

ANÁLISIS DEL IMPACTO DE LA NAFTA COMO DILUYENTE EN LA MEDICIÓN DE
GAS EN PRUEBAS DE PRODUCCIÓN DE HIDROCARBUROS EXTRA PESADOS CON
EQUIPOS DE MEDICIÓN MULTIFÁSICA CON SEPARADOR GLCC

DANIEL FELIPE CALDERON HURTADO

Trabajo de grado para optar al título de Especialista en Ingeniería del Gas

Director

Diego Armando Rodríguez Reyna

Magister en Ingeniería de Petróleos y Gas.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERIA DE GAS
BUCARAMANGA

2022

DEDICATORIA

A Dios primeramente que con su sabiduría y amor me impulsa a mejorar y luchar cada día.

A mis padres Carlos y Amparo que siempre están presentes con su amor, consejo y motivación.

A mis hermanos Carlos y Fabián que siempre están presentes incondicionalmente.

A mi novia Oriana que siempre me apoya y motiva a salir adelante, y a esa personita en camino que nos iluminara la vida y orientara el futuro.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a la Universidad Industrial de Santander y a los profesores que me acompañaron en este ciclo académico por permitirme crecer personal, académica y profesionalmente.

A mi familia por el apoyo moral y motivacional durante esta nueva etapa académica.

Al Ingeniero Fabián Viña por su acompañamiento, asesoría y apoyo en temas académicos.

A mis compañeros de estudio por el compañerismo y disposición.

A todas las personas que de alguna manera influyeron y me apoyaron en este proceso.

TABLA DE CONTENIDO

DEDICATORIA.....	2
AGRADECIMIENTOS	3
LISTA DE FIGURAS.....	8
LISTA DE TABLAS.....	10
RESUMEN	12
INTRODUCCIÓN	14
1. OBJETIVOS	15
1.1 Objetivo General	15
1.2 Objetivos Específicos	15
2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	16
3. MARCO DE REFERENCIA.....	17
3.1 Antecedentes Relacionados con la Investigación.....	17
4. MARCO CONCEPTUAL	24
4.1 Aspen Hysys	24
4.2 Gravedad específica y gravedad °API.....	24
4.3 Assay del Crudo.....	24
4.4 Pseudocomponentes.....	24
4.5 Destilación TBP (True Boiling Point).....	25
4.6 Cromatografía de Gases	25
4.7 Crudo Pesado y Extra Pesado	25

4.8	Diluyente	25
4.9	Flujo Multifásico	25
4.10	Regímenes de Flujo en la Entrada y Parte Superior del Separador GLCC ...	25
4.10.1	Flujo estratificado	26
4.10.2	Flujo anular	26
4.10.3	Flujo tapón	26
4.10.4	Flujo anular	27
4.10.5	Flujo agitado	27
4.11	Flujo Turbulento.....	27
4.12	Gas Carry Under.....	28
4.12.1	Trayectoria de burbujas	28
4.12.2	Flujos en remolino.....	29
4.12.3	Efecto de la viscosidad	29
4.13	Liquid Carry Over.....	30
4.14	Medidores Multifásicos	30
4.15	Medidores Vortex.....	30
4.16	Nafta.....	31
4.17	Separador GLCC.....	31
4.18	Métodos de Análisis Estadístico	31
4.18.1	Método de distribución normal	32
5.	MARCO LEGAL.....	34

6.	GENERALIDADES DEL ESTUDIO.....	35
6.1	Campo de estudio.....	35
6.2	Variables y pozos a seleccionar.....	35
6.3	Caracterización de fluidos del campo estudio.....	41
6.3.1	Cromatografía de gases.....	41
6.3.2	Caracterización del crudo.....	41
6.3.3	Caracterización de la nafta.....	42
6.4	Equipo de medición con separador GLCC.....	45
6.5	Modelamiento entorno hysys v.12.....	47
7.	RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	52
7.1	Pozos con dilución de nafta a 14.5 °API en crudo.....	52
7.2	Pozo PE125 con variación en la dilución de nafta.....	57
7.3	Pozo PE60 con variación en la dilución de nafta.....	62
7.4	Correlación entre volúmenes de crudo y gas del pozo respecto a la dilución con nafta en unidades de BPD.....	68
7.5	Resultados principales.....	71
8.	CONCLUSIONES.....	73
9.	BIBLIOGRAFIA.....	75
10.	ANEXOS.....	80
10.1	Anexo 1.....	80
10.1.1	Análisis estadístico BSW.....	80
10.1.2	Análisis estadístico THT.....	82

10.1.3	Análisis estadístico THP.....	84
10.1.4	Análisis estadístico QT.....	87
10.1.5	Análisis estadístico Q GAS	90
10.2	Anexo 2	94
10.2.1	Resultados con dilución a 14.5 °API, Pozo PE60.....	94
10.2.2	Resultados con dilución a 12 °API, Pozo PE60.....	98
10.2.3	Resultados con dilución a 16.5 °API, Pozo PE60.....	102
10.2.4	Resultados con dilución a 20 °API, Pozo PE60.....	106

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	18
Figura 2	18
Figura 3	20
Figura 4	22
Figura 5	22
Figura 6	23
Figura 7	26
Figura 8	27
Figura 9	31
Figura 10	33
Figura 11	47
Figura 12	48
Figura 13	49
Figura 14	50
Figura 15	51
Figura 16	51
Figura 17	58
Figura 18	59
Figura 19	60
Figura 20	62
Figura 21	63
Figura 22	65
Figura 23	66
Figura 24	67

Figura 25.....	70
Figura 26.....	71
Figura 27.....	81
Figura 28.....	81
Figura 29.....	83
Figura 30.....	83
Figura 31.....	86
Figura 32.....	86
Figura 33.....	89
Figura 34.....	89
Figura 35.....	92
Figura 36.....	93

LISTA DE TABLAS

Tabla 1	36
Tabla 2	39
Tabla 3	40
Tabla 4	40
Tabla 5	41
Tabla 6	42
Tabla 7	43
Tabla 8	43
Tabla 9	44
Tabla 10	46
Tabla 11	53
Tabla 12	53
Tabla 13	54
Tabla 14	55
Tabla 15	56
Tabla 16	57
Tabla 17	59
Tabla 18	61
Tabla 19	61
Tabla 20	63
Tabla 21	64
Tabla 22	66
Tabla 23	67
Tabla 24	68

Tabla 25	69
Tabla 26	80
Tabla 27	82
Tabla 28	84
Tabla 29	87
Tabla 30	90
Tabla 31	94
Tabla 32	94
Tabla 33	94
Tabla 34	97
Tabla 35	98
Tabla 36	98
Tabla 37	101
Tabla 38	102
Tabla 39	102
Tabla 40	105
Tabla 41	106
Tabla 42	106
Tabla 43	109

RESUMEN

Título: Análisis del impacto de la nafta como diluyente en la medición de gas en pruebas de producción de hidrocarburos extra pesados con equipos de medición multifásica con separador GLCC.

Autor: Daniel Felipe Calderón Hurtado

Palabras clave: °API, separador GLCC, nafta, Hysys, gas, simulación, prueba de producción

Descripción:

Las pruebas de producción de los pozos petroleros son vitales para conocer su producción diaria en crudo, agua y gas; para los crudos pesados y extra pesados por lo general se utiliza nafta como diluyente. En este trabajo se llevó a cabo la simulación y estudio del impacto de la nafta como diluyente en la medición de gas, realizando un análisis estadístico de los pozos y utilizando Hysys como simulador. Se usó el método de distribución normal para calcular los valores más representativos de las variables de interés, seleccionándose seis pozos y posterior se utilizó el simulador de procesos Hysys para simular una dilución de crudo de 14.5 °API, luego de realizar un análisis de los pozos con mayor variación en la evaporación de nafta y variación en la medición y comportamiento de gas, se seleccionaron los dos pozos con mayor variación en estos comportamientos y se varió la dilución a 12, 16.5 y 20 °API, ya en cada escenario se analizó el mismo comportamiento de la nafta y del gas. Finalmente se observa la relación entre la dilución frente al porcentaje de gas en solución o gas en líquido que se presenta en cada uno de los dos pozos en las diluciones mencionadas, siendo esta relación directamente proporcional.

ABSTRACT

Title: Analysis of the impact of naphtha as a diluent in gas measurement in extra heavy hydrocarbon production tests with multiphase measurement equipment with GLCC separator.

Author: Daniel Felipe Calderón Hurtado

Keywords: °API, GLCC separator, naphtha, Hysys, gas, simulation, production test

Description:

The production tests of the oil wells are vital to know their daily production in crude oil, water, and gas. Naphtha is usually used as a diluent for heavy and extra-heavy crudes. In this work, the simulation and study of the impact of naphtha as a diluent in gas measurement was carried out. Statistical analysis was performed of the wells using Hysys as a simulator. The normal distribution method was used to calculate the most representative values of the variables of interest, selecting six wells. The Hysys process simulator simulated a crude oil dilution of 14.5 °API. This simulation was performed after analyzing the wells with the most significant variation in the evaporation of naphtha, taking in the measurement and behavior of gas. The two wells with the most important variation in these behaviors were selected. The dilution was varied to 12, 16.5, and 20 °API for analyzing the same behavior of gasoline and gas in each scenario. Finally, the relationship between the dilution versus the percentage of gas in solution or gas in the liquid, which occurs in each of the two wells in the dilutions mentioned above, is observed to be directly proportional.

INTRODUCCIÓN

Las pruebas de producción de los pozos petroleros son vitales para conocer su producción diaria en crudo, agua y gas; para los crudos pesados y extra pesados conociendo su viscosidad y densidad, generalmente se utilizan diluyentes como la nafta, un derivado de hidrocarburo para llevar el crudo a una densidad promedio alrededor de 14 °API, esto con el fin de disminuir viscosidad y permitir el flujo a través del equipo de medición multifásica en este caso con separador GLCC. En la literatura se encuentran casos de dilución con nafta de crudos pesados y extra pesados en Canadá, Estados Unidos y Venezuela, en este último en el campo Petrozuata utilizan medidores multifásicos con separador GLCC para sus sistemas de separación parcial (PSS) con dilución de nafta.

Lo que se ha observado en la práctica con los equipos de medición multifásica con separador GLCC, es el cambio en la medición del gas variando el caudal de dilución de nafta, a medida que se inyecta o incrementa la inyección de nafta, el caudal medido de gas disminuye, lo que conlleva a proponer y suponer un arrastre de componentes de gas debido a la inyección de diluyente, por lo tanto, el objetivo de este estudio es analizar la incidencia de la nafta como diluyente en la medición de gas en las pruebas de producción de crudo extra pesado con equipos de medición multifásica con separador GLCC, simulando las pruebas de producción en el simulador de procesos Aspen Hysys, seleccionando una muestra de tres pozos por cada una de las cinco variables más representativas que se tienen en una prueba de producción las cuales son; corte de agua o bsw, temperatura, presión, caudal total y caudal de gas, y para cada pozo se simularan varias prueba de producción variando la inyección en el caudal de nafta con el fin de presentar un análisis sobre la relación entre los resultados de la medición del gas con la variación en el porcentaje de nafta inyectada como diluyente, para los diferentes escenarios planteados.

1. OBJETIVOS

Se presenta el objetivo general y los objetivos específicos a desarrollar en el presente estudio.

1.1 Objetivo General

Analizar estadísticamente la incidencia de la nafta como diluyente en la medición de gas en pruebas de producción de crudo extra pesado con equipos de medición multifásica con separador GLCC.

1.2 Objetivos Específicos

- Seleccionar las muestras de pozos del campo en diferentes escenarios para el análisis, mediante una distribución estadística.
- Simular pruebas de producción de los pozos seleccionados mediante Aspen HYSYS a condiciones reales de campo, variando el porcentaje de inyección en el caudal de nafta en cada prueba o corrida en el simulador.
- Analizar la relación entre los resultados de la medición del gas, con la variación en el porcentaje de nafta inyectada como diluyente, para los diferentes escenarios planteados.

2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

A la hora de cuantificar los fluidos de un pozo de crudo extra pesado, por medio de un medidor multifásico con separador GLCC y debido a la alta viscosidad del crudo y a la reducción de la tubería en el equipo, cuyo diámetro es menor a la tubería del múltiple de recolección por donde llega el pozo a la línea general, se hace necesario utilizar nafta como diluyente antes de la entrada de los fluidos del pozo al equipo. Con la separación de fluidos en el separador GLCC del equipo, el líquido lo mide un coriolis y el gas lo mide un Vortex, un porcentaje de los componentes livianos de la nafta pasarán con el gas de formación, y un porcentaje de los componentes pesados del gas serán arrastrados con la nafta y la parte líquida. Lo que se evidencia generalmente en las pruebas de producción cuando hay inyección de un caudal de nafta o hay mayor inyección de nafta, es la caída en la medición de gas.

Por lo tanto, se busca conocer la incidencia o impacto de la nafta utilizada como diluyente en la medición de gas en pruebas de producción de hidrocarburos extra pesados con medidores multifásicos con separador GLCC.

3. MARCO DE REFERENCIA

Se realizó una búsqueda detallada utilizando herramientas como la base de datos bibliográfica Scopus y la biblioteca en línea OnePetro, los cuales fueron de mucha ayuda a la hora de abordar y encontrar antecedentes del presente tema.

3.1 Antecedentes Relacionados con la Investigación

El presente trabajo se abordó a partir de tres subtemas muy importantes como son, la nafta como diluyente en crudos pesados y extra pesados, el arrastre de gas con la parte líquida en la separación con GLCC (Gas-Liquid Cylindrical Cyclone) y la medición de gas en crudo pesado con medidores multifásicos.

Para el tema de dilución encontramos varios estudios donde se analizan varios tipos de diluyente como tolueno, nafta, condensado y heptano, pero en los resultados se observa mayor rendimiento en la nafta, tanto en la reducción de viscosidad, reciclado de diluyente y cantidad a utilizar (*Dehaghani & Badizad, 2016*) (*Fakher et al., 2018*) por ejemplo en campos de crudo pesado en Venezuela como Petrozuata utilizan la nafta como diluyente para su sistema de separación parcial (PSS) utilizando medidores multifásicos (*Bastardo et al., 2008*), también se utiliza la dilución con nafta para la producción y transporte de crudo pesado en campos de Venezuela y en las arenas o bitúmenes Canadienses, (*Argillier, Hénaut, Gateau, Inst. Français du Pétrole, Glénat, Total S.A, 2005*).

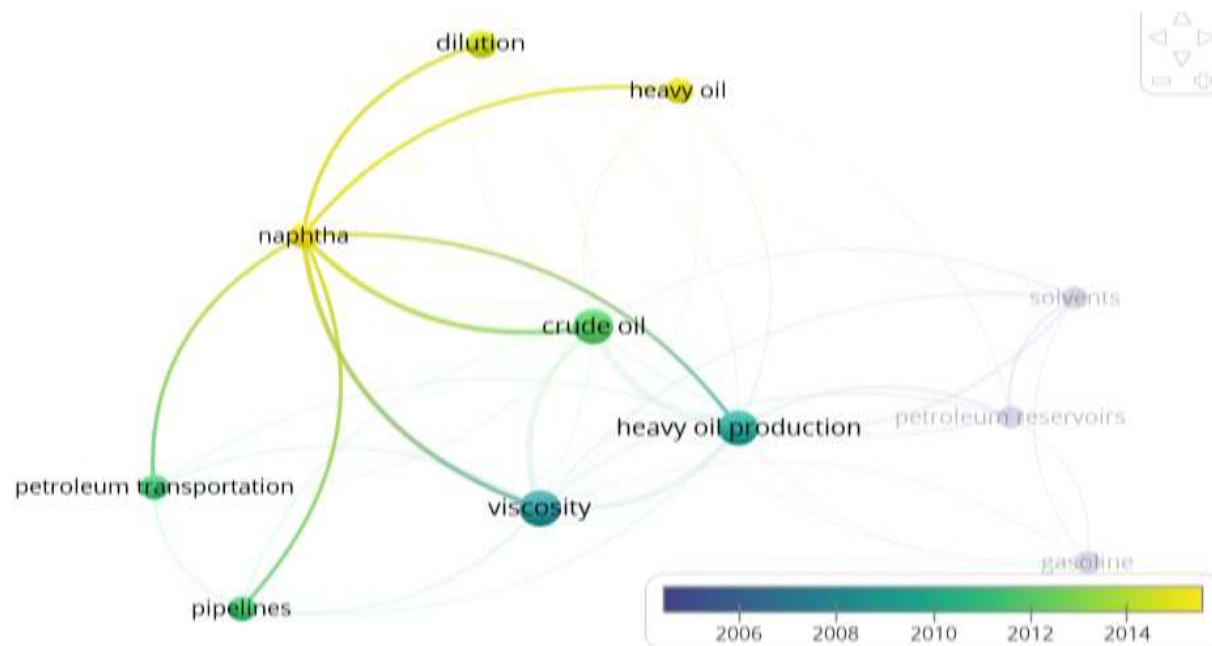
Por último y haciendo una revisión de las publicaciones e investigaciones hasta el momento a nivel global de dilución de crudo pesado con nafta y utilizando redes bibliométricas, encontramos la relación directa que presentan los estudios en los últimos 8 a 9 años sobre nafta relacionada a la dilución, transporte y la correlación de la nafta con la viscosidad y producción de crudo pesado y extra pesado, observado en la **0**.

Adicional vemos que Colombia tiene su aporte en la investigación y estudios respecto al tema en los últimos años, como se observa en la **Figura 2** donde ocupa el tercer lugar con

cuatro artículos publicados y reconocidos hasta el momento, en el tema de nafta como diluyente de crudo pesado.

Figura 1

Nafta como Diluyente en Crudos Pesados



Nota. Red bibliometrica VOSviewer basada en bases de datos bibliográficas de Scopus.

Figura 2

Grafica de Publicaciones por Países, Nafta como Diluyente en Crudos Pesados.



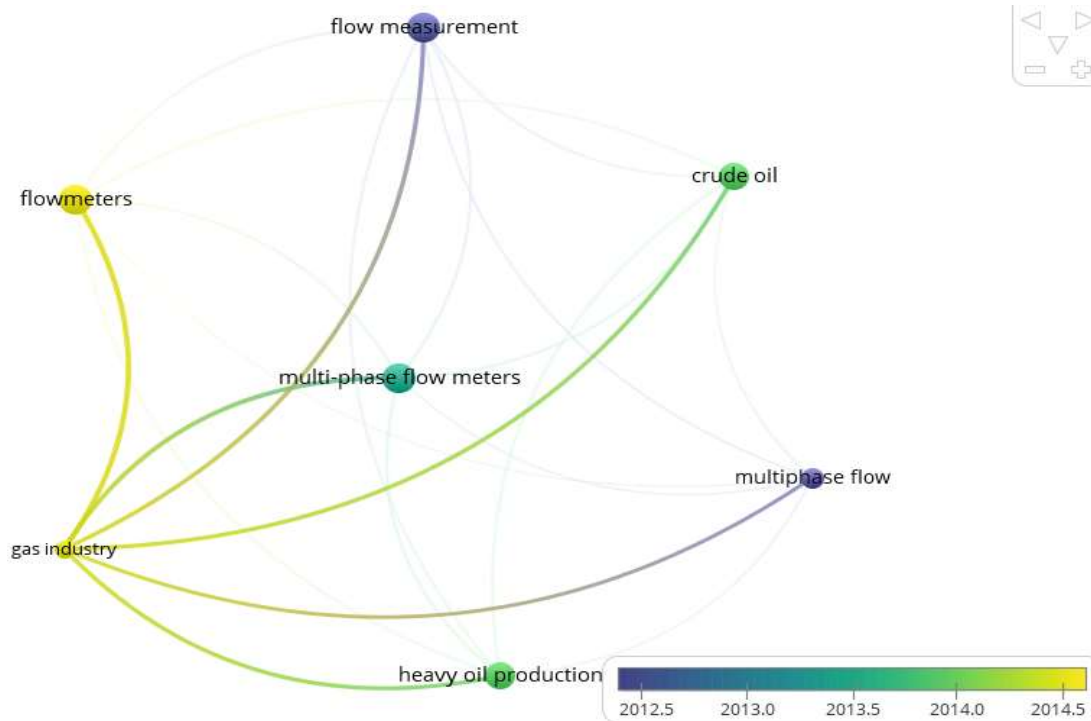
Nota. Cantidad de publicaciones por países en temas de nafta como diluyente en crudos pesados según bases de datos bibliográficos de Scopus.

A los desafíos que presenta los campos de crudo pesado en el tema de producción y transporte también se suma la medición, por lo que se ha trabajado en diferentes tecnologías de medición multifásica (**Arevalo-Villagran et al., 2008**) y de las cuales existen diferentes estudios (**Viana et al., 2013**) donde las emulsiones, espumas y viscosidad son el mayor desafío, (**Maizeret et al., 2014**) es allí donde se encuentran y relacionan la medición multifásica con la dilución de crudo pesado, en este caso de estudio la nafta para reducir principalmente su viscosidad y en algunos casos según el porcentaje de diluyente y la operación de los equipos, se analiza la generación de espuma en medidores multifásicos con separador GLCC (**Bastardo et al., 2008**).

Como se puede observar en la **Figura 3** la industria del gas viene relacionada en los últimos años con el tema de flujo multifásico, medidores multifásicos y producción de crudo pesado, debido al auge de estos medidores en relación a costo y espacio.

Figura 3

Medición de Gas en Crudo Pesado



Nota. Red bibliometrica para el tema medición de gas en crudo pesado con mpfm. Scopus VOSviewer.

Ahora el tema más importante que se abordara en este trabajo es el arrastre de gas con la parte liquida en una prueba de producción con separadores GLCC (**Marti et al., s. f.**). Con la experiencia que se tiene en la medición con equipos multifásicos en el campo estudio, se ha observado una disminución en la medición de gas cuando se realiza una prueba de producción con dilución de nafta, existen estudios que nos ayudan a comprender más este fenómeno como por ejemplo “ANALYSIS OF GAS CARRY-UNDER IN GAS-LIQUID CYLINDRICAL CYCLONES”, o “Computational Fluid Dynamics (CFD) Study of Bubble Carry-Under in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, donde se habla del arrastre de gas debido al diseño del separador y al régimen de flujo turbulento que forma un filamento de burbujas debajo de la interfaz gas-liquido (**Erdal et al., 2000**).

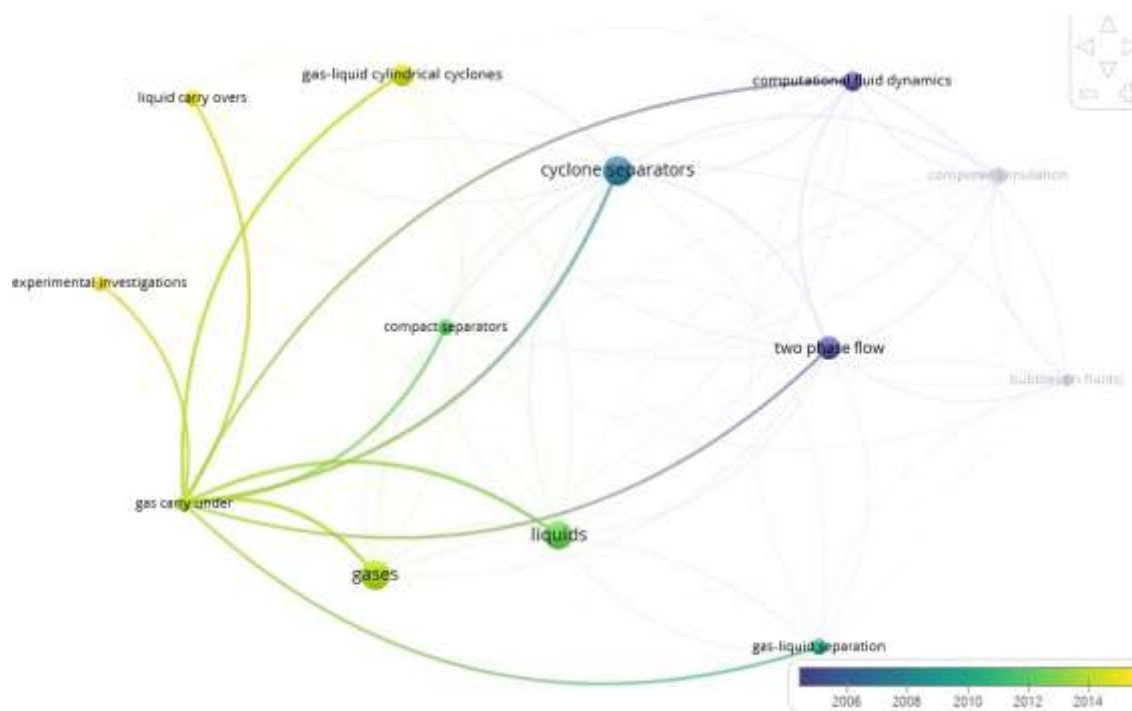
En el artículo "*Experimental Investigation over Effect of Geometrical Changes on Gas/Liquid Cylindrical Cyclone GLCC Separator*" Se analiza y habla acerca del nivel mínimo que debe manejar el separador para que no ocurra este fenómeno de arrastre, tanto de gas como de líquido, y en general también habla acerca de los efectos de la geometría del separador y del régimen de flujo turbulento y remolino que conlleva al arrastre de burbujas de gas hacia la parte líquida (**Asadian et al., 2018**), de este tema también se habla en el artículo "*Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators*"(**Arpandi et al., 1996**). Ya en los estudios "*Liquid Carry-Over in Gas/Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators*" (**Chirinos et al., 2000**), y "*SIMULATION OF FREE INTERFACE SHAPE AND COMPLEX TWO-PHASE FLOW BEHAVIOR IN A GAS-LIQUID CYLINDRICAL CYCLONE SEPARATOR*" (**Erdal et al., 1998**) se habla sobre el arrastre de líquido en la corriente de gas, donde se puede ver un paralelo al fenómeno de arrastre modelado desde un simulador y donde se plantea un modelo mecánico para la predicción de arrastre de líquido en la parte gaseosa en este tipo de separadores, y una idea general acerca del arrastre de gas en la corriente líquida.

Realizando una búsqueda y un análisis detallado del tema, podemos encontrar que en los últimos años se ha prestado mayor atención al tema del arrastre tanto de líquido como de gas en los diferentes tipos de separadores tanto en los ciclónicos como en los GLCC como se observa en la **Figura 4**, se puede también validar y observar los países con mayor aporte investigativo con Estados Unidos a la cabeza como se observa en la **Figura 5** pero es de resaltar a Venezuela encabezando la lista a nivel de Suramérica, con su implementación en los últimos tiempos de medidores multifásicos para sus campos de crudo pesado y extra pesado y la utilización de separadores GLCC, allí también observamos a Colombia cada día creciendo en el aporte y la investigación en el área del oil and gas, y en este caso en el tema de arrastre en separadores GLCC.

En instituciones con mayor número de publicaciones encabeza la Universidad de Tulsa en Estados Unidos y otras instituciones americanas, en Suramérica encontramos la Universidad Simón Bolívar y PDVSA de Venezuela y en Colombia resalta la Universidad de los Andes, información presente en la **Figura 6**.

Figura 4

Arrastre de Gas en Líquido en Separadores GLCC

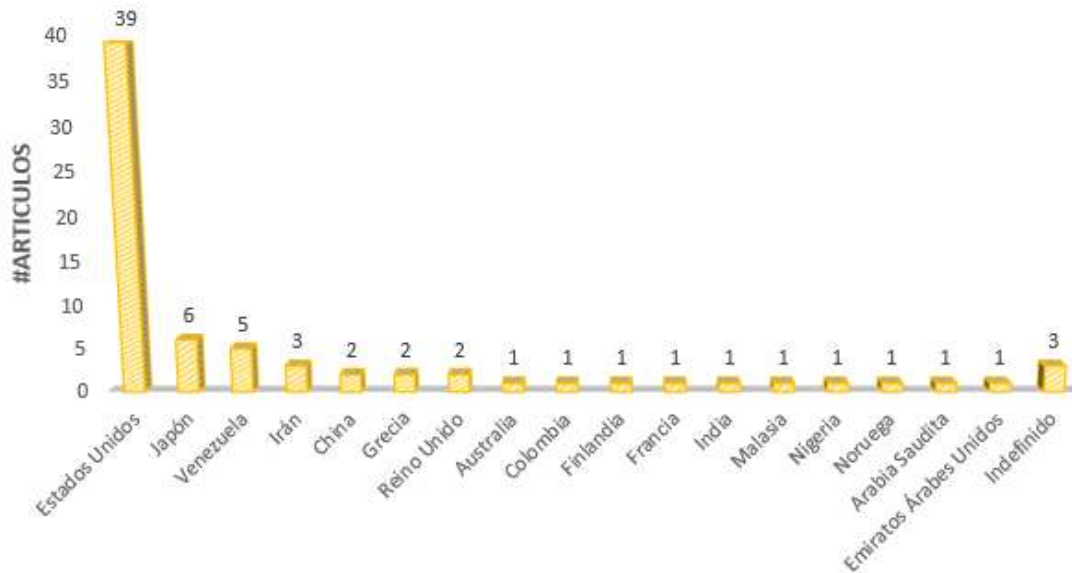


Nota. Red bibliométrica para el tema arrastre de gas en el líquido en separadores GLCC. Scopus VOSviewer.

Figura 5

Grafica de Publicaciones por Países en Arrastre de Gas en el Líquido en Separadores GLCC

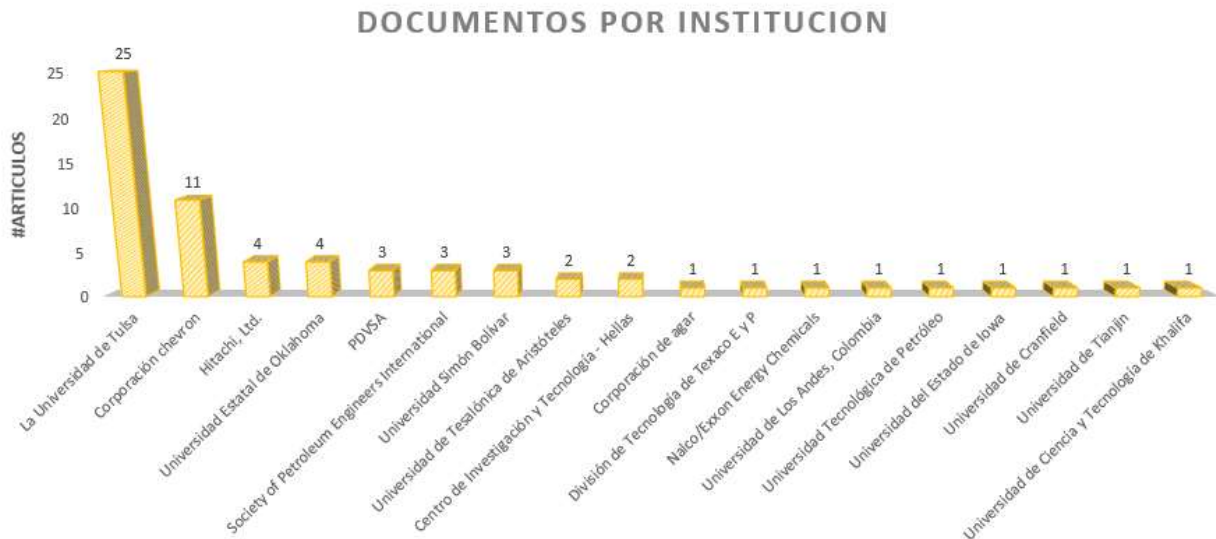
INVESTIGACION POR PAISES



Nota. Cantidad de publicaciones por países en el tema relacionado al gas carry under o arrastre de gas en liquido en separadores GLCC. Scopus

Figura 6

Grafica de Publicaciones por Instituciones en Arrastre de Gas en el Líquido en Separadores GLCC



Nota. Cantidad de publicaciones por instituciones en el mundo en el tema relacionado al gas carry under o arrastre de gas en liquido en separadores GLCC. Scopus

4. MARCO CONCEPTUAL

Abordamos los principales términos y conceptos para entender de manera rápida la idea principal del estudio a desarrollar.

4.1 Aspen Hysys

Es uno de los simuladores de procesos más completos y utilizados en la actualidad, permite la optimización de material, calidad del producto y energía utilizada tanto en operaciones continuas como combinadas. (Brochure Aspen Plus, s. f.)

4.2 Gravedad específica y gravedad °API

La gravedad específica (SG) es la relación de la densidad de una sustancia (ρ_L) comparada con otra, ambos a 60 °F, por lo general comparada con la densidad del agua (ρ_w) (**SG= ρ_L / ρ_w**), la SG se presenta con valores adimensionales y la gravedad °API es una escala para medir la gravedad específica de los crudos, desarrollada por el API (American Petroleum Institute) mediante la ecuación (**°API= $(141.5 / SG) - 131.5$**) y la cual se mide con un hidrómetro de vidrio. (Schlumberger Glossary, s. f.)

4.3 Assay del Crudo

Crude assay o ensayo de un crudo, es la caracterización en laboratorio para diferentes crudos y derivados para conocer su composición y propiedades, en Colombia el ICP (Instituto Colombiano del Petróleo), maneja tres tipos de caracterización siendo el tipo 1 la más básica y tipo 3, la más detallada. (Velasco & Román, 2008)

4.4 Pseudocomponentes

Debido a la gran cantidad de compuestos presentes en el crudo, se crean compuestos hipotéticos, ficticios o pseudocomponentes, los cuales son un conjunto de componentes que se encuentran en rangos de temperaturas de ebullición, y los cuales son creados en la caracterización del crudo. (García Gallego, 2012)

4.5 Destilación TBP (True Boiling Point)

La destilación TBP posibilita con mucha precisión conocer la composición de un crudo por medio de la temperatura de ebullición de sus componentes. Para cada crudo se tiene una curva TBP que además incluye un estudio de cromatografía, una curva de destilación además propiedades como viscosidad, gravedad, contenido de azufre y de metales para cada fracción. (Educación en ingeniería química, s. f.)

4.6 Cromatografía de Gases

Es una técnica de separación que nos permite conocer la composición de una mezcla compleja donde se obtiene información cuantitativa y cualitativa. (Velasco & Román, 2008)

4.7 Crudo Pesado y Extra Pesado

Crudo pesado es el cual posee una densidad medida en grados °API entre 11° a 20°, y el extra pesado se conoce al crudo que maneja menos o igual a 10° API, por lo general la viscosidad de estos crudos es muy alta. (Viana et al., 2013)

4.8 Diluyente

Fluido de hidrocarburos utilizado para diluir el crudo pesado disminuyendo la viscosidad y facilitando su fluidez, por lo general se utiliza nafta. (Chaparro & Quintana, 2016)

4.9 Flujo Multifásico

Los fluidos de un pozo petrolero son por lo general gas, crudo y agua y llegan a superficie sin separación de fases, por lo general gas disuelto en fase líquida o gas arrastrando gotas de líquido y en el caso del agua se presenta como agua libre o también emulsiones de agua en crudo o viceversa si la fase dispersa es el crudo, a esto conocemos como fluido multifásico, y para el tema de flujo, algunos regímenes de flujo de fluido multifásicos son, flujo anular, flujo tapón, flujo estratificado liso y ondulado y flujo agitado. (*multiphase_flow*, s. f.) (*multiphase_fluid_flow*, s. f.)

4.10 Regímenes de Flujo en la Entrada y Parte Superior del Separador GLCC

Los patrones de flujo más comunes en la entrada del separador son:

4.10.1 Flujo estratificado

Las dos fases están totalmente separadas. Se subdivide en estratificado liso donde se observa un régimen de flujo laminar, con bajas velocidades de flujo, y estratificado ondulado, donde se generan ondulaciones en el régimen de flujo a medida que estas velocidades aumentan.

4.10.2 Flujo anular

Identificado por la presencia de una lámina de líquido que fluye en la pared y donde el gas en el centro de la tubería.

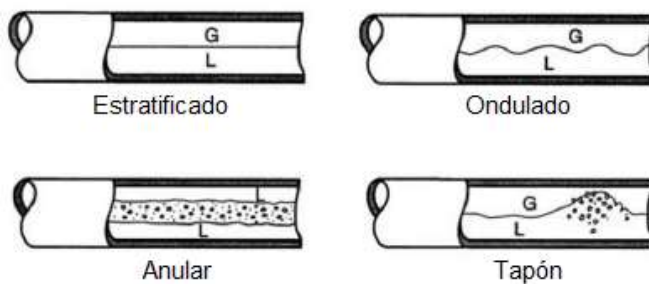
4.10.3 Flujo tapón

Caracterizado por un flujo intermitente con bolsas de gas atrapada entre tapones de líquido, y una fase continua de líquido en la parte inferior de la tubería.

(Serrano Hernández, 2017)

Figura 7

Regímenes de Flujo en la Entrada de un Separador GLCC



Nota. Los cuatro regímenes de flujo más comunes en la entrada de un separador GLCC, estratificado, ondulado, anular y tapón. (Serrano Hernández, 2017)

Los patrones más comunes en la parte superior del separador son:

4.10.4 Flujo anular

Al igual que en el flujo horizontal en la entrada es la presencia de una lámina de líquido que fluye en la pared y donde el gas en el centro de la tubería.

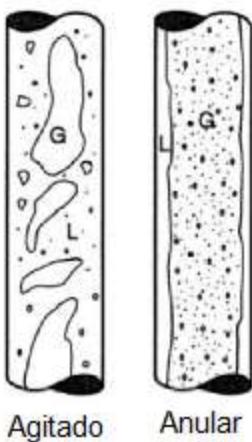
4.10.5 Flujo agitado

Se define por el movimiento irregular e inestable de bolsas de gas en el centro de la tubería las cuales pueden transportar gotas de líquido, a medida que la velocidad de flujo de gas aumenta cambia hasta caracterizar a flujo anular.

(Serrano Hernández, 2017)

Figura 8

Regímenes de Flujo en la Parte Superior de un Separador GLCC



Nota. Los dos regímenes de flujo más comunes en la parte superior de un separador GLCC, agitado y anular. (Serrano Hernández, 2017)

4.11 Flujo Turbulento

Caracterizado por el movimiento irregular de las partículas generando recirculación y remolinos en el flujo, se produce generalmente a velocidades altas y a viscosidades bajas. Su

medida está dada en número de Reynolds el cual es $Re > 4000$ (adimensional). (*Flujo turbulento*, s. f.)

4.12 Gas Carry Under

Burbujas de gas arrastradas con la parte líquida a través de la parte inferior del separador, ocurre normalmente por los niveles bajos de fluido en el separador y por el flujo turbulento que genera el fluido a la entrada del separador generado un remolino en cuya parte inferior una película de burbujas es arrastrada con el líquido. Referencia al separador GLCC. (Erdal et al., 1998) (Asaadian et al., 2018)

Desde los primeros estudios relacionados al GLCC se han determinado varios procesos que conllevan al arrastre de gas como son: (1) Las trayectorias de burbujas superficiales que evitan el escape de las burbujas pequeñas del filamento del núcleo de gas. (2) La fluctuación en el flujo rotacional que ocasiona golpes helicoidales y rompimiento del filamento del núcleo de gas en la salida de líquido. (3) Los incrementos inesperados del flujo de líquido que producen una nube de burbujas que impide el movimiento de burbujas al núcleo de gas.

La intención de pronosticar el arrastre de burbujas de gas en líquido se viene concentrando en el mecanismo de trayectorias de burbujas, generalmente con simuladores de flujo como el CFD. (Shoham & Kouba, 1998)

4.12.1 Trayectoria de burbujas

Mediante el uso de CFD (computational fluid dynamics) se simuló la trayectoria de burbujas en un separador GLCC con el objetivo de calcular el alcance y efectos de parámetros como la viscosidad, número de Reynolds, tamaño de burbuja, velocidad tangencial de entrada y relación entre la longitud del separador GLCC y el diámetro del mismo, en el arrastre de burbujas de gas. Donde se simuló las trayectorias con dichos parámetros con y sin dispersión turbulenta, según el estudio en las simulaciones sin dispersión turbulenta el arrastre de las burbujas de gas era mayor en todos los parámetros y especialmente sensible en el incremento de la viscosidad (número de Reynolds) y velocidad tangencial, caso contrario ocurrió con

dispersión turbulenta donde los cambios fueron mínimos a la hora de modificar la viscosidad y la velocidad tangencial. En la simulación con el tamaño de burbuja, al reducir el diámetro de burbuja incrementaba el porcentaje de arrastre con dispersión turbulenta, en el caso sin dispersión el 100% de las burbujas pequeñas eran arrastradas, en este estudio se plantearon unas condiciones iniciales dando valores reales a escala a los parámetros antes mencionados, en la relación longitud / diámetro del separador GLCC, se encontró una relación optima que reduce al mínimo el arrastre de las burbujas de gas con el líquido. Información que se debe tener en cuenta a la hora de diseñar un separador GLCC.

En el estudio se concluye también que la mayoría de burbujas simuladas migraron al centro del GLCC para hacer parte del filamento de burbujas, del cual migraban a la parte superior en su separación. (Erdal et al., 2000)

4.12.2 Flujos en remolino

Se crean cuando al flujo axial en la entrada al separador GLCC se le trasmite un factor tangencial creado una corriente de forma helicoidal generando así una turbulencia, dicho flujo en remolino depende principalmente del número de Reynolds (viscosidad y velocidad de flujo), velocidad tangencial y velocidad axial. En un flujo con velocidad media-alta el efecto remolino genera una separación por inercia que se caracteriza por la separación del gas hacia la parte superior debido a las fuerzas centrífugas y de flotabilidad, mientras el líquido se desplaza a la pared y hacia el fondo del separador, ya en casos de flujos con velocidades muy altas, se genera una mezcla turbulenta entre las fases generando un efecto contrario al esperado, lo que conlleva a los arrastres de burbujas en líquido y arrastre de gotas en gas. (Serrano Hernández, 2017)

4.12.3 Efecto de la viscosidad

Para el arrastre de gas la viscosidad también influye de manera directa, al decaer la velocidad tangencial afecta las fuerzas centrífugas las cuales son importantes para una

separación óptima de fases, así el remolino decae en fuerza y estabilidad generando únicamente separación de gas libre y propiciado un mayor arrastre de gas o gas carry under.

(Serrano Hernández, 2017) (Berrío Betancourt, 2016)

4.13 Liquid Carry Over

Gotas de líquido las cuales son arrastradas con la fase gaseosa a través de la parte superior de un separador, una de las causas se presenta por niveles altos de fluido al interior del separador. (Erdal et al., 1998) (Chirinos et al., 2000)

La agitación es el proceso encargado del liquid carry over, a tasas altas de líquido y bajas de gas ocurre en forma de gotas, a tasas altas de gas y bajas de líquido el patrón de flujo anular es el encargado del arrastre de líquido, proceso llevado a cabo en la parte superior del separador GLCC. Adicional la viscosidad juega un papel importante en el liquid carry over debido al incremento en las pérdidas por fricción el nivel de líquido que está en equilibrio aumenta, generando así un arrastre de líquido más rápido con caudales bajos de líquido y gas, disminuyendo así el efecto de las fuerzas centrífugas y la eficiencia de separación. (Serrano Hernández, 2017)

4.14 Medidores Multifásicos

Equipos en los cuales se realiza la medición de fluidos de un pozo petrolero, donde puede o no haber separación de fases gas y líquido, ya sean separadas y medidas independientemente o simplemente estimadas sin separación dependiendo la tecnología utilizada, siendo muy utilizadas por espacio y ahorro a la hora de monitorear y medir la producción de un pozo o campo por ser equipo compactos. (Godoy-Alcántar et al., 2008)

4.15 Medidores Vortex

Instrumento utilizado para la medición de gas o líquido, su principio fundamental se basa en la generación de vórtices. (*Caudalímetros vortex | Emerson ES, s. f.*)

4.16 Nafta

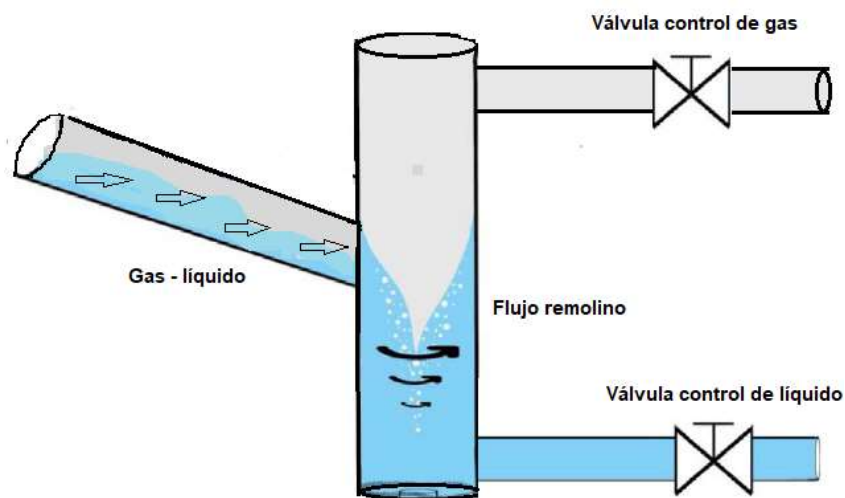
Es una fracción del crudo con densidad °API bastante alta, y una composición principal de parafinicos, se puede clasificar en pesada o ligera dependiendo su contenido de aromáticos. (Dehaghani & Badizad, 2016)

4.17 Separador GLCC

Separador compacto al cual antes de ingresar los fluidos, fluyen por una sección de entrada inclinada hasta la ranura de entrada tangencial para generar estratificación en el flujo, este ingreso tangencial genera una fuerza centrífuga que se encarga de la separación del gas y del líquido. (Erdal et al., 1998)

Figura 9

Separador GLCC



Nota. Diagrama básico de separación gas-líquido en un separador GLCC con su entrada, salida de líquido y salida de gas. (Asadian et al., 2018)

4.18 Métodos de Análisis Estadístico

A la hora de tomar una decisión es fundamental realizar un análisis de los datos o información que recibimos o conocemos, un análisis estadístico se maneja en cualquier rutina

de la vida diaria como la política, medio ambiente, temas sociales, deportes o entretenimiento. Así para manejar y realizar dicho análisis contamos con una cierta cantidad de datos que se obtienen o manejan de características o parámetros de cada actividad en un periodo de tiempo determinado. Dependiendo el resultado buscado y/o población a analizar, se presentan diferentes tipos de análisis estadísticos como; descriptivo, exploratorio, inferencial, predictivo, casual y mecanicista.

De los cuales los más comunes son; el análisis descriptivo, donde se describe y se puede conocer la estructura de la base de datos con las características de estos. Análisis exploratorio, en el cual se obtiene un conocimiento de la calidad de los datos, localizando así por ejemplo datos comunes, sobresaliente y atípicos. Análisis predictivo, establece una relación entre variables en hechos del pasado, para determinar posibles relaciones y efectos en un futuro.

Mediante el análisis exploratorio en una base de datos se pueden evitar procesar datos inexactos y analizar los atípicos de la mano de un análisis descriptivo, permitiendo así estudiar medidas de tendencia, distribuciones y normalidad en una base de datos con diferentes parámetros y variables. (Proyectos Gestión Conocimiento, 2018) (Hernández Martín, 2012)

4.18.1 Método de distribución normal

Distribución normal o distribución gaussiana, es la distribución de variable continua más usada en probabilidad y estadística, con variación entre $(-\infty, \infty)$. Dependiendo de la desviación y la media, aproxima el valor de una variable a una situación ideal. Su importancia se debe a:

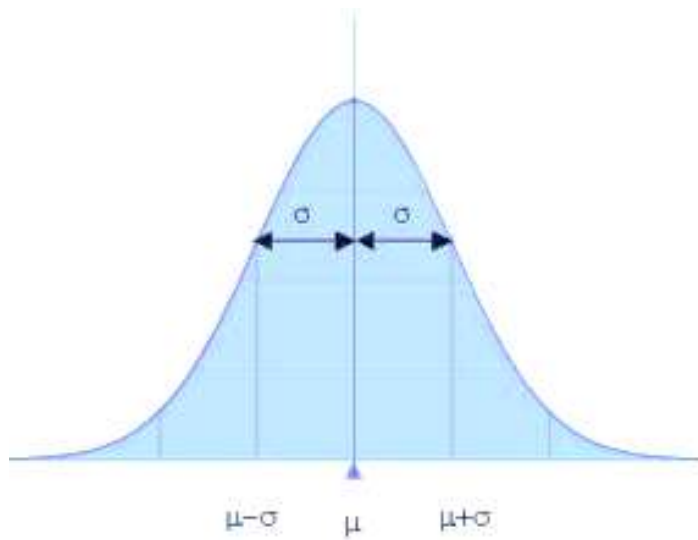
- La mayoría de fenómenos con datos cuantitativos se pueden modelar mediante la distribución normal.
- Otras distribuciones como la discreta, binomial y de poisson se aproximan a la normal a ciertas circunstancias y escenarios.
- Debido a su relación con el teorema de limite central, suministra la base para un análisis inferencial.

La distribución normal fue descubierta por Gauss mientras estudiaba la distribución de los errores de sus datos en astronomía.

(Levine et al., 2006) (Hernández Martín, 2012)

Figura 10

Curva Normal



Nota. Ejemplo del gráfico de una distribución normal. (Hernández Martín, 2012)

5. MARCO LEGAL

El separador GLCC en este trabajo está asociado a la medición multifásica de hidrocarburos, y la normatividad actual que rige este tipo de medición es la Resolución 41251 del 23 de diciembre de 2016 del Ministerio de minas y energía de la Republica de Colombia, “Por la cual se reglamenta la medición del volumen y la determinación de la calidad de los hidrocarburos producidos en el país para la adecuada liquidación de regalías y contraprestación económica en favor del estado”. Más precisamente los cuatro párrafos del artículo 19 del capítulo 3 de la presente resolución, reglamentan y rigen los lineamientos para el uso de medidores multifásicos en la medición de hidrocarburos en Colombia. (Ministerio de minas y energía, 2016)

6. GENERALIDADES DEL ESTUDIO

En esta sección se tiene en cuenta toda la información y datos utilizados para realizar el estudio, simulación y análisis sobre el impacto de la nafta como diluyente en la medición de gas en pruebas de producción de hidrocarburos extra pesados con equipos de medición multifásica con separador GLCC

6.1 Campo de estudio

Se tomó información de un campo de crudo pesado y extra pesado ubicado en Colombia donde se tenían aproximadamente 200 pozos, de los cuales acotando pozos repetidos y con información muy incompleta quedaron para este estudio un total de 149 pozos, como se observa en la **Tabla 1**, a diferentes condiciones de presión, temperatura, bsw, producción líquido total y producción de gas, por temas de confidencialidad el campo se denominó campo estudio y se denominarán los pozos desde el PE1 hasta el PE149; PE= Pozo Estudio

6.2 Variables y pozos a seleccionar

De los 149 pozos disponibles para el estudio, se seleccionarán tres pozos por cada una de las variables más representativas que intervienen en una prueba de producción, como son: bsw, Temperatura (T), Presión (P), Caudal total de líquido (Qt) y Caudal de gas (Qg). Se buscaron datos de promedios, mínimos y máximos de cada variable, también de los rangos con mayor cantidad de datos por variable, aplicando el método de distribución normal o distribución gaussiana, por su fácil interpretación gráfica y estadística como se observa en el **Anexo 1**. para cada variable. En la **Tabla 2** vemos los datos o valores de media, mínima, máxima y rango mayor, obtenidos mediante la distribución estadística para cada variable, seleccionando así los pozos que se encuentren dentro de estos valores por cada variable como se resume en la **Tabla 3**, tomando únicamente un pozo dentro de la media, un pozo en los mínimos y máximos y un pozo dentro del rango donde hay más datos de cada variable,

Tabla 1*Pozos del Campo Estudio*

<i>Pozo</i>	<i>THP (PSI)</i>	<i>THT (°F)</i>	<i>Caudal total (BFPD)</i>	<i>Gas (MSCFD)</i>	<i>% BS&W</i>
PE1	185.95	168.25	1277.40	0.00	71.92%
PE2	171.00	151.00	712.12	0.00	85.38%
PE3	103.00	164.20	1395.40	35.76	63.63%
PE4	104.50	163.50	1483.64	42.04	45.58%
PE5	101.67	140.63	876.96	3.72	66.25%
PE6	79.90	173.80	1680.48	140.36	79.04%
PE7	237.00	175.00	2160.87	2.80	46.52%
PE8	220.00	179.00	1482.08	12.64	58.38%
PE9	227.67	186.00	2207.24	66.24	68.08%
PE10	235.67	174.33	965.76	26.48	31.71%
PE11	240.68	166.25	1372.46	19.60	59.53%
PE12	246.87	140.00	616.64	7.48	26.86%
PE13	229.73	170.00	1986.04	29.28	88.64%
PE14	223.00	169.00	2161.96	11.96	56.72%
PE15	210.67	162.33	1590.48	9.60	66.62%
PE16	206.00	169.67	2008.12	0.00	89.78%
PE17	207.67	174.33	1903.36	0.00	89.01%
PE18	202.33	151.00	1354.96	0.28	52.86%
PE19	128.50	-	1676.60	42.04	55.57%
PE20	134.00	-	1726.08	38.20	48.52%
PE21	129.00	-	2265.76	55.88	61.25%
PE22	102.50	158.50	1661.08	24.16	87.16%
PE23	227.33	123.00	474.24	0.00	27.63%

<i>Pozo</i>	<i>THP (PSI)</i>	<i>THT (°F)</i>	<i>Caudal total (BFPD)</i>	<i>Gas (MSCFD)</i>	<i>% BS&W</i>
PE24	212.67	183.00	2457.40	0.00	65.21%
PE25	213.33	173.67	1923.56	0.00	46.44%
PE26	114.50	174.00	1556.96	47.40	42.98%
PE27	171.67	158.33	3099.56	51.00	95.61%
PE28	266.17	165.33	666.36	1.96	94.92%
PE29	266.67	178.67	1367.64	42.17	89.71%
PE30	174.05	176.50	1386.88	0.00	69.67%
PE31	117.00	172.80	1834.37	53.40	51.17%
PE32	157.30	179.50	1794.36	252.60	83.63%
PE33	202.33	155.00	1472.68	1.32	75.72%
PE34	201.00	168.67	1455.16	6.80	61.37%
PE35	266.00	175.00	1545.04	362.20	91.67%
PE36	263.97	157.67	853.52	110.16	67.73%
PE37	172.67	165.00	871.76	0.00	70.55%
PE38	122.00	138.00	420.82	2.48	19.87%
PE39	155.50	175.55	1258.16	3.28	82.75%
PE40	265.47	173.67	1495.76	155.36	88.94%
PE41	209.33	136.67	793.37	4.12	33.65%
PE42	206.00	145.67	1144.68	0.08	46.56%
PE43	197.00	160.00	1278.60	0.00	79.96%
PE44	259.73	161.67	954.64	190.52	86.51%
PE45	167.00	167.00	1039.48	0.00	71.72%
PE46	210.00	115.33	622.47	0.00	29.95%

<i>Pozo</i>	<i>THP (PSI)</i>	<i>THT (°F)</i>	<i>Caudal total (BFPD)</i>	<i>Gas (MSCFD)</i>	<i>% BS&W</i>
PE47	194.33	110.00	349.48	0.00	94.95%
PE48	153.85	178.75	1142.32	0.00	98.29%
PE49	280.00	177.33	2019.44	85.72	87.80%
PE50	175.15	181.20	1554.88	0.00	77.82%
PE51	87.50	151.50	713.56	13.76	93.65%
PE52	167.00	171.50	1276.64	169.64	68.25%
PE53	250.67	176.67	1841.36	0.44	95.23%
PE54	181.67	160.33	2093.64	0.96	92.19%
PE55	218.00	137.00	914.16	0.00	59.31%
PE56	194.00	186.33	2689.32	0.04	90.73%
PE57	227.00	97.33	1222.00	0.00	54.16%
PE58	220.67	-	1373.52	0.00	59.92%
PE59	96.50	160.00	954.48	8.80	91.31%
PE60	98.00	179.30	2403.41	25.75	97.00%
PE61	161.33	157.00	1346.36	111.72	77.43%
PE62	164.00	165.50	1100.52	3.00	96.87%
PE63	167.50	-	1450.64	0.00	87.58%
PE64	92.80	171.00	859.32	6.04	59.52%
PE65	166.00	-	1506.36	59.40	78.80%
PE66	228.33	178.00	1469.20	78.32	87.54%
PE67	233.67	173.00	1353.40	142.24	77.66%
PE68	220.67	108.33	1358.32	0.00	58.83%
PE69	257.00	120.00	304.16	13.52	34.65%

<i>Pozo</i>	<i>THP (PSI)</i>	<i>THT (°F)</i>	<i>Caudal total (BFPD)</i>	<i>Gas (MSCFD)</i>	<i>% BS&W</i>
PE70	246.00	116.10	212.83	0.00	80.61%
PE71	174.85	-	2508.60	0.00	88.72%
PE72	95.80	148.00	895.00	22.88	77.01%
PE73	91.75	163.00	1058.68	22.40	87.12%
PE74	166.50	146.00	1433.04	0.00	71.94%
PE75	174.50	163.50	1507.72	0.00	69.60%
PE76	94.85	139.70	451.12	0.52	80.57%
PE77	154.50	-	1326.76	6.16	91.24%
PE78	244.40	145.70	973.53	64.76	61.06%
PE79	222.67	160.77	1050.40	0.00	90.37%
PE80	179.67	95.67	209.73	0.03	35.55%
PE81	255.33	99.73	1055.48	0.00	57.63%
PE82	194.67	110.67	246.57	0.00	29.33%
PE83	165.00	123.00	582.43	0.00	5.89%
PE84	170.50	173.50	1709.12	0.00	83.09%
PE85	111.15	161.50	1668.32	27.12	89.03%
PE86	167.67	145.00	1062.92	0.32	89.27%
PE87	242.20	175.90	1493.72	188.16	62.80%
PE88	115.47	168.87	1497.76	35.64	74.26%
PE89	118.33	186.67	2614.96	20.52	94.41%
PE90	250.93	175.00	2303.25	159.72	61.11%
PE91	176.67	189.00	3014.32	0.00	99.04%
PE92	226.67	184.00	1892.16	0.04	84.55%

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)	% BS&W
PE93	212.00	179.50	1847.52	0.20	76.03%
PE94	178.50	192.00	2065.24	0.00	86.07%
PE95	122.60	164.10	1096.00	0.12	39.00%
PE96	258.17	146.77	464.96	2.20	32.19%
PE97	251.67	146.30	420.18	325.88	12.29%
PE98	177.50	187.00	1289.96	0.00	56.61%
PE99	121.75	178.00	1342.68	12.16	46.04%
PE100	280.47	140.67	332.90	92.60	11.74%
PE101	208.33	181.67	3337.80	0.84	87.08%
PE102	223.33	168.67	1358.24	10.60	76.66%
PE103	209.33	190.33	2412.16	9.36	94.49%
PE104	242.00	189.67	2035.92	0.00	69.54%
PE105	123.33	184.30	2364.16	30.46	64.27%
PE106	212.00	181.67	2167.44	0.00	75.72%
PE107	198.67	103.00	454.80	0.00	51.42%
PE108	192.00	174.00	1661.44	0.76	67.19%
PE109	223.33	173.67	1927.00	0.00	68.69%
PE110	208.33	-	1791.72	0.20	80.51%
PE111	138.00	161.67	1244.40	0.00	63.72%
PE112	208.33	178.00	1894.52	0.00	89.58%
PE113	102.00	-	1170.60	0.00	98.91%
PE114	100.00	-	1026.52	5.88	90.67%
PE115	137.50	155.00	1056.64	0.00	59.01%

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)	% BS&W
PE116	241.33	184.33	3264.28	62.68	86.66%
PE117	244.33	179.00	1692.79	83.60	49.84%
PE118	244.00	159.00	1093.32	0.00	73.98%
PE119	216.67	183.67	2904.32	1.12	59.47%
PE120	105.00	165.50	1258.68	44.48	80.23%
PE121	104.33	153.43	1343.16	22.08	86.14%
PE122	119.55	135.75	1024.37	4.88	81.22%
PE123	130.00	153.00	846.36	0.00	79.29%
PE124	238.00	157.67	815.75	0.00	46.76%
PE125	240.67	166.00	1316.64	0.00	69.29%
PE126	235.00	155.00	958.00	0.00	48.96%
PE127	142.50	103.05	186.67	0.00	16.11%
PE128	106.67	180.33	1635.52	53.08	83.64%
PE129	160.00	120.00	708.12	20.20	33.18%
PE130	272.33	162.33	900.92	1.64	84.68%
PE131	244.33	158.67	1076.96	0.00	70.11%
PE132	136.50	130.00	239.11	0.40	18.79%
PE133	265.00	154.67	1613.08	0.00	73.09%
PE134	230.00	155.67	1549.04	0.00	68.03%
PE135	109.50	177.80	1392.00	0.00	92.26%
PE136	116.00	139.75	595.64	0.00	92.55%
PE137	254.20	145.57	294.84	24.00	19.45%
PE138	219.67	126.33	1759.76	0.00	64.40%

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)	% BS&W
PE139	209.50	91.50	1145.08	0.00	51.93%
PE140	124.50	171.00	1187.72	0.00	75.24%
PE141	106.67	152.03	551.68	776.24	32.36%
PE142	123.50	139.35	777.48	0.00	79.58%
PE143	231.00	105.15	661.52	20.96	90.06%
PE144	201.00	156.33	519.72	0.00	77.37%
PE145	150.00	172.33	1627.00	0.00	92.53%
PE146	218.33	130.00	339.68	0.00	21.69%
PE147	160.00	115.67	524.53	0.00	20.00%
PE148	111.50	177.70	1581.84	0.00	78.01%
PE149	114.50	112.55	568.08	1.48	70.70%

Nota. Tabla con la información de los 149 pozos del campo estudio con las principales variables en una prueba de producción. Información confidencial.

y en la **Tabla 4** observamos la información completa de los pozos seleccionados, donde se acota a seis pozos en total debido a que varios de estos cumplen para diferentes variables como se observa en la **Tabla 3**.

Tabla 2

Valores Hallados para Cada Variable

	% BS&W	THT (°F)	THP (PSI)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)
Media	67.93%	157.62	184.41	1349.76	31.74
Mínima	5.89%	91.50	79.90	186.67	0.00
Máximo	99.04%	192.00	280.47	3337.80	776.24
Rango Mayor	85% - 90%	175 - 180	205 - 210	1350 - 1400	0.03 – 10.03

Nota. Tabla con los valores de cada parámetro estadístico para cada variable de una prueba de producción.

Tabla 3

Pozos Seleccionados para Cada Variable por Parámetro Estadístico

	% BS&W	THT (°F)	THP (PSI)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)
Media	PE125	PE131	PE80	PE125	PE29
Mínima	PE83	PE80	PE64	PE80	PE80
Rango Mayor	PE29	PE29	PE125	PE29	PE64

Nota. Tabla con los pozos que cumplen con los valores presentados en la **Tabla 2** para cada variable por parámetro estadístico de media, mínima y rango con mayor cantidad de datos.

Tabla 4

Información de los Pozos Seleccionados

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal total (BFPD)	Gas (MSCFD)	% BS&W
PE125	240.67	166.00	1316.64	0.00	69.29%
PE131	244.33	158.67	1076.96	0.00	70.11%
PE29	266.67	178.67	1367.64	42.17	89.71%
PE64	92.80	171.00	859.32	6.04	59.52%
PE80	179.67	95.67	209.73	0.03	35.55%
PE83	165.00	123.00	582.43	0.00	5.89%

Nota. Información correspondiente de los pozos seleccionados con la distribución estadística.

6.3 Caracterización de fluidos del campo estudio

Para este estudio se tomaron caracterizaciones de crudo, nafta y gas reales y propias del campo a estudiar y se utilizaron en la simulación con Hysys generando así condiciones reales a los fluidos simulados.

6.3.1 Cromatografía de gases

Se tomó una caracterización reciente de la composición química de los gases del campo estudio, la cual se presenta a continuación.

Tabla 5

Cromatografía de Gases

Componente	% Molar
CO2	13.34
N2	6.68
C1	68.51
C2	4.94
C3	2.55
I-C4	0.78
N-C4	1.33
I-C5	0.55
N-C5	0.5
C6+	0.82
TOTAL	100

Nota. Información de cromatografía de gases propia de la formación del campo estudio. (Díaz et al., 2019)

6.3.2 Caracterización del crudo

En la siguiente tabla se presenta la caracterización del crudo o assay del crudo presente en el campo estudio.

Tabla 6*Assay del crudo del campo estudio*

Propiedad	Crudo
Densidad	1.0138
API	8
Destilación D7169, %	°C
0	118.2
5	270
10	319.4
20	388.8
30	450.6
40	515.8
50	587.3
60	641.3
70	687.5
80	
%Recuperado a 720 °C	76.00%
Azufre %peso	3.17
Viscosidad a T°C	cp
30	571000
40	121000
60	13300
Estabilidad, IEC	1.46

Nota. Información de la caracterización o assay del crudo del campo estudio. (*INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETRÓLEO & ECOPETROL S.A., 2013*)

6.3.3 Caracterización de la nafta

A continuación se presenta la caracterización y parámetros de calidad de la nafta, incluyendo destilación y análisis PIANO.

Tabla 7*Parámetros de Calidad de Diluyente del Campo Estudio (PIANO)*

Tipo de análisis:	GASOLINAS,NAFTAS, ALQUILATOS	
	% Peso	% Vol.
PIANO		
Parafinas	36.157	38.115
Iso-Parafinas	38.903	40.422
Aromáticos	7.921	6.14
Naftenos	13.794	12.217
Olefinas	2.57	2.528
Indefinido	0.118	0.095
C12+	0.536	0.483

Nota. Análisis PIANO de la nafta utilizada en la dilución del crudo pesado y extra pesado.

(INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETRÓLEO & ECOPETROL S.A., 2013)

Tabla 8*Parámetros de Calidad del Diluyente en Campo Estudio (Destilación)*

Nafta	
Destilación, %vol.	ASTM D3710, °C
0	-1.1
1	1
2	24
3	24.9
4	25.4
5	25.8
10	27.4
15	28.4
20	29.9
30	35.5
40	36.7
50	58.4
60	64.6
70	74.4
80	94.5
85	103
90	125.7

95	173.5
96	187.9
97	207.7
98	226.8
99	246.3
100	257.1
Cortes	Fracción Volumétrica
IBP - 60.0 NAFTA 1	51
60.0 - 107.0 NAFTA 2	35
107.0 - 152.0 NAFTA 3	7
152.0 - 199.0 NAFTA 4	3.5
199.0 - 249.0 KERO	2.8
249.0 - 315.0 ACPM LIVIANO	0.7
315.0 - 371.0 ACPM PESADO	
371.0 - 427.0 DESTLIVIANO	
427.0 - 482.0 DESTMEDIO	
482.0 - 565.0 DESTPESADO	
565.0 - FBP FONDO VACIO	
720.0 - FBP RESIDUO	
% vol. RECUPERADO	100

Nota. Parámetros de la destilación de la nafta usada en el campo estudio. (INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETRÓLEO & ECOPETROL S.A., 2013)

Tabla 9

Parámetros de Calidad de Diluyente del Campo Estudio

Propiedad	Nafta
API	70.7
RVP	10.46
Viscosidad a T°C	cp
10	0.47
15	0.44
20	0.42
30	0.39
40	-

Nota. Parámetros de calidad de la nafta utilizada en el campo estudio. (INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETRÓLEO & ECOPETROL S.A., 2013)

6.4 Equipo de medición con separador GLCC

Las pruebas de producción en el campo estudio se realizan con un medidor multifásico, el cual es operado y controlado por medio de un PLC, controladores PID y programado mediante una hmi, el medidor está compuesto por un separador GLCC con un diámetro de 2 ft y una altura de 5.796 ft el cual por medio de unas válvulas electro neumáticas ubicadas tanto en la línea de salida del líquido en la parte inferior como en la línea de salida del gas en la parte superior, controlan el nivel de fluido el cual es programado según las condiciones y aportes de flujo de gas y líquido al separador, si el nivel está por debajo del establecido o programado se cierra la válvula ubicada en la salida de líquido y se abre la que está ubicada en la línea de salida de gas para que salga el gas y suba el nivel de líquido en el separador, y viceversa si el nivel de líquido en el separador está por encima del establecido o programado se abre la válvula ubicada en la línea de salida del líquido y se cierra la válvula ubicada en la línea de salida del gas para que la capa o colchón de gas acumulado en la parte superior del separador haga presión y empuje el fluido y mantenga controlado el nivel de líquido en el separador, cabe aclarar que estas válvulas electro neumáticas utilizan controladores PID que actúan (abren y cierran) en porcentaje de 0 a 100%, siendo 0% totalmente cerradas y 100% totalmente abiertas. Adicional al separador GLCC también lo compone un coriolis el cual es un medidor de flujo másico ubicado en la línea a la salida del líquido, un medidor Vortex para la medición de gas en la línea a la salida del gas y un medidor para el cálculo del porcentaje de agua sobre el total de líquido, a grueso modo este es el funcionamiento del medidor multifásico con separador GLCC en el cual se centra el presente trabajo y el cual se representa en la **Figura 11**. También se cuenta con diferentes válvulas a la entrada y

salida del medidor como por ejemplo la válvula by pass on/off en la entrada, la cual es muy importante para aislar el equipo en caso de sobrepresiones o caídas del flujo eléctrico.

Tabla 10

Válvulas Operativas en el Separador GLCC

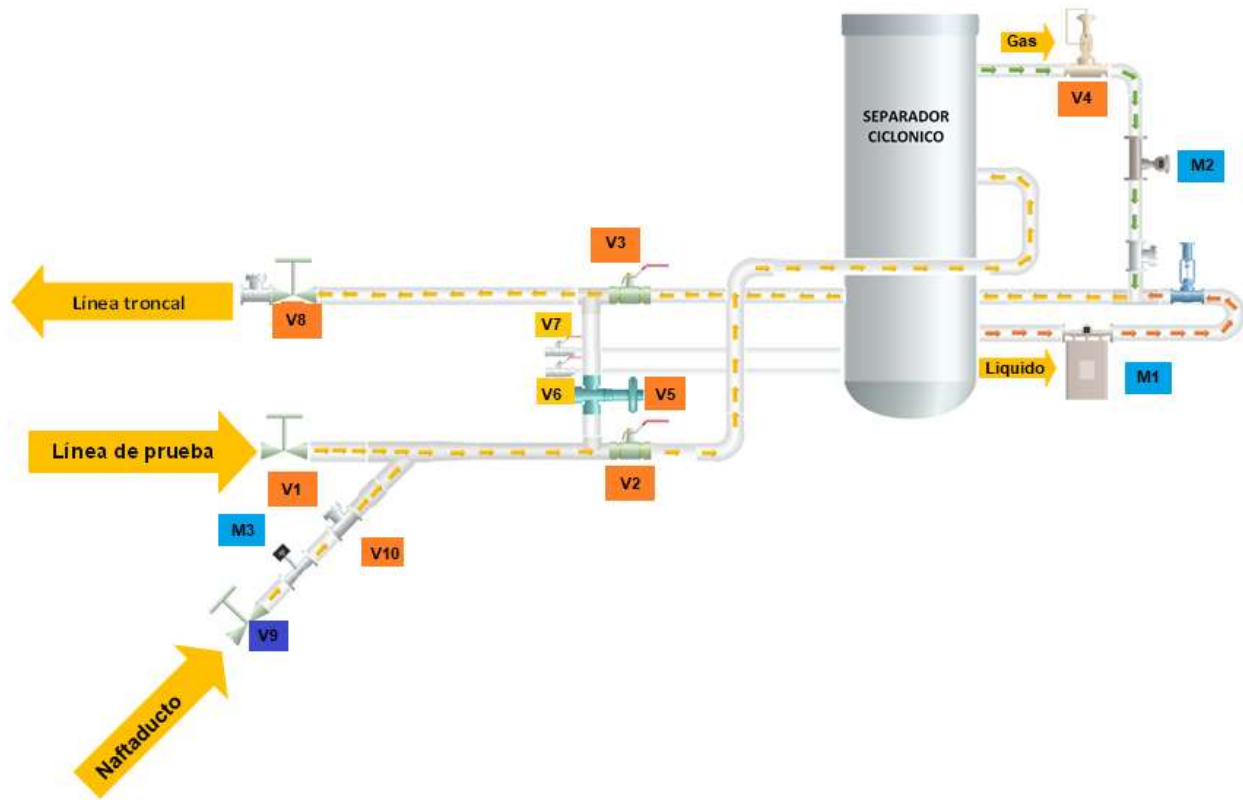
Nomenclatura	Características	Función
V1	Válvula 3"	Conexión línea de prueba
V2	Válvula 3"	Permite paso de fluido al medidor
V3	Válvula 3"	Permite paso de fluido desde el medidor
V4	Válvula 3"	ON/OFF permite salida de gas
V5	Válvula 3"	By Pass; aísla el equipo
V6	Válvula 2"	Permite ingreso de fluido adicional
V7	Válvula 2"	Permite salida de fluido adicional
V8	Válvula 3"	Conexión línea troncal
V9	Válvula 1/2"	Permite ingreso de nafta
V10	Válvula check	Permite flujo en una sola dirección
M1	Coriolis	Medidor de flujo másico para liquido
M2	Vortex	Medidor para el gas
M3	Turbina	Medidor para la nafta

Nota. Válvulas y su función en el separador GLCC utilizado en la simulación y en el campo estudio.

En la **Tabla 10** se puede observar las características e inventario de las válvulas y accesorios requeridos y utilizados en el medidor multifásico con separador GLCC, cabe aclarar que las dimensiones y medidas del equipo se omiten por confidencialidad en la información.

Figura 11

Diseño Equipo de Medición con Separador GLCC



Nota. Equipo de medición usado en el campo estudio con sus respectivos componentes.

6.5 Modelamiento entorno hysys v.12

Para el desarrollo de los objetivos planteados se decidió usar a ASPEN HYSYS V.12 como el software especializado en simulación de procesos en estado estacionario adecuado para las características del fluido de interés, teniendo en cuenta su cobertura y experiencia en modelos termodinámicos y equipos de proceso para la industria del petróleo. Simulaciones realizadas en los equipos de cómputo y con la licencia de la escuela de petróleos de la Universidad Industrial de Santander sede Bucaramanga

Después de realizar los análisis estadísticos, distribución de escenarios y teniendo en cuenta variables como el caudal manejado, la temperatura y presión de fluido, cortes

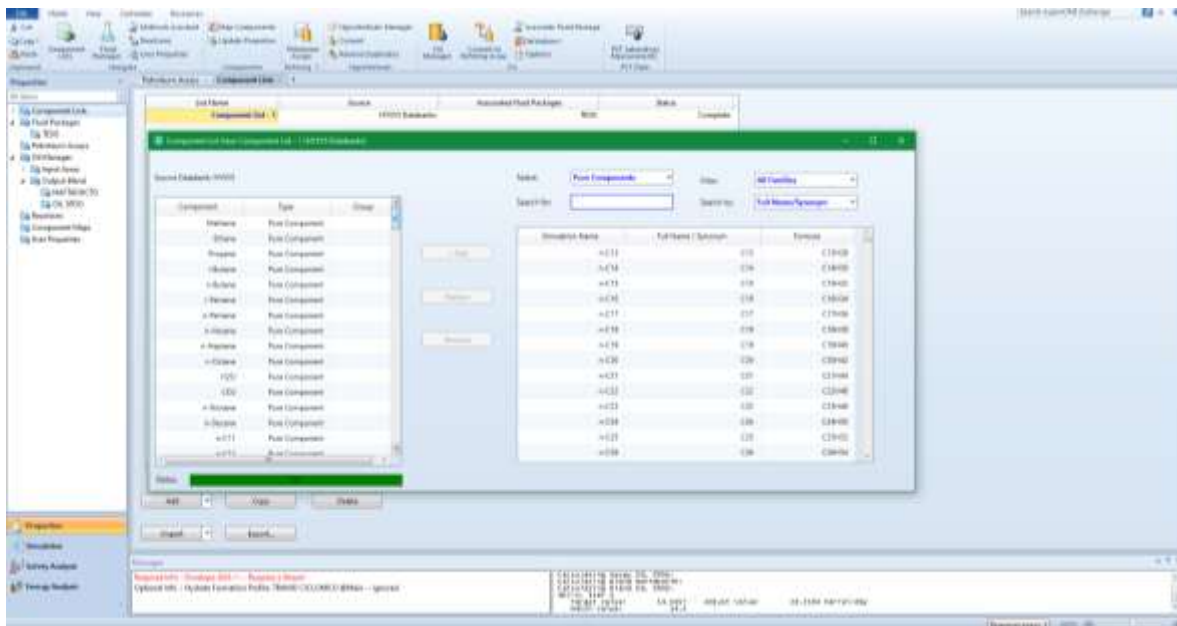
de agua, producción de gas y gravedad API esperada de la mezcla de crudo de formación con diluyente, se seleccionaron los escenarios más representativos, para los cuales se les construyo un modelo termodinámico basado en el entorno HYSYS, y se contempló los siguientes pasos:

1. Identificación de los compuestos presentes en la cromatografía del crudo y del gas.

2. Inclusión de los compuestos puros en el entorno “Properties”.

Figura 12

Lista de Componentes



Nota. Lista de componentes puros y pseudo-componentes, entorno “properties”. Hysys V.12

3. Asignación del paquete termodinámico para el modelamiento de las propiedades termodinámicas y de equilibrio entre las fases de los compuestos. Se

seleccionó como modelo termodinámico el paquete de fluidos Peng-Robinson debido a su cobertura en el intervalo de las condiciones de operación, siendo el más recomendado para simulación de aplicaciones con hidrocarburos.

Figura 13

Paquete Termodinámico



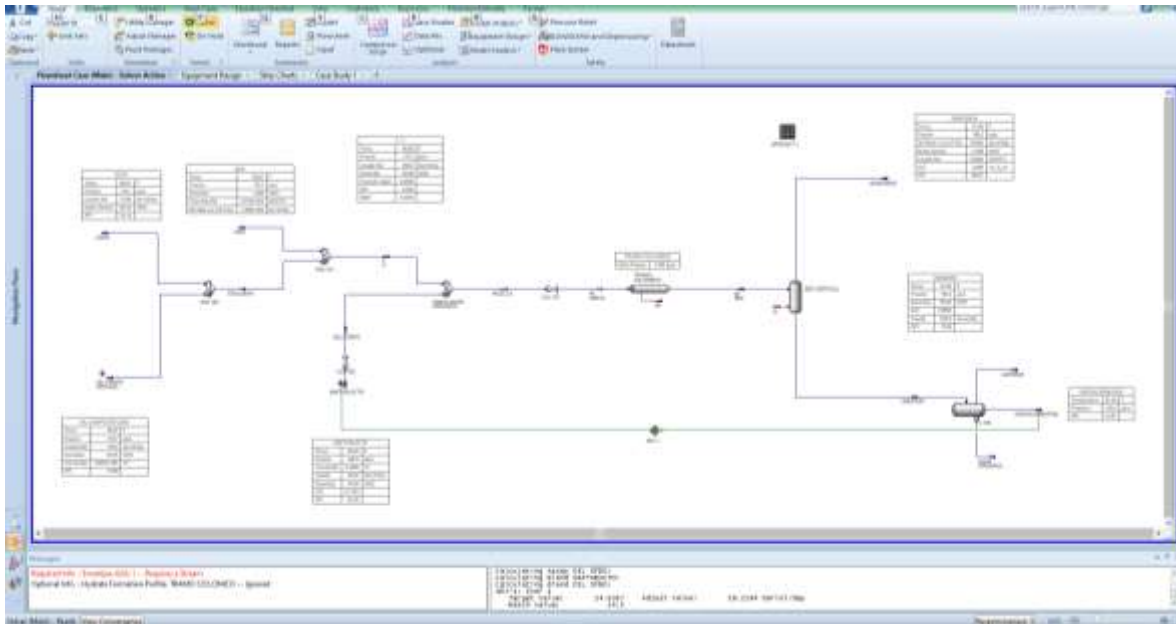
Nota. Selección de paquete termodinámico, entorno “properties”. Hysys V.12

4. Diseño y Caracterización del crudo y del diluyente en la herramienta Oil Manager, basado en las curvas de destilación TBP (True Boiling Point) de estos productos, obteniéndose los pseudo-componentes para cada intervalo de temperatura de ebullición.

Para mejorar la desviación de los resultados simulados con los datos experimentales ingresados para un intervalo, se usó la opción “USER RANGES” en la generación de los Pseudo-componentes, esta opción permite personalizar la curva “TBP” para cada compuesto según el rango de operación de interés.

Figura 15

Ambiente de Simulación



Nota. Diagrama de flujo de proceso para cada pozo, entorno “simulation”. Hysys V.12

Figura 16

Caso de Estudio



Nota. Se simula a condiciones propias de cada pozo a la dilución requerida. Hysys V.12

7. RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación se presentan los resultados y análisis de los escenarios simulados a los pozos seleccionados bajo los criterios expuestos anteriormente, inicialmente se realizó la simulación llevando la dilución del crudo a 14.5 °API en todos los pozos para tener unos resultados generales de evaporación de la nafta y comportamiento en la medición del gas, posteriormente se seleccionan los dos pozos más representativos en cuanto a la variación de la nafta evaporada y gas medido, a los cuales se les realiza el estudio de su comportamiento al variar el grado de dilución, partiendo desde 12, pasando por 14.5 y 16.5, y finalizando en 20 °API.

7.1 Pozos con dilución de nafta a 14.5 °API en crudo

En la simulación en hysys se llevó inicialmente los pozos seleccionados a una gravedad alrededor de 14.5 °API en el hidrocarburo líquido, para reducir viscosidad y facilitar fluidez por las líneas de 3" y 2" respectivamente dentro del medidor, de esta manera se toma como punto de partida la nafta requerida para llevar el crudo a dicha gravedad.

El primer resultado importante que se observa a la hora de la simulación es que para los pozos con producción de gas de 0 mscfd y el pozo con producción de gas de 6.04 mscfd, no se presenta evaporación de nafta, solo en el pozo PE29 con producción de gas de 42.17 mscfd la nafta evaporada fue del 2.39%, como se observa en la **Tabla 11**.

Por lo tanto y para efectos prácticos del estudio manteniendo los mismos pozos, se modificó la producción de gas aleatoriamente en los cinco pozos donde no se presentó evaporación de nafta, y así vemos como la presencia de gas es directamente proporcional a la evaporación de la nafta, como se observa en la **Tabla 12**.

Tabla 11*Porcentaje de Nafta Evaporada con Gas Inicial*

Pozo	Gas (MSCFD)	°Api	Nafta Requerida	% Nafta Evaporada
PE125	0.00	14.50	76.83	0.00%
PE131	0.00	14.43	57.36	0.00%
PE29	42.17	14.50	24.35	2.39%
PE64	6.04	14.50	70.84	0.00%
PE80	0.03	14.51	28.22	0.00%
PE83	0.00	14.45	101.24	0.00%

Nota. Porcentaje de nafta evaporada en pozos seleccionados a condiciones iniciales en producción de gas

Tabla 12*Porcentaje de Nafta Evaporada con Cambio aleatorio en Gas Inicial*

Pozo	Gas (MSCFD)	°Api	Nafta Requerida	% Nafta Evaporada
PE125	20.12	14.50	76.83	0.05%
PE131	50.30	14.43	57.36	0.98%
PE29	42.17	14.50	24.35	2.39%
PE64	30.18	14.50	70.84	2.60%
PE80	0.03	14.51	28.22	0.00%
PE83	70.42	14.45	101.24	0.75%

Nota. Porcentaje de nafta evaporada en pozos con modificación en el volumen inicial de gas.

Con los nuevos datos en la producción de gas podemos observar que la mayor evaporación de nafta teniendo una presencia de gas, se presenta en los pozos PE29 con 2.39% y PE64 con 2.6%, ambos con una temperatura en cabeza de pozo por encima de los 171 °F. El cambio más significativo del pozo PE64 respecto a los demás, se observa

en la presión de cabeza de pozo (thp) con 92.8 psi, por esta razón se toma la decisión de elegir un nuevo pozo con una presión baja, una temperatura por encima de los 170 °F y que presente un caudal total relativamente alto con la idea de generar un análisis más detallado, siendo así seleccionado el pozo PE60 (thp= 98 psi, tht= 179.3 °F, Caudal total= 2403.41 bpd, Gas= 25.75 mscfd, SW= 97%, datos obtenidos de la **Tabla 1**), en la **Tabla 13** se observan los pozos totales con algunos parámetros iniciales y nafta requerida. Todos los parámetros iniciales de los pozos seleccionados para la simulación se pueden observar en la **Tabla 4**, a excepción del pozo PE60.

Tabla 13

Total de Pozos Seleccionados

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Gas (MSCFD)	Aceite (BPD)	Nafta Requerida (BPD)	°Api	% Nafta Evaporada	% Nafta Utilizada
PE125	240.67	166.00	20.12	404.34	76.83	14.50	0.05%	15.97%
PE131	244.33	158.67	50.30	321.90	57.36	14.43	0.98%	15.12%
PE29	266.67	178.67	42.17	140.73	24.35	14.50	2.39%	14.75%
PE64	92.80	171.00	30.18	347.85	70.84	14.50	2.60%	16.92%
PE80	179.67	95.67	0.03	135.17	28.22	14.51	0.00%	17.27%
PE83	165.00	123.00	70.42	548.12	101.24	14.45	0.75%	15.59%
PE60	98.00	179.30	25.75	72.10	15.01	14.50	9.11%	17.23%

Nota. Pozos seleccionados con parámetros iniciales, nafta requerida y evaporada a una dilución inicial promedio de crudo de 14.5 °API según simulación en hysys

Así, según los resultados de la simulación contemplados en la **Tabla 13** incluido el nuevo pozo, se puede notar la evaporación de nafta del pozo PE60 de 9.11%, siendo el más alto, con una presión baja y alta temperatura a un caudal de gas de 25.75 mscfd. Se podría variar el caudal total de líquido manteniendo dicha presión y temperatura para

conocer el cambio en la evaporación de nafta por este parámetro, pero no se tiene en cuenta en el presente estudio.

También podemos observar que el porcentaje de nafta requerido para llegar a una densidad de alrededor de 14.5 °API en crudo, esta sobre un promedio de 16% sobre el volumen total de la producción de crudo para cada pozo.

En la **Tabla 14** observamos los resultados finales de la simulación para los siete pozos a una densidad promedio de 14.5 °API en crudo, el comportamiento de fases tanto de la nafta como del gas de formación a las respectivas condiciones de los pozos se encuentran en unidades de barriles por día (BPD) tanto para la fase liquida como para la fase vapor.

La información detallada de los resultados de la simulación tanto de los pseudo-componentes de la nafta como la composición del gas (ambos en unidades de BPD tanto la fase liquida como la fase vapor) se encuentra en el **Anexo 2** por la cantidad de información solo se dejará plasmado los resultados del pozo PE60, los demás se dejarán en reserva junto a otros archivos de la simulación cuyos resultados fueron utilizados para este estudio.

Tabla 14

Resultado Final de la Simulación

Pozo	°Api	Nafta Entrada (BPD)	Nafta En Dilución (BPD)	Nafta Evaporada (BPD)	Gases Formación (BPD)	Gases En Liquido (BPD)	Gases Corriente Vapor (BPD)	CO2 Y N (disuelto en agua)
PE125	14.50	76.83	76.80	0.04	8.63	5.55	0.50	2.59
PE131	14.43	57.36	56.80	0.56	21.58	7.87	9.79	3.92
PE29	14.50	24.35	23.77	0.58	18.09	4.22	8.40	5.47
PE64	14.50	70.84	69.00	1.84	12.95	3.11	8.98	0.86
PE80	14.51	28.22	28.22	0.00	0.01	0.01	0.00	0.00
PE83	14.45	101.24	100.48	0.76	30.21	11.65	18.38	0.19
PE60	14.50	15.01	13.64	1.37	11.05	1.11	6.79	3.14

Nota. Resultado final de la simulación para todos los pozos en unidades de BPD tanto para líquido como para vapor.

De la **Tabla 14** podemos observar por ejemplo la alta tasa de gas en solución en el líquido o componente pesado del gas condensado en líquido en algunos pozos con la dilución propuesta.

Resumiendo, en la **Tabla 15** podemos observar el alto porcentaje de gas en solución o gas en el líquido del pozo PE125 con 64.26% y en caso contrario el pozo PE60 con 10.08%, aunque el mayor porcentaje de gas en líquido lo tiene el pozo PE80 pero cabe recalcar que el gas total de este pozo es solamente 0.01 BPD.

Tabla 15

Resumen del Comportamiento del Gas y la Nafta

Pozo	°Api	% Nafta Evaporada	% Gas en Líquido	% nafta.Eva+Gas.vapor en Gas total
PE125	14.50	0.05%	64.26%	6.19%
PE131	14.43	0.98%	36.46%	47.97%
PE29	14.50	2.39%	23.33%	49.65%
PE64	14.50	2.60%	23.99%	83.57%
PE80	14.51	0.00%	85.79%	0.00%
PE83	14.45	0.75%	38.55%	63.35%
PE60	14.50	9.11%	10.08%	73.87%

Nota. Resumen del porcentaje de nafta evaporada, gas en líquido y fracción gaseosa del gas y la nafta sobre el gas total, en todos los pozos.

Además, podemos observar que el gas en corriente vapor más la nafta evaporada, están muy por debajo del gas total para cada pozo, por ejemplo, para el pozo PE125 solo constituyen el 6.19% sobre el volumen total de gas, para el pozo PE60 el 73.87%, cabe

resaltar que en este estudio no se tiene en cuenta la fracción de crudo o volumen de crudo evaporado que se puede sumar a la nafta evaporada y al gas en corriente vapor.

7.2 Pozo PE125 con variación en la dilución de nafta

Para tener un análisis más detallado acerca de la incidencia real de la nafta en el gas, se varió la dilución en los pozos PE125 y PE60 llevando la densidad del crudo a 12, 14.5, 16.5 y 20 °API en ambos pozos, ya que en estos se presentó mayor alteración en la nafta evaporada y porcentaje de gas en líquido simulado con dilución del crudo a 14.5 °API, siendo el pozo PE125 donde se presentó el menor porcentaje de nafta evaporada con 0.05% y uno de los porcentajes de gas en líquido más altos con 64.26%, a continuación se presentan los resultados.

Tabla 16

Comportamiento de la Nafta Pozo PE125

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal Total (BPD)	Gas (MSCFD)	Aceite (BPD)	Nafta Requerida (BPD)	°Api	% Nafta Evaporada	% Nafta Utilizada
PE125	240.67	166.00	1316.64	20.12	404.34	45.50	12.00	0.11%	10.11%
PE125	240.67	166.00	1316.64	20.12	404.34	76.83	14.50	0.05%	15.97%
PE125	240.67	166.00	1316.64	20.12	404.34	104.36	16.50	0.01%	20.51%
PE125	240.67	166.00	1316.64	20.12	404.34	158.81	20.00	0.00%	28.20%

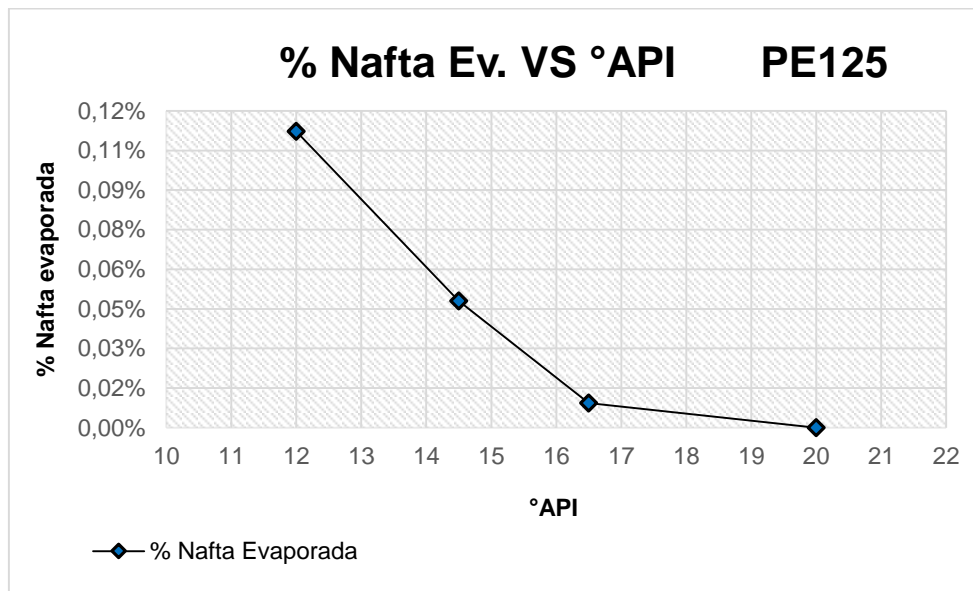
Nota. Comportamiento de la nafta variando la dilución del pozo PE125

En la **Tabla 16** presentamos los resultados de la simulación tanto de la nafta requerida, nafta utilizada y porcentaje de nafta evaporada, en relación a la variación de la dilución del crudo del pozo PE125 a 12, 14.5, 16.5 y 20 °API, siendo este último parámetro el único modificado a la hora de la simulación.

En la **Figura 17** podemos apreciar que el aumento en la dilución con nafta del crudo es inversamente proporcional a la nafta evaporada del pozo PE125, ya que a medida que aumenta la densidad °API del crudo el porcentaje de evaporación de la nafta disminuye.

Figura 17

Evaporación de la Nafta vs Gravedad °API PE125



Nota. Nafta evaporada en relación al aumento en la dilución del crudo en el pozo PE125

Ya en la **Tabla 17** se presentan los resultados de las presiones y temperaturas de separador para el pozo PE125 para cada variación de la dilución del crudo.

En la **Figura 18** observamos como la presión del separador es inversamente proporcional a la nafta evaporada del pozo PE125, a medida que aumenta la presión disminuye la nafta evaporada y en el caso de la temperatura del separador como se observa en la **Figura 19**, es directamente proporcional, a medida que la temperatura aumenta también lo hace la nafta evaporada.

De igual manera la temperatura y la presión son proporcionales a la dilución con nafta o gravedad °API, por lo tanto dicho parámetro es el principal a tener en cuenta a la hora de una comparación con la nafta evaporada como se muestra en la **Figura 17**.

Tabla 17

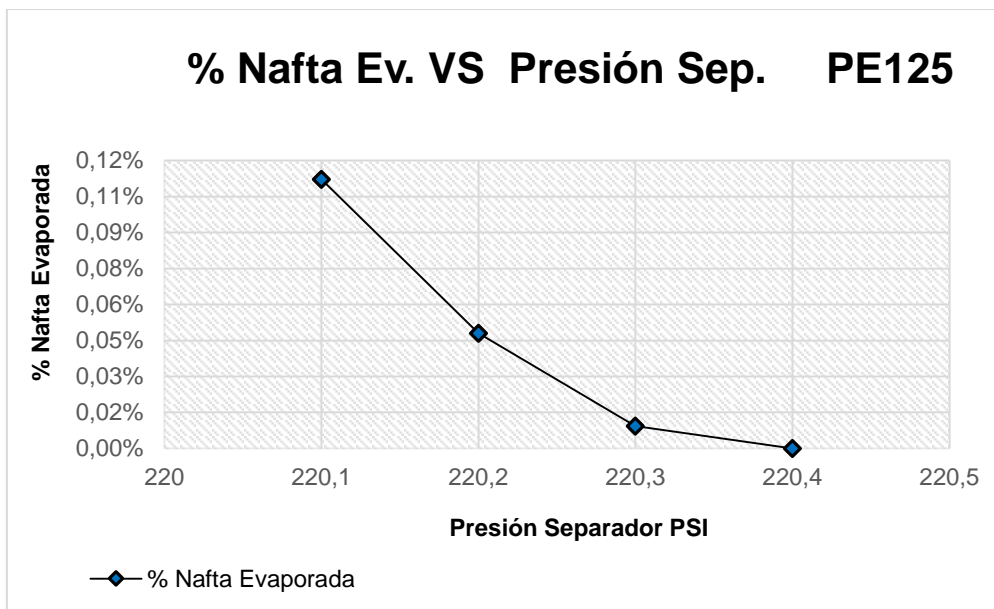
Presión y Temperatura en Separador del Pozo PE125

Pozo	°Api	% Nafta Evaporada	Presión Separador (PSI)	Temperatura Separador (°F)
PE125	12.00	0.11%	220.1	164.9
PE125	14.50	0.05%	220.2	164.0
PE125	16.50	0.01%	220.3	163.2
PE125	20.00	0.00%	220.4	161.8

Nota. Presión y temperatura del separador a diferentes valores de dilución en el pozo PE125

Figura 18

Evaporación de la Nafta vs Presión del Separador

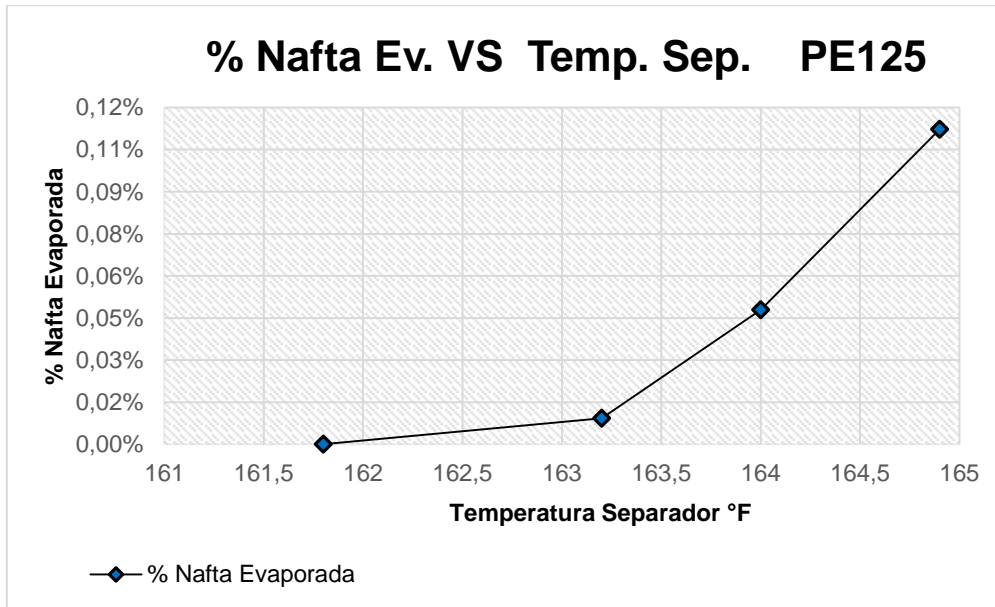


Nota. Nafta evaporada en relación a la presión del separador debido a las diluciones en el pozo PE125

En la **Tabla 18** se presentan los resultados finales del comportamiento del gas y la nafta a medida que se varia la dilución de nafta en el crudo. Se obtiene, el gas en solución en el líquido, gas en la corriente vapor y CO2 y Nitrógeno disuelto o en solución en el agua.

Figura 19

Evaporación de la Nafta vs Temperatura del Separador



Nota. Nafta evaporada en relación a la temperatura del separador debido a las diluciones en el pozo PE125

Tabla 18*Comportamiento del Gas Pozo PE125*

Pozo	°Api	Nafta Entrada (BPD)	Nafta En Dilución (BPD)	Nafta Evaporada (BPD)	Gases Formación (BPD)	Gases En Líquido (BPD)	Gases Corriente Vapor (BPD)	CO2 Y N (disuelto en agua)
PE125	12.00	45.50	45.45	0.05	8.63	4.95	0.94	2.74
PE125	14.50	76.83	76.80	0.04	8.63	5.55	0.50	2.59
PE125	16.50	104.36	104.35	0.01	8.63	6.05	0.11	2.47
PE125	20.00	158.81	158.81	0.00	8.63	6.05	0.11	2.47

Nota. Comportamiento del gas variando la dilución del pozo PE125

Con los datos anteriores, en la **Tabla 19** se presenta el resumen del porcentaje de gas disuelto en el líquido y el porcentaje de; nafta evaporada más el gas en corriente vapor sobre el volumen de gas total, para cada valor o gravedad °API simulada del pozo PE125.

Tabla 19*Resumen del Comportamiento del Gas y la Nafta en Pozo PE125*

Pozo	°Api	% Nafta Evaporada	% Gas en Líquido	% nafta Eva+Gas.vapor en Gas total
PE125	12.00	0.11%	57.38%	11.51%
PE125	14.50	0.05%	64.26%	6.19%
PE125	16.50	0.01%	70.03%	1.43%
PE125	20.00	0.00%	70.03%	1.32%

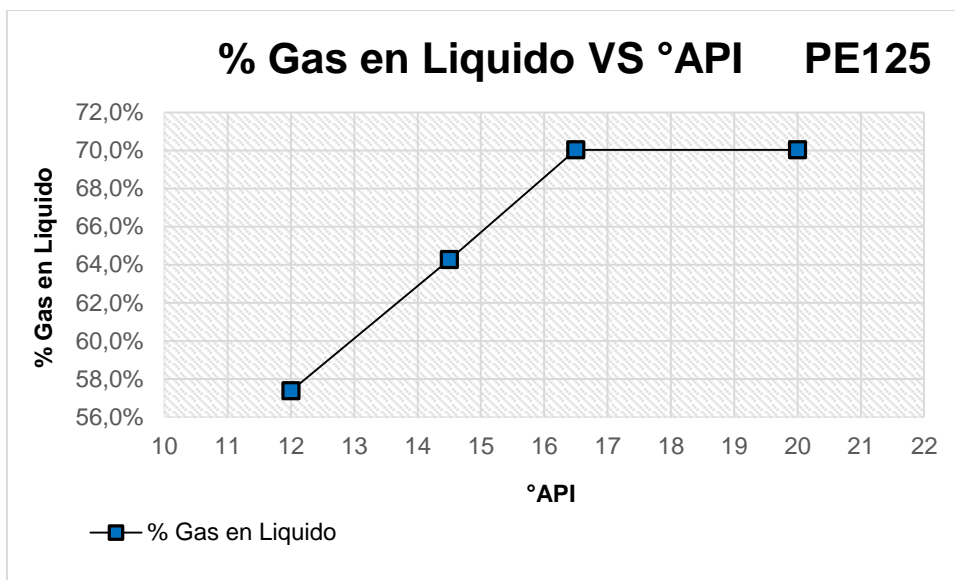
Nota. Resumen del porcentaje de nafta evaporada, gas en líquido y fracción gaseosa del gas y la nafta sobre el gas total.

Para un escenario con condiciones estables de producción de los fluido de yacimiento y variando únicamente el caudal de diluyente requerido para alcanzar los

cuatro puntos de dilución, se observa en la **Figura 20** que el gas en liquido es directamente proporcional al aumento en la dilución del crudo, a medida que la dilución con nafta aumenta así mismo lo hace el gas en solución en líquido, aunque observamos que en los dos últimos puntos de dilución de crudo a 16.5 y a 20 °API este porcentaje de gas en liquido se estabiliza cerca al 70%, estos valores y análisis son para el pozo PE125.

Figura 20

Porcentaje de Gas en Liquido PE125



Nota. Gas en liquido variando la dilución en crudo del pozo PE125

7.3 Pozo PE60 con variación en la dilución de nafta

El pozo PE60 con dilución del crudo a 14.5 °API presento el porcentaje de evaporación de nafta más alto con 9.11% y el menor porcentaje de gas en liquido con 10.08% de todos los pozos simulados, al igual que el pozo PE125 se varia la dilución de nafta llevando a una densidad de crudo de 12, 14.5, 16.5 y 20 °API para analizar detalladamente la incidencia de la nafta en el gas a condiciones del pozo PE60, a continuación se presentan los resultados y análisis de la simulación.

En la **Tabla 20** presentamos los resultados tanto de la nafta requerida, nafta utilizada y porcentaje de nafta evaporada, en relación a la variación de la dilución del crudo del pozo PE60 a 12, 14.5, 16.5 y 20 °API, siendo este último parámetro el único modificado a la hora de la simulación al igual que en el pozo PE125.

Tabla 20

Comportamiento de la Nafta Pozo PE60

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Caudal Total (BPD)	Gas (MSC FD)	% S&W	Aceite (BPD)	Nafta Requerida (BPD)	°Api	% Nafta Evaporada	% Nafta Utilizada
PE60	98.00	179.30	2403.41	25.75	97.0%	72.10	9.00	12.0	10.74%	11.10%
PE60	98.00	179.30	2403.41	25.75	97.0%	72.10	15.01	14.5	9.11%	17.23%
PE60	98.00	179.30	2403.41	25.75	97.0%	72.10	20.18	16.5	7.98%	21.87%
PE60	98.00	179.30	2403.41	25.75	97.0%	72.10	30.22	20.0	6.31%	29.53%

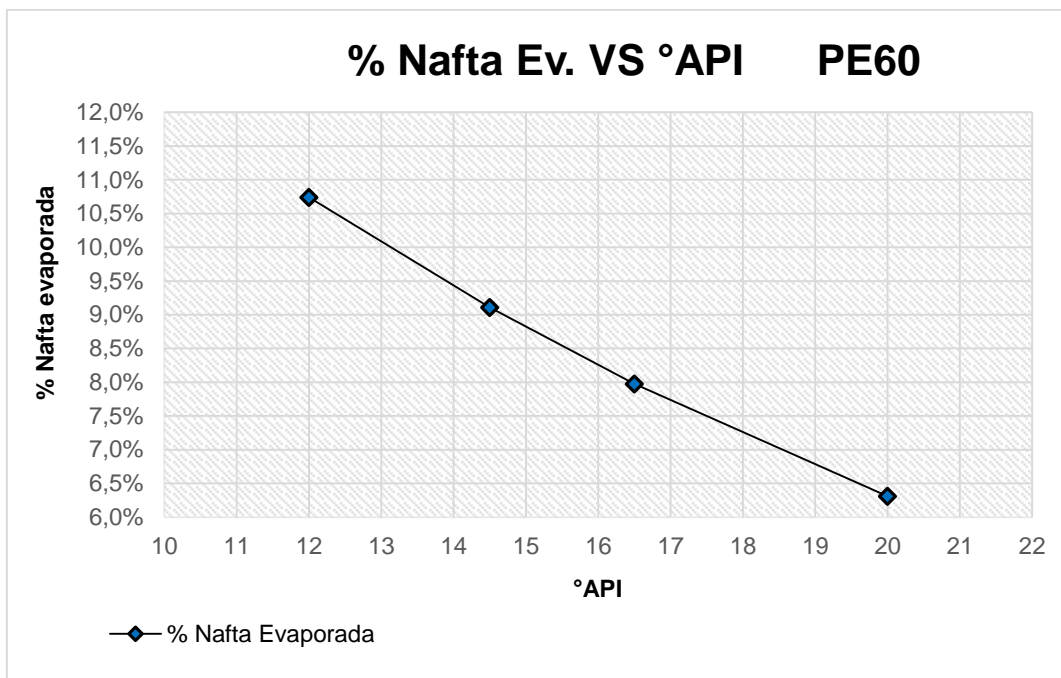
Nota. Comportamiento de la nafta variando la dilución del pozo PE60

En la

Figura 21 al igual que el pozo PE125 en el pozo PE60 la dilución con nafta del crudo es inversamente proporcional a la nafta evaporada, ya que a medida que aumenta la densidad °API del crudo el porcentaje de evaporación de la nafta disminuye.

Figura 21

Evaporación de la Nafta vs Gravedad °API PE60



Nota. Nafta evaporada en relación al aumento en la dilución del crudo en el pozo PE60

En la **Tabla 21** se presentan los resultados de las presiones y temperaturas de separador para el pozo PE60 para cada variación de la dilución del crudo.

Tabla 21

Presión y Temperatura en Separador del Pozo PE60

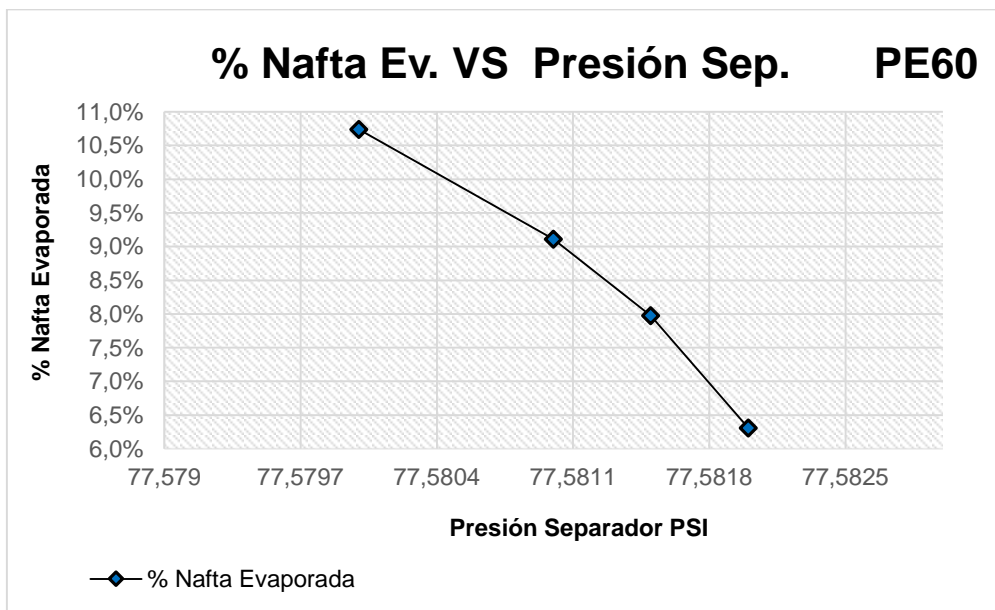
Pozo	°Api	% Nafta Evaporada	Presión Separador (PSI)	Temperatura Separador (°F)
PE60	12.00	10.74%	77.580	178.8
PE60	14.50	9.11%	77.581	178.7
PE60	16.50	7.98%	77.5815	178.6
PE60	20.00	6.31%	77.5820	178.5

Nota. Presión y temperatura del separador a diferentes valores de dilución en el pozo PE60

En la **Figura 22** observamos como la presión del separador es inversamente proporcional a la nafta evaporada del pozo PE60, a medida que aumenta la presión disminuye la nafta evaporada y en el caso de la temperatura del separador como se observa en la **Figura 23**, es directamente proporcional, a medida que la temperatura aumenta también lo hace la nafta evaporada. Asimismo, como se dijo para el pozo PE125 el parámetro de dilución con nafta o gravedad °API es el parámetro principal a la hora del análisis comparativo con la nafta evaporada, según el análisis hasta el momento obviamente siempre y cuando haya una presencia de gas como se identificó al inicio del estudio.

Figura 22

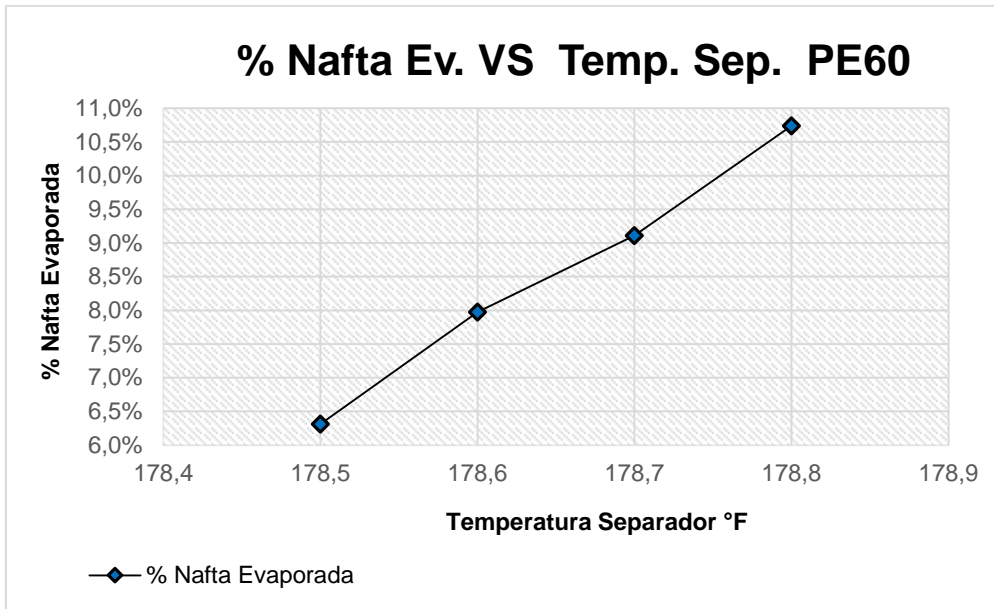
Evaporación de la Nafta vs Presión del Separador



Nota. Nafta evaporada en relación a la presión del separador debido a las diluciones en el pozo PE60

Figura 23

Evaporación de la Nafta vs Temperatura del Separador



Nota. Nafta evaporada en relación a la temperatura del separador debido a las diluciones en el pozo PE60

En la **Tabla 22** se presentan los resultados finales del comportamiento del gas y la nafta a medida que se varia la dilución de nafta en el crudo. Se obtiene, el gas en solución en el líquido, gas en la corriente vapor y CO₂ y Nitrógeno disuelto o en solución en el agua.

Tabla 22

Comportamiento del Gas Pozo PE60

Pozo	°Api	Nafta Entrada (BPD)	Nafta En Dilución (BPD)	Nafta Evaporada (BPD)	Gases Formación (BPD)	Gases En Liquido (BPD)	Gases Corriente Vapor (BPD)	CO ₂ Y N (disuelto en agua)
PE60	12.00	9.01	8.04	0.97	11.05	1.00	6.87	3.19
PE60	14.50	15.01	13.64	1.37	11.05	1.11	6.79	3.14
PE60	16.50	20.18	18.57	1.61	11.05	1.21	6.73	3.11
PE60	20.00	30.22	28.31	1.91	11.05	1.40	6.57	3.08

Nota. Comportamiento del gas variando la dilución del pozo PE60

Con los datos anteriores, en la **Tabla 23** se presenta el resumen del porcentaje de gas disuelto en el líquido y el porcentaje de; nafta evaporada más el gas en corriente vapor sobre el volumen de gas total, para cada valor o gravedad °API simulada del pozo PE60.

Tabla 23

Resumen del Comportamiento del Gas y la Nafta en Pozo PE60

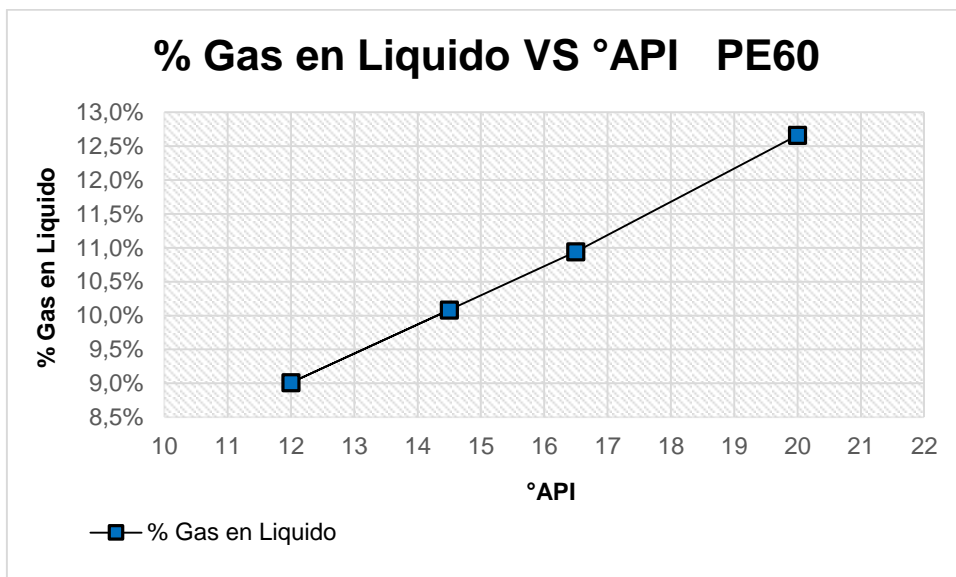
Pozo	°Api	% Nafta Evaporada	% Gas en Líquido	% nafta.Eva+Gas.vapor en Gas total
PE60	12.00	10.74%	9.01%	70.91%
PE60	14.50	9.11%	10.08%	73.87%
PE60	16.50	7.98%	10.94%	75.44%
PE60	20.00	6.31%	12.66%	76.74%

Nota. Resumen del porcentaje de nafta evaporada, gas en líquido y fracción gaseosa del gas y la nafta sobre el gas total.

Para un escenario con condiciones estables de producción de los fluido de yacimiento y variando únicamente el caudal de diluyente requerido para alcanzar los cuatro puntos de dilución como en el pozo anterior, se observa en la **Figura 24** que el gas en líquido es directamente proporcional al aumento en la dilución del crudo, a medida que la dilución con nafta aumenta así mismo lo hace el gas en solución en líquido, a diferencia del pozo PE125 donde muestra una estabilidad del gas en líquido en los valores de dilución 16.5 y 20 °API en el pozo PE60 muestra un comportamiento lineal.

Figura 24

Porcentaje de Gas en Líquido PE60



Nota. Gas en liquido variando la dilución en crudo del pozo PE60

7.4 Correlación entre volúmenes de crudo y gas del pozo respecto a la dilución con nafta en unidades de BPD

En la simulación aparte de los datos obtenidos, analizados y ya graficados obtenemos el volumen final de hidrocarburo líquido, del cual podemos restar la nafta en dilución y el gas en solución o gas en líquido, y obtenemos el caudal de salida final de crudo o aceite, cuyos datos vemos a continuación.

Tabla 24

Resultado Hidrocarburo Liquido Final PE125

Pozo	°Api	Aceite entrada (BPD)	Hidrocarburo Liquido (BPD)	Nafta En Dilución (BPD)	Gases En Liquido (BPD)	Aceite Salida (BPD)	Aceite Entrada – Aceite Salida (BPD)
PE125	12.0	404.3	454.8	45.45	4.95	404.40	-0.1
PE125	14.5	404.3	486.86	76.8	5.55	404.51	-0.21
PE125	16.5	404.3	514.1	104.35	6.05	403.70	0.6
PE125	20.0	404.3	569.5	158.81	6.05	404.64	-0.34

Nota. Aceite Entrada – Aceite Salida, es igual al crudo o aceite evaporado, negativo significa más crudo liquido en la salida del que entro.

Tabla 25

Resultado Hidrocarburo Liquido Final PE60

Pozo	°Api	Aceite Entrada (BPD)	Hidrocarburo liquido (BPD)	Nafta En Dilución (BPD)	Gases En Liquido (BPD)	Aceite Salida (BPD)	Aceite Entrada – Aceite Salida (BPD)
PE60	12.00	72.10	81.15	8.04	1.00	72.11	-0.0113
PE60	14.50	72.10	86.64	13.64	1.11	71.89	0.2173
PE60	16.50	72.10	91.9	18.57	1.21	72.12	-0.0159
PE60	20.00	72.10	101.8	28.31	1.40	72.09	0.0142

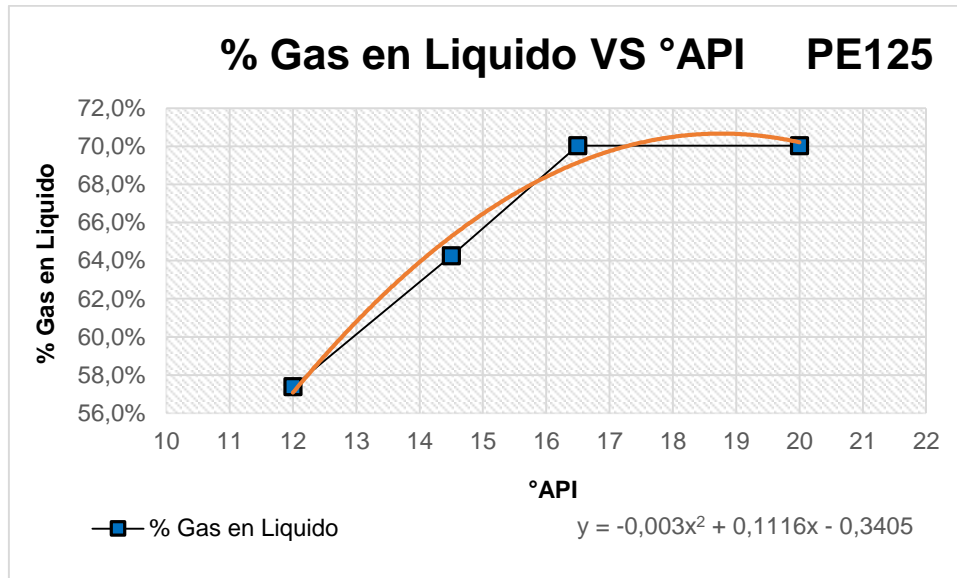
Nota. Aceite Entrada – Aceite Salida, es igual al crudo o aceite evaporado, negativo significa más crudo liquido en la salida del que entro.

Tanto de la **Tabla 24** y la **Tabla 25**, PE125 y PE60 en la última columna se observó y analizo que no existe una relación entre volúmenes finales de crudo ya sea en liquido o fase vapor respecto a la dilución del mismo con nafta a diferentes valores de dilución.

Al contrario ocurre con los volúmenes de gas, más exactamente el gas en solución como vemos en la **Figura 20** para el pozo PE125, el porcentaje de gas en líquido se observa que presenta una correlación polinómica como vemos en la **Figura 25**, donde se puede comprobar y ajustar mejor en el momento que se tengan más puntos, en este pozo y para este estudio se tiene la correlación de $y = -0,003x^2 + 0,1116x - 0,3405$, donde (y) es igual al porcentaje de gas en líquido y (x) es la dilución del crudo en °API.

Figura 25

Correlación Polinómica Gas en Líquido Vs °API PE125



Nota. Correlación polinómica de orden dos para porcentaje de gas en líquido para el pozo PE125

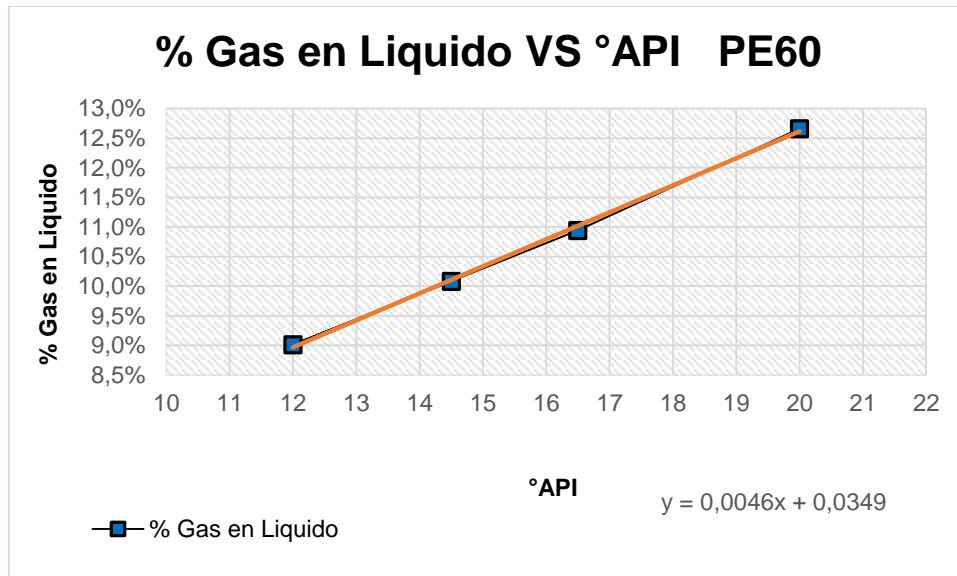
También vemos en la **Figura 24** para el pozo PE60, el porcentaje de gas en solución o gas en líquido, presenta una correlación lineal para este estudio como vemos en la ¡Error! La autoreferencia al marcador no es válida., donde se podría ajustar con más puntos, para este pozo y en este estudio encontramos la correlación **$y = 0,0046x + 0,0349$** , donde (y) es igual al porcentaje de gas en líquido y (x) es la dilución del crudo en °API.

Cabe aclarar que, al presentarse gas en solución o gas en líquido, disminuye el volumen de gas en la salida ósea volumen de gas real medido, e incrementaría el hidrocarburo líquido en la salida, ya que la fracción de aceite que se evapora con la variación de la dilución es mínima, para este estudio.

Como recomendación se necesitarían más puntos para ambos pozos para ajustar más las correlaciones, comprobando así el rango de dilución donde aplicarían estas dos ecuaciones.

Figura 26

Correlación Lineal Gas en Líquido Vs °API PE60



Nota. Correlación lineal para porcentaje de gas en líquido para el pozo PE60

7.5 Resultados principales

Se presentan los resultados más relevantes del presente estudio como son:

1. La presencia de gas es directamente proporcional a la evaporación de la nafta, independientemente los demás parámetros como se observó en el estudio. Si no se presenta gas o este es demasiado bajo no se presenta evaporación de nafta.

2. Para los pozos seleccionados se observa que los pozos con menor presión de cabeza, presentan mayor evaporación de nafta.

3. Se requiere un promedio de 16% de nafta sobre el volumen total de crudo, para llevar este a una densidad de 14.5 °API en los pozos de estudio.

4. Observamos que la nafta evaporada es inversamente proporcional a la dilución del crudo, a medida que aumenta la dilución del crudo disminuye el porcentaje de evaporación de nafta, resultado observado para ambos pozos PE125 y PE60, donde el primero llego a 0% de evaporación a 20 °API mientras el segundo llego a 6.31% a los mismo 20°API.

5. Se observa que el gas en solución o gas en liquido es directamente proporcional a la dilución del crudo, a medida que aumenta la dilución del crudo aumenta el porcentaje de gas en liquido o solución, en el pozo PE125 estabiliza desde 16.5 °API en 70.03% de gas en líquido, mientras el pozo PE60 presenta un comportamiento completamente lineal llegando a 12.66% de gas en líquido a 20 °API.

6. Se observó y analizo que no existe una relación entre volúmenes finales de crudo, respecto a la dilución del mismo con nafta a diferentes valores de dilución, ya que la fracción de aceite que se evapora con la variación de la dilución es muy mínima casi nula para este estudio.

8. CONCLUSIONES

A continuación se presentan tres conclusiones relacionadas al presente estudio.

1. Mediante análisis estadístico se analizó una base de datos amplia con resultados de pruebas de producción de pozos del campo estudio, donde se excluyeron pozos con datos atípicos, inexactos e incompletos, este análisis incluyó la selección del método de distribución normal o gaussiana por su fácil interpretación gráfica y estadística, donde se hallaron datos de media, mínimos, máximos y cantidad de pozos en rangos establecidos para cada variable, y así se seleccionaron seis pozos que cumplieron con las condiciones previamente establecidas, adicional se seleccionó un séptimo pozo que cumpliera con una baja presión de cabeza y un alto caudal para realizar un análisis comparativo más detallado.

2. Se realizó la simulación en Aspen Hysys de pruebas de producción mediante separador GLCC, de pozos a condiciones reales utilizando una cromatografía y una caracterización propia del crudo y diluyente del campo a estudiar, como modelo termodinámico se eligió el paquete Peng-Robinson y se simularon los pozos seleccionados inicialmente, llevados a una densidad de 14.5 °API, y de los cuales se seleccionaron los dos pozos con más variación en nafta evaporada y con más porcentaje de gas en líquido, los cuales fueron PE125 y PE60, y estos dos pozos se simularon variando la densidad a 12, 16.5 y 20 °API.

3. Al final se pudo tener los resultados esperados donde se relaciona la variación de la inyección de nafta con la medición y variación del gas, donde al inicio de la

simulación se concluye que pozos que no presentan gas tampoco presentan evaporación de nafta, también vemos que a medida que aumenta la dilución del crudo con nafta disminuye el porcentaje de evaporación de nafta y por ultimo observamos que el gas en solución o gas en el líquido aumenta a medida que aumenta la dilución con nafta.

9. BIBLIOGRAFIA

En esta sección tenemos en cuenta todas las fuentes documentales, tanto físicas como digitales, ya sean libros, revistas, artículos, informes, páginas web, trabajos de investigación, trabajos de laboratorio, revistas y exposiciones que se utilizaron como referencia académica, empírica y legal en el presente estudio.

Arevalo-Villagran, J. A., Gutierrez-Acosta, T., & Martinez-Romero, N. (2008). Multiphase Flow Measurement to Improve Well Performance: History Cases. *Canadian International Petroleum Conference*. Canadian International Petroleum Conference, Calgary, Alberta. <https://doi.org/10.2118/2008-137>

Argillier, Hénaut, Gateau, Inst. Français du Pétrole, Glénat, Total S.A. (2005). *Heavy-Oil Dilution*. 7.

Arpandi, I. A., Joshi, A. R., Shoham, O., Shirazi, S. A., & Kouba, G. E. (1996). Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. *SPE Journal*, 1(04), 427-436. <https://doi.org/10.2118/30683-PA>

Asadian, H., Soltani Soulgani, B., Rezaei Gomari, S., & Soltani Soulgani, B. (2018). Experimental Investigation over Effect of Geometrical Changes on Gas/Liquid Cylindrical Cyclone GLCC Separator. *Day 4 Thu, November 15, 2018*, D042S208R001. <https://doi.org/10.2118/193029-MS>

Bastardo, R. A., Imam, A., & Scoglio, J. V. (2008). Field Testing of an Automated Well Tester in Extra-Heavy and Diluted Oil Application. *All Days*, SPE-116460-MS. <https://doi.org/10.2118/116460-MS>

Berrío Betancourt, J. C. (2016). *CFD modelling of Gas-Liquid cylindrical Cyclones (GLCC), Geometry analysis* [Universidad de los Andes]. <http://hdl.handle.net/1992/13554>

Brochure Aspen Plus. (s. f.). Recuperado 21 de mayo de 2022, de

<https://www.aspentech.com/en/resources/brochure/aspentech-plus-simulacion-de-proceso-industria-quimica>

Caudalímetros vortex | Emerson ES. (s. f.). Recuperado 14 de septiembre de 2021, de

<https://www.emerson.com/es-es/automation/measurement-instrumentation/flow-measurement/about-vortex>

Chaparro, M. A., & Quintana, E. C. (2016). *Factibilidad técnica del uso de biodiesel como diluyente para el mejoramiento de la producción de crudos pesados*.

<http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2016/163269.pdf>

Chirinos, W. A., Gomez, L. E., Wang, S., Mohan, R. S., & Shoham, O. (2000). Liquid Carry-Over in Gas/Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators. *SPE Journal*, 5(3), 9.

Dehaghani, A. H. S., & Badizad, M. H. (2016). Experimental study of Iranian heavy crude oil viscosity reduction by diluting with heptane, methanol, toluene, gas condensate and naphtha. *Petroleum*, 2(4), 415-424. <https://doi.org/10.1016/j.petlm.2016.08.012>

Diaz, J., Gamboa, S., Morales, A., Briceño-Gamba, N., Torres, M., & Sánchez, M. (2019). *Caracterización de la composición de los gases de pozos petroleros, después de una prueba de conectividad con nitrógeno. Caso de estudio: Piloto de inyección de aire en la formación San Fernando (Meta—Colombia)*. Universidad de los Llanos.

https://cici.unillanos.edu.co/media2018/memorias/CICI_2018_paper_138.pdf

Educación en ingeniería química. (s. f.). Analisis petróleo crudo.

[http://ssecoconsulting.com/propiedades-del-petroacuteteleo-crudo.html#:~:text=La%20destilaci%C3%B3n%20TBP%20incluye%20una,\)%20de%20cada%20fracci%C3%B3n%20etc.](http://ssecoconsulting.com/propiedades-del-petroacuteteleo-crudo.html#:~:text=La%20destilaci%C3%B3n%20TBP%20incluye%20una,)%20de%20cada%20fracci%C3%B3n%20etc.)

- Erdal, F. M., Mantilla, I., Shirazi, S. A., & Shoham, O. (1998). *SIMULATION OF FREE INTERFACE SHAPE AND COMPLEX TWO-PHASE FLOW BEHAVIOR IN A GAS-LIQUID CYLINDRICAL CYCLONE SEPARATOR*. 8.
- Erdal, F. M., Shirazi, S. A., Mantilla, I., & Shoham, O. (2000). Computational Fluid Dynamics (CFD) Study of Bubble Carry-Under in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. *SPE Production & Facilities*, 15(04), 217-222.
<https://doi.org/10.2118/66500-PA>
- Fakher, S., Imqam, A., & Wanas, E. (2018). Investigating the Viscosity Reduction of Ultra-Heavy Crude Oil Using Hydrocarbon Soluble Low Molecular Weight Compounds to Improve Oil Production and Transportation. *Day 2 Tue, December 11, 2018*, D021S006R003. <https://doi.org/10.2118/193677-MS>
- Flujo turbulento*. (s. f.). Recuperado 21 de mayo de 2022, de <https://www.thermal-engineering.org/es/que-es-el-flujo-turbulento-definicion/>
- García Gallego, M. A. (2012, marzo). *APLICACIÓN HYSYS. DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO PETROLÍFERO*. e-REdING.
<https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/20285>
- Godoy-Alcántar, J. M., Cervantes-Martínez, G., Cruz-Maya, J. A., Hernández-Buenfil, M. A., & Ramírez-Antonio, I. (2008). *Sistema de medición de flujo multifásico mediante tecnología ciclónica GLCCÓ1 para aforo de pozos petroleros*. 19.
- Hernández Martín, Z. (2012). *MÉTODOS DE ANÁLISIS DE DATOS: APUNTES*.
https://www.unirioja.es/cu/zehernan/docencia/MAD_710/Lib489791.pdf
- INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETRÓLEO & ECOPETROL S.A. (2013).
REGLAMENTO PARA EL MANEJO DE LA DILUCIÓN EN PRODUCCIÓN DE CRUDO.
- Levine, D. M., Krehbiel, T. C., & Berenson, M. L. (2006). *Estadística para administración* (cuarta edición). Pearson Educación de México, S.A. de C.V.

- https://www.academia.edu/39626326/Estad%C3%ADstica_para_administraci%C3%B3n_David_M_Levine_Timothy_C_Krehbiel_and_Mark_L_Berenson_4ED
- Maizeret, P.-D., Rocha, P. S., Marsili, M. D., de Almeida Ferreira, I. ., Lipovetsky, T. ., Schubert, E. ., Goncalves, E. ., & Theuveny, B. . (2014). Multiphase Flow Meter for Testing Heavy Oil Wells Offshore Brazil. *Day 3 Fri, September 26, 2014*, D031S022R001. <https://doi.org/10.2118/171111-MS>
- Marti, S. K., Erdal, F. M., Shoham, O., & Shirazi, S. A. (s. f.). *ANALYSIS OF GAS CARRY-UNDER IN GAS-LIQUID CYLINDRICAL CYCLONES*. 23.
- Ministerio de minas y energia. (2016). *Resolución 41251 de 23 Dic de 2016*. Ministerio de minas y energia.
- Multiphase_flow*. (s. f.). Recuperado 21 de mayo de 2022, de https://glossary.oilfield.slb.com/es/terms/m/multiphase_flow
- Multiphase_fluid_flow*. (s. f.). Recuperado 21 de mayo de 2022, de https://glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/m/multiphase_fluid_flow.aspx
- Proyectos Gestión Conocimiento. (2018, septiembre 12). *Métodos de Análisis Estadístico*. <https://www.pgconocimiento.com/metodos-de-analisis-estadistico/>
- Schlumberger Glossary. (s. f.). *Gravedad API*. Energy Glossary en Español. https://glossary.slb.com/es/terms/a/api_gravity
- Serrano Hernández, J. de J. (2017). *Experimental validation and CFD Simulation of a Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC©)*. Universidad de los Andes. <http://hdl.handle.net/1992/39995>
- Shoham, O., & Kouba, G. E. (1998). *State of the Art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology*. 8.
- Velasco, D. M. C., & Román, J. M. H. (2008). *PROCEDIMIENTOS METODOLÓGICOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DE FLUIDOS DE CAMPOS MADUROS. APLICACIÓN A LOS FLUIDOS DEL CAMPO COLORADO*. 177.

Viana, F., Mehdizadeh, P., Owston, R. A., & Supak, K. R. (2013). Challenges of Multiphase Flow Metering in Heavy Oil Applications. *All Days*, SPE-165427-MS. <https://doi.org/10.2118/165427-MS>

10. ANEXOS

Se adjunta la información más detallada sobre el estudio y análisis de los datos en tablas y gráficos.

10.1 Anexo 1.

En esta sección se muestra la distribución normal que se aplicó a la base de datos de los pozos del campo estudio en cada una de las variables a estudiar como son: bsw, Temperatura (T), Presión (P), Caudal total (Qt) y Caudal de gas (Qg), calculando mínimos, máximos, promedios, intervalos y rangos.

10.1.1 Análisis estadístico BSW

Se halló la distribución normal y se tomaron intervalos cada cinco puntos porcentuales al bsw, desde 0 hasta 100%, y se calculó el número de pozos que hay entre intervalos o por rango de porcentaje, al igual que se halló el promedio, mínimo y máximo.

Tabla 26

Análisis Estadístico BSW

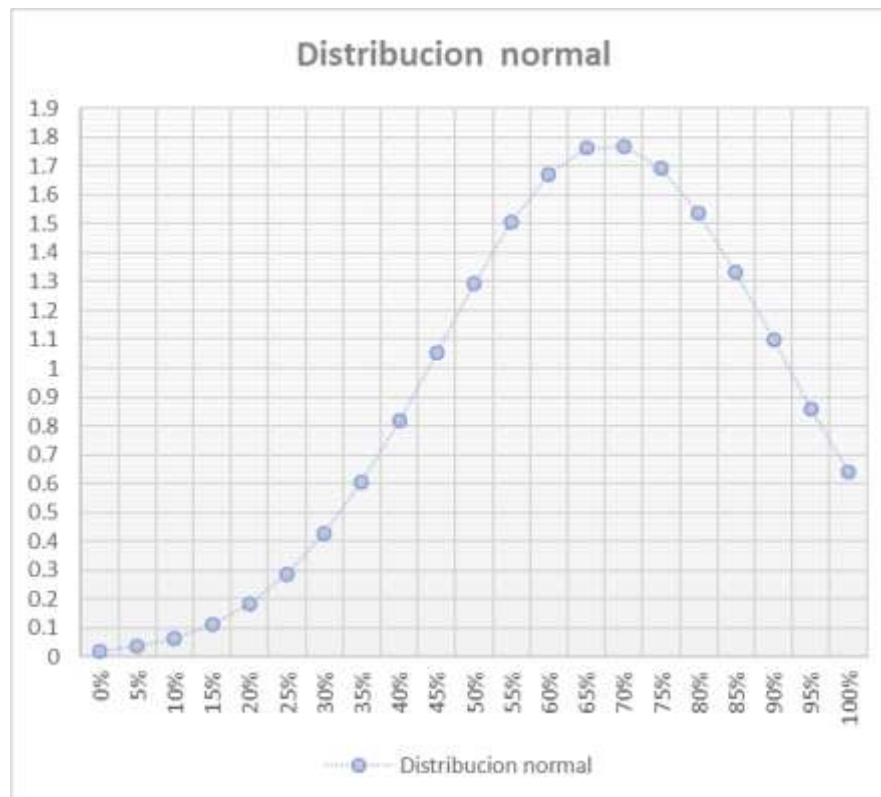
Intervalos	Distribución normal	Pozos por rango	Promedio	67.93%
0%	0.01822432	0	Desviación estándar	0.22
5%	0.034888903	1	Mínimo	5.89%
10%	0.063558195	2	Máximo	99.04%
15%	0.110180325	5		
20%	0.181754343	1		
25%	0.285307902	4		
30%	0.42617803	6		
35%	0.605782284	2		
40%	0.819389385	1		
45%	1.054659704	9		
50%	1.291762362	5		
55%	1.5055707	12		
60%	1.669813379	9		
65%	1.762312708	13		
70%	1.769889951	9		
75%	1.691444719	16		
80%	1.538217003	11		
85%	1.331145907	20		
90%	1.096180239	16		

95%	0.85898688	7
100%	0.64052981	0

Nota. Análisis estadístico por intervalos o rangos, desviación estándar, promedio, máximo y mínimo.

Figura 27

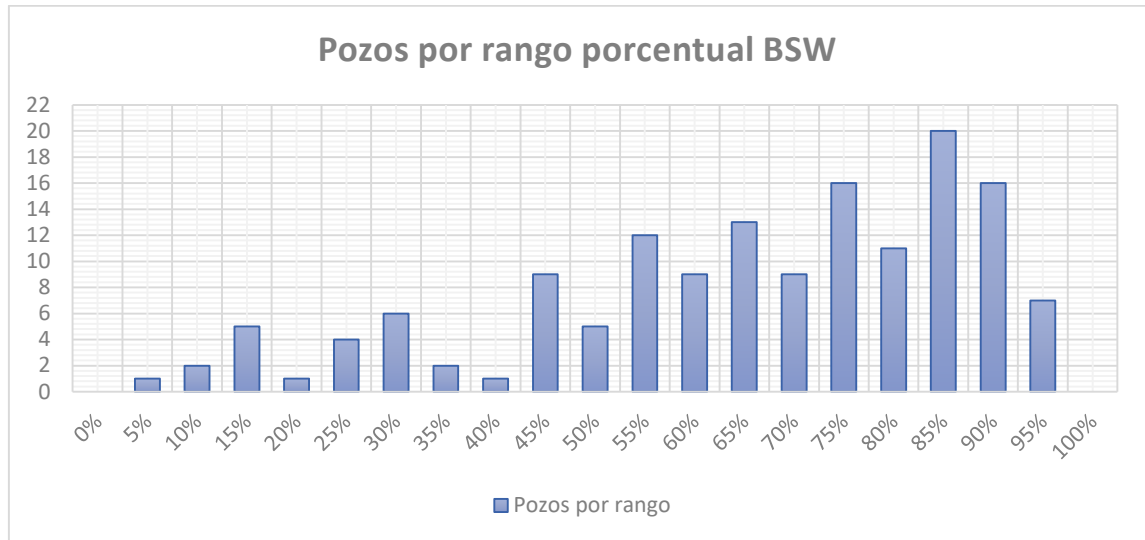
Distribución Normal BSW



Nota. Gráfica de la distribución normal para la variable dentro del campo.

Figura 28

Rango de Distribución



Nota. Rango de distribución de los pozos en la variable requerida

10.1.2 Análisis estadístico THT

Se halló la distribución normal y se tomaron intervalos cada cinco grados Fahrenheit, desde 90 hasta 200 °F, y se calculó el número de pozos que hay entre intervalos o por rango de temperatura, al igual que se halló el promedio, mínimo y máximo.

Tabla 27

Análisis Estadístico THT

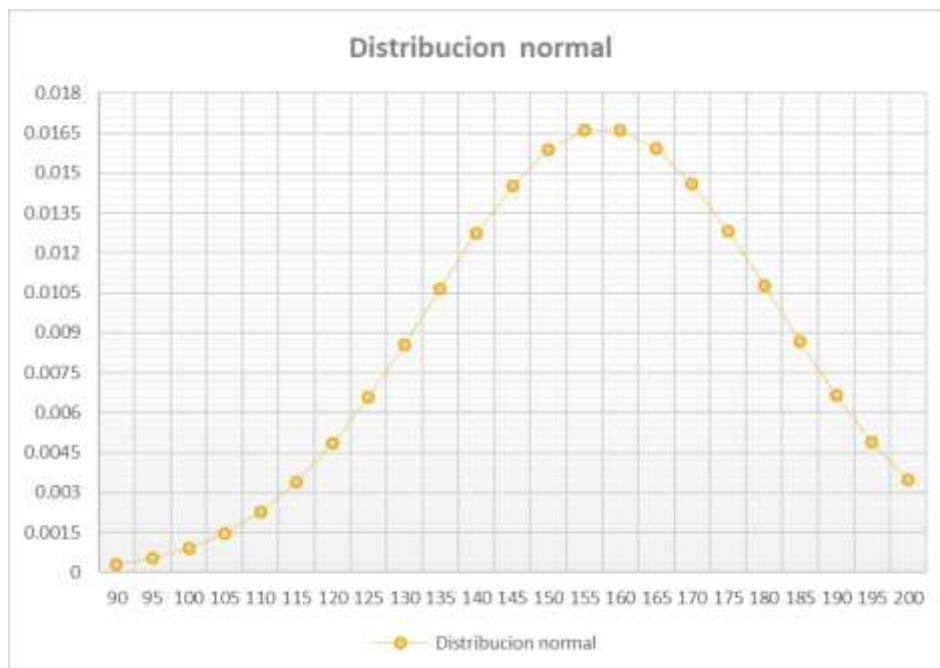
Intervalos °F	Distribución normal	Pozos por rango	Promedio	157.62
90	0.000303462	1	Desviación estándar	23.88
95	0.000537025	3	Mínimo	91.50
100	0.000909603	2	Máximo	192.00
105	0.00147461	2		
110	0.002288077	3		
115	0.003398066	3		
120	0.004830156	4		
125	0.006571407	1		
130	0.008557041	2		
135	0.0106649	7		

140	0.012722074	3
145	0.014525364	8
150	0.015873186	7
155	0.016602334	12
160	0.016620426	14
165	0.015925134	12
170	0.01460468	15
175	0.012819436	20
180	0.010769953	9
185	0.008660174	6
190	0.006665111	2
195	0.004909714	0
200	0.003461568	0

Nota. Análisis estadístico por intervalos o rangos, desviación estándar, promedio, máximo y mínimo.

Figura 29

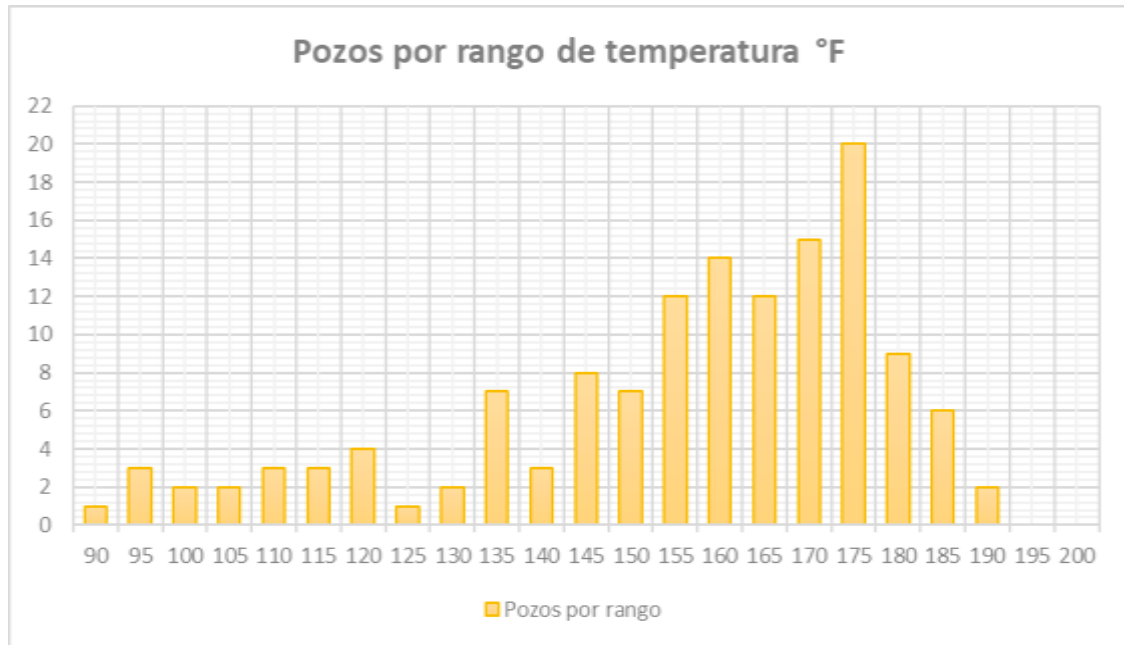
Distribución Normal THT



Nota. Grafica de la distribución normal para la variable dentro del campo.

Figura 30

Rango de Distribución



Nota. Rango de distribución de los pozos en la variable requerida

10.1.3 Análisis estadístico THP

Se halló la distribución normal y se tomaron intervalos cada cinco psi, desde 70 hasta 285 psi, y se calculó el número de pozos que hay entre intervalos o por rangos de presión, al igual que se halló el promedio, mínimo y máximo.

Tabla 28

Análisis Estadístico THP

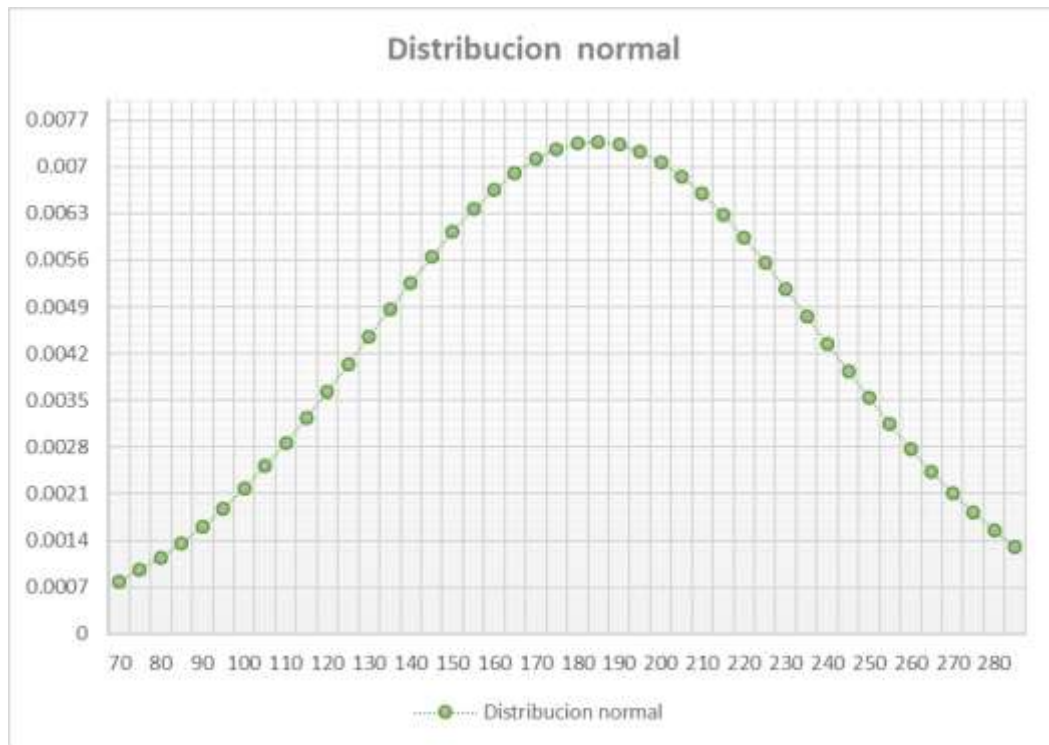
Intervalos psi	Distribución normal	Pozos por rango	Promedio	184.41
70	0.000788802	0	Desviación estándar	54.11
75	0.00095489	1	Mínimo	79.90
80	0.001146121	0	Máximo	280.47
85	0.001363956	1		
90	0.001609394	3		
95	0.001882854	3		
100	0.002184054	7		
105	0.002511899	4		
110	0.002864398	4		
115	0.003238597	5		

120	0.003630552	6
125	0.004035345	2
130	0.004447142	2
135	0.004859298	3
140	0.005264516	1
145	0.005655039	0
150	0.006022892	3
155	0.006360142	2
160	0.006659181	4
165	0.006913009	7
170	0.007115505	7
175	0.007261671	5
180	0.007347841	1
185	0.007371828	1
190	0.007333021	4
195	0.007232408	2
200	0.007072537	4
205	0.006857405	9
210	0.006592295	6
215	0.006283561	4
220	0.00593837	7
225	0.005564434	6
230	0.005169719	3
235	0.004762174	4
240	0.004349465	9
245	0.003938753	2
250	0.003536501	4
255	0.003148337	4
260	0.002778952	1
265	0.002432053	5
270	0.002110363	1
275	0.001815657	0
280	0.001548826	2
285	0.001309977	0

Nota. Análisis estadístico por intervalos o rangos, desviación estándar, promedio, máximo y mínimo.

Figura 31

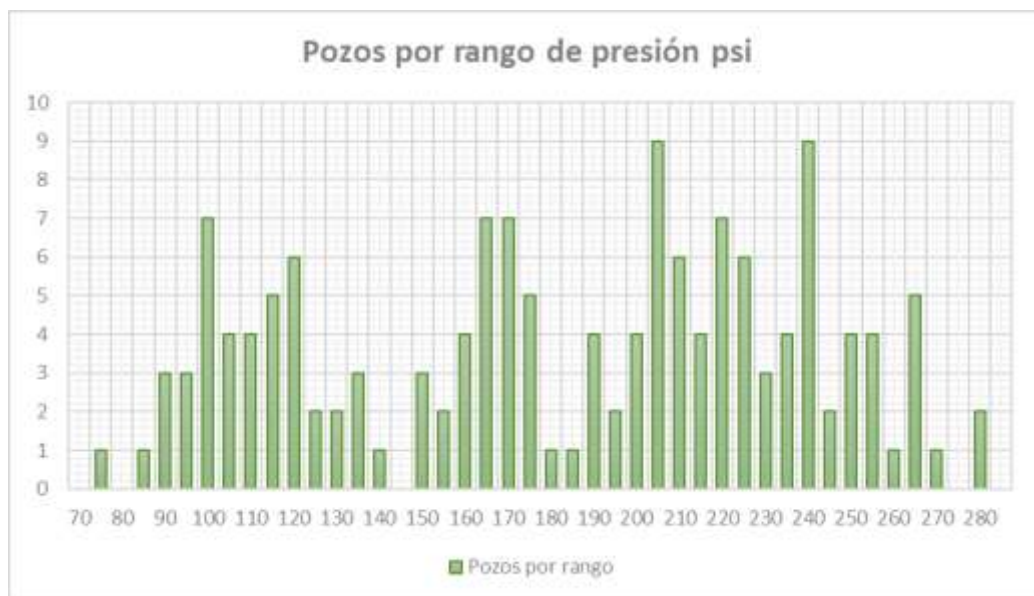
Distribución Normal THP



Nota. Grafica de la distribución normal para la variable dentro del campo.

Figura 32

Rango de Distribución



Nota. Rango de distribución de los pozos en la variable requerida

10.1.4 Análisis estadístico QT

Se halló la distribución normal y se tomaron intervalos cada cincuenta barriles de fluido total, desde 100 hasta 3350 bpd, y se calculó el número de pozos que hay entre intervalos o por rangos de bpd, al igual que se halló el promedio, mínimo y máximo.

Tabla 29

Análisis Estadístico QT

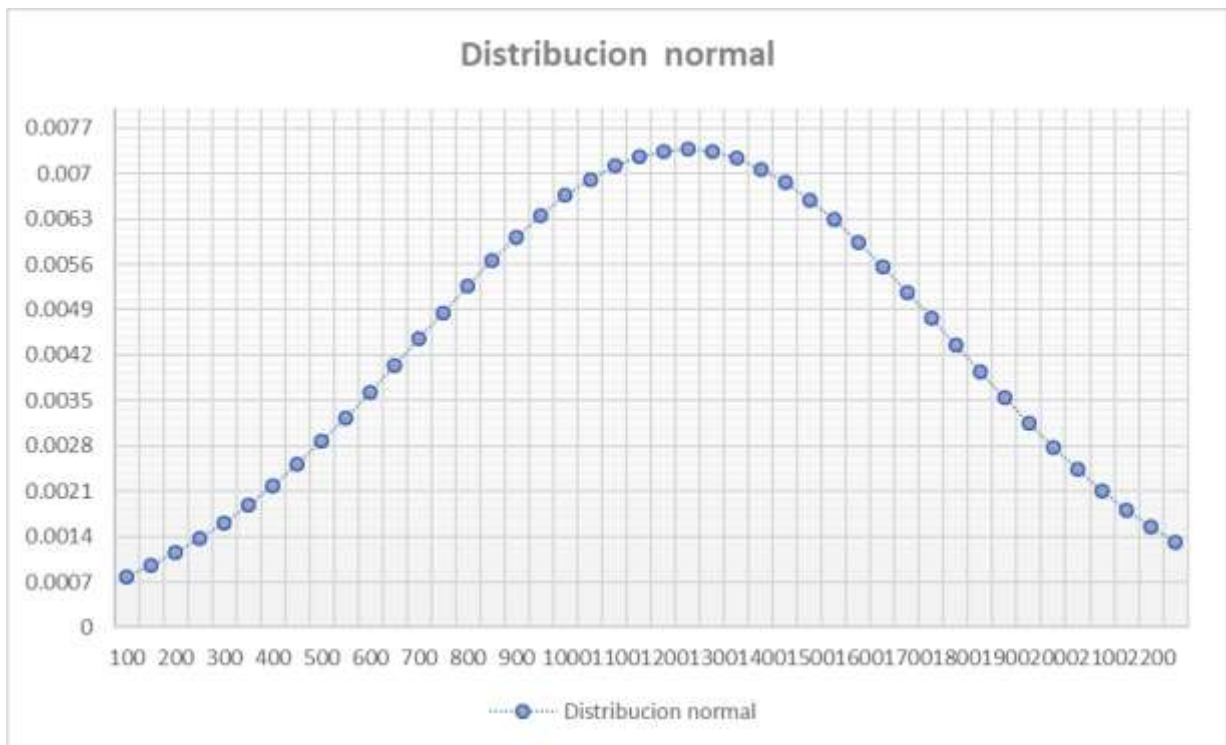
Intervalos BPD	Distribución normal	Pozos por rango	Promedio	1349.76
100	0.00010194	0	Desviación estándar	663.33
150	0.00011717	1	Mínimo	186.67
200	0.0001339	4	Máximo	3337.80
250	0.00015216	1		
300	0.00017192	4		
350	0.00019316	0		
400	0.00021578	2		
450	0.00023969	4		
500	0.00026474	2		
550	0.00029075	4		
600	0.00031751	2		
650	0.00034477	2		
700	0.00037224	3		
750	0.00039963	2		
800	0.0004266	2		
850	0.00045282	5		
900	0.00047792	2		
950	0.00050155	5		
1000	0.00052337	3		
1050	0.00054305	8		
1100	0.00056027	4		
1150	0.00057476	2		
1200	0.00058629	2		
1250	0.00059466	6		
1300	0.00059973	5		
1350	0.00060142	10		
1400	0.0005997	1		
1450	0.0005946	9		

1500	0.00058619	4
1550	0.00057464	4
1600	0.00056012	3
1650	0.00054287	6
1700	0.00052317	2
1750	0.00050133	3
1800	0.00047768	3
1850	0.00045257	2
1900	0.00042635	3
1950	0.00039937	1
2000	0.00037198	3
2050	0.00034451	2
2100	0.00031725	0
2150	0.0002905	3
2200	0.0002645	1
2250	0.00023946	1
2300	0.00021556	1
2350	0.00019295	1
2400	0.00017173	2
2450	0.00015198	1
2500	0.00013373	1
2550	0.00011702	0
2600	0.00010181	1
2650	8.8073E-05	1
2700	7.576E-05	0
2750	6.4799E-05	0
2800	5.511E-05	0
2850	4.6604E-05	0
2900	3.9188E-05	1
2950	3.2765E-05	0
3000	2.724E-05	1
3050	2.2518E-05	1
3100	1.8509E-05	0
3150	1.5128E-05	0
3200	1.2294E-05	0
3250	9.9348E-06	1
3300	7.9826E-06	1
3350	6.3777E-06	0

Nota. Análisis estadístico por intervalos o rangos, desviación estándar, promedio, máximo y mínimo.

Figura 33

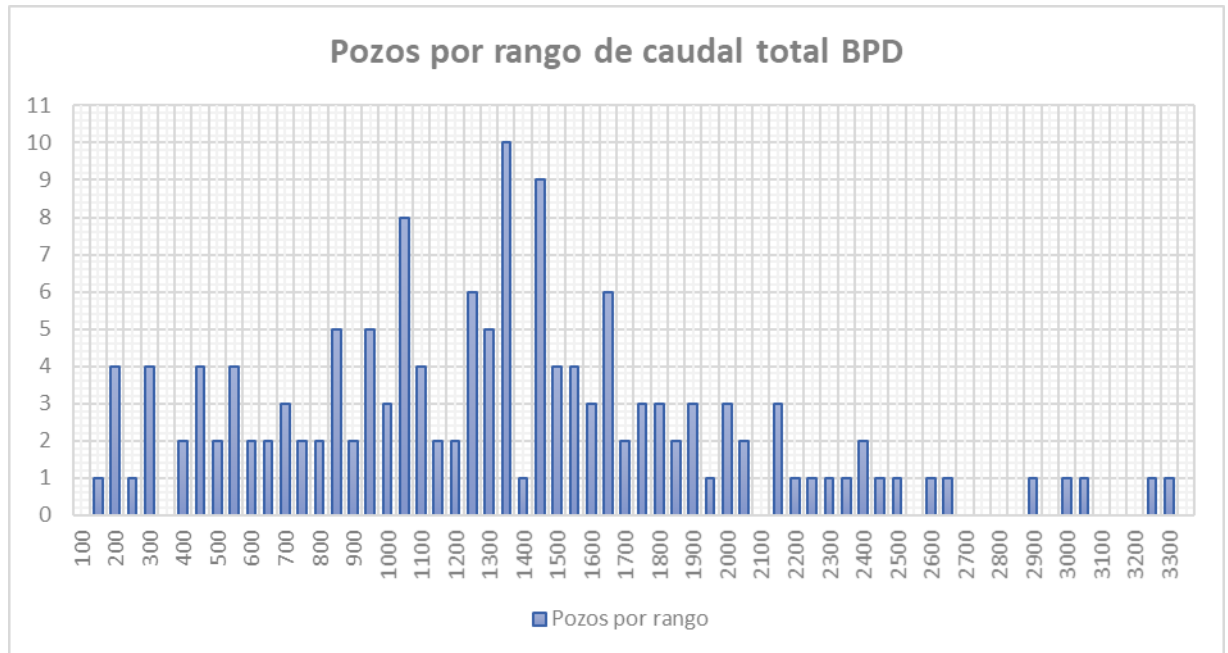
Distribución Normal QT



Nota. Grafica de la distribución normal para la variable dentro del campo.

Figura 34

Rango de Distribución



Nota. Rango de distribución de los pozos en la variable requerida

10.1.5 Análisis estadístico Q GAS

Se halló la distribución normal y se tomaron intervalos cada 10 MSCFD, desde 0.03 hasta 780.03 MSCFD, y se calculó el número de pozos que hay entre intervalos o por rangos de MSCFD, al igual que se halló el promedio, mínimo y máximo.

Tabla 30

Análisis Estadístico QGAS

Intervalos MSCFD	Distribución normal	Pozos por rango	Promedio	31.74
0.03	0.00441592	35	Desviación estándar	84.15
10.03	0.00458563	7	Mínimo	0.00
20.03	0.0046951	12	Máximo	776.24
30.03	0.00473977	4		
40.03	0.00471777	5		
50.03	0.00463003	5		
60.03	0.00448021	3		
70.03	0.00427445	1		
80.03	0.00402095	2		

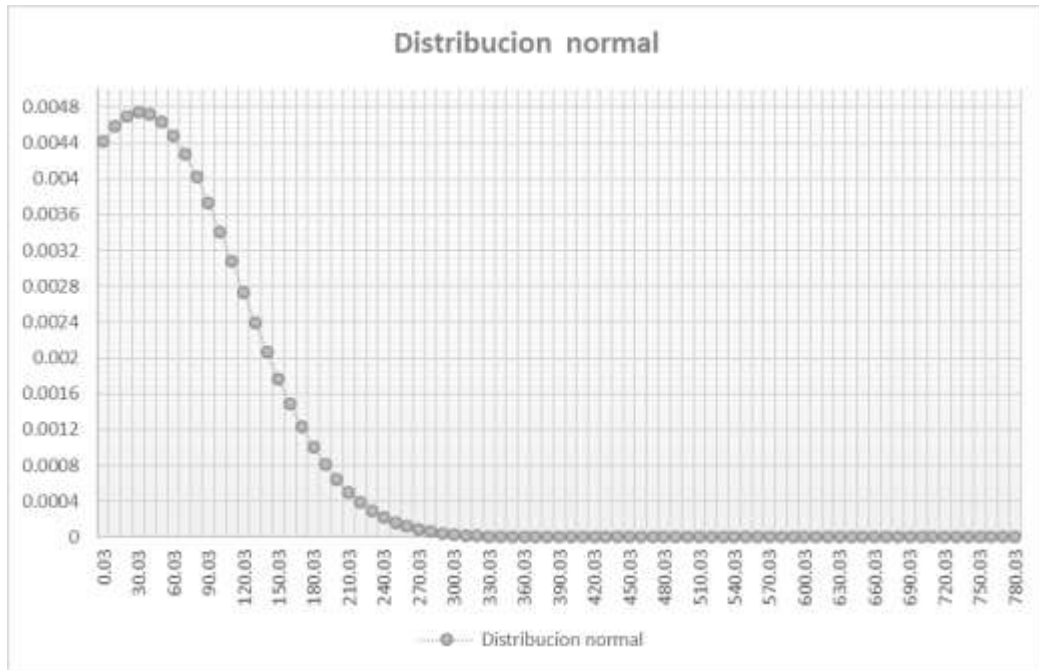
90.03	0.00372945	1
100.03	0.00341058	0
110.03	0.00307523	2
120.03	0.00273398	0
130.03	0.00239652	0
140.03	0.00207125	2
150.03	0.00176503	2
160.03	0.00148299	1
170.03	0.00122855	0
180.03	0.00100349	1
190.03	0.00080817	1
200.03	0.00064174	0
210.03	0.00050243	0
220.03	0.00038785	0
230.03	0.00029521	0
240.03	0.00022154	0
250.03	0.00016392	1
260.03	0.00011959	0
270.03	8.6025E-05	0
280.03	6.1013E-05	0
290.03	4.2666E-05	0
300.03	2.9418E-05	0
310.03	1.9999E-05	0
320.03	1.3405E-05	1
330.03	8.8592E-06	0
340.03	5.7729E-06	0
350.03	3.709E-06	0
360.03	2.3496E-06	1
370.03	1.4675E-06	0
380.03	9.0375E-07	0
390.03	5.4876E-07	0
400.03	3.2853E-07	0
410.03	1.9393E-07	0
420.03	1.1287E-07	0
430.03	6.4772E-08	0
440.03	3.6648E-08	0
450.03	2.0445E-08	0
460.03	1.1246E-08	0
470.03	6.0991E-09	0
480.03	3.2614E-09	0
490.03	1.7195E-09	0

500.03	8.9388E-10	0
510.03	4.5816E-10	0
520.03	2.3154E-10	0
530.03	1.1537E-10	0
540.03	5.6681E-11	0
550.03	2.7457E-11	0
560.03	1.3114E-11	0
570.03	6.1754E-12	0
580.03	2.8673E-12	0
590.03	1.3127E-12	0
600.03	5.9251E-13	0
610.03	2.637E-13	0
620.03	1.1571E-13	0
630.03	5.0065E-14	0
640.03	2.1357E-14	0
650.03	8.9831E-15	0
660.03	3.7254E-15	0
670.03	1.5233E-15	0
680.03	6.1414E-16	0
690.03	2.4413E-16	0
700.03	9.5683E-17	0
710.03	3.6976E-17	0
720.03	1.4089E-17	0
730.03	5.2928E-18	0
740.03	1.9605E-18	0
750.03	7.1602E-19	0
760.03	2.5784E-19	0
770.03	9.1545E-20	1
780.03	3.2047E-20	0

Nota. Análisis estadístico por intervalos o rangos, desviación estándar, promedio, máximo y mínimo.

Figura 35

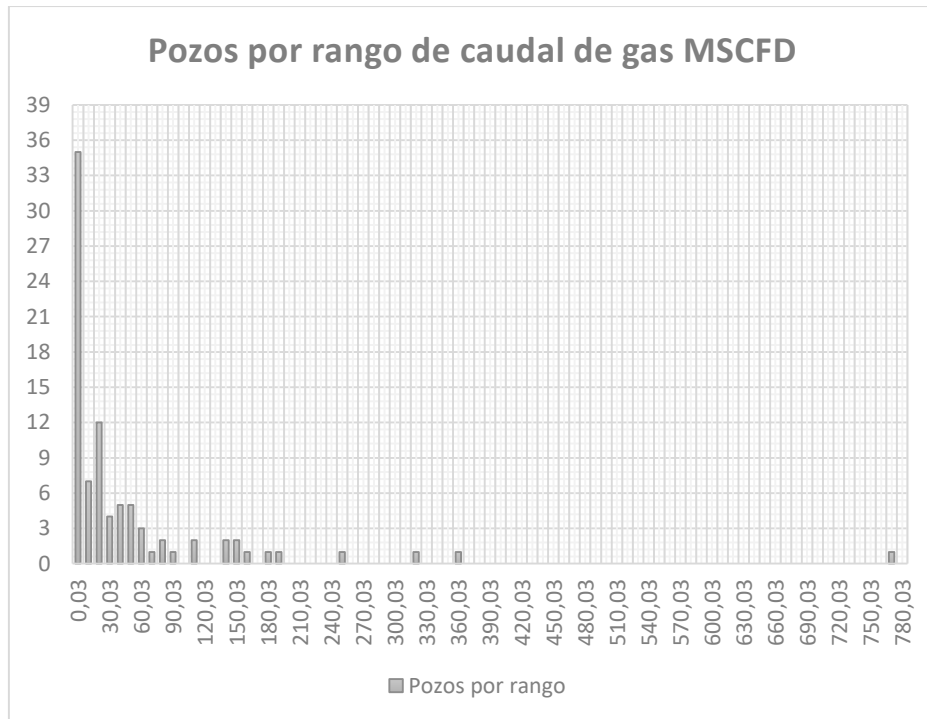
Distribución Normal QGAS



Nota. Grafica de la distribución normal para la variable dentro del campo.

Figura 36

Rango de Distribución



Nota. Rango de distribución de los pozos en la variable requerida

10.2 Anexo 2

En esta sección encontramos los resultados de la simulación para el pozo PE60 tanto de la nafta como del gas de formación al inicio y final de la prueba de producción simulada en el separador GLCC variando la dilución de la nafta en el crudo, podemos observar resultados como; nafta de entrada, nafta en dilución, nafta evaporada y el balance, igual para el gas en formación, tenemos gas de entrada, gas en líquido, gas en estado vapor y el balance. Cabe destacar que las unidades tanto de la nafta como del gas para líquidos y gases se contempló en Barriles por día (BPD), para su fácil comprensión y análisis.

Tabla 31

Datos Iniciales Pozo PE60

Pozo	THP (PSI)	THT (°F)	Gas (MSCFD)	ACEITE BPD	AGUA BPD	% S&W
PE60	98	179.3	25.75	72.10	2331.31	97

Nota. Datos iniciales para el pozo PE60

10.2.1 Resultados con dilución a 14.5 °API, Pozo PE60

Podemos observar los resultados de la simulación para el pozo PE60 para una dilución del crudo de 14.5 °API, tenemos comportamiento en volumen de las fases tanto de la nafta como del gas, presión y temperatura de separador, nafta requerida y nafta evaporada como observamos en la **Tabla 32** y **Tabla 33**, ya en la **Tabla 34** se observa el gas de entrada, gas en estado vapor y gas en solución en el líquido.

Tabla 32

Datos de Simulación a 14.5 °API

Pozo	°API	Temperatura Separador (°F)	Presion Separador Psi	NAFTA REQUERIDA BPD	% NAFTA EVAPORADA
PE60	14.5	178.7	77.581	15.01	9.11%

Nota. Resultados de la simulación llevando crudo a 14.5 °API con nafta

Tabla 33

Resultado Nafta en Simulación a 14.5 °API

NAFTA ENTRADA		NAFTA EN DILUCION		NAFTA EVAPORADA		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
NBP[0]93*	8.29E-02	NBP[0]93*	4.90E-02	NBP[0]93*	3.40E-02	0.00
NBP[0]96*	5.04E-02	NBP[0]96*	3.03E-02	NBP[0]96*	2.01E-02	0.00
NBP[0]99*	5.22E-02	NBP[0]99*	3.19E-02	NBP[0]99*	2.04E-02	0.00
NBP[0]101*	3.59E-02	NBP[0]101*	2.22E-02	NBP[0]101*	1.38E-02	0.00
NBP[0]103*	3.68E-02	NBP[0]103*	2.29E-02	NBP[0]103*	1.39E-02	0.00
NBP[0]104*	3.78E-02	NBP[0]104*	2.37E-02	NBP[0]104*	1.41E-02	0.00
NBP[0]106*	2.90E-02	NBP[0]106*	1.83E-02	NBP[0]106*	1.07E-02	0.00
NBP[0]107*	2.96E-02	NBP[0]107*	1.88E-02	NBP[0]107*	1.08E-02	0.00
NBP[0]108*	3.02E-02	NBP[0]108*	1.93E-02	NBP[0]108*	1.08E-02	0.00
NBP[0]109*	3.08E-02	NBP[0]109*	1.98E-02	NBP[0]109*	1.09E-02	0.00
NBP[0]111*	2.51E-02	NBP[0]111*	1.63E-02	NBP[0]111*	8.81E-03	0.00
NBP[0]112*	2.56E-02	NBP[0]112*	1.67E-02	NBP[0]112*	8.90E-03	0.00
NBP[0]113*	2.60E-02	NBP[0]113*	1.70E-02	NBP[0]113*	8.98E-03	0.00
NBP[0]114*	2.64E-02	NBP[0]114*	1.74E-02	NBP[0]114*	9.03E-03	0.00
NBP[0]115*	2.68E-02	NBP[0]115*	1.78E-02	NBP[0]115*	9.08E-03	0.00
Hypo10015*	2.27E-02	Hypo10015*	1.51E-02	Hypo10015*	7.61E-03	0.00
NBP[0]116*	2.30E-02	NBP[0]116*	1.53E-02	NBP[0]116*	7.64E-03	0.00
NBP[0]117*	2.32E-02	NBP[0]117*	1.56E-02	NBP[0]117*	7.68E-03	0.00
NBP[0]118*	2.35E-02	NBP[0]118*	1.58E-02	NBP[0]118*	7.71E-03	0.00
NBP[0]119*	2.38E-02	NBP[0]119*	1.61E-02	NBP[0]119*	7.74E-03	0.00
NBP[0]120*	2.41E-02	NBP[0]120*	1.63E-02	NBP[0]120*	7.77E-03	0.00
NBP[0]121*	4.20E-02	NBP[0]121*	2.86E-02	NBP[0]121*	1.34E-02	0.00
NBP[0]122*	4.31E-02	NBP[0]122*	2.95E-02	NBP[0]122*	1.35E-02	0.00
NBP[0]124*	4.41E-02	NBP[0]124*	3.05E-02	NBP[0]124*	1.36E-02	0.00
NBP[0]125*	4.49E-02	NBP[0]125*	3.12E-02	NBP[0]125*	1.37E-02	0.00
NBP[0]126*	4.56E-02	NBP[0]126*	3.19E-02	NBP[0]126*	1.37E-02	0.00
NBP[0]128*	4.64E-02	NBP[0]128*	3.26E-02	NBP[0]128*	1.37E-02	0.00
NBP[0]129*	4.70E-02	NBP[0]129*	3.33E-02	NBP[0]129*	1.37E-02	0.00
NBP[0]131*	4.17E-02	NBP[0]131*	2.97E-02	NBP[0]131*	1.20E-02	0.00
NBP[0]132*	4.29E-02	NBP[0]132*	3.07E-02	NBP[0]132*	1.22E-02	0.00
NBP[0]133*	4.34E-02	NBP[0]133*	3.13E-02	NBP[0]133*	1.22E-02	0.00
NBP[0]134*	4.36E-02	NBP[0]134*	3.16E-02	NBP[0]134*	1.20E-02	0.00
NBP[0]136*	4.36E-02	NBP[0]136*	3.17E-02	NBP[0]136*	1.19E-02	0.00
NBP[0]137*	4.35E-02	NBP[0]137*	3.18E-02	NBP[0]137*	1.17E-02	0.00
NBP[0]138*	4.32E-02	NBP[0]138*	3.18E-02	NBP[0]138*	1.15E-02	0.00
NBP[0]139*	4.28E-02	NBP[0]139*	3.16E-02	NBP[0]139*	1.12E-02	0.00
NBP[0]141*	3.65E-02	NBP[0]141*	2.71E-02	NBP[0]141*	9.41E-03	0.00
NBP[0]142*	3.58E-02	NBP[0]142*	2.67E-02	NBP[0]142*	9.11E-03	0.00

NBP[0]143*	3.53E-02	NBP[0]143*	2.64E-02	NBP[0]143*	8.88E-03	0.00
NBP[0]144*	3.49E-02	NBP[0]144*	2.62E-02	NBP[0]144*	8.65E-03	0.00
NBP[0]145*	3.44E-02	NBP[0]145*	2.60E-02	NBP[0]145*	8.43E-03	0.00
NBP[0]146*	3.40E-02	NBP[0]146*	2.58E-02	NBP[0]146*	8.21E-03	0.00
NBP[0]147*	3.35E-02	NBP[0]147*	2.55E-02	NBP[0]147*	8.01E-03	0.00
NBP[0]148*	3.31E-02	NBP[0]148*	2.53E-02	NBP[0]148*	7.81E-03	0.00
NBP[0]149*	3.27E-02	NBP[0]149*	2.51E-02	NBP[0]149*	7.59E-03	0.00
NBP[0]151*	2.84E-02	NBP[0]151*	2.19E-02	NBP[0]151*	6.53E-03	0.00
NBP[0]152*	2.82E-02	NBP[0]152*	2.18E-02	NBP[0]152*	6.39E-03	0.00
NBP[0]153*	2.79E-02	NBP[0]153*	2.17E-02	NBP[0]153*	6.26E-03	0.00
NBP[0]154*	2.78E-02	NBP[0]154*	2.16E-02	NBP[0]154*	6.15E-03	0.00
NBP[0]155*	2.76E-02	NBP[0]155*	2.16E-02	NBP[0]155*	6.04E-03	0.00
NBP[0]156*	2.75E-02	NBP[0]156*	2.16E-02	NBP[0]156*	5.95E-03	0.00
NBP[0]157*	2.75E-02	NBP[0]157*	2.16E-02	NBP[0]157*	5.87E-03	0.00
NBP[0]158*	2.75E-02	NBP[0]158*	2.17E-02	NBP[0]158*	5.80E-03	0.00
NBP[0]159*	2.76E-02	NBP[0]159*	2.18E-02	NBP[0]159*	5.74E-03	0.00
NBP[0]160*	2.77E-02	NBP[0]160*	2.20E-02	NBP[0]160*	5.69E-03	0.00
Hypo10055*	2.54E-02	Hypo10055*	2.02E-02	Hypo10055*	5.16E-03	0.00
NBP[0]161*	2.58E-02	NBP[0]161*	2.06E-02	NBP[0]161*	5.18E-03	0.00
NBP[0]162*	2.59E-02	NBP[0]162*	2.08E-02	NBP[0]162*	5.15E-03	0.00
NBP[0]163*	2.61E-02	NBP[0]163*	2.10E-02	NBP[0]163*	5.14E-03	0.00
NBP[0]164*	2.64E-02	NBP[0]164*	2.12E-02	NBP[0]164*	5.12E-03	0.00
NBP[0]165*	2.66E-02	NBP[0]165*	2.15E-02	NBP[0]165*	5.11E-03	0.00
NBP[0]166*	2.69E-02	NBP[0]166*	2.18E-02	NBP[0]166*	5.10E-03	0.00
NBP[0]167*	2.72E-02	NBP[0]167*	2.21E-02	NBP[0]167*	5.10E-03	0.00
NBP[0]168*	2.75E-02	NBP[0]168*	2.24E-02	NBP[0]168*	5.10E-03	0.00
NBP[0]169*	2.78E-02	NBP[0]169*	2.27E-02	NBP[0]169*	5.10E-03	0.00
NBP[0]170*	2.82E-02	NBP[0]170*	2.31E-02	NBP[0]170*	5.11E-03	0.00
Hypo10066*	2.62E-02	Hypo10066*	2.15E-02	Hypo10066*	4.69E-03	0.00
NBP[0]171*	2.67E-02	NBP[0]171*	2.20E-02	NBP[0]171*	4.73E-03	0.00
NBP[0]172*	2.70E-02	NBP[0]172*	2.23E-02	NBP[0]172*	4.74E-03	0.00
NBP[0]173*	2.74E-02	NBP[0]173*	2.27E-02	NBP[0]173*	4.75E-03	0.00
NBP[0]174*	2.78E-02	NBP[0]174*	2.30E-02	NBP[0]174*	4.76E-03	0.00
NBP[0]175*	2.82E-02	NBP[0]175*	2.34E-02	NBP[0]175*	4.77E-03	0.00
Hypo10072*	2.85E-02	Hypo10072*	2.38E-02	Hypo10072*	4.78E-03	0.00
NBP[0]176*	2.89E-02	NBP[0]176*	2.41E-02	NBP[0]176*	4.79E-03	0.00
NBP[0]177*	2.93E-02	NBP[0]177*	2.45E-02	NBP[0]177*	4.81E-03	0.00
NBP[0]178*	2.98E-02	NBP[0]178*	2.49E-02	NBP[0]178*	4.82E-03	0.00
NBP[0]179*	3.02E-02	NBP[0]179*	2.53E-02	NBP[0]179*	4.84E-03	0.00
NBP[0]180*	2.90E-02	NBP[0]180*	2.44E-02	NBP[0]180*	4.59E-03	0.00
Hypo10078*	2.56E-02	Hypo10078*	2.16E-02	Hypo10078*	4.02E-03	0.00

NBP[0]181*	2.64E-02	NBP[0]181*	2.23E-02	NBP[0]181*	4.10E-03	0.00
NBP[0]182*	2.73E-02	NBP[0]182*	2.31E-02	NBP[0]182*	4.20E-03	0.00
NBP[0]183*	2.84E-02	NBP[0]183*	2.41E-02	NBP[0]183*	4.32E-03	0.00
Hypo10082*	2.96E-02	Hypo10082*	2.52E-02	Hypo10082*	4.46E-03	0.00
NBP[0]184*	3.11E-02	NBP[0]184*	2.64E-02	NBP[0]184*	4.63E-03	0.00
NBP[0]185*	3.27E-02	NBP[0]185*	2.79E-02	NBP[0]185*	4.82E-03	0.00
NBP[0]186*	3.45E-02	NBP[0]186*	2.95E-02	NBP[0]186*	5.03E-03	0.00
Hypo10086*	3.65E-02	Hypo10086*	3.12E-02	Hypo10086*	5.25E-03	0.00
NBP[0]187*	4.07E-02	NBP[0]187*	3.49E-02	NBP[0]187*	5.80E-03	0.00
NBP[0]188*	4.39E-02	NBP[0]188*	3.77E-02	NBP[0]188*	6.19E-03	0.00
NBP[0]189*	4.55E-02	NBP[0]189*	3.91E-02	NBP[0]189*	6.33E-03	0.00
NBP[0]190*	4.68E-02	NBP[0]190*	4.04E-02	NBP[0]190*	6.46E-03	0.00
Hypo10091*	4.46E-02	Hypo10091*	3.85E-02	Hypo10091*	6.08E-03	0.00
NBP[0]191*	4.55E-02	NBP[0]191*	3.94E-02	NBP[0]191*	6.15E-03	0.00
NBP[0]192*	4.63E-02	NBP[0]192*	4.01E-02	NBP[0]192*	6.20E-03	0.00
NBP[0]193*	4.70E-02	NBP[0]193*	4.07E-02	NBP[0]193*	6.22E-03	0.00
Hypo10095*	4.75E-02	Hypo10095*	4.13E-02	Hypo10095*	6.23E-03	0.00
NBP[0]194*	4.79E-02	NBP[0]194*	4.17E-02	NBP[0]194*	6.22E-03	0.00
NBP[0]195*	4.82E-02	NBP[0]195*	4.20E-02	NBP[0]195*	6.19E-03	0.00
Hypo10098*	4.83E-02	Hypo10098*	4.21E-02	Hypo10098*	6.14E-03	0.00
NBP[0]196*	4.83E-02	NBP[0]196*	4.22E-02	NBP[0]196*	6.08E-03	0.00
NBP[0]197*	4.19E-02	NBP[0]197*	3.67E-02	NBP[0]197*	5.22E-03	0.00
Hypo10101*	3.97E-02	Hypo10101*	3.48E-02	Hypo10101*	4.91E-03	0.00
NBP[0]198*	4.16E-02	NBP[0]198*	3.65E-02	NBP[0]198*	5.08E-03	0.00
NBP[0]199*	4.46E-02	NBP[0]199*	3.92E-02	NBP[0]199*	5.40E-03	0.00
NBP[0]259*	11.4029846	NBP[0]259*	10.867867	NBP[0]259*	5.35E-01	0.00
TOTAL	15.0077307		13.640727		1.367004066	0.00

Nota. Comportamiento de la nafta en la simulación.

Tabla 34

Resultado del Gas en Simulación a 14.5 °API

HIDROCARBUROS						
GASES FORMACION		GASES EN LIQUIDO		GASES CORRIENTE VAPOR		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
Methane	1.71304194	Methane	4.21E-02	Methane	1.67E+00	0.00
Ethane	2.49E-01	Ethane	2.00E-02	Ethane	2.29E-01	0.00
Propane	3.87E-01	Propane	7.11E-02	Propane	3.16E-01	0.00

i-Butane	2.51E-01	i-Butane	7.91E-02	i-Butane	1.72E-01	0.00
n-Butane	0.43691836	n-Butane	1.62E-01	n-Butane	2.75E-01	0.00
i-Pentane	2.45E-01	i-Pentane	1.34E-01	i-Pentane	1.11E-01	0.00
n-Pentane	2.09E-01	n-Pentane	1.25E-01	n-Pentane	8.43E-02	0.00
n-Hexane	1.46E-01	n-Hexane	1.15E-01	n-Hexane	3.15E-02	0.00
n-Heptane	1.10E-01	n-Heptane	9.90E-02	n-Heptane	1.13E-02	0.00
n-Octane	3.77E-02	n-Octane	3.60E-02	n-Octane	1.72E-03	0.00
H2O	0	H2O	1.83E-02	H2O	2.59E-01	0.00
CO2	6.69671561	CO2	2.18E-01	CO2	3.36E+00	3.12E+00
n-Nonane	3.45E-03	n-Nonane	3.38E-03	n-Nonane	6.95E-05	0.00
n-Decane	3.77E-03	n-Decane	3.73E-03	n-Decane	3.35E-05	0.00
n-C11	0	n-C11	0	n-C11	0	-
n-C12	0	n-C12	0	n-C12	0	-
Nitrogen	0.56068307	Nitrogen	6.45E-03	Nitrogen	5.33E-01	2.09E-02
TOTAL	11.049302		1.1142405		6.794982684	3.14

Nota. Comportamiento del gas en la simulación.

10.2.2 Resultados con dilución a 12 °API, Pozo PE60

Podemos observar los resultados de la simulación para el pozo PE60 para una dilución del crudo de 12 °API, tenemos comportamiento en volumen de las fases tanto de la nafta como del gas, presión y temperatura de separador, nafta requerida y nafta evaporada como observamos en la **Tabla 35** y **Tabla 36**, ya en la **Tabla 37** se observa el gas de entrada, gas en estado vapor y gas en solución en el líquido.

Tabla 35

Datos de Simulación a 12 °API

Pozo	°API	Temperatura Separador (°F)	Presion Separador Psi	NAFTA REQUERIDA BPD	% EVAPORADO
PE60	12	178.8	77.580	9.0028	10.74%

Nota. Resultados de la simulación llevando crudo a 12 °API con nafta

Tabla 36

Resultado Nafta en Simulación a 12 °API

NAFTA ENTRADA		NAFTA EN DILUCION		NAFTA EVAPORADA		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
NBP[0]93*	4.98E-02	NBP[0]93*	2.69E-02	NBP[0]93*	2.28E-02	0.00
NBP[0]96*	3.02E-02	NBP[0]96*	1.67E-02	NBP[0]96*	1.35E-02	0.00
NBP[0]99*	3.14E-02	NBP[0]99*	1.76E-02	NBP[0]99*	1.38E-02	0.00
NBP[0]101*	2.16E-02	NBP[0]101*	1.22E-02	NBP[0]101*	9.31E-03	0.00
NBP[0]103*	2.21E-02	NBP[0]103*	1.27E-02	NBP[0]103*	9.43E-03	0.00
NBP[0]104*	2.27E-02	NBP[0]104*	1.32E-02	NBP[0]104*	9.54E-03	0.00
NBP[0]106*	1.74E-02	NBP[0]106*	1.02E-02	NBP[0]106*	7.23E-03	0.00
NBP[0]107*	1.78E-02	NBP[0]107*	1.05E-02	NBP[0]107*	7.30E-03	0.00
NBP[0]108*	1.81E-02	NBP[0]108*	1.07E-02	NBP[0]108*	7.37E-03	0.00
NBP[0]109*	1.85E-02	NBP[0]109*	1.10E-02	NBP[0]109*	7.44E-03	0.00
NBP[0]111*	1.50E-02	NBP[0]111*	9.05E-03	NBP[0]111*	6.00E-03	0.00
NBP[0]112*	1.53E-02	NBP[0]112*	9.28E-03	NBP[0]112*	6.07E-03	0.00
NBP[0]113*	1.56E-02	NBP[0]113*	9.50E-03	NBP[0]113*	6.12E-03	0.00
NBP[0]114*	1.59E-02	NBP[0]114*	9.70E-03	NBP[0]114*	6.16E-03	0.00
NBP[0]115*	1.61E-02	NBP[0]115*	9.90E-03	NBP[0]115*	6.20E-03	0.00
Hypo10015*	1.36E-02	Hypo10015*	8.41E-03	Hypo10015*	5.20E-03	0.00
NBP[0]116*	1.38E-02	NBP[0]116*	8.56E-03	NBP[0]116*	5.22E-03	0.00
NBP[0]117*	1.40E-02	NBP[0]117*	8.70E-03	NBP[0]117*	5.25E-03	0.00
NBP[0]118*	1.41E-02	NBP[0]118*	8.85E-03	NBP[0]118*	5.28E-03	0.00
NBP[0]119*	1.43E-02	NBP[0]119*	9.00E-03	NBP[0]119*	5.30E-03	0.00
NBP[0]120*	1.45E-02	NBP[0]120*	9.15E-03	NBP[0]120*	5.32E-03	0.00
NBP[0]121*	2.52E-02	NBP[0]121*	1.60E-02	NBP[0]121*	9.18E-03	0.00
NBP[0]122*	2.59E-02	NBP[0]122*	1.66E-02	NBP[0]122*	9.28E-03	0.00
NBP[0]124*	2.65E-02	NBP[0]124*	1.71E-02	NBP[0]124*	9.37E-03	0.00
NBP[0]125*	2.69E-02	NBP[0]125*	1.75E-02	NBP[0]125*	9.41E-03	0.00
NBP[0]126*	2.74E-02	NBP[0]126*	1.80E-02	NBP[0]126*	9.44E-03	0.00
NBP[0]128*	2.78E-02	NBP[0]128*	1.84E-02	NBP[0]128*	9.45E-03	0.00
NBP[0]129*	2.82E-02	NBP[0]129*	1.88E-02	NBP[0]129*	9.45E-03	0.00
NBP[0]131*	2.50E-02	NBP[0]131*	1.67E-02	NBP[0]131*	8.27E-03	0.00
NBP[0]132*	2.57E-02	NBP[0]132*	1.73E-02	NBP[0]132*	8.40E-03	0.00
NBP[0]133*	2.61E-02	NBP[0]133*	1.77E-02	NBP[0]133*	8.40E-03	0.00
NBP[0]134*	2.62E-02	NBP[0]134*	1.78E-02	NBP[0]134*	8.33E-03	0.00
NBP[0]136*	2.62E-02	NBP[0]136*	1.80E-02	NBP[0]136*	8.23E-03	0.00
NBP[0]137*	2.61E-02	NBP[0]137*	1.80E-02	NBP[0]137*	8.10E-03	0.00
NBP[0]138*	2.59E-02	NBP[0]138*	1.80E-02	NBP[0]138*	7.94E-03	0.00
NBP[0]139*	2.57E-02	NBP[0]139*	1.79E-02	NBP[0]139*	7.76E-03	0.00
NBP[0]141*	2.19E-02	NBP[0]141*	1.54E-02	NBP[0]141*	6.54E-03	0.00
NBP[0]142*	2.15E-02	NBP[0]142*	1.52E-02	NBP[0]142*	6.34E-03	0.00
NBP[0]143*	2.12E-02	NBP[0]143*	1.50E-02	NBP[0]143*	6.18E-03	0.00
NBP[0]144*	2.09E-02	NBP[0]144*	1.49E-02	NBP[0]144*	6.02E-03	0.00
NBP[0]145*	2.07E-02	NBP[0]145*	1.48E-02	NBP[0]145*	5.87E-03	0.00
NBP[0]146*	2.04E-02	NBP[0]146*	1.47E-02	NBP[0]146*	5.73E-03	0.00
NBP[0]147*	2.01E-02	NBP[0]147*	1.45E-02	NBP[0]147*	5.59E-03	0.00
NBP[0]148*	1.99E-02	NBP[0]148*	1.44E-02	NBP[0]148*	5.45E-03	0.00
NBP[0]149*	1.96E-02	NBP[0]149*	1.43E-02	NBP[0]149*	5.30E-03	0.00
NBP[0]151*	1.71E-02	NBP[0]151*	1.25E-02	NBP[0]151*	4.57E-03	0.00
NBP[0]152*	1.69E-02	NBP[0]152*	1.24E-02	NBP[0]152*	4.47E-03	0.00

NBP[0]153*	1.68E-02	NBP[0]153*	1.24E-02	NBP[0]153*	4.38E-03	0.00
NBP[0]154*	1.67E-02	NBP[0]154*	1.24E-02	NBP[0]154*	4.30E-03	0.00
NBP[0]155*	1.66E-02	NBP[0]155*	1.23E-02	NBP[0]155*	4.23E-03	0.00
NBP[0]156*	1.65E-02	NBP[0]156*	1.24E-02	NBP[0]156*	4.17E-03	0.00
NBP[0]157*	1.65E-02	NBP[0]157*	1.24E-02	NBP[0]157*	4.12E-03	0.00
NBP[0]158*	1.65E-02	NBP[0]158*	1.24E-02	NBP[0]158*	4.07E-03	0.00
NBP[0]159*	1.66E-02	NBP[0]159*	1.25E-02	NBP[0]159*	4.03E-03	0.00
NBP[0]160*	1.66E-02	NBP[0]160*	1.26E-02	NBP[0]160*	4.00E-03	0.00
Hypo10055*	1.52E-02	Hypo10055*	1.16E-02	Hypo10055*	3.63E-03	0.00
NBP[0]161*	1.55E-02	NBP[0]161*	1.18E-02	NBP[0]161*	3.64E-03	0.00
NBP[0]162*	1.56E-02	NBP[0]162*	1.19E-02	NBP[0]162*	3.63E-03	0.00
NBP[0]163*	1.57E-02	NBP[0]163*	1.21E-02	NBP[0]163*	3.62E-03	0.00
NBP[0]164*	1.58E-02	NBP[0]164*	1.22E-02	NBP[0]164*	3.61E-03	0.00
NBP[0]165*	1.60E-02	NBP[0]165*	1.24E-02	NBP[0]165*	3.60E-03	0.00
NBP[0]166*	1.61E-02	NBP[0]166*	1.25E-02	NBP[0]166*	3.60E-03	0.00
NBP[0]167*	1.63E-02	NBP[0]167*	1.27E-02	NBP[0]167*	3.60E-03	0.00
NBP[0]168*	1.65E-02	NBP[0]168*	1.29E-02	NBP[0]168*	3.60E-03	0.00
NBP[0]169*	1.67E-02	NBP[0]169*	1.31E-02	NBP[0]169*	3.60E-03	0.00
NBP[0]170*	1.69E-02	NBP[0]170*	1.33E-02	NBP[0]170*	3.61E-03	0.00
Hypo10066*	1.57E-02	Hypo10066*	1.24E-02	Hypo10066*	3.32E-03	0.00
NBP[0]171*	1.60E-02	NBP[0]171*	1.27E-02	NBP[0]171*	3.34E-03	0.00
NBP[0]172*	1.62E-02	NBP[0]172*	1.29E-02	NBP[0]172*	3.35E-03	0.00
NBP[0]173*	1.65E-02	NBP[0]173*	1.31E-02	NBP[0]173*	3.36E-03	0.00
NBP[0]174*	1.67E-02	NBP[0]174*	1.33E-02	NBP[0]174*	3.37E-03	0.00
NBP[0]175*	1.69E-02	NBP[0]175*	1.35E-02	NBP[0]175*	3.38E-03	0.00
Hypo10072*	1.71E-02	Hypo10072*	1.37E-02	Hypo10072*	3.39E-03	0.00
NBP[0]176*	1.74E-02	NBP[0]176*	1.40E-02	NBP[0]176*	3.40E-03	0.00
NBP[0]177*	1.76E-02	NBP[0]177*	1.42E-02	NBP[0]177*	3.41E-03	0.00
NBP[0]178*	1.79E-02	NBP[0]178*	1.44E-02	NBP[0]178*	3.42E-03	0.00
NBP[0]179*	1.81E-02	NBP[0]179*	1.47E-02	NBP[0]179*	3.43E-03	0.00
NBP[0]180*	1.74E-02	NBP[0]180*	1.41E-02	NBP[0]180*	3.26E-03	0.00
Hypo10078*	1.54E-02	Hypo10078*	1.25E-02	Hypo10078*	2.86E-03	0.00
NBP[0]181*	1.58E-02	NBP[0]181*	1.29E-02	NBP[0]181*	2.91E-03	0.00
NBP[0]182*	1.64E-02	NBP[0]182*	1.34E-02	NBP[0]182*	2.98E-03	0.00
NBP[0]183*	1.70E-02	NBP[0]183*	1.40E-02	NBP[0]183*	3.07E-03	0.00
Hypo10082*	1.78E-02	Hypo10082*	1.46E-02	Hypo10082*	3.18E-03	0.00
NBP[0]184*	1.87E-02	NBP[0]184*	1.54E-02	NBP[0]184*	3.30E-03	0.00
NBP[0]185*	1.96E-02	NBP[0]185*	1.62E-02	NBP[0]185*	3.43E-03	0.00
NBP[0]186*	2.07E-02	NBP[0]186*	1.71E-02	NBP[0]186*	3.58E-03	0.00
Hypo10086*	2.19E-02	Hypo10086*	1.81E-02	Hypo10086*	3.74E-03	0.00
NBP[0]187*	2.44E-02	NBP[0]187*	2.03E-02	NBP[0]187*	4.14E-03	0.00
NBP[0]188*	2.64E-02	NBP[0]188*	2.19E-02	NBP[0]188*	4.41E-03	0.00
NBP[0]189*	2.73E-02	NBP[0]189*	2.28E-02	NBP[0]189*	4.52E-03	0.00
NBP[0]190*	2.81E-02	NBP[0]190*	2.35E-02	NBP[0]190*	4.61E-03	0.00
Hypo10091*	2.68E-02	Hypo10091*	2.24E-02	Hypo10091*	4.34E-03	0.00
NBP[0]191*	2.73E-02	NBP[0]191*	2.29E-02	NBP[0]191*	4.39E-03	0.00
NBP[0]192*	2.78E-02	NBP[0]192*	2.34E-02	NBP[0]192*	4.43E-03	0.00
NBP[0]193*	2.82E-02	NBP[0]193*	2.37E-02	NBP[0]193*	4.45E-03	0.00
Hypo10095*	2.85E-02	Hypo10095*	2.41E-02	Hypo10095*	4.45E-03	0.00

NBP[0]194*	2.87E-02	NBP[0]194*	2.43E-02	NBP[0]194*	4.44E-03	0.00
NBP[0]195*	2.89E-02	NBP[0]195*	2.45E-02	NBP[0]195*	4.42E-03	0.00
Hypo10098*	2.90E-02	Hypo10098*	2.46E-02	Hypo10098*	4.39E-03	0.00
NBP[0]196*	2.90E-02	NBP[0]196*	2.46E-02	NBP[0]196*	4.35E-03	0.00
NBP[0]197*	2.52E-02	NBP[0]197*	2.14E-02	NBP[0]197*	3.74E-03	0.00
Hypo10101*	2.38E-02	Hypo10101*	2.03E-02	Hypo10101*	3.51E-03	0.00
NBP[0]198*	2.49E-02	NBP[0]198*	2.13E-02	NBP[0]198*	3.64E-03	0.00
NBP[0]199*	2.68E-02	NBP[0]199*	2.29E-02	NBP[0]199*	3.87E-03	0.00
NBP[0]259*	6.84455448	NBP[0]259*	6.4546579	NBP[0]259*	3.90E-01	0.00
TOTAL	9.00827584		8.040779		0.967496851	0.00

Nota. Comportamiento de la nafta en la simulación.

Tabla 37

Resultado del Gas en Simulación a 12 °API

HIDROCARBUROS						
GASES FORMACION		GASES EN LIQUIDO		GASES CORRIENTE VAPOR		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
Methane	1.71304194	Methane	3.51E-02	Methane	1.68E+00	0.00
Ethane	2.49E-01	Ethane	1.68E-02	Ethane	2.33E-01	0.00
Propane	3.87E-01	Propane	6.04E-02	Propane	3.26E-01	0.00
i-Butane	2.51E-01	i-Butane	6.87E-02	i-Butane	1.82E-01	0.00
n-Butane	0.43691836	n-Butane	1.42E-01	n-Butane	2.95E-01	0.00
i-Pentane	2.45E-01	i-Pentane	1.22E-01	i-Pentane	1.23E-01	0.00
n-Pentane	2.09E-01	n-Pentane	1.14E-01	n-Pentane	9.46E-02	0.00
n-Hexane	1.46E-01	n-Hexane	1.09E-01	n-Hexane	3.68E-02	0.00
n-Heptane	1.10E-01	n-Heptane	9.68E-02	n-Heptane	1.36E-02	0.00
n-Octane	3.77E-02	n-Octane	3.56E-02	n-Octane	2.09E-03	0.00
H2O	0	H2O	1.51E-02	H2O	2.55E-01	0.00
CO2	6.69671561	CO2	1.82E-01	CO2	3.35E+00	3.16
n-Nonane	3.45E-03	n-Nonane	3.37E-03	n-Nonane	8.49E-05	0.00
n-Decane	3.77E-03	n-Decane	3.73E-03	n-Decane	4.10E-05	0.00
n-C11	0	n-C11	0	n-C11	0	-
n-C12	0	n-C12	0	n-C12	0	-
Nitrogen	0.56068307	Nitrogen	5.41E-03	Nitrogen	5.34E-01	0.02
TOTAL	11.049302		0.9956066		6.867631102	3.19

Nota. Comportamiento del gas en la simulación.

10.2.3 Resultados con dilución a 16.5 °API, Pozo PE60

Podemos observar los resultados de la simulación para el pozo PE60 para una dilución del crudo de 16.5 °API, tenemos comportamiento en volumen de las fases tanto de la nafta como del gas, presión y temperatura de separador, nafta requerida y nafta evaporada como observamos en la **Tabla 38** y **Tabla 39**, ya en la **Tabla 40** se observa el gas de entrada, gas en estado vapor y gas en solución en el líquido.

Tabla 38

Datos de Simulación a 16.5 °API

Pozo	°API	Temperatura Separador (°F)	Presion Separador Psi	NAFTA REQUERIDA BPD	% EVAPORADO
PE60	16.5	178.6	77.5815	20.1822	7.98%

Nota. Resultados de la simulación llevando crudo a 16.5 °API con nafta

Tabla 39

Resultado Nafta en Simulación a 16.5 °API

NAFTA ENTRADA		NAFTA EN DILUCION		NAFTA EVAPORADA		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
NBP[0]93*	1.12E-01	NBP[0]93*	7.01E-02	NBP[0]93*	4.15E-02	0.00
NBP[0]96*	6.77E-02	NBP[0]96*	4.33E-02	NBP[0]96*	2.45E-02	0.00
NBP[0]99*	7.02E-02	NBP[0]99*	4.54E-02	NBP[0]99*	2.48E-02	0.00
NBP[0]101*	4.83E-02	NBP[0]101*	3.16E-02	NBP[0]101*	1.67E-02	0.00
NBP[0]103*	4.96E-02	NBP[0]103*	3.26E-02	NBP[0]103*	1.69E-02	0.00
NBP[0]104*	5.08E-02	NBP[0]104*	3.38E-02	NBP[0]104*	1.71E-02	0.00
NBP[0]106*	3.90E-02	NBP[0]106*	2.61E-02	NBP[0]106*	1.29E-02	0.00
NBP[0]107*	3.98E-02	NBP[0]107*	2.67E-02	NBP[0]107*	1.30E-02	0.00
NBP[0]108*	4.06E-02	NBP[0]108*	2.74E-02	NBP[0]108*	1.31E-02	0.00
NBP[0]109*	4.14E-02	NBP[0]109*	2.82E-02	NBP[0]109*	1.32E-02	0.00
NBP[0]111*	3.37E-02	NBP[0]111*	2.31E-02	NBP[0]111*	1.07E-02	0.00
NBP[0]112*	3.44E-02	NBP[0]112*	2.36E-02	NBP[0]112*	1.08E-02	0.00
NBP[0]113*	3.50E-02	NBP[0]113*	2.41E-02	NBP[0]113*	1.08E-02	0.00
NBP[0]114*	3.55E-02	NBP[0]114*	2.46E-02	NBP[0]114*	1.09E-02	0.00
NBP[0]115*	3.61E-02	NBP[0]115*	2.51E-02	NBP[0]115*	1.10E-02	0.00
Hypo10015*	3.05E-02	Hypo10015*	2.13E-02	Hypo10015*	9.18E-03	0.00

NBP[0]116*	3.09E-02	NBP[0]116*	2.17E-02	NBP[0]116*	9.22E-03	0.00
NBP[0]117*	3.13E-02	NBP[0]117*	2.20E-02	NBP[0]117*	9.26E-03	0.00
NBP[0]118*	3.17E-02	NBP[0]118*	2.24E-02	NBP[0]118*	9.29E-03	0.00
NBP[0]119*	3.20E-02	NBP[0]119*	2.27E-02	NBP[0]119*	9.32E-03	0.00
NBP[0]120*	3.24E-02	NBP[0]120*	2.31E-02	NBP[0]120*	9.36E-03	0.00
NBP[0]121*	5.65E-02	NBP[0]121*	4.04E-02	NBP[0]121*	1.61E-02	0.00
NBP[0]122*	5.79E-02	NBP[0]122*	4.17E-02	NBP[0]122*	1.63E-02	0.00
NBP[0]124*	5.93E-02	NBP[0]124*	4.29E-02	NBP[0]124*	1.64E-02	0.00
NBP[0]125*	6.04E-02	NBP[0]125*	4.39E-02	NBP[0]125*	1.64E-02	0.00
NBP[0]126*	6.14E-02	NBP[0]126*	4.49E-02	NBP[0]126*	1.65E-02	0.00
NBP[0]128*	6.23E-02	NBP[0]128*	4.59E-02	NBP[0]128*	1.65E-02	0.00
NBP[0]129*	6.32E-02	NBP[0]129*	4.68E-02	NBP[0]129*	1.64E-02	0.00
NBP[0]131*	5.60E-02	NBP[0]131*	4.17E-02	NBP[0]131*	1.43E-02	0.00
NBP[0]132*	5.77E-02	NBP[0]132*	4.31E-02	NBP[0]132*	1.46E-02	0.00
NBP[0]133*	5.84E-02	NBP[0]133*	4.39E-02	NBP[0]133*	1.45E-02	0.00
NBP[0]134*	5.86E-02	NBP[0]134*	4.42E-02	NBP[0]134*	1.44E-02	0.00
NBP[0]136*	5.87E-02	NBP[0]136*	4.45E-02	NBP[0]136*	1.42E-02	0.00
NBP[0]137*	5.85E-02	NBP[0]137*	4.45E-02	NBP[0]137*	1.40E-02	0.00
NBP[0]138*	5.81E-02	NBP[0]138*	4.45E-02	NBP[0]138*	1.37E-02	0.00
NBP[0]139*	5.76E-02	NBP[0]139*	4.42E-02	NBP[0]139*	1.33E-02	0.00
NBP[0]141*	4.91E-02	NBP[0]141*	3.79E-02	NBP[0]141*	1.12E-02	0.00
NBP[0]142*	4.81E-02	NBP[0]142*	3.73E-02	NBP[0]142*	1.09E-02	0.00
NBP[0]143*	4.75E-02	NBP[0]143*	3.69E-02	NBP[0]143*	1.06E-02	0.00
NBP[0]144*	4.69E-02	NBP[0]144*	3.66E-02	NBP[0]144*	1.03E-02	0.00
NBP[0]145*	4.63E-02	NBP[0]145*	3.62E-02	NBP[0]145*	1.00E-02	0.00
NBP[0]146*	4.57E-02	NBP[0]146*	3.59E-02	NBP[0]146*	9.77E-03	0.00
NBP[0]147*	4.51E-02	NBP[0]147*	3.56E-02	NBP[0]147*	9.52E-03	0.00
NBP[0]148*	4.46E-02	NBP[0]148*	3.53E-02	NBP[0]148*	9.27E-03	0.00
NBP[0]149*	4.39E-02	NBP[0]149*	3.49E-02	NBP[0]149*	9.02E-03	0.00
NBP[0]151*	3.82E-02	NBP[0]151*	3.05E-02	NBP[0]151*	7.75E-03	0.00
NBP[0]152*	3.79E-02	NBP[0]152*	3.03E-02	NBP[0]152*	7.58E-03	0.00
NBP[0]153*	3.76E-02	NBP[0]153*	3.01E-02	NBP[0]153*	7.43E-03	0.00
NBP[0]154*	3.73E-02	NBP[0]154*	3.00E-02	NBP[0]154*	7.29E-03	0.00
NBP[0]155*	3.71E-02	NBP[0]155*	3.00E-02	NBP[0]155*	7.16E-03	0.00
NBP[0]156*	3.70E-02	NBP[0]156*	3.00E-02	NBP[0]156*	7.05E-03	0.00
NBP[0]157*	3.70E-02	NBP[0]157*	3.00E-02	NBP[0]157*	6.95E-03	0.00
NBP[0]158*	3.70E-02	NBP[0]158*	3.01E-02	NBP[0]158*	6.87E-03	0.00
NBP[0]159*	3.71E-02	NBP[0]159*	3.03E-02	NBP[0]159*	6.79E-03	0.00
NBP[0]160*	3.72E-02	NBP[0]160*	3.05E-02	NBP[0]160*	6.73E-03	0.00
Hypo10055*	3.41E-02	Hypo10055*	2.80E-02	Hypo10055*	6.10E-03	0.00
NBP[0]161*	3.46E-02	NBP[0]161*	2.85E-02	NBP[0]161*	6.12E-03	0.00

NBP[0]162*	3.49E-02	NBP[0]162*	2.88E-02	NBP[0]162*	6.09E-03	0.00
NBP[0]163*	3.52E-02	NBP[0]163*	2.91E-02	NBP[0]163*	6.06E-03	0.00
NBP[0]164*	3.55E-02	NBP[0]164*	2.94E-02	NBP[0]164*	6.04E-03	0.00
NBP[0]165*	3.58E-02	NBP[0]165*	2.98E-02	NBP[0]165*	6.03E-03	0.00
NBP[0]166*	3.62E-02	NBP[0]166*	3.01E-02	NBP[0]166*	6.02E-03	0.00
NBP[0]167*	3.66E-02	NBP[0]167*	3.05E-02	NBP[0]167*	6.01E-03	0.00
NBP[0]168*	3.70E-02	NBP[0]168*	3.10E-02	NBP[0]168*	6.01E-03	0.00
NBP[0]169*	3.74E-02	NBP[0]169*	3.14E-02	NBP[0]169*	6.01E-03	0.00
NBP[0]170*	3.79E-02	NBP[0]170*	3.19E-02	NBP[0]170*	6.01E-03	0.00
Hypo10066*	3.52E-02	Hypo10066*	2.97E-02	Hypo10066*	5.52E-03	0.00
NBP[0]171*	3.59E-02	NBP[0]171*	3.03E-02	NBP[0]171*	5.56E-03	0.00
NBP[0]172*	3.64E-02	NBP[0]172*	3.08E-02	NBP[0]172*	5.57E-03	0.00
NBP[0]173*	3.69E-02	NBP[0]173*	3.13E-02	NBP[0]173*	5.58E-03	0.00
NBP[0]174*	3.73E-02	NBP[0]174*	3.18E-02	NBP[0]174*	5.60E-03	0.00
NBP[0]175*	3.79E-02	NBP[0]175*	3.22E-02	NBP[0]175*	5.61E-03	0.00
Hypo10072*	3.84E-02	Hypo10072*	3.28E-02	Hypo10072*	5.62E-03	0.00
NBP[0]176*	3.89E-02	NBP[0]176*	3.33E-02	NBP[0]176*	5.63E-03	0.00
NBP[0]177*	3.95E-02	NBP[0]177*	3.38E-02	NBP[0]177*	5.65E-03	0.00
NBP[0]178*	4.00E-02	NBP[0]178*	3.44E-02	NBP[0]178*	5.66E-03	0.00
NBP[0]179*	4.06E-02	NBP[0]179*	3.49E-02	NBP[0]179*	5.68E-03	0.00
NBP[0]180*	3.90E-02	NBP[0]180*	3.36E-02	NBP[0]180*	5.39E-03	0.00
Hypo10078*	3.45E-02	Hypo10078*	2.98E-02	Hypo10078*	4.72E-03	0.00
NBP[0]181*	3.55E-02	NBP[0]181*	3.07E-02	NBP[0]181*	4.81E-03	0.00
NBP[0]182*	3.67E-02	NBP[0]182*	3.18E-02	NBP[0]182*	4.92E-03	0.00
NBP[0]183*	3.82E-02	NBP[0]183*	3.31E-02	NBP[0]183*	5.06E-03	0.00
Hypo10082*	3.99E-02	Hypo10082*	3.46E-02	Hypo10082*	5.23E-03	0.00
NBP[0]184*	4.18E-02	NBP[0]184*	3.64E-02	NBP[0]184*	5.43E-03	0.00
NBP[0]185*	4.40E-02	NBP[0]185*	3.83E-02	NBP[0]185*	5.65E-03	0.00
NBP[0]186*	4.64E-02	NBP[0]186*	4.05E-02	NBP[0]186*	5.89E-03	0.00
Hypo10086*	4.90E-02	Hypo10086*	4.29E-02	Hypo10086*	6.15E-03	0.00
NBP[0]187*	5.48E-02	NBP[0]187*	4.80E-02	NBP[0]187*	6.79E-03	0.00
NBP[0]188*	5.90E-02	NBP[0]188*	5.18E-02	NBP[0]188*	7.24E-03	0.00
NBP[0]189*	6.11E-02	NBP[0]189*	5.37E-02	NBP[0]189*	7.41E-03	0.00
NBP[0]190*	6.30E-02	NBP[0]190*	5.54E-02	NBP[0]190*	7.55E-03	0.00
Hypo10091*	6.00E-02	Hypo10091*	5.29E-02	Hypo10091*	7.12E-03	0.00
NBP[0]191*	6.12E-02	NBP[0]191*	5.40E-02	NBP[0]191*	7.19E-03	0.00
NBP[0]192*	6.23E-02	NBP[0]192*	5.50E-02	NBP[0]192*	7.25E-03	0.00
NBP[0]193*	6.32E-02	NBP[0]193*	5.59E-02	NBP[0]193*	7.27E-03	0.00
Hypo10095*	6.39E-02	Hypo10095*	5.66E-02	Hypo10095*	7.28E-03	0.00
NBP[0]194*	6.44E-02	NBP[0]194*	5.71E-02	NBP[0]194*	7.26E-03	0.00
NBP[0]195*	6.48E-02	NBP[0]195*	5.75E-02	NBP[0]195*	7.23E-03	0.00

Hypo10098*	6.49E-02	Hypo10098*	5.78E-02	Hypo10098*	7.17E-03	0.00
NBP[0]196*	6.49E-02	NBP[0]196*	5.78E-02	NBP[0]196*	7.10E-03	0.00
NBP[0]197*	5.63E-02	NBP[0]197*	5.03E-02	NBP[0]197*	6.10E-03	0.00
Hypo10101*	5.34E-02	Hypo10101*	4.77E-02	Hypo10101*	5.73E-03	0.00
NBP[0]198*	5.59E-02	NBP[0]198*	4.99E-02	NBP[0]198*	5.93E-03	0.00
NBP[0]199*	6.00E-02	NBP[0]199*	5.37E-02	NBP[0]199*	6.30E-03	0.00
NBP[0]259*	15.334605	NBP[0]259*	14.7175	NBP[0]259*	6.17E-01	0.00
TOTAL	20.182227		18.5725		1.609736	0.00

Nota. Comportamiento de la nafta en la simulación.

Tabla 40

Resultado del Gas en Simulación a 16.5 °API

HIDROCARBUROS						
GASES FORMACION		GASES EN LIQUIDO		GASES CORRIENTE VAPOR		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
Methane	1.71304194	Methane	4.83E-02	Methane	1.66E+00	0.00
Ethane	2.49E-01	Ethane	2.29E-02	Ethane	2.26E-01	0.00
Propane	3.87E-01	Propane	8.01E-02	Propane	3.07E-01	0.00
i-Butane	2.51E-01	i-Butane	8.74E-02	i-Butane	1.63E-01	0.00
n-Butane	0.43691836	n-Butane	1.78E-01	n-Butane	2.59E-01	0.00
i-Pentane	2.45E-01	i-Pentane	1.43E-01	i-Pentane	1.02E-01	0.00
n-Pentane	2.09E-01	n-Pentane	1.32E-01	n-Pentane	7.68E-02	0.00
n-Hexane	1.46E-01	n-Hexane	1.18E-01	n-Hexane	2.79E-02	0.00
n-Heptane	1.10E-01	n-Heptane	1.01E-01	n-Heptane	9.88E-03	- 0.00
n-Octane	3.77E-02	n-Octane	3.62E-02	n-Octane	1.49E-03	- 0.00
H2O	0	H2O	2.10E-02	H2O	2.60E-01	- 0.00
CO2	6.69671561	CO2	2.48E-01	CO2	3.36E+00	3.09
n-Nonane	3.45E-03	n-Nonane	3.39E-03	n-Nonane	5.98E-05	- 0.00
n-Decane	3.77E-03	n-Decane	3.74E-03	n-Decane	2.87E-05	- 0.00
n-C11	0	n-C11	0	n-C11	0	-
n-C12	0	n-C12	0	n-C12	0	-
Nitrogen	0.56068307	Nitrogen	7.37E-03	Nitrogen	5.33E-01	0.02
TOTAL	11.049302		1.2093		6.7263162	3.11

Nota. Comportamiento del gas en la simulación.

10.2.4 Resultados con dilución a 20 °API, Pozo PE60

Podemos observar los resultados de la simulación para el pozo PE60 para una dilución del crudo de 20 °API, tenemos comportamiento en volumen de las fases tanto de la nafta como del gas, presión y temperatura de separador, nafta requerida y nafta evaporada como observamos en la **Tabla 41** y **Tabla 42**, ya en la **Tabla 43** se observa el gas de entrada, gas en estado vapor y gas en solución en el líquido.

Tabla 41

Datos de Simulación a 20 °API

Pozo	°API	Temperatura Separador (°F)	Presion Separador Psi	NAFTA REQUERIDA BPD	% EVAPORADO
PE60	20	178.5	77.582	30.22	6.31%

Nota. Resultados de la simulación llevando crudo a 20 °API con nafta

Tabla 42

Resultado Nafta en Simulación a 20 °API

NAFTA ENTRADA		NAFTA EN DILUCION		NAFTA EVAPORADA		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
NBP[0]93*	1.67E-01	NBP[0]93*	1.15E-01	NBP[0]93*	5.19E-02	0.00
NBP[0]96*	1.01E-01	NBP[0]96*	7.09E-02	NBP[0]96*	3.05E-02	0.00
NBP[0]99*	1.05E-01	NBP[0]99*	7.43E-02	NBP[0]99*	3.09E-02	0.00
NBP[0]101*	7.23E-02	NBP[0]101*	5.15E-02	NBP[0]101*	2.08E-02	0.00
NBP[0]103*	7.42E-02	NBP[0]103*	5.32E-02	NBP[0]103*	2.10E-02	0.00
NBP[0]104*	7.61E-02	NBP[0]104*	5.49E-02	NBP[0]104*	2.12E-02	0.00
NBP[0]106*	5.84E-02	NBP[0]106*	4.24E-02	NBP[0]106*	1.60E-02	0.00
NBP[0]107*	5.96E-02	NBP[0]107*	4.34E-02	NBP[0]107*	1.61E-02	0.00
NBP[0]108*	6.08E-02	NBP[0]108*	4.45E-02	NBP[0]108*	1.62E-02	0.00
NBP[0]109*	6.20E-02	NBP[0]109*	4.56E-02	NBP[0]109*	1.63E-02	0.00
NBP[0]111*	5.05E-02	NBP[0]111*	3.73E-02	NBP[0]111*	1.32E-02	0.00
NBP[0]112*	5.15E-02	NBP[0]112*	3.82E-02	NBP[0]112*	1.33E-02	0.00
NBP[0]113*	5.24E-02	NBP[0]113*	3.90E-02	NBP[0]113*	1.34E-02	0.00
NBP[0]114*	5.32E-02	NBP[0]114*	3.98E-02	NBP[0]114*	1.34E-02	0.00
NBP[0]115*	5.40E-02	NBP[0]115*	4.06E-02	NBP[0]115*	1.35E-02	0.00
Hypo10015*	4.57E-02	Hypo10015*	3.44E-02	Hypo10015*	1.13E-02	0.00
NBP[0]116*	4.62E-02	NBP[0]116*	3.49E-02	NBP[0]116*	1.13E-02	0.00
NBP[0]117*	4.68E-02	NBP[0]117*	3.55E-02	NBP[0]117*	1.14E-02	0.00

NBP[0]118*	4.74E-02	NBP[0]118*	3.60E-02	NBP[0]118*	1.14E-02	0.00
NBP[0]119*	4.80E-02	NBP[0]119*	3.66E-02	NBP[0]119*	1.14E-02	0.00
NBP[0]120*	4.86E-02	NBP[0]120*	3.71E-02	NBP[0]120*	1.15E-02	0.00
NBP[0]121*	8.46E-02	NBP[0]121*	6.49E-02	NBP[0]121*	1.97E-02	0.00
NBP[0]122*	8.67E-02	NBP[0]122*	6.69E-02	NBP[0]122*	1.99E-02	0.00
NBP[0]124*	8.88E-02	NBP[0]124*	6.88E-02	NBP[0]124*	2.00E-02	0.00
NBP[0]125*	9.04E-02	NBP[0]125*	7.04E-02	NBP[0]125*	2.00E-02	0.00
NBP[0]126*	9.19E-02	NBP[0]126*	7.19E-02	NBP[0]126*	2.00E-02	0.00
NBP[0]128*	9.33E-02	NBP[0]128*	7.33E-02	NBP[0]128*	2.00E-02	0.00
NBP[0]129*	9.47E-02	NBP[0]129*	7.47E-02	NBP[0]129*	2.00E-02	0.00
NBP[0]131*	8.39E-02	NBP[0]131*	6.65E-02	NBP[0]131*	1.74E-02	0.00
NBP[0]132*	8.63E-02	NBP[0]132*	6.87E-02	NBP[0]132*	1.77E-02	0.00
NBP[0]133*	8.75E-02	NBP[0]133*	6.98E-02	NBP[0]133*	1.76E-02	0.00
NBP[0]134*	8.78E-02	NBP[0]134*	7.04E-02	NBP[0]134*	1.74E-02	0.00
NBP[0]136*	8.78E-02	NBP[0]136*	7.07E-02	NBP[0]136*	1.72E-02	0.00
NBP[0]137*	8.76E-02	NBP[0]137*	7.07E-02	NBP[0]137*	1.69E-02	0.00
NBP[0]138*	8.70E-02	NBP[0]138*	7.05E-02	NBP[0]138*	1.65E-02	0.00
NBP[0]139*	8.62E-02	NBP[0]139*	7.01E-02	NBP[0]139*	1.61E-02	0.00
NBP[0]141*	7.35E-02	NBP[0]141*	6.00E-02	NBP[0]141*	1.35E-02	0.00
NBP[0]142*	7.21E-02	NBP[0]142*	5.90E-02	NBP[0]142*	1.31E-02	0.00
NBP[0]143*	7.11E-02	NBP[0]143*	5.84E-02	NBP[0]143*	1.27E-02	0.00
NBP[0]144*	7.02E-02	NBP[0]144*	5.78E-02	NBP[0]144*	1.24E-02	0.00
NBP[0]145*	6.93E-02	NBP[0]145*	5.72E-02	NBP[0]145*	1.20E-02	0.00
NBP[0]146*	6.84E-02	NBP[0]146*	5.67E-02	NBP[0]146*	1.17E-02	0.00
NBP[0]147*	6.75E-02	NBP[0]147*	5.61E-02	NBP[0]147*	1.14E-02	0.00
NBP[0]148*	6.67E-02	NBP[0]148*	5.56E-02	NBP[0]148*	1.11E-02	0.00
NBP[0]149*	6.58E-02	NBP[0]149*	5.50E-02	NBP[0]149*	1.08E-02	0.00
NBP[0]151*	5.73E-02	NBP[0]151*	4.80E-02	NBP[0]151*	9.28E-03	0.00
NBP[0]152*	5.67E-02	NBP[0]152*	4.76E-02	NBP[0]152*	9.07E-03	0.00
NBP[0]153*	5.63E-02	NBP[0]153*	4.74E-02	NBP[0]153*	8.88E-03	0.00
NBP[0]154*	5.59E-02	NBP[0]154*	4.72E-02	NBP[0]154*	8.70E-03	0.00
NBP[0]155*	5.56E-02	NBP[0]155*	4.71E-02	NBP[0]155*	8.55E-03	0.00
NBP[0]156*	5.55E-02	NBP[0]156*	4.70E-02	NBP[0]156*	8.41E-03	0.00
NBP[0]157*	5.54E-02	NBP[0]157*	4.71E-02	NBP[0]157*	8.29E-03	0.00
NBP[0]158*	5.54E-02	NBP[0]158*	4.72E-02	NBP[0]158*	8.18E-03	0.00
NBP[0]159*	5.55E-02	NBP[0]159*	4.74E-02	NBP[0]159*	8.09E-03	0.00
NBP[0]160*	5.57E-02	NBP[0]160*	4.77E-02	NBP[0]160*	8.01E-03	0.00
Hypo10055*	5.11E-02	Hypo10055*	4.38E-02	Hypo10055*	7.25E-03	0.00
NBP[0]161*	5.19E-02	NBP[0]161*	4.46E-02	NBP[0]161*	7.27E-03	0.00
NBP[0]162*	5.22E-02	NBP[0]162*	4.50E-02	NBP[0]162*	7.23E-03	0.00
NBP[0]163*	5.26E-02	NBP[0]163*	4.54E-02	NBP[0]163*	7.20E-03	0.00

NBP[0]164*	5.31E-02	NBP[0]164*	4.59E-02	NBP[0]164*	7.17E-03	0.00
NBP[0]165*	5.36E-02	NBP[0]165*	4.64E-02	NBP[0]165*	7.15E-03	0.00
NBP[0]166*	5.41E-02	NBP[0]166*	4.70E-02	NBP[0]166*	7.14E-03	0.00
NBP[0]167*	5.47E-02	NBP[0]167*	4.76E-02	NBP[0]167*	7.12E-03	0.00
NBP[0]168*	5.54E-02	NBP[0]168*	4.83E-02	NBP[0]168*	7.12E-03	0.00
NBP[0]169*	5.61E-02	NBP[0]169*	4.90E-02	NBP[0]169*	7.12E-03	0.00
NBP[0]170*	5.68E-02	NBP[0]170*	4.97E-02	NBP[0]170*	7.12E-03	0.00
Hypo10066*	5.28E-02	Hypo10066*	4.62E-02	Hypo10066*	6.53E-03	0.00
NBP[0]171*	5.38E-02	NBP[0]171*	4.72E-02	NBP[0]171*	6.58E-03	0.00
NBP[0]172*	5.45E-02	NBP[0]172*	4.79E-02	NBP[0]172*	6.59E-03	0.00
NBP[0]173*	5.52E-02	NBP[0]173*	4.86E-02	NBP[0]173*	6.60E-03	0.00
NBP[0]174*	5.59E-02	NBP[0]174*	4.93E-02	NBP[0]174*	6.61E-03	0.00
NBP[0]175*	5.67E-02	NBP[0]175*	5.01E-02	NBP[0]175*	6.62E-03	0.00
Hypo10072*	5.75E-02	Hypo10072*	5.08E-02	Hypo10072*	6.63E-03	0.00
NBP[0]176*	5.83E-02	NBP[0]176*	5.16E-02	NBP[0]176*	6.64E-03	0.00
NBP[0]177*	5.91E-02	NBP[0]177*	5.24E-02	NBP[0]177*	6.66E-03	0.00
NBP[0]178*	5.99E-02	NBP[0]178*	5.33E-02	NBP[0]178*	6.67E-03	0.00
NBP[0]179*	6.08E-02	NBP[0]179*	5.41E-02	NBP[0]179*	6.69E-03	0.00
NBP[0]180*	5.83E-02	NBP[0]180*	5.20E-02	NBP[0]180*	6.34E-03	0.00
Hypo10078*	5.16E-02	Hypo10078*	4.61E-02	Hypo10078*	5.55E-03	0.00
NBP[0]181*	5.31E-02	NBP[0]181*	4.75E-02	NBP[0]181*	5.65E-03	0.00
NBP[0]182*	5.49E-02	NBP[0]182*	4.92E-02	NBP[0]182*	5.79E-03	0.00
NBP[0]183*	5.71E-02	NBP[0]183*	5.12E-02	NBP[0]183*	5.95E-03	0.00
Hypo10082*	5.97E-02	Hypo10082*	5.35E-02	Hypo10082*	6.15E-03	0.00
NBP[0]184*	6.26E-02	NBP[0]184*	5.62E-02	NBP[0]184*	6.38E-03	0.00
NBP[0]185*	6.58E-02	NBP[0]185*	5.92E-02	NBP[0]185*	6.63E-03	0.00
NBP[0]186*	6.94E-02	NBP[0]186*	6.25E-02	NBP[0]186*	6.91E-03	0.00
Hypo10086*	7.34E-02	Hypo10086*	6.62E-02	Hypo10086*	7.22E-03	0.00
NBP[0]187*	8.20E-02	NBP[0]187*	7.40E-02	NBP[0]187*	7.97E-03	0.00
NBP[0]188*	8.84E-02	NBP[0]188*	7.99E-02	NBP[0]188*	8.49E-03	0.00
NBP[0]189*	9.15E-02	NBP[0]189*	8.29E-02	NBP[0]189*	8.69E-03	0.00
NBP[0]190*	9.43E-02	NBP[0]190*	8.55E-02	NBP[0]190*	8.85E-03	0.00
Hypo10091*	8.98E-02	Hypo10091*	8.15E-02	Hypo10091*	8.34E-03	0.00
NBP[0]191*	9.17E-02	NBP[0]191*	8.32E-02	NBP[0]191*	8.42E-03	0.00
NBP[0]192*	9.33E-02	NBP[0]192*	8.48E-02	NBP[0]192*	8.48E-03	0.00
NBP[0]193*	9.46E-02	NBP[0]193*	8.61E-02	NBP[0]193*	8.51E-03	0.00
Hypo10095*	9.56E-02	Hypo10095*	8.71E-02	Hypo10095*	8.52E-03	0.00
NBP[0]194*	9.64E-02	NBP[0]194*	8.79E-02	NBP[0]194*	8.49E-03	0.00
NBP[0]195*	9.70E-02	NBP[0]195*	8.85E-02	NBP[0]195*	8.45E-03	0.00
Hypo10098*	9.72E-02	Hypo10098*	8.88E-02	Hypo10098*	8.38E-03	0.00
NBP[0]196*	9.72E-02	NBP[0]196*	8.89E-02	NBP[0]196*	8.29E-03	0.00

NBP[0]197*	8.44E-02	NBP[0]197*	7.73E-02	NBP[0]197*	7.12E-03	0.00
Hypo10101*	8.00E-02	Hypo10101*	7.33E-02	Hypo10101*	6.69E-03	0.00
NBP[0]198*	8.37E-02	NBP[0]198*	7.67E-02	NBP[0]198*	6.93E-03	0.00
NBP[0]199*	8.98E-02	NBP[0]199*	8.25E-02	NBP[0]199*	7.36E-03	0.00
NBP[0]259*	22.9613572	NBP[0]259*	22.25311	NBP[0]259*	7.08E-01	0.00
TOTAL	30.2199713		28.31291		1.907058898	0.00

Nota. Comportamiento de la nafta en la simulación.

Tabla 43

Resultado del Gas en Simulación a 20 °API

HIDROCARBUROS						
GASES FORMACION		GASES EN LIQUIDO		GASES CORRIENTE VAPOR		BALANCE
COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	COMPUESTO	BPD	BPD
Methane	1.71304194	Methane	6.22E-02	Methane	1.65E+00	0.00
Ethane	2.49E-01	Ethane	2.91E-02	Ethane	2.20E-01	0.00
Propane	3.87E-01	Propane	9.88E-02	Propane	2.88E-01	0.00
i-Butane	2.51E-01	i-Butane	1.04E-01	i-Butane	1.47E-01	0.00
n-Butane	0.43691836	n-Butane	2.07E-01	n-Butane	2.30E-01	0.00
i-Pentane	2.45E-01	i-Pentane	1.59E-01	i-Pentane	8.56E-02	0.00
n-Pentane	2.09E-01	n-Pentane	1.45E-01	n-Pentane	6.38E-02	0.00
n-Hexane	1.46E-01	n-Hexane	1.24E-01	n-Hexane	2.21E-02	0.00
n-Heptane	1.10E-01	n-Heptane	1.03E-01	n-Heptane	7.61E-03	0.00
n-Octane	3.77E-02	n-Octane	3.66E-02	n-Octane	1.13E-03	0.00
H2O	0	H2O	2.68E-02	H2O	2.60E-01	0.00
CO2	6.69671561	CO2	3.14E-01	CO2	3.33E+00	3.06
n-Nonane	3.45E-03	n-Nonane	3.41E-03	n-Nonane	4.52E-05	0.00
n-Decane	3.77E-03	n-Decane	3.75E-03	n-Decane	2.17E-05	- 0.00
n-C11	0	n-C11	0	n-C11	0	-
n-C12	0	n-C12	0	n-C12	0	-
Nitrogen	0.56068307	Nitrogen	9.39E-03	Nitrogen	5.31E-01	0.02
TOTAL	11.049302		1.399087		6.571786958	3.08

Nota. Comportamiento del gas en la simulación.