

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



EVALUACION OPERACIONAL DE LAS TORRES ESTABILIZADORA D-1909 Y DESBUTANIZADORA D-2011 DE LAS UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO Y REFORMACION DE NAFTA DE LA REFINERIA DE PUERTO LA CRUZ – PDVSA

REALIZADO POR:

Br. KELLY DEL VALLE BOADAS HERNÁNDEZ

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial para optar al título de **INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, Enero de 2010

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



EVALUACION OPERACIONAL DE LAS TORRES ESTABILIZADORA D-1909 Y DESBUTANIZADORA D-2011 DE LAS UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO Y REFORMACION DE NAFTA DE LA REFINERIA DE PUERTO LA CRUZ – PDVSA

ASESORES

Ing. Quím. Osvaldo Ochoa

Asesor Académico

Ing. Quím. Luís González

Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Enero de 2010

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



EVALUACION OPERACIONAL DE LAS TORRES ESTABILIZADORA D-1909 Y DESBUTANIZADORA D-2011 DE LAS UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO Y REFORMACION DE NAFTA DE LA REFINERIA DE PUERTO LA CRUZ – PDVSA

JURADO CALIFICADOR

Ing. Quím. Osvaldo Ochoa

Asesor Académico

Ing. Quím. Fidelina Moncada (M.Sc.)

Asesor Académico

Ing. Quím. Pascual Rodríguez (M.Sc.)

Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Enero de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado de la Universidad de Oriente: “Los trabajos de grado son 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 participará al Consejo Universitario”

DEDICATORIA

A mi mamá Martha Andrea y mi abuela Antonia, quienes son el impulso que me ayuda a seguir cada día.

A mi hermana Martha que es mi amiga más fiel y a mi papá César Boadas que ha demostrado ser un excelente ejemplo de padre y amigo a la vez, haciéndome saber que siempre puedo contar con él.

A mi abuelito Luciano que me enseñó el valor del estudio desde muy temprana edad, a quien quiero muchísimo y espero algún día llegar a ser tan buena en mi trabajo como él.

A toda mi familia, que siempre me han querido tanto a pesar de la distancia.

AGRADECIMIENTOS

Irónicamente la persona que más me ha ayudado en este logro es la que (no por propia voluntad) no ha podido estar durante los últimos años de mi carrera, quien ha sido mi modelo a seguir en todos los aspectos de la vida, me hizo lo que soy actualmente y hasta el último momento (desde donde sea que se encuentre) me ha ayudado en todas las formas que se le puede ayudar a alguien, la profesora Martha Hernández, mi mamá, te adoro y siempre estarás conmigo.

A mi familia, mi papá, hermana y abuelo, por apoyarme en todo momento y sin cuya presencia NUNCA hubiese logrado esta meta, los quiero con todo mi corazón, sobre todo a papá quien se ha esforzado mucho por apoyarme y a Martha que siempre ha estado para mí.

A mi madrina Alcira, a la cual considero un ser muy querido, espero que siempre este conmigo y todos los días doy gracias de que mi mami y usted se hayan conocido, es el mejor ángel guardián que me dejó.

Durante el desarrollo de mi tesis he tenido la suerte de encontrar muchas personas que me han dado su mano de una manera incondicional, como lo es Ingmer Ramos, a quien considero mi AMIGA y para la cual siempre estaré disponible, del mismo modo en que ella lo estuvo para mí. A mis asesores Luís González y Osvaldo Ochoa, gracias por toda la ayuda, por haberme tendido la mano en todo momento.

A Auri que me ayudó mucho y siempre con un especial cariño, a mis compañeros pasantes, que me subieron los ánimos cuando andaba por el suelo, Angie, Ordeilis, rubisela, Astrid, Joa, Mayra, Andrés, Tawil, Jesús, Rodney, Lolita y Rima. A los ingenieros que siempre me recibieron con mucha amabilidad y

disposición, Eulogio Penoth, David Lugo, Ramón Level, Omar Adnan, Criselda González, Joel Silva, César Flores, Yamilet Walkira, Cristina Martínez y la señora Alejandra Ávila quien en todo momento apoyó mi trabajo y cuidó del bienestar de todos los pasantes.

No solo los que estuvieron cerca de mi todo el tiempo fueron necesariamente todos los que colaboraron conmigo, también debo nombrar a los que con pequeños detalles se ganaron un lugar especial en estos agradecimientos, mis muy queridos amigos José Francisco, Aivett, Angeles, Maga, Carlos, Alba, Andrea, Ana y Eliana, por estar conmigo en momentos muy difíciles y hacer mi carga menos pesada.

A todos los profesores que me han ayudado de una u otra forma, a la profesora Delia Villarroel quien me hizo amar la ingeniería por primera vez y nuevamente al profesor Ochoa quien siempre tuvo la disposición de ayudarme en todo momento con su infinita paciencia.

Por ultimo pero no menos importante a Igor, amigo, compañero de oficina, compañero de clases y el mejor novio que se puede pedir, por tu paciencia, cariño e incondicional ayuda, te adoro.

RESUMEN

En el presente trabajo se realizó la evaluación operacional de las torres estabilizadora D-1909 y desbutanizadora D-2011 de las unidades de hidrotratamiento y reformación de nafta de la refinería Puerto La Cruz, a partir de los datos proporcionados por PDVSA y mediante la aplicación del simulador de procesos PRO/II con PROVISION de la empresa SIMSCI y finalmente construir el diagrama de restricción de ambas unidades con los datos proporcionados por el programa PEGASYS versión 3.0. Se estudiaron las variables operacionales de ambas torres, estableciéndose para la despojadora una temperatura del condensador de alrededor de 110 °F, una corriente de fondo de 470 °F y una temperatura del rehervidor de 487 °F, para la desbutanizadora los valores fueron de 80°F, 460°F y 490°F respectivamente. Para realizar la simulación se estudiaron los procesos de hidrotratamiento y reformación por separado, así como los diagramas de flujo, diagramas de tuberías e instrumentación y los datos de diseño. Inicialmente se realizaron las simulaciones de los equipos bajo condiciones de diseño mediante la información proporcionada por la empresa licenciante, en los cuales se obtuvo una buena representación de los mismos con una desviación máxima alcanzada del 8,63% en la torre despojadora, luego se procedió a estudiar el proceso a condiciones actuales de operación en ambos equipos por separado. Los modelos fueron validados con el funcionamiento de los equipos en condiciones normales de operación y verificando que los productos cumplieran con las especificaciones establecidas por la empresa, en estos modelos se obtuvieron buenos resultados también, observándose solo una desviación del 16,804%, aun así este modelo cumplía con las especificaciones del equipo; seguidamente se construyeron diagramas de restricción para ambos equipos, verificándose el buen funcionamiento de los mismos, ya que a condiciones de operación se encontraban dentro de los límites permitidos en ambos casos con valores de pérdida de inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo de 62; 40,94; 1,49 y 1

para la zona de enriquecimiento de la despojadora, otros de 50,3; 38,6; 0,89 y 0,2 para la de agotamiento de la misma torre; por su parte la desbutanizadora presentó valores de pérdida de inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo de 34; 25,09; 0,53 y 11 para la zona de enriquecimiento y 56; 41,78; 0,82 y 3 en la de agotamiento respectivamente. Finalmente se realizó un análisis de sensibilidad del modelo para la carga mínima y máxima a ambas torres, obteniéndose calidades satisfactorias para 17MBD y 34,7MBD para la despojadora, así como para 21,4MBD y 37,4MBD para la desbutanizadora.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN.....	viii
CONTENIDO	x
LISTA DE FIGURAS	xviii
LISTA DE TABLAS	xx
CAPITULO I.....	24
INTRODUCCIÓN	24
1.1 Refinería puerto la cruz.....	24
1.1.2. Proyecto VALCOR.....	25
1.1.2.1. Unidad de hidrotratamiento de nafta.....	25
1.1.2.2. Unidad de reformación catalítica de nafta	26
1.2. Planteamiento del problema.....	27
1.3. Objetivos	28
1.3.1. Objetivo general.....	28
1.3.2. Objetivos específicos	28
CAPITULO II	29
MARCO TEÓRICO.....	29
2.1. Antecedentes	29
2.2. Proyecto valcor de la refinería puerto la cruz	31
2.2.1. Unidad de hidrotratamiento de nafta.....	32
2.2.1.1. Sección de reacción.....	32
2.2.1.2. Separación.....	33
2.2.1.3. Despojamiento	33
2.2.1.4. Propiedades de la nafta hidrotratada	34

2.2.2. Unidad de reformación catalítica de nafta	35
2.2.2.1. Sección de alimentación.....	35
2.2.2.2. Sección del reactor	35
2.2.2.3. Sección del separador.....	36
2.2.2.4. Sección de re-contacto	36
2.2.2.5. Sección del desbutanizador	36
2.2.2.6. Propiedades de los productos de la desbutanizadora D-2011	37
2.3. Destilación	37
2.3.1. El número de componentes presentes en la alimentación a separar:	38
2.3.1.1. Destilación binaria	38
2.3.1.2. Destilación multicomponente.....	38
2.3.1.3. Destilación compleja.....	38
2.3.2. El procedimiento a seguir para la separación:.....	39
2.3.2.1. Destilación de equilibrio o instantánea (flash).....	39
2.3.2.2. Destilación diferencial	39
2.3.2.3. Destilación continua o fraccionada	40
2.4. Destilación del petróleo.....	40
2.4.1. Destilación atmosférica.....	41
2.4.2. Destilación al vacío.....	41
2.5. Pruebas a realizar para la caracterización de los hidrocarburos.....	42
2.5.1. Destilación TBP, ASTM D-2892	42
2.5.2. Destilación ASTM D-86	42
2.5.3. Destilación ASTM D-1160	42
2.6. Torres de destilación	43
2.6.1. Equipos principales de una torre de destilación.....	43
2.6.1.1. Rehervidor.....	43
2.6.1.2. Precalentador de la alimentación	44
2.6.1.3. Condensador.....	44
2.6.1.4. Tambor de destilado.....	44

2.6.2. Columna de platos.....	45
2.6.2.1. Eficiencia de plato.....	46
2.6.2.2. Relación de reflujo.....	47
2.6.3. Columnas empacadas.....	47
2.6.3.1. Empaques.....	48
2.7. Dispositivos internos de una torre.....	48
2.7.1. Platos.....	48
2.7.1.1. Platos de válvulas.....	48
2.7.1.2. Platos de campana de burbujeo.....	49
2.7.1.3. Platos perforados.....	49
2.7.1.4. Diámetro de las perforaciones.....	50
2.7.1.5. La naturaleza del servicio.....	50
2.7.1.6. Hidráulica.....	50
2.7.1.7. Transferencia de masa.....	50
2.7.1.8. Costos.....	50
2.7.2. Bajantes.....	51
2.7.2.1. Numero de pasos por plato.....	52
2.7.2.2. Consideraciones especiales para platos multipasos.....	53
2.7.3. Espaciamiento entre platos.....	55
2.7.4. Vertedero.....	56
2.7.5. Hidráulica de flujo en platos perforados.....	56
2.8. Definiciones básicas.....	58
2.8.1. Área seccional de la columna.....	58
2.8.2. Área fraccional y espaciamiento de las perforaciones.....	58
2.8.3. Área de burbujeo.....	59
2.8.4. Área neta.....	59
2.8.5. Longitud del patrón de flujo en el plato.....	59
2.8.6. Ancho y área del bajante.....	60
2.8.7. Velocidad del líquido en el bajante.....	60

2.8.8. Claro del bajante	60
2.8.9. Espesor del plato	61
2.8.10. Altura del vertedero	61
2.9. DIAGRAMA DE RESTRICCIÓN	61
2.9.1. Factores limitantes de la operación de las columnas de destilación	63
2.9.1.1. Arrastre.....	63
2.9.1.2. Inundación.....	63
2.9.1.3. Inundación por arrastre en régimen de rocío.....	64
2.9.1.4. Inundación por arrastre en régimen de espuma.....	64
2.9.1.5. Inundación por llenado excesivo del bajante	64
2.9.1.6. Lloriqueo	65
2.9.1.7. Sellado del bajante	65
2.9.1.8. Cargas máximas	65
2.9.1.9. Cargas mínimas.....	66
2.10. Simuladores de procesos	67
2.10.1. Simulador de procesos PRO II.....	68
2.10.2. Opciones de rehervidor	69
2.10.3. Opciones de condensador.....	69
2.10.4. Código de colores.....	70
2.10.5. Estimaciones iniciales	71
2.10.6. Métodos termodinámicos	72
CAPITULO III.....	75
DESARROLLO DEL TRABAJO	75
3.1. Descripción de las variables de operación actual para las torres estabilizadora d-1909 y desbutanizadora d-2011	75
3.2. Realización de un modelo de simulación de las torres d-1909 y d-2011 a condiciones de diseño y operación en el simulador de procesos pro/ii.....	76
3.2.1. Descripción de los pasos a seguir para la construcción del modelo	76
3.2.1.1 Datos generales del proceso	77

3.2.1.2 Definición de los componentes	77
3.2.1.3. Selección de la ecuación de estado o correlación	79
3.2.1.4. Construcción del diagrama de flujo	80
3.2.1.5. Datos de equipos	81
3.2.1.6. Corrida de la simulación	82
3.2.2. Torre despojadora de H ₂ S	82
3.2.2.1. Definición del tipo de rehervidor	83
3.2.2.2. Definición del tipo de condensador.....	85
3.2.2.3. Validación del modelo de simulación	88
3.2.2.4. Modelo de simulación en condiciones de diseño.....	89
3.2.2.5. Modelo de simulación en condiciones de operación.....	92
3.2.3. Torre desbutanizadora.....	96
3.2.3.1. Definición del tipo de condensador y rehervidor.....	98
3.2.3.1. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre desbutanizadora	99
3.2.3.2. Modelo de simulación en condiciones de operación.....	103
3.2.5.3. Validación del modelo de simulación	107
3.3. Obtención del diagrama de restricción de las torres debutanizadora y despojadora aplicando el simulador de procesos pegasys.....	108
3.3.1. Diagrama de restricción para la torre despojadora de H ₂ S, de la unidad de hidrotratamiento de nafta (unidad 19).....	110
3.3.1.1. Recolección de la información mecánica de la torre D-1909	110
3.3.1.2. Generación de los reportes TLS.....	112
3.3.1.3. Aplicación del PEGASYS a los datos hidráulicos obtenidos para las condiciones actuales de operación	113
3.3.1.4. Variaciones de los flujos de líquido y vapor en el modelo de PEGASYS...	113
3.3.1.5. Variaciones en la carga a la torre D-1909 en el modelo de simulación realizado en PRO/II y evaluación de los mismos en PEGASYS	114

3.3.1.6. Construcción de los diagramas de restricción de la torre D-1909 y establecimiento de los límites máximo y mínimo de operación.	115
3.3.2. Diagrama de restricción para la torre desbutanizadora D-2011 de la unidad de reformación catalítica de nafta (unidad 20).	116
3.3.2.1. Recolección de la información mecánica de la torre D-2011.	116
3.3.2.2. Generación de los reportes TLS.....	118
3.3.2.3. Aplicación del PEGASYS a los datos hidráulicos.....	118
3.3.2.4. Variaciones de los flujos de líquido y vapor en el modelo de PEGASYS... ..	119
3.3.2.4. Variación en la carga a la torre	120
3.3.2.5. Construcción de los diagramas de restricción.....	120
3.4. Establecimiento las condiciones de flujo mínimas y máximas en la alimentación a las torres en estudio	120
3.4.1. Establecimiento de los flujos mínimos y máximos para la torre D-1909	121
3.4.2. Establecimiento de los flujos mínimos y máximos para la torre D-2011	121
CAPITULO IV.....	122
ANÁLISIS DE RESULTADOS	122
4.1. Descripción de las variables de operación actual para las torres estabilizadora d-1909 y desbutanizadora d-2011	122
4.1.1. Características actuales de la despojadora de H ₂ S, D-1909, de la unidad de hidrotratamiento de nafta (unidad 19).....	122
4.1.2. Características actuales de la desbutanizadora, D-2011, de la unidad de reformación catalítica de nafta (unidad 20)	124
4.2. Modelo de simulación de las torres d-1909 y d-2011 a condiciones de diseño y operacionales en el simulador de procesos pro/ii.....	126
4.2.1. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre despojadora de H ₂ S, D-1909	126
4.2.1.1. Flujo de productos.....	126
4.2.1.2. Perfil de temperatura y presión de la torre	127
4.2.1.3. Caracterización de la nafta hidrotratada.....	127

4.2.1.4. Otras propiedades.....	128
4.2.2. Modelo de simulación en condiciones de operación para la torre despojadora de H ₂ S, D-1909	130
4.2.2.1. Flujo de productos.....	130
4.2.2.2. Perfil de temperatura de la torre.....	130
4.2.2.3. Caracterización de la nafta hidrotratada.....	131
4.2.2.4. Otras propiedades.....	132
4.2.3. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre desbutanizadora	133
4.2.3.1. Flujo de productos.....	133
4.2.3.2. Perfil de temperatura y presión de la torre	134
4.2.3.3. Destilación ASTM D-86 del reformado.....	135
4.2.3.4. Otras propiedades.....	135
4.2.4. Modelo de simulación en condiciones de operación para la torre desbutanizadora, D2011	136
4.2.4.1. Perfil de temperatura.....	136
4.2.4.2. Flujo de productos.....	137
4.2.4.3. Destilación ASTM D-86 del reformado y sus desviaciones	138
4.2.4.4. Otras propiedades.....	139
4.3. Elaboración del diagrama de restricción de las torres debutanizadora y despojadora aplicando el simulador de procesos pegasys.....	140
4.3.1. Diagrama de restricción para la torre despojadora.....	140
4.3.2. Realización del diagrama de restricción para la torre D-2011.....	153
4.4. Establecimiento las condiciones de flujo mínimas y máximas en la alimentación a las torres en estudio	167
4.4.1. Condiciones de flujo máximas y mínimas de operación para la torre D-1909.....	167
4.4.2. Condiciones de flujo máximas y mínimas de operación para la torre D-2011.....	167
4.5. Conclusiones	168
4.6. Recomendaciones.....	170

BIBLIOGRAFIA	171
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	174

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Esquema de las pruebas a realizar a los productos de destilación del petróleo [10].....	43
Figura 2.2. Separador trifásico [21]	45
Figura 2.3. Dispositivos comerciales para transferencia de materia. a) Platos b) empaques al azar c) Empaques fijos [15].....	46
Figura 2.4. Características internas de una torre con platos [12].....	51
Figura 2.5. Tipos de bajantes convencionales [11].....	53
Figura 2.6. Configuración de los platos con pasos para el líquido	55
Figura 2.7. Imagen de una torre con platos perforados [9]	57
Figura 2.8. Modelo de diagrama de restricción para platos perforados [11]	62
Figura 3.1. Diagrama esquemático para el desarrollo del modelo de simulación en PRO/II	77
Figura 3.2. Definición de los componentes.....	79
Figura 3.3. Métodos termodinámicos a seleccionar en PRO/II	80
Figura 3.4. Ventana de selección de los equipos	81
Figura 3.5. Configuración de rehervidor de termosifón sin baffles	84
Figura 3.6. Diagrama de flujo para la simulación en PRO/II de la torre D-1909	87
Figura 3.7. Pantalla de presentación gráfica de la sección de despojamiento en el explorador de procesos.....	93
Figura 3.8. Alimentación reconstituida a la despojadora.....	94
Figura 3.9. Diagrama de flujo del modelo de simulación para la torre desbutanizadora D-2011	97
Figura 3.10. Corriente creada para obtener la destilación del reformado a condiciones de diseño.	101
Figura 3.11. Alimentación reconstituida de la desbutanizadora en condición de operación.....	105

Figura 3.12. Pantalla de ASPEN, de donde se obtienen los datos de operación para la zona superior a la alimentación de la D-2011.....	105
Figura 3.13. Pantalla de ASPEN, de donde se obtienen los datos de operación para la zona inferior a la alimentación de la D-2011.....	106
Figura 3.14. Nomenclatura utilizada para las dimensiones de los platos en la torre D-1909.....	111
Figura 3.15. Modelo de un diagrama de restricción y representación de los límites para una carga determinada.....	115
Figura 3.16. Nomenclatura utilizada para las dimensiones de los platos en la torre D-2011.....	116
Figura 4.1. Diagrama de la columna despojadora D-1909.....	141
Figura 4.2. Diagrama de restricción para la zona de enriquecimiento de la torre despojadora de H ₂ S, D-1909.	151
Figura 4.3. Diagrama de restricción para la zona de agotamiento de la torre despojadora de H ₂ S, D-1909.	152
Figura 4.4. Diagrama de la columna desbutanizadora D-2011.....	154
Figura 4.5. Diagrama de restricción para la zona superior de la torre desbutanizadora, D-2011.	165
Figura 4.6. Diagrama de restricción para la zona inferior de la torre desbutanizadora, D-2011.	166

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Propiedades físicas de la nafta procedente de la despojadora D-1909 ^[7] ..	34
Tabla 2.1. Propiedades físicas de la nafta procedente de la despojadora D-1909[7]..	34
Tabla 2.2. Propiedades físicas de los productos [7].....	37
Tabla 2.3. Código de colores usado por PRO/II con PROVISION	71
Tabla 3.1. Diferencias entre la configuración real y la aplicada en la simulación.....	85
Tabla 3.2. Composición de las corrientes de alimentación y productos de la torre D-1909.....	90
Tabla 3.3. Propiedades físicas de las corrientes de alimentación y productos.....	91
Tabla 3.4. Propiedades de la fase líquida y vapor para las corrientes involucradas ...	91
Tabla 3.5. Especificaciones y variables para el caso de diseño en la D-1909	91
Tabla 3.6. Promedio del perfil de temperatura para la torre despojadora a condiciones de operación.	93
Tabla 3.7. Especificaciones tomadas para la torre D-1909 en condiciones de operación.....	94
Tabla 3.8. Diferencias entre la configuración real y la aplicada en la simulación.....	99
Tabla 3.9. Composición de las corrientes de alimentación y productos de la torre D-2011.....	100
Tabla 3.10. Propiedades físicas de las corrientes de alimentación y productos.....	100
Tabla 3.11. Propiedades de la fase líquida y vapor para las corrientes involucradas.	101
Tabla 3.12. Especificaciones y variables para el caso de diseño en la D-2011	102
Tabla 3.13. Promedio del perfil de temperatura para la torre despojadora a condiciones de operación.	104
Tabla 3.14. Especificaciones tomadas para la torre D-2011 en condiciones de operación.	107

Tabla 3.15. Información mecánica de las zonas superior e inferior a la alimentación en la despojadora de H ₂ S.....	112
Tabla 3.16. Información mecánica de las zonas superior e inferior a la alimentación en la desbutanizadora, D-2011.....	117
Tabla 4.1. Variables de operación de la torre despojadora D-1909	124
Tabla 4.2. Variables de operación de la torre desbutanizadora D-2011	125
Tabla 4.3. Flujos de productos de la D-1909 a condiciones de diseño y sus desviaciones	126
Tabla 4.4. Temperatura y presión de tope y fondo de la torre a condiciones de diseño y sus respectivas desviaciones.	127
Tabla 4.5. Destilación ASTM D-86 de la nafta hidrotratada y su desviación.	128
Tabla 4.6. Otras Propiedades consideradas para la validación	129
Tabla 4.7. Flujos de productos de la D-1909 a condiciones de operación y sus desviaciones.	130
Tabla 4.8. Perfil de temperatura de la torre D-1909 a condiciones de operación y sus respectivas desviaciones.....	131
Tabla 4.9. Destilación ASTM D-86 del producto de fondo y su desviación.	132
Tabla 4.10. Otras Propiedades consideradas para la validación.	133
Tabla 4.11. Flujos molares del gas de proceso, LPG y reformado para la desbutanizadora, D-2011, en caso diseño.	134
Tabla 4.12. Temperatura y presión de tope y fondo de la torre a condiciones de diseño y sus respectivas desviaciones.	134
Tabla 4.13. Calidades del reformado y su desviación.....	135
Tabla 4.14. Otras Propiedades consideradas para la validación	136
Tabla 4.15. Temperatura de tope y fondo y presión de tope de la torre a condiciones de operación y sus respectivas desviaciones.	137
Tabla 4.16. Flujos de productos y sus desviaciones.	137
Tabla 4.17. Destilación ASTM D-86 del reformado y su desviación.	138
Tabla 4.18. Otras Propiedades consideradas para la validación.	139

Tabla 4.19. Propiedades del flujo de vapor en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-1909.	142
Tabla 4.20. Propiedades del flujo de líquido en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-1909.....	142
Tabla 4.21. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por encima de la alimentación para la torre D-1909 a condiciones de operación actual.	143
Tabla 4.22. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por debajo de la alimentación para la torre D-1909 a condiciones de operación actual.	145
Tabla 4.23. Evaluación hidráulica de los platos 2 y 3 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.....	146
Tabla 4.24 Límites mínimo y máximo alcanzado por los platos número 4 y 19	147
Tabla 4.25. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 2 y 3.	148
Tabla 4.26. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 4 y 19.	149
Tabla 4.27. Propiedades del flujo de vapor en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-2011	155
Tabla 4.28. Propiedades del flujo de líquido en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-2011.....	156
Tabla 4.29. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por encima de la alimentación para la torre D-2011 a condiciones de operación actual.	157
Tabla 4.30. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por debajo de la alimentación para la torre D-2011 a condiciones de operación actual.	158
Tabla 4.31. Evaluación hidráulica de los platos 8 y 15 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.....	159
Tabla 4.31. Evaluación hidráulica de los platos 8 y 15 a las diferentes variaciones de carga utilizadas. Continuación.	159
Tabla 4.32. Evaluación hidráulica de los platos 24 y 16 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.....	160

Tabla 4.33. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de
operación en los platos críticos 8 y 15. 161

Tabla 4.34. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de
operación en los platos críticos 16 y 24. 162

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Refinería puerto la cruz

La refinería Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamiento de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas y Anzoátegui. Su construcción se inicia en 1948 comenzando operaciones en 1950 con una capacidad de refinación de 44.000 barriles diarios ampliando progresivamente la capacidad hasta el año 2000 cuando alcanza su capacidad actual de 200.000 barriles diarios.

Está ubicada en la costa nororiental del país al este de la ciudad de Puerto La Cruz en el estado Anzoátegui; tiene facilidades de acceso desde el mar Caribe y está conectada por oleoductos con los campos de producción de oriente. Geográficamente, esta planta abarca tres áreas operacionales: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque, con una capacidad actual total de procesamiento de crudo de 200 mil barriles por día, de los cuales se obtienen 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de gasoil y 73 mil barriles de residual, insumos requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados interno y de exportación.

Por su ubicación estratégica, la refinería Puerto La Cruz cumple tres roles principales:

- Suplir la demanda del mercado interno de la región sur-oriental del país.
- Colocar los productos excedentes en el mercado de exportación.

- Manejar y distribuir la producción de crudos del oriente del país hacia los mercados de exportación y a las otras filiales.

1.1.2. Proyecto VALCOR

En el año 2004, Petróleos de Venezuela, emprendió un ambicioso plan llamado VALCOR (valorización de corrientes) que requiere una inversión de \$500 millones, para modernizar la refinación de crudos pesados. La modernización de la refinería permitió la producción de gasolina sin plomo (proceso relativamente nuevo en Venezuela) al igual que un combustible diesel menos contaminante y por tanto con mejores posibilidades de colocación en el exterior.

Las principales adiciones fueron una planta de hidrot ratamiento de nafta, un reformador catalítico, una unidad de hidrosulfurización de diesel, así como unidades de recuperación de azufre, instalaciones de tratamiento de gas y mejoras a la planta de gas de la refinería. Utilizando estas nuevas mejoras con los mismos niveles de procesamiento, la refinería pudo eliminar los contaminantes presentes en la gasolina y destilados, aumentando el octanaje de la gasolina, purificando los gases y reciclando el agua residual.

1.1.2.1. Unidad de hidrot ratamiento de nafta

En esta unidad, un catalizador y una corriente de gas rica en hidrógeno, busca descomponer los compuestos azufrados, nitrogenados, oxigenados y halogenados, satura olefinas y remueve los metales presentes en la corriente de hidrocarburos. Esta unidad está conformada por tres secciones: reacción, separación y despojamiento. La nafta proveniente de la unidad de fraccionamiento y de los tanques de almacenamiento se une en un tambor de compresión antes de ser precalentada, para luego ser introducida en un reactor, donde mediante una corriente rica en hidrógeno

(proveniente de la unidad de reformación) se separan el azufre, nitrógeno, oxígeno, olefinas y metales de la nafta. La corriente resultante se divide en gas, agua e hidrocarburo líquido en la sección de separación. El gas de reciclo pasa a un compresor para luego unirse a la corriente de hidrógeno que entra al reactor; el agua va a la unidad de tratamiento de aguas agrias y el hidrocarburo líquido entra a la torre despojadora de H₂S (D-1909) de la sección de despojamiento, en la cual se disminuye el contenido de compuestos azufrados por debajo de 0,5 ppm para evitar el envenenamiento del catalizador en la unidad de reformación catalítica.

1.1.2.2. Unidad de reformación catalítica de nafta

El proceso de reformación tiene como propósito principal aumentar el octanaje de naftas craqueadas mediante la promoción de una serie de reacciones químicas que tienden a favorecer la formación de aromáticos a partir de naftenos y parafinas. Esta unidad presenta seis secciones: la sección de alimentación, los sistemas del reactor, la sección del separador, el re-contacto, la sección del desbutanizador y la de fraccionamiento de LPG. La nafta proveniente de los fondos de la despojadora de la unidad de hidrotratamiento es precalentada en la sección de alimentación antes de entrar a los sistemas del reactor en donde el flujo de nafta tratada es calentada a la temperatura del reactor al pasar a través de tres intercambiadores, el efluente del reactor es enfriado y separado en una corriente de hidrocarburo líquido que sigue hacia el recontacto y una corriente de gas rico en hidrógeno. El flujo de gas es dirigido hacia la sección de recontacto la cual está conformada por una compresión a tres etapas y deshidratación del gas en la cual casi todo el reformado y LPG restantes son removidos de dicha corriente de gas. El reformado resultante pasa a la sección del desbutanizador (D-2011) cuya función es remover los componentes livianos del mismo; el producto de esta sección es enfriado y enviado a almacenaje.

1.2. Planteamiento del problema

En los últimos meses se han observado ciertas fluctuaciones en variables claves en la operación de las torres D-1909 y D-2011, entre las que se destacan:

- Alta presión en el tope de ambos equipos, lo que ha generado problemas con el control del reflujo a los mismos.
- Variación muy notoria en el nivel de fondo de la torre D-1909.
- Problemas con el horno rehervidor de la D-2011, debido al procesamiento de alimentación fuera de especificación.

Es evidente que estas fluctuaciones están afectando el comportamiento hidráulico que las torres D-1909 y D-2011 deben presentar en su operación normal y por lo tanto su eficiencia se ve disminuida.

Por otro lado, ante posibles aumentos en la carga a las unidades de hidrotratamiento y reformación de naftas, en respuesta a las tendencias futuras del mercado de gasolina sin plomo, a las normas ambientales internacionales y a medida de que más países adoptan dichas normas, se crea la necesidad de evaluar la capacidad de las torres despojadora D-1909 y desbutanizadora D-2011, para determinar la carga máxima a la cual pueden operar manteniendo a los productos dentro de las especificaciones.

Para evaluar los equipos antes mencionados será necesario recolectar la información de operación de las torres a partir de manuales de operación, diagramas de flujo de proceso, diagramas de tuberías e instrumentación, con la cual se realizará la simulación mediante la aplicación del simulador de procesos PRO/II de la empresa SIMCSI, una vez validada dicha simulación se procederá a ubicar los platos críticos

de la torre y a tomar sus datos para introducirlos en el simulador PEGASYS para finalmente obtener el diagrama de restricción del equipo, que proporcionará los límites dentro de los cuales este operará correctamente.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Evaluar operacionalmente las torres estabilizadora D-1909 y desbutanizadora D-2011 de las unidades de hidrotratamiento y reformación de naftas de la refinería Puerto La Cruz.

1.3.2. Objetivos específicos

1. Describir las variables de operación actual para las torres estabilizadora D-1909 y desbutanizadora D-2011.
2. Realizar un modelo de simulación de las torres D-1909 y D-2011 a condiciones de diseño y operacionales en el simulador de procesos PRO/II.
3. Obtener el diagrama de restricción de las torres desbutanizadora y despojadora aplicando el simulador de procesos PEGASYS.
4. Establecer las condiciones de flujo mínimas y máximas en la alimentación a las torres en estudio.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

Mago, en el año 2004, desarrolló un modelo de simulación del comportamiento de la unidad de reformación catalítica de nafta de la refinería Puerto La Cruz. En vista de que la planta aún no estaba operación, la información sobre la composición del reformado fue solicitada al complejo refinador Paraguaná el cual procesa 45.000 BPDS, cuyo objetivo es obtener un producto reformado de alto octanaje, que se utiliza como componente en las mezclas de gasolina. La simulación incluyó todos los equipos que operan en la unidad a partir de la sección de los reactores y fue realizada en el simulador de procesos PRO/II con PROVISION de la empresa SIMSCI versión 8.1. ^[1]

Verruschi, Rojas, y González, en el 2002, publicaron un artículo sobre la simulación de una unidad de hidrosulfuración de naftas y gasóleos, para establecer las condiciones de operación más favorables en el proceso. Este proceso de hidrotratamiento para eliminar la cantidad de azufre contenida en los mismos se divide básicamente en tres secciones: de reacción, de gas de reciclo y de despojamiento. En la sección de reacción se lleva a cabo la conversión del azufre contenido en la carga a sulfuro de hidrógeno, mediante el uso de un reactor de lecho fijo, donde el contenido de azufre, nitrógeno y oxígeno son convertidos en H₂S, NH₃ y H₂O sobre el catalizador. La sección de gas de reciclo purifica el hidrógeno, que puede o no ser combinado con la alimentación fresca para servir de exceso en el reactor, dependiendo de la severidad del proceso, y por último, en la sección de despojamiento se utilizan separadores instantáneos, que separan la mezcla en

productos gaseosos y líquidos. Para caracterizar la alimentación se tomaron datos de destilación TBP (True Boiling Point) y densidad API del VGO (gasóleo de vacío), además, para la caracterización del efluente del reactor se utilizaron las correlaciones ofrecidas por el instituto francés de petróleo con el fin de determinar los rendimientos de los productos. [2]

Martinis, por su parte, en el 2000, realizó un modelo en estado estacionario de la unidad de hidrotratamiento de nafta y reformación catalítica del complejo refinador Paraguaná. La simulación de los reactores estuvo basada en un trabajo desarrollado por INTEVEP en 1999, en donde se diseñó un modelo dinámico para plantas piloto de los reactores de reformador y se consideraron los distintos componentes de la nafta en grupos de parafinas, naftenos y aromáticos con diferentes números de carbono, de manera de simplificar las reacciones que se llevan a cabo en el reformador. Este trabajo realizado por INTEVEP fue adaptado al paquete de simulación PRO/II con PROVISION de SIMSCI versión 5.1 para incluirlo como parte esencial de la simulación. Los resultados obtenidos de esta simulación no pudieron ser expuestos en este trabajo ya que sólo se cuenta con los datos de entrada de este modelo. [3]

Maita y Zulina, en 1995, realizaron un trabajo de simulación en PRO/II de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz en donde se pudo determinar el comportamiento de la unidad ante diferentes cambios de las condiciones de operación. Para ello se simularon cuatro torres que conforman el sistema y se evaluaron con los datos suministrados por la compañía PHILLIPS PETROLEUM CORPORATION. [4]

Padrón, simuló y elaboró un diseño conceptual de una unidad de hidrotratamiento para naftas catalíticas ubicada en la costa del golfo de los Estados Unidos con una capacidad de procesamiento de 45.000 bbl/d (barriles por día) de nafta proveniente de las unidades de desintegración (craqueo catalítico). El objetivo

de la unidad es disminuir el contenido de compuestos de azufre en la alimentación. La simulación y diseño se realizó de acuerdo con los datos suministrados por ensayos de plantas pilotos en PDVSA Intevep, y a los métodos validados por esta empresa. Se validó la unidad con base en las condiciones de diseño, logrando las especificaciones del producto referidas al contenido de azufre y la volatilidad del mismo. ^[5]

En el presente trabajo se realizará la evaluación hidráulica de las torres despojadora y desbutanizadora de las unidades de hidrotratamiento y reformación de nafta y al igual que Mago y Martinis se aplicará el simulador de procesos PRO/II para luego determinar los platos críticos de las mismas a partir de la simulación validada; la información obtenida se introduce en el programa PEGASYS con el fin de comparar las condiciones de diseño y operación de ambas torres y obtener los límites de operación a los cuales dichos equipos trabajarán correctamente.

2.2. Proyecto valcor de la refinería puerto la cruz

Este proyecto fue creado para adecuar la estructura existente en la refinería Puerto La Cruz para la manufactura de gasolina sin plomo y diesel con bajo contenido de azufre, con el objetivo de cumplir con las exigencias de las nuevas leyes ambientales sancionadas a nivel internacional, así como mantener la flexibilidad y seguridad en las operaciones. A través de su ejecución, se incorporaron a la misma, plantas de hidrotratamiento de nafta, de hidrodesulfuración de diesel y unidades ambientales, con las cuales la refinería alcanzó la capacidad de procesar 45 mil barriles diarios (45 MBD) de gasolina sin plomo, destinados al mercado interno, y 30 mil barriles diarios (30 MBD) de diesel de bajo contenido de azufre para los mercados de América Latina y El Caribe. ^[6]

2.2.1. Unidad de hidrotratamiento de nafta

La unidad de hidrotratamiento de nafta (NHT) está diseñada para procesar una carga mínima de 17,5 MBD y una carga máxima de 38 MBD de nafta pesada proveniente de la unidad fraccionadora de nafta (unidades 051 y 052).

El proceso de NHT es un proceso de refinación catalítica, el cual, con la ayuda de un catalizador y una corriente de gas rica en hidrógeno, descompone los compuestos azufrados, nitrogenados, oxigenados y halogenados, satura las olefinas, y remueve los metales presentes en la corriente de nafta para acondicionarla como carga a la unidad de reformación catalítica. La remoción de metales, junto con la eliminación de azufre, oxígeno y nitrógeno es necesaria debido a que éstos son venenos para los catalizadores de reformación catalítica.^[7]

El proceso se desarrolla en tres secciones:

2.2.1.1. Sección de reacción

En ésta, la corriente de nafta junto con una corriente rica en hidrógeno entran a un reactor, donde a la temperatura de reacción, el hidrógeno reacciona con compuestos de azufre, nitrógeno y oxigenados transformándolos en ácido sulfhídrico (H_2S), amoníaco (NH_3) y agua (H_2O) separándolos de los hidrocarburos. El catalizador está integrado por una base de alúmina impregnada por compuestos de cobalto y/o níquel y molibdeno.^[7]

2.2.1.2. Separación

La corriente de salida del sistema de reacción pasa por un separador trifásico de alta presión, D-1907, donde se separa el agua, los gases y la nafta resultante de la sección anterior. El agua va a la unidad de tratamiento de aguas agrias y el gas a un compresor para luego unirse nuevamente a la alimentación de la unidad. ^[7]

2.2.1.3. Despojamiento

La nafta proveniente de la unidad de separación, D-1907, se calienta en el intercambiador de cargas de fondo del despojador, E-1908A/B, para luego entrar a la torre despojadora D-1909, cuyo objetivo es remover la mayor cantidad posible de H₂S, de tal manera que la composición de dicha sustancia sea menor a 0,05ppm antes de ser enviada como alimentación a la unidad de reformación catalítica. ^[7]

El calentador rehervidor del despojador, B-1907, suministra el calor requerido para formar vapor desde el fondo. La bomba del calentador rehervidor, G-1912A/B, recircula a los fondos, la corriente para el rehervidor. El vapor del rehervidor remueve el sulfuro de hidrógeno (H₂S), las trazas de agua, hidrocarburos ligeros e hidrocarburos disueltos de la alimentación al despojador. La corriente de vapor pasa por arriba del condensador, E-1909, y luego por el recibidor, D-1910. EL hidrocarburo liquido es retornado, como reflujo, al despojador, Cualquier agua condensada se recoge en la bota de condensado y es conducida a la unidad del despojador de aguas acidas. El gas es dirigido al sistema de gas combustible de la refinería. Los fondos líquidos del despojador se enfrían en el intercambiador de fondo, E-1908A/B, para luego ser llevados a la unidad de reformación catalítica de nafta. ^[22]

2.2.1.4. Propiedades de la nafta hidrotratada

El producto despojado de la unidad NHT debe cumplir con las siguientes especificaciones para ser aceptable como carga al reformador:

Tabla 2.1. Propiedades físicas de la nafta procedente de la despojadora D-1909 ^[7]

PRODUCTOS	VALORES
Nafta hidrotratada	
H₂S (ppm)	0.5 máx.
Destilación (°F)	
A 10% del reformado	193
A 50% del reformado	262
A 90% del reformado	322
Peso molecular	113.6

Tabla 2.1. Propiedades físicas de la nafta procedente de la despojadora D-1909[7]

Continuación.

PRODUCTOS	VALORES
Nitrógeno (ppm)	0,5 máx.
Gas de tope	
Peso molecular	14,4

2.2.2. Unidad de reformación catalítica de nafta

El proceso de reformación catalítica se define como la transformación en aromáticos de una nafta pesada rica en parafinas y naftenos en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación adecuadas. ^[7]

La unidad de reformación por regeneración catalítica continua (reformación CCR) tiene como objetivo principal aumentar el octanaje de la nafta proveniente de la unidad NHT para producir gasolina de alto octanaje que oscile el valor de su RONC (número de octanos de la gasolina o la medida de su calidad antidetonante) entre 95 y 102. ^[7]

La unidad de reformación está integrada por cinco secciones:

2.2.2.1. Sección de alimentación

La nafta proveniente de los fondos de la despojadora de NHT entra bajo flujo controlado a un intercambiador de alimentación para ser precalentada por el efluente del reactor. ^[7]

2.2.2.2. Sección del reactor

Está integrada por tres reactores en serie, cuya temperatura de entrada es la misma; debido a que las reacciones son endotérmicas, los efluentes de dichos reactores deberán ser calentados en hornos para mantener la temperatura de entrada constante. ^[7]

2.2.2.3. Sección del separador

El efluente de los reactores se separa en dos corrientes: una de hidrocarburo líquido y otra de gas rico en hidrógeno. ^[7]

2.2.2.4. Sección de re-contacto

En esta sección el gas pasa por un proceso de compresión de tres etapas y deshidratación en la cual casi todo el reformado y LPG son removidos de la corriente de gas. ^[7]

2.2.2.5. Sección del desbutanizador

Los líquidos combinados de la sección de re-contacto se precalientan en el intercambiador de alimentación, E-2012A/B, antes de entrar a la torre desbutanizadora D-2011, cuyo objetivo es remover los componentes livianos del reformado. Una parte del producto de fondo (el reformado) se enfría en el intercambiador de la alimentación para luego ser enviado a almacenaje mientras que la otra parte es rehervida parcialmente en el horno B-2004 para recircularse a la torre.

El vapor de tope es enfriado en los condensadores, E-2015 y E-2016A/B, y condensado en un tambor de condensado, D-2012, desde donde el gas de escape es enviado de vuelta a la sección de re-contacto, parte del líquido se recircula a la torre como reflujo y la corriente rica en propanos y butanos es dirigida a almacenamiento.

El producto de fondo del desbutanizador (reformado) es enfriado con la alimentación, mediante el intercambiador de alimentación/fondo, E-2012A/B. El reformado es enfriado luego a la temperatura de almacenaje en los enfriadores de

fondos del desbutanizador, E-2013 y E-2014A/B para finalmente ser dirigido a almacenaje.^[7]

2.2.2.6. Propiedades de los productos de la desbutanizadora D-2011

En la tabla 2.1 se muestran las propiedades de los productos descritas en el manual de operación de la unidad 20.

Tabla 2.2. Propiedades físicas de los productos [7]

PRODUCTOS	VALORES
Reformado	
RONC (OCTANOS)	95-102
Destilación (°F)	
A 10% del reformado	172
A 50% del reformado	269
A 90% del reformado	295
Presión de vapor reid (Psig)	2,9 máx.
LPG	
Peso molecular	49.8
Flujo volumétrico(BPD)	1553
Densidad API (STD)	132.6

2.3. Destilación

Es una operación unitaria en la que se suministra calor a una mezcla líquida de componentes con diferente punto de ebullición para que ocurra una separación física

de los mismos, generándose vapor con una mayor concentración de los componentes más volátiles y líquido con mayor concentración de los menos volátiles.^[13]

2.3.1. El número de componentes presentes en la alimentación a separar:

2.3.1.1. Destilación binaria

Cuando solo hay dos componentes en la mezcla.^[13]

2.3.1.2. Destilación multicomponente

Cuando están presentes tres o más compuestos bien identificados o cuyas propiedades sean fácilmente determinadas.

Una torre con secciones de rectificación y despojamiento es capaz de hacer una separación aceptable de una mezcla de multicomponentes, al principio, se deben listar los componentes de la alimentación siguiendo el orden de su volatilidad relativa. Con frecuencia habrá un componente, el componente clave liviano, el cual es el más volátil, cuya concentración se controlará en el producto de fondo, y en forma similar, habrá un componente clave pesado, que será el menos volátil, y su concentración se controlará en el producto de tope. Aquellos componentes con volatilidades intermedias a los componentes claves, serán distribuidos entre los productos de tope y fondo, y son conocidos como componentes claves distribuidos.^[13]

2.3.1.3. Destilación compleja

Cuando la mezcla está constituida por un gran número de componentes, difíciles de identificar. Este tipo de mezclas están principalmente representadas por

fracciones del petróleo a las cuales se les determina sus propiedades promedios por métodos empíricos.^[13]

2.3.2. El procedimiento a seguir para la separación:

2.3.2.1. Destilación de equilibrio o instantánea (flash)

Este es un proceso de una sola etapa que puede realizarse por lotes o en continuo, en el que una mezcla líquida se vaporiza parcialmente, permitiéndose que el líquido y el vapor establezcan un equilibrio para luego ser separados. El equipo de destilación instantánea consta de un tanque donde se forman las dos fases, de una válvula que une dos zonas de presiones diferentes y de un intercambiador que permite acondicionar el alimento.^[13]

2.3.2.2. Destilación diferencial

Si durante un número infinito de evaporaciones instantáneas sucesivas de un líquido, sólo se evapora instantáneamente una porción infinitesimal del líquido cada vez, el resultado neto sería equivalente a una destilación diferencial.^[9]

La destilación simple diferencial es una operación intermitente en la que la mezcla a destilar se carga en la caldera, donde se suministra el calor necesario para llevarla a su temperatura de burbuja. A medida que se va dando la ebullición (modificándose la composición del líquido), se va extrayendo continuamente el vapor generado (que se encuentra en equilibrio con el líquido) y se condensa en el exterior dando lugar al producto destilado.^[9]

2.3.2.3. Destilación continua o fraccionada

Es una operación a contracorriente en varias etapas. Mientras que la destilación simple ya se conocía en el primer siglo A.C., no fue sino hasta 1830 que se inventó el rectificador a contracorriente en multietapas. ^[9]

En este tipo de destilación, el vapor se pone en contacto con una fracción del mismo gas condensada en la torre, como resultado de dicho contacto se produce una transferencia de calor y materia entre las fases, lográndose un mayor enriquecimiento de vapor en comparación con el que se lograría en una destilación simple aplicando el mismo calor.

En estos equipos el vapor que se eleva por encima de la alimentación se lava con el líquido para eliminar el componente menos volátil. El líquido se obtiene de condensar el vapor que sale por el tope, parte del cual es devuelto a la torre (reflujo) o retirado definitivamente de la misma (destilado). En la sección por debajo de la alimentación, el líquido se desorbe del componente mas volátil mediante el vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehedidor. ^[13]

2.4. Destilación del petróleo

Es un proceso que separa, mediante transferencia de calor y masa, los diversos componentes del crudo; aquí el petróleo calentado, se separa físicamente en distintas fracciones, diferenciadas por puntos de ebullición específicos y en orden decreciente de volatilidad, en gases, gasolina, kerosén, naftas, aceites combustibles y asfaltos. ^[10]

La separación se puede lograr mediante diferentes sistemas de destilación, cuyos fundamentos se explican a continuación:

2.4.1. Destilación atmosférica

En las torres de destilación atmosférica se obtienen los cortes de hidrocarburos presentes de forma natural en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes, todo lo cual ocurre a presiones ligeramente superiores a la atmosférica.

Las fracciones ligeras se difunden en la parte superior de la torre, de donde son extraídas continuamente y enviadas a otras unidades para su procesamiento, tratamiento, mezcla y distribución.

Las fracciones con los puntos de ebullición más bajos (el gas combustible y la nafta ligera) se extraen de la parte superior de la torre en forma de vapores. La nafta, o gasolina de destilación directa, se toma de la sección superior de la torre como corriente de productos de evaporación. Tales productos se utilizan como cargas petroquímicas y de reforma, material para mezclas de gasolina, disolventes y GPL.

Las fracciones del rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados) se extraen de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales.

Las fracciones pesadas, se condensan o permanecen en el fondo de la torre.^[10]

2.4.2. Destilación al vacío

Las torres de destilación al vacío proporcionan la presión reducida (menor a 1 atmósfera) necesaria para separar compuestos que presentan puntos de ebullición muy altos como para separarlos a presión atmosférica o que son sensibles al calor y se pueden descomponer a altas temperaturas.^[13]

2.5. Pruebas a realizar para la caracterización de los hidrocarburos

Dependiendo del tipo de hidrocarburo que se va a caracterizar, se pueden realizar diferentes pruebas, la mayoría de éstas basadas en el principio de la destilación; entre las más usadas se encuentran:

2.5.1. Destilación TBP, ASTM D-2892

Durante esta prueba se realiza un buen fraccionamiento que conduce a temperaturas de ebullición exactas. Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero (TBP). Esta destilación discontinua utiliza una columna de quince etapas teóricas con una relación de reflujo de cinco a uno. La destilación TBP puede ser usada para crudos y para cualquier mezcla de petróleo excepto para LPG, naftas muy livianas y fracciones con puntos de ebullición mayores de 400°C (725°F).^[11]

2.5.2. Destilación ASTM D-86

Es una técnica que se le aplica a las gasolinas naturales, naftas y otras fracciones provenientes de la destilación atmosférica; se utiliza para determinar la volatilidad de un producto y la tendencia a producir vapores altamente explosivos.

Es una destilación atmosférica sin reflujo y puede ser usada hasta 250°C.^[11]

2.5.3. Destilación ASTM D-1160

Permite prolongar la curva de destilación TBP hasta un máximo de 580°C mediante la operación a 380°C de temperatura de líquido y presiones reducidas (entre 50 mmHg y 1 mmHg).

Este método permite determinar, a presión reducida, los rangos de temperatura de ebullición de productos de petróleo que pueden estar parcial o completamente vaporizados. ^[11]

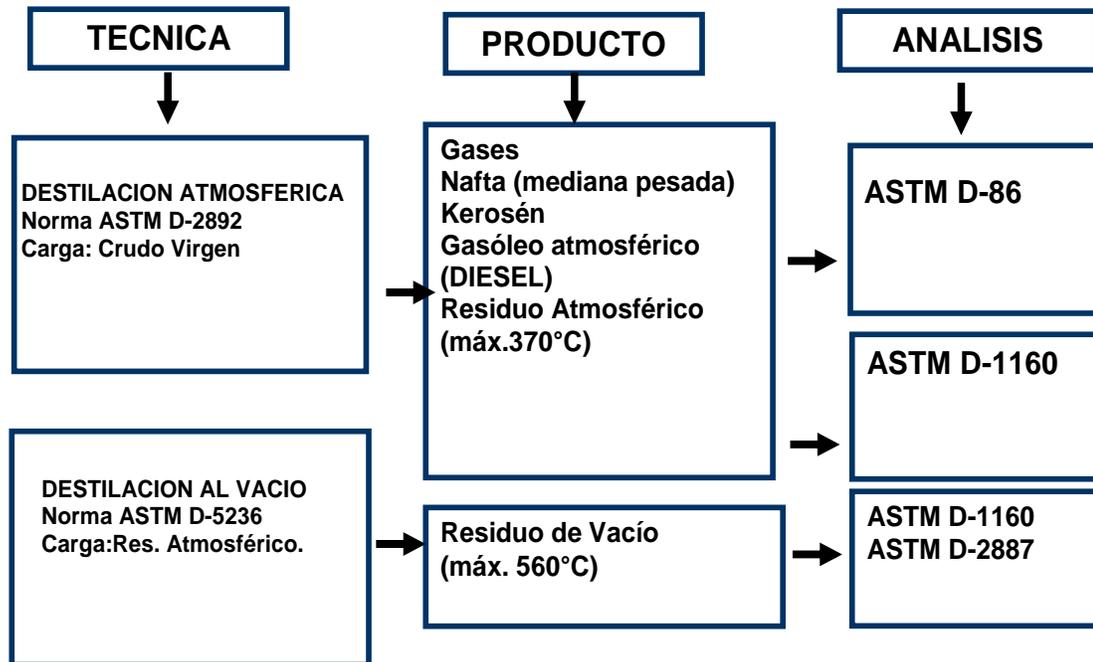


Figura 2.1. Esquema de las pruebas a realizar a los productos de destilación del petróleo [10]

2.6. Torres de destilación

2.6.1. Equipos principales de una torre de destilación

2.6.1.1. Rehervidor

Equipo cuyo propósito principal es la vaporización parcial o total de los líquidos que están en el fondo de la torre produciendo vapores que fluyen desde el fondo hacia el tope de la torre como reflujo. ^[12]

2.6.1.2. Precalentador de la alimentación

El propósito de este equipo es incrementar el flujo de vapor en la sección de la torre localizada por encima de la alimentación. El vapor en la torre puede ser producido en el rehervidor o en el precalentador. El vapor generado por el rehervidor pasa por todos los platos de la torre, pero el vapor producido en el precalentador solamente pasa por encima del plato de alimentación. Para efectos de la separación el vapor del rehervidor es más efectivo, pero puede ser más económico suplir calor al precalentador que al rehervidor. La relación líquido/vapor en la alimentación frecuentemente es similar a la relación tope/producto de fondo. ^[12]

2.6.1.3. Condensador

Este equipo condensa los vapores del tope de la torre. Si el producto de tope es un vapor se condensa suficiente vapor para el reflujo (condensador parcial). ^[12]

2.6.1.4. Tambor de destilado

El propósito del tambor de destilado es proporcionar un flujo estable de reflujo y producto de tope. El tambor debe ser lo suficientemente grande como para absorber variaciones pequeñas en el flujo de condensación. También ayuda en la separación del vapor y del líquido y en algunos casos es usado para separar dos fases líquidas inmiscibles. ^[12]

En la figura 2.2 se aprecia la separación de las tres fases. En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel líquido-líquido en la bota decantadora. Debe recordarse que el control de nivel líquido-líquido es más difícil y, a veces, menos confiable que el gas-líquido. El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en

el cuerpo principal del separador y el volumen de operación para el líquido pesado, lo contiene la bota decantadora. ^[1]

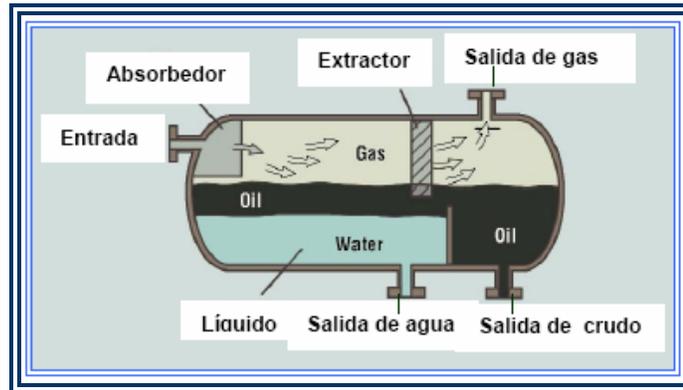


Figura 2.2. Separador trifásico [21]

2.6.2. Columna de platos

Son columnas de contacto muy eficaces, que permiten establecer en contracorriente el flujo de fluidos líquido y vapor; una construcción típica de este género es una cámara, dentro de la cual se han montado un cierto número de placas circulares (platos) separadas por un determinado espaciamiento, tal como se observa en la figura 2.3a. ^[15]

Estos platos retienen cierta cantidad de líquido en su superficie, a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende desde el fondo, lográndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido y por lo tanto una buena transferencia de materia entre las fases. ^[12]

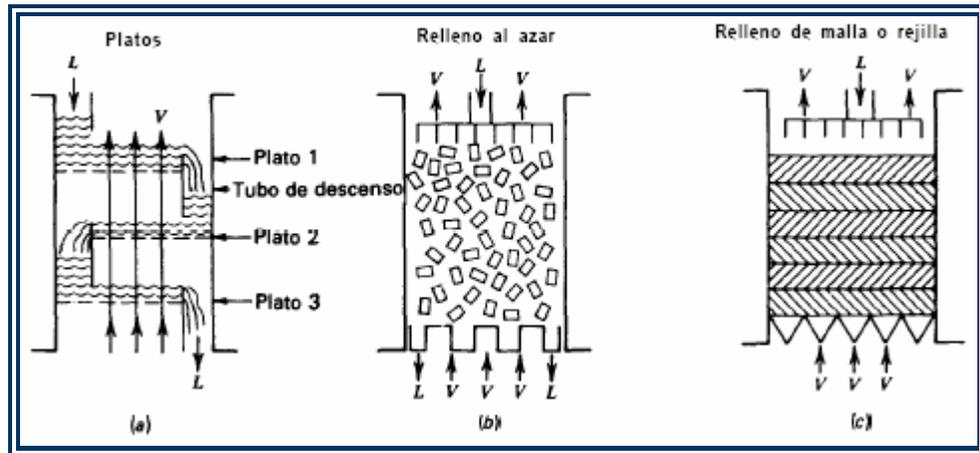


Figura 2.3. Dispositivos comerciales para transferencia de materia. a) Platos b) empaques al azar c) Empaques fijos [15]

2.6.2.1. Eficiencia de plato

Las simulaciones de procesos son expresadas generalmente en términos de equilibrio o etapas teóricas, donde, el número real de platos requerido para una separación dada se calcula usando la eficiencia de los mismos, la cual no es más que la relación entre el número de etapas teóricas entre el número de etapas reales. [15]

Se puede expresar como:

$$E_o = \frac{N_{ET}}{N_{ER}} \quad (\text{Ec.4})$$

Donde:

E_o : Eficiencia total de la torre

N_{ET} : Número de etapas teóricas

N_{ER} : Número de etapas reales

Esta eficiencia es una medida de la efectividad del contacto líquido–vapor en el plato. Expresa la separación que se tiene realmente en comparación con la separación que se obtendría teóricamente en estado de equilibrio. Toma en cuenta la no idealidad del plato. El número de platos ideales (teóricos), es igual al número de platos no ideales (reales) multiplicado por la eficiencia del plato.^[13]

Los platos de destilación operan entre 10 y 90 % de eficiencia. El trabajo del ingeniero de procesos es hacer que operen tan cerca como sea posible del 90 %.

La baja eficiencia es causada por uno de estos dos factores: inundación o lloriqueo.^[14]

2.6.2.2. Relación de reflujo

En una torre destiladora, el producto puede ser líquido, vapor o una mezcla, sin embargo el reflujo debe ser líquido. La relación entre el reflujo y el destilado separado es la que se conoce como relación de reflujo y tiene un efecto directo sobre el costo de la torre, el número de platos y su diámetro.

La relación de reflujo optima esta alrededor de 1,2 veces el mínimo.

2.6.3. Columnas empacadas

Una columna empacada común consiste en un envolvente cilíndrico que contiene un plato, el soporte para el material de empaque, un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. 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. Los empaques pueden estar ubicados al azar (Figura 2.3b) donde

simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que semejan caer en forma aleatoria, y también pueden ser fijos (Figura 2.3c), los cuales se introducen de forma ordenada dentro de la torre. ^[12]

2.6.3.1. Empaques

Son dispositivos que proporcionan un área de contacto más grande que los platos, se caracterizan por ser inertes a las corrientes de operación, son mecánicamente resistentes y tienen un relativo bajo costo. ^[9]

Pueden ser colocados al azar, sin ningún orden, solo se arrojan dentro de la torre; o pueden ser estructurados, que son muy organizados y generan menos caída de presión. ^[12]

2.7. Dispositivos internos de una torre

2.7.1. Platos

Son dispositivos de superficie plana que facilitan el contacto entre los flujos de líquido y vapor dentro de torre, para lograr buena transferencia de calor y masa. Los tres tipos básicas de platos que existen, son los de válvula, los perforados y los tipos campana de burbujeo. ^[13]

2.7.1.1. Platos de válvulas

Son placas perforadas, donde cada perforación está equipada con un disco móvil, el cual se adapta al flujo de vapor, es decir, a flujos muy bajos el disco se acercará más a la perforación con el fin de prevenir que el líquido escurra por la misma.

Proporcionan una caída de presión constante en amplios rangos de operación. En muchos casos, los platos con válvulas son utilizados para reemplazar los platos de campanas de burbujeo, por su mejor capacidad de eficiencia. ^[15]

2.7.1.2. Platos de campana de burbujeo

Son dispositivos similares a una campana o taza, las cuales son instaladas sobre el plato de forma invertida. Estas copas tienen perforaciones o espacios laterales de modo que exista espacio suficiente para permitir el paso del vapor proveniente del plato inmediato inferior. Su finalidad es hacer condensar cierto porcentaje de hidrocarburos, los más pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido entre las copas y el plato que lo sostiene, empezando de esta manera a "inundar" el plato. La parte incondensable, el hidrocarburo volátil, escapará de esa copa por los espacios libres o perforaciones con dirección hacia el plato inmediato superior, en el que volverá a atravesarlo para entrar nuevamente en las copas instaladas en dicho plato, de manera que el proceso se repita cada vez que los vapores incondensables atraviesen un plato. Al final, en el último plato superior, se obtendrá un hidrocarburo "relativamente" más ligero que los demás que fueron retenidos en las etapas anteriores, y que regularmente han sido extraídos mediante corrientes laterales. ^[15]

2.7.1.3. Platos perforados

Consisten en bandejas con pequeños orificios practicados en ellas, de dimensiones convenientes, (alrededor de 3/16 pulgadas de diámetro) y distribuidos en puntos equidistantes, diseñados para permitir el paso del vapor ascendente y ponerlo en íntimo contacto con una corriente de líquido descendente impidiendo que el mismo pueda escurrir por las perforaciones, aunque esto puede presentarse cuando el flujo de vapor disminuye considerablemente dentro de la torre. Entre los factores más importantes a considerar se tienen:

2.7.1.4. Diámetro de las perforaciones

Los diámetros de las perforaciones en platos industriales se encuentran entre 1/16 y 1 pulgada, este valor depende de:

2.7.1.5. La naturaleza del servicio

Perforaciones muy pequeñas no son aptas para servicios con alto riesgo de ensuciamiento o corrosión, porque bloquean el paso de los fluidos, generando una caída de presión muy alta e inundación prematura, aparte, los procesos de ensuciamiento y corrosión se presentan de modo no uniforme, afectando el contacto entre los flujos de líquido y vapor, y por ende la eficiencia de los platos. ^[12]

2.7.1.6. Hidráulica

Pequeñas perforaciones mejoran la capacidad del plato, pero esta mejora es relativamente pequeña, también reducen apreciablemente el arrastre en régimen de spray y a baja carga de líquido, pero esta mejora disminuye ante medianas o bajas cargas de líquido (mayor a 3 gpm/in) durante el régimen de espuma. ^[12]

2.7.1.7. Transferencia de masa

A menor tamaño de las perforaciones, resulta un mejor contacto entre líquido y vapor, y por consiguiente una mayor eficiencia.

2.7.1.8. Costos

Los platos con perforaciones grandes son más económicos porque requieren menor cantidad de huecos; aquellos agujeros con diámetros menores a 3/16 in,

pueden requerir el uso de un taladro, lo cual suele ser más costoso que el uso de una perforadora. Como regla general, los platos de acero al carbón o aleaciones de cobre pueden ser perforados cuando el diámetro de la perforación es igual o mayor que el espesor del plato, para acero inoxidable, el diámetro de la perforación debe ser de 1,5 a 2 veces el espesor del plato.^[12]

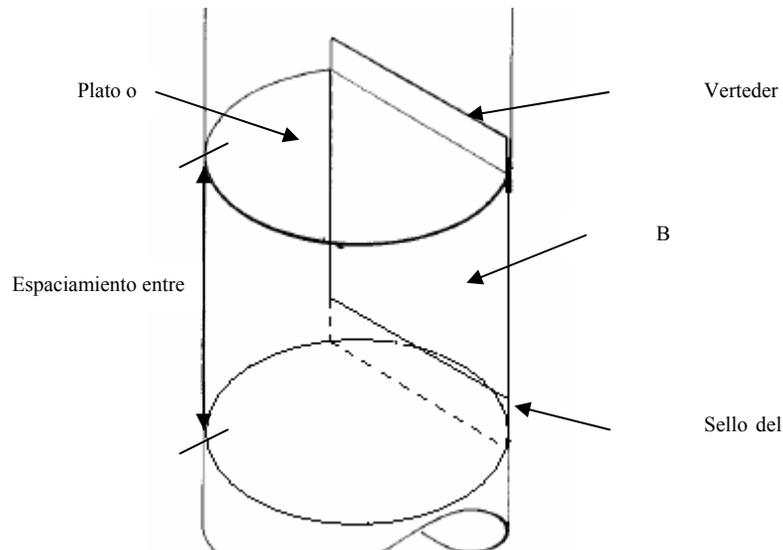


Figura 2.4. Características internas de una torre con platos [12]

2.7.2. Bajantes

El paso del líquido del tope al fondo en una torre con platos ocurre básicamente a través de los bajantes, el líquido debe pasar de un plato a otro de alguna forma, esto depende del tipo de torre y de plato, una de las formas más utilizadas es a través de los bajantes, los cuales pueden ser en forma de diques o conductos de un plato a otro, o bien un simple corte en el plato, por donde baja el líquido. Entre las condiciones más importantes que deben cumplir está el hecho de no producir demasiada turbulencia en el plato inferior, así como no permitir que el gas suba por ellos (pues esto minimizaría el contacto en los platos). En la mayoría de los diseños de platos se utilizan bajantes tipo cordal; estos a su vez pueden ser rectos o inclinados, que se

usan para ampliar el área de burbujeo en los platos. Cuando el uso de ese tipo de bajantes resulte en tener un área excesiva de bajante, se pueden usar bajantes de arco modificado. ^[12]

2.7.2.1. Numero de pasos por plato

Dependiendo de los flujos y del diámetro de la torre, el flujo de líquido puede ser de uno, dos y hasta 4 pasos, como se observa en la figura 2.5. Una regla común para establecer el número de pasos para el desplazamiento del líquido de un plato a otro es la de restringir el mismo a un máximo de aproximadamente 8 gpm/in de longitud del derramadero. Usualmente las torres con 5 pies de diámetro o menos presentan un solo paso; debido a que la eficiencia disminuye considerablemente a medida que se aumenta el número de pasos, existen algunas situaciones donde se especifica un máximo de dos pasos por plato, en cuyo caso el flujo llegaría a un máximo de 20 gpm/in.

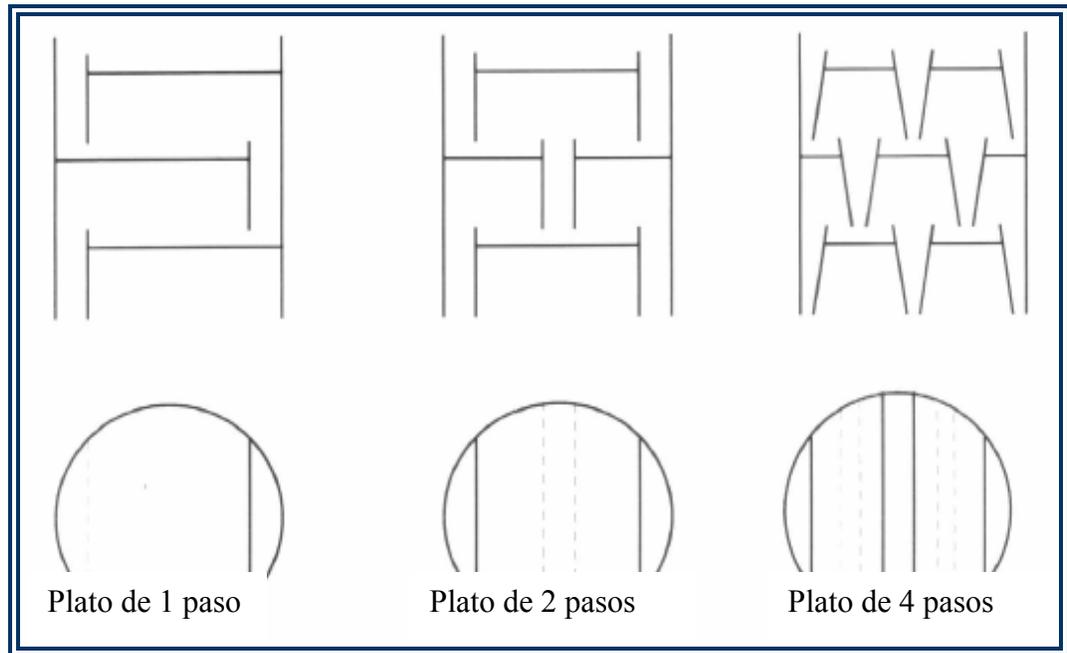


Figura 2.5. Tipos de bajantes convencionales [11]

2.7.2.2. Consideraciones especiales para platos multipasos

Los platos multipasos disminuyen la carga de líquido de los platos y bajantes dividiéndola en dos o más partes. Esto mejora la capacidad del plato y del bajante y disminuye la caída de presión, pero a expensas de una reducción en la longitud del flujo en el plato.

Longitudes de flujo cortas, disminuyen la eficiencia del plato, y si son muy cortas, se haría difícil ubicar los pasos para el personal. Los platos que contienen más de dos pasos de líquido en cada plato pueden estar expuestos a una mala distribución del líquido debido a la presencia de paneles no simétricos, y una vez que esta mala distribución se presenta, se extiende hacia el plato inferior causando una disminución en la eficiencia y capacidad en la torre.

En platos multipasos la distribución de la fase gas entre los pasos depende del área de las perforaciones, mientras que la del líquido dependerá de la altura y longitud del derramadero. Si la geometría de los pasos es perfectamente idéntica, la distribución de las fases líquida y gas entre estos será la misma para cada uno y la eficiencia es uniforme. Esto es fácil de lograr en platos con dos pasos donde cada paso es idéntico al otro, pero no cuando hay un número mayor de pasos involucrados. Por ejemplo, en platos con 4 pasos, la longitud del derramadero de los pasos centrales no es la misma que en los pasos laterales. Como se puede ver en la figura 2.6.

Para disminuir el efecto de la mala distribución sobre la eficiencia se recomiendan ciertas medidas:

- Proveer igual flujo de vapor a cada paso: Subdividiendo la torre en iguales áreas de burbujeo, y dando igual área de perforaciones a cada paso.
- Hacer una equitativa distribución de líquido en cada paso: Se puede conseguir controlando el espaciado entre el bajante y el plato inferior.

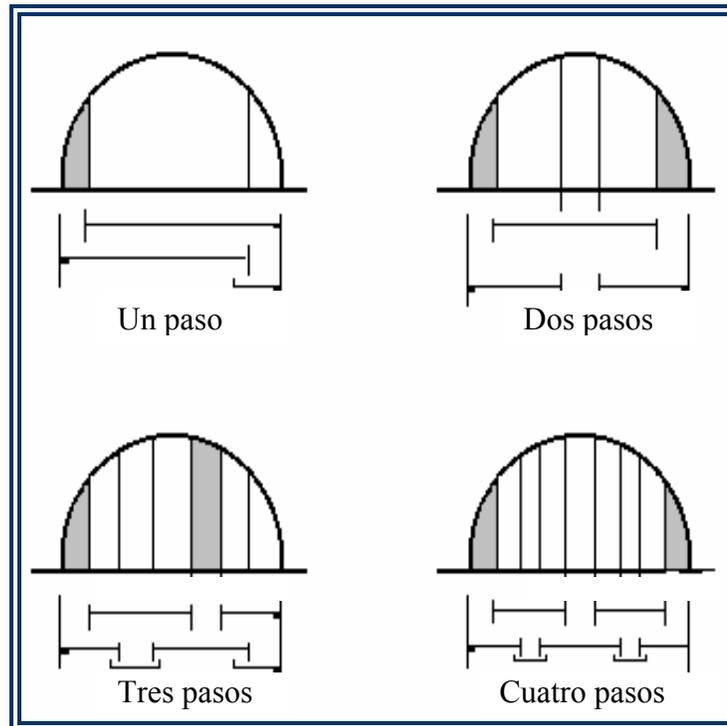


Figura 2.6. Configuración de los platos con pasos para el líquido

2.7.3. Espaciamiento entre platos

Generalmente el espaciamiento entre platos se elige con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo; posteriormente se verifica para evitar cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas. ^[12]

A medida que se agranda el espaciamiento, la torre requerirá una mayor altura, pero esto a su vez permite un menor diámetro de la misma.

El espaciamiento en columnas industriales está entre 8 y 36 pulgadas, donde un valor de 24 pulgadas es el mas común para torres con 4 pies de diámetro o más, aunque algunos diseñadores recomiendan un rango entre 24 y 36 pulgadas y un

espaciamiento de 18 pulgadas es recomendado para columnas de 2,5 a 4 pies de diámetro. Finalmente, un espaciamiento menor a 18 pulgadas hace difícil el acceso para mantenimiento a la torre, por lo cual generalmente estos valores no son recomendados, aunque en algunos casos se usa. ^[12]

2.7.4. Vertedero

Están diseñados para mantener un nivel de líquido deseado en el plato, esto es, el líquido entra al bajante fluyendo por encima del vertedero, y la altura de éste controla directamente el nivel de líquido y su duración en el plato, este nivel de líquido debe ser suficientemente alto para proveer un buen contacto entre las fases y así incrementar la eficiencia. Por otro lado, a mayor altura del líquido en el plato, mayor será la caída de presión, flujo de arrastre y tendencia al lloriqueo. Para la mayoría de los casos, una altura de derramadero entre 2 y 4 pulgadas dará buenos resultados.

2.7.5. Hidráulica de flujo en platos perforados

Bajo condiciones normales, el vapor fluye desde el fondo hacia el tope de la torre a través de las perforaciones y se expande dentro del líquido que cubre el plato formando una mezcla turbulenta que se convierte en espuma. A medida que la espuma se mueve hacia el bajante por la zona de burbujeo, se produce una transferencia de masa líquido-vapor, debido a la gran área interfacial. Tanto la espuma como el líquido descienden hasta el plato inmediato inferior y se termina de separar el vapor del líquido. (Figura 2.7.)

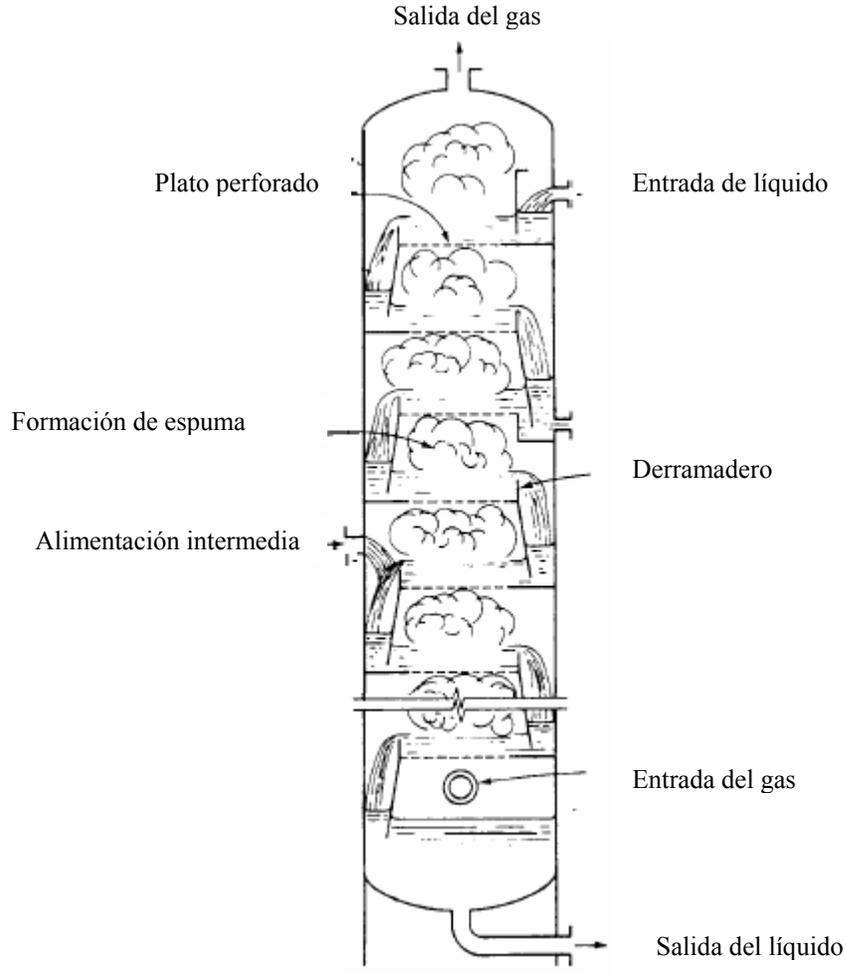


Figura 2.7. Imagen de una torre con platos perforados [9]

Cuando el líquido desciende a través del bajante y entra al plato se puede encontrar con el vertedero de entrada para asegurar un buen sellado del bajante.

Debido al paso de la fase gaseosa a través del líquido que fluye en forma transversal, se crea una turbulencia, que es la causa de la espuma. A medida que la altura de la espuma aumenta, disminuye la densidad de la misma, por lo cual el líquido, de mayor densidad, se queda cerca del plato. Cuando esta masa de espuma se mueve hacia el vertedero por causa del pequeño gradiente de líquido formado,

comienza a deshacerse al llegar a la zona de calma de salida, quedando el líquido claro con una altura que debe sobrepasar al vertedero para entonces descender por el bajante.

El líquido al descender por el bajante, está en presencia de condiciones turbulentas y forma una segunda zona de espuma, en donde el líquido con una mayor densidad llega el plato inferior y nuevamente el vapor asciende.

El uso de platos y dispositivos tales como: válvulas, copas de burbujeo, empaques, etc., propicia una buena rectificación, pero al mismo tiempo, esos dispositivos funcionan como restricciones al flujo de vapores y líquidos. En el caso de flujos excesivos de vapores o líquidos, el tráfico de materiales sufre una sobrecarga y las funciones generales de la torre se alteran, por eso es conveniente mantener en observación los efectos de cambios recientes en las variables de operación. ^[11]

2.8. Definiciones básicas

2.8.1. Área seccional de la columna

Se conoce como el área transversal total de la torre.

2.8.2. Área fraccional y espaciamiento de las perforaciones

Es la relación del área de las perforaciones al área de burbujeo, el número de perforaciones se obtiene multiplicando el área de burbujeo por el área fraccional y dividiendo el resultado entre el área de una sola perforación.

Los agujeros deben estar separados en un *pitch* (espaciamiento centro-centro de las perforaciones) de triángulo equilátero, aunque algunas veces se usa un arreglo cuadrado. Un arreglo de triángulo equilátero disminuye la posibilidad de que el líquido esquive algunas perforaciones, mejorando el contacto entre el líquido y el vapor, por lo cual es el más recomendado.^[12]

2.8.3. Área de burbujeo

Se define como el área transversal de la columna menos el área de las regiones no perforadas como los bajantes y los sellos de los bajantes.^[12]

2.8.4. Área neta

Se define como el área de las perforaciones expresada en porcentaje, en relación al área total de la torre. El área neta debe elegirse de tal forma que no presente el lloriqueo a la menor carga supuesta de vapor y al mismo tiempo, que la caída de presión del plato a la máxima carga no sea tan alta.^[12]

2.8.5. Longitud del patrón de flujo en el plato

La longitud del flujo en el plato (longitud del área de burbujeo) es la distancia recorrida por el líquido antes de caer en el bajante hacia el plato inferior. Si dicha longitud es muy corta, parte del líquido abandonará el plato con muy pobre contacto con el vapor, reduciendo así la eficiencia. En caso de que la longitud sea muy grande, se pueden presentar problemas de mala distribución del líquido en el plato. No debe ser menor a 22 pulgadas porque reduce notoriamente la eficiencia.^[12]

2.8.6. Ancho y área del bajante

Mientras el área del plato es una de las causas menos comunes de pobre funcionamiento de la torre, ha habido numerosos casos de inundación prematura de una torre por causa de una inadecuada área del bajante. Un bajante debe ser lo suficientemente amplio para permitir el paso del líquido sin taponarse. Si la pérdida de fricción en el bajante y/o entrada del bajante es excesiva, el líquido se regresará al plato generando eventualmente una inundación. Otra función del bajante es la separación del vapor del líquido descendente, esto reduce las pérdidas por fricción en el bajante. EL parámetro principal a tomar en cuenta para prevenir todo lo antes mencionado es el área de entrada al bajante, en el caso de los bajantes inclinados, al área del fondo del bajante es menor que el área superior, debido a que a esta altura ya casi todo el vapor se ha separado y la velocidad del fluido es menor.^[12]

2.8.7. Velocidad del líquido en el bajante

La velocidad máxima del líquido claro en el bajante debe ser lo suficientemente baja para evitar el taponamiento de la entrada al bajante y para obtener una satisfactoria separación de las burbujas de vapor del líquido, los valores más comunes van desde 0,1 a 0,7 ft/s.^[12]

2.8.8. Claro del bajante

Es el espacio libre entre el fondo del bajante y el plato inferior, presenta un valor recomendado entre 1,2 y 2 pulgadas.^[12]

2.8.9. Espesor del plato

Para el espesor del plato se recomienda usar 0,0747 pulgadas para materiales anticorrosivos y 0,1345 pulgadas para acero al carbón.^[12]

2.8.10. Altura del vertedero

En caso de absorbedores y despojadores son comunes alturas de 2 a 4 pulgadas, aunque se han usado hasta un máximo de 6 pulgadas. En general se pueden usar vertederos con una altura menor a 4 pulgadas.^[12]

2.9. DIAGRAMA DE RESTRICCIÓN

Es la región de operación satisfactoria de un plato, delimitada por los flujos de líquido y vapor que pasan por el mismo. En la figura 2.8, se puede observar un modelo de este diagrama.

En el punto A, existe un flujo de vapor muy bajo con un flujo de líquido moderado, que representa el punto de lloriqueo, si se disminuye aún más el flujo de vapor, el lloriqueo será tan severo que nada de líquido pasará por el vertedero, por lo que el bajante no será sellado y se creará una inestabilidad hidráulica. La línea AB representa el lloriqueo cuando el flujo de vapor es insuficiente para soportar el líquido sobre el plato, cayendo este a través de las perforaciones.

La línea AD, corresponde a un elevado flujo de vapor y bajos flujos de líquido, esto representa el límite tolerable de arrastre. En el punto D ocurre un arrastre de grandes gotas de líquido al plato superior debido al alto flujo de vapor. Esto provoca que no exista el suficiente tiempo de contacto para que ocurra una buena transferencia de masa en el plato disminuyendo la eficiencia, pero manteniendo cierta estabilidad

hidráulica. A mayor flujo de vapor, el arrastre de líquido provocará que dicho líquido se acumule en la columna provocando inundación y no será posible continuar la operación. Esto se conoce como inundación por arrastre. Los límites de la inundación se encuentran entre DC. En el punto B, en donde prevalece un flujo de líquido elevado, el gradiente de líquido en el plato será tan alto que será intolerable, lo que representa la inundación o llenado del bajante. En condiciones de flujo de líquido similares y alto flujo de vapor en el punto C ocurre una mala distribución de fase que causa disminución de la eficiencia. [11]

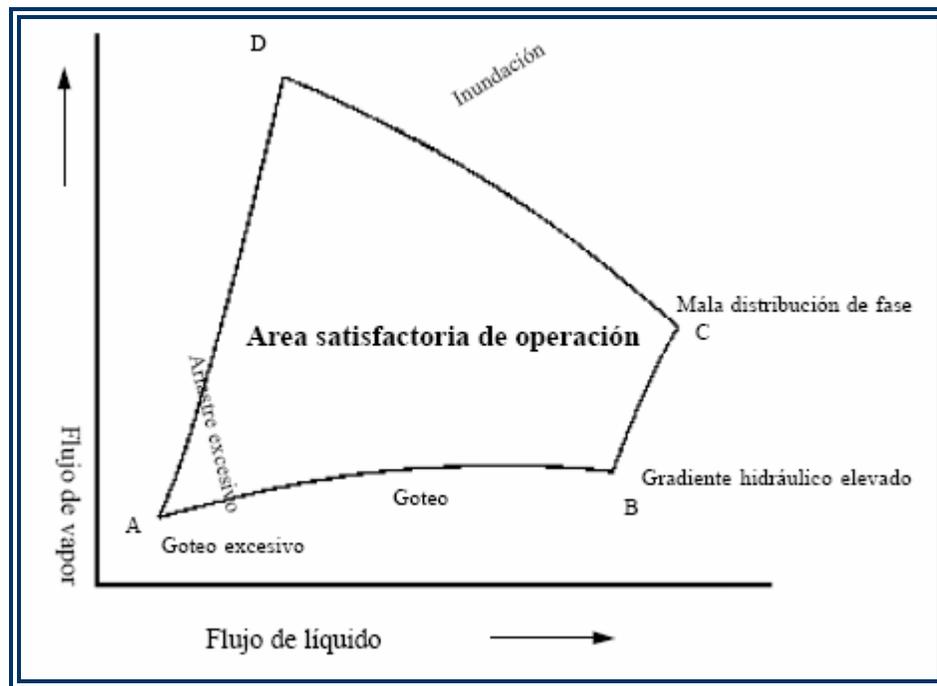


Figura 2.8. Modelo de diagrama de restricción para platos perforados [11]

2.9.1. Factores limitantes de la operación de las columnas de destilación

Un plato está operando correctamente cuando hay un íntimo contacto entre el líquido y vapor seguido de una buena separación de las fases, para lograr esto, los flujos de líquido y vapor se deben mantener bajo ciertos límites.

2.9.1.1. Arrastre

Esta se presenta cuando existe una elevada velocidad del vapor a través de las perforaciones de los platos para una carga relativamente baja de líquido. Consiste en una dispersión fina del líquido en el plato, el cual comienza a ser arrastrado hacia el plato superior.^[13]

En general, el arrastre se puede volver importante a bajos flujos de líquido, altas cargas de vapor y pequeño espaciamiento entre platos.^[12]

2.9.1.2. Inundación

Consiste en la acumulación excesiva de líquido dentro de la torre; el primer resultado que se observa al sobrepasar la carga líquida de la columna, es el aumento de la cantidad de líquido sobre las bandejas y en los bajantes; cuando estos tubos se llenan por completo, cualquier ligero aumento en los flujos de líquido o vapor provoca la elevación del nivel de líquido sobre la bandeja, este aumento de nivel, determina una mayor diferencia de presión entre ambas caras del plato, que a su vez, hace que aumente la cantidad del líquido que desciende por el bajante, produciendo un aumento adicional del nivel del líquido sobre el plato. Como resultado de este ciclo acumulativo, la columna se llena de líquido y cesa de funcionar. Una columna anegada o parcialmente inundada, no podrá operar de modo eficaz, siendo, por tanto, esencial que los platillos de la columna se encuentren espaciados a distancias

suficientes para que no tenga lugar la inundación por las variaciones normales que ocurren en las condiciones usuales de trabajo. Esta acumulación de líquido es ocasionada generalmente, por uno de los siguientes mecanismos:

2.9.1.3. Inundación por arrastre en régimen de rocío

A bajo nivel de líquido, el plato opera en régimen de rocío, donde la mayor cantidad de líquido es arrastrado por el flujo de gas hacia el plato superior en forma de gotas, llegando al punto en que el líquido del plato superior se acumula provocando la inundación del mismo, esto generalmente se presenta en condiciones de vacío, donde la carga de líquido es relativamente baja. ^[13]

2.9.1.4. Inundación por arrastre en régimen de espuma

A altas velocidades de líquido y vapor, la dispersión en un plato se genera en forma de espuma. La inundación se produce cuando el crecimiento de la espuma alcanza el plato inmediato superior causando la acumulación de líquido en el mismo, esto ocurre generalmente cuando el flujo de vapor se incrementa por encima de la máxima capacidad del plato. ^[13]

2.9.1.5. Inundación por llenado excesivo del bajante

Una alta caída de presión o una segregación insuficiente del vapor en el bajante causa un aumento de espuma en el bajante y eventualmente la inundación del plato. Esto puede ocurrir cuando el bajante no es capaz de manejar la carga de líquido, por encima del punto de inundación el bajante queda completamente lleno causando un aumento de nivel en el plato. ^[13]

2.9.1.6. Lloriqueo

Ocurre cuando el flujo de vapor es tan bajo que el líquido en el plato comienza a escurrir por las perforaciones hacia el plato inferior en forma continua. Esto no es necesariamente el límite inferior de operación para una buena eficiencia del plato.^[13]

Para sistemas con altas relaciones de líquido, una pequeña cantidad de líquido pasando a través de los orificios no reducirá considerablemente la eficiencia del plato.

2.9.1.7. Sellado del bajante

Durante la operación normal de una torre con platos perforados, el vapor fluye a través de las perforaciones y el líquido a través del bajante. La pérdida del sello se presenta cuando muy poco líquido fluye por el mismo, causando que el gas ascienda por el bajante en lugar de subir por las perforaciones, lo cual genera una disminución en la eficiencia.^[13]

2.9.1.8. Cargas máximas

Flujo máximo de vapor

Una velocidad del vapor demasiado alta a través de los orificios del plato y/o a través del área libre de la torre puede causar:

- Arrastre o inundación por chorro.
- Alta caída de presión a través del plato, causando un llenado excesivo del bajante y por consiguiente inundación del plato.

- Dependiendo de las propiedades del sistema (densidad del vapor y líquido y tensión superficial del líquido), flujos de vapores mayores a la llamada capacidad máxima, atomizará el líquido y lo arrastrará hacia arriba dependiendo de la geometría y el espaciamiento entre platos.

Flujo máximo de líquido

Flujos excesivos de líquido pueden llevar a:

- Inundación del plato debido a la segregación insuficiente en los bajantes, excesiva caída de presión en el plato y excesivo llenado del bajante.
- Goteo o vaciado a bajos flujos de vapor
- Altos gradientes de líquido, los cuales originan una mala distribución del vapor y una pobre eficiencia de contacto (plato tipo casquete de burbujeo).^[11]

2.9.1.9. Cargas mínimas

Flujo mínimo de vapor

Un flujo de vapor demasiado bajo puede causar:

- Goteo o vaciado a flujos altos de líquido.
- Pobre contacto y baja eficiencia del plato debido al mezclado inadecuado de vapor / líquido.

Flujo mínimo de líquido

Un flujo bajo de líquido puede causar:

- Arrastre a flujos altos de vapor.
- Desvío del vapor ascendente por el bajante, en caso de que la altura de líquido claro sobre el plato, más la pérdida de cabezal en el bajante, no sean iguales o mayores que el espacio libre en el bajante a flujo mínimo.
- Pobre contacto y baja eficiencia, debido a un líquido inadecuado en el plato. ^[11]

2.10. Simuladores de procesos

Para el diseño, evaluación y optimización de torres de fraccionamiento es necesario resolver las ecuaciones de balance de masa y energía y representación del equilibrio, correspondientes a cada una de las etapas teóricas de la torre, en estado estacionario. En general, se requiere la generación de un estimado inicial, para identificar las condiciones de operación y la configuración de la torre.

Esta información sirve de punto de partida para realizar el cálculo riguroso plato a plato y establecer el diseño definitivo.

En la actualidad se utilizan modernas técnicas computarizadas para la resolución de las ecuaciones que modelan el comportamiento de la torre, las cuales se encuentran disponibles en diversos paquetes comerciales de simulación de procesos. Estos permiten lograr una alta precisión en el diseño, la cual sólo está limitada por la exactitud en el modelaje del comportamiento termodinámico del sistema.

En la industria nacional tienen amplia aplicación el paquete de simulación PRO II, (SIMCI), para servicios de refinación y paquetes como HYSIS y ASPEN para servicios petroquímicos, ya que modelan el comportamiento de la mayoría de los tipos de torres existentes

En general pueden simularse torres con múltiples alimentaciones, múltiples etapas de enfriamiento, múltiples retiros laterales (liquido o vapor), condensadores parciales o totales, etc. ^[16]

2.10.1. Simulador de procesos PRO II

Es un programa de simulación de procesos de fácil comprensión que opera bajo ambiente de Windows combinando herramientas 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, también permite la entrada de datos mediante comandos específicos (en un lenguaje entendido por el usuario) para proporcionar al ingeniero de procesos las facilidades computarizadas de cálculos referentes a balances de masa y energía necesaria para modelar muchos de los procesos en estado estacionario. PRO II es capaz de evaluar desde las propiedades de mezclas hasta la simulación completa de una planta de procesos. ^[11]

Cuando se realiza la simulación de una torre en este programa, se deben definir ciertas características del equipo, para lo cual PRO/II proporciona varias opciones que permiten aproximar el modelo lo más posible a la realidad.

2.10.2. Opciones de rehervidor

En el caso de los rehervidores, el programa proporciona dos tipos de rehervidor que representan con bastante aproximación un amplio rango de las configuraciones existentes:

- **Rehervidor tipo kettle (kettle reboiler):** El programa solicita la inclusión de una etapa adicional junto a las teóricas calculadas previamente. El último plato del modelo de la columna está representando al rehervidor. El líquido en equilibrio que abandona esta etapa es retirado como producto de fondo, mientras que el vapor es retornado a la torre en el plato inmediato superior; por último, como están en equilibrio, la temperatura del producto de fondo es la misma que la del vapor que retorna a la torre.
- **Rehervidor tipo termosifón (thermosiphon reboiler):** Estos separan el producto de fondo de la columna en una corriente que sería el producto de fondo y otra que sería una porción circulante a través de un rehervidor donde es calentada antes de retornar a la torre, usualmente la porción vaporizada es menor que la del tipo *kettle*. En este tipo de rehervidor, la temperatura de retorno a la torre es mayor que la del producto de fondo.

2.10.3. Opciones de condensador

Los condensadores pueden tener vapor, líquido y agua como productos. Cuando ambos productos, líquido y vapor están presentes, el vapor se define como producto de tope y el líquido como el reflujó del plato 1.

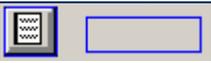
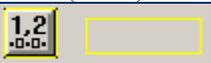
PRO/II presenta tres tipos de condensador:

- Punto de burbuja (bubble point): En este la temperatura es la temperatura de burbuja del vapor de plato de tope (plato 2), obviamente no se debe pedir un condensador de este tipo si la columna presenta incondensables como hidrógeno o metano.
- Subenfriado (subcooled): Se puede definir proporcionando al PRO/II una temperatura fija o los grados de subenfriamiento (grados por debajo del punto de burbuja). PRO/II verifica que la corriente de producto sea líquido subenfriado a la temperatura suministrada y de no ser así señalará "no convergencia".
- Parcial: Generan producto líquido y vapor. La temperatura del condensador es calculada como el punto de rocío del vapor; de no señalarse una corriente de producto líquido, el programa lo regresará todo a la columna como reflujo.

2.10.4. Código de colores

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 cuatro colores usados para indicar el nivel de datos al usuario como puede observarse en la tabla 2.3.

Tabla 2.3. Código de colores usado por PRO/II con PROVISION

COLOR	SIGNIFICADO
 (Rojo)	Se requieren datos
 (Verde)	Dato predeterminado por el sistema
 (Azul)	Dato suministrado o modificado, entrada satisfactoria
 (Amarillo)	Precaución, los datos suministrados están fuera del rango normal

Este código de colores tiene ciertas variantes que se deben resaltar, por ejemplo:

- EL color rojo luego de que se ha realizado la corrida de la simulación significa una no convergencia de los resultados obtenidos.
- El azul también cambia una vez corrido el programa, significando un resultado satisfactorio de los cálculos.

2.10.5. Estimaciones iniciales

También presenta varios métodos para obtener los estimados iniciales:

- **Simple:** Es el modelo que PRO/II toma inicialmente. Determina los perfiles de las columnas por simples balances de materia y energía. Cuando se le proporciona alguna estimación de algún plato, el programa realizará una interpolación lineal para llenar los valores en los platos restantes.
- **Convencional:** Trabaja con una amplia gama y debería ser considerado antes que todas las demás aplicaciones. Los flujos internos de los platos son

obtenidos con balances de materia por plato usando cualquier flujo de producto especificado y el estimado del reflujo de la columna.

- **Refinería (refinery):** Este modelo fue desarrollado específicamente para los multiproductos, fraccionadores que son comunes en refinerías de petróleo. Se usará comúnmente este método para columnas de crudo atmosféricas y al vacío, fraccionadoras de FCC y columnas coquificadoras. Para columnas menos complejas los métodos de refinería y convencional producen el mismo resultado.
- **Químico (chemical):** Este método consume mucho tiempo y solo debe utilizarse en caso de que los otros fallen, cuando se tengan sistemas muy alejados de la idealidad como la destilación reactiva.

2.10.6. Métodos termodinámicos

Para que el programa obtenga resultados apropiados se debe seleccionar la ecuación de estado que mejor se ajuste, entre las que ofrece el PRO/II se tienen:

- Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR)

Es una modificación de la ecuación de estado Redlich-Kwong (RK). Estas ecuaciones son adecuadas para simular hidrocarburos livianos no polares, hidrocarburos pesados (C_5 y más altos), CO_2 , CO , H_2S , N_2 y H_2 en hidrocarburos livianos^[16]

SRK y PR dan excelentes resultados de 0 a 5000 psi y en un extenso rango de temperaturas, desde 460°F hasta 1200°F.

Entre los sistemas en los que se obtiene mejor resultado con este método están los desmetanizadores, desbutanizadores, algunos separadores y absorbedores.

- **Grayson-Streed (GS)**

La correlación de Grayson Streed es una extensión de la metodología de Chao Seader (CS), la cual permite extender la validez de esta última hasta temperaturas de 800°F y presiones de 3000 psi. El rango de aplicabilidad de esta correlación comprende temperaturas entre 0 y 800°F y presiones inferiores a 3000 psi. La correlación se utiliza generalmente para la simulación de unidades atmosféricas de crudo. No es recomendable utilizar CS y GS para modelar la separación componentes con poca diferencia de volatilidad, ya que generalmente sobre estima esta variable y predice una separación mejor a la real.

- **Braun-K10**

Este método se aplica generalmente a temperaturas superior a 100 °F y presiones menores a 100 psi. Ha demostrado ser efectivo en la simulación de unidades de vacío y es el más recomendado para predecir el comportamiento de crudos pesados^[7].

- **UNIFAC:**

Fue desarrollado por Fredenslund, Jones y Prausnitz. Este método estima los coeficientes de actividad con un concepto de contribución de grupo. Las interacciones entre dos compuestos químicos se asumen como una interacción grupo-grupo donde cada compuesto se describe en términos de su grupo funcional. El método de contribución de grupo se usa ampliamente para predecir propiedades físicas tales

como viscosidad de líquido, entalpía y capacidad calórica de gases, así como también parámetros para cálculos de tensión superficial.

La UNIFAC tiene limitaciones que restringen su versatilidad y precisión. Se debe tener cuidado al usarla para evitar respuestas erróneas. Estas limitaciones son: UNIFAC es sólo para sistemas de no-electrolitos condensables; el número de grupo funcional debe ser menor de 10; las temperaturas deben estar por debajo de 300°F; también los componentes deben estar por debajo de su punto crítico; las presiones deben estar por debajo de 50 psi a menos que se haga una corrección para la fase vapor no-ideal y las interacciones de los parámetros se supongan independientes de la temperatura.

Aunque estas limitaciones restringen el uso de UNIFAC, existen situaciones en las cuales se pueden evitar estas deficiencias. UNIFAC es una herramienta excelente para sistemas en los cuales ninguna otra ecuación de estado es adecuada, ni existen datos experimentales. Sin embargo, este método debe ser usado como último recurso.

CAPITULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

Para el desarrollo del presente trabajo se siguieron una serie de pautas que permitieron su buena culminación. Inicialmente se estudiaron los diagramas de flujo de proceso, para seleccionar los equipos y corrientes a simular, se estudiaron todas las variables de los equipos a evaluar, se realizaron sus modelos de simulación en el simulador PRO/II, para así obtener la información de las corrientes (flujo, densidad, entre otras) líquida y vapor en cada etapa de equilibrio. Se introdujeron todos los datos proporcionados por el PRO/II en el programa PEGASYS y se construyeron los diagramas de restricción correspondientes a las torres despojadora y desbutanizadora (D-1909 y D-2011), para finalmente establecer los límites mínimo y máximo de operación de los equipo.

3.1. Descripción de las variables de operación actual para las torres estabilizadora d-1909 y desbutanizadora d-2011

Durante esta etapa se realizó una descripción detallada de las condiciones de operación de las torres despojadora, D-1909, y desbutanizadora, D-2011, de las unidades de hidrotreatmento y reformación de nafta. Para lo cual se empleó la siguiente metodología:

- Estudio de los manuales de operación y diagramas de tuberías e instrumentación para las dos unidades, con la finalidad de recopilar toda la información concerniente al proceso en estudio.

- Revisión de los planos mecánicos tanto para la despojadora como para la desbutanizadora, para obtener toda la información sobre los dispositivos internos de las mismas.
- Inspección de las plantas de hidrotratamiento y reformación de nafta, lo cual proporcionó información clara y concisa sobre el proceso que se lleva a cabo en dichas unidades, como su funcionamiento, ubicación, y características detalladas de las torres en estudio, D-1909 y D-2011.
- Seguimiento de la calidad de los productos de las unidades, a través de los resultados del laboratorio de la refinería Puerto La Cruz.
- Estudio de las principales variables de operación (presión, temperatura, flujo y nivel), mediante el programa ASPEN PROCESS EXPLORER, en el sistema de computadoras de la refinería Puerto La Cruz.

3.2. Realización de un modelo de simulación de las torres d-1909 y d-2011 a condiciones de diseño y operación en el simulador de procesos pro/ii.

Una vez realizada la descripción de las variables de operación de las torres en estudio, se estudió el manual del simulador PRO/II con PROVISION de la empresa SIMSCI, para la comprensión y manejo del mismo.

3.2.1. Descripción de los pasos a seguir para la construcción del modelo

Los pasos a seguir para la construcción del modelo en el paquete de simulación PRO/II se muestran en la figura 3.1 y son explicados a continuación:

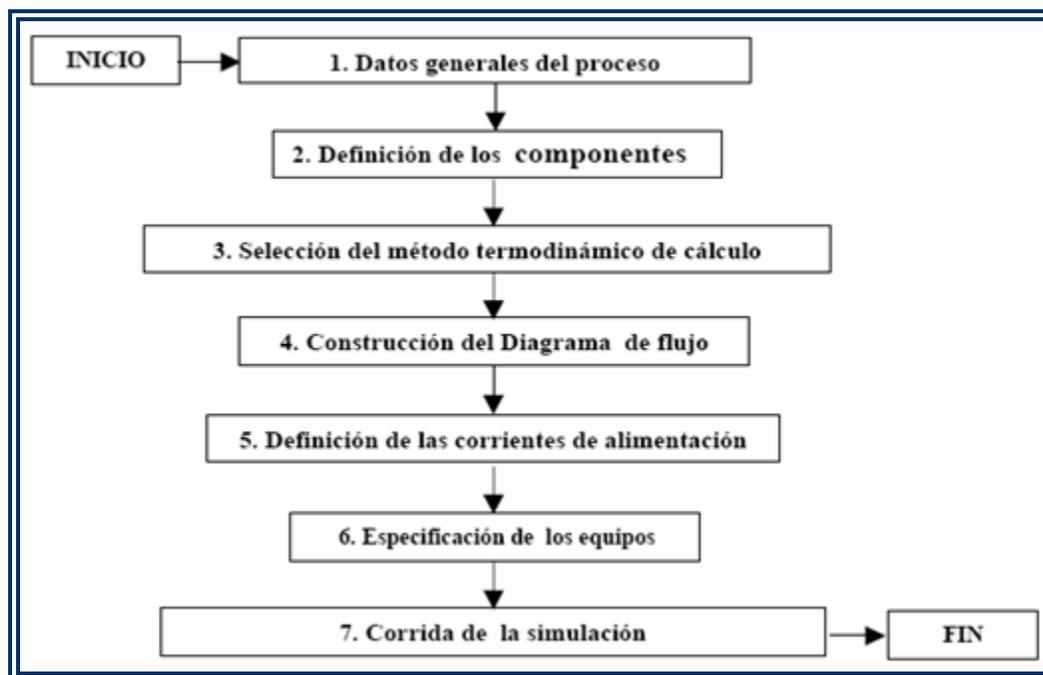


Figura 3.1. Diagrama esquemático para el desarrollo del modelo de simulación en PRO/II

3.2.1.1 Datos generales del proceso

En esta sección se definieron unidades dimensionales de los datos de entrada y salida, la solicitud de propiedades en el reporte de salida, gráficos, número de iteraciones por cálculo, secuencia del cálculo para operaciones unitarias.

3.2.1.2 Definición de los componentes

Esta sección es utilizada para definir los componentes químicos presentes en el problema y de ser necesario para introducir o modificar alguna propiedad de algún componente. Todos los componentes que se encuentran en el problema son definidos en esta sección con la excepción de los componentes de petróleo derivados de las

curvas de destilación ASTM. A fin de facilitar la entrada de datos, los componentes son clasificados en distintos tipos.

- **Componente en librería PRO/II:** el programa está equipado con una librería de 1.450 compuestos químicos. Con un pequeño número de excepciones, todas las propiedades de los componentes requeridos para un problema, están almacenados en librería.
- **Componentes de petróleo:** fracciones de petróleo generadas y caracterizadas automáticamente con base en los datos de destilación ASTM o TBP suministrados por el usuario.
- **Componentes definidos por el usuario:** los componentes definidos por el usuario, también llamados pseudo componentes, caracterizados individualmente en términos de un punto normal de ebullición, gravedad estándar del líquido y peso molecular.

Como puede apreciarse en la figura 3.2, para el desarrollo del modelo se definieron componentes existentes en la librería PRO/II tales como: sulfuro de hidrógeno, hidrógeno, metano, etano, propano, entre otros, componentes de petróleo mediante curvas ASTM D-86, y algunos componentes fueron definidos por el usuario.

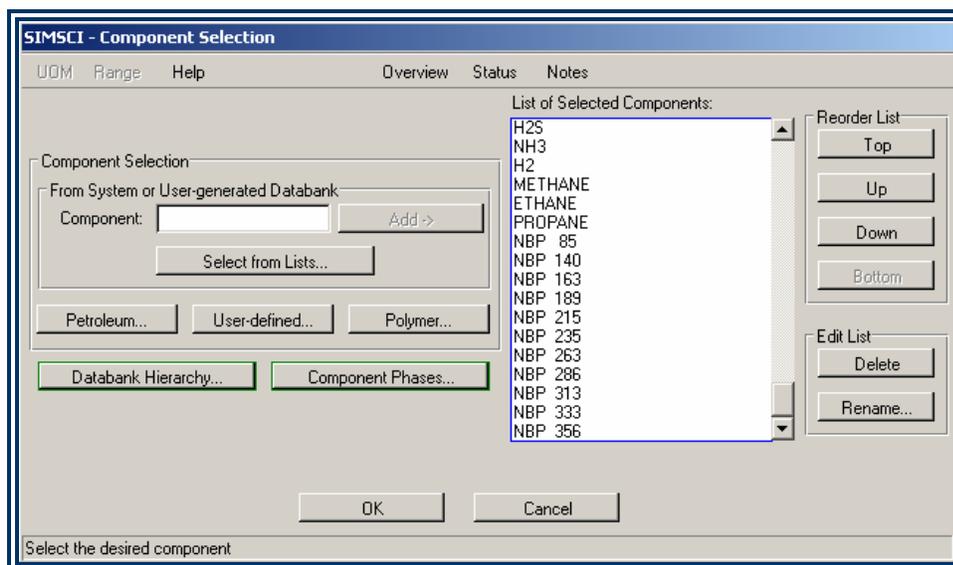


Figura 3.2. Definición de los componentes

3.2.1.3. Selección de la ecuación de estado o correlación

La opción de datos termodinámicos es usada para definir los métodos de cálculo para constantes de equilibrio líquido/vapor, constantes de equilibrio líquido/líquido, cálculos de entalpía (H), entropía (S) y opcionalmente densidades y propiedades de transporte (viscosidad, conductividad térmica y tensión superficial), los cuales son requeridos por el programa. Existen distintos métodos para calcular propiedades y el usuario selecciona la más conveniente de acuerdo al problema que esté tratando. En la figura 3.3 se muestra la ventana de PRO/II para la elección del método termodinámico.

El manual de referencia de PRO/II sugiere para los procesos de hidrotratamiento y reformación las ecuaciones de estado de Soave Redlich Kwong (SRK) o Soave Redlich Kwong modificada por Panag-Reid (SRKM), además de las correlaciones generalizadas de Grayson Streed (GS).

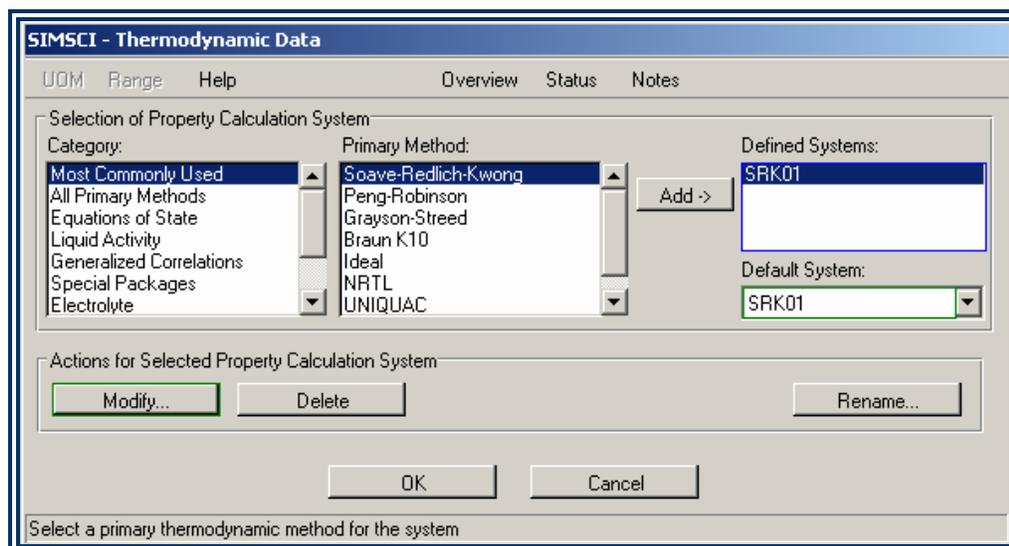


Figura 3.3. Métodos termodinámicos a seleccionar en PRO/II

Sin embargo, el método de SRK es el más recomendado cuando se trabaja con componentes como metano, propano, isobutano, hexano, etc. Por lo tanto se escogió la ecuación de estado de Soave Redlich Kwong (SRK) ya que arroja mejores resultados cuando se trabaja con pseudocomponentes, bien sea generados por el programa o creados por el usuario.

3.2.1.4. Construcción del diagrama de flujo

La construcción del modelo se llevó a cabo utilizando la interfase gráfica interactiva, llamada Provision, que usa menú, listas y formas para interpretar las instrucciones del usuario.

Las operaciones unitarias requeridas en el problema se definen en esta sección. Una vez seleccionada la operación, el programa requiere los datos de cálculo adecuados al tipo de operación. Cada operación posee un esquema de configuración

definida en el programa. Entre las principales operaciones unitarias con que cuenta PRO/II están: bombas, compresores, columnas e intercambiadores. En la figura 3.4 se puede observar la ventana donde se seleccionan estos equipos.

3.2.1.5. Datos de equipos

Las condiciones de operación de los diferentes equipos de la unidad fueron tomadas de los diagramas de flujo de procesos (PFD) suministrados por el licenciante UOP (Universal Oil Products). Se hizo necesaria también la utilización de los catálogos mecánicos de los equipos para la obtención de datos como: diámetro interno y tipo de plato en las torres, características específicas de los intercambiadores de tubo y carcaza, entre otros.

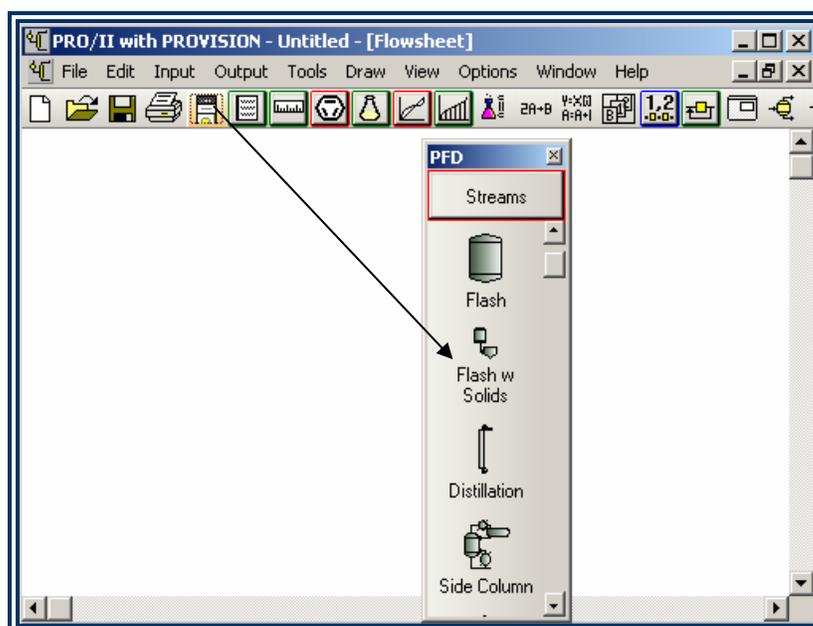


Figura 3.4. Ventana de selección de los equipos

3.2.1.6. Corrida de la simulación

Luego de haber suministrados todos los datos requeridos por el programa se generó la corrida del modelo. Este paquete suministra resultados de las corrientes de flujo, tales como entalpía, densidad, viscosidad, temperatura, presión, tanto de vapor como de líquido, curvas de destilación (temperatura versus porcentaje de destilado), perfiles de temperatura, presión, composición de vapor, composición de líquido, composición plato a plato, entre otras.

3.2.2. Torre despojadora de H₂S

Para formular el modelo de simulación de esta torre, a condiciones de diseño, se tomó la información proporcionada por la empresa licenciante UOP, para esta unidad.

Inicialmente se obtuvo el número de etapas teóricas, para ello se utilizó la eficiencia recomendada para este equipo por la empresa licenciante UOP, la cual recomienda para una despojadora de H₂S que trata con nafta una eficiencia de 70%.

El cálculo de las etapas teóricas se realizó mediante la siguiente ecuación:

$$\% \eta = \frac{NPT}{NPR} \times 100$$

Ec. 3.1

Donde:

$\% \eta$: Eficiencia.

NPT: Número de platos o etapas teóricas.

NPR: Número de platos o etapas reales.

Despejando el número de etapas teóricas se tiene:

$$NPT = \frac{70 \times 26}{100}$$

$$NPT = 18$$

3.2.2.1. Definición del tipo de rehervidor

Como se puede observar en la figura 3.5, el producto del fondo de la torre se divide en dos corrientes luego de abandonar la columna, una se dirige al intercambiador de alimentación y finalmente a reformación, y otra que se dirige al horno B-1902, donde se vaporiza parcialmente para luego ser retornada a la torre como reflujo.

El PRO/II no tiene un modelo de rehervidor que sea exactamente igual a esta configuración, pero si existe uno que la representa con bastante exactitud, como lo es el rehervidor de termosifón sin baffles. En éste, se utiliza un intercambiador de calor en lugar del horno, pero al suministrarle la información sobre la transferencia de calor requerida, genera un reflujo hacia la torre con las mismas características que el horno, lo cual se acepta ya que se está realizando la evaluación de la torre D-1909 mas no la del horno. Se utilizó este tipo de rehervidor debido a que representa las condiciones semejantes al horno y la temperatura de salida es mayor que la del producto de fondo, así como la temperatura y composición del producto de fondo y alimentación al rehervidor son iguales.

3.2.2.2. Definición del tipo de condensador

El condensador seleccionado es un “condensador parcial”, de donde se obtiene líquido, vapor y agua; el líquido generado se retorna a la torre como reflujo, mientras que las corrientes que se retiran son el vapor y el agua. En este caso sólo se debe añadir una etapa adicional.

En la tabla 3.1 se puede observar una comparación entre la configuración de etapas de equilibrio reales y las utilizadas en la simulación.

Tabla 3.1. Diferencias entre la configuración real y la aplicada en la simulación

CONDICIONES	ETAPAS REALES	ETAPAS TEÓRICAS	MODELO DE SIMULACIÓN
Etapas totales en la torre	26	18	21
Plato de alimentación	6	4	4

Seguidamente se procedió a ubicar en la hoja de PRO/II los equipos en estudio; primero el intercambiador de calor simple que simula al calentador de la alimentación E-1908A/B (intercambiador de calor de tubo y coraza), que aumenta la temperatura de la alimentación de la torre; después se incluyó la torre D-1909, junto con el tambor separador, D-1910, (del que sale una corriente de gas y una de agua agria), y el intercambiador que simula la operación del horno, B-1902, para alcanzar la temperatura del fondo. Ver figura 3.6.

En la refinería Puerto La Cruz las diferentes corrientes presentes están identificadas con las siguientes siglas:

- **152:** Corriente de alimentación, antes de ser calentada en el intercambiador E-1908A/B.
- **306:** Alimentación a las condiciones de operación de la torre.
- **519:** Gas ácido, uno de los productos del tope.
- **504:** Aguas agrias del separador D-1910.
- **341:** Producto de fondo de la torre D-1909.
- **399:** Alimentación a reformación.

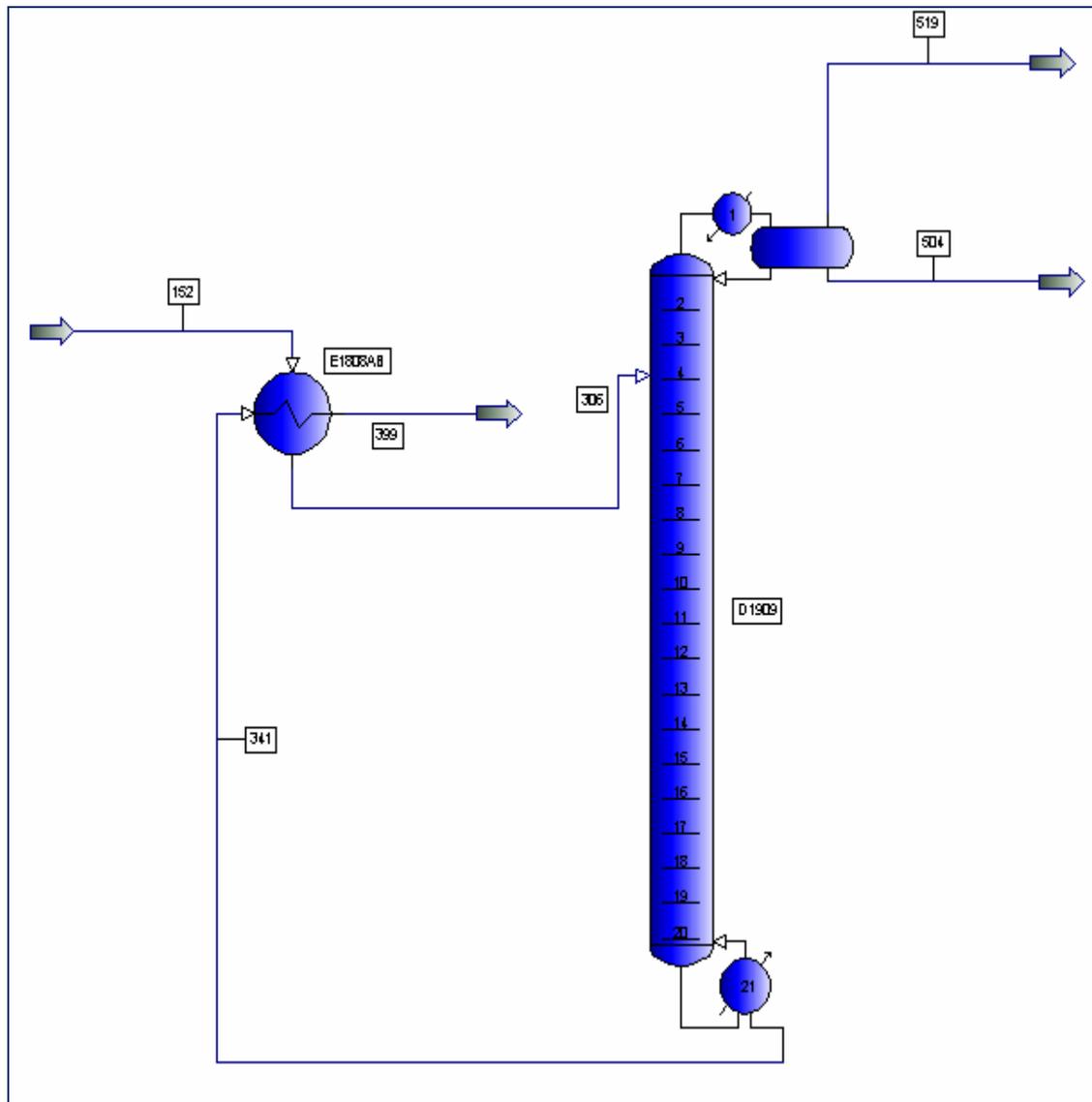


Figura 3.6. Diagrama de flujo para la simulación en PRO/II de la torre D-1909

Luego, se seleccionó el sistema de unidades en que se iba a trabajar, el cual depende de si son condiciones de diseño u operación, ya que es posible que el licencianta utilizara unidades distintas a las aplicadas por la refinera.

Finalmente, se procedió a proporcionar las condiciones a las cuales debería operar cada equipo presente en el diagrama.

El método termodinámico utilizado fue la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK) y el algoritmo “Inside-out” (I/O) por su rapidez, poco requerimiento de estimaciones iniciales y por su eficiencia para la convergencia de la mayoría de los sistemas de hidrocarburos, además reduce el tiempo de la corrida. Se usó el generador de estimados iniciales “Convencional” ya que éste trabaja con una amplia categoría de problemas y su uso se recomienda antes que otras aplicaciones.^[16]

Posteriormente, se revisó si todos los iconos presentes en el diagrama cambiaron al color verde, indicando que no se requiere más información para realizar la corrida del modelo, y así proceder a realizar la primera corrida y revisar los resultados presentados por el simulador. Si después de la corrida, alguno de los equipos presentaba un color rojo, se revisaba la información suministrada y se realizaba una nueva corrida, todo este procedimiento se realizó hasta que se obtuvo una convergencia de los resultados.

3.2.2.3. Validación del modelo de simulación

Se basó en la desviación máxima permisible para este sistema, aplicando como dicho valor un 10%.

El porcentaje de desviación está definido por:

$$\% \text{Desviación} = \left| \frac{\text{diseño} - \text{simulación}}{\text{diseño}} \right| \times 100 \quad \text{Ec. 3.2}$$

Para esto se tomó el flujo de nafta hidrotratada en condiciones de diseño para la torre D-1909 y el resultado de su modelo de simulación, y se introdujeron en la ecuación 3.2.

$$\%Desviación = \left| \frac{3464,27 - 3464,35}{3464,27} \right| \times 100$$

$$\%Desviación = 0,002$$

De igual forma se realizó este cálculo para los demás valores a validar tanto para las condiciones de operación como para las distintas variaciones de carga en cada una de las torres evaluadas.

Los valores que se compararon para realizar la validación fueron el flujo de los productos (nafta a reformación, gas ácido y agua), temperatura de tope y fondo, peso molecular del producto de fondo, y calidades de los productos expresadas en las destilaciones ASTM-D86.

En el capítulo cuatro, de la tabla 4.3 a la 4.10 se muestran los resultados obtenidos para la torre despojadora, D-1909.

3.2.2.4. Modelo de simulación en condiciones de diseño

a) Caracterización de las corrientes involucradas

Para esta caracterización, primeramente se definieron los componentes a utilizar en la simulación. En la tabla 3.2 se reflejan los flujos molares de los principales componentes de las corrientes antes mencionadas, en condiciones de diseño; nótese la

presencia del componente *nafta alim*, el es un conglomerado de los componentes de la nafta utilizada para este diseño por UOP (*United Oil Products*).

Aparte de las composiciones, también se necesitaron las condiciones que se utilizaron para el diseño del equipo por parte del licenciante, así como algunas propiedades de la fase líquida y vapor en las corrientes de alimentación y productos, las cuales están expresadas en la tabla 3.3 y 3.4 respectivamente.

Tabla 3.2. Composición de las corrientes de alimentación y productos de la torre D-1909

COMPONENTES (Lbmol/h)	Alimentación a la torre (152)	Agua agria (504)	Gas ácido (519)	Nafta a reformación (341)
H2O	8,77	7,75	1,02	0
H2S	1,73	0	1,73	0
NH3	0	0	0	0
H2	57,29	0	57,29	0
C1	8,71	0	8,71	0
C2	4,7	0	4,7	0
C3	2,64	0	2,64	0
IC4	1,66	0	1,66	0
NC4	0,13	0	0,13	0
IC5	0,57	0	0,53	0,05
NC5	0,56	0	0,43	0,13
<i>Nafta alim</i>	3.469,86	0	5,77	3464,09
FLUJO MOLAR TOTAL(Lbmol/h)	3.556,62	7,75	84,62	3464,27

Tabla 3.3. Propiedades físicas de las corrientes de alimentación y productos

PROPIEDADES FÍSICAS	152	306	519	504	341
Temperatura (°F)	130	370	130	130	466
Presión(PSIG)	207	195	146	50	182
Flujo molar (lbmol/h)	3556,63	3556,63	84,62	7,75	3464,27
Flujo en peso(lb/h)	395038	395038	1220	140	393679
Peso molecular	111,07	111,07	14,42	18,02	113,64

Tabla 3.4. Propiedades de la fase líquida y vapor para las corrientes involucradas

PROPIEDADES FÍSICAS	152	306	519	504	341
FASE VAPOR					
Flujo molar (Lbmol/h)	27,73	54,22	84,62	-	-
FASE LIQUIDA					
Densidad (API)	52,12	51,07	-	-	51,83
Densidad específica	0,735	0,606	-	-	0,534

b) Selección de las especificaciones

Se especificó la relación de reflujo en base molar, y el contenido en fracción molar de la nafta alim en el vapor de tope. En la tabla 3.5 se pueden observar los valores utilizados.

Tabla 3.5. Especificaciones y variables para el caso de diseño en la D-1909

ESPECIFICACIÓN	VALOR	VARIABLE
Relación de reflujo	9,2798	Calor del condensador
Contenido de nafta alim en el gas de tope (%mol)	0,078	Calor del rehervidor

3.2.2.5. Modelo de simulación en condiciones de operación

En este modelo se utilizó el mismo diagrama utilizado en condiciones de diseño (ver figura 3.6).

A diferencia del caso de diseño, en operación no se dispone de la composición de la alimentación a la torre D-1909, por lo que se empleó una alimentación reconstituida a partir de la información que se posee sobre los productos.

a) Caracterización de la alimentación

Para este fin, se tomaron muestras de las corrientes involucradas correspondientes al día 10/09/2008; entre las muestras tomadas están:

- 341: Nafta hidrotratada que se dirige a reformación, se encuentra en fase líquida y se le hicieron dos pruebas, una cromatografía y una destilación ASTM D-86.
- 519: Gas ácido proveniente del D-1901, se encuentra en fase gaseosa, y se le hizo una cromatografía.

Todas las pruebas realizadas a estas corrientes se realizan de manera rutinaria y se llevan a cabo en el departamento de laboratorio de la refinería Puerto la Cruz, los resultados fueron obtenidos a través del sistema de laboratorio de la refinería, y se reportan en el anexo B.

Para la obtención de las condiciones de operación (presión, temperatura, flujo) se utilizó el sistema de recolección automático de datos ASPEN PROCESS

EXPLORER (ver figura 3.7), los datos obtenidos se encuentran en el anexo B.1. En la tabla 3.6 se encuentran los valores promedio del perfil de temperatura de la torre calculados a partir la información del ASPEN.

Tabla 3.6. Promedio del perfil de temperatura para la torre despojadora a condiciones de operación.

TEMPERATURA °F	TOPE	FONDO	CONDENSADOR	REHERVIDOR
Promedio	246,12	471,32	104,06	485,96

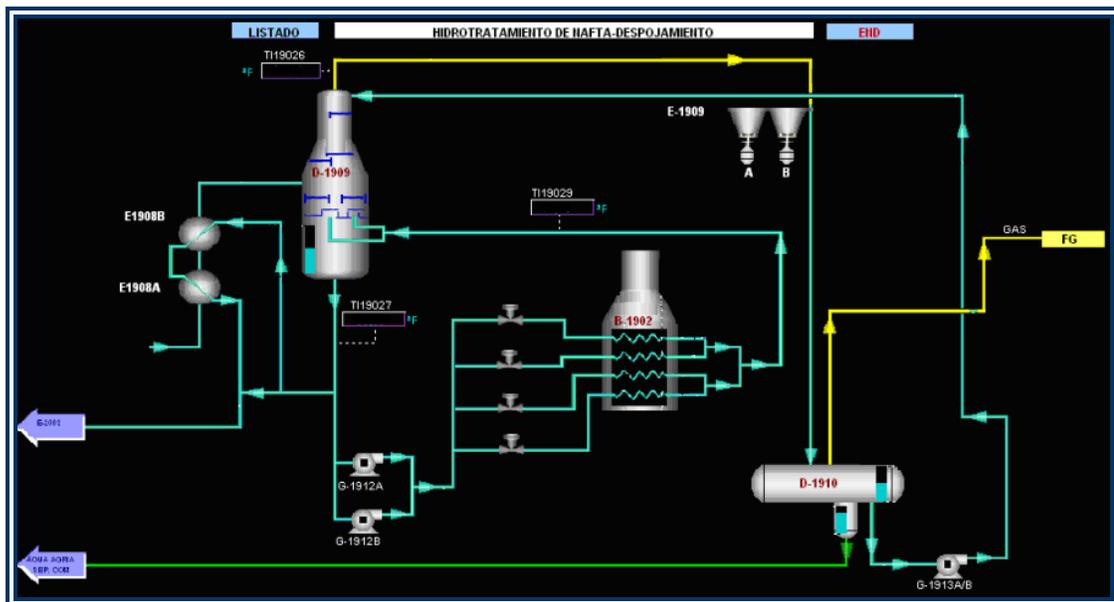


Figura 3.7. Pantalla de presentación gráfica de la sección de despojamiento en el explorador de procesos

Una vez caracterizada cada una de las corrientes de los productos en la simulación, se proceden a unir en un mezclador, como se observa en la figura 3.8, para generar una corriente que será la alimentación a la torre despojadora.

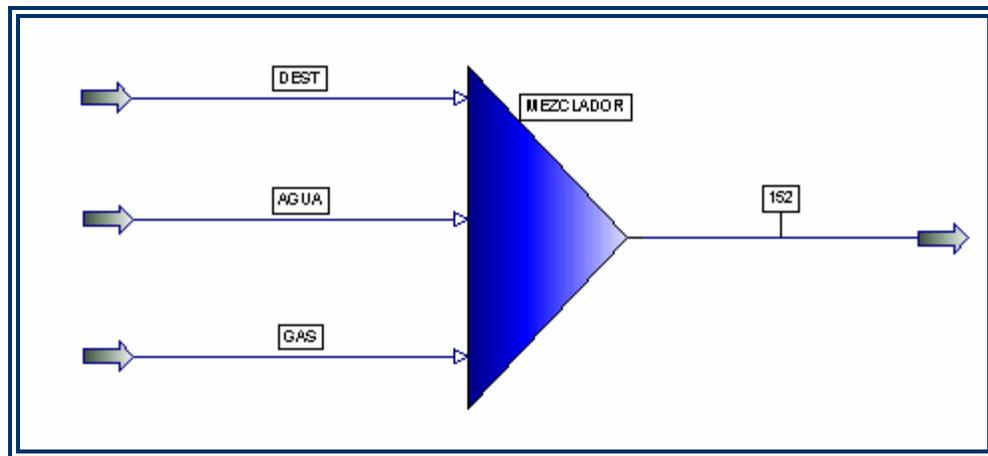


Figura 3.8. Alimentación reconstituida a la despojadora.

b) Selección de las especificaciones

Para este caso se especificó la relación de reflujo molar y el peso molecular del gas ácido proveniente del D-1910, en la tabla 3.7 se reflejan los valores utilizados.

Tabla 3.7. Especificaciones tomadas para la torre D-1909 en condiciones de operación

Especificación	Valor	Variable
Relación de reflujo molar	11,5	Calor del condensador
Peso molecular del gas de tope	17	Calor del rehervidor

Para la obtención de la relación de reflujo se aplicó la siguiente relación entre el reflujo a la torre y el gas despojado:

$$Rd = \frac{L_0}{D} \quad \text{Ec. 3.3}$$

Donde:

Rd: Relación de reflujo molar.

L_0 : Reflujo que retorna a la torre (Lbmol/h)

D: Gas despojado (Lbmol/h)

c) Validación del modelo de simulación

En esta sección, al igual que para el diseño se aplicó la ecuación 3.2, pero en este caso se tomaron en cuenta otros valores para la validación. Como lo son:

- Temperatura del plato de tope: Se obtiene del sistema de recolección de datos, ASPEN, los valores están reflejados en el anexo C.
- Relación de reflujo en unidades volumétricas: Se utilizan unidades de volumen debido a que es mucho más fácil obtener este valor durante la operación de la unidad para el cálculo de la desviación. Los valores de reflujo y gas despojado a utilizar en la ecuación 3.3 se encuentran en el anexo C.
- Peso molecular del gas de tope y del producto de fondo: Estos valores se encuentran en el anexo B.
- Temperatura del plato de fondo

- Contenido de H₂S en la nafta hidrotratada: Se obtiene del sistema de laboratorio.
- Destilación ASTM D-86 para el 10%, 50% y 90% del producto.

En las tablas 4.7, 4.8, 4.9 y 4.10, se encuentran los resultados de la simulación junto con su correspondiente valor de desviación.

3.2.3. Torre desbutanizadora

Del mismo modo que para el caso de diseño en la torre despojadora, para formular el modelo de simulación de esta torre, se tomó la información proporcionada por la empresa licenciante UOP, para esta unidad.

Inicialmente se obtuvo el número de etapas teóricas aplicando la ecuación 3.1, para ello se utilizó la eficiencia recomendada para este equipo por la empresa licenciante, la cual recomienda para una desbutanizadora que trata con nafta, una eficiencia de 75%.

Posteriormente se realizó el diagrama de flujo de la unidad en PRO/II, colocando los equipos en estudio, ver figura 3.9.

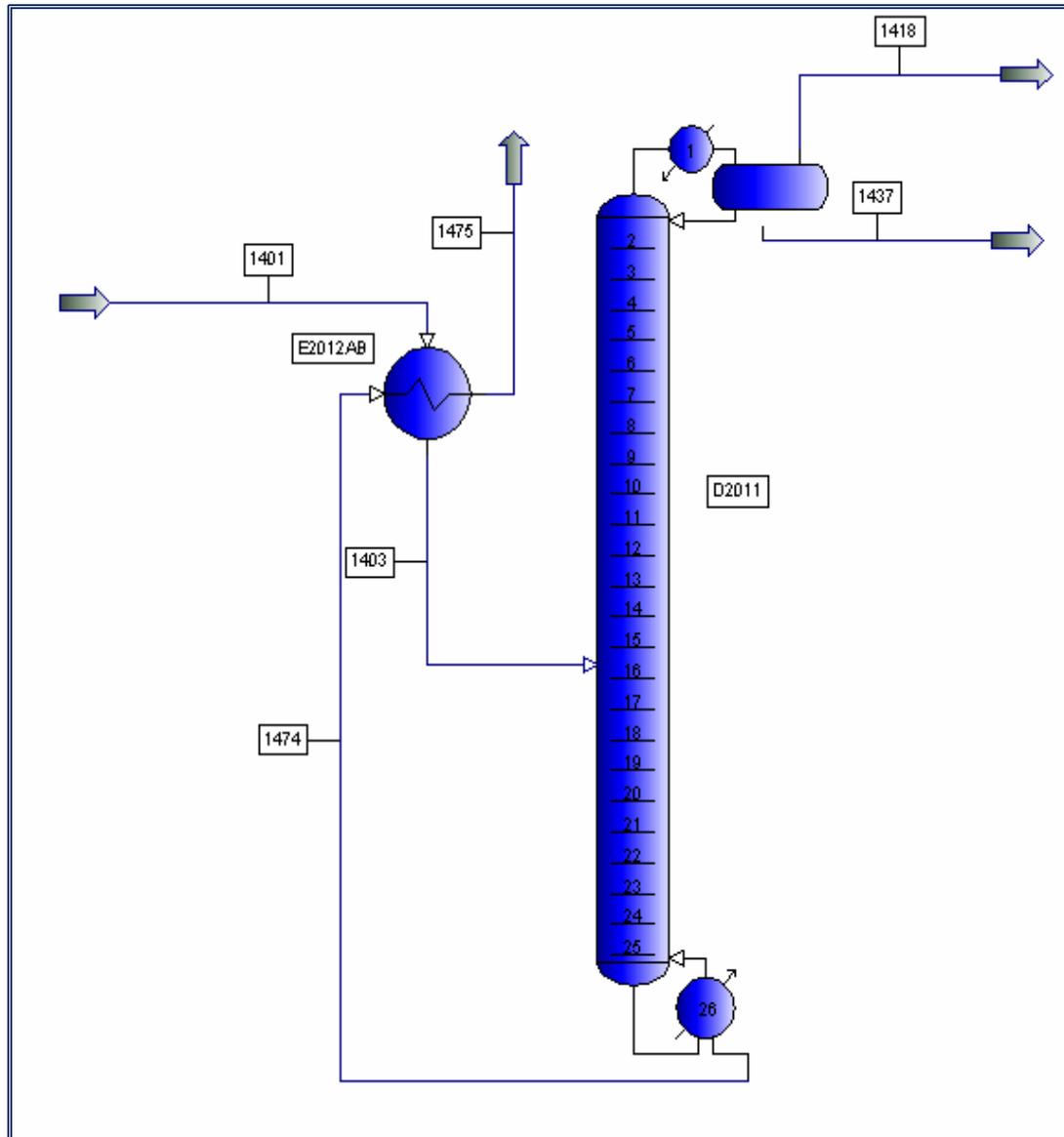


Figura 3.9. Diagrama de flujo del modelo de simulación para la torre desbutanizadora D-2011

Como se puede observar en el diagrama de flujo en estudio, también existe un intercambiador de entrada, E-2011A/B, un rehervidor y un condensador, pero en este caso (a diferencia de la despojadora), aparte del gas, hay una corriente de

hidrocarburo líquido como producto, también se puede notar que no hay una corriente de agua saliendo del condensador como era el caso de la despojadora.

También se observa que se utilizaron nomenclaturas diferentes para las corrientes del proceso:

- 1401: Alimentación a la torre antes de ser precalentada.
- 1403: Alimentación a la D-2011 a las condiciones de operación de la misma.
- 1418: Gas de proceso que sale del tope, del D-2012.
- 1437: Es el LPG (gas licuado de petróleo), una corriente rica en propanos y butanos.
- 1474: Reformado a las condiciones del fondo de la torre.
- 1475: Reformado enfriado por el intercambiador E-2012A/B.

La ecuación de estado seleccionada fue la SRK, ya que este genera buenos resultados en torres desbutanizadoras. Se utilizó el algoritmo *Inside-out* (I/O) por su rapidez y por su eficiencia para la convergencia de la mayoría de los sistemas de hidrocarburos. Se usó el generador de estimados iniciales “Convencional” ya que éste trabaja con una amplia categoría de problemas y su uso se recomienda antes que otras aplicaciones.^[16]

3.2.3.1. Definición del tipo de condensador y rehervidor

El condensador utilizado es parcial porque existen las fases líquido y vapor como productos de tope, y el rehervidor es el termosifón sin baffles, ya que como se puede ver en la figura 3.9 el producto de fondo de la torre se divide antes de entrar al rehervidor, por lo tanto la salida de éste tendrá mayor temperatura que el reformado.

En la tabla 3.8 se puede observar una comparación entre la configuración de etapas de equilibrio reales y las utilizadas en la simulación.

La torre cuenta con 30 etapas de equilibrio reales (que no incluyen al condensador ni al rehervidor), las cuales una vez aplicada la ecuación de la eficiencia, pasarán a ser 23 etapas teóricas.

A las 23 etapas teóricas calculadas se le adicionaron dos etapas correspondientes al rehervidor y una etapa que representará al condensador, obteniéndose un total de 26 etapas, que serán las que se aplicaron al modelo de simulación.

Tabla 3.8. Diferencias entre la configuración real y la aplicada en la simulación

CONDICIONES	ETAPAS REALES	ETAPAS TEÓRICAS	MODELO DE SIMULACIÓN
Etapas totales en la torre	30	23	26
Plato de alimentación	21	16	16

3.2.3.1. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre desbutanizadora

a) Caracterización de las corrientes involucradas

Al igual que para el caso de diseño de la torre D-1909, se utilizó la información proporcionada por la empresa UOP, en las tablas 3.9, 3.10 y 3.11 se encuentran los flujos molares de los componentes y las propiedades de estas corrientes. Nótese la presencia del C6+, que corresponde a los flujos de compuestos a partir del hexano en adelante y del *C4olefin*, que son las olefinas con 4 carbonos.

Para caracterizar al C6+ y al *C4olefin*, se buscaron sus propiedades en la bibliografía y se introdujeron en la ventana de selección de componentes (densidad estándar y peso molecular para cada uno), debido a que son grupos de compuestos y por lo tanto no se pueden ubicar en la librería de compuestos del PRO/II. Ver figura 3.10.

Tabla 3.9. Composición de las corrientes de alimentación y productos de la torre D-2011

COMPONENTES (Lbmol/h)	1401	1437	1474	1418
H2	26,55	0,38	0	26,17
C1	12,05	0,97	0	11,08
C2	49,26	13,21	0	36,05
C3	228,14	114,55	0,94	112,65
IC4	119,26	68,53	17,92	32,81
NC4	78,96	42,1	21,78	15,08
C4olefin	0,76	0,42	0,19	0,15
IC5	49,44	1,82	47,32	0,3
NC5	33,07	0,13	32,92	0,02
C6+	3322,11	0	3322,1	0
HCl	0,01	0	0	0,01
FLUJO MOLAR TOTAL(Lbmol/h)	3.919,61	242,11	3443,17	234,32

Tabla 3.10. Propiedades físicas de las corrientes de alimentación y productos

PROPIEDADES FÍSICAS	1401	1403	1406	1418	1437	1474
Temperatura (°F)	83	340	140	86	100	461
Presión(PSIG)	196	185	175	76	200	181
Flujo molar (Lbmol/h)	3919,84	3919,85	1639,13	231,48	242,18	3443,18
Flujo en peso (Lb/h)	395466	395466	79046	9100	12060	374305
Peso molecular	100,89	100,89	48,22	38,81	49,8	108,71

Tabla 3.11. Propiedades de la fase líquida y vapor para las corrientes involucradas.

PROPIEDADES FÍSICAS	1401	1403	1406	1418	1437	1474
FASE VAPOR						
Flujo molar (Lbmol/h)	3,53	173,25	1639,13	234,48	-	-
FASE LIQUIDA						
Densidad (API)	46,78	45,42	-	-	132,6	41,39
Densidad específica	0,784	0,654	-	-	0,506	0,598

Para la destilación ASTM D-86, se tomaron los datos de de diseño (tabla 3.10) para la corriente de producto de fondo (reformado), y se creó una corriente adicional en PRO/II, de tal forma que este nos pudiese proporcionar esta información. Ver figura 3.10.

Los resultados de esta corriente se compararán con la destilación del producto de fondo del modelo de la torre realizado.

Stream Name		S3
Stream Description		
Phase		Liquid
Temperature	F	469
Pressure	PSIG	179
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	F	
IBP		114,904
5%		154,606
10%		165,997
30%		202,032
50%		247,056
70%		260,149
90%		270,119
95%		276,322
EBP		280,044

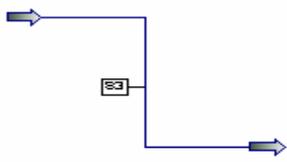


Figura 3.10. Corriente creada para obtener la destilación del reformado a condiciones de diseño.

b) Selección de las especificaciones

En este caso se especificó la temperatura del condensador y la cantidad de isopentano en el producto de fondo. En la tabla 3.12 se pueden observar los valores utilizados.

Tabla 3.12. Especificaciones y variables para el caso de diseño en la D-2011

ESPECIFICACIÓN	VALOR	VARIABLE
Flujo de IC5 en el reformado (lbmol/h)	1,518	Calor del rehervidor
Temperatura del condensador (°F)	100	Calor del condensador

c) Validación de la simulación

Se basó en la desviación máxima permisible para este sistema, con un valor límite de 10%.

Los valores que se compararon para realizar la validación fueron:

- Perfil de temperatura y presión de la torre.
- Flujos máxicos de los productos de tope y fondo.
- Relación de reflujo molar entre el destilado y la alimentación.
- Peso molecular del gas de tope.
- Contenido de C6+ en el reformado.
- Densidad API del reformado.
- Densidad API del LPG (gas licuado del petróleo).
- Flujo molar de HCl en el reformado.

Las respectivas desviaciones se encuentran en las tablas 4.11 a la 4.14.

3.2.3.2. Modelo de simulación en condiciones de operación

Aplicando un diagrama de flujo similar al de diseño, ver figura 3.8, con la misma eficiencia de la torre de 75% y por lo tanto un igual número de etapas teóricas e igual nomenclatura para la torre, se creó el diagrama de flujo de la torre en PRO/II.

Se utilizó la ecuación de estado SRK para los cálculos por las mismas razones que en caso de diseño, y los mismos principios para seleccionar la configuración del rehervidor y condensador.

A diferencia del caso de diseño, en operación no se dispone de la composición de la alimentación a la torre D-2011, por lo que se tuvo que utilizar una alimentación reconstituida a partir de la información obtenida de los estudios realizados a los productos.

a) Caracterización de la alimentación

Para definir la alimentación se realizaron determinadas pruebas a los productos de la torre y se tomaron las condiciones de operación actuales para aplicar una alimentación reconstituida.

En la figura 3.11, se puede observar como se unieron las corrientes del reformado, el gas de tope y el LPG (gas licuado del petróleo) en un mezclador proporcionado por PRO/II y se creó la alimentación a la torre D-2011.

Para esto, se tomaron muestras de las corrientes involucradas correspondientes al día 10/09/2008; entre las muestras tomadas están:

- 1474: Es el reformado o producto de fondo, se encuentra en fase líquida y se le hicieron dos pruebas, una cromatografía y una destilación.
- 1437: Es el LPG o producto líquido del tope, presenta un alto contenido de propano y butanos.
- 1418: Gas proveniente del D-2012, se le realizó una cromatografía de gas.

Todas las pruebas hechas a estas corrientes se realizan de manera rutinaria y se llevaron a cabo en el departamento de laboratorio de la refinería Puerto la Cruz, los resultados fueron obtenidos a través del sistema de laboratorio de la refinería, los resultados están expresados en el anexo D.

Para la obtención de las condiciones de operación (presión, temperatura, flujo) al igual que en la despojadora D-1909, se utilizó el sistema de recolección automático de datos ASPEN PROCESS EXPLORER (ver figura 3.12 y 3.13), los datos obtenidos se encuentran en el anexo D.1. En la tabla 3.13 se encuentran los promedios del perfil de temperatura.

Tabla 3.13. Promedio del perfil de temperatura para la torre despojadora a condiciones de operación.

TEMPERATURA °F	TOPE	FONDO	CONDENSADOR	REHERVIDOR
Promedio	144,31	460,31	80,22	488,00

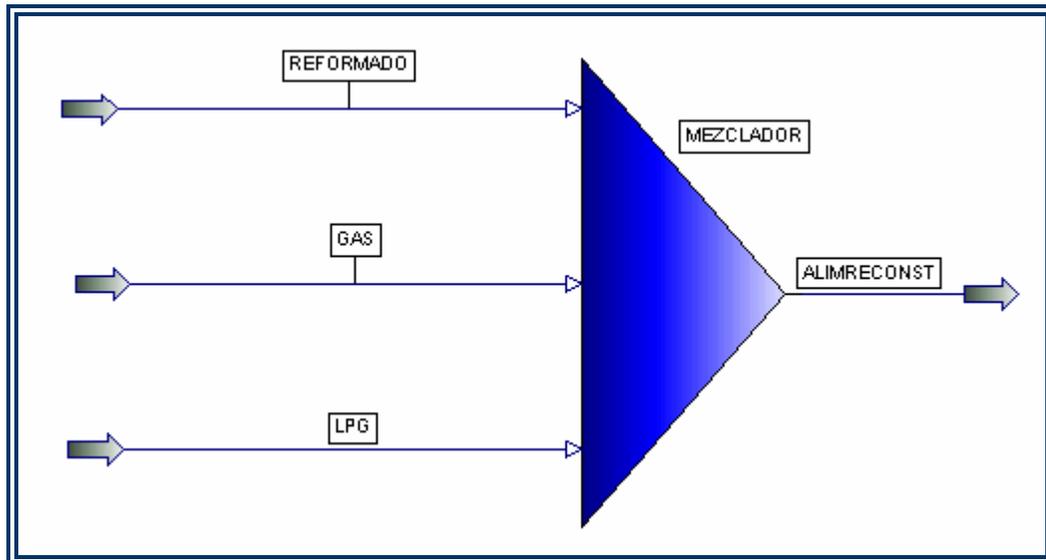


Figura 3.11. Alimentación reconstituida de la debutanizadora en condición de operación.

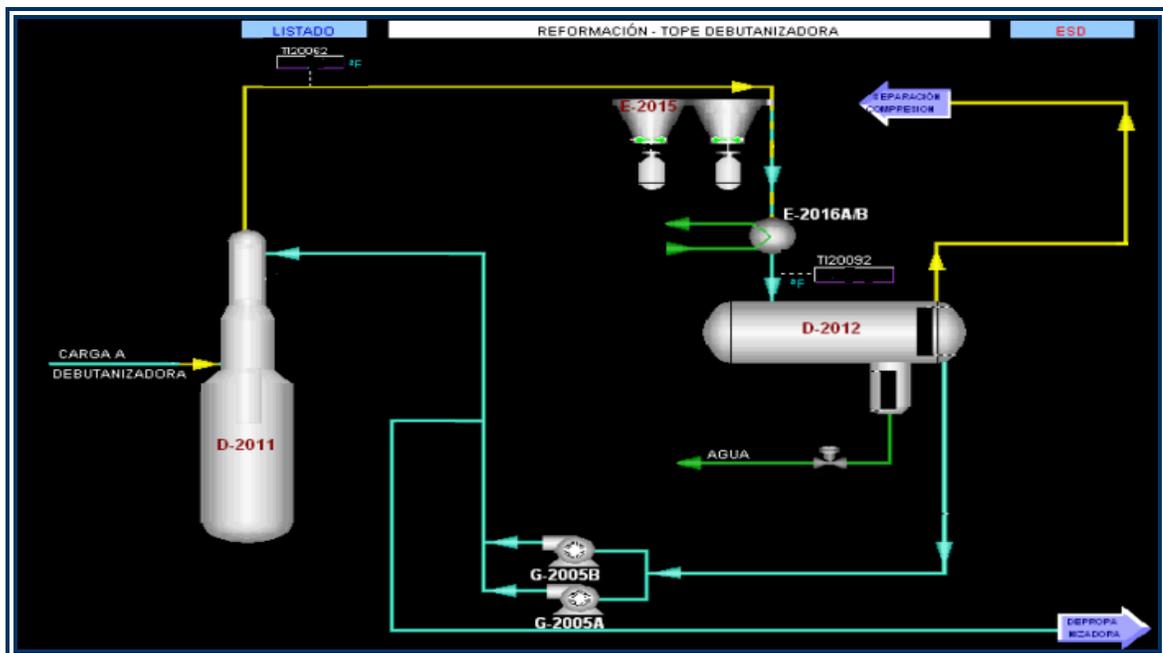


Figura 3.12. Pantalla de ASPEN, de donde se obtienen los datos de operación para la zona superior a la alimentación de la D-2011.

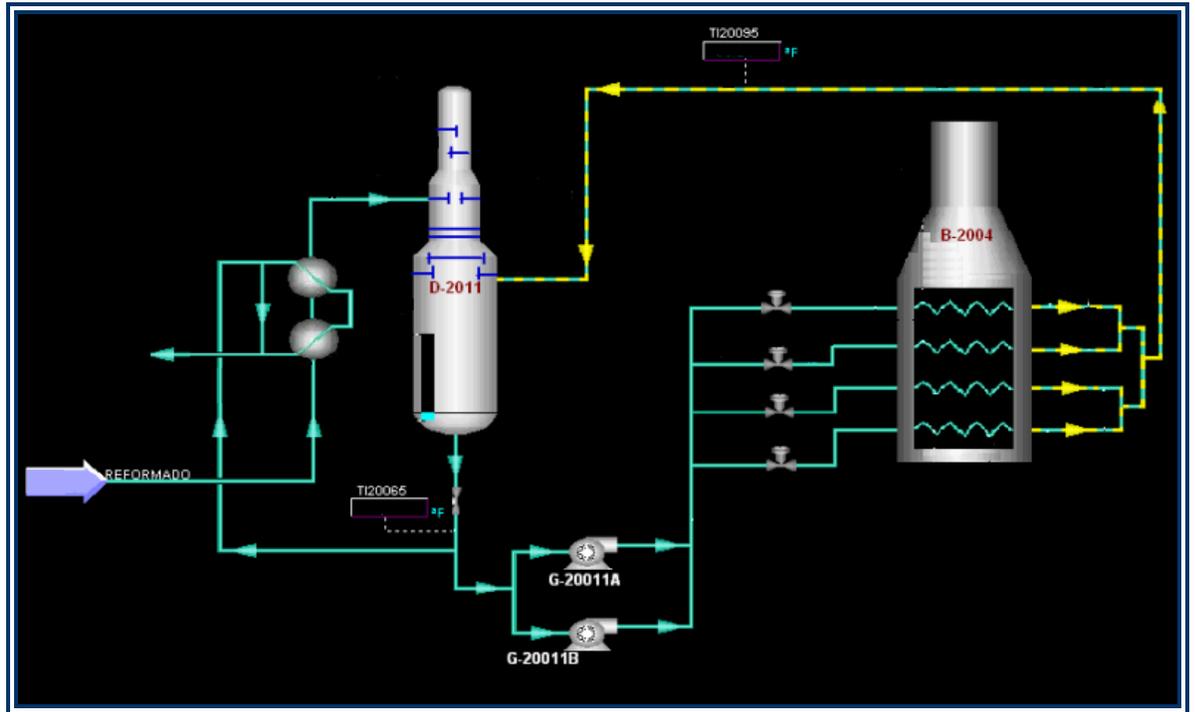


Figura 3.13. Pantalla de ASPEN, de donde se obtienen los datos de operación para la zona inferior a la alimentación de la D-2011.

b) Selección de las especificaciones

Para la desbutanizadora en condiciones de operación, se especificó la destilación ASTM-D86 para cuando se ha destilado el 10% en volumen de la corriente de reformado (1474) y la relación de reflujo molar entre el reflujo y el destilado total del tope (moles de gas y moles de líquido), en la tabla 3.14 se pueden observar los valores utilizados.

Tabla 3.14. Especificaciones tomadas para la torre D-2011 en condiciones de operación.

Especificación	Valor	Variable
Destilación D86 para el 10%vol de 1474 (°F)	203,5	Calor del condensador
Relación de reflujo	1,7474	Calor del rehervidor

3.2.5.3. Validación del modelo de simulación

En esta sección, al igual que para el caso de diseño se aplicó la ecuación 3.2, pero en este caso se tomaron en cuenta otros valores para la validación. Como lo son:

- Temperatura del tope: Se obtiene del sistema de recolección de datos, ASPEN.
- Relación de reflujo en unidades volumétricas: Se utilizan unidades de volumen porque es mucho más fácil obtener este valor durante la operación de la unidad para el cálculo de la desviación.
- Peso molecular del gas de tope y del reformado (producto de fondo)
- Temperatura del plato de fondo.
- Destilación ASTM D-86 para el 10%, 50% y 90% del reformado.
- Presión de vapor Reid (RVP) del reformado: Proporcionados por el sistema de laboratorio de refinería Puerto La Cruz.
- Gravedad específica del LPG: También proporcionado por el laboratorio.

En las tablas 4.15 a la 4.18, se presentan los resultados de la simulación junto con sus correspondientes valores de desviación.

3.3. Obtención del diagrama de restricción de las torres debutanizadora y despojadora aplicando el simulador de procesos pegasys

El diagrama tiene como función establecer los límites hidráulicos a partir de los cuales la torre comenzará a presentar problemas en su funcionamiento. Se utilizó el programa PEGASYS, el cual incorpora la información de la hidráulica de los platos en la torre, junto con la información mecánica de los mismos (proporcionada por la empresa diseñadora KOCH-GLITSCH).

Para el uso de PEGASYS se requiere un reporte que se obtiene del PRO/II, conocido como reporte TLS (*Tray Loading Summary*), el cual proporciona toda la información sobre la hidráulica de los platos en la torre.

Los reportes TLS proporcionan la siguiente información sobre los flujos de líquido y vapor en cada plato:

- Para los flujos de vapor: temperatura, presión, peso molecular, flujo másico, densidad y viscosidad.
- Para los flujos de líquido: temperatura, peso molecular, flujo másico, densidad, viscosidad, tensión superficial.

Los flujos para los cuales se presentan los resultados son:

- El líquido que entra al plato (*liquid to tray*)
- El líquido que sale del plato (*liquid from tray*)

- El vapor q entra la plato (*vapor to tray*)
- El vapor que sale del plato (*vapor from tray*)

El PEGASYS para propósitos de cálculo requiere la información del vapor que entra y el líquido que sale del plato (*vapor to tray*, *liquid from tray* respectivamente).

Una vez obtenidos los reportes para cada plato en la torre se procedió a hacer un estudio por zonas de la misma, estas zonas se dividen de acuerdo con la mecánica del equipo, en este caso serían el diámetro de la torre y las características de los platos en estudio. Posteriormente se seleccionaron de dichas zonas los platos denominados críticos, los cuales tienen mayor riesgo de presentar problemas operacionales ya que son los que se encuentran mas cerca de los límites de operación. Para los límites máximos (inundación y llenado del bajante), se seleccionó el plato con mayor flujo de líquido y vapor, por consiguiente, para los mínimos (pérdida del sello y lloriqueo), se tomaron los platos con menor flujo, también de líquido y vapor.

Una vez seleccionados los platos a evaluar en PEGASYS, se procedió a buscar toda la información sobre la mecánica de los platos en estudio, para ser introducida en el programa junto con los datos proporcionados por PRO/II, y obtener los valores de inundación, llenado del bajante, lloriqueo y perdida del sello para cada plato y así seleccionar los más cercanos a los límites, los cuales serían los platos críticos.

Seguidamente se hicieron variaciones en la carga del modelo de simulación en PRO/II (aumentando y disminuyendo el flujo de alimentación, manteniendo las condiciones de operación y propiedades de los productos constantes), y se evaluaron nuevamente los platos seleccionados como críticos hasta alcanzar los límites mínimos y máximos de operación.

Con cada una de las variaciones realizadas a la carga de la torre, se tomaron los flujos de líquido y vapor para los platos críticos y se variaron sus valores para cada plato en PEGASYS y así se obtuvieron los flujos a los cuales se presentarían los problemas de operación en estudio.

Por ultimo, con los datos de los flujos de líquido y vapor anteriormente obtenidos se procedió a realizar el diagrama de restricción del equipo.

3.3.1. Diagrama de restricción para la torre despojadora de H₂S, de la unidad de hidrotratamiento de nafta (unidad 19)

Tomando en cuenta lo explicado en la sección anterior, para la realización del diagrama de restricción se siguieron los siguientes pasos:

3.3.1.1. Recolección de la información mecánica de la torre D-1909

El tipo de plato en estudio es el perforado, y la torre será dividida en dos zonas (enriquecimiento y agotamiento), debido a las diferencias entre los diámetros y el número de pasos de cada una. En la figura 3.14 se observan los tipos de platos presentes en la D-1909 y sus dimensiones están reflejadas en la tabla 3.15.

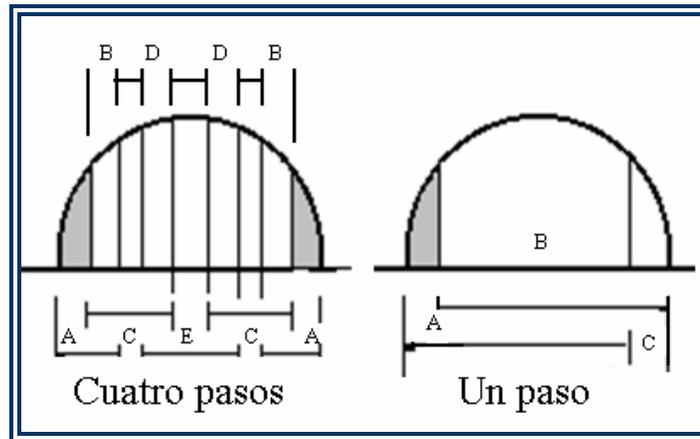


Figura 3.14. Nomenclatura utilizada para las dimensiones de los platos en la torre D-1909.

La información recolectada del diseño de los internos de la torre a partir de los planos mecánicos fue proporcionada por la empresa KOCH-GLITSCH.

Tabla 3.15. Información mecánica de las zonas superior e inferior a la alimentación en la despojadora de H₂S.

CARACTERÍSTICA DEL PLATO	SECCIÓN DE ENRIQUECIMIENTO (2-4)	SECCIÓN DE AGOTAMIENTO (4-19)
Diámetro (ft)	5,5	12
Para platos perforados		
Altura del vertedero (in)	2,25	2
Claro del bajante (in)	2	1,5
Número total de perforaciones	1169	3244
Diámetro de las perforaciones (in)	0,5	0,5
Área de perforación/Área de burbujeo (%)	9,5	6,7*
Espaciamiento entre platos (in)	24	24
Espesor del plato (in)	0,0747	0,0747
Arreglo del plato		
Número de pasos	1	4
Dimensiones de los pasos (in)		
A	13,5	14,4
B	39	19,3
C	10	12,5
D	-	19,3
E	-	13

* Este valor es un promedio entre los pasos, ya que la configuración de los mismos genera variaciones en el mismo.

3.3.1.2. Generación de los reportes TLS

Una vez obtenidos los reportes del simulador PRO/II, se procedió a seleccionar los platos con mayor y menor flujo de líquido y vapor entre las dos zonas en estudio. El reporte y los platos seleccionados se pueden ver en las tablas 4.19 y 4.20.

3.3.1.3. Aplicación del PEGASYS a los datos hidráulicos obtenidos para las condiciones actuales de operación

Una vez obtenidos los platos críticos en ambas zonas (2 y 3 para la superior, 3 y 4 para la inferior), se introdujeron estos datos y los de los planos mecánicos en el programa PEGASYS para proceder a realizar la evaluación hidráulica de los mismos a condiciones actuales. Los resultados obtenidos se encuentran expresados en las tablas 4.21 y 4.22.

Para determinar si los platos en estudio se encontraban operando correctamente, se establecieron unos límites para las condiciones de inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo.

Para la inundación se fijó un límite máximo de 70% del espaciamiento entre platos, de acuerdo con la empresa KOCH-GLITSCH, también se puede ver que las normas de PDVSA que aceptan este porcentaje (MDP-04-CF-09).

El llenado del bajante presenta un valor máximo de 45% para platos perforados, y la pérdida del sello tendrá un mínimo de 0,25 pulgadas por encima del claro del bajante, ambos valores fueron tomados de la norma PDVSA (MDP-04-CF-09).

Para el lloriqueo se tomó un máximo de 20% del líquido del plato, valor establecido como límite para los platos perforados por el programa PEGASYS.

3.3.1.4. Variaciones de los flujos de líquido y vapor en el modelo de PEGASYS

Para la realización del diagrama de restricción se hizo necesario conseguir las condiciones de flujo a las cuales se presentan la inundación, llenado del bajante,

pérdida del sello y lloriqueo. Para ello se hicieron variaciones en el flujo másico del líquido y vapor en PEGASYS:

Inundación (*jet flood*): Para que un plato se inundara se incrementó el flujo de vapor manteniendo el de líquido constante, de tal forma que el contenido de líquido en el plato alcanzara el valor de 70% que fue establecido previamente como máximo.

Llenado del bajante (*downcomer filling*): Esto se logró aumentando el flujo de líquido manteniendo el vapor constante hasta alcanzar un llenado en el bajante de un 45%.

Pérdida del sello (*downcomer sealing*): Para alcanzar la pérdida de sello en el plato se disminuyó el flujo de líquido manteniendo el de vapor constante hasta que el nivel de líquido bajara hasta 0,25 pulgadas por encima del borde inferior del bajante.

Lloriqueo (*weeping*): El plato presentó este problema cuando se le disminuyó el flujo de vapor manteniendo el de líquido constante, hasta llegar a un porcentaje de lloriqueo del 20%.

Los resultados de este procedimiento se encuentran reflejados en las tablas 4.25 y 4.26.

3.3.1.5. Variaciones en la carga a la torre D-1909 en el modelo de simulación realizado en PRO/II y evaluación de los mismos en PEGASYS

Dado que las condiciones de operación actual resultaron estar dentro de los límites aceptables, se procedió a aumentar y a disminuir la carga en el modelo de simulación realizado en PRO/II entre 17 MBD y 34,7 MBD (manteniendo las condiciones y propiedades de los productos), y a repetir con cada una de estas

variaciones el procedimiento de evaluación en PEGASYS explicado en los dos pasos anteriores. Los resultados obtenidos para cada una de las variaciones se encuentran reflejados en las tablas 4.23 y 4.24 y los resultados de la evaluación de cada carga están en las tablas 4.21 y 4.22.

3.3.1.6. Construcción de los diagramas de restricción de la torre D-1909 y establecimiento de los límites máximo y mínimo de operación.

Para la elaboración de estos diagramas se requiere de los límites de flujo de líquido y vapor de la zona en estudio para cada una de las variaciones de la carga. Como se puede ver en la figura 3.15, el punto z representaría un valor de carga tomado anteriormente y los puntos A, B, C y D serían cada uno de los valores máximo y mínimos de líquido o vapor para esta carga. Los diagramas de restricción para las zonas superior e inferior de la torre se pueden detallar mejor en las figuras 4.2 y 4.3.

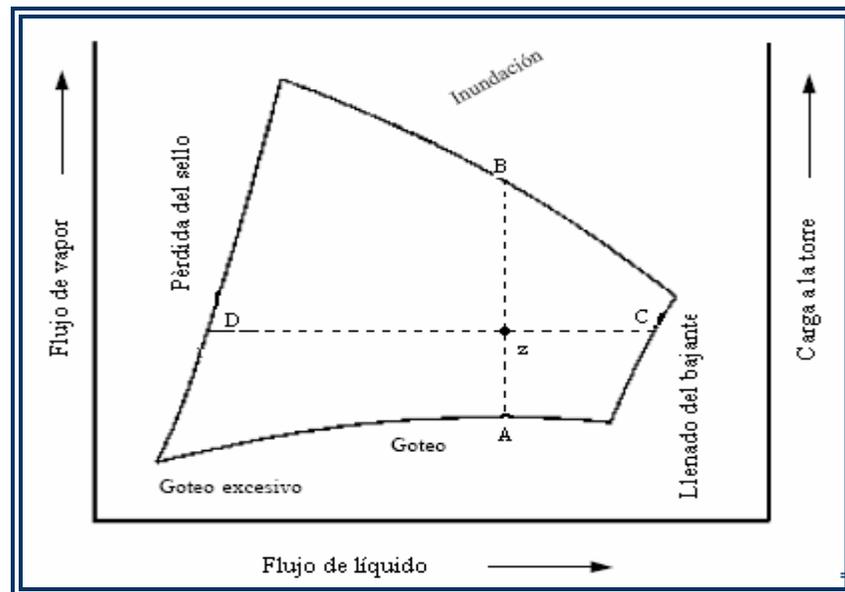


Figura 3.15. Modelo de un diagrama de restricción y representación de los límites para una carga determinada.

En este caso se tomaron los máximos y mínimos flujos de líquido y vapor para cada variación de carga a la torre (tablas 4.25 y 4.26).

Se construyeron dos ejes de Y, el principal correspondió al flujo de vapor y el secundario sería la carga a la torre D-1909, también se construyó un eje X que presentó los valores del flujo de líquido.

3.3.2. Diagrama de restricción para la torre desbutanizadora D-2011 de la unidad de reformación catalítica de nafta (unidad 20).

Al igual que para la torre despojadora de H_2S , D-1909, se aplicaron los siguientes pasos:

3.3.2.1. Recolección de la información mecánica de la torre D-2011.

El tipo de plato en estudio es el perforado, y la torre será dividida en dos zonas (una por encima de la alimentación y otra por debajo), debido a las diferencias entre los diámetros y el número de pasos de cada una. En la figura 3.16 se observan los tipos de platos presentes en la D-2011 y sus dimensiones están reflejadas en la tabla 3.16.

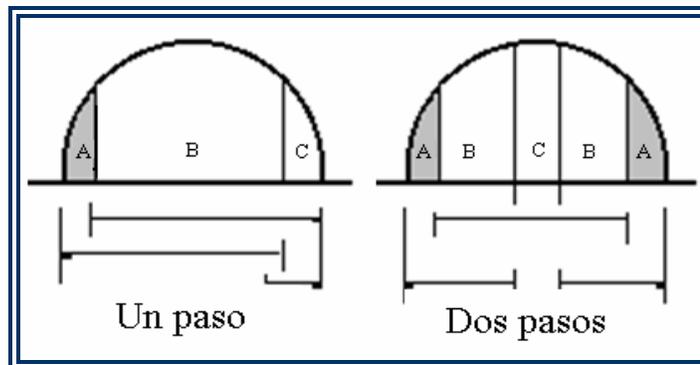


Figura 3.16. Nomenclatura utilizada para las dimensiones de los platos en la torre D-2011.

De la tabla 3.16 se verifica que la torre presenta platos de un paso para la zona de enriquecimiento y de dos pasos para la zona de agotamiento.

Tabla 3.16. Información mecánica de las zonas superior e inferior a la alimentación en la desbutanizadora, D-2011.

CARACTERÍSTICA DEL PLATO	SECCIÓN DE ENRIQUECIMIENTO (2-15)	SECCIÓN DE AGOTAMIENTO (16-24)
Diámetro (ft)	4,50	9,00
Para platos perforados		
Altura del vertedero (in)	2,00	3,00
Claro del bajante (in)	1,50	2,75
Número total de perforaciones	926	1939
Diámetro de las perforaciones (in)	0,5	0,5
Área de perforación/Área de burbujeo (%)	10,66	8,53
Espaciamiento entre platos (in)	24	24
Espesor del plato (in)	0,0747	0,0747
Arreglo del plato		
Número de pasos	1	2
Dimensiones de los pasos (in)		
A	10,00	20,00
B	34,00	23,00
C	10,00	22,00

La caída de presión máxima para esta columna es de 3,60 psig.

3.3.2.2. Generación de los reportes TLS

Una vez obtenidos los reportes del PRO/II, se procedió a seleccionar los platos con mayor y menor flujo de líquido y vapor entre las dos zonas en estudio. El reporte y los platos seleccionados se pueden ver en las tablas 4.27 y 4.28.

3.3.2.3. Aplicación del PEGASYS a los datos hidráulicos

Una vez obtenidos los platos críticos en ambas zonas (8 y 15 para la de enriquecimiento, 16 y 24 para la de agotamiento), se introdujeron estos datos y los de los planos mecánicos en el programa PEGASYS para proceder a realizar la evaluación hidráulica de los mismos a condiciones actuales. Los resultados obtenidos se encuentran expresados en las tablas 4.29 y 4.30.

Para determinar si los platos en estudio se encontraban operando correctamente, se establecieron unos límites para las condiciones de inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo.

Para la inundación se fijó un límite máximo de 70%, de acuerdo con la empresa KOCH-GLITSCH, también se puede ver que las normas de PDVSA aceptan este porcentaje (MDP-04-CF-09).

El llenado del bajante presenta un valor máximo de 45% para platos perforados, y la pérdida del sello tendrá un mínimo de 0,25 pulgadas por encima del claro del bajante, ambos valores fueron tomados de la norma PDVSA (MDP-04-CF-09).

Para el lloriqueo se tomó un máximo de 20%, valor establecido como límite para los platos perforados por el programa PEGASYS.

3.3.2.4. Variaciones de los flujos de líquido y vapor en el modelo de PEGASYS

Para la realización del diagrama de restricción se hizo necesario conseguir las condiciones de flujo a las cuales se presentan la inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo. Para ello se hicieron variaciones en el flujo másico del líquido y vapor en PEGASYS:

Inundación (jet flood): Para que un plato se inundara hubo que incrementar el flujo de vapor manteniendo el de líquido constante, de tal forma que el contenido de líquido en el plato alcanzara el valor de 70% que fue establecido previamente como máximo.

Llenado del bajante (downcomer filling): Esto se logró aumentando el flujo de líquido manteniendo el vapor constante hasta alcanzar un llenado en el bajante de un 45%.

Pérdida del sello (downcomer sealing): Para alcanzar la pérdida de sello en el plato se disminuyó el flujo de líquido manteniendo el de vapor constante hasta que el nivel de líquido bajara hasta 0,25 pulgadas por encima del borde inferior del bajante.

Lloriqueo (weeping): El plato presentó este problema cuando se le disminuyó el flujo de vapor manteniendo el líquido constante, hasta llegar a un porcentaje de lloriqueo del 20%.

Los resultados de este procedimiento se encuentran reflejados en las tablas 4.33 y 4.34.

3.3.2.4. Variación en la carga a la torre

Dado que las condiciones de operación actual resultaron estar dentro de los límites aceptables, se procedió a aumentar la y disminuir la carga en el modelo de simulación realizado en PRO/II (manteniendo las condiciones y propiedades de los productos), y a repetir con cada una de estas variaciones el procedimiento de evaluación en PEGASYS explicado en los dos pasos anteriores. Los resultados obtenidos para cada una de las variaciones se encuentran reflejados en las tablas 4.31 y 4.32.

3.3.2.5. Construcción de los diagramas de restricción

Para la elaboración de estos diagramas se requiere de los límites de flujo de líquido y vapor de la zona en estudio con cada una de las variaciones de la carga. Como se puede ver en la figura 3.12, el punto z representaría un valor de carga tomado anteriormente y los puntos A, B, C y D serían cada uno de los valores máximo y mínimos de líquido o vapor para esta carga.

En nuestro caso se construyeron los ejes del diagrama del mismo modo que en la D-1909 para lo cual se tomaron los máximos y mínimos flujos de líquido y vapor para cada variación de carga a la torre (tablas 4.33 y 4.34).

3.4. Establecimiento las condiciones de flujo mínimas y máximas en la alimentación a las torres en estudio

3.4.1. Establecimiento de los flujos mínimos y máximos para la torre D-1909

Para la obtención de los límites, se realizó una extrapolación de los puntos obtenidos por las variaciones de la carga a la torre, de allí se obtuvieron estos flujos máximos y mínimos de la alimentación a la torre. Ver figuras 4.2 y 4.3.

3.4.2. Establecimiento de los flujos mínimos y máximos para la torre D-2011

En este caso se siguió el mismo procedimiento que para la torre D-1909 y se puede ver el resultado en las figuras 4.5 y 4.6.

CAPITULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1. Descripción de las variables de operación actual para las torres estabilizadora d-1909 y desbutanizadora d-2011

4.1.1. Características actuales de la despojadora de H₂S, D-1909, de la unidad de hidrotratamiento de nafta (unidad 19)

La torre D-1909, tiene una altura total de 92 pulgadas y 26 platos, tipo perforados, con un diámetro de 5,5 pulgadas en la zona de enriquecimiento, y 12 pulgadas en la zona de agotamiento, la alimentación está ubicada en el plato 6. En la parte inferior hay bandejas con cuatro pasos para manejo de líquido y en la superior hay platos de un solo bajante.

Su principal objetivo es remover la mayor cantidad posible de H₂S, de tal manera que su concentración sea menor a 0,5ppm antes de ser enviada a la unidad de reformación catalítica. Sus principales variables son: la temperatura del plato de fondo, la cual está ligada al control de la tasa de suministro del combustible en el rehervidor, B-1902; el contenido de H₂S en la corriente de nafta a reformación, ya que éste debe estar por debajo de 0,5ppm para evitar dañar el catalizador de reformación; el flujo de vapor del rehervidor, ya que éste remueve el sulfuro de hidrógeno, las trazas de agua, hidrocarburos ligeros e hidrógeno disueltos en la alimentación al despojador; la presión de la torre, que se controla por el controlador de presión en el tope, PIC19011. La presión de la torre es de 175 psig en el tope y 180 psig en el fondo.

Del condensador de tope (ver anexo G.1.) se generan sólo una corriente de gas que va al sistema de gas combustible de la refinería y una de agua que es recogida en el colector de condensado y enviada a la unidad de despojamiento de aguas agrias. Normalmente no existe una corriente de hidrocarburo líquido como producto de tope, y en caso de presentarse se debe controlar manualmente mediante una válvula en la línea hacia la unidad DA1 (unidad de destilación), para enviar dicho producto a esta unidad.

Los fondos líquidos de la despojadora se enfrían en el intercambiador de fondos, E-1908A/B, y luego van hacia la unidad de reformación.

Del acumulador del producto de tope de la torre, D-1910 (a una temperatura entre 100 °F y 110 °F) sale una corriente de gas, que presenta un elevado contenido de hidrógeno, el cual le fue inyectado a la corriente de proceso para realizar el hidrotratamiento a la nafta en la sección de reacción, también se observa la presencia de otros livianos. De este tambor trifásico, se obtiene una corriente de agua con cierto contenido de hidrocarburo; y por último el flujo de hidrocarburo líquido que es retornado completamente a la torre como reflujo, por encima del plato 2.

El flujo de líquido del último plato de la torre, bandeja 26, cae en el fondo de la torre, donde se acumula hasta cierto nivel y del cual sale una corriente de fondo, a una temperatura alrededor de los 470 °F, que se bifurca para ser dirigida una corriente al intercambiador de alimentación donde es llevado a las condiciones de alimentación de la unidad de reformación, y la segunda corriente, succionada por la bomba G-1912A/B y dirigida al horno B-1902, que la vaporiza parcialmente elevando la temperatura alrededor de 487 °F, para luego ser introducida nuevamente al fondo de la torre, por debajo del plato 26.

Los productos de este equipo deben cumplir con ciertas calidades establecidas por el mercado.

Entre los parámetros a tomar en cuenta para la nafta hidrotratada que se alimenta a reformación se tienen: destilación ASTM D-86 (punto final), contenido de H₂S y de nitrógeno.

Tabla 4.1. Variables de operación de la torre despojadora D-1909

Variable	Temperatura de condensador (°F)	Temperatura de tope (°F)	Temperatura de fondo (°F)	Temperatura de rehervidor (°F)	Presión de tope (Psig)	Presión de fondo (Psig)
valor	104,06	246,12	471,32	486	175	180

4.1.2. Características actuales de la desbutanizadora, D-2011, de la unidad de reformación catalítica de nafta (unidad 20)

La desbutanizadora, D-2011, tiene una altura de 93,2 pulgadas; consta de 30 platos tipo perforado, con un diámetro de 4,5 pies en la zona de enriquecimiento, y de 9 pies en la zona de agotamiento, por lo cual se dividió la torre en dos zonas para su evaluación, la superior con platos de un paso para el flujo de líquido y la inferior con platos de dos pasos, el plato de alimentación es el 20.

El objetivo de este equipo es remover la mayor cantidad posible de propano y butano al reformado, y sus principales variables son: la temperatura del plato de fondo, la cual esta ligada al control de la tasa de suministro del combustible en el rehervidor, B-2004; el flujo de vapor del rehervidor, ya que éste arrastra los livianos disueltos en la alimentación a la torre; la presión de la torre, que se controla por el

controlador de presión en el tope, PIC20024; la temperatura de tope, que se controla con el flujo de LPG que sale como producto de tope. La presión de la torre es de 175 psig en el tope y 177 en el fondo.

El vapor de tope (ver anexo G.2.), que sale de la torre a una temperatura de aproximadamente 144 °F, es enfriado en el condensador hasta una temperatura entre 74 y 80 °F, y llevado al tambor de condensado del desbutanizador, D-2012. La bomba de tope, G-2005A/B, devuelve parte del líquido a la columna como reflujo, mientras que una corriente líquida, rica en propano y butano es enviada a almacenaje. El gas que sale del tambor de condensado de la desbutanizadora, D-2012, es recirculado de vuelta a la sección de recontacto aguas arriba.

El producto de fondo de la desbutanizadora, el reformado, es enfriado intercambiado calor con la alimentación a la torre en el intercambiador E-2012A/B, desde una temperatura de 460°F hasta 485-490°F, y posteriormente será enfriado a la temperatura de almacenaje y finalmente enviado al mismo.

Al igual que para la D-1909, existen algunas especificaciones para el producto de fondo, o reformado, como lo son: presión de vapor reid (RVP), gravedad API, destilación D-86 (punto final), gravedad específica.

Tabla 4.2. Variables de operación de la torre desbutanizadora D-2011

Variable	Temperatura de condensador (°F)	Temperatura de tope (°F)	Temperatura de fondo (°F)	Temperatura De rehervidor (°F)	Presión de tope (Psig)	Presión de fondo (Psig)
valor	80,22	144,31	460,31	488	175	177

4.2. Modelo de simulación de las torres d-1909 y d-2011 a condiciones de diseño y operacionales en el simulador de procesos pro/ii

Una vez reunidos todos los datos de diseño y operación de las torres en estudio (despojadora de H₂S de la unidad 19 o unidad de hidrot ratamiento de nafta, y desbutanizadora de la unidad 20 o unidad de reformación catalítica de nafta), se construyó una simulación de cada una, en el simulador de procesos PRO/II versión 8.1. La validación del modelo se realizó reproduciendo estas condiciones y tomando un margen de error de un 10% para los flujos y temperaturas y algunas otras propiedades importantes.

4.2.1. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre despojadora de H₂S, D-1909

4.2.1.1. Flujo de productos

En la tabla 4.3 se observan los flujos molares de diseño para los productos de la D-1909, proporcionados por la empresa UOP, y sus valores en el modelo de simulación con las desviaciones correspondientes, siendo el flujo de aguas agrias el que presenta mayor error pero éste se encuentra dentro del límite establecido, por lo que los flujos resultados de la simulación tienen una buena correspondencia con el diseño.

Tabla 4.3. Flujos de productos de la D-1909 a condiciones de diseño y sus desviaciones

FLUJO MOLAR (LBMOL/H)	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Gas de proceso	84,62	84,71	0,11
Agua agria	7,65	7,53	1,57
Nafta hidrotratada	3.464,27	3.464,35	0,00

4.2.1.2. Perfil de temperatura y presión de la torre

Para la validación de estos valores se tomaron la temperatura y presión de los productos de tope y fondo de la torre. Como se puede ver en la tabla 4.4, la temperatura de tope es la que más se desvía del valor de diseño, pero aun así está por debajo del 10% por lo que se puede decir que es una buena representación de este perfil.

Tabla 4.4. Temperatura y presión de tope y fondo de la torre a condiciones de diseño y sus respectivas desviaciones.

VARIABLE DEL PROCESO	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Temperatura de tope (°F)	130	137	5
Temperatura de fondo (°F)	466	456	2
Presión de tope (Psig)	175	175	0
Presión de fondo (Psig)	180	180	0

4.2.1.3. Caracterización de la nafta hidrotratada

En la tabla 4.5 se pueden observar los valores de la destilación del producto de fondo de la torre para el modelo de simulación y condiciones de diseño. Se puede notar que a medida que aumenta el porcentaje destilado de la nafta, la desviación va disminuyendo, lo cual es un comportamiento característico del simulador, ya que el programa utiliza métodos de extrapolación para predecir los puntos iniciales, por lo cual el mayor error lo presenta el punto inicial pero está por debajo del máximo establecido.

Tabla 4.5. Destilación ASTM D-86 de la nafta hidrotratada y su desviación.

ASTM D-86 (%V)	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
PIE	180,056	186,007	3,305
5	189,005	190,557	0,821
10	192,131	193,22	0,567
30	228,161	228,678	0,227
50	261,871	262,155	0,108
90	321,705	321,891	0,058
95	330,325	330,408	0,025
PFE	336,331	336,386	0,016

4.2.1.4. Otras propiedades

Para la validación también se tomaron en cuenta otros factores importantes que permiten un mejor resultado, en la tabla 4.6 están estos factores y sus desviaciones:

- Relación de reflujo, la cual permite mantener un buen funcionamiento de la torre, esta presenta el mayor porcentaje de desviación, pero al ser esta

relación un valor muy pequeño, las desviaciones tienden a ser mayores, aparte de el hecho de que una diferencia de 0,24 en condición de diseño a 0,25 para el modelo de simulación no se considera muy notoria.

- Contenido de nafta en el gas ácido, el cual se toma porque es el componente mas pesado presente en esta corriente, aquí se repite lo planteado anteriormente sobre los porcentajes de desviación en número pequeños.
- Peso molecular del gas de tope, que se incluyó para caracterizar mejor la corriente de producto de tope.

El error en estos valores se encuentra dentro del rango establecido, por lo que se puede decir que representan bastante bien el comportamiento de la torre a condiciones de diseño.

Tabla 4.6. Otras Propiedades consideradas para la validación

VARIABLE DEL PROCESO	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Relación de reflujo molar (reflujo/alimentación)	0,25	0,24	3,60
Composición de Nafta alim en el gas ácido (%Molar)	0,072	0,074	2,778
Peso molecular del gas de tope (Lb/Lbmol)	14,4	14,7	1,9
Peso molecular del producto de fondo (Lb/Lbmol)	113,6	110,3	2,9

4.2.2. Modelo de simulación en condiciones de operación para la torre despojadora de H₂S, D-1909

4.2.2.1. Flujo de productos

En la tabla 4.7 se observan los flujos máxicos para los productos de la D-1909, y sus valores en el modelo de simulación con las desviaciones correspondientes, siendo el flujo de gas de tope el que presenta mayor error aunque dentro del límite establecido.

Tabla 4.7. Flujos de productos de la D-1909 a condiciones de operación y sus desviaciones.

FLUJO MÁXICO (LB/H)	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Nafta hidrotratada	355.460	355.628	0,05
Gas de tope	1.837,17	1.678,71	8,63

4.2.2.2. Perfil de temperatura de la torre

Para la validación de estos valores se tomaron la temperatura del condensador, tope de la torre, fondo de la torre y rehervidor. Como se puede ver en la tabla 4.8, la temperatura del condensador es la que más se desvía del valor de operación como consecuencia del arrastre de mayor cantidad de pesados en el gas de tope, pero aun así está muy por debajo del 10% por lo que se considera como una buena representación del perfil de temperatura de este equipo.

Tabla 4.8. Perfil de temperatura de la torre D-1909 a condiciones de operación y sus respectivas desviaciones

VARIABLE DE PROCESO	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Temperatura del condensador (°F)	104,06	104,54	0,46
Temperatura del plato de tope (°F)	246,12	246,64	0,21
Temperatura del plato de fondo (°F)	471,32	471,87	0,11
Temperatura del rehervidor (°F)	486,00	486,00	0,01

4.2.2.3. Caracterización de la nafta hidrotratada

En la tabla 4.9 se pueden observar los valores de la destilación del producto de fondo de la torre para el modelo de simulación y condiciones de operación. Se observa igual que para el caso de diseño que a medida que aumenta el porcentaje destilado de la nafta, la desviación va disminuyendo, lo cual confirma lo explicado sobre la tendencia del simulador a utilizar métodos de extrapolación para predecir los puntos iniciales, por lo cual el mayor error lo presenta el punto inicial, siendo menor al de operación.

Tabla 4.9. Destilación ASTM D-86 del producto de fondo y su desviación.

ASTM D-86 (%V)	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
5	187,88	181,69	3,29
10	232,94	232,7	0,10
30	248,76	248,69	0,03
50	265,91	265,84	0,03
90	315,82	315,79	0,01
95	329,17	329,15	0,01
PFE	338,03	338,01	0,01

4.2.2.4. Otras propiedades

Se tomaron en cuenta otros factores importantes que permiten un mayor acercamiento del modelo de simulación a la condición de operación, en la tabla 4.10 están estos factores y sus desviaciones.

- Relación de reflujo, la cual permite mantener un buen funcionamiento de la torre, esta presenta una desviación de 2,80%, pero al ser esta relación un valor muy pequeño, las desviaciones tienden a ser mayores, al igual que en el modelo de diseño.
- Peso molecular de los productos de tope y fondo; en el de fondo la diferencia es muy poca, mientras que para el producto de tope si se presenta un error mas alto, ya que como se dijo anteriormente, en el gas de tope se puede tolerar un poco mas de desviación debido a que no es un producto principal.

- Contenido de H₂S, el cual esta por debajo del límite, por lo que se puede decir que la nafta a reformación esta dentro de los requerimiento de la unidad.

Tabla 4.10. Otras Propiedades consideradas para la validación.

VARIABLE DEL PROCESO	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Relación de reflujo volumétrica (reflujo/líquido destilado)	0,25	0,26	2,80
Peso molecular del gas de tope (Lb/Lbmol)	18,40	17,00	7,61
Peso molecular de la nafta hidrotratada (Lb/Lbmol)	112,091	112,087	0,00
Contenido de H₂S (ppm)	0,00	0,00	0,00

4.2.3. Modelo de simulación en condiciones de diseño para la torre desbutanizadora

4.2.3.1. Flujo de productos

En la tabla 4.11 se estudian los flujos de productos para la torre D-2011, todos los valores se encuentran por debajo del 10%, entre ellos, el que presenta mayor desviación es el gas de proceso, que luego de abandonar la torre vuelve como reflujo a la unidad, por lo que se puede aceptar esta pequeña desviación.

Tabla 4.11. Flujos molares del gas de proceso, LPG y reformado para la desbutanizadora, D-2011, en caso diseño.

FLUJO MOLAR (LBMOL/H)	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Gas de proceso	231,48	232,81	0,575
LPG	242,18	242,18	0,00
Reformado	3.443,18	3.444,62	0,042

4.2.3.2. Perfil de temperatura y presión de la torre

En este caso se tomaron al igual que con el diseño de la D-1909, la temperatura y presión de tope y fondo de la torre con sus respectivos errores. En la tabla 4.12 se observa, que todos los valores están por debajo del máximo, la que presenta mayor desviación es la temperatura de fondo con un valor de 1,7%.

Tabla 4.12. Temperatura y presión de tope y fondo de la torre a condiciones de diseño y sus respectivas desviaciones.

VARIABLE DEL PROCESO	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Temperatura de tope (°F)	140	139	0,7
Temperatura de fondo (°F)	461	469	1,7
Presión de tope (Psig)	175	175	0,0
Presión de fondo (Psig)	179	179	0,0

4.2.3.3. Destilación ASTM D-86 del reformado

Como se puede observar en la tabla 4.13, todos los valores están dentro del rango establecido.

Tabla 4.13. Calidades del reformado y su desviación.

ASTM D-86 (%V)	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
PIE	114,904	113,766	0,990
5	154,606	154,426	0,116
10	165,997	165,917	0,048
30	202,032	201,968	0,032
50	247,056	247,011	0,018
90	270,119	270,181	0,023
95	276,332	276,396	0,023
PFE	280,044	280,125	0,029

4.2.3.4. Otras propiedades

Entre éstas se encuentra la composición de C6+ en el reformado, por ser el componente más pesado; es importante que su composición en el mismo sea lo más cercano a la condición de diseño.

También se encuentra en la tabla 4.14 el flujo de HCl, ya que como contaminante, se debe controlar su presencia en el reformado.

Las demás características, como peso molecular del gas de tope y densidad del reformado y LPG se tomaron para obtener un mejor modelo; todos los valores en estudio arrojaron resultados aceptables.

Tabla 4.14. Otras Propiedades consideradas para la validación

VARIABLE DEL PROCESO	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Relación de reflujo molar (destilado/alimentación)	0,062	0,062	0,000
Peso molecular del gas de tope (Lb/Lbmol)	38,80	38,74	0,18
Composición de C6+ en el reformado (%Molar)	0,964	0,964	0,000
Densidad del producto de fondo (API)	41,39	41,00	0,94
Densidad del LPG (API)	132,6	134,4	1,36
Flujo molar de HCl en el reformado (Lbmol/h)	0	0	0,000

4.2.4. Modelo de simulación en condiciones de operación para la torre desbutanizadora, D2011

4.2.4.1. Perfil de temperatura

En la tabla 4.15 hay una diferencia de temperatura considerable en el condensador, lo cual genera que el producto de tope se condense más y se produzca una mayor cantidad de LPG y menos gas. Esta diferencia se puede deber al tipo de condensador utilizado en la simulación. En la unidad existen dos equipos que enfrían el gas de tope de la torre (E-2015 y E-2016A/B), pero esto no se pudo representar con ninguno de los modelos de condensador que ofrece el simulador PRO/II, por lo tanto existe la posibilidad de cierto error en estos resultados.

Tabla 4.15. Temperatura de tope y fondo y presión de tope de la torre a condiciones de operación y sus respectivas desviaciones.

VARIABLE DEL PROCESO	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Temperatura del condensador (°F)	80,22	74,13	7,59
Temperatura de tope (°F)	144,31	146,88	1,78
Temperatura de fondo (°F)	460,31	459,90	0,09
Temperatura del rehervidor (°F)	488,00	487,00	0,21

4.2.4.2. Flujo de productos

En este caso, se pueden observar desviaciones por encima del máximo establecido (ver tabla 4.16), en los flujos de los productos de tope, con valores de 11,56% para el LPG y 16,8% para el gas, debido a que hay una desviación en la temperatura del condensador de un 7,592% por debajo de la de operación, causando que se condense mas el producto de tope, aumentando la cantidad de LPG y disminuyendo el gas de proceso.

Tabla 4.16. Flujos de productos y sus desviaciones.

FLUJO MÁSIKO (LB/H)	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN (%)
Reformado	315.006,000	314.962,000	0,033
LPG	8.658,000	9.658,908	11,560
Gas de proceso	5.695,000	4.738,025	16,804

4.2.4.3. Destilación ASTM D-86 del reformado y sus desviaciones

En la tabla 4.17 se encuentran los resultados de la destilación del reformado a condiciones de operación y su desviación; los valores de punto inicial y al 5% de destilado presentan un error elevado, pero se considera que los valores de la destilación ASTM D-86 que son resultados provenientes del PRO/II son más confiables a partir del 10%, ya que este programa realiza extrapolaciones en los valores iniciales de la destilación.

También se le atribuye el margen de error que se presenta al 5% destilado a la presencia en éste de pequeñas cantidades de algunos livianos, que por la baja temperatura de tope se está quedando en el reformado. Aún así, las desviaciones se encuentran por debajo del 10% y se considera una representación aceptable de la torre.

Tabla 4.17. Destilación ASTM D-86 del reformado y su desviación.

ASTM D-86 (%V)	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	% DESVIACIÓN
PIE	158,185	153,670	2,854
5	170,488	158,967	6,758
10	203,605	203,500	0,052
30	254,375	254,390	0,006
50	270,611	270,695	0,031
90	335,751	335,752	0,000
95	350,933	350,934	0,000
PFE	372,277	372,279	0,001

4.2.4.4. Otras propiedades

Entre las propiedades estudiadas en la tabla 4.18, se puede ver:

- Relación de reflujo entre el reflujo y el líquido destilado, la cual se seleccionó, debido a que estos valores son más fáciles de obtener en condiciones de operación.
- RVP del reformado, que es una de las características principales que se debe controlar en esta torre ya que es una de las especificaciones de este producto.
- Relación de reflujo y la gravedad específica del LPG, lo cual viene como consecuencia de la baja temperatura en el condensador.

Tabla 4.18. Otras Propiedades consideradas para la validación.

VARIABLE DEL PROCESO	OPERACIÓN	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN %
Relación de reflujo volumétrica (reflujo/líquido destilado)	4,275	4,119	3,649
Peso molecular del gas de tope (Lb/Lbmol)	30,982	30,928	0,174
Peso molecular del reformado (Lb/Lbmol)	106,757	106,827	0,066
Presión de vapor Reid (RVP) del reformado	2,344	2,354	0,422
Gravedad específica del LPG	0,548	0,537	2,008

4.3. Elaboración del diagrama de restricción de las torres debutanizadora y despojadora aplicando el simulador de procesos pegasys

4.3.1. Diagrama de restricción para la torre despojadora

Al obtener los reportes TLS (reporte de flujos de líquido y vapor en cada plato) para el modelo validado de la torre D-1909, se observó que los platos de cuatro pasos poseen mayor capacidad de manejo de flujos que los platos de un paso, por lo que se hizo necesario la realización de dos diagramas de restricción, uno para cada zona de la torre.

La alimentación entra al plato número 4, el cual fue el punto de separación de las zonas a estudiar. En la parte superior, sólo existen dos platos de un solo paso y el condensador (el cual no se toma en cuenta ya que se están evaluando los internos de la torre), por lo tanto seleccionaron el número 2 para los límites máximos, porque presenta mayor flujo de líquido y vapor, y el número 3 para los mínimos por presentar los flujos de menos valor de líquido y vapor. Ver tablas 4.19 y 4.20.

En la sección de agotamiento, que presenta platos de cuatro pasos para el flujo de líquido, están ubicadas las etapas desde la número 4 hasta la 21, sólo que para el estudio hidráulico se tomarán en cuenta del número 4 al 19 ya que la 20 es una etapa que se incluyó por requerimientos del simulador PRO/II, y la etapa 21 representa al rehervidor. Como se puede notar en las tablas 4.19 y 4.20, para esta sección se seleccionó al plato 4 para los límites mínimos porque presenta menores flujos de líquido y vapor, y el plato 19 para los límites máximos.

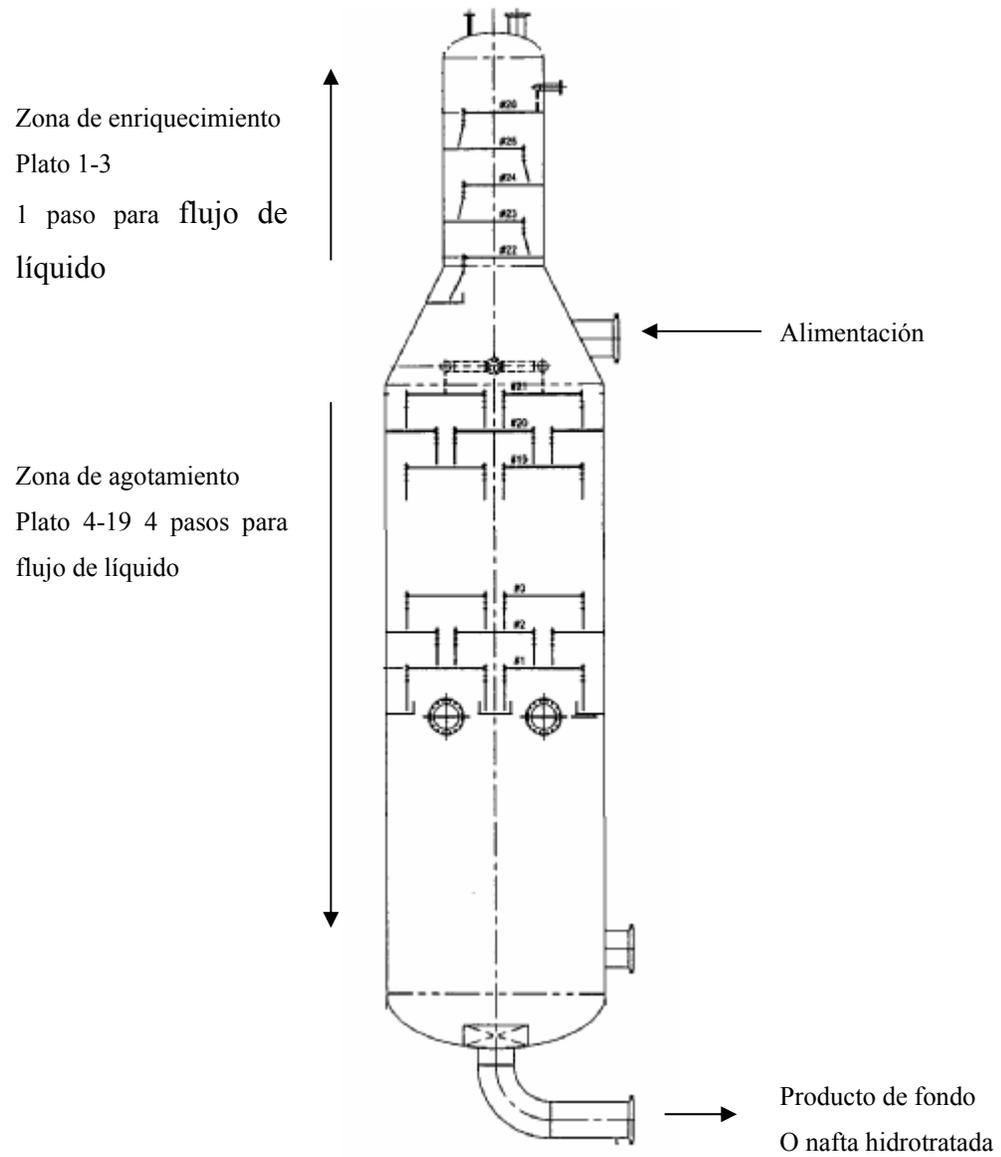


Figura 4.1. Diagrama de la columna despojadora D-1909

Tabla 4.19. Propiedades del flujo de vapor en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-1909.

----- Vapor to Tray -----						
Tray	Temp deg F	Pressure PSIG	Molec Wt	Rate M LB/HR	Density at Cond LB/FT3	Viscosity at Cond CP
1	246.64	173.00001	59.3716	80.299455	1.787537	0.0123320
2	291.46	173.27779	64.8701	114.366528	1.838215	0.0180788
3	369.94	173.55557	74.5159	105.163703	1.893665	0.0205385
4	375.32	173.83335	78.6795	190.819963	2.046460	0.0202960
5	376.66	174.11112	79.1301	205.562808	2.063690	0.0203217
6	377.49	174.38890	79.3239	209.563885	2.072216	0.0203452
7	378.13	174.66668	79.4512	211.844039	2.078687	0.0203659
8	378.72	174.94446	79.5574	213.536191	2.084446	0.0203877
9	379.37	175.22224	79.6713	214.988186	2.090182	0.0204161
10	380.22	175.50001	79.8265	216.448102	2.096602	0.0204601
11	381.50	175.77779	80.0739	218.200763	2.104723	0.0205346
12	383.60	176.05557	80.4987	220.668087	2.116231	0.0206650
13	387.14	176.33335	81.2444	224.553935	2.134055	0.0208944
14	393.04	176.61113	82.5439	231.076226	2.163209	0.0212901
15	402.49	176.88890	84.7330	242.291620	2.211634	0.0190347
16	416.50	177.16668	88.1898	261.340165	2.289628	0.0197732
17	435.29	177.44446	93.1433	291.988588	2.405345	0.0163691
18	458.34	177.72224	99.5181	336.623041	2.558105	0.0176020
19	485.83	178.00001	107.2362	393.757042	2.742378	0.0166080
20	0.00	0.00000	0.0000	0.000000	0.000000	0.0000000
21	Reboiler					

Tabla 4.20. Propiedades del flujo de líquido en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-1909.

----- Liquid from tray -----						
Tray	Temp deg F	Molec Wt	Rate MMLB/HR	Density at Cond LB/FT3	Viscosity at Cond CP	Surface Tension DYNE/CM
1	104.54	63.0371	0.0784561	39.254364	0.1784487	13.772933
2	246.64	67.9849	0.1125231	34.532326	0.1063357	6.994454
3	291.46	79.2697	0.1033203	35.363167	0.1096018	6.948382
4	370.90	97.6137	0.5464488	35.338589	0.1060373	6.386386
5	375.32	97.2505	0.5611917	35.086692	0.1034405	6.099307
6	376.66	97.2012	0.5651928	35.039072	0.1029834	6.024619
7	377.49	97.1844	0.5674729	35.015880	0.1027547	5.983368
8	378.13	97.1794	0.5691651	34.998350	0.1025737	5.953688
9	378.72	97.1886	0.5706171	34.982300	0.1023988	5.929568
10	379.37	97.2213	0.5720770	34.965242	0.1022060	5.907522
11	380.22	97.2958	0.5738296	34.944327	0.1019675	5.884302
12	381.50	97.4453	0.5762970	34.915223	0.1016403	5.855785
13	383.60	97.7278	0.5801828	34.870700	0.1011530	5.815789
14	387.14	98.2389	0.5867051	34.798597	0.1007300	5.754784
15	393.04	99.1204	0.5979205	34.679604	0.0980026	5.658724
16	402.49	100.5462	0.6169690	34.487538	0.0901535	5.521793
17	416.50	102.6721	0.6476175	34.199003	0.0904921	5.352163
18	435.29	105.6015	0.6922519	33.816749	0.0899609	5.054835
19	458.34	109.4848	0.7493859	33.384496	0.0881560	4.639422
20	471.87	112.0870	1.4972801	33.178342	0.0865671	4.414884
21	486.00	114.7395	0.7526529	32.947712	0.0849922	4.157133

Como se puede observar en la evaluación de los platos en caso actual (ver tablas 4.21 y 4.22), todos los valores obtenidos se encuentran dentro de los límites establecidos, por lo tanto la torre se encuentra operando correctamente.

En la zona con platos de un solo paso, al evaluar los platos número 2 y 3 en PEGASYS se puede ver que el que se acerca mas a los límites máximos es el número 2, con un 40,94% en llenado del bajante y 62% de inundación, lo cual es lógico ya que éste presenta mayores flujos de líquido y vapor, por otro lado el plato 3 pasara a representar los mínimos con un sello de 1,49 pulgadas por encima del claro del bajante y se tomarán los valores de lloriqueo de éste debido a que presenta los menores valores de líquido y vapor en esta zona. Ver tabla 4.21.

Tabla 4.21. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por encima de la alimentación para la torre D-1909 a condiciones de operación actual.

	PÉRDIDA DEL SELLO (in)	INUNDACIÓN (%)	LLENADO DEL BAJANTE (%)	LLORIQUEO (%)
PLATO/LIMITES	0,25	70	45	20
2	1,71	62	40,94	0
3	1,49	55	38,05	0

Por otro lado, al evaluar los platos número 4 y 19 en PEGASYS, donde el 4 posee menores flujos de líquido y vapor y el 19 presenta valores mayores, se observa que los límites mínimos están bien representados por el 4, con una pérdida del sello de 0,68 pulgadas por encima del claro del bajante en el paso C (ver figura 3.14) y un

lloriqueo de 0,2%, y al 19 le corresponden los máximos con una inundación de 50,3% en el paso A y un llenado de bajante de 38,6% en el mismo paso.

Para que en platos multipasos exista una equitativa distribución de los flujos de líquido y vapor y por ende una eficiencia uniforme, debe presentar una geometría equitativa entre los pasos, lo cual se logra mayormente en presencia de dos pasos, donde el diseño de cada paso es idéntico al otro, pero no cuando un mayor número de pasos se ve envuelto. En este caso, platos con cuatro pasos, la longitud del vertedero de los pasos centrales es muy diferente a la de los pasos laterales, por lo que se observan tantas variaciones en los resultados de la evaluación de los mismos en el PEGASYS. Ver tabla 4.22.

Nótese en las tablas 4.25 y 4.26 que los valores para los límites mínimos proporcionados por el plato número 4 son mucho mayores a los máximos correspondientes al plato número 2, lo cual confirma la necesidad de realizar dos diagramas de restricción, ya que como los platos de cuatro pasos poseen mayor capacidad que los de un paso, los valores de flujo que proporcionan no generarían un diagrama lógico si se unieran a los de un paso.

Para la obtención de los límites de operación de este equipo se hicieron variaciones de la carga a la torre (dichos valores fueron 34,7; 34,3; 32; 28,7; 22,4 y 17 MBD para la despojadora D-1909) en el simulador PRO/II, hasta obtener los límites mínimo y máximo de dicha carga para la despojadora. En la tabla 4.23 se encuentra la evaluación de las variaciones de carga en los platos número 2 y 3, donde el plato 2 será el que proporcione los valores máximos, por consiguiente es el primero que alcanza dicho límite, llegando al 70% de inundación a una carga de 34,7 MBD, el plato 3, proporcionará los límites mínimos en esta zona, aunque no se hace necesario alcanzar un mínimo en esta evaluación, ya que a nivel de carga a la unidad el mínimo lo arrojará el plato 4, en la zona inferior.

Tabla 4.22. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por debajo de la alimentación para la torre D-1909 a condiciones de operación actual.

	PÉRDIDA DEL SELLO (in)	INUNDACIÓN (%)	LLENADO DEL BAJANTE (%)	LLORIQUEO (%)
PLATO 4 /LIMITES	0,25	70	45	20
PASO A	1,40	24,6	27,8	0,2
PASO B	0,79	18,4	26,0	0,2
PASO C	0,68	23,8	26,2	0,2
PASO D	0,89	19,2	26,2	0,2
PLATO 19				
PASO A	2,10	50,3	38,6	0
PASO B	1,04	36,1	34,5	0
PASO C	1,03	47,3	34,9	0
PASO D	1,19	37,7	35,0	0

Tabla 4.23. Evaluación hidráulica de los platos 2 y 3 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.

Carga MBD	Plato Máximo	Inundación	Llenado del bajante	Pérdida de sello	Lloriqueo
		(%)	(%)	(pulg)	(%)
		70	45	0,25	20
34,7	2	70	43,49	--	--
	3	--	--	1,65	0
34,3	2	68	43,09	--	--
	3	--	--	1,62	0
32	2	62	40,94	--	--
	3	--	--	1,49	1
28,7	2	54	38,01	--	--
	3	--	--	1,31	1
22,4	2	40	33,47	--	--
	3	--	--	1,03	3
17	2	29	30,49	--	--
	3	--	--	15	0,85

Al evaluar los platos número 4 y 19 con las variaciones de carga a la torre, el plato 4 proporciona la mínima carga con un valor de 17 MBD alcanzando la pérdida del sello, el plato 19 no alcanzó ningún límite máximo, lo cual es lógico, ya que la carga máxima es alcanzada por el plato número 2, en la zona de enriquecimiento de la torre. En la tabla 4.22 están reflejados los límites alcanzados en la evaluación, también se pueden observar los resultados obtenidos para cada variación de la carga en el anexo E.

Tabla 4.24 Límites mínimo y máximo alcanzado por los platos número 4 y 19

Carga MBD	Plato Máximo	Inundación	Llenado del bajante	Pérdida de sello	Lloriqueo
		(%)	(%)	(pulg)	(%)
		70	45	0,25	20
3	19	55,9	41,8	--	--
4,7	4	--	--	0,75	0,2
1	19	22,9	25,5	--	--
7	4	--	--	0,25	5,2

En el anexo E.1 se encuentran los reportes para las variaciones de la carga a la torre D-1909. En las tablas 4.25 y 4.26 se encuentran los flujos de líquido y vapor mínimos y máximos, que son resultados de la evaluación hidráulica para las cargas de 17; 22,4; 28,7; 32; 34,3 y 34,7 MBD, en la zona de enriquecimiento y agotamiento de la despojadora.

Tabla 4.25. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 2 y 3.

CARGA	PLATO	INUNDACIÓN		LLENADO DEL BAJANTE		PERDIDA DEL SELLO		LLORIQUEO	
		QL	QV	QL	QV	QL	QV	QL	QV
34,7	2	121,82	124,86	131,15	123,82	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	46,3	113,85	111,86	40
34,3	2	120,44	125,30	132,2	122,42	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	46	112,56	110,59	39
32	2	112,52	129	141,22	114,37	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	43	105,16	103,32	40
28,7	2	100,72	132	147,9	102,37	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	40,5	94,14	92,49	40,5
22,4	2	78,69	140	158,3	79,98	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	33	73,54	72,26	42,5
17	2	59,81	147	161,1	60,79	-	-	-	-
	3	-	-	-	-	27,7	55,90	54,92	44

Tabla 4.26. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 4 y 19.

CARGA MBD	PLATO	INUNDACIÓN		LLENADO DEL BAJANTE		PERDIDA DEL SELLO		LLORIQUEO	
		QL	QV	QL	QV	QL	QV	QL	QV
34,7	19	811,28	535	910	426,28	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	288	206,59	591,59	97,1
34,3	19	792,22	536	925	417,56	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	288	204,25	584,91	96,35
32	19	749,39	546,5	950	393,76	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	287	190,82	546,45	88
28,7	19	670,83	555	990	352,48	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	286	170,81	489,16	80,5
22,4	19	524,09	578	1030	275,38	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	284	133,45	382,16	64,5
17	19	396,81	597	1040	207,79	-	-	-	-
	4	-	-	-	-	280	101,42	290,44	50

Finalmente se realizaron los diagramas de restricción para cada zona tomando los resultados de los límites de operación segura para cada caso (inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo) de los platos número 2 y 3 para la zona de enriquecimiento y 4 y 19 para la zona de agotamiento, expresados en las tablas 4.25 y 4.26 respectivamente, estos factores limitantes, representan cada una de las líneas que conforman el diagrama de restricción.

Como se puede ver en las figuras 4.2 y 4.3, el diagrama de restricción está conformado por tres ejes de coordenadas, de los cuales el eje X corresponde al flujo másico de líquido Ql (Klb/hr) y los dos ejes Y son para el flujo másico de vapor Qv (Klb/hr) y flujo másico de la carga a la columna Q (Klb/hr), estos ejes conforman la

zona factible de operación segura de la torre delimitada por, pérdida de sello, inundación y máximo llenado del bajante.

En la figura 4.2 se observa el diagrama de restricción para la zona superior de la torre, aquí se puede ver que el plato número 2 alcanza el límite de inundación a partir de una carga a la torre de 34,8 MBD, y que la de 17 MBD no llega al mínimo, ya que como se explicó anteriormente, la mínima carga a la torre será proporcionada por el plato 4 de la zona inferior, que presenta platos con cuatro pasos para el flujo de líquido.

Los puntos que se encuentran dentro de la zona de operación segura, representan el flujo másico de la carga a la columna a cada una de las variaciones de carga; Estos puntos están expresados en unidades de mil barriles diarios (MBD) solo para lograr una mejor visualización de estas variaciones de carga en el gráfico, pero para ubicar dichos puntos se trabajó con las mismas unidades que los demás ejes.

También es muy importante destacar que la carga actual de operación (32MBD), se encuentra mas cerca de los límites superiores en comparación con los inferiores, por lo que se debe tomar en cuenta los posibles aumentos de la carga a la torre, ya que de aumentarse en exceso se presentaría una inundación por arrastre excesivo de líquido, afectando la eficiencia del equipo.

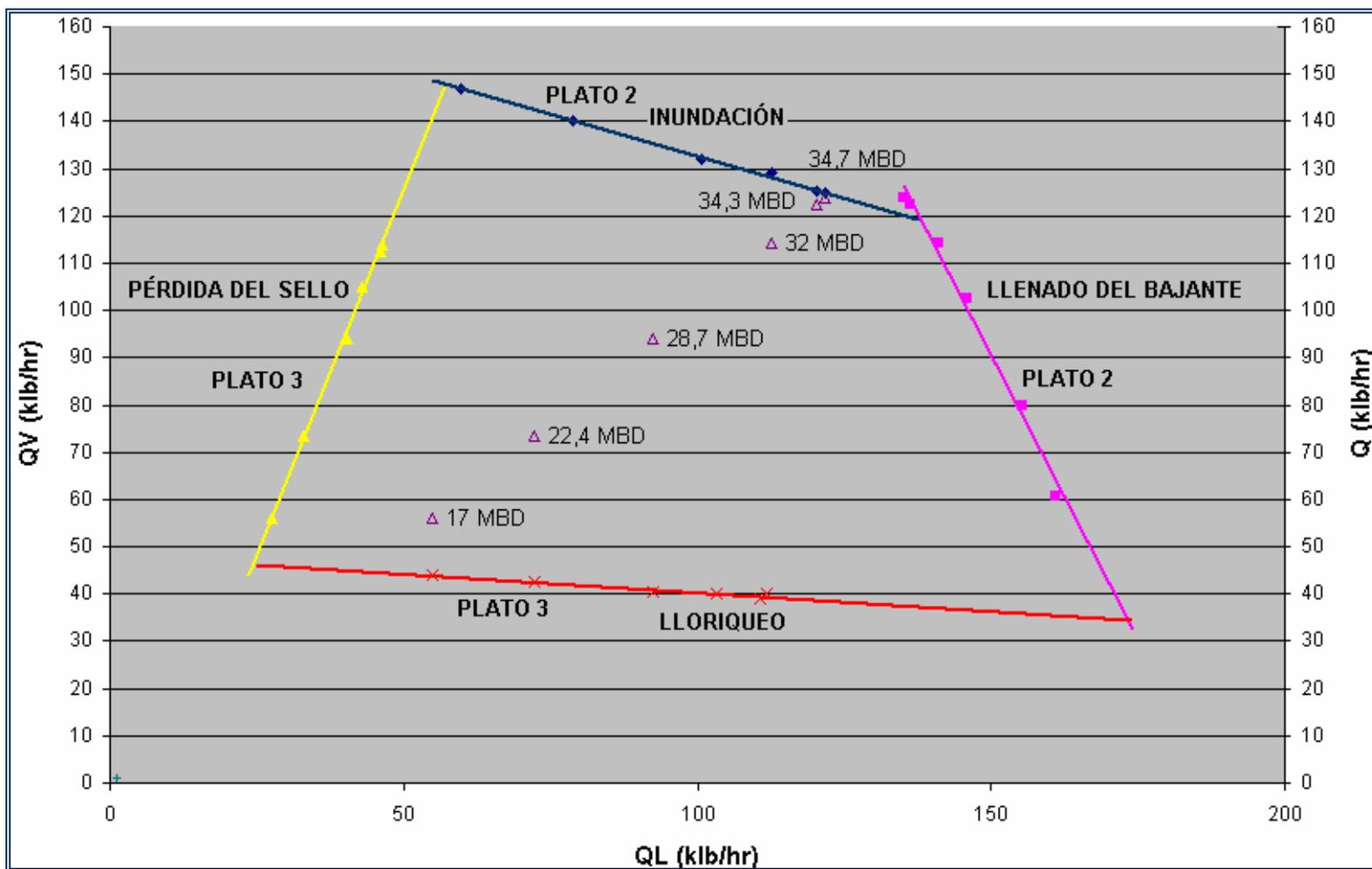


Figura 4.2. Diagrama de restricción para la zona de enriquecimiento de la torre despojadora de H₂S, D-1909.

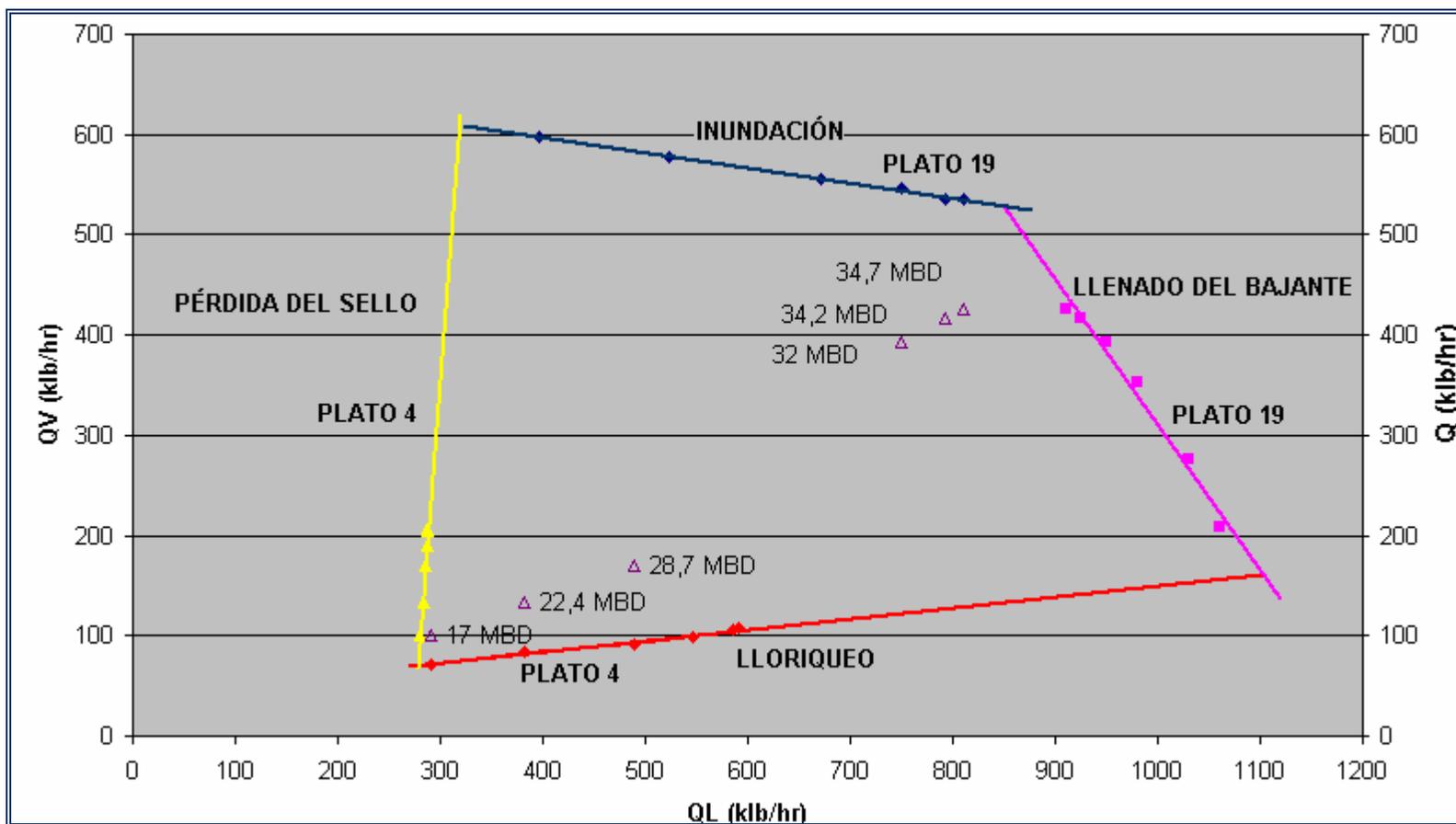


Figura 4.3. Diagrama de restricción para la zona de agotamiento de la torre despojadora de H₂S, D-1909.

4.3.2. Realización del diagrama de restricción para la torre D-2011.

Una vez obtenidos los reportes TLS para el modelo validado de la torre D-2011, se observó la presencia de platos de 1 y 2 pasos (ver figura 3.16), lo cual hace que manejen cantidades distintas de flujo, por lo que se hizo necesario la realización de dos diagramas de restricción, uno para cada zona de la torre.

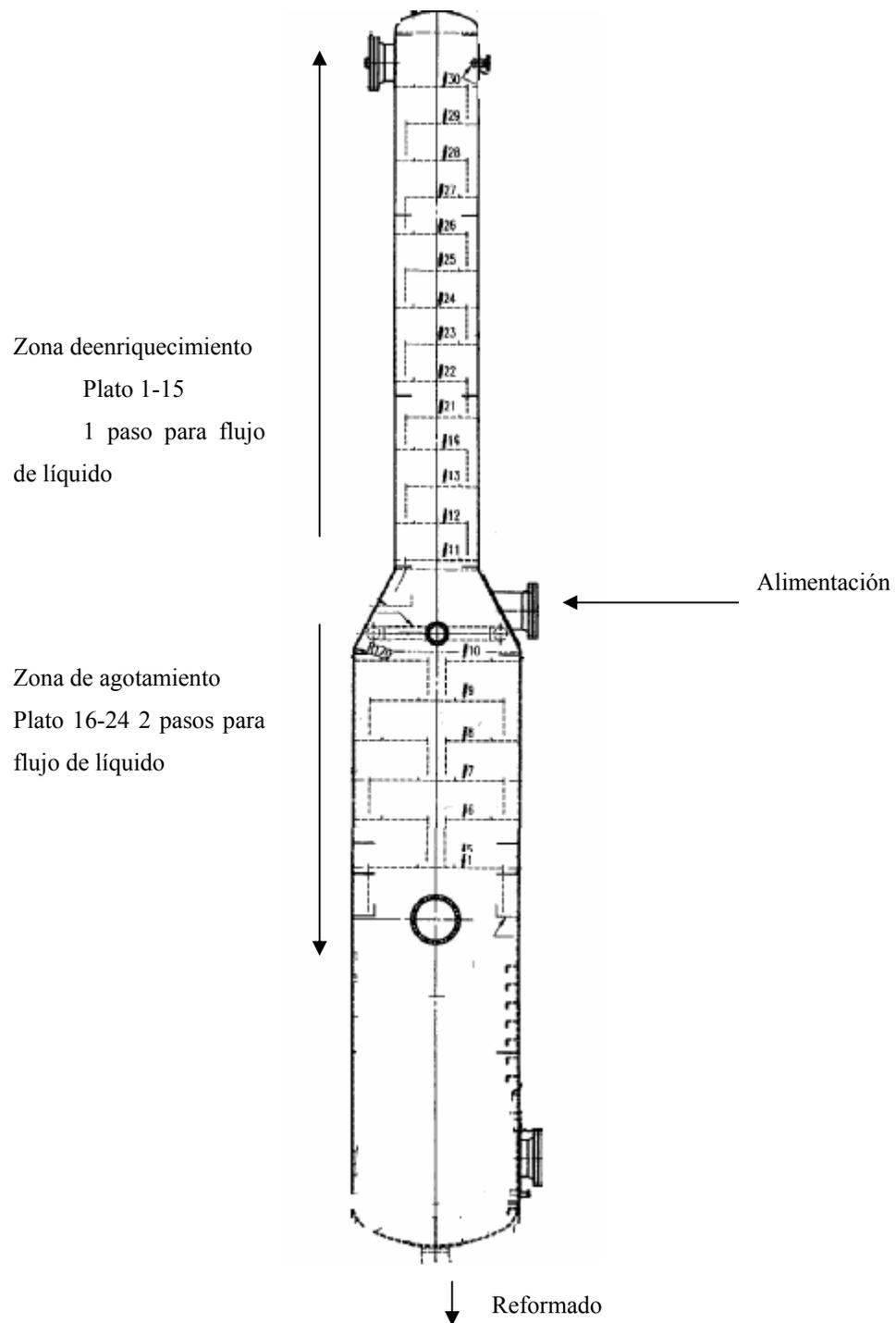


Figura 4.4. Diagrama de la columna desbutanizadora D-2011

La alimentación entra al plato 16, el cual al igual que en el caso anterior fue el punto de separación de las zonas a estudiar. En la parte superior, existen 14 platos de un solo paso y el condensador y su condición es la misma que para la D-1909, posteriormente se seleccionaron el 8 para los límites máximos, porque presenta mayor flujo de líquido y vapor y el 15 para los mínimos por presentar los flujos de menor valor de líquido y vapor. Ver tablas 4.27 y 4.28.

Tabla 4.27. Propiedades del flujo de vapor en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-2011

----- Vapor to Tray -----						
Tray	Temp deg F	Pressure PSIG	Molec Wt	Rate M LB/HR	Density at Cond LB/FT3	Viscosity at Cond CP
1	146.88	175.00000	46.5046	44.518937	1.634531	0.0093727
2	176.63	175.08696	50.2915	49.191984	1.689564	0.0097980
3	197.14	175.17391	52.1885	49.270768	1.691972	0.0100079
4	210.36	175.26087	53.2667	49.189547	1.688218	0.0102784
5	217.85	175.34783	53.8589	49.278732	1.686139	0.0104240
6	221.74	175.43478	54.1643	49.392190	1.685496	0.0105124
7	223.71	175.52174	54.3149	49.462965	1.685471	0.0105624
8	224.75	175.60870	54.3889	49.492594	1.685652	0.0105987
9	225.40	175.69565	54.4295	49.491619	1.685817	0.0106434
10	226.01	175.78261	54.4618	49.461040	1.685729	0.0107302
11	226.93	175.86957	54.5063	49.378928	1.684822	0.0109395
12	229.00	175.95652	54.5956	49.148569	1.681015	0.0115051
13	235.47	176.04348	54.8164	48.341517	1.664884	0.0132059
Alimentación	259.04	176.13044	55.5126	45.410779	1.603965	0.0166813
	317.99	176.21739	57.9933	39.732643	1.503706	0.0240776
	343.05	176.30435	67.5581	99.460076	1.769633	0.0216519
16	356.55	176.39131	71.2246	137.909207	1.862302	0.0222809
17	365.35	176.47826	73.3146	162.561573	1.912072	0.0227793
18	372.33	176.56522	74.7824	178.541981	1.943618	0.0232987
19	380.20	176.65217	76.3026	190.035063	1.972114	0.0189653
20	392.03	176.73913	78.5710	201.135958	2.011413	0.0197780
21	411.56	176.82609	82.5254	216.540276	2.080488	0.0160521
22	442.25	176.91304	89.3468	242.582024	2.205954	0.0158687
23	486.29	177.00000	100.0739	285.759792	2.411331	0.0159733
24	0.00	0.00000	0.0000	0.000000	0.000000	0.0000000
25	0.00	0.00000	0.0000	0.000000	0.000000	0.0000000
26	Reboiler					

En la sección por debajo de la alimentación, que presenta platos de 2 pasos para el flujo de líquido, están ubicadas las etapas desde la número 16 hasta la 21, solo que para el estudio hidráulico no se tomarán en cuenta ni la 25 porque es una etapa que se incluyó por requerimientos del simulador PRO/II, y tampoco se incluye la etapa 26

porque representa al rehervidor. Como se puede notar en las tablas 4.27 y 4.28, para esta sección se seleccionó al plato 16 para los límites mínimos porque presenta menores flujos de líquido y vapor, y el plato 24 para los límites máximos.

Tabla 4.28. Propiedades del flujo de líquido en los platos críticos seleccionados para el estudio hidráulico de la torre D-2011.

----- Liquid from tray -----						
Tray	Temp deg F	Molec Wt	Rate MMLB/HR	Density at Cond LB/FT3	Viscosity at Cond CP	Surface Tension DYNE/CM
1	74.13	49.4722	0.0397809	32.899792	0.1200331	8.736885
2	146.88	55.2564	0.0347951	32.564706	0.1086806	7.283144
3	176.63	58.5469	0.0348738	33.945156	0.1127645	7.788843
4	197.14	60.5066	0.0347926	35.129286	0.1158081	8.220849
5	210.36	61.5716	0.0348818	35.860335	0.1175575	8.433504
6	217.85	62.1079	0.0349953	36.247649	0.1182534	8.518730
7	221.74	62.3690	0.0350660	36.442514	0.1184198	8.550203
8	223.71	62.4989	0.0350957	36.541413	0.1184916	8.564072
9	224.75	62.5748	0.0350947	36.595185	0.1185318	8.572278
10	225.40	62.6432	0.0350641	36.630199	0.1185700	8.579586
11	226.01	62.7486	0.0349820	36.663057	0.1186382	8.589763
12	226.93	62.9794	0.0347516	36.713762	0.1188145	8.610349
13	229.00	63.6328	0.0339446	36.838723	0.1194022	8.667801
14	235.47	66.0444	0.0310138	37.274421	0.1218197	8.878860
15	259.04	75.2497	0.0253357	38.663842	0.1308867	9.583382
16	320.61	93.7486	0.4144161	39.982669	0.1408749	10.136561
17	343.05	92.7138	0.4528653	39.081120	0.1289495	8.883128
18	356.55	92.4418	0.4775176	38.698429	0.1234785	8.204865
19	365.35	92.4885	0.4934980	38.503415	0.1209851	7.807071
20	372.33	92.8491	0.5049911	38.378718	0.1191872	7.554970
21	380.20	93.6950	0.5160920	38.257023	0.1176360	7.355618
22	392.03	95.3834	0.5314963	38.079878	0.1157812	7.134302
23	411.56	98.4467	0.5575381	37.778756	0.1132830	6.816090
24	442.25	103.5043	0.6007159	37.298639	0.1054196	6.397054
25	459.90	106.8266	1.0228961	37.083308	0.1053149	6.181510
26	487.00	111.5450	0.4297939	36.664177	0.1026372	5.728856

Alimentación →

Como se puede observar en la evaluación de los platos en caso actual (ver tablas 4.29 y 4.30), todos los valores obtenidos se encuentran dentro de los límites establecidos, por lo tanto la torre se encuentra operando correctamente.

En la zona con platos de un solo paso, al evaluar los platos número 8 y 15 en PEGASYS se puede ver que el que se acerca más a los límites máximos es el 8, con

un 25,09% en llenado del bajante y 34% de inundación, lo cual es lógico ya que este presenta mayores flujos de líquido y vapor, por otro lado el plato 15 pasara a representar los mínimos con un sello de 0,53 pulgadas por encima del claro del bajante y un lloriqueo de 11%, este debido a que presenta los menores valores de líquido y vapor en esta zona. Ver tabla 4.29.

Tabla 4.29. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por encima de la alimentación para la torre D-2011 a condiciones de operación actual.

	PÉRDIDA DEL SELLO (in)	INUNDACIÓN (%)	LLENADO DEL BAJANTE (%)	LLORIQUEO (%)
PLATO/LIMITES	0,25	70	45	20
8	0,73	34	25,09	8
15	0,53	27	22,91	11

Por otro lado, al evaluar los platos número 16 y 24 en PEGASYS (tabla 4.30), siendo el 16 el de menor flujo de líquido y vapor y el 24 mayor flujo, se observa que los límites mínimos están bien representados por el 16, con una perdida del sello de 0,81 pulgadas por encima del claro del bajante y un lloriqueo de 3%, y al 24 le corresponden los máximos con una inundación de 56% y un llenado de bajante de 41,78%.

Tabla 4.30. Resultados de la evaluación hidráulica de los platos críticos ubicados por debajo de la alimentación para la torre D-2011 a condiciones de operación actual.

LIMITES	PÉRDIDA DEL SELLO (in)	INUNDACIÓN (%)	LLENADO DEL BAJANTE (%)	LLORIQUEO (%)
PLATO 16	0,25	70	45	20
Paso externo	0,81	21	34,02	3
Paso interno	1,08	21	33,25	3
PLATO 24				
Paso externo	0,89	56	41,78	0
Paso interno	0,94	56	40,25	0

Al variar la carga a la torre en el modelo de simulación, para obtener los límites mínimos y máximos de operación, se tomó como mínimo el valor proporcionado por el plato 15, ya que éste es el que se encuentra más cerca de la carga mínima de líquido y vapor; los cuales son los valores más bajos en la evaluación hidráulica de los platos críticos. Del mismo modo, se tomó para la carga máxima el plato 24, ya que éste está más cerca de los límites máximos.

En las tablas 4.31 y 4.32 se puede observar que al aumentar la carga, el plato que alcanza su límite de llenado del bajante es el 24, y al disminuir la carga el plato 15 alcanza el lloriqueo, todo lo cual es acorde a lo visto anteriormente.

Tabla 4.31. Evaluación hidráulica de los platos 8 y 15 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.

Carga MBD	Plato	Inundación	Llenado del bajante	Pérdida de sello	Lloriqueo
		(%)	(%)	(pulg)	(%)
	Máximo	70	45	0,25	20
37,4	8	40	26,29	--	--
	15	--	--	0,56	6
35,4	8	37	25,79	--	--
	15	--	--	0,55	8
33,5	8	35	25,33	--	--
	15	--	--	0,53	10

Tabla 4.31. Evaluación hidráulica de los platos 8 y 15 a las diferentes variaciones de carga utilizadas. Continuación.

Carga MBD	Plato	Inundación	Llenado del bajante	Pérdida de sello	Lloriqueo
		(%)	(%)	(pulg)	(%)
	Máximo	70	45	0,25	20
32,4	8	34	25,09	--	--
	15	--	--	0,53	11
29,5	8	31	24,48	--	--
	15	--	--	0,51	15
21,4	8	27	23,69	--	--
	15	--	--	0,49	20

Tabla 4.32. Evaluación hidráulica de los platos 24 y 16 a las diferentes variaciones de carga utilizadas.

Carga MBD	Plato	Inundación (%)	Llenado del bajante (%)		Pérdida de sello		Lloriqueo (%)
			Lateral	Centro	Lateral	Centro	
		70	45	45	0,25 pulg	0,25 pulg	20
37,4	24	68	45	44,76	--	--	--
	16	--	--	--	1,04	1,17	2
35,4	24	63	44,72	42,92	--	--	--
	16	--	--	--	0,95	1,14	2
33,5	24	58	42,76	41,15	--	--	--
	16	--	--	--	0,87	1,11	3
32,4	24	56	41,78	40,25	--	--	--
	16	--	--	--	0,82	1,09	3
29,5	24	49	39,25	37,96	--	--	--
	16	--	--	--	0,7	1,05	5
21,4	24	39	35,56	34,61	--	--	--
	16	--	--	--	0,48	0,96	8

En la realización del diagrama de restricción para la desbutanizadora, D-2011, se realizó el mismo procedimiento que con la D-1909, es decir, se simularon variaciones en las cargas para cada zona en estudio (en este caso fueron 37,4; 35,4; 33,5; 32,4; 29,5 y 21,4 MBD), y se evaluó cada una de estas variaciones en PEGASYS, para finalmente obtener los límites de flujo de líquido y vapor por zona en estudio. En las tablas 4.33 y 4.34 se encuentran las cargas de líquido y vapor necesarias para llegar a los límites de operación, para las zonas superior, donde se

encuentran los platos de un solo paso para el flujo de líquido, y para la zona inferior de la torre, donde se presentan platos de dos pasos.

Tabla 4.33. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 8 y 15.

CARGA Klb/h	PLATO	INUNDACIÓN		LLENADO DEL BAJANTE		PERDIDA DEL SELLO		LLORIQUEO	
		QL	QV	QL	QV	QL	QV	QL	QV
37,4	8	39,946	100	107,05	56,558	-	-		-
	15	-	-	-	-	17	45,382	8,77	32,8
35,4	8	37,99	101	107,7	53,728	-	-		-
	15	-	-	-	-	16,2	43,112	7,382	33
33,5	8	36,09	101	108,23	50,953				
	15					15,5	40,899	6,036	33
32,4	8	35,2	102	108,5	49,49	-	-		-
	15	-	-	-	-	15	39,732	5,34	33,5
29,5	8	32,464	102	108,96	45,6	-	-		-
	15	-	-	-	-	14,2	36,611	3,498	33,8
21,4	8	29,23	103	109,23	40,154	-	-		-
	15	-	-	-	-	13,5	32,348	1,425	34,1

Tabla 4.34. Cargas de líquido y vapor necesarias para alcanzar los límites de operación en los platos críticos 16 y 24.

CARGA Klb/h	PLATO	INUNDACIÓN		LLENADO DEL BAJANTE		PERDIDA DEL SELLO		LLORIQUEO	
		QL	QV	QL	QV	QL	QV	QL	QV
37,4	24	692,52	347	693	329,128	-	-	-	-
	16	-	-	-	-	318	113,624	477,013	50
35,4	24	656,22	350	710	311,958	-	-	-	-
	16	-	-	-	-	314	107,955	452,218	50
33,5	24	619,99	355	738	294,849				
	16					312	102,387	427,52	50
32,4	24	600,72	361	743	285,76	-	-	-	-
	16	-	-	-	-	309	99,46	414,416	52
29,5	24	547,7	366	768	260,82	-	-	-	-
	16	-	-	-	-	307	91,61	378,498	54
21,4	24	458,69	372	803	219,617	-	-	-	-
	16	-	-	-	-	298	80,653	319,73	56

Finalmente se realizaron los diagramas de restricción (ver figuras 4.5 y 4.6) para cada zona tomando los resultados de los límites de operación segura para cada caso (inundación, llenado del bajante y pérdida de sello) de los platos 8 y 15 para la zona superior y 16 y 24 para la zona inferior, expresados en las tablas 4.33 y 4.34 respectivamente, estos factores limitantes, representan cada una de las líneas que conforman el diagrama de restricción. Nótese que los diagramas presentan los mismos límites (inundación, llenado del bajante, pérdida del sello y lloriqueo) que para la D-1909.

En la figura 4.5 se observa el diagrama de restricción para la zona superior de la torre, aquí se puede ver que se alcanza el límite mínimo de pérdida del sello a partir de una carga mínima a la torre de 21,4 MBD, y que la máxima carga de 32,5 MBD no

llega a ningún límite máximo, ya que como se explicó anteriormente, la máxima carga a la torre será proporcionada por el plato 24 de la zona inferior.

Los puntos que se encuentran dentro de la zona de operación segura, representan el flujo másico de la carga a la columna a cada una de las variaciones de carga; Estos puntos, al igual que para la despojadora, están expresados en unidades de mil barriles diarios (MBD) solo para lograr una mejor visualización de estas variaciones de carga en el gráfico, pero para ubicar dichos puntos se trabajó con las mismas unidades que los demás ejes (Klb/hr).

También es muy importante destacar que la carga actual de operación, no se encuentra cerca de los límites superiores en comparación con los inferiores, como se observó en el diagrama para la D-1909, por lo que se consideran aceptables los posibles aumentos futuros de la carga a la torre.

En cuanto al diagrama de la zona inferior, en la figura 4.6, el plato 24 alcanza el límite máximo de inundación a partir de una carga de 32,5 MBD, como era de esperarse, y la carga mínima de 21,4 MBD no alcanza ningún límite mínimo, porque fue el plato 15, en la zona superior, quien presentó el lloriqueo.

Es importante resaltar, la notoria diferencia en la capacidad de manejo de flujo de líquido entre ambas zonas de la torre, del mismo modo que para los diagramas de la D-1909, se puede observar en las figuras 4.5 y 4.6, que para la zona con menor número de bajantes, la capacidad de manejo de flujo de líquido es mucho menor a la de la zona con mayor cantidad de pasos para el flujo de líquido, por consiguiente, en cuanto a la desbutanizadora, mientras la zona superior presenta un máximo de entre 100 y 120 Klb/hr para el vapor y líquido respectivamente, la zona inferior presenta un valor de entre 350 y 1100 Klb/hr también para vapor y líquido.

Debido a su menor diámetro y número de pasos, la zona superior, tiene mejor capacidad para pequeñas cantidades de líquido, presentando un mínimo seguro de operación de entre 15 y 20 Klb/hr, mientras los platos de dos pasos tienen un límite de entre 200 y 300 Klb/hr para el flujo de líquido.

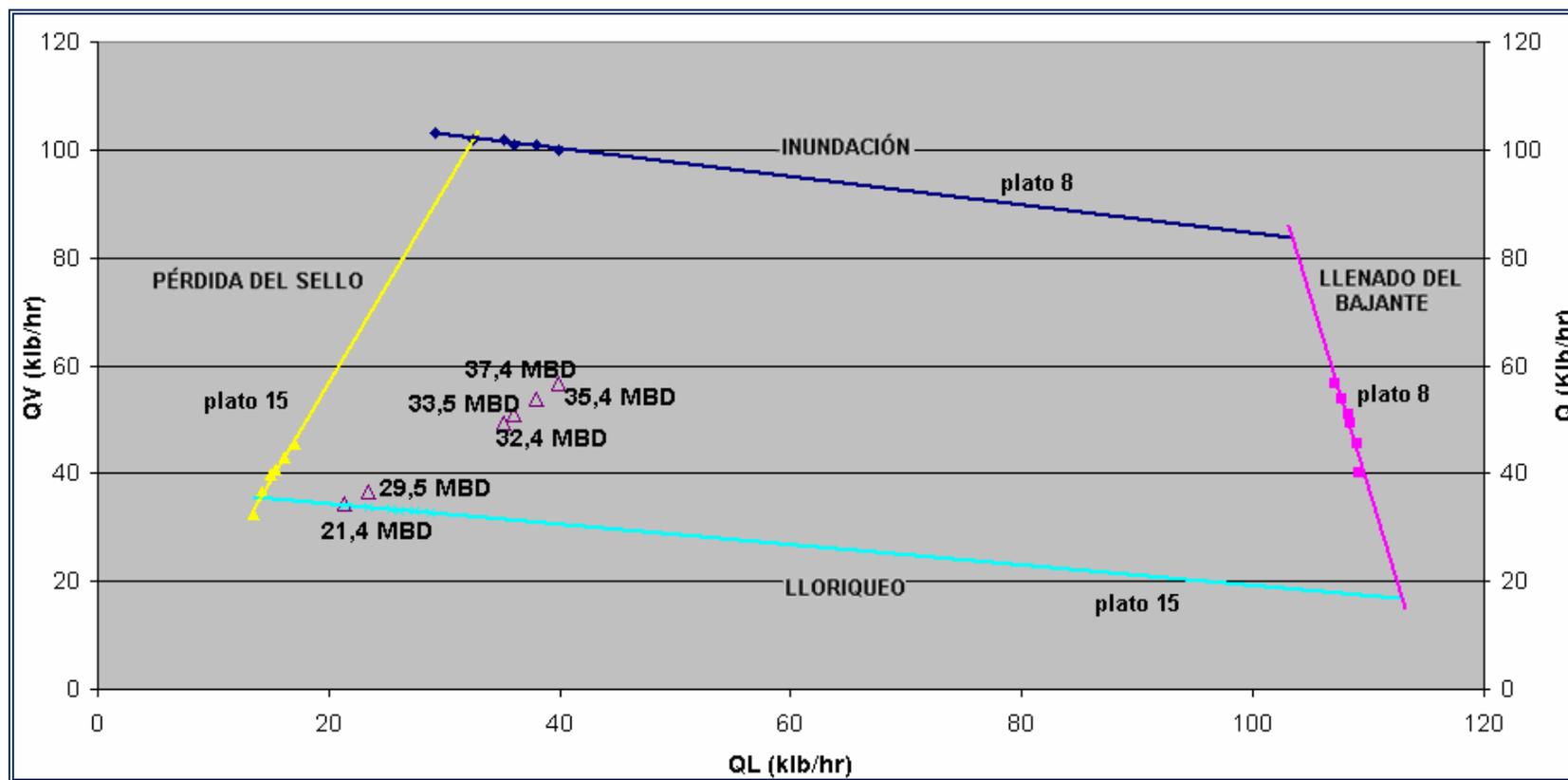


Figura 4.5. Diagrama de restricción para la zona superior de la torre desbutanizadora, D-2011.

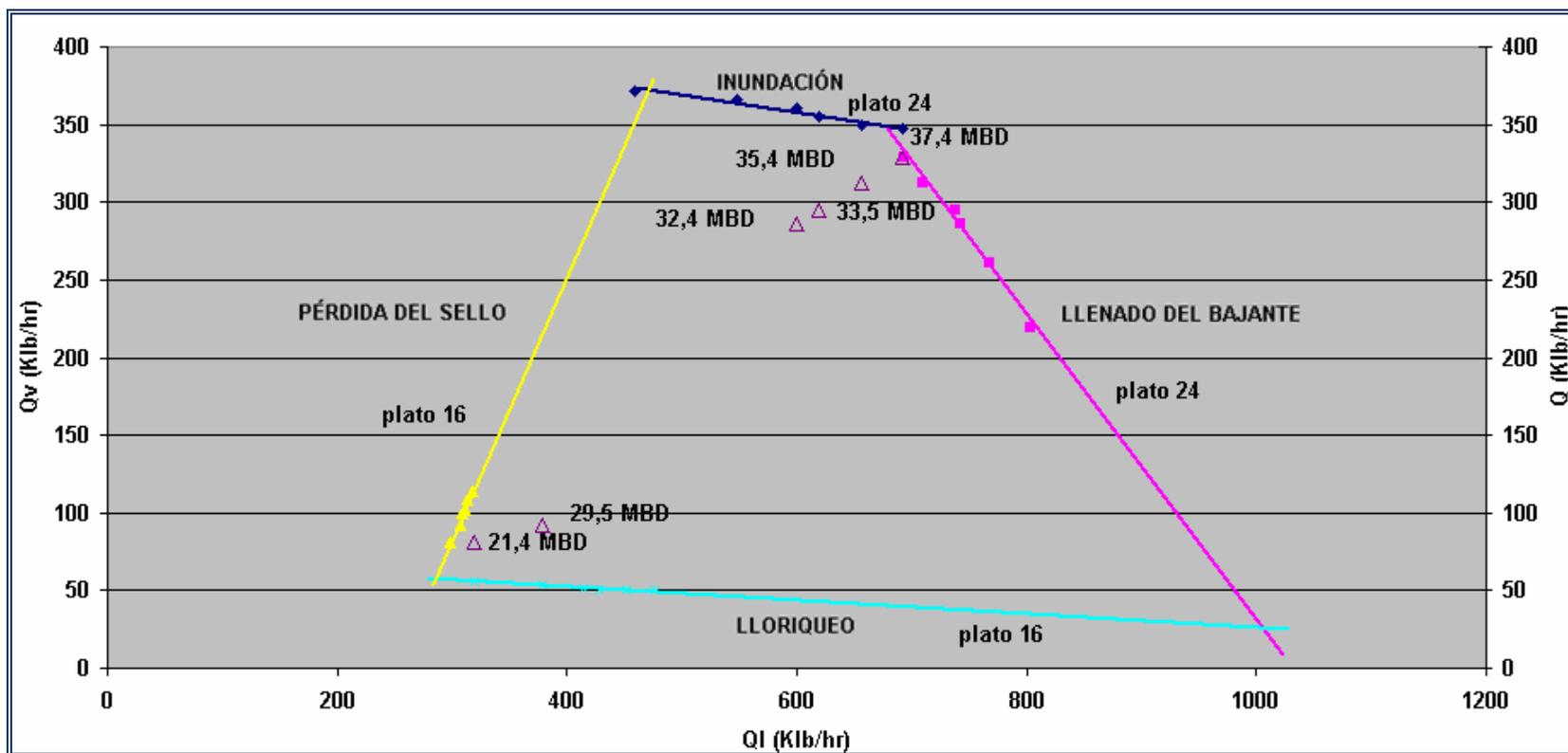


Figura 4.6. Diagrama de restricción para la zona inferior de la torre desbutanizadora, D-2011.

4.4. Establecimiento las condiciones de flujo mínimas y máximas en la alimentación a las torres en estudio

4.4.1. Condiciones de flujo máximas y mínimas de operación para la torre D-1909

Para establecer estos límites de operación se estudiaron los diagramas de restricción de la torre (figuras 4.1 y 4.2), como ya se estableció antes, los platos que proporcionarán las cargas máxima y mínima serán el 2 y 4 respectivamente, esto es comprensible, debido a que entre todos los platos críticos de la torre, el plato número 2 es el que se encuentra mas cerca de los límites superiores (inundación y llenado del bajante), por lo que será en primero en alcanzarlos cuando se aumente la carga, por otro lado, la el plato número 4 es el que se encuentra mas cerca de los mínimos, proporcionando entonces la carga mínima a la cual la torre estará trabajando dentro de los límites seguros de operación. En la figura 4.1 se observa que al aumentar la carga, el máximo valor de la misma es de 34,7 MBD antes de que se entre en riesgo de inundación, y en la figura 4.2 se detalla el mínimo de 17 MBD antes de perderse el sello del bajante.

4.4.2. Condiciones de flujo máximas y mínimas de operación para la torre D-2011

Al igual que para la despojadora de H_2S , las condiciones mínimas y máximas de operación se obtuvieron de los diagramas de restricción, como se puede observar en las tablas 4.31 y 4.32, los platos que alcanzarán los límites mínimos y máximos de carga a la torre serán el 15 y 24 respectivamente, siendo éstos los que estuvieron mas cerca de dichos valores al ser evaluados en PEGASYS. Al final, se obtuvo una carga mínima de 21,4 MBD y una máxima de 37,4 MBD.

4.5. Conclusiones

1. Actualmente la torre despojadora D-1909 se encuentra operando a una temperatura promedio de tope y fondo de 246,12°F y 471,32°F respectivamente.

2. La torre desbutanizadora D-2011 está operando a una temperatura promedio de tope y fondo de 144,31°F y 460,31°F respectivamente.

3. La composición de la nafta utilizada para el modelo de simulación a condiciones de diseño de la despojadora de H₂S, presenta mayor cantidad de livianos que la que se esta introduciendo actualmente como carga a la torre.

4. El reformado estudiado en condiciones de diseño, presenta menor cantidad de componentes pesados que el que se utiliza actualmente.

5. Los modelos de simulación a condiciones de operación para las torres despojadora de H₂S y desbutanizadora, D-1909 y D-2011, representan efectivamente el funcionamiento de las mismas.

6. Los platos críticos seleccionados para conseguir los límites máximos de operación (inundación y llenado del bajante) para la torre despojadora, D-1909, fueron el plato teórico número 2 para la zona de enriquecimiento y el 19 para la zona de agotamiento.

7. Los platos críticos seleccionados para conseguir los límites mínimos de operación (pérdida del sello y lloriqueo) para la torre despojadora, D-1909, fueron el plato número 3 para la zona de enriquecimiento y el 4 para la de agotamiento.

8. Los platos críticos seleccionados para conseguir los límites máximos de operación (inundación y llenado del bajante) para la torre desbutanizadora, D-2011, fueron el plato número 8 para la zona de enriquecimiento y el 24 para la de agotamiento.

9. Los platos críticos seleccionados para conseguir los límites mínimos de operación (pérdida del sello y lloriqueo) para la torre desbutanizadora, D-2011, fueron el plato número 15 para la zona de enriquecimiento y el 16 para la de agotamiento.

10. Al incrementar la carga a la torre D-1909, el primer límite alcanzado fué el porcentaje de inundación.

11. Al disminuir la carga a la torre D-1909, el límite alcanzado fue la perdida de sello.

12. Al incrementar la carga a la torre D-2011, el primer límite alcanzado fué el porcentaje de llenado del bajante.

13. Al disminuir la carga a la torre D-2011, el límite mínimo alcanzado fué el lloriqueo.

14. La capacidad máxima de procesamiento (a la cual ocurre la inundación) alcanzada por la torre D-1909 fue de 34,7 MBD de nafta.

15. La capacidad mínima de procesamiento alcanzada por la torre D-1909 fue de 17 MBD de nafta.

16. La capacidad máxima a la cual se puede operar la torre D-2011 fue de 37,4 MBD de reformado.

17. La capacidad mínima a la cual se puede operar la torre D-2011 fue de 21,4 MBD de reformado.

4.6. Recomendaciones

1. Se debe tratar de que la nafta que se introduce como alimentación a la unidad cumpla con las especificaciones requeridas por ésta.

2. Mantener el flujo de alimentación dentro de los límites establecidos en el presente trabajo.

3. La presencia de agua en un proceso de destilación incide negativamente en la separación de los componentes debido a que incrementa la caída de presión de la torre, por lo que se hace necesario un seguimiento rutinario al control de agua en el tambor de alta presión.

4. Se recomienda la colocación de un indicador de nivel en el fondo de la despojadora, para controlar el mismo al nivel requerido.

5. Simular los demás equipos presentes en las unidades en estudio, para obtener los límites de operación segura aproximados para las mismas.

BIBLIOGRAFIA

1. Mago, Y., **“Desarrollo de un modelo de simulación que represente el comportamiento de la unidad de reformación catalítica de nafta de la refinería Puerto La Cruz”** Tesis de grado, Universidad de Oriente, Barcelona, Venezuela (2004).
2. Verruschi, E. Rojas, P. y González Y., **“Condiciones de operación en el refino de petróleo (II). unidad de hidrosulfuración”**. Ingeniería Química, (2002).
3. Martinis., **“Datos de entrada de simulación de las unidades de hidrotratamiento de nafta y reformación catalítica del complejo refinador Paraguaná CRP”**. (2000).
4. Maita, L. y Zulima M., **“Simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz”**. Tesis de Grado. Coordinación de Ingeniería Química. Universidad Metropolitana. Caracas, (1995).
5. Padrón, G., **“Simulación y diseño conceptual de una unidad de hidrotratamiento para naftas catalíticas livianas”** Tesis de grado. Coordinación de Ingeniería Química. Universidad Simón Bolívar. (2003).
6. PDVSA, **“Libro de Refinería”**, refinería Puerto La Cruz, (2006).
7. **“Manual de operación unidad de reformación CCR, unidad 20. UOP”**. Refinería Puerto La Cruz. PDVSA, Venezuela (2001).

8. 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).
9. Treybal R. **“Operaciones de transferencia de masa”**, Editorial McGraw-Hill, segunda edición, México (2004).
10. Wikipedia Foundation Inc. Disponible en <http://es.wikipedia.org/> (2003).
11. PDVSA, **“Manual de diseño de proceso. torres de fraccionamiento”**, Petróleos de Venezuela S.A, Caracas (1991).
12. Kister H. **“Distillation Operation”**, Editorial McGraw- Hill, primera edición, New York (1990).
13. PDVSA. **“Manual de diseño de proceso. torre de fraccionamiento. Principios básicos”**. (1996).
14. Liberman, N. y Liberman. E., **“A working guide to process equipment”** Editorial McGraw-Hill. (1997).
15. Brown R. **“Operaciones básicas de la ingeniería química”**, Editorial Marín, primera edición, España (1965).
16. SIMSCI and Invensys company, **“PRO/II, user’s guide”** version 5.1. Process Engineering Suite. United States of America (1997).

17. Perry R., Green D., y Maloney J., **“Manual del ingeniero químico”**, Editorial McGraw- Hill, Séptima edición, España (2001).
18. Henley E. J., Seader J.D., **“Operación de separación por etapas de equilibrios en ingeniería química”**, Reverté Ediciones, México (2000).
19. Geankoplis C. J. **“Procesos de transporte y operaciones unitarias”**. Editorial Continental, S.A DE C.V, Mexico (1998).
20. Foust, L. Wenzel, C. Clump, L. Maus, L. Andersen, **“Principios de operaciones unitarias”**, compañía editorial Continental, S.A, de C.V, segunda edición, México (1997).
21. Mc.Cabe W., Smith J., Harriott P., **“Operaciones unitarias en ingeniería química”**. Editorial McGraw-Hill, España (1991).
22. **“Manual de operación unidad de hidropcesos, unidad 19. UOP”**. Refinería Puerto La Cruz. PDVSA, Venezuela (2001).
23. Maxwel J.B. **“Data book on hydrocarbons”**, Robert Krieger publishing company, novena edición, (1977).

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

TITULO	EVALUACION OPERACIONAL DE LAS TORRES ESTABILIZADORA D-1909 Y DESBUTANIZADORA D-2011 DE LAS UNIDADES DE HIDROTRATAMIENTO Y REFORMACION DE NAFTA DE LA REFINERIA DE PUERTO LA CRUZ – PDVSA
SUBTITULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CDIGO CULAC / E MAIL
Kelly del Valle Boadas Hernández	CVLAC: 16.853.694 E_MAIL: kellygirl85@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Evaluación

Operacional

Torres estabilizadora

Desbutanizadora

Hidrotratamiento

Reformación

Nafta

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	INGENIERIA QUÍMICA

RESUMEN (ABSTRACT):

A partir de los datos proporcionados por PDVSA y mediante la aplicación del simulador de procesos PRO/II con PROVISION de la empresa SIMSCI y finalmente construir el diagrama de restricción de ambas unidades con los datos proporcionados por el programa PEGASYS versión 3.0. Para realizar la simulación se estudiaron los procesos de hidrotreamiento y reformación por separado, así como los diagramas de flujo, diagramas de tuberías e instrumentación y los datos de diseño. Inicialmente se realizaron las simulaciones de los equipos bajo condiciones de diseño mediante la información proporcionada por la empresa licenciente, luego se procedió a estudiar el proceso a condiciones actuales de operación en ambos equipos por separado. Los modelos fueron validados con el funcionamiento de los equipos en condiciones normales de operación y verificando que los productos cumplieran con las especificaciones establecidas por la empresa; posteriormente se realizó un análisis de sensibilidad del modelo para la carga mínima y máxima a ambas torres, obteniéndose calidades satisfactorias para 17MBD y 34,7MBD para la despojadora, así como para 21,4MBD y 37,4MBD para la desbutanizadora. Además se construyeron diagramas de restricción para ambos equipos, verificándose el buen funcionamiento de los mismos, ya que a condiciones de operación se encontraban dentro de los límites permitidos en ambos casos.

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

APELLIDOS Y NOMRES	ROL/CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL				
Oswaldo Ochoa	ROL	CA	AS	TU	JU
				X	
	CVLAC	3.995.379			
	E_MAIL	Ochoa.osvaldo@gmail.com			
Fidelina Moncada	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
					X
	CVLAC:	13.366.691			
Pascual Rodríguez	E_MAIL	fidelina@cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
				X	
CVLAC:	4.012.495				
E_MAIL	ingquimica@gmail.com				
E_MAIL					

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

AÑO	MES	DIA
2010	01	27

LENGUAJE: SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación operacional.doc	Aplication / 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: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre – Grado

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 con el artículo 41 del reglamento de trabajos de grado de la Universidad de Oriente: “Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento de Consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participar al Consejo Universitario, para su autorización”

Kelly del Valle Boadas Hernández

AUTOR

Oswaldo Ochoa

TUTOR

Fidelina Moncada

JURADO

Pascual Rodríguez

JURADO

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS