

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO II

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS ABSORBEDORES DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Camejo., David
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2013

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO II

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS ABSORBEDORES DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO.

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Anubis Pérez

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Manuel Sanabria

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Camejo., David
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2013

CONSTANCIA DE APROBACIÓN.

Caracas, Noviembre de 2013

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller David Camejo, titulado:

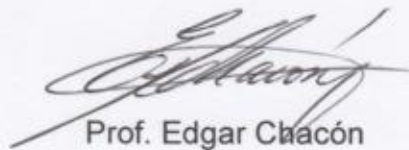
“Evaluación del desempeño de los absorbedores de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



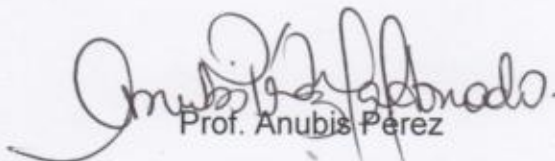
Prof. María Rodríguez

Jurado



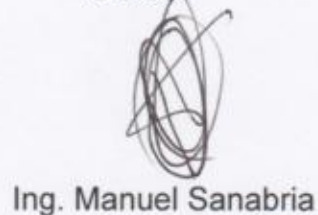
Prof. Edgar Chacón

Jurado



Prof. Anubis Pérez

Tutor Académico



Ing. Manuel Sanabria

Tutor Industrial


MENCIÓN HONORÍFICA

Nosotros, los abajo firmantes, miembros del Jurado Examinador del Trabajo Especial de Grado titulado "EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS ABSORBEDORES DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO." presentado por el bachiller David Camejo, C.I.: 19.045.396, para optar al título de Ingeniero Químico otorgado por la Universidad Central de Venezuela, decidimos otorgarle la **Mención Honorífica** a dicho trabajo, tomando en cuenta los siguientes méritos:

- Con la finalidad de maximizar la recuperación de hidrocarburos C3+, bajo las condiciones y configuración actual de la carga y los equipos de la UCCF, se realizó una evaluación de los absorbedores primario y secundario, utilizando Simsci PRO/II 9.0. En la solución al problema planteado, se aplicaron conceptos teóricos y prácticos de materias que constituyen la base del Ingeniero Químico, tales como: transferencia de masa, transferencia de calor, procesos de separación, mecánica de fluidos, principios de ingeniería química, simulación, procesos químicos e ingeniería económica.
- Se presentó una metodología muy completa, para alcanzar la solución al problema planteado.
- Se identificaron las principales limitaciones que presentan todos los equipos involucrados en el sistema (columnas, bombas, intercambiadores, tuberías) las cuales sirvieron de base, para establecer propuestas que fueran posibles, reales y aplicables a corto plazo y pudieran generar beneficios económicos inmediatos a la refinería.
- La instalación de la capacidad de retro-lavado, un incremento de flujo a 32000 BPD en los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B, incrementar a 11657 la nafta absorbente y manejar la relación de despojamiento en valores que permitan aprovechar al máximo la capacidad de las unidades de tratamiento, permitirá disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 5.52%, generando beneficios aproximados de 48.0 MM \$ anuales.
- El enfriamiento adicional de la corriente de gasolina no estabilizada hasta 95 °F, con un nuevo intercambiador E-62XX, y enfriamiento adicional del tambor D-6209 hasta 97 °F con un nuevo intercambiador E-62YY, permitirá disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 5.52% hasta 3.83%, generando beneficios

aproximados de 9.5 MM \$ anuales, con un costo de inversión de 812929 \$ aproximadamente.


- Se consiguió determinar que una de las posibles causas que provocan las pérdidas elevadas de C3+ en el gas combustible, tiene que ver con la operación del reactor de la UCCF. Bajo este planteamiento, se realizaron evaluaciones que se encontraban fuera del alcance de la investigación.



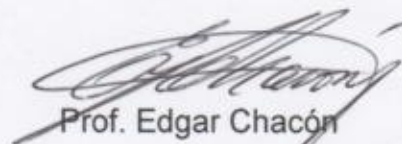
Prof. Anubis Pérez
(Tutor académico)



Ing. Manuel Sanabria
(Tutor industrial)



Prof. María Rodríguez
(Jurado)



Prof. Edgar Chacón
(Jurado)

DEDICATORIA.

Este trabajo, como mi título universitario se lo dedico a mis padres, por ser las personas más importantes de mi vida.

AGRADECIMIENTOS.

En primer lugar, agradezco a la Universidad Central de Venezuela, por ser el lugar que me preparó para mi carrera profesional. A mi tutor académico, la profesora Anubis Pérez, por su ayuda, apoyo, consejos, paciencia y disponibilidad. A mi tutor industrial, Manuel Sanabria, por compartir todos sus conocimientos, brindarme su apoyo, siempre indicarme la manera correcta de hacer las cosas y orientarme en todo momento tanto en el ámbito profesional como en el personal.

A Tulio González, por el gran apoyo en mi aprendizaje técnico, en aspectos de la refinería no relacionados a la presente investigación. A Carmen Cabrera, Berty Sue, Carlos Hernández, Rafael Hernández, Leonardo Betancourt, por su contribución en el desarrollo de este trabajo y por compartir sus conocimientos y compañerismo, para hacer del día a día una experiencia agradable durante esta etapa.

A mis padres, por todo lo que hicieron por mí y el apoyo para culminar esta investigación. A mi tía Milagros, a mi tía Amacilis y mi prima Carolina y a todos mis familiares, que me apoyaron e hicieron todo lo posible por ayudarme.

A mis amigos, que siempre me alentaron y estuvieron presentes en las partes más importantes.

A Bárbara Palmero, por haberme acompañado durante la parte más difícil de este trabajo, por su paciencia, comprensión, apoyo y cariño en esta etapa de mi carrera.

A Alfredo Calderón por haberme ayudado en PDVSA para realizar mi pasantía y mi tesis.

Camejo R. David R.

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS ABSORBEDORES DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO.

Tutor Académico: Prof. Anubis Pérez. Tutor Industrial: Ing. Manuel Sanabria. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. 2013. 152p.

Palabras Claves: Refinación, Absorción, Simulación, Refinería El Palito, PRO/II

Resumen: Los absorbedores primario y secundario de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito, forman parte de un conjunto de equipos, encargados de la recuperación de hidrocarburos C3+, de una corriente que luego formará parte del gas combustible de la refinería. Actualmente, la recuperación de C3+ en estos equipos, no satisface la eficiencia esperada, lo cual se traduce en pérdidas de hidrocarburos valiosos. En esta investigación, se realizó una evaluación de los absorbedores primario y secundario. Utilizando Simsci PRO/II 9.0, se desarrolló un modelo numérico (simulación), validado a condiciones de diseño y condiciones actuales, el cual sirvió de base para generar propuestas técnicas, que incluyeron modificaciones y ajustes de proceso, enfocadas en maximizar la recuperación de hidrocarburos C3+, bajo las condiciones y configuración actual de la carga y los equipos de la UCCF. Se obtuvieron dos niveles de propuestas. En el Nivel 1 se encontró que era posible disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 5.52%, generando beneficios aproximados de 48.0 MM \$ anuales. En el Nivel 2 se encontró que era posible disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 5.52% hasta 3.83%, generando beneficios aproximados de 9.5 MM \$ anuales, con un costo de inversión aproximado de 812929 \$ en intercambiadores de calor nuevos.

ÍNDICE GENERAL.

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I.	2
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.	2
I.1) PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.	2
I.2) OBJETIVOS.	5
<i>General.....</i>	5
<i>Específicos</i>	5
CAPÍTULO II.	6
MARCO TEÓRICO.....	6
II.1) UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO.	6
<i>II.1.1) Sistema de precalentamiento de la carga.</i>	8
<i>II.1.2) Sistema de Reacción, Despojamiento y Regeneración.....</i>	8
<i>II.1.3) Sistema de Fraccionamiento.</i>	9
<i>II.1.4) Sección de Concentración de Gases (GASCON).</i>	10
II.2) ABSORCIÓN.....	14
<i>II.2.1) Consideraciones del absorbente para la absorción.....</i>	16
II.3) SIMSCI PRO/II®.....	16
II.4) ANTECEDENTES.	18
CAPÍTULO III.	25
MARCO METODOLÓGICO.....	25
III.1) RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN.	26
III.2) CREACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN.	26
<i>III.2.1) Consideraciones Generales.....</i>	26
<i>III.2.2) Método Termodinámico.</i>	28
<i>III.2.3) Algoritmos de Solución.</i>	31
<i>III.2.4) Componentes, corrientes y pseudo-componentes.</i>	32
<i>III.2.5) Tambor D-6209.</i>	34
<i>III.2.6) Absorbedor primario D-6210.....</i>	35
<i>III.2.7) Absorbedor secundario D-6211.</i>	37
<i>III.2.8) Torre despojadora de H₂S D-6212.....</i>	38

III.2.9) Intercambiadores de Calor.....	39
III.2.10) Bombas.	41
III.2.11) Validación de la simulación a condiciones de diseño.....	41
III.3) CARACTERIZACIÓN ACTUAL Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN A CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES.....	42
III.4) IDENTIFICACIÓN DE LIMITACIONES Y RESTRICCIONES.....	44
III.4.1) Intercambiadores.....	45
III.4.2) Columnas.	45
III.4.3) Proceso.	46
III.4.4) Bombas.	46
III.5) PLANTEAMIENTO DE PROPUESTAS.	47
III.6) INCENTIVO Y ESTIMACIÓN ECONÓMICA.	49
CAPÍTULO IV.....	52
RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	52
IV.1) SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN A CONDICIONES DE DISEÑO.	52
IV.1.1) Tambor D-6209.....	52
IV.1.2) Absorbedor Primario D-6210.....	53
IV.1.3) Absorbedor Secundario D-6211.....	54
IV.1.4) Despojadora de H ₂ S D-6212.....	55
IV.1.5) Resultados adicionales representativos en la simulación.....	57
IV.1.6) Intercambiadores de Calor.....	58
IV.2) CARACTERIZACIÓN ACTUAL Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN A CONDICIONES ACTUALES.....	60
IV.2.1) Corriente de gas combustible.....	61
IV.2.2) Tambor D-6209.....	61
IV.2.3) Absorbedor Primario D-6210.....	62
IV.2.4) Absorbedor Secundario D-6211.....	63
IV.2.5) Despojadora de H ₂ S D-6212.....	64
IV.2.6) Resultados adicionales a condiciones actuales.....	65
IV.2.7) Intercambiadores de calor.....	66
IV.3) LIMITACIONES Y RESTRICCIONES.....	69
IV.3.1) Condiciones de proceso.....	69
IV.3.2) Intercambiadores.....	70

IV.3.3) Bombas.....	72
IV.4) PROPUESTAS PARA MEJORAR LA RECUPERACIÓN. (NIVEL 1)	73
IV.4.1) Caudales de agua de enfriamiento por diseño.	73
IV.4.2) Monitoreo de la relación de despojamiento en la despojadora D-6212. 74	
IV.4.3) Instalación de la capacidad de retro-lavado en los E-6215 A/B y E-6216 A/B.	77
IV.4.4) Aumento del flujo de nafta absorbente.	82
IV.4.5) Resultado final para las propuestas de Nivel 1.....	88
IV.5) PROPUESTAS PARA MEJORAR LA RECUPERACIÓN (NIVEL 2).	91
IV.5.1) Disminución del perfil térmico del absorbedor D-6210.....	91
IV.6) ANÁLISIS FINAL.....	96
CAPÍTULO V.....	99
CONCLUSIONES.....	99
CAPÍTULO VI.....	101
RECOMENDACIONES.....	101
CAPÍTULO VII.....	102
BIBLIOGRAFÍA.....	102
CAPÍTULO VIII.....	105
APÉNDICES.....	105

ÍNDICE DE TABLAS.

Tabla 1: Rendimientos de la UCCF bajo 3 modos de operación diferentes. Fuente: UOP	22
Tabla 2: Parámetros y condiciones de los componentes de la simulación para la selección del método termodinámico.	28
Tabla 3: Consideraciones para la selección del modelo termodinámico en el cálculo de los valores K de equilibrio. (Edwards, 2008).	29
Tabla 4: Resumen de los métodos termodinámicos usados en la simulación.	31
Tabla 5: Resumen de las corrientes de entrada de la simulación.	33
Tabla 6: Información de los internos del absorbedor primario D-6210.	36
Tabla 7: Información de los internos del absorbedor secundario D-6211.	37
Tabla 8: Información de los internos de la despojadora de H ₂ S D-6212.	38
Tabla 9: Intercambiadores de calor incluidos en la simulación.	40
Tabla 10: Precios pronósticos para octubre 2013 de los productos/insumos.	50
Tabla 11: Resultados operacionales del tambor D-6209.	52
Tabla 12: Resultados del Absorbedor Primario D-6210.	53
Tabla 13: Resultados del Absorbedor Secundario D-6211.	55
Tabla 14: Resultados de la despojadora de H ₂ S D-6212.	56
Tabla 15: Resultados representativos de la simulación a condiciones de diseño. ...	57
Tabla 16: Validación de los intercambiadores.	58
Tabla 17: Resultados operacionales a condiciones actuales del tambor D-6209.	62
Tabla 18: Resultados del Absorbedor Primario D-6210 a condiciones actuales.	63
Tabla 19: Resultados del Absorbedor Secundario D-6211.	64
Tabla 20: Resultados de la despojadora de H ₂ S D-6212 a condiciones actuales. ...	65
Tabla 21: Resultados representativos de la simulación a condiciones actuales.	66
Tabla 22: Caudales de agua de enfriamiento.	66

Tabla 23: Resultados de intercambiadores que utilizan agua de enfriamiento a condiciones actuales.....	67
Tabla 24: Flujos máximos en los intercambiadores, de acuerdo al balance de masa.	71
Tabla 25: Restricciones en las bombas involucradas.....	72
Tabla 26: Comparación de parámetros operacionales para el caso base actual y el escenario que contempla el agua de enfriamiento completa en los intercambiadores.	73
Tabla 27: Resultados del control de la relación de despojamiento en la torre D-6212.	76
Tabla 28: Resultados con el escenario de la instalación para la capacidad de retro-lavado en los E-6215 A/B y E-6216 A/B.	82
Tabla 29: Resultados para el escenario de incremento de la nafta absorbente.	87
Tabla 30: Resultado de los escenarios evaluados en las propuestas de Nivel 1.	90
Tabla 31: Resultado de los escenarios evaluados en las propuestas de Nivel 2.	95

ÍNDICE DE FIGURAS.

Figura 1: Diagrama de Flujo de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito.....	7
Figura 2: Diagrama de Flujo de la sección de concentración de gases (GasCon) de la UCCF de la Refinería El Palito.....	13
Figura 3: Esquema básico de una columna de absorción y nomenclatura más común para absorción de hidrocarburos	14
Figura 4: Perfil de temperatura común en la operación de absorción.....	15
Figura 5: Operación del Reactor de la UCCF. Fuente: UOP.	23
Figura 6: Representación esquemática del procedimiento para la generación de propuestas.	48
Figura 7: Esquema de operación de un intercambiador de tubo y carcasa.....	78

ÍNDICE DE GRÁFICOS.

Gráfico 1: Comportamiento en el tiempo, de la composición molar de componentes C3+ en la corriente de gas combustible.....	3
Gráfico 2: Comportamiento del C3+ en el gas combustible con respecto a la relación de despojamiento en la torre D-6212.	74
Gráfico 3: Comportamiento del C3+ en el gas combustible en función de las temperaturas de retorno de los pumparround laterales.....	79
Gráfico 4: Comportamiento del C3+ en el gas combustible en función del flujo de los pumparround laterales.....	80
Gráfico 5: C3+ en el gas combustible en función del flujo de nafta absorbente.	86

ÍNDICE DE APÉNDICES.

Apéndice 1: Balance de Masa de las corrientes involucradas en la simulación a condiciones de diseño.	105
Apéndice 2: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al tambor D-6209.	108
Apéndice 3: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al absorbedor primario D-6210.	109
Apéndice 4: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al absorbedor secundario D-6211.	110
Apéndice 5: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas a la torre despojadora de H ₂ S D-6212.	111
Apéndice 6: Análisis de laboratorio de la corriente de gas combustible.	112
Apéndice 7: Validación composicional de la corriente de gas combustible a condiciones actuales de operación.	116
Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.	117
Apéndice 9: Procedimiento y fórmulas para el cálculo de costos estimados de un intercambiador de calor.	122
Apéndice 10: Evaluación con el software del licenciante para los internos de las columnas (Nivel 1).	125
Apéndice 11: Hojas de especificación preliminares de los intercambiadores propuestos.	130
Apéndice 12: Evaluación con el software del licenciante para los internos de las columnas (Nivel 2).	132
Apéndice 13: Datos de la prueba de destilación ASTM D86 para las corrientes incorporadas como petroleum assay.	137

ACRÓNIMOS Y DEFINICIONES.

Para facilitar el entendimiento del trabajo, a continuación se indican los acrónimos utilizados para ciertas expresiones que aparecen con frecuencia en el trabajo y algunas definiciones que son necesarias saber de antemano.

ACRÓNIMOS

UCCF	Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.
GASCON	Sistema de concentración de gases.
ALC	Aceite Liviano de Ciclo.
APC	Aceite Pesado de Ciclo.
PTR	Reformación Catalítica.

DEFINICIONES

GAS HÚMEDO: Se refiere a una corriente de gases que, en las condiciones a las que se encuentra posee componentes condensables.

NAFTAS: Se define como la fracción de hidrocarburos de petróleo con puntos de ebullición entre 86°F y 392°F. Consiste en una mezcla compleja de moléculas de hidrocarburos que poseen entre 5 y 12 átomos de carbono. De acuerdo a esto se clasifican en Nafta Liviana, Nafta Mediana y Nafta Pesada.

ACEITE LIVIANO DE CICLO (ALC): Es uno de los productos de las reacciones de craqueo catalítico, está compuesto por cadenas de hidrocarburos entre 7 y 12 átomos carbonos y por lo general se encuentra en estado líquido en las operaciones donde se utiliza.

ACEITE PESADO DE CICLO (APC): Es uno de los productos de las reacciones de craqueo catalítico, está compuesto por cadenas de hidrocarburos entre 12 y 15 átomos carbonos y por lo general se encuentra en estado líquido en las operaciones donde se utiliza.

INTRODUCCIÓN.

El sistema de concentración de gases de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (UCCF) de la Refinería El Palito cuenta, entre otros equipos, con dos absorbedores para la recuperación de hidrocarburos valiosos C3+, contenidos en la corriente gaseosa de tope de la fraccionadora principal. Actualmente se ha observado, que dicha recuperación no satisface la eficiencia esperada.

La importancia de la recuperación de hidrocarburos C3+ radica en su contenido de olefinas y parafinas, que representan la materia prima en la producción de componentes de mayor valor agregado (GLP, alquilato, oxigenados).

El presente informe contiene la evaluación realizada a los absorbedores primario y secundario, de la UCCF de la Refinería El Palito.

En los fundamentos de la investigación se desarrolla de forma más amplia la situación problemática y las motivaciones principales para su desarrollo. La filosofía de trabajo durante el desarrollo de la investigación para el cumplimiento de los objetivos, se encuentra descrita en el marco metodológico.

Se desarrolló un modelo numérico (simulación) para condiciones operacionales, validado a condiciones de diseño y condiciones actuales, el cual sirvió de base para proponer un conjunto de mejoras, presentadas en la sección de resultados, enfocadas a incrementar la recuperación de hidrocarburos C3+. En cada una de las propuestas, se presenta una estimación preliminar del costo-beneficio, o incentivo económico de su aplicación.

CAPÍTULO I.

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.

I.1) PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

La Refinería El Palito, filial de PDVSA que forma parte de la amplia red de refinación de petróleo del país, cuenta, dentro de su esquema, con una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (UCCF), donde ocurre la desintegración o craqueo de grandes moléculas de gasóleo, para obtener productos de mayor valor como gasolinas, parafinas, olefinas y residuales.

Los productos del craqueo, deben ser separados en una torre fraccionadora, cuya corriente gaseosa del tambor acumulador de tope es conocida como Gas Húmedo, por ser un gas que posee componentes condensables como C3's, C4's y más pesados (gasolinas).

El Gas Húmedo es procesado dentro del sistema de concentración de gases (GasCon). Ésta unidad la constituyen un compresor de gas húmedo, un separador de alta presión, un absorbedor primario, un absorbedor secundario, un despojador de H₂S, una Despentanizadora, una Despropanizadora y una torre Secadora.

El absorbedor primario (D-6210), es una columna con una sección de empaque en su parte inferior y una sección de platos en su parte superior, donde se recuperan los compuestos C3's y más pesados de la corriente gaseosa proveniente del separador del alta presión, utilizando para ello dos absorbentes: una corriente de nafta, alimentada por el tope; y una corriente de gasolina no estabilizada, que se alimenta 10 platos por debajo.

El gas del absorbedor primario se envía al fondo del absorbedor secundario (D-6211), el cual contiene empaque en su interior y en donde la gasolina

remanente C5 y más pesada, es separada utilizando aceite de ciclo liviano como absorbente. La corriente gaseosa del tope de éste equipo forma parte, previo tratamiento, del gas combustible de la refinería.

Actualmente, esta corriente, posee un contenido de compuestos C3+ por encima del valor máximo deseado, que no pudieron ser recuperados en los absorbedores y por lo tanto se pierden en el gas combustible. Se muestra, en el Gráfico 1, el comportamiento en el tiempo de la composición molar de componentes C3+, dentro de la corriente de gas combustible.

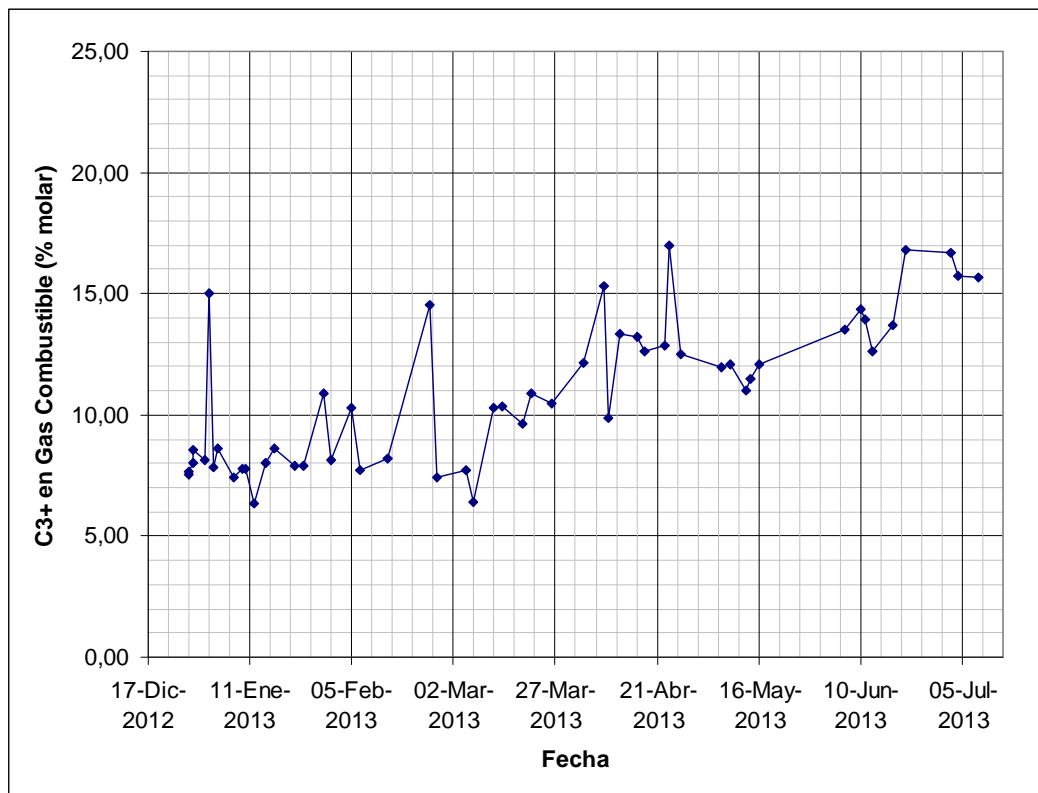


Gráfico 1: Comportamiento en el tiempo, de la composición molar de componentes C3+ en la corriente de gas combustible.

En la gráfica anterior, se observa el comportamiento de la composición de C3+ en el gas combustible, con una tendencia ascendente y un promedio de

14% molar, que representa más del doble del valor deseado, o de diseño (5% - 6%). El comportamiento se representa en el tiempo donde se mantuvo estable la operación de la UCCF, con incrementos y descensos de carga no mayores a 3000 BPD, siendo 62000 BPD su capacidad de operación promedio actual.

El valor de los hidrocarburos C3+ en esta corriente, radica en su contenido de parafinas C3's y C4's, que forman parte del GLP; y en su contenido de olefinas C3's y C4's, que constituyen la alimentación a otras unidades, para la producción de compuestos oxigenados y de alquilato.

Los compuestos oxigenados (MTBE y TAME) y el alquilato, son de suma importancia en la formulación de mezclas de gasolina, ya que poseen características que contribuyen al cumplimiento de los parámetros de calidad, bajo los nuevos estándares ambientales y de rendimiento.

Considerando que, por cada barril de olefinas se producen 1.7 barriles de alquilato aproximadamente, al existir pérdidas de olefinas en el gas combustible se están produciendo pérdidas potenciales para la producción de más alquilato. Teniendo en cuenta, el valor de mercado actual del alquilato de \$135 por barril, mejorar las condiciones del sistema de absorción generaría beneficios económicos considerables.

Se plantea entonces, realizar una evaluación de los absorbedores primario y secundario y generar propuestas técnicas, que incluyan modificaciones y ajustes de proceso, para establecer mejoras en el sistema de absorción, orientadas a maximizar la recuperación de hidrocarburos C3+, bajo las condiciones y configuración actual de la carga y los equipos de la UCCF.

I.2) OBJETIVOS.

General

Evaluar el desempeño de los absorbedores D-6210 y D-6211, de la sección de GasCon de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado en la Refinería El Palito, con el propósito de plantear mejoras que permitan incrementar la recuperación de hidrocarburos C3+.

Específicos

1. Configurar un modelo de simulación de los absorbedores D-6210 y D-6211, a condiciones de diseño, utilizando SIMSCI Pro II 9.0.
2. Validar el modelo de simulación con las condiciones de operación actuales.
3. Determinar limitaciones técnicas operacionales de los equipos, e identificar sensibilidades y restricciones para el planteamiento de mejoras.
4. Proponer mejoras técnicas y operacionales, factibles y aplicables a corto o mediano plazo, para maximizar la recuperación de C3+ en los absorbedores.
5. Realizar la estimación de costo-beneficio preliminar, de cada mejora propuesta.
6. Evaluar los mejores escenarios, técnica y económicamente, para establecer cuál proyecta un mayor incentivo en su implementación.

CAPÍTULO II.

MARCO TEÓRICO.

A continuación se presentan los conceptos y bases teóricas sobre las que se fundamenta la investigación.

II.1) UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA EL PALITO.

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito está diseñada para procesar una corriente de alimentación de 70000 BPD con 78.92 % de conversión.

El craqueo catalítico fluidizado (CCF) es un proceso en el que los productos excedentes (gasóleos combinados) obtenidos por medio de los procesos primarios de destilación (atmosférica y vacío), son convertidos en productos de mayor valor; tales como: gasolinas, olefinas y residuales.

El proceso de craqueo catalítico fluidizado consiste en la desintegración de las moléculas de gasóleo en presencia de un catalizador sólido en forma de partículas esféricas, el cual se comporta como un fluido cuando se le aplica energía. De ahí el nombre de craqueo catalítico fluidizado.

A continuación se presenta en la Figura 1, un diagrama de flujo simplificado de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito, y posteriormente la explicación de cada una de las secciones que la conforman.

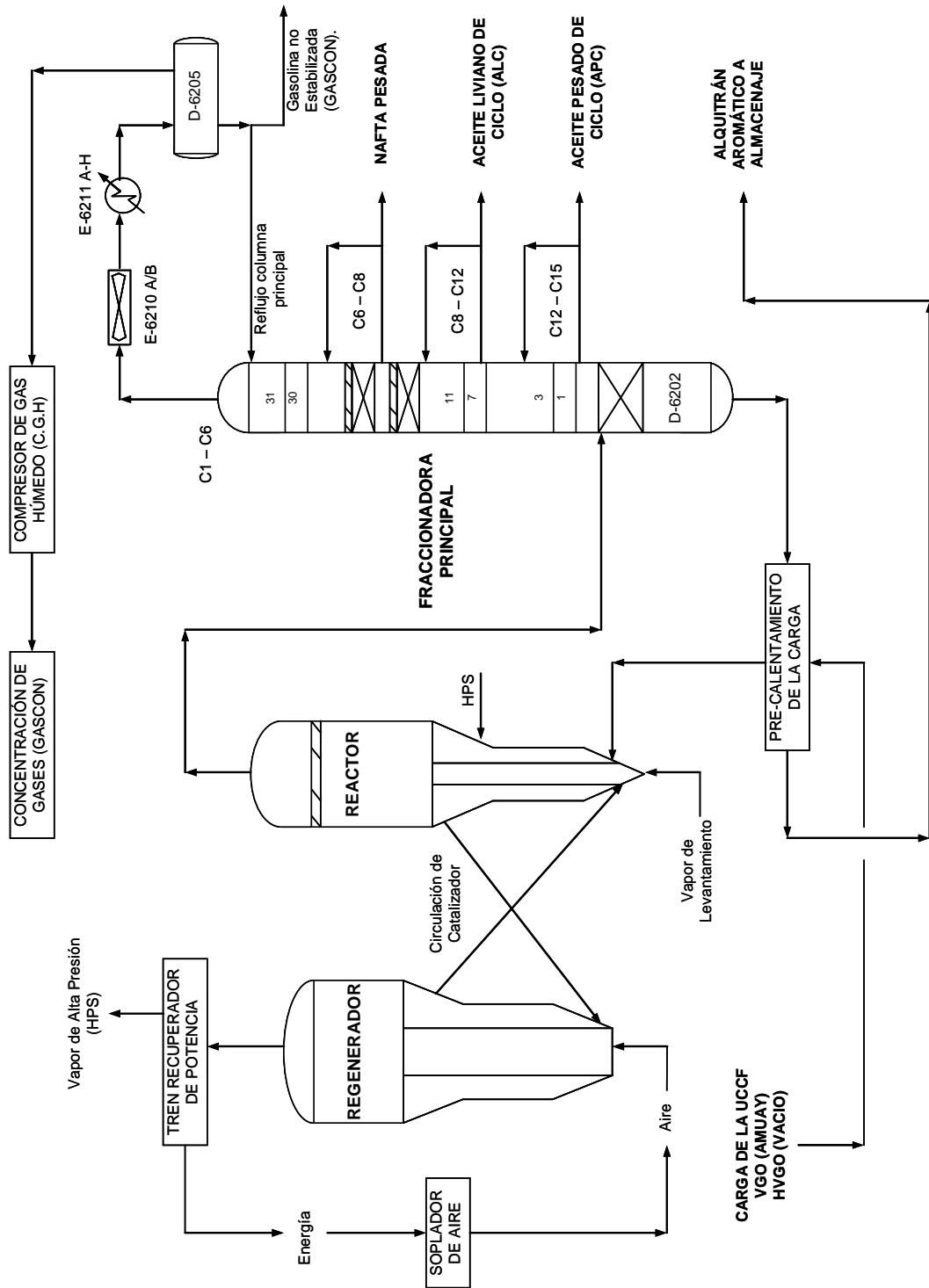


Figura 1: Diagrama de Flujo de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito.

II.1.1) Sistema de precalentamiento de la carga.

Las diferentes corrientes que conforman la carga a ser procesada en la UCCF, son combinadas y enviadas a un tambor de compensación, el cual provee un flujo de alimentación estable a las bombas de carga y sirve como equipo de separación de agua o vapor que pueda estar contenido en ésta.

La carga es calentada a 500 °F usando como fuente de calor un sistema de intercambiadores con corrientes de reciclo del fondo de la fraccionadora principal. El precalentamiento de la carga provee una herramienta para variar fácilmente la relación catalizador/aceite.

II.1.2) Sistema de Reacción, Despojamiento y Regeneración.

El sistema Reactor-Regenerador constituye el corazón del proceso. En la Unidad todas las reacciones ocurren en el tubo elevador (Riser) en un período de dos a cuatro segundos antes de que el catalizador y los productos se separen en el Reactor.

El calor adsorbido por el catalizador, en el regenerador, provee la energía suficiente para vaporizar la carga en el reactor y calentarla a la temperatura de reacción 979 °F aproximadamente, para que se lleven a cabo las reacciones de craqueo, las cuales son endotérmicas. Las reacciones ocurren en fase vapor e instantáneamente, cuando la carga y el catalizador se ponen en contacto. Un contacto eficiente entre la carga y el catalizador es crítico para alcanzar las reacciones de craqueo deseadas. Esto es logrado mediante la atomización de la carga con vapor.

Después de abandonar el Riser, los vapores de hidrocarburos y el catalizador entran al Reactor, en donde son separados mediante equipos de separación inercial conectados al final del Riser (Ciclones). El catalizador gastado cae al

despojador, mientras que los vapores de hidrocarburo son enviados por el tope del reactor hacia la fraccionadora principal.

El catalizador gastado fluye al regenerador, en donde parte del coque que contiene el catalizador es quemado a alta temperatura (1319 °F aprox.), con una corriente de aire como fuente de oxígeno para restaurar su actividad.

El gas producido en la combustión del coque sale del Regenerador a través de un sistema de ciclones de dos etapas, para separar el catalizador arrastrado. Este gas lleva una considerable cantidad de energía, la cual es recuperada en un tubo expensor, el cual junto con el motor/generador, soplador de aire y turbina de vapor, forman parte del sistema llamado "Tren Recuperador de Potencia".

II.1.3) Sistema de Fraccionamiento.

La fraccionadora principal tiene por función condensar y separar los productos de reacción. El fraccionamiento implica la condensación y revaporización de los compuestos de hidrocarburos mientras el vapor fluye ascendentemente a través de los platos y empaque de la torre.

Los productos principales de esta columna son: vapores de tope (H_2 , H_2S , C_1 , C_2 's, C_3 's, C_4 's y nafta no estabilizada), Nafta pesada, Aceite de ciclo liviano, Aceite de ciclo pesado, y Alquitrán Aromático.

Los Aceites de ciclo liviano y pesado y el Alquitrán Aromático se usan para remover calor de la fraccionadora a la vez que suministran calor a la sección de pre-calentamiento y concentración de gases, una vez fríos se devuelven a la columna principal para proporcionar reflujo y enfriamiento.

La gasolina no estabilizada y los gases livianos suben a través de la columna principal y la abandonan como vapor. Este vapor de tope se enfría y se

condensa parcialmente en los condensadores de tope de la columna principal.

La sección de Concentración de Gases (GASCON) se explica de forma más detallada ya que dentro de ella se encuentran los absorbedores que son el objetivo principal de la presente investigación:

II.1.4) Sección de Concentración de Gases (GASCON).

Los gases provenientes del tambor acumulador del tope de la columna principal (tambor D-6205) son enviados al sistema de compresión, éstos pasan a la primera etapa de compresión en el compresor de gas húmedo G-6223 donde se incrementa la presión desde 18.5 hasta 80 psig y la temperatura de 106 hasta 202 °F, de aquí es enviado a los enfriadores inter etapa E-6212 A/B/C/D donde son parcialmente condensados y enviados al tambor inter etapa D-6208 para separar los gases y el líquido; éste último es enviado por medio de las bombas G-6213 A/B hacia el tambor de alta presión D-6209. Los gases provenientes del tambor D-6208 se envían a la segunda etapa de compresión, donde se incrementa la presión desde 70 hasta 220 psig y la temperatura de 105 hasta 210 °F. El término gas húmedo se refiere a los componentes condensables que contiene el gas, ya que a las condiciones de operación del acumulador de tope, la corriente de gas al compresor contiene no sólo etano y livianos sino también alrededor de 40% de C3's y C4's y 6% de gasolina.

Al gas proveniente de la segunda etapa del compresor G-6223 se le adiciona el gas proveniente del tope de la Despojadora de H₂S D-6212, líquidos de la unidad de PTR y de Crudo y líquido desde D-6208 y D-6210 (absorbedor primario). Son enfriados y condensados en los E-6213 y E-6214 A/B y enviados al tambor de alta presión D-6209. Los gases incondensables que salen del tambor D-6209 son enviados hacia el Absorbedor Primario D-6210

y alimentados por el fondo del mismo con el fin de despojar ésta corriente de componentes C3+.

El absorbedor primario D-6210, es una columna que posee 2 zonas: una zona de 30 platos en su parte superior y una zona de 15.5 pies de empaque en su parte inferior. La absorción se logra con dos absorbentes que son: gasolina no estabilizada con un flujo de 35 MBD aproximadamente proveniente del tambor D-6205, alimentada en el plato 30; y 5 MBD de gasolina de reciclado (nafta) proveniente de la torre Depentanizadora D-6213, alimentada por el tope. Adicionalmente, para mantener un perfil térmico constante en la columna, cuenta con 2 retiros laterales o *pumparounds*: el superior en el plato 20, asociado a la bomba G-6217 A/B y al intercambiador E-6215 A/B; y otro inferior, justo en el plato superior al empaque, asociado a la bomba G-6216 A/B y enfriado en el intercambiador E-6216 A/B.

El líquido de fondo del absorbedor primario es enviado por medio de las bombas G-6215 A/B de regreso como alimentación al tambor de alta presión. Los gases que salen por el tope del absorbedor primario, van al Absorbedor Secundario D-6211. El absorbedor secundario es una columna con 34 pies de empaque. En éste, los gases son sometidos a una segunda etapa de absorción, al ponerse en contacto con ALC para remover las trazas pesadas de hidrocarburos (C5+). La corriente de gas combustible que sale por el tope del absorbedor, es enviada a la Unidad de Aminas para la remoción de H₂S para posteriormente ser enviado al sistema de Gas Combustible de la refinería; por el fondo del absorbedor secundario se obtiene ALC rico que se envía de regreso a la columna principal D-6202.

El líquido proveniente del tambor de alta presión D-6209 es enviado por medio de las bombas G-6214 A/B como carga a la Torre Despojadora de H₂S D-6212, pasando previamente por intercambiador E-6219 A/B donde se

precalienta con el flujo de fondo proveniente de la torre Depentanizadora D-6213.

En la Despojadora de H₂S D-6212, el H₂S y los hidrocarburos livianos son despojados y enviados de regreso como carga al tambor de alta presión, el flujo de fondo ya despojado se divide en dos, una corriente va hacia los rehervidores de la torre, los E-6220 (intercambio con el fondo de la torre D-6213) y E-6221 (intercambio con ALC), y la otra corriente constituye la alimentación a la torre Depentanizadora D-6213.

La torre Depentanizadora D-6213 opera separando por el tope hidrocarburos de cinco carbonos y menores. Éstos gases son condensados y dirigidos al tambor acumulador de tope, donde el líquido es bombeado y dividido en dos corrientes, una que constituye el reflujo a la torre y la otra constituye la corriente de Olefinas, la cual se envía hacia las Unidades de Tratamiento: Aminas para la remoción de H₂S, Merox para la remoción de mercaptanos, y Lavado de Olefinas (Nitrilos) para la remoción de acetonitrilo.

Por el fondo de la torre D-6213 se obtiene la Gasolina Estabilizada, la cual se divide en dos, una corriente que va hacia los rehervidores y la otra corriente se envía como carga a la unidad de Merox para su endulzamiento. Aquí, se separa una parte de la corriente para ser usada como absorbente en el Absorbedor Primario D-6210, pasando ésta última por los enfriadores E-6222 y E-6223.

A continuación se muestra en la Figura 2, el diagrama de flujo de la sección de concentración de gases.

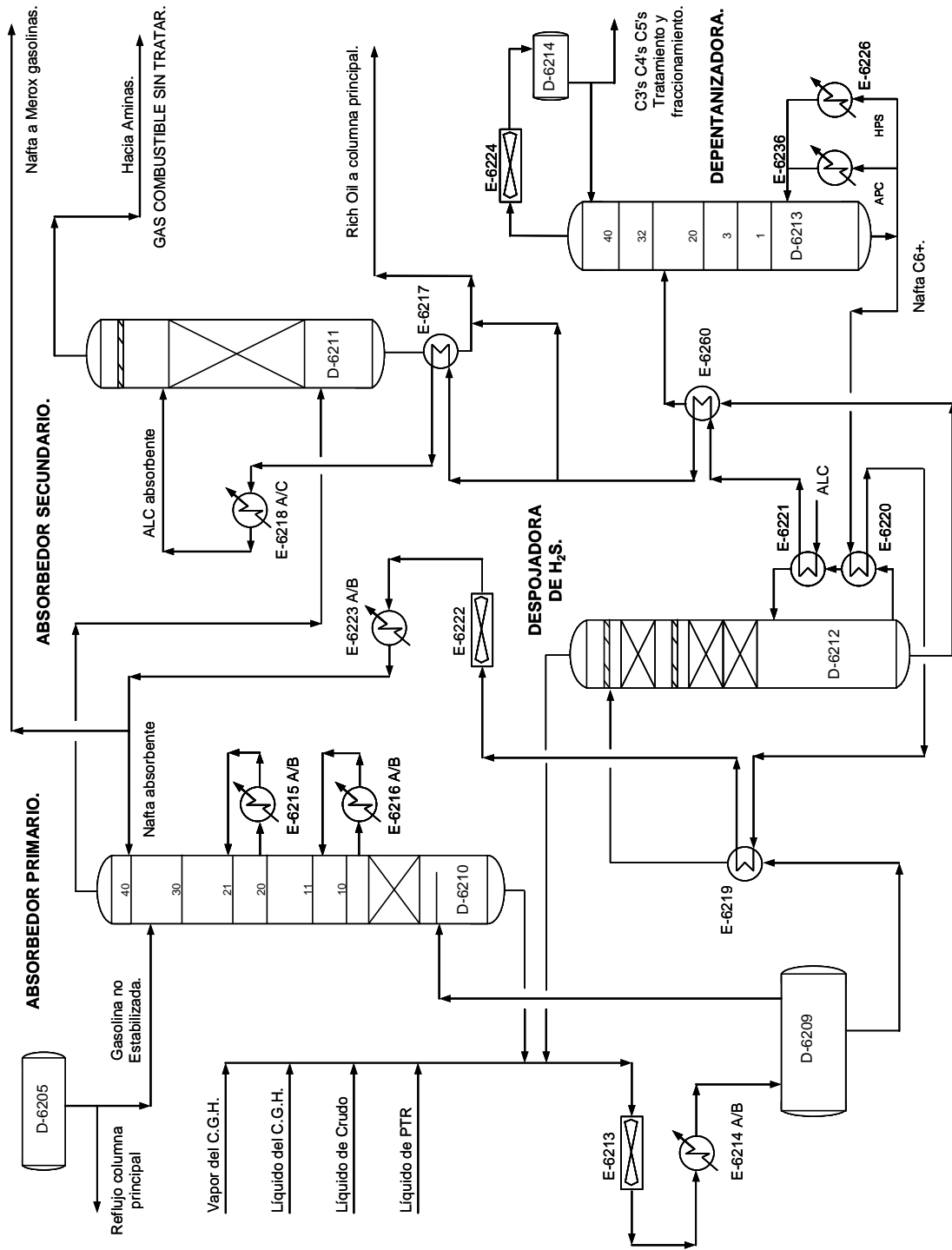


Figura 2: Diagrama de Flujo de la sección de concentración de gases (GasCon) de la UCCF de la Refinería El Palito

II.2) ABSORCIÓN.

De acuerdo a Marcilla, A. (1999), el principal requisito en relación al equipo para la absorción, es conseguir un contacto íntimo del gas y el líquido. Se utilizan tanto torres de platos como de relleno. En la absorción, el alimento es un gas que se introduce por el fondo de la columna y el absorbente se alimenta por el tope como líquido. Se muestra a continuación en la Figura 3 un esquema básico de una columna de absorción y la nomenclatura más común usada en la absorción de hidrocarburos:

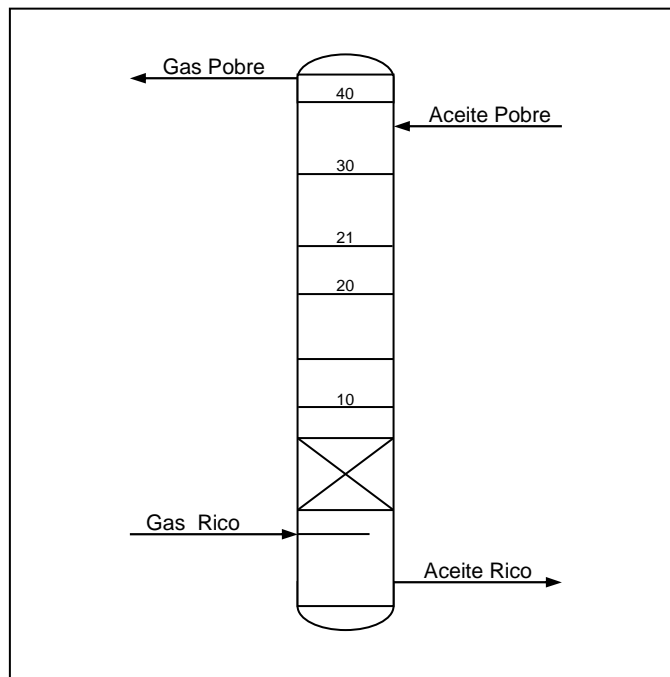


Figura 3: Esquema básico de una columna de absorción y nomenclatura más común para absorción de hidrocarburos

Normalmente, la absorción de gases es un proceso exotérmico y por tanto, la solubilidad de los gases decrece al aumentar la temperatura.

Cuando la unidad de absorción es adiabática, el calor de absorción es evacuado en el aceite rico. Sin embargo, se genera un perfil de temperatura

con un máximo en la zona donde la absorción es máxima, como se muestra en la Figura 4:

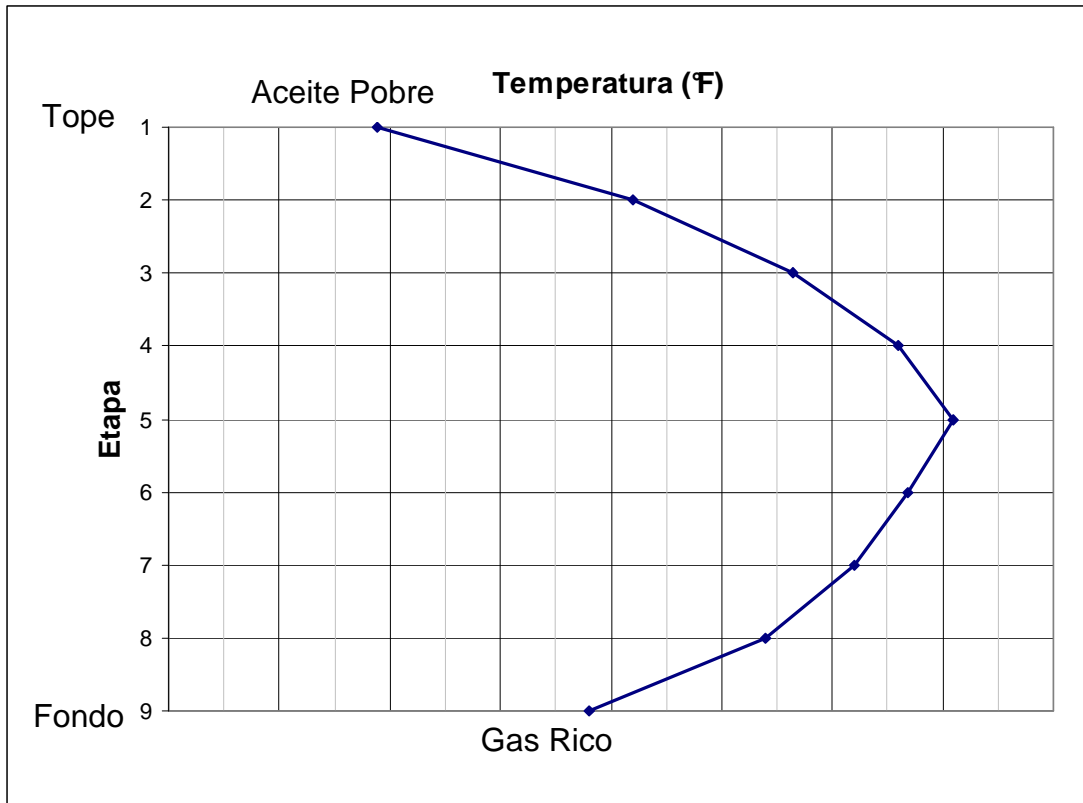


Figura 4: Perfil de temperatura común en la operación de absorción.

Esta consideración es muy importante, ya que causa, en la zona de máxima temperatura, revaporización parcial de los productos que fueron absorbidos en las zonas inferiores de la columna. Para prevenir éste recicl interno, son incorporados intercambiadores de calor con el objetivo de acercarse a la operación isotérmica. En el caso del absorbedor primario D-6210, se tienen los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B, con el objetivo de mantener el perfil térmico en la torre. El absorbedor secundario D-6211, no posee intercambiadores.

II.2.1) Consideraciones del absorbente para la absorción.

En general hay que tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- 1) *Solubilidad del gas*: La solubilidad del gas debe ser elevada, lo que se traduce en aumentos de la velocidad de absorción y disminución de la cantidad de absorbente. Normalmente, los absorbentes de la misma naturaleza que el soluto proporcionan buenas solubilidades. Para la absorción de hidrocarburos livianos C3's y C4's se presentan como candidatos de absorbente: la gasolina no estabilizada, nafta estabilizada y cortes más livianos de la torre de pentanizadora.
- 2) *Volatilidad*: El absorbente debe tener una baja presión de vapor, ya que el gas que abandona una torre de absorción está normalmente saturado con el vapor del absorbente, y por lo tanto la mayoría de este absorbente se perdería.
- 3) *Corrosividad*: La corrosividad del absorbente debe ser tal que no implique materiales de construcción especiales o muy caros.
- 4) *Costo*: El costo debe ser bajo, de forma que se puedan aceptar posibles pérdidas del mismo.
- 5) *Viscosidad*: Se prefieren viscosidades bajas ya que proporcionan rápidas velocidades de absorción, mejor comportamiento fluidodinámico, bajas pérdidas de presión en el bombeo y buenas características de transmisión de calor.

II.3) SIMSCI PRO/II®.

PRO/II® es un programa de simulación de proceso comprensivo, desarrollado por SIMULATION SCIENCES INC (SIMSCI) en 1990. Se puede definir como un amplio sistema de simulación de procesos de ingeniería; ya

sean químicos, petroquímicos, de refinación o cualquier otra operación. Las principales características que lo distinguen son las siguientes:

- Permite el diseño de procesos simples o complejos; involucrando cualquier número de operaciones unitarias (columnas de destilación, compresores, reactores, intercambiadores de calor, mezcladores, etc.). Además posee una base de datos de más de 1550 compuestos y componentes puros y cuenta con la herramienta de adición de compuestos y propiedades que no se encuentren en su librería.
- Permite que el diseño sea optimizado; incrementando la productividad y produciendo una planta más eficiente, disminuyendo los costos de operación.
- Puede manejar cortes de petróleo. PRO/II® permite introducir datos y parámetros resultantes de pruebas de laboratorio realizadas a las corrientes de petróleo o hidrocarburos (*Petroleum Assay*). Mediante el uso de la herramienta de pseudos-componentes, es posible simular corrientes a partir de estos parámetros.
- Incrementando el entendimiento del proceso, permite detectar y resolver problemas típicos de ciertas unidades, optimizando la operación de una planta.
- Contiene una gran variedad de métodos termodinámicos, que permiten manejar datos con un amplio rango de presión y temperatura, además de tener la posibilidad de seleccionar el método más adecuado de acuerdo a la naturaleza y propiedades de los compuestos en estudio.

- Gracias a su interfaz gráfica, PROVISION, permite la interacción visual para la creación de los diagramas de flujo sobre los cuales se fundamenta la simulación a estudiar.
- Posee métodos para la convergencia de ciclos, además de contar con una secuencia automática para las unidades de cálculo, con la posibilidad de modificarla.
- Cuenta con la facilidad para realizar cálculos económicos, conjuntamente con otra herramienta que posee como lo son los controladores automáticos, calculadoras de corrientes y optimizadores de variables.

II.4) ANTECEDENTES.

McDonald (1992) realizó una investigación, donde, tomando datos de una refinería en Estados Unidos, presentó cuales eran las principales variables y cambios en las mismas, que mejorarían la operación de la sección de concentración de gases de la UCCF. Una de las conclusiones derivadas del artículo, expresó que el control de la absorción en los absorbedores se encuentra ligado estrechamente a cambios menores en la temperatura de operación. Se puede lograr un porcentaje adicional de 1% en la recuperación de propileno con una disminución de temperatura de 10°F. Sin embargo, se destaca que temperaturas muy bajas, menores a 90°F, podrían tener como inconveniente la formación de agua libre en los platos del equipo.

Texeira (2000), en la refinería El Palito, realizó una investigación enfocada en el absorbedor primario, objeto de estudio de la presente investigación, donde se observó el incremento en la recuperación de hidrocarburos C3+, colocando un tambor de reflujo en el tope del absorbedor y realizando cambios en los internos del absorbedor, tales como, la colocación de

empaquete desordenado NORTON IMPT 70, en lugar de los platos 26 al 30. Como resultado principal, encontró que era posible recuperar 1.75% adicional de hidrocarburos C3+. Los cambios propuestos no se realizaron en el absorbedor.

Falcón (2001), realizó una evaluación en la refinería El Palito, posterior al reemplazo del haz de tubos de uno de los enfriadores laterales del absorbedor primario. Se encontró, que al incrementar la transferencia de calor en los enfriadores, en conjunto con una optimización realizada en el flujo de los absorbentes, se podía incrementar 1.5% molar la recuperación de C3+ del gas combustible, lo cual generó beneficios de hasta \$ 474.000 al año.

En una investigación relacionada a la simulación de la sección de concentración de gases Lu, Luo y Zhang (2003), plantearon distintas variables de optimización para un sistema de absorción. Durante su investigación, se encontró que era posible aumentar la recuperación de propileno desde 94% a 98%, proponiendo cambios en el sistema, como el aumento de flujo de los absorbentes utilizados y enfriamiento adicional en la temperatura de alimentación de la torre despojadora de H₂S, que se encuentra aguas abajo del sistema de absorbentes.

En un estudio de la simulación dinámica del sistema de absorción (Pan, Lu y Li, 2005), presentaron un esquema de control de presión, que generó condiciones más estables y seguras de operación. En la investigación se plantearon dos esquemas; uno donde el control de presiones se encontraba en el tope del absorbedor secundario, mientras que el en el otro, se encontraba en el tope del absorbedor primario. En este último, se obtuvieron condiciones de presión más estables, debido a que el sistema fue capaz de responder más rápidamente a las perturbaciones presentadas. El menor tiempo de respuesta en que el sistema volvió al estado estacionario, generó

beneficios económicos debido a que manteniendo una presión más estable en el absorbedor primario, se minimizan las pérdidas de C3+ en la corriente de gas combustible.

Couch, Glavin, y Qafisheh (2007), realizaron, una comparación de las tecnologías existentes para el sistema de recuperación de hidrocarburos valiosos en el sistema de absorbedores de una refinería, concluyendo que el modelo de absorción continúa siendo el más atractivo por encima del modelo de compresión de varias etapas. Se plantearon entonces, una serie de mejoras al sistema, enfocadas en el diseño de nuevas unidades o en la adecuación o “revamp” de las ya existentes. Destacan, la instalación de capacidad de enfriamiento adicional, para la corriente de nafta absorbente en el absorbedor primario y también, alternativas en la configuración del sistema, como lo fue colocar la corriente de tope de la despojadora de H₂S directamente en la alimentación de fondo del absorbedor, en lugar de mezclarla con las demás corrientes en el recibidor de alta presión (carga del absorbedor), como es el caso de la configuración actual de los equipos en el caso de estudio.

Nava, (2010) publicó un artículo, en el cual se presentó un sistema de absorción de gases al cual se aplicaron casos de estudio, enfocados en la optimización de la operación del sistema. Proponiendo 11 variaciones en el flujo de las corrientes de los absorbentes (ALC en el absorbedor secundario y nafta absorbente en el absorbedor primario), que van desde reducciones del 40% en ambos, hasta incrementos del 50% en ambos, se observaron parámetros como la recuperación de C3+, la producción de gas licuado de petróleo (GLP), así como el capital de inversión y los costos operativos. Se encontró un escenario, donde un aumento de 35% en la nafta absorbente, incrementaba la recuperación de C3+ hasta en 2%; aunque el capital de inversión y los costos operativos se hacían mayores, la recuperación de

producto valioso justificaba el escenario con un balance económico positivo, el cual, concluyó que iba a hacerse cada vez más atractivo, tomando en consideración, la tendencia mundial de incremento en los precios de productos obtenidos de los hidrocarburos C3+.

Quoqing, Yushu, y Ben (2011) investigaron el caso de operación en una refinería, donde se buscó una solución de integración de procesos, que conllevara un ahorro de energía y un aumento en la recuperación de C3+, en una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado. Las principales variables evaluadas en la investigación fueron: la temperatura de operación del sistema de absorción y el peso molecular de la nafta utilizada como absorbente, proponiendo usar como absorbente, un corte lateral de nafta de la torre de pentanizadora, en lugar del producto de fondo. Para ambos casos, la composición de C3+ en el gas combustible, se hacía cada vez menor, llegando a ser de hasta 3%, a medida que la temperatura de absorción y el peso molecular de la nafta absorbente, disminuían hasta 80°F y 72 g/mol respectivamente.

Wegerer y Qafisheh en el 2009 realizaron una investigación para UOP, donde evaluaron la operación en las unidades de craqueo catalítico fluidizado, en función de los rendimientos de la producción de componentes más livianos, específicamente en los rendimientos de propileno en la unidad. A continuación se presenta la Tabla 1, donde se observan los rendimientos de los 3 modos de operación con una carga típica en la UCCF:

Tabla 1: Rendimientos de la UCCF bajo 3 modos de operación diferentes. Fuente: UOP

Modo	Rendimientos en %peso de la carga fresca (%+/- 0.01)		
	Gasolina	Gasolina+LPG	Propileno
Etileno	0.83	1.42	7.10
Etano	0.90	0.94	1.21
Propileno	4.76	10.50	18.10
Propano	1.84	3.52	2.18
Butilenos	6.62	9.62	9.83
i-butano	3.92	4.87	2.98
Gasolina	54.36	43.94	35.21
ALC	11.57	10.10	8.32

Dentro de sus conclusiones, se destacó que existen 3 modos de operación en la UCCF: modo de producción de Gasolina, con rendimientos de propileno de aproximadamente 5% en peso de la carga fresca; modo de producción de LPG+gasolina, con rendimientos de propileno entre 9 – 11% en peso de la carga fresca; y el modo de producción de Propileno, con rendimientos de propileno de 20% en peso de la carga fresca.

De acuerdo a UOP, el rendimiento depende de distintos factores como la carga, la temperatura del reactor, la presión de reacción y el catalizador, entre otros. A continuación se observa una gráfica suministrada por UOP en la investigación mencionada:

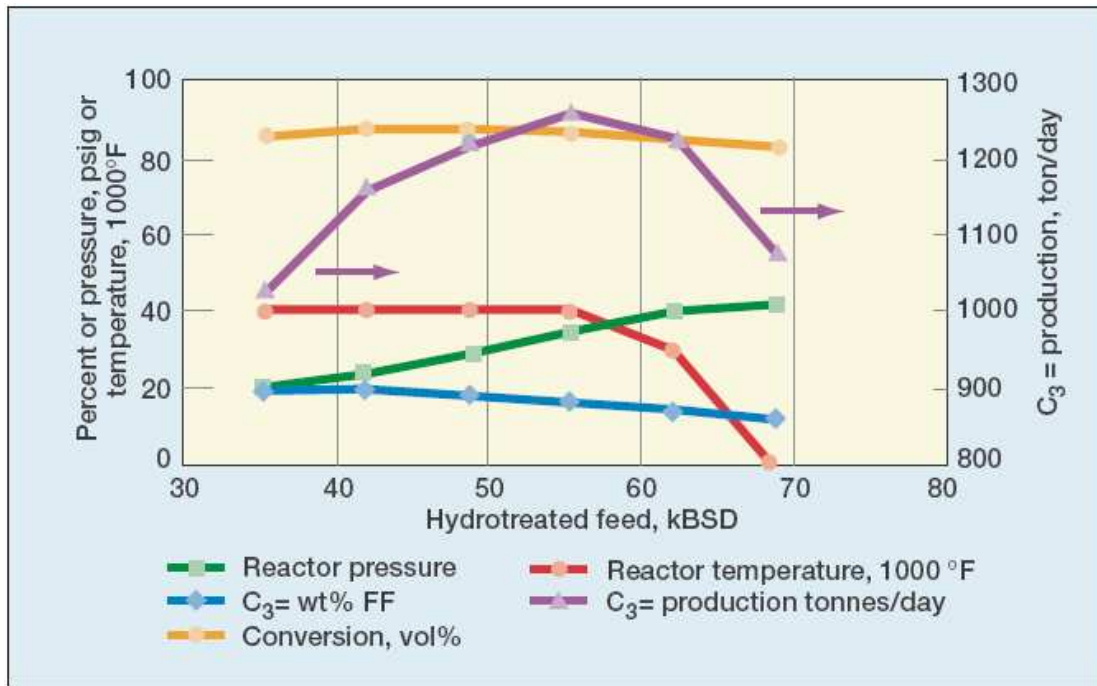


Figura 5: Operación del Reactor de la UCCF. Fuente: UOP.

En la investigación, se menciona que la operación de la sección de concentración de gases cambia de acuerdo al modelo bajo el que se encuentre la UCCF, por lo que es necesario realizar ajustes al proceso a medida que se mueve la operación dentro de los modos de operación mencionados.

Ahora bien, UOP establece que a medida que se mueve la operación en la UCCF hacia mayores rendimientos de propileno, existen variables que tienen un efecto significativo en la recuperación de componentes valiosos en la sección de concentración de gases. Estas son: la presión, internos de las columnas, sub-enfriamiento de las corrientes y circulación de nafta absorbente.

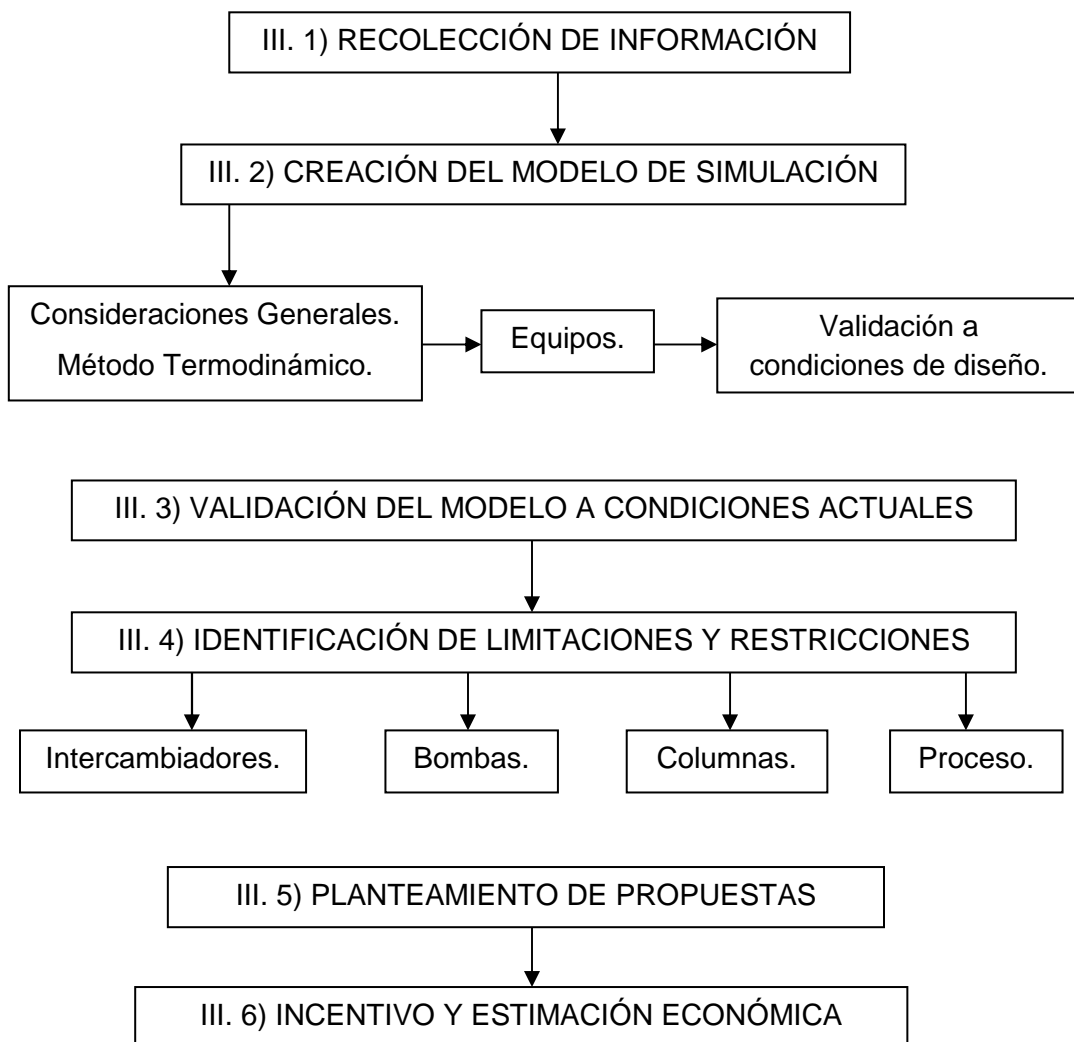
De acuerdo a UOP, la UCCF posee flexibilidad operacional para incrementar el flujo de nafta absorbente y la operación de la torre depentanizadora D-

6213. En términos del balance de calor, no será diferente con respecto a la operación tradicional. UOP afirma que el requerimiento de calor en el hervidor de la columna D-6213 y la integración de calor con la columna principal, se ven muy poco afectados cuando se cambia la filosofía de operación hacia mayores rendimientos de propileno, con su respectivo incremento de la nafta absorbente.

CAPÍTULO III.

MARCO METODOLÓGICO.

En el presente capítulo se muestra la metodología realizada para alcanzar los objetivos propuestos, y se describen cada una de las actividades según el orden en el que se realizaron. El esquema seguido durante la metodología se muestra a continuación:



III.1) RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN.

Durante esta etapa se realizó la revisión bibliográfica del proceso que se lleva a cabo en la UCCF, enfocando la atención en la operación de los absorbedores. Se realizó la lectura de los DESPRO (Descripción de Proceso) de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, manuales operacionales, notas técnicas relacionadas y manual del licenciante de la unidad.

En la sección de Planoteca de la refinería, se realizó la solicitud de las hojas de especificaciones de los absorbedores y equipos asociados, así como también de los DFP y DTI de la unidad.

Se realizó el levantamiento en campo de las características de las instalaciones, haciendo así, el reconocimiento en campo de las líneas principales y equipos, corrientes, y demás accesorios asociados a los mismos.

III.2) CREACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN.

A continuación se muestran las consideraciones, criterios y metodología utilizada para la creación del modelo numérico a condiciones de diseño de los equipos.

III.2.1) Consideraciones Generales.

El primer aspecto que fue necesario definir fueron los límites de batería de la simulación. Se escogió comenzar con todas las corrientes que entran al tambor D-6209 (carga al absorbedor primario) y que pasan, previamente, por el circuito de intercambiadores E-6213 y E-6214 A/B. Esto se debe a que una de estas corrientes que alimentan al tambor D-6209, es el fondo del absorbedor primario D-6210, con lo cual se genera un reciclo importante que es necesario considerar en el modelo.

La torre despojadora de H₂S D-6212, se fijó como último equipo dentro de la simulación. El tope de dicha columna es también una de las corrientes de alimentación al tambor D-6209, por lo que se presenta otro reciclo importante que debe ser considerado, además, se observó en investigaciones previas, que las operaciones del absorbedor primario y de la despojadora de H₂S están estrechamente relacionadas.

Adicionalmente, unos de los aspectos más importantes al momento de realizar la simulación, es conformar un modelo que sea altamente predictivo, esto quiere decir, un modelo que sea sensible a los cambios dentro del sistema y que genere resultados, con la menor cantidad de variables “amarradas” o especificadas.

Para ello, en el caso de los tambores, no se especificaron condiciones como: la temperatura y los flujos de líquido o vapor. De esta manera, se mantiene el modelo predictivo, donde la temperatura del tambor va a depender netamente de la temperatura de entrada al mismo; y los flujos de líquido y vapor dependen directamente del equilibrio líquido-vapor que se produzca dentro del equipo, a las condiciones específicas de presión y temperatura que se presenten en un momento determinado.

En el caso de las columnas, no se especificaron flujos de las corrientes de producto, recuperación de un componente específico, composiciones ni temperaturas de las secciones. Estas variables serán calculadas por el simulador, tomando en cuenta únicamente las interacciones de la transferencia de masa y de calor que ocurran dentro de la columna. Dichas variables, serán totalmente dependientes de los parámetros del sistema, que se pueden controlar y que se quieren estudiar, como lo son, el flujo de alimentación y de absorbentes, las temperaturas de los mismos, entre otras.

III.2.2) Método Termodinámico.

Para la selección del método termodinámico más apropiado fue necesario tomar en cuenta ciertos parámetros, entre los que destacan: la naturaleza de las especies, la composición de las mezclas, el rango de presión y temperatura y las fases involucradas. Esta información se presenta a continuación en la Tabla 2:

Tabla 2: Parámetros y condiciones de los componentes de la simulación para la selección del método termodinámico.

Parámetro	Condiciones de la simulación.
Naturaleza de las especies.	Hidrocarburos no polares.
Composición de las mezclas.	Componentes livianos de hidrocarburos en su mayoría. (C1-C6) a excepción del ALC, gasolina y nafta absorbente. Hidrógeno, H ₂ S, Nitrógeno.
Rango de Presión.	Desde 150 psig hasta 300 psig.
Rango de Temperatura.	Desde 90 °F hasta 250 °F.
Fases Involucradas	Equilibrio líquido – vapor.

Una de las consideraciones principales del equilibrio líquido-vapor, es identificar el comportamiento de la fase líquida, teniendo como opciones el comportamiento ideal, regular, polar no electrolítico y electrolítico (Edwards, 2008). Al considerarse hidrocarburos no polares, quedaron como opciones el comportamiento ideal y regular, seleccionando éste último debido a que la opción ideal aplica a sistemas donde la presión es menor a 1 bar (14.5 psig).

Las soluciones regulares son sistemas donde se asume que las fases líquido y vapor forman soluciones regulares que son medianamente no ideales (Edwards, 2008). Para la selección del modelo en el cálculo de los valores K de equilibrio, se utilizan los criterios mostrados a continuación en la Tabla 3:

Tabla 3: Consideraciones para la selección del modelo termodinámico en el cálculo de los valores K de equilibrio. (Edwards, 2008).

HIDROCARBUROS (SOLUCIONES REGULARES).	
Valores K.	Aplicación.
Peng-Robinson (PR).	Hidrocarburos en general. Presión > 10 bar (145 psig). Procesos criogénicos T < -94°F
Soave-Redlich-Kwong (SRK).	Hidrocarburos en general. Presión > 1 bar (14.5 psig). Temperaturas entre -460°F y 1200°F.
Grayson-Streed (GS).	Hidrocarburos pesados. Presión 7 y 200 bar. (101 < P < 2900) psig. Temperaturas entre -0.4°F y 806°F.

El método de Grayson-Streed (GS) cumplía con el rango de presiones y temperaturas, sin embargo, se obtienen mejores aproximaciones con éste método cuando se trabaja con hidrocarburos pesados. Aunque existen corrientes con fracciones pesadas de hidrocarburos en la simulación, la mayoría de las corrientes en ésta sección, se caracterizan por su composición de hidrocarburos livianos (C6-), que además, son el objeto principal de estudio en la presente investigación.

El método de Peng-Robinson, cumplía con las condiciones de presión y es usado para hidrocarburos en general, sin embargo, suele utilizarse en procesos petroquímicos con temperaturas criogénicas inferiores a -94°F .

Se seleccionó entonces, el método de Soave-Redlich-Kwong, ya que cumplía la condición de trabajar con hidrocarburos en general, además que posee un amplio rango de presiones y temperaturas que abarca las condiciones que se presentan en la simulación. Adicionalmente, de acuerdo a Falcón y Pérez (1994), la ecuación de SRK es la más utilizada en los procesos de refinación y procesamiento de gas.

De acuerdo a Carlson (2006), propiedades como la densidad, entalpía y viscosidad son muy importantes en los simuladores y no se debe aceptar automáticamente el mismo modelo de cálculo para todas, los resultados más exactos se obtendrán con una combinación de los modelos más adecuados para el cálculo de las propiedades de interés.

Para el cálculo de las entalpías se utilizó el modelo de Lee-Kesler. Según Carlson (2006), este método proporciona resultados más adecuados en los cálculos de entalpía cuando se trabaja con hidrocarburos livianos, además de ser compatible con el método de SRK.

Para el cálculo de las densidades de la fase líquida se utilizó el método API, por ser el más usado en operaciones de hidrocarburos. Las propiedades de transporte se calcularon usando correlaciones para petróleo y se empleó el método SIMSCI para el cálculo de las solubilidades del agua en hidrocarburos líquidos. Ésta opción se usa cuando se manejan mezclas que forman agua como una fase pura inmiscible. Tales sistemas se encuentran comúnmente en mezclas de hidrocarburo-agua en procesos de refinación, en los cuales se asume el agua como una fase pura para disminuir el tiempo que demora la computadora en realizar los cálculos (Falcón y Pérez, 1994).

Las propiedades del agua son calculadas entonces utilizando tablas de vapor.

Resumiendo, la selección de métodos termodinámicos que se utilizaron en la simulación se presenta a continuación en la Tabla 4.

Tabla 4: Resumen de los métodos termodinámicos usados en la simulación.

PROPIEDAD.	MODELO.
Valores K de equilibrio	Soave-Redlich-Kwong (SRK).
Entalpía.	Lee-Kesler (LK).
Entropía.	Soave-Redlich-Kwong (SRK).
Densidad de la fase vapor.	Soave-Redlich-Kwong (SRK).
Densidad de la fase líquida.	API.
Propiedades de transporte.	Correlaciones para petróleo.
Solubilidad del agua en hidrocarburos.	SIMSCI.
Agua decantada.	Tablas de vapor.

III.2.3) Algoritmos de Solución.

De acuerdo a SIMSCI (2000), PRO/II proporciona 5 algoritmos para la solución para las columnas. Estos son: Inside/Out (I/O), Chemdist, Sure, Liquid-Liquid y Enhanced I/O.

El algoritmo Liquid-Liquid es apropiado cuando se trabaja con extracciones líquido-líquido. Chemdist no permite retiros laterales ni pumparounds en las columnas, mientras que Sure se recomienda usar en ocasiones donde Inside/Out o Enhanced I/O no han proporcionado una solución convergente.

Se seleccionó entonces, el algoritmo Enhanced I/O, ya que es una versión extendida y más general del algoritmo Inside/Out (I/O), que permite retiros laterales, totales o parciales y además permite la opción de agua decantada en cualquier plato de la columna. Adicionalmente, de acuerdo a SIMSCI (2000), es el algoritmo más usado en la solución de los sistemas de hidrocarburos más comunes en las refinerías.

III.2.4) Componentes, corrientes y pseudo-componentes.

Los componentes seleccionados en el simulador, fueron los que se encontraban incluidos dentro del balance de masa de la UCCF, el cual se muestra en el Apéndice 1.

Ahora bien, dentro de PRO/II, las corrientes de proceso se dividen en 3: corrientes de entrada, corrientes intermedias y corrientes de salida. Las corrientes de entrada, son aquellas que tienen que ser definidas por el usuario, tanto en composición como en condiciones termodinámicas; mientras que las intermedias y de salida, son calculadas por el simulador de acuerdo a las interacciones de transferencia de masa y de calor, características de cada uno de los equipos o unidades de proceso.

Las corrientes de entrada que fueron definidas en la simulación, se encuentran resumidas a continuación en la Tabla 5, donde se muestran junto con sus condiciones de presión y temperatura a las condiciones de diseño.

Tabla 5: Resumen de las corrientes de entrada de la simulación.

Identif. Balance Masa.	Identif. Simulación.	Descripción (Fase).	Presión (Psig).	Temperatura (°F).
13	VAP-G6223	Descarga Compresor de Gas Húmedo (Vapor).	220	207
15	LIQ-CRUDO	Líquido Unidad de Crudo (Líquido).	220	110
16	LIQ-PTR	Líquido de PTR (Líquido).	220	100
7	ABTE-D6205	Gasolina no estabilizada absorbente (Líquido).	240	104
25	NAFTA-RECIR	Nafta absorbente (Líquido).	160	283
26	ALC-RECIRCUL	ALC absorbente (Líquido).	100	335

Las tres corrientes correspondientes a los tres absorbentes, están conformadas en su mayoría por componentes pesados mayores a seis carbonos (C6+). Para incorporarlas, fue necesario el uso de la herramienta de “Petroleum Assay”.

Las corrientes assay se diferencian de las corrientes composicionales, por la manera como sus composiciones son introducidas y referenciadas. Cuando se introduce una corriente assay, es necesaria la introducción de datos experimentales de laboratorio, con lo cual PRO/II caracteriza la composición de la corriente en términos de “componentes de petróleo”, mediante la creación de pseudos-componentes.

Normalmente, los resultados de una prueba de destilación batch a escala de laboratorio, como el procedimiento ASTM D86, son utilizados para caracterizar estas corrientes. Este procedimiento, proporciona datos del

porcentaje de la muestra evaporada, en función de la temperatura, los cuales en conjunto con la información de la gravedad específica de la corriente, proveen la información requerida por PRO/II para incorporar la corriente a la simulación. Los datos del porcentaje de destilación en función de la temperatura, fueron extraídos de los ensayos de destilación ASTM D86, realizados a las corrientes por Mustang Engineering a condiciones de diseño de la unidad, los cuales se presentan en el Apéndice 13:

Adicionalmente, PRO/II, posee la herramienta para especificar los “Lightends”, o composición de los componentes livianos de las corrientes definidas como “Petroleum assay”, los cuales fueron extraídos del balance de masa y colocados en el simulador.

Ahora bien, a continuación se presenta la descripción de los equipos incorporados en la simulación:

III.2.5) Tambor D-6209.

El recipiente de alta presión D-6209, fue simulado como un tambor flash. El D-6209 contó con 3 salidas: la corriente VAP-D6209, que representa los vapores del tope del tambor; la corriente LIQ-D6209, representa la salida líquida de fondo del flash; y la corriente AGUA, que simula la salida de agua decantada a través de la bota que posee dicho tambor.

Las especificaciones que se incorporaron dentro del tambor D-6209, fueron la presión de operación de 200 psig, ya que es una condición estable dentro de la operación, que depende de un sistema que se encuentra muy bien controlado dentro de la planta, como lo es la descarga del compresor de gas húmedo y la presión del gas combustible a la salida del absorbedor D-6211 (controlado en la unidad de Aminas).

III.2.6) Absorbedor primario D-6210.

El absorbedor primario D-6210, fue simulado como una columna sin condensador ni re-hervidor. Al momento de colocar la columna en PRO/II, se hizo necesaria la introducción de las etapas teóricas que conformaban a dicha columna, factor que depende de la eficiencia de la misma. Según SIMSCI (2007), la eficiencia más común para columnas de absorción, se encuentra entre 25% y 35% para columnas de platos y entre 35% y 45% para columnas empacadas.

Ahora bien, el absorbedor cuenta con 2 secciones: la sección superior está conformada por 31 platos de válvula del fabricante Koch-Glitsch; mientras que la sección inferior cuenta con 15.5 pies de empaque, del fabricante Sulzer, los cuales fueron colocados como parte del Proyecto de Incremento de Carga a Conversión (PICC) en sustitución de 9 platos que se encontraban en el fondo de la columna.

Tomando en consideración lo anterior, se estableció una eficiencia del 43% para la zona empacada inferior, lo que se tradujo en 4 etapas teóricas; y 32% de eficiencia en la zona superior de platos, lo que arroja 10 etapas teóricas. Se incorporaron entonces, 14 etapas teóricas en la columna y tomando en cuenta, que PRO/II enumera las etapas del tope al fondo, quedaron distribuidas de la siguiente manera: etapas 1 al 10, sección de platos y etapas 11 a 14, sección de empaque.

Los datos en relación a los internos de la columna, fueron extraídos de las hojas de especificaciones de la columna. Se presenta a continuación, en la Tabla 6, los datos suministrados, en la opción “Hidráulica de los platos y empaque” del absorbedor primario D-6210:

Tabla 6: Información de los internos del absorbedor primario D-6210.

Etapas Teóricas	Internos.	Características.
1 - 10	Platos de válvula Koch-Glitsch.	Espaciado entre platos: 24 pulgadas. Válvulas: diámetro de 1.875 pulg. de acero inoxidable Dimensiones de los bajantes: altura del vertedero: 2.5197 pulg, espacio: 2.6378 pulg
11 - 14	Empaque Sulzer.	Empaque Nutter Rings # 2.5. Factor de empaçado: 15 ft ² /ft ³ Altura del empaque: 15.5 pies.

En el simulador, los platos 7 y 10 se especificaron de manera diferente, ya que, poseen características distintas en las dimensiones de los bajantes, por ser los platos donde ocurre el retiro y el retorno de los 2 *pumparound* que posee la columna.

Se especificó la presión de tope del absorbedor primario según el valor de diseño de 196 psig y adicionalmente se colocó un estimado de la caída de presión en la columna, ya que la caída de presión real será calculada para cada sección, de acuerdo a sus internos.

Se colocó un retiro de agua libre en el tope de la columna. Aunque este retiro, no existe dentro de la configuración en planta del absorbedor primario D-6210, su inclusión dentro de la simulación facilita los cálculos de convergencia de la columna.

La alimentación de la columna, los *pumparound* y las corrientes de absorbentes fueron incorporadas en sus etapas correspondientes, bajo el mismo criterio de eficiencia utilizado para definir las etapas teóricas del absorbedor.

Como especificaciones de desempeño, se colocaron los valores de flujo de los *pumparround* de la columna, ya que estos dependen directamente de las bombas a las que se encuentran asociados. El *pumparround* superior trabaja con la bomba G-6217 A/B (asociada al intercambiador E-6215 A/B) y su valor de flujo por diseño es de 35000 BPD; mientras que el *pumparround* inferior trabaja con la bomba G-6216 A/B (asociada al intercambiador E-6216 A/B) y su valor de flujo por diseño es de 34950 BPD.

III.2.7) Absorbedor secundario D-6211.

El absorbedor secundario, fue simulado como una columna sin condensador ni re-hervidor. El procedimiento realizado para la configuración de este equipo se realizó de manera similar al absorbedor primario. Es una columna de 34 pies de empaque del fabricante Sulzer. Se establecieron 6 etapas teóricas y la información suministrada en la simulación, en relación a los internos, se muestra a continuación en la Tabla 7:

Tabla 7: Información de los internos del absorbedor secundario D-6211.

Etapas Teóricas	Internos.	Características.
1 - 6	Empaque Sulzer.	Empaque Nutter Rings # 2.5. Factor de empaçado: 15 ft ² /ft ³ Diámetro de la columna: 4.5 pies. Altura del empaque: 34 pies.

Se fijó la presión de tope en 190 psig. Adicionalmente, la columna no cuenta con *pumparround* dentro de su esquema. La alimentación de la columna y la corriente de absorbente fueron incorporadas en sus etapas correspondientes, bajo el mismo criterio de eficiencia utilizado para definir las etapas teóricas del absorbedor.

III.2.8) Torre despojadora de H₂S D-6212.

La torre despojadora de H₂S fue simulada como una columna con re-hervidor, sin condensador. El procedimiento realizado para la configuración de este equipo, se realizó de manera similar a las columnas anteriores. La despojadora de H₂S es una columna con 3 secciones de empaque. Se establecieron 13 etapas teóricas, por lo que se colocaron 14 etapas dentro de la columna ya que una representa el re-hervidor de la misma. La información suministrada en la simulación, en relación a los internos, se muestra a continuación en la Tabla 8:

Tabla 8: Información de los internos de la despojadora de H₂S D-6212.

Etapas Teóricas	Internos.	Características.
1 - 6	Empaque Sulzer.	Empaque Nutter Rings # 2.5. Factor de empacado: 15 ft ² /ft ³ Diámetro de la columna: 9.0225 pies. Altura del empaque: 27.5 pies.
7 - 10	Empaque Sulzer.	Empaque Nutter Rings # 2.5. Factor de empacado: 15 ft ² /ft ³ Diámetro de la columna: 9.0225 pies. Altura del empaque: 14.75 pies.
11 - 13	Empaque Sulzer.	Empaque Nutter Rings # 3. Factor de empacado: 15 ft ² /ft ³ Diámetro de la columna: 9.0225 pies. Altura del empaque: 15.75 pies.

La alimentación de la columna y sus productos fueron incorporadas en las etapas correspondientes, bajo el mismo criterio de eficiencia utilizado para definir las etapas teóricas de la columna:

Se fijó la presión de tope en 205 psig y el re-hervidor es de tipo Kettle.

La columna despojadora de H₂S, opera, bajo la filosofía de despojar por el tope el H₂S y livianos presentes en la corriente de alimentación, de esta manera, se asegura una concentración mínima del contaminante H₂S en la corriente de fondo. Para ello se utiliza un esquema de control, donde se manipula el flujo de ALC de calentamiento, que entra al re-hervidor de la columna, a fin de mantener una relación de despojamiento en determinado valor. La relación de despojamiento está definida por la siguiente expresión:

$$\text{Relación de despojamiento} = \text{Flujo de tope (Mft}^3\text{)} / \text{Alimentación (Barriles)}$$

Se colocó entonces, como una especificación, la relación despojamiento por diseño de 0.35, la cual el simulador mantenía, iterando el calor suministrado al re-hervidor de la columna.

III.2.9) Intercambiadores de Calor.

PRO/II permite la simulación de intercambiadores de dos maneras: simulación rigurosa y simulación simple. Los intercambiadores E-6213 y E-6222 fueron simulados de manera simple por ser intercambiadores con aire (ventiladores). En éstos, se especificó el calor intercambiado de acuerdo al balance de energía.

Los intercambiadores de calor incluidos en la simulación fueron los que se presentan a continuación en la Tabla 9:

Tabla 9: Intercambiadores de calor incluidos en la simulación.

Intercambiador	Lado Tubo	Lado Carcasa
E-6213	Mezcla gaseosa de hidrocarburos	Aire
E-6214 A/B	Agua de enfriamiento	Mezcla gaseosa de hidrocarburos
E-6215 A/B	Agua de enfriamiento	<i>Pumparound</i> superior D-6210
E-6216 A/B	Agua de enfriamiento	<i>Pumparound</i> inferior D-6210
E-6217	ALC absorbente	Fondo de la D-6211
E-6218 A/C	Agua de enfriamiento	ALC absorbente
E-6219 A/B	Nafta estabilizada	Alimentación a la D-6212
E-6222	Nafta absorbente al D-6210	Aire
E-6223	Agua de enfriamiento	Nafta absorbente al D-6210

El intercambiador E-6219 A/B fue simulado de manera simple, ya que en el mismo, existe un esquema para controlar la temperatura de la corriente que alimenta a la columna D-6212. De esta manera se colocó un controlador que mantenía la temperatura de la corriente de alimentación a la torre D-6212, manipulando el calor del intercambiador E-6219 A/B.

El resto de los intercambiadores fueron simulados de manera rigurosa, de este modo, PRO/II permitió introducir especificaciones como diámetro de la carcasa, longitud de los tubos, diámetro y número de tubos, arreglo del haz tubular, configuración del intercambiador de acuerdo a las normas TEMA, número de pasos por los tubos, número de carcasas en serie o paralelo, información de las placas deflectoras, materiales de construcción, factores de ensuciamiento y diámetros de las boquillas de alimentación.

Estos parámetros, fueron obtenidos de las hojas de especificación de los equipos y de la información encontrada con respecto a cambios y

modificaciones realizados a los mismos, como consecuencia de los dos *Revamps* realizados en la UCCF, posteriores a la fecha de la que datan de las hojas de especificación de algunos intercambiadores (1980).

No se especificaron las temperaturas de salida de las corrientes, ni el calor de los intercambiadores que se simularon en modo riguroso. Se mantuvo el método de cálculo en modo predictivo, para evaluar el desempeño del intercambiador a las condiciones que se encontrara el proceso.

Las caídas de presión en los intercambiadores simples, fueron introducidas de acuerdo a los valores de las hojas de especificación. En el caso de los intercambiadores rigurosos, fueron calculadas por el simulador, sin embargo PRO/II no proporciona buenos resultados con respecto a la caída de presión en intercambiadores.

III.2.10) Bombas.

Se simularon las bombas G-6214 (líquido del tambor D-6209), G-6215 (fondo del absorbedor D-6210), G-6216 (*pumparound* inferior del absorbedor D-6210), G-6217 (*pumparound* superior del absorbedor D-6210), G-6218 (ALC absorbente al D-6211) y G-6221 (nafta absorbente al absorbedor D-6210). La especificación colocada en las bombas incorporadas, fue el incremento de presión que otorga cada una de ellas.

III.2.11) Validación de la simulación a condiciones de diseño.

La validación de la simulación a condiciones de diseño, se fundamentó en 4 parámetros importantes: flujos, temperaturas, presiones y composición de las corrientes. Se extrajeron los datos de la simulación y fueron comparados con el balance de masa de la unidad a condiciones de diseño.

La validación composicional, se aplicó a las corrientes intermedias y de salida de la simulación, utilizando el método del error absoluto. De acuerdo a Falcón y Pérez (1994), el error absoluto del porcentaje molar de cada componente en las corrientes, a condiciones de diseño con respecto a las obtenidas en la simulación, es la manera más adecuada de observar la validación composicional, ya que, existen valores muy bajos en los cuales el error relativo, o desviación, no es representativo. Se consideró como un buen ajuste, aquellos valores de error absoluto entre -1% y 1%.

La validación de los demás parámetros operacionales, como flujos, temperaturas y presiones, se realizó por el método del error relativo o desviación simple, tomando como buen ajuste aquellos valores dentro del rango de -5% a 5%.

III.3) CARACTERIZACIÓN ACTUAL Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN A CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES.

Para realizar la validación de la simulación a condiciones actuales, se utilizaron datos promedio de valores operacionales en un período de 5 días.

Con el uso de la herramienta "*InfoPlus Process Explorer*", se obtuvieron los valores de las variables operacionales que cuentan con indicaciones dentro de la consola de control de la UCCF. Se realizó la recolección de estos datos en 3 oportunidades a lo largo del día: 4:00 a.m., 10:00 a.m. y 2:00 p.m., con el fin de obtener un promedio diario de cada variable y finalmente un valor único del promedio de la semana. Los valores obtenidos para temperaturas, flujos y otras condiciones de entrada, se incorporaron en el modelo, mientras que los valores restantes, se utilizaron al momento de comparar y verificar la validez de la simulación.

De igual manera, en los intercambiadores de calor involucrados, se realizó un perfil térmico de los mismos y mediciones del agua de enfriamiento en los

intercambiadores que la utilizan. Para el perfil térmico se utilizó un pirómetro, con el que se obtuvieron las temperaturas de los fluidos involucrados en cada intercambiador. Para las mediciones del agua de enfriamiento se utilizó el medidor de caudal “*GE TransPort PT878 – Portable Ultrasonic Liquid Flow Meter*”, el cual utiliza herramientas de ultrasonido para medir el flujo de un líquido desde la superficie externa de una tubería. Las mediciones en campo de los intercambiadores de calor se realizaron 2 veces al día: en la mañana y en la tarde, con lo cual se obtuvo un promedio diario de cada variable y finalmente un valor del promedio de la semana.

De igual forma, se obtuvieron datos composicionales de las corrientes de entrada que conforman el modelo, así como también de las corrientes de salida que permitieran verificar la validez de la simulación a condiciones actuales.

Para ello se realizó el muestreo y análisis en el laboratorio de 5 corrientes. Se realizaron pruebas de destilación ASTM D86 para la corriente de Nafta absorbente y para la corriente de ALC; una cromatografía líquida para la corriente de olefinas y la cromatografía de gases a la corriente de gas combustible del tope del absorbedor secundario.

El criterio utilizado, para introducir los datos de las corrientes a condiciones actuales, fue el mismo que se explicó previamente en el montaje de la simulación. La corriente de ALC y nafta se incorporaron en el modelo como “*Petroleum Assay*” utilizando los valores de las pruebas de destilación. No se realizó una cromatografía líquida del ALC ya que los componentes livianos en esta corriente no son representativos.

La validación composicional, se realizó siguiendo el método del error absoluto. Los valores de composición molar arrojados por los análisis de laboratorio para cada componente, se compararon con la composición molar

obtenida en la simulación. Esto se realizó para la corriente de gas combustible de tope del absorbedor secundario, que es el objetivo principal de estudio en la presente investigación. Se consideró como un buen ajuste, un error absoluto entre -3% y 3%.

La validación de las variables operacionales (flujos, temperaturas, presiones), se realizó siguiendo el método del error relativo, considerando como un buen ajuste, una desviación entre -5% y 5%.

Un parámetro importante al momento de simular los intercambiadores a condiciones actuales, es el factor de ensuciamiento y la relación existente entre el coeficiente global de transferencia de calor a condiciones de diseño (U_d) y actual (U_a). A medida que existe mayor ensuciamiento, disminuye el coeficiente global de transferencia de calor y por lo tanto aumenta la relación U_d / U_a . De acuerdo al criterio utilizado en la sección de conversión y tratamiento, se considera un ensuciamiento excesivo aquellos valores de U_d / U_a superiores a 2.

Considerando el calor transferido, el área de transferencia de calor total y la diferencia de temperatura media logarítmica, se realizaron los cálculos del coeficiente global de transferencia de calor actual, para posteriormente hallar la relación existente con el coeficiente por diseño y compararlo con los resultados obtenidos en la simulación.

III.4) IDENTIFICACIÓN DE LIMITACIONES Y RESTRICCIONES.

Las limitaciones y restricciones consideradas en la investigación se dividieron en 4 categorías: intercambiadores, columnas, proceso y bombas.

III.4.1) Intercambiadores.

El principal parámetro que se tomó en consideración para identificar limitaciones en los intercambiadores fueron los caudales máximos de los fluidos considerados en el diseño y en el balance de masa, tanto para el fluido de proceso, como para el agua de enfriamiento, en los intercambiadores que la utilicen.

Sin embargo, en caso de encontrarse con caudales mayores a los establecidos, durante el planteamiento de propuestas, se consideraron las restricciones de las velocidades de los fluidos dentro del intercambiador.

Se observó la caída de presión, sin embargo, PRO/II no proporciona buenos resultados para este parámetro, inclusive cuando se utiliza la modalidad de simulación de intercambiadores en forma rigurosa. Se verificó que los valores obtenidos con PRO/II estuvieran dentro del rango establecido en las normas PDVSA. A pesar de ello, un estudio más adecuado de la caída de presión no se realizó, ya que dentro de la red interna de la refinería no se cuenta con programas, como HTRI, para realizar dicha evaluación.

Otro parámetro a tomar en cuenta fue la temperatura máxima de salida del agua de enfriamiento, en los intercambiadores que la utilicen.

También se definieron las temperaturas y presiones máximas de diseño de los equipos, para verificar que los valores en el planteamiento de mejoras estuvieran por debajo de estos parámetros.

III.4.2) Columnas.

Los principales parámetros considerados como restricciones fueron, el porcentaje de inundación de las secciones de las columnas y el porcentaje de inundación de los bajantes para el caso de platos. Se observó la

capacidad del empaque para manejar la carga, en las secciones empacadas de las columnas.

No se realizó una evaluación previa al planteamiento de mejoras. Sino que una vez que se consideró una propuesta dentro del modelo de simulación, se extrajeron de PRO/II los valores del tráfico líquido-vapor en las secciones de las columnas. Posteriormente, utilizando la herramienta del software del licenciante de los internos, se realizó la evaluación donde se observaron los parámetros mencionados.

El software del licenciante que se utilizó fue: SULCOL 3.0, de la empresa Sulzer para evaluar las secciones empacadas de las columnas; y KG-TOWER™, de Koch-Glitsch para las secciones de platos.

III.4.3) Proceso.

Las restricciones asociadas al proceso, se definieron como aquellas condiciones operacionales y parámetros que deben mantenerse, para asegurar una operación estable, tanto en los equipos asociados a la investigación, como también en otros equipos, e inclusive unidades, que pueden encontrarse aguas arriba o aguas abajo del proceso.

III.4.4) Bombas.

Las restricciones de las bombas se manejaron utilizando las curvas del fabricante para cada bomba, bajo el criterio establecido en la 8va edición de la normativa API 610, la cual establece que el rango de caudales, preferidos para la operación, se encuentra comprendido en la región entre el 70% al 120%, del punto de máxima eficiencia (BEP por sus siglas en inglés: *Best Efficiency Point*). La potencia consumida por la bomba se encuentra considerada en este criterio. Adicionalmente, se consideró el caudal mínimo

de operación, como aquel establecido por el fabricante en las hojas de especificación para asegurar una operación continua y estable de la bomba.

También se verificó, que la presión de descarga de las bombas, cumpliera con los requerimientos del proceso a la cual estaba asociada.

III.5) PLANTEAMIENTO DE PROPUESTAS.

El primer paso para el planteamiento de las mejoras, fue la identificación de de las sensibilidades de la variable de optimización. En este caso, utilizando la simulación a condiciones de diseño, a condiciones actuales y también con los fundamentos conseguidos en la recopilación de antecedentes, se observó cómo se comporta la composición de C3+ en el gas combustible, modificando parámetros de interés dentro del proceso como presiones, temperaturas y flujos de las distintas corrientes que conforman el modelo. Para los estudios de la sensibilidad se utilizó en PRO/II la herramienta de “Casos de estudio”, donde se observaron los resultados deseados, en este caso la composición de C3+ en el gas combustible, realizando cambios automáticos establecidos en una variable de interés.

Una vez observada la sensibilidad, se utilizaron estos criterios para el planteamiento de las propuestas. Para este paso se consideraron las limitaciones y restricciones conseguidas previamente y se configuró una propuesta dentro del modelo de simulación a condiciones actuales. Luego se observó la composición de C3+ en el gas combustible y se presentan 2 casos: si la composición no disminuyó, se descartó la propuesta y se volvió a la simulación actual para una nueva propuesta. En caso de que la composición disminuyera, se verificaron nuevamente las limitaciones y restricciones para comprobar que todos los parámetros se encontraban dentro de los intervalos permitidos. Una vez verificado esto, se recopiló la información necesaria para realizar la estimación económica y llegar a una

propuesta final. El esquema seguido para la conformación de las propuestas se muestra a continuación en la Figura 6:

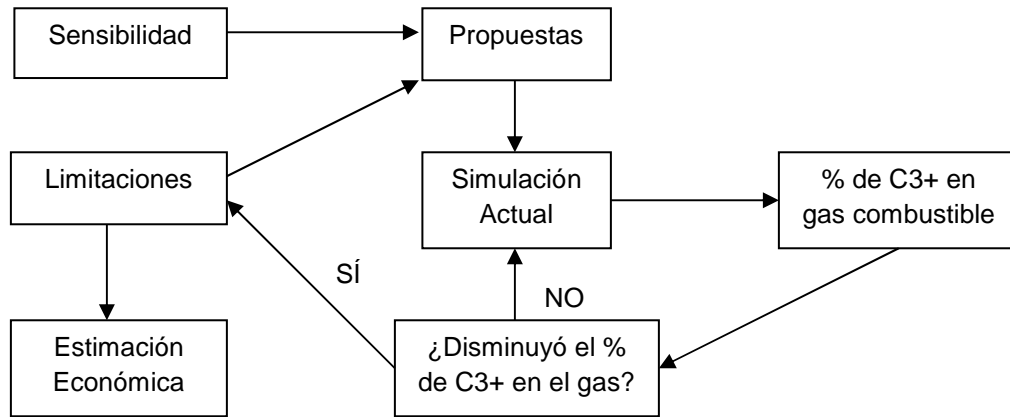


Figura 6: Representación esquemática del procedimiento para la generación de propuestas.

Adicionalmente, las propuestas fueron divididas en 2 niveles: El Nivel 1 consideró todas aquellas propuestas que se encontraban dentro de los márgenes e intervalos de las limitaciones encontradas. Se identificó el aumento de la recuperación de C3+ para cada uno de los planteamientos en este grupo y posteriormente se realizó un análisis de la recuperación total con todas las propuestas aplicadas a la vez. Las propuestas de Nivel 1 fueron consideradas propuestas aplicables a corto plazo, que no requieren de modificaciones mayores.

En el Nivel 2 se incluyeron aquellas propuestas en donde se observa el incremento en la recuperación de C3+, eliminando restricciones y cuellos de botella que se encuentren en el proceso. En este nivel se incluyeron aquellos planteamientos que consideren la compra de equipos adicionales o sustitución de los ya existentes y son consideradas propuestas a mediano plazo.

III.6) INCENTIVO Y ESTIMACIÓN ECONÓMICA.

La estimación económica, se realizó siguiendo el esquema de estimación del beneficio por incremento en la oportunidad de ganancia, considerando la recuperación adicional de productos valiosos en cada propuesta planteada.

Para la recuperación volumétrica adicional de olefinas, se encontró en información técnica de la unidad que por cada barril de olefinas recuperadas, se producen aproximadamente 1.7 barriles de alquilato en la unidad de alquilación. Luego con el valor de mercado, o precios pronósticos, suministrados por el personal de programación y economía para el alquilato, se estimó el beneficio de la recuperación adicional de olefinas.

Al incrementar la alimentación de olefinas en la unidad de alquilación, se incrementa el consumo de iso-butano para que se lleven a cabo las reacciones de alquilación. Por cada barril de olefinas alimentadas, se consumen 1.2 barriles de iso-butano, el cual es un insumo que se compra en el mercado.

La recuperación adicional de propano, se valorizó como gas licuado de petróleo. La recuperación adicional de n-butano, se valorizó como gasolina de 95 octanos.

El incremento en la oportunidad de ganancia se calculó entonces mediante la siguiente fórmula:

- Oportunidad de Ganancia = (Olefinas * 1.7 * \$/barril alquilato)
– (Olefinas * 1.2 * \$/barril isobutano)
+ (Propano * \$/barril GLP)
+ (n-butano * \$/barril gasolina 95)

Los valores utilizados como precios pronósticos de los productos e insumos para octubre 2013 se muestran a continuación en la Tabla 10:

Tabla 10: Precios pronósticos para octubre 2013 de los productos/insumos.

Producto/Insumo	Valor de mercado (\$/barril) (+/- 0.1)
Isobutano	64.4
Alquilato	134.9
Gas licuado de petróleo	44.0
Gasolina 95 octanos	125.6

Ahora bien, las propuestas de Nivel 2 consideraron la adquisición de intercambiadores de calor. Para realizar el estimado de costos de los intercambiadores se utilizó el criterio propuesto por Seider (2004), el cual presenta un conjunto de fórmulas que consideran no sólo el costo de adquisición del equipo, sino también los costos totales de materiales para la instalación, mantenimiento, seguro, impuestos y la construcción de la infraestructura. Las fórmulas utilizadas se muestran en el Apéndice 9.

La bibliografía encontrada para la estimación de costos es del año 2004, por lo cual, una vez encontrados los costos estimados se realizó la conversión que considera la inflación, es decir, tomando como base el año 2004, se calculó el valor futuro proyectado al año 2013.

Adicionalmente se realizó en conjunto con el personal de Programación y Economía, la evaluación de cada uno de los escenarios finales de propuestas (Nivel 1 y Nivel 2). Esto se realizó con la ayuda del software de programación lineal PIMS, bajo el cual se maneja la operación en la Refinería El Palito. Este software considera de forma más completa, los aspectos económicos relacionados con la operación en la refinería, incluyendo los

costos operativos, consumo energético, insumos, ventas de productos, producción individual de cada una de las unidades de proceso bajo los esquemas propuestos e inclusive las cantidades necesarias de cada producto para realizar las mezclas de gasolina bajo los estándares actuales.

Se definió dentro del programa, el incremento en la recuperación de C3's y C4's observado en la UCCF, en los escenarios planteados. La variable objetivo a maximizar, fue el margen de refinación, el cual se define básicamente como los beneficios netos diarios de la refinería en miles de dólares.

Calculando la diferencia entre el margen de refinación en el caso base y el margen de refinación obtenido en cada uno de los niveles de propuestas, queda reflejado el beneficio económico de implementar cada una de ellas.

CAPÍTULO IV.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la presente investigación, junto con su análisis y discusión.

IV.1) SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN A CONDICIONES DE DISEÑO.

Los resultados obtenidos con el modelo de simulación a condiciones de diseño se presentan a continuación.

IV.1.1) Tambor D-6209.

En el Apéndice 2 mostrado en la sección de Apéndices, se muestra la validación composicional de las corrientes asociadas al tambor D-6209 a condiciones de diseño. Los errores absolutos observados en la validación, se encontraron dentro del rango de -1% a 1% por lo que se puede concluir, que el modelo de simulación se ajustó de manera satisfactoria para éste equipo a las condiciones de diseño.

A continuación, en la Tabla 11, se presentan los resultados de las variables operacionales, obtenidos en el tambor D-6209.

Tabla 11: Resultados operacionales del tambor D-6209.

Variable	Unidad	Diseño	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Líquido del D-6209	BPD (+/- 0)	76521	77382	1.11
Vapor del D-6209	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1481.0	1447.1	-2.29
Temperatura D-6209	°F (+/- 0.1)	101.0	100.47	-0.52
Presión D-6209	Psig (+/- 0.1)	200.0	200.0	0.00

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -2.3% a 1.2%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo.

IV.1.2) Absorbedor Primario D-6210.

En el Apéndice 3, mostrado en la sección de Apéndices, se muestra la validación composicional de las corrientes asociadas al absorbedor primario D-6210 a condiciones de diseño. Los errores absolutos observados en la validación, se encontraron dentro del rango de -1% a 1%, por lo que se puede concluir, que el modelo de simulación se ajustó de manera satisfactoria para éste equipo.

A continuación, en la Tabla 12, se presentan los resultados de las variables operacionales obtenidas en el absorbedor primario D-6210.

Tabla 12: Resultados del Absorbedor Primario D-6210.

Variable	Unidad	Diseño	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	126.0	128.4	1.89
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	121.0	121.5	0.44
Temperatura <i>pumparound</i> inferior	°F (+/- 0.1)	111.0	111.2	0.18
Temperatura <i>pumparound</i> superior	°F (+/- 0.1)	114.0	114.7	0.61
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	196.0	196.0	0.00
Vapor de Alimentación	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1481.0	1447.1	-2.29
Gasolina Absorbente	BPD (+/- 0)	36180	36140	-0.11
Nafta Absorbente	BPD (+/- 0)	5400	5400	0.00
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	777.0	776.5	-0.06
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	50870	51516	1.26

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -2.3% a 1.9%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo.

Se observaron los resultados obtenidos con PRO/II para los internos de la columna, con respecto al porcentaje de inundación. Para el absorbedor primario se obtuvo una inundación de 25% a 55% en las etapas 1-6; 75% en la etapa 7; 56% en las etapas 8-9, 78% en la etapa 10 y de 49% a 54% de aproximación a la inundación, en la sección de empaque de fondo. La inundación más elevada en la etapas 7 y 10 se debe a que éstas corresponden a los platos 10 y 20 del absorbedor primario donde se realizan los *pumparound* con enfriamiento lateral en la columna.

La evaluación de los internos con el software del licenciante no se realizó a condiciones de diseño, ya que los resultados arrojados por PRO/II se encontraron dentro de los valores operacionales normales: menores a 80%, para empaques desordenados de acuerdo a la norma PDVSA MDP-04-CF-07 y menores a 85%, para platos de válvula de acuerdo a la norma PDVSA MDP-04-CF-08.

IV.1.3) Absorbedor Secundario D-6211.

En el Apéndice 4, mostrado en la sección de Apéndices, se muestra la validación composicional de las corrientes asociadas al absorbedor secundario D-6211 a condiciones de diseño. Los errores absolutos observados, se encontraron dentro del rango de -1% a 1%, por lo que se puede concluir, que el modelo de simulación se ajustó de manera satisfactoria.

A continuación, en la Tabla 13, se presentan los resultados de las variables operacionales, obtenidos en el absorbedor secundario D-6211.

Tabla 13: Resultados del Absorbedor Secundario D-6211.

Variable	Unidad	Diseño	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	118.0	117.8	-0.16
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	143.0	144.5	1.01
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	190.0	190.0	0.00
Presión Fondo	Psig (+/- 0.1)	190.5	190.5	0.00
Vapor de Alimentación	Mft ³ /h (+/- 0.1)	777.0	776.5	-0.06
ALC Absorbente	BPD (+/- 0)	5000	5000	0.00
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	723.0	721.7	-0.17
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	5930	5973	0.72

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -0.17% a 1.01%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo.

Para el absorbedor secundario se obtuvo con PRO/II, de 30 a 31% de aproximación a la inundación en el empaque. La evaluación de los internos con el software del licenciante no se realizó a condiciones de diseño.

IV.1.4) Despojadora de H₂S D-6212.

En el Apéndice 5, mostrado en la sección de Apéndices, se muestra la validación composicional de las corrientes asociadas a la torra despojadora de H₂S D-6212 a condiciones de diseño. Los errores absolutos, se encontraron dentro del rango de -1% a 1%, por lo que se puede concluir, que el modelo de simulación se ajustó de manera satisfactoria para éste equipo a las condiciones de diseño.

A continuación, en la Tabla 14, se presentan los resultados de las variables operacionales, obtenidos en la despojadora de H₂S D-6212.

Tabla 14: Resultados de la despojadora de H₂S D-6212.

Variable	Unidad	Diseño	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	139.0	140.8	1.29
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	245.0	245.3	0.12
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	205.0	205.0	0.00
Presión Fondo	Psig (+/- 0.1)	206.0	206.3	0.14
Líquido de Alimentación	BPD (+/- 0)	76521	77382	1.11
Relación de despojamiento.	Mft ³ /BP (+/- 0.01)	0.35	0.35	0.00
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1127.0	1128.5	0.13
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	61156	60385	-1.26

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -1.26% a 1.29%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo.

Para la despojadora de H₂S, se obtuvo con PRO/II un 45 a 57% de aproximación a la inundación en la sección superior de empaque, 59 a 62% en la sección intermedia y 52 a 54% en la sección inferior.

El calor del rehervidor de la despojadora D-6212, corresponde al de los intercambiadores E-6220 y E-6221. Fijando la relación de despojamiento en 0.35, se obtuvo un calor de 55.6 MMBTU/h, lo cual representa una desviación de -1% con respecto al valor por diseño de 56.2 MMBTU/h.

IV.1.5) Resultados adicionales representativos en la simulación.

Una vez que fue validado el modelo a condiciones de diseño, se extrajeron resultados adicionales del mismo, entre los cuales se logró verificar la composición de C3+ en el gas combustible a condiciones de diseño, así como otros parámetros importantes que se muestran a continuación en la Tabla 15:

Tabla 15: Resultados representativos de la simulación a condiciones de diseño.

Variable	Unidad	Resultado
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	5.42
C3+ totales en el gas combustible	BPD (+/- 1)	611
C3's totales en el gas combustible	BPD (+/- 1)	397
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	94.76
C4's totales en el gas combustible	BPD (+/- 1)	182
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	98.45
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	382
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	672
H ₂ S en Olefinas	ppm (+/- 1)	506

IV.1.6) Intercambiadores de Calor.

Se presenta en la Tabla 16, la validación realizada:

Tabla 16: Validación de los intercambiadores.

HX	Condición	Calor (MMBTU/h)	TUBO (°F)		CARCASA (°F)	
			(Entrada - Salida)	(Entrada - Salida)	(Entrada - Salida)	(Entrada - Salida)
E-6214 A/B	Balance de energía	24.5	90.0	114.0	130.0	100.0
	Simulación	23.5	90.0	111.5	129.2	100.7
	Desv. (% +/- 0.01)	-4.08	0.00	-2.19	-0.61	0.70
E-6215 A/B	Balance de energía	2.4	90.0	109.0	114.0	100.5
	Simulación	2.4	90.0	108.1	114.9	101.4
	Desv. (% +/- 0.01)	0.00	0.00	-0.82	0.78	0.89
E-6216 A/B	Balance de energía	2.0	90.0	105.5	111.0	99.2
	Simulación	2.1	90.0	106.0	111.5	99.4
	Desv. (% +/- 0.01)	5.00	0.00	0.47	0.45	0.20
E-6217	Balance de energía	3.3	335.7	238.0	143.0	234.0
	Simulación	3.7	335.0	224.3	144.5	247.2
	Desv. (% +/- 0.01)	12.00	-0.28	-5.75	1.04	5.64
E-6218 A	Balance de energía	4.0	90.0	102.7	238.0	105.0
	Simulación	3.7	90.0	101.3	224.3	104.4
	Desv. (% +/- 0.01)	-7.25	0.00	-1.36	-5.75	-0.57
E-6218 C	Balance de energía	0.1	90.0	91.0	105.0	100.0
	Simulación	0.1	90.0	91.0	104.4	100.0
	Desv. (% +/- 0.01)	0.00	0.00	0.00	-0.57	0.00

Es importante destacar que debido a cambios en el balance de masa de la unidad y de las corrientes, no es posible comparar el calor intercambiado en la simulación con respecto al que se observa en las hojas de especificación de los equipos. Esto se debe a que la UCCF ha pasado por dos *Revamps* y en muchos casos las hojas de especificación no han sido actualizadas.

Por consiguiente, se realizó la comparación para la validación, utilizando la información encontrada en el trabajo de maestría de Hernández y Betancourt (2006), que considera los nuevos calores y temperaturas incluidos en el Proyecto de Incremento de Carga a Conversión (PICC), sobre los que se fundamenta el balance de masa que se utilizó en la simulación.

En general el modelo se ajusta bastante bien a la operación de los intercambiadores. La desviación conseguida para el calor intercambiado y las temperaturas, se encuentran dentro del rango establecido de -5% a 5%.

En el intercambiador E-6217 se obtuvo una desviación levemente superior al rango, sin embargo, la desviación observada de -5.75% en la temperatura de salida del ALC que pasa por los tubos, es consistente con la desviación de 5.64% en la temperatura de salida de la corriente (fondo D-6211) que pasa por la carcasa. Este fenómeno, según Bejan y Kraus (2002), se traduce en un incremento en la transferencia de calor, lo cual es consistente y explica el 12.00% de incremento en el calor transferido observado.

El intercambiador E-6218 se separó en sus 2 unidades: A y C, debido a que cada una presentaba características diferentes en cuanto al tamaño de la carcasa y número de tubos. La desviación de -7.25% en el calor transferido, para el E-6218 A, está directamente relacionada con la desviación en el intercambiador E-6217 al estar conectados en serie. Se pudo observar que, tanto en el caso diseño como en la simulación, el ALC es enfriado en el E-6218 A hasta 105°F aproximadamente, con la diferencia de que en la

simulación, el ALC entra al intercambiador con una temperatura menor, lo cual explica entonces la disminución observada en la transferencia de calor.

Los resultados observados en el E-6218 C, presentan un buen ajuste y cumplen con la condición de proceso de enfriar hasta 100°F el ALC que va a ser usado como absorbente. Tomando en cuenta que ésta es la función principal de los intercambiadores E-6217 y E-6218 A/C, se considera un buen ajuste del modelo a pesar de las desviaciones observadas.

No fue posible comparar el desempeño de los intercambiadores E-6222 y E-6223. Los datos conseguidos en el balance de masa para éstos intercambiadores, consideran el desvío de la corriente de nafta que va a tratamiento, antes de pasar por los E-6222 y E-6223, mientras que el modelo de simulación, considera el desvío después de pasar por estos intercambiadores, la cual, es la configuración actual del sistema. Por consiguiente, la transferencia de calor obtenida en la simulación es mayor que la observada en el balance de masa, ya que se incrementa de 5400 BPD a 35000 BPD el flujo de nafta en los intercambiadores.

Se consideró un buen ajuste del modelo, ya que el objetivo principal de los intercambiadores E-6222 y E-6223 es enfriar la corriente de nafta que va a ser usada como absorbente, hasta 95°F – 100°F, condición del proceso que se alcanza en la simulación.

IV.2) CARACTERIZACIÓN ACTUAL Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN A CONDICIONES ACTUALES.

A continuación se presenta la validación del modelo de simulación a condiciones actuales de operación. Los resultados de los análisis de laboratorio realizados que se utilizaron en la simulación se muestran en el Apéndice 6 y la recolección de datos de planta se muestra en el Apéndice 8.

IV.2.1) Corriente de gas combustible.

La validación composicional que se realizó para la corriente de gas combustible se muestra en el Apéndice 7, donde se obtuvo un error absoluto entre -2% y 2%.

Las pruebas de laboratorio arrojaron un peso molecular promedio de 22.1 g/mol para el gas combustible, mientras que el valor obtenido en la simulación es de 21.8 g/mol, lo cual representa un error relativo de -1.35%, considerado como aceptable. Se observó también un error aceptable de 2.5% en la gravedad específica de la corriente, se obtuvo un valor de 0.77 en las pruebas de laboratorio y de 0.75 en la simulación.

Con respecto a la composición de C₃₊ en el gas combustible, que es el objetivo principal de estudio en la presente investigación; en las pruebas de laboratorio realizadas se obtuvo un valor de 13.10% molar, mientras que la simulación arrojó un resultado de 13.52% molar, lo cual representa un error absoluto de 0.42%. De igual forma se observó un error absoluto de 0.20% en la composición de C₄₊ en el gas combustible (3.00% en las pruebas de laboratorio y 3.20% en la simulación).

Tomando en cuenta los aspectos anteriores, se consideró aceptable el ajuste del modelo en lo que se refiere a la composición y características de la corriente de gas combustible.

IV.2.2) Tambor D-6209.

A continuación, en la Tabla 17, se presentan los resultados de las variables operacionales a condiciones actuales, obtenidos en el tambor D-6209.

Tabla 17: Resultados operacionales a condiciones actuales del tambor D-6209.

Variable	Unidad	Data de Planta	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Líquido del D-6209	BPD (+/- 0)	70880	65200	-8.01
Vapor del D-6209	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1792.8	1709.0	-3.50
Temperatura D-6209	°F (+/- 0.1)	101.0	104.4	3.43
Presión D-6209	Psig (+/- 0.1)	198.9	199.0	0.01

Como se puede observar en la tabla anterior, los errores obtenidos se encuentran dentro del rango considerado aceptable de -5% a 5%, a excepción de la corriente de líquido del tambor D-6209. Debido al buen ajuste observado para los demás parámetros, no sólo en el tambor D-6209, sino en los demás equipos, la desviación puede estar relacionada a errores o pérdida de calibración del instrumento en campo (62FIC30). No se realizó una evaluación de la calibración, sin embargo la misma fue recomendada en la sección de Recomendaciones de la presente investigación.

IV.2.3) Absorbedor Primario D-6210.

A continuación, en la Tabla 18, se presentan los resultados de las variables operacionales a condiciones actuales obtenidas en el absorbedor primario D-6210.

Tabla 18: Resultados del Absorbedor Primario D-6210 a condiciones actuales.

Variable	Unidad	Data de Planta	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	138.6	139.9	0.94
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	---	127.9	---
Temperatura <i>pumparound</i> inferior	°F (+/- 0.1)	133.0	134.1	0.82
Temperatura <i>pumparound</i> superior	°F (+/- 0.1)	127.0	127.6	0.47
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	---	196.0	---
Vapor de Alimentación	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1792.8	1709.0	-3.50
Gasolina Absorbente	BPD (+/- 0)	26300	26230	-0.25
Nafta Absorbente	BPD (+/- 0)	5512	5516	0.07
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	---	1062.4	---
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	42380	40940	-3.39

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación observada se encuentra dentro del rango de -3.50% a 1%, por lo cual se considera un buen ajuste del modelo para este equipo a condiciones actuales.

IV.2.4) Absorbedor Secundario D-6211.

A continuación, en la Tabla 19, se presentan los resultados de las variables operacionales a condiciones actuales obtenidas en el absorbedor secundario D-6211.

Tabla 19: Resultados del Absorbedor Secundario D-6211.

Variable	Unidad	Data de Planta	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	132.1	134.3	1.70
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	---	158.4	---
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	191.4	190.0	-0.74
Vapor de Alimentación	Mft ³ /h (+/- 0.1)	---	1062.4	---
ALC Absorbente	BPD (+/- 0)	5400	5400	0.00
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	991.2	980.1	-1.10
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	---	6856	---

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -1% a 2%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo.

Es importante mencionar que el instrumento que mide los vapores de tope del absorbedor secundario se encuentra actualmente descalibrado. Para obtener el valor actual observado en la tabla, se utilizó un criterio de relación empleado por el personal de conversión y tratamiento para realizar los balances de masa semanales de la unidad. Dicho criterio de corrección establece que el flujo de tope del absorbedor secundario, es igual al flujo de vapor del tambor D-6209 multiplicado por 0.57.

IV.2.5) Despojadora de H₂S D-6212.

A continuación, en la Tabla 20, se presentan los resultados de las variables operacionales, obtenidos en la despojadora de H₂S D-6212 a condiciones actuales.

Tabla 20: Resultados de la despojadora de H₂S D-6212 a condiciones actuales.

Variable	Unidad	Data de Planta	Simulación	Error Relativo (% +/- 0.01)
Temperatura Tope	°F (+/- 0.1)	151.1	151.0	0.08
Temperatura Fondo	°F (+/- 0.1)	245.4	246.7	0.53
Presión Tope	Psig (+/- 0.1)	---	205.0	---
Presión Fondo	Psig (+/- 0.1)	---	210.1	---
Líquido de Alimentación	BPD (+/- 0)	70880	65200	-8.01
Relación de despojamiento.	Mft ³ /BP (+/- 0.01)	0.40	0.41	3.25
Vapor de Tope	Mft ³ /h (+/- 0.1)	1140	1110	-2.65
Líquido de Fondo	BPD (+/- 0)	49370	48470	-1.83

Como puede observarse en la tabla anterior, la desviación o error relativo, arrojó valores dentro del rango de -3% a 4%, por lo que se considera un buen ajuste del modelo. A excepción del líquido de alimentación, cuyo porcentaje de desviación se explicó con los resultados del tambor D-6209.

IV.2.6) Resultados adicionales a condiciones actuales.

A continuación en la Tabla 21, se muestran resultados adicionales representativos en la simulación a condiciones actuales.

Tabla 21: Resultados representativos de la simulación a condiciones actuales.

Variable	Unidad	Resultado
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	13.52
C3's totales en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1487
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	80.62
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	95.90
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1509
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2656
H ₂ S en Olefinas	ppm (+/- 1)	160

IV.2.7) Intercambiadores de calor.

Se presenta a continuación, los caudales actuales de agua de enfriamiento, medidos y considerados en la simulación para los intercambiadores:

Tabla 22: Caudales de agua de enfriamiento.

HX	Agua por diseño		Agua actual	
	BPD (+/- 0)	GPM (+/- 0.1)	BPD (+/- 0)	GPM (+/- 0.1)
E-6214 A/B	70250	2046.0	57531	1678.0
E-6215 A/B	9291	271.0	6963	203.0
E-6216 A/B	9291	271.0	8859	258.0
E-6218 A	21886	637.0	14160	413.0
E-6218 C	12805	373.0	---	---
E-6223 A/B	26056	759.0	12473	364.0

La comparación de los calores, que se realizó para aquellos intercambiadores que usan agua de enfriamiento, se muestra a continuación en la tabla 23.

Tabla 23: Resultados de intercambiadores que utilizan agua de enfriamiento a condiciones actuales.

HX	Condición	Calor (MMBTU/h)	TUBO (°F)		CARCASA (°F)	
			(Entrada - Salida)		(Entrada - Salida)	
E-6214 A/B	Datos de Planta	25.3	91.0	121.0	138.0	106.0
	Simulación	25.8	90.0	120.0	138.0	104.0
	Desv. (% +/- 0.01)	1.97	-1.09	-0.82	0.00	-1.88
E-6215 A/B	Datos de Planta	2.2	91.0	113.0	133.0	119.0
	Simulación	2.1	90.0	111.0	134.0	118.0
	Desv. (% +/- 0.01)	-4.54	-1.09	-1.79	0.75	-0.84
E-6216 A/B	Datos de Planta	2.7	91.0	112.0	127.0	110.0
	Simulación	2.6	90.0	111.0	128.0	108.0
	Desv. (% +/- 0.01)	-3.70	-1.09	-0.89	-1.57	-1.81
E-6223 A/B	Datos de Planta	4.9	91.0	117.0	140.0	107.0
	Simulación	5.1	90.0	120.0	137.0	105.0
	Desv. (% +/- 0.01)	4.01	-1.09	2.56	-2.14	-1.89

Como se muestra en la tabla anterior, los resultados obtenidos, se encontraron dentro del rango de desviación de -5% a 5%, por lo cual se considera un buen ajuste del modelo.

De los intercambiadores E-6218 A/C, se encontró que el E-6218 C se encuentra actualmente fuera de servicio. Por lo tanto el ALC que se utiliza

como absorbente pasa únicamente por el E-6217 y el E-6218 A, alcanzando una temperatura medida en planta de 103°F. No se pudo realizar un perfil térmico completo en el intercambiador E-6217, ya que no se contaba con los flujos involucrados en el mismo. Sin embargo se encontró en la simulación que la temperatura del ALC alcanzada en el sistema de intercambiadores E-6217 y E-6218 A era de 102°F, lo cual representa una desviación de -0.97% con respecto a la medida en planta y por lo tanto un buen ajuste del modelo.

Al momento de simular los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B, se encontró que las temperaturas de salida en la carcaza (lado proceso) alcanzadas por ambos, eran considerablemente más bajas en la simulación en comparación con las medidas en campo. Para el E-6215 A/B se observó una temperatura simulada de 102°F, mientras que el valor medido era de 119°F. Para el E-6216 A/B se observó una temperatura simulada de 100°F, mientras que el valor medido era de 110°F. Por consiguiente, se verificó la relación entre el coeficiente global de transferencia de calor actual con respecto al diseño (U_d / U_a) y se encontró que la relación era de 3.0 (E-6215 A/B) y 2.1 (E-6216 A/B), lo cual se traduce en un incremento del ensuciamiento en éstos intercambiadores, inclusive más alto que el valor máximo permitido de 2.0. Esto coincide con el reconocimiento observado en campo, ya que se encontró que estos equipos no tienen la capacidad instalada para realizar el retro-lavado y limpieza de los tubos, por lo cual deberían tener un ensuciamiento acumulado elevado, en vista de que únicamente pueden limpiarse cuando ocurra una parada de la unidad.

Para poder simular éste efecto y obtener resultados satisfactorios en la simulación, se incrementó en la simulación el ensuciamiento en los tubos progresivamente, hasta obtener un valor de relación de los coeficientes globales de transferencia (U_d / U_a) similares a los actuales, con lo cual se

logró coincidir en la simulación con las condiciones de temperatura observadas en campo.

Los demás intercambiadores involucrados en el modelo, si poseen la capacidad instalada para realizar retro-lavado y limpieza y se obtuvieron relaciones de U_d / U_a dentro del rango permitido y no fue considerado un aumento del ensuciamiento en los mismos.

IV.3) LIMITACIONES Y RESTRICCIONES.

Las limitaciones y restricciones encontradas para el planteamiento de mejoras, se resumen a continuación.

IV.3.1) Condiciones de proceso.

Las restricciones encontradas en las condiciones del proceso fueron las siguientes:

- a) *H₂S en las Olefinas que van a tratamiento en la unidad de Aminas:* de acuerdo a la capacidad de tratamiento en la unidad de Aminas, se determinó que la concentración máxima de H₂S en la corriente de olefinas que van a tratamiento, debe ser 1200 ppm. Aunque la torre depentanizadora D-6213, de donde se obtiene la corriente de olefinas, no formó parte del modelo de simulación, gracias a la calculadora FONDO-D6212, se pudo verificar que este valor estuviera por debajo del límite establecido, calculándolo a partir de la corriente de fondo de la despojadora de H₂S, que alimenta a la depentanizadora.

- b) *C3's y C4's en el Rich Oil (fondo del absorbedor secundario D-6211):* la corriente de fondo del absorbedor secundario, forma parte del circuito de ALC que retorna a la columna principal. Fue importante verificar que el porcentaje molar de hidrocarburos C3's y C4's en la

corriente de fondo del absorbedor secundario, no fuera mayor a 6%, ya que podría generar descontrol de la columna principal. Esta situación, podría provocar daños en los internos de la torre.

- c) *Flujo de nafta que va a tratamiento en la unidad de Merox Gasolinas:* Cuando se consideraron cambios en el flujo de nafta que se utiliza como absorbente en el absorbedor primario, se vio afectado el flujo de nafta que va a tratamiento en la unidad de Merox Gasolinas. Fue importante considerar este valor, ya que actualmente, la unidad de Merox Gasolinas está restringida para procesar 30000 BPD de nafta.
- d) *Temperatura de la nafta que va a tratamiento en la unidad de Merox Gasolinas:* de la misma manera, se verificó que la temperatura de la nafta que va a tratamiento fuera mayor a 100°F para favorecer el endulzamiento de la gasolina. También, que estuviese por debajo de 120°F, ya que por encima de esta temperatura, puede ocurrir formación de gomas y la desactivación de los lechos, en los reactores D-6401A y D-6401B de la unidad de Merox Gasolinas.
- e) *Composición molar de H_2S en el gas combustible:* se verificó que la composición molar de H_2S en el gas combustible, estuviera dentro del rango de 3% a 6%, valores que garantizan la buena operación durante el tratamiento del gas combustible en la unidad de Aminas.

IV.3.2) Intercambiadores.

Para comenzar, se muestran a continuación en la Tabla 24, las restricciones conseguidas con respecto a los flujos máximos considerados en el diseño y el balance de masa de los intercambiadores.

Tabla 24: Flujos máximos en los intercambiadores, de acuerdo al balance de masa.

HX	Unidades	LADO TUBO	LADO CARCASA
E-6213	Caudal (BPD +/- 1)	101698	---
E-6214 A/B	Caudal (BPD +/- 1)	70250	101698
E-6215 A/B	Caudal (BPD +/- 1)	9291	35000
E-6216 A/B	Caudal (BPD +/- 1)	9291	34950
E-6217	Caudal (BPD +/- 1)	5000	5931
E-6218 A	Caudal (BPD +/- 1)	21886	5400
E-6218 C	Caudal (BPD +/- 1)	12805	5400
E-6219 A/B	Caudal (BPD +/- 1)	35726	77454
E-6222	Caudal (BPD +/- 1)	31000	---
E-6223	Caudal (BPD +/- 1)	26056	31000

Se estableció de acuerdo a la norma PDVSA MDP-05-E-01, que al momento de generar las propuestas, se debe verificar que la velocidad de los fluidos dentro del intercambiador no debe ser mayor a 15 pie/s. También, de acuerdo a la misma norma, la temperatura de salida del agua de enfriamiento, no debe ser mayor a 120°F.

Otra de las limitaciones más importantes observadas, tiene que ver con el agua de enfriamiento. Los intercambiadores que la utilizan, están conectados directamente al cabezal que distribuye el agua en la UCCF. El flujo de agua hacia los intercambiadores, está determinado por la configuración y diseño de las líneas que van hacia ellos, de esta manera, no existe un esquema de

control que permita incrementar la cantidad de agua que pasa por los intercambiadores.

Adicionalmente, la unidad se encuentra operando con deficiencias en el agua de enfriamiento, por lo que los caudales de agua disponible para el intercambio calórico se encuentran limitados. Sin embargo, actualmente se encuentra terminada una nueva torre de enfriamiento para la UCCF, la cual será puesta en funcionamiento y podrá completarse el déficit de agua para alcanzar las capacidades máximas en cada uno de los intercambiadores.

IV.3.3) Bombas.

Las restricciones conseguidas para las bombas involucradas se muestran a continuación en la Tabla 25:

Tabla 25: Restricciones en las bombas involucradas.

Bomba	Región permitida de operación (De acuerdo al fabricante)		Región preferida de operación (70% - 120% del BEP) Norma API 610	
	Mínimo BPD (+/- 0)	Máximo BPD (+/- 0)	Mínimo BPD (+/- 0)	Máximo BPD (+/- 0)
G-6214 A/B	20914	---	69000	118000
G-6215 A/B	15429	---	43200	74000
G-6216 A/B	12000	---	36000	61700
G-6217	12000	---	36000	61700
G-6218 A/B	4000	---	12000	20500
G-6221 A/B	1200	---	8160	14000

IV.4) PROPUESTAS PARA MEJORAR LA RECUPERACIÓN. (NIVEL 1)

Durante esta sección se presentarán las principales propuestas encontradas para mejorar la recuperación de C3+ en los absorbedores de la UCCF. Las mismas están divididas en 2 niveles, como fue explicado en la metodología de la presente investigación.

IV.4.1) Caudales de agua de enfriamiento por diseño.

Debido al pronto arranque de la nueva torre de enfriamiento de la UCCF, se consideró en la simulación utilizada para las propuestas, que los intercambiadores que utilizan agua de enfriamiento, cuentan con el flujo de agua completo establecido por diseño para cada uno de ellos. Bajo este esquema se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 26: Comparación de parámetros operacionales para el caso base actual y el escenario que contempla el agua de enfriamiento completa en los intercambiadores.

Variable	Unidad	Caudales de agua actuales	Caudales de agua por diseño
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	13.52	12.30
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	80.62	82.53
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	95.90	96.19
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1509	1367
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2656	2406

Ésta consideración no es una propuesta ya que es un escenario que se encontraba estipulado, sin embargo, es una consideración importante ya que los cambios y mejoras se evaluaron utilizando este escenario como base

IV.4.2) Monitoreo de la relación de despojamiento en la despojadora D-6212.

La relación de despojamiento en la torre despojadora de H₂S D-6212, es un parámetro muy importante en la operación de la sección de concentración de gases de la UCCF. En un estudio de sensibilidad realizado se pudo apreciar el siguiente comportamiento:

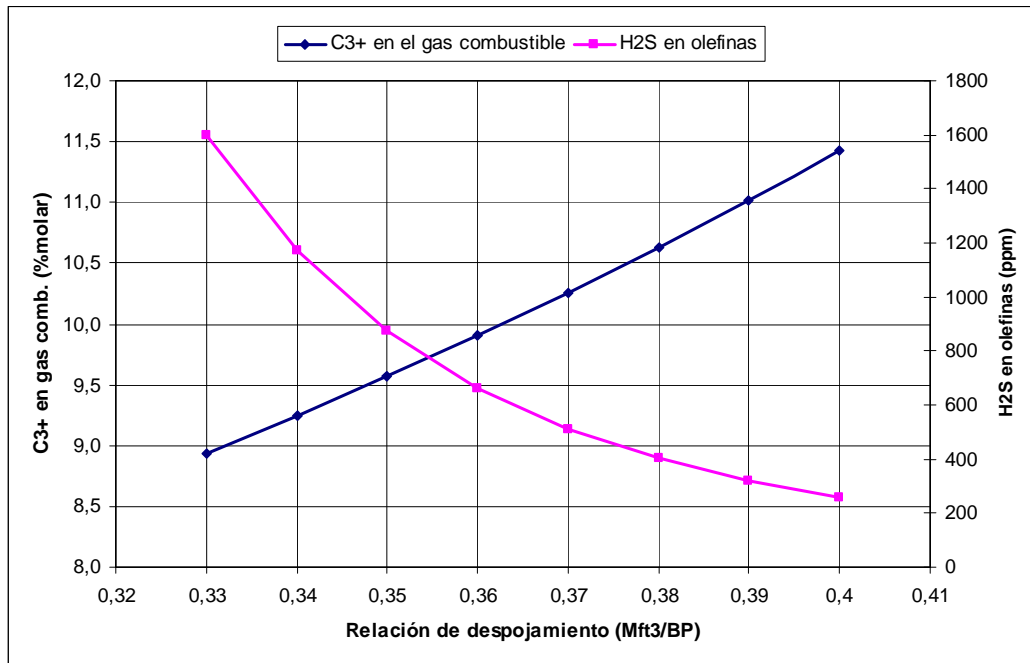


Gráfico 2: Comportamiento del C3+ en el gas combustible con respecto a la relación de despojamiento en la torre D-6212.

Como puede apreciarse en la gráfica anterior, la composición de C3+ en el gas combustible es inversamente proporcional a la relación de despojamiento en la torre D-6212. Este comportamiento se explica ya que al incrementar la

relación de despojamiento, se incrementa directamente el calor suministrado en el re-hervidor de esta torre para separar por el tope los componentes livianos que no se desean en el fondo (en este caso H_2S), sin embargo, al producirse esta separación, se arrastran por el tope componentes livianos valiosos que se recirculan dentro del sistema al tambor D-6209 y en consecuencia se incrementa la carga al absorbedor primario D-6210.

Ahora bien, como puede apreciarse en la gráfica, a medida que la relación de despojamiento es menor, aumenta la concentración en partes por millón de H_2S en las olefinas.

El caso ideal que puede apreciarse en la gráfica, sería trabajar con una relación de despojamiento de 0.34, donde se consigue una concentración de 1174 ppm de H_2S , por debajo del máximo de 1200 ppm, permitido en la unidad de tratamiento con Aminas.

Sin embargo, al realizar la revisión histórica de la operación de la unidad, se encontró que la concentración promedio de H_2S con la que se ha mantenido la operación en la unidad de Aminas está entre 700 – 200 ppm.

Al referirse al término “partes por millón”, se refiere a una unidad muy pequeña que en ocasiones se dificulta medir y cuantificar por los instrumentos de laboratorio y también, la cantidad de H_2S circulante en la UCCF, es un factor que depende de la concentración de azufre presente en la carga, lo cual puede fluctuar en el tiempo. Por ello, es necesario establecer una relación de despojamiento que sea “segura” y que permita flexibilidad en la operación y un tratamiento adecuado de las olefinas, antes de ser alimentadas a la unidad de oxigenados y/o alquilación.

Se estableció entonces, bajo discusión con los ingenieros de proceso de las unidades de tratamiento, una relación de despojamiento de 0.37, que permita mantener una concentración de H_2S en las olefinas de 500 - 600 ppm

aproximadamente. Sin embargo, se recomienda un monitoreo constante y ajuste de la relación de despojamiento utilizando el Gráfico 2, dependiendo de los resultados semanales de los análisis de laboratorio. Los resultados de la recuperación adicional de C3+ para este escenario se muestran a continuación en la Tabla 27.

Tabla 27: Resultados del control de la relación de despojamiento en la torre D-6212.

Variable	Unidad	Base actual	RD = 0.37
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	12.34	10.28
Relación de despojamiento	Mft ³ /BP (+/- 0.01)	0.41	0.37
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	82.53	86.20
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	96.19	96.55
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1367	1104
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2406	1944

Como puede observarse en la tabla anterior, se observó una disminución de 2.06 puntos porcentuales en la composición de C3+ en el gas combustible. Consiguiendo una recuperación adicional de 462 barriles de alquilato potencial y 45 barriles de propano. Pudo observarse también que la recuperación adicional de C4's es pequeña comparada con la recuperación adicional de C3's, lo cual es consistente con lo planteado anteriormente, ya que la relación de despojamiento se ajusta para separar componentes livianos y a medida que los componentes sean más pesados ocurre menos arrastre de éstos por el tope de la torre D-6212. Es por ello que ambos esquemas se observa una recuperación similar de C4's más no de C3's.

Se observó que el flujo de tope de la torre D-6212, disminuyó desde 1131 Mft³/h hasta 979 Mft³/h, así como también disminuyó su temperatura desde 149°F hasta 147°F. Ambos resultados son consistentes con el comportamiento esperado y contribuyen directamente a aliviar el sistema de intercambiadores E-6213 y E-6214 A/B, lo cual se observó en la disminución de la temperatura del tambor D-6209 desde 101°F hasta 100°F y en la disminución de la carga al absorbedor D-6210 desde 1700 Mft³/h hasta 1634 Mft³/h.

En este escenario, existe una recuperación adicional de producto valioso de 40711 \$ diarios, equivalentes a 1.2 MM \$ mensuales (14.6 MM \$ anuales).

IV.4.3) Instalación de la capacidad de retro-lavado en los E-6215 A/B y E-6216 A/B.

Durante el desarrollo de la investigación y el reconocimiento en planta de los equipos se observó que los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B no poseen la capacidad instalada para efectuar retro-lavado de los tubos, a diferencia de los demás intercambiadores involucrados.

La capacidad de retro-lavado se define como la configuración de líneas y válvulas que permitan el paso del agua a través de los tubos del intercambiador, en un sentido inverso a como circula normalmente. Esto se hace con la finalidad de limpiarlos para mantener el coeficiente de transferencia de calor.

En general, la configuración del arreglo de los intercambiadores, se muestra a continuación:

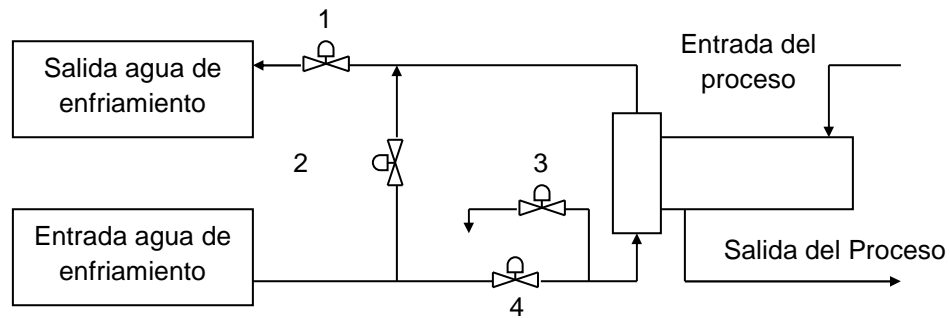


Figura 7: Esquema de operación de un intercambiador de tubo y carcasa.

Bajo el esquema mostrado en la Figura 7, en operación normal, las válvulas 1 y 4 se encuentran abiertas y las válvulas 2 y 3 se encuentran cerradas, de esta manera el agua de enfriamiento viene desde el cabezal de alimentación de agua, pasa por los tubos en contracorriente con el fluido de la carcasa y es devuelta al cabezal que recoge las salidas del agua de enfriamiento. Ahora bien, cuando se realiza la limpieza por retro-lavado, las válvulas 1 y 4 se encuentran cerradas y las válvulas 2 y 3 se encuentran abiertas, de esta manera, el agua de enfriamiento fluye en dirección opuesta a la operación normal y la salida del agua se realiza hacia el piso, en lugar de retornar al cabezal. Este arreglo se mantiene durante unas horas, hasta que los tubos del intercambiador se consideren limpios, momento en el que se cambia nuevamente la alineación de las válvulas para volver al esquema de operación normal.

Al realizar el reconocimiento de los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B se encontró que los mismos no poseen las líneas que permiten alinear el sistema para hacer la limpieza de los tubos, razón por la cual se esperaba que estos equipos presentaran un ensuciamiento acumulado por encima de los valores normales y por lo tanto una disminución de la transferencia de calor. Todo esto fue consistente con lo observado, ya que, como se explicó al momento de realizar la validación de la simulación a condiciones actuales,

fue necesario incrementar dentro del simulador el coeficiente de ensuciamiento por el lado de los tubos, para de esta manera alcanzar valores de temperatura similares a los medidos en la planta.

Se realizó una evaluación del comportamiento del sistema a condiciones actuales, con respecto a este parámetro. Se realizaron variaciones del factor de ensuciamiento en los tubos, lo cual provocó cambios en las temperaturas de salida de los *pumparround* del absorbedor primario. Los resultados se muestran en el Gráfico 3. Adicionalmente, se propuso incrementar el flujo de ambos *pumparround* en las bombas G-6217 A/B (E-6215 A/B) y G-6216 A/B (E-6216 A/B), la sensibilidad de la composición de C3+ en el gas combustible con respecto al flujo de los *pumparround* se muestra en el Gráfico 4.

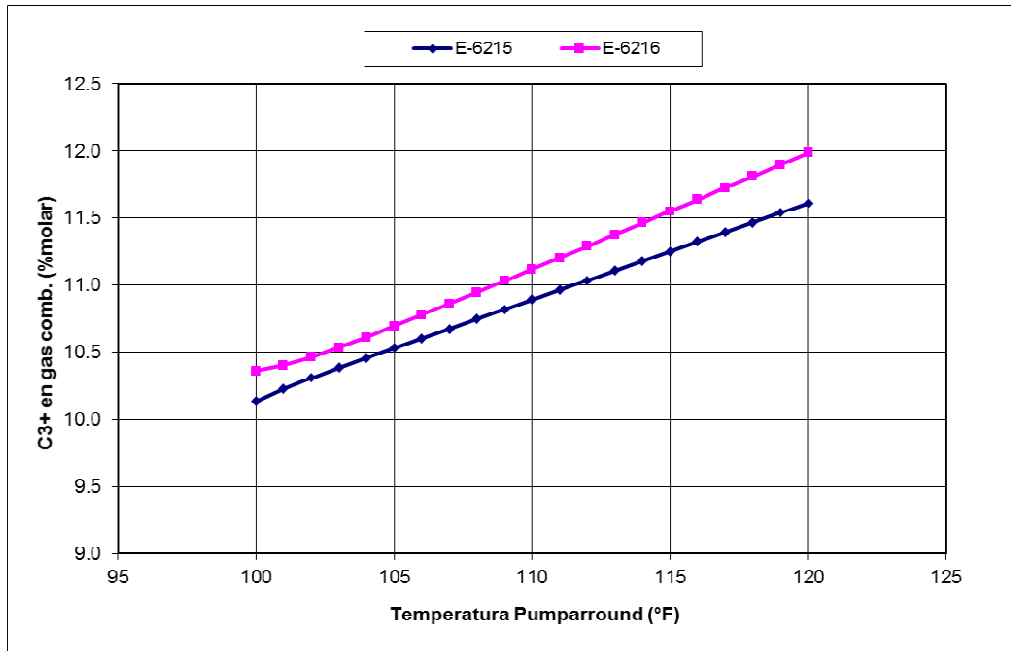


Gráfico 3: Comportamiento del C3+ en el gas combustible en función de las temperaturas de retorno de los pumparround laterales.

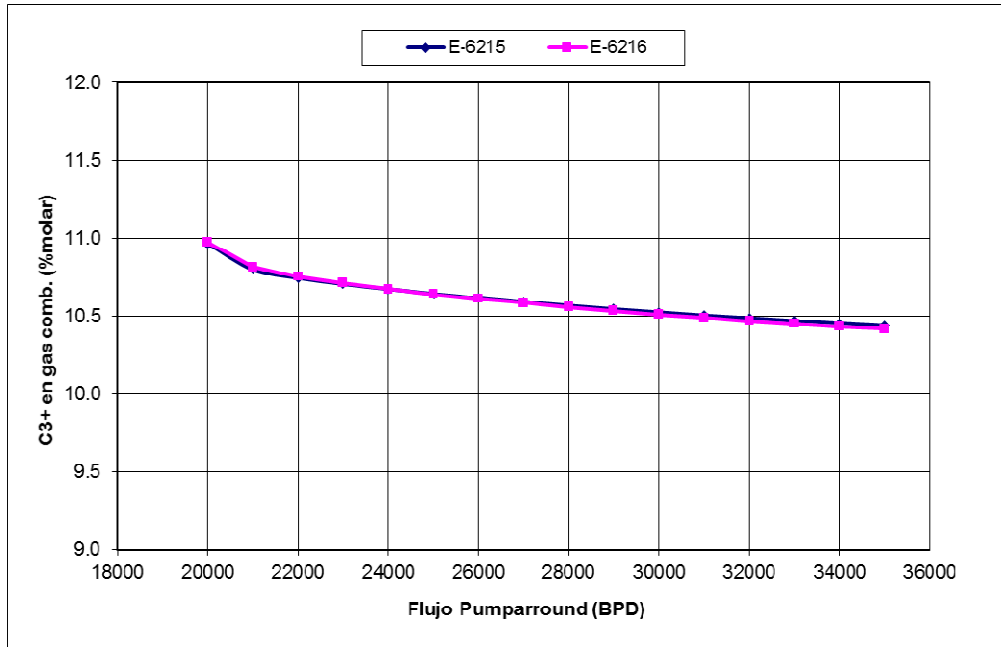


Gráfico 4: Comportamiento del C3+ en el gas combustible en función del flujo de los pumparround laterales.

Como puede observarse en el Gráfico 3, la temperatura de retorno de los *pumparround* es un factor que influye considerablemente en la composición del C3+ en el gas combustible, ya que, al ser éstas más bajas, contribuyen directamente a la disminución de la temperatura en el perfil térmico de la columna, lo cual favorece el proceso de absorción.

El Gráfico 4 muestra que la sensibilidad del C3+ en el gas combustible con respecto al flujo de los *pumparround*, no es tan pronunciada como para la temperatura, sin embargo si se observa una disminución en la composición de C3+ en el gas combustible, a medida que el flujo se hace cada vez mayor debido a que existe una mayor cantidad de líquido frío que está retornando a la columna.

Se propone entonces, la instalación de una línea de 4 pulgadas que conecte la línea CW-2217-6" (entrada de agua de enfriamiento al E-6216 B) con la

línea CW-2218-6" (salida del agua de enfriamiento del E-6216 A). Y una línea de 4 pulgadas que conecte la línea CW-2211-6" (entrada del agua de enfriamiento a E-6215 B) con la línea CW-2212-6" (salida del agua de enfriamiento del E-6215 A). Ambas líneas con su respectiva válvula check que permita la alineación del sistema para realizar el retro-lavado de los tubos del intercambiador.

Adicionalmente, se propone realizar el incremento del flujo de los *pumparound* laterales hasta 32000 BPD cada uno. Este valor de flujo queda fuera del rango óptimo de operación de las bombas de acuerdo a la norma API 610. Para ambos casos, 32000 BPD representa el 62% del punto de máxima eficiencia (BEP), por debajo del mínimo de 70% establecido. Sin embargo se encuentra 23% por encima del flujo de operación actual y por encima del flujo mínimo de operación permitido por el fabricante (12000 BPD). Se recomienda un estudio más detallado de éstas bombas para determinar la posibilidad de instalación de líneas de recirculación que permitan mantener las bombas operando en su punto de máxima eficiencia. Los resultados obtenidos para el esquema propuesto, con la instalación de la capacidad de retro-lavado y el incremento de flujo en los *pumparound* del absorbedor primario, se muestran a continuación en la Tabla 28:

Tabla 28: Resultados con el escenario de la instalación para la capacidad de retro-lavado en los E-6215 A/B y E-6216 A/B.

Variable	Unidad	Base actual	Instalación Retro-lavado
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	12.34	10.31
Temperatura retorno pumparround E-6215 A/B	°F (+/- 0.1)	117.0	104.0
Temperatura retorno pumparround E-6216 A/B	°F (+/- 0.1)	108.0	102.0
Flujo pumparround E-6215 A/B	BPD (+/- 1)	24000	32000
Flujo pumparround E-6216 A/B	BPD (+/- 1)	26000	32000
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	82.53	86.04
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	96.19	96.60
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1367	1119
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2406	1970

Como puede observarse en la tabla anterior, se obtiene una disminución de 2.03 puntos porcentuales en la composición de C3+ en el gas combustible, lo cual representa una recuperación de 436 BPD de alquilato potencial y 38 barriles de propano. Bajo este esquema se obtienen beneficios por la oportunidad de recuperación de producto valioso de 36326 \$ diarios, equivalentes a 1.1 MM \$ mensuales (13.1 MM \$ anuales).

IV.4.4) Aumento del flujo de nafta absorbente.

En los balances de masa realizados por el personal de ingeniería de procesos de la UCCF de la Refinería El Palito, se observó que desde comienzos del 2013, los rendimientos en peso de propileno en la unidad se

mueven entre 7% y 13%, razón por la cual se determinó que el modo de operación de la unidad ha sido el modelo intermedio de producción de LPG+gasolina, de acuerdo al criterio utilizado por Wegerer y Qafisheh (2009) en su investigación para UOP.

Se calculó el rendimiento de propileno de acuerdo al diseño y balance de masa y se encontró que el mismo considera un rendimiento de propileno de 4.13% en peso, lo cual es consistente con la operación en el modo Gasolina de la UCCF.

Existe una diferencia entre los rendimientos actuales y los rendimientos considerados en el diseño de la UCCF.

La diferencia entre el rendimiento actual con respecto al diseño, puede explicarse utilizando la Figura 5 mostrada en la sección de Antecedentes en la investigación de Wegerer y Qafisheh (2009), de la siguiente manera: La temperatura de diseño para la operación en el reactor es de 979°F, mientras que se observó que la temperatura de operación actual se encuentra en el rango de 975°F - 985°F. Considerando que la carga por diseño de la UCCF es de 70000 BPD y actualmente la unidad se encuentra operando con una carga de 62000 BPD, la temperatura se ha mantenido constante independientemente del nivel de carga que maneja la unidad.

Observando en la Figura 5, existe una zona donde es constante la temperatura del reactor. En esta zona, a medida que la carga se hace menor se observa una disminución en la presión de operación del reactor, lo cual es consistente con lo observado, ya que el diseño considera una presión de operación de 34.5 psig, mientras que la presión de operación para el año 2013 ha oscilado entre 28 – 31 psig.

También se observa en la misma zona, que a medida que la carga disminuye, el rendimiento en peso de la producción de propileno aumenta, lo

cual explica entonces la diferencia existente entre los rendimientos actuales y a condiciones de diseño.

Adicionalmente, Wegerer y Qafisheh (2009) establecen que uno de los indicadores principales de un cambio en la filosofía de operación, es el flujo que maneja el compresor de gas húmedo. Como puede observarse en la Tabla 5, mostrada en los antecedentes, el cambio en el modo de operación, no solamente conlleva a un rendimiento mayor de propileno, sino también de componentes más livianos, razón por la cual, el flujo que maneja el compresor de gas húmedo debería de verse incrementado.

Esto es consistente con lo observado, ya que a condiciones de diseño a 70000 BPD se estipula un flujo en la descarga de la 2da etapa del compresor de 1600 Mft³/h, mientras que los valores observados a condiciones actuales y el valor utilizado para realizar la validación de la simulación a 62000 BPD, se encuentra en el rango de 1900 Mft³/h.

En conclusión, existe actualmente un cambio en el modo de la operación de la unidad con respecto al diseño. Un incremento en la producción de compuestos livianos, lo cual ha mantenido o incrementado la carga de vapor en el absorbedor primario D-6210, junto con una disminución de la gasolina no estabilizada utilizada como absorbente (básicamente ocasionada por la disminución de carga en la unidad), puede concluirse como uno de los factores que explican las pérdidas de componentes valiosos C3+, observadas en el gas combustible.

Ahora bien, UOP establece que a medida que se mueve la operación en la UCCF hacia mayores rendimientos de propileno, existen variables que tienen un efecto significativo en la recuperación de componentes valiosos en la sección de concentración de gases. Estas son: la presión, internos de las

columnas, sub-enfriamiento de las corrientes y circulación de nafta absorbente.

Cambios en los internos de las columnas no se encuentran dentro del alcance de ésta investigación. Un cambio en la presión de operación de la sección de concentración de gases es un parámetro que requiere un estudio específico, ya que afecta la operación de la columna principal, del compresor de gas húmedo y de las unidades de tratamiento del gas combustible. El enfriamiento por debajo de la temperatura ambiente no fue considerado, ya que UOP establece que para rendimientos de propileno por debajo del 12%, es posible que no sea necesaria la inversión en este tipo de equipos.

Esto conlleva al estudio de la circulación de la nafta absorbente utilizada en los absorbedores.

De acuerdo a Wegerer y Qafisheh (2009), bajo la filosofía de operación en modo Gasolina, se considera que los absorbentes utilizados en el absorbedor primario, se encuentren distribuidos de la siguiente manera: 80% de gasolina no estabilizada y 20% de nafta absorbente, la cual es la proporción actual que se maneja en la unidad. Sin embargo, a medida que la operación se mueve hacia rendimientos más altos, la proporción debe cambiarse. Inclusive puede llegar a invertirse para rendimientos de propileno mayores a 18%.

A continuación se presenta el estudio de sensibilidad realizado para la composición de C3+ en el gas combustible, con respecto al flujo de nafta utilizada como absorbente:

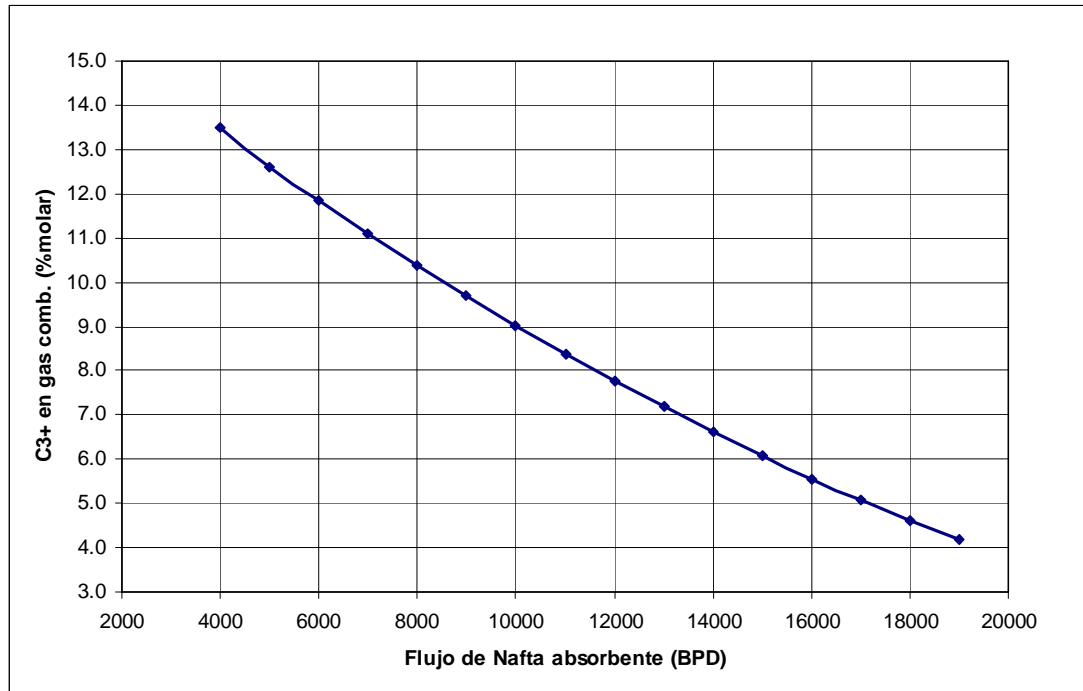


Gráfico 5: C3+ en el gas combustible en función del flujo de nafta absorbente.

Como puede observarse en el gráfico anterior, se confirma que el flujo de nafta absorbente es un factor importante que influye en la recuperación de C3+ en el absorbedor primario D-6210.

Incrementar la nafta utilizada como absorbente, genera un reciclo en el cual se incrementa la circulación de nafta en el sistema, sin verse afectada la producción de nafta total.

Se propone entonces, incrementar el flujo de nafta absorbente hasta 11657 BPD, lo cual representa el punto de máxima eficiencia para la bomba G-6221 A/B, que maneja la nafta hacia el absorbedor primario D-6210. Los resultados obtenidos se muestran a continuación en la Tabla 29:

Tabla 29: Resultados para el escenario de incremento de la nafta absorbente.

Variable	Unidad	Base actual 5516 BPD de nafta	Utilizando 11657 BPD de Nafta
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	12.34	8.18
Nafta fondo D-6213	BPD (+/- 1)	30350	35500
C3's y C4's en el fondo de la columna D-6211.	% (+/- 0.01)	7.12	5.44
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	82.53	88.12
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	96.19	98.36
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1367	873
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2406	1536

Para este escenario, se puede observar que la composición de C3+ en el gas combustible, presenta una disminución de 4.16 puntos porcentuales. Lo cual se traduce en una recuperación de 870 BPD de alquilato potencial con un incremento en la recuperación de C3's desde 82.53% a 88.12%. De manera general, se obtienen beneficios de aproximadamente 78374 \$ diarios, o 2.3 MM \$ mensuales (28.2 MM \$ anuales).

La velocidad en la línea P-2410-3" (descarga de la bomba de nafta G-6221 A/B) considerando el nuevo flujo de nafta es de 15.1 pie/s. Este valor está en el límite superior del valor máximo recomendado por la norma PDVSA L-TP 1.5, donde se establece que la velocidad máxima del fluido en las tuberías para mitigar la corrosión debe ser de 15 pie/s. La caída de presión por fricción para esta línea, que mide aproximadamente 150 pies, es de 9.3 psi, equivalente a 6 psi/100 pies, valor que se encuentra 2 psi por encima del

máximo recomendado por la misma norma, igual 4 psi/100 pies. Adicionalmente, la bomba G-6221 A/B, tiene la capacidad para generar una presión de descarga de 278,83 psig con el nuevo flujo establecido, lo cual, considerando también la caída de presión por elevación, es suficiente para cumplir con la condición de presión de la entrada de la nafta en el absorbedor primario D-6210. Se recomienda una evaluación más detallada de esta línea, con la contabilización total de accesorios, de manera de ampliar la evaluación hidráulica en caso de ser necesario.

Es importante mencionar además, que la nueva carga a la torre depentanzadora D-6213 (fondo de la torre despojadora de H₂S), sería de 56227 BPD, lo cual se encuentra por debajo de los 62000 BPD considerados en el diseño.

La evaluación de los internos de las columnas D-6210, D-6211 y D-6212 para este escenario, se presenta en la siguiente sección donde se evalúan los resultados totales del conjunto de propuestas de Nivel 1.

IV.4.5) Resultado final para las propuestas de Nivel 1.

A continuación se presentan los resultados obtenidos considerando los siguientes escenarios:

- a) El agua de enfriamiento por diseño en la UCCF, con la puesta en servicio de las nuevas torres de enfriamiento.
- b) Se propone controlar la relación de despojamiento en la torre D-6212 en valores más bajos que permitan aprovechar la capacidad máxima de las unidades de tratamiento.
- c) Se propone la instalación de la capacidad de retro-lavado de los tubos en los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B.

d) Se propone incrementar el flujo de las bombas G-6216 A/B y G-6217 A/B (*pumparounds* del absorbedor primario D-6210) hasta 32000 BPD.

e) Se propone incrementar por medio de la bomba G-6221 A/B, el flujo de la nafta que se utiliza como absorbente en el absorbedor primario hasta 11657 BPD.

Los resultados obtenidos para la evaluación de los internos con el software del licenciante, se muestran en el Apéndice 10. El absorbedor primario D-6210 no presenta inundación en los platos ni en los bajantes, los valores obtenidos son menores a 64% y 75% respectivamente. Adicionalmente, las velocidades de salida de los bajantes, se encuentran por debajo de 1.5 ft/s, valor máximo permitido por Koch-Glitsch. Las caídas de presión y demás parámetros de los internos, estuvieron dentro de los rangos permitidos por el licenciante. La sección de empaque del absorbedor primario D-6210 puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de capacidad del empaque fue de 73.5% para el tope y 79.3% para el fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

El empaque del absorbedor secundario D-6211 puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de inundación del empaque fue de 51.2% para el tope y 58.3% para el fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

La despojadora de H₂S D-6212, puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de inundación del empaque superior fue de 73.5% para el tope y 79.3% para el fondo; 73.4% y 76.6% para el empaque intermedio y 71.1% y 74.5% para el empaque de fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

A continuación se presenta en la Tabla 30, los resultados obtenidos para el conjunto de propuestas de Nivel 1:

Tabla 30: Resultado de los escenarios evaluados en las propuestas de Nivel 1.

Variable	Unidad	Base actual	Nivel 1
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	12.34	5.52
Flujo nafta absorbente	BPD (+/- 1)	5516	11657
Nafta fondo D-6213	BPD (+/- 1)	30350	35500
Producción de Olefinas	BPD (+/- 1)	19340	21015
C3's y C4's en el fondo de la columna D-6211.	%molar (+/- 0.01)	7.12	3.86
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	82.53	92.97
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	96.19	98.70
H ₂ S en olefinas	ppm (+/- 0.1)	156.1	453.9
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	1367	530
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	2406	933

Bajo el escenario contemplado en las propuestas de Nivel 1, se consigue una ganancia de oportunidad en la recuperación de productos valiosos de 133968 \$ diarios, equivalentes a 4.0 MM \$ mensuales (48.0 MM \$ anuales).

El incremento en el margen de refinación obtenido con el software de programación lineal PIMS fue de 218000 \$ diarios. La diferencia entre éste valor y el calculado anteriormente radica en que de acuerdo al PIMS, el incremento en la recuperación de olefinas representa también una producción adicional de 300 barriles de compuestos oxigenados (MTBE y TAME), los cuales no necesitan ser importados a un valor de 137 \$ por barril.

Adicionalmente, el incremento en la producción de alquilato provoca una disminución en la cantidad de nafta reformada de 102 octanos, necesaria para las mezclas de gasolina, 188 barriles menos en la adquisición de nafta reformada de 102 octanos, a un costo de 136 \$ por barril.

También, el incremento en la producción de alquilato provoca una disminución en la cantidad de “Gasolina FCC importada”, necesaria para las mezclas de gasolina, 1400 barriles menos en la adquisición de “Gasolina FCC importada”, a un costo de 120 \$ por barril.

IV.5) PROPUESTAS PARA MEJORAR LA RECUPERACIÓN (NIVEL 2).

Para realizar las propuestas o planteamientos de Nivel 2, se utilizó como base la simulación final con las propuestas de Nivel 1.

IV.5.1) Disminución del perfil térmico del absorbedor D-6210.

Al observar el nuevo esquema, posterior a la construcción de la nueva celda de enfriamiento para la UCCF, se observó que no solamente contribuye para completar el déficit actual de agua de enfriamiento, sino que además, el agua de enfriamiento disponible en la celda M-7154, supera en 1774 galones por minuto al agua requerida; por otra parte, la celda M-7154 N (nueva) supera en 769 gpm al agua requerida.

Esto se traduce en 2543 gpm de agua de enfriamiento que pueden ser aprovechados para el enfriamiento adicional de corrientes de proceso donde se considere necesario.

Se propone añadir 2 intercambiadores al proceso. El primer intercambiador, E-62XX, tiene como función principal alcanzar una menor temperatura en la gasolina no estabilizada que se utiliza como absorbente en el absorbedor primario. Se propone un esquema donde se permita disminuir la temperatura actual de la corriente (111 °F) hasta un valor comprendido entre 95 °F y 98

°F. Se escogió esta corriente ya que, a pesar de los cambios propuestos en el Nivel 1, sigue siendo el absorbente de mayor proporción (26000 BPD vs 11657 BPD de nafta), por lo tanto, con temperaturas más bajas en esta corriente, se presenta un mayor efecto en la disminución del perfil térmico de la columna.

El segundo intercambiador propuesto, E-62YY, colocado después de los E-6214 A/B. Tiene como función principal, aportar enfriamiento adicional a la alimentación del tambor D-6209, manteniendo esta corriente con una temperatura entre 95 °F y 98 °F. Se escogió ésta corriente, para incrementar la capacidad de enfriamiento del tren de intercambiadores E-6213 y E-6214 A/B, ya que, bajo el esquema establecido en las propuestas de Nivel 1, se incrementa la carga de flujo de proceso a este circuito, por lo que un intercambiador adicional contribuye a aliviar el sistema.

Adicionalmente, los intercambiadores E-6214 A/B han presentado problemas operacionales que han provocado que tengan que ser puestos fuera de servicio, lo cual incrementa las pérdidas de producto valioso, en el período de tiempo en que son reparados. Esta situación, provoca la disminución de carga en la unidad para controlar las pérdidas. Un intercambiador adicional en este circuito, permitiría mantener la temperatura en el tambor D-6209, en un valor que permita controlar las pérdidas, sin disminuir la carga a la unidad, en caso de que se presenten fallas en los E-6214 A/B.

También es importante incrementar la capacidad de enfriamiento en este circuito, considerando un incremento en la carga de estos intercambiadores, cuando la UCCF esté operando a 70000 BPD.

Se propone entonces, el intercambiador E-62XX, el cual manejaría 600 gpm de agua de enfriamiento, conectado al cabezal de 18" de la celda M-7154 N y el intercambiador E-62YY, el cual manejaría 1700 gpm de agua de

enfriamiento, conectado al cabezal de 24" de la torre de enfriamiento M-7154.

El diseño de los intercambiadores de calor, es un proceso que pasa por varias etapas dentro de la Refinería El Palito, del cual se encarga básicamente el personal de Diseño en ingeniería de procesos. No está dentro del alcance de esta investigación el diseño con detalle de los intercambiadores, sin embargo, se realizó un diseño preliminar para estos equipos utilizando PRO/II 9.0, de manera que sirva de base para el diseño final, en caso de concretarse la procura de estos equipos.

Se utilizó la simulación para diseñar los intercambiadores con un factor de sobre-diseño del 25%, de los cuales se consideró 15% como criterio normal para el sobre-diseño de intercambiadores y 10% como criterio de sobre-diseño en caso de existir un incremento en la carga de la unidad a 70000 BPD.

Para ambos equipos, se obtuvo una caída de presión menor a 6 psi, tanto para la carcasa como para los tubos. La velocidad del agua de enfriamiento del lado de los tubos en ambos casos, fue mayor a 3 pie/s, valor mínimo permitido para mitigar las incrustaciones. El factor de corrección de la temperatura (FT) fue mayor a 0.90 en ambos casos, por lo cual se considera efectivo el arreglo propuesto para cada uno. Las temperaturas de salida del agua de enfriamiento, no superan los 120 °F permitidos en la norma PDVSA MDP-05-E-02.

Con el intercambiador E-62XX se logra una temperatura de la gasolina no estabilizada absorbente de 95 °F a condiciones actuales y de 96.5 °F considerando un incremento de carga. Con el intercambiador E-62YY, se logra mantener la temperatura del tambor D-6209 en 95 °F a condiciones actuales y en 99 °F considerando un incremento de carga.

Como aspecto adicional, se observó cómo se comporta el sistema a condiciones actuales cuando se encuentran los E-6214 A/B fuera de servicio. Se observó, que la temperatura del tambor D-6209 se incrementó hasta 139 °F, obteniendo una composición de C3+ en el gas combustible de 19.1%, con una recuperación global de C3 en el sistema de 65%, lo cual provocaría entonces, la disminución de la carga en la unidad para controlar las pérdidas de producto valioso.

Ahora bien, con los E-6214 A/B fuera de servicio, pero teniendo en el circuito el nuevo intercambiador E-62YY, se puede mantener la temperatura del tambor D-6209 en 110.5 °F. Obteniendo una composición de C3+ en el gas combustible de 8.4%, con una recuperación global de C3 en el sistema de 88%, lo cual, si bien no es la operación ideal, permitiría mantener el nivel de la carga en la UCCF.

Todos los escenarios evaluados, consideran la caída de presión que generaría el nuevo intercambiador E-62YY, en la operación el tambor D-6209, así como en los absorbedores primario y secundario.

En el Apéndice 11 se presentan las especificaciones preliminares para los intercambiadores E-62XX y E-62YY.

A continuación, se presentan los resultados obtenidos en las propuestas de Nivel 2:

Tabla 31: Resultado de los escenarios evaluados en las propuestas de Nivel 2.

Variable	Unidad	Base Nivel 1	Nivel 2
C3+ en el gas combustible	%molar (+/- 0.01)	5.52	3.83
Temperatura tope D-6210	°F (+/- 0.1)	129.8	124.9
Producción de Olefinas	BPD (+/- 1)	21015	21556
C3's y C4's en el fondo de la columna D-6211.	%molar (+/- 0.01)	3.86	2.94
Recuperación global de C3's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	92.97	95.09
Recuperación global de C4's en el sistema de absorbedores	% (+/- 0.01)	98.70	99.10
H ₂ S en olefinas	ppm (+/- 0.1)	453.9	572.8
Olefinas reactivas en el gas combustible	BPD (+/- 1)	530	367
Alquilato potencial en el gas combustible	BPD (+/- 1)	933	647

Bajo el esquema de las propuestas de Nivel 2, se obtiene un beneficio por la ganancia de oportunidad en la recuperación de producto valioso de 26349 \$ diarios, equivalentes a 790000 \$ mensuales (9.5 MM \$ anuales). El costo relacionado a la inversión de equipos es de 199018 \$, para el intercambiador E-62XX y de 613911 \$, para el intercambiador E-62YY. Lo cual suma un total de 812929 \$.

El incremento en el margen de refinación obtenido con el software de programación lineal PIMS fue de 92000 \$ diarios. La diferencia entre éste valor y el calculado anteriormente radica en que de acuerdo al PIMS, el incremento en la recuperación de olefinas representa también una producción adicional de 200 barriles de compuestos oxigenados (MTBE y TAME), los cuales no necesitan ser importados a un valor de 137 \$ por barril.

Adicionalmente, el incremento en la producción de alquilato provoca una disminución en la cantidad de “Gasolina FCC importada”, necesaria para las mezclas de gasolina, 714 barriles menos en la adquisición de “Gasolina FCC importada”, a un costo de 120 \$ por barril.

Los resultados obtenidos para la evaluación de los internos con el software del licenciante, se muestran en el Apéndice 12. El absorbedor primario D-6210 no presenta inundación en los platos ni en los bajantes, los valores obtenidos son menores a 62% y 73% respectivamente. Adicionalmente, las velocidades de salida de los bajantes, se encuentran por debajo de 1.5 ft/s, valor máximo permitido por Koch-Glitsch. Las caídas de presión y demás parámetros de los internos, estuvieron dentro de los rangos permitidos por el licenciante. La sección de empaque del absorbedor primario D-6210 puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de capacidad del empaque fue de 70.9% para el tope y 76.9% para el fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

El empaque del absorbedor secundario D-6211 puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de inundación del empaque fue de 50.0% para el tope y 56.7% para el fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

La despojadora de H₂S D-6212, puede manejar las nuevas cargas de líquido y vapor, el porcentaje de inundación del empaque superior fue de 50.9% para el tope y 71.9% para el fondo; 73.7% y 77.3% para el empaque intermedio y 71.9% y 74.9% para el empaque de fondo. La caída de presión se encuentra dentro de los rangos permitidos.

IV.6) ANÁLISIS FINAL.

Dentro de los escenarios planteados, las propuestas de Nivel 1 son las que presentan un mayor incentivo en su implementación, considerando el

aspecto económico, ya que se puede lograr una recuperación importante sin la necesidad de realizar cambios mayores ni invertir en nuevos equipos. Se presentan como un grupo de propuestas que son factibles desde el punto de vista técnico, ya que, básicamente son propuestas de ajustes operacionales y la única modificación requerida (instalación de las líneas para el retro-lavado) puede realizarse con el personal y los materiales con los que cuenta la Refinería El Palito.

Las propuestas de Nivel 2, involucran un costo de inversión, sin embargo, los beneficios económicos de implementar estos cambios, justifican los gastos. Desde el punto de vista técnico, presenta limitaciones, como lo es el tiempo que tarda el diseño, procura e instalación de nuevos equipos, además, que para la instalación de los intercambiadores propuestos, se necesita de una ventana operacional donde la unidad se encuentre parada.

Es importante realizar una evaluación con más detalle de los rendimientos de la UCCF, utilizando para ello, software especializado como lo es el KBC Profimatics, para la evaluación del reactor y las reacciones de craqueo. Esto en vista de que los rendimientos, son un factor muy importante que influye directamente en la capacidad de recuperación de la sección de concentración de gases.

De acuerdo a la información suministrada por el personal de Programación y Economía, el valor de mercado de los componentes livianos (especialmente propileno) y del alquilato, se ha venido incremento en los últimos años. El alquilato, que es un componente para producir mezclas de gasolina de alto octanaje, gana más valor con las recientes restricciones que se vislumbran en la utilización de compuestos oxigenados (MTBE y TAME) para aumentar el octanaje.

La filosofía operacional de la Refinería El Palito, es la de producir gasolina para cubrir la demanda de 14 estados del país, razón por la cual, aumentar al máximo los rendimientos hacia la producción de propileno (mayores a 15%), para competir en el mercado de la petroquímica, no representa un atractivo a corto plazo. Sin embargo, mantener la unidad con rendimientos medios de propileno (7% a 10%), cuando se encuentre trabajando a una carga de 70000 BPD, traería un incremento significativo en la producción de alquilato. Es importante realizar una evaluación de la capacidad de los equipos y unidades de la refinería bajo este escenario, donde además se determine cual es el punto óptimo de operación, considerando que, un mayor rendimiento de livianos, sacrifica en cierta proporción la producción de gasolina.

Ahora bien, considerando la construcción de nuevas refinerías en Venezuela, las cuales podrían contribuir a cubrir la demanda de combustible en el país, se hace atractivo, a mediano plazo, estudiar la posibilidad de una operación en la UCCF enfocada hacia altos rendimientos de componentes livianos. Esto se debe a que la Refinería El Palito, se encuentra en una ubicación estratégica y privilegiada, en la cual podría incorporarse al mercado de las gasolinas para exportación con estándares internacionales y en el mercado de la industria petroquímica, considerando un cambio en la filosofía operacional para la producción de propileno grado polímero. Para ello se recomienda realizar evaluaciones que incluyan la adquisición de nuevos equipos, como una columna separadora de propano-propileno, entre otros.

CAPÍTULO V.

CONCLUSIONES.

El modelo de simulación se ajusta de manera satisfactoria al balance de masa a condiciones de diseño de la UCCF. Se obtuvieron errores absolutos para las composiciones entre -1% y 1% y se encontraron errores relativos, o desviaciones de las condiciones operacionales, entre -5% y 5%.

El modelo de simulación se ajusta de manera satisfactoria a la operación actual de la UCCF. Se obtuvieron errores absolutos para las composiciones entre -2% y 2% y se encontraron errores relativos, o desviaciones de las condiciones operacionales, entre -5% y 5%. A excepción del flujo de líquido del tambor D-6209 donde se obtuvo una desviación de -8%, por errores en el instrumento de medición en campo.

Mantener la relación de despojamiento en valores más bajos a 0.41, generando un mejor control de este parámetro, que permita aprovechar al máximo la capacidad de las unidades de tratamiento, permite disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 10.28%, generando beneficios aproximados de 14.6 MM \$ anuales.

La instalación de la capacidad de retro-lavado y un incremento de flujo de los *pumparound* del absorbedor primario hasta 32000 BPD en los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B, permite disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 10.31%, generando beneficios aproximados de 13.1 MM \$ anuales.

Un incremento de 111% en el flujo de nafta absorbente en el absorbedor primario, hasta 11657 BPD, permite disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 8.18%, generando beneficios aproximados de 28.2 MM \$ anuales.

La instalación de la capacidad de retro-lavado, un incremento de flujo a 32000 BPD en los intercambiadores E-6215 A/B y E-6216 A/B, incrementar a 11657 la nafta absorbente y manejar la relación de despojamiento en valores que permitan aprovechar al máximo la capacidad de las unidades de tratamiento, permite disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 12.34% hasta 5.52%, generando beneficios aproximados de 48.0 MM \$ anuales.

El enfriamiento adicional de la corriente de gasolina no estabilizada hasta 95 °F, con un nuevo intercambiador E-62XX, y enfriamiento adicional del tambor D-6209 hasta 97 °F con un nuevo intercambiador E-62YY, permite disminuir la composición de C3+ en el gas combustible desde 5.52% hasta 3.83%, generando beneficios aproximados de 9.5 MM \$ anuales, con un costo de inversión de 812929 \$ aproximadamente.

CAPÍTULO VI.

RECOMENDACIONES.

Se recomienda extender la creación en PRO/II del modelo de simulación a los demás equipos dentro de la sección de concentración de gases, así como también realizar la simulación de las principales unidades de tratamiento que permitan una evaluación más exacta de su capacidad, para optimizar la operación en la UCCF.

Se recomienda una revisión de la calibración del instrumento 62FIC30 (líquido del tambor D-6209) y del instrumento 65FR03 (gas de tope del absorbedor D-6211).

Los rendimientos en el reactor de la UCCF, son un parámetro de suma importancia en la sección de concentración de gases y en la recuperación de C3+. Se recomienda realizar una evaluación con más detalle de los rendimientos de la UCCF, utilizando para ello, software especializado como lo es el KBC Profimatics o solicitar una evaluación a UOP.

Usando un programa riguroso como HTRI, evaluar el desempeño de los intercambiadores E-6220, E-6219 A/B, E-6222 y E-6223 A/B, en los cuales se presentó un incremento del flujo con respecto a las condiciones de diseño.

Se recomienda realizar la evaluación de las oportunidades de incremento en la recuperación, aplicando modificaciones y cambios en los internos de las columnas.

CAPÍTULO VII.

BIBLIOGRAFÍA.

A continuación se presenta la lista de referencias reservada a las fuentes utilizadas como respaldo para la elaboración de este Trabajo Especial de Grado I.

- Bejan, A. y Krauss, A. Heat transfer handbook. New Jersey. Jonh Wiley & Sons Inc. 1480 p.
- Carlson, E. (2006). Don't gamble with physical properties for simulations. Aspen Technology. Cambridge.
- Couch, K., Glavin J., y Qafisheh, J. (2007). FCC propylene production. Chicago. UOP.
- Detrick Kurt. UOP a Honeywell Company. (2010). HF Alkylation Process Technology Training. Illinois.
- Edwards, J. (2008). Process modelling. Selection of thermodynamic methods. P & I Design Ltd. United Kingdom.
- Falcón María. PDVSA. Conversión y Tratamiento. (2009). Descripción general del proceso, operación y control de la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) de la Refinería El Palito. El Palito.
- Falcón, M. y Pérez, L. Maximización de la recuperación de propano-propileno en unidad de craqueo catalítico Corpoven. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad de Carabobo. Valencia.
- Lu, E., Luo, M., Zhang, H. (2003). The Integrated Simulation and Optimization for Absorption-Stabilization System and Gas Processing Unit. South China University of China. China.

- Marcilla, A. (1999). Introducción a las operaciones de separación. Contacto continuo. Alicante. Compobell. 87 p.
- M.C. Falcón. Refinería El Palito, Ingeniería de Procesos. (2001). Optimización sistema de absorción de gases unidad de FCC. Memorándum GT-IP-04-042. El Palito.
- McDonald, G. (1992). Upgrading FCC VRU can yield attractive economic payoff. Oil and gas Journal. [Revista en Línea]. Disponible: <http://www.ogj.com/articles/print/volume-90/issue-4/in-this-issue/refining/upgrading-fcc-vru-can-yield-attractive-economic-payoff.html>. [Consulta: 2013, abril 17].
- Nava, Joe (2010). Optimize operating parameters of absorbers/strippers in gas plants, Better recovery definition of C3s and C4s from gas absorber/stripper can lower costs. Hydrocarbon Processing, 89 (8); 63-67.
- Pan, Q., Lu, E., Li, J. (2005). Rigorous Dynamic Simulation and Optimization for FCCU Absorption-Stabilization System. South China University of Technology. China.
- Quoqing, L., Yushu, L., Ben, H. (2011). Process Integration and Operation Optimization of Absorption-Stabilization System. South China University of Technology. China.
- SIMSCI (2000). PRO/II Workbook: Hydrocarbon Distillation. United States.
- Texeira María. PDVSA. Conversión y Tratamiento. (2000). Evaluación del sistema de absorción de la unidad de FCC de la Refinería El Palito. El Palito.
- UOP a Honeywell Company. (1998). Fluid Catalytic Cracking Process. Valencia. UOP.

- Wegerer, A. y Qafisheh, K. (2009). FCC: Closing the market gap by leveraging existing assets. Chicago. UOP.
- Seider, W. Equipment sizing and capital cost estimation. University of Pennsylvania. Philadelphia.

CAPÍTULO VIII.

APÉNDICES.

Apéndice 1: Balance de Masa de las corrientes involucradas en la simulación a condiciones de diseño.

Número		13	14	15	16	17
Descripción		Descarga del CGH	Fondo del tambor del CGH	Líquido de la unidad de Crudo	Líquido del reformador	Tope de la despojadora de H2S
Temperatura	F	207	103	110	100	139
Presión	PSIG	220	220	220	220	205
Fase		Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Comp Molar	Lbmol/hr					
Agua		51,46	3978,90	0,00	0,00	15,25
N2		231,98	0,31	0,00	0,18	14,98
H2		282,31	0,23	0,02	0,26	10,87
O2		0,02	0,00	0,00	0,04	0,01
H2S		73,29	2,06	0,00	0,00	327,00
CO2		46,07	0,48	3,73	0,01	32,88
SO2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano		592,35	2,71	3,07	0,21	143,24
Etileno		265,71	4,13	0,02	0,00	308,15
Etano		272,62	6,18	7,61	2,71	647,25
Propileno		758,00	47,63	0,64	0,19	737,80
Propano		277,67	19,83	54,87	18,37	265,06
Isobutano		278,21	45,55	26,56	14,16	105,69
n-butano		89,02	20,23	67,86	17,22	39,79
Isobutileno		167,90	31,89	0,13	0,30	55,61
Butileno 1		141,41	27,46	0,39	0,11	46,14
trans-2-buteno		157,36	38,36	0,32	0,09	47,10
cis-2-buteno		110,01	28,34	0,36	0,09	32,23
Isopentano		121,28	64,58	9,93	1,48	34,31
n-pentano		19,06	12,94	13,89	4,05	6,58
3-metil-1-buteno		11,08	4,98	0,00	0,00	3,03
1-penteno		14,88	8,50	0,02	0,02	4,19
2-metil-1-buteno		30,99	18,32	0,00	0,00	8,85
trans-2-penteno		37,52	24,89	0,00	0,00	10,90
cis-2-penteno		19,43	13,43	5,30	0,12	6,06
2-metil-2-buteno		49,48	37,12	0,00	0,00	14,95
C6+		90,63	184,70	0,00	0,00	46,58
Total Flujo Molar	Lbmol/hr	4189,74	4623,75	194,72	59,61	2964,5
Flujo volumétrico	BPD	21781	9489	1400	400	15924
Flujo de vapor	Mft3/hr	1593	1756	81	23	1127

Continuación Apéndice 1: Balance de Masa de las corrientes involucradas en la simulación a condiciones de diseño.

Número		22	7	25	19	18
Descripción		Fondo D-6210	Gasolina no estabilizada de D-6205	Nafta de recicló	Fondo D-6209	Tope D-6209 (Entrada D-6210)
Temperatura	F	121	104	95	102	102
Presión	PSIG	220	240	210	200	200
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Comp Molar	Lbmol/hr					
Agua		8,00	5,96	0,00	15,82	18,33
N2		9,00	0,57	0,00	14,57	241,68
H2		6,62	0,39	0,00	10,62	289,57
O2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S		202,31	5,28	0,00	325,97	267,05
CO2		18,87	1,10	0,00	31,92	69,63
SO2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano		85,66	5,86	0,00	139,01	686,41
Etileno		178,25	9,67	0,00	300,15	451,02
Etano		375,01	14,11	0,00	633,42	663,72
Propileno		641,59	122,39	0,00	1578,94	617,97
Propano		239,99	46,39	0,00	653,20	226,48
Isobutano		194,18	125,19	0,00	577,04	89,73
n-butano		82,38	55,58	0,01	285,30	32,76
Isobutileno		130,26	95,47	0,00	341,47	46,10
Butileno 1		111,39	82,54	0,00	289,94	38,24
trans-2-buteno		150,29	121,60	0,02	357,98	37,93
cis-2-buteno		111,32	91,82	0,03	258,79	25,92
Isopentano		270,69	252,15	14,31	509,96	25,79
n-pentano		61,38	54,23	7,66	119,15	4,78
3-metil-1-buteno		19,95	18,64	0,35	38,94	2,30
1-penteno		37,41	34,79	2,39	66,20	3,11
2-metil-1-buteno		83,31	77,39	5,65	144,26	6,51
trans-2-penteno		119,78	108,75	11,83	195,53	7,95
cis-2-penteno		67,28	60,33	7,54	112,77	4,39
2-metil-2-buteno		194,95	172,92	23,67	297,07	10,68
C6+		3342,44	2810,34	542,99	3545,71	29,44
Total Flujo Molar	Lbmol/hr	6742,31	4373,46	616,45	10843,73	3897,49
Flujo volumétrico	BPD	50870	36180	5400	76521	18223
Flujo de vapor	Mft3/hr	2567	1666	235	4137	1481

Continuación Apéndice 1: Balance de Masa de las corrientes involucradas en la simulación a condiciones de diseño.

Número		21	26	27	23-24	28
Descripción		Tope D-6210 (Alim D-6211)	ALC absorbente D 6211	Fondo D- 6211	Tope D-6211	Fondo D- 6212
Temperatura	F	126	100	143	118	245
Presión	PSIG	196	305	190	190	206
Fase		Vapor	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Comp Molar	Lbmol/hr					
Agua		14,33	2,07	2,29	14,20	0,00
N2		233,72	0,02	0,74	233,05	0,00
H2		283,18	0,02	0,50	282,74	0,00
O2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S		73,87	0,04	5,63	67,37	6,55
CO2		51,34	0,01	1,37	50,03	0,00
SO2		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano		603,86	0,11	7,48	596,83	0,00
Etileno		279,08	0,09	10,75	268,42	0,01
Etano		301,37	0,10	16,31	285,15	1,25
Propileno		64,17	0,58	9,02	55,76	864,42
Propano		20,08	0,21	3,11	17,11	397,05
Isobutano		14,48	0,42	4,51	10,39	475,82
n-butano		3,32	0,17	1,42	1,98	246,09
Isobutileno		7,93	0,30	3,01	5,22	287,71
Butileno 1		6,54	0,26	2,54	4,36	245,78
trans-2-buteno		5,86	0,36	2,82	3,40	310,96
cis-2-buteno		3,77	0,28	1,98	2,07	225,68
Isopentano		8,63	0,69	7,34	1,98	439,65
n-pentano		3,26	0,15	3,08	0,33	106,43
3-metil-1-buteno		0,38	0,05	0,30	0,13	33,51
1-penteno		1,28	0,10	1,15	0,23	57,44
2-metil-1-buteno		2,83	0,22	2,66	0,39	125,57
trans-2-penteno		5,21	0,31	4,94	0,57	173,95
cis-2-penteno		3,13	0,17	3,03	0,27	101,08
2-metil-2-buteno		9,07	0,50	8,93	0,63	270,49
C6+		46,88	381,57	426,72	1,71	3591,75
Total Flujo Molar	Lbmol/hr	2047,57	388,8	531,63	1904,32	7961,19
Flujo volumétrico	BPD	8315	5000	5930	7385	61156
Flujo de vapor	Mft3/hr	777	148	202	723	3040

Apéndice 2: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al tambor D-6209.

Corriente	LIQ-D6209			VAP-D6209		
Descripción	Fondo D-6209			Tope D-6209 (Entrada D-6210)		
	% molar			% molar		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS
Agua	0,15	0,15	0,01	0,47	0,45	-0,02
N2	0,13	0,14	0,00	6,20	6,33	0,13
H2	0,10	0,10	0,00	7,43	7,58	0,15
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	3,01	2,99	-0,01	6,85	6,71	-0,14
CO2	0,29	0,30	0,00	1,79	1,79	0,01
SO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano	1,28	1,30	0,02	17,61	17,86	0,25
Etileno	2,77	2,79	0,02	11,57	11,55	-0,02
Etano	5,84	5,79	-0,05	17,03	16,72	-0,31
Propileno	14,56	15,05	0,50	15,86	16,10	0,25
Propano	6,02	6,22	0,20	5,81	5,90	0,09
Isobutano	5,32	5,32	0,00	2,30	2,24	-0,06
n-butano	2,63	2,62	-0,01	0,84	0,82	-0,02
Isobutileno	3,15	3,12	-0,03	1,18	1,15	-0,03
Butileno 1	2,67	2,65	-0,02	0,98	0,95	-0,03
trans-2-buteno	3,30	3,25	-0,05	0,97	0,96	-0,01
cis-2-buteno	2,39	2,34	-0,05	0,67	0,64	-0,03
Isopentano	4,70	4,34	-0,35	0,66	0,60	-0,06
n-pentano	1,10	1,03	-0,07	0,12	0,11	-0,01
3-metil-1-buteno	0,36	0,34	-0,02	0,06	0,06	0,00
1-penteno	0,61	0,56	-0,05	0,08	0,07	-0,01
2-metil-1-buteno	1,33	1,23	-0,10	0,17	0,15	-0,01
trans-2-penteno	1,80	2,05	0,26	0,20	0,21	0,01
2-metil-2-buteno	2,74	2,47	-0,26	0,27	0,24	-0,03
C6+	32,70	32,16	-0,54	0,76	0,62	-0,12

Apéndice 3: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al absorbedor primario D-6210.

Corriente	BOT-D6210			TOPE-D6210		
Descripción	Fondo D-6210			Tope D-6210 (Alim D-6211)		
	% molar			% molar		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS
Agua	0,12	0,13	0,02	0,70	0,72	0,02
N2	0,13	0,13	0,00	11,41	11,39	0,02
H2	0,10	0,10	0,00	13,83	13,83	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	3,00	2,77	-0,22	3,61	3,64	0,03
CO2	0,28	0,27	-0,01	2,51	2,52	0,01
SO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano	1,27	1,23	-0,04	29,49	29,51	0,02
Etileno	2,64	2,53	-0,11	13,63	13,65	0,02
Etano	5,56	5,19	-0,36	14,72	14,69	0,02
Propileno	9,52	9,89	0,39	3,13	2,99	0,14
Propano	3,56	3,70	0,14	0,98	0,93	0,05
Isobutano	2,88	2,79	-0,09	0,71	0,66	0,04
n-butano	1,22	1,18	-0,04	0,16	0,15	0,01
Isobutileno	1,93	1,85	-0,08	0,39	0,37	0,02
Butileno 1	1,65	1,58	-0,07	0,32	0,30	0,02
trans-2-buteno	2,23	2,13	-0,10	0,29	0,29	0,00
cis-2-buteno	1,65	1,57	-0,08	0,18	0,18	0,01
Isopentano	4,01	3,90	-0,12	0,42	0,42	0,00
n-pentano	0,91	0,88	-0,03	0,16	0,16	0,00
3-metil-1-buteno	0,30	0,29	-0,01	0,02	0,02	0,00
1-penteno	0,55	0,54	-0,02	0,06	0,06	0,00
2-metil-1-buteno	1,24	1,20	-0,04	0,14	0,14	0,01
trans-2-penteno	1,78	1,72	-0,05	0,25	0,24	0,02
2-metil-2-buteno	2,89	2,66	-0,22	0,44	0,45	0,01
C6+	49,57	49,16	-0,41	2,29	2,52	0,24

Apéndice 4: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas al absorbedor secundario D-6211.

Corriente	FONDO-D6211			GAS-COM-ST		
Descripción	Fondo D-6211			Tope D-6211		
	% molar			% molar		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS
Agua	0,43	0,38	0,05	0,75	0,73	-0,02
N2	0,14	0,14	0,00	12,24	12,22	-0,02
H2	0,09	0,09	0,00	14,85	14,86	0,01
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	1,06	1,24	0,20	3,54	3,61	0,07
CO2	0,26	0,25	0,00	2,63	2,64	0,01
SO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano	1,41	1,38	0,03	31,34	31,38	0,04
Etileno	2,02	2,07	0,05	14,10	14,13	0,04
Etano	3,07	3,11	0,05	14,97	14,98	0,01
Propileno	1,70	1,65	0,05	2,93	2,83	-0,10
Propano	0,58	0,56	0,02	0,90	0,87	-0,03
Isobutano	0,85	0,81	0,03	0,55	0,53	-0,01
n-butano	0,27	0,26	0,01	0,10	0,11	0,00
Isobutileno	0,57	0,55	0,02	0,27	0,28	0,00
Butileno 1	0,48	0,46	0,02	0,23	0,22	-0,01
trans-2-buteno	0,53	0,53	0,00	0,18	0,19	0,01
cis-2-buteno	0,37	0,36	0,01	0,11	0,11	0,00
Isopentano	1,38	1,39	0,01	0,10	0,11	0,00
n-pentano	0,58	0,58	0,00	0,02	0,02	0,00
3-metil-1-buteno	0,06	0,06	0,00	0,01	0,01	0,00
1-penteno	0,22	0,22	0,00	0,01	0,01	0,00
2-metil-1-buteno	0,50	0,50	0,00	0,02	0,03	0,01
trans-2-penteno	0,93	0,90	0,02	0,03	0,03	0,00
2-metil-2-buteno	1,68	1,70	0,02	0,03	0,04	0,01
C6+	80,27	80,18	0,09	0,09	0,04	-0,04

Apéndice 5: Validación composicional, a condiciones de diseño, de las corrientes asociadas a la torre despojadora de H₂S D-6212.

Corriente	TOPE-D6212-A			FONDO-D6212		
Descripción	Tope de la despojadora de H ₂ S			Fondo D-6212		
	% molar			% molar		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS	DISEÑO	SIMULACIÓN	ERROR ABS
Agua	0,51	0,56	0,05	0,00	0,00	0,00
N ₂	0,51	0,50	-0,01	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,37	0,36	-0,01	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	11,03	10,69	-0,33	0,08	0,07	-0,01
CO ₂	1,11	1,08	-0,03	0,00	0,00	0,00
SO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metano	4,83	4,74	-0,10	0,00	0,00	0,00
Etileno	10,39	10,14	-0,26	0,00	0,00	0,00
Etano	21,83	21,02	-0,80	0,02	0,01	0,00
Propileno	24,89	25,87	1,00	10,86	10,95	0,09
Propano	8,94	9,35	0,42	4,99	5,03	0,05
Isobutano	3,57	3,65	0,08	5,98	5,96	-0,02
n-butano	1,34	1,38	0,04	3,09	3,10	0,01
Isobutileno	1,88	1,91	0,04	3,61	3,58	-0,03
Butileno 1	1,56	1,58	0,02	3,09	3,05	-0,03
trans-2-buteno	1,59	1,65	0,06	3,91	3,86	-0,04
cis-2-buteno	1,09	1,10	0,01	2,83	2,81	-0,03
Isopentano	1,16	1,10	-0,05	5,52	5,58	0,06
n-pentano	0,22	0,21	-0,01	1,34	1,34	0,01
3-metil-1-buteno	0,10	0,10	0,00	0,42	0,43	0,01
1-penteno	0,14	0,13	-0,01	0,72	0,73	0,00
2-metil-1-buteno	0,30	0,29	-0,01	1,58	1,59	0,01
trans-2-penteno	0,37	0,40	0,04	2,18	2,19	0,01
2-metil-2-buteno	0,50	0,47	-0,03	2,55	2,67	0,13
C ₆ +	1,57	1,39	-0,17	45,12	45,31	0,19

Apéndice 6: Análisis de laboratorio de la corriente de gas combustible.

		Promedio Semanal	Día 1	Día 2	Día 3
Peso Molecular	g/mol	22,07	21,58	21,12	23,5
Grav. Espc. Líq	adim	0,77	0,71	0,73	0,86
Densidad Líq.	g/cm3	0,35	0,33	0,3258	0,39
RVP	psi	1349,33	1548,00	1370	1130
Val. Caloríf. Neto	BTU/SC	1002,42	1067,25	1024	916
Val. Caloríf. Bruto	BTU/SC	1097,92	1167,75	1120	1006
C3's	%molar	9,06	9,60	7,39	10,18
C3+	%molar	13,10	13,20	12,76	13,33
C4+	%molar	3,00	3,39	2,46	3,15
H2/C1	%molar	1,35	0,96	0,8	2,29
H2	%molar	24,66	24,58	23,21	26,2
CO2	%molar	2,83	2,72	3,23	2,54
C2=	%molar	11,73	13,07	12,99	9,14
ETANO	%molar	12,03	12,44	12,55	11,1
N2	%molar	1,04	0,00	3,13	0
OXIGENO	%molar	0,00	0,00	0	0
METANO	%molar	25,21	27,24	27,09	21,3
H2S	%molar	4,05	3,92	4,4	3,84
MONOXIDO	%molar	0,00	0,00	0	0
C6+	%molar	0,01	0,00	0,03	0
PROPANO	%molar	1,41	1,45	1,24	1,55
C3=	%molar	7,76	8,40	6,25	8,63
I-BUTANO	%molar	0,93	0,91	0,85	1,03
n-C4	%molar	0,17	0,18	0,13	0,19
1C4=	%molar	0,36	0,36	0,32	0,39
1C4=	%molar	0,47	0,47	0,42	0,52
T2C4=	%molar	0,30	0,33	0,25	0,31
1C5	%molar	0,25	0,46	0	0,28
C2C4=	%molar	0,19	0,23	0,15	0,19
PROPINO	%molar	0,00	0,00	0	0
n-C5	%molar	0,14	0,13	0,22	0,06
13C4==	%molar	0,03	0,03	0,07	0
1C5=	%molar	0,01	0,02	0	0
T2C5=	%molar	0,12	0,20	0,02	0,13
C2C5=	%molar	0,05	0,09	0	0,07
2M2C5=	%molar	0,00	0,00	0	0

**Continuación Apéndice 6: Análisis de laboratorio de la corriente de la unidad
de crudo.**

		Promedio Semanal		Día 1	Día 2	Día 3
Peso Molecular	g/mol	61,37		61,91	62,35	59,85
Grav. Espc. Líq	adim	2,21		2,18	2,45	1,99
Densidad Líq.	g/cm3	0,60		0,59	0,60	0,60
RVP	psi	63,63		63,87	64,87	62,15
Val. Caloríf. Neto	BTU/SC	3223,20		3208,40	3250,21	3211,00
Val. Caloríf. Bruto	BTU/SC	3209,86		3216,00	3208,43	3205,15
H2	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
CO2	%molar	0,09		0,09	0,10	0,08
C2=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
ETANO	%molar	0,83		0,83	0,75	0,92
N2	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
OXIGENO	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
METANO	%molar	0,04		0,03	0,06	0,02
H2S	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
MONOXIDO	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
C6+	%molar	5,86		5,48	6,21	5,89
PROPANO	%molar	11,43		11,46	12,58	10,26
C3=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
I-BUTANO	%molar	13,20		12,75	13,85	13,01
n-C4	%molar	38,21		39,52	38,04	37,06
1C4=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
IC4=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
T2C4=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
IC5	%molar	15,37		16,03	15,49	14,58
C2C4=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
PROPINO	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
n-C5	%molar	15,32		16,69	15,82	13,45
13C4==	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
1C5=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
T2C5=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
C2C5=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00
2M2C5=	%molar	0,00		0,00	0,00	0,00

Continuación Apéndice 6: Análisis de laboratorio ASTM D-86 de la corriente de ALC y Nafta.

ALC		Promedio Semanal		Día 1	Día 2	Día 3
PIE	℥	441,10		452,3	435,7	435,3
5% vol	℥	497,83		500,1	497,5	495,9
10% vol	℥	500,10		502,3	499,2	498,8
20% vol	℥	505,40		506,2	505,6	504,4
30% vol	℥	512,27		513,1	512,4	511,3
40% vol	℥	519,07		520	519	518,2
50% vol	℥	526,30		527,3	526,1	525,5
60% vol	℥	533,73		534,6	533,5	533,1
70% vol	℥	544,13		544,9	543,8	543,7
80% vol	℥	556,87		557,8	556,5	556,3
90% vol	℥	574,00		575,2	573,5	573,3
95% vol	℥	586,40		588	585,7	585,5
PFE	℥	607,97		611,7	606,1	606,1
Gravedad API	°API	18,60		18,7	18,5	---

Nafta		Promedio Semanal		Día1	Día 2	Día 3
PIE	℥	121,77		123,5	120,6	121,2
5% vol	℥	129,00		128,9	129,6	128,5
10% vol	℥	133,80		134,8	132,4	134,2
20% vol	℥	147,67		146,4	146,7	149,9
30% vol	℥	180,53		178,2	178,5	184,9
40% vol	℥	188,23		186,3	187	191,4
50% vol	℥	214,20		211,9	212,5	218,2
60% vol	℥	231,57		229,5	231,1	234,1
70% vol	℥	259,97		258,1	259,1	262,7
80% vol	℥	293,13		288,1	290,8	300,5
90% vol	℥	327,47		318,7	321,3	342,4
95% vol	℥	348,57		344,6	347,4	353,7
PFE	℥	396,60		384,1	392,5	413,2
Gravedad API	°API	59,00		60	58	59

Continuación Apéndice 6: Análisis de laboratorio de la corriente de olefinas.

		Promedio Semanal		Día 1	Día 2	Día 3
ETANO	%vol	0,01		0,005	0,005	0,005
C6+	%vol	0,21		0,005	0,42	0,213
Propano	%vol	8,15		8,574	7,726	8,150
C3=	%vol	24,36		26,115	22,611	24,363
I-BUTANO	%vol	14,10		14,967	13,223	14,095
n-C4	%vol	4,76		4,777	4,733	4,755
1C4=	%vol	7,12		6,927	7,316	7,122
1C4=	%vol	9,13		8,697	9,564	9,131
T2C4=	%vol	8,34		8,128	8,561	8,345
1C5	%vol	9,66		9,039	10,285	9,662
C2C4=	%vol	6,42		6,211	6,634	6,423
PROPINO	%vol	0,01		0,005	0,005	0,005
n-C5	%vol	1,21		0,99	1,422	1,206
13C4==	%vol	0,35		0,321	0,38	0,351
1C5=	%vol	0,00		0	0	0
T2C5=	%vol	3,53		2,09	4,97	3,530
C2C5=	%vol	2,73		3,229	2,226	2,728
2M2C5=	%vol	0,01		0,005	0,005	0,005
C5+	%vol	17,35		15,369	19,337	17,353

Apéndice 7: Validación composicional de la corriente de gas combustible a condiciones actuales de operación.

		Promedio Semanal		Simulación	Error absoluto (%)
Peso Molecular	g/mol	22,07		21,79	N/A
Grav. Espc. Líq	adim	0,77		0,75	N/A
Densidad Líq.	g/cm3	0,35		0,38	N/A
RVP	psi	1349,33		1438,00	N/A
Val. Caloríf. Neto	BTU/SC	1002,42		---	---
Val. Caloríf. Bruto	BTU/SC	1097,92		---	---
C3's	%molar	9,06		10,32	1,27
C3+	%molar	13,10		13,52	0,42
C4+	%molar	3,00		3,20	0,20
H2/C1	%molar	1,35		1,00	-0,34
H2	%molar	24,66		25,91	1,25
CO2	%molar	2,83		3,13	0,30
C2=	%molar	11,73		11,66	-0,07
ETANO	%molar	12,03		11,84	-0,19
N2	%molar	1,04		1,98	0,94
OXIGENO	%molar	0,00		0,00	0,00
METANO	%molar	25,21		25,80	0,59
H2S	%molar	4,05		5,22	1,17
MONOXIDO	%molar	0,00		0,00	0,00
C6+	%molar	0,01			-0,01
PROPANO	%molar	1,41		1,57	0,16
C3=	%molar	7,76		8,75	0,99
I-BUTANO	%molar	0,93		0,77	-0,16
n-C4	%molar	0,17		0,18	0,01
1C4=	%molar	0,36		0,39	0,03
IC4=	%molar	0,47		0,54	0,07
T2C4=	%molar	0,30		0,36	0,06
IC5	%molar	0,25		0,24	-0,01
C2C4=	%molar	0,19		0,28	0,09
PROPINO	%molar	0,00		0,00	0,00
n-C5	%molar	0,14		0,06	-0,08
13C4==	%molar	0,03		---	---
1C5=	%molar	0,01		0,03	0,02
T2C5=	%molar	0,12		0,10	-0,02
C2C5=	%molar	0,05		0,05	0,00
2M2C5=	%molar	0,00		0,00	0,00

Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.

DEESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	Día 1			
			04:00 a.m.	10:00 a.m.	02:00 p.m.	Prom. Día
Descarga del G-6223	Mft3/h	62FIC25.PV				#¡VALOR!
Presión 2da etapa del G-6223	Psig	62PI144.PV	217,62	217,94	218,42	217,99
Flujo líquido de PTR	BPD	20FIC212.PV	431,48	467,65	468,53	455,89
Temperatura líquido de PTR	°F	20TI160.PV	103,58	104,95	105,34	104,62
Flujo líquido de Crudo	BPD	62FR28.PV	123,58	124,24	123,76	123,86
Temperatura líquido de Crudo	°F	62TI26.PV	87,08	87,55	88,55	87,73
Salida de los E-6213	°F	62TI27.PV	140,54	141,35	139,67	140,52
Presión del tambor D-6209	Psig	62PI364.PV	199,00	198,97	199,24	199,07
Temperatura del tambor D-6209	°F	62TI390.PV	103,32	103,97	102,78	103,36
Flujo de vapor D-6209 a D-6210	Mft3/h	62FR29.PV	1814,73	1813,81	1829,83	1819,46
Flujo de líquido del tambor D-6209	MBPD	62FIC30.PV	70,62	70,81	70,80	70,74
Temperatura alimentación D-6212	°F	62TIC45.PV	134,92	135,02	134,97	134,97
Relación de despojamiento	adim	62FFC33.PV	0,40	0,39	0,41	0,40
Temperatura fondo D-6212	°F	62TI160.PV	245,70	245,36	245,17	245,41
Temperatura tope D-6212	°F	62TI31.PV	152,68	151,80	149,82	151,43
Flujo de tope D-6212	MMft3/h	62FIC33.PV	1,10	1,10	1,08	1,09
Olefinas de tope D-6213	MBPD	62FIC82.PV	18,78	18,92	18,61	18,77
Nafta de fondo D-6213 a Merox	MBPD	64FIC02.PV	24,86	25,09	24,87	24,94
Nafta de D-6213 al absorbedor	BPD	62FIC31.PV	5505,94	5499,08	5497,17	5500,73
Flujo fondo D-6212	MBPD	Suma 3 anteriores	49,15	49,51	48,98	49,21
Temperatura fondo D-6213	°F	62TI161.PV	381,85	381,37	381,66	381,63
Flujo de fondo del D-6210	MBPD	62FI157.PV	42,12	42,24	41,89	42,08
Temperatura entrada E-6216	°F	62TI167.PV	106,59	107,21	108,62	107,47
Temperatura entrada E-6215	°F	62TI168.PV	126,39	127,36	127,50	127,08
Flujo del intercambiador E-6216	MBPD	62FIC085.PV	26,43	26,36	26,09	26,30
Flujo del intercambiador E-6215	MBPD	62FIC086.PV	24,18	24,18	24,15	24,17
Flujo gasolina no estabilizada	MBPD	62FIC22.PV	26,07	26,16	25,86	26,03
Temperatura gasolina no estabilizada	°F	62TI43.PV	113,20	113,83	112,79	113,27
Temperatura nafta absorbente	°F	62TI389.PV	106,05	107,10	105,64	106,26
Temperatura tope D-6210	°F	62TI28.PV	138,71	139,42	140,12	139,41
Flujo de ALC absorbente	MBPD	62FIC32.PV	5,40	5,40	5,41	5,40
Temperatura ALC absorbente	°F	62TI388.PV	105,20	105,87	104,95	105,34
Temperatura tope D-6211	°F	62TI29.PV	130,23	129,26	131,26	130,25
Presión de tope D-6211	Psig	65PC06B.PV	191,42	191,42	191,41	191,42
Flujo de tope D-6211	MMft3/h	65FR03.PV	538,66	539,05	537,52	538,41

Continuación Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.

DEESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	Día 2			
			04:00 a.m.	10:00 a.m.	02:00 p.m.	Prom. Día
Descarga del G-6223	Mft3/h	62FIC25.PV				#¡VALOR!
Presión 2da etapa del G-6223	Psig	62PI144.PV	218,88	219,22	217,39	218,50
Flujo líquido de PTR	BPD	20FIC212.PV	497,93	509,02	589,32	532,09
Temperatura líquido de PTR	°F	20TI160.PV	101,65	104,78	104,01	103,48
Flujo líquido de Crudo	BPD	62FR28.PV	126,79	126,00	126,37	126,39
Temperatura líquido de Crudo	°F	62TI26.PV	90,06	88,81	88,02	88,96
Salida de los E-6213	°F	62TI27.PV	137,89	140,05	138,92	138,95
Presión del tambor D-6209	Psig	62PI364.PV	199,15	198,91	198,44	198,83
Temperatura del tambor D-6209	°F	62TI390.PV	101,16	103,24	102,72	102,37
Flujo de vapor D-6209 a D-6210	Mft3/h	62FR29.PV	1850,95	1854,75	1789,62	1831,77
Flujo de líquido del tambor D-6209	MBPD	62FIC30.PV	73,52	73,31	71,63	72,82
Temperatura alimentación D-6212	°F	62TIC45.PV	135,00	139,85	139,98	138,28
Relación de despojamiento	adim	62FFC33.PV	0,40	0,42	0,40	0,40
Temperatura fondo D-6212	°F	62TI160.PV	246,25	246,74	244,39	245,79
Temperatura tope D-6212	°F	62TI31.PV	150,23	151,90	151,25	151,13
Flujo de tope D-6212	MMft3/h	62FIC33.PV	1,12	1,15	1,08	1,12
Olefinas de tope D-6213	MBPD	62FIC82.PV	18,90	18,94	19,25	19,03
Nafta de fondo D-6213 a Merox	MBPD	64FIC02.PV	25,57	25,01	24,67	25,08
Nafta de D-6213 al absorbedor	BPD	62FIC31.PV	5582,00	5513,25	5499,94	5531,73
Flujo fondo D-6212	MBPD	Suma 3 anteriores	50,05	49,46	49,42	49,64
Temperatura fondo D-6213	°F	62TI161.PV	381,55	381,19	382,06	381,60
Flujo de fondo del D-6210	MBPD	62FI157.PV	43,33	43,30	42,43	43,02
Temperatura entrada E-6216	°F	62TI167.PV	107,36	109,63	108,46	108,48
Temperatura entrada E-6215	°F	62TI168.PV	125,51	128,05	126,72	126,76
Flujo del intercambiador E-6216	MBPD	62FIC085.PV	25,95	26,07	26,31	26,11
Flujo del intercambiador E-6215	MBPD	62FIC086.PV	24,01	23,95	24,09	24,02
Flujo gasolina no estabilizada	MBPD	62FIC22.PV	26,79	26,46	26,09	26,44
Temperatura gasolina no estabilizada	°F	62TI43.PV	110,50	111,23	111,36	111,03
Temperatura nafta absorbente	°F	62TI389.PV	103,41	103,03	102,41	102,95
Temperatura tope D-6210	°F	62TI28.PV	137,12	138,07	137,38	137,52
Flujo de ALC absorbente	MBPD	62FIC32.PV	5,40	5,41	5,39	5,40
Temperatura ALC absorbente	°F	62TI388.PV	102,90	104,65	104,20	103,92
Temperatura tope D-6211	°F	62TI29.PV	131,47	129,24	128,29	129,67
Presión de tope D-6211	Psig	65PC06B.PV	191,43	191,41	191,42	191,42
Flujo de tope D-6211	MMft3/h	65FR03.PV	537,27	538,61	540,23	538,70

Continuación Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.

DEESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	Día 3			
			04:00 a.m.	10:00 a.m.	02:00 p.m.	Prom. Día
Descarga del G-6223	Mft3/h	62FIC25.PV				#¡VALOR!
Presión 2da etapa del G-6223	Psig	62PI144.PV	216,615	216,796	218,91	217,44
Flujo líquido de PTR	BPD	20FIC212.PV	570,54	546,347	542,974	553,29
Temperatura líquido de PTR	°F	20TI160.PV	99,551	99,565	101,312	100,14
Flujo líquido de Crudo	BPD	62FR28.PV	131,199	129,612	128,456	129,76
Temperatura líquido de Crudo	°F	62TI26.PV	86,643	87,368	89,194	87,74
Salida de los E-6213	°F	62TI27.PV	135,64	136,996	138,865	137,17
Presión del tambor D-6209	Psig	62PI364.PV	198,45	198,45	199,23	198,71
Temperatura del tambor D-6209	°F	62TI390.PV	97,27	98,53	99,24	98,35
Flujo de vapor D-6209 a D-6210	Mft3/h	62FR29.PV	1746,836	1729,038	1797,167	1757,68
Flujo de líquido del tambor D-6209	MBPD	62FIC30.PV	71,481	70,994	72,934	71,80
Temperatura alimentación D-6212	°F	62TIC45.PV	139,2	139,54	140,045	139,60
Relación de despojamiento	adim	62FFC33.PV	0,394	0,394	0,396	0,39
Temperatura fondo D-6212	°F	62TI160.PV	244,01	244,18	245,62	244,60
Temperatura tope D-6212	°F	62TI31.PV	150,036	150,144	151,103	150,43
Flujo de tope D-6212	MMft3/h	62FIC33.PV	1,176	1,168	1,199	1,18
Olefinas de tope D-6213	MBPD	62FIC82.PV	18,63	18,977	18,4	18,67
Nafta de fondo D-6213 a Merox	MBPD	64FIC02.PV	25,01	24,288	25,027	24,78
Nafta de D-6213 al absorbedor	BPD	62FIC31.PV	5486,163	5523,591	5512,87	5507,54
Flujo fondo D-6212	MBPD	Suma 3 anteriores	49,13	48,79	48,94	48,95
Temperatura fondo D-6213	°F	62TI161.PV	381,221	381,279	380,732	381,08
Flujo de fondo del D-6210	MBPD	62FI157.PV	42,07	41,61	42,36	42,01
Temperatura entrada E-6216	°F	62TI167.PV	103,5	106,54	107,05	105,70
Temperatura entrada E-6215	°F	62TI168.PV	121,39	122,55	124,87	122,94
Flujo del intercambiador E-6216	MBPD	62FIC085.PV	26,898	26,555	26,357	26,60
Flujo del intercambiador E-6215	MBPD	62FIC086.PV	24,249	24,282	24,23	24,25
Flujo gasolina no estabilizada	MBPD	62FIC22.PV	26,135	25,857	26,251	26,08
Temperatura gasolina no estabilizada	°F	62TI43.PV	110,15	110,909	111,575	110,88
Temperatura nafta absorbente	°F	62TI389.PV	97,37	99	99,35	98,57
Temperatura tope D-6210	°F	62TI28.PV	135,92	137,23	139,51	137,55
Flujo de ALC absorbente	MBPD	62FIC32.PV	5,407	5,403	5,405	5,41
Temperatura ALC absorbente	°F	62TI388.PV	100,82	102,63	103,34	102,26
Temperatura tope D-6211	°F	62TI29.PV	132,15	128,14	129,75	130,01
Presión de tope D-6211	Psig	65PC06B.PV	191,416	191,427	191,4	191,41
Flujo de tope D-6211	MMft3/h	65FR03.PV	545,638	546,367	542,496	544,83

Continuación Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.

DEESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	Día 4			
			04:00 a.m.	10:00 a.m.	02:00 p.m.	Prom. Día
Descarga del G-6223	Mft3/h	62FIC25.PV				#¡VALOR!
Presión 2da etapa del G-6223	Psig	62PI144.PV	217,814	218,411	218,842	218,36
Flujo líquido de PTR	BPD	20FIC212.PV	587,216	573,803	592,783	584,60
Temperatura líquido de PTR	°F	20TI160.PV	99,534	101,53	103,294	101,45
Flujo líquido de Crudo	BPD	62FR28.PV	131,06	130,252	129,704	130,34
Temperatura líquido de Crudo	°F	62TI26.PV	86,864	87,324	88,612	87,60
Salida de los E-6213	°F	62TI27.PV	136,337	137,754	138,699	137,60
Presión del tambor D-6209	Psig	62PI364.PV	199,08	199,31	199,53	199,31
Temperatura del tambor D-6209	°F	62TI390.PV	98,67	100,83	101,88	100,46
Flujo de vapor D-6209 a D-6210	Mft3/h	62FR29.PV	1782,537	1783,419	1809,384	1791,78
Flujo de líquido del tambor D-6209	MBPD	62FIC30.PV	72,498	71,453	71,859	71,94
Temperatura alimentación D-6212	°F	62TIC45.PV	139,953	140,082	140,04	140,03
Relación de despojamiento	adim	62FFC33.PV	0,396	0,41	0,395	0,40
Temperatura fondo D-6212	°F	62TI160.PV	246,71	246,69	244,83	246,08
Temperatura tope D-6212	°F	62TI31.PV	151,114	151,528	151,831	151,49
Flujo de tope D-6212	MMft3/h	62FIC33.PV	1,199	1,149	1,154	1,17
Olefinas de tope D-6213	MBPD	62FIC82.PV	18,808	18,711	18,994	18,84
Nafta de fondo D-6213 a Merox	MBPD	64FIC02.PV	25,233	24,77	25,151	25,05
Nafta de D-6213 al absorbedor	BPD	62FIC31.PV	5525,085	5518,586	5503,528	5515,73
Flujo fondo D-6212	MBPD	Suma 3 anteriores	49,57	49,00	49,65	49,40
Temperatura fondo D-6213	°F	62TI161.PV	380,951	381,423	381,751	381,38
Flujo de fondo del D-6210	MBPD	62FI157.PV	42,86	42,15	42,27	42,43
Temperatura entrada E-6216	°F	62TI167.PV	104,43	108,8	107,99	107,07
Temperatura entrada E-6215	°F	62TI168.PV	121,89	124,07	126,58	124,18
Flujo del intercambiador E-6216	MBPD	62FIC085.PV	26,154	26,792	25,757	26,23
Flujo del intercambiador E-6215	MBPD	62FIC086.PV	24,025	24,78	24,085	24,30
Flujo gasolina no estabilizada	MBPD	62FIC22.PV	26,682	26,366	26,275	26,44
Temperatura gasolina no estabilizada	°F	62TI43.PV	109,233	110,04	111,454	110,24
Temperatura nafta absorbente	°F	62TI389.PV	98,82	101,5	102,34	100,89
Temperatura tope D-6210	°F	62TI28.PV	139,78	139,98	152,12	143,96
Flujo de ALC absorbente	MBPD	62FIC32.PV	5,402	5,401	5,411	5,40
Temperatura ALC absorbente	°F	62TI388.PV	101,05	102,85	103,21	102,37
Temperatura tope D-6211	°F	62TI29.PV	135,48	137,58	132,45	135,17
Presión de tope D-6211	Psig	65PC06B.PV	191,394	191,436	191,406	191,41
Flujo de tope D-6211	MMft3/h	65FR03.PV	542,391	543,814	539,514	541,91

Continuación Apéndice 8: Recolección de datos operacionales de planta.

DEESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	Día 5			
			04:00 a.m.	10:00 a.m.	02:00 p.m.	Prom. Día
Descarga del G-6223	Mft3/h	62FIC25.PV				#¡VALOR!
Presión 2da etapa del G-6223	Psig	62PI144.PV	217,087	218,319	219,303	218,24
Flujo líquido de PTR	BPD	20FIC212.PV	583,507	597,658	597,917	593,03
Temperatura líquido de PTR	°F	20TI160.PV	100,399	104,279	103,987	102,89
Flujo líquido de Crudo	BPD	62FR28.PV	131,76	130,919	130,881	131,19
Temperatura líquido de Crudo	°F	62TI26.PV	86,293	87,754	88,284	87,44
Salida de los E-6213	°F	62TI27.PV	136,562	138,458	139,949	138,32
Presión del tambor D-6209	Psig	62PI364.PV	198,87	198,92	199,23	199,01
Temperatura del tambor D-6209	°F	62TI390.PV	96,5	98,74	101,11	98,78
Flujo de vapor D-6209 a D-6210	Mft3/h	62FR29.PV	1736,575	1736,816	1816,996	1763,46
Flujo de líquido del tambor D-6209	MBPD	62FIC30.PV	71,213	71,065	74,058	72,11
Temperatura alimentación D-6212	°F	62TIC45.PV	138,811	140,038	139,925	139,59
Relación de despojamiento	adim	62FFC33.PV	0,4	0,393	0,409	0,40
Temperatura fondo D-6212	°F	62TI160.PV	243,85	245,72	246,84	245,47
Temperatura tope D-6212	°F	62TI31.PV	149,962	150,846	151,411	150,74
Flujo de tope D-6212	MMft3/h	62FIC33.PV	1,137	1,162	1,13	1,14
Olefinas de tope D-6213	MBPD	62FIC82.PV	19,739	18,868	18,512	19,04
Nafta de fondo D-6213 a Merox	MBPD	64FIC02.PV	24,663	25,002	25,597	25,09
Nafta de D-6213 al absorbedor	BPD	62FIC31.PV	5501,994	5505,31	5508,719	5505,34
Flujo fondo D-6212	MBPD	Suma 3 anteriores	2: Bad tag 'Sur2: Bad tag 'Sur2: Bad tag 'Sur			49,63
Temperatura fondo D-6213	°F	62TI161.PV	380,86	380,638	380,484	380,66
Flujo de fondo del D-6210	MBPD	62FI157.PV	42,01	41,94	43,1	42,35
Temperatura entrada E-6216	°F	62TI167.PV	102,92	106,65	107,17	105,58
Temperatura entrada E-6215	°F	62TI168.PV	119,89	121,82	125,05	122,25
Flujo del intercambiador E-6216	MBPD	62FIC085.PV	27,282	27,208	26,997	27,16
Flujo del intercambiador E-6215	MBPD	62FIC086.PV	24,178	24,22	24,003	24,13
Flujo gasolina no estabilizada	MBPD	62FIC22.PV	26,485	26,25	26,722	26,49
Temperatura gasolina no estabilizada	°F	62TI43.PV	109,413	110,094	110,936	110,15
Temperatura nafta absorbente	°F	62TI389.PV	96,91	99,58	101,74	99,41
Temperatura tope D-6210	°F	62TI28.PV	135,63	132,94	135,525	134,70
Flujo de ALC absorbente	MBPD	62FIC32.PV	5,402	5,396	5,396	5,40
Temperatura ALC absorbente	°F	62TI388.PV	99,57	101,09	102,83	101,16
Temperatura tope D-6211	°F	62TI29.PV	136,44	135,21	134,87	135,51
Presión de tope D-6211	Psig	65PC06B.PV	191,412	191,431	191,414	191,42
Flujo de tope D-6211	MMft3/h	65FR03.PV	543,804	545,334	544,891	544,68

Apéndice 9: Procedimiento y fórmulas para el cálculo de costos estimados de un intercambiador de calor.

La fórmula utilizada para el costo de adquisición del equipo en dólares, se muestra a continuación:

$$Costo.compra = Fp * Fm * Fl * Cb$$

- Donde: Fp: Factor de presión.
 Fm: Factor de los materiales.
 Fl: Corrección de la longitud de los tubos.
 Cb: Corrección del tipo de cabezal.

Ahora bien, el factor de los materiales se calculó de la siguiente manera:

$$Fm = a + \left(\frac{A}{100} \right)^b$$

Donde “A” representa el área de transferencia estimada en pies cuadrados, de acuerdo al número de tubos. Los factores “a” y “b” se colocaron de acuerdo a la Tabla 40:

Tabla 40: Constantes en la fórmula para la corrección del material

Material de construcción. Carcasa/Tubo	a (adim)	b (adim)
Acero al carbono / Acero al carbono	0.00	0.00
Acero al carbono / Acero inoxidable	1.75	0.13
Acero al carbono / Titanio	5.20	0.16
Acero inoxidable / Acero inoxidable	2.70	0.07
Acero al carbono / Monel	2.10	0.13
Acero al carbono / Admiralty	0.30	0.00

El factor de presión se calculó mediante la siguiente fórmula:

$$Fp = 0.9803 + 0.018 * \left(\frac{P}{100} \right) + 0.0017 * \left(\frac{P}{100} \right)^2$$

Donde “P” es la presión de diseño del equipo.

El factor de corrección por la longitud de los tubos es de 1.00 para tubos de 20 pies; 1.05 para tubos de 16 pies; 1.12 para tubos de 12 pies y 1.25 para tubos de 8 pies.

Se utilizó la corrección para intercambiadores con cabezal flotante, de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$Cb = \exp\{1.667 - 0.8709 * [\ln(A)] + 0.09005 * [\ln(A)]^2 \}$$

Ahora bien una vez calculado el costo de compra, se calculó el costo estimado de los materiales para la instalación, el cual considera tuberías, concreto, acero, instrumentos y controladores, materiales eléctricos, pintura y aislamiento.

$$Costo.materiales = 0.714 * Costo.compra$$

El costo de la mano de obra que considera la instalación del equipo se calculó de la siguiente manera:

$$Costo.mano.obra = 0.630 * Costo.compra$$

Por último los costos relacionados al seguro del equipo se calcularon con la siguiente fórmula:

$$Costo.seguro = 0.08 * Costo.compra$$

Al final, el costo total de la adquisición e instalación de los intercambiadores se obtuvo sumando los parámetros anteriores:

$$\textit{Costo.equipo} = \textit{Costo.compra} + \textit{Costo.materiales} + \textit{Costo.mano.obra} + \textit{Costo.seguro}$$

Apéndice 10: Evaluación con el software del licenciante para los internos de las columnas (Nivel 1).



Customer's copy.

KG-TOWER™ Software v 5.1

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

Registered To: David Camejo, PDVSA

VALVE TRAY RATING DATA

Project Name	Evaluación Internos Tesis David		Date :	09-Oct-2013	Page :	1
Tower Name	D-6210		File :	D-6210 platos nivel 1.kgt		
Case Name	Final Nivel 1		By :	David Camejo	Revision :	

ZONE		Tope1	Tope2	Cooler15	Medio	Cooler16
DESCRIPTION		Topo-Gasolina	asolina-Cooler	E-6215	Cooler-Cooler	E-6216
TRAY NUMBER		40-31	30-21	20	19-11	10
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	lb/hr	62500	82000	90958	100000	103939
Vapor Density	lb/ft3	0,8100	0,9000	0,9200	0,9600	0,9900
Vapor Volume	ACFS	21,43	25,31	27,46	28,94	29,16
Vapor Viscosity	cP	0,0124	0,0122	0,0119	0,0180	0,0170
Liquid Rate	lb/hr	139937	437868	445295	449000	481051
Liquid Density	lb/ft3	42,36	41,63	41,62	41,31	41,21
Liquid Volume	gpm	411,86	1311,49	1333,97	1355,00	1395,00
Surface Tension	dyne/cm	16,14	15,35	15,47	15,10	14,99
Liquid Viscosity	cP	0,234	0,221	0,222	0,215	0,213
Tray Spacing	in	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00
System Factor		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Jet Flood	%	34	56	59	63	64
Downcomer Flood	%	22	70	71	73	75
Downcomer Backup	in liq	5,3	8,0	8,1	8,3	8,5
Downcomer Exit Velocity	ft/s	0,357	1,136	1,156	1,174	1,209
Dry Tray Pressure Drop	in liq	1,2	1,2	1,3	1,5	1,6
Total Tray Pressure Drop	in liq	3,2	4,2	4,3	4,5	4,6
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	4,0	5,2	5,3	5,5	5,7
Cf Active Area	ft/s	0,13	0,17	0,18	0,20	0,20
Weir Load	gpm/ft	40,0	127,5	129,7	131,7	135,6
Weir Crest	in liq	1,1	2,3	2,3	2,4	2,4
Tower Diameter	ft	7,00		Number of Passes		2
Tower Area	ft2	38,48		Flow Path Length		in 21,5
Valve Type		Type A(V-1)		Weir Length		in 123,4
Est. Number of Valves		274		Active Area		ft2 22,34
		Side		Center		
		TOP	BOTTOM	TOP	BOTTOM	
Downcomer Width	in	13,50	13,50	14,02	14,02	
Downcomer Area	ft2	4,00	4,00	8,14	8,14	
Weir Height	in	2,52		2,52		
Downcomer Clearance	in	3,00		3,00		
		Panel A		Panel B		
Active Area	ft2	11,17		11,17		
Flow Path Length	in	21,49		21,49		



Customer's copy.

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

KG-TOWER™ Software v 5.1

Registered To: David Camejo, PDVSA

SUPERFRAC™ TRAY RATING DATA

Project Name	Evaluación Internos Tesis David	Date :	09-Oct-2013	Page :	1
Tower Name	D-6210	File :	D-6210 platos nivel 1.kgt		
Case Name	Final Nivel 1	By :	David Camejo	Revision :	

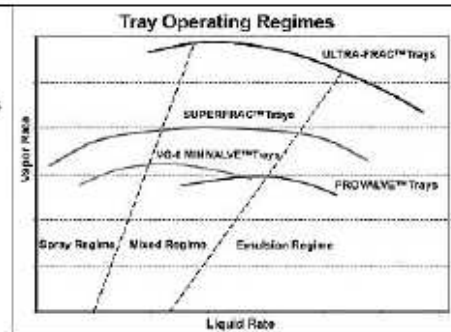
ZONE DESCRIPTION		Top1 Tope-Gasolina 40-31	Top2 asolina-Cooler 30-21	Cooler15 E-6215 20	Medio Cooler-Cooler 19-11	Cooler16 E-6216 10
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	lb/hr	62500	82000	90958	100000	103939
Vapor Density	lb/ft3	0,8100	0,9000	0,9200	0,9600	0,9900
Vapor Volume	ACFS	21,43	25,31	27,46	28,94	29,16
Vapor Viscosity	cP	0,0124	0,0122	0,0119	0,0180	0,0170
Liquid Rate	lb/hr	139937	437868	445295	449000	461051
Liquid Density	lb/ft3	42,36	41,63	41,62	41,31	41,21
Liquid Volume	gpm	411,86	1311,49	1333,97	1355,00	1395,00
Surface Tension	dyne/cm	18,14	15,35	15,47	15,10	14,99
Liquid Viscosity	cP	0,234	0,221	0,222	0,215	0,213
Tray Spacing	in	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00
System Factor		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Expected performance range to be achieved usingSUPERFRAC™ TRAYS:

Jet Flood Range	%	24 - 25	47 - 49	49 - 52	51 - 54	53 - 55
Minimum Rates	% of Design	Approx. 40-50%, based on the final design rates.				
Total Tray Pressure Drop	in liq	1,52	2,52	2,54	2,55	2,59
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	1,93	3,14	3,16	3,16	3,19

Tower Diameter	ft	7,00
Tower Area	ft2	38,48
Number of Passes		2

Users may expect typical SUPERFRAC™ tray applications to achieve 15% to 25% more capacity than valve trays with the same diameter and tray spacing. Results shown above are based on the Jet Flood model only and may be somewhat conservative compared to the results that are achieved from an optimized design utilizing the various capacity & efficiency enhancement tray features. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.



PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 1
 Company: PDVSA
 Service: Absorber
 Item: D-6210
 Date Run: 8-oct-2013

PACKING DESIGN Section 1

Section 1

Geometry Data

Geometry: Packing2
 Packing Type: NR2.5
 Material: 410 S
 Column Diameter [in]: 84,00
 Packing height [ft]: 15,500
 NTS: 4,0
 HETP [in]: 47

Fluid Data

	Top	Btm
Gas:		
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	113906,0	127742,0
Density [lb/ft ³]:	1,0240	1,0790
Viscosity [cP]:	0,0117	0,0115
QV [cfs]:	30,90	32,89
Liquid:		
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	466943,0	481327,0
Density [lb/ft ³]:	40,89	40,33
Surface Tension [dyne/cm]:	14,59	13,92
Viscosity [cP]:	0,206	0,194
QL [gpm]:	1423,72	1487,96
System Factor:	0,90	0,90

Hydraulic Data

Capacity [%]:	73,5	79,3
F-Factor [US]:	0,81	0,89
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	37,00	38,67
Pressure drop [in w./ft]:	0,14	0,18
Flow Parameter:	0,649	0,616
Liquid Holdup [%]: 5,2		
Bed pressure drop [mmHg]: 4,69		

PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 1
 Company: PDVSA
 Service: Absorber
 Item: D-6211
 Date Run: 8-oct-2013

PACKING DESIGN Section 1

Section 1

Geometry Data

Geometry:	Packing2
Packing Type:	NR2.5
Material:	410 S
Column Diameter [in]:	54,00
Packing height [ft]:	34,000
NTS:	6,0
HETP [in]:	68

Fluid Data

	Top	Btm
Gas:		
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	45828,0	52319,0
Density [lb/ft ³]:	0,6485	0,6747
Viscosity [cP]:	0,0125	0,0129
QV [cfs]:	19,63	21,54
Liquid:		
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	73493,0	80842,0
Density [lb/ft ³]:	52,88	51,07
Surface Tension [dyne/cm]:	27,64	24,60
Viscosity [cP]:	0,742	0,503
QL [gpm]:	173,29	197,37
System Factor:	0,90	0,90

Hydraulic Data

Capacity [%]:	51,2	58,3
F-Factor [US]:	0,99	1,11
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	10,90	12,41
Pressure drop [in w./ft]:	0,10	0,13
Flow Parameter:	0,178	0,178
Liquid Holdup [%]:	3,2	
Bed pressure drop [mmHg]:	7,12	

PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 1
 Company: PDVSA
 Service: Stripper
 Item: D-6212
 Date Run: 8-oct-2013


PACKING DESIGN Section 1 / 2 / 3


	Section 1	Section 2	Section 3
Geometry Data			
Geometry:	Packing2	Packing4	Packing3
Packing Type:	NR2.5	NR2.5	NR3
Material:	410 S	410 S	410 S
Column Diameter [in]:	108,27	108,27	108,27
Packing height [ft]:	27,500	14,750	15,750
NTS:	6,0	4,0	3,0
HETP [in]:	55	44	63

	Section 1		Section 2		Section 3	
	Top	Btm	Top	Btm	Top	Btm
Fluid Data						
Gas:						
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	107394,0	196793,0	203629,0	216582,0	220270,0	233682,0
Density [lb/ft ³]:	1,5986	1,7927	1,8070	1,8360	1,8450	1,8790
Viscosity [cP]:	0,0108	0,0106	0,0107	0,0106	0,0106	0,0107
QV [cfs]:	18,66	30,49	31,30	32,77	33,16	34,55
Liquid:						
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	711128,0	771375,0	776645,0	788015,0	793092,0	822513,0
Density [lb/ft ³]:	36,65	35,33	35,21	34,96	34,90	34,83
Surface Tension [dyne/cm]:	9,88	8,44	8,32	8,10	8,02	7,77
Viscosity [cP]:	0,136	0,122	0,121	0,188	0,180	0,160
QL [gpm]:	2419,42	2722,09	2750,08	2810,27	2833,44	2943,81
System Factor:	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90

	Section 1	Section 2	Section 3
Hydraulic Data			
Capacity [%]:	50,1	71,7	74,5
F-Factor [US]:	0,37	0,64	0,74
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	37,85	42,58	46,05
Pressure drop [in w./ft]:	0,04	0,17	0,22
Flow Parameter:	1,383	0,883	0,817
Liquid Holdup [%]:	4,9	5,5	5,2
Bed pressure drop [mmHg]:	5,36	5,52	5,84

Apéndice 11: Hojas de especificación preliminares de los intercambiadores propuestos.

				SHELL-AND-TUBE HEAT EXCHANGER																
				CLIENT PDVSA	EQUIP. NO E-62XX	PAGE 1														
REV	PREPARED BY	DATE	APPROVAL	W. O.	REQUISITION NO.	SPECIFICATION NO.														
0				---	---	---														
1				UNIT	PROCURED BY	INSTALLED BY														
2				AREA 3157 ft ²	---	---														
<table border="1"> <tr> <td>1</td> <td>Size</td> <td>27-240</td> <td>TEMA Type</td> <td>AES Horizontal</td> <td>Connected in (series/parallel)</td> <td>Series</td> </tr> <tr> <td>2</td> <td>Surface per Unit</td> <td>3157 ft²</td> <td>Shells per Unit</td> <td>2</td> <td>Surface per Shell</td> <td>1,578.0 ft²</td> </tr> </table>							1	Size	27-240	TEMA Type	AES Horizontal	Connected in (series/parallel)	Series	2	Surface per Unit	3157 ft ²	Shells per Unit	2	Surface per Shell	1,578.0 ft ²
1	Size	27-240	TEMA Type	AES Horizontal	Connected in (series/parallel)	Series														
2	Surface per Unit	3157 ft ²	Shells per Unit	2	Surface per Shell	1,578.0 ft ²														
Performance of One Unit																				
4	Fluid Allocation	Shell Side			Tube Side															
6	Fluid Name	Hydrocarbon			Cooling water															
7	Flow Total	lb/h	392,445			300,004														
8	Vapor	lb/h	(in/out)																	
9	Liquid	lb/h	(in/out)	392,445	300,004															
10	Steam	lb/h	(in/out)																	
11	Water	lb/h	(in/out)																	
12	Noncondensable	lb/h	(in/out)																	
13	Temperature (In/Out)	°F	(in/out)	111.0	97.4	90.0 99.1														
14	Density	lb/ft ³																		
15	Viscosity	cP		0.29	0.31	0.76 0.68														
16	Molecular Weight, vapor																			
17	Specific Heat	Btu/lb-°F		0.51	0.50	0.99 0.99														
18	Thermal Conductivity	Btu/h-ft-°F		0.071	0.072	0.350 0.360														
19	Latent Heat	Btu/lb																		
20	Inlet Pressure	psigg	(inlet)	214.0		55.0														
21	Velocity	ft/s		3.63		3.12														
22	Press Drop Allow/Calc	psig		10.0	5.7	10.0 1.6														
23	Fouling Factor	ft ² -h-°F/Btu		0.0020		0.0020														
24	Heat Exchanged	Btu/hr		2,597,000	LMTD (corrected) °F	8.70														
25	Service Coeff.	Btu/h-ft ² -°F	Dirty	94	Clean	161														
Construction Data for One Shell																				
27		Shell Side		Tube Side		Sketch														
28	Design/Test Press	psigg	285	285																
29	Design Temperature	°F																		
30	No. Passes per Shell		1	2																
31	Corrosion Allowance	in																		
32	Connections	In inches	8.00	8.00																
33	Size & Rating	Out	10.00	8.00																
34		Intermediate																		
35	Tubes	No.	410	OD, in	0.75	Gauge	16	Length, ft.	20	Pitch layout, deg.	90									
36		Type		Material	Admiralty	Pitch ratio	1													
37	Shell	OD, in		ID, in	27	Material	Carbon Steel													
38	Channel or Bonnet	OD, in		Thick		Channel Cover														
39	Tubesheet Type																			
40	Floating Heat Cover					Impingement Protection														
41	Baffles Cross (number)			% Cut (d)	33%	Spacing C/C, in	6.96													
42	Baffles Long			Seal Type No																
43	Supports Tube			U-Bend		Type														
44	Bypass Seal Arrangement	NA		Tube-Tubesheet Joint																
45	Expansion Joint No.			Type																
46	Rho-V2-Inlet Nozzle	1,894		Bundle Entrance		Bundle Exit														
47	Gaskets - Shell Side			Tube Side																
48	Floating Heat Cover			Supports																
49	Code Requirements			TEMA Class																
50	Weight per shell	lb	9,240	Filled w/water	22,756	Bundle	9,054													
51																				
52	Notes																			
53																				
54																				

				SHELL-AND-TUBE HEAT EXCHANGER			
				CLIENT PDVSA		EQUIP. NO E-62YY	
REV	PREPARED BY	DATE	APPROVAL	W.O.	REQUISITION NO.	SPECIFICATION NO.	
0				---	---	---	
1				UNIT	AREA	PROCURED BY	
2				15061 ft2	---	---	
Performance of One Unit							
1	Size	57-240	TEMA Type	AJT Horizontal	Connected in (series/parallel)	Series	
2	Surface per Unit	15061 ft2	Shells per Unit	2	Surface per Shell	7,530.0 ft ²	
3	Performance of One Unit						
4	Fluid Allocation		Shell Side		Tube Side		
6	Fluid Name		Hydrocarbon		Cooling water		
7	Flow Total	lb/h	1,064,646		850,011		
8	Vapor	lb/h (in/out)	198,794	174,888			
9	Liquid	lb/h (in/out)	822,309	846,157			
10	Steam	lb/h (in/out)	680	464			
11	Water	lb/h (in/out)	42,863	43,137	850,011	850,011	
12	Noncondensable	lb/h (in/out)					
13	Temperature (In/Out)	°F (in/out)	108.4	98.0	90.0	101.4	
14	Density	lb/ft ³					
15	Viscosity	cP	0.22	0.23	0.76	0.67	
16	Molecular Weight, vapor						
17	Specific Heat	Btu/lb-°F	0.56	0.55	0.99	0.99	
18	Thermal Conductivity	Btu/h-ft-°F					
19	Latent Heat	Btu/lb					
20	Inlet Pressure	psigq (inlet)	194.3		55.0		
21	Velocity	ft/s	11.90		3.63		
22	Press Drop Allow/Calc	psig	10.0	1.8	10.0	4.1	
23	Fouling Factor	ft ² -h-°F/Btu	0.0020		0.0020		
24	Heat Exchanged	Btu/hr	9,620,000		LMTD (corrected) °F	6.80	
25	Service Coeff.	Btu/h-ft ² -°F	Dirty	94	Clean	160	
26	Construction Data for One Shell						
27			Shell Side	Tube Side	Sketch		
28	Design/Test Press	psigq	285	285			
29	Design Temperature	°F					
30	No. Passes per Shell		1	2	4		
31	Corrosion Allowance	in					
32	Connections	In inches	19.00	12.00			
33	Size & Rating	Out	19.00	12.00			
34		Intermediate					
35	Tubes	No. 2000	OD, in 0.75	Gauge 16	Length, ft. 20	Pitch layout, deg. 90	
36		Type		Material Admiralty	Pitch ratio	1	
37	Shell	OD, in	ID, in 57	Material Carbon Steel			
38	Channel or Bonnet	OD, in	Thick	Channel Cover			
39	Tubesheet Type						
40	Floating Heat Cover Impingement Protection						
41	Baffles Cross (number)		% Cut (d) 20%	Spacing C/C, in 12.46			
42	Baffles Long	Seal Type No					
43	Supports Tube	U-Bend				Type	
44	Bypass Seal Arrangement	NA		Tube-Tubesheet Joint			
45	Expansion Joint No. Type						
46	Rho-V2-Inlet Nozzle	4,129	Bundle Entrance		Bundle Exit		
47	Gaskets - Shell Side				Tube Side		
48	Floating Heat Cover Supports						
49	Code Requirements TEMA Class						
50	Weight per shell lb	23,179	Filled w/water	81,226	Bundle	38,356	
51							
52	Notes						
53							
54							

Apéndice 12: Evaluación con el software del licenciante para los internos de las columnas (Nivel 2).



Customer's copy.

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

KG-TOWER™ Software v 5.1

Registered To: David Camejo, PDVSA

VALVE TRAY RATING DATA

Project Name	Evaluación Internos Tesis David		Date :	09-Oct-2013		Page :	1	
Tower Name	D-8210		File :	D-8210 platos nivel 2.kgt				
Case Name	Final Nivel 2		By :	David Camejo		Revision :		

ZONE		Tope1	Tope2	Cooler15	Medio	Cooler16
DESCRIPTION		Topo-Gasolina	asolina-Cooler	E-8215	Cooler-Cooler	E-8216
TRAY NUMBER		40-31	30-21	20	19-11	10
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	lb/hr	62100	82099	87428	94500	99029
Vapor Density	lb/ft3	0,7808	0,8760	0,9075	0,9350	0,9648
Vapor Volume	ACFS	22,09	26,03	26,76	28,07	28,51
Vapor Viscosity	cP	0,0124	0,0120	0,0119	0,0118	0,0117
Liquid Rate	lb/hr	137621	436050	443202	448210	457386
Liquid Density	g/cm3	0,69	0,67	0,67	0,67	0,67
Liquid Volume	gpm	401,23	1293,96	1317,14	1340,00	1373,80
Surface Tension	dyne/cm	16,67	15,98	15,95	15,56	15,42
Liquid Viscosity	cP	0,243	0,231	0,292	0,222	0,220
Tray Spacing	in	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00
System Factor		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Jet Flood	%	34	56	58	60	62
Downcomer Flood	%	21	69	70	71	73
Downcomer Backup	in liq	5,2	7,9	8,0	8,1	8,4
Downcomer Exit Velocity	ft/s	0,348	1,121	1,141	1,161	1,190
Dry Tray Pressure Drop	in liq	1,2	1,2	1,2	1,4	1,5
Total Tray Pressure Drop	in liq	3,1	4,2	4,2	4,3	4,5
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	4,0	5,2	5,3	5,4	5,6
Cf Active Area	ft/s	0,13	0,17	0,18	0,19	0,20
Weir Load	gpm/ft	39,0	125,8	128,1	130,3	133,6
Weir Crest	in liq	1,1	2,3	2,3	2,4	2,4
Tower Diameter	ft	7,00		Number of Passes		2
Tower Area	ft2	38,48		Flow Path Length		in 21,5
Valve Type		Type A(V-1)		Weir Length		in 123,4
Est. Number of Valves		274		Active Area		ft2 22,34
		Side		Center		
		TOP	BOTTOM	TOP	BOTTOM	
Downcomer Width	in	13,50	13,50	14,02	14,02	
Downcomer Area	ft2	4,00	4,00	8,14	8,14	
Weir Height	in	2,52		2,52		
Downcomer Clearance	in	3,00		3,00		
		Panel A		Panel B		
Active Area	ft2	11,17		11,17		
Flow Path Length	in	21,49		21,49		



Customer's copy.

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

KG-TOWER™ Software v 5.1

Registered To: David Camejo, PDVSA

SUPERFRAC™ TRAY RATING DATA

Project Name Evaluación Internos Tesis David Date : 09-Oct-2013 Page : 1
 Tower Name D-6210 File : D-6210 platos nivel 2.kgt
 Case Name Final Nivel 2 By : David Camejo Revision :

ZONE	Top1	Top2	Cooler15	Medio	Cooler16
DESCRIPTION	Topo-Gasolina	asolina-Cooler	E-6215	Cooler-Cooler	E-6216
TRAY NUMBER	40-31	30-21	20	19-11	10
% OF LOADING	100	100	100	100	100

LOADINGS

		Top1	Top2	Cooler15	Medio	Cooler16
Vapor Rate	lb/hr	62100	82099	87428	94500	99029
Vapor Density	lb/ft3	0,7808	0,8760	0,9075	0,9350	0,9648
Vapor Volume	ACFS	22,09	26,03	26,76	28,07	28,51
Vapor Viscosity	cP	0,0124	0,0120	0,0119	0,0118	0,0117
Liquid Rate	lb/hr	137621	436050	443202	448210	457386
Liquid Density	g/cm3	0,89	0,87	0,87	0,87	0,87
Liquid Volume	gpm	401,23	1293,96	1317,14	1340,00	1373,60
Surface Tension	dyne/cm	16,67	15,96	15,95	15,56	15,42
Liquid Viscosity	cP	0,243	0,231	0,292	0,222	0,220

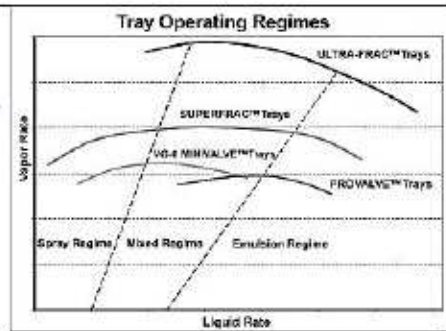
Tray Spacing	in	24,00	24,00	24,00	24,00	24,00
System Factor		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Expected performance range to be achieved usingSUPERFRAC™ TRAYS:

Jet Flood Range	%	24 - 25	47 - 49	48 - 51	50 - 53	51 - 54
Minimum Rates	% of Design	Approx. 40-50%, based on the final design rates.				
Total Tray Pressure Drop	in liq	1,51	2,50	2,52	2,54	2,57
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	1,93	3,15	3,17	3,17	3,19

Tower Diameter	ft	7,00
Tower Area	ft2	38,48
Number of Passes		2

Users may expect typical SUPERFRAC™ tray applications to achieve 15% to 25% more capacity than valve trays with the same diameter and tray spacing. Results shown above are based on the Jet Flood model only and may be somewhat conservative compared to the results that are achieved from an optimized design utilizing the various capacity & efficiency enhancement tray features. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.



PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 2
 Company: PDVSA
 Service: Absorber
 Item: D-6210
 Date Run: 9-oct-2013

PACKING DESIGN Section 1

Section 1

Geometry Data

Geometry:	Packing2
Packing Type:	NR2.5
Material:	410 S
Column Diameter [in]:	84,00
Packing height [ft]:	15,500
NTS:	4,0
HETP [in]:	47

Fluid Data

	Top	Btm
Gas:		
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	107451,0	121328,0
Density [lb/ft ³]:	0,9940	1,0517
Viscosity [cP]:	0,0117	0,0115
QV [cfs]:	30,03	32,04
Liquid:		
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	462838,9	477749,0
Density [lb/ft ³]:	41,20	40,58
Surface Tension [dyne/cm]:	15,03	14,30
Viscosity [cP]:	0,213	0,200
QL [gpm]:	1400,51	1467,87
System Factor:	0,90	0,90

Hydraulic Data

Capacity [%]:	70,9	76,9
F-Factor [US]:	0,78	0,85
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	36,40	38,15
Pressure drop [in w./ft]:	0,13	0,16
Flow Parameter:	0,669	0,634
Liquid Holdup [%]:	5,2	
Bed pressure drop [mmHg]:	4,18	

PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 2
 Company: PDVSA
 Service: Absorber
 Item: D-6211
 Date Run: 9-oct-2013

PACKING DESIGN Section 1

Section 1

Geometry Data

Geometry:	Packing2
Packing Type:	NR2.5
Material:	410 S
Column Diameter [in]:	54,00
Packing height [ft]:	34,000
NTS:	6,0
HETP [in]:	68

Fluid Data

	Top	Btm
Gas:		
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	44057,0	49934,0
Density [lb/ft ³]:	0,6303	0,6544
Viscosity [cP]:	0,0125	0,0129
QV [cfs]:	19,42	21,20
Liquid:		
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	73101,0	80085,0
Density [lb/ft ³]:	53,13	51,32
Surface Tension [dyne/cm]:	27,96	25,00
Viscosity [cP]:	0,780	0,528
QL [gpm]:	171,55	194,57
System Factor:	0,90	0,90

Hydraulic Data

Capacity [%]:	50,0	56,7
F-Factor [US]:	0,97	1,08
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	10,79	12,24
Pressure drop [in w./ft]:	0,09	0,12
Flow Parameter:	0,181	0,181
Liquid Holdup [%]:	3,2	
Bed pressure drop [mmHg]:	6,70	

PRELIMINARY DESIGN - IT WILL BE OPTIMIZED IN CASE OF ORDER

SULCOL 3.0



Reference: Tesis Nivel 2
 Company: PDVSA
 Service: Stripper
 Item: D-6212
 Date Run: 9-oct-2013

PACKING DESIGN Section 1 / 2 / 3

	Section 1	Section 2	Section 3
Geometry Data			
Geometry:	Packing2	Packing4	Packing3
Packing Type:	NR2.5	NR2.5	NR3
Material:	410 S	410 S	410 S
Column Diameter [in]:	108,27	108,27	108,27
Packing height [ft]:	27,500	14,750	15,750
NTS:	6,0	4,0	3,0
HETP [in]:	55	44	63

Fluid Data

	Top	Btm	Top	Btm	Top	Btm
Gas:						
Mult. Vapor Rate [lb/h]:	110551,0	196983,0	204533,0	219238,0	223261,0	236887,0
Density [lb/ft ³]:	1,5950	1,7850	1,8020	1,8340	1,8444	1,8775
Viscosity [cP]:	0,0108	0,0106	0,0107	0,0106	0,0106	0,0108
QV [cfs]:	19,25	30,65	31,53	33,21	33,62	35,05
Liquid:						
Mult. Liquid Rate [lb/h]:	714044,0	774990,0	780947,0	793718,0	798983,0	817148,0
Density [lb/ft ³]:	36,71	35,40	35,27	35,02	34,90	34,83
Surface Tension [dyne/cm]:	9,94	8,50	8,38	8,12	8,04	7,79
Viscosity [cP]:	0,137	0,122	0,121	0,119	0,118	0,116
QL [gpm]:	2425,21	2729,70	2760,42	2825,56	2854,48	2924,61
System Factor:	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90

Hydraulic Data

Capacity [%]:	50,9	71,9	73,7	77,3	71,9	74,9
F-Factor [US]:	0,38	0,64	0,66	0,70	0,71	0,75
Spec. liquid load [gpm/ft ²]:	37,94	42,70	43,18	44,20	44,65	45,75
Pressure drop [in w./ft]:	0,04	0,17	0,18	0,22	0,19	0,22
Flow Parameter:	1,346	0,883	0,863	0,828	0,823	0,801
Liquid Holdup [%]:	4,9		5,2		4,7	
Bed pressure drop [mmHg]:	5,43		5,62		5,95	

Apéndice 13: Datos de la prueba de destilación ASTM D86 para las corrientes incorporadas como petroleum assay.

ASTM D86 a 0 psig (°F)			
	Gasolina no estabilizada. (Corriente 7).	Nafta absorbente. (Corriente 25).	ALC absorbente. (Corriente 26).
IBP	9.95	135.61	193.09
5 %	69.69	146.55	384.59
10 %	82.55	149.18	425.54
30 %	139.79	179.45	469.95
50 %	183.27	214.40	487.40
70 %	241.44	259.01	503.32
90 %	323.02	331.46	544.04
95 %	351.20	351.76	564.15
FBP	372.69	373.25	583.60
Gravedad Especifica (adim).	0.73	0.76	0.91
Porcentaje de livianos. (% másico)	24.91	8.60	0.50
Flujo (BPD)	36180	5400	5000