

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE DISTRIBUCIÓN DE OLEFINAS ASOCIADO A LA UNIDAD DE CONVERSIÓN Y TRATAMIENTO DE LA REFINERÍA EL PALITO

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por la Br. Polanco, Migdalia E.

Para optar por al Título de Ingeniero Químico

Caracas, febrero de 2009

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE DISTRIBUCIÓN DE OLEFINAS ASOCIADO A LA UNIDAD DE CONVERSIÓN Y TRATAMIENTO DE LA REFINERÍA EL PALITO

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Trino Romero

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. John González

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por la Br. Polanco, Migdalia E.

Para optar por al Título de Ingeniero Químico

Caracas, febrero de 2009

Dedicatoria

A mi Dios,

Porque todo lo puedo en Cristo

Que me fortalece

Fil 4.13

AGRADECIMIENTO

Como sé que ésta es una de las secciones que sin lugar a duda no pasa por alto ningún lector, quiero extender mi agradecimiento a todas aquellas personas e instituciones que nombro a continuación:

- Primeramente mas a Dios gracias, el cual nos lleva siempre en triunfo en Cristo Jesús, y por medio de nosotros manifiesta en todo lugar el olor de su conocimiento, *2 Cor. 2. 14*
- A mi querida Universidad Central de Venezuela por permitirme formarme profesionalmente en tal importante casa de estudio.
- A mis tutores y jurados por darme su apoyo intelectual y experiencia, lo cual considero un privilegio para el desarrollo y culminación de esta tesis de grado. *Gracias!*
- A la Refinería El Palito y en especial a todo el personal que conforman el departamento de conversión y tratamiento por darme la oportunidad de desarrollar mi tesis de grado en tan importante empresa. *Gracias!*
- A mí querido esposo, por su apoyo, cariño, paciencia y orientación para que yo lograra tan importante meta, que sin lugar a dudas parte de la misma es de él también. *Te amo mucho!*
- A mis queridos hijos por su paciencia y hacer de esta experiencia una oportunidad para aprender que todo esfuerzo tiene su recompensa. *Los quiero mucho!*
- A un gran amigo; Juan Z, por tu apoyo y colaboración para el desarrollo de mi trabajo de grado en la Refinería. *Dios te bendiga!*
- A mi familia, por su apoyo incondicional esperando siempre la culminación de tan anhelada meta, la misma también es de ustedes. *Los quiero mucho!*

Caracas, febrero de 2009

Polanco, Migdalia

**EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE DISTRIBUCIÓN DE OLEFINAS
ASOCIADOS A LAS UNIDADES DE CONVERSIÓN Y TRATAMIENTO
DE REFINERÍA EL PALITO**

Tutor Académico: Prof. Trino Romero. Tutor Industrial: Ing. John González.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2009, 239.

Palabras Claves: Olefinas, Craqueo Catalítico, Éteres Mezclados, Alquilación.

Resumen: El Palito es uno de los complejos para la refinación de petróleo más grande de Venezuela, procesa actualmente un promedio de 135 mil barriles por día de crudo homogeneizado. En esta refinería se generan los productos requeridos por el mercado local, entre los que se encuentra las gasolinas. Estas gasolinas se obtienen a partir del craqueo catalítico de los gasóleos, produciéndose además de las gasolinas ligeras otros compuestos de alto valor como las olefinas C_4/C_5 para la producción del Metil terbutil éter/ Ter amil metil éter (MTBE/TAME) en la Unidad de Éteres Mezclados y $C_3/C_3=$ para la producción de Alquilo en la Unidad de Alquilación

La evaluación del circuito comienza con identificar los sitios donde ocurren mermas de olefinas en el circuito, verificación del funcionamiento adecuado de los instrumentos de medición de flujos asociados, como las constantes de las placas de orificio y la calibración de los transmisores de acuerdo a las condiciones actuales de operación y luego determinar las constantes de corrección de los flujos comparando estos con los existentes en los balances de masa de las unidades que conforman la sección de conversión y tratamiento. Otro de los aspectos claves en la evaluación del circuito fue determinar el desempeño de los condensadores de tope de las torres principales de la Unidad de Éteres Mezclados, la cual se realizó por medio de la simulación de estos equipos por medio de dos programas de simulación.

La evaluación del circuito arrojó como resultados dos problemas críticos que son los responsables de las mermas de olefinas del circuito. El primero esta relacionado a la presencia de compuestos incondensables $C_3/C_3=$, el segundo problema esta relacionado a la deficiencia del condensador de tope E-6306. De los problemas detectados se planteó una única propuesta técnica enfocada en el problema detectado en el condensador de tope de la torre Desbutanizadora. La propuesta técnica involucró el diseño de una unidad intercambiadora de calor para completar la condensación deficiente detectada en el equipo, así como también el análisis económico de dicha propuesta por medio de la proyección del flujo de caja del proyecto a desarrollar.

TABLAS DE CONTENIDO

ÍNDICE GENERAL

<i>CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN</i>	1
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	4
1.1. Descripción del problema	4
1.2. Situación actual	7
1.3. Situación deseada	7
1.4. Justificación de la investigación	7
1.5 Limitaciones	8
2. OBJETIVOS	10
2.1. Objetivo General	10
2.2. Objetivos Específicos	10
3. ANTECEDENTES	11
<i>CAPÍTULO II REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA</i>	14
1. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS INVOLUCRADOS	14
1.1 Unidad de craqueo catalítico fluidizado	14
1.1.1. Sección de Pre-calentamiento y Reacción	15
1.1.2. Sección de Fraccionamiento	16
1.1.3. Sección de Concentración de los Gases	21
1.2. Unidad de Éteres Mezclados y Remoción de Oxigenados	29
1.3. Unidad de Alquilación	32

2. OLEFINAS	35
3. PROPIEDADES DEL FLUIDO	35
3.1 Modelos Termodinámicos para la Estimación de las Propiedades	36
4. MEDIDAS POR PRESIÓN DIFERENCIAL	39
4.1. Placas de Orificio	39
4.2. Ecuación de Cálculo de Flujo Máximo para Placa de Orificio	42
4.3. Corrección del Flujo	44
5. TRANSMISORES DE PRESIÓN DIFERENCIAL	45
6. BALANCE DE MASA	47
6.1. Volumen de Control	49
6.2. Volumen de Control en las Unidades	50
7. INTERCAMBIADORES DE CALOR	52
7.1. Función de un Intercambiador	53
7.2. Mecanismo de Transferencia de Calor	53
7.3. Proceso de Transferencia de Calor	54
7.4. Clasificación y aplicaciones de intercambiadores de calor	57
7.4.1. Intercambiadores del tipo tubo y carcasa	57
7.4.2. Enfriadores de aire	59
7.4.3. Intercambiadores de doble tubo	60
7.4.4. Intercambiadores de superficie extendida	61
8. CONSIDERACIONES GENERALES DE DISEÑO	62
9. PAQUETE DE SIMULACION PRO II /PRO Visión	64

10. PAQUETE DE SIMULACIÓN HTRI	70
11. SIMULADORES Y SU IMPORTANCIA	70
12. PROGRAMA DE CALIBRACIÓN DE TRANSMISORES DE PRESIÓN DIFERENCIAL (ORIFICE)	72
<i>CAPÍTULO III METODOLOGÍA GENERAL</i>	73
1. EVALUACIÓN DEL CIRCUITO	73
2. RECOLECCIÓN Y VERIFICACIÓN DE LOS DATOS	74
3. EVALUACIÓN DE LOS EQUIPOS CRÍTICOS DEL CIRCUITO	75
4. EVALUACIÓN DE LOS TRANSMISORES	86
5. PLANTEAMIENTO DE SOLUCIONES TÉCNICAS	86
<i>CAPÍTULO IV RESULTADOS Y DISCUSIÓN</i>	88
1. DIAGNÓSTICO DEL CIRCUITO DE DISTRIBUCIÓN DE OLEFINAS	88
2. REVISIÓN Y ACTUALIZACIÓN DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES DE OLEFINAS	116
3. REVISIÓN DE LOS COEFICIENTES DE DISEÑO Y CONSTANTES DE LAS PLACAS DE ORIFICIO	119
4. EJECUTAR UN PROGRAMA DE CALIBRACIÓN DE LOS TRANSMISORES	122
5. REVISIÓN Y ACTUALIZACIÓN DE LOS BALANCES DE MASA DE LAS UNIDADES DE FCC, OXIGENADOS Y ALQUILACIÓN	124
6. PROPUESTA TÉCNICA PARA LA MODIFICACIÓN RECOMENDADA	133
7. DETERMINAR LA RELACIÓN COSTO / BENEFICIO DE LA ALTERNATIVA PROPUESTA	138

<i>CAPÍTULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</i>	141
<i>CAPÍTULO VI BIBLIOGRAFÍA</i>	144
<i>APÉNDICE</i>	147
1A. Cálculos tipo para el flujo máximo y el factor de corrección del mismo	147
2A. Cálculos tipo para el diseño del nuevo intercambiador	149
B. Tablas y figuras utilizadas para el diseño del nuevo equipo	159
C. Tablas y gráficos para el cálculo del flujo máximo a condiciones actuales	168
D. Reportes de las simulaciones en PROII	170
E. Reporte de la simulación en PROII para el diseño del Nuevo intercambiador	186
F. Reportes de la simulación en HTRI	191
G. Reportes de las calibraciones de los transmisores	196
H. DFP de la Unidad de FCC	211
I. DFP de la Unidad de Oxigenados	213
J. DFP de la Unidad de Alquiler	215
<i>ANEXOS</i>	217

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.	Ubicación geográfica de la Refinería El Palito	4
Figura 2.	Diagrama de procesos de la Refinería El Palito	5
Figura 3.	Circuito de distribución de las olefinas	13
Figura 4.	Sección de calentamiento y reacción	18
Figura 5.	Sección de fraccionamiento principal	19
Figura 6.	Sección de concentración de los gases	23
Figura 7.	Sección de fraccionamiento y secado	27
Figura 8.	Separador de Nafta de FCC	28
Figura 9.	Unidad de éteres mezclados	31
Figura 10.	Diagrama de flujo de la unidad de alquilación	34
Figura 11.	Modelos termodinámicos	38
Figura 12.	Tomas de presión en placas de orificio	41
Figura 13.	Tipos de orificios	42
Figura 14.	Conexión entre el elemento y el transmisor	46
Figura 15.	Conexión entre la placa de orificio - transmisor y la señal de salida	46
Figura 16.	Balance de masa para una operación unitaria	48
Figura 17.	Unidades involucradas en el volumen de control de la Unidad de Oxigenados	50
Figura 18.	Volumen de control para la Unidad de FCC	51
Figura 19.	Volumen de control para la Unidad de Alquilación	52
Figura 20.	Tipos de cabezales para intercambiadores	58

Figura 21.	Intercambiador de calor de tubo y carcasa	59
Figura 22.	Enfriador de aire tipo tiro forzado	60
Figura 23.	Intercambiadores de doble tubo	61
Figura 24.	Intercambiador de superficie extendida	62
Figura 25.	Significado de los colores de los datos de entrada	65
Figura 26.	Significado de los colores al ejecutar el programa	65
Figura 27.	Diagrama de decisión del método termodinámico	69
Figura 28.	Selección de las unidades a ser simuladas	77
Figura 29.	Selección de los componentes	78
Figura 30.	Selección del método termodinámico	78
Figura 31.	Selección de las condiciones del proceso	79
Figura 32.	Selección de los datos mínimos requeridos por equipo	79
Figura 33.	Corrida y convergencia de la simulación	80
Figura 34.	Selección del equipo	81
Figura 35.	Entrada de los datos al programa	82
Figura 36.	Selección de los componentes	82
Figura 37.	Reporte generado por la simulación	83
Figura 38.	Configuración de los tubos en el intercambiador	84
Figura 39.	Diseño mecánico del Fin Fan Cooler	84
Figura 40.	Configuración del equipo en 3D	85
Figura 41.	Métodos termodinámicos utilizados	95

Figura 42. Diseño del intercambiador según cálculos realizados	134
Figura 43. Diseño mecánico generado por el programa	134
Figura 44. Diseño en 3D del equipo	135
Figura 45. Diseño interno generado por el programa	135

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.	Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6306 mediante simulación con PROII	97
Tabla 2.	Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6306 mediante simulación con HTRI	99
Tabla 3.	Parámetros de evaluación del desempeño del condensador E-6306	100
Tabla 4.	Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6326 mediante simulación con PROII	103
Tabla 5.	Parámetros de validación del intercambiador E-6326 mediante HTRI	104
Tabla 6.	Parámetros de evaluación del desempeño del condensador E-6326	105
Tabla 7.	Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6329 mediante simulación con PROII	108
Tabla 9.	Parámetros de evaluación del desempeño del condensador E-6329	110
Tabla 10.	Estimación de las pérdidas de olefinas según el porcentaje de abertura de las válvulas	115
Tabla 11.	Propiedades principales de las corrientes del circuito	118
Tabla 12.	Valores de flujo máximo y factores de corrección de flujo a condiciones de diseño y condiciones actuales	121
Tabla 13.	Calibración de los transmisores del circuito	123
Tabla 14.	Balance de masa de FCC	126
Tabla 15.	Balance de masa Unidad de Oxigenados	129
Tabla 16.	Balance de masa de la Unidad de Alquilación	131
Tabla 17.	Parámetros del diseño y simulación del intercambiador	136
Tabla 18.	Pérdidas por la válvula 63PV435	139
Tabla 19.	Parámetros económicos de evaluación del proyecto	140

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfica 1. Contenido de C3+ en la corriente de gas de combustible sin tratar	90
Gráfica 2. Contenido de C3/C3= en la corriente de carga a oxigenados	92
Gráfica 3. Temperatura de entrada y salida del condensador de tope E-6306	94
Gráfica 4. Temperaturas de entrada y salida del condensador E-6326	102
Gráfica 5. Temperaturas de entrada y salida del condensador E-6329	106
Gráfica 6. Porcentaje de abertura de la válvula 63PV182	112
Gráfica 7. Porcentaje de abertura de las válvulas de control asociadas al sistema de alivio de los acumuladores de tope	114

GLOSARIO

Cámara de pleno: En un sistema de aire acondicionado, aire que se fuerza a entrar desde una cámara a una presión ligeramente superior a la atmosférica, para expulsar el aire viciado.

Capacitivo: Tipo de sensor eléctrico

Coefficientes de actividad: Es un número que expresa el factor de actividad química de una sustancia

Gasóleo: Producto líquido, mezcla de hidrocarburos que contienen de 13 a 25 átomos de carbono, que se saca del petróleo crudo por destilación fraccionada.

Gasolina: es una mezcla de hidrocarburos en las cuales las propiedades de octanaje y volatilidad proporcionan al motor del vehículo un arranque fácil en frío, una potencia máxima durante la aceleración, la no dilución del aceite y un funcionamiento normal y silencioso bajo las condiciones de operación del motor.

Índice de octanos: es una escala que mide la resistencia que presenta un combustible (como la gasolina) a detonar prematuramente cuando es comprimido dentro del cilindro de un motor.

Nafta: son una mezcla de hidrocarburos que se encuentran refinados, parcialmente obtenidos en la parte superior de las torres de destilación. Existen dos tipo: liviana y pesada en las cuales ambas se diferencian por el rango de destilación y las mismas se utilizan para la producción de diferentes tipos de gasolinas.

Negro de humo: es carbono químicamente puro, y se produce en reactores especiales mediante la descomposición térmica de un aceite utilizado como materia prima. Las altas temperaturas imperantes en el reactor provocan la ruptura de las moléculas del

aceite en sus dos componentes básicos: carbono e hidrógeno. El negro de humo se utiliza para la fabricación del caucho sintético para automóvil.

Octanaje: se refiere a la medida de la resistencia de la gasolina a ser comprimida en el motor. Esta se mide como el golpeteo o detonación que produce la gasolina comparada con los patrones de referencia conocidos de isooctano y N-heptano, cuyos números de octano son 100 y cero respectivamente.

Mercaptanos: Tioles: Son compuestos de azufre análogos de los alcoholes

Merox: Mercaptans Oxidation: procesos extractivos y de oxidación catalítica para la eliminación de mercaptanos.

MON: Número de Octano Motor: El segundo se mide con baja carga y alta revoluciones, indica de manera más exacta cómo se comporta el combustible cuando se carga.

Perfilaje gamma: Es una técnica muy efectiva para el diagnóstico y estudio de recintos o sistemas (torres de destilación, variaciones de la densidad de un fluido en el tiempo, nivel de líquidos, entre otros) desde el exterior, sin interferir con su funcionamiento, mediante el empleo de una fuente radiactiva sellada.

Potasa Cáustica: Compuestos empleado para neutralizar las trazas de ácido fluorhídrico.

RON: Número de Octano Research: El primero se mide en condiciones de máxima carga y bajas revoluciones. se determina comparando el golpeteo que produce la gasolina con respecto al golpeteo que produce una sustancia patrón. Como patrón se utiliza una mezcla de isooctano (2, 2, 4-Trimetilpentano) y n-heptano. De esta forma se determina el número de octanos del combustible, con respecto al porcentaje de isooctano en la mezcla estándar.

TAG's: Códigos de identificación de los equipos en los diagramas de flujo de procesos y en los de tubería e instrumentación.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

El Palito es uno de los complejos para la refinación de petróleo más grande de Venezuela, procesa actualmente un promedio de 135 mil barriles por día de crudo homogeneizado (28 a 32 °API), proveniente de los campos de Barinas, Apure, Anzoátegui y Monagas. La Refinería El Palito tiene como objetivo fundamental el abastecimiento de productos al Mercado Interno de once estados, tales como: Aragua, Carabobo, Lara, Yaracuy, Portuguesa, Barinas, Apure, Táchira, Cojedes, Miranda y Falcón, quedando el excedente no consumido por éste mercado para exportación.

En la Refinería El Palito se generan los productos requeridos por el mercado local, los cuales están conformados por una gama de compuestos tales como: gasolinas, combustibles residuales, diesel, kerosén, JET, alquitrán aromático, aromáticos, BTX (Benceno - Tolueno y o-Xileno), solventes industriales y GLP.

Entre uno de los productos de mayor valor comercial obtenido en la refinería, se encuentra las gasolinas. Las mismas son una mezcla compleja de hidrocarburos con un intervalo de ebullición de 100 a 400 °F. En general se obtiene a partir de la nafta de destilación directa, que es la fracción líquida más ligera del petróleo (exceptuando los gases). La nafta también se obtiene a partir de la conversión de fracciones pesadas del petróleo (gasoil de vacío) en la unidad de proceso FCC (craqueo catalítico fluidizado). Los componentes se mezclan para proporcionar una elevada calidad antidetonante, un fácil arranque, un rápido calentamiento y un bajo contenido de depósitos en el motor. Los componentes utilizados para la mezcla de gasolinas de motor, pueden limitarse a la gasolina ligera del primer destilado, el reformado catalítico, la gasolina craqueada catalíticamente, gasolina hidrocraqueada, el polímero de Alquilato y el n-butano.

El Metil terbutil éter/ Ter Amil metil éter (MTBE/TAME) y el Alquilato son unos de los aditivos principales de la gasolina y los mismos se producen a partir de las olefinas provenientes de la unidad de FCC. En tal sentido, a partir de este punto se forma el circuito de distribución de las olefinas utilizadas para la formación de estos compuestos importantes. Por tal motivo, evaluar el circuito de recorrido de las olefinas es vital para determinar la economía del proceso.

La evaluación del circuito comienza con identificar los sitios donde ocurren mermas de olefinas en el circuito, verificación del funcionamiento adecuado de los instrumentos de medición de flujos asociados, principalmente calcular las constantes de las placas de orificio y la calibración de los transmisores de acuerdo a las condiciones actuales de operación, comparar estos valores con los de diseño, para esto se debe determinar las propiedades de las corrientes, como son: las gravedad específica y el número de Reynolds, estas propiedades obtenidas por medio de la simulación de las corrientes. Luego determinar las constantes de corrección de los flujos y comparar estos con los existentes en los balances de masa de las unidades que conforman la sección de conversión y tratamiento. Otro de los aspectos claves en la evaluación del circuito, es determinar el desempeño de los equipos involucrados en la transferencia de calor o condensadores de tope e intercambiadores de calor tubo y carcasa. Esta evaluación se hará por medio de la simulación de estos equipos a través del programa de simulación PROII/ Provision y HTRI, evaluados a condiciones de diseño y condiciones de operación actual, de manera de establecer así las comparaciones con las especificaciones técnicas requeridas. Finalmente se realizará propuestas técnicas que permitan solucionar la problemática a evaluar, así como también su respectivo análisis Costo / Beneficio de cada una de las alternativas propuestas.

El estudio deriva su importancia debido a que en el mismo se pretende integrar todos los aspectos que ocasionan los problemas en la sección de Conversión y

Tratamiento, de manera de plantear una solución en conjunto que beneficie las unidades involucradas del circuito.

El trabajo consta de seis capítulos: en el primero se describe el planteamiento del problema, su justificación y los objetivos a ser desarrollados en el mismos, así como su alcances y limitaciones, señalando también los antecedentes de la investigación. Luego se presenta el capítulo II que muestra la revisión bibliográfica la cual soporta los aspectos teóricos considerados para la realización de la tesis. En el capítulo III, se da a conocer la metodología que se utilizó para la elución de los objetivos planteados en el presente trabajo de grado. El capítulo IV consta de todos los resultados obtenidos al realizarse la evaluación del circuito, así como también los resultados de las simulaciones y calibraciones realizadas para el diagnóstico del sistema, también la solución considera para la disminución de los problemas detectados y su respectiva evaluación económica. En el capítulo V se muestra las conclusiones y recomendaciones hechas de acuerdo a los aspectos evaluados, y finalmente en el capítulo VI se da a conocer las referencias bibliográficas detalladas que permitió la identificación de la fuente documental de la que se extrajo la información utilizada para el desarrollo de la investigación.

En éste Trabajo Especial de Grado se evaluó el circuito de distribución de olefinas de la Refinería El Palito con el objeto de detectar los problemas existentes de manera de proponer las mejoras que logre disminuir el impacto de los mismos.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

A continuación se presenta la sección donde se dará a conocer el problema a desarrollar como caso de estudio, la situación actual y la deseada, así como también presentar las razones que justifican la investigación y las limitaciones que se tomaron en cuenta para desarrollo de la misma.

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

PDVSA - Refinería El Palito (REP), esta ubicada en la Carretera Nacional Puerto Cabello – Morón en el sector Punta Chávez, Estado Carabobo, en la costa norte de Venezuela, (*ver ubicación geográfica en figura 1*). Su construcción se inicia en el año 1958 como parte de un convenio entre la *Mobil Oil Co.* y el gobierno venezolano, en el cual se obligaba a esta compañía a refinar en el país parte del crudo obtenido en las concesiones.



Figura 1. Ubicación geográfica de la Refinería El Palito^[Google Earth, 2008]

REP es un complejo refinador de hidrocarburos, que transforma el crudo de petróleo en productos de alto valor comercial, como son: combustibles, lubricantes, kerosén, naftas, entre otros.

El esquema de procesos en la Refinería El Palito comienza con la Unidad de Destilación Atmosférica y de Destilación al Vacío, la Unidad de FCC, la Unidad de Alquilación, Unidad de Tratamiento Merox y Aminas, la Unidad Despojadora de Aguas Agrias, la Unidad Recuperadora de Azufre y el Complejo BTX (*ver figura 2*). Además la refinería cuenta con un Sistema de Mezclado en línea para Gasolinas, Unidad de Servicios Industriales, una plata de Tratamiento de Efluentes, un terminal Marino y un conjunto de tanques de almacenamiento de Insumos y Productos.

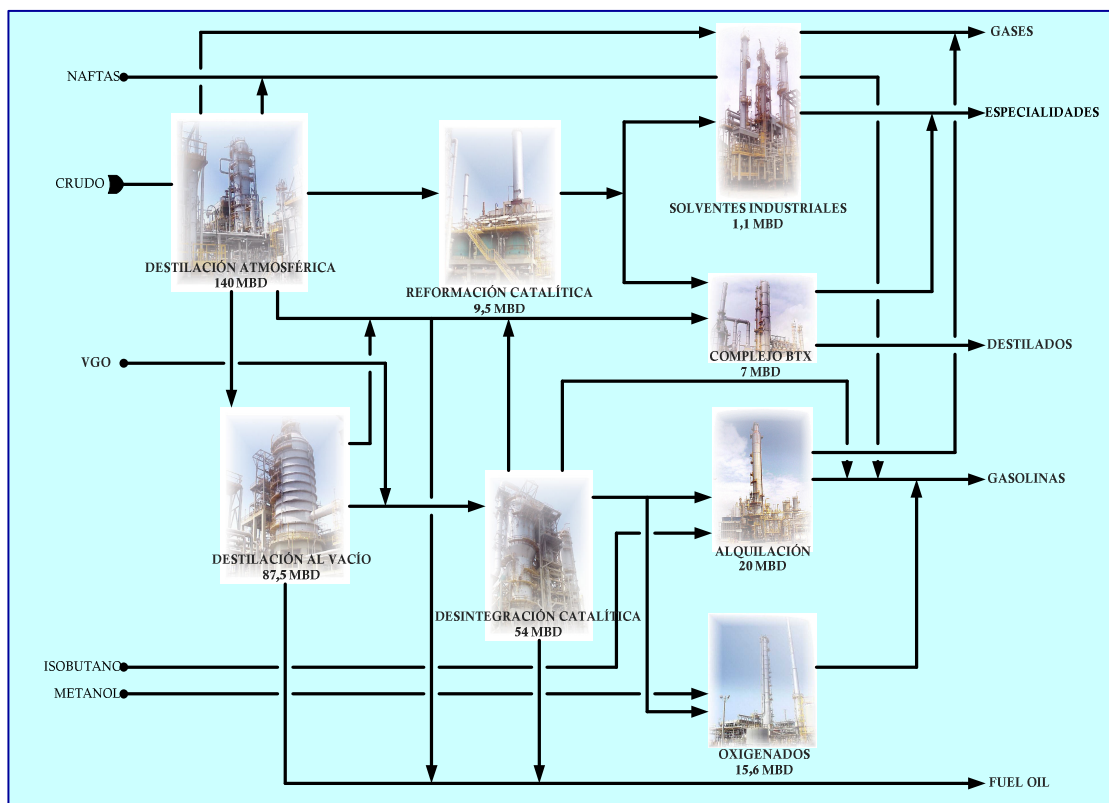


Figura 2. Diagrama de procesos de la Refinería El Palito [PDVSA, 2008]

El circuito en estudio esta referido a la sección de Conversión y Tratamiento el cual esta conformado por las Unidades de FCC, Oxigenados (Éteres mezclados) y Alquilación.

En la Refinería El Palito, la materia prima principal que conforma el circuito de conversión y tratamiento son los gasóleos pesados provenientes de la Unidad de Destilación al Vacío y del Complejo Refinador de Paraguaná, los cuales conforman la alimentación de la Unidad Craqueo Catalítico Fluidizado FCC. Los productos de reacción provenientes del reactor de FCC pasan a la columna de fraccionamiento principal, en donde se separan la Nafta pesada, Aceite de ciclo liviano, Aceite de ciclo pesado, y Alquitrán Aromático y una corriente de tope conformada principalmente por H_2 , H_2S , C_1 , C_2 's, C_3 's, C_4 's y nafta no estabilizada la cual es enviada a la unidad de concentración de gases (Gascon) para separar el gas combustible, la nafta liviana y mediana, y las olefinas $C_3/C_4/C_5$ las cuales posteriormente son enviadas a las Unidades de Tratamiento.

La corriente de Olefinas es determinante para evaluar el desempeño de las unidades aguas abajo de la Unidad de FCC ya que las mismas representan la materia prima principal de la Unidad de Alquilación para la producción de Alquilate y en la Unidad de Oxigenados para la producción de las corrientes de éteres mezclados MTBE/TAME, los cuales son los aditivos de mayor octanaje y mayor valor comercial que produce la Refinería El Palito para las mezclas de gasolinas.

En la actualidad el circuito presenta mermas de olefinas al sistema de venteo de la refinería, ocasionando una disminución en la carga hacia alquilación y la consecuente reducción en la producción de Alquilate.

Con este Trabajo Especial de Grado se pretende evaluar el circuito de distribución de Olefinas asociadas a las Unidades de Conversión y Tratamiento de la

Refinería El Palito, a fin de determinar los problemas y limitaciones operacionales existentes que ocasionan mermas de olefinas en el sistema.

1.2 SITUACIÓN ACTUAL

Las olefinas provenientes del tope de la fraccionadora principal se le debe retirar el propano/propileno que viene con la corriente, de manera de enviar las olefinas C_4/C_5 a la unidad de oxigenados con un contenido mínimo de incondensables, según especificaciones de diseño. En la actualidad se está detectando la presencia de dichos compuestos por encima del permitido en la carga de oxigenados, lo cual trae como consecuencia la sobre presión de los equipos por la acumulación de compuestos incondensables aguas abajo del circuito, y el arrastre de las olefinas al sistema de venteo.

Por otro lado se tiene, que los vapores provenientes del tope de las columnas principales de la unidad de éteres mezclados, no se están condensando completamente en los sistemas de enfriamiento de vapores de tope, los cuales están diseñados para condensar dichos vapores y evitar que los mismos lleguen a los acumuladores de tope en fase líquido/vapor evitando la posterior acumulación en estos recipientes.

1.3 SITUACIÓN DESEADA

Disminuir las restricciones actuales encontradas en el circuito de distribución que ocasionan las mermas de olefinas, sugiriendo modificaciones necesarias que permitan una distribución correcta de los insumos y productos del circuito.

1.4 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

La realización de este proyecto permitirá establecer las verdaderas limitaciones

existentes del circuito, de manera de dejar sentados los problemas existentes y sus posibles soluciones para la corrección de los mismos.

La realización del presente trabajo servirá también de herramienta futura para la evaluación de los condensadores de tope pertenecientes a la unidad de éteres mezclados, en caso de se requiera conocer el funcionamiento de estos equipos luego de la parada de planta a ser realizada en el año 2009. La evaluación de estos condensadores de tope consistió en una serie de simulaciones que se desarrolló para determinar el desempeño de los mismos bajo las condiciones actuales de operación, tomando en cuenta que este desempeño está siendo impactado por problemas aguas arriba de la unidad. En tal sentido las simulaciones realizadas, se dejan de manera que para nuevas evaluaciones requeridas, no se tenga que buscar nuevamente todos los datos mecánicos y técnicos de los equipos, sino cambiar solamente las nuevas condiciones del proceso que van a manejar los equipos.

1.5 LIMITACIONES

En la presente investigación se encontró algunas condiciones y restricciones que limitaron la correcta y satisfactoria realización de la misma, las cuales se mencionan a continuación:

- El tiempo establecido para la culminación de la investigación se basó en el lapso establecido por la empresa el cual se fijó en 24 semanas y debido a lo extenso del sistema a evaluar y por lo complejo de la investigación se tuvo que enfocar la investigación a los problemas detectados en las unidades pero cuya evaluación no involucrara tomas especiales de muestras que hiciera la recolección de los datos un procedimiento más laborioso, de manera que conlleve un estudio de mayor profundidad que escape de este nivel académico.

- La falta de material técnico en alguno de los casos que impidió la evaluación oportuna de ciertos equipos o instrumentos, debido a que no se conoció registro de los mismo a nivel de hojas de especificaciones, aunque se verificó la presencia y funcionamiento de los mismos en campo.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVOS GENERAL

Evaluar el circuito de distribución de olefinas asociadas a las Unidades de Conversión y Tratamiento de la Refinería El Palito, a fin de determinar los problemas y limitaciones operacionales existentes que ocasionan mermas de olefinas en el sistema.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar un diagnóstico del circuito de distribución de olefinas de las Unidades de Conversión y Tratamiento para identificar los puntos críticos del sistema.
- Revisar y actualizar los balances de masa de las Unidades de FCC, Oxigenados y Alquilación.
- Realizar la revisión de los coeficientes de diseño y constantes de las placas de orificio asociadas al circuito de distribución de olefinas.
- Ejecutar un programa de calibración de los transmisores de flujo teórico y real.
- Realizar la revisión y actualización de las propiedades físicas en condiciones actuales y de diseño de las corrientes de olefinas procesadas en las Unidades de Conversión y Tratamiento.
- Presentar una propuesta técnica sobre las modificaciones necesarias al sistema a fin de disminuir las restricciones existentes en el circuito de olefinas de las Unidades de Conversión y Tratamiento.
- Determinar la relación Costo / Beneficio de la alternativa propuesta.

3. ANTECEDENTES

El circuito de distribución de olefinas, (*ver figura 3*) es de gran importancia, debido a que es la sección de la refinería donde los hidrocarburos son fraccionados en compuestos de mayor valor como gasolinas, olefinas entre otros; estas últimas finalmente son enviadas a las unidades de alquilación y oxigenados para la producción de aditivos de gran octanaje, por tal motivo el circuito deber ser constantemente evaluado de manera de garantizar la producción y calidad de los productos.

En la refinería el palito no se ha realizado una evaluación que permita diagnosticar el estado actual del circuito de distribución de olefinas y a su vez establecer los puntos críticos y limitaciones del sistema evaluado, debido a que anteriormente los problemas detectados no ocasionaban pérdidas significativas de olefinas, mientras que en la actualidad estos problemas se han agudizado de manera que realizar la evaluación del circuito es importante para determinar los mismos y plantear la solución más viable para la disminución del impacto que estos ocasionan. Sin embargo existen algunos reportes internos realizados por el departamento de procesos que hacen referencia a ciertos problemas presentes en la unidad, en cuanto a problemas de venteos de olefinas y el impacto económico que ocasionan las mermas de las mismas. En otro estudio se hace referencia a ciertos enfriadores de aire involucrados en el circuito y también existen referencias de dos simulaciones que se realizaron para evaluar también uno de los condensadores de tope del circuito.

En 2005 (Claudio Pérez) “realizó un estudio sobre el *“Desempeño de los condensadores de tope las torres: Desbutanizadora, Destilación Catalítica y Dimetil Éter, pertenecientes a la Unidad de Ésteres Mezclados”*. En el mismo se plasma las deficiencias presentes en los condensadores de aire que enfrían las corrientes de tope de las mencionadas torres. Dicha información incluye los valores de diseño en cuanto a: calor removido, área de transferencia y delta de temperatura logarítmica, también

evaluados para las condiciones de operación para ese entonces. El informe concluye que existe deficiencia de enfriamiento en algunos de los condensadores evaluados de la sección de oxigenados.

En 1999 se empleó el programa de simulación Hextran para evaluar el desempeño del condensador de tope de la torre de Destilación Catalítica, el E-6326, concluyéndose que para la carga alimentada al condensador y bajo las condiciones de presión y temperatura para ese momento las variables cuantificadas arrojaron desviaciones en el rango permitido para las mismas, demostrándose con la evaluación que el condensador estaba operando adecuadamente para las condiciones manejadas en ese momento.

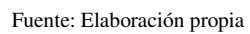


Figura 3. Circuito de distribución de las olefinas.

CAPÍTULO II

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

A Continuación se presenta las bases teóricas que sustenta la investigación, empezando por la descripción de los procesos que conforman el circuito así como también los aspectos fundamentales referentes a las placas de orificio, transmisores, balance de masa, olefinas e intercambiadores de calor.

1. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS INVOLUCRADOS [Manuales de

Descripción de Procesos de las Unidades de Conversión y Tratamiento]

La descripción de los procesos que conforman el circuito de formación y recorrido de las olefinas, permite identificar las entradas y salidas de las corrientes del proceso, así como también los puntos críticos presentes en el mismo, los cuales son en sí el motivo de estudio planteado en este trabajo de investigación.

A continuación se presenta la descripción detallada de las unidades de procesos involucradas en el circuito de interés.

1.1 UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito está diseñada para procesar una corriente de alimentación de 54000 BPD.

El craqueo catalítico fluidizado (FCC) 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; 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 inyecta con vapor. De ahí el nombre de craqueo catalítico fluidizado.

La Unidad de FCC procesa los gasóleos pesados provenientes de la Unidad de Destilación al Vacío y del Complejo Refinador Paraguaná (CRP). Esta alimentación consiste de una mezcla de hidrocarburos de alto peso molecular, con un gravedad API de 23° aproximadamente, variando de acuerdo al crudo alimentado a las respectivas Unidades de Destilación Atmosférica y a la optimización de las mezclas en el CRP.

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado de la Refinería El Palito consta de tres secciones:

Sección de Reacción

Sección de Fraccionamiento

Sección de Concentración de Gases

1.1.1 SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO Y REACCIÓN

La carga de alimentación de la Unidad de FCC, está conformada por la mezcla de gasóleos provenientes del tanque de almacenamiento de los gasóleos de CRP y del gasóleo proveniente de la Unidad de Vacío. Una vez mezclada ambas corrientes es enviada al tambor de compensación de carga, el cual asegura una alimentación continua y estable al reactor. Del tambor de carga la mezcla de gasóleos, conocida como carga combinada de la unidad, se envía a una batería de intercambiadores de calor denominada Tren de Precalentamiento, con la finalidad de incrementar la temperatura de la mezcla hasta la temperatura requerida de entrada al reactor.

La carga combinada proveniente del Tren de Precalentamiento se envía hacia el fondo del reactor, entrando al tubo elevador a través de una serie de boquillas de atomización con vapor, dispuestas alrededor del Riser. Al ponerse en contacto la carga con el catalizador caliente proveniente de Regenerador ocurre la vaporización de la carga y las reacciones de craqueo. Los vapores de productos y el catalizador ascienden a través del tubo elevador hasta chocar con la cámara plena del reactor. Los vapores de reacción pasan a través de un sistema de ciclones donde el catalizador arrastrado es separado. Alrededor del tubo elevador en la parte inferior, se encuentra la sección despojadora, donde mediante vapor de agua se recuperan los hidrocarburos absorbidos sobre el catalizador gastado, evitando de esta manera que se quemen en el regenerador.

Una vez despojado, el catalizador fluye por gravedad a la parte baja del regenerador, mientras que los gases se envían a la columna principal de fraccionamiento. *ver figura 4 sección de precalentamiento.*

1.1.2 SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO

Los vapores de hidrocarburos provenientes del reactor fluyen hacia el fondo de la columna de fraccionamiento principal D-6202, la cual representa la primera etapa de separación y recuperación, estos vapores son enfriados rápidamente al ponerse en contacto con un lecho de empaque estructurado Mellapak MG90X, que evita la continuación de las reacciones dentro de la columna. La columna de fraccionamiento está conformada por una serie de secciones divididas de la siguiente manera: una sección de fraccionamiento conformada por dos platos en el tope (N° 30 y 31), una sección de enfriamiento para la recirculación de Nafta constituida por un lecho de rejillas Glitsch EF25A, un lecho de empaque estructurado Mellapak 2Y para el fraccionamiento entre la Nafta Pesada y el aceite liviano de ciclo (ALC), dos lechos de empaque estructurado Mellapak 125X y Mellapak 250X para el enfriamiento de la recirculación de ALC, una sección de platos (11 en total) para el fraccionamiento entre ALC y aceite pesado de ciclo (APC), *ver figura 5 sección de fraccionamiento.*

Por el tope de la columna salen los gases y la gasolina no estabilizada los cuales son enfriados y condensados en los ventiladores E-6210 y en los intercambiadores E-6211 A/.../H, de aquí fluyen hacia el acumulador de tope D-6205, parte del líquido condensado se regresa a la columna D-6202 como reflujo por las bombas G-6211 A/B. El líquido neto de tope conocido como Gasolina No Estabilizada se envía mediante las bombas G-6210 A/B hacia el Absorbedor Primario D-6210 como absorbente, asimismo en la bota del tambor acumulador D-6205 se separa agua agria la cual es bombeada por intermedio de las bombas G-6209 A/B hacia la Unidad de Aguas Agrias para la remoción de H_2S y NH_3 .

El segundo corte que se extrae de la columna corresponde a Nafta Pesada a una temperatura de 320 °F, la cual se divide en dos corrientes una que va al Despojador de Nafta D-6203 donde la misma se despoja de componentes livianos por medio de vapor de agua, las fracciones livianas separadas se regresan a la columna de fraccionamiento D-6202 mientras que el fondo del Despojador se envía por medio de las bombas G-6206 A/B hacia la Unidad de Merox para la conversión de Mercaptanos en Disulfuros pasando previamente por el enfriador E-6207. La otra parte de la corriente de Nafta Pesada constituye la recirculación la cual pasa por las bombas G-6205 A/B y es enviada a una serie de intercambiadores de calor para el aprovechamiento de la energía térmica. Estos intercambiadores son los siguientes: E-6811 (rehervidor de la Despropanizadora en la Unidad de Alquilación), E-6229 (rehervidor torre D-6215), y E-6255 (Precalentador de carga a la Unidad).

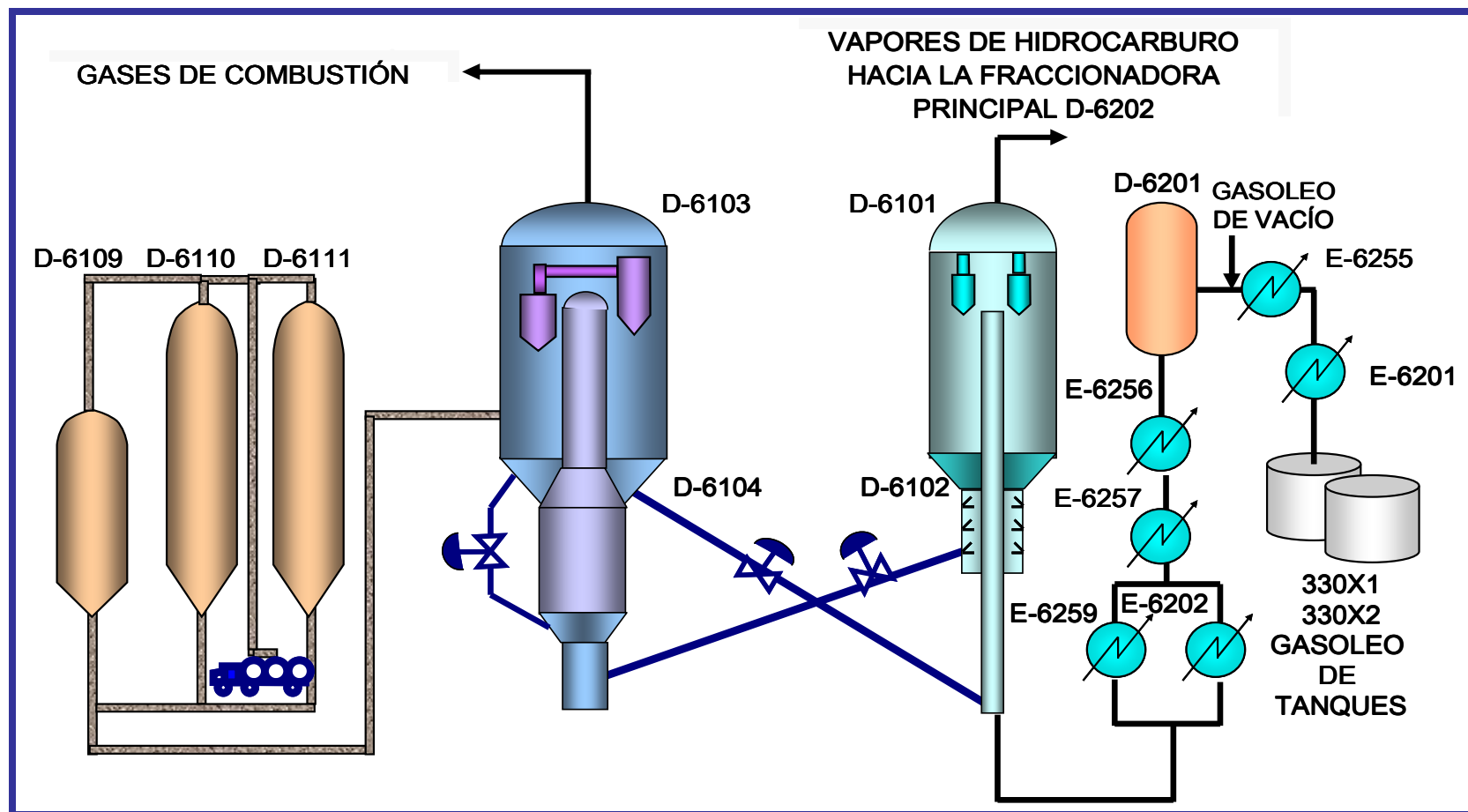


Figura 4. Sección de calentamiento y reacción^[PDVSA, 2008]

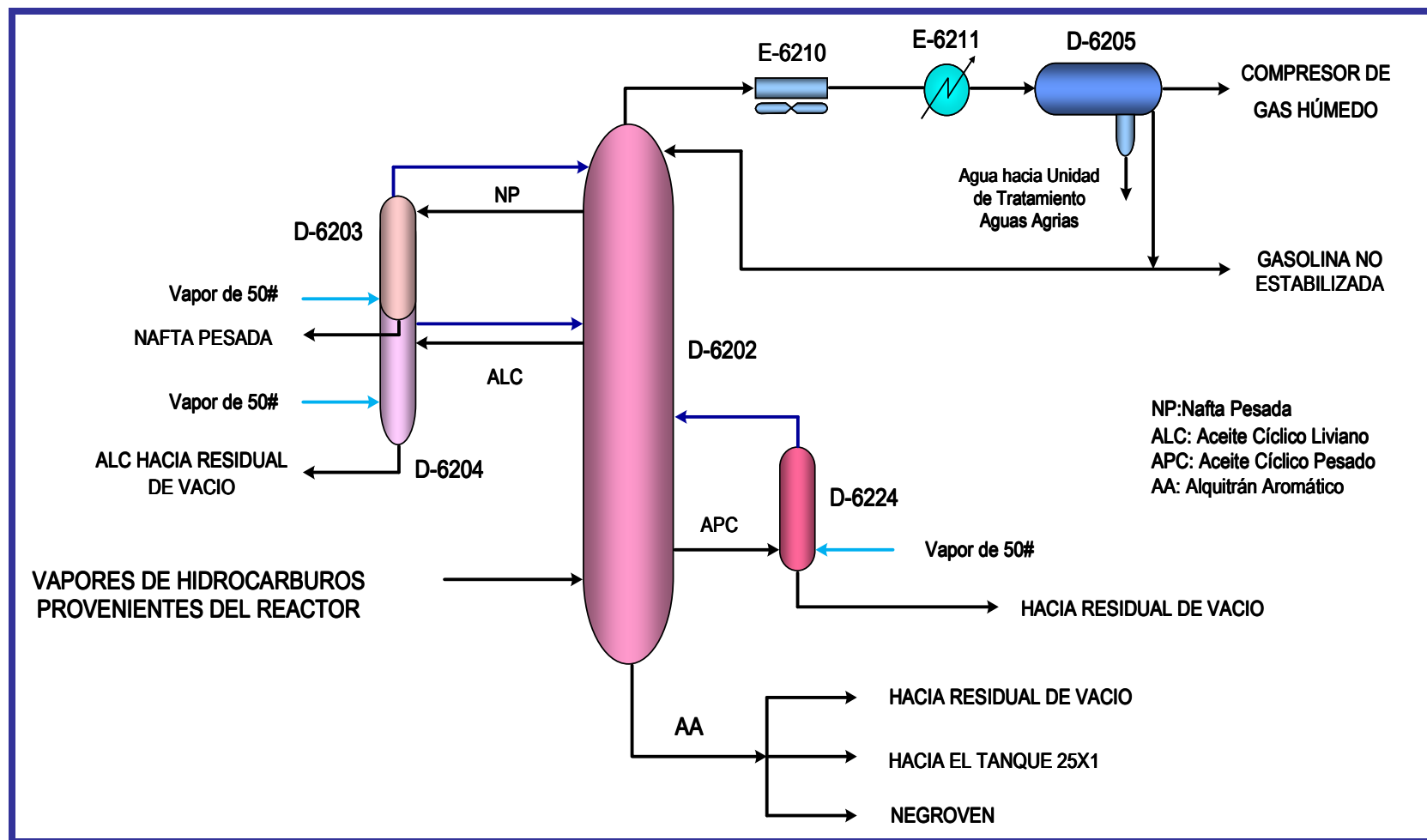


Figura 5. Sección de fraccionamiento principal^[PDVSA, 2008]

El tercer corte que se extrae de la columna corresponde al Aceite Liviano de Ciclo (ALC) a una temperatura de 440 °F, el cual se divide en dos corrientes una que va al Despojador D-6204 donde la misma se despoja de componentes livianos por medio de vapor de agua, las fracciones livianas separadas se regresan a la columna de fraccionamiento D-6202 mientras que el fondo del Despojador se envía por medio de las bombas G-6207 A/B hacia mezcla con residual pasando previamente por los intercambiadores E-6208 A/B/C (para precalentamiento del agua de caldera para la producción de vapor de 600 psig), el E-6201 (Precalentador de carga), y E-6234 (Enfriador de ALC); la otra parte de la corriente corresponde la recirculación, la cual pasa por las bombas G-6204 A/B y es enviada al rehervidor E-6221 de la torre Despojadora de H₂S como medio de calentamiento, de aquí una parte es enviada hacia el Absorbedor Secundario como absorbente, y la otra de retorno a la columna D-6202; en su camino hacia el D-6211 pasa por el E-6217 donde se enfría con el fondo del Absorbedor Secundario y luego pasa por el E-6218 A/B/C para su enfriamiento con agua, una vez absorbidos los componentes valiosos C4+ es enviada de regreso a la columna principal D-6202.

El cuarto corte que se extrae de la columna corresponde al Aceite Pesado de Ciclo (APC) a una temperatura de 560 °F, el cual se divide en dos corrientes una que va al Despojador D-6224 donde la misma se despoja de componentes livianos por medio de vapor de agua, las fracciones livianas separadas se regresan a la columna de fraccionamiento D-6202 mientras que el fondo del Despojador se envía hacia mezcla con residual donde sirve como medio de calentamiento al gasóleo de carga a la Unidad y posteriormente se enfría. La otra parte de la corriente corresponde la recirculación, la cual es enviada a una serie de intercambiadores de calor para el aprovechamiento de la energía térmica, sirviendo como medio de calentamiento a una serie de intercambiadores donde precalienta el gasóleo de carga a la Unidad, rehervidor de la torre Deepentanizadora, al precalentador de Isobutano y el calentador de propano de la Unidad de Alquilación.

Por último, el producto de fondo o Aceite Lodoso del fondo de la columna principal D-6202 se emplea como medio de calentamiento en una serie de intercambiadores para el aprovechamiento de su energía térmica, rehervidor de la torre Despentanizadora donde se precalienta al gasóleo de carga a la Unidad, rehervidor de la torre Separadora de Naftas D-6230, y a los calderines para la producción de vapor de 600 psig; luego de éste recorrido una parte se envía hacia los hidrociclones y la otra de regreso a la columna principal D-6202.

El flujo que se envía hacia los hidrociclones, se le separa las partículas de catalizador de mayor diámetro arrastradas desde el reactor, donde la corriente de menor contenido de cenizas se envía hacia el tanque de almacenaje para su posterior comercialización como base para negro de humo, la corriente de fondo con mayor contenido de cenizas se envía como mezcla hacia Residual, los cuales pasan a su vez y por separado por una serie de intercambiadores de calor para un último aprovechamiento de la energía térmica, precalentador de gasóleo de carga a la Unidad, precalentador de agua de caldera para posterior producción de vapor, y por último los enfriadores para su enfriamiento con agua.

Los productos que se obtienen de ésta Unidad son:

- Gas Combustible
- Olefinas y Gas Licuado del Petróleo
- Naftas Catalíticas; Liviana, Mediana y Pesada
- Aceite Cíclicos y Aceite Lodoso

1.1.3 SECCIÓN DE CONCENTRACIÓN DE GASES

Los gases provenientes del tambor acumulador D-6205 son enviados al sistema de compresión, pasando primeramente al tambor de succión D-6206, donde cualquier

líquido es enviado de regreso hacia el D-6205 y los gases pasan a la primera etapa de compresión en el G-6223 donde se incrementa la presión desde 22 hasta 79 psig y la temperatura de 110 hasta 200 °F, de aquí es enviado a los enfriadores interetapa E-6212 A/B/C/D donde son parcialmente condensados y enviados al tambor interetapa D-6208 para separar los gases y el líquido, donde éste último es enviado hacia el D-6210. Los gases provenientes del tambor D-6208 se envían a la segunda etapa de compresión, donde se incrementa la presión desde 75 hasta 210 psig y la temperatura de 100 hasta 240 °F, *ver figura 6 sección de concentración de gases*.

Al gas proveniente de la segunda etapa del compresor G-6223 se le adiciona el gas proveniente del tope de la Despojadora de H_2S D-6212, el gas estabilizado de PTR y Crudo y los líquidos provenientes de los acumuladores D-108 y D-2007, y son enfriados y condensados en los E-6213 y E-6214 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 pesados C_3+ , esto se logra con dos absorbentes que son Gasolina No Estabilizada proveniente del tambor D-6205 y Gasolina de Reciclo o Estabilizada proveniente de la torre Depentanizadora D-6213.

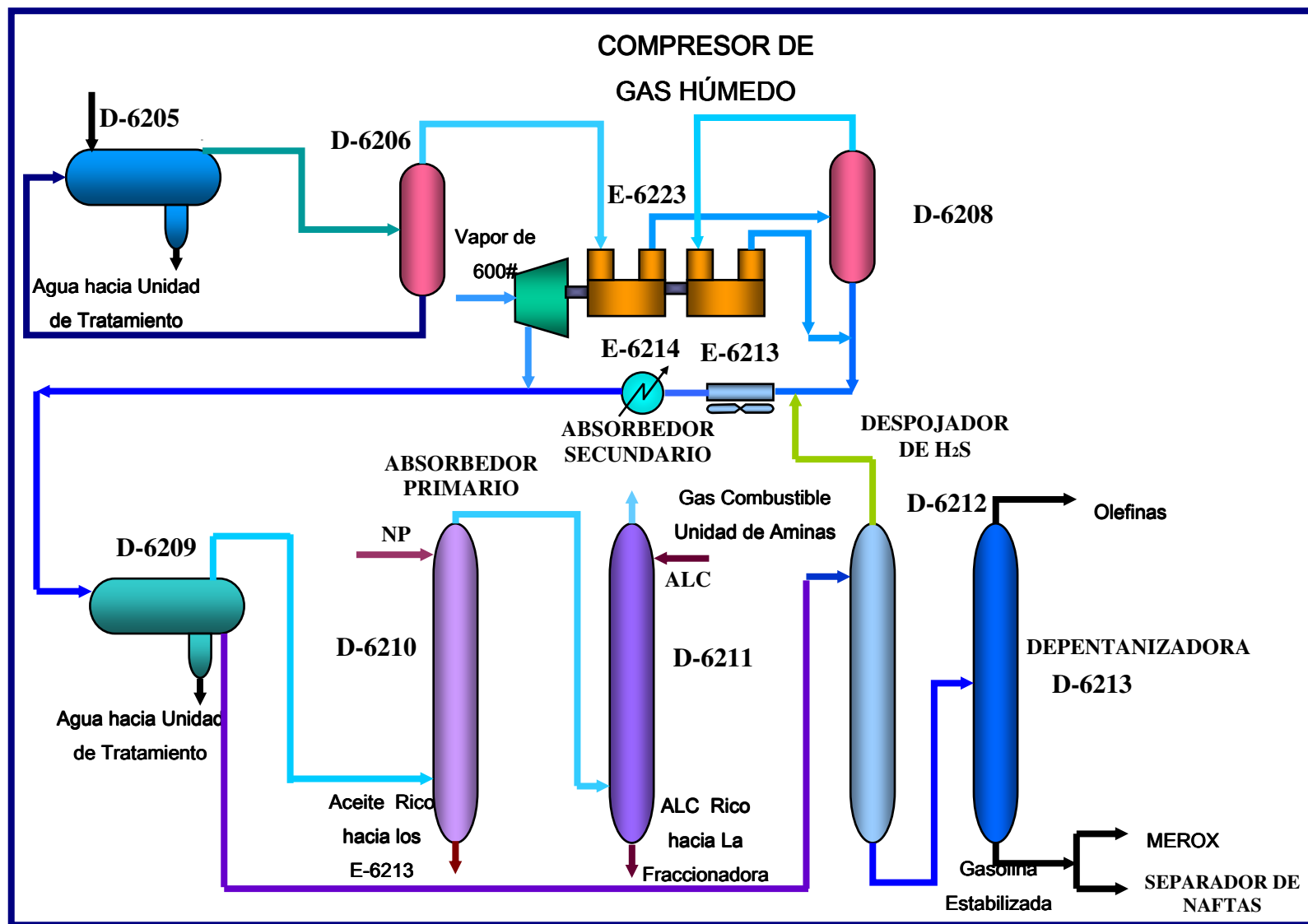


Figura 6. Sección de concentración de los gases^[PDVSA, 2008]

El líquido de fondo es enviado de regreso como alimentación a la Unidad Concentración de Gases. Los gases despojados salen por el tope y van al Absorbedor Secundario D-6211, en ésta los gases son sometidos a una segunda etapa de absorción, al ponerse en contacto con ALC para removerle las trazas pesadas de hidrocarburos. Por el tope del absorbedor se obtiene Gas Combustible que es enviado primero a la Unidad de Aminas para la remoción de H_2S y posteriormente es enviado al sistema de Gas de la Refinería; por el fondo 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 como carga a la Torre Despojadora de H_2S D-6212, pasando previamente por el intercambiador E-6219 donde se precalienta con el flujo de fondo proveniente de la torre Depentanizadora D-6213.

En la Despojadora de H_2S D-6212, el H_2S y los hidrocarburos livianos son despojados y enviados de regreso como carga a la Unidad Concentración de Gases, el flujo de fondo ya despojado se divide en dos, una corriente va hacia los rehervidores de la torre, (intercambia con el fondo de la torre D-6213) y (intercambia con ALC) y se retorna al fondo del Despojador, y la otra corriente, constituye la alimentación a la torre Depentanizadora D-6213 donde previamente la misma se precalienta utilizando como medio de calentamiento ALC proveniente de la columna principal.

La torre Depentanizadora D-6213, separa por el tope cinco y menos carbono manteniendo una presión de 135 psig, estos gases son condensados en los ventiladores, y dirigidos al tambor acumulador de tope, de aquí el líquido es bombeado y dividido en dos corrientes, una que constituye el reflujo a la torre cuyo flujo se controla para mantener la temperatura del plato 32 en un valor de 221 °F, y la otra constituye la corriente de Olefinas, la cual se enfría para ser enviada hacia las

Unidades de Tratamiento: Aminas para la remoción de H_2S , Merox para la remoción de mercaptanos, y Lavado de Olefinas (Nitrilos) para la remoción de acetonitrilo.

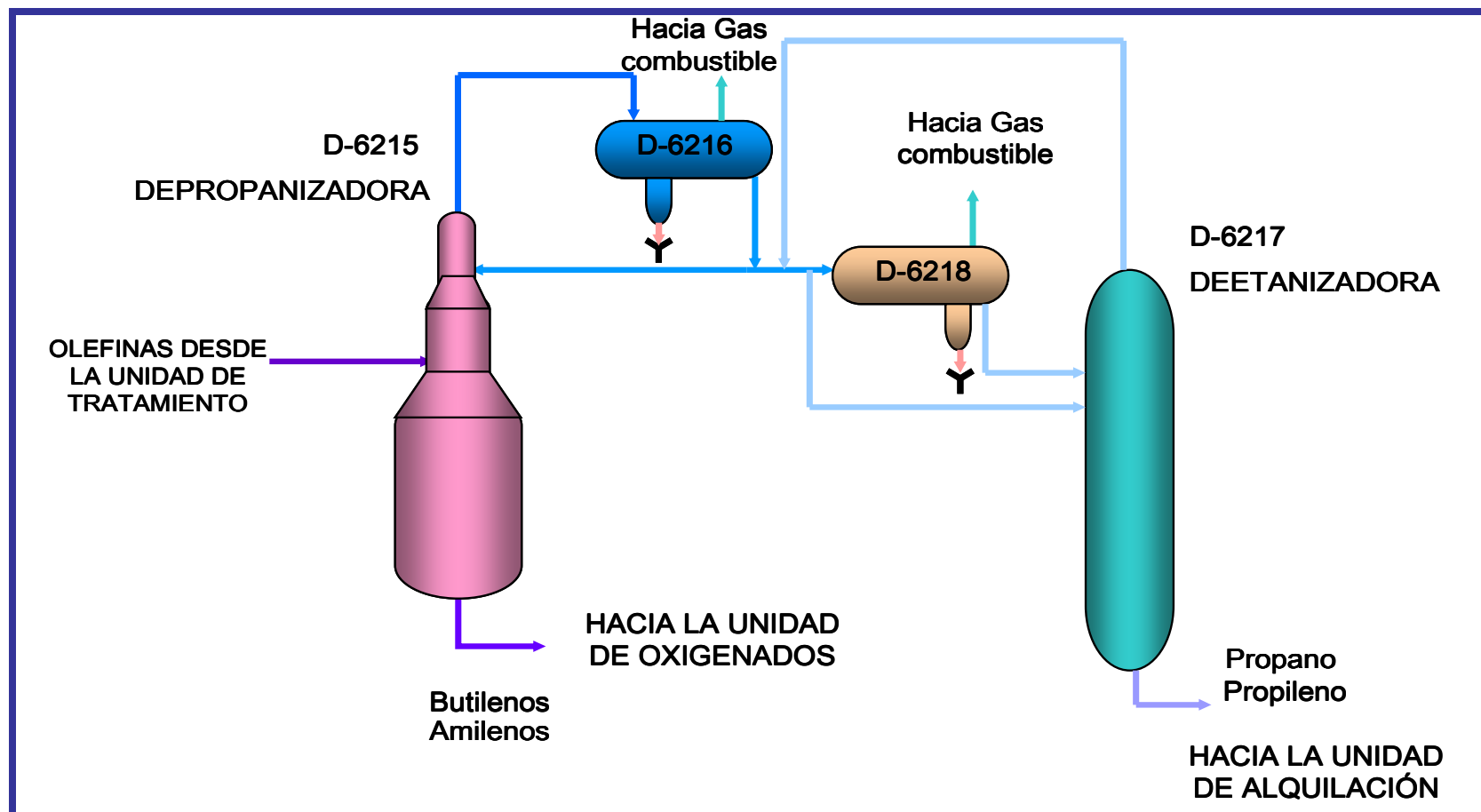
Por el fondo de la torre D-6213 se obtiene la Gasolina Estabilizada, la cual se divide en dos una corriente que va hacia los rehervidores (intercambio con Alquitrán Aromático) y (intercambio con APC), y la otra corriente se envía como carga a la torre Separadora de Naftas D-6230 pasando previamente por los intercambiadores donde se enfría, y como Gasolina de recicló al Absorbedor Primario D-6210 pasando ésta última por los enfriadores.

La corriente de Olefinas luego de ser tratada en las Unidades de Aminas, Merox y Nitrilos, se envía nuevamente a la Unidad de FCC para su posterior fraccionamiento en la torre Despropanizadora D-6215, pasando previamente por el precalentador de carga a la torre, donde las Olefinas son precalentadas con el flujo de fondo de la torre D-6215.

En la torre Despropanizadora D-6215 se separan por el tope las Olefinas C_2/C_3 manteniendo una presión de 265 psig, estos gases son condensados y dirigidos al tambor acumulador de tope D-6216, de aquí el líquido es bombeado y dividido en dos corrientes, una que constituye el reflujo a la torre cuyo flujo se controla para mantener la temperatura del plato 42 en 158 °F, y la otra corriente constituye la alimentación a la torre Deetanizadora/Secadora D-6217. Por el fondo de la torre D-6215 se obtienen las Olefinas C_4/C_5 , donde una parte se envía al rehervidor (el cual utiliza como medio de calentamiento Nafta Pesada) y se retorna a la torre, y la otra parte constituye la alimentación a la Unidad de Oxigenados, enfriándose previamente (donde cede calor para precalentar la carga).

La torre Deetanizadora/Secadora D-6217 es alimentada con las Olefinas C_2/C_3 y su principal objetivo es eliminar del Propano/Propileno los compuestos C_2 's y el exceso de humedad, para esto cuenta con el rehervidor el cual opera con vapor a fin de cumplir la especificación de contenido de humedad en las Olefinas alimentadas a la Unidad de Alquilación 10 ppmp máx., el flujo de fondo (Propano/Propileno) se envía a la Unidad de Alquilación, pasando previamente por el enfriador. Los gases que salen por el tope son condensados y dirigidos al tambor acumulador de tope D-6218, de aquí los vapores no condensables se retornan a la Unidad de Concentración de Gases, y el líquido constituyendo el reflujo a la torre, *ver figura 7*.

La Gasolina Estabilizada enviada como carga a la torre Separadora de Naftas D-6230 previamente por el precalentador de carga (intercambio con el fondo de esta misma torre. En la torre D-6230 se separa por el tope la Gasolina Liviana, y se condensa, de aquí es dirigida al tambor acumulador D-6231 donde la corriente líquida es bombeada y dividida en dos partes, una constituye el reflujo a la torre, y la otra es el producto denominada Nafta Liviana, la cual se envía a los tanques de almacenamiento pasando previamente por los intercambiadores. El flujo de fondo se divide en dos, una corriente que se envía al rehervidor donde se utiliza Alquitrán Aromático como medio de calentamiento, y la otra constituye el producto denominado Nafta Mediana la cual se envía a los tanques de almacenamiento pasando previamente por los intercambiadores con agua, *ver figura 8*.

Figura 7. Sección de fraccionamiento y secado^[PDVSA, 2008]

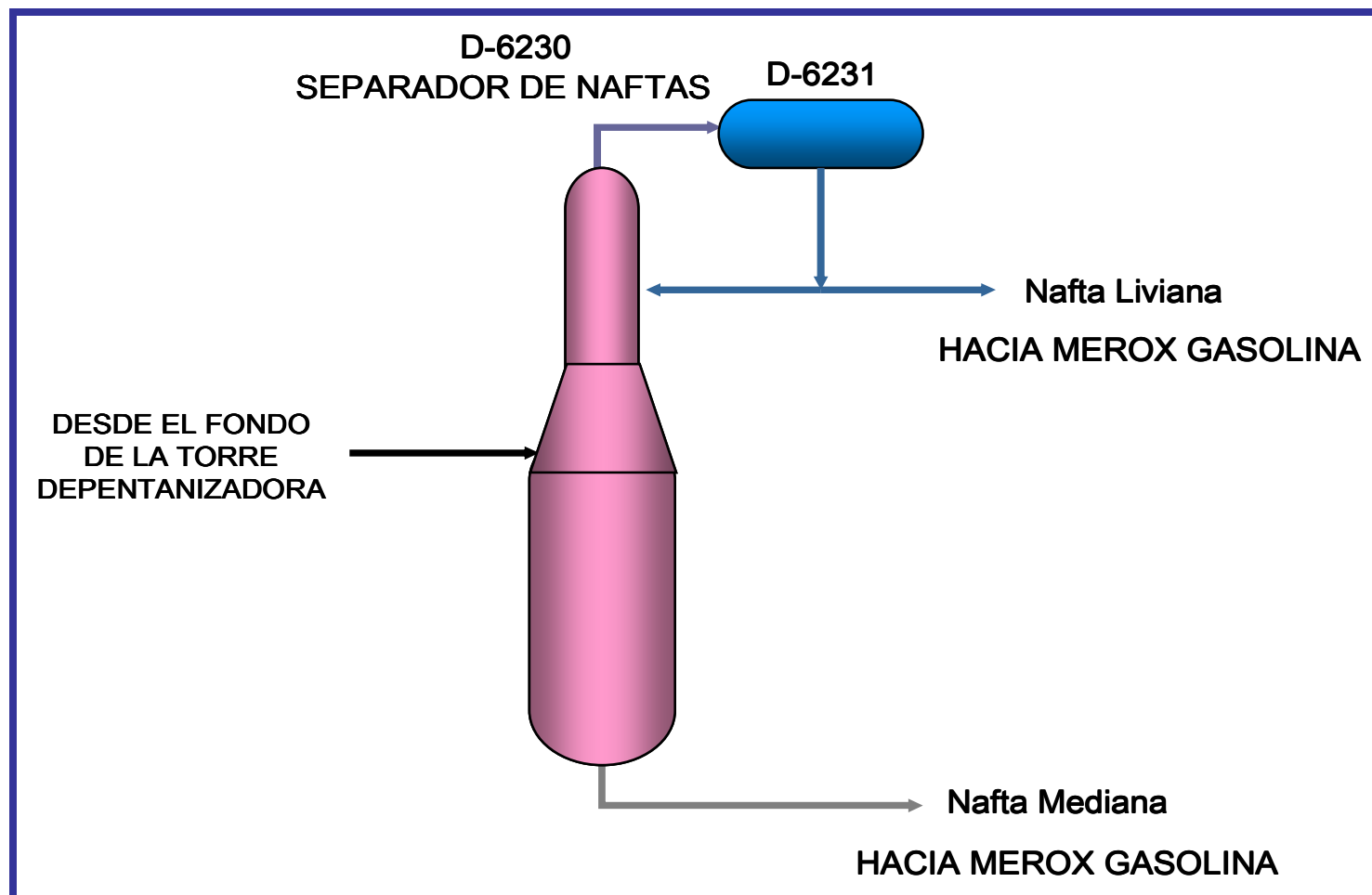


Figura 8. Separador de Nafta de FCC^[PDVSA, 2008]

1.2 UNIDAD DE ÉTERES MEZCLADOS Y REMOCIÓN DE OXIGENADOS

La Unidad de Oxigenados de la Refinería El Palito está diseñada para procesar una corriente de alimentación de 15.6 MBPD de Olefinas C_4/C_5 provenientes del fondo de la Torre Despropanizadora (D-6215) de la Unidad de FCC.

Los éteres MTBE y TAME se producen por la reacción química entre Isolefinas terciarias (Isobutileno e Isoamilenos) con Metanol en presencia de un catalizador de naturaleza ácida. Para estos fines se alimenta a la unidad una corriente de Metanol Puro.

De la Unidad se obtienen tres corrientes de productos:

- Éteres Mezclados: es el producto principal y está compuesto por una mezcla de MTBE/TAME/Gasolina C_5 , el cual se envía a tanques posteriormente.
- Gasolina C_5 : está formada por las Olefinas C_5 y demás compuestos que no reaccionaron para producir TAME. Esta corriente se mezcla en línea con la Nafta Liviana de FCC para ser enviada a almacenaje o puede ser enviada como carga a la Unidad de Alquilación, pasando primero por la Unidad de Remoción de Oxigenados.
- Refinado C_4 : esta corriente está compuesta por las Olefinas C_4 y demás compuestos C_4 que no reaccionaron para producir MTBE. Después de ser tratada en la Sección de Despojamiento de DME y en la Unidad de Remoción de Oxigenados (URO), se envía como carga a la Unidad de Alquilación.

La Unidad de Éteres Mezclados *ver figura 9*, esta formada por ocho secciones:

- 1) La Sección de Alimentación y Pretratamiento: contiene el tambor compensador de la alimentación y los reactores de guarda para la eliminación de los contaminantes de la carga de Olefinas y del Hidrógeno, tales como: mercaptanos, nitrógeno básico y cloruros.
- 2) Sección de Reacción: consiste de los reactores de eterificación primarios y secundarios, en los cuales se llevan a cabo las reacciones de eterificación, Hidrogenación de Diolefinas e Isomerización.
- 3) Sección de Destilación Catalítica: formada por la Columna de Destilación Catalítica y sus equipos asociados, en la cual se completa la reacción de formación de TAME y se fracciona los Éteres formados, para ser luego enviados a almacenaje.
- 4) Sección de Primer Lavado: compuesto por un mezclador estático y el tambor acumulador del primer lavado con agua de los productos de tope de la Columna de Destilación Catalítica.
- 5) Sección de Fraccionamiento: consiste de la torre de fraccionamiento de C_4 y C_5 sin reaccionar (Desbutanizadora) y sus equipos asociados.
- 6) Sección de Segundo Lavado: contiene una torre empacada para el lavado con agua de la corriente de Refinado C_4 (producto de tope de la Desbutanizadora).
- 7) Sección de Despojamiento de DME: consta de una torre despojadora de livianos y DME, y sus equipos asociados.
- 8) Sección de Recuperación de Metanol: compuesta por una torre de platos y tambores auxiliares para la recuperación del Metanol y del agua de lavado que se recircula a las secciones de Reacción y Destilación Catalítica, y Lavado, respectivamente.

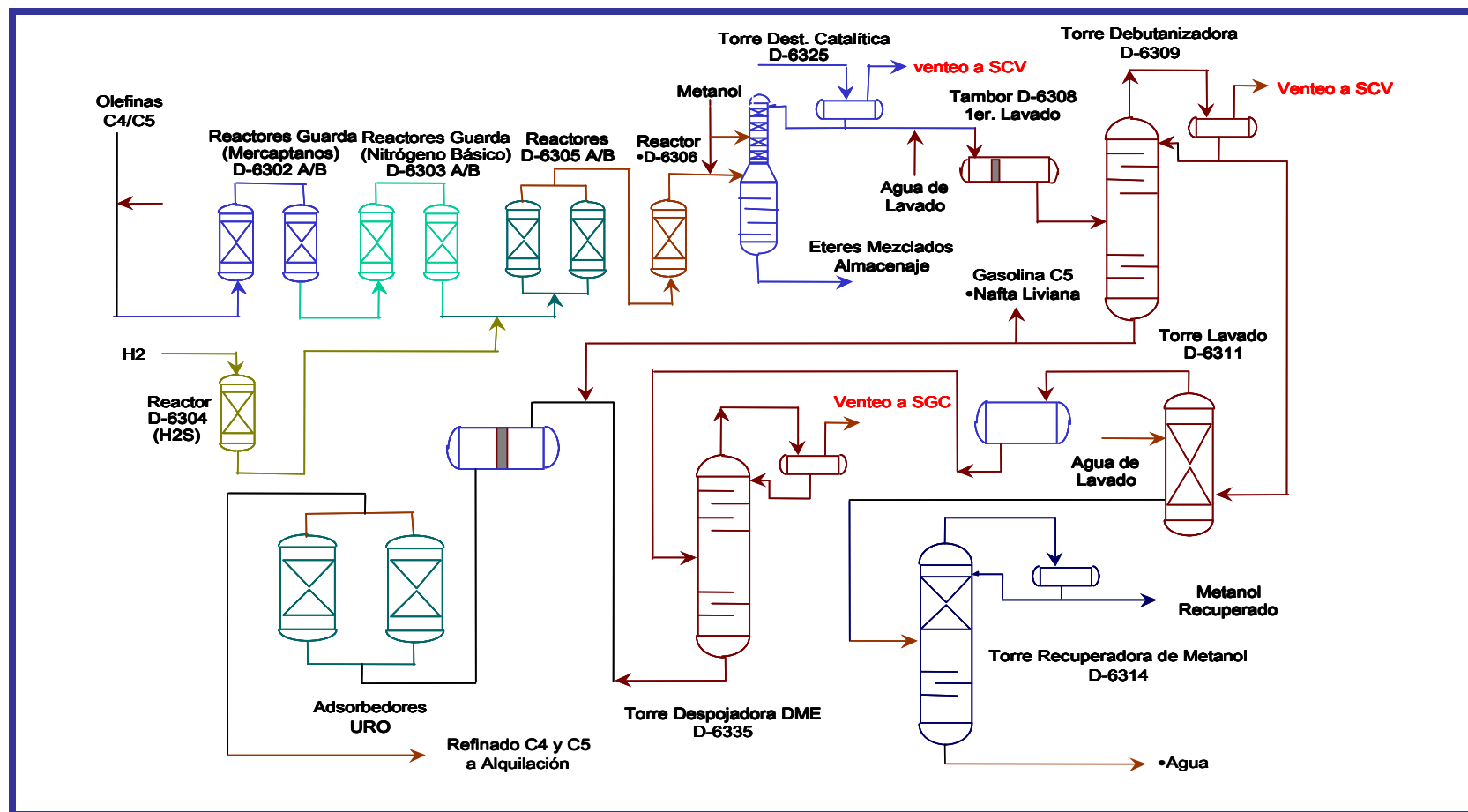


Figura 9. Unidad de éteres mezclados^[PDVSA, 2008]

1.3 UNIDAD DE ALQUILACIÓN

La Unidad de Alquilación tiene por función producir una mezcla de hidrocarburos denominada Alquilato que posee un alto octanaje y valor para la mezcla de gasolinas. Este Alquilato es producido a través de un proceso de alquilación de olefinas C_3 , C_4 y C_5 , en contacto con Isobutano en un medio ácido provisto con Ácido Fluorhídrico (HF). Estas olefinas alimentadas a la unidad provienen de las unidades de FCC (Propano/Propileno) y Oxigenados (Refinado C_4 y Gasolina C_5).

El Proceso de Alquilación se basa en las reacciones de alquilación de isoparafinas con alquenos; las cuales son del tipo exotérmicas y se llevan a cabo en intercambiadores de calor de tubo y carcasa, con agua de enfriamiento para controlar la temperatura de la reacción.

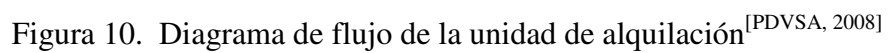
En la Unidad de Alquilación se produce Propano a través de las reacciones de transferencia de Hidrógeno y fluoruros orgánicos de la reacción del ión flúor con las olefinas. Estas reacciones son secundarias pero se llevan a cabo también en los reactores de la unidad.

Debido al uso de un ácido como catalizador, los productos Alquilato, Propano y Normal Butano son neutralizados con Potasa Cáustica antes de enviar éstos hacia almacenaje, evitando la presencia de trazas de HF en los mismos.

La unidad cuenta con una sección de neutralización de efluentes provenientes de los productos formados por los contaminantes contenidos en la carga a la unidad como son: el azufre, las diolefinas y el agua.

La Unidad consta de tres secciones, *ver figura 10*:

1. La sección de Reacción, en la cual las Olefinas entran en contacto con el Isobutano y el HF, para formar el Alquilato. Estas reacciones se llevan a cabo en cuatro reactores y dos asentadores donde se separan los hidrocarburos del HF.
2. La Sección de Fraccionamiento, en la cual los hidrocarburos provenientes de los asentadores son separados en las diferentes corrientes: Propano, Isobutano de reciclo, normal Butano y Alquilato. Esta sección comprende tres torres principales: Despojador de Isobutano, Despropanizadora y Despojador de HF.
3. La Sección de Neutralización, en donde el polímero formado con el azufre y las diolefinas y el azeótropo HF-Agua, son eliminados de la fase ácido (HF circulante) y neutralizados para su posterior disposición.



2. OLEFINAS

Las olefinas son sustancias reactivas que se encuentran en el gas natural y el petróleo, también se pueden obtener a partir de las reacciones de craqueo catalítico fluidizado y craqueo térmico. Las olefinas obtenidas en el proceso de FCC son principalmente propileno, butilenos y amilenos, y su producción estará orientada de acuerdo a las condiciones térmicas de la carga al reactor y también de la naturaleza del catalizador. La necesidad de obtener cierto tipo de olefinas en el proceso de FCC, está determinada por el tipo de aditivo necesario para preparar la gasolina reformulada a comercializar de acuerdo a los requerimientos del producto; en tal sentido se tiene; que la producción de las olefinas requeridas, dependerá entonces directamente de la necesidad del mercado.

En la Refinería El Palito se obtienen varios tipos de aditivos para preparar gasolina reformulada a partir de las olefinas obtenidas en el proceso de FCC, se produce MTBE/TAME a partir de isobutilenos e isoamilenos en la Unidad de Oxigenados y alquilato a partir de propileno, butilenos y amilenos en la Unidad de Alquilación.

Dependiendo del tipo de olefinas alimentada en la unidad de alquilación se obtendrá cierto tipo de alquilato, cuando la carga alimentada es propileno se obtiene un alquilato con índice RON de 91, si se alimenta butilenos 1-buteno se obtendrá un alquilato con un índice RON de 71 ó 65, si es 2-buteno se obtendrá un alquilato con un RON de 102 ó 100 y si se alimenta amilenos se obtendrá una alquilato con índice RON de 92.

3. PROPIEDADES FÍSICAS ^[Wauquier]

El conocimiento de las propiedades físicas de los fluidos es esencial en el campo de la ingeniería de proceso porque permite especificar, dimensional o verificar

el funcionamiento de los distintos equipos de una unidad de producción. En tal sentido los procesos en las refinerías deben tener conocimiento de las propiedades físicas de los productos del petróleo.

Las propiedades físicas de las mezclas existentes en la industria del petróleo, se puede determinar por métodos de cálculos integrados incluidos en la mayoría de los programas comerciales de simulación, tal como el PRO II. Las propiedades a través del simulador se pueden obtener por medio de Ecuaciones de Estado, Modelos de Coeficiente de Actividad y Modelos Especiales. Utilizar el programa de simulación para obtener las propiedades físicas, requiere de conocimientos previos para seleccionar el modelo termodinámico adecuado que se ajuste al caso. El comportamiento de una solución depende de la naturaleza de cada uno de sus componentes, de las cantidades y de las condiciones de presión y temperatura.

Los criterios a tomar en cuenta para una selección adecuada se basan en los criterios:

- Naturaleza de los componentes, idealidad o no idealidad de la mezcla.
- Intervalo de composición, temperatura y presión.

3.1 MODELOS TERMODINÁMICOS PARA LA ESTIMACIÓN DE LAS PROPIEDADES ^[Martínez]

Modelos de Ecuación de Estado

Las ecuaciones de estado se aplican a fluidos normales (gases raros, nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, hidrocarburos), CO_2 , H_2S , H_2 y a sustancia de baja polaridad aún presiones altas, trabaja muy bien con componentes supercríticos. Tiene varias ventajas: son continuas en la región crítica, son continuas en la región de dos fases y predicen el equilibrio líquido vapor, y se pueden derivar una amplia gama de propiedades. La Ecuación de Estado trabaja con los mismos parámetros específicos en todo el intervalo de aplicación. Una desventaja es que no se pueden aplicar a mezclas con moléculas grandes, como polímeros, debido a que son muy sensibles a

las reglas del mezclado y a parámetros de interacción binaria que se deben determinar por datos experimentales.

Modelos de Coeficiente de Actividad

El uso de modelos de coeficiente de actividad en la fase líquida permite representar el comportamiento no ideal de mezclas (especies fuertemente polares, polímeros, electrolitos, componentes que forman enlaces de hidrógeno) a presiones bajas. Estos modelos solo se aplican a fase líquida, por ello, es necesario utilizar una ecuación de estado para representar la fase de vapor.

Algunas propiedades termodinámicas y de transporte que se pueden obtener con el programa de simulación.

Propiedades termodinámicas:

- Factor de compresibilidad
- Presión de vapor
- Densidad, entre otras.

Propiedades de transporte:

- Viscosidad
- Conductividad térmica, entre otras.

La siguiente figura muestra los modelos termodinámicos más utilizados:

Modelos de Ecuaciones de estado	Modelos de coeficiente de actividad
Ley de gas ideal	Electrolitos NRTL
Lee-Kesler (LK)	Flory-Huggins
Lee-Kesler-Plocker	NRTL
Peng-Robinson (PR)	Uniquac
Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV)	Unifas
Redlich-Kwong(RK)	Van Laar
Redlich-Kwong-Soave (RKS)	Wilson
APÍ-Soave-Redlich-Kwong(API-SRK)	Margules
RKS o PR con regla de mezclado	Pitzer
Fluron-Vidal-2 Modificada (MHV2)	
RKS o PR con reglas de mezclado	
de Wong-Sandler (WS)	Modelos especiales
RKS o PR con la función alfa	
de Boston-Mathias (BM)	Braun K-10
RKS Predictor (PRKS)	Chao-Seader
Sánchez- Lacombe para polimeros	Grayson-Streed
Hayden-O'Connell	Kent-Eisenberg
Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starling	Aminas
Schwartzentruber-Renon	Tablas de vapor

Figura 11. Modelos termodinámicos^[Martínez, 2000]

4. MEDIDAS POR PRESIÓN DIFERENCIAL ^[Sánchez]

La medición de flujo, es probablemente el parámetro más empleado en la producción y en los procesos de refinación, distribución y comercialización de los hidrocarburos, donde diferentes medidores de flujo pueden ser empleados en la medición, tales como:

- Placas de orificio
- Medidores de flujo tipo turbina
- Medidores de desplazamiento positivo

El método más ampliamente utilizado para la medición industrial de flujo es el que se realiza a partir de la presión diferencial. Los componentes que integran el equipo de medición se dividen en elementos primarios y en elementos secundarios y para el caso de que se tenga una placa el conjunto lo conforma la placa como elemento primario y el transmisor como elemento secundario.

4.1 PLACA DE ORIFICIO

Petróleos de Venezuela, S.A.; PDVSA es la industria más importantes del país y es factor de desarrollo de la nación, debido a que el petróleo es al mismo tiempo energía para el funcionamiento de la industria nacional y bienestar para la población, materia prima fundamental para una gran cantidad de procesos industriales, fuentes de divisas, poder de negociación ante otros países y dependencia y soberanía.^[PDVSA]

En cada etapa de transferencia, cada litro de petróleo debe ser contabilizado, entre los organismos encargados de su explotación, producción y refinación, de manera de generar las ganancias estimadas de acuerdo a la cantidad de producto a ser comercializado. Es aquí donde los medidores de flujo juegan un papel importante ya

que los mismos se emplean en cada una de las etapas del proceso, como control, indicación de condición, alarma y la transferencia del fluido de manera de satisfacer los intereses comerciales de la industria. En tal sentido la medición de flujo adquiere una gran relevancia, porque dependiendo de estos flujos cuantificados se derivan las ganancias del negocio y también por medio de estos medidores se pueden cuantificar pérdidas en los procesos en caso de que exista.

La placa de orificio es un elemento primario de medida, el cual ocasiona una restricción al paso del fluido que hace que aumentar la velocidad disminuyendo al mismo tiempo la presión.^[Rivas]

La placa de orificio consiste en una placa delgada que se puede colocar entre las bridas de dos tubos. La arista que forma el orificio generalmente es muy afilada de tal modo que no se forman depósitos en ella. En la instalación típica de las placas de orificio, las tomas de presión se encuentran localizadas a distancias de D y $D/2$ veces el diámetro de la tubería, aguas arriba y aguas abajo respectivamente. Otro arreglo comúnmente empleado es el de posicionar las tomas de presión en las bridas adyacentes a la placa de orificio. Tales tomas de presión son maquinadas en forma radial en el cuerpo de las bridas y se les conoce como "**tomas de presión en brida**" (flange tappings), *ver figura 12*. Si las tomas de presión son maquinadas en diagonal, de tal forma que el orificio de toma de presión quede posicionado justamente en ambos costados de la placa, se denominan "**tomas de presión esquinadas**" (corner tappings). El posicionamiento de las tomas de presión afecta el coeficiente de descarga.^[Romero]

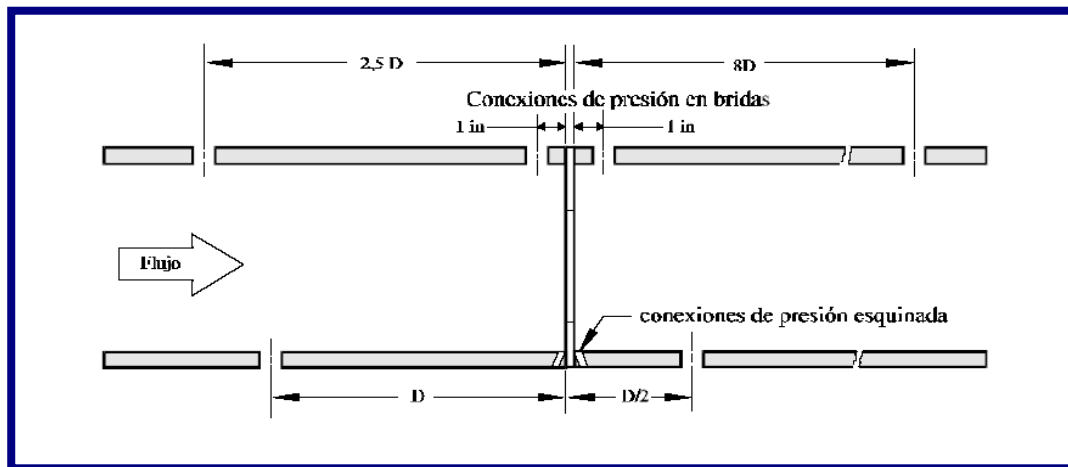


Figura 12. Tomas de presión en placas de orificio^[Romero, 2001]

El orificio de placa puede ser concéntrico, excéntrico o segmentada, con un pequeño orificio de purga para los pequeños arrastres de sólidos o gaseosos que pueden llevar el fluido.

Tipos de orificios

- **Concéntrico:** es el tipo mas comúnmente utilizado. El orificio de la placa es circular y concéntrico y coinciden con el centro de la sección de la tubería en el que va instalada. Su exactitud es muy superior a la de los otros tipos de orificios.
- **Excéntrico:** son usados en ciertas aplicaciones donde el uso de un orificio concéntrico sería imposible debido a la acumulación de material en el lado corriente arriba de la placa. Tales aplicaciones pueden incluir vapor húmedo y fluidos con sedimentos en suspensión, en líneas horizontales.
- **Segmentado:** Particular en suspensión implican turbulencias que limpiaran (para que no se aglomeren partículas) el lado de alta presión evitando errores en la medición, *ver figura 13*.

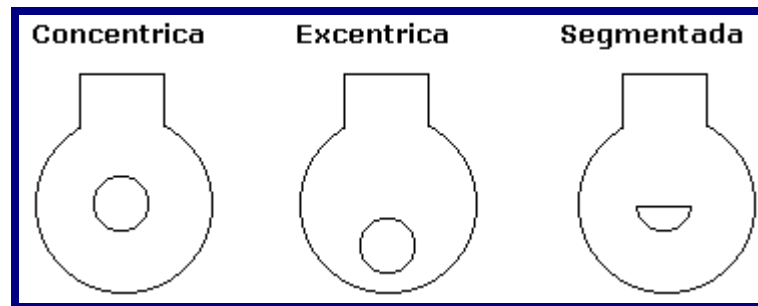


Figura 13. Tipos de orificios^[Medidores, 2008]

En todo el circuito de las olefinas en la Refinería El Palito, se encuentran instalados como sensores primarios, las placas de orificio integradas a sus transmisores. Las placas de orificio del circuito son de importancia para la evaluación del proceso, debido a que a través de ellas se obtienen los flujos de las corrientes, de manera que los valores obtenidos de los mismos sean medidas sin discrepancia que no genere sospecha a la hora de cuantificar los insumos y productos. En tal sentido un valor errado de un flujo se puede traducir en un reporte inexacto para la refinería el cual puede generar pérdidas económicas y representar un conflicto entre productores y consumidores de estos insumos.

4.2 ECUACIÓN DE CÁLCULO DE FLUJO MÁXIMO PARA PLACA DE ORIFICIO ^[Spink]

La medición de flujo por medio de elementos de presión diferencial se basa en las leyes de conservación de la masa y de la energía. Combinando ambas leyes es posible relacionar el flujo volumétrico con la caída de presión que se presenta al pasar a través del elemento primario. El desarrollo de la ecuación para determinar el flujo,

involucra tener en cuenta los valores de constante y coeficientes, generando los cálculos necesarios para derivar una medida del caudal confiable.

El flujo máximo que circulará por la placa es fundamental para evaluar el desempeño de la misma a condiciones de operación del instrumento y también para evaluar si el elemento secundario (transmisor de presión) asociado a ella, está ajustado de acuerdo a las condiciones de operación actual, de manera de que las medidas reportadas sean las correctas. La función de los elementos primarios es generar la presión diferencial. Mientras que la de los elementos secundarios es medir y registrar esta presión diferencial. El cálculo del flujo máximo para líquidos, viene dada por la siguiente ecuación:

$$Q_{m\acute{a}x} = N.S.D^2.Fa.Fc.\sqrt{hm}.\sqrt{Gf}/Gb \quad (1)$$

Los términos:

N: Factor que depende de las unidades utilizadas, su valor es de 194.3 cuando el flujo máximo está expresado por BPSD

S: Coeficiente que depende de la relación de diámetro β ; entre el diámetro del orificio y el diámetro de la tubería

Fa: Coeficiente de expansión de la placa, el cual depende del material de la placa y la temperatura a la cual se realiza la evaluación de la placa.

Fc: Factor de corrección del Reynolds. Dependiente de la relación de diámetros.

hm: El máximo diferencial de presión obtenido por diseño para el cual se obtiene el caudal máximo.

Gf: gravedad específica del líquido a condiciones de operación.

Gb: Gravedad específica del líquido a condiciones estándar.

Los coeficientes *S* y *Fc* involucrados en esta ecuación dependen de las siguientes características, como:

- Tipo de restricción del orificio
- Tipo de tomas de presión
- Tipo de material de la placa

4.3 CORRECCIÓN DEL FLUJO

Para la medida continua de flujos por presión diferencial se utilizan medidores con rango de presión establecida en pulgadas de agua.

Si un medidor está calibrado para unas determinadas condiciones de operación, sólo indicará el caudal correcto cuando se cumplan estas condiciones. Si esto no ocurre habrá que multiplicar el caudal medido por un factor de corrección, con el fin de adaptar las condiciones de cálculo del elemento primario de medida a las condiciones reales de paso del producto.

De forma general, las ecuaciones que se describen son válidas siempre que la variación de las condiciones reales de operación, frente a las de diseño, no sean muy significativas. En caso contrario será conveniente recalcular el elemento primario para que la medida obtenida tenga la validez o sea aceptable.

El factor K , es el factor determinado para realizar la corrección de los flujos cuando en el proceso existen condiciones de operación diferente a las cuales se realizaron los cálculos de diseño del instrumento. La expresión para el cálculo del factor K el cual corrige el flujo, se determina por medio de la siguiente expresión:

$$K = \frac{Q_{m\acute{a}x}.Gb}{MR_D \sqrt{Gf}} \quad (2)$$

Teniéndose que MR_D es el flujo leído en sala de control a condiciones de operación.

Una vez determinado el factor de corrección de flujo para las nuevas condiciones de operación, el flujo corregido se termina según la expresión:

$$Q = K.MR.\sqrt{Gf/Gb} \quad (3)$$

El factor de corrección del flujo es importante debido a que permite no hacer cambios a nivel de los sistemas de control, sino bien de herramienta cuando se requiere conocer el flujo verdadero de las corrientes del proceso; ya sea que se desee realizar un balance de masa o económico, sin necesidad de hacer modificaciones en sala de control.

5. TRANSMISORES DE PRESIÓN DIFERENCIAL ^[Creus]

Los transmisores de presión son elementos secundarios y se encuentran fuera de la tubería, son dispositivos para medir la presión en la tubería, esta operación se realiza con las tomas de presión, colocando una antes y otra después de la placa orificio, *ver figura 14*. La diferencia entre ambos valores de presión, se conoce como presión diferencial.

Estos dispositivos captan la variable de proceso a través del elemento primario y la transmiten a distancia en forma de señal neumática de margen 3 a 15 psi o electrónica de 4 a 20 mA de corriente continua o digital, la *figura 15* muestra la configuración típica de elemento primario-secundario y señal generada por el transmisor.

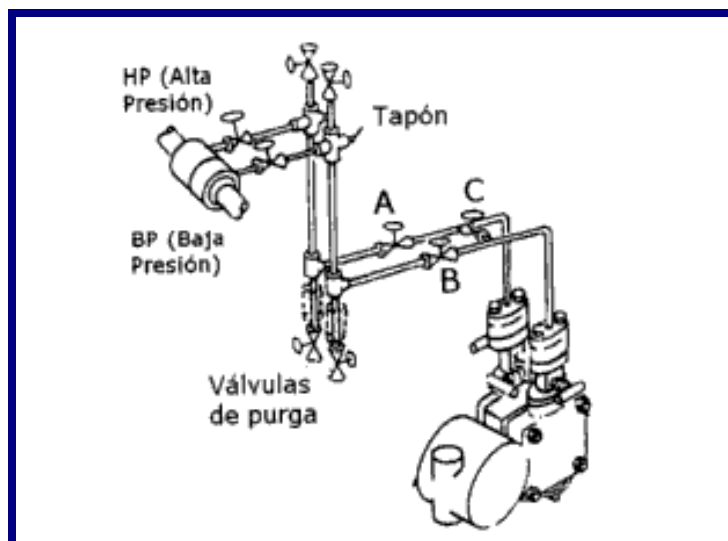


Figura 14. Conexión entre el elemento y el transmisor^[Manual de instalación Rosemount, 2000]

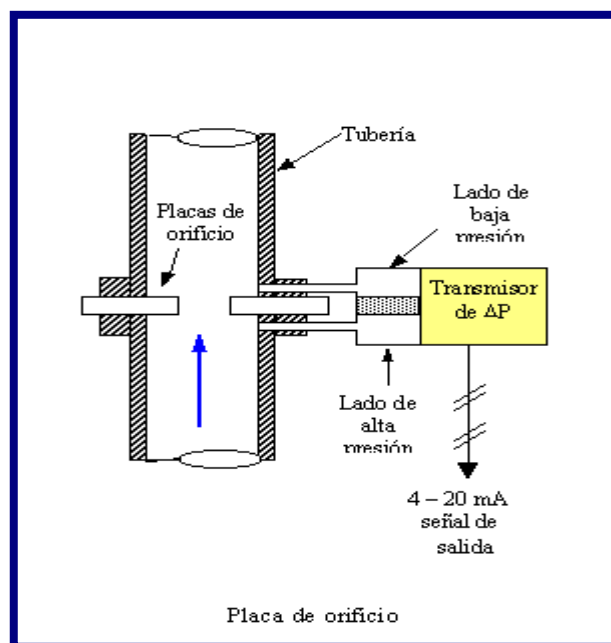


Figura 15. Conexión entre la placa de orificio - transmisor y la señal de salida^[Manual de Transmisores de Presión, 1999]

La evaluación de las señales de transmisión hacia la digital, propiciada por la irrupción de los microprocesadores, ha permitido satisfacer dichas necesidades. Las señales neumáticas y electrónicas se utilizan cada vez menos en beneficio de la señal digital, por las ventajas que ésta ofrece en exactitud, en facilidad de comunicaciones y en grabación de la memoria histórica de las variables de procesos. La señal neumática ha quedado prácticamente relegada a su uso en las válvulas de control y en los posicionadores electro-neumáticos y digito-neumático. La señal digital consiste en una serie de impulsos en forma de bits.

Las tomas de presión se conectan a una tarjeta electrónica, la cual puede contener un capacitivo que se basa en la variación de capacidad que se produce en un condensador formado por dos placas fijas y un diafragma sensible interno y unido a las mismas, cuando se les aplica una presión o presión diferencial a través de un fluido que rellena el interior del condensador. Un circuito formado por un oscilador y un demulador transforma la variación de capacidad en una señal analógica y esta a su vez es convertida a digital.

Cuando las condiciones de operación cambian, se requiere ajustar el valor para el cual están calibrados los transmisores de manera que para el máximo diferencial de presión se genere el flujo máximo a las nuevas condiciones del proceso. Teniéndose una máxima señal emitida de 20 mA para el flujo máximo y de 0 mA para el flujo mínimo.

6. BALANCES DE MASA

Todo proceso industrial está caracterizado por el uso de insumos (materias primas), que sometidos a una transformación, dan lugar a productos. En este sentido, un balance de masa se define como la verificación de la igualdad cuantitativa de masas que debe existir entre insumos de entrada y los productos de salida. Por tanto, a través del balance de masa, se tiene una mejor comprensión de lo que ocurre con las

entradas y salidas y la existencia de pérdidas de masa que, de otra manera pasarían desapercibidas, *figura 16*. El balance de masa es aplicable tanto a un proceso como a cada una de las operaciones unitarias.

$$\text{Si:} \quad M_E = M_{i1} + M_{i2} + \dots + M_{in} \quad (4)$$

$$M_S = M_P$$

$$\text{Balance de masa:} \quad M_E = M_S$$

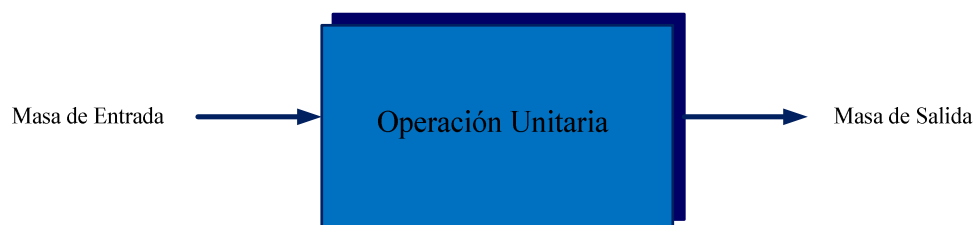
M_E : Flujo másico total de entrada al proceso

M_S : Flujo másico de salida del proceso

M_{i1} , M_{i2} , M_{in} : Flujos másicos de las corrientes que entran al proceso

M_P : Flujo másicos de productos que salen del proceso

De acuerdo al tamaño de la planta, se elabora un balance de masa para cada operación unitaria o puede ser suficiente un solo balance para todo el proceso. Para fines de seguimiento y evaluación de la planta se debe estandarizar las unidades de medición. El balance de masa viene expresado en unidades de peso, pero las lecturas realizadas por medio de los medidores están expresadas en unidades de volumen y las mismas deben ser cambiadas y expresadas en las unidades para ser realizado el balance de masa. Es importante tener en consideración que la magnitud de los volúmenes cambian con las temperaturas, por motivo cuando se realiza la corrección de los flujos la misma involucra la corrección por temperatura considerado también por el factor de corrección.



Fuente: Elaboración propia

Figura 16. Balance de masa para una operación unitaria

6.1 VOLUMEN DE CONTROL

Para describir el comportamiento del flujo en una región se puede adoptar el concepto de volumen de control (VC) formado por el espacio delimitado por una superficie de control (SC) cerrada, real o virtualmente, donde una de sus características, en general, será la permanencia de la forma y el tamaño del volumen así delimitado.

SUPERFICIE DE CONTROL: Es la frontera del volumen de control. Las fronteras de un sistema forman una superficie cerrada que puede variar con el tiempo de manera que contenga la misma masa durante cambios en su condición.

Las propiedades del fluido cambian de un punto a otro dentro del volumen de control, pero en cualquier punto fijo permanecerán iguales durante todo el proceso. Así ninguna propiedad, intensiva o extensiva, dentro del volumen de control cambia con el tiempo. De esta forma la masa total o energía que entra al volumen de control debe ser igual a la que sale.

Aplicando el principio de conservación de la masa a volumen de control, se tiene que:

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = \dot{m}_e - \dot{m}_s \quad (5)$$

Y considerando que dentro del volumen de control no hay pérdida de masa, se tiene

entonces:

$$\frac{dm_{vc}}{dt} = 0 \quad (6)$$

La masa por unidad de tiempo que pasa por la superficie de entrada es igual a la que atraviesa la superficie de salida.

$$\dot{m}_e = \dot{m}_s \quad (7)$$

6.2 VOLUMEN DE CONTROL EN LAS UNIDADES DEL CIRCUITO

El volumen de control del circuito esta conformado por un volumen establecido para cada una de las tres unidades que la conforman.

Para la unidad de Oxigenado el volumen de control, línea roja (*figura 17*), está delimitado por las unidades de: reacción, destilación, fraccionamiento, Recuperación de metanol. El flujo de entrada esta integrado por las corrientes que circulan por los medidores de flujo: 63FIC003 el cual censa el flujo de olefinas C₄/C₅ proveniente del fondo de Despropanizadora de FCC, D-6215. El 63FIC007 el cual mide y registra el flujo de hidrógeno proveniente de la PSA (pressure swing adsorption) y el 63FIC029 que mide el flujo de metanol que proviene de la sección de recuperación. Las corrientes de salida están conformadas por: Venteo al mechurrio de BTX (63FI042), olefinas a la esfera D-301 (63FIC015), refinado C₄ URO (63FIC016), Corte Lateral (63FIC039), gasolina C₅ total (63FI015 + 63FIC055), Metanol recuperado al proceso, Agua recuperada al proceso, Éteres a tanques (63FIC037).

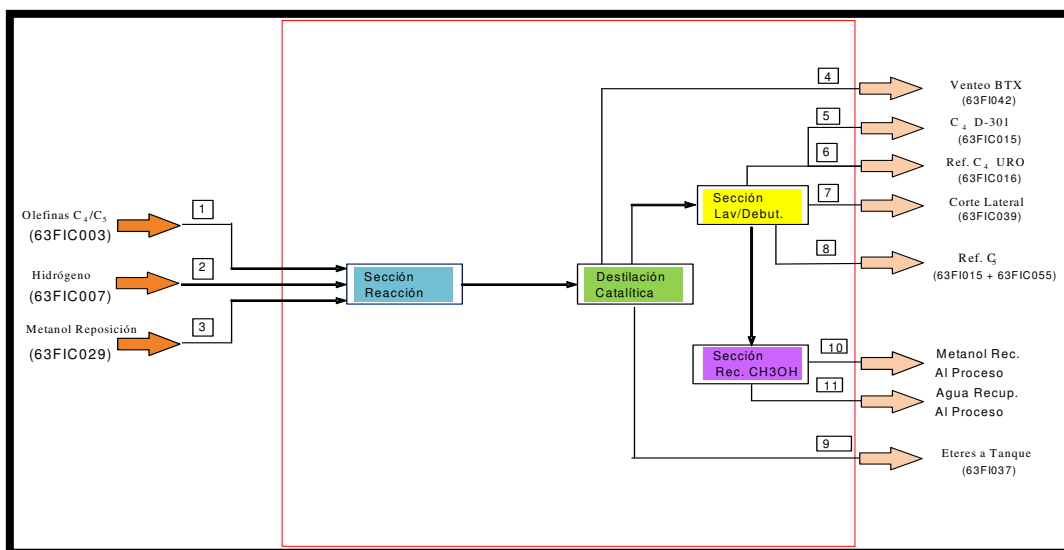
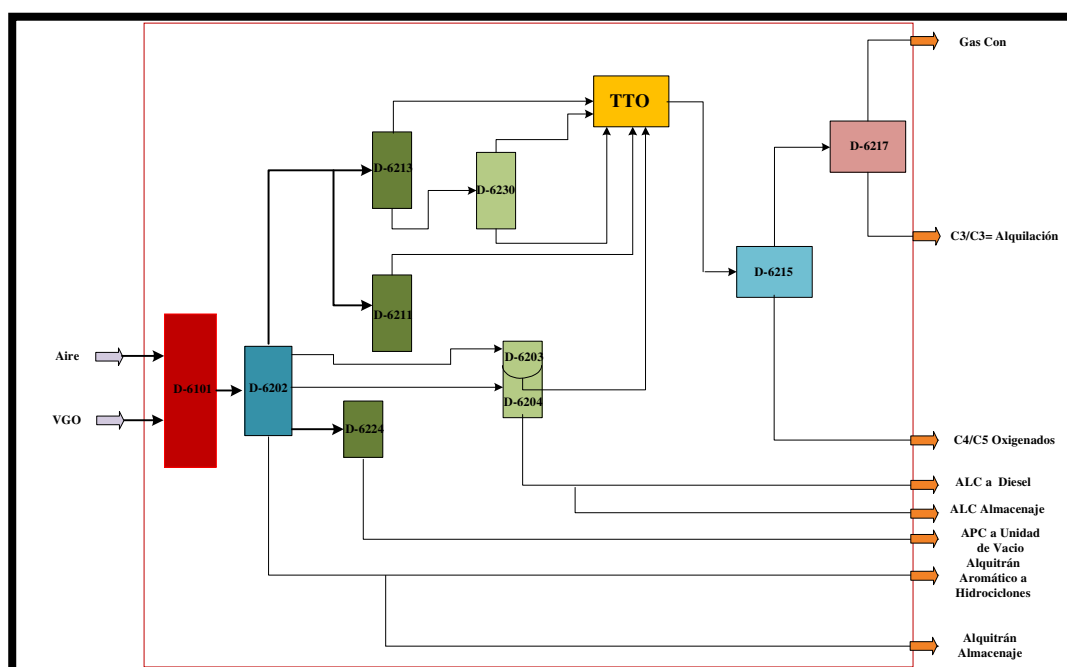


Figura 17. Unidades involucradas en el volumen de control de la Unidad de Oxigenados^[Hoja de Balance de masa de Oxigenados, 1994]

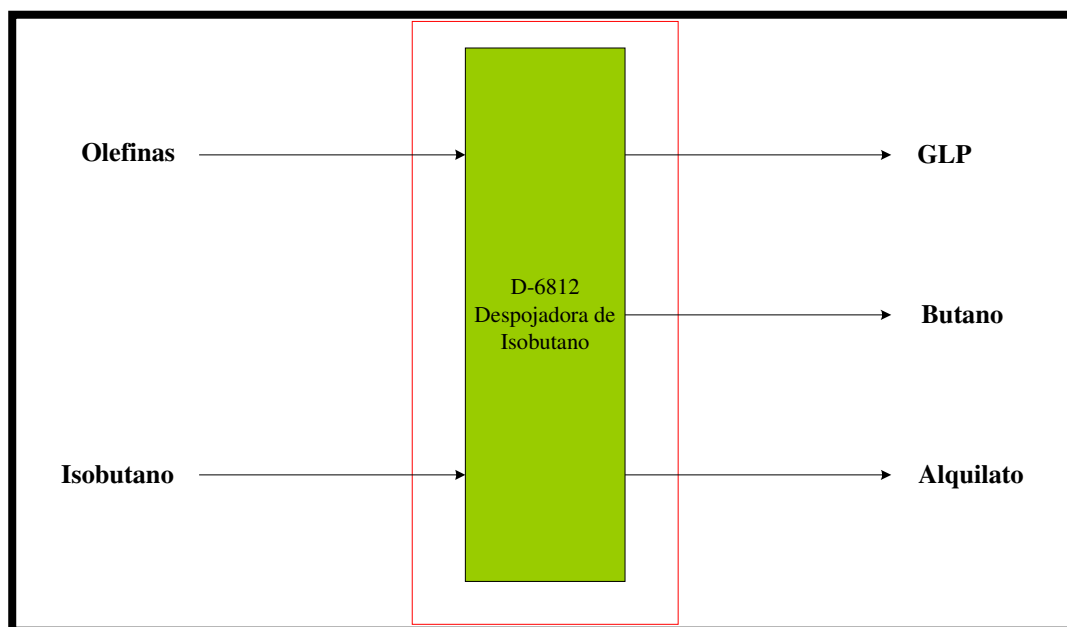
Para la unidad de FCC el volumen de control (*figura 18*), esta delimitado por las unidades de: reacción, fraccionamiento y tratamiento. El flujo de entrada esta integrado por las corrientes que circulan por los medidores de flujo: 62FR03 el cual sensa el flujo de gasóleo proveniente del tren de pre-calentamiento hacia la sección de reacción junto con el flujo de aire que es medido por el 61FIC08. El 65FR03 el cual registra el flujo de gas de tope del absorbedor secundario, el 62FIC82 sensa el flujo de olefinas que va hacia la unidad de aminas, el 62FIC103, 62FIC100 y el 62FIC121 sensa el flujos de las nafta liviana, mediana y pesada que sale de la fraccionadora hacia Merox para su tratamiento, 62FIC18 y el 62FIC82 registra el flujo del aceite liviano de ciclo que sale como corte de la fraccionadora, el 62FIC80 sensa el flujo de aceite pesado de ciclo y el 62FR71 sensa el alquitrán aromático hacia los hidrociclones. Todos estos flujos son los considerados en el balance de masa de la unidad.



Fuente: Elaboración propia

Figura 18. Volumen de control para la Unidad de FCC.

El volumen de control para la unidad de alquilación lo conforma la sección de reacción y despojamiento (*figura 19*), integrada por los flujos de entrada de las olefinas que registra los sensores: 68FIC01, 68FIC05, 68FIC14, 68FIC17, como alimentación se tiene el isobutano fresco sensado por el 68FIC43, el isobutano de reciclo por medio de los sensores de flujo: 68FIC03, 68FIC06, 68FIC13 y el 68FIC16. El GLP es sensado por medio del 68FR55, mientras que el n-butano se registra por medio del 68FIC38 y el alquilato es sensado por el 68FIC36 el cual mide el flujo de alquilato hacia almacenaje.



Fuente: Elaboración propia

Figura 19. Volumen de control para la Unidad de Alquilación.

7. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Intercambiador de calor: “Es un dispositivo en el que se induce una transferencia de calor al poner en contacto indirecto dos fluidos a distintas temperatura”. [García]

Intercambiador de calor: “Son aparatos cuyo objetivo es el de llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada, calentándola o refrigerándola mediante otra corriente de fluido calentador o refrigerante”. [Costa]

7.1 **FUNCIÓN DE UN INTERCAMBIADOR** [Principios básicos de Diseño]

La función básica de los intercambiadores es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferente temperatura. El calor fluye, como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor.

Las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

1. **Recuperación de calor:** la corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente ambos lados del área de transferencia de calor.
2. **Evaporación:** una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.
3. **Condensación:** una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

7.2 **MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR** [Manual de Diseño de Proceso, Principios Básicos]

La transferencia de calor, como se definió previamente, es una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperaturas entre ellos. Esta

interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes, a saber: **conducción, radiación y convección.**

El mecanismo de convección está fuertemente influenciado por el patrón de flujo (dinámica de fluido); pero tiene asociado un intercambio de energía desde las zonas de alta hacia baja temperatura.

Conducción es fundamentalmente transferencia de energía por contacto físico en ausencia de movimiento del material a nivel macroscópico. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases.

Radiación es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista vacío entre ellos. La radiación puede ocurrir a través de gases, líquidos o sólidos; pero debido a la mayor capacidad de absorción de energía de los medios densos, la radiación del calor es más eficiente a través de los gases.

Convección es transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido. Existen dos mecanismos de transferencia de calor por convección, denominados convección forzada y convección natural. En la convección forzada, el movimiento del fluido es debido a fuerzas externas, tal como bombeo; mientras que en la convección natural el movimiento es inducido por la diferencia de densidades resultante de la diferencia de temperatura en el fluido. Cuando en la convección forzada la velocidad es relativamente baja, estos factores de diferencia de densidad y de temperatura pueden tener un efecto considerable.

7.3 PROCESO DE TRANSFERENCIA DE CALOR^[Castells]

Existen dos tipos generales de procesos; a saber: (1) Sin cambio de fase,

conocida también como calor sensible y (2) con cambio de fase.

El proceso sin cambio de fase o calor sensible, como su nombre sugiere, involucra operaciones de calentamiento y enfriamiento de fluidos donde la transferencia de calor resulta solamente en cambios de temperatura; mientras que en el cambio de fase, la operación se traduce en una conversión de líquido a vapor o de vapor a líquido; es decir, vaporización o condensación. Muchas aplicaciones involucran ambos tipos de procesos.

- **CALOR SENSIBLE**

Es aquel que recibe un cuerpo sin cambiar su estado físico mientras sube su temperatura. La mayoría de las aplicaciones de los procesos de transferencia de calor sin cambio de fase involucran el mecanismo de transferencia de convección forzada, tanto dentro de los tubos como sobre superficies externas. Donde el coeficiente de transferencia de calor por convección depende de parámetros de dinámica de fluido. En base al movimiento de fluido, el flujo dentro de los tubos se divide en tres regímenes de flujo, los cuales son medidos mediante un parámetro adimensional, llamado número de Reynolds, el cual es una indicación de la turbulencia del flujo. Los regímenes de flujo son:

1. Flujo laminar: número de Reynolds menor que 2.100.
2. Flujo de transición: número de Reynolds entre 2.100 y 10.000.
3. Flujo turbulento: número de Reynolds mayor que 10.000.

El calor sensible se puede determinar por medio de:

$$Q = m.Ce.(T_f - T_i) \quad (8)$$

Q: es la cantidad de calor entregada o recibida por un cuerpo

m : es la masa del cuerpo

C_e : es el calor específico de la sustancia

T_i : es la temperatura inicial del cuerpo

T_f : es la temperatura final del cuerpo

- **CONDENSACIÓN**

Es el calor absorbido (o cedido) por una sustancia cuando se produce un cambio de estado en la misma. La condensación, es una de las operaciones de transferencia de calor mas importantes, es un proceso convectivo, mediante el cual el vapor es convertido en liquido cuando el vapor saturado entra en contacto con una superficie a temperatura mas baja.

Se puede determinar el calor latente a partir de:

$$Q = m.\lambda \quad (9)$$

Q : calor latente

m : masa de la sustancia

λ : calor asociado al cambio de fase

Este proceso, El condensado se forma sobre la superficie fría y, bajo el efecto de la fuerza de gravedad fluye hacia abajo, sobre dicha superficie, en diferentes maneras, las cuales se describen a continuación:

Si el líquido condensado humedece la superficie formando una película continua de líquido, sobre la superficie, el proceso se denomina **Condensación tipo película**. Si por el contrario el líquido condensado no humedece la superficie, se

forman gotas de líquido las cuales crecen lo suficiente para moverse al azar sobre la superficie por efecto de la gravedad. Este proceso se denomina **Condensación por gotas**. Si las gotas de condensado se forman en la masa de la corriente de vapor, en lugar de sobre la superficie, el proceso se denomina **Condensación homogénea**.

- **VAPORIZACIÓN**

La vaporización puede ser definida como la adición de calor a una masa líquida, en tal magnitud, que ocurre la generación de vapor. Es un proceso convectivo que involucra cambio de fase de líquido a vapor.

7.4 CLASIFICACIÓN Y APLICACIONES DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores se clasifican de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, grado de compacticidad de la superficie, patrón de flujo, número de fluidos, geometría y tipo de construcción. Según el tipo de construcción los intercambiadores se pueden clasificar en:

7.4.1 INTERCAMBIADORES DEL TIPO TUBO Y CARCASA

El intercambiador de tubo y carcasa consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcasa, *figura 21*.

Hay tres tipos básicos de intercambiadores de tubo y carcasa, dependiendo del método utilizado para mantener los tubos dentro de la carcasa.

El primero es el de tipo fijo o intercambiadores de placa de tubos fija o de cabezal fijo. En este caso, el equipo tiene tubos rectos, asegurados en ambos extremos en placas de tubos soldados a la carcasa.

El segundo tipo de intercambiadores de tubo y carcasa utiliza tubos en forma de U, con ambos extremos de los tubos sujetos a una placa de tubos simple, eliminándose así los problemas de expansión diferencial porque los tubos pueden expandirse y contraerse libremente, la forma de U absorbe estos cambios. A estas unidades se les denomina intercambiadores con tubos en U.

El tercer tipo de intercambiadores de tubo y carcasa, al igual que las unidades de cabezal fijo, presenta dos placas de tubos, pero con solo una de ellas soldada a la carcasa y la otra moviéndose libremente, y así evitando los problemas de expansión diferencial. A este diseño se le conoce como intercambiadores de cabezal flotante, ver *figura 20*, Tipos de cabezal.

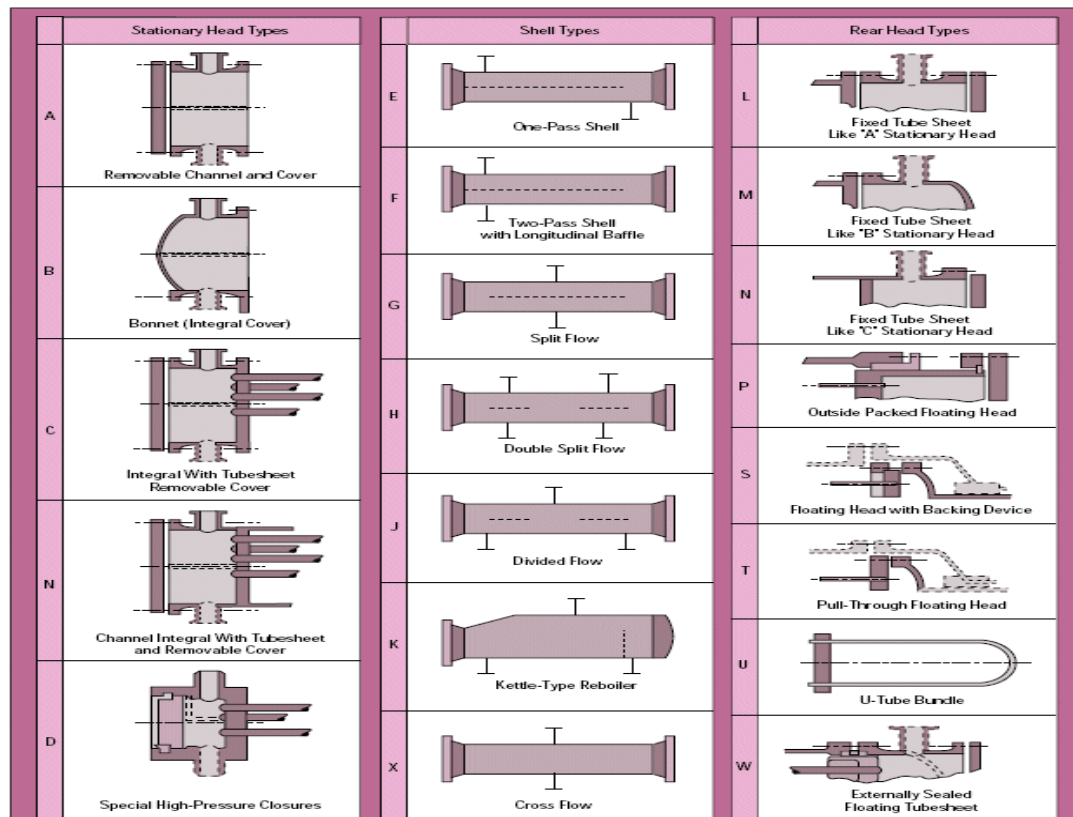


Figura 20. Tipos de cabezales para intercambiadores tipo tubo y carcasa^[Normas TEMA, 1998]

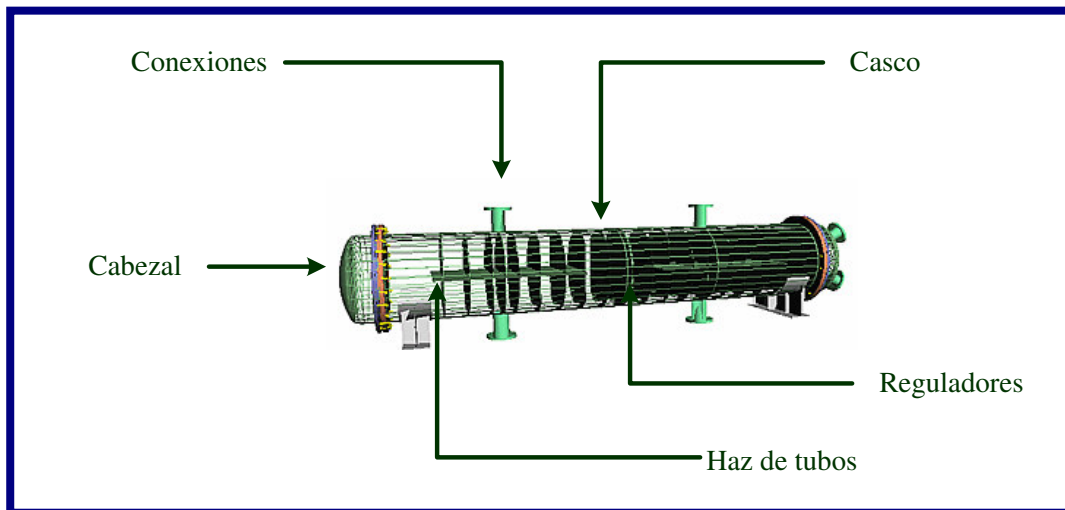


Figura 21. Intercambiador de calor de tubo y carcasa^[API Heat Exchanger, 2008]

7.4.2 ENFRIADORES DE AIRE

Los enfriadores de aire (*figura 22*), consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con aletas. La configuración básica de una unidad es un banco de tubos aleteados montado sobre una estructura de acero con una cámara de pleno y un anillo Vénturi, un motor y otros accesorios como persianas, guarda ventilador, alambrado e interruptores de vibración.

Estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua, cuando se requiere remover una gran cantidad de calor. En este caso los enfriadores de aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con los de agua. También pueden utilizarse como enfriadores de emergencia en caso de requerirse un bombeo rápido de una corriente de proceso.

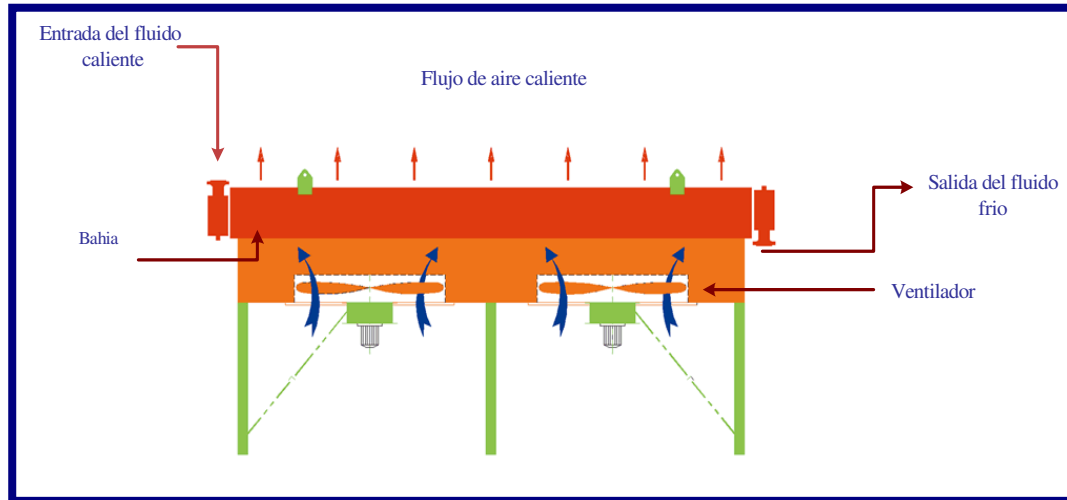


Figura 22. Enfriador de aire tipo tiro forzado^[GEA Rainey Corporation, 2008]

7.4.3 INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO

Los intercambiadores comerciales de doble tubo consisten de uno o más tubos, encerrados dentro de otro tubo en forma de U “horquilla” que hace el papel de carcasa, *figuras 23* . Aunque algunas secciones de los intercambiadores de doble tubo tienen tubos lisos, la mayoría tienen aletas longitudinales en la superficie externa de los tubos.

Las secciones de doble tubo permiten un flujo en contracorriente el cual puede ser particularmente ventajoso cuando se requieren temperaturas de aproximación pequeñas o rangos de temperaturas grandes. Además, las unidades de doble tubo encajan muy bien en aquellas aplicaciones que involucran presiones altas y/o flujos bajos, debido a que estas unidades son de diámetros relativamente pequeños. Esto permite el uso de bridas pequeñas y paredes delgadas, si se las compara con los equipos de carcasa y tubo convencionales.

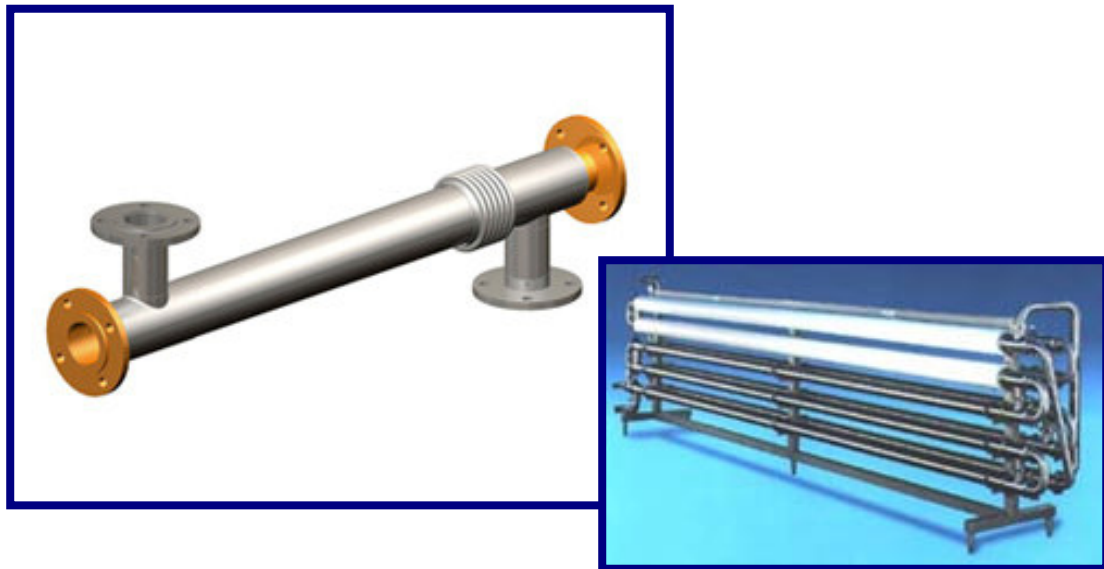


Figura 23. Intercambiadores de doble tubo^[HRS Spiratube, 2008]

7.4.4 INTERCAMBIADORES DE SUPERFICIE EXTENDIDA

En los tubos lisos, usualmente, la relación entre la superficie externa y la interna se encuentra en el rango de 1.1 a 1.5, dependiendo, por supuesto del diámetro y el espesor de pared. Aquellos tubos con una mayor relación de superficies, en el rango 3 a 40, se les conoce como tubos de superficie extendida; y por los intercambiadores construidos con este tipo de tubos se les denominan **Intercambiadores de superficie extendida**, *figura 24*. Los tubos de superficie extendida presentan aletas, normalmente, transversales o longitudinales; aunque otros tipos de aletas, como espigas (“peg”), espinas (spines) o helicoidal pueden ser usadas. Las aletas longitudinales, para diseños de flujo paralelo a los tubos, son especialmente aplicables en servicios donde la caída de presión es pequeña y el fluido en el lado de las aletas es limpio. Las aletas transversales son generalmente para diseños de flujo perpendicular a los tubos. Este tipo de superficie se emplea cuando, debido a las propiedades de transferencia de calor de un fluido, existe una resistencia alta para el flujo de calor, mientras que las propiedades del otro fluido permiten una

resistencia baja. El fluido con la resistencia alta al flujo de calor se pone en contacto con la superficie de las aletas.



Figura 24. Intercambiador de superficie extendida^[Casa de radiadores, 2008]

8. CONSIDERACIONES GENERALES DE DISEÑO

GENERALIDADES^[Manual de Diseño de Proceso]

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

$$Q = U_o * A * DTMe \quad (10)$$

➤ COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR (U_o)

Esta explicación teórica sobre los coeficientes globales de transferencia de calor es aplicable a todos los tipos de intercambiadores, excepto los de contacto directo.

Cuando el calor fluye desde un fluido que circula por un lado de un tubo a otro fluido que circula por el otro lado del tubo, dicho calor debe vencer las resistencias siguientes:

- R_{io} , la cual es la resistencia de la película laminar del fluido en el interior del tubo, referida al área externa del tubo.
- r_{io} , la cual es la resistencia (factor de ensuciamiento) del material extraño depositado en el interior de tubo, referida al área externa del tubo.
- r_w , la cual es la resistencia de la pared del tubo.
- r_o , la cual es la resistencia (factor de ensuciamiento) del material extraño depositado en el exterior del tubo.
- R_o , la cual es la resistencia de la película laminar del fluido en el exterior del tubo.

La suma de estas cinco resistencias se denomina resistencia total R_t y se define como:

$$U_o = \frac{1}{R_t} \quad (11)$$

Los factores de ensuciamiento r_{io} y r_o se estiman basados en la experiencia o utilizando los valores típicos por tablas. El término r_w se calcula a partir del espesor y la conductividad térmica del metal. R_{io} y r_o son funciones de la velocidad másica y de las propiedades físicas del fluido. Estas correlaciones están dadas en términos de h_{io} y h_o , donde $1/R_o = h_i$ y $1/R_{io} = h_{io}$. Los términos “h” se denominan “coeficientes de película”.

➤ DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA

A. Sin cambio de fase

La diferencia de temperatura efectiva, DTMe, entre los fluidos caliente y frío es la fuerza motora del mecanismo de transferencia de calor. Esta temperatura se calcula a partir de la diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente, la cual se corrige mediante factores, los cuales toman en consideración el arreglo de flujo que se vaya a utilizar.

B. Con cambio de fase

En el caso de condensación o vaporización, la relación entre Q y la temperatura del fluido no es lineal. En este caso, se hace necesario dividir el intercambiador en zonas de manera tal que Q sea aproximadamente lineal con las temperaturas para cada zona. Basadas en las diferencias de temperaturas media logarítmicas y los calores transferidos en cada una de las zonas, se obtiene un DTMe total para todo el intercambiador.

9. PAQUETE DE SIMULACION PRO II /PROVISIÓN ^[Manual de uso de proII]

PRO II es un simulador de proceso de la empresa Simulaction Sciences (SimScience Inc.), y corresponde a la modalidad de procesos generales. EL PROII es un programa de simulación de procesos de refinación de petróleo y químicos que tiene la capacidad de representar cualquier configuración de operaciones unitarias, contando con una gran variedad de modelos termodinámicos y ecuaciones de estado.

El PROII (8.1), es un simulador representado en una interfase gráfica bajo ambiente Windows que facilita la entrada de datos (*figura 25*) y un código de colores, (*ver figura 26*) para indicar el estado de la simulación, demostrando la convergencia o no de la corrida. Estos colores son usados para indicar:

- Calidad de los datos proporcionados a las unidades corrientes y sobre todo a parámetros de simulación.
- Tiempo real de ejecución de cada uno de las unidades de operación

Color	Significado
Rojo	Datos requeridos
Verde	Datos opcionales o por defecto
Azul	Datos proporcionados por defecto
Amarillo	Datos cuestionables
Gris	Datos no disponibles
Negro	Datos de entrada no requeridos

Figura 25. Significado de los colores de los datos de entrada^[Manual de usuario PROII, 2002]

Color	Significado
Verde pálido	Unidad no calculada
Rojo	A fallado la solución de la unidad
Verde	La unidad esta siendo calculada
Azul	Unidad a sido resuelta
Magenta	Unidad presenta un punto de quiebra
Azul oscuro	Unidad a sido resulta en la corrida

Figura 26. Significado de los colores al ejecutar el programa^[Manual de usuario PROII, 2002]

Pasos para realizar la simulación:

1. Localizar los datos necesarios

Los datos necesarios para el comienzo de toda simulación involucra el conocimiento de los compuestos que conforma las corrientes de entrada al equipo o proceso a simular, ya sea que se trate de las composiciones o los flujos correspondientes de cada uno de de los compuestos que integra la corriente. También en necesario conocer la presión y la temperatura.

1.1 Construcción de diagrama del proceso

Para comenzar el montaje de una simulación se debe abrir una hoja en la pantalla del computador. Se selecciona *Nuevo* dentro del menú *Archivo*. En la parte derecha del computador aparece una ventana (PFD) constituida por una serie de equipos utilizados en ingeniería de procesos.

Se seleccionan los equipos a utilizar y seguidamente se le adicionan las corrientes de proceso seleccionando la casilla *Streams* en la misma barra PFD. Los nombres de las corrientes son asignados automáticamente por el programa y todas aquellas que requieran especificación aparecerán en color rojo.

2. Definición de los componentes

Se definen los componentes a utilizar en la simulación, cuyas propiedades serán buscadas por el programa en su base de datos. También es posible definir pseudo componentes o fracciones de petróleo.

3. Datos termodinámicos

Los datos termodinámicos como se mencionó en la sección de las propiedades físicas se pueden obtener a través de procedimientos experimentales o por medio de las correlaciones matemáticas desarrolladas para tal fin, teniendo en cuenta cual de estas correlaciones se ajuste mejor al sistema en estudio.

No existe un método termodinámico específico con el cual se pueda simular con precisión cualquier sistema. Es necesario considerar una serie de factores, para escoger un método termodinámico apropiado. Estos factores son:

- Naturaleza de las propiedades de interés
- Composición de la mezcla
- Disponibilidad de los parámetros

La selección entre los modelos de ecuación de estado y los modelos de coeficientes de actividad, está basado en el grado de no idealidad del sistema en estudio y de las condiciones de operación.

Las ecuaciones de estado se aplican a sistemas no polares o ligeramente polares en todo el intervalo de presión y los modelos de coeficiente de actividad se usan en sistemas que contienen sustancias polares a presiones bajas (<10 bar).

Para modelar sistemas polares a presiones altas, lo recomendable es usar ecuaciones de estado y cambiar las reglas de mezclado clásicas por reglas basadas en modelos de coeficiente de actividad. Estas reglas de mezclado permiten predecir con seguridad el equilibrio de vapor y líquido de mezclas polares a presiones altas. Utilizan un modelo de coeficiente de actividad para predecir la no idealidad de la solución, cuyos parámetros se pueden calcular de datos experimentales a condiciones sub - críticas.

Aunque no existe una regla precisa para determinar el grado de no idealidad de un sistema, es posible la selección de modelos termodinámicos teniendo en cuenta los siguientes criterios:

1. Las mezclas de isómeros usualmente forman soluciones ideales.
2. Mezclas de hidrocarburos alifáticos de punto de ebullición cercanos pueden ser consideradas ideales por abajo de una presión de 10 atm.
3. Mezclas de compuestos similares en peso molecular y estructura con frecuencia no se desvían de manera importante de la idealidad (por ejemplo, compuestos con anillo, compuestos insaturados, naftenos, etcétera).
4. Mezclas de alifáticos simples con compuestos aromáticos se desvían moderadamente de la idealidad.
5. Componentes Inertes" tales como CO_2 , R_2S , H_2 , N_2 , entre otros., presentes en mezclas de componentes más pesados, tienden a comportarse no idealmente con respecto a los otros componentes.
6. Mezclas de compuestos polares y no polares son siempre altamente no ideales.
7. Las mezclas azeotrópicas y la separación de fases representan el grado más alto de no idealidad.

A continuación se muestra el árbol de decisión, (*figura 27*) para la selección del modelo termodinámico adecuado para cada simulación.

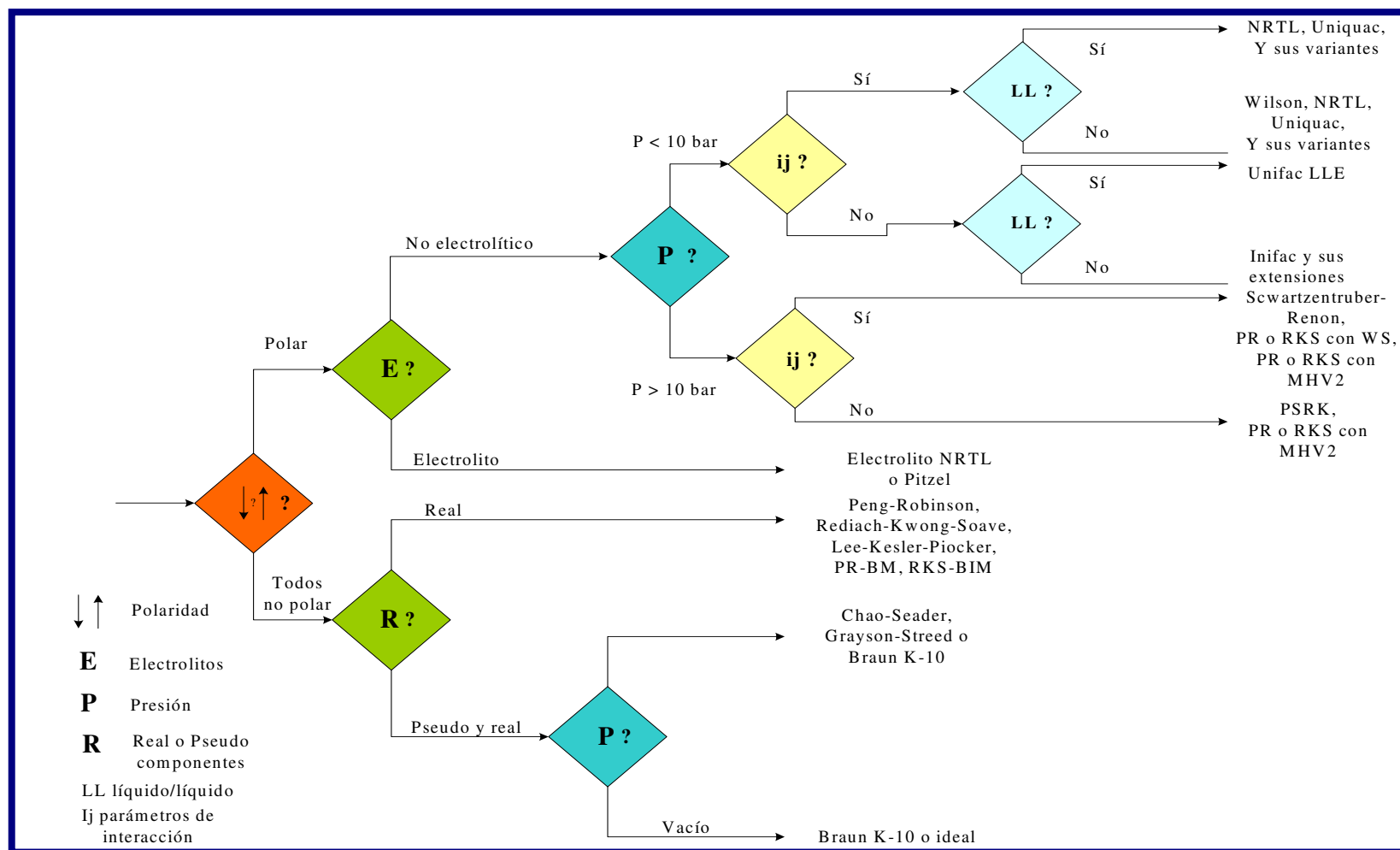


Figura 27. Diagrama de decisión del método termodinámico [Martínez, 2000]

10. PAQUETE DE SIMULACIÓN HTRI (Heat Transfer Research Inst.)

El paquete de simulación HTRI es un simulador para el diseño o evaluación de intercambiadores de calor, el utiliza las correlaciones basadas en data experimental derivada de sus plantas pilotos. El programa permite evaluar intercambiadores, diseñar intercambiadores TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association), intercambiadores doble tubo, intercambiadores de placas, fin fan coolers, hornos y chequear con precisión los problemas de vibración en intercambiadores TEMA.

Para el caso donde se desee realizar una evaluación por medio de la simulación del equipo, se necesita:

- Condiciones requeridas según las especificaciones del proceso.
- Condiciones del proceso: Flujos fríos/calientes, temperaturas, presión de entrada (requerida para dos fases)

Al igual que el simulador PROII en el programa de HTRI hay que seleccionar el modelo termodinámico para generar las propiedades el cual representa un paso importante en el desarrollo de la simulación.

11. SIMULADORES DE PROCESO Y SU IMPORTANCIA ^[Martínez]

La simulación es el estudio de un sistema o de sus partes mediante el análisis de su representación matemática o de su modelo físico. Tanto el diseño como la operación se facilita cuando se emplea un modelo matemático que simule adecuadamente el proceso o partes de él en condiciones normales o fuera de éstas; inclusive, se pueden encontrar las condiciones de operación prohibidas para el sistema.

La simulación de procesos presenta bastantes ventajas entre las cuales se pueden enumerar

las siguientes:

- Experimentación económica.

- Permite estudiar fácilmente el efecto de la modificación de las variables y parámetros.
- Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.
- Ensayo de intervalos extremos de las condiciones de operación, los cuales no se podrían llevar a cabo en un sistema real sin dañarlo.
- Permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación, y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.

El grado de detalle que se solicita al modelo matemático, el cual representa al sistema bajo estudio, depende exclusivamente de los objetivos que se pretendan: diseño del proceso, análisis del funcionamiento, estudio de interrelaciones entre subsistemas, remodelado de un subsistema, entre otros.

La simulación virtual o de procesos se ha convertido en una de las herramientas más importantes dentro de muchas empresas, en especial para todas las empresa relacionadas en la rama de refinación y procesos químicos. Siendo PDVSA, una de las industrias en Venezuela a la vanguardia en el uso de los simuladores de procesos. El cual utiliza a nivel del área de ingeniería de procesos, diseño e investigación gran variedad de simuladores comerciales, entre los que se encuentran el PROII, HTRI y HEXTRAN. En líneas generales estos programas, permiten representar un proceso mediante otro que lo hace mucho más simple o entendible. Los simuladores proporcionan una representación de la realidad a través de las herramientas informáticas al realizar una predicción de movimientos, cargas, comportamientos.

Hoy en día, la simulación va más allá del mero modelado de sistemas de alto nivel y se centra más en la creación de prototipos de software, consiguiendo un ahorro de tiempo y dinero a las empresas en sus desarrollos. Esta capacidad permite a los ingenieros de diseño evaluar cómo afectan los cambios en el diseño al rendimiento del producto, acelerando el tiempo de desarrollo y mejorando el conocimiento del

comportamiento físico de diseño. Se obtiene así una mayor fiabilidad respecto a la calidad del producto durante la fase de desarrollo.

12. PROGRAMA DE CALIBRACIÓN DE TRANSMISORES DE PRESIÓN DIFERENCIAL ^[Orifice].

Orifice es un programa para el diseño de orificios, la medición del flujo de líquidos máximo que puede circular por el orificio instalado en una tubería y también puede generar las pulgadas de agua para la calibración del transmisor asociado a la placa de orificio.

El programa está basado en el método de cálculo desarrollado en el libro "Principios y Práctica de Ingeniería de medidores de flujo" por LK Spink (derecho de autor por la Compañía Foxboro), edición 9.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

A continuación se presenta la metodología que se utilizó para el desarrollo de la investigación y la misma se basó en una serie de pasos secuenciales que describen en forma detallada cada una de las actividades que se ejecutaron de acuerdo a cada uno de los objetivos planteados, los mismos se agruparon en tres etapas generales que se conformaron de la siguiente manera: Evaluación del circuito, recolección y verificación de datos, evaluación de los equipos críticos del circuitos y planteamiento de soluciones técnicas.

1. EVALUACIÓN DEL CIRCUITO

Diagnóstico del circuito de distribución de olefinas

Para realizar el diagnóstico y determinar la condición actual del sistema, se procedió en primer lugar a realizar la revisión del material bibliográfico, referente al proceso.

- Revisión de la descripción general de los procesos involucrados en el circuito: Manual de proceso de FCC, Oxigenados, Tratamiento y Alquilación. Lectura detallada de cada uno de los manuales, de manera de identificar insumos y productos en los procesos asociados, recorrido de las olefinas en las corrientes principales.
- Revisión del diagrama de tuberías e instrumentación del proceso (DTI's) y (DFP's) para el reconocimiento de las líneas de tuberías por donde circulan las olefinas. También la revisión de las placas de orificio y transmisores del circuito, tanto de sus hojas de especificación de diseño y de evaluaciones posteriores, en caso que existan.

- Revisión teórica de cada uno de los programas y paquete de simulación a ser utilizado en el presente trabajo, los cuales son los siguientes: PROIL, HTRI, y los programas para descarga de los datos de las Unidades: @aglance, INFOPLUS 21, Starlims.
- Documentación sobre evaluaciones previas que hayan sido realizadas sobre la problemática existente, en los cuales se haga referencia de la situación.
- Trazado del recorrido de las olefinas en los diagramas de flujo de procesos y tubería e instrumentación.
- Revisión bibliográfica sobre intercambiadores de calor, haciendo énfasis en los enfriadores de aire tipo Fin Fan Cooler y los intercambiadores tubo y carcasa.
- Recorrido físico por las unidades que conforman el circuito, identificando los equipos principales e instrumentos.
- Identificación de los puntos críticos del circuito por donde ocurren las mermas de las olefinas.

2. RECOLECCIÓN Y VERIFICACIÓN DE LOS DATOS

Una vez identificado los puntos críticos, se procedió al reconocimiento de las líneas principales para luego hacer la recopilación de los datos, los mismos se agruparon dependiendo de la unidad a la cual pertenezcan. Teniendo las líneas agrupadas, se realizó la recolección de los datos escogiendo una base de tiempo de seis meses, el cual es el tiempo donde los procesos empezaron a ser más críticos en las unidades. Este tiempo se contabilizó a partir del primero de enero hasta el primero de junio del año del año 2008, tomando en cuenta o eliminando los lapsos de tiempo donde la unidad de oxigenados estuviese fuera de servicio, considerando la data diaria de interés en ese lapso de tiempo.

Para tal fin se utilizó la herramienta STARLIMS que es el sistema de adquisición y procesamiento de la información del laboratorio, el cual recoge datos de los análisis del laboratorio de algunas corrientes de alimentación y productos de las tres unidades del circuito, para obtener las composiciones de las mismas.

INFOPLUS21 es una aplicación funcional de programación y contabilidad operacional, la cual permite el acceso a través de la red interna de la refinería a diferentes instrumentos de control y medición ubicados en las áreas de procesos y servicios.

La herramienta @AGLANCE ofrece un conjunto de facilidades para acceder a la base de datos de la aplicación INFOPLUS-X, usando Excel a través de computadoras conectados a la red NT.

El sistema de adquisición de datos permite obtener ya sea en forma diaria, horaria o por minuto, los valores que muestran algunos indicadores y controladores de las diferentes unidades de procesos (historial del instrumento), introduciendo los TAGS o códigos de identificación correspondientes, en una hoja de cálculo en Excel.

Una vez recopilados todos los datos se procedió a la verificación de los mismos y su comparación con los valores tomados en campo, tanto las temperaturas como las presiones (medidos por medio del Pirómetro y Manómetros) respectivas y evaluar si existía o no discrepancia entre valores reportados en consola con los de campo.

2. EVALUACIÓN DE LOS EQUIPOS CRÍTICOS DEL CIRCUITO

Con los datos recolectados sobre temperaturas y composiciones de las corrientes, se procedió a realizar un diagnóstico previo de circuito utilizando para tal fin los registros depurados de temperaturas para algunos de los equipos cercanos a los

sitios donde ocurrieron los venteos de olefinas. Para tal fin se graficó estos datos obtenidos y se realizó una comparación con sus valores de diseño.

- Los datos de temperatura graficados correspondieron a las corrientes de tope de las tres columnas principales de la Unidad de Oxigenados.
- Otro aspecto que se consideró fue el referente a la identificación de las especificaciones de diseño de los equipos principales, de manera que el mismo sirviera para detectar por medio del análisis, alguna desviación presente, la cual hiciera sospechar de algún problema.
- Desarrollo de la simulación de los intercambiadores de calor principales del circuito bajo condiciones de diseño y bajo condiciones actuales de operación. De manera de verificar que los valores reportados del fabricante respecto al área de transferencia de calor, el calor retirado por el equipo y el delta media logarítmico se encuentre dentro de las especificaciones del mismo.

Montaje y desarrollo de la simulación en PROII

- ❖ Selección de los equipos o unidades a ser simuladas, por medio de la opción del mismo en la paleta de DFP así como también de las corrientes de entrada y salida requeridas por el equipo, a través del entorno gráfico del simulador, *figura 28*.
- ❖ Elección de los componentes de las corrientes de entrada, *figura 29*.
- ❖ Elección del método termodinámico que mejor se ajusta al proceso de acuerdo a las composición de las corrientes y condiciones del proceso, *figura 30*.
- ❖ Definición de las condiciones del proceso para cada corriente de entrada: composiciones, flujos, temperatura y presión., *figura 31*.
- ❖ Recopilación de las características necesarias del equipo según los datos mínimos requeridos por el simulador, *figura 32*.

- ❖ Corrida de la simulación y convergencia de la simulación, *figura 33*.

Entorno gráfico de la simulación del condensador total de la corriente de vapores de tope de la torre Desbutanizadora , Fin Fan Cooler E-6306.

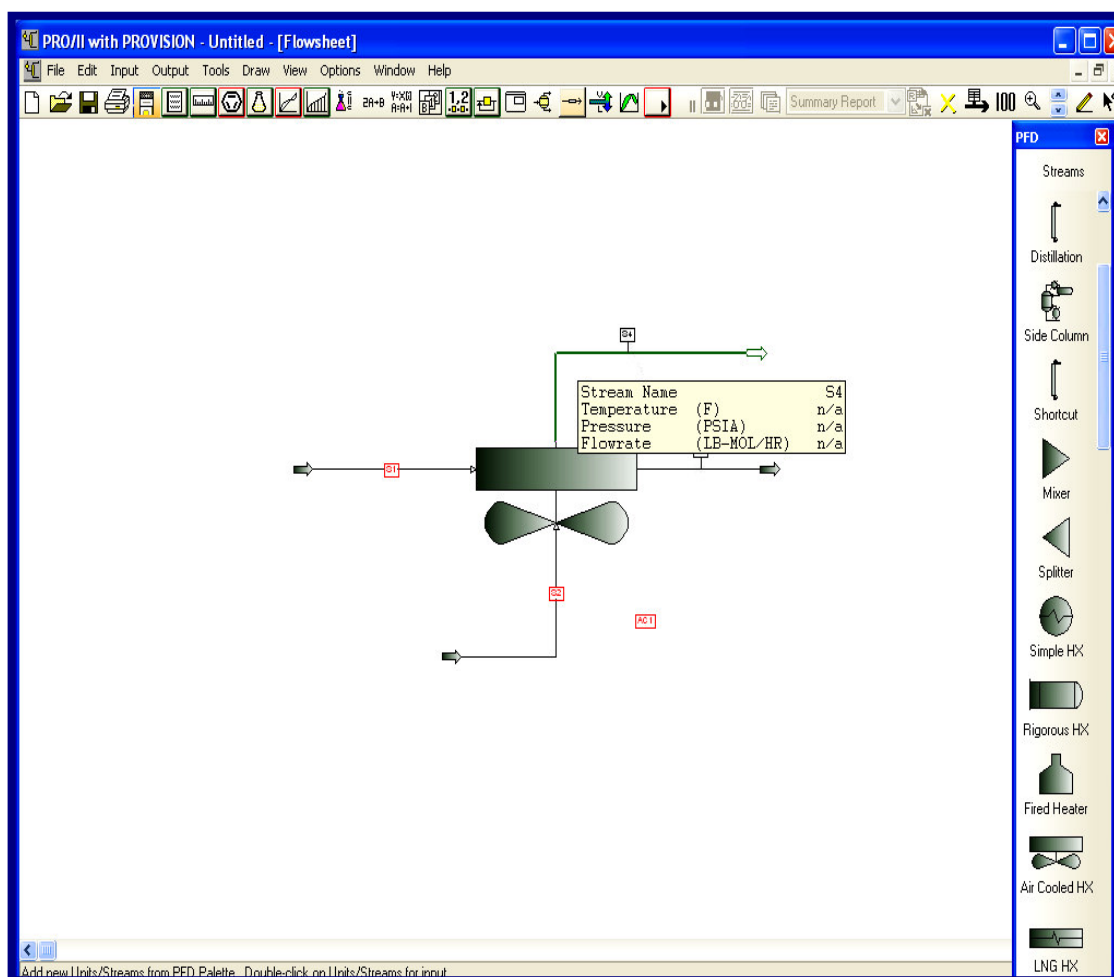


Figura 28. Selección de la unidades a ser simuladas^[PROII, 2007]

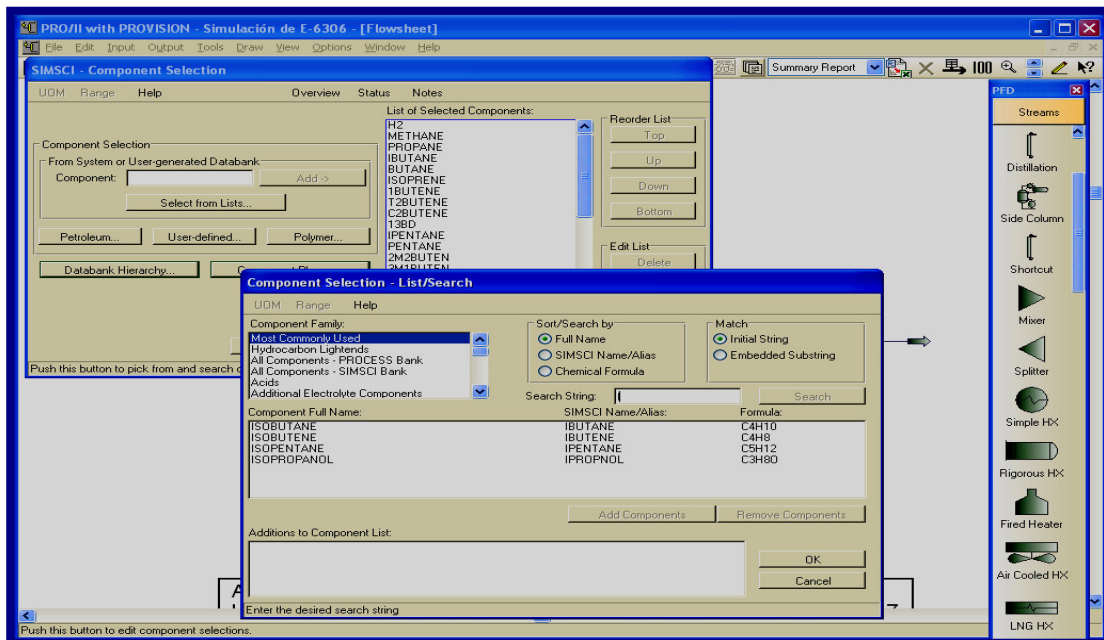


Figura 29. Selección de los componentes^[PROII, 2007]

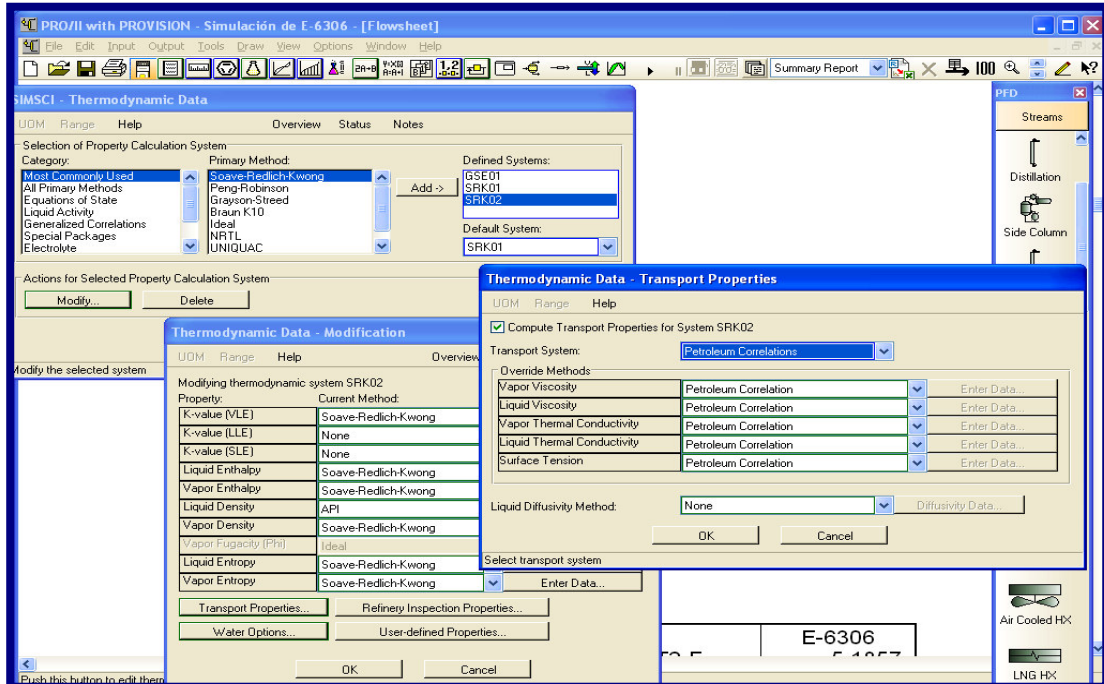


Figura 30. Selección del método termodinámico^[PROII, 2007]

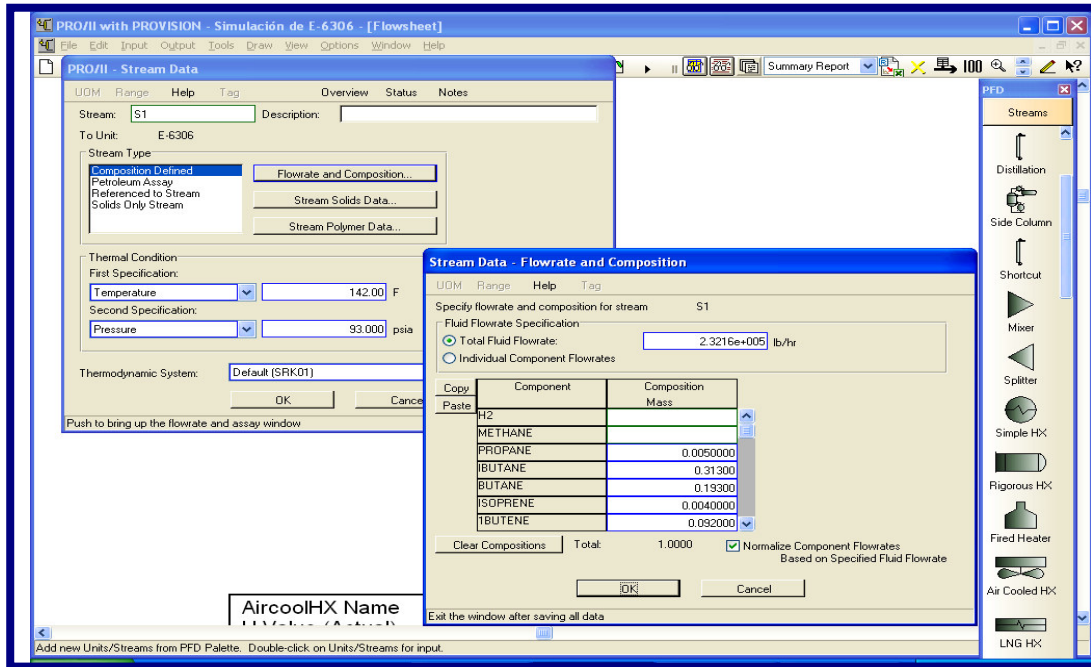


Figura 31. Selección de las condiciones del proceso [PROII, 2007]

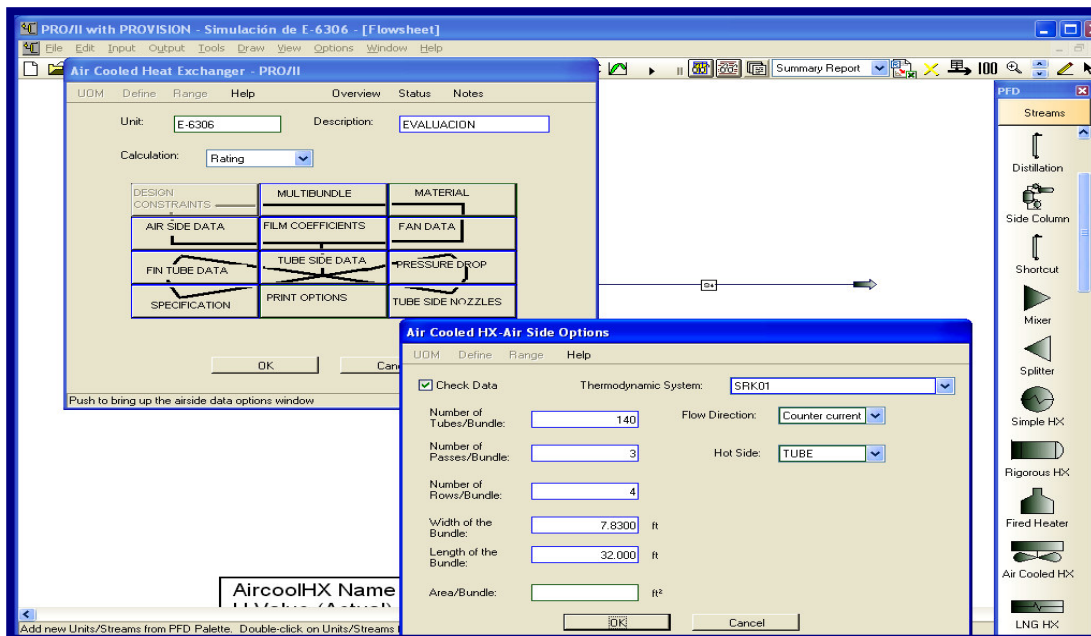


Figura 32. Selección de los datos mínimos requeridos por equipo [PROII, 2007]

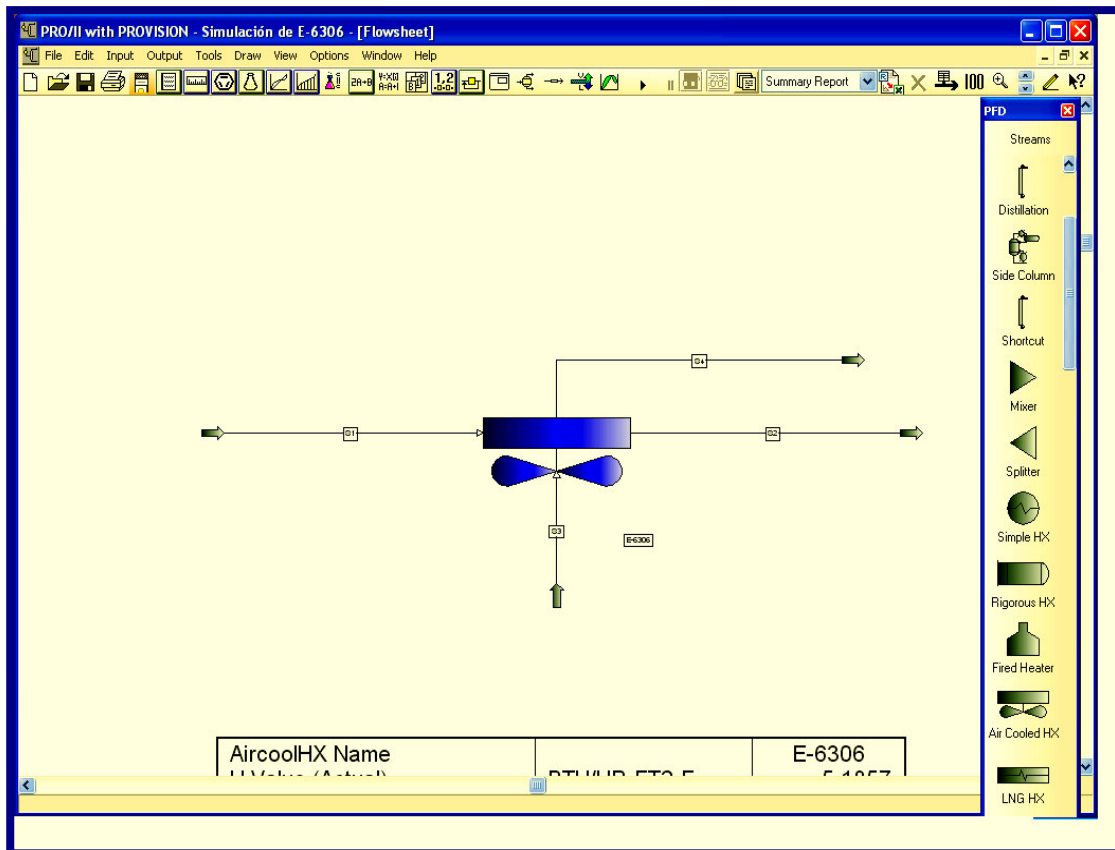


Figura 33. Corrida y convergencia de la simulación^[PROII, 2007]

Para cada uno de los Fin Fan Cooler se realizó la simulación a condiciones de diseño y operación para la evaluación de cada una de la unidades.

Montaje y desarrollo de la simulación en HTRI

El uso del simulador HTRI al igual que en el PROII requiere de una secuencia de pasos lógicos para el ensamblaje de la simulación, los cuales son los mismos pasos desarrollados en PROII, solamente que para este simulador se requiere conocer más datos mecánicos del equipo.

A continuación se presenta el entorno gráfico que se desarrollo para la simulación en HTRI del condensador de tope E-6306, siguiendo la secuencia de pasos exigidas por el simulador.

- ❖ Selección del intercambiador a ser simulado, por medio del despliegue de la ventana de opciones (File), *figura 34*.

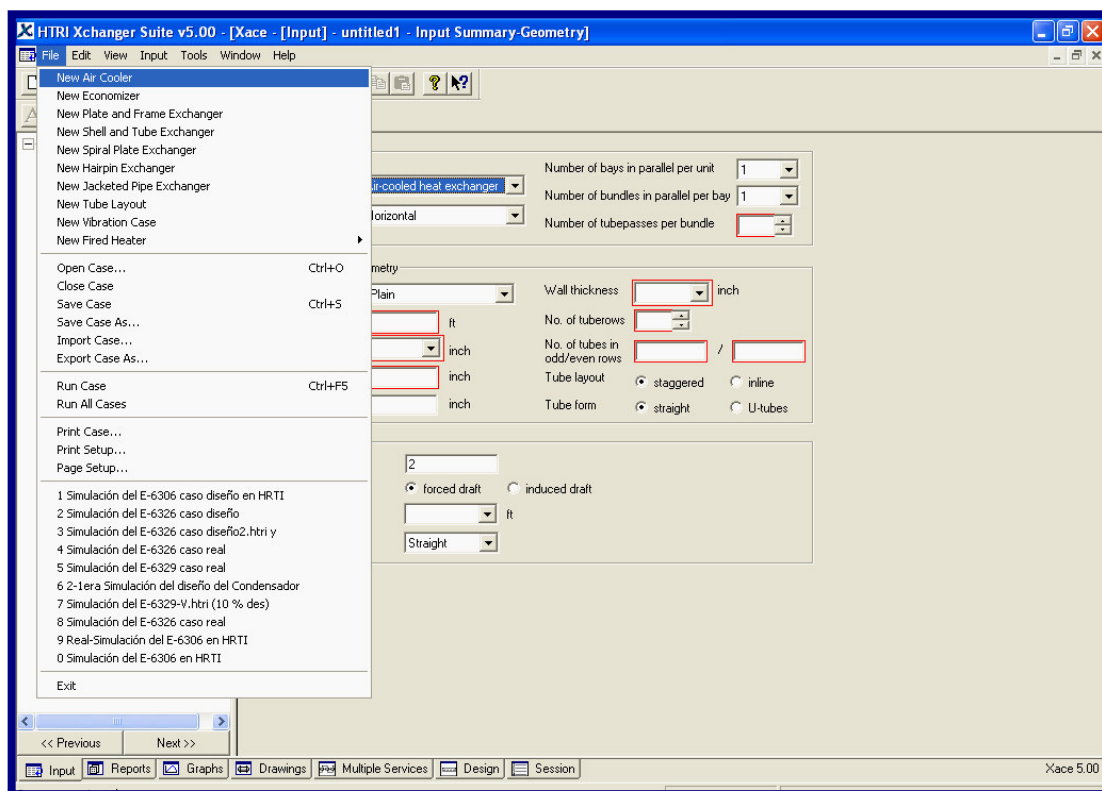


Figura 34. Selección del equipo^[HTRI, 2007]

- ❖ Entrada de todos los datos exigidos por el programa respetando la secuencia planteada establecida, *figura 35*.

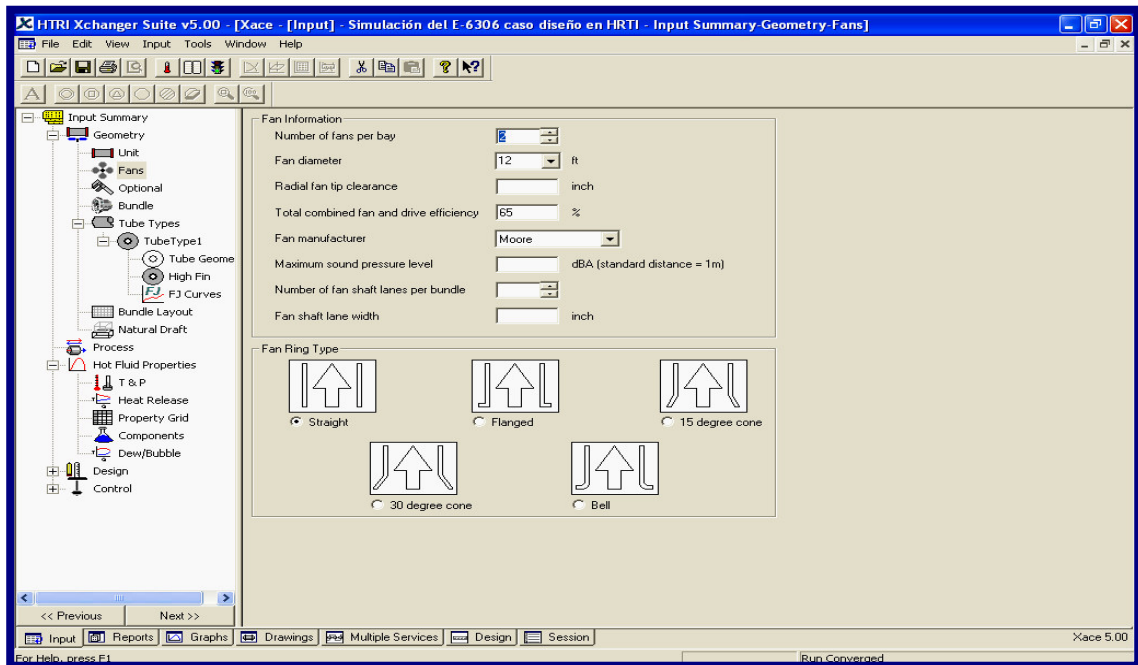


Figura 35. Entrada de los datos al programa^[HTRI, 2007]

- ❖ Selección de los componentes y modelo termodinámico, *figura 36.*

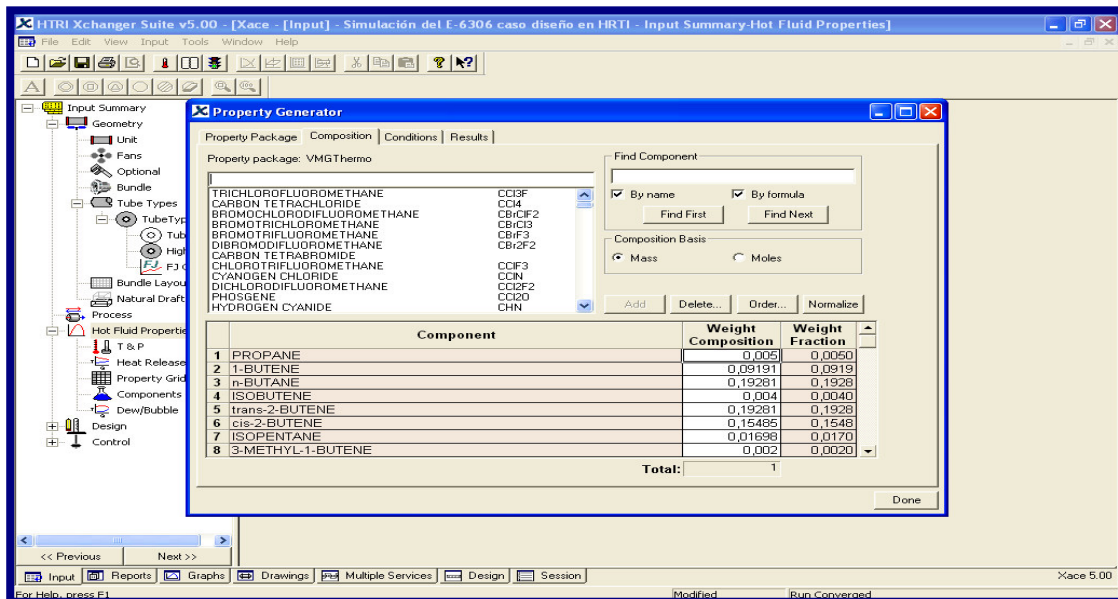


Figura 36. Selección de los componentes^[HTRI, 2007]

- ❖ Corrida y convergencia de la simulación, una vez introducido todos los datos exigidos, se visualiza en la barra de herramientas en cambio de color del semáforo, el cual pasa de rojo a verde indicando que están completos todos los datos necesarios para la corrida de la simulación.
- ❖ Generación del reporte y presentación del diseño del equipo, *figuras 37, 38, 39 y 40.*

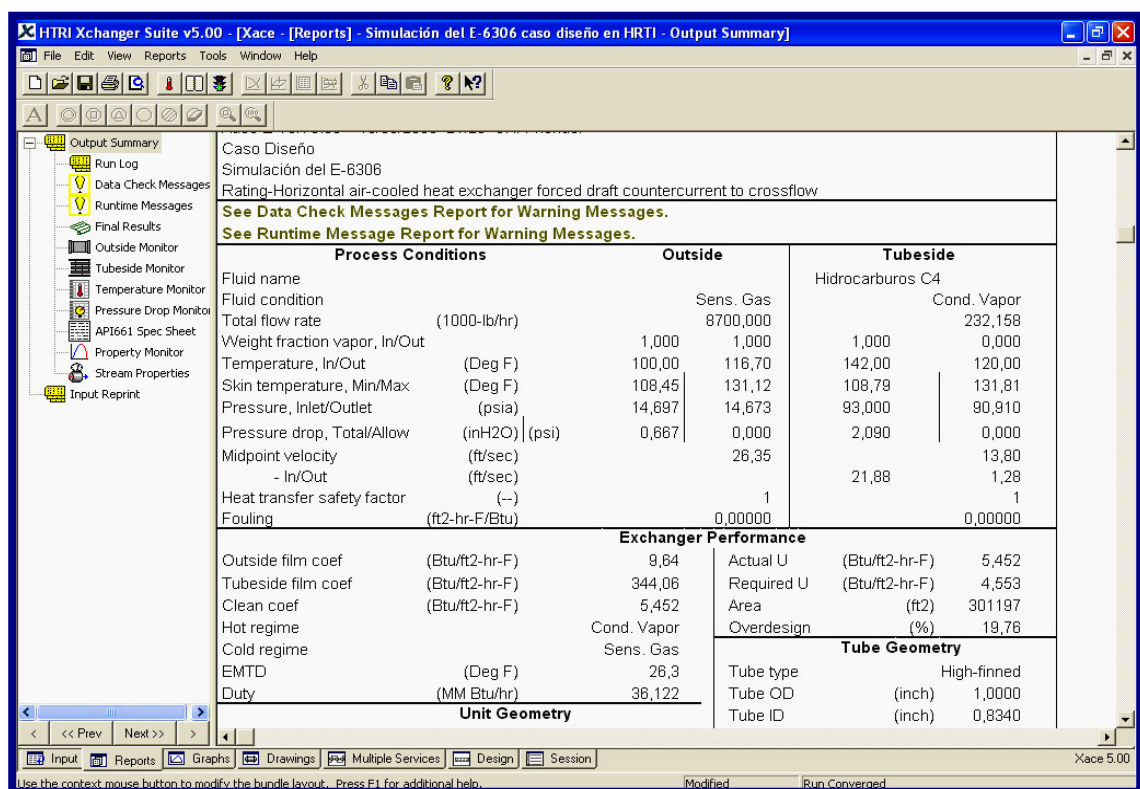


Figura 37. Reporte generado por la simulación^[HTRI, 2007]

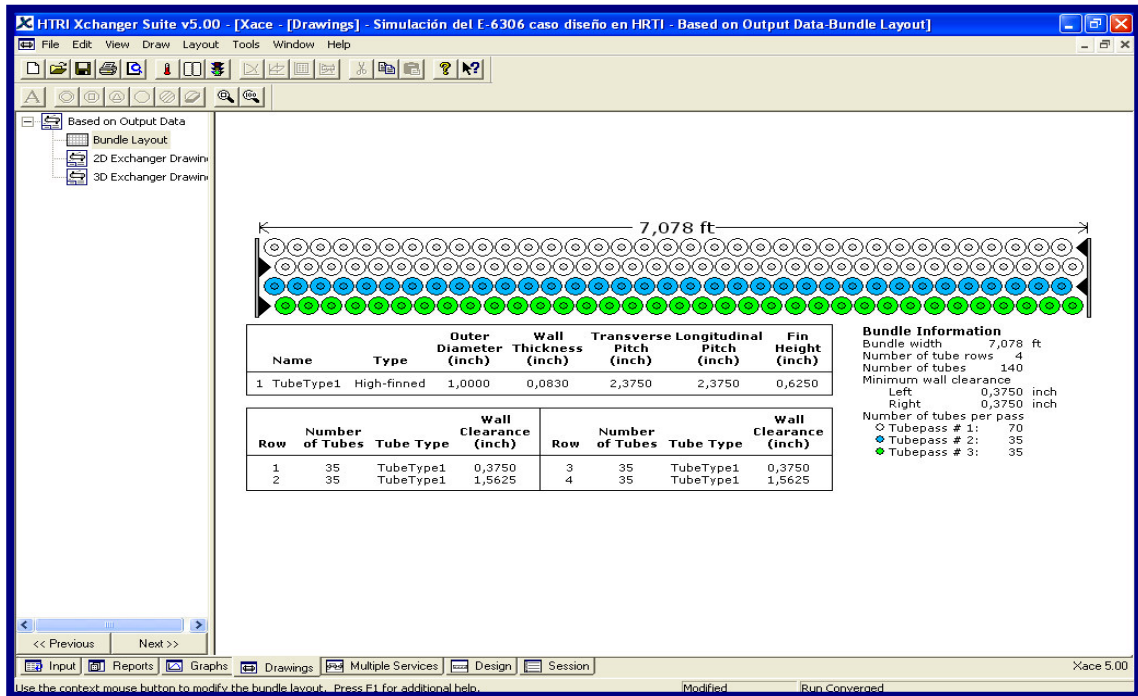


Figura 38. Configuración de los tubos en el intercambiador^[HTRI, 2007]

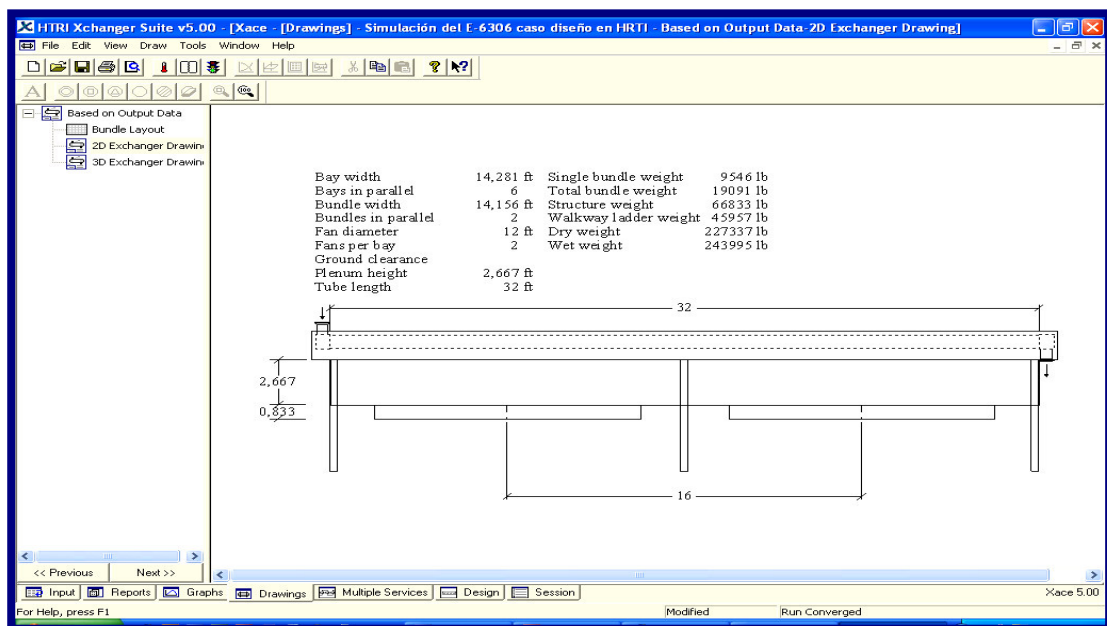


Figura 39. Diseño mecánico del Fin Fan Cooler^[HTRI, 2007]

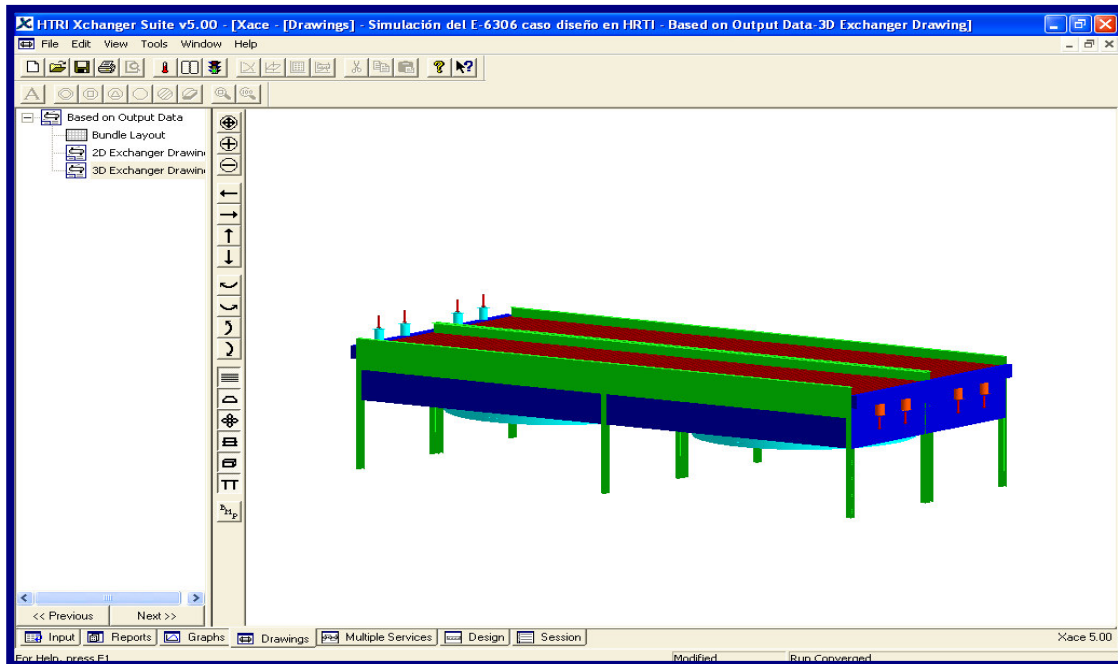


Figura 40. Configuración del equipo en 3D^[HTRI, 2007]

- Análisis y comparación de las simulaciones obtenidas en PROII y HTRI de cada uno de los casos evaluado, *ver reportes de las simulaciones Apéndice D y F*, de manera de determinar cual de los dos se ajusta mejor a la figuración del equipo y a las condiciones del proceso, y una vez obtenidos los resultados hacer la comparación con los valores de diseño del sistema para validar la simulación, y por ultimo analizar las desviaciones existentes entre ambos casos evaluados.

4. OBTENCIÓN DE LAS PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES DEL CIRCUITO

- Montaje y corrida de la simulación de las corrientes de acuerdo a las condiciones actuales del proceso, de manera de obtener las propiedades requeridas para la evaluación de los instrumentos.

- Análisis de los resultados haciendo la comparación de las propiedades obtenidas con los valores de las mismas en las hojas de especificación (DATA SHEET) de los instrumentos asociados a las corrientes.

5. EVALUACIÓN DE LOS TRANSMISORES DEL CIRCUITO

- Este objetivo se desarrolló por medio del análisis y la comparación de los valores generados al realizarse la calibración de los transmisores por medio del programa ORIFICE, este programa permite generar las pulgadas de agua que genera la placa al circular por ella el máximo flujo estimado para la condiciones del proceso, tomando en cuenta características de la tubería donde se encuentra inserta la placa, así como también se requiere datos referentes a la misma. El programa Orifice se ejecuta bajo el sistema operativo MSDOS y utiliza para su ejecución una librería basada en los *Principios y Prácticas en la Ingeniería para Medidas de Flujo*.
- Comparación de los datos generados al realizarse la calibración con el programa de uno de los transmisores, con los valores obtenidos utilizando las correlaciones matemática y graficas para la obtención de las variables y parámetros de los mismos.

6. PLANTEAMIENTO DE SOLUCIONES TÉCNICAS

Una vez detectados los problemas existentes en el circuito se planteó una de las posibles soluciones al problema, la cual busca minimizar las mermas de olefinas y disminuir el impacto que ocasionan estas pérdidas de esta materia prima. Para el cual se planteó el diseño de una unidad de transferencia de calor que opere bajo las condiciones actuales del proceso.

Para el desarrollo de la alternativa se realizó la recopilación de toda la información necesaria para el diseño del equipo de acuerdo a las normas de PDVSA,

referentes al diseño de equipos de transferencia de calor, así como también las herramientas analíticas para el desarrollo del diseño. Igualmente, se buscó información sobre equipos similares en la refinería que sirvieron como guía para el cálculo del intercambiador.

- Desarrollo de la simulación del intercambiador diseñado análisis y comparación de los datos obtenidos con la simulación y los datos teóricos obtenidos del cálculo.
- Evaluación económica de la propuesta, por medio del análisis del flujo de caja que generó el proyecto, determinando los costos asociados al proyecto, precio del equipo, ventas del producto obtenidas a máxima capacidad de la planta, materia prima, Tasa de Interés, Tasa Interna de Retorno y Valor Neto Presente y de acuerdo a estas variables generadas se determinó la factibilidad económica del proyecto.

CAPITULO IV

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

En el siguiente capítulo se presentan los resultados obtenidos a partir de cada una de las experiencias realizadas de acuerdo a los objetivos planteados en la presente tesis.

4.1 Realizar el diagnóstico del circuito de distribución de olefinas de las Unidades de Conversión y Tratamiento para identificar los puntos críticos del sistema.

Para llevar a cabo este objetivo, se realizó una serie de entrevistas al personal que labora en los departamentos de Ingeniería de Procesos, relacionada a la problemática existente en el circuito de distribución de olefinas. Para establecer las limitaciones actuales del sistema evaluado, se revisaron los manuales de diseño de las Unidades de FCC, Oxigenados y Alquilación, se estableció el circuito a evaluar en los diagrama de Flujo del proceso (DFP's) de las Unidades de Proceso involucradas, *ver apéndice H, I, J*.

Se procedió a la recolección de los datos de las unidades involucradas en el circuito, a partir del sistema de adquisición de datos de procesos de la Refinería El Palito. Específicamente el programa @aGlance y la aplicación de control operacional InfoPlus-X.

El sistema de adquisición de datos, permite obtener en forma diaria, horaria o por minuto, los valores que muestran los indicadores y controladores de las diferentes Unidades de Procesos (historial del instrumento), introduciendo los Tag's o códigos de identificación correspondientes en una hoja de cálculo en Excel.

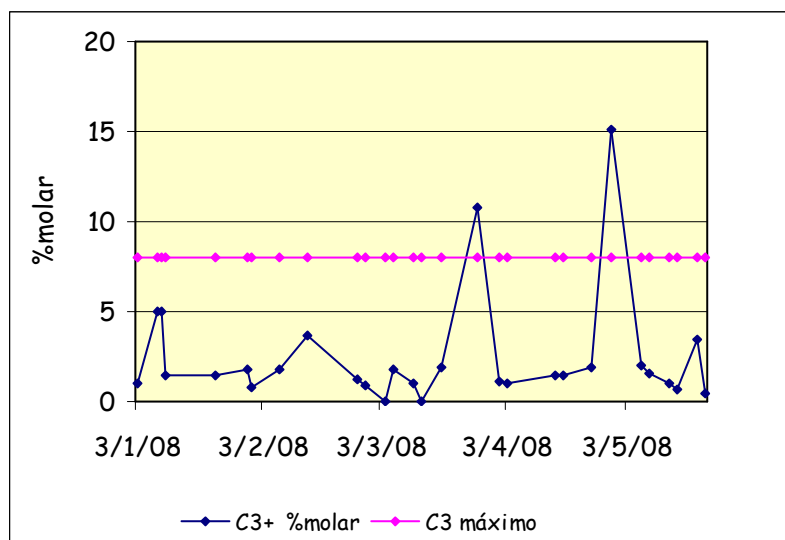
A partir de estas herramientas computarizadas, se recolectó la información, necesaria de las corrientes del circuito de olefinas de las Unidades de Conversión y Tratamiento, correspondiente a los primeros seis meses del año 2008 que fue el tiempo estimado para realizar el análisis del sistema estudiado. La información se recolectó haciendo uso del sistema de administración de información del laboratorio (Starlims), en el cual registra diariamente la información correspondiente a todos los análisis de laboratorio rutinarios de las corrientes de procesos de la Refinería El palito.

De esta revisión y recolección de datos, se establecieron las siguientes limitaciones a lo largo del circuito evaluado:

4.1.1 Mermas de olefinas con el gas combustible de la Unidad FCC

A partir de los datos obtenidos de las composiciones de la corriente de tope del absorbedor secundario D-6211 de la Unidad de FCC, se construyó la curva que representa las composiciones de la corriente de tope obtenida en el lapso de estudio.

En la gráfico 1 se muestra el contenido C_3+ en la corriente de gas combustible sin tratar de FCC, así como su contenido máximo según diseño. Las composiciones tomadas para realizar el análisis de la situación, se basó en un promedio mensual de la composición de la corriente del gas de combustible. El gas combustible sin tratar es la corriente de tope que sale del absorbedor secundario, el cual se encarga de remover las trazas pesadas de hidrocarburos al ponerse estos gases en contacto con el aceite liviano de ciclo que se utiliza como absorbente.



Gráfica 1. Contenido de C_3+ en la corriente de gas de combustible sin tratar

Según las especificaciones de diseño del equipo el contenido máximo permisible de compuestos C_3+ en la corriente de gas combustible sin tratar no debe superar el 8% molar de dichos compuestos. De la figura 1, se puede visualizar que los puntos críticos del primer semestre del año 2008; lapso de estudio, correspondieron a dos días específicos: 27 de marzo y 29 de abril, días donde se reportó una elevada presencia de compuestos C_3+ en la corriente, con el cual se superó el contenido máximo permisible en la unidad, traduciéndose todo esto en pérdidas de olefinas al sistema de gas de combustible de la refinería.

Para este caso, el reporte de las composiciones de la corriente fue el que sugirió algún problema existente en la Unidad; no obstante, para comprobar si se produjeron perdidas de olefinas en la corriente, se realizó un balance de masa en la Unidad, que es en sí la herramienta utilizada en el departamento para estimar si se dan las pérdidas o no, ya sea que las mermas se den en esta corriente por problemas aguas arribas del proceso o a través de otra de las corrientes de salida de la Unidad de FCC.

Los problemas que ocasionaron la presencia de los compuestos C_3+ por esta corrientes fueron originados por:

1. Mayor Flujo de gas del absorbedor de H_2S
2. Deficiencia de condensación en los E-6213 y E-6214

El elevado contenido de C_3+ en la corriente de gas de combustible, se presume que se origina como consecuencia al mayor flujo de gas proveniente del tope del absorbedor de H_2S , debido al aumento de la temperatura en los calderones externos, superior a la requerida la cual ocasiona un aumento en el flujo de vapor del fondo de la torre con el consecuente aumento de los vapores de tope de la torre. Esta torre Despojadora de H_2S es la encargada de despojar a la corriente de gases proveniente del tambor de alta presión D-6209, del H_2S y los hidrocarburos livianos de la corriente.

El segundo problema es el referente el déficit de condensación en el intercambiador E-6214, debido a que el agua de enfriamiento que utiliza este intercambiador viene del área de servicio a una temperatura superior a la requerida impidiendo el enfriamiento necesario de la corriente.

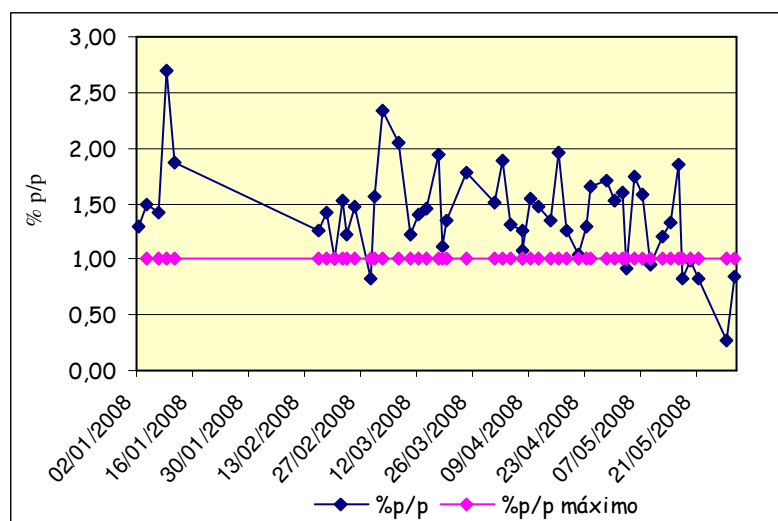
Las causas que originan la presencia de compuestos C_3+ en esta zona, no se corroboró, dado lo extenso de la evaluación de los equipos involucrados, además del riesgo para la recolección de las muestras requeridas para la evaluación de los mismos, debido a que las corrientes involucradas para la evaluación de los equipos requiere de tomas de muestras especiales y uso de protección adecuada, ya que en estas líneas circulan compuestos gaseosos con elevado contenido de H_2S el cual es altamente peligrosos para la salud y el medio ambiente.

4.1.2 Deficiencia en la Despropanizadora D-6215 de FCC

De los datos obtenidos sobre las composiciones de la corriente del fondo de la

torre Despropanizadora se procedió a graficar la composición de la misma en el período de estudio.

En la Gráfica 2, se observa la presencia de compuesto $C_3/C_3=$ en la corriente de olefinas C_4/C_5 y el contenido máximo de $C_3/C_3=$ permitido por diseño (1% máximo) de la corriente que se envía como carga a la Unidad de Oxigenados. Teniéndose entonces, que para el lapso de estudio, la corriente de olefinas C_4/C_5 alimentada a la Unidad de Oxigenados superó en la mayor parte del tiempo el contenido permisible de la Unidad.



Gráfica 2. Contenido de $C_3/C_3=$ en la corriente de carga a oxigenados

La corriente de olefinas C_4/C_5 proveniente del fondo de la torre Despropanizadora, contiene un elevado arrastre de compuestos $C_3/C_3=$ en la misma, el cual demuestra deficiencia de fraccionamiento de la torre, si se considera que la función de dicha torre es retirar los compuestos incondensables que entran en ella mediante la acción de 50 platos distribuidos a lo largo de la torre, antes de ser enviado a etapas posteriores, para que los mismos no impacten de forma negativa en los equipos aguas abajo del proceso.

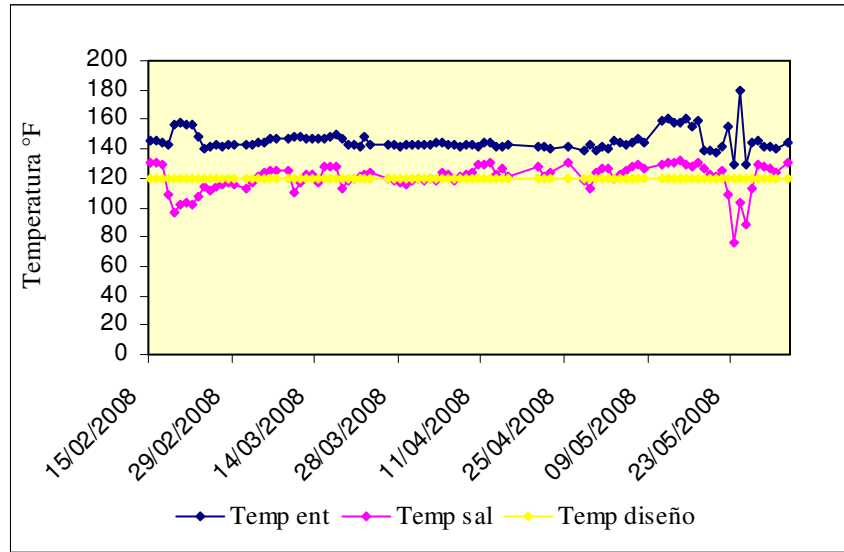
Para establecer el estado actual de la torre Despropanizadora de FCC, se contrató los servicios de la empresa ENERGSAT, CA., para diagnosticar la condición interna de los componentes mecánicos y analizar el comportamiento dinámico de los fluidos en el sistema de platos de la torre D-6215, mediante la técnica de perfilaje gamma por medio de un detector de centelleo sólido de 2X2" y una fuente de Co-60 de 50 mCi asociados a un sistema de contaje nuclear Ludlum 2241 y movilizados con precisión a lo largo de la torre por un dispositivo de accionamiento mecánico instalado en un vehículo dispuesto especialmente para estos fines.

Las principales estructuras internas de la torre, 50 platos, fueron analizadas mediante perfilaje gamma. Se realizaron 2 perfilajes verticales completos sobre la parte activa de los platos a lo largo de toda la torre, teniéndose como resultado un funcionamiento irregular de la misma, especialmente en los primeros 30 platos, con lo cual se demuestra la pérdida de eficiencia en los platos de la misma, y el posterior arrastre de compuesto C_3+ por el tope y compuestos $C_3/C_3=$ por el fondo de la misma.

4.1.3 Deficiencia de enfriamiento en los condensadores de tope E-6306, E-6326 y E-6329 de la Unidad de Oxigenados.

Evaluación del condensador de tope E-6306

A partir de los datos de las temperaturas obtenidas diariamente a la entrada y salida del condensador, se construyó la gráfica de temperaturas registrada en el período de estudio, en la gráfica 3 se muestran las temperaturas promedios mensuales a la entrada y salida del condensador de tope Fin Fan Cooler E-6306, teniéndose como referencia la temperatura máxima según diseño de la corriente de salida del equipo, para lograr la condensación total de los vapores de tope provenientes de la torre Desbutanizadora D-6309 de la Unidad de Oxigenados.



Gráfica 3. Temperatura de entrada y salida del condensador de tope E-6306

En la gráfica se observa, que las temperaturas la corriente de salida del intercambiador está por encima de la temperatura máxima de diseño para la corriente de salida, que es de 120 °F.

A partir del perfil de temperaturas del intercambiador se observa que existe problema de condensación en el mismo. Sin embargo, este perfil de temperaturas no prueba que exista deficiencia en el mismo.

Para determinar la eficiencia del intercambiador se procedió a realizar la simulación del equipo a través de simuladores comerciales.

Selección del método termodinámico utilizado en la simulación de los intercambiadores

El desempeño de un equipo se puede evaluar utilizando como herramienta un

programa de simulación o si el caso es realizar el diseño del mismo, también se puede hacer uso de estos programas comerciales que además de ahorrar tiempo y dinero también permiten realizar variaciones en los parámetros a fin de determinar las condiciones mas favorables del equipo.

Parte del éxito de la simulación corresponde a determinar en principio que método termodinámico es el más adecuado para realizar la simulación, y como se mencionó en la sección referente al marco teórico, esta selección depende de varios factores, entre los que se tiene: La naturaleza de la corriente que alimenta al equipo a simularse y la composición de la misma así como también las condiciones a las cuales entra las corrientes.

En la figura siguiente se muestra los métodos termodinámicos que se utilizaron en la simulación de cada uno de los intercambiadores de la Unidad de Oxigenados.

Sitio de corriente	Equipo	Polaridad	presión	Método termodinámico
Salida de vapores del tope de la torre de Desbutanizadora	E-6306	no polar	no vacío	Soave-Redlich-Kwong (SRK)
Salida de vapores del tope de la torre de Destilación Catalítica	E-6326	no polar	no vacío	Greyson-Streed (GS)
Salida de vapores del tope de la torre Despojadora de DME	E-6329	no polar	no vacío	Greyson-Streed (GS)

Fuente: Elaboración propia

Figura 41. Métodos termodinámicos utilizados

El método termodinámico SRK utilizado para simular el intercambiador E-6306 fue el que se ajustó mejor a los datos, de acuerdo al diagrama de selección de método termodinámico para simular y de acuerdo a criterios de experiencias en métodos utilizados al simular equipos que utilizan la corriente de salida de tope de torres

Desbutanizadora y de Destilación, se recomienda que para corrientes de hidrocarburos obtenidos por el tope de torres Desbutanizadora el método más adecuado es el SRK y para corrientes de salida del tope de torres de Destilación es el método GS.

Simulación del condensador E-6306 a condiciones de diseño en PROII, HTRI y validación de la simulación

Primeramente se realizó la simulación del intercambiador de acuerdo a los datos obtenidos a partir de la hoja de especificación del fabricante del equipo, además de los datos mostrados en los planos mecánicos del mismo. Las composiciones de las corrientes utilizadas en la simulación se extrajo de los manuales de diseño de los equipo de la Unidad de Oxigenados.

Luego de realizarse la simulación se compararon los resultados de la misma con los resultados reportados en las hojas de especificaciones del fabricante. Los valores obtenidos que demuestran la validación de la simulación, son los referidos a tres parámetros importantes de diseño que son:

- Cantidad de calor transferida por unidad de tiempo (Duty)
- Área de transferencia total del intercambiador
- Coeficiente global de transferencia de calor.

La desviación de estos parámetros no debe superar el $\pm 5\%$ para que los resultados de la simulación sean validos. Este porcentaje del ± 5 en los parámetros, es el utilizado en el departamento de Ingeniería de Procesos de la Refinería y es el criterio considerado para evaluar los intercambiadores de calor de las unidades. Lo cual indica que si la desviación está en el rango permitido, entonces la herramienta de simulación sirve para evaluar el desempeño del equipo.

El porcentaje de desviación se basó en un calculo sencillo determinado de la siguiente manera:

$$\%D = \left(\frac{V_{mayor} - V_{manoe}}{V_{mayor}} \right) \cdot 100 \quad (12)$$

Donde:

V_{mayor} : valor mayor

V_{menor} : valor menor

En la tabla 1. Se presentan los resultados obtenidos de los parámetros principales por medio de la simulación del intercambiador de calor E-6306, así como los valores reportados por fabricante, *ver reportes de la simulación apéndice D y F*.

Tabla 1. Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6306 mediante simulación con PROII

E-6306			
	Diseño	Simulación PROII	% desviación
Duty MMBTU/h	37,45	37,34	0,296
Área de transferencia pie ²	298.359,00	302.936,00	-1,534
MLTD °F	29,8	26,21	12,05

De los resultados reportados se tiene que de los tres parámetros, el único que no cumplió con el porcentaje de desviación aceptado fue el referente a la temperatura media logarítmica (MLTD). Esta desviación en el valor del MLTD reportada por la simulación se debe a varios factores, primero es que no se conocen las correlaciones

utilizadas por el fabricante para el diseño del equipo y segundo, es que el simulador de procesos PROII no es un simulador riguroso para este tipo de equipo de transferencia de calor, no por ello se invalida la simulación.

El cuanto al área de transferencia, su desviación se encontró dentro del rango aceptado, de manera que este parámetro válida en parte la simulación realizada.

El parámetro de mayor importancia para evaluar el desempeño del equipo, es el referido al calor transferido (Duty), y su función principal es poder retirar la cantidad de calor necesaria para lo cual fue diseñado el equipo, de manera que al pasar la corriente por el mismo, se de el cambio de fase completamente y la corriente salga en fase líquida, de acuerdo a las especificaciones requeridas.

Para el caso del intercambiador E-6306, el Duty obtenido es similar al valor de diseño, teniéndose una desviación menor al 1%, lo cual demuestra que la simulación del equipo por medio de este programa puede ser aceptada.

Además del simulador de procesos PROII, también se utilizó otro paquete de simulación como fue el caso de HTRI, que es un simulador más riguroso y específico para la simulación de intercambiadores de calor, este permitió realizar también la simulación del Fin Fan Cooler y evaluar el desempeño del mismo a esas mismas condiciones. La simulación del intercambiador se realizó en ambos programas, para determinar si existe diferencia entre ambos resultados que sugirieran cual de los dos programas fuera el mejor para realizar la evaluación del equipo, manera de tener la validación definitiva de la simulación y realizar las evaluaciones a condiciones de operación.

En tabla 2, se muestran los resultados de los parámetros obtenidos de la simulación realizada con el simulador HTRI, a condiciones de diseño.

Tabla 2. Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6306

mediante simulación con HTRI

E-6306			
	Diseño	Simulación HTRI	% desviación
Duty MMBTU/h	37,45	36,12	3,55
Área de transferencia pie ²	298.359,00	301.197,00	-0,95
MLTD °F	29,8	26,30	11,75

De la evaluación del equipo por medio del programa HTRI los resultados de los parámetros fueron cercanos a los obtenidos con PROII, teniéndose entonces que cualquiera de los dos programas permiten evaluar el desempeño del equipo, ya que la desviación presente entre los tres parámetros obtenidos por HTRI y los parámetros de diseño se mantuvieron en el rango del ± 5 aceptable, a excepción del MLTD cuya desviación fue mayor a la permitida, sin embargo esta desviación en este parámetro no es limitante a la hora de evaluar el equipo ya que la diferencia en estos valores esta relacionada a las correlaciones utilizadas por los programas y estas pudieron ser distintas a las utilizadas por el fabricante, el cual marca la diferencia entre estos valores del MLTD de diseño y los generados por ambos programas.

Simulación del condensador E-6306 a condiciones de operación en PROII y HTRI.

Se realizó la evaluación del condensador E-6306, a través de la simulación del mismo utilizando ambos programas, *ver resultados de la simulación en apéndice D y F*. Los datos operacionales para realizar la simulación fueron los flujos máximos que

ha manejado el condensador, las condiciones de operación del equipo durante el período de estudio, así como también se tomaron las composiciones de alimentación a partir de una muestra representativa de la corriente de salida del tope de la torre Desbutanizadora durante el período de estudio. Las composiciones de las corrientes típicas involucraron todas aquellas, donde el contenido de compuestos incondensables hayan sido los manejados antes del descontrol de la Despropanizadora de FCC.

En la tabla 3 se presentan los resultados obtenidos por medio de la simulación del intercambiador.

**Tabla 3. Parámetros de evaluación del desempeño del condensador
E-6306**

E-6306				
	Simulación caso diseño	Simulación caso actual PROII 1	Simulación caso actual HTRI 2	% desviación 1/2
Duty MMBTU/h	37,34/36,12	28,68	32,34	23,18/13,39
Área de transferencia pie ²	302.936,00	303.000	301.197	0,02 /0,57
MLTD °F	26,21	35,47	38,4	26,11/31,75
Fase	Líquida	Mezcla líquido vapor	Mezcla líquido vapor	

Los resultados obtenidos por la simulación a condiciones de operación demostraron el funcionamiento deficiente del equipo, en vista de que la cantidad de calor (Duty) que debería retirar el condensador era inferior al requerido para lograr la condensación total de los vapores. De los resultados generados por PROII como en

HTRI respecto al Duty el valor más cercano al de diseño fue el obtenido a través del programa HTRI. Sin embargo, con ninguno de los dos se garantizó la condensación total de la corriente, con lo cual la corriente de salida del condensador sale en fase líquido vapor, ocasionando que estos vapores calientes llegan a los tambores de tope y se acumulan progresivamente en ellos, hasta sobre presionar los mismos y originando que se activen las válvulas de seguridad y la consecuente descarga de vapores de olefinas al sistema venteo de la refinería.

El área de transferencia obtenida por ambos programas, fue similar, presentando una desviación prácticamente nula, respecto al área de transferencia requerida para lograr retirar el calor necesario. No obstante para determinar el estado de operación del equipo se realizó la simulación considerándose los casos donde funcionan los doce ventiladores y cuando funcionaban 10 que fue caso detectado en el período de estudio. Sin embargo, los valores tomados en consideración fue para el caso donde la batería completa de ventiladores funcionaban plenamente.

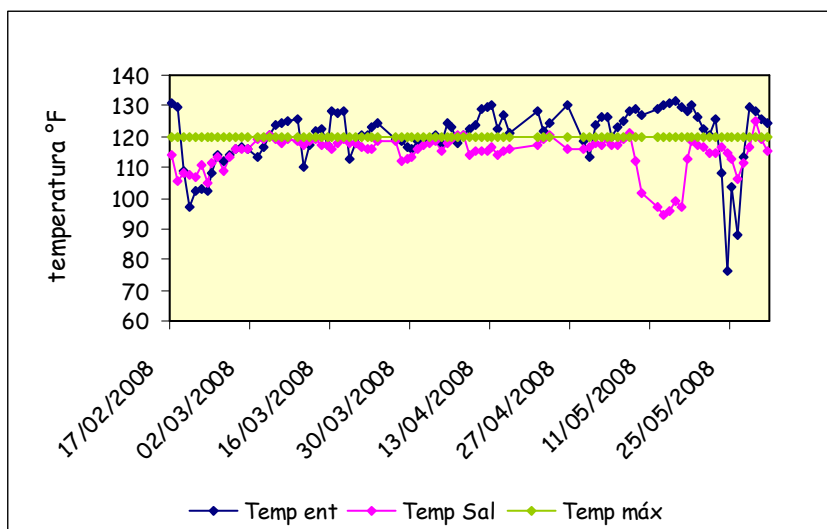
Esta evaluación consideró tal situación en vista de que al realizar las simulaciones se tuvo que a pesar de estar en funcionamiento los 12 ventiladores a su capacidad nominal los mismos no lograban condensar completamente la corriente de hidrocarburos proveniente del tope de la torre, lo cual demostró que la deficiencia del equipo se debe a que su diseño consideró como alimentación una corriente cuya composición es diferente a la corriente típica que se sale como producto de tope de la torre, y esta situación junto con la disminución en el área de transferencia cuando sale de funcionamiento alguno de los ventiladores del equipo y además de la pérdida de superficie aleteada que se observó ocasiona que la situación se transforme en una situación más crítica, originando en parte las mermas que se dan en el circuito.

Para el delta media de temperatura logarítmica se observó que es una de las variables que presenta mayor desviación respecto al valor de diseño. Sin embargo, el valor de este parámetro obtenido mediante por ambos programas a condiciones de

diseño se encontraron fuera del 5% aceptable para ser considerados admisibles. No obstante, este parámetro es muy sensible ya que involucra un logaritmo, lo cual hace que aunque los cambios en las temperatura sean pequeños ocasionen diferencias apreciables en esta variable.

Evaluación de condensador de tope E-6326

En la gráfica 4 se muestran los promedios diarios de las temperaturas registradas a la entrada y salida del condensador, y en ella se observa la variación a lo largo del período de estudio, también se muestra la temperatura máxima con la que debe salir la corriente de manera de garantizar la condensación de los vapores de tope de la torre de Destilación Catalítica D-6325.



Gráfica 4. Temperaturas de entrada y salida del condensador E-6326

El registro de temperatura muestra que a lo largo del período de estudio, este equipo no presentó problemas aparentes de deficiencia de condensación, ya que a simple vista se observa que las temperaturas de salida del mismo se mantienen por debajo de la temperatura máxima permitida, sin embargo para comprobar el

desempeño del equipo, su evaluación se realizó al igual que para el caso anterior, por medio de la simulación del intercambiador, obteniéndose los parámetros: Duty, Área de transferencia y MLTD, y que de acuerdo a la desviaciones que presentaron estos parámetros con respecto a los valores de diseño, permitieron descartar problemas o no en el mismo.

Simulación del condensador E-6326 a condiciones de diseño en PROII y HTRI, validación de la simulación

Los valores de los parámetros obtenidos al simular el equipo a través de PROII se presentan en la siguiente tabla, *reportes de la simulación apéndice D y F*.

Tabla 4. Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6326 mediante simulación con PROII

E-6326			
	Diseño	Simulación PROII	% desviación
Duty MMBTU/h	54,019	51,50	4,66
Área de transferencia pie ²	372.541,00	378.670,91	1,62
MLTD °F	28,47	32,06	11,19

Al igual que en el caso del intercambiador E-6306, el único parámetro fuera del rango fue el referente al MLTD, con un valor superior al reportado por la hoja de especificación del fabricante. Sin embargo, como se mencionó en principio esta desviación no invalidó la simulación del mismo, sino que sirvió como herramienta

para la evaluación del equipo a las condiciones actuales de operación.

Tabla 5. Parámetros de validación del condensador E-6326 por medio de la simulación en HTRI

E-6326			
	Diseño	Simulación HTRI	% desviación
Duty MMBTU/h	54,02	53,12	1,67
Area de transferencia pie ²	372.541	372.592	-0,01
MLTD °F	28,47	23,4	17,81

Los valores del Duty y el área de transferencia obtenidos por medio del programa HTRI se aproximaron más los valores de diseño teniéndose desviaciones menores con respecto a los valores obtenidos por PROII, sin embargo para el MLTD éste presentó mayor desviación con respecto a su valor de diseño que el obtenido por PROII.

Una vez determinada que ambos simuladores permiten evaluar el funcionamiento del equipo, se realizó la simulación del condensador a condiciones actuales de operación en ambos programas de simulación con la finalidad de comparar si existe diferencia entre ambos simuladores que permita discutir cual de los dos simuladores se adapta mejor a las condiciones del proceso.

En la tabla 6 se presentan los resultados obtenidos por la simulación del equipo en condiciones de operación.

**Tabla 6. Parámetros de evaluación del desempeño del condensador
E-6326**

E-6326				
	Simulación caso diseño	Simulación caso actual PROII 1	Simulación caso actual HTRI 2	% desviación 1 / 2
Duty MMBTU/h	51,50	50,07	50,29	2,78 / 2,35
Área de transferencia pie ²	378.671	375.966	372.592	0,71 / 1,61
MLTD °F	32,06	30,60	32,5	4,55 / 1,35
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	

De los resultados generados por la simulación se tiene que el Duty obtenido fue cercano al valor que se generó al realizar la simulación para el caso diseño. La desviación que se presentó entre ambos, demostró que el desempeño del equipo fue satisfactorio, inferior al 5%, de manera que el equipo está retirando la cantidad de calor requerida para que la corriente de salida esté en fase líquida evitando la presurización del acumulador de tope por el vapor calientes y por lo tanto el venteo de los mismos.

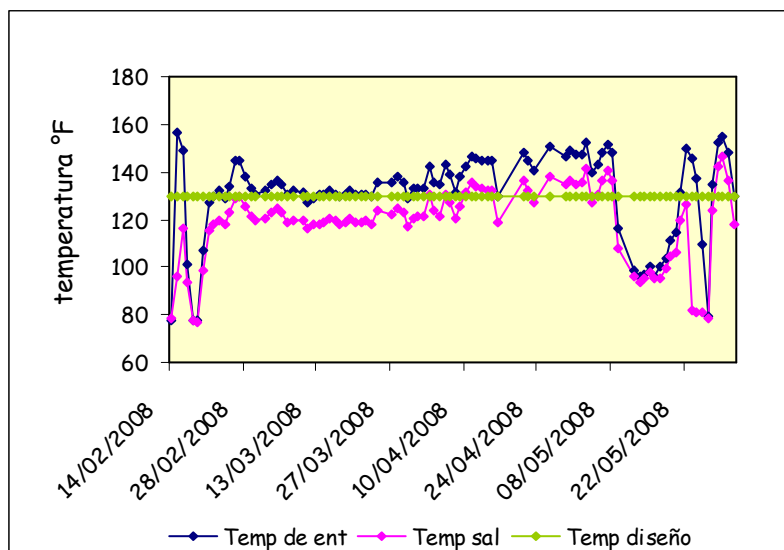
Cabe destacar, que aunque en el lapso de evaluación del intercambiador no estuvieron operativos los 12 ventiladores que conforman el equipo, los 10 ventiladores restantes operaron a su capacidad nominal de manera de compensar el requerimiento de aire necesario para lograr el enfriamiento necesario de la corriente de forma que esta condense completamente. Además se observó que en parte de la superficie de los tubos también hay pérdida de superficie aleteada. No obstante, esta situación no influyó de forma desfavorable en el desempeño del equipo, ya que al

realizarse la simulación tomando en cuenta el flujo de aire de solo 10 ventiladores igualmente se logró la condensación de la corriente.

Evaluación del condensador E-6329

A continuación se presenta la gráfica que muestra las temperaturas de entrada y salida del intercambiador, así con también la temperatura máxima requerida por diseño de la corriente de salida del equipo, definida en 130 °F.

El condensador E-6329 es el que se encarga de enfriar los vapores de tope provenientes de la torre Despojadora de Dimetil Éter D-6335 y una vez condensado parcialmente pasar al acumulador de tope.



Gráfica 5. Temperaturas de entrada y salida del condensador E-6329

La gráfica anterior muestra la variación en las temperaturas manejadas por el equipo, principalmente a partir del mes de abril en el cual se aprecia un aumento de la temperatura de la corriente de salida del equipo, por encima del valor de diseño.

Sin embargo, por medio de estas variaciones reflejadas en las temperaturas no se puede decir que se deba a mal desempeño del mismo, para lo cual se realizó la simulación del condensador de forma de evaluar el funcionamiento del intercambiador.

Simulación del condensador E-6329 a condiciones de diseño en PROII, HTRI y validación de la simulación

Para este caso también se utilizó ambos simuladores para realizar la evaluación del condensador, tanto del caso diseño como también para las condiciones de operación real, *reporte de la simulación apéndice D*.

El método termodinámico utilizado en la simulación fue el GS, los datos requeridos para realizar la simulación, en cuanto a las corrientes de alimentación del equipo, se tomó del promedio de las composiciones de las corrientes representativas del tope de la despojadora de DME así como también los flujos; los datos de presión y temperatura se tomó del registro de datos de las corrientes y los datos mecánicos del equipo se tomaron de los planos y de las hojas de especificación del mismo dadas por el fabricante.

A continuación en la tabla 7 se presentan los resultados de los parámetros principales obtenidos por medio de la simulación realizada a condiciones de diseño y sus desviaciones respecto a los valores reportados en la hoja de especificación del equipo.

Tabla 7. Parámetros de validación del intercambiador de calor E-6329 mediante simulación con PROII

E-6329			
	Diseño	Simulación PROII	% desviación
Duty MMBTU/h	8,98	8,88	1,11
Área de transferencia pie ²	81.709,59	83.639,85	2,3
MLTD °F	26,14	18,67	28,58

De los resultados se tiene, que el parámetro que presenta desviación aceptable para considerar la validación de la simulación lo muestra el MLTD. Sin embargo, como se indicó para los dos casos anteriores el mismo no es limitante para validar la simulación, ya que el parámetro de mayor importancia es el Duty y el mismo se encuentra dentro del % de desviación.

En la tabla 8 se presentan los resultados de los parámetros de evaluación a condiciones de diseño, para el condensador de tope E-6329, obtenidos a través del simulador HTRI.

Tabla 8. Parámetros de evaluación del condensador E-6329 mediante simulación con HTRI

E-6329			
	Diseño	Simulación HTRI	% desviación
Duty MMBTU/h	8,98	8,15	9,24
Area de transferencia pie ²	81.709,59	83.103,00	1,68
MLTD °F	26,14	29,5	11,39

Los resultados de los parámetros obtenidos por el programa HTRI muestran que el calor que retira el equipo bajo las condiciones de diseño fue inferior al requerido, con una desviación superior al máximo aceptable según especificaciones del departamento de procesos, para el área de transferencia este parámetro no presento desviación fuera de rango lo cual indica que la configura del equipo simulada fue la correcta, mientras que para el MLTD su desviación al igual que el Duty también salió de especificaciones lo cual indica que el programa HTRI para no es el más adecuado para evaluar el equipo, debido a que la variable de referencia de mayor importancia es el Duty y está fuera de rango.

Una vez determina cual de los dos programas es el mejor para realizar la evaluación del condensador se procedió a realizar la simulación del equipo a condiciones de operación, con ambos simuladores.

La tabla 9 muestra los valores de los parámetros obtenidos al simular el equipo a condiciones actuales de operación y su desviación respecto a los valores de diseño.

Tabla 9. Parámetros de evaluación del desempeño del condensador E-6329

E-6329				
	Simulación caso diseño	Simulación caso actual PROII 1	Simulación caso actual HTRI 2	% desviación 1 / 2
Duty MMBTU/h	8,88	9,71	4,65	8,25 / 47,64
Área de transferencia pie ²	83.639,85	83.639,85	83.103	0 / 0,64
MLTD °F	18,67	30,76	28,20	38,61 / 33,79
Fase	Líquida	Mezcla líquido vapor	Mezcla líquido vapor	

Los resultados muestran que el valor obtenido del Duty por PROII se encuentra fuera rango para considerar un desempeño adecuado del equipo; sin embargo con el HTRI el resultado del Duty fue mayor arrojando una desviación bastante considerable lo cual demuestra que bajo las condiciones a las cuales se realizó la evaluación del equipo no fueron las mas adecuadas, por lo cual la gran diferencia de este parámetro, teniéndose entonces que el desempeño del equipo no es el adecuado ya que no logra retirarle a la corriente de tope el calor necesario que garantiza la condensación completa de la mezcla y es por eso que en ambas simulaciones (PROII y HTRI) la fase de la corriente de salida del equipo fue mezcla líquido vapor. En cuanto al MLTD se tiene que en ambos casos su valor fue superior al rango, pero se sabe que dicho factor es muy sensible, lo cual origina la marcada desviación que presenta este resultado.

El porcentaje de desviación del Duty por encima del 5% se debió en parte a deficiencia del equipo ya que a diferencia de los condensadores anteriores, este equipo cuenta solamente con seis ventiladores y en el período de evaluación se

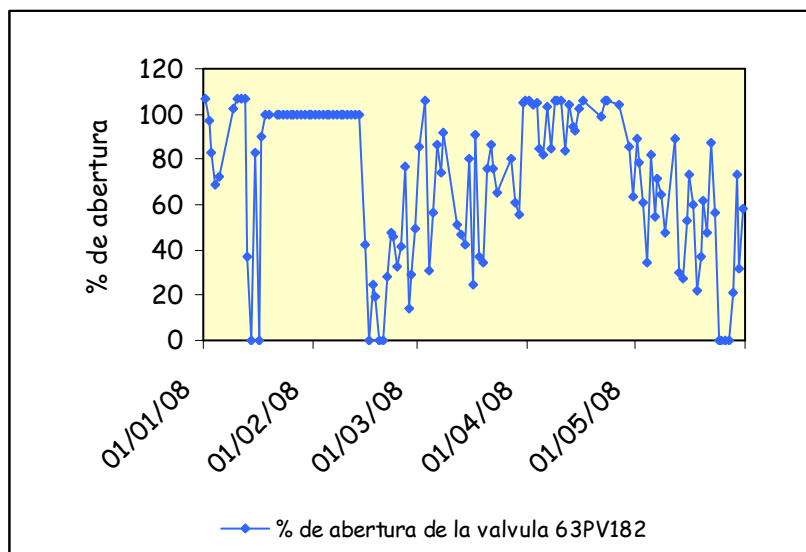
detectó un ventilador fuera de servicio de forma permanente, de manera que la falta del mismo impactó su desempeño. Otra de las causas que originó la marcada diferencia en cuanto al % de desviación del Duty fue ocasionado porque la estrategia o sistema de control que regula el flujo de vapor al rehervidor de la torre se sacó de servicio, de manera de garantizar que la cantidad de contaminantes contenidos en la carga, disminuyan, y no pasen a la Unidad de URO, pero tal situación originó que al aumentar la temperatura de los vapores se presione la columna ocasionando que la válvula de control que regular la presión de la misma, se active para disminuir la presión de la torre pero ocasionando el arrastre de las olefinas al sistema de venteo, debido a que esta válvula regula la presión de la columna es por medio de la válvula de control que sirve como mecanismo de seguridad del tambor acumulador de tope D-6336. Además de que la corriente de tope viene más caliente debido al aumento de la temperatura de fondo de la torre, esto ocasiona que parte de la corriente no condense completamente en el intercambiador, originando que la corriente de tope saliera más caliente y con una composición diferente a la maneja normalmente por el equipo, de tal forma que esta variación en la corriente de entrada al intercambiador causó la diferencia del Duty que se obtuvo en la simulación. Situación que se observó en la figura 5, donde a partir de la fecha en que se sacó la estrategia de control se evidenció un aumento en las temperaturas de entrada y salida del condensador.

Realizar la evaluación de este equipo bajo estas condiciones no muestra resultados plenamente confiables, debido a que la composición de la corriente de tope estuvo condicionada a las condiciones que se manejan en la torre en ese tiempo. La evaluación tendrá que considerar composiciones típicas originadas en la torre de manera que no impacte las mismas al realizar la simulación, pero tomando en cuenta también la formación del azeótropo metanol – C_4 's que es una condición del sistema, el cual hace que la simulación de la torre sea complicada debido a la presencia del azeótropo involucrado.

4.1.4 Actividad de la válvula de seguridad 63PV182 en el período de estudio

La válvula 63PV182 es un dispositivo de control ubicado en el sistema de alivio del acumulador de la torre Despojadora de DME D-6335, que regula la presión en el tope de la columna abriéndose automáticamente cuando la presión excede los 180 psig, enviando al sistema de gas combustible de la Refinería, los gases obtenidos en el acumulador y así mantener la presión en la torre.

En la gráfica 6 se muestra el porcentaje de abertura de la válvula a lo largo del período de estudio.



Gráfica 6. Porcentaje de abertura de la válvula 63PV182

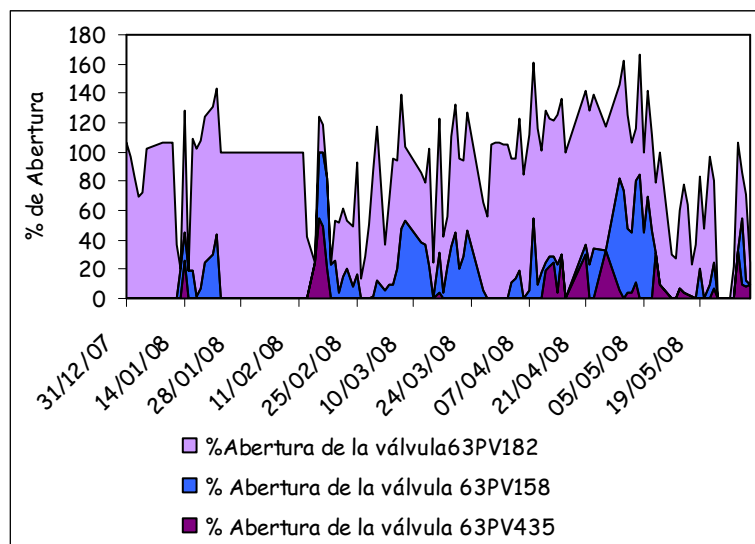
En la grafica se muestra gran actividad de esta válvula en el período de estudio. La frecuencia de abertura que presentó esta válvula, se debió a varias causa, primero a elevada presencia de compuestos incondensables presentes en la carga de la torre despojadora de DME, los cuales vienen arrastrados hasta aquí, como consecuencia del descontrol en la torre Despropanizadora de FCC, ocasionando la sobre presión

que se tuvo en la torre en el período de estudio que originó la actividad de la válvula, y segundo al estar fuera la estrategia de control que regula el flujo de vapor al rehervidor, este suministra mayor flujo de calor a la torre, que la corriente de tope salga más caliente y ocasionando la disminución en la cantidad de calor que debió retirar el equipo al ser evaluado.

4.1.5 Ubicación de los sitios donde se dan las pérdidas de olefinas en la Unidad de Oxigenados y estimación de las pérdidas de olefinas

Como se mencionó anteriormente los problemas en el circuito ocasionaron pérdidas de olefinas las cuales escaparon al sistema de venteo o al sistema de gas de combustible de la refinería. Los sitios principales por donde ocurrieron estas mermas fueron por los alivios de los acumuladores de tope de la torre principales de la Unidad de Oxigenados. Estos sistemas de alivio de los acumuladores están conformados por las válvulas de control asociados a ellos, los cuales actúan como mecanismo de seguridad y control en el sistema, cuando ocurre sobre presión en los tambores. Las válvulas asociadas a los tambores son la 63PV158 correspondiente al tambor de tope D-6326 de la torre de Destilación Catalítica, la 63PV435 al tambor D-6310 de la torre Desbutanizadora y la 63PV182, correspondiente al tambor de tope D-6334 de la torre Despojadora de Dimetil Éter.

En la gráfica 7 se muestra el porcentaje de abertura de las válvulas de control de los acumuladores de tope de la Unidad de Oxigenados.



Gráfica 7. Porcentaje de abertura de las válvulas de control asociadas al sistema de alivio de los acumuladores de tope

La gráfica muestra que la válvula con mayor actividad en el período de estudio fue la válvula de seguridad 63PV182, mientras que la válvula con menor actividad corresponde a la válvula 63PV435. La actividad de las válvulas ocurrió como consecuencia de los problemas mencionados anteriormente y la abertura de las mismas conlleva a pérdidas de olefinas en el circuito. Las pérdidas que se dieron en la Unidad de Oxigenados se estimaron haciendo uso de las curvas que representan el flujo volumétrico que circula por ellas en función del porcentaje de abertura de cada una.

En la tabla 10 se presenta el estimado de las pérdidas de olefinas que se dio por cada una de las válvulas en el lapso de estudio.

Tabla 10. Estimación de las pérdidas de olefinas según el porcentaje de abertura de las válvulas

Pérdidas Estimadas		
Válvula	Flujo de olefinas venteados en 6 meses	Barriles de olefinas perdidos en 6 meses
63PV158	83308,188	9740,92
63PV435	104442,3374	12864,78
63PV182	223313,5649	448113,04

Por las tres válvulas de seguridad de los tambores de tope se produjo merma de olefinas que variaron de acuerdo al sitio. La válvula que presentó mayor flujo de venteo fue la 63PV182, la cual descarga los gases al sistema de gas de combustible de la refinería, mientras que la de menor flujo corresponde a las válvulas 63PV158 y 63PV435 cuya descarga de alivio es enviada al mechurrio para su posterior quema.

Cabe destacarse que los flujos que se dan por las válvulas representó un estimado diario de la abertura de las mismas, ya que en muchos casos el porcentaje de abertura se mantuvo mientras el sistema se despresurizaba en corto tiempo y en otro requirió que la válvula se mantuviese abierta todo el día para compensar las condiciones del proceso.

Los barriles de olefinas que se ventearon por las tres válvulas representaron una disminución en la carga a la Unidad de Alquiler.

4.1.6 Impacto Ambiental^[Tecsult, Informe sobre Air Quality]

Aunque evaluar el impacto ambiental que ocasiona los problemas presentes en el circuito, no fue objetivo del presente estudio es importante conocer que según el último estudio realizado sobre la calidad del aire en Refinería El Palito y zonas adyacentes, *ver anexo III*, se reportó presencia de compuestos: CO, NO_x, SO₂, hidrocarburos en el aire en concentraciones superior al máximo permitida. No obstante, para ese entonces se desconoce si existía problemas asociados a las unidades asociadas a la sección de conversión y tratamiento que demuestre que el incremento de estos compuestos en el aire, se deba al venteo de olefinas producto de limitaciones en el circuito, sin embargo se conoce que el incremento de contaminantes además de las mermas de olefinas es originado por el aumento del contenido de SO₂ en las emisiones de la chimenea de la unidad de Azufre.

4.2 Revisión y actualización de las propiedades de las corrientes de olefinas, en condiciones actuales y de diseño procesadas en las Unidades de Conversión y Tratamiento

Las propiedades actuales de las corrientes del circuito, se determinaron realizando la simulación en PROII de cada una de las corrientes principales del circuito de distribución. Para cada una de las corrientes del circuito se consideró el método termodinámico que mejor se ajustó a cada una de las corrientes dependiendo de sus condiciones y de la naturaleza del fluido y su fase. Para todas las corrientes del circuito se tomo como método termodinámico el SRK debido que es el método termodinámico de referencia para corrientes de hidrocarburos, además de ser una de las opciones para determinar el método usando el diagrama para la selección del mismo, de acuerdo a la condiciones de las corrientes. Las propiedades que se obtuvieron por medio de la simulación dependieron de las propiedades principales requeridas para la evaluación de los transmisores asociados a las placas ubicadas en las corrientes del circuito.

En la tabla 11 se muestran las propiedades obtenidas para cada una de las corrientes principales del circuito y los valores de diseño. Cabe destacarse, que para alguna de las corrientes no se encontró las hojas de especificaciones con que fueron diseñadas las placas ni los transmisores, por tal motivo aparecen en blanco los espacios referentes a estos variables.

Las propiedades mostradas son principalmente la temperatura, presión, densidad y gravedad específica, siendo la de mayor importancia la última, ya que la variación en la temperatura de la corriente impacta de forma directa esta propiedad, que es determinante para calcular el flujo que circula por las placas de orificio del circuito.

Para todas las corrientes del circuito es importante conocer siempre los valores de la gravedad específica en relación a sus valores de diseño, ya que una variación considerable de estos valores sugiere un registro equivocado de la medición del flujo que circula por estas placas.

De todas las corrientes que compone el circuito de distribución se observó, que la desviación que presentaron las gravedades específicas respecto a los valores utilizados en el diseño de las placas no superó el 5%, a excepción de las corrientes 4, 6 y 17 donde su desviación superó el 5%, lo cual sugirió una alerta en esos medidores.

Para las corrientes donde no se conoció los valores de la gravedad específica con que se diseñaron las placas, se tomó válida los valores obtenidos por la simulación al igual que las demás corrientes donde si se conocían los valores de diseño y a partir de esos valores se realizó la calibración de los transmisores de presión diferencial, que fue el motivo principal para el cual se determinó esta propiedad.

Tabla 11. Propiedades principales de las corrientes del circuito

n° de las corrientes	Corrientes	Temperatura °F		Presión psia		Densidad a Cond Op. lb/pie3		Gr. Esp. A Cond. Op		Porcentaje de desviación
		Actuales	Diseño	Actuales	Diseño	Actuales	Diseño	Actuales	Diseño	
1	Olefinas C4/C5	104,000	100,000	374,700	393,000	36,705	36,600	0,588	0,586	0,3
2	Carga a los D-6305'S	145,000	122,000	264,700	313,000	36,160	36,900	0,579	0,591	2,0
3	Salida de D-6326	104,000	207,700	158,700	75,000	36,549	36,100	0,585	0,578	1,2
4	Éteres a Almacenaje	143,000	104,000	94,700	74,700	41,418	45,800	0,663	0,734	9,6
5	Alimentación a D-6309	131,000	135,000	128,700	109,000	35,325	34,800	0,566	0,557	1,5
6	Almacenaje de Nafta L.	128,000	104,000	114,700	99,000	37,892	35,820	0,607	0,574	5,4
7	Gasolina C5	128,000	104,000	114,700	99,000	37,891	37,900	0,607	0,607	0,0
8	Alimentación a D-6311	123,000	118,400	164,700	153,300	34,693	34,400	0,556	0,551	0,8
9	Refinado C4 a E-6332	122,000	104,000	294,700	260,000	34,856	34,800	0,558	0,557	0,2
10	Refinado C4 a URO	111,000	100,000	204,700	134,700	35,286	35,000	0,565	0,561	0,8
11	Refinado C5 a URO	116,000	104,000	344,700	84,300	38,461	37,900	0,616	0,607	1,5
12	Olefinas	115,000		194,700		32,738		0,524		
13	Olefinas a Éteres Mez.	109,000	100,000	100,000	279,700	36,264		0,581	0,563	3,1
14	C3/C3=	112,000	100,000	288,700	285,000	30,444		0,488	0,482	1,2
15	Olefinas Salida TTO	125,000		494,700		32,565		0,522		
16	Gas de Tope	100,000		100,000		0,162		0,003		
17	Alimentación Alquilación	117,000	100,000	384,700	102,900	32,644		0,523	0,555	5,8

4.3 Revisión de los coeficientes de diseño y constantes de las placas de orificio asociadas al circuito de distribución de olefinas

Los coeficientes y constantes de las placas de orificio son parámetros determinadas por el fabricante y dependen del tipo de fluido que circula por ellas, y de acuerdo a esto dependerá el material y configuración que tendrá la placa.

Estos parámetros aportados por el fabricante de las placas, los cuales se encuentran en las hojas de especificaciones, permitieron calcular el flujo máximo que circula por las placas del circuito y verificar dicho valor con el valor fijado en consola para esa variable, determinando así el funcionamiento de las mismas bajo condiciones actuales del proceso.

Los valores de los flujos máximos además de permitir evaluar el funcionamiento de las placas también sirve para determinar el factor K, el cual se utiliza para la corrección de los flujos en las hojas de los balances de masa de las unidades, cuando las condiciones del proceso hace que varíe la gravedad específica este cambio se puede corregir por medio de este factor .sin necesidad de realizar cambios en consola

Se sabe que una variación en la temperatura impacta la gravedad específica y esta a su vez el valor de la medida del flujo, pero el cambio en la gravedad no es fácil de percibir al menos que se realice un análisis a las corrientes o se simulen las mismas y se obtengan estos valores, lo cual haría del procedimiento algo más engorroso.

Cada corriente involucrada en el circuito de distribución de olefinas, posee un factor de corrección de flujos K, que se utiliza para corregir los flujos que se miden y registran por medio de los elementos sensor-transmisor. Para el período de estudio se realizó una verificación de estos factores determinándose sus valores de acuerdo a las

condiciones actuales del proceso y comparando los mismos con los valores presentes en las hojas de cálculo para los balances de masa de las Unidades de conversión y Tratamiento.

En la siguiente tabla se muestran los tag's de los indicadores de flujo y los flujos máximos determinados de acuerdo a las condiciones de operación en el lapso de estudio, su desviación en cuanto a los flujos máximos por diseño y los factores de corrección de algunas de las corrientes involucradas en los balances de masa del departamento.

Tabla 12. Valores de flujo máximo y factores de corrección de flujo a condiciones de diseño y condiciones actuales

Tag's de Placas de Orificio	Q _{máx} Calculado GPM	Q _{máx} diseño GPM	% Desviación Respecto al Q _{máx}	K Calculado	K Diseño
62FE82	729,70	729,17	0,07	0,733	0,7665
67FE09	714,18	737,92	3,22	0,769	--
62FE099	551,00	547,00	0,73	0,726	--
63FE003	653,77	650,00	0,58	0,804	0,799
62FE42	253,69	262,50	3,36	0,738	--
63FE08A	651,57	700,00	6,92	0,760	--
63FE08B	646,40	700,00	7,66	0,768	--
63FE037	120,69	121,40	0,58	0,869	0,854
63FE038	518,34	539,60	3,94	0,770	--
63FE400	684,62	700,00	2,20	0,797	--
63FE016	302,10	300,00	0,70	0,804	0,788
63FE047	365,40	375,57	2,71	0,779	--
63FE015	245,47	269,30	8,85	0,779	0,806
63FE055	222,56	210,50	5,42	0,878	0,806
63FE050	347,60	355,92	2,34	0,733	--
63FE017	279,12	282,87	1,33	0,823	--
68FE01	205,08	204,17	0,44	0,784	0,776
68FE05	205,08	204,17	0,44	0,784	0,776
68FE14	205,08	204,17	0,44	0,784	0,776
68FE17	205,08	204,17	0,44	0,784	0,776

De los resultados obtenidos de flujos máximos el que presentó mayor desviación respecto al flujo máximo de diseño fueron los registrados por los indicadores 63FE015 y 63FE055. En tal sentido esta variación entre los valores

mostró que los valores reportados en consola no son los valores correctos registrados por los mismos; si no que esta diferencia con lleva, a una revisión de las calibración de los transmisores asociados a estos indicadores, de manera de corregir esta variación y obtener la lectura correcta del flujo en consola.

En cuanto a los valores de los factores de corrección de los flujos se obtuvieron todos los asociados a las corrientes del circuito para las condiciones actuales pero no así de los valores de K de diseño, ya que las hojas de los balances de masa no utilizan todas las corrientes pertenecientes al circuito. Todos los valores de estos factores se mantuvieron en el mismos orden a excepción del K de la corriente de salida del fondo de la torre Desbutanizadora que presentó una desviación superior al 5%, esta desviación se debió a la variación en el flujo máximo, que como se mencionó anteriormente el valor del flujo presentó un desviación mayor afectando de esta forma el valor obtenido de este factor de corrección para esta corriente.

Cabe destacarse que los valores obtenidos de K se utilizaron solamente para realizar las comparaciones con los valores de diseño y analizar que tan sensible es este factor al variar el flujo máximo sin realizar cambios en las hojas de los balances de masa.

4.4 Ejecutar un programa de calibración de los transmisores de flujo teórico y real.

Se realizo la calibración de los transmisores de presión diferencial del circuito evaluándose a las condiciones actuales de operación utilizando el programa Orifice. Este programa sirve para calcular la presión diferencial originada por medio de una placa de orificio con toma de presión en las bridas (Flange Taps). Este proceso de calibración consistió en determinar la presión máxima; pulgadas de agua, que generó el fluido al pasar por la placa el máximo flujo y a partir de estas pulgadas se ajustó este valor obtenido como la señal máxima; 20 mA a ser enviado por el transmisor.

En la tabla siguiente se muestran los valores obtenidos al realizar la calibración de cada uno de los transmisores del circuito bajo las condiciones actuales de operación y su desviación respecto al valor teórico, hojas de especificación generadas por el programa, *ver apéndice G*.

Tabla13. Calibración de los transmisores del circuito

Transmisor	pulg. H2O Real	pulg. H2O Teórica	% Desviación
62FE42	108,28	100	7,65
63FE015	120,31	100	16,88
63FE050	103,41	100	3,3
63FE017	119,38	100	16,23
68FE01	103,99	100	3,84
63FE047	121,67	100	17,81
67FE09	104,2	100	4,03
63FE003	108,83	100	8,11
63FE016	114,46	100	12,63
63FE400	109,81	100	8,93
62FE099	121,25	100	17,53
63FE055	102,7	100	2,63
63FE037	155,01	150	3,23
63FE008A/B	115,95	100	13,76
63FE038	169,87	150	11,7
62FE82	100	100	0

De los resultados obtenidos de acuerdo a la calibración de los transmisores se tuvo que todos presentaron desviación en cuanto a sus valores originales de diseño, exceptuando al transmisor 62FT82 el cual se le realizó la calibración actual pero sin realizársele ninguna comparación con su valores de diseño en vista de que no se tuvo registro de la placa ni del transmisor asociado a ella. De acuerdo a los valores generados por el programa se tuvo entonces que el transmisor que presentó mayor desviación fue el que registra el flujo de refinado de entrada a la columna despojadora de DME, lo cual demuestra que el valor registrado en consola se desvía del valor a las

condiciones actuales en un 17,81%, sin embargo no se realizó ningún reajuste a este transmisor sino que se dejó como recomendación. Al igual que para el transmisor nombrado anteriormente a pesar de la desviación que presentaron la mayor parte de ellos, no se les realizó reajuste sino a ciertos transmisores del grupo evaluado.

De todo el grupo evaluado y en vista de los resultados obtenidos se recomendó y se ejecutaron modificaciones a la calibración de los transmisores 63FT050, 63FT055, 63FT015 y 63FT016. Esta diferencia en la desviación de estos valores requirió reajustar los transmisores a estas nuevas pulg. de H₂O obtenidas bajo las condiciones actuales de operación, lográndose con la nueva calibración que las medidas registradas por estos transmisores en sala de consola se correspondiera con las medidas hechas en el aforo de los tanque de almacenaje del referido compuesto.

Cabe mencionarse que cuando las condiciones del proceso cambian significativamente, se debe verificar el rango para el cual está calibrado el transmisor y de esta manera garantizar los valores correctos de las medidas registradas. Los cambios en las condiciones del proceso hace que ocurran variaciones en las composiciones de las corrientes que modifican el patrón de las mismas y las desvían apreciablemente de sus composiciones de diseño impactando el desempeño del instrumento.

4.4 Revisión y actualización de los balances de masa de las Unidades de FCC, Oxigenados y Alquilación

La revisión de los balances de masa de las unidades se realizó buscando los registros históricos de dichos balances llevados por cada Unidad para su control.

Con los insumos y productos de cada una de las unidades que conforma la sección de conversión y tratamiento, se realizó los balances de masa correspondientes para cada unidad, en meses específicos del período de evaluación del circuito, el cual

se tomó como referencia para evaluar el impacto que ocasionó el problema en la unidad y determinar el cierre o no de los balances respectivos.

Balance de masa para la Unidad de FCC

Tomando como referencia el volumen de control descrita en la sección del marco teórico, se realizó la identificación de todas las corrientes principales que conforman los insumos y productos de la unidad.

Los balances de masa de la Unidad de FCC se realiza los días martes de cada semana, que es el día donde se extrae las muestras de las corrientes para determinar la cromatografía de las mismas.

A continuación se presentan los resultados del balance de masa de la Unidad de FCC, correspondiente a los meses indicados.

Tabla 14. Balance de masa de FCC

			febrero	mayo
Insumos	Tag's	Unidades	Flujo	Flujo
Gasóleos	62FR03	BPD	50884,54	49863,28
Productos				
Gas de Combustible	65FR03	MSCFH	9495,28	9121,89
LPG	62FIC82	BPD	19630,17	18857,49
Nafta Liviana	62FIC103	BPD	8988,75	9201,09
Nafta Mediana	62FIC100	BPD	9378,68	9397,83
Nafta Pesada	62FIC121	BPD	4397,21	3858,69
Aceite Liviano de Ciclo	62FIC18/62FIC81	BPD	22764,65	22457,61
Aceite Pesado de Ciclo	62FIC80	BPD	4929,19	4387,82
Alquitrán Aromático	62FR71	BPD	3317,30	2144,14
Alquitrán Almacenaje	62FIC77	BPD	4261,07	4306,24
		% Desviación	0,39	3,27

Se realizó el balance de masa para la Unidad de FCC en los meses de febrero y mayo y de acuerdo a los resultados obtenidos se tuvo que en el mes de febrero el balance de masa de la unidad cerró con un porcentaje de desviación de 0,39% el cual es un valor aceptable que refleja que en la unidad no se está generando fugas de productos por las corrientes de productos secundarios lo cual indica un proceso estable bajo las condiciones de operación para esa fecha. El porcentaje de desviación se determinó por medio de una relación entre el flujo total en lb/h que entra a la unidad respecto al flujo total de salida de la misma.

Para el mes de mayo el balance de masa realizado arrojó un porcentaje de desviación de 3,27%, lo cual es un porcentaje fuera del rango aceptable para considerar el cierre del balance, tomando en cuenta que en la Unidad de FCC el balance se considere aceptable cuando el rango de desviación está (Máximo permitido ± 2 , establecido en ese valor por el diseño de la unidad). Si bien el porcentaje de desviación muestra cual de los dos balance cerró, el mismo no refleja donde es que se presenta el problema cuando esta desviación sale de rango, estos se pueden detectar haciendo un análisis a las composiciones de las corrientes involucradas en el balance. Para el caso con desviación de 3,27% la corriente de Gas de Combustible contiene una cantidad menor de compuesto $C_3/C_3=$ que la corriente de Gas del mes de febrero, indicando esto que dichos compuestos están pasando a otra de las corrientes del circuito en mayor proporción.

Otra diferencia apreciada en las corrientes que impacta el balance es la cantidad de propileno en las olefinas que van hacia Oxigenados, estando presentes en la corriente del mes de mayo con una composición de 16,27 %vol mientras que en el mes de febrero fue de 4,48 %vol. Esta desviación mostrada en el balance, refleja el problema de fraccionamiento que presenta la torre Despropanizadora D-6215 de FCC, que es uno de los problemas detectados, teniéndose entonces que al no lograrse separar por el tope los compuestos livianos del tipo $C_3/C_3=$, estos son arrastrados por

la corriente de fondo y pasando a la Unidad de Oxigenados. De tal manera que la disminución de estos compuestos en la corriente de tope de la Despropanizadora se traduce en una disminución en la carga de la Unidad de Alquilación y un impacto negativo en la Unidad de Oxigenados ya que la corriente de alimentación a esta unidad, superó el contenido máximo permitido por diseño de estos compuestos en la unidad.

Se realizó el balance de masa para todos los meses del lapso de estudio, el cual se fijó desde el 1 de enero hasta el 1 de junio de 2008, teniéndose un comportamiento similar los demás meses a partir del tiempo que se agudizó los problemas de la torre Despropanizadora que fue a comienzo del mes de mayo, teniéndose después de esto, balances de masa con porcentajes de desviación fuera del $\pm 2\%$ aceptable.

Balance de masa de la Unidad de Oxigenados

El balance de masa de la Unidad de Oxigenados lo conforman las corrientes que se describieron en el volumen de control que conforma la unidad.

El balance de masa en esta unidad se realiza todos los días lunes y viernes de cada semana, y en el período de estudio se tomó el promedio mensual de los balances de masa de los meses de enero, abril y mayo, el cual representó los balances representativos para el tiempo de estudio de la unidad. El balance de masa busca mostrar la relación entre el flujo de insumos y productos involucrados en el proceso y el mismo debe mantenerse dentro de un rango establecido por el diseño de la unidad, todo esto representa el porcentaje de desviación de la unidad y determina si el mismo cierra o no si al calcularse el balance se encuentra dentro del $\pm 3\%$ que es el rango aceptable.

En la tabla siguiente se muestran los porcentajes de desviación arrojados al realizar los balances en los meses anteriormente mencionados.

Tabla 15. Balance de masa Unidad de Oxigenados

			enero	abril	junio
Insumos	Tag's	Unidades	Flujo	Flujo	Flujo
Olefinas C4/C5	63FIC003	Lbh	136102,82	119254,07	120061,93
Hidrógeno	63FIC007	Lbh	3,21	1,43	3,11
Metanol Reposición	63FI029	Lbh	7832,00	8205,68	9861,10
Productos					
Refinado C4 a URO	63FIC016	Lbh	88519,69	70213,48	56611,04
Gasolina C5 a Naf Liv	63FIC015	Lbh	48666,03	40377,59	28027,79
Gasolina C5 total	63FIC055	Lbh	0,00	0,00	0,00
Corte Lateral D-6309	63FIC039	Lbh	0,00	0,00	0,00
Éteres Mezclados a Tq.	63FIC037	Lbh	25686,74	23496,94	29595,70
Refinado C4 a D-301	63FI026	Lbh	0,00	0,00	0,00
Ventoe a FG	63FI042	Lbh	0,00	0,00	13150,02
		% Desviación	-13,15	-5,20	1,96

De los resultados obtenidos se tiene que los balances de masa calculados para los meses de enero y abril presentaron desviaciones fuera del rango, debido a las desviaciones presentes en las medidas registradas por el indicador de flujo de la corriente de tope (olefinas C_4) el 63FIC016. En vista de lo anterior se procedió a realizar un balance de masa en el circuito asociado a la torre Desbutanizadora D-6309, corroborándose que la indicación del flujo de olefinas del tope de dicha torre no era confiable, por lo cual se procedió a realizar una revisión y ajuste de la calibración del transmisor de dicho instrumento, originando que los balances de masa posteriormente realizados cerraran en el rango aceptable.

Para el mes de junio se realizó un balance de masa que cerró con una desviación de 1,96%. Para el mismo se consideró un flujo de corriente de venteo correspondiente a las pérdidas de olefinas originadas por la abertura de las válvulas 63PV435 y 63PV182 de los tambores acumuladores de tope de las torres Desbutanizadora D-6309 y DME D-6335 respectivamente, las cuales tuvieron indicaciones de abertura debido a problemas con el contenido superior al 1% de compuestos incondensables $C_3/C_3=$ provenientes de FCC y al déficit de enfriamiento del condensador de tope E-6306 el cual se encarga de condensar los vapores de tope provenientes de la torre Desbutanizadora, mientras que el venteo que ocurrió por la válvula 63PV182 se dio como consecuencia de la alta temperatura de fondo de la torre Despojadora de DME D-6335 por el descontrol de la estrategia de control que regula la relación vapor/carga de dicha torre; para evitar que los contaminantes lleguen a la Unidad de URO, lo que originó la sobre presión en el tope de la misma; por encima de 190 psig, y la consecuente abertura de la válvula para controlar la presión de la torre.

Balance de masa de la Unidad de Alquilación

El balance de masa de esta unidad se realiza todos los días jueves de cada semana.

A continuación se presenta los balances de masa realizados en la unidad de Alquilación para los meses de Febrero y Agosto, los mismos fueron los balance mas representativos realizados durante el periodo de estudio fijado, el análisis se realizó para estos meses de manera de dar a conocer la situación al comienzo del estudio, donde la problemática no se consideraba crítica y para el mes de agosto que fue cuando se acentuó la condición de la unidad.

Tabla 16. Balance de masa de la Unidad de Alquilación

		febrero	agosto
Insumos	Tag´s	BPD	BPD
Olefinas	68FIC01	13583,44	11749,77
	68FIC05		
	68FIC14		
	68FIC17		
Isobutano Fresco	68FIC43	7233,22	6364,16
Isobutano de Reciclo	68FIC03	135008,08	118741,52
	68FIC06		
	68FIC13		
	68FIC16		
Productos			
Propano	68FR55	2383,45	2262,00
Butano	68FIC38	760,42	840,36
Alquilato	68FIC36	14489,99	11107,77
	% Desviación	1,51	-5,83

De los resultados obtenidos de los balances de masa se tiene que para el mes de febrero la desviación estuvo dentro del rango aceptable (aceptable $\pm 2,5$) para considerar el cierre del balance de masa en contraste con el balance del mes de agosto, que no cerró debido a problemas en la unidad y no como consecuencia de la disminución en la carga de la unidad, demostrándose una vez más que cuando los balances no cierran es porque existen problemas en los equipos o instrumentos de la

unidad o a cambios críticos en las condiciones del proceso que alteren el desempeño de los equipos involucrados.

En vista de que los balances de masa realizados en la unidad en el mes de agosto indicaron problemas, se procedió a realizarse una inspección en la torre D-6815.

Para establecer el estado actual de la torre se contrato los servicios de la empresa ENERGSAT, C.A, para diagnosticar la condición interna de los componentes mecánicos y analizar el comportamiento dinámico de los fluidos en el sistema de platos de la Torre 6815 de la Planta de Alquiler, haciendo uso de la técnica del *perfilaje gamma*.

Del estudio realizado se obtuvieron los siguientes resultados:

- Hay inundación esporádica en la parte superior de la parte baja de la torre, sobre el plato 12.
- Hay un probable daño mecánico en los platos 5, 9, 11 y 14. Es posible que también otros platos presenten daños estructurales parciales en las zonas inundadas.
- En la parte superior, sobre el plato 29 hasta el 36 se presenta una condición de inundación intermitente muy severa. Posible taponamiento de ductos en los platos (bajantes) debido a daños estructurales en varios de los platos superiores.

Cabe destacarse que aunque en el lapso de estudio fijado para el análisis del circuito no se habían presentado marcadamente este problema en la unidad, es importante resaltarlo ya que el mismo ocasiona un impacto negativo en la economía de la Unidad de Alquiler, aunque el problema no forme parte del circuito de distribución de las olefinas este se refleja en los balance hechos a la unidad.

4.5 Propuesta técnica para la modificación recomendada a fin de disminuir las restricciones existentes en el circuito de olefinas.

De los problemas detectados en el circuito se planteó como solución técnica una modificación al sistema, el cual consideró el problema que se detectó al realizar la evaluación del condensador de tope E-6306 (Fin Fan Cooler). De la evaluación al equipo se tuvo, que el mismo presentó dificultad para lograr enfriar toda la corriente de vapores de tope provenientes de la torre Desbutanizadora D-6309 de la Unidad de Oxigenado, debido a que la composición de la corriente de diseño difiere de la corriente manejada por la torre actualmente, la cual ocasiona un impacto en el condensador, no logrando retirar el calor necesario a esta corriente para que la misma salga totalmente condensada y no sobre presione el tambor acumulador de tope de la torre. Además de la evolución, se tomó las consideraciones hechas en las normas de PDVSA, sobre principios básicos para el diseño de intercambiadores de calor, la cual plantea que estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua, cuando se requiere remover una gran cantidad de calor. En este caso los enfriadores de aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con los de agua. También pueden utilizarse como enfriadores de emergencia en caso de requerirse un bombeo rápido de una corriente de proceso.

Considerando lo anteriormente planteado se sugirió el diseño de un intercambiador de calor tipo tubo y carcasa, a la salida del Fin Fan Cooler que ya existe, de manera de garantizar la condensación total de los vapores.

Los intercambiadores de carcasa y tubos se diseñan y fabrican de acuerdo a los estándares de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (Tubular Exchanger Manufacturers Association “TEMA”).

En cuanto al tipo de cabezal se determinó de acuerdo a intercambiadores ya instalados en la refinaría a la salida de condensadores tipo Fin Fan Cooler.

En tabla 16 se muestran los resultados de los cálculos realizados en el diseño del intercambiador, *ver apéndice A2, anexo I* y los valores obtenidos por medio de la simulación en PROII y HTTRI, *reporte de las simulaciones apéndice E y F*.

En las siguientes figuras se muestra los diseños mecánicos generado por el programa HTTRI de acuerdo a los datos cálculos para su diseño.

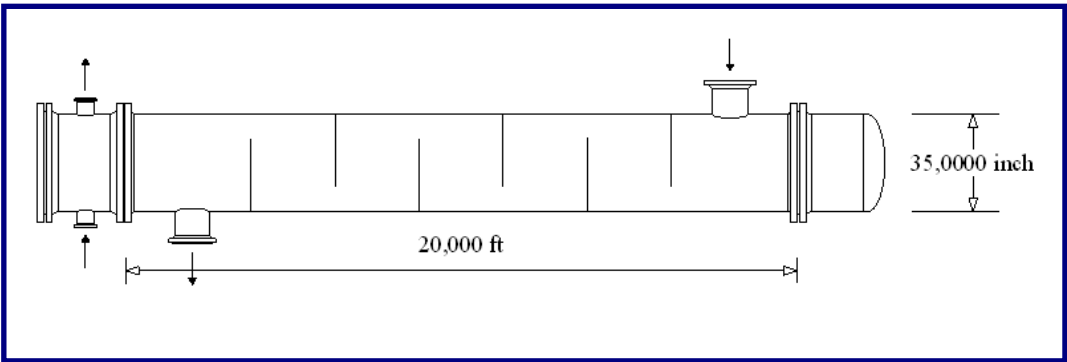


Figura 42 Diseño del intercambiador según cálculos realizados

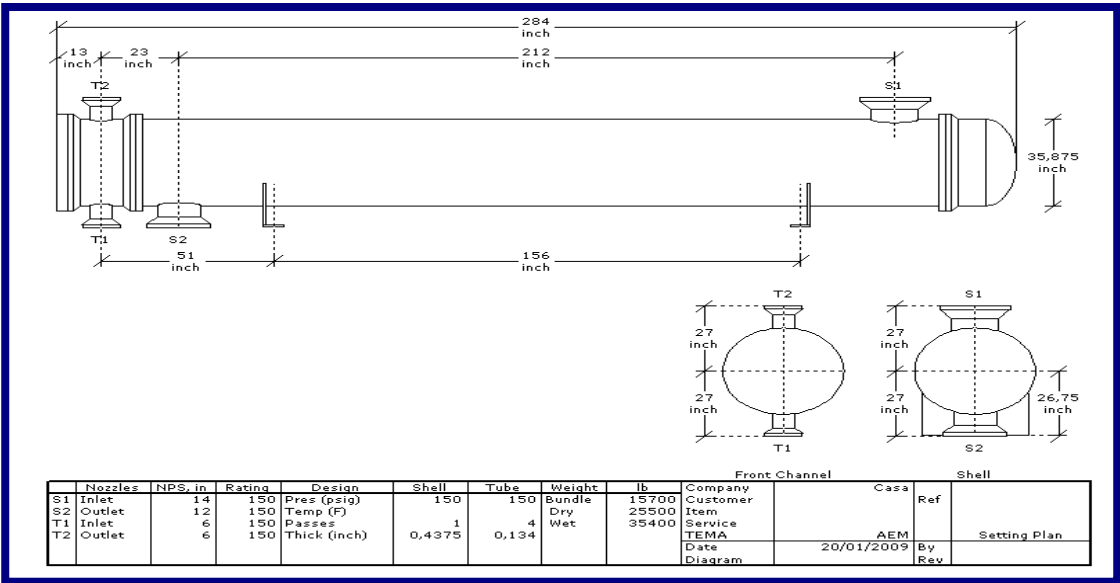


Figura 43 Diseño mecánico generado por el programa

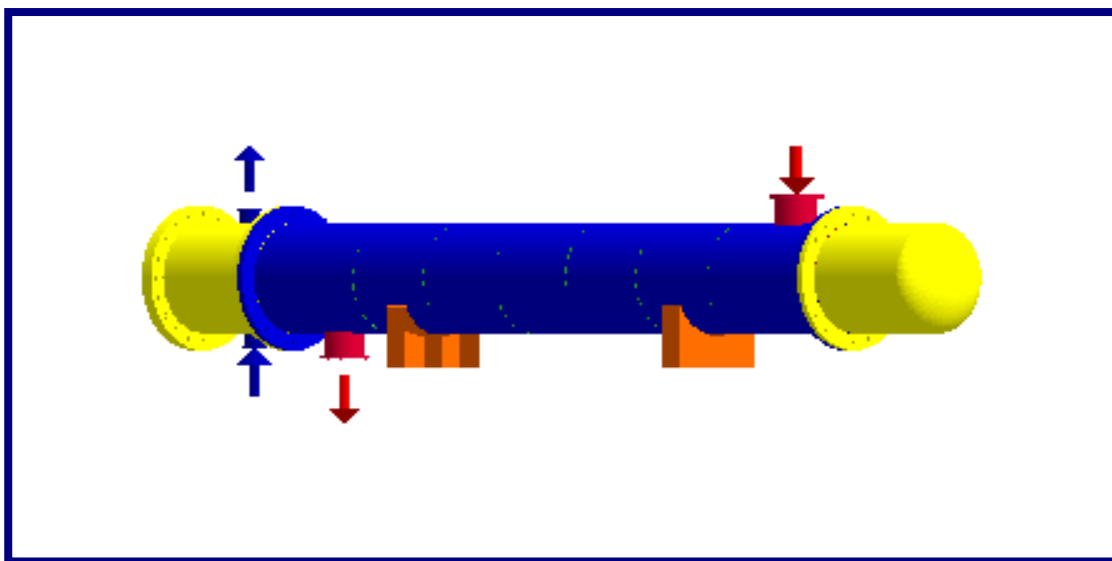


Figura 44 Diseño en 3D del equipo

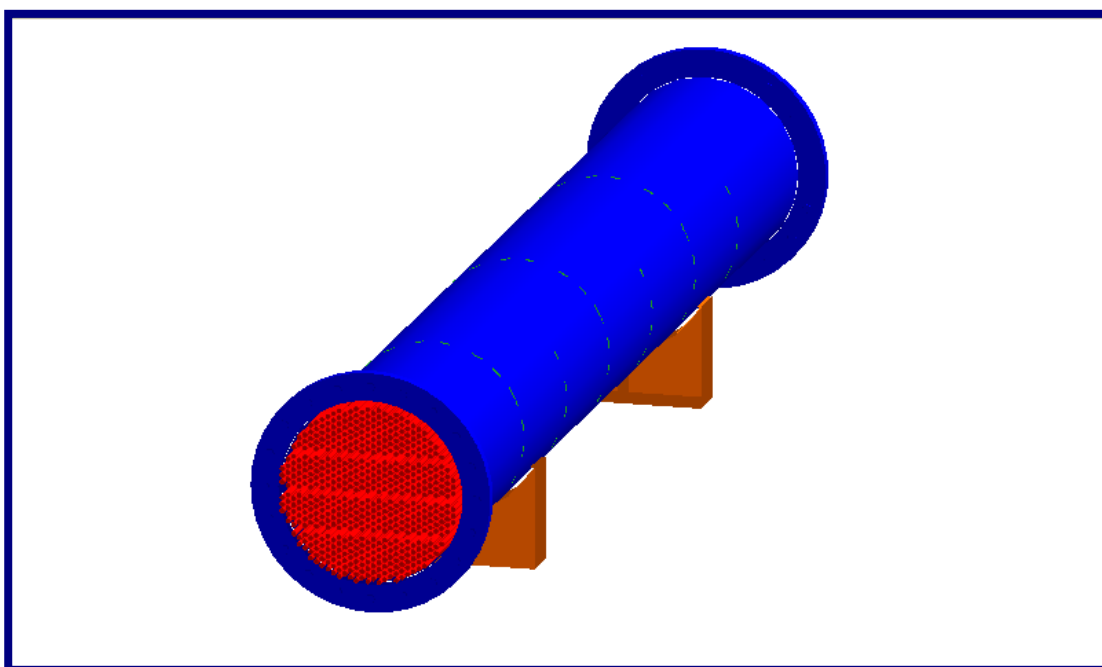


Figura 45. Diseño interno generado por el programa

Tabla 17. Parámetros del diseño y simulación del intercambiador

	Unidades	Teórico	Simulación PROII	% Desviación	Simulación HTRI	% Desviación
Calor cedido por la corriente	MMBTU/h	5342935	5999000	10,94	4642600	13,11
Área de transferencia	pie ²	2895,51	2894,40	0,04	2945,00	1,68
Coeficiente Global U _o	BTU/h*pie ² *°F	85,00	105,89	19,73	109,80	22,59
$\Delta T_{efectiva}$	°F	20,86	--	--	--	--
n° de tubos		560,00	--	--	--	--
Diámetro Externo	pulg	1,00	--	--	--	--
Diámetro interno	pulg	0,83	--	--	--	--
Arreglo		Δ	--	--	--	--
n° de pases por los tubos		4,00	--	--	--	--

De los resultados obtenidos para el diseño del nuevo intercambiador en comparación con los valores obtenidos con la simulación se tiene que:

- El calor que necesita retirar el nuevo intercambiador determinado al realizar los cálculos es inferior a la cantidad de calor que retira el nuevo equipo al ser simulado; sin embargo, aunque el porcentaje de desviación es superior al 5% esta diferencia es aceptable en vista que para realizar los cálculos teóricos se utilizó varias gráficas que pudieron introducir error en el cálculo reflejándose este en la diferencia entre los dos valores.
- El área de transferencia determinada estuvo dentro del rango aceptable de desviación la cual indicó una buena aproximación entre el área calculada y la obtenida por la simulación.
- El coeficiente global calculado se desvió considerablemente al valor determinado por la simulación y esta diferencia se debió en parte a que el coeficiente de transferencia es una variable que para su cálculo requiere del uso de gráficas y método de tanteo mientras que el simulador se basa en correlaciones más exactas la cual hace que los valores obtenidos sean más aceptables.

Otro de los aspectos tomados en cuenta para el diseño del intercambiador, fue por qué lado circularían los fluidos en el equipo y el criterio utilizado fue en base a configuraciones ya existente en la refinería, donde para intercambiadores que requieren enfriar vapores de hidrocarburos estos se hacen circular por la coraza del equipo y por los tubos se hace circular el medio de enfriamiento que para el caso de estudio se determinó como medio de enfriamiento agua proveniente de la torre de enfriamiento de la Unidad de Oxigenados.

El diseño planteado se realizó en base a las condiciones típicas manejadas en la unidad y garantizando con el mismo que se logró corregir las pérdidas de olefinas que se está dando por el venteo de la válvula 63PV435.

Además de las pérdidas económicas que ocasiona las mermas de olefinas en el circuito, hay que considerar el impacto ambiental que si bien no se estima en este trabajo se menciona aquí, debido a que al ventearse estos hidrocarburos la carga de gases expulsadas al ambiente aumenta debido a la contribución que están haciendo las corrientes de venteo cargadas con estas olefinas.

4.7 Determinar la relación Costo / Beneficio de la alternativa propuesta^[Ramos]

Las pérdidas de olefinas que se dieron por el venteo del tambor acumulador D-6310 de la torre Desbutanizadora D-6309, se cuantificaron para el período de estudio arrojando unas pérdidas económicas de acuerdo al costo del barril de Alquilato en el mercado.

Si bien las olefinas no tienen un precio estimado, las mismas son la materia prima para la obtención del Alquilato y su pérdida se traduce en una disminución en la producción de Alquilato que el aditivo principal para la producción de la gasolina. Desde el punto de vista de las olefinas como materia prima, invertir en un equipo que evita que las mismas se pierdan al ser venteadas; es rentable si se analiza la demanda de combustible en el mercado nacional, sabiendo que cada año el parque automotor aumenta considerablemente la cual ocasiona una mayor demanda de gasolina para el funcionamiento de los mismos.

El costo de las pérdidas de olefinas se da por medio de que por cada barril de olefinas perdidas se deja de producir un barril de Alquilato en la refinería

En la tabla 18 se muestran las pérdidas económicas que se dieron en los seis meses por el venteo de la válvula 63PV435.

Tabla 18. Pérdidas por la válvula 63PV435

Válvula	Barriles de Alquiler no producido en 6 meses	Pérdidas \$ en función del Alquiler no producido
63PV435	12941,97	1287725,88

Para minimizar las pérdidas que se dan por esta válvula se planteó el diseño de una unidad de intercambiador de calor, el se consideró como un proyecto de adecuación del sistema actual de manera de minimizar el impacto ocasionado por dichas mermas. En tal sentido se realizó el análisis económico de manera de determinar si esta propuesta es factible para la refinería.

El análisis económico se realizó en base aun estimado clase V, el cual contempló al cálculo del flujo de caja para determinar la Tasa Interna de Retorno (TIR) del proyecto y el Valor Presente Neto (VPN).

- **Valor Neto Presente (VNP).** Este valor se determinó a partir de costo de inversión de capital, más el flujo neto de todo el período tomado para la estimación del proyecto, tomando en cuenta como tasa de descuento la TREMA que es la tasa activa determinada por el Banco Central de Venezuela, que es en promedio la tasa de interés de los seis principales banco del país. Para lo que va del 2009 se aproximó al 22%.
- **Tasa Interna de Retorno (TIR).** Determinada para el flujo de caja neto del período de los diez años de la proyección del proyecto.

La factibilidad económica del proyecto la definió el criterio de que si la VNP es mayor a TIR, entonces el proyecto es factible económicamente.

Tabla 19. Parámetros económicos de evaluación del proyecto

TREMA	22%
TIR	126%
VPN (\$)	4.279.668.559

De los resultados obtenidos se tiene que siendo la tasa interna de retorno mayor a la tasa de descuento entonces el proyecto es factible económicamente, entonces la alternativa de colocar un intercambiador tipo tuvo y coraza a la salida del Fin Fan E-6306; de manera de garantizar que la corriente que llega al acumulador de tope este completamente condensada es factible, *ver hoja de flujo de caja anexo II*.

El retorno del capital se obtiene en un tiempo considerablemente corto, año 2012.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Al evaluarse el circuito de distribución de olefinas, y a través del análisis respectivo de algunos de los equipos, instrumentos y corrientes asociadas se tiene:

- En la Unidad de FCC se comprobó la existencia de mermas de olefinas hacia la corriente de gas de combustible de la refinería debido a la presencia compuestos C3+ superior al 8% en dicha corriente, situación que en el período de estudio se dio en pocas oportunidades. Este problema ocurrió como consecuencia del aumento en el flujo de gas del absorbedor de H₂S y la deficiencia en los condensadores E-6213 y E-6214, situación que no es común que ocurra debido a la frecuencia de eventos que se presentó a lo largo del estudio.
- Los problemas de presencia de compuestos incondensables en la carga de oxigenados se dio como consecuencia a la pérdida de eficiencia en los platos de la torre Despropanizadora D-6215 de FCC.
- La presencia de compuestos incondensables en la carga de la Unidad de Oxigenados por encima del 1% ocasiona en los equipos de la unidad condiciones irregulares en los mismos que hacen que se tenga que ajustar las condiciones del proceso. La sobre presión que ocasionan estos compuestos hacen que al irse acumulando y llegar al límite de presión de los tambores se accionen las válvulas de los venteos de los mismos con el consecuente arrastre de olefinas.
- De la evaluación de los Fin Fan Cooler E-6306, E-6326 y E-6329 perteneciente a la Unidad de Oxigenados, por medio de la inspección y simulación de los mismos, se tuvo que el equipo que presentó bajo desempeño fue el condensador de tope E-6306 de la torre Desbutanizadora D-6309, debido a que las composiciones actuales a las cuales opera equipo dista de las de diseño, afectando esto la transferencia de calor del equipo lo que ocasiona la acumulación de los vapores en los tambores y sobre presión de los mismos.
- Para el Fin Fan Cooler E-6306, el calor retirado por el equipo bajo las

condiciones actuales de operación, es inferior al requerido para garantizar la condensación total de los vapores, de manera que bajo esta situación el equipo demostró deficiencia en su funcionamiento.

- El hecho de que falle o se saque de funcionamiento alguno de los ventiladores de los condensadores, ocasiona una disminución en el área de transferencia el cual puede impactar el desempeño del mismo, haciendo que el calor que deba retirar el equipo sea inferior al requerido para condensar completamente la corriente.
- El condensador E-6329 es un equipo difícil de evaluar debido a los problemas con las composiciones de la corriente de tope, como consecuencia de la puesta fuera de servicio de la estrategia de control de manera de disminuir la presencia de contaminantes en la carga hacia alquilación.
- Las pérdidas de olefinas en la Unidad de Oxigenados se dieron por las válvulas de venteos de los tambores acumuladores, 63PV158, 63PV435, 63PV182, ocasionando una disminución en la producción de Alquilate, que para la fecha del estudio se estimó en 12941 barriles.
- El programa de simulación PROII permitió determinar las propiedades necesarias para la calibración posterior de los transmisores del circuito.
- La merma de olefinas al sistema de venteo además de ocasionar una pérdida económica también puede generar un impacto ambiental, para el cual se recomienda realizar una evaluación en cuanto a la calidad del aire de toda la zona de la refinería y zonas cercanas.
- La calibración de los transmisores de flujos 63FT016, 63FT015, 63FT050 y 63FT055 por medio del programa, determinó el reajuste de los mismos, de manera que las nuevas medidas registradas se corresponde con los aforos de los tanques y el cierre de los balances de masas de la unidad de Oxigenados.
- La propuesta sobre un intercambiador tipo tubo y coraza a la salida del Fin Fan Cooler E-6306, es una alternativa económicamente factible.
- El cierre o no de los balances de masas de las unidades permitió conocer la presencia de problemas en los equipos o instrumentos, además es una herramienta para cuantificar los insumos y productos obtenidos en las unidades.

- De los dos simuladores utilizados para evaluar los condensadores de tope de la Unidad de oxigenados, ambos sirvieron para evaluar el desempeño de los equipos no presentándose mayores diferencias entre los dos programas, sin embargo el HTRI mostró mayor desviación al evaluarse el condensador E-6329, esto debido a la presencia de un azeótropo entre el metanol – C₄, en la corriente el cual hace que los parámetros obtenidos presenten mayor desviación respecto a los obtenidos por PROII.
- Se recomienda una nueva evaluación de los condensadores de tope: E-6326 y E-6329 después de la parada de planta a realizarse en marzo de 2009, entre lo que se contempla el cambio en los internos de la torre D-6215, para corroborar los resultados obtenidos en la simulación y hacer los cambios correspondiente de acuerdo a las condiciones de operación que se manejen para ese entonces.
- En cuanto al condensador de tope E-6306 se recomienda la colocación de una unidad intercambiadora de calor tipo tubo y carcasa a la salida del Fin Fan Cooler existente, de manera de compensar las deficiencias de condensación que presenta el equipo actual, garantizando de esta forma que los vapores que no se logren condensar al pasar por la primera unidad si lo terminen de hacer al pasar por el segundo equipo, y de esta manera disminuir el impacto que ocasionan las pérdidas de olefinas que se dan por este sitio.

CAPÍTULO VI

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Acedo S, J.** (2006). *Instrumentación y control avanzado de procesos*. Ediciones Díaz de Santos. España.
- Arias R, R.** (2001). *Medición de flujo másico mediante Placa de Orificio*.
Disponible en:
<http://www.cenam.mx/fyv/publicaciones%5Cflujmas1.pdf> [Consultada, 2008, junio]
- Costa, J; Cervera, S; Cunil, F.** (2002). *Curso de Ingeniería Química*. 1^{era} edición. Editorial reverté.
- Creus S, A.** (2006). *Instrumentación Industrial*. Ediciones técnicas 7^{ma} edición. México.
- ENERGSAT C.A.,** (2008). *Informe: Inspección con perfilaje gamma de las torres D-6215 de FCC y D-6815 de Alquilación*. Refinería El Palito, Carabobo – Venezuela.
- Gary, J; Handwerk, G.** (2001). *Refino de petróleo*. 4^{ta} edición. Editorial reverté, S.A. USA.
- Normas para intercambiadores de calor TEMA**, 1998
- Manual de Usuario para el Simulador de Procesos PROII/Provision**, 2007.
- Manual de Instalación Rosemuont**, 2000.
- Martines, V; Alonso, P; López, J; Carvajal, M; Rocha, J.** (2000). *Simulación de procesos en ingeniería química*. Plaza Valdéz PYV editores. México.
- PDVSA.** *Manual de Descripción de la Unidad de Proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado* (DESPRO). Venezuela.
- PDVSA.** *Manual de Descripción del Proceso de la Unidad de Éteres Mezclados*. (DESPRO). Venezuela.
- PDVSA.** *Manual de Descripción de Proceso de la Unidad de Alquilación*. (DESPRO). Venezuela.

PDVSA. (1995). *Manual de Diseño de Proceso. Principios Básicos.* (MDP-05-E-01). Venezuela.

PDVSA. (1995). *Manual de Diseño de Proceso. Intercambiadores de Tubo y Carcasa.* (MDP-05-E-02). Venezuela.

PDVSA. (2008). *Presentación sobre mermas de olefinas en las Unidades de Conversión y Tratamiento.* Refinería El Palito. Puerto Cabello- Venezuela

Pérez, C. (2005). *Desempeño de los condensadores de tope las torres: Desbutanizadora, Destilación Catalítica y Dimetil Éter, pertenecientes a la Unidad de Ésteres Mezclados.* Refinería El Palito, Edo Carabobo.

Ramos, A. (2006). *Estructura del Flujo de Caja de una Industrial.* UCV, Caracas – Venezuela.

Rivas, A. I. (2005). *Placas de Orificio.* Disponible en:
http://www.conagua.gob.mx/CONAGUA07/Noticias/Placa_orificio.pdf.
[Consultada, 2008, junio].

Romero, R. (2000). *Incertidumbre en la medición de flujo másico mediante una placa de orificio.* México

SIEMES. (2007). *Instrumentos para Medida de Caudal.*

Disponible en:
http://pdf.directindustry.es/pdf/siemens-process-instrumentation/siemens-instrumentos-para-medida-de-caudal/18343-27017-_267.html
<http://www.accefyn.org.co/PubliAcad/Periodicas/Volumen31/119/297-304.pdf>

Spink, L.K. (1967). *Principles and Practice of Flow Meter Engineering.* 7^{ma} edición. Foxboro. USA.

TECSULT, (2002). *Informe: Air Quality Monitoring Network.* Refinería El Palito, Carabobo – Venezuela.

Tutorial de Diseño de Intercambiadores de Calor. Ingeniería de Gas. PDVSA, 2006. Refinería El Palito. Puerto Cabello – Venezuela.

Wauquier, J. (2005). *El Refino del Petróleo*. 1^{era} Edición. Ediciones Díaz de Santos. España.

Zoltan, B. (2002). *Mediciones Industriales: Presión – Nivel – Caudal – Temperatura*. Disponible en:

http://www.iim.unsj.edu.ar/control/curso/B2_instr/medind_caudal.pdf

Simulación. Disponible en:

http://www.quimicanuclear.org/pdf_memorias2003/taller/GomezTorres.pdf

Importancia de los simuladores. Disponible en:

<http://www.idg.es/computerworld/articulo.asp?id=191293>

Tipos de orificios. Disponible en :

<http://www.scribd.com/doc/71929448/placa-orificio-unlock>

<http://www.dte.uvigo.es/recursos/>

Conexión entre elemento primario. Disponible en:

<http://www.emersonprocess.com/rosemount/document/qig/00825-0109-4828.pdf>

Transmisor de presión. Disponible en:

<http://www.spiraxsarco.com/es/pdfs/TI/p335-10.pdf>

Intercambiador de calor. Disponible en:

<http://images.google.co.ve/imgre?imgurl=http://www.apiheattransfer.com/images/products/heatexchanger>

Air Cooler Configurations. Disponible en:

<http://images.google.co.ve/imgres?imgurl=http://www.gearainey.com/opencms/export/sites/default/galleries>

Intercambiadores de superficie extendida. Disponible en:

www.casaderadiadores.com

Vista satelital de Venezuela. Disponible en:

www.googleearth.com

APÉNDICE A1

Cálculos tipo del flujo máximo a condiciones de operación y factor de corrección de los flujos para los transmisores de flujo 67FT09, el cual registra el flujo de olefinas a la salida de Merox

Condiciones de operación actual de la corriente:

T = 125 °F

P = 194,7 psia

Flujo = 17750 BPD

$$Q_{\text{máx}} = N.S.D^2.Fa.Fc.\sqrt{hm}.\sqrt{Gf} / Gb$$

N: 194.3 cuando el flujo máximo está expresado por BPSD

S: Coeficiente que depende de la relación de diámetro β ; entre el diámetro del orificio y el diámetro de la tubería

D: diámetro interno = 6,065 pulg

d: diámetro del orificio = 3,867 pulg

Relación de diámetros $d/D = 0,638$

S = 0,2749, a partir de la relación de los diámetros d/D, ver tabla 23 Apéndice C

Fa: Coeficiente de expansión de la placa, el cual depende del material de la placa y la temperatura a la cual se realiza la evaluación de la placa.

Fa = 1,001, ver tabla 24 Apéndice C

Fc: Factor de corrección del Reynolds. Dependiente de la relación de diámetros.

Re: número de Reynolds = 1313998,13

Fc = 0,977

hm: El máximo diferencial de presión de diseño para el cual se obtiene el caudal máximo por diseño.

hm = 100 mmH₂O

Gf: gravedad específica del líquido a condiciones de operación.

$$Gf = 0,52161625$$

Gb: Gravedad específica del líquido a condiciones estándar.

$$Gb = 0,56675547$$

$$Q_{\text{máx}} = 194,3 \cdot 0,2749 \cdot 6,065^2 \cdot 1,001 \cdot 0,97 \cdot \sqrt{100} \cdot \frac{\sqrt{0,52}}{0,57} = 24486 \text{ BPD}$$

$$Q_{\text{máx a condiciones actuales}} 24486 \text{ BPD} = 714 \text{ GPM}$$

$$Q_{\text{máx por diseño}} = 729,17 \text{ GPM}$$

$$K = \frac{Q_{\text{máx}} \cdot Gb}{MR_D \cdot \sqrt{Gf}} = \frac{24486 \cdot 0,57}{2500 \cdot \sqrt{0,52}} = 0,77$$

APÉNDICE A2

Cálculos tipo para el diseño del Condensador

DISEÑO BASICO

DISEÑO DE UN CONDENSADOR^[Tutorial de Diseño de Intercambiadores de Calor]

Los datos necesarios para realizar el diseño se obtuvieron de la corriente de salida al simular el condensador E-6306 a condiciones actuales de operación. Dichos datos se presentan en la siguiente tabla:

Datos	Unidades	Coraza (s)	Tubos (t)
Fluido		Hidrocarburos	Agua
Caudal másico	$[lb/h]$	37311,13	
Temp. de entrada	$[^{\circ}F]$	126,6	94
Temp. de salida	$[^{\circ}F]$	122,1	113,4
Presión de entrada	$[Psia]$	92,9	64,7
Factor de fouling	$[hft^2F/BTU]$	0,002	0,001

1. Evaluación de las propiedades físicas, cálculo de las temperaturas medias

$\bar{T}$ y $\bar{t}$

$$T_1 = 126,6^{\circ}F$$

$$T_2 = 122,1^{\circ}F$$

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(126,6 + 122,1)^{\circ}F}{2} = 124,4^{\circ}F$$

La temperatura t_2 , se estima en 113,4 °F, la misma evita un cruce de temperaturas en el condensador, la cual se traduce en que se reduzca la eficiencia del equipo.

Temperaturas de salida de la corriente obtenidos por PROII

$$t_1 = 94^{\circ}F$$

$$t_2 = 113,4^{\circ}F$$

$$\bar{t} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(94 + 113,4)^{\circ}F}{2} = 103,7^{\circ}F$$

Las propiedades de los fluidos se pueden evaluar a la temperatura a la “temperatura calórica”

Calculo de la diferencia de temperaturas efectiva ΔT_{ef}

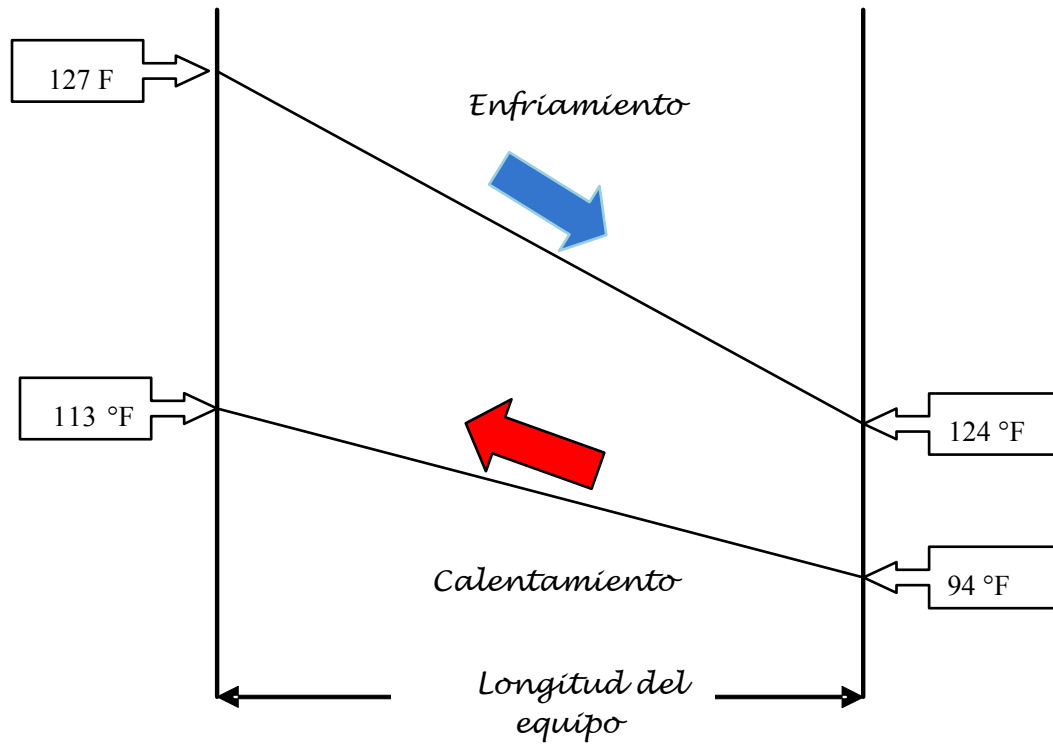


Figura 46. Perfil de temperatura

Así la media logarítmica de las temperaturas será

$$MLDT = \frac{30 - 15}{\ln \frac{30}{15}} = 21,3^{\circ}F$$

Para corregir la **MLDT** y obtener **ΔT_{ef}** , se utiliza la siguiente figura

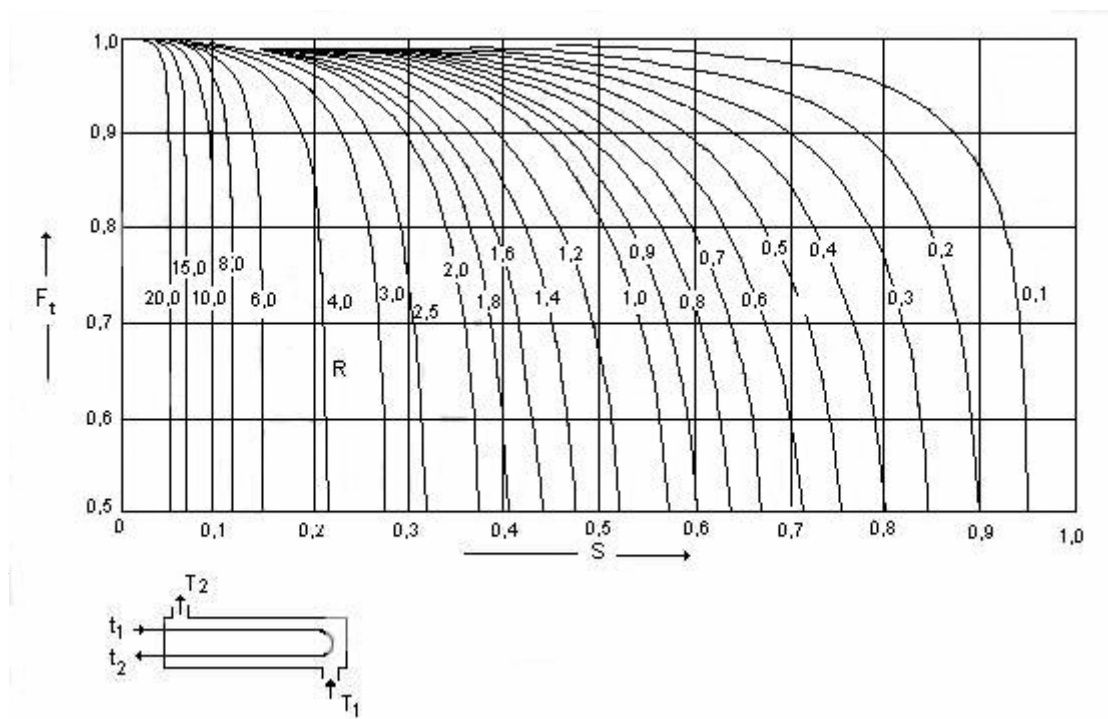


Figura 47. Factor F

$$Q = 36747,4 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \cdot (54,7 - 197,9) \text{BTU/lb}^\circ\text{F} = 5,34 \cdot 10^6 \text{MM} \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$Q = 5,34 \cdot 10^6 \text{MM} \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

$$W_t = \frac{q}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} = \frac{5,34 \cdot 10^6 \text{MM BTU/h}}{0,997 \text{BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F} \cdot (112 - 94)^\circ\text{F}} = 293552,1 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$W_t = 293552,1 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

3. Estimación del coeficiente total de transferencia de servicio U_{supuesto}

Tomando como fluido caliente a la corriente de hidrocarburo y como fluido frío al agua por lo cual:

$$Ud_{sup} = 80 \text{ a } 180 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}, \text{ ver tabla 20 Apêndice B}$$

Se tomara para este cálculo

$$Ud_{sup} = 85 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

4. Estimación de un tipo de tubo y arreglo para las dimensiones características y arreglos para tubos

1" OD 14 BWG, material: acero al carbono, longitud = 20 ft, *ver tabla 22*

$$d_0 = 1''$$

$$d_i = 0,834''$$

Sección de flujo por tubo

$$Sf_i = 0,5463 \text{ pulg}^2$$

Superficies de transferencia por unidad de longitud de tubo

$$Al_0 = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft.tubo}$$

$$Al_i = 0,2183 \text{ ft}^2/\text{ft.tubo}$$

Longitud efectiva

$$L_{ef} = L_{nominal} - \text{espesor de placa sostén} \times \text{número de placas}$$

$$L_{ef} = 20 \text{ ft} - 1 \frac{1}{2}'' \cdot 2 \cdot 1 \text{ ft}/12'' = 19,75 \text{ ft}$$

$$L_{ef} = 19,75 \text{ ft}$$

5. Calculo del Área de transferencia aproximada

$$A_{sup} = \frac{q}{Ud_{sup} \cdot \Delta T_{ef}} = \frac{5,26 \cdot 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{85 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \cdot 20,0 ^\circ\text{F}} = 3013,3 \text{ ft}^2 \quad (13)$$

$$A_{sup} = 3013,3 \text{ ft}^2$$

6. Calculo del numero de tubos aproximado

$$Nt_{aprox} = \frac{A_{sup}}{Al_0 \cdot L_{ef}} = \frac{3013,3 \text{ ft}^2}{0,2618 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft} \cdot \text{tubo}} \cdot 19,75 \text{ ft}} = 582,8 \text{ tubos} \quad (14)$$

$$Nt_{\text{aprox}} = 582,8 \text{ tubos}$$

7. Selección de una unidad

Se tomara un paso por coraza y cuatro pasos por tubos, para arreglos triangulares a 60° con pitch de $1^{1/4}$ ”, se tiene:

Se selecciona así un equipo de 35” de diámetro interior de corasa, cuatro pasos por tubos y 560 tubos de 1” OD, dispuestos en arreglo triangular de 1,25” de espaciamiento entre centros, *ver figura 51 y Tabla 21.*

8. Calculo del área de transferencia de la unidad seleccionada

$$A_r = N_t \cdot A_{l_o} \cdot L_{ef} = 560 \text{ tubos} \cdot 0,2618 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft.tubo}} \cdot 19,75 \text{ ft} = 2895,51 \text{ ft}^2 \quad (15)$$

$$A_r = 2895,5 \text{ ft}^2$$

9. Calculo de la pérdida de carga en tubos

$$Sf_i = 0,00379 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$G_t = \frac{W_t \cdot n_{\text{pasos}}}{N_t \cdot Sf_t} = \frac{293552 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \cdot 4}{560 \text{ tubos} \cdot 0,00379 \frac{\text{ft}^2}{\text{tubo}}} = 553245,4 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2} \quad (16)$$

$$G_t = 553245,4 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2}$$

$$d_i = 0,834 \text{ ft} = 0,0695 \text{ ft}$$

$$\mu_t = 1,62 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}$$

$$Re_t = \frac{G_t \cdot d_i}{\mu_t} = \frac{553245,4 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2} \cdot 0,0695 \text{ ft}}{1,62 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}} = 23734,9 \quad (17)$$

$$Re_t = 2374,9$$

Con este valor de número de Reynolds se obtiene el siguiente factor de fricción

$$f = 0,000215$$

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_{pasos}}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot d_0 \cdot \phi_t} \quad (18)$$

$$\Delta p_t = \frac{0,000215 \cdot (553245,4)^2 \cdot 20 \cdot 4}{2 \cdot 41,6713 \cdot 10^7 \cdot 61,969 \cdot 0,0695} \left[\frac{lb}{pulg^2} \right] = 1,47 \left[\frac{lb}{pulg^2} \right]$$

Pérdida de carga por cambio de dirección, para $G_t = 553245,4 \text{ lb/hft}^2$, se tiene una ordenada de 0,12 cabezales de velocidad o sea:

$$\Delta p_r = \frac{4 \cdot n_{pasos}}{s} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \left(\frac{62,5}{144} \right) \quad (19)$$

$$\Delta p_r = \frac{4 \cdot 4,2,9^2 \cdot 0,99 \cdot 62,5}{2,32,2,144} \left[\frac{lb}{pulg^2} \right] = 0,89 \left[\frac{lb}{pulg^2} \right] = 0,89 \left[\frac{lb}{pulg^2} \right]$$

La pérdida de carga total del lado tubo se obtiene de sumar la pérdida de carga en el tramo recto de los tubos con un aumento del 20 % (por ensuciamiento), más la pérdida de carga por cambio de dirección en el cabezal del intercambiador.

$$\Delta p_{total} = \Delta p_t \cdot 1,20 + \Delta p_r \quad (20)$$

$$\Delta p_{total} = 1,47 \cdot 1,20 + 0,89 \left[\frac{lb}{pulg^2} \right] = 2,65 \left[\frac{lb}{pulg^2} \right]$$

10. Calculo del coeficiente pelicular lado tubos

El cálculo del coeficiente se determina primeramente la velocidad del agua en los tubos mediante la relación entre la tasa de flujo del fluido y el área de flujo, *ver figura*

50 Apéndice B

$$v = 1,32 \text{ ft}^3/\text{s} \cdot 0,461 \text{ ft}^2/\text{pasos} = 2,9 \text{ ft/s}$$

La velocidad máxima permitida según la viscosidad en Cp esta dentro del valor.

$$\Rightarrow h_i = 680$$

$$h_i = 680 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$h_{i0} = h_i \cdot \frac{d_i}{d_0} \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] = 1021,39 \cdot \frac{0,834''}{1''} \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] = 567,12 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$h_{i0} = 567,12 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

11. Calculo de la pérdida de carga en coraza Δp_s

Determinación del espaciado entre baffles “B”, espaciado se debe encontrar con la siguiente relación:

$$\frac{1}{5} IDS \leq B \leq IDS$$

$$7 \text{ pulg} \leq B \leq 35 \text{ pulg}$$

Se toma **$B = 12 \text{ pulg}$**

Área de flujo en coraza

$$Sf_s = \frac{(IDS - Nt_c \cdot d_0) \cdot B}{144} \quad (21)$$

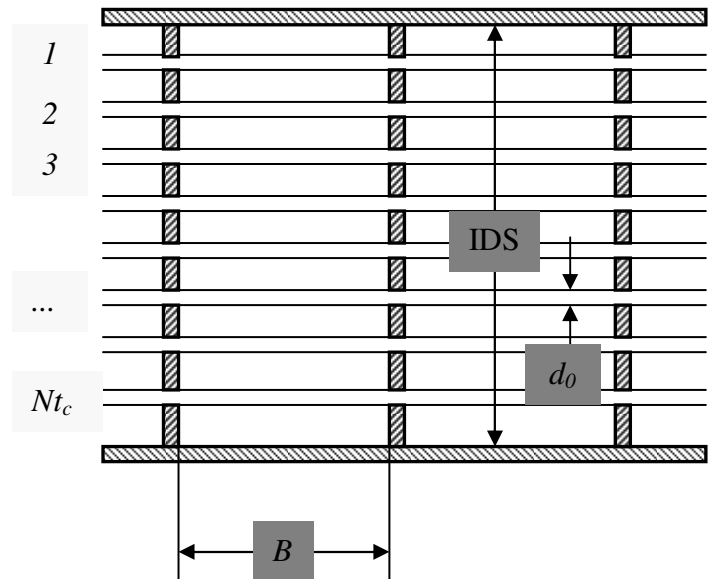
Siendo:

IDS : diámetro interior de coraza

Nt_c : Numero de tubos en fila central

d_0 : diámetro exterior de tubo

B : espaciado entre baffles



El número de tubos en fila central se determina por el plano de placa para el arreglo considerado

$Nt_c = 35$ tubos

$$Sf_s = \frac{(35 \text{ pulg} - 35 \cdot 0,75 \text{ pulg}) \cdot 12 \text{ pulg}}{144 \frac{\text{pulg}^2}{\text{ft}^2}} = 0,73 \text{ ft}^2$$

$$Sf_s = 0,73 \text{ ft}^2$$

Diámetro equivalente: se define como diámetro equivalente a cuatro veces la sección de flujo (Sf), dividido por el perímetro húmedo o mojado (Ph) , así:

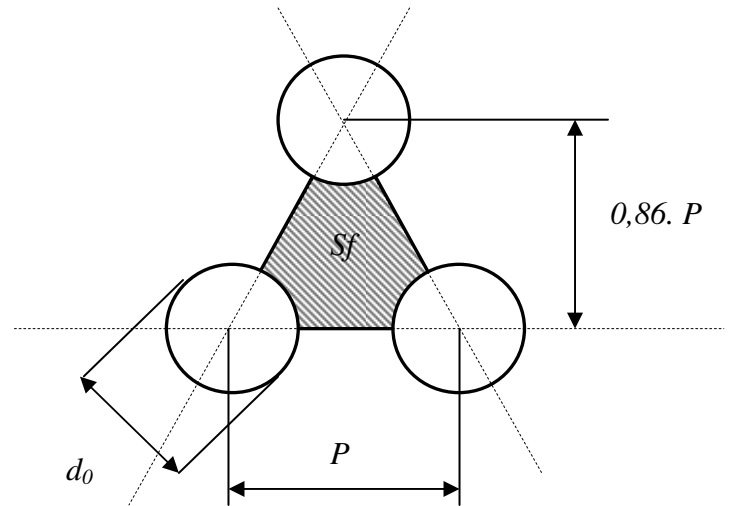
$$D_{eq} = \frac{4 \cdot Sf}{Ph} \quad (22)$$

Para el caso del arreglo triangular a 60° de tubos de 1 pulg 14 BWG, con distancia entre centros de 1,25 pulg.

$$Sf = \frac{1}{2} \cdot P \cdot 0,86 \cdot P - \frac{\pi \cdot d_0^2}{2 \cdot 4}$$

$$Sf = \frac{1}{2} \cdot \left(0,86 \cdot P^2 - \frac{\pi \cdot d_0^2}{4} \right) \quad (23)$$

$$Ph = \frac{\pi \cdot d_0}{2}$$



Por lo cual el diámetro equivalente, será:

$$D_{eq} = 4 \cdot \frac{1}{2} \cdot \left(0,86 \cdot P^2 - \frac{\pi \cdot d_0^2}{4} \right) \cdot \frac{2}{\pi \cdot d_0}$$

$$D_{eq} = 4 \cdot \frac{0,86 \cdot P^2}{\pi \cdot d_0} - d_0 = \frac{4 \cdot 0,86 \cdot 1,25^2}{3,1416 \cdot 0,75} - 0,75 = 0,71 \text{ pulg}$$

$$D_{eq} = 0,71 \text{ pulg}$$

A continuación se calcula: el número de Reynolds

$$a_s = \frac{D_s \cdot C' \cdot B}{144P} = \frac{35 \text{ pulg} \cdot 0,25 \cdot 35 \text{ pulg}}{144 \cdot 1,25} = 2,13 \text{ ft}^2 \quad (24)$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{232158 \text{ lb/h}}{2,13 \text{ ft}^2} = 109161,64 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2 \quad (25)$$

$$R_e = \frac{D_e \cdot D_s}{\mu} = 21561,06$$

El número de cruces más uno ($Nc+1$), se obtiene de dividir la longitud efectiva del equipo L_{ef} por el espaciado entre baffles B

Conociendo los factores de fricción se puede calcular la perdida de carga correspondiente a cada espaciado, con la ecuación:

$$Nc = \frac{20 \text{ ft} \cdot 12 \text{ pulg/ft}}{35 \text{ pulg/deflector}} = 7 \text{ deflectores}$$

$$\Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot IDS \cdot (Nc + 1)}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D_{eq} \cdot \phi_s} \quad (26)$$

$$\Delta p_s = \frac{0,00175 \cdot 109161,64^2 \text{ lb} \cdot 2,91 \cdot (7 + 1)}{5,22 \cdot (10)^2 \cdot 0,0695 \cdot 0,99} = 0,261$$

Donde:

f : factor de fricción [ft²/pulg²]

G_s : flujo másico [lb/h.ft²]

IDS : diámetro interior de coraza [ft]

g : aceleración de la gravedad [ft/h²]

ρ : densidad [lb/ft³]

D_{eq} : Diámetro equivalente [ft]

$(Nc+1)$: Numero de cruces [adim]

ϕ_s : factor de corrección para la viscosidad [adim]

12. Determinación del coeficiente pelicular h_0 , ver figura 47 y 49.

Abcisa $Re_s = 21561,01$ [adimensional]

Ordenada $jH = 80$

$$80 = \frac{h_0 \cdot D_{eq}}{k_s} \cdot \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{-1/3} \Rightarrow h_0 = \frac{80 \cdot k_s}{D_{eq}} \cdot \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} \quad (27)$$

$$h_0 = \frac{80 \cdot 0,07}{0,059} \left[\frac{\text{BTU} \cdot \text{ft}}{\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right] \cdot \left(\frac{2,633 \cdot 0,299}{0,07} \left[\frac{\text{BTU} \cdot \text{lb} \cdot \text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{BTU} \cdot \text{ft}} \right] \right)^{1/3}$$

$$h_0 = 212,06 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

$$h_0 = 212,06 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \right]$$

13. Determinación del coeficiente total de transferencia

$$\frac{A_o}{A_i \cdot h_i} = \frac{r_{to}}{r_{ti} \cdot h_i} = 0,001761/\text{BTU}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (28)$$

$$(r_o * \ln(r_o/r_i))/K = 0,00349081 \quad (29)$$

$$R_i * (r_o/r_i) = 0,00119904 \quad (30)$$

$$1/h_o = 0,00471683 \quad (31)$$

$$U_d = 89,5257105 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

14. Determinación del área necesaria de transferencia con el coeficiente de transferencia de servicio

$$A_t = \frac{q}{U_d \cdot \Delta T_{ef}} = \frac{5,34 \cdot 10^6}{89,52 \cdot 20,9} \cdot \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{\text{BTU}} \cdot \frac{1}{^\circ\text{F}} = 2860,96707 \text{ ft}^2$$

$$A_t = 2860,96707 \text{ ft}^2$$

APÉNDICE B

Tablas y figuras para el diseño del condensador

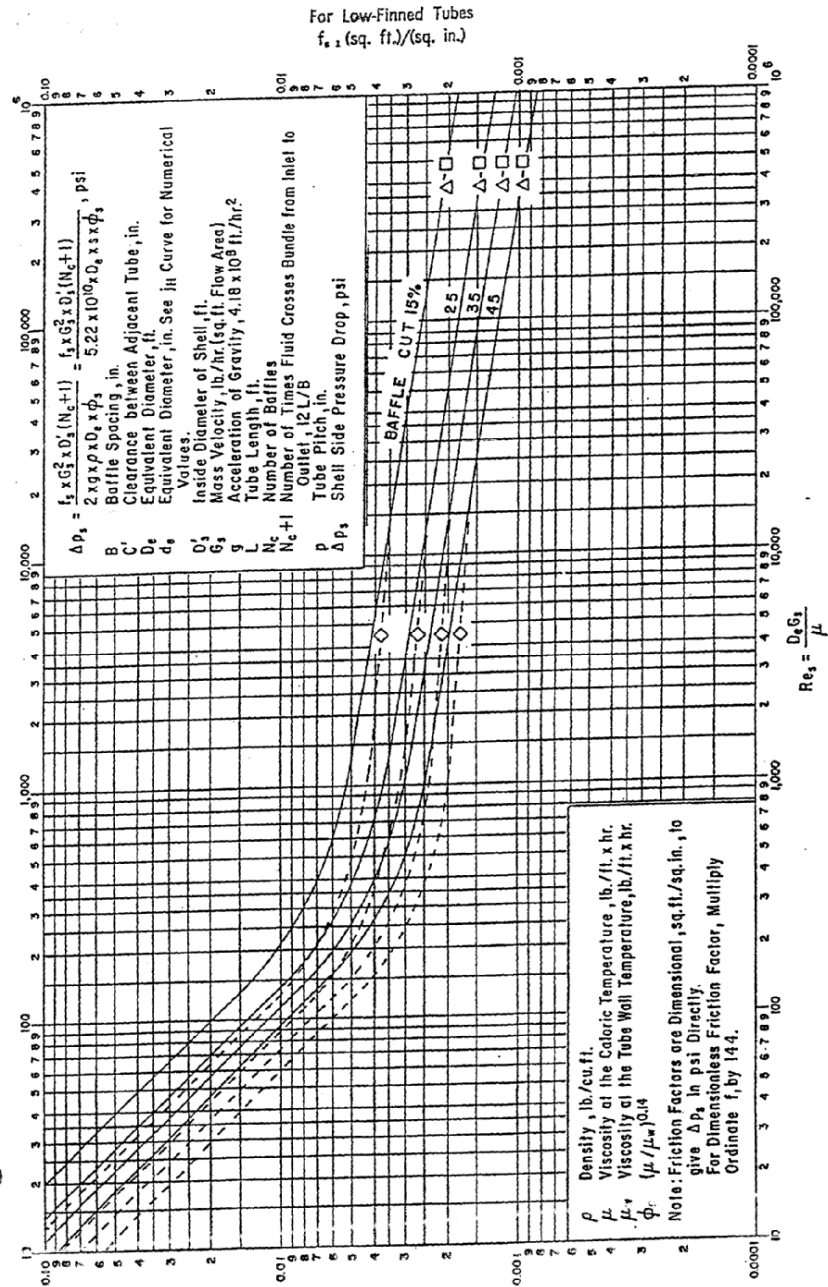


Figura 48. Corrección para evaluar f_s

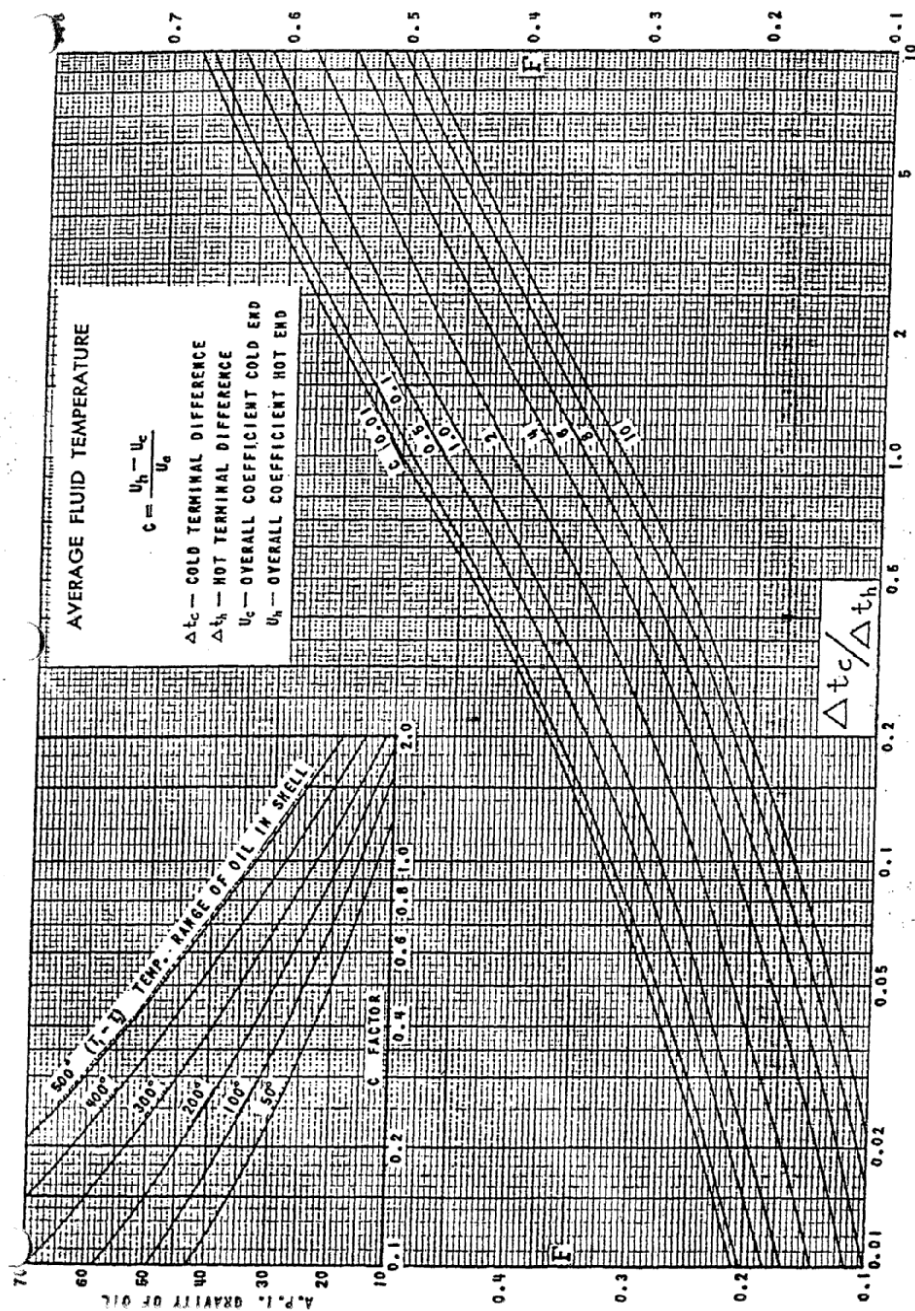
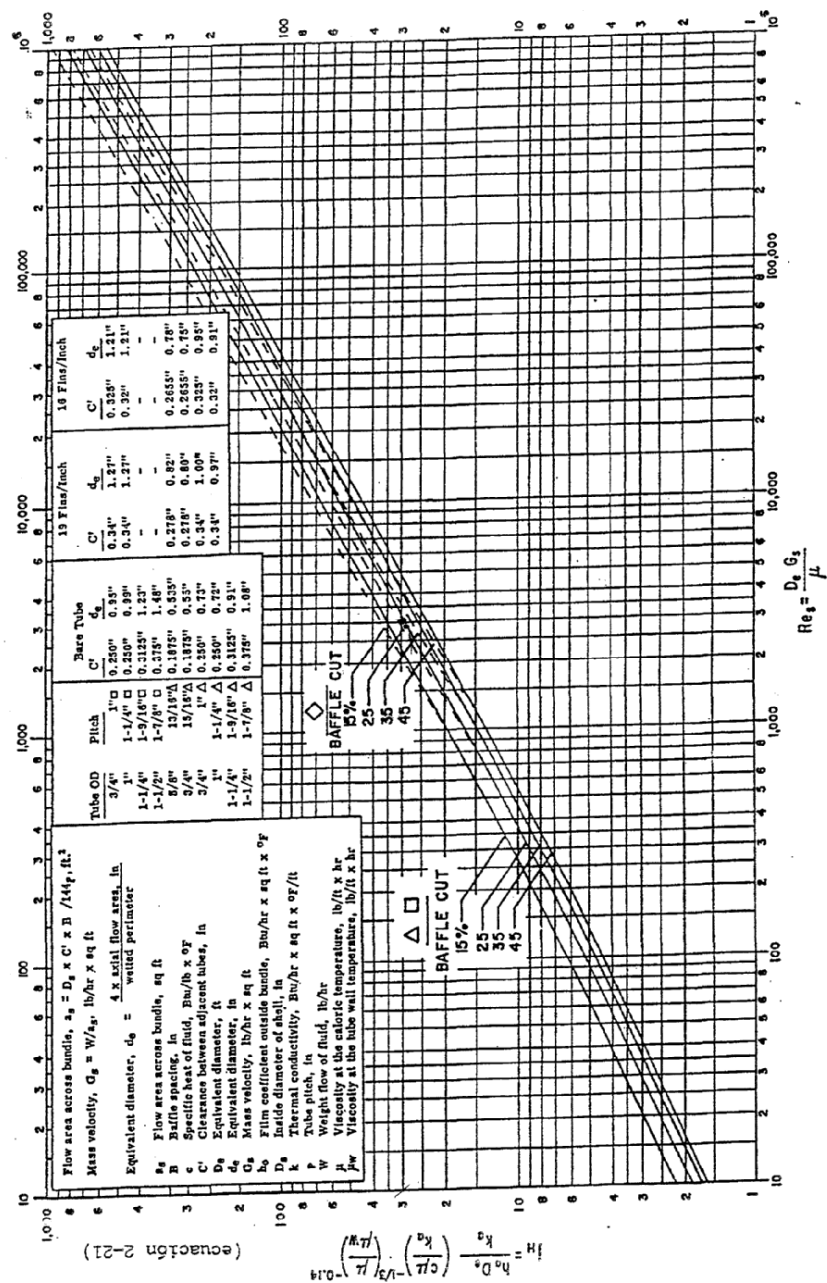


Figura 49. Factor F_c para evaluar la temperatura calórica



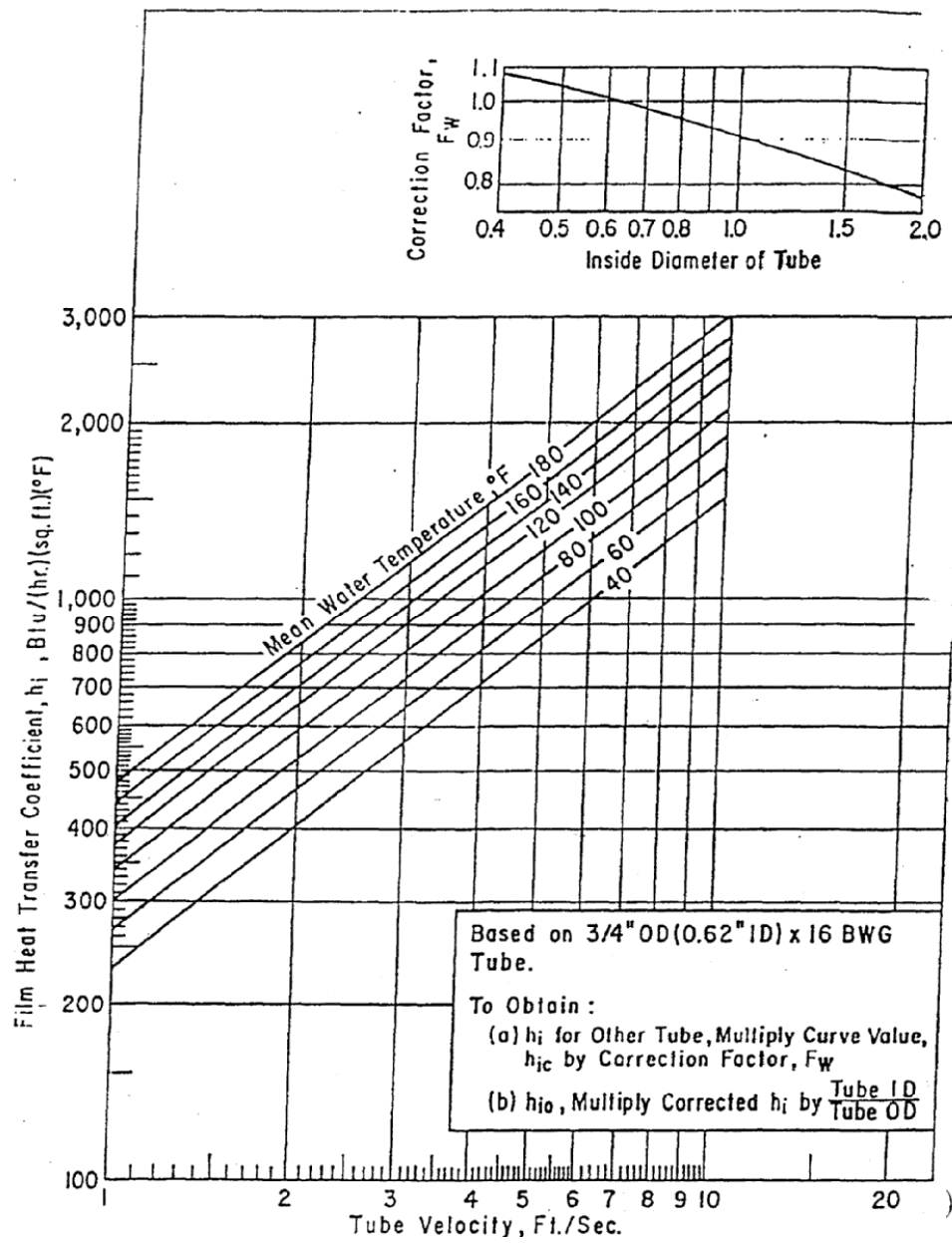


Figura 51. Cálculo del coeficiente h para el agua

Tabla 20. Valores aproximados de h_i y h_o

	Coefficiente de película (Btu / Hr pie² °F)
Sin cambio de fase	
Agua	300 - 2000
Gases	3 - 50
Solventes Orgánicos	60 - 500
Crudos	10 - 120
Condensación	
Vapor	1000 - 3000
Solventes Orgánicos	150 - 500
Crudos Livianos	200 - 400
Crudos Pesados	20 - 50
Amoníaco	500 - 1000
Evaporación	
Agua	800 - 2000
Solventes Orgánicos	100 - 300
Amoníaco	200 - 400
Crudos Livianos	150 - 300
Crudos Pesados	10 - 50

Tabla 21. Valores típicos del coeficiente total U

Condensación		
Fluido Caliente	Fluido Frío	U (BTU/hr.pla ² °F)
Vapor Presurizado	Agua	350 - 750
Solvente Orgánicos Saturados	Agua	100 - 200
Solvente Orgánicos con componentes no - condensables	Agua	50 - 120
Solventes orgánicos altamente no - condensables	Agua	20 - 80
Hidrocarburos con bajo punto de ebullición	Agua	80 - 200
Hidrocarburos con alto punto de ebullición	Agua	10 - 30
Evaporación		
Vapor	Agua	350 - 750
Vapor	Solventes Orgánicos	100 - 200
Vapor	Crudos Livianos	80 - 180
Vapor	Crudos Pesados	25 - 75
Agua	Refrigerantes	30 - 100
Solventes orgánicos	Refrigerantes	
Intercambio de calor sin cambio de fase		
Agua	Agua	150 - 300
Solventes Orgánicos	Agua	50 - 150
Gases	Agua	3 - 50
Crudos Livianos	Agua	60 - 160
Crudos Pesados	Agua	10 - 50
Solventes Orgánicos	Crudos Livianos	20 - 70
Agua	Salmuera	100 - 200
Solventes Orgánicos	Salmuera	30 - 90
Gases	Salmuera	3 - 50
Solventes Orgánicos	Solventes Orgánicos	20 - 60
Crudos Pesados	Crudos Pesados	8 - 50

Tabla 22. Arreglos y número de tubos en conchas normalizadas

37	35	33	31	29	27	25	23½	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (In.)	
1260	1143	1019	881	763	663	553	481	391	307	247	193	135	105	69	33	¾' on ¾' Δ	One-Pass
1127	1007	889	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	33	¾' on 1' Δ	Fixed Tubes
965	865	765	665	587	495	419	355	287	235	183	139	101	85	53	33	¾' on 1' □	
699	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1' on 1½' Δ	
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1' on 1½' □	
1242	1088	964	846	734	626	528	432	370	300	228	166	124	94	58	32	¾' on ¾' Δ	Two-Pass
1088	972	858	746	646	556	468	398	326	264	206	154	110	90	56	23	¾' on 1' Δ	Fixed Tubes
946	840	746	644	560	468	408	346	280	222	172	126	94	78	48	25	¾' on 1' □	
688	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1' on 1½' Δ	
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	26	12	1' on 1½' □	
1126	1006	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	24	8	¾' on ¾' Δ	U-Tubes
1000	882	772	674	566	484	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	¾' on 1' Δ	
884	778	688	596	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	¾' on 1' □	
610	532	466	396	340	284	234	192	164	120	84	58	42	26	8	XX	1' on 1½' Δ	
528	464	406	346	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	XX	1' on 1½' □	
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	266	196	154	108	84	48	XX	¾' on ¾' Δ	Four-Pass
1024	912	802	692	596	508	424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	¾' on 1' Δ	Fixed Tubes
880	778	688	590	510	440	366	308	242	192	142	106	88	72	48	XX	¾' on 1' □	
638	560	480	422	366	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1' on 1½' Δ	
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1' on 1½' □	
1082	976	862	740	622	534	438	378	286	218	166	122	84	56	28	XX	¾' on ¾' Δ	U-Tubes
968	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	¾' on 1' Δ	
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	¾' on 1' □	
584	508	444	376	322	266	218	178	142	110	74	50	36	20	XX	XX	1' on 1½' Δ	
500	440	384	336	286	238	198	166	122	90	66	50	32	16	XX	XX	1' on 1½' □	
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	¾' on ¾' Δ	Six-Pass
984	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	68	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ	Fixed Tubes
818	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	¾' on 1' □	
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1' on 1½' Δ	
484	430	368	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1' on 1½' □	
1088	944	828	716	596	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	¾' on ¾' Δ	U-Tubes
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ	
820	718	632	534	458	382	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	¾' on 1' □	
562	488	426	366	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1' on 1½' Δ	
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1' on 1½' □	
1040	902	790	682	576	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	¾' on ¾' Δ	Eight-Pass
902	798	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ	Fixed Tubes
760	662	576	480	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	¾' on 1' □	
542	466	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1' on 1½' Δ	
438	388	334	280	230	182	150	123	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1' on 1½' □	
1032	916	798	688	578	490	398	342	264	190	142	102	68	XX	XX	XX	¾' on ¾' Δ	U-Tubes
908	796	692	600	498	422	350	286	226	170	122	82	52	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ	
792	692	608	512	436	374	306	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	¾' on 1' □	
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	68	38	24	XX	XX	XX	1' on 1½' Δ	
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1' on 1½' □	

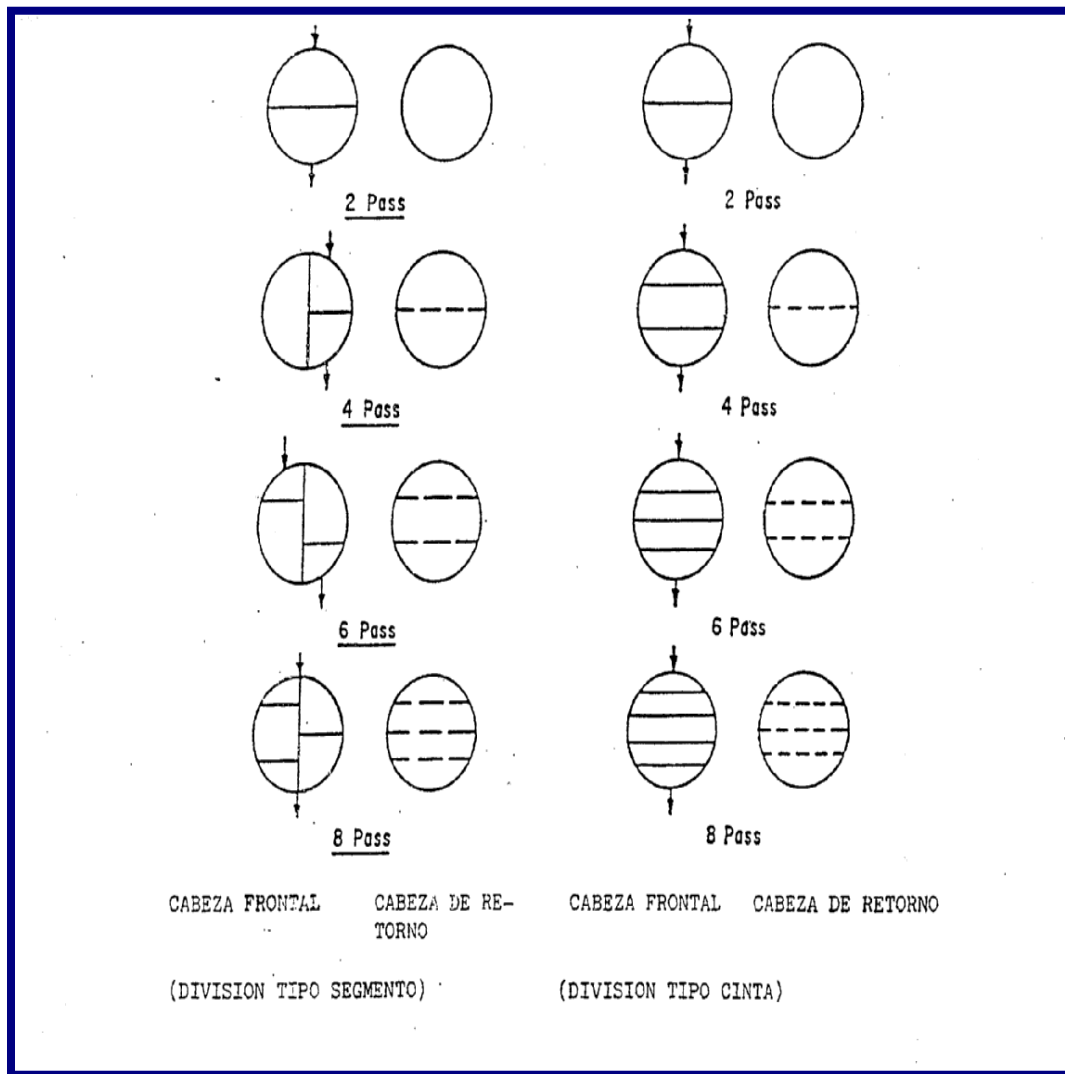


Figura 52. Arreglo del paso en los tubos

Tabla 23. Características de los tubos

	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
O.D. of Tubing	E.W.G. Gauge	Thick- ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Foot Length Steel Lbs.*	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches ⁴	Section Modulus Inches ³	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0555	.0508	.066	.184	.00012	.00098	.0791	45	1.269	.0195
1/4	24	.022	.0333	.0655	.0539	.054	.206	.00011	.00081	.0810	32	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	56	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1154	94	1.354	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.232	.0374
3/8	22	.028	.0799	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	125	1.175	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.133	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.302	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.351	.0888
1/2	18	.049	.1269	.1309	.1052	.236	.402	.0018	.0072	.1605	184	1.244	.0594
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.161	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.602	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.537	.435	.0057	.0183	.1903	232	1.437	.158
5/8	14	.083	.1655	.1636	.1202	.479	.458	.0053	.0170	.1938	258	1.365	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1296	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.059	.2035	.1636	.1333	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.049	.2181	.1636	.1380	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.042	.2298	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.035	.2419	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.134	.1825	.1963	.1262	.884	.482	.0125	.0344	.2229	285	1.556	.260
3/4	11	.120	.2043	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.109	.2223	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.2463	.1963	.1466	.656	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.083	.2679	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2886	.1963	.1587	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.238	.153
3/4	16	.065	.3015	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.3157	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.049	.3339	.1963	.1707	.367	.657	.0067	.0178	.2484	521	1.150	.108
3/4	20	.035	.3632	.1963	.1780	.269	.680	.0050	.0134	.2532	567	1.103	.079
7/8	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.3166	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0475	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.322	.262
7/8	13	.095	.3685	.2291	.1793	.792	.682	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.083	.3948	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	15	.072	.4199	.2291	.1919	.634	.732	.0157	.0352	.2853	660	1.194	.185
7/8	16	.065	.4359	.2291	.1984	.577	.747	.0149	.0329	.2895	700	1.156	.167
7/8	18	.049	.4742	.2291	.2034	.432	.777	.0109	.0249	.2925	794	1.087	.092
7/8	20	.035	.5090	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	.670	.0392	.0784	.3009	550	1.492	.430
1	10	.134	.4208	.2618	.1916	1.277	.732	.0330	.0700	.3098	658	1.366	.364
1	11	.120	.4536	.2618	.1980	1.129	.760	.0327	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.4802	.2618	.2047	1.037	.782	.0307	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	13	.095	.5152	.2618	.2121	.918	.810	.0280	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	14	.083	.5460	.2618	.2183	.813	.834	.0253	.0507	.3255	852	1.199	.229
1	15	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.856	.0227	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5945	.2618	.2278	.649	.870	.0210	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	18	.049	.6390	.2618	.2361	.495	.902	.0165	.0332	.3366	997	1.109	.146
1	20	.035	.6792	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1080	1.075	.106
1-1/4	7	.180	.6221	.3272	.2230	2.057	.890	.0890	.1425	.3836	870	1.404	.605
1-1/4	8	.165	.6646	.3272	.2409	1.921	.920	.0847	.1353	.3860	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.134	.7574	.3272	.2571	1.598	.982	.0741	.1188	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.8012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0688	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.8365	.3272	.2702	1.329	1.032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	13	.095	.8825	.3272	.2775	1.173	1.060	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1-1/4	14	.083	.9229	.3272	.2838	1.033	1.084	.0521	.0833	.4136	1440	1.146	.304
1-1/4	15	.072	.9652	.3272	.2932	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1537	1.116	.242
1-1/4	16	.065	.9850	.3272	.3016	.629	1.152	.0334	.0534	.4250	1626	1.085	.185
1-1/4	18	.049	1.042	.3272	.3089	.456	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/4	20	.035	1.094	.3272									
1-1/2	10	.134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.1154	.4805	.8533	1860	1.218	.575
1-1/2	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.618	1.282	.1059	.4893	.9014	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.083	1.398	.3927	.3492	1.258	1.334	.0931	.5018	.9518	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.065	1.474	.3927	.3587	.996	1.370	.0756	.5079	.9799	2299	1.095	.293
2	11	.120	2.433	.5236	.4608	2.410	1.760	.2144	.6550	.6744	3795	1.136	.709
2	13	.095	2.573	.5236	.4739	1.934	1.910	.2586	.6744		4014	1.105	.569
2-1/2	9	.148	3.815	.6540	.5770	3.719	2.204	.7392	.6074	.8332	5951	1.134	1.094

*Weights are based on low carbon steel with a density of 0.2832 lb./inch³. For other metals multiply by the following factors:

Aluminum	0.35
A.I.S.I. 400 Series Stainless Steels	0.99
A.I.S.I. 300 Series Stainless Steels	1.02
Aluminum Bronze	1.04
Aluminum Brass	1.06
Nickel-Chrome-Iron	1.07
Admiralty	1.09
Nickel and Nickel-Copper	1.13
Copper and Cupro-Nickels	1.14

**Liquid Velocity = $\frac{\text{Lbs. Per Tube Per Hour}}{C \times \text{SF. GR. of Liquid}}$ in feet per sec. (Sp. Gr. of Water at 60°F. = 1.0)

Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc., Fourth Ed. (1959), by permission.

APÉNDICE C

Tablas y gráficos para el cálculo del flujo máximo a condiciones actuales

Tabla 24. Relación de diámetros para el cálculo del s

For Flange, Vena Contracta, Radius, or Corner Taps					
d/D	S	Diff.	d/D	S	Diff.
.680	.3231		.705	.3556	
		.0013			.0014
.681	.3244		.706	.3570	
		.0013			.0013
.682	.3257		.707	.3583	
		.0012			.0014
.683	.3269		.708	.3597	
		.0013			.0013
.684	.3282		.709	.3610	
		.0012			.0014
.685	.3294		.710	.3624	
		.0013			.0014
.686	.3307		.711	.3638	
		.0013			.0014
.687	.3320		.712	.3652	
		.0012			.0014
.688	.3332		.713	.3666	
		.0013			.0014
.689	.3345		.714	.3680	
		.0012			.0014
.690	.3357		.715	.3694	
		.0013			.0015
.691	.3370		.716	.3709	
		.0014			.0014
.692	.3384		.717	.3723	
		.0013			.0014
.693	.3397		.718	.3737	
		.0013			.0014
.694	.3410		.719	.3751	
		.0013			.0014
.695	.3423		.720	.3765	
		.0013			.0015
.696	.3436		.721	.3780	
		.0013			.0016
.697	.3449		.722	.3794	
		.0013			.0015
.698	.3462		.723	.3809	
		.0013			.0016
.699	.3475		.724	.3823	
		.0013			.0015
.700	.3488		.725	.3838	
		.0014			.0015
.701	.3502		.726	.3853	
		.0013			.0014
.702	.3515		.727	.3867	
		.0014			.0015
.703	.3529		.728	.3882	
		.0014			.0015
.704	.3543		.729	.3897	
		.0013			.0014
.705	.3556		.730	.3911	

Tabla 25. Factor de corrección termal

Temperature at orifice, °F.					F_E
Bronze	Type 410	Steel	Monel	Type 316 or Type 304	
−165°			−229°	−182°	.996
−115°	−225°	−203°	−165°	−130°	.997
−65°	−144°	−128°	−101°	−78°	.998
−15°	−63°	−53°	−37°	−26°	.999
35°	19°	22°	28°	34°	1.000
85°	101°	98°	92°	86°	1.001
135°	183°	173°	157°	139°	1.002
185°	265°	248°	221°	191°	1.003
235°	346°	323°	285°	244°	1.004
285°	428°	398°	350°	296°	1.005
335°	509°	474°	414°	349°	1.006
385°	591°	549°	479°	402°	1.007
435°	673°	624°	543°	454°	1.008
485°	754°	699°	607°	507°	1.009
535°	836°	774°	672°	559°	1.010
....	918°	850°	736°	612°	1.011
....	1000°	925°	801°	664°	1.012
....	1081°	1000°	865°	717°	1.013
....		1075°	929°	769°	1.014
....			994°	822°	1.015

APÉNDICE D

Reportes de simulaciones PROII

Caso Diseño E-6329

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-5
 PROJECT PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
 PROBLEM OUTPUT
 Air-Cooled Exchanger Summary 02/03/09

UNIT 1, 'AC1'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
-----	-----	-----
Feed	S1	
Mixed Product		S3
Vapor, LB-MOL/HR	1524.795	619.050
M LB/HR	66.852	25.149
Cp, BTU/LB-F	0.536	0.526
Liquid, LB-MOL/HR		887.165
M LB/HR		41.368
Cp, BTU/LB-F		0.781
Water, LB-MOL/HR	42.935	61.516
M LB/HR	0.773	1.108
Cp, BTU/LB-F	0.998	0.996
Total, LB-MOL/HR	1567.731	1567.731
M LB/HR	67.625	67.625
Condensation, LB-MOL/HR		905.746
Temperature, F	144.000	112.292
Pressure, PSIA	205.000	202.520

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
-----	-----	-----
Feed	S2	
Vapor Product		S4
Vapor, LB-MOL/HR	12493077.220	12493077.220
M LB/HR	361575.378	361575.378
Cp, BTU/LB-F	0.241	0.241
Total, LB-MOL/HR	12493077.220	12493077.220
M LB/HR	361575.378	361575.378
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	100.000	99.726
Pressure, PSIA	14.700	1.470

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value	Surface Area	MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT2-F	FT2	F
Total	Actual Required	Actual Required	Corrected
-----	-----	-----	-----
8.88068	5.6862 5.6862	83639.847 83639.703	18.673

Exchanger Temperature Summary

Air Side	Tube Side	MTD	LMTD	LMTD
Temp In Temp Out	Temp In Temp Out	F	F	Correction
F F	F F	-----	-----	-----
100.00 99.73	144.00 112.29	18.67	18.81	0.9925

UNIT 1, 'AC1' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: AC1				
Type: Forced			No of Bays	3
MTD (corrected), F		18.673	FT	0.9925
Heat Exchanged, MM BTU/HR		8.881		
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	83639.847	83639.703	5185.717	
Transfer Rate:	5.686	5.686	91.712	91.712
BTU/HR-FT2-F	Clean	7.877		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	3.6158E+08		67625.324	
Vapor, LB/HR	3.6158E+08	3.6158E+08	66425.455	25074.387
Liquid, LB/HR			41368.112	
Steam, LB/HR			426.375	74.594
Water, LB/HR			773.494	1108.230
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	100.00	99.73	144.00	112.29
Pressure, PSIA	14.70	1.47	205.00	202.52
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	2.0000E-03		2.4000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid, (60F/60F H2O)	/		1.000/	0.587
Specific Gravity of Vapor, (60F/60F Air)	0.999/	0.999	1.514/	1.403
Liquid Density, LB/FT3	/		61.309/	34.425
Vapor Density, LB/FT3	7.08E-02/	7.09E-03	1.808/	1.753
Liquid Viscosity, CP	/		0.448/	0.163
Vapor Viscosity, CP	1.89E-02/	1.89E-02	9.61E-03/	9.40E-03
Liquid Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	/		0.377/	7.77E-02
Vapor Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	4.89E-02/	4.88E-02	1.25E-02/	1.21E-02
Liquid Specific Heat, BTU/LB-F	/		0.998/	0.786
Vapor Specific Heat, BTU/LB-F	0.241/	0.241	0.536/	0.526
Pressure Drop, PSI	13.230		2.480	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	4.8938E+09			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	8.5068E+08			
Face Velocity,FT/SEC	9123.239			
Static dP,MM H2O	9310.796			

UNIT 1, 'AC1' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet (Cont)

Construction of One Bay						
Bundle		Header			Tube	
Size	9.49 x 30.00	Passes/Bundle	1	Material: Carbon Steel		
Bundles	----- Nozzles -----				Tubes/Bundle: 176	
In Parallel	1 (Air)	Inlet:No	0, Size	N/A IN	OD	1.250 IN
In Series	1	Outlet No	0, Size	N/A IN	Thick	0.109 IN
Rows	4 (Tube)	Inlet:No	1, Size	6.06 IN		
		Outlet No	1, Size	6.06 IN		
Fan		Fin		Tube		
Number/Bay	2	Material:Al	1060 H14	Length	30.00 FT	
Power/Fan	8.19E+05 HP	OD	2.500 IN	Pitch		
		Thickness	1.7E-02 IN	Longitudinal	2.560 IN	
Diameter	9.00 FT	Fins/IN	8.000	Transverse	2.560 IN	
Efficiency	100.00 %	Efficiency %	29.10	Layout:	Staggered	
		Type:	Transverse			
Performance of One Unit		AirSide		TubeSide		
-----		-----		-----		
Wt Fraction Liquid (In/Out)		0.000	0.000	0.011	0.628	
Reynolds Number		2129835.09		64570.60		
Prandtl Number		0.23		3.33		
Watson K, Liquid		/		/	13.398	
Vapor		5.987/	5.987	13.542/	13.780	
Surface Tension, DYNE/CM		/		66.10/	13.45	
Film Coefficient BTU/HR-FT2-F		449.13		171.07		
Fouling Layer Thickness, FT		0.00		0.00		
Thermal Resistance,		Percent		Absolute		
HR-FT2-F/BTU		-----		-----		
Air Film		4.350		0.008		
Tube Film		64.961		0.114		
Tube Metal		0.109		0.000		
Fouling		30.579		0.054		
Total Resistance		100.000		0.176		
Adjusted		0.000		0.000		
Pressure Drop, PSI		AirSide		TubeSide		
		Percent	Actual	Percent	Actual	
		-----	-----	-----	-----	
Without Nozzles		100.000	13.230	97.131	2.409	
Inlet Nozzles		N/A	N/A	2.316	0.057	
Outlet Nozzles		N/A	N/A	0.553	0.014	
Total / Bundle		100.000	13.230	100.000	2.480	
Total / Unit		100.000	13.230	100.000	2.480	

Caso Actual E-6329

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-5
 PROJECT PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
 PROBLEM OUTPUT
 Air-Cooled Exchanger Summary 02/03/09

UNIT 2, 'E-6329'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S5	
Mixed Product		S6
Vapor, LB-MOL/HR	1362.080	17.552
M LB/HR	66.845	0.629
Cp, BTU/LB-F	0.530	0.471
Liquid, LB-MOL/HR		1344.527
M LB/HR		66.216
Cp, BTU/LB-F		0.683
Total, LB-MOL/HR	1362.080	1362.080
M LB/HR	66.845	66.845
Condensation, LB-MOL/HR		1344.527
Temperature, F	143.300	99.588
Pressure, PSIA	202.000	201.930

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S7	
Vapor Product		S8
Vapor, LB-MOL/HR	359609.318	359609.318
M LB/HR	10410.870	10410.870
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	359609.318	359609.318
M LB/HR	10410.870	10410.870
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	91.400	95.282
Pressure, PSIA	14.700	14.280

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value		Surface Area		MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT ² -F		FT ²		F
Total	Actual	Required	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----	-----	-----
9.71403	3.7752	3.7752	83639.847	83640.412	30.764

Exchanger Temperature Summary

Air Side		Tube Side		MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp Out	Temp In	Temp Out	F	F	Correction
F	F	F	F	-----	-----	-----
91.40	95.28	143.30	99.59	30.76	31.93	0.9636

UNIT 2, 'E-6329' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: E-6329				
Type: Forced			No of Bays	1
MTD (corrected), F	30.764		FT	0.9636
Heat Exchanged, MM BTU/HR	9.714			
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	83639.847	83640.412	5185.717	
Transfer Rate:	3.775	3.775	60.890	60.890
BTU/HR-FT2-F	Clean	4.109		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	10410869.748		66844.999	
Vapor, LB/HR	1.0411E+07	1.0411E+07	66844.999	629.114
Liquid, LB/HR				66215.885
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-Condensibles LB/HR				
Temperature, F	91.40	95.28	143.30	99.59
Pressure, PSIA	14.70	14.28	202.00	201.93
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	2.0000E-03		1.0000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid,	/		/	
(60F/60F H2O)				0.537
Specific Gravity of Vapor,	1.000/	1.000	1.694/	1.237
(60F/60F Air)				
Liquid Density, LB/FT3	/		/	
Vapor Density, LB/FT3	7.20E-02/	6.94E-02	1.945/	31.476
Liquid Viscosity, CP	/		/	
Vapor Viscosity, CP	1.89E-02/	1.90E-02	9.98E-03/	1.05E-02
Liquid Thermal Conductivity,	/		/	
BTU/HR-FT-F				6.51E-02
Vapor Thermal Conductivity,	4.82E-02/	4.88E-02	1.35E-02/	1.54E-02
BTU/HR-FT-F				
Liquid Specific Heat,	/		/	
BTU/LB-F				0.683
Vapor Specific Heat,	0.240/	0.240	0.530/	0.471
BTU/LB-F				
Pressure Drop, PSI	0.420		7.0465E-02	
Air Qty/Unit, (Std) FT3/HR	1.4085E+08			
Air Qty/Fan, (Act) FT3/HR	7.2321E+07			
Face Velocity, FT/SEC	47.886			
Static dP, MM H2O	295.299			

UNIT 2, 'E-6329' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet (Cont)

Construction of One Bay				
Bundle	Header		Tube	
Size 9.49 x 30.00	Passes/Bundle	1	Material: Carbon Steel	
Bundles	Nozzles		Tubes/Bundle: 176	
In Parallel 3	(Air) Inlet: No	0, Size	N/A IN	OD 1.250 IN
In Series 1	Outlet No	0, Size	N/A IN	Thick 0.109 IN
Rows 4	(Tube) Inlet: No	1, Size	6.06 IN	
	Outlet No	1, Size	4.03 IN	
Fan	Fin		Tube	
Number/Bay 2	Material: Al 1100 Ann.		Length	30.00 FT
Power/Fan 2190.09 HP	OD 2.500 IN		Pitch	
	Thickness 1.7E-02 IN		Longitudinal	2.560 IN
Diameter 10.00 FT	Fins/IN 8.000		Transverse	2.560 IN
Efficiency 100.00 %	Efficiency % 64.98		Layout:	Staggered
	Type: Transverse			
Performance of One Unit		AirSide		TubeSide
Wt Fraction Liquid (In/Out)		0.000	0.000	0.000 0.991
Reynolds Number		61327.60		33309.85
Prandtl Number		0.23		2.10
Watson K, Liquid		/		/ 14.145
Vapor		5.920/	5.920	14.148/ 14.415
Surface Tension, DYNE/CM		/		/ 6.37
Film Coefficient BTU/HR-FT ² -F		44.41		94.22
Fouling Layer Thickness, FT		0.00		0.00
Thermal Resistance,		Percent		Absolute
HR-FT ² -F/BTU				
Air Film		13.080		0.035
Tube Film		78.308		0.207
Tube Metal		0.073		0.000
Fouling		8.540		0.023
Total Resistance		100.000		0.265
Adjusted		-0.001		0.000
Pressure Drop, PSI		AirSide		TubeSide
		Percent	Actual	Percent Actual
Without Nozzles		100.000	0.420	7.859 0.006
Inlet Nozzles		N/A	N/A	74.881 0.053
Outlet Nozzles		N/A	N/A	17.260 0.012
Total / Bundle		100.000	0.420	100.000 0.070
Total / Unit		100.000	0.420	100.000 0.070

Caso Diseño E-6326

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
OUTPUT
Air-Cooled Exchanger Summary

PAGE P-10
01/14/09

=====

UNIT 5, 'E-6326', 'Condensador de tope de la Catalitica'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S13	
Liquid Product		S15
Vapor, LB-MOL/HR	4935.654	
M LB/HR	284.297	
Cp, BTU/LB-F	0.465	
Liquid, LB-MOL/HR		4935.654
M LB/HR		284.297
Cp, BTU/LB-F		0.591
Total, LB-MOL/HR	4935.654	4935.654
M LB/HR	284.297	284.297
Condensation, LB-MOL/HR		4935.654
Temperature, F	155.900	119.771
Pressure, PSIA	88.000	86.750

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S14	
Vapor Product		S16
Vapor, LB-MOL/HR	4416504.019	4416504.019
M LB/HR	127860.002	127860.002
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	4416504.019	4416504.019
M LB/HR	127860.002	127860.002
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	100.000	103.261
Pressure, PSIA	14.700	11.161

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value	Surface Area	MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT2-F	FT2	F
Total	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----
51.50016	6.8846	4.2426	32.056

Exchanger Temperature Summary

Air Side		Tube Side		MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp Out	Temp In	Temp Out	F	F	Correction
F	F	F	F	-----	-----	-----
100.00	103.26	155.90	119.77	32.06	32.14	0.9974

UNIT 5, 'E-6326', 'Condensador de tope de la Catalitica' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: E-6326, Condensador de tope de la Catalitica				
Type: Forced	No of Bays		6	
MTD (corrected), F	32.056		FT	0.9974
Heat Exchanged, MM BTU/HR	51.500			
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	378670.883	233354.717	17600.007	
Transfer Rate:	6.885	4.243	148.125	91.282
BTU/HR-FT2-F	Clean	8.515		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	1.2786E+08		284297.082	
Vapor, LB/HR	1.2786E+08	1.2786E+08	284297.082	
Liquid, LB/HR			284297.082	
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	100.00	103.26	155.90	119.77
Pressure, PSIA	14.70	10.72	88.00	86.75
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	2.0000E-03		1.0000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid, (60F/60F H2O)	/		/	0.620
Specific Gravity of Vapor, (60F/60F Air)	1.000/	1.000	1.989/	
Liquid Density, LB/FT3	/		/	36.302
Vapor Density, LB/FT3	7.09E-02/	5.35E-02	0.880/	
Liquid Viscosity, CP	/		/	0.160
Vapor Viscosity, CP	1.91E-02/	1.92E-02	8.82E-03/	
Liquid Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	/		/	7.29E-02
Vapor Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	4.95E-02/	4.99E-02	1.13E-02/	
Liquid Specific Heat, BTU/LB-F	/		/	0.591
Vapor Specific Heat, BTU/LB-F	0.240/	0.240	0.465/	
Pressure Drop, PSI	3.978		1.250	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	1.7299E+09			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	1.5035E+08			
Face Velocity,FT/SEC	178.624			
Static dP, MM H2O	2799.261			

Caso Actual E-6326

SIMULATION SCIENCES INC.

R

PAGE P-5

PROJECT

PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6

PROBLEM

OUTPUT

Air-Cooled Exchanger Summary

01/14/09

=====

UNIT 1, 'E-6326'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S1	
Liquid Product		S3
Vapor, LB-MOL/HR	4574.076	
M LB/HR	264.153	
Cp, BTU/LB-F	0.455	
Liquid, LB-MOL/HR		4574.076
M LB/HR		264.153
Cp, BTU/LB-F		0.558
Total, LB-MOL/HR	4574.076	4574.076
M LB/HR	264.153	264.153
Condensation, LB-MOL/HR		4574.076
Temperature, F	143.700	88.025
Pressure, PSIA	78.000	77.490

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S2	
Vapor Product		S4
Vapor, LB-MOL/HR	3680420.016	3680420.016
M LB/HR	106550.001	106550.001
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	3680420.016	3680420.016
M LB/HR	106550.001	106550.001
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	86.000	87.883
Pressure, PSIA	14.700	12.078

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value	Surface Area	MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT2-F	FT2	F
Total	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----
50.07404	4.3523	4.3527	3.760E+05
			3.760E+05
			30.599

Exchanger Temperature Summary

Air Side	Tube Side	MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp In	Temp In	Temp In	Temp In
Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out
F	F	F	F	F
-----	-----	-----	-----	-----
86.00	87.88	143.70	88.02	30.60
				30.71
				0.9963

UNIT 1, 'E-6326' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: E-6326				
Type: Forced			No of Bays	6
MTD (corrected), F	30.599		FT	0.9963
Heat Exchanged, MM BTU/HR	50.074			
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	375966.091	375997.725	17474.293	
Transfer Rate:	4.352	4.353	93.642	93.650
BTU/HR-FT2-F	Clean	5.677		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	1.0655E+08		264152.825	
Vapor, LB/HR	1.0655E+08	1.0655E+08	264152.825	
Liquid, LB/HR			264152.825	
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	86.00	87.88	143.70	88.02
Pressure, PSIA	14.70	12.08	78.00	77.49
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	2.0000E-03		2.0000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid,	/		/	
(60F/60F H2O)			0.616	
Specific Gravity of Vapor,	1.000/	1.000	1.994/	
(60F/60F Air)				
Liquid Density, LB/FT3	/		/	
Vapor Density, LB/FT3	7.27E-02/	5.95E-02	0.787/	37.327
Liquid Viscosity, CP	/		/	
Vapor Viscosity, CP	1.88E-02/	1.88E-02	8.70E-03/	0.179
Liquid Thermal Conductivity,	/		/	
BTU/HR-FT-F			7.64E-02	
Vapor Thermal Conductivity,	4.74E-02/	4.77E-02	1.10E-02/	
BTU/HR-FT-F				
Liquid Specific Heat,	/		/	
BTU/LB-F			0.558	
Vapor Specific Heat,	0.240/	0.240	0.455/	
BTU/LB-F				
Pressure Drop, PSI	2.622		0.510	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	1.4416E+09			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	1.2215E+08			
Face Velocity,FT/SEC	139.655			
Static dP,MM H2O	1845.473			

Caso Diseño E-6306

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
OUTPUT
Air-Cooled Exchanger Summary

PAGE P-5

01/14/09

=====

UNIT 1, 'E-6306', 'EVALUACION'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S1	
Liquid Product		S2
Vapor, LB-MOL/HR	4129.134	
M LB/HR	232.158	
Cp, BTU/LB-F	0.444	
Liquid, LB-MOL/HR		4129.134
M LB/HR		232.158
Cp, BTU/LB-F		0.626
Total, LB-MOL/HR	4129.134	4129.134
M LB/HR	232.158	232.158
Condensation, LB-MOL/HR		4129.134
Temperature, F	142.000	120.000
Pressure, PSIA	93.000	92.000

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S3	
Vapor Product		S4
Vapor, LB-MOL/HR	301773.832	301773.832
M LB/HR	8736.503	8736.503
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	301773.832	301773.832
M LB/HR	8736.503	8736.503
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	100.000	117.827
Pressure, PSIA	14.700	14.670

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value	Surface Area	MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT2-F	FT2	F
Total	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----
37.33897	5.1857	4.7029	3.029E+05
			2.747E+05
			26.208

Exchanger Temperature Summary

Air Side	Tube Side	MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp In	Temp In	Temp In	Temp In
Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out
F	F	F	F	F
-----	-----	-----	-----	-----
100.00	117.83	142.00	120.00	26.21
				26.54
				0.9876

UNIT 1, 'E-6306', 'EVALUACION' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: E-6306, EVALUACION				
Type: Forced			No of Bays	6
MTD (corrected), F	26.208		FT	0.9876
Heat Exchanged, MM BTU/HR	37.339			
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	302936.700	274734.110	14080.006	
Transfer Rate:	5.186	4.703	111.573	101.186
BTU/HR-FT2-F	Clean	6.188		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	8736503.476		232158.061	
Vapor, LB/HR	8736503.476	8736503.476	232158.061	
Liquid, LB/HR			232158.061	
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	100.00	117.83	142.00	120.00
Pressure, PSIA	14.70	14.67	93.00	92.00
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	2.0000E-03		1.1000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid, (60F/60F H2O)	/		/ 0.596	
Specific Gravity of Vapor, (60F/60F Air)	1.000/	1.000	1.941/	
Liquid Density, LB/FT3	/		/ 34.513	
Vapor Density, LB/FT3	7.09E-02/	6.85E-02	0.928/	
Liquid Viscosity, CP	/		/ 0.132	
Vapor Viscosity, CP	1.91E-02/	1.96E-02	8.94E-03/	
Liquid Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	/		/ 6.85E-02	
Vapor Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	4.95E-02/	5.22E-02	1.15E-02/	
Liquid Specific Heat, BTU/LB-F	/		/ 0.626	
Vapor Specific Heat, BTU/LB-F	0.240/	0.240	0.444/	
Pressure Drop, PSI	3.0107E-02		1.000	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	1.1820E+08			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	1.0273E+07			
Face Velocity,FT/SEC	12.895			
Static dP, MM H2O	21.188			

UNIT 1, 'E-6306', 'EVALUACION' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet (Cont)

Construction of One Bay				
Bundle	Header		Tube	
Size 7.03 x 32.00	Passes/Bundle	3	Material: Carbon Steel	
Bundles	Nozzles		Tubes/Bundle: 140	
In Parallel 2	(Air) Inlet: No	0, Size	N/A IN	OD 1.000 IN
In Series 1	Outlet No	0, Size	N/A IN	Thick 9.50E-02 IN
Rows 4	(Tube) Inlet: No	2, Size	6.00 IN	
	Outlet No	2, Size	6.00 IN	
Fan	Fin		Tube	
Number/Bay 2	Material: Al 1060 H14		Length	32.00 FT
Power/Fan 22.49 HP	OD 2.250 IN		Pitch	
	Thickness 1.7E-02 IN		Longitudinal	2.340 IN
Diameter 12.00 FT	Fins/IN 10.000		Transverse	2.375 IN
Efficiency 100.00 %	Efficiency % 78.94		Layout:	Staggered
	Type: Transverse			
Performance of One Unit		AirSide		TubeSide
Wt Fraction Liquid (In/Out)		0.000	0.000	0.000 1.000
Reynolds Number		11588.36		216345.24
Prandtl Number		0.22		2.62
Watson K, Liquid		/		/ 13.209
Vapor		5.920/	5.920	13.209/
Surface Tension, DYNE/CM		/		/ 9.31
Film Coefficient BTU/HR-FT ² -F		19.03		281.73
Fouling Layer Thickness, FT		0.00		0.00
Thermal Resistance,		Percent		Absolute
HR-FT ² -F/BTU				
Air Film		34.526		0.067
Tube Film		48.914		0.094
Tube Metal		0.088		0.000
Fouling		16.472		0.032
Total Resistance		100.000		0.193
Adjusted		10.265		0.020
Pressure Drop, PSI		AirSide		TubeSide
		Percent	Actual	Percent Actual
Without Nozzles		100.000	0.030	97.789 0.978
Inlet Nozzles		N/A	N/A	2.176 0.022
Outlet Nozzles		N/A	N/A	0.035 0.000
Total / Bundle		100.000	0.030	100.000 1.000
Total / Unit		100.000	0.030	100.000 1.000

Caso Real E-6306

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-5
 PROJECT PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
 PROBLEM OUTPUT
 Air-Cooled Exchanger Summary 02/03/09

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S21	
Mixed Product		S23
Vapor, LB-MOL/HR	4135.254	894.144
M LB/HR	232.158	48.298
Cp, BTU/LB-F	0.443	0.450
Liquid, LB-MOL/HR		3241.109
M LB/HR		183.860
Cp, BTU/LB-F		0.705
Total, LB-MOL/HR	4135.254	4135.254
M LB/HR	232.158	232.158
Condensation, LB-MOL/HR		3241.109
Temperature, F	141.600	122.843
Pressure, PSIA	94.600	92.817

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S22	
Vapor Product		S24
Vapor, LB-MOL/HR	276625.890	276625.890
M LB/HR	8008.458	8008.458
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	276625.890	276625.890
M LB/HR	8008.458	8008.458
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	86.000	100.942
Pressure, PSIA	14.700	14.675

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value		Surface Area		MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT ² -F	FT ²	FT ²	F	
Total	Actual	Required	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----	-----	-----
28.68160	2.6690	2.6691	3.029E+05	3.030E+05	35.472

Exchanger Temperature Summary

Air Side		Tube Side		MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp Out	Temp In	Temp Out	F	F	Correction
F	F	F	F			
-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
86.00	100.94	141.60	122.84	35.47	35.63	0.9955

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: AC5, Caso real				
Type: Forced			No of Bays	6
MTD (corrected), F		35.472	FT	0.9955
Heat Exchanged, MM BTU/HR		28.682		
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	302936.700	302954.132	14080.006	
Transfer Rate:	2.669	2.669	57.424	57.427
BTU/HR-FT2-F	Clean	6.246		

Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet

Total Fluid, LB/HR	8008457.967		232158.061	
Vapor, LB/HR	8008457.967	8008457.967	232158.061	48297.657
Liquid, LB/HR				183860.405
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	86.00	100.94	141.60	122.84
Pressure, PSIA	14.70	14.68	94.60	92.82
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	1.8800E-01		1.0000E-03	

	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid, (60F/60F H2O)	/		/	0.593
Specific Gravity of Vapor, (60F/60F Air)	1.000/	1.000	1.938/	1.865
Liquid Density, LB/FT3	/		/	34.122
Vapor Density, LB/FT3	7.27E-02/	7.06E-02	0.947/	0.923
Liquid Viscosity, CP	/		/	0.125
Vapor Viscosity, CP	1.92E-02/	1.92E-02	9.04E-03/	8.77E-03
Liquid Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	/		/	6.67E-02
Vapor Thermal Conductivity, BTU/HR-FT-F	4.96E-02/	4.96E-02	1.19E-02/	1.11E-02
Liquid Specific Heat, BTU/LB-F	/		/	0.705
Vapor Specific Heat, BTU/LB-F	0.240/	0.240	0.443/	0.450
Pressure Drop, PSI	2.4855E-02		1.783	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	1.0835E+08			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	9.1810E+06			
Face Velocity, FT/SEC	11.509			
Static dP, MM H2O	17.492			

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet (Cont)

Construction of One Bay				
Bundle	Header		Tube	
Size 7.03 x 32.00	Passes/Bundle	3	Material: Carbon Steel	
Bundles	Nozzles		Tubes/Bundle: 140	
In Parallel 2	(Air) Inlet: No	0, Size	N/A IN	OD 1.000 IN
In Series 1	Outlet No	0, Size	N/A IN	Thick 9.50E-02 IN
Rows 4	(Tube) Inlet: No	2, Size	6.00 IN	
	Outlet No	2, Size	6.00 IN	
Fan	Fin		Tube	
Number/Bay 2	Material: Al 1100 Ann.		Length	32.00 FT
Power/Fan 16.58 HP	OD 2.250 IN		Pitch	
	Thickness 1.7E-02 IN		Longitudinal	2.340 IN
Diameter 12.00 FT	Fins/IN 10.000		Transverse	2.375 IN
Efficiency 100.00 %	Efficiency % 94.25		Layout:	Staggered
	Type: Transverse			
Performance of One Unit		AirSide		TubeSide
Wt Fraction Liquid (In/Out)		0.000	0.000	0.000 0.792
Reynolds Number		10847.81		252919.46
Prandtl Number		0.23		2.74
Watson K, Liquid		/		/ 13.251
Vapor		5.920/	5.920	13.263/ 13.312
Surface Tension, DYNE/CM		/		/ 8.79
Film Coefficient BTU/HR-FT ² -F		17.54		301.99
Fouling Layer Thickness, FT		0.00		0.00
Thermal Resistance,		Percent		Absolute
HR-FT ² -F/BTU				
Air Film		16.143		0.060
Tube Film		23.485		0.088
Tube Metal		0.045		0.000
Fouling		60.327		0.226
Total Resistance		100.000		0.375
Adjusted		-0.006		0.000
Pressure Drop, PSI		AirSide		TubeSide
		Percent	Actual	Percent Actual
Without Nozzles		100.000	0.025	98.629 1.758
Inlet Nozzles		N/A	N/A	1.202 0.021
Outlet Nozzles		N/A	N/A	0.169 0.003
Total / Bundle		100.000	0.025	100.000 1.783
Total / Unit		100.000	0.025	100.000 1.783

APÉNDICE E

Reporte de la simulación en PROII para el diseño del Nuevo intercambiador

SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-5
 PROJECT PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
 PROBLEM OUTPUT
 RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY 01/14/09

UNIT 1, 'E1'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL	
DUTY, MM BTU/HR	5.9989	
LMTD, F	20.382	
MTD, F	19.573	
F FACTOR, (FT)	0.960	
U*A, BTU/HR-F	306487.865	
U, BTU/HR-FT ² -F	105.891	
A, FT ²	2895.500	
SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED(S)	S23	
PRODUCTS LIQUID		S4
VAPOR, LB-MOL/HR	675.624	N/A
M LB/HR	37.311	N/A
CP, BTU/LB-F	0.436	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	3459.630	4135.254
M LB/HR	194.847	232.158
CP, BTU/LB-F	0.633	0.629
TOTAL, LB-MOL/HR	4135.254	4135.254
M LB/HR	232.158	232.158
CONDENSATION, LB-MOL/HR		675.624
L/F	0.8366	1.0000
TEMPERATURE, F	126.589	122.077
PRESSURE, PSIA	92.868	92.608
TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED(S)	S5	
PRODUCTS WATER		S6
VAPOR, LB-MOL/HR	N/A	N/A
M LB/HR	N/A	N/A
CP, BTU/LB-F	N/A	N/A
LIQUID, LB-MOL/HR	17253.126	17253.126
M LB/HR	310.820	310.820
CP, BTU/LB-F	0.997	0.998
TOTAL, LB-MOL/HR	17253.126	17253.126
M LB/HR	310.820	310.820
VAPORIZATION, LB-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, F	94.000	113.350
PRESSURE, PSIA	64.700	62.340

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT
PROBLEM

R
PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6
OUTPUT
RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

PAGE P-6

01/14/09

```
=====
SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E1'
I-----I
I EXCHANGER NAME UNIT ID E1 I
I SIZE 35 - 240 TYPE AEW HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 2895.FT2 AREA/SHELL 2895.FT2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID S23 S5 I
I FEED STREAM NAME I
I TOTAL FLUID LB/HR 232158. 310820. I
I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 37311. / / I
I LIQUID LB/HR 194847. / 232158. / I
I STEAM LB/HR / / I
I WATER LB/HR / 310820. / 310820. I
I NON CONDENSIBLE LB/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 126.6 / 122.1 94.0 / 113.4 I
I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 92.87 / 92.61 64.70 / 62.34 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.594 / 0.592 1.000 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) 1.907 / / I
I DENSITY, LIQUID LB/FT3 33.997 / 34.083 62.058 / 61.809 I
I VAPOR LB/FT3 0.934 / / I
I VISCOSITY, LIQUID LB/FT-HR 0.301 / 0.303 1.757 / 1.431 I
I VAPOR LB/FT-HR 0.021 / / I
I THRML COND, LIQ BTU/HR-FT-F 0.0666 / 0.0671 0.3599 / 0.3672 I
I VAP BTU/HR-FT-F 0.0114 / / I
I SPEC. HEAT, LIQUID BTU/LB-F 0.6334 / 0.6290 0.9975 / 0.9976 I
I VAPOR BTU/LB-F 0.4363 / / I
I LATENT HEAT BTU/LB 143.32 I
I VELOCITY FT/SEC 3.72 3.97 I
I DP/SHELL PSI 0.26 2.36 I
I FOULING RESIST HR-FT2-F/BTU 0.00200 0.00200 I
I-----I
I TRANSFER RATE BTU/HR-FT2-F SERVICE 105.89 CLEAN 205.12 I
I HEAT EXCHANGED MM BTU/HR 5.999 MTD(CORRECTED) 19.6 FT 0.960 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE PSIA 300. 300. I
I NUMBER OF PASSES 1 4 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID IN 17.2 8.0 I
I OUTLET NOZZLE ID IN 8.0 8.0 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 756 OD 0.750 IN BWG 14 LENGTH 20.0 FT I
I TYPE BARE PITCH 1.3 IN PATTERN 30 DEGREES I
I SHELL: ID 35.00 IN SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.250 SPACING (IN/CENT/OUT): IN 8.47/ 7.00/ 8.47, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 310.6 LB/FT-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, LB 12630.5 FULL OF WATER 34487.1 BUNDLE 14657.9 I
I-----I
```

=====

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real'

Tube Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S21	
Mixed Product		S23
Vapor, LB-MOL/HR	4135.254	675.624
M LB/HR	232.158	37.311
Cp, BTU/LB-F	0.443	0.436
Liquid, LB-MOL/HR		3459.630
M LB/HR		194.847
Cp, BTU/LB-F		0.633
Total, LB-MOL/HR	4135.254	4135.254
M LB/HR	232.158	232.158
Condensation, LB-MOL/HR		3459.630
Temperature, F	141.600	126.589
Pressure, PSIA	94.600	92.868

Air Side Conditions	Inlet	Outlet
	-----	-----
Feed	S22	
Vapor Product		S24
Vapor, LB-MOL/HR	251477.513	251477.513
M LB/HR	7280.400	7280.400
Cp, BTU/LB-F	0.240	0.240
Total, LB-MOL/HR	251477.513	251477.513
M LB/HR	7280.400	7280.400
Condensation, LB-MOL/HR		0.000
Temperature, F	86.000	103.300
Pressure, PSIA	14.700	14.679

Exchanger Heat Transfer Summary

Duty	U-Value	Surface Area	MTD
MM BTU/HR	BTU/HR-FT2-F	FT2	F
Total	Actual	Required	Corrected
-----	-----	-----	-----
30.19049	2.6582	2.6583	3.029E+05
			3.029E+05
			37.490

Exchanger Temperature Summary

Air Side	Tube Side	MTD	LMTD	LMTD
Temp In	Temp In	Temp In	Temp In	Temp In
Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out	Temp Out
F	F	F	F	F
-----	-----	-----	-----	-----
86.00	103.30	141.60	126.59	37.49
				37.62
				0.9964

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet

Exchanger Name: AC5, Caso real				
Type: Forced			No of Bays	6
MTD (corrected), F		37.490	FT	0.9964
Heat Exchanged, MM BTU/HR		30.190		
	Finned	Required	Bare	Required
Area/Unit, FT2	302936.700	302948.851	14080.006	
Transfer Rate:	2.658	2.658	57.191	57.194
BTU/HR-FT2-F	Clean	6.187		
Performance of One Unit	AirSide		TubeSide	
	Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Total Fluid, LB/HR	7280399.864		232158.061	
Vapor, LB/HR	7280399.864	7280399.864	232158.061	37311.129
Liquid, LB/HR				194846.932
Steam, LB/HR				
Water, LB/HR				
Non-CondensiblesLB/HR				
Temperature, F	86.00	103.30	141.60	126.59
Pressure, PSIA	14.70	14.68	94.60	92.87
Fouling Resistance,				
HR-FT2-F/BTU	1.8800E-01		1.0000E-03	
	(In)	(Out)	(In)	(Out)
Specific gravity of Liquid,	/		/	
(60F/60F H2O)				0.594
Specific Gravity of Vapor,	1.000/	1.000	1.938/	1.907
(60F/60F Air)				
Liquid Density, LB/FT3	/		/	
Vapor Density, LB/FT3	7.27E-02/	7.04E-02	0.943/	0.934
Liquid Viscosity, B/FT-HR	/		/	
Vapor Viscosity, LB/FT-HR	4.54E-02/	4.65E-02	2.18E-02/	2.15E-02
Liquid Thermal Conductivity,	/		/	
BTU/HR-FT-F				6.66E-02
Vapor Thermal Conductivity,	4.74E-02/	5.00E-02	1.17E-02/	1.14E-02
BTU/HR-FT-F				
Liquid Specific Heat,	/		/	
BTU/LB-F				0.633
Vapor Specific Heat,	0.240/	0.240	0.443/	0.436
BTU/LB-F				
Pressure Drop, PSI	2.0850E-02		1.732	
Air Qty/Unit, (Std)FT3/HR	9.8499E+07			
Air Qty/Fan, (Act)FT3/HR	8.3463E+06			
Face Velocity,FT/SEC	10.483			
Static dP,MM H2O	14.674			

UNIT 6, 'AC5', 'Caso real' (Cont)

Air Cooled Exchanger Datasheet (Cont)

Construction of One Bay				
Bundle	Header		Tube	
Size 7.03 x 32.00	Passes/Bundle	3	Material: Carbon Steel	
Bundles	Nozzles		Tubes/Bundle: 140	
In Parallel 2	(Air) Inlet: No	0, Size	N/A IN	OD 1.000 IN
In Series 1	Outlet No	0, Size	N/A IN	Thick 9.50E-02 IN
Rows 4	(Tube) Inlet: No	2, Size	6.00 IN	
	Outlet No	2, Size	6.00 IN	
Fan	Fin		Tube	
Number/Bay 2	Material: Al 1100 Ann.		Length	32.00 FT
Power/Fan 12.64 HP	OD 2.250 IN		Pitch	
	Thickness 1.7E-02 IN		Longitudinal	2.340 IN
Diameter 12.00 FT	Fins/IN 10.000		Transverse	2.375 IN
Efficiency 100.00 %	Efficiency % 94.33		Layout:	Staggered
	Type: Transverse			
Performance of One Unit		AirSide		TubeSide
Wt Fraction Liquid (In/Out)		0.000	0.000	0.000 0.839
Reynolds Number		9844.70		246425.31
Prandtl Number		0.23		2.55
Watson K, Liquid		/		/ 13.236
Vapor		5.920/	5.920	13.263/ 13.408
Surface Tension, DYNE/CM		/		/ 8.66
Film Coefficient BTU/HR-FT ² -F		16.52		309.01
Fouling Layer Thickness, FT		0.00		0.00
Thermal Resistance,		Percent		Absolute
HR-FT ² -F/BTU				
Air Film		17.056		0.064
Tube Film		22.859		0.086
Tube Metal		0.045		0.000
Fouling		60.040		0.226
Total Resistance		100.000		0.376
Adjusted		-0.004		0.000
Pressure Drop, PSI		AirSide		TubeSide
		Percent	Actual	Percent Actual
Without Nozzles		100.000	0.021	98.626 1.708
Inlet Nozzles		N/A	N/A	1.237 0.021
Outlet Nozzles		N/A	N/A	0.138 0.002
Total / Bundle		100.000	0.021	100.000 1.732
Total / Unit		100.000	0.021	100.000 1.732

APÉNDICE F

Reporte de las simulaciones en HTRI

Caso Diseño E-6306

HTRI		Final Results		Page 2	
		Released to the following HTRI Member Company:			
		migda			
		Migdalia Polanco			
Xace E Ver. 5.00 16/09/2008 21:26 SN: Friendsl		US Units			
Caso Diseño					
Simulación del E-6306					
Rating- Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					
Process Data		Airside		Tubeside	
Fluid name		Sens. Gas		Hidrocarburos C4	
Fluid condition				Cond. Vapor	
Total flow rate		8700,000		232,158	
Weight fraction vapor, In/Out		1,000		0,000	
Temperature, In/Out		100,00		142,00	
Skin temperature, Min/Max		108,45		108,79	
Wall temperature, Min/Max		108,45		108,79	
Pressure, In/Out		14,697		93,000	
Pressure drop, Total/Allowed		0,667		90,910	
Tube pressure drop, Total/Allowed		(psi)		2,090	
Velocity - Midpoint		26,35		13,80	
- In/Out		(ft/sec)		21,88	
Film coefficient, Bare/Extended		207,48		344,06	
Mole fraction inert		(–)		0,0	
Heat transfer safety factor		(–)		1	
Fouling resistance		(ft2-hr-F/Btu)		0,00000	
Overall Performance Data					
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft2-hr-F)		4,553 / 5,452 / 5,452	
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr)		36,1221 / 0,0000	
Effective mean temperature difference		(Deg F)		26,34	
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Unit and Bundle Construction Information					
Bays in parallel per unit		(–)		6	
Extended area per unit		(ft2)		301197	
Extended area per bundle		(ft2)		25099,7	
Tubepasses/Tuberows		(–)		3 / 4	
Tube count, Odd rows/Even rows		(–)		35 / 35	
Bundle width		(ft)		7,078	
Clearance		(inch)		0,375	
Header - depth		(inch)		4,000	
Header Box					
- Plate thickness		(inch)		0,500	
- Tubesheet thickness		(inch)		1	
Plenum type		Box		- Width	
Weight/Bundle		(lb)		9546	
Structure weight		(lb)		66833	
Total weight, Dry / Wet		(lb)		227337 / 243995	
Ladder/walkway weight		(lb)		45957	
Tube Information					
Straight length		(ft)		32,000	
Unfinned length		(inch)		0,0000	
Layout		(–)		Staggered	
Transverse pitch		(inch)		2,3750	
Longitudinal pitch		(inch)		2,3750	
Tube form		(–)		Straight	
Outside diameter		(inch)		1,0000	
Inside diameter		(inch)		0,8340	
Area ratio (out/in)		(–)		25,7944	
Over fin diameter		(inch)		2,2500	
Tube material		Carbon steel		Internal tube type	
Fin material		Aluminum 1100-annealed		None	
Inlet Airside Velocities					
Face velocity		(ft/min)		752,67	
Maximum velocity		(ft/sec)		26,04	
Volumetric flow		(1000 ft3/min)		2045,75	
Maximum mass velocity		(lb/s-ft2)		1,846	
Air humidity		(%)			
Volumetric flow per fan at fan inlet		(1000 ft3/min)		170,479	
Velocity at fan inlet		(ft/sec)		25,12	
Fan Description and Fan Power					
Number of fans per bay		(–)		2	
Diameter		(ft)		12,000	
Tip clearance		(inch)		0,7200	
Ratio, fan area to bay face area		(–)		0,50	
Fan ring type		(–)		Straight	
Percent open area - in fan guard		(%)		0	
- in hail screen		(%)		0	
Ratio, ground clearance to fan diameter		(–)			
Percent blockage, other obstruction		(%)		0	
Bundle pressure drop/ Velocity pressure		(inH2O)		0,547 / 0,134	
Fan and drive efficiency		(%)		65	
Motor power/fan-design air temperature		(hp)		33,05	
Motor power/fan-min air temperature		(hp)		0,00	
Ambient temperature, Max / Min		(Deg F)		/	
Two-Phase Parameters					
Method		Inlet		Center	
RPM		An-Mist		Shear	
		Sen Liq		0,87170	
Heat Transfer and Pressure Drop Parameters					
Midpoint j-factor		(–)		0,0059	
Heat transfer		Wall Correction		(–)	
		Row Correction		(–)	
Midpoint f-factor		(–)		0,0000	
Pressure drop		Wall Correction		(–)	
		Row Correction		(–)	
Reynolds number		Inlet		(–)	
		Midpoint		(–)	
		Outlet		(–)	
Fouling layer thickness		(inch)		0,0000	
Input minimum velocity		(ft/sec)			
Input maximum velocity		(ft/sec)			
Input minimum wall temperature		(Outlet F)			
Input maximum wall temperature		(Deg F)			
Thermal Resistance (Percent)					
Air		Tube		Fouling	
56,51		40,91		0,00	
		Metal		Bond	
		2,59		0,00	
Airside Pressure Drop (Percent)					
Across bundle		81,96		Other obstruction	
Fan ring		18,04		Steam coil	
Fan guard		0,00		Louvers	
Ground clearance		0,00			
Tube Nozzle (Perpendicular)					
Number of nozzles		(–)		2	
Diameter		(inch)		6,00	
Velocity		(ft/sec)		14,80	
Nozzle R-V-SQ		(lb/ft-sec2)		202,50	
Pressure drop		(psi)		0,024	

Caso Real E-6306



Final Results

Released to the following HTRI Member Company:

Migdalia Polanco

Page 1

Xace E Ver. 5.00 04/02/2009 23:36 SN: Friendsl

Caso Real

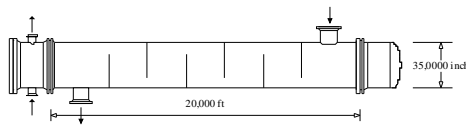
Simulación del E-6306

Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

US Units

Process Data		Airside		Tubeside		Inlet Airside Velocities		Actual	Standard
Fluid name				Hydrocarburos C4		Face velocity	(ft/min)	614,06	595,21
Fluid condition			Sens. Gas		Cond. Vapor	Maximum velocity	(ft/sec)	21,25	20,60
Total flow rate	(1000-lb/hr)		7280,000		232,158	Volumetric flow	(1000 ft3/min)	1669,03	1617,78
Weight fraction vapor, In/Out	(--)	1,000	1,000	1,000	0,000	Maximum mass velocity	(lb/s-ft2)	1,545	
Temperature, In/Out	(Deg F)	86,00	103,30	141,60	126,60	Air humidity	(%)		
Skin temperature, Min/Max	(Deg F)	104,14	125,53	104,83	126,51	Volumetric flow per fan at fan inlet	(1000 ft3/min)	139,086	
Wall temperature, Min/Max	(Deg F)	104,14	125,53	104,83	126,51	Velocity at fan inlet	(ft/sec)	20,50	
Pressure, In/Out	(psia)	14,697	14,680	94,600	92,269	Fan Description and Fan Power			
Pressure drop, Total/Allowed	(inH2O)	0,479	0,000			Number of fans per bay	(--)		2
Tube pressure drop, Total/Allowed	(psi)			2,331	0,000	Diameter	(ft)		12,000
Velocity - Midpoint	(ft/sec)	21,50		14,95		Tip clearance	(inch)		0,7200
- In/Out	(ft/sec)			21,14	1,30	Ratio, fan area to bay face area	(--)		0,50
Film coefficient, Bare/Extended	(Btu/ft2-hr-F)	188,12	8,74	346,62		Fan ring type	(--)		Straight
Mole fraction inert	(--)				0,0	Percent open area - in fan guard	(%)		0
Heat transfer safety factor	(--)		1		1	- in hail screen	(%)		0
Fouling resistance	(ft2-hr-F/Btu)		0,00000		0,00000	Ratio, ground clearance to fan diameter	(--)		
Overall Performance Data						Percent blockage, other obstruction	(%)		0
Overall coef, Design/Clean/Actual	(Btu/ft2-hr-F)	2,818 /	5,167 /	5,167		Bundle pressure drop/ Velocity pressure	(inH2O)	0,396 /	0,091
Heat duty, Calculated/Specified	(MM Btu/hr)	32,6345 /	0,0000			Fan and drive efficiency	(%)		65
Effective mean temperature difference	(Deg F)	38,44				Motor power/fan-design air temperature	(hp)		19,19
See Runtime Message Report for Warning Messages.						Motor power/fan-min air temperature	(hp)		0,00
Unit and Bundle Construction Information						Ambient temperature, Max / Min	(Deg F)		/
Bays in parallel per unit	(--)	6	Bundles in parallel/bay	(--)	2	Two-Phase Parameters			
Extended area per unit	(ft2)	301197	Bare area/unit	(ft2)	14001,0	Method	Inlet	Center	Outlet
Extended area per bundle	(ft2)	25099,7	Bare area/bundle	(ft2)	1166,75	RPM	An-Mist	Shear	Gravity
Tube passes/Tuberows	(--)	3 /	4	Number of tubes/bundle	(--)				Mix F
Tube count, Odd rows/Even rows	(--)	35 /	35	Edge seals	(--)				0,84106
Bundle width	(ft)	7,078	Fan guard	(--)	No	Heat Transfer and Pressure Drop Parameters			
Clearance	(inch)	0,375	Louvers	(--)	No	Midpoint j-factor	(--)		0,0063
Header - depth	(inch)	4,000	Steam coil	(--)	No	Heat transfer	Wall Correction	(--)	1,0000
Header Box			Hail screen	(--)	No		Row Correction	(--)	1,0136
- Plate thickness	(inch)	0,500	Tube support information			Midpoint f-factor	(--)	0,0000	0,2424
- Tubesheet thickness	(inch)	1	-Number	(--)	0	Pressure drop	Wall Correction	(--)	0,0000
Plenum type		Box	- Width	(inch)	0,0000		Row Correction	(--)	1,0037
Weight/Bundle	(lb)	9546	Orientation (from horiz.)	(deg)	0,00	Reynolds number	Inlet	(--)	227438
Structure weight	(lb)	63233	Tubeside volume	(ft3)	22,253		Midpoint	(--)	320243
Total weight, Dry / Wet	(lb)	223738 /	240396				Outlet	(--)	53491
Ladder/walkway weight	(lb)	45957	Cost Factor	(--)	344,109	Fouling layer thickness	(inch)	0,0000	0,0000
Tube Information						Input minimum velocity	(ft/sec)		
Straight length	(ft)	32,000	Tube type	(--)	High-finned	Input maximum velocity	(ft/sec)		
Unfinned length	(inch)	0,0000	Unheated length	(inch)	2,0000	Input minimum wall temperature	(Outlet F)		
Layout	(--)	Staggered	Area ratio (fin/bare)	(--)	21,5125	Input maximum wall temperature	(Deg F)		
Transverse pitch	(inch)	2,3750	Fins per unit length	(fin/inch)	10,0	Thermal Resistance (Percent)			
Longitudinal pitch	(inch)	2,3750	Fin root diameter	(inch)	1,0000	Air	Tube	Fouling	Metal
Tube form	(--)	Straight	Fin height	(inch)	0,6250	59,05	38,50	0,00	2,46
Outside diameter	(inch)	1,0000	Fin thickness at base	(inch)	0,0160	Airside Pressure Drop (Percent)			
Inside diameter	(inch)	0,8340	Fin thickness at tip	(inch)	0,0160	Across bundle	82,83	Other obstruction	0,00
Area ratio (out/in)	(--)	25,7944	Fin type	(--)	Plain round	Fan ring	17,17	Steam coil	0,00
Over fin diameter	(inch)	2,2500	Fin efficiency	(%)	81,7	Fan guard	0,00	Louvers	0,00
Tube material		Carbon steel	Internal tube type		None	Ground clearance	0,00		
Fin material		Aluminum 1100-annealed				Tube Nozzle (Perpendicular)			
						Number of nozzles	(--)	2	2
						Diameter	(inch)	6,00	6,00
						Velocity	(ft/sec)	14,30	0,44
						Nozzle R-V-SQ	(lb/ft-sec2)	195,66	6,01
						Pressure drop	(psi)	0,023	0,000

Diseño del intercambiador a la salida del E-6306

		Final Results		Page 1	
		Released to the following HTRI Member Company:			
		<i>Migdalia Polanco</i>			
Xist E Ver. 5.00 20/01/2009 11:54 SN: Friendsl		US Units			
Design - Horizontal Multipass Flow TEMA AEM Shell With Single-Segmental Baffles					
Process Data		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name		Corriente de hidrocarburos		Agua	
Fluid condition		Cond. Vapor		Sens. Liquid	
Total flow rate (1000-lb/hr)		232,160		310,820	
Weight fraction vapor, In/Out (-)		0,236 *	0,000 *	0,000	0,000
Temperature, In/Out (Deg F)		126,59	122,00	94,00	114,00
Temperature, Average/Skin (Deg F)		124,3	113,14	104,0	111,66
Wall temperature, Min/Max (Deg F)		104,70	117,65	102,68	116,55
Pressure, In/Average (psia)		92,830	90,628	64,700	62,732
Pressure drop, Total/Allowed (psi)		4,404		3,937	
Velocity, Mid/Max allow (ft/sec)		7,58		3,20	
Mole fraction inert (-)		0,000			
Average film coef. (Btu/ft2-hr-F)		353,54		914,86	
Heat transfer safety factor (-)		1,000		1,000	
Fouling resistance (ft2-hr-F/Btu)		0,00000		0,00000	
Overall Performance Data					
Overall coef., Req'd/Clean/Actual (Btu/ft2-hr-F)		109,82 /	212,80 /	212,80	
Heat duty, Calculated/Specified (MM Btu/hr)		4,6426 /	5,9900		
Effective overall temperature difference (Deg F)		18,5			
EMTD = (MTD) * (DELTA) * (F/G/H) (Deg F)		18,54 *	0,9990 *	1,0000	
See Runtime Messages Report for warnings.					
Exchanger Fluid Volumes					
Approximate shellside (ft3)		70,739			
Approximate tubeside (ft3)		70,491			
Shell Construction Information					
TEMA shell type		AEM	Shell ID (inch)	35,0000	
Shells Series		1 Parallel 1	Total area (ft2)	2994,98	
Passes Shell		1 Tube 4	Eff. area (ft2/shell)	2945,07	
Shell orientation angle (deg)		0,00			
Impingement present		No			
Pairs seal strips		0	Passlane seal rods (inch)	0,0000	No. 0
Shell expansion joint		No		Rear head support plate	No
Weight estimation Wet/Dry/Bundle		31874,2 /	23063,4 /	15320,5 (lb/shell)	
Baffle Information					
Type		Perpend. Single-Seg.	Baffle cut (% dia)	25,00	
Crosspasses/shellpass		7	No. (Pct Area)	(inch) to C.L.	
Central spacing (inch)		30,3429	1	20,66	8,7500
Inlet spacing (inch)		42,1428	2	0,00	0,0000
Outlet spacing (inch)		42,1428			
Baffle thickness (inch)		0,6250			
Tube Information					
Tube type		Plain	Tubecount per shell	572	
Overall length (ft)		20,000	Pct tubes removed (both)	0,35	
Effective length (ft)		19,667	Outside diameter (inch)	1,0000	
Total tubesheet (inch)		4,0000	Wall thickness (inch)	0,1340	
Area ratio (out/in)		1,3661	Pitch (inch)	1,2500	Ratio 1,2500
Tube metal		Carbon steel	Tube pattern (deg)	60	
Shellside Performance					
Nom vel, X-flow/window		8,66 / 20,16			
Flow fractions for vapor phase A=0,0736 B=0,7693 C=0,0669 E=0,0902 F=0,0000					
Shellside Heat Transfer Corrections					
Total		Beta	Gamma	End	Fin
0,983		0,919	1,070	0,925	1,000
Pressure Drops (Percent of Total)					
Cross		Window	Ends	Nozzle	Shell
41.01		12.09	16.88	Inlet	15.39
MOMENTUM			-0.24	Outlet	14.88
					5.75
Two-Phase Parameters					
Method		Inlet	Center	Outlet	Mix F
RPM		Transition	Transition	Gravity	0,8323
H. T. Parameters					
Overall wall correction		Shell		Tube	
Midpoint		Prandtl no.		4,01	
Midpoint		Reynolds no.		67644	28201
Bundle inlet		Reynolds no.		44282	27089
Bundle outlet		Reynolds no.		40777	33095
Fouling layer (inch)					
Thermal Resistance					
Shell		Tube	Fouling	Metal	Over Des
60,26		31,71	0,00	8,038	93,78
Total fouling resistance		0,00000			
Differential resistance		0,00441			
Shell Nozzles					
Inlet at channel end-No		Inlet		Outlet	
Number at each position		1		1	
Diameter (inch)		13,2500		12,0900	
Velocity (ft/sec)		18,60		15,48	
Pressure drop (psi)		0,678		0,655	
Height under nozzle (inch)		0,6250		0,6250	
Nozzle R-V-SQ (lb/ft-sec2)		1252,61		1252,39	
Shell ent. (lb/ft-sec2)		9131,05		8534,71	
Tube Nozzle					
		Inlet		Outlet	
Diameter (inch)		RADIAL 6,0650		RADIAL 6,0650	
Velocity (ft/sec)		6,93		6,96	
Pressure drop (psi)		0,354		0,226	
Nozzle R-V-SQ (lb/ft-sec2)		2983,95		2996,73	
Annular Distributor					
		Inlet		Outlet	
Length (inch)					
Height (inch)					
Slot area (in2)					
Diametral Clearances (inch)					
Baffle-to-shell		Bundle-to-shell		Tube-to-baffle	
0,1875		0,5531		0,0156	

Caso Real E-6326

		Final Results Released to the following HTRI Member Company:				Page 1				
		<i>Migdalia Polanco</i>								
Xace E Ver. 5.00 20/01/2009 14:54 SN: Friendsl						US Units				
Caso Real E-6326 Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow										
Process Data		Airside		Tube side		Inlet Airside Velocities		Actual	Standard	
Fluid name				Hidrocarburos + metanol		Face velocity		(ft/min)	7708,60 7471,90	
Fluid condition		Sens. Gas		Cond. Vapor		Maximum velocity		(ft/sec)	280,92 272,30	
Total flow rate		(1000-lb/hr)	110119,461 *	284,726		Volumetric flow		(1000 ft3/min)	25246,2 24471,0	
Weight fraction vapor, In/Out		(-)	1,000	1,000	0,000	Maximum mass velocity		(lb/s-ft2)	20,422	
Temperature, In/Out		(Deg F)	86,00 *	87,90 *	143,70 88,03	Air humidity		(%)		
Skin temperature, Min/Max		(Deg F)	86,18	108,95	86,20 111,50	Volumetric flow per fan at fan inlet		(1000 ft3/min)	2103,85	
Wall temperature, Min/Max		(Deg F)	86,18	108,95	86,20 111,50	Velocity at fan inlet		(ft/sec)	264,17	
Pressure, In/Out		(psia)	14,697	12,779	78,000 77,283	Fan Description and Fan Power				
Pressure drop, Total/Allowed		(inH2O)	53,085	0,000		Number of fans per bay		(-)	2	
Tube pressure drop, Total/Allowed		(psi)			0,717 0,000	Diameter		(ft)	13,000	
Velocity - Midpoint		(ft/sec)	280,97		0,67	Tip clearance		(inch)	0,7500	
- In/Out		(ft/sec)			31,57 0,67	Ratio, fan area to bay face area		(-)	0,49	
Film coefficient, Bare/Extended		(Btu/ft2-hr-F)	573,32	26,62	137,99	Fan ring type		(-)	Straight	
Mole fraction inert		(-)			0,0	Percent open area - in fan guard		(%)	0	
Heat transfer safety factor		(-)		1	1	- in hail screen		(%)	0	
Fouling resistance		(ft2-hr-F/Btu)	0,00000		0,00000	Ratio, ground clearance to fan diameter		(-)		
Overall Performance Data						Percent blockage, other obstruction		(%)	0	
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft2-hr-F)	4,153 /	4,358 /	4,358	Bundle pressure drop/ Velocity pressure		(inH2O)	39,434 / 15,185	
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr)	50,2879 /	0,0000		Fan and drive efficiency		(%)	65	
Effective mean temperature difference		(Deg F)	32,50			Motor power/fan-design air temperature		(hp)	34765,70	
						Motor power/fan-min air temperature		(hp)	0,00	
						Ambient temperature, Max / Min		(Deg F)	/	
See Runtime Message Report for Warning Messages.						Two-Phase Parameters				
Unit and Bundle Construction Information						Method Inlet Center Outlet Mix F				
Bays in parallel per unit (-) 6 Bundles in parallel/bay (-) 1						RPM Shear Sen Liq Sen Liq 0,69827				
Extended area per unit (ft2) 372592 Bare area/unit (ft2) 17299,7										
Extended area per bundle (ft2) 62098,7 Bare area/bundle (ft2) 2883,28										
Tubepasses/Tuberows (-) 2 / 4 Number of tubes/bundle (-) 280										
Tube count, Odd rows/Even rows (-) 70 / 70 Edge seals (-) Yes										
Bundle width (ft) 13,646 Fan guard (-) No										
Clearance (inch) 0,375 Louvers (-) No										
Header - depth (inch) 4,000 Steam coil (-) No										
Header Box Hail screen (-) No										
- Plate thickness (inch) 0,375 Tube support information										
- Tubesheet thickness (inch) 1 -Number (-) 6										
Plenum type Box - Width (inch) 1,0000										
Weight/Bundle (lb) 23177 Orientation (from horiz.) (deg) 0,00										
Structure weight (lb) 87877 Tubeside volume (ft3) 49,361										
Total weight, Dry / Wet (lb) 278737 / 297212										
Ladder/walkway weight (lb) 51801 Cost Factor (-) 380,453										
Tube Information						Heat Transfer and Pressure Drop Parameters			Tubeside	Outside
Straight length (ft) 40,000 Tube type (-) High-finned						Midpoint j-factor			(-)	0,0022
Unfinned length (inch) 0,0000 Unheated length (inch) 8,0000						Heat transfer			Wall Correction (-) 1,0000	0,9996
Layout (-) Staggered Area ratio (fin/bare) (-) 21,5375									Row Correction (-) (-) (-)	1,0154
Transverse pitch (inch) 2,3130 Fins per unit length (fin/inch) 10,0						Midpoint f-factor			(-)	0,0084 0,1431
Longitudinal pitch (inch) 2,0031 Fin root diameter (inch) 1,0000						Pressure drop			Wall Correction (-) 1,0032	0,9997
Tube form (-) Straight Fin height (inch) 0,6250									Row Correction (-) (-)	1,0000
Outside diameter (inch) 1,0000 Fin thickness at base (inch) 0,0180						Reynolds number			Inlet (-) 281827	136225
Inside diameter (inch) 0,8340 Fin thickness at tip (inch) 0,0180									Midpoint (-) 13492	136218
Area ratio (out/in) (-) 25,8243 Fin type (-) Plain round									Outlet (-) 13306	135878
Over fin diameter (inch) 2,2500 Fin efficiency (%) 51,2						Fouling layer thickness			(inch) 0,0000	0,0000
Tube material Carbon steel Internal tube type None						Input minimum velocity			(ft/sec)	
						Input maximum velocity			(ft/sec)	
						Input minimum wall temperature			(Outlet F)	
						Input maximum wall temperature			(Deg F)	
						Thermal Resistance (Percent)				Over Design
						Air Tube Fouling Metal Bond				
						16,37 81,56 0,00 2,08 0,00				4,93
						Airside Pressure Drop (Percent)				
						Across bundle 74,28 Other obstruction				0,00
						Fan ring 25,72 Steam coil				0,00
						Fan guard 0,00 Louvers				0,00
						Ground clearance 0,00				
						Tube Nozzle (Perpendicular)			Inlet	Outlet
						Number of nozzles (-)			1	1
						Diameter (inch)			10,19	3,07
						Velocity (ft/sec)			29,59	6,95
						Nozzle R-V-SQ (lb/ft-sec2)			688,55	1783,73
						Pressure drop (psi)			0,082	0,135

Caso Diseño E.6326

HTRI		Final Results		Page 1	
		Released to the following HTRI Member Company:			
		Casa			
		Migdalia Ploanco			
Xace E Ver. 5.00 20/01/2009 15:06 SN: Friendsl		US Units			
Caso Diseño E-6326					
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					
Process Data		Airside		Tubeside	
Fluid name		Sens. Gas		Hydrocarburos + metanol	
Total flow rate		(1000-lb/hr)		Cond. Vapor	
Weight fraction vapor, In/Out		(-) 1,000		8254,621 *	
Temperature, In/Out		(Deg F) 100,00		1,000	
Skin temperature, Min/Max		(Deg F) 114,52		148,00	
Wall temperature, Min/Max		(Deg F) 114,52		115,04	
Pressure, In/Out		(psia) 14,697		123,00	
Pressure drop, Total/Allowed		(inH2O) 0,502		136,32	
Tube pressure drop, Total/Allowed		(psi) 2,273		136,32	
Velocity - Midpoint		(ft/sec) 21,87		77,000	
- In/Out		(ft/sec) 14,679		74,727	
Film coefficient, Bare/Extended		(Btu/ft2-hr-F) 194,09		0,000	
Mole fraction inert		(-) 1		0,00000	
Heat transfer safety factor		(-) 1		0,00000	
Fouling resistance		(ft2-hr-F/Btu) 0,00000			
Overall Performance Data					
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft2-hr-F) 4,697 / 5,583 / 5,583			
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr) 51,299 / 0,0000			
Effective mean temperature difference		(Deg F) 23,02			
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Unit and Bundle Construction Information					
Bays in parallel per unit		(-) 6		Bundles in parallel/bay	
Extended area per unit		(ft2) 372592		(-) 1	
Extended area per bundle		(ft2) 62098,7		Bare area/unit	
Tubepasses/Tuberows		(-) 2 / 4		(ft2) 17299,7	
Tubecount, Odd rows/Even rows		(-) 70 / 70		Bare area/bundle	
Bundle width		(ft) 13,646		(-) 2883,28	
Clearance		(inch) 0,375		Number of tubes/bundle	
Header - depth		(inch) 4,000		(-) 280	
Header Box				Edge seals	
- Plate thickness		(inch) 0,375		(-) Yes	
- Tubesheet thickness		(inch) 1		Fan guard	
Plenum type		Box		(-) No	
Weight/Bundle		(lb) 23204		Louvers	
Structure weight		(lb) 70117		(-) No	
Total weight, Dry / Wet		(lb) 261143 / 279674		Steam coil	
Ladder/walkway weight		(lb) 51801		(-) No	
Cost Factor		(-) 380,453		Hail screen	
Tube Information					
Straight length		(ft) 40,000		Tube support information	
Unfinned length		(inch) 0,0000		- Number	
Layout		(-) Staggered		(-) 6	
Transverse pitch		(inch) 2,3130		- Width	
Longitudinal pitch		(inch) 2,0031		(inch) 1,0000	
Tube form		(-) Straight		Orientation (from horiz.)	
Outside diameter		(inch) 1,0000		(deg) 0,00	
Inside diameter		(inch) 0,8340		Tubeside volume	
Area ratio (out/in)		(-) 25,8243		(ft3) 49,511	
Over fin diameter		(inch) 2,2500		Fin type	
Tube material		Carbon steel		(-) Plain round	
Fin material		Aluminum 1100-annealed		(%) 83,1	
				Internal tube type	
				None	
Inlet Airside Velocities					
Face velocity		(ft/min) 592,67		Actual	
Maximum velocity		(ft/sec) 21,60		Standard	
Volumetric flow		(1000 ft3/min) 1941,02		560,10	
Maximum mass velocity		(lb/s-ft2) 1,531		20,41	
Air humidity		(%) 161,752		1834,36	
Volumetric flow per fan at fan inlet		(1000 ft3/min) 161,752			
Velocity at fan inlet		(ft/sec) 20,31			
Fan Description and Fan Power					
Number of fans per bay		(-) 2			
Diameter		(ft) 13,000			
Tip clearance		(inch) 0,7500			
Ratio, fan area to bay face area		(-) 0,49			
Fan ring type		(-) Straight			
Percent open area - in fan guard		(%) 0			
- in hail screen		(%) 0			
Ratio, ground clearance to fan diameter		(-) 0			
Percent blockage, other obstruction		(%) 0			
Bundle pressure drop/ Velocity pressure		(inH2O) 0,423 / 0,088			
Fan and drive efficiency		(%) 65			
Motor power/fan-design air temperature		(hp) 23,06			
Motor power/fan-min air temperature		(hp) 0,00			
Ambient temperature, Max / Min		(Deg F) /			
Two-Phase Parameters					
Method		Inlet		Center	
RPM		An-Mist		Trans	
				Outlet	
				Trans	
				Mix F	
				0,65582	
Heat Transfer and Pressure Drop Parameters					
Midpoint f-factor		(-) 0,0064		Tubeside	
Heat transfer		Wall Correction		Outside	
		Row Correction		1,0000	
Midpoint f-factor		(-) 0,0000		0,9914	
Pressure drop		Wall Correction		0,2568	
		Row Correction		0,0000	
Reynolds number		Inlet		1,0046	
		Midpoint		280823	
		Outlet		148648	
Fouling layer thickness		(inch) 0,0000		9925	
Input minimum velocity		(ft/sec) 0,0000		9753	
Input maximum velocity		(ft/sec) 0,0000		0,0000	
Input minimum wall temperature		(Outlet F) 0,0000			
Input maximum wall temperature		(Deg F) 0,0000			
Thermal Resistance (Percent)					
Air		Tube		Fouling	
61,99		35,34		0,00	
				Metal	
				Bond	
				0,00	
Airside Pressure Drop (Percent)					
Across bundle		84,31		Other obstruction	
Fan ring		15,69		0,00	
Fan guard		0,00		Steam coil	
Ground clearance		0,00		0,00	
Tube Nozzle (Perpendicular)					
Number of nozzles		(-) 1		Inlet	
Diameter		(inch) 10,19		Outlet	
Velocity		(ft/sec) 30,39		6,07	
Nozzle R-V-SQ		(lb/ft-sec2) 707,09		12,34	
Pressure drop		(psi) 0,084		810,50	

APÉNDICE G

Reporte de las calibraciones de los transmisores

PDVSA				ORIFICE LIQUID			
CASE = Propa				DATE 14-07-08			
ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID							
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION							
INSTRUMENT DATA				FACTORS			
ORIFICE TAG	62FE42			QM	9000.00		
SERVICE	Propano/Propileno			N	194.30000		
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS			D**2	16.2087		
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0			FA	1.0010		
CHART RANGE	0-1000			FM	1.0000		
FLOW PEN READING X	900.00			GL	.5330		
FLOW DATA				SQRT (GF)	.6986		
				SQRT (HM)	10.4052		
				FC	.9892		
PRODUCT	Propano/ Propilen			FP	.9946		
MAXIMUM FLOW	9000.0			S	.2128		
+ (BPD)							
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.087			BETA	.5731		
FLOW TEMPERATURE (\$F)	112.0			HM	108.27		
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0						
FLOW PRESSURE (PSIG)	274.0						
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7						
S.G. AT BASE TEMP.	.533						
S.G. AT FLOW TEMP.	.488						
				CHART TABLE			
PRIMARY DEVICE DATA				62FE42			
				(BPD)			
ORIFICE TYPE	CONCENTRIC			1	900	.1	90.0
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)				2	1800	.2	180.0
+ 304							
LINE SIZE (IN)	4.000			3	2700	.3	270.0
LINE INT. DIAMETER (IN)	4.026			4	3600	.4	360.0
LINE NUMBER	Linea			5	4500	.5	450.0
FLANGE RATING	300			6	5400	.6	540.0
PRES. TAP LOC.				7	6300	.7	630.0
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)							
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	115.2			8	7200	.8	720.0
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	15.6			9	8100	.9	810.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	2.3073			10	9000		
SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)							
PIPE	T	T	300	600	900	L	W
SIZE	(PLATE)	(ORIFICE)	(PSI)	(PSI)	(PSI)		
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

PDVSA

CASE =

ORIFICE LIQUID

DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	63FE015	QM	7542.85
SERVICE	MTBE/TAME	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	16.6464
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	754.29	GL	.6470

FLOW DATA

PRODUCT	MTBE/TAME	FP	1.0000
MAXIMUM FLOW	7542.9	S	.1778
+ (BPD)			
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.179	BETA	.5294
FLOW TEMPERATURE (\$F)	128.0	HM	120.31
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0		
FLOW PRESSURE (PSIG)	100.0		
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.647		
S.G. AT FLOW TEMP.	.607		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE015

ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	754	.1	75.4
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)		2	1508	.2	150.9
+ 304					
LINE SIZE (IN)	4.000	3	2262	.3	226.3
LINE INT. DIAMETER (IN)	4.080	4	3017	.4	301.7
LINE NUMBER	P-0713-4"	5	3771	.5	377.1
FLANGE RATING	300	6	4525	.6	452.6
PRES. TAP LOC.		7	5279	.7	528.0
+ FLANGE TAPS(1"UP-1"DOWN STREAM)					
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	106.1	8	6034	.8	603.4
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	15.0	9	6788	.9	678.9
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	2.1598	10	7542		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC
PDVSA

CASE = C4 sa

ORIFICE LIQUID
DATE 15-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

ORIFICE TAG 63FE050
SERVICE C4 salida de DME
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 1139.36

FLOW DATA

PRODUCT C4
MAXIMUM FLOW 11393.6
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .144
FLOW TEMPERATURE (\$F) 111.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 190.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .599
S.G. AT FLOW TEMP. .565

PRIMARY DEVICE DATA

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)
+ 316
LINE SIZE (IN) 4.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 4.083
LINE NUMBER P-3909-4"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS(1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 135.2
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 16.4
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 2.6263

FACTORS

QM 11393.60
N 194.30000
D**2 16.6709
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .5990
SQRT(GF) .7517
SQRT(HM) 10.1692
FC .9824
FP .9993
S .2805

BETA .6432
HM 103.41

CHART TABLE

63FE050
(BPD)
1 1139 .1 113.9
2 2278 .2 227.9
3 3418 .3 341.8
4 4557 .4 455.7
5 5696 .5 569.7
6 6836 .6 683.6
7 7975 .7 797.6
8 9114 .8 911.5
9 10254 .9 1025.4
10 11393

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

PDVSA

CASE = Olefi

ORIFICE LIQUID

DATE 16-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 63FE017
SERVICE Olefinas C4/C5
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 994.28

QM 9942.85
N 194.30000
D**2 16.2087
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6460
SQRT (GF) .7849
SQRT (HM) 10.9259
FC .9875
FP 1.0000
S .2406

FLOW DATA

PRODUCT Olefinas C4/C5
MAXIMUM FLOW 9942.8
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .194
FLOW TEMPERATURE (\$F) 116.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 330.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .646
S.G. AT FLOW TEMP. .616

BETA .6039
HM 119.38

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE017
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)
+ 304
LINE SIZE (IN) 4.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 4.026
LINE NUMBER P-1601-4"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 122.1
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 16.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 2.4314

1	994	.1	99.4
2	1988	.2	198.9
3	2982	.3	298.3
4	3977	.4	397.7
5	4971	.5	497.1
6	5965	.6	596.6
7	6959	.7	696.0
8	7954	.8	795.4
9	8948	.9	894.9
10	9942		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
--------------	--------------	----------------	--------------	--------------	--------------	---	---

PDVSA
CASE = Alime

ORIFICE LIQUID
DATE 15-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	68FE01	QM	7000.00
SERVICE	Alimentación Alquil	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	16.2087
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	700.00	GL	.5650

FLOW DATA

PRODUCT	Alimentación Alquil	SQRT (GF)	.7232
MAXIMUM FLOW	7000.0	SQRT (HM)	10.1975
+	(BPD)	FC	.9926
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.107	FP	.9984
FLOW TEMPERATURE (�F)	117.0	S	.1717
BASE TEMPERATURE (�F)	60.0	BETA	.5211
FLOW PRESSURE (PSIG)	370.0	HM	103.99
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.565		
S.G. AT FLOW TEMP.	.523		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

68FE01
(BPD)

ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	700	.1	70.0
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)		2	1400	.2	140.0
+	304				
LINE SIZE (IN)	4.000	3	2100	.3	210.0
LINE INT. DIAMETER (IN)	4.026	4	2800	.4	280.0
LINE NUMBER	P-0203-4"	5	3500	.5	350.0
FLANGE RATING	300	6	4200	.6	420.0
PRES. TAP LOC.		7	4900	.7	490.0
+	FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)				
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	104.4	8	5600	.8	560.0
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	14.9	9	6300	.9	630.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	2.0980	10	7000		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

PDVSA
CASE = Refin

ORIFICE LIQUID
DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 63FE047
SERVICE Refinado C4
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 1287.66

QM 12876.57
N 194.30000
D**2 16.7281
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .5990
SQRT (GF) .7470
SQRT (HM) 11.0305
FC .9804
FP .9992
S .2937

FLOW DATA

PRODUCT Refinado C4 a DME
MAXIMUM FLOW 12876.6
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .137
FLOW TEMPERATURE (\$F) 122.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 280.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .599
S.G. AT FLOW TEMP. .558

BETA .6551
HM 121.67

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE047
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)
+ 316
LINE SIZE (IN) 4.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 4.090
LINE NUMBER P-3903-4"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 139.1
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 16.6
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 2.6795

1 1287 .1 128.8
2 2575 .2 257.5
3 3862 .3 386.3
4 5150 .4 515.1
5 6438 .5 643.8
6 7725 .6 772.6
7 9013 .7 901.4
8 10301 .8 1030.1
9 11588 .9 1158.9
10 12876

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC
PDVSA

CASE = 67FE0

ORIFICE LIQUID
DATE 17-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	67FE09	QM	25000.00
SERVICE	Olefinas	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	36.7842
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	2500.00	GL	.5670

FLOW DATA

PRODUCT	Olefinas C3,C4,C5	SQRT (GF)	.7225
MAXIMUM FLOW	25000.0	SQRT (HM)	10.2080
+	(BPD)	FC	.9797
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.107	FP	.9992
FLOW TEMPERATURE (\$F)	125.0	S	.2744
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0	BETA	.6376
FLOW PRESSURE (PSIG)	480.0	HM	104.20
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.567		
S.G. AT FLOW TEMP.	.522		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

67FE09

ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	2500	.1	250.0
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)		2	5000	.2	500.0
+	316				
LINE SIZE (IN)	6.000	3	7500	.3	750.0
LINE INT. DIAMETER (IN)	6.065	4	10000	.4	1000.0
LINE NUMBER	P-0807-6"	5	12500	.5	1250.0
FLANGE RATING	300	6	15000	.6	1500.0
PRES. TAP LOC.		7	17500	.7	1750.0
+	FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)				
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	199.9	8	20000	.8	2000.0
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	24.6	9	22500	.9	2250.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	3.8670	10	25000		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

PDVSA

CASE = Olefi

ORIFICE LIQUID

DATE 17-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 63FE003
SERVICE Olefinas entrada ox
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 2228.57

QM 22285.70
N 194.30000
D**2 37.4544
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6130
SQRT (GF) .7668
SQRT (HM) 10.4321
FC .9850
FP .9999
S .2380

FLOW DATA

PRODUCT Olefinas C4/C5
MAXIMUM FLOW 22285.7
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .161
FLOW TEMPERATURE (\$F) 104.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 360.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .613
S.G. AT FLOW TEMP. .588

BETA .6012
HM 108.83

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE003
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)
+ 304
LINE SIZE (IN) 6.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 6.120
LINE NUMBER P-0103-6"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 181.8
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 24.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 3.6794

1 2228 .1 222.9
2 4457 .2 445.7
3 6685 .3 668.6
4 8914 .4 891.4
5 11142 .5 1114.3
6 13371 .6 1337.1
7 15599 .7 1560.0
8 17828 .8 1782.9
9 20057 .9 2005.7
10 22285

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

PDVSA

CASE = Olefi

ORIFICE LIQUID

DATE 17-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	63FE016	QM	10285.71
SERVICE	Olefinas C4	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	16.6709
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	1028.57	GL	.5990

FLOW DATA

PRODUCT	Olefinas C4	FC	.9871
MAXIMUM FLOW	10285.7	FP	.9989
+	(BPD)	S	.2416
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.135	BETA	.6049
FLOW TEMPERATURE (\$F)	123.0	HM	114.46
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0		
FLOW PRESSURE (PSIG)	150.0		
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.599		
S.G. AT FLOW TEMP.	.556		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE016
(BPD)

ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	1028 .1	102.9
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)		2	2057 .2	205.7
+	304			
LINE SIZE (IN)	4.000	3	3085 .3	308.6
LINE INT. DIAMETER (IN)	4.083	4	4114 .4	411.4
LINE NUMBER	P-0801-4"	5	5142 .5	514.3
FLANGE RATING	300	6	6171 .6	617.1
PRES. TAP LOC.		7	7199 .7	720.0
+	FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)			
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	122.4	8	8228 .8	822.9
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	16.0	9	9257 .9	925.7
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	2.4700	10	10285	

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

ORIFICE LIQUID
CASE = Olefi

DATE 17-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	63FE400	QM	23999.99
SERVICE	Olefinas entrada	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	37.4544
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	2400.00	GL	.6130

FLOW DATA

PRODUCT	Olefinas	FC	.9799
MAXIMUM FLOW	24000.0	FP	.9991
+ (BPD)		S	.2617
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.143	BETA	.6253
FLOW TEMPERATURE (\$F)	131.0	HM	109.81
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0		
FLOW PRESSURE (PSIG)	114.0		
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.613		
S.G. AT FLOW TEMP.	.566		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE400
(BPD)

ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	2399	.1	240.0
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)		2	4799	.2	480.0
+ 316					
LINE SIZE (IN)	6.000	3	7199	.3	720.0
LINE INT. DIAMETER (IN)	6.120	4	9599	.4	960.0
LINE NUMBER	P-0701-6"	5	11999	.5	1200.0
FLANGE RATING	300	6	14399	.6	1440.0
PRES. TAP LOC.		7	16799	.7	1680.0
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)					
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	193.8	8	19199	.8	1920.0
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	24.4	9	21599	.9	2160.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	3.8271	10	23999		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

PDVSA

CASE = Olefi

ORIFICE LIQUID

DATE 17-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 62FE099
SERVICE Olefinas
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 1968.00

QM 19679.99
N 194.30000
D**2 36.7842
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6130
SQRT (GF) .7622
SQRT (HM) 11.0112
FC .9889
FP .9996
S .2032

FLOW DATA

PRODUCT Olefinas
MAXIMUM FLOW 19680.0
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .153
FLOW TEMPERATURE (\$F) 109.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 100.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .613
S.G. AT FLOW TEMP. .581

BETA .5618
HM 121.25

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

62FE099
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)
+ 304
LINE SIZE (IN) 6.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 6.065
LINE NUMBER P-2601-6"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 169.3
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 23.2
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 3.4071

1	1967	.1	196.8
2	3935	.2	393.6
3	5903	.3	590.4
4	7871	.4	787.2
5	9839	.5	984.0
6	11807	.6	1180.8
7	13775	.7	1377.6
8	15743	.8	1574.4
9	17711	.9	1771.2
10	19679		

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC
PDVSA

CASE = Gasol

ORIFICE LIQUID
DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

ORIFICE TAG 63FE055
SERVICE gasolina C5
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 721.72

FLOW DATA

PRODUCT Gasolina C5
MAXIMUM FLOW 7217.2
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .179
FLOW TEMPERATURE (\$F) 128.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 100.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .647
S.G. AT FLOW TEMP. .607

PRIMARY DEVICE DATA

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)
+ 316
LINE SIZE (IN) 4.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 4.090
LINE NUMBER P-0754
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS(1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 107.6
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 15.1
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 2.1949

FACTORS

QM 7217.21
N 194.30000
D**2 16.7281
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6470
SQRT(GF) .7791
SQRT(HM) 10.1343
FC .9919
FP 1.0000
S .1833

BETA .5367
HM 102.70

CHART TABLE

63FE055
(BPD)
1 721 .1 72.2
2 1443 .2 144.3
3 2165 .3 216.5
4 2886 .4 288.7
5 3608 .5 360.9
6 4330 .6 433.0
7 5052 .7 505.2
8 5773 .8 577.4
9 6495 .9 649.5
10 7217

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

PDVSA

CASE = MTBE/

ORIFICE LIQUID

DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG	63FE037	QM	4148.57
SERVICE	MTBE/TAME almacenaj	N	194.30000
FLOW METER TYPE	MERCURYLESS	D**2	16.2087
METER DIFF. RANGE (IN WATER)	0.-1000.0	FA	1.0010
CHART RANGE	0-1000	FM	1.0000
FLOW PEN READING X	414.86	GL	.7120

FLOW DATA

PRODUCT	MTBE/TAME	FC	.9966
MAXIMUM FLOW	4148.6	FP	1.0000
+	(BPD)	S	.0927
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP)	.213	BETA	.3899
FLOW TEMPERATURE (\$F)	143.0	HM	155.01
BASE TEMPERATURE (\$F)	60.0		
FLOW PRESSURE (PSIG)	80.0		
BASE PRESSURE (PSIA)	14.7		
S.G. AT BASE TEMP.	.712		
S.G. AT FLOW TEMP.	.663		

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

	63FE037			
	(BPD)			
ORIFICE TYPE	CONCENTRIC	1	414 .1	41.5
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)		2	829 .2	83.0
+	316			
LINE SIZE (IN)	4.000	3	1244 .3	124.5
LINE INT. DIAMETER (IN)	4.026	4	1659 .4	165.9
LINE NUMBER	P-2104-4"	5	2074 .5	207.4
FLANGE RATING	300	6	2489 .6	248.9
PRES. TAP LOC.		7	2903 .7	290.4
+	FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)			
METER RUN UP STREAM (IN) (*)	86.5	8	3318 .8	331.9
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*)	12.9	9	3733 .9	373.4
ORIFICE BORE DIAMETER (IN)	1.5699	10	4148	

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
4	1/8	1/16	7 1/8	7 5/8	8 1/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

PDVSA
CASE = Olefi

ORIFICE LIQUID
DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 63FE008A
SERVICE Olefinas entrada re
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 2400.00

QM 23999.99
N 194.30000
D**2 36.1441
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6330
SQRT(GF) .7609
SQRT(HM) 10.7681
FC .9799
FP 1.0000
S .2692

FLOW DATA

PRODUCT Olefinas C4,C5,H2
MAXIMUM FLOW 24000.0

+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .150
FLOW TEMPERATURE (\$F) 145.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 250.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .633
S.G. AT FLOW TEMP. .579

BETA .6326
HM 115.95

CRITICAL PROPERTIES OUT OF RANGE IN FP CALCULATION
RANGE = 0 < PR < 5, 0 < TR < 1, PROGRAM USES FP=1.

PRIMARY DEVICE DATA

63FE008A
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT.(S.S.)

1 2399 .1 240.0
2 4799 .2 480.0

+ 304
LINE SIZE (IN) 6.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 6.012
LINE NUMBER P-0404-6"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.

3 7199 .3 720.0
4 9599 .4 960.0
5 11999 .5 1200.0
6 14399 .6 1440.0
7 16799 .7 1680.0

+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 197.4
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 24.5
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 3.8032

8 19199 .8 1920.0
9 21599 .9 2160.0
10 23999

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	

PDVSA

CASE = C4/C5

ORIFICE LIQUID

DATE 14-07-08

ORIFICE METER CALCULATIONS - LIQUID
METER DIFFERENTIAL RANGE CALCULATION

INSTRUMENT DATA

FACTORS

ORIFICE TAG 63FE038
SERVICE C4/C5 a lavado
FLOW METER TYPE MERCURYLESS
METER DIFF. RANGE (IN WATER) 0.-1000.0
CHART RANGE 0-1000
FLOW PEN READING X 1848.00

QM 18479.99
N 194.30000
D**2 36.7842
FA 1.0010
FM 1.0000
GL .6130
SQRT (GF) .7649
SQRT (HM) 13.0334
FC .9929
FP .9998
S .1600

FLOW DATA

PRODUCT C4/C5 a lavado
MAXIMUM FLOW 18480.0
+ (BPD)
VISCOSITY AT FLOW TEMP. (CP) .164
FLOW TEMPERATURE (\$F) 104.0
BASE TEMPERATURE (\$F) 60.0
FLOW PRESSURE (PSIG) 144.0
BASE PRESSURE (PSIA) 14.7
S.G. AT BASE TEMP. .613
S.G. AT FLOW TEMP. .585

BETA .5047
HM 169.87

CHART TABLE

PRIMARY DEVICE DATA

63FE038
(BPD)

ORIFICE TYPE CONCENTRIC
ORIFICE PLATE MAT. (S.S.)
+ 316
LINE SIZE (IN) 6.000
LINE INT. DIAMETER (IN) 6.065
LINE NUMBER P-2308-6"
FLANGE RATING 300
PRES. TAP LOC.
+ FLANGE TAPS (1"UP-1"DOWN STREAM)
METER RUN UP STREAM (IN) (*) 151.5
METER RUN DOWN STREAM (IN) (*) 22.0
ORIFICE BORE DIAMETER (IN) 3.0610

1 1847 .1 184.8
2 3695 .2 369.6
3 5543 .3 554.4
4 7391 .4 739.2
5 9239 .5 924.0
6 11087 .6 1108.8
7 12935 .7 1293.6
8 14783 .8 1478.4
9 16631 .9 1663.2
10 18479

SPECIFICATIONS (REFNCE.API-RP550)

PIPE SIZE	T (PLATE)	T (ORIFICE)	300 (PSI)	600 (PSI)	900 (PSI)	L	W
6	1/8	1/8	9 7/8	10 1/2	11 3/8	6	1

(*) FOR WORST CASE, THROTTLED VALVE OR REGULATOR

REFERENCE: PRINCIPLES + PRAC

APÉNDICE H

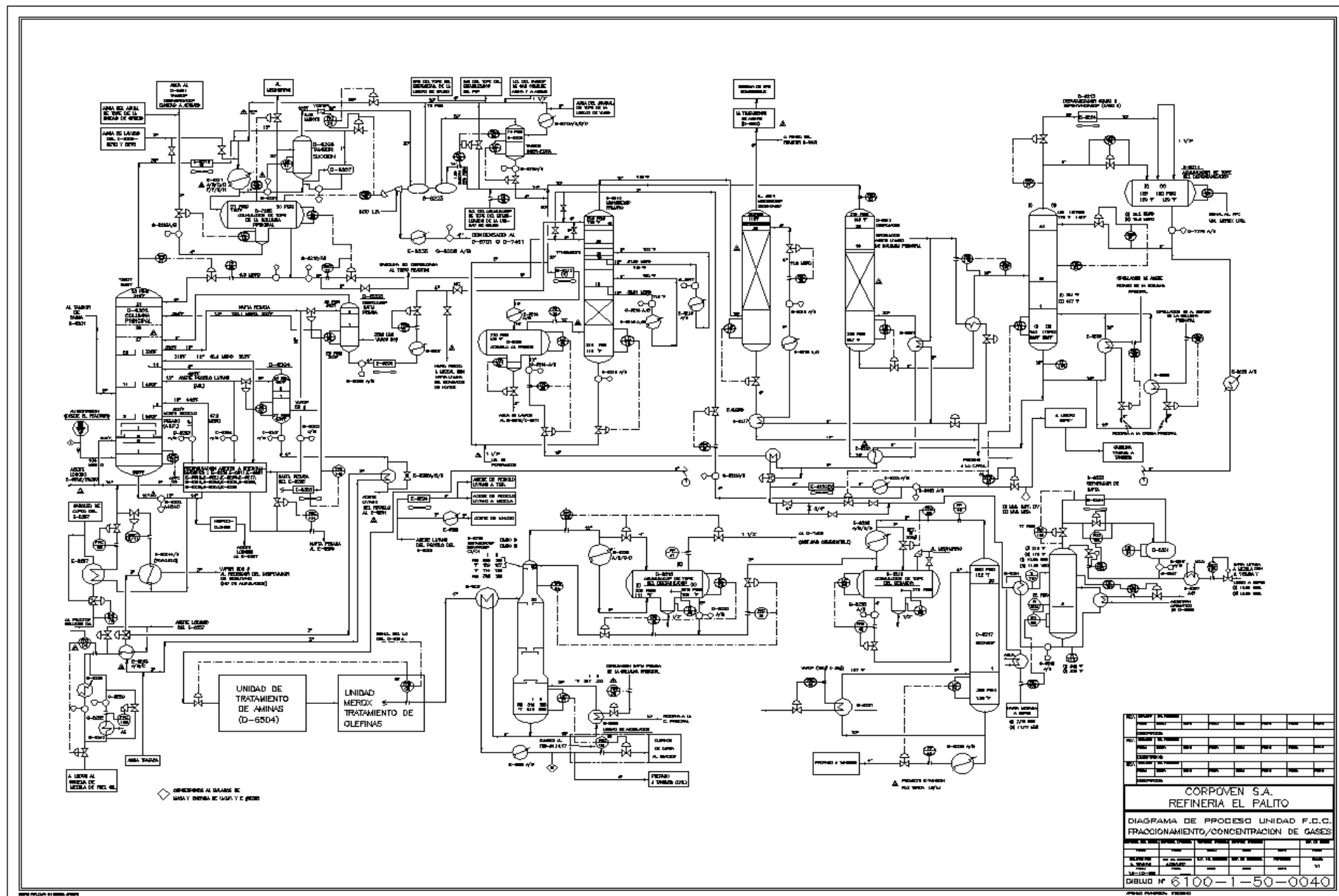
Diagrama de Flujo del General del Proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado

Diagrama de Flujo de las Secciones del Proceso de FCC

APÉNDICE I

Diagrama de Flujo General del Proceso de la Unidad de Oxigenados

Diagrama de Flujo de las Secciones del Proceso



APÉNDICE J

Diagrama de Flujo General del Proceso de la Unidad de Alquiler

Diagrama de Flujo de las Secciones del Proceso

ANEXO I

Tabla 19 Hoja de Excel para el cálculo del condensador parte 1

				Fluido caliente	
				T1	T2
Entalpía de líquido saturado	BTU/lb	55			
Entalpía de vapor saturado	BTU/lb	198			
Calor latente de condensación	BTU/lb	143		127	124
flujo de vapor	lb/h	37311,13		127	124
Calor cedido	BTU/h	5342935,2	-5342953,816	127	124
Duty	BTU/h	30256470		127	124
Duty total	BTU/h	35599405,2		127	124
	BTU/h*pie2*				
Coefficiente Total U estimado	°F	100		127	124
p (pulg)	1			127	124
do (pulg)	1			127	124
PI	3,1416			127	124
Duty simulación1	BTU/h	5361300			
Duty simulación2		5999000			
Área de transf 1	ft2	2778,7			
Área de transf 2	ft3	2894,4			

		# de pasos tubos	O.D	I.D	BWG	Arreglo	Pitch	LMTD	MTD
de	0,09498345	4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861
De	0,00791529	2	0,75	0,584	14	⌋	1	21,28595776	20,86023861
		2	0,75	0,584	14	⌋	1	21,28595776	20,86023861
densidad agua a		4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861
la temp calórica	61,965	4	0,75	0,584	14	⌋	1	21,28595776	20,86023861
Cp del agua	0,997	4	0,75	0,584	14	⌋	1	21,28595776	20,86023861
		4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861
		4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861
		4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861
		4	1	0,834	14	⌋	1,25	21,28595776	20,86023861

Tabla20. Hoja de Excel para el cálculo del condensador parte 2

Cpl	agua		flujo caliente				K	Lefec	
	de (pulg)	De (pie)	Ro	Ri	ro	ri			
0,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	19,75	
0,633	0,709977931	0,05916483	0,002	0,001	0,375	0,292	26	19,75	
0,633	0,709977931	0,05916483	0,002	0,001	0,375	0,292	26	15,75	
0,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	17,75	
0,633	0,709977931	0,05916483	0,002	0,001	0,375	0,292	26	15,75	
0,633	0,709977931	0,05916483	0,002	0,001	0,375	0,292	26	19,75	
0,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	19,75	
1,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	19,75	
2,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	19,75	
2,633	0,710911637	0,05924264	0,002	0,001	0,5	0,417	26	19,75	

Coeficiente pelicular lado corasa															
# tubos	paso	ft2/paso	área por paso	ft/s v por los tubos	hi	a's ft2	Gs lb/h*ft2	Re	Jh	Ka	ho	Ao/Ai*hi	(ro*Ln(ro/ri))/K	Ri*(ro/ri)	1/ho
121,5	0,460940625	2,89546489	800	1,5125	153492,893	30317,1422	100	0,07	164,7822195	0,001498801	0,00349081	0,00119904	0,00606862		
234	0,4353375	3,06575334	800	1,08506944	213956,813	42204,1673	105	0,07	173,2488745	0,001605308	0,00360825	0,00128425	0,00577204		
278	0,517195833	2,58052619	700	1,265625	183433,481	36183,271	105	0,07	173,2488745	0,001834638	0,00360825	0,00128425	0,00577204		
159,5	0,605103125	2,20563626	610	2,37673611	97679,3338	19293,1295	80	0,07	131,8257756	0,001965641	0,00349081	0,00119904	0,00758577		
173	0,321852083	4,14674151	1000	1,66840278	139149,852	27448,0797	90	0,07	148,4990352	0,001284247	0,00360825	0,00128425	0,00673405		
173	0,321852083	4,14674151	1000	1,66840278	139149,852	27448,0797	90	0,07	148,4990352	0,001284247	0,00360825	0,00128425	0,00673405		
140	0,531125	2,51284988	650	2,12673611	109161,639	21561,0566	80	0,07	131,8257756	0,001844678	0,00349081	0,00119904	0,00758577		
105,5	0,400240625	3,33458752	850	1,66840278	139149,852	27484,1772	100	0,07	225,9979535	0,001410636	0,00349081	0,00119904	0,00442482		
159,5	0,605103125	2,20563626	610	2,37673611	97679,3338	19293,1295	80	0,07	212,0066018	0,001965641	0,00349081	0,00119904	0,00471683		
140	0,531125	2,51284988	680	2,12673611	109161,639	21561,0566	80	0,07	212,0066018	0,001763295	0,00349081	0,00119904	0,00471683		

Tabla20. Hoja de Excel para el cálculo del condensador parte 3

<i>U calculado</i>	<i>Areq</i>	<i>Adisponible</i>	% de sviación	
81,5842822	3139,45411	2512,8873	19,9578266	
81,5005803	3142,67836	1814,4009	42,265778	
80,0052417	3201,41661	1718,9991	46,3050484	
70,2185228	3647,61461	2964,7541	18,7207417	
77,454553	3306,84381	2139,4737	35,3016405	
77,454553	3306,84381	2682,8321	18,8703111	
70,8200547	3616,63247	2895,508	19,939114	
95,0091583	2695,84653	2181,9721	19,0617093	
87,932798	2912,79381	3298,8109	-13,2524689	
89,5257105	2860,96707	2895,508	-1,20731661	
% desv Duty1		0,34254379	% desv área1	15,7666176
% desv Duty2		10,936236	% desv área2	0,03826617

ANEXO II

Tabla 22. Flujo de caja para el proyecto de nuevo intercambiador

Ventas a maxima capacidad =								1,02E+09
Dolares	0	1	2	3	4	5	6	7
+ VENTAS		8,15E+08	8,15E+08	1,39E+09	1,39E+09	1,39E+09	1,39E+09	1,39E+09
- COSTOS		9,26E+08	9,26E+08	9,26E+08	9,26E+08	9,26E+08	9,26E+08	9,26E+08
= Utilidad Bruta		-1,11E+08	-1,11E+08	4,63E+08	4,63E+08	4,63E+08	4,63E+08	4,63E+08
Unidades Tributarias		21	21	21	21	21	21	21
- IMPUESTOS		-1,77E+06	-1,77E+06	7,35E+06	7,35E+06	7,35E+06	7,35E+06	7,35E+06
= Utilidad neta		-1,09E+08	-1,09E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08
+ Depreciación		4,60E+04	4,60E+04	4,60E+04	4,60E+04	4,60E+04	4,60E+04	4,60E+04
= FLUJO DE CAJA REAL.		-1,09E+08	-1,09E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08
- Inversión Fija	8,97E+05							
- Capital de Trabajo		8,97E+04						
+ Valor residual de la planta (en el último año)								
+ Activos no depreciables (en el último año)								
= FLUJO DE CAJA NETO (trema 22%)	-896.829	-1,09E+08	-1,09E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08	4,55E+08
= FLUJO DE CAJA ACUMULADO	896829	-1,10E+08	-2,20E+08	2,36E+08	6,91E+08	1,15E+09	1,60E+09	2,06E+09

TREMA	22%
TIR	126%
VPN (\$)	4.279.668.559

ANEXO III

Concentraciones de contaminantes en el aire

Potential Air Quality Monitoring Station Sites

Criteria	Potential sites	
	Refinery emissions	External emissions
Atmospheric pollution level ¹	A to E, G to J, M to N	F, K, L
Site availability ²	B, D, G, H, M, N	K
Interference from the environment ³	B, C, E, G, H, I, J, N	F, K, L
Population density	M, N	O
Other ⁵	--	O, P, Q

¹ Areas on the refinery site likely to have a poor air quality.

² Areas on the refinery site that are accessible, secure, without any obstacle and where services (electricity) are available.

³ Areas on the refinery site that are weakly affected by external sources as far as refinery emissions monitoring is concerned; and areas on the refinery site that are weakly affected by the refinery's sources as far as external emissions monitoring is concerned.

⁴ Sites that are located near a densely populated area.

⁵ Sites selected because there was a monitoring station installed by PDVSA in the past years.

**Ambient Air Monitoring Stations for
Refinery Emission Sources**

Potential sites	Selection criteria				Site selection
	Pollution level	Site availability	Interference	Population	
A	High	Moderate	Low	Low	Rejected
B	High	Moderate	High	Low	Accepted
C	High	Low	High	Low	Rejected
D	High	Moderate	Moderate	Low	Rejected
E	High	Low	High	Low	Rejected
G	High	Low	High	Low	Rejected
H	Moderate	Moderate	High	Low	Rejected
I	High	Low	High	Low	Rejected
J	High	Low	High	Low	Rejected
M	Moderate	High	Moderate	High	Accepted
N	Moderate	High	High	High	Accepted
P	Low	Moderate	High	Low	Rejected
Q	Low	Moderate	High	Low	Rejected

Ambient Air Monitoring Stations for External Emission Sources

Potential sites	Selection criteria				Site selection
	Pollution level	Site availability	Interference	Population	
F	High	Low	Moderate	Low	Rejected
K	High	High	Moderate	Low	Accepted
L	High	Low	High	Low	Rejected
O	Moderate	Low	High	High	Accepted
P	Low	Moderate	Moderate	Low	Rejected
Q	Low	Moderate	Moderate	Low	Rejected