

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA Y AMBIENTAL DE LAS
CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DEL HORNO H-751 DE LA
UNIDAD DA-1 DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ-PDVSA”**

REALIZADO POR:

ROSELLIN MARIBEL WETTEL

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA Y AMBIENTAL DE LAS
CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DEL HORNO H-751 DE LA
UNIDAD DA-1 DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ-PDVSA”**

ASESORES

Ing. Químico Frank Parra
Asesor Académico

Ing. Eléctrico Alexis Córdova
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, abril de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA Y AMBIENTAL DE LAS
CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DEL HORNO H-751 DE LA
UNIDAD DA-1 DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ-PDVSA”**

JURADOS

Ing. Quím. Frank Parra
Asesor académico

Ing. Quím. Maritza Millán Silva, MSc
Jurado principal

Ing. Quím. Hernán Raven, MSc
Jurado principal

Puerto La Cruz, abril de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente: “Los trabajos de Grado son propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el cual participará al Consejo Universitario”



DEDICATORIA

A Dios mi gran maestro por darme la fuerza y la perseverancia, que siempre mantuve en este largo camino. ¡GRACIAS POR LLEVARME POR ESTE GRAN CAMINO!

A mi madre Lériða del Valle Wettel Rojas por darme la vida y por ser madre y padre en cada momento. Todos mis meritos son para ti, porque gracias a ti y a todo lo que has hecho por mi, yo soy quien soy.

A mi hermano Richard Rafael que de una forma u otra fue parte de mis deseos de superación.

A mi tía Josefina que en paz descanse. Donde quieras que estés tía te dedico con mucho amor este gran logro que con tanto sacrificio pude alcanzar.

AGRADECIMIENTO

A mi madre. Nunca me va alcanzar la vida para darte las gracias por todo lo que has hecho por mi y mi hermano. Gracia por el apoyo que me diste desde el día que salí de mi casa a emprender esta profesión, pues aquí está mi logro, yo sabia que no te podía defraudar.

A mis hermanos Richard (nito), Grey, Trino (mano), Trinito y Jesus Miguel (mi chumi), a ellos gracias por su apoyo y por estar muy pendiente de mi.

A mi tía Josefina que en paz descanse y a mi tío Pablo gracias les doy por toda la ayuda que me brindaron en el transcurso de mi carrera.

Gracias a todos mis tíos, Elizabeth (chabela), Víctor, Orlaida, Enrry, Lenchito, Ana Luisa, Marielena, Leris, por todo su apoyo.

A mi primis Marielbys Milagros, más que una prima eres como mi hermana gracias por todo besos.

A los esposos el Sr. Freddy Marín y la Sra. Elva de Marín, muchas gracias por acompañar a mi mamá y estar muy pendiente de ella. Gracia nunca olvidaré todo lo que hicieron por ella. Besos

A todos mis niños, Anaidy, mi chinito, Maria Valentina, Samuel, Wielmer, Marta, Reison y su futura hermanita, gracias por alegrarme la vida en los momentos difíciles y espero que mi perseverancia le sirva de ejemplo para que en el futuro sean grandes profesionales.

A mis ahijados, Karelis, El gordo, Frank Jesús, Wladimir, Franklin y los que vendrán, gracia por todo su cariño y amor y espero de igual manera, servirles de ejemplo para que en el futuro sean grades profesionales, besos y que Dios me los bendiga.

A mi comadre camu y al compadre chuchú por estar siempre pendiente de mi y mis estudios besos se les quiere.

A mis compadres yeya y chico gracias por todo su apoyo, se les quiere, abrazos.

A mi comadre Delvis y al compadre Frank Wladimir, bueno no tengo palabras para agradecerle todo lo que hicieron por mi, ustedes fueron mi familia mi apoyo mi todo desde que llegue a la ciudad Puerto La Cruz.

A mi mejor amiga, hermana y comadre, Mari Montaner, gracias por estar siempre pendiente de mi, por todo los momentos que hemos vivido juntas desde nuestra infancia te quiero y espero siempre sigamos siendo las mejores miguitas del mundo, besos.

A mis hermanos de crianza, Jesús Daniel (el chu), Daniel Jesús (el ñelo) y Mari (la maricucha), gracias por todo su apoyo y compañía, los quiero.

Gracias a mamá thalia a papá poly y a valle por todos sus consejos y apoyo, los adoro, besos.

A la familia Flores Delgado, la Sra. Mora y su esposo el Sr. Jorge y su hija Geraldine, muchas gracias por abirme las puertas de su casa, gracias por todo el apoyo y colaboración que me brindaron. Les estaré por siempre muy agradecida.

Al Ing. Jorge Jhonatan Flores Delgado (mi hueso hueso), a ti muy en especial muchas gracias, porque tu fuiste la única persona que estuvo conmigo siempre desde que comencé a realizar este mi trabajo de grado, estuviste siempre en las buenas y en las malas, me ayudaste a empezar y a culminar este trabajo. Gracias por todo tu apoyo, cariño, amor y comprensión incondicional. Nunca olvidaré todo lo que hiciste por mí, siempre te estaré agradecida.

A la tía Cielos, gracias por todo lo que hiciste para el día de mi presentación, todo estuvo muy rico. Besos.

A la Universidad de Oriente por abrirme las puertas y hacer de mi una profesional.

A todos los profesores de la Universidad de Oriente en especial a los profesores del departamento de Ing. Química quienes día tras día se dedican a la formación de nuevos profesionales, a ellos gracias por todas sus enseñanzas.

A mis viejos amigos de la Universidad de Oriente como lo son: Reynaldo (mi rey), Cecilia, María (la tere), Marbelis (pechu), Maricelli. Gracias por todo su apoyo, se les quiere.

A mis amigas Micksu, Doris y María, gracias por compartir momentos tantos buenos y malos, pero que serán de ejemplo y de contar para toda la vida.

A mi asesor industrial el Ing. Alexis Córdova, porque gracias a él, fue posible la realización de este proyecto.

A mi asesor académico el Ing. Frank Parra por atenderme y recibirme en cada momento, gracias por todo el apoyo incondicional para la realización de mi trabajo de grado.

A la profesora Yraima Salas por el apoyo brindado en la realización de este proyecto.

A mis jurados el profesor Hernán Raven y a la profesora Maritza Millán, gracias por la aprobación de mi trabajo de grado.

A mis amigas de residencia Neyla (los pe), María (la catira), Marianelys (mi hija), la negra y mi linda, gracias por su ayuda, apoyo y compañía, besos.

RESUMEN

En el presente trabajo se evaluaron las condiciones técnico-económicas y ambientales actuales de operación del horno H-751 de la unidad DA-1 de la Refinería de Puerto La Cruz-PDVSA. Esta evaluación se realizó con la intención de verificar si dicho horno está en condiciones operativas, ya que la empresa tiene previsto emplearlo para el nuevo proyecto de conversión profunda que se adelanta en la Refinería de Puerto La Cruz. La evaluación del horno consistió en determinar los parámetros de combustión, térmicos e hidráulicos, la estimación de la cantidad de contaminantes que actualmente emite la chimenea y las pérdidas económicas generadas por el exceso del gas combustible alimentado al horno. Como resultado de la evaluación se obtuvo que el porcentaje de exceso de aire está por el orden de 59,31 % el cual supera considerablemente el valor de diseño que es 15 %. Además se determinó mediante un balance de energía que el calor absorbido por el proceso está por debajo del de diseño con una desviación de -31,84%, generándose una eficiencia de 48,04%, menor al valor de diseño 56%. En relación a la hidráulica del horno se conoció que la caída de presión promedio en el serpentín es de 258,373 psig, mayor a la del diseño, esto es debido al aumento actual del espesor de coque que existe en el interior de los tubos (0,45 pulg). Por el lado de la hidráulica de los gases de combustión se obtuvo el tiro de los quemadores el cual está por debajo del de diseño con una desviación de -10,98%. Adicionalmente, se encontró que las concentraciones de los gases emitidos actualmente por la chimenea del horno no exceden los límites establecidos por la norma COVENIN 3153:1996 y el decreto 638 sobre normas de calidad del aire. Finalmente se obtuvo un exceso de gas combustible de 10.537,28 pie³/h el cual está generando pérdidas económicas a la empresa, que están alrededor de 1.742.101,948 Bs.F al año.

CONTENIDO

PORTADA	i
PÁGINA DE ASESORES	ii
PÁGINA DE JURADOS	iii
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
RESUMEN	x
CONTENIDO	xi
LISTA DE TABLAS	xv
LISTA DE FIGURAS	xvii
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. RESEÑA HISTÓRICA DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ	1
1.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	4
1.3. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	5
1.4. OBJETIVOS	7
1.4.1. Objetivo general	7
1.4.2. Objetivos específicos	7
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	8
2.1. ANTECEDENTES	8
2.2.1 Hornos	9
2.2.2 Comportamiento de un horno	10
2.2.3 Hornos de procesos	10
2.2.4 Clasificación de los hornos	11
2.2.4.1 Horno de procesos (convencional)	11
2.2.4.2 Hornos de pirolisis	11
2.2.5 Partes que conforman la estructura física de los hornos	12
2.2.5.1 El serpentín (tubos)	12
2.2.5.2 Quemadores	12
A) Quemadores de tiro natural	12
B) Quemadores de tiro forzado	13
C) Quemadores pilotos	13
2.2.5.3 Zona radiante	13
2.2.5.4 Chimenea	13
2.2.5.5 Caja de fuego	13
2.2.5.6 Compuerta de la chimenea (Damper)	14
2.3 CONOCIMIENTOS GENERALES SOBRE LA COMBUSTIÓN	16
2.3.1 Tipos de combustión	16

2.3.1.1 Combustión completa	17
2.3.1.2 Combustión incompleta	17
2.3.2 Reacciones químicas básicas que se producen en la combustión	17
2.3.3 Aire necesario para la combustión	18
2.3.4 Productos del proceso de la combustión	20
2.3.5 Análisis de los productos de la combustión	21
2.3.6 Aire teórico	22
2.3.7 Exceso de aire	22
2.3.8 Temperatura adiabática de llama (T_F).....	23
2.3.9 Relación aire- combustible (RAC).....	23
2.3.10 Relación gases de combustión- combustible (RGC).....	24
2.3.11 Poder calorífico del combustible.....	24
2.4 BALANCE DE MASA	25
2.5 BALANCES DE ENERGÍA EN UN HORNO	26
2.6 EFICIENCIA DEL HORNO	28
2.7 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL SERPENTÍN (ΔP).....	28
2.7.1 Velocidad másica en el serpentín.....	29
2.8 TEMPERATURA DE PIEL DE TUBO	29
2.9 CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS.....	29
2.9.1 Contaminantes emitidos por la industria.....	30
2.9.2 Límites de emisión de contaminante al aire.....	31
2.9.3 Límites de calidad del aire	31
2.9.4 Concentraciones de los productos de combustión	31
2.10 IMPORTANCIA ECONÓMICA DE UNA COMBUSTIÓN EFICIENTE ...	36
2.10.1 Combustión eficiente	36
2.11 SIMULADORES DE PROCESOS.....	37
2.27.1 Paquete de simulación Pro/II con Provisión™ versión 8.1	37

CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL TRABAJO	38
3.1 OBTENCIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICOQUÍMICAS DEL CRUDO DE ALIMENTACIÓN Y DEL COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL HORNO H-751	41
3.2 CÁLCULOS DE LOS PARÁMETROS DE COMBUSTIÓN A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DEL HORNO H-751 DE LA UNIDAD DA-1	42
3.2.1 Porcentaje de aire en exceso	42
3.2.1.1 Oxígeno requerido o teórico.....	43
3.2.1.2 Aire necesario para la combustión	44
3.2.2 Humedad en los gases de combustión.....	49
3.2.3 Temperatura adiabática de llama	51
3.2.4 Balances de energía en el horno H-751 de la unidad DA-1 a condiciones actuales.....	52
3.2.4.1 Calor liberado por los quemadores (Q_{LIB}).....	53

3.2.4.2	Calor absorbido por el proceso (Q_{ABS}).....	53
3.2.4.3	Eficiencia térmica del horno	54
3.2.4.4	Calor perdido por el gas de chimenea (Q_{PCH})	54
3.2.4.5	Calor perdido por el proceso	55
3.2.4.6	Calor perdido por radiación (Q_{PR}).....	55
3.2.4.7	Calor absorbido por la sección de radiación	55
3.2.4.8	Densidad calorífica en la zona de radiación.....	56
3.3	DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS HIDRÁULICOS DEL HORNO H-751 A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN	57
3.3.1	Velocidad del crudo por las tuberías.....	57
3.3.1.1	Velocidad másica del crudo (G).....	57
3.3.2	Velocidad de erosión.....	58
3.3.3	Caída de presión en el serpentín del horno	59
3.3.4	Espesor de ensuciamiento	59
3.3.4.1	Coefficiente de transferencia de calor interno promedio en los tubos (hi).....	61
3.3.4.2	Número de Reynolds.....	63
3.3.5	Hidráulica de los gases de combustión	63
3.3.5.1	Caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador.....	64
3.4	COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN CON LAS DEL DISEÑO DEL HORNO	65
3.5	ESTIMACIÓN DE LAS CANTIDADES DE CONTAMINANTES Y LAS PÉRDIDAS ECONÓMICAS GENERADAS POR EL SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE EN EL HORNO H-751	65
3.5.1	Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	65
3.5.2	Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	68
3.6	Determinación de los parámetros de control del horno mediante el uso de una hoja de cálculo en Microsoft Excel.....	70
3.7	MUESTRA DE CÁLCULO	71
3.7.1	Parámetros de combustión del horno H-751	71
3.7.1.1	Porcentaje de aire en exceso	71
3.7.1.2	Humedad en los gases de combustión.....	75
3.7.1.3	Temperatura teórica de llama (T_F)	76
3.7.2	Balance de energía en el horno H-751	79
3.7.2.1	Calor liberado por los quemadores (Q_{LIB}).....	79
3.7.2.2	Calor absorbido por el proceso (Q_{ABS}).....	79
3.7.2.3	Eficiencia térmica (η).....	79
3.7.2.4	Calor perdido por el gas de chimenea (Q_{PCH})	80
3.7.2.5	Calor perdido por el proceso (Q_{PER})	81
3.7.2.6	Calor perdido por radiación (Q_{PR}).....	81
3.7.2.7	Calor absorbido por la sección de radiación	81

3.7.2.8 Densidad calorífica en la zona de radiación.....	82
3.7.3 Determinación de los parámetros hidráulicos del horno h-751 a condiciones actuales de operación	82
3.7.3.1 Velocidad másica del crudo (G).....	82
3.7.3.2 Velocidad del crudo por las tuberías.....	83
3.7.3.3 Velocidad de erosión.....	83
3.7.3.4 Caída de presión en el serpentín del horno	84
3.7.3.5 Espesor de ensuciamiento	84
3.7.3.6 Caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador.....	87
3.7.4 Cálculo de las desviaciones para los distintos parámetros en estudio	88
3.7.5 Estimación de las cantidades de contaminantes y las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno h-751.....	89
3.7.5.1 Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	89
3.7.5.2 Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	91

CAPÍTULO 4. DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	92
4.1 OBTENCIÓN DE LAS PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL CRUDO DE ALIMENTACIÓN Y DEL COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL HORNO H-751	92
4.2 PARÁMETROS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO H-751 DE LA DA-1	97
4.2.1 Estudio térmico del horno	98
4.3 PARÁMETROS HIDRÁULICOS DEL HORNO H-751	100
4.3.1 Hidráulica lado crudo.....	100
4.3.2 Hidráulica de los gases de combustión	103
4.4 ESTIMACIÓN DE LAS CANTIDADES DE CONTAMINANTES Y LAS PÉRDIDAS ECONÓMICAS GENERADAS POR EL SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE EN EL HORNO H-751	104
4.4.1 Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	104
4.4.2 Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751	106
4.6 CONCLUSIONES.....	107
4.7 RECOMENDACIONES.....	109
4.8. BIBLIOGRAFÍA.....	111
ANEXO A. Figuras del horno	¡Error! Marcador no definido.

ANEXO B. Datos del programa Aspen Process Explorer y resultados del análisis de Orsat.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO C. Datos de las propiedades del gas combustible y del crudo.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO D. Resultados del simulador Pro II.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO E. Parametros de combustion del horno..	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO F. Parámetros térmicos del horno.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO G. Parámetros hidráulicos del horno.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO H. Planos del horno	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO I. Normas ambientales.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO J. Pantallas de las hojas de cálculo en Microsoft Excel.....	¡Error! Marcador no definido.
ANEXO K. Varios.....	¡Error! Marcador no definido.
<u>METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO.....</u>	114

LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1 Principales contaminantes contenidos en los gases de combustión.....	25
Tabla 3.1 Seriales de los medidores de flujo, presión y temperatura asociados al horno H-751 de la unidad de destilación atmosférica DA-1	30
Tabla 3.2 Datos de flujo, presión y temperatura del crudo para el promedio diario a partir del 31/08/09 al 20/09/09.....	31
Tabla 3.3 Datos del flujo del gas combustible y temperaturas de los gases de combustión dentro del horno para el promedio diario a partir del 31/08/09 al 20/09/09.....	32
Tabla 3.4 Componente con mayor porcentaje de fracción molar en el resultado del análisis de Orsat del horno H-751	37
Tabla 4.1 Propiedades promedio del crudo Mesa.....	73
Tabla 4.2 Análisis cromatográfico del gas combustible del horno H-751	74
Tabla 4.3 Cromatografía del gas combustible para el año 1990.....	75
Tabla 4.4 Parámetros de combustión del horno H-751.....	76
Tabla 4.5 Parámetros térmicos del horno H-751.....	78
Tabla 4.6 Parámetros hidráulicos (lado crudo).....	79
Tabla 4.7 Parámetros hidráulicos (lado gases de combustión)	81
Tabla 4.8 Concentraciones de contaminantes estimadas en la mezcla de gas de combustión.....	82
Tabla B-1 Análisis de Orsat del horno H-751.....	96
Tabla B-2 Resultados del análisis de Orsat del horno H-751.....	99
Tabla C-1 Capacidades caloríficas molares medias de gases	101
Tabla C-2 Peso molecular y poder calorífico inferior de los componentes de la mezcla de gas combustible.....	102
Tabla C-3 Poder calorífico inferior de algunos componentes.....	104
Tabla C-4 Porcentajes de destilado Vs. Temperatura para el crudo mesa 30 API...104	
Tabla C-5 Detalles de la destilación del crudo mesa 30.....	105
Tabla E-1 Reacciones de combustión presente en la mezcla de gas combustible...114	
Tabla E-2 Número de moles de cada componente que conformar la mezcla de gas combustible.....	117
Tabla E-3 Cantidad de los gases de combustión.....	121
Tabla E-4 Parámetros obtenidos del balance de masa de los gases de combustión.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla E-5 Composición en base humedad de los gases de combustión y del flujo de aire ambiente.....	¡Error!
Marcador no definido.	
Tabla F-1 Parámetros térmicos del horno H751.....	¡Error! Marcador no definido.
Tabla F-2 Capacidad calorífica de los componentes del gas de combustión a la temperatura de cruce.....	¡Error! Marcador no definido.



Tabla F-3 Capacidad calorífica de los componentes del gas de combustión a la temperatura de flama.....**¡Error! Marcador no definido.**

Tabla F-4 Datos mecánicos de los tubos que conforman el serpentín de crudo y de la zona de radiación.....**¡Error!**

Marcador no definido.

Tabla G-1 Parámetros hidráulicos del horno (lado crudo).;Error! Marcador no definido.

Tabla G-2 Conductividad térmica, capacidad calorífica y viscosidad promedios de la mezcla de proceso.;Error! Marcador no definido.

Tabla G-3 Conductividad térmica del coque.;Error! Marcador no definido.

Tabla G-4 Parámetro hidráulico del horno (lado gas de combustión).;Error! Marcador no definido.

Tabla I-1 Límites de calidad del aire a la atmósfera.;Error! Marcador no definido.

Tabla I-2 Concentración máxima permisible de CO₂ para trabajar en espacio confinado, según la norma COVENIN 3153.;Error! Marcador no definido.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación de la Refinería Puerto la Cruz.....	1
Figura 1.2 Distribución de crudos y productos RPLC.....	2
Figura 1.3 Alimentación de la Refinería Puerto La Cruz.....	3
Figura 1.4 Horno H-751 de la unidad DA-1.....	4
Figura 2.1 Partes principales del horno.....	11
Figura 2.2 Aire de combustión.....	15
Figura 2.3 Balance de energía en el horno.....	21
Figura 2.4 Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 0%.....	26
Figura 2.5 Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 10%.....	26
Figura 2.6 Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 15%.....	27
Figura 2.7 Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 25%.....	27
Figura 3.1 Balance de materia del horno.....	36
Figura 3.2 Balance de energía en el horno.....	41
Figura 3.3 Analizador de gases (unidad de control de Testo).....	52
Figura 4.1 Comportamiento de la temperatura de piel de tubo.....	80
Figura A-1 Quemadores del horno H-751.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura A-2 Chimenea del horno H-751.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura A-3 Zona de radiación del horno H-751.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura A-4 Serpentín del horno H-751.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura B-1 Diagrama de flujo de la unidad de destilación atmosférica DA-1 mediante el programa Aspen Process Explorer de la unidad DA-1.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura B-2 Representación de las variables del proceso del horno H-751 mediante el programa Aspen Process Explorer de la unidad DA-1.....	94
Figura B-3 Representación del sistema del gas combustible del horno H-751 mediante el programa Aspen Process Explorer de la unidad DA-1.....	95
Figura C-1 Curva para el poder calorífico inferior del gas combustible.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura D-1 Curva para la conductividad térmica del acero.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura D-2 Ventana de las condiciones de entrada, para la obtención de las propiedades físicas del crudo Mesa 30 por medio del simulador Pro II.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura D-3 Ventana de flujo de carga del crudo.....	¡Error! Marcador no definido.
Figura D-4 Ventana del porcentaje de destilado del crudo y gravedad °API. ...	¡Error! Marcador no definido.



Figura D-5 Ventana del simulador Pro II para las propiedades físicas del crudo...; **Error! Marcador no definido.**

Figura D-6 Curva para el coeficiente de transferencia de calor en los tubos.....; **Error! Marcador no definido.**

Figura E-1 Curva para determinar el efecto de la chimenea en la zona de radiación.....; **Error! Marcador no definido.**

Figura E-2 Curva para las concentraciones de NOx..; **Error! Marcador no definido.**

Figura F-1 Ventana del simulador para las condiciones de temperatura y presión a la entrada y salida del crudo.....	126
Figura F-2 Ventana resultante del simulador para los perfiles de temperatura, presión y entalpía de la carga de crudo.....	127
Figura H-1 Hoja de especificaciones de los quemadores. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H-2 Detalles de los quemador.....	136
Figura H-3 Detalles de los tubos del horno H-751. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H-4 Especificación de los tubos que conforman el serpentín del crudo de la zona de radiación..... ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H-5 Detalles de la distribución de los tubos en la zona de radiación. ¡Error! Marcador no definido.	
Figura H-6 Detalles de serpentín del crudo..... ¡Error! Marcador no definido.	
Figura J-1 Pantallas de las hojas de cálculo en Microsoft Excel..... ¡Error! Marcador no definido.	

1.1. RESEÑA HISTÓRICA DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ

La Refinería de Puerto La Cruz está ubicada en la costa Nor-Oriental del país al este de la ciudad de Puerto La Cruz en el estado Anzoátegui, está conectada por medio de oleoductos con los campos de producción del Oriente y su ubicación estratégica permite el fácil acceso desde el mar Caribe hacia el resto del mundo (figura 1.1). Comenzó a funcionar en 1950 con una capacidad de procesamiento de 50.000 barriles de crudo liviano.

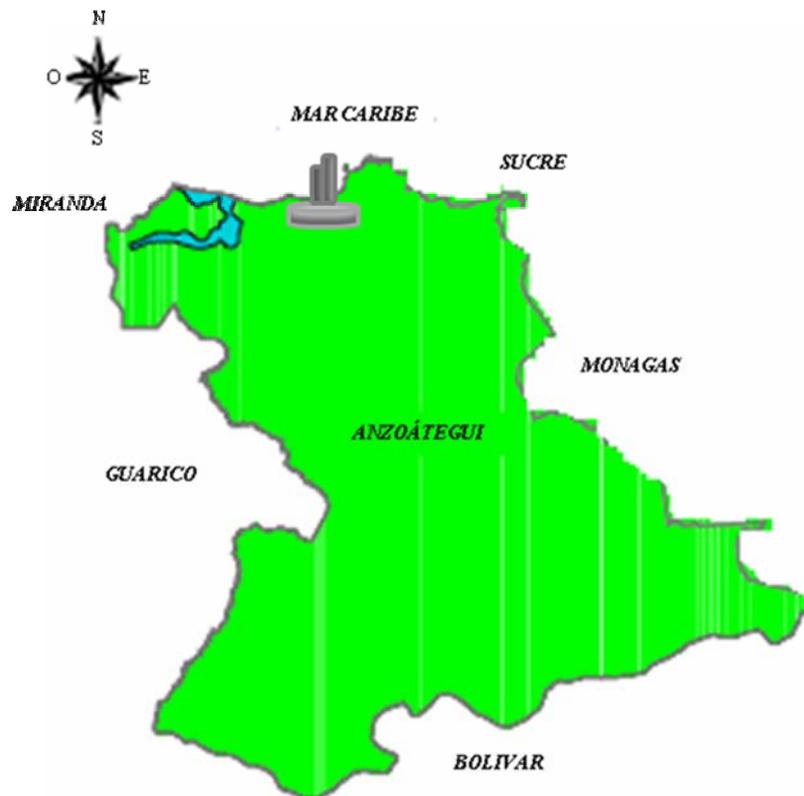


Figura 1.1. Ubicación de la Refinería Puerto La Cruz.



Este complejo está conformado por las instalaciones de Puerto La Cruz, la refinería de El Chaure y la de San Roque, al occidente de Anaco.

Debido a su ubicación estratégica, ésta cumple con tres roles principales (figura 1.2)

- Suplir la demanda del mercado interno de la región sur-oriental del país.
- Colocar los productos excedentes en el mercado de exportación.
- Manejo y distribución de la producción de crudos en el oriente del país hacia el mercado de exportación y otras filiales (cabotaje).

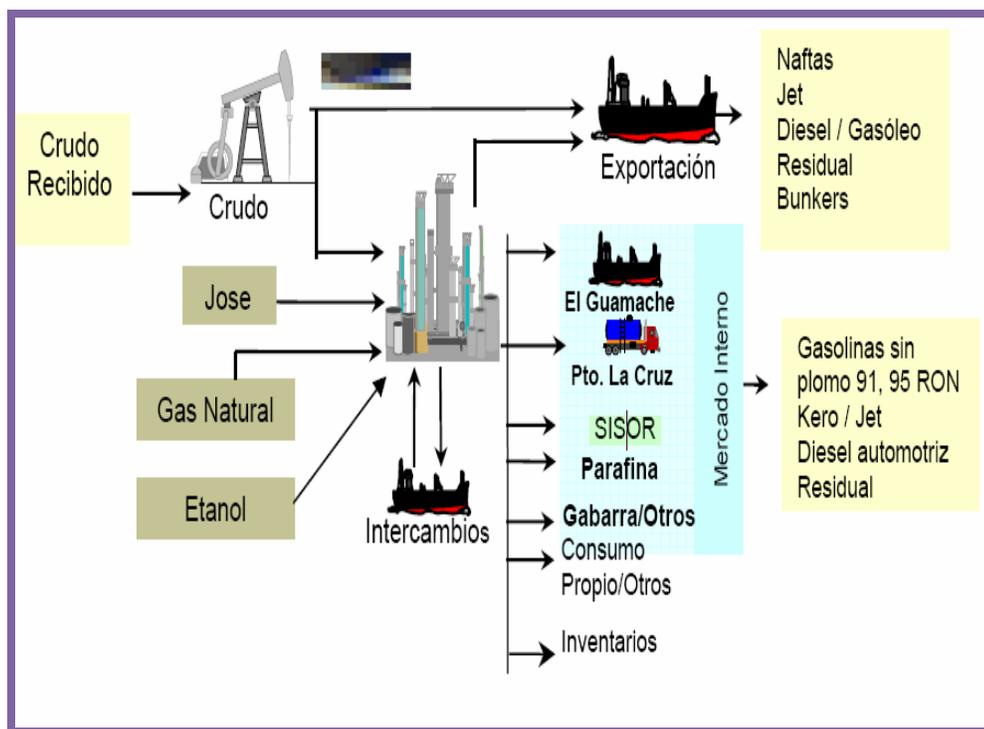


Figura 1.2. Distribución de crudos y productos RPLC. ^[1]

Actualmente la Refinería de Puerto La Cruz pertenece a Petróleos de Venezuela (PDVSA), siendo ésta la corporación estatal de la República Bolivariana de



Venezuela que se encarga de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la producción ambiental. PDVSA es la casa matriz de la corporación, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica, carbonífera y es responsable de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones en Venezuela y en el exterior. PDVSA cumple con todas las actividades propias del negocio petrolero, constituyéndose en una corporación verticalmente integrada, que abarca todos los procesos, desde la explotación hasta la comercialización de los hidrocarburos gaseosos y no gaseosos, y sus derivados.

La alimentación de la Refinería es variada y se presenta en la figura 1.3.^[1]



Figura 1.3. Alimentación de la Refinería Puerto La Cruz.^[1]

De la capacidad procesada de crudo en la Refinería de Puerto La Cruz se obtienen aproximadamente 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de gasoil y 73 mil barriles de residual, insumos y



requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados internos y de exportación. ^[1]

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La unidad de destilación atmosférica (DA-1), fue diseñada para procesar 44 MBD de crudo con una gravedad promedio de 30 °API. Sin embargo, debido a las mejoras realizadas en la unidad, se aumentó su capacidad nominal a 79 MBD. Los crudos que conforman las dietas típicas a la planta son: Mesa de 30 °API, Santa Bárbara de 39°API y Merey de 16 °API. Actualmente, se procesan 100% Mesa 30°API, obteniendo como productos: gas combustible, gasolina, nafta liviana y pesada, Jet A-1, diesel pesado, gasóleo pesado y residual. Dentro de esta unidad se encuentra el horno H-751 (figura 1.4), cuya función es incrementar la temperatura del crudo antes de entrar a la torre de destilación atmosférica DA-1, para permitir con esto una mejor eficiencia en el proceso de destilación. Dicho horno es de forma vertical-cilíndrico de tiro natural, el cual posee ocho (8) quemadores ubicados en la parte inferior de la zona de radiación (anexo A-1), los cuales suministran calor de una manera directamente proporcional al flujo de gas combustible.

El horno H-751 esta constituida de dos zonas como lo son: la chimenea y la zona de radiación (anexo A-2 y A-3), también consta de tres (3) pasos de crudo y un serpentín formado por 88 tubos el cual se encuentra ubicada de forma vertical en la zona de radiación (anexo A-4).



Figura 1.4. Horno H-751 de la unidad DA-1.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La refinería de Puerto La Cruz es una de las refinerías perteneciente a Petróleos de Venezuela (PDVSA). Se encuentra ubicada en la costa Nor-Oriental del país al este de la ciudad de Puerto La Cruz, en el estado Anzoátegui; la cual se encarga de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la producción ambiental.

Esta refinería dispone de las siguientes unidades de proceso: 3 unidades de destilación atmosférica, DA-1, DA-2 y DA-3, las cuales cuentan con una capacidad nominal para procesar 200 MBC (mil barriles diarios) de crudo, 2 redestiladoras de nafta (U-051/052), 1 unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC), 1 unidad de alquilación, unidades de hidrotratamiento y ambientales, sistemas de efluente de



proceso, sistemas de almacenaje de crudo y productos y servicios industriales. Dentro de estos sistemas se encuentra el horno H-751, el cual es uno de los equipos de mayor importancia en el proceso de la unidad DA-1; debido a que proporciona condiciones de temperatura necesaria al crudo para lograr su destilación, por tanto se requiere mejorar la eficiencia del equipo para mantener el buen funcionamiento del mismo en el futuro, evitando con esto poner en riesgo la integridad del equipo como al personal autorizado.

Es importante señalar que el horno H-751 está operando con una eficiencia inferior a la establecida en el diseño, razón por la cual se está suministrando una mayor proporción de gas combustible, que a su vez, incrementa las cantidades de contaminantes emitidas por el horno y por ende se producen pérdidas económicas. De acuerdo a esto y al nuevo proyecto que se adelanta en la refinería de Puerto La Cruz de conversión profunda, se generó la necesidad de realizar una evaluación técnico-económica y ambiental del horno H-751 perteneciente a la unidad DA-1, para determinar desviaciones que pudiera estar presentando y que perturben el proceso de combustión en dicho horno.

La evaluación consiste en la recopilación de datos a condiciones actuales de operación y de diseño, para el cual, se efectuarán cálculos referentes a los parámetros de combustión, balances de masa y energía, se determinará el comportamiento hidráulico, se estimarán las cantidades de contaminantes y las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno a condiciones actuales de operación. A partir de estas derivaciones se compararán los parámetros actuales de operación respecto a los del diseño para así, determinar posibles desviaciones que puedan estar presentándose; y a su vez sirvan de gran utilidad para el proyecto de reconciliación de datos para hornos que se está llevando a cabo en la refinería de Puerto La Cruz; cuya finalidad principal es garantizar el buen funcionamiento de los hornos.



1.4 OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo general

Evaluar las condiciones técnico-económicas y ambientales actuales de operación del horno H-751 de la unidad DA-1 de la refinería de Puerto La Cruz-PDVSA.

1.4.2 Objetivos específicos

1. Obtener las propiedades fisicoquímicas del crudo de alimentación y del combustible utilizado en el horno H-751.
2. Hallar los parámetros de combustión del horno H-751 a condiciones actuales de operación.
3. Determinar los parámetros hidráulicos del horno H-751 a condiciones actuales de operación.
4. Comparar las condiciones de operación actual con las del diseño del horno H-751.
5. Estimar las cantidades de contaminantes y las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751.

2.1. ANTECEDENTES

En marzo del 2009, Bastardo A., en su trabajo de investigación evaluó, como se encontraba el horno H-2 a las condiciones de operación. Dicho horno va a ser empleado para el nuevo proyecto que se adelanta en la Refinería de Puerto La Cruz de conversión profunda. Tal evaluación consistió en una serie de cálculos sobre los parámetros de combustión, térmicos e hidráulicos del horno a las condiciones de operación y a la vez dió sugerencias para el buen desempeño del horno en un futuro.^[2]

En el 2007, Hernández F., determinó el desempeño de los equipos de combustión de Súper Octanos e identificó oportunidades de mejoras en estos equipos, a través de un análisis de las propiedades fisicoquímicas. Demostrando con ello que la empresa Súper Octanos C.A., aprovecha al máximo los recursos energéticos generados.^[3]

En el 2005, Aray C., comparó las condiciones operacionales del horno B-51 con las de diseño, observando altas desviaciones entre ellas, así como una gran formación de coque en la superficie del horno, debido a esto evaluó la operación del equipo en condiciones de limpieza a través del programa de simulación Pro II y FH versión 3.0. También planteó una modificación del equipo, la cual consistía en la instalación de un serpentín calentador de vapor, logrando así que se adaptara a las condiciones de operación.^[4]

En el presente trabajo se planteó evaluar la condiciones actuales de operación del horno H-751, para lo cual, tal como Bastardo ^[2], se realizó el cálculo de la eficiencia térmica del equipo, también se estimó las perdidas debido al exceso de aire, a través de las paredes del horno y de los gases de combustión a la salida de la chimenea. Se calculó las densidades de energía en la zona de convección y radiación,



y otros parámetros operacionales como la temperatura en la chimenea, temperatura a la salida del crudo, caída de presión. Tal como hizo Aray ^[4], se comparó los parámetros actuales anteriormente nombrados respecto a las variables de diseño, con la finalidad de observar posibles desviaciones que se pudieran estar afectando el buen funcionamiento del equipo o eficiencia del mismo. También se tomaron las temperaturas de metal del tubo para verificar que éstas no sobrepasen las condiciones de vida útil de los mismos. La diferencia de este trabajo con los anteriores es que se realizó la estimación de las cantidades de contaminantes y las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751.

2.2 CONOCIMIENTOS GENERALES SOBRE HORNOS

2.2.1 Hornos

Se define como un espacio encerrado en el que se produce calor mediante la oxidación química de un combustible. ^[5]

Uno de los requisitos de un horno es que debe completar el encendido del quemador para obtener la reacción de combustión que se desea. Es esencial que se tomen en consideración al horno y al quemador en combinación para proporcionar los cuatro elementos de una buena combustión: ^[5]

- Intima mezcla del combustible y el oxidante (aire).
- Admisión de cantidades suficientes de oxidantes para quemar por completo el combustible.
- Una temperatura suficiente para encender la mezcla combustible-aire y completar su combustión.
- El tiempo necesario de residencia para que la combustión sea completa.



2.2.2 Comportamiento de un horno

El requerimiento fundamental para alcanzar un buen funcionamiento de un horno es el diseño confiable del horno. Los requerimientos del diseño deben ser adecuadamente interpretados. Esta base debe incluir todo lo referente al proceso y a los factores mecánicos que estén involucrados en el diseño. También, se deben considerar los requerimientos especiales que tengan que ver con una situación específica. El funcionamiento satisfactorio de un horno puede ser medido haciendo las siguientes combinaciones: ^[5]

- Operabilidad – Es la medida más sencilla e importante del funcionamiento del horno y se refiere a la habilidad del horno a alcanzar los requerimientos del proceso con un factor de servicio aceptable.
- Mantenimiento – Se debe considerar el costo y las horas hombre requeridas para mantener el horno en buenas condiciones de operabilidad.

En muchos casos, el mantenimiento está basado en la experiencia de las refinerías y la filosofía de inversión. ^[5]

2.2.3 Hornos de procesos

La palabra horno se deriva del latín “fornax” que significa estructura cerrada en la cual se quema combustible para producir calor que se obtiene de la combustión de combustibles, generalmente líquidos o gaseosos con el oxígeno del aire. Un horno es el mayor componente del equipo requerido en muchas unidades de procesamiento químico y de petróleo, en el cual se libera y transfiere calor directamente al material de proceso. En un horno de refinería las llamas son la fuente de calor que se trasmite hacia los tubos por las tres formas conocidas para transferir el calor: radiación, convección y conducción. El calentamiento está acompañado principalmente, por la convección y radiación debido a que la mayoría de los hornos son diseñados para



transferir 60/70 % del calor total por radiación y el 40/30 % restante por convección.^[6]

El patrón usual de flujo de fluidos en el proceso es en contracorriente con el de los gases de combustión, es decir el fluido del proceso pasa primero a través de la sección de convección en la cual recibe calor de los gases de escape calientes y luego a través de la sección de radiación donde el calor es transferido a los tubos del horno, primeramente por radiación de la llama y por alta temperatura de los gases de combustión. Después que se ha transferido todo el calor recuperable económicamente, el gas de combustión sale por la chimenea.^[6]

2.2.4 Clasificación de los hornos

2.2.4.1 Horno de procesos (convencional)

Estos hornos proveen calor, el cual es usado en los equipos aguas abajo del horno. Ejemplos típicos son hornos de columnas de destilación, precalentadores de reactores (hidrotratamiento y termoreactores) y rehervidores. Los sistemas de calentamiento indirecto, tales como sistemas de aceite caliente o sistemas “dowtherm”, también usan hornos de proceso.^[7]

La principal clasificación de los hornos convencionales se relaciona con la orientación del serpentín de calentamiento en la sección radiante, es decir que tengan tubos verticales y horizontales.^[7]

2.2.4.2 Hornos de pirolisis

Este tipo de hornos proveen calor para que una reacción química se lleve a cabo dentro de los tubos del horno. Los de craqueo térmico con vapor y los reformadores con vapor son los dos principales ejemplos. Muchas de las consideraciones y problemas en el diseño y operación de estos hornos son similares a los de los hornos convencionales. Sin embargo, estos hornos de pirolisis operan normalmente a altas temperaturas y tienen muchas consideraciones especiales.^[7]



2.2.5 Partes que conforman la estructura física de los hornos

Las partes principales de un horno de proceso se pueden observar en la figura 2.1

2.2.5.1 El serpentín (tubos)

Es el componente más importante de todo el equipo, representando también el costo mayor. Está formado por una serie de tubos rectos conectados por retornos de 180°, formando un paso continuo a través del cual el fluido del proceso fluye y es calentado. Los principales factores que determinan que tipo de tubo a utilizar son: la temperatura, el ambiente dentro del equipo, la vida útil y el costo. ^[6]

2.2.5.2 Quemadores

Son los equipos que permiten realizar la reacción de combustión entre el combustible y el comburente (oxígeno del aire) de manera controlada y regulable, asegurando el aporte adecuada de ambos para conseguir la potencia calorífica especificada, y distribuyendo la zona de reacción (llamas) y la circulación de los productos de combustión de forma que se transfiera a la carga, del modo más eficiente posible, todo el calor producido. ^[8]

Existen tres tipos de quemadores: ^[8]

A) Quemadores de tiro natural

La mayoría de estos quemadores cuentan con el tiro térmico desarrollado por la chimenea para proveer el aire requerido en la combustión. Estos quemadores son clasificados de acuerdo al tipo de combustible que queman: gas, líquido o combinación de gas y líquido.

Su capacidad máxima de diseño normalmente está limitada a 10.000 Btu/h, ya que a capacidades mayores pueden generarse longitudes de llama excesivas.



B) Quemadores de tiro forzado

Estos quemadores cuentan con ventiladores para suplirles el aire de combustión bajo presión. En un sistema de este tipo, bien diseñado se utiliza la energía cinética de la corriente de aire para lograr una mezcla aire-combustible más eficiente que la posible en los quemadores.

C) Quemadores pilotos

Estas unidades son suministradas como parte integrante del quemador principal. Ellos son instalados muy a menudo donde se desea simplificar los procedimientos de encendido del quemador, particularmente con la quema de aceites combustibles, donde es necesaria una operación intermitente de apertura y cierre; y donde se necesita una modulación rigurosa de la tasa de quema. La principal desventaja de los quemadores piloto es que constituyen una fuente potencial de escape de gas dentro de la caja de fuego. ¹⁸¹

2.2.5.3 Zona radiante

Es la parte del horno en la cual el calor es transferido a los tubos de los hornos, primeramente por radiación de la llama y por alta temperatura de los gases de combustión.

2.2.5.4 Chimenea

Es un conducto cilíndrico de acero, revestido con concreto o ladrillos el cual traslada el gas de escape a la atmósfera y provee el tiro necesario.

2.2.5.5 Caja de fuego

Donde se mantiene en su posición los quemadores y los serpentines (tubos). Consiste de: una estructura, un recubrimiento aislante refractario, los soportes para los tubos y una chimenea, éste es un conducto cilíndrico de acero, revestido con concreto o



ladrillos el cual traslada el gas de combustión a la atmósfera y provee el tiro necesario.^[6]

2.2.5.6 Compuerta de la chimenea (Damper)

La compuerta de chimenea o Damper, es un dispositivo que regula el flujo de gases a través de la chimenea o ducto y controla el tiro del horno.^[9]

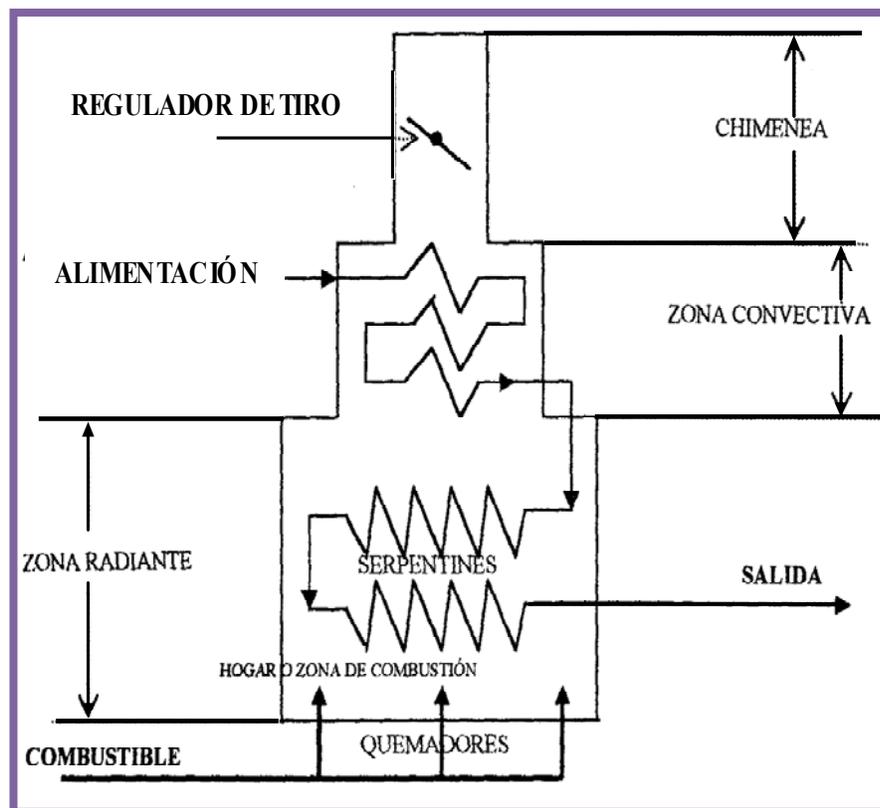


Figura 2.1. Partes principales del horno.^[7]

2.2.6 Transferencia de calor en un horno

En el horno se utilizan las tres formas para transferir el calor, que son:



- **Radiación**, el calor recibido por los tubos en la caja de fuego es un ejemplo del calor transmitido por radiación. La mayor parte del calor pasa en líneas rectas desde el quemador hacia los tubos o es reflejado hacia ellos después de tocar la pared, por lo cual esta sección se denomina sección de radiación. La mayoría de los hornos son diseñados para transferir 60/70 % del calor total por radiación y el 40/30 % restante por convección. Como la cantidad de calor irradiado por una llama es proporcional a su temperatura absoluta, elevada a la cuarta potencia, el ajuste correcto del aire en exceso y la condición de los tubos son factores importantes para lograr la eficiencia alta en el horno. El ajuste correcto del aire en exceso hace posible obtener una temperatura más alta en la llama sin formación de incrustaciones y depósitos de coque en los tubos. ^[6]

- **Convección**, el traspaso de calor por convección ocurre cuando el gas de combustión caliente cede calor al gas más frío que está alrededor de las paredes de los tubos del horno. La transferencia de calor por convección, igual que por radiación y por conducción, ocurre en cada sección del horno y es la forma principal de calentar la alimentación antes de llegar a la zona radiante. Cuando el gas de combustión sale de la caja de fuego hacia la chimenea da calor a la alimentación que fluye a través de una serie de tubos horizontales ubicados en la parte superior del horno en lo que se denomina la sección de convección.

La cantidad de calor transferido por convección depende, de las diferencias de temperatura entre el gas caliente fluyendo y las capas del gas estancando alrededor de los tubos. Cuanto mayor sea la diferencia mayor es el traspaso de calor. ^[6]

- **Conducción**, la transferencia de calor a través de la pared metálica del tubo hacia la sustancia fluyendo en su interior es por el mecanismo de conducción. Para que haya transferencia de calor por conducción es necesario que exista contacto entre dos cuerpos, por ejemplo, en un horno el calor se mueve desde la pared externa de los



tubos hacia la pared interna a través del metal; aquí el líquido que fluye hace contacto con la superficie caliente y se calienta. La cantidad de calor transferido de esta manera depende de: ^[6]

_ La diferencia de temperatura entre las paredes externa e interna del tubo. La transferencia aumenta con el aumento de esta diferencia.

_ Los espesores de la capa de gas estancado y del tubo. Cuanto menor es el espesor mayor es la transferencia.

_ La presencia de coque o cualquier material similar sobre la pared interna del tubo, tiene efecto en la suciedad en los tubos de los intercambiadores.

2.3 CONOCIMIENTOS GENERALES SOBRE LA COMBUSTIÓN

Se puede definir la combustión como una reacción química según la cuál un elemento se combina con oxígeno desprendiendo apreciable cantidad de calor. Para que exista combustión es necesario que exista un elemento que se quemé (combustible) y el oxígeno (carburante). Los combustibles utilizados contienen dos elementos que poseen la propiedad de unirse exotérmicamente al oxígeno: el carbono y el hidrógeno, generalmente combinados entre sí (como hidrocarburos). Algunos combustibles arden más fácilmente que otros y en general esto depende de cuán fácil sea ponerlos en contacto con el oxígeno del aire. ^[5]

2.3.1 Tipos de combustión

Entre los tipos de combustión se tienen:



2.3.1.1 Combustión completa

Desde el punto de vista práctico, ocurre cuando existe suficiente oxígeno para convertir todo el carbono en combustible en óxido de carbono y todo el hidrógeno del combustible en agua. ^[6]

El metano es el principal constituyente del gas natural. El reacciona con oxígeno en una combustión completa y produce dióxido de carbono y agua.

2.3.1.2 Combustión incompleta

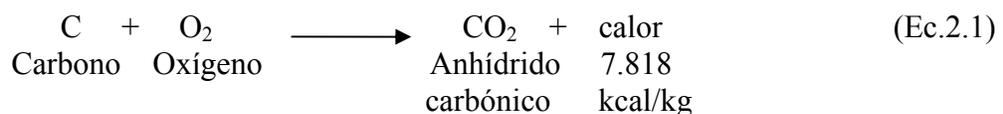
Ocurre cuando parte del combustible reacciona parcialmente con el oxígeno. ^[6] Así por ejemplo, entre los productos de una combustión incompleta se encuentran: el monóxido de carbono y el hidrógeno, pudiendo ser ésta originada por: insuficiencia de oxígeno, mezcla imperfecta entre el combustible y el oxígeno, y la temperatura adiabática de llama demasiado baja para que la combustión se mantenga.

La combustión o no de la reacción puede determinarse según el color de la llama. Un color amarillo es signo de combustión incompleta, mientras que el color azul indica una combustión de tipo estequiométrica.

Las reacciones de combustión son muy útiles para la industria de procesos, ya que permiten disponer de energía para otros usos y generalmente se realizan en equipos de proceso como hornos, calderas y todo tipo de cámaras de combustión.

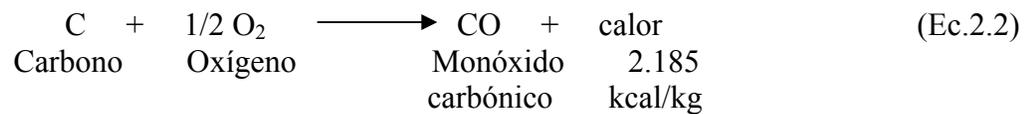
2.3.2 Reacciones químicas básicas que se producen en la combustión

a) El carbono cuando se quema con suficiente aire produce anhídrido carbónico. Esto se llama combustión completa del carbono. ^[5]

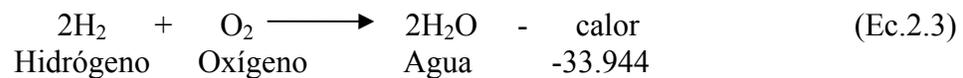




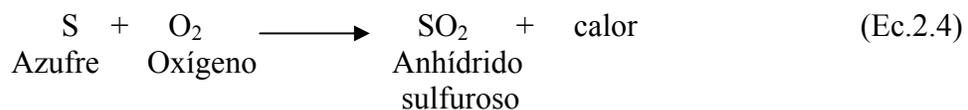
b) Al quemar el carbono con menos aire que el anterior, da origen al monóxido de carbono. Se dice entonces que la combustión es incompleta: ^[5]



c) El hidrógeno se quema produciendo agua: ^[5]



d) El azufre se quema dando anhídrido sulfuroso: ^[5]



e) El nitrógeno no quema pues es un gas inerte y no contribuye a la combustión. ^[5]

2.3.3 Aire necesario para la combustión

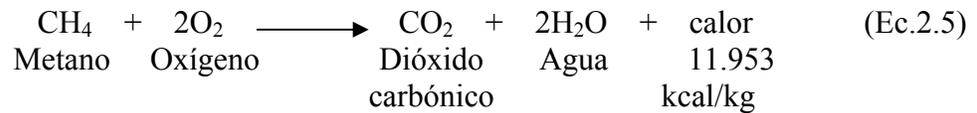
Cuando se conoce la composición química de un combustible es posible calcular la cantidad de oxígeno necesario para una combustión completa. Sin embargo, la combustión no se hace con oxígeno puro, sino con aire, compuesto casi exclusivamente de nitrógeno y oxígeno (79 % vol. de nitrógeno y 21 % vol. de oxígeno).

Al utilizar aire como medio carburante trae como consecuencia la introducción de una gran masa de nitrógeno (que no participa en las reacciones químicas de la combustión) que absorbe buena parte del calor generado, con el consiguiente



descenso de la temperatura de la llama y aumento de las pérdidas de calor arrastrado por los humos en la chimenea.

La reacción es la siguiente: ^[5]



Es decir que se necesitan 2 mol de oxígeno para quemar 1 mol de metano. La cantidad de aire necesaria sería la siguiente: como el aire tiene 21% de oxígeno en volumen. ^[5]

1 m³ de oxígeno están contenidos en 4,76 m³ de aire.
2 m³ de oxígeno están contenidos en 9,52 m³ de aire.

Se tiene entonces que para quemar 1 m³ de metano se necesitan 10 m³ de aire. En la figura 2.2 se muestra esquemáticamente las corrientes de combustible y aire alimentado, así como también los gases de combustión a la salida del mismo.

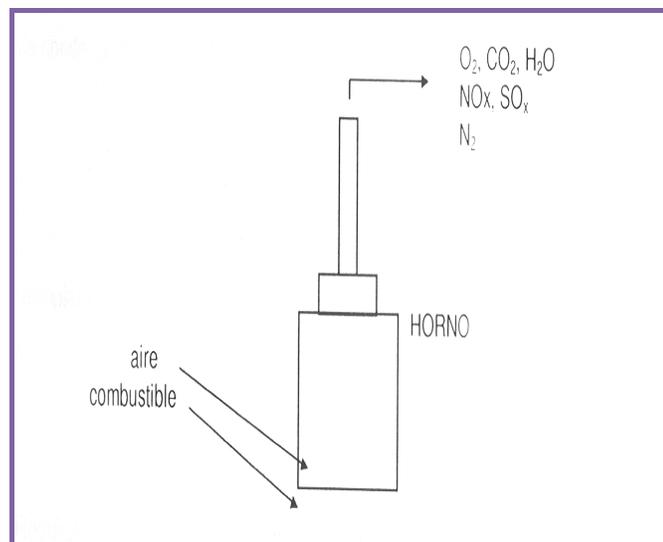


Figura 2.2 Aire de combustión. ^[5]



Los productos de una combustión completa que salen por chimenea serán dióxido de carbono (CO_2), agua (H_2O) y nitrógeno (N_2). Si la combustión es incompleta, también se tiene monóxido de carbono (CO) y anhídrido sulfuroso (SO_2). Si existe exceso de aire, también habrá oxígeno en los gases de chimenea. Si existe déficit de aire, también estará presente algo de hidrocarburo no quemado en los gases de chimenea.^[5]

2.3.4 Productos del proceso de la combustión

La composición de los productos de combustión que se originan en la cámara de combustión de un horno depende fundamentalmente de:

- Tipo de combustible utilizado.
- Relación aire/combustible.
- Condiciones bajo las cuales se efectúa la combustión.

Generalmente, en los productos de combustión están presentes:

1. Anhídrido carbónico.
2. Cenizas ligeras.
3. Oxígeno.
4. Nitrógeno.
5. Carbono libre.
6. Vapor de agua.
7. Hidrocarburos no quemados.
8. Monóxido de carbono.
9. Anhídrido sulfuroso.

El monóxido de carbono presente en los productos de combustión puede ocasionar apreciables pérdidas de energía. Esto se debe a que el CO presenta una oxidación incompleta del carbono con bajo rendimiento calorífico. Por esta razón, lo deseable es que en los productos de combustión esté presente el CO_2 en lugar del CO .

[10]



Por lo general, cuando los productos de combustión poseen una apariencia de “humos muy densos”, es un indicio de que la combustión se realiza a temperaturas bajas o con insuficiente suministro de oxígeno.

2.3.5 Análisis de los productos de la combustión

Para determinar que tan completa es la combustión en un proceso real dado, así como la cantidad de aire suministrado, es necesario conocer la composición de los productos de la combustión. Unos de los métodos más comunes utilizados para obtener esta clase de información es mediante el analizador de Orsat, el cual absorbe de manera selectiva diferentes soluciones químicas, los diversos gases constituyentes de la mezcla producto de una combustión.

Al utilizar un analizador de Orsat, en primer lugar se obtiene una muestra del gas que debe analizarse. La muestra, de volumen conocido y saturada con vapor de agua, se coloca en el analizador a temperatura y presión atmosféricas conocidas. Luego se hace pasar en forma sucesiva a través de recipientes que contienen a las sustancias que absorben a los gases constituyentes. Como la absorción de cada componente se lleva a cabo a temperatura y presión constantes, el cambio en el volumen de la muestra de un gas en cada proceso de absorción por separado es una medida de la fracción volumétrica correspondiente a ese constituyente en particular. Teniendo en cuenta las propiedades de la mezcla de gases ideales, la fracción volumétrica es igual a la fracción molar. Así, el analizador de Orsat permite un análisis molar de la muestra de gas.

Como se supone que la muestra de gas está saturada con vapor de agua, y como la temperatura se mantiene constante durante toda la operación, la presión parcial del vapor de agua saturado permanece constante. Dado que la presión total es también constante, una cantidad determinada de agua se condensa con cada absorción. Así, un análisis de Orsat puede utilizarse para obtener resultados iguales a los que se obtendrían si la muestra hubiera estado compuesta de gases secos. Esto significa que



un aparato de Orsat mide el porcentaje de cada constituyente en la mezcla seca y no el porcentaje de la mezcla real.

Para el cálculo de los gases de combustión que se producen en un horno se pueden hacer las suposiciones siguientes:

1. Exceso de aire igual a 20 % cuando se usa un combustible gaseoso.
2. Exceso de aire igual a 25 % cuando se usa un aceite combustible (fuel oil).

2.3.6 Aire teórico

Se llama así a la cantidad de aire que según la reacción química se necesita para una combustión completa. La combustión completa es un concepto teórico y se presenta como un caso ideal. En la práctica se requiere mayor cantidad de oxígeno. ^[5]

2.3.7 Exceso de aire

Durante las combustiones reales no se puede quemar completamente todo el combustible empleando la cantidad de aire mínima y necesaria, ya que es imposible que cada partícula de combustible éste rodeada del oxígeno necesario que requiere su combustión total, pues en un horno por ejemplo, existirían lugares con exceso y otros con defecto de aire. ^[5]

La relación entre el excedente de aire y el aire teórico, sólo lo expresa en porcentaje: ^[5]

$$\text{Exceso de aire: } \frac{100 \times \%O_2 \text{ chimenea}}{21 - \% O_2 \text{ chimenea}} \quad (\text{Ec.2.6})$$



2.3.8 Temperatura adiabática de llama (T_F)

Es aquella temperatura que alcanzarían los productos de combustión si todo el calor generado en la misma se pudiera emplear en su calentamiento. Para el cálculo de ella se puede utilizar la siguiente ecuación: ^[6]

$$T_F = 60^\circ\text{F} + \frac{\left(\text{LHV} + \text{RAC} \sum_{k=1}^n x_k \times \text{Cp}_k \times (T_a - 60^\circ\text{F}) \right)}{\text{RGC} \sum_{j=1}^m z_j \times \text{Cp}_j} \quad (\text{Ec.2.7})$$

Donde:

LHV: poder calorífico inferior del combustible, Btu/lbmol.

x_k : fracción volumétrica de cada componente en el aire ambiente.

z_j : fracción volumétrica de cada componente en la mezcla de gases de combustión.

Cp_k : calor específico volumétrico de cada uno de los componentes en el aire ambiente, Btu/lbmol.

Cp_j : calor específico volumétrico de cada uno de los componentes en la mezcla de gases de combustión, Btu/lbmol.

T_a : temperatura del aire, °F.

RAC: relación aire/combustible, (lbmol/lbmol).

RGC: relación gases de combustión/combustible, (lbmol/lbmol).

2.3.9 Relación aire- combustible (RAC)

Permite visualizar la cantidad de aire alimentado en el proceso de combustión por unidad de combustible quemado. Se expresa como: ^[6]



$$\text{RAC} = \frac{F_2}{F_1} \quad (\text{Ec.2.8})$$

Donde:

F_2 : cantidad total de aire alimentado, lbmol

F_1 : flujo de gas combustible utilizado, lbmol

2.3.10 Relación gases de combustión- combustible (RGC)

Expresa la cantidad gases de combustión producidos en el proceso de combustión por unidad de combustible quemado. Se expresa como: ^[6]

$$\text{RGC} = \frac{F_3}{F_1} \quad (\text{Ec.2.9})$$

Donde:

F_3 : cantidad de los gases de combustión, lbmol

En la práctica nunca se obtiene la temperatura de llama teórica posible para un combustible dado, debido principalmente a la disolución de los productos de combustión por el exceso de aire necesario para completar la misma. ^[6]

2.3.11 Poder calorífico del combustible

Cantidad de calor generada por la combustión completa o la oxidación de una unidad de peso del combustible. Existen dos clases de poder calorífico: el superior (HHV), siendo el calor que realmente se libera en la combustión, suponiendo que todo el vapor de agua que se produce durante la combustión se enfría a 60 °F, y el inferior (LHV), se interpreta como el calor que realmente se aprovecha, siendo éste la porción útil del calor liberado en la combustión, en lo cual se obtiene suponiendo que todo el vapor de agua que se forma durante la combustión permanece en la fase vapor.



Usualmente se expresan en unidades de energía por unidad de peso o volumen (Btu/lb, Btu/pie³): ^[11]

$$\text{LHV}_{\text{prom}} = \sum y_i \times \text{LHV}_i \quad (\text{Ec.2.10})$$

Donde:

y_i : Composición molar de cada componente presente en el gas combustible (lbmol/lbmol).

2.4 BALANCE DE MASA

Los balances de masa permiten conocer los caudales y las respectivas composiciones másicas de todas las corrientes de un sistema. En un proceso, en el que tiene lugar cambios, el balance de masa informa sobre el estado inicial y final del sistema. Los balances se plantean alrededor de un entorno o una determinada región del espacio perfectamente delimitada, para tomar en cuenta el flujo de masa que entra y sale de un sistema. La forma generalizada de la Ley de la Conservación de la Masa se expresa como un balance de masa. La ecuación 2.3 describe en palabras el principio del mismo aplicable a procesos con o sin reacción química: ^[12]

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{ACUMULACIÓN} \\ \text{DENTRO DEL} \\ \text{SIS} \\ \text{TEMA} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{ENTRADAS A} \\ \text{LOS LÍMITES} \\ \text{DEL SISTEMA} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{SALIDAS} \\ \text{DE LOS} \\ \text{LÍMITES} \\ \text{DEL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{GENERACIÓN} \\ \text{DENTRO DEL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{CONSUMO} \\ \text{DENTRO} \\ \text{DEL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right\} \quad (\text{Ec.2.11})$$

Los términos de generación y consumo se refieren, a ganancias o pérdidas por reacciones químicas, las unidades vienen expresadas en unidades de masa por unidad



de tiempo, por ejemplo lb/h, kg/h. La ecuación 2.3 se reduce a la ecuación siguiente para el caso en que no ocurre generación o consumo de masa en el sistema:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} \quad (\text{Ec.2.12})$$

Simplificando la ecuación anterior cuando no hay acumulación en el sistema, se tiene:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} \quad (\text{Ec.2.13})$$

2.5 BALANCES DE ENERGÍA EN UN HORNO

Aunque la energía tome muchas formas, la cantidad total de energía es constante, y cuando la energía desaparece en una forma, aparece simultáneamente en otras formas.

La parte donde se lleva a cabo es la que se toma como sistema; todo aquello con lo que el sistema interactúa se considera los alrededores. El sistema puede tener cualquier tamaño dependiendo de las condiciones particulares, y sus fronteras pueden ser reales, imaginarias, rígidas o flexibles. Sin embargo, la primera ley se aplica al sistema y sus alrededores, y no únicamente al sistema. En su forma más básica, la primera ley de la termodinámica puede escribirse como: ^[6]

$$\text{Energía del sistema} + \text{Energía de los alrededores} = 0$$

$$Q_{\text{LIB}} = Q_{\text{ABS}} + Q_{\text{PERD}} \quad (\text{Ec.2.14})$$

$$Q_{\text{PERD}} = Q_{\text{CH}} + Q_{\text{W}} \quad (\text{Ec.2.15})$$

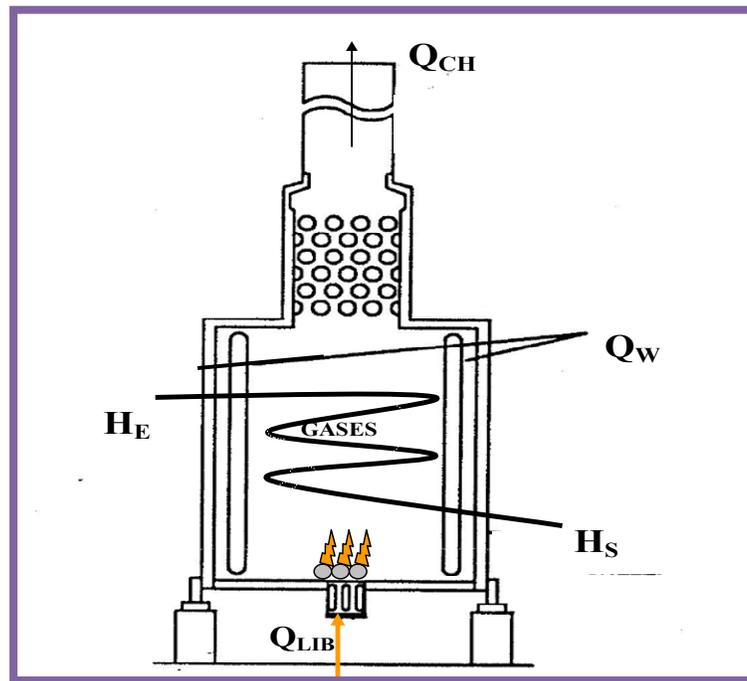


Figura 2.3. Balance de energía en el horno. ^[6]

Donde:

Q_{LIB} : calor liberado por los quemadores, Btu/h.

Q_{ABS} : calor absorbido por el proceso, Btu/h.

Q_{PERD} : calor perdido por el proceso, Btu/h.

Q_{CH} : calor perdido por la chimenea, Btu/h.

Q_W : calor perdido por las paredes producto de la radiación, Btu/h.

También el calor absorbido se puede expresar a partir de la siguiente ecuación:^[6]

$$Q_{ABS} = Q_{rad} + Q_{conv} \quad (Ec.2.16)$$

Donde:



Q_{rad} : calor absorbido en la sección radiante, Btu/h.

Q_{conv} : calor absorbido en la sección de convección, Btu/h.

2.6 EFICIENCIA DEL HORNO

Es la relación que existe entre el calor absorbido por la sustancia a calentar y el calor liberado en la combustión por el combustible. Esto es presentado mediante la siguiente ecuación: ^[9]

$$\eta = \frac{Q_{\text{ABS}}}{Q_{\text{LIB}}} \times 100 \quad (\text{Ec.2.17})$$

Donde:

η : eficiencia del horno, %

2.7 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL SERPENTÍN (ΔP)

Es un cálculo complejo para servicios con vaporización, ya que la caída de presión por unidad de longitud cambia continuamente con cambios en la relación gas/líquido. El serpentín se divide, para efectos de cálculo, en un número de partes secuenciales.

Los cálculos comienzan a la salida del serpentín, donde se conoce la presión y temperatura: en este punto, se puede calcular la entalpía y composición de las dos fases. Luego, se supone una presión a la entrada de la sección para cálculo correspondiente a la salida. La entalpía absorbida en esta sección (ya que se conoce la densidad de calor radiante, y ésta se supone constante), se substraee de la entalpía a la salida, obteniéndose una entalpía a la entrada de la sección que se usa para obtener la temperatura y composición a la presión asumida. ^[9]

Usando las condiciones de entrada y salida, y la longitud equivalente (tubería recta más aditamentos), se calcula la caída de presión de la sección, debida a fricción.



Si la caída de presión calculada no se aproxima lo suficiente a la caída de presión supuesta por la presión de entrada, se supondrá una nueva presión de entrada y se repetirán los cálculos hasta que haya convergencia en esta sección del serpentín.

2.7.1 Velocidad másica en el serpentín

Tal como su nombre lo indica no es más que la velocidad que tiene el fluido en el serpentín por unidad de área transversal del mismo. Para desarrollar un coeficiente de película satisfactorio, se debe mantener un flujo dentro de los tubos del horno adecuado, de tal forma que el calor transferido de la pared de los tubos al fluido sea obtenido con una diferencia de temperatura razonable a través de la película. ^[9]

2.8 TEMPERATURA DE PIEL DE TUBO

Es la temperatura promedio de la superficie de los tubos en la zona de radiación, por lo que en todo momento es mayor que la temperatura del fluido en cualquier punto. Un valor razonable de la temperatura de la superficie metálica se puede estimar sumando 150 °F a la máxima temperatura del fluido calentado. ^[13]

2.9 CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

Son productos provenientes de la combustión de materiales combustibles principalmente de origen orgánico, los cuales generan daños a las instalaciones y al ambiente.

Entre las distintas fuentes de contaminación atmosférica de origen industrial, la combustión de combustibles fósiles para la generación de calor y electricidad ocupa



un lugar preponderante, tanto por la cantidad como por los tipos de contaminantes emitidos. La producción de contaminantes depende en gran medida de la calidad del combustible, en especial de las proporciones de azufre y cenizas contenidas en el mismo y del tipo de proceso de combustión empleado. Durante el proceso de combustión se libera a la atmósfera el azufre contenido en el combustible en forma de anhídrido sulfuroso. Junto con otros contaminantes como óxidos de nitrógeno, dióxido de carbono, metales pesados y una gran variedad de sustancias.^[14]

2.9.1 Contaminantes emitidos por la industria

La contaminación de origen industrial se caracteriza por la gran cantidad de contaminantes producidos en las distintas fases de los procesos industriales y por la variedad de los mismos. Por otra parte, en los focos de emisión industriales se suelen combinar las emisiones puntuales, fácilmente controlables, con emisiones difusas de difícil control.

Los tipos de contaminantes producidos por los focos industriales dependen fundamentalmente del tipo de proceso de producción empleado, de la tecnología utilizada y de las materias primas usadas. Las actividades industriales que producen contaminantes atmosféricos son muy variadas, pero los principales focos están en los procesos productivos utilizados en las industrias básicas.^[14]

Entre los sectores que dan lugar a la mayor emisión de contaminantes atmosféricos se puede destacar:

- La siderurgia integral. Produce todo tipo de contaminantes y en cantidades importantes, siendo los principales: partículas, SO_x, CO, NO_x, fluoruros y humos rojos (óxidos de hierro).



- Refinerías de petróleo. Producen principalmente: SO_x, HC, CO, NO_x, amoníaco, humos y partículas.
- Industria química. Producen, dependiendo del tipo de proceso empleado: SO₂, nieblas de ácidos sulfúrico, nítrico y fosfórico y da lugar a la producción de olores desagradables.
- Industrias básicas del aluminio y derivados del flúor. Producen emisiones de contaminantes derivados del flúor.

2.9.2 Límites de emisión de contaminante al aire

Concentración máxima de emisión permisible de un contaminante del aire, descargado a la atmósfera a través de una chimenea o ducto, establecida para proteger la salud y el ambiente. ^[15]

2.9.3 Límites de calidad del aire

Concentración máxima de un contaminante en el aire ambiental, aceptable para proteger la salud y el ambiente. ^[15]

2.9.4 Concentraciones de los productos de combustión

En la práctica de las pruebas para el análisis de productos de combustión, suelen ser relevantes las mediciones de CO₂ u O₂, CO y NO_x. Tanto el dióxido de carbono CO₂, como el O₂, están relacionados con la eficiencia de combustión junto con la temperatura de los gases.

La presencia de monóxido de carbono CO es un indicativo de disminución de eficiencia (la reacción para la generación de monóxido es endotérmica), pero se prefiere su significado en relación con la toxicidad y el riesgo de inflamabilidad. El monóxido de carbono es muy peligroso por cuanto es imposible de detectar sin un



instrumento de prueba, y las consecuencias de su concentración y periodo de exposición pueden ir desde ligeros dolores de cabeza hasta la muerte.

Los óxidos de nitrógeno NOx son responsables de la formación de ácidos en la atmósfera contribuyendo a la creación de lluvia ácida, y han constituido, uno de los aspectos que últimamente más ha aportado al desarrollo tecnológico de los equipos de combustión.

En las figuras 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7 se presentan los valores de concentración de los mencionados productos de combustión en dependencia de la temperatura de los gases y de diferentes excesos de aire. Los datos contenidos en estas figuras constituyen una referencia para labores de análisis de productos de combustión.^[25]

Tabla 2.1 Principales contaminantes contenidos en los gases de combustión ^[14]

COMPONENTE	EFEECTO	ORIGEN	SOLUCIÓN/REMEDIO
CO	Irritación	Combustión	Monitoreo periódico de



<p>Monóxido de carbono [Límite Minamb 638 400 ppm]</p>	<p>de las mucosas, asfixias, vómito, muerte.</p>	<p>deficiente. Equipos dañados. Prácticas operacionales.</p>	<p>emisiones de CO. Ajuste operacionales de combustión. [Alto exceso de O₂]. Reparación/Mantenimiento de sistemas.</p>
<p>CO₂ Dióxido de carbono 5000 ppm en 2-8 horas de trabajo</p>	<p>Asfixias, irritación de las mucosas, muerte.</p>	<p>Combustión, hidrocarburos, carbón entre otros.</p>	<p>Mejorar eficiencia de combustión con reducción de descarga de contaminantes.</p>
<p>SO_x Óxido de azufre. [Límite Minamb 638 5.000 mg por cada Nm³]</p>	<p>Irritación de las mucosas, asfixias, vómito, muerte.</p>	<p>Combustión de azufre de los combustibles. (H₂S gases; azufre elemental en líquidos)</p>	<p>Reducción del contenido de S y H₂S en combustible. (Tecnología). Post- tratamiento/Neutralización (catalizada/ no catalizada) Aditivos. Monitoreo periódico de emisiones.</p>
<p>NO_x Óxidos de nitrógeno. [Límite Minamb 638 300 ppm]</p>	<p>Asfixias, irritación de las mucosas</p>	<p>Oxidación del nitrógeno del aire y el nitrógeno del combustible durante la combustión.</p>	<p>Monitoreo periódico de emisiones. Ajuste operacionales de combustión. [Bajo exceso de O₂]. Reducción contenido de nitrógeno en los combustibles. Neutralización gases. Salida.</p>

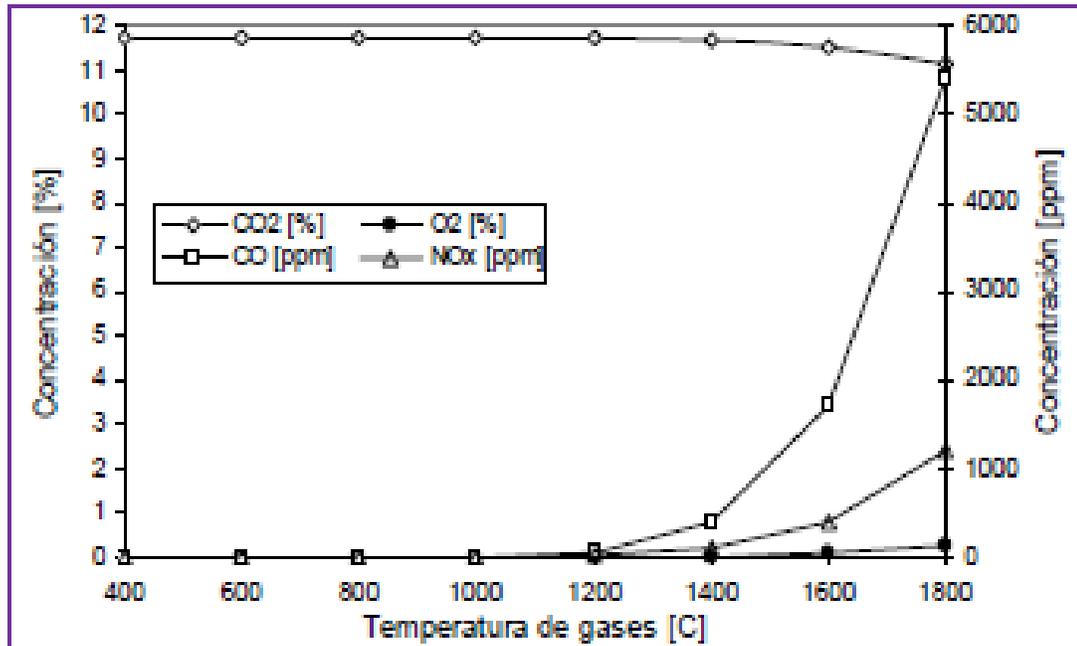


Figura 2.4. Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 0%.^[25]

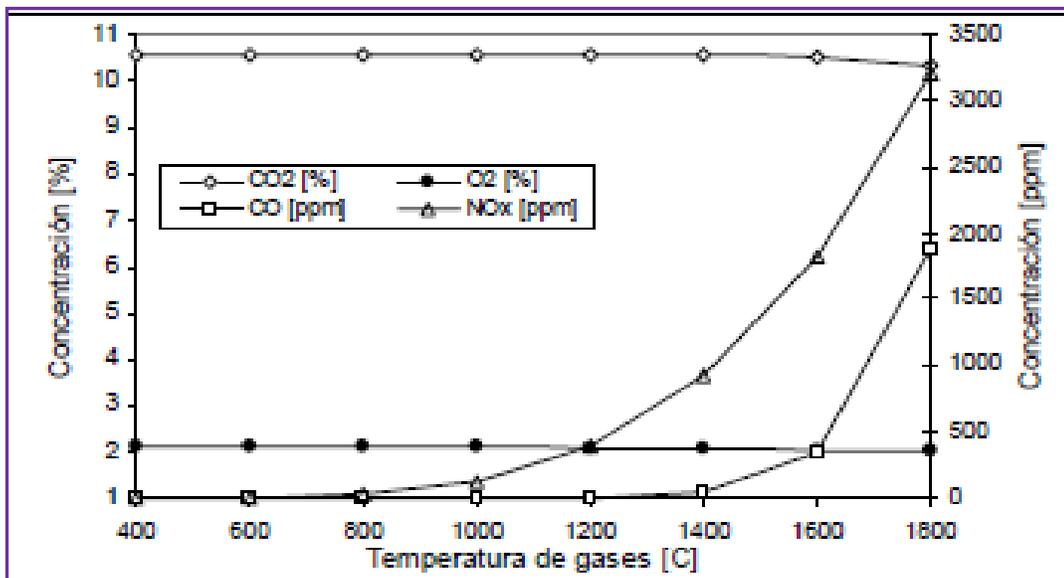


Figura 2.5. Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 10%.^[25]

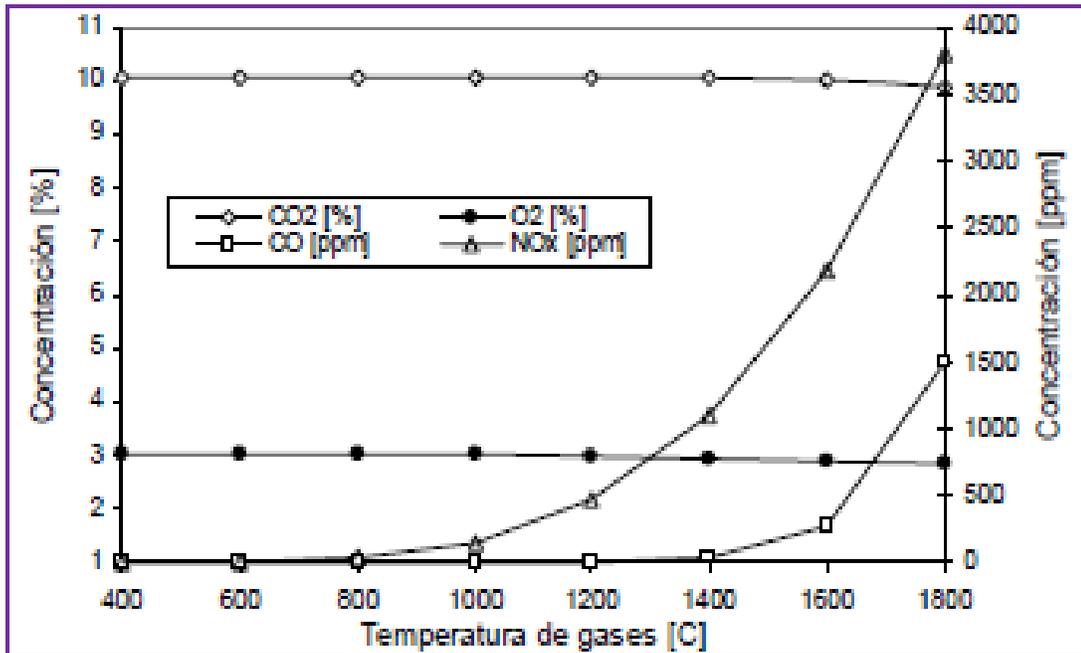


Figura 2.6. Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 15%.^[25]

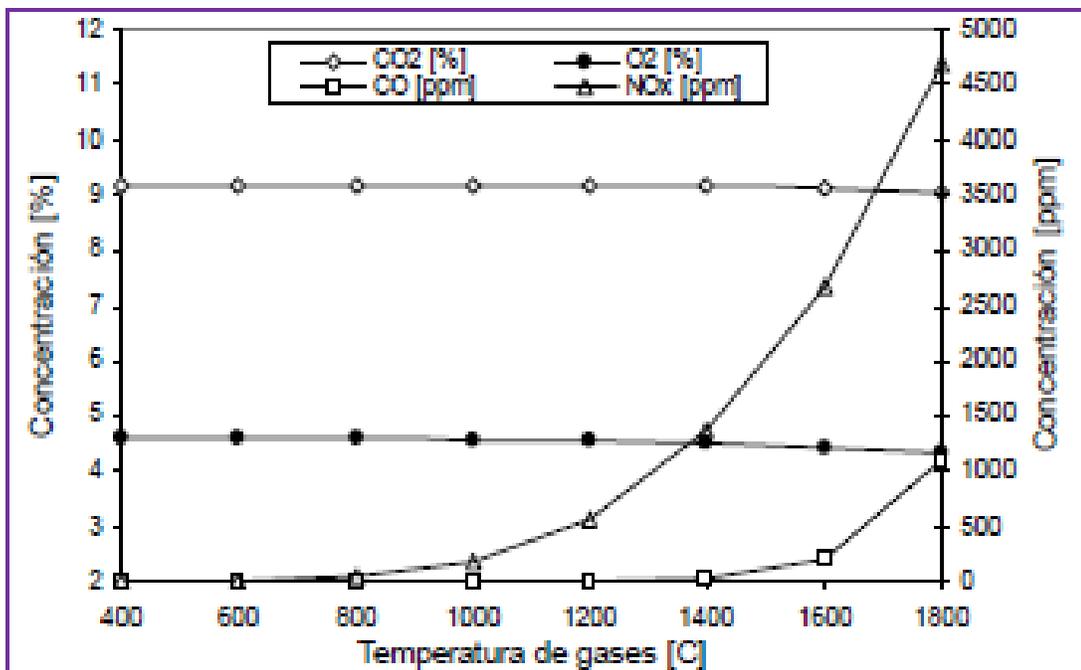


Figura 2.7. Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 25%.^[25]



2.10 IMPORTANCIA ECONÓMICA DE UNA COMBUSTIÓN EFICIENTE

2.10.1 Combustión eficiente

Es imposible en la práctica industrial que todo el calor liberado por un combustible sea aprovechado. Normalmente se produce una cierta cantidad de pérdidas, por diferentes motivos, las cuales no permiten obtener un aprovechamiento total.

Sin embargo estas pérdidas se pueden reducir a un mínimo compatible con el equipo en cuestión, ya que generalmente en un horno común no se puede recuperar mucho más del 90 % del calor liberado. Esta reducción en las pérdidas debe surgir del análisis de costos y beneficios a los efectos de lograr no sólo eficiencia técnica sino también económica, es decir obtener la máxima producción al mínimo costo. ^[5]

En este trabajo se pretende estimar las pérdidas económicas generadas, debido a que actualmente la cantidad de gas combustible que se está inyectando al horno supera las del diseño y esto a su vez trae como consecuencia un aumento en las emisiones de contaminante, las cuales se estimarán con los balances respectivos.

2.10.2 Procedimiento termográfico

La física permite convertir las mediciones de la radiación infrarroja en medición de temperatura, esto se logra midiendo la radiación emitida en la porción infrarroja del espectro electromagnético desde la superficie del objeto, convirtiendo estas mediciones en señales eléctricas. Los ojos humanos no son sensibles a la radiación infrarroja emitida por un objeto, pero las cámaras termográficas, o de termovisión, son capaces de medir la energía con sensores infrarrojos, capacitados para "ver" en estas longitudes de onda. Esto permite medir la energía radiante emitida por objetos y, por consiguiente, determinar la temperatura de la superficie a distancia, en tiempo real y sin contacto. Se puede medir y visualizar a distancia y sin ningún contacto temperaturas de superficies con precisión. Para ello se utiliza una cámara termográfica que muestra una imagen térmica en la cual a cada temperatura se le asocia un color. La inspección termográfica consiste en una visita a las instalaciones



industriales y con la ayuda de la cámara termográfica se van barriendo todos los elementos definidos en una ruta previamente establecida, se graba el termograma (imagen térmica) para su posterior análisis y también se graba su imagen real o de campo para una correcta identificación del elemento. Las termografías pueden ser aplicadas en cualquier situación y es importante ya que detecta problemas rápidamente sin interrumpir el funcionamiento del equipo. Minimizando el mantenimiento preventivo y el tiempo en localizar problemas. ^[16]

2.11 SIMULADORES DE PROCESOS

2.27.1 Paquete de simulación Pro/II con Provisión™ versión 8.1

Pro/II con Provisión™ un programa de simulación de procesos de fácil comprensión que opera bajo ambiente WINDOWS™, combinando todas herramientas fuertes para simulaciones familiarizadas con la ingeniería de proceso. ^[17] El programa incluye una amplia variedad de componentes en la librería y los métodos termodinámicamente de predicción de propiedades con la más avanzadas y flexibles técnicas de cálculos de operaciones unitarias, para proporcionar al ingeniero de procesos las facilidades computarizadas de cálculo referentes a balances de masa y energía necesarios para modelar muchos de los procesos en estado estacionario.

Los métodos disponibles en PRO/II pueden ser clasificados dentro de seis categorías: métodos ideales, correlaciones generalizadas, ecuaciones de estado, métodos de actividad líquida, paquetes especiales y electrolitos.

El usuario puede escoger el método que mejor se aplique a un sistema en particular. Al simulador se le debe suministrar toda la información posible sobre las características de los equipos (número de platos de la columna, reflejos internos, presión, ubicación de la alimentación y de los retiros, intercambiadores de calor, etc.), alimentación (composición, temperatura, flujo, etc.) y condiciones a las cuales opera el proceso.

En este capítulo se describen todos los procedimientos ejecutados durante el desarrollo del trabajo. Este proyecto, contó con una metodología de varias etapas, las cuales consistieron en una serie de informaciones de la unidad bajo estudio. En la primera etapa se realizaron entrevistas al personal de la planta a fin de conocer cuál era el estado de operación del horno, para la segunda etapa se obtuvieron una serie de información mediante las revisiones de los manuales de operación del horno H-751, así como también de los diagramas de flujos de procesos (figura B-1 del anexo B). La tercera y última etapa consistió en la recopilación de los datos operacionales del horno, como lo son: flujo, presión y temperatura, tanto del crudo como del gas combustible; estos datos fueron obtenidos a través del programa Aspen Process Explorer (figuras B-2 y B-3 del anexo B). Esta es una herramienta que se encuentra disponible en la Refinería de Puerto La Cruz, donde se realizan seguimiento de las variables operacionales requeridas por el proceso en el tiempo real, con sus respectivos indicadores de presión, flujo y temperatura a través de los seriales de etiquetas (TAG), como se muestra en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Seriales de los medidores de flujo, presión y temperatura asociados al horno H-751 de la unidad de destilación atmosférica DA-1.

TAG	Descripción
FIC06002	Carga de crudo a la planta (línea total) BPH
FIC06001	Flujo de la carga de crudo a la entrada del horno. (Paso 1) BPH
FIC06002	Flujo de la carga de crudo a la entrada del horno. (Paso 2) BPH
FIC06032	Flujo de la carga de crudo a la entrada del horno. (Paso 3) BPH
TI04155	Temperatura total de la carga (°F) a la entrada del horno
TI06001	Temperatura total de la carga (°F) a la salida del horno



PI06807	Presión de la carga a la entrada del horno. (Paso 1) psig
PI06808	Presión de la carga a la entrada del horno. (Paso 2) psig
PI06809	Presión de la carga a la entrada del horno. (Paso 3) psig
FQI06031	Flujo volumétrico de gas combustible (MSCFH)
PI06001	Presión de entrada del gas combustible (psig)
TI06101	Temperatura de gases en la chimenea (°F)
PIC04050	Presión total de entrada de crudo (psig)
PI06024	Tiro del horno (in H ₂ O)

Toda la data del proceso fue visualizada en la sala de control; ésta también es registrada y almacenada minuto a minuto en el sistema. Para este estudio se consideró el promedio diario de todas las variables asociadas al horno H-751 por un periodo de 21 días desde 31/08/09 hasta 20/09/09, estos datos se encuentran reportados en las tablas 3.2 y 3.3.

Tabla 3.2 Datos de flujo, presión y temperatura del crudo para el promedio diario a partir del 31/08/09 al 20/09/09.

Fechas	Flujo del crudo a la entrada(B/H)	P_E (PSIG)	P_S (PSIG)	T_E (°F)	T_S (°F)
31/08/09	783,504	287,793	30	471,943	728,482
01/09/09	785,528	289,405		471,485	735,521
02/09/09	786,941	289,997		470,584	733,520
03/09/09	763,220	282,004		467,322	724,796
04/09/09	783,612	287,821		467,173	725,073
05/09/09	785,579	289,465		466,222	726,804
06/09/09	785,251	289,215		462,572	732,180
07/09/09	784,848	288,802		465,973	725,829
08/09/09	786,010	289,102		467,474	716,310
09/09/09	785,495	289,321		467,304	726,971
10/09/09	784,923	288,901		466,195	728,383
11/09/09	763,573	282,112		465,322	736,833
12/09/09	781,399	285,579		465,208	739,973



13/09/09	784,524	288,761		462,714	739,546
14/09/09	786,643	289,525		462,127	739,945
15/09/09	786,814	289,908		463,695	739,680
16/09/09	784,184	288,548		462,543	740,374
17/09/09	785,806	289,478		461,456	739,956
18/09/09	786,752	289,865		462,179	739,802
19/09/09	785,278	289,221		464,581	738,414
20/09/09	788,481	291,00		466,699	732,287

Tabla 3.3 Datos del flujo del gas combustible y temperaturas de los gases de combustión dentro del horno para el promedio diario a partir del 31/08/09 al 20/09/09.

Fechas	F ₁ (MSCFH)	T _{cruce} (°F)	T _{PCH} (°F)	T _{SCH} (°F)
31/08/09	49,939	1347,828	1332,242	1316,68
01/09/09	50,966	1366,548	1343,527	1301,71
02/09/09	51,010	1364,631	1344,509	1324,39
03/09/09	50,551	1354,092	1331,848	1309,61
04/09/09	51,458	1367,222	1344,762	1322,30
05/09/09	51,551	1366,638	1345,954	1325,26
06/09/09	51,706	1403,002	1342,029	1281,06
07/09/09	49,173	1367,359	1324,038	1280,71
08/09/09	46,479	1328,321	1318,402	1308,48
09/09/09	48,626	1379,936	1300,677	1221,42
10/09/09	49,415	1374,312	1301,946	1229,59
11/09/09	52,198	1379,292	1340,551	1301,81
12/09/09	53,421	1395,953	1359,389	1322,83
13/09/09	54,181	1396,806	1355,72	1314,63
14/09/09	53,282	1401,546	1360,926	1320,31
15/09/09	53,047	1395,598	1357,193	1318,78
16/09/09	53,114	1400,455	1363,906	1327,37
17/09/09	53,761	1399,320	1361,153	1321,36



18/09/09	53,713	1400,753	1360,337	1321,55
19/09/09	53,556	1395,932	1357,167	1318,41
20/09/09	51,481	1385,328	1345,801	1325,05
Promedio				1305,40

Se debe mencionar que el sistema Aspen Process Explorer tiene conexión con Microsoft Excel que hacen posible el manejo y utilización de los datos mencionados en el proceso de evaluación de los hornos y son especificados según la fecha de interés.

3.1 OBTENCIÓN DE LAS PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL CRUDO DE ALIMENTACIÓN Y DEL COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL HORNO H-751

Para la obtención de estas propiedades se realizaron estudios cromatográficos al gas combustible, para ellos se tomó una pequeña muestra del gas combustible a la salida del tanque FA-9 y se envió al laboratorio de la Refinería de Puerto La Cruz, para realizarle dicho estudio, en el cual se pudo conocer la composición del gas, la fracción molar de cada uno de estos componentes y las siguientes propiedades físicas: peso molecular, gravedad específica y poder calorífico neto y bruto para el gas. Estos resultados se encuentran en la tabla 4.2.

Para la caracterización del fluido del proceso fue necesario conocer su gravedad API, gravedad específica, densidad, viscosidad, conductividad térmica y fracción molar tanto del líquido como del vapor, todos estos datos fueron obtenidos mediante el simulador Pro II versión 8.1, y se encuentran reportados en la tabla 4.1.



3.2 CÁLCULOS DE LOS PARÁMETROS DE COMBUSTIÓN A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN DEL HORNO H-751 DE LA UNIDAD DA-1

Para el desarrollo de este objetivo se necesitó el flujo y la composición molar del gas combustible utilizado a la entrada del horno H-751. Como primera instancia, se le realizaron balances estequiométricos a cada uno de los componentes presentes en la mezcla del gas combustible, los cuales, fueron obtenidos mediante los resultados de la cromatografía. Para hallar con esto, las cantidades de los gases de combustión mediante balances de materia y el posterior cálculo del porcentaje de aire en exceso a la entrada del horno, la relación de aire y gas de combustión respecto al gas combustible y la temperatura estimada de la llama. Estos balances se llevaron a cabo suponiendo que todo el oxígeno que reacciona con el combustible es para producir combustión completa.

3.2.1 Porcentaje de aire en exceso

Para la determinación del porcentaje de aire en exceso utilizado desde 31/08/09 hasta 20/09/09 por el horno H-751 se utilizó la siguiente ecuación: ^[12]

$$\%EA = \left(\frac{O_2 \text{ en } F_2 - O_2 \text{ teórico}}{O_2 \text{ teórico}} \right) \times 100 \quad (\text{Ec.3.1})$$

Donde:

% EA: porcentaje de aire en exceso, (adimensional)

O_2 en F_2 : oxígeno alimentado al horno por la corriente de flujo de aire ambiente (F_2), lbmol/h

O_2 teórico: cantidad de oxígeno estequiométricamente requerido para la quema del combustible utilizado, lbmol/h.



Para la obtención del porcentaje en exceso del aire se realizaron unas series de cálculos previos como lo son: El número moles de oxígeno requerido o teórico, la cantidad de vapor de agua y de dióxido de carbono (CO₂) producido o consumido en cada reacción y los moles de oxígeno alimentado al proceso.

3.2.1.1 Oxígeno requerido o teórico

La cantidad de oxígeno requerido teóricamente para que el combustible se oxide totalmente mediante el proceso de combustión completa, fue determinado a partir de la siguiente expresión: ^[12]

$$O_2 \text{ teorico} = C \times N \quad (\text{Ec.3.2})$$

Donde:

C : coeficiente estequiométrico de los componentes en cada reacción.

N: número de moles de cada componente, lbmol/h

Los moles de vapor de agua y de dióxido de carbono (CO₂) producido o consumido se determinaron de forma análoga al oxígeno teórico.

El número de moles de cada componente fue determinado mediante la siguiente ecuación:

$$N = y \times F_1 \quad (\text{Ec.3.3})$$

Donde:

N: número de moles de cada componente, lbmol/h.

y: fracción molar de cada componente, lbmol/lbmol.

F₁: flujo del gas combustible, lbmol/h



Para la obtención del flujo del gas combustible (F_1) en lbmol/h, se realizó una conversión de unidades, tomando en cuenta que 1 lbmol de un gas ocupa 379,5 pie³ a una presión atmosférica de 1 atm y una temperatura de 60 °F, obtenida a partir de la siguiente ecuación: ^[7]

$$F_1 = F_g \times \frac{1 \text{ lbmol}}{379,5 \text{ pie}^3} \quad (\text{Ec.3.4})$$

Donde:

F_g : flujo del gas combustible, pie³/h.

3.2.1.2 Aire necesario para la combustión

La cantidad de aire requerida para que se produzca la combustión completa viene dada por el oxígeno alimentado, el cual entra al horno por medio de tiro natural a través de unas ventanillas ubicadas en la parte lateral de los quemadores.

En la mayoría de los cálculos de combustión es aceptable utilizar una composición volumétrica simplificada de 79 % de N₂ y 21 % de O₂ en base molar, debido a que el oxígeno y el nitrógeno son el 99 % en peso de una muestra de aire seco.

Para efectos de análisis de combustión, los demás gases inertes, incluyendo el argón son descartados. Por consiguiente, cada mol de oxígeno que entra a una cámara de combustión será acompañado por $0,79/0,21 = 3,76$ mol de nitrógeno, basado en esto se tienen las siguientes relaciones: ^[18]

$$N_2 \text{ en } F_2 = 3,76 \times O_2 \text{ en } F_2 \quad (\text{Ec.3.5})$$

Donde:

F_2 : flujo de aire ambiente, lbmol/h

$N_2 \text{ en } F_2$: nitrógeno alimentado por la corriente F_2 , lbmol/h



O₂ en F₂: oxígeno alimentado por la corriente F₂, lbmol/h

Por lo tanto se tiene que la cantidad de aire seco alimentado por el proceso se reduce en la siguiente expresión:

$$AS = O_2 \text{ en } F_2 + N_2 \text{ en } F_2 \quad (\text{Ec.3.6})$$

Donde:

AS: flujo de aire seco, lbmol/h

Para la obtención de la cantidad de oxígeno que entra al horno mediante el flujo de aire, fue considerado el esquema de la figura 3.1 y se realizó un balance de materia en base seca por componente en función del oxígeno.

$$NO_2 + F_2 \times x_{AS} \times 0,21 = GCS \times zO_2 + (O_2)_{CR} \quad (\text{Ec.3.7})$$

Donde:

NO₂ : número de moles de oxígeno en la corriente de gas combustible, lbmol/h

F₂: flujo de aire, lbmol/h.

x_{AS}: fracción de aire seco, lbmol de aire seco / lbmol de aire ambiente.

GCS: flujo de gases de combustión seco, lbmol/h.

zO₂: fracción de O₂ en el flujo de gases de combustión, lbmol de O₂ / lbmol de gas de combustión.

(O₂)_{CR}: oxígeno consumido en cada reacción, lbmol/h.

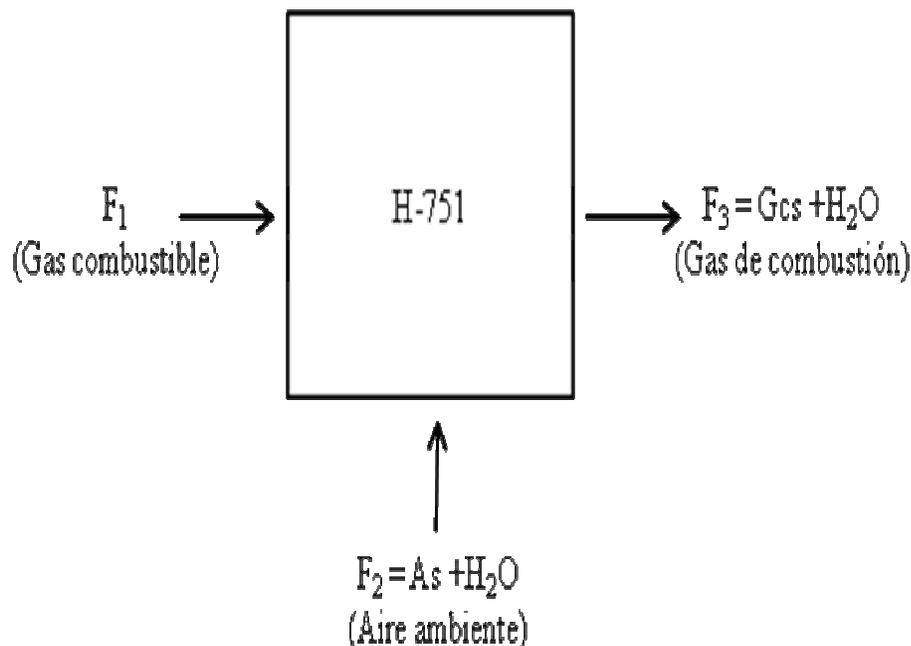


Figura 3.1. Balance de materia del horno.

La fracción de aire seco (x_{AS}), se determinó tomando en consideración que la suma de fracciones de aire seco y de agua es igual a la unidad. De acuerdo a lo anterior, la fracción de aire seco viene dada por:

$$x_{AS} = 1 - x_{H_2O} \quad (\text{Ec.3.8})$$

Donde:

x_{H_2O} : fracción de agua contenida en el flujo de aire ambiente, lbmol de agua / lbmol de aire ambiente.

Para la determinación de la fracción de agua (x_{H_2O}) contenida en el flujo de aire ambiente se aplicó la ley de Dalton, el cual define que la presión de una mezcla de



gases es igual a la suma de las presiones que cada gas ejercería si existiera sólo a la temperatura y volumen de la mezcla.^[18] Para esto se tiene lo siguiente:

$$x_{H_2O} = \frac{P_{vH_2O}}{P_t} \quad (\text{Ec.3.9})$$

Donde:

P_{vH_2O} : Presión de vapor de agua a temperatura ambiente, mmHg.

P_t : Presión atmosférica, mmHg.

Mediante un análisis de Orsat realizado en el laboratorio de la Refinería de Puerto La Cruz el día 16/10/2009 a las 14:29 horas (tabla B-1 del anexo), a los gases de tope de la chimenea del horno; se conoció los componentes de la mezcla de gas combustión tanto en fracción molar como fracción en peso (tabla B-2 del anexo). En dicho análisis se pudo observar que el nitrógeno, el oxígeno y el dióxido de carbono son unos de los componentes con mayor porcentaje de fracción molar que conforman el flujo de gas de combustión seco (GCS), estas fracciones se reporta en la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Componente con mayor porcentaje de fracción molar en el resultado del análisis de Orsat del horno H-751.

%O ₂	%N ₂	%CO	%CO ₂
8,2547	82,1995	0	9,4887

La cantidad de flujo de gas de combustión seco (GCS) que sale de la chimenea, viene dado por la suma de las cantidades de componente que salen de dicha chimenea en base seca de la manera siguiente:



$$GCS = GCS \times z_{N_2} + GCS \times z_{CO_2} + GCS \times z_{O_2} \quad (\text{Ec.3.10})$$

Donde:

z_{N_2} : Fracción de N_2 en el flujo de gases de combustión, lbmol de N_2 / lbmol de gas de combustión.

z_{CO_2} : Fracción de CO_2 en el flujo de gases de combustión, lbmol de CO_2 / lbmol de gas de combustión.

Para la determinación de este flujo se realizaron balances de masa a cada uno de los componentes que conforman la corriente de gas de combustión en base seca (GCS) de la siguiente manera:

- Balance para el N_2 :

$$N_{N_2} + F_2 \times X_{AS} \times 0,79 = GCS \times z_{N_2} \quad (\text{Ec.3.11})$$

Donde:

N_{N_2} : número de moles de nitrógeno en el flujo de gas combustible, lbmol/h

- Balance para el CO_2 :

$$N_{CO_2} + (CO_2)_{GR} = GCS \times z_{CO_2} \quad (\text{Ec.3.12})$$

Donde:

N_{CO_2} : número de moles de dióxido de carbono en el flujo de gas combustible, lbmol/h

$(CO_2)_{GR}$: CO_2 generado en cada reacción, lbmol/h.



- Balance para el O₂:

Para este balance se hizo uso de la ecuación 3.7, en el cual se despejó GCS x zO₂, que es la cantidad de oxígeno que sale por chimenea en base seca.

$$NO_2 + F_2 \times X_{AS} \times 0,21 - (O_2)_{CR} = GCS \times zO_2 \quad (\text{Ec.3.13})$$

Sabiendo que $F_2 \times X_{AS} \times 0,21$ es la cantidad de oxígeno que entra por el flujo de aire ambiente (O₂ en F₂) y que $F_2 \times X_{AS} \times 0,79$ es la cantidad de nitrógeno que entra por el flujo de aire ambiente (N₂ en F₂), se sustituye la ecuación 3.5 en conjunto con las ecuaciones 3.11, 3.12 y 3,13 en la ecuación 3.10, quedando lo siguiente:

$$GCS = N_{N_2} + 3,76 \times O_2 \text{ en } F_2 + N_{CO_2} + (CO_2)_{GR} + N_{O_2} + O_2 \text{ en } F_2 - (O_2)_{CR} \quad (\text{Ec.3.14})$$

Para hallar el flujo de aire ambiente (F₂) que entra al horno se usó la siguiente ecuación:

$$F_2 = \frac{AS}{X_{AS}} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

3.2.2 Humedad en los gases de combustión

Para la determinación de las composiciones del gas de combustión en base húmeda se obtuvo en primera instancia el flujo de los gases de combustión (F₃), mediante la siguiente ecuación:

$$F_3 = F_3 \times z_{N_2} + F_3 \times z_{CO_2} + F_3 \times z_{O_2} + F_3 \times z_{H_2O} \quad (\text{Ec.3.16})$$

Donde:

F₃: cantidad de los gases de combustión, lbmol/h.

z_{H_2O} : fracción de agua en el flujo de gas de combustión, lbmol de agua/lbmol de gas de combustión.



El flujo de agua que sale por la chimenea ($F_3 \times z_{H_2O}$) se halló mediante un balance de masa por componente en función del agua, resultando lo siguiente:

$$F_2 \times x_{H_2O} + (H_2O)_{GR} = F_3 \times z_{H_2O} \quad (\text{Ec.3.17})$$

Donde:

$(H_2O)_{GR}$: agua generado en cada reacción, lbmol/h.

El flujo de nitrógeno ($F_3 \times z_{N_2}$), el de dióxido de carbono ($F_3 \times z_{CO_2}$) y el de oxígeno ($F_3 \times z_{O_2}$) fueron obtenidas mediante las ecuaciones 3.11, 3.12 y 3.13 respectivamente y se sustituyeron en la ecuación 3.16 en conjunto con la ecuación 3.17 resultando lo siguiente:

$$F_3 = N_{N_2} + 3,76 \times O_2 \text{ en } F_2 + N_{CO_2} + (CO_2)_{GR} + N_{O_2} + O_2 \text{ en } F_2 - (O_2)_{GR} + F_2 \times x_{H_2O} + (H_2O)_{GR} \quad (\text{Ec.3.18})$$

Establecida la corriente de los gases de combustión (F_3), se aplicó nuevamente balance de materia por componente y se hicieron los despejes correspondientes para hallar los porcentajes de O_2 , N_2 , CO_2 y H_2O en base humedad, resultando lo siguiente:

$$\%O_2 = \left(\frac{N_{O_2} + O_2 \text{ en } F_2 - (O_2)_{GR}}{F_3} \right) \times 100 \quad (\text{Ec. 3.19})$$

$$\%CO_2 = \left(\frac{N_{CO_2} + (CO_2)_{GR}}{F_3} \right) \times 100 \quad (\text{Ec.3.20})$$

$$\%N_2 = \left(\frac{N_{N_2} + N_2 \text{ en } F_2}{F_3} \right) \times 100 \quad (\text{Ec. 3.21})$$



$$\%H_2O = \left(\frac{F_2 \times x_{H_2O} + (H_2O)_{GR}}{F_3} \right) \times 100 \quad (\text{Ec. 3.22})$$

3.2.3 Temperatura adiabática de llama

Debido a la necesidad de emplear un exceso de aire para asegurar la combustión completa, las temperaturas de llama adiabáticas de las combustiones reales son siempre menores que los valores máximos.

Para su cálculo es necesario suponer que las reacciones se efectúan en condiciones adiabáticas, que sólo ocurre combustión completa, que todo el combustible utilizado se consume y que la temperatura de salida del horno es igual a la temperatura dentro del mismo.

El conocer la temperatura teórica de llama permite determinar los materiales adecuados de construcción del horno y la calidad de los materiales refractarios a usar para el revestimiento de las paredes del mismo o del equipo en general donde se llevará a cabo reacciones exotérmicas. ^[12]

El cálculo de la temperatura adiabática de llama es un proceso iterativo, donde se empieza a suponer una temperatura de modo que abarque valores entre (+ y -), a partir de allí se determina las capacidades caloríficas, con la ayuda de la tabla C-1 del anexo C. ^[19]

Para este cálculo se utilizó la ecuación 2.7, 2.8 y 2.9 del capítulo anterior, en conjunto con las fracciones de oxígeno, nitrógeno y agua en la corriente de aire ambiente (F_2), las cuales fueron halladas de la siguiente manera:

$$x_{O_2} = \frac{O_2 \text{ en } F_2}{F_2} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

Donde:

x_{O_2} : fracción del oxígeno en el flujo de aire ambiente, lbmol de oxígeno/lbmol de aire ambiente.



De manera análoga se hizo para la obtención de la fracción molar del nitrógeno. La fracción de agua se obtiene por medio de la ecuación 3.9.

También fue necesario, la determinación del poder calorífico inferior total (LHV), el cual fue obtenido a partir de la mezcla de componentes que forma el gas combustible, y utilizando la ecuación 2.10. En la tabla C-2 del anexo C se encuentra el listado de los poderes caloríficos para cada componente, los cuales se obtienen por medio de lecturas hechas en la figura C-1 del anexo C, utilizando para esto el peso molecular de cada uno de los componentes en el flujo de gas combustible. Para el caso del hidrogeno se usa la tabla C-3 del anexo C.

3.2.4 Balances de energía en el horno H-751 de la unidad DA-1 a condiciones actuales

Para llevar a cabo el estudio energética del horno H-751 se realizó un balance de calor en el mismo considerando el esquema de la figura 3.2.

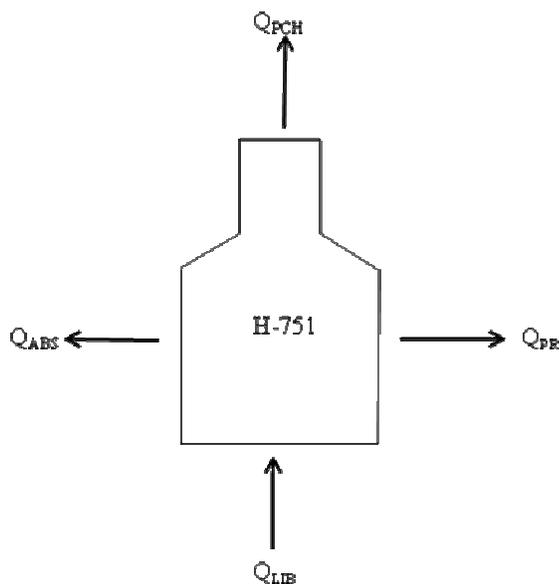


Figura 3.2 Balance de energía en el horno.



Donde:

Q_{LIB} : calor liberado por los quemadores, Btu/ h.

Q_{ABS} : calor absorbido por el crudo, Btu/ h.

Q_{PCH} : calor perdido por la chimenea, Btu/ h.

Q_{PR} : calor perdido por radiación, Btu/ h.

Aplicando el balance de energía al horno se genera la siguiente ecuación:

$$Q_{LIB} = Q_{ABS} + Q_{PCH} + Q_{PR} \quad (\text{Ec.3.24})$$

3.2.4.1 Calor liberado por los quemadores (Q_{LIB})

Se define como el calor total liberado al horno cuando se quema un flujo de gas combustible de poder calorífico bajo, esto está definido por:^[9]

$$Q_{LIB} = F_1 \times (\sum y_i \times LHV_i) \quad (\text{Ec.3.25})$$

Donde:

LHV_i : poder calorífico inferior, Btu/lbmol.

3.2.4.2 Calor absorbido por el proceso (Q_{ABS})

Es el calor total aprovechado por el flujo de proceso.^[24] Para este cálculo se realizó balance de energía haciendo uso del método de entrada y salida de las entalpías del fluido. Estas entalpías se obtuvieron a partir de varias simulaciones realizadas por el simulador Pro II versión 8.1, para esto fue necesario contar con las condiciones de operación del horno, por un periodo de 21 días desde 31/08/09 hasta 20/09/09, las cuales se encuentran reportada en la tabla 3.2, y con los valores del porcentaje de destilado del crudo, los cuales se encuentran en la tabla C-4 del anexo C. Estos valores fueron tomados de la hoja de especificación de los detalles de destilación del crudo Mesa 30 el cual se reporta en la tabla C-5 anexo C. Para la determinación de estos calores se uso la ecuación siguiente:^[12]



$$Q_{\text{ABS}} = (H_{\text{S}} - H_{\text{E}}) \quad (\text{Ec.3.26})$$

Donde:

H_{E} : entalpía del fluido a la entrada, Btu/h.

H_{S} : entalpía del fluido a la salida, Btu/h.

3.2.4.3 Eficiencia térmica del horno

Ésta es la relación entre el calor absorbido y el calor suplido al horno. Dicha eficiencia determina si el fluido a calentar está siendo llevado a las condiciones óptimas de operación.^[9]

Para el cálculo de la eficiencia térmica del horno se emplea la ecuación 2.17. Debido a que esta eficiencia está basada en el poder calorífico inferior.

3.2.4.4 Calor perdido por el gas de chimenea (Q_{PCH})

Las pérdidas de energía en los gases de chimenea dependen directamente de la temperatura de los mismos (temperatura de chimenea).^[9]

El calor perdido por la chimenea del horno se determinó mediante la ecuación siguiente:

$$Q_{\text{PCH}} = F_3 \times C_{\text{p total}} \times (T_{\text{cruce}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{Ec.3.27})$$

Donde:

$C_{\text{p total}}$: capacidad calorífica de la mezcla del gas de combustión, Btu/lbmol.

T_{cruce} : temperatura del gas a la salida de la zona de radiación, °F.

T_{ref} : temperatura de referencia de los gases en el tope de la chimenea, (86 °F).

La capacidad calorífica de la mezcla del gas de combustión se calcula a partir de la ecuación siguiente:^[12]

$$C_{\text{p total}} = (\sum C_{\text{pi}} \times y_i) \quad (\text{Ec.3.28})$$



Donde:

C_{pi}: capacidad calorífica de cada componente, Btu/lbmol.

3.2.4.5 Calor perdido por el proceso

Para este cálculo se hizo uso de la ecuación 3.24 y se modificó de manera que la suma del calor perdido por la chimenea más el calor perdido por radiación serán igual al calor perdido por el proceso, quedando para esto la siguiente ecuación:

$$Q_{LIB} = Q_{ABS} + Q_{PER} \quad (\text{Ec.3.29})$$

Donde:

Q_{PER}: calor perdido por el proceso, Btu/hr

Despejando de la ecuación 3.29 el calor perdido por el proceso, se tiene lo siguiente:

$$Q_{PER} = Q_{LIB} - Q_{ABS} \quad (\text{Ec.3.30})$$

3.2.4.6 Calor perdido por radiación (Q_{PR})

Es el calor que se pierde por las paredes en la zona de radiación. Para la obtención del calor perdido por radiación se hizo un despeje de la ecuación 3.24 quedando la siguiente ecuación:

$$Q_{PR} = Q_{LIB} - Q_{ABS} - Q_{PCH} \quad (\text{Ec.3.31})$$

3.2.4.7 Calor absorbido por la sección de radiación

El calor absorbido por la sección de radiación no es más que el calor que entrega el gas de combustión, para pasar de la temperatura de llama (T_F) hasta la temperatura de



cruce (T_{cruce}), menos el calor perdido por radiación. Para el cálculo de este calor se uso la ecuación siguiente: ^[9]

$$Q_r = F_3 \times C_{p_{\text{total}}} \times (T_F - T_{\text{cruce}}) - Q_{PR} \quad (\text{Ec.3.32})$$

Donde:

Q_r : calor absorbido por la superficie de la sección de radiación, Btu/h

3.2.4.8 Densidad calorífica en la zona de radiación

Son las cantidades de calor transferido a un tubo por unidad de área, y se basa en el área externa total. ^[9]

Para estos cálculos se utilizaron las siguientes ecuaciones: ^[9]

$$\phi_r = \left(\frac{Q_r}{A_{ro}} \right) \quad (\text{Ec.3.33})$$

Donde:

ϕ_r : densidad calórica en la zona de radiación, Btu/pie² h

A_{ro} : área longitudinal externa total de los tubos, pie².

Previo a esto se determinó el área longitudinal de transferencia de calor en dicha zona, utilizando para la siguiente ecuación: ^[9]

$$A_{ro} = \pi \times d_o \times L \times N_t \quad (\text{Ec.3.34})$$

Donde:

d_o : diámetro externo del tubo, pie.

L : longitud del tubo, pie.

N_t : número de tubos por cada paso, (a dimensional)



3.3 DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS HIDRÁULICOS DEL HORNO H-751 A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN

Para el estudio hidráulica del horno H-751, se necesita el cálculo de la velocidad del crudo por las tuberías y la velocidad de erosión. También es necesaria la caída de presión en el serpentín de crudo, el cual es un cálculo muy importante debido a que ésta limita la carga de crudo que entra al horno. Además se estimó la temperatura de piel de tubo para obtener el espesor de ensuciamiento en el interior de los tubos que conforman el serpentín de crudo en la zona de radiación de dicho horno. Adicionalmente se tiene la hidráulica de los gases de combustión la cual forma parte importante en el funcionamiento del horno, ya que los diferenciales de presión en la estructura del horno (tiro), afectan considerablemente su estructura metal-mecánica.

3.3.1 Velocidad del crudo por las tuberías

Esta no es más que la velocidad espacial que presenta el fluido por unidad de tiempo, viene expresada mediante la siguiente ecuación: ^[20]

$$V = \frac{G}{\rho} \quad (\text{Ec.3.35})$$

Donde:

V: velocidad del crudo por las tuberías, pie/s

G: velocidad másica del crudo, lbm/s.pie²

ρ : densidad del crudo, lbm/pie³.

3.3.1.1 Velocidad másica del crudo (G)

Es el flujo de masa por unidad de área de flujo a través del serpentín y es determinado por la ecuación siguiente: ^[9]



$$G = \frac{\dot{m}}{N_p \times A_x} \quad (\text{Ec. 3.36})$$

Donde:

\dot{m} : flujo másico del crudo, lbm/s

N_p : número de pasos

A_x : área de la sección transversal a través del tubo, pie²

El área transversal viene expresada por la siguiente ecuación:

$$A_x = \frac{\pi \times d_i^2}{4} \quad (\text{Ec. 3.37})$$

Donde:

d_i : diámetro interno de los tubos, pulg

3.3.2 Velocidad de erosión

La velocidad de erosión o velocidad límite de diseño es la máxima velocidad que puede alcanzar el fluido sin que se comporte de manera extraña y aparezcan fenómenos difíciles de predecir. Para la estimación de velocidades de erosión en tuberías de acero comercial, se recomienda la siguiente ecuación de acuerdo a la frecuencia de operación de la tubería y a la densidad del fluido. Se calcula mediante la siguiente ecuación:^[20]

$$V_{LD} = \frac{100}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 3.38})$$

Donde:

V_{LD} : velocidad límite de diseño, pie/s.



3.3.3 Caída de presión en el serpentín del horno

Para la determinación de la caída de presión en el serpentín de crudo de horno H-751 se recurrió a la siguiente ecuación: ^[20]

$$\Delta P_{SC} = P_E - P_S \quad (\text{Ec.3.39})$$

Donde:

ΔP_{SC} : caída de presión en el serpentín del horno, psig

P_E : presión de entrada del crudo, psig

P_S : presión de salida del crudo, psig

3.3.4 Espesor de ensuciamiento

En los hornos de procesos es común que se presente sobrecalentamiento en los tubos, produciendo un espesor de ensuciamiento interno, debido a que la energía suministrada puede ser muy alta en función de la carga de crudo.

Para la determinación del espesor promedio de ensuciamiento de los tubos que conforman el serpentín de crudo se realizaron una serie de cálculos, usando en primera instancia la siguiente ecuación: ^[9]

$$T_m = T_S + \Delta T_f + \Delta T_C + \Delta T_m \quad (\text{Ec.3.40})$$

Donde:

T_m : temperatura promedio de pie de tubos, °F.

T_S : temperatura del crudo saliendo del serpentín, °F.

ΔT_f : incremento de la temperatura del fluido dentro de los tubos, °F

ΔT_C : incremento de la temperatura a través de la capa de coque, °F

ΔT_m : incremento de la temperatura a través de la pared del tubo, °F



Para la obtención de la temperatura promedio de pie de tubo (T_m), fue necesario realizar una estimación, la cual consiste en sumar 150 °F a la máxima temperatura del fluido calentado ^[13], dicha estimación se realizó debido a que la Refinería de Puerto La Cruz no cuenta actualmente con el equipo necesario para la ejecución de los estudios de termografía. Estas temperaturas se reporta en la tabla G-1 del anexo G.

El incremento de la temperatura dentro de la película del combustible (ΔT_f) se halló mediante la ecuación siguiente: ^[9]

$$\Delta T_f = \left(\frac{1}{h_i} \right) \times \frac{d_o}{d_i} \times \phi r \quad (\text{Ec. 3.41})$$

Donde:

h_i : coeficiente de película interna promedio en los tubos, Btu/h. pie². °F

d_o : diámetro externo del tubo, pulg

d_i : diámetro interno del tubo, pulg

Para la determinación del incremento de temperatura a través de la capa de coque (ΔT_c) se uso la siguiente ecuación: ^[9]

$$\Delta T_c = \frac{e_d}{k_c} \times \left(\frac{2 \times d_o}{d_i + d_{i_c}} \right) \times \phi r \quad (\text{Ec. 3.42})$$

Donde:

e_d : espesor de diseño del coque, pulg

k_c : conductividad térmica del coque a la temperatura promedio del fluido dentro del serpentín, $\frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F/pulg}}$

d_{i_c} : diámetro interno de diseño de la capa de coque, pulg

Para la obtención del incremento de la temperatura a través de la pared del tubo (ΔT_m) se usó la siguiente ecuación: ^[9]



$$\Delta T_m = \frac{e_t}{k_m} \times \left(\frac{2 \times d_o}{d_o + d_i} \right) \times \phi r \quad (\text{Ec. 3.43})$$

Donde:

e_t : espesor de los tubos, pulg

k_m : conductividad térmica del metal del tubo la temperatura promedio del fluido

dentro del serpentín, $\frac{\text{Btu}}{h \text{ pie}^2 \text{ }^\circ\text{F/pulg}}$

La conductividad térmica del metal del tubo se determinó haciendo una lectura en la figura del anexo D-1 usando para esto la temperatura promedio de fluido dentro de los tubos.

Sustituyendo la ecuación 3.41, 3.42 y 3.43 en la ecuación 3.40 y aplicando los respectivos despejes para la obtención del diámetro interno de la capa de coque (d_{i_c}), resultó lo siguiente:

$$e_c = \frac{k_c \times (d_i + d_{i_c})}{2 \times \phi r \times d_o} \times \left[T_m - T_s - \left(\frac{1}{h_i} \times \frac{d_o}{d_i} \times \phi r \right) - \left(\frac{e_t}{k_m} \times \left(\frac{2 \times d_o}{d_o + d_i} \right) \times \phi r \right) \right] \quad (\text{Ec. 3.44})$$

El espesor de diseño de coque requerido para servicios con alta formación de coque como lo son instalaciones a vacío, viscorreductores, etc., es de ¼ de pulg.^[9] Con el espesor de diseño del coque se determina el diámetro interno de diseño de la capa de coque (d_{i_c}) de la siguiente manera:^[9]

$$d_{i_c} = d_i - (2 \times 1/4) \quad (\text{Ec. 3.45})$$

3.3.4.1 Coeficiente de transferencia de calor interno promedio en los tubos (h_i)

Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor o el coeficiente de película interna promedio en los tubos (h_i) se recurrió a la siguiente ecuación:^[21]



$$h_i = Y_{th} \times \frac{k_{mez}}{d_i} \times \left(\frac{cp_{mez} \times \mu_{mez}}{k_{mez}} \right)^{1/3} \times \phi \quad (\text{Ec. 3.46})$$

Donde:

Y_{th} : coeficiente de transferencia de calor, (adimensional)

k_{mez} : conductividad térmica promedio de la mezcla, Btu/(h pie °F)

cp_{mez} : capacidad calorífica promedio de la mezcla, Btu/(lbm °F)

μ_{mez} : viscosidad promedio de la mezcla, lbm/(pie h)

ϕ : factor de corrección, (adimensional)

Como se puede notar en la ecuación anterior, el coeficiente de transferencia de calor interno, depende de las propiedades del fluido (crudo) como lo son la conductividad térmica, capacidad calorífica y viscosidad, éstas fueron obtenidas a través de simulaciones con el programa Pro II de Provisión, versión 8.1, a las condiciones de entrada y de salida del crudo en la zona de radiación (figuras D-2, D-3, D-4, y D-5 del anexo D). Los datos fueron promediados y se reportan en la tabla 4.1. En dicha tabla se puede observar claramente que a las condiciones promedios de temperatura y presión, 600,21°F y 158,90 psig respectivamente, se forma una mezcla liquido-vapor con una fracción promedio de vapor de 0,35415, debido a esto se generó la necesidad de determinar las propiedades del fluido como una mezcla mediante la siguiente ecuación: ^[21]

$$\mu_{mez} = (X \times \mu_v) + [(1-X) \times \mu_l] \quad (\text{Ec.3.47})$$

Donde:

X: fracción de vapor (adimensional)

μ_v : viscosidad promedio del vapor, cP

μ_l : viscosidad promedio del liquido, Cp



De igual manera se hizo para obtener la capacidad calorífica y la conductividad térmica promedio de la mezcla.

3.3.4.2 Número de Reynolds

Considerando la relación de fuerza de inercia a fuerzas viscosa, el parámetro adimensional obtenido se denomina el número de Reynolds. ^[20] El número de Reynolds proporciona una indicación de la pérdida de energía causada por efectos viscosos.

Con diversos estudios se ha podido demostrar que la transición del flujo laminar al turbulento en tuberías no está sólo en una función de la velocidad, sino también de la densidad y viscosidad del fluido y del diámetro del tubo. Estas variables se combinan en la expresión del número de Reynolds, que se muestra a continuación:

$$Re = \frac{d_i \times G}{\mu_{mez}} \quad (\text{Ec.3.48})$$

Donde:

μ_{mez} : viscosidad promedio de la mezcla, lbm/pie s

Cuando las fuerzas viscosas tienen un efecto dominante en la pérdida de energía, el número de Reynolds es pequeño y el flujo se encuentra en el régimen laminar. Cuando el número de Reynolds es 2.100 o menor para una tubería circular recta, el flujo siempre es laminar. Un número de Reynolds mayor de 4.000 indica que las fuerzas viscosas influyen poco en la pérdida de energía y el flujo se considera turbulento.

3.3.5 Hidráulica de los gases de combustión

La hidráulica de los gases de combustión se refiere a las caídas de presión (tiro) que se originan en las distintas zonas del horno.



El tiro es comúnmente denominado como una presión negativa creada por el efecto manométrico de las diferencias de densidades entre el gas de combustión caliente y el aire ambiente.

3.3.5.1 Caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador

Para la determinación del tiro a nivel del quemador se usó la siguiente ecuación:^[9]

$$\Delta P_Q = \Delta P_T + \Delta P_R \quad (\text{Ec.3.49})$$

Donde:

ΔP_Q : tiro a nivel del quemador, pulg de H₂O

ΔP_T : tiro en el tope de la sección de radiación, pulg de H₂O

ΔP_R : ganancia de presión en la sección de radiación, pulg de H₂O

La ganancia de presión en la sección de radiación (ΔP_R) es origina por la diferencia entre la densidad de los gases calientes dentro del horno y la densidad del aire fuera del mismo. Para la obtención de la ganancia de presión se requirió la siguiente ecuación:^[9]

$$\Delta P_R = H_R \times SE_R \quad (\text{Ec.3.50})$$

Donde:

H_R : altura de la sección de radiación, pie

SE_R : efecto de la chimenea a la temperatura divisoria (bridgewall temperatura) por la diferencia en altura entre el nivel del quemador y el tope de la sección de radiación, pulg H₂O/pie

El factor SE_R se haya a partir de la figura E-1 del anexo E, usando para esta lectura, la temperatura de los gases de combustión a la salida de la sección de radiación y la temperatura promedio del aire ambiente. Durante los 21 días que se estuvieron tomando los datos del horno, la temperatura ambiente se mantuvo en un



rango de 25 °C a 34 °C, siendo para este rango la temperatura promedio igual a 29,5 °C.

3.4 COMPARACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN CON LAS DEL DISEÑO DEL HORNO

Para las comparaciones de las condiciones actuales de operación con las del diseño del horno, fueron necesarias las revisiones del Manual de Diseño de Procesos de Flujo de Fluidos, PDVSA^[9] y el manual de diseño de procesos para Reactores y Hornos de procesos, Exxon Design Practices, así como también la exploración de los planos de diseño mecánico de dicho horno; estas revisiones fueron hechas con la finalidad de obtener los datos necesarios de diseño según las normas de especificación de PDVSA, los cuales fueron comparados y discutidos en el capítulo 4, con los hallados mediante los cálculos a condiciones actuales de operación, para la cual se determinaron los rangos de desviaciones y eficiencia de operación del horno.

3.5 ESTIMACIÓN DE LAS CANTIDADES DE CONTAMINANTES Y LAS PÉRDIDAS ECONÓMICAS GENERADAS POR EL SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE EN EL HORNO H-751

3.5.1 Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

En la actualidad, el dióxido de carbono, óxidos nitrosos, etc., son considerados como contaminantes que contribuyen a problemas respiratorios en seres humanos, que dañan el ambiente además de las edificaciones por causa de la lluvia ácida. Por esto, normas de calidad ambiental en todos los países han sido desarrolladas. Entre los



esfuerzos por establecer parámetros de calidad de aire se establecen normas de emisiones que en sí son aquellas que establecen la cantidad máxima permitida para un contaminante medido en el efluente de la fuente emisora.

Las cantidades de contaminantes gaseosos se miden por los niveles de emisiones que salen de la chimenea. El análisis de Orsat realizado en el laboratorio de la Refinería de Puerto La Cruz a los gases emitidos por la chimenea del horno, dio una estimación de los componentes de la mezcla del gas de tope en porcentaje de fracción molar y en peso en base seca, basado en esto se realizó la estimación de las cantidades de contaminantes emitidos al ambiente en partes por millón (ppm). Dicha estimación se obtuvo determinando en primer lugar la densidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea, mediante la siguiente ecuación: ^[9]

$$\rho_{PCH} = \frac{39,5}{T_{PCH} + 460} \quad (\text{Ec. 3.51})$$

Donde:

ρ_{SCH} : densidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea, g/l

T_{PCH} : temperatura promedio de los gases de combustión en la chimenea, °F

Seguidamente se determinó el volumen de los gases de combustión en base seca:

$$V_{GCS} = GCS / \rho_{SCH} \quad (\text{Ec.3.52})$$

Donde:

V_{GCS} : volumen de los gases de combustión en base seca, l

Como el volumen de los gases de combustión se expresa en litros y el flujo de gas de combustión en base seca en gramos, entonces la densidad se convierte de



lbm/pie³ a g/l, sabiendo que, una lbm equivale a 453,54 g y que un pie³ equivale a 28,3171.

Con el volumen de los gases de combustión ya obtenidos y con la cantidad en gramos del contaminante que se encuentra en 100 gramos de gas de combustión en base seca se determina por equivalencia o usando una regla de tres la cantidad en gramos de contaminante en un litro de gas de combustión en base seca. La cantidad en gramo de dicho contaminante se convierte a miligramo multiplicando por 10³.

Por otra parte se tiene el óxido de nitrógeno el cual es un componente muy importante debido a que es uno de los contaminante más peligrosos, producto de la combustión, por tal razón debe tomarse muy en cuenta su estudio.

En la Refinería de Puerto La Cruz, una serie de ingenieros de procesos especialistas en este campo realizan estos estudios usando analizadores de gases como se muestran en la figura 3.3.



Figura 3.3 Analizador de gases (unidad de control de Testo).

Durante el periodo del 31/08/09 al 20/09/09 no se pudo realizar este tipo de estudio debido a que el equipo estaba dañado, de tal manera se realizó una estimación



usando para ésto las figuras 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7 las cuales muestran la concentración de óxido de nitrógeno en función de la temperatura y del exceso de aire respectivamente. A partir de estas figuras se creó una nueva debido a que dichas figuras llegan hasta un exceso de aire de 25%. Como las curvas de aire de exceso de las figuras antes mencionadas, tienen tendencia muy similares a partir de un 10% de exceso, se realizaron varias extrapolaciones a partir de estas, para tener nuevas curva de aire de exceso. Por medio de la extrapolación se obtuvieron 4 curvas para exceso de aire de 30 %, 40 %, 50 % y 60 % las cuales se muestran en la figura E-2 del anexo E.

Para la determinación de la cantidad de oxido de nitrógeno emitido por el horno a través de los gases de combustión, se hizo una lectura en la figura E-2 del anexo E usando para esto la temperatura de los gases a la salida de la chimenea y el exceso de aire.

La temperatura de los gases a la salida de la chimenea se determina a través de un despeje realizado a la ecuación de temperatura promedio, quedando para esto la siguiente ecuación:

$$T_{SCH} = (T_{PCH} \times 2) - T_{ECH} \quad (\text{Ec.3.53})$$

Donde:

T_{PCH} : temperatura promedio de los gases de combustión en la chimenea, $^{\circ}\text{F}$

T_{ECH} : temperatura de los gases de combustión a la entrada de la chimenea, $^{\circ}\text{F}$

3.5.2 Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

Para llevar a cabo la estimación de las pérdidas que genera el suministro de gas combustible al horno H-751 se hizo un estudio a dicho gas el cual consistió en determinar el flujo de gas que se debería de inyectar realmente al horno mediante un despeje realizado a la ecuación 3.25 y utilizando para esto el calor de diseño liberado por los quemadores y el poder calorífico inferior o neto actual:



$$F_R = \frac{Q_{LD} \times N_Q}{LHV} \quad (\text{Ec. 3.54})$$

Donde:

F_R : flujo de gas combustible que se debería de inyectar realmente, pie^3/h

Q_{LD} : calor de diseño liberado por un quemador, Btu/h

N_Q : números de quemadores

LHV : poder calorífico neto o inferior, Btu/pie^3

Con el flujo de gas combustible actual (F_1), el cual se reporta en la tabla 3.3, y el flujo de gas combustible que se debería de inyectar realmente, se obtiene el exceso de gas combustible que entra actualmente al horno H-751, de la siguiente manera:

$$F_P = F_1 - F_R \quad (\text{Ec.3.55})$$

Donde:

F_P : flujo de gas combustible en exceso respecto al flujo de gas combustible real, pie^3/h

Para estimar las pérdidas económicas generadas por el exceso de gas combustible inyectado al horno, se propone multiplicar el flujo de gas combustible en exceso (F_P) por el costo actual del gas combustible (C_g), esto es:

$$P_{EGC} = f_t \times F_P \times C_g \quad (\text{Ec.3.56})$$

Donde:

P_{EGC} : pérdidas económicas por exceso de gas combustible, $\text{Bs.F}/\text{año}$

C_g : costo por metro cubico de gas combustible, $(0,018873 \text{ Bs.F}/\text{pie}^3)$

f_t : factor de conversión de tiempo, $(8.760 \text{ h}/\text{año})$



3.6 Determinación de los parámetros de control del horno mediante el uso de una hoja de cálculo en Microsoft Excel

Se realizó una hoja de cálculo en el programa Microsoft Excel, que permite de forma lógica indicar la relación entre los parámetros de control en hornos de procesos, siendo una herramienta de gran importancia para la industria, debido a que permitirá al ingeniero de proceso o personal autorizado verificar en cada instante de tiempo, el funcionamiento del horno H-751 en tiempo real. Esta hoja de cálculo se podrá utilizar en el futuro para hacer estudio de las condiciones de operación del horno tomando las señales de campo accesibles en sala de control y las calidades de los gases combustibles reportadas en el sistema de laboratorio de la refinería. Cabe destacar que la hoja de cálculo fue diseñada utilizando las variables que se encuentran actualmente en planta, siendo esto de gran utilidad, debido a que éstas se encuentran conectadas mediante señal directa al sistema Aspen Explorer, teniendo la particularidad de que al recibir los datos o las variables como los flujos de gas combustible, temperatura de los gases de combustión y de la chimenea, y el porcentaje de oxígeno en el tope, ella misma podrá realizar el proceso de iteración para estimar propiedades físicas como las capacidades caloríficas necesarias para los balances correspondientes. Dando como resultados parámetros indispensables para el buen funcionamiento del horno, como es el porcentajes de aire en exceso, la cantidad de los gases de combustión, la cantidad de combustible necesario, el calor que se suministra al horno y que absorbe el fluido, indicando la eficiencia térmica, las pérdidas que ocurren hacia el ambiente y por las paredes producto de la radiación, las densidades de energía. La hoja de cálculo se tuvo que validar para tener la seguridad de que los parámetros que está arrojando sean los correctos o se adapten a los balances de masa y energía ingresados a la misma, para esto se montó el diseño del horno, utilizando el mismo procedimiento, donde se observó porcentajes de desviación menores del 1 %, siendo viable y de confiabilidad para observa y tomar acciones correctivas en un momento determinado, debido a que indicará sus



porcentajes de desviación y establecerá los rangos de desviación respecto a los parámetros actuales con el diseño del horno. Las pantallas de esta hoja de cálculo se encuentran reportadas en el (anexo J).

3.7 MUESTRA DE CÁLCULO

3.7.1 Parámetros de combustión del horno H-751

La muestra de cálculos que se presenta a continuación fue realizada en el horno H-751 para el día 31/08/09. Se procedió de la misma manera para los días restantes.

3.7.1.1 Porcentaje de aire en exceso

Para la obtención de este importante parámetro se realizaron una serie de cálculos previos:

La siguiente ecuación de combustión contiene el número relativo de moles de cada una de las especies reactantes y productos involucrada en ella de forma balanceada:



La ecuación 3.57, indica que para reaccionar un mol de propano con 5 moles de O_2 se producen 3 moles de dióxido de carbono y 4 moles de agua para que se produzca la combustión completa. Es importante destacar que en toda reacción química la suma de las masas de los reactivos es igual a la suma de las masas de los productos de la reacción, tal como lo establece la Ley de la Conservación de la Masa. De la misma manera se realizó para los de más componentes que conforma la mezcla del gas combustible. Éstos se encuentran en la tabla E-1 del anexo E.



Para la obtención del flujo de gas combustible (F_1) en lbmol por hora se hizo uso de la ecuación 3.4. Sustituyendo los valores de la tabla 3.3 en dicha ecuación se tiene:

$$\text{Flujo de gas } (F_1) = 49.939,5 \frac{\text{pie}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{379,5 \text{ pie}^3}$$

$$\text{Flujo de gas } (F_1) = 131,593 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

De igual manera se realizó para los demás flujos, todos los resultados se encuentran en la tabla E-2 del anexo E.

Con el flujo en lbmol/hr y sustituyendo los valores de la tabla E-1 y E-2 se determinó el número de moles para el propano mediante la ecuación 3.3, quedando para esto:

$$N_{\text{C}_3\text{H}_8} = 0,25392 \times 131,593 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$N_{\text{C}_3\text{H}_8} = 33,4141 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

De manera análoga se realizó para todos los componentes de la mezcla del gas combustible, todos estos resultados se encuentran reportados en la tabla E-2 anexo E.

Obtenidos los coeficientes estequiométricos de la reacción y el número de moles del componente, se procedió a determinar los moles por hora del oxígeno teórico, el dióxido de carbono producido y el vapor de agua producido en la reacción para el componente propano, utilizando para esto la ecuación 3.2 y sustituyendo los valores de la tabla E-1 y E-2 del anexo E.

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{teorico} &= 5 \frac{1 \text{ lbmol O}_2}{1 \text{ lbmol C}_3\text{H}_8} \times 33,4141 \frac{\text{lbmol C}_3\text{H}_8}{\text{h}} = 167,0705 \frac{\text{lbmol O}_2}{\text{h}} \\ \text{CO}_2 \text{producido} &= 3 \frac{1 \text{ lbmol CO}_2}{1 \text{ lbmol C}_3\text{H}_8} \times 33,4141 \frac{\text{lbmol C}_3\text{H}_8}{\text{h}} = 100,2423 \frac{\text{lbmol CO}_2}{\text{h}} \end{aligned}$$



$$H_2O_{\text{producido}} = 4 \frac{\text{lbmol } H_2O}{1 \text{ lbmol } C_2H_6} \times 33,4141 \frac{\text{lbmol } C_2H_6}{h} = 133,6564 \frac{\text{lbmol } H_2O}{h}$$

De igual manera se realizó para las demás reacciones, todos estos valores se registran en la tabla E-2 y E-3 del anexo E.

Para que se efectuó la combustión completa de todo el combustible alimentado al horno, es necesario una cantidad adicional de oxígeno, suministrado sobre el requerido teóricamente. Para la obtención de este oxígeno fue necesario el uso de la ecuación 3.14 la cual fue sustituida en la ecuación 3.13 junto con los valores de la tabla 3.4 y de las tablas E-3, E-2 y E-1.

$$0,082547 = \left(\frac{(O_2 \text{ en } F_2 - 604,98 + 0,580)}{(5,127 + 362,73 + 2,0213 + 4,76 \cdot O_2 \text{ en } F_2 + 0,5803 - 604,98)} \right) \frac{\text{lbmol}}{h}$$

$$O_2 \text{ en } F_2 = 963,822 \frac{\text{lbmol}}{h}$$

Determinados los valores del oxígeno alimentado por la corriente de aire y el oxígeno teórico los cuales se reportan en la tabla E-4 y E-3 respectivamente, se sustituyen estos en la ecuación 3.1 obteniéndose lo siguiente:

$$\% EA = \left[\frac{(963,822 - 604,98)}{604,98} \right] \times 100$$

$$\% EA = 59,31\%$$

De igual manera se realizó para los 21 días de corrida. El resultado del porcentaje de exceso se reporta en la tabla 4.4.

Para la obtención de la cantidad de aire seco se sustituyó la ecuación 3.5 en la ecuación 3.6 junto con los valores de la tabla E-4, resultando lo siguiente:



$$AS = [963,822 + (3,76 \times 963,822)] \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$AS = 4.587,793 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

Este resultado se encuentra reportado en la tabla E-4.

A través de la ecuación 3.9 se pudo conocer la fracción de agua (x_{H_2O}) en la corriente de aire ambiente. Usando para esto una presión de vapor de 31,82 mmHg a la temperatura ambiente de 30 °C^[19]. Por tanto se tiene:

$$x_{H_2O} = \frac{31,82 \text{ mmHg}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$x_{H_2O} = 0,0419$$

El resultado de la fracción de agua se encuentra reportado en la tabla E-5. La fracción de aire seco (x_{AS}), fue determina sustituyendo el valor obtenido de la fracción de agua (x_{H_2O}) en la corriente de aire, en la ecuación 3.8, teniéndose lo siguiente:

$$x_{AS} = 1 - 0,0419$$

$$x_{AS} = 0,9581$$

Obtenidos los valores de aire seco (AS) y el valor de la fracción del aire seco ($x_{AS}= 0,9581$), se determinó el flujo de aire ambiente (F_2), sustituyendo estos valores en la ecuación 3.15. Resultando con ésto lo siguiente:

$$F_2 = \left(\frac{4.587,793}{0,9581} \right) \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$F_2 = 4.788,428 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$



Los resultados obtenidos de la cantidad de aire ambiente (F_2) que entra al horno se encuentran reportados en la tabla E-4.

La cantidad de nitrógeno que entra al horno a partir de la corriente de aire (F_2) se determinó a partir de la ecuación 3.5 sustituyendo para esto, el valor correspondiente de la tabla E-4, quedando lo siguiente:

$$N_2 \text{ en } F_2 = (3,76 \times 963,822) \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$N_2 \text{ en } F_2 = 3.623,97 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

Las cantidades de nitrógeno alimentado por medio del flujo de aire (F_2), se encuentra reportado en la tabla E-4.

3.7.1.2 Humedad en los gases de combustión

Para conocer la cantidad de los gases que conforman la mezcla de gas de combustión que salen por la chimenea del horno H-751 en base humedad fue necesaria la obtención del flujo de gas de combustión (F_3).

A partir de la cantidad de oxígeno que entra a través de la corriente de aire (F_2) y mediante la sustitución de los valores de las tablas E-4, E-3, E-2 y E-5, en la ecuación 3.18; se conoció el flujo de gases de combustión (F_3), de la manera siguiente:

$$F_3 = [2,0213 + (3,76 \times 963,822) + 5,127 + 362,73 + 963,822 + 0,5803 - 604,98 + (4788,428 \times 0,0419) + 484,50] \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

$$F_3 = 5.038,37 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}$$

Conocidas las cantidades en lbmol/h del flujo de gas de combustión (F_3) para los 21 días de corrida, las cuales se encuentran reportadas en la tabla E-4; se calcularon las composiciones en base húmeda de la mezcla de gas de combustión a la



salida de la chimenea del horno, sustituyendo para esto los valores correspondiente de las tablas E-4, E-3, E-2 y E-5 en las ecuaciones 3.19, 3.20, 3.21 y 3.22, resultando lo siguiente:

$$\% O_2 = \left[\frac{(0,5803 + 963,822 - 604,98) \text{ lbmol}}{5038,37 \text{ lbmol}} \right] \times 100 = 7,13 \%$$

$$\% ZCO_2 = \left[\frac{(5,127 + 362,73) \text{ lbmol}}{5038,37 \text{ lbmol}} \right] \times 100 = 7,30 \%$$

$$\% ZN_2 = \left(\frac{2,0213 + 3623,97 \text{ lbmol}}{5038,37 \text{ lbmol}} \right) \times 100 = 71,96 \%$$

$$\% ZH_2O = \left(\frac{(4788,428 \times 0,0419) + 484,50 \text{ (lbmol)}}{5038,37 \text{ lbmol}} \right) \times 100 = 13,60 \%$$

Todos estos resultados se encuentran reportados en la tabla E-5.

3.7.1.3 Temperatura teórica de llama (T_F)

Para la determinación de esta temperatura fue necesario hallar en primer lugar las fracciones de oxígeno y nitrógeno contenidas en la corriente de aire ambiente (F_2) mediante la ecuación 3,23, la fracción de agua es de 0,0419 el cual fue obtenido anteriormente por la ecuación 3,9, y las relaciones de aire ambiente/gas combustible (RAC) y gas de combustión/gas combustible (RGC), las cuales se determinaron sustituyendo los valores de las tablas E-2 y E-4 en las ecuaciones 2.8 y 2.9 respectivamente:

$$X_{O_2} = \frac{963,822 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}}{4.788,428 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}} = 0,2013$$



$$X_{N_2} = \frac{3623,97 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}}{4.788,428 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}} = 0,7568$$

$$\text{RAC} = \frac{4.788,428 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}}{131,593 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}} = 36,39$$

$$\text{RGC} = \frac{5.038,37 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}}{131,593 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}}} = 38,29$$

Los valores obtenidos de la fracción de oxígeno y fracción de nitrógeno se reporta en la tabla E-5 y la relaciones RAC y RGC se encuentran reportados en la tabla 4.4.

Los datos necesarios para el cálculo de la temperatura de llama fueron obtenidos de la tabla 4.4, 4.6, E-5 y C-1. Para este cálculo se usó la ecuación 2.7.

Para empezar la iteración se supuso una temperatura de 4.040,60°F, debido a que normalmente las combustiones químicas con aire producen gases a una temperatura máxima de 2500°K. [12]

$$T_F = 60^\circ\text{F} + \frac{\left(\text{LHV} + \text{RAC} \sum_{k=1}^n x_k \times C_{p_k} \times (T_a - 60^\circ\text{F}) \right)}{\text{RGC} \sum_{j=1}^m z_j \times C_{p_j}}$$

$$\text{LHV} = 814.681,38 \text{ Btu/lbmol}$$

$$\text{RAC} = 36,39$$

$$\text{RGC} = 38,29$$

$$T_a = 86^\circ\text{F}$$

Fracciones molares en el flujo de aire ambiente:



$$\begin{aligned}x_{O_2} &= 0,2013 \\x_{N_2} &= 0,7568 \\x_{H_2O} &= 0,0419\end{aligned}$$

Fracciones molares en el flujo de gas de combustión:

$$\begin{aligned}x_{O_2} &= 0,0713 \\x_{N_2} &= 0,7197 \\x_{H_2O} &= 0,136 \\x_{CO_2} &= 0,073\end{aligned}$$

Capacidad calorífica de los componentes del gas de combustión a la temperatura supuesta (4040,60 °F):

$$\begin{aligned}C_{pO_2} &= 8,499 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F} \\C_{pH_2O} &= 10,634 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F} \\C_{pCO_2} &= 13,259 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F} \\C_{pN_2} &= 8,061 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Capacidad calorífica de los componentes que conforma el flujo de aire ambiente a la temperatura ambiente (86 °F):

$$\begin{aligned}C_{pO_2} &= 7,021 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F} \\C_{pH_2O} &= 8,028 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F} \\C_{pN_2} &= 6,962 \text{ Btu/lbmol } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$T_F = 2.491,53 \text{ } ^\circ\text{F} \neq 4040,60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Como la temperatura de llama supuesta no coincide con la temperatura resultante del cálculo, se sigue iterando, tomando para esto la temperatura resultante (2491,53 °F). De esta manera se continuó realizando el procedimiento hasta obtener la temperatura adiabática de llama:

$$T_F = 2.609,44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Estos resultados se encuentran reportados en la tabla 4.4.



3.7.2 Balance de energía en el horno H-751

3.7.2.1 Calor liberado por los quemadores (Q_{LIB})

Los datos necesarios para el cálculo del calor liberado fueron obtenidos de las tablas E-2 y 4.5. Para este cálculo se empleó la ecuación 3.25:

$$Q_{LIB} = 131,593 \text{ lbmol/h} \times 814.681,3785 \text{ Btu/lbmol}$$

$$Q_{LIB} = 107,206 \text{ MM Btu/h}$$

Los resultados de calor liberado se muestran en la tabla 4.5.

3.7.2.2 Calor absorbido por el proceso (Q_{ABS})

Para el cálculo del calor absorbido por el proceso (Q_{ABS}) se utilizó la ecuación 3.26 en conjunto con los valores entálpicos los cuales se encuentran reportados en la tabla F-1. Estos valores fueron obtenidos a partir del simulador Pro II. Las figuras F-1 y F-2 muestran las ventanas del simulador para el día 31/08/09.

$$Q_{ABS} = (104,84 - 53,38) \text{ MM Btu/h}$$

$$Q_{ABS} = 51,46 \text{ MM Btu/h}$$

Los resultados de calor absorbido se muestran en la tabla 4.5.

3.7.2.3 Eficiencia térmica (η)

En la tabla 4.5 se encuentran reportados los valores necesarios para el cálculo de la eficiencia térmica y se aplica la ecuación 2.17:



$$\eta = \frac{51,46 \text{ MMBtu/h}}{107,206 \text{ MMBtu/h}} \times 100$$

$$\eta = 48,00 \%$$

Los resultados de la eficiencia se muestran en la tabla 4.5.

3.7.2.4 Calor perdido por el gas de chimenea (Q_{PCH})

Para la determinación del calor perdido por la chimenea fue necesario obtener la capacidad calorífica total a la temperatura de tope en la zona de radiación o temperatura de cruce utilizando para esto las fracciones en base húmeda y las capacidades caloríficas de cada uno de los componente que conforman la mezcla de gas de combustión los cuales se encuentra prescrito en las tabla E-5 y F-2 respectivamente, las cuales se sustituyeron en la ecuación 3.28 resultando lo siguiente:

$$C_{p_{total}} = [(0,073 \times 11,37) + (0,7197 \times 7,25) + (0,0713 \times 7,73) + (0,136 \times 8,86)] \text{ Btu}/(\text{lbmol.F})$$

$$C_{p_{total}} = 7,8037 \text{ Btu}/(\text{lbmol.F})$$

Los resultados de las capacidades caloríficas totales se reportan en la tabla F-2.

Sustituyendo la cantidad de los gases de combustión ubicados en el anexo E tabla E-4 y las capacidades caloríficas totales, la cual se reportan en el anexo F tabla F-2 en la ecuación 3.27 se tiene:

$$Q_{PCH} = 5038,37 \text{ lbmol/h} \times 7,8037 \text{ Btu}/(\text{lbmol.F}) \times (1347,828 - 86)^\circ\text{F}$$

$$Q_{PCH} = 49,612 \text{ MMBtu/h}$$

Los resultados del calor perdido por la chimenea se muestran en la tabla 4.5.



3.7.2.5 Calor perdido por el proceso (Q_{PER})

Para este cálculo se empleó la ecuación 3.30, y los valores necesarios se encuentran reportados en la tabla 4.5.

$$Q_{PER} = (107,206 - 51,46) \text{ MMBtu/h}$$

$$Q_{PER} = 55,746 \text{ MMBtu/h}$$

Los resultados del calor perdido se muestran en la tabla F-1.

3.7.2.6 Calor perdido por radiación (Q_{PR})

A partir de la ecuación 3.31 y sustituyendo los valores correspondientes de la tabla 4.5 se obtuvo el calor perdido por radiación de la siguiente manera:

$$Q_{PR} = (107,206 - 51,46 - 49,612) \text{ MMBtu/h}$$

$$Q_{PR} = 6,134 \text{ MMBtu/h}$$

En la tabla F-1 anexo F se encuentran reportados los valores del calor perdido por radiación.

3.7.2.7 Calor absorbido por la sección de radiación

Los datos empleados para el cálculo de la energía absorbida por radiación, se obtienen de las tablas E-4, F-3, 4.4 y F-1 las cuales se sustituyen en la ecuación 3.32 resultando lo siguiente:

$$Q_r = \{[5038,37 \text{ lbmol/h} \times 8,414 \text{ Btu}/(\text{lbmol}\cdot\text{F}) \times (2609,44 - 1347,83)^\circ\text{F}]/1\text{E}^6\} - 6,134 \text{ MMBtu/h}$$

$$Q_r = 47,35 \text{ MMBtu/h}$$

Los valores obtenidos de calor absorbido se encuentran reportados en la tabla F-1 anexo F.



3.7.2.8 Densidad calorífica en la zona de radiación

Para la obtención de la densidad calorífica en la zona de radiación, se determinó en primera instancia el área longitudinal de transferencia de calor de los tubos en dicha zona, usando para esto los valores necesario de la tabla F-4 anexo F, tomando en consideración que existen tuberías de diferentes longitudes con diámetro de 3,874 pulg cada uno. Para este cálculo se empleo la ecuación 3.34:

$$A_{ro} = \Pi \times 0,375\text{pie} \times (84 \times 54 + 3 \times 56,083 + 1 \times 56,83)$$

$$A_{ro} = 5.609,01 \text{ pie}^2$$

Este resultado se reporta en la tabla F-1 del anexo F.

Los datos necesarios para el cálculo de la densidad calorífica se obtienen de la tabla F-1 y se emplea la ecuación 3.33:

$$\phi_r = \frac{47,35 \text{ MMBtu/h}}{5.609,01 \text{ pie}^2}$$

$$\phi_r = 8,4428\text{E}^{-03} \text{ MMBtu/h pie}^2$$

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.5.

3.7.3 Determinación de los parámetros hidráulicos del horno h-751 a condiciones actuales de operación

3.7.3.1 Velocidad másica del crudo (G)

Para la obtención de la velocidad másica del crudo, fue necesario determinar en primera instancia el área transversal a partir de la ecuación 3.37, sustituyendo para esto el diámetro interno de la tubería el cual se encuentra en el anexo F tabla F-4:



$$A_x = \frac{\pi \times (0,3228 \text{ pie})^2}{4}$$

$$A_x = 0,0818 \text{ pie}^2$$

Los datos necesarios para el cálculo de la velocidad másica del crudo se obtienen de la tabla G-1 del anexo G y se emplea la ecuación 3.36:

$$G = \frac{66,923 \text{ lbm/s}}{3 \times 0,0818 \text{ pie}^2}$$

$$G = 272,710 \text{ lbm/pie}^2 \text{ s}$$

Los resultados obtenidos de la velocidad másica se reportan en la 4.6.

3.7.3.2 Velocidad del crudo por las tuberías

Para el cálculo de la velocidad de fluido por las tuberías se sustituyen los valores de la tabla 4.6 y 4.1 en la ecuación 3.35.

$$V = \frac{272,710 \text{ lbm}/(\text{pie}^2 \times \text{s})}{54,812 \text{ lbm}/\text{pie}^3}$$

$$V = 4,975 \text{ pie/s}$$

Los resultados de la velocidad del fluido por la tubería se reportan en la tabla 4.6.

3.7.3.3 Velocidad de erosión

Sustituyendo la densidad del crudo Mesa 30 el cual se encuentra reportado en la tabla 4.1, en la ecuación 3.38, se tiene:

$$V_{LD} = \frac{100}{\sqrt{54,812 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3}}}$$



$$V_{LD} = 13,507 \text{ pie/s}$$

Este resultado de la velocidad límite de erosión se reporta en la tabla 4.6.

3.7.3.4 Caída de presión en el serpentín del horno

Sustituyendo los valores de la tabla 3.2 en la ecuación 3.39 se obtiene la caída de presión en el serpentín del horno de la manera siguiente:

$$\Delta P_{SC} = 287,793 \text{ psig} - 30 \text{ psig}$$

$$\Delta P_{SC} = 257,793 \text{ psig}$$

Los resultados obtenidos se reportan en la tabla 4.6.

3.7.3.5 Espesor de ensuciamiento

Para el cálculo del espesor de ensuciamiento o espesor de coque se utilizó la ecuación 3.44, y previo a esto se determinaron los siguientes parámetros:

Propiedades del fluido

Las propiedades del fluido se determinan mediante la ecuación 3.47 debido a que, a la temperatura promedio del fluido existe una mezcla líquido-vapor. Para la obtención de estas propiedades se utilizaron los valores de la tabla 4.1, resultando lo siguiente:

- Conductividad térmica de la mezcla:

$$k_{mez} = (0,35415 \times 0,014485 \text{ Btu/hr.pie.}^\circ\text{F}) + [(1-0,35415) \times 0,037955 \text{ Btu/hr.pie.}^\circ\text{F}]$$

$$k_{mez} = 0,0296 \text{ Btu/hr.pie.}^\circ\text{F}$$

- Capacidad calorífica de la mezcla:

$$cp_{mez} = (0,35415 \times 0,338 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}) + [(1-0,35415) \times 0,681 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}]$$



$$c_{p_{mez}} = 0,559 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

- Viscosidad de la mezcla:

$$\mu_{mez} = (0,35415 \times 5,995e^{-03} \text{ cP}) + [(1-0,35415) \times 0,29096 \text{ cP}]$$

$$\mu_{mez} = 0,19 \text{ cP}$$

Para obtener el valor de la viscosidad de la mezcla en lbm/pie.h se multiplicó por 2,4191, resultando lo siguiente:

$$\mu_{mez} = 0,19 \text{ cP} \times \frac{2,4191 \frac{\text{lbm}}{\text{pie.s}}}{1 \text{ cP}}$$

$$\mu_{mez} = 0,46 \text{ lbm/pie.h}$$

Todos los resultados correspondientes a las propiedades del fluido se reportan en la tabla G-2.

Cálculo del número de Reynolds

Utilizando la ecuación 3.48 y sustituyendo los valores correspondientes de las tablas F-4, 4.6 y G-2, se determinó el número de Reynolds de la siguiente manera:

$$Re = \frac{0,3228 \text{ pie} \times 272,710 \text{ lbm/pie}^2 \cdot \text{s} \times 3.600 \text{ s/h}}{0,46 \text{ lbm/pie.h}}$$

$$Re = 689.492,693$$

Calculo de Y_{th}

El factor de corrección se determina mediante la figura del anexo D-6, y se obtiene a partir del valor de Reynolds.

$$Y_{th} = 17.000$$



🔧 Cálculo de coeficiente de transferencia de calor interno en los tubos

Sustituyendo las propiedades promedias de la mezcla, las cuales se muestra en la tabla G-2 en conjunto con los de la tabla G-1 y F-6, en la ecuación 3.46 se obtiene:

$$h_i = 17.000 \times \frac{0,0296 \text{ Btu/h.pie.F}}{0,3228 \text{ pie}} \times \left(\frac{0,5595 \text{ Btu/lbm.F} \times 0,46 \text{ lbm/pie.h}}{0,0296 \text{ Btu/h.pie.F}} \right)^{1/3} \times 1$$

$$h_i = 3.205,500 \text{ Btu/h.pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

🔧 Cálculo del diámetro interno de diseño de la capa de coque

El diámetro interno de diseño de la capa de coque se determinó sustituyendo el diámetro interno del tubo, el cual se reporta en la tabla F-4, en la ecuación 3.45 resultando lo siguiente:

$$d_{i_c} = 3,874 \text{ pulg} - (2 \times 1/4)$$

$$d_{i_c} = 3,374 \text{ pulg}$$

Los resultados obtenidos de los cálculos del número de Reynolds, el factor de corrección, el coeficiente de transferencia de calor interno y del diámetro interno de diseño de la capa de coque se reportan en la tabla G-1 del anexo G.

La conductividad térmica del coque se obtiene de la tabla G-3, mediante una interpolación utilizando para esto la temperatura promedio del fluido. Para una temperatura promedio de 600,21 °F la conductividad térmica del coque resultó:

$$k_c = 37,2 \text{ Btu/(hpie}^2\text{°F/pulg)}$$

La conductividad térmica del metal del tubo se obtuvo mediante una lectura hecha en la figura del anexo D-1 usando para esto la temperatura promedio de fluido dentro de los tubos (600,21 °F) resultando:

$$K_m = 190 \text{ Btu/(hpie}^2\text{°F/pulg)}$$



El espesor promedio de la capa de coque que se forma actualmente en los tubos de la zona de radiación del horno H-751 se obtuvo sustituyendo los valores promedios de las tablas 3.2, F-4, G-1 y 4.5 en la ecuación 3.44, resultando lo siguiente:

$$e_c = \frac{k_c \times (d_i + d_{i_c})}{2 \times \emptyset_r \times d_o} \times \left[T_m - T_s - \left(\frac{1}{h_i} \times \frac{d_o}{d_i} \times \emptyset_r \right) - \left(\frac{e_t}{k_m} \times \left(\frac{2 \times d_o}{d_o + d_i} \right) \times \emptyset_r \right) \right]$$

$$k_m = 190 \text{ Btu}/(\text{hpie}^2\text{°F}/\text{pulg})$$

$$d_{i_c} = 3,374 \text{ pulg}$$

$$k_c = 37,2 \text{ Btu}/(\text{hpie}^2\text{°F}/\text{pulg})$$

$$h_i = 3205,500 \text{ Btu}/\text{hr.pie}^2.\text{°F}$$

$$\emptyset_r = 8682,96 \text{ Btu}/\text{h pie}^2$$

$$e_t = 0,313 \text{ pulg}$$

$$d_i = 3,874 \text{ pulg}$$

$$d_o = 4,5 \text{ pulg}$$

$$e_c = 0,45 \text{ pulg}$$

El resultado obtenido del espesor de coque se encuentra en la tabla 4.6.

3.7.3.6 Caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador

El horno H-751 consta de ocho (8) quemadores de tiro natural. La mayoría de estos quemadores cuentan con el tiro térmico desarrollado por la chimenea para proveer el aire requerido para la combustión.

Para la obtención de esta caída de presión se determinó en primer lugar la ganancia de presión en la sección de radiación (ΔP_R), el cual consistió en sustituir los valores de la tabla F-4 del anexo F y la figura E-1 del anexo E en la ecuación 3.50:

$$\Delta P_R = 57,1 \text{ pies} \times 0,00977 \text{ pulg. H}_2\text{O}/\text{pie}$$

$$\Delta P_R = 0,558 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

Los resultados obtenidos se reportan en la tabla G-4.



Sustituyendo los valores de la tabla G-4 y 4.7 en la ecuación 3.49 se obtiene la caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador de la manera siguiente:

$$\Delta P_Q = 0,558 \text{ pulg. H}_2\text{O} + 0,3425 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_Q = 0,9005 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

Todos estos valores de caída de presión a través de las rejillas de aire del quemador se encuentran en la tabla 4.7.

3.7.4 Cálculo de las desviaciones para los distintos parámetros en estudio

Para obtener el porcentaje (%) de desviación de los parámetros en estudio con respecto al valor de diseño, se usa la siguiente expresión:

$$\% \text{ Desviación} = \frac{(\text{variable actual} - \text{variable de diseño})}{\text{variable actual}} \times 100$$

En este trabajo se determinaron las desviaciones para los siguientes parámetros: % Aire en exceso (AE), % Oxígeno en la chimenea (O_2), Relación aire combustible (RAC), Relación gas de combustión combustible (RGC), temperatura teórica de la llama (T_F), poder calorífico inferior (LHV), calor liberado por los quemadores (Q_{LIB}), calor absorbido por el proceso (Q_{ABS}), eficiencia (η), calor perdido por la chimenea (Q_{PCH}), densidad calórica radiante (θ_r), velocidad másica (G), velocidad del crudo (V), velocidad de erosión (V_{LD}), caída de presión en el serpentín del horno (ΔP_{SC}), espesor de ensuciamiento en los tubos (e_C).

A continuación se presenta la muestra para el cálculo de la desviación de porcentaje (%) del aire en exceso (AE), ya que este es uno de los parámetros más importante:

$$\% \text{ Desviación (EA)} = \frac{(59,31 - 15)}{59,31} \times 100$$



$$\% \text{ Desviación (EA)} = 74,709 \%$$

El resultado de la desviación para el porcentaje (%) del aire en exceso se reporta en la tabla 4.4.

De manera análoga se realizan para los demás parámetros mencionados anteriormente.

3.7.5 Estimación de las cantidades de contaminantes y las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno h-751

3.7.5.1 Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

Según el reporte del análisis de Orsat realizado el 16/10/2009 a la 14:29 horas en el laboratorio de la Refinería de Puerto La Cruz a los gases de combustión obtenidos a la salida de la chimenea (tabla 3.4); el dióxido de carbono es uno de los componente obtenidos el cual es considerado como un contaminante debido a que éste produce asfixia, irritación de la mucosa, etc., debido a esto se determinó la concentración de dicho gas expresada en ppm.

Para la estimación de las cantidades de contaminantes emitidos por el horno se calculó en primer lugar las temperaturas de los gases de combustión a la salida de la chimenea el cual fue determinada sustituyendo los valores de la tabla 3.3 en la ecuación 3.53:

$$T_{SCH} = (1.332,24^{\circ}\text{F} * 2) - 1347,8^{\circ}\text{F}$$

$$T_{SCH} = 1.316,68^{\circ}\text{F}$$

Los valores obtenidos de la temperatura a la salida de la chimenea se reporta en la tabla 3.3.



Con las temperaturas de los gases de combustión a la salida de la chimenea ya obtenidas se determina la temperatura promedio que se reporta en la tabla 3.3.

Sustituyendo la temperatura promedio de los gases de combustión a la salida de la chimenea (1.305,40°F) en la ecuación 3.51 se obtiene la densidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea:

$$\rho_{PCH} = \frac{39,5}{1.305,40^{\circ}F + 460}$$

$$\rho_{PCH} = 0,022 \text{ lbm/} \cancel{\text{pie}^3} \times 453,59 \text{ g/} \cancel{\text{lbm}} \times 1 \cancel{\text{pie}^3} / 28,317 \text{ l}$$

$$\rho_{PCH} = 0,352 \text{ g/l}$$

El volumen de los gases de combustión en base seca se determinó mediante la ecuación 3.52 utilizando para esto 100 gramos de gas de combustión en base seca y la densidad de los gases de combustión calculada anteriormente resultando lo siguiente:

$$V_{GCS} = 100 \text{ g} \times \frac{1 \text{ l}}{0,352 \text{ g}}$$

$$V_{GCS} = 284,09 \text{ l}$$

Para la obtención de la cantidad de dióxido de carbono en mg/ l (ppm) se aplicó una regla de tres de la siguiente manera:

$$13,97 \text{ g CO}_2 \longrightarrow 284,09 \text{ l}$$

$$\text{gCO}_2 \longleftarrow 1 \text{ l}$$

$$\text{CO}_2 = 0,0492 \text{ g} \times 10^3$$

$$\text{CO}_2 = 49,2 \text{ mg/l (ppm)}$$

La concentración de dióxido de carbono en (ppm) se muestra en la tabla 4.8.



La concentración de óxido de nitrógeno (NO_x) se determinó haciendo una lectura en la figura E-2, usando para esto la temperatura promedio de los gases de combustión a la salida de la chimenea ($1305,40^\circ\text{F}$) y el porcentaje de aire en exceso ($59,31\%$), con esto resultó lo siguiente:

$$\text{NO}_x = 90 \text{ ppm}$$

Este resultado se encuentra reportado en la tabla 4.8.

3.7.5.2 Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

Para la obtención del flujo de gas (F_R) que se debería de inyectar realmente al horno se usó la ecuación 3.54 en conjunto con los valores de la tabla 4.2 y la tabla 4.5, resultando:

$$F_R = \frac{90.050.000 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{2.195,4463 \frac{\text{Btu}}{\text{pie}^3}}$$

$$F_R = 41.016,72 \text{ pie}^3/\text{h}$$

El flujo de gas en exceso (F_P) se determinó sustituyendo el flujo promedio actual del gas combustible ($51.554 \text{ pie}^3/\text{h}$) en conjunto con el flujo real ($41.016,72 \text{ pie}^3/\text{h}$) en la ecuación 3.55:

$$F_P = 51.554 \text{ pie}^3/\text{h} - 41.016,72 \text{ pie}^3/\text{h}$$

$$F_P = 10.537,28 \text{ pie}^3/\text{h}$$

Las pérdidas económicas (P_{EGC}) generadas por el exceso de gas combustible inyectado al horno se obtiene sustituyendo el flujo de gas combustible en exceso, el cual fue determinado en el cálculo anterior ($10.537,28 \text{ pie}^3/\text{h}$), en la ecuación 3.56:

$$P_{EGC} = 8.760 \text{ h/año} \times 10.537,28 \text{ pie}^3/\text{h} \times 0,018873 \text{ Bs.F/pie}^3$$

$$P_{EGC} = 1.742.101,948 \text{ Bs.F/año}$$

DISCUSIÓN DE RESULTADOS CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 OBTENCIÓN DE LAS PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DEL CRUDO DE ALIMENTACIÓN Y DEL COMBUSTIBLE UTILIZADO EN EL HORNO H-751

Desde el 31/08/09 hasta 20/09/09 el flujo que alimenta al horno H-751 consta de 100 % crudo Mesa. Como se mencionó en el capítulo 3 (sección 3.1), las propiedades fisicoquímicas del fluido de proceso fueron obtenidas mediante el simulador Pro II versión 8.1, para el cual fue necesario los volúmenes de destilación de dicho fluido (tabla C-4 anexo C), así como también la temperatura, presión y flujo a la entrada y la temperatura y presión a la salida del horno. Entre las propiedades obtenidas destacan la gravedad API, densidad, viscosidad, conductividad térmica y fracción molar tanto del líquido como del vapor. Es importante señalar que todas estas propiedades se obtuvieron para el día 31/08/09 (anexo D-5). Por ello, se hizo necesario determinar las propiedades promedio del crudo en base al día en estudio. De acuerdo con los resultados mostrados en tabla 4.1, se observa que a las condiciones promedio de temperatura y presión del crudo, se tiene una mezcla líquido-vapor; con una fracción molar de líquido de 0,64585 y la del vapor de 0,35415. La gravedad API del crudo es 30 °, es decir, que es un crudo liviano. La densidad promedio del crudo es de 54,812 lb/pie³. Adicionalmente a esto, las viscosidades del crudo tanto en la fase líquida como en la fase vapor son relativamente bajas, lo cual quiere decir que en general el crudo tiene buenas propiedades de transporte y que a esas condiciones de temperatura y presión el crudo está apto para entrar a la torre de destilación DA-1.

Ahora bien, en cuanto a la conductividad térmica se puede decir que es moderada, es decir, que tiene una buena capacidad para absorber calor durante su



paso por el serpentín del horno; lo cual permite que dicho horno incremente la temperatura del crudo con relativa facilidad, justo antes de su entrada a la torre de destilación. Todo esto con la intención de mejorar la eficiencia durante el proceso de destilación.

Tabla 4.1 Propiedades promedio del crudo Mesa.

Temperatura Promedio del Crudo (°F)	600,21
Presión Promedio del Crudo (Psig)	158,897
Fracción del Líquido	0,64585
Fracción del Vapor	0,35415
Viscosidad del Vapor (cP)	0,005995
Viscosidad del líquido (cP)	0,29096
Capacidad Calorífica del Líquida (Btu/Lb°F)	0,68100
Capacidad Calorífica del Vapor (Btu/Lb°F)	0,338
Conductividad Térmica del Vapor (Btu/hr*pie*°F)	0,014485
Conductividad Térmica del Líquido (Btu/hr*pie*°F)	0,037955
Densidad del crudo Lbm/pie³	54,812

Por otra parte, como se describió en el capítulo 3 (sección 3.1), para la determinación de las propiedades del gas combustible se realizó un estudio cromatográfico a dicho gas, para lo cual se hizo necesario la recolección de una pequeña muestra del gas combustible a la salida del tanque FA-9 y se envió al laboratorio de la Refinería de Puerto La Cruz.

La cromatografía del gas se muestra en la tabla 4.2. En ella se puede apreciar la composición del gas, la fracción molar de cada uno de estos componentes y las



siguientes propiedades físicas: peso molecular, gravedad específica, poderes caloríficos neto y bruto para el gas.

En base a los resultados de la cromatografía se puede decir que los principales componentes del gas combustible son: propano (25 % molar), n-butano (19,39 % molar), etano (15,51 % molar), metano (14,46 % molar), isobuteno (10,04 % molar) y con algunas trazas de otros componentes.

El poder calorífico neto de este gas combustible es 2.195,45 Btu/pie³ y el poder calorífico bruto es de 2.373,16 Btu/pie³, lo cual quiere decir que este gas combustible posee un elevado poder calorífico en comparación con el gas combustible usado años anteriormente (tabla 4.3).



Tabla 4.2. Análisis cromatográfico del gas combustible del horno H-751

DEPARTAMENTO DE LABORATORIO RECOLECTA DE DATOS DEL LABORATORIO		Puerto Cruz	La Cruz
		10/09/2009	07:00 AM
		1 / 1	
DESDE : 10/09/2009		HASTA: 10/09/2009	
ESPECIFICACIÓN	RESULTADO	MINIM A	MAXIMO UNIDAD
GAS COMB. FA-9 COMB. H751	GAS		10/09/2009 07:00
HIDROGENO	0,61		%MOLAR
CO2	3,896		%MOLAR
ETENO	0,044		%MOLAR
ETANO	15,512		%MOLAR
OXIGENO	0,441		%MOLAR
NITROGENO	1,536		%MOLAR
METANO	14,463		%MOLAR
CO	0		%MOLAR
C6+	1,507		%MOLAR
PROPANO	25,392		%MOLAR
PROPILENO	0,045		%MOLAR
H ₂ S	0		%MOLAR
ISOBUTENO	10,037		%MOLAR
N-BUTANO	19,389		%MOLAR
ISOBUTENO	0,019		%MOLAR
1-BUTENO	0,015		%MOLAR
TRANS-2-BUTENO	0,017		%MOLAR
CIS-2-BUTENO	0,046		%MOLAR
ISOPENTANO	4,037		%MOLAR
N-PENTANO	3,096		%MOLAR
TOTAL BUTENO	0,098		%MOLAR
OLEFINAS C5	0,047		%MOLAR
1,3 BUTADIENO	0		%MOLAR
GRAVEDADESPECI	1,5185		%MOLAR



FICA		
PESO MOLECULAR	43,9922	%MOLAR
VALOR CALORIF. NETO	2195,446	BTU/PC
VALOR CALORIF. BRUTO	2373,163	BTU/PC

Tabla 4.3 Cromatografía del gas combustible para el año 1990

Informe De Resultados	
JUL 11, 1990	
MUESTRA: GAS COMBUST. C.26	
	%MOLAR
HIDROGENO	3,1
CO2	4,7
ETANO	7,9
OXIGENO	0,1
NITROGENO	2,3
METANO	67,2
CO	0,2
PROPANO	4,6
PROPILENO	2,8
ISOBUTANO	1,2
n-BUTANO	1,6
1-BUTENO	0,1
n-PENTANO	0,1
	99,9
PODER CALORIFICO (ASTM 0-3588) :	
Total = 1187,9 BTU/CF	
Neto = 1084,9 BTU/CF	
GRAVEDAD ESPECIFICA (aire =1) = 0,7739	
PESO MOLECULAR APARENTE = 22,41 gr/mol	
FACTOR DE HIDROGENO = 3,95	



4.2 PARÁMETROS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO H-751 DE LA DA-1

La tabla 4.4 muestra los parámetros de diseño de combustión y los de operación del horno H-751 para los 21 días, los cuales fueron determinados como se muestra en el capítulo 3. Para los porcentajes de desviación, los valores negativos se refieren al parámetro en estudio que se encuentra por debajo de lo establecido por el diseño y en el caso de los valores positivos se refiere a aquellos que están por encima.

Tabla 4.4 Parámetros de combustión del horno H-751

Parámetros	Diseño	Del 31/08/09 hasta 20/09/09	% Desviación
% Aire en exceso (AE)	15	59,31	74,71
% Oxígeno en la chimenea (O_2)	3	7,13	57,92
Concentración de monóxido de carbono (CO) (ppm)	500	0	-
Relación aire combustible (RAC) (lbmol/lbmol)	26,27	36,39	27,81
Relación gas de combustión combustible (RGC) (lbmol/lbmol)	28,17	38,29	26,43
temperatura teórica de la llama (T_F) (°F)	3.500	2.609,44	-34,13

Como se puede observar, hay un porcentaje en exceso de aire (AE) de 59,31 %, el cual viene siendo casi cuatro veces el porcentaje de aire de diseño, razón por la cual se produce un alto porcentaje de oxígeno en la chimenea (7,13 %) con respecto al porcentaje estipulado para el diseño, el cual está por el orden de 3 %. Esto a su vez



ocasiona pérdidas de gas combustible, las cuales se deben a que el aire adicional que entra al horno tiene que ser calentado y ventado por la chimenea; es decir, si se suministra mucho aire una porción de la energía que se produce al quemar el combustible será utilizada para llevar este fluido a la temperatura necesaria de reacción, por lo cual la eficiencia del horno se disminuye.

En el reporte del análisis de Orsat (tabla 3.4) se puede ver claramente que en los gases de chimenea no hay producción de monóxido de carbono (CO), indicando que la combustión es completa, para la cual existe actualmente una relación aire - combustible (RAC) y gas de combustión – combustible (RGC) equilibrada, pero dichas relaciones están por encima del de diseño debido al exceso de aire, como se puede apreciar en la tabla 4.4.

La temperatura teórica de la llama (T_F) estimada para un gas combustible con poder calorífico inferior (LHV) alto y un porcentaje de oxígeno en exceso de 15%, es aproximadamente 3.500 °F ^[9], resumiendo se tiene que, mientras mayor sea el poder calorífico del gas combustible mayor energía se liberará en la reacción de combustión y por lo tanto mayor será la temperatura adiabática de llama. Es un hecho conocido, que mientras mayor sea la cantidad de oxígeno en exceso que se alimente al horno, mayor será la cantidad volumétrica de gases de combustión y por tanto disminuye la temperatura.

Para los 21 días de muestreo la temperatura adiabática de llama resulta menor al valor de diseño con una desviación de -34,13 % (tabla 4.4), lo cual posiblemente se debe a la cantidad de aire en exceso que entra por los quemadores.

4.2.1 Estudio térmico del horno

La eficiencia térmica de un equipo de combustión es una información precisa sobre el aprovechamiento energético de un combustible y predice, si el fluido a calentar está siendo llevado a las condiciones óptimas de operación.



La tabla 4.5 presenta las condiciones térmicas de diseño del horno y para los 21 días de corrida las cuales se obtuvieron mediante cálculos realizados por los métodos expuestos en el capítulo 3.

Como se puede apreciar, el calor promedio liberado por los quemadores (Q_{LIB}) para los 21 días es de 110,672 MMBtu/h, el cual resultó ser mayor en comparación con el de diseño que es 90,05MMBtu/h, esto se debe a que el gas combustible utilizado actualmente posee un poder calorífico inferior (LHV) de 814.681,4 Btu/lbmol, superior al de diseño, debido a la mayor proporción de componentes pesados que éste contiene. Vale destacar que al disponer de mayor cantidad de calor liberado, la absorción del calor por el crudo es mayor, pero en la actualidad ocurre lo contrario ya que el calor promedio absorbido por el proceso (Q_{ABS}) es 53,13 MMBtu/h, siendo éste menor al de diseño; originándose una eficiencia (η) por el orden de 48 %, la cual es menor a la de diseño, cuyo valor es 56 %. Es importante señalar que este parámetro describe en gran forma el funcionamiento de un horno. Esta desviación puede deberse entre otros factores, a la utilización de altos porcentajes de aire en exceso, a la gran pérdida de calor promedio que sale por la chimenea (Q_{PCH}), que en la actualidad es 52,442 MMBtu/h, y en comparación con el de diseño resulta ser menor, debido a una posible gran apertura del Damper o compuerta de la chimenea, el cual permite el escape de dichos gases por la chimenea. Otro factor que pudiera estar influenciando sobre la eficiencia del horno, lo representa la formación de posibles capas de coque en el interior de los tubos presentes en la zona radiante, los cuales producen resistencia a la transferencia de calor generándose menor absorción del calor.

Tabla 4.5 Parámetros térmicos del horno H-751

Fechas	PARAMETROS TÉRMICOS DEL HORNO					
	LHV (Btu/lbmol)	Q_{LIB} (MMBtu/h)	Q_{ABS} (MMBtu/h)	% η	Q_{PCH} (MMBtu/h)	θ_r (Btu/hPies ²)
31/08/09	814.681,4	107,20	51,46	48,00	49,612	8442,41
01/09/09		109,41	52,92	48,37	51,334	8668,43
02/09/09		109,50	52,66	48,09	51,307	8623,40



03/09/09		108,51	51,45	47,41	50,452	8425,31
04/09/09		110,46	51,53	46,65	51,855	8412,48
05/09/09		110,66	52,01	47,00	51,927	8497,27
06/09/09		111,00	53,63	48,32	53,463	8745,16
07/09/09		105,56	51,86	49,13	49,558	8505,63
08/09/09		99,77	49,75	49,86	45,507	8206,34
09/09/09		104,38	51,88	49,70	49,455	8504,99
10/09/09		106,08	52,33	49,33	50,054	8578,80
11/09/09		112,05	54,13	48,31	53,064	8852,08
12/09/09		114,68	54,77	47,76	54,960	8929,14
13/09/09		116,31	55,06	47,34	55,775	8967,98
14/09/09		114,38	54,91	48,01	55,035	8950,09
15/09/09		113,87	54,94	48,24	54,561	8965,69
16/09/09		114,02	52,38	45,94	54,818	8502,84
17/09/09		115,40	55,34	47,95	55,442	9021,71
18/09/09		115,30	55,2	47,87	55,450	8995,88
19/09/09		110,51	54,55	49,36	55,098	9682,32
20/09/09		114,97	53,02	46,12	52,562	7864,27
PROM		110,672	53,13	48,04	52,442	8.682,96
Diseño	411.719,5	90,05	70,05	56	20,02	13094
% DESV	49,46	-13,028	-31,84	16,57	61,824	-50,801

Por otra parte, al comparar la densidad calórica radiante (\varnothing_r) promedio del horno con la del diseño, se puede notar que en la actualidad dicho parámetro está por debajo del valor de diseño mostrando una desviación de -50,801 %. Esta diferencia se debe en principio a las bajas tasas de transferencia de calor en la zona de radiación con el área de transferencia constante. Esas bajas tasas de transferencia de calor en dicha zona, se pueden atribuir a la posible formación de coque.

4.3 PARÁMETROS HIDRÁULICOS DEL HORNO H-751

4.3.1 Hidráulica lado crudo

En la tabla 4.6 se observan los parámetros hidráulicos de diseño del lado del crudo y los obtenidos para los 21 días de corrida. Como se puede notar la velocidad másica (G) del fluido en el serpentín se ha mantenido, en comparación con la del diseño con una desviación de 2,06 %; lo mismo pasa con la velocidad del crudo (V) y la



velocidad de erosión (V_{LD}) indicando con esto que no está ocurriendo erosión en los tubos del horno, es decir, que de acuerdo a esto se tiene que en la actualidad dichos tubos no presentan ningún tipo de deterioro o desgaste al ser sometidos a altas temperaturas.

Del 31/08/09 hasta 20/09/09 el flujo promedio del crudo que alimenta al horno es de 18.798,14 BPD con una caída de presión promedio en el serpentín del horno (ΔP_{SC}) de 258,373 psig (tabla 4.6). Comparando estos parámetros con los del diseño los cuales se muestran en la tabla 4.6, se tiene que el flujo de crudo está por debajo del de diseño con una desviación de -6,39 % y la caída de presión está por encima de la del diseño presentando una desviación de 14,23 % indicando con esto una probable formación de coque en las tuberías de crudo, por esta razón, se requirió determinar el espesor promedio de ensuciamiento actual de los tubos (e_C) que conforman el serpentín de crudo, el cual resultó ser de 0,45 pulgadas, siendo éste superior al de diseño (0,25 pulgadas); justificando así con esto el incremento de la caída de presión que actualmente presenta el horno.

Tabla 4.6 Parámetros hidráulicos (lado crudo)

Fechas	F _{CRUDO} (BPD)	G (lbm/pie ² s)	V (pies/s)	V _{LD} (pies/s)	ΔP_{SC} (Psig)	e_C (pulg)
31/08/09	18804,10	272,71	4,975	13,5	257,793	0,45
01/09/09	18923,55	274,44	5,007		261	
02/09/09	18886,58	273,91	4,997		259,997	
03/09/09	18317,29	265,65	4,847		252,004	
04/09/09	18806,69	272,75	4,976		257,821	
05/09/09	18853,89	273,43	4,989		259,465	
06/09/09	18846,03	273,32	4,986		259,215	
07/09/09	18836,35	273,18	4,984		258,802	
08/09/09	18864,24	273,58	4,991		259,102	
09/09/09	18851,90	273,40	4,988		259,321	
10/09/09	18838,16	273,21	4,984		258,901	
11/09/09	18325,77	265,77	4,849		252,112	
12/09/09	18753,58	271,98	4,962		255,579	
13/09/09	18828,58	273,07	4,982		258,761	
14/09/09	18879,44	273,80	4,995		259,525	
15/09/09	18883,54	273,86	4,996	259,908		



16/09/09	18820,43	272,95	4,980		258,548	
17/09/09	18859,35	273,51	4,990		259,478	
18/09/09	18882,05	273,84	4,996		259,865	
19/09/09	18846,67	273,33	4,987		259,221	
20/09/09	18852,68	273,42	4,988		259,405	
Promedio	18798,14	272,62	4,974		258,373	
Diseño	20.000	267	4,87	13,5	221,61	0,25
%Desviación	-6,39	2,06	3,49	0	14,23	44,44

Es importante destacar que al aumentar el espesor de ensuciamiento (e_c) en las tuberías, aumenta también la resistencia a la transferencia de calor. Esto puede ser posible, ya que para los 21 días de corrida desde el 31/08/09 hasta 20/09/09 el calor absorbido por el proceso está muy por debajo del de diseño como se muestra en la tabla 4.5.

La figura 4.1 muestra las temperaturas de diseño de piel de tubo (T_m) y la temperatura actual para los 21 días de corrida. Este estudio comenzó el día 31/08/09 el cual es reportado en la figura 4.1 como el día 1; los días restantes fueron contados consecutivamente hasta el día 21 de fecha 20/09/09. Los valores de la temperatura de piel de tubo para los 21 días de corrida se muestran en la tabla G-1 del anexo G y su cálculo se explica en el capítulo 3 sección 3.3.4.

Es importante señalar que la temperatura de piel de tubo (T_m) es un factor determinante a la hora de predecir posible escamamientos o deformación térmica en las tuberías que conforman el serpentín. Comparando la temperatura de piel de tubo (T_m) desde el 31/08/09 hasta 20/09/09 con la del diseño, establecida por la norma PDVSA (MID-B-201-PR) para tubos de acero con 5 % cromo y ½ % de molibdeno, se tiene que las temperaturas de piel de tubo (T_m) para los 21 días de corrida están por debajo de la del diseño, indicando que no existen posibilidades de que haya escamamientos ni deformación térmica en los tubos que conforman el serpentín en la zona de radiación.

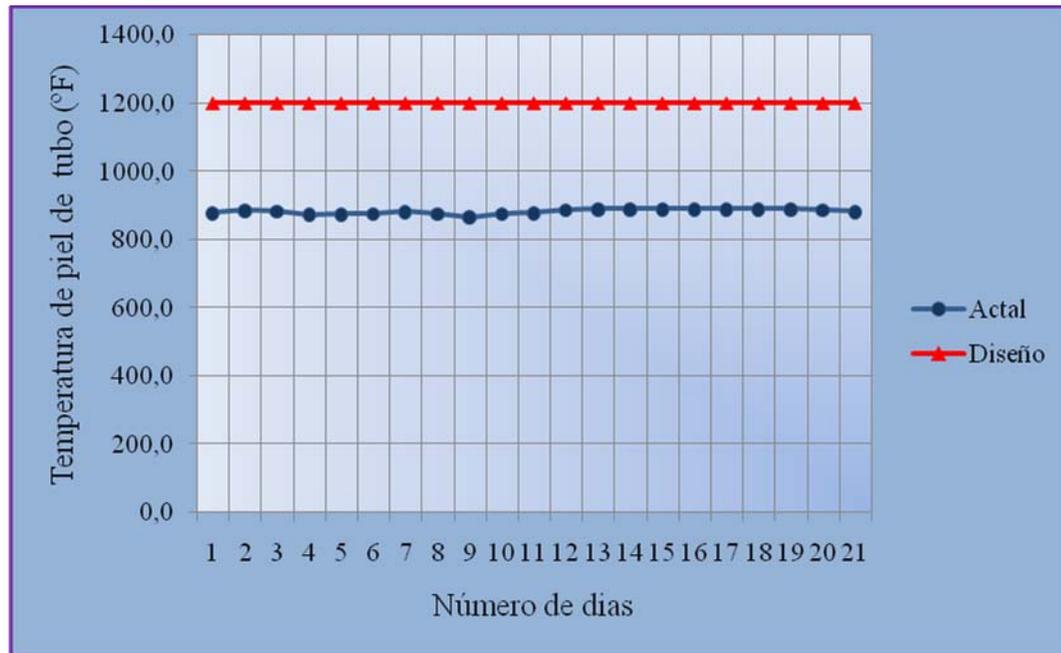


Figura 4.1 Comportamiento de la temperatura de piel de tubo.

4.3.2 Hidráulica de los gases de combustión

Las tablas 4.7 muestran los parámetros hidráulicos del horno para el diseño y para los 21 días de corrida; (Lado de los gases de combustión). Al comparar el tiro en los quemadores (ΔP_0) con los del diseño, se puede notar que del 31/08/09 hasta 20/09/09 el tiro en dichos quemadores está por debajo del de diseño, presentando una desviación -10,98 %. Esta es la principal causa del gran exceso de aire que actualmente está entrando al horno, ya que a menor tiro mayor es la apertura de la compuerta de los quemadores y por ende mayor será el flujo de aire. ^[22]

Por otra parte se tiene el tiro del horno H-751, el cual fue obtenido en la Refinería de Puerto La Cruz a través del programa Aspen Process Explorer desde el 31/08/09 hasta el 20/09/09. Como se puede notar el tiro promedio actual del horno es de 0,34 pulg de H₂O, siendo éste mayor al establecido por el diseño, indicando así con esto que no hay fuga de gases de combustión a través de la envoltura del horno.

**Tabla 4.7 Parámetros hidráulicos (lado gases de combustión)**

Fechas	ΔP_Q (pulg H₂O)	Tiro Horno (pulg de H₂O)
31/08/09	0,900	0,345
01/09/09	0,900	0,344
02/09/09	0,900	0,344
03/09/09	0,900	0,345
04/09/09	0,900	0,346
05/09/09	0,900	0,344
06/09/09	0,902	0,338
07/09/09	0,900	0,344
08/09/09	0,891	0,342
09/09/09	0,902	0,348
10/09/09	0,902	0,337
11/09/09	0,902	0,344
12/09/09	0,902	0,337
13/09/09	0,902	0,324
14/09/09	0,902	0,33
15/09/09	0,902	0,339
16/09/09	0,902	0,331
17/09/09	0,902	0,342
18/09/09	0,902	0,34
19/09/09	0,902	0,342
20/09/09	0,902	0,342
Promedio	0,901	0,340
Diseño	1	0,1
%Desviación	-10,98	70,59

4.4 ESTIMACIÓN DE LAS CANTIDADES DE CONTAMINANTES Y LAS PÉRDIDAS ECONÓMICAS GENERADAS POR EL SUMINISTRO DE GAS COMBUSTIBLE EN EL HORNO H-751

4.4.1 Estimación de las cantidades de contaminantes generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

Mediante los cálculos realizados en el capítulo 3 sección 3.5 se estimaron las concentraciones de dióxido de carbono (CO₂) y de óxido de nitrógeno (NO_x) presentes en la mezcla de gases de combustión del horno H-751, expresada en partes



por millón (ppm). Estos valores se presentan en la tabla 4.8. En ella se puede observar que la concentración de dióxido de carbono (CO_2) está por el orden de 49,2 ppm, mientras que el óxido de nitrógeno (NO_x) está por el orden de 90 ppm.

Al establecer la comparación de la concentración estimada para CO_2 con la establecida por la norma venezolana COVENIN 3153:1996^[23], la cual prescribe un límite de emisión de CO_2 de 5.000 ppm; se puede decir que desde el 31/08/09 hasta el 20/09/09 la cantidad de dióxido de carbono (CO_2) que emite el horno H-751 está muy por debajo de lo establecido por la norma, indicando que no hay riesgo de contaminación por medio de este gas a la atmósfera.

Tabla 4.8 Concentraciones de contaminantes estimadas en la mezcla de gas de combustión

Contaminantes	Estimado	Estándares
Dióxido de carbono CO_2 (ppm)	49,2	5.000 ^[23]
Oxido de nitogeno NO_x (ppm)	90	300 ^[15]

Situación semejante sucede con el óxido de nitrógeno NO_x , ya que según el decreto 638 sobre normas de calidad del aire y control de la contaminación atmosférica^[15], prescribe que la cantidad límite de emisiones del óxido de nitrógeno (NO_x) a la atmósfera es de 300 ppm, lo cual indica que durante los 21 días de corrida desde el 31/08/09 hasta el 20/09/09 las cantidades de óxido de nitrógeno (NO_x) emitidos por el horno diariamente no exceden el límite permitido por dicho decreto.

Es importante destacar que la comparación del dióxido de carbono se realizó por medio de la norma venezolana COVENIN 3153:1996^[23], ya que el decreto 638 no prescribe los límites de emisión para este componente.



4.4.2 Estimación de las pérdidas económicas generadas por el suministro de gas combustible en el horno H-751

Mediante los cálculos realizado en el capítulo 3 sección 3.6 se determinó que desde el 31/08/09 hasta el 20/09/09 se está inyectando un exceso de 10.537,28 pie³/h de gas combustible, debido al exceso de aire ambiente que está entrando al horno el cual debe ser calentado, produciendo una pérdida económica de 4.772,882 Bs.F. por día, que al año resultaría ser 1.742.101,948 Bs.F. Estas pérdidas son consideradas ya que el exceso de gas que se está suministrando actualmente al horno H-751 debería ser usado para la venta, generando ganancias a la empresa.



4.6 CONCLUSIONES

1.- El porcentaje actual de oxígeno en exceso en el horno H-751 de la DA-1 se ubica aproximadamente en 59,31 %, el cual está muy por encima al de diseño tomado como 15 %.

2.- La temperatura adiabática de llama para la condición operacional actual es de 2609,44 °F, por debajo de la del diseño para la quema de gas combustible (3500 °F).

3.- El calor absorbido actualmente por el fluido de proceso está por debajo del de diseño con una desviación de -31,84%, indicando que no hay una buena transferencia de calor, lo cual posiblemente se debe al exceso de aire.

4.- La eficiencia térmica actual del horno resultó inferior al valor de diseño con una desviación de 16,57 %, lo cual demuestra una baja transferencia de calor

5.- El calor perdido por la chimenea (Q_{PCH}) actualmente posee un porcentaje de desviación respecto al diseño de 61,824%, comprobando que hay mucha pérdida de energía al ambiente y poca transferencia de calor.

6.- En la actualidad la densidad calórica radiante está por debajo de la del diseño con una desviación de -50,801%, lo que demuestra que la cantidad de calor transferido a los tubos es deficiente.

7.- La caída de presión actual del fluido de proceso en el horno H-751 a su paso por el serpentín en la zona de radiación es de 258,373 psig

8.- Los tubos que conforman el serpentín del horno presentan una formación de coque en su interior con un espesor de 0,45 pulg, el cual casi duplica al de diseño.



9.- El tiro actual a nivel de las ventanillas de aire de los quemadores está por debajo de la del diseño con una desviación de -10,98%, la cual indican que las ventanillas están muy abierta permitiendo mayor entrada de aire ambiente.

10.- El tiro del horno está actualmente por debajo del de diseño con una desviación de 70,59% comprobando que no hay fuga de gas combustible en la envoltura del horno.

11.- La cantidad de dióxido de carbono (CO_2) emitido actualmente por el horno está por debajo de los límites máximo prescrito por la norma COVENIN 3153:1996, indicando que no existe riesgo de contaminación.

12.- El oxido de nitrógeno (NO_x) emitido actualmente por el horno H-751 está muy por debajo de los límites máximo permisible por el decreto 638, demostrando que no hay riesgo de contaminación.

13.- Actualmente existen pérdidas económica alrededor de 1.742.101,948 Bs.F. al año, debido al exceso de gas combustible que se está inyectando al horno.



4.7 RECOMENDACIONES

- 1.- Regular la apertura de las ventanillas de los quemadores para disminuir el exceso de aire.
- 2.- Inspeccionar la compuerta de chimenea o Damper para disminuir la pérdida de energía.
- 3.- Planificar la limpieza interior de los tubos para mejorar la transferencia de calor hacia los mismos y por tanto la eficiencia del equipos.
- 4.- Implantar un programa de mantenimiento al horno H-751, con el cual se evite altas coquificaciones en el horno y a su vez garantice la buena operatividad del mismo.
- 5.- Instalar analizadores de monóxido de carbono en los hornos con el fin de verificar su presencia sin necesidad de un análisis cromatográfico de los gases de combustión.
- 6.- Realizar la calibración del analizador de oxígeno en el equipo de combustión, con el fin de monitorear de forma rápida el porcentaje de oxígeno y tomar acciones inmediatas.
- 7.- Automatizar las medidas de presión de entrada y salida del fluido de procesos en los hornos a fin de realizar un mejor seguimiento de la condición operacional de los equipos.
- 8.- Instalar el sistema computarizado para control y seguimiento de la operación de los hornos.



9.- Monitorear periódicamente las emisiones de CO, CO₂ y NO_x en la chimenea del horno, ya que contribuye a la contaminación atmosférica cuando el combustible alimentado al equipo es sometido a altas temperaturas adiabáticas de llama y porcentajes de oxígeno en exceso.



4.8. BIBLIOGRAFÍA

- 1-. PDVSA, Manual Refinería de Puerto La Cruz, **“Descripción General”**, Gerencia Técnica, Programación y Económica, Refinería de Puerto La Cruz, Venezuela, (2006).

- 2-. Bastardo A., **“Evaluación de las condiciones de operación actual del horno H-2 de la unidad DA-2 de la refinería puerto la CRUZ-PDVSA”**. Trabajo de grado, departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente, Barcelona-Venezuela. (2009).

- 3-. Hernández, F., **“Evaluación de los hornos y calderas en una planta de producción de metil-terbutil-eter”**, Tesis de grado, departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto La Cruz (2007).

- 4-. Aray G., **“Evaluación del horno B-51 de la unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC) de la Refinería de Puerto La Cruz”**. Trabajo de grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente, Puerto La Cruz (2005).

- 5-. López, G. **“Combustión en hornos”**, Edición Diciembre, Venezuela (1993).

- 6-. PDVSA, Manual de diseño de procesos. **“Mecanismos de transferencia de calor”**. CIED, Amuay (1990).

- 7-. PDVSA, **“Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor. Hornos”**, disponible: http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/hornos/mdp_05_f_01.pdf, (1995).



- 8-. PDVSA, **“Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor. Hornos”**, disponible: http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/hornos/mdp_05_f_03.pdf, (1995).
- 9-. PDVSA, **“Manual de diseño de procesos. Prácticas de diseño”**, volumen III, Venezuela, (1986).
- 10-. Radco, **“Process fired heater school”**, USA (1990)
- 11-. Manual de Tecno Controles C.A, **“Procesos de combustión en hornos, calentadores y calderas”**, Barcelona, (2005).
- 12-. Himmelblau, D. **“Principios básicos y cálculos en ingeniería química”**, Sexta Edición, Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A. México (1997).
- 13-. Walas, S. **“Fired heaters”**, USA (1986).
- 14-. Vectores, **“Principio de combustión y operación de hornos”**, Vectores Tecnología, Proceso y Gente, Venezuela (1990).
- 15-. Gaceta Oficial de la República de Venezuela N° 638, **“Normas de calidad del aire y control de la contaminación atmosférica”**, Caracas, (1995)
- 16-. García M. **“Termografía infrarroja”**, [en línea], disponible <http://www.processportable/infraredthermometers/thermalimage>, (2008).
- 17-. Pro/II versión 8.1, SIMSCI **“User guide”**, EUA, (2006).



- 18-. Cengel, Y. **“Termodinámica”**, Segunda Edición, Tomo II, McGraw-Hill, México (1996).
- 19-. Geankoplis, C. **“Procesos de transporte y operaciones unitarias”**, Tercera Edición, Continental, S.A. de CV, México (1998).
- 20-. Franzini, J. **“Mecánica de fluidos”**, Novena Edición, McGraw-Hill, Madrid (1997).
- 21-. PDVSA, **“Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor. Hornos”**, disponible:http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/hornos/mdp_05_E_04.pdf, (1986).
- 22-. Zink, J. **“Manual de operación y mantenimiento de quemadores en hornos de procesos”**, Punto Fijo (2008).
- 23-. Covenin 3153, **“Trabajo de espacios confinados. Medidas de salud ocupacional”**, Caracas (1996).
- 24-. Kern, D. **“Procesos de transferencia de calor”**, Trigésima Primera Edición, Compañía Editorial Continental, México (1999).
- 25-. Stephen, T. **“An introduction to combustion”**, McGraw-Hill, New York (1996)

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO**

TÍTULO	“Evaluación técnico-económica y ambiental de las condiciones actuales de operación del horno H-751 de la unidad DA-1 de la Refinería de Puerto La Cruz-PDVSA”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Wettel Rosellin Maribel	CVLAC:15.422.664 EMAIL: rosellinw@gmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Evaluación

Hornos

Combustión

Energía

Ambiente

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUB ÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En el presente trabajo se evaluaron las condiciones técnico-económicas y ambientales actuales de operación del horno H-751 de la unidad DA-1 de la Refinería de Puerto La Cruz-PDVSA. Esta evaluación se realizó con la intención de verificar si dicho horno está en condiciones operativas, ya que la empresa tiene previsto emplearlo para el nuevo proyecto de conversión profunda que se adelanta en la Refinería de Puerto La Cruz. La evaluación del horno consistió en determinar los parámetros de combustión, térmicos e hidráulicos, la estimación de la cantidad de contaminantes que actualmente emite la chimenea y las pérdidas económicas generadas por el exceso del gas combustible alimentado al horno. Como resultado de la evaluación se obtuvo que el porcentaje de exceso de aire está por el orden de 59,31 % el cual supera considerablemente el valor de diseño que es 15 %. Además se determinó mediante un balance de energía que el calor absorbido por el proceso está por debajo del de diseño con una desviación de -31, 84%, generándose una eficiencia de 48,04%, menor al valor de diseño 56%. En relación a la hidráulica del horno se conoció que la caída de presión promedio en el serpentín es de 258,373 psig, mayor a la del diseño, esto es debido al aumento actual del espesor de coque que existe en el interior de los tubos (0,45 pulg). Por el lado de la hidráulica de los gases de combustión se obtuvo el tiro de los quemadores el cual está por debajo del de diseño con una desviación de -10,98%. Adicionalmente, se encontró que las concentraciones de los gases emitidos actualmente por la chimenea del horno no exceden los límites establecidos por la norma COVENIN 3153:1996 y el decreto 638 sobre normas de calidad del aire. Finalmente se obtuvo un exceso de gas

combustible de 10.537,28 pie³/h el cual está generando pérdidas económicas a la empresa, que están alrededor de 1.742.101,948 Bs.F al año.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Frank, Parra	ROL	CA	AS(X)	TU	JU
	CVLAC:	V-8.265.531			
	E_MAIL	Frankparra@gmail.com			
	E_MAIL				
Alexis, Córdova	ROL	CA	AS	TU(X)	JU
	CVLAC:	V-13.156.024			
	E_MAIL	alexiscordova@gmail.com			
	E_MAIL				
Hernán, Raven	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V- 4.136.007			
	E_MAIL	Hraven1@yahoo.com			
	E_MAIL				
Maritza, Millán	ROL	CA	AS	TU	JU(X)
	CVLAC:	V-4.009.400			
	E_MAIL	mjmillans@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	04	26
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TesisEvaluacióndelhornoH-751.doc	Aplicación/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K L M N O P
Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: **Refinería Puerto La Cruz** (OPCIONAL)

TEMPORAL: **8 meses** (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

**Wettel, Rosellin Maribel.
AUTOR**

**Ing. Frank Parra
TUTOR**

**Ing. Hernán Raven
JURADO**

**Ing. Maritza Millán Silva
JURADO**

**Ing. Alexis Córdova
TUTOR**

**Prof. Yraima Salas
POR LA SUBCOMISION DE TESIS**