



**UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI**

**UNIDAD DE POSGRADOS**

**TESIS EN OPCIÓN AL GRADO ACADÉMICO DE  
MAGISTER EN GESTIÓN DE ENERGÍAS**

**TÍTULO:**

EVALUACIÓN DE LA VISCOSIDAD DEL COMBUSTIBLE DEL HORNO DE CRUDO C2H001 DE LA REFINERÍA SHUSHUFINDI DE EP PETROECUADOR, 2013. DISEÑO DE UN SISTEMA DE ENERGÍA ALTERNATIVA PARA MEJORAR LA EFICIENCIA DE LA COMBUSTIÓN.

**Autor: Ing. Damián Cabadiana Jorge Eduardo**

**Tutor: Dr. Velásquez del Rosario Alberto**

**LATACUNGA – ECUADOR**

**Mayo – 2014**



UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI

UNIDAD DE POSGRADO

Latacunga – Ecuador

### APROBACIÓN DEL TRIBUNAL DE GRADO

En calidad de Miembros del Tribunal de Grado aprueban el presente Informe en consideración de posgrados de la Universidad Técnica de Cotopaxi; por cuanto, el maestrante: **Damián Cabadiana Jorge Eduardo**, con el título de tesis: **“Evaluación de la viscosidad del combustible del horno de crudo C2H001 de la Refinería Shushufindi de EP Petroecuador, 2013. Diseño de un sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión”**, ha considerado las recomendaciones emitidas oportunamente y reúne los méritos suficientes para ser sometido al acto de Defensa de Tesis.

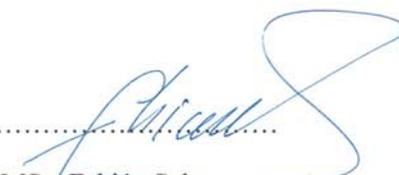
Por lo antes expuesto, se autoriza realizar los empastados correspondientes, según la normativa institucional.

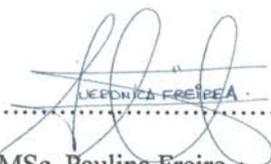
Latacunga, mayo 2014

Para constancia firman:

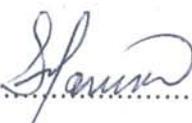
  
.....  
MSc. Rosa Terán

PRESIDENTE

  
.....  
MSc. Fabián Salazar  
MIEMBRO

  
.....  
MSc. Paulina Freire

MIEMBRO

  
.....  
PhD. Secundino Marrero

OPONENTE

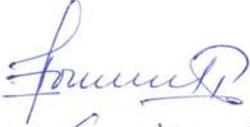
## AVAL DEL TUTOR DE TESIS

Latacunga, diciembre del 2013

En mi calidad de Tutor de Tesis presentada por el Ing. Damián Cabadiana Jorge Eduardo, Egresado de la Maestría en Gestión de Energías, previa a la obtención del mencionado grado académico, cuyo título es **“Evaluación de la viscosidad del combustible del horno de crudo C2H001 de la Refinería Shushufindi de EP Petroecuador, 2013. Diseño de un sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión”**.

Considero que dicho trabajo reúne los requisitos y méritos suficientes para ser sometido a la presentación pública y evaluación por parte del tribunal examinador.

Atentamente

  
Avalado por: Dra. C. Diana González Palau

Dr. Alberto Velásquez del Rosario

**TUTOR DE TESIS**

  
Msc. Gabriel Hernández

**ASESOR**

## AUTORÍA

El contenido de la presente Tesis de Grado, es original y de mi exclusiva responsabilidad.

Atentamente



Jorge Eduardo Damián Cabadiana

C. I. 0602762890

## **AGRADECIMIENTO**

Agradezco a Dios por todo lo que me ha dado, a mis padres y hermanos que me han apoyado en toda mi existencia, a mi esposa Paulina y a mi hijo Joel que me comprenden y me han dado su apoyo para culminar esta maestría.

A mis compañeros de trabajo, Miguel y Jorge, que me han ayudado para llegar al feliz término del presente trabajo.

A todas aquellas personas que de forma explícita o anónima, han contribuido a la realización de esta Tesis.

## **DEDICATORIA**

Dedico este trabajo:

A mi esposa, Paulina, por su comprensión y su apoyo.

A mi hijo, Joel, que es mi inspiración y da felicidad a mi vida.

A mis padres, Pablo y Rosa, de quienes aprendí la constancia y esfuerzo en el trabajo para salir adelante.

**UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI**

**UNIDAD DE POSGRADO**

**PROGRAMA: “MAESTRÍA EN GESTIÓN DE ENERGÍAS”**

“EVALUACIÓN DE LA VISCOSIDAD DEL COMBUSTIBLE DEL HORNO DE CRUDO C2H001 DE LA REFINERÍA SHUSHUFINDI DE EP PETROECUADOR, 2013. DISEÑO DE UN SISTEMA DE ENERGÍA ALTERNATIVA PARA MEJORAR LA EFICIENCIA DE LA COMBUSTIÓN”

Autor: Jorge Eduardo Damián Cabadiana

Fecha: mayo 2014

# **UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI**

## **UNIDAD DE POSGRADOS**

### **MAESTRÍA EN GESTIÓN DE ENERGÍAS**

**TÍTULO:** Evaluación de la viscosidad del combustible del horno de crudo C2H001 de la Refinería Shushufindi de EP Petroecuador, 2013. Diseño de un sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión.

**AUTOR:** DAMIÁN CABADIANA Jorge Eduardo

**TUTOR:** VELÁSQUEZ DEL ROSARIO Alberto

#### **RESUMEN**

En el presente trabajo se realiza un estudio para determinar la temperatura óptima del combustible, del horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2 (RA2), para disminuir su viscosidad a valores establecidos en el diseño de quemadores de crudo. Se aprovechará los gases de combustión del horno que por medio de un sistema de energía alternativa permitirá mejorar la eficiencia de la combustión en los quemadores. Se realizó la recopilación de información mediante un trabajo en campo, tanto de parámetros de operación de los quemadores como la toma de muestras de crudo reducido de RA2. Se efectuó pruebas en Laboratorio determinado la viscosidad cinemática de combustible, estos datos se plasmaron en una representación gráfica de la relación viscosidad-temperatura, encontrando de esta forma el rango de temperatura ideal, en consecuencia su viscosidad, del crudo reducido a quemar en el horno C2H001. Por medio del software Hysys V7.1, se realiza la simulación de un serpentín y de un intercambiador de calor, para determinar las áreas de transferencia de calor de dichos equipos, con los cuales el crudo reducido alcanzará una temperatura de 100°C, viscosidad de 170 SSU y una eficiencia de la combustión de 75.26%.

**Palabras Claves:** Viscosidad, crudo reducido, temperatura.

**UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI**

**UNIDAD DE POSGRADOS**

**MAESTRÍA EN GESTIÓN DE ENERGÍAS**

**TÍTULO:** Evaluación de la viscosidad del combustible del horno de crudo C2H001 de la Refinería Shushufindi de EP Petroecuador, 2013. Diseño de un sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión.

**AUTOR:** DAMIÁN CABADIANA Jorge Eduardo

**TUTOR:** VELÁSQUEZ DEL ROSARIO Alberto

**ABSTRACT**

## ÍNDICE

Contenido	Página
PORTADA.....	i
APROBACIÓN DEL TRIBUNAL DE GRADO .....	ii
AVAL DEL DIRECTOR DE TESIS.....	iii
AUTORÍA.....	iv
AGRADECIMIENTO .....	v
DEDICATORIA .....	vi
RESUMEN.....	viii
ABSTRACT.....	ix
ÍNDICE .....	x
INTRODUCCIÓN .....	1
CAPÍTULO I. EL PROBLEMA .....	3
1.1 Antecedentes del problema .....	3
1.2 Formulación del problema .....	4
1.3 Objeto de estudio.....	5
1.4 Justificación de la Investigación .....	5
1.5 Objetivos .....	6
1.5.1 Objetivo General .....	6
1.5.2 Campo de acción .....	7
1.5.3 Objetivos Específicos.....	7
1.6 Hipótesis.....	7

1.7 Conclusión del capítulo.....	7
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO .....	8
2.1 Antecedentes de la Investigación.....	8
2.1.1 Crudo reducido o fuel oil .....	9
2.2 Fundamentación Teórica.....	10
2.2.1 Almacenamiento del crudo reducido .....	10
2.2.2 Circuito de transporte.....	11
2.2.3 Recuperación de calor residual .....	12
2.2.4 La combustión.....	13
2.2.5 Reacciones químicas básicas en la combustión .....	13
2.2.6 Aire de combustión y coeficiente de exceso de aire .....	14
2.2.7 Factores para una correcta combustión.....	15
2.2.8 Quemadores.....	16
2.2.9 Quemadores para crudos residuales .....	17
2.2.10 Clasificación de quemadores para crudos residuales.....	18
2.2.11 Características de las llamas de crudos residuales .....	21
2.2.12 Balance energético .....	22
2.2.13 Procedimiento de cálculo .....	23
2.2.14 Eficiencia de un horno de procesos.....	28
2.2.15 Eficiencia de la combustión .....	28

2.2.16 Exergía .....	29
2.2.17 Contaminación ambiental debido a los gases de escape .....	29
2.3 Marco legal vigente.....	31
2.3.1 Requisitos del fuel oil .....	31
2.3.2 Ley de Gestión Ambiental .....	33
2.3.3 Ley de Prevención y Control de Contaminación Ambiental .....	33
2.3.4 Emisiones a la atmósfera provenientes de fuentes fijas para actividades hidrocarburíferas .....	34
2.3.5 Normativa de Gestión de EP Petroecuador .....	35
2.4 Conclusión del capítulo.....	35
<b>CAPÍTULO III. METODOLOGÍA .....</b>	<b>36</b>
3.1 Diseño de la Investigación .....	36
3.1.1 Modalidad de la Investigación .....	36
3.1.2 Tipos de Investigación .....	36
3.1.3 Metodología .....	37
3.2 Operacionalización de las variables .....	37
3.3 Población y Muestra.....	38
3.4 Delimitación de la zona de estudio .....	39
3.5 Técnicas de investigación y análisis .....	39
3.6 Equipos, materiales y herramientas.....	41

3.7 Caracterización del crudo reducido.....	43
3.8 Determinación de las áreas del serpentín y del intercambiador de calor ....	47
3.9 Método de análisis económico .....	47
3.10 Conclusiones del Capítulo.....	48
<b>CAPÍTULO IV. ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS .....</b>	<b>49</b>
4.1 Condiciones de entrada y salida del horno de crudo C2H001 .....	49
4.2 Características de los quemadores del horno de crudo C2H001 .....	51
4.3 Sistema de combustible de Refinería Amazonas 2 .....	53
4.4 Inspección a los quemadores del horno de crudo C2H001 .....	56
4.5 Datos recolectados .....	58
4.6 Balance energético del horno de crudo C2H001.....	60
4.7 Eficiencia del horno y de la combustión .....	63
4.8 Pérdidas de calor en la tubería .....	63
4.9 Viscosidad del crudo reducido de Refinería Amazonas 2 .....	64
4.10 Propuestas que se analizaron para incrementar la temperatura del crudo reducido.....	66
4.11 Simulación de equipos en HYSYS .....	69
4.12 Parámetros a tomar en cuenta para mejorar la combustión.....	77
4.13 Conclusiones del Capítulo.....	79
<b>CAPÍTULO V. PROPUESTA .....</b>	<b>81</b>
5.1 Título la propuesta.....	81

5.2	Justificación de la propuesta.....	81
5.3	Objetivo de la propuesta.....	81
5.4	Estructura de la propuesta .....	81
5.5	Desarrollo de la propuesta.....	81
5.6	Evaluación económica y de la eficiencia de la propuesta .....	84
5.6.1	Resultados de la valoración económica de la propuesta de un serpentín y de un intercambiador de calor .....	84
5.6.2	Resultados de la eficiencia de la combustión.....	87
5.7.-	Verificación de hipótesis .....	88
5.8.-	Conclusiones del capítulo .....	92
	CONCLUSIONES GENERALES .....	93
	RECOMENDACIONES .....	94
	BIBLIOGRAFÍA CITADA .....	95
	BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA .....	96
	LINKOGRAFÍA .....	97
	ANEXOS.....	98

## ÍNDICE DE FIGURAS

Contenido	Página
Figura 2.1. Circuito básico de transporte de crudo reducido.....	11
Figura 2.2. Gases de combustión vs. Exceso de aire.....	15
Figura 2.3. Energías que intervienen en un horno de crudo.....	22
Figura 2.4. Pérdidas de calor en paredes de hornos.....	27
Figura 2.5. Exergía.....	29
Figura 3.1. Pantalla de control del sistema SCADA del horno C2H001.....	40
Figura 3.2. Cámara Termográfica Flir T360.....	41
Figura 3.3. Termo-hidrómetro.....	42
Figura 3.4. Baño para determinación de viscosidad cinemática Koehler KV3000.....	42
Figura 3.5. Viscosímetro capilar de vidrio Zeitfuchs cross arm.....	43
Figura 3.6. Toma de muestra de crudo reducido.....	44
Figura 3.7. Medición del grado API observado .....	45
Figura 3.8. a) Equipo para determinación de viscosidad cinemática.....	46
Figura 3.8. b) Viscosímetro capilar.....	46
Figura 4.1. Horno de crudo C2H001.....	48
Figura 4.2. Quemadores DEEPstar.....	51
Figura 4.3. Tanque de almacenamiento diario de crudo reducido.....	54

Figura 4.4. Intercambiador de calor del sistema de crudo reducido.....	54
Figura 4.5. Central de control del sistema de crudo reducido y vapor.....	55
Figura 4.6. Liberación de calor del crudo reducido, en condiciones actuales.....	57
Figura 4.7. Imagen termográfica del horno de crudo C2H001.....	58
Figura 4.8. Viscosidad del crudo reducido de Refinería Amazonas.....	65
Figura 4.9. Pantalla de Hysys y la simulación de un serpentín.....	67
Figura 4.10. Configuración en Hysys de un serpentín y de un intercambiador de calor.....	70
Figura 4.11. Resultado de la simulación del intercambiador de calor en Hysys..	71
Figura 4.12. Resultado de la simulación del serpentín en Hysys.....	76
Figura 4.13. Esquemático de la instalación de equipos.....	77
Figura 4.14. Pérdidas en el horno en función del exceso de aire.....	79
Figura 5.1. Comparación de consumo mensual de combustibles.....	84
Figura 5.2. Probabilidad Chi cuadrado.....	91

## ÍNDICE DE TABLAS

Contenido	Página
Tabla 2.1. Viscosidad requerida del crudo reducido.....	19
Tabla 2.2. Índice de Bacharach.....	28
Tabla 2.3. Requisitos del fuel oíl liviano.....	32
Tabla 2.4. Requisitos del fuel oíl pesado.....	32
Tabla 2.5. Límites máximos permisibles para emisiones de calderas y hornos...	34
Tabla 3.1. Operacionalización de la variable independiente.....	37
Tabla 3.2. Operacionalización de la variable dependiente.....	38
Tabla 4.1. Parámetros de diseño y de operación actual del horno de crudo.....	50
Tabla 4.2. Datos de los quemadores del horno de crudo.....	51
Tabla 4.3. Temperatura de las paredes y techo del horno de crudo C2H001.....	58
Tabla 4.4. Resultados de las energías que intervienen en el horno C2H001.....	59
Tabla 4.4. Resultados de las energías que intervienen en el horno C2H001.....	61
Tabla 4.5. Pérdidas de calor en paredes del horno C2H001.....	62
Tabla 4.6. Viscosidad del crudo reducido.....	64
Tabla 4.7. Datos de tubos para intercambiadores de calor.....	73
Tabla 4.8 Conductividad Térmica de materiales de tubería.....	74
Tabla 4.9a. Coeficientes de transferencia de calor típicos para intercambiadores de calor de tubo carcasa.....	74

Tabla 4.9b. Coeficientes de transferencia de calor típicos para intercambiadores de calor de tubo carcasa.....	75
Tabla 4.10. Parámetros del fluido que pasa por el serpentín.....	78
Tabla 4.11. Parámetros de los fluidos que pasan por el intercambiador de calor..	78
Tabla 5.1. Costos estimados de equipos y su instalación.....	82
Tabla 5.2. Costo mensual de combustibles.....	82
Tabla 5.3. Costo estimado mensual de combustibles.....	83
Tabla 5.4 Determinación del VAN Y TIR.....	87
Tabla 5.5. Frecuencia observada.....	89
Tabla 5.6. Frecuencia esperada.....	90
Tabla 5.7. Chi Cuadrado $X^2$ .....	90

## INTRODUCCIÓN

La energía se presenta en casi todas las actividades de la vida diaria, en la actualidad dependemos de sobremanera de los combustibles en especial de los derivados del petróleo, desde las grandes empresas hasta en pequeños hogares. La industria de refinación del petróleo no es la excepción, pues consume energía en grandes cantidades, tanto en forma de combustible como en forma de energía eléctrica.

A más de las razones económicas para mejorar la eficiencia energética, actualmente se ha agregado las consideraciones medioambientales. En consecuencia la reducción de consumos energéticos trae consigo la disminución de emisiones de contaminantes a la atmósfera.

En el presente trabajo se realiza un análisis de las condiciones en las que se encuentra los quemadores del horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2, y así determinar porque la combustión es el principal problema de este equipo. Se determina el estado actual de funcionamiento con crudo reducido, su temperatura no permite obtener una viscosidad dentro de parámetros aceptables. Con el horno operando bajo estas circunstancias no se consigue una buena combustión.

En el capítulo 1, Problematización, se analiza el Problema de la Investigación, la formulación del problema, la justificación y se enuncian los objetivos tanto general y específicos

En el capítulo 2, Marco Teórico, se presentan los antecedentes de la investigación, luego se enfoca a la combustión, al combustible, crudo reducido, quemadores, que son temas importantes dentro de esta investigación y finalmente el tema del Marco Legal Vigente en el Ecuador a cerca de las actividades de Industrialización del petróleo.

En el capítulo 3, Metodología, se enfoca en la Modalidad de la Investigación, los tipos de investigación a usar en este trabajo, Población, Muestra, los Métodos y técnicas a ser empleadas y la operacionalización de las variables.

En el capítulo 4, Análisis e Interpretación de Resultados, se presenta los resultados obtenidos por medio de tablas y figuras.

En el capítulo 5, Propuesta, se plantea la propuesta de la investigación: Sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión, aumentando la temperatura del combustible, en el horno de crudo C2H001; verificación de la hipótesis, determinación del VAN y TIR. Para finalmente establecer las conclusiones y recomendaciones.

# CAPÍTULO I. EL PROBLEMA

## 1.1 Antecedentes del problema

En toda refinería de petróleo del mundo uno de los principales equipos críticos en el proceso de refinación son los hornos de crudo, son los encargados de añadir calor al sistema y elevar la temperatura del crudo a niveles óptimos para la destilación de los productos que se obtienen del petróleo. La combustión es una reacción de quemar un combustible, esto se produce en los quemadores y aquí lo importante es obtener una distribución pareja del calor para evitar que la llama incida directamente sobre los tubos internos del horno. Para obtener aquello un parámetro primordial es que la de viscosidad de combustible líquido debe estar en el rango adecuado.

Refinería Shushufindi, que forma parte de la Empresa Pública Petroecuador – Gerencia de Refinación, está formada por tres plantas: Refinería Amazonas 1, Refinería Amazonas 2 y Planta de Gas. Las Refinerías fueron construidas en 1987 y 1994 respectivamente y procesan en total 20 000 bpd de crudo, los derivados que se obtienen son: Diésel, Jet Fuel, Gasolina base, Crudo Residual y Gas que se envía como carga a Planta de Gas.

El horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2, procesa a diario 10 000 barriles de crudo, posee 4 quemadores mixtos, es decir pueden operar con crudo reducido y/o gas, en la presente investigación se abordará la problemática del crudo reducido como combustible principal de este equipo.

El crudo reducido es el residuo de la refinación del petróleo y es el combustible más usado actualmente en la industria petrolera. A temperatura ambiente el crudo reducido es un semifluido negro y espeso, debido a que se le extraen los componentes más livianos como la gasolina, diésel, kerosene.

Los sistemas de combustión deben estar implementados para manejar un rango de viscosidades del crudo reducido, cuando no lo poseen se generan problemas al

manejar viscosidades altas. La adecuada viscosidad es importante para facilitar el flujo a través de un circuito de combustión, así como para optimizar el manejo, bombeo y atomización en el proceso de la combustión.

A través de las inspecciones realizadas al horno de crudo y sus quemadores, registros de temperatura y presión del combustible, así como revisión de información del fabricante de los quemadores, se verificó que la viscosidad del crudo reducido no es la adecuada para una correcta combustión.

La baja temperatura del combustible, crudo reducido, que ingresa a los quemadores del horno C2H001 provoca una combustión deficiente, consecuencia de ello minora su rendimiento y disminuye la capacidad de producción de la Refinería, además de producir daño a las partes internas del horno de crudo, elevados costos de mantenimiento e incremento de gases contaminantes al medio ambiente.

La presente investigación está enfocada en mejorar la combustión de los quemadores del horno C2H001, la eficiencia energética se presenta como una alternativa para la optimización de recursos, por esta razón se aprovechará el calor de los gases de escape del horno para incrementar la temperatura del combustible.

Los gases de escape que emanan por la chimenea, alcanzan temperaturas de 550°C, lo que el calor acompañante puede ser aprovechado en el calentamiento del crudo reducido que alimenta a los quemadores, lo que ayudaría a mejorar la combustión de los quemadores del horno de crudo.

## **1.2 Formulación del problema**

La baja viscosidad del crudo reducido y su incidencia en la eficiencia de la combustión en los quemadores del horno de procesos C2H001 de la Refinería Shushufindi de EP Petroecuador, 2013.

### **1.3 Objeto de estudio**

Combustión con crudo reducido en los quemadores de un horno de procesos.

### **1.4 Justificación de la Investigación**

Se ha comprobado en la práctica que resulta costoso el mantenimiento debido a las consecuencias de la combustión ineficiente, lo que ocasiona daños en tuberías, refractario y aislamiento térmico del horno de crudo.

Un incorrecto funcionamiento de los hornos es perjudicial debido a que todo el proceso de refinación del crudo depende en gran medida de este equipo para la operación normal de la planta, provocando que el horno de crudo trabaje a temperaturas en el hogar mayores a las normales, provocando deterioro de los elementos internos así como mayor cantidad de gases contaminantes que se emite al medio ambiente.

En lo concerniente al marco legal vigente en el Ecuador, el fuel oil debe cumplir requisitos determinados por el Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN). Así también, las actividades hidrocarburíferas en nuestro país deben apegarse a los límites permisibles de emisiones a la atmósfera que está establecida en la Legislación Nacional.

El presente trabajo recopilará información del crudo reducido de Refinería Amazonas, se realizará análisis por medio de equipos para determinar la viscosidad cinemática y su relación con la temperatura.

Se determinará el área de transferencia de un serpentín y de un intercambiador de calor para incrementar la temperatura del crudo reducido, por ende disminuir la viscosidad, aprovechando los gases de combustión para obtener vapor saturado que aumentará la temperatura del combustible.

Para este fin se tomarán en cuenta tanto los parámetros de diseño como también los de operación, se analizarán todos los factores que influyen, tanto directa como indirectamente, y así lograr la optimización de la eficiencia en los hornos de crudo.

El presente proyecto permitirá mejorar la combustión en el horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2, aumentar el tiempo entre mantenimientos de dicho equipo por ende reducir costos y, finalmente un punto importante, el disminuir emisiones de contaminantes a la atmósfera.

Las autoridades de Refinería Shushufindi están conscientes que el horno al ser considerado un equipo crítico en el proceso de refinación, toda mejora en él es de vital importancia, por tal motivo en el paro programado del año 2011 se ejecutaron trabajos para la instalación de termómetros y manómetros en las líneas de combustible y vapor que llega a los quemadores, para hacer el seguimiento que recomendó el fabricante de los quemadores y lo que permitió en gran parte la toma de datos para la presente investigación.

El proyecto permitirá conocer el beneficio económico del mejoramiento de la eficiencia de la combustión, que es de sumo interés por parte de las autoridades que impulsan este objetivo con recursos económico y de mano de obra.

## **1.5 Objetivos**

### **1.5.1 Objetivo General**

1. Evaluar la viscosidad del crudo reducido y su incidencia en la eficiencia en la combustión de los quemadores JOHN ZINK del horno C2H001.
2. Diseño de un sistema de energía alternativa que permita incrementar la eficiencia de la combustión del horno de crudo C2H001 de Refinería Shushufindi de EP Petroecuador.

### **1.5.2 Campo de acción**

Mejorar la combustión con crudo reducido de los quemadores del horno de crudo C2H001 de Refinería Shushufindi.

### **1.5.3 Objetivos Específicos**

1. Analizar el marco teórico relacionado con el mejoramiento de la combustión en los quemadores de crudo reducido del horno C2H001.
2. Realizar un balance energético que permita definir la situación actual del horno de crudo.
3. Determinar la eficiencia de la combustión con crudo reducido.
4. Determinar la temperatura y viscosidad tolerables del crudo reducido de Refinería Amazonas 2 para su combustión.
5. Evaluar las posibles modificaciones a implementar para el aprovechamiento integral de la energía.
6. Proponer una solución para el incremento de la eficiencia de la instalación, sobre la base del rediseño de la misma.

### **1.6 Hipótesis**

Al disminuir la viscosidad del combustible aprovechando la temperatura de los gases de la combustión, se mejoraría la eficiencia de la combustión de los quemadores del horno de crudo C2H001.

### **1.7 Conclusión del capítulo**

En este capítulo en base a la delimitación del problema, se determinaron los principales elementos del diseño de la investigación para de esta forma enfocarse en el desarrollo de los siguientes capítulos de la presente investigación.

## CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

### 2.1 Antecedentes de la Investigación

Desde los inicios de la industria petrolera, las refinerías de crudo emplean hornos de procesos los cuales se encargan de entregar calor generado por la oxidación de un combustible a una carga de crudo que fluye por dentro de un serpentín de tubos.

Castillo (2010) en Proyectos MCP para optimización energética integral en refinerías de petróleo sin inversión indica que:

El diseño original de los hornos de calentamiento crudo ha sido considerado uno de los equipos más ineficientes de la industria, pero las consecuencias principales sobre los costos de refinación no los representa el costo del combustible desperdiciado, sino las consecuencias de la combustión ineficiente y deformación de la llama sobre la continuidad operativa (factor de marcha) de la unidad operativa, las fallas y costos de mantenimiento de tubos y revestimiento refractario. (p.2)

Según UPME (2011) en su estudio del Ahorro de energía en la industria del petróleo refiere:

Del total de energía utilizada en una refinería, la partida más importante -80 a 90 % del total- procede de combustibles líquidos y gaseosos quemados en hornos de proceso o calderas... Cualquier mejora introducida en el diseño de estos equipos produce sustanciales ahorros de energía. Las acciones encaminadas al ahorro de energía en refinerías en operación deben tener como principal objetivo la optimización del funcionamiento de los centros de consumo de combustible existentes. (p.15)

Para la combustión en los quemadores, es eficiente conocer la viscosidad de quemado del crudo reducido, algunos problemas de mala combustión son función

directa de la viscosidad. Una adecuada viscosidad del combustible es importante pues facilita la fluidez a través del sistema de combustión y optimiza la atomización en el proceso de combustión.

Una alta viscosidad del combustible impide un eficiente su manejo, bombeo y atomización, su vez si el combustible tiene una viscosidad muy baja pasa tan rápidamente a través del quemador y este no le quema eficientemente que conlleva además la producción de carbón en las paredes internas del horno.

### **2.1.1 Crudo reducido o fuel oíl**

El crudo (petróleo) reducido o fuel oíl, no es un producto de destilación sino lo que sobra de ella, después de extraerle al crudo de origen todo lo que resulta posible destilar, separar o fraccionar. Lo que queda es sucio, denso, viscoso e impuro, pero en un elevado porcentaje combustible; por ello, es el combustible industrial apropiado para quemarse sin otra función más que producir calor.

El fuel oíl contiene mezclas complejas de hidrocarburos entre los que podemos encontrar hidrocarburos aromáticos policíclicos hidrocarburos alifáticos de alto peso molecular. Esta mezcla de hidrocarburos puede representar hasta el 50% del crudo original.

RECOPE (2011) en su manual de productos indica que:

El fuel oíl para los procesos industriales, generalmente necesita un precalentamiento antes de ser inyectado a la caldera u horno, esta temperatura se recomienda entre 80°C y 100°C, esto con el fin de evitar que los hidrocarburos livianos sean evaporizados y lograr de esta manera mantener el poder calórico original. (p. 22)

La viscosidad (cinemática), del fuel oíl, es la propiedad física de mayor importancia, la misma puede definirse como la medida de resistencia a fluir de un líquido y se mide como el tiempo que el líquido tarda en descender en condiciones normales de gravedad a través de una restricción calibrada (viscosímetro).

La viscosidad está en función de la temperatura, a mayor temperatura menor será la viscosidad del fluido. Las unidades de la viscosidad suelen darse en centistokes, Segundos Saybolt Universal (SSU) o en Segundo Saybolt Furol (SSF).

El incremento de la viscosidad impacta directamente en los sistemas de manejo del combustible en la industria (como son: bombas, filtros, atomizadores de los quemadores y tuberías en general), por ello se deben tomar las precauciones para el caudal, en especial por baja temperatura.

“La mayoría de los quemadores requieren que la viscosidad en el quemador sea entre 100 y 200 SSU (Saybolt Universal) a temperatura de 100 °F (37,8 °C) y un combustible con una viscosidad mayor requiere de precalentamiento” (RECOPE, 2011, p. 23).

## **2.2 Fundamentación Teórica**

### **2.2.1 Almacenamiento del crudo reducido**

En el caso de una refinería de petróleo, la necesidad de mantener un stock mínimo de combustible que garantice la continuidad de operación del horno de crudo, determina la existencia de una etapa intermedia entre el almacenamiento del combustible en tanques de gran capacidad y su combustión. En esta etapa intermedia se instala un tanque de almacenamiento diario.

Castillo (2011) en su Manual Práctico de Combustión Industrial. Instituto Latinoamericano de la Combustión menciona que:

La temperatura del combustible en el tanque de almacenamiento, nunca debe estar por encima de su punto de inflamación, lo que puede apreciarse por los vapores que se desprenden del combustible. Además de pérdidas de volátiles combustibles, tal situación representa una verdadera bomba de tiempo que puede explotar con cualquier chispa que se produzca en los alrededores. (p. 199)

### 2.2.2 Circuito de transporte

El crudo reducido contenido en el tanque de almacenamiento diario, debe llegar al sistema de los quemadores en las condiciones de flujo, presión y temperatura establecidas en su diseño. Para ello el combustible debe pasar por 3 etapas:

- El crudo reducido fluye del tanque al sistema de bombeo. La temperatura del combustible debe ser superior a su punto de fluidez.
- El crudo reducido es bombeado hacia los quemadores, con el flujo y la presión a valores establecidos en el diseño del sistema de combustión.
- El crudo reducido que llega a la etapa final a una temperatura similar a la de bombeo, para ser inyectado al quemador con el flujo y presión adecuadas y convenientes, deberá ser calentado a la temperatura de atomización, dentro del rango de viscosidad de operación del quemador.

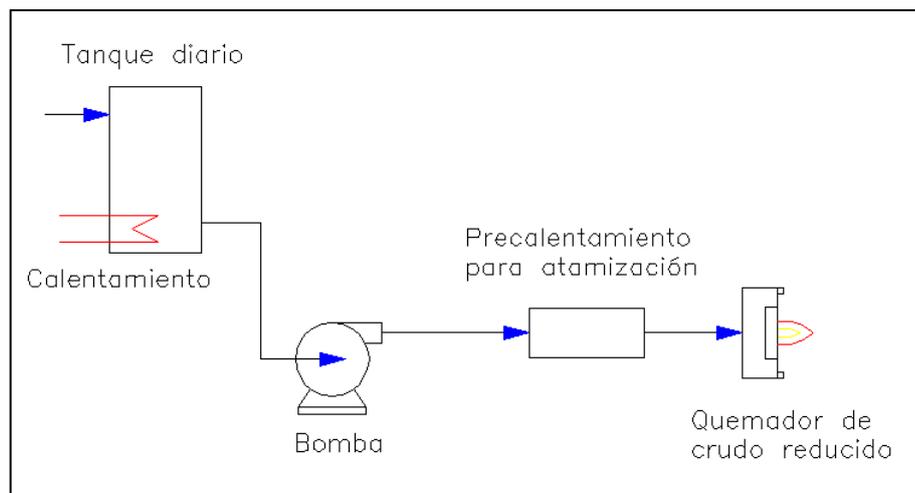


Figura 2.1. Circuito básico de transporte de crudo reducido.

Fuente: Castillo (2011). Manual práctico de combustión industrial (p.200).

Los circuitos de crudo reducido varía de acuerdo al tamaño de la planta industrial; en la figura 2.1 se muestra un circuito básico.

Para evitar pérdidas en el circuito suelen utilizarse diversos criterios. (Castillo, 2011):

- Aislamiento térmico de tuberías.
- Velocidad en el interior de las tuberías, rango 0.3–1 m/s.
- Presencia exagerada de accesorios en el circuito.

### **2.2.3 Recuperación de calor residual**

La recuperación de calor residual es un método común de aumentar la eficiencia de un horno.

Utilizando recuperación de calor residual pueden calentarse cuatro corrientes:

- Aire de combustión
- Gas combustible
- Combustible líquido
- Fluido de proceso

El precalentamiento del combustible del horno (petróleo o gas) aporta energía a la caja de combustión, en forma similar al precalentamiento de aire. Por lo tanto, la temperatura de la llama aumentará y la potencia nominal del horno deberá ser ajustada. Están además, las precauciones adicionales de seguridad, que deben tomarse en cuenta, ya que el gas caliente de la combustión, el cual contiene algo de aire, puede entrar en contacto con el material combustible, si hay alguna fuga en el pre-calentador.

Según Perry (2001) en el Manual del Ingeniero Químico, tomo III menciona que:

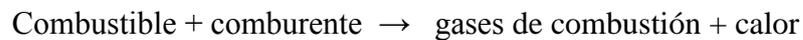
Si la temperatura de los gases de la combustión es alta, está pérdida de energía térmica se puede reducir, instalando intercambiadores de calor que absorban la energía de estos gases en el cañón de la chimenea. Los calentadores de aire y los pre-calentadores de alimentación son dos ejemplos conocidos de equipos con estas características. (p. 9.72)

### 2.2.4 La combustión

Testo (2007) en Análisis de gases de combustión en la Industrial indica que:

Es la conversión de la energía química primaria, contenida en los combustibles, en calor (energía secundaria) a través de un proceso de oxidación. Por lo tanto la combustión es el término técnico para la reacción química del oxígeno con los componentes de los combustibles incluyendo la emisión de energía. (p. 7)

En una reacción de oxidación tenemos:



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

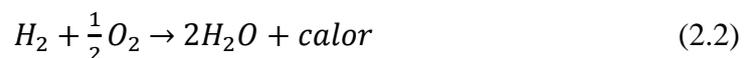
- combustible
- comburente
- energía de activación

### 2.2.5 Reacciones químicas básicas en la combustión

Las reacciones químicas en la combustión, al oxidarse el oxígeno del aire con el carbono, hidrógeno y azufre se efectúa en proporciones de peso bien determinadas.

La combustión producida con las proporciones exactas de gases se conoce como combustión ideal o combustión estequiométrica.

Es por esto que se obtiene las tres reacciones químicas básicas siguientes:



Los elementos de la izquierda se denominan reactivos y los de la derecha se denominan productos.

### 2.2.6 Aire de combustión y coeficiente de exceso de aire

El oxígeno necesario para un proceso de combustión se suministra como parte del aire de combustión, a efectos prácticos se considera el aire compuesto (en volumen) por un 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno (este no contribuye a la combustión). Por ello el volumen de aire a aportar al sistema es aproximadamente cinco veces el volumen de oxígeno necesario.

La cantidad mínima de oxígeno necesario para quemar completamente todos los componentes combustibles depende de la composición del combustible.

En un proceso real el volumen ideal de oxígeno no es suficiente para un quemado completo ya que hay una mezcla insuficiente de combustible y oxígeno, por lo que se debe aportar más oxígeno y por consiguiente más aire de combustión de lo que es estequiométricamente necesario. Esta cantidad adicional de aire se conoce como “exceso de aire”, la proporción entre la cantidad de aire real la estequiométricamente necesaria se conoce como coeficiente de exceso de aire ( $\lambda$ ) (Testo, 2007).

El exceso de aire es de gran importancia para un proceso de combustión óptimo y para un funcionamiento económico de la planta, como se muestra en la figura 2.2.

Por lo tanto si  $\lambda=1$  se tendrá una combustión ideal, y si  $\lambda>1$  se tendrá combustión con exceso de aire.

Lo que se puede determinar con:

$$\lambda = \frac{\text{CO}_2 \text{ max}}{\text{CO}_2} \quad (2.4)$$

$$\lambda = 1 + \frac{\text{O}_2}{21 - \text{O}_2} \quad (2.5)$$

El rango típico del coeficiente de exceso de aire en un quemador de petróleo es de 1.2 a 1.5 (Testo, 2007).

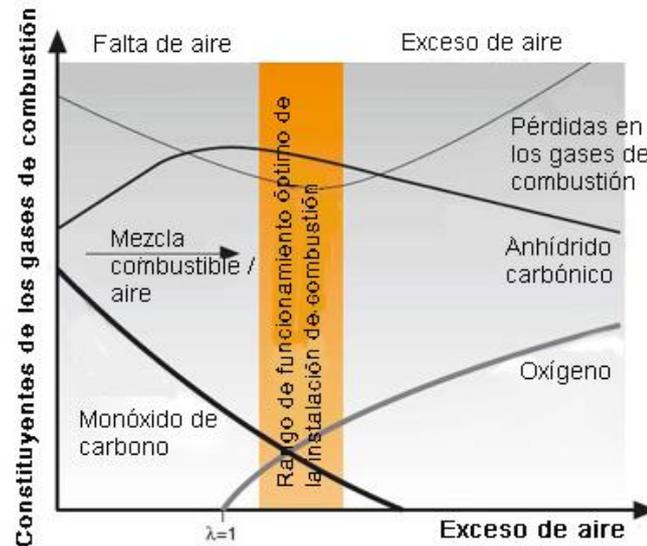


Figura 2.2. Gases de combustión vs. Exceso de aire.

Fuente: Testo (2007). Análisis de gases de combustión en la industria (p. 13).

### 2.2.7 Factores para una correcta combustión

En cualquier proceso de combustión se debe tener en cuenta los siguientes puntos:

1. Preparar el combustible, si es líquido se debe ser atomizarlo previamente.
2. Mezcla de combustible y aire en proporciones adecuadas, a temperaturas correctas para el encendido.
3. Procurar mantener una cantidad suficiente de calor en la zona de combustión, con el objetivo de mantener una temperatura en el hogar que permita una adecuada vaporización del combustible.

Las operaciones de mezcla, encendido y combustión se producen en el pequeño intervalo de tiempo que emplea el combustible y el aire en trasladarse desde el

quemador hasta la entrada de la chimenea, este intervalo de tiempo depende de la distancia recorrida, velocidad y grado de turbulencia.

La turbulencia describe aquella condición en que el combustible y el aire giran en remolinos siguiendo vías irregulares desde el quemador hasta la entrada a la chimenea. Es deseable una corriente turbulenta, porque la distancia total que recorre el vapor aumenta al seguir un camino irregular, con lo cual es mayor el tiempo disponible para la combustión.

En conclusión la combustión depende de las variables: tiempo, temperatura y turbulencia.

### **2.2.8 Quemadores**

Los quemadores tienen por finalidad provocar la mezcla íntima del aire y del combustible para obtener la combustión completa del mismo. Los quemadores pueden ser para quemar combustibles gaseosos, líquidos o ambos.

Los quemadores de gas pueden ser de tiro natural o forzado, en el primer caso el aire atmosférico ingresa al quemador inducido por el flujo de gas, a través de ranuras provistas de registros que permiten regular la cantidad de aire en forma manual. En los quemadores de tiro forzado, un quemador impulsa el aire a través de los quemadores.

En el caso del fuel oil como combustible líquido, se debe reducir la viscosidad del combustible a valores convenientes, para lo que resulta necesario el calentamiento previo del mismo. Los quemadores de fuel oil atomizan el combustible a fin de ofrecer la mayor superficie con el aire de combustión, que a la vez dispersa las partículas convenientemente dentro del hogar, para formar una mezcla aire/combustible de rápida ignición. Los procedimientos más difundidos son la atomización mecánica, con vapor o con aire.

## 2.2.9 Quemadores para crudos residuales

Castillo (2011) en el Manual Práctico de Combustión Industrial refiere:

Los quemadores de crudos residuales tienen que efectuar la atomización de los combustibles en gotas que se gasifiquen antes de disociarse; considerando que estos combustibles están conformados por componentes con composición química y comportamiento físico muy variado, su trabajo resultará considerablemente más complejo y también resultará considerablemente más difícil regular y estabilizar sus parámetros de control operativo. Analicemos que particularidades revisten para quemadores de crudos residuales, el cumplimiento de las 5 funciones establecidas. (p. 207)

*Aportar aire.*-Además de proporcionar el aire de combustión, los ventiladores de los quemadores (en caso del tipo tiro forzado) de crudos residuales deben aportar suficiente impulso para disponer de la energía cinética requerida para lograr la intensidad de mezcla que asegure combustión completa.

*Aportar combustible.*-El crudo residual debe ser inyectado en las condiciones de presión y temperatura adecuadas para que el quemador pueda efectuar una atomización perfecta en todo el margen de flujo requerido de combustible.

*Mezclar aire y combustible.*-El combustible atomizado se pone a disposición del flujo dominante que en estos quemadores siempre es el aire primario, pudiendo ser una proporción del requerido para la combustión o el aire total de combustión. El ventilador aporta el caudal y la presión estática del flujo de aire; el diseño de la tobera o el difusor se encarga de distribuirlos en forma adecuada para conformar la llama adecuada y controlar el desarrollo de la reacción de combustión.

*Encender y quemar la mezcla.*-El quemador debe asegurar que se cumplan las 3 condiciones de inflamabilidad de la mezcla: Suspensión de las partículas de coque disociado en el rango inflamable (250 a 2500 mg/m<sup>3</sup>N), disponibilidad de oxígeno y chispa o temperatura mayor al punto de ignición. La forma de la llama es un

producto de mecánica de fluidos y resulta determinado por el impulso del aire y el diseño del difusor.

*Desplazar los productos de la combustión.*-La circulación de gases quemados transfiriendo calor al proceso, puede resultar impulsada por la presión estática del ventilador (tiro forzado), succionado por el tiro natural creado por una chimenea (tiro natural) y/o la succión creada por un ventilador exhaustor (tiro inducido; en realidad siempre se produce una combinación de tiro forzado e inducido.

### **2.2.10 Clasificación de quemadores para crudos residuales**

Castillo (2011) en el Manual Práctico de Combustión Industrial menciona:

La Teoría Inorgánica de la Combustión indica que todos los combustibles se queman en la misma forma, disociándose antes de quemarse, podemos establecer que solamente existe un procedimiento para la combustión industrial de crudos residuales: Atomización en gotas microscópicas que logren vaporizarse para que la disociación se produzca en fase gaseosa; si las gotas son de mayor tamaño, al exponerse al calor radiado por la llama, una parte se disocia (craquea) en fase líquida, produciéndose partículas de coque 100 veces más grandes, lo que dificultará la velocidad de reacción y el objetivo de combustión completa. Siendo tan importante la atomización para la combustión de crudos residuales, los quemadores quedarán definidos y clasificados por el tipo de energía que utilicen para efectuar este trabajo. En el desarrollo de la tecnología de la combustión se han diseñado y utilizado muchos tipos de quemadores, algunos con más criterios y fundamentos comerciales que técnicos; después de muchos análisis y experiencias, basados fundamentalmente en resultados, se ha limitado la clasificación actual de quemadores para crudos residuales a solamente 3 tipos. (p. 210)

- Atomización mecánica.
- Atomización mecánica asistida por vapor.

- Atomización por fluido auxiliar (aire o vapor).

Aunque existen algunas diferencias entre vapor y aire comprimido con fluidos pulverizadores, en lo fundamental ambos aportan energía cinética de atomización. En la tabla 2.1 se muestran los rangos de viscosidad requeridos por los tipos de quemadores considerados:

Tabla 2.1. Viscosidad requerida del crudo reducido

VISCOSIDAD CINEMÁTICA REQUERIDA POR DIFERENTES TIPOS DE QUEMADORES PARA CRUDOS REDUCIDOS	
Atomización mecánica	11 - 21 centistockes
Atomización mecánica asistida por fluido auxiliar (aire/vapor)	11 - 40 centistockes
Atomización con fluido auxiliar	20 - 40 centistockes

Fuente: Castillo (2011). Manual práctico de combustión industrial (p.211).

Los *quemadores de atomización mecánica* consiguen la atomización por efecto de la presión de inyección del combustible a través de una tobera. Al salir el combustible de la tobera la energía de la presión se convierte en energía cinética que efectúa el trabajo de dividir cada  $\text{cm}^3$  del combustible en alrededor de 7 millones de gotitas microscópicas (atomización perfecta).

La *pulverización mecánica con ayuda de vapor* combina la acción de la presión en la pulverización mecánica con la acción emulsionante producida por el vapor o aire comprimido. A la tobera de atomización mecánica se le introduce un fluido auxiliar a una presión ligeramente menor para obstruir el ingreso del combustible, con el objetivo de infringirle cierto nivel de rotación y el propósito de acortar la pluma de la llama. Aunque permite mejorar el margen de regulación de los atomizadores mecánicos, siempre representa un problema la variación de la presión principal de atomización cuando se necesita regular el flujo. Solamente se justifica su utilización en quemadores de equipos con una sola condición operativa o un margen muy estrecho de modulación. El consumo de vapor para

atomización sólo con vapor puede oscilar de 10 al 30% del combustible en peso. Para estos atomizadores combinados es significativamente menor y oscila normalmente alrededor del 6% del peso de combustible atomizado.

Los *quemadores de pulverización por fluido auxiliar*, en especial vapor, resultan ideales para crudos residuales y solamente se justifica utilizar otro tipo de quemador cuando no se dispone de vapor. En tales casos, la atomización mecánica solamente resulta utilizable en quemadores de mayor capacidad, en los cuales la abertura de boquilla ya no representa un problema para la suciedad y abrasividad de los crudos residuales. Normalmente se reemplaza la energía cinética aportada por el vapor por la que suministra el aire comprimida; todos los quemadores de vapor pueden utilizar alternativamente aire comprimido y viceversa, igualando los aportes de energía cinética en forma de impulsos en Newtons ( $\text{kg}\cdot\text{m}/\text{s}^2$ ). En estos quemadores la energía necesaria para la atomización la aporta en su mayor parte el fluido auxiliar, que podría ser aire, vapor, otro gas combustible e incluso agua formando emulsiones con el petróleo residual. En términos generales, los más utilizados son el vapor y el aire.

La presión con que el combustible llega al atomizador es generalmente mucho más baja que la utilizada en la pulverización mecánica y por tanto, los orificios y las ranuras de paso son más grandes, existiendo menores probabilidades de obstrucción. Existen grupos de atomizadores con características similares según el tipo de fluido; para una determinada calidad de combustible líquido, el criterio de clasificación se basa en los valores de la presión del fluido auxiliar del atomizador. En general, se habla de altas presiones cuando el fluido está comprimido entre 3 a 10 atm, de medias presiones entre 0.5 y 2 atm y de bajas presiones por debajo de 0.5 atm.

*Atomización por vapor.*- La atomización del combustible se logra mediante la inyección de vapor en el interior de la tobera. Combina la pulverización con la acción emulsionante producida por el vapor. Se utiliza la expansión debida al cambio de presión del vapor para atomizar el combustible y la acción de

calentamiento, debida al gran contenido térmico del fluido auxiliar para calentar el combustible a la temperatura final adecuada. La presión del combustible varía entre  $0.5$  y  $5 \text{ kg/cm}^2$  y la del vapor entre  $2$  y  $9 \text{ kg/cm}^2$ .

La presión del vapor debe ser mayor que la del combustible en  $1.5$  a  $2 \text{ kg/cm}^2$ .

Resulta de gran importancia resaltar que el vapor que se emplea para atomización debe ser vapor saturado seco o ligeramente recalentado. El vapor con fuertes residuos de condensación tiene un escaso efecto atomizador.

*Atomización por aire.-* Debido a que el aire de atomización se mezcla íntimamente con el combustible y comprende parte del aire requerido por la reacción, la combustión se inicia más rápidamente y se completa más pronto con este tipo de quemadores que con cualquier otro, para condicione similares de intensidad de mezcla.

### **2.2.11 Características de las llamas de crudos residuales**

La llama es propiamente el espacio donde se realiza la combustión y representa una manifestación visible de las condiciones en que se desarrolla. En el caso del crudo residual, quizás con mayor claridad que con el resto de combustibles, las manifestaciones visibles de la llama representan una buena oportunidad de conocer la forma y eficiencia con que se realiza la combustión y de actuar sobre ella.

La forma de las llamas de residuales se puede definir claramente por involucrar en toda su extensión la presencia de manifestaciones visibles. Desde la punta del inyector, se observará la pluma de la llama, constituida por el chorro de combustible líquido atomizado en proceso de calentamiento y mezcla con el aire antes de encenderse en el llamado frente de llama, donde se inicia la extensión de la misma.

Al encenderse la llama, se presenta una coloración que permite observar el propio frente de llama. A lo largo y ancho, la llama quedará enmarcada por la coloración

que manifiesta las partículas de carbón y metales incandescentes. En el extremo final, la coloración se extingue porque coincidentemente, la llama termina; sea porque todo el material combustible ya ha reaccionado (improbable) o porque la temperatura en esa zona ya resulta insuficiente para que siga produciéndose las reacciones de combustión, quedando una parte del combustible (coque) como inquemados que se depositan en el interior del horno o salen por la chimenea constituyendo pérdidas de calor y causas de contaminación ambiental. Es importante considerar que las llamas deben tener la forma que se ajuste a las dimensiones de la cámara de combustión y/o las características del proceso, debiendo desarrollarse en un espacio libre, sin tocar ningún punto de las paredes o cuerpos extraños (Castillo, 2011).

### 2.2.12 Balance energético

El balance energético de una instalación es la información fundamental para apreciar correctamente el rendimiento térmico de un proceso y para valorar las pérdidas de calor que pueden reducirse.

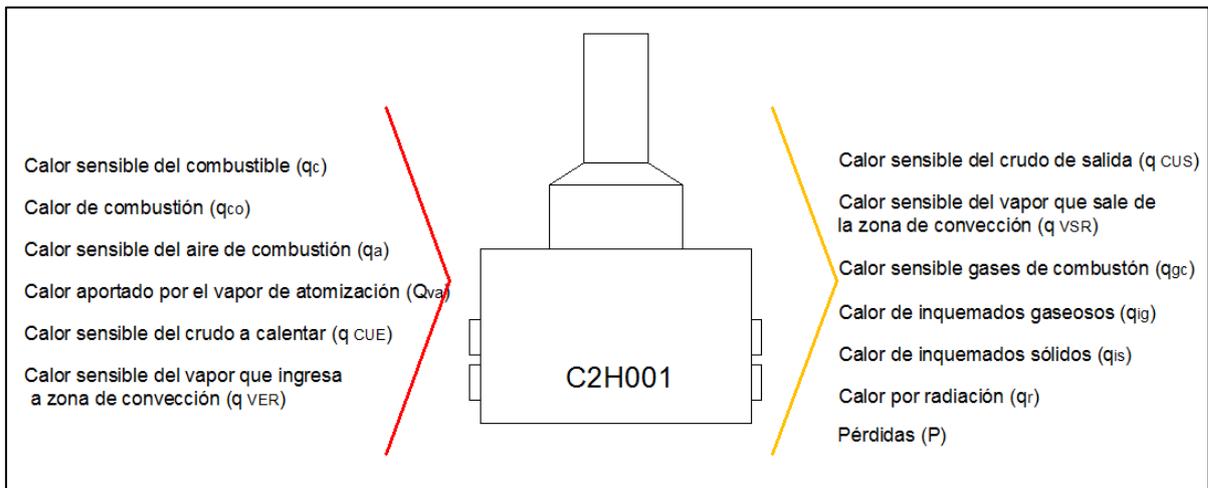


Figura 2.3. Energías que intervienen en un horno de crudo.

Fuente: Elaboración propia.

Consiste en una comparación entre la suma de las diferentes formas de energía que entran y salen del sistema, figura 2.3, todas referidas a la misma unidad de

tiempo, y expresadas en las mismas unidades de térmicas (calorías, kWh, toneladas de carbón equivalentes, etc.) bien con relación a una unidad de peso de producción, o bien a otra forma que resulte adecuada.

$$Energía_{entra} = \Delta E + Energía_{sale} \quad (2.6)$$

### 2.2.13 Procedimiento de cálculo

#### a. Calor sensible del combustible precalentado ( $q_c$ )

$$q_c = c_c * t_c \quad (2.7)$$

Donde:

$q_c$  = Calor sensible combustible precalentado en BTU/lb

$t_c$  = Temperatura de precalentamiento del combustible en °F

$C_c$  = Calor específico del combustible en BTU/lb °F

Sp gr = Gravedad específica

$$C_c = \frac{0.388 + (0.00045 * (T \text{ °F}))}{\sqrt{Spgr}} \quad (2.8)$$

$$Sp \text{ gr}_{\frac{60}{60}F} = \frac{lb \text{ ft}^{-3}}{62.3} \quad (2.9)$$

#### b. Poder calorífico del combustible ( $q_{co}$ )

Es la cantidad de calor que entrega un kilogramo, o un metro cúbico, de combustible al oxidarse en forma completa.

$$q_{co} = PCI \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{unidad de combustible}} \right) \quad (2.10)$$

El poder calorífico inferior (PCI) considera que el vapor de agua contenido en los gases de la combustión no se condensa. Por lo tanto no hay aporte adicional de calor por condensación del vapor de agua.

Para determinar el PCI se debe calcular el poder calorífico superior (PCS), este es la cantidad de calor desprendido en la combustión completa de una unidad de volumen de combustible cuando el vapor de agua originado en la combustión está condensado y se contabiliza, por consiguiente, el calor desprendido en este cambio de fase.

$$PCS \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \right) = 5738 + \frac{4521}{S_p \text{ gr}} - 56.8 * \%S \quad (2.11)$$

$$PCI = PCS \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \right) - 50.7 * \%H \quad (2.11a)$$

Donde:

PCI = Poder calorífico inferior en kcal/kg

PCS = Poder calorífico superior en kcal/kg

%S = Porcentaje de azufre

%H = Porcentaje de hidrógeno

### c. Calor sensible del aire de combustión ( $q_a$ )

$$q_a = g_a * C_p * \Delta t \left( \frac{\text{Kcal}}{\text{unidad de combustible}} \right) \quad (2.12)$$

Donde:

$\Delta t$  temperatura del aire de combustión, que ingresa al quemador, menos la temperatura ambiente. Si el aire comburente ingresa a temperatura ambiente  $\Delta t=0$

$C_p$  es el calor específico del aire en Kcal/Kg<sub>aire</sub> °K

$$C_{p \text{ aire}} = 0.219 + 0.616 \frac{T}{10^4} - 0.949 \frac{T}{10^8} \quad (2.13)$$

### d. Calor aportado por el vapor de atomización ( $q_{va}$ )

$$q_{va} = Q_{va} * h_{va} \quad (2.14)$$

Donde:

$q_{va}$  = Calor aportado por el vapor de atomización en BTU/h

$Q_{va}$  = Caudal de vapor de atomización en lb/h

$h_{va}$  = Entalpía de vaporización en BTU/lb

**e. Calor sensible del crudo a calentar ( $q_{CUE}$ )**

$$q_{CUE} = (C_{CUE})(T_{CUE}) \quad (2.15)$$

Donde:

$q_{CUE}$  = Calor sensible del crudo a calentar en BTU/lb

$C_{CUE}$  = Calor específico del crudo a calentar en BTU/lb °F

$T_{CUE}$  = Temperatura del crudo al ingreso del horno en °F

$$C_{CUE} = \frac{0.388 + (0.00045 * (T \text{ °F}))}{\sqrt{S_{pgr}}} \quad (2.16)$$

**f. Calor sensible del vapor saturado que ingresa al horno ( $q_{VER}$ )**

$$q_{VER} = h_{VER} * q_{QVr} \quad (2.17)$$

Donde:

$q_{VER}$  = Calor sensible del vapor saturado en BTU/h

$h_{VER}$  = Entalpía específica de evaporización en BTU/lb

$q_{QVr}$  = Caudal de vapor a la entrada en lb/h

**g. Calor sensible del crudo a la salida ( $q_{CUS}$ )**

$$q_{CUS} = (C_{CUS})(T_{CUS}) \quad (2.18)$$

Donde:

$q_{CUS}$  = Calor sensible del crudo a calentar en BTU/lb

CCUS= Calor específico del crudo a calentar en BTU/lb °F

T<sub>CUS</sub> = Temperatura del crudo a la salida del horno en °F

$$c_{CUS} = \frac{0.388+(0.00045*(T \text{ °F}))}{\sqrt{Spgr}} \quad (2.19)$$

**h. Calor sensible del vapor que sale del horno (q<sub>VSR</sub>)**

$$q_{VSR} = h_{VSR} * Q_{VSR} \quad (2.20)$$

Donde

q<sub>VSR</sub> = Calor sensible del vapor que sale del horno BTU/h

h<sub>VSR</sub> = Entalpía específica de evaporización en BTU/lb

Q<sub>VSR</sub> = Caudal de vapor a la salida en lb/h

**i. Calor sensible de los gases de la combustión (q<sub>gc</sub>)**

$$q_{gc} = h_{gch} * Q_{gc} \quad (2.21)$$

Donde:

q<sub>gc</sub> = Calor sensible de los gases de la combustión en kcal/h

h<sub>gch</sub> = Entalpía específica de gases de combustión en kcal/kg

Q<sub>gc</sub> = Caudal de los gases de la combustión en kg/unidad de combustible

**j. Calor de inquemados gaseosos (q<sub>ig</sub>)**

$$q_{ig} = \frac{21}{21-O_2} * \left[ \frac{CO}{3100} + \frac{CH}{1000} \right] \quad (2.22)$$

Donde:

q<sub>ig</sub> = Porcentaje de pérdidas sobre el PCI del combustible

CO = partes por millón de CO en los gases

CH = partes por millón de hidrocarburos en los gases

### k. Pérdidas de calor por paredes

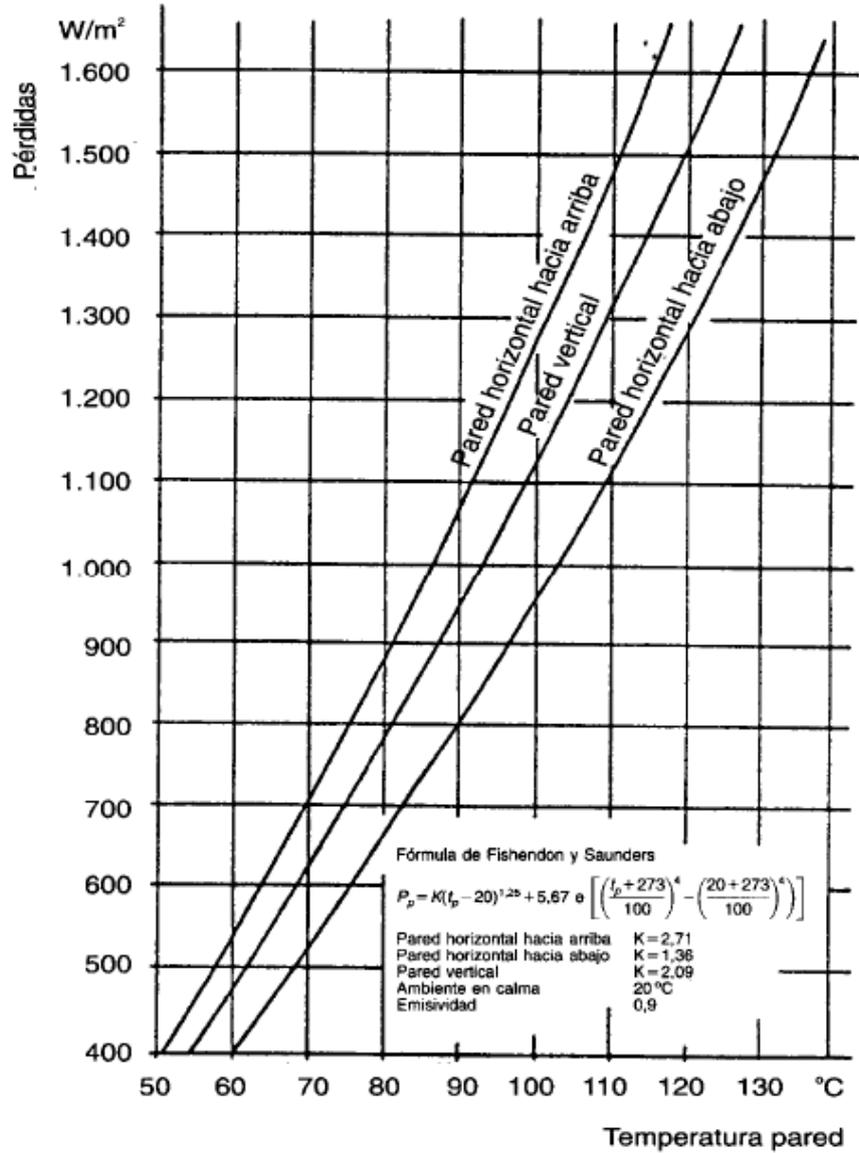


Figura 2.4. Pérdidas de calor en paredes de hornos.

Fuente: [www6.uniovi.es/usr/fblanco/Leccion2.HornosResistencia.PERDIDAS.CALOR.pdf](http://www6.uniovi.es/usr/fblanco/Leccion2.HornosResistencia.PERDIDAS.CALOR.pdf)

### l. Calor de inquemados sólidos ( $q_{is}$ )

Los inquemados sólidos producen opacidad de gases de combustión medida mediante índice de Bacharach, tabla 2.2.

Tabla 2.2. Índice de Bacharach

Bacharach	Pérdidas (% PCI)	Características de la combustión
1	0,8	Excelente. Ausencia de Hollín
2	1,6	Buena. Hollín poco perjudicial
3	2,4	Mediana. Cierta cantidad de hollín. Limpieza anual
4	3,5	Pobre. Humo visible. Moderado a rápido ensuciamiento
5	4,6	Muy pobre. Ensuciamiento seguro. Varias limpiezas al año
6	5,7	Pobrisima

Fuente: Llorens & Miranda (2009). Ingeniería térmica (p.277)

$$q_{is} = 2.4\% \text{ de } (P.C.I. * m_{comb}) \quad (2.23)$$

#### 2.2.14 Eficiencia de un horno de procesos

La eficiencia (%) de un horno se define como:

$$\eta = \frac{\text{Calor útil transferido}}{\text{Aportado calor}} * 100 \quad (2.24)$$

Esta ecuación es extremadamente simple de establecer, aunque, por lo general, difícil de utilizar.

#### 2.2.15 Eficiencia de la combustión

Se define como la relación entre el calor útil obtenido ( $q_{\text{útil}}$ ) y el calor total que aporta el combustible ( $q_{\text{total}}$ ).

$$\eta = \frac{q_{\text{útil}}}{q_{\text{total}}} * 100 \quad (2.25)$$

Es decir, la diferencia entre el calor total y el calor útil será el calor perdido en el proceso de combustión, que está formado por:

*Pérdidas de calor por radiación en el entorno*, por ejemplo, las paredes del horno aumentan su temperatura, produciendo una emisión de calor por radiación al entorno.

*Pérdidas de calor sensible en los gases inquemados.* Los productos generados en la combustión, así como los gases inertes que no reaccionan, se evacúan a una temperatura superior a la entrada del combustible y comburente, por lo que en ellos se pierde cierta cantidad de calor en forma de calor sensible.

Este calor generado en la combustión no es aprovechado habitualmente, con la consiguiente pérdida de energía (FENERCOM, 2009).

### 2.2.16 Exergía

Denominada también disponibilidad o energía disponible, es la propiedad que permite determinar el potencial de trabajo útil de una cantidad dada de energía en algún estado especificado.

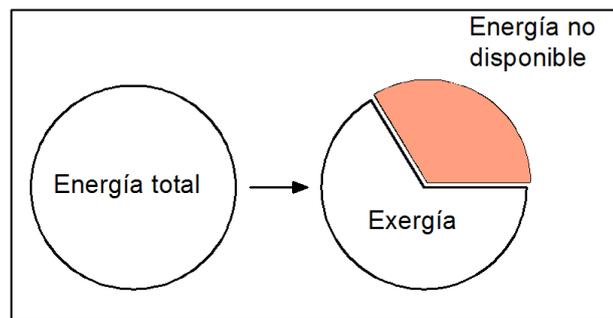


Figura 2.5. Exergía.

Fuente: Cengel & Boles (2009). Termodinámica (p. 433).

“La porción de energía que no puede convertirse en trabajo se llama energía no disponible, la cual simplemente es la diferencia entre la energía total de un sistema en un estado especificado y la exergía de esa energía” (Cengel & Boles 2009, p.432).

### 2.2.17 Contaminación ambiental debido a los gases de escape

Los gases de escape generados en los procesos e combustión se denominan gases de combustión o gases de chimenea. Su composición depende del tipo de combustible y de las condiciones de la combustión. La mayoría de los gases de

combustión son aires contaminantes y por tanto, debido a regulaciones gubernamentales deben eliminarse o reducirse al mínimo antes de liberar el gas a la atmósfera.

*Nitrógeno ( $N_2$ )*, es el principal componente (79% volumen) del aire. Este gas incoloro, inodoro y sin sabor alimenta a la combustión como parte del aire de combustión pero no interviene directamente en el proceso de combustión. Cantidades pequeñas de este aire de combustión relacionados con el nitrógeno son, junto con el nitrógeno liberado del combustible, responsables de la formación de óxidos nitrógenos peligrosos.

*Dióxido de Carbono ( $CO_2$ )*, es un gas incoloro, inodoro con un ligero sabor agrio. Se produce en todos los procesos de combustión incluyendo la respiración. Contribuye considerablemente al efecto invernadero gracias a su capacidad de filtrar la radiación de calor.

*Vapor de agua (humedad)*, el hidrógeno contenido en el combustible reaccionará con el oxígeno y formará agua ( $H_2O$ ). Esta, junto con el contenido de agua del combustible y el aire de combustión, se convierte tanto en humedad de los gases de combustión (a elevadas temperaturas) como en condensados (a bajas temperaturas).

*Oxígeno ( $O_2$ )*, la parte de oxígeno que no se ha consumido en el proceso de combustión permanece como parte de los gases de combustión y es una medida para el rendimiento de la combustión. Se utiliza para determinar los parámetros de combustión y también actúa como valor de referencia.

*Monóxido de carbono ( $CO$ )*, es un gas incoloro, inodoro y tóxico. En la mayoría de ocasiones se forma durante una combustión incompleta de hidrocarburos y otros materiales que contienen carbón. Al aire libre el  $CO$  no es muy peligroso para las personas ya que reacciona rápidamente y pasa a  $CO_2$  con el oxígeno.

*Óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>)*, a altas temperaturas en procesos de combustión el nitrógeno del combustible y también del aire de combustión reacciona con el oxígeno del aire de combustión y forma primero monóxido de nitrógeno (combustible-NO y NO-térmico). Este NO reaccionará con el oxígeno acumulado y/o más tarde en la atmósfera y forma el peligroso dióxido de nitrógeno (NO<sub>2</sub>). El NO<sub>2</sub> es muy peligroso para el pulmón y contribuye, junto con la luz solar, a la formación de ozono.

*Dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>)*, es un gas tóxico, incoloro y con un olor muy fuerte. Se forma a partir de la oxidación del azufre que está presente en el combustible.

*Sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S)*, es un gas tóxico, incluso en concentraciones muy bajas tiene un olor muy fuerte y característico. Es un componente del crudo de petróleo y del gas natural y por tanto está presente en refinerías y plantas de Gas natural.

## **2.3 Marco legal vigente**

Para la ejecución de las actividades de industrialización del petróleo, la empresa debe cumplir con normativas y leyes que están establecidas en nuestro país para la obtención de resultados, tanto de productos como ambientales dentro, de los estándares establecidos.

A continuación se detalla el marco legal vigente que se aplica en Ecuador y que está relacionado con la presente investigación.

### **2.3.1 Requisitos del fuel oil**

Los requisitos para el fuel oil están definidos por el Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN) en la Norma Técnica Ecuatoriana NTE INEN 1983:2002 Primera revisión “Productos derivados del petróleo, Fuel Oil. Requisitos”

El fuel oil liviano debe cumplir con los requisitos que se establecen en la tabla 2.3.

Tabla 2.3. Requisitos del fuel oíl liviano

REQUISITOS	UNIDAD	TIPO				METODO DE ENSAYO
		4A		4B		
		Mín	Máx	Mín	Máx	
Densidad API	°API	Reportar		Reportar		NTE INEN 2 319
Densidad a 15,6 °C	kg/m <sup>3</sup>	Reportar		Reportar		ASTM 1 298
Punto de inflamación	°C	60	-	60	-	NTE INEN 1 493
Punto de escurrimiento	°C	-	12	-	10	NTE INEN 1 982
Contenido de agua y sedimento	%V	-	0,5	-	1	NTE INEN 1 494
Viscosidad cinemática a 50°C	cSt	400	510	420	510	NTE INEN 810
Contenido de cenizas	% P	-	0,1	-	0,2	NTE INEN 1 492
Viscosidad Redwood No 1 a 37,78°C	RW1	3820	5030	4040	5030	NTE INEN 1 981
Viscosidad SSF a 50°C	SSF	188,8	241	198,2	241	NTE INEN 1 981
Contenido de azufre	%P	-	1,5	-	2,3	NTE INEN 1 049

Fuente: NTE INEN 1983 (2002). Productos derivados del Petróleo. Fuel oíl.

El fuel oíl pesado debe cumplir con los requisitos que se establecen en la tabla 2.4.

Tabla 2.4. Requisitos del fuel oíl pesado

REQUISITOS	UNIDAD	TIPO		METODO DE ENSAYO
		No 6		
		Mín	Máx	
Densidad API	°API	Reportar		NTE INEN 2 319
Densidad a 15,6°C	kg/m <sup>3</sup>	Reportar		ASTM D 1 298
Punto de inflamación	°C	60	-	NTE INEN 1 493
Punto de escurrimiento	°C	-	15	NTE INEN 1 982
Contenido de cenizas	%P	-	0,2	NTE INEN 1 492
Viscosidad cinemática a 50°C	cSt	510	600	NTE INEN 810
Viscosidad Redwood No 1 a 37,78°C	RW1	5030	6020	NTE INEN 1 981
Viscosidad Saybolt Furol a 50°C	SSF	241	283	NTE INEN 1 981
Contenido de azufre	% P	-	2,5	NTE INEN 1 049

Fuente: NTE INEN 1983 (2002). Productos derivados del Petróleo. Fuel oíl.

### **2.3.2 Ley de Gestión Ambiental**

La Ley de Gestión Ambiental, codificación 19, Registro Oficial Suplemento 418 de 10 de septiembre de 2004, detalla:

Art. 1.- La presente Ley establece los principios y directrices de política ambiental; determina las obligaciones, responsabilidades, niveles de participación de los sectores público y privado en la gestión ambiental y señala que los límites permisibles, controles y sanciones en esta materia.

Art. 2.- La gestión ambiental se sujeta a los principios de solidaridad, corresponsabilidad, cooperación, coordinación, reciclaje y reutilización de desechos, utilización de tecnologías alternativas ambientalmente sustentables y respecto a las culturas y prácticas tradicionales.

Art. 3.-El proceso de Gestión Ambiental, se orientará según los principios universales del Desarrollo sustentable, contenidos en la Declaración de Río de Janeiro de 1992, sobre Medio Ambiente y desarrollo. (p. 1)

### **2.3.3 Ley de Prevención y Control de Contaminación Ambiental**

En nuestro país la Ley de Prevención y Control de la Contaminación Ambiental (PCCA), codificación 20, Registro Oficial Suplemento 418 de septiembre del 2004, indica lo siguiente:

#### **CAPITULO I. De la Prevención y Control de la Contaminación del Aire**

Art. 1.- Queda prohibido expeler hacia la atmósfera o descargar en ella, sin sujetarse a las correspondientes normas técnicas y regulaciones, contaminantes que, a juicio de los Ministerios de Salud y del Ambiente, en sus respectivas áreas de competencia, puedan perjudicar la salud y vida humana, la flora, la fauna y los recursos o bienes del estado o de particulares o constituir una molestia.

Art. 3.- Se sujetarán al estudio y control de los organismos determinados en esta Ley y sus reglamentos, las emanaciones provenientes de fuentes artificiales, móviles o fijas, que produzcan contaminación atmosférica. (p. 1)

### 2.3.4 Emisiones a la atmósfera provenientes de fuentes fijas para actividades hidrocarburíferas

En enero del 2007 el Ministerio de Energía y Minas del Ecuador mediante Acuerdo Ministerial 091 publicado en el Registro Oficial 430 de enero del 2007, Establece las Emisiones a la Atmósfera Provenientes de Fuentes Fijas para Actividades Hidrocarburíferas.

Tabla 2.5. Límites máximos permisibles para emisiones de calderas y hornos

Contaminante (mg/Nm <sup>3</sup> )	Tipo de combustible		
	GLP o Gas	Diesel	Bunker o Crudo
Material Particulado (MP)	N.A.	150	150
Oxidos de Carbono (CO)	N.A.	50	50
Oxidos de Nitrógeno (NO <sub>x</sub> )	400	550, 700*	550, 700*
Oxidos de Azufre (SO <sub>2</sub> )	30	1650	1650
Hidrocarburos Aromáticos Policíclicos (HAP's)	0.1	0.1	0.1
Compuestos Orgánicos Volátiles (COV's)	5	10	10

\* instaladas y operando antes de enero del 2003

Fuente: Acuerdo Ministerial 91, Registro oficial 430. Límites máximos permisibles de emisión en hidrocarburos. Ministerio de Energía y Minas, Quito, Ecuador, 4 de enero de 2007.

Art. 1. LIMITES PERMISIBLES.- Se fijan los valores máximos permisibles de emisiones a la atmósfera para los diferentes tipos de fuentes de combustión, en función de los tipos de combustible utilizados y de la cantidad de oxígeno de referencia atinente a condiciones normales de presión y temperatura, y en base seca, conforme la tabla 2.5 del Acuerdo Ministerial. En aquellos casos donde se utilicen mezclas de combustibles, los límites aplicados corresponderán al del combustible más pesado. (p. 2)

### **2.3.5 Normativa de Gestión de EP Petroecuador**

Mediante Decreto Ejecutivo N° 315 de 6 de abril de 2010, se creó la Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador EP PETROECUADOR, como una persona de derecho público con personalidad jurídica, patrimonio propio, dotada de autonomía presupuestaria, financiera, económica, administrativa y de gestión.

Mediante Resolución 2010001 del 7 de abril de 2010 se aprueba la Normativa de Gestión de la Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador, que regirá a la nueva Empresa Pública.

Artículo 2.- Misión de la Empresa.- “La Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador EP PETROECUADOR con las subsidiarias que creare, gestionara el sector hidrocarburífero mediante la exploración, explotación, transporte, almacenamiento, industrialización y comercialización de hidrocarburos, con alcance nacional, internacional y preservando el ambiente; que contribuyan a la utilización racional y sustentable de los recursos naturales para el desarrollo integral, sustentable, descentralizado y desconcentrado del Estado, con sujeción a los principios y normativas previstas en la Constitución de la República, la Ley Orgánica de Empresas Publicas, Ley de Hidrocarburos y el marco legal ecuatoriano que se relacione a sus específicas actividades”. (p. 12)

### **2.4 Conclusión del capítulo**

Se estableció la base teórica de la investigación. A partir de la bibliografía consultada se pudo constatar la importancia de la viscosidad, exceso de aire y otros parámetros del crudo reducido para una buena combustión. De igual manera, se revisó la forma de calcular el balance energético, la exergía y el rendimiento del horno de crudo.

## **CAPÍTULO III. METODOLOGÍA**

### **3.1 Diseño de la Investigación**

El diseño de la investigación es una planificación resumida de lo que se debe hacer para alcanzar los objetivos del estudio.

#### **3.1.1 Modalidad de la Investigación**

La modalidad de investigación utilizada es de campo, se estudiará la problemática de la combustión del horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2 con la finalidad de descubrir las causas de la misma.

Se realizará de inspección visual de los quemadores, además de toma de datos de temperatura y presión tanto del crudo reducido como del vapor saturado. Además se consultará con el personal de operación para obtener información relevante.

La investigación bibliográfica permitirá la recopilación de información literaria de combustión en hornos de procesos, datos de diseño, operación y mantenimiento de los quemadores John Zink que actualmente están instalados en el horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2.

#### **3.1.2 Tipos de Investigación**

Será descriptiva porque se analizará la influencia de la temperatura sobre la viscosidad del crudo reducido de la Refinería Shushufindi lo que permitirá una buena combustión en los quemadores. Con datos de viscosidad del crudo reducido a diferentes temperaturas, que se obtendrán mediante pruebas en Control de Calidad de Refinería Shushufindi, se realizará una gráfica temperatura-viscosidad. Partiendo del rango de viscosidad establecida en la hoja de datos de los quemadores de crudo, se determinará el rango de temperatura ideal del crudo reducido para la quema en los quemadores.

Será exploratoria ya que nos permite conocer el problema que afecta a la combustión de los quemadores del horno de crudo C2H001.

### 3.1.3 Metodología

El método de investigación a usar es la experimental, pues se va a determinar cómo influye la temperatura en la viscosidad del crudo reducido de RA2.

La presente investigación guarda un carácter cuantitativo ya que se analizarán todas las variables que intervienen en el problema, antes de proceder a comparar y cuantificar resultados.

Estas variables serán tabuladas, cuantificadas y analizadas mediante gráficas y registros, por lo tanto los resultados de estos indicadores detallarán todos los parámetros que están influyendo en el control y aseguramiento de la calidad.

El objetivo es explicar, predecir y controlar todos los parámetros que influyen en el desarrollo del proyecto. Se propondrá explicaciones contextualizadas de los métodos que se utilizarán en la investigación, para solucionar el problema.

## 3.2 Operacionalización de las variables

Tabla 3.1. Operacionalización de la variable independiente

**VARIABLE INDEPENDIENTE:**                    **Viscosidad del crudo reducido**

Concepto	Categoría	Indicadores	Ítem	Técnicas	Instrumentos
Medida de la resistencia del crudo reducido a fluir	Viscosidad cinemática	Temperatura	°C	Medición	Termómetro
		Tiempo	s	Medición	Cronómetro

Fuente: Elaboración propia

Tabla 3.2. Operacionalización de la variable dependiente

**VARIABLE  
DEPENDIENTE:**

**Eficiencia de la combustión**

Concepto	Categoría	Indicadores	Ítem	Técnicas	Instrumentos
Parte de la energía total que está disponible en la cámara de combustión después de la combustión.	Rendimiento de los quemadores	Calor útil obtenido	kcal/h	Cálculos	Ecuaciones
		Calor total de aporte del crudo reducido	kcal/h	Cálculos	Ecuaciones
		Pérdidas de calor	kcal/h	Cálculos	Ecuaciones

Fuente: Elaboración propia

### 3.3 Población y Muestra

Refinería Shushufindi (anteriormente denominado Complejo Industrial Shushufindi) está formada dos plantas de refinación: Refinería Amazonas 1 y Refinería Amazonas 2, cada una de ellas procesan 10 000 bpd de crudo (en total 20 000 bpd), los derivados que se obtienen son: Diésel, Jet Fuel, Gasolina base, Crudo Residual y Gas.

El horno de procesos en una refinería es de suma importancia, por cuanto influye directamente en la capacidad de procesamiento de la planta, a su vez estos equipos necesitan de sistemas de combustión eficientes.

La población la constituye los dos sistemas de combustión de los hornos existentes.

En el presente trabajo se estudiará el sistema de combustión del horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2, pues este equipo es el que ha presentado mayores problemas en los últimos años, tanto operativos como de mantenimiento.

### **3.4 Delimitación de la zona de estudio**

La presente investigación se enfoca en la combustión del crudo reducido de los 4 quemadores del horno de crudo C2H001 de Refinería Amazonas 2 que forma parte de Refinería Shushufindi de EP Petroecuador.

El horno de crudo se encuentra ubicado en las coordenadas  $-0^{\circ} 12' 5.28''$ ,  $-76^{\circ} 39' 22.85''$ , información obtenida gracias a un GPS Garmin modelo Montana 600.

### **3.5 Técnicas de investigación y análisis**

La recolección de datos fue realizada mediante diferentes técnicas e instrumentos entre las que sobresalen:

#### **a. Observación directa**

La técnica de observación directa se empleó para conocer el funcionamiento de los equipos que intervienen en la investigación del presente trabajo, de igual manera esta técnica permitió visualizar el estado físico de los quemadores y sus llamas. Los cuales sirvieron de base para el diagnóstico de la situación operacional actual.

#### **b. Recolección de datos**

Los datos de mediciones de variables presión y temperatura del combustible se los recolectó en campo, en los instrumentos de medida que existen en cada uno de los quemadores. Otros datos se obtuvieron del registro que lleva panel de control de Refinería Amazonas 2, mediante el sistema de medición y control SCADA de Foxboro, figura 3.1.

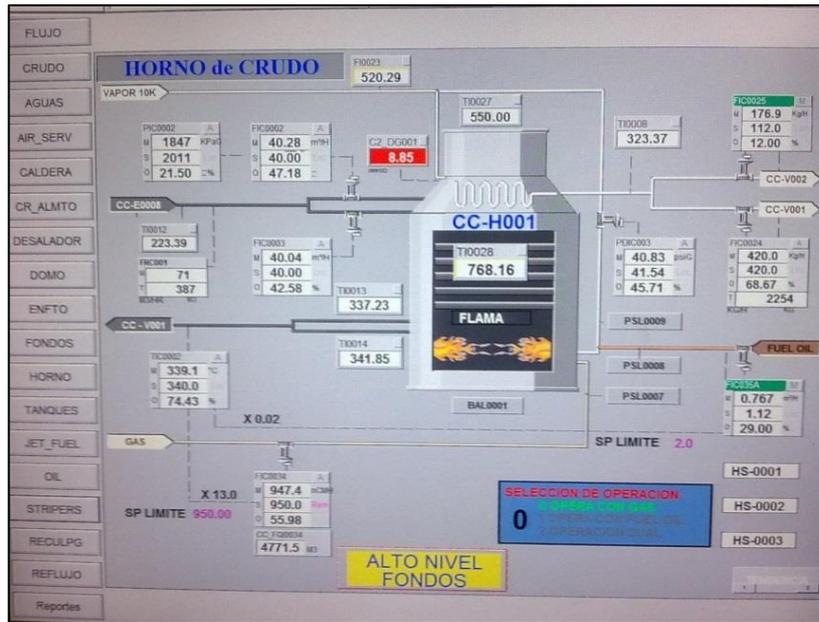


Figura 3.1. Pantalla de control del sistema SCADA del horno C2H001.  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

### c. Entrevista directa con personal de operación y mantenimiento

Se realizaron entrevistas en forma verbal con el personal de operación (coordinador, tablerista y operador) de Refinería Amazonas 2 que son los que están involucrados directamente con los procesos de la planta. También, se llevaron a cabo entrevistas con personal técnico (instrumentistas y de mantenimiento mecánico) que son los encargados del mantenimiento del horno de crudo, quemadores y sistema de combustión.

### d. Consultas directas de fuentes de archivos

Mediante esta técnica se obtuvo una serie de información correspondiente a hoja de datos, planos de los quemadores, P&ID (Pipe and instrumentation diagram) del sistema de combustión, manual de operación de refinería, entre otros.

Los informes de composición del combustible y gases de combustión se obtuvieron de los archivos de Laboratorio de Control de Calidad y de Seguridad, Salud y Ambiente de Refinería Shushufindi respectivamente.

### e. Manejo de software

Con la ayuda de esta técnica fue posible organizar de forma sencilla y práctica la presentación de datos así como los resultados. Además, de simplificar cálculos mediante simulación de equipos.

### 3.6 Equipos, materiales y herramientas

El equipo disponible para la realización del presente trabajo estuvo formado por:

- Laptop, marca DELL, modelo Latitude E5430 con procesador Intel Core i7.
- Cámara termográfica, figura 3.2, marca Flir, modelo T360, sensibilidad térmica  $0.06^{\circ}\text{C} @ + 30^{\circ}\text{C}/60\text{mK}$ , resolución  $320 \times 240$ , rango espectral  $7.5$  a  $13\mu\text{m}$ . Permite la captura de imágenes termográficas, para el análisis de temperatura de la superficie captada.



Figura 3.2. Cámara Termográfica Flir T360.  
Fuente: Refinería Shushufindi, ATP (2013).

- Termo-hidrómetro, figura 3.3, de acuerdo con las especificaciones de la norma ASTM (American Society for Testing and Materials) E100. Es un instrumento usado para la medición de temperatura y gravedad específica de un líquido, en la presente investigación del crudo reducido.



Figura 3.3. Termo-hidrómetro.

Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

- Baño para determinación de viscosidad cinemática, figura 3.4, marca Koehler, modelo KV3000, profundidad del baño 12”, conforme a las especificaciones de la norma ASTM D445.

Tiene una cámara de baño de pyrex encerrado en una carcasa de acero inoxidable, usa un baño termostático con líquido transparente (glicerina), el control de temperatura es a través de un micropocesador que incorpora un circuito de seguridad que interrumpe la energía a los calentadores bajo ciertas condiciones.



Figura 3.4. Baño para determinación de viscosidad cinemática Koehler KV3000.

Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

- Viscosímetro capilar de vidrio, figura 3.5, marca Cannon Instrument Co., modelo Zeitfuchs cross arm, para medición de viscosidad cinemática de líquidos newtonianos transparentes y opacos de acuerdo a la norma ASTM

D445. Especificaciones conforme a ASTM D446. Las especificaciones se muestran en el anexo 13.



Figura 3.5. Viscosímetro capilar de vidrio Zeitfuchs cross arm.  
Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

Las normas ASTM D445 y D446 describen el uso de los viscosímetros estándar calibrados capilares de vidrio para medir la viscosidad cinemática de líquidos transparentes y opacos.

Las herramientas computacionales (software) que se utilizaron para facilitar y disminuir el tiempo de preparación de la presente investigación fueron:

- Microsoft Office 2010, con las siguientes aplicaciones: Microsoft Word, Microsoft Excel y Microsoft Power Point.
- Aspen Hysys V7.1, es un software de simulación cuya función es servir de apoyo para el diseño y modelación de procesos tanto químicos como de refinación. En este proyecto el diseño térmico permite el dimensionamiento de las áreas del serpentín y del intercambiador calor.

### **3.7 Caracterización del crudo reducido**

Para la caracterización del crudo reducido se parte de la toma de muestra del fluido, la misma que se toma del tanque de almacenamiento de crudo reducido. En el techo del tanque existe un acceso por el cual se introduce un recipiente con tapón de corcho atado a una cuerda, una vez que el recipiente llega al fondo del tanque se empieza a tirar de la cuerda, que además de destapar el recipiente, permite sacar el recipiente con el líquido, figura 3.6.



Figura 3.6. Toma de muestra de crudo reducido.  
Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

#### **a. Obtención del grado API observado**

El método de ensayo NTE INEN 2319:2011 cubre la determinación de la densidad API (American Petroleum Institute) de productos derivados del petróleo. Esta norma establece el procedimiento para determinar la densidad API del petróleo y sus derivados, por medio del hidrómetro de vidrio.

Si vierte la muestra de crudo reducido en un cilindro limpio, el cilindro se coloca en posición vertical en un lugar libre de corrientes de aire. Se debe introducir el termo-hidrómetro suavemente en el interior de la muestra y cuando este estable se lo suelta. Se le da el tiempo suficiente para que el termo-hidrómetro llegue a permanecer completamente estable, figura 3.7.

Se lee el termo-hidrómetro a la división de la escala más cercana, la lectura correcta es el punto de la escala en la cual la superficie del líquido corta la escala.

Finalmente se debe corregir las lecturas del termo-hidrómetro a 15.56°C (60°F).



Figura 3.7. Medición del grado API observado.  
Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

#### **b. Obtención de la viscosidad cinemática**

El método de ensayo NTE INEN 810:1986 cubre la determinación de la viscosidad cinemática de productos líquidos derivados del petróleo, estos pueden ser transparentes u opacos.

La adecuada combustión de los quemadores depende en gran parte de la viscosidad cinemática o viscosidad del crudo reducido que se está usando. Por tanto, como todos los productos varían su viscosidad con cambios en temperatura, una apropiada medición de esta es esencial para establecer especificaciones de operación para dichos productos.

Este método mide el tiempo en segundos, que se demora el volumen fijo del líquido en fluir bajo la acción de la gravedad, a través del tubo capilar del viscosímetro calibrado a una temperatura cuidadosamente controlada, figura 3.8a.

La viscosidad cinemática es el producto del tiempo de flujo por la constante de calibración del viscosímetro.



a)



b)

Figura 3.8. a) Equipo para determinación de viscosidad cinemática, en espera de acondicionamiento de la temperatura. b) Viscosímetro capilar por el cual se encuentra fluyendo el crudo reducido.

Fuente: Refinería Shushufindi, Laboratorio Control de Calidad (2013).

Para la medición de viscosidad cinemática se introduce unos pocos mililitros de la muestra (crudo reducido) en un tubo de vidrio, llamado viscosímetro capilar, se acondiciona en el baño de viscosidad y se mide el tiempo que tarda la muestra en pasar por un bulbo en el viscosímetro, figura 3.8b.

El viscosímetro capilar de vidrio Zeitfuchs cross arm a usar para esta prueba es de marca Cannon Instrument Co.

Finalmente se multiplica el tiempo obtenido por la constante de viscosidad del viscosímetro para obtener la viscosidad cinemática en centistokes (cSt) (INEN, 1986).

$$V_c = C \cdot t \quad (3.1)$$

### **3.8 Determinación de las áreas del serpentín y del intercambiador de calor**

Mediante la determinación de las áreas tanto de un serpentín como de un intercambiador de calor, aprovechando los gases de la combustión será posible aumentar la temperatura del crudo reducido a los parámetros determinados.

Para obtener la viscosidad recomendada por el fabricante de los quemadores se determinó que el rango de temperatura es entre 93 y 110°C.

Se planteó la configuración del serpentín y del intercambiador de calor para proceder a la simulación mediante del software Hysys V7.1 de las áreas de cada equipo, la temperatura para la simulación se seleccionó de 100°C, es decir la presente investigación se proyecta a un valor intermedio, no haciéndolo ambicioso ni básico.

Para la simulación mediante Hysys se toma en cuenta:

- Definir un modelo termodinámico, la recomendada es la ecuación de Peng-Robinson.
- Seleccionar los componentes que conforman el sistema propuesto.
- Caracterizar el crudo reducido, vapor de agua y gases de combustión.

### **3.9 Método de análisis económico**

El valor de la inversión se determina a partir del costo del intercambiador de calor, los materiales necesarios para el serpentín y de la mano de obra para su instalación.

El cálculo de la recuperación de la inversión se calcula a partir del ahorro que se tendría por quemar en los quemadores crudo reducido en lugar de gas.

### **3.10 Conclusiones del Capítulo**

- En el presente capítulo se definió las técnicas de investigación y análisis que permitirán desarrollar la presente investigación.
- Los datos recolectados a través de la observación, entrevista y consulta de información documentada con relación al objeto de estudio, arrojaron importantes resultados que se analizará en el capítulo IV.

## CAPÍTULO IV. ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

### 4.1 Condiciones de entrada y salida del horno de crudo C2H001

El horno de crudo C2H001, figura 4.2, de Refinería Amazonas 2, fue construido en el año de 1993 por la empresa Optimized Process Furnace Inc., al año siguiente entró en operación, este horno es de tipo cabina con los serpentines de tubería dispuestos en forma horizontal, posee 4 quemadores, ubicados 2 en cada una de las paredes frontales.



Figura 4.1. Horno de crudo C2H001.  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

En este horno de procesos se definen dos zonas para el intercambio de energía, estas son: zona de radiación y zona de convección.

La zona denominada de radiación está compuesta por una cámara de combustión, las paredes soportan el serpentín de tubos, por cuyo interior circula el fluido a

calentar, la transmisión de calor, entre humos y tubos, en esta zona se efectúa fundamentalmente por radiación y una pequeña parte por convección.

Con el fin de recuperar el calor sensible de los humos, el horno posee dos haz de tubos (perpendicular en el C2H001) por los que circulan un fluido a calentar (por uno fluye crudo y por el otro circula vapor). Esta zona se denomina de convección por ser esta la forma de transmisión de calor que predomina en la misma.

Tabla 4.1. Parámetros de diseño y de operación actual del horno de crudo

<b>PARÁMETROS</b>	<b>DISEÑO (1994)</b>	<b>ACTUAL</b>
<b>Condiciones de entrada (Crudo)</b>		
Temperatura (°C)	237	240
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )g	11.8	11.8
Flujo (kg/h)	57595	60945
Gravedad (°API)	31.1	28.4
Viscosidad (cP)	0.42	0.42
Calor específico (kcal/kg°C)	0.651	0.651
Conductividad Térmica (kcal.m/h.m <sup>3</sup> .°C)	0.101	0.101
<b>Condiciones de salida (Crudo)</b>		
Temperatura (°C)	357	340
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )g	1.8	1.8
Flujo (kg/h)	58476	60945
Gravedad (°API)	19.31	19.31

Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

En la tabla 4.1 se detalla las condiciones de diseño (1994) y las condiciones actuales de este equipo.

A lo largo de estos años este equipo ha entrado en mantenimiento por diferentes motivos, entre los cuales se encuentran:

- Cambio de aislamiento térmico
- Cambio de tubos de la zona de radiación
- Cambio de soportes de los tubos
- Cambio de planchas de las paredes laterales
- Cambio de los quemadores

#### 4.2 Características de los quemadores del horno de crudo C2H001

Tabla 4.2. Datos de los quemadores del horno de crudo

	QUEMADORES ORIGINALES	QUEMADORES ACTUALES
MARCA	Zeeco	John Zink
TIPO	ACR-200	Bajo NOx
MODELO	AC	DEEPstar
BAYONETA	CB	HERO
CANTIDAD	4	4
COMBUSTIBLE	Residuo y gas	Residuo y gas

Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

Originalmente el equipo C2H001 tenía quemadores para hornos de tiro natural, el crudo reducido suministrado como combustible, según el fabricante, no debía tener una viscosidad más arriba de los 250 SSU, estos quemadores estaban diseñados para la atomización con vapor seco, la presión requerida debía ser 2 kg/cm<sup>2</sup> más que la presión del crudo reducido. La presión adecuada de vapor saturado era de 10.5 kg/cm<sup>2</sup>.

Dichos quemadores fueron sometidos a varios mantenimientos principalmente por taponamiento de las bayonetas, desgaste de las boquillas y daños del refractario. Finalmente en el año 2010, estos quemadores fueron reemplazados por unos de tecnología actualizada, marca John Zink.

En el anexo 4 se indican las especificaciones técnicas de dichos quemadores, así como las Curva Capacidad 9108909-801A y E (anexo 5). En el anexo 7 se muestra un Informe de Resultados del crudo reducido emitido por Control de Calidad de Refinería Shushufindi.



Figura 4.2. Quemadores DEEPstar  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

El fabricante de los quemadores, DEEPstar de John Zink, para el horno de crudo C2H001 a cerca de sus equipos informa lo siguiente:

El quemador John Zink Serie Deepstar está diseñado para la quema de gas y/o crudo en el horno de proceso para satisfacer las necesidades de calor y de la llama del mismo.

El quemador Deepstar puede ser diseñado para quemar la mayoría de los tipos de combustibles gaseosos y líquidos. Es capaz de operar con una variedad de condiciones del aire de combustión. Puede ser diseñado para la

combustión con suministro de aire a través de tiro natural, tiro inducido o de tiro forzado con una temperatura ambiente o aire precalentado. Minora las emisiones de gas que cualquier generación anterior de quemadores de gasoil disponible en el pasado.

Igualmente, a cerca de las bayonetas el fabricante indica:

La bayoneta John Zink Company Series HERO (High Efficiency Oil Residual) es una bayoneta para mezcla/pulverización tipo boquilla interna. Este tipo de bayoneta utiliza un orificio para medir flujo de aceite. HERO emplea atomización por fases. El uso eficiente de la energía de vapor en una atomización por fases prepara un rocío con un tamaño promedio de gota de líquido que es aproximadamente 50% del tamaño de las gotas formadas por técnicas convencionales de atomización. Generalmente, el medio de atomizaciones vapor de agua o aire, que debe ser controlada de 20 a 30 PSI (1.4 hasta 2.1 kg/cm<sup>2</sup>) por encima de la presión de aceite para la atomización de vapor y 10 PSI (0.7 kg/cm<sup>2</sup>) por encima de la presión de aceite para la atomización de aire. Sin embargo, otras formas de atomización, tal como gas a alta presión, o requisitos especiales de presión pueden suceder.

Debido a su alta viscosidad, el crudo reducido requiere calentamiento, el fabricante de los quemadores indica que la misma debe estar en el rango de los 100 a 200 SSU, para que la combustión en los quemadores sea de la mejor manera.

#### **4.3 Sistema de combustible de Refinería Amazonas 2**

De forma breve se describe como está configurado el sistema de combustible y los equipos que intervienen para conducir el crudo reducido hacia los quemadores del horno de crudo C2H001.

Equipos:

Y2V504      Tanque de almacenamiento diario de crudo reducido, capacidad 9m<sup>3</sup>.

Y2P501C y Y2P501D      Bombas para fuel oíl.

Y2E501      Intercambiador de calor, por lado tubos fuel oíl, por el lado carcasa vapor de baja presión.



Figura 4.3. Tanque de almacenamiento diario de crudo reducido.  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

El crudo reducido es el residuo de la torre de destilación atmosférica de Refinería Amazonas, una parte va los tanques de almacenamiento para su posterior comercialización y una pequeña cantidad del mismo va hacia el tanque de almacenamiento diario (Y2V504) para uso como combustible en los quemadores del horno de crudo C2H001.

El tanque Y2V504, posee un serpentín interno por el que circula vapor para calentar el crudo reducido, e incrementar su temperatura hasta los 90°C, en la parte externa del tanque las paredes están cubiertas con aislamiento térmico, para mantener su temperatura.



Figura 4.4. Intercambiador de calor del sistema de combustible.  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

Las bombas Y2P501C/D son las encargadas de bombear el crudo reducido, desde el tanque Y2V504, al intercambiador de calor Y2E501, y de ahí hacia los quemadores del horno de crudo. A la salida del intercambiador de calor, el crudo reducido tiene una temperatura de 100°C, y es conducido por una tubería de diámetro 1 ½", hasta una central de control que distribuye el crudo reducido para los cuatro quemadores que posee el horno de crudo, esta distancia es de 70m. La línea que conduce el crudo reducido hacia la central de control y de ahí a los quemadores, está cubierta con aislante térmico para evitar pérdidas de calor hacia el exterior.



Figura 4.5. Central de control del sistema de crudo reducido y vapor.  
Fuente: Refinería Shushufindi (2013).

En el anexo 12 se muestra un P&ID del sistema de crudo reducido de Refinería, que muestra en forma gráfica lo descrito anteriormente.

#### **4.4 Inspección a los quemadores del horno de crudo C2H001**

Se realizaron inspecciones a los quemadores (en servicio) del horno de crudo C2H001 de Refinería Shushufindi y se obtuvieron los siguientes resultados:

- Refinería tiene serios problemas con el funcionamiento de los quemadores John Zink Deepstar.
- Hay una gran cantidad de problemas relacionados con el funcionamiento de los quemadores Deepstar con un crudo reducido fuera de especificaciones.
- Los operadores no están satisfechos con el nuevo equipo.

#### **Combustión con crudo reducido:**

- La planta cuenta con una gran cantidad de problemas usando el crudo reducido como combustible. La viscosidad del crudo reducido es demasiado alta, debido a que su temperatura es baja, esto reporta valores mayores que 200 SSU.
- El vapor de agua de atomización está saturado.
- Las boquillas del quemador están tapadas y estas no están siendo limpiadas.
- Los quemadores estaban disparando combustible en combinación con gas combustible en malas condiciones. Las llamas eran demasiadas largas, que incide en los tubos de proceso.
- Se inspeccionó el sistema de combustible, el sistema de vapor. El intercambiador de calor de crudo reducido no funciona correctamente. Se observó que el vapor condensado no fluye normalmente, sólo gotas, el sistema está tapado (probablemente las conexiones de salida) y necesitan mantenimiento.

Por lo anteriormente expuesto, no es posible quemar crudo reducido con una viscosidad mucho más allá de los valores recomendados; utilizando vapor húmedo también resulta una mala atomización. Es necesario mejorar la temperatura del crudo reducido, la calidad del vapor y tener la presión requerida de crudo reducido en los quemadores.

Para aumentar la temperatura del combustible, se debe:

- Limpiar lado de vapor condensado del intercambiador de crudo reducido.
- Recirculación del crudo reducido.
- Mejorar de aislamiento de tuberías.

Además, al quemar crudo reducido se debe limpiar la bayoneta con vapor tan pronto exista presencia de depósitos de coque en la boquilla.

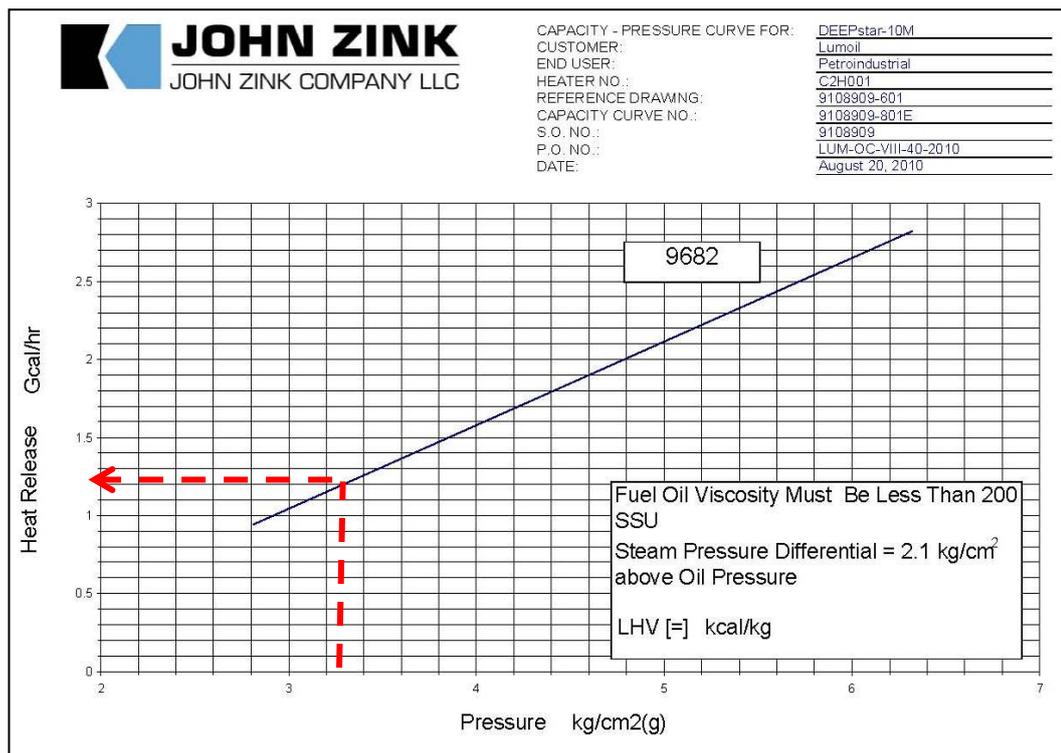


Figura 4.6. Liberación de calor del crudo reducido, en condiciones actuales.  
Fuente: JOHN ZINK. (2010). Manuales de operación y mantenimiento de quemadores Deepstar. John Zink.

En la figura 4.6 se puede apreciar que en la actualidad el valor de liberación de calor de crudo reducido, en los quemadores, @ 47 psi (3.3 kgf/cm<sup>2</sup>) de presión promedio es de 1.20 Gcal/hr.

#### 4.5 Datos recolectados

A continuación se muestra los datos que se recolectaron en Refinería Shushufindi en torno al horno de crudo C2H001, que se utilizaran y analizaran en el presente trabajo.

En la figura 4.7 se muestra una imagen termográfica del horno de crudo C2H001 específicamente de la pared ubicada al Este. En total se tomaron 6 imágenes termográficas del horno, tanto de las paredes laterales, frontales y del techo.

Esto permite determinar las temperaturas superficiales en las planchas que conforman el equipo C2H001.



Figura 4.7. Imagen termográfica del horno de crudo C2H001.  
Fuente: Refinería Shushufindi, Apoyo Técnico de la Producción.

En la tabla 4.3 se encuentran los datos de temperatura del horno de crudo, el cual fue dividido por áreas para mejor comprensión.

Tabla 4.3. Temperatura de las paredes y techo del horno de crudo C2H001

ZONA DE RADIACIÓN		AREA	T. PROM.
		m2	°C
PARED LADO NORTE	SUPERIOR	6.5	68.8
	INFERIOR	6.5	70.6
PARED LADO SUR	SUPERIOR	6.5	72.5
	INFERIOR	6.5	75.6
PARED LADO ESTE	SUPERIOR	26.75	90.3
	INFERIOR	26.75	83.2
PARED LADO OESTE	SUPERIOR	26.75	87.5
	INFERIOR	26.75	80.1
TECHO NORTE		5.58	125.6
TECHO SUR		5.58	130.2
<b>CAJA DE CONVECCIÓN</b>			
LADO NORTE		2.35	103.2
LADO SUR		2.35	108.9
LADO ESTE		4.06	112.6
LADO OESTE		4.06	118.8

Fuente: Elaboración propia

De los informes de laboratorio se sacó un promedio de la gravedad específica del combustible (crudo reducido), que es de 0.9630 (60°F).

De los registros del consumo de crudo reducido que se quema en el horno, se determina el flujo promedio.

$$150.9554 \text{ barril/día} = 6.2898 \text{ barril/h} = 264.1719 \text{ galón/h}$$

De los reportes de laboratorio se promedió: 15.4333 °API y Sp gr de 0.9630 a 60°F:

Lo que da como resultado una densidad de:  $0.9630 * 8.3454 \text{ lb/galón} = 8.0366 \text{ lb/galón}$

La temperatura del crudo reducido a quemar es de 167°F (75°C).

Sp  $\text{gr}_{\frac{60}{60}\text{F}} = 0.9272$  a  $167^\circ\text{F}$  es igual a  $7.452 \text{ lb/galón}$

$$^{\circ}m_{comb} = \delta * V = 7.452 \frac{\text{lb}}{\text{galón}} * 264.1719 \frac{\text{galón}}{\text{h}}$$

$$^{\circ}m_{comb} = 2044.1238 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

Refinería Shushufindi tiene contratado el servicio de medición y monitoreo de los gases que emanan los hornos y calderos, el mismo que se lo realiza una vez a la semana, el promedio de los valores obtenidos en tres meses en el caso del horno de crudo C2H001 son los siguientes:

- $\% \text{O}_2 = 4.35$
- $\% \text{CO}_2 = 13.23$
- $\text{CO} = 12\text{ppm} = 12 \text{ mg/m}^3$
- $\text{SO}_2 = 104\text{ppm} = 248 \text{ mg/m}^3$
- $\text{NO} = 50\text{ppm} = 85 \text{ mg/m}^3$
- Velocidad de los gases  $V_g = 12 \text{ m/s}$
- Temperatura de los gases  $T_{ch} = 550.59 \text{ }^\circ\text{C}$

#### **4.6 Balance energético del horno de crudo C2H001**

Para la determinación del balance energético en condiciones actuales se debe considerar las energías que interviene el horno de crudo, para lo cual nos guiamos en la figura 2.3, la cual nos indica las energías a tomar en cuenta al ingreso y a la salida del horno de crudo C2H001. En la tabla 4.4 se identifica estas energías y se presentan los valores que se obtuvieron partiendo de las fórmulas que se detallan en la sección 2.2.13.

Tabla 4.4. Resultados de las energías que intervienen en el horno C2H001

Descripción	Valores
Calor sensible del combustible precalentado ( $q_c$ )	36.3091 kcal/kg
Poder calorífico del combustible ( $q_{co}$ )	9918.7220 kcal/kg
Calor sensible aire de combustión ( $q_a$ )	0 kg de aire/un. de comb.
Calor aportado por el vapor de atomización ( $q_{va}$ )	98566.6612 kcal/h
Calor sensible del crudo a calentar ( $q_{CUE}$ )	166.42 kcal/kg
Calor sensible del vapor saturado que ingresa al horno ( $q_{VER}$ )	301423.07 kcal/h
Calor sensible del crudo a la salida ( $q_{CUS}$ )	287.2663 kcal/kg
Calor sensible del vapor que sale del horno ( $q_{VSR}$ )	444083.56 kcal/h
Calor sensible de los gases de combustión ( $q_{gc}$ )	2364219.56 kcal/h
Calor de inquemados gaseosos ( $q_{ig}$ )	1853.02 kcal/h
Calor de inquemados sólidos ( $q_{is}$ )	222169.05 kcal/h
Pérdidas de calor por paredes ( $q_r$ )	125 934.984 kcal/h

Fuente: Elaboración propia.

Las pérdidas de calor por las paredes y techo del horno de crudo se obtienen de la figura 2.4, partiendo de las medidas de temperatura de la tabla 4.3.

Las pérdidas por paredes:  $q_r = 125\ 934.984$  kcal/h

Para determinar el balance energético del horno de crudo C2H001 se considera la ecuación de la conservación de la energía.

$$Energía_{entra} = \Delta E + Energía_{sale}$$

El incremento de energía es cero al considerar que el flujo es constante (régimen estacionario).

$$E_{entra} = (q_c + PCI + q_a) * m_{cmb} + (q_{CUE} * m_{CP}) + q_{Vq} + q_{VER}$$

$$E_{Sale} = (q_{CUS} * m_{CP}) + q_{VSR} + q_{gc} + q_{is} + q_r + E_{Pin}$$

Se iguala las ecuaciones y se despeja la energía por pérdidas incontroladas, o las pérdidas imposible de medirlas,  $E_{pin}$ .

$$E_{pin} = 175\,028.94 \text{ kcal/h} = 694\,570.96 \text{ BTU/h}$$

Tabla 4.5. Pérdidas de calor en paredes del horno C2H001

ZONA DE RADIACIÓN		AREA	T. PR.	PÉRD. CALOR		P. CALOR
		m2	°C	W/m2	kcal/m2 h	kcal/h
PARED LADO NORTE	SUPERIOR	6.5	68.8	680	584.12	3796.780
	INFERIOR	6.5	70.6	520	446.68	2903.420
PARED LADO SUR	SUPERIOR	6.5	72.5	720	618.48	4020.120
	INFERIOR	6.5	75.6	600	515.4	3350.100
PARED LADO ESTE	SUPERIOR	26.75	90.3	1070	919.13	24586.728
	INFERIOR	26.75	83.2	700	601.3	16084.775
PARED LADO OESTE	SUPERIOR	26.75	87.5	1000	859	22978.250
	INFERIOR	26.75	80.1	680	584.12	15625.210
TECHO NORTE		5.58	125.6	1600	1374.4	7669.152
TECHO SUR		5.58	130.2	1700	1460.3	8148.474
<b>CAJA DE CONVECCIÓN</b>						
LADO NORTE		2.35	103.2	1300	1116.7	2624.245
LADO SUR		2.35	108.9	1480	1271.32	2987.602
LADO ESTE		4.06	112.6	1500	1288.5	5231.310
LADO OESTE		4.06	118.8	1700	1460.3	5928.818
TOTAL qr						125934.984

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.7 Eficiencia del horno y de la combustión

Para el cálculo de la eficiencia del horno utilizamos varios de los resultados obtenidos con anterioridad:

$$\eta = \frac{(q_{CUS} - q_{CUE}) * m_{CP} + q_{Va}(h_{VS} - h_{VE})}{(m_{cmb} * PCI) + (q_{Vq} * h_{Vq}) + (m_{cmb} * q_C)} * 100$$

$$\eta_{horno} = 67.2\%$$

Exergía

$$\eta_{ter\ max} = \eta_{ter\ rev} = 1 - T_L/T_H = 1 - 30^\circ C/550^\circ C = 0.945 \text{ (o } 94.5\%)$$

$$W_{max} = W_{rev} = \eta_{ter\ rev} * E_{entra} = (0.945)(17950268 \text{ kcal/h}) = 16971162.4 \text{ kcal/h}$$

La eficiencia de la combustión en la actualidad, con una temperatura de 75°C del crudo reducido en los quemadores es:

$$\eta = \frac{q_{\text{útil}}}{q_{\text{total}}} * 100$$

$$\eta_{combustión} = 73.34\%$$

#### 4.8 Pérdidas de calor en la tubería

Se realizó el cálculo de las pérdidas de calor en la tubería que conduce el crudo reducido desde el tanque de almacenamiento diario, tanque Y2V504, hasta los quemadores del horno de crudo.

Para la determinación de pérdidas de calor por tubería se tiene:

Diámetro nominal de la tubería      1.5" (38.1mm)

Diámetro exterior de la tubería      48.3 mm

Longitud de la tubería                  70 m

Temperatura del aire                      30 °C

Velocidad del viento	3 m/s
Espesor del aislante	40 mm
Temperatura de la tubería	95 °C
Material aislante	Silicato de calcio
Conductividad del aislante a 95°C	0.0564 W/m°C (0.39 BTU*in / ft2 * h*°F)

Con estos datos se obtiene una pérdida de calor sin aislamiento de 760 W/m, mientras que con el aislamiento la pérdida de calor es de 33.9 W/m, lo que permite un ahorro energético de 95%.

En teoría el aislamiento térmico cumple con su objetivo, pero en la práctica se evidencia pérdida de calor en la tubería que transporta el crudo reducido, la principal razón puede ser que las venas de calentamiento (vapor) no cumplen con su objetivo, por cuanto debe existir en su interior condensado.

Además, se debe considerar que el aislamiento que cubre las tuberías de crudo reducido, tiene 20 años de servicio y debido a factores como la lluvia y el medioambiente este tipo de material tiende a perder sus propiedades, y en un futuro debe ser reemplazado.

#### 4.9 Viscosidad del crudo reducido de Refinería Amazonas 2

En el laboratorio de Control de Calidad de Refinería Shushufindi se realizó tres ensayos de medición de viscosidad del crudo reducido de Refinería Amazonas 2 (RA2) a 40, 50 y 60°C, los resultados se muestran en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Viscosidad del crudo reducido

TEMPERATURA	v1	v2	v3	vp
40°C	2186	2435	2089	2237
50°C	831	946	689	822
60°C	346	389	327	354

Fuente: Elaboración propia.

En la figura 4.8 se muestra la representación gráfica de la relación entre viscosidad y temperatura de diferentes tipos fuel oil, proporcionada por el fabricante de los quemadores.

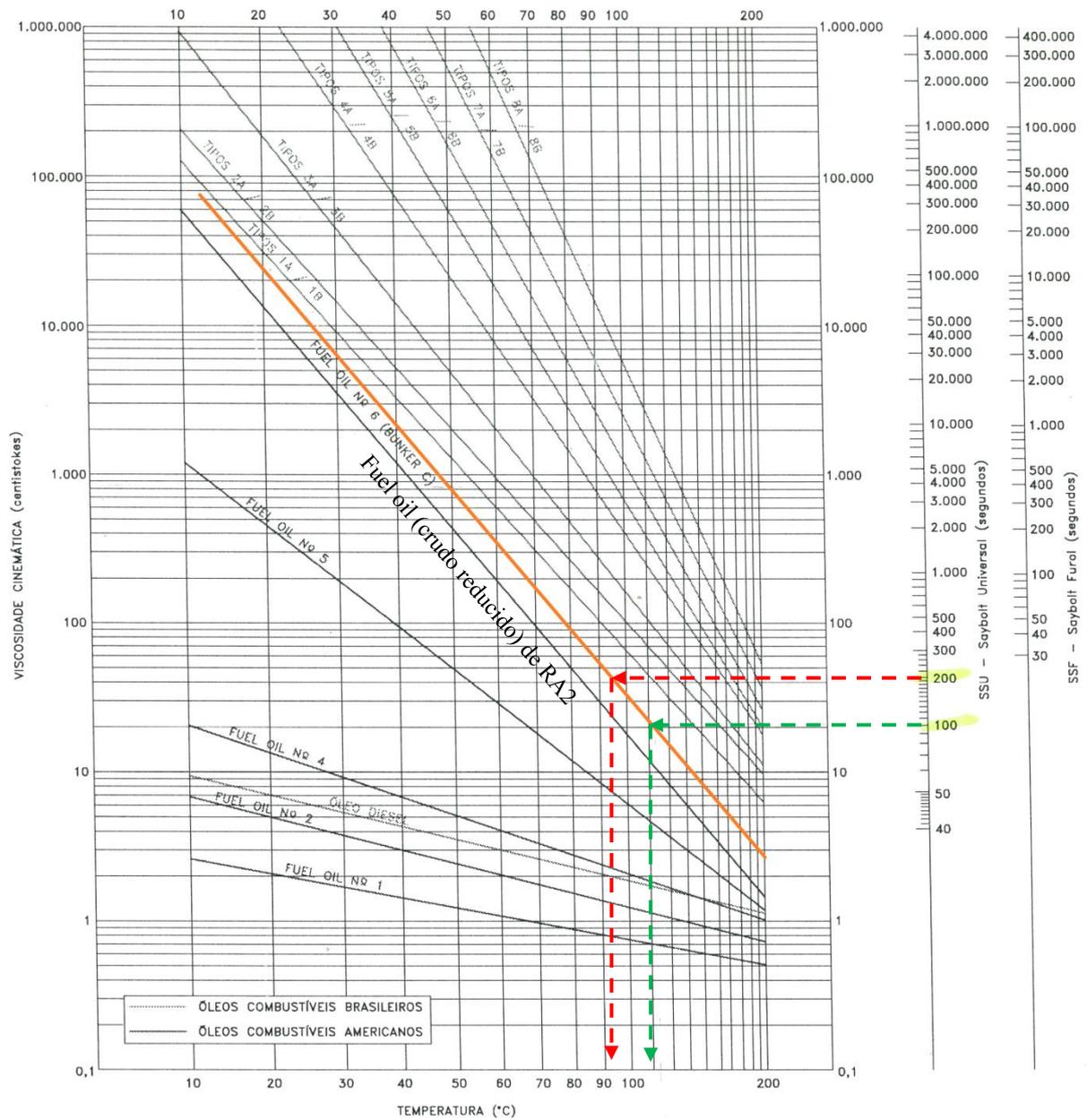


Figura 4.8. Viscosidad del crudo reducido de Refinería Amazonas.  
Fuente: Refinería Shushufindi, Apoyo Técnico de la Producción.

Ninguna de estas curvas de viscosidad se acopla a la realidad de Refinería Amazonas 2, por lo tanto en la figura 4.8 se incorporó por medio de pares ordenados la curva (línea) resultante de la viscosidad promedio obtenida en la tabla 4.6.

John Zink, fabricante de los quemadores, indica que los mismos están diseñados para quemar crudo reducido cuya viscosidad debe ser menor a 200 SSU y mayor a 100 SSU.

El uso de la gráfica viscosidad-temperatura del fuel oil (figura 4.8) es como sigue: trazamos líneas horizontales en 100 y 200 SSU, hasta que se interseque con la línea resultante de crudo reducido de Refinería Amazonas 2 (RA2), desde la intersección trazamos líneas verticales hasta que alcance la escala de temperatura, como resultado de esto se obtiene que la temperatura del crudo reducido debe estar entre los 93 °C y 110 °C.

En la actualidad el promedio de temperatura del crudo reducido a la entrada de los quemadores es de 75°C, lo cual corresponde aproximadamente a 600 SSU. Pero en ocasiones se ha medido que la temperatura del crudo reducido a la entrada de los quemadores está por los 65 °C, lo que en viscosidad equivale a 1000 SSU.

#### **4.10 Propuestas que se analizaron para incrementar la temperatura del crudo reducido**

Como se mencionó anteriormente a la salida del intercambiador de calor, Y2E501, se tiene una temperatura de 100°C y a la llegada de los quemadores es de 75°C, en la trayectoria desde el intercambiador hasta los quemadores, distancia 70m, existe una pérdida de temperatura de 25°C, Para lo cual se analizaron algunas propuestas para incrementar la temperatura del combustible.

La primera idea para obtener 100°C en los quemadores, fue de aumentar la temperatura en el tanque de almacenamiento diario Y2V504 y posteriormente aumentar en el intercambiador de calor Y2E501. Pero esto no fue posible por

cuanto las bombas están diseñadas para bombear el crudo reducido a una viscosidad y temperatura establecidas, a mayor temperatura del crudo reducido, los elementos internos de la bomba tiende a sufrir fallas.

Otra idea para incrementar la temperatura del crudo reducido fue la de aprovechar el mismo intercambiador Y2E501, pero éste debido a su diseño en particular a su área de transferencia, no permite aumentar la temperatura más allá de lo que actualmente lo hace.

El principal objetivo de este trabajo es el de aprovechar los gases de combustión, que es otra forma de ahorrar energía, por lo que se planteó aprovechar estos gases para aumentar la temperatura del crudo reducido que fluiría en un serpentín a instalar entre la zona de convección del horno y la chimenea.

Se usó el software Aspen Hysys V 7.1, para simular lo anteriormente propuesto, se consideró una simulación igual a la de un intercambiador de calor tubo/carcasa, crudo reducido por el lado tubos y los gases de combustión por el lado carcasa.

La configuración se presenta en la figura 4.9, donde se encuentra un intercambiador de calor y las líneas (con su sentido de dirección) representan la entrada y salida de los fluidos que intervienen en este equipo.

Al final de la simulación y cálculos respectivos se obtuvo como resultado una área calculada de  $0.5\text{m}^2$  necesarios para incrementar la temperatura del crudo reducido. Si este serpentín fuese de tubería de  $1\frac{1}{2}$ " de diámetro, era necesario de una longitud aproximada de 4m.

Se analizó que para este caso al tener una temperatura de los gases de combustión por encima de los  $450^\circ\text{C}$ , era necesario utilizar aceros llamados refractarios, es decir, que tienen elevadas propiedades mecánicas en caliente, a la vez que una buena resistencia a la oxidación. La temperatura de  $550^\circ\text{C}$  de los gases en la chimenea determina que la tubería que ingresaría a la misma tenga características especiales. La misma que debería ser acero A339 P5. Es decir, un acero con 5%

de cromo, que posee muy buena resistencia a la oxidación en presencia de humos sulfurosos hasta 700°C.

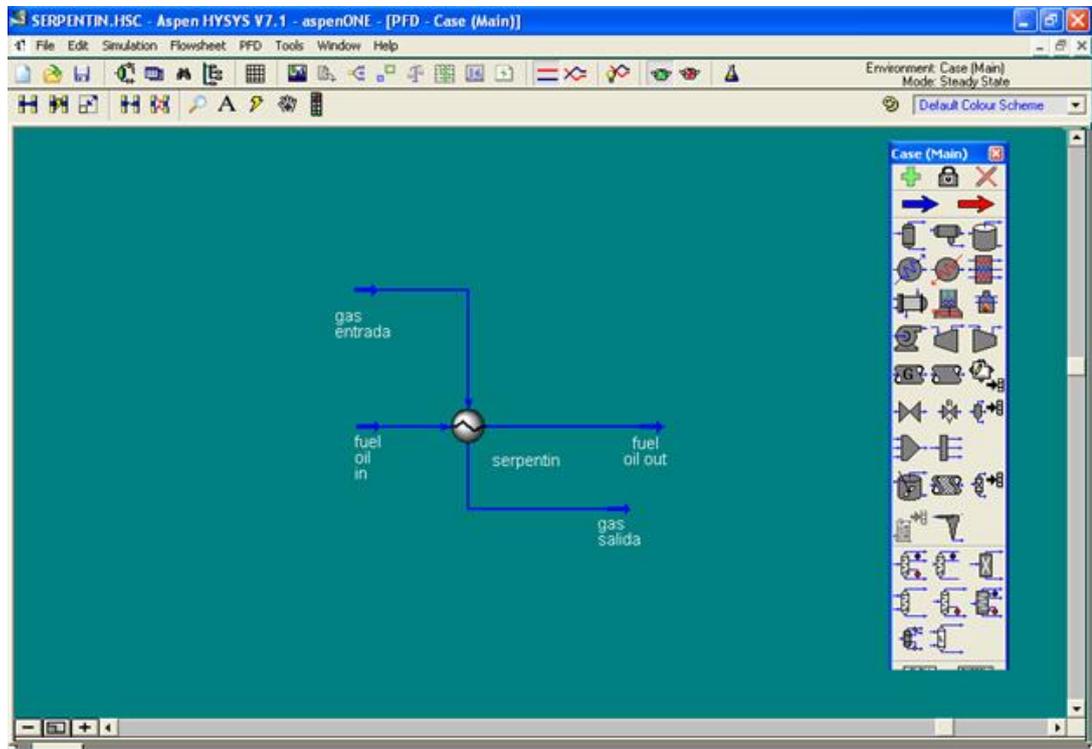


Figura 4.9. Pantalla de Hysys y la simulación de un serpentín.  
Fuente: Elaboración propia en Hysys

Luego de analizar esta alternativa se presentó un inconveniente, a altas temperaturas el crudo reducido se coquiza (con temperatura superior a los 450 °C), es decir el crudo reducido se solidifica, lo que traería graves consecuencias pues la tubería se taponaría e impediría que el crudo reducido llegue hacia los quemadores.

Dado que la anterior propuesta no era factible, finalmente se plateó aprovechar los gases de la combustión del horno C2H001, para que produzca vapor saturado a partir de agua tratada que se obtiene de una planta de desmineralización propia de Refinería. Para la obtención de vapor saturado se instalaría un serpentín en la zona de convección del horno (parte superior, antes de pasar a la chimenea).

Posteriormente el vapor saturado ingresará, por el lado carcasa, a un intercambiador de calor que por lado tubos pasaría el crudo reducido, el mismo que incrementará su temperatura, hasta alcanzar la deseada.

Para esta propuesta se utiliza el software Aspen Hysys V7.1, que permite simular el serpentín y el intercambiador de calor para determinar las áreas necesarias para su construcción, para este fin el software necesita de ciertos parámetros como son:

- Composición de los gases de combustión
- Composición del crudo reducido
- Composición del agua

Estos datos se muestran en los anexos 7, 8 y 9, los mismos que obtuvieron de Laboratorio de Control de Calidad y de Seguridad, Salud y Ambiente de Refinería Shushufindi.

#### **4.11 Simulación de equipos en HYSYS**

Los valores de presión y temperatura de los fluidos es el resultado de promedios diarios que registra el área de operaciones de Refinería Amazonas 2 y de los manómetros e indicadores de temperatura que se encuentran en los quemadores del horno de crudo C2H001.

#### **INTERCAMBIADOR CRUDO REDUCIDO/VAPOR SATURADO**

*Datos fluido caliente, lado Carcasa*

Fluido:	Vapor saturado
Caída de presión:	30kPa

*Datos fluido frío, lado Tubos*

Fluido:	Crudo reducido
Masa del fluido Mc:	962.6 kg/h

Temperatura de entrada:	75 °C
Temperatura de salida:	100°C
Presión de entrada:	400kPa
Caída de presión:	40kPa

Composición del crudo reducido (ver anexo 7)

De igual forma que la simulación anterior, al serpentín se asume como un intercambiador de calor para su simulación y cálculos.

#### SERPENTÍN EN LA ZONA DE CONVECCIÓN DEL HORNO

##### *Datos fluido frio*

Fluido:	Agua
Temperatura de entrada:	30 °C
Temperatura de salida:	145°C

##### *Datos fluido caliente*

Fluido:	Gases de combustión
Masa del fluido:	9600 kg/h
Temperatura de entrada:	550 °C
Presión:	108.2kPa

Composición de gases de combustión (ver anexo 9)

En la figura 4.10 se capturó la pantalla principal de Hysys, donde se muestra la configuración de dos intercambiadores de calor con las líneas de entrada y salida de fluidos de estos equipos. A la izquierda se observa el serpentín que por el lado carcasa fluyen los gases de combustión y por el lado tubos ingresa agua que se transforma en vapor saturado a la salida. En la parte derecha de la misma figura se encuentra el intercambiador de calor, que por el lado tubos ingresa crudo reducido (fuel oíl) a baja temperatura y al atravesar este equipo el combustible sale con un

incremento de temperatura, el cual fue aportado por el vapor saturado que ingresa por el lado carcasa y sale del intercambiador en forma de condensado.

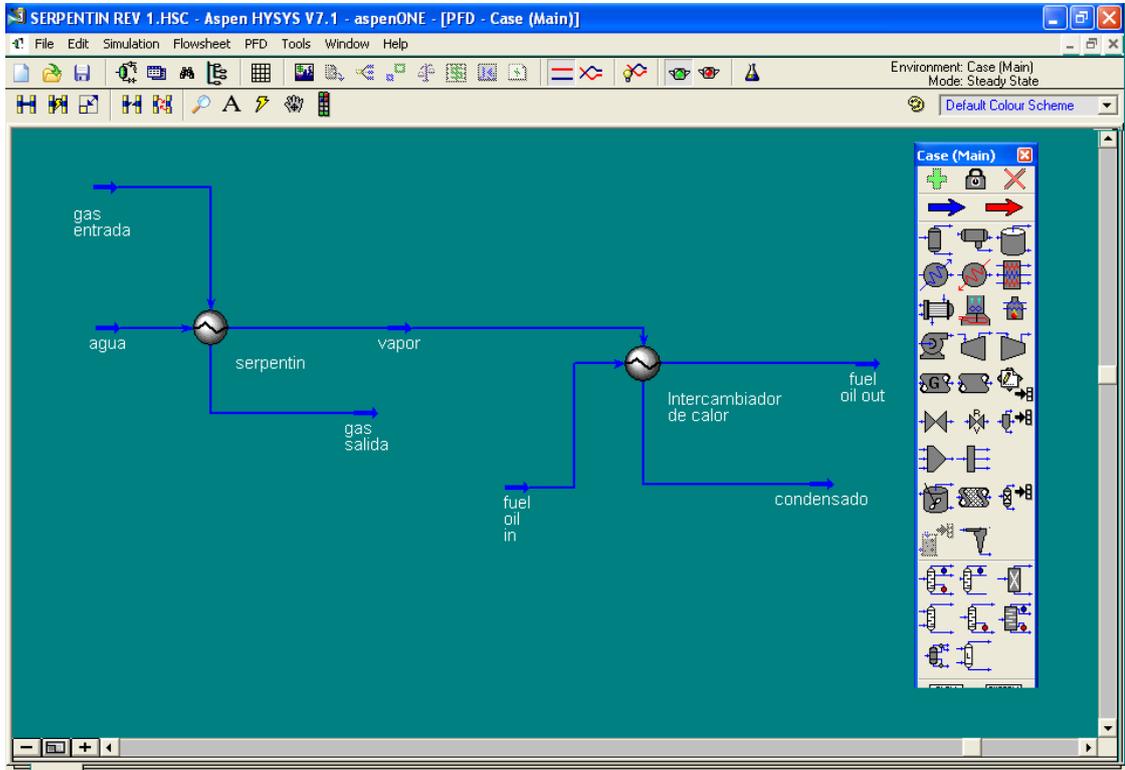


Figura 4.10. Configuración en Hysys de un serpentín y de un intercambiador de calor.

Fuente: Elaboración propia en Hysys.

La simulación del intercambiador de calor crudo reducido/vapor saturado realizada en Hysys arroja como resultado lo siguiente:  $UA= 1338\text{kJ}/^\circ\text{C.h}$ , figura 4.11.

Donde:

$U$  = Constante global de transferencia de calor.

$A$  = Área de transferencia de calor

Con este dato se debe calcular  $U_o$ , Constante global de transferencia de calor, con la ayuda de la fórmula 4.1.

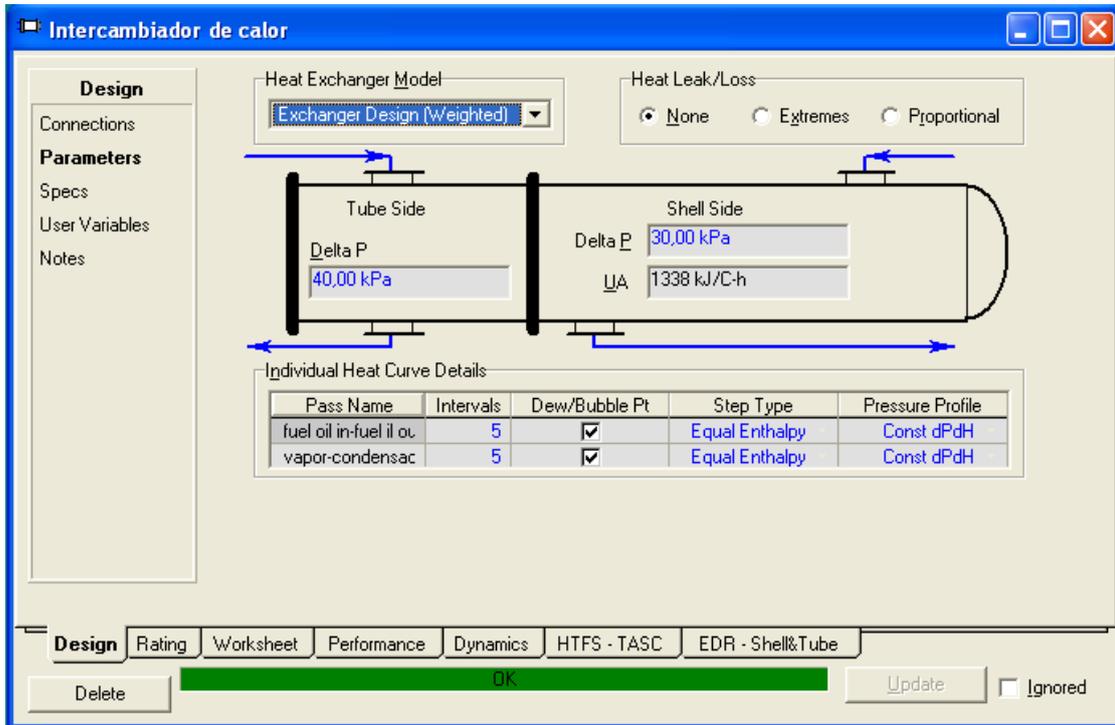


Figura 4.11. Resultado de la simulación del intercambiador de calor en Hysys.  
Fuente: Elaboración propia en Hysys.

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_s} + Rf_s + \left(\frac{L_{tw}}{\lambda_{tw}}\right)\left(\frac{A_o}{A_m}\right) + \left(Rf_t + \frac{1}{\alpha_t}\right)\left(\frac{A_o}{A_t}\right)} \quad (4.1)$$

Dónde:

$A_i$  = Área interna del tubo ( $m^2$ )

$A_o$  = Área externa del tubo ( $m^2$ )

$L_{tw}$  = Espesor de la pared del tubo (m)

$\lambda_{tw}$  = Conductividad Térmica de la pared del tubo ( $W/m \text{ } ^\circ K$ )

$Rf_s$  = Resistencia por ensuciamiento del fluido en el lado carcasa ( $m^2 \text{ } ^\circ K/W$ )

$Rf_t$  = Resistencia por ensuciamiento del fluido en el lado tubos ( $m^2 \text{ } ^\circ K/W$ )

$A_m =$  Área media efectiva del tubo ( $m^2$ )

$\alpha_s =$  Coef. de transferencia de calor del fluido en la carcasa corregido ( $W/m^2 \cdot K$ )

$\alpha_t =$  Coef. de transferencia de calor del fluido en los tubos corregido ( $W/m^2 \cdot K$ )

Por motivo de cálculo el diámetro de los tubos de acero debe ser asumido, en la tabla 4.7 se muestra las dimensiones estandarizadas de tuberías.

Tabla 4.7. Datos de tubos para intercambiadores de calor.

Diámetro externo del tubo ( $D_t$ )		Espesor de la pared del tubo ( $L_{tw}$ )			Diámetro interno del tubo ( $D_H$ )	
in	mm	BWG	in	mm	In	mm
0.250	6.350	22	0.028	0.711	0.194	4.928
		24	0.022	0.559	0.206	5.232
0.375 (3/8)	9.525	18	0.049	1.245	0.277	7.036
		20	0.035	0.889	0.305	7.747
		22	0.028	0.711	0.319	8.103
0.500	12.700	18	0.049	1.245	0.402	10.211
		20	0.035	0.889	0.430	10.922
0.625 (5/8)	15.875	16	0.065	1.651	0.495	12.573
		18	0.049	1.245	0.527	13.386
		20	0.035	0.889	0.555	14.097
0.750 (3/4)	19.050	12	0.109	2.769	0.532	13.513
		14	0.083	2.108	0.584	14.834
		16	0.065	1.651	0.620	15.748
		18	0.049	1.245	0.652	16.561
		20	0.035	0.889	0.680	17.272
0.875 (7/8)	22.225	14	0.083	2.108	0.709	18.009
		16	0.065	1.651	0.745	18.923
		18	0.049	1.245	0.777	19.736
		20	0.035	0.889	0.805	20.447
1.000	25.400	12	0.109	2.769	0.782	19.863
		14	0.083	2.108	0.834	21.184
		16	0.065	1.651	0.870	22.098
		18	0.049	1.245	0.902	22.911

Fuente: Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Mexico: CECSA

La conductividad térmica del material de los tubos es necesaria para determinar la resistencia térmica de la pared del tubo. En la tabla 4.8, se muestran valores típicos de los materiales más usuales.

Tabla 4.8 Conductividad Térmica de materiales de tubería

Material	Grado Industrial		Admiralty	Cu - Ni		Acero al carbono	Acero de baja aleación	Acero de alta aleación
	Cu	Al		90-10	70-30			
Conductividad térmica ( $\lambda_{tw}$ ) W/m °K	310	180	120	65	40	38	30	18

Fuente: Llangarí, Valeria. (2012). Diseño Térmico e hidráulico de un intercambiador de coraza y tubos. Tesis de Grado Ingeniería Mecánica, ESPOCH, Riobamba.

Tabla 4.9a. Coeficientes de transferencia de calor típicos para intercambiadores de calor de tubo carcasa (transferencia de calor de evaporación)

Condiciones del Fluido		Coefficiente de transferencia de calor ( $\alpha$ ) W/m <sup>2</sup> °K <sup>a,b</sup>	Resistencia por ensuciamiento (Rf) m <sup>2</sup> °K/W <sup>a</sup>
Transferencia de calor de evaporación <sup>p, q</sup>			
Agua <sup>r</sup>	Presión < 0.5 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 25$ °K	3000 – 10000	1x10 <sup>-4</sup> - 2x10 <sup>-4</sup>
Agua <sup>r</sup>	Presión > 0.5 MN/m <sup>2</sup> abs presión < 10 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 20$ °K	4000 – 15000	1x10 <sup>-4</sup> - 2x10 <sup>-4</sup>
Amoniaco	Presión < 3 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 20$ °K	3000 – 5000	1x10 <sup>-4</sup> - 2x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos ligeros <sup>d</sup>	Componentes puros presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 20$ °K	1000 – 4000	1x10 <sup>-4</sup> - 2x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos ligeros <sup>d</sup>	Rango de ebullición estrecho <sup>s</sup> presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 15$ °K	750 – 3000	1x10 <sup>-4</sup> - 3x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos medios <sup>e</sup>	Componentes puros presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 20$ °K	1000 – 3500	1x10 <sup>-4</sup> - 3x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos medios <sup>e</sup>	Rango de ebullición estrecho <sup>s</sup> presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 15$ °K	600 – 2500	1x10 <sup>-4</sup> - 3x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos pesados <sup>f</sup>	Componentes puros presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 20$ °K	750 – 2500	2x10 <sup>-4</sup> - 5x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos pesados <sup>g</sup>	Rango de ebullición estrecho <sup>s</sup> presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 15$ °K	400 – 1500	2x10 <sup>-4</sup> - 8x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos muy pesados <sup>h</sup>	Rango de ebullición estrecho <sup>s</sup> presión < 2 MN/m <sup>2</sup> abs $\Delta T_{SH,max} = 15$ °K	300 – 1000	2x10 <sup>-4</sup> - 1x10 <sup>-3</sup>

Fuente: Llangarí, Valeria. (2012). Diseño Térmico e hidráulico de un intercambiador de coraza y tubos. Tesis de Grado Ingeniería Mecánica, ESPOCH.

En las tablas 4.9a y 4.9b, se dan los valores del coeficiente de transferencia de calor y resistencia de ensuciamiento de fluidos para intercambiadores de calor.

Tabla 4.9b. Coeficientes de transferencia de calor típicos para intercambiadores de calor de tubo carcasa (transferencia de calor sensible)

Condiciones del Fluido		Coeficiente de transferencia de calor ( $\alpha$ ) W/m <sup>2</sup> K <sup>a,b</sup>	Resistencia por ensuciamiento (Rf) m <sup>2</sup> K/W <sup>a</sup>
Transferencia de calor sensible			
Agua <sup>c</sup>	Líquido	5000 – 7500	1x10 <sup>-4</sup> - 2.5x10 <sup>-4</sup>
Amoniaco	Líquido	6000 – 8000	0 - 1x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos ligeros <sup>d</sup>	Líquido	1500 – 2000	1x10 <sup>-4</sup> - 2x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos medios <sup>e</sup>	Líquido	750 – 1500	1.5x10 <sup>-4</sup> - 4x10 <sup>-4</sup>
Orgánicos pesados <sup>f</sup>	Líquido		
	Calentamiento	250 – 750	2x10 <sup>-4</sup> - 1x10 <sup>-3</sup>
	Enfriamiento	150 – 400	2x10 <sup>-4</sup> - 1x10 <sup>-3</sup>
Orgánicos muy pesados <sup>g</sup>	Líquido		
	Calentamiento	100 – 300	4x10 <sup>-4</sup> - 3x10 <sup>-3</sup>
	Enfriamiento	60 – 150	4x10 <sup>-4</sup> - 3x10 <sup>-3</sup>
Gas <sup>h</sup>	Presión 100-200 kN/m <sup>2</sup> abs	80 – 125	0 - 1x10 <sup>-4</sup>
Gas <sup>h</sup>	Presión 1 MN/m <sup>2</sup> abs	250 – 400	0 - 1x10 <sup>-4</sup>
Gas <sup>h</sup>	Presión 10 MN/m <sup>2</sup> abs	500 – 800	0 - 1x10 <sup>-4</sup>

Fuente: Llangarí, Valeria. (2012). Diseño Térmico e hidráulico de un intercambiador de coraza y tubos. Tesis de Grado Ingeniería Mecánica, ESPOCH, Riobamba.

Para consideraciones de cálculo del haz de tubos, se asume tubería de diámetro 5/8” 18BWG. Se va a las tablas correspondientes para obtener los valores de la ecuación 4.1. Se obtiene como resultado una área de transferencia calculada de 2.42 m<sup>2</sup>.

Los intercambiadores constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustible en las plantas de procesos químicos.

Con este dato se propone usar un intercambiador de calor de cabeza flotante y anillo partido, tipo AFS (según TEMA, Asociación de fabricantes de intercambiadores tubulares):

- A Cabezal frontal desmontable

- F Carcasa de dos pasos con separador horizontal
- S Cabezal posterior flotante con dispositivo de apoyo

Las principales ventajas de este tipo de intercambiadores son:

- Permiten variaciones de caudales dependiendo de las necesidades
- Su instalación es sencilla y son de fácil mantenimiento

Como resultado de la simulación del serpentín, figura 4.12, Hysys obtuvo un valor de  $UA = 563 \text{ kJ}/^\circ\text{C}\cdot\text{h}$ .

Para consideraciones de cálculo del serpentín, se asume tubería de acero A335 diámetro 2" SCH40, que tiene un diámetro exterior de 60.30mm y un espesor de 3.91mm (Kern, 1999). Dando como resultado un área de transferencia calculada de  $0.69 \text{ m}^2$

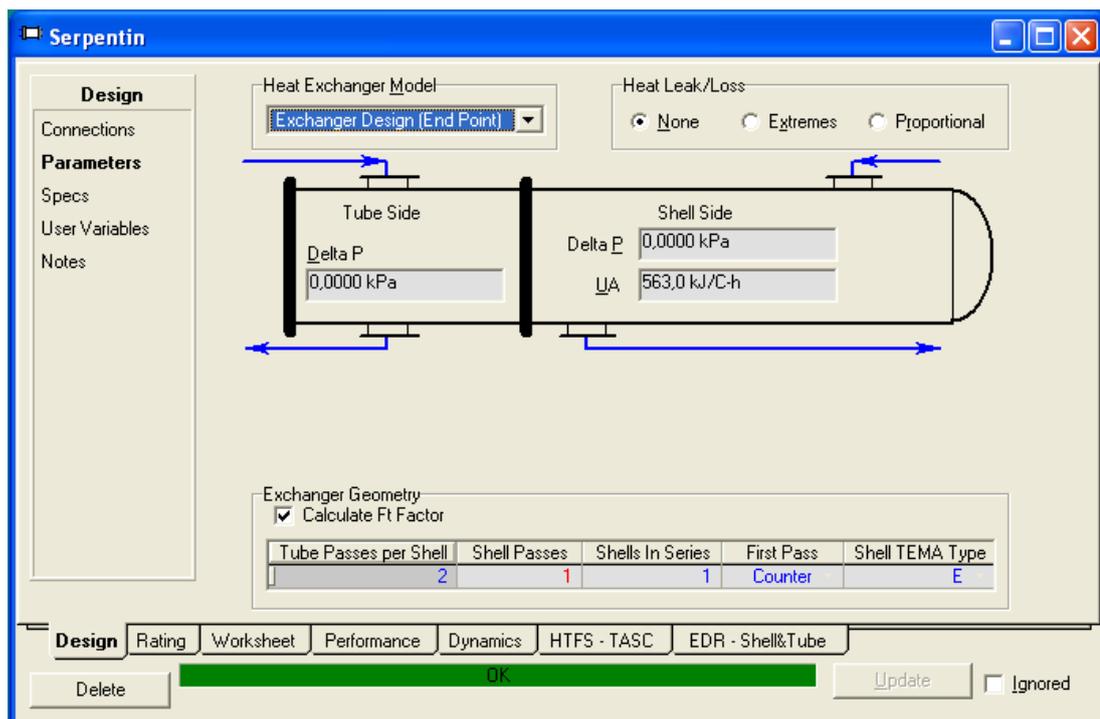


Figura 4.12. Resultado de la simulación del serpentín en Hysys.  
Fuente: Elaboración propia en Hysys.

En la figura 4.13 se presenta un diagrama esquemático de como se ha configurado el serpentín y el intercambiador de calor para aprovechar los gases de combustión

del horno de crudo, de esta manera incrementar la temperatura del crudo reducido y en consecuencia disminuir la viscosidad del combustible.

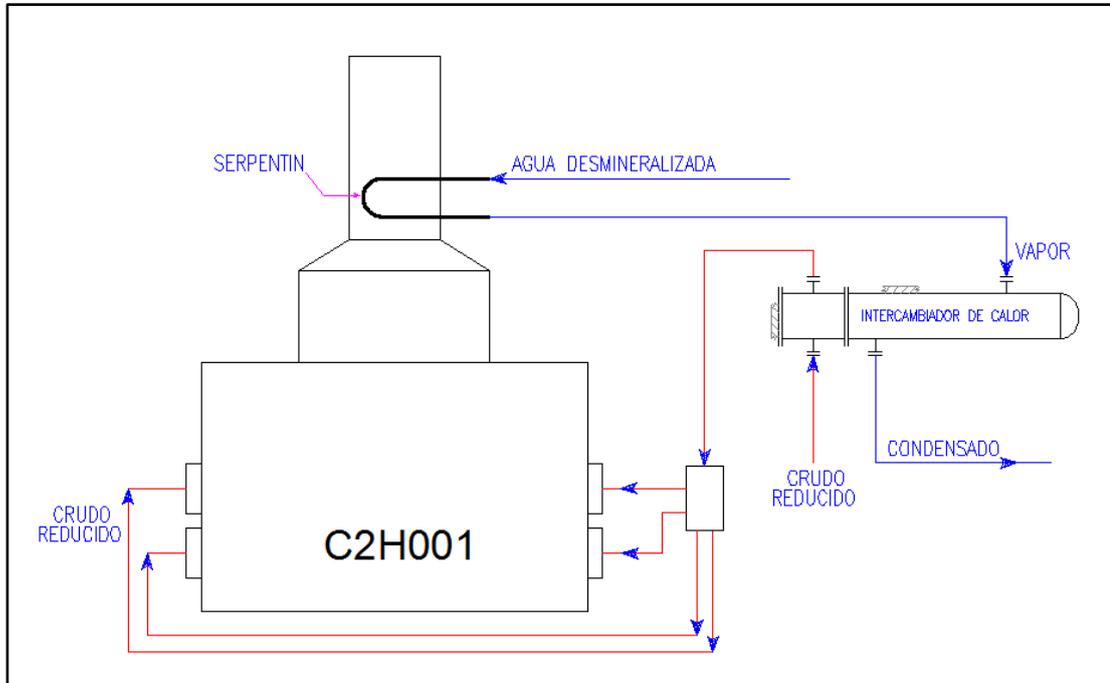


Figura 4.13. Esquemático de la instalación de equipos.  
Fuente: Elaboración propia.

#### 4.12 Parámetros a tomar en cuenta para mejorar la combustión

En la figura 4.6 se tiene que el valor de liberación de calor del quemador con crudo reducido a una presión promedio de  $3.3 \text{ kgf/cm}^2$  (47 PSI) es de 1.20 Gcal/hr, si se lograra aumentar la presión a por lo menos  $5 \text{ kgf/cm}^2$  la liberación de calor sería 2.1 Gcal/hr, siempre y cuando la presión del vapor también se mantenga con un diferencial de  $2.1 \text{ kgf/cm}^2$  sobre la presión del crudo reducido, tal como lo recomienda el fabricante de los quemadores.

En las tablas 4.10 y 4.11 se muestran los parámetros a tener en cuenta tanto del serpentín y del intercambiador de calor, para obtener la temperatura del crudo reducido en los quemadores a  $100^\circ\text{C}$ , que se plantea en la presente investigación.

Otro parámetro importante a tomar en cuenta es el exceso de aire, en la actualidad se tiene un promedio de porcentaje de oxígeno del 4.35%, al aplicar la fórmula 2.5, coeficiente de exceso de aire, se obtiene 1.26 que es un valor aceptable, pues está dentro del rango aceptable para el crudo reducido.

Tabla 4.10. Parámetros del fluido que pasa por el serpentín

	<b>Serpentín</b>	
	Entrada	Salida
	Agua	Vapor
Temperatura	30°C	145°C
Presión	493.6kPa	493.6kPa
Flujo másico	500kg/h	500kg/h

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.11. Parámetros de los fluidos que pasan por el intercambiador de calor

	<b>Intercambiador de calor</b>			
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	Fuel oil		Vapor	Condensado
Temperatura	75°C	100°C	145°C	82.56°C
Presión	400kPa	360kPa	493.6kPa	463.6kPa
Flujo másico	962,6kg/h	962,6kg/h	500kg/h	500kg/h

Fuente: Elaboración propia

Las pérdidas de calor en los gases de combustión dependen de:

- Temperatura de los gases de combustión.
- Temperatura del combustible (líquidos) ó aire de combustión (gas).
- Cantidad de exceso de aire (figura 4.14).
- Composición del combustible.

Menos aire significaría combustible inquemado. Más aire significaría combustión completa, pero más pérdida de calor en los gases de combustión debido al mayor caudal de estos gases. (Testo, 2010)

Las pérdidas por radiación y a través de la pared, son prácticamente constantes. Las mayores pérdidas son a través de la chimenea. Con defecto de aire salen combustibles inquemados. Con mucho exceso de aire, el exceso de oxígeno y el nitrógeno que lo acompañan son calentados.

Si se optimiza manualmente, el ajuste manual del horno determinará el punto de pérdidas mínimas y modificará las condiciones para trabajar en ese punto.

Se se optimiza automáticamente, el sistema de control operará determinando continuamente el punto de pérdidas mínimas a una carga específica y modificando las condiciones de trabajar en ese punto.

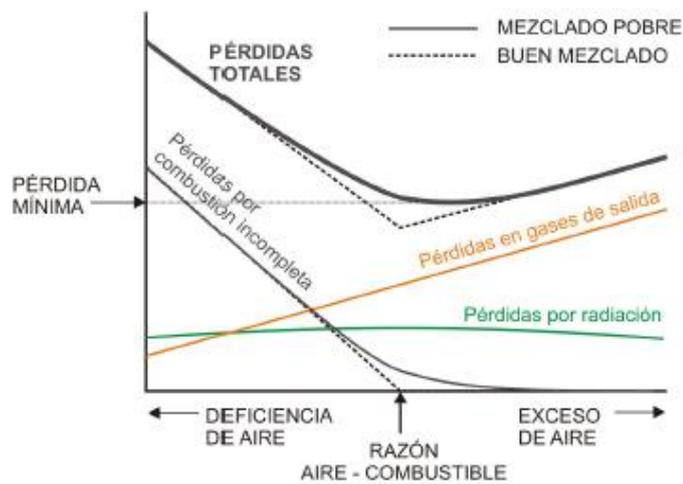


Figura 4.14. Pérdidas en el horno en función del exceso de aire.  
Fuente: Testo. (2010). Optimización de la Combustión. Tiempo Real S.A.

### 4.13 Conclusiones del Capítulo

- En el presente capítulo por medio de la inspección realizada a los quemadores de crudo reducido se detectó varias razones por las cuales no se obtiene una buena combustión.

- A través de los datos recolectados se determinó que el principal problema de la combustión es la viscosidad del combustible, debido a la baja temperatura del crudo reducido en los quemadores del horno de crudo.
- Se determinó el balance energético actual del horno de crudo, así como la eficiencia actual del horno de crudo, que es de 67.2%.
- Actualmente la eficiencia de la combustión es de 73.34%.
- Se determinó las áreas de transferencia calculadas tanto para el intercambiador de calor como para el serpentín.

## **CAPÍTULO V. PROPUESTA**

### **5.1 Título la propuesta**

Sistema de energía alternativa para mejorar la eficiencia de la combustión, disminuyendo la viscosidad del combustible, en el horno de crudo C2H001.

### **5.2 Justificación de la propuesta**

Se determinó que para disminuir la viscosidad del combustible es necesario aumentar la temperatura del mismo entre 93°C y 110°C, con lo cual se consigue mejorar la combustión y por ende la eficiencia del horno de crudo, para ello se aprovecha los gases de la combustión de este equipo.

### **5.3 Objetivo de la propuesta**

Disminuir la viscosidad del combustible, incrementando la temperatura del mismo por medio de un serpentín y de un intercambiador crudo reducido-vapor saturado, para mejorar la eficiencia de la combustión.

### **5.4 Estructura de la propuesta**

Caracterizar el combustible, crudo reducido, que alimenta a los quemadores del horno de crudo.

Caracterizar los gases de la combustión del horno de crudo C2H001.

Factibilidad de aprovechar los gases de la combustión para producir vapor y elevar la temperatura del crudo reducido a través de un intercambiador de calor

### **5.5 Desarrollo de la propuesta**

Para que la presente propuesta pueda ser implementada es necesario realizar el estudio económico y determinar si el proyecto es rentable.

Los costos por el intercambiador de calor y el serpentín están contemplados en la tabla 5.1.

Tabla 5.1. Costos estimados de equipos y su instalación.

DESCRIPCION	COSTO
Intercambiador de calor de tubo/carcasa, área de transferencia 2.5m <sup>2</sup> , de paso simple tipo AES	\$ 31,800.00
Serpentín en tubería A335 P5	\$ 1,200.00
Adeacuación de área para montaje de intercambiador	\$ 5,000.00
Mano de obra instalación	\$ 4,250.00
<b>TOTAL</b>	<b>\$ 42,250.00</b>

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 5.2 se realiza un análisis de los costos de combustible, a precio internacional, cuando los quemadores operan con un solo tipo de combustible (con crudo reducido o con gas). Se ha considerado que el poder calorífico del gas de Refinería Shushufindi es de 850BTU/SCF.

Tabla 5.2. Costo mensual de combustibles.

	Promedio mensual		Precio del combustible	Valor total mensual
Crudo reducido	864 m <sup>3</sup>	5425.92 bbl	\$106 c/bbl	\$ 575,147.52
Gas	864000 Nm <sup>3</sup> *	32162514.6 SCF	\$12 c/MMBTU	\$ 328,057.64

Fuente: Elaboración propia

\* El volumen de un gas varía considerablemente con su temperatura y presión, de acuerdo a normativas establecidas se tiene:

Nm<sup>3</sup>, Normal metro cúbico, medido seco a 15°C y 1atm.

SCF, Standard cubic foot, medido saturado con vapor de agua a 60°F y 30 pulgadas de columna de mercurio. (Borrás, 1987)

Es decir si los quemadores del horno quemaran solamente crudo reducido su costo mensual sería de \$479 289.60, en cambio al quemar solamente gas el costo mensual sería de \$300 721.28. Lo que a primera vista no indicaría que es conveniente utilizar gas en los quemadores, pero esto no es posible debido a que el gas de Refinería Shushufindi tiene alta concentración de gases inertes y no es adecuada la operación con solamente gas. Al operar con gas combustible este debe ser quemado en combinación con el crudo reducido.

Por lo que es primordial que la combustión con crudo reducido sea la adecuada y cumpla con los parámetros anteriormente establecidos.

En la tabla 5.3 se realiza el análisis económico cuando los quemadores del horno funcionan en forma simultánea con crudo reducido y gas (50% crudo reducido, 50% gas), de igual manera se utiliza como referencia el costo de los combustibles a precios internacionales, se obtiene como resultado un costo mensual total de \$576 951.14.

Tabla 5.3. Costo estimado mensual de combustibles.

	Promedio mensual		Precio del combustible	Valor total mensual
Crudo reducido	547.2 m <sup>3</sup>	3436.41 bbl	\$106 c/bbl	\$ 364,260.09
Gas	560160 Nm <sup>3</sup>	20852063.8 SCF	\$12 c/MMBTU	\$ 212,691.05
			<b>TOTAL</b>	<b>\$ 576,951.14</b>

Fuente: Elaboración propia

En la figura 5.1 se ha elaborado una gráfica de comparación entre el consumo de combustibles que se obtuvo en las tablas 5.2 y 5.3, se evidencia que al quemar gas y crudo reducido al mismo tiempo su costo es mayor a sólo quemar crudo reducido, por lo que desde el punto de vista de la presente propuesta es conveniente quemar solamente crudo reducido en los quemadores del horno de crudo C2H001.

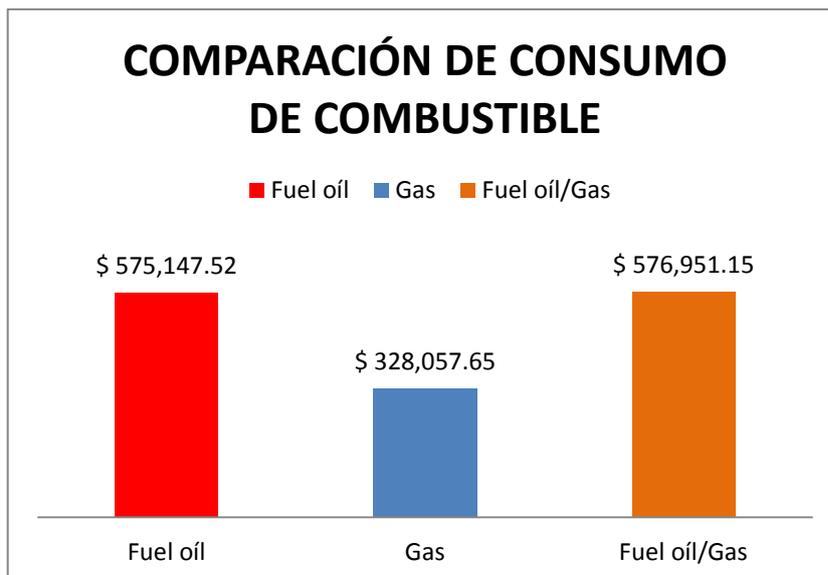


Figura 5.1. Comparación de consumo mensual de combustibles.  
Fuente: Elaboración propia.

## 5.6 Evaluación económica y de la eficiencia de la propuesta

El propósito de la evaluación económica es el de realizar un balance de las ventajas y desventajas de asignar al proyecto analizado los recursos asignados para su realización.

El propósito de la evaluación ambiental es que las opciones de desarrollo de un proyecto sean las ambientalmente adecuadas y sustentables.

### 5.6.1 Resultados de la valoración económica de la propuesta de un serpentín y de un intercambiador de calor

A continuación se presenta, el análisis de factibilidad económica que consiste en el estudio de los parámetros financieros que permiten determinar las condiciones de rentabilidad para la ejecución del proyecto.

El primer parámetro analizado es el valor actual neto (VAN), el que permite conocer en qué medida se logran percibir beneficios con una tasa de interés promedio de préstamo según la banca nacional. Otro de los parámetros en estudio

es la tasa interna de retorno (TIR), la cual nos demuestra el valor porcentual que limita la situación de factibilidad del proyecto de mostrando las utilidades o pérdidas tomando en cuenta que cuando el TIR sea menor que la tasa promedio de préstamo, representa que no habrá recuperación total de la inversión. Si el TIR es mayor que la tasa promedio de préstamo significa que se recupera la inversión total más el porcentaje adicional que se refleja como utilidades en el balance final.

**a. Valor presente neto (VPN) ó valor actual neto (VAN).**

Esta técnica de evaluación económica, se puede definir de la siguiente manera: la diferencia que existe entre los flujos de efectivo esperados (ingresos) y el valor presente o actual del desembolso ó inversión original (egresos), ambos flujos son descontados al costo de la capital que es la tasa de rendimiento que una empresa debe percibir sobre sus inversiones proyectadas a fin de mantener el valor de mercado de sus acciones.

En forma de ecuación matemática el valor actual neto ó valor presente neto se puede expresar de la siguiente manera:

$$\text{VAN} = \text{FLUJOS DE EFECTIVO ESPERADOS} - \text{INVERSIÓN ORIGINAL} \quad (5.1)$$

En forma simplificada la ecuación 5.1, puede quedar expresada de la siguiente forma:

$$\text{VPN} = \sum F_i \cdot (1 + K)^{-n} - I_0 \quad (5.2)$$

Donde:

VPN ó VAN = Valor presente neto ó valor actual neto.

$F_i$  = Flujo i-ésimo esperado.

$K$  = Costo de capital o tasa de rendimiento mínima atractiva esperada.

$n$  = Plazo ó período de vida útil.

$I_o$  = Inversión inicial.

### **b. Tasa interna del retorno (TIR).**

Esta técnica de evaluación económica se define como el máximo rendimiento que puede generar el proyecto ó la alternativa, durante su vida útil; en forma matemática quiere decir que la diferencia de los flujos de efectivo esperados(ingresos) menos el valor actual de la inversión original, ambos descontados a la tasa interna del retorno (TIR) será igual a cero. En forma de ecuación a tasa interna del retorno se puede expresar de la siguiente forma:

$$0 = \text{FLUJOS DE EFECTIVO ESPERADOS} - \text{INVERSIÓN ORIGINAL} \quad (5.3)$$

En forma simplificada la ecuación 5.3, puede quedar expresada de la siguiente forma:

$$0 = \sum F_i * (1 + K)^{-n} - I_o \quad (5.4)$$

Donde:

VPNó VAN = Valor presente neto ó valor actual neto = 0.

$F_i$  = Flujo i-ésimo esperado.

TIR = Tasa interna del retorno.

$n$  = Plazo ó período de vida útil.

$I_o$  = Inversión inicial.

### **c. Evaluación Económica**

En base a los costos de la utilización de combustibles, tablas 5.2 y 5.3, se evidencia que es conveniente que los quemadores quemen solamente crudo reducido, con lo cual se obtiene un ahorro mensual de \$1803.62 y en un año sería de \$21643.51, que sería los ingresos esperados.

En la tabla 5.4, que se elaboró en Microsoft Excel aplicando las fórmulas del VAN y TIR, se muestra el flujo de los 4 años, con una tasa de interés vigente estimada del 15%, debajo de este se encuentra la inversión inicial actual a realizarse (valor negativo) y los siguientes valores son los ahorros esperados.

Tabla 5.4 Determinación del VAN Y TIR

AÑOS	DATOS	VAN	TIR
	15%		
0	-42250		
1	21643.51	(\$ 20,373.53)	-48.8%
2	21643.51	(\$ 6,142.57)	2%
3	21643.51	\$ 6,232.18	25%
4	21643.51	\$ 16,992.83	36%

Fuente: Elaboración propia

Se evidencia que en el tercer año se tiene un VAN positivo de \$6232.18, esto significa que a más del rendimiento mínimo esperado (capital invertido), este proyecto genera “riqueza”.

De igual forma a partir del tercer año se tiene un TIR del 25%, que está por encima del 15%, interés vigente en el mercado ecuatoriano, lo que significa que el proyecto es económicamente rentable.

En consecuencia este proyecto, económicamente, es viable porque se recupera la inversión partir del tercer año y a la vez se tiene ganancias.

### 5.6.2 Resultados de la eficiencia de la combustión

Se ha comprobado que posterior a un paro de planta, los gases de combustión alcanzan temperaturas alrededor de los 500°C, por cuanto los tubos por donde circula el crudo a calentar se encuentran limpios y la transferencia de calor mejora.

Con una buena combustión y parámetros de operación adecuados, en los tubos internos del horno no se tiende a formar hollín, el cual forma una barrera para la transferencia de calor.

Además con la disminución de la viscosidad se lograría una combustión adecuada, manteniendo la temperatura de los gases de combustión en 500°C.

Realizando los cálculos en base a este parámetro y con la temperatura del crudo reducido a 100°C, la eficiencia del horno de crudo es:

$$\eta = 68.10\%$$

Es decir que existiría un incremento del 0.9% con relación a la eficiencia actual.

La eficiencia de la combustión es de:

$$\eta = 75.26\%$$

Por lo que existiría un incremento de 1.92% con respecto a la eficiencia actual.

Con este valor se comprueba que: “una pérdida de 1% en el rendimiento puede provenir de: un aumento del 2% en el exceso de oxígeno o de un incremento de 23°C en la temperatura del gas de combustión” (Testo, 2010, p 17).

## **5.7.- Verificación de hipótesis**

En la presente investigación se utilizó como método estadístico de comprobación de hipótesis la prueba de Chi cuadrado.

La prueba de independencia Chi-cuadrado, permite determinar si existe una relación entre dos variables categóricas. Esta prueba indica si existe o no una relación entre variables.

$$\chi^2 = \sum \frac{(O-E)^2}{E} \quad (5.5)$$

Donde:

O = Valor observado

E = Valor esperado

Criterio de independencia:

Hipótesis nula (H<sub>0</sub>) Las variables son independientes

Hipótesis alternativa (H<sub>1</sub>) Las variables no están relacionadas

**a. Planteamiento de Hipótesis:**

**Hipótesis nula (H<sub>0</sub>)** La reducción de la viscosidad cinemática no incrementa la eficiencia de la combustión de los quemadores.

**Hipótesis alternativa (H<sub>1</sub>)** La reducción de la viscosidad cinemática incrementa la eficiencia de la combustión de los quemadores.

**b. Comprobación de Hipótesis**

Para realizar la comprobación de la hipótesis se escogió el promedio de viscosidad actual y la esperada con sus respectivas eficiencias.

Para la tabulación se valoran las condiciones en dos alternativas: actual y proyectada; quedando la tabla como sigue:

Tabla 5.5. Frecuencia observada

CONDICIONES	ALTERNATIVAS		TOTAL
	ACTUAL	PROYECTADA	
VISCOSIDAD CINEMATICA	550	150	700
EFICIENCIA	73	75	148
TOTAL	623	225	848

Fuente: Elaboración propia

Proporción de actual =  $623/848 = 0.73$

Proporción de proyectada =  $225/848 = 0.27$

$$fe = \frac{(Total\ o\ marginal\ de\ renglon).(total\ o\ marginal\ de\ columna)}{N} \quad (5.5a)$$

Tabla 5.6. Frecuencia esperada

CONDICIONES	ALTERNATIVAS	
	ACTUAL	PROYECTADA
VISCOSIDAD CINEMATICA	514.3	185.7
EFICIENCIA	108.7	39.3

Fuente: Elaboración propia

Para calcular el Chi cuadrado, se aplica la fórmula 5.5.

Tabla 5.7. Chi Cuadrado  $X^2$

	O	E	O - E	$(O - E)^2$	$\frac{(O - E)^2}{E}$
VISCOSIDAD CINEMATICA ACTUAL	550	514.3	35.7	1276.71	2.48
VISCOSIDAD CINEMATICA PROYECTADA	150	185.7	-35.7	1276.71	6.87
EFICIENCIA ACTUAL	73	108.7	-35.7	1276.71	11.74
EFICIENCIA PROYECTADA	75	39.3	35.7	1276.71	32.51
				$\chi^2 =$	53.61

Fuente: Elaboración propia

$X^2$  (calculado) = 53.61

### Grado de Libertad

$$GL = (c-1) (f-1) \quad (5.6)$$

$$GL = (2-1) (2-1)$$

$$GL = 1$$

$\alpha = 5\%$  (nivel de significancia)

$x^2$  (tabla ver anexo 14) = 3.84

**Regla de decisión:**

Si  $x^2$  (calculado) >  $x^2$  (tabla). Se rechaza la hipótesis nula.

Como  $x^2$  (calculado 4.19) >  $x^2$  (tabla 3.84), entonces se rechaza la hipótesis nula y se acepta la hipótesis alternativa.

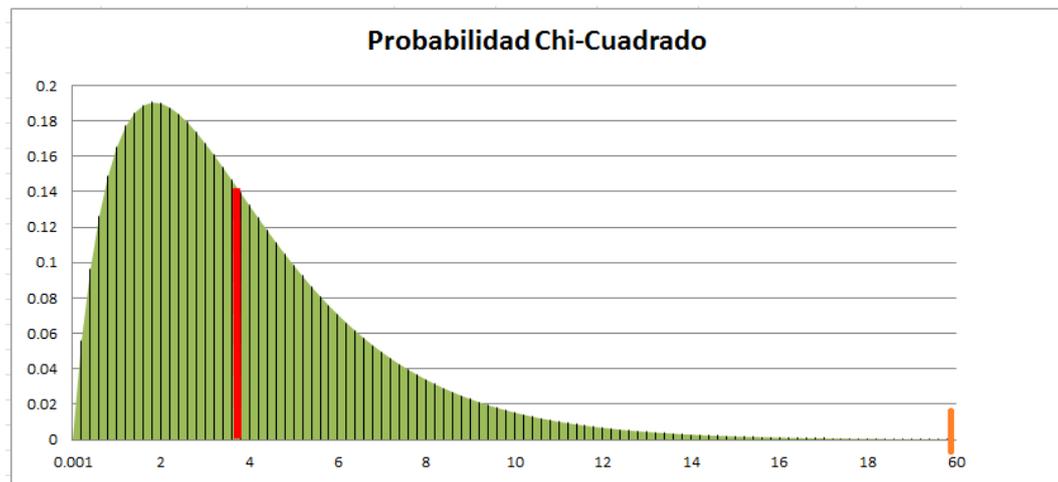


Figura 5.2. Probabilidad Chi cuadrado

Fuente: Elaboración propia

<b>X2 TABLA</b>
<b>3.841</b>

<b>X 2 CALCULADO</b>
<b>53.61</b>

**c. Análisis.** De acuerdo al resultado obtenido con el proceso Chi cuadrado de 3.84, con grado de libertad 1, que es menor al calculado (53.61) se acepta la hipótesis alternativa, pues existe relación entre las variables, es decir, La reducción de la viscosidad cinemática incrementa la eficiencia de la combustión de los quemadores.

## 5.8. Conclusiones del capítulo

- En este trabajo se propuso mejorar la combustión del Horno de crudo C2H001, aumentando la temperatura del combustible, para lo cual se determinó el área de transferencia, de un serpentín y de un intercambiador de calor, que un futuro servirá para la adquisición e instalación de los mismos.
- Se calculó los costos anuales de combustible y adquisición de equipos para posteriormente determinar la factibilidad del presente proyecto.
- Por medio de la comprobación de la hipótesis se concluye que: La reducción de la viscosidad cinemática incrementa la eficiencia de la combustión de los quemadores.

## CONCLUSIONES GENERALES

1. La presente investigación determinó la temperatura adecuada del crudo reducido de Refinería Amazonas 2 para así obtener la viscosidad ideal para su quemado que permite incrementar la eficiencia de la combustión de los quemadores del horno C2H001.
2. Se determinó el balance energético, pérdidas incontroladas y potencial exergético del horno de crudo C2H001, para definir la situación actual de este equipo.
3. El crudo reducido a una temperatura de 75°C obtiene una viscosidad de 600SSU la cual es elevada para su operación en los quemadores del horno, la temperatura aceptable para obtener una viscosidad de 170 SSU es de 100°C.
4. Mediante el software Hysys y con la ayuda de cálculos se determinó las áreas necesarias de un serpentín y de un intercambiador de calor: en el primer caso se obtuvo 0.69m<sup>2</sup> utilizando una tubería A335 de 2" de diámetro; en el segundo caso el área del haz de tubos es de 2.42m<sup>2</sup> utilizando tubería de 5/8" de diámetro, para un intercambiador de calor tipo AFS.
5. Aplicando los parámetros establecidos en esta investigación se obtiene incrementos en la eficiencia del horno y de la combustión de 0.9% y de 1.92% respectivamente. La eficiencia del horno de crudo de 67.2% se incrementa a 68.10% y de la combustión de 73.34% se incrementa a 75.26%.
6. La evaluación económica da como resultado un VAN de \$6232.18 a partir del tercer año y el TIR obtenido es del 25% en consecuencia este proyecto es económicamente rentable.

## RECOMENDACIONES

1. Atomizar el crudo reducido a la temperatura de 100°C o dentro del rango de temperatura establecido, 93 a 110°C, para obtener una viscosidad adecuada para su combustión.
2. El aislamiento térmico de la tubería que conduce el crudo reducido hacia los quemadores debe ser cambiado, protegido con lámina de aluminio y sellado con silicona para evitar que ingrese el agua lluvia, así el combustible no perderá calor en su trayectoria.
3. Los manómetros y termómetros de las líneas de crudo reducido deben ser reubicados para obtener valores fiables para el control de la combustión.
4. La presente investigación se enfocó al estudio del mejoramiento de la eficiencia de la combustión del horno C2H001 de Refinería Amazonas 2, lo cual puede ser replicado al horno CH001 de Refinería Amazonas 1 por tener las mismas características tanto de construcción como de operación.

## **BIBLIOGRAFÍA CITADA**

- Castillo, P. (2010). *Proyectos MCP para optimización energética integral en refinerías de petróleo sin inversión*. Lima, Perú.(p. 2)
- Castillo, P. (2011). *Manual Práctico de Combustión Industrial*. Instituto Latinoamericano de la Combustión.(p. 199, 207, 210)
- Cengel, Y., & Boles, M. (2009). *Termodinámica, sexta edición*. México: McGraw-Hill. (p. 432)
- Ley de Gestión Ambiental, Codificación 20, Registro Oficial Suplemento 418 del 10 de septiembre de 2004. Congreso Nacional, Quito, Ecuador. (p. 1)
- Ley de Prevención y Control de la Contaminación Ambiental, Codificación 19, Registro Oficial Suplemento 418 del 10 de septiembre de 2004. Congreso Nacional, Quito, Ecuador. (p. 1)
- Límites máximos permisibles de emisión en hidrocarburos. Acuerdo Ministerial 91, Registro oficial 430 del 4 de enero de 2007. Ministerio de Energía y Minas, Quito, Ecuador. (p. 2)
- Normativa de Gestión de la Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador. Resolución 2010001 del 7 de abril 2010. EP Petroecuador, Quito, Ecuador. (p. 12)
- Perry, R. (2001). *Manual del Ingeniero Químico, Tomo III*. Mexico: McGraw-Hill. (p. 9.72)
- RECOPE. (2011). *Manual de productos*. Costa Rica.(p. 22, 23)
- Testo. (2007). *Análisis de gases de combustión en la Industrial*. Lenzkirch . (p. 7)
- Testo. (2010). *Optimización de la Combustión*. Tiempo Real S.A. (p. 17)
- UPME. (2011). *Ahorro de energía en la industria del petróleo*. Colombia.(p. 15)

## BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA

- ASTM D445. (2006). Standard test method for kinematic viscosity of transparent and opaque liquids. United States: ASTM.
- ASTM D446. (2012). Standard specifications and operation instructions for glass capillary kinematic viscometers. United States: ASTM.
- ASTM E100. (1995). Specification for ASTM Hydrometers. United States: ASTM.
- Borrás, E. (1987). *Gas Natural. Características, distribución y aplicaciones industriales*. Barcelona: Editores Técnicos Asociados S.A.
- Cazar, Eduardo. (2007). *Auditoría y propuesta de un plan de ahorro energético en el horno PHI (300189), de la Planta Parsons de la Refinería La Libertad*. Tesis de Grado Ingeniería Mecánica, ESPOCH, Riobamba.
- Cerutti, A. A. (2001). *La Refinación del Petróleo*. Instituto Argentino del Petróleo y del Gas.
- FENERCOM. (2009). *Guía Básica de Calderas Industriales Eficientes*. Madrid: Gráficas Arias Montano S.A.
- Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Mexico: CECSA.
- Llangarí, Valeria. (2012). *Diseño Térmico e hidráulico de un intercambiador de coraza y tubos*. Tesis de Grado Ingeniería Mecánica, ESPOCH, Riobamba.
- Llorens, M., & Miranda, A. (2009). *Ingeniería Térmica*. España: Marcombo.
- NTE INEN 0810. (1998). *Productos de Petróleo. Determinación de la viscosidad cinemática y dinámica de líquidos transparentes y opacos*. Quito, Ecuador.

NTE INEN 1983. (2002). *Productos derivados del Petróleo. Fuel oil. Requisitos*. Quito, Ecuador.

NTE INEN 2319. (2001). *Productos derivados del Petróleo. Determinación de la densidad API*. Quito, Ecuador.

## **LINKOGRAFÍA**

Cruz, F. (2005). *Técnicas de Evaluación de la inversión en activos no circulantes*, [en línea]. México. Universidad Nacional Autónoma de México. Disponible en: [www.franciscojaviercruzariza.com/attachments/File/VPN\\_y\\_TIR.pdf](http://www.franciscojaviercruzariza.com/attachments/File/VPN_y_TIR.pdf) [Consulta: 2013, 6 de junio]

Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas (2011, julio). *Pérdidas de calor*, [en línea]. Oviedo. Disponible en: <http://www6.uniovi.es/usr/fblanco/Leccion2.HornosResistencia.PERDIDAS.CALOR.pdf> [Consulta: 2013, 30 de septiembre]

García, F. (2009). *Chi cuadrado*, [en línea]. Lima: Hospital Sergio E Bernales. Disponible en: <http://www.slideshare.net/freddygarcia/chi-cuadrado-1689474> [Consulta: 2014, 28 de abril]

Spirax Sarco (2013). *Steam tables*, [en línea]. Cheltenham. Disponible en: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-tables.asp> [Consulta: 2013, 25 de mayo]

TLV (2013). *Teoría del vapor*, [en línea]. Kakogawa. Disponible en <http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/> [Consulta: 2013, 24 de octubre]

# **ANEXOS**

ANEXO 1.

ANÁLISIS DE LA COMBUSTIÓN COMPLETA DEL FUEL OIL

Análisis de la combustión completa del Fuel Oil 2

Composición del combustible (KG/KG): C = 0,837; H = 0,0992; S = 0,016; N = 0,011; Agua = 0,07. Composición: 0005

POR CIENTO		GASES VENTILADOS						GASES SOBRECARGA		GASES SOBRECARGA		GASES SOBRECARGA		GASES SOBRECARGA		GASES SOBRECARGA	
O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub> +SO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	HCN	H <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	
0,00	16,62	83,38	1,00	12,94	10,02	3,07	0,07	0,84	0,00	0,96	13,10	13,94	9,55	10,59	1,316	0,252	0,0000281
0,50	16,22	83,28	1,02	13,24	10,25	3,07	0,07	0,84	0,07	10,19	13,40	14,24	9,78	10,83	1,315	0,252	0,0000279
1,00	15,82	83,18	1,05	13,56	10,50	3,07	0,07	0,84	0,14	10,43	13,71	14,56	10,01	11,07	1,314	0,252	0,0000277
1,50	15,42	83,08	1,07	13,89	10,76	3,07	0,07	0,84	0,22	10,69	14,05	14,89	10,29	11,33	1,314	0,251	0,0000275
2,00	15,02	82,98	1,10	14,25	11,03	3,07	0,07	0,84	0,30	10,96	14,40	15,24	10,56	11,61	1,313	0,251	0,0000274
2,50	14,61	82,88	1,13	14,62	11,31	3,07	0,07	0,84	0,39	11,24	14,77	15,61	10,85	11,89	1,313	0,251	0,0000272
3,00	14,23	82,77	1,16	15,01	11,62	3,07	0,07	0,84	0,48	11,54	15,16	16,00	11,15	12,20	1,312	0,251	0,0000270
3,50	13,83	82,67	1,19	15,42	11,94	3,07	0,07	0,84	0,57	11,86	15,57	16,42	11,47	12,52	1,311	0,250	0,0000268
4,00	13,41	82,57	1,23	15,86	12,28	3,07	0,07	0,84	0,67	12,20	16,01	16,85	11,81	12,86	1,311	0,250	0,0000267
4,50	13,03	82,47	1,26	16,32	12,63	3,07	0,07	0,84	0,78	12,55	16,48	17,32	12,17	13,22	1,310	0,250	0,0000265
5,00	12,63	82,37	1,30	16,82	13,02	3,07	0,07	0,84	0,90	12,93	16,97	17,81	12,55	13,60	1,309	0,250	0,0000263
5,50	12,24	82,26	1,34	17,34	13,42	3,07	0,07	0,84	1,02	13,34	17,50	18,34	12,96	14,01	1,309	0,249	0,0000261
6,00	11,84	82,16	1,38	17,90	13,86	3,07	0,07	0,84	1,15	13,77	18,06	18,90	13,40	14,43	1,308	0,249	0,0000259
6,50	11,44	82,06	1,43	18,50	14,32	3,07	0,07	0,84	1,29	14,23	18,66	19,50	13,87	14,91	1,308	0,249	0,0000257
7,00	11,04	81,96	1,48	19,13	14,82	3,07	0,07	0,84	1,44	14,73	19,30	20,14	14,37	15,41	1,307	0,249	0,0000255
7,50	10,64	81,86	1,53	19,84	15,36	3,07	0,07	0,84	1,60	15,26	19,99	20,83	14,90	15,95	1,306	0,249	0,0000254
8,00	10,25	81,75	1,59	20,59	15,93	3,07	0,07	0,84	1,77	15,83	20,74	21,58	15,48	16,53	1,306	0,248	0,0000252
8,50	9,85	81,65	1,65	21,39	16,56	3,07	0,07	0,84	1,96	16,45	21,54	22,39	16,11	17,15	1,305	0,248	0,0000250
9,00	9,45	81,55	1,72	22,27	17,23	3,07	0,07	0,84	2,16	17,12	22,42	23,26	16,79	17,83	1,304	0,248	0,0000248
9,50	9,05	81,45	1,79	23,22	17,97	3,07	0,07	0,84	2,38	17,85	23,37	24,21	17,52	18,57	1,304	0,248	0,0000246
10,00	8,65	81,35	1,87	24,25	18,77	3,07	0,07	0,84	2,62	18,65	24,41	25,25	18,33	19,38	1,303	0,247	0,0000244
10,50	8,26	81,24	1,96	25,39	19,66	3,07	0,07	0,84	2,88	19,52	25,55	26,39	19,21	20,26	1,302	0,247	0,0000242
11,00	7,86	81,14	2,06	26,65	20,63	3,07	0,07	0,84	3,17	20,49	26,80	27,64	20,19	21,23	1,302	0,247	0,0000240
11,50	7,46	81,04	2,17	28,03	21,70	3,07	0,07	0,84	3,49	21,55	28,19	29,03	21,26	22,31	1,301	0,247	0,0000238
12,00	7,06	80,94	2,29	29,58	22,89	3,07	0,07	0,84	3,85	22,74	29,73	30,57	22,46	23,51	1,300	0,246	0,0000236
12,50	6,66	80,84	2,42	31,31	24,23	3,07	0,07	0,84	4,25	24,07	31,46	32,30	23,81	24,85	1,300	0,246	0,0000234
13,00	6,27	80,73	2,57	33,25	25,74	3,07	0,07	0,84	4,70	25,57	33,41	34,25	25,32	26,37	1,299	0,246	0,0000232
13,50	5,87	80,63	2,74	35,47	27,45	3,07	0,07	0,84	5,21	27,27	35,62	36,46	27,04	28,08	1,298	0,245	0,0000230
14,00	5,47	80,53	2,94	38,00	29,41	3,07	0,07	0,84	5,80	29,21	38,15	39,00	29,00	30,05	1,298	0,245	0,0000228
14,50	5,07	80,43	3,16	40,93	31,68	3,07	0,07	0,84	6,48	31,47	41,09	41,93	31,28	32,33	1,297	0,245	0,0000226
15,00	4,67	80,33	3,43	44,36	34,34	3,07	0,07	0,84	7,27	34,10	44,52	45,36	33,93	34,99	1,296	0,245	0,0000224

ANEXO 2.

ENTALPÍA DE LOS GASES PARA COMBUSTIBLES LÍQUIDOS

Entalpia de los gases (Kcal/Kg de gases) para combustibles líquidos (Fuel Oil 1, 2 y Gasóleo C)

Combustible	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
O <sub>2</sub> (%)	0.0	6.3	6.3	6.3	6.3	6.3	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1
CO <sub>2</sub> + SO <sub>2</sub> (%)	16.6	15.8	15	14.2	13.4	12.6	11.8	11	10.2	9.4	8.7	7.9	7.1	6.3	5.6	4.7	3.9	3.1	2.3
Exceso de aire	1	1.05	1.1	1.15	1.23	1.3	1.38	1.48	1.59	1.72	1.87	2.05	2.29	2.57	2.94	3.43	4.12	5.17	6.56
Gases (Kg/Kg)	13.3	14.6	15.2	16	16.9	17.5	18.5	20.1	21.6	23.3	25.2	27.6	30.6	34.2	39	45.4	54.3	68	83.3
Temp. Gases (°C)	6.2	6.3	6.3	6.3	6.3	6.3	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.1	6.1	6.1	6.1	6.1
25	12.7	12.8	12.8	12.8	12.8	12.8	12.5	12.5	12.5	12.5	12.4	12.4	12.4	12.3	12.3	12.3	12.2	12.2	12.2
50	19.1	19	18.9	18.9	18.9	18.9	18.8	18.8	18.7	18.7	18.7	18.6	18.6	18.6	18.5	18.5	18.4	18.4	18.3
75	25.5	25.4	25.4	25.3	25.3	25.2	25.1	25.1	25.1	25	24.9	24.9	24.8	24.8	24.7	24.6	24.6	24.5	24.5
100	31.9	31.9	31.8	31.8	31.7	31.6	31.6	31.5	31.4	31.4	31.3	31.2	31.1	31.1	31	30.9	30.9	30.8	30.7
125	38.4	38.4	38.3	38.2	38.1	38.1	38	37.9	37.8	37.8	37.7	37.6	37.5	37.4	37.3	37.1	37	36.9	36.8
150	45	44.9	44.8	44.7	44.6	44.5	44.4	44.3	44.2	44.1	44	43.9	43.8	43.7	43.6	43.5	43.4	43.3	43.2
175	51.5	51.4	51.3	51.2	51.1	51	50.9	50.8	50.7	50.5	50.4	50.3	50.2	50.1	50	49.8	49.8	49.8	49.4
200	58.1	58	57.9	57.8	57.6	57.5	57.4	57.3	57.1	57	56.9	56.7	56.6	56.5	56.3	56.2	56	55.9	55.7
225	64.8	64.6	64.5	64.4	64.3	64.2	64.1	64	63.9	63.8	63.7	63.6	63.5	63.4	63.3	63.2	63.1	63	62.9
250	71.4	71.3	71.2	71.1	71	70.9	70.8	70.7	70.6	70.5	70.4	70.3	70.2	70.1	70	69.9	69.8	69.7	69.6
275	78.1	78	77.9	77.8	77.7	77.6	77.5	77.4	77.3	77.2	77.1	77	76.9	76.8	76.7	76.6	76.5	76.4	76.3
300	84.9	84.7	84.6	84.5	84.4	84.3	84.2	84.1	84	83.9	83.8	83.7	83.6	83.5	83.4	83.3	83.2	83.1	83
325	91.7	91.5	91.4	91.3	91.2	91.1	91	90.9	90.8	90.7	90.6	90.5	90.4	90.3	90.2	90.1	90	89.9	89.8
350	98.5	98.3	98.2	98.1	98	97.9	97.8	97.7	97.6	97.5	97.4	97.3	97.2	97.1	97	96.9	96.8	96.7	96.6
375	105.3	105.1	105	104.9	104.8	104.7	104.6	104.5	104.4	104.3	104.2	104.1	104	103.9	103.8	103.7	103.6	103.5	103.4
400	112.2	111.9	111.7	111.6	111.5	111.4	111.3	111.2	111.1	111	110.9	110.8	110.7	110.6	110.5	110.4	110.3	110.2	110.1
425	119.1	118.8	118.6	118.5	118.4	118.3	118.2	118.1	118	117.9	117.8	117.7	117.6	117.5	117.4	117.3	117.2	117.1	117
450	126.1	125.8	125.6	125.5	125.4	125.3	125.2	125.1	125	124.9	124.8	124.7	124.6	124.5	124.4	124.3	124.2	124.1	124
475	133	132.7	132.5	132.4	132.3	132.2	132.1	132	131.9	131.8	131.7	131.6	131.5	131.4	131.3	131.2	131.1	131	130.9
500	140.1	139.7	139.4	139.3	139.2	139.1	139	138.9	138.8	138.7	138.6	138.5	138.4	138.3	138.2	138.1	138	137.9	137.8
525	147.1	146.8	146.5	146.4	146.3	146.2	146.1	146	145.9	145.8	145.7	145.6	145.5	145.4	145.3	145.2	145.1	145	144.9
550	154.2	153.8	153.5	153.4	153.3	153.2	153.1	153	152.9	152.8	152.7	152.6	152.5	152.4	152.3	152.2	152.1	152	151.9
575	161.3	160.9	160.5	160.4	160.3	160.2	160.1	160	159.9	159.8	159.7	159.6	159.5	159.4	159.3	159.2	159.1	159	158.9
600	168.5	168.1	167.6	167.5	167.4	167.3	167.2	167.1	167	166.9	166.8	166.7	166.6	166.5	166.4	166.3	166.2	166.1	166
625	175.7	175.2	174.8	174.7	174.6	174.5	174.4	174.3	174.2	174.1	174	173.9	173.8	173.7	173.6	173.5	173.4	173.3	173.2
650	182.9	182.5	182.1	182	181.9	181.8	181.7	181.6	181.5	181.4	181.3	181.2	181.1	181	180.9	180.8	180.7	180.6	180.5
675	190.2	189.7	189.3	189.2	189.1	189	188.9	188.8	188.7	188.6	188.5	188.4	188.3	188.2	188.1	188	187.9	187.8	187.7
700	197.5	197	196.5	196.4	196.3	196.2	196.1	196	195.9	195.8	195.7	195.6	195.5	195.4	195.3	195.2	195.1	195	194.9
725	204.8	204.3	203.8	203.7	203.6	203.5	203.4	203.3	203.2	203.1	203	202.9	202.8	202.7	202.6	202.5	202.4	202.3	202.2
750	212.2	211.8	211.3	211.2	211.1	211	210.9	210.8	210.7	210.6	210.5	210.4	210.3	210.2	210.1	210	209.9	209.8	209.7
775	219.6	219.2	218.7	218.6	218.5	218.4	218.3	218.2	218.1	218	217.9	217.8	217.7	217.6	217.5	217.4	217.3	217.2	217.1
800	227	226.4	225.8	225.7	225.6	225.5	225.4	225.3	225.2	225.1	225	224.9	224.8	224.7	224.6	224.5	224.4	224.3	224.2
825	234.5	233.9	233.2	233.1	233	232.9	232.8	232.7	232.6	232.5	232.4	232.3	232.2	232.1	232	231.9	231.8	231.7	231.6
850	242	241.4	240.7	240.6	240.5	240.4	240.3	240.2	240.1	240	239.9	239.8	239.7	239.6	239.5	239.4	239.3	239.2	239.1
875	249.6	248.9	248.2	248.1	248	247.9	247.8	247.7	247.6	247.5	247.4	247.3	247.2	247.1	247	246.9	246.8	246.7	246.6
900	257.2	256.4	255.7	255.6	255.5	255.4	255.3	255.2	255.1	255	254.9	254.8	254.7	254.6	254.5	254.4	254.3	254.2	254.1
925	264.8	264	263.3	263.2	263.1	263	262.9	262.8	262.7	262.6	262.5	262.4	262.3	262.2	262.1	262	261.9	261.8	261.7
950	272.4	271.7	271	270.9	270.8	270.7	270.6	270.5	270.4	270.3	270.2	270.1	270	269.9	269.8	269.7	269.6	269.5	269.4
975	280.1	279.3	278.5	278.4	278.3	278.2	278.1	278	277.9	277.8	277.7	277.6	277.5	277.4	277.3	277.2	277.1	277	276.9
1000	287.8	286.9	286	285.9	285.8	285.7	285.6	285.5	285.4	285.3	285.2	285.1	285	284.9	284.8	284.7	284.6	284.5	284.4

## ANEXO 3.

### COEFICIENTES DE EXPANSIÓN TÉRMICA

#### FUELS

Coefficients of thermal expansion for petroleum oils

°API at 60 F (15.6 C)	Specific gravity (60/60 F) (15.6/15.6 C)	Specific volume, gallons per lb	Specific volume, litres/kg	Coefficient (per F)	Coefficient (per C)
Below 14.9	Above 0.9665	Below 0.124	Below 1.036	0.000 35	0.000 63
15.0 - 34.9	0.8504 - 0.9659	0.1411 - 0.1242	1.178 - 1.036	0.000 40	0.000 72
35.0 - 50.9	0.7758 - 0.8504	0.1547 - 0.1411	1.291 - 1.178	0.000 50	0.000 90
51.0 - 63.9	0.7242 - 0.7753	0.1657 - 0.1547	1.383 - 1.291	0.000 60	0.001 08
64.0 - 78.9	0.6725 - 0.7238	0.1784 - 0.1658	1.489 - 1.384	0.000 70	0.001 26
79.0 - 88.9	0.6420 - 0.6722	0.1869 - 0.1785	1.560 - 1.490	0.000 80	0.001 44
89.0 - 93.9	0.6278 - 0.6417	0.1911 - 0.1870	1.595 - 1.561	0.000 85	0.001 53
94.0 - 100.0	0.6112 - 0.6275	0.1963 - 0.1912	1.638 - 1.596	0.000 90	0.001 62

ANEXO 4.

HOJA DE DATOS DE LOS QUEMADORES JOHN ZINK

JOHN ZINK BURNER DATA SHEET		 <small>Last modified on March 5, 2014</small>		SALES ORDER		Quote #
				9106909		BU-201000-15026-0
		REVISION:	DATE:	SHEET		
		0	17-Aug-10	1 of 3		
CUSTOMER: Lumol		Purchase Order #: LUM-CC-MH-40-2010				
END USER: Petroindustrial		LOCATION: Ciudad de Shushufindi, Ecuador				
HEATER GENERAL DATA						REV
1	HEATER EQUIPMENT NUMBER	C2H001				
2	HEATER SERVICE	Crude Charge Heater				
3	HEATER MANUFACTURER	Optimized Process Furnaces				
4	TYPE OF HEATER	VC (Vertical Cylindrical) or BOX or CABIN	CABIN	End Fired		
5	SETTING REFRACTORY THICKNESS	mm	107			
6	HEATER CASING THICKNESS	mm	6.00			
7	FIREBOX INTERIOR HEIGHT from FLOOR TO ARCH	meters	4.09			
8	FIREBOX INTERIOR LENGTH from WALL TO WALL	meters	10.97			
9	FIREBOX INTERIOR WIDTH	meters	2.86			
10	TUBE CIRCLE DIAMETER (VERTICAL CYLINDRICAL HEATER)	meters				
11	COMBUSTION AIR PLENUM	COMMON or INDIVIDUAL				INDIVIDUAL
BURNER DATA						
12	TYPE OF BURNER	LOW NOx or ULTRA-LOW NOx		LOW NOx		
13	BURNER PROJECT CLASSIFICATION	NEW or REPLACE or RETROFIT		REPLACE		
14	BURNER MODEL	DEEPstar				
15	BURNER SIZE	10				
16	QUANTITY of BURNERS REQUIRED PER FURNACE	4				
17	QUANTITY of FURNACES	1				
18	TOTAL QUANTITY OF BURNERS	4				
19	FIRING ORIENTATION	UPFIRED or DOWNFIRED or HORIZONTAL		HORIZONTAL		
20	BURNER INSTALLED LOCATION	ROOF or FLOOR or WALL		WALL		
21	BURNER CENTERLINE TO TUBE CENTERLINE	meters	1.0			
22	BURNER CENTERLINE TO ADJACENT BURNER CENTERLINE	meters	0.91			
23	BURNER CENTERLINE TO UNSHIELDED REFRACTORY	meters				
24	BURNER CIRCLE DIAMETER (VERTICAL CYLINDRICAL HEATER)	meters				
25	PILOT REQUIRED?	YES or NO	Yes			
26	PILOT MODEL	ST-15				
27	PILOT IGNITION METHOD	MANUAL or ELECTRIC		Manual		
28	FLAME ROD	YES or NO	No			
29	PILOT FUEL	Natural Gas				
30	FUEL PRESSURE at PILOT	kg/cm2g	0.70			
31	PILOT HEAT RELEASE	kcal/hr	18,900			
32	PILOT CONNECTION	1/2" FNPT or 1/2" R.F.		1/2" FNPT		
33	PILOT IGNITION TRANSFORMER VOLTAGE	120VAC or 220VAC		NA		
34	PILOT IGNITION TRANSFORMER HOUSING	NEMA 4 or NEMA 7		NA		
OPERATING DATA						
35	BURNER FUEL TYPE	GAS or OIL or GAS & OIL		GAS AND OIL		
36	HEATER MAXIMUM HEAT RELEASE	Gcal/hr (LHV)	11			
37	MAXIMUM HEAT RELEASE per BURNER	Gcal/hr (LHV)	2.82	SEE NOTE #6 BELOW		
38	DESIGN HEAT RELEASE per BURNER	Gcal/hr (LHV)	2.82			
39	NORMAL HEAT RELEASE per BURNER	Gcal/hr (LHV)	2.12			
40	MINIMUM HEAT RELEASE per BURNER	Gcal/hr (LHV)	0.94			
41	MAXIMUM HEAT RELEASE per BURNER, FUEL GAS ONLY	Gcal/hr (LHV)	8.19			
42	BURNER TURNDOWN REQUIRED	3				
43	EXCESS AIR at DESIGN HEAT RELEASE	%	15.0%			
44	COMBUSTION AIR SOURCE	AMBIENT or PREHEAT		AMBIENT		
45	MAXIMUM COMBUSTION AIR TEMPERATURE at BURNER	°C				
46	DESIGN COMBUSTION AIR TEMPERATURE at BURNER	°C	33			
47	MINIMUM COMBUSTION AIR TEMPERATURE at BURNER	°C				
48	COMBUSTION AIR RELATIVE HUMIDITY	%	90%			
49	MAXIMUM AVAILABLE DRAFT at BURNER	mm H2O	6.35			
50	HEATER DRAFT TYPE	FORCED or NATURAL or INDUCED		NATURAL		
51	BURNER AIR PRESSURE DROP at DESIGN HEAT RELEASE	mm H2O	6.35			
52	BURNER AIR PRESSURE DROP at NORMAL HEAT RELEASE	mm H2O				
53	BURNER AIR PRESSURE DROP at MINIMUM HEAT RELEASE	mm H2O				
54	HEATER ELEVATION ABOVE SEA LEVEL	meters	34			
55	VISIBLE FLAME LENGTH at DESIGN HEAT RELEASE	meters	5.4			
56	VISIBLE FLAME DIAMETER at DESIGN HEAT RELEASE	meters	1.1			

# JOHN ZINK BURNER DATA SHEET



Updated/Revised March 5, 2004

SALES ORDER 9108908		Quote # BU-201002-15056-B
REVISION: 0	DATE: 17-Aug-10	SHEET 2 of 3

## GAS FUEL CHARACTERISTICS

			FUEL A	FUEL B	FUEL C	FUEL D	FUEL E	REV
57	FUEL GAS DESIGNATION							
58	HEATING VALUE	* [LHV] kcal/Nm <sup>3</sup>	7,646	12,001				
59	HEATING VALUE	* [HHV] kcal/Nm <sup>3</sup>	8,438	13,125				
60	SPECIFIC GRAVITY [AIR = 1.0]		0.88	1.12				
61	MOLECULAR WEIGHT		25.47	32.31				
62	ISENTROPIC COEFFICIENT		1.27	1.19				
63	FUEL TEMPERATURE at BURNER	°C	30	30				
64	FUEL PRESSURE AVAILABLE at BURNER	kg/cm <sup>2</sup> g	1.7	1.7				
65	FUEL GAS COMPOSITION	Volume%						
66	Methane	(CH <sub>4</sub> )	58.32	43.76				
67	Ethane	(C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	10.10	8.73				
68	Propane	(C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	4.55	13.50				
69	Butane	(C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.45	9.45				
70	Pentane	(C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )		3.76				
71	Hexane plus	(C <sub>6</sub> +)						
72	Cyclopentane	(C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> )						
73	Cyclohexane	(C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> )						
74	Ethylene	(C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )						
75	Propene	(C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> )						
76	Butene	(C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> )						
77	Pentene	(C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> )						
78	Butadiene	(C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> )						
79	Carbon Dioxide	(CO <sub>2</sub> )	20.97	16.68				
80	Water	(H <sub>2</sub> O)						
81	Oxygen	(O <sub>2</sub> )						
82	Nitrogen	(N <sub>2</sub> )	5.61	4.14				
83	Sulfur Dioxide	(SO <sub>2</sub> )						
84	Hydrogen Sulfide	(H <sub>2</sub> S)						
85	Carbon Monoxide	(CO)						
86	Ammonia	(NH <sub>3</sub> )						
87	Hydrogen	(H <sub>2</sub> )						
88	Argon	(Ar)						
89	Acetylene	(C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> )						
90	Benzene	(C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )						
91		TOTAL	100.0	100.0				

## LIQUID FUEL CHARACTERISTICS

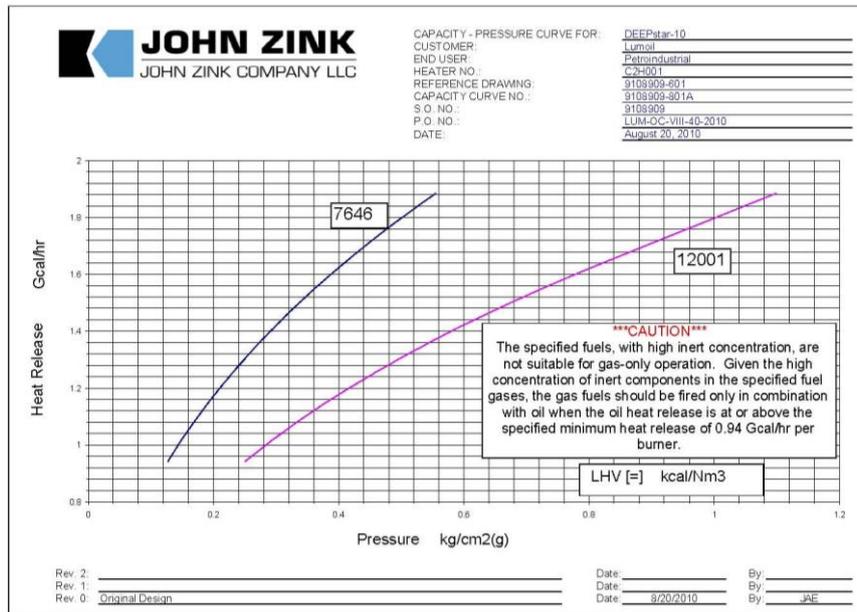
92	FUEL OIL DESIGNATION							
93	HEATING VALUE	* [LHV] Kcal/kg	9,882					
94	SPECIFIC GRAVITY		0.97					
95	HYDROGEN to CARBON RATIO [BY WEIGHT]							
96	VISCOSITY [POINT 1] at 50 °C	Centistokes	827.2					
97	VISCOSITY [POINT 2] at °C	Centistokes						
98	DISTILLATION - ASTM INITIAL BOILING POINT	°C						
99	ASTM MID-POINT	°C						
100	ASTM END POINT	°C						
101	FUEL TEMPERATURE at BURNER	°C				See Note #4		
102	FUEL PRESSURE AVAILABLE at BURNER	kg/cm <sup>2</sup> g	8.5					
103	ATOMIZING MEDIUM	AIR or STEAM or MECHANICAL or GAS	Steam					
104	ATOMIZING MEDIUM TEMPERATURE at BURNER	°C	185					
105	ATOMIZING MEDIUM PRESSURE at BURNER	kg/cm <sup>2</sup> g	10.9					
106	FUEL OIL METALS: Vanadium, Potassium, Sodium, Nickel	ppm	>100 ppm					
107	FUEL OIL COMPOSITION	Weight%						
108	Carbon	(C)						
109	Hydrogen	(H)						
110	Oxygen	(O)						
111	Fixed Nitrogen	(N)	0.57					
112	Sulfur	(S)	1.79					
113	Ash							
114	Water	(H <sub>2</sub> O)						
115		TOTAL	2.4					

JOHN ZINK BURNER DATA SHEET		 <b>JOHN ZINK</b> JOHN ZINK COMPANY LLC <small>last modified on March 5, 2014</small>		SALES ORDER		Quote #
				9108928		BU-201002-10056-B
		REVISION:	DATE:	SHEET		
		0	17-Aug-10	3 of 3		
<b>EMISSION REQUIREMENTS</b>						
116	HEATER EQUIPMENT NUMBER			C2H001		
117	BURNER MODEL NUMBER			DEEPstar-10M		
118	FIREBOX BRIDGEWALL TEMPERATURE	°C	770			
119	FIREBOX TEMPERATURE AT BURNER LOCATION	°C				
120	FIREBOX TEMPERATURE DETERMINATION	MEASURED or ESTIMATED	ESTIMATED			
121	FUEL TYPE		Oil	Gas		
122	NOx (predicted/guaranteed)	mg/Nm <sup>3</sup>	480 / 550	70 / 400		
123	CO (guaranteed)	mg/Nm <sup>3</sup>	50			
124	PM10 (guaranteed)	mg/Nm <sup>3</sup>	150			
125						
126						
127						
128	<b>*CORRECTED TO 3% O<sub>2</sub> (DRY BASIS at DESIGN HEAT RELEASE)</b>					
129	NOISE THRESHOLD SPECIFICATION	dBA at 1m	85			
<b>SPECIFICATION OPTIONS</b>						
130	PRESSURE TAP REQUIRED	YES or NO	No			
131	SPECIAL GAUGES	Specify	No			
132	SPECIAL VALVES	Specify	No			
133	SPECIAL HOSES	Specify	No			
134	FLANGED FUEL CONNECTIONS	YES or NO	No			
135	ENGINEERING UNITS on DRAWINGS	ENGLISH or METRIC or S.I.	Metric			
136	POSITIVE MATERIAL IDENTIFICATION (PMI) REQUIRED	YES or NO	No			
137	MILL CERTIFICATIONS REQUIRED	YES or NO	No			
138	BURNER PERFORMANCE TEST REQUIRED	YES or NO	No			
139						
<b>NOTES AND COMMENTS</b>						
140	1) Emissions guarantees valid for maximum and normal (80% of maximum) rates only.					
141	2) CO and PM10 emissions valid for furnace temperature greater than 760 °C and excess O <sub>2</sub> of 2-4 vol% dry.					
142	3) PM10 guarantees are based on those components of solid matter directly generated through incomplete combustion and are exclusive of solid products of complete combustion and are exclusive of solid products of complete combustion, refractory particulate, residual ash, and air-borne matter.					
143	4) Proper atomization of the oil requires the viscosity to be below 200 SSU and the steam pressure to be 2.1 kg/cm <sup>2</sup> higher than of pressure.					
144	5) NOx emission guarantee for oil is based on 0.57 %wt fuel bound nitrogen in oil.					
145	6) The specified fuels, with high inert concentration, are not suitable for gas-only operation. Given the high concentration of inert components in the specified fuel gases, the gas fuels should be fired only in combination with oil when the oil heat release is at or above the specified minimum heat release of 0.94 Gcal/hr per burner.					
146	7) Operating conditions specified by Petroindustrial (heat release) for the heater do not meet API guidelines regarding spacing for horizontal distance between burner centerline and tube centerline and also for distance between opposing burners.					
147						
148						
149						
150						
151						
152						
153						
154						
155						
<b>TIP DRILLING INFORMATION</b>						
156	<b>GAS TIP DRILLINGS:</b>		English		Metric	
157	<b>PRIMARY GAS TIPS:</b>		MTD	in.	mm	
158	PRIMARY IGNITION PORTS:	(3)	#19	0.166	4.22	
159	PRIMARY CROSSOVER PORTS:	-	-	-	-	
160	PRIMARY FIRING PORTS:	-	-	-	-	
161	PRIMARY SPUD:	-	-	-	-	
162	<b>STAGED GAS TIPS:</b>					
163	STAGED IGNITION PORTS:	(1)	#47	0.078	1.99	
164	STAGED CROSSOVER PORTS:	(1)	#25	0.149	3.8	
165	STAGED FIRING PORTS:	(2)	#30	0.128	3.26	
166	<b>OIL GUN DRILLINGS (SIZE 11 HERO GUN)</b>					
167	OIL SPUD	-	-	0.109	2.77	
168	ATOMIZER EXIT	-	-	0.203	5.16	
169	ATOMIZER PORTS	-	-	0.076	1.93	
170	OIL TIP PORTS	-	-	0.136	3.45	
171	<b>PILOT INFORMATION</b>					
172	PILOT ORIFICE DRILLED:	(1)	-	0.0625	1.58	
173	PILOT PRESSURE REQUIRED		0.49 - 1.05 kg/cm <sup>2</sup> g			

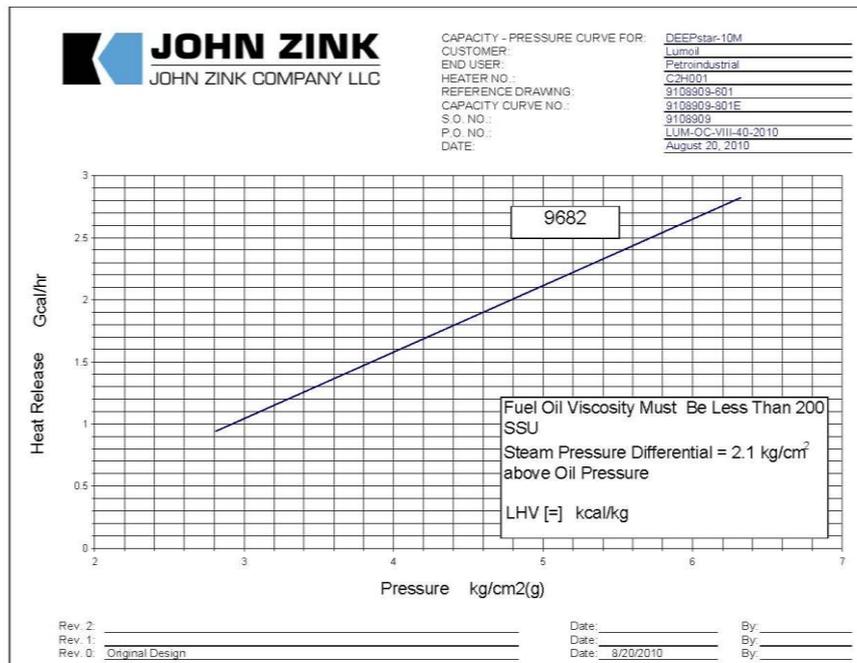
## ANEXO 5.

### CURVAS DE CAPACIDAD DE LOS QUEMADORES JOHN ZINK

#### 5A CURVAS DE CAPACIDAD CON GAS COMBUSTIBLE



#### 5B CURVA DE CAPACIDAD CON CRUDO REDUCIDO



## ANEXO 6.

### REQUISITOS DEL FUEL OIL PESADO, UTILIZADO EN REFINERÍA AMAZONAS.

TABLA 2. Requisitos del Fuel Oil Pesado

REQUISITOS	UNIDAD	TIPO		METODO DE ENSAYO
		No 6		
		Min	Máy	
Densidad API	°API	Reportar		NTE INEN 2 319
Densidad a 15,6°C	kg/m <sup>3</sup>	Reportar		ASTM D 1 298
Punto de inflamación	°C	60	-	NTE INEN 1 493
Punto de escurrimiento	°C	-	15	NTE INEN 1 982
Contenido de cenizas	%P	-	0,2	NTE INEN 1 492
Viscosidad cinemática a 50°C	cSt	510	600	NTE INEN 810
Viscosidad Redwood No 1 a 37,78°C	RW1	5030	6020	NTE INEN 1 981
Viscosidad Saybolt Furol a 50°C	SSF	241	283	NTE INEN 1 981
Contenido de azufre	% P	-	2,5	NTE INEN 1 049

ANEXO 7.

INFORME DE CALIDAD DEL CRUDO REDUCIDO



INFORME DE RESULTADOS  
LABCCRS

Dirección: Vía Limoncocha Km 1 ½ - Teléfono: 06 2839 421 Extensión 363

**CRUDO REDUCIDO**

INFORME No. H130293

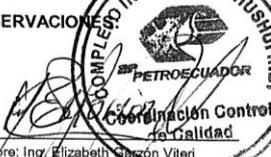
DATOS DEL CLIENTE	
NOMBRE:	INTENDENCIA DE REFINACIÓN - CIS
DIRECCIÓN	Vía Limoncocha Km 1½
TELÉFONO	06 2839421 Extensión 308/307
SOLICITADO POR:	PROGRAMACIÓN Y CONTROL DE LA PRODUCCIÓN

DATOS DE LA MUESTRA			
TIPO DE MUESTRA.	Crudo Reducido	HORA RECEPCIÓN DE MUESTRA	7:40
ORIGEN MUESTRA	Y-T806 A	HORA FINALIZACIÓN DE ENSAYO	10:30
FECHA TOMA DE MUESTRA	16/04/2013	ANALISTA	DIEGO JARA
HORA TOMA DE MUESTRA	7:30		
DATOS DEL ANÁLISIS			
TEMPERATURA AMBIENTE(°C):	22,4	HUMEDAD RELATIVA (%)	50
FECHA REALIZACIÓN ENSAYO:	16/04/2013	FECHA EMISIÓN INFORME	16/04/2013

PARÁMETROS	UND.	METODO	ESPECIFICACIÓN	RESULTADO	INCERTIDUMBRE
API 15.6/15.6°C (60°F)		ASTM D-287	REPORTE	<b>15,5</b>	
GRAVEDAD ESPECIFICA 15.6/15.6°C		ASTM D-287	REPORTE	<b>0,9626</b>	
VISCOSIDAD SAYBOLT FUROL a 50°C	SSF	INEN-1981	REPORTE	<b>584</b>	
VISCOSIDAD REDWOOD-1 a 37.78°C	RW1	INEN-1981	4500	<b>13196</b>	
PUNTO DE INFLAMACION	°C	ASTM D-93 PEE/LABCCRS/06	REPORTE	<b>124</b>	± 0,06 <sup>2</sup>
CENIZAS	%P	D-4422	REPORTE	<b>3,10</b>	
AZUFRE	%P	ASTM D-4294 PEE/LABCCRS/07	REPORTE	<b>1,68</b>	± 0,04 <sup>2</sup>
VISCOSIDAD CENTISTOKES a 50°C	Cst	INEN-810	REPORTE	<b>1141</b>	

API OBSERVADO 20,7/146

OBSERVACIONES



Nombre: Ing. Elizabeth Garzón Viteri  
COORDINADOR GENERAL CONTROL DE CALIDAD



Nombre: Stalin Arroyo  
SUPERVISOR



RECIBIDO A.R.C.H.

- Los resultados indicados en este informe sólo afectan a las muestras sometidas a ensayo.
- Restringida la reproducción del informe sin autorización previa de LABCCRS.
- <sup>2</sup>La U es estimada multiplicando la Utípica por el factor de cobertura K=2 (95% nivel de confianza)

## ANEXO 8.

### PROMEDIO DE LOS PRINCIPALES PARÁMETROS CRUDO REDUCIDO



www.eppetroecuador.ec

**REFINERÍA SHUSHUFINDI  
CRUDO REDUCIDO  
NORMA NTE INEN 1983:2002  
2013**

Fecha	Tanque	Densidad *API	Densidad relativa 15.6 /15,6 °C	Viscosidad Saybolt a 50°C	Viscosidad Redwood #1 a	Punto de inflamación °C	Contenido de cenizas %P	Contenido de Azufre %P	Viscosidad cinemática a 50 °C
03/01/2013	Y-T806B	16,1	0,9587	388,1	8678	121	1,2000	1,7400	831
07/01/2013	Y-T806A	15,4	0,9632	305	6526	119	1,8000	1,7800	1099
11/01/2013	Y-T806C	15,2	0,9646	600	13552	121	0,1400	1,6401	1306
15/01/2013	Y-T806A	15,8	0,9606	410	9192	97	0,1500	1,6700	867
16/01/2013	Y-T806B	15,8	0,9606	500	11294	67	0,1500	1,6531	1021,2
18/01/2013	Y-T806C	15,3	0,9639	466	10526	125	1,0000	1,7379	967,7
22/01/2013	Y-T806A	16,0	0,9593	470,1	10618	115	1,2200	1,7251	689,4
26/01/2013	Y-T806B	14,4	0,9698	550	12423	117	0,1497	1,6579	1294,5
29/01/2013	Y-T806C	14,5	0,9692	496	11208	129	0,1500	1,7279	1126
31/01/2013	Y-T806A	16,4	0,9567	475	10734	119	1,7000	1,7382	873
<b>PROMEDIO ENERO</b>		<b>15,8</b>	<b>0,9610</b>	<b>347</b>	<b>7602</b>	<b>120</b>	<b>1,5000</b>	<b>1,7600</b>	<b>965</b>
04/02/2013	Y-T806B	16,4	0,9567	398	8928	123	1,5	1,7207	755
08/02/2013	Y-T806C	15	0,9659	613	13846	117	0,0796	1,6658	1361
12/02/2013	Y-T806A	17	0,9529	197	4046	69	1,02	1,6647	426
13/02/2013	Y-T806B	14,9	0,9665	455	10266	112	0,89	1,7641	1131
16/02/2013	Y-T806B	14,6	0,9685	560	12640	125	0,962	1,8024	1144

ANEXO 9.

RESULTADO DEL ANÁLISIS DE GASES COMBUSTIBLES DEL HORNO DE CRUDO C2H001

CHEMENG CIA. I

Flue gas measurement



Owner  
COMPLEJO INDUSTRIAL SHUSUFINDI

Measurement

Time 06.03.2013 13:32:15

Instrument testo 350 MX/L EI 51

Serial number 01930134

Fuel Fuel Oil #6

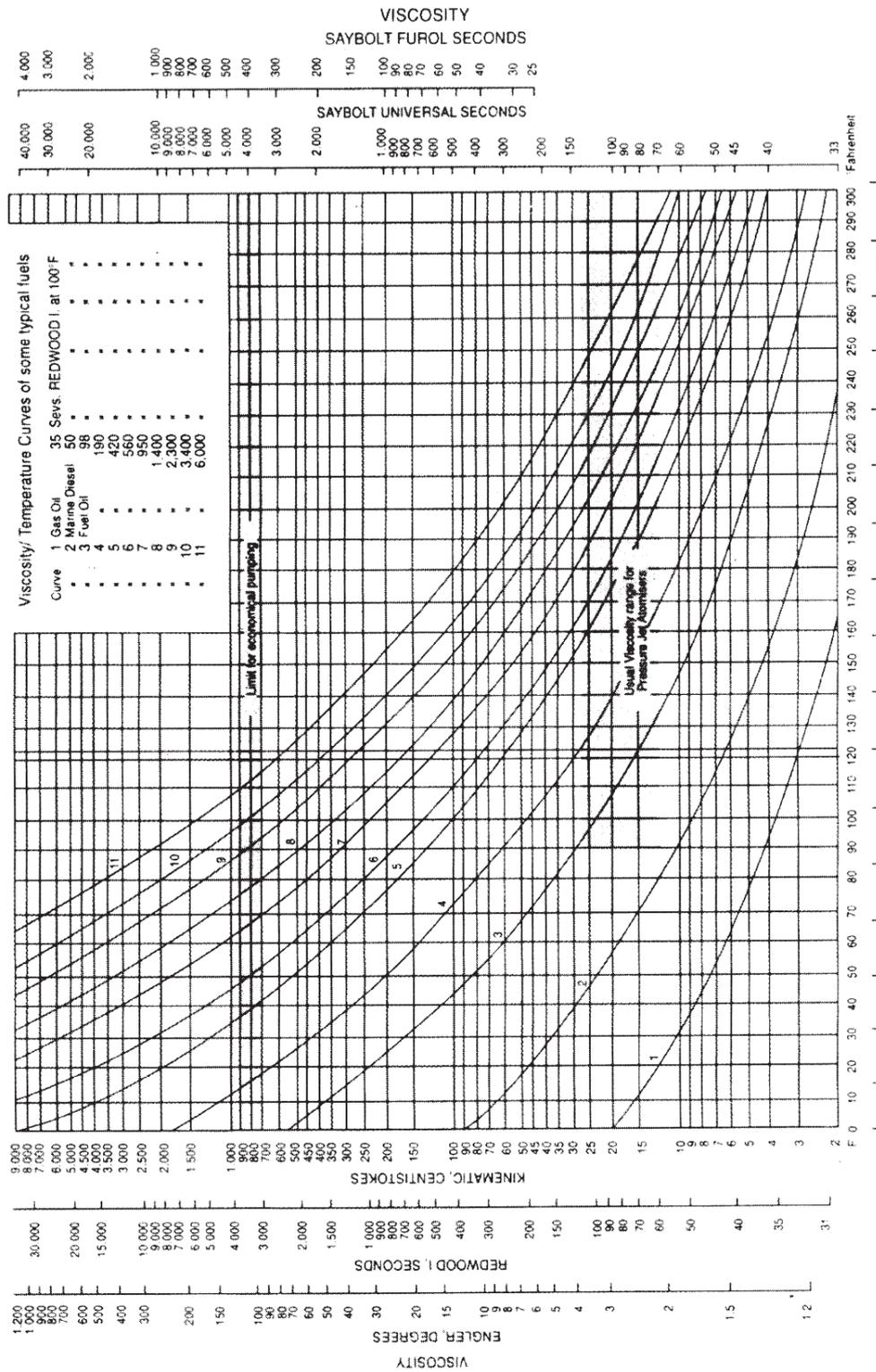
C2H001 Medir 2

PH: 4  
T: 27

C2H001 Medir 2	Fecha	Hora	%CO2	%O2	ppm SO2	ppm CO	ppm NO	ppm NO2	ppm NOx	°C AT	°C VT	% REN
1	06.03.2013	13:32:15	13.10	4.51	107	10	48	0.0	48	562.0	36.8	73.8
2	06.03.2013	13:32:35	13.30	4.26	108	10	48	0.0	48	564.0	36.3	74.0
3	06.03.2013	13:32:55	13.36	4.19	110	10	48	0.0	48	567.2	36.2	74.0
4	06.03.2013	13:33:15	13.29	4.28	111	10	49	0.0	49	562.3	36.3	74.1
5	06.03.2013	13:33:35	13.60	3.89	112	10	49	0.0	49	554.8	36.7	74.8
6	06.03.2013	13:33:55	13.79	3.65	114	10	49	0.0	49	554.4	36.8	75.1
7	06.03.2013	13:34:15	13.59	3.90	115	11	49	0.0	49	556.1	36.8	74.8
8	06.03.2013	13:34:35	13.23	4.36	112	11	48	0.0	48	558.6	36.5	74.1
9	06.03.2013	13:34:55	13.07	4.56	108	11	47	0.0	47	566.6	36.2	73.6
10	06.03.2013	13:35:15	13.19	4.40	105	11	48	0.0	48	564.6	36.0	73.8
11	06.03.2013	13:35:35	13.57	3.93	106	11	49	0.0	49	563.1	35.7	74.4
12	06.03.2013	13:35:55	13.83	3.59	109	11	49	0.0	49	560.5	35.7	74.9
13	06.03.2013	13:36:15	13.72	3.74	112	11	48	0.0	48	555.8	35.5	74.9
14	06.03.2013	13:36:35	13.58	3.92	112	11	48	0.0	48	554.5	36.0	74.8
15	06.03.2013	13:36:55	13.32	4.24	110	11	48	0.0	48	556.1	36.1	74.4
16	06.03.2013	13:37:15	13.14	4.46	108	11	48	0.0	48	557.4	36.2	74.0
17	06.03.2013	13:37:35	13.07	4.55	106	11	48	0.0	48	550.2	36.2	74.2
18	06.03.2013	13:37:55	13.06	4.56	105	11	48	0.0	48	552.1	36.2	74.1
19	06.03.2013	13:38:15	13.02	4.61	104	11	49	0.0	49	550.2	36.1	74.2
20	06.03.2013	13:38:35	12.84	4.84	103	11	49	0.0	49	548.3	36.1	73.9
21	06.03.2013	13:38:55	12.83	4.85	102	11	48	0.0	48	551.7	36.3	73.8
22	06.03.2013	13:39:15	12.60	5.14	101	11	47	0.0	47	548.9	36.5	73.5
23	06.03.2013	13:39:35	12.62	5.11	100	11	48	0.0	48	546.7	36.8	73.7
24	06.03.2013	13:39:55	12.81	4.88	100	11	48	0.0	48	551.8	36.5	73.8

# ANEXO 10.

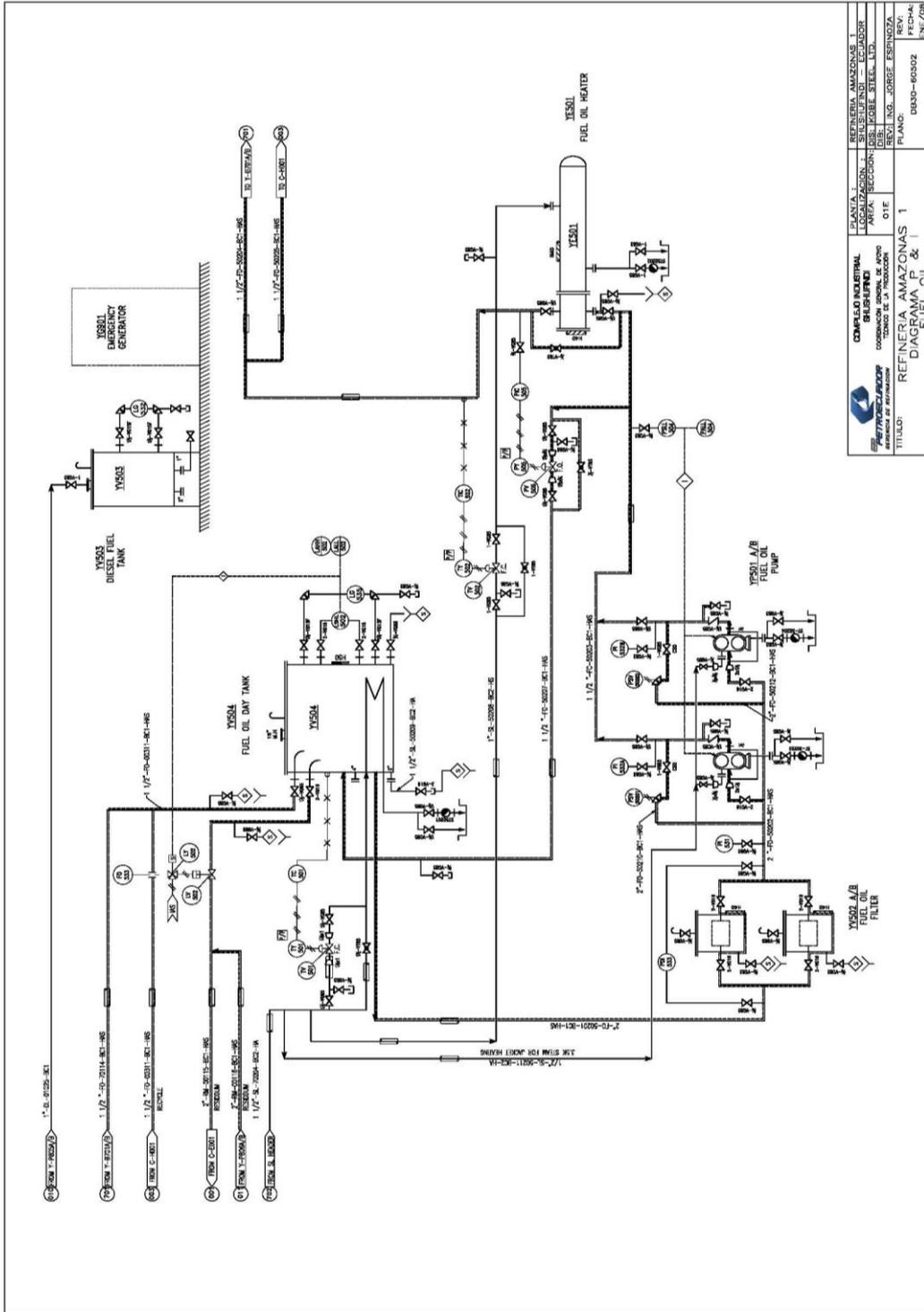
## Gráfico viscosidad vs. temperatura





ANEXO 12.

P&ID SISTEMA DE COMBUSTIBLE (CRUDO REDUCIDO) DE REFINERÍA AMAZONAS 2



COMPLEJO INDUSTRIAL REFINERÍA DE PETROLIO REFINERÍA DE PETROLIO	PLANTA LOCALIZACIÓN AREA OTF	REFINERÍA AMAZONAS 1 SILVAFRANCO - ECUADOR CORPORACION SIDERURGICA TOMO DE LA PRODUCCION
TITULO: REFINERIA AMAZONAS DIAGRAMA P & I FUEL OIL	OTF 1	REV. AUTOR ING/RS
	PLANO: 0830-00302	REV. AUTOR ING/RS

ANEXO 13

CERTIFICADO DE CALIBRACIÓN DE VISCOSÍMETRO ZEITFUCHS  
CROSS ARM



Certificate of Calibration

Viscometer No. 6 H256

ZEITFUCHS CROSS-ARM TYPE FOR  
OPAQUE AND TRANSPARENT LIQUIDS

(Standard Test ASTM D 445, D 2170 and ISO 3104)



Viscometer Constant 0.9849 mm<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>, (cSt/s)

The viscometer constant is the same at all temperatures.

To obtain kinematic viscosity in mm<sup>2</sup>/s (cSt) multiply the efflux time in seconds by the viscometer constant. To obtain viscosity in mPa·s, multiply the kinematic viscosity by the density in g/ml.

Kinematic viscosities of the standards used in calibrating were established in Master Viscometers as described in Ind. Eng. Chem. Anal. Ed. 16, 708(1944), ASTM D2162, and the Journal of Research of the National Bureau of Standards, Vol. 52, No. 3, March 1954, Research Paper 2479.

Kinematic viscosities are based on the primary viscosity standard, water, at 20°C (ITS-90). The internationally accepted value for the viscosity of water at 20°C (ITS-90) is 1.0016 mPa·s or kinematic viscosity is 1.0034 mm<sup>2</sup>/s as listed in ISO 3666. The gravitational constant, g, is 980.1 cm/sec<sup>2</sup> at the Cannon Instrument Company. The gravitational constant varies up to 0.1% in the United States. To make this small correction in the viscometer constant, multiply the above viscometer constant by the factor [g (at your laboratory) / 980.1]. The calibration data below are traceable to the National Institute for Standards and Technology. Temperature measurement is traceable to NIST (Test No. 256140).

1262.01

The inclusion of the A2LA logo does not imply certification/approval of the products calibrated or tested.

CALIBRATION DATA AT 40°C

Viscosity Standard	Kinematic Viscosity mm <sup>2</sup> /s, (cSt)	Efflux Time Seconds	Constant mm <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> , (cSt/s)
I200	234.4	237.69	0.9860
I300	358.8	364.73	0.9838

Average = 0.9849

Calibrated by RMB on 12/8/2009

under supervision of

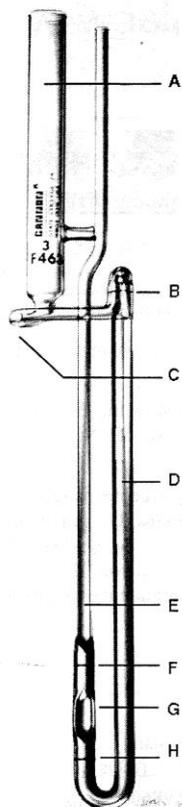
K.O. Henderson M.T. Zubler  
Cannon Instrument Co.  
State College, PA 16803, USA  
www.cannoninstrument.com

Please note: This calibration remains valid for 10 years unless (1) the viscometer has been damaged or (2) materials which chemically attack borosilicate glass (e.g., hydrofluoric acid or highly alkaline solutions) have been used. Nonetheless, it is recommended that the calibration be verified with kinematic viscosity standards periodically; if a change in calibration is indicated, carefully examine all sources of error, including especially temperature measurement since most apparent changes in calibration of the viscometer are due to errors in temperature measurement.

This certificate shall not be reproduced except in full, without the written approval of Cannon Instrument Company.

The S.I. unit of kinematic viscosity is 1 meter squared per second, and is equal to 10<sup>4</sup> stokes. The S.I. unit of viscosity is 1 pascal second, and is equal to 10 poises. One centistokes is equal to one millimeter squared per second.

## Instructions for the use of The Zeifuchs® Cross-Arm Viscometer



See also ASTM D 445, D 2170, D 446, and ISO 3105

1. Clean the viscometer using suitable solvents, and dry by passing clean, dry, filtered air through the instrument to remove the final traces of solvents. Periodically, traces of organic deposit should be removed with chromic acid or non-chromium cleaning solution.
2. If there is a possibility of lint, dust, or other solid material in the liquid sample, filter the sample through a fritted glass filter or fine mesh screen.
3. Mount the viscometer in a vertical position in a constant temperature bath. Self-aligning metal holders, either rectangular or round, can be cemented to the viscometer, and the holder fastened to the constant temperature bath lid.
4. Pipette or pour the sample into tube A of the clean dry viscometer until the leading edge of the meniscus flows through the cross-arm and up to mark B. After temperature equilibrium has been established, adjust the level of the meniscus at B by adding or removing a few drops of sample through tube A.
5. Allow approximately 10 minutes for the sample to come to the bath temperature.
6. To measure flow time, apply slight suction to tube E (or slight pressure to tube A) to start flow over siphon through capillary D. Measure the time for the leading edge of the meniscus (this may be at the wall for the lower viscosity sizes and at the center for higher viscosity sizes) to pass from timing marks H to F. Bulb G is on the left side as shown for sizes 1 through 6, and on the right side for sizes 7 through 10.
7. A check run can be made by repeating steps 1 through 6.
8. Calculate the kinematic viscosity of the sample by multiplying the fill time by the viscometer constant.

### Zeifuchs Cross-Arm Viscometer For Opaque and Transparent Liquids

® Zeifuchs is a Reg. Trademark of Cannon Instrument Company.

#### RECOMMENDED VISCOSITY RANGES FOR THE ZEITFUCHS® CROSS-ARM VISCOMETER

Size	Kinematic Viscosity Range	
	$\text{mm}^2/\text{s}^2$ , (cSt/s)	$\text{mm}^2/\text{s}$ , (cSt)
1	0.003	0.6 to 3
2	0.01	2 to 10
3	0.03	6 to 30
4	0.1	20 to 100
5	0.3	60 to 300
6	1.0	200 to 1000
7	3.0	600 to 3000
8	10	2000 to 10000
9	30	6000 to 30000
10	100	20000 to 100000

The expanded uncertainty<sup>1</sup> with 95% confidence of the calibration measurements relative to the primary standard is as follows:

Range of Viscosity $\text{mm}^2/\text{s}$	Combined Expanded Uncertainty
< 10	0.16%
10 – 100	0.22%
100 – 1000	0.29%
1000 – 10000	0.38%
10000 – 100000	0.44%

The assigned uncertainty of the primary viscosity standard at 20°C is  $\pm 0.17\%$ . See ISO 3666.

<sup>1</sup> An expanded uncertainty U is determined by multiplying the combined standard uncertainty u, by a coverage factor k:  $U = ku_c$ , where  $k = 2$ . See NIST Technical Note 1297, 1994 edition, *Guidelines for Evaluating and Expressing the Uncertainty of NIST Measurement Results*.

THIS PRODUCT WAS CALIBRATED WITHIN A QUALITY SYSTEM WHICH IS REGISTERED TO ISO 9001:2000.

CANNON INSTRUMENT CO.

STATE COLLEGE, PA. 16803

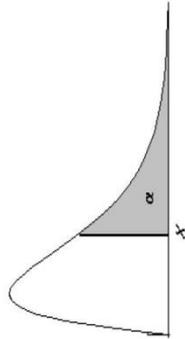
P10.0124

©2006

0208

ANEXO 14

TABLA DE DISTRIBUCIÓN CHI CUADRADO



**Tabla de la distribución chi-cuadrado.**  
 La tabla contiene los valores  $x$  tales que  $P[\chi_n^2 \geq x] = \alpha$   
 en función de los grados de libertad ( $n$ ).

$n$	0,99	0,98	0,975	0,95	0,90	0,80	0,50	0,20	0,10	0,05	0,025	0,02	0,01	0,001
1	0,0002	0,0006	0,0010	0,0039	0,0158	0,0642	0,4549	1,6424	2,7055	3,8415	5,0239	5,4119	6,6349	10,8274
2	0,0201	0,0404	0,0506	0,1026	0,2107	0,4463	1,3863	3,2189	4,6052	5,9915	7,3778	7,8241	9,2104	13,8150
3	0,1148	0,1848	0,2158	0,3518	0,5844	1,0052	2,3660	4,6416	6,2514	7,8147	9,3484	9,8374	11,3449	16,2660
4	0,2971	0,4294	0,4844	0,7107	1,0636	1,6488	3,3567	5,9886	7,7794	9,4877	11,1433	11,6678	13,2767	18,4662
5	0,5543	0,7519	0,8312	1,1455	1,6103	2,3425	4,3515	7,2893	9,2363	11,0705	12,8325	13,3882	15,0863	20,5147
6	0,8721	1,1344	1,2373	1,6354	2,2041	3,0701	5,3481	8,5581	10,6446	12,5916	14,4494	15,0332	16,8119	22,4575
7	1,2390	1,5643	1,6899	2,1673	2,8331	3,8223	6,3458	9,8032	12,0170	14,0671	16,0128	16,6224	18,4753	24,3213