



Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

Facultad de Ingenierías.
Departamento de Química e Ingeniería Química.

Especialidad de tecnologías de refinación de petróleo.

PROPUESTA DE UN PLAN DE AHORRO ENERGÉTICO EN EL HORNO F-101 DE LA PLANTA DE PROCESOS DE LA REFINERÍA CAMILO CIENFUEGOS.

**TRABAJO FINAL EN OPCIÓN AL TÍTULO ACADÉMICO DE ESPECIALISTA EN TECNOLOGÍAS
DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO.**

Autor: Ing. Ángel Roberto Pírez González.

Tutores: Msc. Elso Valentín Armas Castro.
Dra. Nancy López Bello.

Refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos"

Cienfuegos

Año 2012

NOTA DE ACEPTACIÓN

_____ Presidente del Tribunal	_____ Firma
_____ Miembro del Tribunal	_____ Firma
_____ Miembro del Tribunal	_____ Firma
_____ Miembro del Tribunal	_____ Firma

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

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

Ángel Roberto Pirez González

PENSAMIENTO



"El futuro está en las grandes innovaciones técnicas, que constantemente van cambiando el aspecto del mundo. El futuro está en el desarrollo de la química, de manera de asegurar las grandes producciones en masa al alcance de todo el mundo."

Ernesto Che Guevara.

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a mi madre por ser la fuente de inspiración en cada paso de mi vida y brindarme todo su amor.

A mis queridísimas hermanas que han sido mis guías y ejemplos.

A todos los que me han querido brindar todo su apoyo dedicación y confianza.

AGRADECIMIENTOS

A mi esposa:

A ti, Grysmery López Marrero por tú ayuda incondicional y brindarme tú apoyo y disposición en cualquier circunstancias.

A Marines Ortiz por su presencia y paciencia en cada momento, gracias por su compañía pues ha sido de aliento para la realización de este proyecto

A mis profesores

Por haberme enseñado conocimientos novedosos referentes a la refinación del petróleo pero en especial a mis tutores Elso Valentín Armas Castro y Nancy López Bello por brindarme su tiempo y conocimiento.

A mis compañeros

que sinceramente, me han querido y me han brindado todo su apoyo y dedicación y confianza pero en especial a Yoandy Santos Abreu por transmitirme sus ideas conocimientos y experiencias.

A la Revolución Cubana por darme la oportunidad de desarrollarme intelectualmente.

RESUMEN

En el presente trabajo se determinan nuevos parámetros en el proceso de combustión del horno F-101 de la planta de destilación atmosférica de la refinería CAMILO CIENFUEGOS con vista a mejorar su eficiencia termodinámica para reducir el consumo de combustible líquido *fuel oil* ya que es un producto terminado en la actualidad con gran valor para el mercado y en el futuro será la materia prima en la operación de destilación al vacío, se evalúan dos alternativas como propuesta para mejorar la eficiencia termodinámica del mismo que son ajustando el exceso de aire para la combustión al 30% y precalentando el aire donde se demuestra que ambas por sí sola son factibles y si se emplean en conjunto mucho mejor, pero por la existencia de una caldera recuperadora que aprovecha los gases de la combustión de dicho horno, si se diseña un precalentador de aire recuperativo para calentar el aire a utilizar, los gases de combustión ya no tendrán gran contenido energético para producir vapor de 13atm y 190°C por lo que se desecha la variante de calentar el aire y se recurre al ajuste del exceso de aire al 30% mediante la instalación de analizadores continuos de gases de combustión modelo ZR22G de fabricación japonesa yokogawa lográndose un incremento de la eficiencia en cada una de las cámaras del horno las cuales son $\eta_1=83\%$, $\eta_2=80\%$, $\eta_3=72\%$, $\eta_4=73\%$, $\eta_5=81\%$, obteniéndose un ahorro de combustible de 2725 t/año y una ganancia de 2061135 CUC/año, un Valor actual neto (VAN) de 7345018CUC, una tasa interna de retorno (TIR) de 63% y un periodo de recuperación de la inversión (PRI) de 3 años.

Abstract

In this paper we determine new parameters in the combustion process furnace F-101 from atmospheric distillation plant of the Camilo Cienfuegos refinery overlooking improve thermodynamic efficiency to reduce fuel consumption as liquid *fuel oil* is a finished product now with great value to the market and in the future will be the raw material in the vacuum distillation operation, two alternatives are evaluated as a proposal to improve the thermodynamic efficiency thereof are adjusting the excess air 30% of combustion air preheating and which shows that both alone are feasible and if used in conjunction much better, but the existence of a recovery boiler that uses the flue gas from said furnace, if designed one recuperative air pre-heater for heating the air used, the combustion gases no longer need to produce high-energy steam 13atm and 190 ° C so that the variant is disposed to heat the air and is used to adjust the excess 30% air by installing continuous gas analyzers combustion Japanese manufacturing model yokogawa ZR22G achieving increased efficiency in each chamber of a furnace which are $\eta_1 = 83\% = 80\%$ $\eta_2, \eta_3 = 72\% = 73\%$ $\eta_4, \eta_5 = 81\%$, resulting in fuel savings of 2725 tons / year and a profit of 2,061,135 CUC / year, a net present value (NPV). than 7345018CUC, an internal rate of return (IRR) of 63% and a payback period of the investment (PRI) for three years.

ÍNDICE

Temas	Páginas
Introducción.	1
Capítulo I Análisis Bibliográfico.	4
1.1- Definiciones Principales.	4
1.1.1- Hornos Industriales. Generalidades.	4
1.1.2 Tipos de Hornos Modernos.	6
1.1.3 Características de los hornos petroquímicos por zonas.	8
1.2 Proceso de combustión.	8
1.2.1 Reacciones químicas básicas en la combustión.	9
1.2.2 Estequiometria de la Combustión.	10
1.2.3 Aire teórico.	10
1.2.4 Exceso de Aire.	11
1.2.4.1 Consecuencias del elevado exceso de aire.	14
1.3 Quemadores.	16
1.3.1 Tipos de Quemadores.	17
1.3.2 Atomizadores con ayuda de vapor.	18
1.3.3 Características del quemador.	20
1.3.3.1 Forma de la llama.	20
1.3.3.2 Estabilidad.	21
1.3.3.3 Atomización.	22
1.4 Atomización correcta del combustible.	23
1.5 Eficiencia.	23
1.6 Métodos para la evaluación de hornos.	25
1.7 Métodos de ensayos empleados.	26
1.8 Análisis de las herramientas de evaluación técnico - económica.	26
1.8.1 Valor actual neto (VAN).	27
1.8.1.1 Ventajas de utilizar el VAN:	28

1.8.1.2 Inconvenientes de utilizar el VAN:	28
1.8.1.3 Tasa interna de retorno (TIR).	28
1.8.1.3.1 Uso general de la TIR.	29
Capítulo II Diseño Metodológico.	31
2.1 Descripción del Proceso.	31
2.2. Recopilación de datos.	37
2.3. Calculo y comparación de los índice de consumo de diseño y operacionales.	40
2.4. Evaluación termodinámica de cada una de las cámaras del horno F-01-101.	41
2.5 Propuestas de Mejoramiento.	47
2.5.1 Ajuste de combustión.	47
2.5.2 Precalentando el aire de combustión.	48
2.5.3 Disminuir las pérdidas a través de las paredes de la cámara F-01-101(T-102/3).	48
2.6 Porcentaje de ahorro de combustible, al reducir el exceso de aire y precalentando el aire de combustión.	48
2.7 Selección de la mejor variante para el mejoramiento del horno F-01-101.	56
2.8 Estimación de los costos y las producciones de la alternativa seleccionada.	57
2.8.1 Costo total invertido en CUC (CTI)	57
2.8.2 Depreciación (D) del equipamiento en CUC.	57
2.8.3 Costo total de utilidades en CUC (CTU)	57
2.8.3.4 Valor de la Producción en CUC:	57
2.8.5 Ganancia:	58
2.8.6 Calculo de los indicadores dinámicos:	58
2.9 Análisis de las herramientas de evaluación técnico - económica.	58
2.9.1 Valor actual neto (VAN).	58
2.9.2 Tasa interna de retorno (TIR).	59

2.9.3 Periodo de recuperación de inversión (PRI).	59
CAPÍTULO III Análisis de los Resultados	60
Conclusiones Generales	67
Recomendaciones	68
Bibliografía	69
Anexos	71

INTRODUCCIÓN.

La Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”, ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, es una de las grandes inversiones que se iniciaron en la década de los 80 con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética. Fue diseñada para procesar 65 000 barriles/día de crudo Soviet *Export Blend*. Utilizando el horno F-101 compuesto por cinco cámaras e instalando cuatro quemadores por cámara de modelo G3BK-500 los cuales eran capas de quemar dos tipo de combustible a la vez el gas hidrogenado y el *fuel oil*.

Producto de la caída del Campo Socialista en Unión de Republicas 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 “Camilo Cienfuegos” convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del País.

Actualmente la refinería cuenta con un esquema de refinación primario constituido por una unidad de destilación atmosférica la cual se le realizaron modificaciones al horno F-101 al cual se le cambiaron los quemadores existentes por SAB 4,1/4,8 GO los cuales tienen como limitante que solo queman con un combustible, una unidad de reformación catalítica, una planta de adulzamiento de turbo combustible, una planta de GLP y una hidrofinadora de diesel.

La demanda creciente de petróleo en el mundo afecta directamente la economía de las empresas dedicadas a su procesamiento. Las refinerías de petróleo no escapan de este tema, ya que en ellas generalmente, se obtiene la totalidad de la energía necesaria para los distintos procesos, quemando parte de los hidrocarburos procesados, ya sea gas, *fuel oil*, asfalto, etc.

En Cuba es necesario reducir el consumo energético, nuestros profesionales puedan aportar con sus trabajos investigativos a solucionar la gran problemática del consumo indebido de energía. Según (Castillo 2003) “Del total de energía utilizada en una refinería, la partida más importante -80 a 90 % del total- procede de combustibles líquidos y gaseosos quemados en hornos de proceso”.

Este es el proceso con mayor nivel térmico y, por lo tanto, con mayores pérdidas de energía. Cualquier mejora introducida en el diseño de estos equipos produce sustanciales ahorros energéticos.

La generación de gas combustible gaseoso (gas hidrogenado) procedente de la planta de reformación catalítica no abastece el consumo para todos los hornos de la refinería por lo que se destina el horno de F-101 de la planta de destilación atmosférica a consumir combustible líquido de gran valor para el mercado en la actualidad y en el futuro será la materia prima para la destilación al vacío (*fuel oil*) para procesar un crudo de alto calor específico ya que si consume solamente gas hidrogenado no alcanza el valor adecuado de la temperatura flash del crudo.

Debido a lo planteado anteriormente, se presenta como **Problema de investigación:**

Existe un alto consumo de combustible en el funcionamiento del horno F-101 perteneciente a la planta de proceso de la refinería Camilo Cienfuegos que provoca ineficiencia en la operación del horno.

Hipótesis:

Si se cambian los parámetros en el proceso de combustión se mejorara la eficiencia energética del horno F-101 de la planta de proceso de la refinería CAMILO CIENFUEGOS.

Objetivo General:

Determinar nuevos parámetros en el proceso de combustión en el horno F-101 de la planta de proceso de la refinería CAMILO CIENFUEGOS.

Objetivos Específicos:

1. Evaluar la eficiencia termodinámica actual del horno F-101.
2. Determinar los nuevos parámetros en el proceso de combustión del horno F-101.
3. Evaluar la eficiencia energética del Horno F-101 con los nuevos parámetros seleccionados en el proceso de combustión.
4. Analizar técnica, económicamente la alternativa más adecuada para un ahorro energético.

Descripción de la estructura del trabajo

En el capítulo I se describen los fundamentos y elementos teóricos referentes al proceso de combustión, la definición de hornos características de los mismos ,los quemadores como elemento principal del horno , el proceso de atomización en los quemadores , maneras de mejorar la eficiencia en los hornos , los distintos métodos de evaluación de los hornos y los métodos de ensayos utilizados para determinar las propiedades físicas y composición de los fluidos , finalmente se proponen conclusiones parciales.

En el capítulo II se describe la recolección de datos, la metodología para la evaluación de hornos y balance de energía, las propuestas del mejoramiento de la eficiencia, selección de la mejor alternativa para mejorar la eficiencia del horno así como su evaluación económica, finalmente se proponen conclusiones parciales.

En el capítulo III se presentan los resultados de la evaluación de la operación actual del horno y de las diferentes propuestas de mejoras y resultados económicos de la propuesta seleccionada.

CAPÍTULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde se hace una breve referencia a la función de un horno petroquímico, así como está compuesto y el proceso de combustión, se describe el método termodinámico de balance de calor utilizado y eficiencia para determinar las desviaciones de los parámetros operacionales del horno, maneras de mejorar la eficiencia y los ensayos utilizados para recolectar datos en el desarrollo de la investigación. Se hace referencia a las herramientas de evaluación técnico – económica a utilizar. finalmente se proponen conclusiones parciales.

1.1- Definiciones Principales

1.1.1- Hornos Industriales. Generalidades.

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

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

Posteriormente la instalación con "tubos de humos" que atravesaban al cuerpo cilíndrico en dirección de su eje, como en ciertos tipos de calderas, mejoró notablemente su operación, incrementando a la vez su capacidad de producción. Estos hornos eran de funcionamiento discontinuo, debiendo descargarse y limpiarse antes de recibir una nueva carga de crudo. Para lograr una operación continua, indispensable en las grandes refinerías, 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, requería de grandes instalaciones, ocupando mucho

espacio físico, haciendo más difícil controlar el funcionamiento de todo el sistema. La elaboración de crudos emulsificados con mucha agua, que producían abundante espuma, llevó a intentar, en pequeña escala el empleo de hornos tubulares, en los que el crudo circulaba por un serpentín calentado directamente por las llamas del hogar (*Castillo, 2003*).

El éxito obtenido condujo a instalaciones cada vez mayores, generándose así el Horno tubular característico de la industria petrolera actual las operaciones de destilación atmosférica y al vacío de crudos, “cracking térmico”, y los modernos procesos de gas a alta temperatura, los hornos tubulares de calentamiento directo son factor primario en las unidades de refinación. Los hornos también se usan ampliamente en operaciones de calentamiento, tratamiento y vaporización. En las refinerías se requieren hornos para manejar fluidos a temperaturas hasta de 1 500°F y combinaciones tan severas como temperaturas de 1 100°F y 1 600 Wplg’g. En estos hornos se usa como combustible exclusivamente petróleo o gas (*Kern, 1999*).

La instalación de estos hornos redujo el espacio físico y el personal empleado, además de facilitar su control. Con el nuevo diseño, los tubos próximos a las llamas absorbían calor tan rápidamente que se producían grandes cantidades de coque que los obstruían parcial o completamente, en cambio los tubos ubicados lejos de los quemadores absorbían tan poco calor que su aprovechamiento era muy pobre. Una costosa experiencia demostró que la eliminación de los primeros tubos muy calientes no hacía más que agravar la situación porque se recalentaban los siguientes. Cuando se construyeron los primeros hornos de este tipo, no se apreciaba el importante papel que en ellos desempeñaba la transferencia de calor por convección, de modo que sólo se aprovechaba el calor transmitido por radiación, desperdiciando el poder calórico de los gases. Una mejor comprensión de las leyes de la termodinámica, 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.

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

- Sección de radiación se conoce comúnmente como caja del horno (*fire box*). Es en esta zona donde se disponen los quemadores y se completa la combustión (*Siegel, 1992, Modest, 2002*). El modo principal de transferencia de calor en esta zona de radiación es, de ahí su nombre, la radiación. Una parte del calor transferido es por convección (*Bejan, 2003, Buckius, (1980)*), al circular los gases en contacto con los tubos de la zona radiante.

- Sección de convección recupera el calor de los humos que salen de la zona radiante. El modo principal de transferencia de calor en esta zona es la convección (Aziz, 1994, Yuge, 1960). Una pequeña parte del calor transmitido es por radiación desde moléculas polares (CO₂, H₂O, SO₂, etc.) de los humos hacia los tubos. Las primeras filas de la zona convectiva (primer serpentín llamado *shock bank* recibe calor tanto por convección como por radiación).
- Chimenea que proporciona el tiro necesario para establecer el caudal de aire y humos a través del horno.

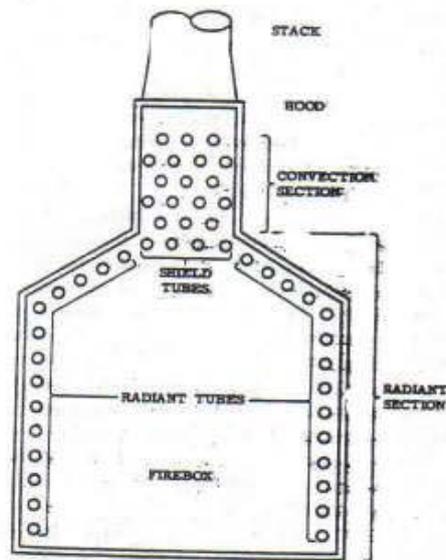


Fig. 1.1 Zonas del horno

1.1.2 Tipos de Hornos Modernos

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

1. Hornos en los cuales sólo se desea calentar el material con el objeto de destilarlo, sin que se pretenda producir su descomposición o cracking. En ellos, el efecto destructivo del tiempo de calentamiento, tan importante en el cracking, se trata de reducir al mínimo compatible con la temperatura que es necesario alcanzar.
2. Aquellos en que, además del calentamiento, se desean una descomposición química de los productos por un elevado nivel térmico. Este tipo se diseña para dar el máximo efecto "temperatura - tiempo" a las altas temperaturas de operación en unidades de *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, donde se produce muy poco o ningún aumento de temperatura.

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

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

- Calentamiento del fluido, sin evaporación (por ejemplo, el caldero de un aceite de baja volatilidad que alimenta un circuito con varios intercambiadores en serie o en paralelo, que ceden el calor a otros fluidos).
- Calentamiento del fluido con evaporación parcial (es la operación más difundida, ya que constituye la base del proceso de destilación de distintas fracciones de petróleos y crudos); los hornos que lo realizan son en general de grandes dimensiones.
- Calentamientos de fluidos con reacción química (es el caso de los hornos de *cracking* y de *reforming* térmico; los productos se calientan hasta la temperatura deseada en hornos de serpentín, y se arrastran a determinadas zonas del horno, donde, circulando en haces tubulares llamados zona de *soaking* o de reacción, se absorbe el calor necesario para las reacciones endotérmicas que han de producirse; en cualquier caso las mencionadas operaciones tienen lugar en presencia de catalizadores, que se encuentran en reactores situados fuera del horno) (Castillo, 2003).

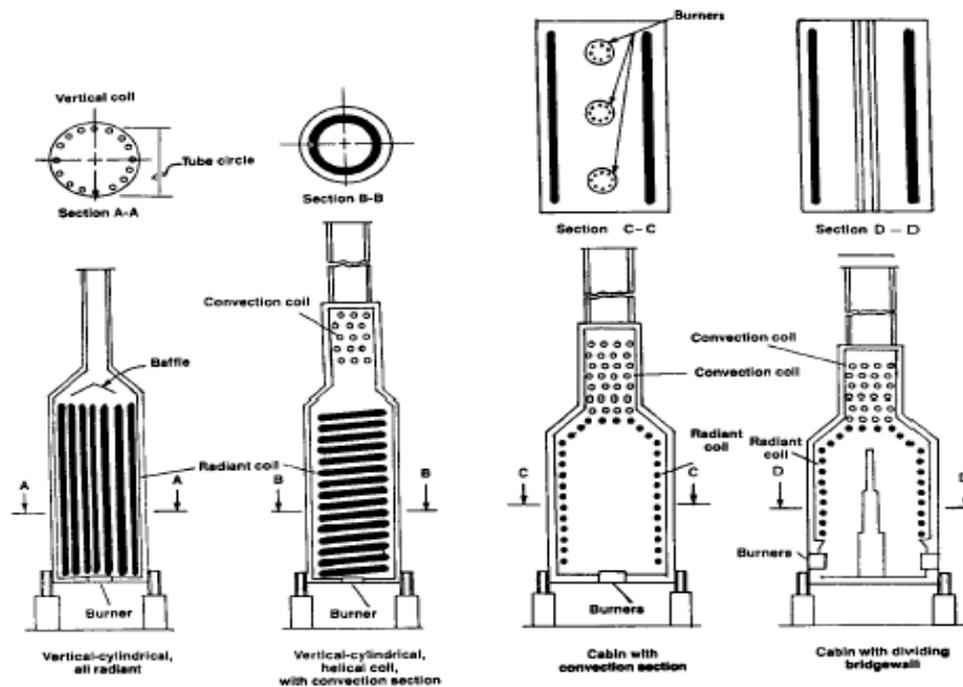


Fig. 1.2 Tipos de hornos petroquímicos modernos (Meyers, (2004))

1.1.3 Características de los hornos petroquímicos por zonas:

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

1.2 Proceso de combustión.

La combustión es una rápida reacción química en presencia de oxígeno que desprende luz y calor. Hay 3 elementos fundamentales en la combustión: un combustible (*fuel*), aire (oxígeno) y una fuente de ignición. Los materiales combustibles presentes en la mayoría de los *fuel* son carbón, hidrógeno y, en ocasiones, azufre. (Perry, 2008)

Combustible + comburente _ gases de combustión + calor

Para que la combustión tenga lugar han de coexistir tres factores:

- combustible.
- comburente.
- energía de activación.

Estos tres factores se representan en el denominado triángulo de combustión, en el cual si falta alguno de los vértices la combustión no puede llevarse a cabo.

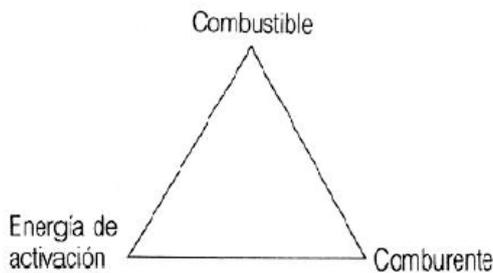


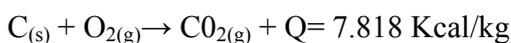
Fig. 1.3 Triángulo de combustión

Los principales elementos combustibles son: el carbono, hidrogeno y azufre, el porcentaje de cada uno de estos elemento depende de las características del Combustible, presentando además otros elementos como el nitrógeno, oxígeno, vanadio, níquel, sodio, etc. 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 (g)) y 79% Nitrógeno (N_2 (g)); únicamente en casos especiales se utilizan atmósferas enriquecidas en oxígeno e incluso oxígeno puro, 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.

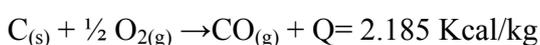
1.2.1 Reacciones químicas básicas en la combustión

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

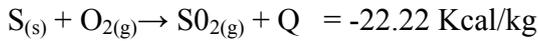
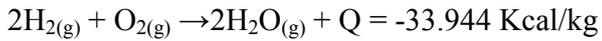
a) El carbono cuando se quema con suficiente aire produce anhídrido carbónico. Esto se llama combustión completa del carbono.



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



c) El hidrógeno se quema produciendo agua



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

Los principales productos de combustión: (Serth, (2007))

dióxido de azufre (SO_2)

dióxido de carbono (CO_2)

monóxido de carbono (CO)

1.2.2 Estequiometría de la Combustión.

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

- Aire necesario para la combustión
- Productos

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

- Combustión completa: Conduce a la oxidación total de todos los elementos que constituyen el combustible.
- Combustión incompleta: Los componentes del combustible no se oxidan totalmente por lo que aparecen los denominados in-quemados, los más importantes son CO y H_2 ; otros posibles in-quemados son carbono, restos de combustible, etc.
- Combustión estequiométrica: Es la Combustión completa realizada con la cantidad estricta de oxígeno, esta es llamada teórica. (Sayas., 2005)

1.2.3 Aire teórico.

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

$$\text{Aire req} = (\%C \cdot 1.514) + (\%H \cdot 4.54) + (\%S \cdot 0.568) - (\%O \cdot 0.568) \left[\frac{\text{pie}^3 \text{aire}}{\text{lb comb}} \right] \quad 1.1 \text{ (Reed., 1978)}$$

Donde todos los porcentajes son en masa.

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

$$\left[\frac{\text{pie}^3 \text{aire requerido}}{\text{gal}} \right] = [25.1 * (\text{Spgr}) * \%H] + [1260 * (\text{Spgr})] \quad 1.2(\text{Reed.}, 1978).$$

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

1.2.4 Exceso de Aire

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

$$\alpha = \frac{\text{Vol real aire}}{\text{Vol teorico aire}} \quad 1.3(\text{Franklin}, 2000)$$

Si:

- $\alpha = 1$ Combustión estequiométrica
- $\alpha > 1$ Exceso de aire, se dice que la mezcla es pobre
- $\alpha < 1$ Defecto de aire, se dice que la mezcla es rica

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

$$\varepsilon = (\alpha - 1) * 100 \quad .1.4 (\text{Rodriguez}, 1998)$$

también se lo puede determinar conociendo el %CO₂ en el análisis de gases, en la siguiente relación:

$$\varepsilon = \left[\frac{\frac{C}{12} * (\%O_2)}{\left(\frac{C}{12} + \frac{S}{32} + \left(\frac{H_2}{4} \right) \right) * \%O_2} \right] * 100 \quad 1.5(\text{Reed.}, 1978)$$

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

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

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

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

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

Ajuste de combustión.

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

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

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

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

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

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

El exceso de aire comburente es un parámetro muy importante para obtener una eficiente combustión. En la figura 1.4 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. (Brizuela. E, 2004)

Efecto del porcentaje de aire sobre la Eficiencia de Combustión

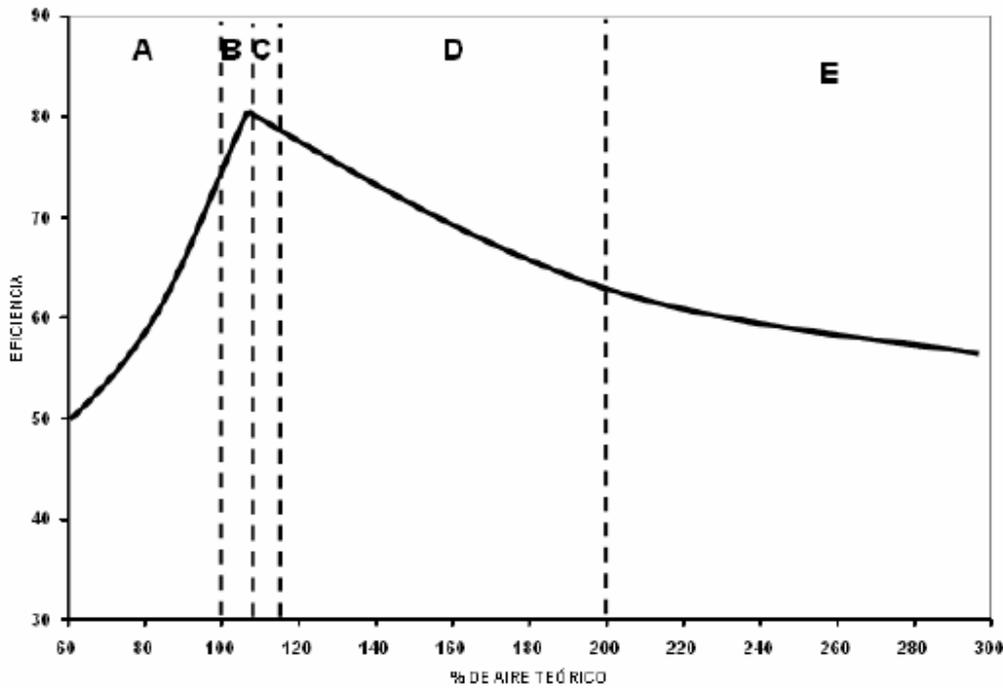


Figura 1.4 Efectos del % del aire teórico sobre la eficiencia de la combustión.

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. 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; %CO₂; % de inquemados(Gary, (2001)).

1.2.4.1 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.

Se presenta en la figura 1.5 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.

Refino y Petroquímica. Variación del rendimiento, basado en el P.C.I., en función de la temperatura de humos a diferentes excesos de aire, quemando fuel-oil

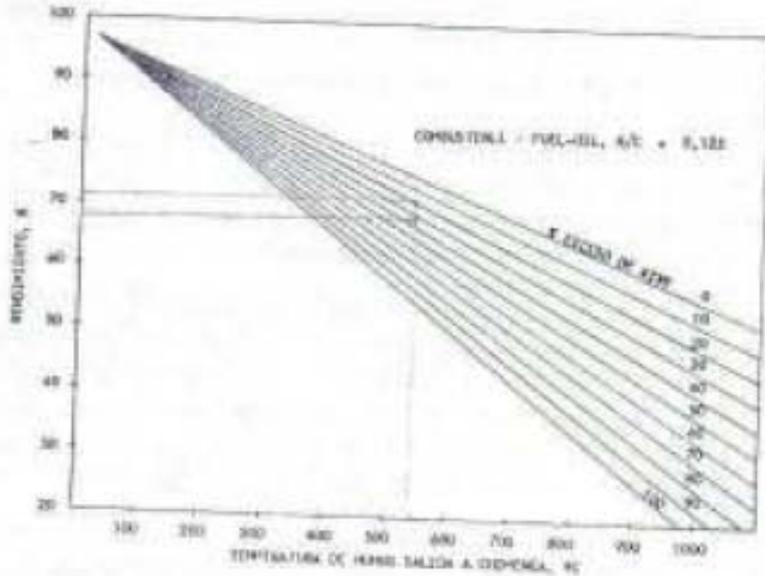


Figura 1.5 Rendimiento de la combustión con relación al exceso de aire comburente. (Gómez, 1982).

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 figura 1.6 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 (Gómez, 1982).



Figura 1.6 Relación de partícula solidas y exceso de aire(Gómez, 1982)

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.(Gómez, 1982).

1.3 Quemadores.

Los quemadores de *fuel oil* atomizan el combustible a fin de ofrecer la mayor superficie de contacto con el aire de combustión, que a la vez dispersa las partículas convenientemente dentro del hogar, para formar una mezcla aire/combustible de rápida ignición. Los procedimientos más difundidos son la atomización mecánica, con vapor o con aire. Para que la atomización sea la correcta, se debe reducir la viscosidad del combustible a valores convenientes, para lo que resulta necesario el precalentamiento del mismo. Sin embargo, si se superan las temperaturas máximas admisibles, se corre el riesgo de formación de gases que interrumpan el bombeo de combustible y en consecuencia se produzcan fallas en la ignición. También es importante que este no contenga ácidos, arena, u otras materias extrañas que puedan obstruir o dañar los orificios de los quemadores y sus válvulas de control.(G. SPEIGHT, (2006))

1.3.1 Tipos de Quemadores

Los métodos de clasificación de los quemadores para aceites combustibles resultan simples refiriéndose a los atomizadores. Distinguiendo los atomizadores con atomización mecánica en donde la atomización del combustible se obtiene mediante su propia presión a través de placas atomizadoras adecuadas para el combustible, y los atomizadores de pulverización con fluido auxiliar.(GLASSMAN, (1987)) Estos últimos son del tipo que presenta el horno a estudiar, en específico el quemador atmosférico combinado gas/aceite del modelo SAB 4,9/5,5 GO de fabricación alemana figura 1.7

Utilizando un fluido auxiliar a presión la impulsión del aceite puede reducirse considerablemente, ya que la energía necesaria para la pulverización la aporta en parte el mismo fluido auxiliar.

El fluido auxiliar puede ser vapor, aire comprimido o incluso un gas combustible también comprimido; contribuyendo al equilibrio energético con su aporte de calorías y de energía dinámica. Existen grupos de atomizadores con características similares según el tipo de fluido: para una determinada calidad de combustible líquido el criterio de clasificación se basa en los valores de la presión del fluido auxiliar del atomizador. En general se habla de altas presiones cuando el fluido está comprimido de 3 a 10 ata. De media presión entre 0.5 y 2 ata y de bajas presiones por debajo de 0.5 ata. En este caso se encuentra el vapor a 103 psi = 7 ata, se estaría hablando de atomizadores con flujo auxiliar (vapor) de alta presión.(Franklin, (2000))

El quemador más utilizado en la actualidad son los quemadores presurizado en hornos también presurizados ya que trabajan con un exceso de aire menor que los restantes quemadores (*Brizuela. E, 2004*)

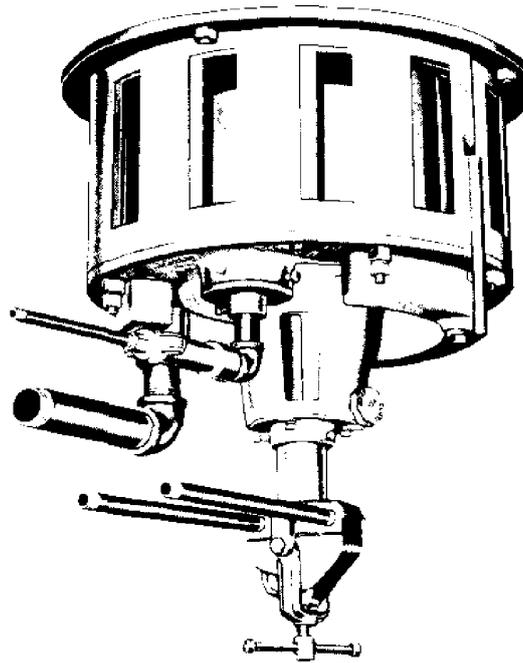


Fig. 1.7 Quemador Combinado de tiro Natural

Utilizando un fluido auxiliar a presión la impulsión del aceite puede reducirse considerablemente, ya que la energía necesaria para la pulverización la aporta en parte el mismo fluido auxiliar.

El fluido auxiliar puede ser vapor, aire comprimido o incluso un gas combustible también comprimido; contribuyendo al equilibrio energético con su aporte de calorías y de energía dinámica. Existen grupos de atomizadores con características similares según el tipo de fluido: para una determinada calidad de combustible líquido el criterio de clasificación se basa en los valores de la presión del fluido auxiliar del atomizador. En general se habla de altas presiones cuando el fluido está comprimido de 3 a 10 ata. De media presión entre 0.5 y 2 ata y de bajas presiones por debajo de 0.5 ata. En este caso se encuentra el vapor a 103 psi = 7 ata, se estaría hablando de atomizadores con flujo auxiliar (vapor) de alta presión. (Surinder Parkas, (1976))

1.3.2 Atomizadores con ayuda de vapor.

La atomización del combustible se logra mediante la inyección de vapor en el interior de la tobera: se utiliza, por una parte, la expansión debida al cambio de presión del vapor en los pasos de la tobera, y por otra, la acción de calentamiento debida al gran contenido térmico del fluido auxiliar, se reduce así la temperatura de precalentamiento en el caso de los combustibles densos.

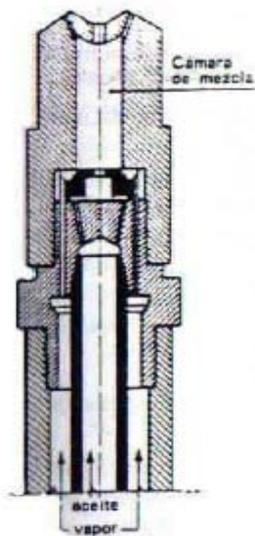


Fig. 1.8 Cabeza del atomizador de vapor (Todd).

En la Fig. 1.8 el combustible, introducido por un tubo central, pasa a través de una serie de orificios coaxiales, y posteriormente, mediante unos surcos tangenciales, alcanza el centro de una cámara. Tiene lugar un cambio de presión, iniciándose el proceso de atomización: siguiendo hacia la cámara de mezcla, el combustible parcialmente atomizado encuentra al vapor, que fluye a gran velocidad, y por efecto conjunto del rozamiento y de la presión, se emulsiona con éste. La mezcla homogénea de vapor y aceite así formada pasa luego a través de los orificios de la tobera, donde la expansión del vapor provoca la división del aceite en partículas finísimas.(Yuge, (1960))

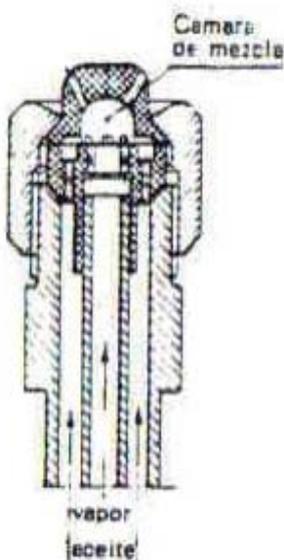


Fig. 1.9 Cabeza del atomizador de vapor (Peabody).

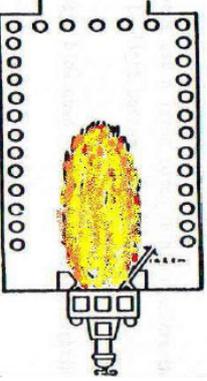
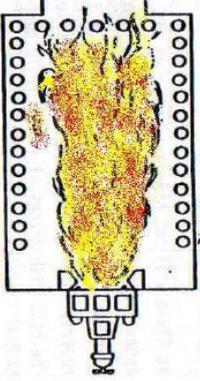
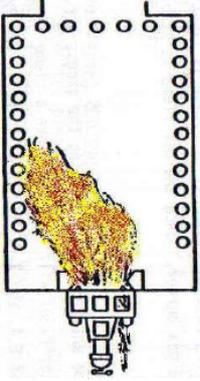
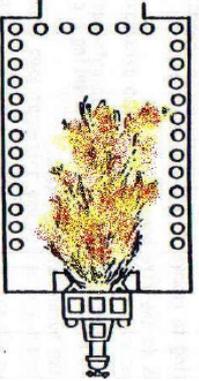
La segunda tobera representa un tipo de atomizador sencillo y muy difundido, cuyo mecanismo de funcionamiento es similar al anteriormente descrito, con la diferencia que la cámara de mezcla es mucho más corta. El chorro final tiene la forma de un cono sólido, cuyo ángulo viene establecido por el perfil del orificio de salida (Salvi., 2007).

1.3.3 Características del quemador.

1.3.3.1 Forma de la llama

Las variables de operación del quemador tales como la presión de mezcla del combustible o la cantidad de aire, son los que tienen mucho más efecto en la forma y longitud de la llama que cualquier otra variable de operación. Buenas mezclas producidas por un alto grado de turbulencia y altas velocidades dan lugar a una llama corta e intensa o mezclas pobres y de bajas velocidades producen llamas largas, suaves y delgadas. Un aumento en el exceso de aire tiende a acortar la llama, mientras que la disminución del exceso de aire tiende a producir una llama larga. Se puede conseguir una llama corta e intensa incluso con cantidades reducidas de exceso de aire pero esto supone la adopción de instalaciones especiales que sean capaces de conseguir una turbulencia intensa y una recirculación parcial de los gases de combustión. En la práctica la utilización de llamas cortas está limitada por el costo de las instalaciones para aumentar la presión del combustible y del aire, como el costo del horno por las condiciones de cuidados especiales para resistir la intensa combustión, la longitud de la llama se controla observando solo la parte luminosa. (Zink, 1997)

TIPOS DE LLAMAS, PROBLEMAS Y CAUSAS

1. Buena Llama	2. Llama mala	3. Llama mala	4. Llama mala
			
<p>* Se tiene humo claro y fijamos la llama</p> <ul style="list-style-type: none"> • Color de la llama: amarillo brillante con anaranjado 	<p>* Fuego intenso</p> <ul style="list-style-type: none"> • La llama llega a los tubos, esto los afecta. • Combustión incompleta • Demasiado combustible, deficiencia de aire, deficiencia del vapor atomizante, o la cabeza del atomizador esta gastada. 	<p>* Llama inclinada</p> <ul style="list-style-type: none"> • La llama llega a un sector de los tubos, afectándolos. • La lanza del quemador inclinada o demasiado baja. • Atomizador defectuoso. • Goteo de combustible-sucio • Demasiado caliente el combustible. • Poca atomización del vapor 	<p>* Chispeo</p> <ul style="list-style-type: none"> • Agua en el combustible. • Suciedades en el combustible. • Combustible frío. • Poca atomización por parte del vapor.

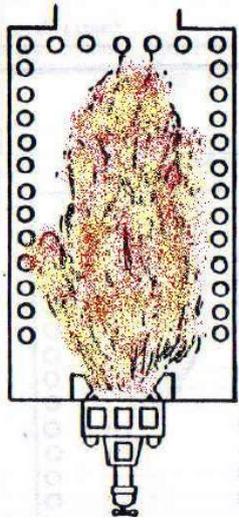
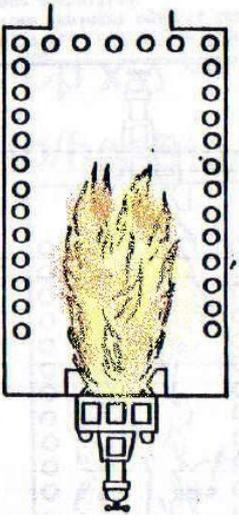
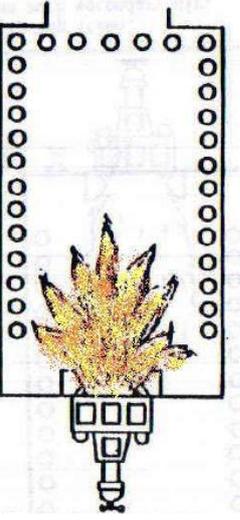
5. Llama mala	6. Llama mala	7. Llama mala	7 a. Llama destello-por fuera
			
<p>* Llama humeante</p> <ul style="list-style-type: none"> • Poco aire de combustión. • Combustible frío. • La cabeza del quemador esta demasiado larga. 	<p>* Llama deslumbrante.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Demasiado aire secundario. • Demasiado vapor atomizante. 	<p>* Forma pobre</p> <ul style="list-style-type: none"> • Poco aire primario. • Defecto en la parte delantera del tabique del anillo refractario 	<p>* Destello por fuera</p> <ul style="list-style-type: none"> • Muy poco tiro. • Poco aire primario (combustible). • Escaso vapor presurizado.

Figura 1.10. Formas de las llamas (Zink, 1997).

1.3.3.2 Estabilidad

Esta característica de los quemadores es muy importante por operaciones de seguridad y fiabilidad. Un quemador estable es aquel que puede mantenerse prendido aún cuando está frío o a través de rangos de presiones, velocidades de salida y razones de aire/combustible ordinariamente usados, (Sí el quemador funciona solo por el piloto no se lo considera estable). Con quemadores estables es necesario cerrar la puerta del horno hasta desarrollar una temperatura estable en la cámara de combustión, si la puerta está abierta el aire en el horno es consumido rápidamente y la llama se quiere extinguir, bajo estas condiciones el piloto se vuelve una fuente potencialmente peligrosa porque los gases de combustión se acumulan rápidamente y la llama se incendia violentamente. Los quemadores con refractario son desarrollados para mantener el encendido en cámaras frías con la ayuda del calor de su propio refractario, pero un problema persiste en cámaras frías y fijas es que son operados en estequiometria o razones aire/combustible bajos. Productos fríos producidos por la combustión incompleta recirculan en la raíz de la llama que es baja en oxígeno. Se ha rediseñado estos quemadores con ladrillo refractario en el fondo aportando un calor de radiación a la atmósfera circundante, asegurando atmósferas estables sin combinar oxígeno y combustible. La estabilidad es alcanzada por los requerimientos de combustión temperaturas mínimas de encendido aplicadas a una mezcla que están dentro de los límites de inflamabilidad, aire/combustible indiferentes a cambios de temperatura con diferentes atmósferas

circundantes, así mantener la raíz de la llama en proximidades cercanas a la nariz del quemador.(Sinnot, (2009))

1.3.3.3 Atomización

La pulverización se obtiene mediante la formación, a la salida del final del atomizador, de una utilísima película en forma de cono, lleno o vacío, con el líquido en rapidísimo movimiento, que se fragmenta en finísimas gotas de dimensiones y forma estrechamente dependientes de las condiciones operativas de las características de viscosidad y tensión superficial del líquido. El chorro en su parte central contiene una gran proporción de combustible, mientras que en la parte externa tiene una elevada proporción de aire. En los chorros líquidos con flujo axial, una simple vibración del chorro es suficiente para producir la desintegración. La distancia de la parte terminal del atomizador (tobera, disco, copa, etc.), a la que esto ocurre, depende de la viscosidad (cuanto más alta es esta, mayor es la distancia), de la presión, de la tensión superficial y de la velocidad de la salida del líquido.

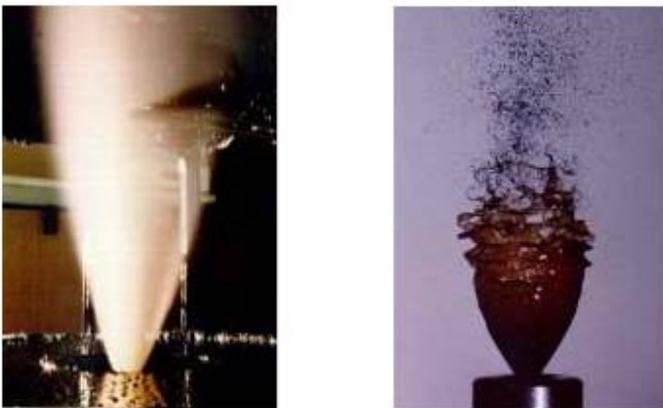


Fig. 1.12 Atomización de *fuel oil* pesado y visualización de la desintegración en gotas mediante fotografía de alta velocidad.

La viscosidad además de influir en el tipo de atomización, ejerce un considerable efecto sobre la cantidad de líquido atomizable (Vapor).

Los aceites muy viscosos no se pueden atomizar a la temperatura ambiente, dada la dificultad del líquido para fluir en las canalizaciones. Entonces es preciso reducir su viscosidad calentándolos para facilitar su paso a través del atomizador. La tensión superficial representa un papel importante en la fase de rotura entre la película del líquido unida al atomizador y de los largos ligamentos que de estas se derivan y que dan origen a las gotitas. El método más utilizado para producir gotitas a bajas presiones de funcionamiento está basado en la formación de películas líquidas (5 micras de espesor) obtenidas, haciendo pasar el líquido a través de hendiduras, orificios o espacios anulares estrechísimos, mediante toberas (boquillas) de forma y construcción especial. Cuanto mayor sea la cantidad y la velocidad del

vapor, más pequeñas resultaran las gotitas. La atomización de los aceites combustibles y de los combustibles líquidos en general se efectúa con el fin de aumentar la velocidad de evaporación y de asegurar un rápido acceso del comburente a los vapores que hay que quemar. Las dimensiones de las gotitas determinan la capacidad de encendido del combustible, en el sentido de que cuando más pequeñas sean las gotas, más fácil resultara el encendido. En la combustión de aceites residuales hay que tener en cuenta que existen residuos no vaporizables que requieren un tiempo determinado para la combustión; en este caso, las paredes deben permanecer alejadas para evitar la formación de *coke*. (Serth, (2007))

1.4 Atomización correcta del combustible.

Los combustibles líquidos pueden quemarse en las cámaras de combustión según dos técnicas distintas: Después de vaporizarse (método válido para productos ligeros), con obtención de combustibles similares al de los combustibles gaseosos. Después de pulverizarse en finísimas gotas, que bajo el efecto del calor transmitido por las paredes y de los gases calientes, contenidos en la cámara de combustión, se evaporan y arden casi instantáneamente (productos pesados). Generalmente el diámetro de las gotas producidas con este método oscila entre 10 y 200 micras, aunque también pueden darse gotas más gruesas. Suele admitirse que un buen atomizador comercial produce más de un 85% de las gotas con un diámetro inferior a 50 micras. La pulverización o atomización, con formación de un chorro o rociado o minúsculas gotas, se obtienen generalmente por medios mecánicos, por el efecto de la inyección a presión del combustible en una tobera (boquilla), o aprovechando la energía de un fluido atomizador secundario; el dispositivo utilizado para obtener los efectos descritos se conoce como atomizador. (Gary, (1994))

1.5 Eficiencia.

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

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

El balance de calor en el horno es:

$$Q_{\text{comb.}} = Q_{\text{absorbido}} + Q_{\text{humos}} + Q_{\text{per- caja}} \quad 1.6 \text{ (J.B.gonzalez 2005)}$$

Habitualmente el calor que se pierde con los humos es de un 5 a un 20% (dependiendo en gran medida del tipo de horno) y el calor perdido en la caja radiante es de un 1-2%. La eficiencia de un horno se

define como la relación entre el calor absorbido por el fluido de proceso y el calor suministrado por combustión.

$$\text{Eficiencia (\%)} = 100 \times Q_{\text{absorbido}} / Q_{\text{comb.}} \quad 1.7(\text{J. B. gonzalez 2005}).$$

$$\text{Eficiencia (\%)} = 100 - \% \text{pérdidas humos} - \% \text{pérdidas caja} \quad 1.8 (\text{J.B.gonzalez 2005})$$

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

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

$$\% \text{ pérdidas en humos por exceso aire} = \% \text{ O}_2 \text{ en humos} / 2. (\text{J.B.gonzalez 2005})$$

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

$$\% \text{ pérdidas en humos por T salida} = \text{Temperatura humos (}^\circ\text{C)} / 20 \quad 1.9 (\text{J.B.gonzalez 2005})$$

Mejorar la eficiencia significa, obviamente, disminuir las pérdidas.

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

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

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

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

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

Reducción de la temperatura de humos.

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

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

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

1.6 Métodos para la evaluación de hornos.

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

1. Método de *Lobo y Evans*: Este método hace uso del factor total de intercambio y una ecuación del tipo *Stefan-Boltzmann*. Tiene una buena base teórica y se usa extensamente en el diseño de hornos para refinerías. También se recomienda para calderas que queman petróleo o gas. La desviación promedio entre la absorción de calor predicha y observada es de 5.3%. La desviación máxima es de 16%.(Kern, 1999).
2. Método de *Wilson, Lobo y Hottel*.” Este es un método empírico que puede usarse para hornos tipo caja alimentados con petróleo o gas de refinería cuando los flujos de calor se sitúan entre 5000 y 30000 Btu/(h)(pie²) de superficie circunferencial. Otras limitaciones son que el porcentaje de aire en exceso sea de 5 a 80% y que las temperaturas de la superficie de los tubos sea al menos 400°F menor que la temperatura del gas de salida de la sección radiante. La longitud de la trayectoria media no deberá ser menor de 15 pies. Este método se usa

ampliamente en la industria y se recomienda bajo las limitaciones anteriores obteniéndose desviación promedio de 6% y la desviación máxima 33% (Bejan, 2003).

3. Método simplificado de *Wohlenberg*. Este es un método empírico aunque indudablemente más confiable para calcular la absorción de calor radiante. Sólo se aplica para el quemado de carbón. Teniendo como requisito el conocimiento anticipado del escoriamento para la aplicación de esta ecuación a la transferencia de calor con desviación de 10% y máxima desviación de 50%.(Kern, 1999).
4. La norma europea código de prueba de la *ASME (ASME POWER TEST CODES)*. Establece que la cantidad de calor que entra al horno es igual a la cantidad de calor que sale más la que se acumula, y la determinación de la eficiencia por el método de entrada –salida. Tomando en cuenta esto, se seleccionan los elementos que de alguna manera pueden ganar calor o por los cuales éste puede fugarse o perderse (*Borroto, 2005*).

1.7 Métodos de ensayos empleados

1. (ASTM- D- 1298:2009, IDT) industria del petróleo — método de ensayo estándar para determinar densidad, densidad relativa (gravedad específica) o gravedad °API en el petróleo crudo y productos derivados del petróleo por el método del hidrómetro (Onn, (2008))
2. (ASTM- D- 482:2009, IDT) industria del petróleo — método de ensayo estándar para cenizas en productos del petróleo.
3. (ASTM –D- 240: 2009, IDT) industria del petróleo — método de ensayo estándar para de carbono en productos del petróleo.
4. ASTM- D- 95:1999; IDT) productos de petróleo y materiales bituminosos método de ensayo estándar para la determinación del contenido de agua por destilación.(Onn, (2008))

1.8 Análisis de las herramientas de evaluación técnico - económica.

Para realizar la evaluación técnico-económico de proyectos se pueden utilizar diferentes herramientas, entre las que podemos citar los métodos matemáticos - financieros por su gran utilidad para la toma de decisiones por parte de los administradores financieros, ya que un análisis que se anticipe al futuro puede evitar posibles desviaciones y problemas en el largo plazo. Las técnicas de evaluación económica son herramientas de uso general. Lo mismo puede aplicarse a inversiones industriales o de servicios. El valor presente neto y la tasa interna de rendimiento se mencionan juntos porque en realidad es el mismo método, sólo que sus resultados se expresan de manera distinta. Recuérdese que la tasa interna de rendimiento es el interés que hace el valor presente igual a cero, lo cual confirma la idea anterior. Estas técnicas de uso muy extendido se utilizan cuando la inversión produce ingresos por sí misma, el VAN, la

TIR y el PRI se aplican cuando hay ingresos, independientemente de que la entidad pague o no pague impuestos. A continuación se explica en qué consiste cada uno.

1.8.1 Valor actual neto (VAN).

El valor actual neto también conocido como valor actualizado neto (en inglés net present value) cuyo acrónimo es VAN (en inglés NPV), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros del proyecto. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto.

El método de valor presente es uno de los criterios económicos más ampliamente utilizados en la evaluación de proyectos de inversión. Consiste en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado.

Cuando el VAN toma un valor igual a 0, k pasa a llamarse tasa interna de retorno (TIR). La TIR es la rentabilidad que nos está proporcionando el proyecto, según Tabla 1.2

Tabla 1.2 Criterios de rentabilidad.

Valor	Significado	Decisión a tomar
$VAN > 0$	La inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida (r)	El proyecto puede aceptarse
$VAN < 0$	La inversión produciría ganancias por debajo de la rentabilidad exigida (r)	El proyecto debería rechazarse
$VAN = 0$	La inversión no produciría ni ganancias ni pérdidas	Dado que el proyecto no agrega valor monetario por encima de la rentabilidad exigida (r), la decisión debería basarse en otros criterios, como la obtención de un mejor

	posicionamiento en el mercado u otros factores.
--	---

El valor actual neto es muy importante para la valoración de inversiones en activos fijos, a pesar de sus limitaciones en considerar circunstancias imprevistas o excepcionales de mercado. Si su valor es mayor a cero, el proyecto es rentable, considerándose el valor mínimo de rendimiento para la inversión.

Puede considerarse también la interpretación del VAN, en función de la creación de valor para la empresa:

- Si el VAN de un proyecto es positivo, el proyecto crea valor.
- Si el VAN de un proyecto es negativo, el proyecto destruye valor.
- Si el VAN de un proyecto es cero, el proyecto no crea ni destruye valor. (Llinás, 2005)

1.8.1.1 Ventajas de utilizar el VAN:

Es muy sencillo de aplicar, ya que para calcularlo se realizan operaciones simples.

Tiene en cuenta el valor de dinero en el tiempo.

1.8.1.2 Inconvenientes de utilizar el VAN:

Dificultad para establecer el valor de k . A veces se usan los siguientes criterios

Coste del dinero a largo plazo.

Tasa de rentabilidad a largo plazo de la empresa.

Coste de capital de la empresa.

Como un valor subjetivo.

Como un coste de oportunidad.

El VAN supone que los flujos que salen del proyecto se reinvierten en el proyecto al mismo valor k que el exigido al proyecto, lo cual puede no ser cierto.

El VAN es el valor presente de los flujos futuros de efectivo menos el valor presente del costo de la inversión. (Llinás, 2005)

1.8.1.3 Tasa interna de retorno (TIR).

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión, está definida como el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". En términos simples en tanto, diversos autores la conceptualizan como la tasa de interés (o la tasa de descuento) con la cual el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. El VAN o VPN es calculado a partir del flujo de caja anual,

trasladando todas las cantidades futuras al presente. Es un indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad.

Se utiliza para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto - expresada por la TIR- supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

1.8.1.3.1 Uso general de la TIR.

Como ya se ha comentado anteriormente, la TIR o tasa de rendimiento interno, es una herramienta de toma de decisiones de inversión utilizada para conocer la factibilidad de diferentes opciones de inversión.

El criterio general para saber si es conveniente realizar un proyecto es el siguiente:

Si $TIR \geq r \rightarrow$ Se aceptará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad mayor que la rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad).

Si $TIR < r \rightarrow$ Se rechazará el proyecto. La razón es que el proyecto da una rentabilidad menor que la rentabilidad mínima requerida.

r representa es el costo de oportunidad.

Criterios de evaluación y selección de proyectos según Silla H. (2003):

Valor Actual Neto (VAN).

Tasa interna de retorno o rendimiento (TIR).

Período de recuperación de la inversión (PRI)

CONCLUSIONES PARCIALES

1. Apoyándose en los principios básicos de balances de materia y energía complementados con los termodinámicos de combustión y transferencia de calor, se puede llegar a resultados satisfactorios en el cálculo de las necesidades de un horno por medio de este modelo sencillo.
2. El horno más utilizado en la industria petroquímica actual es el horno tubular por sus ventajas desde el punto de vista de absorción de calor por convección y radiación, reducidos espacios físicos y sus facilidades para el control.
3. La eficiencia en un horno petroquímico depende de las pérdidas energéticas y el ajuste del proceso de combustión.
4. Existen varios tipos de métodos para la evaluación de hornos pero se escogió el de la norma europea código de prueba de la *ASME* porque analiza todas las pérdidas de energía en equipos donde ocurre el proceso de combustión.
5. Según el análisis teórico se utiliza la herramienta de evaluación técnico – económica para evaluar la mejor alternativa.

CAPITULO II. DISEÑO METODOLÓGICO.

En este capítulo se describe el proceso caso de estudio y se explican las metodologías a seguir para la recolección de datos, balance térmico por la norma europea código de prueba de la (*ASME POWER TEST CODES*) y la determinación de la eficiencia por el método de entrada salida.

2.1 Descripción del Proceso

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

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

En este proceso se obtiene las siguientes fracciones:

Pie 70 °C Inestable (Alimentación a Sección 400)

Fracción 70-120 °C

Fracción 120-180 °C

Fracción 180-230 °C

Fracción 230-270 °C

Fuel Oil (crudo reducido)

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

Fracción 180-350 °C (Diesel).

Primer Banco de Intercambiadores

El Crudo proveniente del Título 14 (Estación de Bombeo de Crudo), a una temperatura de 30 °C y una presión de 3 a 8 Kgf/cm², es succionado por la bomba de inyección de crudo (P-101/R).

Posteriormente el flujo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores, a una temperatura de 33 °C, y a una presión de 29,4 Kgf/cm². Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. El primer ramal, en los intercambiadores 1,2-E-102 (Crudo por tubos/2do flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-103. (Crudo por tubos/ 3er flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza). El segundo ramal, se calienta en los intercambiadores 1,2-E-101 (Crudo por tubos/ 1er flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-104. (Crudo por carcaza/ *fuel oil* por los tubos). Finalmente, ambos ramales se

unen, el Crudo precalentado a una temperatura de 111 °C y a una presión de 25,5 Kgf/cm², al sistema de Desalación Eléctrica.

Desalación Eléctrica

La etapa Desalación Eléctrica, se inyecta una solución de desmulsificante, proveniente del bloque de reactivos químicos. Esto con la finalidad de ayudar la destrucción de la emulsión formada y lograr la desalación del Crudo en el proceso.

Segundo Banco de Intercambiadores

El Segundo banco de intercambiadores, se le inyecta, una solución al 2% de inhibidor de corrosión, proveniente del bloque de reactivos químicos, Este banco cuenta con dos ramales en paralelo conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. El primer ramal el crudo con una temperatura de 114 °C y a una presión de 10,5 Kgf/cm², se calienta sucesivamente en los intercambiadores 1,-E-105 (crudo va por tubos/Fracción 270-350°C de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2,3-E-106 (crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos). El segundo ramal se calienta sucesivamente en los intercambiadores 2-E-105 (Crudo por tubos/ Fracción 270-350°C de la Torre T-102, por carcaza) y 4,5,6-E-106. (crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos).

Finalmente luego del segundo banco de intercambiadores, 423,65 m³/h de crudo calentado desalado y deshidratado a una Temperatura de 203 °C y una presión 6,1Kgf/cm² se dirige a la

Torre Desgasolinadora T-101

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

Tope de la Torre T-101

Por el tope de la Torre sale la fracción pie 105 °C, a una temperatura de 120 °C y a una presión de 3,5 Kgf/cm², hacia los enfriadores de aire 1,2,3-A-101. Gran parte se condensan en dichos enfriadores y de allí van al tambor de reflujo del tope T-101 (D-103), con una temperatura de 55 °C. En la salida del tope y el reflujo de la Torre T-101, se inyecta solución al 2% de inhibidor de corrosión (19,9 g/Ton de crudo), procedente del bloque de reactivos.

Desde el Tambor de Reflujo (D-103), se succiona el reflujo de la torre T-101, con la bomba P-104/R, para ser inyectado en el tope de la Torre T-101, a una temperatura aproximada de 50 °C. El exceso de reflujo de la D-103 pasa, a los enfriadores 1/2/3A-101, y luego al enfriador (E-109), por la línea 117/7. La salida de este enfriador va al tambor.

Fondo de la Torre T-101

Desde el fondo de la torre T-101, sale crudo desgasolinado, con una temperatura de 301 °C y una presión de 4,5 Kgf/cm², hacia la bomba P-103/R, la cual descarga hacia el horno F-101/T-101, para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la Torre T-101, por debajo del plato 1. Por otra del fondo de la torre es succionado a un caudal de 395, m³/h de crudo desgasolinado por la bomba P-102/R, y descargando hacia el horno F-101/T-102, en la Torre de **Destilación Atmosférica T-102**

Proveniente del horno F-101/T-102 es alimentado por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101) a una temperatura de 354 °C y una presión de 6,2 Kgf/cm² a la Torre de Destilación Atmosférica T-102, en el plato 6.

Tope de la Torre T-102

En la salida del tope de la Torre T-102, se inyecta al 2% inhibidor de corrosión, procedente del bloque de reactivos, Por el tope de la Torre sale la fracción pie 120 °C hacia los enfriadores de aire 1,2,3,4-A-102 a una temperatura de 114 °C y a una presión de 0,7 Kgf/cm². Esta fracción se enfría hasta una temperatura 55 °C y va al tambor de reflujo del tope T-102 (D-104). Desde el Tambor de reflujo (D-104), se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-102 (P-106/R), cuya descarga va al enfriador por aire 1-A-102, y de allí pasa por el intercambiador,(E-110). Posteriormente sale hacia el tope de la torre como reflujo. El exceso Pie 120 °C va al enfriador por aire 3-A-101. Luego pasa al enfriador (E-109). La salida de este enfriador va al tambor D-105.

Fracciones de la Torre T-102

De la Torre T-102, se extraen cuatro cortes laterales:

La Fracción 120-180 °C, se extrae por los platos 45 y 47, y va a la parte superior de la primera sección de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 134 °C y a una presión de 0,7 Kgf/cm². La Fracción 180-230 °C, se extrae entre los platos 34 y 36, y va a la parte superior de la segunda sección de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 195 °C y a una presión de 0,7 Kgf/cm².

La Fracción 230-270 °C, se extrae entre los platos 22 al 24, y va a la parte superior de la tercera sección de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 252 °C.

La Fracción 270-350 °C, se extrae entre los platos 12 al 14 y va a la succión de la bomba P-110/R, a una temperatura de 313 °C y una presión de 0,8 Kgf/cm². La descarga de dicha bombas se ramifica dos líneas que van a los 1,2-E-105, en el 2do banco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado. En ambos ramales, a la salida del intercambiadores, va hacia los enfriadores por aire A-107 y A-109, para luego ir al nudo mezcla de la sección 100.

Fondo de la Torre T-102

Por el fondo de la Torre (T-102), sale el crudo reducido a una temperatura 344 °C y a una presión de 1,8 Kgf/cm², se dirige a la succión de la bomba P-114/R. La descarga de dicha bombas es la entrada del segundo banco de Intercambiadores y se ramifica en dos líneas, (una línea entra en el 3-E-106, pasando posteriormente por el 2E-106 y 1E-106, y la otra línea entra al 6E-106, pasando posteriormente por el 5E-106 y 4E-106. A la salida de los intercambiadores 1,6-E-106, por las líneas que fluye el crudo reducido Estas líneas convergen dirigiéndose al primer banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente, al crudo que se precalienta en serie en los intercambiadores 1,2-E-104. Luego el crudo reducido sale hacia los enfriadores por aire 1,2 A-108, los cuales trabajan en operación normal en serie. Los mismos y dependiendo la condición del crudo reducido tienen la facilidad de trabajar en paralelo a la salida de estos enfriadores va a Tanques al Título 29.

Torre Despojadora T-103

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

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

La Fracción 180-230 °C, entra en la parte superior del segundo despojador a una temperatura de 195°C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua sale del tope de la despojadora y entran a la Torre T-102 en el plato 37 a una temperatura de 193°C. Por el fondo la fracción a una temperatura de 182°C, es bombeada por la bomba P-108/R, hacia el enfriador por aire A-105 para finalmente llegar al Nudo de Mezcla.

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

otra va a dos secciones del enfriador por aire A-109. Finalmente la fracción va a la salida de estos dos enfriadores se unen para ir al Nudo de Mezcla.

Torre Estabilizadora T-104

Tambor D-105

En el tambor de inyección de la Torre Estabilizadora T-104 (D-105), se recolecta los excesos de gas del D-103 y los excesos de reflujo de los tambores D-103 y D-104. La temperatura de entrada es de 50°C y a una presión de 3,0 Kgf/cm².

Adicionalmente de los excesos de gas y de reflujo del tambor D-103, entra también al enfriador 3-A-101, el exceso del tambor de reflujo D-104 de la torre T-102.

para posteriormente pasar al enfriador de fracción 120 °C (E-109), La salida de este enfriador va al tambor D-105,. Esta mezcla se le denomina fracción 70-120 °C inestable.

La fracción 70-120 °C inestable a una temperatura de 50 °C y a una presión de 3,0 Kgf/cm². es succionada por la bomba P-105/R, cuya descarga va al Intercambiador E-107 (Fracción 70-120°C inestable por tubos/ Fracción 70-120°C estable por la carcasa). Posteriormente la fracción inestable pasa al intercambiador E-108, (Fracción 70-120°C inestable por carcasa/ Fracción 230- 270 °C por los tubos), y de allí entra a la Torre Estabilizadora T-104 a los platos 25, 27 y 31 a una temperatura de 179 °C y una presión de 22,3 Kgf/cm². Por el fondo del tambor D-105, se descarga el agua sulfhídrica, que puede ser succionada por la bomba P-120/R la cual descarga la bombas hacia el enfriador E-120.

Tope de la Torre Estabilizadora T-104.

Por el tope de la Torre sale la fracción pie 70 °C inestable a una temperatura de 112 °C y una presión de 7,2 kgf/cm² hacia los enfriadores de aire 1,2,3-A-103.

La fracción pie 70°C inestable sale de los 1,2,3 A-103 a una temperatura de 55 °C al enfriador por agua E-111, y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la Torre T-104 (D-106 Desde el Tambor de Reflujo (D-106), se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-104 (P-116/R), cuya descarga va al tope de la torre a una temperatura de 51 °C. . El exceso Pie 70 °C, es descargado por la bomba P-116/R hacia el enfriador por agua E-114, (Pie 70 °C por la carcasa/Agua por los tubos). Posteriormente, va a la sección 400.

Fondo de la Torre Estabilizadora T-104.

Por el fondo, de la Torre T-104, a una temperatura de 195°C, es succionada la fracción 70-120 °C estable por la bomba P-115/R y se descarga hacia el Horno F-101/T-104. Posteriormente, desde el Horno F-101/T-104, viene dicha fracción y entra al plato 1 de la torre T-104 (recirculación caliente).

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

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

Nudo de Mezcla.

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

Fracción 70-180 °C, se forma mezclando los siguientes cortes.

Corte 70-120°C, y Corte 120-180°C, A esta fracción se le denomina Nafta de Inyecta que va a la sección 200.

Fracción 120-230 °C, se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 120-180°C, y Corte 180-230°C,

A esta fracción se le denomina Turbocombustible (Jet-A1)

Fracción 120-270 °C, se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 120-180°C. Corte 180-230°C y Corte 230-270°C,.

A esta fracción se le denomina Kerosene.

Fracción 180-350 °C , se forma mezclando los siguientes cortes:

Corte 180-230°C, Corte 230-270°C,y Corte 270-350°C, A esta fracción se le denomina Diesel

Hornos F-101/T-101, F-101/T-102 y F-101/T-104.

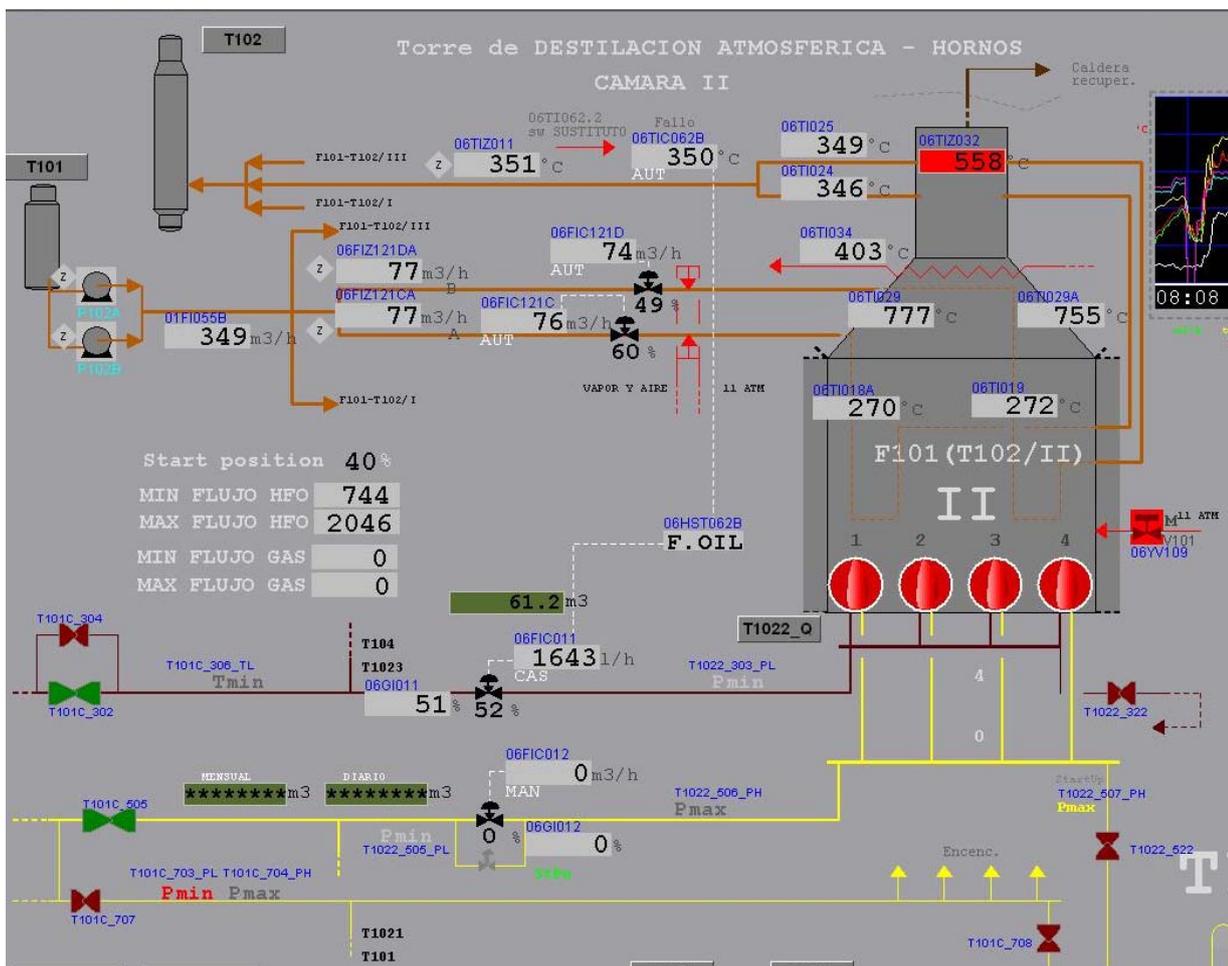
El flujo de entrada de producto al horno es controlado por los FIC-120-1 y FIC-120-2, a través de dos válvulas de control FV-120-1 y FV-120-2 (ubicadas en cada línea de entrada al horno) en forma automática de acuerdo al ajuste dado por el operador. Las líneas de alimentación al horno tienen protección por flujo mínimo lo cual produce parada parcial del horno en caso que se alcance esta condición en cualquiera de las dos líneas.

Las presiones internas del horno son ajustadas en forma manual y localmente por medio del damper en el ducto de gases de salida y las presiones en la chimenea, zona de convección y zona radiante se pueden observar a través de manómetros.

La combustión del horno es ajustada con los *dampers* de cada quemador, observando por las ventanillas la calidad de llama. Además los hornos cuentan tomas para analizadores portátiles para medición de porcentaje de oxígeno (%O₂) y monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO₂) en la chimenea.

Cada horno cuenta además con dos indicadores de temperatura ubicados a ambos lados de la zona de convección, indicadores de temperatura del tipo de piel de tubo dentro del horno y ubicados en cada paso y medidores de temperatura de entrada del flujo al horno y temperatura de salida de cada paso del horno por separado. Las temperaturas del horno también son monitoreadas en piel de tubo de cada línea interna en el horno y en cada línea de salida de producto del horno con alarma por alta. (Reglamento Tecnológico Sección 100)(1985)

2.2 Esquema de unas de las cámaras del horno F-01-101 de la planta de destilación atmosférica.



2.2. Recopilación de datos.

Se toman los datos de diseño y de operación de cada una de las cámaras del horno F-01-101 de la planta de destilación atmosférica utilizando la ficha técnica del mismo, así como los resultados de las mediciones de los instrumentos por el período de un mes aprovechando que el horno trabajo solamente con un combustible (*fuel-oil*) y diariamente se determina un promedio, así como los resultados de los

análisis de laboratorio que se le realizan al crudo procesado , nafta procesada y al combustible consumido (*fuel-oil*).

Mediante los análisis del laboratorio se determinó la composición del combustible (*fuel oil 650cst*).

Tabla 2.1 Composición del combustible:

C (%m/m)	H(%m/m)	S(%m/m)	N(%m/m)	O(%m/m)	Cenizas(%m/m)	Agua(%m/m)	Densidad °API a 15 °C
86.409	10.49	2.121	0.59	0.252	0.038	0.1	14.7

Se toman los datos por el periodo de un mes en cada una de las cámaras del horno de:

Flujo de crudo a procesar

El consumo de *fuel*

Temperatura de entrada y salida de crudo a procesar

Concentración de oxígeno (%) y Monóxido (ppm) de carbono en gases de combustión

Temperatura de aire de combustión

Temperatura del *fuel oil*

Termografía a las paredes del Horno

Para el cálculo de los valores medios se utilizó (*Llinás, 2005*).

$$M = \frac{\sum(x_i/n)}{n} \quad (2.1)$$

Tabla 2.2 Corridas de parámetros operacionales de la cámara del F-101 de la T-101.

F-101 de la T-101						
Flujo de crudo	Consumo de <i>fuel</i>	T1	T2	Tg	O2 %	CO ppm
121	1.178	245	350	342	5.9	344
123.8	1.198	247	349	340	6	346
124	1.1686	243	352	342	6.21	343
119	1.114	250	351	344	6.2	345
119.6	1.16	246	350	345	5.95	344
120.3	1.178	242	348	344	6.02	343
123	1.172	244	350	339	5.87	342
120.4	1.162	246	350	338	6	346
124	1.18	245	351	339	6.1	347
120	1.15	244	352	341	5.95	345
120.4	1.1854	245	350	340	6.3	344
119.54	1.17	243	350	338	6	344
118.74	1.16	244	348	342	6	345
117.2	1.1895	246	350	339	5.8	344
119	1.16	247	349	342	5.7	343
120	1.15	243	348	340	6	344
121	1.17	244	349	342	6.1	344
121	1.17	247	351	340	6	345
120	1.175	244	350	339	6.3	345
121	1.1845	245	352	337	5.8	344
118	1.17	245	350	343	5.7	342
122	1.15	243	352	344	6	344
121	1.17	246	348	345	6.1	344
118	1.16	247	347	339	6	344
119.31	1.15	248	352	340	5.9	344
119	1.14	244	351	340	5.75	341
120	1.16	243	348	340	6.2	343
116	1.15	245	352	342	6.3	343
114	1.165	244	350	343	6	344
120.01	1.165172414	245	350	341	6.00517241	344

Ver otras corridas en los Anexos (1, 2, 3,4).

Para obtener las pérdidas al exterior en cada una de las cámaras se realizaron pruebas de Termografía para determinar la temperatura en la superficie de la pared del horno. Obteniéndose pérdidas considerables solamente en la cámara F-101 de la T-102/3.

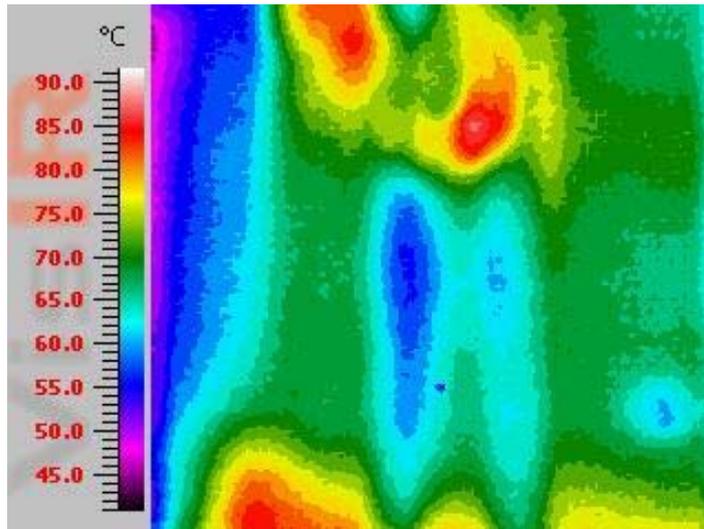


Figura 2.1 Termografía realizada en la cámara F-101 de la T-102/3

Se calcula el índice de consumo de *fuel oil* operacional del horno F-101 para establecer una comparación con el índice de consumo de diseño según Manual de Operación y mantenimiento ver Anexo (8).

2.3. Calculo y comparación de los índice de consumo de diseño y operacionales.

Con los datos obtenidos de consumo de *fuel* y crudo procesado se calcula el índice de consumo operacional calculando la gravedad específica a la temperatura de trabajo.

Según Índice de consumo de diseño $\Omega_D=0.0115$ Kg (combustible)/Kg(crudo procesado).

Se reajusta la densidad del *fuel* a la temperatura de trabajo.

GE= Gravedad específica del producto a calcular (fuel, crudo o nafta) a 60 °F

F= Coeficiente de expansión térmica

TF1= Temperatura real del producto °F

$$GE = \frac{LB/PIE^3}{62.3} \quad (2.2) \text{ (Reed. 1978)}$$

$$\frac{PIE^3}{LB} [F * (TF1 - 60)] \quad (2.3) \text{ (Reed. 1978)}$$

Índice de consumo operacional $\Omega_O=0.0162$ Kg (combustible)/Kg (crudo procesado) es mayor que el índice de consumo de diseño por lo que es necesario recurrir al balance energético y cálculo de las eficiencias en cada una de las cámaras del horno para identificar los parámetros que pueden estar afectando la eficiencia del horno.

2.4. Evaluación termodinámica de cada una de las cámaras del horno F-01-101.

El balance térmico se realiza por la norma europea y se parte de la ecuación de conservación de la energía.

$$E_{entra} = \Delta E + E_{sale} \quad (2.4) \quad (\text{V. Isachenko, 1973})$$

Si se considera que el flujo es constante (no existe un incremento de energía en el equipo):

$$\Delta E = 0$$

$$E_{entra} = E_{sale}$$

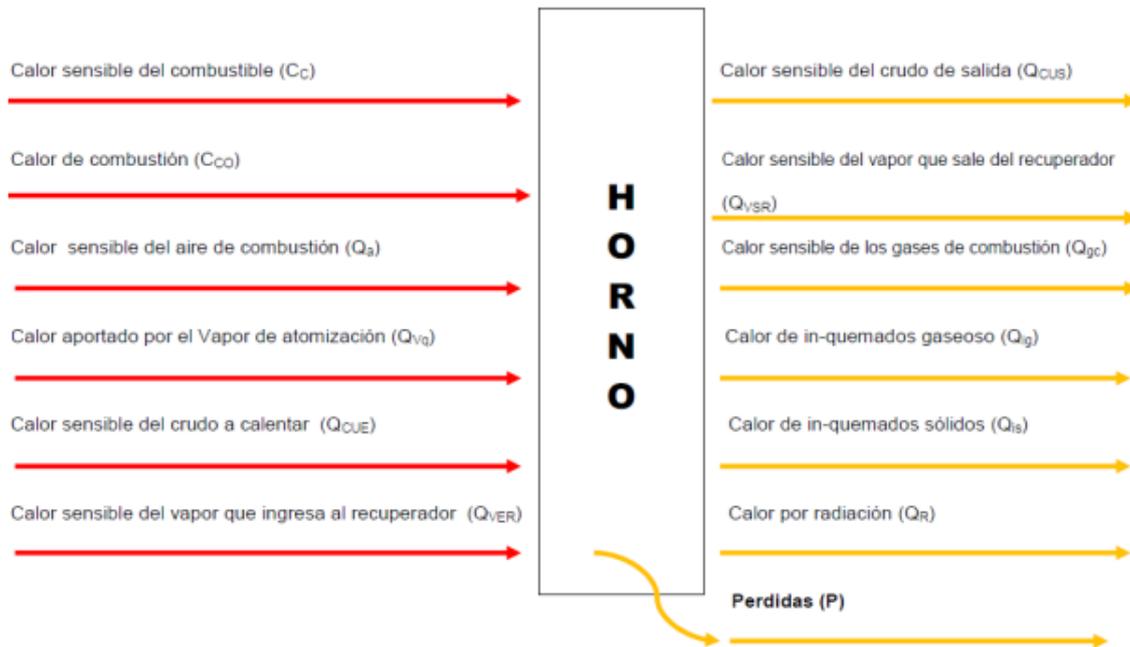


Figura 2.2 Esquema térmico en hornos

$$(H_{co} + P_{ci} + I_a) * m_{co} + (H_{cue} * m_{cue}) + (H_{va} * m_{va}) + (H_{ver} * m_{vr}) = entrada \quad (\text{Anaya., (1997)})$$

$$(H_{cs} * m_{cs}) + (I_{gc} * m_c) + (H_{vsr} * M_{vr}) + Q_{ig} + Q_{is} + Q_p = salida \quad (\text{Anaya., (1997)})$$

$$Q_{cus} = H_{cus} * m_{cu}$$

$$Q_g = I_{gc} * m_{co}$$

$$Q_{vsr} = H_{vsr} * m_{vr}$$

$$Q_{co} = H_{co} * m_{co}$$

$$Q_{cue} = H_{cue} * m_{cu}$$

$$Q_{va} = H_{va} * m_{va}$$

$$Q_{cs} = H_{cs} * m_{cs}$$

$$Q_{ver} = H_{ver} * m_{vr}$$

$$Q_a = I_a * m_{co}$$

$$QD = Q1 + QP \quad (2.5) \quad (\text{Borroto 2005}).$$

$$QD = \text{Calor disponible} \quad \text{kJ/h}$$

$$Q1 = \text{Calor util} \quad \text{kJ/h}$$

$$QP = \text{Calor perdido} \quad \text{kJ/h}$$

El calor disponible lo constituyen todas las energías suministrada por unidad de masa del combustible.

$$QD = (Pco * Mc) + Qa + Qva + Qco + Qver \quad \text{kJ/h} \quad (2.6)$$

$$Qcus = \text{Calor del crudo a calentar} \quad \text{kJ/h}$$

$$Pci = \text{Potencia calorifica inferior del combustible} \quad \text{kJ/kg}$$

$$Qa = \text{Calor del aire comburente} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qva = \text{Calor del vapor de atomizacion} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qco = \text{Calor sensible del combustible} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qver = \text{Calor del vapor entrante al recuperador} \quad \text{kJ/h}$$

$$Mco = \text{flujo másico del combustible} \quad \text{kg/h}$$

El calor útil es el calor ganado en la sustancia de trabajo en este caso es el crudo y el vapor en las cámaras que tienen recuperadores

$$Q1 = (Qcus - Qcue) + (Qvsr - Qver) \quad \text{kJ/h} \quad (2.7) \text{ Borroto 2005).}$$

$$Qcus = \text{calor del crudo a la salida del horno} \quad \text{kJ/h}$$

$$(Qvsr = \text{calor del vapor a la salida del recuperador del horno} \quad \text{kJ/h}$$

El calor perdido lo comprenden las perdidas por las paredes del horno y el calor de los gases de combustión.

$$Qp = Qig + Qis + Qg + Qr \quad \text{kJ/h} \quad (2.8) \text{ Borroto 2005).}$$

$$Qig = \text{calor de los inquemados gaseosos} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qis = \text{calor de los inquemados sólidos} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qg = \text{calor de los gases de combustión a la chimenea} \quad \text{kJ/h}$$

$$Qr = \text{calor perdido por radiación por las paredes del horno} \quad \text{kJ/h}$$

Se determina el calor específico a la temperatura real del crudo, *fuel*, nafta a procesar en cada cámara por la fórmula para determinar la energía entrante y saliente.

$$Cn = \frac{0.388 + [0.00045 * TF1]}{\sqrt{GETF1}} \quad (2.9) \text{ (Reed. 1978)}$$

$$Cn = \text{Calor específico del producto a calcular (crudo, fuel, nafta)} \quad \text{kJ /kg } ^\circ\text{C}$$

$$GETF1 = \text{Gravedad específica reajustada a la temperatura real del producto en cuestión}$$

$$GE = \frac{LB / PIE^3}{62.3}$$

$$\frac{PIE^3}{LB} [F * (TF1 - 60)] \quad (2.10) \text{ (Reed. 1978)}$$

Donde F se determina por la tabla 2.3 (Reed. 1978).

Tabla 2.3 Coeficientes de expansión F para derivados del petróleo.

API at 600F,15.60C	Specific gravity 60/600F, 5.60C/15.60C	Specific volume gallons per lb	Specific volume litres/kg	Coefficient (per F)	Coefficient (per C)
Below 14.9	Above 0.9665	Below 0.124	Below 1.036	0.00035	0.00063
15-34.9	0.8504-0.9659	0.1411-0.1242	1.178-1.036	0.00040	0.00072
35-50.9	0.7758-0.8504	0.1547-0.1411	1.291-1.178	0.00050	0.00090
51-63.9	0.7242-0.7753	0.1657-0.1547	1.383-1.291	0.00060	0.00108
64-78.9	0.6725-0.7238	0.1784-0.1658	1.489-1.384	0.00070	0.00126
79-88.9	0.6420-0.6722	0.1869-0.1785	1.560-1.490	0.00080	0.00144
89-93.9	0.6278-0.6417	0.1911-0.1870	1.595-1.561	0.00085	0.00153
94-100	0.6112-0.6273	0.1963-0.1912	1.638-1.596	0.00090	0.00162

Con el calor específico y la temperatura real calculamos la entalpía

H_n = Entalpia del producto a calcular kj/kg

T_n = Temperatura real del producto °C

$H_n = C_n * T_n$ (2.11) (Cadem 1991).

El calor del producto se calcula con la masa del producto y la entalpia del producto mediante la siguiente ecuación.

$Q_n = M_n * H_n$ (2.12) (Cadem, 1991).

Q_n = Flujo de calor del producto en cuestión kj/h

M_n = flujo masico del producto en cuestión kg/h

La potencia calorífica superior del combustible se calcula por

$$PCS = 5738 + \frac{4521}{GE} - 56.8 * \%S \quad (2.13) \quad (\text{Reed. 1978})$$

PCS=Potencia calorífica superior del combustible (*fuel*) en kj/kg

PCI=Potencia calorífica inferior del combustible (*fuel*) en kj/kg

%H= Porcentaje de hidrogeno en el combustible (*fuel*) en % m/m

%S= Porcentaje de azufre en el combustible (*fuel*) en % m/m

°API= Grados API del combustible (*fuel*)

La potencia calorífica inferior del combustible se calcula por

$$PCI = PCS - 50.7 * \%H \quad (2.14) \quad (\text{Reed. 1978})$$

$$\%H = F - \frac{2122.5}{\text{°API} + 131.5} \quad (2.15) \text{ (Reed. 1978)}$$

Donde: F se obtiene de la Tabla 2.4

Tabla 2.4 Constante F para el cálculo del % de Hidrogeno en el petróleo, de acuerdo a los distintos °API (Reed. 1978).

% hidrogen by weight = F-2122.5/0API-131.5	
Where F= 24.5 for $0 \leq \text{°API} \leq 9$	$1.076 \geq \text{sp gr} \geq 1.007$
F= 25.0 for $9 \leq \text{°API} \leq 20$	$1.007 \geq \text{sp gr} \geq 0.934$
F= 25.20 for $20 \leq \text{°API} \leq 30$	$0.934 \geq \text{sp gr} \geq 0.876$
F= 25.45 for $30 \leq \text{°API} \leq 40$	$0.876 \geq \text{sp gr} \geq 0.825$

El cálculo de calor de vapor que ingresa y sale del recuperador del horno se calcula con la masa de vapor y su entalpia por la siguiente ecuación

$$Q_v = M_v \cdot H_v \quad (2.16) \text{ (Misseev, (1979))}$$

Q_v = Flujo de calor del vapor kJ/h

M_v = flujo masico del vapor kg/h

H_v = Entalpia del vapor kJ/kg

La entalpia se busca en las tablas de vapor con su presión y temperatura

El volumen de aire teórico para el combustible se calcula por la composición del combustible por la fórmula.

$$V^{\circ}a = 0.0889 * (C + 0.375 * S) + 0.265 * H - 0.0333 * O, \quad M^3N/Kg \quad (2.17) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$V^{\circ}a$ = volumen teórico de aire necesario para la combustión del combustible $\text{m}^3 \text{aire/kg combustible}$

Con el resultado del oxigeno en los gases de combustión se calculo el exceso de aire por la fórmula.

$$\alpha = \frac{21}{21 - O_2} \quad (2.18) \text{ (Borroto 2005)}$$

α = coeficiente de exceso de aire

El volumen de aire real en cada cámara del horno se calcula por el exceso de aire calculado para cada cámara y el volumen de aire teórico para el combustible utilizado por la siguiente fórmula.

$$V_a = \alpha * V^{\circ}a, \quad M^3N/Kg \quad (2.19) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$$VRO_2 = 0.0186 * (C + 0.375 * S), \quad M^3N/Kg \quad (2.20) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$$V^{\circ}N_2 = 0.79 * V^{\circ}a + 0.008 * N \quad , \quad M^3N/Kg \quad (2.21) \text{ (Rodriguez, 1998).}$$

$$V^{\circ}H_2O = 0.111 * H + 0.0124 * W + 0.025 * V^{\circ}a + \frac{W_{atom}}{\rho_{H2O}} \quad , M^3N/Kg \quad (2.22) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$$V_{H_2O} = V^{\circ}H_2O + 0.025 * (\alpha - 1) * V^{\circ}a \quad , M^3N/Kg \quad (2.23) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$$V_g = V_{RO_2} + V^{\circ}N_2 + V^{\circ}H_2O + (\alpha - 1) * V^{\circ}a + 0.025 * (\alpha - 1) * V^{\circ}a \quad (2.24) \text{ (Rodriguez, 1998)}$$

$$C_g = 1.35 + 0.0000753 * T_g \quad , kj/M^3N^{\circ}C \quad (2.25) \text{ (Borroto 2005).}$$

$$I_g = V_g * C_g * T_g \quad , kj/Kg \text{ combustible} \quad (2.26) \text{ (Rodriguez, 1998).}$$

$$I_a = \alpha * V^{\circ}a * c_{pa} * \rho_a * t_a \quad kj/Kg \text{ combustible} \quad (2.27) \text{ (Borroto 2005).}$$

$$C_c = 1.738 + 0.0025T_c \quad kj/kg^{\circ}C \quad (2.28) \text{ (Borroto 2005).}$$

V_a =Volumen real de aire necesario para la combustión del combustible m^3 aire/kg combustible

V_{RO_2} =Volumen de los productos triatómicos del gas de combustión m^3 aire/kg combustible

$V^{\circ}N_2$ = Volumen teorico de agua en el gas de combustion , m^3 aire/kg combustible

$V^{\circ}H_2O$ = Volumen teorico de agua en el gas de combustion , m^3 aire/kg combustible

V_g = Volumen del gas de combustion generado , m^3 aire/kg combustible

C_g = calor especifico de gas de combustion , $kj/m^3^{\circ}C$

I_g = Entalpia del gas de combustion , kj/Kg

I_a = Entalpia del aire de combustion , kj/Kg

c_{pa} = calor especifico del aire $kj/kg^{\circ}C$

ρ_a = densidad del aire kg/m^3

t_a = temperatura del aire $^{\circ}C$

C_c = Calor especifico del combustible fuel-oil $kj/kgcomb^{\circ}C$

T_c = Temperatura de precalentamiento del fuel-oil a la entrada del quemador $^{\circ}C$

C = Porcentaje de carbono en el combustible (*fuel*) en % m/m

N = Porcentaje de nitrogeno en el combustible (*fuel*) en % m/m

O = Porcentaje de oxigeno en el combustible (*fuel*) en % m/m

W = Porcentaje de humedad en el combustible (*fuel*) en % m/m

W_{atom} = peso del vapor empleado en la atomización del combustible (*fuel*) kg vapor / kg comb

W_{atom} = eso del vapor empleado en la atomización del combustible (*fuel*) kg vapor / kg comb

ρ_{H2O} = densidad del vapor de atomizacion kg/m^3

El calor de los inquemados gaseosos es la pérdida asociada a la presencia de los productos de combustión incompleta (CO, H, CH4) en los gases de combustión, y que está provocada por la no

entrega del poder calorífico de los mismos durante la reacción de combustión CO, H, CH₄ - % en volumen de monóxido de carbono, hidrogeno y metano contenido en los gases de escape.

$$Q_{igs} = \frac{21}{21-O_2} * \left[\frac{CO}{3100} + \frac{CH_4}{1000} \right] \% \quad (2.29) \quad (\text{Cadem 1991}).$$

Q_{igs}- % de pérdidas del calor sensible de los inquemados gaseoso del poder calorífico inferior del combustible.

O₂= Porcentaje de oxigeno en el gas de combustión en %.

CO= Concentración de monóxido de carbono en el gas de combustión en ppm.

CH₄= Concentración de metano en el gas de combustión en ppm.

El calor de los inquemados sólidos es la pérdida asociada a la presencia de combustible que no reacciona en el proceso de combustión permaneciendo en los inquemados de los residuos de la combustión y no entrega su poder calorífico esta pérdida es particularmente importante en los combustibles sólidos y en especial en los de alto contenidos de cenizas que se queman en hornos de sistema de parrillas. Para los combustibles líquidos normalmente no se toman en consideración (Borroto 2005).

El calor perdido por radiación por las paredes del horno la transmisión de calor de la calderería exterior al ambiente se calcula por la expresión:

$$Pp \left(\frac{W}{m^2} \right) = a * (Ts - Ta)^{1.25} + 5.67 * \varepsilon \left(\frac{(Ts-273)^4}{100} \right) - \left(\frac{(Ta-273)^4}{100} \right) \dots \quad (2.30)(\text{Buckius, (1980)})$$

donde:

T_s = Temperatura de la calderería exterior.

T_a =Temperatura ambiente exterior.

ε =Emisividad total de la calderería.

a= Coeficiente que depende de la velocidad del aire. Para aire en calma se toma 2.71 para pared horizontal hacia arriba, 1.04 pared horizontal hacia abajo, y 2.09 pared vertical. Como valor medio se puede tomar a = 2.2.

En la figura 2.3 se dan los valores de Pp para = 0.9 y T_a = 20 °C Cuando se trata de un horno existente, para calcular las pérdidas de calor a través de las paredes, se miden las temperaturas exteriores de la calderería en varios puntos, se promedia adecuadamente y se aplica la expresión anterior

Se utiliza la figura 2.3, para determinar las pérdidas de calor por paredes exteriores de hornos.

Se entra a la grafica con la temperatura promedio de la pared hasta interceptar la curva de pared vertical y se obtiene la perdida en W/m² que al multiplicar por 0.86 se obtiene la perdida en Kcal /h m² y multiplicada por el área se obtiene la perdida de energía en Kcal/h.

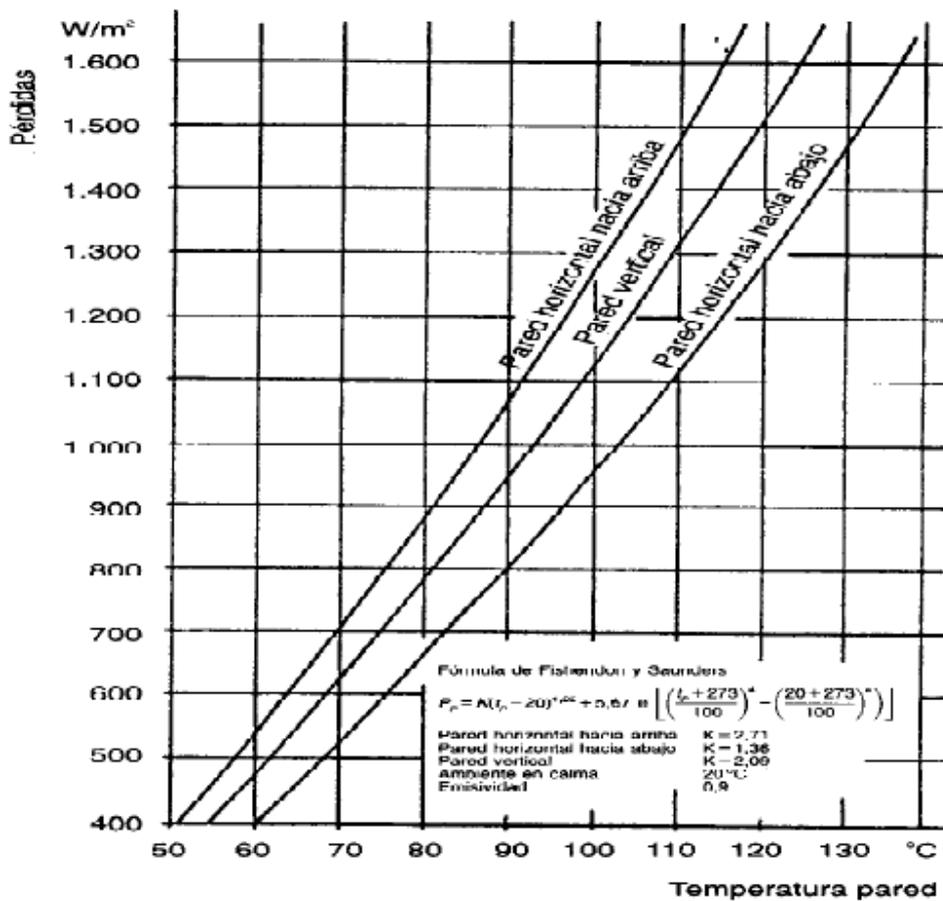


Figura 2.3. Pérdidas de calor por radiación por paredes exteriores de hornos.

$\eta = Q1/QD \dots \dots \dots (2.31) (Boroto, 2005)$

El horno F-101 sobrepasa el índice de consumo de diseño al tener baja eficiencia las cámara F-101(T-102/2) y F-101(T-102/3) debido al gran exceso de aire utilizado en la combustión y por presentar perdidas por paredes en la cámara F-101(T-102/3) el exceso de aire por encima de 1.3 que es el valor prefijado para los combustibles líquidos provoca gran pérdida en los gases de combustión o humos, aumentando el volumen de estos gases y elevando la temperatura de salida por la chimenea y disminuyendo la temperatura de llama en la zona de radiación.

2.5 PROPUESTAS DE MEJORAMIENTO.

2.5.1 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%.

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

El exceso de aire comburente es un parámetro muy importante para obtener una eficiente combustión. En la figura 1.3. 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.

2.5.2 Precalentando el aire de combustión

La ventaja de esta solución es que incluye un fluido que está frío y que se usa en el propio horno para la combustión.

2.5.3 Disminuir las pérdidas a través de las paredes de la cámara F-01-101(T-102/3)

Estas pérdidas pueden ser reducidas mejorando el aislamiento.

2.6 Porcentaje de ahorro de combustible, al reducir el exceso de aire y precalentando el aire de combustión

El ahorro de combustible al disminuir el exceso de aire, aumenta la eficiencia de la combustión, lo que la podemos apreciar en la grafica. en donde con el exceso del aire calculado en cada unas de las cámaras del horno F-101 se proyecta en el grafico una horizontal hasta interceptarla con la curva % O₂ Vs % exceso de aire, bajamos una vertical asta interceptarla con las curvas de temperatura de gases de combustión en la chimenea desde este punto se traza una horizontal al porcentaje de ahorro de combustible, con lo que se obtiene el ahorro de combustible para cada cámara si trabajara con un exceso de aire comburente del 20%.

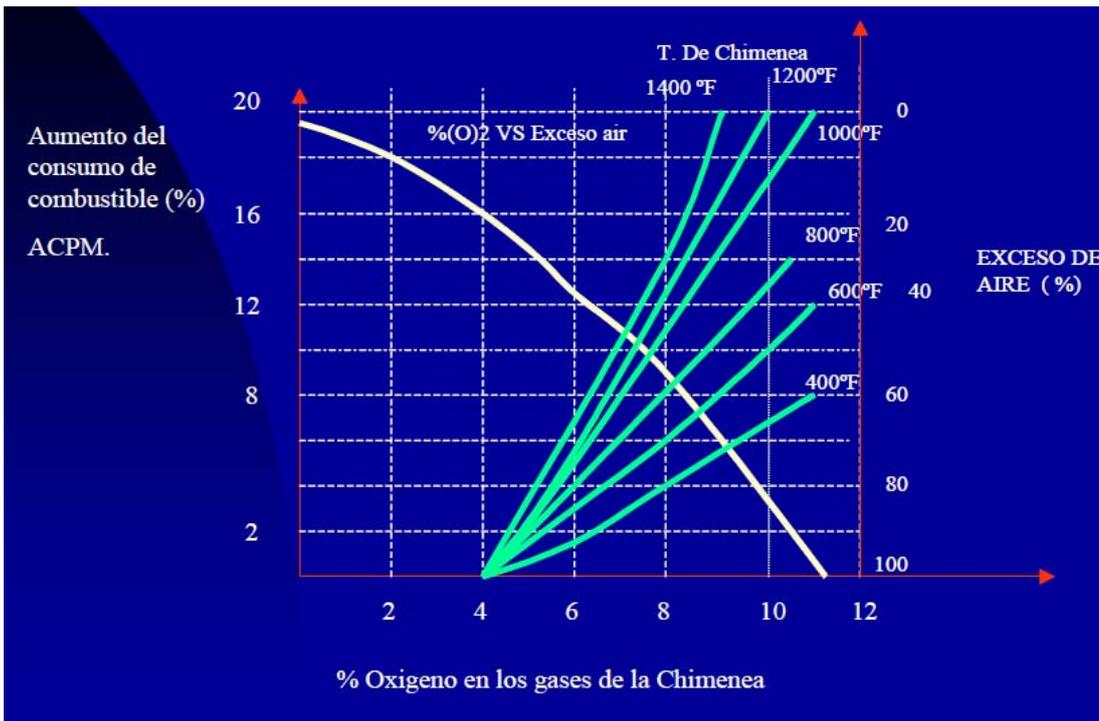


Figura 2.4. Ahorro de combustible por disminución de exceso de aire y de temperatura de los gases (Castillo, 2003).

Ahorro de combustible en cada unas de las cámaras del horno F-101 si se trabajara con un exceso de aire del 20% pero se trabajaran las cámaras con un exceso mayor un 30% ya que la cámara F-01-101(T-102/1) que al trabajar con un 30% de exceso obtuvo una temperatura en los humos a la chimenea de 450 °C y se toma esta cámara como referencia para diseñar el pre calentador de aire trabajando con un exceso de aire de 30% para todas las cámaras.

Calculo del ahorro de combustible trabajando al 20% de exceso de aire como base para determinar cuánto se ahorraría trabajando al 30% de exceso para diseñar el pre calentador de aire trabajando con un exceso de aire de 30% para todas las cámaras.

$$A1 = 0.03 * mc1 = 0.03 * 1018.9 = 30 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$A2 = 0.04 * mc2 = 0.04 * 1344.26 = 53.77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$A3 = 0.1 * mc3 = 0.1 * 1600.51 = 160 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$A4 = 0.1 * mc4 = 0.1 * 1583.9 = 158.39 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$A5 = 0.1 * mc5 = 0.1 * 478.4 = 47.84 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$AT = A1 + A2 + A3 + A4 + A5$$

mc_N =consumo de combustible en la cámara n se del horno en operación en kg/h

A_N = Ahorro de combustible con $\alpha=20\%$ en la cámara n en kg/h

AT = Ahorro de combustible en el horno con $\alpha=20\%$ en kg/h

Para determinar como base cuanto se consumiría trabajando con un 20% de exceso de aire restaríamos la cantidad real consumida en cada cámara restándole el exceso de consumo determinado en la grafica anterior establecida para un 20% de exceso de aire.

$$C1 = MF1 - A1 = 1018.9 - 30 = 989 \text{ kg/h}$$

$$C2 = MF2 - A2 = 1344.26 - 53.7 = 1290.51 \text{ kg/h}$$

$$C3 = MF3 - A3 = 1600.51 - 160 = 1440.51 \text{ kg/h}$$

$$C4 = MF4 - A4 = 1583.9 - 158.39 = 1425.51 \text{ kg/h}$$

$$C5 = MF5 - A5 = 478.4 - 47.84 = 430.63 \text{ kg/h}$$

C_n =consumo de combustible en la cámara n al trabajar con $\alpha=20\%$ en kg/h

MF_n = consumo de combustible en la cámara n trabajando en operación cuando se realizo las mediciones de gases en kg/h

Para determinar cuánto se consumiría trabajando las cámaras a un 30% de exceso utilizaríamos la grafica anterior entrando con un exceso del 30% de exceso interceptando la curva de $O_2\%$ y bajando vertical hasta la temperatura de humos de la chimenea $450^\circ\text{C} = 842^\circ\text{F}$ y se obtienen un exceso de consumo de 2.25% por encima del consumo normalizado al 20% de exceso de aire

$$C13 = C1 + 0.0225 * C1 = 989 + 0.025 * 989 = 1013.72 \text{ kg/h}$$

$$C23 = C2 + 0.0225 * C2 = 1290.51 + 0.025 * 1290.51 = 1322.77 \text{ kg/h}$$

$$C33 = C3 + 0.0225 * C3 = 1440.51 + 0.025 * 1440.51 = 1476.52 \text{ kg/h}$$

$$C43 = C4 + 0.0225 * C4 = 1425.51 + 0.025 * 1425.51 = 1461.14 \text{ kg/h}$$

$$C53 = C5 + 0.0225 * C5 = 430.63 + 0.025 * 430 = 440.75 \text{ kg/h}$$

C_{n3} = consumo de combustible en la cámara n al trabajar con $\alpha=30\%$ en kg/h

La cámara de menor eficiencia es la F-01-101(T-102/2) con una eficiencia de 67% al trabajar con un exceso de aire del 30% y consumiendo 1476.52 kg/h de combustible se aumenta la eficiencia a un 72.5% para mejorar su eficiencia al 76% que es la eficiencia de diseño solo falta 3.5% se aproxima a un 4.5% y en la grafica de aumento del rendimiento de los hornos petroquímicos utilizando aire caliente se entra con el aumento del rendimiento requerido y se determina la temperatura del aire caliente para ser utilizado en la combustión y con la temperatura del aire caliente se determina la energía requerida para calentar el aire que es la misma cantidad de energía que se utilizaría del gas de humo a la chimenea y se

determina a que temperatura los gases de humo abandona el horno y con esos datos diseñar el pre calentador de aire comburente

Se determina en la siguiente grafica la temperatura del aire caliente para utilizarlo en la combustión de todas las cámaras. Libro ahorro de energía.

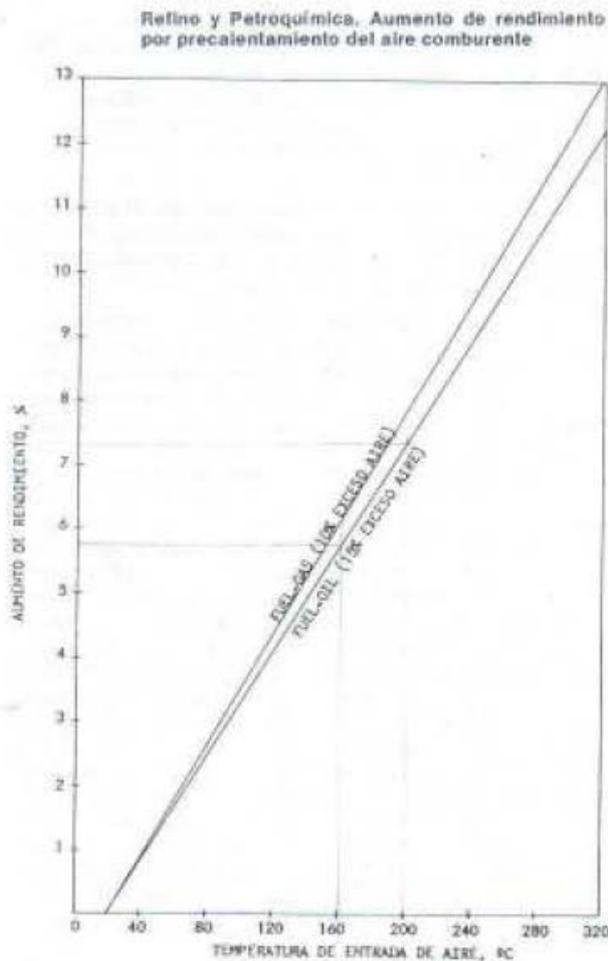


FIGURA 2.5. Aumento del rendimiento, al precalentar el aire de combustión (Gómez, 1982).

Entrando con un aumento en el rendimiento del 4.5% en la línea de *fuel-oil* se obtiene a que temperatura tiene que calentarse el aire comburente y diseñar el pre calentador de aire para esta característica, se obtiene una temperatura de 150 °C.

Se calcula para todas las cámaras el nuevo consumo utilizando aire caliente a 150 °C que aumenta un 4.5% la eficiencia en cada cámara.

Primeramente se calcula en cada una de las ecuaciones de eficiencia para cada cámara la nueva eficiencia obtenida al trabajar con el combustible determinado para un exceso de aire del 30%

$$\eta_1= 83 \quad \eta_2= 80 \quad \eta_3=72 \quad \eta_4=73 \quad \eta_5=81.$$

η_n = eficiencia en la cámara n trabajando con $\alpha=30\%$ y temperatura de gases $T_g= 450\text{ }^\circ\text{C}$ en %
 a estas eficiencia se le suma un 4.5% al trabajar con aire caliente a $150\text{ }^\circ\text{C}$ y a estas nuevas eficiencias se le determina el consumo de combustible para obtener el consumo total de combustible del horno en general y obtener el volumen de gas total que va a la chimenea y su entalpia trabajando con un exceso de aire al 30% y con una temperatura de los humo a la salida de cada cámara de $450\text{ }^\circ\text{C}$.

$$\eta_{1t}= 83 +4.5=87.5 \quad Mf_1=970.41\text{kg/h}$$

$$\eta_{2t}= 80 +4.5=84.5 \quad Mf_2=1264.45 \text{ kg/h}$$

$$\eta_{3t}= 72+4.5=76.5 \quad Mf_3=1404.32\text{kg/h}$$

$$\eta_{4t}= 73 +4.5=77.5 \quad Mf_4=1386.9\text{kg/h}$$

$$\eta_{5t}= 81 +4.5=85.5 \quad Mf_5=418.41\text{kg/h}$$

η_{nt} = eficiencia en la cámara n con $\alpha=30\%$, $T_g= 450\text{ }^\circ\text{C}$ y temperatura de aire $T_a= 150\text{ }^\circ\text{C}$ en %

M_{fn} = consumo de combustible en la cámara n al trabajar con $\alpha=30\%$ $T_g= 450\text{ }^\circ\text{C}$ y temperatura de aire $T_a= 150\text{ }^\circ\text{C}$ en kg/h.

M_{tf} = consumo de combustible total en el horno al trabajar con $\alpha=30\%$ $T_g= 450\text{ }^\circ\text{C}$ y temperatura de aire $T_a= 150\text{ }^\circ\text{C}$ en kg/h.

La masa total de combustible utilizada en el horno F-01-101 con las mejoras utilizando un exceso de aire del 30% y calentando este aire a $150\text{ }^\circ\text{C}$ es de $M_{tf}=5444.49 \text{ kg/h}$.

Con esta masa de combustible y utilizando un exceso de aire del 30 % calculamos el volumen de gases generado en el horno F-01-101 por la formula siguiente.

$$V_g = VRO_2 + V^\circ N_2 + V^\circ H_2O + (\alpha - 1) * V^\circ a + 0.025 * (\alpha - 1) * V^\circ a \quad (2.32)(Rodriguez, 1998)$$

$$V_g = 1.623 + 8.31552 + 1.63098 + (1.3 - 1) * 10.52 + 0.025 * (1.3 - 1) * 10.52$$

$$V_g = 14.66 \text{ m}^3 / Kg_{comb}$$

$$M_{tf} = 5444.49 kg_{comb}/h$$

$$V_{gt} = 14.6 * 5444.49 = 79816.22 \text{ m}^3/h$$

Se determina la entalpia del aire a $30\text{ }^\circ\text{C}$ y a $150\text{ }^\circ\text{C}$ para cuantificar la cantidad de energía que es necesaria tomar del gas de humo que sale del horno para diseñar el precalentador de aire se toman los valores de densidad del aire y calor especifico de la siguiente tabla 2.5.

V_{gt} =volumen total generado en el horno al trabajar con $\alpha=30\%$ $T_g= 450\text{ }^\circ\text{C}$ y temperatura de aire $T_a= 150\text{ }^\circ\text{C}$ en m^3/h .

Tabla 2.5 Propiedades físicas del aire (PB= 760 mmHg)(Krasnoschiokov)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho,$ Kg/m ³	$C_p,$ KJ/Kg ^o C	$\lambda \cdot 10^{-2}$ W/m ^o C	$\alpha \cdot 10^{-6}$ m ² /s	$\mu \cdot 10^{-8}$ Pa.s	$\nu \cdot 10^{-6}$ m ² /s	Pr (ad)
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,61	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

$$Ga * (Ias - Iae) = Gg * (Ige - Igs) \dots \dots \dots (2.33) (V.Isachenko, 1973)$$

$$Ga * cpa * (tfa - tia) = Gg * cpg * (Tig - Tfg) \dots \dots \dots (2.34) (Marmolejo, (2007))$$

$$Ga = \alpha * V^0 a * pa * Mtf \dots \dots \dots (2.35) (Pavlov.K.F, 1976)$$

$$Gg = Vg * \rho g * Mtf \dots \dots \dots (2.36) (\text{Pavlov.K.F, 1976})$$

Ga = flujo masico del aire a calentar para utilizarlo en la combustion en kg/h

Gg = flujo masico del gas de combustion en kg/h

Ias = entalpia del aire a la salida del precalentador en kj/kg

Iae = entalpia del aire a la entrada del precalentador en kj/kg

Igs = entalpia del gas de combustion a la salida del precalentador en kj/kg

Ige = entalpia del gas de combustion a la entrada del precalentador en kj/kg

cpa = calor especifico del aire en kj/kg°C

cpg = calor especifico del gas de combustion en kj/kg°C

ρa = densidad del aire en kg/m³

ρg = densidad del gas de combustion en kg/m³

tfa = temperatura del aire a la salida del precalentador en °C

tia = temperatura del aire a la entrada del precalentador en °C

Tfg = temperatura del gas de combustion a la salida del precalentador en °C

Tig = temperatura del gas de combustion a la entrada del precalentador en °C

Mtf = flujo masico del combustile consumido con el aire ajustado y calentado en kg/h

Se busca la densidad del aire a 30°C y la densidad del gas de humo a 450°C para calcular los flujos masicos de ambos fluidos

Se calcula el calor ganado por el aire al calentarse desde 30°C hasta 150°C tomandose un calor especifico promedio entre ambas temperatura por la tabla 2.5 y aplicando la formula 2.37

$$Qa = Ga * cpa * (tfa - tia) \dots \dots \dots (2.37) (\text{Krasnoschiokov})$$

Calculo de la temperatura de salida del gas de humo a la salida del precalentador de aire para ceder la cantidad de calor al aire.

Este cálculo se realiza por medio de iteraciones suponiendo una temperatura media para el gas y se busca para esa temperatura el calor específico y si cuando obtengamos la temperatura final calculamos la temperatura promedio si nos da igual o aproximado es correcta la temperatura final calculada y si no hay que continuar realizando iteraciones.

Se supone una temperatura promedio del gas $Tmgs$

Con $Tmgs$ se busca cpg en la tabla 2.6

Tabla 2.6 Propiedades físicas de los gases con hollín Pa= 760 mm Hg , pco2= 0.13; pH2O= 0.11; pN2= 0.76 (Krasnoschiokov)

t, °C	ρ, Kg/m³	Cp, KJ/kg°C	λ 10 ⁻² W/m°C	α 10 ⁻⁶ m²/s	μ 10 ⁻⁶ Pa.s	ν 10 ⁻⁶ m²/s
0	1.295	1.042	2.28	16,9	15,8	12,20
100	0.950	1.068	3.13	30,8	20.4	21,54
200	0.748	1.097	4.01	48,9	24.5	32,80
300	0.617	1.122	4.84	69,9	28,2	45,81
400	0.525	1.151	5.70	94,3	31,7	60,38
500	0.457	1.185	6.56	121,1	34,8	76,30
600	0.405	1.214	7.42	150,8	37,9	93,61
700	0.363	1.239	8.27	183,0	40,7	112,1
800	0.330	1.264	9.15	219,7	43,4	131,8
900	0.301	1.290	10,0	258,0	45,9	152,5
1000	0.275	1.308	10,90	303,4	48,4	174,3
1100	0.257	1.332	11.75	345,5	50,7	197,1
1200	0.240	1.340	12.62	392,4	53,0	221,0

$$T_{fg} = T_{ig} - \frac{Q_{as}}{Gas * c_{pg}} \dots \dots \dots (2.38) (Krasnoschiokov)$$

$$T_{mgc} = 0.5(T_{ig} + T_{fg}) \dots \dots \dots (2.39) (Krasnoschiokov)$$

Q_{as} = calor absorbido por el aire en kJ/s

Gas = flujo masico del aire a calentar para utilizarlo en la combustion en kg/s

T_{mgs} = temperatura media del gas supuesta en precalentador de aire en °C

T_{mgc} = temperatura media del gas calculada en precalentador de aire en °C

Si $T_{mgc} = T_{mgs}$ la temperatura final del gas es correcta T_{fg}

Si $T_{mgc} \neq T_{mgs}$ hay que continuar realizando iteraciones

$T_{fg} = 215^\circ C$

Utilización del gas de humo a 215°C en la caldera recuperadora para generar vapor, la mínima temperatura de salida del gas tiene que ser 190°C que es la temperatura del vapor generado en la caldera recuperadora.

En las tablas de propiedades termodinámicas del vapor se busca las entalpías del agua y calor latentes del vapor (Pavlov.K.F, 1976)

$$T_b = 182^\circ\text{C} \dots\dots\dots I_b = 780 \text{ kJ/kg}$$

$$T_a = 190^\circ\text{C} \dots\dots\dots I_a = 814 \text{ kJ/kg}$$

$$T_v = 190^\circ\text{C y } 13 \text{ atm} \dots\dots\dots \lambda = 1972 \text{ kJ/kg}$$

Q_w = Calor necesario para convertir un kilogramo de agua en vapor en kJ/kg

I_a = entalpia del agua a 190°C en kJ/kg

I_b = entalpia del agua a 182°C en kJ/kg

λ = calor latente del vapor a 12 atm y 190°C en kJ/kg

$$Q_w = (I_a - I_b) + \lambda \quad (2.40) \text{ (Pavlov.K.F, 1976)}$$

Calor utilizado del gas de humo comprendido entre las temperatura de entrada y salida respectivamente de 215°C y 190°C para generar vapor de 13 atm y 190°C (Q_{gs}) kJ/h

$$Q_{gs} = G_g * c_{pg} * (T_{ig} - T_{fg}) \quad (2.41) \text{ (E.A.Krasnoschiokov)}$$

Q_{gs} = calor entregado por el gas de humo al aire en el precalentador en kJ/h

Cantidad de vapor generado con estas condiciones G_v (kg/h)

$$G_v = \frac{Q_{gs}}{Q_w} \quad (2.42) \text{ Pavlov. K. F, 1976}$$

G_v = Cantidad de vapor generado en la caldera recuperadora con el gas de humo que sale del precalentador de aire kJ/h

La cantidad de vapor generado es muy pobre, no tiene sentido trabajar la caldera recuperadora con estas condiciones.

Con este valor de temperatura final del gas es imposible instalar el precalentador de aire pues no existe suficiente gradiente de temperatura en el gas para generar vapor de $P = 12 \text{ atm}$ y $T = 190^\circ\text{C}$.

2.7 Selección de la mejor variante para el mejoramiento del horno F-01-101.

Al analizarse las alternativas para el mejoramiento del horno y demostrar que por el bajo gradiente de temperatura con que sale el gas de combustión del precalentador de aire, no se puede utilizar en la caldera recuperadora para la generación de vapor, por lo que no es factible la instalación de un precalentador de aire para calentar el aire utilizado en la combustión, se escoge la alternativa de mejorar la eficiencia del horno realizando ajuste del exceso de aire en el proceso de combustión con aire a

temperatura ambiente mediante la instalación de analizadores de gases de combustión continuos obteniéndose eficiencias aceptables , se escoge el analizador de gases continuo Modelo ZR22G de fabricación japonesa YOKOGAWA ya que en la empresa está instalado un analizador de este modelo donde se a obtenido buenos resultados.

2.8 Estimación de los costos y las producciones de la alternativa seleccionada.

2.8.1 Costo total invertido en CUC (CTI)

Para la estimación del CTI Peters et al., (2003), propone el método referido al costo de adquisición de los equipos (CA), en el cual los elementos incluidos en el costo directo total de la planta se estiman como un por ciento del costo de adquisición (CA). Los componentes adicionales del capital invertido se basan en porcentajes promedios del Costo Directo de la Planta (CDP) y del Costo Total Indirecto (CI).

$$CTI = CT + CFI \quad (2.43) \text{ (Peters, (1980))}$$

$$CFI = CTD + CT_{Ind} \quad (2.44) \text{ (Peters, (1980))}$$

El costo de los equipos se octuviero por los vale de compra de la empresa ya que en la refineria existe un prototipo de este modelo de analizador.

2.8.2 Depreciación (D) del equipamiento en CUC.

La depreciación de los equipos (D) se calcula asumiendo un período de vida útil de 15 años y un valor final (Cf) nulo para el equipo, está dada por la ecuación 2.45 citada por Blanck, (1999).

$$D = \frac{Co - Cf}{V_{\text{útil}}} \quad (2.45) \text{ (Blank L. T.,$$

Ed. (1999).)

D = depreciación

Co = costo inicial

Cf = costo final (nulo)

V_{útil} = vida útil

2.8.3 Costo total de utilidades en CUC (CTU)

Se calcula por la suma de todas las utilidades:

$$CTU = \Sigma \text{ utilidades}$$

$$CTU = \text{Electricidad} + \text{combustibles} + \text{agua de enfriamiento}$$

$$\text{Utilidades} = P \text{ venta} * \text{Gasto} \quad (2.46) \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

2.8.3.4 Valor de la Producción en CUC:

Para el cálculo del precio de venta se utiliza un promedio en los últimos 5 años según Banco Central Europeo. (2012). teniendo en cuenta la variaciones que ha tenido este en la bolsa de valores en los últimos años.

$$VP = P_{\text{venta}} \cdot P \quad 2.47 \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

Pventa = precio de venta

P = cantidad de producción en tn/año.

2.8.5 Ganancia

Para el cálculo de la ganancia se utiliza la estimación del precio de venta, el costo y el valor de la producción citada por Blanck, (1999).

$$G = (P_{\text{venta}} - CU) \cdot P \quad (2.48) \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

Donde:

G = ganancia

P venta = precio de venta

CU = costo

El costo se calcula a partir de los costos totales de producción entre la cantidad de la producción.

$$CU = \frac{CTP}{P} \quad (2.49) \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

CTP = costos totales de producción

$$CTP = CD + CF + CI + GG \quad (2.50) \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

Siendo: CD, los costos directos, CF, los cargos fijos, GG, los gastos generales y CI, los costos indirectos.

2.8.6 Calculo de los indicadores dinámicos:

Para el cálculo de los indicadores dinámicos se ejecutara una evaluación económica confeccionando los flujos de cajas (FC). Donde se arrojarán los resultados del VAN y el TIR para la toma de decisiones. Se tomará como criterio una rentabilidad mínima requerida (el coste de oportunidad) del 12%

Para la estimación y determinación de los flujos de caja se tiene en cuenta las entradas de efectivo así como el flujo neto de este, por lo que para su cálculo se utiliza la siguiente fórmula:

$$FC = UDI + D \quad (2.51) \text{ (Blank L. T., Ed. (1999).)}$$

Donde:

UDI = Utilidad después de impuesto o ingreso después de impuesto

D = Depreciación.

Si el valor presente de los flujos de caja excede el costo inicial del proyecto este deberá ser aceptado, de lo contrario deberá ser rechazado.

2.10 Análisis de las herramientas de evaluación técnico - económica.

2.10.1 Valor actual neto (VAN).

La fórmula que nos permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (2.52) \text{ (Silla, (2003))}$$

V_t : representa los flujos de caja en cada periodo t.

I_0 : es el valor del desembolso inicial de la inversión.

n : es el número de períodos considerado.

K : es la tasa de descuento real utilizada

El tipo de interés es k. Si el proyecto no tiene riesgo, se tomará como referencia el tipo de la renta fija, de tal manera que con el VAN se estimará si la inversión es mejor que invertir en algo seguro, sin riesgo específico. En otros casos, se utilizará el coste de oportunidad.

$$V_t = (I_t - G_t - Dep) * \left(1 - \frac{K}{100}\right) + Dep \quad (2.53) \text{ (Silla, (2003))}$$

2.10.2 Tasa interna de retorno (TIR).

Analíticamente el TIR se determina como:

$$0 = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+TIR)^t} \quad 2.54) \text{ (Silla, (2003))}$$

2.10.3 Periodo de recuperación de inversión (PRI)

$$0 = -I_0 + \sum_{t=1}^{PRI} \frac{V_t}{(1+K)^t} \quad (2.55) \text{ (Ulrich, (1985))}$$

Para el cálculo del PRI, en la ecuación se le va adicionando gradualmente a la inversión inicial los flujos de caja anuales hasta que el resultado sea cero, en ese momento se ha recuperado la inversión. Tradicionalmente el período de recuperación se calcula como la inversión inicial entre los ingresos esperados por año, sin tener en cuenta el valor del dinero en el tiempo, o costo del uso del capital inicial, por lo que por esta vía el valor que se obtiene es inferior al real, y generalmente se denomina como Período Simple de Recuperación de Inversión.

CONCLUSIONES PARCIALES

1. Se calculo el calor especifico de los productos a la temperatura real reajustando la gravedad especifica.
2. Se determino que la camara que trabaja con mayor eficiencia es la F-01-101(T-102)/1 alcanzando un valor de 79% tomandose como referencia para ajustar el exceso de aire con la temperatura de salida de los gases de combustion a 450°C.
3. Se verifico que aunque las camaras F-01-101(T-101) alcanza una eficiencia de 75% presenta infiltraciones de aire despues de la zona convectiva al tener una temperatura de salida de gases de combustion menor que la sustancia de trabajo.
4. Se determino que la camara F-01-101(T-102)/3 presenta gran perdida de calor por las paredes con valor de 3703970 kj/h al tener en mal estado el aislante termico.

CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al aplicar la metodología para la evaluación del horno F-01-101 de la planta de destilación atmosférica de la refinería Camilo Cienfuegos, las variantes de mejoras y el análisis económico de la variante seleccionada para mejorar la eficiencia.

Con los datos de las mediciones de temperatura y composición de salida de los gases de combustión, la temperatura exterior de las paredes, la composición y consumo de combustible consumido en cada una de las cámaras se obtienen los siguientes resultados

Tabla 3.1 Resultados de la aplicación del balance de energía del horno F-01-101 en operación.

	F-01 de la T-101	F-01 de la T-102/1	F-01 de la T-102/2	F-01 de la T-102/3	F-01 de la T-104
α	1.4	1.32	1.50	1.48	1.48
Tg °C	341	449	621	518	486
mc kg/h	1018.9	1344.26	1600.51	1583.9	478.4
Qco kj/h	401283.576	529423.3584	630344.85	623803.176	188413
Qa kj/h	526808.306	655369.13	56217.513	55634.091	15368.48
Qva kj/h	5237146	691008.78	822732.56	814194.29	245918.6
Qcue kj/h	69056346.096	86320944	1212546.376	86320944	32848567
Qcus kj/h	106654327.92	133317909.9	13331790.9	13331790.9	48689177
Mvr kg/h	0	1520	1520	1520	0
Qver kj/h	0	4348568	4348568	4348568	0
Qvsr kj/h	0	4661992	4919738.4	4944894.4	0
Va m ³ /h	14998.208	18658.3288	25256.0478	24645.484	
Vg m ³ /h	16047.675	20016.0314	26936.5833	26308.579	8008.416
Pg kj/h	7528050.949	12436569.25	14598.15	11950.97	5373962
Pig kj/h	75154.064	14544.89	116117.0	69723.278	21154.84
Pp kj/h	0	0	0	3703970.15	0
Qu kj/h	37597981.82	47310389.9	47569504.3	47593292.3	15840609
Qd kj/h	49865858.882	59532115.36	70156433.22	69428353.8	20968654
η %	0.75	0.79	0.67	0.68	0.75

Tabla 3.2 Resultados de la evaluación de la mejora ajustando el exceso de aire al 30% del horno F-01-101.

	F-101 de la T-101	F-101 de la T-102/1	F-101 de la T-102/2	F-101 de la T-102/3	F-101 de la T-104
α	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Tg °C	450	450	450	450	450
mc kg/h	1013.72	1322.77	1476.52	1461.14	440.75
Va m ³ /h	13863.63	18090.20	20192.88	19982.55	6027.69
Vg m ³ /h	14871.27	19405.035	21660.54	21434.92	6465.80
Ac	5.18	21.49	124	122.76	37.65
η %	0.83	0.80	0.72	0.73	0.81
Act kg/h	311.08				
Vat m ³ /h	78156.95				
Vgt m ³ /h	83837.565				

Ac= ahorro de combustible por cámara en kg/h

Act= ahorro de combustible total del horno en kg/h

Vat=volumen de aire total necesario en la combustión del horno en m³/h

Vgt= volumen de gases de combustión total generados en el horno en m³/h

mc= masa de combustible consumida en cada cámara del horno en kg/h

mct= masa de combustible consumida en cada cámara del horno en kg/h

Tabla 3.3 Resultados de la evaluación de la mejora ajustando el exceso de aire al 30% del horno F-01-101 y calentando el aire de combustión a 150°C.

	F-101 de la T-101	F-101 de la T-102/1	F-101 de la T-102/2	F-101 de la T-102/3	F-101 de la T-104
α	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Tg °C	450	450	450	450	450
mc kg/h	970.41	1264.45	1404.32	1386.9	418.41
Va m ³ /h	13271.42	17292.61	19205.48	18967.24	5722.17
Vg m ³ /h	14226.21	18536.83	20587.33	20331.95	6133.89
Ac	43.31	58.32	72.20	74.24	22.34
η %	0.875	0.845	0.765	0.775	0.855
mct kg/h	5444.49				
Act kg/h	270.41				
Vat m ³ /h	74458.92				
Vgt m ³ /h	79816.21				

Tabla 3.4 Resultados del cálculo de la temperatura de salida del gas de combustión del pre-calentador de aire para su diseño.

Producto	Temperatura de entrada °C	Temperatura de salida °C	Flujo másico kg/s	Calor absorbido kw	Calor cedido kw
aire	30	150	24.095	2917.51	
gas	450	215	10.88		2917.51

Tabla 3.5 Resultados del vapor generado en la caldera recuperadora con el gas de humo que abandona el pre- calentador de aire.

Producto	Temperatura de entrada °C	Temperatura de salida °C	Flujo másico kg/h	Calor absorbido Kj/kg	Calor cedido Kj/h	Generación Kg/h

agua	182	190	1	34		
Vapor		190	1	1972 Total 2006		500 Muy pobre
gas	215	190	39168		1074549.6	

Tabla 3.6 Cuantía de costos de la instalación de analizadores de gases continuos modelo ZR22G de fabricación japonesa para ajustar el exceso de aire al 30%.

El costo de adquisición del equipo se toma de los vale de compra del modelo de analizador que se propone instalar pues en la empresa existe un prototipo.

Descripción	Costos .cuc
Costo adquisición (CA)	2000000.00
Costo total directo (CTD)	2670800.00
Costo total indirecto (CTind)	2200.00
Costo fijo invertido (CFI)	2673000.00
Capital de trabajo (CT)	44000.00
Costo total invertido (CTI)	2717000.00

Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en CUC.

Tabla 3.7 Resumen de las partidas de utilidades.

Descripción	precio(um/a)		costo(cuc/a)
	Consumo(um/a)		
Electricidad(MW-h)	17.16	200.84	3446.41
Vapor(Tm)	490	56	27440.00
Total(ct/a)			30886.414

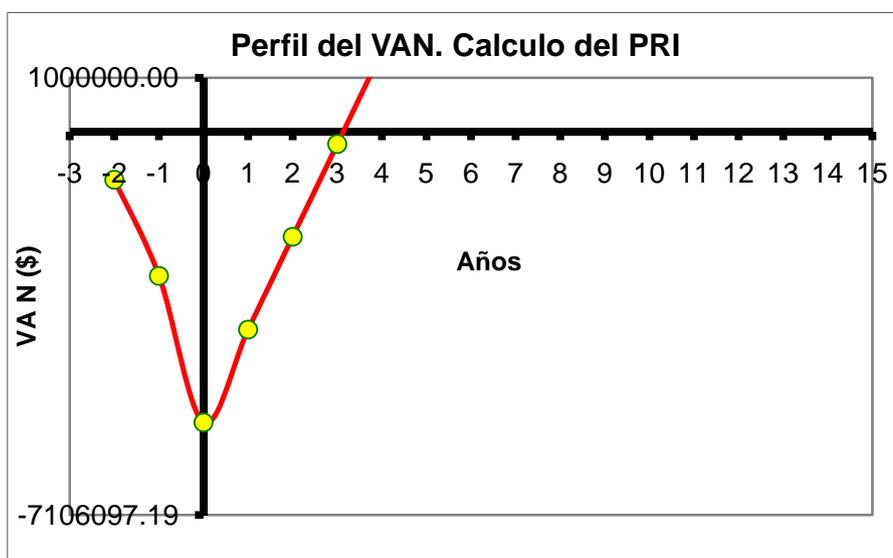
Nota: * Unidad de medida de los costos estimados en CUC.

Tabla 3.8 Resultados de la ganancia por concepto de ahorro.

Aspectos	UM	Valores
Precio de venta	Cuc/ton	756.380
Ahorro <i>fuel</i>	ton/año	2725.00
Ganancia	Cuc/año	2061135.50

Tabla 3.9 Resultados de la variante seleccionada de instalación de analizadores de gases continuos modelo ZR22G de fabricación japonesa para ajustar el exceso de aire al 30%.

Costo CUC	Ahorro combustible T/AÑO	VAN CUC	TIR %	PRI AÑOS
2000000	2725	7345018	63	3



Grafica 3.1 Perfil del VAN y PRI

En la grafica se plasma que la inversión se recupera en un periodo de 3 años a partir del cual se comienza a obtener utilidades.

CONCLUSIONES PARCIALES

1. Por medio de la metodología aplicada se determino que el horno F-01-101 opera con gran exceso de aire.
2. Se logro reducir el consumo de combustible en el horno F-01-101 ajustando el exceso de aire ambiente al 30%.
3. Se demuestro técnicamente que no es factible la instalación del pre calentador de aire para procesos aguas abajo.
4. Mediante la aplicación de la herramienta técnica económica se determino que es factible la instalación de analizadores continuos de gases para la operación de horno F-01-101.

CONCLUSIONES GENERALES

1. Se comprueba que el índice de consumo operacional del horno F-01-101 de la planta de destilación atmosférica de la refinería CAMILO CIENFUEGOS es superior 1.4 veces al índice de consumo de diseño.
2. Mediante la metodología aplicada de la evaluación del horno se determinan las eficiencias operacionales en cada unas de las cámaras $\eta_1=75\%$, $\eta_2=79\%$, $\eta_3=67\%$, $\eta_4=68\%$, $\eta_5=75\%$ donde las más bajas son en la cámara 3 y 4 debido al gran exceso de aire respectivamente $\alpha_3=1.50$ y $\alpha_4=1.48$.
3. Los nuevos parámetros que se determinan para el proceso de combustión del horno F-01-101 son trabajar con un exceso de aire $\alpha=30\%$ y temperatura del aire de combustión a 150°C
4. La variante de ajustar el exceso de aire ambiente $\alpha=30\%$ se mejora la eficiencia en cada unas de las cámaras del horno F-01-101 $\eta_1=83\%$, $\eta_2=80\%$, $\eta_3=72\%$, $\eta_4=73\%$, $\eta_5=81\%$, obteniéndose un ahorro de combustible de 2725060 t/año y una ganancia de 2061135 cuc/año.
5. La variante de calentar el aire de la combustión a 150°C no es factible técnicamente ya que los gases de combustión que abandonan el pre-calentador de aire no tiene suficiente gradiente de temperatura $\Delta T=25^\circ\text{C}$ para generar vapor de 13atm y 190°C .
6. El nuevo parámetro que se propone para el proceso de combustión es ajustar el aire atmosférico con un exceso de aire ambiente $\alpha=30\%$ mediante la utilización de analizadores continuos de gases de combustión modelo ZR22G.
7. Con la aplicación de la herramienta técnico económica se determina que es factible la instalación de analizadores continuos de gases de combustión modelo ZR22G para ajustar el exceso de aire de combustión a $\alpha=30\%$ y obteniéndose un Valor actual neto (VAN).de 7345018CUC, una tasa interna de retorno (TIR) de 63% y un periodo de recuperación de la inversión (PRI) de 3 años.

RECOMENDACIONES

1. Reparar aislamiento térmico de la cámara F-01-101(T-102)/3 en la zona convectiva ya que presenta deterioro y deformaciones en la estructura provocando pérdidas de calor que conlleva al consumo de combustible innecesario.
2. Eliminar infiltraciones de aire reponiendo las escotillas en la zona convectiva de las cámaras F-01-101(T-101) y F-01-101(T-104) que provoca pérdida energética en los gases de combustión para su uso en la generación de vapor en la caldera recuperadora.
3. Activar el sistema de aditivar el combustible *fuel-oil* con *vapen fuel-oil* para evitar deposiciones de hollín en la zona convectiva en cada una de las cámaras del horno , contribuyendo a mejorar la transferencia de calor a la sustancia de trabajo disminuyendo el consumo de combustible
4. Regular la presión en las cámaras del horno con la instalación automática de servomotores.

BIBLIOGRAFIA

1. (1985) Reglamento Tecnológico Sección 100.
2. ANAYA, A. (1997) Métodos para cálculo y diseño de hornos de Procesos, Ingeniería Química.
3. AZIZ, A., LUNARDINI, V. J. (1994) Heat Transfer McGraw-Hill/Interamericana.
4. BEJAN, A., ALLAN D. KRAUS (2003) Heat transfer HandBook. IN MCGRAW-HILL/INTERAMERICANA (Ed.).
5. BLANK L. T., T., A.J. (Ed. (1999).) *Ingeniería Económica*.
6. BORROTO, A. N. (2005) Ahorro de Energía en Sistemas de Vapor.
7. BRIZUELA. E, R. (2004) Combustión.
8. BUCKIUS, R. O., AND HWANG, D. C. ((1980).) Radiation Properties .Application to Coal, Heat Transfer. 102, 99-103.
9. CADEM (Ed.) (1991) MANUAL DE AUDITORIA ENERGETICA.
10. CASTILLO, N., P. (2003) Ahorro de Energía en Procesos de Refinación 26.
11. CHIOKOV, E. A. K. Problemas de Termotransferencia
12. DÍAZ, N. (2004) Curso de Hornos Industriales
13. FRANKLIN (2000) Optimización de la combustión en calderas y hornos.
14. G. SPEIGHT, J. ((2006)) The Chemistry and technology of petroleum.
15. GARY, J. H. H., G. E. ((2001)) Petroleum Refining Technology and Economics, Petroleum Refining Technology and Economics, Marcel Dekker, Inc. Petroleum Refining Technology and Economics, Marcel Dekker, Inc.
16. GARY, J. H. Y. H., G. E. (1994.) Petroleum Refining Technology and Economics. Third Edition.
17. GLASSMAN, I. ((1987)) Combustion, Academic Press.
18. GÓMIZ, A. S. (1982) Técnicas de Conservación Energética en la industria. Científico Técnica.
19. González, JB. (2005) Ingeniería Básica y de Criterios de Diseños de Equipos
20. KERN, D. Q. (1999) Procesos de Transferencia de Calor, Editorial Félix Varela.
21. KRASNOSCHIOKOV, E. A. (Ed.) Problemas de Termotransferencia Mir Moscú.
22. LUNARDINI, V. J. (1995) Multi-dimensional Steady Conduction in Convecting, Radiating and Convecting-Radiating Fins and Fin Assemblies, Heat Transfer
23. LLINÁS, H. S. (Ed.) (2005) Estadística descriptiva y distribución de probabilidades., Unimonte.
24. MARMOLEJO, R. E. M. (2007) Cálculo de precalentadores de aire primario y secundario de calderas.
25. MEYERS, R. ((2004).) Handbook of refining petroleum processes.
26. MISSEEV, M. A. M., I M (1979) Fundamentos de termo trasferencia. Mir Moscú.
27. MODEST, M. F., AND ZHANG, H. (2002) Distribution For Thermal Radiation from Molecular Gass-Particulate Mixtures, J. Heat Transfer 30-38.

28. ONN, O. N. D. N. (2008) Normas cubanas ASTM.
29. PAVLOV.K.F (1976) Problemas y Ejemplos para el curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química, Moscú, Mir Moscú.
30. PERRY, R. H. (2008) Chemical Engineers. McGraw-Hill/Interamericana.
31. PETERS, M. S. ((1980).) "Plant Design and Economics for Chemical Engineers." Edición Revolucionaria.
32. REED., R. J. (Ed.) (1978) NORTH AMERICAN COMBUSTION HANDBOOK . .
33. RODRIGUEZ, D. A. A. (1998) Teoria y practica de los Procesos de Combustion de combustibles sólidos., Editorial Academia 2000.
34. SALVI., G. (2007) La Combustión 358, 359.
35. SAYAS., J. B. G. Á. J. A. G. (2005) Ingeniería Básica y Criterios de Diseño de Equipos.
36. SERTH, R. E., . , ((2007).) Process Heat transfer. Principles and Applications.
37. SERTH, R. E., . , ((2007).) "Process Heat transfer. Principles and Applications." Elsevier.
38. SIEGEL, R., AND HOWELL, J. R. (1992) Thermal Radiation Heat Transfer, . 4th ed.
39. SILLA, H. ((2003).) Chemical Process Engineering Design and Economics. . New Jersey, USA, Marcel Dekker, Inc.
40. SINNOT, R. ((2009).) Chemical Engineering Design. Principles and Practice and Economics of Plant and Process Design. E. s. S. T. Rights.
41. SURINDER PARKASH, P. D. ((1976)) PETROLEUM FUELS MANUFACTURING HANDBOOK.
42. ULRICH ((1985)) Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química.
43. V.ISACHENKO (1973) Trasmision de calor
44. YUGE, T. (1960) Experiments on Heat Transfer from Spheres Including Combined Natural and Forced Convection, J. Heat Transfer. 82, 214-220.
45. ZINK, J. (1997) Universal Oil Products,Engineering Design Seminar, Fired

ANEXOS

Anexo (1) Corridas de datos de la cámara F-101 de la T-102/1

F-101 de la T-102/1							
Flujo de crudo m ³ /h	Consumo de fuel m ³ /h	T1 °C	T2 °C	Tg °C	O2 %	CO ppm	
150	1.526	246	350	450	5	60	
151	1.485	244	350	448	5.1	58	
148	1.52	246	351	449	5.25	59	
153	1.53	245	348	452	5.2	61	
152	1.51	245	348	450	5	62	
148	1.5	247	349	448	5.2	60	
149	1.5	244	352	451	5.1	65	
147	1.52	244	351	448	4.9	59	
149	1.54	245	350	448	5	60	
150	1.48	246	350	451	5	58	
152	1.57	244	349	450	5.1	61	
150	1.56	245	348	453	5	57	
148	1.55	243	352	448	5.2	60	
150	1.53	245	350	449	5.1	59	
151	1.54	245	351	450	5.15	58	
150	1.53	245	348	449	5.25	57	
152	1.54	245	349	451	5.35	58	
147	1.55	246	351	450	4.9	61	
150	1.56	247	350	449	5.1	59	
152	1.53	248	348	448	5.2	61	
150	1.58	245	349	449	5	60.5	
150	1.56	245	350	448	5.2	57	
150	1.55	243	352	450	5.3	58	
154	1.56	242	353	450	5.15	58.5	
150	1.57	245	352	449	5	57	
150	1.53	245	351	452	5.15	60	
149	1.54	245	350	445	5.25	57	
150	1.56	246	350	443	5.4	58.5	
148	1.57	244	348	443	5	58	
150	1.53762069	245	350	449	5.12241379	59.2241379	

Anexo (2) Corridas de datos de la cámara F-101 de la T-102/2

F-101 de la T-102/2						
Flujo de crudo m ³ /h	Consumo de fuel m ³ /h	T1°C	T2°C	Tg°C	O2 %	CO ppm
148	1.79	245	350	619	6.9	365
150	1.82	244	350	619	6.95	365
152	1.75	246	348	620	7	365
149	1.8	246	350	621	7.25	365
152	1.9	245	348	620	7	364
150	1.85	247	349	620	6.8	366
148	1.82	244	352	623	7.2	365
149	1.8	242	352	622	7.1	367
150	1.85	244	350	621	7	369
150	1.84	246	350	620	6.9	365
148	1.85	244	350	620	6.8	367
150	1.81	246	351	620	6.96	368
150	1.82	245	352	621	7.5	368
152	1.85	244	350	620	6.2	368
148	1.825	245	351	624	7	368
152	1.9	244	351	619	7.2	366
154	1.85	245	349	620	7.4	369
148	1.85	248	348	618	7.5	367
149	1.84	247	350	620	7.2	369
150	1.8	248	350	621	7.3	367
150	1.8	244	349	620	6.97	368
149	1.8	245	348	627	7.2	368
151	1.85	243	352	629	7.35	366
152	1.9	244	350	624	7.29	367
150	1.85	245	352	623	7.2	369
148	1.82	245	348	620	7.1	368
149	1.75	245	350	620	7.1	367
150	1.85	244	350	620	6.7	369
152	1.85	245	350	618	6.8	368
150	1.830517241	245	350	621	7.06448276	367

Anexo (3) Corridas de datos de la cámara F-101 de la T-102/3

F-101 de la T-102/3							
Flujo de crudo m ³ /h	Consumo de fuel m ³ /h	T1°C	T2°C	Tg°C	O2 %	CO ppm	
148	1.82	246	351	515	6.5	215	
150	1.785	244	350	516	7	216	
148	1.83	246	352	520	6.8	214	
152	1.795	245	348	518	6.85	213	
152	1.78	245	350	520	6.85	215	
149	1.82	247	349	516	7	213	
149	1.8	244	350	514	6.92	216	
147	1.83	244	351	518	6.5	215	
150	1.8	245	350	520	6.84	215	
150	1.78	246	350	516	6.7	217	
150	1.8	244	348	518	6.7	219	
150	1.8	245	350	520	7	215	
149	1.85	243	352	520	7.1	215	
150	1.8	245	349	518	7	216	
152	1.83	245	350	516	7.1	217	
150	1.79	245	348	519	6.9	213	
152	1.8	245	348	516	6.87	215	
148	1.78	246	349	517	7	216	
150	1.85	247	352	523	6.5	218	
152	1.85	248	351	524	6.9	215	
150	1.8	245	350	516	6.85	214	
148	1.87	245	350	514	7	213	
152	1.8	243	349	516	7.1	215	
150	1.81	242	350	520	6.85	214	
154	1.8	245	352	516	6.8	217	
152	1.85	245	352	523	7	213	
149	1.8	245	350	517	6.95	214	
150	1.8	246	349	518	7	212	
147	1.81	244	350	518	6.8	215	
150	1.81137931	245	350	518	6.87517241	215	

Anexo (4) Corridas de datos de la cámara F-101 de la T-104

F-101 de la T-104						
Flujo de FR-70-120 °C m ³ /h	Consumo de fuel m ³ /h	T1°C	T2°C	Tg°C	O2 %	CO ppm
120	0.548	129	185	485	6.6	214
118	0.569	128	184	487	6.3	216
119	0.57	130	186	485	6.5	215
121	0.552	130	185	486	6.9	213
122	0.56	131	186	485	6.8	214
120	0.53	130	187	482	6.7	217
123	0.542	132	188	485	6.5	218
118	0.55	130	185	488	6.6	215
117	0.5635	130	184	485	6.8	219
119	0.568	132	182	485	6.8	213
122	0.582	129	183	489	6.4	217
121	0.526	130	185	489	6.9	214
118	0.552	128	184	488	6.7	218
120	0.556	128	186	488	6.9	216
121	0.542	130	184	487	6.5	212
120	0.532	132	182	486	6.8	215
120	0.584	130	185	486	6.7	214
116	0.56	129	186	485	6.9	215
120	0.52	128	187	490	7.2	213
119	0.54	132	188	484	7.1	214
121	0.52	130	185	486	6.9	215
121	0.51	134	186	485	7.05	216
120	0.55	130	186	485	6.8	213
120	0.55	131	182	484	7.2	214
123	0.58	128	183	485	7.1	216
120	0.543	128	187	486	6.95	213
121	0.521	131	185	486	6.8	213
120	0.538	130	184	485	7.2	215
120	0.51	130	185	487	7.25	218
120	0.547189655	130	185	486	6.82241379	215

Anexo (5) Datos del vapor recalentado en los *coil* de cada cámara

F-101 de la T-102/1					
Flujo de vapor a recalentador kg/h	Te°C	Ts°C	Patm	he kj/kg	hs kj/kg
1520	200	300	4	2860	3067.1
F-101 de la T-102/2					
Flujo de vapor a recalentador kg/h	Te°C	Ts°C	Patm	he kj/kg	hs kj/kg
1520	200	382	4	2860	3236.7
F-101 de la T-102/3					
Flujo de vapor a recalentador kg/h	Te°C	Ts°C	Patm	he kj/kg	hs kj/kg
1520	200	390	4	2860	3253.22

Anexo (6) Datos de las propiedades físicas de los productos

Producto	Nafta FR-70-120°C	Crudo	<i>Fuel-oil</i>
Ge gravedad específica a 15.6°C	0.7406	0.8871	0.9673
°API	59.5	28	14.7

Anexo (7) Datos del vapor de atomización

Producto	Temperatura °C	Presión atm	Densidad kg/m ³
Vapor atomización	200	5	2.352

Anexo (8).

Manual de Operación y mantenimiento

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-101)	
Número de quemadores	4
Tipo de quemadores	SAB 4,1/4,8 GO
Disposición quemadores	(vertical)
Entrada total del calor	12.000.000 Kcal/h
Entrada del calor por caldera	3.500.000 Kcal/h
Temperatura del aire de combustión	+ 5 to + 36,5 °C
Combustible No. 1	Aceite Pesado
Valor calorico	9500 Kcal/Kg
Viscosidad	22 cst
Presión del fuel-oil antes de la válvula de control	6 - 15 bar g
Temperatura de fuel-oil	140 °C
Presión aceite antes quemador carga máxima	5,3 bar g
Flujo del aceite por el combustor máxima	1263 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima	316 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima (diseño)	369 kg/h
Atomización	Vapor
Temperatura del vapor	200 – 220 °C
Presión del vapor antes de la válvula de control	12 bar g
Presión del vapor antes de la quemador máxima	5 bar g constant
Consumo vapor atomizador	0,18 kg/kg oil

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-102)/1	
Número de quemadores	4
Tipo de quemadores	SAB 4,9/5,5 GO
Disposición quemadores	Suelo, (vertical)
Entrada total del calor	13.300.000 Kcal/h
Entrada del calor por caldera	4.200.000 Kcal/h
Temperatura del aire de combustión	+ 5 to + 36,5 °C
Combustible No. 1	Aceite Pesado
Valor calorico	9500 Kcal/Kg
Viscosidad	22 cst
Presión del fuel-oil antes de la válvula de control	6 - 15 bar g
Temperatura de fuel-oil	140 °C

Presión aceite antes quemador carga máxima	5,3 bar g
Flujo del aceite por el combustor máxima	1400 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima	350 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima (diseño)	442 kg/h
Atomización	Vapor
Temperatura del vapor	200 – 220 °C
Presión del vapor antes de la válvula de control	12 bar g
Presión del vapor antes de la quemador máxima	5 bar g constant
Consumo vapor atomizador	0,18 kg/kg oil

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-102)/2	
Número de quemadores	4
Tipo de quemadores	SAB 4,9/5,5 GO
Disposición quemadores	Suelo, (vertical)
Entrada total del calor	13.300.000 Kcal/h
Entrada del calor por caldera	4.200.000 Kcal/h
Temperatura del aire de combustión	+ 5 to + 36,5 °C
Combustible No. 1	Aceite Pesado
Valor calorico	9500 Kcal/Kg
Viscosidad	22 cst
Presión del fuel-oil antes de la válvula de control	6 - 15 bar g
Temperatura de fuel-oil	140 °C
Presión aceite antes quemador carga máxima	5,3 bar g
Flujo del aceite por el combustor máxima	1400 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima	350 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima (diseño)	442 kg/h
Atomización	Vapor
Temperatura del vapor	200 – 220 °C
Presión del vapor antes de la válvula de control	12 bar g
Presión del vapor antes de la quemador máxima	5 bar g constant
Consumo vapor atomizador	0,18 kg/kg oil

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-102)/3	
Número de quemadores	4
Tipo de quemadores	SAB 4,9/5,5 GO
Disposición quemadores	Suelo, (vertical)
Entrada total del calor	13.300.000 Kcal/h
Entrada del calor por caldera	4.200.000 Kcal/h
Temperatura del aire de combustión	+ 5 to + 36,5 °C
Combustible No. 1	Aceite Pesado
Valor calorico	9500 Kcal/Kg
Viscosidad	22 cst
Presión del fuel-oil antes de la válvula de control	6 - 15 bar g
Temperatura de fuel-oil	140 °C
Presión aceite antes quemador carga máxima	5,3 bar g
Flujo del aceite por el combustor máxima	1400 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima	350 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima (diseño)	442 kg/h
Atomización	Vapor
Temperatura del vapor	200 – 220 °C
Presión del vapor antes de la válvula de control	12 bar g
Presión del vapor antes de la quemador máxima	5 bar g constant
Consumo vapor atomizador	0,18 kg/kg oil

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-104)	
Número de quemadores	4
Tipo de quemadores	SAB 3.2 GO
Disposición quemadores	(vertical)
Entrada total del calor	10.000.000 Kcal/h
Entrada del calor por caldera	2.700.000 Kcal/h
Temperatura del aire de combustión	+ 5 to + 36,5 °C
Combustible No. 1	Aceite Pesado
Valor calorico	9500 Kcal/Kg
Viscosidad	22 cst
Presión del fuel-oil antes de la válvula de control	6 - 15 bar g
Temperatura de fuel-oil	140 °C
Presión aceite antes quemador carga máxima	5,3 bar g
Flujo del aceite por el combustor máxima	1252 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima	263 kg/h
Flujo del fuel-oil por quemador máxima (diseño)	285 kg/h
Atomización	Vapor
Temperatura del vapor	200 – 220 °C
Presión del vapor antes de la válvula de control	12 bar g
Presión del vapor antes de la quemador máxima	5 bar g constant
Consumo vapor atomizador	0,18 kg/kg oil

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-101)	
Temperatura de entrada en la zona de radiación	275
Temperatura de entrada en la zona de convección	263
Temperatura de salida en la zona de radiación	365
Temperatura de salida en la zona de convección	275

Presión max de trabajo	19.9 Kf/cm ²
Presión de prueba	40 Kf/cm ²
Dimención de los tubos en la zona de radiación	152x8 mm
Material de los tubos en la zona de radiación	T5
Cantidad de tubos en la zona de radiación	56
Dimención de los tubos en la zona de convección	152x6 mm
Material de los tubos en la zona de convección	T5
Cantidad de tubos en la zona de convección	56
Máxima temperatura de los tubos en la zona de convección	375
Máxima temperatura de los tubos en la zona de radiación	420
Tipo de horno Hogar y Serpentin	Tipo D: caja tubo vertical
Eficiencia	76%

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-102)	
Temperatura de entrada en la zona de radiación	275
Temperatura de entrada en la zona de convección	263
Temperatura de salida en la zona de radiación	365
Temperatura de salida en la zona de convección	275
Presión max de trabajo	27.4 Kf/cm ²
Presión de prueba	40 Kf/cm ²
Dimención de los tubos en la zona de radiación	152x8 mm
Material de los tubos en la zona de radiación	T5
Cantidad de tubos en la zona de radiación	180
Dimención de los tubos en la zona de convección	152x6 mm
Material de los tubos en la zona de convección	T5
Cantidad de tubos en la zona de convección	200
Máxima temperatura de los tubos en la zona de convección	372
Máxima temperatura de los tubos en la zona de radiación	420
Tipo de horno Hogar y Serpentin	Tipo D: caja tubo vertical
Eficiencia	76%

Datos Técnicos para el Horno F-01-101 (T-104)	
Temperatura de entrada en la zona de radiación	275
Temperatura de entrada en la zona de convección	163
Temperatura de salida en la zona de radiación	200
Temperatura de salida en la zona de convección	275
Presión max de trabajo	25.5 Kf/cm ²
Presión de prueba	40 Kf/cm ²
Dimención de los tubos en la zona de radiación	152x8 mm
Material de los tubos en la zona de radiación	T5
Cantidad de tubos en la zona de radiación	180
Dimención de los tubos en la zona de convección	152x6 mm
Material de los tubos en la zona de convección	T5
Cantidad de tubos en la zona de convección	48
Máxima temperatura de los tubos en la zona de convección	247
Máxima temperatura de los tubos en la zona de radiación	255
Tipo de horno Hogar y Serpentin	Tipo D: caja tubo vertical
Eficiencia	76%

Datos Técnicos para el Horno F-01-101	
Indice de consumo de <i>fuel-oil</i>	$\Omega_D=0.0115$ Kg (combustible) /Kg(crudo procesado).

Anexo (9). Datos del analizador continuos de gases modelo ZR22G

Analizador continuo de gases de combustion O ₂ /COe Modelo ZR22G	
Datos	Rangos
Sistema de medicion	Zirconio
Concentracion de oxigeno	0.01 a 100% vol O ₂
Señal de salida	4 a 20 ma DC
Rango de medicion	0 a 100% O ₂
Temperatura del gas de muestra	0 a 700°C
Presion del gas de muestra	-5 a + 250Kpa
Precio	250000.00CUC

Anexo (10). Entalpias del agua y vapor

Vapor de 13atm y 190°C	
λ (kj/kg)	1972 kj/kg
Agua	
Ta =182°C	Ia=780 kj/kg
Tb=190°C	Ib=814 kj/Kg

