

*TRABAJO DE DIPLOMA  
EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO*

*Título. Evaluación de los parámetros de operación de la  
cámara 1 del horno F-01-203 de reformación catalítica de  
la Refinería Cienfuegos S.A.*

*Autor: Ernesto Vega Ortiz*

*Tutores: Ing. Reinaldo Alonso Ruiz*

*Ing. Roxana Cortés Martínez*

*Junio, 2019*

*“Año 61 de la Revolución”*

## *Declaratoria de autoridad*

Declaro que soy el único autor de este trabajo de diploma titulado “Evaluación de los parámetros de operación de la cámara 1 del horno f-01-203 de reformación catalítica de la Refinería Cienfuegos S.A.” y por este medio reconozco al Departamento de Mecánica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Cienfuegos con todos los derechos patrimoniales del mismo.

Para que así conste firmamos la presente a los \_\_\_\_ días del mes de \_\_\_\_ del \_\_\_\_\_.

---

Autor: Ernesto Vega Ortiz

---

Tutor: Ing. Reinaldo Alonso Ruiz

---

Tutora: Ing. Roxana Cortés Martínez

Los abajo firmantes certificamos que el presente trabajo ha sido revisado según acuerdo de la dirección de nuestro centro y el mismo cumple los requisitos que debe tener un trabajo de esta envergadura referente a la temática señalada.

---

Firma ICT

---

Firma Vicedecano



# *Pensamiento*





*- "Las guerras las ganan no los que tienen más armas y más soldados, sino los que tienen la razón".*

*Fidel Castro Ruz*



# *Dedicatoria*



*Dedicatoria:*

*Dedico este trabajo a todas esas personas que de una forma u otra han estado presente en mi vida, desde mi infancia hasta la actualidad; que me han formado como hombre de bien educándome en cada detalle de la vida.*

*Especialmente a mis padres, mi hermana y toda mi familia, quienes son importantísimos en mi vida. Gracias por sus enseñanzas, por la educación que me inculcaron, sobre todo porque siempre me han brindado su apoyo incondicional, confianza y amor en todo momento.*

*A mi tía Isabel que Dios la tenga en la gloria, que siempre estará en mi corazón y siempre será mi guía en todo momento de esta vida, te amo.*

*A mi compañera y amiga Yiyi por su ayuda y compañía en toda esta trayectoria universitaria.*

*A todos, los quiero un montón y muchas gracias.*



# *Agradecimiento*

*Agradezco a todos aquellos que me apoyaron desde el más elemental e insignificante detalle tanto espiritual como material*

*Mis tutores: Ing. Reinaldo Alonso Ruiz, Ing. Roxana Cortés Martínez, gracias por brindarme su apoyo en todo momento de esta tesis pese a las tantas dificultades, su conocimiento y confianza hacia mí.*

*A mis compañeros de trabajo por su gran apoyo en toda la carrera sábado tras sábado.*

*Sería injusto si no expresara a todos*

*"MUCHAS GRACIAS".*



# *Resumen*



## RESUMEN

El horno de proceso F-01-203 de la unidad de reformación catalítica de la refinería Cienfuegos S.A se utiliza para calentar la mezcla de gas y materia prima proveniente del proceso de hidrofinación. Este horno presenta problemas en una de sus cámaras provocando altas temperaturas en los gases de combustión y con esto un deterioro de los dámperes a la salida de la cámara. En la presente investigación se realiza un balance térmico de la cámara con el propósito de comprobar su compatibilidad con los quemadores alemanes instalados, los cuales fueron suministrados en el proceso de reactivación. Posteriormente se comparan los parámetros de diseño con los parámetros operacionales reales para determinar su incidencia en el aumento de la temperatura en los gases de combustión y el deterioro de los dámperes de la cámara. Por último se proponen cambios operacionales encaminados a mejorar el funcionamiento de la cámara del horno y evitar así el deterioro de sus componentes.

**Palabras claves:** horno, cálculo térmico, temperatura, gases de combustión



# *Abstract*

## **ABSTRACT**

The furnace F-01-203 process of catalytic reforming unit of S.A Cienfuegos refinery is used to heat the mixture of gas and raw material from hydrofinishing process. This furnace presents problems in one of its chambers causing high temperatures in the combustion gases and with this a deterioration of the dampers at the exit of the chamber. In the present investigation a thermal balance of the chamber is carried out with the purpose of checking its compatibility with the installed German burners, which were supplied in the reactivation process. Subsequently, the design parameters are compared with the actual operational parameters to determine their incidence in the increase of the temperature in the combustion gases and the deterioration of the chamber's dampers. Finally, operational changes are proposed to improve the functioning of the furnace chamber and thus avoid the deterioration of its components.

**Keywords:** furnace, verification calculation, temperature, combustion gases



# *Índice*



# Índice

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPITULO1: ESTUDIOS DOCUMENTALES .....	5
1.1 Hornos industriales. Generalidades.....	5
1.2 Clasificación de los hornos industriales .....	7
1.2.1 Hornos de acuerdo a su servicio.....	7
1.2.2 Clasificación de los hornos según su forma.....	9
1.3 Componentes del horno .....	13
1.4 Los quemadores y la combustión .....	18
1.4.1 Componentes de un quemador .....	20
1.5 Combustión .....	21
1.5.1 Agentes Participantes de un Proceso de Combustión .....	21
1.5.2 Condiciones para llevar a cabo una combustión sostenida.....	22
CAPÍTULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS .....	30
2.1 Descripción del proceso.....	30
2.1.1 Proceso de Hidrofinación.....	30
2.1.2 Proceso de Reformación .....	32
2.1.3 Sección de calentadores a fuego directo (S-600) .....	35
2.2 Características fundamentales del horno F-01-203.....	37
2.2.1 Parámetros operacionales de diseño del F-01-203.....	37
2.2.2 Quemadores del F-01-203.....	38
2.3 Cálculo térmico del horno .....	39
2.3.1 Balance térmico de un horno .....	39
2.3.2 Cálculo térmico verificativo del horno .....	45
CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS .....	52
3.1 Composición del combustible a quemar .....	52
3.2 Cálculo térmico de la cámara 1 del horno F-01-203.....	52
3.2.1 Balance térmico de la cámara 1 del horno F-01-203.....	52
3.2.2 Cálculo térmico verificativo de la cámara 1 del F-01-203.....	55
3.2.3 Emisividad de la cámara.....	57
3.2.4 Determinación de la temperatura de salida de los gases de la cámara 1 del horno F-01-203.....	58
3.3 Comparación de los resultados obtenidos con los de diseño .....	59

3.3.1	Comparación de los quemadores soviéticos y los suministrados en la reactivación .....	59
3.4	Problemas que provocan las afectaciones en la cámara .....	60
3.5	Análisis de la chimenea .....	61
3.5.1	Cálculo de la velocidad de los gases de entrada a la chimenea .....	61
3.6	Recomendaciones para mejora de la temperatura de los gases de combustión .....	62
	CONCLUSIONES .....	64
	RECOMENDACIONES .....	65
	BIBLIOGRAFÍA .....	66
	ANEXOS	



# *Introducción*

## INTRODUCCIÓN

En el mundo hay más de 600 refinerías instaladas que producen más de 13 millones de metros cúbicos de productos refinados. Cada refinería tiene una economía particular que genera una configuración de plantas instaladas, lo que le da características operativas específicas. La economía en una refinería está determinada principalmente por su ubicación, su antigüedad, la posibilidad de conseguir inversiones, los petróleos crudos de que dispone, la demanda de productos (de los mercados locales y/o de exportación), los requisitos de calidad de los productos, la legislación, los estándares ambientales y los requisitos del mercado.

La mayoría de las refinerías de América del Norte están diseñadas para maximizar la producción de gasolina, a expensas de los demás productos refinados. En otros lugares, la mayoría de las capacidades de refinación actuales y prácticamente todas las capacidades nuevas están diseñadas para maximizar la producción de destilado (combustible diésel y pesado) y, en algunas zonas, la producción de materias primas de petroquímicos, debido a que se ha registrado un acelerado crecimiento en la demanda de estos productos en la mayoría de las regiones del mundo.

La Refinería Cienfuegos S.A., ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, es una de las principales industrias vigentes en nuestro país dedicada a la refinación del petróleo la cuenta con cinco áreas fundamentales que son el muelle petrolero, el área de almacenaje, las unidades de procesamiento, planta de tratamiento de residuales y facilidades auxiliares, entre sus unidades de procesamiento están las plantas de destilación atmosférica, hidrofinación de destilados medios, planta de finales ligeros, y la planta de reformación catalítica.

En la unidad de reformación catalítica se produce gasolina de alto octanaje mediante reacciones químicas complejas, apropiada para usarse como combustible en motores de combustión interna. Fue diseñada para reformar 9600 barriles por día de la fracción 70-180°C obtenida por destilación directa, la cual contaba con hornos capaces de quemar dos combustibles al mismo tiempo, gas hidrogenado y *fuel oil*.

Producto de la caída del Campo Socialista en la Unión de Repúblicas Socialistas Soviéticas (URSS), este proceso que venía en marcha en Cienfuegos se detuvo y se trazó la estrategia de preservar las instalaciones y el personal calificado, convirtiéndose la

Refinería en una Comercializadora de combustible, utilizándose las facilidades existentes con una refinería en conservación.

A partir de los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) de integración latinoamericana se decide la reactivación de la refinería prevista en dos fases: la primera poner en explotación algunas de las unidades existentes y una segunda fase encaminada a la profundización de la conversión y su rentabilidad económica. El 21 de diciembre de 2007 se pone en marcha la Refinería convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país. Hubo que realizar varias modificaciones en vistas a mejorar los procesos de producción de la misma y uno de ellos fue el cambio de los quemadores soviéticos de los hornos por los existentes en la actualidad modelo SAB 1,2/1.6/202-GO de fabricación alemana.

Las exigencias de un alto octanaje y buena calidad de la gasolina nos llevan a un aumento de las temperaturas en los hornos de reformación, provocando así un incremento de combustibles líquidos y gaseosos quemados en el horno. Esto provoca varios imperfectos en la cámara 1 del horno F-01-203 como altas temperaturas y velocidad en la salida de los gases de combustión, alto por ciento de oxígeno ( $O_2$ ) en la cámara de combustión y deterioro del dämper provocado por las altas temperaturas de los gases de combustión, influyendo negativamente en la eficiencia del mismo. Del total de energía utilizada en una refinería, aproximadamente del 80 a 90 % procede de los combustibles quemados en el horno, siendo este el de mayor nivel térmico y, por tanto, el proceso con mayor pérdidas energéticas. Bajo este punto de vista, la eficiencia de cada horno representa una variable crítica a optimizar, donde el menor incremento posee un gran impacto, reduciendo el consumo de combustibles, minimizando las emisiones de gases de combustión y, finalmente, traduciéndose en menores costos operativos. Teniendo en cuenta lo planteado anteriormente, se presenta el siguiente problema:

### **Problema científico**

Existe un mal funcionamiento en la cámara 1 del horno F-01-203 de la planta de reformación catalítica que provoca ineficiencia en la operación del mismo.

### **Hipótesis**

Si se realiza un cálculo térmico de la cámara 1 del horno se podrían corregir los parámetros en el proceso de combustión aumentando así el rendimiento energético y por tanto disminuir el consumo de combustible en la cámara.

## **Objetivo General**

Proponer un plan de mejora en la cámara 1 horno F-01-203 de la planta de reformación catalítica de la refinería “Cienfuegos S.A.” para aumentar el rendimiento energético

## **Objetivos específicos:**

1. Establecer fundamentos teóricos que sustentan la eficiente operación de los hornos industriales en una refinería de petróleo.
2. Realizar una revisión de toda la documentación del proyecto soviético relacionado con los parámetros operacionales del horno y de los quemadores suministrados en el proyecto de reactivación.
3. Realizar un cálculo térmico en la cámara 1 del horno a fin de comprobar la selección de los quemadores suministrados, dimensionado del horno, disposición de pantallas o superficie de calefacción y los parámetros operacionales de la misma.
4. Revisión de la regulación del tiro, conductos y chimenea.
5. Elaborar un plan de mejora para aumentar el rendimiento energético.

La presente investigación está estructurada por resumen, introducción, tres capítulos, conclusiones y recomendaciones. La bibliografía consultada está reflejada en la investigación y permitió la fundamentación teórica de dicha investigación. Se presentan adicionalmente los Anexos que facilitarán la comprensión del trabajo.

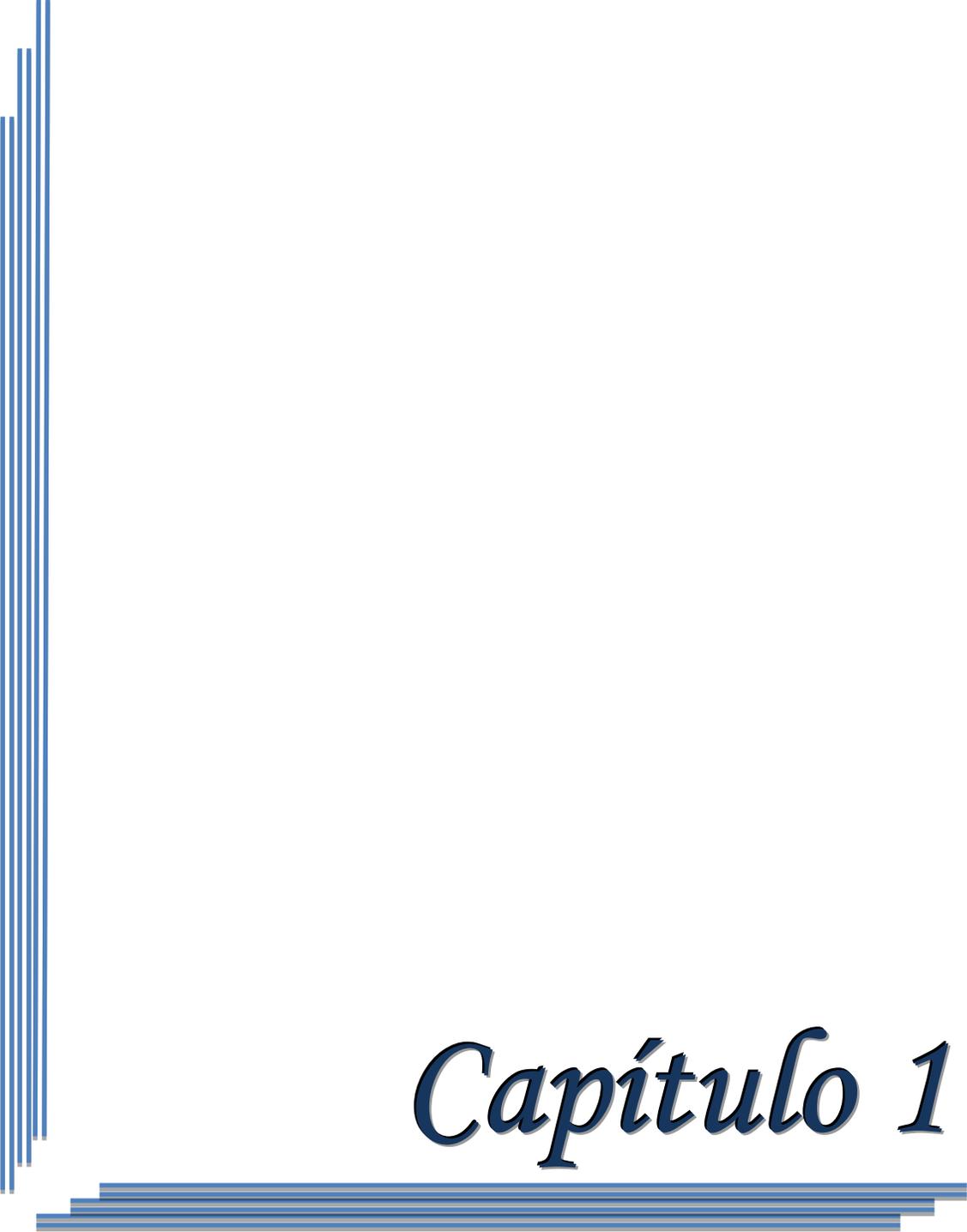
El capítulo 1 aborda los aspectos teóricos sobre los hornos de proceso, su clasificación y sus principales componentes. También se aborda sobre los quemadores y su funcionamiento, así como el principio de la combustión y los agentes que influyen en una combustión completa e incompleta.

El capítulo 2 se realiza una caracterización de las unidades de proceso de reformación catalítica, hidrofinación de nafta y de la sección de calentadores a fuego directo. También se muestra la metodología que se utiliza como referencia para el cálculo térmico de la cámara 1 del horno F-01-203 para lo cual se detallan los parámetros operacionales de diseño y reales tanto de los quemadores y la cámara.

En el capítulo 3 se desarrolla la metodología para el cálculo térmico de la cámara 1 del horno F-01-203. Posteriormente se hace una comparación de los resultados obtenidos con los reales y luego se analizan las causas que provocan el deterioro del dämpfer.

Seguidamente se realiza un análisis de la chimenea para poder proponer medidas encaminadas a mejorar el funcionamiento del horno.

Las conclusiones dan respuesta a los objetivos específicos de la investigación y validan la hipótesis planteada. Las recomendaciones permiten enfocar la continuidad de estudios y la posibilidad de implementar las mejoras propuestas.



# *Capítulo 1*

# CAPITULO1: ESTUDIOS DOCUMENTALES

En este capítulo se realizara un análisis de las generalidades de los hornos de proceso así como su clasificación y la descripción de sus componentes. Se analizan los parámetros operacionales de los hornos con el objetivo de encontrar cuáles de ellos puede influir en la eficiencia de los mismos.

## 1.1 Hornos industriales. Generalidades

Un horno de proceso es básicamente, como se muestra en la figura 1.1, un intercambiador de calor en el que el calor liberado proveniente de una corriente de combustible (fuel gas, fuel oil o una mezcla de ambas) es intercambiado a través de tubos de acero hacia otra corriente de fluido (generalmente un hidrocarburo), consiguiendo así determinadas condiciones de presión y temperatura en el fluido calentado. (Cortés Roblas, 2014)



**Figura 1.1:** Nombre de la figura. **Fuente:** (Cortés Roblas, 2014)

Los primeros hornos que se utilizaron en el proceso de refinación no resultaron eficientes ya que su diseño fue inspirado en la elaboración de calderos horizontales cilíndricos que

eran utilizados para la fabricación de alcoholes y licores. El problema con estos dispositivos era que generaban muy mala transmisión de calor dañando la superficie cilíndrica que contenía el crudo a ser calentado. Se producía, además, la formación de coque producto de la descomposición del crudo. Todos estos inconvenientes conllevaron a que este dispositivo fuera descartado ya que no cumplía con las garantías para el desarrollo del proceso (Perero De La Cruz, 2016).

Posteriormente la instalación con "tubos de humos" que atravesaban al cuerpo cilíndrico en dirección de su eje, mejoró notablemente su operación, incrementando a la vez su capacidad de producción. Estos hornos eran de funcionamiento discontinuo, se tenían que descargar y limpiar antes de recibir una nueva carga de crudo. Para lograr una operación continua, indispensable en las grandes refinerías, sólo 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, se 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.

El éxito obtenido condujo a instalaciones cada vez mayores, generándose así el horno tubular característico de la industria petrolera actual. 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, llevo 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 (Pírez González, 2012).

El horno está dividido en dos secciones, la sección de radiación y la sección de convección. El proceso, visto desde el lado de la corriente de combustible se produce tal y como se describe a continuación:

La corriente de combustible se quema en los quemadores, que están alojados en la cámara de radiación o radiante, la disposición de los quemadores puede ser variada así como la forma de la sección: cilíndrica o de cabina.

En esta sección se produce el intercambio de calor mediante radiación desde la llama hacia los tubos lisos alojados en esta sección, la distribución de éstos en la cámara también puede variar dependiendo de las necesidades del proceso (cabe destacar que la salida del horno de la corriente que circula por el interior de los tubos se produce en esta sección).

Los gases pasan a la sección denominada como zona convectiva y, como su propio nombre indica, en esta cámara el intercambio de calor se produce por convección desde los gases calientes que fluyen a una cierta velocidad y temperatura hacia los tubos que contienen la corriente de proceso. Esta sección es típicamente un paralelepípedo colocado en la parte superior de la zona radiante. Finalmente los gases calientes van directamente a una chimenea o se redirigen hacia un sistema de precalentamiento en el que cede calor al aire para la combustión. (Cortés Roblas, 2014)

## **1.2 Clasificación de los hornos industriales**

Los hornos industriales tienen diferentes características por lo que son clasificados según el servicio que prestan y según la forma. Para una mejor comprensión a continuación se resumen estas clasificaciones

### **1.2.1 Hornos de acuerdo a su servicio**

Podemos clasificar los hornos por su servicio en:

#### **1. Calentar o vaporizar la carga (unidad de crudo)**

Hornos en los cuales se desea calentar el material hasta la temperatura en que se vaporiza parcialmente sin que se produzca su descomposición o cracking, antes de entrar

a la columna de fraccionamiento, donde se destila en fracciones tales como como nafta, diesel, kero y gases ligeros, quedando fuelóleo en el fondo para tratamientos posteriores. Ejemplo de este tipo de Horno es el de crudo

## **2. Suministrar calor de reacción (reformado)**

Aquellos en que, además del calentamiento, se desea 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 cracking 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 mismo, donde se produce muy poco o ningún aumento de temperatura.

En una unidad de reformado catalítico, se mezcla la alimentación con hidrógeno, pasando a un horno donde se eleva la temperatura hasta iniciar la reacción que posteriormente continúa en una serie de reactores. En esta unidad se produce nafta de reformado con alto índice de octano para formular gasolinas.

## **3. Llevar la carga a una temperatura elevada (cracking)**

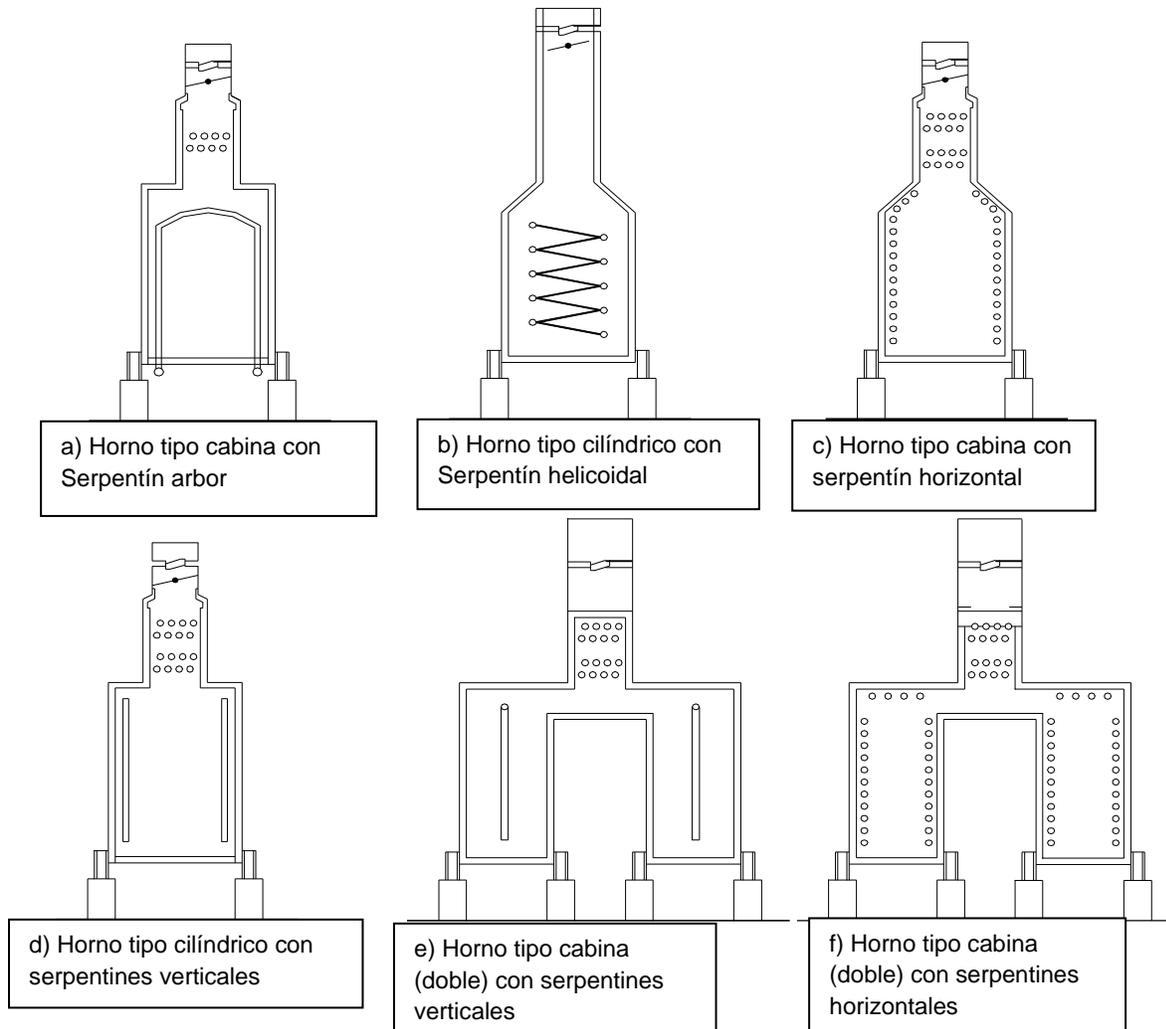
Los hornos en que se desea obtener sólo una descomposición parcial del producto, efectuándose el resto en una cámara de reacción, generalmente no calentada exteriormente. Estos hornos son de diseño y construcción más difíciles, porque se tratan en ellos productos que muchas veces son extraordinariamente sensibles a las variaciones de las condiciones en que se efectúa el cracking. 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.

Un horno de cracking, en una unidad de etileno, precalienta la alimentación en la zona convectiva. A la salida se mezcla con vapor de agua para reducir la presión parcial de hidrocarburos. La mezcla pasa a la zona de radiación donde se produce el cracking de las cadenas más largas para producir otras más cortas, por ejemplo, obtención de etileno y propileno a partir de naftas.

Cualquiera que sea el tipo de horno empleado, se trata siempre de lograr la máxima absorción de calor compatible con el servicio que se pretende lograr. Desde este punto de vista, entre el gas y el fuel oíl como combustible, es preferible emplear el primero tanto como sea posible, porque las llamas de fuel oíl irradian muy intensamente y tienden, por lo tanto, a causar recalentamientos locales. (Mena Escobar, 2013).

## 1.2.2 Clasificación de los hornos según su forma

De acuerdo a su forma las clasificaciones de los hornos son: hornos cilíndricos y hornos tipo cabina (figura 1.2).



**Figura 1.2.** Tipos de Hornos según su forma. **Fuente:**(Mena Escobar, 2013)

### 1. Hornos tipo cabina

Los hornos tipo cabina consisten en un set de cuatro paredes un suelo y un techo generalmente de acero con aislamiento interior de ladrillos refractarios. La sección de convección se sitúa en la parte superior y seguidamente se monta la chimenea. Los tubos de la sección de radiación se montan a lo largo de las paredes y la llama se genera a través de unos quemadores (burners). Los serpentines de los hornos tipo cabina pueden ser horizontales verticales o en forma de arco en la parte superior de la sección de

radiación. Los tubos y quemadores pueden orientarse tanto horizontal como verticalmente, dependiendo del diseño del horno.

Los hornos tipo cabina se clasifican en:

- **Cabina con serpentín tipo Arbor:**

Este es un diseño especializado (Figura 1.2a) en el cual la superficie de calor radiante la proveen tubos en forma de U, que se conectan a los múltiples de entrada y salida. Este tipo de horno está especialmente adaptado para el calentamiento de flujos grandes de gas bajo condiciones de baja caída de presión. Este diseño se usa mucho en el calentador de carga al reformador catalítico, y en otros servicios de calentamiento. Los quemadores están, usualmente, en piso, produciendo llama vertical, o en la pared, con la llama horizontal entre los tubos en U. Los hornos tipo cabina con tubos orientados verticalmente ofrecen ahorros considerables en inversión. Este arreglo permite utilizar una velocidad másica relativamente baja en el proceso, debido a la gran cantidad de pasos paralelos y con una buena distribución del fluido.

En algunos casos, la sección de radiación consiste en zonas separadas para los servicios de precalentamiento y recalentamiento. Estas zonas están separadas por una pared de ladrillos. Los gases de combustión de todas las zonas de radiación pasan a través de una sección común de convección, la cual efectúa usualmente un servicio de precalentamiento solamente. En este tipo de horno las variaciones en las condiciones operacionales de los servicios individuales deben ser consideradas cuidadosamente, debido a que las zonas de recalentamiento también están provistas de calor para precalentar la zona de convección. Este tipo de hornos han sido construidos en tamaños desde 20 hasta 120 MW (desde 70 hasta 400 MM BTU/h) de calor total absorbido. (PDVSA, 1995)

- **Cabina con tubos horizontales**

El serpentín de tubos de la Zona Radiante está distribuido horizontalmente (Figura 1.2c), la zona convectiva tiene una posición como un banco de tubos horizontal sobre la cámara de combustión. Normalmente los quemadores pueden estar ubicados verticalmente desde el piso del Horno o de manera horizontal montados en la pared localizado debajo del serpentín de tubos.

Este tipo de hornos han sido construidos hasta de 150 MW (500 MM BTU/h) de calor absorbido. Sin embargo, en tamaños más pequeños como 35 MW (120 MM BTU/h). Este

diseño altamente eficiente y económico, representa, actualmente la mayoría de instalaciones nuevas de hornos con tubos horizontales.

Se han realizado algunas modificaciones en este tipo de horno para algunas aplicaciones especiales:

- En hornos grandes, el uso de una pared central para enfriamiento de aire, permite alrededor del doble del tamaño del horno para una longitud de tubo dada. Esta configuración es usada cuando los tubos en la zona de una celda de radiación sencilla son más largos de 24 m (80 pie), o cuando la celda de radiación es de más de 15 m (50 pie) de alto. Los quemadores están ubicados en el piso. Estos hornos se conocen como hornos horizontales de caja de tubos de dos celdas. Las cargas típicas están entre 29,3 y 87,9 MW (100 y 300 MM BTU/h).
- Cuando se requiera dos zonas separadas de calentamiento en la sección de radiación, se puede tener una pared divisoria central. Dependiendo del tamaño del horno, el centro de la pared puede o no estar recubierta con tubos. Los diferentes servicios pueden ser compatibles, debido a que hasta cierto punto la quema en una sección afectará la transferencia de calor en la otra sección. La máxima capacidad para un servicio es 75% del diseño con el otro servicio a máxima capacidad, si ambos servicios usan la sección de convección (o 50% del diseño). Si un servicio es sacado fuera de operación, el horno debe pararse completamente o se debe circular otro fluido para evitar que se quemen los tubos del lado del servicio fuera de operación. Este arreglo permite control individual de llama por cada zona del horno, además de poder tener tantos quemadores ubicados en el piso (llama vertical), ó quemadores montados en la pared (llama horizontal), a ambos lados de la pared divisoria. Estos hornos de pared divisoria central, tienen cargas típicas entre 5,9 y 29,3 MW (20 y 100 MM BTU/h). (PDVSA, 1995).

- **Cabina con tubos verticales:**

Este diseño es propiedad de la Exxon y tiene ventajas sustanciales con respecto a los diseños de otros fabricantes (figura 1.2e). En la zona de radiación, los tubos están orientados verticalmente a lo largo de las cuatro paredes. Estos tubos, al igual que en hornos verticales-cilíndricos y hornos con cabina, son expuestos al fuego por un solo lado. Además, las filas de tubos verticales que atraviesan el horno son expuestas por ambos lados al fuego emitido por los quemadores ubicados en el piso. Estos tubos tienen un calor de entrada 50% mayor que los tubos ubicados en la pared, aunque la densidad de calor pico es la misma que en los tubos de la pared.

La adición de este tipo de tubos reduce el serpentín de radiación lo cual resulta en una reducción significativa del volumen de la celda de radiación, comparado con los hornos con cabina de tubos horizontales. Cada paso de tubos tiene un número igual de tubos del centro y de pared, de tal forma que la distribución de calor entre los pasos sea uniforme. Este tipo de horno es adecuado cuando se requiere el uso de quemadores de tiro forzado de gran capacidad.

## **2. Hornos cilíndricos**

Los hornos cilíndricos consisten en un casco cilíndrico aislado colocado verticalmente con piso aislante y techo generalmente plano. Los quemadores se sitúan en el suelo. Los tubos se sitúan verticalmente con flujo ascendente-descendente. La sección de convección es similar a la de los de tipo caja o cabina. Generalmente los serpentines son verticales, pero pueden ser helicoidales, también.

- **Con tubos verticales**

Consisten en un casco cilíndrico aislado colocado verticalmente con piso aislante y techo generalmente plano (figura 1.2d). Los quemadores se sitúan en el suelo. Los tubos se sitúan verticalmente con flujo ascendente-descendente. La sección de convección es similar a la de los de tipo caja o cabina. Estos hornos probablemente son los más usados para rendimientos térmicos hasta 43,9 MW (150 MM BTU/h). En la sección de radiación, los tubos están colocados o colgados verticalmente en forma de círculo alrededor de los quemadores del piso. Esto hace que la llama sea paralela a los tubos en la sección de radiación. Este tipo de horno puede diseñarse con o sin la sección de convección.

- **Sin la sección de convección**

Son muy económicos en términos de inversión, pero debido a que la temperatura de los gases de escape a la salida del horno es muy alta (800–1000 °C) (1500–1800 °F), este tipo de horno (Anexo1.a) tiene una eficiencia muy baja. Este arreglo requiere de un mínimo de área de planta, y las cargas típicas están entre 0,15 y 2,9 MW (0,5 y 10 MM BTU/h).

- **Con una sección de convección horizontal**

Esta sección está ubicada encima de la sección de radiación, proporciona un diseño muy eficiente y económico que requiere un mínimo de área de planta. Los gases de combustión fluyen hacia arriba a través del banco de convección y posteriormente a la chimenea. La sección de protección consiste de dos filas de tubos ubicados en el fondo

de la sección de convección. La sección de convección puede no justificarse en hornos muy pequeños, es decir, menores de 1,5 MW (5 MM BTU/h), o en hornos instalados en lugares donde el costo de combustible es extremadamente bajo. La mayoría de las instalaciones nuevas con hornos de tubos radiantes verticales son de este tipo. Las cargas típicas están entre 2,9 y 29,3 MW (10 y 100 MM BTU/h)

- **Con la sección de convección integrada verticalmente**

Este arreglo, (Anexo 1.b), se utilizó mucho, pero actualmente, rara vez se escogen para nuevas instalaciones. Los mismos tubos son usados para los servicios de radiación y convección. La porción de convección de los tubos usualmente tiene una superficie de forma extendida para incrementar el coeficiente de transferencia de calor por convección. En este tipo de horno sólo se debe quemar gas o combustibles destilados, debido a que la sección de convección es casi imposible de limpiar. (PDVSA, 1995)

### **1.3 Componentes del horno**

**Hogar o cámara de combustión:** Espacio donde se produce la combustión completa de un combustible mediante una llama limpia y estable con la entrega de importantes cantidades de calor por radiación a un fluido en proceso de calentamiento.

**Zona Radiante:** En esta zona se produce transferencia de calor hacia la carga principalmente por radiación, pero también interiormente en los tubos se transmite calor por conducción y convección. En un horno cilíndrico vertical, la ganancia de calor llega hasta un 80% del total del calor recuperado. Los tubos siempre se encuentran refrigerados por el líquido a calentar (crudo reducido, etc.).

**Zona Convectiva:** Parte del horno constituido por un banco de tubos, que recibe calor de los gases de combustión después que los mismos abandonan la zona radiante. El calor transferido de los gases a los tubos es principalmente por convección (con excepción de las primeras filas de tubos lisos que también reciben calor por efecto de la radiación. Los tubos usualmente son de superficie extendida. (Seguimiento energético)

**Zona de choque:** Se encuentra entre las zonas de radiación y convección. Tiene por objetivo, proteger la zona convectiva de la radiación directa de la llama

**Serpentín de tubos:** Los serpentines de tubos del Horno, están compuestos por tubos rectos y U-*bends* o H-*bends*. La posición del serpentín, con referencia al eje del tubo, es horizontal o vertical. La posición horizontal tiene ventajas desde el punto de vista de proceso ya que se observa una mejor estabilidad de un flujo en doble fase. En la zona radiante, es el lugar con más alto nivel de temperatura y por lo tanto el sitio donde la resistencia mecánica del serpentín es mayor. En la zona convectiva existe un nivel de temperatura menor que en la anterior, generalmente en esta zona los tubos se instalan en posición horizontal por ventajas en la arquitectura del horno.

**Tubos:** Realizan el transporte de masa dentro del horno y en este transporte se efectúa la transferencia de calor al fluido. Podemos encontrar tubos desnudos y aletados (mayor área de transferencia de calor).

Con la finalidad de transferir la mayor cantidad de calor, los tubos de la zona convectiva han tenido una evolución en el tiempo. Los tubos aletados (véase Figura.1.3) presentaron buena transferencia de calor, pero un alto nivel de suciedad por el material particulado de los humos de combustión u hollín de combustibles líquidos, aun cuando se utilicen sopladores de hollín (equipo con bayoneta que inyecta vapor de 15 a 17 kg/cm<sup>2</sup> sobre los tubos de la zona convectiva).



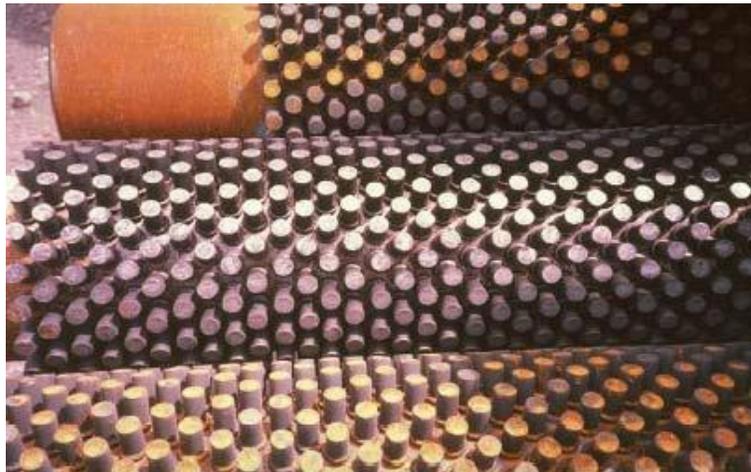
**Figura1.3:** Tubos aletados. **Fuente:** (Aletas y Birlos S.A., 2019)

Posteriormente se diseñaron tubos aletados segmentados (Figura. 1.4) que permiten una mejor limpieza por parte de los sopladores de hollín, la eficiencia térmica después de la limpieza con vapor es mejor que los tubos aletados pero la caída de presión era aún alta. (Silva Pincheira, 2015)



**Figura 1.4:** Tubos aletados segmentados. **Fuente:** (Aletas y Birlos S.A., 2019)

**Tubos Entetonados:** Finalmente se han diseñado los tubos entetonados - *studtubes* (ver Figura 1.5), que permite una mejor limpieza con los sopladores de hollín con vapor, con un mayor incremento en su eficiencia térmica y disminución de la caída de presión especialmente con el uso de combustible líquido (fuel oíl). (Palacios Toledo, 2011)



**Figura 1.5:** Tubos entetonados. **Fuente:** (Palacios Toledo, 2011)

**Termocupla:** Son dispositivos para medir temperatura. En los hornos se utilizan para controlar la temperatura del metal de los tubos, además evitan que estos excedan la temperatura máxima permisible, se encuentran soldada a las pareces de los tubos.

**Refractario:** Material aislante térmico que recubre la carcasa metálica del horno internamente. Además de cumplir la función de prevenir el sobrecalentamiento de la estructura de acero, el aislante sirve para mantener el calor de la cámara de combustión a

altas temperaturas por la radiación del calor hacia el tubo y con ello además minimiza las pérdidas de calor. Este aislante sirve también como una barrera para prevenir la fuga de material particulado de los gases de combustión a través de la estructura metálica.

**Dámper:** Es una compuerta ubicada en la chimenea en el trayecto de los gases de combustión. Permite manipular la presión interna del horno, de manera que se alcance el nivel de tiro recomendado en la cámara de combustión

**Soporte de tubos:** Estos componentes se utilizan para soportar los tubos internos del horno. Para soportar un tubo vertical, solo son necesarios dos soportes independientemente de la longitud del tubo. La disposición de tubos verticales es más ventajosa que la de los tubos horizontales, ya que para soportar un tubo horizontal se necesitan más de dos soportes por tubo.

**Quemadores:** Los quemadores son una de las partes esenciales para el buen funcionamiento de un horno, estos dispositivos se encargan de suministrar el calor necesario dentro del área conocida como el hogar dentro del horno. (Perero De La Cruz, 2016)

**Mirillas y puertas de entrada:** Las mirillas son aberturas que sirven para poder observar la llama y su posible incidencia en los tubos del serpentín dentro de la cámara de radiación. Las puertas de entrada permiten el acceso al interior del horno para la inspección y mantenimiento de los componentes internos con el equipo fuera de servicio. Estos accesorios no deben permanecer abiertos ya que se promueve ingreso de aire que afecta la eficiencia térmica del horno.

**Chimenea:** Las chimeneas usadas en hornos de procesos frecuentemente están fabricadas de acero o concreto. Las chimeneas de ladrillos raramente son usadas en la industria petrolera, aunque muchas de las chimeneas de concreto están revestidas con ladrillos. Pueden ser colocadas en el piso al lado del horno (chimeneas soportadas por el suelo) o montadas en el tope del horno (chimeneas soportadas por el horno).

- **Chimeneas soportadas por el suelo**

Las chimeneas por debajo de una altura de 76 m (250 pie) son hechas de acero, las mayores de 76m (250 pie) son de concreto. Estas chimeneas son usadas por diferentes hornos. Si la altura de la chimenea está basada en los requerimientos de tiro solamente, el sistema del horno con la caída de presión mayor determinará la altura de la chimenea.

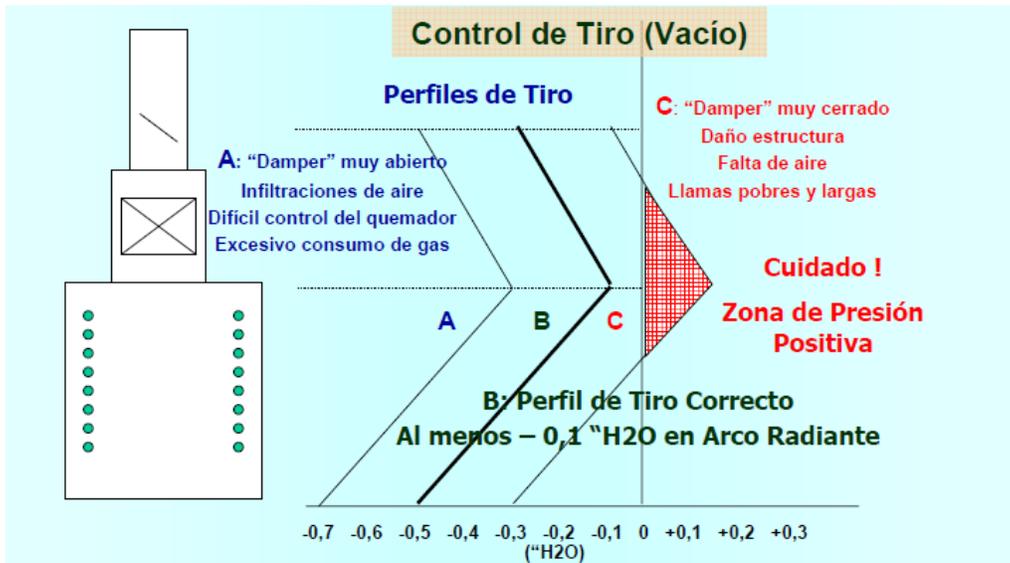
Si un horno está conectado a una chimenea común y tiene que ser parado para reparación, este horno debe estar provisto de compuertas o guillotinas en el ducto para asegurar la continua operación de los otros hornos y de la chimenea. Ya que hay pérdidas adicionales de presión entre la salida del horno y la entrada de la chimenea, las que son soportadas por el piso deben ser más altas que las chimeneas soportadas por los hornos, siempre y cuando la altura de la chimenea sea determinada por requerimientos de tiro solamente.

- **Chimeneas soportadas por hornos**

Estas siempre son de acero. La altura máxima económica para estas chimeneas es de 45 a 60 m (150 a 200 pie) por encima del piso. Para alturas mayores de 60 m (200 pie) se debe especificar una chimenea soportada por el piso. (PDVSA, 1995)

La chimenea cumple con dos papeles fundamentales, el primero es proporcionar el efecto de succión adecuado que suministra aire a quemadores, a su vez, el horno debe operar con depresión y los humos ser capaces de vencer la pérdida de carga que sufren a través del horno. Esto es muy importante ya que si la presión dentro del horno estuviera muy por debajo de la presión atmosférica entraría mucho aire del exterior y esto implicaría dos cosas, por una parte se perdería rendimiento en el horno y por otra la medida de los analizadores de oxígeno se vería falseada. Éstos son los encargados de controlar que el exceso de aire que empleamos en quemadores es el adecuado. Si entrase demasiado aire del exterior al horno, el operador del horno pensaría que se está funcionando con un exceso de aire por encima del recomendado y actuaría en consecuencia, sin tener una referencia adecuada. En caso de que se operara por encima de la presión atmosférica (Figura 1.6) por una parte hay que tener en cuenta que tendríamos el problema de la pérdida de rendimiento en el horno asociado a la fuga de humos calientes al exterior sin intercambiar calor con los tubos y, por otra, hay que tener en cuenta que de cara a posibles inspecciones del horno, en caso de que se abriese una compuerta, los humos calientes saldrían hacia afuera quemando al operario.

Adicionalmente, los humos deben tener una velocidad adecuada cuando salgan a la atmósfera y cumplir así con los requerimientos en cuanto a emisiones.(Cortés Roblas, 2014)



**Figura 1.6:** Perfiles de tiro (vacío) en una chimenea. **Fuente:**(PDVSA, 2008)

Por lo general es deseable un tiro entre  $-0,05$  y  $-0,10$  pulg. H<sub>2</sub>O a la altura del arco radiante (entrada a la zona convectiva o extremo superior de la celda según sea el diseño). (PDVSA, 2008)

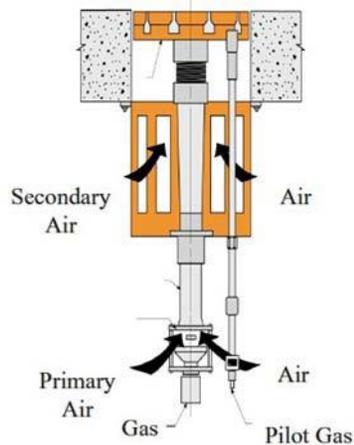
## 1.4 Los quemadores y la combustión

Un quemador es un dispositivo mecánico diseñado para producir una llama estable de tamaño y forma predecible. El quemador posibilita la utilización controlada del calor liberado por el proceso de combustión.

Las funciones de un quemador son:

- Posicionar la llama en una zona útil para la liberación de calor
- Iniciar y mantener la ignición
- Mezclar el combustible con el aire
- Volatilizar los combustibles sólidos y líquidos
- Suministrar el combustible y el aire a las velocidades y presiones adecuadas para facilitar las funciones descritas de manera segura y cualquier nivel de requerimiento térmico del proceso. (PDVSA, 1995)

Un quemador (ver Figura 1.7) se concibe para quemar gas o petróleo industrial de diverso grado de viscosidad; actualmente existen quemadores duales que permiten la quema de petróleo industrial y gas en un mismo quemador pero con diferentes lanzas.



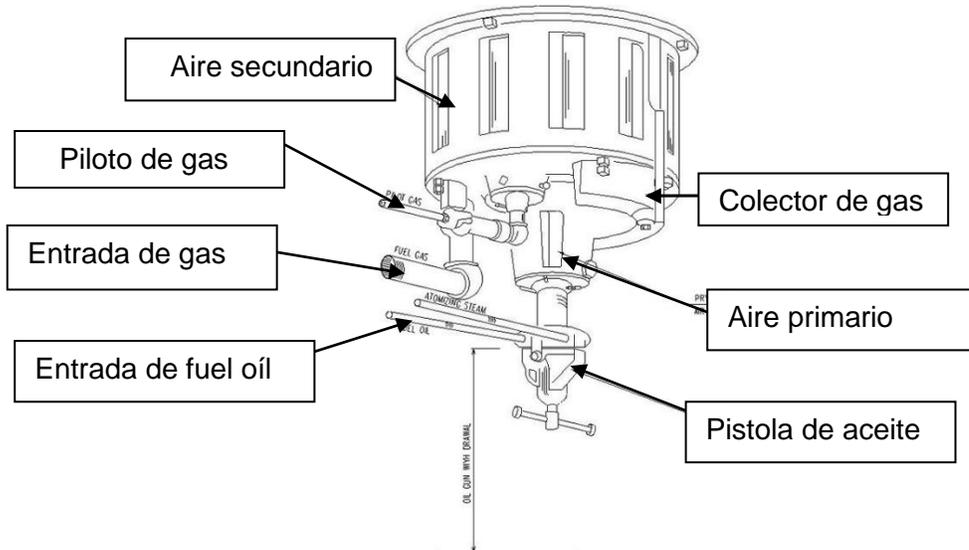
**Figura 1.7:** Quemador. **Fuente:**(Palacios Toledo, 2011)

En el caso de la combustión del aceite (diésel, petróleos industriales), deben estar pulverizados en la corriente de aire de combustión. Esta pulverización se obtiene, con la ayuda de vapor de agua, o bien mecánicamente. En los quemadores con pulverización con vapor, el aceite combustible y vapor se mezclan en una cámara y salen, juntamente, por el orificio del quemador con el aspecto de una niebla compuesta de partículas muy pequeñas. El consumo de vapor es de, aproximadamente de 30 a 35 % del peso de combustible.

En el diseño de la cámara radiante se deben tener en cuenta que el tipo de quemador y la liberación de cada uno de ellos, varía según su tamaño y la pérdida de carga a través del mismo. Esto puede afectar las dimensiones de la cámara radiante si la llama llegara a tocar los tubos y las paredes aisladas, por eso deben mantener una determinada distancia tanto a los tubos como a las paredes. Los quemadores por finalidad provocan la mezcla interna del aire y el combustible para obtener la combustión más completa posible. Estos poseen entradas de aire primario y aire secundario; el aire primario tiene como objetivo el suministro de aire en exceso para la combustión, el aire secundario permite modular la forma de llama en la cabina de la zona radiante. El combustible desemboca en la corriente de aire en el centro de un anillo refractario, que por el calor que irradia, asegura la estabilidad de la llama. (Silva Pincheira, 2015)

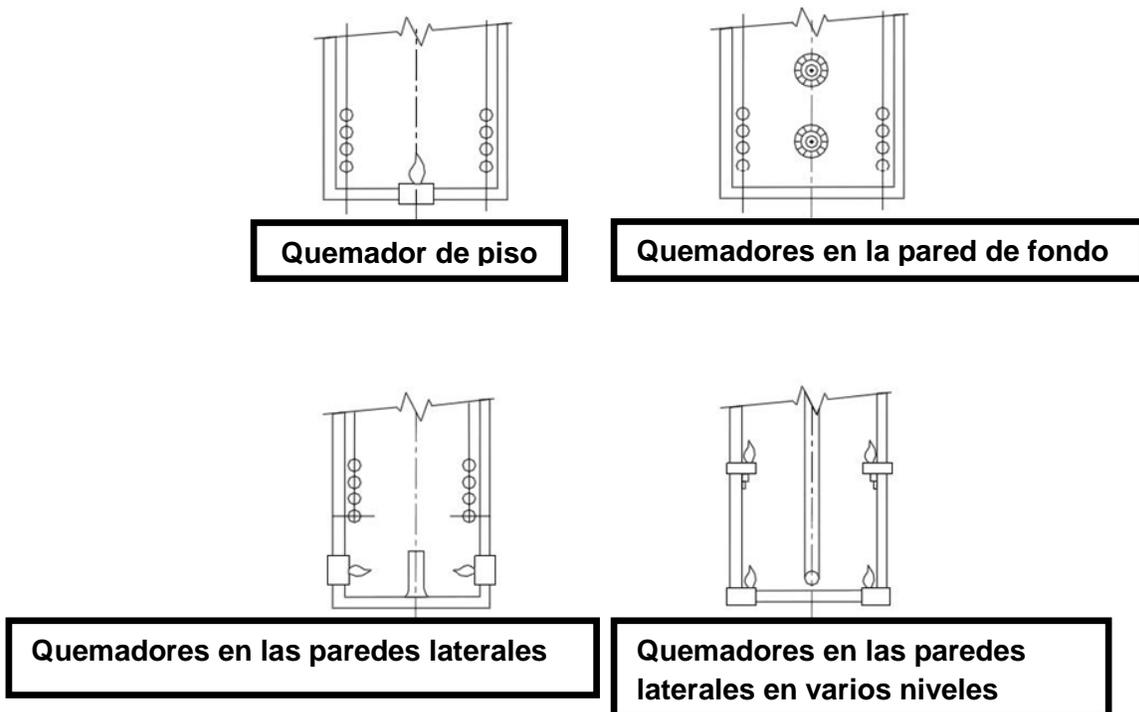
### 1.4.1 Componentes de un quemador

Los componentes de un quemador son el aire secundario y primario, la entrada de fuel oíl, vapor y gas, el piloto que es el encargado de crear la chispa para el encendido del quemador y la manivela que controla la cantidad de aire a la llama.



**Figura 1.8:** Componentes de un quemador. **Fuente:** (Cortés Roblas, 2014)

Los quemadores pueden tener diferentes arreglos y configuraciones, como se muestra en la figura 1.9, según los requerimientos del proceso, de piso, de pared de fondo, de pared lateral o de pared lateral a distintos niveles.



**Figura 1.9:** Configuraciones y arreglos de los quemadores. **Fuente:**(Mena Escobar, 2013)

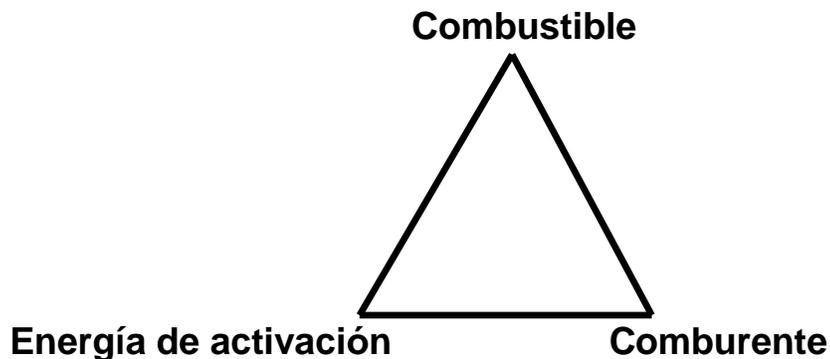
## 1.5 Combustión

La combustión es una forma particular de oxidación donde sucede la rápida combinación química de dos sustancias, una en condición de “combustible” portador de energía química (reductor) y la otra en condición de “comburente” (oxidante) encargada de liberarla en forma de luz y calor. En una combustión, combustible y el comburente desaparecen parcialmente para dar origen a nuevos productos, a través de cientos de reacciones químicas que en un principio conforman un equilibrio de compuestos transitorios y finales donde coexisten átomos, radicales libres, derivados orgánicos parcialmente oxidados, productos finales de combustión y moléculas de combustible intactas (sin quemar), además de nitrógeno y oxígeno excedente del aire.

En el caso de combustibles azufrados (como el carbón mineral o los petróleos residuales) también se producen óxidos de azufre ( $\text{SO}_2$  y  $\text{SO}_3$ ) En todo proceso de combustión ocurren reacciones químicas enmarcadas en los principios termodinámicos basados en la conservación de la materia y la energía, donde los elementos químicos existentes en los reaccionantes y productos siguen siendo exactamente los mismos en número y masa, pero se encuentran agrupados y enlazados de manera distinta. El calor liberado en la combustión no viene a ser otra cosa que el excedente térmico obtenido al modificar la estructura de las moléculas entre los reactivos y productos. (Lapido Rodríguez, Vidal Moya, & Madrigal Monzón, 2015)

### 1.5.1 Agentes Participantes de un Proceso de Combustión

Para que ocurra un proceso de combustión, deben coincidir simultáneamente tres agentes: el combustible, el comburente y la energía de activación, formando así el triángulo de fuego (figura 1.10), la ausencia de uno de ellos hace imposible su desarrollo.



**Figura 1.10.** Triángulo de fuego. **Fuente:** Elaboración propia

### **Combustible (Agente Reductor)**

Se denomina combustible a toda sustancia con la capacidad de arder fácilmente en presencia de oxígeno del aire, cuya energía química es utilizada para la obtención de calor, luz u otras formas de energía.

### **Comburente (Agente Oxidante)**

Sustancia que participa activamente en la combustión logrando la oxidación del combustible. El comburente universal es el oxígeno, por lo que en la práctica se utiliza el aire como comburente, ya que está compuesto, prácticamente, por 21 % oxígeno ( $O_2$ ) y 79 % nitrógeno ( $N_2$ ); únicamente en casos especiales se utilizan atmósferas enriquecidas en oxígeno e incluso oxígeno puro.

### **Energía de Activación (Agente de ignición)**

Para que el combustible arda o reaccione con el oxígeno debe agregarse calor, este calor es la ignición o energía de activación. La energía de activación es el elemento desencadenante de la reacción de combustión, que puede ser una chispa eléctrica, calor o algún efecto de choque o compresión, capaz de llevar una fracción pequeña de mezcla a una temperatura superior al punto de inflamación haciendo las veces de detonante para el encendido.

## **1.5.2 Condiciones para llevar a cabo una combustión sostenida**

Para una combustión sostenida en los hornos se deben cumplir varios parámetros que son imprescindibles para la combustión como son temperatura, exceso de aire o tipo de combustible.

### **Temperatura de inflamación**

La proporción aire/combustible es determinante para conformar una mezcla potencialmente inflamable; proporciones pequeñas o extremadamente altas de aire, inhiben el desarrollo de una combustión. En ambos casos, explicado porque el combustible resulta demasiado rico o demasiado pobre para arder con oxígeno del aire. A estos extremos, se les conoce como límites de inflamabilidad inferior y superior y generalmente se aplica para combustibles gaseosos (aunque también puede utilizarse para combustibles líquidos vaporizados).

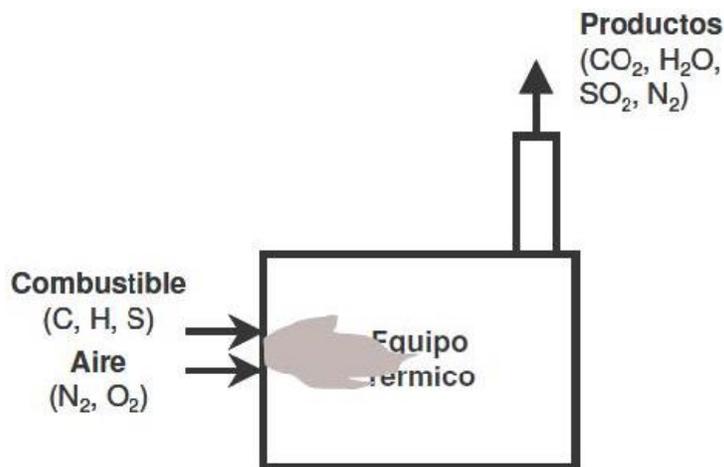
## Temperatura de ignición

La inflamabilidad de un combustible no garantiza la sostenibilidad de un proceso de combustión; para ello se precisa alcanzar la temperatura de ignición; sobre la cual este proceso se autosostiene generando calor suficiente en el medio, para fomentar la continuidad del proceso de encendido a cada nueva porción de combustible que haga su ingreso al quemador. (Vega Ángeles, 2014)

### 1.5.2.1 Reacciones químicas básicas en la combustión

- **Combustión Estequiométrica (ideal)**

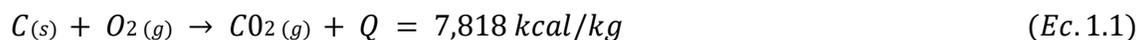
Es un proceso de combustión ideal (no existe) (figura 1.11), donde ocurre la interacción perfecta de las moléculas de oxígeno del aire y el combustible y donde ambos participan en cantidades estrictamente precisas para completar al 100% la oxidación del combustible.



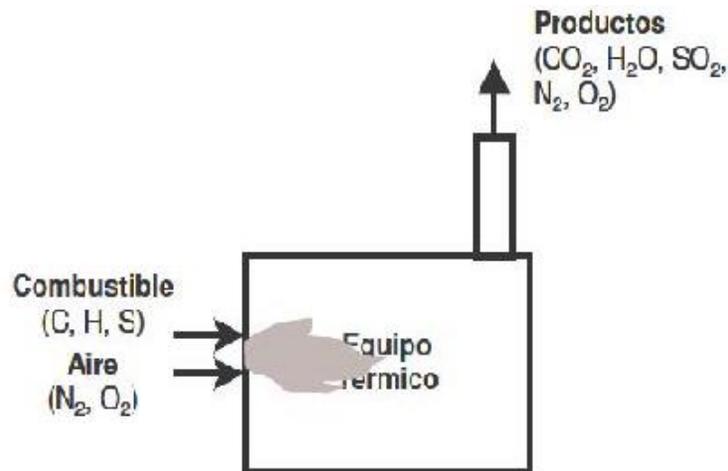
**Figura 1.11:** Combustión Estequiométrica. **Fuente:**(Vega Ángeles, 2014)

- **Combustión completa**

Similar a la combustión estequiometria, considera la conversión del 100% de combustible; sin embargo, a diferencia de ésta, se vale de cantidades de aire en exceso para lograr el mismo objetivo. (Figura 1.12)



La rigurosidad que describe la definición de una combustión completa excluye la presencia total de inquemados, lo que es prácticamente imposible en la práctica industrial, razón por la cual, estamos acostumbrados a denominar estados muy avanzados de conversión del combustible o combustiones “seudo-completas” como completas.



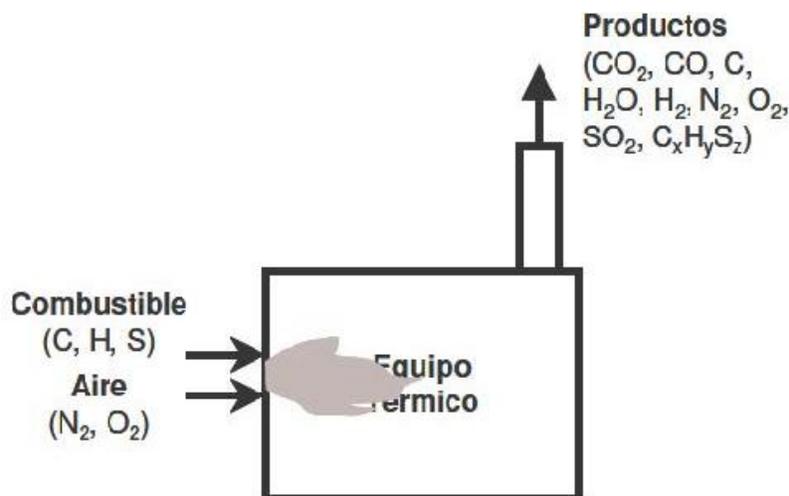
**Figura 1.12:** Combustión completa. **Fuente:**(Vega Ángeles, 2014)

- **Combustión incompleta**

Al quemar el carbono con menos aire que el anterior, da origen al monóxido de carbono. Se dice entonces que la combustión es incompleta (Figura 1.13):



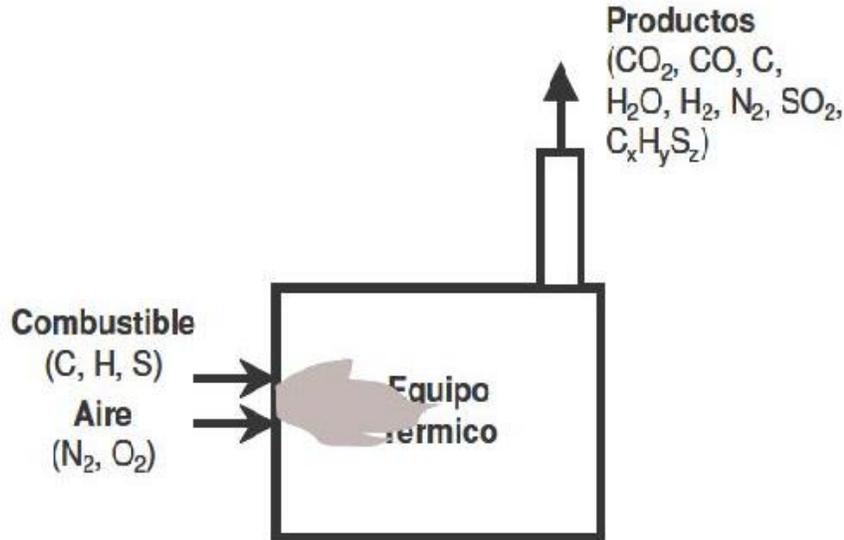
Es el tipo más común de combustión, en ella las proporciones de oxígeno en la mezcla exceden las necesarias para quemar todo el combustible, sin embargo, limitaciones propias del proceso como deficiente turbulencia, mala interacción combustible-comburente, baja de temperatura de llama o insuficiente tiempo de residencia impiden la conversión total, dando origen a la presencia de inquemados como monóxido de carbono, Hollín, Hidrógeno e hidrocarburos libres.



**Figura 1.13:** Combustión incompleta. **Fuente:** (Vega Ángeles, 2014)

- **Combustión Incompleta – Reductora**

Este tipo de combustión se caracteriza por la insuficiencia de aire, razón por la cual se ve impedida de aprovechar al máximo la energía química del combustible (Figura 1.14). Los productos de combustión manifiestan una marcada formación de hollín, monóxido de carbono, hidrógeno e hidrocarburos libres. (Vega Ángeles, 2014)



**Figura 1.14:** Combustión incompleta- reductora. **Fuente:** (Vega Ángeles, 2014)

**Exceso de aire**

El coeficiente de exceso de aire a suministrar al horno depende de (ver Tabla 1.1):

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

**Tabla 1.1:** Rangos típicos para el coeficiente de exceso de aire en función del tipo de combustible y sistema de combustión.

Tipo combustible	Sistema de combustión	Coeficiente de aire exceso	%en volumen oxígeno
Gas natural	-----	5-10	1-2
Propano	-----	5-10	1-2
Gas de coque	-----	5-10	1-2
Fuel oil #2	Atomización con vapor	10-12	2-3
Fuel oil #6	Atomización con vapor	10-15	2-3
Carbón	Pulverizado	15-20	3-3.5

**Fuente:** (Vega Ángeles, 2014)

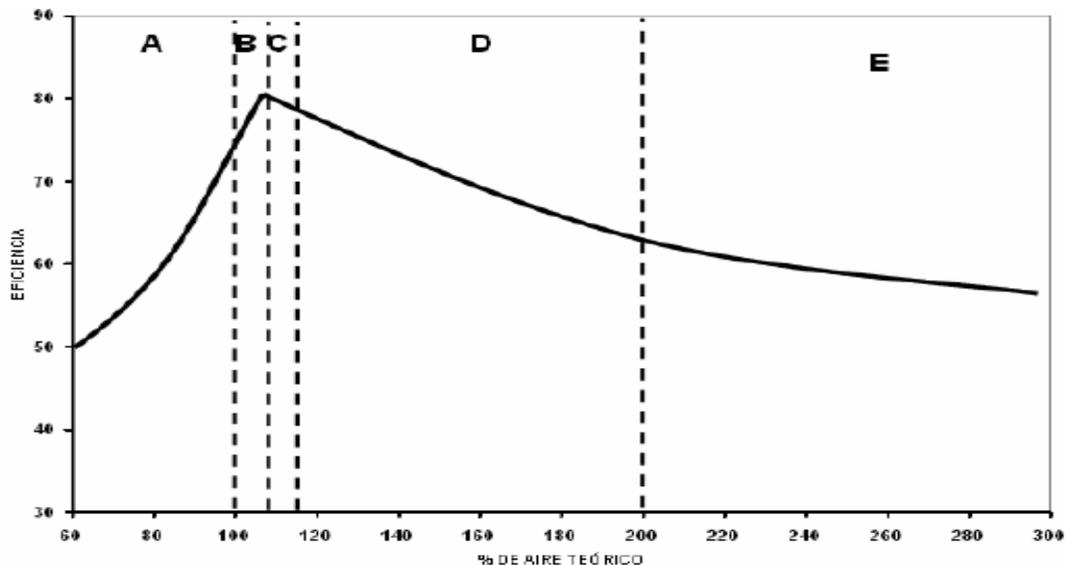
### 1.5.2.2 Ajuste de combustión

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.

El exceso de aire comburente es un parámetro muy importante para obtener una eficiente combustión. En la figura 1.15 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.

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.



**Figura 1.15:** Efectos del % del aire teórico sobre la eficiencia de la combustión. **Fuente:** (Pírez González, 2012)

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; %CO<sub>2</sub>; % de inquemados. (Pírez González, 2012)

### **1.5.2.3 Consecuencias del elevado exceso de aire**

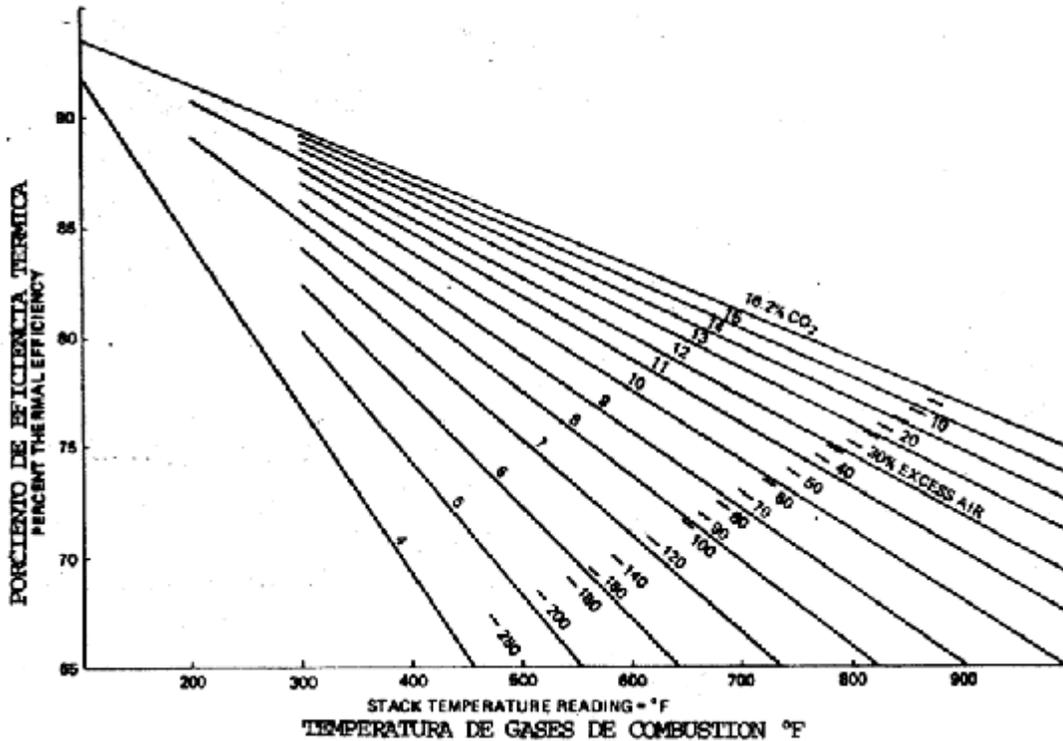
#### **I. Disminución de la temperatura de la llama.**

Como la transmisión de calor en el hogar se efectúa predominantemente por radiación, que es una función de la cuarta potencia de la temperatura de la llama, al disminuir la temperatura de esta como consecuencia del aumento del exceso de aire, disminuye el calor radiado en una proporción mucho más importante.

#### **II. Aumento de las pérdidas por chimenea.**

Al trabajar con elevados excesos de aire, aumenta la cantidad de calor que se va al exterior del equipo térmico con los gases de combustión. En efecto, la mayor dilución con aire de los gases calientes hace que, por un lado, baje la temperatura adiabática de llama con lo cual disminuye la fracción de calor absorbido en la zona radiante, que depende fundamentalmente de la cuarta potencia de la temperatura de esta, más que de la cantidad de gases. Por otro lado, en la zona convectiva aumenta el rendimiento, por ser mayor la temperatura y el caudal de humo; pero este aumento de rendimiento en la zona de convección no compensa las pérdidas en la zona de radiación además, los humos salen a la chimenea con más temperatura; el rendimiento neto, por tanto disminuye.

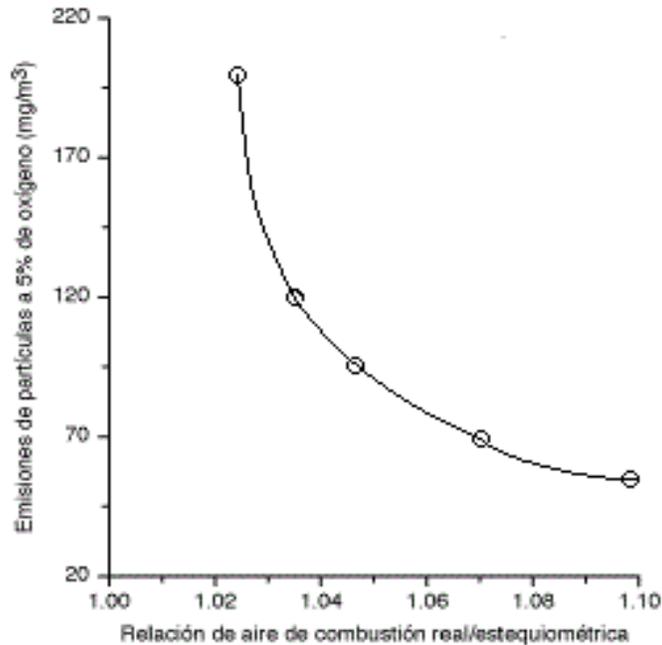
En la figura 1.16 se presentan los rendimientos de cualquier horno o caldera en función de los mismos parámetros de temperatura de humos y exceso de aire, para combustibles típicos de refinería.



**Figura 1.16:** Rendimiento de la combustión con relación al exceso de aire comburente.

**Fuente:** (Vega Ángeles, 2014)

Se recomienda, operar con valores mínimos de exceso de aire. Sin embargo, la disminución de éste tiene un límite, ya que por debajo de un cierto valor del caudal de aire (propio para cada quemador) las emisiones de monóxido de carbono y partículas sólidas crecen muy rápidamente según la figura 1.17 estas emisiones tienen el doble inconveniente: son contaminantes de la atmósfera, y provocan el ensuciamiento de las zonas de convección. Siendo más afectados los hornos de tiro inducido. Ya que el ensuciamiento de la zona de convección, hace que, al disminuir el tiro, se reduzca el caudal de aire comburente, lo que a su vez, implica una mayor emisión de partículas sólidas; haciendo necesario, con mayor frecuencia, una limpieza exterior de los tubos de la citada zona, cuyo ensuciamiento se pone de manifiesto al aumentar progresivamente la temperatura de salida de los humos como consecuencia de la disminución del intercambio térmico. (Pérez González, 2012)



**Figura 1.17:** Relación de partícula sólida y exceso de aire. **Fuente:** (Vega Ángeles, 2014)

Otro límite en la reducción del exceso de aire es la duración de los tubos del serpentín de la zona de radiación, como es sabido, el flujo de calor que reciben los tubos no es uniforme, presentándose valores máximos en la generatriz que ve la llama (flujo frontal); el reparto de este flujo frontal recibe un valor máximo de temperatura, cuya localización está en función de la altura y forma de la llama, este valor puede verse incrementado hasta en un 50% si el exceso de aire típico (30 %) se reduce a la mitad; y si el material del serpentín del horno en cuestión ha sido diseñado en base a una tasa de transmisión media apreciablemente inferior al valor local máximo de este flujo térmico, puede llegar a sobrepasarse el límite superior de temperatura admisible para el metal de los tubos, con la consiguiente reducción en la vida de los mismos, por ello son aconsejables la utilización de equipos de medida como pirómetros para controlar la temperatura de la llama y no sobrepasar del dimensionamiento térmico de los tubos.



# *Capítulo 2*

## **CAPÍTULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS**

En este capítulo se realiza una descripción del proceso de reformación catalítica y de la sección de hornos de la Refinería Cienfuegos S.A., así como las características fundamentales del horno F-01-203/1 y sus quemadores, parámetros operacionales de diseño y la metodología del cálculo térmico de la primera cámara a fin de comprobar la selección de los quemadores suministrados.

### **2.1 Descripción del proceso**

La planta cuenta con dos procesos, el proceso de hidrofinación que se encarga de eliminar las sustancias que son venenos para el catalizador de reformación como azufre, oxígeno, nitrógeno y partículas metálicas, mientras que el proceso de reformación es el que le da un aumento del octano a la nafta obteniendo así gasolina de alto octanaje.

#### **2.1.1 Proceso de Hidrofinación**

La alimentación de la materia prima se inicia con el suministro (40 a 63 m<sup>3</sup>/h), de fracción 70-180 °C a la planta de hidrofinación, en operación normal viene por la línea 1103/3 del área de tanques intermedios (Títulos 37 y 51). También existe la facilidad que la alimentación a la planta venga directamente de la sección 100, a través de la línea 122/1, que va al tambor de materia prima D-201 a una temperatura de 40 °C y una presión de 5 kgf/cm<sup>2</sup>.

La bomba de inyección de materia prima succiona la fracción 70-180 °C desde el tambor D-201 y la descarga para mezclarse con gas hidrogenado circulante, suministrado por el compresor de pistón para ir al nudo mezcla.

La fracción 70-180 °C va al intercambiador por agua E-210 por la línea 122/5, a través de la válvula motorizada YV-215, en donde se mezcla gas hidrogenado a una temperatura de 100 °C y una presión 41 kgf/cm<sup>2</sup>. Esta mezcla entra por la línea 201/1 al intercambiador E-210, por la carcasa y por los tubos va agua de enfriamiento en contracorriente.

A la salida de dicho intercambiador la mezcla pasa al separador de gas hidrogenado y materia prima (B-206) a una temperatura de 40 °C y una presión de 40 kgf/cm<sup>2</sup> donde se separa el gas hidrogenado enriquecido por la parte superior, de esta línea se desvía el exceso de gas hidrogenado hacia al flare (línea 211/15), otra parte va a la Inyección de gas hidrogenado enriquecido al sistema de hidrofinación y al almacenamiento de gas hidrogenado en título 17 (gasómetros).

Después del nudo de mezcla la fracción 70-180°C con gas hidrogenado, pasa al precalentamiento en los intercambiadores 3,2-1-E-201, los cuales trabajan en serie. Este producto pasa por la carcasa y en contracorriente por los tubos el flujo de retorno (hidrofinado inestable) que viene del reactor de refinación R-201, por la línea 203/1. Esta mezcla sale de este tren de intercambiadores a una temperatura 210°C y a una presión 37 kgf/cm<sup>2</sup> va luego por la línea 202/2 hacia el horno F-201, en donde alcanza la temperatura de reacción 260-310°C y presión de 35 kgf/cm<sup>2</sup>, para dirigirse, posteriormente por la línea 202/3 al reactor R-201. Este intercambiador cuenta con indicaciones de temperatura a la entrada y salida.

En el reactor R-201 en presencia del catalizador de cobalto y molibdeno sobre soporte de alúmina, tiene lugar la hidrogenación de los compuestos orgánicos sulfurados, nitrosos y oxigenados con desprendimiento de hidrógeno sulfurado, amoníaco, agua y la eliminación de metales pesados presentes en la materia prima. La velocidad volumétrica de la conducción de materia prima es de 2,5 h<sup>-1</sup>. La temperatura en el lecho catalítico es medida por sensores de temperatura multizonales, cuenta también con un diferencial de presión, con alarma por alta.

Finalmente, la mezcla de gas y producto sale del reactor R-201, por la línea 203/1 a una presión de 35 kgf/cm<sup>2</sup> al tren de intercambiadores 1, 2, 3 -E-201, luego sale por la línea 203/2, a una temperatura 130 °C y 32 kgf/cm<sup>2</sup> al enfriador por aire A-203 y posteriormente por la línea 203/3 a una temperatura de 55 °C al intercambiador por agua E-207. (Mezcla de gas y producto por la carcasa y agua de enfriamiento por los tubos). A la salida de dicho intercambiador la mezcla, ya enfriada hasta una temperatura de 40 °C y una presión de 31 kgf/cm<sup>2</sup> va al separador de hidrofinación B-201, por la línea 203/4.

En el B-201 se tiene la separación del producto hidrofinado inestable del gas hidrogenado circulante que sale por la parte superior y va:

- Al separador B-202, por la línea 212/1 y posteriormente a la succión de los compresores C-201/R.
- Al sistema de *flare*, cuando se requiere realizar un vaciado del sistema de hidrofinación, por una emergencia.

El hidrogenado inestable entra al bloque de estabilización pasando por el intercambiador E-202, se calienta el producto hidrogenado inestable hasta una temperatura de 150 °C y una presión 14 kgf/cm<sup>2</sup> el cual pasa por los tubos en contracorriente con el hidrogenado estable que va por la carcasa proveniente del fondo de la torre estabilizadora T-201.

El hidrogenado inestable pasa a la torre estabilizadora T-201, a través de la línea 204/2 y entra en los platos 16 y 19. En esta Torre a una presión 12,5 kgf/cm<sup>2</sup>, y a una temperatura de 140 °C en el tope y de 249 °C y 13 kgf/cm<sup>2</sup> en el fondo se separa del hidrogenado, los productos formados en hidrofinación, tales como el hidrógeno sulfurado, el amoníaco y el agua.

Por el tope de la torre, sale, por la línea 213/1, el gas hidrocarbonado hacia el enfriador por aire A-201 a 140 °C y 12,5 kgf/cm<sup>2</sup>. Luego entra al enfriador por aire A-201 y de ahí a 50 °C y 12 kgf/cm<sup>2</sup> pasa por la línea 213/2 al intercambiador por agua E-205 (gas hidrocarbonado por carcasa/ agua por los tubos), saliendo a una temperatura de 40 °C y 12 kgf/cm<sup>2</sup> hacia el tambor de reflujo de la T-201 (D-202) por la línea 213/3.

Desde el fondo de la torre T-201, por la línea 205/4, sale la fracción 70-180 °C (hidrofinado estable), con una temperatura de 249 °C y una presión de 13 kgf/cm<sup>2</sup>, hacia intercambiador E-202. Desde la línea 205/4, se deriva la succión (línea 205/1) de la bomba P-203/R, cuya descarga (Línea 205/2) va hacia el horno F-202. Desde el horno se reinyecta el hidrofinado estable en forma de chorro caliente a la torre T-201, por debajo del plato 1, a una temperatura 265 °C y una presión 14 kgf/cm<sup>2</sup>.

La fracción 70-180 °C estable sale por la carcasa a 145 °C y una presión 12 kgf/cm<sup>2</sup> del intercambiador E-202 (Por tubos fracción 70-180 °C inestable). De allí es succionada (línea 205/4) por la bomba de inyecta P-204/R y descargada por la línea 205/7 al bloque de reacción de reformación. Antes de la succión de las bombas el producto pasa a través de los filtros de productos hidrogenados (1,2-V-204), con la finalidad de eliminar posibles impurezas hacia el bloque de reacción de reformación. Desde el intercambiador E-202, existe la facilidad de enviar por la línea 205/8, hidrofinado estable hacia el intercambiador por agua E-212 (a 40 °C y 12 kgf/cm<sup>2</sup>), y de allí por la línea 205/9 al área de tanques intermedios (título 37). Esto es con objetivo de acumular hidrofinado estable para futuras arrancadas de la Planta.

### **2.1.2 Proceso de Reformación**

En el nudo de mezcla se une hidrogenado estable proveniente de la descarga de la bomba P-204/R, con gas hidrogenado de circulación proveniente por la línea 210/4 del separador B-210 (tambor de descarga del compresor). Este gas hidrogenado viene con una temperatura 90 °C y una presión de 23 kgf/cm<sup>2</sup>.

Después del nudo de mezcla, el hidrofinado estable con gas hidrogenado, a una temperatura de 97°C y una presión de 16 kgf/cm<sup>2</sup> pasa (línea 206/1) al precalentamiento

en los intercambiadores, los cuales trabajan en serie. Este producto pasa por la carcasa y en contracorriente por los tubos el flujo de retorno (reformado inestable) que viene del reactor de reformación R-204.

Esta mezcla sale de este tren de intercambiadores a una temperatura 437°C y a una presión 16 kgf/cm<sup>2</sup> y va luego hacia la primera cámara del horno F-203, entrando primero a la zona de convección. Posteriormente sale de esta cámara hacia el reactor R-202.

La salida del reactor R-202 por la línea 206/4 se dirige a la segunda cámara del horno F-203, específicamente a la zona 1, luego pasa a la zona 2 del mismo y posteriormente sale por la línea 206/5 hacia el reactor R-203. La temperatura de salida del fondo del reactor R-202.

En la salida de la segunda cámara, en la zona 1 del horno, se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para entrar a la zona 2 de la misma cámara.

La salida del reactor R-203 por la línea 206/6 se dirige a la tercera cámara del horno F-203 y posteriormente sale de la misma por la línea 206/7 hacia el reactor R-204.

El proceso de reformación tiene lugar en los reactores R-202/203/204, cuyo lecho catalítico se encuentra en una distribución de 1/2,5/5 respectivamente. Las reacciones en los mismos ocurren en presencia de un catalizador polimetálico de Platino-Renio, sobre un soporte de alúmina y con una adición de compuesto orgánico de Cloro (dicloroetano). La relación molar de hidrógeno materia prima es de 7 a 1, lo que equivale 1100 a 1300 m<sup>3</sup>normal/m<sup>3</sup> materia prima.

La dosificación de dicloroetano que se realiza a la entrada de los reactores R-203, 203 y 204 es para que en la parte acida del catalizador polimetálico (Platino-Renio) con base alúmina. El cloro se distribuye en toda la superficie del catalizador y activa especialmente las reacciones de isomerización de los parafínicos y nafténicos. Si las concentraciones de cloro son altas pueden conducir a excesivo hidrocraqueo (formación de coque) disminuyendo la vida útil del catalizador. La velocidad espacial de conducción del hidrofinado estable a los reactores de reformación es de 1,5 h<sup>-1</sup>

Finalmente, la mezcla de reformado inestable y gas sale del reactor R-204, por la línea 207/1 a una temperatura 515 °C y una presión de 15kgf/cm<sup>2</sup> al tren de intercambiadores, luego sale por la línea 207/2, a una temperatura 160 °C y 14 kgf/cm<sup>2</sup> al enfriador por aire y posteriormente por la línea 207/3 a una temperatura de 50 °C al intercambiador por agua E-208. (Mezcla de reformado y gas por la carcasa y agua de enfriamiento por los tubos).

A la salida de dicho intercambiador la mezcla, ya enfriada hasta una temperatura de 40°C y una presión de 12 kgf/cm<sup>2</sup> va al separador de Reformación B-204.

El gas hidrogenado separado en el tambor B-204, sale a una temperatura de 40°C y a 12 kgf/cm<sup>2</sup> de presión. Este se dirige, si es necesario a las torres de zeolitas, de acuerdo a la humedad en el mismo, de lo contrario se dirige al separador de succión de los Compresores en donde se realiza la separación del gas hidrogenado con arrastre del catalizado estable.

A la salida de los compresores el gas rico en hidrogeno pasa por los filtros, y sale de los mismos por la línea 210/4 al separador B-210. El nivel del separador B-210, que actúa sobre la válvula de control, que está a la salida, por donde se descarga periódicamente catalizado inestable hacia el tambor de materia prima D-201. El líquido separado (catalizado inestable), en el separador B-204, es succionado, por la bomba, la descarga de dicha bomba va al intercambiador E-204 a una temperatura 40 °C y a una presión de 16 kgf/cm<sup>2</sup>. El catalizado inestable entra por la carcasa e intercambia con el catalizado estable proveniente del fondo de la Torre estabilizadora T-202 que entra en dicho intercambiador por los tubos.

En el bloque de estabilización entra el catalizado inestable al intercambiador E-204 donde se calienta el producto hasta una temperatura de 140 °C y una presión 14 kgf/cm<sup>2</sup>.

El catalizado inestable pasa a la torre estabilizadora T-202, a través de la línea 208/3 y entra en los platos 18 y 21.

En esta torre a una presión 11,5 kgf/cm<sup>2</sup>, y a una temperatura de 70 °C en el tope y de 235 °C y 12 kgf/cm<sup>2</sup> en el fondo se separa las fracciones livianas del catalizado.

Por el tope de la torre, sale, la fracción liviana al enfriador por aire A-202 a 55 °C y 11,5 kgf/cm<sup>2</sup> y posteriormente al intercambiador por agua E-206 (fracción liviana por carcasa/ agua por los tubos), saliendo a una temperatura de 40 °C y 11,5 kgf/cm<sup>2</sup> hacia el tambor de reflujo de la T-202 (D-203) por la línea 216/3.

Por esta línea sale gas de estabilización al sistema de gas combustible. También por esta línea existen dos facilidades para enviar gas estabilizado al D-201 por la línea 218/2 y al bloque de aditivos por la línea 218/3.

En el tambor D-203, existe un control de nivel, con alarma por alta y por baja, que actúa sobre la válvula de control, que se encuentra en la línea de exceso de reflujo, que es enviado por la línea 217/3, desde la descarga de la bomba P-206/R hacia la sección 400.

Desde el fondo de la torre T-202, por la línea 209/4, sale catalizado estable, con una temperatura de 235 °C y una presión de 12 kgf/cm<sup>2</sup>, hacia intercambiador E-204.

Desde la línea 209/4, se deriva la succión de la bomba P-207/R, cuya descarga va hacia el horno F-204. Desde el horno se reinyecta el catalizado estable en forma de chorro caliente a la torre T-202, por debajo del plato 1, a una temperatura 262 °C y una presión 12 kgf/cm<sup>2</sup>. El flujo de recirculación caliente debe ser 106 m<sup>3</sup>/h. Además, en caso de presentarse un descenso del flujo por debajo del valor de bloqueo, se genera una activación del SPE por medio del *interlock* I-8, el cual corta al horno F-204 el fuel oil y gas por medio de su BMS.

La alimentación por la línea 209/2 es enviado a los dos pasos del horno F-204. En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto.

Finalmente el catalizado estable sale del intercambiador E-204 hacia el enfriador por aire A-205 y de allí al intercambiador E-209. A la salida de dicho intercambiador el catalizado estable sale a una temperatura de 40 °C y una presión 12 kgf/cm<sup>2</sup> hacia el Patio de tanques intermedios.

### **2.1.3 Sección de calentadores a fuego directo (S-600)**

La sección de calentadores a fuego directo de la instalación combinada está compuesta con hornos tipo caja y cilíndricos que sirven para proveer de calor los procesos tecnológicos desarrollados en la sección 100, 200, 300-1, 300-2,400 y 500, así como el bloque de recuperación de humos calientes de escape.

#### **2.1.3.1 Distribución de las secciones**

La sección 100 está constituida por tres hornos:-

Los F-01-101(T-01-101) y F-01-101(T-01-104) que se sirven para calentar los productos inferiores de las torres T-101, T-104, así como el F-01-101(T-01-102) que se utiliza para el calentamiento de las materias primas de la torre T-102.

❖ La sección 200 está distribuida por cinco hornos:

El F-01-201 que calienta la mezcla de gas y de materias primas ante el reactor de hidrofinación. El F-01-203 que se utiliza para calentar la mezcla de gas y de materias primas ante los reactores; F-01-203/1: primera etapa (para el R-202), F-01-203/2-1 y 2-2: segunda etapa (para el R-203), F-01-203/3: tercera etapa (para el R-204). Los F-01-202 y F-01-204 que calientan los productos inferiores de la torre de desprendimiento T-201 de la

torre de estabilización T-202. Así como también el F-01-205 que sirve para calentar los gases inertes o hidrogeno para la regeneración de las torres de zeolita.

- ❖ La sección 300-1 cuenta los hornos F-01-301-R-301 y F-01-301-T-301 que sus funciones son calentar la mezcla de gas y materia prima antes de entrar al reactor de hidrofinación de combustóleo y calentar el producto inferior de la torre de estabilización respectivamente.

- ❖ La sección 400 tiene un solo horno, el F-01-401-I que sirve para calentar el producto inferior de la torre debutanizadora T-01-401/1

- ❖ La sección 500 nunca fue puesta en marcha pero contaba con dos hornos que eran el F-01-501/1 que servía para calentar el producto inferior de la torre T-01-501/1 y el F-01-502 que calentaba la mezcla de gas y materias primas antes el reactor de isomerización R-01-501.

- ❖ Los gases de combustión van a la caldera recuperadora DK-01-601 a calentar el agua químicamente tratada que a través del proceso se convierte en vapor saturado.

Todos los hornos de la instalación están unidos en dos grupos de modo tal que los de las secciones 100 y 400 quedan ubicados por un lado de la caldera recuperadora y los hornos de las secciones 200 y 300 por el otro lado de la misma.

Los productos de combustión que provienen de cada horno pasan por las tuberías de agua a la DK-01-601 la cual produce 19 ton/hr de vapor, utilizando con este fin el calor de los humos de escape de los hornos.

Después de tratados en la caldera recuperadora DK-01-601, los humos de escape pasan a una chimenea de 190 m de alto, que asegura el tiro requerido del sistema de todos los hornos.

El horno F-01-203 es uno de los hornos que presenta problemas significativos, en la primera cámara (F-01-203/1) existen varios imperfectos en el proceso de operación provocando alta velocidad y temperatura en la salida de los gases de combustión, alto por ciento de O<sub>2</sub> en los gases de combustión, ensuciamiento en la sección de radiación y convección. Por lo comentado haremos una descripción en el capítulo de sus características fundamentales, parámetros de operación, el tipo de quemadores que posee y la metodología del cálculo verificativo que se utilizará.

## **2.2 Características fundamentales del horno F-01-203**

El F-01-203 es un horno tipo caja presenta cuatro cámaras metálicas de 9 m de altura revestidas interiormente, levantadas entre montantes de armazón, está compuesto por tres partes radiantes independientes, F-01-203/1, F-01-203/2 y F-01-203/3 y una cámara independiente común de convección que está destinada solo para la primera etapa. Las partes radiantes F-01-203/1 y F-01-203/3 tienen el mismo diseño y las mismas dimensiones, con una sola cámara cada una. La parte radiante F-01-203/2 tiene dos cámaras sin pared divisoria entre las mismas y los serpentines de las ambas están interconectados en serie.

El serpentín de cada cámara está compuesto por 29 tubos de material 1X2M1 de dimensión 76x7 m según las normas GOST 550-75 y GOST 7512-75, que funcionan en paralelo y están colocados de tal modo que pasan por la solera, la bóveda, y los dos lados de la cámara. Los tubos del serpentín están conectados con el colector de entrada y salida que se ubican por encima de cada cámara. En cada cámara del horno en el eje vertical de la pared frontal están ubicados horizontalmente cinco quemadores tipo SAB 2.2-GO previstos de atomización del combustible líquido a vapor y de gas y de succión de aire ambiente. (Lengipronefhim, 1985)

### **2.2.1 Parámetros operacionales de diseño del F-01-203**

El F-01-203 tiene como objetivo calentar la mezcla de gas y nafta hidrofinada antes de cada uno de los reactores R-202, R-203 y R-204 de la planta de reformación catalítica. Está diseñado para que en la sección de convección el producto entre de 380-432 °C y salga a 437-488 °C y en la sección de radiación de cada una de sus cámaras la temperatura de salida es de 480-520 °C, su máxima presión de trabajo es de 25 kgf/cm<sup>2</sup> y su máxima presión a prueba es de 100kgf/cm<sup>2</sup> y la presión de vacío es de - 20 kgf/cm<sup>2</sup>. Opera con un flujo en el producto entre los 40-72 m<sup>3</sup>/h. El aire de combustión es de tiro natural a temperatura ambiente. Los dámperes son de acero fundido de material 25Cr20Ni. Según American Petroleum Institute (2002), se controlan manualmente y su apertura es de 50 % para el encendido, posteriormente se regula sobre la marcha para obtener un buen desarrollo de la llama. La temperatura de la pared de los tubos en la zona de radiación es de 580 °C. En los gases combustión el porcentaje de O<sub>2</sub> se encuentra entre 3,5 - 5. La temperatura en la dama no excede a 880 °C y la temperatura de los gases a la salida del horno no debe ser mayor de 900°C. El perfil de tiro de los gases de combustible es de - 20 kgf/cm<sup>2</sup> y la velocidad debe estar entre 5 - 8 m/s. El rendimiento del

horno es de 70 % con la ayuda del aprovechamiento de los humos de combustión en la DK-01-601. (Lengipronefhim, 1985)

### 2.2.2 Quemadores del F-01-203

Los quemadores presentes en el horno F-01-203 son de fabricación alemana, modelo SAB 2,2-GO tipo B según diseñados para quemar gas combustible y fuel oil de forma independiente o combinada. Cada cámara del horno contiene 5 quemadores de forma horizontal situados en la pared frontal del mismo que desprenden una potencia máxima de 1,64 Gcal/h. La temperatura del aire de combustión al quemador es de temperatura ambiente (36,5 máx.) con una humedad relativa del 57 % y la entalpía del vapor de atomización es de 2763,59 kJ/kg con un gasto total de 0,18 kg de vapor/kg de combustible. Los parámetros de trabajo de los combustibles se presentan en la tabla 2.1.

**Tabla 2.1:** Parámetros de trabajo de los combustibles.

Parámetros de los combustibles	Combustibles		Atomizador
	Fuel oil	Gas hidrocarburado	Vapor sobrecalentado
Poder calórico (PCI)	9600 kcal/kg	Bajo PCI	
Viscosidad a 50°C	391 cSt	-	
Presión antes de la válvula de control	6 – 15 kgf/cm <sup>2</sup>	3 kgf/cm <sup>2</sup>	11kgf/cm <sup>2</sup>
Presión antes del quemador (carga máx.)	5,5 kgf/cm <sup>2</sup>	0,2 kgf/cm <sup>2</sup>	5,5 kgf/cm <sup>2</sup>
Presión en el punto terminal	-	0,5 – 3 kgf/cm <sup>2</sup>	-
Temperatura	132 °C	50 – 55 °C	166 °C
Flujo del combustible máxima(5 quemadores)	1015kg/h	1155 Nm <sup>3</sup> /h	0,18 kg/kg de combustible
Flujo del combustible máxima por quemador	203 kg/h	231 Nm <sup>3</sup> /h	
Flujo del combustible máxima por quemador (diseño)	442 kg/h	504 Nm <sup>3</sup> /h	
Flujo del combustible por combustión operación (diseño)	1284 kg/h	399 Nm <sup>3</sup> /h	
Exceso de aire	10%	15%	

**Fuente:** (BTG Slovensko s. r. o., 2007)

## 2.3 Cálculo térmico del horno

Para el cálculo verificativo de la primera cámara del horno se utiliza la metodología propuesta por (Pérez Garay, 2004) y la norma (American Petroleum Institute, 2002). Según Pérez Garay (2004), el horno tiene un conjunto de características térmicas que resaltan objetivos del trabajo durante un cálculo verificativo. Las principales características del horno son: calor producido en el horno, calor aceptado en el horno, temperatura de salida de los gases, temperatura adiabática de la llama y emisividad del horno.

Estas características térmicas del horno a las cuales se hace referencia, van a tomar siempre parte en los procesos de cálculo de los hornos, teniendo siempre en cuenta el objetivo del cálculo que se vaya a realizar. En el cálculo térmico verificativo el objetivo es determinar el calor entregado en el horno y la temperatura de salida de los gases del mismo, teniendo como base todo el dimensionamiento del horno que se conoce.

### 2.3.1 Balance térmico de un horno

Para el cálculo térmico del horno es necesario realizar primero el balance térmico del horno que no es más que la relación entre el calor producido en el horno, el calor aceptado por este, el calor que llevan los gases que lo abandonan y el calor perdido por radiación al medio ambiente. Necesariamente para que exista un balance térmico en el horno el calor aceptado tendrá que ser igual a la diferencia entre el calor producido y el que llevan los gases al salir de este; matemáticamente esto puede expresarse por la ecuación siguiente:

$$Q_{a.h} = \varphi * (Q_{p.h} - I''_h) \quad (kcal/kg) \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

$Q_{a.h}$ : Calor aceptado en el horno.

$Q_{p.h}$ : Calor producido en el horno.

$I''_h$ : Entalpía de los gases al salir del horno.

$\varphi$ : Coeficiente de conservación del calor.

Para calcular los diferentes términos de la ecuación se tiene que:

#### 2.3.1.1 Calor producido en el horno

Es todo el calor que se libera en el horno por el combustible o que viene con las sustancias que entran a este, su cálculo es decisivo tanto para el cálculo del horno como para el cálculo de los restantes equipos de transferencia de calor.

$$Q_{p,h} = Q_d * \frac{100 - q_3 - q_4 - q_6}{100} + Q_a - Q_{a,pc} \quad (kcal/kg) \quad (Ec.. 2.2)$$

Donde:

$Q_d$ : Calor disponible.

$q_3$ : Pérdidas por incombustión química.

$q_4$ : Pérdidas por incombustión mecánica.

$q_6$ : Pérdidas por residuos.

$Q_a$ : Calor introducido por el aire al horno.

$Q_{a,pc}$ : Calor dado al aire en precalentador

### 2.3.1.1.1 Calor disponible ( $Q_d$ )

$$Q_d = Q_1 + \sum Q_p \quad (kcal/kg) \quad (Ec. 2.3)$$

Donde:

$Q_1$ : Calor útil, que es entregado a la sustancia de trabajo.

$\sum Q_p$ : Sumatoria de las pérdidas de calor existentes.

Desglosando la ecuación 2.3 tenemos

$$Q_d = Q_i^p + i_c + Q_{a,pc} + Q_\emptyset (kcal/kg) \quad (Ec. 2.4)$$

Donde:

$Q_i^p$ : Poder calórico del combustible.

$i_c$ : Entalpía de combustión

$Q_{a,pc}$ : Calor aceptado por el aire en el precalentador

$Q_\emptyset$ : Calor introducido por el vapor de atomización

La entalpía del combustible ( $i_c$ ) se determina por la ecuación:

$$i_c = c_c * t_c \quad (kcal/kg) \quad (Ec. 2.5)$$

Donde:

$t_c$ : Temperatura del combustible al entrar a los quemadores. °C

$c_c$ : Calor específico del combustible.

Para la combustión con fuel oil se puede utilizar la siguiente ecuación empírica:

$$c_c = 0,415 + 0,0006 * t_c \quad (kcal/kg * °C) \quad (Ec. 2.6)$$

### 2.3.1.1.2 Calor introducido por el vapor de atomización

$$Q_\emptyset = G_\emptyset * (i_\emptyset - 600) \quad (kcal/kg) \quad (Ec. 2.7)$$

Donde:

$i_{\phi}$ : Entalpía del vapor utilizado. Se toma de las tablas de propiedades del agua y su vapor, de acuerdo a los parámetros que presente. (Anexo 5)

$G_{\phi}$ : Gasto total del vapor considerando las dos posibles fuentes, atomización y tiro. Debe expresarse en  $kg \text{ vap}/kg \text{ comb}$ .

### 2.3.1.2 Pérdidas en el horno

Las pérdidas térmicas representa la suma de todas las pérdidas que ocurren en los procesos de combustión y transferencia de calor en el generador de vapor. Para un horno de procesos, en la determinación del balance térmico, las pérdidas que se ponen en manifiesto son, perdidas por incombustión química ( $q_3$ ), pérdidas por incombustion mecánica ( $q_4$ ), pérdidas por radiación al medio ambiente( $q_5$ )y pérdidas por residuos ( $q_6$ ).

#### 2.3.1.2.1 Pérdidas por los gases de combustión ( $q_2$ )

Los gases al salir del horno tienen una alta temperatura, por lo que arrastran una cantidad de calor sensible hacia la atmósfera, constituyendo esta una pérdida importante en el horno, pues ese calor procede del calor disponible y no ha podido ser convertido en calor útil.

Esta pérdida puede ser evaluada de la siguiente forma:

$$q_2 = \frac{Q_2}{Q_d} * 100 \quad (\%) \quad (\text{Ec. 2.8})$$

$$q_2 = \frac{(I_g - \alpha_{s,h} * I_d^0) * (100 - q_4)}{Q_d} \quad (\%) \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Siendo:

$I_g$ : Entalpía de los gases de combustión

$\alpha_{s,h}$ : Coeficiente de exceso de aire a la salida del horno

#### 2.3.1.2.2 Pérdidas por incombustión química( $q_3$ )

La pérdida por incombustión química tiene el origen en el hecho de que no todo el carbono y demás sustancias combustibles encuentran la cantidad suficiente de oxígeno como para sufrir una oxidación total, lo que trae como consecuencia de que en la reacción solo se llegue a productos intermedios dejándose de desprender una determinada cantidad de calor.

Estas pérdidas se pueden calcular según la expresión:

$$q_3 = \left( \frac{100 - q_4}{Q_d} \right) * 30,2 * CO * V_g \quad (\%) \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde:

$CO$ : Es el monóxido de carbono que se produce con la combustión.

$V_g$ : Es el volumen real de los gases de producción de la combustión.

Para determinar  $V_g$  se expresa la siguiente ecuación:

$$V_g = V_g^o + (\alpha - 1) * V^o + 0.00161 * d * (\alpha - 1) * V^o \quad (m^3/kg) \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Donde:

$\alpha$ : Coeficiente de exceso de aire.

$V_g^o$ : Volumen total teórico de los gases de producción de la combustión.

$d$ : humedad del área (15-18)  $(g/kg)$

$V^o$ : Volumen teórico del aire. Sus valores para algunos combustibles estándar aparecen en la tabla 2.2.

**Tabla 2.2:** Valores de la cantidad de aire teórico para algunos combustibles.

Combustibles	$V^o (m^3/kg)$
Petróleo de bajo azufre	10,62
Petróleo de medio azufre	10,45
Petróleo de alto azufre	10,20

**Fuente:** (Pérez Garay, 2004)

Para obtener el volumen total de los gases ( $V_g^o$ ) se utiliza la ecuación siguiente:

$$V_g^o = V_{RO_2} + V_{N_2}^o + V_{H_2O}^o \quad (m^3/kg) \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:

$V_{RO_2}$ -volumen total de los gases triatómicos.

$V_{H_2O}^o$ -volumen total teórico de vapor de agua.

$V_{N_2}^o$ -volumen total teórico de nitrógeno.

El volumen total de los gases triatómicos  $V_{RO_2}$  se expresa mediante la ecuación:

$$V_{RO_2} = 1,866 * \frac{S^P + 0,375 * C^P}{100} \quad (m^3/kg) \quad (\text{Ec. 2.13})$$

El volumen total teórico de vapor de agua se expresa mediante la ecuación:

$$V_{H_2O}^o = 0,111 * H^P + 0,0124 * W^P + 0,00161 * dv^o + 1,24 * G_\phi \quad (m^3/kg) \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Siendo:

$0,111 * H^P$ : Volumen del vapor de agua producto del hidrogeno en el combustible ( $H^P$ )

$0,0124 * W^P$ : Volumen del vapor de agua producto de la humedad en el combustible ( $W^P$ )

$0,00161 * dV^o$ : Volumen teórico del vapor de agua producto a la humedad que entra con el aire. Donde  $d$  es la humedad del aire y se da en  $\left(\frac{\text{gramos de agua}}{\text{kilogramos de aire}}\right)$ .

$1,24 * G_{\emptyset}$ : Volumen del vapor de agua producto a la atomización del vapor

El volumen total teórico del nitrógeno se define por la expresión:

$$V_{N_2}^o = 0,79 * V^o + 0,8 * \frac{N^P}{100} \quad (m^3/kg) \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Donde  $N^P$  es el porcentaje de nitrógeno en el combustible.

### 2.3.1.2.3 Cálculo del coeficiente de exceso de aire

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  $\alpha$ .

$$\alpha = \frac{\text{vol real aire}}{\text{vol teorico aire}} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Si:

$\alpha = 1$  La combustión es estequiométrica.

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

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

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

$$\varepsilon = (\alpha - 1) * 100 \quad (\text{Ec. 2.17})$$

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

$$\varepsilon = \left[ \frac{\frac{C}{12} * (\%O_2)}{\left(\frac{C}{12} + \frac{S}{32} + \frac{H_2}{4}\right) * \%O_2} \right] * 100 \quad (\text{Ec. 2.18})$$

### 2.3.1.2.4 Pérdidas por incombustión mecánica ( $q_4$ )

La pérdida por incombustión mecánica tiene su origen en el hecho de que, en ocasiones en una combustión real, en una combustión real, una pequeña parte de sustancias combustibles no encuentra combustibles y no se quema. Esta combustible no quemado puede tomar dos caminos, irse por el tracto de gases constituyendo parte de los residuos volátiles o quedarse en las parrillas del horno.

La magnitud de esta pérdida depende muy directamente del tipo de combustible. Para combustibles líquidos y gaseosos puede despreciarse  $q_4=0$ .

### 2.3.1.2.5 Pérdidas de calor por radiación al medio ambiente ( $q_5$ )

Esta pérdida abarca todo el calor que por diferentes vías va a pasar al medio ambiente, ya sea por radiación directa a través de los registros abiertos, o por conducción a través de las paredes del horno. Debe corregirse por la siguiente ecuación:

$$q_{5D} = q_{5DN} * \frac{D_N}{D} \rightarrow \text{Para calcularlas cargas parciales.} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

$q_{5D}$ : Pérdidas por radiación a la producción parcial ( $D$ )

$q_{5DN}$ : Pérdidas por radiación a la producción nominal ( $D_N$ )

Las pérdidas de calor por radiación al medio ambiente se pueden determinar mediante la gráfica del Anexo 2 o se pueden tomar los rangos de oscilación de la tabla 2.3.

**Tabla 2.3:** Rangos de oscilación de las pérdidas por radiación.

Producción	Pérdidas por radiación ( $q_5$ ).
Producción baja	2 - 2,5 %
Producción media	0,5 – 2 %
Producción alta	0,4 - 0,5 %

**Fuente:** (Pérez Garay, 2004)

La pérdida de calor por residuos sólidos ( $q_6$ ) solo debe tomarse en cuenta para combustible sólidos.

### 2.3.1.3 Coeficiente de conservación del calor ( $\varphi$ ) teniendo en cuenta las pérdidas al medio ambiente

El coeficiente de conservación del calor es el factor que caracteriza el grado de conservación del calor cuya fórmula es:

$$\varphi = 1 - \frac{q_5}{\eta + q_5} \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Donde:

$\eta$ : Eficiencia del horno

El cálculo de entalpía de los gases de combustión se realiza mediante la ecuación:

$$I_g = I_g^o + (\alpha - 1) * I_a^o + I_c = I_h'' \quad (\text{Ec. 2.21})$$

$I_g$ : Entalpía total de los gases por kg de combustible en el punto evaluado con coeficiente de exceso de aire  $\alpha=1$  y con temperatura  $\theta$ .

$I_g^o$ : Entalpía de los gases por kg con  $\alpha=1$  y temperatura  $\theta$ .

$I_a^o$ : Entalpía de la cantidad de aire teórico a temperatura  $\theta$ .

$I_C$ : Entalpía de ceniza volátil que se escapa entre los gases.

Los valores de  $I_g^o$  y  $I_a^o$  se pueden obtener en la tabla del Anexo 3

### 2.3.2 Cálculo térmico verificativo del horno

El cálculo térmico verificativo tiene como objetivo determinar la temperatura de salida de los gases del horno y con esta el calor que es absorbido en el horno. La temperatura de salida de los gases se calcula por la siguiente expresión:

$$\vartheta_h'' = \frac{T_a}{M \left( \frac{4.9 \times 10^{-8} \cdot \psi \cdot F_{r,h} \cdot a_h \cdot T_a^3}{\varphi \cdot B \cdot CTM} \right)^{0.6} + 1} - 273 \quad (\text{Ec. 2.22})$$

Donde:

$T_a$ : Temperatura adiabática de la llama.

$M$ : Coeficiente de la posición relativa de la zona de más alta temperatura del horno.

$a_h$ : Emisividad del horno.

$\varphi$ : Coeficiente de conservación del calor.

$B$ : Gasto de combustible.

$\psi$ : Coeficiente de la eficiencia térmica de las pantallas.

$F_{r,h}$ : Superficie real de las pantallas del horno.

$CTM$ : Capacidad térmica media de los productos de combustión.

Temperatura absoluta de los gases a la salida del horno.

$$T_h'' = \vartheta_h + 273 \quad (K) \quad (\text{Ec. 2.23})$$

Siendo  $\vartheta_h$  temperatura de los gases a la salida del horno.

Como  $\vartheta_h$  todavía no puede ser decidida, hay que asumirla tomando en base las recomendaciones siguientes:

Para combustible líquidos

- Hornos y calderas grandes

$\vartheta_h = 1050$  a  $1200$

- Hornos y calderas medianas y pequeñas

$\vartheta_h = 900$  a  $1050$

Esta recomendación se hace en base a la práctica y los resultados técnicos-económicos del trabajo.

Temperatura absoluta adiabática de la llama

$$T_a'' = \vartheta_a + 273 \quad (K) \quad (\text{Ec. 2.24})$$

Donde:

$\vartheta_a$ : Temperatura diabática de la llama en función al calor producido en el horno ( $Q_{p,h}$ ).

$\vartheta_a$ : Se obtiene en la tabla del Anexo 3, tomando ( $Q_{p,h}$ ) como  $I_g^o$ .

### Emisividad del horno

$$a_h = \frac{a_{ll}}{a_{ll} + (1 - a_{ll})k * \xi} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

$a_{ll}$ : Emisividad efectiva de la llama.

$\xi$ : Coeficiente de ensuciamiento.

K: grado de apantallamiento.

Este término queda definido por la siguiente ecuación:

$$k = \frac{H_{ef}}{F_d * t} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Donde:

$H_{ef}$ : Superficie efectiva aceptadora del calor

$F_d * t$ : Superficie disponible total de pantalla.

### **2.3.2.1 Área de pantalla y superficie efectiva**

Antes de proceder al cálculo del área y la superficie efectiva de apantallamiento se debe dar primero las características de la pantalla.

Las pantallas están formadas por tubos de acero, colocados en las paredes, piso, techo y festón, con cierto espaciamiento entre sí. Sus principales parámetros son:

➤ Diámetro de los tubos:

$d=50$  a  $60$  mm

➤ Espaciamiento entre los tubos

Hornos y calderas grandes

$$S = (1,2 \text{ a } 1,5) * d \quad (\text{Ec. 2.27})$$

Hornos y calderas medianas

$$S = (1,8 \text{ a } 2,0) * d \text{ para paredes laterales y frontales.} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

$$S = (1,3) * d \text{ para paredes posteriores.} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

➤ Separación de la pared del horno

Generalmente:

$e = (0 \text{ a } 2,0)$

Hornos y calderas medianas

$e = 1,10$

### Área de pantalla en el piso

El área total de pantalla del piso ( $F_{r,p}$ ) es igual al área total de pantalla del techo ( $F_{r,t}$ )

$$F_{r.p} = 3,14 * diam * a * N_t = (F_{r.t}) \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde

diam: diámetro del tubo.

$a$ : Ancho de la pantalla.

$N_t$ : Número de tubos.

#### Superficie efectiva en el piso

La superficie efectiva del piso del horno es igual a la superficie efectiva del techo.

$$H_{ef.p} = F_{r.p} * x_p = H_{ef.t} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

$x_p$ : Coeficiente angular de la pantalla del piso.

Generalmente  $x_p=x$ (coeficiente angular para todo el horno) que se determina como:

$$x = \left( \frac{S}{d}, \frac{e}{d} \right) \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Donde:

$S$ : Separación entre los tubos.

$e$ : Separación entre la pared y la pantalla de los tubos.

#### Área de pantalla en las paredes laterales

La pared lateral izquierda es igual a la pared lateral derecha.

$$F_{r.p.lat} = 3,14 * diam * h * N_t \quad (\text{Ec.2.33})$$

$h$ : Altura de las pantallas laterales

#### Superficie efectiva de las paredes laterales

$$H_{ef.p.lat} = F_{r.p.lat} * x \quad (\text{Ec. 2.34})$$

#### Superficie total de pantalla del horno

$$F_d * h = F_{r.p.lat.i} + F_{r.p.lat.d} + F_{r.p} + F_{r.t} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

#### Superficie efectiva del horno

$$H_{ef} = H_{ef.p} + H_{ef.t} + H_{ef.p.lat.i} + H_{ef.p.lat.d} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

### **2.3.2.2 Emisividad efectiva de la llama**

Para comprender este término es preciso conocer una característica fundamental de la llama; es necesario saber que la llama no es una masa homogénea con iguales características de transmisión del calor, sino todo lo contrario, a grandes rasgos podemos plantear que está constituida por dos partes: una llama parte luminosa y una llama parte no luminosa compuesta principalmente por gases triatómicos ambas partes presentan emisividades diferentes, por eso es necesario usar el término emisividad efectiva de la

llama y que este dé un promedio de las emisividades de las dos partes, pero además teniendo en cuenta, que no ocupan igual volumen en el horno.

La emisividad efectiva de la llama ( $a_{ll}$ ) puede ser calculada por la ecuación:

$$a_{ll} = m * a_{ll,l} + (1 - m)a_{ll,no.l} \quad (\text{Ec. 2.37})$$

Donde:

m: coeficiente que tiene en cuenta el volumen del horno ocupado por la llama luminosa.

Este coeficiente depende de la carga térmica específica del volumen del horno.

- Carga normal:  $q_v \leq 850 * 10^3 \text{ kcal}/\text{m}^3 * h$  (Ec. 2.38)

Combustibles líquidos: m=0,55

Combustibles sólidos: m=1

Combustibles gaseosos: m=0,1

- Cargas forzadas:  $q_v > 1 * 10^6 \text{ kcal}/\text{m}^3 * h$  (Ec. 2.39)

Combustibles líquidos: m=1

Combustibles gaseosos: m=0,2

Combustibles sólidos – condición inadmisibles.

$a_{ll,no.l}$ : Emisividad de la llama no luminosa

$a_{ll,l}$ : Emisividad de la llama luminosa

Carga térmica del volumen del horno ( $q_v$ )

$$q_v = \frac{Q}{V_h} = \frac{B * Q_i^p}{V_h} \quad (\text{kcal}/\text{m}^3 * h) \quad (\text{Ec. 2.40})$$

Donde:

Q: Calor desprendido (kcal/kg)

B: Flujo del combustible (kg/h)

$Q_i^p$ : Poder calórico inferior principal. (kcal/kg)

$V_h$ : Volumen del horno ( $\text{m}^3$ )

Calculando la expresión:

$$a_{ll,no.l} = 1 - e^{-k_{no.l} * p * s} \quad (\text{Ec. 2.41})$$

Donde:

e: Constante de Euler

p: Presión del horno.

s: Longitud media radiante. Se calcula mediante la expresión:

$$s = 3,6 * \frac{V_h}{F_{d,t}} \quad (\text{Ec. 2.42})$$

m: Coeficiente que tiene que ver con la parte del volumen del horno que ocupa la llama.

$k_{no.l}$ : Coeficiente de debilitamiento de los rayos por las llamas no luminosas. se obtiene mediante:

$$k_{no.l} = \left( \frac{0,78+1,6*\zeta_{H_2O}}{\sqrt{p_g*t*s}} - 0,1 \right) * \left( 1 - 0,37 \frac{T_h''}{1000} \right) * \zeta_t \quad (\text{Ec. 2.43})$$

Donde:

$\zeta_{H_2O}$ : Parte volumétrica del agua. (Anexo 4)

$\zeta_t$ : Parte volumétrica de los gases triatómicos totales. (Anexo 4)

$p_g * t$ : Suma de las presiones parciales de los gases triatómicos totales. Donde:

$$P_g * t = p * \zeta_t \quad (\text{kg/cm}^2) \quad (\text{Ec. 2.44})$$

Sumatoria parciales de mezcla

$$P_{CO_2} = M_{CO_2} * p_m \quad (\text{Ec. 2.45})$$

$$P_{SO_2} = M_{SO_2} * p_m \quad (\text{Ec. 2.46})$$

Emisividad de la llama luminosa ( $a_{ll.l}$ )

$$a_{ll.l} = 1 - e^{-k_l * p * s} \quad (\text{Ec. 2.47})$$

Donde:

$k_l$ = coeficiente de debilitamiento de los rayos por la llama lumínica.

$$k_l = k_{no.l} + k_c \quad (\text{Ec. 2.48})$$

Donde:

$$k_c = 0,03(2 - \alpha_h) \left( 1,6 * \frac{T_h''}{1000} - 0,5 \right) \frac{C^p}{HP} \quad (\text{Ec. 2.49})$$

### 2.3.2.3 Coeficiente que tiene en cuenta la posición de la zona de más alta en el horno (M).

Este coeficiente tiene en cuenta la posición donde se encuentra la zona de más alta temperatura en el horno, es decir, el núcleo de la llama; esto depende de la posición de los quemadores en el horno y tiene gran influencia sobre la radiación térmica hacia las pantallas.

La temperatura que en la práctica se alcanza en estas zonas es del orden de los 1400 a 1600 °C.

Los valores de este coeficiente para hornos de cámara pueden determinarse como sigue:

• Combustibles sólidos:

$$M = 0,59 - 0,5 * h_r \quad (\text{Ec. 2.50})$$

• Combustibles líquidos y gaseosos:

$$M = 0,52 - 0,2 * h_r \quad (\text{Ec. 2.51})$$

Siendo  $h_r$  la posición relativa de los quemadores o altura relativa.

$$h_r = \frac{h_q}{H_h} \quad (\text{Ec. 2.52})$$

Donde:

$h_q$ : Altura de los quemadores (m)

$H_h$ : Altura del horno (interior) (m)

Cuando hay más de una fila de quemadores con iguales capacidades se tiene la ecuación siguiente:

$$h_q = \frac{n_1 h_{q1} + n_2 h_{q2} + n_3 h_{q3} + n_4 h_{q4} + n_5 h_{q5}}{n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5} \quad (m) \quad (\text{Ec. 2.53})$$

$n$ : Número de quemadores en las filas.

$h$ : Altura de cada una de las filas.

Para quemadores horizontales se recomienda que  $h_r$  este entre 0,25 y 0,30.

### 1.2.1.1 Coeficiente de la eficiencia térmica de las pantallas y capacidad térmica media

Para concluir con el cálculo térmico verificativo, primeramente, se deben calcular dos términos que son el coeficiente de la eficiencia térmica de las pantallas ( $\psi$ ) y la capacidad térmica media de los productos de la combustión (CTM), que se determinan mediante la siguiente expresión:

$$\psi = x * \xi \quad (\text{Ec.2.54})$$

Donde:

$x$ : es el coeficiente angular de pantalla.

$\xi$ : es el coeficiente de ensuciamiento, se determina utilizando la tabla 2.4

**Tabla 2.4:** Coeficiente de ensuciamiento

Tipo de pantalla	Combustible	$\xi$
Pantalla descubierta, de tubos lisos o con aletas	Líquidos	0,55
	Gaseosos	0,65
	Sólidos en cámara	0,45
	Sólidos en capa	0,60
Pantalla cubierta con cemento refractario	Todos	0,20
Pantalla cubierta con ladrillos refractarios	Todos	0,10

Fuente:(Pérez Garay, 2004)

$$CTM = \frac{Q_{p,h} - I_h''}{\vartheta_a - \vartheta_h} \quad (\text{Ec.2.55})$$

Donde:

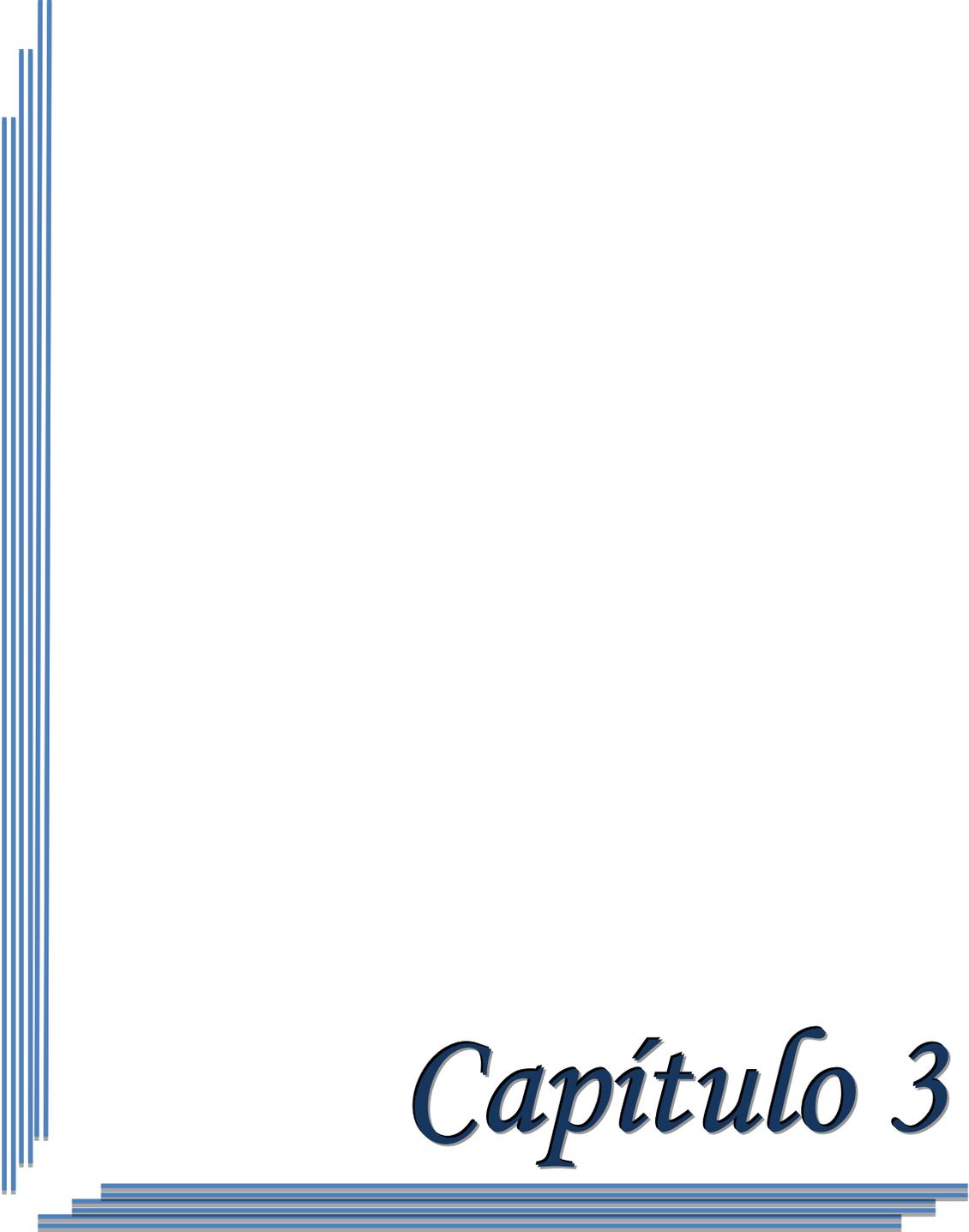
$\vartheta_a$ : Temperatura adiabática de la llama.

$Q_{p,h}$ : Calor producido en el horno.

$I_h''$ : Entalpía de los gases a la salida del horno.

$\vartheta_h$ : Temperatura de los gases a la salida por diseño.

Después de realizado los cálculos se realiza una comparación con los datos de diseño para determinar si los quemadores instalados son compatibles o no con el horno y proponer medidas en función de los resultados obtenidos.



# *Capítulo 3*

## CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se realiza el cálculo térmico a la primera cámara del F-01-203 compuesto con los quemadores alemanes SAB-2,2, analizando luego el diagnóstico de los mismos para proponer un plan de mejora que conlleve a un mejor funcionamiento del horno y así disminuir los daños en la primera cámara.

### 3.1 Composición del combustible a quemar

Analizando la potencia de los quemadores de la primera cámara del horno F-01-203 y las exigencias de temperatura que requiere el producto a calentar se observó que el gas que se utiliza como combustible en los hornos de la refinería no presenta suficiente poder calórico para lograr el valor adecuado de la temperatura flash de la nafta. En consecuencia, se destina el horno a consumir combustible líquido (fuel oil), además por la necesidad de disminuir el consumo de gas combustible debido a que es un producto de gran valor para el mercado en la actualidad. En la tabla 3.1 se presenta la composición del fuel oil expresada en por ciento y su poder calórico expresado en kcal/kg.

**Tabla 3.1:** Composición del fuel oil

Tipo de fuel oil	$W^P$	$A^P$	$S^P$	$C^P$	$H^P$	$N^P + O^{P*}$	$Q^P$
Bajo azufre(Ural)	2,5	0,05	0,8	84,65	11,7	0,3	9620

\*Puede tomarse como  $O^P$  solo para cálculos de ingeniería.

### 3.2 Cálculo térmico de la cámara 1 del horno F-01-203

Utilizando la metodología presentada en el Capítulo 2 y las condiciones de proyecto bajo las cuales debe desarrollarse el proceso se verifica la compatibilidad de los quemadores suministrados con la cámara del horno la cual presenta las dimensiones del proyecto soviético.

#### 3.2.1 Balance térmico de la cámara 1 del horno F-01-203

Para el balance térmico del horno primero se debe calcular la cantidad de calor disponible, determinar las pérdidas presentes en la primera cámara y el calor introducido por el aire a la cámara. Como el horno no presenta precalentador la cantidad de calor que adquiere el aire en precalentadores ( $Q_{a,pc}$ ) en este caso es 0.

La cantidad de calor disponible representa la sumatoria del poder calórico del combustible presentado en la tabla 3.1 junto a la entalpía de combustión, el calor introducido por el vapor de atomización y el calor aceptado por el aire en el precalentador.

La entalpía de combustión se determina por la ecuación 2.5 donde según la ecuación 2.6  $c_c$  es igual a 0,4942 kcal/kg°C:

$$i_c = c_c * t_c = 0,4942 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} * 132^\circ\text{C} = 65,23 \text{ kcal/kg}$$

El calor introducido por el vapor de atomización se obtiene mediante la ecuación 2.7 tomando  $i_\phi = 2763,59 \text{ kJ/kg} = 660 \text{ kcal/kg}$  a  $166^\circ\text{C}$

$$Q_\phi = G_\phi * (i_\phi - 600) = 0,18(\text{kg vap/kg comb}) * \left(664,45 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} - 600\right) = 12,04 \text{ kcal/kg}$$

Por tanto de la ecuación 2.4 tenemos que:

$$Q_d = Q_i^p + i_c + Q_{a.p.c} + Q_\phi = 9620 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} + 65,23 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} + 12,04 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 9697,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

Para obtener la composición real de los gases de combustión a la salida de la cámara 1 del horno F-01-203 se realizan los chequeos constantes de los gases de combustión a la salida de todos los hornos de la sección 600. Analizando los chequeos constantes se muestra que el porcentaje de CO presente en los gases de combustión es de 0,015% y el porcentaje de CO<sub>2</sub> es de 12,9%. Con estos datos se procede a calcular el volumen real de los gases de combustión

Para obtener el volumen total teórico de los gases primeramente se debe determinar el volumen total de los gases triatómicos, el volumen total teórico del vapor de agua y el volumen total teórico del nitrógeno, utilizando las ecuaciones 2.13, 2.14 y 2.15 respectivamente se obtiene:

$$V_{RO_2} = 1,866 * \frac{S^p + 0,375 * C^p}{100} = 1,866 * \frac{0,3\% + 0,375 * 84,65\%}{100} = 1,58 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{H_2O}^o = 0,111 * H^p + 0,0124 * W^p + 0,00161 * dv^o + 1,24 * G_\phi$$

$$V_{H_2O}^o = 0,2775 + 0,0372 + 0,282 + 0,223 = 0,81 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_{N_2}^o = 0,79 * V^o + 0,8 * \frac{N^p}{100} = 0,79 * 10,62 \text{ m}^3/\text{kg} + 0,8 * \frac{0}{100} = 8,39 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Entonces el volumen total teórico de los gases se obtiene por la ecuación 2.12:

$$V_g^o = (1,58 + 8,39 + 0,81) = 10,78 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Luego el volumen real de los gases queda determinado para ( $\alpha > 1$ ) en la ecuación 2.11

$$V_g = 10,78 + (0,10) * (10,62) + 0,00161(0,015)(0,10)(10,62)$$

$$V_g = 11,77 \text{ m}^3/\text{kg}$$

El cálculo de la entalpía de los gases se determina por la ecuación 2.21. Las entalpías de los gases teóricos y de la cantidad de aire teórico se determinan por la tabla del Anexo

No. 3 mientras que la entalpía de las cenizas es para combustibles sólidos lo que en este caso es 0.

$$I_{g(900^{\circ}C)}^o = 3779 \text{ kcal/kg}$$

$$I_{a(30^{\circ}C)}^o = 300,19 \text{ kJ/kg} = 71,81 \text{ kcal/kg}$$

Por tanto:

$$I_g = 3779 \text{ kcal/kg} + 0,10 * (71,81 \text{ kcal/kg}) = 3786,18 \text{ kcal/kg}$$

Para obtener el porcentaje del exceso de aire se utiliza la ecuación 2.17

$$\varepsilon = (\alpha - 1) * 100 = (1,10 - 1) * 100 = 10 \%$$

Teniendo la composición de los gases se puede determinar las pérdidas por incombustión química las cuales se calculan por la ecuación 2.10:

$$q_3 = \left( \frac{100 - q_4}{Q_d} \right) * 30,2 * CO * V_g$$

Como  $q_4$  en combustibles líquidos es despreciable se determina que:

$$q_3 = \left( \frac{100}{Q_d} \right) * 30,2 * CO * V_g = \left( \frac{100}{9697,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} \right) * 30,2 * 0,015 \% * 11,77 \text{ m}^3/\text{kg} = 0,055 \%$$

Para las pérdidas por radiación se toma el valor de  $q_5$  para  $D = 10 - 100 \text{ t/h}$  que es el valor para hornos y calderas medianas según la tabla 2.5, cuyo valor está entre 0,5 y 2 %; tomamos  $q_5 = 1\%$  que también coincide con la curva del Anexo 2 para los aparatos que incluyen superficies extendidas, y para una eficiencia de  $\eta = 70\%$ .

Las pérdidas por incombustión mecánica ( $q_4$ ) y pérdidas por residuos ( $q_6$ ) en caso de combustibles líquidos se desprecian por ser valores muy pequeños y se presentan mayormente en combustibles sólidos.

Con el valor de las pérdidas se procede a calcular la cantidad de calor producido en el horno mediante la ecuación 2.2 obteniéndose:

$$Q_{p.h} = Q_d * \frac{100 - q_3}{100} = 9697,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} * \frac{100 - 0,055\%}{100} = 9691,91 \text{ kcal/kg}$$

Teniendo en cuenta las pérdidas por radiación al medio ambiente se hace posible calcular el coeficiente de conservación del calor por la ecuación 2.20

$$\varphi = 1 - \frac{q_5}{\eta + q_5} = 1 - \frac{1\%}{70\% + 1\%} = 70/71 = 0,98$$

Con los valores obtenidos hasta ahora se procede a calcular el balance térmico de la cámara 1 del horno determinando así el calor aceptado en la cámara. Este valor se determina por la ecuación 2.1.

$$Q_{a.h} = \varphi * (Q_{p.h} - I''_h) = 0,98 * \left( 9691,91 \frac{kcal}{kg} - 3786,18 \frac{kcal}{kg} \right) = 5822,55 \frac{kcal}{kg}$$

### 3.2.2 Cálculo térmico verificativo de la cámara 1 del F-01-203

Para el cálculo térmico verificativo de la cámara 1 del horno F-01-203, en primer lugar, se deben analizar sus dimensiones. En la tabla 3.3 se muestran las dimensiones de la cámara y las posiciones de los quemadores.

**Tabla 3.2:** Dimensiones de la cámara 1 del horno F-01-203

<b>Dimensiones del área de calefacción</b>	Altura	7,52 m
	Fondo	5,08 m
	Ancho	2,83 m
<b>Dimensiones del serpentín</b>	Ancho/piso	3,0 m
	Ancho/techo	2,33 m
	Altura/izq.	7,0 m
	Altura/der.	7,43 m
<b>Separación entre los tubos</b>	e	152 mm
<b>Diámetro de los tubos</b>	Diam.	76 mm
<b>Cantidad de tubos</b>	Nt	29
<b>Separación entre la pared y el serpentín</b>	s	136,8 mm
<b>Altura de los quemadores</b>	h <sub>quem1</sub>	5,61 m
	h <sub>quem2</sub>	4,9 m
	h <sub>quem3</sub>	3,3 m
	h <sub>quem4</sub>	2,6 m
	h <sub>quem5</sub>	1,88 m
<b>Volumen de la cámara</b>	Vh	108,11 m <sup>3</sup>

Tomando los datos de la tabla 3.2 se calcula el área de pantalla y superficie efectiva de la cámara, determinando primero el coeficiente angular de la pantalla por la ecuación 2.32 y la gráfica del Anexo No. 6. Calculando la ecuación 2.32 tenemos que:

$$x = \left( \frac{S}{d}; \frac{e}{d} \right)$$

$$\frac{S}{d} = \frac{152}{76} = 2$$

$$\frac{e}{d} = \frac{137}{76} = 1,8$$

$$x = (2 ; 1,8)$$

Analizando x en la gráfica del Anexo No.6 se determina que  $x = 0,85$ .

Las áreas de las paredes de tubos lateral izquierda y derecha se calculan por la ecuación 2.33 mientras que las superficies efectivas de estas paredes se calculan por la ecuación 2.34:

- Pared lateral izquierda

Área de la pared:

$$F_{r.p.lat.i} = 3,14 * diam * h * N_t = 3,14 * 0,076 * 7,0 * 29 = 48,44 \text{ m}^2$$

Superficie efectiva

$$H_{ef.p.lat.i} = F_{r.p.lat.i} * x = 48,44 * 0,85 = 41,18 \text{ m}^2$$

- Pared lateral derecha

Área de la pared:

$$F_{r.p.lat.d} = 3,14 * diam * h * N_t = 3,14 * 0,076 * 7,43 * 29 = 51,41 \text{ m}^2$$

Superficie efectiva:

$$H_{ef.p.lat.d} = F_{r.p.lat.d} * x = 51,41 \text{ m}^2 * 0,85 = 43,70 \text{ m}^2$$

Las áreas de las pantallas de tubos del piso y del techo se efectúan mediante la ecuación 2.30 mientras que la superficie efectiva de estos se calcula mediante la ecuación 2.31.

- Piso

Área de pantalla:

$$F_{r.p} = 3,14 * diam * a * N_t = 3,14 * 0,076 * 3 * 29 = 20,76 \text{ m}^2$$

Superficie efectiva:

$$H_{ef.p} = F_{r.p} * x_p = 20,76 * 0,85 = 17,65 \text{ m}^2$$

- Techo

Área de pantalla:

$$F_{r.t} = 3,14 * diam * a * N_t = 3,14 * 0,076 * 2,33 * 29 = 16,12 \text{ m}^2$$

Superficie efectiva:

$$H_{ef.t} = F_{r.t} * x_t = 16,12 * 0,85 = 13,70 \text{ m}^2$$

Posteriormente se efectúa el cálculo del área de pantalla total por la ecuación 2.35 y el cálculo de la superficie efectiva total por la ecuación 2.36.

Área de pantalla total:

$$F_d * h = F_{r.p.lat.i} + F_{r.p.lat.d} + F_{r.p} + F_{r.t} = 48,44 + 51,41 + 20,76 + 16,12$$

$$F_d * h = 136,75 \text{ m}^2$$

Superficie efectiva de pantalla total:

$$H_{ef} = H_{ef.p.lat.i} + H_{ef.p.lat.d} + H_{ef.p} + H_{ef.t} = 41,18 + 43,70 + 17,65 + 13,70$$

$$H_{ef} = 123,21 \text{ m}^2$$

Para calcular la altura promedio de los quemadores se emplea la ecuación 2.53

$$h_{quem} = \frac{n_1 h_{quem1} + n_2 h_{quem2} + n_3 h_{quem3} + n_4 h_{quem4} + n_5 h_{quem5}}{n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5}$$

$$h_{quem} = \frac{5,61m + 4,9m + 3,3m + 2,6m + 1,8m}{5} = 3,65 \text{ m}$$

Para luego poder calcular la altura relativa de los quemadores por la ecuación 2.52

$$h_r = \frac{h_q}{H_h} = \frac{2,46m}{7,52 \text{ m}} = 0,48$$

Tomando la altura relativa de los quemadores se determina el coeficiente que tiene que en cuenta la posición del núcleo de la llama por la ecuación 2.51 para combustibles líquidos y gaseosos:

$$M = 0,52 - 0,2 * h_r = M = 0,52 - 0,2 * 0,2733 = 0,42$$

Para calcular la temperatura absoluta adiabática de los gases se utiliza la ecuación 2.23 tomando la temperatura de los gases de diseño para un quemador  $\vartheta_h = 900 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$T_h'' = \vartheta_h + 273 = 900^\circ\text{C} + 273 = 1173^\circ\text{K}$$

Para la temperatura absoluta adiabática de la llama se utiliza la ecuación 2.24, donde  $\vartheta_a$  se obtiene en la tabla del Anexo No.3, tomando  $(Q_{p,h})$  como  $I_g^o$ .

$$Q_{p,h} = 9682 \text{ kcal/kg} = 40536,6 \text{ kJ/kg} \leftrightarrow \vartheta_a = 2050 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_a'' = \vartheta_a + 273 = 1900 \text{ }^\circ\text{C} + 273 = 2173 \text{ K}$$

### 3.2.3 Emisividad de la cámara

Para calcular la emisividad de la cámara hay que tener en cuenta el valor de la emisividad de la llama, el cual depende de la llama luminosa, la llama no luminosa y el coeficiente que tiene en cuenta el volumen de la cámara ocupado por la llama luminosa, este coeficiente depende de la carga térmica específica del volumen del horno la cual se resuelve por la ecuación 2.40:

$$q_v = \frac{Q}{V_h} = \frac{B * Q_i^p}{V_h} = \frac{1015 * 9620}{216} = 90317,75 \text{ kcal/m}^3 * h$$

Por tanto el coeficiente que tiene en cuenta el volumen de la cámara ocupado por la llama luminosa para combustibles líquidos es  $m=0,55$ .

La longitud media radiante se resuelve mediante la ecuación 2.42

$$s = 3,6 * \frac{V_h}{F_{d,t}} = s = 3,6 * \frac{108,11}{136,75} = 2,84 \text{ m}$$

El coeficiente de debilitamiento de los rayos por las llamas no luminosas se obtiene por la ecuación 2.43

$$k_{no.l} = \left( \frac{0,78 + 1,6 * \zeta_{H_2O}}{\sqrt{p_g * t * s}} - 1 \right) * \left( 1 - 0,37 \frac{T_h''}{1000} \right) * \zeta_t$$

Resolviendo por la ecuación 2.44 que:

$$P_g * t = p * \zeta_t = 1 \text{ kgf/cm}^2 * 0,21 = 2,6 \text{ ata}$$

$$k_{no.l} = \left( \frac{0,78 + 1,6 * 0,14}{\sqrt{2,6 \text{ ata} * 2,48 \text{ m}}} - 0,1 \right) * \left( 1 - 0,37 \frac{1173^{\circ}C}{1000} \right) * 0,21 = 0,144$$

El coeficiente de debilitamiento de los rayos por la llama lumínica se calcula mediante la ecuación 2.48

$$k_l = k_{no.l} + k_c$$

Despejando  $k_c$  de la ecuación 2.49 en la ecuación 2.48 se obtiene:

$$k_l = k_{no.l} + 0,03(2 - \alpha_h) \left( 1,6 * \frac{T_h''}{1000} - 0,5 \right) \frac{C^p}{H^p}$$

$$k_l = 0,144 + 0,03(2 - 1,10) \left( 1,6 * \frac{1173}{1000} - 0,5 \right) \frac{84,65\%}{11,7\%} = 0,41$$

Entonces la emisividad de la llama no luminosa se resuelve por la ecuación 2.41

$$a_{ll.no.l} = 1 - e^{-k_{no.l} * p * s} = 1 - e^{-0,144 * 1 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} * 2,84 \text{ m}} = 0,33$$

Por tanto se procede al cálculo de la emisividad de la llama luminosa mediante la ecuación 2.47:

$$a_{ll.l} = 1 - e^{-k_l * p * s} = 1 - e^{-0,41 * 1 \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2} * 2,84 \text{ m}} = 0,69$$

Calculando la emisividad efectiva de la llama por la ecuación 2.37 tenemos que:

$$a_{ll} = m * a_{ll.l} + (1 - m) a_{ll.no.l} = 0,55 * 1 + (1 - 0,55) * 0,33 = 0,53$$

Con los datos obtenidos se procede a calcular la emisividad del horno por la ecuación 2.25.

$$a_h = \frac{a_{ll}}{a_{ll} + (1 - a_{ll})k * \xi} = \frac{0,53}{0,53 + (1 - 0,53)0,85 * 0,55} = 0,71$$

### 3.2.4 Determinación de la temperatura de salida de los gases de la cámara 1 del horno F-01-203

Para determinar la temperatura de los gases a la salida de la cámara ( $\vartheta_h''$ ), ya conociendo las características físicas y dimensiones de la cámara y el serpentín, es necesario conocer antes el coeficiente de la eficiencia térmica de las pantallas o serpentín ( $\psi$ )

determinado por la ecuación 2.54 y la capacidad térmica media de los productos de la combustión (CTM) mediante la ecuación 2.55 teniendo entonces:

$$\psi = x * \xi = 0,85 * 0,55 = 0,4675$$

$$CTM = \frac{Q_{p.h} - I_h''}{\vartheta_a - \vartheta_h} = \frac{9691,91 - 3786,18}{1900 - 900} = 5,90 \text{ kcal/kg}^0C$$

Con los valores obtenidos se procede al cálculo de la temperatura de los gases de combustión a la salida de la cámara mediante la ecuación 2.22

$$\vartheta_h'' = \frac{T_a}{M \frac{(4.9*10^{-8}*\psi*F_{d.h}*a_h*T_a^3)^{0.6}}{\varphi*B*CTM} + 1} - 273$$

$$\vartheta_h'' = \frac{2173^0C}{0,42 \frac{(4.9*10^{-8}*0,467*136,75*0,70*(2173)^3)^{0.6}}{0,98*1015*5,90} + 1} - 273 = 943,3 \text{ } ^0C$$

### 3.3 Comparación de los resultados obtenidos con los de diseño

Después de realizado el cálculo térmico de la cámara 1 del horno a trabajar se llega a la conclusión de que en la cámara se obtiene el calor requerido por el diseño como se refleja en la tabla 3.3 por lo que los parámetros proporcionados por los quemadores SAB-2,2 le proporcionan a la cámara del horno la eficiencia requerida por diseño.

**Tabla 3.3:** Comparación de los valores obtenidos con los de diseño

Parámetros	Valores de diseño	Valores obtenidos
Temperatura de los gases de combustión	900°C	943,3 °C
Longitud de la llama máx.	3,5 m	2,84 m
Carga térmica mínima	69373,78 kcal/m <sup>3</sup> h	90317,75kcal/m <sup>3</sup> h

#### 3.3.1 Comparación de los quemadores soviéticos y los suministrados en la reactivación

En la tabla 3.4 se muestran las características de los quemadores suministrados originalmente en el proyecto soviético y los de procedencia alemana suministrados en el proyecto de reactivación llegando a la conclusión de que ambos quemadores son similares.

**Tabla 3.4:** Características de los quemadores rusos y los alemanes

Datos	Quemadores (GP-2) (ruso)	Quemadores (SAB-2,2) (alemán)	U/M
Potencia calorífica máx.	2	2,2	Gcal/h
Potencia calorífica nom.	1,5	1,640	Gcal/h
Presión del combustible	9,49	9,49	kg/h
Viscosidad del combustible	22	22	sCt
Presión del vapor	8	8	kgf/cm <sup>3</sup>
Temperatura del combustible	132	132	°C
Temperatura del vapor	189	189	°C
Caída de presión	10	10,3	mmH <sub>2</sub> O
Poder calórico	9620	9620	kcal/kg

### 3.4 Problemas que provocan las afectaciones en la cámara

Teniendo en cuenta que los quemadores son compatibles con el diseño de la cámara se realiza un análisis de las condiciones bajo las cuales debe desarrollarse el proceso y las condiciones actuales de trabajo. Los parámetros operacionales de la cámara 1 del F-01-203 en condiciones de diseño y condiciones reales de trabajo se muestran en la tabla 3.5.

**Tabla 3.5:** Condiciones de trabajo de la cámara 1 del F-01-203

		Condiciones de proyecto	Condiciones reales
Poder calórico inferior del combustible líquido		9620 kcal/kg	9721 kcal/kg
Viscosidad del combustible a 50 °C		181 a 450 cSt	391 cSt
Temperatura del combustible		132 °C	149 °C
Presión de trabajo		Fuel oil 5 kgf/cm <sup>2</sup>	Fuel oil 7 kgf/cm <sup>2</sup>
		Vapor 5,5 kgf/cm <sup>2</sup>	Vapor 8 kgf/cm <sup>2</sup>
Tiro de la chimenea	A nivel de quemadores	-20 mm H <sub>2</sub> O	-20 mm H <sub>2</sub> O
	A nivel de arco	-2 mm H <sub>2</sub> O	-20 mm H <sub>2</sub> O
	Conductos a caldera	-30 mm H <sub>2</sub> O	-64 mm H <sub>2</sub> O
Velocidad de los gases		5 a 8 m/s	20,4 m/s
Temperatura de los gases de combustión a la salida de la cámara		900°C	1060 °C
Longitud de la llama		3,5 m	5 a 6 m

Analizando las condiciones de trabajo se llega a la conclusión de que el tiro que aporta la chimenea tiene un valor por encima de lo que se precisa lo que conlleva al aumento de la velocidad de los gases de combustión y con esto a un incremento de su temperatura. Con este incremento también se produce una pérdida de calor por los gases de combustión, esta pérdida se puede determinar utilizando la ecuación 2.9 o utilizando la metodología descrita en el Anexo 7.

$$q_2 = \frac{(I_g - \alpha_{s,h} * I_a^o) * (100 - q_4)}{Q_d} = \frac{(3786,18 - 1,1 * 71,81) * 100}{9697,24} = 38,22 \% \text{ (Diseño)}$$

$$q_2 = \frac{(I_g - \alpha_{s,h} * I_a^o) * (100 - q_4)}{Q_d} = \frac{(4534,66 - 1,1 * 71,81) * 100}{9697,24} = 45,95 \% \text{ (Real)}$$

Como se puede observar con el aumento de la temperatura de los gases de combustión hay un incremento de las pérdidas de calor.

Este aumento de temperatura también provoca el deterioro de los dámetros de los conductos, por consiguiente, se decide realizar un cambio en el tiro de la chimenea controlado por los dámetros para disminuir la velocidad de los gases de combustión a la salida de la cámara y poder aprovechar la temperatura de los gases.

### 3.5 Análisis de la chimenea

Para realizar un cambio en el tiro de la chimenea primero se propone analizar la chimenea verificando la velocidad de los gases de combustión que entran en la chimenea.

Datos de la chimenea:

Altura ( $H_{chim}$ ): 192 m

Diámetro de la parte recta ( $D_{chim}$ ): 6m

Temperatura de entrada de los gases a la chimenea ( $t_1$ ): 260 °C

Temperatura del aire exterior ( $t_2$ ): 25 °C

#### 3.5.1 Cálculo de la velocidad de los gases de entrada a la chimenea

Para el cálculo de la velocidad de los gases se procede según la metodología propuesta por (Estrada Veliz & Pérez Rodríguez, 1990)

$$v_{gases} = \sqrt{2g * h} \text{ (m/s)} \text{ (Ec. 3.1)}$$

Donde:

$g$ : Gravedad =9,81 m/s

$$h = \alpha_d * H_{chim} * (t_1 + t_2) \quad m^2 \text{ (Ec. 3.2)}$$

$\alpha_d$  : Coeficiente de dilatación del aire =0,00360

Sustituyendo la ecuación 3.2 en la 3.1 tenemos que

$$v_{gases} = \sqrt{2g * \alpha_d * H_{chim} * (t_1 + t_2)}$$

$$v_{gases} = \sqrt{29,81 \text{ m/s}^2 * 0,00360 * 192(260^\circ\text{C} + 24^\circ\text{C})} = 40 \text{ m/s}$$

### 3.6 Recomendaciones para mejora de la temperatura de los gases de combustión

Los hornos con tiro natural no se pueden medir de forma directa la cantidad de aire que pasa a través de los quemadores, por lo que la presión en la chimenea se puede utilizar como una medida indirecta del caudal de aire. Las presiones bajas de los tiros que en estos momentos presenta la cámara 1 del horno F-01-203 es uno de los factores principales que afectan las velocidades de los gases de combustión y a su vez a la mejora de los parámetros operacionales de la misma, por esto se recomienda teniendo en cuenta el diagrama del Anexo 8:

- Regular el tiro de la salida de la cámara a nivel de quemadores a -10mm H<sub>2</sub>O.
- Regular el tiro a la salida de la zona de radiación a -2 mm H<sub>2</sub>O.
- Regular el tiro de entrada en la caldera recuperadora a -30 mm H<sub>2</sub>O
- Regular el tiro a la salida de la caldera recuperadora a -40 mmH<sub>2</sub>O

Además se debe disminuir lo más posible el coeficiente de exceso de aire durante la operación dependiendo del inyector de la planta para mantenerlo en el valor correcto por diseño. Mantener una correcta hermeticidad en las paredes de los registros y las mirillas y no abrirlos innecesariamente. Lograr que la temperatura de los gases a la salida sea la menor posible teniendo en cuenta lo establecido en las normas. Operar correctamente los quemadores manteniendo los parámetros establecidos para su explotación en cuanto a:

- Presión de atomización
- Temperatura de calentamiento del combustible
- Temperatura del vapor de atomización

Todo esto favorece las reacciones de combustión y viene especificado en la documentación del horno y en las de los quemadores de manera independiente.

Con estas propuestas de mejora se pretende mejorar los parámetros operacionales de la cámara 1 del horno F-01-203. Cuando se produzca un cambio en el caudal de alimentación se verá modificada la temperatura de salida del horno, la cual a su vez modificará el paso de combustible y por último, al producirse diferentes cantidades de gases efluentes de la combustión se deberá de modificar la posición del dámper existente en la chimenea, lo que puede modificar la temperatura de los conductos de salida de la cámara.



# *Conclusiones*



## CONCLUSIONES

1. A partir del análisis bibliográfico se pudo determinar que los parámetros que sustentan la eficiente operación de los hornos industriales en una refinería de petróleo es operar con una velocidad de los gases de combustión adecuada, mantener el porcentaje de  $O_2$  en los gases de combustión, mantener la temperatura de los gases de combustión dentro del rango establecido, una buena combustión dentro de la cámara del horno y que los dámper estén en buen estado para controlar el tiro de combustión.
2. Al realizar el diagnóstico del horno se pudo determinar que el  $\%O_2$  está por encima del establecido, la temperatura de los gases combustión con un valor de  $1060\text{ }^\circ\text{C}$  no cumple los parámetros operacionales provocando el deterioro del dámper.
3. Al realizar el cálculo térmico de la cámara 1 del F-01-203, se pudo observar que los quemadores alemanes presentan compatibilidad con la cámara de diseño soviético y su operación es eficiente, por lo que se hace necesario reajustar el tiro del horno.
4. Se propone un plan de mejora para que los hornos operen cerca de sus parámetros de diseño y así obtener un aumento en su eficiencia y por consiguiente una disminución de los problemas planteados.



# *Recomendaciones*



## **RECOMENDACIONES**

- Implementar el plan de mejoras propuesto en la Refinería de Cienfuegos S.A. para mejorar la eficiencia del horno.
- Aplicar la metodología utilizada en esta investigación a los demás hornos de la Refinería de Cienfuegos S.A.



# *Bibliografía*

## BIBLIOGRAFÍA

- Aletas y Birlos S.A. (2019). Tubos de acero aletados. Recuperado de [www.aletasybirlos.com](http://www.aletasybirlos.com)
- American Petroleum Institute. (2002). *API Standard 560, fired heaters for general refinery service*. (Third Edition). Washington DC.
- ANCAP. (2018). Hornos de proceso. Guía para operadores de refinería, Versión 6. Recuperado de [https://llamados.ancap.com.uy/docs\\_concursos/ARCHIVOS/1\\_LLAMADOS\\_EN\\_TR](https://llamados.ancap.com.uy/docs_concursos/ARCHIVOS/1_LLAMADOS_EN_TR)
- BTG Slovensko s. r. o. (2007). Instrucciones de servicio, operation and maintenance manual.
- Cortés Roblas, M. A. (2014). *Desarrollo de una aplicación para el diseño de hornos de proceso*. Universidad Carlos III de Madrid, Madrid. Recuperado de [https://e-archivo.uc3m.es/bitstream/handle/10016/22776/PFC\\_miguel\\_angel\\_cortes\\_roblas\\_2014.pdf](https://e-archivo.uc3m.es/bitstream/handle/10016/22776/PFC_miguel_angel_cortes_roblas_2014.pdf)
- Estrada Veliz, P., & Pérez Rodríguez, R. (1990). *Fundamentos de hornos y combustibles*. Pueblo y educación.
- Instituto Argentino del Petroleo y el Gas, I. A. P. . (2015). Seguimiento energético de hornos de proceso. Recuperado de <http://www.iapg.org.ar/sectores/practicas/PRIAPG-SC-12-2015-00.pdf>
- Keenan, J. H., Keyes, F. G., & Hill, P. G. (1977). Thermodynamic properties of water including vapor, liquid and solid phases.
- Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. México: Continental, S.A. de C.V.
- Krasnoschicov, E. A. (1975). *Problemas de Termotransferencia*. Rusia: Mir Moscú.
- Lapido Rodríguez, M., Vidal Moya, D., & Madrigal Monzón, J. (2015). *Funcionamiento y pérdidas en calderas tubulares. Estudios de casos*. Cienfuegos, Cuba: Universo Sur.
- Lengipronefchim. (1985). Hornos tubulares y bloque de recuperación de calor. Reglamento tecnológico.
- Mazola Collazo, N. (1991). *Manual del sistema internacional de unidades*. Pueblo y educación.

Mena Escobar, I. A. (2013). *Manual de mantenimiento preventivo y correctivo de un horno de crudo en el complejo industrial shushufindi (C.I.S)*. UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA EQUINOCCIAL, Quito. Recuperado de [http://repositorio/bitstream/123456789/6086/1/53585\\_1.pdf](http://repositorio/bitstream/123456789/6086/1/53585_1.pdf)

Mijeev, M. A., & Mijeeva, I. M. (1979). *Fundamentos de termotransferencia*.

Palacios Toledo, C. I. (2011). *Determinación de factores de diseño y operación que influyen en la corrosión y ensuciamiento de hornos de proceso tipo cilíndrico vertical*. (TESIS PARA OBTAR EL TITULO PROFESIONAL DE: INGENIERO PETROQUIMICO). UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA, LIMA – PERU. Recuperado de [http://cybertesis.uni.edu.pe/bitstream/uni/984/1/palacios\\_tc.pdf](http://cybertesis.uni.edu.pe/bitstream/uni/984/1/palacios_tc.pdf)

PDVSA. (1995a). Manual de diseño de proceso, transferencia de calor, hornos, consideraciones de diseño. Recuperado de [http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/indice\\_mdp.htm](http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/indice_mdp.htm)

PDVSA. (1995b). Manual de diseño de proceso, transferencia de calor, hornos, principios básicos. Recuperado de <http://www.intevep.pdv.com/santp>

PDVSA. (2008). *Combustión y hornos de proceso*. Venezuela.

PEMEX. (s. f.). Calentadores a fuego directo para plantas de proceso.

Perero De La Cruz, J. (2016). *Elaboración de un estudio técnico para optimizar los niveles de emisiones de gases en fuentes fijas de combustión (hornos h2a y h2b) de la Refinería Cautivo ubicada en el Cantón la Libertad provincia de Santa Elena*. UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA. Recuperado de <https://repositorio.upse.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/46000/3974/UPSE-TII-2016-063.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Pérez Garay, L. (2004). *Generadores de vapor*. Cuba: Félix Varela.

Petroperú. (2006). Manual de hornos para la industria petrolera.

Pérez González, A. R. (2012). *Propuesta de un plan de ahorro energético en el horno F-101 de la planta de procesos de la Refinería Camilo Cienfuegos*. Universidad de Matanzas «Camilo Cienfuegos», Matanzas.

Rubio González, L. M. (2000). *Generadores de vapor. Funcionamiento y explotación*. Santa Clara, Cuba.

Silva Pincheira, A. E. (2015). *Evaluación térmica y cálculo del período óptimo de decoquificado en el horno H-1401*. UNIVERSIDAD DEL BIO-BIO, Concepcion-Chile.

UOP Honeywell Company. (2007). *Fired heaters introduction*. LIMA – PERU.

UOP Honeywell Company. (2008). *Fired heaters: improving safety, reliability and profitability*. LIMA – PERU.

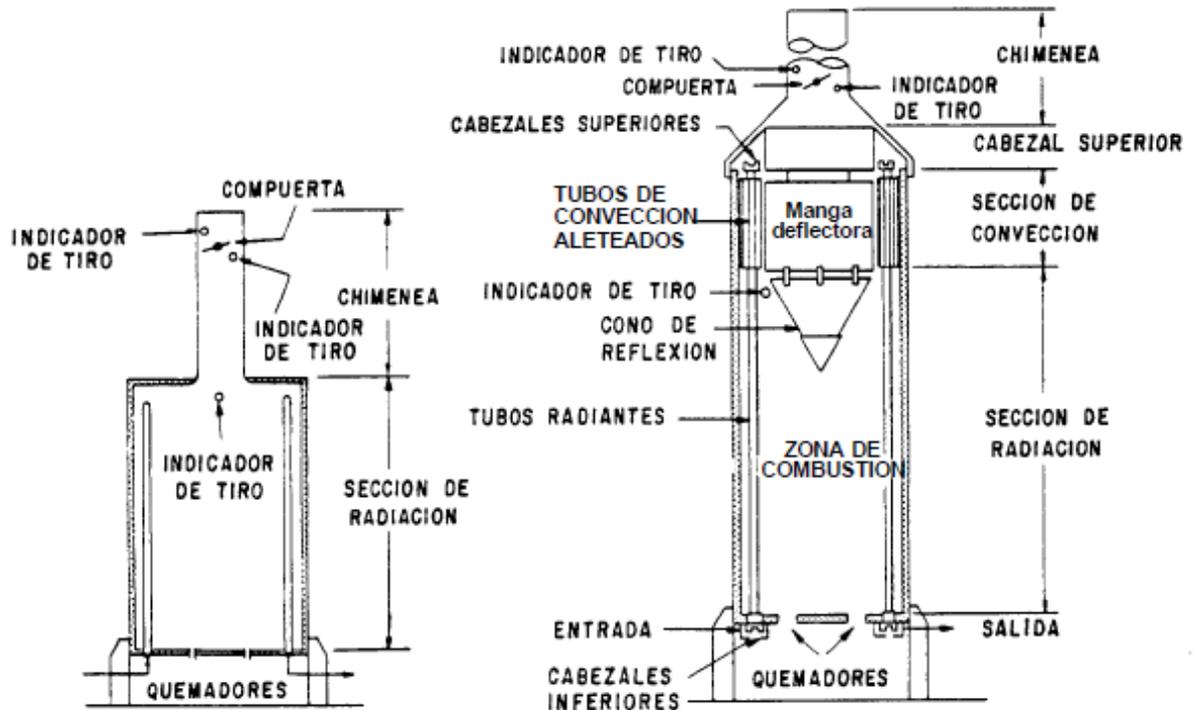
Vega Ángeles, J. E. (2014). *Optimización de los procesos de combustión del horno petrolero 311-H1, para mejorar su eficiencia en la Refinería Iquitos-Petroperú*. Universidad Nacional del Centro del Perú, Huancayo-Perú. Recuperado de [repositorio.uncp.edu.pe/bitstream/handle/UNCP/3217/Vega%20Angeles.pdf](http://repositorio.uncp.edu.pe/bitstream/handle/UNCP/3217/Vega%20Angeles.pdf)



# *Anexos*

# ANEXOS

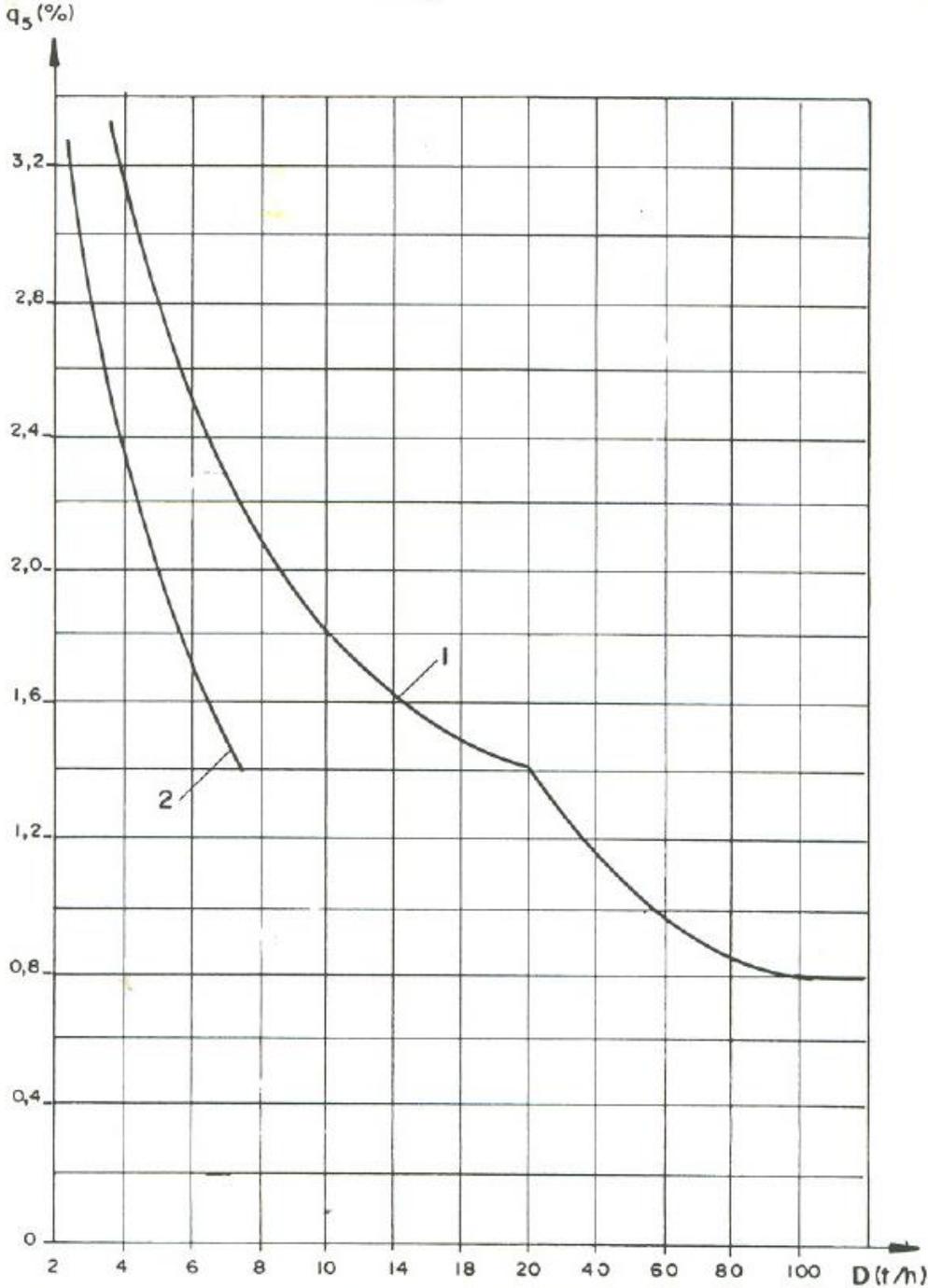
## Anexo 1: Hornos verticales-cilíndricos.



a) HORNO SECCION DE RADIACION SOLAMENTE

b) SECCION INTEGRAL DE CONVECCION

Anexo 2: Pérdida por radiación vs  $D_N$ . Fuente: (Rubio González, 2000)



**Anexo 3. Entalpía del aire y los productos de combustión para  $\alpha=1$ . Fuente (Pérez Garay, 2004)**

Cálculos realizados para un aceite combustible pesado de bajo azufre													
$\theta$ (°C)	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1 000	1 100	1 200	1 300
$lg^\circ$ (kJ/kg)	1 588	3 210	4 873	6 591	8 355	10 144	11 992	13 890	15 834	17 773	19 773	21 759	23 795
$la^\circ$ (kJ/kg)	1 408	2 832	4 282	5 761	7 274	8 833	10 416	10 345	13 626	14 854	16 961	18 654	20 347
$\theta$ (°C)	1 400	1 500	1 600	1 700	1 800	1 900	2 000	2 100	2 200	2 300	2 400	2 500	-
$lg^\circ$ (kJ/kg)	21 679	27 922	30 013	32 116	34 224	36 365	38 494	40 647	42 813	44 963	47 129	49 304	-
$la^\circ$ (kJ/kg)	22 081	23 816	25 555	27 294	29 028	30 809	32 590	34 371	36 151	37 966	39 772	41 573	-

**Anexo 4:** Cálculo de volúmenes de los gases. **Fuente:** (Pérez Garay, 2004)

$V^o =$		$V_{RO_2} =$		$A^P =$			
$V_{N_2}^o =$		$V_{H_2O}^o =$					
Magnitud	Fórmula	Dimensiones	Horno o festón	Sobrecalentador	Económico	Calent. de aire.	
$\alpha_m =$	$0,5(\alpha' - \alpha'')$	-					
$V_{H_2O} =$	$V_{H_2O} + 0,00161d(\alpha_m - 1)V^o$	$\frac{m^3 N}{kg}$					
$V_g =$	$V_{RO_2} + V_{N_2}^o + V_{H_2O} + (\alpha_m - 1)V^o$	$\frac{m^3 N}{kg}$					
$\zeta_{R_2O} =$	$\frac{V_{RO_2}}{V_g}$	-					
$\zeta_{H_2O} =$	$\frac{V_{H_2O}}{V_g}$	-					
$\zeta_t =$	$B_{RO_2} + V_{H_2O}$	-					
$\mu_{cen} =$	$\frac{A^P a_{rv}}{100Gg}$	$\frac{kg_{cen}}{kg_{gas}}$					

**Anexo 5: Propiedades del vapor de agua saturado. Fuente: (Keenan, Keyes, & Hill, 1977)**

T	v	u	h	s
°C	m <sup>3</sup> /kg	kJ / kg	kJ / kg	kJ / kg K

P = 0,06 bar = 0,006 MPa (Tsat = 36,16°C)				
Sat.	23,739	2425,0	2567,4	8,3304
80	27,132	2487,3	2650,1	8,5804
120	30,219	2544,7	2726,0	8,7840
160	33,302	2602,7	2802,5	8,9693
200	36,383	2661,4	2879,7	9,1398
240	39,462	2721,0	2957,8	9,2982
280	42,540	2781,5	3036,8	9,4464
320	45,618	2843,0	3116,7	9,5859
360	48,696	2905,5	3197,7	9,7180
400	51,774	2969,0	3279,6	9,8435
440	54,851	3033,5	3362,6	9,9633
500	59,467	3132,3	3489,1	10,1336

v	u	h	s
m <sup>3</sup> /kg	kJ / kg	kJ / kg	kJ / kg K

p = 0,35 bar = 0,035 MPa (Tsat = 72,69°C)			
4,526	2473,0	2631,4	7,7158
4,625	2483,7	2645,6	7,7564
5,163	2542,4	2723,1	7,9644
5,696	2601,2	2800,6	8,1519
6,228	2660,4	2878,4	8,3237
6,758	2720,3	2956,8	8,4828
7,287	2780,9	3036,0	8,6314
7,815	2842,5	3116,1	8,7712
8,344	2905,1	3197,1	8,9034
8,872	2968,6	3279,2	9,0291
9,400	3033,2	3362,2	9,1490
10,192	3132,1	3488,8	9,3194

p = 0,70 bar = 0,07 MPa (Tsat = 89,95°C)				
Sat.	2,365	2494,5	2660,0	7,4797
100	2,434	2509,7	2680,0	7,5341
120	2,571	2539,7	2719,6	7,6375
160	2,841	2599,4	2798,2	7,8279
200	3,108	2659,1	2876,7	8,0012
240	3,374	2719,3	2955,5	8,1611
280	3,640	2780,2	3035,0	8,3162
320	3,905	2842,0	3115,3	8,4504
360	4,170	2904,6	3196,5	8,5828
400	4,434	2968,2	3278,6	8,7086
440	4,698	3032,9	3361,8	8,8286
500	5,095	3131,8	3488,5	8,9991

p = 1,0 bar = 0,10 MPa (Tsat = 99,63°C)			
1,694	2506,1	2675,5	7,3594
1,696	2506,7	2676,2	7,3614
1,793	2537,3	2716,6	7,4668
1,984	2597,8	2796,2	7,6597
2,172	2658,1	2875,3	7,8343
2,359	2718,5	2954,5	7,9949
2,546	2779,6	3034,2	8,1445
2,732	2841,5	3114,6	8,2849
2,917	2904,2	3195,9	8,4175
3,103	2967,9	3278,2	8,5435
3,288	3032,6	3361,4	8,6636
3,565	3131,6	3488,1	8,8342

p = 1,5 bar = 0,15 MPa (Tsat = 111,37°C)				
Sat.	1,159	2519,7	2693,6	7,2233
120	1,188	2533,3	2711,4	7,2693
160	1,317	2595,2	2792,8	7,4665
200	1,444	2656,2	2872,9	7,6433
240	1,570	2717,2	2952,7	7,8052
280	1,695	2778,6	3032,8	7,9555
320	1,819	2840,6	3113,5	8,0964
360	1,943	2903,5	3195,0	8,2293
400	2,067	2967,3	3277,4	8,3555
440	2,191	3032,1	3360,7	8,4757
500	2,376	3131,2	3487,6	8,6466
600	2,685	3301,7	3704,3	8,9101

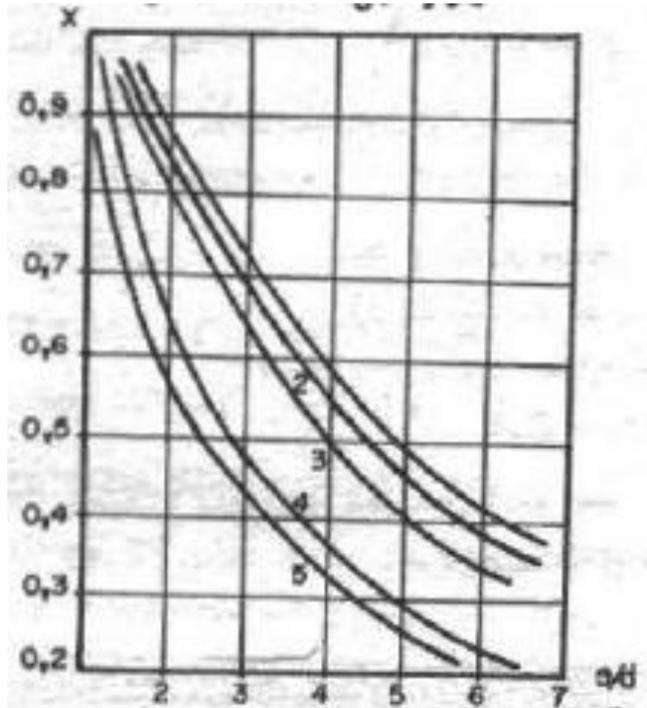
p = 3,0 bar = 0,30 MPa (Tsat = 133,55°C)			
0,606	2543,6	2725,3	6,9919
0,651	2587,1	2782,3	7,1276
0,716	2650,7	2865,5	7,3115
0,781	2713,1	2947,3	7,4774
0,844	2775,4	3028,6	7,6299
0,907	2838,1	3110,1	7,7722
0,969	2901,4	3192,2	7,9061
1,032	2965,6	3275,0	8,0330
1,094	3030,6	3358,7	8,1538
1,187	3130,0	3486,0	8,3251
1,341	3300,8	3703,2	8,5892

P = 5,0 bar = 0,50 MPa (Tsat = 151,86°C)				
Sat.	0,3749	2561,2	2748,7	6,8213
180	0,4045	2609,7	2812,0	6,9656
200	0,4249	2642,9	2855,4	7,0592
240	0,4646	2707,6	2939,9	7,2307
280	0,5034	2771,2	3022,9	7,3865
320	0,5416	2834,7	3105,6	7,5308
360	0,5796	2898,7	3188,4	7,6660
400	0,6173	2963,2	3271,9	7,7938
440	0,6548	3028,6	3356,0	7,9152
500	0,7109	3128,4	3483,9	8,0873
600	0,8041	3299,6	3701,7	8,3522
700	0,8969	3477,5	3925,9	8,5952

p = 7,0 bar = 0,70 MPa (Tsat = 164,97°C)			
0,2729	2572,5	2763,5	6,7080
0,2847	2599,8	2799,1	6,7880
0,2999	2634,8	2844,8	6,8865
0,3292	2701,8	2932,2	7,0641
0,3574	2766,9	3017,1	7,2233
0,3852	2831,3	3100,9	7,3697
0,4126	2895,8	3184,7	7,5063
0,4397	2960,9	3268,7	7,6350
0,4667	3026,6	3353,3	7,7571
0,5070	3126,8	3481,7	7,9299
0,5738	3298,5	3700,2	8,1956
0,6403	3476,6	3924,8	8,4391

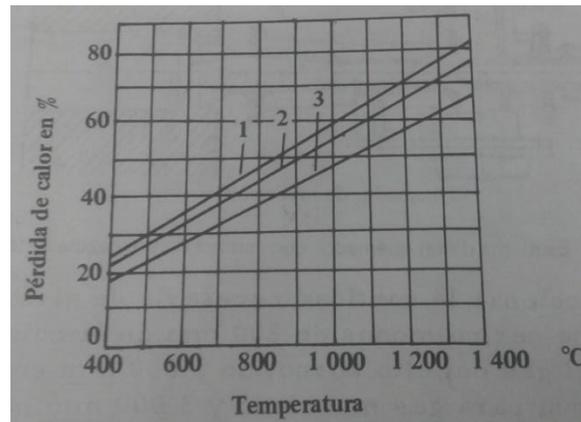
**Anexo 6:** Gráfica para determinar el coeficiente angular de pantalla. **Fuente:**(Pérez Garay, 2004)

Curva 1	e	=1,4 d
Curva 2	e	=1,8 d
Curva 3	e	=0,5 d
Curva 4	e	= 0
Curva 5	e	=0,5 d



**Anexo 7:** Cálculo de las pérdidas de calor con los gases de combustión. **Fuente:**(Estrada Veliz & Pérez Rodríguez, 1990)

Los gases de la combustión llevan consigo una gran cantidad de calor. Mientras más elevada sea la temperatura mayor será la pérdida de calor a través de los gases de la combustión. Las pérdidas de calor representan de un 30 a un 65 % de todo el calor obtenido en la combustión. La magnitud aproximada de la pérdida de calor con los gases de la combustión puede determinarse con la ayuda del gráfico representado en la figura 1.



**Figura 1:** Temperatura de los gases de la combustión °C. 1- Gas generado:  $Q_b = 1\ 200$  kcal/m<sup>3</sup>; 2- Gas natural:  $Q_b = 8\ 500$  kcal/m<sup>3</sup>; 3- Gas generado:  $Q_b = 1\ 450$  kcal/m<sup>3</sup>.

El gráfico está construido para los casos, cuando el gas se combustiona con un coeficiente de exceso de aire  $\alpha = 1,1$ . Cuando este coeficiente aumenta, aumenta la cantidad de gases de la combustión y, por consiguiente, la pérdida de calor es superior a la reflejada en el gráfico. El cálculo exacto de la magnitud del calor perdido para las distintas condiciones se puede realizar por la siguiente fórmula:

$$Q = B_c * V_1 * C_c * t_2$$

Donde:

$B_c$ : Consumo de combustible por hora en kg/h o m<sup>3</sup>/h

$V_1$ : Cantidad de gases de la combustión por unidad de combustible combustionado en m<sup>3</sup>.

$C_c$ : Capacidad calorífica media kcal / m<sup>3</sup>°C.

$t_2$ : Temperatura de los gases de combustión que se escapan de la zona de trabajo del horno.

**Anexo 8:** Perfil de tiro de los gases de combustión.

