



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**PROYECTO DE TITULACIÓN PARA OPTAR EL GRADO DE:  
INGENIERO EN PETRÓLEO**

**TEMA:**

**“MODELAMIENTO DE MEZCLADO DE CRUDOS PESADOS PARA OBTENER  
PROPIEDADES REQUERIDAS PARA EL BOMBEO EN EL OLEODUCTO NPF-  
POMPEYA BLOQUE 16 REPSOL ECUADOR”**

**AUTOR:**

**VICENTE JAVIER MACHARÉ RODRIGUEZ**

**DIRECTOR:**

**ING. JOSÉ VILLEGAS SALABARRÍA, MSC.**

**LA LIBERTAD-SANTA ELENA –ECUADOR**

**2020**

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**PROYECTO DE TITULACIÓN PARA OPTAR EL GRADO DE:  
INGENIERO EN PETRÓLEO**

**TEMA:**

**“MODELAMIENTO DE MEZCLADO DE CRUDOS PESADOS PARA OBTENER  
PROPIEDADES REQUERIDAS PARA EL BOMBEO EN EL OLEODUCTO NPF-  
POMPEYA BLOQUE 16 REPSOL ECUADOR”**

**AUTOR:**

**VICENTE JAVIER MACHARÉ RODRIGUEZ**

**TUTOR:**

**ING. José Villegas Salabarría, Msc.**

**LA LIBERTAD-ECUADOR**

**2020**

## DECLARACIÓN EXPRESA

Yo, **Vicente Javier Macharé Rodríguez**, declaro bajo juramento que el presente trabajo de investigación es de mi autoría; cuyo tema no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

Posteriormente, cedo mis derechos de propiedad intelectual sobre este trabajo, a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, según lo establecido por la ley de Propiedad Intelectual, por su reglamento y por la normativa institucional vigente.

A handwritten signature in black ink, reading "Vicente Macharé", enclosed within a large, loopy oval scribble.

---

Vicente Javier Macharé Rodríguez  
C.I. N° 0931026652

## CERTIFICACIÓN DE TUTOR

En mi calidad de Tutor de proyecto de titulación:

**“MODELAMIENTO DE MEZCLADO DE CRUDOS PESADOS PARA  
OBTENER PROPIEDADES REQUERIDAS PARA EL BOMBEO EN EL  
OLEODUCTO NPF-POMPEYA BLOQUE 16 REPSOL ECUADOR”**,

desarrollada por el estudiante Sr. **Vicente Javier Macharé Rodríguez**  
egresado de la carrera de Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias  
de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena,  
previo a la obtención del Título de Ingeniería en Petróleo.

Me permito declarar que luego de haber dirigido, estudiado y revisado,  
apruebo en su totalidad este trabajo de investigación.

Atentamente,



Prescrito digitalmente por:  
JOSE BALLARDO  
VILLEGAS  
SALABARRIA

---

Ing. José Villegas Salabarría, MSc.  
CI. 0802990838  
Docente Tutor

La Libertad, Noviembre\_\_ del \_2020\_

**CERTIFICADO ANTIPLAGIO**  
**001-TUTOR RAEB-2020**

En calidad de tutor del trabajo de titulación denominado “ **MODELAMIENTO DE MEZCLADO DE CRUDOS PESADOS PARA OBTENER PROPIEDADES REQUERIDAS PARA EL BOMBEO EN EL OLEODUCTO NPF-POMPEYA BLOQUE 16 REPSOL ECUADOR**”, elaborado por el(a) estudiante **Vicente Javier Machare Rodríguez** , egresado(a) de la Carrera de Ingeniería en Petróleo, de la Facultad de CIENCIAS DE LA INGENIERIA de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de Ingeniero en Petróleo, me permito declarar que una vez analizado en el sistema anti plagio URKUND, luego de haber cumplido los requerimientos exigidos de valoración, el presente proyecto ejecutado, se encuentra con 4% de la valoración permitida, por consiguiente se procede a emitir el presente informe. Adjunto reporte de similitud.

Atentamente,

---

Ing. José Villegas Salabarría, Msc.

C.I.:0983394401

DOCENTE TUTOR

## **AGRADECIMIENTO**

Agradezco principalmente a mis profesores que inspiraron en mí la gran afición por la carrera de ingeniería en Petróleo. En especial al ingeniero Ricardo Gallegos que siempre confió en mis capacidades académicas brindándome su apoyo en todo momento.

A mis padres Vicente y Janeth por su respaldo incondicional a lo largo de mi vida estudiantil, siendo ellos los primeros en depositar su confianza, transmitiéndome la seguridad y carácter necesarios para continuar mis estudios, brindándome cariño y amor en todo momento. A mis hermanos: Nicole, Luis, Isaac y mi pequeña Romina, quienes impulsaron mis ganas de continuar, a las personas que me permitieron laborar, para de esta manera poder solventar mis gastos estudiantiles.

Agradezco al señor Holger Rosales, su esposa y familia, por su respaldo en mi vida estudiantil, siendo un apoyo moral e incondicional brindándome ánimos en el proceso para culminar mis objetivos académicos.

A mi querida Anna López, quien siempre creyó en mí a pesar de las circunstancias, de los malos ratos, de las crisis económicas, de la distancia, siempre estuvo ahí para elevar mis ánimos, junto a su familia Jacinto, Marlene y Rafael, gracias por el gran apoyo prestado.

A la empresa Repsol Ecuador, por brindarme una cálida acogida en sus instalaciones, facilitando toda la información e instrumentos necesarios para el desarrollo de este tema de investigación, un agradecimiento especial a los ingenieros: A. Latorre, A. Esquivel, G. Guanoluisa, R. Guaita, P. Alulema, N. Troncoso, G. Echeverría, S. Cepeda, gracias por los conocimientos y experiencias compartidas.

## DEDICATORIA

A mi madre, quien inspiro en mí desde niño el gusto por el aprendizaje, a mi Padre por mostrarme la sencillez en lo complejo, es una retribución de su infinito amor brindado hacia mí.

A mis hermanos que siempre confiaron en mí, en especial a Romina e Isaac mis pequeños gigantes.

A mi amada Anna, por impulsar mis ganas de superarme, por ser mi compañera en este largo camino.

A todas las personas que me brindaron un hombro amigo, gracias por su apoyo.

A mi abuelo Joaquín quien me mostro con juegos las grandes cosas que se pueden lograr con el uso del ingenio.

*Vicente Macharé.*

## TRIBUNAL DE GRADUACIÓN



---

Ing. Juan Garcés Vargas, Mgt.  
**DECANO DE LA FACULTAD DE  
CIENCIAS DE LA INGENIERÍA**



---

Ing. Marlelis Gutiérrez Hiestroza, Msc.  
**DIRECTORA (E) DE LA CARRERA  
INGENIERÍA EN PETROLEO**



---

Ing. José Ballardo Villegas , MSc.  
**DOCENTE TUTOR**



---

Ing. Sadi Iturralde Kure, MSc.  
**PROFESOR DEL AREA**



---

Ab. Víctor Coronel Ortiz, Mgt.  
**SECRETARIO GENERAL (E)  
UPSE**

## Contenido

DECLARACIÓN EXPRESA.....	iii
CERTIFICACIÓN DE TUTOR .....	iv
CERTIFICADO ANTIPLAGIO.....	v
AGRADECIMIENTO.....	vi
DEDICATORIA.....	vii
TRIBUNAL DE GRADUACIÓN .....	viii
RESUMEN .....	xii
ABSTRACT .....	xiii
INTRODUCCIÓN .....	1
CAPITULO I .....	2
MARCO CONTEXTUAL.....	2
1.1 Descripción del tema.....	2
1.2 Antecedentes de investigación .....	3
1.3 Planteamiento y formulación del problema.....	5
1.4 Objetivo general .....	6
1.4.1Objetivos específicos .....	6
1.5 Justificación del problema .....	6
1.6 Hipótesis.....	7
1.7 Variables: .....	7
1.7.1 Variable Independiente .....	7
1.7.1 Variable Dependiente.....	7
1.8 Metodología.....	8
1.8.1 Tipo y diseño de la investigación .....	8
1.8.2 Instrumentos de la investigación .....	8
1.8.3 Recolección y procesamiento de la información .....	8
1.9 Población y Muestra .....	9
1.9.1 Población .....	9
1.9.2 Muestra .....	9
CAPITULO II .....	10
2. MARCO TEORICO.....	10
2.1 Gravedad ESPECÍFICA .....	10
2.2 Gravedad api.....	10
.....	11

2.3 Viscosidad .....	12
2.4 Viscosidad dinámica.....	13
2.5 Viscosidad cinemática.....	14
2.6 Medición de viscosidad .....	14
2.7 Modelo matemático.....	15
2.8 Modelos de predicción de viscosidad de petróleo .....	15
2.9 Mezcla de petróleo .....	16
2.10 Idealidad de la mezcla.....	17
2.11 Viscosidad de mezcla.....	17
CAPITULO III .....	19
MODELOS MATEMATICOS PARA PREDICCION DE VISCOSIDAD .....	19
3.1 Predicción de viscosidad de los componentes de la mezcla.....	19
3.1.1 Viscosidad de Petróleo subsaturado .....	19
3.1.2 Viscosidad del petróleo en el punto de burbuja.....	19
3.1.3 Viscosidad de petróleo muerto.....	20
3.2 Modelos de Viscosidad para Dead Oil .....	20
3.2.1 Beal (1946).....	22
3.2.2 Beggs & Robinson (1975).....	24
3.2.3 Glaso (1980) .....	26
3.2.4 Labedi (1992).....	27
3.2.5 Kartoatmodjo & Schmidt (1994) .....	29
3.2.6 Elsharkawy – Alikhan (1999).....	31
3.2.7 Egbogah - Ng (1983).....	33
CAPITULO IV .....	36
MODELOS MATEMATICOS PARA PREDICCION DE VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE CRUDO .....	36
4.1 Transporte de crudos Pesados y Extrapesados.....	36
4.2 Mezcla de Petróleos .....	37
4.3 Modelos de Predicción de la viscosidad de mezclas.....	38
4.4 Índices de Mezcla.....	41
4.5 Criterios de selección de modelos.....	44
CAPITULO V .....	51
DESARROLLO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS.....	51
5.1 Logística de la mezcla de crudos en el Bloque 16. ....	51
5.2 Equipos de Laboratorio .....	52

5.2.1	Viscosímetro digital de paletas Cannon DPV .....	52
5.2.2	Densímetro Anton Paar DMA 4500 M.....	53
5.2.3	Calibración y verificación del viscosímetro .....	54
5.3	Datos Experimentales .....	57
5.3.1	Verificación de Datos .....	63
5.4	Selección de modelo .....	65
5.4.1	Selección de modelo de viscosidad de crudo. ....	65
5.4.2	Selección de Modelo de Viscosidad de mezcla .....	66
5.5	Comparación de Modelos.....	67
5.5.1	Modelos de viscosidad para el crudo SPF .....	67
5.5.2	Modelos de viscosidad para el crudo Out .....	68
5.5.3	Modelos de viscosidad para el Residuo Topping .....	69
CAPITULO VI .....		71
Software BlendOil 3.0.....		71
6.1	Modelo Computacional.....	71
6.2	Algoritmo .....	71
6.3	BlendOil 3.0.....	72
6.3.1	°API Fluido .....	72
6.3.2	Viscosidad de Fluido .....	73
6.3.3	Viscosidad de Mezcla.....	74
6.3.4	Simulador °API.....	75
CAPITULO VII .....		76
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....		76
ANEXOS .....		78
Anexo 1	Graficas de Viscosidad vs. °API.....	78

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**“MODELAMIENTO DE MEZCLADO DE CRUDOS PESADOS PARA OBTENER  
PROPIEDADES REQUERIDAS PARA EL BOMBEO EN EL OLEODUCTO NPF-  
POMPEYA BLOQUE 16 REPSOL ECUADOR”**

**Autor:** Vicente Javier Macharé Rodríguez

**Tutor:** Ing. José Villegas, Msc.

**RESUMEN**

Una de las mayores problemáticas en la industria petrolera Ecuatoriana es el transporte de crudos pesados debido a la restricción de flujo generada por sus altas viscosidades. La misma que aumenta en función de la pérdida de temperatura en la línea, esto reduce la velocidad de flujo en la línea y aumento de presión en la misma. En la planta NPF ubicada en el bloque 16 (Repsol-Ecuador) del oriente Ecuatoriano, se realiza la mezcla de hidrocarburos provenientes de diferentes WellPads (Arreglo de Pozos), los mismos que poseen diferentes propiedades físico-químicas, dando como resultado de la mezcla el crudo de entrega, el mismo que presenta una viscosidad elevada a bajas temperaturas. En el presente trabajo de investigación se presenta una posible solución mediante el análisis matemático de los fluidos, obteniendo mediante dicho análisis la predicción de viscosidad de los fluidos a mezclar, para posteriormente simular la mezcla en el software BlendOil 3.0 (Resultado de esta tesis), obteniendo así las correcciones adecuadas en el proceso de mezcla para dar condiciones óptimas operacionales al crudo de bombeo (°API, Viscosidad).

**Palabras claves:** Viscosidad de petróleo, Mezcla de petróleo.

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA  
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA  
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**“HEAVY OIL MIXING MODELING TO OBTAIN THE PROPERTIES  
REQUIRED FOR PUMPING IN THE NPF-POMPEYA BLOCK 16 OIL PIPELINE  
REPSOL - ECUADOR”**

**Author:** Vicente Javier Macharé Rodríguez

**Tutor:** Ing. José Villegas S., Msc.

**ABSTRACT**

One of the biggest problems in the Ecuadorian oil industry is the transport of heavy crude oil due to the flow restriction due to its high viscosities. The same that increases in function of the loss of temperature in the line, this reduces the speed of flow in the line and increase of pressure in the same. In the NPF plant located in block 16 (Repsol-Ecuador) of eastern Ecuador, the mixture of hydrocarbons from different WellPads (Well Arrangement) is made, the same ones that have different physical-chemical properties, resulting in the mixture the delivery crude, the same one that presents a high viscosity at low temperatures.

In the present work of investigation a possible solution by means of the mathematical analysis of the fluids is presented, obtaining by means of this analysis the prediction of viscosity of the fluids to be mixed, to later simulate the mixture in the software BlendOil 3.0 (Result of this thesis), thus obtaining the correct corrections in the mixing process to give optimal operational conditions to the pumping oil (° API, Viscosity).

**KEYWORDS:** Oil viscosity, Oil blend.

## INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo de investigación, se muestran modelos matemáticos de predicción de Viscosidad que indican la relación que existe entre la temperatura y la viscosidad para fluidos con un determinado °API, siendo : °API, Temperatura (°F) y viscosidad (cp.) las variables a analizar , generando de esta manera un sistema de ecuaciones que permita escoger una de las tres variables como dependiente en función de las dos variables independientes restantes, ya que la temperatura es un dato presente en los indicadores del proceso industrial en la planta NPF Repsol, se considera como una variable medida, de esta manera se igualan las ecuaciones al °API o a la viscosidad según lo requiera el proceso. En la planta NPF Repsol (Bloque 16 – Ecuador), se mezclan el crudo entregado por el SPF ( South Production Facilities) con el residuo de destilación de la planta Topping, fluidos que al mezclarse generan el crudo de bombeo, el mismo que es el producto final entregado al OCP (Oleoducto de Crudos Pesados).

Luego de obtener las viscosidades de los fluidos a mezclar (Residuo y SPF), estos valores ingresan al modelo matemático para predicción de viscosidad de mezcla, el mismo que está en función de la viscosidad de los fluidos a mezclar y los factores volumétricos o molares de los mismos, simulando así la viscosidad del crudo de bombeo a partir de los fluidos de mezcla, además se consigue el valor °API del crudo de bombeo por una regresión en los modelos de predicción de viscosidad.

El alcance final del presente proyecto es generar un Software programado en Java denominado BlendOil , que trabaje bajo las condiciones operativas del Bloque 16, de esta manera se podrá simular la iteración de los fluidos mezclar, obteniendo así la viscosidad y el °API del resultado de la mezcla, esto permitirá corregir las variables de mezcla dado en los modelos matemáticos para lograr las condiciones óptimas al crudo resultado de la mezcla o crudo de entrega para ser transportado al OCP (Oleoducto de Crudos pesados) .

# CAPITULO I

## MARCO CONTEXTUAL

### 1.1 Descripción del tema

La falta de nuevos hallazgos de yacimientos que almacenen crudos livianos, y la caída de producción de los mismos, fuerzan al desarrollo de nuevas tecnologías para el transporte de hidrocarburos con bajo °API, la mayoría de los campos petroleros en el Ecuador poseen una producción de crudos pesados (Bajo °API), siendo una de las mayores dificultades operativas su alta viscosidad.

Las altas viscosidades se presentan en petróleos pesados y extra pesados, esto se debe a su alto contenido de asfáltenos (partículas más pesadas en las cadenas de hidrocarburos) y resinas, generando así complicaciones en el transporte del crudo desde su producción hasta su transporte, uno de los métodos más utilizados en la industria para reducir la viscosidad es el aumento de la temperatura en el fluido, lo que implica inversión en intercambiadores de calor, los mismos que se ubican en diferentes puntos de la tubería debido a la pérdida de temperatura en la misma.

Otro de los métodos usados en la industria hidrocarburífera para tratar esta problemática son químicos reductores de viscosidad, los mismos que interactúan específicamente con ciertos componentes del petróleo (Parafinas, asfáltenos, resinas, etc.), esto quiere decir que poseen afinidad con uno o varios de sus componentes, por eso es necesario realizar un análisis en laboratorio al petróleo para medir su composición de modo que puedan medirse adecuadamente, detallando las propiedades y proporciones de sus componentes, lo que conlleva a un análisis del reductor de viscosidad óptimo para cada fluido según la afinidad del químico con la estructura que posea el petróleo a tratar, además, los reductores de viscosidad necesitan concentraciones óptimas obtenidas en laboratorio, lo que implica una inversión extra para tratar la problemática generada por la restricción de flujo de petróleos viscosos.

El presente trabajo muestra una posible solución trabajando con métodos numéricos, los mismos que se ingresan en el algoritmo del programa BlendOil, este software es resultado de este trabajo de investigación, trabajando con dos modelos matemáticos: Predicción de viscosidad de un fluido y Viscosidad en mezcla de crudo.

Se considera necesario buscar una relación entre las variables de viscosidad y °API mediante modelos matemáticos, para esto se toman como referencia modelos de predicción de viscosidad como Beal , Beggs & Robinson, Egbogah – Jacks entre otros, los mismos que relacionan la viscosidad con el °API y la temperatura, estas ecuaciones tienen forma exponencial, arrojando una línea de tendencia similar a la gráfica de viscosidad vs temperatura, se genera una relación entre viscosidad y °API con la ayuda de la temperatura y la estructura de la ecuación (forma exponencial, coeficientes), dicha estructura está generada para las condiciones de contorno de la ecuación (intervalos de °API y temperatura).

Además, se consideraron los modelos de mezclas de crudo, en los cuales ingresan los datos de viscosidad de los fluidos a mezclar previamente obtenidos, se formula los porcentajes volumétricos de cada fluido presente en la mezcla para obtener un producto final de mezcla óptimo, es decir, el petróleo resultado de la mezcla debe poseer la viscosidad y °API óptimos para fluir hacia el OCP en función de las condiciones operativas del bloque 16.

## **1.2 Antecedentes de investigación**

Las operaciones de mezclado son una parte fundamental en los procesos industriales de petróleo, ya sea para facilitar el movimiento del petróleo a través de las líneas de flujo, para optimizar su valor comercial o para cumplir con las especificaciones de diseño de equipos que se alimentarán con esta materia prima. La mezcla de hidrocarburos en el transporte es necesaria, debido a la alta producción de crudos pesados en el país, por lo cual se lleva a cabo el proceso de mezclarlo con un fluido diluyente, el diluyente debe poseer afinidad y además emulsionarse con el petróleo, tales como: derivados del mismo o petróleo de menor °API (De sus siglas American Petroleum Institute, es una medida de densidad que, en comparación con el agua a medidas iguales, precisa cuán pesado o liviano es el petróleo. Índices superiores a 10 implican que son más livianos que el agua).

El mezclado de petróleo crudo es una de las operaciones más frecuentes en las refinerías y plantas petroquímicas, como también en su transportación a las diferentes estaciones de almacenamiento, sin embargo, conseguir estabilizar las propiedades del petróleo crudo a los parámetros requeridos por las unidades de destilación en las Refinerías no es un proceso sencillo, se requiere de un análisis más profundo sobre el comportamiento de las propiedades del crudo. La creación de modelos matemáticos ha logrado convertirse en herramientas que ayudan a optimizar las operaciones realizadas por las unidades de destilación gracias a las distintas estrategias de control realizadas en el modelo.

Numerosas investigaciones se han desarrollado para encontrar un modelo matemático óptimo que pueda calcular, predecir y reducir la viscosidad con la

finalidad de mejorar la calidad del petróleo, Se usan como referencia varios modelos propuestos para predicción de viscosidad de mezcla (Alboudwarej et al, 2006; Alomair et al, 2016; Naseri et al, 2005; Bennison, 1998; Glaso, 1980).

Para cambiar la gravedad API o la viscosidad es necesario realizar una mezcla con hidrocarburos más ligeros y de esta manera alcanzar las propiedades del crudo requeridas para el transporte del mismo.

**Lina María Orozco Chinome, Rolando Barrera Zapata (2012). Adaptación de Modelos para Estimar la viscosidad de mezclas multicomponentes de algunos crudos pesados colombianos. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.**

El artículo presentado por (Orozco & Barrera), muestra un estudio realizado en crudos pesados colombianos los mismos que se mezclan con diluyentes de elevados °API (40-64), realizando ajustes en los modelos de mezcla de crudo mediante métodos estadísticos, en los cuales se ajustan los coeficientes de las ecuaciones por el método de simplex y diferencia de cuadrados.

En el artículo presentan varias pruebas realizadas para determinar el modelo de mezcla que se ajuste a los datos obtenidos, de esta manera determinan por errores medidos la selección del modelo, siendo el modelo de Parkash el seleccionado en esta investigación arrojando un error inicial de 3%, luego al realizar el análisis lineal de multicomponentes, obtuvieron una nueva ecuación con errores menores al 0.5%.

**Trevor Bennison (1998). Prediction of Heavy Oils Viscosity. IBC Heavy Oil Field Development Conference, London. England.**

Bennison menciona en su trabajo los modelos matemáticos para predicción de viscosidad, clasificándolos en función de los crudos a tratar, siendo su clasificación: Petróleo Muerto (Petróleo que ha perdido sus componentes volátiles, es decir no posee gas disuelto), petróleo a la presión de punto de burbuja (Punto en el que se empieza a liberar el gas disuelto) y, Petróleo Sub-saturado (Presión del fluido mayor a la presión de Burbuja), dando así una clasificación de las ecuaciones en función al tipo de petróleo que se quiera aplicar.

En este artículo relacionan la viscosidad con la densidad, es por eso que hacen relación al GOR (gas disuelto en petróleo), realizando pruebas a diferentes temperaturas y observando los resultados en la predicción de viscosidad, definiendo así los rangos físicos en los cuales los modelos son más eficientes.

### 1.3 Planteamiento y formulación del problema

La falta de nuevos hallazgos de yacimientos que almacenen crudos livianos, y la caída de producción de los mismos, fuerzan al desarrollo de nuevas tecnologías para el transporte de hidrocarburos con bajo °API (Crudos Pesados), el mismo que se encuentra presente en la mayoría de las operaciones petroleras en el Ecuador, siendo una de las mayores dificultades operativas su alta viscosidad.

Las viscosidades elevadas se presentan en petróleos pesados y extra pesados, esto se debe a su alto contenido de asfaltenos (partículas más pesadas en las cadenas de hidrocarburos) y resinas, generando así complicaciones en el transporte del crudo desde su producción hasta su transporte, uno de los métodos más utilizados en la industria para reducir la viscosidad es el aumento de la temperatura en el fluido, lo que implica inversión en intercambiadores de calor, los mismos que se ubican en diferentes puntos de la tubería debido a la pérdida de temperatura en la misma. Los elevados valores de viscosidad generan una restricción en la fluidez al momento de transportar el petróleo ya sea para levantarlo desde el pozo o para ser transportado por medio de tuberías.

En el bloque 16 operada por la empresa Repsol – Ecuador, se transporta hacia el OCP, petróleo con °API promedio de 14.3, este petróleo es obtenido de la mezcla del Residuo de la planta Topping (con un °API promedio de 10) y el petróleo producido en los WellPads (Arreglo de Pozos) del sur (°API promedio de 15.3), la problemática actual en el bloque se genera debido a la depletación de la producción de los WellPads del sur (Crudo SPF), ya que al poseer menos fluido diluyente se obtiene un petróleo con menor calidad es decir más viscoso y con menor °API.

El aumento en la viscosidad genera muchas complicaciones en la línea de transporte ya que al recorrer la misma se pierde temperatura lo que provoca un aumento en la viscosidad, es decir que mientras el fluido está siendo transportado cada vez la velocidad del fluido disminuirá por efecto de fricción y aumento de viscosidad. No existe ningún sistema que permita simular cuáles son las condiciones ideales del fluido para ser transportado, además no existen simuladores que permitan dar las condiciones óptimas a la mezcla para obtener los resultados requeridos en el petróleo de entrega.

## **1.4 Objetivo general**

Programar un Software Informático mediante la herramienta de desarrollo Netbeans para simular el comportamiento de la viscosidad en la mezcla de crudo.

### **1.4.1Objetivos específicos**

- Controlar las variables del proceso simulando las condiciones operativas en el laboratorio de Crudos del Bloque 16 operado por Repsol Ecuador.
- Realizar ensayos en laboratorio para corroborar la data obtenida.
- Analizar los datos obtenidos comparándolos con los modelos matemáticos usados en el proyecto para establecer los modelos que más se ajusten al proceso.
- Diseñar un algoritmo computacional en el lenguaje de programación Java desarrollado en Netbeans que simule el proceso de mezcla de crudo que se realiza en el bloque 16.

## **1.5 Justificación del problema**

La producción de petróleo en la actualidad posee una alta importancia para la sociedad, ya que sus derivados son indispensables para la fabricación de muchos artículos utilizados hoy en día, además de los combustibles obtenidos para el transporte de millones de personas en el mundo.

Actualmente, los yacimientos que poseen petróleos poco viscosos han sufrido un gran decremento en su producción, siendo así los yacimientos de crudos pesados los más productores al presente en el Ecuador. Los petróleos pesados y extra pesados poseen viscosidades elevadas lo que complica el transporte del mismo, por lo cual se requieren diferentes técnicas para transportarlo.

Una de las técnicas más usadas en la industria petrolera consiste en elevar la temperatura del petróleo ya que al aumentar la viscosidad del petróleo se reduce, lo cual implica inversiones en más intercambiadores de calor, siendo (en un caso hipotético) mayor el número de estaciones de bombeo y calentamiento de crudo para el petróleo pesado. Una solución óptima es el diluir el petróleo pesado con algún derivado o petróleo con mayor °API, esto para reducir la viscosidad y aumentar su fluidez, en el bloque 16 se mezcla la producción de los WellPads del sur del bloque con el residuo de la planta Topping, el residuo posee valores °API promedio de 10, el mismo que es mezclado con el petróleo del sur (Crudo SPF) que posee un °API promedio de 15.

Dentro del proceso de mezcla se puede variar los valores del °API el mismo que posee un gran interés al ser visto por la parte comercial, ya que el petróleo al poseer mayor °API aumenta su utilidad, el °API de la mezcla dependerá de la cantidad de crudo SPF agregado al residuo, las herramientas utilizadas para predecir y simular los valores de viscosidad son los modelos matemáticos, los cuales fueron diseñados bajo ciertas condiciones operativas. En el presente trabajo se realiza la selección de modelo al comparar los resultados obtenidos en laboratorio para comparar con los resultados simulados por los modelos matemáticos, esto permitirá controlar el proceso de mezcla y determinar las fracciones necesarias de Residuo y Crudo SPF para obtener un petróleo de entrega con parámetros operativos óptimos para ser bombeado (en función de las facilidades de superficie de la línea de bombeo).

Los modelos matemáticos presentados en la literatura se ajustaran en función de las condiciones operativas del bloque 16, por lo cual se diseñarán nuevas ecuaciones que permitan simular los valores de viscosidad en función de las condiciones operativas del bloque 16.

Para facilidad del usuario se diseñó un algoritmo en el cual se denotan los modelos matemáticos para predicción de viscosidad obtenidos de la investigación, Software de lenguaje informático Java denominado BlendOil 3.0, en el cual se simula el proceso de mezcla de crudo, para de esta manera poder tomar acciones de mejora de mezcla, obteniendo así resultados de mezcla deseados que faciliten la operación de bombeo en el bloque 16.

## **1.6 Hipótesis.**

La simulación informática de mezcla eficiente de crudo, permitirá controlar el proceso de mezcla y dar condiciones óptimas de bombeo al petróleo obtenido de la mezcla. Eliminando posibles dificultades presentadas en la fluidez del petróleo en la línea.

## **1.7 Variables:**

### **1.7.1 Variable Independiente**

Parámetros físico químicos de los hidrocarburos a mezclar en el bloque 16 Repsol Ecuador.

### **1.7.1 Variable Dependiente**

Implementación de un modelo matemático de planificación eficiente de mezclado de crudos.

## **1.8 Metodología**

### **1.8.1 Tipo y diseño de la investigación**

El presente trabajo de investigación se basa en la investigación experimental, Santa Paella y Feliberto Martins (2010), definen el diseño experimental como el experimento en el cual el investigador manipula una variable experimental no comprobada.

Según estos investigadores, las condiciones deben estar estrictamente controladas, con la finalidad de describir de qué modo y por cual causa se produce o puede producirse un fenómeno.

El proyecto de investigación a realizar usa la metodología de investigación experimental, en el cual se manipulan y controlan algunas propiedades físico químicas de los petróleos producidos en el bloque 16, se usará un Software informático programado en lenguaje Java, dentro del algoritmo se incluirán modelos matemáticos de predicción de viscosidad.

El diseño de investigación se lo considera una investigación de campo ya que la tesis fue desarrollada en la empresa Repsol Ecuador, realizando análisis con las muestras facilitadas por la empresa, obteniendo así los datos necesarios para el desarrollo de esta investigación.

### **1.8.2 Instrumentos de la investigación**

Son las herramientas usadas para obtener, procesar, escoger, simular y presentar la información.

### **1.8.3 Recolección y procesamiento de la información**

1. Ensayos de Viscosidades a diferentes temperaturas de petróleo en el Laboratorio.
2. Ensayos de Densidad API de Petróleo en el Laboratorio.
3. Adquisición y refinación de los valores volumétricos de petróleo.
4. Simulación de los modelos matemáticos con las variables obtenidas en campo.
5. Selección de los modelos matemáticos.
6. Modificación de los modelos con las condiciones operativas de campo.
7. Ajuste de Resultados.

8. Construcción del Algoritmo en lenguaje Java plataforma NetBeans.

9. Programación del software BlendOil 3.0

## **1.9 Población y Muestra**

### **1.9.1 Población**

Es el conjunto de elementos con características comunes que son objetos de análisis y para los cuales serán válidas las conclusiones de la investigación (Arias 1999).

Para el desarrollo de esta investigación, se necesitó realizar un estudio sobre los valores de API, Temperatura y Factores volumétricos de diluyentes en mezclas, para poder saber qué modelo matemático aplicar y cómo afectaba a los valores obtenidos de viscosidad.

### **1.9.2 Muestra**

La muestra es obtenida con el fin de investigar, a partir del conocimiento de sus características particulares, las propiedades de una población. (Balestrini 1997).

La muestra de esta investigación son los datos corregidos obtenidos, es decir las viscosidades de petróleo simulados por los modelos matemáticos que arrojaron el menor rango de error al compararlos con los datos de viscosidades reales obtenidas en laboratorio.

## **CAPITULO II**

### **2. MARCO TEORICO**

#### **2.1 Gravedad ESPECÍFICA**

La Gravedad específica o también denominada densidad relativa es la relación que existe entre la densidad de un fluido y la de otro material o sustancia usada como referencia a la misma temperatura y presión, lo cual indica que es adimensional, por lo general se usa el agua como referencia debido a que su densidad absoluta es 1 g/ml, la gravedad específica se utiliza para determinar la flotabilidad de un fluido sobre otro, es decir si su valor es inferior a 1 este flotará en la sustancia usada como referencia mientras que si es mayor a 1 se hundirá, un ejemplo claro de esto es el hielo que posee una gravedad específica de 0.92 respecto al agua, esto quiere decir que el 92% del volumen del hielo igual a la masa de agua y el 8% restante quedará encima de la superficie.

#### **2.2 Gravedad api**

La densidad API o °API (siglas en ingles de American Petroleum Institute), se utiliza para clasificar e identificar que tan pesado o denso es el petróleo, esto se lo consigue haciendo una comparación del mismo con el agua a temperaturas iguales, de esta manera se consigue determinar qué tan liviano o pesado es el petróleo, considerando que el agua posee un °API de 10 se entenderá que el petróleo que posea valores de API mayores a 10 flotaran sobre el agua mientras que aquellos que posean valores menores a 10 el agua flotaría en ellos.

Para determinar valores de °API se realizan ensayos en laboratorio con hidrómetros, el ensayo consiste en ubicar el petróleo en una probeta como lo indica la norma ASTM D-1298, obteniendo el valor de °API de la lectura obtenida del hidrómetro.



Figura 2.1 Hidrómetros utilizados en el Bloque 16

Fuente: Repsol Ecuador Bloque 16

En 1916 se usó la escala de Baumé como patrón de medición de la gravedad específica de los líquidos con menor densidad que el agua, la misma que se desarrolló en 1768 por Antoine Baumé usando NaCl (Cloruro de Sodio) en agua destilada para su calibración en grados Baumé (°Bé).

$$^{\circ}Bé = \frac{140}{\rho} - 130$$

Ecuación 2.1. Grados Baumé para líquidos menos densos que el agua.

Cuando se inició a usar esta escala se fijaron que el módulo de 140 usado por Baumé generaba un gran margen de error, por lo cual realizaron los análisis y correcciones necesarias para disminuir el rango de incertidumbre, obteniendo así un nuevo módulo de 141.5, como resultados los hidrómetros fabricados en Estados Unidos tenían un módulo de 141.5 y no de 140 como lo planteo Baumé al inicio. Para 1921 la nueva escala había dado tan buenos resultados que el Instituto Americano de Petróleo (API) creó la escala de gravedad API.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Gravedad\ Especifica} - 131.5$$

Ecuación 2.2. Formula de la densidad API a 60°F

## 2.3 Viscosidad

La viscosidad se define como la relación que existe entre la velocidad de flujo y el esfuerzo cortante de un fluido; para lograr exponer el concepto de viscosidad se asumirán capas dentro de los fluidos, entre dichas capas existirá una fuerza tangencial es decir, que la fuerza sometida en una de ellas se transmitirá a la siguiente con un módulo menor, mientras mayor sea el módulo de fuerza que se deba aplicar para mover dichas capas mayor viscosidad poseerá el fluido, por ejemplo si colocamos azúcar en el fondo de un vaso con agua y agitamos el agua con una cuchara observaremos que el azúcar empezará a moverse sin necesidad de estar en contacto con la cuchara, esto se debe a la transmisión de la velocidad de flujo entre el rozamiento de las capas, por ende si la viscosidad de un líquido es mayor este fluirá con menor rapidez o si su viscosidad es baja poseerá mayor fluidez, La viscosidad se presenta solamente en los fluidos que se encuentran en movimiento, ya que en estado estacionario no existirá esfuerzo cortante ni velocidad de flujo por lo cual el módulo de la viscosidad será cero.

Los petróleos denominados pesados (bajo °API) poseen viscosidades elevadas, es decir mientras menor sea el °API mayor será su viscosidad, cabe recalcar que existe una relación directa entre la viscosidad y la temperatura, ya que con el aumento de temperatura existe una reducción de la viscosidad este efecto es mayor con fluidos viscosos como el petróleo pesado, la reducción de viscosidad se genera por el aumento de movimiento de las partículas del fluido al ser calentadas, lo que reduce la fuerza de cohesión del mismo, por esto es necesario reportar los valores de viscosidad a la temperatura a la cual fueron medidos los fluidos, además con el aumento de la temperatura su densidad disminuye debido al incremento del volumen en el fluido.

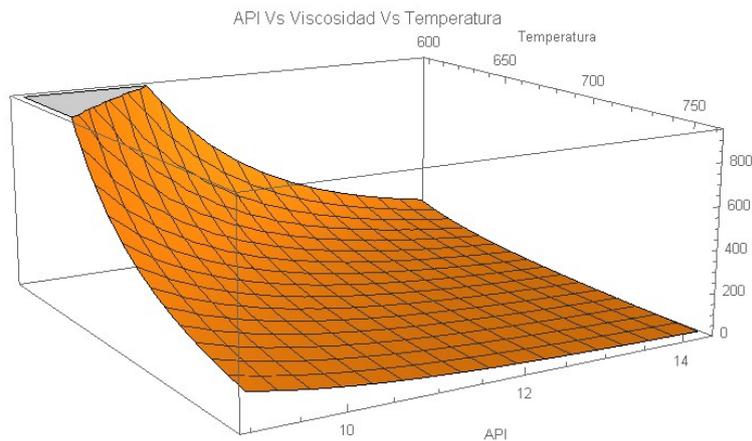


Figura 2.2 Grafica 3D API Vs Temperatura (Rankine) Vs Viscosidad (Eje y)  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica 10.0 por Vicente Macharé 2018.

Al momento de bombear el crudo por tuberías, en caso de poseer temperaturas bajas que presenten un posible problema en el transporte debido a su viscosidad elevada, es necesario para el buen rendimiento de la operación que el petróleo pase antes de ser bombeado por intercambiadores de calor para aumentar su temperatura, pero al fluir en la línea existe una pérdida de energía al ambiente en forma de calor por radiación, lo que genera un decremento en la temperatura y un aumento en la viscosidad del fluido, debido a esto se implementan diferentes puntos de bombeo en la línea, los mismos que suministran temperatura y presión al fluido por medio de intercambiadores de calor y bombas respectivamente.

Los elevados valores de viscosidad de los hidrocarburos pesados se deben a su composición química ya que poseen asfáltenos dentro de su estructura, por lo cual es necesario diluir los asfáltenos o calentar el fluido para alterar su estructura y su fuerza de cohesión.

Debido a esto, es necesario considerar los valores de viscosidad al momento de diseñar la estructura de transporte del fluido, se requiere realizar un buen diseño de la tubería, bomba del fluido e intercambiadores de calor, dando así las condiciones operativas al fluido para ser transportado en una distancia determinada.

## 2.4 Viscosidad dinámica

También denominada viscosidad absoluta, es la relación que existe entre una tensión con la rapidez con la que el fluido empieza a deformarse y moverse, el análisis dimensional del mismo es el siguiente:

$$1 \text{ Poise} = 1[P] = 10^{-1}[Pa \cdot s] = 10^{-1}[Kg \cdot s^{-1} \cdot m^{-1}]$$

*Ecuación 2.3. Análisis Dimensional Viscosidad Dinámica*

La simbología con la que se representa la viscosidad dinámica es “ $\mu$ ”, las unidades con las que trabaja son el Poise o centipoise ( $\text{Poise} \times 10^{-3}$ ), estas unidades están contempladas dentro del sistema internacional.

## 2.5 Viscosidad cinemática

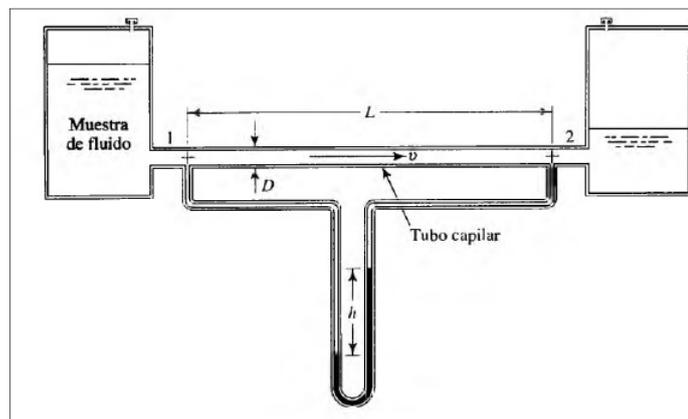
La viscosidad cinemática es el resultado de la división de la viscosidad dinámica para la densidad o gravedad especificad del fluido valores que deben ser medidos a la misma temperatura, esta denotada como  $\nu$ .

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \nu = [Kg \cdot s^{-1} \cdot m^{-1}] * [m^3 \cdot Kg^{-1}]$$

*Ecuación 2.4. Viscosidad Cinemática y análisis dimensional*

## 2.6 Medición de viscosidad

Existen numerosos métodos para determinar los valores de viscosidad, algunos basados en propiedades y fundamentos de la mecánica de fluidos para expresar viscosidades es sus unidades fundamentales, es decir viscosidades absolutas, otros equipos indican solo los valores relativos de la viscosidad usados para comparar diferentes fluidos, los equipos que determinan la viscosidad de los fluidos son denominados viscosímetros o reómetros. Existen procedimientos establecidos por la Sociedad Americana de Ensayo de Materiales (ASTM) para realizar ensayos de viscosidad en laboratorios, existen diferentes equipos o sistemas para medir la viscosidad tales como: Viscosímetro de tambor rotatorio, Viscosímetro de tubo capilar, Viscosímetro de vidrio capilar estándar calibrados, viscosímetro de bola que cae, Viscosímetro de Saybolt y el Viscosímetro de paletas que fue el utilizado para el desarrollo de esta investigación.



*Figura 2.3 Esquema de un viscosímetro de tubo capilar*

*Fuente: Mott, R., (2006). Mecánica de fluidos 6ta edición, México DF, México, Pearson Educación.*

## **2.7 Modelo matemático.**

Según Colín Lee (1973) se puede definir a un modelo como *“Una Representación de la Realidad”*, mientras que otros investigadores como Box y Draper (1987) definen la caracterización de los modelos de la siguiente manera: *“Básicamente todos los modelos son erróneos, aunque algunos son útiles”*.

En efecto estas definiciones son acertadas ya que al modelar se intenta realizar una representación o simulación de algún problema real, mientras que no todos los modelos evalúan las condiciones necesarias para determinar la solución a algunos problemas, ya sea por falta de datos para construir el modelo o por asunciones de ciertos datos que se los considera despreciables dentro de las ecuaciones.

La precisión de estos modelos depende de los ensayos antes realizados, es decir que no se puede asumir que tendrá los mismos resultados en su aplicación al mismo tema pero en condiciones distintas, lo cual es ignorado por la mayoría de los usuarios de los mismos, por ejemplo tenemos los modelos para la predicción de viscosidad del petróleo, cada uno de estos fue construido para diferentes tipos de petróleo bajo ciertas propiedades físico químicas, es decir no se puede pretender obtener resultados positivos de predicción de viscosidad a un petróleo ligero, con modelos que fueron diseñados para petróleos extra pesados.

La utilidad de estos modelos radica en que permite simular procesos o situaciones, nos ayudan a comprender el funcionamiento de estructuras simples o complejas, evaluando así parámetros que no logran ser observados con facilidad en la realidad. Dichos modelados permiten simular futuros sucesos, permitiéndonos así controlar o cambiar ciertas variables de entrada para obtener mejores resultados.

## **2.8 Modelos de predicción de viscosidad de petróleo**

Es así que, la viscosidad de un líquido disminuye al aumentar su temperatura, son muy pocos los modelos matemáticos que permiten obtener datos similares a los reales a partir de datos conocidos, la mayoría de estos modelos poseen forma exponencial, debido a que la curva de Viscosidad Vs Temperatura posee la misma tendencia, permitiendo así que los modelos arrojen buenos resultados, cumpliendo incluso las condiciones de reducción de la viscosidad obtenida al cambiar los datos de ingreso por temperaturas o °API mayores a los iniciales.

Los modelos actuales predicen los valores de viscosidad en función de la temperatura y °API, la diferencia entre un modelo u otro es la estructura y los coeficientes, respetando la mayoría su forma exponencial.

Uno de los primeros modelos para predecir la viscosidad fue presentado por Eyring (Ecuación 5.), en el cual incluía factores como el Número de Avogadro [ $N_a$ ], Constante de Planck [ $h$ ], Volumen de la temperatura [ $V$ ] en cm<sup>3</sup>/mol y la temperatura de ebullición [ $T_b$ ], cabe recalcar que esta ecuación es útil para fluidos no polares y posee un error de 25%.

$$\mu = \frac{N_a h}{V} * e^{\left(\frac{3,8T_b}{T}\right)}$$

*Ecuación 2. 5. Ecuación de Eyring para predecir la Viscosidad*

*Fuente: Estimación de propiedades de transporte: Viscosidades, M. Aguilera, D. Gonzales, L.*

*Matamoros, C. Oronel. Universidad Simón Bolívar*

## **2.9 Mezcla de petróleo**

La mezcla de crudos es necesaria para reducir la viscosidad y aumentar el °API de petróleos pesados, se realiza mediante la adición de un fluido diluyente el cual debe tener una afinidad y logre emulsionarse con el petróleo pesado o extra pesado, por lo general en los procesos de mezcla se añaden derivados del petróleo o petróleos con menor °API que trabajan como solventes.

Esto con la finalidad de obtener una mayor fluidez al momento de ser transportado, obtener una mayor utilidad al comercializarlo debido al aumento del API de la fracción pesada o cumplir con especificaciones que demande la operación, muchos son las utilidades de la mezcla, la misma que se puede realizar en tanques de almacén por dosificación de solventes y/o aditivos o en líneas de flujo de manera simultánea.

Conseguir los resultados deseados en la mezcla es un poco complejo, siendo esta una de las problemáticas principales enfrentadas en la actualidad, ya que se debe considerar que mientras el crudo que se busca diluir aumenta su API y disminuye su viscosidad, el crudo o fluido diluyente sufre el efecto inverso, por lo cual es necesario determinar las proporciones óptimas de operación a los menores costos posibles.

## 2.10 Idealidad de la mezcla

Se denomina mezcla ideal al modelo de mezcla en el cual los valores de volumen, energía interna y entalpía de la mezcla son igual a los fluidos a mezclar puros evaluados por separado, es decir que los valores de la mezcla antes mencionados son nulos.

En cuanto los valores se acerquen más a casos reales, se considera que más ideal será la mezcla, se considera también mezclas ideales a las mezclas que posean un coeficiente de actividad (expresa factor de actividad química de una sustancia en su concentración molar) igual a 1, el mismo que evalúa la idealidad de las soluciones

Esta idealidad obedece al modelo de Ecuación de mezclas (Ecuación 2.6) simples en la cual la viscosidad de la mezcla se obtiene a partir de un modelo de sumatoria de la viscosidad multiplicado por el factor volumétrico de los fluidos que ingresen al proceso de mezcla.

$$\mu_{mezcla} = \sum X_i * \mu_i$$

*Ecuación 2.6*

Sin embargo este modelo no aplica a los casos reales observados, debido a que en la práctica real no se obtienen las condiciones de idealidad de mezcla, sirviendo así la ecuación 2.6 como fundamento o base de construcción de modelos matemáticos más elegantes para predecir la viscosidad de la mezcla de petróleo.

Existen desviaciones en el comportamiento de la idealidad de la mezcla, esta desviación se genera por factores como el aumento de la viscosidad, lo cual refleja que la interacción entre las moléculas de los componentes es muy diferente en su composición química. La desviación se ve afectada también por la reducción de temperatura ya que la velocidad de las moléculas se reduce y la resistencia molecular y cohesión se incrementan, la presión también afecta la desviación de la idealidad debido a que disminuye la distancia entre las moléculas generando el efecto de resistencia de desplazamiento de las mismas.

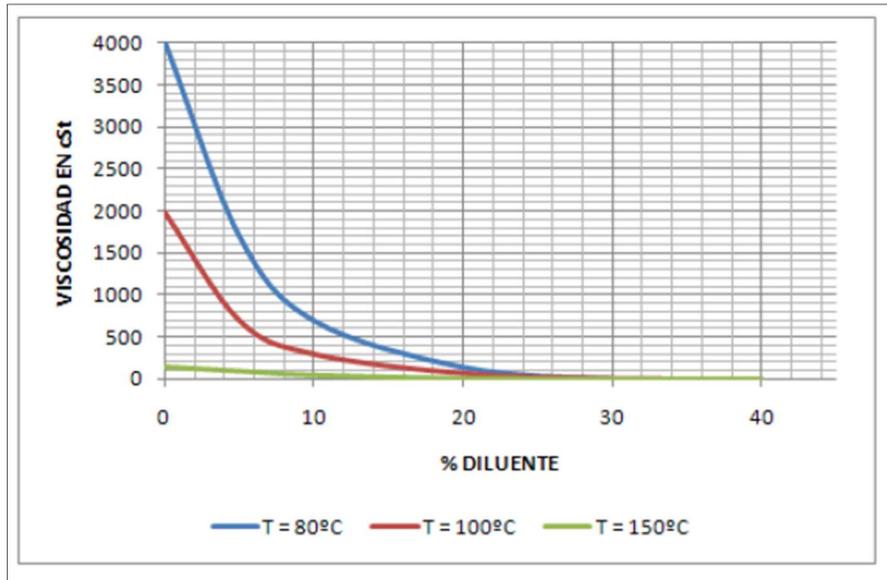
## 2.11 Viscosidad de mezcla

El objetivo principal de la mezcla es no desaprovechar los hidrocarburos pesados, dándole las condiciones adecuadas para ser transportado y aumentar su valor comercial, esto se consigue al diluirlo en crudos más ligeros o derivados de petróleo como: gasolina, nafta, diésel, condensados, entre otros.

El efecto es inverso al analizar el diluyente ya que disminuye su viscosidad y °API original, es necesario determinar las proporciones y el diluyente óptimo para las operaciones de mezclado o Blending, siendo así la predicción de la mezcla un problema complejo ya que se conoce las propiedades de los fluidos que participan

en la mezcla pero no se logra predecir cuales son las proporciones de cada uno para obtener un producto final requerido para el transporte, tratamiento o comercialización del petróleo.

Podemos obtener tendencias del comportamiento de la mezcla de crudos a través de la curva viscosidad vs composición (*fig. 2.4*), en la cual si una mezcla es ideal la curva posee un modelo lineal, de lo contrario se considera una mezcla no ideal



*Figura 2.4 Viscosidad Mezcla Vs Fracción de Diluyente*

*Fuente: Desarrollo de un modelo computacional para el ajuste de la viscosidad de mezclas de crudo pesado y/o extrapesados con disolventes para transporte por oleoducto. Romero,*

*A & Quiroga, C. (2010)*

## CAPITULO III

### MODELOS MATEMATICOS PARA PREDICCION DE VISCOSIDAD

#### 3.1 Predicción de viscosidad de los componentes de la mezcla

Dentro de la literatura se ha identificado varios modelos matemáticos que permiten predecir la viscosidad del petróleo, en función de las condiciones del petróleo a simular estas correlaciones se clasifican en tres categorías: viscosidad de petróleo muerto, viscosidad del petróleo en el punto de burbuja y viscosidad de petróleo subsaturado.

##### 3.1.1 Viscosidad de Petróleo subsaturado

Se denomina petróleo subsaturado al petróleo que posee presiones mayores al punto de burbuja, en el cual se encuentra disuelto el gas en el petróleo y no hay volumen inicial de gas o capa de gas.

En la literatura se observa que modelos como: Modified Labedi (Medium Oils), Kahn et al (Saudi Arabian Crude Oils), Vázquez & Beggs, entre otros, dentro de estos modelos se genera una relación de la viscosidad con la presión del fluido, presión de burbuja, y la viscosidad en el punto de burbuja.

##### 3.1.2 Viscosidad del petróleo en el punto de burbuja

El punto de burbuja es una referencia de la presión a la cual se empieza a liberar la primera burbuja de gas, es decir la presión en la cual empieza a salir el gas disuelto en el petróleo, para determinar la viscosidad del petróleo a estas condiciones se utilizan modelos dados en la literatura tales como: Chew & Connally, Modified Kartoatmodjo, Petrosky & Farshad (*Prediction of heavy Oil Viscosity, Trevor Bennison, IBC Heavy Oil Field Development Conference*) entre otros, estos modelos igualan a la viscosidad con el GOR (Gas Disuelto en el Petróleo), la viscosidad del Dead Oil y en casos puntuales la gravedad específica del gas. Al igual que el resto de los modelos se ajustan mejor al petróleo en función de sus valores de API y viscosidad del mismo.

### **3.1.3 Viscosidad de petróleo muerto**

Se denomina petróleo muerto a aquel que perdió todos sus componentes volátiles, es decir a aquel que perdió todo su gas disuelto a presión atmosférica, debajo de la presión de burbuja del petróleo la composición de la mezcla de crudo es constante y la viscosidad asciende, para predecir la viscosidad de petróleos muertos o dead oil se utilizan modelos matemáticos como Egbogah – Jacks, Glaso, Kartoatmodjo (*Prediction of heavy Oil Viscosity, Trevor Bennison, IBC Heavy Oil Field Development Conference*), entre otros, los cuales predicen la viscosidad en función de la temperatura y °API del fluido.

En el presente trabajo se utilizan los modelos de viscosidad para Dead Oil, debido a que el gas disuelto en el petróleo no es muy representativo en los modelos matemáticos, además de la falta de datos y la dificultad que representaría hacer las pruebas en laboratorio, por lo cual se decidió usar los modelos de viscosidad para petróleo muerto presentes en la literatura, siendo las variables dependientes analizadas API, viscosidad y temperatura, las cuales se obtienen diariamente en el proceso del bloque 16, dando así las facilidades para el desarrollo de este proyecto.

### **3.2 Modelos de Viscosidad para Dead Oil**

Los investigadores Beal [7], Beggs-Robinson [8], Glaso [9], Egbogah-Ng [10], Kartoatmodjo-Schmidt [11], Elsharkawy-Alikhan [12], Naseri [13], Hossain [14], Alomair, Petrosky-Farshad y Sánchez han logrado desarrollar modelos matemáticos para predecir la viscosidad del petróleo muerto en función de su API, variable que es esencial en las operaciones petroleras, por lo cual su determinación no es compleja.

En la tabla 3.1 se muestran los modelos matemáticos propuestos por los investigadores antes mencionados, estos modelos fueron obtenidos en base a las condiciones físico-químicas del fluido analizado en cada una de las investigaciones, por lo cual no se definen como modelos generales, la forma de los modelos expuestos obtienen su rango de aplicación en valores de API y viscosidad.

Autor	Correlación	Gravedad API	Viscosidad (cP)	Fuente
Beal	$\mu_{od} = \left[0.32 + \frac{1.8 \times 10^7}{API^{4.53}} \left[ \frac{260}{T_f + 200} \right]^a \right]^a$ a = antilog $\left(0.43 + \frac{8.33}{API}\right)$	10-52	0.8-155	EUA
Beggs-Robinson	$\mu_{od} = 10^x - 1$ $x = y(T_f)^{-1.163}$ $y = 10^z$ $z = 3.0324 - 0.02023API$	16-58	ND <sup>a</sup>	SD <sup>b</sup>
Glaso	$\mu_{od} = [3.141(10^{10})](T_f)^{-3.444}[\log(API)]^a$ a = 10.313 $[\log(T_f)] - 36.447$	20-48	0.6-39	Mar del Norte
Egbogah-Ng	$\mu_{od} = 10^x - 1$ $x = 10^y$ $y = 2.06492 - 0.0179API - 0.70226 \log_{10}(T_f)$	5-58	ND <sup>a</sup>	BD <sup>c</sup>
Kartoatmodjo-Schmidt	$\mu_{od} = 16(10^8)T_f^{-2.8177}[\log(API)]^x$ $x = 5.7526 \log(T_f) - 26.9718$	14-59	0.5-586	BD <sup>c</sup>
Elsharkawy-Alikhan	$\mu_{od} = \text{antilog}_{10}(x) - 1$ $x = \text{antilog}_{10}(y)$ $y = 2.16924 - 0.02525API - 0.68875 \log_{10}(T_f)$	20-48	0.6-33.7	Medio Oriente
Naseri	$\mu_{od} = \text{antilog}_{10}(y)$ $y = 11.2699 - 4.298 \log_{10}(API) - 2.052 \log_{10}(T_f)$	17-44	0.75-54	Irán
Hossain	$\mu_{od} = 30.5149 - 2.7935 \ln(T_f) - 1.5080[\ln(API)]^2$	10-22.3	22-451	BD <sup>c</sup>
Alomair	$\mu_{od} = 10^{(-0.71523API + 22.13766)T_f^{(0.269024API - 8.268047)}}$	10-20	1.78-11360	Kuwait
Petrosky-Farshad	$\mu_{od} = 2.3511 \times 10^7 T_f^{-2.10255}[\log(API)]^x$ $x = 4.59388 \log(T_f) - 22.82792$	25-46	0.72-10.2	EUA
Sánchez	$\mu_{od} = a \exp\left(\frac{b}{T_f^3}\right)$ a = $3.9 \times 10^{-5}API^3 - 4.0 \times 10^{-3}API^2 + 0.1226API - 0.7626$ b = $9.1638 \times 10^9 API^{-1.3257}$	12-43	1.10-17609	México

No disponible <sup>a</sup> Se desconoce <sup>c</sup> Banco de datos

Tabla 3.1 Modelos matemáticos para predecir la viscosidad dinámica del petróleo.

Fuente: Pérez, J., (2016). Simulación del transporte lineal de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API (Tesis de Pregrado). Instituto Politécnico Nacional, México D.F., México.

No se logra estandarizar un modelo de predicción de viscosidad debido a que la estructura del petróleo es compleja y en ocasiones indefinida, existen ciertas similitudes entre los modelos expuestos, la principal es que todos poseen forma exponencial, esto se debe al ajuste matemático realizado para que la curva de predicción de viscosidad al ser graficada vs la temperatura y el API, se ajuste a la curva real de viscosidad vs temperatura de los fluidos.

En la figura 3.1 se puede observar cuáles son los rangos de aplicación de cada uno de los modelos, se muestran los intervalos de aplicación de estos modelos en términos de API y viscosidad.

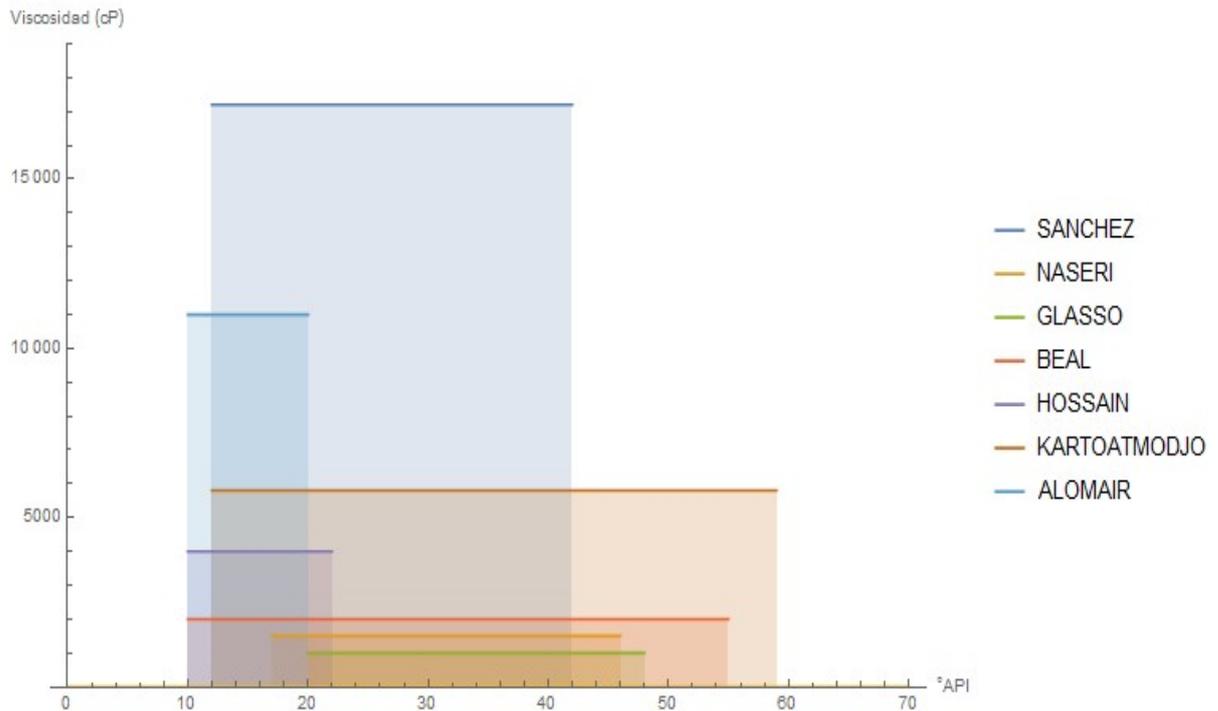


Figura 3.1 Rango de aplicación de los modelos de predicción de viscosidad de aceites crudos en función de su gravedad API

Fuente: Macharé V., (2019) Wolfram Mathematica

### 3.2.1 Beal (1946)

Para el desarrollo de esta correlación Beal utilizó 655 datos de viscosidad dinámica, obtenida de crudos sin gas en solución (petróleo muerto) a temperaturas de 100 °F y 98°F, a temperaturas mayores de 100 °F obtenidos de 492 campos diferentes, 358 de los cuales correspondían a petróleo proveniente de Estados Unidos, este modelo se aplica a petróleos sin gas en solución con rangos API desde 10 hasta 52, con valores de viscosidad desde 0.8 hasta 155 centipoise. Beal obtuvo un error promedio 24.2% entre los valores obtenidos por la ecuación 3.1 y los valores reales medidos en laboratorio, donde los valores de temperatura (T) están evaluados en Rankine y los valores de viscosidad ( $\mu_{od}$ ) en centipoise (Beal, C. 1946).

$$\mu_{od} = \left( 0.32 + \frac{1.8 * 10^7}{API^{4.53}} \right) * \left( \frac{360}{T - 460} \right) * 10^{\left( 0.43 \frac{8.33}{API} \right)}$$

### 3.1 Ecuacion de Beal

Fuente: Beal C., (1946), *Viscosity of air, water, natural gas, crude oil and its associated gases at oil field temperature pressures*. Trans AIME 165, (114-127).

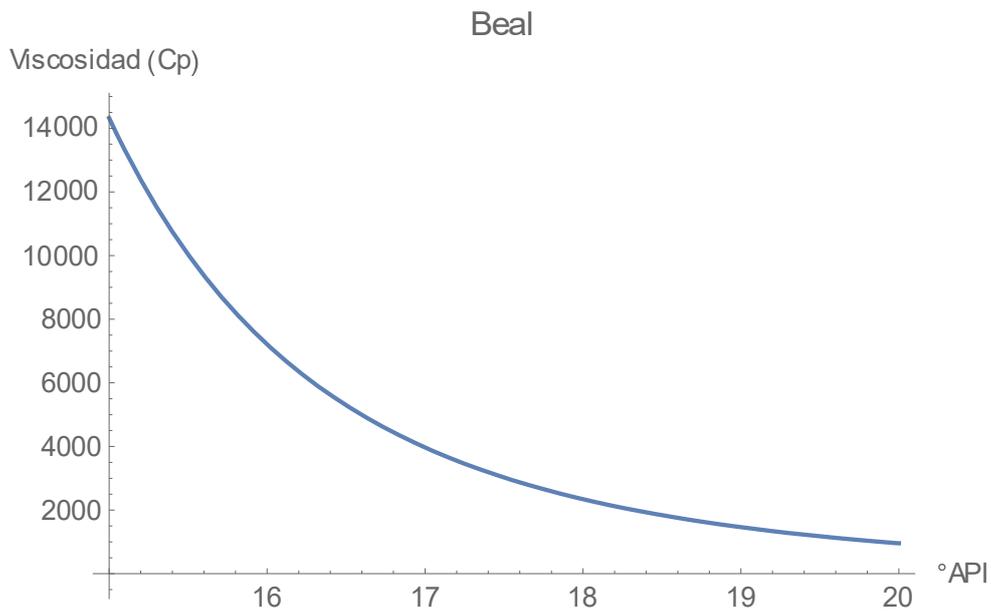


Figura 3.2 Grafica de la correlación de Beal °API vs. Viscosidad a 212 °F  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

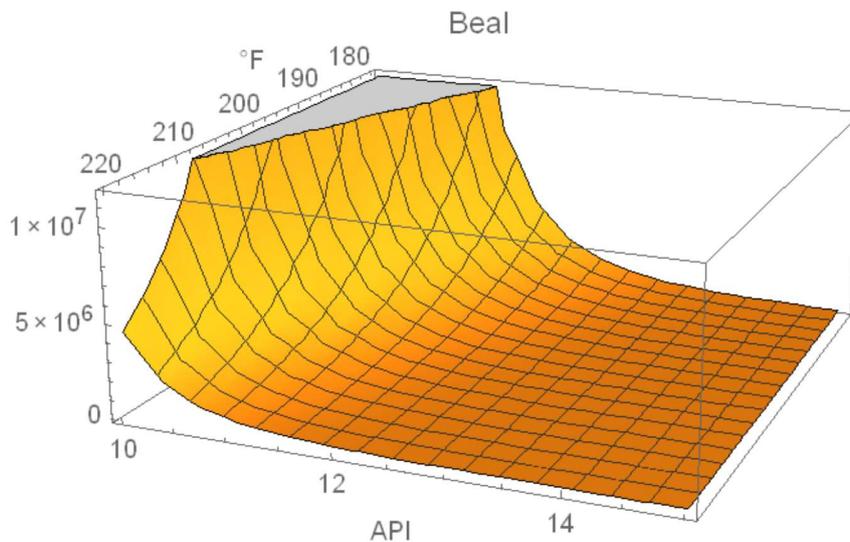


Figura 3.3 Grafica 3D de la correlación de Beal °API vs. Viscosidad vs. Temperatura  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.2 Beggs & Robinson (1975).

Beggs y Robinson usaron 460 datos de viscosidad de petróleo sin gas disueltos, con valores API entre 16 y 58, estos datos se obtuvieron o filtraron de una data inicial de 600 muestras diferentes de petróleo muerto, en la investigación propuesta se desarrolló una relación de la viscosidad dinámica (cP) con la temperatura (Rankine) y la densidad APÍ, el modelo matemático generado por Beggs & Robinson obtuvo un error promedio de 0.64% con una desviación estándar de 13.53% entre las viscosidades obtenidas por el modelo y los datos reales de la viscosidad, el modelo se presenta en la ecuación 3.2.

Donde:

T= temperatura (Rankine)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = 10^{(10^{3.0324-0.02023*API})*(T-460)^{-1.163}} - 1$$

Ecuacion 3.2 Ecuacion de Beggs & Robinson

Fuente: Beggs, H. & Robinson, J., (1975). Estimating the viscosity of crude oil System. J Pet Technol. 9, (1140-1141).

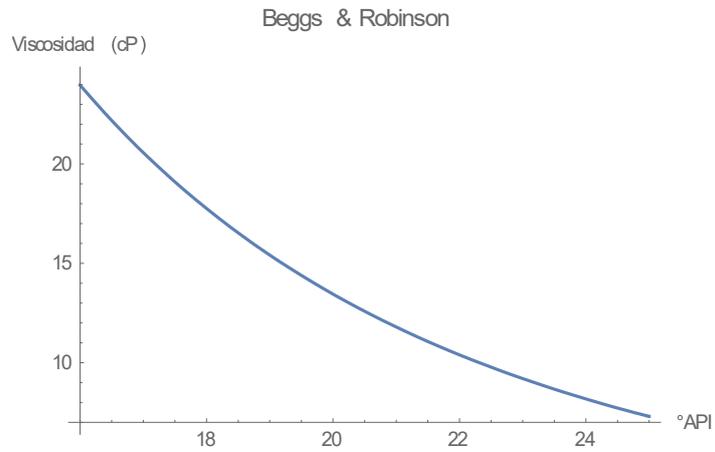


Figura 3.4 Grafica de la correlación de Beggs & Robinson °API vs. Viscosidad evaluada a 160 °F

Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

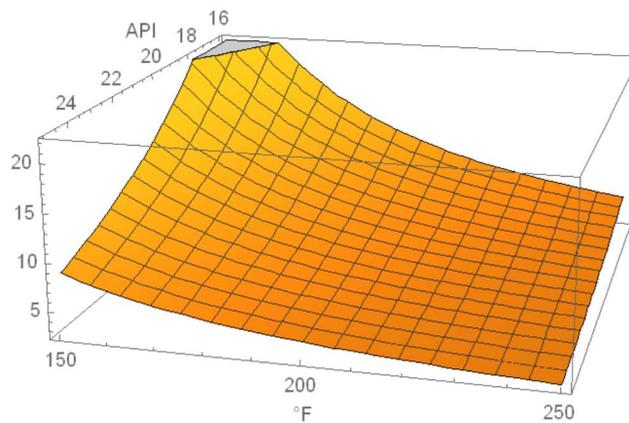


Figura 3.5 Grafica 3D de la correlación de Beggs & Robinson °API vs. Viscosidad vs. Temperatura

Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.3 Glaso (1980)

Glaso genero una correlación de la Viscosidad con la Temperatura y el °API a partir del análisis de 26 muestras diferentes de petróleo provenientes del Mar del norte, este modelo aplica a petróleos con api mayores a 20 y menores a 48, en la Ecuacion 3.3 se presenta el modelo de viscosidad presentado por Glaso.

Donde:

T= temperatura (Rankine)

API= Densidad Api del petróleo

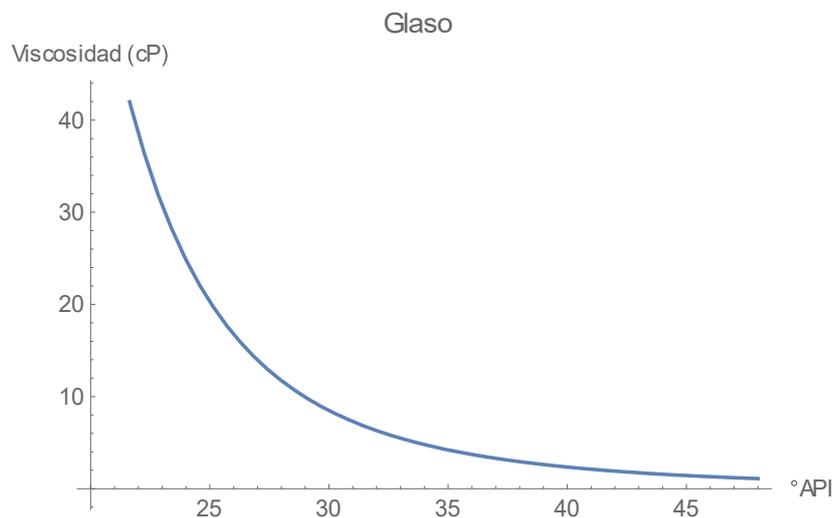
$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

$a = (10.313 * \text{Log}(T - 460)) - 36.477$

$$\mu_{od} = (3.141 * 10^{10}) * (T - 460)^{-3.444} * (\text{Log}(API))^a$$

*Ecuacion 3.3 Ecuacion de Glaso*

*Fuente: Glaso, O, (1980). Generalized pressure-volume-temperature correlation for crude oil system. J Pet Technol 2, (785-795).*



*Figura 3.6 Grafica de la correlación de Glaso °API vs. Viscosidad a 100 °F*

*Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé*

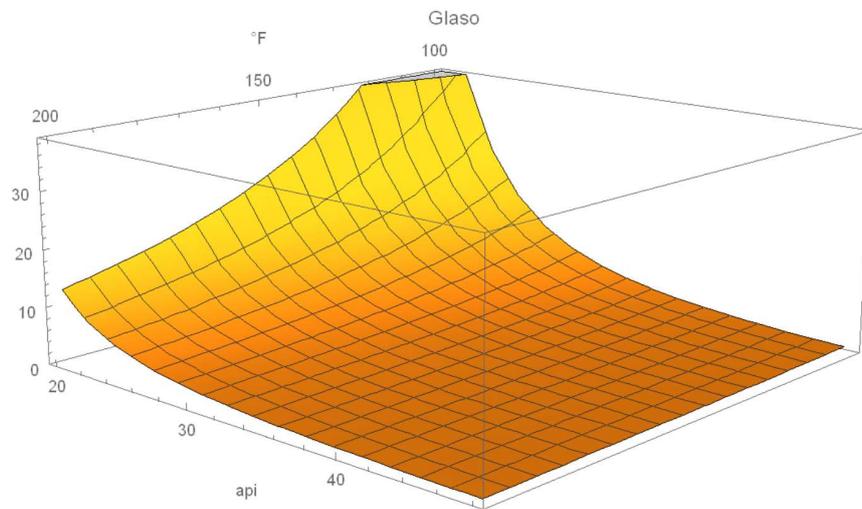


Figura 3.7 Grafica 3D de la correlación de Glaso °API vs. Viscosidad vs. Temperatura  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.4 Labedi (1992)

Para lograr obtener el modelo de viscosidad Labedi realizó ensayos aproximadamente en 100 muestras de petróleo extraídos en Libia, para conseguir la construcción del modelo Labedi usó la técnica de regresión lineal múltiple indicando obtener buenos resultados, además, sugirió aplicar este método para otras áreas geográficas como Medio este, Mar del norte y algunas partes de América; a continuación se presenta el modelo de predicción de viscosidad propuesto por Labedi en la ecuación 3.4.

$$\mu_{od} = \frac{10^{9.224}}{API^{4.7013} * T^{0.6739}}$$

Ecuación 3.4 Ecuación de Labedi.

Fuente: Labedi, R., (1992). Improved correlations for predicting the viscosity of light crudes. J Pet Sci Eng. No 8, 221-234.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

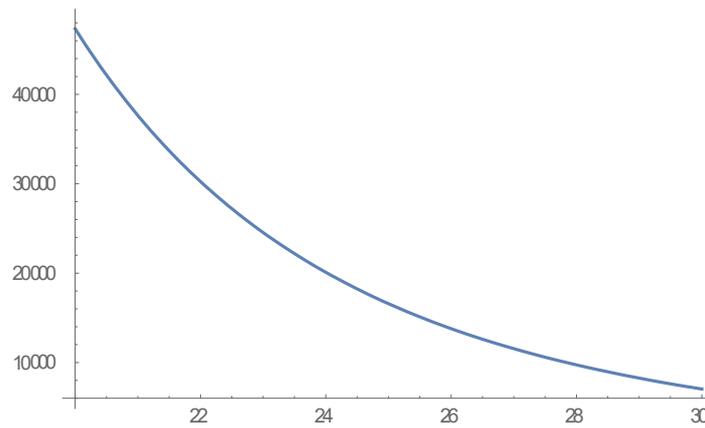


Figura 3.8 Grafica de la correlación de Labedi °API vs. Viscosidad a 212 °F  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

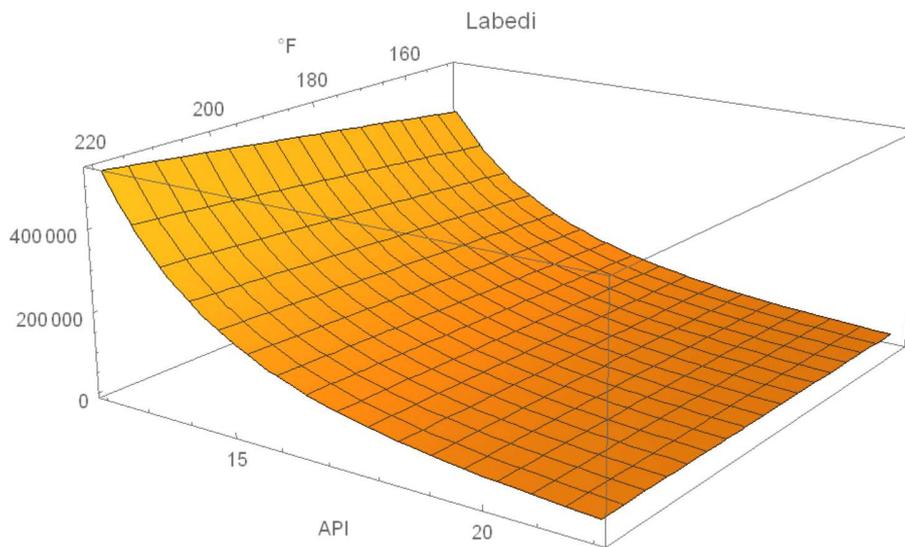


Figura 3.9 Grafica 3D de la correlación de Labedi °API vs. Viscosidad vs. Temperatura  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.5 Kartoatmodjo & Schmidt (1994)

En el desarrollo de una correlación de la viscosidad Kartoatmodjo y Zelimir Schmidt presentaron varias relaciones empíricas, basadas en un gran banco de datos, se buscó obtener resultados más favorables que los obtenidos anteriormente, la ecuación 3.5 fue obtenida a partir del análisis de un gran banco de datos (A) que cubre una amplia gama de petróleo en el mundo y el banco de datos (B) de datos publicados anteriormente. Al final de la investigación seleccionaron 661 muestras diferentes de crudos, con valores API mayores a 14 y menores a 59, en intervalos de viscosidad desde 0.5 cP hasta 586 cP, los mismos que dieron las condiciones de modelado en la correlación, obteniendo así un error promedio de 13.15%.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = (16 * 10^8) * T^{-2.8177} * \text{Log}(API)^{5.726 * \text{Log}(T) - 26.9718}$$

*Ecuacion 3.5 Ecuacion de Kartoatmodjo & Schmidt.*

*Fuente: Kartoatmodjo, F., Schmidt, Z., (1994). Large data bank improves crude physical property correlation. Oil Gas J. 4, (51-55).*

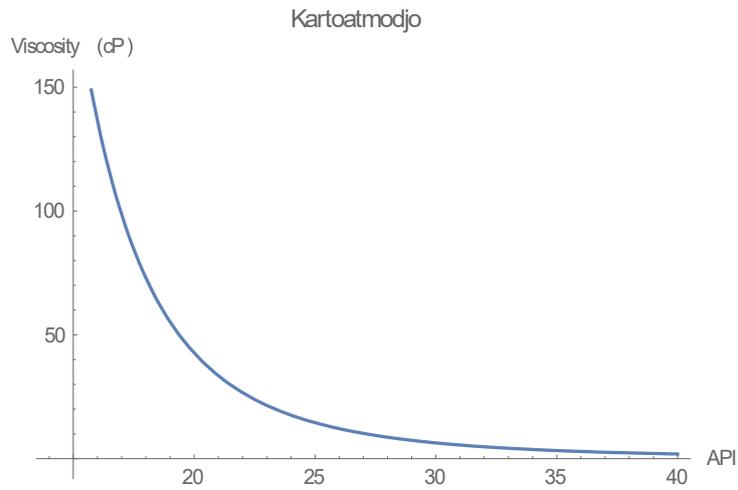


Figura 3.10 Grafica de la correlación de Kartoatmodjo & Schmidt °API vs. Viscosidad a 120 °F

Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

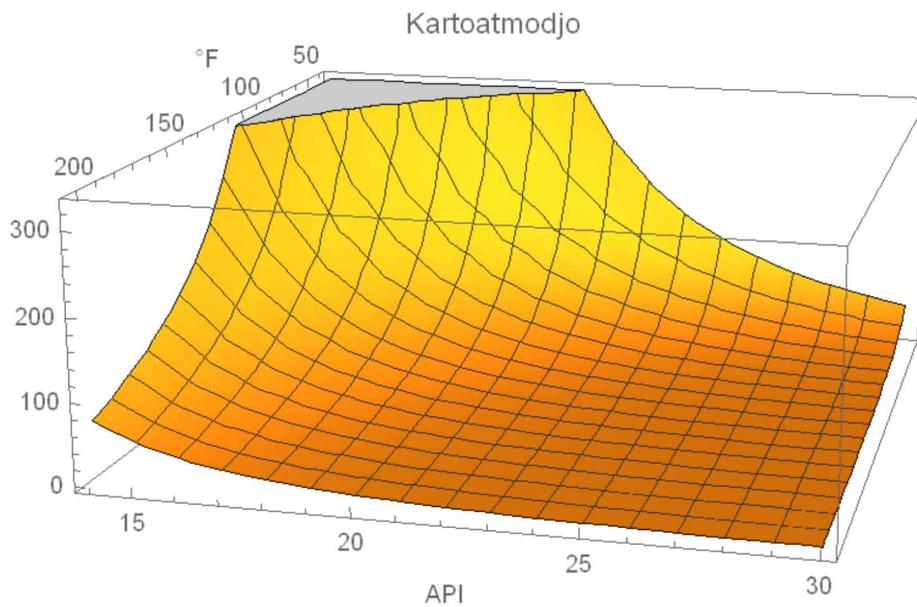


Figura 3.11 Grafica 3D de la correlación de Kartoatmodjo & Schmidt °API vs. Viscosidad vs. Temperatura

Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.6 Elsharkawy – Alikhan (1999)

La investigación propuesta busca obtener nuevos modelos empíricos para predecir la viscosidad de petróleos provenientes del oriente medio, Adel M. Elsharkawy y AA Alikhan realizaron análisis en petróleos muertos, saturados y subsaturados. Presentaron además el análisis y revisión de los modelos de predicción de viscosidad propuestos anteriormente, el estudio utiliza 254 muestras de petróleo crudo recolectadas de Medio oriente. La Ecuacion 3.6 es el resultado de la investigación propuesta, la misma que se puede usar para estimar valores de viscosidad de petróleo muerto de Medio oriente donde los datos medidos no están disponibles.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = \text{antilog}_{10}(\text{antilog}_{10}(2.16924 - 0.02525 * API - 0.70226 \text{Log}_{10}(T))) - 1$$

*Ecuacion 3.6 Ecuacion de Elsharkawy – Alikhan.*

*Fuente: Elsharkawy M., Alikhan A. (1999). Models for predicting the viscosity of Middle East crude oil viscosities. Fuel 78. 891-903.*

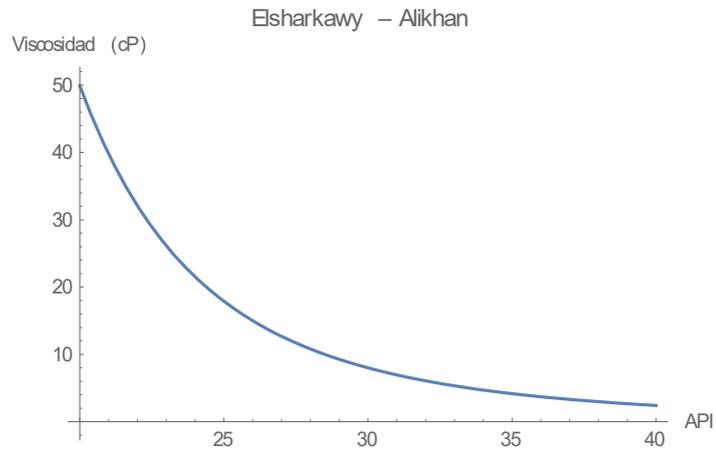


Figura 3.12 Grafica de la correlación de Elsharkawy – Alikhan °API vs. Viscosidad a 120 °F  
Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

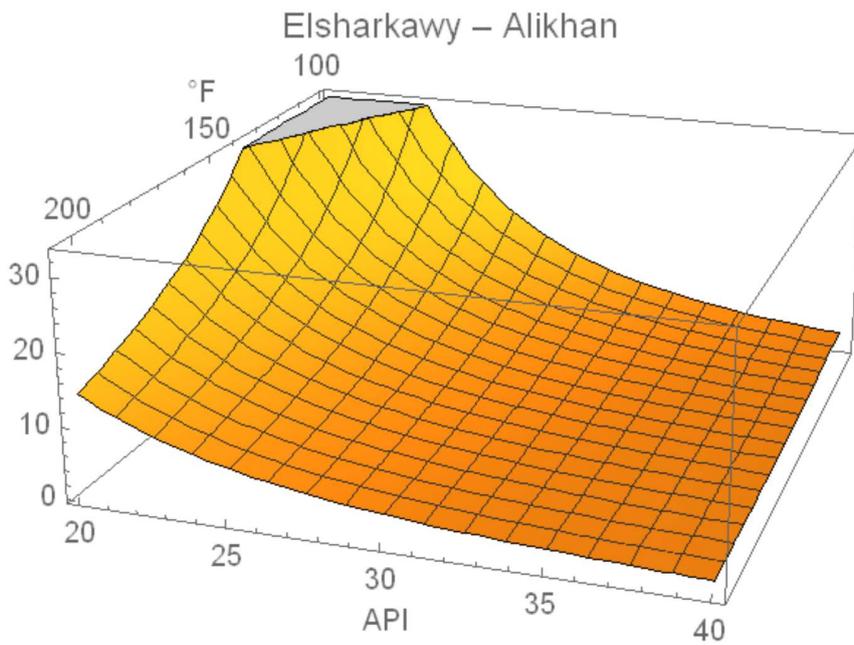


Figura 3.13 Grafica 3D de la correlación de Elsharkawy – Alikhan °API vs. Viscosidad vs. Temperatura

Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

### 3.2.7 Egbogah - Ng (1983).

Los autores de este trabajo presentan una modificación de la correlación de Viscosidad publicada anteriormente por Beggs and Robinson (1975), proponiendo así una nueva correlación de Viscosidad basándose en 394 datos, en el nuevo modelo propuesto se considera el punto de fluidez a varias temperaturas, lo cual redujo el error original de un 5.13% reportado en el modelo de Beggs-Robinson a 4.3% obtenido de la Ecuacion 3.7.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Dinámica del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = 10^{10^{2.06492 - 0.0179API - 0.70226 \log_{10}(T)}} - 1$$

*Ecuacion 3.7 Ecuacion de Elsharkawy – Alikhan.*

*Fuente: Egbogah, E. & Ng J., (1990). An improved temperature-viscosity correlation for crude oil system. J Pet Sci Eng. 4, (197-200).*

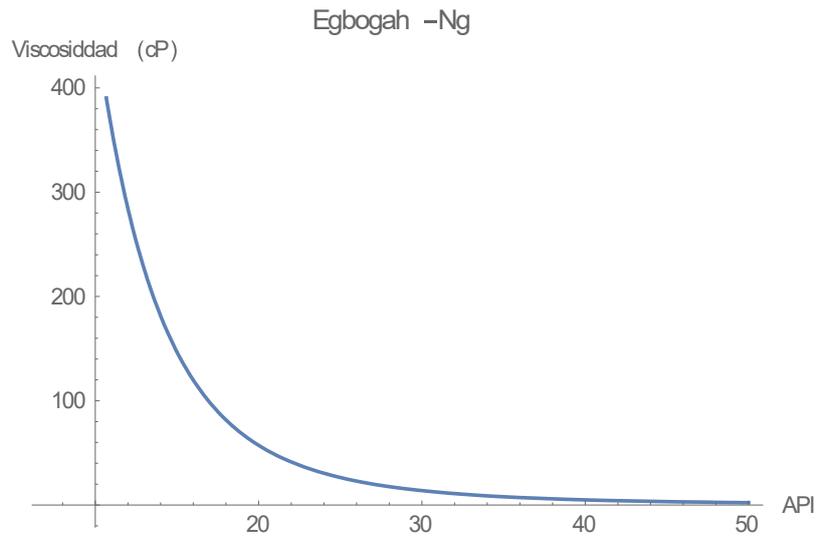


Figura 3.14 Grafica de la correlación de Egbogah - Ng °API vs. Viscosidad a 120 °F  
 Fuente: Modelado en Wolfram Mathematica por Vicente Macharé

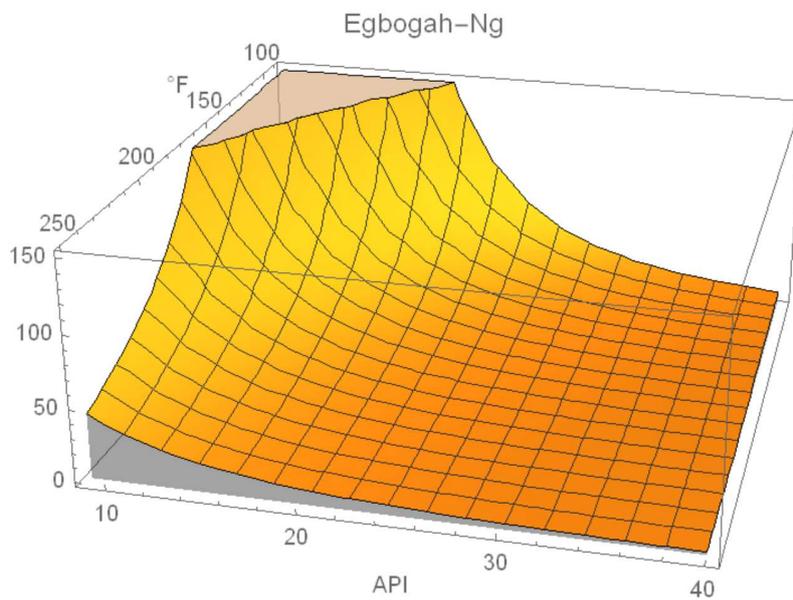


Figura 3.15 Grafica 3D de la correlación de Egbogah - Ng °API vs. Viscosidad vs. Temperatura

Fuente: Modelado en Wolfram por Vicente Macharé

Existen además en la literatura, modelos que poseen mayor precisión al momento de determinar la viscosidad, ya que poseen mayor número de propiedades del petróleo usados como datos de entrada en las correlaciones tales como: Número de asfaltenos, índice de refracción (Riazi), Volumen molar del líquido (Hildebrand), Factor de Caracterización (Abbott), entre otros. En el presente trabajo de investigación se consideraron solamente los modelos que incluyan temperatura y densidad API para predecir la viscosidad, debido a los datos disponibles para el desarrollo de este proyecto.

## CAPITULO IV

### MODELOS MATEMATICOS PARA PREDICCION DE VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE CRUDO

#### 4.1 Transporte de crudos Pesados y Extrapesados.

El transporte de aceites crudos del yacimiento a la refinería se ha convertido en un tema importante para la logística de las empresas petroleras, principalmente, hoy en día que nos enfrentamos al reto de transportar aceites más pesados. Estos aceites se caracterización por tener una baja gravedad API ( $<20^{\circ}\text{API}$ ) y una alta viscosidad ( $>1000$  cP a  $25^{\circ}\text{C}$ ).

Los crudos pesados se caracterizan por ser viscosos, lo que genera una fuerte restricción de movimiento del fluido al momento de ser transportado, existen técnicas aplicadas en el proceso de transporte para reducir la viscosidad y aumentar la fluidez, las cuales pueden ser técnicas químicas (Reductores de viscosidad) y mecánicas (Intercambiadores de calor, bombas, dilución), siendo el objetivo principal mejorar el transporte y calidad de crudos pesados y extrapesados.

Actualmente, no existe un método general estandarizado para mezclas de petróleo que resuelva los problemas presentados en el transporte y comercialización de petróleos pesados y extrapesados, se utilizan diluentes (derivados o petróleos ligeros) que reduzcan la viscosidad y aumenten los valores API del petróleo pesado o extrapesado, además se puede aplicar agua como medio de transporte formando un flujo bifásico con emulsión baja formando una anillo de agua en la tubería para reducir la pérdida de velocidad de flujo por fricción, además de reducir las fuerzas tangenciales debido a la interacción entre las fases, otro método usado es elevar la temperatura del petróleo mediante intercambiadores de calor, esto se lo realiza con la finalidad de reducir la viscosidad del fluido, en este método se debe considerar la pérdida de temperatura en la tubería, por lo cual se debe analizar en qué punto se debe volver a aumentar la temperatura del fluido para que posea una fluidez óptima en la línea.

## 4.2 Mezcla de Petr6leos

La t6cnica de diluci3n es una de las m1s recomendadas y preferidas para reducir la viscosidad de petr6leos pesados. Esta t6cnica data desde 1930, la diluci3n consiste en agregar un segundo fluido que posea afinidad con el petr6leo y logre emulsionarse, los fluidos usados son petr6leos de mayor API o algunos fluidos derivados del petr6leo, el petr6leo pesado se mezcla con el fluido diluyente, cambiando as1 su composici3n qu1mica, dando como resultado de la mezcla un fluido con viscosidades y °API mayores a la del petr6leo pesado y menores a las del fluido diluyente, los valores del petr6leo resultado de la mezcla ser1n pr3ximos a los valores del fluido que posea mayor factor volum6trico en la mezcla, es decir que mientras mayor volumen de diluyente se agregue menores ser1n los valores de viscosidad y mayores los valores de API siendo estos pr3ximos a los valores iniciales del fluido diluyente. Este m6todo permite una mayor fluidez del crudo pesado, adem1s al aumentar su °API se obtiene un mayor precio de venta [19]. La relaci3n existente entre la viscosidad del crudo diluido y la fracci3n en volumen del disolvente es de forma exponencial (Figura 4.1); por esta raz3n el m6todo de diluci3n es muy eficiente.

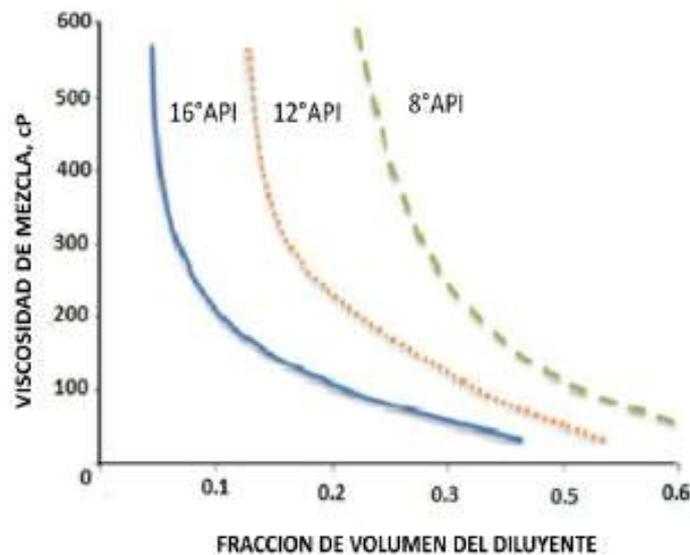


Figura 4.1 Gráfica Viscosidad Vs % de Diluyente agregado

Fuente: Romero, A. & Quiroga, C. (2010). Desarrollo de un modelo computacional para el ajuste de la viscosidad de mezclas de crudo pesado y/o extrapesado con disolventes para transporte por oleoducto (Tesis de Pregrado). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

Un criterio muy sencillo y a su vez útil para la predicción de viscosidad de mezclas, es la tendencia de la curva presentada en la Figura 4.1, esta curva permite determinar la idealidad en las mezclas, esto se determina al observar la pendiente y la tendencia de la curva si existe una linealidad de la curva se considera que los componentes de los líquidos tuvieron una buena interacción y se deduce que existe una mezcla ideal, de lo contrario si existen picos en la curva presentando valores mínimos y/o máximos se considera una mezcla no ideal. En el presente trabajo se utilizará como diluyente petróleo de mayor API.

### **4.3 Modelos de Predicción de la viscosidad de mezclas.**

Antes de la necesidad de mezclar los petróleos para reducir la viscosidad se presenta la problemática de predecir el valor de viscosidad resultante de la mezcla y cómo obtener el valor deseado de viscosidad controlando el proceso de mezcla. Existen modelos que permiten controlar las variables del proceso de mezcla, a partir de las propiedades físico químicas de los fluidos que interactúan en la mezcla.

La primera correlación propuesta para predicción de viscosidad en mezclas de crudos fue propuesta por Arrhenius [20] quien realizó una publicación del tema en el año 1887, a partir de esta publicación varios investigadores posteriores plantearon sus correlaciones, esto en relación al tipo de petróleo en el cual basaron su investigación, luego de esto Bingham [21] presentó uno de los primeros estudios respecto a las bases teóricas y experimentales de la viscosidad de las mezclas binarias, en este artículo Bingham desecha el supuesto predominante de que la viscosidad era una propiedad extensiva. Por otra parte, 3 años más tarde Kendall & Monroe [22] proponen un modelo matemático con exponente sobre la base de fracciones de peso o volumen de cada componente viscoso, con lo cual obtuvieron una afinidad con la viscosidad observada experimentalmente. En la tabla 4.1 se muestra los métodos principales para predecir la viscosidad resultante de mezclas.

METODO	ECUACIONES
Arrhenius	$\ln \mu_m = \sum_{i=1}^n X_i \ln \mu_i$ <p>Donde X representa la fracción en volumen, peso o molar. El método original usa la fracción volumétrica.</p>
Bingham	$\mu_m^{-1} = \sum_{i=1}^n V_i \mu_i^{-1}$ <p>Donde <math>V_i</math> es la fracción volumétrica y <math>\mu_i</math> es la viscosidad absoluta.</p>
Kendall y Monroe	$\mu_m = \left( \sum_{i=1}^n x_i \mu_i^{1/3} \right)^3$
Cragoe	$I_{Cr_i} = \frac{1000 \ln(20)}{\ln\left(\frac{\mu_i}{0,0005}\right)}$ <p>y <math>I_{Cr} = \sum_{i=1}^n w_i I_{Cr_i}</math></p>
Refutas	$I_{R_i} = 14,534 \ln \ln (v_i + 0,8) + 10,975$ <p>y <math>I_R = \sum_{i=1}^n w_i I_{R_i}</math> Donde <math>v_i</math> es la viscosidad cinemática.</p>
Maxwell	$I_{M_i} = 59,58959 - 21,837 \ln \ln (v_i + 0,8)$ <p>y <math>I_M = \sum_{i=1}^n V_i I_{M_i}</math></p>
Chevron 1	$I_{C_1} = \sum_{i=1}^n V_i \frac{0,1749 + 0,2681 \ln v_i + 0,0261 (\ln v_i)^2}{1 + 0,4027 \ln v_i + 0,0164 (\ln v_i)^2}$ <p>y <math>I_{C_1} = \sum_{i=1}^n V_i I_{C_{1i}}</math></p>
Chevron 2	$I_{C_{2i}} = \frac{\ln v_i}{\ln(1000 + v_i)}$ <p>y <math>I_{C_2} = \sum_{i=1}^n V_i I_{C_{2i}}</math></p>

Tabla 4.1 Reglas de mezclado puras para predecir la viscosidad dinámica de mezclas de crudos.

Fuente: Romero, A. & Quiroga, C. (2010). Desarrollo de un modelo computacional para el ajuste de la viscosidad de mezclas de crudo pesado y/o extrapesado con disolventes para transporte por oleoducto (Tesis de Pregrado). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

El modelo de Arrhenius [20] es el más apropiado para relaciones elevadas de viscosidad, es decir que puede calcular exitosamente la viscosidad de una mezcla de un crudo de baja gravedad API con una de alta gravedad API.

El modelo de Bingham [21] es propuesto en base a una solución ideal por lo que presenta un error muy alto al calcular la viscosidad de una mezcla binaria de crudo. El modelo de Kendall-Monroe [22] es recomendado por el Instituto Americano del Petróleo para calcular la viscosidad de una mezcla de hidrocarburo puro a presiones bajas, con la premisa de tener pesos moleculares similares, por lo que la aplicación de este modelo se encuentra muy limitado. El modelo de Cragoe presenta un amplio rango de aplicaciones por lo tanto con este se espera obtener una alta exactitud en la predicción de la viscosidad de una mezcla binaria de crudo.

Autor	Reglas de mezclado
Reglas de mezclado con parámetros adicionales	
Lederer	$\ln \mu = x'_A \ln \mu_A + x'_B \ln \mu_B$ $x'_A = \frac{\alpha x_A}{\alpha x_A + x_B}$ $x'_B = 1 - x'_A$ $\frac{\mu}{\mu_B} - 1 = \left[ \alpha \ln \left( \frac{\mu_A}{\mu_B} \right) \right] x_A$
Shu	$\alpha = \frac{17.04 \Delta \rho^{0.5237} \rho_A^{3.2745} \rho_B^{1.6316}}{\ln \left( \frac{\mu_A}{\mu_B} \right)}$
Ley de potencias	$\mu = (w_A \mu_A^n + w_B \mu_B^n)^{1/n}$
Barrufet-Setiadarma	$\alpha = 0.35242695 m_B^{-0.71154}$
Regla de mezclado con un parámetro de interacción binaria	
Grunberg-Nissan	$\ln \mu = m_A \ln \mu_A + m_B \ln \mu_B + m_A m_B G_{AB}$
Regla de mezclado con una función de exceso	
Wedlake-Ratcliff	$\ln \mu = \ln \mu^{id} + \beta^E$ $\ln \mu^{id} = \sum w_i \ln \mu_i$ $\beta^E = \beta^S + \beta^G$
Parkash	$I_{P_i} = 376.38 \ln \ln (v_i + 0.93425) - 157.43 \text{ y } I_p = \sum_{i=1}^n V_i I_{P_i}$

Tabla 4.2 Reglas de con parámetros adicionales para predecir la viscosidad dinámica de mezclas de crudos.

Fuente: Pérez, J., (2016). Simulación del transporte lineal de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API (Tesis de Pregrado). Instituto Politécnico Nacional, México D.F., México.

Además, se han publicado correlaciones más complejas y precisas que incluyen parámetros obtenidos en los análisis experimentales, reduciendo así el error obtenido por estas correlaciones. En la tabla 4.2 se muestran estas correlaciones, las cuales están clasificadas en función de los parámetros adicionales agregados a los modelos.

Inicialmente, Lederer [23] partió de la ecuación de Arrhenius, modificando la misma para aplicarlo a las medidas experimentales obtenidas en su análisis, aplicando así una constante empírica denominada “ $\alpha$ ”. Tiempo después en el mismo año Barrufet & Setiadarma [25] desarrollaron un nuevo modelo de predicción de viscosidad de mezclas, basándose en el modelo planteado por Lederer con la cual se puede obtener con gran precisión la reducción de viscosidad del petróleo pesado con diluentes, en cualquier proporción del diluyente y en temperaturas que parten de la temperatura ambiente hasta 177°C. Shu [24] también partió de la investigación de Lederer, obteniendo como resultado de su análisis una modificación en la ecuación para determinar la constante  $\alpha$  y reportó que su correlación es aplicable para crudos pesados, bitúmenes y fracciones de petróleo. La correlación de ley de potencias es una modificación del trabajo presentado por Kendall & Monroe, la cual realiza la predicción de viscosidad de la mezcla mediante la aplicación de un exponente en su cálculo.

La mayoría de las correlaciones planteadas para determinar la viscosidad de las mezclas están bajo un modelo matemático de sumatoria, es decir que la mezcla se puede realizar usando varios diluentes, mientras que existen varios modelos que poseen parámetros de interacción binaria, entre el cual destaca el trabajo publicado por Grunberg & Nissan [26], en este modelo el parámetro  $G_{AB}$  varía linealmente con el inverso de la temperatura.

Wedlake & Ratcliff [27] presentaron una correlación que se basa en una cantidad en exceso que se calcula a partir de una constante estructural denominada  $\beta^E$ , además evalúan la cantidad de grupos en las especies moleculares  $\beta^G$  y la contribución de cada grupo en la mezcla  $\beta^S$ .

#### **4.4 Índices de Mezcla**

El uso de índices permite obtener enfoques más sencillos de la viscosidad de la mezcla, este método es el más usado en algoritmos de programación lineal para presentar los datos de viscosidad de mezcla de los combustibles destilados y residuales. El índice permite obtener la viscosidad de la mezcla de dos o varios fluidos a distintas temperaturas, este se determina a partir de la viscosidad de cada fracción de mezcla a una temperatura determinada y por el uso apropiado de ecuaciones o tablas de valores de mezcla que se ajusten al caso de investigación.

Debe considerarse que las viscosidades de los componentes individuales deben estar a la misma temperatura, ya que los índices de viscosidad de la mezcla son aditivos en medios isotérmicos. Las correlaciones planteadas para determinar la viscosidad de mezcla requieren un factor cuantitativo del fluido el mismo que se representa por índices como: fracción de volumen, fracción molar, fracción en peso los mismos que están denotados en las ecuaciones 4.4.1, 4.4.2, 4.4.3, 4.4.4. La fracción en volumen puede obtenerse al relacionar los valores de fracción en peso y gravedad específica del fluido, esta relación se presenta en la Ecuación 4.4.1.

Donde:

$w_i$ = Fracción en peso del fluido componente de mezcla.

$v_i$ = Fracción en Volumen del fluido componente de mezcla.

$Y_i$ = Gravedad específica del fluido componente de mezcla.

$$V_i = \frac{w_i/Y_i}{\sum_{i=1}^n w_i/Y_i}$$

*Ecuación 4.4.1 Fracción de volumen de componentes de mezcla.*

La fracción en peso para cada componente de una mezcla se determina a partir de los valores de fracción de volumen y gravedad específica de cada componente de la mezcla. Esta correlación se expresa en la ecuación 4.4.2

Donde:

$w_i$ = Fracción en peso del fluido componente de mezcla.

$V_i$ = Fracción en Volumen del fluido componente de mezcla.

$Y_i$ = Gravedad específica del fluido componente de mezcla.

$$W_i = \frac{V_i/Y_i}{\sum_{i=1}^n V_i/Y_i}$$

*Ecuación 4.4.2 Fracción de peso de componentes de mezcla.*

El cálculo de la fracción molar requiere del peso molecular del hidrocarburo y la fracción en peso, como lo denota la ecuación 4.4.3.

Donde:

$w_i$  = Fracción en peso del fluido componente de mezcla.

$X_i$  = Fracción molar del fluido componente de mezcla.

$M_i$  = Gravedad específica del fluido componente de mezcla.

$$W_i = \frac{w_i/M_i}{\sum_{i=1}^n w_i/M_i}$$

*Ecuacion 4.4.3 Fracción de volumen de componentes de mezcla a partir de la fracción de peso.*

La fracción molar por volumen se determina a partir de los valores de la fracción en volumen, gravedad específica y el peso molecular (Ecuacion 4.4.4).

Donde:

$V_i$  = Fracción en Volumen del fluido componente de mezcla.

$Y_i$  = Gravedad específica del fluido componente de mezcla.

$X_i$  = Fracción molar del fluido componente de mezcla.

$$X_i = \frac{V_i Y_i/M_i}{\sum_{i=1}^n V_i Y_i/M_i}$$

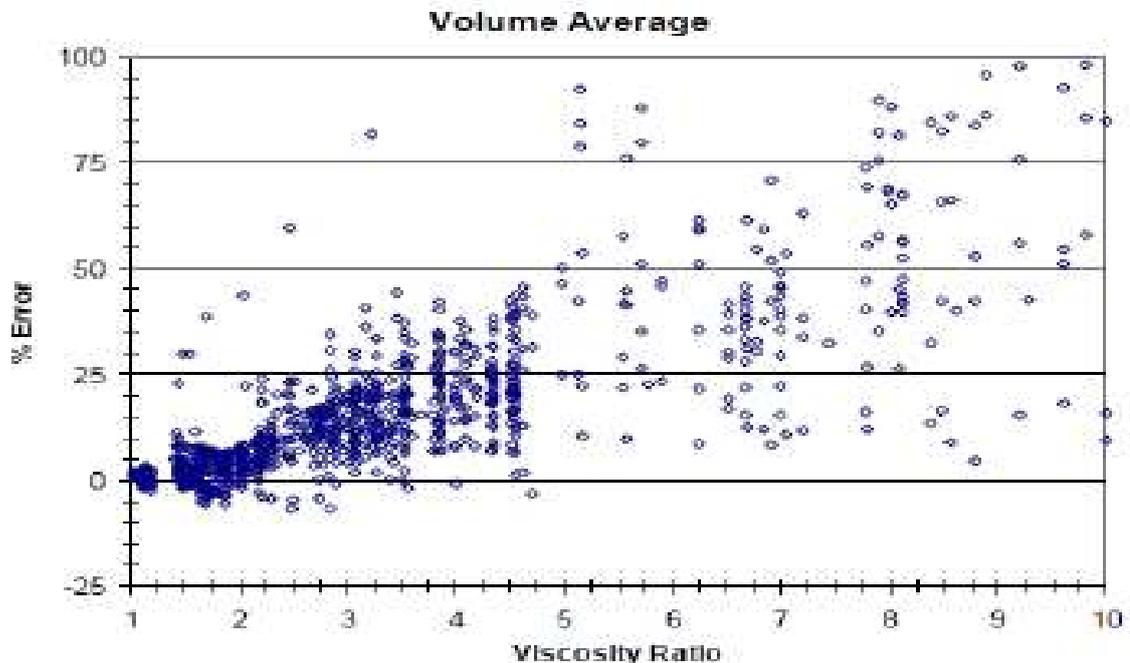
*Ecuacion 4.4.4 Fracción molar de componentes de mezcla a partir de la fracción de volumen.*

## 4.5 Criterios de selección de modelos

Para la selección de los modelos de predicción de viscosidad se tienen en cuenta los presentados en el presente trabajo considerando que son los más comunes de la industria. Los métodos que requieren de constantes o variables que no se logren obtener en el laboratorio de crudos de Repsol Ecuador están excluidos de este trabajo de investigación. La previa investigación realizada por Bergman & Sutton [28] consideró una base de datos con 2060 valores, constituido por mezclas de 7646 componentes, fue creado para determinar los errores y la desviación de cada modelo propuesto en la literatura. Estos modelos son evaluados y comparados con los datos experimentales, generando así una gráfica de error – viscosidad, donde se visualiza que al aumentar la viscosidad aumenta también el rango de error, esto se debe al efecto de la temperatura, es decir que en temperaturas elevadas el rango de incertidumbre disminuye, mientras que en temperaturas bajas se obtienen viscosidades elevadas generando rangos de incertidumbre amplios, incluso en los instrumentos de medición de viscosidad, este efecto se lo puede ver en la figura 4.3, donde es notorio el aumento del error conforme aumentan los valores de viscosidad.

Figura 4.3 Efecto de la viscosidad en el error resultado promedio volumétrico

Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). *Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity*. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.



Además se puede observar el cálculo del error para cada correlación de predicción de viscosidad de mezcla como se ilustra en las figuras: 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, 4.8

Figura 4.4 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Arrhenius.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

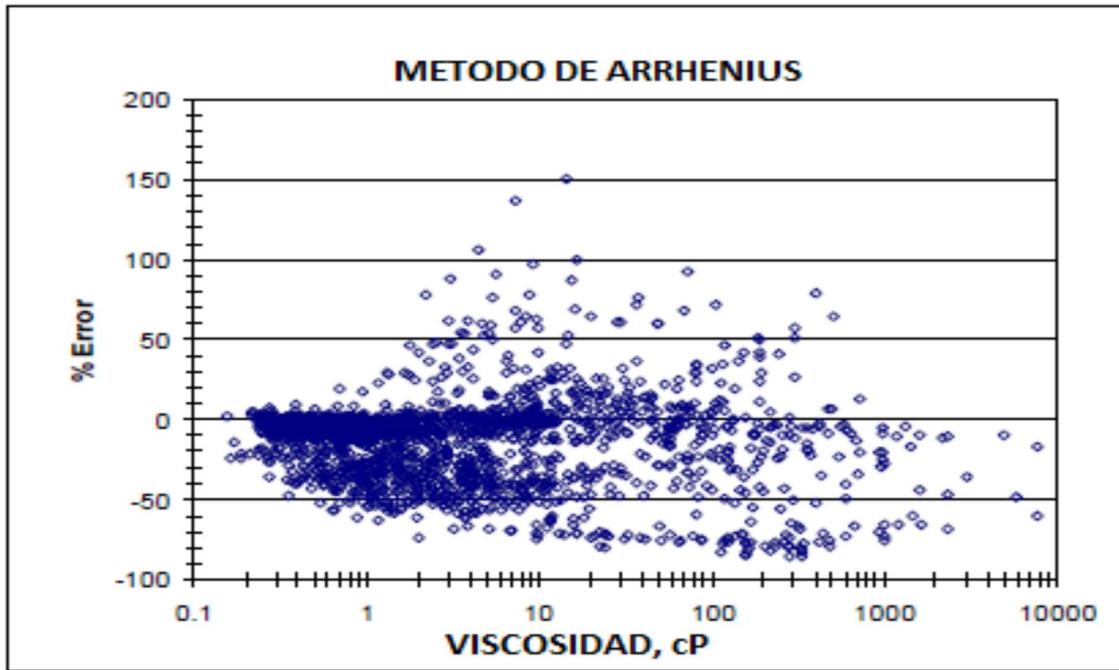


Figura 4.5 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Bingham.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

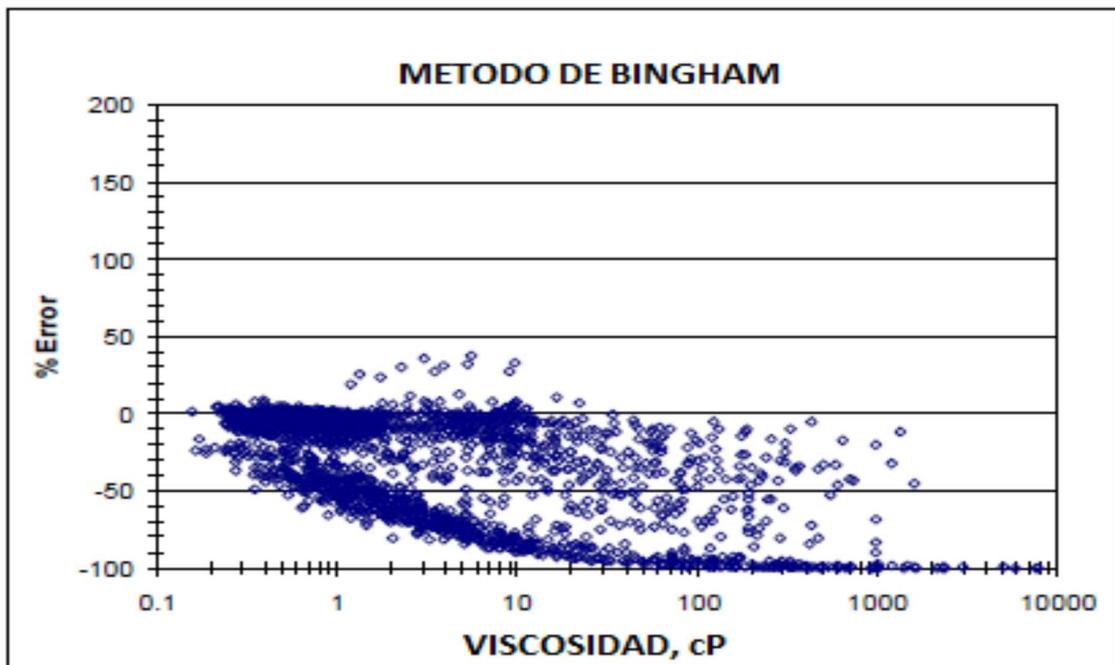


Figura 4.6 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Kendall & Monroe.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

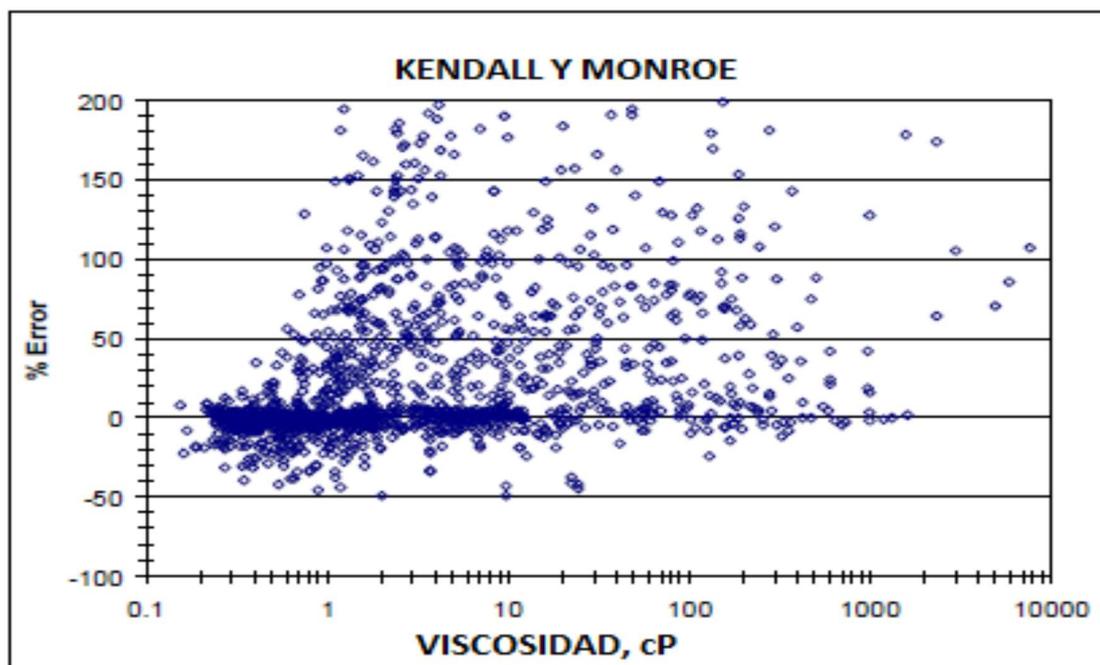


Figura 4.7 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Cragoe.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

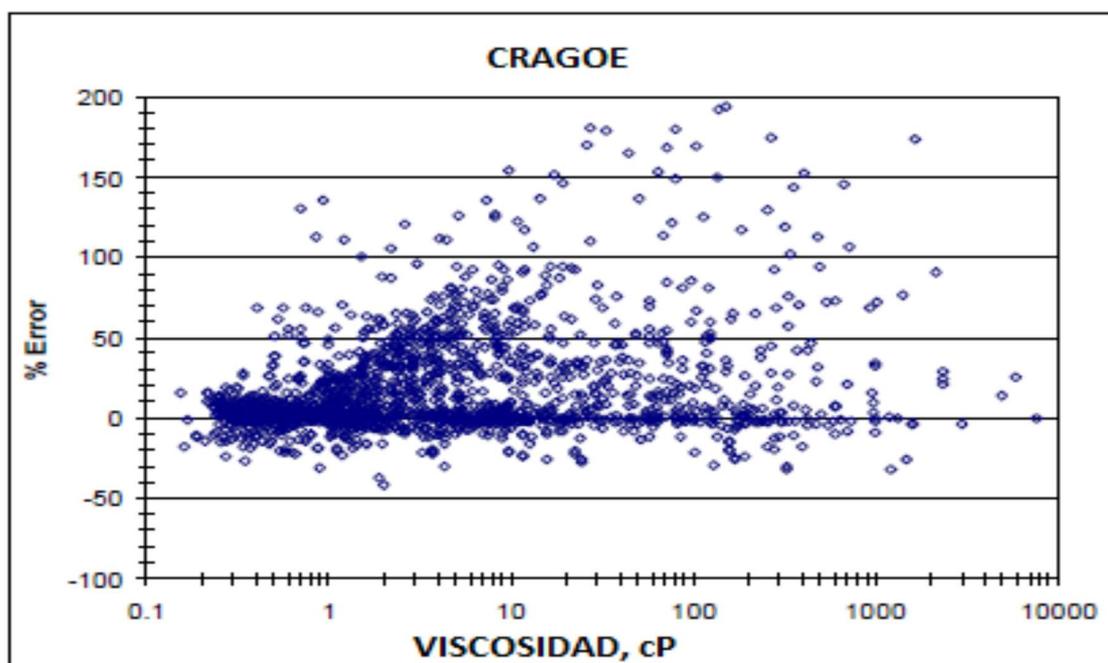


Figura 4.8 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Refutas.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

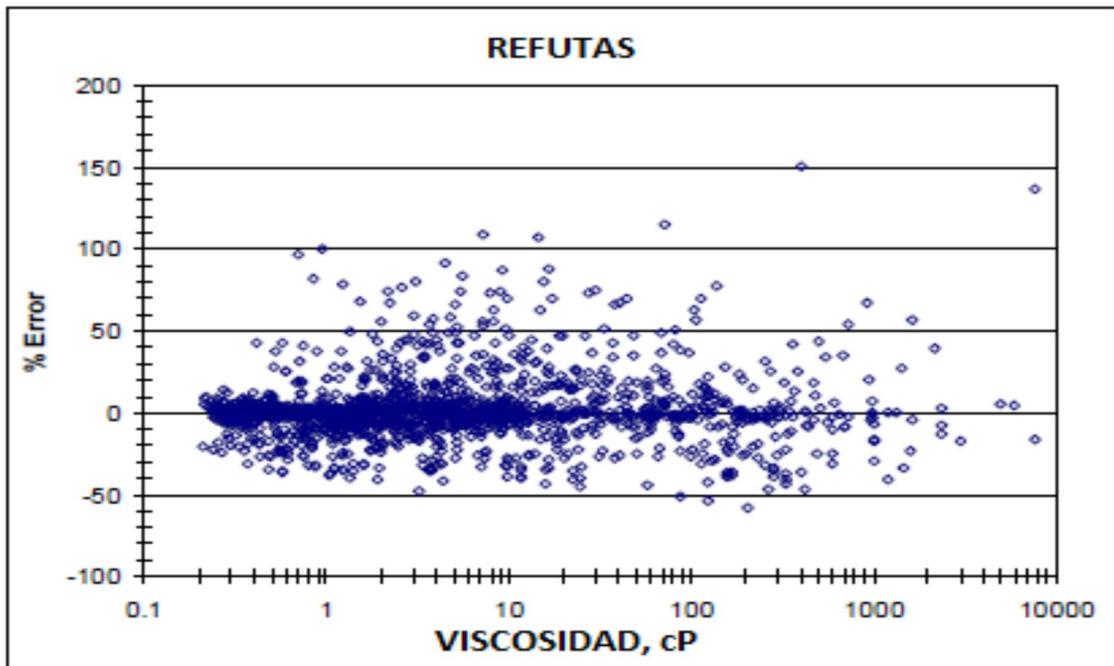


Figura 4.9 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Maxwell.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

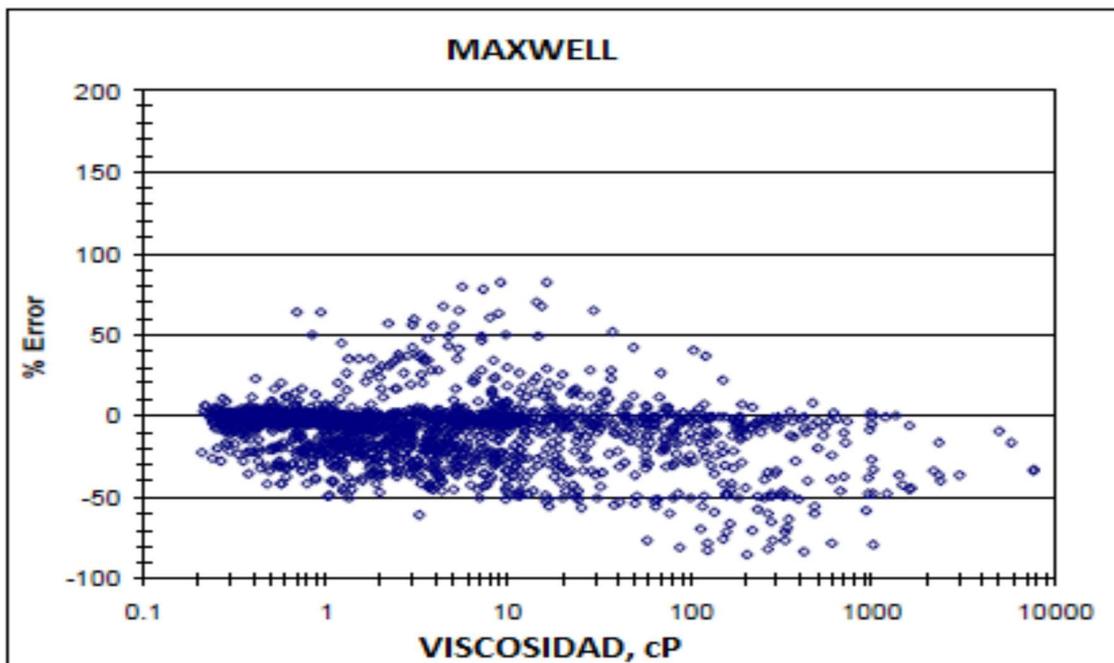


Figura 4.10 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron I.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

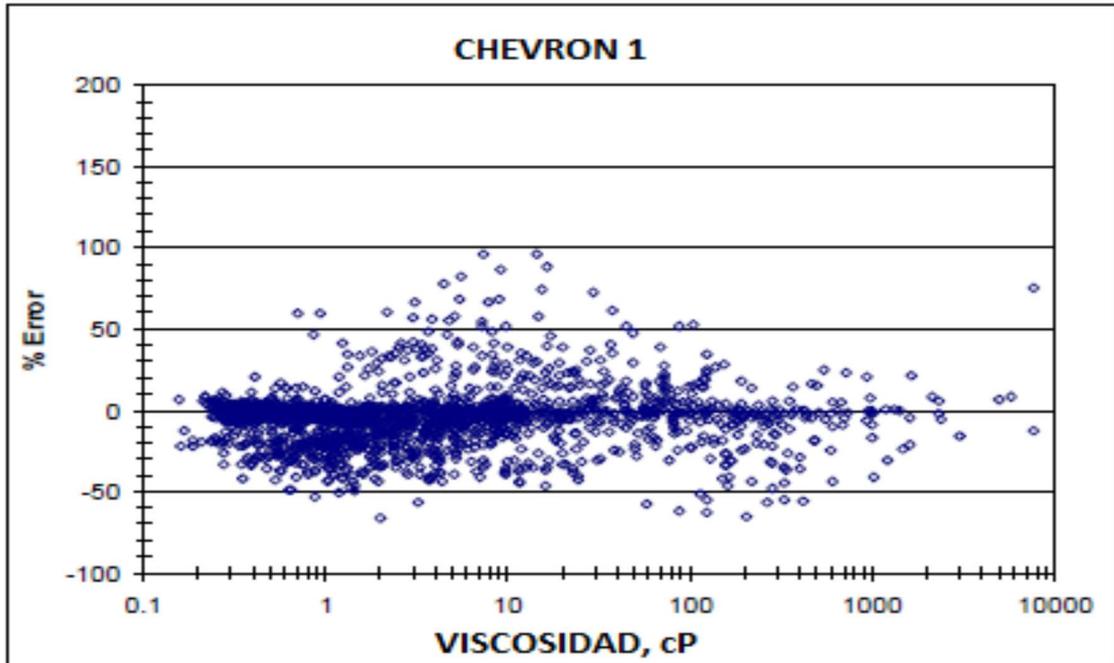


Figura 4.11 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron II.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

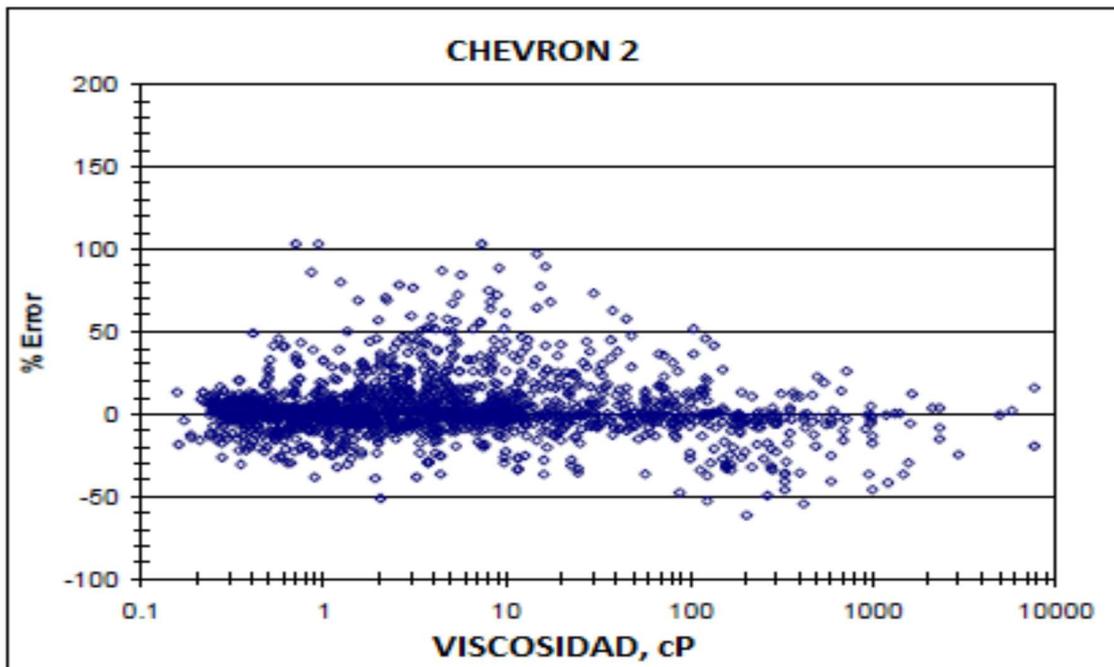


Figura 4.12 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Shu.  
Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

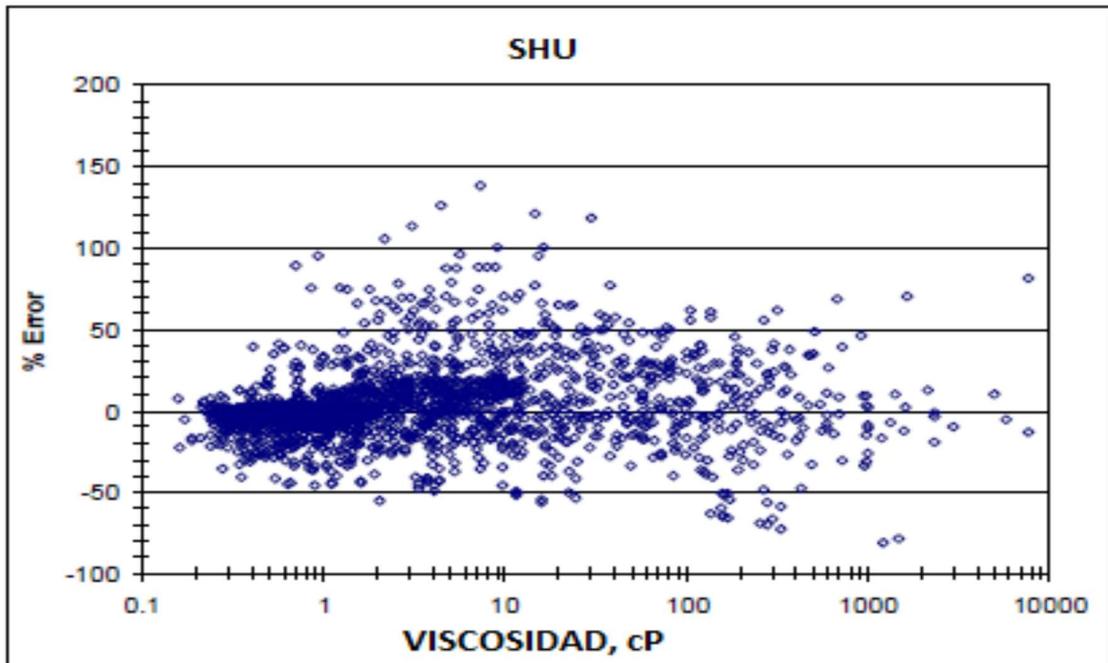


Figura 4.13 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Barrufet & Setiadarma.

Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

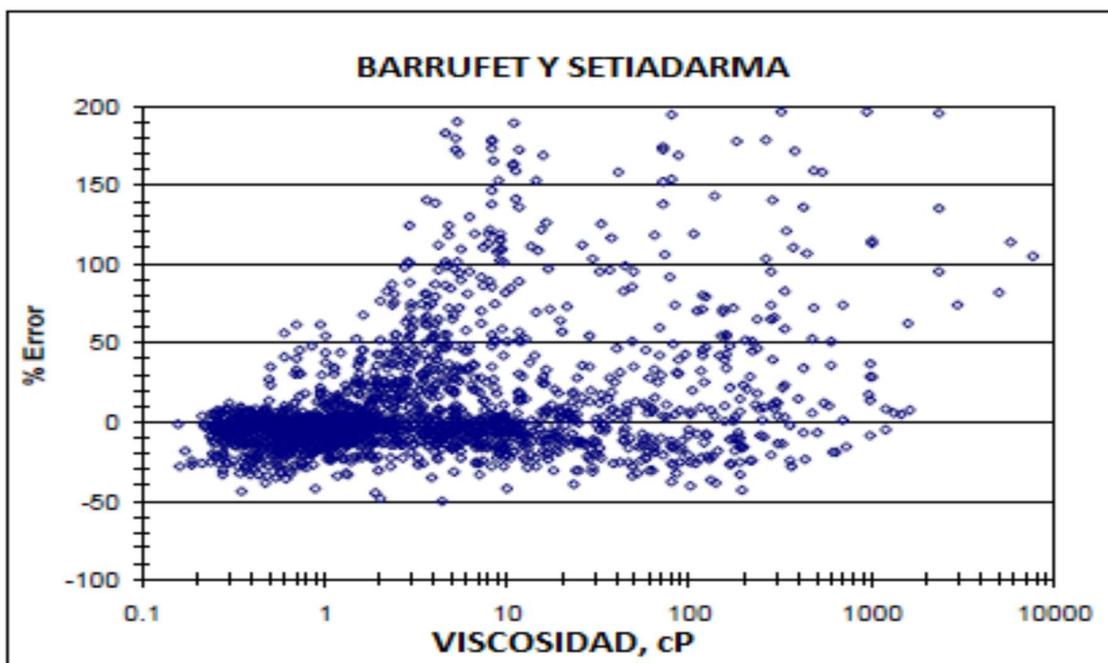
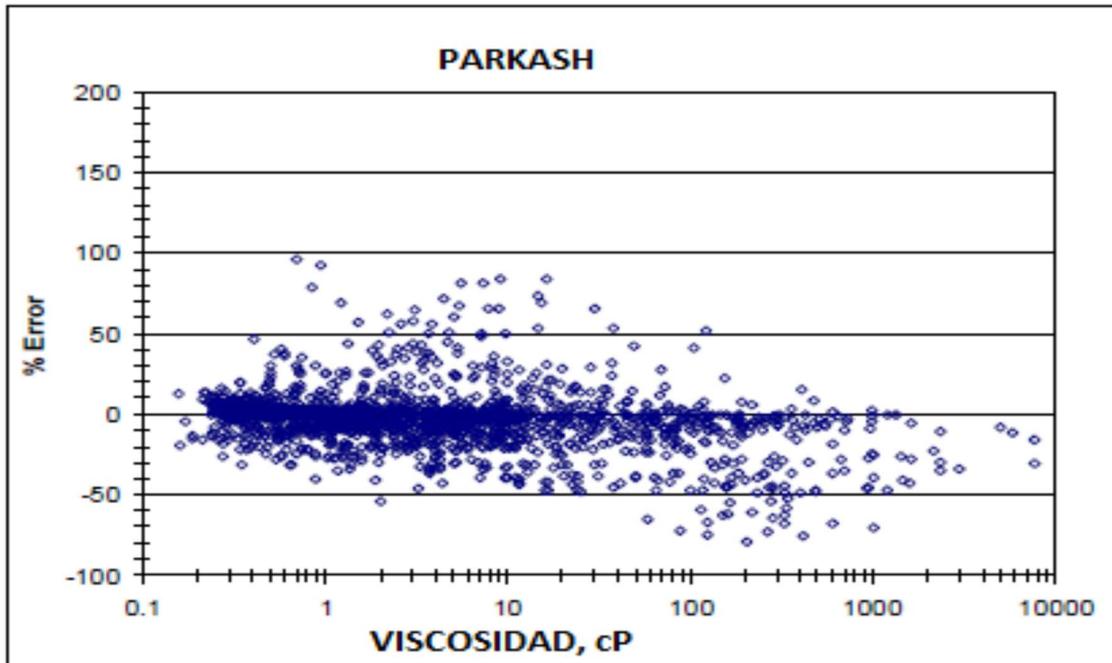


Figura 4.14 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Parkash.

Fuente: Sutton, R., Bergman, D., (2008). *Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity*. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.



El análisis de las figuras nos indica cuál es la tendencia de predicción de los modelos en función de los valores de viscosidad, lo cual permite tener un argumento de los modelos más convenientes para este trabajo de investigación. Teniendo en cuenta este precedente se realiza el análisis de datos experimentales para obtener el modelo que más se ajuste a las condiciones operativas en función de la precisión del mismo.

## CAPITULO V

### DESARROLLO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS.

#### 5.1 Logística de la mezcla de crudos en el Bloque 16.

Los fluidos que se analizaron fueron obtenidos del bloque 16 operado por la empresa Repsol Ecuador. Se analizaron los crudos que participan en el proceso de mezcla realizado en el bloque 16, En el Tanque 1108 B ubicado en la planta NPF (North Production Facilities) se realiza el proceso de mezcla, donde interactúan el Residuo de la planta Topping y el petróleo producido en la planta del sur denominado crudo SPF (South Production Facilities). Cabe mencionar que las condiciones operativas son muy dinámicas, es decir no existe una estabilidad o repetitividad en los datos, sobretodo en el residuo de la planta Topping el cual posee datos fluctuantes en horas, por lo cual el resultado de la mezcla también poseerá diferentes resultados en una línea de tiempo dada.

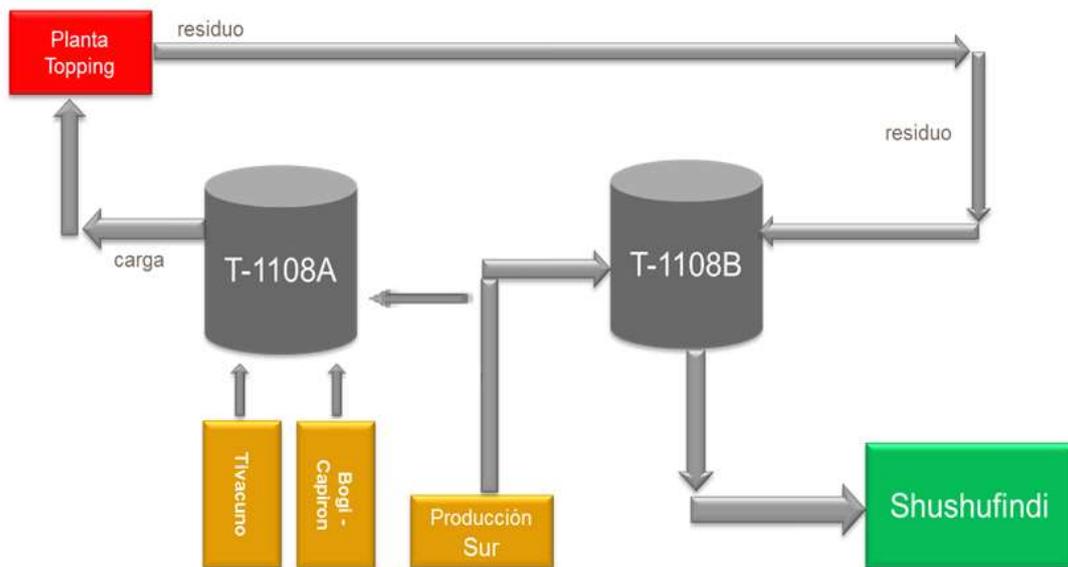


Figura 5.1 Diagrama del proceso de mezcla en la planta NPF.

Para el desarrollo de este proyecto de investigación fue necesario obtener datos experimentales de la viscosidad, °API, densidad, volumen y temperatura de los fluidos a analizar.

## 5.2 Equipos de Laboratorio

### 5.2.1 Viscosímetro digital de paletas Cannon DPV

Para la medición de la viscosidad dinámica de los crudos se utilizó el viscosímetro de paletas digital Cannon DPV, este modelo es un viscosímetro de paletas rotatorio y automatizado que permite obtener los valores de viscosidad dinámica de petróleos pesados y extrapesados, midiendo viscosidades desde 30 cP hasta 30000cP, además permite programar la temperatura del fluido a valores de 40°C, 50°C, 80°C y 100°C con un margen de error de  $\pm 1^\circ\text{C}$ , este equipo cumple con los requisitos establecidos por las normas ASTM D7226, ASTM D2397 Y ASTM D977. Este ensayo consiste en sumergir las paleta en la copa que contiene el crudo, la cual rota homogenizando el fluido mientras la copa calienta el fluido, el mismo que es censado por una termocupla, obteniendo así el resultado de viscosidad dinámica arrojado en la pantalla digital, considerando que el equipo posee un margen de incertidumbre de  $\pm 5\%$  para medición de viscosidad.



Figura 5.2.1 Viscosímetro digital de paletas (DPV) Cannon  
Fuente: Repsol Ecuador.

## 5.2.2 Densímetro Anton Paar DMA 4500 M.

El densímetro DMA 4500 M posee un método patentado denominado excitación pulsada el cual ofrece resultados de densidad más estables basado en un estudio exhaustivo de la oscilación, este densímetro internamente posee un sensor oscilante de tubo en U, las oscilaciones se acercan a la frecuencia de resonancia del tubo y están relacionadas con la masa del tubo, es decir, dependen de la densidad del fluido en el interior del tubo, además posee un método de detección de burbujas el cual controla el llenado del sensor de tubo en U, el ensayo no se ve afectado por cambio de valores de humedad, y presión atmosférica. Posee una pantalla táctil en la cual se muestra y almacena imágenes en vivo del sensor oscilante de tubo en U, trabaja en temperaturas desde los 0°C hasta los 100°C y con densidades desde 0 g/cm<sup>3</sup> hasta 3 g/cm<sup>3</sup>. En este equipo se realizaron mediciones de densidad y °API de los crudos: SPF, Residuo Topping y Crudo de entrega.



Figura 5.2.2 Densímetro Anton Paar DMA 4500 M.

Fuente: Repsol Ecuador.

### 5.2.3 Calibración y verificación del viscosímetro

Para la calibración del equipo se usó el estándar de alta viscosidad CANNON N4000, el cual posee valores de viscosidad similar a las muestras de crudo analizadas en el laboratorio, las características del estándar se visualizan en la imagen 5.2.3.

Figura 5.2.3 Certificado de análisis del estándar Cannon N4000.

Fuente: Repsol Ecuador



2139 High Tech Road  
 State College, PA 16803  
 814-353-8000 • 800-676-6232 • Fax 814-353-8007  
 cannon@cannoninstrument.com  
 www.cannoninstrument.com

## CERTIFICATE OF ANALYSIS

CANNON® CERTIFIED VISCOSITY REFERENCE STANDARD				
Viscosity Standard: <b>N4000</b>			Lot Number: <b>18101</b>	
Certification/Issue Date: <b>02/16/2018</b>			Expiry Date: <b>02/28/2020</b>	
Temperature		Kinematic viscosity	Dynamic Viscosity	Density
°C	°F	mm <sup>2</sup> /s (cSt)	mPa·s (cP)	g/cm <sup>3</sup> (g/mL)
20.00	68.00	19780	17450	0.8821
25.00	77.00	12440	10930	0.8792
40.00	104.00	3564	3103	0.8708
50.00	122.00	1722	1490	0.8653
60.00	140.00	897.6	771.6	0.8597
80.00	176.00	296.9	251.9	0.8484
100.00	212.00	122.3	102.4	0.8372

Tested and certified in the U.S.A.

This Certificate of Analysis shall not be reproduced, except in full, without the written approval of CANNON Instrument Company.

#### USAGE INFORMATION<sup>1</sup>

**Intended Use and Instructions:** This CANNON® Certified Viscosity Reference Standard is intended for but not restricted to the calibration and performance verification of various types of viscometers or density measurement equipment. Consult user's manual and test methods specific to your equipment for operating instructions and procedures.

**Storage and Handling:** This CANNON® Certified Viscosity Reference Standard should be stored in the original container with the lid tightly closed, away from direct light, and at ambient temperatures and normal laboratory conditions. The standard was prepared in accordance with CANNON® Standard Laboratory Operating Procedures to ensure homogeneity and therefore mixing is unnecessary before use and no minimum sample volume is required.

**Composition and Product Safety:** This CANNON® Certified Viscosity Reference Standard is composed of: Poly-Butene (70%) [CASA(s) 9003-29-6]. Consult MSDS for complete product safety information.

**Expiration of Certification:** The certification of this CANNON® Certified Viscosity Reference Standard is valid, within the stated measurement uncertainty, until the expiry date that appears on this certificate, provided the material is stored and handled as stated. This certification is deemed null and void if the standard is modified or contaminated. The shelf life was determined empirically through a historical evaluation of material stability. If substantive technical changes occur to the product which affects the certification before the expiry date, CANNON Instrument Company will contact the purchaser.

 ISO/IEC 17025 IAC-MRA ACCREDITED Calibration Laboratory CIPTE-12101	 ISO Guide 34 ACCREDITED Reference Material Producer CIPTE-12102
The inclusion of the IAC-MRA and IAC-MRA logos does not imply certification/approval of the products calibrated or tested.	
ISO 9001 Registered by UL-QCS A10002540 QM	

BOTTLED BY

1B

Certification Under Supervision of:

D.B. Trowbridge, Ph.D.  
 J.T. Mastropiero  
 M.T. Zubier

Las pruebas realizadas con el estándar N4000 consisten en medir la viscosidad del estándar, luego comparar los datos arrojados por el equipo con los datos dados por el estándar. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 5.2.3

$\mu$ Estándar (cP)	$\mu$ Obtenida (cP)	T (°F)	Incertidumbre del Equipo
<b>3103</b>	3032	104	0,05
<b>1490</b>	1473	122	0,05
<b>251,9</b>	241,3	176	0,05
<b>102,4</b>	98,92	212	0,05

Tabla 5.2.1 Viscosidad dinámica obtenida del estándar N4000.

Fuente: Macharé, V.

Luego de obtener estos valores se comparan con los valores estipulados por el estándar N4000 considerando el 5% de incertidumbre que posee el equipo, observando en las gráficas 5.2.4, 5.2.5, 5.2.6, 5.2.7

Figura 5.2.4 Pruebas del estándar N4000 en el viscosímetro Cannon DPV a 104° F

Fuente: Macharé, V.

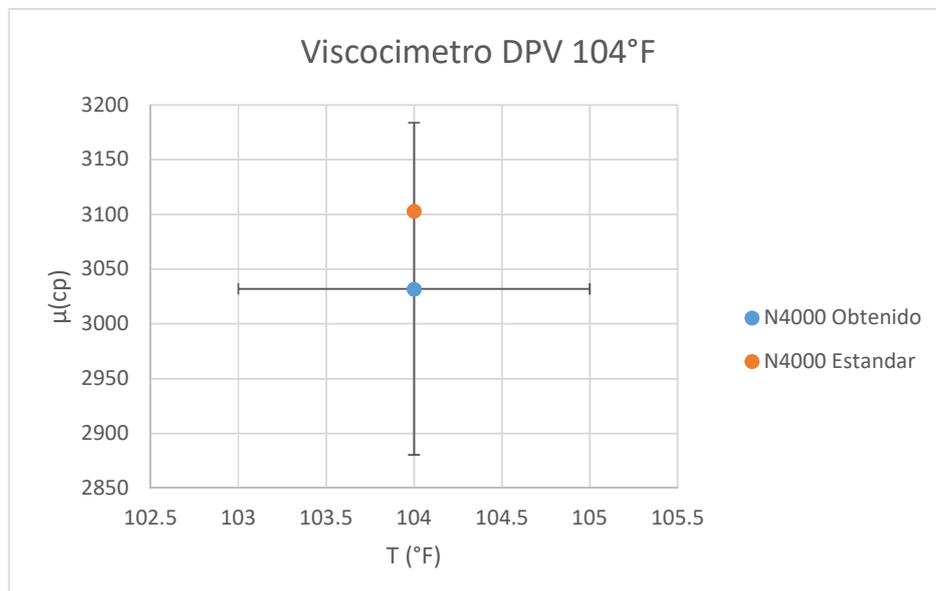


Figura 5.2.5 Pruebas del estándar N4000 en el viscosímetro Cannon DPV a 122° F  
Fuente: Macharé, V.

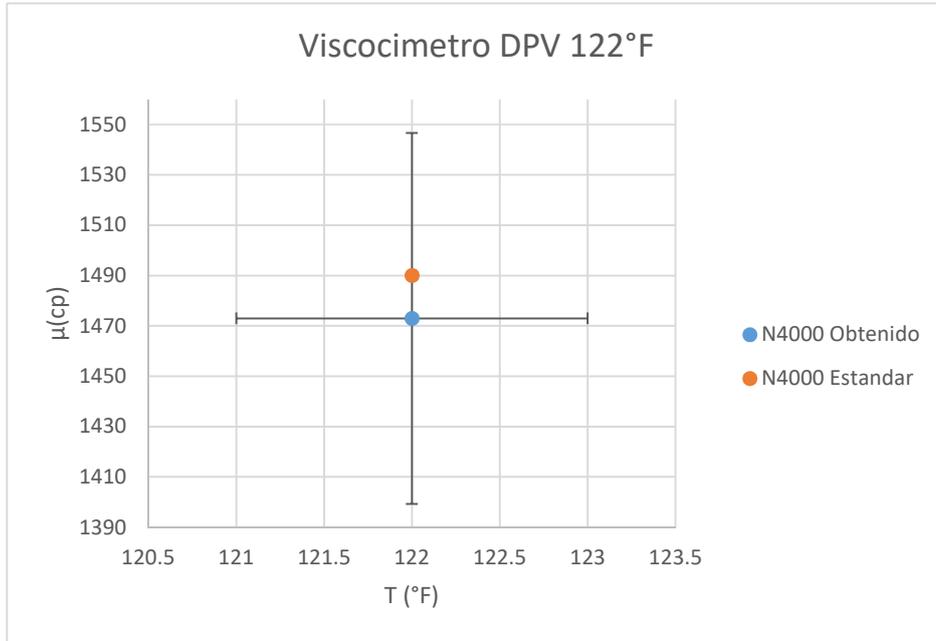


Figura 5.2.6 Pruebas del estándar N4000 en el viscosímetro Cannon DPV a 122° F  
Fuente: Macharé, V.

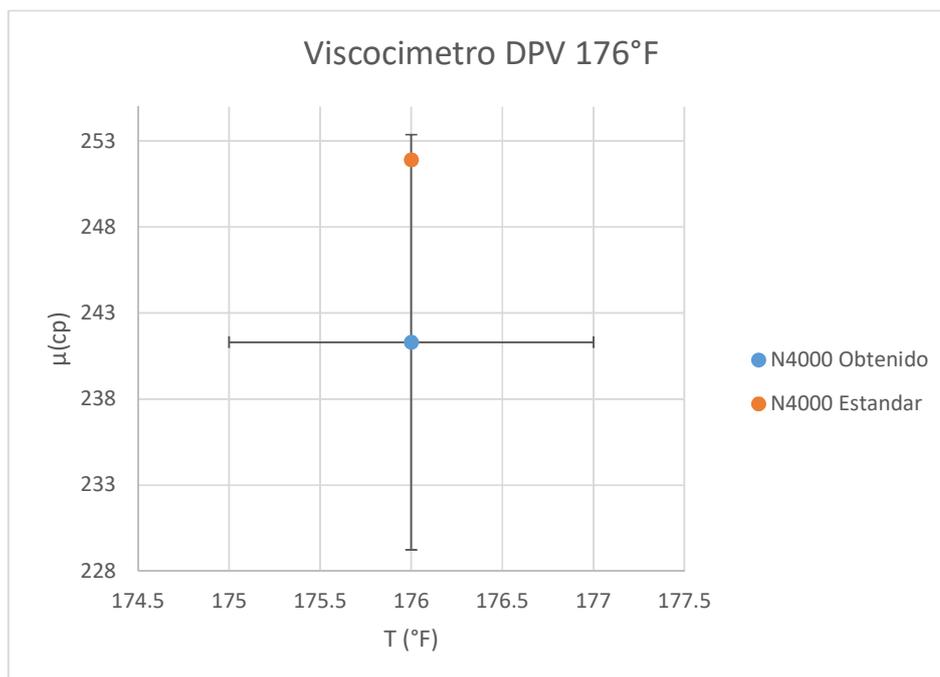
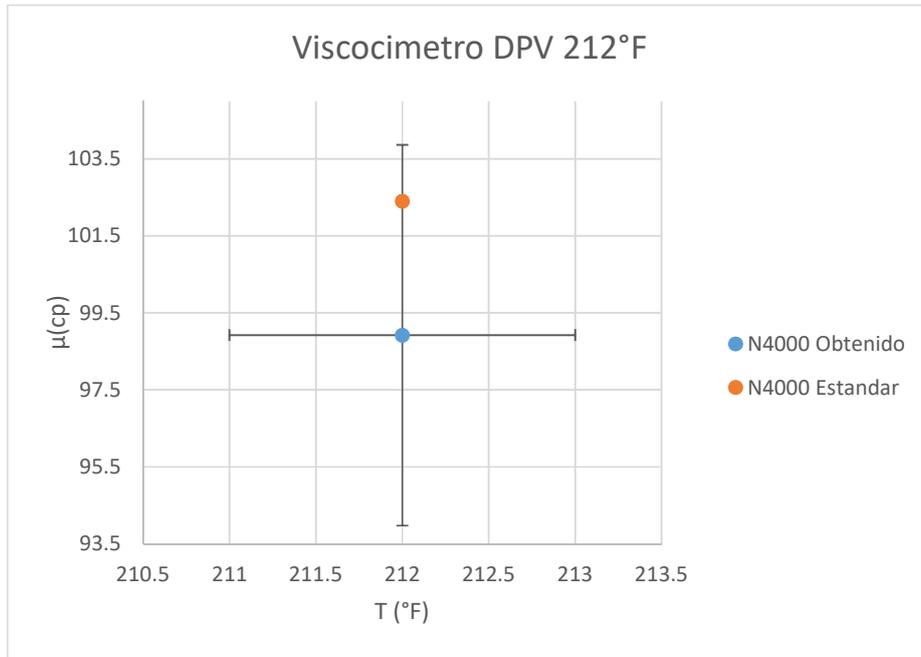


Figura 5.2.7 Pruebas del estándar N4000 en el viscosímetro Cannon DPV a 122° F

Fuente: Macharé, V.



Se observa que los valores obtenidos están dentro del rango estipulado por el estándar ( $\pm 5\%$ ) N4000, por lo cual se considera que el viscosímetro se encuentra calibrado.

### 5.3 Datos Experimentales

Se analizaron 3 muestras de Petróleo, crudo SPF, Residuo de la planta Topping y el crudo de salida o crudo de entrega que es el resultado de la mezcla de los antes mencionados. Midiendo los valores de viscosidad, densidad y  $^{\circ}$ API para el desarrollo de esta investigación, el viscosímetro del laboratorio nos arroja la viscosidad dinámica del crudo, los valores de viscosidad cinemática fueron calculados a partir del cociente de la viscosidad dinámica y la densidad. Siendo las tablas 5.3.1, 5.3.2, 5.3.3 y 5.3.4 los resultados del análisis de laboratorio.

<b>RESIDUO</b>			
<b>°API</b>	<b>η (cp.)</b>	<b>ρ (g/cm3)</b>	<b>μ (cStk.)</b>
12,28	753,3	0,94566	796,586511
11,17	537,5	0,99781	538,679709
10,44	996,8	1,00301	993,808636
10,59	1149	1,00228	1146,38624
10,6	1149	1,0005	1148,42579
10,98	718,5	0,9993	719,003302
11,01	784,2	0,99888	785,079289
10,78	948,5	1,0006	947,931241
10,46	1111	1,00315	1107,51134
10,6	1343	0,95776	1402,2302
10,12	1245	1,00556	1238,11607
10,22	1016	0,9604	1057,89254
9,86	1433	0,96311	1487,8882
12,95	554,3	0,94093	589,09802
10,02	1423	1,006	1414,51292
10,42	1010	1,00346	1006,51745
12,09	733,4	0,94699	774,453796
12,86	479,2	0,94158	508,931795
11,05	1888	0,95445	1978,10257
10,77	1674	0,95647	1750,18558
9,28	3450	0,96782	3564,71245
9,87	2240	0,96309	2325,84701
9,72	2829	0,96415	2934,19074
10,06	2355	0,96167	2448,865
9,49	3232	0,96582	3346,37924

*Tabla 5.3.1 Distribución de Datos del Residuo con viscosidades medidas a 176°F, °API y densidad a 60°F.*

*Fuente: Macharé, V.*

<b>RESIDUO</b>			
<b>°API</b>	<b>η (cp.)</b>	<b>ρ (g/cm3)</b>	<b>μ (cStk.)</b>
12,28	249	0,94566	263,308166
11,17	189,7	0,99781	190,116355
10,44	321,1	1,00301	320,136389
10,59	363	1,00228	362,174243
10,6	363	1,0005	362,818591
10,98	238,5	0,9993	238,667067
11,01	263,2	0,99888	263,495115
10,78	292,8	1,0006	292,624425
10,46	348,2	1,00315	347,106614
10,6	402,3	0,95776	420,042599
10,12	387,5	1,00556	385,357413
10,22	325	0,9604	338,400666
9,86	443,85	0,96311	460,850785
12,95	194,9	0,94093	207,135494
10,05	602,6	0,96173	626,579185
10,11	564,6	0,9861	572,558564
11,02	422,3	0,99	426,565657
10,11	308,9	0,9861	313,254234
10,02	422,9	1,006	420,377734
10,42	326	1,00346	324,875929
12,09	248,3	0,94699	262,199178
12,86	176,2	0,94158	187,132267
11,05	529,8	0,95445	555,08408
10,77	507,9	0,95647	531,015087
9,28	914,3	0,96782	944,700461
9,87	613,6	0,96309	637,11595
9,72	772,5	0,96415	801,223876
10,06	618,7	0,96167	643,359988
9,49	838,3	0,96582	867,967116

Tabla 5.3.2 Distribución de Datos del Residuo con viscosidades medidas a 212°F, °API y densidad a 60°F.

Fuente: Macharé, V.

<b>SPF (176°F)</b>			
<b>°API</b>	<b>η (cp.)</b>	<b>ρ (g/cm<sup>3</sup>)</b>	<b>μ (cStk.)</b>
15,37	104,7	0,92415	113,293297
15,41	78,6	0,92386	85,0778256
15,42	107,3	0,92375	116,156969
15,31	103,4	0,9245	111,84424
15,45	100,2	0,9242	108,418091
15,27	162,6	0,9248	175,821799
15,38	103,4	0,92405	111,898707
15,28	110,5	0,92478	119,487878
15,25	107,9	0,92495	116,654954
15,26	98,92	0,92487	106,955572
15,38	107,3	0,92407	116,116744
15,27	104,1	0,92475	112,570965
15,24	120,85	0,92502	130,645824
15,21	118,2	0,9252	127,756161
15,29	113,7	0,92468	122,961457
15,28	115,7	0,92477	125,11219
15,27	117	0,92486	126,505633
15	117	0,92664	126,262626
15,28	113,7	0,9248	122,945502
15,31	118,2	0,92453	127,848745

*Tabla 5.3.3 Distribución de Datos del crudo SPF con viscosidades medidas a 176°F, °API y densidad a 60°F.*

*Fuente: Macharé, V.*

SPF			
°API	$\eta$ (cp.)	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\mu$ (cStk.)
15,37	48,03	0,92415	51,9720825
15,41	44,81	0,92386	48,5030199
15,42	49,32	0,92375	53,391069
15,31	49,97	0,9245	54,0508383
15,45	48,03	0,9242	51,9692707
15,27	70,52	0,9248	76,2543253
15,38	48,68	0,92405	52,681132
15,28	49,97	0,92478	54,0344731
15,25	46,1	0,92495	49,8405319
15,26	43,53	0,92487	47,0660742
15,38	46,75	0,92407	50,5914054
15,27	46,1	0,92475	49,8513112
15,24	53,51	0,92502	57,8473979
15,21	50,61	0,9252	54,7016861
15,23	49,32	0,92511	53,312579
15,4	48,68	0,92394	52,6874039
15,26	50,61	0,92491	54,7188375
15,28	44,81	0,92476	48,4558156
15,29	48,03	0,92468	51,9422936
15,28	51,25	0,92477	55,4191853
15,27	55,12	0,92486	59,5982095
15	53,83	0,92664	58,0915998
15,28	50,21	0,9248	54,2928201
15,31	51,9	0,92453	56,1366316

Tabla 5.3.4 Distribución de Datos del crudo SPF con viscosidades medidas a 212°F, °API y densidad a 60°F.

Fuente: Macharé, V.

Debido a las especificaciones del viscosímetro se midieron valores de viscosidad a 176°F y 212°F, mientras que los valores de viscosidad cinemática del crudo de salida o crudo Out fueron obtenidos del sistema Scadda implementado por Repsol en el Bloque 16, las mismas que fueron medidas a diferentes temperaturas como se muestra en la tabla 5.3.5.

<b>Crudo Out</b>		
<b>°API</b>	<b>μ (cStk.)</b>	<b>Temp. (°F)</b>
14,2	115,9	206,05
14,1	120,48	204,25
14,4	114,55	206,35
14,1	117,23	206,61
14,2	112,29	207,24
14	113,46	208,81
14	112,76	208,27
14	129,29	205,21
14	126,19	205,44
14	123,08	205,94
14,1	116,43	208
14	123,81	205,62
13,9	122,83	206,98
14,5	113,45	200,93
14,2	113,63	206,56
14,1	115,51	207,3
14,1	114,67	207,93
14,2	105,56	207
14,2	97,19	217
14,31	102,87	210
14,23	109,13	208,32
14,16	109,6	208,22
14,23	104,37	209,27
14,27	97,88	211,345
14,14	112,48	207
13,94	111,96	209,545
13,94	105,55	208,645
13,94	105,37	209,79
14,21	111,14	207,25
14,18	108,26	208,6
14,18	93,395	212,3
14,46	96,65	209,26
14,42	97,85	209,31
13,88	106,08	211,4
14,13	106,63	211,69
14,01	97,38	213,45

Tabla 5.3.5 Viscosidades cinemáticas del crudo Out a diferentes temperaturas, °API a 60°F.

Fuente: Macharé, V.

Llegada SPF(bbl)	Salida NPF (bbl)	Residuo (bbl)	% Bombeo	$\Delta$ Tanque B (bbl)	% Spf Total	% Residuo Total	% Volumen Total
14327,45	16380,04	3660,45	-0,00151526	24,82	0,7753532	0,2231315	1,00
14338,48	16398,88	3687,93	0,01376984	-225,81	0,7719709	0,2280291	1,00
14674,50	16255,68	3688,30	0,00143888	-23,39	0,7727801	0,2272199	1,00
13764,36	16115,15	3817,48	0,00917087	-147,79	0,7609198	0,2390802	1,00
10917,65	14854,16	3860,91	0,06079778	-903,10	0,7232533	0,2767467	1,00
10948,11	13646,04	3762,36	0,00952364	-129,96	0,7216382	0,2783618	1,00
12980,06	13841,14	3682,18	-0,02603543	360,36	0,7407189	0,2592811	1,00
13745,32	13717,27	3777,32	-0,07233436	992,23	0,7432054	0,2567946	1,00
13987,55	14605,48	3849,84	-0,06335293	925,30	0,7521155	0,2478845	1,00
14653,06	15052,21	3755,50	-0,06702139	1008,82	0,7661732	0,2338268	1,00
14243,26	15266,83	3826,15	-0,03361864	513,25	0,7575329	0,2424671	1,00
8939,57	9323,31	4223,67	0,30747664	-2866,70	0,3458378	0,6541622	1,00
10822,39	11670,49	3814,38	-0,05128491	598,52	0,6891045	0,3108955	1,00
13324,60	21734,96	3673,12	0,03050017	-662,92	0,8256875	0,1743125	1,00
14616,77	17673,95	3718,55	0,08170047	-1443,97	0,7708839	0,2291161	1,00
15176,28	15427,61	3688,47	-0,07609345	1173,94	0,7778238	0,2221762	1,00
15541,91	12820,11	3698,87	-0,1558177	1997,60	0,7503751	0,2496249	1,00
15377,58	15680,36	3640,46	-0,00620011	97,22	0,7692637	0,2307363	1,00

Tabla 5.3.6 Determinación de las fracciones volumétricas de la mezcla en el Tanque B

Fuente: Macharé, V.

La recepción o los caudales de crudo medido en barriles (bbl), los cuales son usados para determinar el factor volumétrico de cada componente de la mezcla, tomando en consideración el tiempo de residencia en el tanque B.

### 5.3.1 Verificación de Datos

Una vez obtenidos los datos experimentales de viscosidad y los factores volumétricos, se realizaron ensayos en el laboratorio, efectuando mezclas del crudo SPF y Residuo en un vaso de precipitación de 1000ml con las proporciones volumétricas obtenidas de la tabla 5.3.6, obteniendo como resultado un nuevo crudo

denominado Blending (Figura 5.3.7), este proceso simula la mezcla de petróleo realizada en el tanque B. Se compararon los datos de la viscosidad del crudo Out con el crudo Blending.



*Figura 5.3.1 Mezcla Crudo SPF y Residuo Topping para obtener el crudo Blending.  
Fuente: Macharé, V.*

Luego de los ensayos realizados en laboratorio se obtuvieron varios resultados satisfactorios (Tabla 5.3.7), demostrando que los coeficientes volumétricos determinados son válidos para el desarrollo de esta investigación, cabe mencionar que el factor de error generado se debe a la dinámica del proceso de la planta NPF, ya que los resultados obtenidos en laboratorio fueron analizados para muestras puntuales, mientras que los datos diarios del proceso trabajan con valores API promedios de varios análisis realizados por día.

Blending		Out	
$\eta$ (cp.)		$\eta$ (cp.)	
176°F	212°F	176°F	212°F
191	80,24	183,143097	77,2446852
167,2	69,93	177,615886	76,5263361
193,6	80,88	224,498972	94,1782288
201,3	83,46	212,754572	87,9378431
207,1	85,39	211,762183	84,6512625

Tabla 5.3.7 Comparación de viscosidades entre crudo Out y Blending

Fuente: Macharé, V.

## 5.4 Selección de modelo

### 5.4.1 Selección de modelo de viscosidad de crudo.

Los modelos fueron seleccionados en función de las condiciones de temperatura y viscosidad para los que fueron diseñados, escogiendo así los que cumplan con los parámetros físicos de los crudos a evaluar en este proyecto, se consideraron los errores obtenidos por cada uno de los modelos, generando una relación %error-viscosidad, donde se establece que a medida que la viscosidad aumenta lo hace también el error, por lo cual se desarrollaron tablas en el software Excel 2013, en el cual se tabularon los datos para verificar el modelo con mejor ajuste para cada fluido. Se puede visualizar en los anexos 1(b) y 1(c), la distribución de los datos del SPF y crudo de salida respectivamente, obteniendo una ligera linealidad en el crudo SPF lo que simplificó el análisis de los datos, mientras que el crudo Out posee ligeras fluctuaciones debido a la influencia del residuo en la mezcla con el SPF. Los modelos usados para la predicción de viscosidad del crudo SPF y Out fueron: Beal [7] y Beggs & Robinson [8] los cuales se escogieron de la literatura para determinar valores de viscosidad, en este proyecto de investigación se desarrollaron nuevos modelos que se ajustan a la predicción de viscosidad de los fluidos, los cuales se denominaron como Macharé, y regresión, el modelo regresión se obtiene de una regresión lineal simple o múltiple dependiendo el caso que lo amerite denominados en las ecuaciones 5.4.1 y 5.4.2, respectivamente.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Cinemática del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = 10^{(-0.733*API)+23.8765} * T^{(0.31188*API)-9.21592}$$

*Ecuacion 5.4.1 Ecuacion de Macharé para determinar la viscosidad.*

*Fuente: Macharé, V.*

Mientras que para el Residuo se consideraron otros modelos, esto se debe a la fluctuación de los datos que posee el residuo (Anexo 1(a).), generando errores elevados en los modelos tradicionales, dentro de los datos obtenidos se ha observado que crudos con el mismo valor de densidad api poseen valores de viscosidad muy diferentes, esto se debe a la composición del residuo, siendo este el resultado de los pesados de una destilación atmosférica de la planta Topping obtendrá valores diferentes en una línea de tiempo, además que, su composición será diferente, es decir, que el aumento de la viscosidad en muestras con el mismo °API se debe a la cantidad de asfaltenos que posea el residuo, por lo cual se consideraron además los modelos de: Egbogah – Ng y un nuevo modelo de regresión cúbica para el caso puntual de la determinación de la viscosidad del residuo.

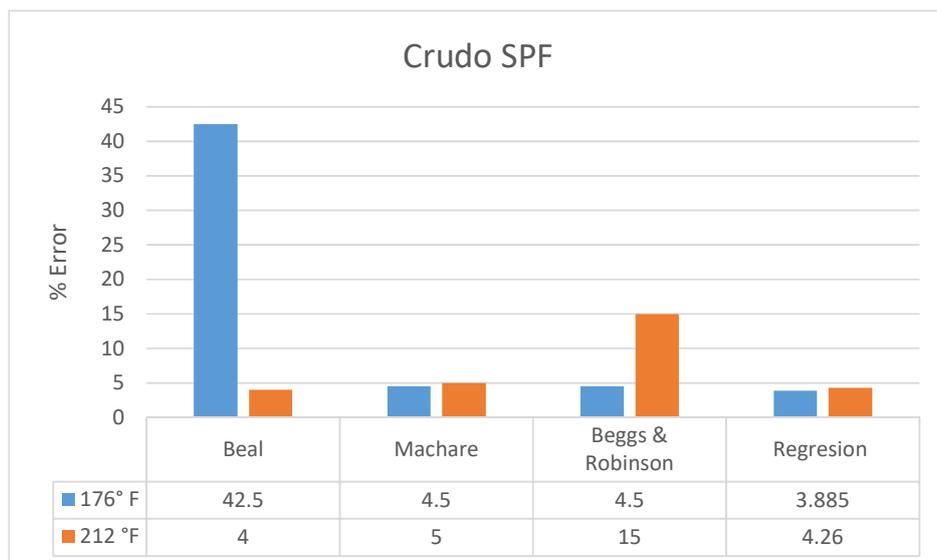
#### **5.4.2 Selección de Modelo de Viscosidad de mezcla**

Se consideraron las condiciones de viscosidad API determinadas por los autores de los modelos, además de la relación de los errores obtenidos por cada uno, Adicionalmente, con base a los reportes de literatura se espera que el Modelo de Arrhenius sea el cual presente el menor porcentaje de error ya que se tiene la premisa que es el modelo más idóneo para trabajar con altas relaciones de viscosidad, es decir una mezcla entre petróleo liviano y petróleo pesado, características que tienen los crudos que se evaluarán en este proyecto, considerando los valores obtenidos de viscosidad de los crudos SPF y OUT, además de los factores volumétricos determinados por la tabla 5.3.6.

## 5.5 Comparación de Modelos

Se evaluaron en paralelo los promedios de las viscosidades medidas en campo y los resultados obtenidos por los modelos, comparándolos y obteniendo un error promedio de cada ecuación propuesta en la literatura, considerando cambios en los coeficientes de los mismos para obtener una mayor precisión en los datos, obteniendo como resultado una mayor relación de la variable API con la viscosidad, mientras que la variable temperatura se usa como un factor de corrección cuando varía la misma.

### 5.5.1 Modelos de viscosidad para el crudo SPF



Grafica 5.5.1 Error de modelos de viscosidad para el crudo SPF

Fuente: Macharé, V.

Como se observa en la figura 5.5.1 el modelo que posee mayor ajuste en los datos del crudo SPF (Anexo 2(a)) es el obtenido por la regresión lineal de multicomponentes obteniendo valores 4% de error promedio, mientras que los modelos dados por la literatura fueron descartados por sus elevados errores, sin embargo sirvieron para la construcción del modelo exponencial Macharé que posee errores aceptables. Siendo la ecuación 5.5.1 el modelo de regresión lineal múltiple para el SPF.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

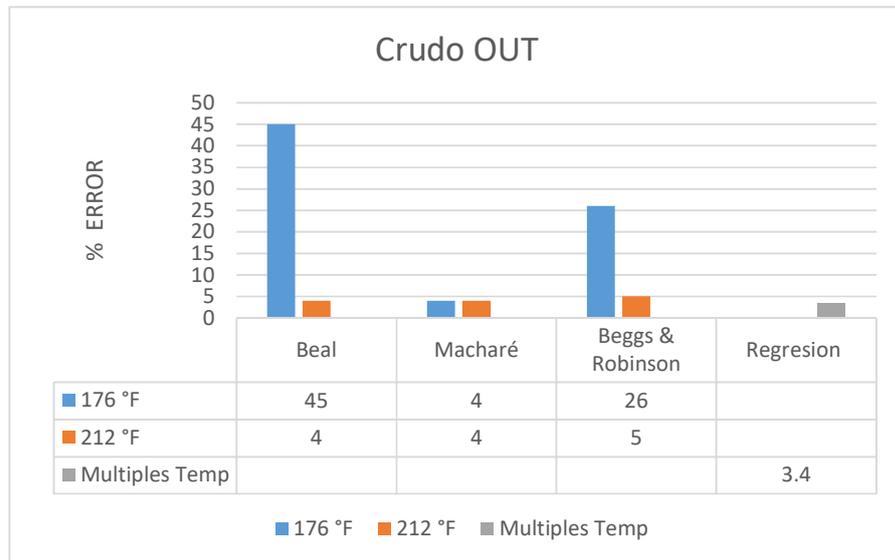
$\mu_{od}$ = Viscosidad Cinemática del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = -26.97881419 * \text{°API} - (1.838857486 * T) + 856.0331461$$

Ecuacion 5.5.1 Regresión lineal múltiple para determinar la viscosidad del crudo SPF

Fuente: Macharé, V.

### 5.5.2 Modelos de viscosidad para el crudo Out



Grafica 5.5.2 Error de modelos de viscosidad para el crudo OUT

Fuente: Macharé, V.

Para determinar el modelo adecuado para el crudo Out se consideraron varios factores como: viscosidades dinámicas obtenidas en laboratorio y las viscosidades cinemáticas obtenidas por el viscosímetro Micro Motion en línea a la temperatura de la tubería, por lo cual se considera el modelo de regresión como el óptimo para predecir la viscosidad ya que el viscosímetro en línea posee una desviación de  $\pm 2\%$  versus el viscosímetro de paletas que trabaja con un intervalo de incertidumbre de  $\pm 5\%$ , lo que nos asegura una mayor precisión en el dato obtenido.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

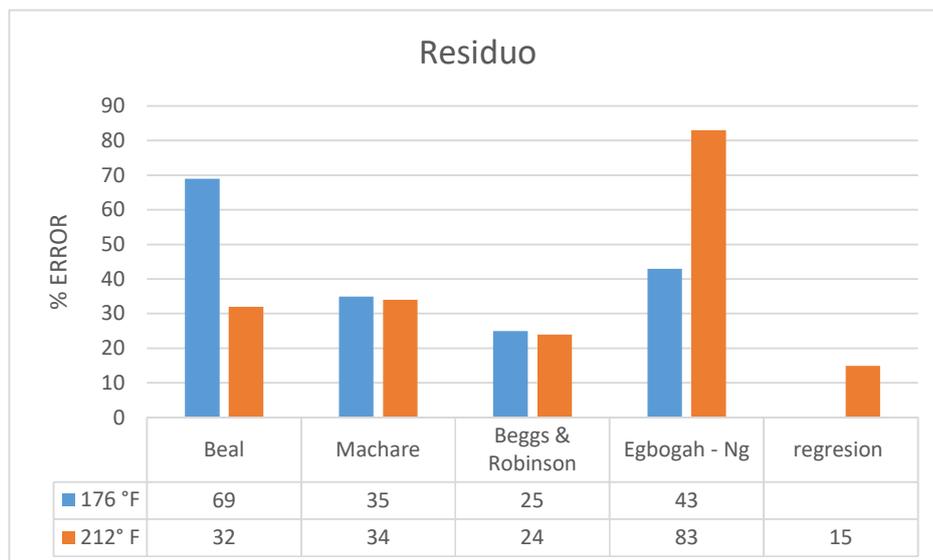
$\mu_{od}$ = Viscosidad Cinemática del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = 1013.28 - (32.0261 * API) - (2.14889 * T)$$

*Ecuacion 5.5.2 Regresión lineal múltiple para determinar la viscosidad del crudo Out*

*Fuente: Macharé, V.*

### 5.5.3 Modelos de viscosidad para el Residuo Topping



*Grafica 5.5.3 Error de modelos de viscosidad para el Residuo de la planta Topping.*

*Fuente: Macharé, V.*

La gran inestabilidad en los datos del residuo, complicaron el análisis de las ecuaciones que permiten predecir la viscosidad, esto se debe a varios factores desde la toma de algunos datos API y densidad en el sistema Scadda de la planta Topping, ligera dilución en nafta en la línea del toma muestra del residuo, para esto se corrigieron las problemáticas antes mencionadas realizando análisis de API y viscosidad en el laboratorio de crudos y cerrando por completo la nafta desde la consola de la planta Topping, arrojando valores de errores elevados, para lograr obtener una reducción en el margen de error se desarrolló luego de varios análisis de regresión una ecuación cúbica que se ajustó mejor a la curva de datos obtenida, el error es amplio debido a la carencia de nuevas variables como el número de asfaltenos para ajustar aún más la curva de predicción de viscosidad.

Siendo el residuo el fluido clave en este trabajo de investigación, ya que su fluctuación de datos genera esa desviación en la linealidad establecida por el SPF.

Donde:

T= temperatura (Fahrenheit)

API= Densidad Api del petróleo

$\mu_{od}$ = Viscosidad Cinemática del petróleo muerto (cP)

$$\mu_{od} = 64029.45 - (15959.92 * ^{\circ}API) + (1332.51 * ^{\circ}API^2) - (37.12 * ^{\circ}API^3) + 0.02 * T$$

*Ecuacion 5.5.3 Regresión lineal cubica para determinar la viscosidad del residuo Topping*

*Fuente: Macharé, V.*

## **CAPITULO VI**

### **Software BlendOil 3.0**

#### **6.1 Modelo Computacional**

Partiendo de los modelos de predicción de viscosidad seleccionados previamente, se inicia el diseño y construcción del Software BlendOil 3.0, el cual posee un algoritmo lenguaje Java desarrollado en la plataforma Netbeans IDE 8.2, este formato de programación permite desarrollar aplicaciones a partir de módulos (componentes de Software), un módulo es un archivo Java que contiene clases de Java, esto permite desarrollarlos individualmente para luego integrarlos a conveniencia del proyecto.

El lenguaje de programación Java permite una serie de aplicaciones gráficas, facilitando la aplicación del mismo hacia el usuario, se realizó el diseño del software de acuerdo a los lineamientos operativos de Repsol Ecuador, el programa permite calcular las condiciones reológicas de la mezcla, como viscosidad y gravedad API, variables de gran importancia para el transporte del crudo hacia el oleoducto y en él, además permite el cálculo de mezcla en función de una gravedad API resultante requerida.

#### **6.2 Algoritmo**

El algoritmo es un conjunto de instrucciones y reglas construidas y enlazadas para un resultado final deseado, el cual debe ser ordenado, preciso y secuencial. Generando un proceso claro mediante pasos sucesivos que no generen confusiones en el usuario, logrando así, una descripción del programa el cual se especifica mediante diagramas de flujo, el cual permite tener un entendimiento óptico del funcionamiento de la herramienta a desarrollar paso por paso adyacente a modificaciones según lo requerido, hasta llegar al proceso que permita obtener las variables deseadas mediante el proceso o diseño requerido.

Los modelos construidos permiten mediante su resolución ayudar a la toma de decisiones generando soluciones óptimas, o suficientemente cercanas al óptimo, dado un objetivo establecido. Así mismo, pueden ser usados para evaluar el impacto de tomar decisiones generando, antes de tomarlas, y de este modo elegir la que más se ajuste a la solución. Desarrollar el modelo en un algoritmo computacional permite analizar de mejor manera las soluciones y objetivar el proceso de análisis, es decir que permite simular un evento que se debe aceptar, o aportar datos que mejoren el proceso.

### 6.3 BlendOil 3.0

Este Programa fue diseñado como una herramienta que facilite el proceso de simulación de mezcla de crudo en el bloque 16, con este objetivo se escogió la plataforma NetBeans IDE 8.2 para desarrollar el programa en lenguaje Java, el mismo que posee características de graficas altas lo que permite que la herramienta sea atractiva y facilita su uso sin dejar de lado su eficiencia en el proceso de datos.

El proceso de ejecución del programa inicia con la pantalla principal, en el cual se encuentran las 4 funciones del programa representado por botones. En la figura 6.1 se puede visualizar la pantalla inicial.



Figura 6.1 Pantalla Inicial Programa BlendOil 3.0

Fuente: Macharé, V.

#### 6.3.1 °API Fluido

En este botón se simula los valores API de los crudos SPF, OUT y Residuo Topping, tomando como variables de ingreso la viscosidad cinemática y temperatura del fluido, obteniendo como resultado la densidad y el °API del fluido, esta relación de Api se la obtuvo realizando un análisis estadístico de los valores obtenidos y sometiéndolos a una regresión lineal de multicomponentes, en la figura 6.2 se observa la ventana obtenida al pulsar el botón °API Fluido.

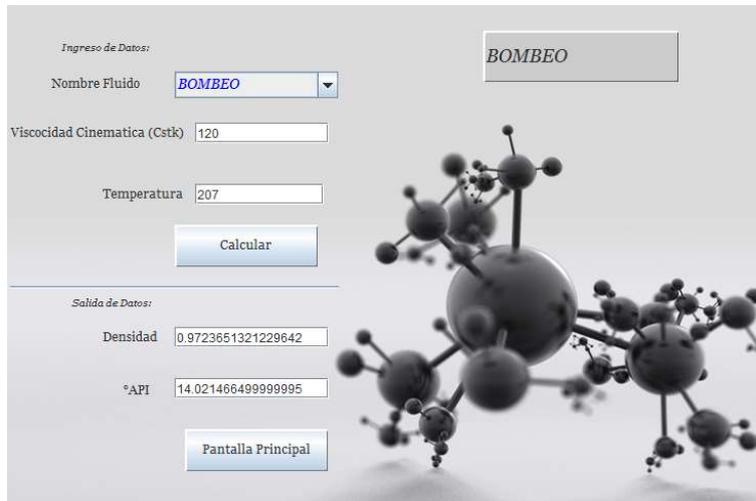


Figura 6.2 Ventana °API Fluido del Software BlendOil 3.0  
Fuente: Macharé, V.

### 6.3.2 Viscosidad de Fluido

En esta opción, se simula la viscosidad de los crudos: SPF, OUT y Residuo Topping, considerando las variables de ingreso °API y Temperatura, en esta parte se aplican los modelos descritos anteriormente, los cuales permiten determinar la viscosidad de los fluidos, mientras que la densidad es obtenida a partir de la fórmula de gravedad API, esta ventana permite simular el comportamiento de la viscosidad de los fluidos en la tubería, es decir, en función de la pérdida de temperatura a lo largo de la línea se puede obtener una tendencia de viscosidad en la línea de transporte, logrando así prever restricciones de flujo en la misma.

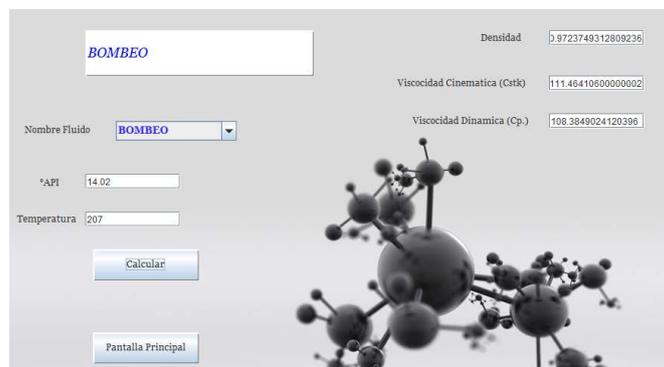


Figura 6.3 Ventana Viscosidad de Fluido del Software BlendOil 3.0  
Fuente: Macharé, V.

### 6.3.3 Viscosidad de Mezcla

Esta opción del programa permite predecir la mezcla de los fluidos, la ventana de ingreso (Figura 6.4) de datos permite evaluar la mezcla en dos escenarios diferentes, en la parte superior se ingresan los valores API de los fluidos que se mezclan (Crudo SPF y Residuo Topping), se ingresa además la producción diaria de petróleo y el °API resultante deseado, esto con la finalidad de generar una tabla con varios posibles escenarios de mezcla (figura 6.5), los cuales se acercan a los valores predeterminados de °API requerido, además la ventana de ingreso de datos solicita las variables de volumen de SPF y Residuo Topping, las mismas variables que permitirán determinar el fluido resultante de esa mezcla puntual. En la ventana resultante o salida de datos se observa además los valores de °API y viscosidad del fluido resultante de la mezcla puntual.

The screenshot shows the data entry interface for BlendOil 3.0. It features several input fields and a dropdown menu. The fields are arranged as follows:

- SPF °API:
- Residuo °API:
- Produccion Diaria (Bariles):
- °API de Mezcla:
- Volumen SPF:
- Volumen Residuo:
- Temperatura (°F):

At the bottom, there are four buttons: **Pantalla Principal**, **Datos de Fluidos**, **Limpiar Datos**, and **Obtener Datos**. The text **BLEND OIL 3.0** is displayed in the bottom right corner. The background includes a molecular structure and a drop of oil.

Figura 6.4 Ventana de ingreso de Datos Viscosidad de Mezcla del Software BlendOil 3.0

Fuente: Macharé, V.

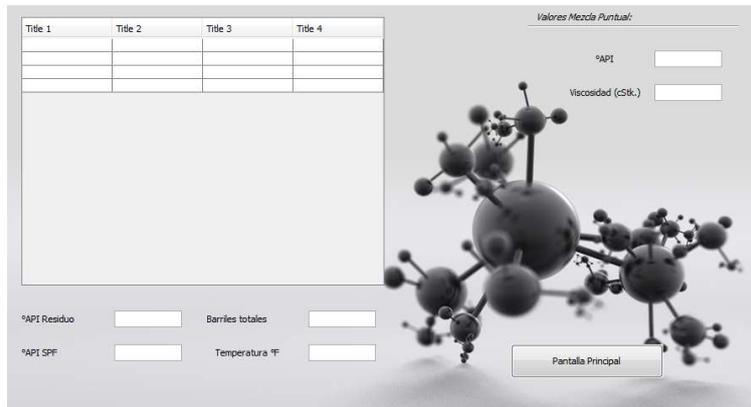


Figura 6.4 Ventana de salida de Datos Viscosidad de Mezcla del Software BlendOil 3.0  
Fuente: Macharé, V.

### 6.3.4 Simulador °API

En esta ventana se ingresan las variables presentes en la operación de mezcal, en esta ventanas se realiza un enfoque operativo, en el cual se consideran los caudales de los fluidos para determinar el nivel del tanque B y mediante la ecuación de la densidad API determinamos los valores a predecir del crudo Out, todo esto representado en un Jtable en la plataforma Netbeans.

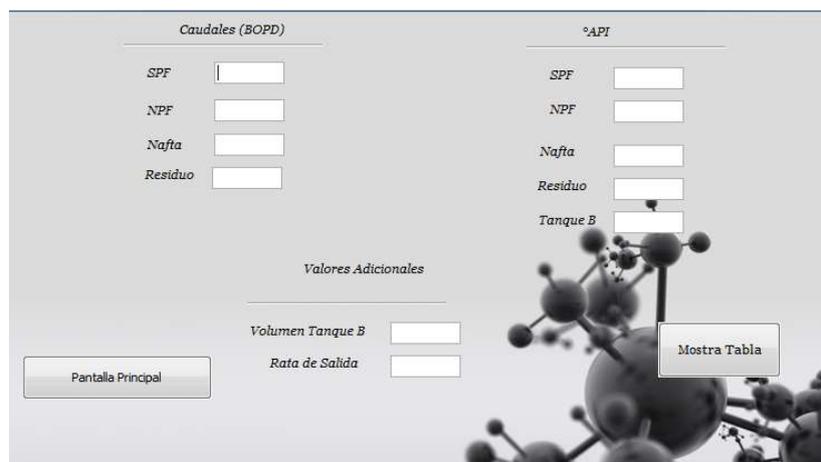


Figura 6.5 Ventana de ingreso de Datos Simulador °API del Software BlendOil 3.0  
Fuente: Macharé, V.

## CAPITULO VII

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### Conclusiones

- El modelo matemático seleccionado para predecir el comportamiento de una mezcla binaria de crudo fue el de Arrhenius, ya que presentó el mejor ajuste para trabajar con altas relaciones de viscosidad, es decir que puede calcular exitosamente la viscosidad de una mezcla de dos crudos con bajo °API.
- Por medio de pruebas de laboratorio efectuadas se determina que la mezcla entre los crudos SPF-Residuo Topping presentan fluctuaciones en los datos, los mismos que siguen la tendencia de los datos del residuo, es decir, que mientras mayor continuidad posea el residuo, mayor será la precisión de la predicción de viscosidad.
- Los porcentajes de error para la predicción de viscosidad expuestos en modelos de proyectos anteriores arrojaron valores de error promedio de 30%; luego de realizar el análisis matemático para los datos de este proyecto los errores de viscosidad Out redujeron significativamente a 3.4%.
- Se estableció un algoritmo computacional en el lenguaje de programación Java mediante el cual se obtienen los valores de viscosidad de las mezclas y fluidos a mezclar, lo cual simula el comportamiento de la variación de viscosidad por las distintas combinaciones de volúmenes entre crudo liviano y pesado a las temperaturas fijadas por el usuario, y la variación de la viscosidad en la tubería debido a la pérdida de temperatura.

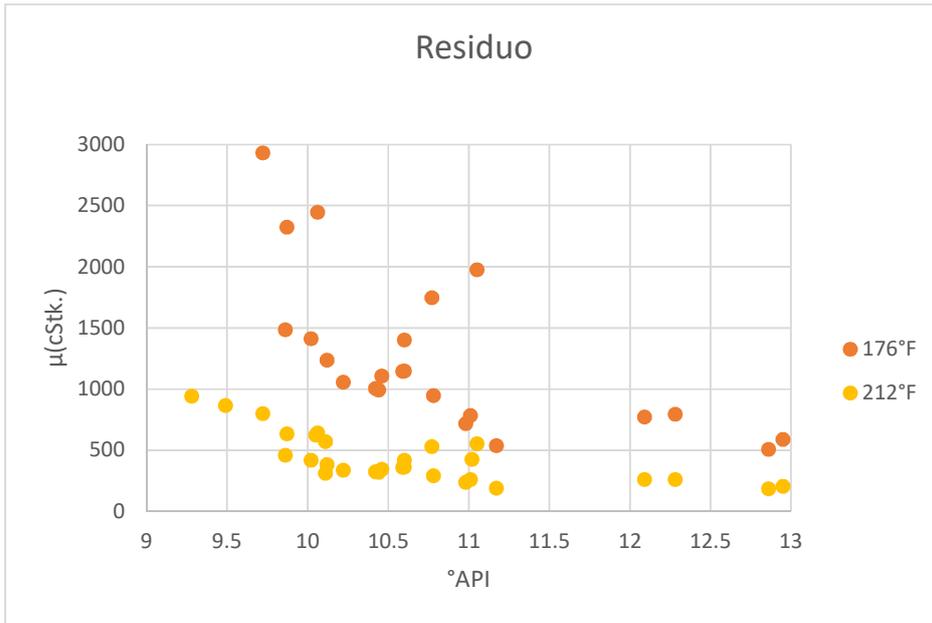
## Recomendaciones

- Para un mejor análisis del comportamiento de la variación de viscosidad de las mezclas es importante trabajar con la mayor cantidad de datos posibles, de diferente gravedad API y temperatura para resaltar la diferencia en cómo participan estos parámetros en las reducciones de las viscosidades de las mezclas a diversas temperaturas.
- En la toma de medidas de viscosidades experimentales mediante el viscosímetro de Paletas Cannon DPV se requieren que las copas no se encuentren calientes, esto para compensar una incertidumbre en la temperatura censada por el equipo debido al gradiente de temperatura generada en la copa.
- Determinar el porcentaje o número de asfaltenos presentes en el residuo, para de esta manera obtener datos más precisos al momento de determinar su viscosidad.
- En el manejo de la aplicación computacional, tener en cuenta que los valores ingresados de temperatura y gravedad API por el usuario deben cumplir con los rangos establecidos por las correlaciones empleadas en el algoritmo computacional.

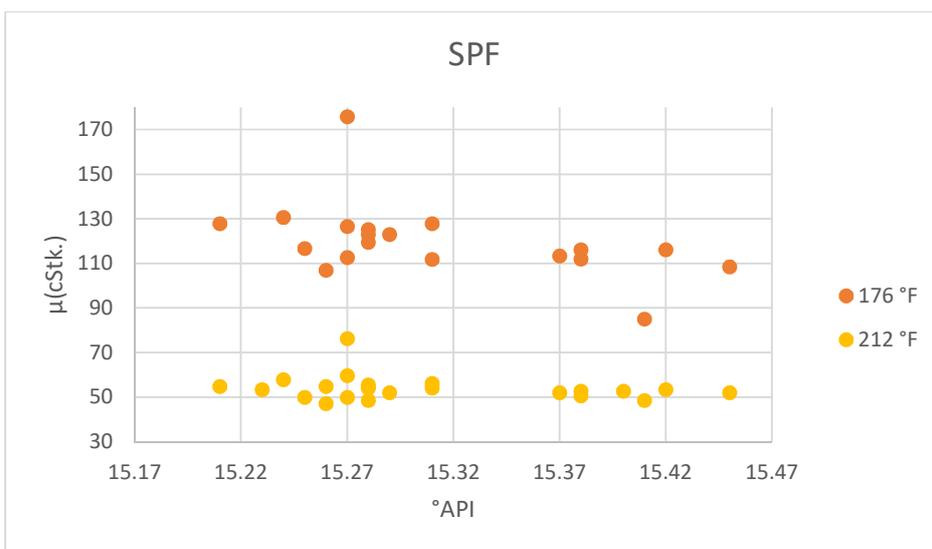
# ANEXOS

## Anexo 1 Graficas de Viscosidad vs. °API

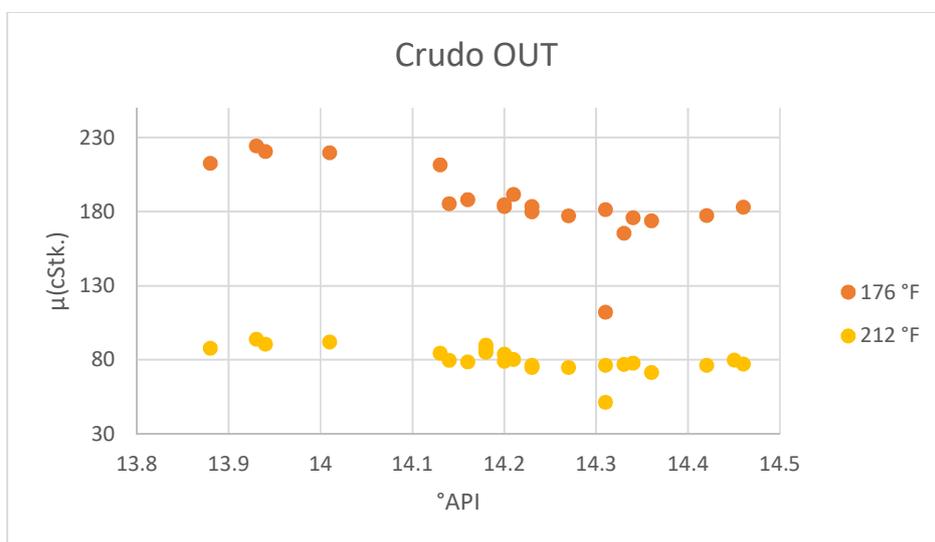
Anexo 1 (a) Viscosidad vs. API Residuo Topping



Anexo 1 (b) Viscosidad vs. API SPF



## Anexo 1(c) Viscosidad vs. API Crudo OUT



## Anexo 2 Datos Experimentales y Resultados de los modelos

### Anexo 2(a) Comparación de datos experimentales y obtenidos por los modelos para el crudo SPF

°API	SPF		BEAL				Machare				BEGGS & Robinson				Regresion Lineal m.			
	μ (cStk.)		μ (cStk.)		ERROR		μ (cStk.)		ERROR		μ (cStk.)		ERROR		μ (cStk.)		ERROR	
	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F	176 °F	212 °F
15,37	113,293	51,9721	67,8505	53,2839	40,11%	2,52%	116,1728	51,0127	2,54%	1,85%	114,241	44,9779	0,84%	13,46%	117,73	51,531	3,92%	0,85%
15,42	116,157	53,3911	66,8772	52,5419	42,43%	1,59%	115,2049	50,7347	0,82%	4,98%	112,976	44,5702	2,74%	16,52%	116,381	50,182	0,19%	6,01%
15,31	111,844	54,0508	69,0415	54,1913	38,27%	0,26%	117,345	51,3483	4,92%	5,00%	115,783	45,4733	3,52%	15,87%	119,349	53,1497	6,71%	1,67%
15,45	108,418	51,9693	66,3015	52,1027	38,85%	0,26%	114,6281	50,5686	5,73%	2,70%	112,224	44,3278	3,51%	14,70%	115,572	49,3727	6,60%	5,00%
15,38	111,899	52,6811	67,6545	53,1345	39,54%	0,86%	115,9786	50,957	3,65%	3,27%	113,987	44,896	1,87%	14,78%	117,46	51,2612	4,97%	2,70%
15,28	119,488	54,0345	69,6465	54,6521	41,71%	1,14%	117,9356	51,5169	1,30%	4,66%	116,563	45,7235	2,45%	15,38%	120,158	53,9591	0,56%	0,14%
15,25	116,655	49,8405	70,2581	55,1176	39,77%	10,59%	118,5291	51,6861	1,61%	3,70%	117,349	45,9753	0,60%	7,76%	120,967	54,7684	3,70%	9,89%
15,38	116,117	50,5914	67,6545	53,1345	41,74%	5,03%	115,9786	50,957	0,12%	0,72%	113,987	44,896	1,83%	11,26%	117,46	51,2612	1,16%	1,32%
15,27	112,571	49,8513	69,8496	54,8067	37,95%	9,94%	118,1331	51,5732	4,94%	3,45%	116,824	45,8072	3,78%	8,11%	120,428	54,2289	6,98%	8,78%
15,24	130,646	57,8474	70,4634	55,2739	46,07%	4,45%	118,7276	51,7426	9,12%	10,55%	117,613	46,0597	9,98%	20,38%	121,237	55,0382	7,20%	4,86%
15,21	127,756	54,7017	71,0838	55,7459	44,36%	1,91%	119,3251	51,9125	6,60%	5,10%	118,408	46,3139	7,32%	15,33%	122,046	55,8476	4,47%	2,09%



```

aout=Double.parseDouble(pvat.delres.getText());
asurt=Double.parseDouble(pvat.api.getText());
volo=Double.parseDouble(pvat.volttotal.getText());
arest=Double.parseDouble(pvat.apis.getText());
volsu=Double.parseDouble(pvat.volsp.getText());
volres=Double.parseDouble(pvat.volre.getText());
apir=String.valueOf(arest);
arp.setText(apir);
apis=String.valueOf(asurt);
asp.setText(apis);
tpr=String.valueOf(tt);
tfp.setText(tpr);
btot=String.valueOf(volo);
btp.setText(btot);

voltotp=volsu+volres;
fsp=(volsu/voltotp);
frep=(volres/voltotp);
vmezit=693.627-(1.6461*tt)-(17.2197*aout);
vsot=(-26.97881419*asurt)-(1.838857486*tt)+856.0331461;
c1=(Math.pow(arest,2));
c2=(Math.pow(arest,3));

vrtot=(72808.165375903)-(18300.922973719*arest)+(1538.5580043542*c1)-
(43.113865316535*c2);

vmeztp1=Math.round(Math.exp((Math.log(vsot)*fsp)+(Math.log(vrtot)*frep))*1000);

vmeztp=vmeztp1/1000;
vispre=String.valueOf(vmeztp);
apip1=(Math.round((17.8865-(0.00385552*vmeztp)-(0.0169206*tt))*100));
apip=apip1/100;
apre=String.valueOf(apip);
btp1.setText(apre);

tfp1.setText(vispre);
// va1=String.valueOf(vmezit);
//va2=String.valueOf(vsot);
//va3=String.valueOf(vrtot);
//va4=String.valueOf(c1);

for (it=0;it<=1;it+=0.1){
    fvrt=1-it;
    fvst=1-fvrt;

```

```

vmezt=Math.exp((Math.log(vsot)*fvst)+(Math.log(vrtot)*fvrt));
  dt=nt-vmezt;
  nt=vmezt;
  mt=vmezit-dt;
  if (it==0){
  valt=vmezt;
  }
  else{
  valt=vmezt;
  if (vmezt<=vmezit & vmezt>mt){
  valt=vmezt;

      xt1=Math.round(Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.14)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.14)))*1000);
      xtt1=xt1/1000;
      xt2=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.12)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.12))))*100);
      xtt2=xt2/100;
      xt3=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.10)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.1))))*1000);
      xtt3=xt3/1000;
      xt4=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.08)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.08))))*100);
      xtt4=xt4/100;
      xt5=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.06)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.06))))*100);
      xtt5=xt5/100;
      xt6=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.04)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.04))))*100);
      xtt6=xt6/100;
      xt7=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst-
0.02)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt+0.02))))*100);
      xtt7=xt7/100;
      xt=Math.round(valt*100);
      xtt=xt/100;
      xta=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.02)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.02))))*100);
      xtaa=xta/100;
      xtb=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.04)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.04))))*100);
      xttb=xtb/100;
      xtc=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.06)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.06))))*100);
      xttc=xtc/100;

```

```

    xtd=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.08)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.08))))*100);
    xttt=xtd/100;
    xte=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.1)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.1))))*100);
    xtte=xte/100;
    xtf=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.12)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.12))))*100);
    xttf=xtf/100;
    xtg=Math.round((Math.exp((Math.log(vsot)*(fvst+0.14)))+(Math.log(vrtot)*(fvrt-
0.14))))*100);
    xttg=xtg/100;

```

```

    fsa=Math.round((fvst-0.14)*volo*100);
    fsat=fsa/100;
    fsb=Math.round((fvst-0.12)*volo*100);
    fsbt=fsb/100;
    fsc=Math.round((fvst-0.1)*volo*100);
    fsct=fsc/100;
    fsd=Math.round((fvst-0.08)*volo*100);
    fsdt=fsd/100;
    fse=Math.round((fvst-0.06)*volo*100);
    fsset=fse/100;
    fsf=Math.round((fvst-0.04)*volo*100);
    fsft=fsf/100;
    fsg=Math.round((fvst-0.02)*volo*100);
    fsgt=fsg/100;
    fs=Math.round(fvst*volo*100);
    fst=fs/100;
    fs1=Math.round((fvst+0.02)*volo*100);
    fs1t=fs1/100;
    fs2=Math.round((fvst+0.04)*volo*100);
    fs2t=fs2/100;
    fs3=Math.round((fvst+0.06)*volo*100);
    fs3t=fs3/100;
    fs4=Math.round((fvst+0.08)*volo*100);
    fs4t=fs4/100;
    fs5=Math.round((fvst+0.1)*volo*100);
    fs5t=fs5/100;
    fs6=Math.round((fvst+0.12)*volo*100);
    fs6t=fs6/100;
    fs7=Math.round((fvst+0.14)*volo*100);
    fs7t=fs7/100;

```

```

    fra=Math.round((fvrt+0.14)*volo*100);
    frat=fra/100;

```

```

frb=Math.round((fvrt+0.12)*volo*100);
frbt=frb/100;
frc=Math.round((fvrt+0.1)*volo*100);
frct=frc/100;
frd=Math.round((fvrt+0.08)*volo*100);
frdt=frd/100;
fre=Math.round((fvrt+0.06)*volo*100);
fret=fre/100;
frf=Math.round((fvrt+0.04)*volo*100);
frft=frf/100;
frg=Math.round((fvrt+0.02)*volo*100);
frgt=frg/100;
fr=Math.round( fvrt*volo*100);
frt=fr/100;
fr1=Math.round((fvrt-0.02)*volo*100);
fr1t=fr1/100;
fr2=Math.round((fvrt-0.04)*volo*100);
fr2t=fr2/100;
fr3=Math.round((fvrt-0.06)*volo*100);
fr3t=fr3/100;
fr4=Math.round((fvrt-0.08)*volo*100);
fr4t=fr4/100;
fr5=Math.round((fvrt-0.1)*volo*100);
fr5t=fr5/100;
fr6=Math.round((fvrt-0.12)*volo*100);
fr6t=fr6/100;
fr7=Math.round((fvrt-0.14)*volo*100);
fr7t=fr7/100;

```

```

vmezit=693.627-(1.6461*tt)-(17.2197*aout);

```

```

apist1=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt1)-(0.0169206*tt))*100);
apit1=apist1/100;
apist2=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt2)-(0.0169206*tt))*100);
apit2=apist2/100;
apist3=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt3)-(0.0169206*tt))*100);
apit3=apist3/100;
apist4=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt4)-(0.0169206*tt))*100);
apit4=apist4/100;
apist5=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt5)-(0.0169206*tt))*100);
apit5=apist5/100;
apist6=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt6)-(0.0169206*tt))*100);

```

```
apit6=apist6/100;
apist7=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt7)-(0.0169206*tt))*100);
apit7=apist7/100;
apist=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt)-(0.0169206*tt))*100);
apit=apist/100;
apista=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtta)-(0.0169206*tt))*100);
apita=apista/100;
apistb=Math.round((17.8865-(0.00385552*xttb)-(0.0169206*tt))*100);
apitb=apistb/100;
apistc=Math.round((17.8865-(0.00385552*xttc)-(0.0169206*tt))*100);
apitc=apistc/100;
apistd=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt d)-(0.0169206*tt))*100);
apitd=apistd/100;
apiste=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtte)-(0.0169206*tt))*100);
apite=apiste/100;
apistf=Math.round((17.8865-(0.00385552*xttf)-(0.0169206*tt))*100);
apitf=apistf/100;
apistg=Math.round((17.8865-(0.00385552*xtt)-(0.0169206*tt))*100);
apitg=apistg/100;
```

```
fssx1=String.valueOf(fsat);
fssx2=String.valueOf(fsbt);
fssx3=String.valueOf(fsct);
fssx4=String.valueOf(fsdt);
fssx5=String.valueOf(fset);
fssx6=String.valueOf(fsft);
fssx7=String.valueOf(fsgt);
fssx8=String.valueOf(fst);
fssx9=String.valueOf(fs1t);
fssx10=String.valueOf(fs2t);
fssx11=String.valueOf(fs3t);
fssx12=String.valueOf(fs4t);
fssx13=String.valueOf(fs5t);
fssx14=String.valueOf(fs6t);
fssx15=String.valueOf(fs7t);
```

```
frsx1=String.valueOf(frat);
frsx2=String.valueOf(frbt);
frsx3=String.valueOf(frct);
frsx4=String.valueOf(frdt);
frsx5=String.valueOf(fret);
frsx6=String.valueOf(frft);
frsx7=String.valueOf(frft);
frsx8=String.valueOf(frt);
frsx9=String.valueOf(fr1t);
frsx10=String.valueOf(fr2t);
frsx11=String.valueOf(fr3t);
frsx12=String.valueOf(fr4t);
frsx13=String.valueOf(fr5t);
frsx14=String.valueOf(fr6t);
frsx15=String.valueOf(fr7t);
valsx1=String.valueOf(xtt1);
valsx2=String.valueOf(xtt2);
valsx3=String.valueOf(xtt3);
valsx4=String.valueOf(xtt4);
valsx5=String.valueOf(xtt5);
valsx6=String.valueOf(xtt6);
valsx7=String.valueOf(xtt7);
valsx=String.valueOf(xtt);
valsxa=String.valueOf(xtta);
valsxb=String.valueOf(xttb);
valsxc=String.valueOf(xttc);
valsxd=String.valueOf(xtt d);
valsxe=String.valueOf(xtte);
valsxf=String.valueOf(xttf);
valsxg=String.valueOf(xttg);
```

```
astx1=String.valueOf(apit1);
astx2=String.valueOf(apit2);
astx3=String.valueOf(apit3);
astx4=String.valueOf(apit4);
astx5=String.valueOf(apit5);
astx6=String.valueOf(apit6);
astx7=String.valueOf(apit7);
astx=String.valueOf(apit);
astxa=String.valueOf(apita);
astxb=String.valueOf(apitb);
astxc=String.valueOf(apitc);
astxd=String.valueOf(apitd);
astxe=String.valueOf(apite);
astxf=String.valueOf(apitf);
```

```

        astxg=String.valueOf(apitg);

        //System.out.println("El valor de arrhenius es"+val+" y la viscosidad
ingresada"+vmezi);
        // System.out.println("El factor volumetrico del residuo es"+fvr+" y el factor
volumtrico del crudo SPF es"+fvs);
        } else{

        }

    }
}

personas.add(new Persona(fssx1,frsx1,valsx1,astx1));
personas.add(new Persona(fssx2,frsx2,valsx2,astx2));
personas.add(new Persona(fssx3,frsx3,valsx3,astx3));
personas.add(new Persona(fssx4,frsx4,valsx4,astx4));
personas.add(new Persona(fssx5,frsx5,valsx5,astx5));
personas.add(new Persona(fssx6,frsx6,valsx6,astx6));
personas.add(new Persona(fssx7,frsx7,valsx7,astx7));
personas.add(new Persona(fssx8,frsx8,valsx,astx));
personas.add(new Persona(fssx9,frsx9,valsxa,astxa));
personas.add(new Persona(fssx10,frsx10,valsxb,astxb));
personas.add(new Persona(fssx11,frsx11,valsxc,astxc));
personas.add(new Persona(fssx12,frsx12,valsxd,astxd));
personas.add(new Persona(fssx13,frsx13,valsxe,astxe));
personas.add(new Persona(fssx14,frsx14,valsxf,astxf));
personas.add(new Persona(fssx15,frsx15,valsxg,astxg));

        modelo = new TMPersona(personas);
        tablita.setModel(modelo);
    }

    @SuppressWarnings("unchecked")
    // <editor-fold defaultstate="collapsed" desc="Generated Code">
    private void initComponents() {

        jScrollPane1 = new javax.swing.JScrollPane();
        tablita = new javax.swing.JTable();
    }
}

```

```

btp = new javax.swing.JTextField();
jLabel2 = new javax.swing.JLabel();
jLabel3 = new javax.swing.JLabel();
arp = new javax.swing.JTextField();
jLabel4 = new javax.swing.JLabel();
asp = new javax.swing.JTextField();
tfp = new javax.swing.JTextField();
jLabel5 = new javax.swing.JLabel();
jButton1 = new javax.swing.JButton();
jLabel6 = new javax.swing.JLabel();
jLabel7 = new javax.swing.JLabel();
tfp1 = new javax.swing.JTextField();
btp1 = new javax.swing.JTextField();
jSeparator1 = new javax.swing.JSeparator();
jLabel9 = new javax.swing.JLabel();
jLabel1 = new javax.swing.JLabel();
jLabel8 = new javax.swing.JLabel();
jLabel10 = new javax.swing.JLabel();

setDefaultCloseOperation(javax.swing.WindowConstants.EXIT_ON_CLOSE);
setUndecorated(true);
getContentPane().setLayout(new org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteLayout());

tablita.setModel(new javax.swing.table.DefaultTableModel(
    new Object [][] {
        {null, null, null, null},
        {null, null, null, null},
        {null, null, null, null},
        {null, null, null, null}
    },
    new String [] {
        "Title 1", "Title 2", "Title 3", "Title 4"
    }
));
jScrollPane1.setViewportViewView(tablita);

getContentPane().add(jScrollPane1,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(20, 20, 430, 320));
getContentPane().add(btp,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(360, 370, 80, -1));

jLabel2.setText("Barriles totales");
getContentPane().add(jLabel2,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(240, 370, 100, 20));

jLabel3.setText("° API Residuo");

```

new

new

new

```

        getContentPane().add(jLabel3,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(20, 370, 90, 20));
        getContentPane().add(arp,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(130, 370, 80, -1));

        jLabel4.setText("°API SPF");
        getContentPane().add(jLabel4,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(20, 410, 100, 20));
        getContentPane().add(asp,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(130, 410, 80, -1));
        getContentPane().add(tfp,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(360, 410, 80, -1));

        jLabel5.setText("Temperatura °F");
        getContentPane().add(jLabel5,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(250, 410, 90, 20));

        jButton1.setText("Pantalla Principal");
        jButton1.addActionListener(new java.awt.event.ActionListener() {
            public void actionPerformed(java.awt.event.ActionEvent evt) {
                jButton1ActionPerformed(evt);
            }
        });
        getContentPane().add(jButton1,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(600, 410, 180, 40));

        jLabel6.setText("°API");
        getContentPane().add(jLabel6,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(700, 60, 40, 20));

        jLabel7.setText("Viscosidad (cStk.)");
        getContentPane().add(jLabel7,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(670, 100, 90, 20));
        getContentPane().add(tfp1,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(770, 100, 80, -1));
        getContentPane().add(btp1,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(770, 60, 80, -1));
        getContentPane().add(jSeparator1,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(620, 30, 250, 10));

        jLabel9.setFont(new java.awt.Font("Tahoma", 2, 11)); // NOI18N
        jLabel9.setText("Valores Mezcla Puntual:");
        getContentPane().add(jLabel9,
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(630, 10, 130, 20));

```

```

        jLabel1.setIcon(new
javax.swing.ImageIcon(getClass().getResource("/imagebl/white-wallpaper-
15.jpg"))); // NOI18N
        getContentPane().add(jLabel1,                                new
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(-920, -180, 2020, 770));

        jLabel8.setText("Barriles totales");
        getContentPane().add(jLabel8,                                new
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(650, 60, 100, 20));

        jLabel10.setText("Barriles totales");
        getContentPane().add(jLabel10,                                new
org.netbeans.lib.awtextra.AbsoluteConstraints(640, 60, 100, 20));

        setBounds(0, 0, 900, 500);
    } // </editor-fold>

    private void jButton1ActionPerformed(java.awt.event.ActionEvent evt) {

Predictionu inic0=new Predictionu();
        inic0.setVisible(true);
        setVisible(false);

        // TODO add your handling code here:
    }

    /**
     * @param args the command line arguments
     */
    public static void main(String args[]) {
        /* Set the Nimbus look and feel */
        //<editor-fold defaultstate="collapsed" desc=" Look and feel setting code
(optional) ">
        /* If Nimbus (introduced in Java SE 6) is not available, stay with the default look
and feel.
         *          For          details          see
http://download.oracle.com/javase/tutorial/uiswing/lookandfeel/plaf.html
         */
        try {
            for (javax.swing.UIManager.LookAndFeelInfo info :
javax.swing.UIManager.getInstalledLookAndFeels()) {
                if ("Nimbus".equals(info.getName())) {
                    javax.swing.UIManager.setLookAndFeel(info.getClassName());
                    break;
                }
            }
        }
        } catch (ClassNotFoundException ex) {

```

```
java.util.logging.Logger.getLogger(table.class.getName()).log(java.util.logging.Level
I.SEVERE, null, ex);
    } catch (InstantiationException ex) {
```

```
java.util.logging.Logger.getLogger(table.class.getName()).log(java.util.logging.Level
I.SEVERE, null, ex);
    } catch (IllegalAccessException ex) {
```

```
java.util.logging.Logger.getLogger(table.class.getName()).log(java.util.logging.Level
I.SEVERE, null, ex);
    } catch (javax.swing.UnsupportedLookAndFeelException ex) {
```

```
java.util.logging.Logger.getLogger(table.class.getName()).log(java.util.logging.Level
I.SEVERE, null, ex);
    }
//</editor-fold>
```

```
/* Create and display the form */
java.awt.EventQueue.invokeLater(new Runnable() {
    public void run() {
        new table().setVisible(true);
    }
});
}
```

```
// Variables declaration - do not modify
private javax.swing.JTextField arp;
private javax.swing.JTextField asp;
private javax.swing.JTextField btp;
private javax.swing.JTextField btp1;
private javax.swing.JButton jButton1;
private javax.swing.JLabel jLabel1;
private javax.swing.JLabel jLabel10;
private javax.swing.JLabel jLabel2;
private javax.swing.JLabel jLabel3;
private javax.swing.JLabel jLabel4;
private javax.swing.JLabel jLabel5;
private javax.swing.JLabel jLabel6;
private javax.swing.JLabel jLabel7;
private javax.swing.JLabel jLabel8;
private javax.swing.JLabel jLabel9;
private javax.swing.JScrollPane jScrollPane1;
private javax.swing.JSeparator jSeparator1;
private javax.swing.JTable tablita;
private javax.swing.JTextField tfp;
private javax.swing.JTextField tfp1;
```

```
// End of variables declaration  
}
```

## BIBLIOGRAFIA

1. Orozco, L., Barrera, R., (2012). [Adaptación de Modelos para Estimar la viscosidad de mezclas multicomponentes de algunos crudos pesados colombianos](#). *Revista Ingeniería y Region* No. 9, 1-7.
2. Bennison T., (1998). *Prediction of Heavy Oils Viscosity*. IBC Heavy Oil Field Development Conference, London, 1-25.
3. Romero, A. & Quiroga, C. (2010). *Desarrollo de un modelo computacional para el ajuste de la viscosidad de mezclas de crudo pesado y/o extrapesado con disolventes para transporte por oleoducto (Tesis de Pregrado)*. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
4. Ahmed, T., (1989), *Hydrocarbon Phase Behavior*, Houston, United States of America, Gulf Publishing Company.
5. Cubides, L. & Peña, P. (2009). *Sensibilidad de las variables operacionales en el transporte de crudo pesado (Tesis de Pregrado)*. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
6. Mott, R., (2006). *Mecánica de fluidos 6ta edición*, México DF, México, Pearson Educación.
7. Beal C., (1946), *Viscosity of air, water, natural gas, crude oil and its associated gases at oil field temperature pressures*. *Trans AIME* 165, (114-127).
8. Beggs, H. & Robinson, J., (1975). *Estimating the viscosity of crude oil System*. *J Pet Technol.* 9, (1140-1141).
9. Glaso, O, (1980). *Generalized pressure-volume-temperature correlation for crude oil system*. *J Pet Technol* 2, (785-795).
10. Egbogah, E. & Ng J., (1990). *An improved temperature-viscosity correlation for crude oil system*. *J Pet Sci Eng.* 4, (197-200).
11. Kartoatmodjo, F., Schmidt, Z., (1994). *Large data bank improves crude physical property correlation*. *Oil Gas J.* 4, (51-55).
12. Elsharkawy M., Alikhan A. (1999). *Models for predicting the viscosity of Middle East crude oil viscosities*. *Fuel* 78. 891-903.

13. Naseri A., Nikazar M., Mousavi D., (2005). A correlation approach for prediction of crude oil viscosities. *J Pet Sci Eng.* No 47, 163-174.
14. Hossain, M., Sarica, C., Zhang, H., (2005). Assessment and development of heavy-oil viscosity correlations. *SPE International Thermal Operations and Heavy oil Symposium.* Calgary, Canada. 1-9.
15. Alomair, O., Elsharkawy, A., Alkandri, H, (2011). Viscosity predictions of Kuwait heavy crudes at elevated temperatures. *SPE Heavy Oil Conference and Exhibition.* Kuwait, 1-18.
16. Petrosky, G., Farshad, F., (1995). Viscosity correlation for Gulf of Mexico crude oil. *SPE Production Operations Symposium, Oklahoma, United States of America,* 249-258.
17. Labedi, R., (1992). Improved correlations for predicting the viscosity of light crudes. *J Pet Sci Eng.* No 8, 221-234.
18. Pérez, J., (2016). Simulación del transporte lineal de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API (Tesis de Pregrado). Instituto Politécnico Nacional, México D.F., México.
19. Estudillo, A., (2017). Determinación experimental y correlación de la viscosidad de tres crudos pesados, su dilución con dos crudos medianos y evaluación de la velocidad de precipitación de asfaltenos (Tesis de Pregrado). Instituto Politécnico Nacional, México D.F., México.
20. Arrhenius, S., (1887). Uber die Dissociation der in Wasser gelosten Stoffe. *Z Phys Chem.* 1, 631,648.
21. Bingham, E., (1914). The viscosity of binary mixtures. *J Phys Chem.* No18, 157-165.
22. Kendall, J., Monroe, K., (1917). The viscosity of liquids II. The viscosity-composition curve for ideal liquid mixtures. *Am Chem. J.* No 9, 1787-1802.
23. Lederer, E., (1933). Viscosity of mixtures with and without diluents. *Proc World Pet Cong Lon* No 2. 526-528..
24. Shu, W., (1984). A viscosity correlation for mixtures of heavy oil, bitumen, and petroleum fractions. *SPE* 1984, 277-282.
25. Barrufet, M., Setiadarma, A., (1933). A reliable heavy oil-solvent viscosity mixing rules for viscosities up to 450 K, oil-solvent viscosity ratios up to 4\_ 105, and any solvent proportion. *Fluid Phase Equilib.* No 213. 65-79.
26. Grunberg, L., Nissan, A., (1949). Mixture law for viscosity. *Nature* No 164. 799-800.

27. *Wedlake, G., Ratcliff, G., (1973). A comparison of the group solution model and the principle of congruence for the prediction of liquid mixture viscosities. Can J Chem. Eng No 51. 511-514.*
28. *Sutton, R., Bergman, D., (20008). Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity. Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.*
29. *García, J., Maheut, J., (2016). Modelado y Resolución de Problemas de Organización Industrial mediante Programación Matemática Lineal. Grupo de Investigación ROGLE.*