



UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"
FACULTAD DE INGENIERIAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Evaluación de alternativas para alcanzar la temperatura adecuada de alimentación a la unidad de vacío.

Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo

Autor: Ing. Mallelyn Fleitas Becerra.
Tutor: Msc. Fernando Piñón Yanes.
Asesor: Ing. Serguei Varela Pared.

Matanzas
2012.

Pensamiento:

Cuando la sabiduría entre en tu corazón y el conocimiento sea agradable a tu alma, te guardará la sana iniciativa, y te preservará el entendimiento.

JAH

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

Declaración de autoridad

Yo, Mallelyn Fleitas Becerra declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Nombre y Apellidos. Firma

Dedicatoria

Este trabajo se lo dedico con Amor, a quien me ha dado sabiduría y confianza para realizarlo a "Mi Señor Jesucristo".

Agradecimientos

- Primeramente quiero agradecerle a Dios todopoderoso por darme la fuerza necesaria para hacer este trabajo, sin su ayuda no lo hubiera logrado.
- A mis padres y mis hermanos que han estado pendientes y preocupados porque yo llegue al final.
- A mi esposo que me ha brindado su apoyo y su amor, impulsándome para llegar hasta donde estoy.
- A mis hijos que cada día me llenan de felicidad y es la bendición y el motor que me empuja a ser mejor.
- Al papá de los niños que con su ayuda y apoyo pude realizar los sueños de ser en la práctica, una ingeniería-química.
- A mis tutores, pues sin su apoyo no hubiera sido posible la realización de este trabajo.
- A mi profesora Isabel que con paciencia y cariño, me ayudó a organizar la tesis.

A todos muchas gracias.....

Resumen

El siguiente trabajo, se realiza en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” con el objetivo de evaluar alternativas tecnológicas que permitan incrementar la temperatura del residuo atmosférico a la entrada de la torre en la unidad de vacío, la cual debe ser 214°C propuesta realizada por TECHNIP, para que la temperatura de entrada a la torre de la unidad de vacío alcance 404°C y ocurra el proceso de separación de los productos, pues la práctica demuestra que la temperatura de salida real es 130°C, lo cual no permite alcanzar el grado de temperatura necesaria para que la mezcla en la torre destile. Para lograr el objetivo, se realiza un estudio técnico-económico donde se creó la base de datos con la información necesaria en la simulación de la planta; ajustándola al caso base (modelo de simulación) y se analiza la sensibilidad del mismo, obteniéndose como resultado del estudio técnico, que las tres alternativas, son válidas, mientras que se pudo comprobar que la 2da alternativa (La conexión de la línea), es la más adecuada según los resultados del estudio económico, pues permite un ahorro de 3.27 MUSD.

Abstract

The following research is performed at the Camilo Cienfuegos Oil Refinery with the main objective of assessing the technology alternatives that allow to increase the atmospheric residue temperature in the input vacuum unit tower, which should be 214°C as per the proposal made by TECHNIP, so as to this temperature reaches 404°C and the product separation process occur. The practice shows that the output real temperature is 130°C, which is an obstacle to reach the necessary degree of temperature for the mix in the tower distills. To fulfill this set objective an techno-economical study is performed where a database was created containing the necessary information in the simulation plant, adjusting it to the base case simulation model); also its sensitivity is analyzed, obtaining as the technical study result that the three alternatives are valid while the 2nd is the best of the three because it permits to save 3.27 MUSD.

TABLA DE CONTENIDOS

Índice	pág.
Introducción	1
Capítulo I	
Fundamentos teóricos	6
1.1 Procesos de destilación.....	6
1.1.1 Destilación Atmosférica.....	6
1.1.2 Destilación al vacío.....	7
1.2 Parámetros termodinámicos	7
1.3 Tipos de columnas de destilación.....	8
1.3.1 Torres de platos.....	8
1.3.2 Torres de rellenos o empaque.....	10
1.4 Métodos de diseño de torre.....	12
1.5 Procesos de transferencia de calor.....	14
1.6 Equipos de transferencia de calor.....	16
1.7 Aspectos básicos sobre la simulación.....	20
1.7.1 Software utilizados en la simulación.....	21
1.8 Métodos termodinámicos.....	22
1.9 Conclusiones del análisis bibliográfico.....	24
Capítulo II	
Materiales y Métodos	25
2.1 Descripción del caso de estudio.....	25
2.2 Metodología para la simulación del caso de estudio.....	28
2.2.1 Pasos a seguir en la simulación.....	28
2.3 Validación del modelo de simulación.....	38
2.4 Simulación del caso problema.....	38
2.5 Alternativas tecnológicas que incrementen la temperatura de diseño a la entrada de la torre en la unidad de vacío.....	39
2.5.1 Alternativas que se proponen estudiar para incrementar la temperatura	39
2.5.2 Simulación de las alternativas.....	40
2.6 Evaluación –económica.....	45
Capítulo III	
Resultado y Discusión	46
3.1 Construcción del diagrama de flujo de información.....	46
3.2 Validación del modelo.....	47
3.2.1 Análisis de sensibilidad.....	47
3.3 Simulación del caso problema.....	49
3.4 Evaluación –técnica de las alternativas.....	50
3.4.1 1ra alternativa.....	51
3.4.2 2da alternativa.....	55
3.4.3 3ra alternativa.....	57
3.5 Estudio-Económico.....	58
3.5.1 Índice de Costo.....	58
3.5.2 Alternativas a Evaluar	59
3.6 Conclusiones parciales III.....	63
Conclusiones	64
Recomendaciones	65
Glosario	66
Bibliografía	67
Anexos	69

INTRODUCCIÓN

En la década de los 80 una de las mayores inversiones realizadas con la colaboración de la antigua Unión Soviética fue la Refinería "Camilo Cienfuegos". Los trabajos iniciales comenzaron en el período de 1977 a 1983 y su construcción y puesta en explotación se efectuó entre 1983 y 1990. Diseñada para procesar 65000 BPD de crudo *Romashkino* bajo un esquema tipo *Hydroskimming* para satisfacer la demanda de combustible del mercado local. Operó en forma discontinua hasta 1995 procesando en este período alrededor de 1.2 millones de toneladas de crudo.

El petróleo crudo no es directamente utilizable, salvo a veces como combustible, debido a que el mismo es una mezcla de componentes, los cuales tienen diferentes puntos de ebullición, su separación se logra mediante el proceso llamado "destilación fraccionada". Esta función está destinada a las "refinerías", factorías de transformación y sector clave por definición de la industria petrolífera, bisagra que articula la actividad primaria y extractiva con la actividad terciaria (Urpí, 2000; Perry, 1999).

La transformación del crudo de petróleo en sus productos derivados se realiza mediante la aplicación de una serie de procesos físicos y químicos con el objetivo de añadir el máximo valor añadido al producto refinado y al mínimo costo posible. Para obtener sus diversos subproductos es necesario refinarlo. La refinación del petróleo consistía en una destilación simple del crudo, en *batch*, de forma que los hidrocarburos de mayor punto de ebullición, se vaporizaban y condensaban posteriormente, separándose a continuación en diferentes fracciones según su intervalo de destilación. A partir de ahí se desarrolló la destilación continua actual. La utilización del cracking térmico cubrió una etapa intermedia en la que la utilización de temperaturas elevadas permitía la rotura de las grandes moléculas del fondo del barril en otras más ligeras con un mayor rendimiento en gasolinas comerciales y además de mejor octanaje (Kyle, 2001; Urpí, 2000).

El interés principal de los procesos de refino está en convertir los combustibles de motor, que son los productos de mayor valor añadido, gasolinas, kerosenos y gasoil que tienen un peso molecular medio inferior a 300, mientras que el resto de intermedios, más pesados y de menor valor económico, tienen pesos moleculares mucho mayores y

Introducción

representan entre el 25 y el 50% del rendimiento en destilación directa. El interés principal de los procesos de refino será en convertir estos productos de mayor peso molecular en otros de menor masa molecular y mayor valor económico.

Los procesos de refino se conocen como un conjunto de procesos que constituyen un determinado tipo de refinería, básicamente pueden considerarse cuatro esquemas tipo:

- *Topping* o destilación atmosférica.
- *Hydroskimming* que incluye el hidrot ratamiento.
- Conversión, con transformación de destilados de vacío en ligeros.
- Conversión profunda, transformación de residuos de vacío en destilados ligeros.

La implantación de uno u otro esquema de refino estarán en función del entorno económico, de la factibilidad de mercado de compra de crudo, así como la venta de los derivados finales. Cuanto mayor grado de conversión posea la refinería así será la inversión capital CAPEX y la inversión operacional OPEX. Como contrapartida obtendremos mayores márgenes de refinación y utilidades netas (Timmerbraus, 1991, Urpí, 2000).

Con la destilación atmosférica o esquema *Topping* se puede realizar una primera formulación de sus componentes para obtener productos de valor comercial. Solo que este esquema no posee procesos posteriores para mejorar la calidad de los productos obtenidos, por lo cual difícilmente cumplirán las especificaciones finales. La cada vez mayor disponibilidad relativa de crudo pesado, con altos contenidos de azufre y metales y bajos rendimientos de destilados, hace necesario el contar con unidades de proceso que permitan modificar estos rendimientos en conformidad con las demandas, produciendo combustibles que no cumplen con los estándares de calidad cada vez más exigentes. Esto apunta hacia la introducción de procesos de conversión que aumenten la producción de destilados y disminuyan los residuales pesados.

En ocasiones es difícil poder valorar esta diferencia de calidad pues, puede no existir una referencia, por ejemplo, se ha visto que los sistema *hydroskimming* que consiste en una destilación atmosférica de petróleo, acompañado de un tren de desulfuración y reformación-catalítica. Básicamente lo que produce es nafta, no es posible obtener con este esquema gasolinas con un valor de aromáticos inferior al 35 % vol. especificado y

Introducción

gasolinas con alto contenido en aromáticos. El tipo exacto de procesamiento ya depende de cada refinería y de su esquema de refino (Tinmerbraus, 1999; ludwing, 1999).

En general, puede afirmarse que en las refinerías el procesamiento directo del crudo conlleva a tres etapas: un pre tratamiento, una destilación atmosférica y una destilación al vacío. Luego del Proceso de Reactivación en el 2008 en la refinería Cienfuegos se mantuvo el margen de refino operando muy cercano al punto de equilibrio, obteniéndose bajos precios de comercialización, por lo que fue necesario llegar al estudio de completamiento de unidades de proceso que destruyen el residuo y tienen como objetivo aumentar la capacidad de refinación de la Refinería Camilo Cienfuegos de 65 MBPD a 150 MBPD, para añadir valor a los productos utilizando esquemas de conversión profunda lo cual garantizará su viabilidad económica. En el Anexo I se puede observar el proceso de conversión del barril.

Actualmente en el país no se cuenta con un esquema de conversión profunda. En la Habana existe una planta que cuenta solo con destilación atmosférica, destilación al vacío y un craqueo catalítico, donde se logra reducir el fondo hasta el 75% del barril.

En la etapa de expansión en la Refinería de Cienfuegos, se pretende llevar a cabo el montaje de plantas de conversión profunda, craqueo e hidrocraqueo catalítico, reformación catalítica de lecho fluidizado, etc. Manteniendo las condiciones de operación de la planta de destilación atmosférica y los parámetros de temperatura y presión de los productos de salida de la misma, se realizan los cálculos para el nuevo proyecto.

Según la propuesta realizada por TECHNIP, se toma como criterio para la base de diseño, 214°C de temperatura de salida del residuo atmosférico, para lograr que la temperatura de entrada a la torre de la unidad de vacío alcance 404°C y ocurra el proceso de separación de los productos, la práctica demuestra que la temperatura de salida real es 130°C, lo cual no permite alcanzar el grado de temperatura necesario para que se produzca el proceso (TECHNIP and HQCEC and Cuvenpetrol, 2011).

Por lo que podemos plantearnos el siguiente ***Problema de investigación:***

¿Cómo incrementar la temperatura del residuo atmosférico a la entrada de la torre en la unidad de vacío en la Refinería Camilo Cienfuegos?

Introducción

Como criterio de solución de este problema se propone la siguiente **Hipótesis**:

Si se realiza el estudio de variantes tecnológicas, se podrá obtener la mejor alternativa para alcanzar la temperatura adecuada en la entrada a la torre de vacío.

Para la solución de la misma se define como **Objetivo** de este trabajo:

- Evaluar alternativas tecnológicas que permitan incrementar la temperatura del residuo atmosférico a la entrada de la torre en la unidad de vacío.

Para darle cumplimiento al objetivo propuesto se desarrollarán las siguientes **Tareas de investigación**:

- Análisis bibliográfico que contemple los procesos de destilación atmosférica y al vacío, el estudio de los procesos y equipos de transferencia de calor, así como los métodos termodinámicos existentes y los *softwares* utilizados en la simulación de los procesos de destilación.
- Descripción de la planta objeto de estudio.
- Simulación de la planta objeto de estudio.
- Comprobar si con las condiciones de temperatura de salida de la torre atmosférica se logran los rendimientos esperados en la torre de vacío.
- Selección de las alternativas tecnológicas.
- Simulación de las alternativas.
- Análisis económico de las alternativas.

Estructura del trabajo.

Capítulo I: En este capítulo se realiza un estudio de los procesos de destilación atmosférica y al vacío, los procesos y equipos de transferencia de calor, así como los métodos termodinámicos existentes y los *softwares* utilizados en la simulación de los procesos de destilación.

Capítulo II: En este capítulo se realiza una descripción de los métodos utilizados para obtener el modelo caso de estudio, se describen los pasos para la simulación del mismo y para la validación del modelo, así como proponer las alternativas en caso de no obtener los resultados esperados, se plasma las ecuaciones y herramientas empleadas en el análisis de costo, donde se comprueba cual alternativa es la más adecuada.

Introducción

Capítulo III. En este capítulo, se presentan los resultados que se obtienen al aplicar las metodologías para la construcción de los diagramas de flujo, basados en el modelo de simulación del caso de estudio, que permite evaluar las diferentes alternativas para incrementar la temperatura de la alimentación a la torre de vacío y a su vez definir cuál de estas se adecua más a la solución del problema de investigación, además se realiza un estudio económico calculando los costos en cada alternativa.

CAPÍTULO I: FUNDAMENTOS TEÓRICOS

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde primeramente se aborda sobre los procesos de destilación atmosférica y al vacío, así como se realiza una revisión de los parámetros termodinámicos, se estudia las características constructivas y de operación de las torres de destilación, incluyendo los métodos de diseño y por último los simuladores que más se utilizan en los procesos de destilación.

1.1 Procesos de destilación

El proceso de destilación es uno de los principales en la refinación del petróleo, el mismo se produce mediante la rectificación continua, o fraccionamiento. Es una operación de transferencia de masa a contracorriente en varias etapas, por lo general, para una solución binaria, con algunas excepciones, es posible separarlas mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee. Estos métodos se basan en la diferencia de temperatura de los componentes presentes en la mezcla.

El objetivo es extraer los hidrocarburos presentes naturalmente en el crudo por destilación, sin afectar la estructura molecular de los componentes. En las unidades de destilación atmosférica, se obtienen combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que serán procesados en otras unidades, para convertirlos en combustibles más valiosos. En las unidades de vacío, solo se produce cortes intermedios que son carga de unidades de conversión, las cuales son transformadas en productos de mayor valor y de fácil comercialización. En los epígrafes siguientes se describen los procesos de destilación atmosférica y al vacío (Gary, 2001).

Destilación atmosférica

La destilación atmosférica constituye la primera etapa del refino de un crudo, el objetivo es su vaporización parcial y separación por condensación a diferentes temperaturas de distintas fracciones. Se realiza en una columna de destilación o fraccionamiento en cuyo interior están dispuestos de forma ordenada una serie de “platos” en los que se recogen los líquidos condensados. La temperatura de la columna es más alta en el fondo y más fría en el tope, de forma que cada plato tiene una temperatura inferior a la del situado

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

inmediatamente debajo. La destilación se realiza a una presión ligeramente superior a la atmosférica. El calor necesario para la destilación lo proporciona un horno al que entra el crudo precalentado después de circular por una serie de intercambiadores de calor con productos más calientes obtenidos en la propia torre de destilación de forma que se consiga la máxima eficiencia energética. Debido a la presencia de sales inorgánicas (cloruro sódico, magnésico y otras, que producirían corrosión en el sistema), el crudo debe ser desalado antes de su procesamiento, porque tal como se encuentra en el tanque todavía contiene una serie de impurezas que podrían dañar seriamente al equipamiento utilizado, así como a la propia calidad de los productos obtenidos. Este desalado se consigue por mezcla con agua para disolver las sales (Kyle, 2001).

1.1.2 Destilación al vacío

La Unidad de vacío es una planta que destila gasóleos de crudo reducido a presiones mucho más bajas que la atmosférica, usualmente menor que 1.0 Psia y a temperaturas en que las fracciones de gasóleos y asfaltos no sufrirán descomposiciones térmicas. En la destilación al vacío el punto de ebullición de una mezcla se hace disminuir hasta el punto donde los compuestos pesados pueden ser fraccionados sin craquearse. El principio básico sobre el cual opera una unidad de vacío es que el punto de ebullición de cualquier material desciende a medida que se reduce la presión. Si un crudo reducido fuese calentado a presión atmosférica hasta vaporizar una cantidad sustancial de gasóleo, la temperatura tendría que ser suficientemente alta que provocaría una buena cantidad de craqueo o descomposición térmica del aceite. reduciendo la presión, el destilado necesario puede lograrse a temperaturas inferiores al punto de craqueo (Perry, 1999, Ludwig, 1999; Kyle, 2001; Speight, 2002).

1.2 Parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación atmosférica y al vacío

Los parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación son la temperatura y presión del sistema, por tal motivo consideramos como variables del proceso todas aquellas que puedan afectar el equilibrio entre las fases vapor-líquido (Holman, 1998; Himmelblau, 1997).

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

Temperatura de transferencia: Esta es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento en destilados depende de esta variable.

Presión de trabajo: Es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio líquido-vapor, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente.

Temperatura de Tope: Es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza, este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido vapor.

Temperatura del corte: Es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujos circulantes. Estos últimos tienen un efecto semejante que el reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía.

Inyección de vapor: El vapor o (incondensables) en las fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquidos, favoreciendo la vaporización de los componentes más volátiles. Esto se aplica en la columna fraccionadora principal como en los strippers de los cortes laterales

1.3 Tipos de columna.

Existen muchos tipos de columna de destilación, diseñadas para llevar a cabo tipos de separaciones específicas, y cada diseño difiere en términos de complejidad, una manera de clasificar las columnas de destilación es hacerlo de acuerdo a la forma en que son operadas.

1.3.1 Torres de platos.

Las torres de platos son cilindros verticales fabricados de diferentes materiales, según las condiciones de corrosión, en el cual son montados un número determinado de platos circulares. En ambos lados de los platos se ubican conductos que permiten la entrada y salida del líquido de un plato a otro, denominados bajantes (Treybal, 1991; Walas, 1990; Ludwig, 2001).

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

El vapor o gas asciende a través de orificios en los platos (mediante diferentes dispositivos) burbujeando a través del líquido para formar una espuma, se separan de ésta y pasa al plato superior.

El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo cruzado de las dos fases. El contacto entre ambas fases se localiza fundamentalmente sobre los platos. Aunque menos utilizadas existen columnas en las cuales el líquido y el gas en el plato en sí se ponen en contacto a contracorriente, es decir no existen los bajantes. Aquí el gas y el líquido fluyen con pulsaciones, con el fin de que por una abertura dada pasen el gas y el líquido de modo intermitente.

Cada plato constituye una etapa, ya que los fluidos se ponen en contacto íntimo, se produce la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y solo está determinado por:

- El balance de masa.
- Las consideraciones acerca del equilibrio.

La eficiencia del plato o etapa y por tanto, el número de platos reales se determina por:

- El diseño mecánico utilizado.
- Las condiciones de operación.

Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo.

Tipos de platos:

- Platos de cazoleta o casquetes de burbujeo.
- Platos perforados.
- Platos de válvula

Los primeros emplean un mecanismo que consiste en una cazoleta invertida sobre un nipe o chimenea a través de la cual asciende el vapor. En este tipo de plato, el gas

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

asciende a través de las aberturas de las bandejas (elevadores de vapor) a los casquetes que coronan cada elevador.

Cada casquete está ranurado con un cierto número de aberturas por las que el gas burbujea dentro del líquido.

El segundo tipo de plato tiene perforaciones en su superficie para permitir el paso del vapor.

Pueden utilizarse para líquidos con sólidos en suspensión. Para flujos de líquido y vapor intermedios, sus propiedades son muy semejantes a las de los platos de cazoleta.

El tercer tipo de plato puede considerarse un intermedio entre los platos de cazoleta y los perforados.

Su construcción es parecida a los de cazoleta, pero no tienen conductos de subida ni ranuras. Es importante observar que con estas bandejas la amplitud de la abertura varía con el flujo de vapor, por lo que pueden utilizarse para un rango amplio de flujos (Gary, 1994; Ludwig, 2001).

1.3.2 Torres con rellenos o empaque

Se utilizan para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas. Son usadas para destilación, absorción de gases, y extracción líquido-líquido. El empaque de la torre debe ofrecer las siguientes características:

- Proporcionar una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas.
- El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre, sin recargo o inundación.
- Debe ser baja la caída de presión del gas.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están procesando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

En la siguiente figura 1.1 se muestra un corte transversal de una torre rellena donde se observan los componentes más importantes.

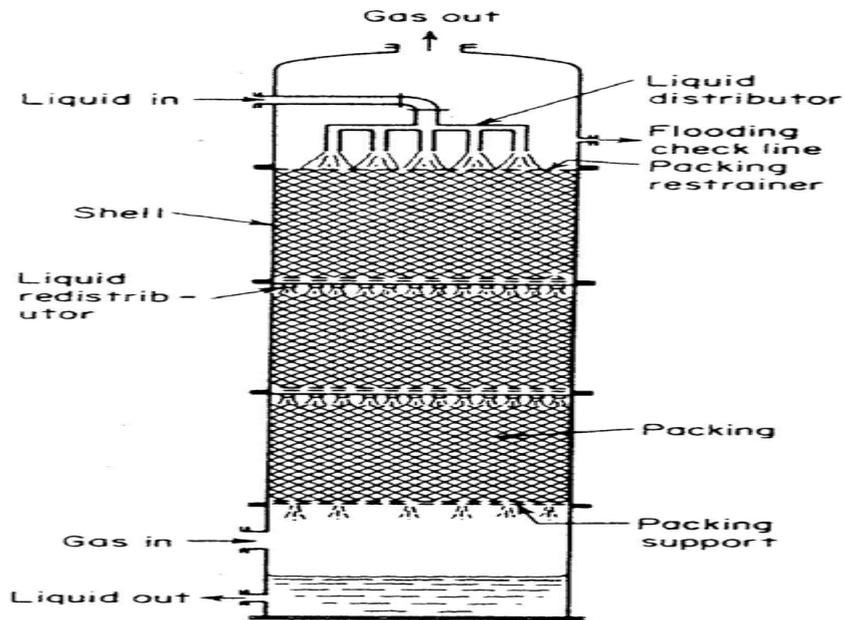


Figura 1.1 Corte transversal de una torre

Partes que conforman las torres de relleno o empaque:

1. Empaque o relleno
2. Cuerpo o coraza
3. Soportes del relleno
4. Eliminadores de arrastre
5. Distribuidores de líquido
6. Redistribuidores de líquido

Se clasifican según el empaque, en dos tipos:

- Columnas empacadas con empaque al azar o aleatorios.
- Columnas empacadas con empaque regulares.

La segunda generación de empaques estructurados viene desde los últimos años de la década del 50, tienen una alta eficiencia y son los empaques de malla de alambre tal como el Goodloe, Hyperfit y la Koch-Sulzer. En los primeros años de la década del 70, estos empaques han tenido un gran uso en destilaciones al vacío, donde su baja caída

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

de presión es su principal ventaja. En estos servicios, son extensamente usados ahora. Los empaques de láminas corrugadas fueron introducidos primero por la Sulzer en los últimos años de la década de 1970, iniciaron una tercera generación de empaques estructurados. Con una alta capacidad, bajo costo y baja sensibilidad a los sólidos suspendidos, lo cual le permite una alta eficiencia, estos empaques comenzaron a tener un uso más popular. A partir de la década de los 80 se aprecia un acelerado aumento en la popularidad de los empaques estructurados, hasta el punto de hacerlos una de las partes internas más populares de las columnas en uso en nuestros días. El tamaño del empaque, en general es más grande, el empaque que es conveniente según el tamaño de la columna de vacío que debe usarse, es de 50 mm. Pequeños tamaños son apreciablemente más caros que los tamaños grandes. Por sobre los 50 mm el menor costo por metro cúbico normalmente no compensa la baja eficiencia de transferencia de masa. Uso de grandes tamaños en pequeñas columnas puede causar una mala distribución de líquido.

Elección entre platos o empaques:

La elección entre columnas de platos o empaques para una aplicación particular puede ser hecha solamente en base a los costos para cada diseño. Sin embargo, esto no siempre será posible, o necesario, y la elección puede usualmente hacerse, sobre la base de la experiencia.

Entre los autores que definen el mejor uso de las torres de empaques o rellenas en la unidad de destilación atmosférica se encuentran (Perry, 1997; Tinmerbraus, 1991).

1.4 Métodos de diseño de torres de destilación

Se usan dos métodos para la solución aproximada de la destilación de multicomponentes siendo muy útiles para estudiar un gran número de casos con gran rapidez, para ayudar a orientar al diseñador, para determinar las condiciones óptimas aproximadas o para proporcionar información con respecto a los estimados de costos.

- Método de Fenske - Underwood - Gilliland (FUG).
- Método de grupo de Smith - Brinkley (SB).

Método Corto de Diseño Fenske – Underwood – Gilliland.

Seader y Henley (2000) y otros autores (Caicedo, 2004; Hicks, 2004; Coulson y Richardson, 2005; Hernández, 2009) concuerdan en que el método aproximado de diseño más utilizado es el de Fenske – Underwood – Gilliland (FUG). Éste supone

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

volatilidades relativas, flujos molares constantes en la torre, pérdidas de calor despreciables, entre otras cosas. Para alimentaciones de mezclas multicomponentes, es necesario la especificación de dos componentes claves, su distribución en el fondo y en el domo de la torre, plato de alimentación, relación de reflujo y el perfil de presiones de la torre.

El método FUG, consta de las ecuaciones/correlaciones de:

- Fenske, para el cálculo del número etapas mínimas a reflujo total.
- Underwood, para el cálculo de reflujo mínimo con etapas infinitas.
- Gilliland, para el cálculo de etapas reales a reflujo de operación.
- Kirkbride, para el cálculo de número de platos en la sección de agotamiento y la sección de rectificación.

Características del método:

- Útil fundamentalmente para el diseño de columnas, aunque también sirve para evaluar el comportamiento de columnas ya existentes.
- Parte del conocimiento de la localización óptima del plato de alimentación.
- Supone flujos molares constantes (el reflujo mínimo calculado es mucho menor que el reflujo mínimo real).
- Sirve para calcular los flujos y las composiciones de los productos cuando se han especificado los requerimientos de recuperación de uno o dos componentes.
- Se pueden determinar las temperaturas del tope y del fondo de la columna.

Método Corto de Diseño de grupo de Smith - Brinkley (SB).

El método de Smith y Brinkley se emplea mayormente para el análisis de columnas existentes es un método aproximado de simulación de columnas, es decir, dado el número de etapas, la razón de reflujo y la posición de la etapa de alimentación, calcula la composición de los productos. Se trata de un método aplicable tanto a absorción y extracción, como a destilación.

Puesto que se trata de un método de análisis de columnas, los valores de N , número de etapas de la columna, y M , número de etapas por debajo del alimento, son conocidos. Las constantes de equilibrio K_i y K_i' se evalúan a las temperaturas efectivas de las

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

secciones de tope y fondo. Si se dispone de un perfil de temperatura, la temperatura efectiva media es la media aritmética de las temperaturas de las etapas en el sector en cuestión. Alternativamente, se usa la media aritmética entre la temperatura de la etapa de alimentación y la temperatura de la etapa del otro extremo del sector. La forma de las ecuaciones, para destilación, es la siguiente: formula

$$f_i = \frac{(1-S_{n,i}^{N-M})+R(1-S_{n,i})}{(1-S_{n,i}^{N-M})+R(1-S_{n,i})+h_i S_{n,i}^{N-M}(1-S_{m,i}^{M+1})}, \quad (\text{Ec. 1.1})$$

Donde

$$f_i = \left[\frac{BX}{FZ} \right] \quad (\text{Ec. 1.2})$$

$$S_{n,i=K_i} \cdot \frac{V}{L} \quad \text{Sector de enriquecimiento} \quad (\text{Ec. 1.3})$$

$$S_{n,i=K_i} \cdot \frac{V'}{L'} \quad \text{Sector de agotamiento} \quad (\text{Ec. 1.4})$$

$$h_i = \frac{K'_i}{K_i} \cdot \frac{L}{L'} \cdot \frac{(1-S_{n,i})}{(1-S_{m,i})} \quad \text{Alimento predominantemente líquido} \quad (\text{Ej. 1.5})$$

$$h_i = \frac{L}{L'} \cdot \frac{(1-S_{n,i})}{(1-S_{m,i})} \quad \text{Alimento predominantemente vapor} \quad (\text{Ej. 1.6})$$

1.5 Procesos de transferencia de calor

La transferencia de calor es el fenómeno de transmisión de la energía que se genera cuando existe un gradiente de temperatura entre dos regiones, actuando como fuerza impulsora; el calor (como energía en tránsito) fluye de la región de alta temperatura a la de temperatura más baja. (Incropera, 1996; Kern, 1999; Holman, 1998). La transferencia de calor puede verificarse por medio de uno o más de los tres mecanismos de transferencia:

- Conducción
- Convección
- Radiación.

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

Transferencia de calor por conducción.

Por este mecanismo, el calor puede ser conducido a través de sólidos, líquidos y gases. La conducción se verifica mediante la transferencia de energía cinética entre moléculas adyacentes. En un gas las moléculas “más calientes”, que tienen más energía y movimiento, se encargan de impartir energía a moléculas colindantes que están a niveles energéticos más bajos. Este tipo de transferencia siempre está presente, en mayor o menor grado, en sólidos, líquidos y gases en los que existe un gradiente de temperatura. En la conducción la energía también se transfiere por medio de electrones “libres”, un proceso muy importante en los sólidos metálicos.

Transferencia de calor por convección.

La transferencia de calor por convección implica el transporte de calor en un volumen y la mezcla de elementos macroscópicos de porciones calientes y frías de un gas o un líquido. Además, con frecuencia incluye también el intercambio de energía entre una superficie sólida y un fluido. Existen dos tipos de transferencia de calor por convección: la convección forzada, en la que se provoca el flujo de un fluido sobre una superficie sólida por medio de una bomba, un ventilador, u otro dispositivo mecánico y la convección libre o natural, en la cual un fluido más caliente o más frío que está en contacto con la superficie sólida causa una circulación debido a la diferencia de densidades que resulta del gradiente de temperaturas en el fluido.

Transferencia de calor por radiación.

La radiación es la transferencia de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas, de manera similar a las ondas electromagnéticas que propagan y transfieren la luz. La transferencia radiante de calor se rige por las mismas leyes que dictan el comportamiento de la transferencia de luz. Los sólidos y los líquidos tienden a absorber la radiación que está siendo transferida a través de ellos, por lo que la radiación es más importante en la transferencia a través del espacio o de gases.

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

1.6 Equipos de transferencia de calor

Intercambiadores de calor

En las industrias de proceso, la transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es uno en el cual el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curva. La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placa por conducción, y luego por convección al fluido frío (Incropera, 1996; Kern, 1999; Holman, 1998).

Intercambiador de calor de doble tubo.

En este tipo de intercambiadores uno de los fluidos fluye en el interior de una tubería y el otro lo hace en el espacio anular entre ambas tuberías. Los fluidos pueden circular en paralelo o a contracorriente. El intercambiador puede fabricarse con un simple par de tubos adaptando las conexiones en los extremos, o con varios pares interconectados en serie. Este tipo de intercambiador es útil principalmente para velocidades de flujo bajas. En la figura 1.2 puede observarse el esquema de un intercambiador de doble tubo a contracorriente.

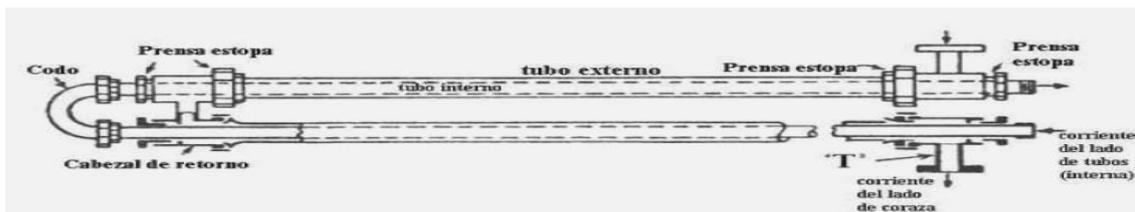


Figura 1.2 Intercambiador de calor de doble tubo.

En la figura 1.2 se muestra las partes principales del intercambiador, dos juegos de tubos concéntricos, dos conectores, un cabezal de retorno y un codo en U. La tubería interior se soporta en la tubería exterior mediante topes y el fluido entra en el tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del intercambiador. La tubería interior se conecta mediante una conexión en U que en algunos casos no proporciona superficie de transferencia de calor (Incropera, 1996; Kern, 1999; Holman, 1998).

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

Intercambiadores de calor de tubos y coraza.

Este es el tipo más común de intercambiadores de calor. En la figura 1.3 se muestra un ejemplo de este tipo de intercambiador. Consiste en un haz de tubos encerrados en un casco cilíndrico llamado coraza. Hay dos tipos básicos de intercambiadores de calor de tubos y coraza. El primero tiene los cabezales de los extremos sujetos a la carcasa, en este tipo de intercambiadores es necesario utilizar una junta de expansión que contrarreste la expansión diferencial de la carcasa y los tubos. El segundo contiene un cabezal estacionario, colocado en el final de la carcasa. Los problemas de expansión diferencial se solventan empleando un cabezal flotante, o el uso de tubos en “U”. Este diseño puede ser usado por intercambiadores de un solo paso o de múltiples pasos. El haz de tubos puede removerse desde el extremo del intercambiador, para mantenimiento y limpieza mecánica (Treybal, 2002; Luyben, 1988; Walas, 1990).

En la figura 1.3 puede observarse el esquema de un intercambiador de tubos y coraza (Kyle, 2001; Incropera, 1996; Ludwig, 2001; TEMA, 1990).

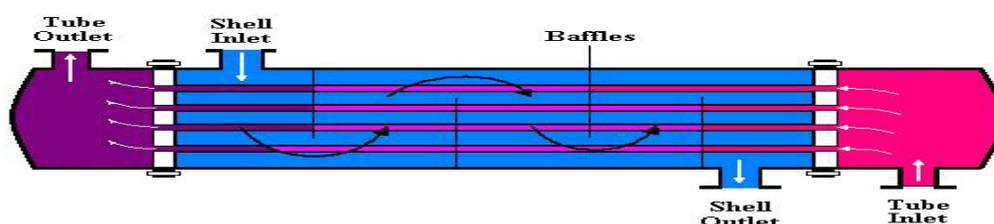


Figura 1.3 Intercambiadores de calor de tubos y coraza.

Intercambiadores de calor de espiral.

El intercambiador de calor de espiral, también llamado intercambiador de calor de placas en espiral, está compuesto por dos placas metálicas enrolladas en forma de espiral, soldadas, formando canales, como se muestra en la figura 1.4 dos cubiertas y juntas son usadas para sellar los canales de flujo, los cuales no están cerrados por soldadura. La construcción del intercambiador permite el acceso para la inspección y mantenimiento de ambos lados del mismo, debido a que las cubiertas son removibles. Los intercambiadores de diseño en espiral permiten altas temperaturas de trabajo y pueden ser utilizados en servicios altamente sucios debido a la acción limpiadora del patrón de flujo. Son empleados en servicios de líquido-líquido, suspensiones,

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

enfriamiento de gas, como condensadores, rehervidores, y calentadores de gas. Pueden estar dispuestos vertical u horizontalmente. Entre otras ventajas de estos intercambiadores se pueden mencionar: una alta transferencia de calor por volumen, completo acceso para inspección y un espacio requerido reducido en comparación con intercambiadores de carcasa y tubos (Holman J.P, 1991; Ludwig, 2001).

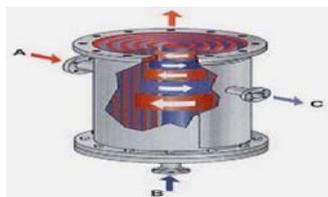


Figura 1.4 Intercambiador de calor tipo Espiral

Intercambiadores de calor de placas.

Los intercambiadores de placas consisten en un número de canales de flujo paralelos, formados por placas de metal adyacentes que pueden estar soldadas o separadas por juntas alrededor del perímetro de cada placa. Las placas pueden ser de una variedad de metales pero típicamente se emplea acero inoxidable. En el proceso de fabricación se presionan las placas para darles formas corrugadas. Las formas corrugadas de las placas son diferentes para cada tipo de placa y para cada fabricante. Pueden ser diseñados para flujo en contracorriente verdadero debido a que el flujo caliente y frío pasan a través de canales adyacentes en toda la longitud del intercambiador de calor.

En la figura 1.5 se muestra un intercambiador de calor de placas. El ensamblaje de estos equipos facilita la limpieza mecánica y permite la adición o remoción de platos para aumentar o disminuir el área de transferencia del intercambiador. (Ludwig, 2001; Walas 1990; Kyle, 2001).



Figura 1.5 Intercambiador de calor de placas.

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

HORNOS.

Los hornos son equipos industriales en los que se entrega el calor generado por la oxidación de un combustible a una carga de crudo que circula por dentro de unos tubos de una manera similar a una caldera (Holman, 1998; Incropera, 1996).

Los primeros hornos empleados en la industria petrolera se inspiraron en las calderas cilíndricas horizontales de destilación de alcohol y licores, que eran calentados por las llamas de un hogar, con una muy mala transmisión de calor, lo que dañaba, por recalentamiento, la porción del cilindro que estaba directamente expuesto a la misma, además de producir depósitos de coque debido a la descomposición del crudo.

Posteriormente instalación con "tubos de humos" que atravesaban al cuerpo cilíndrico en dirección de su eje, como en ciertos tipos de calderas, mejoró notablemente su operación, incrementando a la vez su capacidad de producción.

La elaboración de crudos emulsificados con mucha agua, que producían abundante espuma, llevó a intentar, en pequeña escala el empleo de hornos tubulares, en los que el crudo circulaba por un serpentín calentado directamente por las llamas del hogar. El éxito obtenido condujo a instalaciones cada vez mayores, generándose así el horno tubular característico de la industria petrolera actual. Este cambio aceleró la introducción de los procesos de cracking térmico, que exigió el uso de equipos que pudieran resistir mayores presiones y altas temperaturas que las utilizadas hasta entonces. Procesos que se los pudieron lograr con hornos tubulares.

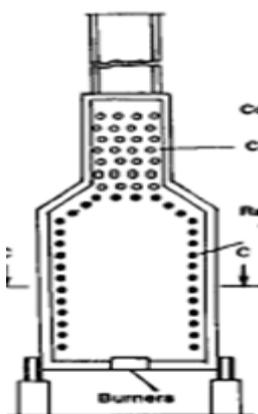


Figura 1.6 Hornos tubulares.

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

Los hornos tubulares se distinguen dos secciones de calentamiento, claramente diferenciadas, una sección de radiación y una sección de convección, según cuál sea la forma de calentamiento predominante, como transición entre ambas, existe comúnmente una pantalla de radiación (*Shield*), constituida por unos pocos tubos colocados antes de la sección de convección, que reciben calor tanto por radiación como por convección.

Para efectuar y controlar la combustión, los hornos están provistos de quemadores con sus respectivos registros de aire, de un dámper para regular el tiraje dentro del horno y de una cámara de combustión o caja de fuego, que es el espacio donde se produce la combustión como se muestra en la figura 1.7, según Ref. (Refinería El Palito, 2008)

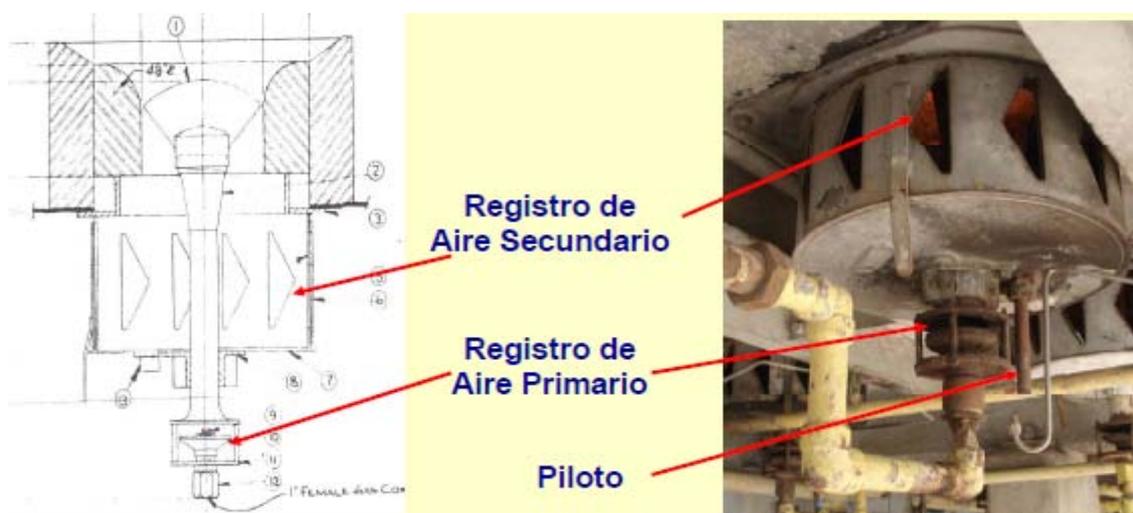


Figura 1.7 Quemadores de Fuel – Gas.

1.7 Aspectos básicos sobre simulación.

La necesidad de nuevos productos, así como, una nueva cultura del cuidado del medio ambiente, del ahorro y optimización de energía, el uso racionalizado de combustibles, etcétera hace necesario que la ingeniería química busque alternativas económicas y factibles para la solución de estos nuevos retos. (Chung, 2003; Martínez, 2000; Scenna, 1999; Luyben, 1990; Torres, 2002)

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

La simulación de procesos es una herramienta eficaz y efectiva para el análisis, la síntesis y la optimización de proceso, lo que ayuda proponer las diferentes alternativas para resolver estos retos modernos.

El desarrollo de simuladores de procesos a nivel mundial se ha desarrollado a pasos agigantados. Principalmente debido a tres aspectos;

a) Computadoras con procesadores de mayor velocidad, interfaces gráficas que facilitan el manejo de gráficos, almacenamiento de gran cantidad de datos.

b) Lenguajes de programación estructurados que facilitan que con pocas sentencias se realicen de forma más eficiente la solución de sistemas de ecuaciones y la misma simulación.

c) El cálculo de propiedades de mezclas y componentes con menor desviación de los datos obtenidos experimentalmente.

1.7.1 Softwares utilizados en la simulación:

Simulador PRO-II versión 8.1

Pro-II con *Provision* es un programa de simulación de procesos en estado estacionario diseñado por la empresa *Simulation Sciences*, muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general.

Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. Adicionalmente, tiene una amplia base de datos de propiedades de compuestos químicos, una gran variedad de métodos para la predicción de propiedades termodinámicas y utiliza técnicas avanzadas para la resolución de las operaciones unitarias. Mediante este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor (rigurosos o no), mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadores, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores flash,

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

separadores trifásicos, ciclones, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica.

Adicionalmente, a través de las simulaciones de procesos, bien sea a condiciones de diseño u operación, es posible manipular los modelos matemáticos del proceso para lograr los cambios en el comportamiento que sufre el proceso, sin necesidad de interferir con la actividad de la planta. Para simular un proceso es importante hacer una buena selección del método termodinámico a utilizar, dentro de éstos existen diferentes tipos que se dan a continuación en el siguiente epígrafe.

1.8 Métodos Termodinámicos.

Una buena selección del método termodinámico es de vital importancia para la validación de las simulaciones. Esto se debe a que por medio de ecuaciones de estado, correlaciones generalizadas o métodos de actividad de líquido se pueden estimar propiedades termodinámicas (entalpías, entropías) y constantes de equilibrio (líquido-vapor ó líquido-líquido). Estimar con certeza estas propiedades permitirá la resolución rigurosa de los algoritmos de cálculos de las diversas operaciones unitarias.

Pro-II con Provision dispone de una gran diversidad de métodos termodinámicos para la estimación de equilibrios de fases y propiedades (termodinámicas, físicas, de transporte, etc.) como lo son: Soave-Redlich-Kwong (SRK), Peng-Robinson (PR), Grayson-Streed (GS) y Braun K10 (BK10).

A continuación se presentan ciertas características de los métodos utilizados:

1. Peng – Robinson (P-R):

La ecuación de Peng – Robinson fue un intento para extender la ecuación de Van der Waals y así predecir las densidades de los líquidos con razonable exactitud.

La forma es relativamente cercana a la ecuación de SRK y específicamente sirve para lograr la convergencia cerca del punto crítico. Aunque la exactitud de la densidad de los líquidos es un tanto mejor por PR en comparación con SRK; para el proceso se toma el método API si la ecuación Peng – Robinson es seleccionada. Se aplica para producir resultados razonables en los mismos sistemas en los cuales se emplea el modelo Soave

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

– Redlich – Kwong y sobre el mismo rango de operaciones. El rango de aplicación sugerido tanto para el SRK como para el PR es: Presión: 0 – 500 psia Temperatura: -460 – 1200 °F.

2. Grayson – Streed (G-S):

La correlación de Grayson – Streed usa la formulación original de Chao – Seader. Proporciona excelentes resultados para hidrocarburos livianos y medios y es bueno en simulaciones donde existen despropanizadoras, desbutanizadoras y desisobutanizadoras. En el programa PRO II, los coeficientes especiales para N₂, CO₂ y H₂S son incorporados en el programa. Los límites de trabajo para esta correlación son: [Keyword Input

Presión: menor que 3000 psia.

Temperatura: 0 – 800 °F (-20 a 450 °C) En el simulador PROII con PROVISION, cuando es seleccionado el sistema termodinámico (GS) para llevar a cabo la simulación, son asumidos los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Grayson – Streed (GS), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización en el equilibrio (K).
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método de Soave – Redlich – Kwong, para el cálculo de la densidad del vapor.

3. Braun K-10 (BK10):

El método termodinámico Braun K-10 (BK10), es utilizado en simulaciones de condiciones de proceso en la refinación de hidrocarburos pesados a bajas presiones, es ideal para columnas de destilación al vacío. Posee los siguientes rangos de aplicación:

Capítulo I: Fundamentos Teóricos

Presión: 0 – 100 Psia.

Temperatura: 100 – 1600°F.

Composición: C6 y mayores.

En el simulador PROII con PROVISION, cuando es seleccionado el sistema termodinámico (BK10) para llevar a cabo la simulación, son asumidos los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Braun K10 (BK10), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización en el equilibrio (K).
- Método de Johnson - Grayson (JG), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método Ideal, para el cálculo de la densidad del vapor.

1.9 Conclusiones parciales I.

1. El estudio realizado sobre los procesos de destilación atmosférica y al vacío permite definir que la temperatura a la entrada de la torre es uno de los parámetros a controlar en la unidad de vacío.
2. El análisis bibliográfico relacionado con el diseño de torres en la unidad de vacío nos arrojó que las torres de empaques permiten lograr mayor eficiencia en la separación de los productos y menor caída de presión.
3. El simulador de PROII es adecuado para simular los procesos de destilación dentro de refinerías de petróleo.

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS.

En este capítulo se realiza una descripción de los métodos utilizados para determinar la problemática, del caso de estudio (planta de la unidad de vacío), además de una explicación detallada de la metodología a seguir para la obtención del modelo de simulación que representa dicha planta y de las herramientas de análisis de costos que se utilizan para ello, teniendo en cuenta los criterios expuestos en las bases de diseño del proyectista, los procesos básicos y requerimientos, la flexibilidad en operación, las condiciones en los límites de batería, los cortes de los productos y puntos de TBP definidos en el estudio de visualización y la fase de diseño conceptual, los PFD y PI&D y del balance de materiales realizado durante la fase de reactivación por la (compañía TIVENCA, 2007).

2.1. Descripción del caso de estudio.

La Unidad de destilación al vacío se va a diseñar para procesar 29.000 BPSD de crudo reducido (14.36 °API), como se muestra en el Anexo II.

La misma la componen las siguientes secciones:

- Sección de destilación al vacío.
- Sección de generación de vapor.

El propósito de la unidad de destilación al vacío (VDU1 - Unidad 116) es fraccionar el residuo atmosférico, proveniente de la unidad de destilación atmosférica (ADU1- Sección 100), al disminuir la presión de trabajo hasta alcanzar presiones absolutas de 40 mm Hg en la zona de carga de la columna, donde se separan en los siguientes cortes o productos.

- Gasoil ultra ligero de vacío (LLVGO). (350-370) °C a Unidad de GH2.
- Gasoil Ligero de vacío (LVGO). (370-450) °C a Unidad de HCK.
- Gasoil Pesado de vacío (HVGO). (450-530) °C a Unidad de HCK.
- Residuo de vacío (VR). (+530) °C a Unidad del DCU.

El residuo atmosférico procedente de la unidad existente ADU1 a 130 °C es alimentado a VDU1 en el tambor de alimentación (D-116-008). La presión en el mismo se logra con un sistema de control de rango partido que utiliza gas combustible como un medio

Capítulo II: Materiales y Métodos

de inertización. En el caso de falta de alimentación caliente desde ADU1, la unidad de VDU1 también puede ser alimentado con residuo atmosférico proveniente de tanques.

En este caso, el residuo atmosférico desde tanque antes de ser enviado al tambor alimentador es calentado desde 90 ° C hasta 174 ° C por el calentador de residuo atmosférico de vapor de media presión (E-116-011).

Desde el tambor alimentador el residuo atmosférico es bombeado al tren de precalentamiento por las bombas de carga (P-116-011 A/B) con un flujo constante. Es pre-calentado a través del intercambiador residuo atmosférico/ gasoil pesado de vacío PA (E-116-001 A/B) y el intercambiador residuo atmosférico/residuo de vacío de enfriamiento (E-116-006) y luego es dirigido al horno de vacío (F-116-011). La alimentación de la columna de vacío sale del horno a 404° C, un flujo de vapor de media presión controlado es inyectado en cada pase del horno para mantener suficiente velocidad y minimizar la formación de coque. (Tasa total de vapor: 1180 kg/h). El horno puede ser alimentado de gas combustible o fuel oíl. Un sistema precalentador de aire se proporciona para aumentar la eficiencia del combustible. La columna de vacío opera a 40 mm Hg (presión de la parte superior). El vacío es mantenido por un sistema de eyectores de dos etapas más una bomba de anillo líquido en serie.

La columna de vacío tiene una sección de bandejas de despojamiento y cinco secciones diferentes de lechos, provisto de tres circuitos de bombeo que permiten la recuperación de calor.

La sección de LLVGO, en la sección superior de la columna de vacío, consta de 2 lechos LLVGO bombeo PA y el producto se retira de la bandeja de chimenea por debajo de la cama por las bombas LLVGO PA (P-116-002 A/B). Una fracción de este Líquido se recicla bajo un control de flujo hacia el segundo lecho como reflujo caliente, después de ser pasado a través del filtro inferior LLVGO (V-116-006 A/B). La parte restante de LLVGO, después de haber sido enfriado a través del enfriador (A-116-001), se envía de nuevo a la torre de vacío como LLVGO PA, pasando por el filtro V-116-001 A/B.

Durante la operación normal el 80% de LLVGO del total producido se envía caliente para la unidad GH2 a 9,0 kg/cm² (g) y 86 ° C, mientras que el producto restante,

Capítulo II: Materiales y Métodos

después de haber sido enfriado en el enfriador-II (A-116-003), se envía a almacenamiento a 5,0 kg/cm² (g) y 45 °C.

El gasoil ligero de vacío se retira desde la sección de fraccionamiento LLVGO / LVGO de la columna de vacío. El LVGO PA y los productos son enviados desde el plato chimenea por debajo del tercer plato por las bombas (P-116-001 A/B)

La sección HVGO condensa petróleo pesado en el fraccionamiento LVGOIHVGO de la columna de vacío Líquido, el HVGO se bombea fuera de la bandeja de chimenea por debajo de la cama por las bombas HVGO (P-116-003 A/B).

Parte de esta corriente, después de ser filtrada en el filtro de la bomba HVGO de Down (V-116-004 A/B), se recicla a la sección de aceite de lavado (cama 5) bajo el control de flujo como un reflujo caliente. La bomba-alrededor HVGO se envía al tren vacío precalentamiento de alimentación (E-116-001 A/B), luego se filtra a través de la HVGO PA filtro V-116-003 de A/B, se mezcla con el reflujo LVGO caliente y enviado de vuelta a la columna Producto HVGO se enfría por el calentamiento del producto BFW/HVGO Intercambiador-I (E-116-009) y por BFW / HVGO producto de precalentamiento (E-116-008), entonces el 80% del producto total se dirige caliente para HCK Unidad de 9,0 kg/cm² (g) y 175° C. El resto de productos HVGO se envía a almacenamiento luego de enfriarse a 80 ° C en el enfriador (E-116-007 A/B). El diagrama de flujo simplificado de una planta de destilación al vacío se muestra como se representa en la figura 2.1.

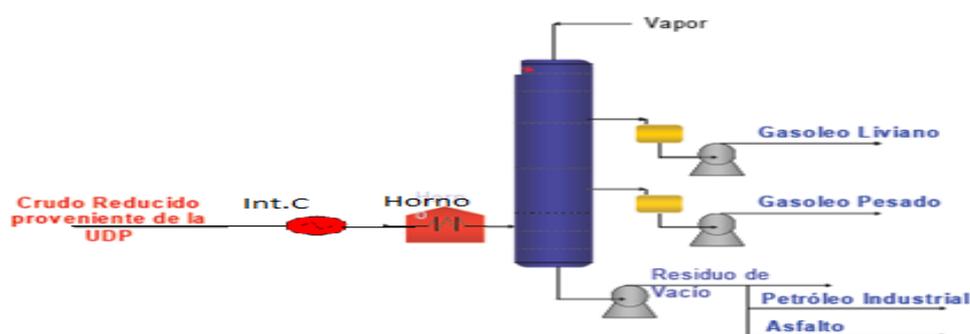


Figura 2.1 Diagrama de flujo simplificado de una planta de destilación al vacío.

Capítulo II: Materiales y Métodos

2.2 Metodologías para la simulación del caso de estudio.

Para la metodología a seguir en la simulación del caso de estudio es necesario tener en cuenta varios pasos a seguir como se muestran en el epígrafe siguiente:

2.2.1 Pasos a seguir en la simulación

1. Confeccionar el diagrama de flujo de información: La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos.

Los **diagramas de flujo** se transforman en **diagramas de flujo de información (DFI)** para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa una operación o proceso.

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.
- Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado, operaciones de vacío y separación de corrientes).
- Varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo.

De esta forma se conforma el diagrama de flujo de forma secuencial que va a representar en nuestro simulador de procesos el esquema real de procesamiento.

2. Definir los componentes en su sistema. La selección de los componentes del sistema permite adicionar los componentes puros de nuestro sistema con sus propiedades físicas asociadas.

Es mejor ordenar los componentes en el orden de volatilidad, empezando con el componente más ligero. Definiendo el agua como el primer componente en los sistemas de hidrocarburos/agua, luego se suministran los datos de los hidrocarburos. En la siguiente tabla 2.1 se definen los componentes puros de la corriente de entrada.

Capítulo II: Materiales y Métodos

Tabla 2.1 Componentes de la corriente de entrada.

Componentes puros	Peso molecular
Metano	16.0428
Etano	30.0696
Propano	44.0965
Iso-butano	58.1234
Para-butano	58.1234
Iso-pentano	78.1533
Pentano	72.1503
H ₂ S	34.0819
H ₂ O	18.0853
Air	28.9505

Una vez definidos los componentes puros, la caracterización de los petróleos crudos se obtiene a través de análisis de laboratorio donde se destila el crudo reducido para obtener a diferentes % de destilación la temperatura correspondiente a ese punto, además se determinan propiedades físico-químicas a diferentes cortes seleccionados todo esto conforma un assay. Con esta información PRO/II genera una serie de pseudo componentes a partir de los antes mencionados de las corrientes de crudos y los coloca al final de la lista de componentes. Esta información se usa por PRO/II para producir uno o más juegos de pseudo componentes para representar la composición de cada corriente (Compañía Invensys Simsic- Esscor.1996).

3. Seleccionar el método termodinámico.

Para muchos problemas de simulación, se pueden usar métodos predefinidos, según el tipo de proceso tecnológico en cuestión y/o los componentes del sistema.

Para realizar la simulación de la unidad 116 (destilación al vacío) del proyecto expansión de la refinería de Cienfuegos se selecciona el modelo termodinámico Braun K10 que es el método recomendado por las normas de PDVSA para las unidades destilación a presiones de vacío. El método termodinámico Braun K-10 (BK10), es utilizado en simulaciones de condiciones de proceso en la refinación de hidrocarburos

Capítulo II: Materiales y Métodos

pesados a bajas presiones, es ideal para columnas de destilación al vacío. Posee los siguientes rangos de aplicación:

Presión: 0 – 100 Psia. Temperatura: 100 – 1600°F, Composición: C6 y mayores.

La selección del método Braun K10 se realiza como se muestra en el Anexo # III.

4. Suministrar datos para las corrientes.

Aquí se debe proporcionar las condiciones térmicas, los flujos, y composiciones para todas las corrientes de alimentación del proceso. El resto de las corrientes son calculadas en la medida que se implementan los módulos en el simulador.

Las corrientes de entrada pueden definirse a partir de ensayos de laboratorio. Típicamente, tales ensayos consistirían en datos de la destilación (TBP, ASTM), datos de gravedad específica (valor promedio del corte y posiblemente una curva de gravedad), y opcionalmente los datos para el peso molecular, componentes ligeros, y propiedades físicas especiales específicas de la refinación tales como el contenido de azufre, el punto de inflamación, etc. En este estudio las corrientes se definen por la información que reporta la simulación de la planta de destilación atmosférica, por lo que no hay gastos por reactivos, ni otros consumos en el laboratorio.

A continuación se muestra en una ventana (**Tabla 2.2** de datos de la corriente de entrada, donde se destila el crudo reducido para obtener a diferentes % de destilación la temperatura correspondiente.

Tabla 2.2 Ensayo del crudo reducido (Assay).

Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	1.00	312.50
2	5.00	350.40
3	10.00	372.40
4	30.00	435.80
5	50.00	504.30
6	70.00	594.50
7	90.00	749.60
8	95.00	826.60
9	98.00	906.30
10		

Capítulo II: Materiales y Métodos

En la siguiente Tabla 2.3 se muestra la composición del crudo reducido que entra a la unidad de vacío.

Tabla 2.3 Composición del crudo reducido.

COMPOSICION	U/M	FUEL-OIL
FLUJO	m ³ /h	198
DENSIDAD	t/ m ³	0.9701
AZUFRE	%	1.944
NITROGENO	ppm	4361
VISCOSIDAD38°C	Cst	765
HIERRRO	PPM	6.1
VANADIO	PPM	129
NIQUEL	PPM	30
TEMPERATURA	°C	214
PRESION	kg/cm ²	4
TAN	mgKOH/g	0.31

5. Introducir las condiciones de operación de la unidad.

Esto se realiza introduciendo los datos para cada unidad de funcionamiento (equipamiento) del esquema de flujo diseñado previamente para acceder a sus ventanas de entrada de datos.

Principales equipos del sistema a tratar.

Para la simulación, el proceso se puede representar como un modelo en los que las ecuaciones y cada subsistema o equipo se codifican de modo que pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un modelo es un elemento individual del diagrama de flujo. Cada modelo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo o que sale de él.

Capítulo II: Materiales y Métodos

Una planta de destilación al vacío está compuesta por varias unidades o módulos:

- Bombas (**PUMP**).
- Intercambiador de calor (**HEAT EXCHANGER**).
- Horno (**FIRE HEATERS**).
- Torre de destilación (**COLUMN**).

MODULO PUMP:

La **Unidad PUMP** es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión desconocida, la temperatura, la potencia necesaria y la eficiencia de la bomba. Los cálculos se basan en la ecuación de potencia de una bomba estándar usando la elevación de la presión, el flujo de líquido y la densidad de la sustancia.

Potencia requerida $P_{SALIDA} - P_{ENTRADA} \times F$

$$Potencia\ requerida = \frac{(P_{Salida} - P_{entrada})}{\rho} \times F, \quad (Ec.2.1)$$

Donde:

F: flujo de líquido; kg/s

ρ : densidad del líquido; kg/m³

Nótese que la ecuación define la potencia ideal necesaria para elevar la presión de entrada del líquido. La potencia real requerida se define a partir de la eficiencia de la Bomba:

$$\eta = \frac{P_{requerida\ ideal}}{P_{requerida\ real}} \times 100, \quad (Ec\ 2.2)$$

Donde:

η : eficiencia de la bomba; %

Capítulo II: Materiales y Métodos

Combinando las dos ecuaciones, el cálculo de la potencia real requerida para **PUMP** quedará:

$$Potencia\ requerida\ REAL = \frac{(P_{Salida} - P_{Entrada})}{\rho \times \eta} \times F \quad (Ec. 2.3)$$

Si la alimentación está completamente definida, se necesitará solo dos variables para calcular todos los parámetros desconocidos:

- Presión de salida o caída de presión.
- Eficiencia.
- Potencia de la bomba.

Los Parámetros aplicables al módulo **PUMP** son la eficiencia adiabática, la elevación de la presión y la potencia de la bomba. Si se especifican las presiones de las corrientes de entrada y salida, el simulador de procesos calculará la elevación de la presión y si se le introduce esta, calculará la presión de salida.

A continuación se muestra la ventana para la entrada de información del modulo *pump*.

Tabla 2.4 Datos de entrada en el modulo *pump*

UOM	Define	Range	Help	Overview	Status	Notes
Unit:	P-116-011		Description:			
Product Stream:	27B		Thermodynamic System: SRK01			
Pressure Specification						
<input checked="" type="radio"/>	Outlet Pressure:	17.400	kg/cm ²	Efficiency:	60.00	Percent
<input type="radio"/>	Pressure Rise:	0.00000	kg/cm ²			
<input type="radio"/>	Pressure Ratio:					

Posteriormente se muestra los parámetros de cada una de las bombas que intervienen en el caso de estudio.

Capítulo II: Materiales y Métodos

Tabla 2.5 Datos de entrada de información para las bomba.

Módulo- <i>Pump</i>	Presión de descarga kg/cm ²	Eficiencia %
p-116-011	17.40	60
P-116-003	13.30	70
P-116-004	17.70	70
P-116-001	13.10	70
P-116-002	13.10	70

MODULO HEAT EXCHANGER: Son todos los equipos de transferencia de calor clasificados en hornos, intercambiadores y enfriadores por aire.

La unidad *HEAT EXCHANGER*: representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del intercambiador. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), los flujos de materiales del equipo o el producto coeficiente por el área.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío.

$$[F_{\text{cold}}*(H_{\text{out}}-H_{\text{in}})-Q_{\text{leak}}]-[F_{\text{hot}}*(H_{\text{out}}-H_{\text{in}})_{\text{hot}}-Q_{\text{loss}}]=0, \quad (\text{Ec.2.4})$$

Donde: F– Flujo másico, kg/s; H– Entalpía, kJ/kg; Q_{leak}- Calor de escape, kW; Q_{loss} – Calor perdido, kW.

Los subíndices *cold* y *hot* designan a los fluidos fríos y calientes, así como *in* y *out* se refieren a las condiciones en la entrada y en la salida, respectivamente.

A continuación se muestra la ventana de información del modulo *heat-exchanger* con algunos datos de operación del intercambiador:

Capítulo II: Materiales y Métodos

Tabla 2.6 Datos de entrada en el modulo heat- exchanger.

En la siguiente tabla se muestra los parámetros de cada uno de los intercambiadores del caso de estudio.

Tabla 2.7 Datos de entrada de información para los intercambiadores.

Modulo-Heat-Exchanger	Caída de presión lado caliente kg/cm²	Caída de presión lado Frío, kg/cm²
E-001	1.50	2.30
E-006	2.0	3.90
E-002	0.5	1.0
E-009	0.10	1.0
E-008	0.50	1.0
E-010	0.10	1.0

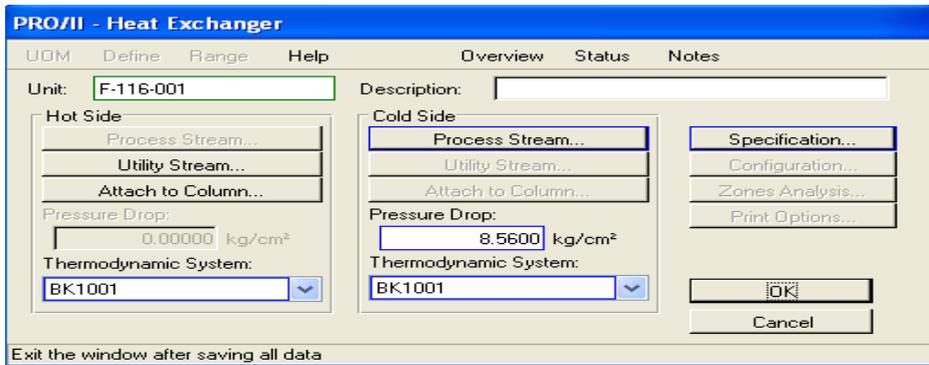
MODULO FIRED HEATERS :

Es un módulo que se encuentra dentro de la clasificación de los equipos por transferencia de calor, se especifica con un margen del 10% del servicio normal. Este margen se refiere tanto al proceso como a una parte del recalentamiento de vapor. La eficiencia mínima es de un 90% la cual se alcanza por el precalentamiento del aire, al quemar gas combustible o fuel. La relación de craqueo de gas es 100 kg / h por 1000 m³ de residuo atmosférico. Los quemadores serán del tipo bajo Nox, como se indica en la hoja de datos del horno dado por el licenciante. En la ventana que se muestra a

Capítulo II: Materiales y Métodos

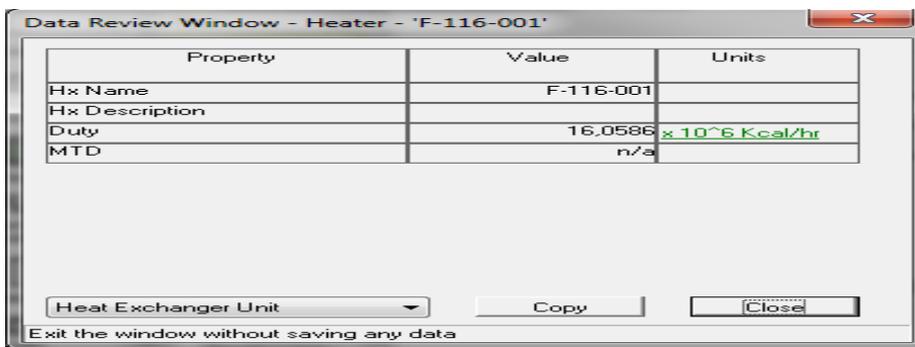
continuación aparecen los parámetros de entrada del modulo *fired heaters*, debemos aclarar que la temperatura a la salida del horno es un parámetro fundamental a introducir.

Tabla 2.8 Datos de entrada del modulo fired heaters.



En la tabla siguiente se muestra los parámetros fundamentales en el horno.

Tabla 2.9 Parámetros en el horno



Property	Value	Units
Hx Name	F-116-001	
Hx Description		
Duty	16.0586 x 10 ⁶	Kcal/hr
MTD	n/a	

Área radiación. La efectividad de la transferencia de energía radiante depende de la cantidad de área refractaria no cubierta por tubos que está disponible en el horno.

Módulo COLUMN:

El modulo *column* es una torre o columna empacada con una coraza cilíndrica, equipada con sistemas de alimentación y distribución de las fases, cuenta con un lecho de sólidos inertes que constituye el empaque. El fluido menos denso, asciende usualmente a través del área transversal libre, en tanto que el fluido más denso se dirige hacia abajo. Consta de diecisiete etapas de intercambios teóricas. Además consta de 5 de empaques, 4 platos de extracción y 5 platos de despojamiento. Como primer dato a

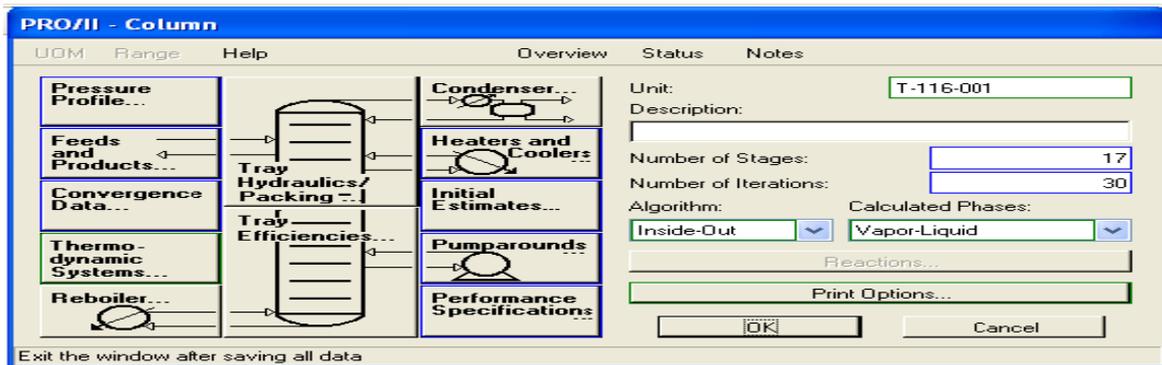
Capítulo II: Materiales y Métodos

introducir en este modulo es el número de etapas teóricas de la columna, donde el primer plato corresponde al condensador de tope y el último al rehervidor de fondo. Además se definen los platos de alimentación y extracción y las corrientes que alimentan y salen de la columna.

Se introducen valores relativos al perfil de presiones (total o para cada uno de los platos) especificando el valor de la presión de tope y la variación de presión de la columna.

Para la hidráulica de los platos deben suministrarse las características de los platos, entre ellas el diámetro del plato, de la válvula, la altura del tabique de drenaje, la distancia entre platos, el espacio libre debajo del bajante. También como dato importante se encuentran las especificaciones que se quieren obtener en dicha columna.

Tabla 2.10 Datos de entrada del modulo *column*.



6. Ejecutar la simulación del proceso.

El simulador PRO/II usa códigos coloridos para permitir saber cuándo se ha proporcionado la información suficiente para realizar los cálculos. Cuando no aparece ningún equipo ni corriente señalado en color rojo, esto indica que se está listo para ejecutar la simulación.

7. Analizar los resultados de la simulación.

El PRO/II ofrece una gran variedad de reportes de salida para analizar los resultados de la simulación. Estos permiten responder las siguientes preguntas: ¿Los resultados calculados son razonables? ¿Cómo son los resultados obtenidos comparados con los datos de la planta? ¿Las diferencias pueden reconciliarse? ¿Se necesitan los datos más

Capítulo II: Materiales y Métodos

precisos para una mejor caracterización del alimento? ¿El modelo termodinámico utilizado es adecuado?

2.3 Validación del modelo de simulación.

Para realizar la validación del modelo se llevan a cabo dos pasos:

- Ajuste del caso base.
- Análisis de sensibilidad del modelo.

El ajuste del caso base: se realiza a partir de la comparación de cada uno de los cortes que ofrece el licenciante en la base de diseño con los rendimientos de los cortes obtenidos en la simulación del caso de estudio, y se determina el % error mediante la siguiente fórmula:

$$\% \text{ Error} = \frac{\text{Caso Simulado} - \text{Caso Base}}{\text{Caso Base}} \times 100, \quad (\text{Ec. 2.5})$$

El error calculado debe ser menor del 10%, para que el modelo se ajuste.

El análisis de sensibilidad del modelo: se realiza variando la temperatura de entrada a la unidad para observar la respuesta en el consumo de fuel-oíl y en el *duty* del horno del modelo de simulación, asumiendo todos los demás parámetros constantes, la grafica debe dar una respuesta lógica de cómo afectan estos cambios al modelo.

2.4 Simulación del caso problema.

El objetivo de simular el caso problema es comprobar si con las condiciones de temperatura a la salida de la unidad de destilación atmosférica que es (130°C), se alcanza 404°C en la unidad de vacío a la salida del horno y se logra separar el crudo reducido en la torre en los productos esperados (gasoil ultra ligero de vacío, gasoil ligero de vacío, gasoil pesado de vacío y residuo de vacío), así como obtener los rendimientos esperados en los mismos. En caso de no obtener los resultados deseados se propone las siguientes alternativas.

Capítulo II: Materiales y Métodos

2.5 Alternativas tecnológicas que incrementen la temperatura de diseño a la entrada de la torre en la unidad de vacío.

La temperatura y presión de diseño de los equipos y sistemas de tuberías se define como la temperatura y presión máxima teniendo en cuenta un factor de seguridad que depende de las condiciones de trabajo más críticas o severas. Usualmente se emplea entre el 10% hasta el 20 %, teniendo en cuenta casos de operaciones alternativas, alimentaciones variables y fallos del proceso. De igual importancia en el diseño y especificaciones mecánicas son la temperatura mínima y en algunos casos, otras temperaturas extremas que pueden ocurrir a vacío o a bajas presiones de operación. Como todos estos niveles de temperatura de diseño, mínima y de operación extrema, tienen una influencia significativa en el diseño mecánico, en la selección del material, y en la economía de los sistemas considerados, es necesario para los diseñadores tener en cuenta cada uno de ellos, cuando se especifican las condiciones de diseño. Considerando estos factores, los diseñadores de proceso deben especificar la temperatura de diseño (que representa el máximo límite de temperatura), siendo la crítica de exposición (que representa el límite mínimo de temperatura) para todos los sistemas.

En las alternativas propuestas a continuación se plantea, mantener los criterios de diseño del licenciante (TECHNIP) y las propiedades de la corriente de salida de la unidad de destilación atmosférica (ADU1), definida en la fase de diseño conceptual.

2.5.1 Alternativas que se proponen estudiar para incrementar la temperatura son:

A continuación se presentan las alternativas para incrementar la temperatura por encima de 404°C a la entrada de la torre en la unidad de vacío.

1. Instalar un intercambiador de calor, utilizando vapor de media presión como medio de calentamiento, para elevar la temperatura del residuo atmosférico a la entrada de la unidad de vacío.
2. Incrementar la temperatura del residuo atmosférico hasta el valor adecuado para el diseño aprovechando la energía de los cortes laterales de torre.
3. Incrementar la capacidad en el horno para alcanzar la temperatura adecuada a la entrada de la torre de la unidad de vacío.

Capítulo II: Materiales y Métodos

Criterios de diseño propuesto por el licenciante que se deben mantener:

- La relación de vapor se mantendrá a la parte inferior de la torre de vacío (48 kg/m³ mínimo).
- La temperatura de salida del horno no debe exceder de 413°C.
- La razón de lavado mínimo es de 0,8 m³/h/m² que se utilizará para el diseño de la torre de vacío.

El estudio de estas alternativas se realiza a través del simulador PRO II ver 8.1

2.5.2 Simulación de las alternativas.

En el método a seguir para la simulación de las alternativas es necesario tener en cuenta varios aspectos como se muestran en el epígrafe siguiente:

1^{ra} Alternativa:

Para el diseño del intercambiador se realizan varios pasos que permiten obtener los datos que conforman la información de entrada al simulador.

1. Comprobar el **BALANCE DE ENERGÍA**, hemos de conocer las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos.
2. Asignar las **corrientes** al tubo y carcasa.
3. Dibujar los **diagramas térmicos**.
4. Determinar el **número** de intercambiadores en serie, en paralelo. El método utilizado para seleccionar el número de intercambiadores es prueba y error
5. Los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas (**LMTD**).
6. Seleccionar el **diámetro, espesor, material, longitud y configuración de los tubos**. Los **espesores** de tubos están dados según BWG (Birmingham Wire Gauge, 1884) y se determinan por la presión de trabajo y el sobreespesor de corrosión, según se muestra en la tabla del Anexo IV. Los valores típicos son 16 ó 18 para Latón y 12, 13 ó 14 para acero al carbono. La **configuración** de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90°, o triangular. La cuadrada se utiliza por facilidad de limpieza mecánica y el arreglo triangular es el seleccionado para un factor de ensuciamiento de 0,0004 o menor, se prefiere el

Capítulo II: Materiales y Métodos

uso de los arreglos triangulares de 30°, suponiendo que la suciedad acumulada se pueda limpiar con químicos, en el Anexo V se muestra su selección. Además un intercambiador con arreglo triangular cuesta menos por metro y transfiere más calor por metro cuadrado que uno con arreglo de tubo cuadrado a 90° ó 45° según la (TEMA, 1990).

7. Estimar los **coeficientes de película y de suciedad**. Calcular los coeficientes globales de transmisión de calor. En el Anexo VI se muestra la figura 24 y 25 de las páginas 939 y 940 (Kern, 1999).
8. Calcular la superficie de intercambio estimada.

Se calcula la Superficie necesaria para el intercambio (**A_o**) se obtiene de la siguiente fórmula:

$$A_o = \frac{Q}{U_D \times LMTD}, \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde:

Se adquieren los datos LMTD y U_D del simulador.

El valor del área calculada se compara por los rangos establecidos en la tema y se toma el valor exacto, con este valor se obtiene el costo de equipo.

El valor obtenido del coeficiente de transferencia de calor se compara con los datos por norma en la tabla (Kern, 1999).

El número de tubos por celda simple será:

$$N_t = \frac{A_o}{\pi d_o L N_s}, \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

N_s= el numero de celdas

El calor involucrado en el proceso se define a partir de la ecuación.

$$Q_g = m \times c_p \times \Delta T \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Capítulo II: Materiales y Métodos

Donde:

m: El flujo de la corriente de entrada del crudo reducido, kg/h.

Cp: La capacidad calorífica del crudo reducido, Kcal/kg×°C, el valor es obtenido en el (kern, 1999).

ΔT: La diferencia de temperatura de la corriente de salida menos la corriente de entrada, °C.

El vapor que se utiliza para calentar el crudo reducido es de media presión, obtenido en el mismo proceso de destilación al vacío, al enfriar los cortes con agua se produce vapor, por lo que no es necesario traerlo de otra unidad, se tiene en cuenta el consumo en los costos auxiliares.

Para determinar **la temperatura en la corriente de salida (líquido-condensado)**, se considera que el calor cedido es igual al calor ganado y que no existen pérdidas por la fórmula siguiente:

Q ganado por el fluido frío (crudo reducido) = Q cedido por el fluido caliente (vapor de media).

Según la ecuación (2.8) se tiene que:

$$Q_g = m \times c_p \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Ec. 2.9})$$

$$T_2 = T_1 - Q_g / (m \times c_p)$$

Se compara el valor calculado de la temperatura en el líquido condensado con el valor obtenido en el simulador y se compara el coeficiente de transferencia de calor obtenido por el simulador con los valores normados por tabla del Kern pág. 934 y se determina el % error, si es menor del 10% en ambos casos.

Para la selección de los materiales del intercambiador según la norma (API, 571), el material para los tubos debe ser 5Cr-1/2 Mo y acero al carbono para el Shell con 3 mm de sobre espesor. Los mismos presentan buen comportamiento ante los mecanismos de corrosión que pueden aparecer durante el proceso.

Capítulo II: Materiales y Métodos

Para simular el intercambiador se utiliza un modelo riguroso de un intercambiador de calor a través del **Modulo del intercambiador de calor riguroso**:

Modulo del intercambiador de calor riguroso:

Se debe introducir el tipo de cálculo deseado para este equipo (evaluación - predicción, flujo de calor fijo, temperatura de salida de los tubos y temperatura de salida de la coraza). El número de tubos por coraza y/o el diámetro de la coraza o el área por coraza.

Como configuración se especifica la misma de acuerdo a los criterios de clasificación de la norma TEMA, que aparecen en el Anexo VI, para este caso es tipo AES clase R. Para los deflectores se define el tipo y el porcentaje del corte entre otros datos. Los tubos se caracterizan a través de su diámetro externo e interno, su longitud y el arreglo. En la ventana siguiente se muestra los parámetros de entrada de un intercambiador riguroso.

Tabla 2.11 Datos de entrada del modulo intercambiador riguroso.

The screenshot shows the 'PRO/II - Rigorous Heat Exchanger' software interface. The window title is 'PRO/II - Rigorous Heat Exchanger'. The interface includes a menu bar with 'UOM', 'Define', 'Range', 'Help', 'Overview', 'Status', and 'Notes'. The main area is divided into several sections: 'Unit' (E3), 'Calculation Type' (Rating (Predictive)), 'Description', 'Overall Configuration' (Number of Tubes/Shell, Area/Shell, Shell Inside Diameter: 890.00 mm), 'Simulation Model' (Use PRO/II selected), and a grid of configuration options including Products / Thermo..., Configuration..., Tubes..., Baffles..., Film Coefficients..., Pressure Drop..., Materials..., Print Options..., and Nozzles... The interface includes 'OK' and 'Cancel' buttons at the bottom and a footer note: 'Exit the window after saving all data'.

El costo del intercambiador se determina con el valor del área que se obtiene en el simulador según (Lyons, Jennifer and White.W, 2002).

Capítulo II: Materiales y Métodos

2^{da} Alternativa:

En la segunda alternativa para incrementar la temperatura del residuo atmosférico hasta el valor adecuado, se hace necesario conectar dos tramos de tubería:

1er tramo: Se conecta una línea desde el límite de batería (tanques de residuo atmosférico) hasta los intercambiadores (E-002 y E-009), donde se aprovecha la energía de los cortes laterales de torre, para calentar el residuo atmosférico.

2do tramo: Se conecta otra línea desde los intercambiadores (E-002 y E-009) hasta el depósito de almacén de la materia prima (D-101).

La selección de la tubería se realiza teniendo en cuenta los aspectos técnicos dados por el contratista *Technip –HQCEC y Cuvenpetrol* en el documento *Piping Class Summary and Piping Classes*, además de los datos ofrecidos en el PID, como se muestra en el Anexo VII. Para realizar el documento se tuvo en cuenta varias normas ASTM, NACE, API y el código ASME. El material de la tubería, las válvulas, los codos, las bridas, los espárragos se selecciona según ASTM.

3ra Alternativa:

En la tercera alternativa se desea aumentar la capacidad del horno donde se tienen los datos técnicos (hojas técnicas) y el estimado de costo clase II dados por el licenciante *Technip-HQCEC* para el horno, conformado por dos cámaras, con dos quemadores respectivamente con la función de fuel oil ó de gas, como se muestra en el Anexo VIII.

Se toma del estimado de costo clase II el valor del costo del horno y se divide por las dos secciones ya existentes, se asume como criterio que la cámara que se desea ampliar tiene las mismas características.

Teniendo en cuenta que para configurar la zona de radiación de la cámara son tantas las variables que influyen en la definición de la forma de un horno que es muy difícil formular una regla, en resumen:

- a) La cámara ha de adaptarse a la configuración del horno.
- b) Los tubos han de ser tan largo como sea razonable.
- c) El calor cedido por unidad de volumen ha de ser inferior a 12.000 Btu/ (h-ft²) para combustible líquido y 16000 para combustible gas.

Capítulo II: Materiales y Métodos

- d) Los tubos montados en la pared deben estar al menos a 100 mm de la pared interior ó 1,5 veces el diámetro (tomar el mayor).

2.6 Evaluación Económica:

El objetivo de este estudio económico es proporcionar los parámetros fundamentales para apoyar, la inversión teniendo en cuenta qué beneficios económicos se derivan de la ejecución del proyecto a través del costo de inversión.

Este estudio se realiza para calcular los costos que generan la inversión de colocar una u otra alternativa (intercambiador a la entrada del proceso ó un tramo de tubería, ó implementar una nueva cámara en el horno), para el mismo se tiene en cuenta los costos directos e indirectos que intervienen en la operación. Entre los costos se encuentran los de inversión, los gastos por mantenimiento, los correspondientes a las materias primas, mano de obra, salarios del personal y costos de los sistemas auxiliares entre ellos, energía eléctrica, vapor, y fuel-oíl.

Los costos de los equipos se actualizan según la fórmula:

$$\text{Costo Actual} = \text{costo base} \times \frac{\text{Indice Actual}}{\text{Indice Base}}, \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Los costos se actualizan para tener un valor más exacto de los equipos, debido a la inflación anual en el mercado.

CAPÍTULO III: RESULTADO Y DISCUSIÓN.

En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al aplicar las metodologías para la construcción de los diagramas de flujo, basados en el modelo de simulación del caso de estudio, que permite evaluar las diferentes alternativas para incrementar la temperatura de la alimentación a la torre de vacío y a su vez determinar y definir cuál de estas alternativas se adecua más a la solución del problema de investigación, además se realiza un estudio económico calculando los costos en cada alternativa, y así definir la alternativa más conveniente.

La obtención del modelo de una planta de destilación al vacío se realiza según las metodologías desarrolladas en el Capítulo II (Epígrafes 2.2.1).

3.1 Construcción del diagrama de flujo de información.

A continuación se muestra la figura 3.1 el modelo caso de estudio, la obtención del diagrama de flujo de información permite simular la planta, siendo necesario adicionar nuevos módulos o equipos al diagrama de flujo de la planta como son bombas, válvulas, mezcladores de corriente y separadores de corrientes, los cuales no aparecen físicamente en el diagrama simplificado mostrado en la fig. 2.1.

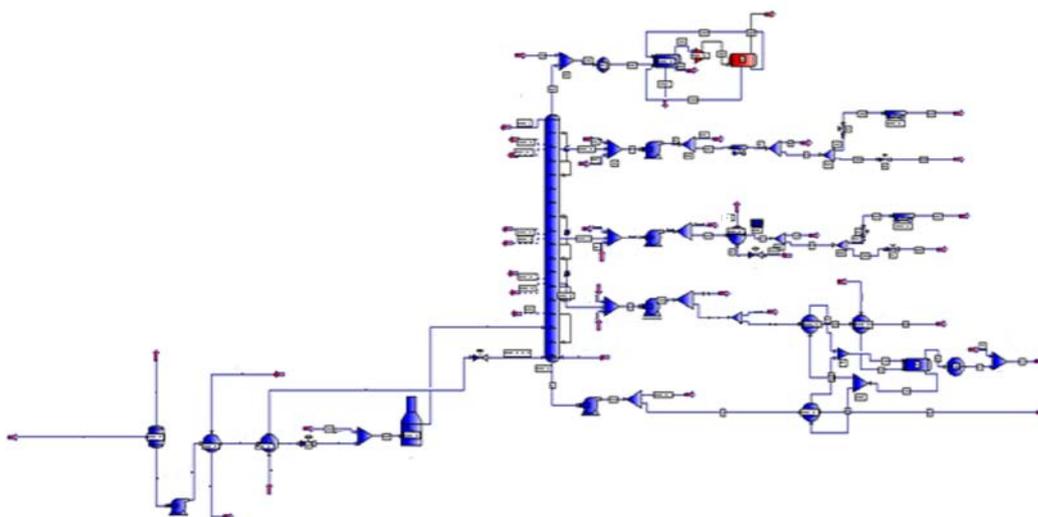


Fig. 3.1 Simulación del modelo caso de estudio.

Capítulo III: Resultado y Discusión

3.2 Validación del modelo.

A continuación se muestra en la tabla 3.1 los resultados propuestos por el licenciante de los rendimientos por cortes en la torre de destilación al vacío y los obtenidos en el modelo caso base simulado.

Tabla 3.1 Resultados por cortes en la torre de vacío.

Productos, kg/h	Licenciante	Simulador	% error
<i>LLVGO</i>	10128	10265	1.35
<i>LVGO</i>	45413	44753	1.45
<i>HVGO</i>	43475	42690	1.8
<i>Vacuum-Residue</i>	86914	88957	2.35

Análisis de resultado:

En la tabla que se muestra se comparan los resultados en cuanto a flujo másico de producto en cada corte de la torre, y el modelo base, en el mismo se logra obtener valores muy cercanos a los esperados por el diseño, con un porcentaje de error menor al 10%, ajustándose al modelo obtenido.

3.2.1 Análisis de sensibilidad.

En este acápite se analiza la sensibilidad de la variable (temperatura de entrada) del residuo atmosférico (gráficamente), al ir aumentando su valor en el modelo caso de estudio simulado para obtener respuesta en el consumo de fuel-óil y respuesta en el valor del *duty* en el horno, como aparece en la siguiente

Tabla 3.2 Datos de entrada

Temp de ent ° C	Cons - Fuel kg/h	Duty M Kcal/h
214	2075	17.92
219	2011	17,32
230	1868	16,14
236	1789	15,46
240	1736	14,99
245	1670	14,42
250	1603	13,85
255	1535	13,26

Capítulo III: Resultado y Discusión

En las graficas que aparecen a continuación se muestra la sensibilidad en el proceso, al variar la temperatura a la entrada de la unidad de destilación atmosférica.

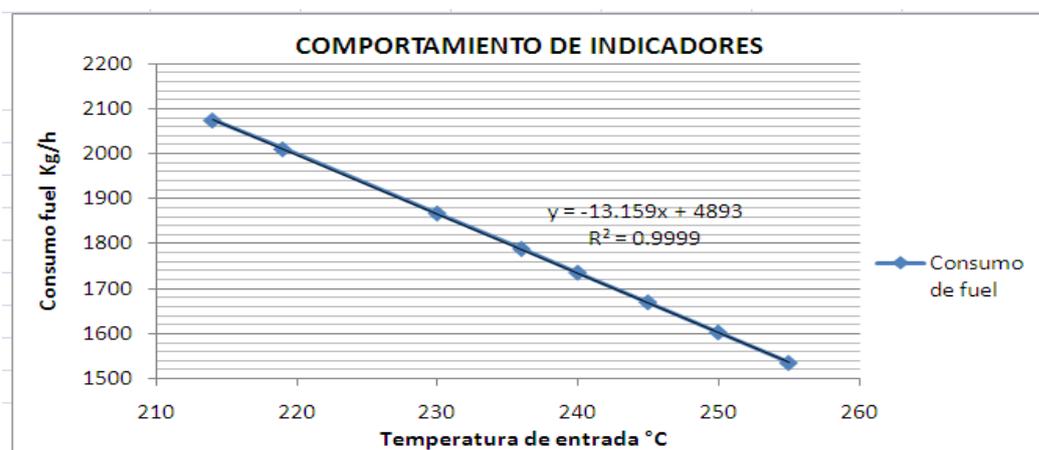


Fig. 3.2 Temperatura de entrada vs Consumo de fuel-oíl en el horno.

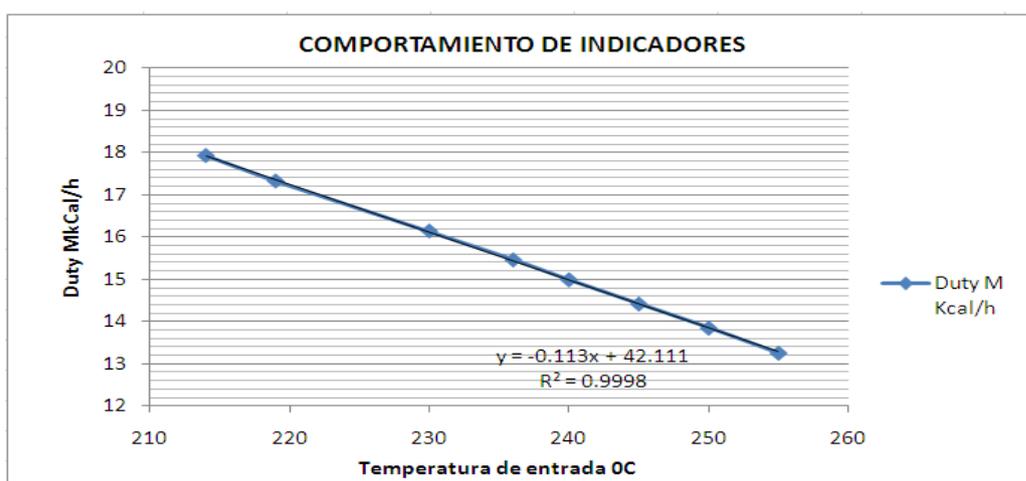


Fig. 3.3 Temperatura de entrada vs Duty en el horno.

Análisis de los resultados

En las gráficas se observa que al realizar incrementos en la temperatura de entrada de la unidad de destilación al vacío se verifica como afectan los cambios al modelo en el consumo de fuel-oíl y en el *duty* del horno dejando los demás parámetros constantes, la respuesta del análisis de sensibilidad se ajusta de forma lógica y lineal, además se distingue que el consumo de fuel-oíl en el horno comienza a disminuir, así también la transferencia de calor disminuye de forma lineal, manteniéndose constante la eficiencia

Capítulo III: Resultado y Discusión

en el horno, disminuyendo por ende los valores en los portadores energéticos, lo cual nos permite tomar decisiones desde el punto de vista económico para apoyar el modelo.

Este estudio nos permite concluir que el modelo construido se ajusta adecuadamente a la propuesta de diseño de la planta de destilación al vacío y por tanto puede ser utilizado para el estudio de alternativas que incrementen la temperatura a la entrada de la unidad.

3.3 Simulación del caso problema

En la simulación del caso problema se ha tomado la temperatura real de salida de la planta de destilación atmosférica (130°C), para separar los productos en la torre, se toma además el valor del duty (Calor Transferido) constante y se disminuye el inyecto al 66% de la capacidad, para lograr alcanzar la temperatura de entrada a la torre y que se produzca la destilación o separación del crudo reducido.

En la siguiente figura 3.4 se muestra la simulación del caso problema con el inyecto al 60% a 130°C .

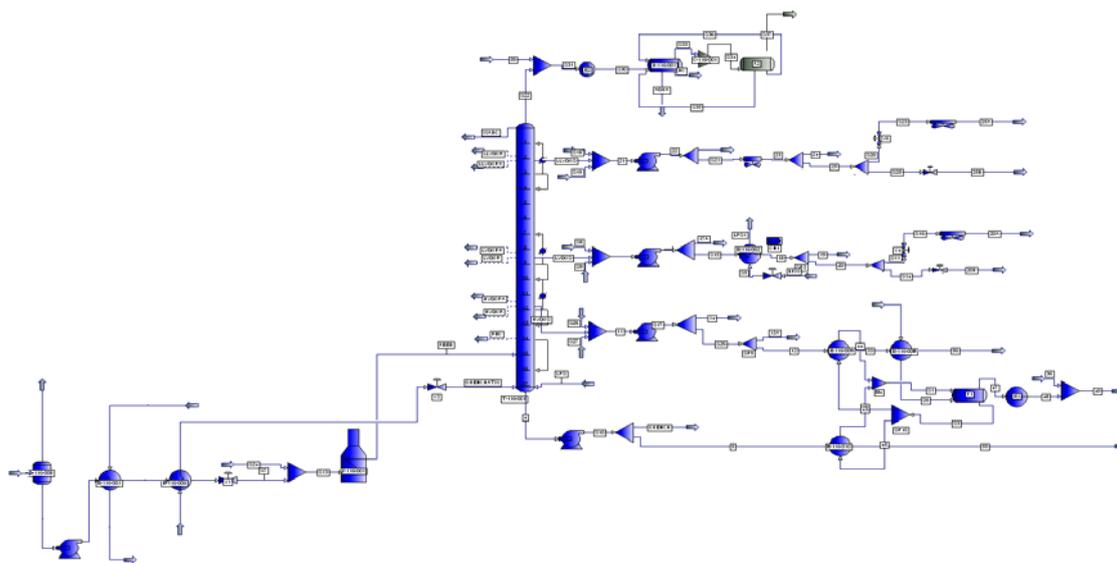


Fig. 3.4 Simulación del caso problema.

En la simulación del caso problema se usan los mismos módulos del modelo no se realiza ninguna variación de las unidades tan solo se modifican parámetros operacionales. En la tabla 3.3 aparecen los datos de los productos obtenidos en kg/h al simular el caso problema y el caso base.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.3 Análisis de los rendimientos.

Productos Kg/h	Caso base	Caso Problema	Total (Caso base -Caso prob.)
LLVGO	10265	7301	
LVGO	44753	29798	
HVGO	42690	28811	
Subtotal	97708	65910	31798
Vacuum residue	88957	59009	29948
Total (dejados de producir)	186665	124919	61746

Análisis de resultados

En la tabla que se muestra se comparan los resultados en cuanto a flujo másico de producto en cada corte de la torre, del siguiente análisis se concluye que al disminuir el inyecto al 60% de la capacidad total de la planta se dejaron de producir 61746 kg/h de producto, donde 31798 kg/h son *gas oil* que tienen alto valor en el mercado actual en el mundo del petróleo y sus derivados, por otra parte se dejó de producir 29948 kg/h de residuo de vacío que en la fabricación de bitumen y asfalto representa una pérdida comercial.

Por tanto después de este análisis se concluye que no se puede trabajar el proceso partiendo de la temperatura real que tiene hoy la salida de destilación atmosférica, haciéndose necesario, hacer un estudio y evaluar diferentes alternativas, tanto con el uso del simulador para ver su respuesta, como el impacto económico para definir cuál es la más conveniente financieramente.

3.4 Evaluación técnica de las diferentes alternativas

Para evaluar las diferentes alternativas se parte del caso base que por condiciones de diseño se considera que la temperatura del crudo reducido a la entrada de la unidad de vacío es de 214°C, y a la entrada de la torre 404°C, estos valores se toman del balance de material realizado durante la etapa de reactivación, sin embargo realmente a la salida de la unidad de destilación atmosférica la temperatura es de 130°C (entrada a la unidad de vacío), por lo que es necesario incrementar dicha temperatura para mantener el criterio del diseño y obtener el mismo rendimiento en la torre.

Capítulo III: Resultado y Discusión

3.4.1 1^{ra} alternativa

En la alternativa a simular se instala un intercambiador de calor al inicio del proceso, utilizando vapor de media y baja presión proveniente de los intercambiadores E-102 y E-108, que intercambian los cortes laterales con agua, para enfriarse y producir vapor de media y baja presión.

A continuación se muestra el modelo de simulación de la 1^{ra} alternativa en la figura 3.5 que se añade un intercambiador del tipo riguroso.

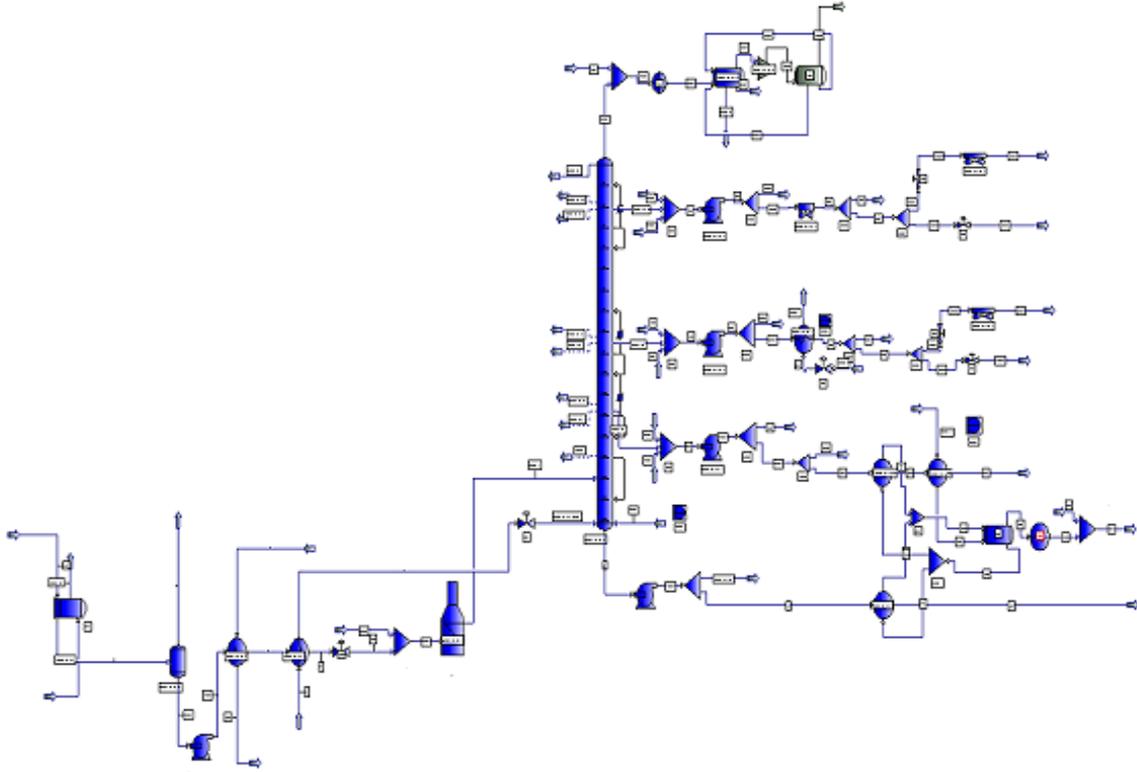


Fig. 3.5 Simulación caso1.

En la figura 3.5 se observa el modelo obtenido en el caso 1, donde se adiciona al proceso un intercambiador riguroso que para su diseño y selección, se realiza a partir de la metodología como se muestra en el (kern,1999), la norma (TEMA, 1999) y del balance de energía.

A continuación se muestra en las **tablas 3.4 y 3.5** la selección realizada de algunos de los parámetros del intercambiador riguroso.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.4 Crudo reducido

Parámetros	U/M	Lado Tubo
Temperatura entrada	°C	130
Temperatura salida	°C	214
Presión de entrada	Kg/cm ²	5
Presión de salida	Kg/cm ²	4
Longitud tubos	m	6.096
Material		5 Cromo ½ Mo
Diámetro de tubos	mm	19.05
Pitch	mm	25.40
Factor de ensuciamiento	m ² °C W	0,0004
Caída de presión	Kg/cm ²	1.0

Tabla 3.5 Vapor.

Parámetros	U/M	Lado Shell
Temperatura entrada	°C	295
Temperatura salida	°C	en el simulador
Presión Entrada	Kg/cm ²	15,5
Presión salida	Kg/cm ²	14,5
No Pases		2
No. Baffles		12
Espaciamiento	mm	250
Material		CS + 3 mm CA
Diámetro del Shell	mm	890
Factor de ensuciamiento	m ² °C W	0,0004
Caída de presión	Kg/cm ²	1.0

Una vez implementado el intercambiador de calor a la entrada del proceso se obtiene los siguientes resultados como se muestra en la tabla 3.6

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.6. Resultados de la simulación Intercambiador Riguroso.

HxRig (Summary)	UOM	E3
HX Name		E3
HX Description		E3
Shell Side Thermo Method		SRK01
Tube Side Thermo Method		SRK01
Shell Side Feed Stream(s)		MPSTEAM
Shell Side Product Stream(s)		COND
Tube Side Feed Stream(s)		27
Tube Side Product Stream(s)		S12
Number of Shells in Series(User Input)		2
Number of Shells in Parallel(User Input)		16
Number of Tube Passes per Shell(User Input)		8
Tube Side Fouling Resistance(User Input)	hr-m2-C/kcal	0,000409632
Shell Side Fouling Resistance	hr-m2-C/kcal	0,000409609
Duty	kcal / hr	9002418,014
LMTD	C	23,17176775
LMTD Correction factor (Ft)		0,932227332
U Value with Fouling	kcal/hr-m2-K	43,43390733
U Value without Fouling	kcal/hr-m2-K	45,27389181
Exchanger Area	m2	9595,087286
U*A	kcal/hr-K	416751,8242
Tube Bundle Weight	kg	7348,565995
Empty Shell Weight	kg	5736,923369
Tube Side product temperature	C	216,7018538
Tube Side pressure drop per shell	kg/cm2	0,048673933
Tube Side Feed Pressure	kg/cm2	4,999999888
Tube Side Product Pressure	kg/cm2	4,902654944
Shell Side Product Temperature	C	199,0096344
Shell Side Pressure Drop per Shell	kg/cm2	0,007295603
Shell Side Feed Pressure	kg/cm2	15,50000012
Shell Side Product Pressure	kg/cm2	15,48541005
Area per shell	m2	299,7736024

Análisis de resultados:

Manteniendo como criterio que no hay pérdidas se plantea en el capítulo II.

$Q_g = Q_c$ en las corrientes de crudo reducido y de vapor, se obtiene el valor calculado de la temperatura de salida del líquido condensado (T_2) que es:

$$Q_g = m \times c_p \times \Delta T$$

Capítulo III: Resultado y Discusión

Donde:

$m = 186460.0 \text{ Kg/h}$, $C_p = 0,515 \text{ kcal/kg} \times ^\circ\text{C}$, $t_2 = 214^\circ\text{C}$ y $t_1 = 130^\circ\text{C}$.

$Q_g = 8.07 \text{ kcal/h}$, y $Q_g = Q_c$

$Q_g = m \times c_p \times (T_2 - T_1)$, y $T_2 = T_1 - Q_g / (m \times c_p)$

$m = 172572.54 \text{ Kg/h}$, $c_p = 0.52 \text{ kcal/kg}$, $T_1 = 295^\circ\text{C}$. también

$T_{2cal} = 205^\circ\text{C}$.

Por otra parte se compara el valor calculado de la temperatura con el valor que se obtiene en el simulador y se corrobora si el error es menor de un 10%. A continuación se muestra en la tabla 3.7 la corriente líquido condensado que se obtiene a la salida del intercambiador en el simulador.

Tabla 3.7 Corriente de vapor en la salida del Intercambiador Riguroso.

STREAM 'COND'

	TOTAL	VAPOR
RATE, KG-MOL/HR	957.9231	0.5264
TEMPERATURE, C	199.01	199.01
PRESSURE, KG/CM2	15.49	15.49
MOLECULAR WEIGHT	18.0153	18.0153
FRACTION		5.4948E-04

$$\% \text{ Error} = \frac{\text{Temperatura Simulados} - \text{Temperatura calculada}}{\text{Temperatura calculada}} \times 100, \quad (\text{Ec.3.1})$$

Error = 2,93%

Se considera además que se incrementa el consumo en esta utilidad al implementar el intercambiador, por lo que la cantidad de vapor que se necesita aumenta.

En la tabla 3.8 que aparece seguidamente se muestra la corriente de crudo reducido a la salida Intercambiador Riguroso en el simulador.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.8 Corriente de vapor en la salida del Intercambiador Rigoroso.

	TOTAL	LIQUID
STREAM 'S12', 'salida crudo reducido'		
RATE, KG-MOL/HR	390.8811	390.8811
TEMPERATURE, C	214.10	214.10
PRESSURE, KG/CM2	4.90	4.90
MOLECULAR WEIGHT	477.0249	477.0249
FRACTION		1.0000

Del análisis realizado se concluye que el error calculado es menor de un 10%, por lo que al implementar el intercambiador se logra alcanzar 214°C a la salida del mismo, y se alcanza 404°C a la entrada de la torre, siendo esta alternativa desde el punto de vista tecnico valida para incrementar la temperatura.

Nota:Aclarar cuando se habla de un intercambiador se refiere al banco de intercambio.

3.4.2 2^{da} Alternativa

En la segunda alternativa para incrementar la temperatura del residuo atmosférico hasta el valor adecuado se pasa la materia prima por los intercambiadores E-002 y E-009 aprovechando la energía de los cortes laterales de torre. Estos intercambiadores se conciben en la base de diseño para enfriar el segundo y tercer corte lateral de la torre al intercambiar con el agua y producir vapor. A continuación se muestra en la fig. 3.6 la simulación del caso II, donde se interconecta una nueva línea desde los tanques de materia prima a 7 kgf/cm² hasta el intercambiador (E-002), de este hasta el intercambiador (E-009), otro tramo y desde este intercambiador hasta el depósito de alimentación, aguas abajo que aparece a la entrada del proceso.

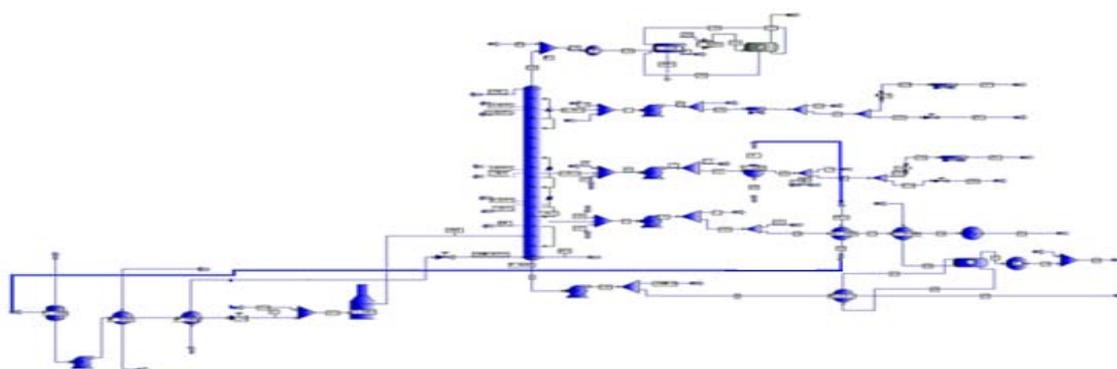


Fig. 3.6 Simulación caso2.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Análisis de resultado:

En la tabla 3.9 se muestra la corriente de salida del crudo reducido que se obtiene al intercambiar la materia prima que viene a 130°C, con los cortes 2^{do} a (257.80°C "S15") y 3^{ro} a (317.84°C "S12") de temperatura respectivamente, de la torre, dadas en las tablas 3.8 y 3.9.

Tablas 3.9 Cortes laterales de la torre.

STREAM 'S15'	TOTAL		LIQUID		STREAM '12'	TOTAL		LIQUID	
RATE, KG-MOL/HR	379.7425		379.7425		RATE, KG-MOL/HR	98.9192		98.9192	
TEMPERATURE, C	257.80		257.80		TEMPERATURE, C	317.84		317.84	
PRESSURE, KG/CM2	13.10		13.10		PRESSURE, KG/CM2	13.30		13.30	
MOLECULAR WEIGHT	348.7747		348.7747		MOLECULAR WEIGHT	428.7514		428.7514	
FRACTION			1.0000		FRACTION			1.0000	
ENTHALPY, KCAL/KG-MOL	45202.3702		45202.3702		ENTHALPY, KCAL/KG-MOL	71408.2384		71408.2384	
CP, KCAL/KG-C	0.6356		0.6356		CP, KCAL/KG-C	0.6736		0.6736	

Tabla 3.10 Corriente de salida de crudo reducido a la salida de los Int.E-002 y E-009.

STREAM 'S3'	TOTAL		LIQUID	
RATE, KG-MOL/HR	390.8875		390.8875	
TEMPERATURE, C	214.00		214.00	
PRESSURE, KG/CM2	3.00		3.00	
MOLECULAR WEIGHT	477.0249		477.0249	
FRACTION			1.0000	
ENTHALPY, KCAL/KG-MOL	47788.1981		47788.1981	
CP, KCAL/KG-C	0.5932		0.5932	

Análisis de resultados

Se considera además que la producción de vapor en la unidad disminuye, por lo que se hace necesario, traer este *utility* de la red. Siendo necesario en el proceso a consumir 39255 kg/h de vapor. El reporte se muestra en el Anexo IX.

Del análisis realizado se concluye que al intercambiar el crudo reducido con los cortes se logra aumentar la temperatura hasta 214°C a la entrada y hasta 404°C a la entrada de

Capítulo III: Resultado y Discusión

la torre, siendo esta alternativa desde el punto de vista tecnico valida para incrementar la temperatura.

3.4.3 3^{ra} Alternativa

En la tercera alternativa a simular se introduce una modificación al modelo caso de estudio al incrementar la capacidad en el horno para alcanzar los parámetros en la alimentación a la torre de vacío.

Para aumentar la capacidad del horno se propone adicionar una cámara de combustión con dos quemadores, de igual forma a las condiciones propuesta por el diseñador. Seguidamente aparece la fig 3.7 que muestra el caso III simulado.

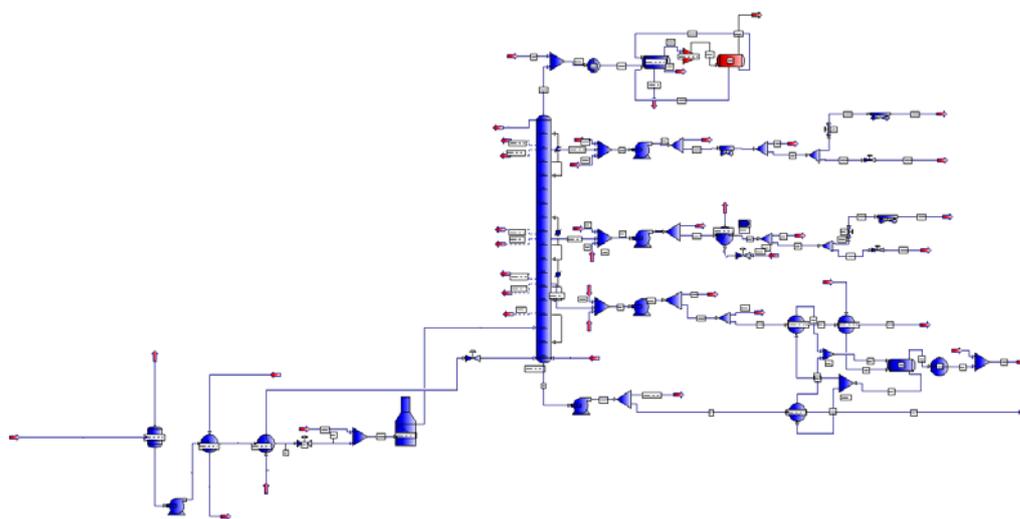


Fig. 3.7 Simulación caso 3.

Análisis de resultado:

A continuación se muestra en las siguientes tablas el parámetro fundamental en el horno (Duty) Calor transferido, en el caso base y en la alternativa simulada. El reporte se muestra en el Anexo X.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.11 Caso Base

F-116-001 Horno	CA3
Duty M*KCAL/HR	17.9109

Tabla 3.12 Caso III

F-116-001 Horno	CA3
Duty M*KCAL/HR	26.6337

Se considera además que se incrementa el consumo en esta utilidad al implementar una cámara y dos quemadores, por lo que la cantidad de fuel-oíl que se necesita aumenta.

Tabla 3.13 Corriente de salida del horno.

	TOTAL
RATE, KG-MOL/HR	456.3875
TEMPERATURE, C	404.00
PRESSURE, KG/CM2	4.4000E-01
MOLECULAR WEIGHT	411.1486
FRACTION	
ENTHALPY, KCAL/KG-MOL	99520.4679
CP, KCAL/KG-C	0.7028

En este caso se puede concluir que al simular el proceso añadiendo una cámara y dos quemadores es necesario aumentar la cantidad de calor, para lograr mayor transferencia en el horno, para alcanzar la temperatura de 404°C en el crudo reducido a la entrada de la torre, lo cual provocara la vaporización del mismo y la separación de cada componente en la mezcla; el rendimiento en destilados depende fundamentalmente de esta variable (**Temperatura de transferencia**). Siendo esta alternativa desde el punto de vista tecnico valida para incrementar la temperatura.

3.5 Estudio- Económico

En todas las etapas del proceso de diseño, la estimación de la inversión de capital total y el costo anual de fabricación son cruciales para la evaluación de alternativas de procesamiento.

3.5.1 Índices de costos

El costo de compra de un equipamiento de proceso se obtiene generalmente a partir de proyecciones, ecuaciones ó cotizaciones de vendedores. Sin embargo, los costos no son estáticos. Debido a la inflación generalmente se incrementan con el tiempo. Entonces, las proyecciones y ecuaciones generalmente se aplican a una fecha en particular,

Capítulo III: Resultado y Discusión

usualmente mes y año ó para un promedio de un año en particular. Cotizaciones de los vendedores son aplicables solo para uno ó dos meses. Una estimación del costo de compra para una fecha posterior es obtenida multiplicando el costo para una fecha anterior por la relación entre un índice de costos I en la fecha posterior al índice del costo base, como se muestra en la formula:

$$\text{Costo} = \text{Costo base} \times \frac{I}{I_{base}}, \quad (\text{Ec. 3.2})$$

La revista *Chemical Engineering* publica uno de los índices más conocidos para actualizar el costo de plantas químicas, de la misma se toman los datos de los años 1998 [que representa el valor del índice base, el cual se trabaja según la grafica de (Lyons, Jennifer and White.W, 2002), y se obtiene el costo del intercambiador a partir del área, así como el costo del horno con el valor del dutty] y 2010 (que representa el valor del índice actualizado).

El estudio económico se realiza en cada alternativa según la siguiente fórmula:

$$\text{Costo total} = \text{Costo}_{op} + \text{Costo}_{Dir} + \text{Costo}_{Ind}, \quad (\text{Ec. 3.3})$$

3.5.2 Alternativas a Evaluar

1) Para la primera alternativa que consiste en montar un intercambiador de calor riguroso se tiene que el costo total de la inversión se calcula de la siguiente manera:

Con el valor del área/Shell obtenida en el simulador, se calcula el costo del equipo según tabla que se muestra en el Anexo XI.

Costo del Intercambiador= 60.000 USD

El costo de equipo se actualiza como se muestra en la tabla 3.13, según la (Chemical Engineering. 2010) con datos del índice de costo general para procesos, para el año base y el actual.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Tabla 3.14 Índice de costo

Año	Índice
1998	389.5
2010	550.80

Costo equipamiento= 85.000 USD (actualizado) x 32 *shell* = 2.72 MUSD

Costos de Mantenimiento= 6 % del costo del Equipamiento. Según (Perry, 1991)

Costos de Mantenimiento = 163200.00 USD

Gasto en Salario: Se considera el siguiente grupo de trabajadores para realizar el montaje e instalar el banco de intercambio (32 intercambiadores).

Tabla 3.15 Gasto en Salario.

Trabajadores	Tarifa horaria	Horas trabajadas	Gasto en Salario
Mecánico A	3.5562	32h	113.79
Mecánico B	3.4713	32h	111.08
Mecánico C	3.2450	32h	103.84
Soldador A	3.5562	32h	113.79
Soldador B	3.4713	32h	111.08
Total USD			553.58x 32= 17714.56

Materiales de construcción: 15.9 % x Costo del Equipamiento (acero, actividades de maquinado, soldadura, taladrado, mandrilado, fundición, entre otras.) según (Lyons, 2000).

Materiales de construcción: 432480.00 USD

Tabla 3.16 Costo en utilidades.

Útiles	Consumo(t/h)	Precio(usd/t)	Costo total(usd)
Vapor	17.26x24h	61.00	25268.64

Costo total: 3358662,56 USD (3.36 MUSD)

Capítulo III: Resultado y Discusión

2) Para la segunda alternativa que consiste en montar un tramo de tubería se tiene que el costo total de la inversión se calcula de la siguiente manera:

El material de la tubería es A-106 (acero al carbono), las válvulas A-216 WCB, los codos de 90 grados WPB y las bridas A-105 (tipo deslizantes), los espárragos A193/B7.

El cálculo de los precios se efectúa basado en experiencias. Al revisar el inventario existente de facturas en los almacenes de la unidad de mantenimiento de la refinería actual, se toman los siguientes datos para realizar los cálculos de los costos de los materiales y accesorios. Los metros de tubería se calculan a partir del plot-plan que se ejecuta ahora en la base de diseño de ingeniería básica según se muestra en el Anexo XII.

Tabla 3.17 Materiales y accesorios de tubería.

Accesorio	unidad	Costo/unidad (usd)	Costo total
Tubería	220m	103.04	22660.00
Válvulas de Cuña	6	1096.16	6576.00
Espárragos	1760	6.11	10753.60
Bridas	110	93.78	10315.80
Codos	6	259.70	1558.20

Costo total interconexión: 51863.60 USD

Costo de mantenimiento: 6% Costo Equipamiento, según (Perry, 1991)

Costo de mantenimiento: 3111.82 USD

Costo en salario + Costo en montaje: 5%Costo Equipamiento, según (Perry, 1991)

Costo en salario + Costo en montaje: 2593.18 USD.

Se considera además, que en estos intercambiadores (E-002 y E-009), se producía una cantidad de vapor de 18737,57 Kg/h que posteriormente se consume en el proceso, siendo necesario incorporarlo de la red. El intercambiador E-108 que intercambia con el tercer corte de la torre genera 13371.94 kg/h.

Capítulo III: Resultado y Discusión

Costo Adicional del vapor: $18.7\text{t/h} \times 24\text{h} \times 61 = 27376.80 \text{ USD}$

Costo total: 84945.40 USD

3) Para la tercera alternativa que consiste en adicionar una nueva cámara con características técnicas correspondientes a las ya existentes en el horno se calcula el costo como se muestra a continuación:

Como se hizo referencia en el epígrafe **3.2.5** para esta alternativa se incrementa la capacidad adicionando una cámara de combustión con dos quemadores.

Siendo el costo del horno:

Costo del Horno: 3.57 MEUR, siendo el cambio: USD es EUR / 1.41

Costo del Horno: 5.03 MUSD.

Si se tiene que el horno está conformado por dos cámaras idénticas, entonces el costo de una sería igual a:

Costo de la cámara: 5.03 MUSD/2

Costo de la cámara: 2.51MUSD

Se considera además el consumo de fuel-oíl en el horno

Tabla 3.18 Costo utilidades.

Tomando como referencia el precio del día (1 agosto 2012)

Útiles	Consumo(t/h)	Precio(usd/bbbs)
Fuel-oíl	3,98×24h	98.54

Se multiplica por un factor de conversión según la temperatura y viscosidad del fuel-oíl de barriles a toneladas = 1tonelada equivale a 6.4 bbbs

Costo de fuel –oíl: 60240.26 USD

Costo total: 2577090.26 USD (2.58 MUSD)

3.6 Conclusiones Parciales III.

1. En la construcción del Diagrama de flujo hubo que añadir equipos que no existían para lograr la temperatura adecuada.
2. El modelo responde de manera lógica ante una variación de la temperatura y se ajusta al caso base.
3. El análisis económico de las alternativas arrojó que la segunda alternativa (la conexión de una nueva línea), es la menos costosa.

Conclusiones

1. El análisis bibliográfico realizado sobre los procesos de destilación atmosférica y al vacío, el estudio de los procesos y equipos de transferencia de calor, así como los métodos termodinámicos existentes y los *softwares* utilizados en la simulación de los procesos de destilación, le permitieron a la autora la descripción y simulación de la planta objeto de estudio.
2. La comprobación de las condiciones de temperatura de salida de la unidad de destilación atmosférica, permitió determinar las alternativas que se proponen para lograr los rendimientos esperados en la torre de vacío.
3. Las simulaciones realizadas permitieron comprobar que las tres alternativas seleccionadas son técnicamente válidas.
4. El análisis económico realizado a las tres alternativas permitió definir que la conexión de la línea es la más adecuada con respecto a implementar los intercambiadores ya que con la misma se ahorra 3.27 MUSD y con respecto adicionar una nueva cámara al horno se ahorra 2.49 MUSD.

Recomendaciones

1. Proponer la aplicación de la interconexión de la línea hasta los intercambiadores (E-002 y E-009), como la más adecuada para aumentar la temperatura del residuo atmosférico en la unidad de destilación al vacío.

Glosario

ADU1: Unidad de destilación atmosférica.

VDU1: Unidad de destilación al vacío.

LLVGO: Gasoil ultra ligero de vacío.

LVGO: Gasoil ligero de vacío.

GH2: Hidrofinadora de Diesel.

HCK: Hidrocraqueo severo.

DCU: Unidad de Decoquificación.

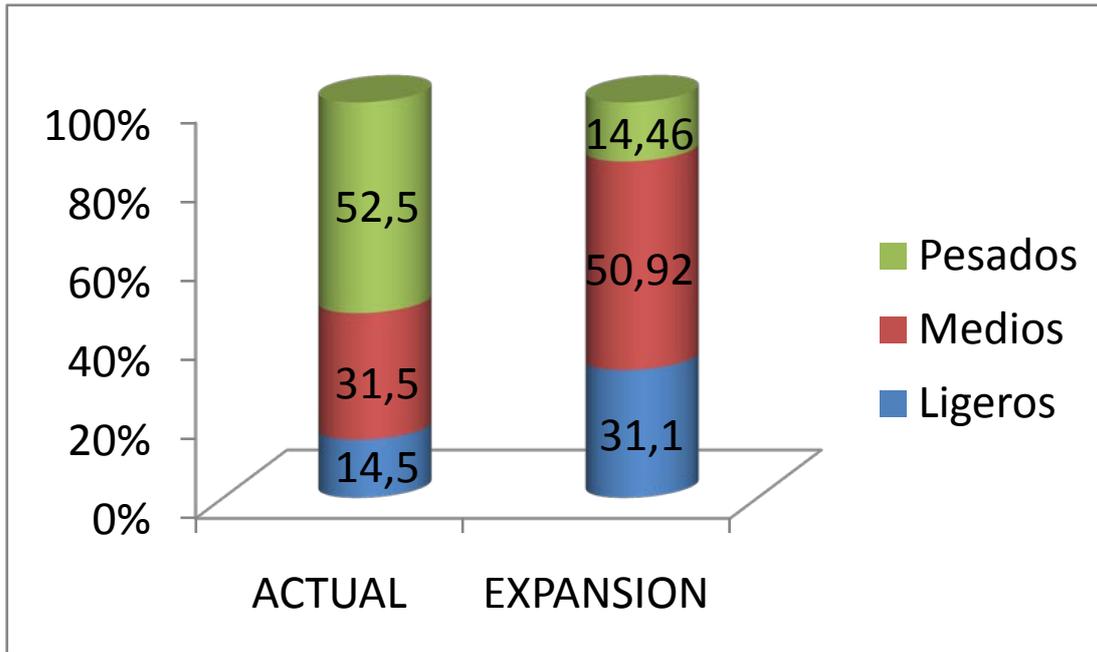
Bibliografía

1. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry. API 571. 1a ed. Estados Unidos: API, 2003.
2. ASME. Pipe Flanges and Flanged Fittings ASME B16.5. Revision of ASME B16.5-1996. Estados Unidos: ASME, 2004.
3. ASME. Rules for construction of pressure vessel. Boiler and pressure vessel code edition 2007. Estados Unidos: ASME, 2007.
4. CHUNG C. A. Simulation Modeling Handbook; a Practical Approach. 1a ed. New York: McGraw-Hill Book Co, 2003. 285p. ISBN 0-8493-1241-8
5. GARY, James H. Petroleum refining technology and economics. 6a ed. Estados Unidos: 2001, 440p. ISBN 0-8247-0482-7.
6. GEANKOPLIS, Christie. J. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3a ed. México: Editorial CECSA, 1998. 993p. ISBN 968-26-4346-7.
7. HIMMELBLAU, David M. Principios y cálculos en Ingeniería química. Escalona García, Roberto L. (Trad) 6a ed. México: Prentice Hallf, 1997, 724p. ISBN 968-880-802-4.
8. HOLMAN, Jack P. Heat Transfer. Martínez de Morentín, Pablo de Assas (trad). 9a edición. España: Mc Graw Hill, 1998. 484p. ISBN 007-844785-2.
9. INCROPERA, Frank P. Introduction to Heat Transfer. 10a ed. Estados Unidos: Mc Graw Hill, 1996.800p. ISBN: 0-471-30458-1.
10. KERN, D.Q. Procesos de Transferencia de calor. Marino Ambrossi, Nicolás (trad). 1a ed. México: McGraw-Hill Book Co, 1999. 980p. ISBN 968- 26-1040-0.
11. KYLE B. G., Chemical and Process Thermodynamics. 3a ed. New Jersey: Prentice Hall, 2001, 385p. ISBN: 0-13-1300 30-X.
12. LLUCH URPI, José. Tecnología y margen de refino del petróleo. España: Ediciones Díaz de Santos, 2008. 340p. ISBN: 978-84-7978-875-9.
13. LUDWING, Ernest E. Applied process design for chemical and petrochemical plants. 3a ed Estados Unidos: McGraw-Hill Book Co, 1999. 690 p. ISBN 0-88415-025-9.
14. LUYBEN L. Willian, Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers. 2a ed. New York: Mc Graw Hill, 1990, 350p. ISBN: 0-07-039159-9.

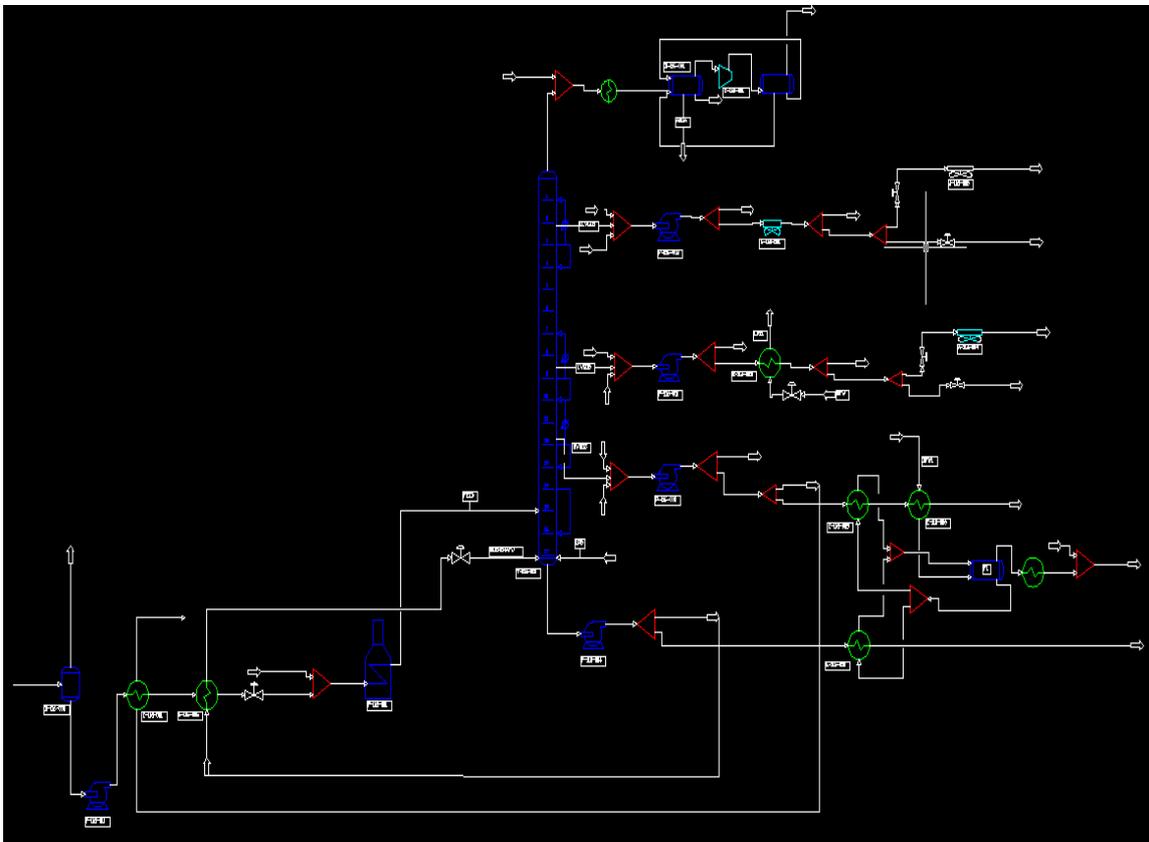
Bibliografía

15. LYONS, Jennifer and White.W, Charles. Process Equipment Cost Estimation Final Report. Estados Unidos: U.S. Department of Energy National Energy Technology Laboratory, 2002. DOE/NETL-2002/1169.73p.
16. MARTÍNEZ V. H. Simulación de procesos en ingeniería Química. 1a ed. México: Editorial: Ed. Plaza y Valdés, 2000, 385p. ISBN 968-856-755-8.
17. NACE corrosion engineer's reference book. 3a ed. Houston, Estados Unidos: NACE International, 2002. 452p. ISBN 1-57590-139-0.
18. PERRY, Robert H. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7a ed. New York: Mc Graw-Hill Book Co., (1997), 2300p. ISBN 0-07-115448-5.
19. PETERS MAX, Tinmerbraus D. Klaus. Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos. 4a ed. Estados Unidos: Mc Graw Hill, 1991, 650p. ISBN: 07-049613-7.
20. SCENNA, Nicolas. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. 2a ed. Argentina: Universidad tecnológica nacional, 1999. 255p. ISBN: 950-42-0022-2.
21. SPEIGHT, James G. Chemical and Process Design Handbook. 1a ed. Estados Unidos: McGraw-Hill Book Co, 2002. 630p. ISBN 0-07-137433-7.
22. STANDARD OF THE TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION. TEMA. 9a ed. Estados Unidos: Standard of the tubular exchanger manufacturers association, Inc. 1990.
23. TORRES ROBLES, Rafael. Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. 2a ed. Mexico: Instituto politécnico nacional Tresgueras, 2002. 115p. ISBN 970-18-7990-2.
24. TREYBAL, Robert E. Operaciones de transferencia de masa, García Rodríguez, Amelia (trad). 2a ed. Estados Unidos: Mc Graw Hill, 2002, 858p. ISBN 968-6046-34-8.
25. WALAS, Stanley M. Chemical Process Equipment. Selection and Design. 1a ed. Estados Unidos: 1990, 755p. ISBN 0-7506-9385-1

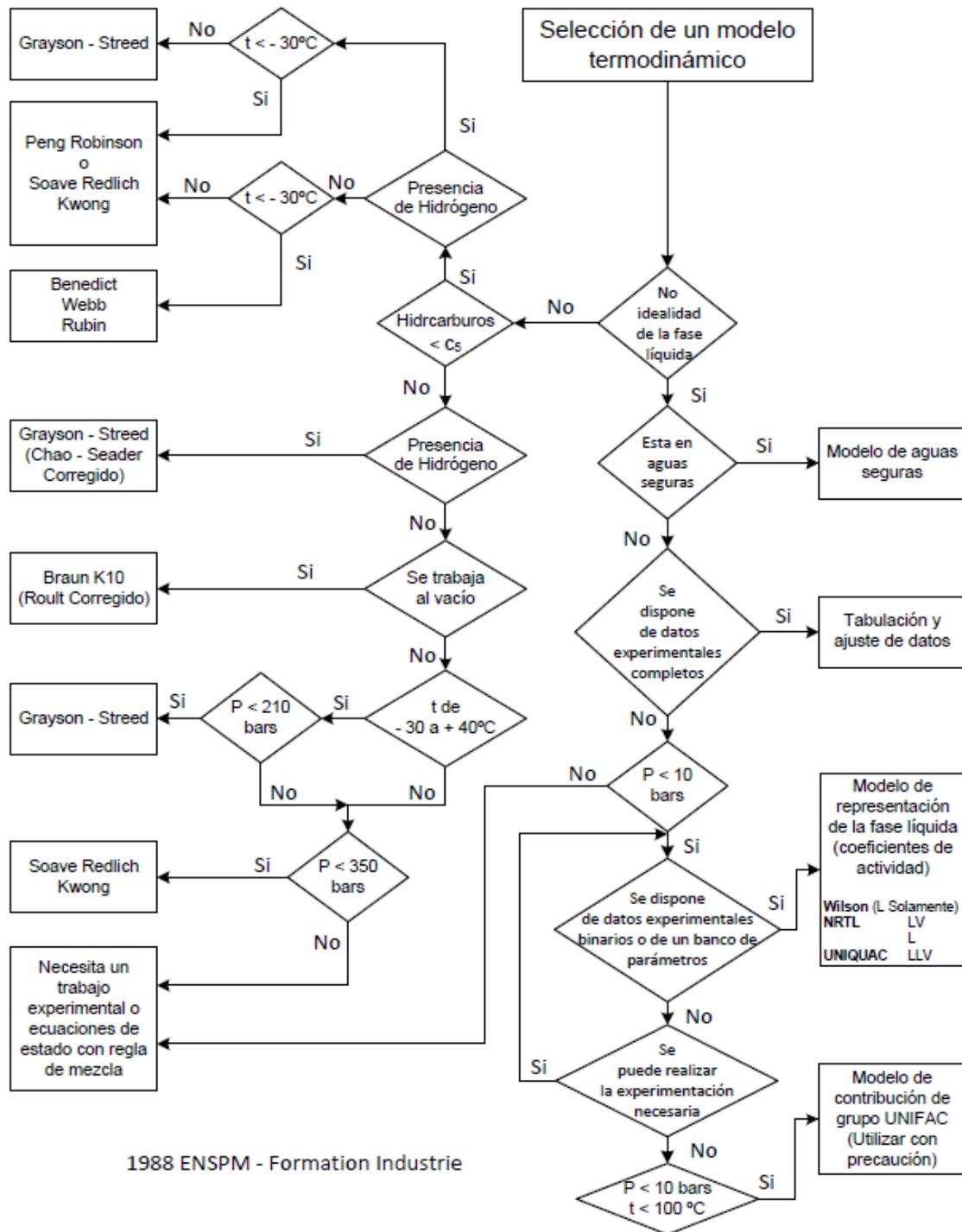
Anexo I. Proceso de conversión



Anexo II. Diagrama de Flujo



Anexo III. Selección del Método termodinámico



Anexo IV. Selección de los parámetros del intercambiador

TEMA

**TABLA 2.A (UNIDADES SI)
INFORMACION REQUERIDA PARA EL DISEÑO DE INTERCAMBIADORES
DE CALOR**

Tubo y Carcaza	Diseño Básico (1)	Comúnmente usados en las refinерías	
Diámetro interno nominal de la carcaza máxima	1200 mm	_____	
Peso del haz de tubos, máximo	13.6 tons	_____	
Tubos con aletas cortas (2)	Si	Si	No
Tubos en U (2)	Si	Si	No
Longitud del tubo	6096 mm	>7315 mm (4), 7315 mm (5), 6096 mm, 4877 mm	
D E del tubo y espesor mínimo de la pared			
Servicio de agua de enfriamiento	– No ferroso	19.0 mm–1.65 mm	_____
	– Ferroso (3)	25.40 mm–2.11 mm	_____
Servicio de hidrocarburos	– Ferroso	19.0 mm–2.11 mm	_____
	Alterno I	25.40 mm–2.11 mm	_____
Material del tubo	– Servicio de agua de enfriamiento	Acero al carbono (3) Admiralty o aluminio-bronce	_____

Las dimensiones típicas son:

Diámetro del tubo	Separación entre tubos	Configuración
5/8	13/16	Triangular
5/8	7/8	Cuadrada
5/8	7/8	Cuadrada girada
3/4	15/16	Triangular
3/4	1	Triangular
3/4	1	Cuadrada
3/4	1	Cuadrada girada
1	1-1/4	Triangular
1	1-1/4	Cuadrada
1	1-1/4	Cuadrada girada

Anexo V. Selección de los coeficientes

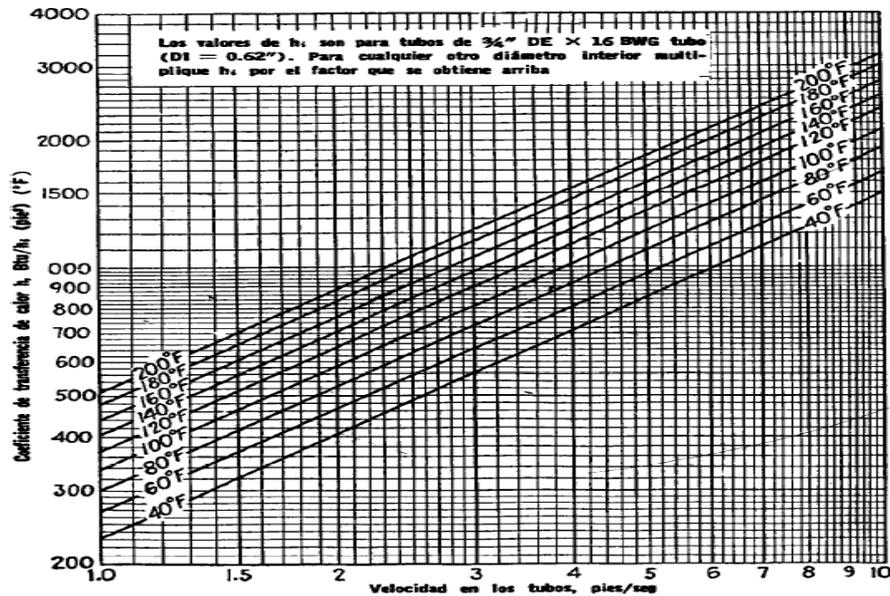
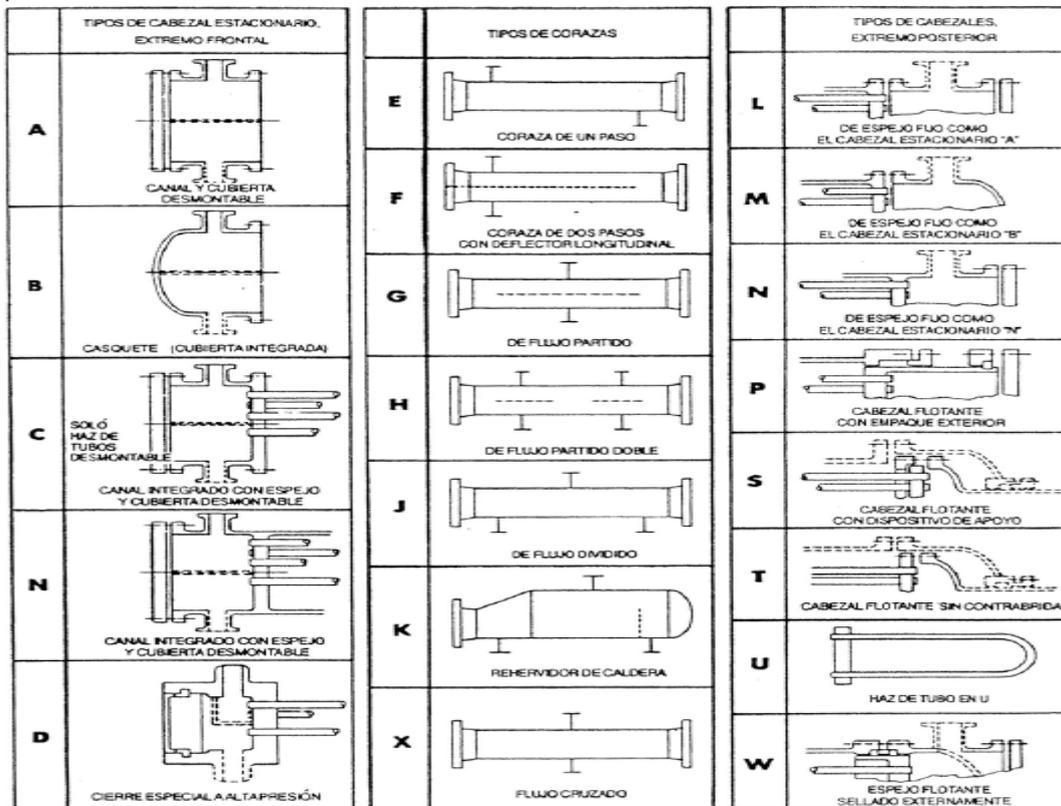


FIG. 25. Curva de transferencia de calor de agua en los tubos. [Adaptada de Eagle y Ferguson, Proc Roy., Soc. A127, 540 (1930)]

Anexo VI. Selección del tipo de intercambiador



Anexo VII. Selección de la clase de la tubería

Pipe Class	Service	Rating (Note 1)	Max Pressure Design (Kg/cm2)	Temperature Range Design (°C)	Material	CA mm	Gasket	Valve Type
03CS2S01	- Chemical Injection	300# RF	49.2	4 to 66	CS Carbon Steel	3	Spiral-wound, 316 winding, flexible graphite filled winner & outer rings	Gate Globe Check Ball (A105, WCB) Trim 8
03CS2S0K	- Caustic - LPG - Process Caustic Service	300# RF	46	4 to 250	CS Carbon Steel	3	Spiral-wound, 316 winding, flexible graphite filled winner & outer rings	Gate Globe Check (A105, WCB) Trim 9
03CS2S0P	- Flushing Oil - Fuel Oil - LPG - Process - Plant Air - Slop Oil - Wash Water - HCO Flushing Oil - LCO Flushing Oil - Oily Sewer	300# RF	48	4 to 425	CS Carbon Steel	3	Spiral-wound, 316 winding, flexible graphite filled winner & outer rings	Gate Globe Check Ball (A105, WCB) Trim 8

Anexo VIII. Datos del horno

CLIENT/PL Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Technip Scope													
CDU & VDU FIRED HEATERS										PARTIAL 1 ITEM	PARTIAL 1 PIECES		
TECHNICAL DATA										CURRENCY: EUR x 1,000			
SERVICE	FLOW RATE T/h	HEAT ABS. MKcal/h	EFF.	DESIGN PRESS. Kg/cm2	COILS MATERIAL RAD. CONV. STACK			SOOT_ BLOW.	ORIG. CURR.	UNIT COST (EUR/Kg.)	QUANTITY (Kg.)	MANHOUSE ESTIMATE	FINAL COST
Vacuum Heater	232	30.3	90.0	15.5	A312 TP 317L	A312 TP 317L	53 m	Y	EUR		526,000	3,568.9	3,568.9
	- Horizontal Tubes Single Cell Box								EUR				
	C-002 A/B : Combustion Air Forced Fan								EUR				
	C-003 : Flue Gas Induced Fan								EUR				
	E-012 : Air Preheater								EUR				
	Other Special Equipment included in the supply:								EUR				
	- 12 Sootblowers								EUR				
TOTAL CDU & VDU FIRED HEATERS											526,000	3,568.9	3,568.9

Anexos

	  	PROJECT: EXPANSIÓN OF CAMILO CIENFUEGOS REFINERY					
		CLIENT: CUVENPETROL SA					
	DATASHEET FOR FIRED HEATERS	ProjectN°	Unit	Material Code	Serial N°	Rev. Page 2382	
		116	SP 0110	01	PC	1/56	
		Clientdoc. N. 0002-00-11-116-B-P-8-05-001					
		Confidential - Not to disclose without authorization					
1	Purchaser/Owner					Item: F-116-001	
2	Location Cienfuegos, Cuba					MR 0110-01	
3	Unit	116-VDU1			Number Required	1	
4	Service	VACUUM HEATER			Manufacturer		
5	Type	CABIN(8)			Reference		
6	PC	Total Heater absorbed Duty, GCal/h : 27.5 GcaWi (Dry Feed + Stop Wex 100%)- 30.3 (Design) (1,26)					
7							
8		PROCESS DESIGN CONDITIONS					
9	PC	Operating Case	NORMAL CASE 100% (30)		LPS Superheating	MPS	
10			<i>BryFeed</i>	<i>Dry Feed + Dry Stop Wax</i>			
11		Heater Section	<i>Rad + Convection</i>	<i>Rad * Convection</i>	<i>Convection</i>	<i>Convection</i>	
12		Service	<i>Process</i>				
13	PC	Heat Absorption	GCaUh	25.14	25.45	0.34	1.71
14		Fluid	Blend 28 Atmospheric Residue (2,19)				
15	PC	Flow Rate (Dry)	kg/h	186 463	210 482	4150	19 412
16	PC	Steam Injection	kg/h	(3) (30)	(3) (30)		
17		Pressure Drop, Allowed (Clean/Fouled)	kgf/cm ²	6.5/8.5(4)	6.5/8.5(4)	0.5	0.5
18		Pressure Drop, Calc. (Clean/Fouled)	kg/ertif				
19		Avg. Rad. Sect. Flux Density, Allowable	kCal/hm ²	24000	24000		
20		Avg. Rad. Sect. Flux Density, Calculated	kCal/h m ²				
21		Max Rad. Sect. Flux Density	kCal/hm ²	(5)	(5)		
22		Conv. Sect Flux Density (Bare Tube)	kCal/hm ²				
23		Velocity Limitation	nVs				
24		Process Fluid mass Velocity	kg/s-m ²	(10)	(10)		
25		Max Allow./Calc. Inside film Temp.	°C				
26		Fouling Factor	h n>2 °C/kCal	0.0010(9)	0.0010(9)	0.0001	0.0001
27		Coking Allowance	mm.	(9)	(9)		
28		INLET CONDITIONS :					
29	PC	Temperature	°C	218.0	235.9	195	204.8
30		Pressure	kg/cm ² (a)	9.0(7)	9.0(7)	4.20	17.3
31	PC	Liquid Flow	kg/h	186463	210482	-	-
32		Vapor Flow	kg/h	-	-	4150	19412
33	PC	Liquid Density (PT)	kg/m ³	858	849	-	-
34		Vapor Molecular Weight	-	-	-	18.015	18.015
35	PC	Viscosity (Liquid/ Vapor)	cP@°C	3.4/n/a	3.1 Ma	10.0159	/0.0159
36	PC	Specific Heat (Liquid / Vapor)	kCal/kg °C	0.61/n/a	0.62/n/a	r/0.505	-/0.50
37	PC	Therm.Conductivity (Uquid/Vapor)	kCal/h m °C	0.068/n/a	0.066/n/a	/0.029	-/0.035
38	PC	OUTLET CONDITIONS:		(21)	(21)		
39		Temperature	°C	404.0	403.1	360	360
40		Pressure	kg/cm ² (a)	0.440	0.440	4.04	17.1
41	PC	Liquid Flow	kg/h	138350	167804	-	-
42	PC	Vapor Flow	kg/h	48113	43130	4150	19412
43	PC	Liquid Density (PT)	kg/m ³	763	759	-	-
44	PC	Vapor Molecular Weight	-	300.3	295.7	18	18
45	PC	Viscosity (Uquid/Vapor)	cP@°C	1.2/0.0093	0.8/0.0094	-10.0228	-/0.023
46	PC	Specific Heat (Liquid / Vapor)	kCal/kg °C	0.74/0.68	0.74/0.68	/0.495	-/0.52
47	PC	Therm.Conductivity (Liquid / Vapor)	kCal/h m °C	0.052/0.030	0.052/0.031	10.043	-10.045

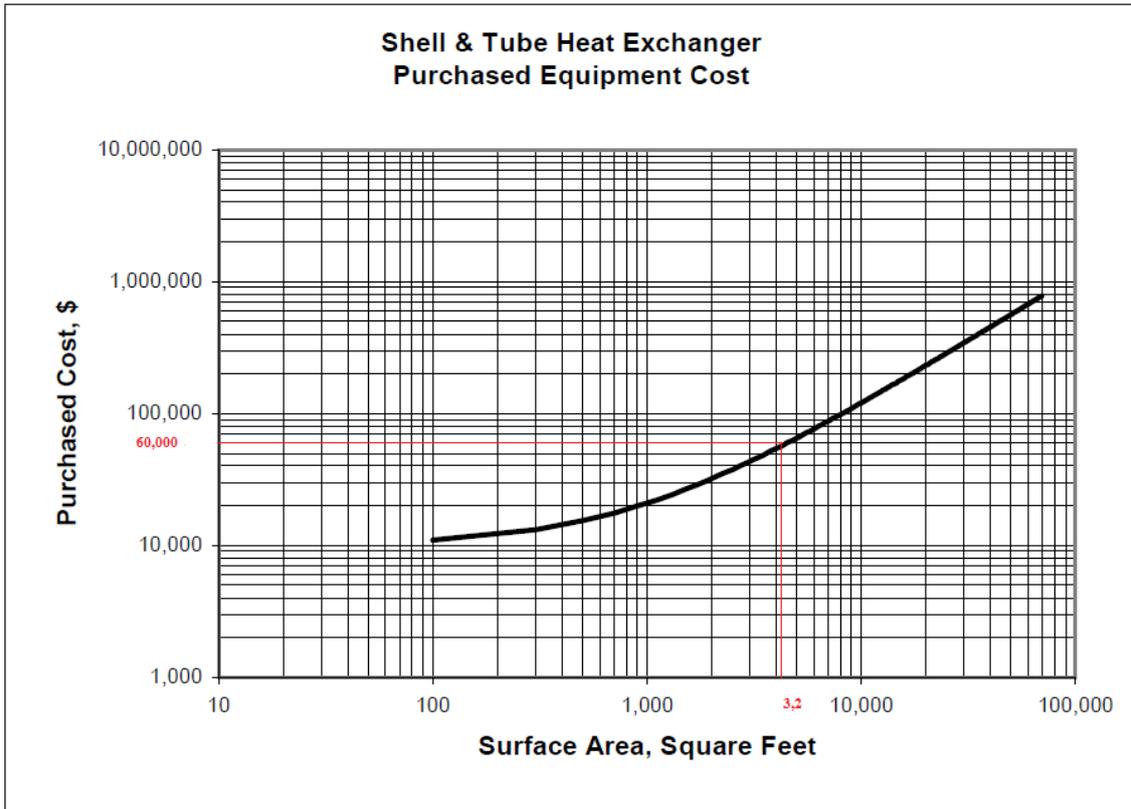
Anexo IX. Reporte caso II simulado

Hx (Summary)	E-116-002	E-116-009
HX Name	E-116-002	E-116-009
HX Description	E-116-002	E-116-009
Hot Side Thermo Method	SRK01	SRK01
Cold Side Thermo Method	SRK01	SRK01
Hot Side Feed Stream(s)	S5	AR11
Hot Side Product Stream(s)	AR1	S3
Cold Side Feed Stream(s)	S15	12
Cold Side Product Stream(s)	18	33
Product Stream Phases		
Duty	6397463.18	2301091.06
FT Factor	1	1
LMTD	0.01	0.01
MTD	0.01	0.01
U*A	639746318	230109106
Hot Pressure Drop	0.99999998	0.99999998
Hot Product Temperature	192.854716	213.999994
Hot Product Liquid Fraction	1	1
Cold Pressure Drop	0.99999998	0.99999998
Cold Product Temperature	177.999994	233.644459
Cold Product Liquid Fraction	1	1

Anexo X. Reporte caso III simulado

Hx (Summary)	F-116-001	LPS	MPS
HX Name	F-116-001	LPS	MPS
HX Description	F-116-001	LPS	MPS
Hot Side Thermo Method	BK1001	SRK01	SRK01
Cold Side Thermo Method	BK1001	BK1001	BK1001
Hot Side Feed Stream(s)	N/A	LP	MS
Hot Side Product Stream(s)	N/A	LP1	MP1
Cold Side Feed Stream(s)	S13	N/A	N/A
Cold Side Product Stream(s)	FEED	N/A	N/A
Product Stream Phases			
MP1	N/A	N/A	Vapor
LP1	N/A	Vapor	N/A
FEED	Mixed	N/A	N/A
Duty	24774444.5	335884.994	1523340.36
MTD	0.01	546.50492	551.661593
U*A	2477444449	614.605618	2761.36744
Hot Pressure Drop	N/A	0.49999999	0.49999999
Hot Product Temperature	N/A	360.000024	360.000024
Hot Product Liquid Fraction	N/A	0	0
Cold Pressure Drop	8.55999978	N/A	N/A
Cold Product Temperature	404.000024	N/A	N/A
Cold Product Liquid Fraction	0.51263985	N/A	N/A

Anexo XI. Selección del costo del Intercambiador



Anexo XII. Determinación de los metros de tubería

