

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
QUÍMICO

MODELO PREDICTIVO DE LA OPERACIÓN DE HORNO PLANTA TOPPING 1 DE ERA

Alumno: Leticia Luna C.

Profesor: Gianni Olguín C.
Supervisor ERA: Eduardo Montero A.

2010

Agradecimientos

Son muchas las personas especiales a las que me gustaría agradecer su amistad, apoyo, ánimo y compañía en las diferentes etapas de mi vida. Algunos están aquí conmigo y otras en el corazón. Sin importar en donde estén o si alguna vez llegan a leer estas dedicatorias quiero darles las gracias por formar parte de mí, por lo que me han brindado y por todas sus bendiciones.

Agradezco primeramente a Dios por ser mi mejor amigo, mi Fortaleza, darme todo lo que tengo y no dejarme caer nunca.

A mis padres por ser los mejores y estar conmigo incondicionalmente, gracias porque sin ellos y sus enseñanzas no estaría aquí ni sería quien soy ahora, a ellos les dedico esta tesis.

Al profesor Gianni Olguin por asesorarme a lo largo de la tesis y acompañarme en este camino que hoy culmina en el presente proyecto, por compartir su conocimiento conmigo e inspirar en mi mucha admiración.

*Gracias a todos!!
Gracias por ayudarme a lograrlo.
Los quiero mucho*

"Todo lo puedo en Cristo que me fortalice" Fil. 4:13

Resumen

En la presente memoria se estudia el comportamiento de los hornos para lo cual en la primera parte, se analizan las condiciones de proceso de la combustión con fuel gas analizando el funcionamiento del horno con el objetivo de lograr conocer las pérdidas energéticas que se producen determinando a su vez las variables más influyentes. Para esto se realizan balances de masa y energía del proceso, por lo que se dividió el sistema en dos subconjuntos: combustión y calentamiento de crudo, para lo cual, fue necesario realizar ajustes de curvas de propiedades fisicoquímicas del crudo, entalpías en función de las siguientes variables: presión, temperatura, grado API. A través de estos cálculos se logró simular el proceso completo.

Además se analizaron los calores intrínsecos del horno como son la zona de convección y radiación por el método de Lobo-Evans, verificando el calor absorbido por el crudo, logrando así una simulación total del proceso.

Se logro contrastar los resultados obtenidos con datos existentes desde la operación real y también por medio de otros modelos como API 560 y HTRI,

Finalmente se creo una herramienta predictiva, para determinar la masa de combustible necesaria, dentro de un rango de temperatura típico para el de crudo de salida, sobre la base de los balances de masa y energía en conjunto con los modelos de transferencia de calor internos.

Indice

1. Introducción	1
1.1 Problemática	2
1.2 Alcance	3
1.3 Objetivos	4
1.4 Metodología	5
1.5 Descripción de la empresa	6
2. Descripción del proceso	9
2.1 Descripción general de hornos	9
2.2 Clasificación de hornos	11
2.2.1 Clasificación según su forma	12
2.2.2 Por tipo de combustión	14
2.3 Elementos de horno	15
2.4. Análisis de los componentes de un horno	16
2.5 Combustión	17
2.5.1 Combustibles típicos	19
2.5.2 Descripción de variables	20
2.6 Precalentadores de aire	22
2.7 Eficiencia del horno	23
3. Descripción del Horno B-130	24
3.1 Clasificación	24
3.2 Elementos del horno	25
3.4 Combustión	26
3.5 Precalentador de aire	27
3.6 Datos de variables típicas	28
4. Balances de masa y energía	31
4.1 Combustión	32
4.1.1 Resultados	33
4.2 Calentamiento de crudo	36
4.4 Eficiencia	43
5. Validación de balance de masa y energía	44
5.1 Análisis de zonas internas	44
5.1.1 Zona de radiación	44
Tabla 44. calculo coeficiente de transferencia de calor de película externo	65
Coeficiente efectivo de transferencia de calor por radiación externo:	66
Tabla 46. datos del horno para mbl	66
5.2 Resultados	66
Tabla 48. error metodo lobo Evans con respecto al balance de masa y energía	66
5.3 Cálculo del Poder Calorífico por API 560	67
6. Herramienta predictiva	72
7. Conclusiones	80
8. Bibliografía	82
Anexo A .Data sheets	83
Anexo B .Balances de masa y energía	91
Anexo C .Propiedades termodinámicas del crudo	97

Anexo D. Propiedades de transferencia de calor	120
Anexo E. API 560.....	123

Indice de figuras

Figura	Nombre	Pagina
1	Sistema de refinación	6
2	Esquema de unidad de refinación	7
3	Esquema de unidad de refinación primaria topping 1	8
4	Secciones del horno	11
5	Tipos de horno según su forma	13
6	Tipos de horno según la distribución de los quemadores	14
7	Partes de un horno	15
8	Elementos de un horno cilíndrico	17
9	Pre calentador de placas	22
10	Esquema de horno B-130	24
11	Esquema de distribución de serpentín y quemadores de horno B-130	25
12	Esquema de serpentín N°1 y N°2 de horno B-130	26
13	Esquema de serpentín N°3 y N°4 de horno B-131	26
14	Disposición pre calentador	27
15	Datos del horno	29
16	Horno B-130	30
17	Esquema de balance	31
18	Sistema de combustión	33
19	Esquema metología crudo	37
20	Fracción de vapor en función de la T° de proceso	38
21	Factor de caracterización	39
22	Entalpías de liquido y vapor de crudo	40
23	Entalpías de liquido a condiciones fijas	40
24	Entalpías de vapor a condiciones fijas	41
25	Factor de efectividad	46
26	Tubos de horno B-130	48
27	Factor de intercambio	49
28	Factor de intercambio correlacionado	50
29	emisividad del gas	51
30	emisividad del gas a tg	52
31	Superficies extendidas tetones	59
32	Entalpía API 560 A	68
33	Entalpía correlacionada a T° de salida de los gases de combustión	69
34	Entalpía API 560 B	69
35	Datos para predicción	73
36	Diagrama de flujo para predicción	75
37	Correlación masa de combustible	77
38	Variación de masa de combustible con el exceso de aire para una temperatura del crudo de 373° c a la salida y eficiencia de un 85%	78

Indice de tablas

Tablas	Nombre	Pagina
1	Poderes caloríficos típicos	19
2	Datos típicos crudo	28
3	Datos típicos combustión	28
4	Datos típicos vapor	28
5	Datos combustión para balance de masa y energía	33
6	Composición ,flujos y T° para balance de masa y energía	34
7	Balance de energía combustible	34
8	Balance de energía aire	35
9	Balance de energía gases de combustión	35
10	Resumen resultados crudo	42
11	Resumen datos de entrada crudo	42
12	Datos entradas vapor	43
13	Entalpías vapor entrada y salida	43
14	Calores para eficiencia	43
15	Temperaturas para radiación	45
16	Datos para calculo de factor de efectividad	46
17	Curvas factor de efectividad	46
18	Calculo de área del plano frío	48
19	Calculo factor de intercambio	50
20	Calculo relación área refractaria a área del plano frío	51
21	Calculo emisividad	52
22	Presiones parciales	52
23	Formulas adecuadas para la longitud media del rayo radiante	53
24	Calculo de la longitud media del rayo radiante	53
25	Valores típicos de coeficiente de película	54
26	relación largo-diámetro para coeficiente de película	54
27	Resultados absorción total de calor en la sección radiante	55
28	Calculo de área del plano frío de zona de choque	56
29	Calculo relación área refractaria a área del plano frío total	57
30	Resultados finales zona de radiación	58
31	Calculo del área de tubo	58
32	Calculo del área total de tetones	59
33	Temperaturas para calculo LMTD	60
34	Diferencias de T° para calculo LMTD	60
35	Calculo LMTD	60
36	Calculo resistencia de pared del tubo	61
37	Calculo resistencia interna	61
38	Calculo resistencia externa	62
39	Calculo coeficiente global de transferencia de calor	62
40	Cálculos previos para coeficiente de película interno	63
41	Datos disponibles base para calculo de coeficiente de película interno	63

42	Calculo área de flujo	64
43	Calculo coeficiente efectivo de transferencia de calor de salida	65
44	Calculo coeficiente de transferencia de calor de película externo	65
45	Calculo coeficiente efectivo de transferencia de calor por radiación externo	66
46	Datos del horno para MBL	66
47	Resumen de calores internos	66
48	Error método lobo Evans con respecto a balance de masa y energía	66
49	Composición combustible	67
50	Resultados de cantidades requeridas y productos por Kg. de combustible	67
51	Resultados contenido de calor	70
52	Comparación de poder calorífico por BMYE y API 560	70
53	Comparación de eficiencia por BMYE y API 560	71
54	Comparación de calor de combustión HTRI y BMYE	71
55	Comparación de calor de eficiencia HTRI y BMYE	71
56	Datos fijos para predicción del día 7-10-2009	76
57	Comparación de calculo por BMYE y transferencia de calor versus predicción para el día 7-10 2009	76
58	Comparación de datos reales y calculados para el día 7-10 2010	76
59	Datos fijos para predicción del día 16-10-2009	76
60	Comparación de datos reales y calculados para el día 16-10 2012	76
61	Comparación de calculo por BMYE y transferencia de calor versus predicción para el día 16-10 2009	77
62	Datos fijos para predicción del día 21-10-2009	77
63	Comparación de datos reales y calculados para el día 21-10 2015	77
64	Comparación de calculo por BMYE y transferencia de calor versus predicción para el día 21-10 2009	77

1. Introducción

En las plantas de proceso de refinación de petróleo, los hornos en la mayoría de los casos son los equipos que limitan la carga del proceso principalmente debido a que se diseñan a su punto más óptimo de eficiencia, un diseño holgado de un horno significa eficiencias menores y por ende costos mayores de energía.

Debido a que constantemente la planta opera bajo una condición de máxima producción, ésta repercute directamente en el funcionamiento del horno, pasando a ser un equipo crítico, implicando la necesidad de mantenerlo al límite de su capacidad de diseño, produciendo la disminución en forma progresiva en la vida útil del equipo, quedando expuesto a fallas como la termofluencia o creep, sulfidación, oxidación, etc., que pueden producir consecuencias catastróficas.

La importancia de efectuar un buen control y análisis de las condiciones de proceso a que están expuestos los componentes del horno, no sólo radica en la seguridad del equipo, además repercute en un tema económico ya que afecta directamente en la eficiencia de la unidad, debido a que los costos de energía equivalen a un 80% de los costos operacionales. Cualquier sobre consumo de combustible, que tiene un costo de US 20 el MM de BTU, repercute directamente en el margen de utilidad del metro cúbico de crudo refinado.

Es importante la predicción del consumo energético y eficiencia porque permitiría contar con un análisis detallado del horno, donde posteriormente se le podrán aplicar una serie alternativas factibles para su optimización, teniendo en cuenta consideraciones medioambientales y el compromiso de inversión versus costo, debido a que el volumen de consumo de combustible y el control de las variables más importantes del proceso, es una prioridad en la gestión diaria, por lo que la formulación de un plan de ahorro en la dirección de disminuir el consumo de energía, y por consecuencia optimizar el funcionamiento, proporcionaría un gran beneficio para la empresa.

El proceso que lleva a cabo el crudo desde los estanques de almacenamiento al horno atmosférico, se inicia en el tren de precalentamiento, que eleva la temperatura del crudo por

medio de 22 equipos intercambiadores de calor, los cuales utilizan los subproductos del crudo, extraídos de la torre de destilación (atmosférica y vacío), como flujos calefactores.

1.1 Problemática

La empresa ENAP Refinerías Aconcagua es consumidora intensiva de energía, principalmente asociada al consumo de combustible utilizado directamente en los hornos. Este es el caso del horno B-130 que es parte de la planta topping 1 que genera un amplio orden de gastos económicos en su operación, presentando un exceso de consumo de energía, la cual podría ser optimizada, teniendo en cuenta que el petróleo es un recurso de alta demanda y en proceso de extinción.

En los hornos de procesos se han introducido cambios que han generado la disminución de la eficiencia energética, por medio del incremento de los caudales tratados y utilización de combustibles de peor calidad, con la consecuencia de ensuciamiento en las superficies transmisoras de calor, transformándose así en una de las principales causas de su ineficiencia con rendimientos energéticos inferiores a los pronosticados.

Debido a lo anterior la determinación del rendimiento energético es fundamental, sin embargo, en la actualidad estos cálculos son verificados en base a procedimientos de difícil acceso y solo utilizados por personal experto en el software Heat Transfer Research (HTRI).

1.2 Alcance

En este estudio, se debe dejar en claro que no pretende ser una guía de diseño de hornos. El enfoque del estudio analiza los límites máximos de diseño del horno B-130 de la Unidad de fraccionamiento de acuerdo a un modelo formulado, que estudia el calor del horno en relación a las presiones, temperaturas y flujos. Además se buscara corroborar los resultados en base a programa utilizado por refinería HTRI y además por la norma API-560.

Se buscara analizar las condiciones de proceso de la combustión con fuel gas, analizando el funcionamiento del horno con el objetivo de lograr conocer las pérdidas energéticas que se producen, determinando a su vez las variables más influyentes desde punto de vista económico y medioambiental. Con este fin se buscara determinar el cálculo de la eficiencia del horno sobre la base de los fenómenos fisicoquímicos y de transferencia de calor involucrados.

A través de estos cálculos se busca simular el proceso completo y contrastar con datos existentes desde la operación real y también otros modelos como Hysys y HTRI.

Para finalmente crear una herramienta predictiva dentro de un rango de temperatura típico para el de crudo de salida.

1.3 Objetivos

General:

- ❖ Desarrollo y validación de una metodología de cálculo de la eficiencia del horno B-130 y evaluar el efecto de las variables de operación.

Específicos:

- ❖ Obtener registros de las variables operativas desde terreno.
- ❖ Determinar procedimientos para obtener propiedades termodinámicas del crudo.
- ❖ Desarrollar los balances de masa y energía.
- ❖ Determinar la eficiencia teórica del horno b-130 y contrastar con valores reales actuales.
- ❖ Confeccionar herramienta informática que permita calcular la eficiencia a partir de datos de terreno.
- ❖ Análisis de sensibilidad del consumo de combustible frente al cambio de variables operativas.

1.4 Metodología

- ❖ Levantamiento de información online de condiciones del proceso y del horno a través de registros de variables operativas desde terreno por medio del programa conectado al sistema de medición de variables de la refinería llamado PI.
- ❖ Análisis de restricciones y propiedades del horno, mediante un estudio detallado de transferencia de calor presente en la operación en conjunto con el estudio de los procesos involucrados en su funcionamiento.
- ❖ Calcular los procesos de transferencia de calor los cuales se realizaran para por zonas en el horno y proceso involucrado
- ❖ Se realizaran los cálculos teóricos de la eficiencia del horno a través de los valores reales de operación
- ❖ Verificar resultados teóricos con los obtenidos por HTRI y API 560.
- ❖ Verificar resultados de calor absorbido por el crudo a través de análisis de zonas internas del horno.
- ❖ Análisis de posibilidades de optimización, mediante la definición de parámetros de comparación y factibilidad de aplicación del modelo propuesto.
- ❖ Confeccionar herramienta predictiva de cálculos a través de los datos obtenidos y corroborados a través de planilla Excel de fácil acceso al usuario.

1.5 Descripción de la empresa

Enap refineries Aconcagua carry out their productive process. In addition to national crude oil, which represents a low percentage, it is supplied from various zones: South America, Africa and the Middle East. Each of the crudes has different fundamental properties that, in the end, determine the characteristics of the process to be carried out and, by assumption, determine the products that can be extracted.

The refining of crude oil is based on the principle of fractionation or distillation, which is basically defined as the physical separation of two or more compounds with different boiling points from the base crude. Different types of crudes are mixed to obtain the required characteristics for their charge in the Topping I and Topping II units, starting the distillation process.

The refining system (see figure N° 1) begins with the reception of imported crude oil in the Terminal Quintero where they are stored and received, remaining in the tanks until they meet the acceptance protocols. They are then sent to the tanks through a pipeline to the storage zone located in ConCon corresponding to the refining installations of ENAP Refineries Aconcagua.



Figura N° 1 Sistema de Refinación

Desde este punto los crudos son impulsados mediante bombas a las plantas de proceso de refinación primaria, que puede ser Topping 1 o Topping 2.

En el esquema de unidades de refinación (ver figura N° 2), los productos intermedios de las unidades de Topping 1 y 2 alimentan con materia prima a otras unidades produciendo productos terminados como LPG, Gasolina, Kerosén y Diesel. Los cuales se envían a estanque de almacenamiento para su venta final.

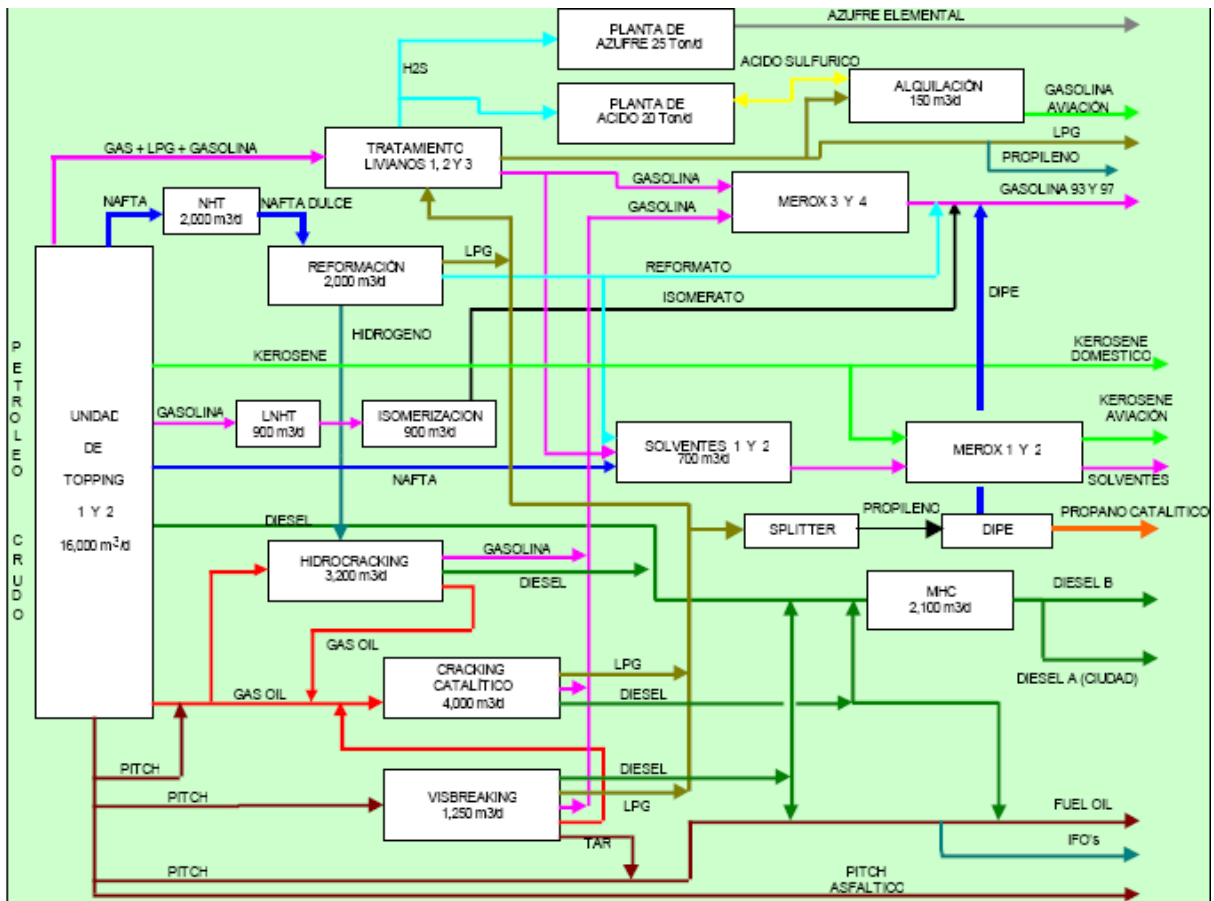


Figura N° 2 Esquema de Unidades de Refinación

El proceso de refinación se inicia en el circuito de precalentamiento (ver figura N° 3), que tiene por objeto calentar el crudo desde la temperatura ambiente hasta 270 ° C que requiere para ser refinado, para posteriormente entrar a la Unidad de Fraccionamiento, donde se sigue elevando la temperatura del crudo en el Horno B-130, alcanzando la temperatura de 360°C que requiere para ser destilado en la torre de fraccionamiento atmosférico

denominada Torre de crudo E-130, donde salen diferentes subproductos como: LPG, (gas licuado de Petróleo), Nafta, Kerosén, Diesel, AGO (Gas oil atmosférico).

El crudo reducido del fondo de la torre E-130 entra a la Unidad de vacío, siguiendo hacia el horno de vacío B-51, luego entra a la torre de vacío E-132 donde se termina de destilar en otros subproductos como: Gas Oil (Liviano, Medio, Pesado) y Pitch.

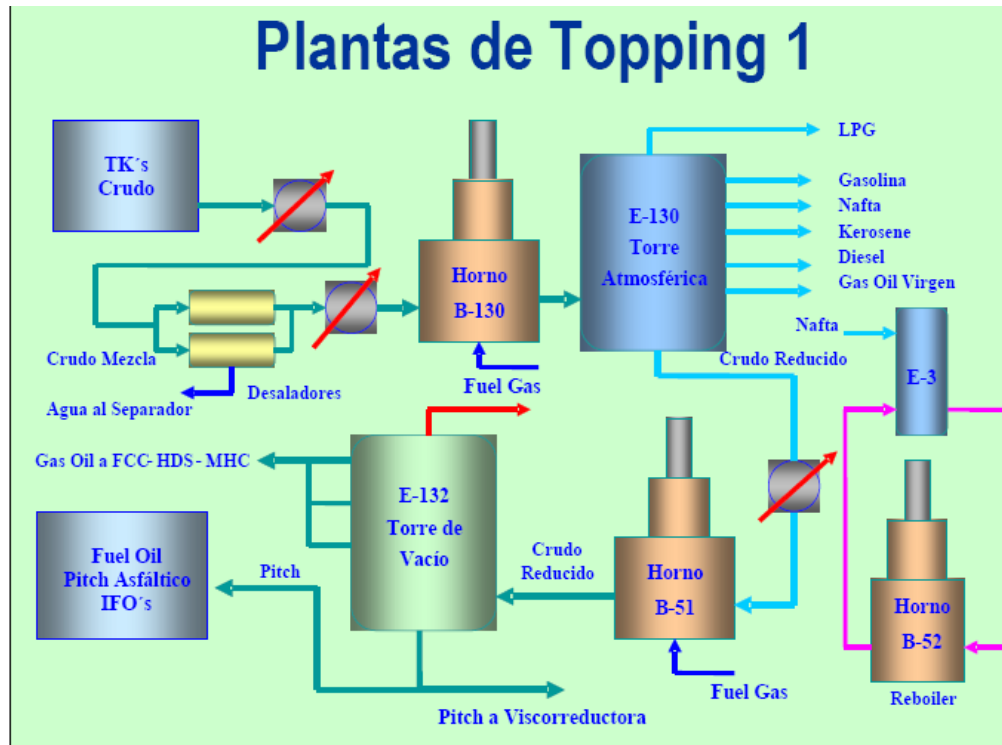


Figura N° 3 Esquema de Unidad de refinación primaria Topping N° 1

2. Descripción del proceso

2.1 Descripción general de hornos

Desde un punto de vista de proceso, el horno es un equipo destinado a suministrar calor por medio de la combustión directa de aceite, gas o combinación de estos, para aportar el calor requerido al producto que se requiere procesar a una temperatura elevada.

Desde el punto de vista mecánico un horno puede definirse como un recinto o espacio cerrado al que fluyen los tres elementos fundamentales de la combustión: aire, combustible y fuente de ignición, y en el que se libera cierta cantidad de calor que se pretende transmitir a determinado producto, con la máxima eficiencia.

Un horno incluye una serie de dispositivos, para que el calor liberado en la combustión sea transferido a un fluido, que circula por dentro de unos tubos (coils), con las mínimas pérdidas al exterior (radiación de las paredes y chimeneas).

Típicamente estos elementos tubulares son instalados a lo largo de las paredes y techo de la cámara de combustión, donde la transferencia de calor se realiza principalmente por radiación y, si económicamente es justificable, en un banco de tubos separado, donde la transferencia de calor se realiza por convección.

Las únicas conexiones por el lado gas con el exterior deben ser la entrada de combustible, aire y la chimenea.

Los hornos son definidos en función de su capacidad de suministro de calor (Duty), medida en millones de Kcal/hora o en millones de Btu/hora.

Para la mayoría de los hornos instalados en la industria petrolera, la capacidad suele oscilar entre 10 y 350 MM de Btu/hr.¹

Un horno está formado por tres componentes fundamentales:

- ❖ Quemadores (fuente de suministro de calor)
- ❖ Serpentín (superficie de intercambio de calor)

¹ Manual de Hornos Enap Refinerías Aconcagua

- ❖ Envoltente (Superficie de confinamiento del equipo y aislamiento térmico con respecto al entorno)

Los quemadores son equipos cuya finalidad es realizar la mezcla del combustible comburente y producir la generación de calor controladamente (reacción de combustión).

El serpentín o serpentines consisten en un conjunto de tubos conectados en serie o en paralelo por el que circulará el fluido a calentar.

El envoltente consiste en un conjunto de estructura y aislamiento para confinar la combustión y limitar las pérdidas de calor al entorno.

En general, los hornos disponen de dos zonas:

- ❖ Zona Radiante
- ❖ Zona convectiva.

La zona radiante es la parte de un horno de proceso en el cual los tubos que trasportan el fluido de proceso reciben radiación directa desde la llama del quemador y las paredes refractarias.

La zona convectiva es la parte del horno que se ubica entre la zona radiante y la chimenea, la cual contiene tubos por los cuales circula la corriente de proceso, absorbiendo el calor de los gases calientes de la combustión. Las primeras filas de la convectiva, están sujetas a transferencia por radiación además de transferencia por convección de los gases calientes a fluir a través del banco de tubos. Debido a esto, estas filas de tubos son las de mayor tasa de transferencia de calor en el horno. Se les llama tubos de Shield o shock (pantalla de choque), la cual tiene por objetivo, proteger la zona convectiva de la radiación directa de la llama como se puede ver en la figura 4.²

² Curso de Hornos Foster Wheeler Iberia, Diciembre 2007

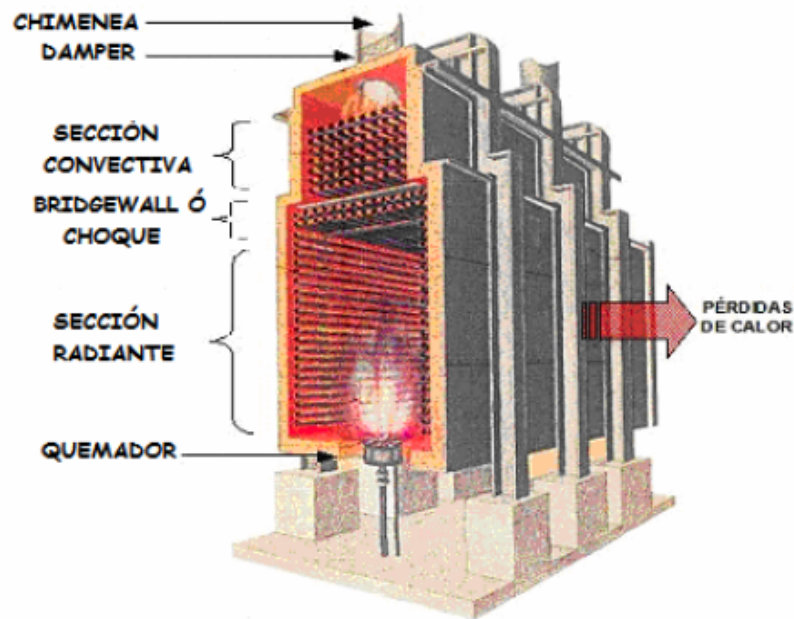


Figura 4. Secciones del horno

2.2 Clasificación de hornos

Existen diferentes variaciones en la disposición de los tubos, diseño y construcción de los hornos, consecuencia de las múltiples aplicaciones para los que son utilizados, no obstante lo anterior, es posible clasificarlos en dos grandes grupos, los hornos directos y los hornos indirectos:

Hornos directos en los que es posible poner en contacto la llama o los gases de combustión con el fluido en proceso. En estos hornos el material está depositado o circula por el propio hogar donde se realiza la combustión.

Hornos indirectos en los que el contacto entre los gases de combustión y el fluido en proceso no es posible, por lo que el fluido es conducido por ductos para evitar su pérdida o contaminación. En este caso se interpone una superficie de transferencia de calor entre ambos sectores.

En los hornos indirectos, como se dijo, el fluido en proceso no entra en contacto con los gases de combustión, las razones para esto pueden ser muy variadas, desde

inflamabilidad o toxicidad del fluido en proceso, hasta la necesidad de conducirlo por tubos para evitar fuga o pérdida. En general, aunque pueden presentarse otros tipos, los hornos indirectos consisten en un volumen con paredes de material refractario y aislante en cuyo interior se encuentran los tubos por los que circula el fluido de proceso. El mayor volumen de estos hornos está ocupado por la zona de radiación que es, esencialmente, el hogar rodeado por tubos por los que circula el fluido de proceso. El calor residual de los gases de combustión, al abandonar la zona radiante, es recuperado en la zona convectiva, incrementándose así la eficiencia del horno.

2.2.1 Clasificación según su forma

Los hornos indirectos se clasifican, primeramente, de acuerdo con sus formas, con clasificaciones de acuerdo con la trayectoria que sigue el gas de la combustión y la orientación de los tubos o serpentín.

De acuerdo con su forma las clasificaciones son: hornos cilíndricos y hornos tipo cabina. Los serpentines de los hornos cilíndricos generalmente son verticales, pero pueden ser helicoidales, también. Los serpentines de los hornos tipo cabina pueden ser horizontales, verticales o en forma de arco en la parte superior de la sección de radiación. Los tubos y los quemadores pueden orientarse tanto horizontales como verticalmente, dependiendo del diseño del horno. Por lo tanto los hornos se dividen en seis tipos diferentes:

- ❖ Tipo cabina con serpentín tipo Arbor
- ❖ Cilíndrico con serpentín helicoidal
- ❖ Cabina con tubos horizontales
- ❖ Cabina (doble) con tubos verticales
- ❖ Cilíndrico con tubos verticales
- ❖ Cabina con tubos horizontales³

³ Manual de Hornos Enap Refinerías Aconcagua

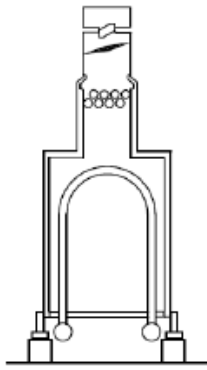
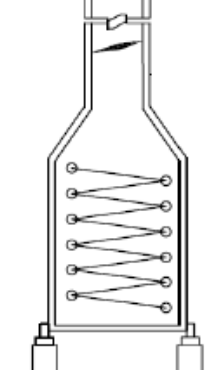
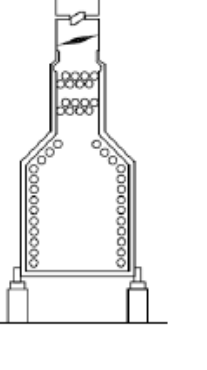
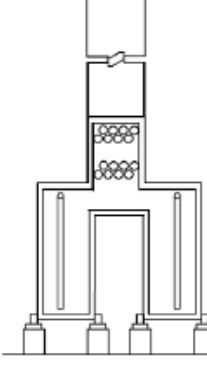
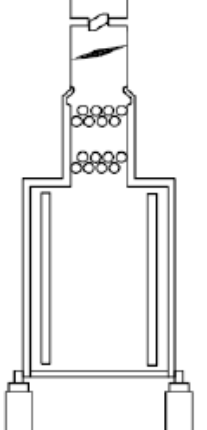
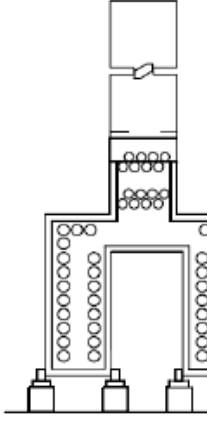
	
<p>A.-Horno tipo cabina con serpentín albor</p>	<p>B.- Horno tipo cilíndrico con serpentín helicoidal</p>
	
<p>C.-Horno tipo cabina con serpentín horizontal</p>	<p>D.- Horno tipo cabina (doble) con serpentines verticales</p>
	
<p>E.- Horno tipo cilíndrico con serpentines verticales</p>	<p>F.- Horno tipo cabina con serpentines horizontales</p>

Figura N° 5. Tipos de Hornos según su forma

2.2.2 Por tipo de combustión

Normalmente, el gas de la combustión fluye hacia arriba, pero hay diseños en los cuales fluye hacia abajo hasta llegar a la chimenea impulsados por ventiladores de tipo inducidos, y otros en los cuales el gas de la combustión fluye longitudinalmente, a lo largo de la sección de radiación:

- ❖ Combustión horizontal
- ❖ Combustión vertical
 - a) Fuego superior
 - b) Fuego inferior
- ❖ Doble fuego

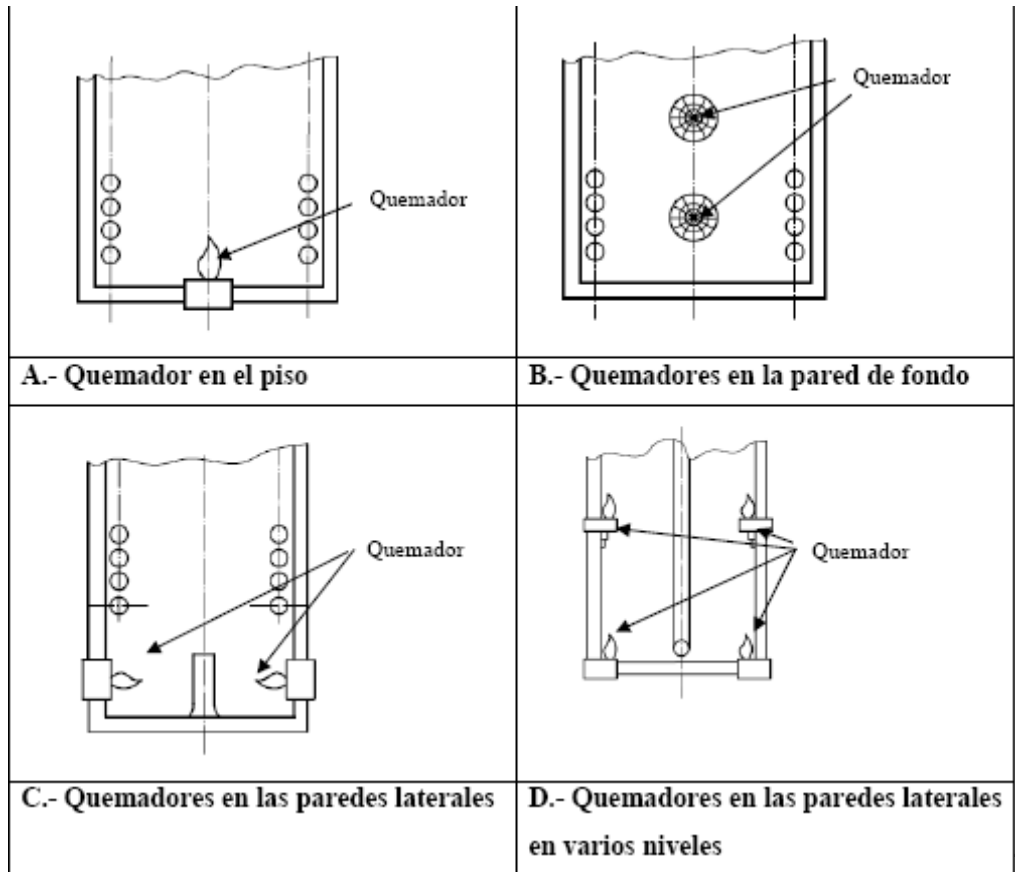


Figura N° 6. Tipos de Hornos según la distribución de los quemadores

⁴ Manual de Hornos Enap Refinerías Aconcagua

2.3 Elementos de horno

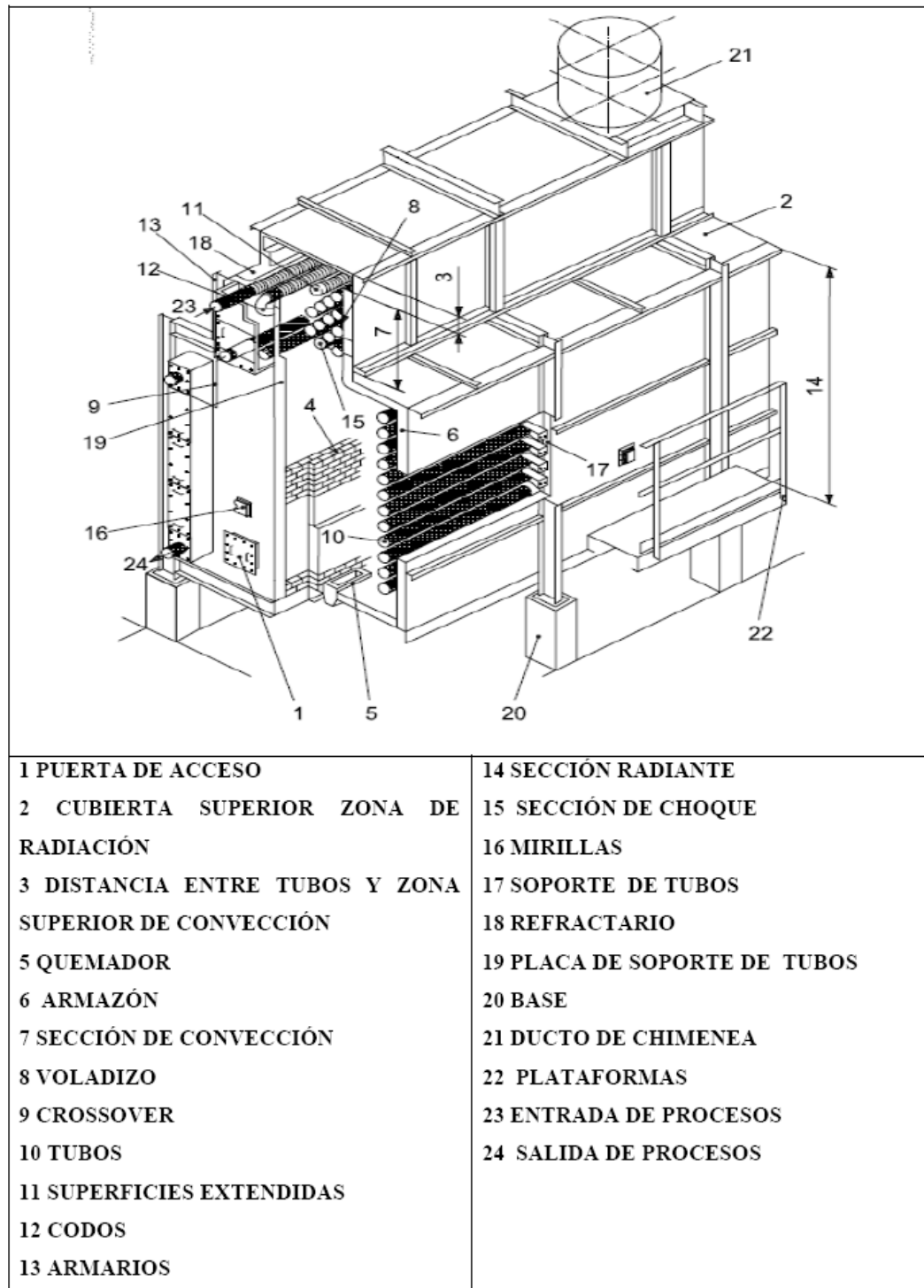


Figura N° 7 Partes de un Horno⁵

⁵ Parés, José A., Máquinas y equipos para la introducción de energía en los procesos, "Generación y Transporte de Calor".

2.4. Análisis de los componentes de un horno

La transferencia de calor en un horno se realiza a través de dos mecanismos principales, por radiación y por convección como se pueden apreciar en la figura 8. Aunque también hay puntos o situaciones en los cuales el mecanismo para la transferencia de calor es la conducción.

En hornos directos, por ejemplo un horno de lanchones en la industria del acero, la llama transmite su calor al material en proceso mediante la radiación, la que es recibida por este por las caras que ven la llama. Por su parte, el calor acumulado en esas paredes del material de proceso se transmite hacia el interior mediante conducción. Los gases calientes de la combustión calientan tanto las paredes del horno como también el material proceso mediante el mecanismo de Convección.

En Hornos indirectos generalmente existen zonas en las cuales se priorizan uno u otro o ambos mecanismos. En esos hornos, en ambas zonas de transferencia existen bancos de tubos por los cuales circula el fluido de proceso a calentar, primero por la zona convectiva para calentar el fluido, recuperando el calor de los gases de combustión y luego por la zona radiante, donde se alcanza la temperatura deseada de salida del fluido en proceso. A su vez, en las paredes de los tubos, tanto de la zona radiante como de la convectiva, el calor recibido se transmite hacia el proceso que circula por su interior, primero por conducción y desde la cara interior de la pared al fluido circulante mediante Convección.

Se estima que en la zona radiante de un horno indirecto típico de una refinería se absorbe entre el 60 y 90% del calor absorbido⁶, el resto se transfiere a la zona convectiva. Esta última zona a menudo posee tubos se superficie extendida”. Estas pueden consistir en aletas (fins) o protuberancias (studs) de forma de mejorar la eficiencia en la transferencia de calor por convección.

⁶ Curso de Hornos Foster Wheeler Iberia, Diciembre 2007

En hornos directos en cambio, la existencia de esas zonas no está claramente diferenciada presentándose una enorme variedad de diseños dependiendo de las características del material en procesos y lo que se espera lograr en el horno.

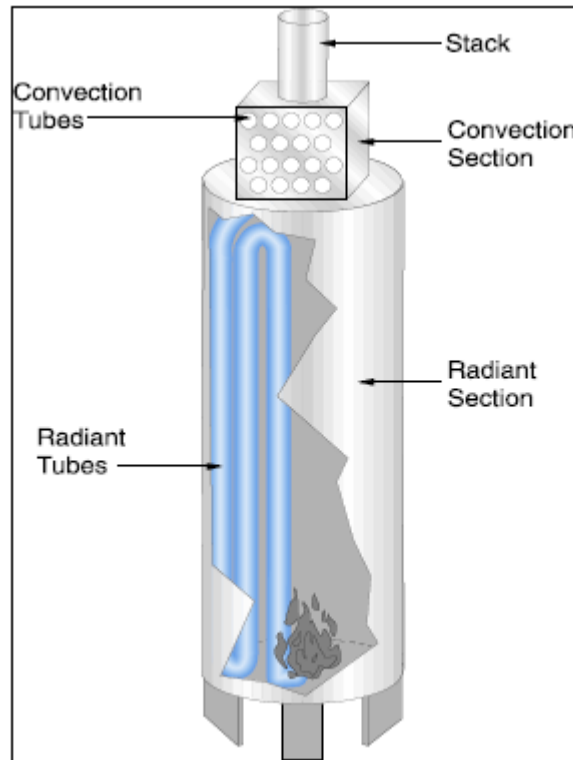


Figura N°8 Elementos de un Horno cilíndrico

2.5 Combustión

En los hornos mayoritariamente se recurre a la combustión como método para generar el calor que los materiales en proceso requieren. La combustión es una reacción química entre un combustible y un comburente con una fuerte liberación de energía calórica proveniente de la energía química que poseía el combustible antes de sufrir la reacción. El comburente es el Oxígeno, elemento químico presente en concentración cercana al 21% en volumen en el aire. Por lo tanto para que haya combustión deben estar presentes al menos estos dos materiales, el combustible y el Oxígeno o aire. La ausencia de cualquiera de los dos en la mezcla hace imposible la combustión.

Sin embargo, la sola presencia de ambos no asegura que exista la combustión. Para que se inicie la reacción de combustión es necesario que, al menos una mínima parte de la mezcla alcance una determinada temperatura.

Esto se logra generalmente con una chispa o una llama piloto. El resto de la mezcla combustible, si está presente donde ha surgido el punto de ignición, continuará alcanzando la condición de alta temperatura para iniciar su combustión en forma controlada o incontrolada según las condiciones imperantes.

Naturalmente la existencia de las tres condiciones ya anunciadas (combustible, comburente y punto de ignición) por si mismas no aseguran que la llama prestará un servicio útil. Estas condiciones se dan también en una explosión, la que generalmente no presenta mucha utilidad si no se controla adecuadamente. Para terminar de establecer las condiciones necesarias para una combustión útil y limpia, se debe agregar que como en toda reacción química los reactantes deben estar en proporciones determinadas para lograr que las reacciones se completen hasta los niveles esperados. Esto significa que si la combustión debe ser completa, es decir hasta que se agote totalmente el reactivo combustible, éste debe ser adecuadamente mezclado con cantidades específicas de aire u Oxígeno en el lugar de combustión (llama). Existen aplicaciones industriales en que se desea que la combustión sea incompleta trabajándose en ese caso con defecto de aire. En el otro extremo, si sobra oxígeno o aire, respecto del combustible, la reacción es completa. Sin embargo, se eliminará al ambiente una mayor masa de gases provenientes de la combustión, limpios pero llevándose más calor que lo necesario. Casi independientemente del tipo de combustible, siempre que sea de los de uso más corriente, se ha comprobado que la combustión más limpia y la operación más eficiente del proceso de combustión se logra cuando el exceso de oxígeno en combustión alcanza algo menos que el 2% en volumen del necesario para una reacción estequiométrica.⁷

⁷ Curso de Hornos Foster Wheeler Iberia, Diciembre 2007

2.5.1 Combustibles típicos

Los combustibles industrialmente más empleados son sólidos, líquidos y gaseosos. Entre los sólidos se cuentan el carbón, la madera y el coque. Entre los líquidos, generalmente provenientes del petróleo, se pueden mencionar kerosene, diesel y petróleo combustible N° 6 como los más usados en instalaciones industriales. Entre los gases existe una gran variedad siendo el gas natural el de mayor uso.

Cada uno de estos combustibles impone condiciones especiales tanto a los quemadores como a los hornos en que se consumen. Mientras los quemadores y hornos para sólidos introducen características muy diferentes al resto, para líquidos y gases los equipos resultan sólo con leves diferencias al menos desde el punto de vista descriptivo. Naturalmente, las especificaciones para el diseño o selección de los equipos dependen de si se usará un combustible líquido o gaseoso o ambos.

A continuación se muestran valores típicos de poderes caloríficos de algunos de los combustibles anteriormente mencionados:

Nombre	Poder calorífico Inferior [kcal/m³]	Poder calorífico Superior [kcal/m³]
Gas natural	9.546	10.553
LPG	23.303	25.308
	Poder calorífico Inferior [kcal/kg]	Poder calorífico Superior [kcal/kg]
Destilado N°1	7.425	7.865
Destilado N°2	7.983	8.659
Fuel N°5	9.005	9.462
Fuel N°6	9.646	9.830

Tabla1. Poderes caloríficos típicos.

2.5.2 Descripción de variables

Presión del combustible

La presión con que llega el combustible al quemador, tanto para combustible gaseoso como líquido, es la variable que permite asegurar una mezcla adecuada entre el combustible y el aire, para realizar y mantener la estabilidad de la llama y asegurar una correcta combustión en el quemador. Variaciones en la presión del combustible, se pueden producir por problemas de operación o suministro del combustible, o por un cambio importante en la composición de éste.

Mantener la presión del combustible dentro del rango de diseño, es un parámetro de suma importancia en la operación del horno, debido a que un aumento de ésta, causa un aumento en el flujo de combustible y por tanto, un aumento del flujo calórico, lo que puede producir daños tanto en los quemadores como en los componentes del horno. Si el aumento es muy significativo, se puede producir el apagado de la llama debido a una mezcla aire/combustible insuficiente. Por el contrario, la disminución de la presión del combustible, se traduce en una disminución de su flujo, lo que eventualmente, también puede causar el apagado de la llama en el quemador o el corte del flujo de gas, debido la activación del sistema de seguridad.

Si la densidad del combustible y por tanto, el poder calorífico decrecen, será necesario aumentar la presión para aumentar su flujo y obtener la cantidad de calor requerido. De la misma forma, si aumenta la densidad y por tanto la poder calorífico será necesario reducir la presión del combustible. Al disminuir la presión del combustible, también disminuye la energía con que se mezcla el aire con el combustible lo que produce cambios en la llama, tanto en su forma como en su color. Este es un síntoma inequívoco que permite a los operadores detectar fallas o variaciones en la presión del combustible. Para los combustibles líquidos, un cambio en su presión afecta el flujo de combustible atomizado, registrándose los mismos fenómenos en la llama que para el caso del combustible gaseoso.

Para combustibles gaseosos y quemadores comerciales los valores típicos de presión alcanzan los 1,0 a 2,1 kgf/cm², mientras que para combustibles líquidos, la presión de

diseño en el quemador alcanza típicamente los 7,0 a 10,5 kgf/cm²g. En los pilotos de los quemadores, la presión utilizada en el combustible gaseoso, es de 0,35 a 1,05 kgf/cm²g.⁸

Temperatura del combustible

Como regla general, la temperatura de los combustibles gaseosos debe permanecer siempre bajo la temperatura de autoignición. Por esto, las temperaturas típicas del gas combustible se encuentran entre los -3 y 82°C en el momento de ingresar a la cámara de combustión. La temperatura del combustible se debe especificar en conjunto con el tamaño y diámetro de orificio de la boquilla del quemador, ya que cualquier variación de ella, cambia la densidad del gas lo que afectará la presión y volumen del flujo de combustible a esa presión. Así, a mayor o menor flujo de combustible, mayor o menor será el flujo calórico entregado al horno, lo que traerá las consecuencias ya descritas para el caso de aumento o disminución de la presión del combustible.

En forma simplificada la densidad de un gas se puede expresar como:

$$\rho = \frac{P \cdot M}{R \cdot T}$$

Donde:

ρ : Densidad del gas, (kg/m³).

P: Presión del gas, (kgf/m²).

M: Peso molecular del gas, (kg/kmol).

R: Constante universal de los gases

T: Temperatura del gas, (K).

De esta forma es fácil visualizar que un aumento de la temperatura, a presión constante, disminuye el valor de la densidad del gas.

⁸ Manual de Hornos de enap refinarias.

Para los combustibles líquidos, la temperatura es usada para controlar la viscosidad de estos. La mayoría de los fabricantes recomiendan viscosidades de 43 cSt ($4,3 \times 10^{-5}$ m²/s) en el atomizador. Por ello las líneas de combustibles deben estar bien aisladas para mantener su temperatura, en especial cuando se utilicen combustibles muy viscosos, como el fuel oil N° 6.

La elección del combustible para un horno de procesos depende de numerosos factores que es necesario considerar. Entre estos se incluyen disponibilidad, confiabilidad del suministro, el costo relativo y la existencia o disposición de algún subproducto del proceso que tenga valor como combustible.

2.6 Precalentadores de aire

Los precalentadores de aire como el de la figura 5 tienen por objetivo calentar el aire de combustión para disminuir el consumo de combustibles. Existen diferentes formas de precalentamiento, una de las cuales consiste en aprovechar parte del calor de los gases de combustión (tipo directo). Cuanto más caliente se encuentre el aire de entrada, mayor será la cantidad de calor disponible para transferir al fluido de proceso que se desea calentar, resultando en una economía de combustible y en un aumento de la eficiencia del horno.

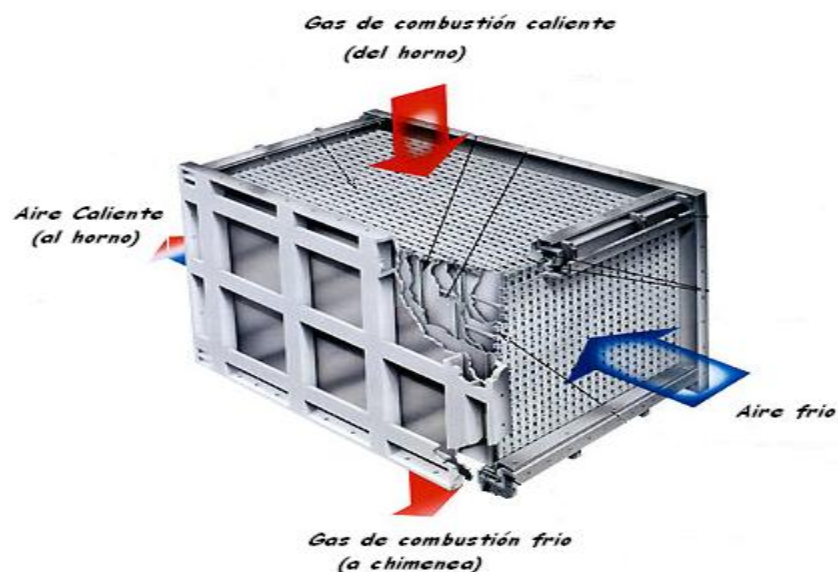


Figura 9 .Precalentador de placas

2.7 Eficiencia del horno.

El valor de la eficiencia está dado por cuan bien se aprovecha el calor entregado por el combustible, independiente de lo que se requiera calentar. Formalmente se define como el calor total absorbido dividido por el total de calor entregado por el combustible. El calor absorbido es igual al total del calor entregado menos las pérdidas totales de calor del sistema. Dentro de las pérdidas de calor se cuantifican y asumen, las pérdidas de calor por los gases de combustión que escapan por la chimenea y las pérdidas de calor que se producen a través de las paredes del horno (calor radiante perdido), respectivamente. Naturalmente, si se conocen acertadamente otros ítems de pérdida o aportes, estos podrían ser también incluidos en las expresiones para la eficiencia.

Cuando se conoce el calor utilizado en el proceso, la expresión para la eficiencia es la siguiente:

$$n = \frac{Q_{ABS}}{Q_{COMBUSTION}}$$

Los estudios de hornos en funcionamiento demuestran que las perdidas de calor en las paredes del horno oscilan entre un 1-5 % del calor de combustión.⁹

⁹ Manual de Hornos Enap Refinerías Aconcagua

3. Descripción del Horno B-130

El horno B-130 es parte de la unidad de proceso de Topping y Vacío I, la función principal es incrementar la temperatura del crudo proveniente del tren de precalentamiento desde 286 °C a 362°C, para alimentar columna fraccionadora E-130 donde el crudo es destilado obteniéndose diferentes subproductos como: LPG, (gas licuado de Petróleo), Nafta, Kerosén, Diesel, AGO (Gas oil atmosférico).

3.1 Clasificación

El horno b-130 es un horno del tipo cilíndrico vertical, con quemadores en el piso en la parte central del horno como se puede apreciar en la figura 8.¹⁰

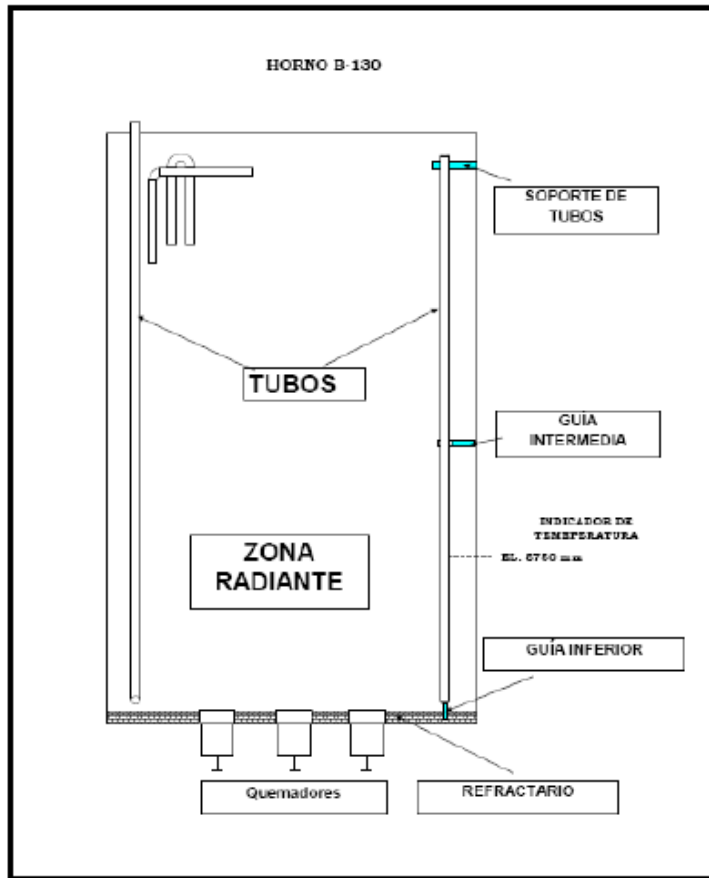


Figura N° 10. Esquema de Horno B-130

¹⁰ Ingeniería Básica de Topping 1, año 2007

3.2 Elementos del horno

El Horno tiene una caja circular en la sección radiante con 16 quemadores combinados de fuel gas y fuel oil, y un quemador central de gas residual del tope de la torre de vacío. El serpentín de crudo está compuesto por cuatro pasos de tubos verticales, en las ultimas 5 horquillas tiene una inyección de vapor de media (#150), como vapor de dispersión, para asegurar un flujo turbulento al interior del serpentín.

Los serpentines están sujetos con soportes en la parte superior y guías en la parte inferior. En la parte superior tiene la zona de convección rectangular, compuesta por tubos de proceso (4 pasos de 12 tubos cada uno), sección de vapor (3 pasos de 12 tubos cada uno) y vapor recalentado. El fluido de proceso entra en la zona de convección y luego pasa a la zona de radiación (crossover). La chimenea se encuentra sobre la zona convección.¹¹

El Calor generado por los quemadores a exceso de aire y pérdida de carga normal es de 2,15 MM Kcal/hora con un mínimo de 0,9 MM Kcal/hora y un máximo de 2,69 MMKcal/hora.

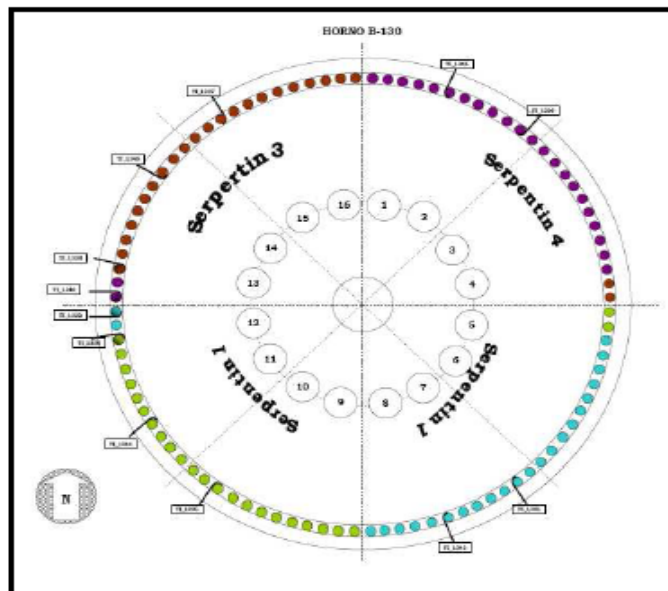


Figura N° 11. Esquema de distribución de serpentín y quemadores de Horno B-130

¹¹ Ingeniería Básica de Topping 1, año 2007

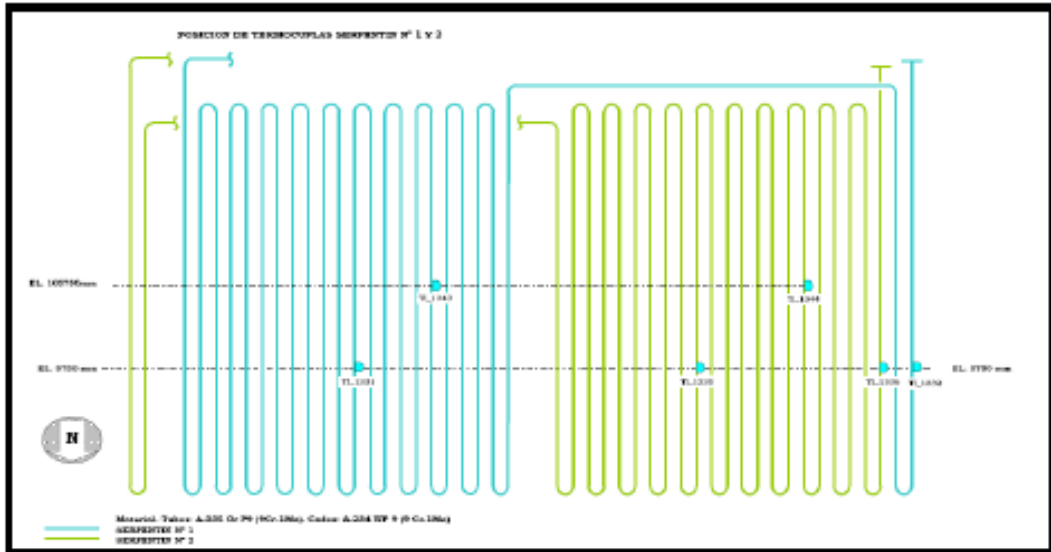


Figura N° 12 Esquema de los serpentines N° 1 y N° 2 del horno B-130

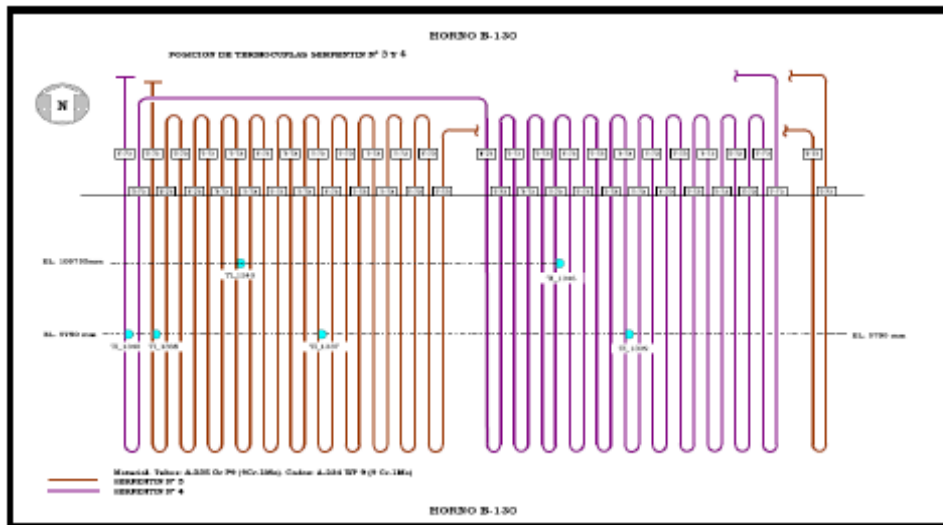


Figura N° 13 Esquema de los serpentines N° 3 y N° 4 del horno B-130

3.4 Combustión

La combustión del horno se efectúa en la parte inferior del horno en la zona radiante donde en primera instancia fue creado para que fuera utilizado con fuel oil pero hoy en día se utiliza fuel gas con entrada de emergencia de fuel oil solo en caso de emergencia.

3.5 Precalentador de aire

El horno B-130 tiene un precalentador en común con el horno b-51 como se puede observar en la figura 10, este precalentador es de placas y su función es calentar el aire de combustión para disminuir el consumo de combustibles para ambos, está constituido por elementos de chapas de acero, en forma de cajas, dispuestos uno al lado del otro, cada uno de ellos con cubiertas laterales para la entrada y salida de aire con espaciadores interiores y exteriores para mantener la distancia correcta entre placas y los elementos adyacentes y actuar simultáneamente como guías de las corrientes gaseosas, utilizándose un sistema de tiraje balanceado. En este se utiliza tanto la configuración de ventilación del tiraje forzado como la del tiraje inducido.

Un ventilador para forzar o empujar el aire de combustión hacia el horno y un ventilador inducido para introducir el aire hacia la zona de combustión. El ventilador es instalado a la salida de la chimenea de forma que “tire” o aspire el aire a través del horno.

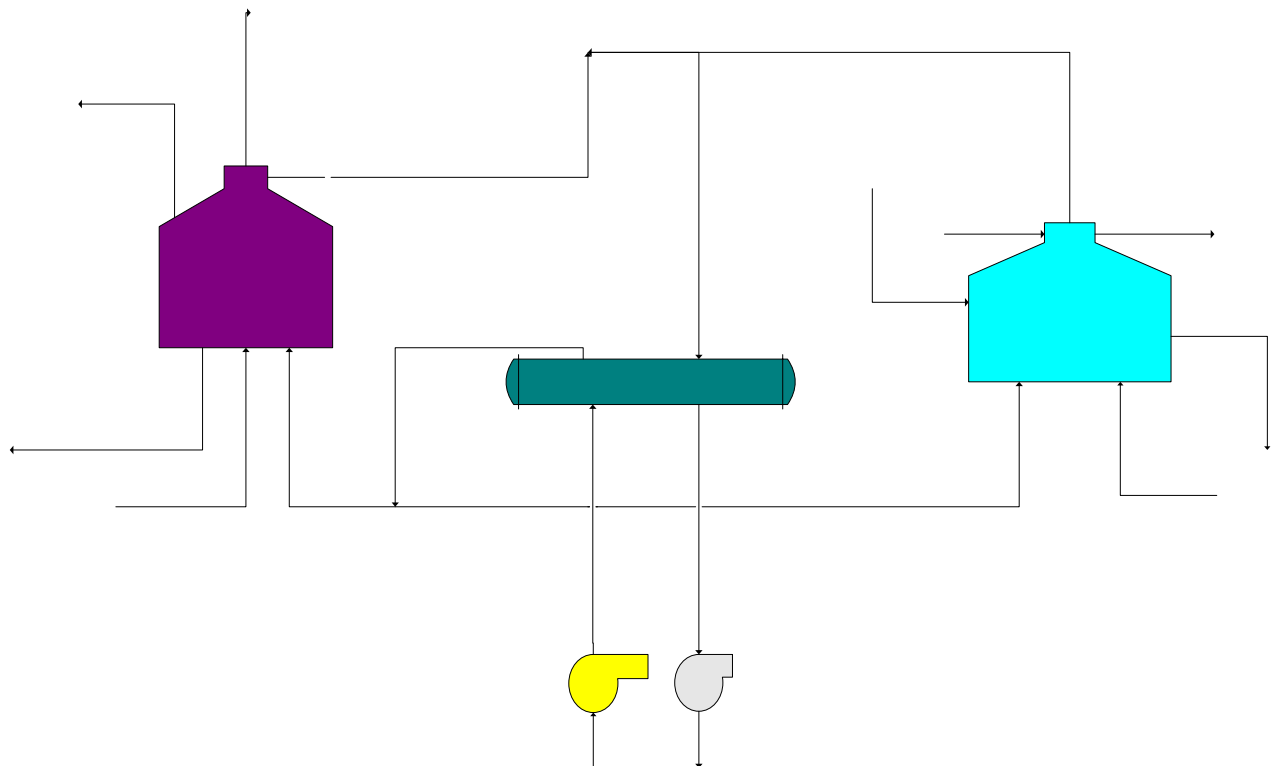


Figura 14 .Disposición precalentador

3.6 Datos de variables típicas

Se recopilaron datos de diferentes días comprendidos 1 de noviembre y el 23 de noviembre del año 2009 de las variables típicas. A continuación se señalan los valores mínimos, máximos y promedios de las variables más importantes tanto del crudo, combustible y vapor:

Crudo	min	max	promedio
t° entrada (°c)	276,388	276,892	276,579
t° salida (°c)	372,905	374,189	373,476
flujo(m3/día)	7299,779	7523,103	7423,151
presión entrada (bar)	12,025	12,560	12,263
presión salida (bar)	2,800	2,870	2,832

Tabla 2.Datos típicos crudo

combustión	min.	Max	promedio
Flujo combustión (MM3/día)	34,444	36,640	35,556
t° gas combustión(°c)	374,961	375,461	375,181
t° entrada comb (°c)	19,000	23,000	20,389
t° entrada aire(°c)	16,461	42,239	32,122
exceso salida	3,794	5,093	4,654

Tabla 3.Datos típicos combustión

Vapor	min.	Max	promedio
flujo(kg/hr)	4499,323	4537,723	4518,399
t° entrada(°c)	147,000	147,000	147,000
t° salida(°c)	413,607	414,316	413,857

Tabla 4.Datos típicos vapor

Donde podemos observar que las variables de los diferentes flujos no tienen mucha variación, por lo que se tomaron datos del día 7 de noviembre del 2009 los cuales se muestran a continuación en el siguiente esquema:

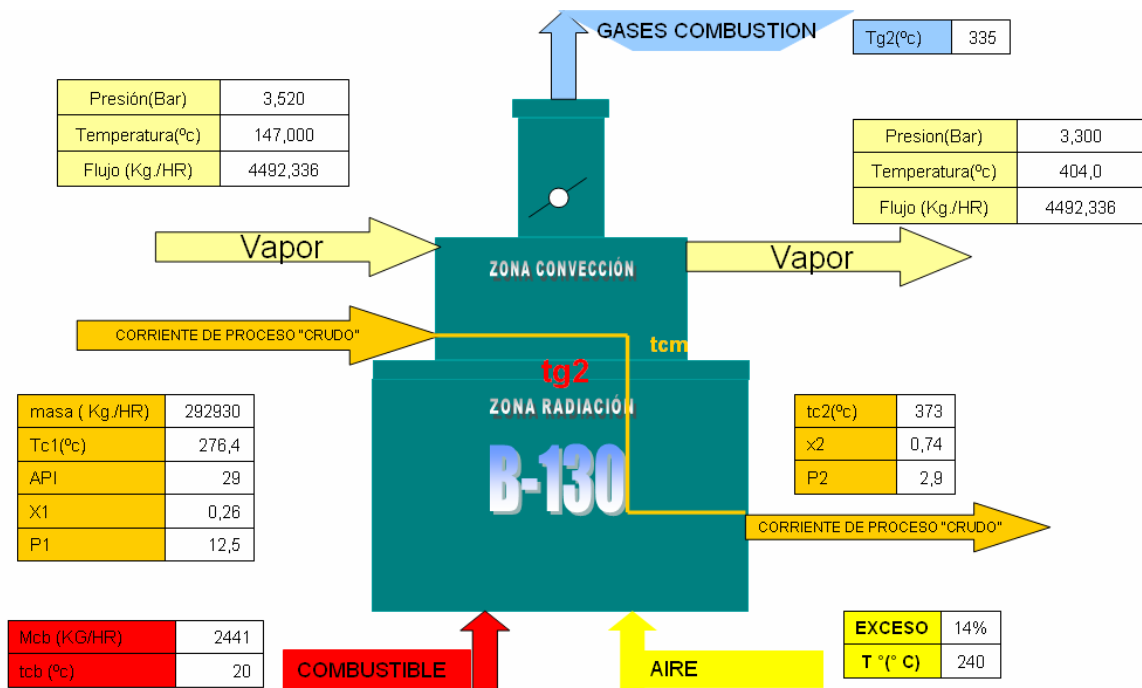


Figura N°15.Datos del horno

Donde además se consta de datos entregados del departamento producción el cual informa que la eficiencia es 87% durante el mismo periodo de tiempo.



Figura N° 16 Horno B-130

Mas informacion en anexo a.

4. Balances de masa y energía

Se definen dos subsistemas para efectos de cálculos de balances, el primero asociado a la combustión y el segundo al proceso de calentamiento de fluidos, ambos conectados mediante la transferencia de calor. La interacción con el medio se considera a través de las pérdidas de calor.

El esquema del proceso es el siguiente:

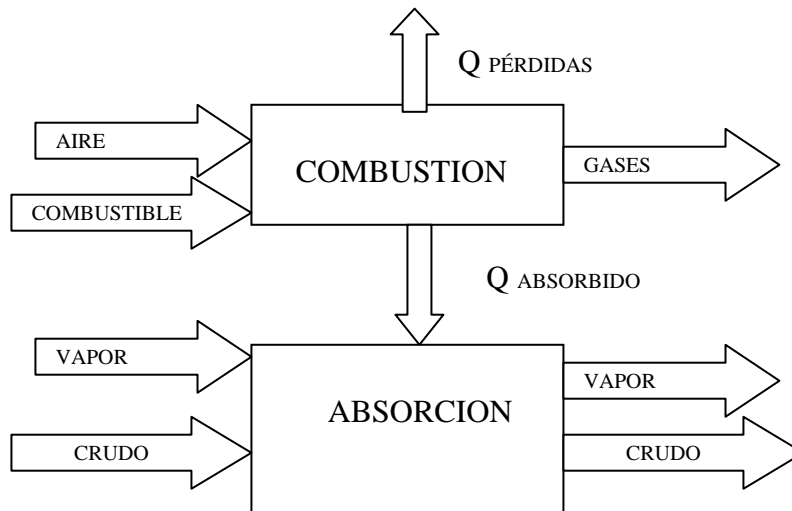


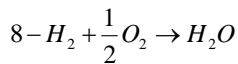
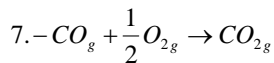
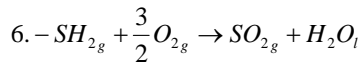
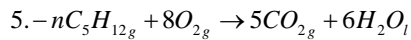
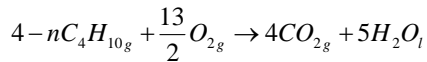
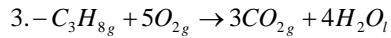
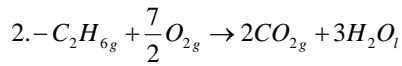
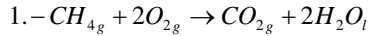
Figura N° 17. Esquema de balance

La eficiencia será determinada por la cantidad del calor liberado del combustible que fue verdaderamente absorbido por el crudo

$$n = \frac{Q_{ABS}}{Q_{COMBUSTION}}$$

4.1 Combustión

Para el caso del combustible se consideraron las siguientes reacciones químicas:



Considerando % de exceso de aire y una conversión del 100% para todas las reacciones

Luego de este análisis se realizaron cálculos de balances de energía para el combustible, donde se utilizó las siguientes formulas para cálculos de entalpías:

$$(1) Q = \Delta H = \sum_i F_i^{sal} \cdot H_i^{sal}(t) - \sum_i F_i^{ent} H_i^{ent}(t)$$

$$(2) H_i(t) = H_f(25^\circ c) + \int_{25}^t cp dt$$

Donde las constantes consideradas para las capacidades caloríficas y entalpías se encuentran en detalle en el anexo B.¹²

¹² Introducción a la Termodinámica Química, Smith Van Ness

4.1.1 Resultados

Los cálculos se desarrollan a partir de un conjunto de variables y parámetros típicos del funcionamiento del horno, de acuerdo a lo descrito en el capítulo 3 los cuales corresponden al día 07/10/2009. Los datos de entrada utilizados fueron los siguientes:

Tipo de combustible	Fuel gas
Presión del combustible (Bar)	2,7
Flujo combustible(Kg/Hr)	2421,64
Exceso de aire (%)	14
Temperatura del aire (°c)	240
Temperatura de gases de combustión(°c)	335
Composición del combustible	
Compuesto	%P/P
CH4	52,09
C2H6	18,68
C3H8	16,17
C4H10	4,81
C5H12	1,28
H2	2,90
H2S	0,04
N2	2,98
CO	0,66
O2	0,38

Tabla 5. datos combustión para balance de masa y energía

Donde se tomara el sistema como una caja negra como se puede observar en la siguiente figura:

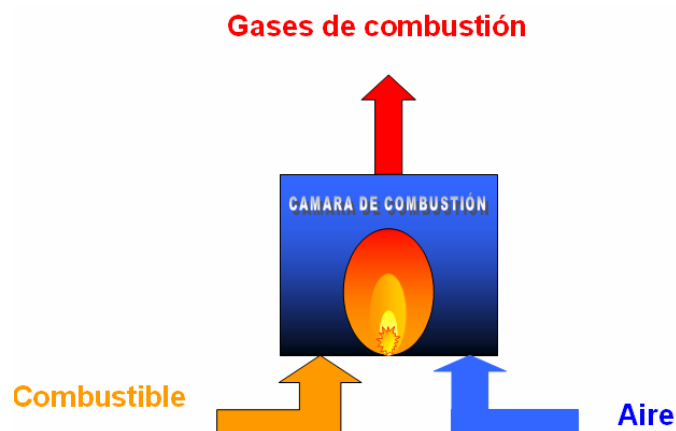


Figura N° 18. Sistema de combustión.

El balance de masa se expresa:

Corriente	Combustible	Aire	Gases de Comb.
Flujo (kg/Hr)	2421,640	45107,270	47526,096
T°(°c)	20	240	335
compuesto	%P/P		
CH4	52,089	0,000	0,000
C2H6	18,676	0,000	0,000
C3H8	16,174	0,000	0,000
C4H10	4,813	0,000	0,000
C5H12	1,280	0,000	0,000
H2	2,904	0,000	0,000
H2S	0,040	0,000	0,000
N2	2,982	76,687	72,929
CO	0,663	0,000	0,000
O2	0,379	23,333	2,720
SO2	0,000	0,000	0,004
H2O	0,000	0,000	10,817
CO2	0,000	0,000	13,530

Tabla 6. Composición, flujos y temperaturas para balance de masa y energía.

Posteriormente se realizaron los balances de energía para obtener el calor de combustión:

flujo combustible(KG/HR)	2421,64		
Temperatura (°c)	20		
Compuesto	%P/P	Kg mol	H1(Kj/hr)
CH4	52,089	78,642	-5884788,257
C2H6	18,676	15,041	-1267723,257
C3H8	16,174	8,881	-935538,444
C4H10	4,813	2,005	-253407,454
C5H12	1,280	0,430	-63522,542
H2	2,904	34,809	-9038,807
H2S	0,040	0,029	-599,906
N2	2,982	2,578	-675,110
CO	0,663	0,573	-63475,822
O2	0,379	0,287	-75,333
Total	100,000	143,274	-8.478.844,931

Tabla 7. balance de energía combustible.

Flujo de aire (KG/HR)	45107,270		
Temperatura(°c)	240		
compuesto	%P/P	Kgmol	H2(Kj/hr)
O2	23,313	328,648	2239595,421
N2	76,687	1234,844	7944957,618
Total	100,000	1563,492	10.184.553,04

Tabla 8.balace de energia aire.

Flujo de gases combustión (KG/HR)	47526,096		
Temperatura	335		
Compuesto	%P/P	Kmol	H3(Kj/hr)
CO2	13,530	146,110	-55320947,22
N2	72,929	1237,422	11637200,66
H2O	10,817	285,374	-65786121,4
O2	2,720	40,396	404225,8294
SO2	0,004	0,029	-8069,358262
Total	100,000	1709,330	- 109.073.711,48

Tabla 9.balace de energia gases de combustion.

CALOR DE COMBUSTION	-26,48	MMKCAL/HR
---------------------	--------	-----------

Se calculo además el calor por perdidas considerando un 2% del calor de combustión:

CALOR POR PERDIDAS	-0,53	MMKCAL/HR
--------------------	-------	-----------

4.2 Calentamiento de crudo

Se busca determinar el calor absorbido por la corriente de proceso que circula por los tubos, a partir de los gases calientes de la combustión. Para esto se dispone de las condiciones de entrada y salida como: temperatura del proceso, presiones, fracciones de vapor y densidades, de tal forma que por medio de graficas de entalpías se determina el calor absorbido por el crudo .El método de cálculo es el siguiente:

$$Q_{ABS} = \Delta H = H_{SALIDA} - H_{ENTRADA}$$

$$H_{ENTRADA} = H_{SALIDA} = H_{LIQ} \cdot X_{LIQ} \cdot F + H_{VAP} \cdot X_{VAP} \cdot F$$

Donde:

X_{liq} = fracción molar del liquido.

X_{vap} = fracción molar del vapor.

Tanto la fracción de vapor como la de líquido dependerán de la temperatura, presión y grados API del crudo.

$$X_{liq} = X(T, P, API)$$

$$X_{vap} = X(T, P, API)$$

$$H_{VAP} = H(T_{MABP}, \text{factor de caracterización})$$

Donde MABP (Mean Average Boiling Point) es el valor medio entre la temperatura el punto de rocío y el punto de burbuja del crudo, así la entalpía MABP depende de la temperatura media de ebullición y el factor de caracterización.

Donde factor de caracterización es un índice del crudo de acuerdo al método desarrollado por UOP (Universal Oil Product), el cual se basa la relación $K=TB^2/S$ donde TB es el punto de ebullición molar promedio en grados Ranking (°F absoluto) y S es el peso específico a 60°F.

$$\text{Factor de caracterizacion} = f(T_{MABP}, API) .$$

El método se puede representar en el siguiente esquema:

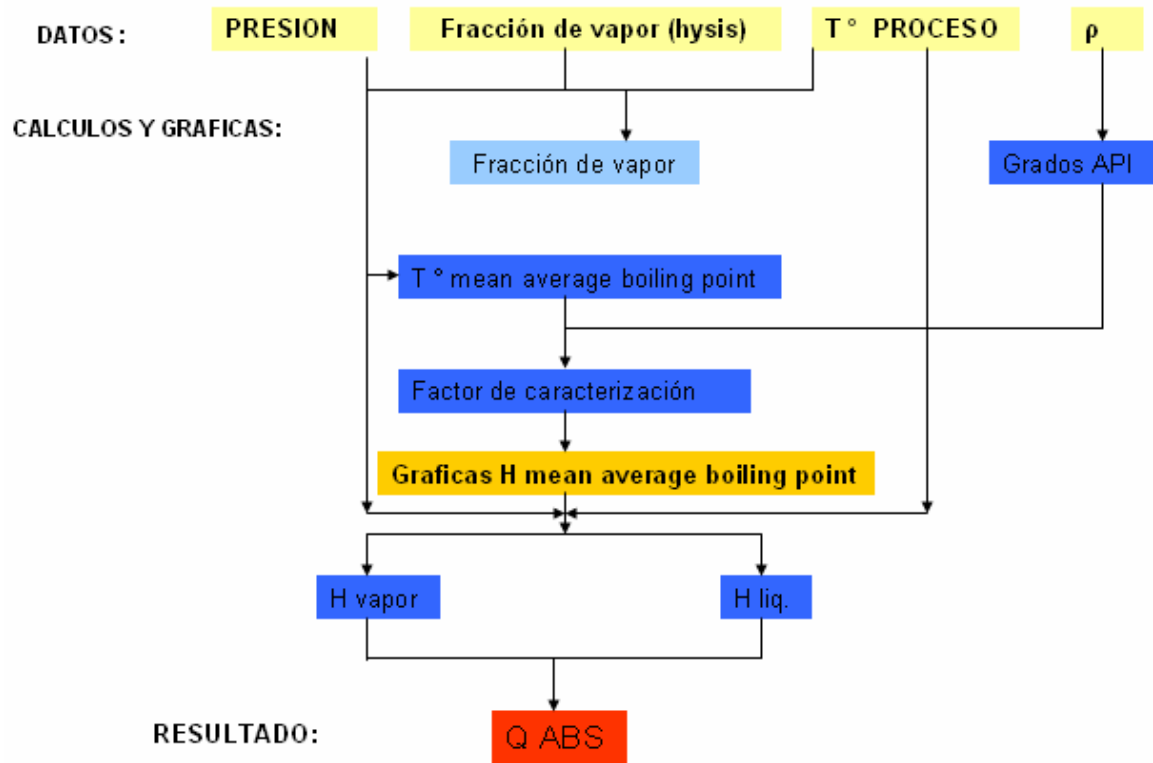


Figura N° 19 .Esquema metodología crudo

Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas del crudo

Para poder predecir las fracciones de vapor y entalpías en cada corriente, se recurrió a graficas de fracciones de vapor, estas fueron extraídas de las bases del programa hysys a diferentes presiones de funcionamiento, y densidades de crudo tratadas como grados API. De esta forma fue posible para un conjunto de API y presiones, correlacionar las fracciones de vapor en función de la temperatura, de la forma:

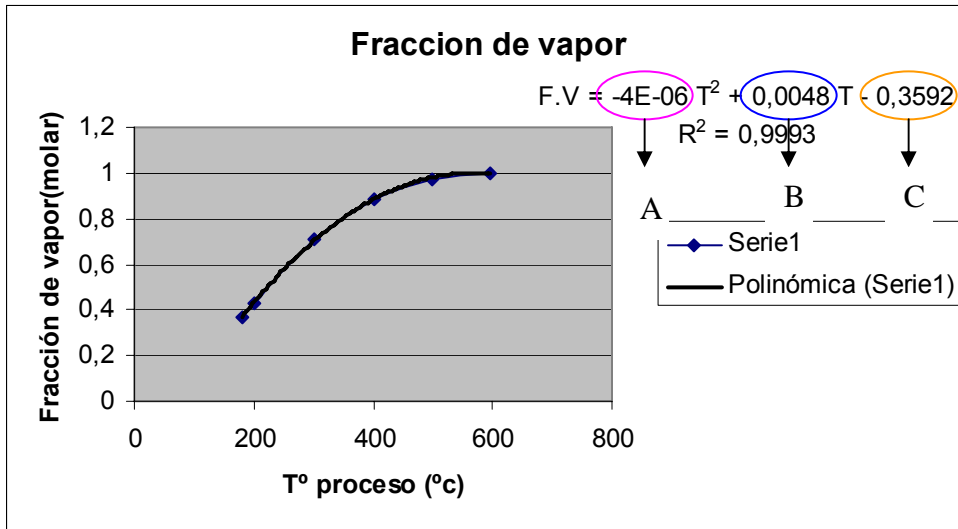


Figura N° 20 .Fracción de vapor en función de la temperatura de proceso.

$$F.V = A \cdot T^2 + B \cdot T + C$$

Donde:

$$A = 4E-07 \cdot P - 5E-06$$

$$B = -1E-05 \cdot P^2 - 9E-05 \cdot P + 0,0053$$

$$C = -8,63E-04 \cdot P^3 + 2,4E-02 \cdot P^2 - 1,77E-01 \cdot P - 2,43E-01$$

El detalle de los factores A, B y C se encuentran en el anexo 3.

P=Presión de corriente de proceso (crudo)

T = Temperatura de proceso (crudo)

F.V= Fracción de vapor (molar)

Con las correlaciones de fracciones de vapor se procede a determinar las variables auxiliares de temperatura media de ebullición y factor de caracterización del crudo, necesarias para poder determinar las entalpías de las fracciones líquidas y vapor a la temperatura media de ebullición de cada corriente.

Donde el factor de caracterización depende de la temperatura mean average Bowling point y el grado API como se puede apreciar en la figura 20.

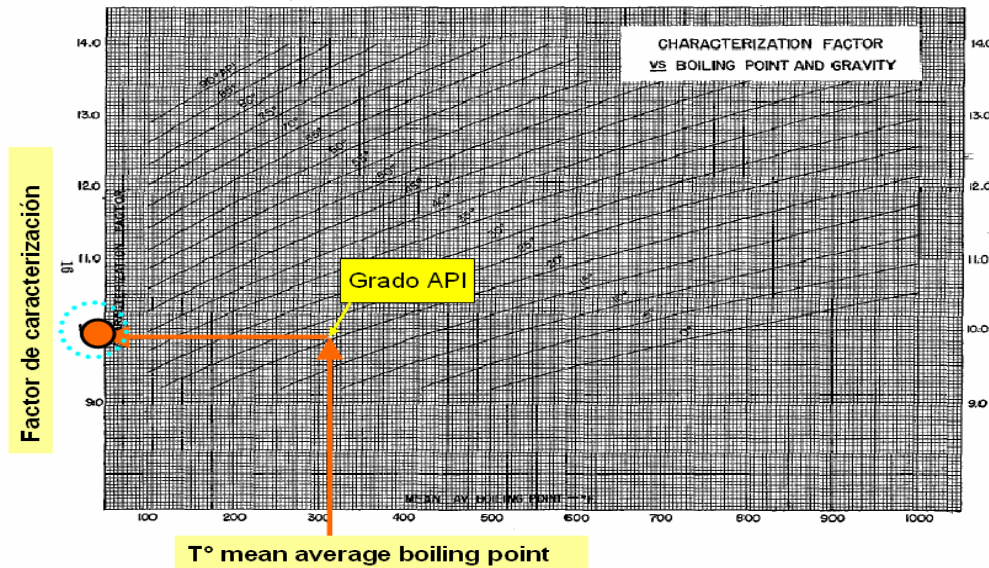


Figura N° 21 .Factor de caracterización

Donde la temperatura mean average Boiling point esta definida por la siguiente ecuación:

$$T_{MABP} = \frac{(T_{ROCIO} + T_{BURBUJA})}{2}$$

Por lo que se obtuvo la correlación del factor de caracterización para un API de 30:

$$\text{Factor de caracterización: } 1E - 06 \cdot T_{MABP}^2 - 0,0052 \cdot T_{MABP} + 8.9365$$

Luego a través de las graficas de las entalpías de vapor y liquido proporcionadas por información bibliográfica como la figura 21, las cuales dependían de la temperatura mean average Boiling point ,temperatura del proceso, factor de caracterización y presión del crudo.

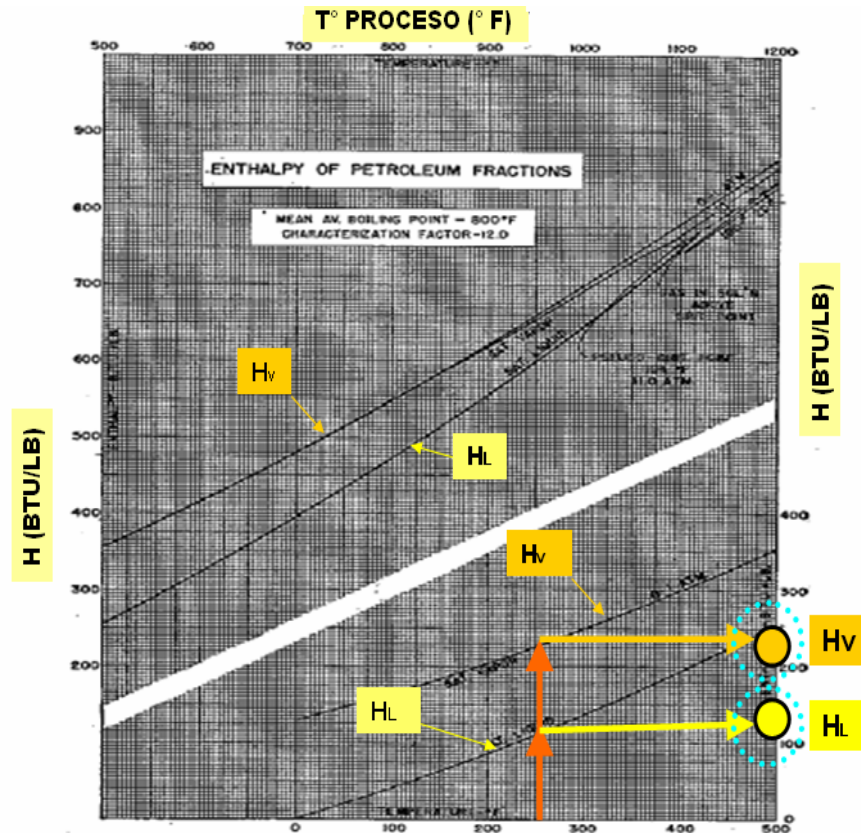


Figura N° 22. Entalpías de líquido y vapor de crudo

Se logro correlacionar las entalpías para el vapor y el líquido en función de los distintos factores de caracterización y temperaturas MABP a distintas temperaturas y presiones, del tipo: $H_v = A \cdot T^2 + B \cdot T + C$

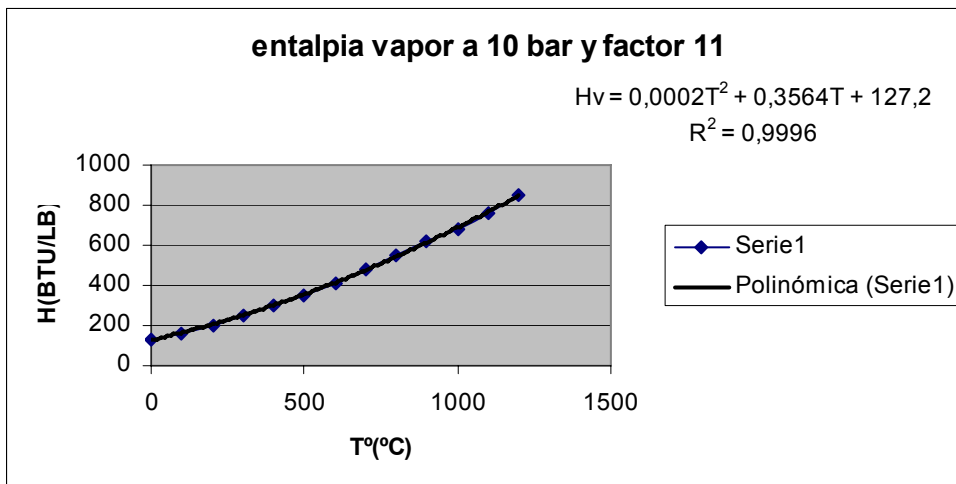


Figura N° 23. Entalpía vapor a condiciones fijas.

Donde:

H_v = Entalpía del vapor (btu/lb)

$T = T^\circ$ proceso($^\circ\text{C}$)

Se correlacionaron los valores de A, B Y C, los cuales dieron funciones a distintas presiones del tipo:

$$A = d$$

$$B = f \cdot P + g$$

$$C = h \cdot P + i$$

Donde:

P= presión del crudo

d,f,g,h,i son constantes

Luego de calculadas las entalpías a los distintos valores de temperaturas MABP utilizando la temperatura del crudo se interpola a la verdadera temperatura MABP del crudo, para posteriormente interpolar al valor real de factor de caracterización.

Y para el líquido:

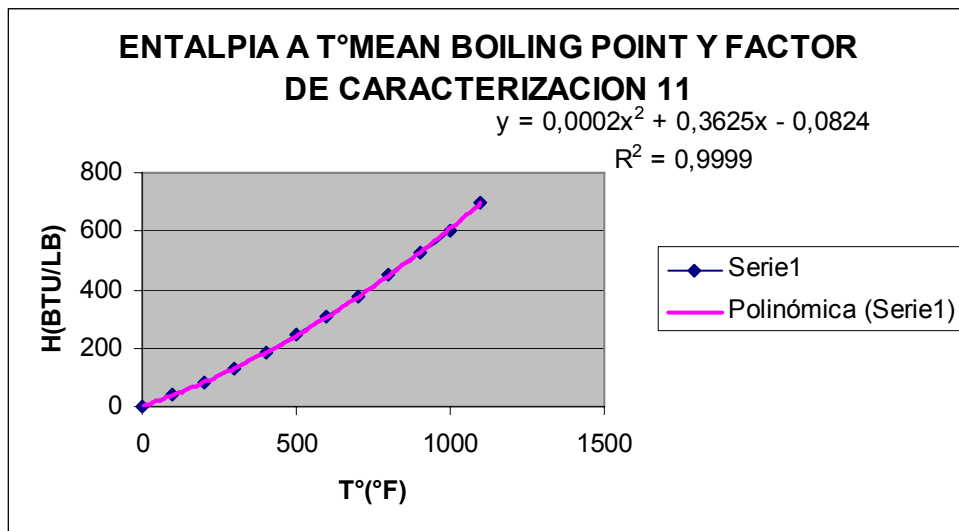


Figura N°24. Entalpía líquido a condiones fijas

$$H_L = A \cdot T^2 + B \cdot T + C$$

Donde A, B y C son constantes dependiendo del factor de caracterización.

H_L = Entalpía del liquido (btu/lb)

T = Temperatura del proceso (°c)

Donde:

H_L = Entalpía del liquido (btu/lb)

T = T ° proceso(°c)

Luego de calculadas las entalpías a los distintos valores de temperaturas MABP utilizando la temperatura del crudo se interpola a la verdadera temperatura MABP del crudo, para posteriormente interpolar al valor real de factor de caracterización.

Detalles del cálculo en el anexo C.4.2.1 Resultados

Para el balance de energía del crudo (corriente de proceso) se constaba con los siguientes datos:

Corriente	Entrada	Salida
Presión(Bar)	12,517	2,880
Temperatura(°F)	529,5	703,3
Grado API	29	29
Flujo (Lb/hr)	645788,704	645788,704

Tabla 10. Resumen datos de entrada crudo.

De las correlaciones de hysys para las fracciones de vapor y pesos moleculares las cuales se encuentran en detalle en el anexo C, se obtiene:

Corriente	Entrada	Salida
T° MEAN BOILING POINT(°F)	790,446	704,290
Fracción vapor (molar)	0,256	0,738
Peso molecular promedio vapor	71,114	134,561
Peso molecular promedio liq	266,862	448,338
Factor de caracterización	12,374	12,053
Masa vapor (LB/hr)	54308,119	296033,240
Masa liquido(Lb/HR)	591480,585	349755,464
Entalpía liquido (Btu/lb)	291,310	408,887
Entalpía vapor (Btu/lb)	371,901	478,794
H TOTAL (btu/lb)	1,45E+07	1,33E+08

Tabla 11. resumen resultados crudo

Luego a través de datos de entalpía y correlaciones se logro obtener:

CALOR ABSORBIDO POR EL CRUDO	22,047	MMKCAL/HR
------------------------------	--------	-----------

Para el vapor se contaba con los siguientes datos:

Corriente	Entrada	Salida
Presión(Bar)	3,520	3,300
Temperatura(°c)	147,000	404,0
Flujo (Kg./Hr)	4492,336	4492,336

Tabla 12.datos de entrada vapor.

Corriente	Entrada	Salida
Entalpía vapor (Btu/lb)	2764,253	3289,105

Tabla 13.entalpías vapor entrada y salida

CALOR ABSORBIDO POR EL VAPOR	0,56	MMKCAL/HR
------------------------------	------	-----------

4.4 Eficiencia

Posteriormente y en presencia de los datos recopilados y proporcionados disponibles por la empresa se pudo determinar la eficiencia del horno:

CALOR DE COMBUSTION	-26,48	MMKCAL/HR
CALOR POR PERDIDAS	-0,53	MMKCAL/HR
CALOR ABSORBIDO POR EL CRUDO	22,05	MMKCAL/HR
CALOR ABSORBIDO POR EL VAPOR	0,56	MMKCAL/HR

Tabla 14.calores para eficiencia

EFICIENCIA	85%
------------	-----

5. Validación de balance de masa y energía

Para verificar los resultados obtenidos en los balances, se realiza el análisis a través de los siguientes métodos:

- Calor absorbido por el crudo, a través del análisis de los calores intrínsecos del horno como son calor de radiación y convección.
- A través de métodos estandarizados utilizados por la empresa, como son el API 560 y el software HTRI.

5.1 Análisis de zonas internas

Se realizó un análisis de las zonas intrínsecas del horno con el fin de corroborar el calor absorbido por el crudo

5.1.1 Zona de radiación

En la zona radiante, el calor total absorbido por el crudo es a través del mecanismo de radiación, pero también existe un nivel apreciable de convección como podemos apreciar en la siguiente ecuación:

$$Q_{ZONA\ RAD} = Q_{rad} + Q_{conv}$$

- **Calculo calor radiante**

Las ecuaciones de Lobo-Evans son una aproximación teórica más exacta de las ecuaciones de Wilson-Lobo-Evans, y su uso es común en el diseño final de la sección radiante del horno.

El método considera los gases calientes en la cámara de combustión como un cuerpo radiante y los tubos como plano frío de absorción de radiación. El movimiento de los gases alrededor de los tubos se considera en los coeficientes de transmisión de calor por convección.

El cual la ecuación para determinar el calor de radiación:

$$Q_{rad} = 1,73 \cdot 10^{-9} \alpha \cdot A_{cp} \cdot F_s \cdot (T_g^4 - T_m^4)$$

Donde:

Q_{rad} = Calor Absorbido por radiación, Btu/hr

α = Factor de efectividad

A_{cp} = Área plano frío, ft²

F_s = Factor de intercambio de radiación desde los gases calientes

T_g = Temperatura de los gases de combustión, °R

T_m = Temperatura de superficie metálica de tubos, °R

Donde se constaba con los siguientes datos, extraídos desde la operación:

Temperatura de los gases de combustión(Tg)	914	°C
Temperatura de metales (Tw)	448	°C

Tabla 15.temperaturas para radiación.

Factor de efectividad, alpha (α):

Debido a que el banco de tubos no absorbe todo el calor irradiado al plano frío, se utiliza un factor de efectividad de absorción, el cual se utiliza para corregir el área del plano de frío, dependiendo de la disposición de los tubos. El cual depende de la distancia centro a centro de los tubos y el diámetro de estos, y además de la disposición de ellos frente a la pared refractaria como se puede apreciar en la fig.nº 25

Absorption efficiency of the tube banks

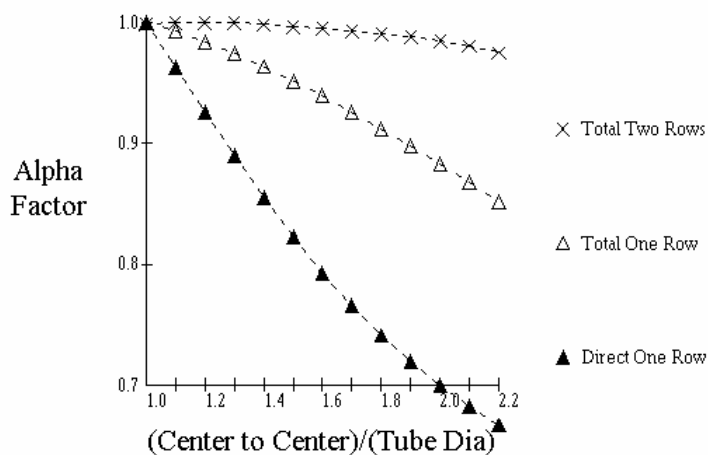


Figura N° 25. Factor de efectividad

Donde se debe utilizar las curvas que corresponda según la siguiente tabla:

Una sola pared refractaria	Uso total de una fila (Δ)
Dos filas delante de la pared refractaria	Uso total de dos filas(x)
De doble cara	Uso directo de una fila (▲)

Tabla 16.curvas factor de efectividad

Los datos disponibles son:

distancia centro a centro de tubos	254	mm
diámetro de tubos	141	mm

Tabla 17.datos para calculo de factor de efectividad

Utilizando la curva correspondiente a una sola pared refractaria, se obtiene $\alpha=0,91$

Área de plano frío, A_{cp} :

La superficie normal de absorción de calor de un horno de procesos consiste en una serie de tubos paralelos. Para el caso de un horno diseñado donde los tubos son calentados por la llama desde un sólo lado, los tubos se posicionan normalmente, frente a la pared refractaria. Parte de la radiación de los gases calientes impacta directamente en los tubos, mientras que el resto pasa por entre los tubos y es irradiada de vuelta al hogar por la pared refractaria, donde parte es absorbida por los tubos. En el caso en que los tubos sean calentados por ambos lados, esto es, cuando los tubos son ubicados en el centro de la cámara de combustión, estos absorben directamente la radiación por ambos lados.

El expresar el área de los tubos como un área plana equivalente, simplifica el cálculo de la cantidad de calor por radiación absorbida. El área plana fría calculada, corresponde al área de un plano que pasa por la línea central de los tubos del horno, si los tubos están posicionados en un plano curvo, como en los hornos cilíndricos verticales el ancho del plano será la distancia entre las líneas centrales de los tubos, multiplicada por el número de tubos. El largo del plano es igual al largo de los tubos expuestos a la radiación.

Para tubos calentados por un lado:

$$A_{CP} = N_{Tubo} \cdot S_{Tubo} \cdot L_{Tubo}$$

Para tubos calentados por los dos lados:

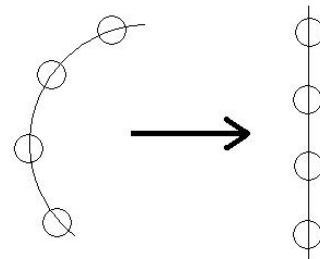
$$A_{CP} = 2 \cdot N_{Tubo} \cdot S_{Tubo} \cdot L_{Tubo}$$

Donde:

N_{Tubo} = Numero de tubos por fila

S_{Tubo} = Espaciado entre tubos, pie

L_{Tubo} = Largo efectivo de tubos, pie



Para nuestro caso se contaba con los siguientes datos y teniendo presente que los tubos se encuentran ubicados en el borde de la cámara como se puede apreciar en la figura 26:

numero de tubos	96	
distancia centro a centro de tubos	254	mm
largo efectivo	12.597	m
Acp	3306,299	pie2

Tabla 18. calculo de area del plano frio

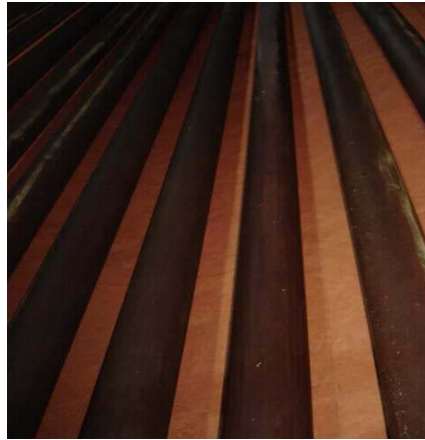


Figura 26. Tubos de horno b-130

Factor de intercambio, F:

El factor de intercambio F nos da la fracción de calor disponible por radiación de la llama que realmente se absorbe por la superficie fría de los tubos, el cual depende de la emisividad del gas y la proporción de la superficie refractaria al área plana frío, como se puede apreciar en la figura 27.

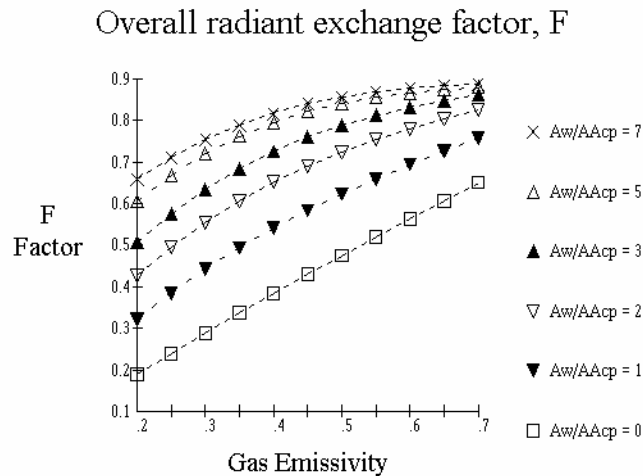


Figura N° 27. Factor de intercambio.

Donde $\frac{A_w}{\alpha A_{CP}}$:

Es la razón entre el área fría equivalente, $\alpha \cdot A_{cp}$, y el área efectiva de refractario (A_w). Donde A_w se puede describir como:

$$A_w = A_R - \alpha A_{CP}$$

Donde:

A_w : El área efectiva de refractario, [pie²]

A_R : El área total refractaria, [pie²]

El área total refractaria, A_R , es simplemente, el área total refractaria expuesta de la sección radiante del horno.

Luego se correlacionaron las distintas curvas de proporciones de superficie refractaria a plano frío, mostradas en la figura 28 en función de la emisividad para poder calcular el factor de intercambio, como se muestra en el siguiente grafico para una proporción $\frac{A_w}{\alpha A_{CP}} = 1$.

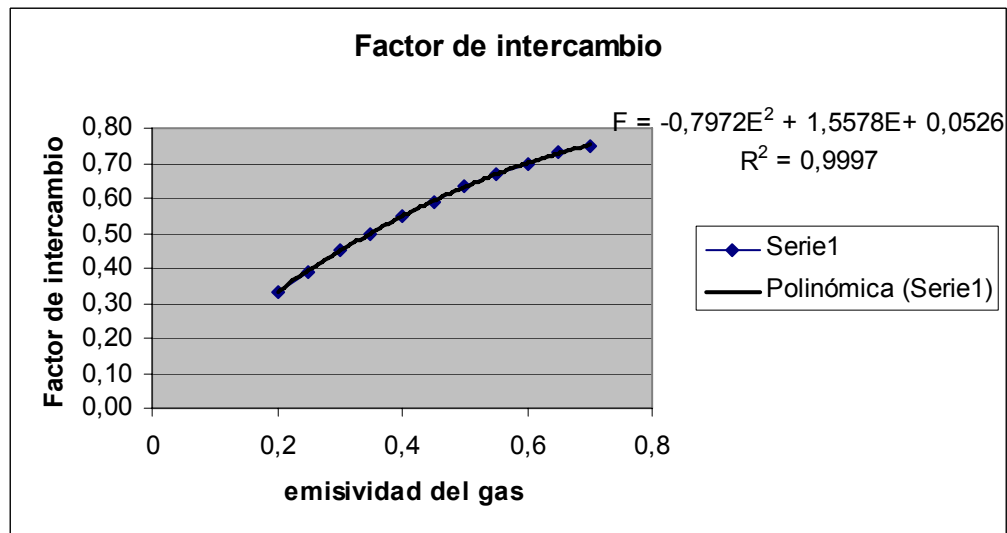


Figura 28. Factor de intercambio correlacionado

Donde:

E=Emisividad

F=Factor de intercambio

Como podemos apreciar estas graficas son del tipo $ax^2 + bx + c$

Por lo que se correlacionaron los distintos valores de a, b, c obteniendo de esta forma el factor de intercambio por medio de la emisividad del gas:

$A_w/\alpha A_{CP}$	0,23
A	-0,31
B	1,14
C	0,03
emisividad	0,63
Factor de intercambio	0,62

Tabla 19. calculo factor de intercambio

Teniendo presente los siguientes datos:

α	0,911	
A_{CP}	3306,299	pie2
A_W	685,224	pie2
A_R	3697,139	pie2
Diámetro sin refractario	8205	m
Largo con refracción	13325	m
$A_w/\alpha A_{cp}$	0,23	

Tabla 20. calculo relaciona rea refractaria a area del plano frio

Emisividad del Gas

La emisividad de los gases calientes en el horno depende de la presión parcial de los gases (P), la longitud media del rayo radiante (L) y de la temperatura de equilibrio del gas en la sección radiante.

La temperatura de equilibrio del gas es la temperatura después de que la llama ha dado todo su calor a los tubos. Es la temperatura a la que entran los gases en los tubos de choque de la sección de convección (Tg).El valor de la emisividad del gas se obtiene:

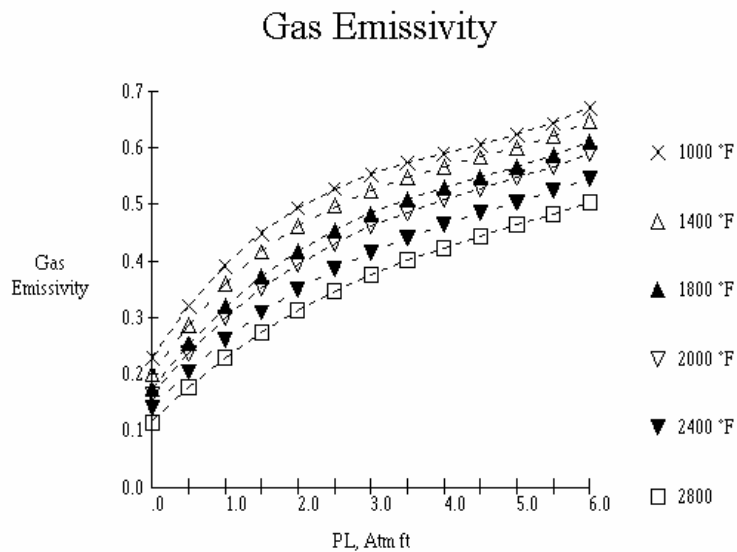


Figura N°29.Emisividad del gas.

Se correlacionaron las curvas a los diferentes valores de tg entregando gráficos de la siguiente forma:

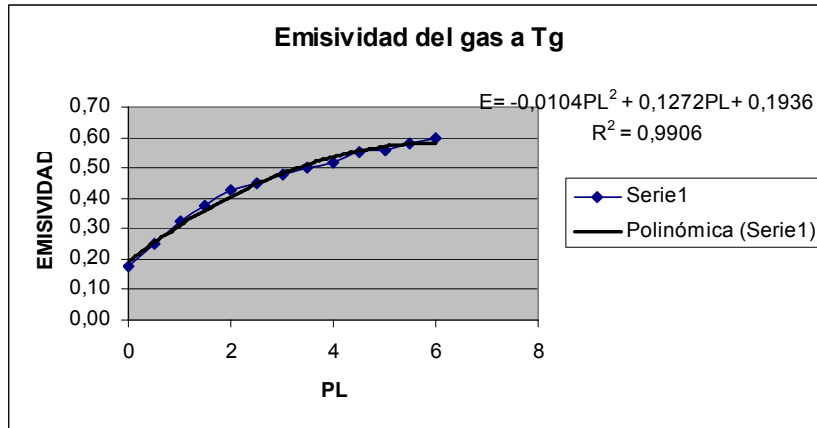


Figura N°30. Emisividad del gas a tg.

Donde podemos apreciar que son curvas del tipo $ax^2 + bx + c$

Por lo que se correlacionaron los distintos valores de a, b, c obteniendo de esta forma la emisividad del gas por medio de la Tg:

Tg°	914,36
A	-0,01
B	0,12
C	0,23
PL	7,20
Emisividad	0,63

Tabla 21. calculo emisividad

Presión parcial de CO2 y H2O:

Los componentes en los gases que contribuyen significativamente a la emisión radiante son el dióxido de carbono y el agua, la suma de estos son todos los que se consideran. La presión parcial de un componente del gas en atm es el porcentaje de volumen fracción molar de dicho componente.

Los valores resultantes de los balances de masa:

PRESIONES PARCIALES	
CO2	0,077 Atm
H2O	0,15 Atm
PPCO + PPH2O	0,227 Atm

Tabla 22. presiones parciales

Longitud media del rayo radiante (L)

L es función del ángulo esférico que tiene un pie cuadrado de superficie absorbente con la llama. Su valor se obtiene en función de las dimensiones del horno (largo, ancho y alto) divididas por la menor de ellas en modo creciente. Los valores son:

Hornos tipo cabina	
proporción de dimensiones	longitud media del rayo radiante
1-1-1 a 1-1-3	$2/3 * (\text{volumen del horno})^{(1/3)}$
1-2-1 a 1-2-4	
1-1-4 a 1-1-inf	1* Dimensión menor
1-2-5 a 1-2-inf	1,3* Dimensión menor
1-3-3 a 1-inf-inf	1,8* Dimensión menor
Con dimensiones de cabina ,largo, ancho y alto en cualquier orden	
Hornos cilíndrico vertical	
Largo/Diámetro<2	$((L/D)-1)*0,33+0,67)*D$
Largo/Diámetro>=2	Diámetro

Tabla 23. Formulas adecuadas para la longitud media del rayo radiante.

Teniendo presente que la relación $L/D < 2$ y que el horno es cilíndrico vertical:

Largo (m)	12597
Diámetro del horno(m)	8205
Largo /Diámetro(L/D)	1,535
Mean Bean Lenght	31,674

Tabla 24.calculo de la longitud media del rayo radiante.

Temperatura del gas en la cámara de combustión, T_g

Para una sección radiante que se considera "bien mezclada", esta temperatura se supone que es igual a la temperatura de salida de la sección radiante, es decir, la temperatura bridgewall. Se utilizara una temperatura igual a 904° capturada por el programa PI el día 7/10/2009.

Temperatura media del tubo de pared, T_w

La temperatura de la pared del tubo depende de la temperatura del fluido de proceso y su coeficiente de transferencia dentro del tubo, la resistencia térmica de la pared del tubo, el flujo de calor, y las incrustaciones.

La temperatura media de la pared del tubo utilizada será la temperatura máxima de las mediciones por el programa PI el día 7/10/2009, la cual es 448°C.

❖ Calor de convección

El calor absorbido en la zona radiante por convección está dado por la ecuación:

$$Q_{conv} = h \cdot A_t \cdot (T_g - T_m)^{1.3}$$

Donde:

h = Coeficiente de película convectivo para los gases del horno

A_t = Área exterior de los tubos, ft²

Coeficiente de película de transferencia de calor hc

Este valor no puede calcularse con precisión, y normalmente es elegido por la experiencia. La disposición de los tubos, así como el diseño de caja de fuego contribuye a este factor.

Disposición de tubos		Hc
Horizontales		1,5
Verticales	L/D < 2	2
	L/D > 2	3
Múltiples		2,8

Tabla 25 .Valores típicos de coeficiente de película.

Teniendo en cuenta que el horno es de tipo vertical y los siguientes datos:

Largo	12597,00	M
Diámetro del horno	8205,00	M
Largo /diámetro	1,54	

Tabla 26.relación largo diámetro para coeficiente de película.

Utilizaremos un hc igual a 2.

¹³ www.heaterdesign.com

La absorción total de calor en la sección radiante

El calor total absorbido por los tubos de sección radiante, ahora puede expresarse por la siguiente ecuación:

$$Q_R = Q_r + Q_c$$

Donde:

Q_R = calor radiante total transferido, Btu / HR

Q_r = transferencia de calor radiante, Btu / HR

Q_c = transferencia de calor por convección, Btu / HR

Obteniendo los siguientes resultados:

Qr	14,722	Kcal./HR
Qc	2,437	Kcal./HR
QR	17,159	Kcal./HR

Tabla 27. Resultados absorción total de calor en la sección radiante.

Zona de Choque

La zona de choque es aquella a la que pertenecen las primeras filas de tubos de la zona de convección, que escudan a los tubos restantes de la radiación directa proveniente de la zona de radiación.

Radiación directa en la zona de choque ó bridgewall

Para calcular la transferencia de calor a los tubos de la zona de choque por radiación se calcula por la siguiente ecuación, la cual posteriormente se suma a la zona de radiante:

$$Q_s = 1,73 \cdot 10^{-9} \alpha \cdot A_{cp} \cdot F_s \cdot (T_g^4 - T_m^4)$$

Donde:

Q_s = Calor radiante transferido a los tetones, Btu/hr

α = Factor de efectividad

A_{cp} = Área plano frío, ft²

F_s = Factor de intercambio de radiación desde los gases calientes

T_g = Temperatura de los gases de combustión, °R

T_m = Temperatura de superficie metálica de tubos, °R

Factor de efectividad relativa, α :

Dado que todo el calor radiante que deja la sección de radiación es absorbido por los tubos de la sección de choque, el factor de efectividad de absorción relativa, α , para los tubos de la zona de choque puede ser aproximado a 1.

El área de plano frío, A_{cp} :

El área de plano frío para la sección de choque es igual al área de plano frío de la primera fila de tubos:

$$A_{CP} = N_{Tubo} \cdot S_{Tubo} \cdot L_{Tubo}$$

Donde:

N_{Tubo} = Numero de tubos por fila

S_{Tubo} = Espaciado entre tubos, pie

L_{Tubo} = Largo efectivo de tubos, pie

Donde se contaba con los siguientes datos:

N° de tubos	36
Filas	3
Largo efectivo (m)	7316
Diámetro(mm)	240
Acp	226,80

Tabla 28. calculo de area de plano frio de zona de choque.

Factor de intercambio, F:

Las relaciones usadas para evaluar estos factores son las mismas usadas para la zona radiante. La diferencia radica en que el término αA_{CP} para las zonas de radiación y de choque se calculan independientemente, y se suman al calcular el factor de intercambio, F.

Así, la ecuación para A_w , se convierte en:

$$A_w = A_R - ((\alpha \cdot A_{CP})_{Rad} + (\alpha \cdot A_{CP})_{Choque})$$

Y para $\frac{A_w}{\alpha A_{CP}}$:

$$\frac{A_w}{\alpha \cdot A_{CP}} = \frac{A_w}{((\alpha \cdot A_{CP})_{Rad} + (\alpha \cdot A_{CP})_{Choque})}$$

Donde:

A_w : área efectiva de refracción, ft2

A_R : área total refractaria, ft2

$(\alpha A_{CP})_{Rad}$: Área equivalente de plano frío de los tubos radiantes, ft2

Donde los valores obtenidos son los siguientes:

Aw(pie2)	458,43
Ar (pie2)	3.697,14
(alfa *Acp) radiante	3.011,91
(alfa *Acp) choque	226,80
Aw/alfa*(Acp)total	0,14

Tabla 29. calculo de relación del área de refracción al área del plano frío total.

Factor nuevo de intercambio	0,61
-----------------------------	------

Por lo tanto, la fórmula corregida para la transferencia de calor en la sección radiante, cuando la sección de choque está presente se presenta a continuación:

$$Q_{Tot-rad} = 1,73 \cdot 10^{-9} \left((\alpha \cdot A_{cp})_{rad} \cdot F \cdot (T_g^4 - T_m^4) + (\alpha \cdot A_{CP})_{Choque} \cdot F \cdot (T_g^4 - T_m^4) \right) + Q_C$$

QR(nuevo)(tubos)	16,77	MMKcal/hr
qs (zona choque)	1,08	MMKcal/hr
QR TOTAL	17,85	MMKcal/hr

Tabla.30 resultados finales zona de radiación.

Teniendo presente que el calor transferido por convección, Q_c , en la zona radiante es el mismo descrito anteriormente y no afecta la zona de choque

5.4.2 Zona de convección:

Para el análisis de la zona de convección se utilizo de igual forma el método de lobo Evans para el cálculo del coeficiente de global de transferencia de calor:

$$Q = U \cdot A_T \cdot LMTD$$

El área total de la zona de conveccion constara por el área propiamente tal del tubo, más el área de la superficie extendida que en este caso se utilizan tetones, por lo que la ecuación para el cálculo será la siguiente:

$$A_{Total} = A_{tubos} + A_{Tetones}$$

Los datos para el tubo liso son:

Diámetro	0,460	Pie
Largo	24	Pie
Área tubo	34,882914	pie2

Tabla 31.calculo del area de tubo.

Y los siguientes datos para los tetones (figura 28):

Largo	1	plg
Diámetro	0,5	plg
Área por tetón	0,011	pie2/unidad
Tetones/metro lineal	1260	
Área por metro lineal	13,744	pie2/m
Área total de tetones	100,555	pie2

Tabla 32. calculo area total tetones.

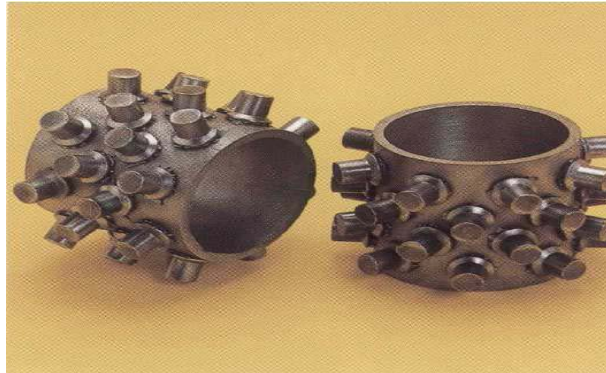


Figura 31.superficies extendidas tetones

La diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) estará dada por la siguiente ecuación:

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln\left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}\right)}$$

Donde:

$$\Delta T_a = (T1-t2)$$

$$\Delta T_b = (T2-t1)$$

En las cuales se constata con los siguientes datos:

Fluido caliente			
T1	1677,840	temperatura de entrada de gases	°F
T2	634,636	temperatura de salida de gases	°F
(T1-T2)	1043,203	Diferencia entrada /salida gases	°F
Fluido Frío			
t2	581	temperatura de salida de crudo	°F
t1	529,497	temperatura de entrada de crudo	°F
(t2-t1)	51,503	Diferencia entrada /salida crudo	°F

Tabla 33.temperaturas para calculo LMTD

(T1-t2)	1096,841	Diferencia entrada gases / salida de crudo
(T2-t1)	105,140	Diferencia salida gases / entrada de crudo

Tabla 34.diferencias de temperatura para calculo LMTD.

R	20,26	(T1-T2)/(t2-t1)
S	0,04	(t2-t1)/(T1-t1)
FT	1	factor de corrección para LMTD
LMTD	423	°F

Tabla 35.calculo LMTD.

Donde los valores de R y S fueron obtenidos de la figura 17 la cual se encuentra en detalle en el anexo D.

El detalle del cálculo del coeficiente se describe a continuación:

$$U_o = 1/R_{to}$$

Donde:

U_o = coeficiente global de transferencia de calor, Btu/hr-ft²-F

R_{TO} = Resistencia térmica total externa, hr-ft²-F/Btu

$$R_{TO} = R_o + R_{wo} + R_{io}$$

Donde:

R_o = Resistencia térmica externa, hr-ft²-F/Btu

R_{wo} = Resistencia térmica de la pared del tubo, hr-ft²-F/Btu

R_{io} = Resistencia térmica interna, hr-ft²-F/Btu

Las resistencias se calculan como:

$$R_o = 1/h_e$$

$$R_{wo} = \left(\frac{t_w}{12} \cdot K_w \right) \left(\frac{A_o}{A_w} \right)$$

$$R_{io} = \left(\left(\frac{1}{h_i} \right) + R_{fi} \right) \cdot \left(\frac{A_o}{A_i} \right)$$

Donde:

h_e = Coeficiente efectivo de transferencia de calor de salida, Btu/hr-ft²-F

h_i = Coeficiente de transferencia de calor de película interno, Btu/hr-ft²-F

t_w = Espesor de la pared del tubo, pulg.

k_w = Conductividad térmica de la pared del tubo, Btu / hr-ft-F

A_o = Superficie de área de externa del tubo, ft²/ft

A_w = Área promedio de la pared del tubo, ft²/ft

A_i = Superficie interna del tubo, la ft²/ft

R_{fi} = Resistencia de ensuciamiento interno, hr-ft²-F/Btu

A_o	1,456	ft ² /ft
A_w	1,388	ft ² /ft
k_w	15,73	Btu/hr-ft-F
t_w	0,258	in
R_{wo}	0,355	hr-ft ² -F/Btu

Tabla36.calculo resistencia de pared del tubo

h_e	21,872	hr-ft ² -F/Btu
R_o	0,046	Btu/hr-ft ² -F

Tabla 37.calculo resistencia interna.

h_i	206,1	Btu/hr-ft ² -F
R_{fi}	0,001	hr-ft ² -F/Btu
A_o	1,456	ft ² /ft
A_i	1,321	ft ² /ft
R_{io}	0,006	hr-ft ² -F/Btu

Tabla 38. calculo resistencia interna.

R_{io}	0,006	hr-ft ² -F/Btu
R_{wo}	0,355	hr-ft ² -F/Btu
R_o	0,021	hr-ft ² -F/Btu
R_{to}	0,406	hr-ft ² -F/Btu
U_o	2,458	Btu/hr-ft ² -F

Tabla 39. calculo de coeficiente global de transferencia de calor.

Coeficiente de película interno¹⁴

Para líquidos con $Re \geq 10.000$

$$h_i = 0,023 \cdot \left(\frac{k}{d_i} \right) \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Donde el número de Reynolds es:

$$Re = \frac{DG_t}{\mu}$$

y el número de Prandtl es:

$$Pr = cp \cdot \frac{\mu_b}{k}$$

Donde:

h_i : Coeficiente de transferencia de calor, de la fase líquida, [Btu/hr/ft²/°F]

k : Conductividad térmica, [Btu/hr/ft/°F]

d_i : Diámetro interno de tubo, [ft]

¹⁴ Procesos de Transferencia de Calor, Donald Kern

μ_b : Viscosidad absoluta a la temperatura del seno del fluido, [lb/ft/hr]

μ_w : Viscosidad absoluta a la temperatura de pared del tubo, [lb/ft/hr]

T_b : Temperatura del seno del vapor, [°R]

T_w : Temperatura de la pared, [°R]

G_t : Velocidad másica del fluido, [lb/ft²/hr]

Cp: Capacidad calorífica de la temperatura del seno del fluido, [Btu/lb/°F]

Donde: $G_t = \frac{W}{a_t}$

W= masa del fluido

a_t =área de flujo

cálculos previos		
tc/th	0,04	$(t_2-t_1)/(T_1-T_2)$
kc	1,5	factor de temperatura calorífica
Fc	0,22	Factor F de temperatura calorífica
tc	538,15	$t_2+fc*(t_2-t_1)$

Tabla 40.cálculos previos para coeficiente de película interno.

Donde los valores de kc y Fc se obtienen de la figura 17 la que encuentran en detalle en el anexo D.

Los datos disponibles son:

masa fluido	292874,696	kg/hr
diámetro interno	128,3	mm
diámetro externo	141,3	mm
viscosidad del fluido	0,39	cp
viscosidad a la temp de metales	1,1	lb/pie/hr
capacidad calorífica	0,64	kcal/kg-°c
conductividad térmica	0,067	kcal/hrm°C

Tabla 41.datos disponible base para calculo de coeficiente de película interno.

Donde, el valor de la capacidad calorífica fue obtenido de la Fig. 4. a la temperatura t_c y el valor de la conductividad térmica fue obtenido de la Fig. 1 a la temperatura t_c , ambas se encuentran en el anexo D.

Área de flujo:

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_t'}{144 \cdot n}$$

Teniendo presente que esta parte del cálculo es extraída de método de cálculo para intercambiadores de calor, entonces se considera los siguientes datos:

Numero de tubos totales	120	
numero de pasos	30	
a` t	20,04	plg ²
At	0,56	pie ²

Tabla 42. calculo área de flujo.

Ya que son cuatro serpentines y cada una tiene 30 vueltas.

Gn	1.160.158	lb/hr/pie ²
----	-----------	------------------------

Re	517.427
Pr	14,38

Obteniendo:

hi	206,1	Btu/hr-ft-F
----	-------	-------------

Coefficiente efectivo de transferencia de calor de salida

$$h_e = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_c + h_r} \right) + R_{fo}}$$

Donde

h_e = coeficiente de transferencia de calor de película externo, Btu/hr-ft²-F

h_c = Coeficiente de transferencia de calor de radiación externo, Btu/hr-ft²-F

R_{fo} = Resistencia por ensuciamiento, hr-ft²-F/Btu

Donde:

hc	9,58	Btu/hr-ft2-F
hr	14,98	Btu/hr-ft2-F
Rfo	0,005	hr-ft2-F/Btu
he	21,87	Btu/hr-ft2-F

Tabla 43. calculo coeficiente efectivo de transferencia de calor efectivo

Coeficiente de transferencia de calor de película externo¹⁵

El valor h_c , puede ser descrito por las ecuaciones siguientes.

Para un arreglo triangular:

$$h_c = 0,33 \cdot k_b \cdot \left(\frac{12}{d_o} \right) \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu_b}{K_b} \right)^{1/3} \cdot \left(\left(\frac{d_o}{12} \right) \cdot \left(\frac{G_n}{\mu_b} \right) \right)^{0,6}$$

Y para un arreglo cuadrado:

$$h_c = 0,26 \cdot k_b \cdot \left(\frac{12}{d_o} \right) \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu_b}{K_b} \right)^{1/3} \cdot \left(\left(\frac{d_o}{12} \right) \cdot \left(\frac{G_n}{\mu_b} \right) \right)^{0,6}$$

Donde:

h_c = coeficiente de transferencia de calor por convección, Btu/hr-ft2-F

d_o = Diámetro del tubo exterior, en

k_b = conductividad térmica de gas, Btu / hr-ft-F

c_p = capacidad calorífica del gas, kcal / kg-F

μ_b = viscosidad dinámica del gas, lb / hr-ft

G_n = velocidad masica del gas, lb/hr-ft2

kb	0,0395	Btu/hr-ft-F
do	5,563	in
cp	0,308	Btu/lb-F
ub	0,0994	lb/hr-ft
Gn	4106,52	lb/hr-ft2
hc	9,58	Btu/hr-ft2-F

Tabla 44. calculo coeficiente de transferencia de calor de película externo.

¹⁵ www.heaterdesign.com

Coefficiente efectivo de transferencia de calor por radiación externo:

$$h_r = 2,2 \cdot \gamma \cdot (pp \cdot mbl)^{0,5}$$

yr	4,7	Btu/hr-ft2-F
pp	0,23	atm
mbl	9	Ft
hr	14,98	Btu/hr-ft2-F

Tabla 45. calculo de coeficiente efectivo de transferencia de calor por radiación externo.

Donde:

Diámetro	6195
largo	7316

Tabla 46. datos del horno para mbl

5.2 Resultados

Luego se obtuvieron los calores intrínsecos del horno cuyos resultados fueron los siguientes:

ZONA DE RADIACION			
ZONA RADIANTE	Q RADIACION	14,34	MMKCAL/HR
	Q CONVECCION	2,44	MMKCAL/HR
ZONA DE CHOQUE	Q RADIACION	1,08	MMKCAL/HR
Q TOTAL RADIACION		17,85	MMKCAL/HR
ZONA DE CONVECCION			
Q CONVECCION		4,26	MMKCAL/HR
Q ABS INTERNO		22,11	MMKCAL/HR

Tabla47. resumen de calores internos

Al final de estos cálculos podemos comprobar que el calor absorbido del crudo es bastante similar a los resultados obtenidos por la corriente de proceso.

Calor absorbido por el crudo	22,05	MMKCAL/HR
Calor absorbido por metodo de transferencia por zonas internas	20,90	MMKCAL/HR
Error	0,3	%

Tabla 48. error metodo lobo Evans con respecto al balance de masa y energia

5.3 Cálculo del Poder Calorífico por API 560

De acuerdo a este método, se introduce los datos del tipo de combustible, permitiendo obtener parámetros energéticos y de balance de materia del proceso de combustión, sobre la base de relaciones preestablecidas por la norma API 560. (Ver detalle de procedimiento en anexo E)

Datos de combustible ingresado:

❖ Combustible:

Composición	Formula	% Vol.
Metano	CH ₄	54,889
Etano	C ₂ H ₆	10,498
Propano	C ₃ H ₈	6,199
n-Butano	C ₄ H ₁₀	1,400
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	0,300
Hidrogeno	H ₂	24,295
AC. Sulfidrico	H ₂ S	0,020
Nitrógeno	N ₂	1,800
Monóxido de C	CO	0,400
Oxigeno	O ₂	0,200

Tabla 49.composicion combustible.

- ❖ % exceso de oxigeno :2,34
- ❖ Temperatura de salida de los gases de combustión, Te: 334,8 ° C
- ❖ Temperatura de aire precalentado, T:240° C

Resultados de cantidades requeridas y productos:

	kg
Combustible	1,000
Aire	16,46
CO ₂	2,654
H ₂ O	2,125
N ₂	12,679

Tabla 50.resultados da cantidades requeridas y productos por kg de combustible.

Este resumen del Balance de masa de la combustión entrega la cantidad de kilos resultantes de la combustión por Kg. de combustible.

Para el balance de energía se utilizan las siguientes graficas las cuales el eje x representa la temperatura de los gases de salida de la combustión °c (°f) y el eje Y representa la entalpía kj/kg 15°c (60°F):

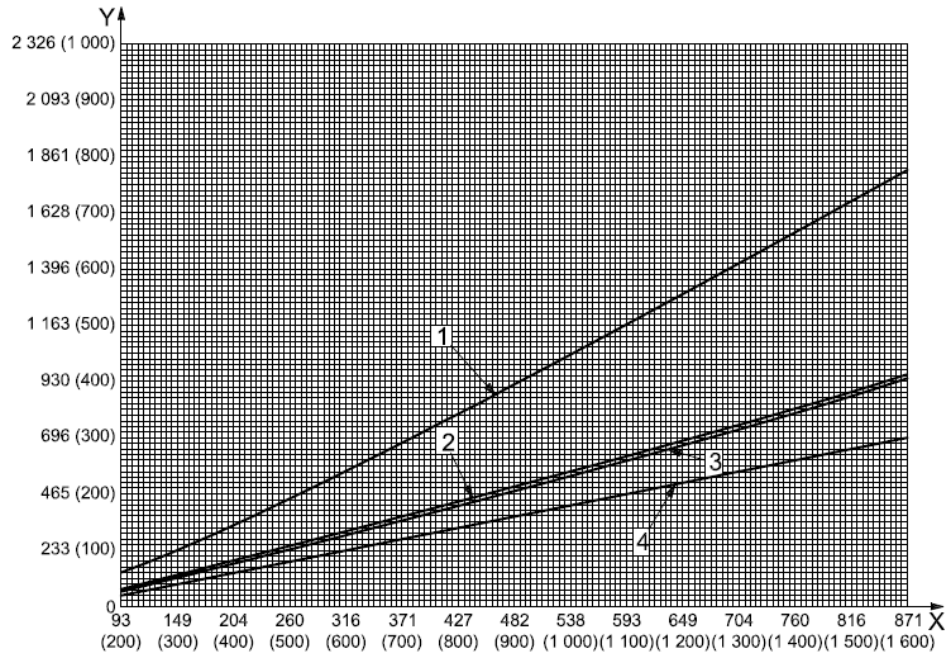


Figura N°32. Entalpías API 560 A.

Donde:

- 1: Vapor de agua
- 2: Monóxido de carbono
- 3: Dióxido de carbono
- 4: dióxido de sulfuro

Las cuales fueron correlaciones de igual forma para todos y cada uno de los elementos de salida:

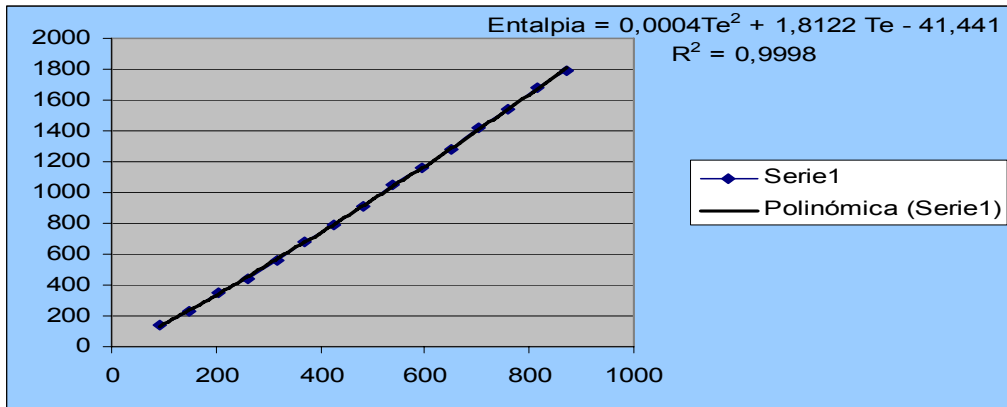


Figura 33. Entalpía correlacionada a temperatura de salida de los gases de combustión.

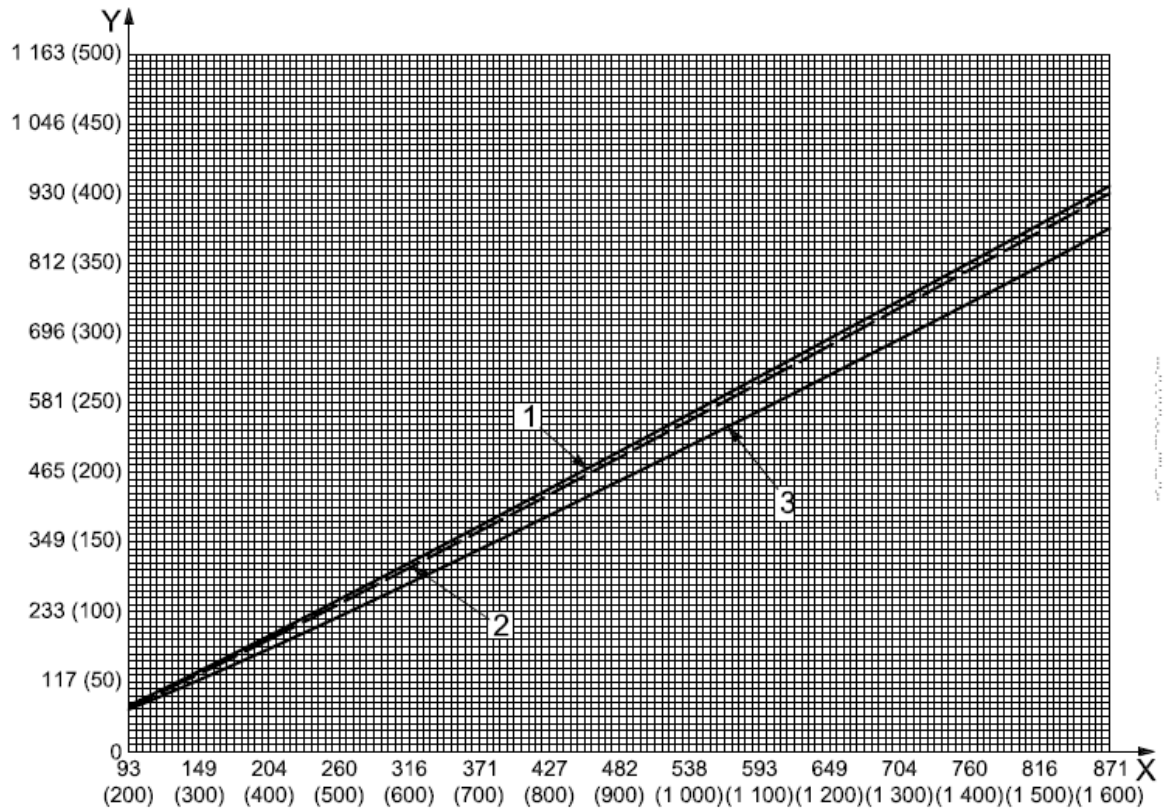


Figura N° 34 .Entalpia API 560 B.

Donde: 1: Nitrógeno
 2: Aire
 3: Oxigeno

Las cuales fueron correlacionadas y se encuentran en detalle en el anexo E.

Posteriormente entrega los siguientes resultados:

componente	(Kg. de componente formado / Kg. de combustible)	Entalpía a la Te (kj/kg)	contenido de calor (kj/kg de combustible)
CO2	2,654	355,126	943
vapor de agua	2,125	610,116	1296
N2	12,679	3377,606	4281
AIRE	2,287	328,493	751
TOTAL	19,745	*****	7271

Tabla 51. resultados de contenido de calor.

Donde la primera columna refleja el resultado de los gases salientes de la combustión, la segunda columna las entalpías de los distintos elementos a la Te y finalmente la tercera columna nos entrega el contenido de calor (kj) por kg de combustible, el cual corresponde al calor perdido por la chimenea, Qs:

Qs	7270,89	KJ/KG DE COMB
----	---------	---------------

Se obtiene el calor perdido por las paredes el cual se calcula como el 1 % del poder calorífico:

Poder calorífico	48.747	
Q Perdido	487,47	KJ/KG DE COMB

Finalmente, tomando una base de cálculo de 1 kg/h de combustible, la eficiencia neta térmica:

$$\varepsilon = 87\%$$

Luego comparando nuestros resultados podemos observar que la diferencia es minima por lo que nuestro modelo es satisfactorio, donde el color naranja representa los resultados por API 560 y verde mar los nuestros.

Poder calorífico por BMYE	48761,72
Poder calorífico API 560	48.747
Error (%)	0,03

Tabla 52.comparacion de poder calorifico por BMYE y API 560

Eficiencia	85
Eficiencia API 560	87
Error (%)	2,3

Tabla 53.comparacion de eficiencia por BMYE y API 560

5.2 Simulación base de Horno B-130 con software HTRI

Para completar el estudio, se realizó una simulación en un software de nombre HTRI del horno B-130, considerando las mismas condiciones utilizadas en los balances. Esta simulación fue realizada por personal de ERA, debido a que el software es de acceso restringido.

En los siguientes resultados, donde el color amarillo es utilizado para los datos extraídos directamente del software y el color verde mar para nuestros cálculos:

Calor de combustión HTRI (MMKCAL/HR)	26,59
Calor de combustión BM (MMKCAL/HR)	26,48
Error (%)	0,42

Tabla 54.comparacion de calor de combustión por HTRI y BM

Eficiencia HTRI (%)	86,7
Eficiencia (%)	85
Error (%)	2

Tabla 55.comparacion de Eficiencia por HTRI y BM

Teniendo presente que los resultados obtenidos por el software son muy precisos hemos generado resultados prácticos y certeros de gran simplicidad para el usuario en una simple planilla Excel.

6. Herramienta predictiva

Se confecciona una metodología de cálculo para predecir las principales variables del horno, como: la temperatura de salida de los gases, temperatura de salida del crudo, masa de combustible necesaria y temperaturas internas del proceso, a partir de los datos más básicos de entrada.

En el cual se consideraron como parámetros las siguientes variables:

- ❖ Eficiencia
- ❖ Temperatura de entrada del crudo y del combustible
- ❖ Exceso de aire
- ❖ Composición del combustible
- ❖ Fracción de vapor de entrada del crudo
- ❖ Flujo de crudo

Considerando como variable de ingreso:

- ❖ Temperatura de salida del crudo

Y se desea determinar:

- ❖ Temperatura de salida de gases
- ❖ Temperatura de salida zona convección del crudo
- ❖ Temperatura de salida de gases de la zona radiante
- ❖ Masa de combustible
- ❖ Masa salida de gases de combustión
- ❖ Masa de aire
- ❖ Fracción de vapor de salida del crudo

Lo cual se puede apreciar en el siguiente esquema, donde los cuadros incompletos representan las variables a determinar.

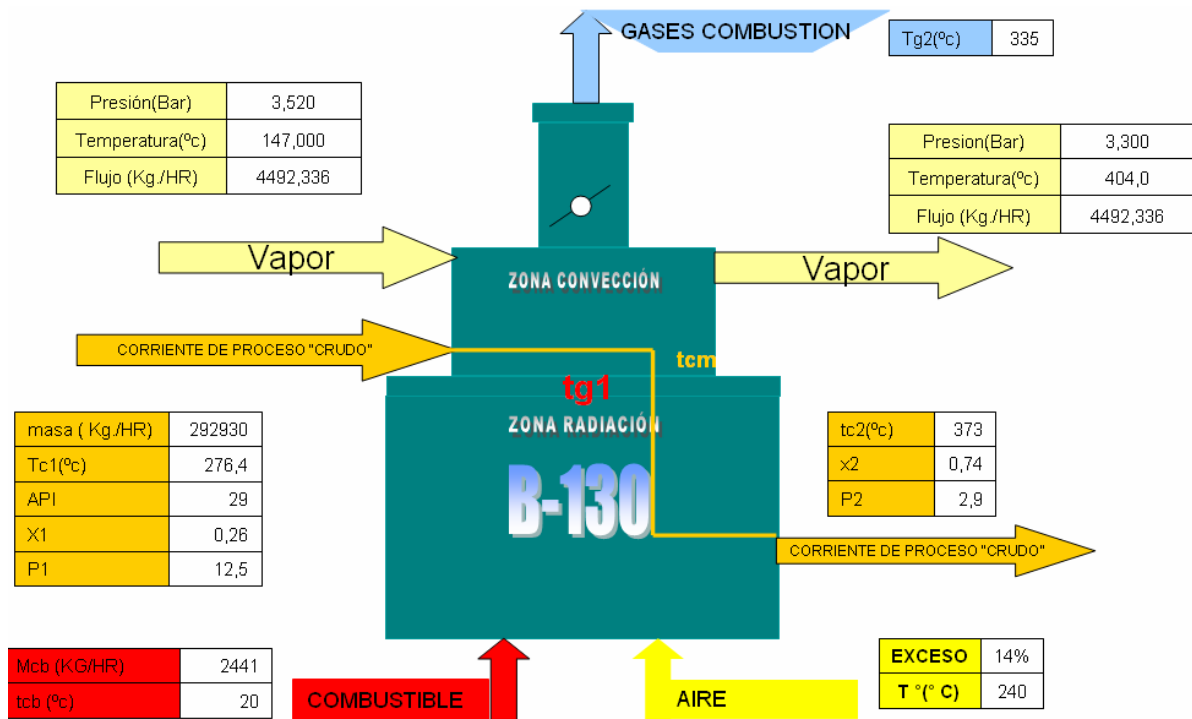


Figura N° 35.Datos para predicción.

Metodología

En general se busca mezclar los balances de energía con las ecuaciones de transferencia de calor internas del horno para poder mediante múltiples iteraciones determinar la solución de las variables incógnitas. El procedimiento de cálculo es el siguiente:

- ❖ Darse el valor de la temperatura deseada de salida del crudo(tc2)
- ❖ Se podrá obtener el Q_{ABS} de los balances de materia y energía del crudo.
- ❖ Con el calor absorbido del crudo (Q_{ABS}) y considerando la eficiencia fija se calculo el calor de combustión (Q_{comb}) de ecuación la siguiente ecuación:

$$Q_{comb} = Q_{ABS} / n$$

- ❖ Darse la masa de combustible, con la cual se obtiene la masa de gases por medio del balance de materia a la combustión
- ❖ Darse la temperatura de salida de los gases de combustión (tg2)
- ❖ Se podrá obtener el calor de combustión de la planilla(Q_{COMB2})

❖ Luego se realizaran iteraciones hasta que el calor de combustión de la planilla de cálculos sea igual al calculado por medio de la eficiencia ($Q_{COMB} = Q_{COMB2}$)

❖ Darse la temperatura de salida de la zona de convección del crudo (T_{cm}), donde se obtendrá calor de convección (q_{c1}) de la ecuación siguiente ecuación:

$$q_{c1} = \Delta H_{CRUDO}(T_{c1} \rightarrow t_{cm})$$

❖ Se calcula temperatura de salida de los gases de combustión de la zona radiante de la ecuación siguiente:

$$q_{c1} = mg * cp_g (tg1 - tg2)$$

❖ Calcular calor de radiación (QR) de ecuación siguiente:

$$Q_r = f(tm, tg1, mcb, exceso\ aire)$$

❖ Verificar en la siguiente ecuación:

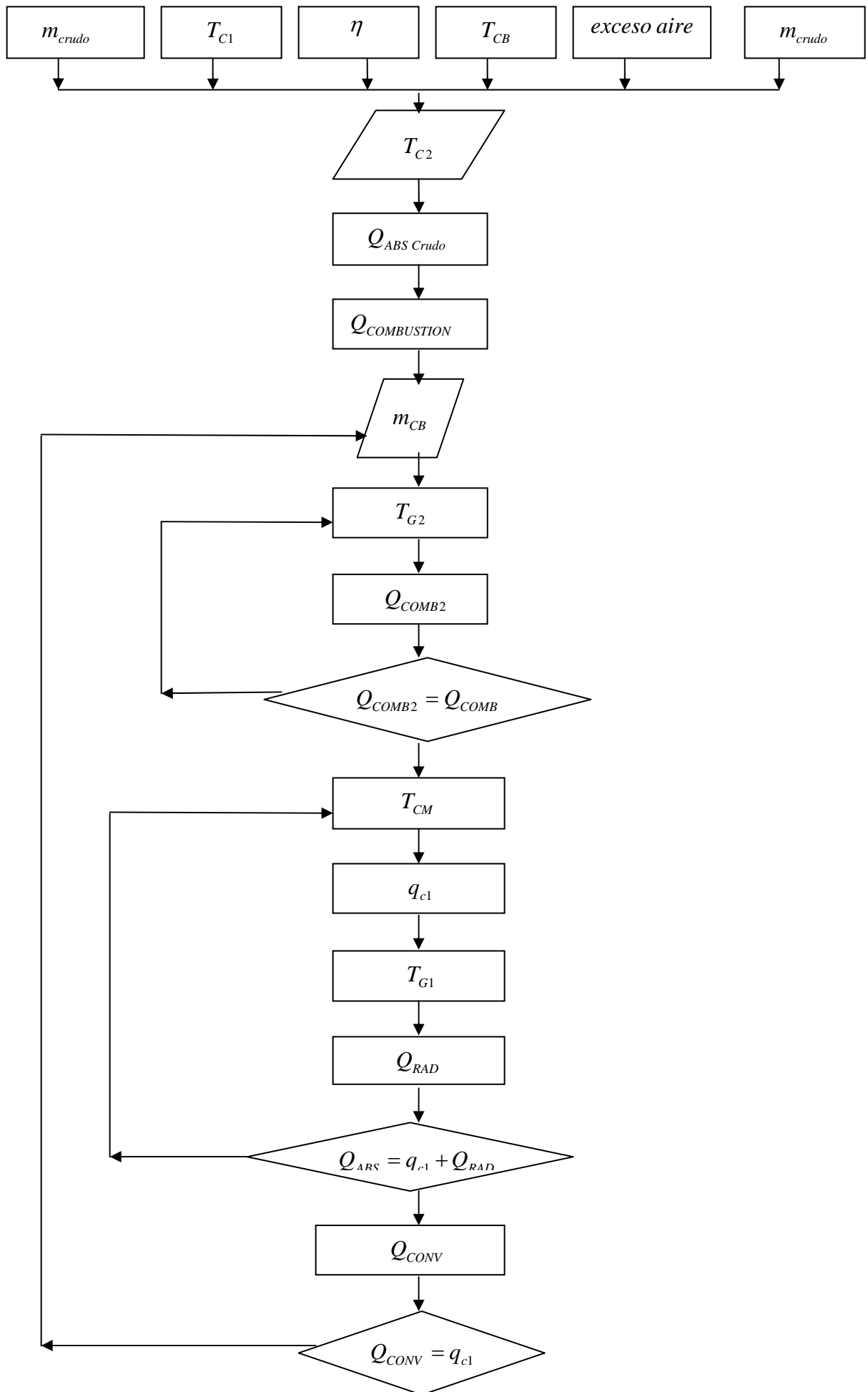
$$Q_{abs} = Q_r + Q_c$$

❖ Calcular calor de convección (Qc) de la siguiente:

$$Q_c = f(tg1, tg2, mc, t_{cm}, mcb, exceso\ aire)$$

❖ Verificar que $q_{c1} = Q_c$

El esquema que representa el programa es el siguiente:



Se realizo un análisis de varios días para corroborar los datos obtenidos como se puede ver a continuación

Los valores de las variables fijas utilizadas para el día 7-10-2009 son los siguientes:

Eficiencia(%)	85
masa crudo (m3/dia)	8002
fraccion vapor(molar)	0,26

Tabla 56.datos fijos para predicción de día 7-10-2009

La composición del combustible fue presentada anteriormente

Obteniendo:

DIA 7-10-2009	Datos reales	Datos calculados	error
MASA DE COMBUSTIBLE(KG/HR)	2421	2427	0,25%
T DE SALIDA DE GASES(°c)	335	330	1,49%
T DE SALIDA DEL CRUDO DE ZONA DE CONVECCION(°c)	300	297	1,00%
T DE SALIDA DE ZONA DE RADIACION GASES(°c)	914	911	0,33%

Tabla 57.comparacion de datos reales y calculados para el dia 7-10-2009

calculos dia 7-10-2009	BMYE y TRANSF.	predicción	Error
Q ABS(MMKCAL/HR)	22,61	22,62	0,04%
Q COMB(MMKCAL/HR)	26,47	26,61	0,53%
CALOR DE RADIACION (MMKCAL/HR)	17,85	17,62	1,29%
CALOR DE CONVECCION(MMKCAL/HR)	4,26	4,20	1,41%

Tabla 58.comparacion de calculos por BMYE y tranferencia de calor versus predicción para el dia 7-10-2009

Los valores de las variables fijas utilizadas para el día 16-10-2009 son los siguientes:

Eficiencia(%)	90
masa crudo (m3/dia)	7393
fraccion vapor(molar)	0,26

Tabla 59.datos fijos para predicción de día 16-10-2009

La composición del combustible fue presentada anteriormente

Obteniendo:

DIA 16-10-2009	Datos reales	Datos calculados	error
MASA DE COMBUSTIBLE(KG/HR)	2178	2123	2,53%
T DE SALIDA DE GASES(°c)	375	379	1,07%
T DE SALIDA DEL CRUDO DE ZONA DE CONVECCION(°c)	327	329	0,61%
T DE SALIDA DE ZONA DE RADIACION GASES(°c)	900	895	0,56%

Tabla 60.comparacion de datos reales y calculados para el dia 16-10-2009

calculos dia 16-10-2009	BMYE y TRANSF.	predicción	Error
Q ABS(MMKCAL/HR)	20,99	20,95	0,19%
Q COMB(MMKCAL/HR)	23,28	23,27	0,04%
CALOR DE RADIACION (MMKCAL/HR)	17,85	17,62	1,29%
CALOR DE CONVECCION(MMKCAL/HR)	4,32	4,30	0,46%

Tabla 61.comparacion de calculos por BMYE y tranferencia de calor versus predicción para el dia 16-10-2009

Los valores de las variables fijas utilizadas para el día 21-10-2009 son los siguientes:

Eficiencia(%)	89
masa crudo (m3/dia)	7523
fraccion vapor(molar)	0,26

Tabla 62.datos fijos para predicción de día 21-10-2009

La composición del combustible fue presentada anteriormente

Obteniendo:

DIA 21-10-2009	Datos reales	Datos calculados	Error
MASA DE COMBUSTIBLE(KG/HR)	2300	2263	1,61%
T DE SALIDA DE GASES(°c)	374	376	0,53%
T DE SALIDA DEL CRUDO DE ZONA DE CONVECCION(°c)	327	325	0,61%
T DE SALIDA DE ZONA DE RADIACION GASES(°c)	910	924	1,54%

Tabla 63.comparacion de datos reales y calculados para el dia 21-10-2009

calculos dia 21-10-2009	BMYE y TRANSF.	predicción	Error
Q ABS(MMKCAL/HR)	21,39	21,31	0,37%
Q COMB(MMKCAL/HR)	23,27	23,77	2,15%
CALOR DE RADIACION (MMKCAL/HR)	16,66	16,51	0,90%
CALOR DE CONVECCION(MMKCAL/HR)	4,11	4,15	0,97%

Tabla 64.comparacion de calculos por BMYE y tranferencia de calor versus prediccion para el dia 21-10-2009

Al analizar estos resultados podemos observar que son bastante similares a los reales, lo cual permite visualizar el comportamiento de la masa de combustible, para diferentes temperaturas de salida del crudo, como muestra el siguiente grafico:

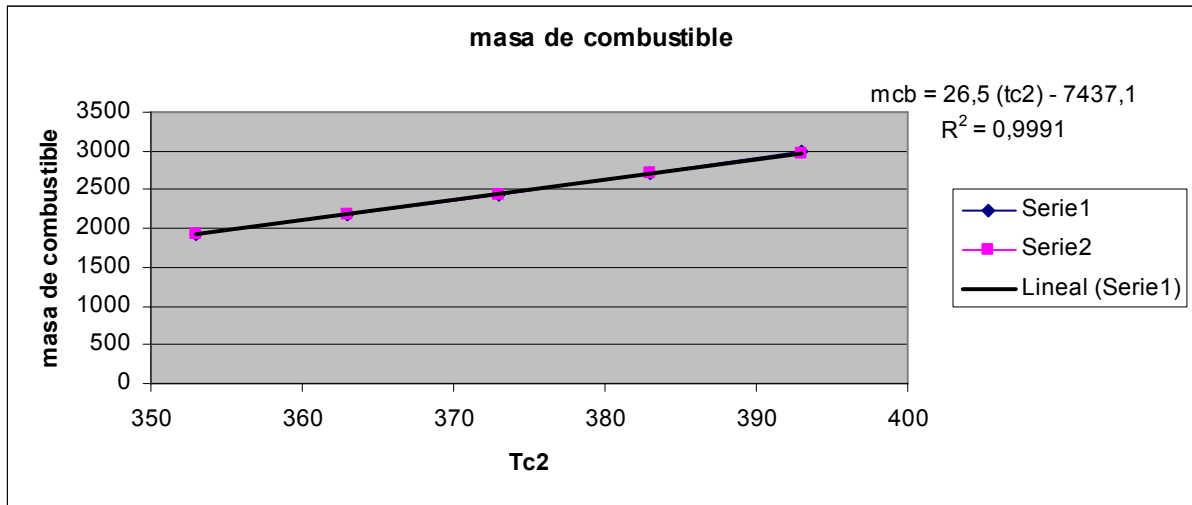


Figura 37. Correlación masa combustible

La masa de combustible se ajusta a la siguiente ecuación:

$$m_{cb} = 26,5 \cdot T_{C2} - 7437,1$$

Un efecto que podemos apreciar utilizando la herramienta predictiva, es el generado por el exceso de oxígeno en el funcionamiento del horno, a temperatura fija de salida del crudo.

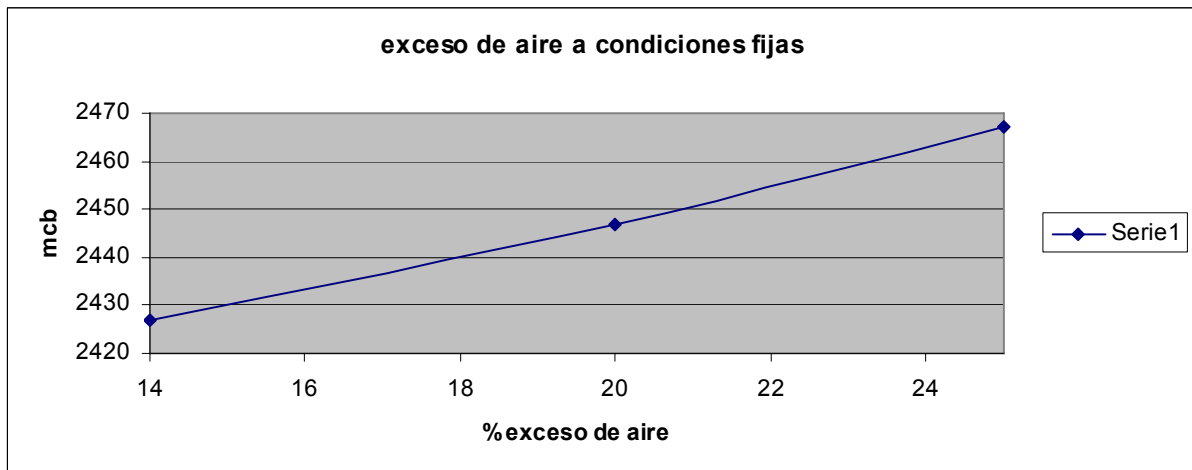


Figura 38 : variación de la masa de combustible con el exceso de aire, para una temperatura del crudo de 373° C a la salida y eficiencia de un 85%.

En el cual podemos apreciar que a mayor % de exceso de aire se necesita más combustible lo cual trae como consecuencia un aumento en el costo de producción, de esta forma es posible predecir que un incremento de 10 % en exceso de aire, se traduce en un incremento de un 1,26 % en el costo de combustible. Este efecto se explica en el mayor requerimiento

de energía necesario para calentar el exceso de gases presentes considerando que se requiere la misma temperatura de salida del crudo, por lo tanto se desprende que frente a similar aumento en el exceso de aire pero dejando fija la masa de combustible la temperatura del crudo a la salida disminuirá incidiendo en una baja de la eficiencia. Sin dejar de tener presente que es necesario una cantidad suficiente de exceso recomendado para que la combustión se realice en su totalidad y evitar la formación de CO.

7. Conclusiones

Al término de nuestro trabajo se logró obtener el registro de las variables operativas por medio de visitas a terreno y además del programa online presente en la refinería, una vez analizadas las condiciones de proceso de la combustión del fuel gas y el funcionamiento del horno se logró conocer las pérdidas energéticas que se producen, determinando a su vez las variables más influyentes.

Se logró formular un procedimiento de cálculo para poder obtener propiedades termodinámicas del crudo, a través de datos extraídos de hysys y graficas termodinámicas, con el cual se pudo dar paso a los balances de masa y energía para poder determinar el calor absorbido por este.

Se desarrollaron los balances de masa y energía para la corriente de proceso, la combustión y el vapor, con lo cual fue posible determinar la eficiencia teórica del horno b-130.

Se realizó la comparación de los calores obtenidos y eficiencia por medio del procedimiento de cálculo de balances de masa y energía, con el método de lobo-Evans basado en los procesos de transferencia de calor, analizando completamente las zonas intrínsecas del horno corroborando los valores obtenidos del calor absorbido por el crudo. Además se verificó los resultados utilizando los métodos API 560 y el software HTRI, con los cuales pudimos reafirmar que los resultados son satisfactorios.

Se pudo confeccionar una herramienta informática la cual permite calcular de manera fácil la eficiencia del horno a partir de los datos de terreno.

Se Logro el desarrollo y confección de una metodología de calculo para predecir las variables principales del horno a partir de las ecuaciones de balance de masa y energia en conjunto con las ecuaciones de transferencia de calor intrínsecas del horno, a partir de datos básicos de entrada.

Finalmente se realizo un analisis de sensibilidad considerando la eficiencia fija para el horno, donde se pudo desprender que a mayor % de exceso de aire se necesita más combustible lo cual trae como consecuencia un aumento en el costo de producción, por lo que se debe


procurar un uso adecuado de exceso para evitar la formación de CO y no aumentar los costo del producto

8. Bibliografía


- ❖ API 560, "Fired Heaters for General Refinery Service", 3ra ED. American Petroleum Institute, Mayo 2001.
- ❖ Smith Van Ness, 1993. Introducción a la Termodinámica en ingeniería química. 5ta Ed. México: McGraw-Hill.
- ❖ Donald Kern ,1998 .Procesos de Transferencia de Calor. 2da Ed. México: McGraw-Hill.
- ❖ Parés, José A., Máquinas y equipos para la introducción de energía en los procesos, "Generación y Transporte de Calor". Volumen 2, 1987.
- ❖ Ingeniería Básica de Topping 1, Foster wheeler año, 2007
- ❖ Manual de horno , Foster wheeler año, 2007
- ❖ Curso de Hornos Foster Wheeler Iberia, Diciembre 2007
- ❖ www.heaterdesign.com. PG Environmental & Thermal Technologies LLC, "Introduction To Heater Design"

Anexo A .Data sheets


COMBUSTION DESIGN CONDITIONS						
1	OPERATING CASE		NEW CONDIT.	NEW CONDIT.		REV.
2	TYPE OF FUEL		FUEL GAS			
3	EXCESS AIR, PERCENT		20			
4	CALCULATED HEAT RELEASE (LHV), MM Kcal / hr		37.2			
5	FUEL EFFICIENCY CALCULATED, PERCENT (LHV)		90.0 (2)			
6	FUEL EFFICIENCY REQUIRED, PERCENT (LHV)					
7	RADIATION LOSS, PERCENT OF HEAT RELEASE (LHV)		2.5			
8	FLUE GAS TEMPERATURE LEAVING: RADIANT SECTION, °C		933			
9	CONVECTION SECTION, °C		394			
10	AIR PREHEATER, °C		171			
11	FLUE GAS QUANTITY, Kg / hr		67541			
12	FLUE GAS MASS VELOCITY THROUGH CONVECTION SECTION, Kg / s-m ²					
13	DRAFT: AT ARCH, mm H ₂ O		2.5			
14	AT BURNERS, mm H ₂ O		12			
15	AMBIENT AIR TEMPERATURE, EFFICIENCY CALCULATION, °C (HOT AIR)		265			
16	AMBIENT AIR TEMPERATURE, STACK DESIGN, °C					
17	ALTITUDE ABOVE SEA LEVEL, m					
18	VOLUMETRIC HEAT RELEASE (LHV), Kcal/m ³					
19	REQUIRED EMISSIONS: mg / Nm ³ (CORRECTED TO 3% O ₂)		NOx:	CO:	SOx:	
20			UHC:	PARTIC:		
21	FUEL CHARACTERISTICS					
	GAS TYPE		LIQUID TYPE		OTHER TYPE	
	LHV,	11177 kcal/kg	LHV,	kcal/kg	LHV,	kJ / (kg) (Nm ³)
24	HHV,	kcal/kg	HHV,	kcal/kg	HHV,	kJ / (kg) (Nm ³)
25	PRESS. @ BURNER,	Kcal/cm ² g	PRESS. @ HEADER,	kg/cm ²	PRESS. @ BURNER,	kg/cm ²
26	TEMP. @ BURNER,	°C	TEMP. @ BURNER,	°C	TEMP. @ BURNER,	°C
27	MOLECULAR WEIGHT		VISCOSITY			
28			ATOMIZING STEAM TEMP. °C			
29			PRESSURE kg / cm ² G			
30	COMPOSITION	MOLE %	COMPOSITION	WT %	COMPOSITION	%
31	C ₁	91.30				
32	C ₂	4.20				
33	C ₃	1.15	NITROGEN (PPM)			
34	C ₄	0.52	VANADIUM (PPM)			
35	C ₅ / C ₆ +	0.15 / 0.05	SODIUM (PPM)			
36	CO ₂	1.71	SULFUR			
37	N ₂ / H ₂	0.92/-	ASH			
38	BURNER DATA					
39	MANUFACTURER:	JOHN ZINK	SIZE / MODEL No.:	MA-20-PC+PVY10-24	NUMBER:	16 + 1
40	TYPE:		LOCATION	SUELO	ORIENTATION:	VERTICAL
41	HEAT RELEASE PER BURNER, MM Kcal/hr	DESIGN:	NORMAL:	2.32	MINIMUM:	
42	PRESSURE DROP ACROSS BURNER @ DESIGN HEAT RELEASE, mm H ₂ O:					
	DISTANCE BURNER CENTER LINE TO TUBE CENTER LINE, mm:		HORIZONTAL:	1350	VERTICAL:	7950
	DISTANCE BURNER CENTER LINE TO UNSHIELDED REFRACTORY, mm:		HORIZONTAL:	--	VERTICAL:	--
43	PILOT, TYPE:	FUEL GAS	CAPACITY, (kW):		FUEL:	
46	IGNITION METHOD: MANUAL					
47	FLAME DETECTION, TYPE:		NUMBER:			
48						
49						
50	NOTES: (1) UN QUEMADOR DE BAJA PRESION PARA QUEMAR LOS GASES INCONDENSABLES DE VACIO FUERA DEL PLENUM.					
51	(2) EFICIENCIA GLOBAL COMUN CON EL HORNO B-51					
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						

	FOSTER WHEELER IBERIA FIRE HEATER DIVISION FIRE HEATER DATA SHEET		These data sheets contain information which is confidential property of Foster Wheeler and are not to be disclosed to others nor duplicated without the prior consent of Foster Wheeler.			
	DOCUMENT No. 1DE 8281A-FHD-102 Control: MEC18231000000000000000	DATE: 09/07/02 issued by: M.J.	REV.: 0 Checked by:	SHEET: 2 OF 6 Approved by: L.G.		


MECHANICAL DESIGN CONDITIONS (Continued)						
1	HEATER SECTION	RADIANT	CONVECTION	CONVECT.	CONVECT.	REV
2	SERVICE	PROCESO	PROCESO	RECALENT.	PROCESO	
3	RETURN BENDS					
4	TYPE	180° CODOS	180° CODOS	180° CODOS	180° CODOS	
5	MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)	A-234WP9	A-234WP9	A-234WP9	A-234WP9	
6	NOMINAL RATING OR SCHEDULE	COMO TUBOS				
7	LOCATION (F.B. = FIRE BOX, H.B. = HEADER BOX)	CAMARA	ARMARIOS			
8	TERMINALS AND / OR MANIFOLDS					
9	TYPE (BEV.=BEVELED, MANIF.= MANIFOLD, FLG.= FLANGED)	BRIDADA		BRIDADA	BRIDADA	
10	INLET: MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)					
11	SIZE / SCHEDULE OR THICKNESS					
12	NUMBER OF TERMINALS			3	4	
13	FLANGE MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)			A-105	A-182 F9	
14	FLANGE SIZE AND RATING			6"/300#	6"/300#	
15	OUTLET: MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)					
16	SIZE / SCHEDULE OR THICKNESS					
17	NUMBER OF TERMINALS	4		3		
18	FLANGE MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)	A-182 F9		A-182 F9		
19	FLANGE SIZE AND RATING	6"/300#		6"/300#		
20	MANIFOLD TO TUBE CONNECTION (WELDED, EXTRUDED, ETC.)					
21	MANIFOLD LOCATION (INSIDE OR OUTSIDE HEADER BOX)					
22	CROSSOVERS					
23	WELDED OR FLANGED		SOLDADOS			
24	PIPE MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)		A-335-P9			
25	PIPE SIZE / SCHEDULE OR THICKNESS		COMO TUBOS			
26	FLANGE MATERIAL					
27	FLANGE SIZE / RATING					
28	LOCATION (INTERNAL / EXTERNAL)		INTERNOS			
29	FLUID TEMPERATURE, °C / VAPORIZATION, WT%					
30	TUBE SUPPORTS					
31	LOCATION (ENDS, TOP, BOTTOM)	ARRIBA	FINALES	FINALES	FINALES	
32	MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)	50/50 CrNi	A.C.	A.C.	A.C.	
33	DESIGN METAL TEMPERATURE, °C					
34	THICKNESS, mm	--	12	12	12	
35	TYPE AND THICKNESS OF INSULATION, mm	--	100 mm 1:2:4	100 mm 1:2:4	100 mm 1:2:4	
36	ANCHOR (MATERIAL AND TYPE)	--	18/8 SS. CLIPS	18/8 SS CLIP	18/8 SS. CLIP	
37	INTERMEDIATE TUBE SUPPORTS					
38	MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE)		5 FILAS 50/50	/6FILAS 25/20	/2 FILAS A.C.	
39	DESIGN METAL TEMPERATURE, °C					
40	THICKNESS, mm					
41	SPACING, m					
42	TUBE GUIDES					
	LOCATION	ABAJO/INTERMEDIO				
	MATERIAL	18/8 / 50/50 Cr/NI				
45	TYPE / SPACING					
46	HEADER BOXES					
47	LOCATION :	AMBOS LADOS CONVECTIVA	HINGED DOOR / BOLTED PANEL :	ABISAGRADAS		
48	CASING MATERIAL :	A-36 ó SIMILAR	THICKNESS, mm :	5		
49	LINING MATERIAL :	1:2:4	THICKNESS, mm :	51		
50	ANCHOR (MATERIAL AND TYPE) : NELSON STUDS Y MALLA A.C.					
51	NOTES :					
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						

	FOSTER WHEELER IBERIA FIRED HEATER DIVISION FIRED HEATER DATA SHEET	These data sheets contain information which is confidential property of Foster Wheeler and are not to be disclosed to others nor duplicated without the prior consent of Foster Wheeler.			
	DOCUMENT No. 1DE 8281A-FHD-102	DATE: 09/07/02	REV.: 0	SHEET: 4 OF 6	
C:\hond\MEC\328100\img\FHD-102.DOC		Issued by: M.J. <i>[Signature]</i>	Checked by: <i>[Signature]</i>	Approved by: L. <i>[Signature]</i>	

MECHANICAL DESIGN CONDITIONS (Continued)						
1	REFRACTORY DESIGN BASIS					REV
2	AMBIENT, °C:	WIND VELOCITY, m/s :	CASING TEMPERATURE, °C:			
3	EXPOSED VERTICAL WALLS : No aplica					
4	LINING THICKNESS, mm :	HOT FACE TEMPERATURE, DESIGN / CALCULATED, °C:				
5	WALL CONSTRUCTION :					
6						
7	ANCHOR (MATERIAL & TYPE) :					
8	CASING MATERIAL:	THICKNESS, mm :	TEMPERATURE, °C :			
9	SHIELDED VERTICAL WALLS					
10	LINING THICKNESS, mm :	175	HOT FACE TEMPERATURE, DESIGN / CALCULATED, °C:		980/810	
11	WALL CONSTRUCTION : 75 mm HORMIGON 1:2:4 + 100 mm HORMIGON 1:0:6					
12						
13	ANCHOR (MATERIAL & TYPE) : 18/8 CLIPS EN V					
14	CASING MATERIAL: A-36 ó SIMILAR	THICKNESS, mm :	6	TEMPERATURE, °C : <82		
15	ARCH					
16	LINING THICKNESS, mm :	200	HOT FACE TEMPERATURE, DESIGN / CALCULATED, °C:		980/933	
17	WALL CONSTRUCTION : 75 mm CONCRETO AISLANTE 1:2:4 + 125 mm CONCRETO AISLANTE 1:0:6					
18						
19	ANCHOR (MATERIAL & TYPE) : 18/8 CLIPS EN V					
20	CASING MATERIAL: A-36 ó SIMILAR	THICKNESS, mm :	6	TEMPERATURE, °C : <82		
	FLOOR					
	LINING THICKNESS, mm :	205	HOT FACE TEMPERATURE, DESIGN / CALCULATED, °C:		980/850	
23	WALL CONSTRUCTION : 65 mm LADRILLO 1ª CALIDAD + 200 mm HORMIGON 1:2:4					
24						
25	CASING MATERIAL: A-36 ó SIMILAR	THICKNESS, mm :	6	TEMPERATURE, °C : <82		
26	MINIMUM FLOOR ELEVATION, mm FEE SPACE BELOW PLENUM, m:					
27	CONVECTION SECTION :					
28	LINING THICKNESS, mm :	175	HOT FACE TEMPERATURE, DESIGN / CALCULATED, °C:		980/810	
29	WALL CONSTRUCTION : CONCRETO AISLANTE 1:2:4					
30						
31	ANCHOR (MATERIAL & TYPE) : 18/8 CLIPS EN V					
32	CASING MATERIAL: A-36 ó SIMILAR	THICKNESS, mm :	5	TEMPERATURE, °C : <82		
33	INTERNAL WALL :					
34	TYPE :		MATERIAL :			
35	DIMENSION, HEIGHT / WIDTH					
36	DUCTS	FLUE GAS		COMBUSTION AIR		
37	LOCATION:	HOT GAS	COLD GAS	HOT AIR		
38	SIZE, m OR NET FREE AREA, m2	3.14	3.23 (2)	2.14		
39	CASING MATERIAL	A.C.	A.C.	A.C.		
40	CASING THICKNESS, mm	5	5	5		
41	LINING : INTERNAL / EXTERNAL	INTERNO	INTERNO	EXTERNO		
	THICKNESS, mm	102	50	60		
	MATERIAL	1:2:4	1:2:4	LANA MINERAL		
	ANCHOR (MATERIAL AND TYPE)	A.C.	A.C.	A.C.		
46	CASING TEMPERATURE, °C	<82	66			
47	NOTAS:					
48	(1)	LOS HUMOS DEL B-130 SE UNEN CON LOS DEL HORNO B-51 Y SON CONDUCCIDOS A UN PRECALENTADOR COMUN QUE				
49		CALIENTA AIRE PARA LOS DOS HORNOS				
50	(2)	DUCTO CON HUMOS DEL HORNO B-130 Y B-51. EL TRAMO DE SALIDA DEL VENTILADOR AL ENTRONQUE DEL DUCTO				
51		VERTICAL SE CONSIDERA AISLADO EXTERNAMENTE.				
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						

	FOSTER WHEELER IBERIA FIRE HEATER DIVISION FIRE HEATER DATA SHEET	These data sheets contain information which is confidential property of Foster Wheeler and are not to be disclosed to others nor duplicated without the prior consent of Foster Wheeler.			
	DOCUMENT No. 1DE 8281A-FHD-102 C:\hor\WEC\828100\Inq\FHD-102.DOC	DATE: 09/07/02 Issued by: M.J.	REV.: 0 Checked by:	SHEET: 5 OF 6	Approved by: L.G.

MECHANICAL DESIGN CONDITIONS (Continued)							REV
STACK OR STUB STACK :							
2	NUMBER :	UNA	SELF SUPPORTED OR GUYED :	AUTOSOPORTADA	LOCATION :	ENCIMA CONVECTIVA	
3	CASING MATERIAL :	A-36 ó SIMILAR	CORROSION ALLOWANCE, mm :	3	MINIMUM THICKNESS, mm :	8	
4	INSIDE METAL DIAMETER, mm :	2.57	HEIGHT ABOVE GRADE, m :	52	STACK LENGTH, m :	+ 29	
5	LINING MATERIAL :	CONCRETO 1:2:4			THICKNESS, mm :	51	
6	ANCHOR (MATERIAL AND TYPE) :	NELSONS STUD Y MALLA C.S.					
7	DESIGN FLUE GAS VELOCITY, m / s :		FLUE GAS TEMPERATURE, °C :	171			
8	EXTENT OF LINING :	TODA LA CHIMENEA	INTERNAL OR EXTERNAL :	INTERNA			
9	DAMPERS						
10	LOCATION :	CHIMENEA					
11	TYPE (CONTROL, TIGHT SHUT-OFF, ETC.) :	CONTROL (PARA TIRO NATURAL)/TIGHT SHUT-OFF					
12	MATERIAL :	BLADE	18/8 Cr/Ni				
13		SHAFT					
14	MULTIPLE / SINGLE LEAF :	MULTIPLE					
15	PROVISION FOR OPERATION (MANUAL OR AUTOMATIC) :	MANUAL/AUTOMÁTICO					
16	TYPE OF OPERATOR (CABLE OR PNEUMATIC) :	NEUMÁTICO, OPERABLE DEL DE EL SUELO, MEDIANTE TORNO					
17	MISCELLANEOUS :						
18	PLATFORMS :	LOCATION	NUMBER	WIDTH	LENGTH / ARC	STAIRS / LADDER	ACCESS FROM
19		Suelo Radiante	1		360°	1/1	SUELO
21		Techo Radiante	1			1	PLAT. QUEMADOR.
		Convectiva	1			1	PLAT. CONVECT..
24	TYPE OF FLOORING :	CHAPA DIAMANTADA					
25	DOORS :		NUMBER	LOCATION	SIZE	HINGED / BOLTED	
26		ACCESS	1	CONVECT/CHIM.	610 x 610	ATORNILLADA	
27			1	SUELO	610 x 640	ATORNILLADA	
28		OBSERVATION	3	CONVECTIVA	130 x 230	ABISAGRADA	
29			8	RADIANTE	130 x 230	ABISAGRADA	
30		TUBE REMOVAL	2	TECHO RADIANTE	610 x 610	ATORNILLADA	
31		EXPLOSION DOOR	1	RADIANTE	610 x 610		
32	INSTRUMENT CONNECTIONS : (VER PLANO DISP. GENERAL)		NUMBER	SIZE	TYPE		
33	FLUE GAS / COMBUSTION AIR TEMPERATURE		6				
34	FLUE GAS / COMBUSTION AIR PRESSURE		6				
35	FLUE GAS SAMPLE						
36	SNUFFING STEAM / PURGE		5				
37	O ₂ ANALYZER						
38	CO OR NO _x ANALYZER		1				
39	VENTS / DRAINS						
40	PROCESS FLUID TEMPERATURE			3 POR PASO (IN/OUT/X-OVER)			
41	TUBESKIN THERMOCOUPLES						
42	STEAM INJECTION						
43	STACK VENT GAS CONNECTION						
	PAINTING REQUIREMENTS : SEGUN ESP. 5423-83A1 (CARCASA, CHIMENEA, DUCTOS, ACERO ESTRUCTURAL)						
	INTERNAL COATINGS :						
	GALVANIZING REQUIREMENTS : N.A.						
47	ARE PAINTERS TROLLEY AND RAIL INCLUDED :	SI					
48	SPECIAL REQUIREMENTS :	OCHO (8) SOPLADORES (A DOS NIVELES) CON ACCIONAMIENTO POR MOTOR Y CON PANEL DE CONTROL					
49							
50	NOTES: (1)	ESTE HORNO FUÉ REVAMPEADO, RETIRÁNDOSE LAS DOS FILAS SUPERIORES DEL RECALENTADOR.					
51		EL HORNO QUEDARÁ FUNCIONANDO CON UNA FILA PARA EL SERVICIO DEL RECALENTADOR DE VAPOR Y CON UN NUEVO PRECALENTADOR DE AIRE COMÚN CON EL HORNO B-51.					
52							
53	(2)	ESTAS HOJAS MUESTRAN LA OPERACIÓN DEL HORNO PARA LAS NUEVAS CONDICIONES CON EL HORNO REVAMPEADO Y EL NUEVO SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO EN OPERACIÓN.					
54							
55	(3)	LA HOJA DE DATOS DE OPERACIÓN DEL PRECALENTADOR COMÚN DE AIRE PARA LOS HORNOS B-130 Y B-51. SE ENCUENTRA EN EL DOSSIER DEL FABRICANTE INCLUIDO EN EL MANUAL DE OPERACION.					
56							

 FOSTER WHEELER IBERIA FIRE HEATER DIVISION FIRE HEATER DATA SHEET	These data sheets contain information which is confidential property of Foster Wheeler and are not to be disclosed to others nor duplicated without the prior consent of Foster Wheeler.		
	DOCUMENT No. 1DE 8281A-FHD-102 On:horWIECI828100InglFHD-102.DOC	DATE: 09/07/02 Issued by: M.J.	REV.: 0 Checked by:

Anexo B .Balances de masa y energía.

Balace de masa

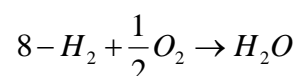
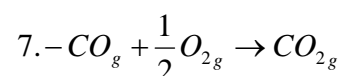
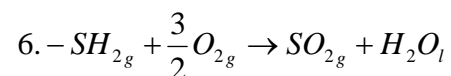
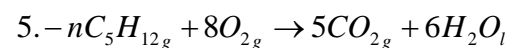
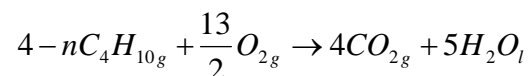
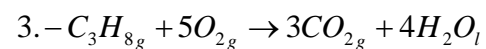
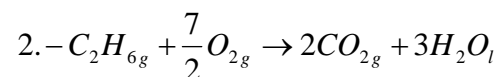
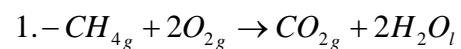
flujo combustible	2.421,64	kg/hr						
composicion	formula	% vol	fraccion p/p	kg/hr	PM	kgmoles	PM PARCIAL	%p/p
Metano	CH4	54,889	0,521	1261,42	16,04	78,64	8,8042	52,0893
Etano	C2H6	10,4979	0,187	452,28	30,07	15,04	3,1567	18,6765
Propano	C3H8	6,1988	0,162	391,67	44,1	8,88	2,7337	16,1735
n-Butano	C4H10	1,3997	0,048	116,55	58,12	2,01	0,8135	4,8130
n-Pentano	C5H12	0,2999	0,013	31,00	72,15	0,43	0,2164	1,2802
Hidrogeno	H2	24,2951	0,029	70,31	2,02	34,81	0,4908	2,9035
AC.sulfidrico	H2S	0,02	0,000	0,98	34,1	0,03	0,0068	0,0403
Nitrógeno	N2	1,7996	0,030	72,22	28,01	2,58	0,5041	2,9823
Monóxido de C	CO	0,3999	0,007	16,05	28,01	0,57	0,1120	0,6627
Oxigeno	O2	0,2	0,004	9,17	32	0,29	0,0640	0,3787
		100		2421,642		143,27	16,9021	100

FLUJO (aire)	1.563,49	kg moles			
	45.107,27	kg/HR			
Compuesto	% vol	PM	PM parcial	kgmoles	kg/hr
O2	0,21	31,9988	6,719748	328,65	10516,36
N2	0,79	28,0134	22,130586	1234,84	34592,17
Total			28,850334	1.563,49	45.108,53

Flujo(gases combustión)	47.526,09608275	KG/HR				
Compuesto	Kg. moles	PM	KG/HR	FRACCION PESO	%P/P	% vol
CO2	146,11	44,01	6430,32	0,135	13,53	8,55
N2	1237,42	28,01	34660,19	0,729	72,93	72,39
H2O	285,37	18,0153	5141,09	0,108	10,82	16,70
O2	40,40	32	1292,66	0,027	2,72	2,36
SO2	0,0287	64,06	1,84	0,000	0,00	0,00
	1709,33		47526,096			

Compuesto	entran (kgmoles)	reaccionan	se producen	salen	PM	Masa Entrada(kg/hr)	Masa Salida(kg/hr)
CH4	78,64	78,64	0,00	0,00	16,04	1261,42	0,00
C2H6	15,04	15,04	0,00	0,00	30,07	452,28	0,00
C3H8	8,88	8,88	0,00	0,00	44,10	391,67	0,00
C4H10	2,01	2,01	0,00	0,00	58,12	116,55	0,00
C5H12	0,43	0,43	0,00	0,00	72,15	31,00	0,00
H2	34,81	34,81	0,00	0,00	2,02	70,31	0,00
H2S	0,03	0,03	0,00	0,00	34,10	0,98	0,00
N2	1237,42	0,00	0,00	1237,42	28,01	34660,19	34660,19
CO	0,57	0,57	0,00	0,00	28,01	16,05	0,00
O2	328,93	288,54	0,00	40,40	32,00	10525,92	1292,66
H2O	0,00	0,00	285,37	285,37	18,02	0,00	5141,09
CO2	0,00	0,00	146,11	146,11	44,01	0,00	6430,32
SO2	0,00	0,00	0,03	0,03	80,13	0,00	2,30
	1706,77	1706,77	431,51	1709,33		47526,36	47526,56

Reacciones involucradas:



Reacción	1	2	3	4	5	6	7	8
CH ₄	-1	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	-1	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	-1	0	0	0	0	0
nC ₄ H ₁₀	0	0	0	-1	0	0	0	0
nC ₅ H ₁₂	0	0	0	0	-1	0	0	0
H ₂ s	0	0	0	0	0	-1	0	0
SO ₂	0	0	0	0	0	1	0	0
CO	0	0	0	0	0	0	-1	0
O ₂	-2	-3,5	-5	-6,5	-8	-1,5	-0,5	-0,5
H ₂ O	2	3	4	5	6	1	0	1
CO ₂	1	2	3	4	5	0	1	0
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	-1

Capacidades caloríficas y entalpías de formación

Capacidades caloríficas						
$C_p/R = A+BT+CT^2+DT^{-2}$						
T en (K), Cp en (kJ/kgmol)						
Componentes	Formula	DH _f	A	B	C	D
Metano	CH ₄	-74520	1,702	9,08E-03	-2,16E-06	0
Etano	C ₂ H ₆	-83820	1,131	1,92E-02	-5,56E-06	0
Propano	C ₃ H ₈	-104680	1,213	2,88E-02	-8,82E-06	0
n-Butano	C ₄ H ₁₀	-125490	1,935	3,69E-02	-1,14E-05	0
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	-146760	2,464	4,54E-02	-1,41E-05	0
Hidrogeno	H ₂	0	3,249	4,22E-04	0	8,30E+03
AC.sulfidrico	H ₂ S	-20630	3,931	1,49E-03	0	-2,32E+04
Nitrógeno	N ₂	0	3,28	5,93E-04	0	4,00E+03
Monóxido de C	CO	-110525	3,376	5,57E-04	0	-3,10E+03
Oxigeno	O ₂	0	3,639	5,06E-04	0	-2,27E+04
Agua	H ₂ O(L)	-285830	8,712	1,25E-03	-1,80E-07	0
dioxido de C	CO ₂	-393509	5,457	1,05E-03	0	-1,16E+05
dioxido de s	SO ₂	-296830	5,699	8,01E-04	0	-1,02E+05
Agua	H ₂ O(G)	-241818	3,47	1,45E-03	0,00E+00	1,21E+04
R	8,314	kJ/kgmol K				

Balace de energía

flujo combustible	2.421,64	kg/hr							
Temperatura	289	°k							
Compuesto	Hf (25°C)(KJ/Kg/mol)	cp(KJ/Kg/mol)	Kg/mol	H2(KJ/kgmol)	H2(Kj/hr)	H REACCION(KJ/HR)	H calentamiento (KJ/HR)		
<i>Metano</i>	- 74.520,00	34,47	78,64	- 74.830,20	- 5.884.788,26	- 5.860.393,24	- 24.395,02		
<i>Etano</i>	- 83.820,00	51,73	15,04	- 84.285,61	- 1.267.723,26	- 1.260.720,11	- 7.003,14		
<i>Propano</i>	- 104.680,00	73,12	8,88	- 105.338,09	- 935.538,44	- 929.693,79	- 5.844,65		
<i>n-Butano</i>	- 125.490,00	96,87	2,01	- 126.361,81	- 253.407,45	- 251.659,12	- 1.748,33		
<i>n-Pentano</i>	- 146.760,00	119,65	0,43	- 147.836,89	- 63.522,54	- 63.059,83	- 462,72		
<i>Hidrogeno</i>	-	28,85	34,81	- 259,67	- 9.038,81	-	- 9.038,81		
<i>AC.sulfidrico</i>	- 20.630,00	33,95	0,03	- 20.935,58	- 599,91	- 591,15	- 8,76		
<i>Nitrógeno</i>	-	29,09	2,58	- 261,84	- 675,11	-	- 675,11		
<i>Monóxido de C</i>	- 110.525,00	29,10	0,57	- 110.786,88	- 63.475,82	- 63.325,78	- 150,05		
<i>Oxigeno</i>	-	29,21	0,29	- 262,90	- 75,33	-	- 75,33		
						- 8.429.443,02	- 49.401,91		
H1	- 8.478.844,93	KJ/hr							

FLUJO (aire)	45.107,27	KG/HR					
Temperatura	513,0	°k					
Compuesto	Hf (25°C)(KJ/Kg/mol)	cp(KJ/Kg/mol°C)	Kmol	H2(KJ/kgmol)	H2(Kj/hr)	H REACCION(KJ/HR)	H calentamiento
O2	0	3,17E+01	328,65	6,81E+03	2,24E+06	0	2239595,421
N2	0	2,99E+01	1234,84	6,43E+03	7,94E+06	0	7944957,618

H2	10.184.553,04	KJ/hr
-----------	---------------	-------

FLUJO(gases combustión salida)	47.526,10	KG/HR						
Temperatura	607,80	°k						
Compuesto	Hf (25°C)(KJ/Kgmol)	cp(KJ/Kgmol)	Kmol	H2(KJ/kgmol)	H2(Kj/hr)	H REACCION(KJ/HR)	H calentamiento	
CO2	- 393.509,00	48,05	146,11	- 378.624,37	- 55.320.947,22	- 57.495.746,35	2.174.799,13	
N2	-	30,36	1.237,42	9.404,39	11.637.200,66	-	11.637.200,66	
H2O	- 241.818,00	36,45	285,37	- 230.526,14	- 65.786.121,40	- 69.008.522,45	3.222.401,06	
O2	-	32,30	40,40	10.006,70	404.225,83	-	404.225,83	
SO2	- 296.830,00	49,14	0,03	- 281.605,03	- 8.069,36	- 8.505,63	436,27	
						- 126.512.774,43	17.439.062,95	

H3	- 109.073.711,48	KJ/hr
-----------	------------------	--------------

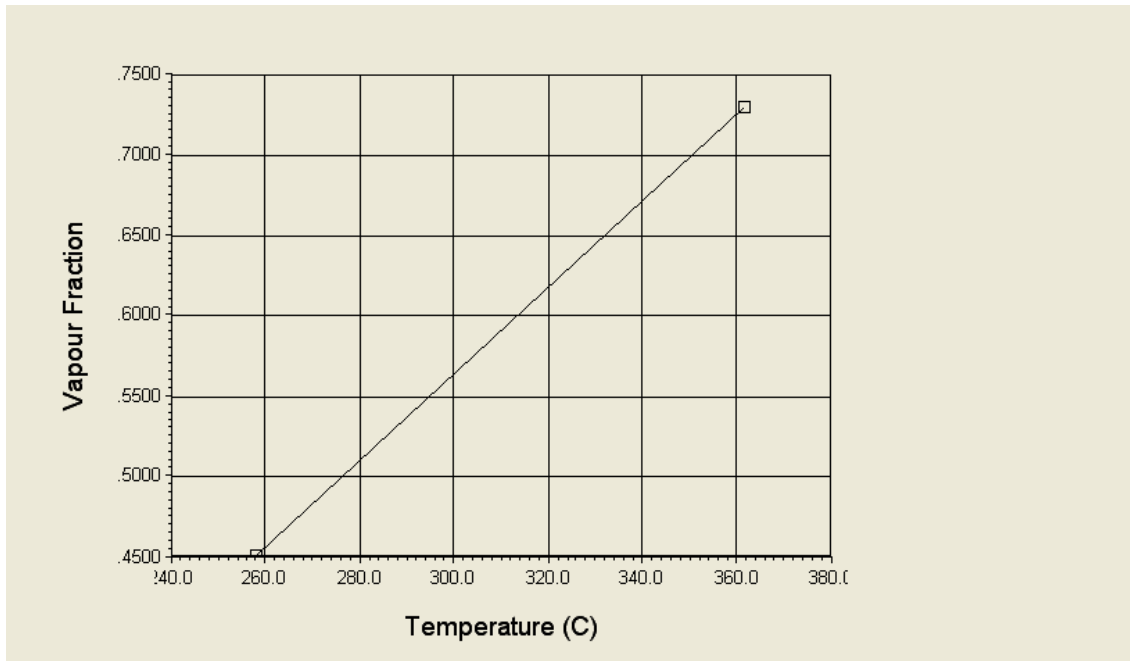
calor total combustión		
$\Delta H=Q$	- 110.779.419,59	KJ/hr
$\Delta H=Q$	- 110,78	Gj/hr
$\Delta H=Q$	- 26,48	MMkcal/hr

Calor por perdidas		
Aprox	2	%
Q	-0,53	GJ/Hr

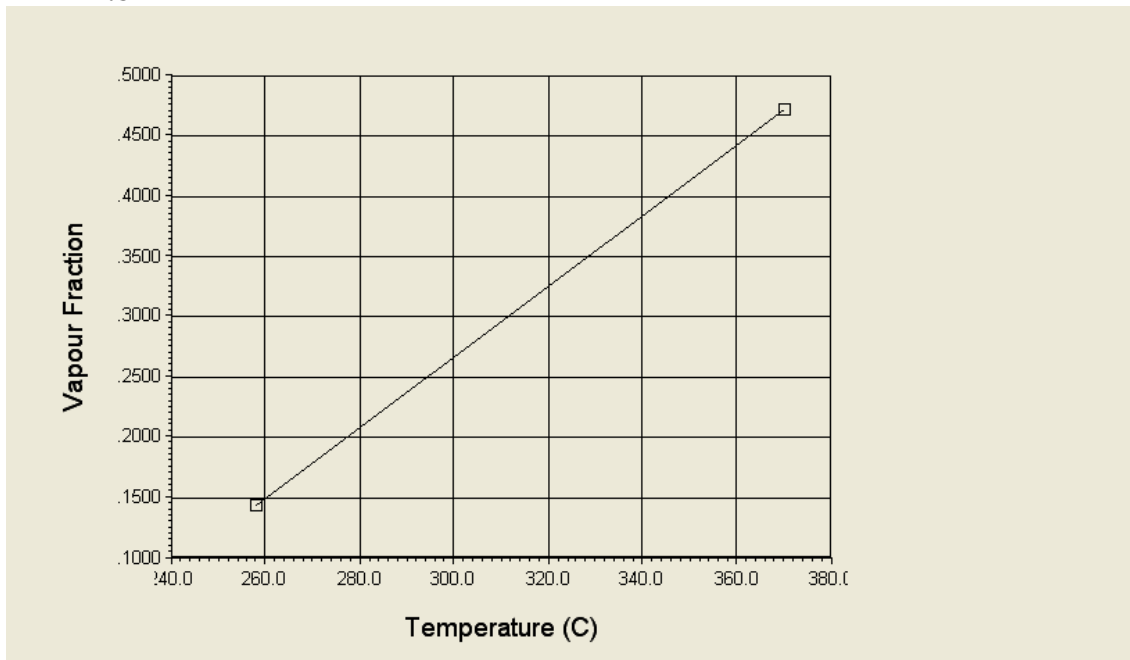
Anexo C .Propiedades termodinámicas del crudo.

Correlaciones hysys B-130 A 30° API

A P =2.778 BAR



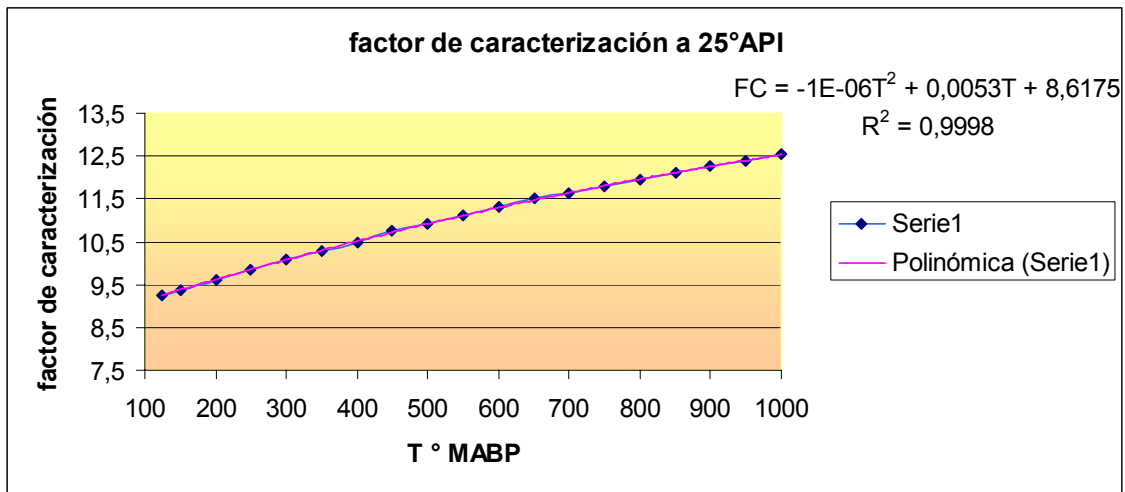
A P=11.8 BAR



Factor de caracterización

25 ° API

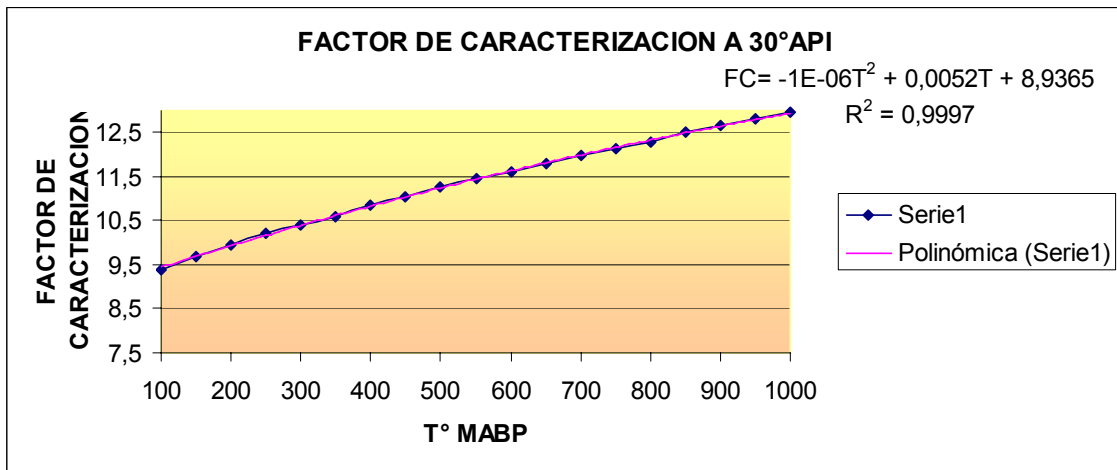
T° (°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
125	9,25
150	9,375
200	9,625
250	9,85
300	10,1
350	10,3
400	10,5
450	10,75
500	10,9
550	11,1
600	11,3
650	11,5
700	11,65
750	11,8
800	11,95
850	12,1
900	12,25
950	12,4
1000	12,55



t°	750	°f
factor de caract	12,03	

30° API

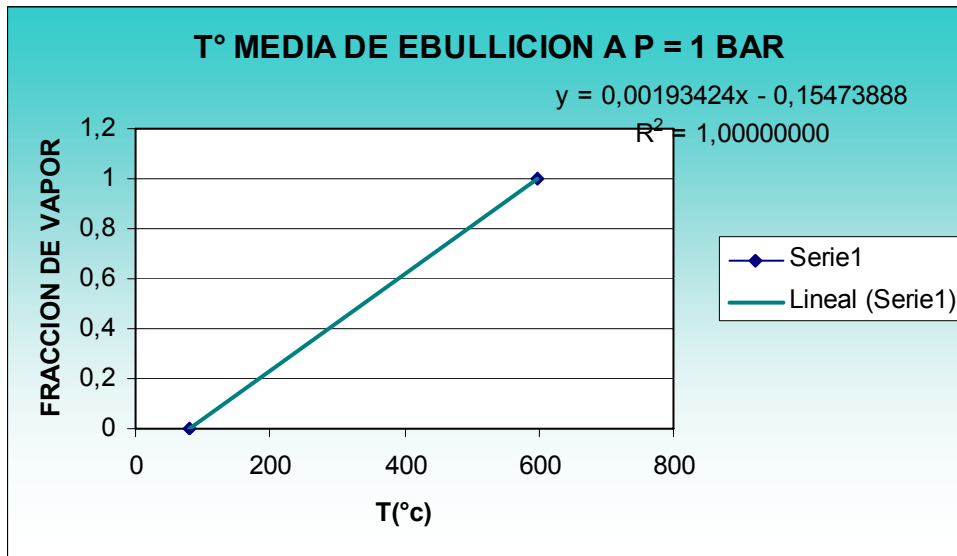
T° (°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
100	9,4
150	9,7
200	9,95
250	10,2
300	10,4
350	10,6
400	10,85
450	11,05
500	11,25
550	11,45
600	11,6
650	11,8
700	12
750	12,15
800	12,3
850	12,5
900	12,65
950	12,8
1000	12,95



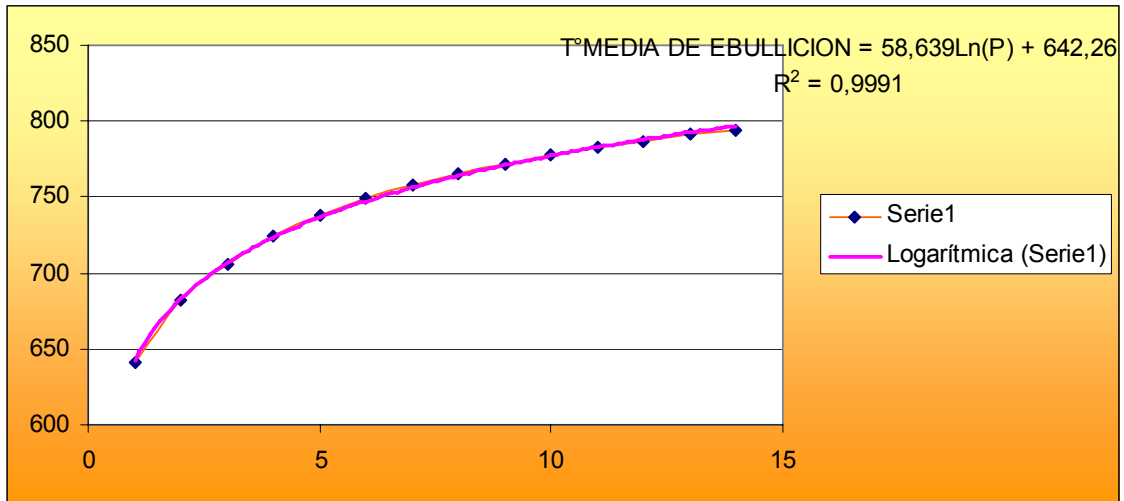
t°	703,325	°F
factor de caract	12,099	

	entrada	salida	°F
temperatura m.a.b.p	790	704	
grado api	factor entrada	factor salida	
25	12,182	11,854	
30	12,422	12,103	
grado api	29	29	
factor a grado api	12,374	12,053	

TEMPERATURA MABP



PRESION	T° MEDIA DE EBULLICION(°C)	T MEDIA DE EBULLICION (°F)	T MEDIA DE EBULLICION(°F)
1	338,5	641,3	642,3
2	361	681,8	682,9
3	374,5	706,1	706,7
4	384,65	724,37	723,6
5	392	737,6	736,6
6	398,25	748,85	747,3
7	403,5	758,3	756,4
8	407,5	765,5	764,2
9	411	771,8	771,1
10	414,2	777,56	777,3
11	417,4	783,32	782,9
12	419,4	786,92	788,0
13	421,75	791,15	792,7
14	423,5	794,3	797,0

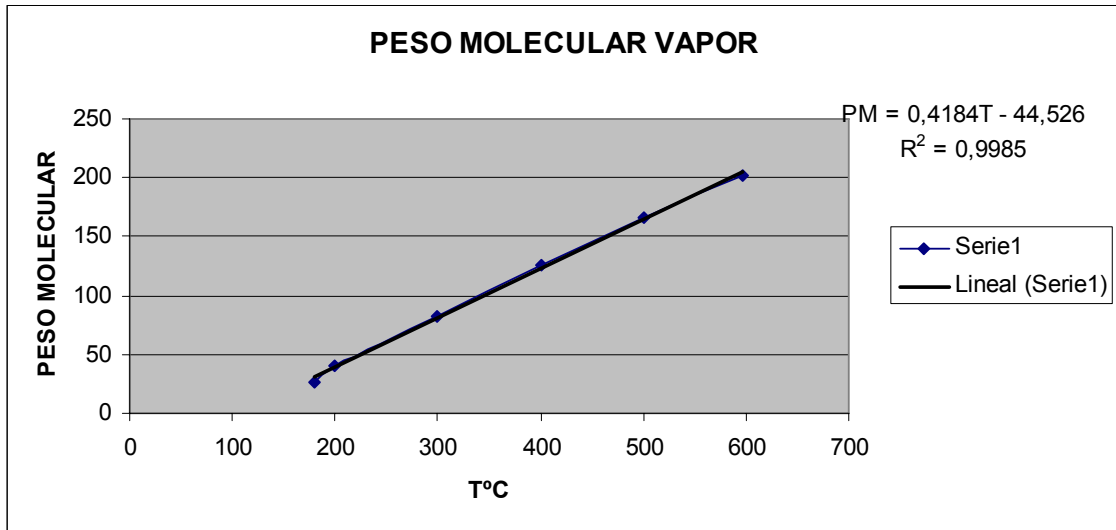


	PRESION (BAR)	T MEDIA DE EBULLICION (°F)
ENTRADA	13	790,4455582
SALIDA	2,9	704,2896412

Peso molecular

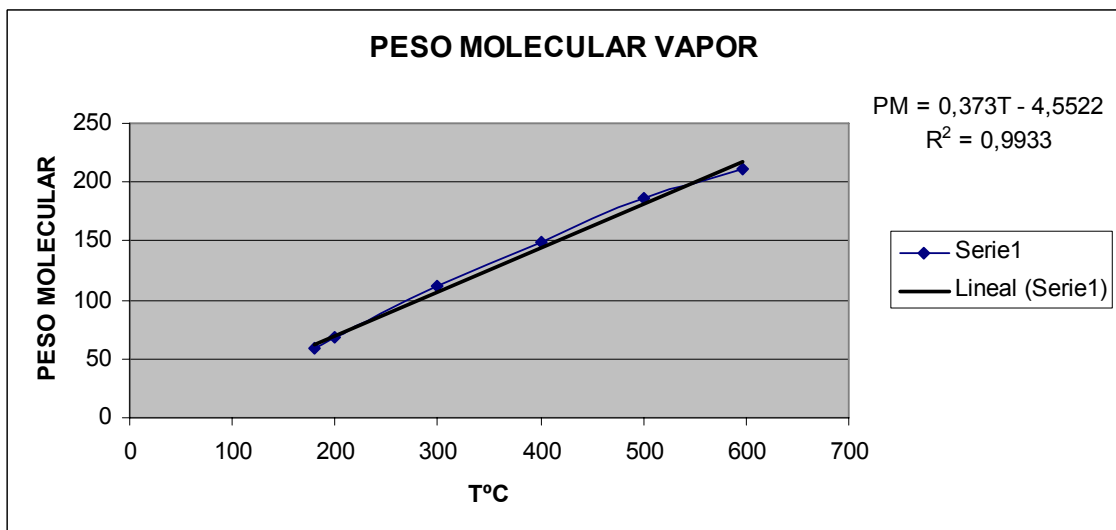
Entrada típica

Presion	12 bar	14 bar		
Temperatura	peso molecular vapor	peso molecular vapor	promedio	ajuste
180	35,71	18,02	26,865	30,8
200	41,81	39,09	40,45	39,2
300	84,84	80,34	82,59	81,0
400	127,1	123,6	125,35	122,8
500	167,5	164,8	166,15	164,7
597	202,9	201,6	202,25	205,3



Salida típica

Presion	3 bar	5 bar		
Temperatura	peso molecular vapor	peso molecular vapor	promedio	ajuste
180	64,27	52,81	58,54	62,5878
200	74,15	61,59	67,87	70,0478
300	116,6	106,5	111,55	107,3478
400	153,5	144,4	148,95	144,6478
500	190,6	182,9	186,75	181,9478
597	212,6	209,6	211,1	218,1288

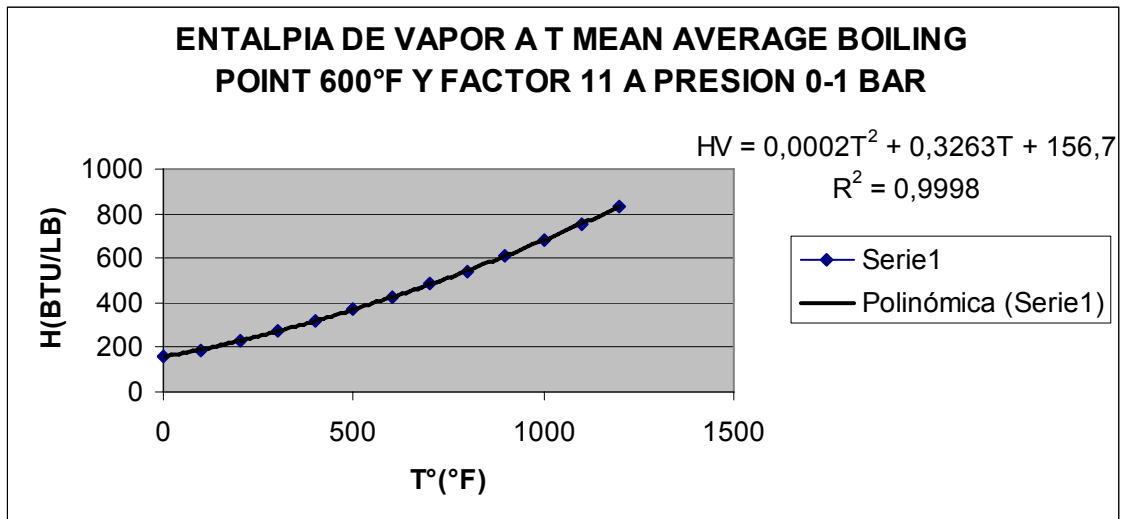


	entrada	Salida
Temperatura	276,387	372,958
Pm vapor	71,1	134,561
Pm mezcla	216,7	216,7
fraccion vapor	0,256	0,738
fraccion liquido	0,744	0,262
Pm liquido	266,862	448,338

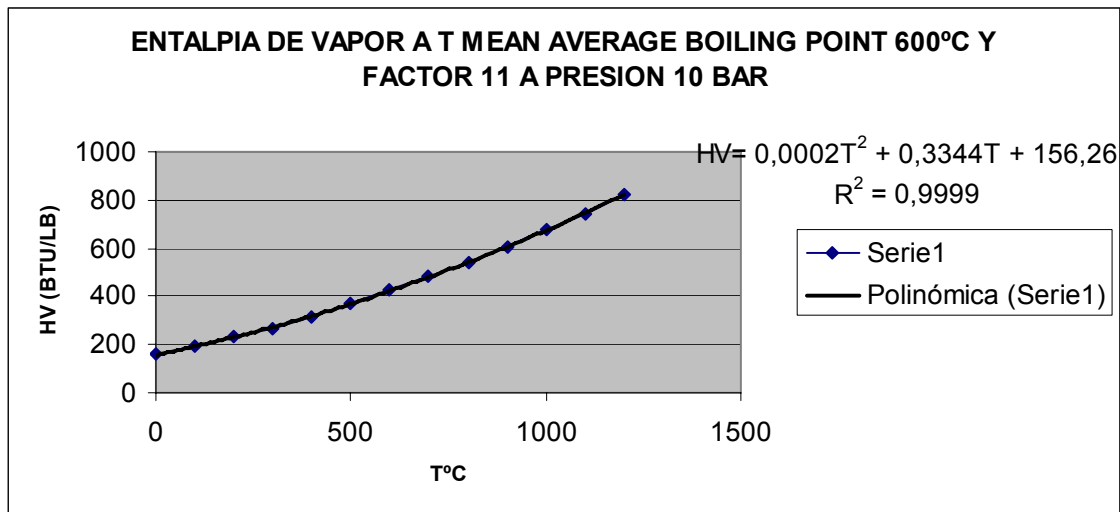
ENTALPIA DE VAPOR A FACTOR 11

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
600	11

T°(°c)	H(BTU/LB) VAPOR A P =0-1 BAR
0	160
100	190
200	230
300	270
400	315
500	370
600	425
700	485
800	540
900	615
1000	685
1100	755
1200	830



T°	H(BTU/LB) VAPOR A P =10 BAR
0	160
100	190
200	230
300	270
400	315
500	370
600	425
700	485
800	540
900	605
1000	675
1100	745
1200	820



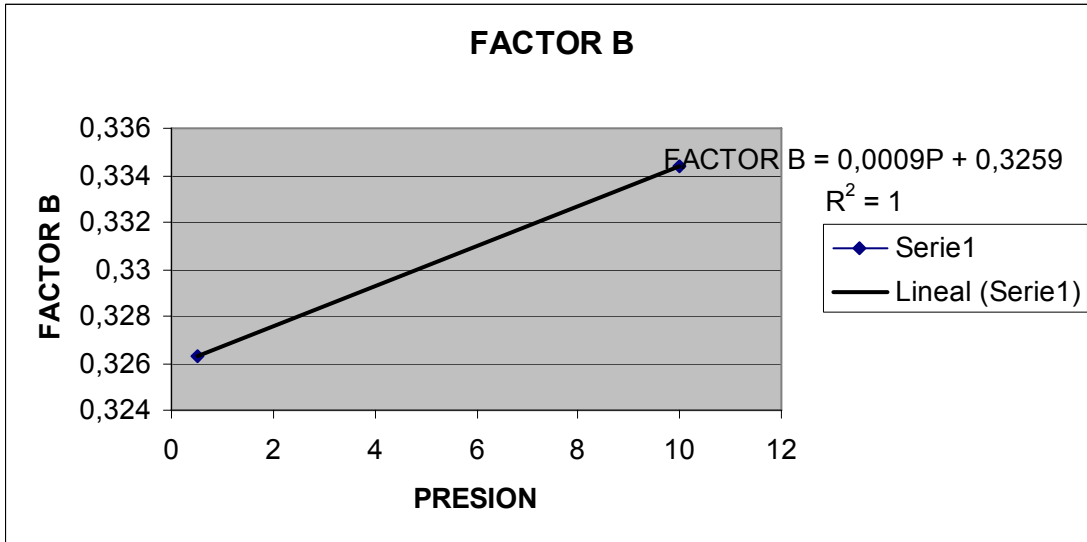
FACTORES

PRESIONES	A	B	C
0,5	0,0002	0,3263	156,7
10	0,0002	0,3344	156,26

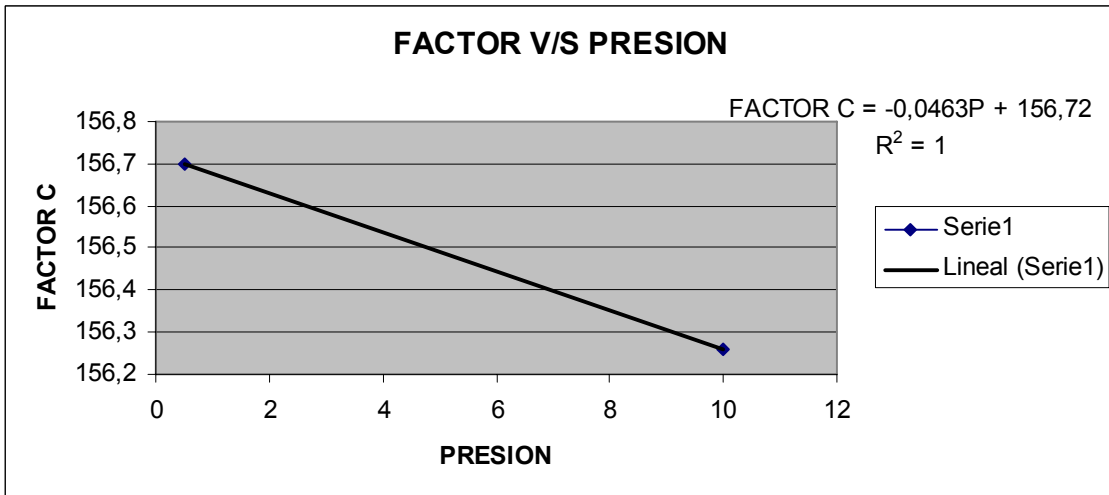
A	0,0002
---	--------

B

PRESIONES		
0,5	0,3263	0,3264
10	0,3344	0,3349



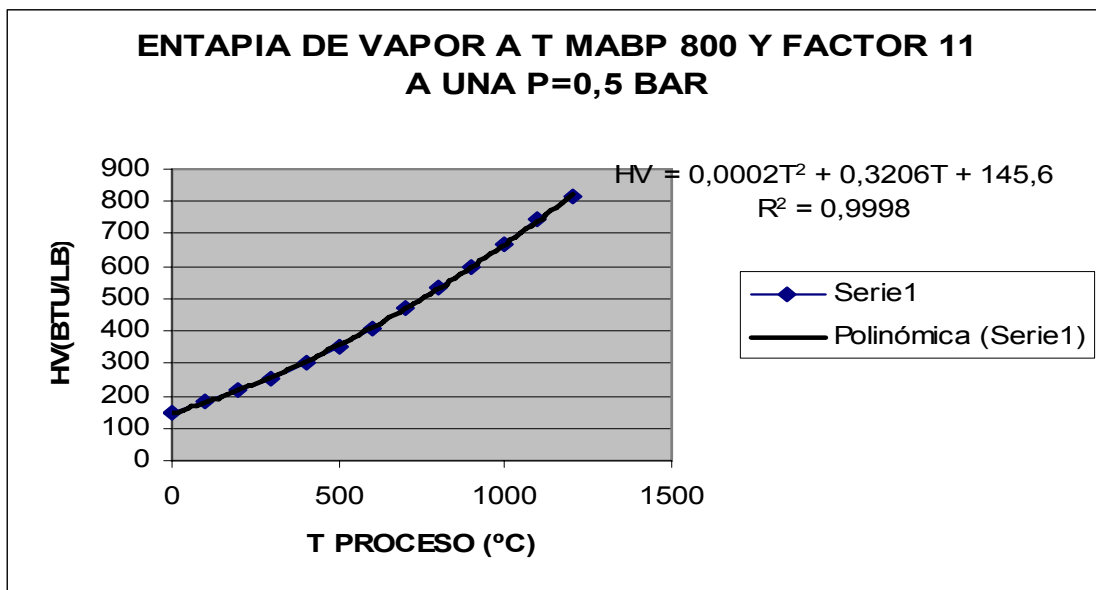
PRESIONES	FACTOR C
0,5	156,7
10	156,26



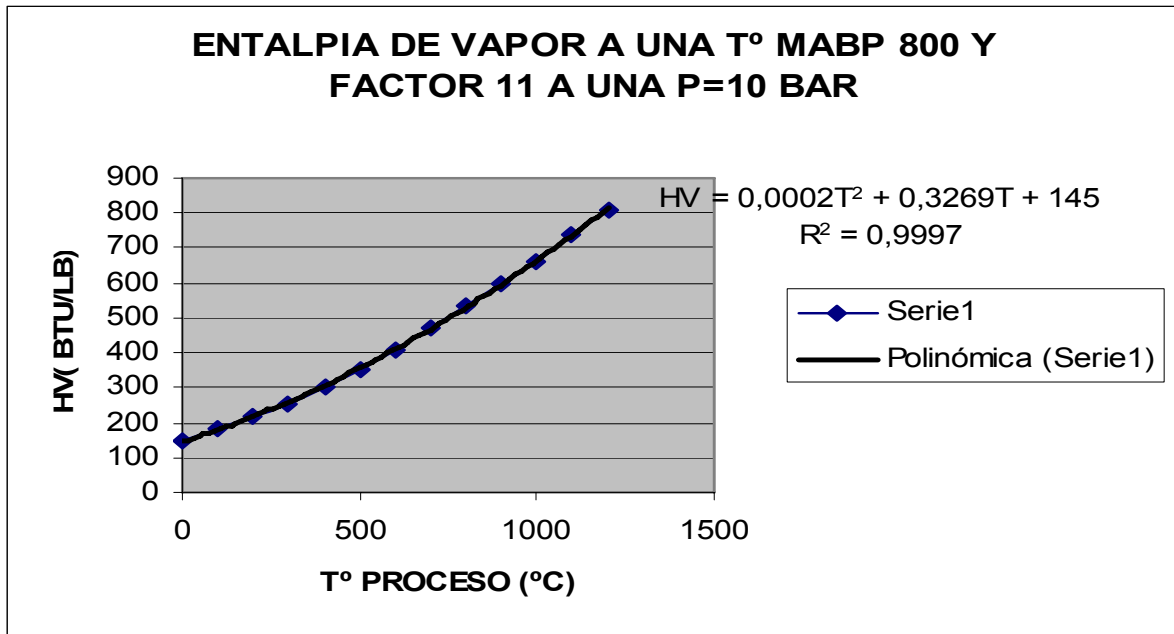
	entrada	salida	
PRESION	12,517	2,880	bar
A	0,0002	0,0002	
B	0,3372	0,3285	
C	156	157	
T° PROCESO	529,4971375	703,324744	°F
HVAPOR A M.A.B.P(600)	390,742	486,556	BTU/LB

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
800	11

T°	0,5
0	150
100	180
200	215
300	255
400	305
500	355
600	410
700	470
800	535
900	600
1000	665
1100	745
1200	815



T°	10
0	150
100	180
200	215
300	255
400	305
500	355
600	410
700	470
800	535
900	600
1000	660
1100	740
1200	810



Factores:

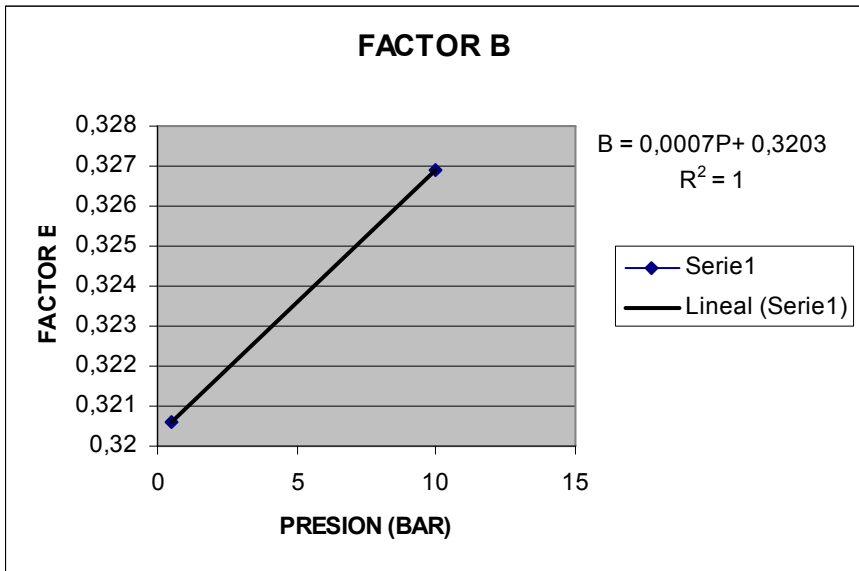
PRESIONES	A	B	C
0,5	0,0002	0,3206	145,6
10	0,0002	0,3269	145

Donde:

A	0,0002
---	--------

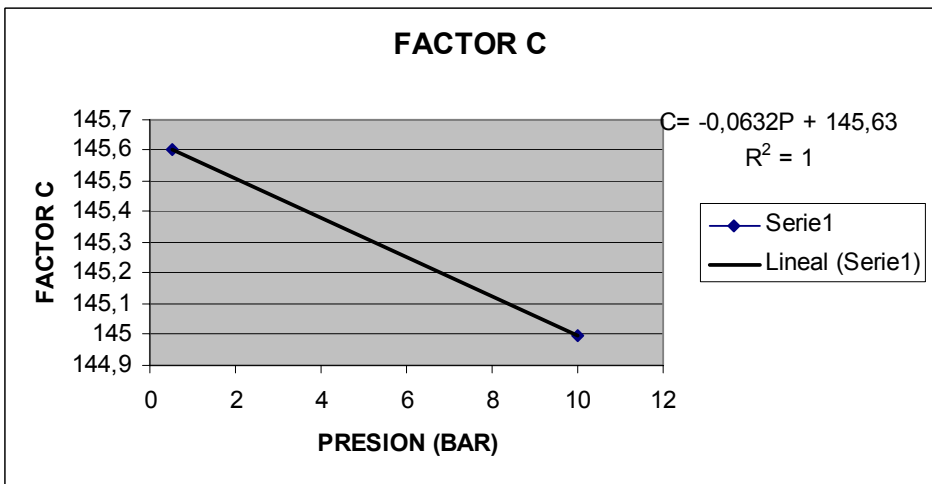
B:

PRESIONES	B
0,5	0,3206
10	0,3269



C:

PRESIONES	C
0,5	145,6
10	145



PRESION	12,51692772	2,88009214
A	0,0002	0,0002
B	0,3291	0,3223
C	144,839	145,448
T° PROCESO	529,497	703,325
HVAPOR A M.A.B.P(800)	375,150	471,074

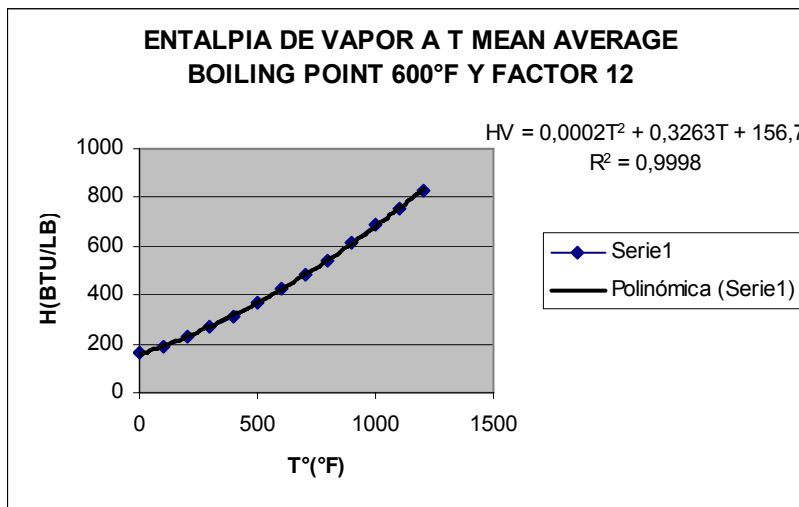
T ° BOILING POINT	600	790	800
H ENTRADA (btu/lb)	390,74	375,89	375,15

T ° BOILING POINT	600	704	800
H SALIDA (btu/lb)	486,56	478,48	471,07

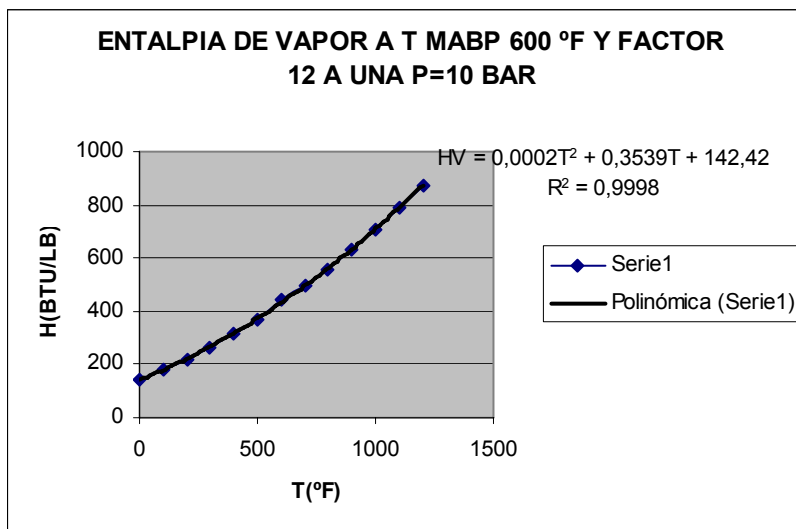
Entalpia del vapor a factor 12

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
600	12

T°	H(BTU/LB) VAPOR A P =0-1 BAR
0	160
100	190
200	230
300	270
400	315
500	370
600	425
700	485
800	540
900	615
1000	685
1100	755
1200	830



T°	H(BTU/LB) VAPOR A P =10 BAR
0	145
100	180
200	220
300	265
400	315
500	370
600	440
700	500
800	560
900	630
1000	710
1100	790
1200	875



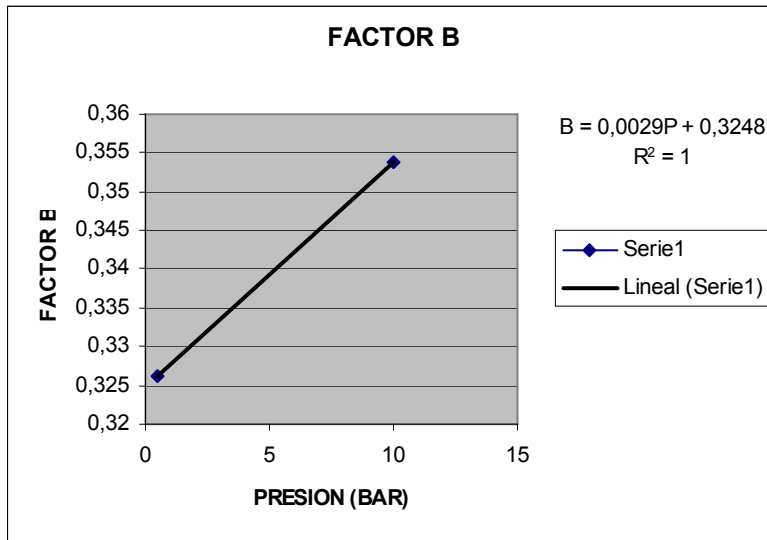
Factores:

PRESIONES	A	B	C
0,5	0,0002	0,3263	156,7
10	0,0002	0,3539	142,42

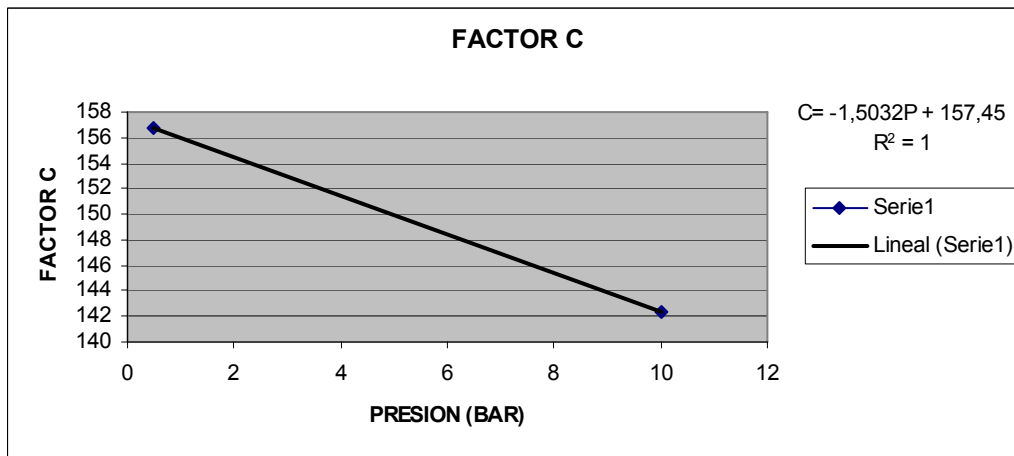
Donde:

A	0,0002
---	--------

PRESIONES	B
0,5	0,3263
10	0,3539



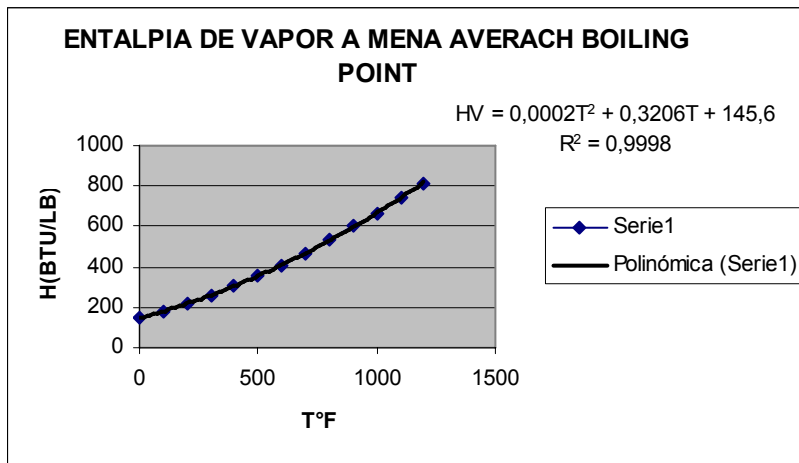
PRESIONES	C
0,5	156,7
10	142,42



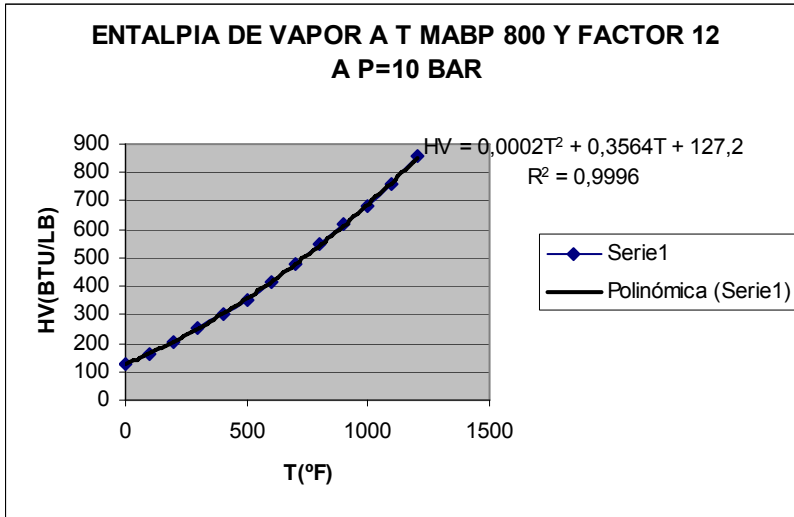
	ENTRADA	SALIDA	
PRESION	12,52	2,88	BAR
A	0,00	0,00	
B	0,36	0,33	
C	138,63	153,12	
T° PROCESO	529,50	703,32	°F
HVAPOR A M.A.B.P(600)	385,97	486,41	

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
800	12

T°	H(BTU/LB)(VAPOR)P= 0-1 (BAR)
0	150
100	180
200	215
300	255
400	305
500	355
600	410
700	470
800	535
900	600
1000	665
1100	745
1200	815



T°	H(BTU/LB)(VAPOR)P= 10 (BAR)
0	130
100	165
200	205
300	250
400	300
500	355
600	415
700	480
800	550
900	620
1000	680
1100	760
1200	855



Factores:

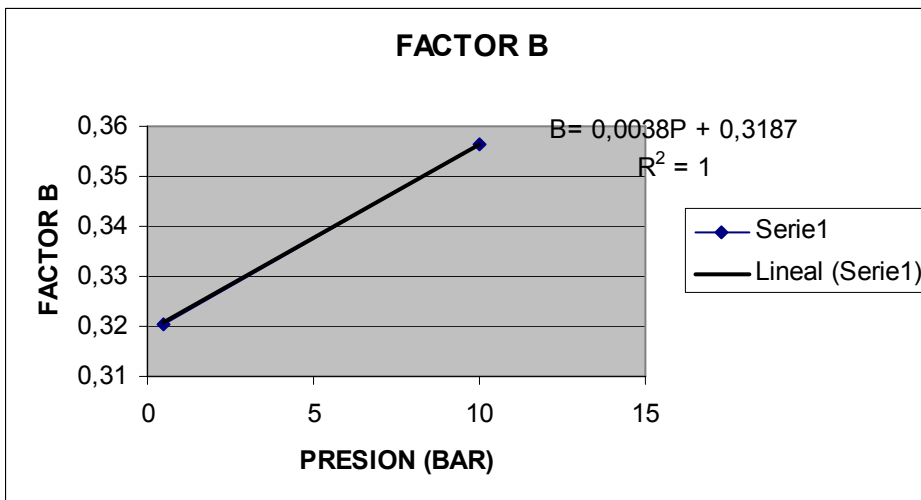
PRESIONES	A	B	C
0,5	0,0002	0,3206	145,6
10	0,0002	0,3564	127,2

Donde:

A	0,0002
---	--------

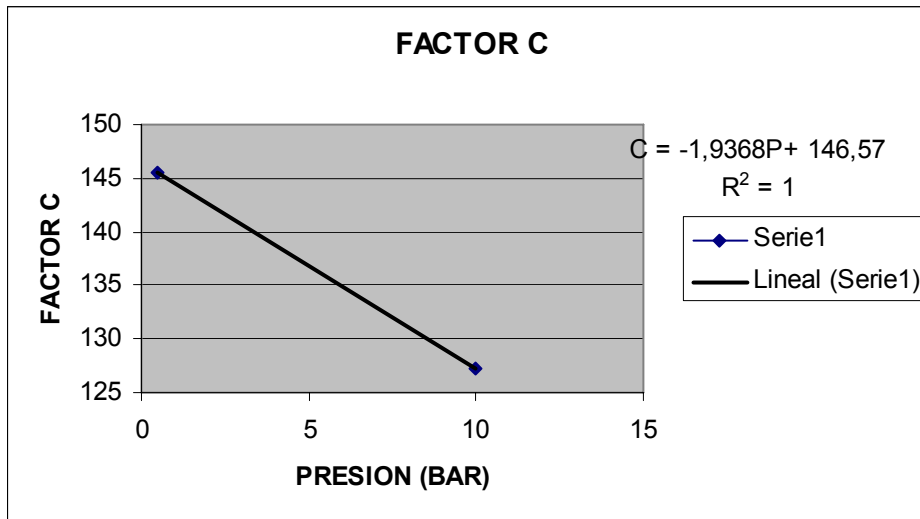
B:

PRESIONES	B
0,5	0,3206
10	0,3564



C:

PRESIONES	C
0,5	145,6
10	127,2



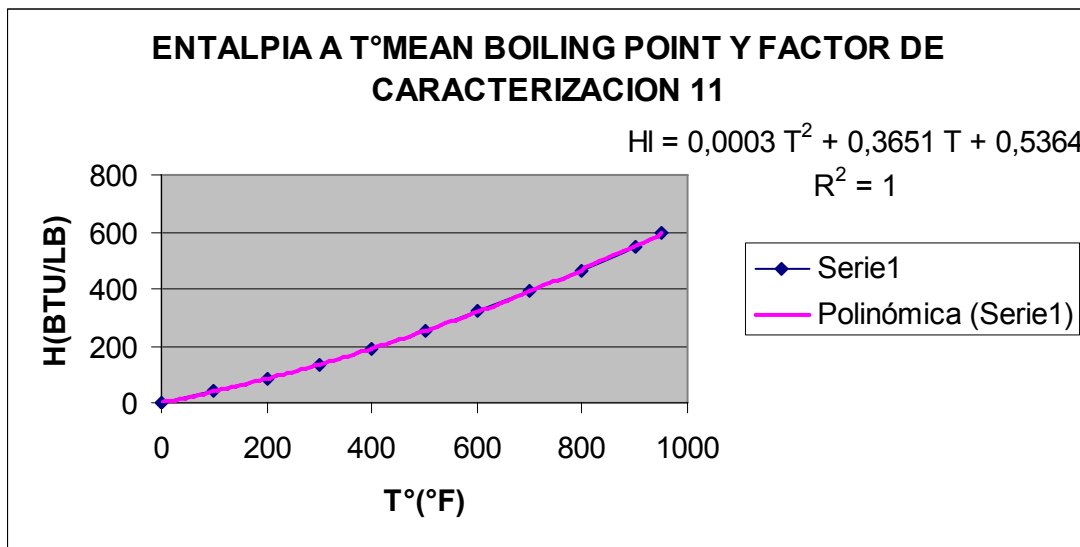
	ENTRADA	SALIDA
PRESION	12,51692772	2,88009214
A	0,0002	0,0002
B	0,3663	0,3296
C	122,3	141,0
T° PROCESO	529,50	703,32
HVAPOR A M.A.B.P(800)	372,34	471,77

T ° BOILING POINT	600	790	800
H ENTRADA	385,97	372,99	372,34

T ° BOILING POINT	600	704	800
H SALIDA	486,41	478,78	471,77

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
600	11

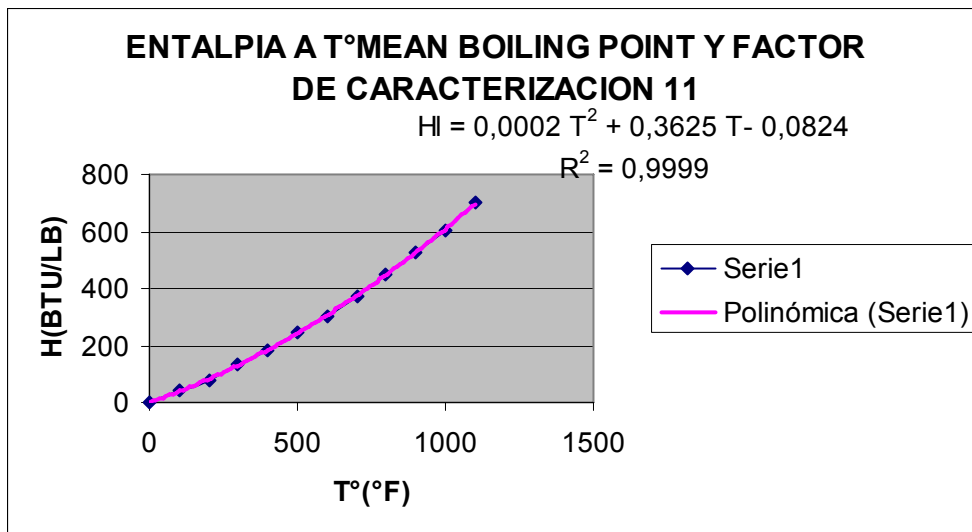
T°	H(BTU/LB)(LIQ)
0	0
100	40
200	85
300	135
400	190
500	250
600	320
700	390
800	465
900	550
950	595



	T°	H(BTU/LB)
ENTRADA	529,50	277,97
SALIDA	703,32	405,72

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
800	11

T°	H(BTU/LB)(LIQ)
0	0
100	40
200	80
300	130
400	185
500	245
600	305
700	375
800	450
900	525
1000	605
1100	700



	T°	H(BTU/LB)
ENTRADA	529,50	248,10
SALIDA	703,32	353,97

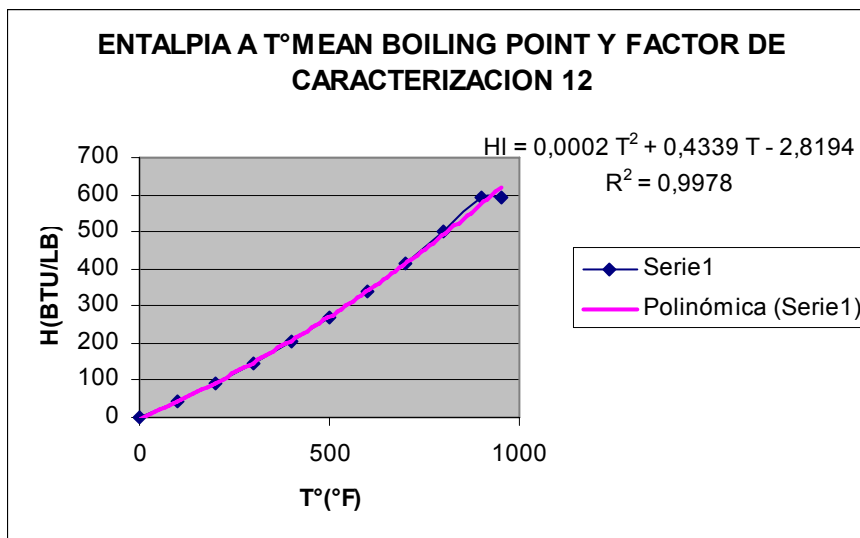
T	600	790	800
H ENTRADA	277,97	249,53	248,10

T	600	704	800
H SALIDA	405,720	378,735	353,971

Entalpia de liquido con factor de caracterizacion 12

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
600	12

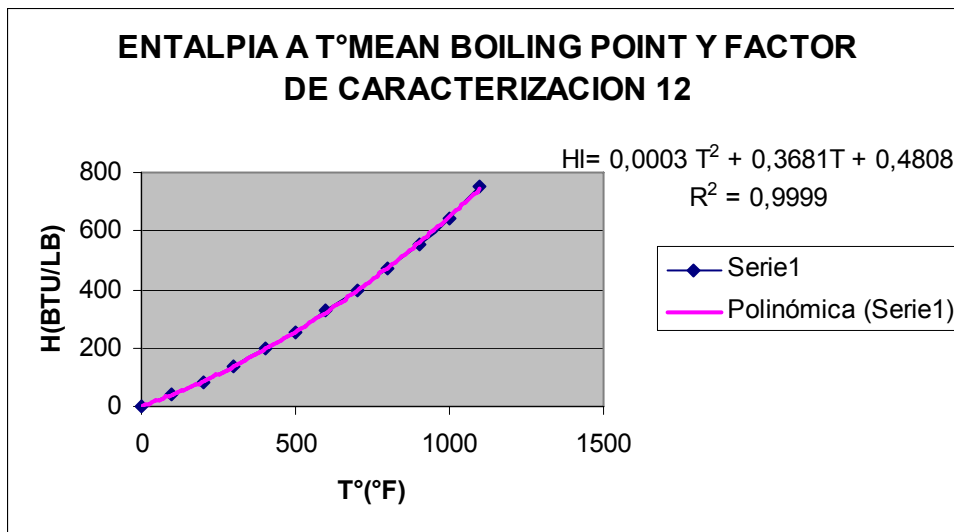
T°	H(BTU/LB)(LIQ)
0	0
100	45
200	90
300	145
400	205
500	270
600	340
700	415
800	500
900	595
950	595



	T°	H(BTU/LB)
ENTRADA	529	288,64
SALIDA	703,32	406,93

T.MEAN BOILING POINT(°F)	FACTOR DE CARACTERIZACION
800	12

T°	H(BTU/LB)(LIQ)
0	0
100	40
200	85
300	135
400	195
500	255
600	325
700	395
800	475
900	555
1000	645
1100	750



	T°	H(BTU/LB)
ENTRADA	529,50	279,50
SALIDA	703,32	407,77

T	600	790	800
H ENTRADA	288,64	279,94	279,50

T	600	704	800
H SALIDA	406,93	407,37	407,77

Anexo D. Propiedades de transferencia de calor

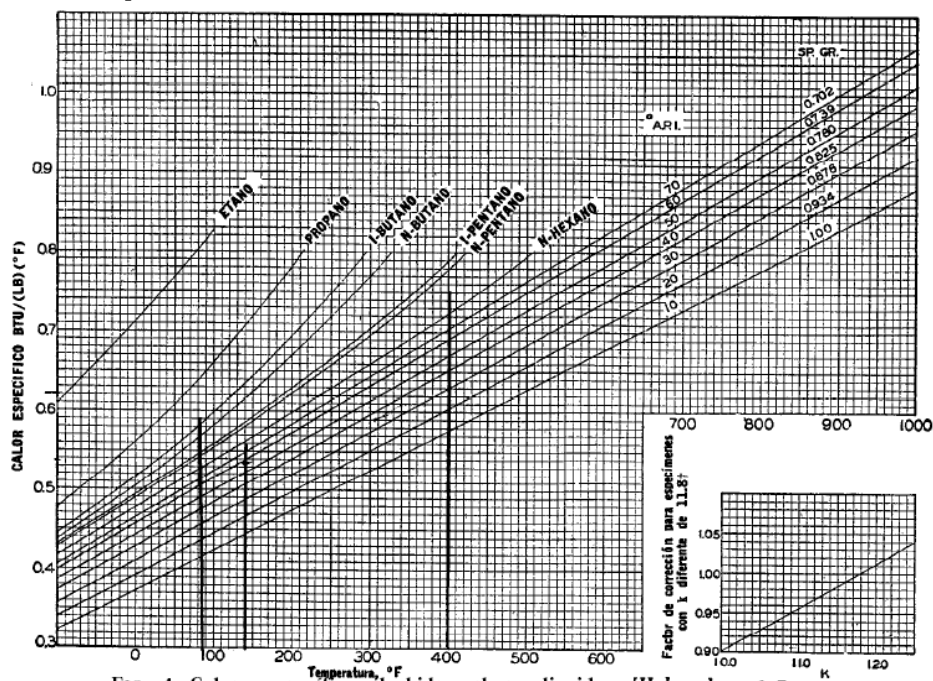


FIG. 4. Calores específicos de hidrocarburos líquidos. [Holcomb and Brown, *Ind. Eng. Chem.* 34, 505 (1942)]

† K = Factor de caracterización

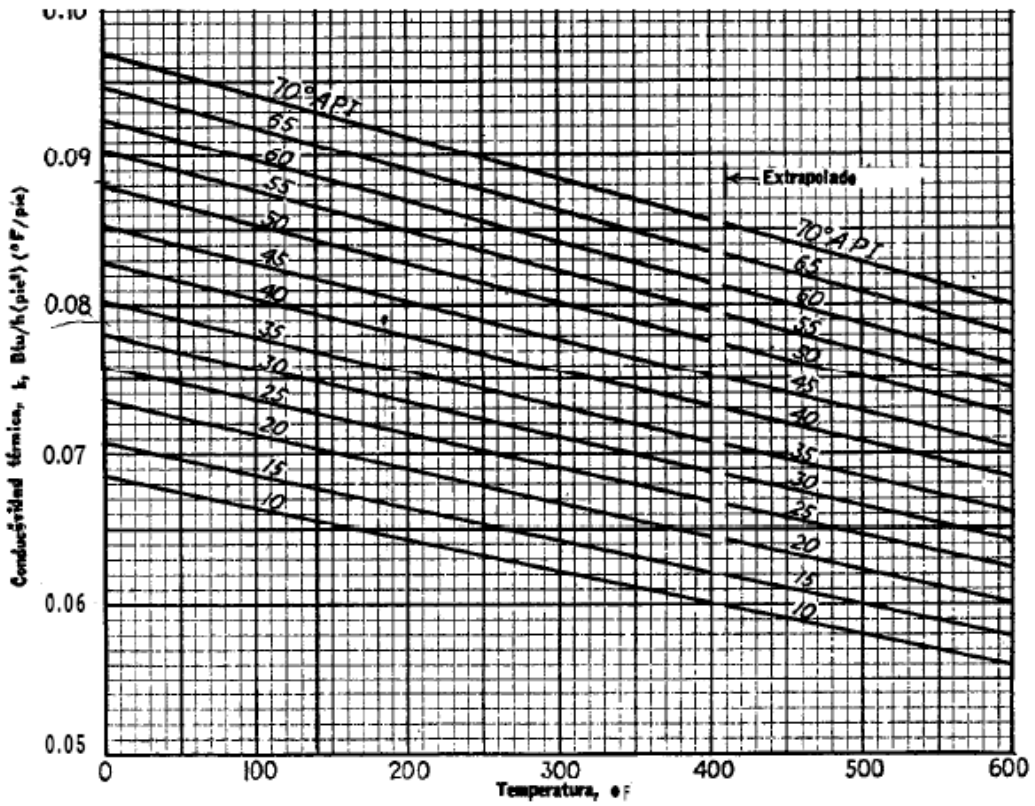


FIG. 1. Conductividades térmicas de hidrocarburos líquidos. (Adaptado del Natl. Bur. Standards Misc. Pub. 97)

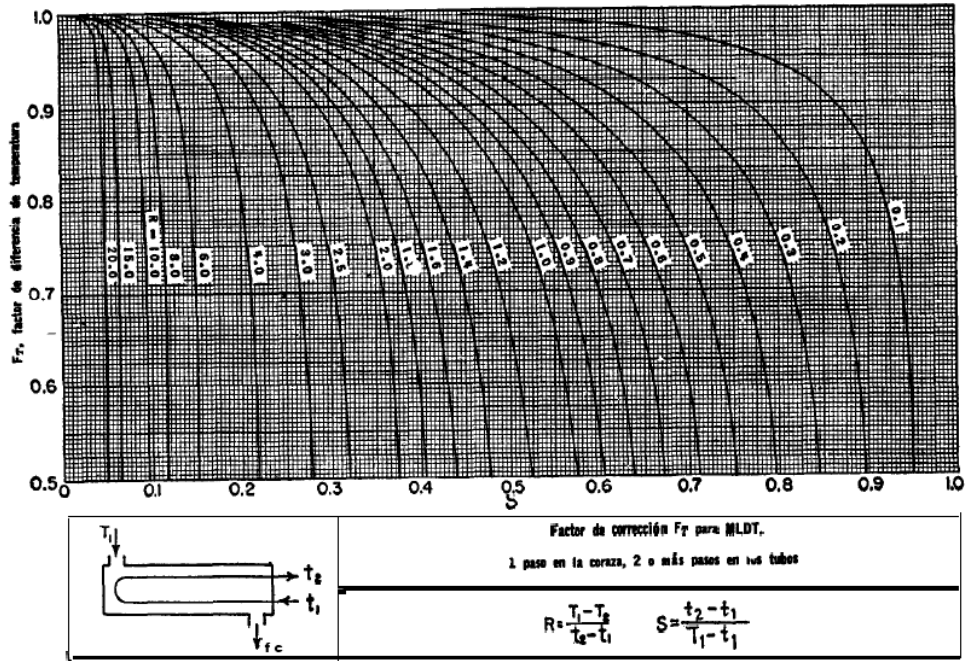


FIG. 18. Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1-2. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949*)

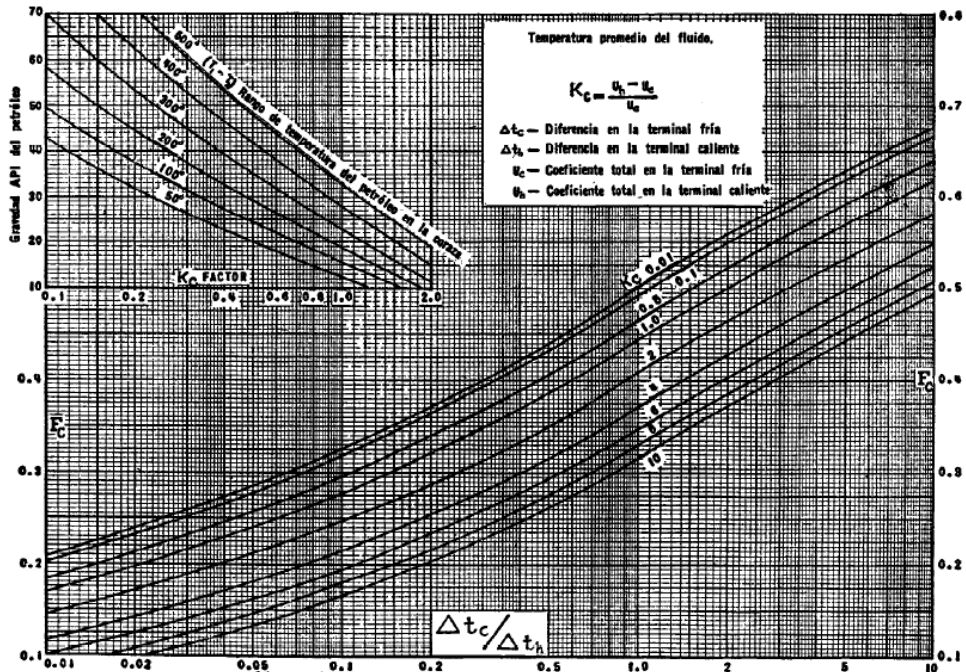


FIG. 17. Factor F de temperatura calórica. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949*)

Anexo E. API 560

Cálculo del Poder Calorífico por Work Sheet de Combustión (apéndice F.C, API 560)

El contenido de carbono del combustible y el contenido de los otros componentes se ingresa como fracción en peso en la columna 3 de la Work Sheet de Combustión (Norma API-560, pag 240) para determinar los componentes del gas combustible

Combustible

Composición de Fuel Gas	
composicion	% volumen
Carbono	0
Hidrógeno	24,2951
Oxígeno	0,2
Nitrógeno	1,7996
Monóxido de Carbono	0,3999
Dióxido de Carbono	0
Metano	54,889
Etano	10,4979
Etileno	0
Acetileno	0
Propano	6,1988
Propileno	0
Butano	1,3997
Butileno	0
Pentano	0,2999
Hexano	0
Benceno	0
Metanol	0
Amonio	0
Azufre*	0
H2S*	0,02
Agua	0

Fracción volumétrica del combustible

Componentes del combustible	Columna 1	Columna 2	Columna 3 (1x2)	Columna 4	Columna 5 (3x4)
	% volumen	Peso molecular	Peso Total (Kg)	Poder calorífico	Poder calorífico
Carbono	0,0000	12,000	0,0000		0
Hidrógeno	24,2951	2,016	48,9789	120.000	5.877.471
Oxígeno	0,2000	32,000	6,4000		0
Nitrógeno	1,7996	28,000	50,3888		0
Monóxido de Carbono	0,3999	28,000	11,1972	10.100	113.092
Dióxido de Carbono	0,0000	44,000	0,0000		0
Metano	54,8890	16,000	878,2240	50.000	43.911.200
Etano	10,4979	30,100	315,9868	47.490	15.006.213
Etileno	0,0000	28,100	0,0000	47.190	0
Acetileno	0,0000	26,000	0,0000	48.240	0
Propano	6,1988	44,100	273,3671	46.360	12.673.298
Propileno	0,0000	42,100	0,0000	45.800	0
Butano	1,3997	58,100	81,3226	45.750	3.720.508
Butileno	0,0000	56,100	0,0000	45.170	0
Pentano	0,2999	72,100	21,6228	45.360	980.810
Hexano	0,0000	86,200	0,0000	45.100	0
Benceno	0,0000	78,100	0,0000	40.170	0
Metanol	0,0000	32,000	0,0000	19.960	0
Amonio	0,0000	17,000	0,0000	18.600	0
Azufre*	0,0000	32,100	0,0000		0
H2S*	0,0200	34,100	0,6820	15.240	10.394
Agua	0,0000	18,000	0,0000		0
Total	100,0		1.688,170		82.292.984
Total por kg de combustible	99,9999		1,000		48.747

Columna 6	Columna 7 (3x6)	Columna 8	Columna 9 (3x8)	Columna 10	Columna 11 (3x10)	Columna 12	Columna 13 (3x12)
Aire Requerido	Aire Requerido	CO2 Formado (kg CO2 por kg)	CO2 Formado	H2O Formado (kg)	H2O Formado (kg)	N2 Formado (kg N2 por	N2 Formado kg
11,51	0,00	3,66	0,00		0,00	8,85	0,000
34,29	1.679,49	0,00	0,00	8,94	437,87	26,36	1.291,084
-4,32	-27,65	0,00	0,00		0,00	-3,32	-21,248
	0,00	0,00	0,00		0,00	1,00	50,389
2,47	27,66	1,57	17,58		0,00	1,90	21,275
	0,00	1,00	0,00		0,00		0,000
17,24	15.140,58	2,74	2.406,33	2,25	1.976,00	13,25	11.636,468
16,09	5.084,23	2,93	925,84	1,80	568,78	12,37	3.908,757
14,79	0,00	3,14	0,00	1,28	0,00	11,36	0,000
13,29	0,00	3,38	0,00	0,69	0,00	10,21	0,000
15,68	4.286,40	2,99	817,37	1,63	445,59	12,05	3.294,073
14,79	0,00	3,14	0,00	1,28	0,00	11,36	0,000
15,46	1.257,25	3,03	246,41	1,55	126,05	11,88	966,112
14,79	0,00	1,28	0,00	1,28	0,00	11,36	0,000
15,33	331,48	3,05	65,95	1,50	32,43	11,78	254,716
15,24	0,00	3,06	0,00	1,46	0,00	11,71	0,000
13,27	0,00	3,38	0,00	0,69	0,00	10,20	0,000
6,48	0,00	1,38	0,00	1,13	0,00	4,98	0,000
6,10	0,00	0,00	0,00	1,59	0,00	5,51	0,000
4,31	0,00	2,00	0,00		0,00	3,31	0,000
6,08	4,15	1,88	1,28	0,53	0,36	4,68	3,192
	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00		0,000
	27.783,57		4.480,76		3.587,09		21.404,818
	16,46		2,654		2,125		12,679

Cálculo de kg de elementos resultantes de la combustión por kg de combustible

Requerimientos y productos

	kg
combustible	1,000
Aire	16,46
CO2	2,654
H2O	2,125
N2	12,679

Resumen del Balance de masa de los compuestos resultantes de la combustión

CORRECCIÓN POR EXCESO DE AIRE

Para H₂O formado = 0

Kg de H₂O formado = 0

Debido a que la muestra de oxígeno extraída es en base seca

Kg de exceso de aire por kg de combustible:

$$= \frac{(28,85 * \%O_2) * \left(\frac{N_2 \text{ formado}}{28} + \frac{CO_2 \text{ formado}}{44} + \frac{H_2O \text{ formado}}{18} \right)}{20,95 - \%O_2 * \left(\left(1,6028 * \frac{\text{kg_de_H}_2\text{O}}{\text{kg_de_aire_requerido}} \right) + 1 \right)}$$

Kg de exceso de aire por kg de combustible = 2.29 kg

$$\text{Porcentaje de exceso de aire} = \frac{\text{kg_de_exceso_aire}}{\text{aire_requerido}}$$

Exceso de aire 14%

Temperatura de salida de los gases de combustión, Te: 334,8 °C

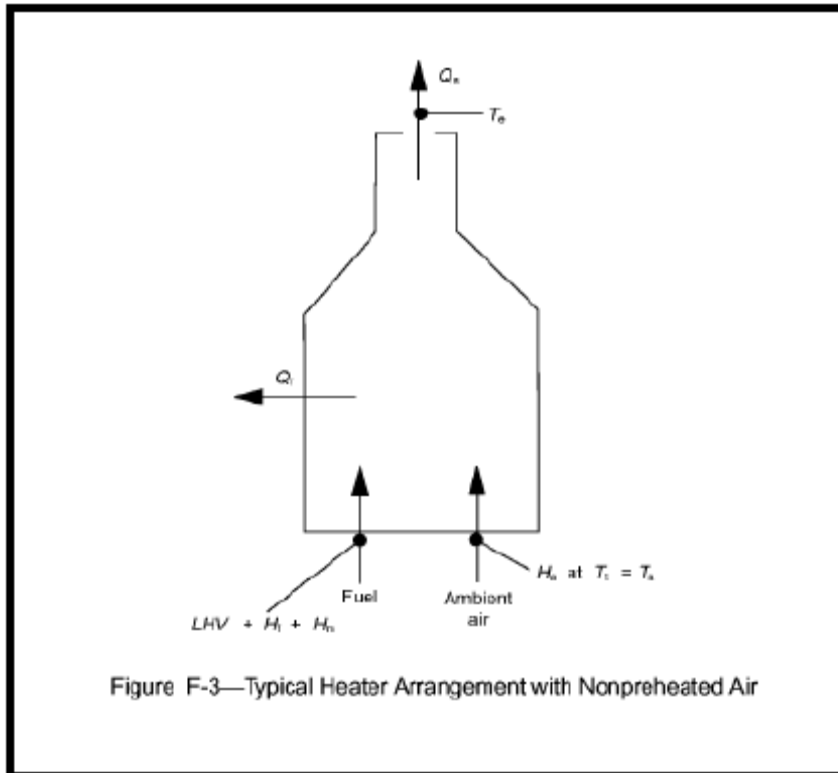
componente	columna 1 (kg de componente formado / kg de combustible)	columna 2 entalpia a la Te (kj/kg)	columna 3 contenido de calor (kj/kg de combustible)
CO2	2,654	355,125919	943
vapor de agua	2,125	610,116142	1296
N2	12,679	337,605903	4281
AIRE	2,29	328,492787	751
TOTAL	19,745	*****	7271

Balance de energía de los gases que salen por la chimenea

Resultados

se obtiene el calor perdido por la chimenea, Q_s

$Q_s = 7271$ KJ/kg de combustible



Flujos calóricos involucrados en el balance de calor de un horno de tiraje natural.

Ingresando el poder calorífico superior y los demás parámetros requeridos en la Work Sheet del Poder Calorífico Inferior (apéndice F.C, API 560), se determina el poder calorífico inferior y el contenido de carbono (como porcentaje). Utilizando esta metodología, H_{inf} es igual a 48.747 KJ/kg de combustible.

Las pérdidas por la chimenea, Q_{gc} , se determinan sumando el contenido de calor del gas de combustión a la salida de la zona de la chimenea a T_s (ver Stack loss Work Sheet, appendix F.D, API 560). Por lo tanto, $Q_{gc} = 7271$ KJ/kg de combustible a 334,8 °C.

Los calores sensibles Q_{aire} , Q_c y Q_v , se determinan así:

$$Q_{aire} = s * \alpha * C_{aire} * (T_i - T_r)$$

Donde, kg de aire por kg de combustible es igual a la suma de los valores (a) y (b) de Excess Air and Relativity Humidity Work Sheet (ver Apéndice F.C, API 560).

Q_{aire} = 8825,5 KJ/kg por kg de combustible

$$Q_c = C_p * (T_i - T_r)$$

Q_c = 6,25 KJ/kg por kg de combustible

Las pérdidas por las paredes se aproximan a 1 % del calor aportado por el combustible, ya que los diseños se adecuan a las recomendaciones de la norma API-560= 487,5 KJ/kg

Finalmente, tomando una base de cálculo de 1 kg/h de combustible, la eficiencia neta térmica :

· Eficiencia : **87%**