

**ESTUDIO OPERACIONAL DE MEZCLAS DE GASES QUE ESTABILICE EL
SUMINISTRO DE ENERGIA AL HORNO DE LA TOPPING U-150 DE LA
REFINERIA DE BARRANCABERMEJA**

JULIO CESAR VARGAS TERAN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**ESTUDIO OPERACIONAL DE MEZCLAS DE GASES QUE ESTABILICE EL
SUMINISTRO DE ENERGIA AL HORNO DE LA TOPPING U-150 DE LA
REFINERIA DE BARRANCABERMEJA**

JULIO CESAR VARGAS TERAN

**Tesis de maestría presentada como requisito parcial para optar por el
título de Magíster en Ingeniería Química**

Director

**Humberto Escalante Hernández
PhD en Ingeniería Química**

Codirector

**PhD Maria Paola Maradei
PhD en Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

AGRADECIMIENTOS

Primero que todo a Dios por dame la salud, capacidad y sabiduría para alcanzar esta importante meta.

A mi esposa e hija y mis padres por su constante apoyo y sacrificio que permitieron contar con el tiempo y dedicación requeridos para desarrollar el importante reto de la Maestría.

Para Ecopetrol S.A por su apoyo y financiación para el desarrollo de la formación académica aplicada en el mejoramiento de los procesos de la empresa y a la Universidad Industrial de Santander por la organización de este programa académico en conjunto con la Industria.

A mis Profesores y en especial a los Directores Humberto Escalante y Paola Maradei por su colaboración durante las etapas de este proceso.

A mis compañeros de estudio y amigos que hicieron posible este gran logro.

GLOSARIO

Assay: Evaluación de crudo. Descripción detallada de las propiedades físicas y químicas del petróleo.

TBP: True Boiling Point. Temperatura de Ebullición verdadera.

FCC: Fluid Catalytic Cracking (Unidades de Cracking Catalítico)

GN: Gas Natural.

GR: Gas de Refinería.

PCI: Poder calorífico inferior.

TOPPING U-150: Unidad de destilación

PI System: Información de Planta.

KBBL/DÍA: Miles de Barriles Por Día

ACPM: Aceite Combustible Para Motores.

T-152: Torre de destilación Preflash.

DESALADOR: Equipo cuyo propósito es remover sales y agua del crudo.

H-150: Horno de la unidad 150.

D-940: tambor de mezcla de las corrientes del gas combustible.

PSA ROG: Unidad de producción de hidrogeno.

ASTM: American Society for Testing and Materials. Estándares y normas de materiales y procedimientos.

API: *American Petroleum Institute* o medida de densidad que, en comparación con el agua, define como pesado o liviano al petróleo.

AF: Relación aire-combustible (Air-Fuel).

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	20
2. OBJETIVOS	27
2.1. OBJETIVO GENERAL	27
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	27
3. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE	28
3.1. DESTILACION DE CRUDO	28
3.1.1. Sistema de Pre calentamiento de Crudo.	28
3.1.2. PRE-FLASH.....	30
3.1.3. Hornos Atmosféricos.....	30
3.1.4. ZONA FLASH.	32
3.1.5. PLATOS DE FRACCIONAMIENTO.....	32
3.2. CONCEPTO DEL CALENTAMIENTO EN EL HORNO ATMOSFERICO ..	33
3.3 INTERCAMBIABILIDAD DE GASES	34
3.4 RED DE GAS COMBUSTIBLE	37
3.5. COMBUSTION.....	38
3.6. INDICE DE EFICIENCIA ENERGETICA	41
3.6.1. PODER CALORIFICO.	43
3.6.2. FACTORES QUE DISMINUYEN EL PODER CALORIFICO	44
3.6.3. TEMPERATURA ADIABATICA DE LLAMA.....	45
3.7. SIMULACIÓN DE PROCESOS	45
3.7.1. Simulador Aspen Hysys.....	47
3.8 ANALISIS ESTADÍSTICO.....	47

4. METODOLOGÍA.....	49
4.1. RECUPERACION DEL HISTORIAL OPERACIONAL DE LA UNIDAD	49
4.2. SIMULACION DEL HORNO H-150.....	50
4.2.1 Selección de Componentes	50
4.2.2 Cálculo de propiedades termodinámicas.	50
4.2.3 Caracterización del crudo (crear el Assay).	50
4.2.4 Simulación del modelo en estado estable.....	51
4.2.5 Simulación del horno en modo dinámico.	51
4.2.6 Instalación de los controladores con sus respectivos parámetros de sintonización.	51
4.3. VERIFICACION QUE EL MODELO SE ENCUENTRE EN LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.	52
4.4. EVALUACION DE MEZCLA DE GASES PARA LA RED DE GAS COMBUSTIBLE	53
4.4.1 Escenarios actuales.....	53
4.4.2 Escenarios futuros.	53
4.4.3 Determinación de índices de eficiencia energética.	54
4.4.4 Determinación de costos asociados al consumo de gas por escenario. ...	54
5. RESULTADOS	56
5.1. RECUPERACION DEL HISTORIAL OPERACIONAL DE LA UNIDAD	56
5.2 SIMULACIÓN DEL HORNO H-150.....	58
5.2.1 Caracterización del crudo (crear el Assay).	66
5.2.2 Especificación de las corrientes del horno.....	66
5.2.3 Simulación del horno en modo dinámico.	68
5.3 EVALUACION DE MEZCLA DE GASES PARA LA RED DE GAS COMBUSTIBLE	69
5.4 DETERMINACION DE ALTERNATIVAS DE MEZCLA PARA EL GAS COMBUSTIBLE	72
6. CONCLUSIONES.....	80

7. RECOMENDACIONES.....	81
BIBLIOGRAFIA.....	82
ANEXOS.....	85

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Promedio de la composición de los gases que alimentan el Tambor de mezcla D940.	21
Tabla 2. Requerimiento energético de la unidad topping U-150.	23
Tabla 3. Rangos de niveles de las variables a utilizar en el índice de Eficiencia.	42
Tabla 4. Constantes del modelo del índice de eficiencia energética.	43
Tabla 5. Composición de Gases de Combustión.	49
Tabla 6. Controladores de válvulas de control del horno H-150.	51
Tabla 7. Propiedades del crudo que se refina en la GRB.	56
Tabla 8. Composición del crudo calculado por el simulador Hysys.	57
Tabla 9. Composición de Gases de Refinería.	60
Tabla 10. Data Sheet del horno H-150.	64
Tabla 11. Propiedades termodinámicas para los flujos del H-150, calculadas a partir de dos modelos de estado.	66
Tabla 12. Corrientes de entrada y salida del horno H150.	67
Tabla 13. Simulación del horno en modo dinámico H150.	68
Tabla 14. Composición de gases para los casos evaluados en el simulador ...	70
Tabla 15. Composición y propiedades de los gases evaluados en los casos...	77

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Conformación gas de combustión (GC) para alimentar hornos unidades topping.....	20
Figura 2. Esquema general de la red de gas combustible de refinería.	22
Figura 3. Diagrama general de procesamiento de crudo en una unidad Topping.....	23
Figura 4. Diagrama de bloques de la Unidad Topping 150.....	29
Figura 5. Información contenida en la TBP	87

LISTA DE GRAFICOS

	Pág.
Gráfico 1. Contorno del índice de eficiencia vs el índice de Wobbe y la temperatura adiabática de llama.....	43
Gráfico 2. Gráfico de caja y bigotes para la información histórica de las condiciones operacionales del horno H-150	62
Gráfico 3. Gráfica de pariedad para el flujo de gas combustible.....	67
Gráfico 4. Composiciones de mezcla de gases de refinería seleccionados	69
Gráfico 5. Gráfico de caja y bigotes para la información histórica del poder Calorífico del D-940 que alimenta el H-150	69
Gráfico 6. Efecto del exceso de oxígeno y el poder calorífico inferior en el consumo de gas de refinería manteniendo la temperatura del crudo en 587, 4°F	71
Gráfico 7. Influencia del contenido de oxígeno con respecto al Índice Energético.....	71
Gráfico 8. Influencia del exceso de oxígeno y del PCI sobre el consumo de gas de refinería en el H-150.....	72
Gráfico 9. Variación del Índice Energético con respecto al contenido de oxígeno en el gas de chimenea.	73
Gráfico 10. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC-I. Adición de gases de campo	74
Gráfico 11. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC- II de adición de Butanos.....	75
Gráfico 12. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC- III de retiro de los aportes de HDT.	75
Gráfico 13. Variación de la temperatura de salida del crudo para el Caso GC-IV. Retiro del aporte de Modelo IV	76
Gráfico 14. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC-V. Retiro del aporte de Modelo IV y desvíos de butanos.....	77

Gráfico 15. Costo del gas consumido para los casos evaluados a máximo

Flujo.....78

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Vista General Horno H-150	85
Anexo B. Pasos para iniciar una simulación	86
Anexo C. Simulación del horno en modo dinámico H150.....	88

RESUMEN

Título: Estudio operacional de mezclas de gases que establezca el suministro de energía al horno de la unidad Topping U-150 de la Refinería de Barrancabermeja

Autor: VARGAS TERAN Julio César**

Palabras Claves: Topping, combustión, intercambiabilidad de gases, gas de refinería, eficiencia energética.

DESCRIPCION:

El horno atmosférico de la unidad Topping tiene como función transferir el calor necesario al crudo para facilitar la destilación en la torre atmosférica y de esta manera recuperar productos valiosos del crudo. En el horno se lleva a cabo un proceso de combustión, el cual utiliza como fuente principal de energía una mezcla de gas natural (GN) y gas de refinería (GR). El GR, llamado también gas combustible, es recuperado de los distintos procesos; unidades de cracking (Modelo IV, Orthoflow), de hidrotatamiento, del cabezal de gas de aromáticos (mezcla de gas combustible de refinería) y de la unidad de Turboexpander. En su composición puede presentarse altos contenidos de hidrógeno, butano, etileno, propano y propileno, ocasionando perturbaciones en el poder calorífico y en la densidad. Además por otro lado, los hornos también se alimentan de gas natural GN, llamado también gas de campos, el cual tiene un alto porcentaje de metano y etano. Actualmente existen problemas de funcionamiento del horno atmosférico debido a la salida, en ocasiones, de servicio de una o varias unidades de Cracking presentando, en consecuencia, una disminución significativa en el poder calorífico del gas combustible debido a la ausencia de gases pesados de alta capacidad calorífica y a la alta concentración de hidrógeno (30- 60% de H₂). En el presente estudio, utilizando el simulador (comercial) de procesos Aspen HYSYS V.8.4, se evaluaron las condiciones de operación del horno de la unidad Topping U-150 utilizando diferentes mezclas de gas combustible y se realizó el cálculo del indicador de eficiencia energética utilizando el modelo matemático de Cala [1] el cual depende de las variables como el índice de Wobbe (IW) y la temperatura adiabática de llama (T) para realizar la evaluación de mejores alternativas de operación que disminuyan los problemas actuales.

* Trabajo de aplicación **

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Escalante Hernández Humberto Ing. Químico, Msc, Ph.D. Co-Directora: Maradei García, Msc, Ph.D.

ABSTRACT

Title: Operational study of gas mixtures to stabilize the heat supply of the furnace in the distillation topping U-150 of the Barrancabermeja Refinery

Authors: VARGAS TERAN Julio César**

Keywords: Topping, Combustion, Gas interchangeability, Refinery gas, energy efficiency.

DESCRIPTION:

The atmospheric oven of the topping unit has as function to transfer the heat necessary to the crude facilitating its distillation in the atmospheric tower and recovering the products with a high added value. A combustion process is conducted in the oven, in which a mixture of natural gas (NG) and refinery gas (RG) is used as main energy source. The RG also called fuel gas, is obtained of different processes; the Cracking units (Model IV, Orthoflow), the hydrotreatment unit, comes from gas aromatics (mixture of refinery's fuel gas) and the turboexpander unit, and reused as a substitute of the natural gas. The composition depends of its origin, presenting a high content of hydrogen, ethylene, propane and propylene. Its origin causes perturbations in the heat value and density. Otherwise, the furnaces can be fed with on natural gas (NG) also called gas fields. This has higher percentage of methane and ethane. Notherday, there are many malfunction of the oven due to out of service of some cracking units causing a significant drop of the heat value of fuel gas due to the absence of heavy gases of high calorific capacity and the high hydrogen concentration (30 % - 60 % of H₂). In the present study using a commercial computational simulator named Aspen HYSYS V.8.4, a study of the heating train of the topping U-150 unit, at different operating conditions and using different mixtures of fuel gas, was performed. Besides energy efficiency indicators was calculated to asses of best alternatives to operate the oven, using the Cala mathematical model [1], which is a function of the Wobbe Index (WI) and adiabatic flame temperature (T).

* Application work

** Faculty of Physico-Chemical Engineering. School Of Chemical Engineering. Director: Escalante Hernández Humberto. Chemical Engineer, Msc, PhD. Co-Director: Maradei Garcia Maria Paola, Chemical Engineer, Msc, Ph.D.

INTRODUCCIÓN

Ecopetrol S.A. es la principal compañía petrolera en Colombia. Para el proceso de transformación de hidrocarburos, Ecopetrol cuenta con refinerías en Barrancabermeja y Cartagena. La refinería de Barrancabermeja está localizada a orillas del río Magdalena, tiene capacidad de 250 kbb/día y es responsable de generar el 75% de la gasolina, combustóleo, ACPM y demás combustibles que el país requiere, así como el 70% de los productos petroquímicos que circulan en el mercado nacional. La refinería de Barrancabermeja tiene un área de 254 ha, en las que se distribuyen más de 50 modernas plantas y unidades de proceso, tratamiento, servicios y control ambiental.

La refinación de hidrocarburos tiene márgenes de rentabilidad muy estrechos y está directamente ligada a la fluctuación de los precios internacionales del crudo y derivados. Por lo anterior, la refinería de Barrancabermeja trabaja en la optimización de sus procesos tendientes a incrementar la eficiencia energética de sus operaciones, a permitir la carga de crudos más pesados y mejorar la calidad de sus productos cumpliendo las legislaciones ambientales. Para tal efecto, ECOPETROL ha realizado la construcción de nuevas plantas, la repotenciación y mejoramiento de las unidades existentes y la continua capacitación del personal. Un caso reciente es el montaje y puesta en servicio de una moderna planta de hidrotratamiento de combustibles en el año 2010, le permitió a Ecopetrol cumplir con la legislación ambiental (concentración de azufre en combustibles menor a 50 ppm) y el mejoramiento económico de la refinación. Adicionalmente, se está diseñando la modernización de la refinería, la cual permitirá aumentar el grado de refinación de crudos pesados que se producen en Colombia.

La primera etapa de refinación del crudo, la constituye las unidades Topping, las cuales reciben este nombre porque operan a presiones cercanas a la

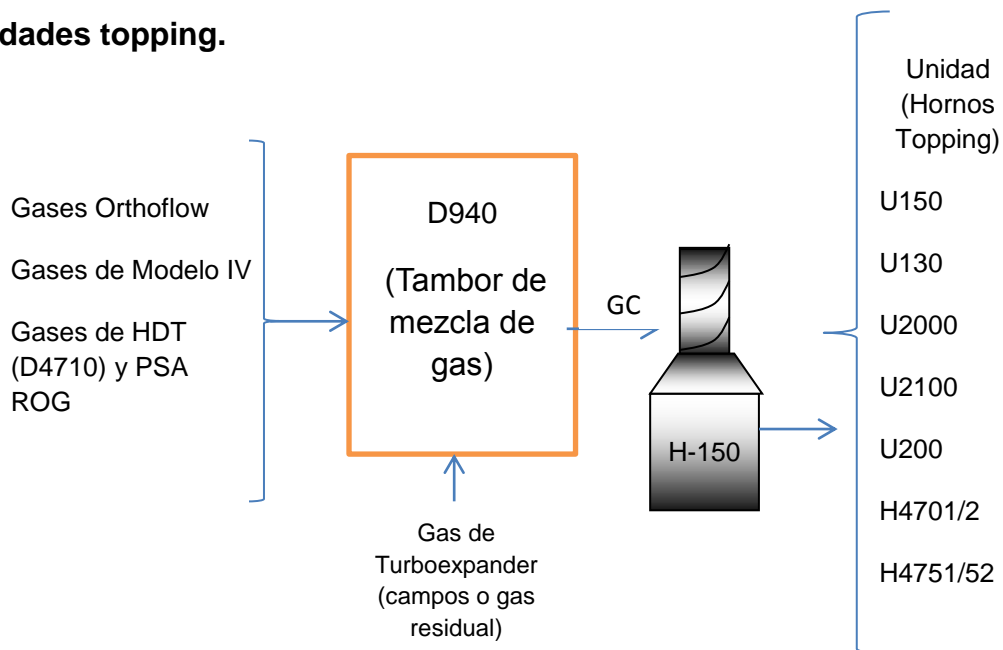
atmosférica (14,7 psig). En las Topping se obtienen combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que son procesados en otras unidades para convertirlos en combustibles más valiosos (GLP, Nafta, Gasolinas, Gasóleos, Fondo atmosférico y de vacío). En la refinería de Barrancabermeja, la Topping Unidad U-150 procesa crudo con características especiales y con destino a la producción de bases lubricantes y ceras, crudos de base parafínica y nafténica.

En la refinería la energía representa el 40% del costo total de operación, por lo cual es necesaria la implementación de estrategias para aumentar la eficiencia energética; el uso de trenes de calentamiento y/o la reutilización de energía residual aseguran la disminución del consumo de gas combustible en el horno.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la refinería, la energía requerida en la unidad de destilación (U-150/130/2000/2100/200) es suministrada por la combustión una mezcla gaseosa compuesta por gas natural (gas de campos de producción) y/o gas de refinería (Figura 1). Este gas de refinería (GR) es producido por las unidades U-300 y U-500 (Modelo IV y Orthoflow) de craqueo catalítico fluidizado (FCC, por sus siglas en inglés) y por las unidades de hidrotratamiento. Los gases de la FCC son ricos en hidrocarburos ligeros e hidrógeno. Por otra parte las unidades de hidrotratamiento aportan al GR dos corrientes de purga; una con 70%vol de hidrógeno y la otra con un 35-45%vol de hidrógeno.

Figura 1. Conformación gas de combustión (GC) para alimentar hornos unidades topping.



La composición del gas combustible (GC) se ve afectada por la fluctuación (carga y composición) de los efluentes gaseosos que llegan al cabezal (tambor de mezcla D-940). Por lo tanto, las propiedades térmicas del GC (poder calorífico promedio) no son constantes durante el tiempo de operación de la planta. A manera de ejemplo, en la Tabla 1 se presenta un promedio de composición de los gases que alimentan el tambor D940 donde se tienen datos

promedio mínimo y máximo de un año y donde se ve que la tendencia del hidrógeno en los gases de la U-300 (Modelo IV), U-500 (Orthoflow) y U-4700 (HDT) que impacta en la mezcla del D940, cuyo valor oscila entre 29,67% y 49,00% mol de H₂. Cabe señalar igualmente que en el caso del propano, propileno y etano, la tendencia es a disminuir su presencia en el gas que alimenta dicho tambor ya que las plantas que los producen tienen unidades para recuperar estas corrientes valiosas.

Tabla 1. Promedio de la composición de los gases que alimentan el Tambor de mezcla D940.

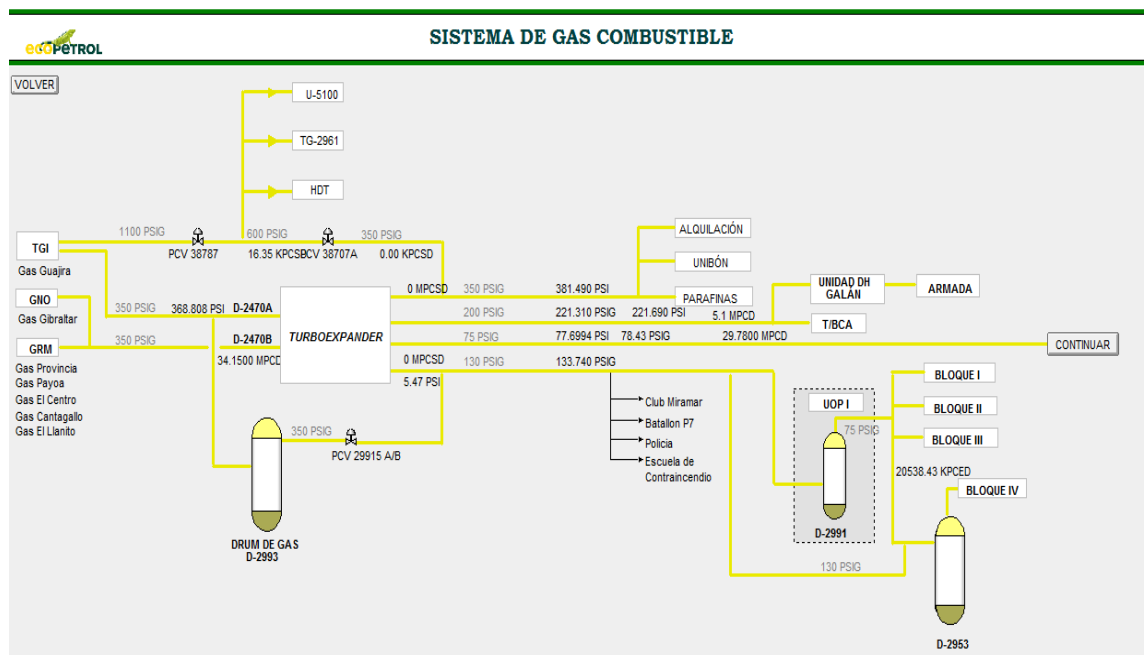
Compuesto	Unidades	Orthoflow	Modelo IV	U-4700 HDT	D940
Metano	%mol	16,05-21,05	20,1-34,29	10,5-23,51	23,4-48,56
Etano	%mol	6,02-8,64	4,6-18,6	2,52-3,13	4,5-9,08
Etileno	%mol	5,99-8,12	4,3-10,5	0-0,063	2,5-5,0
Propano	%mol	1,64-4,82	3,34-14,83	2,3-3,8	1,1-8,11
Propileno	%mol	7,39-16,35	5,2-11,3	0,018-0,034	2,6-11,39
Iso-butano	%mol	0,85-6,62	1,22-2,84	0,54-1,93	0,7-6,6
Iso-pentano	%mol	0,371,08	0,001-0,043	2,5-10,59	0,39-1,47
N-butano	%mol	0,52-3,85	0,37-1,22	0,56-2,21	0,53-2,3
Nitrógeno	%mol	0,05-4,65	0,06-5,68	0,53-2,45	0,02-6,2
H ₂ S	%mol	0-3,39	0,46-1,87	0	0,02-1,98
Hidrógeno	%mol	27,6-42,5	32,84-43,90	52,7-75,61	29,67-49
Oxígeno	%mol	0,02-0,4	0,024-0,66	0,08-0,25	0,01-0,32
Monóxido de carbono	%mol	0,97-6,4	0,28-1,56	0-9,8	0,17-3,47
Dióxido de carbono	%mol	0,04-9,9	0,86-1,76	0-0,72	0,17-5,4
Poder calorífico	Btu/ft3	966-1525	842-1230	647	913-1395

Fuente: datos de la base de datos CDLAB del año 2013

Las corrientes que alimentan el tambor de mezcla D-940 se ven afectadas por tanto, por la estabilidad operacional de las unidades de proceso de donde proceden (las FCC y las de hidrotratamiento, etc.) generando variabilidad de la carga que se suministra a los hornos. Generalmente, estos factores aparecen mayoritariamente cuando se requiere realizar desvíos de corrientes

programados o no programados de etano, propano, propileno y butano a la red de gas, generando una modificación de la concentración de hidrógeno en el gas combustible como se presenta en la Figura 2, la cual muestra el esquema general de la red de gas combustible del área de refinería incluyendo las fuentes, los ruteos, los drunes y las diferentes consumidores de gas combustible.

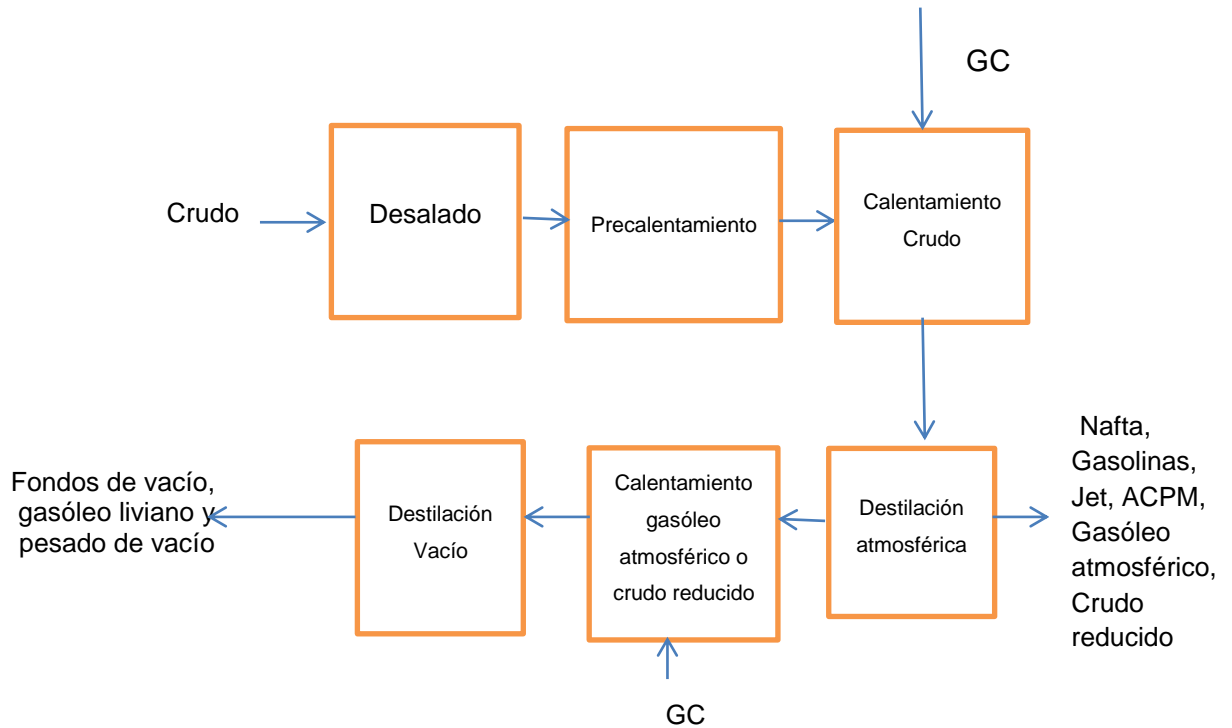
Figura 2. Esquema general de la red de gas combustible de refinería.



Fuente: Tomado de: Manual de la planta

La unidad de destilación atmosférica (U-150) de la GRB cuenta con una sección atmosférica y una sección de vacío. La sección atmosférica tiene un primer tren de intercambio de calor, un desalador, la torre preflash, un segundo tren de Intercambio de calor, un horno atmosférico y la torre atmosférica. La sección de vacío consta del tambor de carga, un horno de vacío y la torre de vacío (Figura 3).

Figura 3. Diagrama general de procesamiento de crudo en una unidad Topping.



En la Tabla 2 se presenta las ventanas y guías de control operativas y las variables más importantes en el proceso de la unidad Topping U-150 como son la temperatura del crudo al ingresar en el horno, la temperatura de los tubos de serpentín del horno, la temperatura del crudo que sale del horno y la carga del crudo al horno.

Tabla 2. Requerimiento energético de la unidad topping U-150.

Variable	Ventana	Guía de control
Temperatura de precaliente (°F)	440-600	445-580
Temperatura tubo serpentín horno (°F)	1300	1200
Temperatura de salida del horno (°F)		570-720
Carga de crudo de la unidad (bbl/día)	32000-40000	32300-39800
Calor absorción del horno (MM BTU/hr)	66,4	

Fuente: Manual de diseño de la unidad

Actualmente los factores que afectan considerablemente la composición del GC, y por ende las condiciones de operación normales del horno H-150 de la Topping U-150 son:

- Salida de servicio de alguna de las unidades FCC (Modelo IV y Orthoflow). Esto conlleva a afectar el poder calorífico del GC debido a la ausencia de hidrocarburos de cadena larga y al aumento de la concentración de hidrógeno en la red de gas combustible.
- Entrada en servicio de tres unidades de hidrotratamiento. Por lo tanto, la composición de hidrógeno en los gases de la HDT(U-4700) y de la PSA ROG se incrementa a 70% vol y 35%-45% vol, respectivamente, por consiguiente, se modifica la composición del GC.

El horno H-150 está diseñado para operar con 38 kbbbl/día de carga, sin embargo, no ha sido posible llegar a esta carga. Las evaluaciones de desempeño realizadas recientemente al horno, han evidenciado que:

- Se ha alcanzado un límite operacional promedio de tan solo 2,5 kbbbl/día de carga de crudo.
- La temperatura en la zona de precalentamiento se encuentra en los valores de diseño con el tren limpio; aproximadamente 450°F en corrida de carga de crudo Cupiagua a la unidad de destilación o topping.
- La temperatura de salida del horno presenta una disminución de 50°F en promedio.
- La temperatura de la superficie de los tubos es de alrededor 1220°F. Actualmente, los quemadores manejan un índice de consumo de gas combustible de 1,8 Nft³/h.bbl* de carga; con el fin de cumplir la guía de integridad exigida para las superficies de tubos que es de máximo 1200 °F.
- Los quemadores están diseñados para máximo 30 %vol de hidrógeno, al operar con concentraciones superiores se generan riesgos de erosión,

* Nft³/h.bbl corresponde a unidades de fts cúbicos por hora y por barril en condiciones estándar o normales.

pérdida de integridad de la boquilla por alta temperatura de llama (provocando su constante cambio) y quema rápida en el interior de la boquilla, afectando la combustión del horno y la estabilidad de la llama.

De acuerdo a estas evaluaciones y con el fin de mantener el suministro energético a la carga de la topping que se ha visto afectada, principalmente, por la gran cantidad de hidrógeno presente en la corriente de GC, usado en el horno del tren de calentamiento, se plantearon las siguientes alternativas:

- En mayo del 2011 se solicitó realizar un análisis y control de cambios para la recuperación y el aprovechamiento de la corriente de hidrógeno proveniente de la unidad de hidrotratamiento (HDT U-4700), ya que esta corriente afecta el sistema de gas combustible de la refinería.
- En agosto del 2012 se implementó una línea de dilución de los gases residuales de HDT con Gas Guajira rica en metano para disminuir los niveles de hidrógeno hasta 30%vol.

Por lo anterior, el objetivo de este trabajo de aplicación fue realizar un estudio para evaluar diferentes alternativas de mezclas de gases que entran al tamobr de mezcla D-940 y sirven como combustible al horno H-150 de la unidad de destilación U-150. Este trabajo busca proponer alternativas de mejora de la eficiencia del horno manteniendo los niveles de hidrógeno permitidos. Para tal fin se simuló la operación dinámica del horno utilizando Hysys, y se evaluó su eficiencia mediante el modelo propuesto por Cala¹. Para la simulación se contó con información histórica de la variabilidad de la carga durante el año 2011 y el año 2016. Mediante el debido manejo estadístico a partir de los datos depurados, se validó la simulación.

Tomando como referencia la variación histórica de la carga en la empresa, y previendo futuras situaciones se analizaron cinco posibles escenarios de cargas introduciendo en el análisis el componente económico.

¹ CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS.2014

Este estudio evalúa las alternativas de mezcla de gases de campo y de refinería como suministro de GC para el tren de calentamiento de la unidad de destilación atmosférica, de manera que se mejore la eficiencia del horno, pero respetando los niveles de hidrógeno permitidos por el sistema. Como variable de respuesta para evaluar los cambios en la composición del GR, se seleccionó la temperatura que alcanza el crudo a la salida del horno.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Evaluar alternativas de operación que permitan estabilizar el suministro de energía al horno del tren de calentamiento de las unidades de destilación atmosférica de la GRB, teniendo en cuenta la variabilidad de las propiedades fisicoquímicas del GC.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar técnicamente, y bajo las condiciones de operación actuales, el tren de calentamiento de la carga de la unidad de destilación atmosférica (Horno de la unidad U150) de la GRB con el fin de determinar los rendimientos energéticos en una ventana de 2 o 3 años y las causas de las ineficiencias existentes.
- Evaluar alternativas de mezclas de gases (de campo y de refinería), incluyendo nuevas fuentes de gases que puedan ser inyectados en la red de GC, garantizando tanto los requerimientos energéticos como de temperatura de salida del crudo en el horno de la U-150 de la GRB.

3. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE

3.1. DESTILACION DE CRUDO

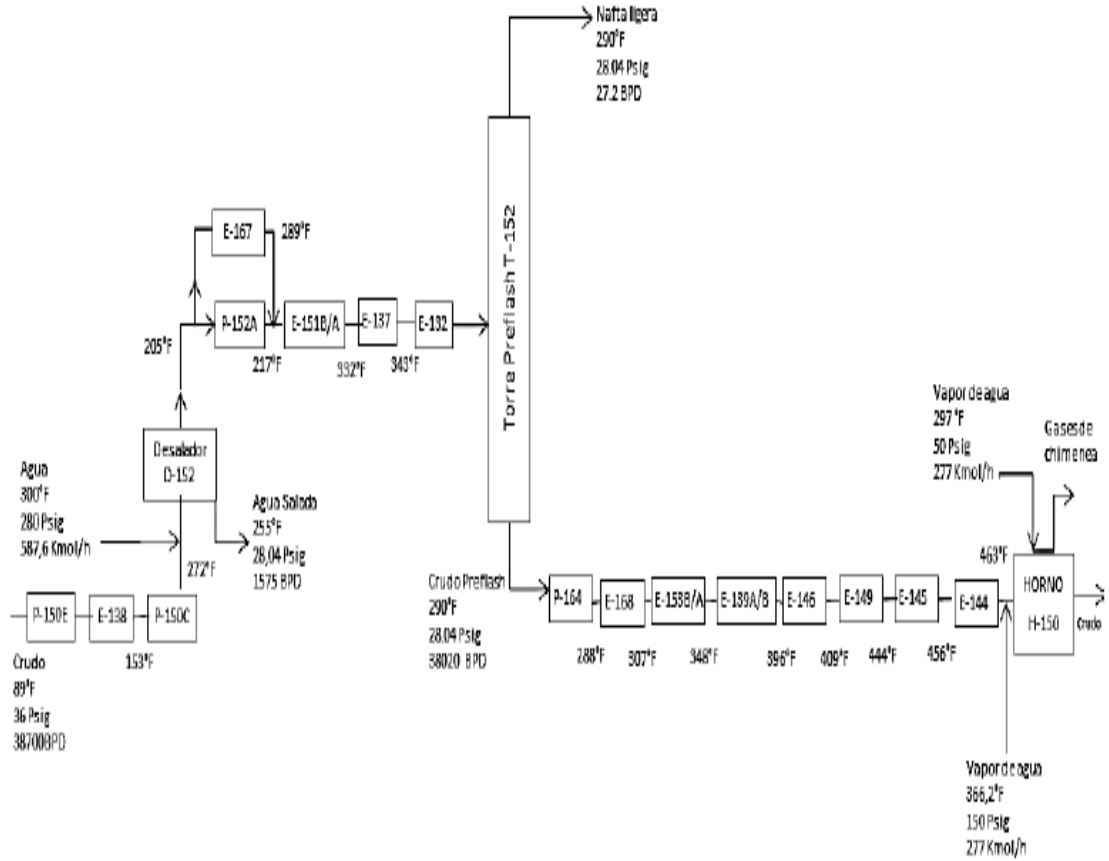
La destilación atmosférica y al vacío es uno de los primeros procesos a que es sometido el petróleo en su refinación. Este proceso aprovecha las propiedades físico-químicas de los componentes del crudo para separarlos en fracciones de diferentes características, sin introducir cambios en la estructura química original. La destilación atmosférica permite la separación con base en las diferencias de volatilidades, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de los componentes del crudo².

Los productos obtenidos de la destilación atmosférica son: gases no condensables, gases licuados, gasolinas, naftas para la reformación, kerosene, diesel pesado, gasóleos y crudos reducidos. Las etapas de destilación pueden ser una o más dependiendo de la materia prima. La primera etapa es una destilación atmosférica (bajas presiones) y las subsiguientes son a presiones inferiores a la atmosférica (destilación al vacío). La mayoría de los productos obtenidos en las diferentes etapas de la destilación son susceptibles de sufrir reprocesamientos, bien sea para obtención de otras fracciones por procesos de conversión y separación o bien para mejorar su calidad.

3.1.1. Sistema de Precalentamiento de Crudo. El crudo es bombeado desde los tanques de almacenamiento hacia las unidades de destilación atmosférica previa separación de agua mediante drenado del tanque. Los tanques de crudo presentan tres secciones: tope, medio y fondo para análisis de agua y API. La calidad promedio certifica si el crudo puede ser enviado a la destilación atmosférica (Figura 4).

² CABRERA, Liliana. Refilub S.A. Química Industrial I. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes. Mérida. Venezuela. Trabajo de proyecto de grado.2012

Figura 4. Diagrama de bloques de la Unidad Topping 150.



Fuente: Manual de la planta topping U-150.

El precalentamiento del crudo se realiza mediante el tren de intercambiadores de calor, los cuales elevan la temperatura de 89 °F a 273°F, a expensas de los calores que aportan los productos de la torre de destilación.

En el desalador el crudo es mezclado con agua de lavado que ingresa a 300°F y 280 psig, y luego es separado para retirar la mayoría de sales e impurezas. En el desalador, el crudo es separado del agua. El crudo desalado es analizado para medir el contenido de sales. Normalmente, la eficiencia del desalador está entre 90-97%. En el caso particular de la T-150, el crudo a 273°F entra al desalador y se mezcla con agua (4,5% volumen agua-crudo) a 300°F y 280 psig. Posteriormente, se retiran las sales e impurezas y entra a un segundo

tren de calentamiento para subir su temperatura de 205°F a 343°F. El crudo desalado continúa el precalentamiento con los productos de fondo³.

3.1.2. Pre-Flash. Son columnas diseñadas para separar las fracciones más livianas del crudo antes de que el crudo sea alimentado a la fraccionadora principal. Se considera una etapa teórica adicional que permite ahorro energético. Las fracciones livianas son enviadas a la sección de rectificación de la fraccionadora principal. Estudios realizados han establecido que las columnas pre-flash permiten un ahorro de energía de 3,5% para crudos livianos y 1,5% para crudos pesados.

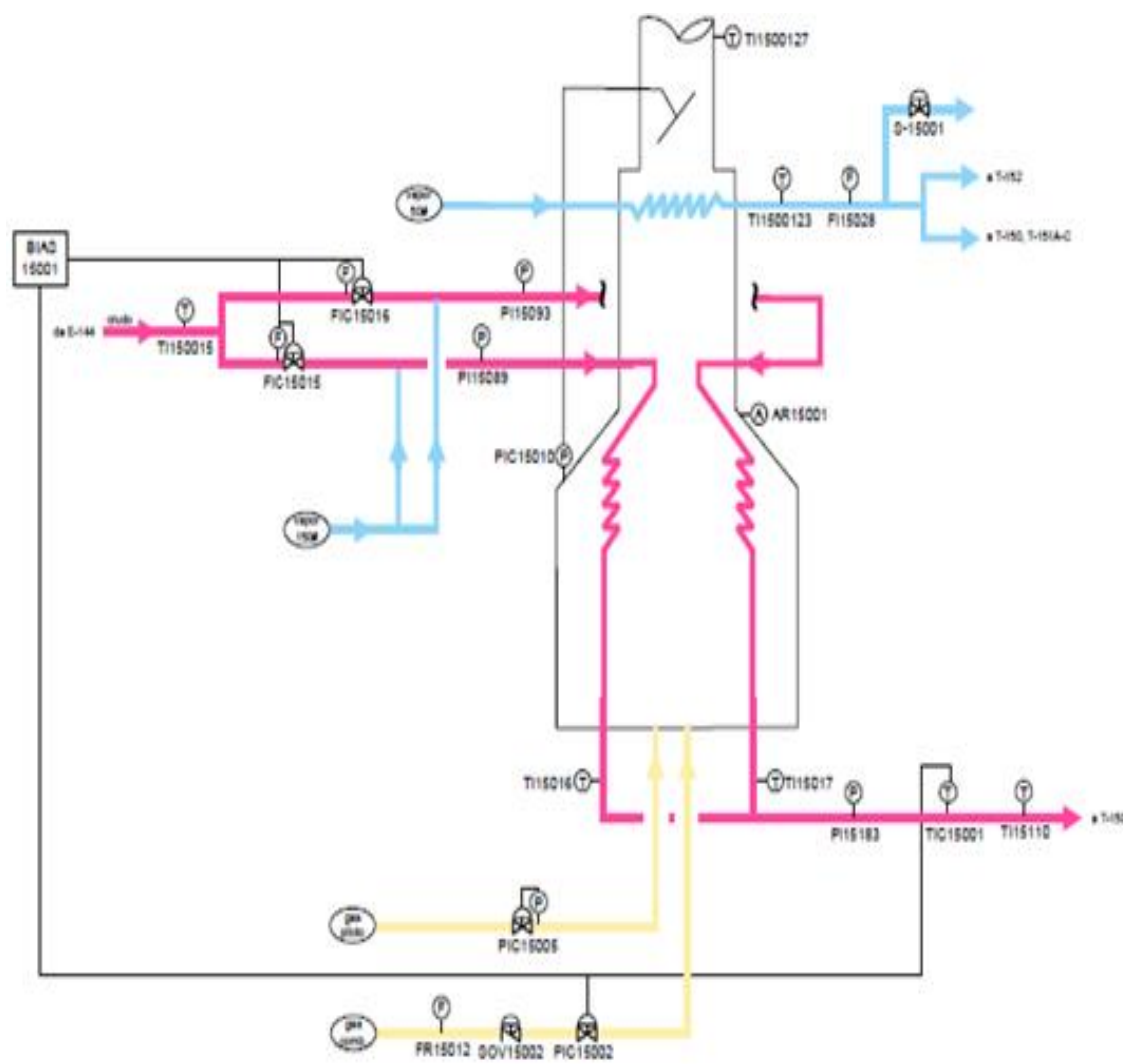
En la T-150, el crudo es parcialmente vaporizado en la torre Pre-flash T-152, despojándose una fracción liviana (gases y nafta) con vapor de 50 psig. El crudo que sale del fondo de la T-152 se mezcla con soda y fluye a un segundo tren de intercambiadores de calor para subir su temperatura hasta 400 a 450 °F; aprovechando el calor entregado por las corrientes laterales de salida de la torre. Seguidamente el crudo es calentado hasta 587°F mediante el calor suministrado por el horno H- 150.

3.1.3. Hornos Atmosféricos. El crudo precalentado es vaporizado en un horno atmosférico y en la zona flash de la fraccionadora principal. En el horno atmosférico se transfiere la carga térmica necesaria para producir el cambio de fase. El crudo sale del horno a una temperatura entre 570° a 720°F, dependiendo del tipo de crudo y de los productos a obtener. Temperaturas más altas originan craqueo térmico del crudo. El calor transferido al crudo es por radiación y convección generado mediante la quema de combustible líquido o gas natural. El crudo pasa por la sección de convección y luego la de radiación. Los gases de combustión fluyen en dirección opuesta. Estos hornos son de alta eficiencia ya que poseen tres cámaras: de convección, de radiación y de combustión.

³ ECOPETROL S.A, Manual de descripción de proceso de la Unidad de crudo U- 150.Barrancabermeja. Pág. 1-13.

En la unidad T-150 de la GRB, el crudo es precalentado en el horno H-150 (Figura 5) de tiro natural, tipo cabina con 12 quemadores y alimentado con un gas combustible (GC) provenientes del tambor de mezcla D940. El GC es una mezcla de gas natural (GN) y gases de refinería (GR). Este último procede de las unidades de cracking catalítico (Modelo IV y Orthoflow), la unidad de desulfuración y el cabezal de gas de aromáticos. El GR contiene mezclas de etano, etileno, propano, propileno y butano que presentan alto poder calorífico, o mezclas de hidrógeno y metano que poseen bajo poder calorífico. El GR presenta composición variable, dependiente del proceso del cual provenga.

Figura 5. Diagrama del horno H-150.



Fuente: Manual de la planta topping U-150

3.1.4. Zona Flash. Es la zona de vaporización súbita ubicada en la entrada de crudo a la columna fraccionadora principal. El crudo precalentado entra a la fraccionadora principal para ser separado en una corriente de fracciones livianas que asciende hacia el tope y la corriente de fracciones pesadas que descienden hacia el fondo. Dependiendo del contenido calórico del crudo, de la presión y temperatura en la zona flash, el porcentaje de fracciones livianas recuperadas típicamente alcanzan un 40 - 45%p en promedio. En esta zona se utilizan distribuidores de líquido que permiten una mejor dispersión de las fracciones líquidas que descienden y regulación de la velocidad de la fracción vaporizada.

3.1.5. Platos de Fraccionamiento. Los cortes de la fraccionadora principal son retirados de la torre mediante platos de retiro total o parcial. Cuando el corte lateral líquido no se retira completamente el plato se denomina de retiro parcial. Cuando el corte lateral líquido se retira completamente el plato se denomina de retiro total. No existe flujo de líquido por debajo del plato de retiro total. En caso de retiro total se introduce un reflujo externo por debajo del plato de retiro total para asegurar líquido en los platos subyacentes.

El reflujo externo es una corriente lateral retirada de la misma torre, enfriada a través de un intercambio calórico con el crudo alimentado y retornada a la torre (Pumparound). Esto permite un mejor control de temperatura del corte extraído de plato de retiro total. Los platos de retiro de los cortes de Kerosén y Gasoil (Liviano y Pesado) tienen asociado una configuración de pumparound en los platos subyacentes para mejorar la pureza del corte. Los platos de retiro total permiten maximizar los rendimientos de los cortes sin afectar la calidad. Las variables claves de operación de los platos son el flujo de líquido retirado y la temperatura de los vapores que llegan al plato. La temperatura de los vapores indica la calidad del líquido a extraer y el flujo el rendimiento del corte. (% recuperado). La eficiencia de los platos con pumparound se puede asumir entre 45-55% y para el resto en 60%.

La fluctuación de la composición del GR causa variaciones en el poder calorífico, y por ende genera impactos sobre la operación. Se ha estudiado el efecto de quemar gas combustible rico en hidrógeno (50-80%) en los procesos de refinería, dando como resultado reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero (NOX, CO). Sin embargo, un alto porcentaje de hidrógeno en las corrientes de gas combustible disminuye la eficiencia del gas en un 2% y provoca limitación en la carga debido a requerimientos de mayor volumen de gas, lo que ocasiona mayores costos, alta presión, alta temperatura en la superficie de piel los tubos y genera altos riesgos sobre la integridad de los equipos.

3.2. CONCEPTO DEL CALENTAMIENTO EN EL HORNO ATMOSFERICO

El calentador dinámico Fired (Horno) es un equipo que requiere una gran cantidad de energía en forma de calor a la entrada. Esta energía interna es propia de cada combustible y es definida como el poder calorífico. El calor se genera por la quema del combustible y se transfiere para procesar las corrientes que pasan a través de él.

El horno se divide en tres zonas:

- Zona Radiante
- Zona Convectiva
- Zona del Economizador

El horno atmosférico (H-150), tiene como función transmitir la energía necesaria al crudo desalado para facilitar la destilación en la torre atmosférica. La carga precalentada por los intercambiadores fluye hacia el horno donde la temperatura se incrementa hasta alcanzar valores necesarios para la alimentación de la Torre Atmosférica T-150.

El horno opera con gas combustible rico en hidrógeno y metano, 34% y 32% mol, respectivamente. El crudo que ingresa al horno es dividido en dos corrientes de igual caudal, una fluye por la zona radiante y la otra por la zona convectiva. Como parámetro de operación, el horno maneja un bajo porcentaje de oxígeno en exceso.

3.3 INTERCAMBIABILIDAD DE GASES

El gas natural se utiliza principalmente para quemarse en los procesos de combustión, pero también es una materia prima importante en la producción de productos petroquímicos. La energía química contenida dentro del combustible se libera y produce calor y el combustible es convertido en productos más estables. Para que se garantice que los distintos gases se comporten de manera similar en sistemas de combustión debe tener parámetros de combustión similares (por ejemplo valor de calentamiento, índice de Wobbe y Densidad relativa). La calidad o el tipo de combustible tienen un impacto en la operación de la combustión y eficiencia, por lo que los sistemas están optimizados para utilizar un combustible en particular. Si las características del combustible cambian, entonces el rendimiento del sistema puede deteriorarse. La intercambiabilidad es la habilidad de sustituir un combustible gaseoso por otro, en una aplicación de combustión, sin que se presente un cambio sensible en la seguridad operacional, eficiencia, el desempeño o el incremento de emisiones contaminantes⁴.

La fuerza impulsora para el establecimiento de normas de compatibilidad se centra en la seguridad y operatividad de aplicaciones domésticas, comerciales e industriales. Todos los quemadores y sistemas de combustión están optimizados para tipos de combustible y características específicas. Mientras que los quemadores pueden tolerar alguna variación en las propiedades del combustible tiene que ser manipulado para asegurarse de que se adapte al

⁴ HSIEH, S-C. & JOU C.J.G Using Hydrogen-rich multifuel to improve energy efficiency and reduce CO₂ emission for high-energy furnace. Environmental Progress & Sustainable Energy. 28 (1):pág.83-88.2009.

equipo. El concepto de capacidad de intercambio de gas se inició en EE.UU. y Europa hace más de 30 años. A pesar de que el índice de Wobbe se ha convertido en el parámetro más utilizado para la descripción de la intercambiabilidad, existen otros que se utilizan en todo el mundo como son: poder calorífico alto (HHV), Poder calorífico inferior (LHV), densidad relativa o gravedad específica (SG o RD), índices de American Gas Association AGA, el método de Delbourg y el factor de Weaver⁵.

Los equipos como hornos y calderas están diseñados para utilizar gas natural como combustible, pero generalmente, el gas combustible son una mezcla de gas natural y diversas corrientes de gas que se generan en los diferentes procesos químicos, y deben ser usados a medida que se producen.

En el caso de la combustión de combustibles gaseosos, existe una amplia diversidad de compuestos que pueden ser utilizados en proceso de combustión dependiendo de la fuente de origen y su disponibilidad. Desde el año 1900⁶, se han realizado estudios sobre los efectos que el cambio de la fuente del combustible puede generar en los quemadores y la eficiencia del proceso de combustión; en general estos estudios se han centrado en el desarrollo de índices que permitan diferenciar los combustibles y se han probado en diferentes equipos con combustibles de composición variable⁷. De esta manera, ha surgido el término de intercambiabilidad de gases el cual hace referencia a la posibilidad de reemplazar un combustible por otro sin que se afecten las características de operación del aparato doméstico comercial o industrial. Esta definición implica que para alcanzar una intercambiabilidad perfecta, los gases deben tener composición química idéntica, argumento que en la práctica resulta imposible. A nivel industrial no se exige una

⁵ BP GAS, Revista Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality –, pág 1-17. 2011

⁶ RABIEI. Z, Hydrogen Management in Refineries. Revista Petroleum & Coal, No.54, , pág. 357-368. año 2012

⁷ JOHSON, F, RUE, D.M. Gas Interchangeability Tests-Evaluating the Range of Interchangeability of Vaporized LNG and Natural Gas. Gas Research Institute. Revista técnica CEC-500-2015-021, Marzo 2011 pág 50-55. 2003

intercambiabilidad perfecta, si no que los artefactos donde se lleve a cabo la combustión operen dentro de los límites permisibles de operación⁸.

Los estudios de intercambiabilidad de gases conocidos, han basado sus criterios en las propiedades físico-químicas del gas asociadas al cálculo de magnitudes llamadas “índices de intercambiabilidad. Entre los trabajos más relevantes está el desarrollado por Gofrredo Wobbe quien originó “el índice de Wobbe”, éste define la velocidad de combustión y la generación de energía. Es el parámetro más aceptado para intercambiabilidad ya que es una medida de este aporte de calor⁹.

En un estudio realizado en el año 2011, se efectuó el análisis de las propiedades de las mezclas de gas combustible y evaluó su impacto en la eficiencia de combustión dando como recomendación que la intercambiabilidad de gases (de gas natural a gas de refinería) afecta significativamente la eficiencia. En combustión, la habilidad del gas para liberar calor al quemador como una función de su densidad se denomina el índice de Wobbe ($PCI/(G.E.)^{1/2}$). Este ha sido considerado el parámetro más eficiente para describir la intercambiabilidad de un amplio rango de gases. De hecho, los resultados de este estudio muestran que cuando las mezclas superan el 6% de la composición de etano-etileno y 6% de propano-propileno, el índice de Wobbe tiene un comportamiento inestable¹⁰.

Los estudios de intercambiabilidad de gases combustibles en Colombia se concentran en el sector de transporte vehicular, ya que surgieron en respuesta a los inconvenientes derivados de la política energética de finales de 1999¹¹. Estas investigaciones se basaron en el uso de métodos (método de Delbourg y

⁸ CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS.2014.

⁹ AMERICAN GAS ASSOCIATION. AGA. Interchangeability of other fuel gases with natural gases. Research bulletin #36. 1946

¹⁰ MONTAÑA, D. Determinación de las propiedades de combustión e identificación de problemas de intercambiabilidad de las mezclas de gas natural con otros combustibles de refinería, Trabajo de maestría, Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia. 2011

¹¹ GOMEZ OLACHICA, María del Pilar. Diseño de Logística para el aprovechamiento óptimo de los gases de Refinería teniendo en cuenta aspectos energéticos, ambientales y de seguridad. Trabajo de grado de Maestría en Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander. 2015.

método de Dutton) para evaluar la intercambiabilidad de los principales gases naturales colombianos, específicamente el gas Cusiana y gas Guajira, por medio del análisis comparativo de las composiciones químicas, propiedades de combustión e índices de intercambiabilidad, que comprobaron que estos gases no son intercambiables¹².

3.4 RED DE GAS COMBUSTIBLE

Actualmente los procesos de combustión que se desarrollan en una refinería utilizan gas combustible, el cual es usado para proporcionar energía a los equipos de combustión tales como hornos y calderas. Éstos consumen en promedio 100 MBTU/día de gas combustible, el cual es una mezcla de gas natural y diversas corrientes de gas que se generan el proceso de refinación (gas de refinería). Dichos gases presentan composición variable pues dependen del tipo de proceso del que provenga y las características del combustible utilizado. Existen corrientes de muy alto poder calorífico (etanos, propanos y butanos) o de muy bajo poder calorífico (hidrógeno y metano) derivados del proceso de refinación que pueden llegar a formar parte del gas combustible¹³.

No obstante a estos gases de refinería diferentes al gas natural, es necesario hacerles una evaluación sobre su intercambiabilidad y los impactos que generan al utilizarlos como combustible. Estas mezclas no son homogéneas debido a la variación de la composición del combustible por lo cual se generan perturbaciones que modifican el grado de conversión deseada y permiten la formación de coque en la superficie interna de los tubos, afectando la eficiencia del equipo, daños en la estructura por corrosión y emisiones de contaminantes. Los costos operacionales aumentan pues los equipos de combustión de una

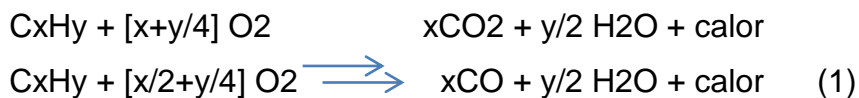
¹² CALA O. M., MERIÑO L., KAFAROV V. Efecto de la composición del gas de refinería sobre las características del proceso de combustión. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, N° 23, VOL. 12, pág 101-112. 2014.

¹³ SAAVEDRA, J., BERNAL, W.J, Informe sobre las corridas de eficiencia realizadas a las calderas de la unidad USI de la refinería de Cartagena. Instituto Colombiano del Petróleo: piedecuesta, Santander, Colombia.2013.

refinería presentan parámetros y condiciones de operación que son susceptibles al cambio en la composición del combustible para el que fueron diseñados.

3.5. COMBUSTION

La combustión es un proceso de alto impacto, para transformar la energía química en energía calórica en hornos. Los componentes más habituales en un combustible gaseoso son: hidrocarburos de fórmula C_xH_y , dióxido de carbono, monóxido de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, dióxido de azufre y vapor de agua¹⁴ [9]. La mayoría de combustibles utilizados actualmente son de tipo orgánico compuestos esencialmente por hidrocarburos, los cuales presentan una reacción general dada por la Ecuación 1.¹⁵



De esta ecuación química se deduce inmediatamente que el producto de la combustión de sustancias de este tipo, es una mezcla de gases en cuya composición entran a formar parte de manera importante el anhídrido carbónico y el agua (generalmente en forma de vapor), así como, en menores proporciones, anhídridos sulfurosos y óxidos de nitrógeno¹⁶.

En el caso de la combustión del metano (CH_4), se presenta la siguiente reacción conocida como combustión completa y perfecta dada por la Ecuación 2. La combustión completa conduce a la oxidación total de todos los elementos que constituyen el combustible, como el caso del CO_2 , H_2O , SO_2 , N_2 .

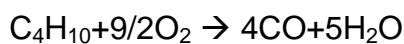
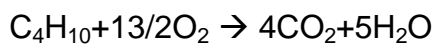
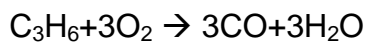
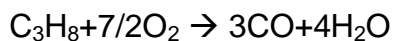
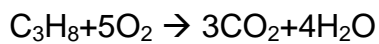
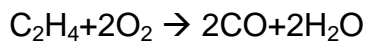
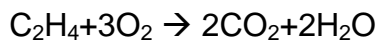
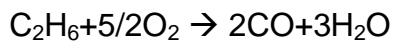
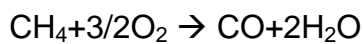
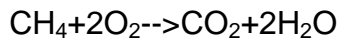
¹⁴ SAAVEDRA, J., BERNAL, W.J. Monitoreo de gases de combustión de los hornos de la planta de crudos y viscorreductora de la refinería de Cartagena. Informe de trabajo del Instituto Colombiano del Petróleo, piedecuesta, Santander, Colombia.2013.

¹⁵ NAVARRO, Marcelino. Manual de Control de la combustión en calderas de crudo de la Superintendencia de operaciones - SOC. Ecopetrol S.A, Junio 2009, pág 1-30

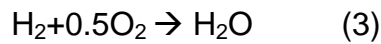
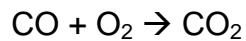
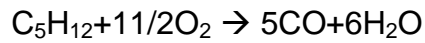
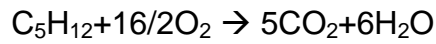
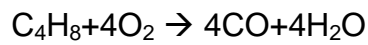
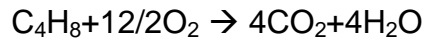
¹⁶ CALA O. M., MERIÑO L., KAFAROV V. Efecto de la composición del gas de refinería sobre las características del proceso de combustión. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, N° 23, VOL. 12, pág 101-112. 2014.



A continuación, se muestran las reacciones con combustión completa que son utilizadas en los cálculos del indicador de eficiencia de Cala¹⁷ de acuerdo a la combustión del horno de la refinería, para los compuestos más representativos del gas combustible representados en las Ecuacion 3.

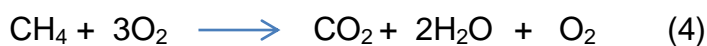


¹⁷ CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS. 2014

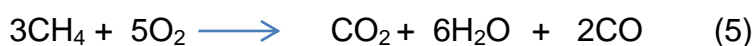


El calor liberado en la combustión por cada pie cubico de gas aumenta cuando aumenta el peso molecular de los hidrocarburos que se queman¹⁸.

Cuando la combustión se realiza con exceso de oxígeno (ambiente oxidante), se presenta una reacción de combustión completa pero no perfecta, según la Ecuación 4.



Cuando el aire suministrado es insuficiente o hay una mezcla incompleta con el combustible, reaccionará parte del carbono para formar adicionalmente CO (ambiente reductor), presentándose una combustión incompleta, según la Ecuación 5. En este caso los componentes del combustible no se oxidan totalmente por lo que aparecen denominados inquemados los cuales el más importante es el CO y otros como el carbono.



¹⁸ NAVARRO, Marcelino. Manual de Control de la combustión en calderas de crudo de la Superintendencia de operaciones - SOC. Ecopetrol S.A, Junio 2009, pág 1-30.

El porcentaje de CO₂ aumenta cuando hace combustión hidrocarburos de alto peso molecular; sin embargo, en los procesos industriales el CO₂ permanece en el rango del 12 al 15%v.

3.6. INDICE DE EFICIENCIA ENERGETICA

En general los indicadores o índices tienen como objetivo asegurar la sostenibilidad de la disminución de consumos y costos operacionales energéticos, de tal manera que se pueda optimizar y monitorear el uso de la energía en los procesos industriales, siendo una herramienta útil para mejorar la eficiencia de los procesos. El indicador debe lograr asociar el efecto de la variación de la composición del gas combustible sobre las propiedades fisicoquímicas con la intercambiabilidad de éstos¹⁹.

El índice de eficiencia energética abordado en el presente estudio se basa en el estudio de Cala²⁰ donde las principales variables de cálculo es el índice de Wobbe. Este índice tiene en cuenta el efecto de la composición, el poder calorífico de los gases combustibles y la temperatura adiabática de llama, las cuales están ligadas a la intercambiabilidad de gases y la eficiencia del proceso²¹. Al final es posible evaluar el comportamiento del gas de refinería y tomar alternativas de solución con la obtención los mejores valores del IE de acuerdo a la Tabla 3.

¹⁹ GOMEZ OLACHICA, María del Pilar. Diseño de Logística para el aprovechamiento óptimo de los gases de Refinería teniendo en cuenta aspectos energéticos, ambientales y de seguridad. Trabajo de grado de Maestría en Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander. 2015

²⁰ CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS. 2014.

²¹ GOMEZ OLACHICA, Op cit

Tabla 3. Rangos de niveles de las variables a utilizar en el índice de Eficiencia.

Índice de Wobbe	BTU/Nft ³	Bueno 1100-1300	Regular 1300-1500	Bajo 1500-1800
Temperatura	°F	Bueno 3452-3650	Regular 3704-3812	Bajo 3812-3902
Índice de Eficiencia	----	Bueno 7-10	Regular 5-7	Bajo 0-5

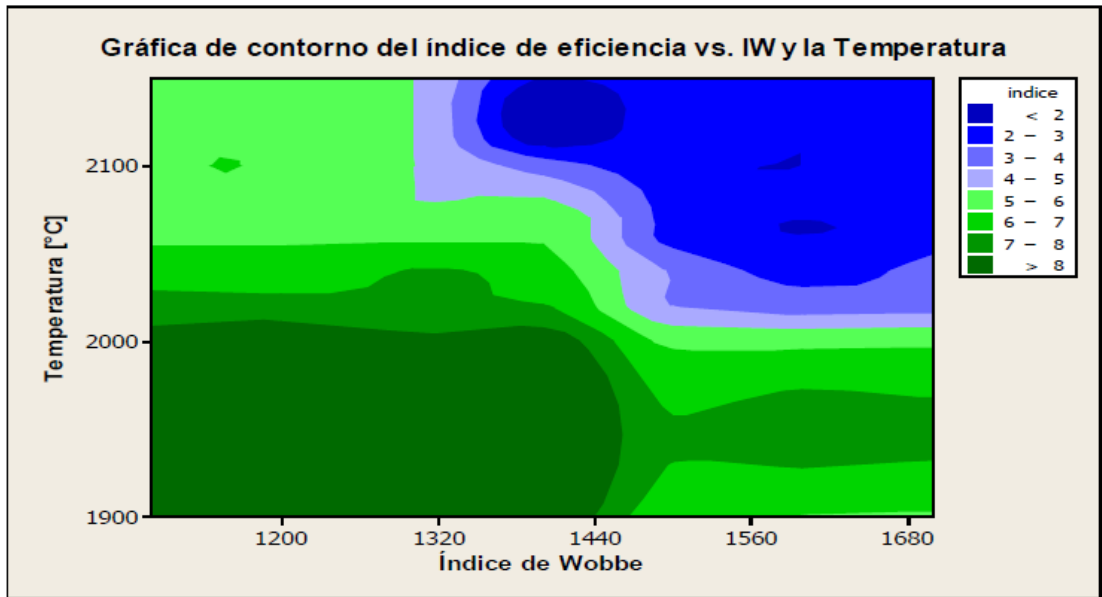
En la Figura 6 se presenta la gráfica de contorno del índice de eficiencia en función de las variables de entrada donde se observa que los máximos valores del IE (>8) se presentan en la zona del índice de Wobbe menor de 1440 BTU/ft³ y temperatura menor a 3704°F. Este rango corresponde al rango en el cual se encuentra el gas natural y los gases que pueden presentar un comportamiento en la combustión similar al del gas natural²².

De igual forma se presenta una zona azul en la cual el IE es menor de 4 y se presenta a índices de Wobbe y temperatura elevados, por lo que los gases con un IE en esta zona no son aptos para ser utilizados como combustible pues no satisfacen las condiciones de operación o generan efectos negativos al proceso de combustión.

Finalmente se encuentra una zona intermedia con IE entre 5 y 7, en la cual se encuentran los gases que satisfacen una de las condiciones establecidas ya sea el índice de Wobbe o la temperatura adiabática de llama, de esa forma estos gases podrían usarse como combustible pues presentarían un comportamiento aceptable en la combustión.

²² CALA O. M., MERIÑO L., KAFAROV V, J SAAVEDRA. Evaluación de modelos de combustión para a determinación de eficiencia en hornos de refinería. Revista chilena de Ingeniería, vol 23 No.3, pag 429-438. 2015

Gráfico 1. Contorno del índice de eficiencia vs el índice de Wobbe y la temperatura adiabática de llama



De acuerdo con los modelos estudiados el mejor que correlaciona los datos es el modelo cuadrático con interacción de variables el cual se representa en la ecuación 6 y sus constantes se encuentran en la Tabla 4.

Índice de Eficiencia Energética

$$IE = \beta_0 + \beta_1 * IW + \beta_2 * T + \beta_3 * IW^2 + \beta_4 * T^2 + \beta_5 * IW * T \quad (6)$$

IW: Índice Wobbe

T: Temperatura adiabática de llama

Tabla 4. Constantes del modelo del índice de eficiencia energética.

β_0	β_1	β_2	β_3	β_4	β_5
12,637	0,01165	0,00957	-2,01E-06	-4,98E-06	-6,47E-06

3.6.1. Poder Calorífico. El poder calorífico es la variable más importante del proceso, pues depende directamente de la composición y mide el contenido

energético por unidad de masa o unidad de volumen del combustible desprendido en una reacción de combustión. Para mezclas gaseosas se define como:

$$PC = \sum y_i PC_i \quad (7)$$

Donde y_i es la fracción molar del componente i y PC_i es el poder calorífico del componente i . la magnitud del poder calorífico puede variar según como se mida. Según la forma de medir se utiliza la expresión poder calorífico superior (PCS) y poder calorífico inferior (PCI).

Poder calorífico inferior (PCI) es el calor que puede obtenerse en la combustión completa de la unidad de combustible, si en los productos de la combustión el agua está en forma de vapor. Una parte del calor generado en las oxidaciones se utiliza para evaporar el agua y por ello ese calor no se aprovecha.

El Poder calorífico superior (PCS) Es el calor generado cuando en los productos de la combustión el agua aparece en forma líquida; es decir, que se aprovecha todo el calor de oxidación de los componentes del combustible. Con las temperaturas de humos habituales el agua se evacua con los mismos en fase vapor, por lo que el poder calorífico más comúnmente utilizado es el inferior. Para obtener el poder calorífico de un combustible es necesario que todo el carbono (C) se oxide en forma completa pasando a anhídrido carbónico (CO_2).

3.6.2. Factores que Disminuyen el Poder Calorífico. El poder calorífico del combustible se ve afectado por diversos factores, grados de libertad, la masa molar, puentes de hidrógeno e impurezas que pueda contener el combustible. Las moléculas con mayor atomicidad poseen varios grados de libertad debido a que son “objetos” complejos, lo que conllevan a que almacenen energía interna para el movimiento de traslación.

La energía calorífica se almacena gracias a la existencia de átomos o moléculas vibrando. Si una sustancia tiene una masa molar más ligera, entonces cada gramo de ella tiene más átomos o moléculas disponibles para almacenar energía. Es esta la razón por la que el hidrógeno, la sustancia con la menor masa molar, tiene un calor específico tan elevado; porque un gramo de esta sustancia contiene una cantidad muy grande de moléculas.

Las moléculas que contienen enlaces polares de hidrógeno tienen la capacidad de almacenar energía calorífica en estos enlaces, conocidos como puentes de hidrógeno.

3.6.3. Temperatura Adiabática de Llama. La temperatura alcanzada cuando se quema un combustible en aire u oxígeno, con ganancia o pérdida de calor se denomina temperatura teórica de llama o temperatura adiabática de llama. Esta es la máxima temperatura que pueden alcanzar los productos de combustión, es decir aquella que se obtiene si todo el calor generado durante el proceso se utilizará para calentar los productos o asumiendo un proceso adiabático. De igual manera la máxima temperatura adiabática de llama se alcanza cuando se quema el combustible con la cantidad teóricamente necesaria de oxígeno, sin embargo, debido a la necesidad de emplear un exceso de aire para asegurar la combustión completa, las temperaturas adiabáticas de llama de las combustiones reales son siempre menores que los valores máximos.

3.7. SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de eventos discretos es una técnica que permite crear modelos apoyándose en equipos y programas informáticos que posteriormente servirán para analizar el comportamiento de un sistema en diferentes circunstancias; analizando los posibles cambios y sus consecuencias. La simulación comprende la creación de un escenario cercano a la realidad operativa y el

análisis del mismo; lo permite detectar problemas que presenta el sistema operacional representado. La simulación es empleada para representar y analizar distintas alternativas de un sistema productivo y finalmente ayudar a decidir cuál es la mejor de las alternativas²³.

Los simuladores son herramientas para la evaluación de procesos con base en la representación del mismo mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas computacionales, permitiendo así tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso representado. Existe gran variedad de simuladores de procesos, los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales con robustas bases de datos y un fuerte respaldo matemático para cálculos de equipos y modelos termodinámicos. Algunos de estos simuladores de procesos en ingeniería son: Aspen Plus y Speedup (de Aspen Technology, USA), Pro II (de Simulations Sciences, USA), Hysys (de Hyprotech, Canadá), Chemcad (de Chemstations, USA), etc. Aspen Plus, Pro II y Chemcad son simuladores de procesos en estado estable, Speedup es un simulador de procesos dinámico y Hysys es útil para los dos tipos de simulación.

La simulación de procesos, presenta ventajas en el desarrollo ingenieril como:

- Los resultados pueden ser fiables para la toma de decisión. Estas decisiones generalmente vienen marcadas por cambios importantes en el sistema productivo y económico.
- Ayuda a decidir correctamente, diagnosticar problemas, estudiar fácilmente diferentes posibilidades, visualizaciones 3D, formación de equipos de trabajo, predecir nuevas situaciones ante cambios, asegurar inversiones.
- Permite la búsqueda del proceso óptimo: equilibrado de líneas, estudio de almacenes (necesidades, dimensionamiento de espacios), reparto de

²³ CABRERA, Liliana. Refilub S.A. Química Industrial I. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes. Merida . Venezuela. Trabajo de proyecto de grado. 2012.

cargas de trabajo, identificación de cuellos de botella, dimensionamiento de equipos Planificación y gestión apoyadas en modelos predictivos.

El uso de simuladores dentro del campo de la ingeniería es de gran relevancia ya que es una herramienta que facilita la elaboración de cálculos que por su grado de complejidad, el realizarlos de manera manual implicaría el uso de una cantidad de recursos incluido el humano con el factor de incertidumbre que esto implica.

3.7.1. Simulador Aspen Hysys. Aspen HYSYS es un simulador de procesos de fuerte aplicación a nivel industrial, principalmente en las fases de diseño conceptual, control, optimización y monitoreo de procesos químicos. Las aplicaciones más importantes desarrolladas de este simulador son enfocadas a la industria del crudo, procesamiento de gas y la refinería. Representa un proceso en forma de modelo matemático en el que se involucran tanto balances de masa como de energía, éstos acoplados con el equilibrio de fases y las ecuaciones de fenómenos de transporte.

3.8 ANALISIS ESTADÍSTICO.

El análisis de datos es un proceso de inspeccionar, limpiar y transformar datos con el objetivo de resaltar información útil, lo que sugiere conclusiones y apoyo a la toma de decisiones.

El análisis estadístico se debe aplicar para conocer la variabilidad en la composición del gas combustible y fijar los valores máximos y mínimos de los porcentajes de cada compuesto en la mezcla. El software Statgraphics presenta la información en gráficas de caja y bigotes que facilita el análisis de los resultados estadísticos.

Los diagramas de Caja-Bigotes son una presentación visual que describe varias características importantes, al mismo tiempo, tales como la dispersión y simetría. Para su realización se representan los tres cuartiles y los valores mínimo y máximo de los datos, sobre un rectángulo, alineado horizontal o verticalmente.

Una gráfica de este tipo consiste en una caja rectangular, donde los lados más largos muestran recorrido intercuartílico. Este rectángulo está dividido por un segmento vertical que indica donde se posiciona la mediana y por lo tanto su relación con los cuartiles primero y tercero (en el segundo cuartil coincide con la mediana). Esta caja se ubica a escala sobre un segmento que tiene como extremos los valores mínimo y máximo de la variable. Las líneas que sobresalen de la caja se llaman bigotes. Estos bigotes tienen un límite de prolongación, de modo que cualquier dato o caso que no se encuentre dentro de este rango es marcado e identificado individualmente.

4. METODOLOGÍA

4.1. RECUPERACION DEL HISTORIAL OPERACIONAL DE LA UNIDAD

Se identificaron las corrientes en los diagramas de flujo del horno H-150 y se recuperó la información de los sistemas de información en línea de la planta (PI), en un periodo comprendido del año 2011 y el año 2016. Se realizó un análisis estadístico mediante el método del diagrama de caja y bigotes de las condiciones operaciones del horno para los años 2011 y 2016, aceptando una reproducibilidad de las variables de salida con un error menor al $\pm 1\%$. Las variables son: flujo del crudo al horno, temperatura de entrada del crudo al horno, concentración de oxígeno en gas de chimenea, flujo de gas combustible, temperatura del gas de chimenea y temperatura de salida del crudo.

Para la información de la composición de los gases de combustión o los gases de chimenea del horno H-150, sólo se cuenta con una medida realizada en un día del año 2011 (Ver Tabla 5) debido a que la GRB no posee equipo portátil con el que se realizaban los análisis mediante un servicio solicitado al Instituto Colombiano de Petroleo ICP. Debido a los buenos resultados en el control y la optimización de la combustión de los hornos mediante el control de los analizadores de oxígeno estos análisis no se han vuelto a solicitar. Para el día del análisis en el horno se tenía una carga de crudo de 27,2 kbbl/día.

Tabla 5. Composición de Gases de Combustión

Compuesto	Unidades	Valor
O ₂	% molar	5.29
CO ₂	% molar	8.79
CO	ppm	82
NO	ppm	204
NO ₂	ppm	0,0
SO ₂	ppm	363
H ₂ S	ppm	499
NO _x	ppm	204
CH ₄	% molar	0.29
TIRO	"H ₂ O	-0.07

4.2. SIMULACION DEL HORNO H-150

Para construir la simulación dinámica del horno H150 en el simulador Aspen HYSYS v8.4 se consideró:

4.2.1 Selección de Componentes. Los principales compuestos introducidos en la simulación fueron: el agua, los combustibles, el aire y gases productos de la combustión. El agua se asume como un compuesto puro y no se contempló la adición de impurezas tales como sales o iones. Es decir que en la simulación no se representan comportamientos como incrustaciones o procesos de corrosión.

Los combustibles corresponden al gas de refinería, representado como una mezcla de compuestos puros (mayormente hidrocarburos de bajo peso molecular) y algunos inertes. El GC está compuesto en su gran mayoría por hidrógeno y metano. El crudo que ingresa al horno es dividido en dos corrientes de igual caudal, una que ingresa por la zona radiante y otra por la zona convectiva.

4.2.2 Cálculo de propiedades termodinámicas. El comportamiento de estado termodinámico de las mezclas líquido-gas en el horno pueden ser descritas por los modelos de Peng- Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK).

4.2.3 Caracterización del crudo (crear el Assay). Para la realización de dichas simulaciones fue necesario la adecuación de la caracterización del crudo según lo solicitado por Hysys. Este simplifica la composición de una mezcla de hidrocarburos creando pseudo-componentes hipotéticos que agrupan compuestos con cortes de temperaturas similares; cada agrupación está identificada con la temperatura del corte correspondiente y posee propiedades termodinámicas que representan al grupo de compuestos.

Para realizar lo antes mencionado se tomó la información obtenida del crudo del análisis de laboratorio realizado experimentalmente por ECOPETROL, comúnmente llamado assay, el cual incluye el análisis de propiedades como peso molecular y densidad, contenido de livianos en el crudo y la destilación TBP. Esta última permite identificar el contenido de los productos de interés al momento de someterse a la destilación.

4.2.4 Simulación del modelo en estado estable. La simulación del horno H-150 involucra establecer el modelo y simular el arranque del proceso en condiciones estacionarias teniendo en cuenta las diferentes perturbaciones. Posteriormente, se simuló el proceso de combustión del horno en estado dinámico, especificando el dimensionamiento de la zona radiactiva y convectiva.

4.2.5 Simulación del horno en modo dinámico. Se escogieron como variables más influyentes del proceso la composición de gases de chimenea y la temperatura de salida del horno.

4.2.6 Instalación de los controladores con sus respectivos parámetros de sintonización. En la Tabla 6 se especifican los controladores de las válvulas de gas y crudo del horno H-150 que se instalaron en el modelo dinámico de Hysys.

Tabla 6. Controladores de válvulas de control del horno H-150.

Parámetro a validar	Pbanda	Tiempo Integral	PV	En cascada con	Tiempo derivativo
PIC15002	125	1 min	0-80 psig	TIC15001	-----
TIC15007	120	12 min	0-1000 °F	-----	0,3 min
FIC15015	120	0,4 min	0-23040 bbl/día	-----	-----
FIC15016	200	0,4 min	0-23040 bbl/día	-----	-----

4.3. VERIFICACION QUE EL MODELO SE ENCUENTRE EN LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.

La respuesta de la simulación de este trabajo va a ser utilizada por Ecopetrol, por consiguiente, es importante garantizar la confianza del modelo; por medio de una validación de los resultados.

Se utilizan los términos de verificación y validación del modelo para confirmar que la simulación es una representación creíble. La verificación es la construcción correcta de un modelo o simulación.

$$\% \text{desviación} = (| \text{Datos reales} - \text{Datos simulados} | / \text{Datos reales}) * 100\% \quad (8)$$

Para la evaluación fueron considerados dos aspectos técnicos importantes, el primero la composición del gas combustible (GR), ya que contiene un alto porcentaje de hidrógeno; el otro aspecto es el comportamiento de la temperatura de la corriente de crudo que sale del horno H-150. Estos dos aspectos están relacionados entre sí, esto se debe a que la presencia de hidrógeno afecta el poder calorífico del gas combustible, lo que implica un descenso en la temperatura.

En la validación del modelo se variaron las siguientes condiciones operacionales: i) flujo de crudo, ii) temperatura de entrada del crudo, iii) temperatura salida del crudo y iv) composición del gas combustible.

El error en la simulación se determinó con respecto a la temperatura de salida del gas de chimenea y el flujo de gas combustible consumido. A partir de promedios diarios de estas variables se generaron las gráficas de paridad (valor simulado versus valor real).

4.4. EVALUACION DE MEZCLA DE GASES PARA LA RED DE GAS COMBUSTIBLE

Una vez realizada la validación del modelo desarrollado, se evaluaron mezclas de gases que podrían alimentar el horno. A continuación, los diferentes escenarios evaluados.

4.4.1 Escenarios actuales. Con la información actual de la composición histórica de gases de la refinería Tabla 9, se escogieron tres casos. Estos son:

1. **PCI bajo:** Gas de refinería con bajo poder calorífico inferior; es una muestra que forma parte del primer cuartil de datos.
2. **PCI medio:** Gas de refinería con medio poder calorífico; es una muestra que es cercana al valor promedio del PCI.
3. **PCI alto:** Gas de refinería con alto poder calorífico inferior; es una muestra con el máximo valor de PCI.

4.4.2 Escenarios futuros. Para establecer los escenarios de mezclas de gases nuevas se tuvo en cuenta:

- La operación actual con la planta de turboexpander en operación ya que esta puede proveer una carga con alto contenido de metano. En la actualidad se realiza cuando hay disponibilidad del producto y cuando se presentan bajos poderes caloríficos.
- El retiro de la corriente de HDT ya que se ha estimado que esta pueda ser recuperada en el proceso de hidrot ratamiento por tener un alto porcentaje de hidrogeno (80% molar).
- El retiro de la planta modelo IV de cracking. Este retiro ya se ha realizado en varias ocasiones, en el año 2016, debido a la baja disponibilidad de carga de gasóleos. Adicionalmente, se sabe que está en un proceso de evaluación técnico-económica para la operación futura de la planta.

Se establecieron, por tanto, cinco escenarios de mezclas de gases que alimentarán el horno H-150:

1. **Gas Combustible tipo I (GC-I):** Mezcla de los gases de HDT, Orthoflow, modelo IV y flujo de gas de campos que se le retira el etano en la planta de Turboexpander.
2. **Gas Combustible tipo II (GC-II):** Mezcla de gases de HDT, Orthoflow y modelo IV y flujo de butano procedente de una planta cracking.
3. **Gas Combustible tipo III (GC-III):** Mezcla de los gases de HDT, Orthoflow y modelo IV y se le retira una corriente de las purgas de la unidad U4700.
4. **Gas Combustible tipo IV (GC-IV):** Mezcla de los gases de HDT, Orthoflow y se le retira la corriente de modelo IV.
5. **Gas Combustible tipo V (GC-V):** Mezcla de los gases de HDT, Orthoflow y se le retira la corriente de modelo IV y además se le adiciona una corriente de butanos o GLP.

4.4.3 Determinación de índices de eficiencia energética. Después de definir los diferentes escenarios se realizó el cálculo de la variación del índice de eficiencia energética del proceso con respecto al contenido de oxígeno en el gas de chimenea ya que su variación impacta fuertemente en el índice energético (IE). El índice de eficiencia energética abordado en el presente estudio se basa en el estudio de Cala²⁴ donde las principales variables de cálculo es el índice de Wobbe, el cual tiene en cuenta el efecto de la composición, el poder calorífico de los gases combustibles y la temperatura adiabática de llama.

4.4.4 Determinación de costos asociados al consumo de gas por escenario. Finalmente, con el objetivo de determinar el costo asociado al consumo del gas de refinería, se considera que los gases tienen un valor 7000 COP/Nft³ para los casos GC-I, GC-III, GC-IV y GC-V, para el caso GC-II el valor del gas es superior de 15000 \$pesos/Nft³, debido a su alto contenido de

²⁴ CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS. 2014.

butanos. El costo asociado al consumo del gas es calculado con la fórmula de la Ecuación 9.

$$Costo = \frac{(Flujo\ GC) * (Costo\ GC)}{(Flujo\ de\ crudo)} * \frac{\left(24 \frac{h}{día}\right) * \left(365 \frac{día}{año}\right)}{\left(1000000 \frac{\$}{M\$}\right)} [=] \frac{M\$}{año * bbl/día} \quad (9)$$

5. RESULTADOS

5.1. RECUPERACION DEL HISTORIAL OPERACIONAL DE LA UNIDAD

La Tabla 7 muestra los resultados de laboratorio para el assay del crudo de refinería que provienen de la mezcla de crudo norte, Orensa y crudo HCT de característica parafínico corresponde al año 2011, con sus propiedades como peso molecular, densidad, contenido de livianos en el crudo (que es de 0,7057%vol) y la destilación TBP. La Tabla 8 muestra la composición del crudo calculada por Hysys, basándose en la información experimental reportada en el assay y según la metodología detallada en el ítem 4.2.3.

Tabla 7. Propiedades del crudo que se refina en la GRB

Propiedad	Unidades	Valor
Peso molecular	g/mol	307,3
Densidad	kg/m ³	874,4
Livianos		
Metano	%vol	0,0000542
Etano	%vol	0,0000691
Propano	%vol	0,00452
n-Butano	%vol	0,265
i-Butano	%vol	0,0827
n-Pentano	%vol	0,206
i-Petano	%vol	0,2058
Porcentaje de livianos	%vol	0,7057
Destilación		
Temp. 200°F	%p	2,86
Temp. 250°F	%p	5,56
Temp. 300°F	%p	7,91
Temp. 350°F	%p	10,64
Temp. 400°F	%p	13,73
Temp. 450°F	%p	17,27
Temp. 500°F	%p	21,27
Temp. 550°F	%p	25,76
Temp. 600°F	%p	30,95
Temp. 650°F	%p	36,52
Temp. 750°F	%p	45,55
Temp. 850°F	%p	55,19
Temp. 950°F	%p	66,58
Temp. 1050°F	%p	75,38
Temp. 1150°F	%p	81,93
Temp. 1300°F	%p	89,08

Tabla 8. Composición del crudo calculado por el simulador Hysys

Compuesto	kgmol/h	%mol	bbl/día	%vol
Metano	0,0018	0,00035%	0,015	0,000054%
Etano	0,0015	0,00029%	0,019	0,000069%
Propano	0,0937	0,018%	1,2	0,0045%
i-Butano	1,4	0,3%	23	0,1%
n-Butano	4,8	0,9%	72	0,3%
i-Pentano	2,3	0,4%	40	0,1%
n-Pentano	3,2	0,6%	56	0,2%
NBP[3]46*	3,7	0,7%	76	0,3%
NBP[3]60*	3,7	0,7%	76	0,3%
NBP[3]73*	7,0	1,4%	147	0,5%
NBP[3]89*	11,6	2,3%	251	0,9%
NBP[3]100*	15,2	3,0%	339	1,2%
NBP[3]114*	21,5	4,2%	508	1,9%
NBP[3]127*	17,5	3,4%	439	1,6%
NBP[3]141*	14,2	2,8%	378	1,4%
NBP[3]155*	14,7	2,9%	412	1,5%
NBP[3]170*	18,4	3,6%	550	2,0%
NBP[3]183*	12,9	2,5%	407	1,5%
NBP[3]198*	13,9	2,7%	458	1,7%
NBP[3]211*	14,9	2,9%	516	1,9%
NBP[3]225*	15,1	2,9%	547	2,0%
NBP[3]239*	15,1	2,9%	575	2,1%
NBP[3]253*	15,1	2,9%	603	2,2%
NBP[3]267*	15,1	2,9%	633	2,3%
NBP[3]281*	15,3	3,0%	671	2,5%
NBP[3]295*	15,5	3,0%	717	2,6%
NBP[3]309*	15,8	3,1%	764	2,8%
NBP[3]323*	15,7	3,0%	793	2,9%
NBP[3]336*	14,4	2,8%	759	2,8%
NBP[3]350*	12,3	2,4%	678	2,5%
NBP[3]364*	10,9	2,1%	622	2,3%
NBP[3]378*	10,1	2,0%	601	2,2%
NBP[3]392*	9,8	1,9%	605	2,2%
NBP[3]406*	9,7	1,9%	624	2,3%
NBP[3]420*	9,5	1,9%	642	2,4%
NBP[3]441*	18,7	3,6%	1338	4,9%
NBP[3]469*	19,8	3,8%	1535	5,6%
NBP[3]496*	17,6	3,4%	1468	5,4%
NBP[3]523*	14,0	2,7%	1239	4,6%
NBP[3]551*	11,2	2,2%	1048	3,8%
NBP[3]579*	9,1	1,8%	898	3,3%
NBP[3]607*	7,4	1,4%	767	2,8%
NBP[3]635*	5,9	1,1%	640	2,3%
NBP[3]676*	10,3	2,0%	1178	4,3%
NBP[3]733*	7,4	1,4%	907	3,3%
NBP[3]792*	4,5	0,9%	574	2,1%
NBP[3]847*	3,3	0,6%	434	1,6%
NBP[3]907*	1,9	0,4%	253	0,9%
NBP[3]970*	1,3	0,2%	175	0,6%
NBP[3]1027*	1,4	0,3%	188	0,7%
Total	514,2	100%	27225	100%

En la Tabla 9 se muestra la composición de gases de refinería de acuerdo a los valores obtenidos del tambor de mezcla D940 quien es quien recibe las mezclas de gases de las plantas Orthoflow, Modelo IV y HDT. Se evidencia que el mayor componente corresponde al hidrógeno.

En la grafico 2 se presenta la información histórica de a) Flujo de crudo al horno, b) temperatura de entrada del crudo al horno, c) concentración de oxígeno de gas en chimenea, d) flujo de gas combustible, e) temperatura del gas de chimenea y f) temperatura del crudo. Para el flujo de crudo al horno se tiene un rango de operación entre 25000 y 27100 bbl/día y para el año 2016 aumenta hasta llegar a 28100 bbl/día.

La mayoría de las variables como temperatura de entrada del crudo al horno, concentración de oxígeno en gas en chimenea, flujo de gas, temperatura del gas de chimenea y temperatura del crudo aumentan ya que la carga de crudo pasa de 27100 bbl/día para el año 2011 hasta alcanzar valores de 28100 bbl/día. Este comportamiento se debe a las necesidades de ajustes de carga para la obtención de productos refinados.

5.2 SIMULACIÓN DEL HORNO H-150

En la Tabla 10, se presenta el Data Sheet del horno H-150 de donde se obtiene la información técnica de las áreas de convección y radiación. Se describen las condiciones de entrada y de salida del crudo al horno, las condiciones de diseño del combustible y las condiciones mecánicas del horno.

En la Tabla 11 se presentan los resultados de la simulación en HYSYS de las propiedades. La comparación de los resultados utilizando ambas ecuaciones de estado presenta un porcentaje de variación muy bajo, por consiguiente, se

optó por seleccionar el modelo de Peng- Robinson debido a que es la recomendada en la literatura²⁵.

²⁵ GORDON J. Van Wylen, *Fundamentals of thermodynamics*, Fifth. New York, 1998.

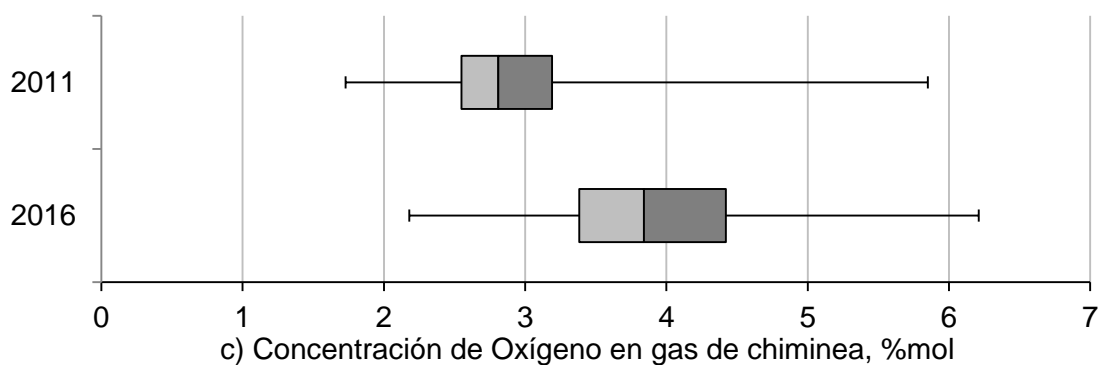
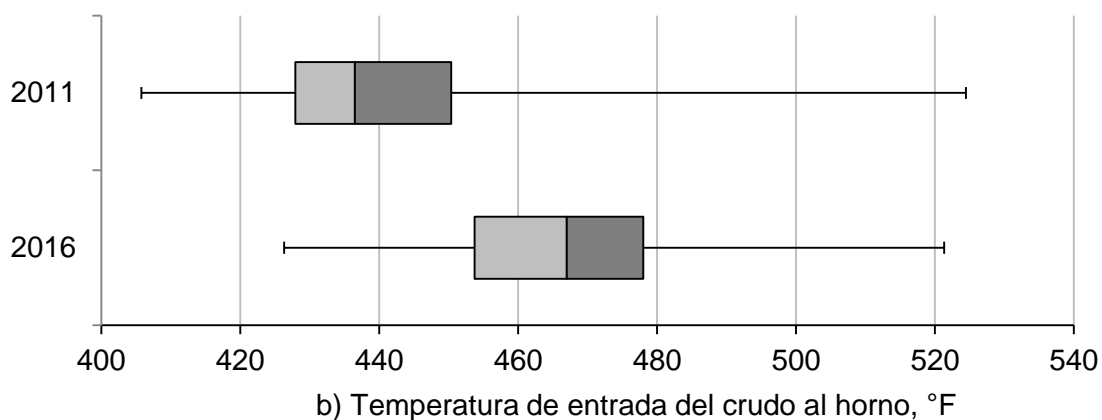
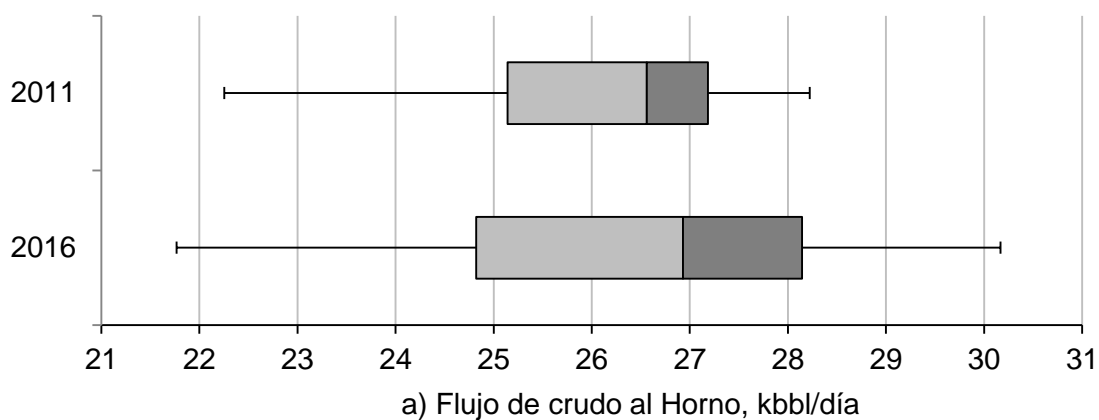
Tabla 9. Composición de Gases de Refinería

# de la muestra	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Composición, %mol																			
Hidrógeno	37,9	30,8	43,5	43,7	28,5	38,2	42,0	38,4	38,0	44,0	34,7	35,1	29,7	30,8	29,8	29,1	28,8	30,6	26,1
Metano	22,8	19,6	21,5	22,2	18,5	21,5	23,5	25,7	24,5	23,7	23,4	26,7	22,3	26,3	22,8	23,6	22,5	26,6	20,4
Etano	8,6	6,9	9,3	8,9	9,7	9,0	9,6	10,0	8,6	7,8	8,1	9,1	7,6	9,3	7,8	8,1	8,1	7,5	8,9
Etileno	4,1	3,7	4,4	5,4	5,1	5,3	6,2	4,7	4,5	5,0	4,2	4,6	3,7	4,5	20,4	4,3	4,7	3,9	4,5
Propano	5,6	4,7	3,9	3,3	6,1	3,4	3,2	4,8	4,6	3,4	4,4	4,9	4,3	5,0	4,0	5,8	7,0	4,8	5,6
Propileno	5,1	4,3	4,1	4,5	5,4	4,1	4,4	5,6	5,0	6,1	4,9	5,3	9,5	5,1	4,8	5,9	7,2	4,6	6,6
n-Butano	2,8	2,9	2,2	1,7	5,3	2,3	1,0	1,4	2,5	0	2,3	2,5	2,1	2,4	1,2	1,5	1,1	2,2	4,2
i-Butano	2,7	4,1	1,6	1,2	3,0	1,3	0,8	2,0	2,3	1,8	2,3	2,4	2,0	2,3	1,5	5,0	2,0	1,7	3,0
Butanos	1,6	6,1	1,7	1,5	2,8	1,8	2,0	1,9	1,5	2,3	1,7	1,7	1,5	1,8	1,3	2,8	3,0	3,5	2,2
i-Pentano	4,8	3,7	5,5	5,1	13,6	10,6	4,8	1,0	3,6	1,1	4,4	2,6	2,7	6,3	1,3	1,7	1,0	1,0	15,5
CO ₂	0,7	0,6	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	1,0	1,0	0,0	0,9	1,0	0,9	1,1	0,8	0,9	0,9	0,8	0,6
CO	0,5	0,4	0,5	0,6	0,4	0,5	0,6	0,7	0,7	0,6	0,6	0,7	0,6	0,8	0,7	0,7	0,7	0,7	0,4
H ₂ S	0,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,5	1,0	0,7	0,0	1,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,3
Nitrógeno	2,2	11,1	1,6	1,8	1,6	1,7	1,7	2,3	2,1	2,7	7,2	2,1	11,3	4,2	3,4	9,6	11,8	10,9	1,5
Oxígeno	0,0	1,3	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,9	0,0	1,7	0,1	0,2	1,0	1,2	1,2	0,1
PCI, Btu/Nft ³	1143	1154	1080	1040	1570	1251	1038	998	1074	981	1063	1081	1039	1196	1088	1092	1019	975	1602

Tabla 9. (continuación)

# de la muestra	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37
Composición, %mol																		
Hidrógeno	33,9	30,1	35,4	36,7	35,4	34,4	33,0	34,8	33,1	33,2	30,7	37,2	31,9	33,7	33,5	35,2	41,5	41,3
Metano	21,4	24,6	27,8	27,3	28,7	28,2	29,0	26,8	28,7	21,8	21,4	26,7	26,6	26,2	23,5	27,7	24,9	24,8
Etano	6,0	7,1	8,6	8,4	8,9	8,8	9,2	8,9	8,9	15,8	6,3	7,7	8,6	8,7	7,6	9,1	9,3	9,5
Etileno	3,1	4,2	5,1	5,1	5,6	5,6	5,8	5,2	5,7	4,2	15,5	5,3	5,3	4,6	4,1	5,2	5,2	5,4
Propano	3,8	3,1	4,6	4,8	5,1	5,0	4,6	5,0	4,7	5,2	3,5	3,9	6,0	5,2	4,6	5,0	4,4	4,3
Propileno	3,6	4,0	6,0	6,1	6,9	6,5	6,8	6,4	6,6	4,5	5,3	6,3	6,5	5,6	5,0	6,3	5,5	5,6
n-Butano	3,3	1,3	1,2	1,2	1,1	1,1	0,9	1,2	1,1	1,3	1,2	1,2	4,0	2,4	2,2	1,3	1,2	1,1
i-Butano	2,1	1,1	1,4	1,4	1,6	1,6	1,5	1,6	1,5	1,4	1,7	1,7	3,1	1,9	3,1	1,8	1,1	1,1
Butanos	1,3	1,2	1,1	1,1	1,2	1,2	1,1	1,2	1,2	2,1	2,6	2,7	1,4	2,5	5,1	1,8	1,6	1,5
i-Pentano	18,2	16,2	1,1	1,1	0,9	1,0	0,9	1,4	1,1	0,7	0,8	1,0	1,0	4,4	1,0	0,9	2,1	1,9
CO ₂	0,6	1,1	1,3	1,4	4,7	1,2	1,4	1,3	1,3	0,5	0,7	1,0	1,0	0,9	0,6	0,8	0,2	0,3
CO	0,7	1,3	1,4	1,6	0,0	1,3	1,4	1,3	1,5	1,1	0,9	1,2	1,2	1,1	0,8	1,0	1,2	1,3
H ₂ S	0,0	2,2	2,1	1,0	0,0	1,3	1,5	2,3	1,9	0,0	0,0	1,1	0,5	0,6	0,0	1,5	0,0	0,0
Nitrógeno	2,0	2,4	2,8	2,9	0,0	2,8	2,9	2,7	2,7	7,6	8,2	2,9	2,8	2,2	8,3	2,5	1,9	1,8
Oxígeno	0,1	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,7	0,9	0,0	0,0	0,0	0,5	0,0	0,0	0,0
PCI, , Btu/Nft ³	1471	1354	958	959	1001	987	985	988	992	996	1009	980	1125	1150	1052	1005	983	977

Gráfico 2. caja y bigotes para la información histórica de las condiciones operacionales del horno H-150



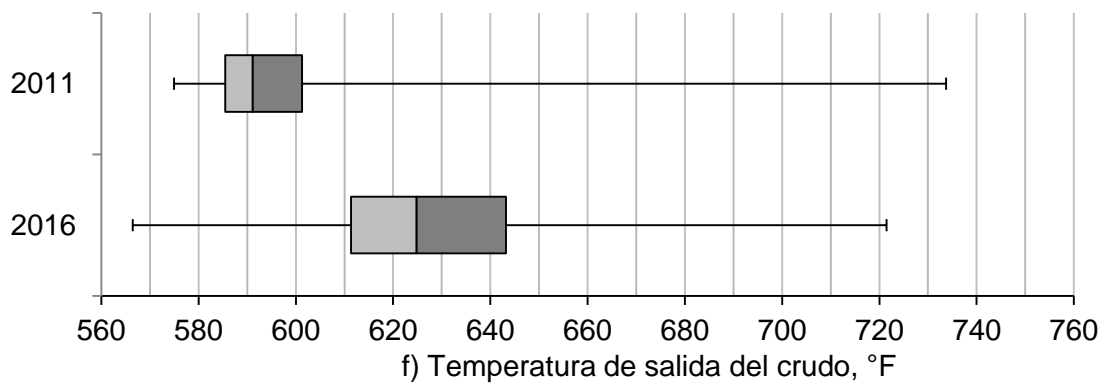
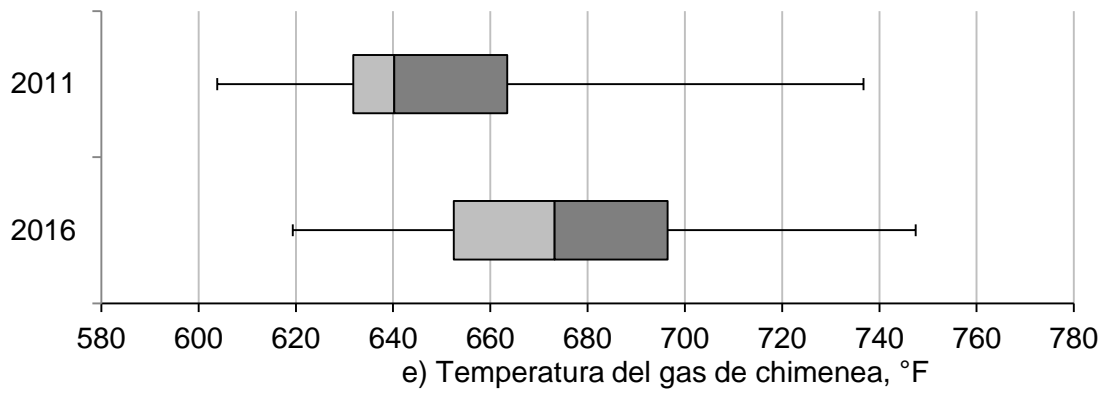
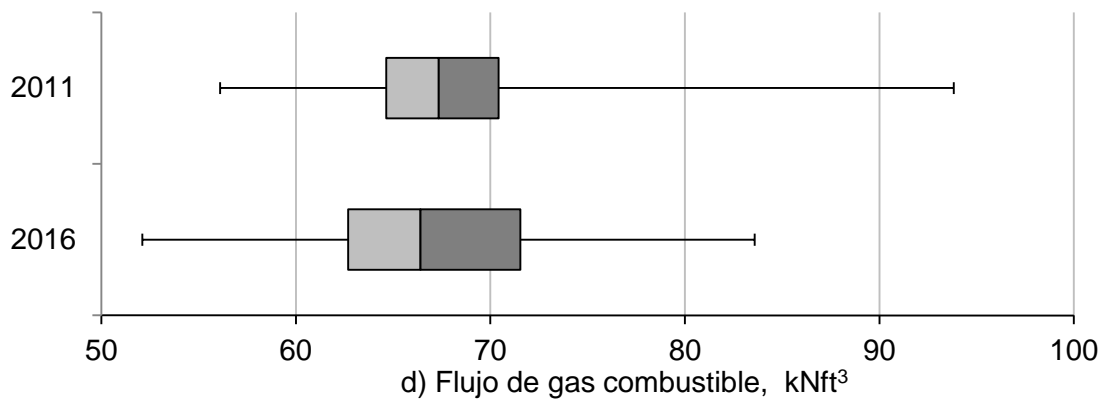



Tabla 10. Data Sheet del horno H-150

		DATA SHEET FOR FURNACE			GCB-12-F-022			
		PLANT: U150			TAG H-150			
COMPLEJO INDUSTRIAL DE BARRANCABERMEJA		PROJECT: 1052	UNIT: 150	DOC. TYPE 501	PROGR:	REV	SHEET 1 OF 5	DATE: MARZO/2016
PROCESS DESIGN CONDITIONS								
1								
2								
3	HEATER SECTION				PROCESS		STEAM	
4	SERVICE				CONVECTION + RADIATION		CONVECTION	
5	HEAT ABSORPTION, MM BTU/HR				CALENTADOR DE CRUDO		SUPERHEATER	
6	FLUID				NAPHTENIC CRUDE (PARAFFINIC)		STEAM	
7	FLOW RATE, LB/HR				421767(400263)		11000	
8	FLOW RATE, BPD				32000.0		----	
9	PRESSURE DROP, PSI (ALLOWABLE)				120		3	
10	AVERAGE FLUX DENSITY, BTU/HR./SQ.FT. (ALLOWABLE)				4.0			
11	MASS VELOCITY, LB/SEC./SQ.FT. MIN				3.0			
12	NUMBER OF PASSES				2		1	
13								
14	INLET CONDITIONS:	TEMPERATURE, °F			514(508)		450.0	
15		PRESSURE (PSIG)			160.0		50.0	
16		LIQUID FLOW, LB./HR.			421767(400263)			
17		VAPOR FLOW, LB./HR.			----		11000.0	
18		LIQUID (SP GR AT 60 °F)			24.9 (33.3)			
19		VAPOR, MOLECULAR WEIGHT			----		18.0	
20		LIQUID VISCOSITY, C.S			0.9(0.4)			
21								
22	OUTLET CONDITIONS:	TEMPERATURE, °F			700(660)		600	
23		PRESSURE (PSIG)			35(44)		47	
24		LIQUID FLOW, LB./HR.			301985(268977)			
25		VAPOR FLOW, LB./HR.			119782(131296)		11000.0	
26		LIQUID (SP GR AT 60 °F)			0.714(0744)			
27		VAPOR, MOLECULAR WEIGHT			157.6		18.0	
28		LIQUID VISCOSITY, C.S			0.42			
29								
COMBUSTION DESIGN CONDITIONS								
30								
31	TYPE OF FUEL				GAS / FUEL OIL			
32	EXCESS AIR, PERCENT				20		(3)	
33	GUARANTEED EFFICIENCY, PERCENT (LHV), ORIGINAL DESIGN				85			
34	FLUE GAS TEMPERATURE, °F LEAVING CONVECTION SECTION,							
35	FLUE GAS MASS VELOCITY THROUGH CONVECTION, LB./SQ. FT./S							
36	DRAFT AT BRIDGE WALL, IN. H ₂ O							
37	DRAFT AT BURNERS, IN. H ₂ O							
38	ALTITUDE, FT. ABOVE SEA LEVEL						269	
39	CALCULATED HEAT RELEASE, MM BTU/HR. (LHV)							



DATA SHEET FOR
FURNACE

GCB-12-F-022

COMPLEJU INDUSTRIAL DE BAHIANCABERMEJA		U150			TAG H-150		
PROJECT	UNIT	DOC. TYPE	PROGR.	REV.	SHEET	DATE	
1052	150	501			2 OF 5	MAR2018	
FUEL CHARACTERISTICS (1)							
2	TYPE OF FUEL		REF. GAS		FUEL OIL		
3	HEATING VALUE: H.HV		917 BTU/r3				
4	LHV		824 BTU/r3		17500		
5	SPECIFIC GRAVITY SG AIR=1.0		0.512		0.755		
6	TEMPERATURE AT BURNER, °F:		90		200 / 250		
7	VISCOSITY GAS (Lb/ft ² s) AT 90 °F OIL (SSF) AT 122 / 210 °F				64.7/32.4		
8	FUEL PRESSURE AVAILABLE AT BURNER, PSII		30		120		
9	ATOMIZING STEAM PRESSURE, PSIG				150		
10	VANADIUM CONTENT, PPM:				400/500		
11	SODIUM CONTENT, PPM:						
12	SULFUR CONTENT, PERCENT BY WEIGHT:		<0.5				
13	GAS: MOLECULAR WEIGHT		14.3				
14	HYDROGEN CONTENT		19.0				
MECHANICAL DESIGN CONDITIONS							
16	GENERAL						
17	STRUCTURAL DESIGN DATA: WIND LOAI 75 MPH			FACTOR: F=0.08, Z=0.25			
18							
19	COIL DESIGN	PROCESS			STEAM		
20	HEATER SECTION	RADIANT	SHIELD	CONV	CONV		
21	DESIGN PRESSURE, PSIC	200	200	200	150		
22	DESIGN FLUID TEMPERATURE, °F	750	750	700	700		
23	CORROSION ALLOWANCE: TUBES:	0.125	0.125	0.125	0.0625		
24	FITTINGS:	0.125	0.125	0.125	0.0625		
25	NUMBER OF PASSES:	2	2	2	1		
26	OVERALL TUBE LENGTH, FT:	35'-6"	38'-9"	38'-9"	38'-9"		
27	EFFECTIVE TUBE LENGTH, FT:	37'-0"	37'-0"	37'-0"	37'-0"		
28	BARE TUBES:	Four tuber per row					
29	NUMBER:	52	8		4		
30	TOTAL EXPOSED SURFACE, SQ FT	3338	513		256.7		
31	EXTENDED SURFACE TUBES:	Four tuber per row					
32	NUMBER:	----	----	32	----		
33	TOTAL EXPOSED SURFACE, SQ FT (BARE/BARE + EXTENDED)			11055			
34	TUBE SPACING, CENTER TO CENTER, IN	12	12x12	12x12	12		
35	TUBE CENTER TO FURNACE WALL, IN MIN.:	1.5 Dia.	0.5 space	0.5 space	Corbels		
36	WELD INSPECTION REQUIREMENTS, X-RAY OR OTHER	100%	100%	100%	100%		
37							
38	TUBES						
39	VERTICAL OR HORIZONTAL	HORIZ	HORIZ	HORIZ	HORIZ		
40	TUBE MATERIAL (ASTM SPECIFICATION)	A-335 P9	A-335 P9	A-335 P9	A-335 P12		
41	OUTSIDE DIAMETER, IN	6.625	6.625	6.625	6.625		
42	WALL THICKNESS (AVERAGE), IN	0.365	0.365	0.365	0.237		
43	MAXIMUM TUBE WALL TEMPERATURE, °F (DESIGN)	950	950	900	800		
44	DESIGN BASIC FOR TUBE WALL THICKNESS:	API - RP 530 BP-7-1-1 Rev. 7 ASME Sec. I					

Página 1

Tabla 11. Propiedades termodinámicas para los flujos del H-150, calculadas a partir de dos modelos de estado

Parámetro	Unidades	Ecuación de Estado		% diferencia*
		PR	SRK	
Flujo de aire	kNft ³ h	816,1	818,6	0,31%
Temperatura Gas de Chimenea	°F	656,3	657,5	0,18%
Temperatura Crudo Salida	°F	587,5	587,5	0%
Oxígeno en Gas de Chimenea	%mol	5,29	5,29	0%
Flujo de Gas de Combustible	kNft ³ h	67,41	67,62	0,31%
Válvula de apertura	%	81,97	82,24	0,33%

*% diferencia = absoluto(PR – SRK) / PR{2

5.2.1 Caracterización del crudo (crear el Assay). En la Tabla 7 se presentan las propiedades del crudo que se refina en la GRB que es la muestra de los resultados del laboratorio requerida para calcular el assay.

5.2.2 Especificación de las corrientes del horno. En la Tabla 12 se presentan las especificaciones de las corrientes de entrada y salida al horno H-150. Esta información se recuperó de la información en línea de la planta (PI) para un periodo de un día donde se realizaron corridas al horno. Estas corrientes y sus respectivas conexiones se muestran en el esquema del horno (Anexo 3).

En la Grafica 3 se observa como el mayor error se presenta en la variable del flujo de gas combustible, donde la mayoría de las simulaciones se ubican con un error menor al $\pm 5\%$. En la grafica 4 se observa que para la temperatura de los gases de chimenea se reporta principalmente un error menor al $\pm 1\%$.

El error en las simulaciones se atribuye principalmente a la falta de información de gases de combustión o de chimenea para otras fechas que puedan ser utilizadas en el proceso de calibración del modelo.

Tabla 12. Corrientes de entrada y salida del horno H150.

Corrientes de entrada					
Variable	Unidades	Aire ambiente	Gas a H150	Crudo	Vapor #50
Presión	Psig	0,79	19,04	218,7	52,4
Temperatura	°F	80	79,8	439,5	297,6
Flujo másico	kb/h	72	3,2	158	4,99
Flujo volumen líquido	kbbbl/día			27,2	
Flujo volumen gas	kNft ³ h	993,5	67,3		231,3
Corrientes de salida					
Variable	Unidades	Gas de chimenea	Crudo	Vapor 50#	
Presión	Psig	0	39	50	
Temperatura	°F	656,5	587,4	297,6	
Flujo másico	kb/h	75,2	158	4,99	
Flujo volumen líquido	kbbbl/día		27,2		
Flujo volumen gas	kNft ³ h	1060			231,3

Gráfico 3. Pariedad para el flujo de gas combustible

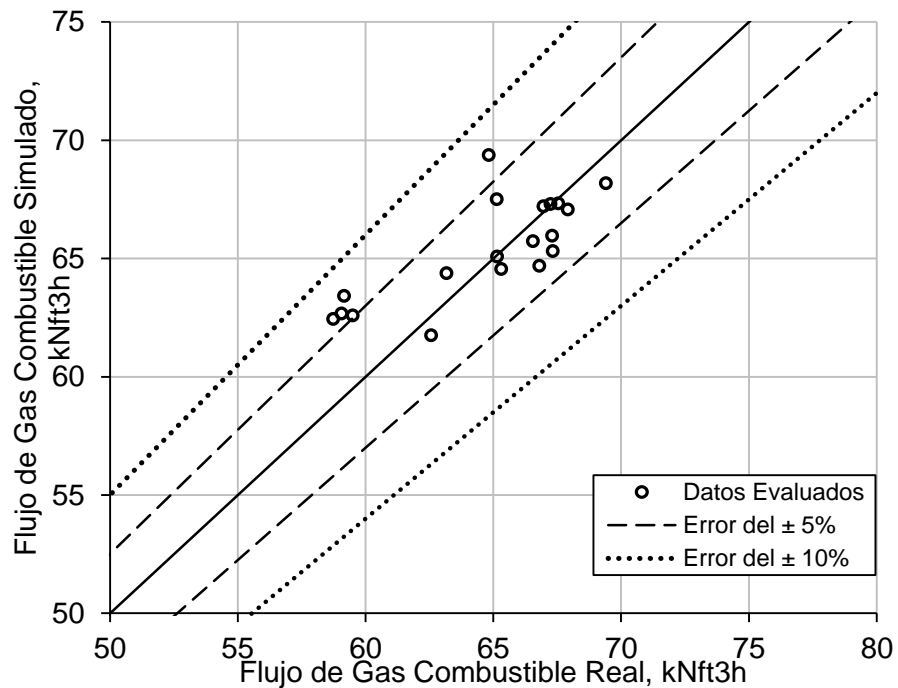
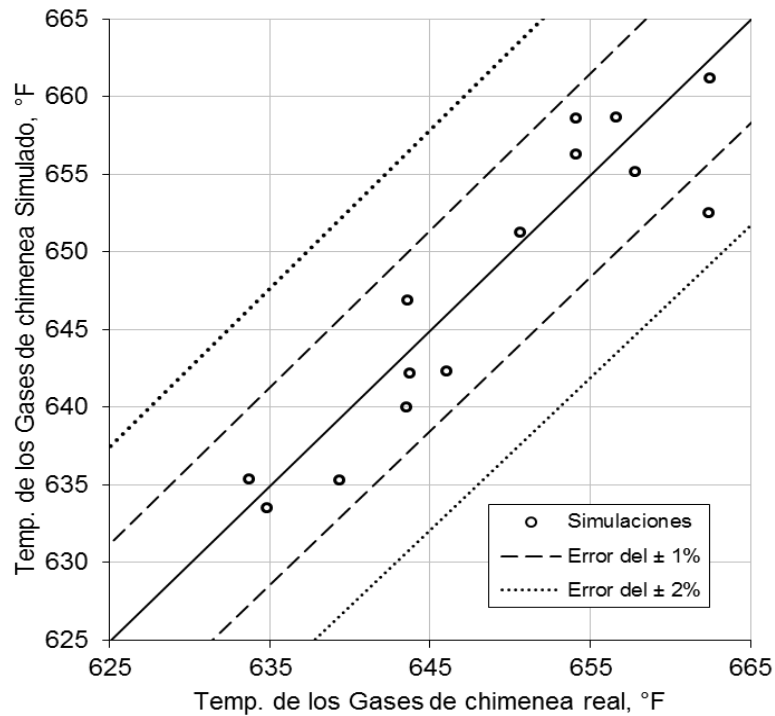


Gráfico 4. Pariedad para la temperatura de salida del gas de chimenea



5.2.3 Simulación del horno en modo dinámico. A continuación, se muestra en la Tabla 13 la validación de datos para el horno simulado en modo dinámico. Se escogieron como variables más influyentes del proceso, la composición de gases de chimenea y la temperatura de salida del horno.

Tabla 13. Simulación del horno en modo dinámico H150.

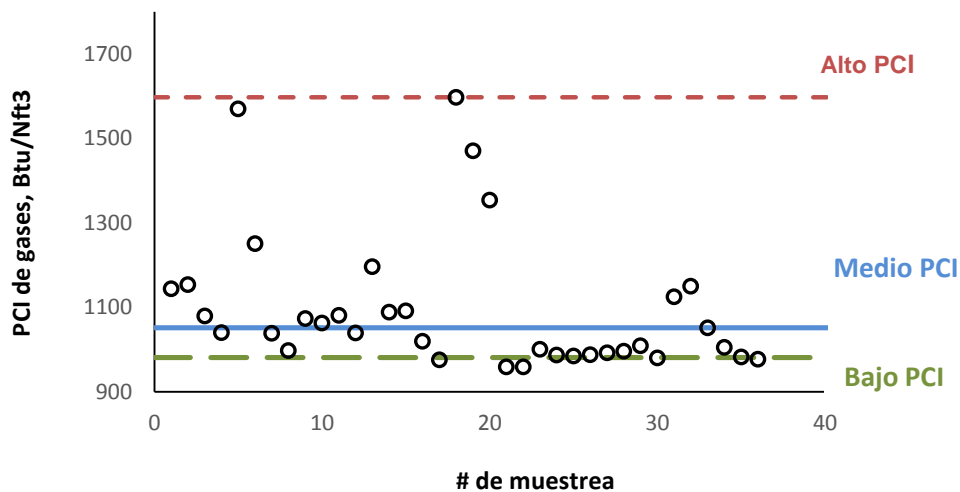
Parámetro	Unidades	Valor Simulado	Valor real	% desviación*
Flujo de Crudo	Bbl/día	27224	27224	0
Flujo Gas Refinería	MNft ³ H	67,3	67,2	0,1
Composición Gases de chimenea (CO ₂)	% mol	8,72	8,79	0,8
Composición Gases de chimenea (O ₂)	%mol	5,29	5,29	0
Temperatura de salida del horno	°F	587,4	587,4	0
Temperatura salida gas de chimenea	°F	656,5	654,1	0,4

*% desviación = absoluto(Reportado – Simulado) / Reportado

5.3 EVALUACION DE MEZCLA DE GASES PARA LA RED DE GAS COMBUSTIBLE

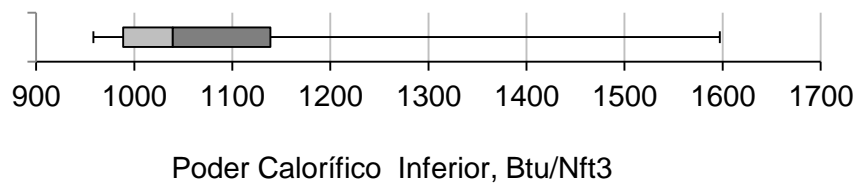
Como alimento al horno H-150 se seleccionaron tres casos de estudio de mezclas de gas de poder calorífico, como se detalló en el ítem 4.4.1. La grafica 5 ilustra 37 muestras de gas a los que se les calculó el poder calorífico identificándose los valores alto, promedio y el bajo.

Gráfico 5. Composiciones de mezcla de gases de refinería seleccionados



La grafica 6 indica que el valor promedio de PCI es de 1096 Btu/Nft³, con una desviación estandar de 163 Btu/Nft³. El diagrama de cajas y bigotes muestra que la mayor densidad de muestras está ubicada en el primer cuartil entre 956 y 989 Btu/Nft³, y que el máximo valor de PCI corresponde a 1600 Btu/Nft³.

Gráfico 6. Caja y bigotes para la información histórica del poder Calorífico del D-940 que alimenta el H-150



La Tabla 14 presenta la selección de tres cargas representativas de los tres escenarios propuestos, tomándose entonces:

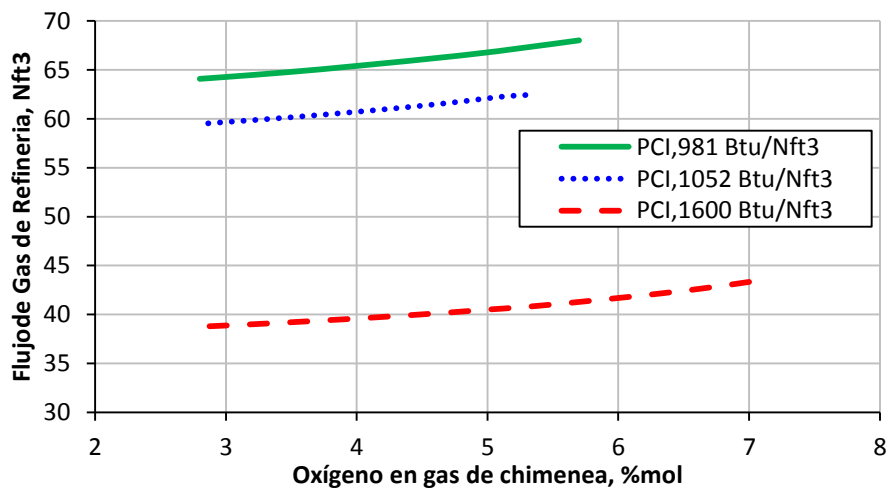
- Gas de refinería con bajo poder calorífico inferior es representada por la muestra #10, que corresponde a una muestra que forma parte del primer cuartil de datos.
- Gas de refinería con medio poder calorífico inferior es representada por la muestra #34, corresponde a una muestra que es cercana al valor promedio del PCI.
- Gas de refinería con alto poder calorífico inferior es representada por la muestra #19, que corresponde a la muestra con el máximo valor de PCI.

Tabla 14. Composición de gases para los casos evaluados en el simulador

Variable	unidades	Mezcla gas refinería		
		M-1 Poder calorífico inferior BAJO	M-2 Poder calorífico inferior MEDIO	M-3 Poder calorífico inferior ALTO
Poder calorífico (LHV)	Btu/Nft3	980,6	1052	1602
Hidrógeno	%mol	44,02	33,53	26,13
Metano	%mol	23,65	23,46	20,38
Etano	%mol	7,84	7,63	8,89
Etileno	%mol	5,04	4,12	4,51
Propano	%mol	3,39	4,61	5,58
Propileno	%mol	6,09	5,03	6,65
N-butano	%mol	0,082	2,15	4,24
Iso-butano	%mol	1,8	3,12	3,01
Total olefinas	%mol	2,33	5,08	2,15
Iso-pentano	%mol	1,05	0,99	15,48
Nitrógeno	%mol	2,70	8,27	1,48
Dióxido de carbono	%mol	0	0,65	0,64
Monóxido de carbono	%mol	0,61	0,80	0,45
H ₂ S	%mol	0,65	0	0,30
Oxígeno	%mol	0	0,54	0,08

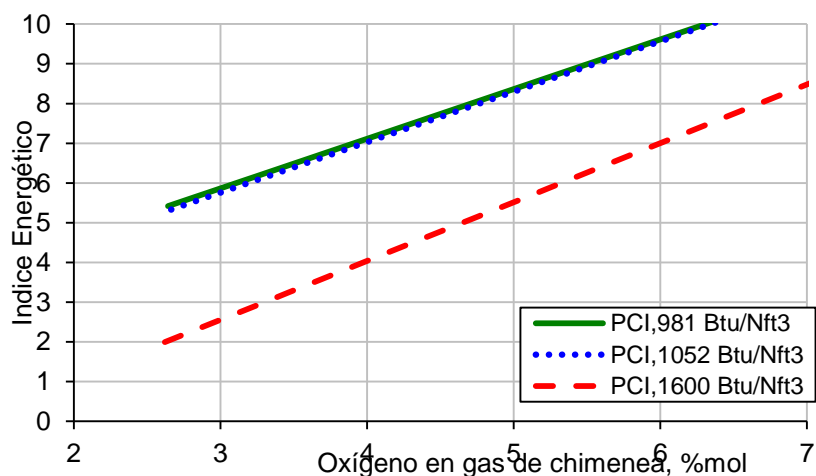
En la grafico 7 se aprecia cómo el cambio en el poder calorífico inferior, tiene un impacto mayor en el consumo de gas que la variación de exceso de oxígeno.

Gráfico 7. Efecto del exceso de oxígeno y el poder calorífico inferior en el consumo de gas de refinería manteniendo la temperatura del crudo en 587,4°F



En la grafico 8 se muestra el índice energético en función del contenido de oxígeno en los gases de chimenea, calculado para los gases de refinería considerados en los casos de estudio.

Gráfico 8. Influencia del contenido de oxígeno con respecto al Índice Energético.

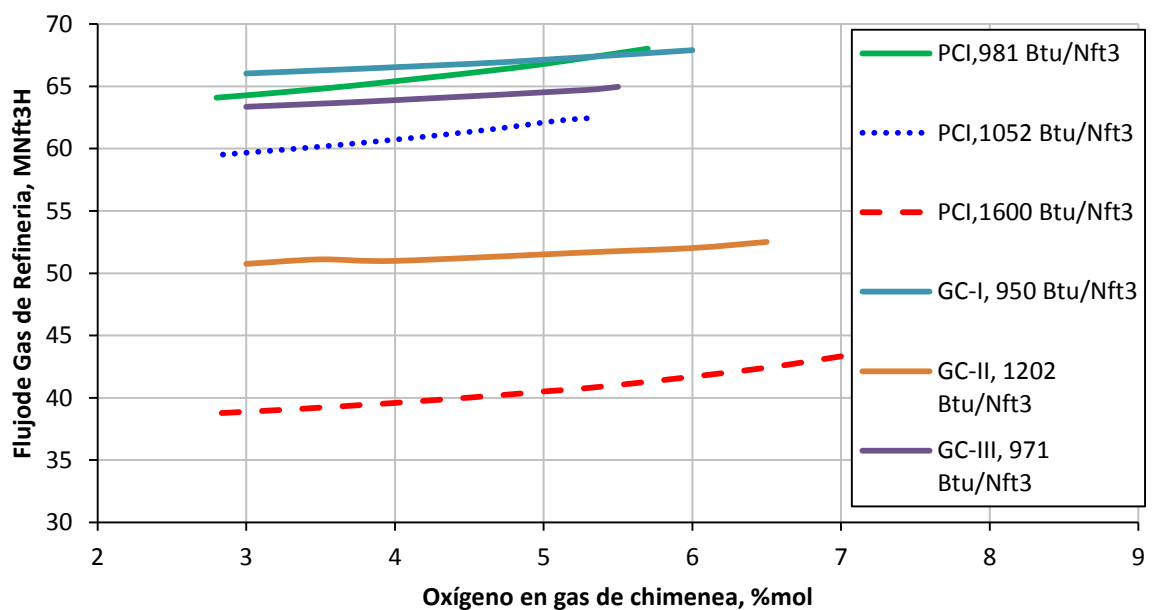


Se observa que los gases con poder calorífico de 981 Btu/Nft³ y 1052 Btu/Nft³ presentan un comportamiento similar en el índice energético. Sin embargo, el gas con el poder calorífico menor consume mayor flujo de gas para mantener la temperatura del horno. El gas con mayor poder calorífico presenta el menor IE para un determinado valor de oxígeno, pero consume el menor flujo de gas.

5.4 DETERMINACION DE ALTERNATIVAS DE MEZCLA PARA EL GAS COMBUSTIBLE

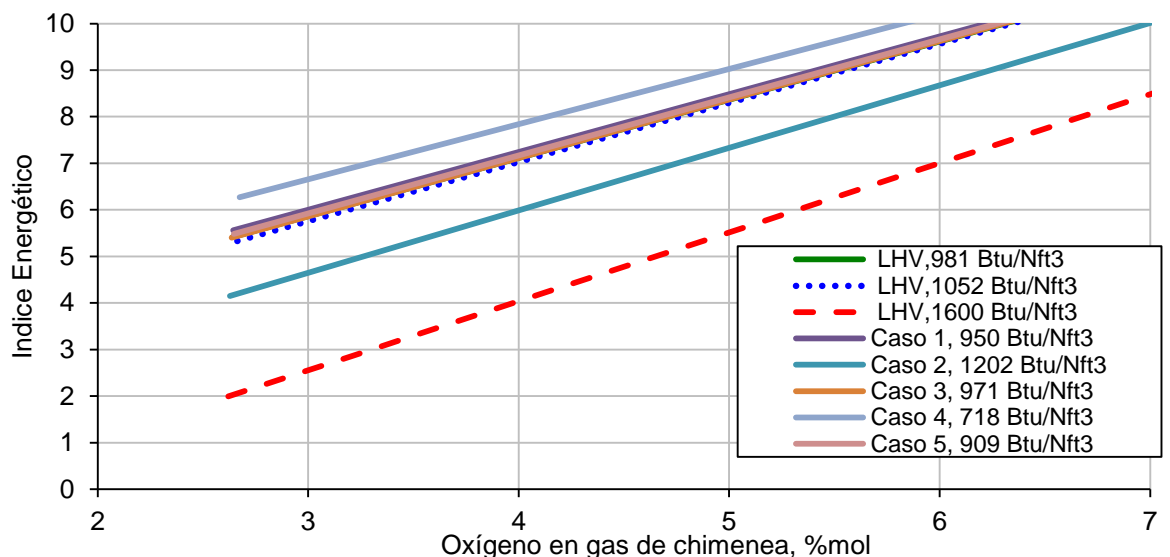
En la grafico 9 se aprecia cómo el impacto debido al cambio en el poder calorífico del gas, tiene un impacto mayor en el consumo de gas que la variación de exceso de oxígeno. Sin embargo, operar con un alto exceso de oxígeno implica el mayor consumo de gas de refinería lo que implica mayores gastos operativos.

Gráfico 9. Influencia del exceso de oxígeno y del PCI sobre el consumo de gas de refinería en el H-150



La grafica 10 muestra cómo el incremento en el contenido de oxígeno favorece la eficiencia energética del proceso, debido a que su presencia en el sistema reaccionante disminuye su temperatura adiabática de llama y no afecta el Índice Energético; fenómenos que nos ubican en zonas de altos índice de eficiencia basados en el estudio de Cala [1]. Además, los gases con poder calorífico de 950 BTU/NFT³ y 971 BTU/NFT³ presentan un comportamiento similar en el Índice energético, sin embargo, el gas con poder calorífico menor consume mayor flujo de gas para mantener la temperatura del horno. El gas con mayor poder calorífico presenta el menor IE para un determinado valor de oxígeno, pero consume el menor flujo de gas.

Gráfico 10. Variación del Índice Energético con respecto al contenido de oxígeno en el gas de chimenea.

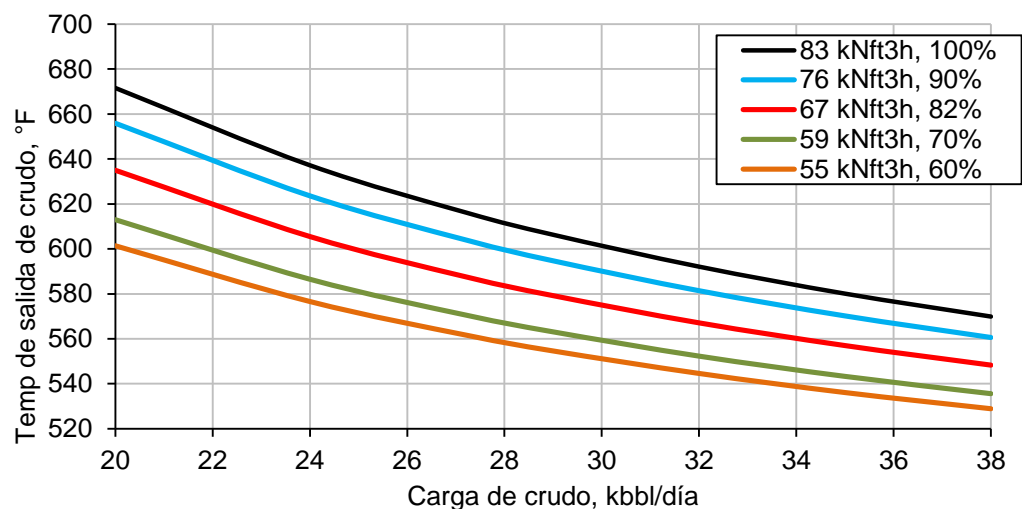


En el conjunto de graficos 10, 11, 12, 13 y 14 se evalúa la variación de la temperatura del crudo a la salida del horno en función del flujo de carga al horno para varios flujos de gas combustibles en cada caso contemplado (GC I a GC V), en cada figura se indican los flujos de gas combustible evaluados junto con su respectivo porcentaje de apertura de la valvula de gas. Para dichas simulaciones se mantuvo constantes las demás variables operacionales, como el contenido de oxígeno en el gas de chimenea de 5.29%.

El comportamiento general muestra una tendencia esperada, en donde por un lado, para un flujo de gas combustible constante, el incremento de la carga provoca la reducción de la temperatura del crudo a la salida del horno, y por otro lado, el incremento del gas combustible ocasiona el aumento de la temperatura de salida.

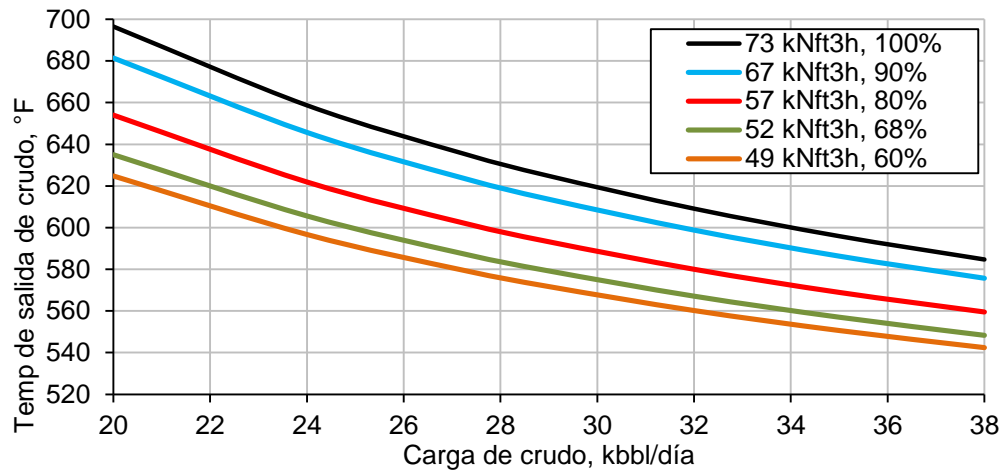
En el grafico 11 se muestra que la temperatura de salida del horno presenta una disminución por debajo de 540 °F cuando opera la unidad con carga de crudo de hasta 33,5 kbbl/día, un flujo de gas de 55 kNft³/h y una apertura de la válvula de gas del 60%.

Gráfico 11. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC-I. Adición de gases de campo



En en el grafico 12 se muestra que la temperatura de salida del horno presenta una disminución por debajo de la temperatura de 540 °F cuando opera la unidad con cargas de crudo de hasta 38 kbbl/día, un flujo de gas de 73 kNft³/h y con una apertura de la válvula de gas del 100%.

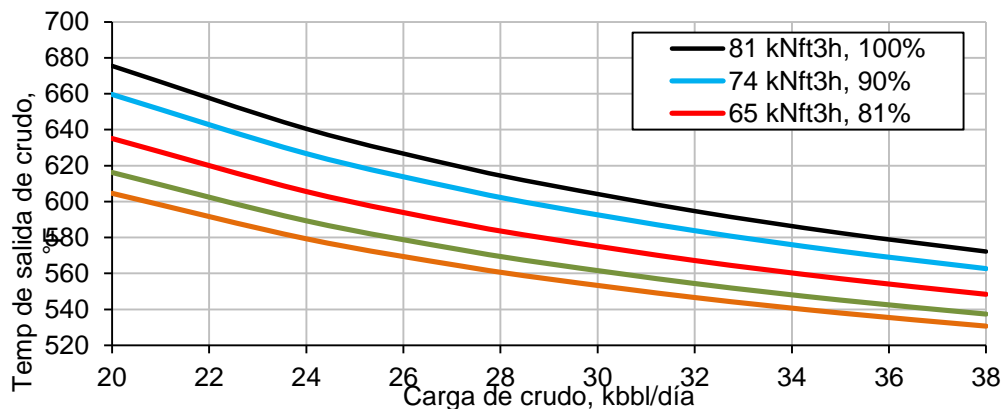
Gráfico 12. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC- II de adición de Butanos



En el gráfico 13 se muestra que la temperatura de salida del horno presenta una disminución por debajo de la guía de control mínima de 540 °F cuando opera la unidad con cargas de crudo por debajo 34 kbbl/día, flujo de gas de 49 kNft³h y una apertura de la válvula de gas del 60%.

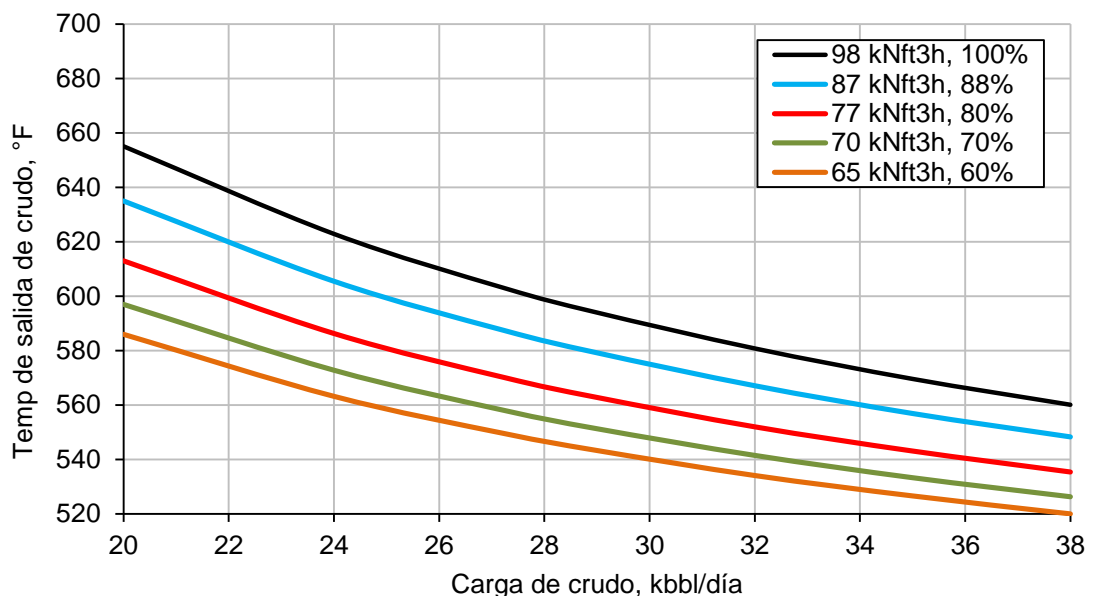
Se alcanza una carga de 38 kbbl/día con un flujo de gas de 81 kNft³h con una apertura de la válvula de gas del 100% y una temperatura de salida del crudo de 575 °F. Para un flujo de gas de 49 y 58 kNft³h la temperatura de salida del crudo de 530 °F, no cumpliendo con guía de control mínima.

Gráfico 13. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC- III de retiro de los aportes de HDT.



En el grafico 14 se muestra que la temperatura de salida del horno presenta una disminución por debajo de la guía de control mínima de 540 °F cuando opera la unidad con cargas de crudo por debajo de 30 kbbl/día, flujo de gas de 65 kNft³h y una apertura de la válvula de gas del 60%. Se alcanza una carga de 38 kbbl/día con un flujo de gas de 98 kscfh con una apertura de la válvula de gas del 100% y una temperatura de salida del crudo de 560 °F.

Gráfico 14. Variación de la temperatura de salida del crudo para el Caso GC-IV. Retiro del aporte de Modelo IV



En el grafico 15 se muestra que la temperatura de salida del horno presenta una disminución por debajo de la guía de control mínima de 540 ° F cuando opera la unidad con cargas de crudo por debajo de 34 kbbl/día, flujo de gas de 57 kNft³h y una apertura de la válvula de gas del 60%. Se alcanzar una carga de 38 kbbl/día con un flujo de gas de 86 kNft³h con una apertura de la válvula de gas del 100% y una temperatura de salida del crudo de 570 °F.

Con flujos de gas de 57 y 61 kNft³h no cumple la guía de control mínima de la temperatura de salida del crudo del horno.

En la Tabla 15 se comparan las composiciones y las propiedades de los gases evaluados en los 5 casos donde se evidencia que para los casos GC-I, CG-II y GC-III se presentan los %mol de hidrógeno más bajos en un rango entre 34 y 37%mol. Se tiene que la mezcla de gases del caso GC-II presenta el mayor poder calorífico y la máxima temperatura de salida de crudo del horno de 636 °F a una carga de 27 kbbl/día lo que mejora la carga a la torre de fraccionamiento.

Gráfico 15. Variación de la temperatura de salida del crudo para el caso GC-V. Retiro del aporte de Modelo IV y desvíos de butanos.

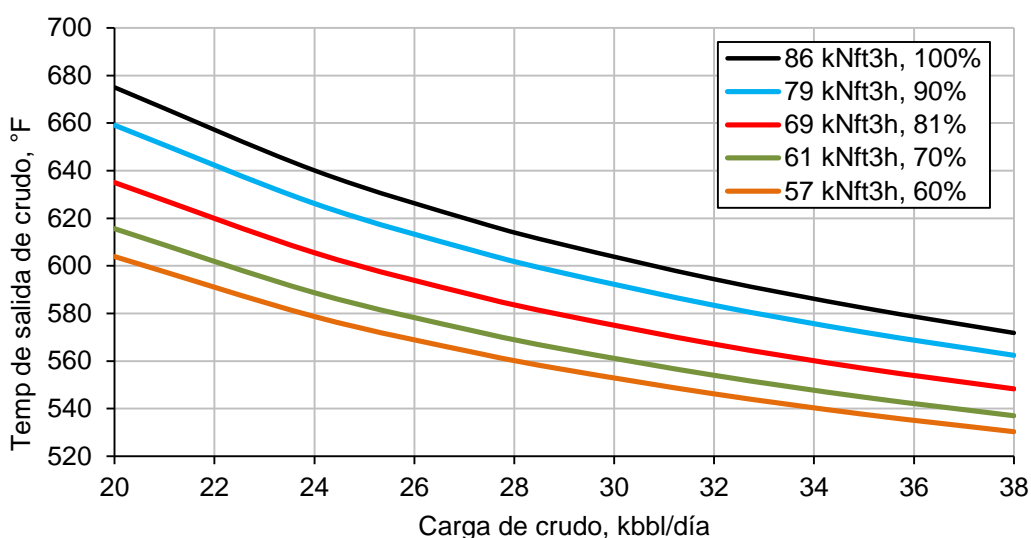


Tabla 15. Composición y propiedades de los gases evaluados en los casos

Propiedad	Unidades	GC-I	GC-II	GC-III	GC-IV	GC-V
Hidrógeno	%mol	34,37	35,75	37,72	59,18	47,06
Metano	%mol	36,09	21,67	25,5	18,49	21,16
Etano	%mol	7,86	7,84	9,51	5,50	8,73
Etileno	%mol	5,51	5,89	7,54	4,75	6,08
Propano	%mol	3,44	3,38	3,77	1,98	3,26
Propileno	%mol	4,72	5,10	6,53	3,44	5,70
n-Butano	%mol	0,96	13,12	0,93	0,68	0,86
i-Butano	%mol	0,93	0,95	1,12	0,43	0,90
Butilenos	%mol	1,28	1,38	1,75	0,84	1,79

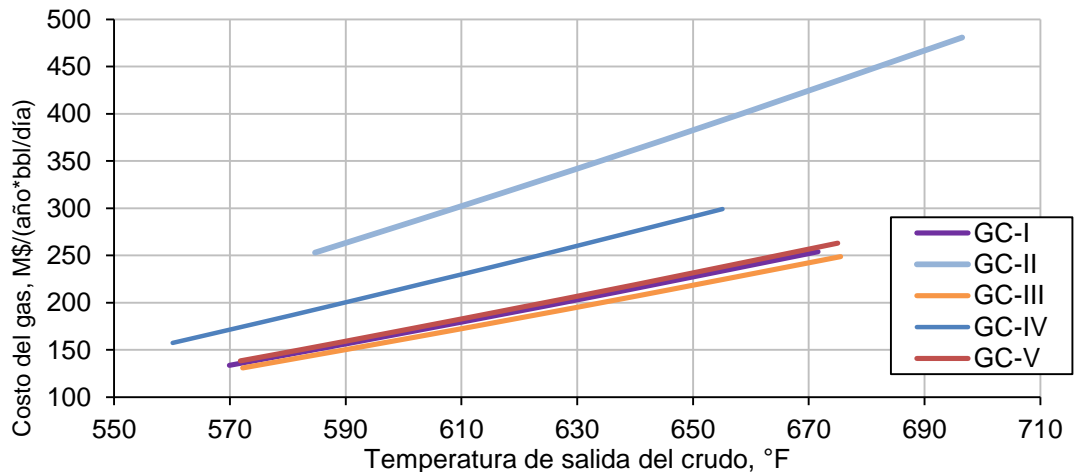
Tabla 15 (continuación)

Propiedad	Unidades	GC-I	GC-II	GC-III	GC-IV	GC-V
i-Pentano	%mol	0,96	0,88	0,51	1,24	1,28
Nitrógeno	%mol	2,22	2,25	2,83	1,62	1,96
CO ₂	%mol	0,36	0,38	0,48	1,03	0,09
CO	%mol	0,89	0,96	1,23	0,80	1,14
H ₂ S	%mol	0,41	0,46	0,59	0	0
PCI	Btu/Nft3	950	1202	971	718	909
Peso molecular	g/mol	17,57	22,65	18,32	12,61	16,37
Máxima Temp del crudo al flujo de 27 kbbl/día	°F	616	636	619	603	619

Por otro lado, en la Tabla 15 se muestra cómo el caso GC-III presenta el mayor contenido de Etileno y Propileno, que son productos valiosos para los procesos petroquímicos, por lo tanto, esta alternativa disminuiría los factores de recuperación de Etileno y Propileno. En cuanto a las condiciones operacionales, como es de esperar el GC-II que posee el mayor PCI alcanza la mayor temperatura de salida del crudo del horno, y el que posee el PCI menor (GC-IV) alcanza la menor temperatura.

En el gráfico 16 se compara el costo asociado al consumo del gas para los casos evaluados, la comparación se realiza a la máxima temperatura que puede alcanzar operacionalmente para un flujo de carga determinado.

Gráfico 16. Costo del gas consumido para los casos evaluados a máximo Flujo.



Se observa como el Caso GC-II presenta el mayor costo, debido principalmente al alto contenido de butanos pero obtiene el mayor poder calorífico y las mejores cargas de crudo y temperatura de salida de crudo. El Caso GC-IV presenta un costo elevado debido al alto consumo de gas que se requiere por su bajo poder calorífico. Los casos GC-I, GC-III y GC-V, presentan costos similares siendo el Caso GC-III el menor. Sin embargo, este último requiere un alto costo de inversión debido a que los equipos necesarios para retirar la purga de la U4700 no se encuentran actualmente instalados. Se trata de un compresor para elevar la presión del gas para inyectarlo nuevamente al proceso, el cual equivale a una inversión de 4 millones de dolares. Los otros casos no requieren inversión ya que se manejan son los costos del gas que se adiciona.

En el grafico 16 se observa que los mejores escenarios operacionales corresponden a los casos GC-I (adición de gas de turboexpander) y GC-V (retiro de Modelo IV y adición de Butanos), debido a que presentan el menor costo en el consumo de gas, no requieren inversión y operacionalmente permiten alcanzar la temperatura del crudo a la salida del horno requerido dentro del rango operacionalmente más utilizado de acuerdo a la Tabla 3.

6. CONCLUSIONES

Como base para evaluar la eficiencia energética, se realizó la simulación en HYSYS del horno H-150 en operación dinámica a partir de información histórica (año 2011 y 2016) encontrándose una reproducibilidad de las variables de salida con un error menor al $\pm 1\%$. Este es un modelo confiable, que se acerca de forma adecuada a la operación real de la planta y a futuro puede ser utilizado para realizar otros estudios en hornos similares.

Teniendo en cuenta la operatividad de la empresa se plantearon cinco alternativas de mezclas de gas combustible al horno H-150. La simulación permitió identificar, a partir del Índice Energético (IE), que los gases con poder calorífico Inferior de 981 Btu/Nft3 y 1052 Btu/Nft3 presentan un comportamiento similar. Sin embargo, mezclas gaseosas con mayor poder calorífico presentan IE menor. Por consiguiente, la variación del Poder Calorífico Inferior de la mezcla de gas combustible tiene un impacto mayor en el consumo de gas que la variación de exceso de oxígeno.

Por otra parte, la mezcla GC-I, "adicionar gas de la Turboexpander" y la mezcla GC-V, "retirar el suministro de gas de Modelo IV" y "adicionar butanos", presentan poderes calóricos inferiores de 950 y 909, respectivamente. Estas mezclas de gas combustible que presentan los menores costos operativos (155 M\$/año*bbl/día) a una temperatura de salida de crudo del horno de 590°F, no requieren de inversión adicional, y presentan operaciones con alta eficiencia energética.

7. RECOMENDACIONES

Se recomienda al realizar las adiciones de butano y gases de turboexpander o de metano optimizando su cantidad con el objetivo de mejorar el poder calorífico del gas combustible al horno H-150.

Se recomienda realizar estudio de inversión para recuperar el hidrogeno de la fuente de HDT y de los gases de las cracking con el objetivo de mejorar el poder calorífico en la red de gas y como fuente futura de hidrogeno en las plantas de hidrotratamiento.

Se recomienda para la utilización del modelo en los hornos de la GRB aumentar la información de los gases de combustión o gases de chimenea para mejorar el proceso de calibración del modelo y disminuir el porcentaje de error de las variables de salida.

Se recomienda con base a los resultados de la composición del hidrogeno (34 – 47 % mol) de los escenarios de mezcla de gases ajustar los diseños de actuales de quemadores del horno por encima de 30 %vol de hidrógeno, para evitar riesgos de erosión, pérdida de integridad de la boquilla y quema rápida en el interior de la boquilla, afectando la combustión del horno y la estabilidad de la llama.

BIBLIOGRAFIA

AMERICAN GAS ASSOCIATION AGA. Interchangeability of other fuel gases with natural gases. Research bulletin #36. 1946.

BP GAS, Revista Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality –2011, pág 1-17.

CABRERA, Lilibian. Refilub S.A. Química Industrial I. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes. Mérida . Venezuela. Trabajo de proyecto de grado.2012.

CALA O. M., MERIÑO L., KAFAROV V, J SAAVEDRA. Evaluación de modelos de combustión para a determinación de eficiencia en hornos de refinería. Revista chilena de Ingeniería, vol 23 No.3, pag 429-438. 2015

CALA O. M., MERIÑO L., KAFAROV V. Efecto de la composición del gas de refinería sobre las características del proceso de combustión. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, N° 23, VOL. 12, pág 101-112. 2014

CALA PARRA, O. M. Determinación de un índice de eficiencia energética para los procesos de combustión de los gases de refinería. Trabajo de grado maestría UIS.2014.

ECOPETROL S.A, Manual de descripción de proceso de la Unidad de crudo U-150.Barrancabermeja. Pág. 1-13.

GOMEZ OLACHICA, María del Pilar. Diseño de Logística para el aprovechamiento óptimo de los gases de Refinería teniendo en cuenta aspectos energéticos, ambientales y de seguridad. Trabajo de grado de Maestría en Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander. 2015

GORDON J. Van Wylen, Fundamentals of thermodynamics, Fifth. New York, 1998.

HSIEH, S-C. AND JOU C.J.G. Using Hydrogen-rich multifuel to improve energy efficiency and reduce CO₂ emission for high-energy furnace. Environmental Progress & Sustainable Energy. 28 (1):pág.83-88. 2009.

JOHSON, F, RUE, D.M. Gas Interchangeability Tests-Evaluating the Range of Interchangeability of Vaporized LNG and Natural Gas. Gas Research Institute. Revista técnica CEC-500-2015-021, Marzo 2011 pág 50-55.2003

LARA DIAZ, Julieth Angelica; PINO BAUTISTA, Fabian David, Evaluación Técnica de la Inyección de gas guajira en la corriente de suministro energetico del tren de topping U-150 de la Refineria de Barrancabermeja-Ecopetrol, Proyecto Grado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, 2015

M. SMITH, J. VAN NESS, H. ABBOTT, Introducción a la termodnamica en ingenieria quimica. 1997. pág 1-50.

MERIÑO STAND, LOURDES ISABEL. Diseño de una Metodología para lograr una combustión Eco-eficiente y segura de mezcla de gases. Trabajo de grado de Doctorado en Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander.2015.

MONTAÑA, D. Determinación de las propiedades de combustión e identificación de problemas de intercambiabilidad de las mezclas de gas natural con otros combustibles de refinería, Trabajo de maestría, Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga, Colombia.2011.

NAVARRO, Marcelino. Manual de Control de la combustión en calderas de crudo de la Superintendencia de operaciones - SOC. Ecopetrol S.A, Junio 2009, pág 1-30.

PERRY, R.H., "Perry Manual del ingeniero químico". 6 edición ed, McGraw-Hill. Vol. 1.

RABIEI. Z, Hydrogen Management in Refineries. Revista Petroleum & Coal, No.54, año 2012, pág. 357-368.

SAAVEDRA, J., BERNAL, W.J. Monitoreo de gases de combustión de los hornos de la planta de crudos y viscorreductora de la refinería de Cartagena. Informe de trabajo del Instituto Colombiano del Petróleo, piedecuesta, Santander, Colombia.2016

SAAVEDRA, J., BERNAL, W.J., (2013) Informe sobre las corridas de eficiencia realizadas a las calderas de la unidad USI de la refinería de Cartagena. Instituto Colombiano del Petróleo: piedecuesta, Santander, Colombia.2013

SAAVEDRA, J., MERINO, L., KAFAROV, V. Computer aided evaluation of eco-efficiency of refinery combustion processes. Chemical Engineering Transactions, 32: p. 217-222. 2013

Y. A. CENGEL AND M. E. BOLES, "Termodinamica - Cengel 7th," Termodinamica, 2011, pag. 280–285.

ANEXOS

Anexo A. Vista General Horno H-150



Anexo B. Pasos para iniciar una simulación

Ingresar lista de componentes conocidos

El crudo viene acompañado de componentes livianos (metano, etano, propano, butanos y pentanos) cuya composición está en el Assay tipo TBP. Estos componentes son seleccionados de una base de datos disponible en Aspen HYSYS.

Escoger el paquete de fluidos

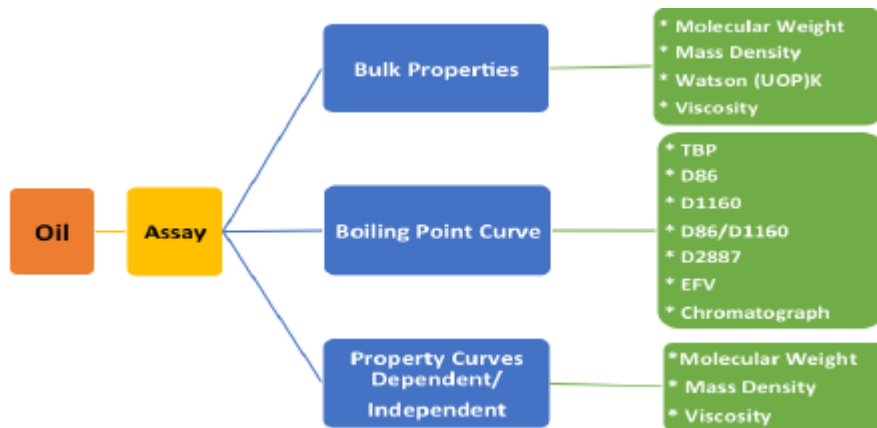
En la aplicación práctica de ingeniería química, interesa el comportamiento de fase de la mezcla de hidrocarburos líquidos, la cual a una temperatura y presión específica, está en equilibrio con una mezcla de hidrocarburos gaseosa a la misma presión y temperatura.

El paquete termodinámico empleado en la caracterización de los fluidos fue la ecuación de estado de Peng-Robinson, la cual ha sido ampliamente utilizada en la industria petrolera) para predecir el comportamiento de los sistemas de hidrocarburos naturales. Además se realizó una corrida del modelo utilizando el modelo termodinámico SRK.

Definir el Assay

La curva de los puntos de ebullición puede ser suministrada de cualquiera de las formas que se muestra a continuación:

Figura 5. Información contenida en la TBP



Para el desarrollo de éste trabajo de aplicación, el Assay fue caracterizado por medio de las curvas TBP.

Ingresar Bulk Properties

En éste subíndice se especifica al simulador el peso molecular y la densidad másica del crudo.

Ingresar la composición de los compuestos ligeros

En éste paso se ingresa la composición de los componentes ligeros escogidos en la base de datos de HYSYS en el ítem 1, dicha composición puede ser especificada en porcentaje molar, porcentaje másico o porcentaje volumétrico.

Ingresar datos del tipo de Assay escogido (TBP)

El Assay fue caracterizado por medio de las curvas TBP, donde se ingresan: porcentaje de destilado con el peso molecular de cada corte, porcentaje de destilado con densidad de cada corte y porcentaje de destilado con la viscosidad de cada corte tomadas a dos temperaturas diferentes (122°F y 210°F)

Anexo C. Simulación del horno en modo dinámico H150.

