

EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA UNIDAD GENERADORA DE HIDRÓGENO U-
4650 DE LA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO EN LA REFINERÍA DE
BARRANCABERMEJA-ECOPETROL OPERANDO CON GAS GUAJIRA

JOYCE ISABEL AGUILAR RIBERO

JESÚS RODRÍGUEZ ROMERO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2015

EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA UNIDAD GENERADORA DE HIDRÓGENO U-
4650 DE LA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO EN LA REFINERÍA DE
BARRANCABERMEJA-ECOPETROL OPERANDO CON GAS GUAJIRA

JOYCE ISABEL AGUILAR RIBERO

JESÚS RODRÍGUEZ ROMERO

Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de ingeniero
químico

Dirección

María Paola Maradei García, Ph.D.

Codirección

Humberto Escalante Hernandez, Ph.D.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2015

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	13
1.MARCO TEÓRICO.....	18
1.1 ASPEN HYSYS.....	18
1.1.1 Elección del paquete termodinámico.....	18
1.1.2 Simulación de reactores con ASPEN Hysys.....	19
1.2 VAPOR REFORMADO (SR) DE HIDROCARBUROS.....	20
2. METODOLOGÍA.....	26
2.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	26
2.2 IDENTIFICACIÓN DEL PROCESO DE GENERACIÓN DE HIDRÓGENO DE LA U-4650 DE ECOPEPETROL S.A.....	26
2.3 ESTRUCTURACIÓN DE LA HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN DE LA U-4650.....	27
2.4 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE LA U-4650.....	28
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	29
3.1 DISEÑO DE LA U-4650 EN EL SOFTWARE ASPEN Hysys V.8.0.....	29
3.2 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA CON DATOS DE LA INDUSTRIA.....	32
3.2.1 Tratamiento de datos experimentales.....	32
3.2.2 Determinación de la media experimental e intervalos de confianza a 95%...34	
3.2.3 Comparación datos simulados-datos experimentales.....	36
4. CONCLUSIONES.....	38

5. RECOMENDACIONES.....	39
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	40
BIBLIOGRAFÍA.....	44
ANEXOS.....	49

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Planta de hidrotreatmento HDT, refinería de Barrancabermeja.....	14
Figura 2. Metodología desarrollada para la evaluación técnica de la U-4650.....	26
Figura 3. Diagrama simplificado de la U-4650.....	29
Figura 4. Diagrama de caja para el H ₂ en el horno de reformado.....	33
Figura 5. Verificación del intervalo calculado para validación de la simulación en la salida del horno reformador.....	35
Figura 6. Verificación del intervalo calculado para validación de la simulación en la salida del convertidor de alta temperatura.....	35

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición gas Guajira.....	16
Tabla 2. Composición gas Cusiana.....	16
Tabla 3. Características de algunas ecuaciones de estado.....	19
Tabla 4. Generalidades de los reactores en ASPEN Hysys.....	20
Tabla 5. Reacciones posibles en el vapor reformado de metano.....	25
Tabla 6. Reacciones de oxidación dadas en el horno H-4650.....	30
Tabla 7. Reacciones de vaporeformado.....	31
Tabla 8. Variables importantes para la producción de hidrógeno.....	32
Tabla 9. Rangos permitidos para las composiciones molares de salida en el horno reformador y convertidor.....	34
Tabla 10. Validación de la simulación para el horno H-4651.....	37
Tabla 11. Validación de la simulación para el reactor R-4652.....	37

LISTAS DE ANEXOS

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650.....	49
ANEXO B. HISTÓRICO DE LAS COMPOSICIONES DE SALIDA DE LAS SECCIONES DE REFORMADO CON VAPOR Y DE CONVERSIÓN A ALTA TEMPERATURA, NOV. 2012- NOV. 2014.....	55
ANEXO C. DISEÑO DE LA U-4650 EN ASPEN HYSYS.....	67
ANEXO D. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN ALGUNAS CORRIENTES DE LA U-4650.....	68
ANEXO E. VALORES DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO VS TEMPERATURA PARA EL VAPOR REFORMADO Y WATER GAS SHIFT.....	69
ANEXO F. VERIFICACIÓN DEL INTERVALO CALCULADO PARA LA VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN.....	76

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA UNIDAD GENERADORA DE HIDRÓGENO U-4650 DE LA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL OPERANDO CON GAS GUAJIRA*

AUTORES: Joyce Isabel Aguilar Ribero; Jesús Rodríguez Romero**

PALABRAS CLAVES: Hidrógeno, Unidad Generadora de Hidrógeno U-4650, gas Guajira, ASPEN Hysys.

DESCRIPCIÓN:

Ecopetrol S.A es la principal compañía petrolera en Colombia que comprometida con el medio ambiente en cuanto a la reducción del contenido de azufre en la gasolina y diesel mediante hidrógeno, inauguró la unidad de generación de hidrógeno (U-4650). Debido a que esta unidad presenta disminución en su producción de hidrógeno, Ecopetrol en compañía de la UIS, trabaja en el desarrollo de una metodología de evaluación técnica que permita encontrar puntos de falla para mejora de la operación actual de la unidad. En la primera fase de este trabajo, se planteó la estructuración de una herramienta informática que permita la evaluación actual de la unidad constituyendo la base de este trabajo de tesis de grado.

Por tanto, se desarrolló una simulación en ASPEN Hysys de la unidad generadora de hidrógeno (U-4650), y se realizó una evaluación técnica en condiciones actuales de operación utilizando como materia prima gas natural Guajira con aproximadamente 98 %mol de metano.

El estudio se enfocó en la generación de hidrógeno dada en los equipos; horno reformador (H-4651) y convertidor de alta temperatura (R-4652), ya que en éstos se lleva a cabo la conversión de Gas Natural. Los resultados de la simulación se validaron usando datos históricos de la empresa en una ventana de tiempo de 24 meses.

* Trabajo de grado

* Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Doctora María Paola Maradei García

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL EVALUATION OF THE HYDROGEN GENERATING UNIT U-4650 OF THE HYDROTREATMENT PLANT IN THE BARRANCABERMEJA-ECOPETROL REFINERY OPERATING WITH GUAJIRA GAS*

AUTHORS: Joyce Isabel Aguilar Ribero; Jesús Rodríguez Romero**

KEYWORDS: Hydrogen, Hydrogen Generation Unit U-4650, Guajira gas, ASPEN Hysys.

DESCRIPTION:

Ecopetrol SA is the leading oil company in Colombia committed to the environment in terms of reducing the sulfur content in gasoline and diesel by hydrogen. This is the reason by Ecopetrol starts the U-4650 hydrogen generation unit. Due that this Unity presents a decreasing in its production, Ecopetrol with UIS, work in the development of a technical evaluation methodology to allow found the failures to propose to improve the current operation in the unity. On the first phase of this work, it is raised to structuration of a useful software tool that allow the evaluation of unit. This is the base of the present undergrade project.

Therefore, in this work was developed an ASPEN Hysys simulation of hydrogen generation unit (U-4650) and a technical evaluation under actual operating conditions using Guajira Natural Gas as feedstock with approximately 98%mol of methane.

This study is focused in the hydrogen generation performed in the reforming oven (H-4651) and the high temperature reactor (R-4652), because in these equipments taken place the conversion of Natural Gas. The simulation results are valided using the historical data of the company at time windows of 24 months.

* Final Degree Proyect

* Physicochemical Engineering Faculty.Chemical Engineering Department. Director: Ph. D. María Paola Maradei García

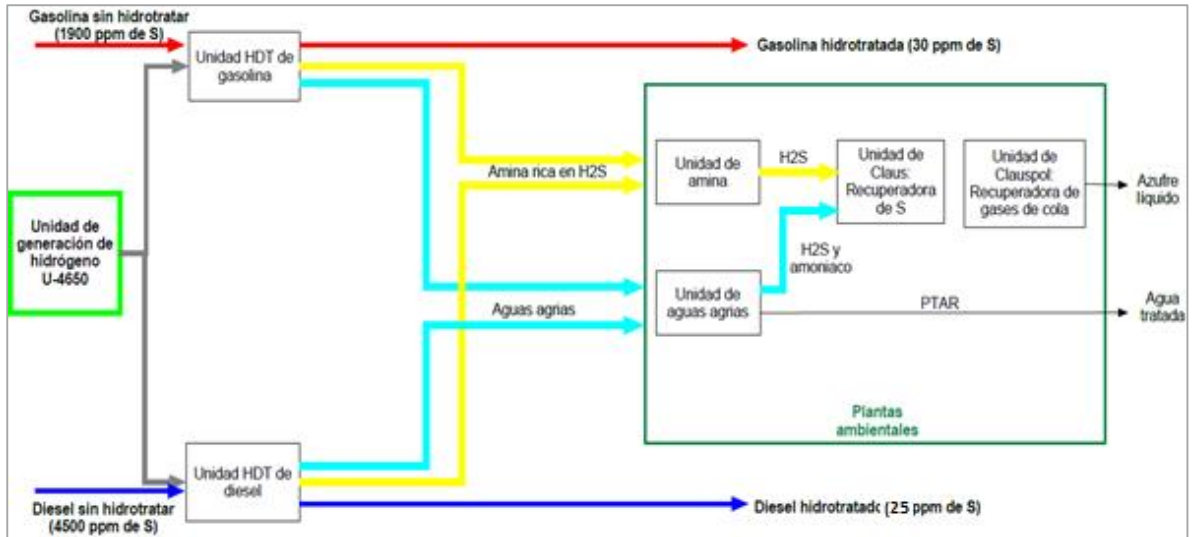
INTRODUCCIÓN

La empresa colombiana de petróleo mixta, ECOPETROL S.A, es la más importante en Colombia. Posee la refinería más grande, la cual se encuentra situada en Barrancabermeja (Santander) ocupando 254 hectáreas, con 42 unidades de procesos y cargando 250000bbl/d [1].

Debido a la necesidad de generar combustibles más limpios mediante la reducción de compuestos azufrados (ley 1205 de 2008), Ecopetrol inaugura la planta de hidrotratamiento (HDT) en la refinería de Barrancabermeja en el año 2010. Esta planta HDT cuenta con 7 unidades de proceso que se enumeran a continuación (Ver Figura 1):

- 1) Unidad de generación de hidrógeno (U-4650),
- 2) Unidad de hidrotratamiento de gasolina (U-4750),
- 3) Unidad de hidrotratamiento de diésel (U-4700),
- 4) Unidad de amina (U-4860),
- 5) Unidad de aguas agrias (U-4840),
- 6) Unidad de Claus (U-4800): Planta recuperadora de azufre y
- 7) Unidad de Clauspol (U-4820): Planta de gases de cola [2].

Figura 1. Planta de hidrotratamiento HDT, refinera de Barrancabermeja



Fuente: ECOPETROL S.A, 2014

La unidad de HDT de gasolina permite disminuir la cantidad de azufre inicial (aprox. 1900 ppm) y producir gasolinas acordes a las regulaciones nacionales actuales. Para ello, el corte de gasolina que entra en dicha unidad debe ser tratada con hidrógeno permitiendo una reducción del contenido de azufre hasta 30 ppm. El producto resultante es posteriormente almacenado y mezclado con gasolina no hidrogenada obteniendo así 60000 bbl/d de gasolina con 300 ppm. Durante el proceso se generan como subproductos amina rica en H_2S (ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno) y aguas agrias.

Por otro lado, la unidad de HDT de diésel trata el corte de diésel producido por la refinera, el cual contiene 4500 ppm de azufre, para reducirle su contenido hasta 25 ppm. El producto obtenido es posteriormente almacenado y mezclado con diésel no hidrogenado consiguiendo 70000 bbl/d de diésel con 50 ppm para Bogotá y Medellín, así como para los sistemas de transporte masivo de todo el país y diésel de 500 ppm para el resto del territorio nacional. Los subproductos generados durante el proceso son los mismos antes mencionados para la unidad HDT de gasolina [2].

Las demás unidades (unidad de amina, de aguas agrias, de Claus y Clauspol) realizan la recuperación de los subproductos mencionados anteriormente con el fin de producir 47,2 ton/d de azufre líquido.

Para realizar todos los procesos anteriores es indispensable el uso del hidrógeno que se obtiene a partir del gas natural y vapor de agua. Por esta razón dentro de la planta de HDT encontramos la unidad generadora de hidrógeno U-4650 (Anexo A) que se encarga de proporcionar el hidrógeno necesario a la unidad HDT de gasolina y HDT de diésel. La U-4650 consta de seis secciones que son:

- 1) Desulfurización,
- 2) Reformado con vapor,
- 3) Conversión a alta temperatura,
- 4) Purificación de hidrógeno (PSA),
- 5) Generación de vapor y
- 6) Recuperación de hidrógeno (PSA ROG) [2].

Actualmente, la unidad generadora de hidrógeno (U-4650) produce un gas de alta pureza (promedio de 99,65%mol) [3] a partir de gas natural Guajira que contiene alrededor de 97,5%mol de metano (CH_4) [4]. Debido a la alta pureza del gas Guajira (Ver Tabla 1), dicho gas se exporta en grandes cantidades y ha conllevado a predecir su agotamiento temprano en un futuro cercano. Debido a ello, es fuertemente probable que otro tipo de carga sea necesaria para suministrar el metano necesario en la U-4650.

Tabla 1. Composición gas Guajira

Componente	Resultado (%mol)
CH ₄	98,044
Nitrógeno	1,5695
Oxígeno	0,0113
CO ₂	0,1453
Etano	0,1466
Propano	0,0495
Iso-butano	0,0165
N-butano	0,0071
H ₂ S	0

Fuente: ECOPETROL S.A, 2014

La unidad generadora de hidrógeno se diseñó para operar con Gas Natural Guajira, por lo tanto al cambiar este gas de carga por uno de menor contenido en metano provocará un cambio en el comportamiento del horno reformador y en el convertidor de alta temperatura. Ecopetrol cuenta con otros pozos de producción de Gas Natural siendo el Gas Natural Cusiana el que vendrá seguramente a remplazar el Gas Guajira, ya que existen grandes volúmenes de reserva en el piedemonte llanero. La Tabla 2 muestra la composición de este gas, el cual presenta un contenido de metano más bajo que el observado en el Gas Guajira.

Tabla 2. Composición gas Cusiana.

Componente	Resultado (%mol)
CH ₄	82,747
Etano	9,984
Propano	3,648
CO ₂	1,834
N-butano	0,545
Nitrógeno	0,544
Iso-butano	0,537
Iso-pentano	0,085
n-Pentano	0,045
C ₆ +	0,028

Fuente: ECOPETROL S.A, 2014

El interés de Ecopetrol es por lo tanto, determinar cómo este cambio de gas de carga va a afectar la producción de hidrógeno, esto implica entonces, evaluar el nuevo rango de condiciones de operación que debe ajustarse experimentalmente para mantener la actual producción de la unidad. En ese sentido y de la mano con la Universidad Industrial de Santander, se plantea en esta tesis de grado, que

tiene como objetivo el desarrollo de una simulación de la unidad generadora de hidrógeno (U-4650) usando la carga de gas actual (Gas Guajira) que servirá de herramienta predictiva para el posterior estudio de condiciones de operación necesarias con Gas Cusiana. La simulación desarrollada en este estudio se validará en los rangos de operación de la refinería mediante la comparación de los datos arrojados por el simulador con los datos históricos de la empresa en una ventana de tiempo de 24 meses.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 ASPEN HYSYS

ASPEN Hysys es una herramienta que permite el diseño y optimización de procesos químicos y petroquímicos mediante el simulado en estado estacionario y dinámico. Cuenta dos ambientes “*properties*” y “*simulation*” en los que se agregan los componentes, modelos termodinámicos, reacciones químicas, equipos y se construye el diagrama de flujo o *flowsheet*. Este programa, muy usado en la industria de petróleo y gas, permite modelar más de 40 operaciones unitarias (columnas de destilación y extracción, reactores, intercambiadores de calor, separador de 3 fases, etc.) usando una base de datos de más de 1500 compuestos, propiedades de sustancias puras, electrolitos y crudos, correlaciones específicas para fracciones de petróleo, procesos de recicló, ajuste de variables, entre otros [5]. Para ello, ASPEN Hysys requiere de la termodinámica, los balances de masa y energía y en algunos casos las ecuaciones constitutivas del proceso.

1.1.1 Elección del paquete termodinámico

Uno de los principales requisitos que requiere la simulación en ASPEN Hysys es la elección de uno o varios paquetes termodinámicos “*fluid package*” que permitan definir la información (propiedades, componentes, componentes hipotéticos, parámetros de interacción, reacciones, datos tabulados, etc.) de las sustancias involucradas en el proceso. Con éste se calculan las propiedades físicas y evaporación espontánea de las corrientes [6]. Por esta razón, el usuario debe elegirlo correctamente, ya que en muchas ocasiones el programa converge con la información suministrada pero si no es el modelo termodinámico adecuado, las especificaciones de salida no van a ser las correctas ni las que más se ajustan a la realidad. En la Tabla 3 se presentan las características de algunas ecuaciones de estado para seleccionar un buen modelo termodinámico.

Tabla 3. Características de algunas ecuaciones de estado.

Redlich Kwong	Soave (SRK)	Peng Robinson
<p>-Apto para fluidos simples (Ar, Kr, Xe), para los cuales el factor acéntrico es 0.</p> <p>-Calculo de propiedades críticas de mezclas binarias y equilibrios de fases a presiones <10 atm.</p> <p>-Calcula entalpías de líquido vapor para sustancias polares y/o sin simetría esférica.</p>	<p>-Predice el comportamiento de fases de sustancias a alta presión y temperatura como por ejemplo en el procesamiento de hidrocarburos, extracciones supercríticas.</p> <p>-Correlaciona el ELV de mezclas que contienen hidrocarburos, H₂, N₂, H₂SO₄, CO, CO₂.</p> <p>-Calcula ELV de mezclas simétricas que tengan CH₄.</p> <p>-Apto para temperaturas superiores a -143°C y presiones mayores a 5 psia.</p> <p>-Predice el comportamiento de fases de sustancias no polares y ligeramente polares.</p>	<p>-Predice la presión de vapor y el comportamiento volumétrico de sistemas binarios, ternarios y multicomponentes.</p> <p>-Correlaciona de una manera más exacta el ELV de mezclas que contienen H₂ y N₂.</p> <p>-Mejora ligeramente la predicción del volumen del líquido y el factor de compresibilidad.</p> <p>-Apto para mezclas de moléculas grandes y pequeñas.</p>

Fuente: Fernández Rocha, 2006, [6]

Además de los modelos presentados en la Tabla 3, existen otros modelos de gran uso como lo es el ASME Steam, el cual corresponde a un modelo especial usado para un solo componente; el agua. El paquete ASME Steam cuenta con propiedades del vapor saturado y recalentado en unidades del SI, pero tiene limitaciones como: presiones de menos de 15000 psia y temperaturas superiores a 32°F (0°C) y menores de 1500°F [7].

1.1.2. Simulación de reactores con ASPEN Hysys

ASPEN Hysys permite la simulación de procesos químicos con varios tipos de reactores como el *CSTR* (Reactor de mezcla continua), *Plug Flow Reactor* (Reactor Flujo-Pistón) y *General Reactors* (Son prácticamente separadores de fases que incluyen reacciones químicas como el reactor de conversión, de

equilibrio y Gibbs). En la Tabla 4 se observa una descripción más detallada de los equipos.

Tabla 4. Generalidades de los reactores en ASPEN Hysys.

Reactor CSTR	Reactor PFR	Reactor de conversión	Reactor de equilibrio	Reactor Gibbs
<p>-Requiere la estequiometría, cinética de la reacción y volumen del reactor.</p> <p>-Para reacciones inversas, requiere valores de la K_{eq} en función de la temperatura.</p> <p>-Calcula composiciones y conversión.</p> <p>-Los tipos de reacciones que usa son: cinética y velocidad simple.</p>	<p>-Requiere la estequiometría, cinética de la reacción y dimensiones del equipo (longitud, diámetro, número de tubos, etc.)</p> <p>-Para reacciones inversas, requiere valores de la K_{eq} en función de la temperatura.</p> <p>-Calcula composiciones y conversión.</p> <p>-Los tipos de reacciones que usa son: cinética, velocidad simple y catálisis heterogénea.</p>	<p>-Requiere la estequiometría y conversión (del reactivo límite) de la reacción.</p> <p>-Calcula las composiciones de la corriente de salida.</p> <p>-El tipo de reacción que usa es: conversión</p>	<p>-Requiere la estequiometría, valores de la K_{eq} o su dependencia de la temperatura para cada reacción.</p> <p>-Adecuado si se desea conocer la conversión máxima.</p> <p>-Calcula la composición de la corriente de salida.</p> <p>-El tipo de reacción que usa es: equilibrio</p>	<p>-Requiere la estequiometría.</p> <p>-No requieren de un set de reacciones.</p> <p>-Da resultados parecidos al reactor de equilibrio.</p> <p>-Calcula la composición en equilibrio de la corriente de salida minimizando la energía libre de Gibbs de la corriente de entrada.</p> <p>-El tipo de reacción que usa es: equilibrio.</p>

1.2 VAPOR REFORMADO (SR) DE HIDROCARBUROS

El vapor reformado usa la energía térmica para separar el hidrógeno y el carbono de hidrocarburos e implica la reacción de estos combustibles con vapor sobre superficies catalíticas. El primer paso de la reacción es la descomposición del hidrocarburo en hidrógeno y monóxido de carbono, seguido por la reacción WGS (desplazamiento gas-agua, por sus siglas en inglés) de monóxido de carbono y agua a dióxido de carbono e hidrógeno. El vapor reformado es un proceso endotérmico, por lo tanto, parte del combustible debe ser quemado y el calor transferido al reformador [8].

Este proceso tiene ciertas ventajas frente a otras tecnologías de producción de hidrógeno como por ejemplo: el producto tiene una concentración molar de H_2 de 70-80% a diferencia de los otros métodos con un 40-50%, genera menores emisiones de CO_2 por mol de H_2 producido, es económico a gran escala y ha sido ampliamente estudiado a nivel mundial teniéndose datos importantes de su proceso (catalizador, reformador, mecanismo, etc.).

En el horno reformador se distinguen principalmente dos partes: el horno donde se realiza la combustión entre aire y gas combustible y el reactor o serpentín de tubos con catalizador donde se da la reacción de reformado de hidrocarburos, es decir, entre gas natural y vapor de agua. En su interior ocurren dos mecanismos de transferencia de calor; el de radiación que se da desde la alta temperatura de la llama hacia los tubos fríos y el de conducción que ocurre desde la pared de los tubos (donde está el catalizador) hacia el fluido del proceso. Sin embargo, aunque existen estos dos mecanismos de transferencia de calor, el dominante en el proceso es la radiación [9].

Los hornos de reformado para la producción de hidrógeno generalmente se cargan con gas natural, pero cuando no hay disponibilidad de éste se suelen usar otros hidrocarburos mayores (C_5-C_7) como nafta, gas licuado de petróleo, entre otros, que presentan poco octanaje y no son aptos para la gasolina [10].

Para lograr un buen funcionamiento del equipo hay que considerar lo siguiente:

- Etapas previas al reformado donde se eliminan compuestos que favorezcan la desactivación del catalizador.

- Una adecuada relación vapor/carbono porque si es menor que el mínimo crítico, inmediatamente se forma carbón y si es mayor puede aumentar la caída de presión en los tubos. Según Ecopetrol, la relación óptima es de 3 moles de vapor por átomo de carbono [11].

- Un adecuado balance entre el calor aportado al proceso y el calor consumido por la reacción para evitar el sobrecalentamiento de los tubos y la formación de coque.

Según la información suministrada en ECOPETROL el horno H-4651 está dotado de 80 tubos con catalizador de Ni, 30 quemadores en la parte superior que generan calor para transferirlo a los tubos, una sección de radiación, de convección y una chimenea [9].

Una revisión bibliográfica para el proceso de vaporeformado de hidrocarburos señala que la primera unidad de reformado apareció en los años treinta para transformar hidrocarburos ligeros a 1atm [12], siendo BASF la primera en presentar una patente para el vaporeformado de metano (SMR, por sus siglas en inglés) con un catalizador de níquel soportado [13]. Desde entonces, la mayoría de los estudios de SR se han enfocado en las características del catalizador, mecanismos de reacción para el metano, cinética, termodinámica, reformadores de membrana, entre otros [14, 15, 16].

Existen, por otro lado, algunos estudios para el vaporeformado de los demás hidrocarburos ligeros como por ejemplo; las de Mandeep Sharma e Ingmar Schoegl [17] quienes demostraron que la conversión de propano en un reformador no catalítico y a 600°C es lenta (10%), pero logra su conversión completa al aumentar la temperatura sustancialmente hasta 1000°C. Este mismo estudio también demostró que sin catalizador no es bueno agregar vapor a baja temperatura.

En el SR de etano y propano, O. Sidjabat y D.L. Trimm [18] concluyeron que usar catalizadores de níquel soportados en magnesio disminuye la formación de coque que si se usan catalizadores de níquel soportados por alúmina.

El estudio de SR de i-butano con catalizador de Pt–Ce_{0,8}Gd_{0,2}O_{1,9} realizado por Chethan K. Acharya *et al.* [19] en donde los principales productos fueron H₂, CO₂, CO y CH₄, mostró una conversión total de i-butano a 700°C.

Sofía D. Angeli *et al.* [20] en su trabajo denominado “Vapor reformado de metano a bajas temperaturas: Efecto de la presencia de alcanos livianos en la formación de coque” observó que para el SR de etano y propano se producen H₂, CO_x y CH₄ el cual puede producirse por metanación o hidrogenólisis. Al comparar la

distribución de gas tanto para el SR de metano como para el de etano y propano, concluyó que son similares a excepción del CO₂ cuyo contenido aumenta al aumentar el número de carbonos en la alimentación.

Una de las principales razones por las que la alimentación del SR está limitada al gas natural y a la nafta liviana es que el coque se forma en los procesos que incluyen hidrocarburos superiores incluso a altas relaciones vapor/carbono (Ko, 1995). Un ejemplo de ello es el estudio realizado por O. Sidjabat y D.L. Trimm [18] en donde se evidenció que la formación de coque aumenta al aumentar el peso molecular de la alimentación. Sin embargo en el mismo trabajo, también se muestra que en el SR de etano y propano se favorece la poca formación de coque pero a 500°C y con catalizadores de níquel (Ni) soportados con magnesio (Mg). Otros estudios como el realizado por Natalia Morlanés Sánchez [10] también demuestran que la formación de coque aumenta cuanto menor sea la cantidad de vapor de agua en la alimentación.

Muchas de las publicaciones de SMR, entre ellas las de D. Wayne Blaylock *et al.* [21] y Long Q. Nguyen *et al.* [22] afirman que el proceso de SR es altamente endotérmico y es típico que ocurra entre 600-900°C y 10-30 bar. V. V. Kuznetsov y S. P. Kozlov [23] demostraron que no sólo la cantidad de calor agregado a la reacción sino también la forma de suministrar el calor a lo largo del reactor aumenta el grado de conversión. Ellos observaron que si se aumenta la temperatura a la entrada del reactor, tanto la reacción como el calor agregado se vuelven más efectivos. Por otro lado, en los resultados presentados por Mihaela D. Lazar *et al.* [24] se observa que en el SMR con catalizadores de níquel soportados en aluminio, la selectividad hacia el CO₂ es aproximadamente del 51% a 700°C y de aproximadamente 97% a bajas temperaturas. Otros estudios de SR a baja temperatura (500-700°C) como los de Long Q. Nguyen *et al.* [22] afirman que el zirconio es un soporte muy efectivo para el níquel y otros como los de Sofía D. Angeli *et al.* [20] muestran que el rodio (Rh) es mejor catalizador que el níquel (a

pesar que los dos metales son muy activos) ya que acumula menor cantidad de carbón a 400-550°C.

En cuanto a los catalizadores usados en el proceso de SR de hidrocarburos y a las condiciones extremas que allí se manejan, éstos son propensos a desactivarse por la formación de coque, principal problema para los catalizadores basados en níquel. Por esta razón, M. Masuda *et al.* [25] y Kohej Urasaki *et al.* [26] estudiaron cuáles son las características más importantes para que los catalizadores sean efectivos y sugirieron que son el peso, tamaño, actividad, coste, tiempo de vida, selectividad, eficiencia, versatilidad en condiciones de operación y en combustibles de diferente composición. Además la literatura [27] indica que un beneficio para el catalizador es que incluya soportes y aditivos que brinden estabilidad a altas presiones parciales de vapor, mayor resistencia frente a la sinterización y deposición de coque, propiedades conductoras de iones óxido para intervenir de forma positiva en el mecanismo de la reacción y un adecuado estado de oxidación y dispersión del metal. Dentro de los metales más activos para el proceso se encuentran los del grupo VIII, como por ejemplo el níquel, el cual sigue siendo el más empleado por su bajo costo, alta actividad y estabilidad en la producción de hidrógeno.

En este sentido se evidencia que las variables que más afectan la operación de SR son la temperatura, el catalizador y la relación vapor/carga como también lo ha planteado Joensen y Rostrup-Nielsen [28]. Sin embargo, la alta temperatura que favorece a la reacción de SR es perjudicial para la reacción WGS (water gas shift) según J.R Rostrup Nielsen [29], el cual indica que si se desea aumentar la conversión de CO y desplazar el equilibrio, se debe aumentar la concentración de agua o disminuir la temperatura en etapas posteriores.

Una revisión bibliográfica para la cinética del proceso ayuda a entender el mecanismo de reacción, la formulación de nuevos catalizadores e implica la velocidad de reacción en función de las variables de operación. Jianguo Xu y Gilbert F. Froment [30] presentaron un esquema de reacción basado en el modelo

LHHW (Langmuir-Hinshelwood), el cual consiste en 11 pasos analizados detalladamente como posible etapa limitante de la velocidad de reacción (Ver Tabla 5). De sus estudios consideran que las reacciones (I-II) son una primera aproximación al proceso de vaporeformado. Rostrup- Nielsen y Aparicio [31] concluyeron que no existe una sola etapa limitante ya que la reacción de vaporeformado es aplicable a un amplio rango de condiciones de reacción.

Tabla 5. Reacciones posibles en el vapor reformado de metano

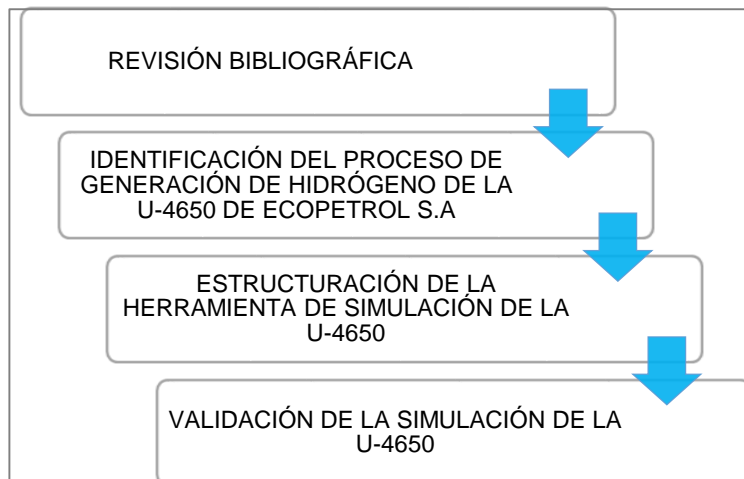
No.	Reacción
I	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$
II	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$
III	$\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$
IV	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$
V	$\text{CH}_4 + 3\text{CO}_2 \leftrightarrow 4\text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$
VI	$\text{CH}_4 \leftrightarrow \text{C} + 2\text{H}_2$
VII	$2\text{CO} \leftrightarrow \text{C} + \text{CO}_2$
VIII	$\text{CO} + \text{H}_2 \leftrightarrow \text{C} + \text{H}_2\text{O}$
IX	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{C} + 2\text{H}_2\text{O}$
X	$\text{CH}_4 + 2\text{CO} \leftrightarrow 3\text{C} + 2\text{H}_2\text{O}$
XI	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{C} + 2\text{H}_2\text{O}$

Fuente: Xu y Froment, 1989 [30]

2. METODOLOGÍA

Para cumplir con el objetivo propuesto se siguió la metodología presentada en la Figura 2.

Figura 2. Metodología desarrollada para la evaluación técnica de la U-4650



2.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Con el fin de conocer las condiciones de operación típicas del proceso de vaporeformado de hidrocarburos y la cinética de sus reacciones se realizó una revisión bibliográfica en base de datos.

2.2. IDENTIFICACIÓN DEL PROCESO DE GENERACIÓN DE HIDRÓGENO DE LA U-4650 DE ECOPETROL S.A

Esta etapa consistió en una visita realizada a la refinería de Ecopetrol S.A. en Barrancabermeja. En ella se recolectó la información necesaria para la realización de este proyecto; datos históricos de composiciones a la salida de los reactores, diagramas de flujo, características técnicas de equipos, cinética de las reacciones, especificaciones de catalizadores, etc.

2.3 ESTRUCTURACIÓN DE LA HERRAMIENTA DE SIMULACIÓN DE LA U-4650

Una vez se realizó la apropiación del proceso de generación de hidrógeno de la U-4650, se inició el desarrollo de una simulación de esta unidad usando como herramienta ASPEN Hysys. Los modelos termodinámicos utilizados fueron Peng Robinson y ASME Steam (Ver ítem 1.1.1). El primero es adecuado para simular procesos que contengan principalmente hidrocarburos livianos e hidrógeno, sin embargo, cuando se presentan sustancias polares (por ejemplo CO y H₂O) y a altas presiones dicho modelo arroja resultados un poco desviados de la realidad. Por lo tanto también se simuló con el paquete termodinámico “Peng Robinson SV” el cual considera las desviaciones en sustancias polares. Como los resultados obtenidos con Peng Robinson SV fueron muy similares (debido a que la presión no es significativa en nuestro caso) a los proporcionados con Peng Robinson, se decidió simular finalmente con Peng Robinson.

En la sección de reformado con vapor se consideró que no hay deposición de coque en los catalizadores de la unidad ya que la formación de carbono no es determinante en el proceso de reformado [30].

La sección de desulfurización no fue posible simularla porque la reacción no se desarrolla en vista de que la composición de azufre en el Gas Guajira es de 0 %mol. Sin embargo los desulfurizadores generan una pequeña caída de presión (0,2 atm) y un delta de temperatura en el gas de proceso. En nuestro caso se tuvieron en cuenta dichos cambios y se simplificó la sección usando un intercambiador de calor.

En cuanto al proceso de la PSA, como ASPEN Hysys no dispone de adsorbedores, su proceso se representó a través de separadores, enfriadores, divisores y mezcladores los cuales permitieron la adecuada simulación de los datos de operación.

Se omitió la simulación de las secciones de recuperación de hidrógeno (PSA ROG) y generación de vapor porque nos enfocamos en la generación de H₂ y estas secciones no son relevantes.

2.4 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN DE LA U-4650

Esta etapa del trabajo consistió en determinar si los resultados arrojados por la simulación concuerdan con los presentados en los históricos de la empresa. Para ello se realizó un tratamiento de eliminación de datos extremadamente anómalos, de los datos experimentales suministrados por la empresa en una ventana de tiempo de 24 meses (Anexo B), usando el concepto del diagrama de caja y bigotes. Se trabajó principalmente con las composiciones de salida del horno y del convertidor de alta temperatura; consideradas como las variables más importantes del proceso. Una vez eliminados los datos extremadamente anómalos, se calculó la media y la desviación estándar, las cuales fueron comparadas con los datos arrojados por el simulador Hysys.

Se considera válida la simulación si los datos simulados se encuentran dentro del intervalo de confianza dado por la desviación estándar sobre la media calculada de los datos experimentales.

Para la simulación de la unidad se usaron los datos (variables de entrada) suministrados por el personal encargado de la U-4650 (Ver Anexo D).

Como se observa en la Figura 3, el horno de vapor reformado (H-4651) se divide en 2 equipos que son: El horno H-4650 y el reactor HR-4651, donde el reactor absorbe parte del calor que genera el horno.

En el horno H-4650 se dan reacciones de oxidación (Ver Tabla 6). Debido a que la combustión puede considerarse completa para su simulación se utilizó un reactor de conversión que permite conocer el calor liberado.

Tabla 6. Reacciones de oxidación dadas en el horno H-4650

Reacción
$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_2\text{H}_6 + \frac{7}{2} \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{O}_2 \rightarrow 3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$
$\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$
$\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_2\text{H}_4 + 3\text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_3\text{H}_6 + \frac{9}{2} \text{O}_2 \rightarrow 3\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_4\text{H}_{10} + \frac{13}{2} \text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$
$\text{i-C}_4\text{H}_{10} + \frac{13}{2} \text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$
$\text{C}_4\text{H}_8 + 6\text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$
$\text{i-C}_5\text{H}_{12} + 8\text{O}_2 \rightarrow 5\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$

Por otro lado, la simulación contempla que en el reactor HR-4651 se dan las reacciones de vapor reformado presentadas en la Tabla 7. Las reacciones de vapor reformado de etano y propano (3 y 4) no son importantes en este caso debido a que sus composiciones son menores a 1%mol y por tanto, se simularon como reacciones de equilibrio mediante la minimización de la energía libre de Gibbs usando un reactor de equilibrio.

Tabla 7. Reacciones de vaporeformado

No.	Reacción
1	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$
2 (WGS)	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$
3	$\text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CO} + 5\text{H}_2$
4	$\text{C}_3\text{H}_8 + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CO} + 7\text{H}_2$

Fuente: Ecopetrol

El efluente de salida del reactor HR-4651 es enviado al convertidor R-4652, en donde se produce la reacción de WGS (Ver Tabla 7). Así como el HR-4651, el convertidor R-4652 fue simulado usando un reactor de equilibrio.

Para las reacciones de vapor reformado de metano y WGS (reacciones 1 y 2, Tabla 7) la cinética usada en la simulación se obtuvo de las siguientes ecuaciones que fueron proporcionadas por Ecopetrol utilizando datos experimentales (Anexo E).

Para el vapor reformado de metano:

$$K_{eq} \text{CH}_4 = \frac{1}{K_p} [=] \text{atm}^2$$

$$K_p = e^{\{Z[Z((0,2513Z-0,3665)-0,58101)+27,1337]-3,2770\}}$$

Para la conversión de CO a CO₂ (WGS):

$$K_{eq} \text{CO} = K_p$$

$$K_p = e^{\{Z[Z(0,63508-0,29353Z)+4,1778]+0,31688\}}$$

Donde Z es una variable utilizada para simplificar las ecuaciones y se determina como:

$$Z = \frac{1000}{T} - 1 \quad T \text{ en Kelvin}$$

Los equipos más relevantes del proceso son los reactores HR-4651 y R-4652. El presente trabajo se enfoca en éstos equipos porque en ellos se da la producción

de hidrógeno que depende de las variables presentadas en la Tabla 8. Los valores dados en la tabla corresponden a los valores de operación del mes de agosto del 2014 que fueron proporcionados por el personal de Ecopetrol.

Tabla 8. Variables importantes para la producción de hidrógeno

Variable	Reactor (HR-4651)	Convertidor (R-4652)
Relación vapor/carbono	3,095 mol vapor/átomo de carbono	3,095 mol vapor/átomo de carbono
Temperatura de salida	1570 °F	727 °F
Caída de presión	5 psig	No depende

Fuente: Ecopetrol, 2014

3.2 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA CON DATOS DE LA INDUSTRIA

3.2.1 Tratamiento de datos experimentales

Las corrientes más importantes del proceso son las corrientes 7 y 10 (Ver Figura 3) que corresponden a la salida del horno reformador y convertidor de alta temperatura, respectivamente. Para estas corrientes se pudieron recuperar 231 datos históricos (se trata de composiciones molares en base seca) obtenidas por cromatografía para un periodo de 2 años de operación, comprendido entre noviembre de 2012 y noviembre de 2014.

Se aplicó el concepto del diagrama de caja [32] a los datos para conocer valores atípicos. En la Figura 4 se observa dicha distribución del porcentaje molar de H₂ en la corriente 7.

De la Figura 4 se obtiene la siguiente información:

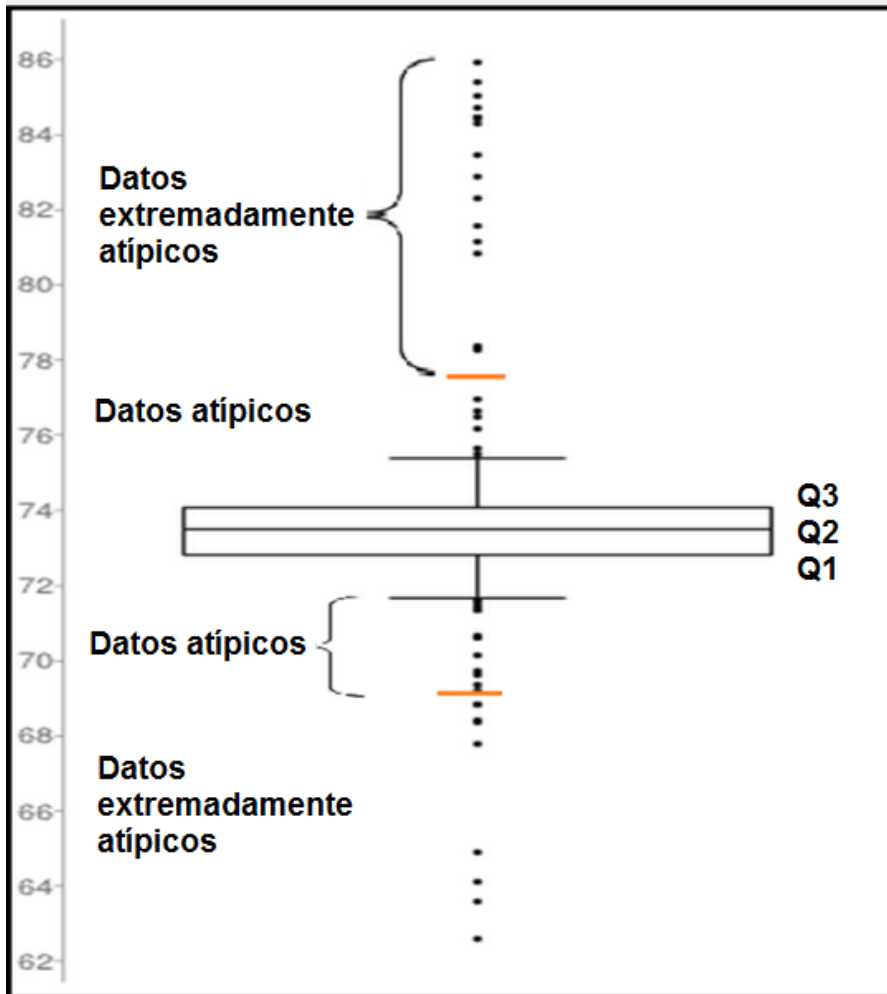
Primer cuartil: $Q_1 = 72,84$ %mol

Segundo cuartil o mediana: $Q_2 = 73,52$ %mol

Tercer cuartil: $Q_3 = 74,08$ %mol

Rango intercuartílico: $RIC = 1,24$

Figura 4. Diagrama de caja para el H₂ en el horno de reformado



Los datos atípicos son aquellos con valores superiores a $Q_3 + 1,5RIC$ e inferiores a $Q_1 - 1,5RIC$. Los datos extremadamente atípicos son aquellos con valores superiores a $Q_3 + 3RIC$ e inferiores a $Q_1 - 3RIC$.

$$Q_3 + 3RIC = 77,79 \% \text{mol H}_2$$

$$Q_1 - 3RIC = 69,12 \% \text{mol H}_2$$

El mismo procedimiento se aplicó para los demás componentes (CH₄, CO, CO₂ y N₂), obteniendo la Tabla 9 que muestra rangos entre $Q_1 - 3RIC$ (mín.) y $Q_3 + 3RIC$ (máx.).

Tabla 9. Rangos permitidos para las composiciones molares de salida en el horno reformador y convertidor

	HR-4651 (Corriente 7)					R4652 (Corriente 10)				
	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	N ₂	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	N ₂
% Mín.	2.98	9.46	6.44	69.12	-0.06	2.81	-1.68	11.73	71.36	-0.20
% Máx.	6.06	16.18	11.24	77.79	1.06	5.57	7.42	20.48	81.16	1.20

Se eliminan los valores por fuera del rango para cada componente porque son datos extremadamente atípicos [32]. Dichos resultados anómalos pueden presentarse debido a que las cromatografías no siempre registran el valor adecuado de todas las composiciones en una muestra. Otra posible razón es que los históricos suministrados por la empresa pueden tener errores de digitación en el archivo que se recibió de Excel.

Del anterior procedimiento se obtuvo una nueva muestra de 174 datos de los cuales el 80% (139 datos) se utilizó como muestreo para calcular el promedio y el intervalo de confianza (IC). El 20% restante se usó para verificar el intervalo calculado para la validación de la simulación.

3.2.2 Determinación de la media experimental e intervalos de confianza a 95%

Las Figuras 5 y 6 muestran, como puntos azules, el 20% de datos experimentales no usados ni para el cálculo de la media experimental (línea negra continua) ni para el intervalo de confianza a 95% (línea de trazos). Se observa que la mayoría de estos valores se encuentran fuera de la media \pm IC y muy pocos dentro del rango de confianza asumido en este estudio. Esto muestra que los datos experimentales arrojados por la unidad pueden contener una alta dispersión y puede conllevar a que algunas predicciones sean sub o sobre estimadas.

Figura 5. Verificación del intervalo calculado para validación de la simulación en la salida del horno reformador

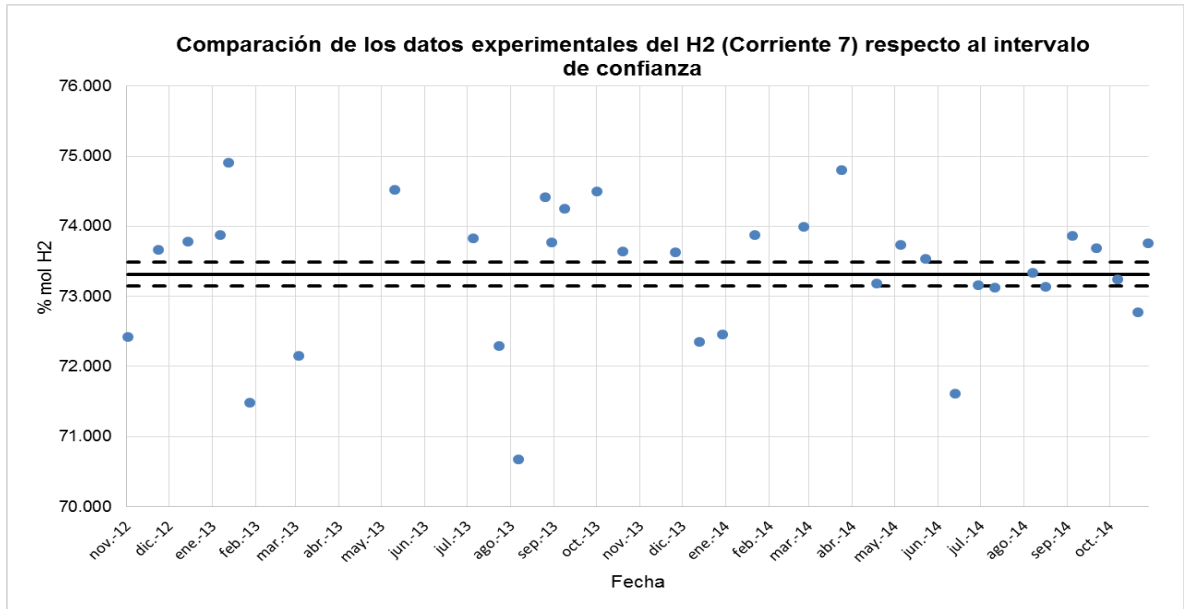
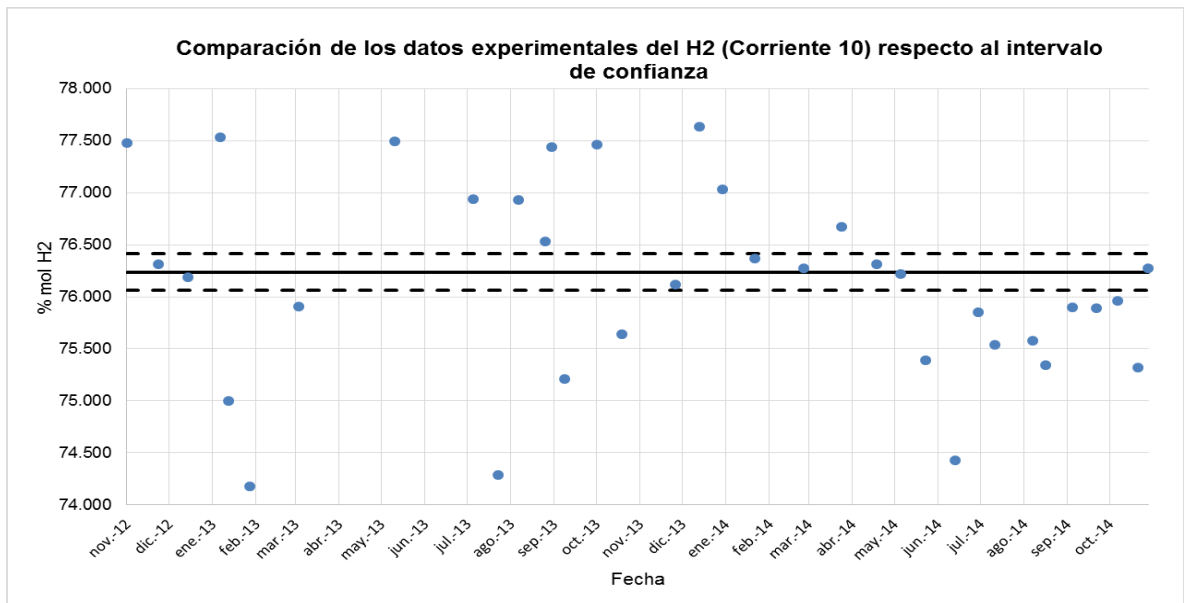


Figura 6. Verificación del intervalo calculado para validación de la simulación en la salida del convertidor de alta temperatura



La convención de las Figuras 5 y 6 y del Anexo F (que contiene las gráficas para los otros compuestos presentes en las corrientes de salida del reactor HR-4651 y de la salida del convertidor R-4652) es:

Puntos azules: Valores de Ecopetrol (20% de los datos restantes)

Línea negra discontinua (media \pm IC): Indica el valor máximo y mínimo del rango válido.

Línea negra continua: Valor promedio

Los valores muy por fuera del rango pueden ser datos atípicos que se deben a:

- Cambios bruscos en la relación vapor/carbono y en la temperatura de las corrientes de salida del horno y del convertidor, ya que las composiciones de dichas corrientes dependen de éstas variables.
- Emergencias presentadas en la unidad en las fechas registradas.
- Razones por las que se eliminaron los datos extremadamente atípicos (Ver pág. 33).

El modelo, sin embargo, fue validado mediante la comparación de los datos arrojados por el simulador con la media calculada para los datos experimentales.

3.2.3 Comparación datos simulados – datos experimentales

Para la validación de la simulación realizada, se compararon los datos obtenidos por el simulador en las condiciones de entrada presentadas en la Tabla 8 y los datos experimentales (media \pm (IC)). La comparación se encuentra en la Tabla 10, para la salida del reactor HR-4651 y en la Tabla 11 para la salida del convertidor R-4652. Como se observa en las tablas, los valores predichos por la simulación se encuentran dentro del proporcionado por los datos experimentales, excepto los del CO₂ e H₂ en el R-4652. La desviación (% Error) entre el valor predicho y la media experimental no supera el 1% en el reactor y el 5% en el convertidor.

Las tablas muestran los resultados a baja y alta capacidad de producción que según los datos históricos de la empresa son 32% y 82% respectivamente.

Tabla 10. Validación de la simulación para el horno H-4651

HR-4651 (Corriente 7)	Capacidad 32%	Capacidad 82%	Media ± (IC)	% Error Cap. 32%	% Error Cap. 82%
CH₄	4.488	4.485	4.487 ± 0.049	0.017	0.043
CO	12.926	12.924	12.943 ± 0.132	0.133	0.144
CO₂	8.681	8.683	8.758 ± 0.081	0.876	0.856
H₂	73.409	73.412	73.318 ± 0.173	0.125	0.128
N₂	0.496	0.495	0.494 ± 0.028	0.363	0.354

Tabla 11. Validación de la simulación para el reactor R-4652

R-4652 (Corriente 10)	Capacidad 32%	Capacidad 82%	Media ± (IC)	% Error Cap. 32%	% Error Cap. 82%
CH₄	4.096	4.093	4.144 ± 0.051	1.160	1.219
CO	3.058	3.057	3.022 ± 0.160	1.201	1.167
CO₂	16.661	16.662	16.123 ± 0.154	3.335	3.344
H₂	75.733	75.735	76.238 ± 0.173	0.662	0.659
N₂	0.452	0.452	0.473 ± 0.028	4.468	4.476

4. CONCLUSIONES

Se desarrolló una simulación utilizando datos experimentales y operacionales de la unidad generadora de hidrógeno U-4650, que permite predecir las variables de respuesta de mayor interés (composiciones) usando cargas de gas variable a diferentes capacidades de producción.

El análisis estadístico permitió evidenciar que el simulador predice los datos experimentales con un error inferior al 1% en el horno de reformado H-4651 y al 5% en el convertidor de alta temperatura R-4652. Este error fue calculado comparando los datos de concentración de los componentes predominantes en las corrientes de salida del reactor HR-4651 y de la salida del convertidor R-4652 obtenidos por el simulador con la media experimental de estas mismas concentraciones calculada sobre una muestra 139 datos experimentales obtenidos en un tiempo de operación de la unidad de 2 años.

5. RECOMENDACIONES

Se recomienda tener en cuenta la cinética de reacción para gases de carga con composiciones significativas de etano y propano ya que la simulación realizada despreció el efecto del catalizador para dichos componentes debido a sus bajas composiciones en el gas de carga utilizado en este trabajo.

El coque en el catalizador de níquel se genera con facilidad cuando se presentan altas composiciones de etano, propano y otros hidrocarburos pesados en el gas de carga, por lo cual se recomienda tener en cuenta su formación en el horno H-4651 si se desea obtener una mejor predicción.

Se recomienda realizar un seguimiento más detallado a las composiciones de H_2 y CO_2 en el convertidor de alta temperatura R-4652 con el fin de evaluar el grado de predicción de la simulación cuando se cambien las condiciones de operación de la unidad.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] (s.f.). Recuperado el 23 de Agosto de 2014, de <http://www.ecopetrol.com.co>: <http://www.ecopetrol.com.co/especiales/elpetroleoysumundo/petroleoencolombia3.htm>
- [2] Ecopetrol. (2010). *Capítulo 2: Descripción general de proceso*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.
- [3] Ochoa, H. (Enero-Agosto de 2014). Variables hidrógeno U-4650. Barrancabermeja.
- [4] BP Colombia. (2 de Abril de 2014). Cusiana facilities.Daily report.
- [5] Universidad central del Ecuador. (s.f.). *Simulación de procesos.Wiki estudiantil*. Quito, Ecuador. Recuperado el 12 de Noviembre de 2014, de <https://simulacionprocesos.wikispaces.com/introducci%C3%B3n+Hysys>
- [6] FERNÁNDEZ ROCHA, R. A. (2006). Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys 2006. 3.
- [7] MONCADA ALBITRES, L. (s.f.). Fluid package. (U. t. química, Ed.) Trujillo, Perú. Recuperado el 2 de Octubre de 2014, de <https://procesosbio.wikispaces.com/Fluid+Package>
- [8] MOON, D. J. (2008). Hydrogen production by catalytic reforming of gaseous hydrocarbons (methane & LPG). *Catalysis surveys*(12), 188-202. doi:10.1007/s10563-008-9051-7
- [9] Ecopetrol. (2010). *Capítulo 4: Química y procesos unitarios*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.

- [10] MORLANÉS SÁNCHEZ, N. (s.f.). *Obtención de hidrógeno mediante reformado catalítico de nafta con vapor de agua*. Tesis doctoral, Universidad politécnica de Valencia, Departamento de química, Valencia.
- [11] Ecopetrol. (2010). *Capítulo 5: Descripciones de relación de parámetros y diagramas (DRP&Ds)*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.
- [12] Y.H. WANG & J.C. ZHANG, *Fuel* (2005) 84 (14-15) 1926-1932
- [13] Yazhong CHEN, Hengyong XU, Yuzhong WANG, Xianglan JIN, Guoxing XIONG, *Fuel Processing Technology* 2006, en prensa
- [14] MOGENSEN D, GRUNWALDT JD, HENDRIKSEN PV, DAM-JOHANSEN K, NIELSEN JU (2010) Internal steam reforming in solid oxide fuel cells: status and opportunities of kinetic studies and their impact on modelling. *J Power Sources* 196(1):25–38
- [15] SEHESTED J (2006) Four challenges for nickel steam-reforming catalysts. *Catal Today* 111(1–2):103–110
- [16] PEDERNERA MN, PIÑA J, BORIO DO (2007) Kinetic evaluation of carbon formation in a membrane reactor for methane reforming. *Chem Eng J* 134(1–3):138–144
- [17] SHARMA, M., & SCHOEGL, I. (2013). A comparative assessment of homogeneous propane reforming at intermediate temperatures. *International journal of hydrogen energy*, 38, 13272-13281.
- [18] SIDJABAT, O., & TRIMM, D. L. (2000). Nickel–magnesia catalysts for the steam reforming of light hydrocarbons. *Topics in catalysis*, 11-12, 279-282.
- [19] ACHARYA, C. K., LANE, A. M., & KRAUSE, T. R. (Enero de 2006). Kinetic study of the steam reforming of isobutane using a Pt–CeO₂–Gd₂O₃ catalyst. *Catalysis letters*, 106(1-2), 41-48. doi:10.1007/s10562-005-9188-1

- [20] ANGELI, S. D., PILITSIS, F. G., & LEMONIDOU, A. A. (2014). Methane steam reforming at low temperature: Effect of light alkanes' presence on coke formation. *Catalysis today*, 242, 119-128. doi:10.1016/j.cattod.2014.05.043
- [21] WAYNE BLAYLOCK, D., AN ZHU, Y., & GREEN, W. H. (Agosto de 2011). Computational investigation of the thermochemistry and kinetics of steam methane reforming over a multi-faceted nickel catalyst. *Topics in catalysis*, 54, 828-844. doi:10.1007/s11244-011-9704-z
- [22] NGUYEN, L. Q., ABELLAA, L. C., GALLARDOA, S. M., & HINODE, H. (2008). Effect of nickel loading on the activity of Ni/ZrO₂ for methane steam reforming at low temperature. *Reaction kinetics and catalysis letters*, 93(2), 227-232. doi:10.1007/s11144-008-5253-2
- [23] KUZNETSOV, V. V., & KOSLOV, S. P. (2008). Modeling of methane steam reforming in a microchannel with a heat flow distributed in length. *Journal of engineering thermophysics*, 17(1), 53-59.
- [24] DAN, M., MIHET, M., BIRIS, A. R., MARGINEAN, P., ALMASAN, V., BORODI, G., . . . LAZAR, M. D. (2012). Supported nickel catalysts for low temperature methane steam reforming: Comparison between metal additives and support modification. *Reaction kinetics, mechanisms and catalysis*, 105, 173–193. doi:10.1007/s11144-011-0406-0
- [25] M. MASUDA, T. TABATA, O. OKADA, *Stud. Surf. Sci. Catal.* 68 (1991) 185-193
- [26] Kohei URASAKI, Yasushi SEKINE, Sho KAWABE, Eiichi KIKUCHI, Masahiko MATSUKATA, *Applied Catalysis A: General* (2005) 286 (1) 23-29
- [27] R.T. BAKER, I.S. METCALFE, *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (1995) 1558-1565
- [28] JOENSEN, F. and J.R. ROSTRUP-NIELSEN, "Conversion of hydrocarbons and alcohols for fuel cells." *Journal of Power Sources*, 2002. 105(2): p. 195-201

- [29] J. R. ROSTRUP NIELSEN. *Appl. Catal.* 1988 (43) 287-303
- [30] XU, J., & FROMENT, G. F. (Enero de 1989). Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I. intrinsic kinetics. *AIChE journal*, 35(1), 88-96. Recuperado el 8 de Septiembre de 2014
- [31] BOBROVA, I. I., CHESNOKOV, V. V., BOBROV, N. N., ZAIKOVSKII, V. I., & PARMON, V. N. (2000). New data on gas-phase radical reactions in the steam reforming of methane in the presence of catalysts: I. Nickel catalysts. *Kinetics and catalysis*, 41(1), 19-24. Recuperado el 15 de Noviembre de 2014.
- [32] MONTGOMERY, D. C., & RUNGER, G. C. (1996). *Probabilidad y estadística aplicadas a la ingeniería*. México D.F.: Mc Graw-Hill.

BIBLIOGRAFÍA

ACHARYA, C. K., LANE, A. M., & KRAUSE, T. R. (Enero de 2006). Kinetic study of the steam reforming of isobutane using a Pt–CeO₂–Gd₂O₃ catalyst. *Catalysis letters*, 106(1-2), 41-48. doi:10.1007/s10562-005-9188-1.

ANGELI, S. D., PILITSIS, F. G., & LEMONIDOU, A. A. (2014). Methane steam reforming at low temperature: Effect of light alkanes' presence on coke formation. *Catalysis today*, 242, 119-128. doi:10.1016/j.cattod.2014.05.043.

BOBROVA, I. I., CHESNOKOV, V. V., BOBROV, N. N., ZAIKOVSKII, V. I., & PARMON, V. N. (2000). New data on gas-phase radical reactions in the steam reforming of methane in the presence of catalysts: I. Nickel catalysts. *Kinetics and catalysis*, 41(1), 19-24. Recuperado el 15 de Noviembre de 2014.

BP Colombia. (2 de Abril de 2014). Cusiana facilities. Daily report.

DAN, M., MIHET, M., BIRIS, A. R., MARGINEAN, P., ALMASAN, V., BORODI, G., . . . LAZAR, M. D. (2012). Supported nickel catalysts for low temperature methane steam reforming: Comparison between metal additives and support modification. *Reaction kinetics, mechanisms and catalysis*, 105, 173–193. doi:10.1007/s11144-011-0406-0.

Ecopetrol. (2010). *Capítulo 2: Descripción general de proceso*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.

Ecopetrol. (2010). *Capítulo 4: Química y procesos unitarios*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.

Ecopetrol. (2010). *Capítulo 5: Descripciones de relación de parámetros y diagramas (DRP&Ds)*. Manual de descripción de procesos de la unidad de generación de hidrógeno U-4650, Ecopetrol S.A, Santander, Barrancabermeja.

FERNÁNDEZ ROCHA, R. A. (2006). Curso básico de simulación de procesos con Aspen Hysys 2006. 3.

JOENSEN, F. and J.R. ROSTRUP-NIELSEN, "Conversion of hydrocarbons and alcohols for fuel cells." *Journal of Power Sources*, 2002. 105(2): p. 195-201.

J. R. ROSTRUP NIELSEN. *Appl. Catal.* 1988 (43) 287-303.

Kohei URASAKI, Yasushi SEKINE, Sho KAWABE, Eiichi KIKUCHI, Masahiko MATSUKATA, *Applied Catalysis A: General* (2005) 286 (1) 23-29.

KUZNETSOV, V. V., & KOSLOV, S. P. (2008). Modeling of methane steam reforming in a microchannel with a heat flow distributed in length. *Journal of engineering thermophysics*, 17(1), 53-59.

M. MASUDA, T. TABATA, O. OKADA, Stud. Surf. Sci. Catal. 68 (1991) 185-193.

MOGENSEN D, GRUNWALDT JD, HENDRIKSEN PV, DAM-JOHANSEN K, NIELSEN JU (2010) Internal steam reforming in solid oxide fuel cells: status and opportunities of kinetic studies and their impact on modelling. *J Power Sources* 196(1):25–38.

MONCADA ALBITRES, L. (s.f.). Fluid package. (U. t. química, Ed.) Trujillo, Perú. Recuperado el 2 de Octubre de 2014, de <https://procesosbio.wikispaces.com/Fluid+Package>

MONTGOMERY, D. C., & RUNGER, G. C. (1996). *Probabilidad y estadística aplicadas a la ingeniería*. México D.F.: Mc Graw-Hill.

MOON, D. J. (2008). Hydrogen production by catalytic reforming of gaseous hydrocarbons (methane & LPG). *Catalysis surveys*(12), 188-202. doi:10.1007/s10563-008-9051-7.

MORLANÉS SÁNCHEZ, N. (s.f.). *Obtención de hidrógeno mediante reformado catalítico de nafta con vapor de agua*. Tesis doctoral, Universidad politécnica de Valencia, Departamento de química, Valencia.

NGUYEN, L. Q., ABELLAA, L. C., GALLARDOA, S. M., & HINODE, H. (2008). Effect of nickel loading on the activity of Ni/ZrO₂ for methane steam reforming at low temperature. *Reaction kinetics and catalysis letters*, 93(2), 227-232. doi:10.1007/s11144-008-5253-2.

Ochoa, H. (Enero-Agosto de 2014). Variables hidrógeno U-4650. Barrancabermeja.

PEDERNERA MN, PIÑA J, BORIO DO (2007) Kinetic evaluation of carbon formation in a membrane reactor for methane reforming. *Chem Eng J* 134(1–3):138–144.

R.T. BAKER, I.S. METCALFE, *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (1995) 1558-1565.

SEHESTED J (2006) Four challenges for nickel steam-reforming catalysts. *Catal Today* 111(1–2):103–110.

(s.f.). Recuperado el 23 de Agosto de 2014, de <http://www.ecopetrol.com.co>: <http://www.ecopetrol.com.co/especiales/elpetroleoysumundo/petroleoencolombia3.htm>

SHARMA, M., & SCHOEGL, I. (2013). A comparative assessment of homogeneous propane reforming at intermediate temperatures. *International journal of hydrogen energy*, 38, 13272-13281.

SIDJABAT, O., & TRIMM, D. L. (2000). Nickel–magnesia catalysts for the steam reforming of light hydrocarbons. *Topics in catalysis*, 11-12, 279-282.

Universidad central del Ecuador. (s.f.). *Simulación de procesos.Wiki estudiantil*. Quito, Ecuador. Recuperado el 12 de Noviembre de 2014, de <https://simulacionprocesos.wikispaces.com/introducci%C3%B3n+Hysys>

WAYNE BLAYLOCK, D., AN ZHU, Y., & GREEN, W. H. (Agosto de 2011). Computational investigation of the thermochemistry and kinetics of steam methane reforming over a multi-faceted nickel catalyst. *Topics in catalysis*, 54, 828-844. doi:10.1007/s11244-011-9704-z.

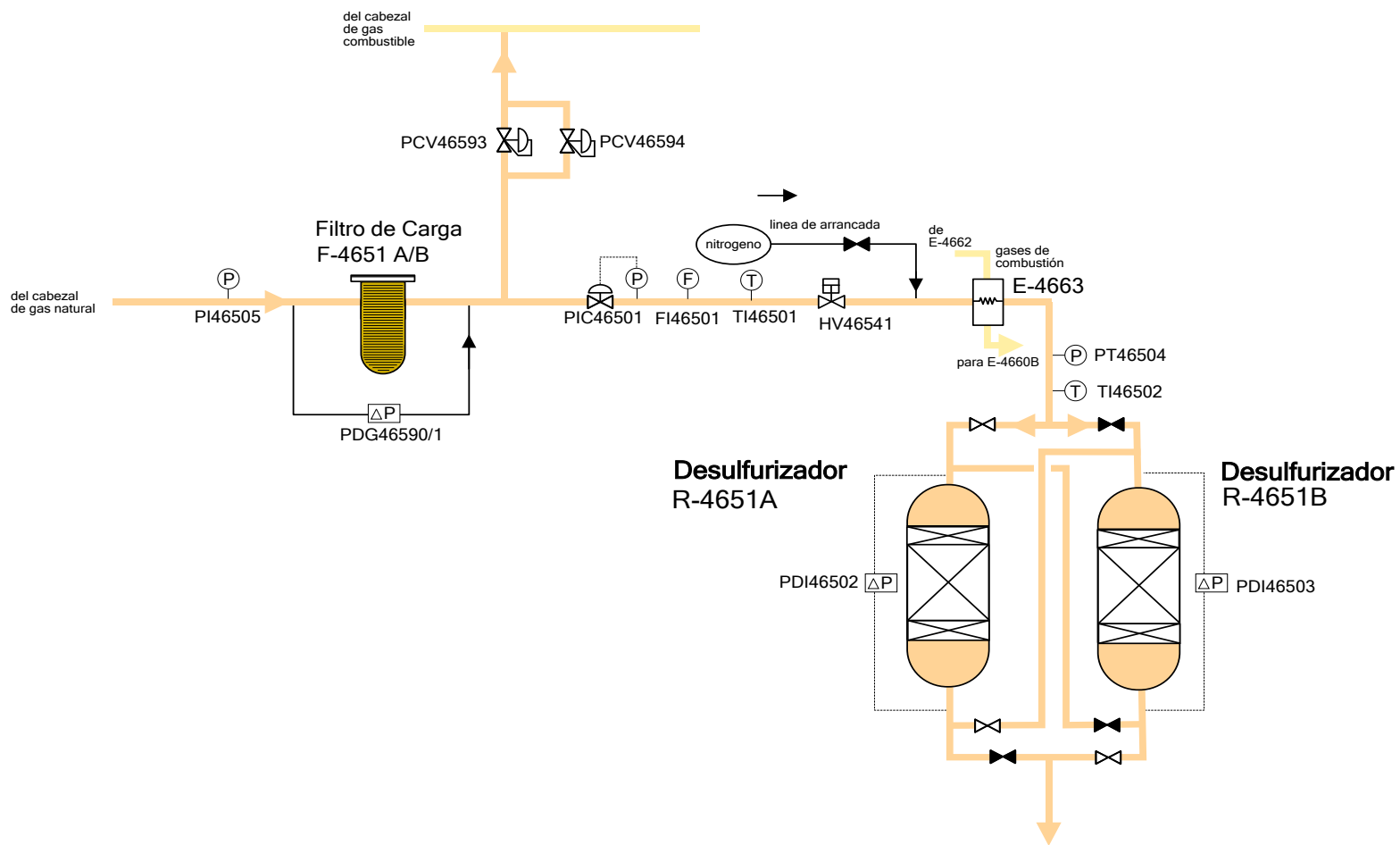
XU, J., & FROMENT, G. F. (Enero de 1989). Methane steam reforming, methanation and water-gas shift:I. intrinsic kinetics. *AIChE journal*, 35(1), 88-96. Recuperado el 8 de Septiembre de 2014.

Yazhong CHEN, Hengyong XU, Yuzhong WANG, Xianglan JIN, Guoxing XIONG, *Fuel Processing Technology* 2006, en prensa.

Y.H. WANG & J.C. ZHANG, *Fuel* (2005) 84 (14-15) 1926-1932.

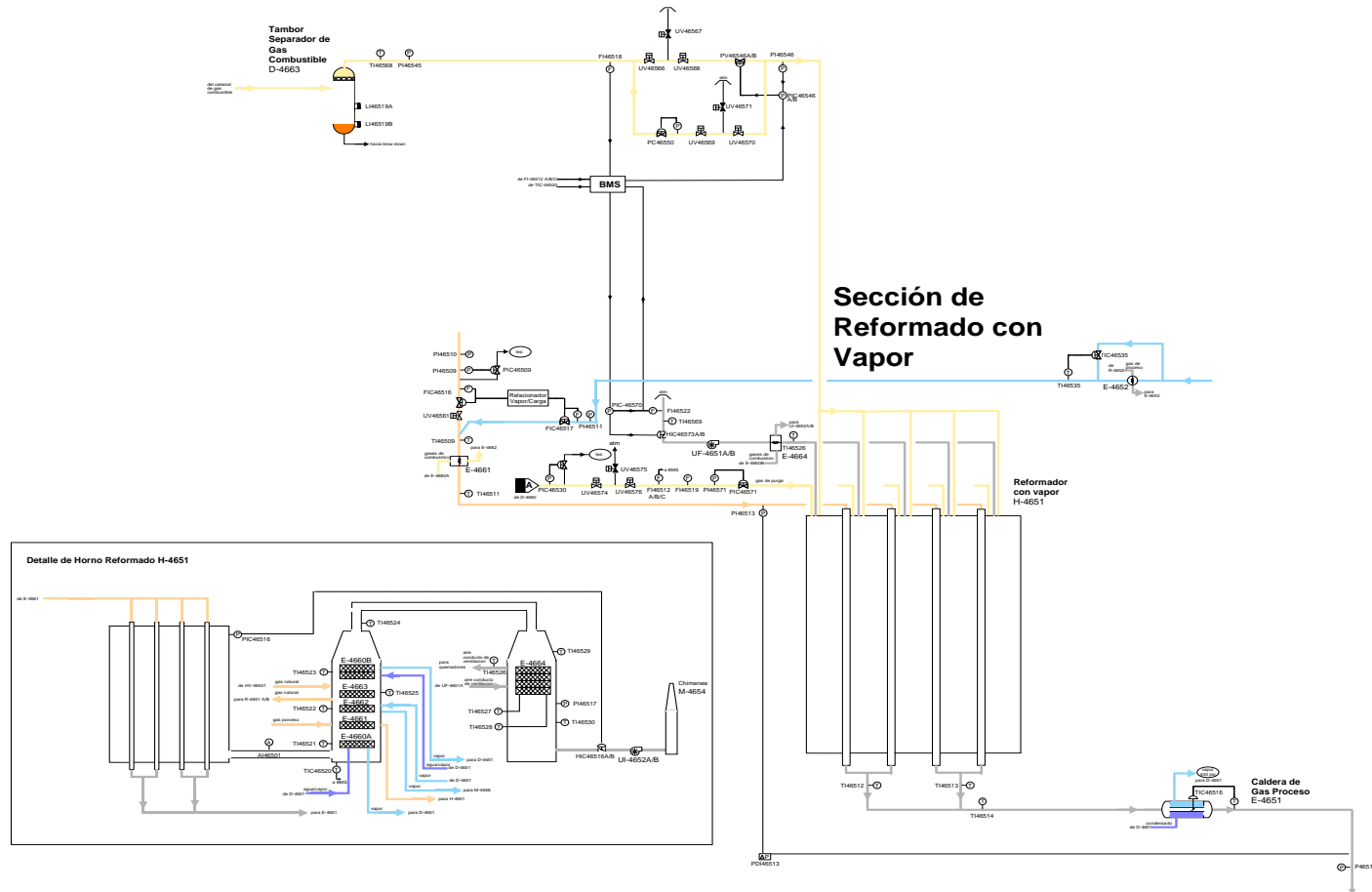
ANEXOS

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN DE DESULFURIZACIÓN



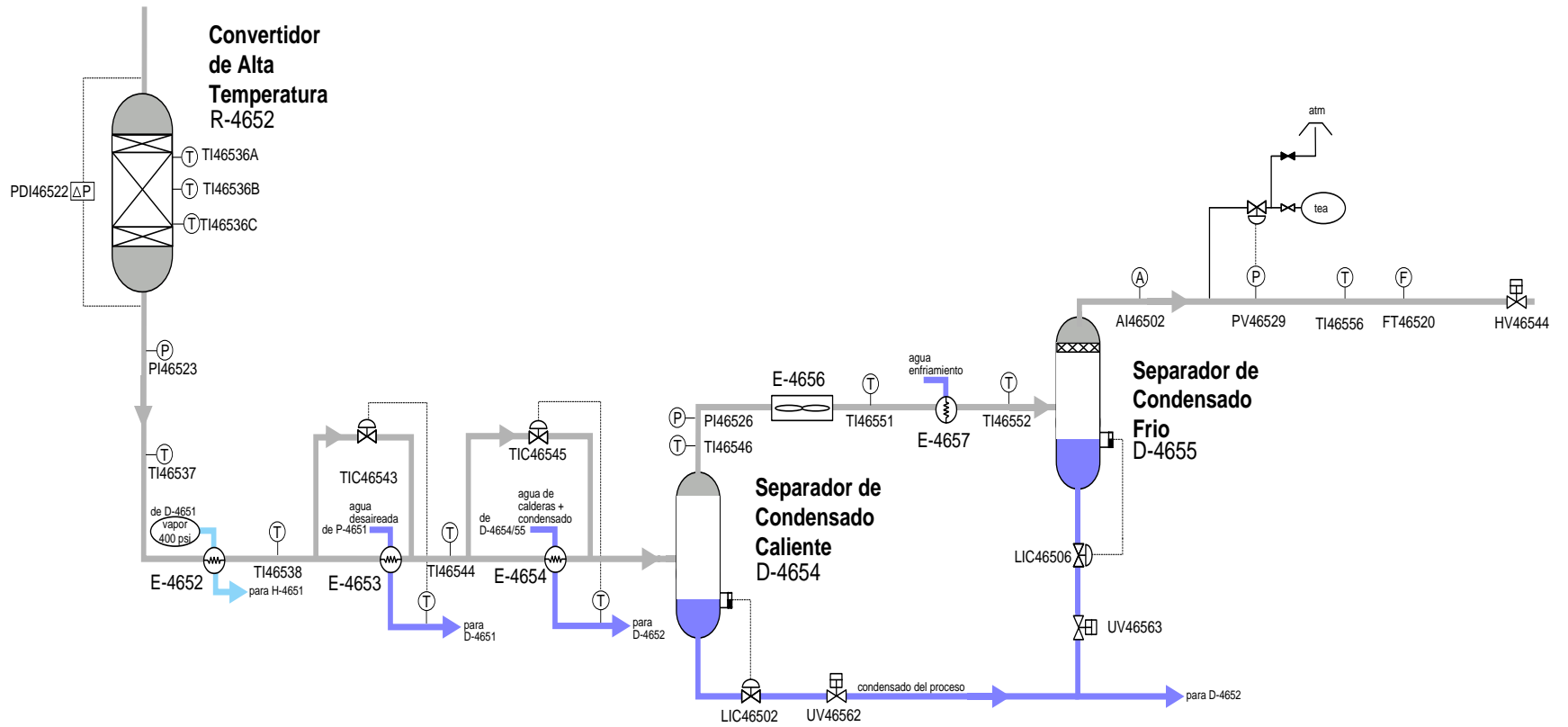
Fuente: Ecopetrol

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN DE REFORMADO CON VAPOR



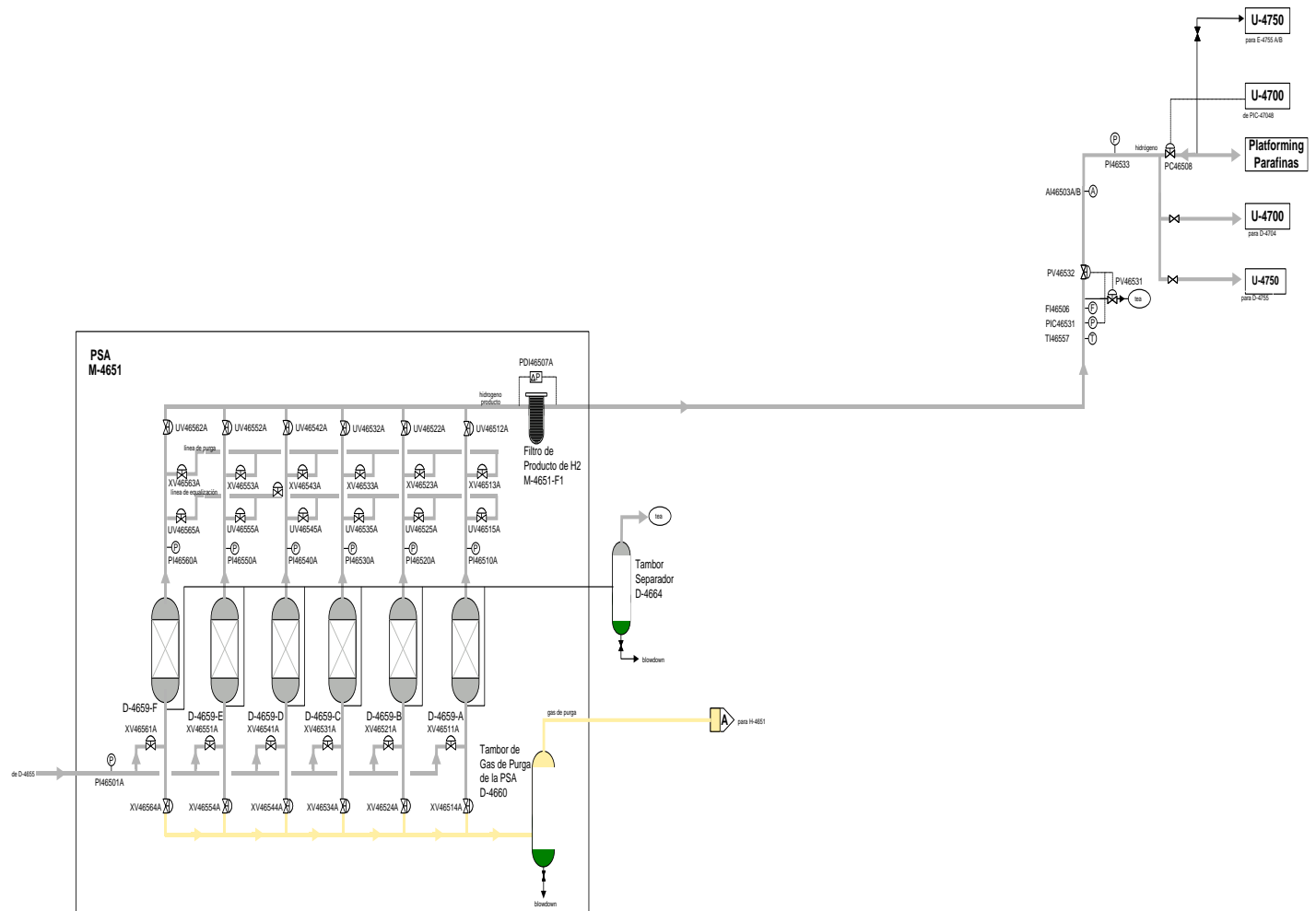
Fuente: Ecopetrol

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN DE CONVERSIÓN A ALTA TEMPERATURA



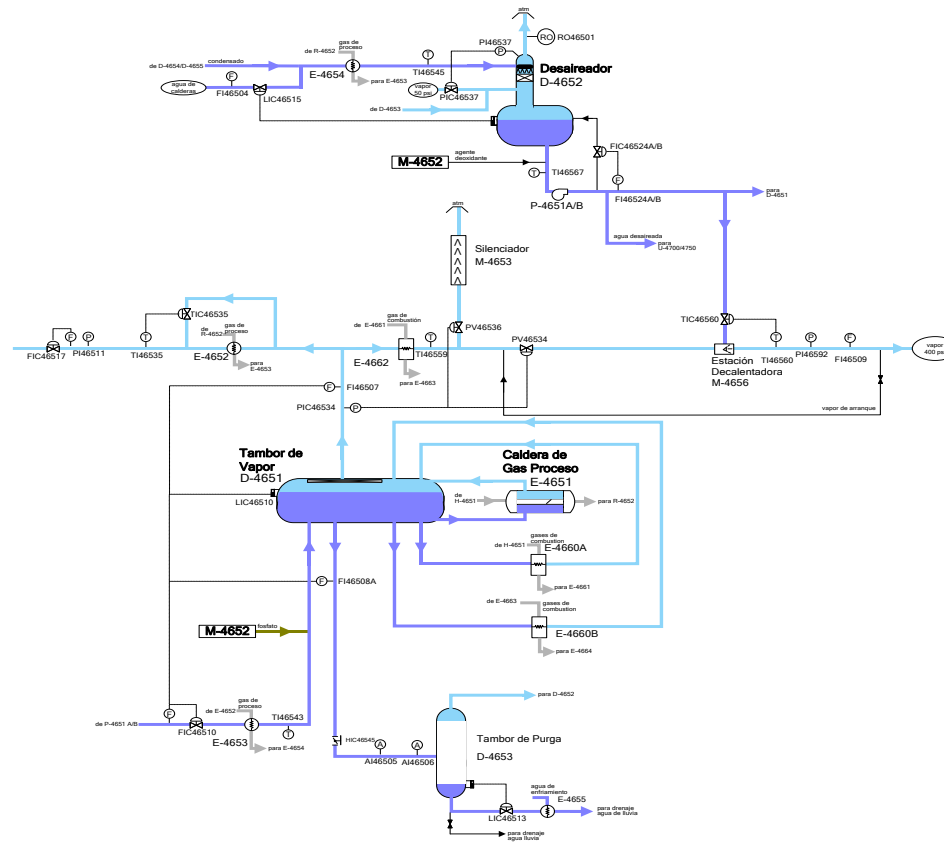
Fuente: Ecopetrol

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN PURIFICACIÓN DE HIDRÓGENO PSAM-4651



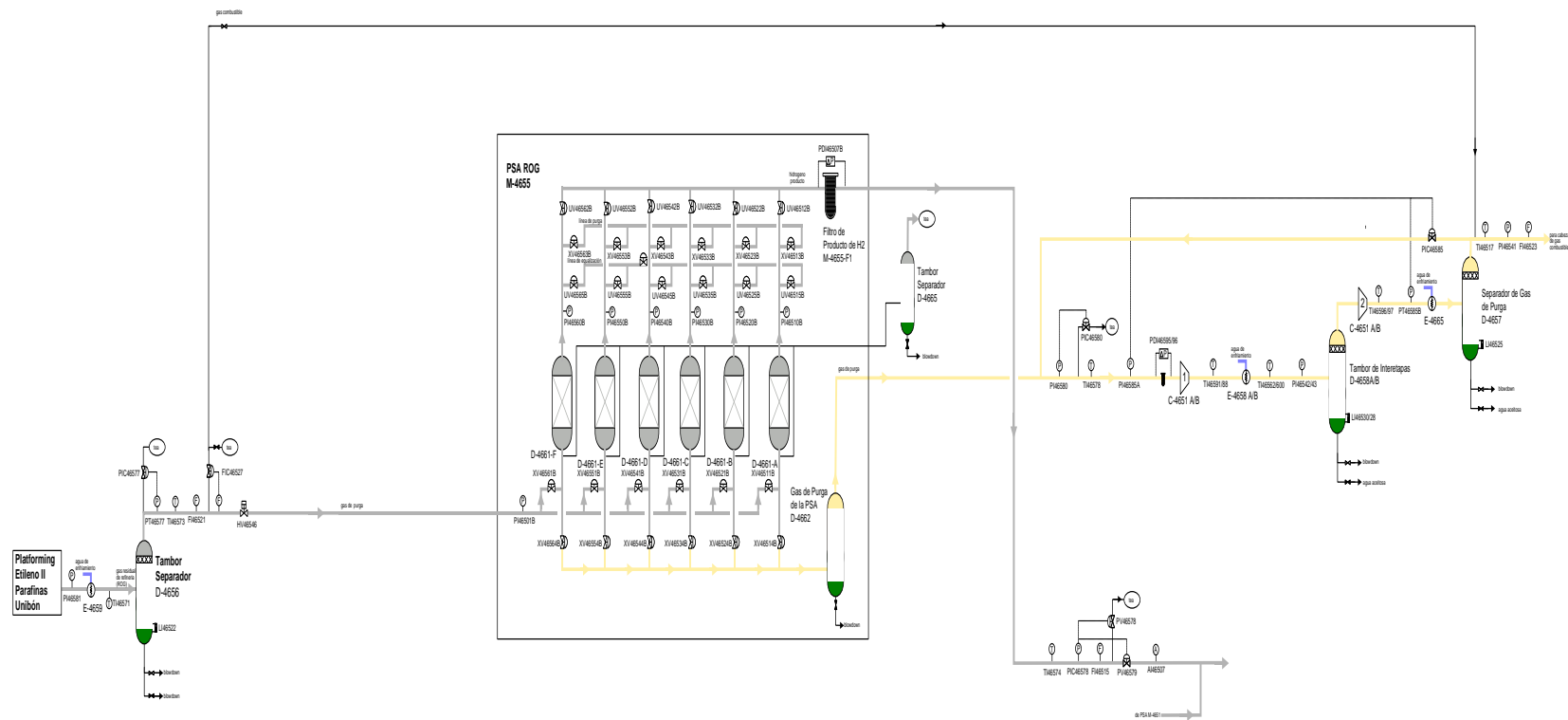
Fuente: Ecopetrol

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN DE GENERACIÓN DE VAPOR



Fuente: Ecopetrol

ANEXO A. DIAGRAMA DE CONTROL DE LA U-4650. SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE HIDRÓGENO PSA ROG M-4655



Fuente: Ecopetrol

ANEXO B. HISTÓRICO DE LAS COMPOSICIONES DE SALIDA DE LAS SECCIONES DE REFORMADO CON VAPOR Y DE CONVERSIÓN A ALTA TEMPERATURA, NOV. 2012- NOV. 2014

SECCIÓN DE REFORMADO CON VAPOR:

Fecha	CH₄	CO	CO₂	H₂	N₂
nov-14	4.41	12.28	9.19	73.56	0.56
nov-14	4.46	12.08	9.41	73.17	0.88
nov-14	4.78	12.6	8.78	73.43	0.41
nov-14	4.36	12.73	8.73	73.76	0.42
nov-14	4.3	12.7	8.58	73.97	0.45
nov-14	4.8	12.65	9.08	73.07	0.4
nov-14	4.78	12.57	9.4	72.77	0.48
nov-14	5.43	6.33	9.49	78.27	0.48
oct-14	4.9	12.31	9.01	72.97	0.81
oct-14	4.65	12.41	8.98	73.33	0.63
oct-14	4.8	12.34	8.87	73.4	0.59
oct-14	4.89	12.46	8.92	73.24	0.49
oct-14	4.77	0	8.87	85.91	0.45
oct-14	5.57	13.49	11.63	68.83	0.48
oct-14	4.23	8.68	8.41	78.32	0.36
oct-14	4.64	12.38	8.74	73.65	0.59
oct-14	4.63	12.41	8.73	74.23	0
oct-14	4.71	12.49	8.53	73.69	0.58
oct-14	4.63	13.44	8.42	73.07	0.44
sep-14	4.74	12.93	8.43	73.38	0.52
sep-14	4.4	12.74	8.99	73.29	0.58
sep-14	4.82	12.17	8.53	73.86	0.62
sep-14	4.94	13.43	8.51	72.67	0.45
sep-14	5.07	13.46	8.5	72.33	0.64
sep-14	4.83	13.96	8.4	72.38	0.43
sep-14	4.81	13.56	8.52	72.38	0.73
sep-14	4.86	12.75	8.71	73.09	0.59
sep-14	4.78	12.89	8.54	73.24	0.55
sep-14	5.03	12.58	8.64	73.14	0.61
ago-14	4.95	12.51	8.52	73.43	0.59
ago-14	5.05	12.5	8.64	73.34	0.47
ago-14	4.94	12.87	8.53	73.14	0.52

ago-14	4.88	12.71	8.57	73.33	0.51
ago-14	4.99	12.89	8.46	72.34	1.32
ago-14	4.91	12.58	8.57	73.27	0.67
ago-14	4.95	12.92	8.42	73.11	0.6
ago-14	5	13.19	8.81	72.68	0.32
ago-14	4.28	11.51	7.83	75.65	0.73
ago-14	4.93	12.68	8.46	72.99	0.94
ago-14	4.68	12.61	8.36	74.01	0.34
ago-14	4.83	12.69	8.58	72.89	1.01
jul-14	4.64	13.01	8.68	73.12	0.55
jul-14	4.61	12.76	8.71	73.15	0.77
jul-14	4.13	13.14	8.44	73.82	0.47
jul-14	4.45	13.04	8.66	73.34	0.51
jul-14	4.6	13.14	8.55	73.16	0.55
jul-14	4.44	12.82	8.29	73.79	0.66
jul-14	4.41	13.12	8.49	73.44	0.54
jul-14	5.05	0	9.87	84.47	0.61
jul-14	4.55	13.07	8.34	73.46	0.58
jul-14	4.73	12.93	8.64	73.18	0.52
jun-14	4.63	14.35	8.64	71.61	0.77
jun-14	4.65	14.48	8.47	71.96	0.44
jun-14	4.82	14.73	8.5	71.33	0.62
jun-14	4.73	12.95	8.74	72.88	0.7
jun-14	4.87	12.9	8.68	73	0.55
jun-14	4.61	12.69	8.3	74.1	0.3
jun-14	4.79	12.17	8.68	73.54	0.82
jun-14	4.64	12.38	8.95	73.5	0.53
jun-14	4.86	12.26	8.66	73.75	0.47
jun-14	4.93	13.49	8.63	72.53	0.42
may-14	4.85	13.46	8.69	72.34	0.66
may-14	5.12	0	9.9	84.44	0.54
may-14	4.99	12.27	8.55	73.73	0.46
may-14	4.63	12.23	8.36	74.18	0.6
may-14	4.55	13.22	8.36	73.53	0.34
may-14	4.9	12.56	8.53	73.6	0.41
may-14	4.72	12.58	8.31	73.73	0.66
may-14	5.03	0	9.17	85.01	0.79
may-14	4.56	12.86	8.55	73.18	0.85
may-14	4.39	13.17	8.5	73.51	0.43
abr-14	4.25	12.53	8.57	74.1	0.55
abr-14	4.09	3.4	15.61	76.48	0.42

abr-14	4.55	12.79	8.67	73.54	0.45
abr-14	3.93	12.08	8.61	74.7	0.68
abr-14	4.19	12.7	8.61	74.02	0.48
abr-14	4.41	13.51	0	81.59	0.49
abr-14	4.15	12.1	8.53	74.8	0.42
abr-14	3.21	11.84	9	75.37	0.58
abr-14	4.19	11.6	9.44	74.11	0.66
abr-14	5.19	0	9.82	84.43	0.56
mar-14	4.37	12.5	8.5	74.16	0.47
mar-14	4.46	11.99	8.96	74.16	0.43
mar-14	4.39	12.6	8.46	73.72	0.83
mar-14	4.33	12.75	8.36	74.13	0.43
mar-14	4.44	12.59	8.56	73.99	0.42
mar-14	4.47	13.27	8.88	73.16	0.22
mar-14	4.5	12.5	8.49	74.04	0.47
mar-14	0	12.4	8.68	78.4	0.52
feb-14	4.41	12.84	9.05	73.47	0.23
feb-14	4.3	14.1	8.25	72.47	0.88
feb-14	5	1.53	9.6	83.45	0.42
feb-14	4.37	13.54	8.48	73.12	0.49
feb-14	4.91	0	9.93	84.72	0.44
feb-14	4.27	13.13	8.65	73.49	0.46
feb-14	4.03	13	8.5	73.87	0.6
feb-14	4.12	12.4	8.38	74.65	0.45
ene-14	4.3	12.32	7.94	74.9	0.54
ene-14	4.38	12.57	7.94	74.41	0.7
ene-14	4.23	12.21	8.7	74.44	0.42
ene-14	3.94	14.49	8.52	72.56	0.49
ene-14	4.91	0.01	10.17	84.31	0.6
ene-14	4.47	13.61	9.21	72.24	0.47
ene-14	4.3	14.25	8.36	72.46	0.63
ene-14	4.31	14.6	8.27	72.39	0.43
ene-14	4.38	12.89	8.78	73.49	0.46
ene-14	4.37	12.54	8.66	74	0.43
ene-14	4.24	14.43	8.59	72.29	0.45
dic-13	4.19	14.48	8.48	72.35	0.5
dic-13	4.36	12.01	8.92	74.27	0.44
dic-13	4.39	13.82	8.49	72.81	0.49
dic-13	4.57	11.84	9.51	73.63	0.45
dic-13	4.89	15.27	10.65	68.42	0.77
dic-13	4.58	13.66	8.36	73	0.4

dic-13	4.56	12.22	8.87	73.63	0.72
dic-13	4.79	14.33	9.79	70.6	0.49
nov-13	4.78	0.74	13.32	81.16	0
nov-13	4.44	13.43	8.24	73.49	0.4
nov-13	4.45	13.37	8.49	73.23	0.46
nov-13	4.5	14.37	9.96	70.63	0.54
nov-13	4.23	12.94	8.43	73.88	0.52
nov-13	4.3	12.78	8.34	74.13	0.45
nov-13	4.7	14.44	10.43	69.71	0.72
nov-13	3.89	13.35	8.62	73.64	0.5
nov-13	4.43	12.99	9.08	73.02	0.48
oct-13	4.37	13.06	8.6	73.51	0.46
oct-13	4.38	15.59	10.43	69.61	-0.01
oct-13	3.32	12.34	9.59	74.31	0.44
oct-13	3.93	13.44	10.12	72.51	0
oct-13	4.04	4.63	5.28	85.39	0.66
oct-13	3.96	11.92	9.21	74.5	0.41
oct-13	4.43	13.33	8.13	74.1	0.01
oct-13	5.23	17.73	12.32	64.11	0.61
oct-13	4.05	11.59	7.31	76.64	0.41
oct-13	4.09	3.46	15.46	75.5	1.49
sep-13	4.16	12.84	8.87	73.67	0.46
sep-13	4.3	12.35	8.74	74.17	0.44
sep-13	4.28	11.84	9.03	74.25	0.6
sep-13	4.31	14	8.18	72.62	0.89
sep-13	4.6	14.06	9.48	71.34	0.52
sep-13	4.61	13.89	8.39	72.58	0.53
sep-13	4.59	12.33	8.84	73.77	0.47
sep-13	5.12	18.91	12.71	62.61	0.65
sep-13	4.12	12.29	8.73	74.42	0.44
sep-13	4.45	13.41	8.27	73.31	0.56
ago-13	4.64	14.1	8.21	72.22	0.83
ago-13	4.6	13.08	8.34	73.07	0.91
ago-13	4.92	13.98	9.92	70.68	0.5
ago-13	4.6	12.37	8.97	73.62	0.44
ago-13	4.59	13.15	9.53	72.26	0.47
ago-13	4.63	12.91	8.5	73.4	0.56
ago-13	4.68	12.16	9	73.47	0.69
ago-13	4.69	13.03	9.46	72.29	0.53
ago-13	4.52	14.45	8.27	72.34	0.42
ago-13	4.27	13.13	8.41	73.73	0.46

jul-13	4.47	11.81	9.08	73.58	1.06
jul-13	4.4	12.4	9.87	72.82	0.51
jul-13	4.71	12.8	8.53	73.47	0.49
jul-13	4.39	12.7	8.44	74	0.47
jul-13	4.48	12.72	8.5	73.83	0.47
jul-13	4.58	11.69	8.91	74.16	0.66
jul-13	4.4	11.66	8.75	74.73	0.46
jul-13	4.04	11.48	9.31	74.72	0.45
jul-13	4.15	1.54	16.81	76.94	0.56
jul-13	4.15	12.44	0	82.9	0.51
jul-13	4.41	12.31	8.35	74.44	0.49
jul-13	4.38	11.9	8.88	74.11	0.73
jun-13	4.41	12.57	9.45	73.11	0.46
jun-13	4.34	13.57	9.49	72.31	0.29
jun-13	4.37	12.31	9.33	73.61	0.38
jun-13	4.39	12.35	8.92	74.05	0.29
jun-13	2.95	12.8	7.69	76.15	0.41
jun-13	4.18	12.29	8.33	74.59	0.61
jun-13	3.75	12.67	9.77	73.52	0.29
jun-13	3.56	11.7	9.03	75.19	0.52
may-13	3.72	11.64	9.51	74.86	0.27
may-13	3.62	11.57	9.21	75.19	0.41
may-13	4.09	11.93	9.19	74.52	0.27
may-13	4.14	12.59	9.08	73.93	0.26
may-13	4.28	12.23	9.18	74	0.31
may-13	4.52	12.43	8.77	74	0.28
may-13	5	15.08	10.72	68.86	0.34
may-13	4.83	13.81	0	80.86	0.5
abr-13	4.04	11.52	14.62	69.38	0.44
abr-13	4.52	12.33	9.68	73.15	0.32
abr-13	4.11	12.8	9.18	73.63	0.28
abr-13	4.37	12.27	9.51	73.58	0.27
abr-13	4.62	12.64	0	82.29	0.45
abr-13	4.29	11.51	14.58	69.22	0.4
abr-13	5.4	16.93	12.36	64.89	0.42
mar-13	4.74	12.93	9.71	72.15	0.47
mar-13	4.33	12.69	8.93	73.68	0.37
mar-13	4.37	12.91	9.57	72.82	0.33
feb-13	5.25	18.5	12.11	63.62	0.52
feb-13	4.44	12.4	8.61	74.18	0.37
feb-13	4.67	12.77	8.69	73.38	0.49

feb-13	4.76	12.78	8.56	73.55	0.35
feb-13	5.03	15.63	10.53	68.38	0.43
feb-13	4.73	14.66	8.7	71.48	0.43
feb-13	4.94	14.64	8.46	71.58	0.38
feb-13	4.78	14.73	8.48	71.9	0.11
feb-13	4.54	14.7	8.71	71.67	0.38
feb-13	4.13	13.37	8.84	73.18	0.48
ene-13	4.45	12.86	8.63	73.71	0.35
ene-13	4.21	12.46	7.98	74.91	0.44
ene-13	4.81	14.06	9.27	71.65	0.21
ene-13	4.33	12.63	9.33	73.35	0.36
ene-13	4.52	13.02	9.13	72.84	0.49
ene-13	4.48	14.89	10.12	70.13	0.38
ene-13	4.42	13.09	8.62	73.36	0.51
ene-13	4.36	12.85	8.57	73.87	0.35
ene-13	4.27	12.55	9.14	73.56	0.48
ene-13	4.26	16.57	10.83	67.78	0.56
ene-13	4.27	13.41	9.17	72.78	0.37
ene-13	4.25	12.66	8.71	73.87	0.51
ene-13	4.48	12.62	8.78	73.79	0.33
ene-13	4.61	12.79	8.72	73.57	0.31
dic-12	4.55	12.60	8.65	73.78	0.42
dic-12	4.43	12.89	8.88	73.34	0.46
dic-12	4.61	13.65	9.34	72.03	0.37
dic-12	4.60	12.57	8.57	73.66	0.6
dic-12	4.20	12.89	8.71	73.80	0.4
dic-12	4.39	12.71	8.56	73.77	0.57
dic-12	4.38	12.84	8.59	73.66	0.53
dic-12	4.40	12.83	8.63	73.67	0.47
dic-12	4.15	13.10	8.81	72.96	0.98
nov-12	4.59	12.87	8.41	73.67	0.46
nov-12	4.67	12.80	8.49	73.54	0.5
nov-12	4.46	12.89	9.35	72.83	0.47
nov-12	4.37	13.00	8.50	73.83	0.3
nov-12	4.51	13.63	9.12	72.42	0.32

Fuente: Ecopetrol

SECCIÓN DE CONVERSIÓN A ALTA TEMPERATURA:

Fecha	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	N ₂
nov-14	3.94	2.81	16.59	76.15	0.51
nov-14	3.57	2.46	16.12	77.39	0.46
nov-14	4.4	3.05	16.61	75.38	0.56
nov-14	4.03	2.82	16.48	76.27	0.4
nov-14	3.89	2.77	16.38	76.44	0.52
nov-14	4.32	2.78	16.82	75.7	0.38
nov-14	4.33	2.87	16.73	75.32	0.75
nov-14	4.53	5.28	16.08	73.69	0.42
oct-14	4.51	2.8	16.71	75.49	0.49
oct-14	4.28	2.72	16.58	75.68	0.74
oct-14	4.42	2.87	16.13	75.94	0.64
oct-14	4.46	2.9	16.27	75.96	0.41
oct-14	4.48	2.97	16.15	75.95	0.45
oct-14	4.25	3.08	15.83	76.28	0.56
oct-14	5.7	5.27	22.7	65.85	0.48
oct-14	4.25	3.11	15.65	76.49	0.5
oct-14	3.61	2.59	13.77	80.03	0
oct-14	4.43	3.08	16.14	75.89	0.46
oct-14	4.33	4.56	14.92	75.79	0.4
sep-14	4.36	4.69	14.78	75.76	0.41
sep-14	4.35	3.73	15.98	75.38	0.56
sep-14	4.32	3.69	15.51	75.9	0.58
sep-14	4.74	4.82	14.86	75.03	0.55
sep-14	4.54	4.67	14.74	75.6	0.45
sep-14	5.87	4.59	14.88	74.06	0.6
sep-14	4.48	4.06	15.5	75.22	0.74
sep-14	5.98	6.97	0	86.11	0.94
sep-14	4.71	4.47	14.68	75.51	0.63
sep-14	4.65	4.57	14.93	75.34	0.51
ago-14	4.67	4.65	14.97	75.19	0.52
ago-14	4.64	4.09	15.36	75.45	0.46
ago-14	4.58	4.24	15.28	75.05	0.85
ago-14	4.55	4.43	14.99	75.58	0.45
ago-14	4.89	0	15.31	78.88	0.92
ago-14	6.44	4.49	14.85	73.56	0.66
ago-14	4.61	4.31	14.87	75.86	0.35
ago-14	4.51	2.8	16.41	75.99	0.29
ago-14	4.88	3.71	17.06	73.53	0.82

ago-14	4.56	3.41	15.82	75.69	0.52
ago-14	4.33	3.33	15.35	76.68	0.31
ago-14	4.26	3.82	14.84	76.42	0.66
jul-14	4.19	3.94	15.76	75.54	0.57
jul-14	4.19	3.73	15.4	76.2	0.48
jul-14	3.93	3.9	15.81	75.83	0.53
jul-14	4.12	3.77	15.9	75.56	0.65
jul-14	4.13	3.88	15.7	75.85	0.44
jul-14	5.96	3.74	15.05	74.55	0.7
jul-14	4.1	3.86	15.56	75.88	0.6
jul-14	4.23	0	15.87	79.51	0.39
jul-14	3.87	4.1	15.3	75.95	0.78
jul-14	4.58	3.97	14.85	75.98	0.62
jun-14	4.4	4.9	15.64	74.43	0.63
jun-14	4.48	4.68	15.3	74.76	0.78
jun-14	4.64	4.58	15.63	74.44	0.71
jun-14	4.48	3.06	17.14	74.89	0.43
jun-14	4.39	3.35	16.09	75.48	0.69
jun-14	4.18	2.92	15.51	77.1	0.29
jun-14	4.33	2.85	16.33	75.39	1.1
jun-14	4.2	2.83	17.27	75.32	0.38
jun-14	4.39	2.91	16.3	76	0.4
jun-14	4.57	3.4	16.68	74.91	0.44
may-14	4.37	3.32	16.53	75.38	0.4
may-14	4.12	3.31	16.35	75.83	0.39
may-14	4.52	3.08	15.73	76.22	0.45
may-14	4.45	3.28	15.26	76.47	0.54
may-14	4.3	3.47	15.42	76.46	0.35
may-14	4.48	3.41	15.48	76.27	0.36
may-14	4.34	3.4	15.66	76.23	0.37
may-14	4.09	3.56	14.83	77.07	0.45
may-14	4.24	3.15	15.86	76.31	0.44
may-14	4.08	3.29	15.9	76.35	0.38
abr-14	4	3.29	15.42	76.68	0.61
abr-14	4.37	13.16	8.54	73.44	0.49
abr-14	3.89	3.44	15.05	76.56	1.06
abr-14	3.38	2.85	15.55	77.83	0.39
abr-14	3.97	2.76	16.1	76.74	0.43
abr-14	4.38	3.47	0	91.6	0.55
abr-14	3.99	3.38	15.47	76.67	0.49
abr-14	3.95	2.96	15.89	77.17	0.03

abr-14	3.81	3.04	16.01	76.76	0.38
abr-14	5.15	0	0	93.93	0.92
mar-14	4.06	2.36	15.95	77.19	0.44
mar-14	4.22	3.4	15.46	76.52	0.4
mar-14	3.98	3.18	15.74	76.71	0.39
mar-14	4.33	2.6	15.51	77.08	0.48
mar-14	4.12	3.69	15.51	76.27	0.41
mar-14	4.46	3.73	17.42	73.99	0.4
mar-14	4.15	3.48	15.44	76.23	0.7
mar-14	4.09	2.96	15.6	76.96	0.39
feb-14	4.04	2.14	16.89	76.72	0.21
feb-14	3.99	3.6	15.56	76.04	0.81
feb-14	4.11	3.72	15.33	76.32	0.52
feb-14	3.74	3.16	15.56	75.71	1.83
feb-14	4.1	3.19	15.86	76.14	0.71
feb-14	3.89	3.39	14.93	75.16	2.63
feb-14	4.17	3.32	15.72	76.37	0.42
feb-14	4.23	3.14	15.5	76.56	0.57
ene-14	4.05	3.28	14.53	77.25	0.89
ene-14	4.11	3.43	14.51	77.5	0.45
ene-14	4	2.23	16.33	76.13	1.31
ene-14	3.52	3.58	15.95	76.43	0.52
ene-14	4.61	0.01	16.71	77.43	1.24
ene-14	4.1	1.88	16.09	77.42	0.51
ene-14	4.07	1.99	16.43	77.03	0.48
ene-14	4.02	3.59	16.03	75.95	0.41
ene-14	4.05	2.51	16.52	76.49	0.43
ene-14	4.01	2.25	16.76	76.56	0.42
ene-14	4.01	3.37	16.22	75.96	0.44
dic-13	3.74	3.21	15.01	77.63	0.41
dic-13	4	1.99	16.73	76.83	0.45
dic-13	4.12	3.33	15.96	76.15	0.44
dic-13	4.41	2.11	18.01	75.03	0.44
dic-13	4.22	2.62	15.8	76.83	0.53
dic-13	4.3	3.07	15.43	76.82	0.38
dic-13	4.12	2.4	16.63	76.12	0.73
dic-13	4.29	2.56	17	75.72	0.43
nov-13	4.48	0.66	26.28	68.58	0
nov-13	4.05	3.43	15.55	76.56	0.41
nov-13	4.45	2.68	15.72	76.78	0.37
nov-13	3.88	2.1	16.49	77.09	0.44

nov-13	3.94	2.4	16.04	77.18	0.44
nov-13	4.01	2.82	15.83	76.7	0.64
nov-13	4.14	2.15	18.35	74.86	0.5
nov-13	4.05	2.46	17.4	75.64	0.45
nov-13	4.67	3.26	21.8	69.72	0.55
oct-13	3.56	2.29	16.38	77.35	0.42
oct-13	3.56	2.28	18.12	75.3	0.74
oct-13	3.86	3.15	27.48	64.78	0.73
oct-13	3.42	1.87	16.89	77.42	0.4
oct-13	3.59	1.69	13.51	80.82	0.39
oct-13	3.59	1.81	16.75	77.46	0.39
oct-13	4.67	3.83	0	91.08	0.42
oct-13	4.06	2.81	16.52	76.18	0.43
oct-13	4.26	3.04	15.82	76.48	0.4
oct-13	3.86	2.74	15.71	77.3	0.39
sep-13	3.86	2.87	16.72	75.95	0.6
sep-13	3.96	2.36	16.01	77.28	0.39
sep-13	3.94	2.42	17.71	75.21	0.72
sep-13	3.95	3.89	15.7	76.06	0.4
sep-13	4.48	3.17	16	75.4	0.95
sep-13	4.32	4.23	15.18	75.84	0.43
sep-13	3.7	1.81	16.64	77.44	0.41
sep-13	3.76	1.94	16.95	76.95	0.4
sep-13	3.94	2.14	16.98	76.53	0.41
sep-13	4.16	3.63	15.3	76.47	0.44
ago-13	4.36	3.7	15.27	75.9	0.77
ago-13	4.28	3.42	15.37	76.15	0.78
ago-13	4.21	2.39	16.07	76.93	0.4
ago-13	4.16	2.11	16.8	76.5	0.43
ago-13	4.19	1.99	16.74	76.66	0.42
ago-13	4.32	2.96	15.76	76.51	0.45
ago-13	4.21	2.16	16.21	76.82	0.6
ago-13	4.57	2.51	18.28	74.29	0.35
ago-13	4.18	2.53	15.48	77.38	0.43
ago-13	3.92	2.64	16.09	76.9	0.45
jul-13	4.12	1.78	16.77	76.9	0.43
jul-13	3.88	1.48	15.38	78.03	1.23
jul-13	4.27	3.21	15.44	76.48	0.6
jul-13	4.05	2.78	15.74	77.01	0.42
jul-13	3.96	2.73	15.95	76.94	0.42
jul-13	4.27	1.5	16.92	76.78	0.53

jul-13	3.75	0.97	18.1	76.72	0.46
jul-13	3.65	1.11	16.43	78.21	0.6
jul-13	4.16	12.84	9.32	73.15	0.53
jul-13	4.17	1.89	0	93.5	0.44
jul-13	4.07	2.94	15.7	76.81	0.48
jul-13	4.11	1.89	16.53	77.05	0.42
jun-13	3.97	2	16.75	76.88	0.4
jun-13	3.99	0	17.54	74.61	3.86
jun-13	4.07	1.51	17.5	76.65	0.27
jun-13	3.96	1.42	16.94	77.41	0.27
jun-13	2.5	2.63	14.68	79.82	0.37
jun-13	4.01	1.92	19.79	73.88	0.4
jun-13	3.34	0.94	17.62	77.85	0.25
jun-13	3.23	2.24	16.45	77.56	0.52
may-13	3.35	0.74	17.86	76.68	1.37
may-13	3.4	2.18	16.54	77.5	0.38
may-13	3.7	1.01	17.56	77.49	0.24
may-13	3.71	0	17.38	76.77	2.14
may-13	4.04	1.57	18.24	75.83	0.32
may-13	4.16	2.03	16.88	76.67	0.26
may-13	4.45	2.26	19.48	73.49	0.32
may-13	4.77	4.17	0	90.57	0.49
abr-13	3.6	2.82	25.84	67.37	0.37
abr-13	4	1.74	16.68	77.33	0.25
abr-13	3.74	1.29	17.58	77.12	0.27
abr-13	4.13	0	17.42	75.72	2.73
abr-13	4.39	3.11	0	92.05	0.45
abr-13	3.7	2.71	25.68	67.54	0.37
abr-13	4.6	2.85	21	71.22	0.33
mar-13	4.11	2.13	17.41	75.91	0.44
mar-13	3.83	0	16.51	76.87	2.79
mar-13	4.03	1.93	16.43	77.37	0.24
feb-13	4.26	2.97	17.11	75.34	0.32
feb-13	4.27	0	15.84	77.22	2.67
feb-13	4.29	3.99	15.48	75.47	0.77
feb-13	4.28	2.21	15.93	77.26	0.32
feb-13	4.67	3.19	16.99	74.77	0.38
feb-13	4.59	5.32	15.31	74.18	0.6
feb-13	4.32	6.81	15.46	72.93	0.48
feb-13	4.67	6.33	15.35	73.46	0.19
feb-13	3.83	4.66	15.58	75.54	0.39

feb-13	3.99	2.71	17.48	75.38	0.44
ene-13	4.19	0	17.49	75.97	2.35
ene-13	4.6	3.83	15.95	75	0.62
ene-13	4.18	3.18	16.78	75.55	0.31
ene-13	4.02	1.61	17.28	76.35	0.74
ene-13	4.41	2.63	21.44	71.07	0.45
ene-13	4.60	3.74	19.46	71.78	0.42
ene-13	4.07	3.56	16.21	75.74	0.42
ene-13	4.10	2.05	16.01	77.53	0.31
ene-13	3.77	2.69	17.32	75.58	0.64
ene-13	3.57	1.33	17.29	77.48	0.33
ene-13	3.91	1.50	16.66	77.59	0.34
ene-13	4.03	2.75	16.08	75.84	1.3
ene-13	4.10	0.00	16.38	77.93	1.59
ene-13	4.25	2.19	16.48	76.79	0.29
dic-12	4.27	3.33	15.77	76.19	0.44
dic-12	3.98	0.00	16.94	77.01	2.07
dic-12	4.20	1.82	16.51	77.14	0.33
dic-12	4.29	3.76	15.53	75.95	0.47
dic-12	3.95	1.85	16.23	77.68	0.29
dic-12	4.06	3.15	16.07	76.19	0.53
dic-12	3.99	3.31	15.92	76.31	0.47
dic-12	4.10	3.28	16.15	76.43	0.04
dic-12	4.73	3.99	0.00	90.74	0.54
nov-12	4.05	3.16	15.85	76.50	0.44
nov-12	4.07	3.10	15.96	76.31	0.56
nov-12	3.91	3.13	15.64	76.88	0.44
nov-12	4.13	2.23	16.65	76.69	0.3
nov-12	4.17	3.31	14.60	77.48	0.44

Fuente: Ecopetrol

**ANEXO D. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN ALGUNAS CORRIENTES DE
LA U-4650**

Corriente	25	7	34	9	10	13	5	6
Fracción de vapor	1	1	1	1	1	1	1	1
Temperatura °F	99	1570	480	620	727	461	608	1033
Presión <i>psig</i>	57	339	0	336	333	450	440	344
Flujo molar <i>lbmole/h</i>	96	2284	2888	2284	2284	1223	1629	1629
Corriente	17	20	21	24	23	28	1	36
Fracción de vapor	1	0	1	1	1	1	1	0
Temperatura °F	290	104	104	113	113	1678	114	290
Presión <i>psig</i>	359	343	343	325	325	0	680	359
Flujo molar <i>lbmole/h</i>	1995	328	1668	575	1093	2888	400	288
Corriente	25	7	34	9	10	13	5	6
Fracción molar (O ₂)	0.0001		0.0167					
Fracción molar (H ₂ O)		0.3365	0.1839	0.3365	0.2721	1.0000	0.7543	0.7543
Fracción molar (CO)		0.0854		0.0854	0.0210			
Fracción molar (H ₂)		0.4874		0.4874	0.5518			
Fracción molar (n-Butano)	0.0001						0.0002	0.0002
Fracción molar (i-Butano)	0.0002							
Fracción molar (Propano)	0.0005						0.0001	0.0001
Fracción molar (Etano)	0.0015						0.0004	0.0004
Fracción molar (CH ₄)	0.9804	0.0296		0.0296	0.0296		0.2407	0.2407
Fracción molar (CO ₂)	0.0015	0.0583	0.1695	0.0583	0.1226		0.0004	0.0004
Fracción molar (N ₂)	0.0157	0.0027	0.6224	0.0027	0.0027		0.0039	0.0039
Fracción molar (Argón)			0.0075					
Corriente	17	20	21	24	23	28	1	36
Fracción molar (O ₂)				0.0001		0.0167	0.0001	
Fracción molar (H ₂ O)	0.1670	0.9986	0.0035	0.0101		0.1839		0.9993
Fracción molar (CO)	0.0241		0.0288	0.0830	0.0003			
Fracción molar (H ₂)	0.6315		0.7557	0.2926	0.9995			0.0002
Fracción molar (n-Butano)							0.0007	
Fracción molar (i-Butano)							0.0002	
Fracción molar (Propano)							0.0005	
Fracción molar (Etano)							0.0015	
Fracción molar (CH ₄)	0.0339		0.0406	0.1176			0.9799	
Fracción molar (CO ₂)	0.1403	0.0014	0.1676	0.4861		0.1695	0.0015	0.0005
Fracción molar (N ₂)	0.0031		0.0038	0.0105	0.0002	0.6224	0.0157	
Fracción molar (Argón)						0.0075		

Fuente: Ecopetrol

**ANEXO E. VALORES DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO VS TEMPERATURA
PARA EL VAPOR REFORMADO Y WATER GAS SHIFT**

VAPOR REFORMADO:

Temp. °C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
650	3.5971	3.4849	3.3765	3.2716	3.1702
655	3.0721	2.9773	2.8856	2.7969	2.7111
660	2.6281	2.5478	2.4701	2.3950	2.3223
665	2.2519	2.1838	2.1179	2.0541	1.9924
670	1.9326	1.8748	1.8188	1.7646	1.7121
675	1.6612	1.6120	1.5644	1.5182	1.4735
680	1.4302	1.3882	1.3476	1.3082	1.2701
685	1.2331	1.1973	1.626	1.1290	1.0964
690	1.0648	1.0342	1.0045	0.9758	0.9479
695	9.2085	8.9464	8.6922	8.4458	8.2068
700	7.9751	7.7503	7.5323	7.3209	7.1158
705	6.9168	6.7238	6.5365	6.3548	6.1785
710	6.0074	5.8414	5.6803	5.5240	5.3722
715	5.2249	5.0819	4.9431	4.8084	4.6776
720	4.5506	4.4272	4.3075	4.1912	4.0783
725	3.9686	3.8621	3.7587	3.6582	3.5606
730	3.4657	3.3736	3.2841	3.1971	3.1126
735	3.0305	2.9508	2.8732	2.7979	2.7246
740	2.6534	2.5842	2.5170	2.4516	2.3880
745	2.3262	2.2661	2.2077	2.1509	2.0957
750	2.0420	1.9897	1.9389	1.8895	1.8414
755	1.7946	1.7492	1.7049	1.6618	1.6200
760	1.5792	1.5396	1.5010	1.4634	1.4269
765	1.3913	1.3567	1.3230	1.2902	1.2583
770	1.2273	1.1970	1.1676	1.1389	1.1110
775	1.0838	1.0573	1.0316	1.0065	0.9820
780	9.5823	9.3504	9.1246	8.9047	8.6904
785	8.4817	8.2784	8.0803	7.8873	7.6992
790	7.5160	7.3375	7.1635	6.9939	6.8287
795	6.6677	6.5107	6.3577	6.2086	6.0633

Fuente: Ecopetrol

Temp. °C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
800	5.9216	5.7835	5.6488	5.5175	5.3895
805	5.2647	5.1430	5.0243	4.9086	4.7957
810	4.6856	4.5783	4.4736	4.3715	4.2718
815	4.1747	4.0799	3.9874	3.8972	3.8092
820	3.7233	3.6395	3.5578	3.4780	3.4001
825	3.3241	3.2500	3.1776	3.1070	3.0381
830	2.9708	2.9051	2.8410	2.7784	2.7173
835	2.6576	2.5994	2.5425	2.4870	2.4328
840	2.3798	2.3281	2.2776	2.2283	2.1802
845	2.1331	2.0872	2.0423	1.9985	1.9557
850	1.9139	1.8730	1.8331	1.7941	1.7560
855	1.7188	1.6824	1.6468	1.6121	1.5782
860	1.5450	1.5126	1.4809	1.4499	1.4196
865	1.3901	1.3611	1.3329	1.3052	1.2782
870	1.2518	1.2260	1.2008	1.1791	1.1519
875	1.1283	1.1053	1.0827	1.0606	1.0390
880	1.0179	0.9973	0.9771	0.9574	0.9380
885	9.1915	9.0067	8.8259	8.6490	8.4760
890	8.3067	8.1410	7.9790	7.8204	7.6653
895	7.5134	7.3649	7.2195	7.0772	6.9380
900	6.8017	6.6683	6.5378	6.4100	6.2850
905	6.1625	6.0427	5.9254	5.8105	5.6981
910	5.5880	5.4803	5.3748	5.2714	5.1703
915	5.0712	4.9742	4.8792	4.7862	4.6951
920	4.6059	4.5185	4.4330	4.3491	4.2670
925	4.1866	4.1078	4.0307	3.9551	3.8810
930	3.8085	3.7374	3.6678	3.5995	3.5327
935	3.4672	3.4030	3.3401	3.2785	3.2181
940	3.1589	3.1009	3.0440	2.9883	2.9337
945	2.8802	2.8277	2.7763	2.7259	2.6765

Fuente: Ecopetrol

WATER GAS SHIFT:

Temp. ° C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
200	2.1082	2.0663	2.0254	1.9855	1.9464
205	1.9083	1.8711	1.8347	1.7991	1.7643
210	1.7304	1.6972	1.6648	1.6331	1.6021
215	1.5718	1.5421	1.5132	1.4849	1.4572
220	1.4301	1.4036	1.3777	1.3524	1.3276
225	1.3034	1.2797	1.2565	1.2338	1.2116
230	1.1899	1.1686	1.1478	1.1274	1.1075
235	1.0880	1.0689	1.0502	1.0319	1.0139
240	9.9638	9.7919	9.6236	9.4588	9.2973
245	9.1392	8.9843	8.8325	8.6839	8.5383
250	8.3956	8.2558	8.1188	7.9846	7.8530
255	7.7241	7.5977	7.4738	7.3524	7.2334
260	7.1167	7.0023	6.8901	6.7801	6.6723
265	6.5665	6.4628	6.3610	6.2613	6.1634
270	6.0674	5.9732	5.8808	5.7902	5.7012
275	5.6140	5.5284	5.4443	5.3619	5.2809
280	5.2015	5.1235	5.0470	4.9719	4.8981
285	4.8257	4.7546	4.6848	4.6163	4.5490
290	4.4829	4.4180	4.3543	4.2916	4.2301
295	4.1697	4.1104	4.0521	3.9949	3.9386
300	3.8833	3.8290	3.7756	3.7232	3.6716
305	3.6210	3.5712	3.5222	3.4741	3.4269
310	3.3804	3.3347	3.2898	3.2456	3.2022
315	3.1595	3.1175	3.0762	3.0356	2.9957
320	2.9564	2.9178	2.8798	2.8424	2.8057
325	2.7695	2.7339	2.6989	2.6645	2.6306
330	2.5973	2.5645	2.5322	2.5004	2.4691
335	2.4384	2.4081	2.3783	2.3489	2.3200
340	2.2916	2.2636	2.2360	2.2089	2.1822
345	2.1559	2.1300	2.1045	2.0794	2.0546

Fuente: Ecopetrol

Temp. ° C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
350	2.0303	2.0063	1.9826	1.9594	1.9364
355	1.9139	1.8916	1.8697	1.8481	1.8268
360	1.8059	1.7852	1.7649	1.7448	1.7251
365	1.7056	1.6864	1.6675	1.6489	1.6305
370	1.6124	1.5945	1.5769	1.5596	1.5425
375	1.5257	1.5090	1.4927	1.4765	1.4606
380	1.4449	1.4294	1.4141	1.3991	1.3842
385	1.3696	1.3551	1.3409	1.3268	1.3130
390	1.2993	1.2858	1.2725	1.2594	1.2464
395	1.2337	1.2211	1.2086	1.1964	1.1842
400	1.1723	1.605	1.1489	1.1374	1.1261
405	1.1149	1.1039	1.0930	1.0822	1.0716
410	1.0611	1.0508	1.0406	1.0305	1.0205
415	1.0107	1.0010	0.9915	0.9820	0.9727
420	9.6345	9.5434	9.4536	9.3648	9.2772
425	9.1906	9.1051	9.0207	8.9373	8.8549
430	8.7735	8.6931	8.6138	8.5353	8.4578
435	8.3813	8.3057	8.2310	8.1572	8.0843
440	8.0122	7.9410	7.8707	7.8012	7.7325
445	7.6646	7.5975	7.5312	7.4657	7.4009
450	7.3369	7.2737	7.2111	7.1493	7.0883
455	7.0279	6.9682	6.9092	6.8508	6.7932
460	6.7362	6.6789	6.6241	6.5690	6.5145
465	6.4606	6.4074	6.3547	6.3023	6.2511
470	6.2002	6.1498	6.100	6.0507	6.0020
475	5.9538	5.9061	5.8590	5.8124	5.7662
480	5.7206	5.6755	5.6308	5.5867	5.5430
485	5.4997	5.4570	5.4147	5.3728	5.3314
490	5.2904	5.2499	5.2098	5.1701	5.1308
495	5.0919	5.0534	5.0154	4.9777	4.9404

Fuente: Ecopetrol

Temp. ° C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
500	4.9035	4.8670	4.8309	4.7951	4.7597
505	4.7246	4.6899	4.6556	4.6216	4.5880
510	4.5547	4.5217	4.4891	4.4568	4.4284
515	4.3931	4.3617	4.3307	4.3000	4.2695
520	4.2394	4.2096	4.1800	4.1508	4.1218
525	4.0931	4.0647	4.0366	4.0087	3.9811
530	3.9538	3.9268	3.9000	3.8784	3.8471
535	3.8211	3.7953	3.7697	3.7444	3.7194
540	3.6945	3.6699	3.6456	3.6214	3.5975
545	3.5738	3.5503	3.5271	3.5041	3.4812
550	3.4586	3.4362	3.4140	3.3920	3.3702
555	3.3486	3.3272	3.3060	3.2850	3.2642
560	3.2435	3.2231	3.2028	3.1827	3.1628
565	3.1431	3.1235	3.1041	3.0849	3.0659
570	3.0470	3.0283	3.0098	2.9914	2.9732
575	2.9551	2.9372	2.9195	2.9019	2.8844
580	2.8671	2.8500	2.8330	2.8162	2.7995
585	2.7829	2.7665	2.7502	2.7340	2.7180
590	2.7022	2.6864	2.6708	2.6554	2.6400
595	2.6248	2.6097	2.5948	2.5799	2.5652
600	2.5506	2.5361	2.5218	2.5075	2.4934
605	2.4794	2.4655	2.4518	2.4381	2.4246
610	2.4111	2.3978	2.3846	2.3714	2.3584
615	2.3455	2.3327	2.3200	2.3074	2.2949
620	2.2825	2.2702	2.2580	2.2459	2.2339
625	2.2219	2.2101	2.1984	2.1867	2.1752
630	2.1637	2.1524	2.1411	2.1299	2.1188
635	2.1077	2.0968	2.0859	2.0752	2.0645
640	2.0539	2.0433	2.0329	2.0225	2.0122
645	2.0020	1.9919	1.9818	1.9718	1.9619

Fuente: Ecopetrol

Temp. ° C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
650	1.9521	1.9423	1.9327	1.9230	1.9135
655	1.9040	1.8946	1.8853	1.8760	1.8668
660	1.8577	1.8486	1.8396	1.8307	1.8218
665	1.8130	1.8043	1.7956	1.7870	1.7784
670	1.7699	1.7615	1.7532	1.7448	1.7366
675	1.7284	1.7203	1.7122	1.7042	1.6962
680	1.6883	1.6805	1.6727	1.6649	1.6573
685	1.6496	1.6420	1.6345	1.6270	1.6196
690	1.6123	1.6049	1.5977	1.5905	1.5833
695	1.5762	1.5691	1.5621	1.5551	1.5482
700	1.5413	1.5345	1.5277	1.5209	1.5143
705	1.5076	1.5010	1.4944	1.4879	1.4814
710	1.4750	1.4686	1.4623	1.4560	1.4497
715	1.4435	1.4373	1.4312	1.4251	1.4190
720	1.4130	1.4070	1.4011	1.3952	1.3893
725	1.3853	1.3777	1.3720	1.3663	1.3606
730	1.3550	1.3494	1.3438	1.3383	1.3328
735	1.3273	1.3219	1.3165	1.3111	1.3058
740	1.3005	1.2953	1.2900	1.2849	1.2797
745	1.2746	1.2695	1.2644	1.2594	1.2544
750	1.2494	1.2445	1.2396	1.2347	1.2299
755	1.2250	1.2203	1.2155	1.2108	1.2061
760	1.2014	1.1968	1.1922	1.1876	1.1830
765	1.1785	1.1740	1.1695	1.1651	1.1606
770	1.1562	1.1519	1.1475	1.1432	1.1389
775	1.1347	1.1304	1.1262	1.1220	1.1178
780	1.1137	1.1096	1.1055	1.1014	1.0974
785	1.0934	1.0894	1.0854	1.0814	1.0775
790	1.0736	1.0697	1.0659	1.0620	1.0582
795	1.0544	1.0506	1.0469	1.0432	1.0395

Fuente: Ecopetrol

Temp. ° C	+ 0 °C	+1 °C	+2 °C	+3 °C	+4 °C
800	1.0358	1.0321	1.0285	1.0248	1.0212
805	1.0177	1.0141	1.0105	1.0070	1.0035
810	1.0000	0.9966	0.9931	0.9897	0.9863
815	9.8291	9.7954	9.7619	9.7286	9.6955
820	9.6626	9.6298	9.5972	9.5648	9.5326
825	9.5005	9.4686	9.4369	9.4054	9.3741
830	9.3429	9.3118	9.2810	9.2503	9.2198
835	9.1894	9.1592	9.1292	9.0993	9.0696
840	9.0401	9.0107	8.9815	8.9524	8.9235
845	8.8947	8.8661	8.8376	8.8093	8.7811
850	8.7531	8.7252	8.6975	8.6699	8.6424
855	8.6151	8.5880	8.5610	8.5341	8.5074
860	8.4808	8.4543	8.4280	8.4018	8.3757
865	8.3498	8.3240	8.2984	8.2729	8.2475
870	8.2222	8.1971	8.1721	8.1472	8.1224
875	8.0978	8.0733	8.0489	8.0247	8.0005
880	7.9765	7.9526	7.9288	7.9052	7.8816
885	7.8582	7.8349	7.8117	7.7886	7.7657
890	7.7428	7.7201	7.6975	7.6750	7.6526
895	7.6303	7.6081	7.5860	7.5641	7.5422
900	7.5204	7.4988	7.4773	7.4558	7.4345
905	7.4133	7.3921	7.3711	7.3502	7.3293
910	7.3086	7.2880	7.2675	7.2470	7.2267
915	7.2065	7.1863	7.1663	7.1463	7.1265
920	7.1067	7.0871	7.0675	7.0480	7.0286
925	7.0093	6.9901	6.9710	6.9519	6.9330
930	6.9141	6.8954	6.8767	6.8581	6.8396
935	6.8212	6.8028	6.7846	6.7664	6.7483
940	6.7303	6.7124	6.6946	6.6768	6.6591
945	6.6415	6.6240	6.6066	6.5892	6.5720

Fuente: Ecopetrol

ANEXO F. VERIFICACIÓN DEL INTERVALO CALCULADO PARA LA VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN

