



UNIVERSIDAD  
**CIENFUEGOS**  
Carlos Rafael Rodríguez

Facultad de Ingeniería  
Departamento de Ingeniería Química

**Ingeniería Química**

**Tesis**  
**en opción al título de**  
**Ingeniero Químico**



**Análisis de la planta  
destilación atmosférica  
con solo dos hornos  
para el calentamiento de  
la materia prima de la  
torre fraccionadora.**

**Autora**

Dainery Ramos Capote

**Tutor**

Ing. Yosvany González Mazorra

**Cienfuegos, 2015**



***Pensamiento***

---



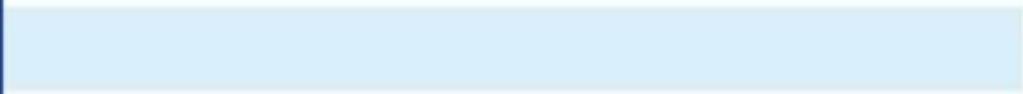
*Dadas las circunstancias adecuadas, sin más base que los sueños, la determinación y la libertad de intentarlo, personas muy corrientes hacen constantemente cosas extraordinarias.*

*Dee Ward Hock*



***Agradecimientos***

---



*Quisiera agradecer en primer lugar a mis padres, quienes constantemente me apoyaron y nunca dejaron de confiar en mí, gracias por su apoyo y fe, tengan por seguro que nada fue ni será en vano.*

*Con un especial agradecimiento a ti mamá, gracias por todo tu esfuerzo, tu apoyo y por la confianza que depositaste en mí. Gracias porque a cada momento has estado a mi lado.*

*Papá, éste logro lo quiero compartir contigo, y con ello quiero agradecerte tus enseñanzas y consejos a lo largo de todo este camino. Sé que estás feliz y eso me hace feliz también.*

*A mi hermano Manuel Alejandro, nada hubiera sido lo mismo sin tí, gracias por brindarme tu apoyo, confianza e inspiración.*

*A mi esposo Isdel por lo importante que ha sido en mi vida, por estar a mi lado cuando más lo necesitaba dándome su amor sin medidas y toda la fuerza del mundo.*

*A mis suegros Baby y Geroy por toda la ayuda y confianza que me han brindado todo este tiempo.*

*A mi familia, gracias por guiarme en todo momento y por todo lo que de ustedes he aprendido, son especiales para mí.*

*A mi tutor Yosvany por su ejemplo, confianza e inmenso apoyo que me ha brindado.*

*A mis amigos que son mi gran dicha, en especial a Neilys, Claudia, Yany, Alexis y Liván.*

*A todos los trabajadores del departamento de Servicios Técnicos y en especial a Yuniet Marín.*

*Y a todas esas personas que fueron importantes y determinantes en mi vida.*

*A todos mi más sincero agradecimiento.*

*Muchas Gracias*



## *Dedicatoria*

---



*A mis padres Grisel y Geovany porque sin el esfuerzo y apoyo de ustedes no hubiese llegado hasta aquí.*

*A mi abuela Margarita porque siempre soñó con este momento y no pudo ver los resultados.*

*A mi niñita Briana por ser el tesoro más grande que existe para mí.*



## *Resumen*

---

---

En el trabajo se realizó un análisis bibliográfico sobre el diseño y tipos de hornos utilizados en la industria petrolera, se analizaron los esquemas de destilación atmosférica del petróleo, en cuanto a etapas de vaporización. Se define la metodología para el cálculo térmico y evaluación de los hornos.

Con el trabajo de tesis se investigará si es posible operar la planta destilación atmosférica de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos con solo dos hornos F-101/T102 y cumplir con el inyector establecido en los planes operativos ( $350 \text{ m}^3/\text{h}$ ), para esto se comprobarán los parámetros principales que determinan la operación segura de estos equipos, la carga térmica permisible y la tensión térmica de la superficie de calentamiento de los tubos en la zona de convección y radiación. Con el cálculo de la carga térmica y la tensión térmica se espera que sea suficiente para definir o validar la hipótesis formulada.

# Índice



Introducción .....	4
Capítulo I: Análisis Bibliográfico .....	4
1.1- Definiciones Principales .....	4
1.1.1- Hornos Industriales. Generalidades.....	4
1.1.2 Tipos de Hornos Modernos .....	6
1.1.3 Características de los hornos petroquímicos por zonas: .....	8
1.1.4 Hornos tubulares.....	9
1.2 Proceso de combustión.....	14
1.2.1 Reacciones químicas básicas en la combustión .....	15
1.2.2 Estequiometria de la Combustión.....	15
1.2.3 Aire teórico.....	16
1.2.4 Exceso de Aire .....	16
1.2.5 Ajuste de combustión .....	18
1.2.6 Efecto del porcentaje de aire sobre la eficiencia de combustión .....	19
1.3 Eficiencia. ....	20
1.3.1 Reducción de la temperatura de humos.....	21
1.4 Parámetros operacionales fundamentales para la evaluación de hornos.....	22
1.5 Métodos para la evaluación de hornos.....	22
Capítulo II: Materiales y Métodos.....	25
2.1 Metodología para el cálculo térmico. ....	25
2.1.1 Cálculos de los parámetros fundamentales de trabajo del horno.....	25
2.1.2 Cálculo térmico de la cámara de radiación .....	29
2.1.3 Cálculo comprobatorio de la cámara de radiación .....	34
2.1.4 Cálculo de la cámara de convección .....	38
Capítulo III: Análisis de los resultados.....	1
3.1 Refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.....	1
3.3 Análisis de los principales parámetros calculados. ....	6
3.3.1 Volumen necesario en la cámara de combustión .....	7
3.3.2 Temperatura en la dama.....	7
3.3.4Densidad calórica en el hogar del horno. ....	7
3.3.5Velocidad del crudo por el serpentín.....	7
3.3.6Superficie de transferencia de calor en la zona de convección .....	1

Conclusiones .....	1
Recomendaciones .....	1
.....	1
Anexo 1: Esquema de calentamiento previsto por diseño. ....	2
Anexo 2: Esquema de calentamiento propuesto. ....	1



## *Introducción*

---

## **Introducción**

El petróleo es una mezcla extraordinariamente compleja de sustancias orgánicas mutuamente solubles. En la práctica, es imposible separarla totalmente en los componentes por separados que la forman. En condiciones reales el petróleo se separa en fracciones y en grupos de hidrocarburos y se somete a tratamiento con el fin de cambiar la composición química.

En la industria petrolera existen procesos de transformaciones primaria y secundaria. A la transformación primaria pertenecen los procesos en que el petróleo se separa en fracciones que se diferencian por sus límites de evaporación y a la secundaria los procesos de transformaciones térmicas y termocatalíticas.

El proceso principal de transformación primaria del petróleo es la destilación primaria. La destilación puede llevarse a cabo por evaporación realizada una sola vez, por evaporación múltiple y por evaporación paulatina.

Durante la evaporación realizada una sola vez, en el curso de todo el tiempo de calentamiento de la mezcla hasta una determinada temperatura final el vapor que se forma no se evacua del sistema, sino quedan en contacto con el líquido. Después de que termina la comunicación del calor, toda la mezcla de vapor y líquido se trasmite al separador. Aquí, el vapor formado, en una etapa (una sola vez) se separa del líquido.

Cuando la operación se lleva a cabo al unísono, la separación de las fases se efectúa en varias etapas. La evaporación múltiple consiste en la reiteración del proceso de evaporación realizada una sola vez. Al principio, tiene lugar la separación del vapor desde el líquido, después, en la segunda etapa, la fase líquida que se quedó al separar el vapor obtenido en la primera etapa vuelve a someterse a evaporación y así sucesivamente.

La refinería Camilo Cienfuegos en la actualidad cuenta con un esquema de refinación del tipo Hydroskimming. Su unidad de destilación atmosférica está diseñada para procesar 65000 barriles diario de crudo en un esquema de vaporización de dos etapas. La misma cuenta con cinco hornos tubulares los cuales están destinados para proveer de calor al petróleo y sus derivados hasta las temperaturas previstas en el régimen tecnológico a costa del calor desprendido durante la quema del combustible líquido o gaseoso.

La alimentación de la torre fraccionadora de la planta destilación atmosférica por diseño se calienta en tres (F-101/T-102-I, II, III) hornos antes mencionados, cada uno cuenta con un serpentín con dos flujos paralelos con una capacidad operacional de calentamiento de 80 m<sup>3</sup>/h por cada flujo.

De acuerdo a lo planteado se tiene como **Problema de investigación:**

Procesar 350 m<sup>3</sup>/h de crudo en la planta destilación atmosférica con solo dos hornos para calentar la materia prima de la torre fraccionadora.

**Hipótesis:**

Se puede procesar 350 m<sup>3</sup>/h de crudo si los hornos de la torre fraccionadora trabajan a la máxima capacidad establecida en el proyecto y si se utiliza el horno de la torre desgasolinador para calentar parte de esta materia.

**Objetivo General:**

Evaluar si los hornos de la torre fraccionadora pueden trabajar a máxima capacidad para calentar el crudo que actualmente se procesa en la refinería Camilo Cienfuegos.

**Objetivos Específicos:**

- Realizar una revisión bibliográfica acerca de los hornos más empleados en las unidades de destilación atmosférica y sus métodos de cálculo.
- Calcular los principales parámetros de operación del horno F-101/T-102.
- Evaluar los principales parámetros de operación del horno F-101/T-102.



## *Capítulo I*

---

## **Capítulo I: Análisis Bibliográfico**

### **1.1- Definiciones Principales**

#### **1.1.1- Hornos Industriales. Generalidades.**

Un horno es un equipo de proceso utilizado para calentar o evaporar un fluido haciéndolo circular a través de tubos expuestos a la radiación de una llama (o, en ocasiones, de filamentos incandescentes en el caso de hornos eléctricos). Los hornos pueden considerarse grandes intercambiadores de calor en los que la fuente de calor es principalmente el calor de combustión de un *fuel* (bien sea un *fuel gas* o *fuel oil*). El calor se transmite indirectamente de los gases de combustión al fluido que circula a través de los tubos. A diferencia de un intercambiador de calor en el que predomina la transferencia de calor por convección, en un horno de proceso, el mecanismo más importante de transmisión de calor es la radiación de la propia llama, del refractario que cubre las paredes de la caja del horno y de los humos calientes (J.B.Gonzalez, 2005)

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, limitando la vida útil del horno a tan solo unas pocas semanas.

Posteriormente la 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. Estos hornos eran de funcionamiento discontinuo, debiendo descargarse y limpiarse antes de recibir una nueva carga de crudo. Para lograr una operación continua, indispensable en las grandes refinerías, solo era posible adicionando una batería de alambiques en serie, de modo que cada uno caliente el líquido trasvasado del anterior, elevando muy poca la temperatura en cada paso. Para un trabajo en gran escala, con este sistema, requería de grandes instalaciones, ocupando mucho espacio físico, haciendo más difícil controlar el funcionamiento de todo el sistema. 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 (Castillo,2003).

El éxito obtenido condujo a instalaciones cada vez mayores, generándose así el horno tubular característico de la industria petrolera actual las operaciones de destilación atmosférica y al vacío de crudos, “craqueo térmico”, y los modernos procesos de gas a alta temperatura, los hornos tubulares de calentamiento directo son factor primario en las unidades de refinación Los hornos también se usan ampliamente en operaciones de calentamiento, tratamiento y vaporización. En las refinerías se requieren hornos para manejar fluidos a temperaturas hasta de 1 500°F. En estos hornos se usa como combustible exclusivamente petróleo o gas (Kern, 1999).

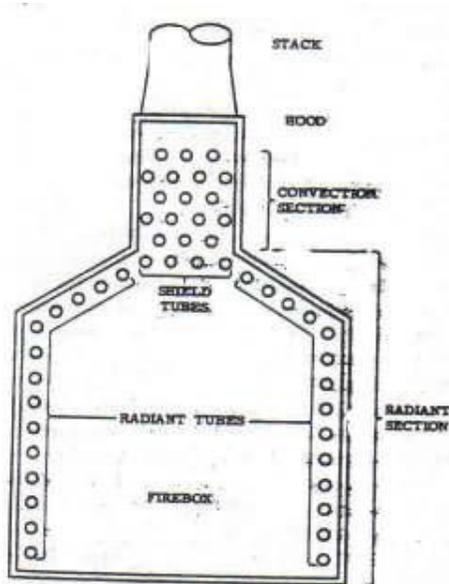
La instalación de estos hornos redujo el espacio físico y el personal empleado, además de facilitar su control. Con el nuevo diseño, los tubos próximos a las llamas absorbían calor tan rápidamente que se producían grandes cantidades de coque que los obstruían parcial o completamente, en cambio los tubos ubicados lejos de los quemadores absorbían tan poco calor que su aprovechamiento era muy pobre. Una costosa experiencia demostró que la eliminación de los primeros tubos muy calientes no hacía más que agravar la situación porque se recalentaban los siguientes. Cuando se construyeron los primeros hornos de este tipo, no se apreciaba el importante papel que en ellos desempeñaba la transferencia de calor por convección, de modo que sólo se aprovechaba el calor transmitido por radiación, desperdiciando el poder calórico de los gases. Una mejor comprensión de las leyes de la termodinámica, llevó a diseñar tubos que se ubiquen en una zona de estrangulamiento, por la cual circulan los gases de combustión a gran velocidad, hecho que permitió la captación de la energía por convección, de los gases de combustión hacia los tubos por los que circula el crudo a calentar, mejorando el ciclo de transmisión de calor, y por ende la producción de los hornos tubulares.

En la figura 1.1 se muestran las principales partes de un horno, que son las siguientes:

- Sección de radiación se conoce comúnmente como caja del horno. Es en esta zona donde se disponen los quemadores y se completa la combustión (Siegel, 1992, Modest, 2002). El modo principal de transferencia de calor en esta zona de radiación es, de ahí su nombre, la radiación. Una parte del calor transferido es por

convección (Bejan, 2003, Buckius, 1980), al circular los gases en contacto con los tubos de la zona radiante.

- Sección de convección recupera el calor de los humos que salen de la zona radiante. El modo principal de transferencia de calor en esta zona es la convección (Aziz, 1994, Yuge, 1960). Una pequeña parte del calor transmitido es por radiación desde moléculas polares ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{SO}_2$ , etc.) de los humos hacia los tubos. Las primeras filas de la zona convectiva (recibe calor tanto por convección como por radiación).
- Chimenea que proporciona el tiro necesario para establecer el caudal de aire y humos a través del horno.



**Figura 1.1: Zonas del horno. (Kern, 1999).**

### 1.1.2 Tipos de Hornos Modernos

Los hornos modernos están divididos de acuerdo a su empleo en tres clases:

1. Hornos en los cuales sólo se desea calentar el material con el objeto de destilarlo, sin que se pretenda producir su descomposición o cracking. En ellos, el efecto destructivo del tiempo de calentamiento, tan importante en el cracking, se trata de reducir al mínimo compatible con la temperatura que es necesario alcanzar.
2. Aquellos en que, además del calentamiento, se desean una descomposición química de los productos por un elevado nivel térmico. Este tipo se diseña para dar el

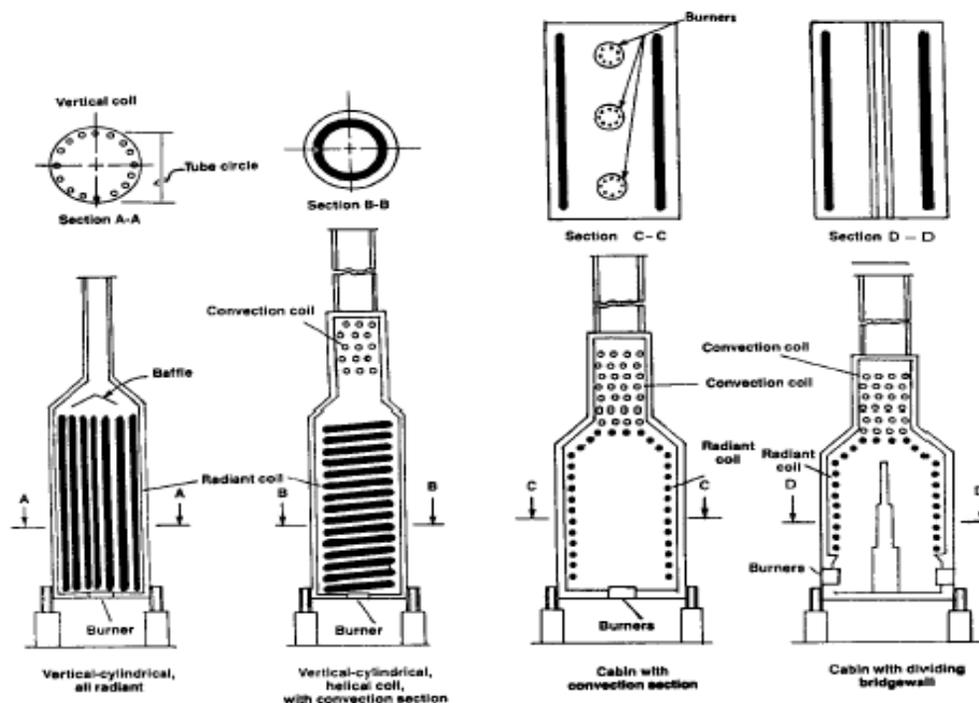
máximo efecto "temperatura - tiempo" a las altas temperaturas de operación en unidades de craqueo de destilados livianos, en las que no se utiliza una cámara de reacción. Se construye de modo que se obtenga una sección de reacción en el horno, donde se produce muy poco o ningún aumento de temperatura.

3. Los hornos en que se desea obtener sólo una descomposición parcial del producto, efectuándose el resto en una cámara de reacción, generalmente no calentada exteriormente. Estos hornos son de diseño y construcción más difíciles, porque se tratan en ellos productos que muchas veces son extraordinariamente sensibles a las variaciones de las condiciones en que se efectúa el craqueo. Se construyen para un efecto "temperatura - tiempo" que permita una temperatura de salida que asegure el funcionamiento efectivo de las cámaras de reacción, sin una descomposición excesiva en el horno y el consiguiente depósito de coque en los tubos.

En la mayor parte de las plantas petroquímicas o refinerías, el suministro de energía necesaria para los distintos procesos se realiza mediante hornos de caldeo directo, en los cuales el calor que se libera en la combustión proviene generalmente de gases residuales de elaboración o de aceites combustibles pesados, se transmite, a través de mecanismos bien conocidos, a los fluidos que han de calentarse y que circulan a gran velocidad por las tuberías instaladas sobre las paredes (hornos de serpentín). En una refinería han de perseguirse, entre otros, los siguientes objetivos:

- Calentamiento del fluido, sin evaporación (por ejemplo, el caldero de un aceite de baja volatilidad que alimenta un circuito con varios intercambiadores en serie o en paralelo, que ceden el calor a otros fluidos).
- Calentamiento del fluido con evaporación parcial (es la operación más difundida, ya que constituye la base del proceso de destilación de distintas fracciones de petróleos y crudos); los hornos que lo realizan son en general de grandes dimensiones.
- Calentamientos de fluidos con reacción química (es el caso de los hornos de craqueo y de reformación térmica; los productos se calientan hasta la temperatura deseada en hornos de serpentín, y se arrastran a determinadas zonas del horno, donde, circulando en haces tubulares llamados zona de reacción, se absorbe el calor necesario para las reacciones endotérmicas que han de producirse; en cualquier caso las mencionadas operaciones tienen

lugar en presencia de catalizadores, que se encuentran en reactores situados fuera del horno) (Castillo, 2003).



**Figura 1.2: Tipos de hornos petroquímicos modernos .(Meyers, 2004)**

### 1.1.3 Características de los hornos petroquímicos por zonas:

- La zona denominada de radiación compuesta por una cámara de combustión que alojan por las paredes de esta a los tubos, por cuyo interior circula el fluido a calentar, la transmisión de calor en esta zona se efectúa fundamentalmente por radiación y una pequeña parte por convección entre los humos y los tubos.
- Con el fin de recuperar el calor sensible de los humos (de la zona de radiación salen a 800 – 1000 °C), normalmente se les hace circular a velocidades elevadas a través de un haz de tubos (perpendicular o paralelamente a los mismos) por los que circulan el fluido a calentar (crudo y en otro sistema de haz de tubos circula el vapor). Esta zona se denomina de convección (Lunardini, 1995) por ser esta la forma de transmisión de calor que predomina en la misma.

#### **1.1.4 Hornos tubulares**

Los hornos tubulares están destinados para calentar petróleo y sus derivados hasta temperaturas altas (por encima de 200 °C) a costa del calor desprendido durante la quema del combustible. En los procesos térmicos los hornos, con frecuencia, hacen las veces de dispositivos de reactor.

Frecuentemente los hornos tubulares tienen dos cámaras: de radiación y de convección. En la cámara de radiación se disponen los quemadores en los cuales se quema el combustible (gas o fuel oil) y los tubos radiantes que reciben el calor de radiación. Los gases de combustión (gases de escape) desde la cámara de radiación entran en la cámara de convección. Aquí se encuentran los tubos de convección que reciben el calor de los gases de escape que salen de la cámara de radiación con temperatura de hasta 950 °C. Los gases de escape enfriados, a través del colector de gas, se envían a la chimenea.

Los hornos tubulares se clasifican atendiendo a las siguientes características: 1) Potencia térmica útil; 2) rendimiento, o sea, cantidad de producto calentado en una unidad de tiempo; 3) empleo tecnológico, particularidades estructurales.

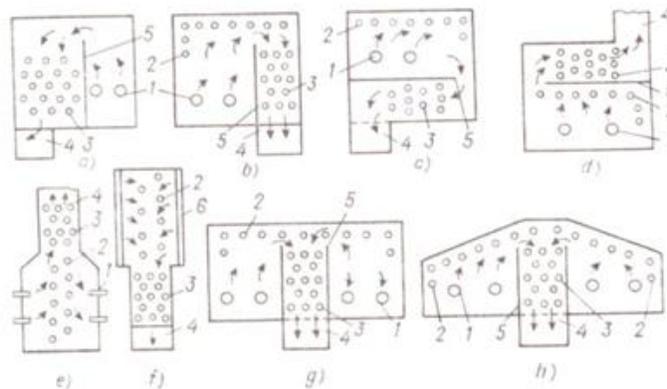
La potencia térmica útil de los hornos, o sea, la cantidad de calor recibido por el producto, en las refinerías de petróleo oscila desde 0,6...0,9 MW (50-800 Mcal/h) hasta 70-120 MW (860- 100 Gcal/h).

En las instalaciones modernas de destilación primaria del petróleo se tienen hornos tubulares con la potencia térmica útil de 20, 40 y 120 MW. El rendimiento de los hornos tubulares en las instalaciones de destilación atmosférica y destilación al vacío constituye de 100 a 1000 t/h.

Por su empleo tecnológico los hornos de las refinerías de petróleo se dividen en los de destilación atmosférica del petróleo, de destilación al vacío del fuel oil, de estabilización de la gasolina, de reformación catalítica, de pirólisis, etc.

En las refinerías de petróleo están en explotación hornos tubulares de diversas estructuras que se diferencian por el modelo de transmitir el calor (radiantes, de convección, radiantes-conventivos), el número de cámaras de combustión (de una cámara y de cámaras

múltiples), el modo de quemar el combustible (hornos de combustión con llama y sin llama), el tipo de irradiación de los tubos (con irradiación uni y bilateral), el número de flujos de materia prima que se calienta (de un flujo, de dos flujos, de flujos múltiples), la disposición de los tubos del serpentín (hornos con disposición horizontal y vertical de los tubos). Los esquemas de los tipos principales de hornos tubulares se ilustran en la fig. 1.3.



a, horno de convección; b, horno de una cámara con disposición lateral de la cámara de convección; c, horno de una cámara con disposición inferior de la cámara de convección; d, horno de una cámara con disposición superior de la cámara de convección; e, horno cilíndrico vertical; f, horno de una cámara de combustión sin llama con quemadores de paneles; g, horno de dos cámaras y dos flujos con bóveda horizontal; h, horno de dos flujos y dos cámaras con bóveda inclinada;  
1, quemadores (inyectores); 2, serpentín radiante; 3, serpentín convectivo; 4, conducto de humo; 5, dama; 6, quemadores de paneles.

**Figura 1.3: Esquema de los principales tipos de hornos tubulares(Kern, 1999).**

Los índices termodinámicos básicos que caracterizan la eficacia del trabajo del horno son la tensión térmica de la superficie de calentamiento de los tubos y del espacio de combustión y el rendimiento del horno.

Se denomina tensión térmica de la superficie de calentamiento de los tubos la cantidad de calor transferida por 1 m<sup>2</sup> de superficie de calentamiento en 1 h.

Al diseñar los hornos tubulares se prefija el valor de la tensión térmica admisible que depende de la temperatura de la pared del tubo, de la temperatura y velocidad de movimiento del producto, así como de las propiedades del producto que se calienta. La tensión térmica admisible de la superficie de calentamiento es tanto menor, cuanto más resinoso y propenso a formar el coque es el producto calentado en el horno, cuanto más

baja es su velocidad durante el movimiento por los tubos y cuanto más alta es la temperatura final de su calentamiento.

La tensión térmica de la superficie de calentamiento en los tubos radiantes es más alta que en los de convección. La tensión térmica media de los tubos radiantes constituye en kW/m<sup>2</sup> de 30 a 45 durante la destilación atmosférica del petróleo; de 25 a 30 durante la destilación al vacío del fuel oil; de 25 a 40 durante el craqueo térmico; de 30 a 35 durante la reformación catalítica y de 25 a 35 durante la coquización retardada. (Gary, 1994)

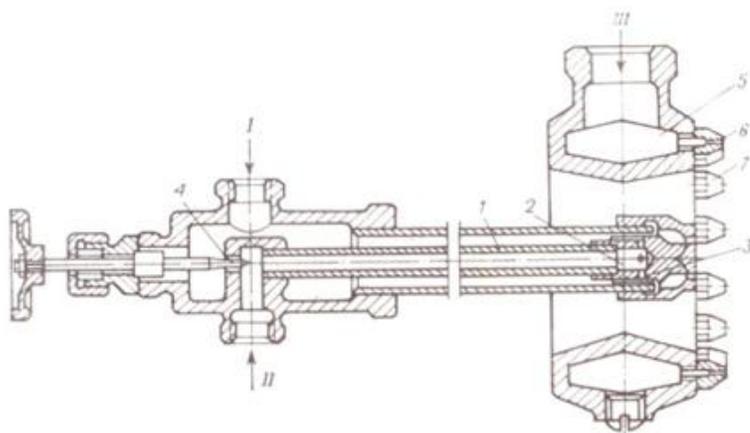
Se denomina rendimiento del horno la relación entre el calor empleado de forma útil y la cantidad total de calor desprendido durante la quema del combustible. La tarea de los diseñadores de los hornos es conseguir el aumento del rendimiento del horno hasta un 80 % y más. Con el fin de aumentar el rendimiento los hornos se equipan con dispositivos quemadores más eficaces y con un sistema de utilización del calor de los gases de escape que salen de la cámara de convección. La utilización del calor se efectúa en calentadores de aire donde a costa del calor de los gases de escape el aire se calienta antes de suministrarlo para el mezclado con el combustible, y en calderas de recuperación en las cuales se produce el vapor de agua.

Los elementos principales de la estructura de los hornos tubulares son los siguientes: fundamento, armazón metálica que sustenta la carga de los tubos, techos; bóvedas; escaleras; revestimiento refractario y aislamiento térmico; serpentín tubular que consta de tubos sin costuras de hasta 24 m de largo con diámetro de 60 a 219 mm que vienen unidos mediante empalmes dobles o aros soldados; rejillas de tubos que sostienen los tubos de las secciones de radiación y de convección; suspensiones de tubos que sostienen los tubos radiantes en el claro entre las rejillas de los tubos para evitar su comba; equipo para quemar el combustible (dispositivos quemadores); conductos de humo; chimenea; plataformas; etc. Para quemar el combustible sirven inyectores (en el caso de combustibles líquidos) o quemadores (en el caso de combustibles gaseoso), existen inyectores con pulverización por vapor, por aires o mecánica. El rendimiento de los inyectores combinados de gas y petróleo utilizados en las refinerías de petróleo constituye de 70 a 200 kg/h tratándose de combustibles líquidos y de 50 a 200 m<sup>3</sup>/h en el caso de gas. En la figura 1.4 se representa la

estructura del inyector de fuel oil y gas THO -1M. El combustible líquido bajo la presión de 0,8 a 1,0 MPa por el tubo interior (1) llega a la cámara (2) y, después, a los canales espirales en la superficie exterior de la cámara. El vapor bajo la presión de 1,0 MPa se suministra por el colector anular (5), pulveriza el combustible en torbellino y la mezcla de vapor y fuel oil entra en el hogar.

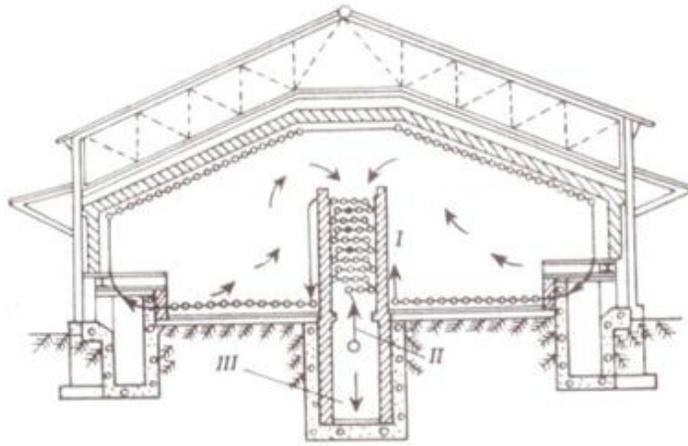
El combustible gaseoso entra en el inyector por el colector anular (5) y, seguidamente, a través de los surtidores (7) se envía al hogar.

En las instalaciones de destilación primaria construidas antes de 1970, así como en una serie de otras instalaciones tecnológicas de las refinerías de petróleo se utilizaban ampliamente hornos tubulares de una o de dos aguas de tipo piramidal. En la figura 1.5 se da el corte esquemático de un horno de dos aguas. El horno consta de dos cámaras de radiación y una de convección. La cámara de convección está separada de la de radiación con paredes de ladrillo refractario. Estas paredes se denominan damas. Los gases de escape se evacuan del horno por el conducto de humo que comienza en la parte inferior de la cámara de convección y por la chimenea. (Gary, 1994)



1, tubo interior; 2, cámara; 3, orificio para el paso del combustible; 4, válvula de aguja;  
5, colector anular; 6, orificios de salida; 7, surtidor.  
Líneas: I, vapor; II, mazut; III, gas.

**Figura 1.4: Inyector combinado de fuel oil y gas THO -1M(V. Érij, M. Rásina, M. Rudin, 1989).**



*I, producto que sale; II, producto que entra; III, gases para la chimenea.*

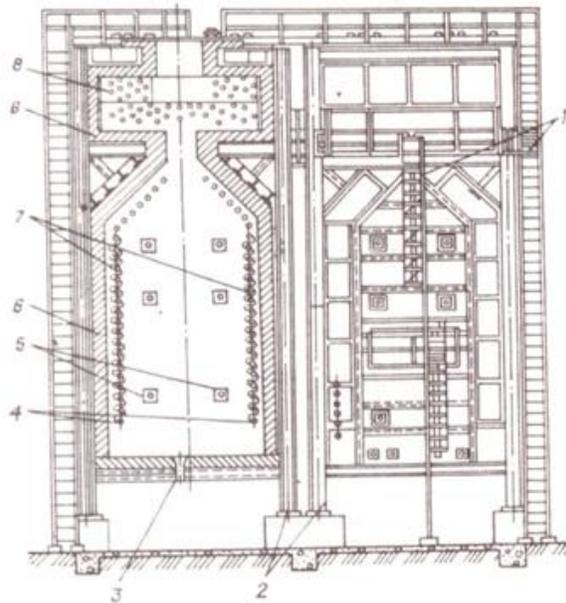
**Figura 1.5: Horno tubular de dos aguas de tipo piramidal(V. Érij, M. Rásina, M. Rudin, 1989).**

Los tubos del serpentín se fijan a las paredes de la cámara de radiación del horno mediante suspensiones y consolas de acero termorresistentes, y en cámara de conversión se colocan en rejillas especiales. Los tubos se unen entre sí por medio de aros soldados o niples-empalmes doble desacoplables. En la cámara de radiación hay dos grupos de tubos: el inferior (pantalla de solera) y el superior (pantalla de techo).

Los hornos de tipo piramidal no poseen sistemas de utilización del calor y trabajan con gran coeficiente de exceso de aire; el rendimiento de estos hornos no supera el valor de 50 a 60 %. Para edificar hornos semejantes se necesita gran cantidad de acero aleado y los hornos ocupan un área considerable. En las nuevas instalaciones los hornos del tipo piramidal no se construyen a pesar de su carácter universal y la sencillez de su estructura.

Los inconvenientes de los hornos mencionados se evitan en las estructuras de los nuevos hornos. A los hornos de nuevo tipo pertenecen hornos tubulares con paredes radiantes de quemadores de panel, hornos de combustión en volumen y solera, hornos verticales de llama y hornos verticales cilíndricos. (Gary, 1994)

En la figura 1.6 se da el corte transversal de un horno vertical de llama que se utiliza para el calentamiento del fuel oil en las unidades de destilación al vacío que procesan hasta 6 millones de toneladas al año.



1, almacén metálica; 2, montantes de hormigón armado; 3, ventanas de inyectores; 4, suspensiones de los tubos; 5, ventanas de explosión; 6, bloques de hormigón armado; 7, tubos de la cámara de radiación; 8, tubos de la cámara de convección.

**Figura 1.6: Horno vertical de llama(V. Érij, M. Rásina, M. Rudin, 1989).**

El serpentín tubular de este horno está fabricado de tubos sin costura con derivaciones en U soldadas por los extremos; el diámetro de los tubos son de 152 x 8 mm. La cámara de convección está situada en la parte superior del horno. La materia prima pasa al principio por los tubos de la cámara de convección y, después, por la parte radiante.

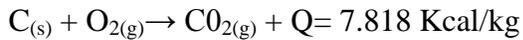
### **1.2 Proceso de combustión.**

La combustión es una rápida reacción química en presencia de oxígeno que desprende luz y calor. Hay tres elementos fundamentales en la combustión: un combustible (*fuel*), aire (oxígeno) y una fuente de ignición. Los materiales combustibles presentes en la mayoría de los *fuel* son carbón, hidrógeno y, en ocasiones, azufre.(Perry, 2008)

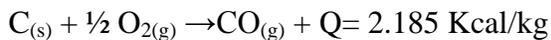
### 1.2.1 Reacciones químicas básicas en la combustión

Las reacciones químicas en la combustión, al oxidarse el oxígeno del aire con el carbono, hidrógeno y azufre se efectúa en proporciones de peso bien determinadas. Es por esto que se obtiene las tres reacciones químicas básicas siguientes:

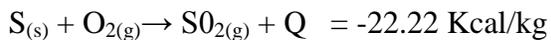
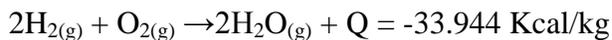
a) El carbono cuando se quema con suficiente aire produce anhídrido carbónico. Esto se llama combustión completa del carbono.



b) Al quemar el carbono con menos aire que el anterior, da origen al monóxido de carbono. Se dice entonces que la combustión es incompleta:



c) El hidrógeno se quema produciendo agua



d) El nitrógeno no quema pues es un gas inerte y no contribuye a la combustión.

Los principales productos de combustión: (Serth, 2007)

Dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>)

Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

Monóxido de carbono (CO)

### 1.2.2 Estequiometría de la Combustión.

La estequiometría de la combustión se ocupa de las relaciones másicas y volumétricas entre reactivos y productos. Los aspectos a determinar principalmente son:

- Aire necesario para la combustión
- Productos

Para predecir estas cantidades es preciso referirse a un proceso ideal que dependa de unos pocos parámetros, básicamente la naturaleza del combustible. Para definir este proceso ideal se consideran los tipos de combustión que pueden darse:

- Combustión completa: Conduce a la oxidación total de todos los elementos que constituyen el combustible.
- Combustión incompleta: Los componentes del combustible no se oxidan totalmente por lo que aparecen los denominados in-quemados, los más importantes son CO y H<sub>2</sub>; otros posibles in-quemados son carbono, restos de combustible, etc.

- Combustión estequiométrica: Es la combustión completa realizada con la cantidad estricta de oxígeno, esta es llamada teórica.(Sayas, 2005)

### 1.2.3 Aire teórico.

Una combustión que se realiza con aire teórico, produce una combustión completa, la cantidad de aire requerido para la combustión perfecta o completa de una libra de un combustible líquido o sólido está dado por la expresión:

$$\text{Aire requerido} = (\%C * 1.514) + (\%H * 4.54) + (\%S * 0.568) - (\%O * 0.568) \left[ \frac{\text{pie}^3 \text{aire}}{\text{lb comb}} \right]$$

Donde todos los porcentajes son en masa.

Para aceites combustibles que no se indiquen las cantidades de azufre, oxígeno y elementos inertes (cenizas. Nitrógeno, agua, etc.), se puede calcular el aire teórico con las expresiones:

$$\left[ \frac{\text{pie}^3 \text{aire requerido}}{\text{gal}} \right] = [25.1 * (\text{Spgr}) * \%H] + [1260 * (\text{Spgr})]$$

Donde Spgr es la gravedad específica (60/60 °F) del aceite combustible

### 1.2.4 Exceso de Aire

Para asegurar una combustión prácticamente completa, y debido a las imperfecciones inherentes a los sistemas de mezcla aire-combustible, es preciso utilizar siempre una cantidad de aire en exceso, superior a la teórica. La relación entre el aire realmente utilizado y el aire mínimo necesario, se le denomina índice de exceso de aire, y se designa normalmente por  $\alpha$ .(Díaz, 2004 )

$$\alpha = \frac{\text{Vol real aire}}{\text{Vol teorico aire}}$$

Si:

$\alpha = 1$       Combustión estequiométrica.

$\alpha > 1$       Exceso de aire, se dice que la mezcla es pobre.

$\alpha < 1$       Defecto de aire, se dice que la mezcla es rica.

De esta manera el exceso de aire ( $\epsilon$ ), que se lo expresa generalmente en porcentaje, viene dado por la relación:

$$\epsilon = (\alpha - 1) * 100$$

También se lo puede determinar conociendo el %CO<sub>2</sub> en el análisis de gases, en la siguiente relación:

$$\epsilon = \left[ \frac{\frac{C}{12} * (\%O_2)}{\left( \frac{C}{12} + \frac{S}{32} + \left( \frac{H_2}{4} \right) \right) * \%O_2} \right] * 100$$

El coeficiente de exceso de aire a suministrar al horno depende de:

- Tipo de combustible.
- Modo de combustión.
- Construcción del horno y sistema de combustión.

**Tabla1.1 Rangos típicos para el coeficiente de exceso de aire en función del tipo de combustible y sistema de combustión.**

Tipo de combustible	Sistema de combustión	Coeficiente de aire en exceso	% en volumen de oxígeno
Gas natural	-	5-10	1-2
Propano	-	5-10	1-2
Gas de coke	-	5-10	1-2
<i>Fuel oil</i> N0 2	Atomización por vapor.	10-12	2-3
<i>Fuel oil</i> N0 6	Atomización por vapor.	10-15	2-3
Carbón	Pulverizado	15-20	3-3.5

Durante la explotación y pruebas de equipos, el coeficiente de exceso de aire se determina experimentalmente (análisis de los productos de la combustión), y durante los cálculos de diseño o de comprobación se asume por recomendación.

### 1.2.5 Ajuste de combustión

Sabiendo que la eficiencia de la combustión está ligada, al exceso de aire comburente, y al funcionamiento correcto de los atomizadores, las pérdidas de combustión se pueden reducir:

Reduciendo el exceso de aire. Para el caso de los combustibles líquidos (*fuel-oil*), se aconseja que el exceso de aire no sobrepase el 20%.

Manteniendo los quemadores en buen estado de operación, mediante una revisión periódica, realización una correcta limpieza como indica el fabricante, “limpieza a base de vapor, sin estropear los orificios atomizadores.”

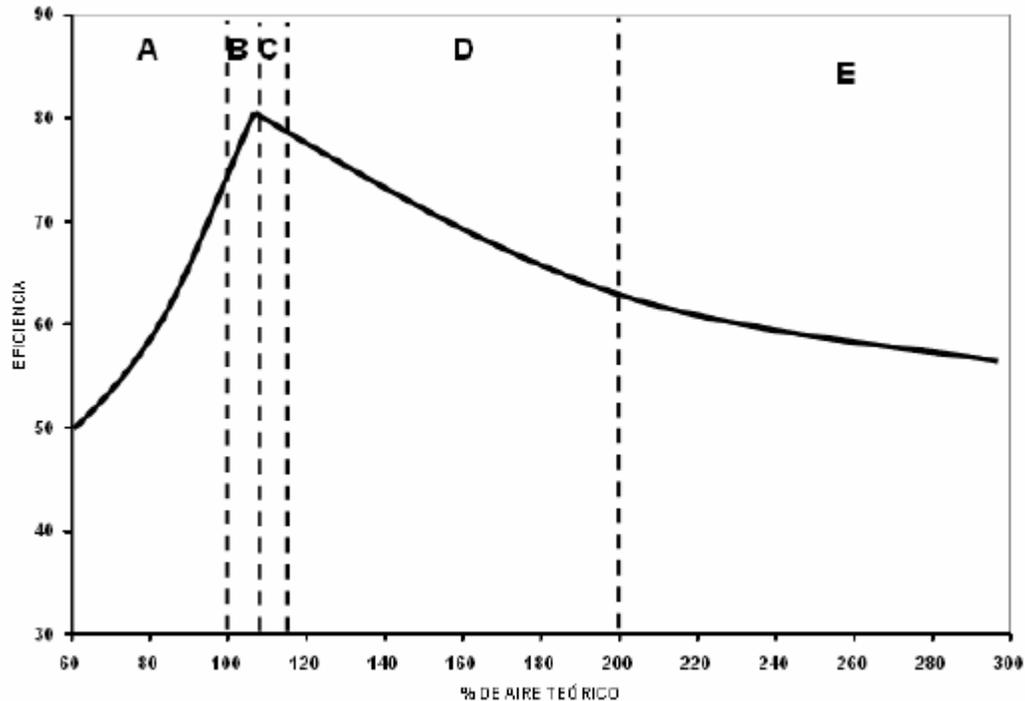
Manteniendo libre de suciedades las superficies de intercambio de calor. En el lado de fuego, remover periódicamente las incrustaciones de in-quemados sólidos (hollín), y en el lado del elemento que se quiere calentar, remover incrustaciones de coque.

En el caso de los combustibles líquidos pesados, precalentarlos hasta obtener una viscosidad adecuada para lograr su óptima atomización.(Borroto, 2005)

El exceso de aire comburente debe ser el mínimo indispensable para lograr una combustión completa. Para combustibles líquidos se recomienda que el exceso de aire no exceda el 20%.

El exceso de aire comburente es un parámetro muy importante para obtener una eficiente combustión. En la figura 1.7 se indica el efecto sobre la eficiencia de combustión de un elevado o un insuficiente exceso de aire, además de la coloración del humo de chimenea de acuerdo a que región de exceso de aire se encuentra la combustión.(E. Brizuela, 2004)

### 1.2.6 Efecto del porcentaje de aire sobre la eficiencia de combustión



**Figura 1.7 Efectos del % del aire teórico sobre la eficiencia de la combustión. (Kern, 1999)**

En la región A se tiene humo negro denso y el color de la llama es rojizo. El combustible no es quemado totalmente, lo que provoca gran producción de monóxido de carbono y hollín.

La región B se caracteriza por el color negro del humo. La llama tiene un color anaranjado. Los gases de combustión tienen un alto contenido de dióxido de carbono, existiendo un porcentaje bajo de monóxido de carbono.

En la región C, el combustible se quema en su totalidad. El color de la llama es dorado y los gases de escape prácticamente son transparentes.

En la región D, la llama tiene color amarillo y los gases de escape tienen un color blanco. El combustible se quema totalmente, aunque la concentración de este gas disminuye por la dilución que existe en el aire.

En la región E, los gases de combustión son de color blanco. El color de la llama es blanco opaco. Los gases de escape se caracterizan por un bajo contenido de dióxido de carbono y un elevado contenido de oxígeno.

Se podría calibrar la combustión observando el color del humo, pero la variedad de los parámetros que intervienen en el proceso de combustión no se pueden analizar de esta manera. Por esta razón, es necesario recurrir al uso de instrumentación para medir los parámetros, tales como: %O<sub>2</sub>; %CO<sub>2</sub>; % de in-quemados.(Gary, 2001)

### **1.3 Eficiencia.**

La noción de eficiencia de un horno está basada en el hecho de que la cantidad de calor desde los quemadores producto de la combustión no es transferida totalmente al fluido de proceso. Existen algunas pérdidas de calor debidas a dos causas principales.(J.B González, 2005)

- ✓ Pérdidas a través de las paredes del horno debidas a imperfecciones en el refractario.
- ✓ Pérdidas con los humos que salen a la atmósfera a alta temperatura.

El balance de calor en el horno es:

$$Q_{\text{comb.}} = Q_{\text{absorbido}} + Q_{\text{humos}} + Q_{\text{per-caja}}$$

Habitualmente el calor que se pierde con los humos es de un 5 a un 20% (dependiendo de gran medida del tipo de horno) y el calor perdido en la caja radiante es de un 1-2%. La eficiencia de un horno se define como la relación entre el calor absorbido por el fluido de proceso y el calor suministrado por combustión.

$$\text{Eficiencia (\%)} = 100 \times Q_{\text{absorbido}} / Q_{\text{comb.}}$$

$$\text{Eficiencia (\%)} = 100 - \% \text{pérdidas humos} - \% \text{pérdidas caja}$$

Las pérdidas en los humos dependen fundamentalmente de los siguientes parámetros:

Exceso de aire de combustión incrementa el caudal de humos y disminuye la eficiencia. El exceso de aire consume parte de la energía para subir su temperatura desde la temperatura ambiente hasta la de los humos. El exceso de aire supone oxígeno en los humos y, a mayor exceso de aire, mayor la concentración de oxígeno. Normalmente, como se ha indicado anteriormente, se suele operar con una concentración de oxígeno en humos del 2 – 3 %. Si se multiplica este valor por 6 se obtiene una idea aproximada del exceso de aire utilizado.

El porcentaje de pérdidas en los humos debido al exceso de aire puede ser estimado como:

$$\% \text{pérdidas en humos por exceso aire} = \% \text{O}_2 \text{ en humos} / 2$$

La temperatura de salida de humos que es mayor cuando la recuperación energética es menor y, por tanto, la eficiencia es menor. En general, se puede estimar que el porcentaje de pérdidas en humos debido a la temperatura de salida es:

% pérdidas en humos por T salida = Temperatura humos (°C) / 201.9

Mejorar la eficiencia significa, obviamente, disminuir las pérdidas.

- Disminuir las pérdidas a través de la caja radiante. Estas pérdidas pueden ser reducidas mejorando el aislamiento. No obstante, su nivel en hornos actuales ya está en un 1 – 2 % con lo que el potencial de mejora es bastante limitado.

- Disminuir las pérdidas en los humos. Reducción del exceso de aire.

Esta medida supone un ahorro en el *fuel* requerido para calentar el exceso de aire desde la temperatura ambiente hasta la de salida de humos. Esto tiene un límite que es la presencia de partículas no quemadas en los humos, la cual implica:

- ✓ Pérdida del calor de combustión de los no quemados (otra forma de perder eficiencia) ensuciamiento en la zona convectiva reduciendo su eficiencia.
- ✓ Riesgo de postcombustión de los in-quemados lo que supone un riesgo para equipo y personal. Se puede reducir el exceso de aire:
- ✓ Seleccionando quemadores que proporcionen una buena mezcla aire/combustible
- ✓ Precalentando el aire utilizado en la combustión.

Si la temperatura de salida de los humos es ya baja, hay poco que ganar con poco exceso de aire.

### **1.3.1 Reducción de la temperatura de humos.**

Este es el modo más eficiente de mejorar la eficiencia del horno. Una disminución de 20°C en esta temperatura supone una mejora de un 1% de eficiencia. Las temperaturas se pueden bajar aumentando el área disponible para recuperación en la zona convectiva. Con esta solución, el límite a la temperatura de salida es la temperatura de entrada del fluido a ser calentado. Además debe ser tenido en cuenta que un incremento en el calor recuperado no es proporcional a un incremento del área instalada.

Usando equipo auxiliar en la zona convectiva como generadores de vapor. Esta solución compensa si el caudal de vapor generado no es muy bajo (al menos 4 t/h) y en la planta hay necesidad de vapor.

Pre calentando el aire de combustión. La ventaja de esta solución es que incluye un fluido que está frío y que se usa en el propio horno para la combustión. En caso de combustibles que contienen azufre la temperatura de salida de humos está limitada por el punto de condensación de los mismos. Normalmente esta temperatura está entre 130 – 160°C. Si se baja esa temperatura se produce la condensación y aparecen problemas de corrosión por azufre.

#### **1.4 Parámetros operacionales fundamentales para la evaluación de hornos**

- Volumen necesario en la cámara de combustión: Es el volumen del hogar del horno, donde se encuentran situados los quemadores.
- Temperatura en la dama: Es la temperatura que se encuentra en la pared que divide la zona de convección de la de radiación.
- Tensión térmica en los tubos de radiación: Es la cantidad de calor que se transfiere a través de la unidad de superficie en un tiempo determinado y da un índice del grado de la efectividad de transferencia de calor del horno.
- Densidad de calor en el hogar del horno: Es la cantidad de calor que se origina como resultado de la combustión del fuel oil en unidad de volumen de la cámara en un tiempo determinado.
- Velocidad del crudo por el serpentín.
- Superficie de transferencia de calor en la zona de convección.

#### **1.5 Métodos para la evaluación de hornos.**

Las aplicaciones comerciales más importantes de la transferencia de calor se encuentran en el cálculo y diseño de calderas generadoras de vapor y hornos usados en las refinerías de petróleo. Ya que el arte de la construcción de estas unidades se desarrolló antes que la teoría, el cálculo de la transferencia de calor en estos hornos evolucionó a partir de métodos empíricos. Se cuenta ahora con métodos semiteóricos para el cálculo de las secciones radiantes de transferencia de calor teniendo en cuenta sus limitaciones y la adaptabilidad de los mismos. Entre estos métodos se pueden citar:

1. Método de Lobo y Evans: Este método hace uso del factor total de intercambio y una ecuación del tipo Stefan-Boltzmann. Tiene una buena base teórica y se usa extensamente en el diseño de hornos para refinerías. También se recomienda para calderas que queman petróleo o gas. La desviación promedio entre la absorción de calor predicha y observada es de 5.3%. La desviación máxima es de 16%. (Kern, 1999).

2. Método de Sardanashvily. Este es un método empírico que puede usarse para hornos tipo caja alimentados con petróleo o gas de refinería cuando los flujos de calor se sitúan entre 5000 y 30000 Btu/ (h) ( $\text{pie}^2$ ) de superficie circunferencial. Otras limitaciones son que el porcentaje de aire en exceso sea hasta 30 % y que las temperaturas de la superficie de los tubos sea al menos 400°F menor que la temperatura del gas de salida de la sección radiante. La longitud de la trayectoria media no deberá ser menor de 15 pies. Este método se usa ampliamente en la industria y se recomienda bajo las limitaciones anteriores obteniéndose desviación promedio de 6% y la desviación máxima 33% (Bejan, 2003).

3. Método simplificado de Wohlenberg. Este es un método empírico aunque indudablemente más confiable para calcular la absorción de calor radiante. Sólo se aplica para el quemado de carbón. Teniendo como requisito el conocimiento anticipado del escoriamento para la aplicación de esta ecuación a la transferencia de calor con desviación de 10% y máxima desviación de 50%. (Kern, 1999).

4. La norma europea código de prueba de la ASME (ASME POWER TEST CODES) establece que la cantidad de calor que entra al horno es igual a la cantidad de calor que sale más la que se acumula, y la determinación de la eficiencia por el método de entrada –salida. Tomando en cuenta esto, se seleccionan los elementos que de alguna manera pueden ganar calor o por los cuales éste puede fugarse o perderse (Borroto, 2005).

De estos métodos de evaluación de hornos, se selecciona para este trabajo el método de Sardanashvily debido a que es el más utilizado en la industria del petróleo, específicamente para hornos tubulares y los hornos de objeto de estudio cumplen las condiciones que el método establece.

# Capítulo II



## Capítulo II: Materiales y Métodos

Los hornos son los encargados de proveer de calor a los procesos tecnológicos. En la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, actualmente se encuentran trabajando en la planta destilación atmosférica los hornos F-101/T-101, F-101/T-102, F-101/T-104. En este capítulo se realiza el cálculo térmico del horno F-101/T102.

### 2.1 Metodología para el cálculo térmico.

Para realizar el cálculo térmico del horno F-101/T-102 se emplea la metodología de Sardanashvily, mediante la cual se determinan los parámetros más importantes en la operación de dicho horno.

#### 2.1.1 Cálculos de los parámetros fundamentales de trabajo del horno.

##### 2.1.1.1 Potencia o carga térmica efectiva.

La potencia o carga térmica efectiva está dada como la cantidad de calor necesario para el calentamiento y evaporación del crudo.

$$Q_{ef} = Q_{cal} + Q_{ev} \quad \text{---(2.1)}$$

Donde:

$Q_{cal}$  – calor necesario para el calentamiento del crudo

$Q_{ev}$  – calor necesario para la evaporación del crudo

$Q_{cal}$  Se determina como:

$$Q_{cal} = G(1-e) (H_{t2}^1 - H_{t1}^1) \quad \text{---(2.2)}$$

Donde:

G – flujo másico del crudo, kg/h

e – % de destilado en el horno

$H_{t2}^1 - H_{t1}^1$  – entalpía del crudo a la entrada y salida del horno,  $\frac{kJ}{kg}$

Por datos tecnológicos se conoce que a cada sección del horno llega:

$$G = \frac{339375}{3} \text{ kg/h} = 113125 \text{ kg/h}$$

e = 52%.

Las  $H_t^1$  se determinan de la siguiente forma:

$$H_t^1 = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \cdot a \quad (2.3)$$

La densidad del crudo a 15°C es: 0.878

En el anexo 6 aparecen los valores de “a” para cada temperatura. Interpolando y sustituyendo en (2.3) obtenemos:

$$H_{250}^1 = \frac{1}{\sqrt{0.878}} \cdot 538 = 574.16 \frac{kJ}{kg}$$

$$H_{350}^1 = \frac{1}{\sqrt{0.878}} \cdot 800 = 853.77 \frac{kJ}{kg}$$

Sustituyendo en (2.2):

$$Q_{cal} = 113\,125(1 - 0.52)(853.77 - 574.16)$$

$$Q_{cal} = 15\,182\,823 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{cal} = 4\,217\,450.83 \text{ W}$$

El calor necesario para la evaporación del crudo es:

$$Q_{ev} = G \cdot e(H_{t_2}^v - H_{t_1}^1) \quad (2.4)$$

Donde:

$H_t^v$  – entalpía de los vapores del crudo, y se determina:

$$H_{350}^v = a \cdot (4 - d_{15}^{15}) - 308.99 \quad (2.5)$$

Se conoce el valor de “a” para los vapores del petróleo. (Ver anexo 7)

$$H_{350}^v = 445.08 \cdot (4 - 0.878) - 308.99 \frac{kJ}{kg}$$

$$H_{350}^v = 1080.54 \frac{kJ}{kg}$$

Sustituyendo en (2.4):

$$Q_{ev} = 113\,125 \cdot 0.52(1\,080.54 - 574.16) \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{ev} = 29\,787\,803.5 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{ev} = 8\,274\,389.86\text{ W}$$

Sustituyendo en (2.1):

$$Q_{ef} = (4\,217\,450.83 + 8\,274\,389.86)$$

$$Q_{ef} = 12\,491\,840.69\text{ W}$$

### 2.1.1.2 Cálculo de la eficiencia del horno

La eficiencia del horno no es más que la relación existente entre el calor aprovechado en el horno y la cantidad de calor que se desprende durante la combustión, depende fundamentalmente del coeficiente de exceso de aire, de la temperatura de salida de los gases de la combustión y de la calidad del aislamiento térmico. Para los hornos de refinería según el diseño se encuentra entre 0.65 y 0.80.

$$\eta_H = 1 - \frac{q_a + q_g + q_{inc}}{Q_p} \quad (2.6)$$

Donde:

$q_a$  – pérdidas de calor al medio ambiente a través de las paredes del horno, representa entre el 4 y 8% de la combustión mínima.

$$q_a = 0.06 \cdot Q_{p_{min}} = 0.06 \cdot (9\,650) = 579 \frac{kcal}{kg} \quad (2.7)$$

$q_g$  – pérdidas de calor con los gases de la combustión al salir hacia la chimenea. Depende del coeficiente de exceso de aire y de la temperatura de salida de los gases de combustión. (Ver anexo 8)

$$q_g = 2000 \frac{kcal}{kg}$$

$$T_{s.g.c} = T_c + (150 \div 220) \quad \text{°C} \quad (2.8)$$

$$T_{s.g.c} = 250 + 220 = 470 \text{ °C}$$

$$T_{s.g.c} = 743 \text{ °K}$$

$q_{inc}$  – pérdidas de calor por combustión incompleta, representa entre el 0.5 y el 1% del calor de combustión mínima.

$$q_{inc} = 0.01 \cdot Q_p \left[ \frac{kcal}{kg} \right] \quad (2.9)$$

$Q_p$  – capacidad calórica del fuel oil

$$Q_p = 9\,650 \frac{kcal}{kg}$$

$$q_{inc} = 0.01 \cdot 9\,650 = 96.5 \frac{kcal}{kg}$$

Sustituyendo en (2.6):

$$\eta_H = 1 - \frac{579 + 2000 + 96.5}{9\,650}$$

$$\eta_H = 0.72$$

### 2.1.1.3 Cálculo del consumo de combustibles

$$B = \frac{Q_{ef}}{Q_p \cdot \eta_h \cdot \eta_q} \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad (2.10)$$

Donde:

$\eta_q$  – eficiencia de los quemadores.

$$B = \frac{12\,491\,840.69}{9650 \cdot 0.72 \cdot 0.9 \cdot 1.1630}$$

$$B = 1717.68 \frac{kg}{h}$$

### 2.1.1.4 Cálculo del volumen necesario de la cámara de combustión

$$V = \frac{B \cdot Q_p}{\phi} \left[ m^3 \right] \quad (2.11)$$

Donde:

$\phi$  – densidad calórica de la cámara de combustión. Para los hornos actuales su valor es de

$$68\,000 \frac{W}{m^3}$$

$$V = \frac{1717.68 \cdot 9650 \cdot 1.1630}{68\,000}$$

$$V = 283.49 \text{ m}^3$$

Por datos de proyecto se conoce que el volumen según las dimensiones es:

$$V = (12.52 \cdot 6.34 \cdot 3.74) = 297 \text{ m}^3$$

### 2.1.2 Cálculo térmico de la cámara de radiación

Durante el cálculo de la sección de radiación se establecen la dependencia entre la cantidad de calor que absorben los tubos de esta sección y la superficie de calentamiento, entre la temperatura de los gases de combustión y la tensión térmica de los tubos. Para el cálculo de la cámara de radiación se necesita:

- ✓ Coeficiente de exceso de aire;  $\alpha$
- ✓ Masa de los productos para 1 kg de combustible
- ✓ Calor de combustión mínimo;  $Q_p$
- ✓ Temperatura del crudo a la entrada y salida del horno.
- ✓ Eficiencia del horno;  $\eta$
- ✓ Cantidad de calor útil;  $Q_{ef}$
- ✓ Cantidad de combustible necesario; B

Con estos datos se calcula:

- Cantidad de calor que reciben los tubos de radiación;  $Q_{rad}$
- Superficie de transferencia de los tubos de radiación.
- Temperatura de los gases de la combustión al salir de la cámara de radiación.
- Tensión térmica de los tubos de radiación.

#### 2.1.2.1 Selección de la temperatura de los gases de la combustión al salir de la cámara de radiación.

Una alta temperatura en la dama del horno implica una gran tensión térmica en la superficie de los tubos de radiación y un aumento en la posibilidad de formación de coque.

Un aumento en la velocidad del crudo en su paso por el horno mejora la efectividad de absorción del calor, disminuye la temperatura de la pared de los tubos y permite que el horno trabaje con mayor tensión térmica en la zona de radiación y menor temperatura de los gases de la combustión en la dama.

Cuando ocurre deposición de coque en el interior de los tubos puede provocar un aumento en la temperatura de los gases de combustión en la dama del horno y como consecuencia gran calentamiento de las primeras filas de tubos de la cámara de convección. Generalmente esta temperatura se controla minuciosamente y puede variar de entre 700 y 900°C. Para este caso se selecciona 800°C, este valor se verificará con los cálculos siguientes.

### 2.1.2.2 Cálculo de la cantidad de calor absorbido por el crudo a través de los tubos de radiación.

$$Q_{rad} = B \cdot (Q_p \cdot \eta_q - H_{g.c.}) \cdot \eta_{rad} \quad \text{--- (2.12)}$$

Donde:

$\eta_{rad}$  – eficiencia de la cámara de radiación

$H_{g.c.}$  – entalpía de los gases de la combustión en la dama del horno  $T = 800^\circ\text{C}$

$$H_{g.c.} = C_{pt} \cdot T \quad (2.13)$$

$$H_{g.c.} = 17.2 \cdot 1073 = 18\,455.6 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Sustituyendo en (2.12):

$$Q_{rad} = 1717.68 \cdot (9650 \cdot 4.1868 \cdot 0.9 - 18\,455.6) \cdot 0.96$$

$$Q_{rad} = 29\,527\,756.88 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{rad} = 8\,201\,925.02 \text{ W}$$

### 2.1.2.3 Cálculo de la cantidad de calor absorbido por el crudo a través de los tubos de convección.

$$Q_{conv} = Q_{ef} - Q_{rad} \quad \text{--- (2.14)}$$

$$Q_{conv} = 12\,491\,840.69 - 8\,201\,925.02$$

$$Q_{conv} = 4\,289\,915.66 \text{ W}$$

#### 2.1.2.4 Cálculo de la entalpía y temperatura del crudo al entrar en la sección de radiación.

Para este cálculo es necesario la entalpía con que va a salir el crudo de la cámara de convección, para este valor se busca la temperatura que le corresponde.

$$H_{conv} = H_{T_1} + \frac{Q_{conv}}{G_c} \left[ \frac{kJ}{kg} \right] \quad (2.15)$$

Donde:

$H_{T_1}$  – entalpía del crudo a la entrada del horno

$$H_{250} = 574.16 \frac{kJ}{kg}$$

$G_c$  – flujo másico del crudo  $\left[ \frac{kg}{h} \right]$

$$G_c = 113\,125 \frac{kg}{h}$$

$$H_{conv} = 574.16 + \frac{4\,289\,915.66 \cdot 3.6}{113\,125}$$

$$H_{conv} = 710.67 \frac{kJ}{kg}$$

Por la ecuación (2.3) se obtiene:

$$a_2 = 665.90$$

A este nuevo valor de  $a_2$  le corresponde una temperatura a la salida de la sección de convección o entrada en radiación (Ver anexo 6). Interpolando se obtiene un valor de  $a_2 = 302.26^\circ\text{C}$ .

$$T_{s\,conv} = 575.26^\circ\text{K}$$

#### 2.1.2.5 Cálculo de la temperatura media superficial de los tubos de radiación.

$$T_s = \frac{T_2 + T_{s\,conv}}{2} + T^1 \quad \left[ \text{K} \right] \quad (2.16)$$

Donde:

$T_2$  – temperatura final de calentamiento del crudo.

$$T_2 = 350^\circ\text{C}$$

$T^1$  – diferencia de temperatura entre la superficie exterior de los tubos y el crudo.

$$T^1 = 30^\circ\text{C}$$

$$T_s = \frac{350 + 302.26}{2} + 30$$

$$T_s = 356.13^\circ\text{C}$$

$$T_s = 629.13^\circ\text{K}$$

#### 2.1.2.6 Cálculo de la superficie equivalente negra absoluta de los tubos de radiación.

$$A_{tb} = \frac{Q_q}{q_s} \quad \text{m}^2 \quad (2.17)$$

Donde:

$Q_q$  – cantidad de calor producido por los quemadores.

$$Q_q = B \cdot Q_p \cdot \eta_q \quad (2.18)$$

$$Q_q = 1717.68 \cdot 9650 \cdot 0.9 = 14\,918\,050.86 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$q_s$  – coeficiente que depende de la temperatura de los gases de combustión en la dama del horno  $T = 800^\circ\text{C}$ , de la temperatura máxima de combustión  $T_{\text{máx}} = 2198^\circ\text{C}$  y de la temperatura de la superficie exterior de los tubos. (Ver anexo 9)

$$A_{tb} = \frac{14\,918\,050.86}{105\,000}$$

$$A_{tb} = 142.07 \text{ m}^2$$

#### 2.1.2.7 Cálculo del grado de apantallamiento de la superficie refractaria.

$$\varphi = \frac{A_{rad}}{A_{rad} + A_f} \quad (2.19)$$

Donde

$A_{rad}$  – superficie efectiva absorbadora de la radiación [ $m^2$ ]

$A_f$  – superficie refractaria no apantallada [ $m^2$ ]

Con los valores del coeficiente de exceso de aire  $\alpha = 1.2$  y un grado de apantallamiento

$\varphi = 0.5$  se obtiene el valor de  $\frac{A_{tb}}{A_{rad}} = 0.74$ . (Ver anexo 10)

### 2.1.2.8 Cálculo de la superficie efectiva absorbadora de la radiación.

$$A_{rad} = \frac{A_{rad}}{A_{tb} / A_{rad}} \quad \text{m}^2 \quad (2.20)$$

$$A_{rad} = \frac{142.07}{0.74}$$

$$A_{rad} = 191.98 \text{ m}^2$$

### 2.1.2.9 Cálculo de la superficie plana equivalente al área de los tubos.

$$A_{plana} = \frac{A_{rad}}{K} \quad \text{m}^2 \quad (2.21)$$

Donde:

K – factor de forma, depende de la distancia entre tubos y la cantidad de filas. Para pantalla de una fila y una separación entre tubos de 2 veces el diámetro exterior se tiene que K = 0.88. (Ver anexo 11)

$$A_{plana} = \frac{191.98}{0.88}$$

$$A_{plana} = 218.15 \text{ m}^2$$

### 2.1.2.10 Cálculo de la superficie de transferencia de los tubos de radiación.

$$A_{t\ rad} = \frac{\pi}{2} \cdot H \quad \text{m}^2 \quad (2.22)$$

$$A_{t\ rad} = \frac{3.14}{2} \cdot 218.15$$

$$A_{t\ rad} = 342.49 \text{ m}^2$$

### 2.1.3 Cálculo comprobatorio de la cámara de radiación

#### 2.1.3.1 Cálculo de la superficie refractaria no apantallada.

$$A_f = \left( \frac{1}{\varphi} - 1 \right) \cdot A_{rad} \quad (2.23)$$

$$A_f = \left( \frac{1}{0.5} - 1 \right) \cdot 191.98$$

$$A_f = 191.98 \text{ m}^2$$

#### 2.1.3.2 Cálculo más preciso de la superficie equivalente negra absoluta.

$$A_{ib} = \frac{E_v}{\varphi_t} \cdot (E_h \cdot A_{rad}) + (\beta \cdot E_f \cdot A_f) \quad (2.24)$$

Donde:

$E_v$  – grado de negrura del medio absorbente y depende de la concentración de los gases de combustión.

$$E_v = \frac{2}{1 + (2.15 \cdot \alpha)} \quad (2.25)$$

$$E_v = \frac{2}{1 + (2.15 \cdot 1.2)} = 0.56$$

$\varphi(t)$  – parámetro que varía entre 0.80 y 0.85

$E_h$  y  $E_f$  – grado de negrura de la pantalla y superficie refractaria del horno;  $E_h = E_f = 0.9$

$\beta$  – coeficiente que se calcula:

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{E_v}{1 - E_v} \cdot \frac{1}{E_h \cdot \rho \cdot fh}} \quad (2.26)$$

$fh$  – coeficiente angular de radiación de la superficie refractaria y se determina:

$$\text{Si } \frac{H_1}{F} > 0.5 \text{ pues } \rho \cdot fh = \frac{H_1}{F}$$

$$\frac{H_1}{F} < 0.5 \text{ entonces } \rho \cdot fh = \frac{H_1}{(F + H_1)}$$

$$\text{Como que } \frac{H_1}{F} > 0.5, \rho \cdot fh = \frac{193.24}{193.24 + 193.24} = 0.5$$

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{0.56}{1 - 0.56} \cdot \frac{1}{0.9 \cdot 0.5}} = 0.26$$

Sustituyendo todos estos valores en (2.24) obtenemos:

$$A_{tb} = \frac{0.56}{0.82} \cdot \left[ (0.9 \cdot 191.98) + (0.26 \cdot 0.9 \cdot 191.98) \right]$$

$$A_{tb} = 148.67 \text{ m}^2$$

### 2.1.3.3 Cálculo del coeficiente de transmisión del calor por convección libre de los gases de la combustión a los tubos de radiación.

$$\alpha_{rad} c.l = 2.1 \cdot \sqrt[4]{T_d - T_s} \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{°K}} \right] \quad (2.27)$$

Donde:

$T_d$  – temperatura en la dama del horno

$$T_d = 800^\circ\text{C}$$

$T_s$  – temperatura media superficial de los tubos de radiación

$$T_s = 629.13^\circ\text{K}$$

$$\alpha_{rad} c.l = 2.1 \cdot \sqrt[4]{1073 - 629.13}$$

$$\alpha_{rad} c.l = 9.63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{°K}}$$

### 2.1.3.4 Cálculo de la convección de temperatura en la transmisión del calor.

$$\Delta T = \frac{\alpha_{rad} c.l \cdot A_{t rad} (T_{\max} - T_s) - C_s \cdot A_{tb} \cdot T_s^4 \times 10^{-8}}{B \cdot G \cdot C_{pm} + \alpha_{rad} c.l \cdot A_{t rad}} \quad (2.28)$$

Donde:

$T_{\max}$  – temperatura máxima de combustión.

$C_s$  – constante de irradiación del cuerpo negro absoluto

$$C_s = 5.67 \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{°K}} \right]$$

$$\Delta T = \frac{9.63 \cdot 342.49 (2471.7 - 629.13) - 5.67 \cdot 148.67 \cdot (629.13)^4 \times 10^{-8}}{\left( \frac{1}{3.6} \cdot 1717.68 \cdot 17.2 \right) + 9.63 \cdot 342.49}$$

$$\Delta T = 413.46^\circ\text{K}$$

### 2.1.3.5 Cálculo de la irradiación.

$$X = \frac{10 \cdot A_{ib} \cdot C_s}{B \cdot G \cdot C_{pm} + \alpha_{rad} \cdot c \cdot l \cdot A_{t \cdot rad}} \cdot \left( \frac{T_{max} - T_s}{1000} \right)^3 \quad (2.29)$$

$$X = \frac{10 \cdot 148.67 \cdot 5.67}{(717.68 \cdot 4.7) + (0.63 \cdot 342.49)} \cdot \left( \frac{2471.33 - 629.13}{1000} \right)^3$$

$$X = 5.172$$

### 2.1.3.6 Cálculo de la característica de irradiación; $\beta_s$

Con el valor del argumento de irradiación  $X = 5.172$  se determina la característica de irradiación  $\beta_s = 0.542$  (Ver anexo 12)

### 2.1.3.7 Verificación de la temperatura de los gases de la combustión en la dama del horno.

$$T = \beta_s \cdot (T_{max} - \Delta T) \quad [K] \quad (2.30)$$

$$T = 0.542 \cdot (2471.73 - 413.46)$$

$$T = 1115.56^\circ K$$

### 2.1.3.8 Cálculo del coeficiente de transmisión de calor lineal.

$$\mu = \frac{(T_{max} - T)}{(T_{max} - T_0)} \quad (2.31)$$

$$\mu = \frac{(2471.73 - 1115.56)}{(2471.73 - 298)}$$

$$\mu = 0.62$$

### 2.1.3.9 Cálculo de la cantidad de calor que reciben los tubos de radiación.

$$Q_{rad} = B \cdot Q_p \cdot \eta \cdot \mu \quad [W] \quad (2.32)$$

$$Q_{rad} = \frac{1717.68 \cdot 9650 \cdot 0.9 \cdot 0.62}{1.163}$$

$$Q_{rad} = 7952873.16 \text{ W}$$

### 2.1.3.10 Cálculo de la tensión térmica de los tubos de radiación.

$$q_{rad} = \frac{Q_{rad}}{A_{t \cdot rad}} \quad \left[ \frac{W}{m^2} \right] \quad (2.33)$$

Donde:

$A_{t\ rad}$  – superficie de transferencia de los tubos de radiación real del horno, por reglamento tecnológico  $A_{t\ rad} = 342.49\ m^2$ .

$$q_{rad} = \frac{7\ 952\ 873.16}{342.49}$$

$$q_{rad} = 23\ 220.74\ \frac{W}{m^2}$$

### 2.1.3.11 Cálculo de la cantidad de tubos en la cámara de radiación.

Superficie útil de un tubo

$$A = \pi \cdot d \cdot l \quad (2.34)$$

$$A = 3.14 \cdot 0.152 \cdot 0.12$$

$$A = 5.73\ m^2$$

Número de tubos en la cámara

$$n = \frac{A_{t\ rad}}{A} \quad (2.35)$$

$$n = \frac{342.49}{5.73}$$

$$n = 60\ \text{tubos}$$

### 2.1.3.12 Cálculo de la densidad calórica en el hogar del horno.

$$\phi = \frac{B \cdot Q_p \cdot \eta}{V} \left[ \frac{W}{m^3} \right] \quad (2.36)$$

Donde:

V – volumen real de la cámara del horno según dimensiones.

$$\phi = \frac{1717.68 \cdot 9650 \cdot 0.9 \cdot 1.163}{297}$$

$$\phi = 58\ 416.47\ \frac{W}{m^3}$$

## 2.1.4 Cálculo de la cámara de convección

### 2.1.4.1 Cálculo de la temperatura del crudo a la salida de la cámara de convección.

El calor en la sección de convección se transfiere por convección y radiación. El 60 – 70% del calor que se entrega en la sección es por convección y del 20 – 30% por la radiación que aun disponen los gases calientes y cerca del 10% por radiación proveniente de las paredes de la cámara.

De los cálculos anteriores se conoce que:

$$H_{conv} = 710.67 \frac{kJ}{kg}$$

$$T_{conv} = 575.26^{\circ}K$$

### 2.1.4.2 Cálculo de la temperatura media de los gases de la combustión.

$$T_m = \frac{T_d + T_{s.g.c}}{2} \quad (2.37)$$

Donde:

$T_d$  – temperatura en la dama del horno

$$T_d = 800^{\circ}C$$

$T_{s.g.c}$  – temperatura de salida de los gases de la combustión hacia la chimenea

$$T_{s.g.c} = 470^{\circ}C$$

$$T_m = \frac{800 + 470}{2}$$

$$T_m = 635^{\circ}C$$

$$T_m = 908^{\circ}K$$

### 2.1.4.3 Cálculo de la diferencia media logarítmica de temperatura entre los gases de la combustión el petróleo crudo que se calienta.

En la cámara de convección se produce una transferencia de calor a contra flujo, por lo que:

$$1073^{\circ}K \text{ ----- } 743^{\circ}K$$

$$\underline{575.26^{\circ}K \text{ ----- } 523^{\circ}K}$$

$$\Delta T_1 = 497.74^{\circ}K \quad \Delta T_2 = 220^{\circ}K$$

Entonces:

$$T_{m \log} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (2.38)$$

$$T_{m \log} = \frac{497.74 - 220}{2.3 \log \frac{497.74}{220}}$$

$$T_{m \log} = 340.56^\circ K$$

#### 2.1.4.4 Cálculo del área disponible para la cámara de convección.

$$A_{\text{disp}} = (M_k - n \cdot d) \cdot l \text{ útil} \quad (2.39)$$

$M_k$  – ancho de la cámara de convección

$$M_k = S_1(n - 1) + d + 0.05 \quad (2.40)$$

$S_1$  – distancia entre tubos:

$$S_1 = 2 \cdot d = 0.304 \text{ m}$$

$n$  – número de tubos en la primera fila

$n = 6$  tubos

$d$  – diámetro de los tubos

$$d = 0.152 \text{ m}$$

$L$  útil – 6 m

Sustituyendo en (2.39):

$$M_k = 0.304 \cdot (6 - 1) + 0.152 + 0.05$$

$$M_k = 1.722 \text{ m}$$

Sustituyendo en (2.38):

$$A_{\text{disp}} = (1.722 - 6 \cdot 0.152) \cdot 6$$

$$A_{\text{disp}} = 4.86 \text{ m}^2$$

#### 2.1.4.5 Cálculo de la velocidad másica en los tubos de convección.

$$W_{\text{conv}} = \frac{G^1}{3600 \cdot A^{11}} \left[ \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{seg}} \right] \quad (2.41)$$

Donde:

$G^1$  – flujo másico por una rama

$$G^1 = 56\,562.5 \text{ kg/h}$$

$A^{11}$  – área por donde se traslada el flujo

$$A^{11} = \frac{\pi \cdot d_{\text{int}}^2}{4} \quad (2.42)$$

$$A^{11} = \frac{3.14 \cdot (0.136)^2}{4} = 0.01453 \text{ m}^2$$

Sustituyendo obtenemos:

$$W_{\text{conv}} = \frac{56\,562.5}{3600 \cdot 0.01453}$$

$$W_{\text{conv}} = 1082.76 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{seg}}$$

#### 2.1.4.6 Cálculo de la velocidad del crudo del serpentín.

$$V_{\text{ent}} = \frac{W_{\text{conv}}}{\rho_{250}} \quad (2.43)$$

Donde:

$\rho_{250}$  – densidad del crudo a la entrada del horno a 250°C

$$\rho_{250} = 737 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_{\text{ent}} = \frac{1082.76}{737}$$

$$V_{\text{ent}} = 1.46 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

#### 2.1.4.7 Cálculo de la velocidad másica de movimiento de los gases de la combustión.

$$U = \frac{G_{g-c}}{A_{\text{disp}}} \quad (2.44)$$

Donde:

$G_{g-c}$  – flujo por segundo de los gases de la combustión.

$$G_{g-c} = \frac{1 + L_0}{3600} \quad (2.45)$$

$$L_0 = 13.09 \frac{kg}{kgc}$$

$$G_{g-c} = \frac{1 + 1.2 \cdot 13.09 \cdot 1717.68}{3600}$$

$$G_{g-c} = 7.49 \frac{kg}{s}$$

Sustituyendo:

$$U = \frac{7.49}{4.86}$$

$$U = 1.54 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

#### 2.1.4.8 Cálculo del coeficiente de transmisión del calor por convección desde los gases calientes a los tubos.

$$\alpha_{conv} = \frac{0.34 \cdot E \cdot U^{0.6}}{d^{0.4}} \left[ \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right] \quad (2.46)$$

Donde:

E – coeficiente que depende de las propiedades físicas de los gases de combustión y de su temperatura media  $T_{mg} = 635^\circ C$ ,  $E = 22.8$ , (Ver anexo 13).

$$\alpha_{conv} = \frac{0.34 \cdot 22.8 \cdot (1.54)^{0.6}}{(0.152)^{0.4}}$$

$$\alpha_{conv} = 21.37 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}$$

#### 2.1.4.9 Cálculo del espesor efectivo de las capas de los gases de la combustión.

$$S = (3.49 \cdot S_1) - (4.1 \cdot d) \quad (2.47)$$

$$S = (3.49 \cdot 0.304) - (4.1 \cdot 0.152)$$

$$S = 0.4368 \text{ m}$$

#### 2.1.4.10 Cálculo de la temperatura media en la superficie de los tubos de convección.

$$T_{m conv} = \left( \frac{T_{ent} + T_{sal}}{2} \right) + 20 \quad (2.48)$$

$$T_{m conv} = \left( \frac{250 + 302.26}{2} \right) + 20$$

$$T_{m\ conv} = 296.13^{\circ}C$$

$$T_{m\ conv} = 569.13^{\circ}K$$

#### 2.1.4.11 Cálculo del coeficiente de transmisión del calor por radiación de los gases triatómicos.

$$\alpha_{rad} = 0.025 \cdot T_{m\ g} - 2 \quad \text{W/m}^2 \cdot ^{\circ}K \quad (2.49)$$

$$\alpha_{rad} = (0.025 \cdot 635) - 2$$

$$\alpha_{rad} = 13.87 \text{ W/m}^2 \cdot ^{\circ}K$$

#### 2.1.4.12 Cálculo del coeficiente de transmisión de calor, K.

El coeficiente de transmisión de calor integral “K” se determina por:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{W/m}^2 \cdot ^{\circ}K \quad (2.50)$$

Dado que el valor del coeficiente de transmisión de calor de la pared del tubo al crudo  $\alpha_2$  es considerablemente mayor que el coeficiente de transmisión de calor de los gases calientes al tubo  $\alpha_1$  y que la resistencia térmica que ofrece la pared  $\frac{\delta}{\lambda}$  es pequeña, se toma que  $K = \alpha$  y como la transmisión del calor en la cámara se produce producto de la radiación de los gases triatómicos y por convección desde los gases calientes.

$$K = \alpha = 1.1 \cdot (\alpha_{conv} + \alpha_{rad}) \quad (2.51)$$

$$K = 1.1 \cdot (21.37 + 13.87)$$

$$K = 38.76 \text{ W/m}^2 \cdot ^{\circ}K$$

#### 2.1.4.13 Cálculo de la superficie de transferencia de calor de los tubos en la cámara de convección.

$$A_{conv} = \frac{Q_{conv}}{K \cdot T_{m\ log}} \quad \text{m}^2 \quad (2.52)$$

$$A_{conv} = \frac{4289915.66}{38.76 \cdot 340.76}$$

$$A_{conv} = 324.99 \text{ m}^2$$



## *Capítulo III*

---

## **Capítulo III: Análisis de los resultados**

### **3.1 Refinería de petróleo Camilo Cienfuegos.**

La Refinería Camilo Cienfuegos, ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, es una de las grandes inversiones que se iniciaron en la década del 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Fue diseñada para procesar 65 000 barriles/día de crudo "Soviet ExportBlend". Desde su arrancada en marzo de 1991 hasta su paralización en enero de 1995 la planta procesó alrededor 1,3de toneladas de diferentes tipos de crudo. El 21 de diciembre de 2007 se pone en marcha la refinería "Camilo Cienfuegos" procesando la mezcla de los crudos venezolanos: Mesa 30 y Merey 16 con un 88 - 12 % respectivamente y convirtiéndose así en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país.

#### **3.1.1 Unidad de destilación atmosférica. Descripción del proceso tecnológico.**

La planta de destilación atmosférica está destinada para procesar 57048 BPD de crudo Mesa 30 y 7952 BPD de crudo Merey 16, dando un total de 65000 BPD. El proceso se efectúa por medio de métodos físico-químicos, entre los químicos están la desalación y deshidratación y entre los físicos la rectificación y el intercambio de calor. Todo el proceso se verifica en dos etapas:

- ✓ La desalación eléctrica.
- ✓ La destilación atmosférica.

En este proceso se obtiene las siguientes fracciones:

Pie 70 °C Inestable (Alimentación a Sección 400)

Fracción 70-120 °C

Fracción 120-180 °C

Fracción 180-230 °C

Fracción 230-270 °C

*Fuel Oil* (crudo reducido)

Algunas de estas fracciones al mezclarlas son inyectadas para otras secciones de la planta combinada o componentes de productos terminados. Estos son Fracción 70-180 °C (Gasolina, inyecta Sección 200), Fracción 120-230 °C (Turbocombustible), Fracción 120-270 °C (Kerosene). Fracción 180-350 °C (Diesel).

### **Primer banco de intercambiadores**

El crudo proveniente del título 14 (estación de bombeo de crudo), a una temperatura de 30 °C y una presión de 3 a 8 kgf/cm<sup>2</sup>, es succionado por la bomba de inyección de crudo (P-101/R).

A continuación el flujo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores, a una temperatura de 33 °C y a una presión de 29.40 kgf/cm<sup>2</sup>. Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. El primer ramal, en los intercambiadores 1,2-E-102 (crudo por tubos/2do flujo recirculante de la torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-103. (crudo por tubos/ 3er flujo recirculante de la torre T-102, por carcaza). El segundo ramal, se calienta en los intercambiadores 1,2-E-101 (crudo por tubos/ 1er flujo recirculante de la torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-104. (crudo por carcaza/ fuel oil por los tubos). Finalmente, ambos ramales se unen, el crudo precalentado a una temperatura de 111 °C y a una presión de 25.50kgf/cm<sup>2</sup>, al sistema de desalación eléctrica.

### **Desalación eléctrica**

En la etapa de desalación eléctrica se inyecta una solución de desmulsificante proveniente del bloque de reactivos químicos, con la finalidad de ayudar la destrucción de la emulsión formada y lograr la desalación del crudo en el proceso.

### **Segundo banco de intercambiadores**

Al segundo banco de intercambiadores, se le inyecta una solución al 2% de inhibidor de corrosión proveniente del bloque de reactivos químicos. Este banco cuenta con dos ramales en paralelo conformado cada uno por cuatro intercambiadores en serie. En el primer ramal, el crudo, con una temperatura de 114 °C y a una presión de 10.50 kgf/cm<sup>2</sup>, se calienta sucesivamente en los intercambiadores 1-E-105 (crudo va por tubos/Fracción 270-350°C de la torre T-102, por carcaza) y 1, 2, 3-E-106 (crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos). El segundo ramal se calienta sucesivamente en los intercambiadores 2-E-105 (crudo por tubos/ Fracción 270-350°C de la torre T-102, por carcaza) y 4, 5, 6-E-106. (crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos).

Finalmente, del segundo banco de intercambiadores, 423,65 m<sup>3</sup>/h de crudo calentado desalado y deshidratado a una temperatura de 203 °C y una presión 6.10 kgf/cm<sup>2</sup> se dirige a la torre desgasolinadora T-101.

### **Torre desgasolinadora T-101**

A la torre desgasolinadora T-101 se le inyecta una solución de álcali al 1% proveniente del bloque de reactivos químicos. La alimentación a la torre se distribuye en varias entradas que van desde los platos 6 al 9.

#### **Tope de la torre T-101**

Por el tope de la torre sale la fracción pie 105 °C, a una temperatura de 120 °C y a una presión de 4.50 kgf/cm<sup>2</sup>, hacia los enfriadores de aire 1, 2, 3-A-101. Gran parte se condensan en dichos enfriadores y de allí van al tambor de reflujo del tope T-101 (D-103), con una temperatura de 55 °C. En la salida del tope y el reflujo de la torre T-101, se inyecta solución al 2% de inhibidor de corrosión (19,90 g/ton de crudo), procedente del bloque de reactivos químicos.

Desde el tambor de reflujo (D-103) se succiona el reflujo de la torre T-101 con la bomba P-104/R, para ser inyectado en el tope de la torre T-101, a una temperatura aproximada de 50 °C. El exceso de reflujo de la D-103 pasa a los enfriadores 1/2/3A-101 y después al enfriador (E-109). La salida de este enfriador va al tambor.

#### **Fondo de la torre T-101**

Desde el fondo de la torre T-101 sale crudo desgasolinado con una temperatura de 301 °C y una presión de 5.50 kgf/cm<sup>2</sup> hacia la bomba P-103/R, la cual descarga hacia el horno F-101/T-101 para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la Torre T-101, por debajo del plato 1. Por otra parte, del fondo de la torre es succionado un caudal de 395 m<sup>3</sup>/h de crudo desgasolinado por la bomba P-102/R y descargado hacia el horno F-101/T-102.

### **Torre de destilación atmosférica T-102.**

Proveniente del horno F-101/T-102 es alimentado por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101) a una temperatura de 354 °C y una presión de 6.20kgf/cm<sup>2</sup> a la torre de destilación atmosférica T-102 en el plato 6.

#### **Tope de la torre T-102**

En la salida del tope de la torre T-102 se inyecta al 2% inhibidor de corrosión procedente del bloque de reactivos químicos. Por el tope de la torre sale la fracción pie 120 °C hacia los enfriadores de aire 1, 2 ,3 ,4-A-102 a una temperatura de 114 °C y a una presión de 0,70 kgf/cm<sup>2</sup>. Esta fracción se enfría hasta una temperatura 55 °C y va al tambor de reflujo del

tope T-102 (D-104). Desde el tambor de reflujo (D-104) se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la torre T-102 (P-106/R), cuya descarga va al enfriador por aire 1-A-102 y de allí pasa por el intercambiador (E-110). De ahí sale hacia el tope de la torre como reflujo. El exceso pie 120°C va al enfriador por aire 3-A-101, después pasa al enfriador (E-109). La salida de este enfriador va al tambor D-105.

### **Fracciones de la torre T-102**

De la torre T-102 se extraen cuatro cortes laterales:

- 1) La Fracción 120-180 °C, se extrae por los platos 45 y 47 y va a la parte superior de la primera sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 134 °C y a una presión de 0,70kgf/cm<sup>2</sup>.
- 2) La Fracción 180-230 °C, se extrae entre los platos 34 y 36 y va a la parte superior de la segunda sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 195 °C y a una presión de 0,70 kgf/cm<sup>2</sup>.
- 3) La Fracción 230-270 °C, se extrae entre los platos 22 al 24 y va a la parte superior de la tercera sección de la torre despojadora T-103, a una temperatura 252 °C y una presión de 0.80.kgf/cm<sup>2</sup>.
- 4) La Fracción 270-350 °C, se extrae entre los platos 12 al 14 y va a la succión de la bomba P-110/R, a una temperatura de 313 °C y una presión de 0,80 kgf/cm<sup>2</sup>. La descarga de dicha bomba se ramifica en dos líneas que van a los 1, 2-E-105 del segundo banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado. En ambos ramales, de la salida de los intercambiadores, va hacia los enfriadores por aire A-107 y A-109, para ir al nudo mezcla de la sección 100.

### **Fondo de la torre T-102**

Por el fondo de la torre (T-102), sale el crudo reducido a una temperatura 344 °C y a una presión de 1,80kgf/cm<sup>2</sup>, se dirige a la succión de la bomba P-114/R. La descarga de dicha bomba es la entrada del segundo banco de intercambiadores y se ramifica en dos líneas, (una línea entra en el 3-E-106, pasando posteriormente por el 2E-106 y 1E-106, y la otra línea entra al 6E-106, pasando posteriormente por el 5E-106 y 4E-106.

A la salida de los intercambiadores 1,6-E-106, estas líneas convergen dirigiéndose al primer banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente, al crudo que se precalienta en serie en los intercambiadores 1,2-E-104. Luego el crudo reducido sale hacia los

enfriadores por aire 1,2 A-108, los cuales trabajan en operación normal en serie. Los mismos y dependiendo la condición del crudo reducido tienen la facilidad de trabajar en paralelo a la salida de estos enfriadores va a tanques al título 29.

### **Torre despojadora T-103**

Esta torre cuenta con tres secciones en donde a cada una de ellas llegan las fracciones desde la torre de destilación atmosférica T-102.

La Fracción 120-180 °C, entra en la parte superior del primer despojador a una temperatura de 134 °C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua que salen del tope de la despojadora entran a la torre T-102 en el plato 48 a una temperatura de 132 °C. Por el fondo la fracción a una temperatura de 119°C, es bombeada por la bomba P-107/R, hacia el enfriador por aire A-104, y posteriormente pasa al intercambiador por agua E-112, para finalmente llegar al nudo de mezcla.

La Fracción 180-230 °C, entra en la parte superior del segundo despojador a una temperatura de 195°C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la torre T-102 en el plato 37 a una temperatura de 193°C. Por el fondo la fracción a una temperatura de 182°C, es bombeada por la bomba P-108/R, hacia el enfriador por aire A-105 para finalmente llegar al nudo de mezcla. La Fracción 230-270 °C, entra en la parte superior del tercer despojador a una temperatura de 252°C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, vapor de agua sobrecalentado, La fracción ligera los vapores de agua salen del tope de la despojadora y entran a la torre T-102 en el plato 25 a una temperatura de 248°C. Por el fondo la fracción a una temperatura de 239°C, es bombeada por la bomba P-109/R, hacia intercambiador E-108, (Fracción 230-270°C por tubos/ pie 120 °C por carcasa), en donde dicha fracción se enfría hasta 172 °C. El flujo de esta fracción a la salida de este intercambiador se enfría en dos partes, una de ellas va a dos secciones de enfriador por aire A-106 y la otra va a dos secciones del enfriador por aire A-109. Finalmente la fracción va a la salida de estos dos enfriadores se unen para ir al nudo de mezcla.

## **Torre estabilizadora T-104**

### **Tambor D-105**

En el tambor de inyectos de la torre estabilizadora T-104 (D-105), se recolectan los excesos de gas del D-103 y los excesos de reflujo de los tambores D-103 y D-104. La temperatura de entrada es de 50°C y a una presión de 3 kgf/cm<sup>2</sup>.

Adicionalmente de los excesos de gas y de reflujo del tambor D-103, entra también al enfriador 3-A-101, el exceso del tambor de reflujo D-104 de la torre T-102 para posteriormente pasar al enfriador de fracción 120 °C (E-109), La salida de este enfriador va al tambor D-105. Esta mezcla se le denomina Fracción 70-120 °C inestable.

La Fracción 70-120 °C inestable a una temperatura de 50 °C y a una presión de 3 kgf/cm<sup>2</sup>. Es succionada por la bomba P-105/R, cuya descarga va al intercambiador E-107 (Fracción 70-120°C inestable por tubos/ Fracción 70-120°C estable por la carcasa). Posteriormente la fracción inestable pasa al intercambiador E-108, (Fracción 70-120°C inestable por carcasa/ Fracción 230- 270 °C por los tubos), y de allí entra a la torre estabilizadora T-104 a los platos 25, 27 y 31 a una temperatura de 179 °C y una presión de 22,30 Kgf/cm<sup>2</sup>. Por el fondo del tambor D-105, se descarga el agua sulfhídrica, que puede ser succionada por la bomba P-120/R la cual descarga las bombas hacia el enfriador E-120.

### **Tope de la torre estabilizadora T-104.**

Por el tope de la torre sale la Fracción pie 70 °C inestable a una temperatura de 112 °C y una presión de 7,20 kgf/cm<sup>2</sup> hacia los enfriadores de aire 1, 2,3-A-103.

La Fracción pie 70°C inestable sale de los 1,2,3 A-103 a una temperatura de 55 °C al enfriador por agua E-111, y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la torre T-104 (D-106 desde el tambor de reflujo (D-106), se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-104 (P-116/R), cuya descarga va al tope de la torre a una temperatura de 51 °C. El exceso pie 70 °C, es descargado por la bomba P-116/R hacia el enfriador por agua E-114,

(pie 70 °C por la carcasa/agua por los tubos). Posteriormente, va a la sección 400.

### **Fondo de la torre estabilizadora T-104.**

Por el fondo, de la torre T-104, a una temperatura de 195°C, es succionada la Fracción 70-120 °C estable por la bomba P-115/R y se descarga hacia el horno F-101/T-104.

Posteriormente, desde el horno F-101/T-104, viene dicha fracción y entra al plato 1 de la torre T-104 (recirculación caliente).

El flujo de la línea 121/2 es enviado a los dos pasos del horno F101/T-104. En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto.

La otra salida de Fracción 70-120 °C estable por el fondo de la torre es succionada por la bomba P-121/R, cuya descarga va al intercambiador E-107(Fracción 70-120°C estable por carcasa/Fracción pie 70- 120°C inestable por tubos). La salida de la fracción estable sale a una temperatura de 60 °C y se dirige hacia las tres secciones del enfriador por aire A-110, luego de ser enfriada hasta temperatura 55 °C, va al intercambiador por agua E-113, y de allí sale hacia el nudo mezcla.

### **Nudo de mezcla.**

El nudo de mezcla es donde se forman las fracciones resultantes de la sección 100. Estas son:

1) Fracción 70-180 °C. Se forma mezclando los siguientes cortes.

Corte 70-120°C y corte 120-180°C. A esta fracción se le denomina nafta de inyecta que va a la sección 200.

2) Fracción 120-230 °C. Se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 120-180°C y corte 180-230°C. A esta fracción se le denomina Turbocombustible (Jet-A1). Fracción 120-270 °C. Se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 120-180°C, corte 180-230°C y corte 230-270°C. A esta fracción se le denomina Kerosene.

3) Fracción 180-350 °C. Se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 180-230°C, corte 230-270°C y corte 270-350°C. A esta fracción se le denomina Diesel(Colectivo de autores, 1985)

### **3.3 Análisis de los principales parámetros calculados.**

En la tabla 1 se muestran los principales parámetros calculados para el horno F-101/T-102.

<b>Parámetros calculados</b>	<b>Valor establecido (Proyecto)</b>	<b>Valor obtenido (calculado)</b>
Volumen necesario en la cámara de combustión.(m <sup>3</sup> )	297	283.49
Temperatura en la dama.(°C)	860	843

Tensión térmica en los tubos de radiación.(W/m <sup>2</sup> )	25 000	23 220.74
Densidad calórica en el hogar del horno (W/m <sup>3</sup> )	68 000	58 416.47
Velocidad del crudo por el serpentín (m/s)	0.8-2	1.46
Superficie de transferencia de calor en la zona de convección.(m <sup>2</sup> )	387	324.99

### 3.3.1 Volumen necesario en la cámara de combustión

El volumen necesario en la cámara de combustión es de 283.49 m<sup>3</sup> y la cámara cuenta con un volumen de 297 m<sup>3</sup>.

### 3.3.2 Temperatura en la dama.

El valor verificado en el acápite para la temperatura en la dama se encuentra por encima de la temperatura supuesta en el acápite 2.1.3.7 (800 °C), pero por debajo de la establecida en el reglamento tecnológico (860 °C) lo que indica que el horno puede trabajar bajo estas condiciones.

### 3.3.3 Tensión térmica en los tubos de radiación.

La tensión térmica se puede aumentar hasta un valor que con seguridad garantice que la temperatura de la superficie de los tubos no llegue al valor permisible que origine una disminución de las propiedades mecánicas del metal. Por proyecto para este horno está establecido 25 000 W/m<sup>2</sup>, para las nuevas condiciones estaría en 23 220.74 W/m<sup>2</sup> por lo que el horno puede trabajar bajo estas condiciones.

### 3.3.4 Densidad calórica en el hogar del horno.

. Este valor caracteriza la efectividad en la utilización del volumen del hogar, la requerida para las nuevas condiciones es menor que la establecida en el proyecto por lo que el hogar permite más calor por unidad de tiempo, o sea, existe una reserva de volumen para crecientes valores de energía térmica.

### 3.3.5 Velocidad del crudo por el serpentín.

La velocidad calculada se encuentra en el rango que se establece por proyecto (0.8 – 2) m/s pues para valores mayores implica una caída de presión considerable.

### **3.3.6 Superficie de transferencia de calor en la zona de convección**

Como se puede apreciar el área de transferencia de calor necesario en la cámara de convección, para poder calentar un flujo determinado en un  $\Delta T$  conocido es inferior al indicado por el proyecto ( $387 \text{ m}^2$ ) lo que da la medida de que esta cámara permite aumentar la capacidad del horno pues dispone de un área en exceso que prácticamente no interviene en el proceso de transferencia de calor de los gases calientes de la combustión al crudo.

Debido a que los parámetros calculados se encuentran por debajo de los parámetros establecidos el horno de la torre fraccionadora puede trabajar a máxima capacidad para calentar el crudo que actualmente se procesa en la refinería Camilo Cienfuegos.

## *Conclusiones*

---



## Conclusiones

1. Los hornos tubulares son los más utilizados en la industria petrolera y específicamente en el proceso de destilación atmosférica.
2. El método de cálculo empleado en este trabajo para la evaluación de hornos tubulares es el propuesto por Sardanashvily.
3. Los resultados del cálculo de los parámetros de evaluación del horno son:
  - Volumen necesario en la cámara de combustión =  $283.49 \text{ m}^3$
  - Temperatura en la dama =  $843 \text{ }^\circ\text{C}$
  - Tensión térmica en los tubos de radiación =  $23\,220.74 \text{ W/m}^2$
  - Densidad calórica en el hogar del horno =  $58\,416.47 \text{ W/m}^3$
  - Velocidad del crudo por el serpentín =  $1.46 \text{ m/s}$
  - Superficie de transferencia de calor en la zona de convección =  $324.99 \text{ m}^2$
4. Los parámetros evaluados indican que los hornos pueden trabajar a máxima capacidad.



## *Recomendaciones*

---



## **Recomendaciones**

1. Se debe analizar la posibilidad del cambio de tecnología del material refractario, teniendo en cuenta que los ladrillos instalados son de 1980 y actualmente existe en el mercado material más eficiente.
2. Se debe chequear los parámetros operacionales calculados cuando se encuentre el horno trabajando a la máxima capacidad.

## *Referencias Bibliográficas*

---



- I. Scoblo. (1982). *Procesos y aparatos para la industria química y refinerías de petróleo*.
- S. Gómiz. (1982). *Técnicas de conservación energética en la industria. Científicotécnica*.
- B. Gates, & J. Katzner. (1979). *Chemestry of catalytic processes*. New York: McGraw Hill.
- Bogomólov. (1984). *Química del Petróleo y del Gas*. Moscú: Mir.
- Colectivo de autores. Reglamento tecnológico de la Planta Destilación Atmosférica (S-100).
- Colectivo de autores. Reglamento tecnológico Hornos Tubulares y Recuperación de Calor (6-100).
- D. Q, KERN. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Félix Varela.
- E. A. K. Chiokov. (s. f.). *Problemas dc Termotransferencia*.
- E. A. Krasnoschiokov. (s. f.). *Problemas de termotransferencia*. Moscú: Mir.
- Franklin. (2000). *Optimización de la combustlon en calderas y hornos*.
- G. G. Rabinovich. (1979). *Cálculo de los procesos y aparatos en la elaboración del petróleo y gas*.
- G. Sardanashvily. (1980). *Problemas y ejemplos de la tecnología química en la refinación de petróleo y gas* (2da ed.).
- G. Speight. (2006). *The Chemistry and technology ot petroleum*.
- H. Vernon Smith, Meridian Corp, & E. Arnold Kenneth. (s. f.). *Services Petroleum Engineering Handbook*.
- L. Gurevich. (1972). *Tecnología de refinación de petróleo y gas*.
- J. B. González. (2005). *Ingeniería Básica y de criterios de diseños de equipos*.
- J. Gary. (1994). *Petroleum refining (Technology and Economics)*. New York: Marcel Dekker Inc.
- J. McKetta. (1992). *Petroleum processing handbook*. New York: Marcel Dekker Inc.

- J.P. Wauquier. (1998). *La refinación del petróleo. Productos petroleros, esquemas de refinación.*(Vol. Tomo I). Paris, Francia: Technip.
- K. D, Timmerhaus, M. S, Peter`s, &R.E , West. (2003). *Plant Desing and Economics For Chemical Engineers.* Mc Graw Hill.
- K. F Pavlov. (1976). *Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.* Moscú: Mir.
- Lenin Giprogas. (s. f.). *Metodología de cálculo de hornos tecnológicos.*
- N. Diaz. (2004). *Curso de Hornos Industriales.*
- N. P. Castillo. (2003). *Ahorro de energía en Procesos de Refinación.*
- N. R. Entuc. (1980). *Hornos tecnológicos.* Moscú.
- Pierre Wuithier. (s. f.). *Generalidades sobre el refino del petróleo crudo* (Vol. Volumen 1).
- P. Le Prince. (1998). *La refinación del petróleo. Procesos de transformaciones* (Vol. Tomo I). Paris, Francia: Technip.
- P. Le Prince, & A. Chauvel. (1989). *PetrochemicalProcesses.* Paris, Francia: Technip.
- P. Wuithier. (1971). *El petróleo, refino y tratamiento químico.* Madrid, España: CECOSA.
- R. Meyers. (2004). *Handbook of refining petroleum processes.*
- R, Perry. (1989). *Chemical Engineers Handbook.*McGraw Hill.
- S. V. Adelson. (1963). *Procesos y aparatos en la elaboración y refinación del petróleo* (1ra ed.).

V. Érij, M. Rásina, M. Rudin. (1989). Química y tecnología del petróleo y del gas. Moscú:  
Mir.

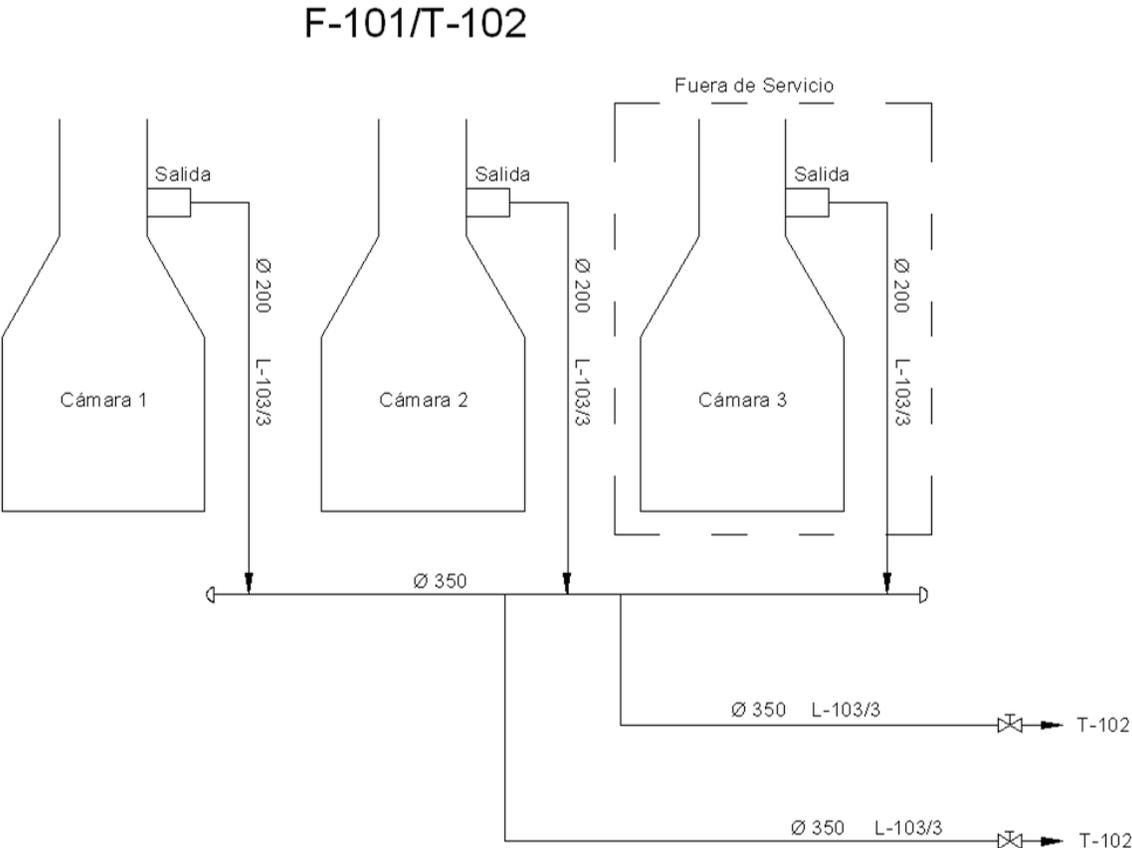
W. L. Nelson. (1958). *Petróleo refino* (3ra ed.).

Y. K. Molakanov. (1980). *Procesos y aparatos para la elaboración del petróleo y gas*.

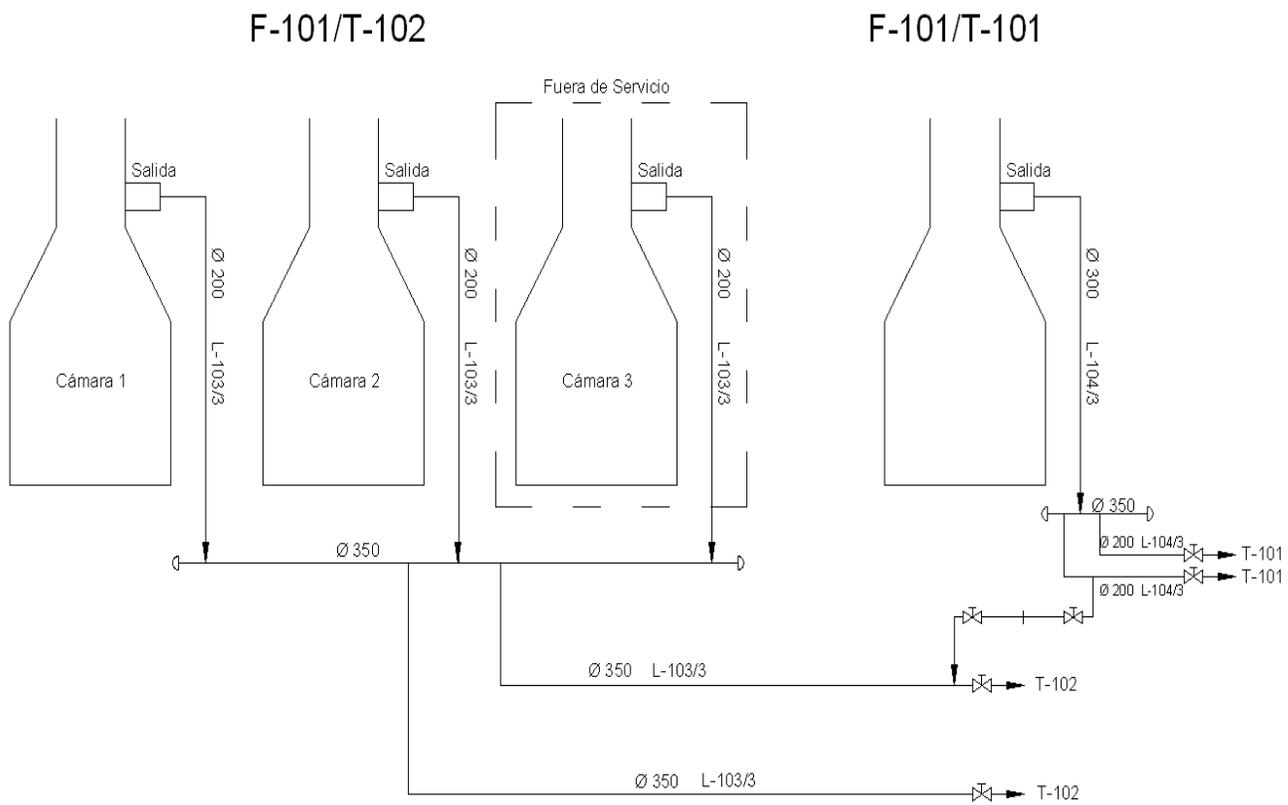
*Anexos*



**Anexo 1:** Esquema de calentamiento previsto por diseño.



**Anexo 2:** Esquema de calentamiento propuesto.



**Anexo3:** Parámetros básicos del diseño de los hornos.

<b>Datos sobre el régimen de operación de los hornos</b>					
Descripción	Designación	Unidad de medida	F – 01 – 101 (T – 01 – 101)	F – 01 – 101 (T – 01 – 102)	
				Serpentín para calentar materia prima	Supercalentador de vapor
Cantidad de materiales: - Petróleo crudo - Vapor de agua	G G	Kg/hr Kg/hr	116 800 -	339 375 -	- 6270 (4400–7800) <sup>x</sup>
Temperatura de materiales: - A la entrada - A la salida	t <sub>entrada</sub> t <sub>salida</sub>	°C °C	263 365	263 365	230 (200) <sup>x</sup> 365 (350–430) <sup>xx</sup>
Presión: - A la salida - Máxima	P <sub>salida</sub> P <sub>máx</sub>	atm atm	6.8 2.5	3.45 23.5	5 5
Porción de destilación: - A la entrada - A la salida	e <sub>entrada</sub> e <sub>salida</sub>		0 0.27	0 0.42	- -

**Anexo 4:** Tabla de índices principales de los hornos (Sección 100)

Descripción	Designación	Unidad de medida	F-01-101 (T-01-101)	F-01-101 (T-01-102)		F-01-101 (T-01-104)
				Serpentín para calentar materia prima	Super-calentador	
<b>CAMARA DE RADIACION</b>						
<b>Superficies de calentamiento y características geométricas básicas</b>						
d	Diámetro de los tubos	mm	152 x 6	152 x 8	-	152 x 6
n	Nro. de tubos en una sección	pza	56	60	-	48
n	Nro. total de tubos en el horno.	pza	56	60 x 3	-	48
H <sub>Hp</sub>	Superficie total de calentamiento de tubos	m <sup>2</sup>	326	349 x 3	-	280
m	Nro. de flujos de productos	pza	2	2 x 3	-	2
	Material de los tubos		15 x 5M	15 x 5M	-	15 x 5M
<b>CAMARA DE CONVECCION</b>						
<b>Superficies de calentamiento y características geométricas básicas</b>						
d	Diámetro de los tubos	mm	152 x 6	152 x 6	108 x 5	152 x 6
	Nro. de tubos:					
n	- lisos	pza	10	10	-	8
n	- espigados	pza	48	48 x 3	14 x 3	42
a	Disposición de los tubos		TRESBOLILLO – TRESBOLILLO			
m	Nro. de flujos de productos		2	2 x 3	1	2
	Material de los tubos		15 x 5M	15 x 5M	-	15 x 5M
H <sub>HK</sub>	Superficie de calentamiento de los tubos (tomando en cuenta las espigas para los tubos espigados)	m <sup>2</sup>	387	387 x 3	80 x 3	338

**Anexo 5:** Parámetros principales de operación de los hornos.

Descripción	Variable	UM	F-01-101 (T-01-101)	F-01-101 (T-01-102)
Temperatura de productos de combustión: a) a la salida de la cámara de radiación b) a la salida de la cámara de convección	Temperatura	°C	820	860
	Temperatura	°C	460	490

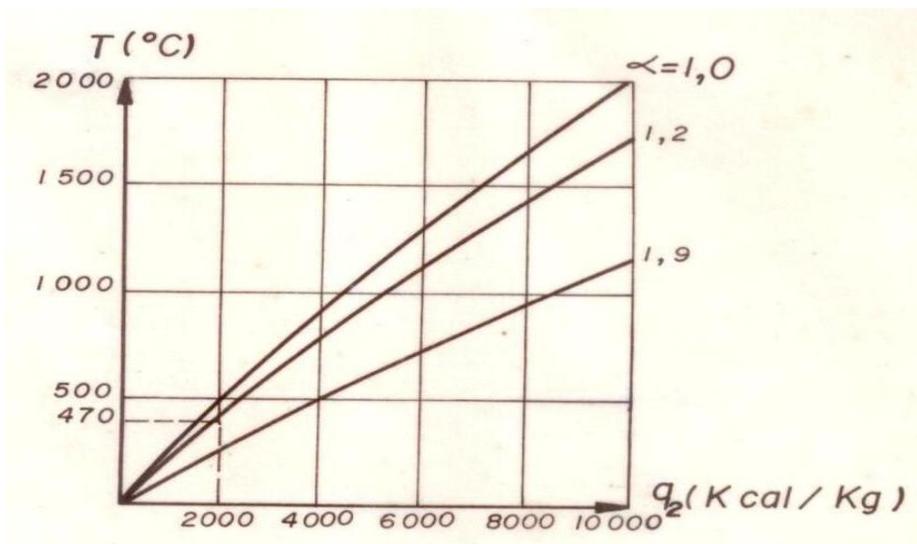
**Anexo 6:** Entalpía de los productos del petróleo.

$t$ °C (°K)	$Q$ KJ/Kg
0, (273)	0,00
263 (576)	566
294 (567)	642,64
365 (638)	842,4
500 (773)	1268,52

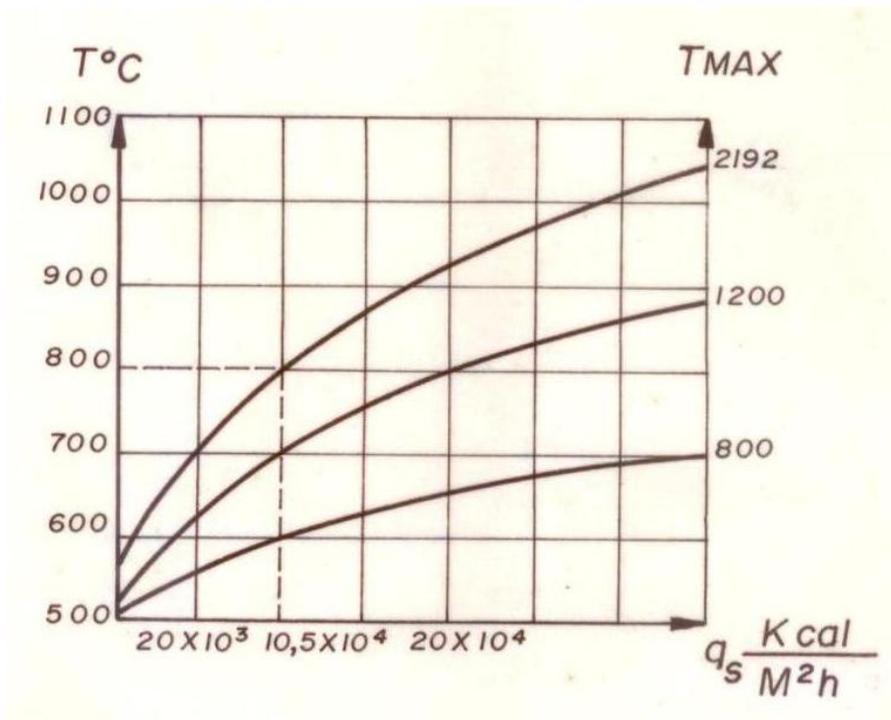
**Anexo 7:** Entalpía de los vapores de los productos del petróleo.

$t^{\circ}C$ ( $^{\circ}K$ )	$a$ KJ/Kg
5,278	212,54
365 (638)	455,20
500 (773)	585,34

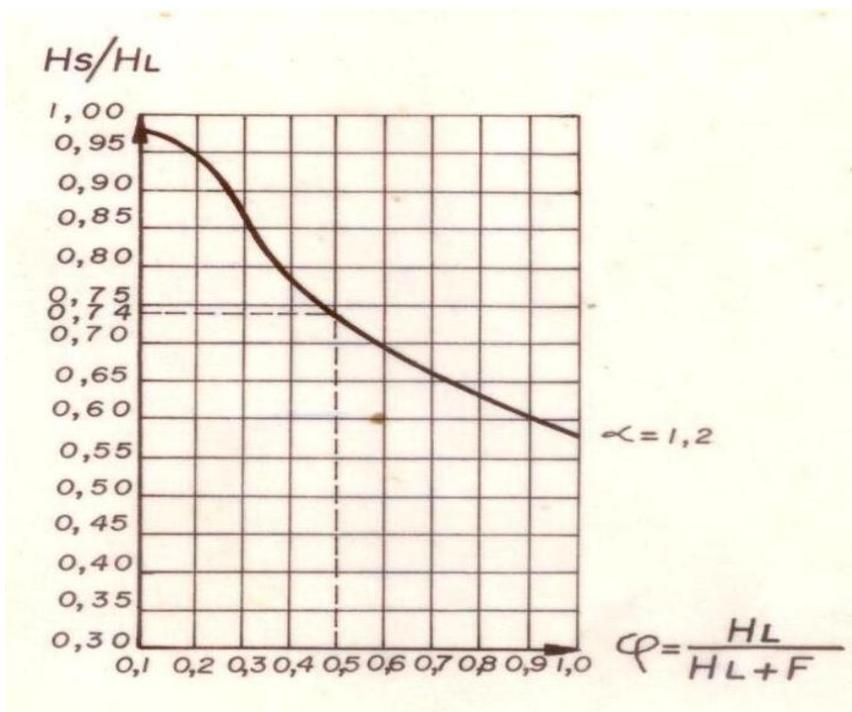
**Anexo 8**



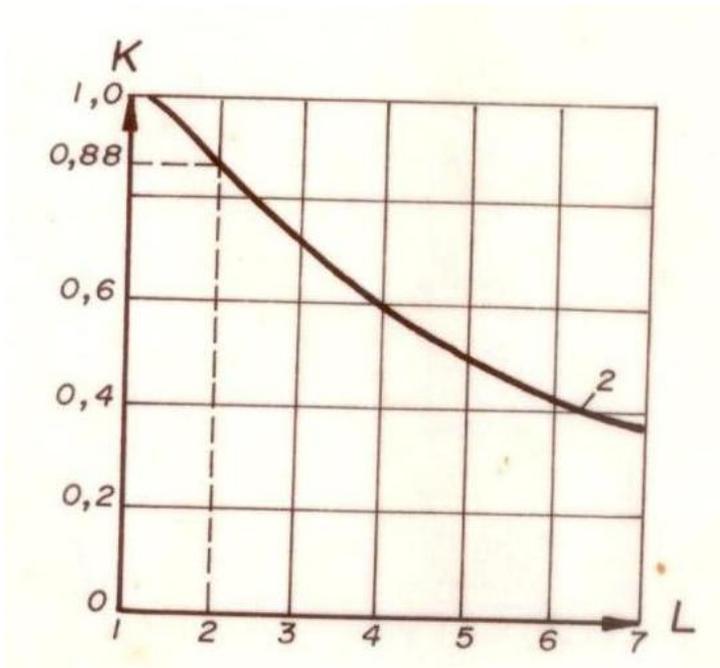
Anexo 9



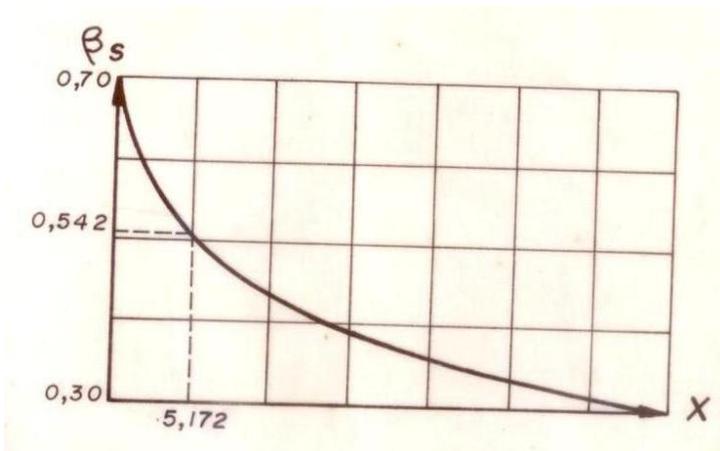
Anexo 10



Anexo 11



Anexo 12



Anexo 13

