

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



EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO
(GLP) EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA
CRUZ

REALIZADO POR:
MARÍA GABRIELA FLORES SALAZAR

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

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, febrero de 2011

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



EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO
(GLP) EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA
CRUZ

Ing. Químico Hernán R. Raven C., M.Sc.
Asesor académico

Ing. Químico Cristina Martínez
Asesor industrial

Puerto La Cruz, febrero de 2011

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



EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO
(GLP) EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA
CRUZ

Ing. Químico Hernán R. Raven C., M.Sc.

Asesor académico

Ing. Químico Arturo Rodolfo, M.Sc.

Jurado Principal

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc.

Jurado Principal

Puerto La Cruz, febrero de 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO EL CUAL PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”

DEDICATORIA

Primeramente a Dios, que me ha brindado la dicha de permanecer siempre fuerte ante las circunstancias.

A mis padres, ejemplo de voluntad y esperanza, para Ustedes este logro.

A mis abuelos Soraida, Evelia y Víctor, ejemplo de fuerza y lucha.

A José Gabriel, ejemplo de valentía y responsabilidad. Hermano todo esfuerzo tiene su recompensa.

A Daniel, ejemplo de optimismo y bondad. Este logro también es tuyo.

A mis tíos, ejemplo de familiaridad. De esta forma les retribuyo su cariño.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por mantener siempre viva mi fe.

Doy gracias a mis padres por demostrarme que el amor es el motor de la vida, el principio y la base del todo.

Hermano, gracias por prestarme un poco de tu fuerza cuando creí haber extraviado la mía.

Gracias Daniel por ser mi amigo y mi amor; pocos como tú brillan con luz propia.

A mis abuelos, tíos y primos por enseñarme el valor de la convivencia y el respeto.

A mis compañeras de lucha: Andreína, Mary Ynés y Roselyn, por demostrarme que la amistad existe.

A la empresa PDVSA, por brindarme la oportunidad de consolidar mis conocimientos, representando una de los pilares fundamentales de mi formación profesional, en especial a mi tutora industrial Cristina Martínez, por ser partícipe en el desarrollo y obtención de ese objetivo.

Al Ingeniero Eulogio Penoth, que sin obligación alguna dedicó tiempo y esfuerzo en cooperar con el cumplimiento de esta meta.

A mis compañeros de pasantías Quelin, Ángela, Daniel, Edgar y Grace, por brindarme su amistad y compañía desinteresada.

A mi tutor académico Hernán Raven, por guiarme, en cuánto estuvo a su alcance, para culminar con éxito este trabajo.

A la Universidad de Oriente, por ser la casa más alta, por forjarme profesional y personalmente.

RESUMEN

En este trabajo se evaluó la producción de GLP en la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz, con el fin de incrementar principalmente el flujo de butano obtenido en el sistema de fraccionamiento de la planta. Para ello, se realizó un balance másico dirigido a comparar la cantidad de n-butano contenido en la corriente de alimentación a la unidad y la concentración de este hidrocarburo en las corrientes de butano, propano y alquilato producidos en el periodo actual de operación con las manejadas en un periodo operacional previo, donde la producción de butano fue superior a la actual (periodo patrón). También se formuló un modelo computarizado de la sección de fraccionamiento mediante la utilización de la herramienta Pro/II, validado con desviaciones por debajo del 10 %, sobre la base de valores reales, con el cual se analizaron las alternativas propuestas a partir de la comparación entre las condiciones operacionales actuales con las establecidas por diseño y las del periodo patrón. Luego se evaluaron las alternativas de forma técnica y económica con el fin de seleccionar la más factible, obteniendo que la conjugación de propuestas (alternativa 4) arrojó resultados económicos superiores a los obtenidos para el resto de las formulaciones, alcanzando un incremento en el flujo de butano sobre los 40 bbl/día.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	IV
DEDICATORIA	V
AGRADECIMIENTOS	VI
RESUMEN.....	VIII
CONTENIDO	IX
LISTA DE FIGURAS.....	XIV
LISTA DE TABLAS	XV
CAPÍTULO 1	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 PRESENTACIÓN DE LA EMPRESA	1
1.1.1 Petróleos de Venezuela (PDVSA).....	1
1.1.2 Refinería Puerto La Cruz.....	2
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	5
1.3 OBJETIVOS.....	7
CAPÍTULO 2.....	8
MARCO TEÓRICO.....	8
2.1 ANTECEDENTES.....	8
2.2 TRANSFERENCIA DE MASA	9
2.3 APLICACIONES DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR.....	11
2.4 VOLATILIDAD RELATIVA.....	13
2.5 FRACCIONAMIENTO COMO PROCESO UNITARIO DE SEPARACIÓN DE MEZCLAS.....	15
2.6 EQUIPOS QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO	16
2.6.1 Torres de fraccionamiento	16
2.6.2 Precalentadores de la alimentación.....	17
2.6.3 Rehervidores.....	18
2.6.4 Condensadores.....	18
2.6.5 Acumuladores de reflujo	18
2.6.6 Dispositivos de contacto.....	19
2.7 COLUMNAS DE PLATOS	20
2.8 COLUMNAS EMPACADAS.....	21
2.9 CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE LA SELECCIÓN DEL TIPO DE COLUMNA A UTILIZAR	21

2.10	DISPOSITIVOS INTERNOS DE UNA TORRE DE FRACCIONAMIENTO	23
2.10.1	Platos o bandejas	23
2.10.2	Empaques.....	25
2.10.3	Otros dispositivos internos de la torre de fraccionamiento	26
2.10.3.1	Vertederos	26
2.10.3.2	Derramaderos.....	26
2.10.3.3	Distribuidores de líquido.....	27
2.10.3.4	Soportes de empaque	27
2.11	VARIABLES QUE AFECTAN EL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO	28
2.11.1	Temperatura de la alimentación.....	28
2.11.2	Temperatura de la zona de vaporización instantánea	29
2.11.3	Temperatura del reflujo de tope.....	29
2.11.4	Presión de tope.....	30
2.11.5	Inyección de vapor.....	30
2.12	FACTORES QUE LIMITAN EL FUNCIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS.....	30
2.12.1	Inundación	31
2.12.2	Vómito	33
2.12.3	Goteo o lloriqueo	33
2.13	DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN	34
2.13.1	Tratamiento de la alimentación	34
2.13.2	Reacción	35
2.13.3	Fraccionamiento	35
2.13.4	Tratamiento de productos	36
2.13.5	Regeneración de ácido.....	36
2.14	REACCIONES QUE SE LLEVAN CABO EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ	36
2.15	SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN	38
2.16	SIMULACION DE PROCESOS	40
2.17	DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN PRO/II41	
2.17.1	Datos generales.....	42
2.17.2	Datos de los componentes	43
2.17.3	Datos termodinámicos	45
2.17.4	Datos de las corrientes de flujo.....	45
2.17.5	Datos de operaciones unitarias	45
2.18	DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN ASPEN PROCESS EXPLORER	49
2.19	ESTUDIO ECONÓMICO.....	51

CAPÍTULO 3	53
DESARROLLO DEL TRABAJO	53
3.1 COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUAL Y DE DISEÑO DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO Y TRATAMIENTO DE PROPANO Y BUTANO MEDIANTE EL USO DEL SIMULADOR PRO/II53	
3.1.1 Ensamblaje de los modelos de simulación de la sección de fraccionamiento a condiciones operacionales de diseño y actuales	53
3.1.2 Definición de las condiciones de operación y especificaciones de las columnas de destilación introducidas al simulador Pro/II.....	57
3.1.3 Definición de especificaciones de otros equipos requeridas por el simulador Pro/II.....	67
3.1.4 Validación de la simulación	70
3.2 FORMULACIÓN DE LAS PROPUESTAS QUE MEJOREN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA EL INCREMENTO DE LA PRODUCCIÓN DE BUTANO	72
3.2.1 Verificación de la disminución del flujo de butano producto.....	72
3.2.2 Formulación del algoritmo de ejecución de cálculos para determinar el posible origen de la reducción de la producción de butano.....	73
3.2.3 Comparación del flujo másico de alimentación total al proceso manejado en la actualidad con respecto al establecido en el periodo patrón	75
3.2.4 Estructuración del balance de masa.....	76
3.2.4.1 Determinación de la cantidad de n-butano que se alimenta al proceso77	
3.2.4.2 Determinación de la cantidad de n-butano que sale del proceso	79
3.2.5 Comparación de la cantidad de n-butano alimentada al proceso entre el periodo de operación actual y un periodo de operación anterior.....	80
3.2.6 Identificación de las variables operacionales del proceso	83
3.3 REALIZACIÓN DE LA EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA SELECCIÓN DE LA PROPUESTA MÁS FACTIBLE	87
3.3.1 Evaluación técnica de los equipos incluidos en el sistema de fraccionamiento	87
3.3.1.1 Determinación del flujo de agua de enfriamiento requerido por los intercambiadores.....	88
3.3.1.2 Determinación del flujo de combustible requerido por los rehervidores de las torres de fraccionamiento T-2 y T-22.....	91
3.3.1.3 Determinación de la cantidad de combustible requerido por el rehervidor de la torre desbutanizadora.....	94
3.3.2 Evaluación económica de las alternativas propuestas con el fin de incrementar la producción de butano.....	98
3.3.2.1 Evaluación económica en relación a productos del proceso.....	99

3.3.2.2 Evaluación económica en relación a servicios industriales	103
3.3.3 Selección de la alternativa más factible.....	104
3.4 MUESTRA DE CÁLCULOS	104
3.4.1 Determinación del número de platos teóricos para la torre despropanizadora (T-2).....	104
3.4.2 Determinación del equivalente teórico del plato de corte lateral de isobutano de la T-2	105
3.4.3 Cálculo del porcentaje de desviación para la temperatura de tope de la torre despropanizadora, como validación del modelo operacional a condiciones de diseño	106
3.4.4 Cantidad total de n-butano que se alimenta al proceso y se obtiene como producto	107
3.4.5 Concentración de n-butano en las corrientes de productos	108
3.4.6 Flujo de gas combustible requerido en los rehervidores	108
3.4.7 Volumen de isobutano suplemental a reponer.....	109
3.4.8 Ingreso diario por venta de alquilato	110
3.4.9 Ganancia o pérdida total diaria	111
CAPÍTULO 4.....	112
ANÁLISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .	112
4.1 COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUAL Y DE DISEÑO DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO Y TRATAMIENTO DE PROPANO Y BUTANO MEDIANTE EL USO DEL SIMULADOR PRO/III	112
4.1.1 Validación de la simulación a condiciones de diseño.....	112
4.1.2 Validación de la simulación a condiciones de operación actual.....	116
4.2 Formulación de propuestas con el fin de mejorar el funcionamiento de los equipos principales para incrementar la producción de butano.	122
4.2.1 Formulación de alternativas a partir de las condiciones operacionales manejadas en el periodo patrón.....	125
4.2.2 Formulación de alternativas a partir de las condiciones operacionales de diseño	128
4.2.3 Conjugación de ajustes operacionales para la formulación de alternativas definitivas	133
4.3 Realización de la evaluación técnico-económica para la selección de la propuesta más factible.....	135
4.3.1 Evaluación técnica de las alternativas.....	136
4.3.2 Evaluación económica de las alternativas.....	144
4.3.3 Selección de la alternativa más factible	148
4.4 CONCLUSIONES.....	149
4.5 RECOMENDACIONES	150

BIBLIOGRAFÍA 151

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación geográfica de la refinería Puerto La Cruz	3
Figura 2.1. Diagrama bifásico a presión constante	13
Figura 2.2. Esquematación de una columna de fraccionamiento constituida por bandejas y empaques.....	20
Figura 2.3. Diagrama de bloques de la unidad de alquilación	35
Figura. 2.4. Diagrama de bloques de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz	39
Figura 2.5. Proceso referente a la torre despropanizadora mostrado en la pantalla del simulador Aspen Process Explorer	50
Figura 3.1. Representación del modelo de simulación ensamblado en Pro/II para la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación.....	55
Figura 3.2. Ventana del Tray Hydraulics/Packing de Pro/II para la introducción de la información hidráulica de la torre despropanizadora.....	65
Figura 3.4. Representación esquemática del área seleccionada para la realización del balance de masa.....	77
Figura 4.1. Reflujo manejado para la torre despropanizadora para el periodo operacional comprendido entre los años 2007 y 2009.....	138
Figura A.1. Diagrama de flujo de procesos de la sección de fraccionamiento y tratamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz.....	157
Figura C.2. Producción volumétrica de butano para el año operacional 2007	162
Figura C.3. Flujo volumétrico de alimentación al sistema englobado en el balance de masa para el año operacional 2008	163
Figura C.4. Producción volumétrica de butano para el año operacional 2008	163
Figura E.1. Esquematación de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 1	173
Figura E.2. Esquematación de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 2.....	173
Figura E.3. Esquematación de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 3.....	174

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Tag para la identificación de cada columna de destilación perteneciente al sistema de fraccionamiento de la unidad de alquilación.....	38
Tabla 2.2. Significado del código de colores en el suministro y requerimiento de datos del simulador de procesos Pro/II.....	42
Tabla 2.3 Significado del código de colores en la ejecución de una corrida en el simulador de procesos Pro/II.....	43
Tabla 3.1. Porcentaje másico de la alimentación al sistema definida en los modelos simulados	57
Tabla 3.2. Eficiencia global teórica para cada torre de fraccionamiento	59
Tabla 3.3. Comparación de platos reales y teóricos para cada torre de fraccionamiento	60
Tabla 3.4. Especificaciones de presión de diseño y actuales definidas en Pro/II para las columnas de fraccionamiento.	61
Tabla 3.5. Condiciones de temperatura y flujo operacionales de diseño y actuales cargados al simulador como estimaciones iniciales.....	62
Tabla 3.6. Seccionamiento de platos en las torres de fraccionamiento para la inclusión de la información hidráulica.....	64
Tabla 3.7. Especificaciones de convergencia introducidas al simulador Pro/II para cada fraccionadora definida en los modelos diseño y operacional	66
Tabla 3.8. Especificaciones de temperatura de operación de diseño y actuales referente a los intercambiadores incluidos en los modelos de simulados	67
Tabla 3.8. Especificaciones de temperatura de operación de diseño y actuales referente a los intercambiadores incluidos en los modelos de simulados (continuación)	68
Figura 3.3. Flujo volumétrico de butano producido en el periodo operacional descrito	72
Tabla 3.10. Temperaturas medidas en la planta de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores incluidos en el modelo operacional actual	90
Tabla 3.11. Precio de compra de isobutano y venta de alquilato y GLP estimados para enero de 2010	100
Tabla 4.1. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre despropanizadora	114
Tabla 4.2. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre despojadora de ácido fluorhídrico	114

Tabla 4.3. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II correspondientes a la torre despojadora de isobutano	115
Tabla 4.4. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre desbutanizadora	115
Tabla 4.5. Composiciones y respectivas desviaciones de los productos del sistema de fraccionamiento para el modelaje de diseño	116
Tabla 4.6. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despropanizadora	117
Tabla 4.7. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despojadora de ácido fluorhídrico	118
Tabla 4.8. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despojadora de isobutano.....	118
Tabla 4.9. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre desbutanizadora	119
Tabla 4.10. Comparación de calidades de los productos del proceso para el modelo a condiciones actuales de operación	121
Tabla 4.11. Flujo másico de n-butano alimentado y producido en la unidad de alquilación para los periodos seleccionados	123
Tabla 4.12. Concentración másica de n-butano en las corrientes de producto del sistema de fraccionamiento	124
Tabla 4.13. Concentración másica de n-butano en las corrientes productos a condiciones actuales de operación y a las establecidas en cada alternativa.....	135
Tabla 4.14. Flujo de agua requerido por los condensadores E-11, E-15 y E-42 para cada alternativa planteada y a condiciones operacionales actuales.	138
Tabla 4.15. Flujo de agua de enfriamiento de diseño requerido por los condensadores de las torres T-2, T-22 y T-4.	140
Tabla 4.16. Desviación del flujo de gas de combustión requerido por los hornos H-1 y H-3 a condiciones de operación actuales.	141
Tabla 4.17. Volumen de gas combustible determinado para cada variación de temperatura de fondo en las fraccionadoras.....	142
Tabla 4.18. Flujo de gasóleo requerido para cada ajuste de temperatura de fondo de la torre desbutanizadora.	143
Tabla 4.19. Ingresos y/o gastos adicionales diarios	145
Tabla 4.20. Ganancia o pérdida adicional total diaria para cada alternativa planteada	145
Tabla 4.21. Volumen de combustible adicional requerido por los hornos H-1 y H-3.	146
Tabla 4.22. Flujo volumétrico de gasóleo obtenido para cada alternativa.....	147

Tabla 4.23 Flujo volumétrico de producto producido por la aplicación de las alternativas 1 y 4	149
Tabla B.1. Listado de equipos principales incluidos en los modelos simulados sobre la base de condiciones operacionales actuales y de diseño y descripción de su funcionamiento dentro del proceso	158
Tabla B.2. Características de las bandejas de la torre despropanizadora definidas en el simulador.....	159
Tabla B.3. Características de las bandejas de la torre despojadora de ácido definidas en el simulador	159
Tabla B.4. Características de las bandejas de la torre despojadora de isobutano definidas en el simulador	159
Tabla B.5. Características de las bandejas de la torre desbutanizadora definidas en el simulador.....	160
Tabla D.1. Flujo másico de las corrientes de alimentación y productos para los periodos operacionales descritos determinados con el simulador de procesos.....	165
Tabla D.2. Temperaturas de ebullición para cada corte de destilado obtenido para el alquilato mediante la prueba de destilación D-86	165
Tabla D.3. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo patrón	166
Tabla D.3. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo patrón (continuación)	166
Tabla D.4. Composición volumétrica de la corriente de propano, butano y alquilato producto para el periodo patrón	167
Tabla D.5. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo actual	167
Tabla D.5. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo actual (continuación).....	168
Tabla D.6. Composición volumétrica de la corriente de propano, butano y alquilato producto para el periodo actual	168
Tabla E.1. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despropanizadora.....	170
Tabla E.2. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despojadora de ácido	170
Tabla E.3. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despojadora de isobutano	171
Tabla E.4. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre desbutanizadora	171

Tabla E.4. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre desbutanizadora (continuación)	172
Tabla E.5. Rango permisible según diseño para algunas condiciones operacionales de las torres de fraccionamiento	172
Tabla F.1. Información especificada en el simulador para los condensadores de las fraccionadoras	176
Tabla F.2. Calor transferido en los hornos H-1 y H-3 obtenido del modelo simulado	176
Tabla F.3. Composición de diseño del fluido de proceso alimentado al rehervidor E-14.....	176
Tabla F.4. Composición másica y poder calorífico del gas combustible alimentado a los hornos H-1 y H-3.....	177
Tabla F.5. Temperaturas de ebullición y porcentaje en volumen de destilado, determinados para el gasóleo mediante la prueba de destilación ASTM D-2887 ...	177
Tabla F.5. Temperaturas de ebullición y porcentaje en volumen de destilado, determinados para el gasóleo mediante la prueba de destilación ASTM D-2887 (continuación)	178
Tabla G.1. Masa de isobutano puro en la corriente de isobutano de reciclaje producto del fraccionamiento y masa de isobutano puro a reposición.....	180
Tabla G.2. Volumen de alquilato producido diariamente referido a cada condición operacional descrita.....	180
Tabla G.3. Volumen de gas licuado de petróleo producido para las condiciones operacionales expuestas	180
Tabla G.4. Ingresos netos diarios para cada alternativa propuesta	181

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 PRESENTACIÓN DE LA EMPRESA

1.1.1 Petróleos de Venezuela (PDVSA)

Petróleos de Venezuela, Sociedad Anónima, (PDVSA), se originó en 1975, a partir de la promulgación de la ley orgánica que reserva al Estado la industria y el comercio de los hidrocarburos, e inició operaciones en 1976. A partir de la reformulación de la constitución nacional en 1999, esta empresa pasa a pertenecer completamente al Estado venezolano y la política de la misma está basada y regida por lineamientos formulados por el ministerio de energía y petróleo. Actualmente sus activos en reservas petrolíferas, alcanzaron 173.000 millones de barriles de crudo (Petróleos de Venezuela S.A, 2010).

La función de PDVSA, es la coordinación y ejecución de los procesos de exploración, producción, transporte y comercialización del petróleo venezolano. Para el fiel cumplimiento de su labor, la estructura funcional de la empresa está seccionada en cuatro unidades interrelacionadas, clasificadas de acuerdo al ámbito donde se desarrollan. En primera instancia se encuentra exploración y producción, encargada del estudio y ejecución de planes relacionados a la ubicación y evaluación de yacimientos, además de la perforación y producción de pozos petrolíferos. De forma

subsecuente, se encuentra el área de refinación, que coordina los procesos de separación, mejoramiento y fabricación de productos derivados del petróleo.

La ubicación, distribución y comercialización en mercados nacionales e internacionales de dichos productos está a cargo de la sección de distribución y comercialización. Finalmente, como cuarta filial se establece PDVSA Gas, con facultades en el desarrollo de los procesos relacionados con producción del gas natural a nivel nacional.

En el área de refinación, la empresa cuenta con sucursales a nivel mundial, ubicadas en Estados Unidos, Europa y diversas partes de Latinoamérica, además, con grandes complejos refinadores a nivel nacional distribuidos de la siguiente manera: complejo refinador Paraguaná (constituido por las refinerías Amuay y Cardón), refinación oriente (conformado por refinería Puerto La Cruz, San Roque y El Chaure), refinería El Palito y refinería Bajo Grande. En el área de capacitación y adiestramiento del personal, investigación y desarrollo de nuevas tecnologías, la empresa recurre al apoyo de varias filiales: Intevep, CIED, Palmaven, Bariven, Deltaven, PDV Marina y Corporación Venezolana de Petróleo (CVP).

1.1.2 Refinería Puerto La Cruz

La refinería Puerto La Cruz se encuentra ubicada en el nororiente del país, en la costa del estado Anzoátegui y posee tres áreas operacionales a lo largo de todo el territorio estatal: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque, mostradas en la figura 1.1.

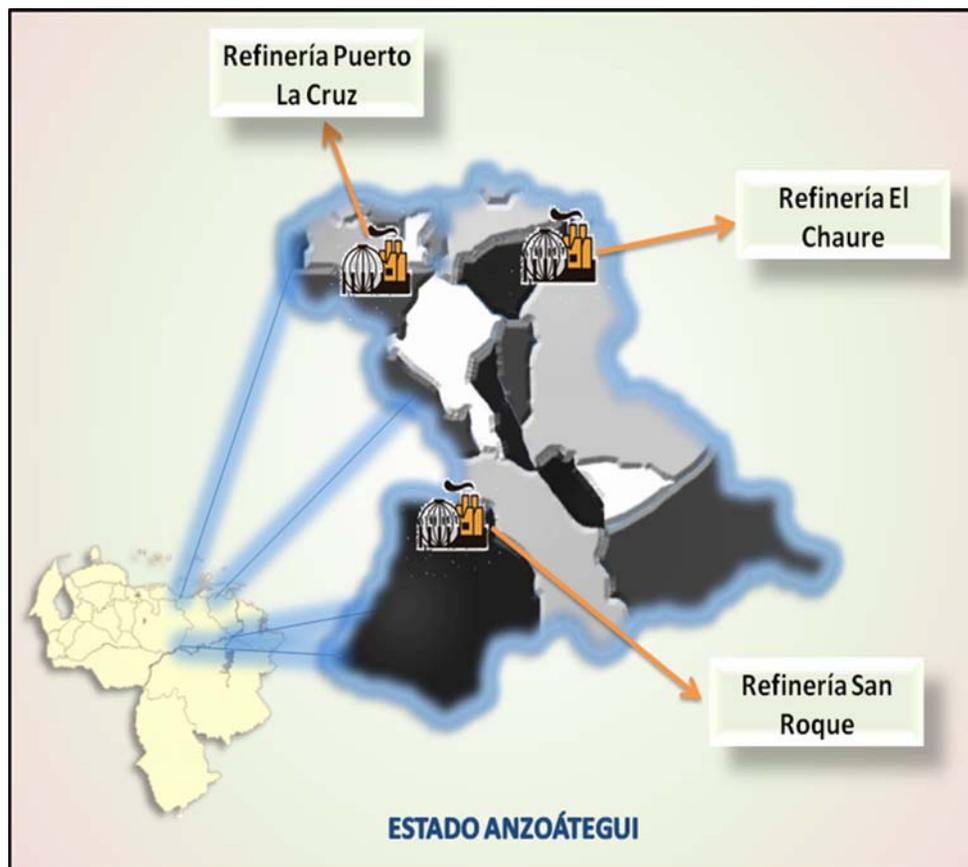


Figura 1.1. Ubicación geográfica de la refinería Puerto La Cruz

La construcción de la refinería Puerto La Cruz fue iniciada en el año 1948 por la empresa Vengref y empezó a operar dos años más tarde. Está encargada de la producción, manejo, comercialización y distribución de crudos y derivados del petróleo destinados al abastecimiento del mercado nacional e internacional. La alimentación a sus procesos de manufactura proviene de crudos de distintas localidades del oriente del país, entre ellos: Anaco Wax- Santa Bárbara (40 °API), Mesa (30 °API), Leona (24 °API) y Merey (16 °API), procesándolos en distintas unidades de destilación atmosférica (DA-1 y DA-2), unidades de tratamiento, servicios industriales, unidades de hidrogenación y complejo de conversión; este

último, constituido por una unidad de craqueo catalítico fluidizado y otra de alquilación; para producir aceites, combustibles, solventes, asfaltos, grasas, entre otros (PDVSA, 2010).

La refinería San Roque se ubica al sur del estado Anzoátegui, cerca de la población de Santa Ana. Su diseño está relacionado con la producción de parafinas de uso industrial a partir de crudos livianos provenientes de las estaciones de Ceiba y Tácata, pero debido a los procesos operacionales que en ella se llevan a cabo se produce, al mismo tiempo, combustible. Consta de dos unidades de producción: planta de crudo y vacío y la planta de parafinas.

La primera está constituida por unidades de destilación y la segunda por unidades de cristalización, filtración, denudación y percolación.

Por su parte, la refinería El Chaure se ubica en la Bahía de Bergantín, en las costas del estado Anzoátegui, a cinco kilómetros aproximadamente de Puerto la Cruz; se diseñó para procesar crudo mediano y pesado, pero luego de algunas remodelaciones, procesa, en la actualidad, crudo liviano y extraliviano. Es una unidad de destilación atmosférica (DA-3) destinada a la producción de gasolina estabilizada, diesel pesado, kerosén y residual de bajo azufre.

La refinería Puerto La Cruz, como empresa, persigue objetivos enmarcados principalmente en el abastecimiento energético del oriente del país y la distribución y coordinación de exportaciones del crudo y productos excedentes, además del

desarrollo empresarial e integración interna, garantizando así una seguridad energética nacional.

1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La unidad de alquilación comenzó su funcionamiento en el año 1962 y actualmente consta de ampliaciones con incorporación de nueva tecnología. Posee como función principal la producción de alquilato (utilizado para el mejoramiento del octanaje de la gasolina), con una capacidad máxima diaria de 4.200 barriles, haciendo reaccionar olefinas provenientes de la unidad de craqueo catalítico (FCC) e isobutano foráneo procedente del Complejo Criogénico José Antonio Anzoátegui, en presencia de ácido fluorhídrico (HF); además, se obtienen aproximadamente 500 barriles de propano y 120 barriles de butano (usados como gas doméstico).

El proceso comprende una serie de etapas que incluyen: tratamiento de la alimentación, reacción, fraccionamiento, tratamiento de los productos y regeneración de ácido. En el fraccionamiento se separan los compuestos originados en la sección de reacción (alquilato) y los asociados a la corriente de olefinas e isobutano suplemental (butano, propano e isobutano de recirculación), utilizando como equipos principales una torre despropanizadora, despojadora de ácido fluorhídrico, desbutanizadora y otra despojadora de isobutano; posteriormente se tratan los productos obtenidos con la finalidad de mejorar su calidad, absorbiendo las trazas de ácido remanente, para luego ser enviados al sistema de almacenaje.

Por otra parte, el isobutano se recircula al proceso y el volumen de ácido recobrado se reutiliza en el sistema de reacción. A partir del año 2007, el rendimiento de butano ha descendido a menos de 75 barriles por día, en comparación con los 120 barriles diarios producidos anteriormente. Se ha inferido que estas alteraciones se originan a causa de limitaciones operacionales en el sistema de fraccionamiento, que afectan directamente la separación de los compuestos contenidos en la corriente de alimentación.

Sobre la base de esto y, con el objetivo de incrementar la producción diaria, se evaluará la obtención de gas licuado de petróleo, (evitando afectar de manera adversa la calidad y cantidad del alquilato producido), mediante el estudio del sistema de fraccionamiento (principalmente las condiciones operacionales de la T-2), tratamiento y almacenaje de dichos productos a través de simulaciones con la herramienta Pro/II, para luego concretar propuestas evaluadas de forma técnica y económica, que permitan obtener soluciones factibles a los problemas presentados.

A pesar de que la calidad y el suministro de gas licuado de petróleo, no se han visto afectados aún por la disminución del volumen de butano producido, se requiere de la evaluación de la producción de este combustible para garantizar dicho abastecimiento en épocas venideras, además de prevenir posibles problemas operacionales (relacionados al bajo flujo producido) en los equipos ubicados aguas abajo de las columnas fraccionadoras, por ello, la importancia de este trabajo radicará en la formulación de alternativas, fundamentadas principalmente en variaciones de las condiciones operacionales, con el objetivo principal de incrementar el rendimiento de butano hasta alcanzar un valor cercano o que sobrepase (si es posible) los 120 barriles por día producidos en periodos anteriores, mediante el mejoramiento del sistema de fraccionamiento de la unidad de alquilación.

1.3 OBJETIVOS

General

Evaluar la producción de gas licuado de petróleo (GLP) en la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz.

Específicos

1. Comparar las condiciones de operación actual y de diseño del sistema de fraccionamiento y tratamiento de propano y butano mediante el uso del simulador Pro/II.
2. Formular propuestas que mejoren el funcionamiento de los equipos principales para el incremento de la producción de butano.
3. Realizar la evaluación técnico-económica para la selección de la propuesta más factible.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES

Maita y Medina (1995) evaluaron el funcionamiento de cada una de las torres de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería de Puerto La Cruz, simulando el sistema con el paquete Pro/II versión 5.0, determinando que existía una desviación menor al 10% entre las condiciones de diseño y las de operación, además lograron el descarte de la presencia de inundación en las unidades mencionadas. Por otra parte, establecieron la posibilidad de la extracción de un corte lateral de isobutano en la torre despojadora de isobutano (T-22) incrementando el calor proporcionado a su rehervidor y condensador.

Castellanos (2006) realizó evaluaciones a la torre despropanizadora (T-2), señalando que el isobutano de recirculación proveniente de esta torre se obtenía en forma de vapor cuando se requería en forma líquida, lo que originaba problemas de corrosión en el tren de calentamiento (intercambiadores E-8 y E-10). En función a esto, se formularon propuestas que luego de ser aplicadas produjeron respuestas positivas por cierto periodo, hasta que el sistema presentó fallas nuevamente.

Fundamentados en el estudio realizado por Castellanos, Bermúdez y Moreno (2008), se evaluaron la torre despropanizadora (T-2) y la regeneradora de ácido (T-6) de la unidad de alquilación de la refinería de Puerto La Cruz mediante simulaciones

realizadas con el paquete Pro/II, determinando que la calidad del propano producido estaba fuera de especificación, arrojando valores por debajo del 95%vol requerido; basándose en esto, generaron propuestas para alcanzar el valor deseado. En cuanto a la T-6 concluyeron que la misma estaba funcionando de forma estable con condiciones operacionales cercanas a las de diseño.

El presente trabajo pretende proporcionar medidas factibles técnica y económicamente, que permitan aumentar la producción de butano mediante la evaluación de los sistemas de fraccionamiento, tratamiento y almacenaje de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz, presentando semejanzas con las evaluaciones realizadas en los trabajos mencionados previamente, debido a que el estudio a ejecutar estará enfocado principalmente a la determinación de variaciones existentes entre los parámetros de operación y los de diseño (específicamente los relacionados directamente con la torre despropanizadora), que afecten la separación óptima de los productos generados en la reacción de alquilación. Por otra parte, este trabajo se diferencia de los estudios previos ya que está enfocado en elevar la cantidad de producto generado y no mejorar directamente la calidad de los mismos, motivado a que el problema existente se relaciona con reducción de producción de butano y no con disminución de purezas, porque los productos del fraccionamiento se obtienen dentro de los parámetros de especificación establecidos.

2.2 TRANSFERENCIA DE MASA

Los fenómenos de transporte en los procesos químicos, se caracterizan por la transferencia de una propiedad, en una dirección específica, a causa de una fuerza impulsora. En los sistemas donde se fomenta la transferencia de masa, las sustancias

transfieren moléculas entre sí, debido a diferencias de concentración (principalmente), en dirección de mayor a menor concentración de un componente en específico (Betancourt, 2003). Existen dos tipos de transferencia de masa de acuerdo al mecanismo con que se lleva a cabo el proceso: molecular y convectivo. El primero de ellos hace referencia a la transferencia de masa que ocurre por moléculas en movimiento gracias a diferencias de concentración de las mismas en varios fluidos; el segundo se refiere a la transferencia de masa a causa del movimiento total de los fluidos en contacto. Ambos mecanismos se llevan a cabo de forma simultánea en la mayoría de los casos, aunque uno de los dos puede presentarse en mayor proporción, en comparación con el otro, lo que facilita el estudio de este fenómeno de transferencia.

Cuando dos sustancias o fases se han puesto en contacto en un tiempo prudencial, ocurre una igualación en la cantidad de moléculas transferidas entre ambas fases, es decir, se alcanza el equilibrio. Lo que determina que cuanto más lejos de este equilibrio se encuentra un sistema, más moléculas son transferidas de la fase de mayor concentración a la de menor concentración, es por ello, que los estudios destinados a la aplicación práctica de los fenómenos de transferencia de masa están dirigidos a retardar este equilibrio el tiempo necesario para lograr el cambio de concentración deseado.

A nivel industrial, existen infinidad de procesos que se fundamentan en estos principios de transporte, donde no se requiere necesariamente de reacciones para transformaciones de compuestos, sino, movimientos de sustancias entre sistemas, para permitir, en la mayoría de los casos, la separación y posterior purificación de alimentaciones o productos, según el requerimiento del proceso. Entre estos procesos se encuentran la destilación, absorción y desorción de gases, humidificación y deshumidificación, cristalización y extracción, entre otros (Treybal, 1988).

2.3 APLICACIONES DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR

Cuando dos fases (líquido y vapor) están en contacto durante un tiempo prudencial, se alcanza un equilibrio entre las mismas. Esto ocurre debido a la igualación de la velocidad de las moléculas de líquido que poseen una energía suficiente para desprenderse del mismo y desplazarse hacia la fase vapor y la velocidad con la que las moléculas de la fase vapor liberan energía para pasar a estado líquido. Ambas fases están separadas por una especie de membrana denominada interfaz, que es la película de vapor y líquido donde están en contacto continuo las moléculas de las fases mencionadas, lo que sugiere que existe un constante movimiento y transferencia a nivel molecular a través de la misma.

Para facilitar el estudio del equilibrio líquido-vapor, generalmente se analiza el comportamiento para mezclas binarias, obteniéndose resultados con mayor cercanía a la realidad en comparación con el estudio de mezclas de componentes múltiples. Instrumentos elementales en dicho análisis son los diagramas de fases, donde se representa gráficamente el comportamiento de la fase líquida y la fase vapor, tomando en cuenta ciertas propiedades que intervienen en el tipo de equilibrio mencionado. Existen diagramas tridimensionales que se establecen con datos de concentraciones, presiones y temperaturas para la mezcla en estudio, pero debido a la complejidad de su realización, generalmente se estudian diagramas bidimensionales donde se establece como constante una de las tres propiedades mencionadas: diagramas con equilibrio a presión constante y diagrama con equilibrio a temperatura constante. Por convencionalismo, en los diagramas de dos dimensiones ubican en el eje de las abscisas las concentraciones del componente más volátil en la fase vapor (y) y su concentración en la fase líquida (x) y en el eje de las ordenadas la otra

propiedad que interviene en el proceso de equilibrio: presión si el proceso se lleva a cabo a temperatura constante y temperatura si se realiza a presión constante, como se muestra en la figura 2.1.

En cuanto a análisis matemáticos de los procesos de equilibrio líquido-vapor, el estudio más sencillo es el realizado para gases definidos como ideales, pero la mayoría de las mezclas están constituidas por gases que se alejan de la idealidad, para estos casos se determinó como ecuación de cálculo de la constante de equilibrio la siguiente (Hougen y Watson, 1982).

$$K_1 = \frac{x_1}{y_1} = \frac{f_1^L \gamma_1^L}{f_1^V \gamma_1^V} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

K_1 : constante de equilibrio

x_1 : fracción molar de la fase líquida

y_1 : fracción molar de la fase vapor

f_1^L : coeficiente de fugacidad de la fase líquida

f_1^V : coeficiente de fugacidad de la fase vapor

γ_1^L : coeficiente de actividad de la fase líquida

γ_1^V : coeficiente de actividad de la fase vapor

En la ingeniería química, el estudio del equilibrio líquido-vapor está destinado a la purificación de sustancias mediante la utilización de operaciones unitarias de separación, entre ellas la destilación. En este proceso operacional, la fase vapor se genera por calentamiento del líquido o, por el contrario, la fase líquida se genera por enfriamiento del vapor. La energía requerida para incrementar el movimiento de las

moléculas en la fase líquida es proporcionada por la inyección de calor usando un agente externo, lo que permite que se incremente la concentración de las moléculas más volátiles en la fase vapor y las de menos volatilidad en la fase líquida.

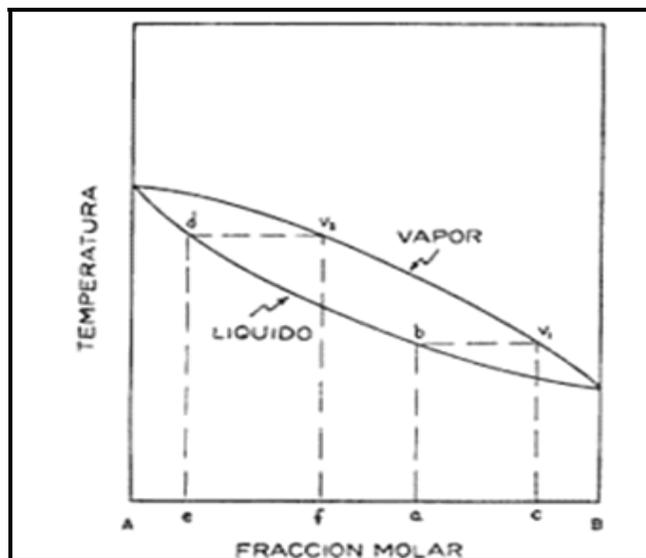


Figura 2.1. Diagrama bifásico a presión constante (Biblioteca digital de la Universidad de Chile, 2010)

2.4 VOLATILIDAD RELATIVA

La relación entre la fracción molar de una sustancia en la fase vapor y la fracción molar de la misma sustancia en la fase líquida se conoce como volatilidad y se determina de forma general mediante la siguiente expresión (Treybal, 1988).

$$\alpha_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

a_i : volatilidad

y_i : fracción de la sustancia en la fase vapor

x_i : fracción de la sustancia en la fase líquida

Del concepto definido anteriormente, se deriva otro, denominado volatilidad relativa, que se diferencia del primero por su utilización en cálculos para mezclas binarias y no en sustancias puras. Representa la relación entre las volatilidades relativas entre ambos componentes y se expresa de la siguiente manera (considerando un componente 1 y otro componente 2) (Costa y Cervera, 1991).

$$\alpha_{12} = \frac{a_1}{a_2} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

a_1 : volatilidad del componente más volátil

a_2 : volatilidad del componente menos volátil

En términos prácticos, la volatilidad relativa expresa la facilidad o dificultad con que puede separarse el componente más volátil de la mezcla. Si en la expresión anterior se define siempre con el subíndice 1 al componente más volátil, puede afirmarse que la volatilidad relativa siempre resultará mayor o igual a uno (1), cuanto más se aleje de la unidad más fácil será la separación y cuanto más se acerque a la unidad más difícil resultará la misma, siendo nula con valores de volatilidad relativa iguales a uno (1). De acuerdo a lo relatado anteriormente, la volatilidad relativa es un factor determinante en el diseño de las operaciones de separación unitarias donde se manejen esquemas de equilibrios líquido-vapor, como en el caso de la destilación.

2.5 FRACCIONAMIENTO COMO PROCESO UNITARIO DE SEPARACIÓN DE MEZCLAS

La destilación es una operación unitaria de separación de soluciones, que se fundamenta en la distribución de los componentes entre dos fases: una gaseosa y otra líquida (Betancourt, 2003). Se basa en las diferencias entre los puntos de ebullición o volatilidades relativas de los constituyentes de la mezcla a separar. Existen diversos tipos de destilación a nivel industrial y de laboratorio que poseen el mismo principio operacional, pero difieren en estructura de los equipos utilizados, función de cada uno de ellos y propiedades de la mezcla a separar, entre otros.

Dentro de la clasificación mencionada anteriormente, se encuentra la destilación fraccionada, utilizada en mezclas de dos o más compuestos, cuando éstos poseen temperaturas de ebullición cercanas. Se lleva a cabo en un equipo, denominado columna o torre de fraccionamiento, dispuesto de forma vertical, constituido por varias etapas, donde se ponen en contacto la fase vapor, que proviene del fondo del equipo y se desplaza de forma ascendente, arrastrando con ella los compuestos más volátiles, y la fase líquida proveniente desde la parte superior del mismo en dirección descendente, llevando con ella los compuestos menos volátiles. Las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior, lo que genera que a lo largo de todo el fraccionador exista un perfil de temperatura, ya que este parámetro varía de una etapa a otra disminuyendo de forma ascendente. El calor suministrado a la torre es introducido en el fondo de la misma gracias al rehervidor y las bajas temperaturas en el tope se deben al condensador, encargado de retirar energía calórica al reflujo de tope. El vapor obtenido por el tope de la columna se denomina destilado, rico en componentes más volátiles y el producto de fondo de la misma es denominado residuo, constituido principalmente por los componentes más pesados o menos volátiles de la mezcla (Treybal, 1988).

Cuando la mezcla está constituida por muchos componentes, el proceso de fraccionamiento se lleva a cabo de forma más compleja, como en el caso de la separación de los constituyentes del petróleo o gas natural; para ello puede emplearse una torre de fraccionamiento provista de varios cortes a lo largo de su estructura, donde se separan, de acuerdo a sus temperaturas de ebullición, los constituyentes de la mezcla, o como se realiza en la mayoría de los casos, disponer de todo un sistema formado por una serie de columnas fraccionadoras donde se lleva a cabo la separación en varios pasos.

2.6 EQUIPOS QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

Existe una diversidad de equipos que intervienen en los sistemas de fraccionamiento y su utilización y selección depende de los requerimientos del proceso, principalmente de energía y capacidad. Entre ellos se encuentran las columnas de fraccionamiento, el tren de precalentamiento de la alimentación, los rehervidores y condensadores de las torres, los tanques acumuladores de reflujo y dispositivos de contacto (empaques o bandejas).

2.6.1 Torres de fraccionamiento

Son cada uno de los equipos en forma de columnas verticales, donde se llevan a cabo en su interior el proceso de separación de mezclas constituidas por compuestos con puntos de ebullición cercanos. Están formados internamente por una serie de etapas,

definidas por platos, empaque o ambos (de acuerdo al requerimiento del proceso), donde se ponen en contacto las fracciones de líquido y vapor de la mezcla a separar.

Cuando existe una sola alimentación a la torre, ésta se divide teóricamente en dos zonas: una sección ubicada sobre la alimentación rica en vapores constituidos por los compuestos más volátiles de la mezcla denominada zona de enriquecimiento o rectificadora y, la ubicada debajo de la alimentación, rica en líquido constituido por los compuestos menos volátiles de la mezcla llamada zona de agotamiento o desorbedora. El perfil de temperatura que permanece a lo largo de la columna se debe al calor suministrado por el rehervidor en el fondo de la misma y el calor liberado en el tope es producto del proceso de transferencia de calor generado en el condensador (Treybal, 1988).

2.6.2 Precalentadores de la alimentación

Son intercambiadores donde se calienta previamente la mezcla, antes de alimentarse a la torre de fraccionamiento, con el fin de vaporizar una porción de la misma y facilitar el proceso de separación por destilación. Al ingresar a la columna, la fracción de vapor se separa del torrente líquido viajando hacia el tope de la misma, sobre la zona de alimentación, reduciendo así la cantidad de energía calórica proporcionada por el rehervidor, necesaria para la separación de la mezcla.

El vapor generado por el rehervidor es mucho mayor en relación al generado en el proceso de precalentamiento, pero resulta más económico suministrar calor a los precalentadores que a los rehervidores (Treybal, 1988).

2.6.3 Rehervidores

Son dispositivos utilizados en los sistemas de fraccionamiento, para proporcionarle a las columnas de destilación, el calor necesario para generar la vaporización parcial de los líquidos encontrados en la zona inferior de las mismas, manteniendo un perfil de temperatura a lo largo de la torre, produciendo vapores ricos en componentes volátiles que posteriormente formarán el producto de tope y, el líquido no vaporizado, será liberado por el fondo de la columna. Los tipos de rehervidores más utilizados en los procesos de separación por fraccionamiento son de tipo calderín, de termosifón de circulación forzada y de circulación natural (Treybal, 1988).

2.6.4 Condensadores

Son intercambiador de calor, que permiten la condensación de los vapores de tope de la columna, para producir el líquido denominado destilado. Poseen dos denominaciones según la fracción de vapor condensada: si se recupera todo el vapor o producto de tope en fase líquida se conoce como condensador total y si sólo una fracción de este producto de cabecera es condensado, recibe el nombre de condensador parcial (Treybal, 1988).

2.6.5 Acumuladores de reflujo

Sirven como depósito para el destilado producido en la columna de fraccionamiento, su capacidad depende del volumen de líquido originado por la condensación en el

tope de dicha columna. Su diseño debe ajustarse a variaciones de flujo, debido a cambios en el proceso de fraccionamiento y condensación, es decir, deben poseer cierta flexibilidad operacional adaptada a la cantidad de vapores condensados.

Las funciones de este dispositivo son variadas, entre ellas están: asegurar y proporcionar un reflujo constante a la torre, evitando así problemas de cavitación en las bombas que retornan flujo al tope de la misma y separar el líquido del vapor contenidos en la mezcla bifásica producto de una condensación parcial o la separación de dos líquidos inmiscibles, entre otras funciones (Treybal, 1988).

2.6.6 Dispositivos de contacto

Constituyen los platos y/o empaques de una torre de fraccionamiento, destinados a permitir el equilibrio líquido-vapor dentro de la misma. Representan las distintas etapas donde se ponen en contacto el líquido que desciende y el vapor que asciende por la columna, permitiendo la transferencia de masa entre ambas fases.

De acuerdo al tipo de interno utilizado por las torres de fraccionamiento, estas son denominadas columnas empacadas o de platos, observándose en la figura 2.2 el esquema de una torre de fraccionamiento constituida por platos y empaques, donde además se muestran otros dispositivos internos de la misma (Petróleos de Venezuela, S.A., [PDVSA] 1997).

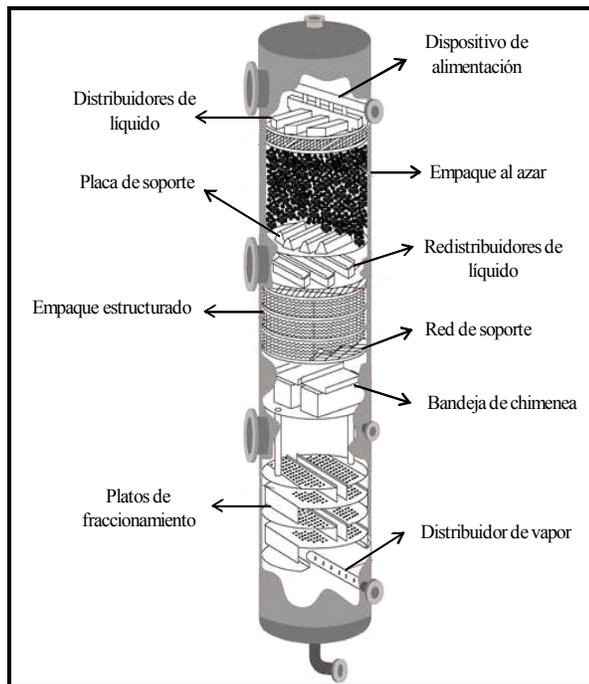


Figura 2.2. Esquemática de una columna de fraccionamiento constituida por bandejas y empaques (Universidad Nacional Experimental Politécnica de la Fuerza Armada [UNEFA], 2010)

2.7 COLUMNAS DE PLATOS

Son torres de fraccionamiento, constituidas en su interior por una serie de platos o bandejas, dispuestas de forma horizontal a lo largo de toda la columna, donde se lleva a cabo el contacto líquido-vapor. La distancia entre bandeja y bandeja varía según el requerimiento del proceso y cada una de las mismas se considera como un proceso de destilación simple, que están interconectadas para lograr la transferencia de masa entre fase y fase, incrementando así la eficiencia del proceso de separación debido al aumento del contacto líquido-vapor (Valcárcel y Gómez, 1988).

2.8 COLUMNAS EMPACADAS

Son columnas de destilación constituidas por una serie de dispositivos denominados empaque, dispuestos de forma tal que el contacto líquido gas se realice de manera continua y no por etapas como se lleva a cabo en las columnas de platos o bandejas. En el área del empaque se ponen en contacto el líquido que desciende en la columna con el vapor que asciende por la misma, permitiendo la transferencia de masa entre ambos. En este tipo de torres se requiere de que la distribución del gas y el líquido a lo largo del empaque sea lo suficiente buena como para que ambos fluidos cubran prácticamente toda la estructura del mismo, por ello esta se convierte en una consideración importante para el diseño de las mismas (De La Hoz, 2003).

2.9 CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE LA SELECCIÓN DEL TIPO DE COLUMNA A UTILIZAR

Para la selección del tipo de dispositivo de contacto a utilizar en las torres de fraccionamiento, inicialmente se acude a un análisis de costos, pero se deben considerar los beneficios en cuanto a funcionamiento que ofrece cada tipo, incluyendo en el análisis las posibles desventajas que pueda conllevar su uso.

A continuación se muestra una descripción general sobre las ventajas y desventajas que presentan las columnas empacadas y las de platos o bandejas, tomando en cuenta distintos tópicos de análisis (De La Hoz, 2003).

- ✓ Diseño: el diseño de columnas empacadas es menos exacto que el de las columnas de platos, ya que en el momento de predicción de eficiencias los resultados son más certeros para columnas de bandejas que las aproximaciones realizadas para columnas de empaques.

- ✓ Dimensiones: cuando las dimensiones de las columnas de fraccionamiento son pequeñas (menos de 0,6 metros de diámetro) el costo y dificultad de instalación de platos es mayor que el relleno con empaques.

- ✓ Flujo de gas y líquido: las columnas de platos pueden manejar un amplio rango de flujos de vapores y líquidos en comparación con las columnas empacadas, ya que estas últimas no se recomiendan en sistemas donde se manejen bajas velocidades de líquidos. En el ámbito de la relación líquido-gas, es recomendable que las columnas empacadas trabajen con una relación elevada y las columnas de platos con relaciones bajas.

- ✓ Caída de presión: con respecto al tema de la caída de presión, las torres empacadas, en su mayoría, requieren de menor caída de presión para el gas que las de platos.

- ✓ Control: el control de la distribución de líquido en columnas de platos de gran dimensión, a condiciones de operación es más fácil de realizar que el llevado a cabo a columnas de empaques.

- ✓ Naturaleza del líquido: cuando el líquido es corrosivo resultan menos costosos los empaques que los platos. Cuando el líquido posee sólidos o tiene tendencia a causar incrustaciones la limpieza puede realizarse con mayor facilidad para columnas empacadas de diámetros mayores a 0,6 metros, en cambio cuando este diámetro es menor, resulta más económico el reemplazo de empaques. Sin embargo, en todos los casos resulta menos perjudicial para las columnas de fraccionamiento, el retiro de sólidos a las corrientes en procesos previos, antes de ser alimentadas a dichos equipos.

- ✓ Instalación de dispositivos: en las columnas de platos resulta más económicos y de fácil acceso la instalación de salidas laterales de corrientes y de dispositivos de enfriamiento, ya que estos últimos pueden ser dispuestos sobre las mismas bandejas.

2.10 DISPOSITIVOS INTERNOS DE UNA TORRE DE FRACCIONAMIENTO

2.10.1 Platos o bandejas

En las columnas de fraccionamiento, los platos constituyen una serie de bandejas dispuestas a lo largo de la torre, con separaciones determinadas, donde se encuentran en equilibrio el líquido y el vapor; el líquido cae sobre los platos por gravedad mediante unos canales laterales y el flujo de vapor asciende por las ranuras de cada plato produciendo un burbujeo. El uso de platos requiere que los mismos puedan manejar considerables flujos de vapor y líquido sin que se produzca inundación ni

arrastre de forma excesiva, que funcione con mínimas caídas de presión y que proporcione facilidad en cuanto a mantenimiento e instalación. Se clasifican según la dirección de flujos internos en flujo cruzado y flujo en contracorriente y, de acuerdo a su estructura y función en platos perforados, campanas de borbotado y tipo válvulas. Debido a esta gran diversidad, es posible establecer comparaciones entre los diversos tipos de platos (PDVSA, 1997).

- ✓ Capacidad: los platos perforados sin bajante tienen mayor capacidad de manejo de flujo en comparación con los de tipo válvula y perforados con bajante que poseen capacidades similares.

- ✓ Flexibilidad: los platos con campanas de burbujeo poseen mayor flexibilidad operacional ya que pueden manejar bajos flujos de líquido (menos de 2 gpm por pie de diámetro por paso). Por su parte los tipos válvula poseen mayor flexibilidad que los perforados y los de menor flexibilidad operacional son los que no poseen bajantes ya que su diseño depende del flujo de líquido y gas a manejar que debe permanecer prácticamente constante.

- ✓ Arrastre: los platos tipo casquete poseen un arrastre de casi tres veces mayor que los perforados y de tipo válvula, en cambio los carentes de bajantes poseen valores de arrastre menores

- ✓ Caída de presión: los de campana de burbujeo poseen mayor caída de presión, en cambio el resto de los tipos de platos poseen caídas de presión más bajas.

- ✓ Costo: los que poseen mayor costo son los de casquete de burbujeo, los costos de los perforados y sin bajantes son relativamente bajos y los de válvula están alrededor del 20% por encima que los perforados. En la actualidad la popularidad de los platos tipo válvula ha incrementado, ya que con el alto costo de la energía y disminución de capacidades, las ventajas que este tipo de bandeja ofrece justifica su valor por encima del perforado.

- ✓ Mantenimiento: los platos perforados y los desprovistos de bajantes ofrecen menor costo de mantenimiento, debido a que tienden a ensuciarse menos y tienen poca tendencia a corroerse. Los de válvula poseen mayor costo de mantenimiento que los anteriores pero menor al de los de casquete porque estos últimos poseen tendencia a retener sólidos.

2.10.2 Empaques

En las torres de fraccionamiento, los empaques utilizados deben proporcionar un área de contacto o interfacial lo suficientemente grande para que ocurra la transferencia de masa entre las fases involucradas, para ello la oposición al paso del gas debe ser mínima permitiendo la buena distribución de esta fase en la sección transversal del dispositivo y promover de igual forma una distribución uniforme del flujo de líquido sobre su superficie.

Los empaques se clasifican de acuerdo a su función y estructura en vaciados u ordenados al azar y estructurados o arreglados (Palacios, 2005).

2.10.3 Otros dispositivos internos de la torre de fraccionamiento

Las columnas de fraccionamiento poseen otros dispositivos que se requieren para incrementar la eficiencia de las mismas permitiendo el aumento del contacto líquido-vapor, entre los cuales se encuentran los vertederos, los derramadores, distribuidores de líquido y soportes para empaques, entre otros.

2.10.3.1 Vertederos

Se utilizan en columnas de platos; son tubos conectados a la sección transversal libre de la bandeja superior, que evitan la acumulación del líquido en esta bandeja, permitiendo el desplazamiento de dicho fluido hacia la superficie del plato inferior. Para evitar el flujo de vapor por esta área transversal, la separación entre el bajante y el plato inferior debe ser mínima. La altura del vertedero influye en la acumulación del líquido en los platos: cuando el bajante posee longitudes elevadas se incrementará la acumulación de líquido en el plato y cuando tiene poca longitud también se incrementa la altura del líquido, y consecuentemente la caída de presión en el bajante; debido a esto, la dimensión del bajante debe diseñarse de forma correcta, permitiendo suficiente formación de espuma en el plato y consecuentemente, un contacto líquido-gas que promueva la separación (Palacios, 2005).

2.10.3.2 Derramaderos

Son estructuras que permiten que el líquido adquiera profundidad al disponerse sobre el plato, promoviendo el contacto entre el líquido-gas requerido. Los tipos de

derramaderos más usados a nivel industrial son los rectos; los derramaderos con ranuras múltiples en V hacen que sea menor la influencia de las variaciones en el flujo de líquido sobre el nivel del mismo requerido en el plato. Por otra parte, las menos comunes son las represas circulares y los derramaderos interiores ya que pueden causar problemas en operación (Palacios, 2005).

2.10.3.3 Distribuidores de líquido

Promueven la distribución uniforme de líquido a lo largo de toda la columna empacada, fortaleciendo el contacto líquido-gas y, así, la transferencia de masa. Para mayor eficiencia de la separación debe ubicarse un distribuidor de líquido por cada alimentación a la columna y por lo menos de 6 a 12 pulgadas por encima del empaque para permitir que el vapor pueda desprenderse de este último antes de ascender hasta el distribuidor (en el caso de la distribución en *spray* la distancia debe oscilar entre 18 y 24 pulgadas) y las perforaciones deben estar alrededor de 0,5 pulgadas (Palacios, 2005).

2.10.3.4 Soportes de empaque

Son estructuras que se disponen en el fondo de las columnas empacadas sirviendo de sostén para el empaque. Deben poseer un área libre que permita el paso del líquido y el vapor con restricciones mínimas de flujo siendo lo suficientemente fuertes y estables para mantener el peso del arreglo de empaques.

2.11 VARIABLES QUE AFECTAN EL PROCESO DE FRACCIONAMIENTO

2.11.1 Temperatura de la alimentación

Generalmente, la alimentación a las columnas de destilación es precalentada por procesos de integración térmica, lo que produce, en algunos casos, que parte de la misma se vaporice. Por motivos económicos, comúnmente esta alimentación se calienta hasta su punto de burbuja o se vaporiza parcialmente para reducir la carga calórica en el rehervidor, pero se ha demostrado que no debe vaporizarse más del 50% de la carga a la columna (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

Cambios en la temperatura de alimentación pueden afectar la calidad de los productos de tope y fondo, por ello se requiere de la realización de ajustes en el horno o en el condensador de la destiladora para mantener las especificaciones, por ejemplo: cuando se incrementa la temperatura de la alimentación se requiere de menor consumo de calor en el rehervidor o de mayor condensación en el tope de la columna; en caso contrario es necesaria la aplicación de una cantidad de calor mayor en el fondo para vaporizar volúmenes extras de fase líquida.

Los cambios en la temperatura de la alimentación están limitados por las condiciones del horno y condensador y por la máxima temperatura a la cual puede ser calentada la mezcla sin que sus componentes sufran descomposición térmica.

2.11.2 Temperatura de la zona de vaporización instantánea

Esta temperatura determina la cantidad de vapores que se encuentran en el tope de la columna; cuando se incrementa esta temperatura el producto de tope aumenta, ya que la acumulación de vapores es mayor en el cabezal de la columna.

La misma está limitada por la cantidad de calor que puede suministrar el horno al fondo de la columna, por la máxima temperatura a la que puede ser calentada la mezcla sin que atraviesen una descomposición térmica las sustancias que la constituyen y la especificación del producto de tope (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

2.11.3 Temperatura del reflujo de tope

Una disminución en la temperatura del reflujo, reduce la cantidad de vapor que sale como producto de tope, ya que genera una condensación de los compuestos de menor volatilidad, arrastrándolos nuevamente a los platos inferiores de la columna para ser obtenidos, posteriormente, como producto de fondo.

Generalmente se disminuye la temperatura del reflujo cuando se requiere incrementar la pureza del destilado, tomando en cuenta que esta reducción está limitada por la naturaleza del fluido refrigerante utilizado en el condensador y por la capacidad de enfriamiento de este intercambiador de tope (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

2.11.4 Presión de tope

La presión afecta la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla, ya que aumentos de esta variable operacional en el tope de las torres de fraccionamiento reduce la facilidad en la separación de dichos componentes, por lo tanto se debe incrementar el suministro de calor en el fondo de las columnas; debido a esta razón, a nivel industrial, en las torres de destilación se trabaja con la menor presión posible evitando realizar variaciones de la misma, con el fin de reducir inconvenientes operacionales que promuevan la obtención de productos fuera de las especificaciones determinadas (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

2.11.5 Inyección de vapor

La inyección de vapor o incondensables en el fondo de la columna aumenta la presión parcial de los componentes de la mezcla, produciendo que se reduzca la cantidad de compuestos volátiles en el residuo y, por consiguiente, se incremente la presencia de estos en el producto de tope de la columna. Este método se aplica principalmente en fraccionadoras con cortes laterales (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

2.12 FACTORES QUE LIMITAN EL FUNCIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS

El vapor está constantemente ascendiendo dentro de una torre de fraccionamiento, a la vez que desciende el líquido, incrementando su contacto gracias a la presencia de

dispositivos internos de la columna, con capacidades específicas para el manejo de estos flujos, es decir, la cantidad de líquido y gas que puede manejar un plato o empaque está limitada por la naturaleza y funcionalismo de los mismos. Esta cantidad afecta la eficiencia global de la torre de fraccionamiento, ya que, si se incrementa o disminuye el flujo de vapor y líquido dentro de cada plato sobrepasando los límites máximos y mínimos de operación, se originan varios fenómenos que evitan que el proceso de transferencia de masa pueda realizarse de forma efectiva; entre estos se encuentran: arrastre, vómito, lloriqueo e inundación (R. C. Costello and Associates, S.A., 2010).

2.12.1 Inundación

Para las columnas de platos, uno de los fenómenos que reducen la eficiencia de las mismas es el de inundación ya que afecta de manera negativa el proceso de transferencia de masa que se lleva a cabo en el interior de éstas, evitando que el contacto líquido-gas se logre de manera efectiva. Este factor de reducción de capacidad de la columna se origina por dos procesos principales: arrastre de líquido y/o problemas mecánicos en los bajantes de los platos.

A. Inundación por arrastre

Este fenómeno ocurre cuando el líquido, rico en compuestos menos volátiles, es arrastrado al plato inmediatamente superior, por efecto de diferencias marcadas entre las velocidades del líquido y del vapor. Según la causa del arrastre, existe una clasificación para el mismo: arrastre de líquido y arrastre por espuma.

✓ **Arrastre de líquido (spray)**

Cuando las tasas de líquido son bajas, alrededor del plato o el empaque, éste se encuentra en forma de rocío y, por incremento de la velocidad del vapor que asciende, parte del mismo es arrastrado al plato inmediato superior a través del área libre de la columna.

✓ **Arrastre por espuma (froth)**

La formación de espuma en un dispositivo de contacto interno depende de la naturaleza del líquido y el vapor que interactúan en él y de la tasa de flujo del líquido. Cuando la tasa de flujo es alta y la velocidad del vapor también esta espuma tiende a incrementarse. Para el caso de las torres de platos, si la separación entre dichos platos es relativamente pequeña la espuma puede alcanzar el plato superior y producir alta acumulación de líquido en éste y si la distancia entre plato y plato es relativamente elevada, en la superficie de la espuma se forma una especie de rocío, desplazado por el vapor al plato inmediato superior, originándose un arrastre de líquido en “*spray*”.

B. Llenado excesivo del bajante (downcomer filling)

Se origina cuando el nivel del líquido en el bajante sobrepasa los niveles normales de operación, a causa de caídas de presión en el plato o bajo flujo de vapor en el bajante, lo que produce inundación del plato y reduce la capacidad de la columna. Este fenómeno en algunos casos es generado por problemas de espaciamiento entre platos o reducción del área libre del bajante.

C. Sello del bajante (downcomer sealing)

El vapor puede ascender por el conducto de descenso y no por el área libre de los platos debido a un bajante no cerrado, lo que origina que el líquido no pueda descender al plato inferior ocasionando una acumulación de líquido que puede sobrepasar el nivel de operación, inundando así el plato y reduciendo la eficiencia de la columna de destilación.

2.12.2 Vómito

Consiste en la inundación del plato superior de la columna, causado generalmente por un incremento en el volumen del reflujo de tope, lo que origina una reducción en la pureza del producto destilado incrementando su punto final de ebullición. Cuando el flujo de líquido es excesivo, también pueden inundarse los platos inmediatos inferiores de tope.

2.12.3 Goteo o lloriqueo

Es un fenómeno generado cuando las velocidades de vapor dentro de la columna son lo suficientemente bajas como para producir que el líquido descienda por el área libre del plato y por el bajante, ocasionando inundación en los platos inferiores y disminución del nivel del líquido en dicho plato (por debajo de los niveles mínimos permitidos) y, en casos de operación extremos, se puede secar completamente la bandeja.

2.13 DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN

La unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz posee como alimentación olefinas proveniente de la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) e isobutano procedente del complejo criogénico José Antonio Anzoátegui (denominado isobutano foráneo o suplemental) y utiliza ácido fluorhídrico (HF) como catalizador en la sección de reacción.

El proceso llevado a cabo en la planta consta de varias etapas, mostrándose en la figura 2.3 un diagrama de procesos generalizado de la unidad de alquilación (PDVSA, 2000).

2.13.1 Tratamiento de la alimentación

Debido a que el ácido fluorhídrico se contamina en presencia de agua, compuestos de azufre e hidrocarburos solubles en ácido (ASO), a la alimentación de olefinas proveniente de FCC se le somete a diversos procesos que consisten en tratamiento con amina para retirarle el sulfuro de hidrógeno que contiene, seguidamente se pone en contacto con cáustico para eliminarle el contenido de mercaptanos (R-SH), luego se trata en una torre desetanizadora (T-1) para retirarle los hidrocarburos livianos (principalmente el etano) y se somete a un proceso de secado para la disminución de su contenido de agua.

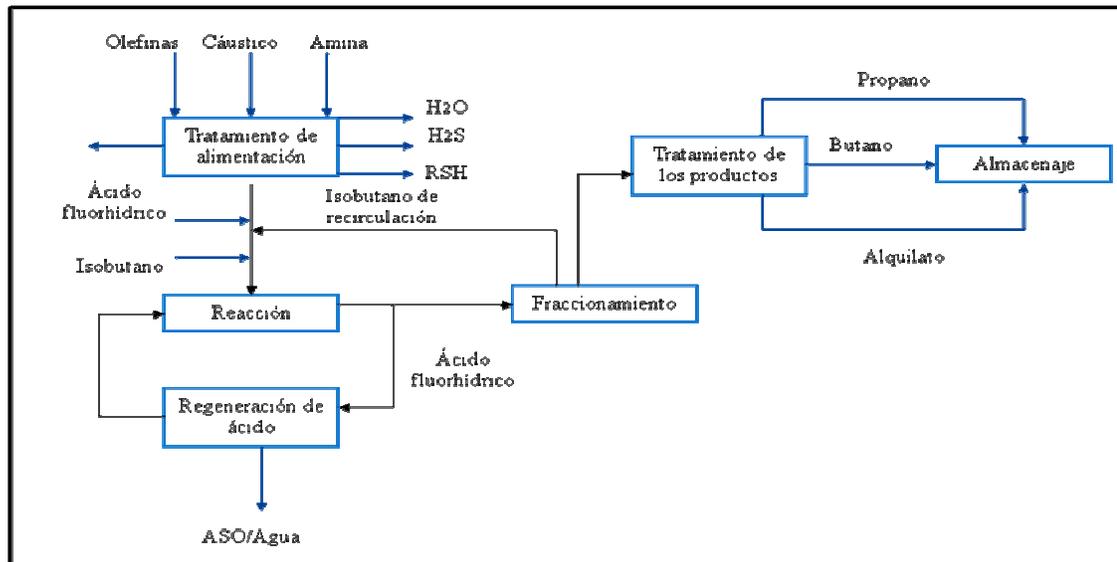


Figura 2.3. Diagrama de bloques de la unidad de alquilación

2.13.2 Reacción

Se ponen en contacto las olefinas y el isobutano en presencia de ácido fluorhídrico para generar las parafinas ramificadas que posteriormente son separadas de las trazas de ácido asociado a las corrientes.

2.13.3 Fraccionamiento

Se separan los compuestos originados en el proceso de reacción a través de la utilización de diversas torres de fraccionamiento, para obtener como productos: propano, butano, alquilato e isobutano que es recirculado al proceso.

2.13.4 Tratamiento de productos

Se ponen en contacto el butano, propano y alquilato con alúmina activada (desfluorinadores) y cáustico (92% de KOH) para retirarles el ácido fluorhídrico que aun puede estar presente en las corrientes de productos, de allí son enviados a almacenaje.

2.13.5 Regeneración de ácido

Está constituido por una torre denominada redestiladora (T-6), que tiene como función separar al ácido de los ASO y de la mezcla azeotrópica de agua-ácido para garantizarle la pureza requerida para la reacción.

2.14 REACCIONES QUE SE LLEVAN CABO EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ

En la reacción de alquilación se ponen en contacto olefinas de bajo peso molecular con isoparafinas (generalmente isobutano), en presencia de una sustancia catalítica representada por un ácido fuerte como lo son el ácido sulfúrico y el ácido fluorhídrico, para producir compuestos parafínicos ramificados de alto octanaje. La diferencia principal existente entre ambos catalizadores radica en que el sulfúrico es más sensible a los cambios de temperatura que el ácido fluorhídrico, por ello el

control térmico se hace de forma más rigurosa cuando es utilizado como sustancia catalítica (PDVSA, 2000).

Las reacciones de alquilación varían dependiendo de la olefina utilizada; en función a esto se presentan algunas reacciones a partir de varias olefinas específicas (PDVSA, 2006):

Alquilación del 1-buteno:



Alquilación de 2-buteno:



Alquilación del isobuteno:



Alquilación del propileno:



(Reacción con transferencia de hidrógeno)

En la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz se llevan a cabo muchas reacciones de este tipo, ejecutándose de forma más complejas, debido a que las olefinas utilizadas constituyen una mezcla proveniente de la unidad de craqueo catalítico (buteno, propileno, isobuteno y amileno), lo que genera dificultad en cuanto a selección de las reacciones deseadas.

2.15 SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN

El sistema de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz está constituido por un conjunto de torres destinadas a separar los compuestos constituyentes de la mezcla resultante de la sección de reacción, es decir, aquellas sustancias que se generan en la transformación química (alquilato), el isobutano excedente (cantidad que no fue transformada en la reacción), los compuestos que ingresan a la planta como parte de la carga de olefinas y que son inertes en dicha conversión química (propano y n-butano) y el ácido fluorhídrico (catalizador) arrastrado hacia la zona de fraccionamiento (PDVSA, 2006). En la tabla 2.1, se muestra el Tag utilizado para la identificación de cada columna dentro del proceso de fraccionamiento llevado a cabo en la unidad.

Tabla 2.1. Tag para la identificación de cada columna de destilación perteneciente al sistema de fraccionamiento de la unidad de alquilación

Nombre de la columna	Tag
Recontactor de ácido	T-21
Despropanizadora	T-2
Despojadora de ácido fluorhídrico	T-3
Despojadora de isobutano	T-22
Desbutanizadora	T-4

Como se muestra en la figura 2.4, el flujo proveniente del recontactor de ácido (T-21) es alimentado a la torre despropanizadora (T-2) dando inicio al proceso de

despropanización que tiene como objetivo la separación del propano, que se obtiene como producto de tope de dicha torre acompañado de gran cantidad de ácido fluorhídrico (HF) y por el fondo una mezcla de n-butano, isobutano, alquilato y trazas de HF, además se obtiene un corte lateral constituido principalmente por isobutano que es mezclado con la corriente de alimentación al sistema de reacción. El destilado es enviado al acumulador (D-8) donde se separa la parte ácida, que se transforma a ácido fluorhídrico de alta pureza y la de hidrocarburos se divide en dos corrientes: el reflujo a la T-2 y la alimentación al proceso de despojamiento de ácido, representado por la torre despojadora de HF (T-3), de donde se obtiene por el tope HF, que es enviado nuevamente al D-8 y por el fondo propano que se trata con cáustico y alúmina activada para incrementar su pureza, antes de ser almacenado. Por otra parte, el producto de fondo de la T-2 es enviado al despojamiento de isobutano, sumado a otra corriente proveniente de la misma que alimenta a la T-2; por el tope de la T-22 se obtiene isobutano de reciclaje y por el fondo butano y alquilato enviados a la sección de desbutanización, donde a partir de la fraccionadora T-4 se separan, saliendo por el tope el butano que posteriormente es tratado y almacenado y el alquilato a contacto con cáustico antes de ser depositado en contenedores.

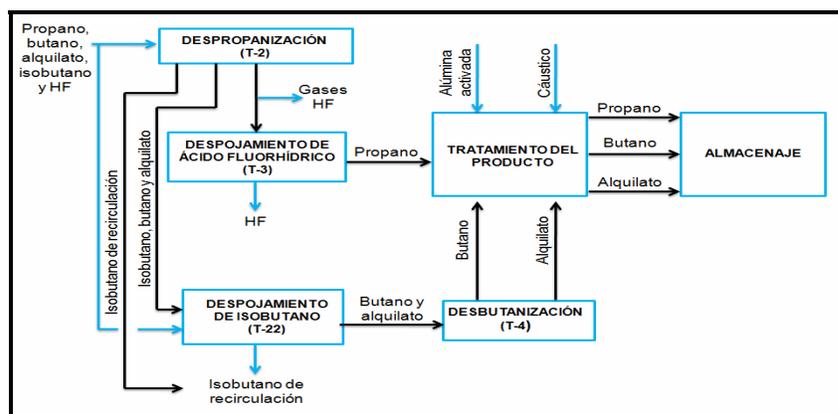


Figura. 2.4. Diagrama de bloques de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz

2.16 SIMULACION DE PROCESOS

El diseño y evaluación de sistemas químicos incluye el manejo de un número de variables bastante extenso, por lo que la aplicación de métodos matemáticos para realizar el estudio abarca infinidad de pasos repetitivos e iterativos usando diversidades de ecuaciones, que en conjunto convierten el análisis del sistema de forma manual, en un proceso bastante engorroso, de obtención de resultados tardíos y con un elevado margen de error. Por tal razón, los simuladores de procesos se han convertido en una herramienta útil para estudios de procesos, ya que es una técnica que permite una evaluación rápida de los mismos, mediante su representación sencilla y cálculos matemáticos realizados por un computador. En la industria química, los simuladores de procesos permiten la resolución de tres problemas generales: diseño de un proceso, análisis de un problema y optimización de un sistema. De forma específica, estos paquetes matemáticos son útiles para la detección de cuellos de botella en la producción, predicción de los efectos de los cambios de carga en las condiciones de operación, optimización de variables de operación o del proceso en sí cuando ocurren cambios en las características de los insumos o del mercado, análisis de condiciones críticas de operación, evaluación de alternativas para ahorros de energía, análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos, entrenamiento de operadores e ingenieros de procesos, entre otras (Martínez y Alonso, 2000).

En la actualidad existe una gran gama de simuladores comerciales que son prácticos e interactivos, con amplia información sobre procesos y métodos de cálculos actualizados, además de modelos termodinámicos de acuerdo a la naturaleza de los compuestos químicos, estados de agregación y condiciones de operación. Entre

estos se encuentran Pro/II de Simulations Sciences, Aspen Plus y Hysys de Aspen Technology, entre otros.

2.17 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN PRO/II

Pro/II es un programa de simulación creado por Simulations Sciences USA; representa una herramienta que posee gran utilidad para las industrias relacionadas con la ingeniería de procesos, petróleo, petroquímica, polímeros, gas natural, entre otros; ya que permite la estimación del comportamiento de los sistemas que incluyen transformaciones químicas en el ámbito industrial. Por esta razón es utilizado por empresas de amplio alcance nacional como lo es PDVSA. Entre las aplicaciones más comunes de esta herramienta computarizada se encuentran las siguientes:

- ✓ Diseño de nuevos procesos y evaluación de los existentes.
- ✓ Evaluación de la planta con nuevas condiciones alternas.
- ✓ Modernización de las plantas existentes mediante la actualización de equipos y condiciones de operación.
- ✓ Evaluación del cumplimiento de los parámetros ambientales.
- ✓ Monitoreo y optimización de procesos para mejorar rendimientos y la rentabilidad de la planta.

El programa cuenta con una gama de propiedades termodinámicas y de transporte de diversas sustancias, en condiciones físicas variables, permite la realización de balances de masa y energía con resultados confiables, además de un conjunto de relaciones que facilitan la estimación del funcionamiento y condiciones de los procesos (SIMSCI and Invensys Company, 2001). Para facilitar su entendimiento y manejo, el simulador Pro/II posee un código de colores que le permite al usuario identificar el requerimiento de información para la realización de los cálculos y el estado de cálculo del proceso sugerido en una corrida. Esto puede ser visualizado en las tablas 2.2 y 2.3 de forma respectiva: El esquema de trabajo de este simulador abarca una serie de opciones que incluyen: datos generales, datos de los componentes, datos termodinámicos, datos de las corrientes de flujo y datos de las operaciones unitarias.

Tabla 2.2. Significado del código de colores en el suministro y requerimiento de datos del simulador de procesos Pro/II

Color	Significado
 Rojo	Se requieren datos
 Verde	Datos predeterminados
 Azul	Datos suministrados o modificados por el usuario
 Amarillo	Datos suministrados fuera del rango normal
 Gris	Campo no disponible para el usuario
 Negro	Suministro de datos opcional

2.17.1 Datos generales

Abarca el grupo de opciones que permiten la introducción de la información general del proceso a evaluar, incluyendo la definición del sistema de unidades de los datos

de entrada y salida, comentarios generales del problema, el número de iteraciones y tolerancia de los cálculos, entre otros requerimientos generales.

Tabla 2.3 Significado del código de colores en la ejecución de una corrida en el simulador de procesos Pro/II

Color	Significado
	Rojo La operación no pudo resolverse
	Verde La operación está en proceso de resolución
	Azul La operación se resolvió satisfactoriamente

2.17.2 Datos de los componentes

En esta sección se define la totalidad de las sustancias que intervienen en el proceso a evaluar y sus modificaciones en relación a nuevas condiciones, a excepción de los compuestos de petróleo incluidos en las curvas de destilación ASTM/TBP. El simulador clasifica a los componentes en una serie de grupos: componentes de la biblioteca, componentes de petróleo, componentes definidos por el usuario, componentes que no están en la biblioteca, componentes sólidos y componentes poliméricos e iónicos.

✓ Componentes de la biblioteca

El simulador ofrece en esta sección más de mil compuestos distintos, clasificados en grupos para facilitar la búsqueda y definición por parte del usuario. Entre estos

grupos están: compuestos más comunes, aldehídos, hidrocarburos livianos y aromáticos aminas, amidas y ácidos, entre otros.

✓ Componentes de petróleo

Gama de compuestos de petróleo que pueden ser definidos por el usuario a través de la introducción de datos sobre destilaciones ASTM o TBP.

✓ Componentes definidos por el usuario

Componentes o pseudocomponentes caracterizados por el usuario a través de datos de punto normal de ebullición, gravedad estándar del líquido y peso molecular.

✓ Componentes que no están en la biblioteca

El simulador le ofrece al usuario la opción de definir compuestos que no se encuentren en la biblioteca, por lo tanto, este último deberá introducir todas las características posibles de dicho componente.

✓ Componentes sólidos

Comprende una serie de componentes en estado sólido que permite la realización de estudios en granulometría y ciclones.

✓ Componentes poliméricos e iónicos

Estos componentes se encuentran clasificados en dos grupos distintos y se requiere de una licencia especial para tener acceso a ellos.

2.17.3 Datos termodinámicos

Engloba la selección de las ecuaciones o datos de cálculo que se adapten en mejor proporción al sistema en estudio. Mediante esta herramienta se determinan las constantes de los diversos tipos de equilibrio de fases, entropías, entalpías, densidades, propiedades de transporte, entre otros.

2.17.4 Datos de las corrientes de flujo

Incluye la selección de las corrientes de alimentación, definiendo el nombre, propiedades y condiciones de las mismas, descripción, etc. Este simulador clasifica en cuatro grupos la definición de corrientes para facilitarle al usuario el proceso: corrientes de composición definida o composicionales, corrientes definidas por ensayos de destilación ASTM o TBP, corrientes definidas por referencia a otra corriente y corrientes sólo para sólido.

2.17.5 Datos de operaciones unitarias

Se definen las operaciones unitarias relacionadas con el problema o sistema en estudio (bombas, compresores, columnas, intercambiadores, válvulas, reactores, compresores, expansores, despresurizadores, tuberías, cristalizadores, etc.), además, se deben introducir los datos requeridos para la estimación de la operación seleccionada. Aunado a lo mencionado anteriormente, Pro/II ofrece un conjunto de paquetes termodinámicos con ecuaciones específicas para realizar determinaciones de

acuerdo a las condiciones del proceso y la naturaleza de los componentes relacionados con el sistema en estudio, figurando entre los más comunes: Soave-Redlich-Kwong, Grayson-Streed, Peng-Robinson y Braun K-10.

✓ Grayson-Streed

Es aplicable a condiciones de temperaturas entre 0 °F y 427 °F y a presiones por debajo de 210 bar. Posee utilidad y resultados aproximados a la realidad cuando se aplica en la resolución de problemas donde intervienen hidrocarburos livianos, en torres de fraccionamiento como despropanizadoras, desbutanizadoras y desisobutanizadoras, hidrotratadoras y reformadoras de crudo.

✓ Soave-Redlich-Kwong

Se aplica a condiciones mínimas de presión de 0 bar y máximas de 345 bar y temperaturas que van desde -238 °C hasta 650 °C. Ofrece resultados con desviaciones mínimas para hidrocarburos con estructuras moleculares con hasta 10 carbonos pero la desviación incrementa cuando dicha presencia supera los 20 carbonos. De forma práctica se usa en el estudio y evaluación de plantas que manejen altas presiones en sus procesos y en sistemas donde se trabaje con procesos criogénicos.

✓ Peng-Robinson

Su aplicabilidad es parecida a la de la ecuación de Soave-Redlich-Kowng, ofreciendo excelentes resultados a presiones que varían entre 0 y 345 bar y temperaturas en un

rango de 238 °C a 650 °C. Proporciona alta convergencia a condiciones cercanas del punto crítico.

✓ Braun K-10

Es aplicable para presiones desde 0 a 6,89 bar y temperaturas de 38 °F a 871 °F. Se utiliza en el modelaje de procesos donde se manejen presiones muy bajas como las columnas de destilación al vacío. El simulador Pro/II además de paquetes termodinámicos, está equipado con un grupo de cinco algoritmos para la resolución de cálculos cuando se trabajan con columnas de destilación, que en combinación con los modelos termodinámicos permiten la obtención de resultados con desviaciones mínimas de las condiciones reales:

✓ Inside/Out

Es un algoritmo para realización de cálculos rigurosos basados en balances de masa y energía. Posee un método iterativo fundamentado en una estructura de bucle de entrada y salida, es decir, en el bucle de entrada se resuelven los balances de calor mediante el uso de modelos termodinámicos simplificados y, una vez alcanzada la convergencia, pasa verificarla y confirmarla en el bucle de salida con una corrección de los coeficientes de los modelos termodinámicos.

Todo este proceso es realizado mediante un método de combinación de matrices que reduce el tiempo de ejecución de dicho algoritmo.

✓ Chemdist

Es utilizado principalmente para resolver problemas de equilibrio líquido-vapor y de sistemas no ideales ya que se encuentra constituido por un complejo método termodinámico que se fundamenta principalmente en modelos de coeficientes de actividad.

✓ Sure

Frente a los otros algoritmos utilizados por el simulador, este presenta desventaja en cuanto al tiempo de resolución, ya que emplea un esquema de división de matrices y la técnica de convergencia de Newton-Raphson que lo convierten en uno de los algoritmos más lentos en ofrecer resultados definitivos. Es usado comúnmente para procesos donde intervienen absorbedores constituidos por retiros totales de agua. Como ventaja, posee algunas aplicaciones que los otros algoritmos de cálculo no tienen, entre ellas se encuentra el manejo de reflujo internos totales, la decantación de agua en cualquier plato y la destilación rigurosa de tres fases.

✓ Otros algoritmos de cálculos

En este grupo se engloban aquellos algoritmos de cálculo que tienen y/o manejan un rango de opciones reducidas ya que poseen aplicaciones muy específicas como el *Liquid-Liquid* usado en plantas de extracción, *Electrolytic* dirigido a procesos donde intervienen compuestos iónicos como en las torres de aguas agrias y, por último,

Enhanced I/O para torres donde se tienen retiros de aguas en cualquier etapa del proceso.

2.18 DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN ASPEN PROCESS EXPLORER

Es una herramienta utilizada ampliamente en la industria de procesos ya que facilita el diseño conceptual y la optimización del proceso, monitoreo de las condiciones de la planta en tiempo real, además de poseer una base de datos donde es guardada de forma continua la información recabada.

Aspen posee una amplia biblioteca donde están almacenados infinidad de especies químicas conocidos a nivel mundial, incluyendo datos de compuestos puros y de equilibrio de fases, así como compuestos químicos sólidos, electrolíticos y poliméricos.

Con esta herramienta computarizada pueden simularse procesos complejos que incluyen varias etapas, a tiempo real, ya que posee información sobre un gran número de equipos utilizados en la industria química.

Este programa permite observar el proceso en la pantalla como se muestra en la Figura 2.5, además cuenta con tres herramientas básicas que permiten la interacción del usuario con el proceso simulado:

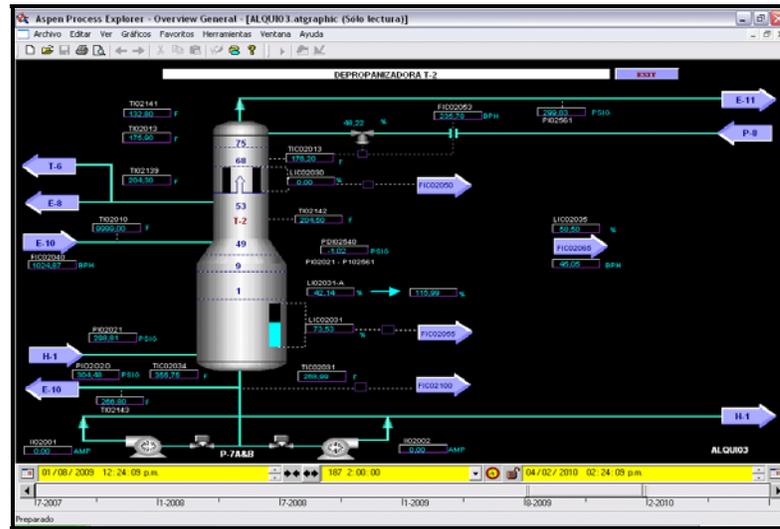


Figura 2.5. Proceso referente a la torre despropanizadora mostrado en la pantalla del simulador Aspen Process Explorer

✓ Tendencia

Permite la realización de gráficos con valores del proceso almacenado en la base de datos del programa, permitiendo al operador observar el comportamiento de una variable (generalmente presión, temperatura y flujo) con respecto al tiempo, facilitando el proceso de análisis y la toma de decisiones en cuanto al desarrollo de los ciclos operacionales de la planta.

✓ Leyenda

Esta herramienta del simulador permite observar las condiciones de las variables de interés para el operador, así como su codificación de control en el proceso (Tag).

✓ Control de tiempo

Permite que el operador seleccione el lapso de tiempo y frecuencia de observación de las variables deseadas, incluyendo datos de aproximadamente un año atrás así como valores tomados hace segundos.

2.19 ESTUDIO ECONÓMICO

Constituye una serie de evaluaciones económicas que deben realizarse para determinar la viabilidad de un proyecto en particular. En el caso de la industria química, se realizan estudios económicos para evaluar la factibilidad de un proceso diseñado, la viabilidad de la aplicación de nuevas tecnologías, la utilización de materia prima distinta a la usada normalmente, incrementos y optimización de producciones, entre otros. El objetivo principal de este análisis es cuantificar el monto de los recursos económicos requeridos para la realización de un proyecto.

Por otra parte, generalmente el estudio económico para un proyecto en particular se realiza a la par de las evaluaciones de factibilidad técnica de la aplicación del mismo, es decir, determinando la capacidad y eficiencia de los equipos diseñados (en la instalación de nuevas plantas) y equipos utilizados en el proceso (en el estudio la aplicación de nuevas tecnologías o mejoramiento de procesos ya existentes), etc. Toda valoración económica debe regirse por el siguiente esquema o metodología de aplicación (Jiménez y Espinoza, 2007):

- a) Definición del problema: incluye el análisis y reconocimiento del problema o situación al cual debe realizarse el estudio económico requerido.
- b) Búsqueda de opciones factibles: comprende la formulación de opciones o alternativas que satisfagan la necesidad expuesta o permitan la solución del problema planteado.
- c) Desarrollo de los flujos de efectivo: especifica la cuantificación económica de cada propuesta formulada, determinando los aspectos que generen ingresos y/o egresos.
- d) Selección y establecimientos de criterios de decisión: se incluyen en el estudio la determinación de indicadores económicos que se utilizarán como punto de partida para la selección de alternativas, como la tasa interna de rendimiento, valor actual neto, entre otros; además de consideraciones implícitas en el riesgo de proyectos de inversión.
- e) Análisis y comparación de opciones: se cuantifican los indicadores económicos seleccionados en la etapa anterior, comparando los resultados obtenidos para cada propuesta.
- f) Selección de la opción requerida: luego de la comparación, se procede a seleccionar entre el conjunto de formulaciones, aquella que satisface la necesidad o resuelva de manera factible el problema especificado.
- g) Evaluación posterior: continuamente se debe monitorear el rendimiento de la alternativa seleccionada.

Debe acotarse que si la propuesta seleccionada no proporciona los resultados deseados, se requiere de la realización de un nuevo estudio que promueva una solución satisfactoria.

CAPÍTULO 3

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUAL Y DE DISEÑO DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO Y TRATAMIENTO DE PROPANO Y BUTANO MEDIANTE EL USO DEL SIMULADOR PRO/II

3.1.1 Ensamblaje de los modelos de simulación de la sección de fraccionamiento a condiciones operacionales de diseño y actuales

Para la evaluación de la sección de fraccionamiento se ensamblaron dos modelos operacionales: simulación a condiciones de diseño y simulación a condiciones de operación actual. El primero de ellos se realizó con el objetivo de obtener un modelo de simulación que representara, con desviaciones mínimas, las condiciones a las cuales opera la sección evaluada, fundamentándose en la información sobre temperaturas, flujos, presiones y composición de diseño, proporcionada por la compañía *Phillips Petroleum Company*. El segundo, se formuló a partir del esquema (diagrama de flujos principalmente) del primer modelo propuesto, pero definido en función del escenario operacional presentado en la actualidad, con el objetivo de formular una estructura computarizada y matemática que funcione como base para la realización de las evaluaciones, a fin de incrementar la producción de GLP en la unidad. Para éste, las condiciones operacionales se obtuvieron a partir de la herramienta Aspen Explorer y la base de datos del sistema de laboratorio de la refinería Puerto La Cruz, promediando los valores arrojados para cada variable

durante todo un mes de operación estable de la planta (desde 11/09/2009 hasta 11/10/2009).

Para ambos modelos el área a evaluar se enmarcó a partir de la salida del efluente de la torre recontactora de ácido (T-21), hasta el área de obtención de los productos fraccionados antes de ser tratados para el retiro del ácido fluorhídrico presente, es decir, las salidas de tope y fondo de las torres despojadora de ácido fluorhídrico (T-3) y desbutanizadora (T-4).

La ubicación de los equipos se estableció de acuerdo a su aparición en el diagrama de flujo de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación (ver figura A.1).

Los equipos principales incluidos en la sección delimitada y su funcionamiento en el proceso, se muestran en la tabla B.1. Aunados a éstos, se agregaron otros dispositivos en la esquematización del modelo de simulación, denominados: tambor *flash drum* y calculador de corrientes *stream calculator*, ambos integrados, actúan como el separador trifásico D-8. También se incluyeron separadores *splitter* y mezcladores *mixer* de corrientes para la realización de la distribución de las líneas de flujo conectadas a los equipos, además, un conjunto de válvulas para el control de las presiones en estas líneas de flujo.

Para la construcción del diagrama de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz en la ventana del simulador Pro/II, se acudió al conjunto de íconos desplazables (dispositivos y equipos) contenidos en la

sección de diagrama de flujo *PFD* del menú denominado paletas *palettes*, esquematizándose en la figura 3.1.

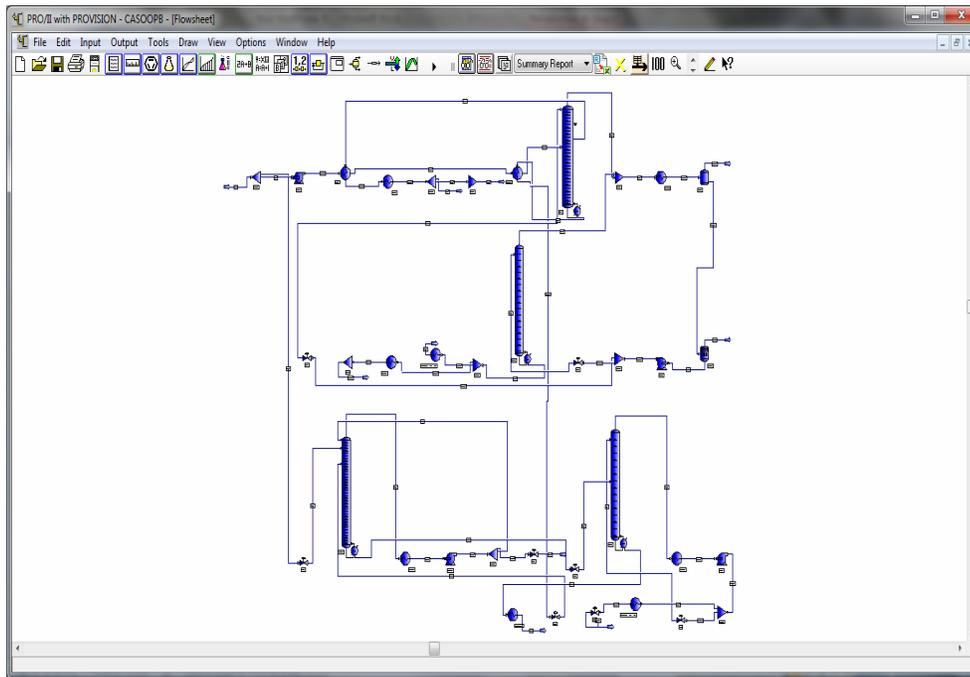


Figura 3.1. Representación del modelo de simulación ensamblado en Pro/II para la sección de fraccionamiento de la unidad de alquiler

Con la finalidad de facilitar la definición de los componentes del proceso y la convergencia de los valores introducidos, se aproximaron las propiedades de los hidrocarburos más pesados presentes en el flujo alimentado (con peso molecular mayor al del pentano) a las propiedades termodinámicas del 2,2,3-trimetilpentano, debido a que es el hidrocarburo con mayor presencia en la mezcla denominada alquilato. De esta manera, se definieron los siguientes componentes: propano, isobutano, 1butano, butano, pentano, 2,2,3-trimetilpentano, seleccionados de la lista de componentes de la biblioteca del simulador, mediante la sección destinada para ello, denominada selección de componentes (component selection).

En el modelo computarizado se implementó el paquete termodinámico Soave-Redlich-Kwong ya que en su clasificación posee dos conjuntos de ecuaciones que arrojan resultados con aproximaciones certeras en cuanto a constantes de equilibrio líquido-vapor, entalpías y densidades del líquido y el vapor, cuando se trabaja con destilación de productos del petróleo; este paquete posee una adecuación que permite la realización de estimaciones para sistemas con presencia de ácido fluorhídrico, denominado SRK-Hexamer, es por ello que de acuerdo a lo recomendado por el diseño de la *Phillips Petroleum Company*, para las secciones donde las corrientes de flujo presentaron composición molar de ácido mayor a cero (0), se empleó el conjunto de ecuaciones pertenecientes al SRK-Hexamer y cuando ésta fue igual a cero (0) se utilizó en modelo SRK en su presentación simple. Otra recomendación para el modelaje de la simulación proporcionada por la información de diseño, fue la utilización como algoritmo de cálculo al *inside-out* ya que proporciona mejor aproximación cuando se trabaja con el paquete termodinámico SRK-Hexamer.

Debido a que la presencia de ácido fluorhídrico en altas concentraciones en la corriente de alimentación al sistema de fraccionamiento dificulta su muestreo y análisis por componentes, se carece de información real y actual sobre la composición de dicha mezcla de hidrocarburos, es por ello que en la formulación de ambos modelos computarizados, se definió tal alimentación de forma composicional, en otras palabras, se especificó la composición (en este caso másica) del ácido fluorhídrico y cada uno de los hidrocarburos presentes en la misma (propano, isobutano, 1butano, butano, pentano, 2,2,3-trimetilpentano), extrayendo la información de las bases teóricas proporcionadas por el balance de masa a condiciones de diseño realizado por la *Phillips Petroleum Company*, mostrándose en la tabla 3.1 dichos valores en conjunto con las condiciones operacionales de presión y temperatura a las cuales ingresa la carga al proceso.

Tabla 3.1. Porcentaje másico de la alimentación al sistema definida en los modelos simulados

Componentes	Porcentaje másico
Ácido fluorhídrico	1,0650
Propano	6,8693
Isobutano	73,440
1Buteno	0,0538
Butano	5,8573
Pentano	1,7345
2,2,3-trimetilpentano	10,980
Datos físicos	Valor introducido
Temperatura (°F)	109,0
Presión (psig)	254,0
Flujo (bbl/h)	1750,0

3.1.2 Definición de las condiciones de operación y especificaciones de las columnas de destilación introducidas al simulador Pro/II

En la definición de las columnas de destilación, el simulador Pro/II exige la introducción del número de platos teóricos pertenecientes a cada una de ellas. Para su estimación se utilizó la ecuación 3.2, desglosada a partir de la expresión para la determinación de la eficiencia global de la torre:

$$E_o = \frac{N_T}{N_R} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde;

E_o : eficiencia global de la torre

N_T : número de platos teóricos

N_R : número de platos reales

A partir de la ecuación anterior, se despejó el número de platos teóricos, y se obtuvo la siguiente expresión (ecuación 3.2):

$$N_T = \frac{(E_o \times N_R)}{100} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

El valor de la eficiencia de las torres de fraccionamiento varía de acuerdo a la naturaleza de los fluidos a destilar y cantidad de flujo, tipo y geometría del plato, entre otros muchos factores.

Teóricamente existen estimaciones de estos valores de acuerdo a la función que cumplen las columnas dentro de los procesos para la zona de enriquecimiento y para la de agotamiento de las mismas.

En la tabla 3.2 se especificaron las eficiencias globales teóricas de las torres manejadas en el sistema de fraccionamiento estudiado, extraídas del manual de PDVSA denominado “eficiencia de platos”.

En el caso particular de la torre desbutanizadora, la eficiencia fue extraída de un informe técnico realizado para la unidad de alquilación, debido a que bajo las condiciones de operación actuales de la torre, la eficiencia de la misma está por debajo de la de diseño por los problemas ocasionados a causa del bajo flujo de n-butano en la torre.

Tabla 3.2. Eficiencia global teórica para cada torre de fraccionamiento

Torre de fraccionamiento	Eficiencia global (%)	
	Encima de la alimentación	Debajo de la alimentación
T-2	85	75
T-3	70	70
T-22	80	70
T-4	55	50

Para la determinación de los platos teóricos, las columnas T-2, T-22 y T-4 se dividieron en dos zonas: una por encima de la alimentación y otra por debajo de la misma. La T-22 posee dos alimentaciones, por ello se consideró como carga principal la proveniente de la T-2.

Para las torres T-3 no se realizó la clasificación por secciones debido a que se consideró un único valor de eficiencia para toda la columna, ya que el flujo de carga a la misma ingresa a través del plato N° 1. En la tabla 3.3 se muestra la información sobre la cantidad y ubicación de platos reales y los teóricos para cada torre de fraccionamiento.

Tabla 3.3. Comparación de platos reales y teóricos para cada torre de fraccionamiento

Columna de fraccionamiento	Descripción	Platos reales	Platos teóricos
Despropanizadora (T-2)	Platos totales	75	59
	Zona de enriquecimiento	26	22
	Zona de agotamiento	48	36
	Plato de alimentación	49	23
	Plato de retiro de isobutano	54	19
	Plato de entrada de reflujo	75	1
Torre despojadora de ácido (T-3)	Platos totales	25	18
	Alimentación	25	1
Torre despojadora de isobutano (T-22)	Platos totales	55	40
	Zona de enriquecimiento	11	9
	Zona de agotamiento	43	30
	Plato de alimentación de T-21	51	3
	Plato de alimentación de T-2	43	10
	Entrada de reflujo	55	1
Torre desbutanizadora (T-4)	Platos totales	30	16
	Zona de enriquecimiento	13	7
	Zona de agotamiento	16	8
	Alimentación	17	8
	Entrada de reflujo	30	1

La presión de fondo, tope o individual por plato es un valor requerido en el simulador Pro/II, además de la caída de presión global o en función de una etapa. En la tabla 3.4 se muestran los valores de presión de operación de tope actuales y la caída de presión global para la T-2 (extraídos de la herramienta de seguimiento operacional Aspen Explorer), en conjunto con las presiones de operación de diseño y las diferencias de presión entre tope y fondo de las torres T-22, T-4 y T-3 (obtenidos a partir de las hoja de datos de cada equipo).

Tabla 3.4. Especificaciones de presión de diseño y actuales definidas en Pro/II para las columnas de fraccionamiento.

Tag de la torre	Especificación de presión para diseño		Especificación de presión para operación actual	
	Tope (psia)	Caída de presión global (psi)	Tope (psia)	Caída de presión global (psi)
T-2	307,0	3,0	307,0	3,3
T-3	330,0	1,5	333,0	1,5
T-22	140,0	0,085	135,0	0,085
T-4	85,0	1,5	89,0	1,5

Por otra parte, se estimaron los flujos y las temperaturas de alimentación y productos para ambos esquemas de simulación, introduciendo los valores preliminares requeridos por el programa (según código de colores) para cada una de las torres de fraccionamiento, extraídos a partir del simulador Aspen (caso operación actual) y manuales de diseño proporcionados por la compañía Phillips (caso diseño) y se puntualizaron en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Condiciones de temperatura y flujo operacionales de diseño y actuales cargados al simulador como estimaciones iniciales

Columna de fraccionamiento	Condición operacional	Valor operacional de diseño cargado al simulador	Valor operacional actual cargado al simulador
Torre despropanizadora (T-2)	Temperatura de tope (°F)	132,0	130,0
	Temperatura de fondo (°F)	290,0	290,0
	Temperatura en el rehervidor (°F)	360,0	350,0
	Flujo bandeja 19 (bph)	700,0	1065,0
	Flujo de fondo (bph)	330,0	341,0
Torre despojadora de ácido (T-3)	Temperatura de tope (°F)	131,0	134,0
	Temperatura de fondo (°F)	147,0	152,0
	Flujo de fondo (bph)	40,0	20,0
	Temperatura de tope (°F)	147,0	140,0
	Flujo de fondo (bph)	170,0	170,0
Torre desbutanizadora (T-4)	Temperatura de tope (°F)	134,0	131,0
	Temperatura de fondo (°F)	320,0	288,0
	Flujo de fondo (bph)	188,9	162,3

Las torres se simularon con rehervidores asociados a la estructura de las columnas, en cambio los condensadores fueron simulados de forma externa a las mismas, permitiendo así una evaluación más completa en cuanto a posibles sustituciones o cambios en fluidos de enfriamiento, de acuerdo a los requerimientos de las medidas aplicables a incrementar el flujo de GLP. Para el caso de la torre despropanizadora y despojadora de ácido, el motivo fue más específico, ya que ambas comparten el condensador de tope E-11 (observar diagrama de flujo de procesos en la figura anexa A.1), por ello se simuló el mismo de forma individual. A continuación se describen algunas características introducidas tanto para los rehervidores como para los condensadores definidos en los modelos simulados:

- ✓ Rehervidor de la torre despropanizadora definido de tipo termosifón sin baffles, con temperatura de cambio igual a 60 °F y *duty* cercano a 31,999 MMBTU/h.
- ✓ Rehervidores de la torres despojadora de ácido y desbutanizadora descritos de forma convencional.
- ✓ Rehervidor de la torre despojadora de isobutano definido de tipo termosifón sin baffles, con una temperatura aproximada de 372 °F y un *duty* cercano a 27,499 MMBTU/h.
- ✓ Condensador total E-11 especificado con una temperatura de salida de vapores de tope de 92 °F, utilizando agua como fluido de enfriamiento.
- ✓ Condensador total E-15 descrito con una temperatura de salida de vapores de tope de 120 °F.

- ✓ Condensador total E-42 definido con una especificación de temperatura de vapores de tope igual a 103 °F.

Debido a que a lo largo de la estructura de cada columna evaluada, las especificaciones de las bandejas que las constituyen varían de acuerdo a longitudes específicas, se realizó un seccionamiento de platos, agrupándolos de acuerdo a similitudes en dimensionamiento y tipo de los mismos, resultando lo mostrado en la tabla 3.6 para la introducción de sus especificaciones hidráulicas, en la sección denominada *Tray Hydraulics/Packing* (como se muestra en la figura 3.2), del simulador Pro/II.

Tabla 3.6. Seccionamiento de platos en las torres de fraccionamiento para la inclusión de la información hidráulica

Nombre de la columna	Conjunto de platos teóricos				
	Sección 1	Sección 2	Sección 3	Sección 4	Sección 5
Despropanizadora	1-18	19	20-57	-	-
Despojadora de HF	1-17	-	-	-	-
Despojadora de isobutano	1-2	3	4-9	10	11-38
Desbutanizadora	1-7	8	9-15	-	-

Para la división anterior se determinó el número de plato teórico que representó cada bandeja, recurriendo a la ecuación 3.2, incluida en la sección 3.1.2 y en las tablas B.2, B.3, B.4 y B.5 se describieron de manera específica algunas de las características más

relevantes introducidas en el programa de simulación, para cada una de las fraccionadoras.

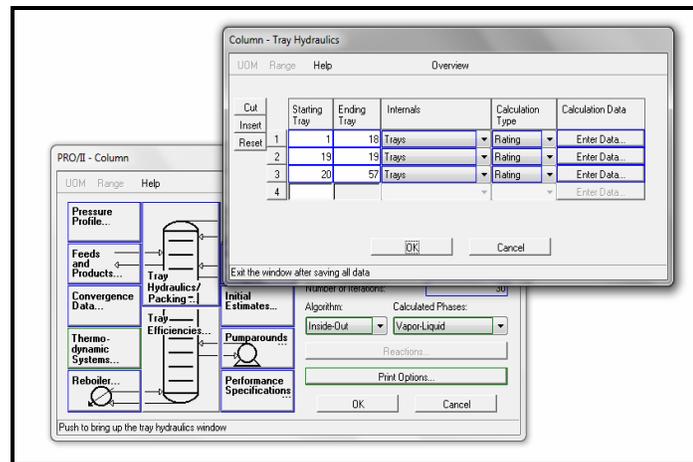


Figura 3.2. Ventana del Tray Hydraulics/Packing de Pro/II para la introducción de la información hidráulica de la torre despropanizadora

Para ambos modelos simulados (diseño y operacional actual), se introdujo la misma información hidráulica, pues no se han realizados cambios relevantes en los platos de las unidades destiladoras desde el momento de su instalación. La misma estuvo limitada por la cantidad de información plasmada en data proporcionada por el fabricante para cada caso.

Por otra parte, el simulador exige una serie de especificaciones denominadas *performance* en cada una de las torres de fraccionamiento para la realización de los cálculos y dependen de variables del proceso.

Las primeras (especificaciones) pueden estar referidas a flujo, presión, temperatura, composición, entre otras y las segundas (variables) a cambios en los requerimientos calóricos del rehedvidor y condensador, cantidad de refluo introducido a la torre, etc. Para los casos diseño y operación actual los valores fueron extraídos de las hojas de datos de las columnas y el simulador Aspen, respectivamente y fueron las mostradas en la tabla 3.7.

Tabla 3.7. Especificaciones de convergencia introducidas al simulador Pro/II para cada fraccionadora definida en los modelos diseño y operacional

Nombre de la torre	Parámetro	Valor de diseño	Valor actual	Variable (igual en ambos modelos)
Despropanizadora (T-2)	Temperatura de la bandeja 58 (°F)	259,0	268,0	<i>Duty</i> del rehedvidor
	Flujo de corte de isobutano (bbl/h)	620,0	690,0	Flujo de la corriente 59
Despojador de ácido (T-3)	Temperatura en el plato 18 (°F)	147,0	150,0	<i>Duty</i> del rehedvidor
Despojadora de isobutano (T-22)	Temperatura en el plato 39 (°F)	322,4	322,0	<i>Duty</i> del rehedvidor
Desbutanizadora (T-4)	Temperatura en el plato 1 (°F)	133,9	133,0	Requerimiento energético de tope
	Temperatura en el plato 16 (°F)	319,2	291,0	<i>Duty</i> del rehedvidor

3.1.3 Definición de especificaciones de otros equipos requeridas por el simulador Pro/II

✓ Bombas

Las especificaciones para estos equipos introducidas al simulador Pro/II fueron los valores de presión de descarga de las bombas, medidos directamente en campo, visualizando los valores de las presiones en los manómetros ubicados específicamente en la línea de descarga de cada bomba y se describen a continuación: 390 psig para la bomba P-8, 220 psig para la bomba P-9 y 320 psig para la P-29.

✓ Intercambiadores

Todos los intercambiadores se definieron de forma no rigurosa (simple) en ambos modelos formulados en Pro/II, para permitir la rápida convergencia de la simulación planteada, mostrándose en la tabla 3.8 las especificaciones introducidas en los modelos de simulación a condiciones de diseño y a condiciones actuales de operación.

Tabla 3.8. Especificaciones de temperatura de operación de diseño y actuales referente a los intercambiadores incluidos en los modelos de simulados

Intercambiadores	Especificaciones de operación	Diseño	Actual
E-8	Temperatura de alimentación al intercambiador E-10 (°F)	137,0	138,9
E-10	Temperatura de la alimentación de la T-2 (°F)	160,0	149,0
E-7	Temperatura del isobutano de recicló proveniente de la T-2 (°F)	91,0	94,5

Tabla 3.8. Especificaciones de temperatura de operación de diseño y actuales referente a los intercambiadores incluidos en los modelos de simulados (continuación)

Intercambiadores	Especificaciones de operación	Diseño	Actual
E-34, E-35, E-36 y E-39	Temperatura de producto propano (°F)	91,4	91,4
E-12, E-31, E-32 y E-33	Temperatura del producto butano (°F)	106,0	106,0
E-20 y E-43	Temperatura de producto alquilato (°F)	110,0	110,0

✓ Tambor-separador *Flash* y calculador de corrientes *Stream Calculator*

El tambor de reflujo D-8 funciona como un separador trifásico, retirando vapores de tope, por la bota de fondo el ácido en exceso y por el corte superior de fondo una mezcla de hidrocarburos y ácido fluorhídrico. Éste fue simulado mediante dos equipos.

El primero de ellos es un tambor *flash*, que separa la fase vapor de la fase líquida proveniente de la mezcla de productos de tope de la torre despropanizadora y torre despojadora de ácido, permitiendo así que la corriente de salida sea completamente líquida.

Las especificaciones de presión y temperaturas se definieron de acuerdo a las condiciones que se manejan para el tambor D-8 tanto en el escenario de diseño como en el operacional actual:

a. Simulación condiciones operacionales de diseño

Presión: 289,0 psia

Temperatura: 92 °F

b. Simulación condiciones operacionales actuales

Presión: 293,7 psia

Temperatura: 92 °F

El segundo, es un calculador de corrientes que actúa como un separador líquido-líquido, obligando a despojar parte del ácido fluorhídrico contenido en la corriente producto del separador *flash* y el resto en otra corriente de hidrocarburos que formará el reflujo de la T-2 y la alimentación a la T-3. Las condiciones especificadas para este dispositivo se obtuvieron de valores suministrados por la hoja de datos y se muestran a continuación:

- ✓ Temperatura del producto de tope: 92 °F
- ✓ Temperatura del producto de fondo: 92 °F

En la tabla 3.9 se muestran las especificaciones introducidas al calculador de corriente para reproducir el producto de fondo, extraídas del balance de masa de diseño realizado por *Phillips*.

Tabla 3.9. Especificaciones de recobro de producto de fondo proporcionadas al calculador de corrientes

Sustancia	Cantidad recuperada de la sustancia (composición másica)
HF	0,500
Propano	0,997
Isobutano	0,998
1-Butano	1,000
Butano	1,000
Pentano	1,000

3.1.4 Validación de la simulación

Se validaron ambos modelos simulados, comparando los valores de variables específicas obtenidas por simulación con sus magnitudes reales reflejadas en la información de diseño y la extraída de la base de datos de Aspen y el sistema de laboratorio de la refinería Puerto La Cruz, tomando como referencia para su aceptación un porcentaje de desviación no mayor a 10, determinado a partir de la siguiente expresión:

$$\%Desv = \frac{Real - Calculado}{Real} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.3})$$

El modelo planteado a condiciones de diseño se validó para comprobar que el diagrama de flujo formulado y las características y especificaciones de los equipos reflejaron un funcionamiento desviado en mínimas proporciones del proceso real de

diseño. Para este se compararon los valores de composiciones de los productos del proceso (propano, butano y alquilato) además de la corriente total de isobutano de reciclo proveniente de las torres despropanizadora (T-2) y despojadora de isobutano (T-22), temperaturas, presiones y flujos de tope y fondo para cada fraccionadora. La magnitud de estas variables operacionales, en conjunto con los porcentajes de desviación de muestran en el capítulo 4 (tablas 4.1 a la 4.5).

Posteriormente se validó el modelo a condiciones actuales, para observar el comportamiento del esquema simulado en función de variables operacionales manejadas en el proceso en marcha. En este caso específico, aparte de los parámetros utilizados para la comparación (flujo de corrientes resultantes del fraccionamiento y temperaturas), se utilizó la Presión de Vapor Reid (RVP) del alquilato como factor determinante de la aceptación de la simulación, debido a que esta condición fue un valor que se tomó como referencia para la realización de las variaciones dirigidas a incrementar la corriente de butano producto, además se compararon las calidades de los productos del fraccionamiento, obtenidas a partir de la simulación, con sus respectivos valores reales.

Las desviaciones obtenidas se plasmaron en las tablas 4.6, 4.7, 4.8, 4.9 y 4.10, pertenecientes al capítulo 4.

La ecuación 3.3 posee amplia flexibilidad en cuanto a aplicaciones se refiere, es decir, se ajustó perfectamente para la determinación de cualquier porcentaje de desviación en las diversas comparaciones realizadas a lo largo de todo el desarrollo del proyecto, debido a que el término “*Real*” está referido al valor teórico o medido que sirva como punto de comparación para cualquier valor “*Calculado*” expuesto a determinación de su veracidad.

3.2 FORMULACIÓN DE LAS PROPUESTAS QUE MEJOREN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA EL INCREMENTO DE LA PRODUCCIÓN DE BUTANO

3.2.1 Verificación de la disminución del flujo de butano producto

En la figura 3.3 se muestra un gráfico de la corriente de butano obtenida como producto del fraccionamiento en la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz, donde se plasmaron los barriles por hora (bbl/h) producidos de esta mezcla de hidrocarburos en el periodo operacional comprendido desde inicios del 2003 hasta finales del 2009, demostrándose mediante la observación de la misma (línea azul ubicada en la gráfica), la tendencia a la disminución de la producción.

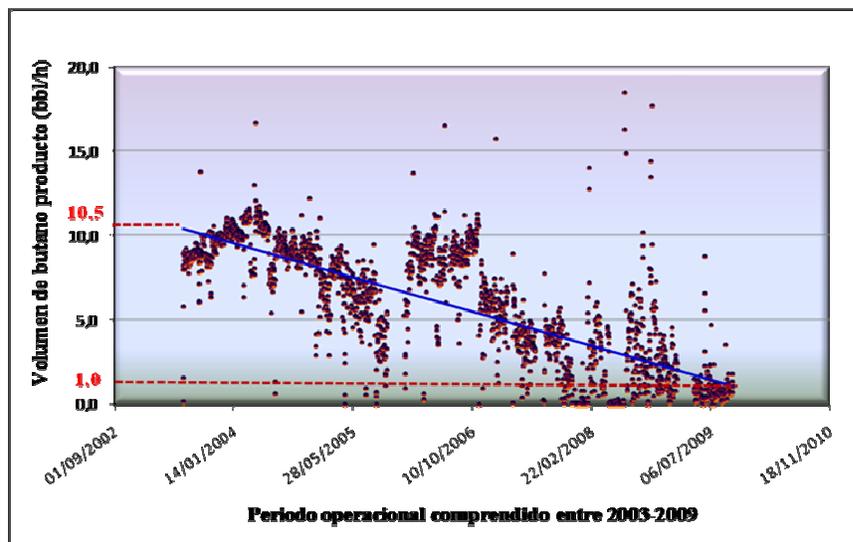


Figura 3.3. Flujo volumétrico de butano producido en el periodo operacional descrito

3.2.2 Formulación del algoritmo de ejecución de cálculos para determinar el posible origen de la reducción de la producción de butano

Primeramente, se determinaron las posibles causas que generaron el problema operacional expuesto, para luego puntualizar las alternativas que permitan solucionarlo. Entre los factores que pudieron influir en la reducción de la producción de butano se analizaron los siguientes:

- ✓ Reducción de la cantidad de butano en el flujo de alimentación a la planta de alquilación.

- ✓ Problemas de separación a causa de la disminución en la eficiencia del proceso de fraccionamiento en la sección evaluada.

- ✓ Reducción de la alimentación total al proceso.

Se formuló un mecanismo de evaluación para la realización de un análisis que permita la determinación de la causa y proposición de posibles soluciones:

- a. Comparar el volumen de alimentación total al proceso en el periodo operacional actual con el manejado en el periodo operacional anterior.

- b. Comparar masa de n-butano puro en alimentación entre un periodo operacional anterior y el periodo de operación actual para determinar si la cantidad de este hidrocarburo alimentado se redujo en el tiempo.

c. Comparar rendimientos de n-butano puro entre ambos periodos operacionales para determinar si existen problemas operacionales o de separación que estén influyendo en la producción de butano.

c.1 Si los rendimientos son aproximadamente iguales, es posible asumir que la única causa es la disminución de butano fue la alimentación, entonces se buscará la posibilidad de incrementar el rendimiento actual.

c.2 Si el rendimiento de butano actual es mayor que el anterior, verificar entrada de butano porque posiblemente esta cantidad esté reducida.

c.3 Si el rendimiento actual es menor que el anterior indica que posiblemente existen fallas en el proceso, por lo tanto se debe evaluar donde están estas fallas hasta verificar si existe posibilidad de mejorar este rendimiento.

Para desarrollar el procedimiento anterior, primeramente se seleccionó el periodo comparativo anterior, denominado patrón, es decir, un periodo operacional previo al definido como actual, donde la producción de butano fuese superior a la manejada en el 2009, con el fin de establecer comparaciones entre la masa de n-butano alimentado para dicho periodo y la cantidad que se alimenta a la planta en la actualidad, además de la determinación de los rendimientos para ambos tiempos operacionales.

Para la selección del periodo patrón se observaron las siguientes características:

- ✓ Un mes de operación continua.
- ✓ Producción de butano por encima de los tres barriles por hora (3 bph).

- ✓ Funcionamiento estable de la planta.

- ✓ Información suficiente sobre corrientes de entrada y salida referentes al proceso definido en el balance de masa.

Debido al cambio de catalizador realizado en la planta de craqueo catalítico fluidizado (FCC) a finales del 2006, se omitieron en la selección, los años operacionales previos a éste, para que las condiciones bajo las cuales operaban ambos periodos comparativos fuesen las más parecidas posibles. Para los años restantes (2007 y 2008) se graficó el flujo de alimentación a la planta (carga combinada o mezcla de las alimentaciones de isobutano suplemental y carga proveniente de FCC) en función del tiempo, mostrado en la base de datos de la herramienta Aspen Explorer, observándose durante qué periodos el flujo de butano superó los 3 bbl/h y la alimentación a la planta fue estable, obteniéndose que para el lapso operacional comprendido entre el 11/09/2007 y el 11/10/2007 la planta operó cumpliendo las especificaciones descritas. Las gráficas fueron plasmadas en las figuras C.1, C.2, C.3 y C.4 de la sección anexa C.

3.2.3 Comparación del flujo másico de alimentación total al proceso manejado en la actualidad con respecto al establecido en el periodo patrón

La alimentación al proceso descrito para el balance de masa, es una mezcla del flujo del isobutano suplemental y de la carga proveniente de la unidad de craqueo catalítico fluidizado, cuyos flujos volumétricos se encuentran en la base de datos del simulador Aspen Explorer.

Para determinar el flujo másico (mostrado en la tabla D.1) y realizar la posterior comparación, se utilizó el mismo procedimiento de conversión de unidades, especificado en la sección próxima 3.2.5, definiendo ambas alimentaciones como corrientes composicionales en la ventana del simulador Pro/II, utilizando la información referente al flujo volumétrico manejado en ambos periodos y su composición, extraída del sistema de laboratorio de la refinería Puerto La Cruz (como se muestra en las tablas anexas D.3 y D.5). La comparación realizada se plasmó en la sección 4.2 del capítulo 4, en conjunto con los flujos másicos obtenidos.

3.2.4 Estructuración del balance de masa

En principio, se persiguió la realización del balance de masa englobando únicamente la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación, pero a causa de la falta de documentación existente sobre composiciones de la corriente de alimentación a dicha sección (tope de la torre recontactora de ácido T-21), se seleccionó el área enmarcada dentro de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1), hasta los flujos de productos, como se muestra en la figura 3.4.

Debido a que el área elegida comprende procesos de reacción, se seleccionó un compuesto de referencia, que no sufriera conversión alguna en el reactor, resultando como inerte el n-butano, al que se le realizó un balance de masa individual o por componente, mediante un mecanismo de cálculo desglosado del esquema mostrado en la figura 3.4.

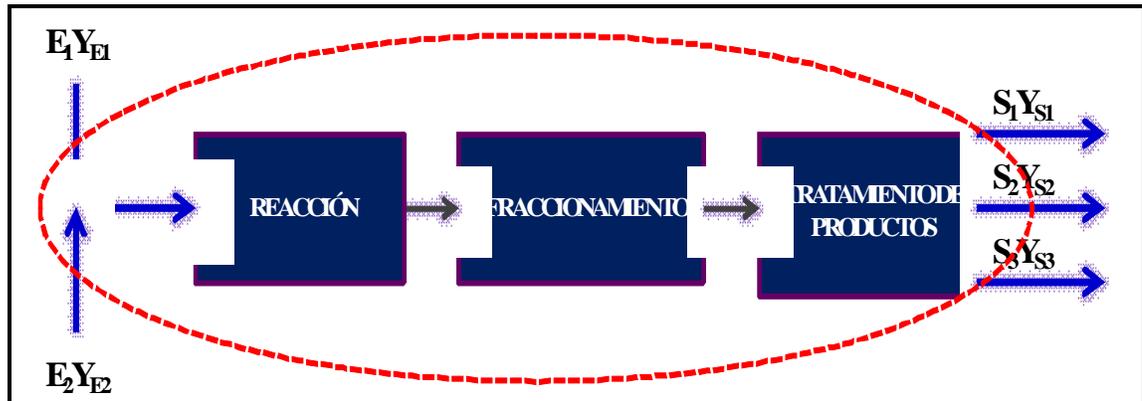


Figura 3.4. Representación esquemática del área seleccionada para la realización del balance de masa

3.2.4.1 Determinación de la cantidad de n-butano que se alimenta al proceso

La cantidad de n-butano que entra al proceso, no se crea ni se transforma en el proceso de reacción que incluye el esquema definido en el balance de masa, es decir, permanece constante a lo largo de todo el proceso de conversión química:

$$B_{ET} + B_C = B_{ST} + B_C \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

B_{ET} : flujo másico de n-butano que entra al sistema (lb/h).

B_C : flujo másico de n-butano que se produce en la reacción, igual a cero.

B_{ST} : flujo másico de n-butano que sale del sistema (lb/h).

B_C : flujo másico de n-butano que se consume en la reacción, igual a cero.

Por lo tanto, la masa de butano que entra al sistema es igual a la cantidad de butano que se obtiene como producto:

$$B_{BT} = B_{ST} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

El n-butano que entra al proceso es alimentado a través de dos corrientes: fondo desetanizadora (torre T-1) e isobutano suplemental proveniente del complejo criogénico José Antonio Anzoátegui. Para la estimación de la cantidad total de n-butano que ingresa al mismo, se requirió de información sobre el flujo y composición de ambas corrientes. Sobre la base de esto y de lo especificado en la figura 3.4, se dedujo la siguiente expresión (Ec. 3.6) para la determinación de la cantidad de n-butano en la corriente de fondo de la torre T-1:

$$B_{E1} = Y_{E1} \times E_1 \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Donde:

B_{E1} : flujo másico de n-butano en la corriente de fondo de la torre T-1 (lb/h).

Y_{E1} : fracción másica de n-butano en el fondo de la T-1.

E_1 : flujo másico de la corriente de fondo de la torre T-1(lb/h).

Para el caso de la corriente de isobutano suplemental se obtuvo la siguiente ecuación (Ec. 3.7):

$$B_{E2} = Y_{E2} \times E_2 \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde:

B_{E2} : flujo másico de n-butano en la corriente de isobutano suplemental (lb/h).

Y_{E2} : fracción másica de n-butano en el flujo de isobutano suplemental.

E_2 : flujo másico de la corriente de isobutano suplemental (lb/h).

A partir de las dos expresiones anteriores (ecuación 3.6 y ecuación 3.7) se obtiene la ecuación que permite la determinación de la cantidad de n-butano total que ingresa al proceso:

$$B_{ET} = B_{E1} + B_{E2} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Donde:

B_{ET} : flujo másico de n-butano total alimentado al proceso (lb/h)

3.2.4.2 Determinación de la cantidad de n-butano que sale del proceso

El n-butano sale del proceso a través de tres corrientes productos: propano, butano y alquilato. Para el cálculo de esta cantidad total también fue necesario la búsqueda de información sobre el flujo y composición de las corrientes, además de la utilización de la figura 3.4. De allí se derivó la siguiente expresión para la determinación de la cantidad de n-butano saliente en las corrientes de producto:

$$B_{S1} = Y_{S1} \times S_1 \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Donde:

B_{S1} : flujo másico de n-butano en la corriente propano producto (lb/h).

Y_{S1} : fracción másica de n-butano en el flujo de propano producto.

S_1 : flujo másico de la corriente de propano fraccionado (lb/h).

De igual forma se obtuvo la expresión para la corriente de butano producto, en función de la composición y cantidad másica de dicha mezcla de hidrocarburos. Con base sobre la ley de la conservación de la masa y, debido a que el n-butano no se crea ni se consume en la reacción, se pudo deducir que la expresión 3.10 determina la cantidad de n-butano presente en el alquilato:

$$B_{S3} = B_{ET} - B_{S1} - B_{S2} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Donde:

B_{S2} : flujo másico de n-butano en la corriente de butano producto (lb/h).

B_{S3} : flujo másico de n-butano en la corriente de alquilato producto (lb/h).

3.2.5 Comparación de la cantidad de n-butano alimentada al proceso entre el periodo de operación actual y un periodo de operación anterior

Una vez determinado el periodo patrón, se utilizaron las ecuaciones descritas en la sección anterior (sección 3.2.4) en la determinación de la cantidad de n-butano que ingresa y sale del sistema para finalmente realizar las comparaciones de masa y concentraciones de n-butano presentes en las corrientes de productos mostrados en las tablas 4.11 y 4.12 mencionadas al final de esta sección (3.2.5).

Cabe destacar que las ecuaciones formuladas en el esquema del balance de masa planteado, se expresaron en el sistema de unidades inglés, así los flujos másicos

y las composiciones se definieron en libras por hora (lb/h) y libras mol del compuesto sobre libras mol totales de la corriente (lb_i/lb_T) respectivamente; en cambio, la información proporcionada por Aspen en cuanto a flujos, estuvo expresada en unidades de volumen, por tal razón se generó un procedimiento que permitió la transformación de dichas unidades en las requeridas por las ecuaciones formuladas para ambos periodos operacionales (2007 y 2009), que contó con la utilización del simulador Pro/II como herramienta de conversión de unidades:

- a. En una nueva ventana de Pro/II, se definieron los componentes presentes en las corrientes de alimentación y producto definidas en el balance de masa (fondo de T-1, isobutano suplemental, isobutano de recicló proveniente de T-2 y T-22, propano, butano y alquilato)
- b. Se utilizó el paquete SRK como método termodinámico para la estimación de los resultados.
- c. Del menú paletas o “palettes PFD” se desplegaron varias corrientes denominadas según las alimentaciones y productos manejados en el balance de masa (isobutano suplemental, fondo de T-1, propano, alquilato y butano)
- d. Se ingresaron los flujos y composiciones volumétricas para cada corriente según lo especificado en el programa Aspen Explorer y el sistema de laboratorio de la Refinería Puerto La Cruz, respectivamente, mostrados en las tablas D.3, D.4, D.5 y D.6. Para el caso específico del alquilato, la corriente se definió en forma de *Assay*, introduciendo los valores de temperatura y gravedad API obtenidas a partir de la prueba D-86 realizada para el mismo, mostrada en la base de datos del sistema de laboratorio (tabla D.2).

e. Se corrió la simulación para obtener los las especificaciones de las corrientes en flujos y composiciones másicas de acuerdo a lo requerido por las ecuaciones definidas en el balance de masa, realizando lecturas en las tablas de las corrientes o “*stream properties*” mostradas en la ventana del simulador, para ser especificadas en las tablas D.1, D.2, D.3, D.4, D.5 y D.6.

Una vez realizado el balance de materia, se comparó la cantidad de n-butano presente en la alimentación al sistema, correspondiente a ambos periodos operacionales (actual y patrón) para determinar variaciones entre ambos valores y verificar la existencia de una disminución en la cantidad de n-butano alimentado al proceso.

También se compararon las concentraciones de este compuesto en cada corriente producto, calculados en función de ambos periodos operacionales, para determinar la influencia del proceso de fraccionamiento en la disminución de la producción de butano, mediante la aplicación de la expresión 3.11:

$$\%Rend = \frac{F_{i\text{prod}}}{F_{i\text{alim}}} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Donde:

%Rend: rendimiento de “*i*” en el producto.

$F_{i\text{alim}}$: cantidad de “*i*” en el producto.

$F_{i\text{prod}}$: cantidad de “*i*” alimentado al sistema.

El compuesto “*i*” para este caso en específico, está referido al n-butano y su cantidad másica en la carga combinada y en las corrientes de productos del proceso de

fraccionamiento (butano, propano y alquilato) corresponden a “F_ialim” y “F_iprod”, respectivamente.

Las tablas comparativas 4.11 y 4.12 se muestran en la sección 4.2

3.2.6 Identificación de las variables operacionales del proceso

Una vez demostrado que existen ajustes en las condiciones operacionales que pueden estar influyendo en la reducción de la producción de butano, se procedió a la formulación de alternativas para lograr incrementar dicha producción, tomando como referencia dos conjuntos de condiciones operacionales donde se obtenía mayor producción de butano en comparación con la obtenida en el periodo de operación actual.

El primer grupo de alternativas se formuló a partir de comparaciones realizadas con el periodo patrón, debido a que bajo las condiciones operacionales manejadas durante ese periodo la producción de butano sobrepasó los 3 bbl/h (2 bbl/h por encima de la producción actual) y el segundo grupo de alternativas se formuló sobre la base de las condiciones de diseño, ya que estos valores proporcionan datos típicos de producción de butano para los cuales se diseñó la planta.

Para la evaluación de las alternativas, primeramente se seleccionaron el grupo de variables sometidas a análisis mediante el siguiente procedimiento, con el fin de incrementar la producción de butano:

- a. Se realizaron tablas comparativas, plasmándose para cada fraccionadora las condiciones operacionales actuales, las enmarcadas en el diseño *Phillips* y las

manejadas en el periodo patrón: presiones y temperaturas de la cabecera y fondo, temperatura de alimentación a la torre y los flujos de carga, reflujo y productos de tope y de fondo, los cuales se muestran en las tablas E.1, E.2, E.3 y E.4.

b. Para cada condición operacional anteriormente mencionada, se determinó el porcentaje de desviación aplicando la ecuación 3.3 para los valores manejados en el periodo actual con respecto a los de diseño y en relación a los del periodo patrón, especificándose dichos resultados en las tablas E.1, E.2, E.3 y E.4.

c. Tomando como referencia lo plasmado en la sección 2.11 del capítulo 2, donde se especificaron las variables operacionales que influyen de manera directa en los procesos de fraccionamiento, se seleccionaron, mediante observación de las tablas E.1, E.2, E.3 y E.4, aquellas con desviaciones mayores al 5%, para lograr un grupo nutrido de ajustes que pudieran incrementar la producción de butano. Estas variables son mostradas en el capítulo 4, sección 4.2.2 para la comparación de condiciones actuales con las de diseño y en la sección 4.2.1 para la comparación de dichas condiciones manejadas en el 2009 con respecto a las referidas al periodo patrón.

Las variables seleccionadas con el procedimiento anterior fueron manipuladas para cada torre de fraccionamiento, utilizando el modelo operacional actual establecido en el simulador Pro/II, de acuerdo al siguiente mecanismo de evaluación mostrado para cada destiladora:

✓ Torre despropanizadora (T-2)

Se modificaron las variables seleccionadas previamente (a partir de la tabla E.1) mediante manipulación de las mismas en el modelo simulado a condiciones actuales, en función de

sus límites operacionales máximos y mínimos enmarcados en el diseño, según lo establecido en la data de la T-2; se observó la distribución másica del n-butano en las corrientes de tope, fondo y corte de isobutano de reciclado (determinada según la expresión 3.6, mostrada en el balance de masa), extrayendo la fracción másica de n-butano y el flujo másico de la corriente producto (tope, fondo y/o corte lateral) de las tablas de propiedades de las corrientes *stream properties*, generadas por el simulador Pro/II. Se seleccionaron como posibles alternativas para incrementar la producción de butano, aquellas donde se incrementara la masa de butano en el flujo de fondo de la torre, debido a que aguas abajo de dicha columna, pueden aplicarse futuras medidas para la separación de esa cantidad extra de hidrocarburo. Los resultados se muestran en las secciones 4.2.1 y 4.2.2.

✓ Torre despojadora de ácido fluorhídrico (T-3)

El n-butano es separado de la corriente de compuestos más volátiles (propano y ácido fluorhídrico) en la torre despropanizadora, por tal motivo, la concentración de n-butano en el flujo alimentado a la despojadora de ácido es mínima, indicando que es conveniente que la manipulación de variables con el fin recuperar mayor cantidad de n-butano del sistema despropanizadora-despojadora de ácido se enfoque en la realización de ajustes a las condiciones operacionales de la T-2, es decir, deben modificarse dichas condiciones para extraer mayor cantidad de n-butano de la corriente de tope de la torre despropanizadora, evitando que fracciones de este hidrocarburo sean arrastradas a la despojadora T-3 con el flujo de propano y ácido fluorhídrico. Por tal motivo, los cambios en las condiciones operacionales de la despojadora de ácido se ejecutaron con el objetivo de mantener las especificaciones de calidad del producto propano cuando los ajustes propuestos para la columna T-2 afectasen de manera directa tal especificación (composición de propano producto por debajo de la mostrada en la tabla 4.10).

Cabe destacar que cualquier manipulación realizada estuvo limitada de acuerdo al rango de permisibilidad operacional de la variable en cuestión, enmarcada en la data de diseño del equipo.

✓ Torre despojadora de isobutano (T-22)

Se variaron las condiciones operacionales que presentaron desviaciones mayores al 5%, según lo mostrado en la tabla E.3, mediante su manipulación en el modelo a condiciones actuales realizado con el simulador Pro/II y controlando los valores de ajuste entre los límites mínimos y máximos establecidos por el diseño del equipo. Luego de cada ajuste operacional, se observó la distribución másica del n-butano en las corrientes de isobutano de recicló y fondo de la T-22 (mediante las tablas utilizadas para la observación realizada en la T-2), seleccionándose como propuesta para incrementar la producción de butano, aquella donde aumentó la masa de este hidrocarburo puro en la corriente que se obtiene por el fondo de la torre y donde no se afectara significativamente la calidad del producto de tope (isobutano a recirculación), según la especificación mínima para este producto mostrada en la tabla 4.10, plasmada en el capítulo 4. Las variables sometidas a modificaciones y las posibles alternativas que permiten el incremento del flujo del producto problema se muestran en la sección 4.2.2 para la comparación con la condición de diseño y en la sección 4.2.1 para la comparación con el periodo patrón.

✓ Torre desbutanizadora (T-4)

Se observaron las variables mostradas en la tabla E.4, y se seleccionaron aquellas que presentaron el margen de desviación establecido (mayor a 5%). Se variaron las condiciones operacionales seleccionadas manteniendo sus magnitudes dentro de los valores máximos y mínimos de operación, establecidos para el diseño del equipo

(mostrados en la tabla E.5), observando el flujo másico de n-butano en las corrientes de fondo y tope de la T-4 (como se realizó para la T-2 y la T-22) y se seleccionaron como posibles alternativas, aquellas donde se obtuvo un incremento másico de butano puro en el producto de tope de la columna y donde el RVP del alquilato arrojara valores de calidad dentro del rango permisible para su venta (entre 7,6 psi y 8,6 psi)

Una vez seleccionadas las posibles propuestas para lograr el incremento en la producción de butano, se procedió a conjugarlas, para determinar si aplicando los cambios operacionales en conjunto, se obtenía un mayor flujo de butano como producto. Lo obtenido se muestra en la sección 4.2.3, del capítulo 4.

3.3 REALIZACIÓN DE LA EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA SELECCIÓN DE LA PROPUESTA MÁS FACTIBLE

Se evaluaron las alternativas propuestas, para determinar la viabilidad de las mismas y seleccionar cual de todas fue la más factible de acuerdo a los aspectos técnicos y económicos.

3.3.1 Evaluación técnica de los equipos incluidos en el sistema de fraccionamiento

La evaluación técnica estuvo dirigida a determinar si la capacidad operacional de los equipos principales del sistema de fraccionamiento era lo suficientemente flexible como para soportar las variaciones de temperatura y flujo intrínsecas en las alternativas propuestas con el fin de incrementar la producción de butano producto. Para ello se tomaron en cuenta el funcionamiento de las torres de fraccionamiento (T-2, T-3, T-22 y T-4) y los rehervidores y condensadores de fondo y tope, respectivamente, de las torres mencionadas anteriormente.

Para la evaluación de la capacidad de flujo de las torres expuestas a variaciones de reflujo, se comparó el valor propuesto de ese reflujo, con el valor permitido por diseño y los valores máximos y mínimos manejados durante todo el periodo operacional comprendido a principios del año 2003 y finales del año 2009 (como se muestra en la sección 4.3.1 del capítulo 4), con el fin de determinar si anteriormente las fraccionadoras manejaron flujos cercanos, sin presentar problemas operacionales que influyeran de manera directa en la calidad de los productos obtenidos.

Para el estudio de los rehervidores y condensadores, el procedimiento se basó en la determinación de la cantidad de fluido de calentamiento (gas combustible o gasóleo) y enfriamiento (agua de enfriamiento), respectivamente, necesaria para cumplir con las especificaciones térmicas incluidas en las variaciones operacionales propuestas, además se comparó este valor con la cantidad de fluido real, disponible para la alimentación a dichos dispositivos.

3.3.1.1 Determinación del flujo de agua de enfriamiento requerido por los intercambiadores

Se cuantificó la cantidad de fluido de enfriamiento utilizado por los condensadores de las torres de fraccionamiento, para mantener las especificaciones térmicas definidas en las variaciones operacionales propuestas.

La información en cuanto a los condensadores de tope de las columnas de destilación, introducida en el modelo de simulación realizado para el sistema de fraccionamiento, fue básica, ya que estos se definieron de forma simple, para promover la convergencia rápida de los valores. Por tal razón, no pudo cuantificarse la cantidad de fluido de enfriamiento requerido por los dispositivos mediante este modelo simulado, convirtiéndose en indispensable la simulación individual de los mismos. Para ello se utilizó una nueva ventana de Pro/II, donde se definieron de forma rigurosa los intercambiadores de tope E-11, E-15 y E-42.

Inicialmente se formuló la simulación a condiciones de diseño, con el fin de validar el modelo planteado; los datos estructurales y operacionales fueron tomados de la información de diseño proporcionada por el fabricante y algunos de ellos se muestran en la tabla F.1.

Luego de planteada completamente la simulación a condiciones de diseño y validada en función de la determinación de los porcentajes de desviación en cuanto a temperaturas de salida de los fluidos, se realizó la simulación a condiciones operacionales actuales, tomando como punto de partida, para los fluidos de proceso, los valores arrojados por el simulador en el modelo de operación actual del sistema de fraccionamiento: composición, flujo, temperatura y presión de alimentación. Para los fluidos de enfriamiento se tomó como temperatura de alimentación la obtenida mediante medición (como se indica en la tabla 3.10) y se mantuvo el flujo de diseño. Para la determinación del flujo de agua necesario para lograr las temperaturas de salida deseadas de los fluidos de proceso, se utilizó un controlador “*controller*”, donde se especificó

dicha temperatura requerida (temperatura de salida del intercambiador para el fluido de proceso, especificada en el modelo operacional actual) en función de la variación del flujo de agua. Este procedimiento se realizó para cada alternativa propuesta y cada condensador y los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.14.

Tabla 3.10. Temperaturas medidas en la planta de las corrientes de entrada y salida de los intercambiadores incluidos en el modelo operacional actual

Intercambiador	Temperatura (°F)			
	Tubos		Casco	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
E-7/A	96,8	104,7	170,4	110,8
E-7/B	92,2	96,8	110,8	94,5
E-8	106,4	138,9	203,5	170,5
E-10	137,9	149,0	267,9	235,0
E-11/A	96,4	105,6	128,9	-
E-11/B	92,2	96,4	-	93,8
E-11/C	95,7	103,8	128,9	-
E-11/D	92,1	95,7	-	93,5
E-15	92,1	102,5	130,5	122,1
E-42/A	92,3	112,2	141,9	102,
E-42/B	92,1	110,1	141,9	103,1

Finalmente, el flujo de agua de enfriamiento total necesario en cada alternativa se determinó mediante la sumatoria de la cantidad volumétrica de este líquido requerida por los condensadores E-11, E-15 y E-42 por cada propuesta (tabla 4.14) y para la realización de la evaluación técnica, se compararon los valores fijados por diseño de flujo de enfriamiento requeridos por cada intercambiador con los mostrados en la misma tabla anterior (tabla 4.14).

3.3.1.2 Determinación del flujo de combustible requerido por los rehervidores de las torres de fraccionamiento T-2 y T-22

Las torres T-2 y T-22 utilizan rehervidores individuales (H-1 y H-3 respectivamente) alimentados por el mismo gas combustible, es decir, ambos poseen igual composición. Para determinar la cantidad del flujo de gas utilizado por cada horno y la variación de este flujo en función de las alternativas operacionales planteadas, se utilizó la expresión de poder calorífico de los combustibles (Ec. 3.12):

$$Q_{comb} = PC \times V \quad \text{(Ec. 3.12)}$$

Donde:

Q_{comb} : calor generado en la reacción de combustión (BTU)

PC : poder calorífico del combustible (BTU/pe³)

V : volumen del combustible (pe³)

En la reacción de combustión se produce agua y, dependiendo del estado de agregación de la misma al finalizar la transformación química se definen dos tipos de

poder calorífico. Para este caso se utilizará el poder calorífico inferior, ya que el agua resultante de la combustión se mantiene en estado gaseoso bajo las condiciones de presión y temperatura a las cuales operan ambos hornos.

El gas combustible es una mezcla de hidrocarburos y compuestos que se oxidan en presencia de oxígeno liberando calor; la composición del mismo y su valor calorífico neto se muestran en la tabla F.4, con información proveniente de la base de datos del sistema de laboratorio de la refinería Puerto La Cruz promediados para el periodo seleccionado como actual.

Para la determinación del calor de combustión producido en ambos hornos, inicialmente se realizó un balance de energía en cada horno a partir de la siguiente expresión:

$$E_a = E_f - E_s - E_g - E_c \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Donde:

E_a : energía acumulada dentro del sistema

E_c : transferencia de energía a través de las fronteras del sistema

E_s : transferencia de energía fuera de las fronteras del sistema

E_g : energía generada dentro del sistema

E_c : energía consumida dentro del sistema

Las energías cuantificables presentes en un sistema se definen generalmente como calor, trabajo, energía interna, energía potencial y energía cinética. Por lo tanto la ecuación anterior también puede expresarse así:

$$\Delta E = Q + W - \Delta(H + K + P) \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Donde:

- ΔE : variación de energía dentro del sistema
- Q: calor transferido hacia o desde el sistema
- W: trabajo generado por el sistema
- H: entalpía del sistema
- K: energía cinética del sistema
- P: energía potencial

Adaptando la ecuación anterior al sistema manejado (rehervidor) y simplificándola, para facilitar la obtención de resultados se tomaron las siguientes consideraciones:

- a) Evaluado el sistema en régimen estacionario, la variación de energía dentro del sistema es nula, es decir, el término ΔE de la ecuación se hace igual a cero.
- b) Las magnitud de las energías potencial y cinética son mínimas en comparación con el calor generado en el sistema, por lo tanto, estos términos pueden considerarse nulos.
- c) El sistema no realiza trabajo por lo tanto este término es nulo.

De acuerdo a esto, la ecuación resultante es:

$$Q = \Delta H \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Debido a que en los hornos evaluados ocurre una reacción de oxidación del gas combustible y, considerando que las pérdidas de calor (por intercambio con el ambiente circundante) en los mismos son mínimas, el calor transferido en el horno, es aproximadamente igual al calor producido en la reacción de combustión:

$$Q_{\text{transf}} = Q_{\text{comb}} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Donde:

Q_{transf} : calor transferido en el horno

Q_{comb} : calor generado en la reacción de combustión

Considerando que en el panorama industrial real, el flujo de gas combustible alimentado al horno es controlado en función de la temperatura de fondo de las fraccionadoras, se obtuvo el calor transferido en los rehervidores H-1 y H-3 a partir de la simulación a condiciones operacionales del sistema de fraccionamiento (“*duty*”), ajustando las temperaturas de fondo de las torres T-2 y T-22 según las propuestas formuladas, mostrándose los resultados en la tabla F.2. Una vez determinados el calor transferido en los hornos y con la información obtenida del valor del poder calorífico determinado para la mezcla, se determinó el volumen de gas combustible necesario en cada caso, a partir del despeje de la ecuación 3.12 y los resultados obtenidos se plasmaron en la tabla 4.17. De la base de datos perteneciente al laboratorio de la refinería Puerto La Cruz, se obtuvo el flujo volumétrico de gas combustible real, alimentado para los hornos H-1 y H-3 y se determinaron los porcentajes de desviación entre este valor y el obtenido a condiciones operacionales para cada uno de los rehervidores y se plasmaron los valores en la tabla 4.16.

3.3.1.3 Determinación de la cantidad de combustible requerido por el rehervidor de la torre desbutanizadora

La columna T-4 posee como rehervidor un intercambiador tipo “U”, denominado E-14, constituido por un haz de tubos alimentados por gasóleo, previamente calentado con gas combustible en el horno H-2. Este tipo de rehervidores son introducidos en el fondo de la torre y calientan el flujo adyacente o fluido que los rodea, gracias al fluido de calentamiento que circula dentro de los tubos, para este caso, gasóleo. A manera práctica, para la determinación de la cantidad de este combustible requerido en el rehervidor, se estableció un modelo en Pro/II, simulando el E-14 como un intercambiador simple, de tubo y carcasa.

Inicialmente, se realizó la simulación a condiciones de diseño para validar el modelo formulado, caracterizándose las corrientes del equipo; para ello se hizo circular por el haz de tubos el fluido de calentamiento o gasóleo y por el casco el flujo de fondo de la torre desbutanizadora.

En la tabla F.3 se describió la composición del fluido de proceso (fondo de T-4) extraída del balance de masa realizado por Phillips para la columna T-4 y la información estructural, temperaturas, flujos y presiones se obtuvieron de los datos proporcionados por el fabricante del intercambiador y se muestran a continuación:

- ✓ Fluido caliente: gasóleo.
- ✓ Fluido frío: fondo de T-4.
- ✓ Área efectiva de transferencia de calor: 445 pie³.
- ✓ Configuración: ocho pasos por los tubos.

- ✓ Temperatura y presión de entrada del fluido de proceso: 264 °F y 97,696 psia.
- ✓ Temperatura y presión de entrada del gasóleo: 520 °F y 89,696 psia.

La corriente de gasóleo se definió en forma de “*petroleum assay*” introduciendo información de una prueba de destilación ASTM D-2887 realizada a una muestra de gasóleo (información extraída de la base de datos del laboratorio de la refinería Puerto La Cruz), plasmada en la tabla F.5.

Una vez ensamblada la simulación de diseño, se determinaron los porcentajes de desviación en función de las temperaturas de los fluidos de salida del intercambiador E-14, tomando como referencia para la validación del modelo planteado un porcentaje de desviación menor al 10%.

Posteriormente, se simuló a condiciones operacionales para determinar el flujo de gasóleo requerido para mantener una especificación de temperatura de fondo de T-4 correspondiente a cada propuesta planteada y a condiciones de operación normal.

En la definición de la corriente de gasóleo, se mantuvo la especificación de la prueba de destilación realizada para este combustible y la temperatura de alimentación se fijó como el valor de la temperatura de salida de gasóleo del horno H-2, extraída de la base de datos de Aspen, manteniéndose igual para cada corrida realizada. En cuanto a la presión, permaneció invariable a la de diseño, debido a la carencia de dispositivos de medición de esta variable en el área de la planta que permitieran la obtención de valores a condiciones de operación real.

Por otra parte, la alimentación del fluido de proceso al intercambiador E-14 posee la misma composición del producto de fondo de la torre desbutanizadora; es por ello que la corriente de proceso en la simulación mencionada, se definió con la composición obtenida para ésta, a partir del modelo a condiciones operacionales actuales, así como para las condiciones formuladas en la sección 4.2.1, 4.2.2 y 4.2.3, planteado para la zona de fraccionamiento de la unidad de alquilación. De esta simulación también se extrajo el valor de la temperatura, presión y flujo definido para dicha corriente a condiciones actuales de operación, mediante la generación “*column summary*”, donde se observaron estas variables en el plato inmediatamente superior al correspondiente al rehervidor.

Definidas y caracterizadas las corrientes, se especificó en el intercambiador el “*Duty*” generado para el rehervidor de la T-4 en la simulación del sistema de fraccionamiento, con el fin de la obtención de un flujo de gasóleo en función de la cantidad de calor transferido en el proceso. Además se anexó un controlador que permitió fijar, como especificación paralela, la temperatura de salida del fluido de proceso con un valor igual a la temperatura que se mantiene en el fondo de la columna, variando, a su vez, el flujo de gasóleo. Este procedimiento permitió determinar la cantidad de gasóleo requerido en función del calor transferido y la temperatura de fondo de la desbutanizadora.

Para el caso de la determinación de la cantidad de gasóleo requerido en el E-14 en función de las propuestas destinadas a incrementar el flujo de butano producto, se establecieron las siguientes consideraciones en función del escenario real de la planta:

✓ El flujo de gasóleo alimentado al intercambiador E-14 es controlado en función de la temperatura de fondo de la T-4 manejada en el proceso, es por ello que, para cuantificar la cantidad del fluido de calentamiento, se seleccionaron aquellas alternativas

donde se incluyó el aumento o la disminución de la temperatura de fondo de la T-4, debido a que cambios en esta variable, originan ajustes en la cantidad de flujo de gasóleo necesario para mantener la nueva especificación térmica relacionada a dicha alternativa.

✓ El nivel del fluido del fondo de la T-4 es controlado aproximadamente en 60%, manteniéndose constante el flujo calentado por el intercambiador tipo “U”, gracias a esto, se consideró para cada corrida realizada a condiciones establecidas en las propuestas, la misma cantidad volumétrica de fluido de circulación por el casco utilizada a condiciones operacionales actuales, variando para cada caso la composición molar de esta corriente.

Con base en lo anterior, la temperatura y la presión de la corriente de alimentación a la carcasa se obtuvo fijando la temperatura de fondo de la torre desbutanizadora a partir del valor recomendado en las alternativas formuladas y, a partir del “*column summary*” generado, se obtuvo la temperatura y presión del plato inmediatamente superior al destinado para el rehervidor.

La composición de la corriente de fondo resultante de esta corrida se fijó como composición para la alimentación al casco del E-14. En esta etapa también se utilizó un controlador que cumplió la misma función que el anterior, cuantificando el flujo de combustible requerido para los ajustes de temperatura de fondo recomendados. En la tabla 4.18 se plasmaron las cantidades de combustible requeridos para una temperatura actual de operación y para las temperaturas propuestas.

3.3.2 Evaluación económica de las alternativas propuestas con el fin de incrementar la producción de butano

En esta sección se realizó un balance de gastos por consumo de materiales (agua de enfriamiento, isobutano suplemental y gas combustible) e ingresos por venta de productos (butano, propano y alquilato). Para efectos prácticos se dividió el análisis en dos secciones: evaluación económica en función de los productos y evaluación económica en función de los servicios industriales.

3.3.2.1 Evaluación económica en relación a productos del proceso

Se realizó un análisis cuantitativo del ingreso diario generado por la venta de volúmenes de productos obtenidos en la unidad de alquilación (GLP y alquilato) y el gasto que representa la compra de volúmenes extras de isobutano de reintegración al proceso (si son necesarios), de acuerdo a los resultados obtenidos mediante la aplicación de las alternativas planteadas. La estimación de la ganancia o pérdida total apreciada por cada alternativa se determinó realizando un balance de ingresos y egresos, donde los primeros estuvieron representados por la venta de alquilato y gas licuado de petróleo y los segundos por la compra del volumen extra de isobutano de reposición al sistema de reacción:

$$B_t = I_{alq} + I_{GLP} - E_{i-C4} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Donde:

B_t : ganancia o pérdida total diaria (\$/día).

I_{alq} : ingreso diario por venta de alquilato (\$/día).

I_{GLP} : ingreso diario por venta de gas licuado de petróleo (\$/día).

E_{i-C4} : egreso diario por compra de volúmenes extras de isobutano suplemental (\$/día).

En la tabla 3.11 se muestran los precios estimados para el año 2010 de compra de insumos y venta de productos proporcionada por el Departamento de Evaluación Económica de la Gerencia de Procesos de la Refinería Puerto La Cruz.

Tabla 3.11. Precio de compra de isobutano y venta de alquilato y GLP estimados para enero de 2010

Insumos y productos	Precio (\$/bbl)
Isobutano	66,3
Alquilato	93,5
GLP	56,4

Para la determinación del ingreso diario por venta de alquilato se utilizó:

$$I_{alq} = P_{Balq} \times V_{alq} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Donde:

P_{Balq} : costo en dólares de alquilato en función de cada barril (\$/bbl)

V_{alq} : volumen diario de alquilato producido (bbl/día)

La ecuación anterior fue empleada para la determinación del precio de compra y venta de isobutano suplemental y GLP, respectivamente, ajustada para cada caso. Los volúmenes de alquilato producidos por cada hora se extrajeron de la simulación del modelo operacional actual realizado en Pro/II, para cada corrida realizada en función de las alternativas propuestas y el escenario actual plasmándose en la tabla G.2.

Debido a que el GLP es una mezcla de las corrientes de productos butano y propano, se determinó el volumen de la mezcla de ambos flujos mediante una simulación

realizada en Pro/II, donde se alimentaron dos corrientes a un tambor separador “*flash drum*” con 80 °F de temperatura y 145 psig de presión (valores extraídos de la base de datos de Aspen Explorer en el periodo actual descrito previamente, para los tambores acumuladores de GLP, denominados D-221 y D-222), referidas cada una a los productos mencionados con especificaciones de temperatura, presión, composición y flujo extraídas de las corrientes “butano producto” y “propano producto” de la simulación de operación bajo condiciones actuales y en función de las condiciones propuestas en las alternativas. Los valores obtenidos se especificaron en la tabla G.3.

Como se explicó en el capítulo 2, el flujo de isobutano obtenido del corte de la T-2 y del tope de la T-22 es retornado al área de reacción. Gracias a que algunas condiciones operacionales propuestas para incrementar la producción de butano afectan el flujo de isobutano dispuesto para recirculación, se determinó la cantidad de este flujo que debe reponerse por cada alternativa propuesta.

Cabe destacar, que la determinación de este flujo de reposición no pudo realizarse por simple diferencia entre el volumen de isobutano proveniente de las torres T-2 y T-22 que se genera actualmente menos la cantidad que se obtiene como producto por la aplicación de cada ajuste operacional, debido a que la composición del isobutano de reciclo es diferente a la del flujo considerado como suplemento al sistema de reacción. Por ello se tomó como referencia la cantidad de isobutano puro presente en ambas corrientes, estableciéndose la relación másica mostrada en la expresión 3.19:

$$m_{rep} = \frac{m_{sup} \times iC4_{rep}}{iC4_{supi}} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Donde:

m_{rep} : flujo másico de isobutano suplemental a reponer (lb/h)

m_{sup} : flujo másico de isobutano suplemental alimentado a condiciones normales de operación (lb/h)

$iC_{4\text{rep}}$: flujo másico de isobutano puro a reponer (lb/h)

$iC_{4\text{sup}}$: flujo másico de isobutano puro en el flujo de isobutano suplemental alimentado a condiciones normales de operación (lb/h)

De la expresión 3.19, la cantidad másica de isobutano suplemental alimentado a condiciones normales de operación se determinó mediante el balance de masa realizado y es mostrado en la tabla D.1.

Como se muestra en la sección 4.3, para la determinación del flujo másico de isobutano puro que debe reponerse (isobutano suplemental puro) para cada ajuste operacional propuesto (alternativas), se calculó la diferencia entre la cantidad másica de ese compuesto que se repone al proceso a condiciones actuales de operación menos la masa de isobutano puro contenida en la corriente de isobutano de recicl (mezcla de este hidrocarburo que se obtiene como corte lateral de la despropanizadora y del producto de tope de la despojadora de isobutano), como se muestra en la tabla G.1.

El flujo másico del isobutano puro alimentado al proceso a condiciones actuales de operación se calculó multiplicando la fracción másica de isobutano puro presente en la corriente de isobutano suplemental cargada al sistema por el flujo másico de dicha corriente de alimentación. El valor del flujo de la corriente de isobutano de carga se obtuvo del balance de masa realizado y la composición del isobutano de la base de datos del laboratorio de la refinería Puerto La Cruz y se muestran en las tablas D.1 y D.5, respectivamente.

Una vez determinado el flujo másico extra de isobutano suplemental que debe ser repuesto al sistema, se transformó a flujo volumétrico a través de la siguiente expresión (3.20):

$$V_{rep} = \frac{m_{rep}}{\rho_{sup}} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

Donde:

V_{rep} : flujo volumétrico de isobutano suplemental a reponer (pie³/h)

ρ_{sup} : densidad del isobutano suplemental alimentado a la planta (lb/pie³)

La densidad del isobutano se obtuvo de la simulación realizada para el balance de masa y se especificó en la sección 3.4.6. Determinados los flujos producidos y requeridos, se estimó el costo diario por venta y compra de los mismos mediante la expresión 3.18 y se plasmó en la tabla G.4. También, se determinó la ganancia adicional por producto resultante para cada alternativa, restando los ingresos y/o pérdidas diarias obtenidas para cada alternativa menos los referidos a las condiciones normales de operación y se plasmaron en la tabla de resultados 4.19, para finalmente determinar la ganancia total adicional diaria aplicando la ecuación 3.17. Los resultados se resumen en la tabla 4.20.

3.3.2.2 Evaluación económica en relación a servicios industriales

Se evaluaron como servicios industriales para esta sección la cantidad agua de enfriamiento requerida por los condensadores de tope y el flujo de combustible necesario para mantener las especificaciones térmicas descritas en las alternativas para el mejoramiento de la producción de butano. El análisis se realizó de forma cualitativa para estos aspectos, debido a que no se poseía información sobre el costo real y actual de la

producción y tratamiento del agua de enfriamiento y los combustibles utilizados por los rehervidores de las fraccionadoras. Por otra parte, no se contó con información suficiente para estimar una cantidad máxima de gas combustible y gasóleo enviados a los sistemas de calentamiento, que permitiera establecer comparaciones referenciales con el volumen total de estos combustibles determinados por cada ajuste operacional planteado.

3.3.3 Selección de la alternativa más factible

A nivel industrial, para la selección definitiva de una de las propuestas planteadas, debe realizarse una evaluación profunda, donde se analicen un conjunto extenso de variables, pero el ámbito económico es uno de los aspectos primordiales tomados en cuenta para dicha selección. Sobre la base de esto y de lo planteado en el análisis técnico-económico, se evaluaron de forma general las alternativas formuladas cualitativa y cuantitativamente (mostradas en la sección 4.3 del capítulo 4), tomando en cuenta el consumo de recursos energéticos, ingresos preliminares diarios e incremento de producción de butano por alternativa planteada, para finalmente seleccionar aquella que generó mayores ingresos económicos diarios además de un incremento significativo en la cantidad de gas licuado de petróleo, mediante la observación de los resultados presentados en la tabla 4.20 y en la tabla G.3.

3.4 MUESTRA DE CÁLCULOS

3.4.1 Determinación del número de platos teóricos para la torre despropanizadora (T-2)

La eficiencia asumida para la zona de enriquecimiento de la torre despropanizadora fue 85%; si la misma cuenta con 26 platos reales, entonces, introduciendo estos valores en la ecuación 3.2 se obtuvo:

$$N_T = \frac{(85 \times 26)}{100} = 22,1$$

La cantidad de platos teóricos obtenidos para la sección de vaporización instantánea fue de 22 platos y de 36 etapas para la zona de agotamiento (calculadas a partir de la misma ecuación). Para las otras torres de fraccionamiento se aplicó el mismo procedimiento utilizando los valores de eficiencia mostrados en la tabla 3.2 y la cantidad de etapas reales correspondientes a cada zona de la tabla 3.3, donde también se muestran los equivalentes teóricos de los platos reales.

3.4.2 Determinación del equivalente teórico del plato de corte lateral de isobutano de la T-2

Debido a que el corte de isobutano de reciclaje está ubicado en la zona de enriquecimiento de la torre despropanizadora, la eficiencia utilizada para la determinación de su equivalente teórico fue de 85 % (mostrada en la tabla 3.2) y la cantidad de platos reales por encima del plato de retiro corresponden a 21 etapas, introduciendo los datos en la ecuación 3.2 se obtuvo:

$$N_T = \frac{(85 \times 21)}{100} = 17,85$$

Realizando una aproximación por exceso, sobre el plato de retiro de isobutano existen 18 etapas teóricas, por lo tanto el equivalente teórico del plato real de corte es el número 19.

Este procedimiento se aplicó para la determinación de la ubicación del plato teórico correspondiente a la alimentación de la torre despojadora de isobutano proveniente de la torre recontactora de ácido (T-21) y para la ubicación del plato teórico de la carga de la torre desbutanizadora, utilizando la información requerida para cada caso. Los resultados se muestran en la tabla 3.3.

3.4.3 Cálculo del porcentaje de desviación para la temperatura de tope de la torre despropanizadora, como validación del modelo operacional a condiciones de diseño

Se determinó el porcentaje de desviación para la validación del modelo operacional de diseño correspondiente a la temperatura de tope de la T-2 obtenida a partir de la simulación realizada con la herramienta Pro/II con respecto al valor real proporcionado por la *Phillips Petroleum Company* mediante la ecuación 3.3.

Ambos valores se extrajeron de la tabla 4.1, donde se mostró también el resultado obtenido:

$$\%Desv = \frac{132,1 - 135,3}{132,1} \times 100$$

$$\%Desv = -2,42$$

Este procedimiento se utilizó para la determinación de los porcentajes de desviación para las otras variables operacionales correspondientes a cada torre de fraccionamiento.

3.4.4 Cantidad total de n-butano que se alimenta al proceso y se obtiene como producto

La cantidad de n-butano alimentada al proceso a través del flujo de isobutano suplemental para el periodo actual se determinó mediante la ecuación 3.7, introduciendo los valores de composición y flujo extraídos de las tablas D.1 y D.5:

$$B_{E2} = 0,0171 \frac{\text{lb nC4/h}}{\text{lb iC4suplem/h}} \times 15.628,26 \text{ lb iC4suplem/h}$$

$$B_{E2} = 267,24 \text{ lb nC4/h}$$

Se utilizó el mismo procedimiento adecuado al flujo proveniente de la T-1, para la determinación de la masa de n-butano en esa corriente y se cuantificó la masa total de n-butano alimentado al sistema mediante la expresión 3.8:

$$B_{ET} = (267,24 + 2.376,44) \text{ lb nC4/h}$$

$$B_{ET} = 2.643,68 \text{ lb nC4/h}$$

Para la determinación de la masa de n-butano que sale del sistema a través del producto propano para el periodo actual se ingresaron los valores de composición y flujo (referidos dicho producto) mostrados en las tablas D.1 y D.6 en la ecuación 3.9:

$$B_{S1} = 0,0032 \frac{\text{lb nC4/h}}{\text{lb C3/h}} \times 3.220,56 \text{ lb C3/h}$$

$$B_{S1} = 10,31 \text{ lb nC4/h}$$

El mismo procedimiento de cálculo se utilizó en la determinación de la cantidad de n-butano en la corriente de butano producto, es decir se multiplicó la composición másica de este hidrocarburo presente en la corriente de butano producto (tabla D.6) por el flujo másico de tal corriente (tabla D.1). Para cuantificar la masa de butano saliendo del sistema en la corriente de alquilato se introdujeron los valores de la masa del butano puro (n-butano) presente en propano y butano producto en la ecuación 3.10:

$$B_{S3} = (2.643,68 - 10,31 - 137,73) \text{ lb nC4/h}$$

$$B_{S3} = 2.495,64 \text{ lb nC4/h}$$

3.4.5 Concentración de n-butano en las corrientes de productos

Para la concentración de n-butano en la corriente de butano producto, se introdujo en la ecuación 3.11, la masa de este hidrocarburo presente en el producto descrito y el flujo total de butano alimentado al sistema, obteniéndose:

$$\%Rend = \frac{137,73 \text{ lb C4/h}}{2.643,68 \text{ lb C4 alimentados/h}} \times 100$$

$$\%Rend = 5,21\%$$

3.4.6 Flujo de gas combustible requerido en los rehervidores

Se despejó el término referido a volumen de la ecuación 3.12; seguidamente se dividió el poder calorífico inferior del gas (mostrado en la tabla F.4) entre el valor del calor transferido en el horno o *duty* (descrito en la tabla F.2). Para el caso específico del horno H-1 a una temperatura de fondo de T-2 igual a 268 °F, se obtuvo el volumen de gas combustible:

$$V = \frac{28,0122 \times 10^6 \frac{BTU}{h}}{898,33 \frac{BTU}{pie^3}}$$

$$V = 31.182,53 \frac{pie^3}{h}$$

3.4.7 Volumen de isobutano suplemental a reponer

Tomando como referencia de cálculo la quinta alternativa propuesta, la cantidad de isobutano puro a reponer se obtuvo restando la masa de isobutano puro de reciclaje a condiciones normales de operación menos la masa de isobutano puro de reciclaje a las condiciones propuestas, extrayendo los datos mostrados en la tabla G.1:

$$m_{puro} = (238.098,22 - 238.063,56) \text{ lb } iC4 \text{ puro/h}$$

$$m_{puro} = 34,66 \text{ lb } iC4 \text{ puro/h}$$

Se determinó el flujo másico del isobutano puro presente en la corriente de isobutano suplemental alimentado a condiciones actuales de operación (14.998,44 lb/h) multiplicando su composición másica (tabla D.5) por el flujo másico de dicha corriente (tabla D.1).

Con tal resultado se estimó la cantidad de isobutano suplemental total a reponer utilizando la expresión 3.19:

$$m_{rep} = \frac{15.628,26 \text{ lb } iC4 \text{ suplemental/h} \times 34,66 \text{ lb } iC4 \text{ puro/h}}{14.998,44 \text{ lb } iC4 \text{ puro/h}}$$

$$m_{rep} = 36,12 \text{ lb } iC4 \text{ suplemental/h}$$

El volumen de la corriente de isobutano a reponer por cada hora de proceso se determinó mediante la ecuación 3.20, introduciendo los valores de masa y densidad de isobutano puro a reposición (35,17 lb/pie³):

$$V_{rep} = \frac{36,12 \text{ lb } iC4 \text{ suplemental/h}}{35,17 \frac{\text{lb } iC4}{\text{pie}^3 iC4}}$$

$$V_{rep} = 1,027 \text{ pie}^3 \text{ } iC4/h$$

3.4.8 Ingreso diario por venta de alquilato

Mediante la expresión 3.18 se determinó el ingreso diario en dólares por cada barril de alquilato producido.

Para el caso específico del volumen producido en función de las condiciones operacionales propuestas en la alternativa 5 se obtuvo lo siguiente:

$$I_{alq} = 93,5 \frac{\$}{bbl} \times 202,48 \frac{bbl}{h}$$

$$I_{alq} = 18.931,88 \frac{\$}{h}$$

El volumen de alquiler se extrajo de la tabla anexa G.2 y el precio por barril de la tabla 3.11. Transformando el valor anterior obtenido para el ingreso por hora del alquiler, se obtuvo el ingreso diario:

$$I_{alq} = 18.931,88 \frac{\$}{h} \times 24 \frac{h}{día}$$

$$I_{alq} = 454.365,12 \frac{\$}{día}$$

De la misma forma se determinó el ingreso diario para el volumen producido de GLP y el de reposición de isobutano a reacción.

3.4.9 Ganancia o pérdida total diaria

A partir de la ecuación 3.17, se determinó la pérdida o ganancia diaria total para la quinta alternativa propuesta:

$$B_c = (454.365,12 + 46.713,41 - 804,06) \frac{\$}{día}$$

$$B_c = 500.274,47 \frac{\$}{\text{día}}$$

Los resultados para cada alternativa propuesta se plasmaron en la tabla G.4, de allí se obtuvieron los ingresos o pérdidas totales adicionales por día para cada propuesta, mediante el mecanismo especificado en la sección 3.3.2.1.

CAPÍTULO 4

ANALISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUAL Y DE DISEÑO DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO Y TRATAMIENTO DE PROPANO Y BUTANO MEDIANTE EL USO DEL SIMULADOR PRO/II

4.1.1 Validación de la simulación a condiciones de diseño

Se simularon dos modelos en Pro/II, el primero a partir de las condiciones de diseño fijadas por *Phillips* y el segundo a partir de las condiciones operacionales actuales y la esquematización mostrada en la ventana del simulador se observa en la figura 3.1.

Inicialmente se validó el modelo formulado, es decir, la estructuración, especificaciones de operación y secuencia de equipos, a partir de la simulación a condiciones de diseño, debido a que los valores establecidos como referencia

(información proporcionada por la *Phillips Petroleum Company*) para la determinación de la desviación, fueron calculados de forma teórica, con el mínimo de errores implícitos, en comparación con los errores que incluyen los valores operacionales reales tomados para la simulación a condiciones actuales (explicados posteriormente). De la simulación a condiciones de diseño se extrajeron valores de flujos y temperaturas de operación para cada una de las torres de fraccionamiento y de composición de las corrientes de productos (propano, butano, alquilato, isobutano de reciclado de T-2 y T-22) y se compararon con los valores reales proporcionados por la *Conoco Phillips Company*, obteniéndose las desviaciones presentadas en las tablas 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4.

Como se muestra en las tablas 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4, los valores de temperatura, presión y flujo arrojaron desviaciones por debajo del 10 % establecido como límite para la aceptación del modelo computarizado, exceptuando el flujo de fondo de la torre despropanizadora, que alcanzó un valor cercano al 15 % de desviación (aproximadamente 50 bbl/h por encima del valor de diseño). Este resultado pudo originarse a causa del descenso en la cantidad de barriles que deberían obtenerse como isobutano de reciclado en la torre despropanizadora que, a pesar de que la desviación para los mismos no alcanzó el 10 %, representó alrededor de 30 bbl/h de flujo que no se obtuvieron como producto de tope ni como de corte lateral, en contraste, los mismos descendieron hacia el fondo de la columna.

El producto de fondo de la torre despropanizadora (T-2) corresponde a la alimentación de la torre despojadora de isobutano y, un exceso en el mismo (como el obtenido que representó aproximadamente 50 bbl/h), originaría incremento en los volúmenes de productos de tope y/o fondo de la misma, contribuyendo al aumento del porcentaje de desviación en las condiciones volumétricas aguas abajo de la despropanizadora. Por tal razón, en el modelo de la sección de fraccionamiento planteado a condiciones de diseño, se intentaron reducir las desviaciones por encima del

valor permitido a causa de incrementos en la alimentación de la torre despojadora de isobutano (fondo de T-2), disminuyendo el flujo de alimentación a la T-22, proveniente de la torre recontactora de ácido (T-21) en aproximadamente 35 bbl/h, es decir, se especificó una alimentación de 700 bbl/h en función de los 735 bbl/h enmarcados en las especificaciones de diseño, disminuyendo así la acumulación de errores en el sistema.

Tabla 4.1. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre despropanizadora

Variable		Condiciones de diseño reales	Condiciones de diseño obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura (°F)	Alimentación	160,0	160,0	0,00
	Tope	132,1	135,3	-2,42
	Fondo	257,6	260,0	-0,93
	Corte de isobutano	202,9	204,7	-0,89
Presión (psia)	Tope	307,4	307,0	0,13
	Fondo	312,7	310,0	0,86
Flujos (bbl/h)	Alimentación	1.021,0	1.050,0	-2,84
	Fondo	329,0	377,4	-14,47
	Corte de isobutano	651,3	620,0	4,81
	Reflujo	591,7	580,0	1,98

Tabla 4.2. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre despojadora de ácido fluorhídrico

Variable		Condiciones de diseño reales	Condiciones de diseño obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura	Tope	131,8	134,7	-2,16

(°F)	Fondo	147,2	149,0	-1,22
Presión (psia)	Tope	330,0	330,0	0,00
	Fondo	331,5	331,5	0,00
Flujo (bbl/h)	Alimentación	54,5	55,11	-1,10
	Fondo	38,7	37,05	4,36

Tabla 4.3. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II correspondientes a la torre despojadora de isobutano

Variable		Condiciones de diseño real	Condiciones de diseño obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura (°F)	Alimentación T-21	118,6	109,07	8,04
	Alimentación T-2	189,0	184,93	2,16
	Tope	136,0	141,8	-4,25
	Fondo	322,4	328,0	-1,74
	Reflujo	105,0	104,8	0,20
Presión (psia)	Tope	140,0	135,0	3,57
	Fondo	144,4	138,2	4,27
Flujo (bbl/h)	Alimentación T-21	735,0	700,0	4,76
	Alimentación T-2	317,7	330,2	-3,95
	Tope	850,8	855,6	-0,56
	Fondo	207,9	221,8	-6,70
	Reflujo	56,7	56,7	0,00

Tabla 4.4. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje de diseño en Pro/II referidas a la torre desbutanizadora

Variable	Condiciones de diseño real	Condiciones de diseño obtenidas por simulación	Desviación (%)
----------	----------------------------	--	----------------

Temperatura (°F)	Alimentación	287,0	300,3	-4,63
	Tope	133,9	133,9	0,00
	Fondo	319,2	319,2	0,00
Presión (psia)	Tope	85,0	85,0	0,00
	Fondo	86,5	86,5	0,00
Flujo (bph)	Alimentación	207,9	221,8	-6,71
	Tope	18,9	17,5	7,55
	Fondo	188,9	204,4	-8,18
	Reflujo	105,2	105,0	0,18

En la tabla 4.5 se muestran las desviaciones de las composiciones de los productos del proceso (butano, propano, alquilato (representado por el trimetilpentano) e isobutano de reciclo proveniente de T-2 y T-22) obtenidas por simulación y las especificadas por el diseño Phillips, arrojando valores por debajo del valor límite de desviación, es decir, en cuanto a composiciones se refiere, se obtuvieron valores muy cercanas a las condiciones de diseño reales.

Tabla 4.5. Composiciones y respectivas desviaciones de los productos del sistema de fraccionamiento para el modelaje de diseño

Compuesto	Composición de diseño	Composición obtenida por simulación	Desviación (%)
Propano en propano producto	0,9824	0,9439	3,92
n-Butano en butano producto	0,9325	0,8845	5,15
Isobutano en i-C4 de reciclo de T-2	0,8489	0,8645	-1,84
Isobutano en i-C4 de reciclo de T-22	0,8454	0,8521	-0,79
Trimetilpentano en alquilato	0,9958	0,9761	1,98

4.1.2 Validación de la simulación a condiciones de operación actual

La validación de la simulación a condiciones operacionales actuales se realizó para determinar las desviaciones del modelo planteado en función de las variables operacionales reales manejadas, mostrándose las mismas en las tablas 4.6, 4.7, 4.8 y 4.9. En la tabla 4.6 se observan las desviaciones obtenidas para la torre despropanizadora, mostrándose valores mayores al 10 % para los flujos de corte de isobutano y reflujo de tope.

Se asumió que una de las causas que originó tal desviación para el corte lateral (cercana al 35 %) fue la especificación de estado de agregación definida para este flujo, ya que se indicó que el mismo debía ser retirado en fase líquida (condición física establecida bajo operación normal) y actualmente se infiere que se está retirando en fase vapor, lo que originaría mayores velocidades de flujo y, consecuentemente, un incremento en la cantidad retirada del mismo; pero a causa de que la información no pudo demostrarse por carencia de dispositivos de control ubicados en el plato de retiro que pudieran medir la temperatura real de la bandeja, se especificó el estado mencionado anteriormente (la temperatura del corte lateral mostrada en la tabla 4.6, es una estimación realizada por los operadores de la planta, es decir, no es un valor completamente real).

Tabla 4.6. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despropanizadora

Variable		Condiciones de operación actual real	Condiciones de operación actual obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura (°F)	Alimentación	148,7	149,0	-0,20
	Tope	130,6	134,7	-3,15

	Fondo	268,2	268,0	0,06
	Corte de isobutano	204,9	203,8	0,55
Presión (psia)	Tope	307,7	307,0	0,00
	Fondo	310,3	310,3	0,00
Flujos (bbl/h)	Alimentación	1.020,1	1.050,0	-2,93
	Fondo	341,5	315,2	7,71
	Corte de isobutano	1.065,2	690,0	35,22
	Reflujo	269,0	450,0	-67,31

Tabla 4.7. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despojadora de ácido fluorhídrico

Variable		Condiciones de operación actual real	Condiciones de operación actual obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura (°F)	Tope	125,5	130,5	-3,98
	Fondo	153,0	150,0	1,96
Presión (psia)	Tope	333,3	333,0	0,09
Flujo (bbl/h)	Alimentación	57,5	42,3	26,43
	Fondo	18,1	29,9	-65,19

Tabla 4.8. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre despojadora de isobutano

Variable		Condiciones de operación real	Condiciones de operación obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura	Tope	142,8	140,4	1,68

(°F)	Fondo	328,4	332,0	-1,10
Presión (psia)	Tope	139,4	135,0	3,14
Flujo (bbl/h)	Alimentación T-21	617,0	620,0	-0,49
	Alimentación T-2	341,5	315,2	7,70
	Tope	697,6	728,7	-4,46
	Fondo	169,8	206,2	-21,46
	Reflujo	94,1	100,0	-6,22

Tabla 4.9. Condiciones operacionales y desviaciones de las mismas para el modelaje operacional actual en Pro/II referidas a la torre desbutanizadora

Variable		Condiciones de operación actual real	Condiciones de operación actual obtenidas por simulación	Desviación (%)
Temperatura (°F)	Alimentación	274,0	304,0	-10,95
	Tope	131,6	133,0	-1,08
	Fondo	287,8	291,0	-1,11
Presión (psia)	Tope	80,0	89,0	-11,25
Flujo (bbl/h)	Tope	1,0	2,90	-188,34
	Fondo	162,4	203,3	-25,20
	Reflujo	39,8	40,0	-0,49

Por otra parte, en la simulación se estableció un reflujo de 450 bbl/h superior en casi 200 bbl/h al fijado en la planta. Éste fue el mínimo flujo de operación que pudo definirse bajo las condiciones de operación especificadas en el modelo. Su diferencia con el valor real pudo deberse al bajo volumen del corte lateral, es decir, la cantidad de flujo que debería obtenerse en el corte, se obtienen como producto de tope de la torre T-2.

Para mantener esas especificaciones mínimas de reflujo exigidas por el simulador para la T-2 y obtener el mayor flujo de corte de isobutano posible, se reduce la alimentación a la torre despojadora de ácido y el volumen de producto de fondo de la torre disminuye, es decir, se alimenta menor carga a la T-22. Por tal motivo, la producción de propano (producto de fondo de la T-3) se reduce, obteniendo desviaciones mayores al 10 % para el mismo.

Por su parte, a pesar de la baja carga de la T-22, se incrementa el flujo de fondo de la columna (plasmados en la tabla 4.8), debido a la cantidad de carga que proviene de la T-21 y a ciertas condiciones operacionales que pudieran estar influyendo en el incremento de dicho producto.

La desviación en el flujo de fondo de la T-22 (carga a T-4), también ocasionó el incremento en los flujos de tope y fondo de la torre desbutanizadora, alcanzando desviaciones de casi el 200% y 25 % respectivamente, mostrándose en la tabla 4.9, a pesar de los ajustes de temperaturas realizados mediante las especificaciones definidas en el simulador. En el caso de la presión de tope de la torre despropanizadora, para el modelo simulado se especificó una presión de 89 psia con el fin de lograr un bajo flujo de tope, cercano al obtenido realmente de 1 bbl/h, reduciendo desviaciones mayores para esta corriente.

Las desviaciones obtenidas anteriormente también pudieron originarse a errores definidos a continuación:

- ✓ Errores obtenidos por la selección de un periodo operacional que necesariamente no pudo ser representativo de las reales condiciones bajo las cuales opera la planta.
- ✓ Errores provenientes de la realización de promedios de las condiciones operacionales para la obtención de valores puntuales.
- ✓ Errores referentes a la lectura y precisión de los dispositivos de medición utilizados en el control de variables en campo.

Para el caso de la simulación a condiciones operacionales actuales no se tomó como referencia las composiciones de salida de los productos para la validación, ya que la alimentación al sistema se realizó sobre la base de composiciones teóricas que podrían representar futuros errores en la comparación con la información real proporcionada para los productos del proceso, sin embargo, se compararon las calidades de los productos de la simulación (propano, butano e isobutano de recicló) con respecto al valor real establecido como especificación para los mismos, determinándose que se encontraban dentro del margen establecido (tabla 4.10) y para el alquilato se comparó el RVP del mismo, obteniéndose para la simulación un valor igual a 8,3 psi que está dentro del rango de especificación establecido que varía entre 7,6 psi y 8,6 psi.

Tabla 4.10. Comparación de calidades de los productos del proceso para el modelo a condiciones actuales de operación

Producto	Especificación mínima real (porcentaje másico)	Porcentaje másico obtenida por simulación
Propano en propano producto	94,4 %	94,0%
n-Butano en butano	55,9 %	83,0 %

producto		
Isobutano en i-C4 de reciclo de T-2	84,5 % a 88,6 %	89,4 %
Isobutano en i-C4 de reciclo de T-22	84,5 % a 88,6 %	85,1%

A pesar de las desviaciones obtenidas, el modelo planteado fue la mejor aproximación lograda para representar el comportamiento real del sistema. En función a dichas desviaciones, las variables evaluadas posteriormente, se analizaron de acuerdo a deltas de flujo y/o temperatura y no a valores puntuales.

4.2 FORMULACIÓN DE PROPUESTAS CON EL FIN DE MEJORAR EL FUNCIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE BUTANO.

Inicialmente, se obtuvo que el flujo másico total cargado al proceso para el periodo actual fue de 43.619,3 lb/h, siendo superior en más de 600 lb/h al flujo másico cargado al sistema para el periodo patrón (43.002,7 lb/h), demostrando que a pesar de que la alimentación se incrementó, se obtiene mediante fraccionamiento menor cantidad de butano producto, lo que hace presumir que la concentración de este hidrocarburo pudo reducirse en la alimentación o ciertas condiciones operacionales del proceso de separación por destilación se ajustaron para beneficio de la producción de otros compuestos, afectando la del hidrocarburo problema (butano).

En la tabla 4.11 se indica la reducción de la cantidad de n-butano alimentado actualmente a la planta con respecto al periodo patrón seleccionado para el año 2007, resultando una disminución de aproximadamente 170 lb y, con el fin de determinar si esta fue la única causa del descenso de su producción, se cuantificó la diferencia entre la cantidad másica producida de ese compuesto en ambos periodos comparativos y se comparó con la diferencia encontrada en la alimentación, obteniéndose que además de las 170 lb de n-butano reducido en la carga, restan aproximadamente 187 lb de este hidrocarburo que han dejado de obtenerse como producto, lo que implica posibles inconvenientes presentados en el sistema de fraccionamiento de la unidad de alquilación.

Para determinar la existencia de inconvenientes operacionales en la sección de fraccionamiento de la unidad (relacionados a ajustes de variables manejadas actualmente), determinantes en la producción de butano, se estimaron las concentraciones másicas del compuesto n-butano en cada una de las corrientes de producto (como se muestra en la tabla 4.12), obteniéndose que disminuyó la correspondiente a la corriente butano producto, incrementándose en la de alquilato y propano.

Tabla 4.11. Flujo másico de n-butano alimentado y producido en la unidad de alquilación para los periodos seleccionados

Descripción	Periodo	Masa (lb/h)	Disminución másica actual de n-butano en relación al 2007 (lb/h)	Diferencia entre la disminución másica de entrada y salida (lb/h)
-------------	---------	-------------	--	---

n-Butano total alimentado a la planta	2007	2.814,00	170,32	187,29
	2009	2.643,68		
n-Butano saliendo de la planta en la corriente de butano producto	2007	495,34	357,61	
	2009	137,73		

Demostrada la existencia de posibles ajustes en las magnitudes actuales de las variables operacionales de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquiler que han influido en el descenso de la producción de barriles de butano, se compararon las condiciones operacionales manejadas actualmente (año 2009) con las definidas en el periodo patrón (año 2007) y las establecidas según diseño, determinándose sus desviaciones.

Los resultados son mostrados en las tablas E.1, E.2, E.3 y E.4 ubicadas en el anexo E.

Tabla 4.12. Concentración másica de n-butano en las corrientes de producto del sistema de fraccionamiento

Producto	Concentración másica para el periodo patrón (%)	Concentración másica para el periodo actual (%)
Propano	0,03	0,39
Butano	17,61	5,21
Alquilato	82,37	94,40

De esta manera se obtuvo la formulación de dos grupos de alternativas en función de referencias operacionales distintas, dividiendo el estudio en dos partes: la primera correspondiente a la comparación de las condiciones actuales con las manejadas para el periodo de 2007 y la segunda la comparación con los valores de las variables establecidas en el diseño.

4.2.1 Formulación de alternativas a partir de las condiciones operacionales manejadas en el periodo patrón

A partir de lo mostrado en las tablas anexas E.1, E.2, E.3 y E.4, se seleccionaron de las variables que presentaron desviaciones mayores al 5% (valor mínimo de desviación establecido para este caso) aquellas que teóricamente afectan de forma directa el proceso de transferencia de masa dentro de las torres fraccionadoras (como se muestra en la sección 2.11 del capítulo 2), resultando las siguientes:

- ✓ Temperatura de alimentación a la despropanizadora.
- ✓ Cantidad de reflujo de la torre despropanizadora.
- ✓ Temperatura de tope de la torre despojadora de ácido.
- ✓ Temperatura de la alimentación a la despojadora de isobutano proveniente de la T-2.
- ✓ Cantidad de reflujo de la torre desbutanizadora.

En relación a la T-3, sólo se modificaron las variables operacionales en función de los ajustes realizados para la torre despropanizadora (como se especificó en el capítulo 3).

a. Ajustes de reflujo y temperatura de alimentación a la torre despropanizadora

La temperatura de alimentación actual de la torre despropanizadora es menor que la manejada para el periodo patrón, por lo tanto se intentó incrementar hasta 164°F (establecidos en el periodo correspondiente al año 2007), pero para evitar inconvenientes de corrosión en los intercambiadores del tren de precalentamiento, se fijó la máxima establecida por diseño, correspondiente a 160 °F.

Por otra parte, el reflujo actual es mayor que el manejado en el periodo de 2007, en aproximadamente 100 bbl/h y observando la tabla 4.6 este valor obtenido por simulación se encuentra en 450 bbl/h (valor con el cual pudo ajustarse este flujo en la simulación realizada) en función de los 269 bbl/h manejados en el proceso real, por lo tanto, a efectos de la manipulación de dicha variable en el modelo simulado a condiciones actuales se disminuyó el reflujo en 40 bbl/h, es decir, hasta un valor de 410 bbl/h (flujo mínimo al cual se ajustó este reflujo en la simulación para asegurar la convergencia de los valores y especificaciones definidas). Aumentos en la temperatura de alimentación a la T-2, originan mayor vaporización de fracciones de pesados y livianos ascendentes al tope de la columna y reducción de la cantidad de n-butano obtenida por el fondo de la misma. En cambio, una disminución en la cantidad de reflujo de la T-2 implica incremento en el flujo de carga a la T-3, originando gran acumulación de livianos en el tope de la torre, lo que produce una caída en la temperatura de tope de la misma (de 130,5 °F a 129, °F), aumentando el flujo de compuestos pesados retornados al fondo de la columna, incumpliendo las especificaciones de presión de tope de la columna. Por tal motivo se incrementó la temperatura de fondo de la T-3 para cumplir con dichas especificaciones, lo que generó una disminución en la calidad de la corriente de fondo, resultando el producto propano fuera de especificación (porcentaje másico igual a 83,4 en

comparación con los 94,0 obtenidos a condiciones actuales). El ajuste realizado causó la disminución de la cantidad de n-butano en el fondo de la T-2 de la torre de aproximadamente 167 lb/h, que se distribuyeron en las corrientes de isobutano de reciclo y producto de tope de la torre.

b. Temperatura de la alimentación a la T-22 proveniente de la T-2

La temperatura de la alimentación a la torre despojadora de isobutano es controlada con la temperatura del flujo de alimentación a la T-2 según lo especificado en el simulador. Por lo tanto, se fijó en el modelo simulado una temperatura de 260,5 °F, que representa la manejada en el periodo patrón y la máxima a la cual puede entrar la carga según diseño. Con esta medida se obtuvo una disminución en la temperatura de alimentación a la T-2 de casi 4 °F, lo que originó que fracciones de n-butano se recuperaran por el fondo de la torre, alimentándose más de este compuesto a la T-22. A pesar del incremento en la masa de hidrocarburo alimentado a la T-22, la temperatura de dicha carga produjo que fracciones de n-butano ascendieran al tope de la torre, recuperándose menos compuesto por el fondo de la misma, aproximadamente 5 lb/h por debajo de las obtenida a condiciones actuales de operación.

c. Reflujo de la torre desbutanizadora

Para la torre desbutanizadora, el reflujo de funcionamiento para el periodo patrón fue inferior en 2 bbl/h al manejado en la actualidad, por ello se disminuyó en esa cantidad el reflujo especificado en la simulación, obteniéndose que debido a que el ajuste fue mínimo no se registraron variaciones significativas en la concentración de n-butano en los productos de tope y fondo de la torre. Se determinó que las variaciones realizadas en función de la comparación con las condiciones operacionales manejadas en el periodo patrón no proporcionaron incrementos significativos en la cantidad de n-butano producido, debido a esto, se buscaron ajustes comparando las condiciones actuales con las de diseño.

4.2.2 Formulación de alternativas a partir de las condiciones operacionales de diseño

En las tablas E.1, E.2, E.3 y E.4 se observó que, para este estudio, el grupo de variables con desviaciones mayores al 5% es más nutrido en relación al registrado en la comparación de los periodos operacionales de referencia.

Para este caso las variables sometidas a ajuste fueron las siguientes:

- ✓ Temperatura de alimentación a la despropanizadora.
- ✓ Cantidad de reflujo de la torre despropanizadora.
- ✓ Temperatura de la alimentación a la despojadora de isobutano proveniente de la T-2.
- ✓ Temperatura de tope de la despojadora de isobutano.
- ✓ Reflujo de la despojadora de isobutano.
- ✓ Temperatura de fondo de la desbutanizadora.
- ✓ Reflujo de la desbutanizadora.

Como se especificó en la sección 4.1.2.1, los ajustes a la T-3 se efectuaron en relación a los realizados en la T-2.

- a. Ajustes realizados a las variables operacionales de la torre despropanizadora.

La temperatura de alimentación se incrementó al valor establecido por diseño de 160 °F, de acuerdo a lo especificado en la tabla E.1. En relación al reflujo, el determinado por diseño sobrepasa los 590 bbl/h, siendo mayor al actual en casi 323 bbl/h, por ello trató de ajustarse el reflujo al valor máximo permitido por las limitaciones del modelo planteado, logrando sólo un incremento de reflujo de 70 bbl/h. Para este caso, debe citarse (como se explicó en la manipulación de las variables operacionales para la T-2 en la sección 4.2.1) que el reflujo mínimo simulado para esta fraccionadora fue de 450 bbl/h en función de los 270 bbl/h manejados en el proceso real, por lo tanto para efectos de la manipulación de esta variable en la simulación se incrementó tal reflujo hasta 520 bbl/h, representado para el proceso real un valor aproximado de 340 bbl/h.

Al realizar el ajuste se incrementó en pequeñas cantidades la masa de n-butano en el producto de fondo de la despropanizadora (aproximadamente 3 lb/h) y en el corte lateral de isobutano, debido a que al incrementar el reflujo, se disminuyó la temperatura de tope de la torre en 2 °F, originando que trazas de compuestos menos volátiles descendieran al fondo de la columna, purificando el destilado que sale por la cabecera de la misma.

Por otra parte, la producción de propano se reduce, debido a que para mantener una especificación de reflujo a la T-2 mayor, se reduce la alimentación a la torre despojadora de ácido, lo que reduce la cantidad de vapores de propano en el tope de la columna, generando que la temperatura de la cabecera de la torre ascienda en 15 °F y se produzca un mayor arrastre de hidrocarburos y ácido hacia el producto de tope, disminuyendo así la cantidad de flujo que se obtiene por el fondo de la columna.

Con el fin de incrementar la producción de propano, asegurando una concentración de vapores de tope suficientes para mantener un reflujo de 520 bbl/h a la despropanizadora y una producción de propano aproximadamente igual a la obtenida bajo condiciones de operación normal (29,94 bbl/h), se incrementó la temperatura en de fondo de la T-2 en 2 °F, evitando así problemas de incrustaciones y baja calidad del producto propano.

Aplicando esta medida operacional, se logró cumplir con lo planteado anteriormente, es decir, mantener una producción de tope de T-2 ideal para suplir las nuevas exigencias de reflujo sin afectar la producción de propano, en contraste, se aumentó el flujo de propano producto y la concentración de n-butano en el producto de fondo de la torre despropanizadora, además, observando lo ocurrido aguas abajo del proceso, se redujo la producción de isobutano de reciclo en la T-22 por enfriamiento de tope de la torre, generando un volumen mayor en el flujo de fondo de la misma (a causa de la presencia de mayor cantidad de isobutano puro y compuestos más pesados) y, consecuentemente, un incremento en las corrientes de butano y alquilato producto.

b. Ajustes realizados a las variables operacionales de la torre despojadora de isobutano

Las variables operacionales con desviaciones mayores al 5%, de acuerdo a lo mostrado en la tabla anexa E.3, fueron reflujo principal o de tope, temperatura de la alimentación a la fraccionadora proveniente de la T-2 y temperatura de la cabecera de la misma. Se incrementó la temperatura de alimentación hasta el valor de diseño igual a 247 °F, controlada de la manera especificada en la sección 4.1.2.1 y el reflujo se disminuyó en 40 bbl/h de acuerdo a lo especificado en la data del equipo. Estos ajustes promovieron un incremento en la temperatura de tope de la torre de 2° F aproximadamente, ocasionando que fracciones de hidrocarburos pesados (entre ellos el n-butano), se obtuvieran como producto de tope, reduciendo así la cantidad de este compuesto alimentado a la T-4.

Debido a que la temperatura de tope de la torre fue otra variable que presentó desviaciones por encima del margen especificado, se formularon medidas para tratar de disminuir esta temperatura, ya que teóricamente, a temperaturas cabecera más bajas la recuperación de n-butano en el fondo se incrementaría.

Una de las medidas para reducir la temperatura de tope de la torre fue la de elevar la cantidad de reflujo, pero de acuerdo a lo establecido por diseño, este flujo se encuentra un 66 % por encima del valor establecido y, según referencias operacionales arrojadas por Aspen, el reflujo a la T-22 ha permanecido casi constante en aproximadamente 100 bbl/h, por ello incrementar su valor podría acarrear problemas en el proceso de transferencia de masa y mecánicos, referidos a incrementos en el nivel de fondo de la torre y posible inundación de los platos.

Otro ajuste aplicado a la reducción de la temperatura de tope de la torre fue la disminución de la temperatura de fondo de la misma hasta 2 °F por debajo del valor de operación, sin alcanzar el límite mínimo establecido por diseño (mostrado en la tabla E.5).

Con la aplicación de esta medida la temperatura de tope de la torre despojadora de isobutano descendió en solo 0,1 °F con respecto a la de operación actual, pero se obtuvo un incremento en el flujo másico de n-butano de fondo en aproximadamente 130 lb/h, arriesgando la cantidad de isobutano de reciclaje en 35 lb/h.

c. Ajustes realizados a las variables operacionales de la torre desbutanizadora

A partir de lo observado en la tabla E.4, inicialmente se varió la temperatura de fondo de la torre tomando como referencia el rango de RVP del alquilato establecido como especificación, obteniendo que para un incremento mayor de 2 °F en la temperatura de fondo se obtienen valores de RVP por debajo del establecido como operación normal (8 psi), por lo tanto se incrementó la temperatura de fondo hasta alcanzar un RVP de alquilato por encima de 8 psi, observándose incrementos en el flujo de butano producido de aproximadamente 1 bbl/h (equivalente a 134,96 lb/h de n-butano). Una vez determinado el ajuste de la temperatura de fondo de la torre, se incrementó el reflujo hasta un valor cercano a 100 bbl/h. Comparando los resultados obtenidos para la variación de temperatura de fondo únicamente y con la variación de la misma aunado al incremento de reflujo, se obtuvo que para el segundo caso la masa y calidad del butano del producto de tope disminuyeron con respecto a la resultante para el primero (de 83,16 a 83,13 porcentaje másico), debido a que aumentos de reflujo producen que la temperatura de tope de la torre disminuya y fracciones de n-butano condensen, obteniéndose como producto de fondo de la fraccionadora. Por lo explicado anteriormente y a que operacionalmente el reflujo a la desbutanizadora ha sido casi constante durante todo el periodo operacional marcado desde 2003-2009 (periodo para el cual se posee información), se mantuvo este valor fijo y solo se aceptó como ajuste la variación de la temperatura de fondo de la torre T-4 hasta 2 °F por encima del valor actual.

En el caso de la presión de cabecera de la torre, se observó en la tabla E.4 que actualmente se maneja una presión de operación de 5 psia por debajo de la enmarcada en el diseño *Phillips*, esto debido a que la cantidad de vapores en el tope de la torre se ha reducido, evidenciándose en el bajo flujo de butano producto; en contraste, en el modelo simulado se maneja una presión de 89 psia, permitiendo reflejar la condición real del bajo flujo de producto de tope. A causa del incremento de vapores en el tope de la torre por efecto del aumento de temperatura de fondo propuesta (2 °F por encima del valor actual)

esta presión en un proceso real debería incrementarse, pero como es una especificación exigida por el simulador, al realizar las corridas, permaneció invariable.

4.2.3 Conjugación de ajustes operacionales para la formulación de alternativas definitivas

Las variaciones realizadas en la sección 4.1.2.1, no arrojaron resultados favorables en el incremento de la producción de butano, en cambio los análisis ejecutados en la sección 4.1.2.2, permitieron la formulación de las siguientes alternativas:

- ✓ Alternativa 1: ajustar temperatura de alimentación a la T-2 a 160 °F, incrementar temperatura de fondo en 2 °F y el reflujo en 70 bph.

- ✓ Alternativa 2: disminuir en 2 °F la temperatura de fondo de la T-22.

- ✓ Alternativa 3: incrementar en 2 °F la temperatura de fondo de la T-4.

- ✓ Alternativa 4: conjugación de alternativas 1, 2 y 3.

- ✓ Alternativa 5: conjugación de alternativas 2 y 3.

En la búsqueda de incrementar la producción de butano por encima de la obtenida a partir de la aplicación individual de cada alternativa, se conjugaron las propuestas, formulándose la alternativa 4 (que incluyó la mezcla de las alternativas 1, 2 y 3) pero, debido a que la manipulación de variables en la T-2 pudiera generar consumos extras de recursos energéticos para incrementar la producción de butano solo en mínimas proporciones (en comparación a la arrojada por las variaciones operacionales referidas a las torres despojadora de isobutano y desbutanizadora), se formuló la alternativa 5, donde

se excluyeron las variaciones operacionales propuestas para la T-2, con el fin de determinar si los beneficios (en cuanto a producción de butano se refiere) derivados de la inclusión de la alternativa 1, fueron significativos o semejantes a los arrojados sin incluir estas variaciones.

Por otra parte, ya que la masa de n-butano que se obtiene en las corrientes de isobutano de T-2 y T-22 es constantemente recirculada dentro del sistema reacción-fraccionamiento de la unidad de alquilación y con el fin de establecer una comparación entre el rendimiento de n-butano para cada corriente producto obtenido por simulación y los resultantes del balance de masa realizado en la sección 3.2.4, los rendimientos mostrados en la tabla 4.13 se refirieron al flujo másico de este hidrocarburo presente en cada corriente producto (butano, propano y alquilato) entre el flujo másico de n-butano cargado al sistema, determinado restando la cantidad total alimentada del mismo menos las cantidades retornadas a reacción con la corriente total de isobutano de reciclo.

De acuerdo a dicha tabla, los rendimientos obtenidos en la corriente de butano producto para la conjugación de alternativas fueron mayores a los obtenidos para alternativas individuales, siendo superiores en la propuesta 5 (alternativa formulada sin incluir ajustes a la T-2), manteniéndose constantes las concentraciones para el producto propano y disminuyendo en el alquilato conforme se incrementó en el butano producto.

Comparando los rendimientos mostrados en la tabla 4.12 con los indicados en la tabla anterior (tabla 4.13), se observaron variaciones marcadas a las obtenidas a condiciones de operación actual, debido a que las concentraciones de hidrocarburos en la alimentación al proceso definida en la simulación, estuvo referida a condiciones establecidas por diseño, a causa de la falta de información real para dicha concentración másica. En cambio, los rendimientos obtenidos en las alternativas 2 y 3 para la corriente

de butano producto fueron similares a los obtenidos para el periodo patrón y superiores cuando la comparación fue realizada para las alternativas 4 y 5, demostrando que se obtuvo una mejora en la recuperación de n-butano en su corriente producto, en relación al periodo fijado para 2007.

Paralelamente a que los progresos en producción obtenidos para las alternativas 4 y 5 fueron superiores a las generadas a partir de las alternativas 1, 2 y 3, el análisis especificado en la sección 4.1.3, permitió establecer comparaciones en cuanto a los beneficios técnico-económicos derivados de cada propuesta.

Tabla 4.13. Concentración másica de n-butano en las corrientes productos a condiciones actuales de operación y a las establecidas en cada alternativa.

Condición operacional	Concentración másica de n-butano en cada corriente de producto (%)		
	Propano	Butano	Alquilato
Actual	0,03	12,97	86,83
Alternativa 1	0,03	12,93	87,20
Alternativa 2	0,03	16,30	83,65
Alternativa 3	0,03	16,53	83,22
Alternativa 4	0,03	19,68	80,41
Alternativa 5	0,03	19,76	80,16

4.3 REALIZACIÓN DE LA EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA PARA LA SELECCIÓN DE LA PROPUESTA MÁS FACTIBLE.

Para la selección definitiva de una propuesta entre un grupo de alternativas debe recurrirse a una evaluación profunda de los beneficios y riesgos que conlleva la aplicación de la misma.

Para el caso de la selección de una de las propuestas formuladas en la sección 4.1.2, debe realizarse un análisis técnico y económico más profundo del mostrado a continuación, que se realizó con el fin de establecer comparaciones en los aspectos económicos y de capacidad de los equipos incluidos en el sistema de fraccionamiento de la unidad de alquiler de la refinería Puerto La Cruz, para tener una referencia teórica de lo que podría obtenerse con la aplicación de las alternativas propuestas.

4.3.1 Evaluación técnica de las alternativas

Se realizó una evaluación técnica cualitativa, para las torres de fraccionamiento y los rehervidores y condensadores involucrados en la sección de fraccionamiento especificada.

a. Torres de fraccionamiento

Para las columnas de destilación, el exceso de reflujo puede acarrear problemas de inundación en los platos superiores de la misma, reflejados generalmente en la disminución de la calidad de los productos de tope, debido a esto y a que se propuso incrementar en 70 bbl/h el reflujo actual manejado por la torre despropanizadora en las alternativas 1 y 4, se comparó la calidad del producto propano obtenido aplicando el ajuste de flujo planteado, con la especificación de calidad establecida operacionalmente para dicho hidrocarburo (mostrado en la tabla 4.10); demostrándose que la concentración del mismo en la corriente de producto se mantuvo constante, es decir, el incremento de reflujo no afectó la calidad del producto.

Por otra parte, también se verificó si el reflujo propuesto (340 bph) en las alternativas 1 y 4 fue manejado en periodos anteriores por la torre despropanizadora (T-2) sin presentar problemas operacionales, observando los valores máximos de reflujo en la figura 4.1 y se obtuvo que para principios del año 2007 y mediados del año 2009 se manejaban valores de reflujo por encima de 300 bbl/h y la calidad del producto propano se mantuvo sobre la mínima especificada.

Para el caso particular de la torre desbutanizadora, la máxima variación en el flujo de carga a la misma fue de 3 bbl/h, aproximadamente, obtenido mediante simulación, en la evaluación de las alternativas propuestas. Dicha variación no posee mayor influencia en el funcionamiento de la torre, sin embargo, el incremento de compuestos livianos (isobutano y n-butano), aunado al ascenso de la temperatura de fondo de la misma, promueve el aumento del flujo de vapor al tope de la fraccionadora, lo que contrarrestaría (en cierta parte) posibles problemas operacionales derivados del bajo flujo de livianos en la cabecera de la columna.

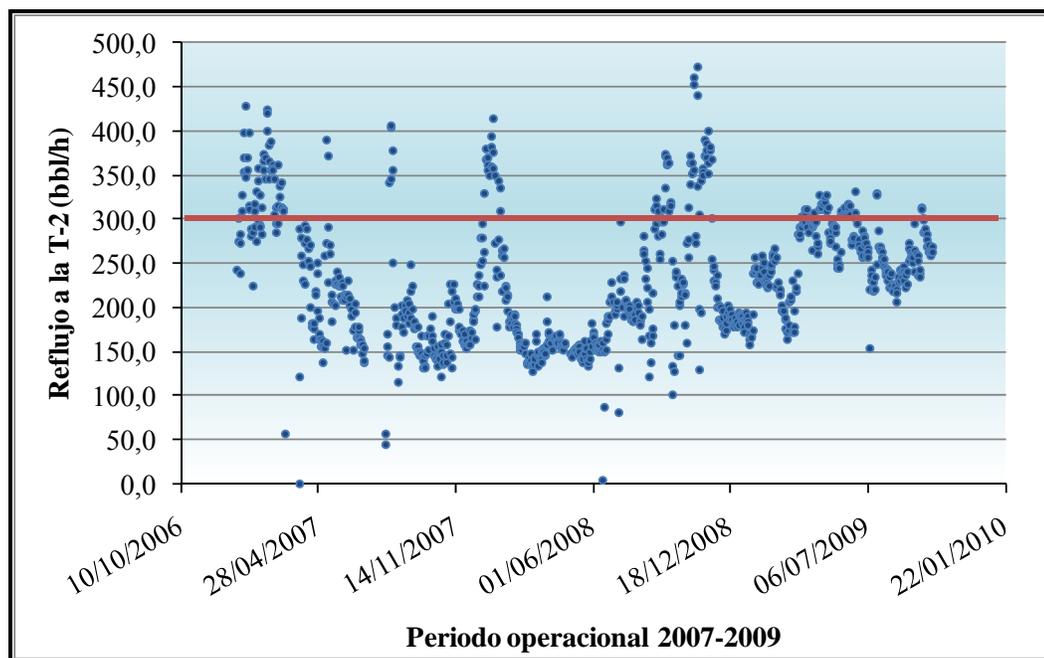


Figura 4.1. Reflujo manejado para la torre despropanizadora para el periodo operacional comprendido entre los años 2007 y 2009.

b. Condensadores de tope de las fraccionadoras

En la tabla 4.14 se muestra el flujo de agua necesario para el enfriamiento de los vapores de tope de las torres de fraccionamiento, ajustado a los requerimientos energéticos de cada alternativa propuesta, observándose que el mayor consumo de agua de enfriamiento se obtuvo para la alternativa 3, ya que en ella se propone el incremento de la temperatura de fondo de la T-4, lo que genera un aumento en la cantidad de vapores y temperatura de tope de la torre, requiriéndose mayor fluido de enfriamiento para mantener las especificaciones térmicas del reflujo y del butano producto.

Tabla 4.14. Flujo de agua requerido por los condensadores E-11, E-15 y E-42 para cada alternativa planteada y a condiciones operacionales actuales.

Condición operacional	Flujo de agua de enfriamiento (bbl/h) en cada intercambiador			Flujo de agua total (bbl/h)
	E-11	E-15	E-42	
Actual	895,06	126,69	1.299,1	2.320,9
Alternativa 1	744,84	126,78	1.266,5	2.138,1
Alternativa 2	895,06	129,36	1.285,8	2.310,2
Alternativa 3	895,06	128,96	1.299,1	2.323,2
Alternativa 4	744,84	131,70	1.254,8	2.131,4
Alternativa 5	895,06	131,55	1.285,8	2.312,4

Las variaciones propuestas para el resto de las alternativas requieren de un menor consumo de fluido de enfriamiento total en los condensadores, siendo mínimo para la alternativa 4 (a pesar del incremento en los requerimientos de enfriamiento para el intercambiador E-15), debido a que los ajustes formulados para la T-2 y la T-22 reducen la cantidad de agua de enfriamiento requerida por los intercambiadores E-11 y E-42 respectivamente, ya que fomentan la disminución de la temperatura de los vapores de tope de las torres.

No se poseen valores de referencia operacionales reales para establecer comparaciones para los flujos de agua de enfriamiento requeridos por cada intercambiador, solo se tienen los valores de diseño especificados para cada uno de ellos y se muestran en la tabla 4.15.

Es por ello que los resultados mostrados en esta sección sirvieron sólo para establecer comparaciones en función del consumo de agua entre las propuestas formuladas.

Tabla 4.15. Flujo de agua de enfriamiento de diseño requerido por los condensadores de las torres T-2, T-22 y T-4.

Intercambiador	Flujo de agua de enfriamiento (bbl/h)
E-11	1.499,3
E-15	345,6
E-42	3.427,0

En relación a los valores de diseño, referidos a la cantidad de agua de enfriamiento alimentada a cada intercambiador, se mantuvo el orden en cuanto a cantidad de agua se refiere, comparando los mismos con los mostrados en la tabla 4.14 para cada intercambiador, es decir, el flujo de agua necesario por el intercambiador E-42 es superior al requerido para los otros condensadores evaluados tanto para condiciones de diseño como para los ajustes planteados en cada alternativa.

c. Rehervidores H-1 y H-3

A partir de la metodología planteada en la sección 3.3.1.2, se obtuvieron los flujos de combustible requeridos por los hornos H-1 y H-3 y en la tabla 4.16 se muestran las desviaciones de estos flujos con respecto a los valores reales arrojados por Aspen a condiciones actuales de operación, observándose que la desviación para el horno H-1, según este mecanismo de cálculo estuvo alrededor de los 12%, en cambio se obtuvo una mayor desviación para el horno H-3 cercano al 42%.

Tabla 4.16. Desviación del flujo de gas de combustión requerido por los hornos H-1 y H-3 a condiciones de operación actuales.

Horno	Volumen de gas combustible por metodología planteada (pie ³ /h)	Volumen de gas combustible proporcionado por Aspen (pie ³ /h)	% Desviación
H-1	31.182,53	35.388,00	11,88
H-3	29.329,98	20.635,00	42,14

Estos valores sobrepasaron el 10 % de desviación establecido como margen de aceptación para cálculos anteriores; ese resultado se debió a que los flujos mostrados por Aspen son medidos directamente en la tubería de alimentación de gas combustible, arrojando errores mínimos.

En cambio los obtenidos a partir de los cálculos teóricos realizados se derivaron de aproximaciones de balances de energía, donde se excluyeron pérdidas calóricas que conlleva la transferencia de calor en un horno de procesos real, además de que se adoptó como calor transferido en los rehervidores, el arrojado por el modelo simulado en Pro/II, con errores intrínsecos, correspondientes a las desviaciones con respecto a las condiciones reales de operación.

A pesar de las desviaciones antes mencionadas, se determinaron los flujos de gas combustible para cada variación de temperatura de fondo de las torres (mostrados en la tabla 4.17), con el objetivo de establecer comparaciones entre los consumos de esta mezcla de hidrocarburos.

Tabla 4.17. Volumen de gas combustible determinado para cada variación de temperatura de fondo en las fraccionadoras

Torre	Temperatura de fondo (°F)	Volumen de combustible (pie ³ /h)
T-2	268	31.182,53
	270	31.603,31
T-22	332	29.329,98
	330	29.245,15

Cuando se incrementó la temperatura de fondo de la torre despropanizadora en 2 °F, también aumentó el requerimiento de combustible para el horno H-1 y caso contrario ocurrió para el horno H-3, que se redujo el consumo de gas debido a la disminución de los requerimientos calóricos (descenso en 2 °F de la temperatura de fondo). No se contó con información sobre la capacidad máxima de combustible que puede ser alimentado a los hornos mencionados, por tal razón, no se determinó si las cantidades de gas combustible requeridos en los ajustes descritos pueden ser cubiertas por el flujo disponible para la unidad de alquilación, pero según informaciones proporcionadas por los ingenieros de procesos de la planta, la cantidad de combustible suministrada depende de los requerimiento energéticos de los procesos llevados a cabo en la unidad.

d. Rehervidor de la torre desbutanizadora

En la tabla 4.18 se muestra que el flujo de gasóleo requerido por el rehervidor E-14 de la torre desbutanizadora se incrementa con el aumento de temperatura de fondo.

El aceite térmico utilizado por este intercambiador es calentado previamente en un horno alimentado con gas combustible y de allí se distribuye a otros intercambiadores, incluyendo el E-14. En Aspen solo se muestran valores del flujo total de gasóleo y no para cada flujo individual, por tal motivo, el flujo estimado mostrado en la tabla 4.18 no pudo compararse con valores reales de operación, por ello se adoptó como referencia el

de diseño (cercano a 128 bbl/h) que está por encima de los obtenidos para las temperaturas mostradas en la tabla anterior.

Tabla 4.18. Flujo de gasóleo requerido para cada ajuste de temperatura de fondo de la torre desbutanizadora.

Temperatura de fondo de las fraccionadoras (°F)	Flujo de gasóleo (bbl/h)
291	33,93
293	56,37

e. Desfluorinadores y tratadores con cáustico para butano

Los desfluorinadores de butano son dos torres rellenas de alúmina activada, denominadas T-13 A y B y los tratadores con cáustico están rellenas de hidróxido de potasio (KOH), denominadas T-7 y T-19, todas utilizadas para reducir el contenido de ácido fluorhídrico del butano. A causa del actual flujo de la corriente de butano (1 bbl/h), producto del fraccionamiento, estos equipos están sobrediseñados ya que el mínimo flujo admitido (establecido por diseño) para el funcionamiento normal de ambos sistemas de tratamiento es de 6 bbl/h, lo que generan que se utilicen a la vez solo una de las torres fabricadas para cada proceso, pero aún así la cantidad de esta mezcla de hidrocarburos es tan baja que genera inconvenientes de canalización tanto para las tratadoras con cáustico como para los desfluorinadores, causando que en ambas se consuma y desactive solo cierta parte de la alúmina y del KOH, induciendo a que estos materiales sean sustituidos o renovados con una frecuencia mayor a la de diseño.

Con el aumento de la producción de butano, obtenido en la aplicación de las alternativas, se logran reducir estos problemas operacionales, porque se incrementa el

flujo de este producto en aproximadamente 2 bbl/h en relación al obtenido en la actualidad.

4.3.2 Evaluación económica de las alternativas

a. Evaluación económica de las alternativas en función a los productos del proceso

A partir de lo plasmado en la tabla 4.19, se obtuvo un mayor ingreso por venta de alquilato mediante la aplicación de la alternativa 1, seguido por la alternativa 2. Para la primera, el incremento en la ganancia diaria de alquilato se debió a que, bajo las condiciones operacionales manejadas, se produjo mayor volumen de esta mezcla de hidrocarburos, en relación a lo obtenido normalmente (como se explicó en la sección 4.1.2.2, en la evaluación de los ajustes referidos a la T-2). En contraste, para las alternativas 2, 3 y 5, se redujo la producción de alquilato, originando pérdidas por su venta.

En relación al gas licuado de petróleo, se obtuvieron ingresos por encima de los derivados a condiciones actuales de operación, siendo mayores para la alternativa 4 y menores para la alternativa 5, comparando la totalidad de las propuestas. Además de lo expuesto anteriormente, en la misma tabla se observó que tanto para las alternativas 2 y 4 como para la 5, se originaron gastos a causa de los requerimientos de volúmenes adicionales de isobutano suplemental, siendo nulos para la propuesta 3. Por el contrario, para la alternativa 1, la cantidad de isobutano a recirculación se incrementó, reduciendo los volúmenes que tienen que suplirse del mismo.

Tabla 4.19. Ingresos y/o gastos adicionales diarios

Alternativa	Ingresos y/o gastos (\$/día)		
	Alquilato	GLP	Isobutano de reposición
1	6.866,64	1.633,66	-122,36
2	-22,44	1.168,70	804,06
3	-1.789,59	1.062,17	0,00
4	5.049,00	3.921,65	774,44
5	-1.793,63	2.247,00	804,06

Para la determinación de la ganancia o pérdida total, se realizó un balance de ingresos y egresos por compra o venta de productos y se plasmaron los resultados en la tabla 4.20, observando que para las alternativas 1 y 4 se obtuvieron mayores ingresos económicos, en comparación con el resto de las alternativas, siendo superiores para la propuesta 1.

Con el fin de determinar si estos ingresos se deben netamente al incremento del flujo de los productos finales (propano y GLP) o a aumentos en la cantidad de isobutano destinado a recirculación, en la tabla 4.20 se anexó una columna referida a la ganancia o pérdida obtenida por venta de productos, sin incluir los gastos derivados de la reposición de isobutano (“*Ganancia o pérdida total **”), determinando que la reducción en costos por compra de isobutano influyó en los ingresos superiores obtenidos para la alternativa 1, en cambio, la ganancia neta por venta de alquilato y gas licuado fue mayor para la alternativa 4.

Tabla 4.20. Ganancia o pérdida adicional total diaria para cada alternativa planteada

Alternativas	Ganancia o pérdida total (\$/día)	Ganancia o pérdida total * (\$/día)
1	8622,66	8500,30
2	342,20	1146,26
3	-727,42	-727,42
4	8196,21	8970,65
5	-350,72	453,34

b. Evaluación económica de las alternativas en función a los servicios industriales Debido a la carencia de información en relación al costo del tratamiento del agua de enfriamiento para los condensadores de tope de las torres de fraccionamiento y para el combustible requerido por los rehervidores H-1, H-3 y E-14, el análisis realizado para los servicios industriales fue de carácter cualitativo evaluando las necesidades energéticas para cada equipo.

En el caso de los hornos H-1 y H-3, en la tabla 4.21, se mostró la cantidad de combustible total requerido por cada alternativa que debe ser adicionado para ambos hornos; los valores positivos expresaron el volumen de combustible gaseoso que debe adicionarse y los negativos, el flujo que de esta mezcla de hidrocarburos ahorrado, de tal manera que para la alternativa 1 se requiere mayor cantidad volumétrica de gas, en comparación con las otras formulaciones y para las alternativas 2 y 5 se obtuvo un ahorro de aproximadamente 85 pie³/h de gas.

Tabla 4.21. Volumen de combustible adicional requerido por los hornos H-1 y H-3.

Alternativa	Combustible adicional requerido (pie ³ /h)
1	420,78
2	-84,83
3	0
4	335,95
5	-84,83

A nivel industrial, el gas combustible excedente derivado de las alternativas 2 y 5 se reutilizaría en diversos procesos dentro de la unidad de alquilación o en otras plantas de la refinería, generando un ahorro de tipo energético.

El gasóleo adicional destinado a la alimentación del rehervidor E-14 (mostrado en la tabla 4.22), fue nulo para las alternativas 1 y 2, ya que no se realizaron ajustes en la temperatura de fondo de la T-4, en contraste se requirieron 22,44 bbl/h de gasóleo extras para incrementar la temperatura de fondo en 2 °F.

Los costos referidos a este ajuste no pudieron cuantificarse por motivos explicados a inicios de esta sección.

Tabla 4.22. Flujo volumétrico de gasóleo obtenido para cada alternativa

Alternativa	Gasóleo (bbl/h)
1	0,00
2	0,00

3	22,44
4	22,44
5	22,44

4.3.3 Selección de la alternativa más factible

Para la elección de la alternativa más viable, se tomó fundamentalmente el aspecto económico. En relación a ello y, observando lo especificado en la tabla 4.20, se seleccionaron las alternativas 1 y 4, debido a que los ingresos económicos obtenidos para ambas, fueron mayores en relación a las demás propuestas. Estableciendo comparaciones entre las alternativas 1 y 4, sobre la base de todos los aspectos evaluados y observando el incremento en el volumen de producto generado para cada alternativa en relación a las condiciones actuales de operación (mostrado en la tabla 4.23), se obtuvo:

- ✓ La producción de butano y propano para la alternativa 4 fue superior en relación a la alternativa 1, en cambio la de alquilato fue menor para la cuarta propuesta.
- ✓ Fue menor el consumo de gas combustible para la propuesta 4 en comparación con el determinado para la propuesta 1, en cambio el consumo de aceite térmico en la formulación 4 fue superior al obtenido para la 1.
- ✓ La cantidad de agua de enfriamiento para la propuesta 4 fue superior en aproximadamente 10 barriles en comparación a la propuesta 1.

- ✓ En la alternativa 4, se reducen en mayor proporción los problemas operacionales en los sistemas de tratamiento con cáustico y desfluorinadores de butano, debido a que el flujo de producto butano fue mayor en comparación con el obtenido para la alternativa 1.

El objetivo principal de los ajustes operacionales expuestos, fue el incremento en la producción de butano y, consecuentemente la de GLP, por tal razón y aunado a los ahorros energéticos y los ingresos económico antes expuestos, se determinó preliminarmente que la alternativa con mayor factibilidad industrial fue la que mezcló la aplicación de todos los ajustes propuestos (alternativa 4).

Tabla 4.23 Flujo volumétrico de producto producido por la aplicación de las alternativas 1 y 4

Condición operacional	Flujo volumétrico producido (bbl/día)		
	Butano	Propano	Alquilato
Alternativa 1	0,7512	28,41	73,43
Alternativa 4	41,320	28,41	54,07

4.4 CONCLUSIONES

1. El modelo operacional realizado a partir de las condiciones de diseño obtuvo menor desviación en relación a los valores de referencia en comparación con el realizado a partir de la información proporcionada por Aspen.
2. Se formularon alternativas a partir de la comparación de las condiciones actuales de operación con las enmarcadas en el diseño *Phillips* y las manejadas en el periodo patrón, seleccionándose para posteriores evaluaciones técnicas y económicas únicamente las resultantes de la primera comparación por lograr un incremento significativo en la producción de butano.
3. En función de la evaluación técnico-económica y el incremento en la producción de butano se seleccionó finalmente como alternativa factible aquella que conjugó todos los ajustes operacionales siguientes: para la T-2 un incremento en 2 °F de la temperatura de fondo, aumento de la temperatura de alimentación hasta 160 °F e incremento de reflujo en 70 bbl/h; para la T-22 una disminución en 2 °F de la temperatura de fondo y para la T-4 un aumento en 2 °F de la temperatura de fondo.
4. El incremento en la producción de butano logrado con la alternativa seleccionada fue de aproximadamente 40 bbl/día.
5. Actualmente, la alimentación de n-butano a la unidad de alquilación se redujo en aproximadamente 170 lb/h, en relación al flujo másico cargado de este hidrocarburo para el periodo patrón.
6. El rendimiento actual de butano está en 12 puntos porcentuales por debajo del manejado para el periodo patrón.

4.5 RECOMENDACIONES

1. Conseguir información real y actual sobre la composición de la alimentación al sistema de fraccionamiento para reducir errores en las evaluaciones realizadas.
2. Profundizar el análisis técnico realizado para las torres de fraccionamiento, incluyendo evaluaciones hidráulicas de las mismas.
3. Incluir en el análisis económico propuesto estimaciones de costos de producción y tratamiento de los servicios industriales mencionados.

BIBLIOGRAFÍA

Bermúdez, J. y Moreno, R. (2008). *Evaluación de la torre despropanizadora (T-2) y torre regeneradora de ácido (T-6) de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz*. Informe técnico perteneciente al departamento de ingeniería de procesos de la refinería Puerto La Cruz, Venezuela.

Betancourt, R. (2003). *Transferencia molecular de calor y/o masa y cantidad de movimiento*. Apoyo académico para la escuela de ingeniería química, Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales, Colombia.

Biblioteca digital de la Universidad de Chile. Leyes de los gases. Recuperado el 2 de febrero de 2010 en http://mazinger.sisib.uchile.cl/ap/ciencia_quimica/apquimgra/c4.1.html

Castellanos, H. (2006). *Desviación: baja pureza de propano*. Informe técnico perteneciente a la Ingeniería de Procesos de la refinería Puerto La Cruz, Venezuela.

Costa, J. y Cervera, S. (1991). *Curso de ingeniería química: introducción a los procesos, las operaciones unitarias y los fenómenos de transporte*. España: Editorial Reverté, S.A.

De La Hoz, H. (2003). *Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de las columnas empacadas*, Tesis de grado sin publicación, Universidad Nacional de Colombia, Colombia.

Hougen, O., Watson, K. y Ragatz, R. (2005). *Principios de los procesos químicos* (1^{era} reimpression de la 1^{era} ed. en español; J. Aguilar Peris, Trad.) España: Editorial Reverté, S.A.

Jiménez, F. y Espinoza, C. (2007). *Ingeniería Económica*. Costa Rica: Editorial Tecnológica de Costa Rica.

Maita, L. y Medina Z. (1995). *Simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz*. Tesis de grado sin publicación, Universidad Metropolitana, Venezuela.

Martínez, V. y Alonso, P. (2000). *Simulación de procesos en ingeniería química*. México: Editorial Plaza y Valdés.

Palacios, L. (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Colombia: Editorial Universidad de Antioquia.

Petróleos de Venezuela, S.A. (1997). *Manual de diseño de procesos. Selección del tipo de plato* [Manual]. Venezuela: Gerencia Técnica, Ingeniería de Procesos, refinería de Puerto La Cruz.

Petróleos de Venezuela, S.a. (2000). *Manual descriptivo de la refinería Puerto La Cruz* [Manual]. Venezuela: Gerencia Técnica, Ingeniería de Procesos, refinería Puerto La Cruz.

Petróleos de Venezuela, S.A. (2006). *Manual de seguridad de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz* [Manual]. Venezuela: Gerencia Técnica, Ingeniería de Procesos, refinería Puerto La Cruz.

Petróleos de Venezuela, S.A. *Acerca de PDVSA*. Recuperado el 15 de enero de 2010 en <http://www.pdvsa.com/>

R. C. Costello and Associates, S.A. *Distillation*. Recuperado el 25 de Julio de 2010 en <http://lorien.ncl.ac.uk/ning/distil/distilop.htm>

SIMSCI and Invensys Company. (2001). *PRO/II, user's guide: Version 5.61*. Estados Unidos de América: Process Engineering Suite United States of América.

Treybal, R. (1988). Operaciones de transferencia de masa (2^{da} ed. en español; A. García Rodríguez, Trad.). México: editorial McGraw-Hill Interamericana.

Universidad Nacional Experimental Politécnica de la Fuerza Armada. *Termodinámica II: diagramas de equilibrio líquido-vapor*. Recuperado el 9 de

mayo de 2010 en <http://termodinamica2cash.blogspot.com/2009/11/diagramas-de-equilibrio-liquido-vapor.html>

Valcárcel. M. y Gómez, A. (1988). *Técnicas analíticas de separación*. España: Editorial Reverté, S.A.

ANEXO A**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ**

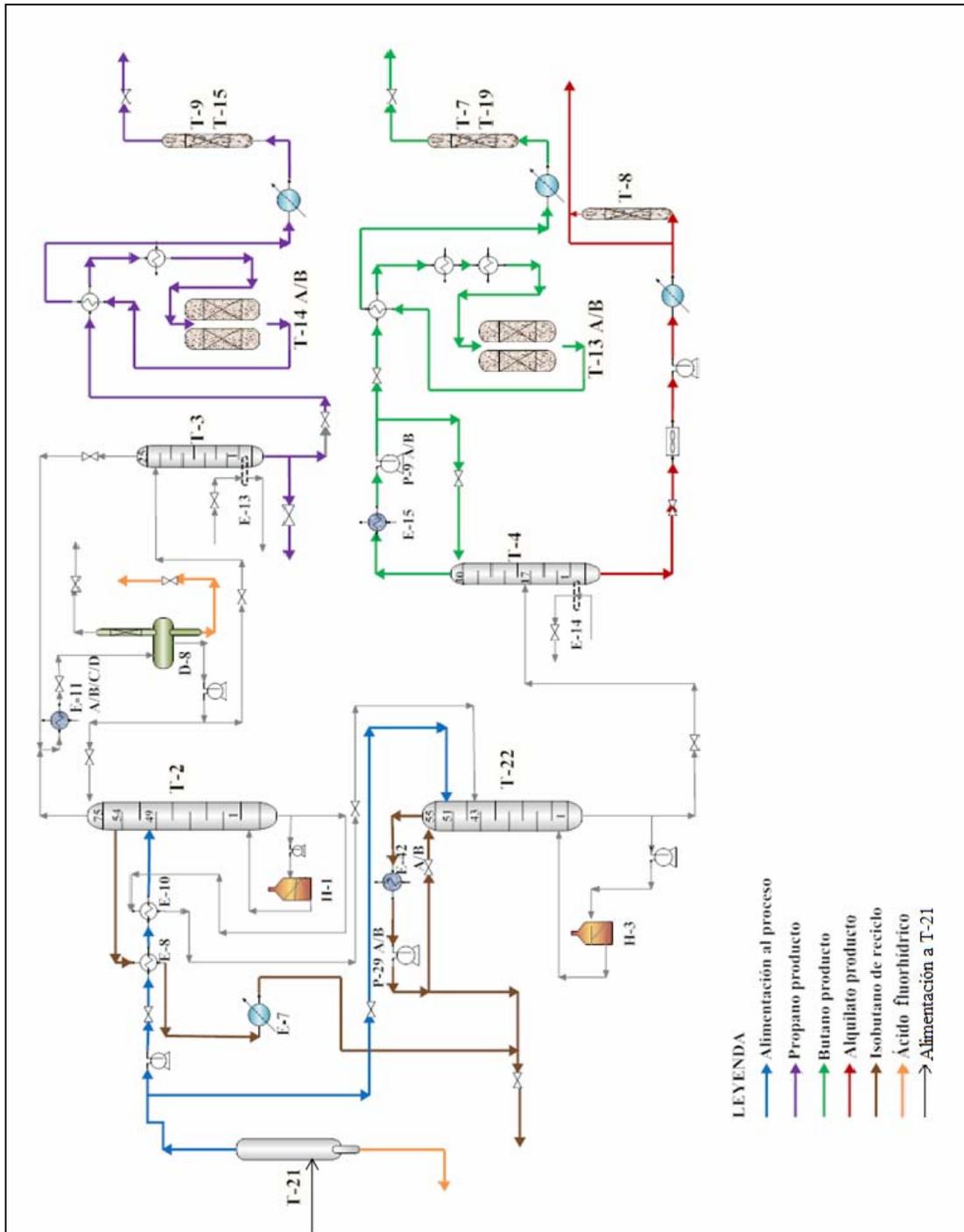


Figura A.1. Diagrama de flujo de procesos de la sección de fraccionamiento y tratamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz

ANEXO B

LISTADO Y CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS INCLUIDOS EN LOS MODELOS SIMULADOS DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO

Tabla B.1. Listado de equipos principales incluidos en los modelos simulados sobre la base de condiciones operacionales actuales y de diseño y descripción de su funcionamiento dentro del proceso

Nombre del equipo		Función
Torres	Despropanizadora (T-2)	Separación inicial de propano y ácido fluorhídrico del resto de la mezcla de hidrocarburos
	Despojadora de ácido (T-3)	Separación de propano y ácido fluorhídrico
	Despojadora de isobutano (T-22)	Separación de isobutano de reciclo de la mezcla alquilato-butano
	Desbutanizadora (T-4)	Separación de butano del resto de hidrocarburos pesados (alquilato)
Intercambiadores	E-7	Enfriador de isobutano de reciclo proveniente de la T-2
	E-8	Pre calentador de la mezcla de hidrocarburos a ser alimentada a la T-2
	E-10	Calentador de la mezcla de alimentación a la columna despropanizadora (T-2)
	E-11	Condensadores de vapores de tope provenientes de las torres T-2 y T-3
	E-15	Condensador de vapores de cabecera de la desbutanizadora (T-4)
	E-42	Condensadores de vapores de tope de la T-22
	E-43 y E-20	Enfriadores de alquilato
	P-8	Bomba de reflujo de tope de la columna T-2
	P-9	Bomba de reflujo de tope de la torre T-4
P-29	Bomba de reflujo de tope de la torre de T-22	
Acumulador	D-8	Separador trifásico de la mezcla de vapores de tope de las fraccionadoras T-2 y T-3

Tabla B.2. Características de las bandejas de la torre despropanizadora definidas en el simulador

Característica del plato	Sección 1	Sección 2	Sección 3
Diámetro del plato (pulg)	102,0	120,0	120,0
Espaciamiento entre platos (pulg)	24,0	30,0	24,0
Altura del rebosadero (pulg)	2,0	2,0	2,0
Claro del bajante	1,5	1,5	1,5

Tabla B.3. Características de las bandejas de la torre despojadora de ácido definidas en el simulador

Característica del plato	Sección 1
Diámetro del plato (pulg)	30,0
Espaciamiento entre platos (pulg)	12,0
Altura del rebosadero (pulg)	2,0
Claro del bajante	1,5

Tabla B.4. Características de las bandejas de la torre despojadora de isobutano definidas en el simulador

Característica del plato	Sección 1	Sección 2	Sección 3	Sección 4	Sección 5
Diámetro del plato (pulg)	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0
Espaciamiento entre platos (pulg)	24,0	36,0	24,0	36,0	24,0
Altura del rebosadero (pulg)	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Claro del bajante	1,5	1,5	2,5	2,0	2,0

Tabla B.5. Características de las bandejas de la torre desbutanizadora definidas en el simulador

Característica del plato	Sección 1	Sección 2	Sección 3
Diámetro del plato (pulg)	42,0	42,0	42,0
Espaciamiento entre platos (pulg)	24,0	30,0	24,0
Altura del rebosadero (pulg)	2,0	2,0	2,0
Claro del bajante	1,5	1,5	1,5

ANEXO C

REPRESENTACIONES GRÁFICAS UTILIZADAS EN LA SELECCIÓN DEL PERIODO PATRÓN

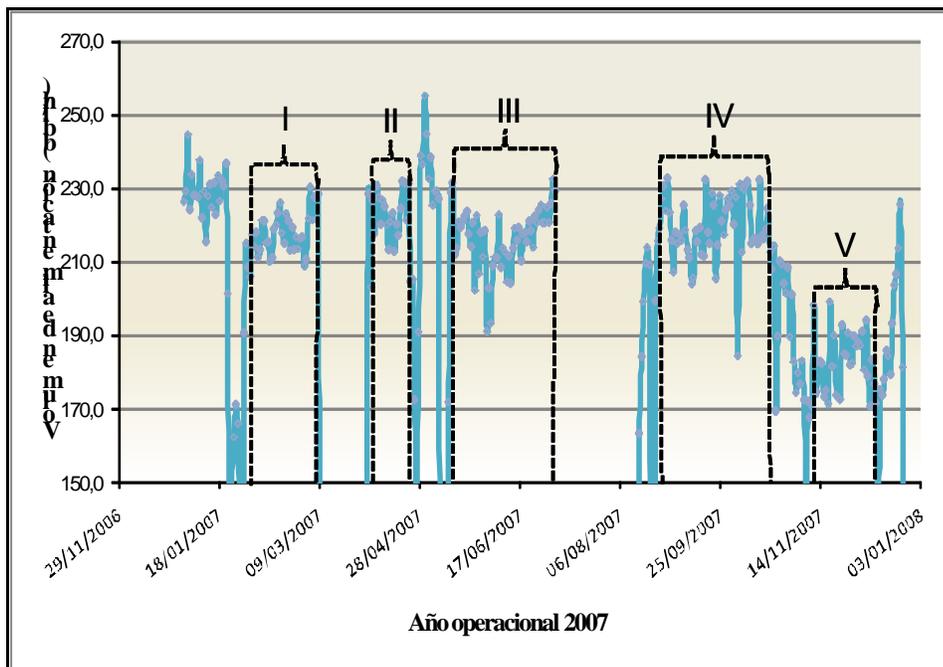


Figura C.1. Flujo volumétrico de alimentación al sistema englobado en el balance de masa para el año operacional 2007

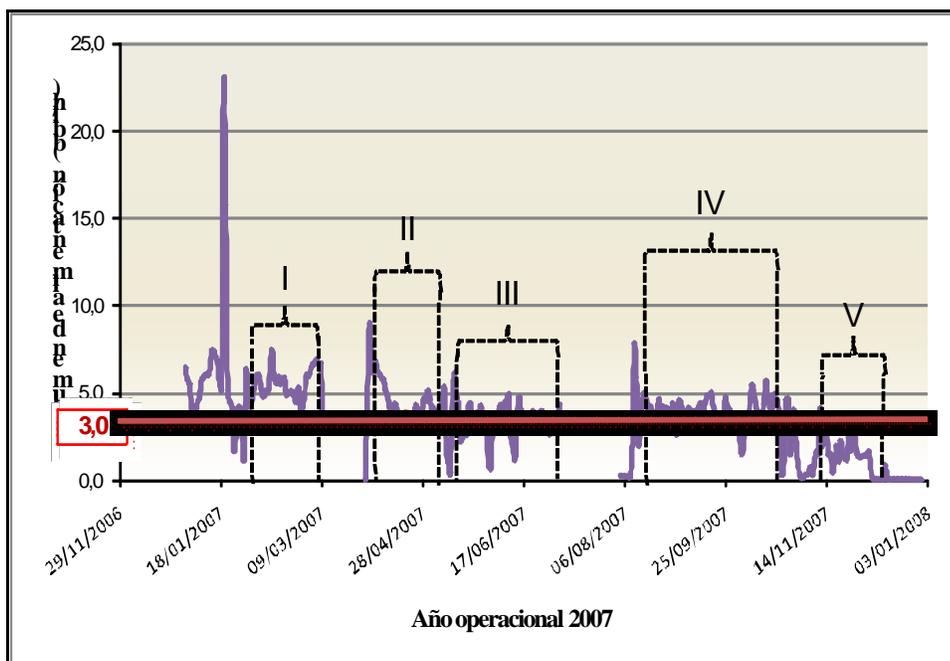


Figura C.2. Producción volumétrica de butano para el año operacional 2007

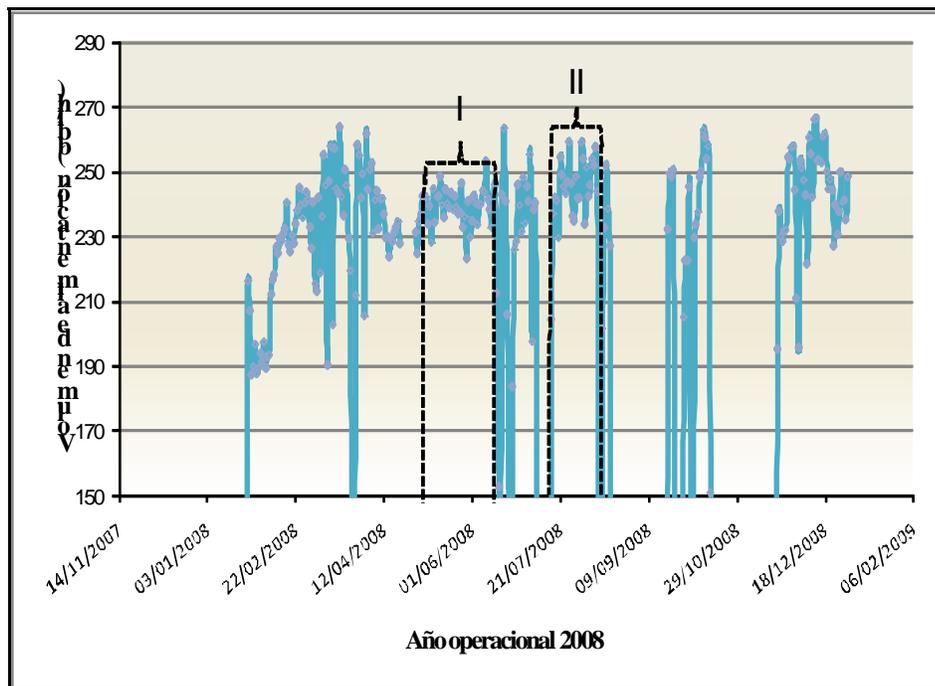


Figura C.3. Flujo volumétrico de alimentación al sistema englobado en el balance de masa para el año operacional 2008

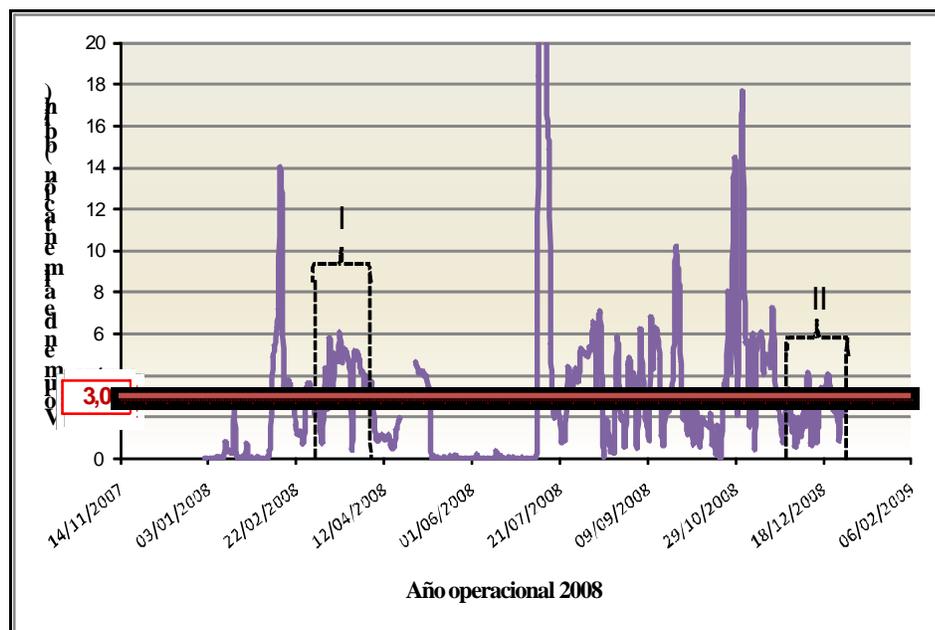


Figura C.4. Producción volumétrica de butano para el año operacional 2008

ANEXO D

**INFORMACIÓN PROPORCIONADA EN EL BALANCE DE MASA
UTILIZADO EN LA DETERMINACIÓN DE LA CANTIDAD DE N-BUTANO
ALIMENTADO A LA PLANTA Y LA CON CENTRACIÓN DEL MISMO EN
LAS CORRIENTES PRODUCTOS PARA LOS PERIODOS PATRÓN Y
ACTUAL**

Tabla D.1. Flujo másico de las corrientes de alimentación y productos para los periodos operacionales descritos determinados con el simulador de procesos

Corrientes	Flujo másico 2007 (lb/h)	Flujo másico 2009 (lb/h)
Fondo T-1	27.465,34	27.991,04
Isobutano suplemental	15.537,33	15.628,26
Propano	3.724,83	3.220,56
Butano	767,86	203,65
Alquilato	39.730,44	39.579,88

Tabla D.2. Temperaturas de ebullición para cada corte de destilado obtenido para el alquilato mediante la prueba de destilación D-86

Volumen de destilado (% vol/vol)	Temperaturas de ebullición para el periodo patrón (°F)	Temperaturas de ebullición para el periodo actual (°F)
PIE	88,15	87,45
5	125,21	124,11
10	149,85	140,82
30	199,79	197,72
50	212,82	214,36
90	271,97	289,52
95	326,77	349,45
PFE	390,41	412,25

Tabla D.3. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo patrón

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Fondo T-1	Isobutano suplemental	Fondo T-1	Isobutano suplemental
Eteno	0	0	0	0
Etano	0	0	0	0
Metano	0	0	0	0
Propano	0,8242	0,0055	0,0755	0,0050
i-Butano	0,1839	0,9652	0,1878	0,9663
Propileno	0,2631	0	0,2471	0
n-Butano	0,0860	0,0194	0,091	0,0202
i-Buteno	0,0999	0	0,1086	0
1-Buteno	0,0856	0	0,0929	0
trans 2-Buteno	0,0724	0	0,0801	0

Tabla D.3. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo patrón (continuación)

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Fondo T-1	Isobutano suplemental	Fondo T-1	Isobutano suplemental
cis 2-Buteno	0,0596	0	0,0675	0
i-Pentano	0,0390	0,0047	0,0441	0,0052
n-Pentano	0,0033	0,0030	0,0038	0,0033
1,3-Butadieno	0,0015	0	0,0017	0

Tabla D.4. Composición volumétrica de la corriente de propano, butano y alquilato producto para el periodo patrón

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Propano	Butano	Propano	Butano
Eteno	0	0	0	0
Etano	0	0	0	0
Metano	0	0	0	0
Propano	0,9270	0	0,9194	0
i-Butano	0,0723	0,3620	0,0799	0,3538
Propileno	0,0002	0	0,0002	0
n-Butano	0,0002	0,6369	0,0002	0,6451
i-Buteno	0	0	0	0
1-Buteno	0	0	0	0
trans 2-Buteno	0	0	0	0
cis 2-Buteno	0	0,0003	0	0,0003
i-Pentano	0	0,0007	0	0,0007
n-Pentano	0	0,0001	0	0,0001
1,3-Butadieno	0	0	0	0

Tabla D.5. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo actual

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Fondo T-1	Isobutano suplemental	Fondo T-1	Isobutano suplemental
Eteno	0	0	0	0
Etano	0	0	0	0
Metano	0	0	0	0
Propano	0,0794	0,0065	0,0723	0,0058

Tabla D.5. Composición volumétrica de la corriente de fondo de la desetanizadora (T-1) e isobutano suplemental para el periodo actual (continuación)

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Fondo T-1	Isobutano suplemental	Fondo T-1	Isobutano suplemental
i-Butano	0,1976	0,9597	0,2008	0,9597
Propileno	0,2527	0,0004	0,2362	0,0003
n-Butano	0,0806	0,0165	0,0849	0,0171
i-Buteno	0,0942	0,0001	0,1018	0,0001
1-Buteno	0,0763	0,0001	0,0824	0,0001
trans 2-Buteno	0,0819	0,0001	0,0902	0,0001
cis 2-Buteno	0,0526	0,0001	0,0596	0,0001
i-Pentano	0,0578	0,0087	0,0651	0,0097
n-Pentano	0,0042	0,0063	0,0048	0,0071
1,3-Butadieno	0,0016	0	0,0018	0

Tabla D.6. Composición volumétrica de la corriente de propano, butano y alquilato producto para el periodo actual

Compuesto	Composición volumétrica		Composición másica	
	Propano	Butano	Propano	Butano
Eteno	0	0	0	0
Etano	0	0	0	0
Metano	0	0	0	0
Propano	0,9427	0,0026	0,9365	0,0023
i-Butano	0,0542	0,3257	0,0600	0,3181
Propileno	0	0,0001	0	0,0001
n-Butano	0,0028	0,6682	0,0032	0,6763
i-Buteno	0	0,0002	0	0,0002
1-Buteno	0	0,0007	0	0,0007
trans 2-Buteno	0	0	0	0
cis 2-Buteno	0	0	0	0
i-Pentano	0,0001	0,0011	0,0001	0,0012
n-Pentano	0,0001	0,0003	0,0001	0,0003
1,3-Butadieno	0	0,0007	0	0,0008

ANEXO E

**TABLAS RELACIONADAS A LAS EVALUACIONES REALIZADAS PARA
LA FORMULACIÓN DE PROPUESTAS CON EL FIN DE INCREMENTAR
LA PRODUCCIÓN DEL GLP**

Tabla E.1. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despropanizadora

Variable	Descripción	Diseño	2007	2009	Desviación (%)	
					09	07-09
Temperatura (°F)	Tope	132,1	128,6	130,6	1,1	-1,6
	Fondo	257,6	268,0	268,2	-4,1	-0,1
	Alimentación	160,0	164,0	148,7	7,0	9,3
	Corte de isobutano	202,9	199,6	204,9	-1,0	-2,7
Presión (psia)	Tope	307,4	306,5	307,0	0,1	-0,2
	Fondo	312,7	308,8	310,3	0,8	-0,5
Flujo (bbl/h)	Alimentación	1.021,0	1.027,4	1.020,1	-0,1	0,7
	Reflujo	591,7	164,7	269,0	54,5	-63,3
	Corte de isobutano	651,3	1.038,2	1.065,2	-63,5	-2,6
	Fondo	329,7	347,5	341,5	-3,6	1,7

Tabla E.2. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despojadora de ácido

Variable	Descripción	Diseño	2007	2009	Desviación (%)	
					09	07-09
Temperatura (°F)	Tope	131,8	132,2	125,5	4,8	5,1
	Fondo	147,2	153,7	153,0	-3,9	0,5
Presión (psia)	Tope	330,0	330,3	333,3	-1,0	-0,9
Flujo (bbl/h)	Alimentación	54,5	44,8	57,5	-5,4	-28,4
	Fondo	38,7	17,8	18,1	53,4	-1,5

Tabla E.3. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre despojadora de isobutano

Variable	Descripción	Diseño	2007	2009	Desviación (%)	
					09	07-09
Temperatura (°F)	Tope	136,0	139,4	142,8	-5,0	-2,4
	Fondo	322,4	327,8	328,4	-1,9	-0,2
	Salida de E-10	260,5	246,9	234,3	5,2	5,1
Presión (psia)	Tope	140,0	139,5	139,4	0,4	0,1
Flujo (bbl/h)	Alimentación T-21	735,0	630,7	617,0	16,1	2,2
	Alimentación T-2	317,7	347,5	341,5	-7,5	1,7
	Reflujo	56,7	94,0	94,1	-66,0	-0,2
	Tope	850,8	708,8	697,6	18,0	1,6
	Fondo	207,9	172,1	169,8	18,3	1,4

Tabla E.4. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre desbutanizadora

Variable	Descripción	Diseño	2007	2009	Desviación (%)	
					09	07-09
Temperatura (°F)	Tope	133,9	131,5	131,6	1,7	-0,1
	Fondo	319,2	287,9	287,8	9,8	0,0
	Alimentación	287,0	274,7	274,0	4,5	0,3

Tabla E.4. Tabla comparativa de las condiciones operacionales de diseño y reales para los periodos evaluados, correspondientes a la torre desbutanizadora (continuación)

Variable	Descripción	Diseño	2007	2009	Desviación (%)	
					09	07-09
Presión (psia)	Tope	85	78,9	80,0	5,9	-1,4
Flujo (bbl/h)	Alimentación	207,9	172,1	169,8	18,3	1,4
	Reflujo	105,2	37,9	39,8	62,2	-5,1
	Tope	18,9	3,8	1,0	94,7	73,7
	Fondo	188,9	163,0	162,4	14,0	0,4

Tabla E.5. Rango permisible según diseño para algunas condiciones operacionales de las torres de fraccionamiento

Variable	Rango operacional
Temperatura de alimentación a la T-2	8°F por encima del valor actual de operación y 42°F por debajo de este valor.
Temperatura de fondo de la T-2	+/- 5 °F
Temperatura de fondo de la T-22	4°F por encima del valor de operación actual y 3°F por debajo de este valor
Temperatura de fondo de la T-4	2°F por encima del valor de operación actual y 3°F por debajo de este valor
Temperatura de fondo de la T-3	48°F por encima del valor actual de operación y 8°F por debajo de éste.

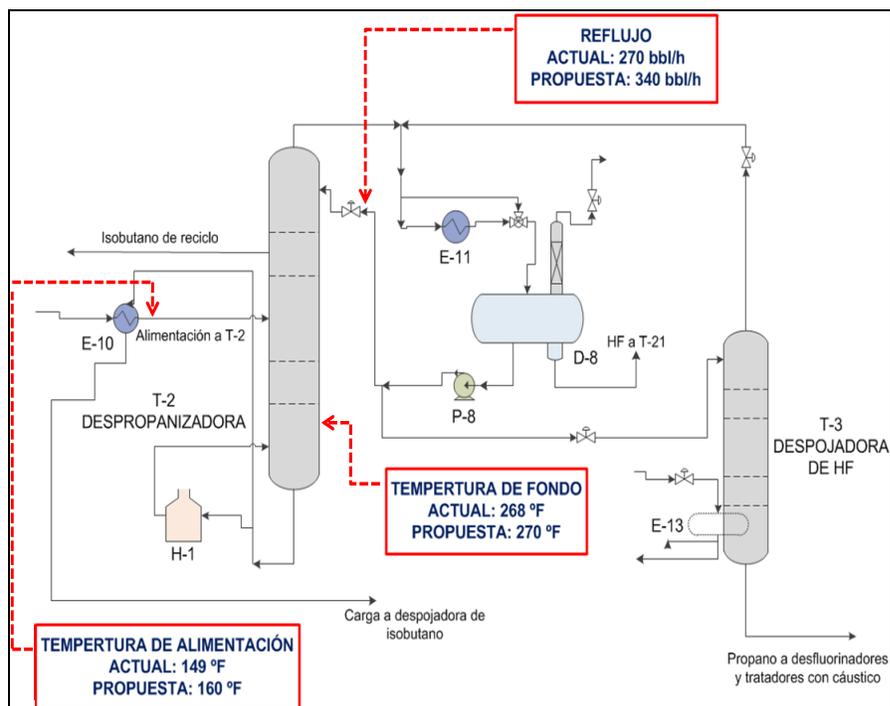


Figura E.1. Esquematización de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 1

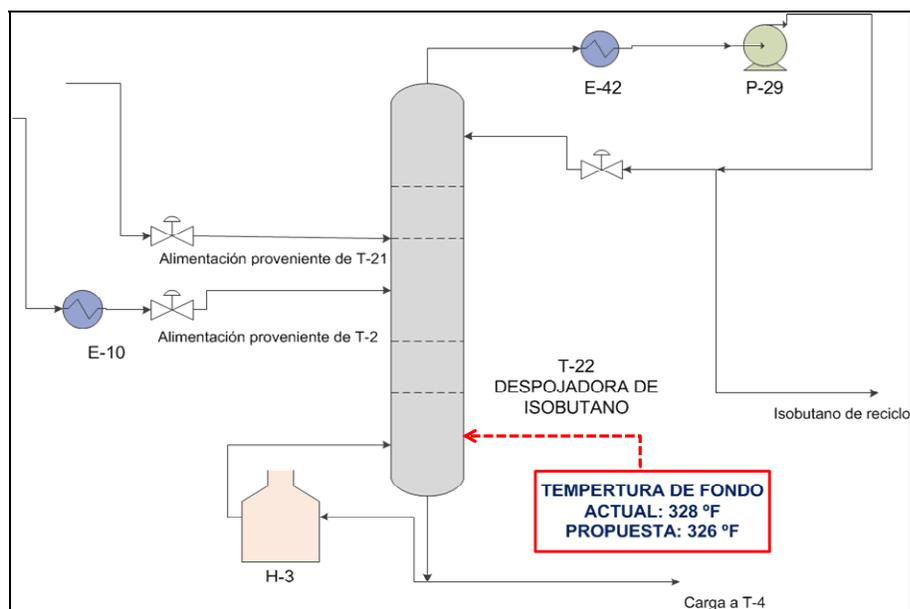


Figura E.2. Esquematización de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 2

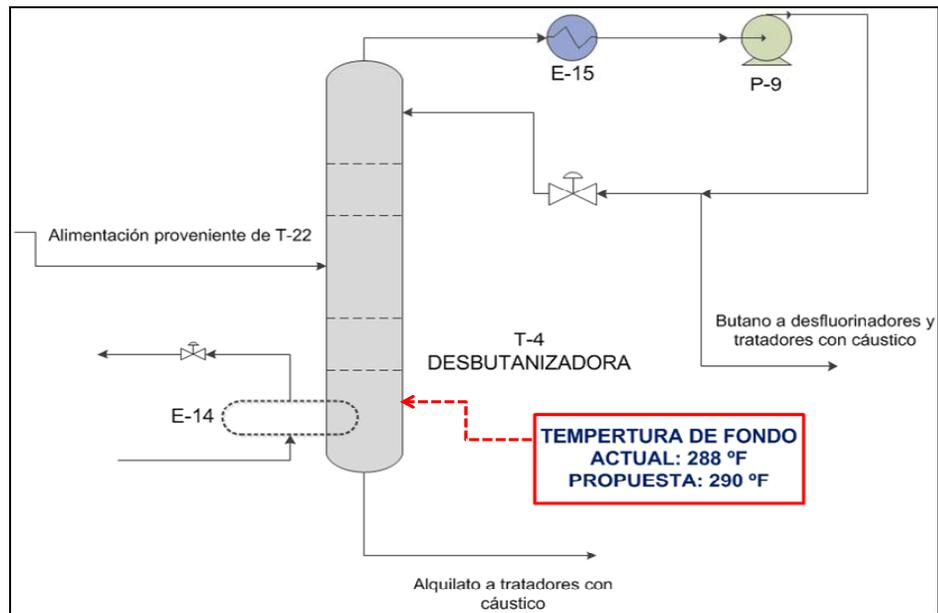


Figura E.3. Esquematización de los ajustes operacionales propuestos para la alternativa 3

ANEXO F
TABLAS ESPECIFICADAS EN EL ANÁLISIS TÉCNICO DE LAS
ALTERNATIVAS FORMULADAS

Tabla F.1. Información especificada en el simulador para los condensadores de las fraccionadoras

Intercambiador	Número de tubos por casco	Arreglo de los intercambiadores	Configuración	BWG del tubo
E-11	440	2 en serie y 2 en paralelo	AEU	12
E-15	294	-	AEU	12
E-42	460	2 en paralelo	AEU	11

Tabla F.2. Calor transferido en los hornos H-1 y H-3 obtenido del modelo simulado

Torre	Temperatura de fondo (°F)	Calor transferido (MMBTU/h)
T-2	268	28,0122
	270	28,3902
T-22	332	26,3480
	330	26,2718

Tabla F.3. Composición de diseño del fluido de proceso alimentado al rehervidor E-14

Componente	Composición másica
Isobutano	0,0006
n-Butano	0,0041
n-Pentano	0,0763
2,2,3-Trimetilpentano	0,9195

Tabla F.4. Composición másica y poder calorífico del gas combustible alimentado a los hornos H-1 y H-3

Nombre del compuesto químico	% Volumétrico (pie ³ componente i/pie ³ del gas)
Oxígeno	0,0574
Nitrógeno	0,2828
Azufre	1,3620
Dióxido de carbono	7,7810
Sulfuro de hidrógeno	0,6390
Metano	83,702
Etano	7,5234
Propano	0,5266
Isobutano	0,0404
n-Butano	0,0344
Isopentano	0,0012
n-Pentano	0,0008
Hexano plus	0,0132
Poder calorífico inferior (BTU/pie ³)	898,33

Tabla F.5. Temperaturas de ebullición y porcentaje en volumen de destilado, determinados para el gasóleo mediante la prueba de destilación ASTM D-2887

Volumen de destilado (%)	Temperatura de ebullición de los cortes (°F)
Punto inicial de ebullición (PIE)	179,6
10	365,0
30	494,6
50	566,6

Tabla F.5. Temperaturas de ebullición y porcentaje en volumen de destilado, determinados para el gasóleo mediante la prueba de destilación ASTM D-2887 (continuación)

Volumen de destilado (%)	Temperatura de ebullición de los cortes (°F)
70	624,2
90	694,4
Punto final de ebullición (PFE)	831,2

ANEXO G

TABLAS ESPECIFICADAS EN EL ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS FORMULADAS

Tabla G.1. Masa de isobutano puro en la corriente de isobutano de reciclo producto del fraccionamiento y masa de isobutano puro a reposición

Condición operacional	Masa de isobutano puro en isobutano de reciclo (lb/h)	Masa de isobutano puro a reposición (lb/h)
Actual	238.098,22	No aplica
Alternativa 1	238.103,50	-5,2750
Alternativa 2	238.063,56	34,6643
Alternativa 3	238.098,22	0
Alternativa 4	238.064,84	33,3872
Alternativa 5	238.063,56	34,6643

Tabla G.2. Volumen de alquilato producido diariamente referido a cada condición operacional descrita

Condición operacional	Volumen de alquilato (bbl/día)
Actual	4.848,72
Alternativa 1	4.859,52
Alternativa 2	4.878,48
Alternativa 3	4.859,52
Alternativa 4	4.952,16
Alternativa 5	4.932,72

Tabla G.3. Volumen de gas licuado de petróleo producido para las condiciones operacionales expuestas

Condiciones operacionales	Volumen de GLP producido (bbl/h)
Actual	32,8505
Alternativa 1	34,0574
Alternativa 2	33,7139
Alternativa 3	33,6352
Alternativa 4	35,7477
Alternativa 5	34,5105

Tabla G.4. Ingresos netos diarios para cada alternativa propuesta

Condición operacional	Ingreso por venta de alquiler (\$/día)	Ingreso por venta de GLP (\$/día)	Gasto por compra isobutano (\$/día)
Actual	456.160,32	44.466,44	-
Alternativa 1	463.026,96	46.100,10	-122,36
Alternativa 2	456.137,88	45.635,14	804,06
Alternativa 3	454.370,73	45.528,61	0
Alternativa 4	461.209,32	48.388,09	774,44
Alternativa 5	454.366,69	46.713,41	804,06

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	EVALUACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO (GLP) EN LA UNIDAD DE ALQUILACIÓN DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Flores S., María G.	CVLAC: 18.416.479 E MAIL: floresmgx@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Fraccionamiento

Gas licuado de petróleo

Alquilación

Producción

Butano

Simulación Pro/II

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se evaluó la producción de GLP en la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz, con el fin de incrementar principalmente el flujo de butano obtenido en la planta. Para ello, se realizó un balance másico dirigido a comparar la cantidad de n-butano contenida en la corriente de alimentación a la unidad y la concentración de este hidrocarburo en las corrientes de butano, propano y alquilato producidos en el periodo actual de operación con las manejadas en un periodo operacional previo, donde la producción de butano fue superior a la actual (periodo patrón). También se formuló un modelo computarizado de la sección de fraccionamiento mediante la utilización de la herramienta Pro/II, validado con desviaciones por debajo del 10 %, sobre la base de valores reales, con el cual se analizaron las alternativas propuestas a partir de la comparación entre las condiciones operacionales actuales con las establecidas por diseño y las del periodo patrón. Luego se evaluaron las alternativas de forma técnica y económica con el fin de seleccionar la más factible, obteniendo que la conjugación de propuestas (alternativa 4) arrojó resultados económicos superiores a los obtenidos para el resto de las formulaciones, alcanzando un incremento en el flujo de butano sobre los 40 bbl/día.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
Raven, Hernán	CVLAC:	4.136.007			
	E_MAIL	hraven1@yahoo.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
Martínez , Cristina	CVLAC:	15.457.215			
	E_MAIL	cristina.c.m.p@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
Moncada, Fidelina	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelinam@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
Rodulfo, Arturo	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU(X)

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	02	23
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluacion de la produccion de GLP.doc	Application/msword

CARACTERES EM 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: Ingeniería de Procesos/RPLC-PDVSA (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)
6 meses

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre-grado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado de la

Universidad de Oriente:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA

UNIVERSIDAD Y SOLO PODRAN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL

CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NUCLEO RESPECTIVO EL CUAL

PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”

Flores S., María G.

AUTOR

Ing. Hernán Raven, M.Sc. Ing. Fidelina Moncada, M.Sc. Ing. Arturo Rodulfo, M.Sc.

TUTOR

JURADO

JURADO

Ing. Cristina Martínez

TUTOR

Ing. Yraima Salas

POR LA SUBCOMISION DE TESIS