

**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**

**ANDRES ROMERO ACEVEDO
CESAR AGUSTO QUIROGA FLOREZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOQUIMICA
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

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**

**ANDRES ROMERO ACEVEDO
CESAR AGUSTO QUIROGA FLOREZ**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR EL
TITULO DE INGENIERIA DE PETROLEOS**

DIRECTOR

Ing. JULIO CESAR PEREZ ANGULO

COORDIRECTORES

Ing. CESAR GARCIA

Ing. FLAMINIO GUARIN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOQUIMICA
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2010

AGRADECIMIENTOS

Los autores de este trabajo de grado agradecen sinceramente a:

A la universidad industrial de Santander, por todos los conocimientos adquiridos tanto humanos como académicos.

JULIO CESAR PEREZ ANGULO, Ingeniero de Petróleos. Director de Trabajo de grado. Por su colaboración.

FLAMINO GUARIN ARENAS, Ingeniero de Petróleos. ICP. Por su colaboración.

CESAR AUGUSTO GARCIA, Ingeniero de petróleos, ICP. Quien gracias a su paciencia, dedicación y colaboración incondicional fue posible culminar con éxito este trabajo de grado.

NICOLAS SANTOS SANTOS, Ingeniero de Petróleos.

EMILIANO ARIZA LEON, Ingeniero de Petróleos.

A las personas que de una u otra manera contribuyeron con la realización de este trabajo, especialmente a nuestro amigo y compañero Nelson Pinto.

DEDICATORIA

Principalmente a mi familia quienes fueron, son y serán siempre mi mayor inspiración y gracias a su paciencia, apoyo y consejos fue posible concluir con éxito esta etapa de mi vida. Los amo.

A mis amigos, colegas y compañeros que de alguna u otra manera influyeron positivamente durante el transcurso de mi carrera, especialmente a ti amor que siempre estuviste a mi lado de manera incondicional al igual que tu familia.

A todos aquellos profesores que gracias a su compromiso con la academia y el país, dieron lo mejor de sí para transmitirnos los conocimientos y principios que harán de mí un excelente profesional.

Andrés

DEDICATORIA

Este proyecto es dedicado con todo mi cariño a mi Madre, Luz Marina Flórez quien fue y ha sido mi apoyo incondicional a lo largo de toda mi carrera, por su comprensión, su paciencia y fortaleza en este largo camino. A mi familia el agradecimiento, sobre todo a mi tía, María Nelly Flórez que también fue mi apoyo en esta ciudad cuando mi madre se encontraba lejos y quien estuvo para apoyarme en momentos de dificultad.

También dedico este proyecto a mis amigos más cercanos a quienes recorrieron este camino junto a mí y fueron apoyo y compañía en este proyecto, y a lo largo de toda mi carrera.

Cesar

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	18
1. GENERALIDADES Y CONCEPTOS BASICOS	20
1.1 VISCOSIDAD	20
1.1.1 Viscosidad absoluta (dinámica)	21
1.1.2 Viscosidad cinemática	21
1.1.3 Medición	21
1.1.4 Relación viscosidad – temperatura	22
1.2 MEZCLAS DE HIDROCARBUROS.	24
1.2.1 Idealidad en las mezclas	25
1.2.2 Viscosidad de mezclas	26
1.2.3 Predicción de la viscosidad de mezclas	27
2. SELECCION DEL MODELO	35
2.1 CRITERIOS DE SELECCIÓN	35
2.2 SELECCIÓN DEL MODELO ANTES DEL AJUSTE	50
2.3 AJUSTE DE LOS MODELOS	51
3. MODELO COMPUTACIONAL	55
3.1 ALGORITMO	55
3.2 CARACTERISTICAS DE LA HERRAMIENTA	57
3.3 DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA	57
3.4 DEBILIDADES Y FORTALEZAS	63
3.4.1 Fortalezas	63
3.4.2 Debilidades	63
3.5 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA CON LOS DATOS	64
3.6 VALIDACIÓN DE VISCOSIDADES	64

3.7 VALIDACION DE GRAVEDADES API	66
3.8 EVALUACION DEL USO DE DILUYENTE	67
4. ANALISIS Y DISCUSIONES	69
5. CONCLUSIONES	72
6. RECOMENDACIONES	73
BIBLIOGRAFIA	75
ANEXOS	78

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Influencia del diluyente en la relación viscosidad-temperatura.	24
Figura 2. Influencia del diluyente en la viscosidad de la mezcla.	27
Figura 3. Efecto de la viscosidad en el error resultado del promedio volumétrico.	36
Figura 4. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Arrhenius.	36
Figura 5. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Bingham.	37
Figura 6. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Kendall y Monroe.	37
Figura 7. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Cragoe.	38
Figura 8. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Refutas.	38
Figura 9. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Maxwell.	39
Figura 10. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron 1.	39
Figura 11. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron 2.	40
Figura 12. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Shu.	40
Figura 13. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Barrufet y Setiadarma.	41
Figura 14. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Wallace y Henry.	41
Figura 15. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de McAllister.	42
Figura 16. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Parkash.	42
Figura 17. Distribución y cálculo inicial de los datos.	44

Figura 18. Comparación del error en los métodos de predicción de viscosidad de mezclas antes del ajuste.	50
Figura 19. %Error antes y después del ajuste.	53
Figura 20. Comparación del error en los métodos de predicción de viscosidad de mezclas después del ajuste.	53
Figura 21. Algoritmo.	56
Figura 22. Plantilla de entrada sin requerimiento de diluyente	58
Figura 23. Plantilla de entrada con requerimiento de diluyente	59
Figura 24. Segunda plantilla.	60
Figura 25. Plantilla de distribución de la mezcla.	61
Figura 26. Plantilla final de resultados.	62
Figura 27. Validación de viscosidades.	65
Figura 28. Validaciones de gravedades API.	66
Figura 29. Simulación junio 2009.	67
Figura 30. Mediciones junio 2009.	68

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Límites de aplicabilidad para las diversas formas simplificadas de la Ec. (1.1).	23
Tabla 2. Métodos más comunes para la predicción de la viscosidad de la mezcla.	29
Tabla 3. Correlaciones de las corrientes.	48
Tabla 4. Forma de la distribución de los datos calculados para la selección del modelo.	49
Tabla 5. Antes del ajuste de la viscosidad con Solver.	52
Tabla 6. Ajuste de la viscosidad con Solver.	52
Tabla 7. Resumen de los porcentajes de error de los modelos antes y después del ajuste.	54

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A VISCOSIDAD Y PORCENTAJE DE ERROR DE CADA UNO DE LOS TRES MODELOS A EVALUAR ANTES DEL AJUSTE	78
ANEXO B VISCOSIDAD Y PORCENTAJE DE ERROR DE CADA UNO DE LOS TRES MODELOS A EVALUAR DESPUES DEL AJUSTE	83
ANEXO C VALIDACIÓN DE DATOS CALCULADOS DE VISCOSIDAD, GRAVEDAD API Y VOLUMEN DE DILUYENTE REQUERIDO CON DATOS MEDIDOS EN EL MES DE JUNIO DE 2009	88

RESUMEN

TITULO: DESARROLLO DE UN MODELO COMPUTACIONAL PARA EL AJUSTE DE LA VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE CRUDO PESADO Y/O EXTRAPESADO CON DISOLVENTES PARA TRANSPORTE POR OLEODUCTO¹.

**AUTORES: ANDRES ROMERO ACEVEDO
CESAR AGUSTO QUIROGA FLOREZ²**

PALABRAS CLAVES: Características reológicas, mezcla, viscosidad, modelo, métodos

En la estación de bombeo de Apiay (EBA), existe un problema muy frecuente el cual está relacionado con las pérdidas económicas por diluyente debido a los cambios en las características reológicas del crudo castilla en lapsos relativamente cortos lo cual dificulta la preparación de una mezcla de crudo y diluyente con las especificaciones requeridas para bombeo.

Con el fin de solventar este problema y basándonos en datos de campo suministrados por el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP) se procedió al desarrollo de un modelo computacional para el ajuste de la viscosidad de la mezcla mediante la selección del modelo, partiendo de una base de datos donde se correlacionaron con el ajuste de tres métodos (Refutas, Chevron II y Parkash), logrando encontrar que el método de Refutas es el que más se acopla a los requerimientos del problema con el menor porcentaje de error entre los tres métodos evaluados constituyéndose en el punto de partida para el desarrollo de la herramienta.

El lenguaje de programación que maneja la herramienta (Visual Basic), la hace mas practica y a su vez le aporta simplicidad al funcionamiento de la misma convirtiéndola en una herramienta de fácil manejo que no ocupa casi espacio, y de fácil adaptación a otros campos una vez se tengan las correlaciones adecuadas

Posteriormente y como principal contribución, se desarrollo la herramienta software basados en el modelo previamente escogido con el fin de ajustar la viscosidad de la mezcla y las proporciones de los componentes con las características y propiedades adecuadas para transporte por oleoducto.

¹Trabajo de Grado

² Facultad de Ciencias Fisico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director. Ing. Julio Cesar Perez Angulo. Coodirector. Ing Cesar Garcia.

ABSTRAC

TITLE: DEVELOPMENT OF A COMPUTER MODEL FOR THE ADJUSTMENT OF THE VISCOSITY OF MIXTURES OF HEAVY OIL AND / OR EXTRA HEAVY OIL WHIT SOLVENT FOR TRANSPORT BY PIPELINE³

**AUTHORS: ANDRES ROMERO ACEVEDO
CESAR AGUSTO QUIROGA FLOREZ⁴**

KEYWORDS: Characteristics rheological, mixing, viscosity, model, methods.

In the pumping station Apiay (EBA), there is a very common problem which is related to economic losses due to diluents due to changes in the rheological characteristics of crude Castilla in relatively short periods which makes the preparation of a mixture of diluents and oil whit the specifications required for pumping.

To solve this problem and based on field data provided by the Instituto Colombiano del Petróleo (ICP) proceeded to develop a computational model for adjusting the viscosity of the mixture by selecting the model, starting from a where data were correlated with the fitting of three methods (rebutted, and Parkash Chevron II), it may find that the method of refuting it the most fits the requirements of the problem with the lowest error rate among the three methods evaluated constituting starting point for the development of the tool.

The programming language handling tool (Visual Basic), makes it more practical and in turn brings simplicity to the operation of the same making it a user-friendly tool that takes up almost no space, and easily adapted to other fields once take appropriate correlations.

Subsequently, and as a major contribution, is developing the software tool based on the previously chosen model to adjust the viscosity of the mixture and proportions of components with the characteristics and properties required for pipeline transport.

³Degree Work

⁴ Faculty of Physical and Ouímicas. School of Petroleum Engineering. Director. Mr. Julio Cesar Perez Angulo. Coodirecto. Mr Cesar Garcia.

INTRODUCCION

Es sin lugar a dudas la exploración, explotación y producción de crudos pesados y/o extrapesados el foco de atención de las compañías petroleras en la actualidad, lo cual es producto de la acelerada declinación en la producción de crudos livianos y el poco éxito en el hallazgo reciente de nuevos yacimientos que almacenen cantidades considerables de crudo con baja gravedad API. En consecuencia, los esfuerzos están concentrados en la creación e implementación de nuevas tecnologías que nos permitan facilitar los procesos y mejorar la relación costo-beneficio, para optimizar la rentabilidad del recurso.

La viscosidad del crudo es un factor que juega un papel muy importante en el transporte del petróleo, por ende, se han desarrollado un gran número de métodos, proyectos e investigaciones que buscan calcular, predecir y reducir la resistencia al flujo y con ello mejorar la movilidad del crudo a través del oleoducto. La modificación de la viscosidad mediante la mezcla con hidrocarburos más ligeros se ha convertido en una necesidad para alcanzar las propiedades del crudo que fluirá a través de la tubería.

Muchas de estas investigaciones están basadas en modelos o métodos que trabajan con viscosidades cinemáticas a una temperatura estándar de operación, y es necesario una viscosidad medida para cada componente de la mezcla, algunos de los métodos más comúnmente utilizados en la industria petrolera son el de Refutas, Chevron II y Parkash, los cuales están limitados a las correlaciones que puedan predecir la viscosidad de la mezcla sin necesidad de constantes pre-correlacionados o técnicas que requieran medidas de viscosidad a temperaturas múltiples.

En este trabajo se presentara como principal aporte una herramienta para el cálculo de viscosidades de mezclas de crudos pesados y/o extrapesados con diluyentes, para transporte.

En el primer capítulo se presentaran generalidades, ecuaciones y conceptos básicos de la viscosidad y mezclas, como también se hará mención de los modelos y de las correlaciones que se utilizaron para el cálculo de viscosidades necesarias para la aplicación del modelo seleccionado en el capítulo2.

Para el segundo capítulo, una vez evaluados los diferentes modelos matemáticos en comparación con los datos reales, se determina, teniendo en cuenta diferentes criterios de selección y comparación, cual ecuación se adapta mejor al comportamiento real asumiendo las características reológicas de la mezcla y basados en la desviación, seguido del ajuste adecuado que nos permite una mayor confiabilidad en el modelo seleccionado.

En el tercer capítulo se mostrarán características en el diseño del algoritmo basado en el modelo previamente escogido, así como la descripción de la herramienta software seguido de la validación de la misma.

En el último capítulo se evalúan los resultados obtenidos de la validación de la herramienta con datos de campo y se llevan a cavo discusiones en las que se analiza tanto el procedimiento del proyecto como los resultados del mismo.

1. GENERALIDADES Y CONCEPTOS BASICOS

1.1 VISCOSIDAD

La viscosidad de un líquido es una medida de la fricción interna o de la resistencia al flujo, es decir, es la disposición a fluir cuando actúe sobre él una fuerza externa. Un líquido con una alta viscosidad fluye lentamente, como melaza fría; si este tiene una baja viscosidad fluirá más rápido como el agua.

La viscosidad es una propiedad muy importante de los crudos como también de los productos del petróleo. La viscosidad de un aceite influencia el diseño de las líneas y bombas para el transporte de crudo.

Debido a que la viscosidad de los crudos es el factor más influyente en el transporte por oleoducto, se debe encontrar una alternativa económica y ambientalmente aceptable que reduzca la viscosidad del crudo.

La dilución es una opción que facilita el transporte de crudo pesado a temperatura ambiente. La mezcla presenta un comportamiento de fluido Newtoniano⁵, debido a la reducción de la viscosidad del crudo con hidrocarburos menos viscosos, por ejemplo, crudos más livianos, Nafta, Kerosene o condensados.

El crudo pesado es un sistema coloidal compuesto por partículas de asfáltenos, disueltas en un solvente constituido por máltenos. Los asfáltenos son la fracción polar más aromática y pesada del crudo. Están compuestos por anillos aromáticos, con cadenas alifáticas que contienen grupos polares en sus extremos. Son solubles en tolueno y benceno e insolubles en n-alcanos.

⁵Allen Jr., T. y Ditsworth, R.L.: Fluid Mechanics. McGraw-Hill Book Co., New York (1975).

La alta viscosidad del crudo pesado es atribuida principalmente a la superposición de los asfáltenos. Para entender el comportamiento macroscópico del crudo pesado, se han realizado estudios de las interacciones microscópicas entre los componentes del crudo⁶. De los resultados reológicos se obtiene que la viscosidad aumenta con la concentración de asfáltenos.

1.1.1 Viscosidad absoluta (dinámica) La viscosidad absoluta puede ser definida como el esfuerzo cortante en un punto, dividido por el gradiente de velocidad y sus unidades son reportadas en poises (P) o centipoises (cP), donde 1 poise equivale a 100 centipoises.

1.1.2 Viscosidad cinemática. La viscosidad cinemática, que es con la que vamos a trabajar, está definida como el cociente de la viscosidad absoluta y gravedad específica del aceite a la temperatura en la cual la viscosidad es medida. Las unidades de la viscosidad cinemática son los stokes (cs), pero es común ver en la industria que se utilice la centésima parte de un stoke (cs), centistoke (cSt).

1.1.3 Medición. Para medir la viscosidad absoluta de fluidos, especialmente gases y vapores, se requieren elaborados equipos y una habilidad experimental considerable. Por otra parte, un instrumento más simple llamado *viscosímetro*, puede ser usado para medir la viscosidad cinemática de los crudos y otros líquidos viscosos. La viscosidad de los crudos se mide generalmente por el registro del tiempo requerido para un volumen dado de fluido a una temperatura constante para fluir por un pequeño orificio a dimensiones estándar.

⁶ARGILLIER, J-F, BARRÉ, L, BRUCY F, DOURNAUX J-L, HÉNAUT, I, Bouchard, R. "Influence of Asphaltene Content and Dilution on Heavy Oil Rheology". Society of Petroleum Engineers Journal. 2001.

Algunos procedimientos empíricos como los sistemas Saybolt Universal, Saybolt Furor y el Termoviscosímetro Saybolt son remplazados por los sistemas cinemáticos en los estados unidos.

La viscosidad cinemática se determina midiendo el tiempo para un volumen fijo de líquido que fluye por gravedad a través un tubo capilar de cristal calibrado cinemáticamente, a una temperatura controlada de manera muy precisa. La viscosidad cinemática es el producto de la medición del tiempo de flujo y de la constante de calibración del viscosímetro cinemática. La constante de calibración se obtiene midiendo el tiempo de flujo de un aceite a una viscosidad estándar a través del viscosímetro a una temperatura precisa.

1.1.4 Relación viscosidad – temperatura. La viscosidad de un liquido decrece con el aumento en la temperatura, al aumentar la temperatura del crudo se disminuye su viscosidad debido al incremento de la velocidad de las moléculas y, por ende, a la disminución de su fuerza de cohesión y disminución de la resistencia molecular, por lo tanto, la temperatura a la que las mediciones de viscosidad se realizan, también se deben incluir a la hora de informar los datos de viscosidad.

La técnica más común para estimar la relación de viscosidad-temperatura de un aceite hace uso de las gráficas estándar de viscosidad y temperatura de la norma ASTM para productos petroleros líquidos⁷. Para usar estas gráficas, por lo menos dos puntos conocidos de la relación viscosidad-temperatura son trazados como una línea recta. La viscosidad a cualquier otra temperatura se puede leer directamente de la gráfica. La ecuación (1.1) se ha propuesto para representar las graficas en aplicaciones informáticas.

⁷ASTM D 341 Standard for viscosity-temperature Charts for Liquid Petroleum products”, Annual Book of ASTM Standards, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, Pennsylvania.

$$\text{LOG}[\text{LOG}(Z)] = A - B \text{LOG}(T) \quad (1.1)$$

Donde:

- Z = (CST + 0.7 + C - D + E - F + G - H).
- LOG = logaritmo base 10.
- CST = Centistokes.
- T = temperatura, °K o °R.
- A = constante.
- B = constante.
- C = EXP (-1.14883 - 2.65868 CST).
- D = EXP (-0.00381308 - 12.5645 CST).
- E = EXP (5.46491 - 37.6289 CST).
- F = EXP (13.0458 - 74.6851 CST).
- G = EXP (37.4619 - 192.643 CST).
- H = EXP (80.4945 - 400.468 CST).
- EXP = exponenciales sobre la base natural e.
- V = Viscosidad Cinemática, cSt.

Los límites de aplicabilidad para las diversas formas simplificadas de la ecuación 1.1, son como lo muestra la tabla 1.

Tabla 1. Límites de aplicabilidad para las diversas formas simplificadas de la Ec. (1.1).

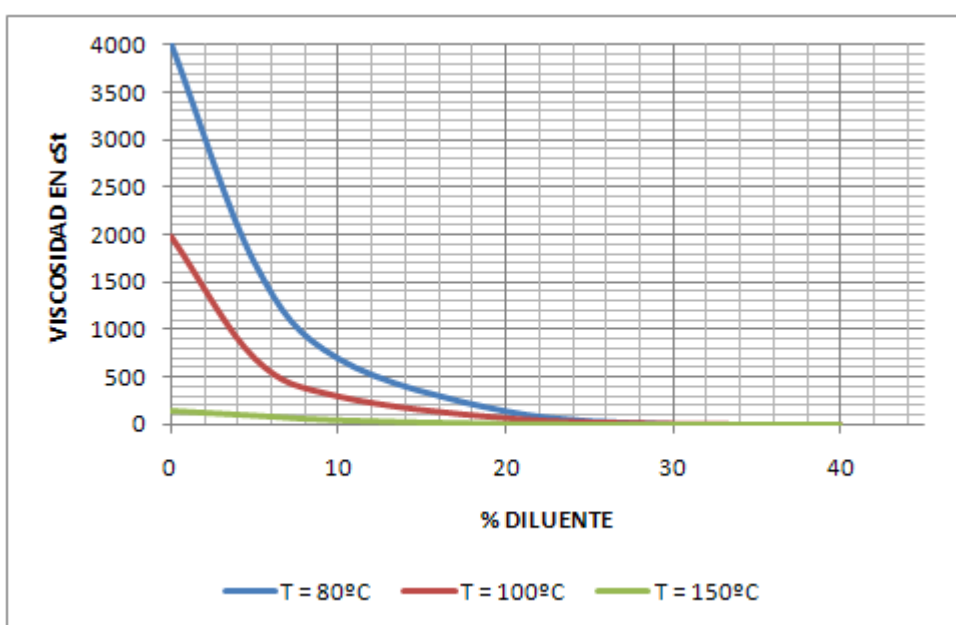
Forma de la Ecuación para Z	Rango de Aplicabilidad, cs
Z = (V + 0.7)	2.00 a 2.00 * 10 ⁷
Z = (V + 0.7 + C)	1.65 a 2.00 * 10 ⁷
Z = (V + 0.7 + C - D)	0.90 a 2.00 * 10 ⁷
Z = (V + 0.7 + C - D + E)	0.30 a 2.00 * 10 ⁷
Z = (V + 0.7 + C - D + E - F + G)	0.24 a 2.00 * 10 ⁷
Z = (V + 0.7 + C - D + E - F + G - H)	0.21 a 2.00 * 10 ⁷

Fuente. CUD THOMAS and BAIRD IV, "Guide to petroleum Product Blending". 1989 HPI Consultants, Inc, Austin, Texas.

El comportamiento de una mezcla de hidrocarburos se considera ideal cuando se encuentra a una temperatura elevada.

A medida que aumenta el porcentaje de diluyente la estructura molecular de la mezcla se hace más estable, por lo tanto la influencia de la temperatura sobre la viscosidad va perdiendo importancia como se observa en la figura 1.

Figura 1. Influencia del diluyente en la relación viscosidad-temperatura.



Fuente: modificado de CUBIDES, Laura. PEÑA, Laura "SENSIBILIDAD DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN EL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO". Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2009.

1.2 MEZCLAS DE HIDROCARBUROS.

El proceso físico de la mezcla es relativamente simple y puede llevarse a cabo de diversas maneras, por ejemplo, mediante la mezcla de los componentes en un tanque en forma de proceso por lotes o por mezcla de componentes en línea de manera simultánea. Los productos mezclados deben cumplir con las especificaciones deseadas, analizadores de corriente pueden ser instalados para proporcionar control de la regeneración de los aditivos y mezcla de corrientes.

Determinar la proporción de la mezcla es un poco más difícil. La selección de los componentes y su proporción en la mezcla final es uno de los problemas más complejos que enfrenta una refinería. Los diferentes derivados del crudo producidos en la destilación del petróleo y de los diversos procesos aguas abajo tales como el craqueo catalítico, reforma catalítica y alquilación, deben ser mezclados para cumplir con las especificaciones del producto final de la manera más económica posible. Los inventarios de los derivados de la mezcla junto con sus costos y las propiedades físicas, deben ser consideradas de tal manera que los pliegos de condiciones críticas se cumplan al menor costo.

1.2.1 Idealidad en las mezclas. El comportamiento de una mezcla de hidrocarburos se considera ideal cuando se encuentra a una temperatura elevada.

Una mezcla ideal, es aquella en la que el volumen, la energía interna y la entalpía de la mezcla son iguales a las de los componentes puros o por separado. Este tipo de mezclas, presenta una relación lineal en la curva viscosidad vs. composición. En otras palabras una mezcla ideal es comúnmente definida como aquella en la que no hay cambios de volumen.

En el caso de la viscosidad, una mezcla ideal es además definida como una que obedece la regla de la ecuación de mezclas simples. Ec. 1.2.

$$\mu_{mez} = \sum X_i * \mu_i \quad (1.2)$$

Sin embargo, está claro que la idealidad de una mezcla es un concepto puramente hipotético, teniendo en cuenta que para predecir la viscosidad de una mezcla no ideal, se han propuesto numerosas ecuaciones, que introducen constantes empíricas para compensar la desviación que tiene de la idealidad.

A pesar que numerosos hidrocarburos han sido utilizados para desarrollar las ecuaciones propuestas, ninguna puede ser aplicada de manera general.

Las mezclas de líquidos exhiben características no ideales, lo cual significa que la viscosidad de una mezcla no es fácil de predecir a partir de las viscosidades de los componentes.

1.2.1.1 Desviación La desviación del comportamiento ideal se incrementa con el aumento de la viscosidad al aumentar la diferencia entre las densidades, lo que refleja que el grado de interacción entre las moléculas de los componentes es muy diferente en su composición química.

La desviación también se puede ver afectada por la disminución en la temperatura, reduciendo la velocidad de las moléculas y, por ende, aumenta la fuerza de cohesión junto con la resistencia molecular.

Otro factor que influye en el incremento de la viscosidad y por lo tanto en la desviación de la idealidad de la mezcla es el incremento de la presión, el cual disminuye la distancia entre moléculas y, en consecuencia, se está aumentando la resistencia de las moléculas a desplazarse.

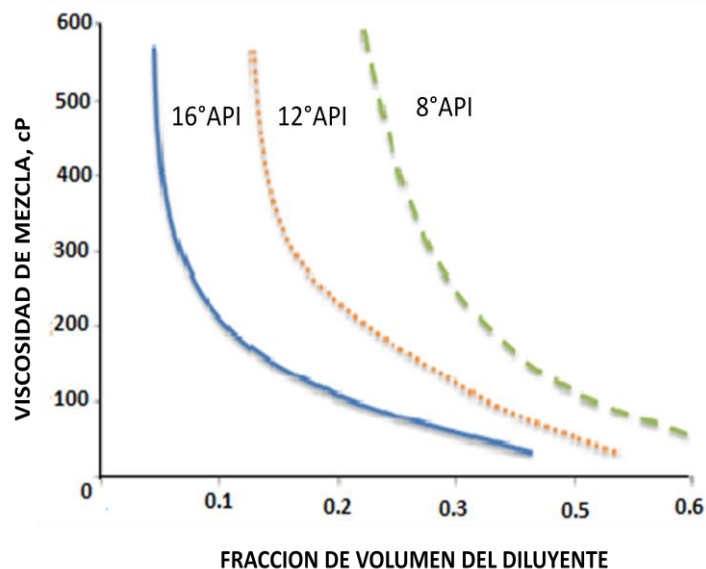
1.2.2 Viscosidad de mezclas. El principal propósito de la mezcla de crudos es reducir la viscosidad del crudo original, por tal razón, la mezcla se debe hacer con diluentes o con un crudo que tengan una viscosidad menor. Este proceso se llama dilución.

Los diluentes más usados en el transporte de crudo pesado son: crudos livianos, nafta, condensados, gasolina natural, entre otros. La viabilidad económica del método depende de la disponibilidad del diluyente en los alrededores del crudo a tratar.

La relación existente entre la viscosidad del crudo diluido y la fracción en volumen del disolvente es de forma exponencial; por esta razón el método de dilución es muy eficiente⁸.

1.2.3 Predicción de la viscosidad de mezclas. La predicción de la viscosidad resultante de la mezcla de dos o más crudos, históricamente ha sido considerada un problema bastante complejo, por tal razón resulta de gran importancia tener conocimiento de las viscosidades de la composición de mezclas de crudos para poder dar solución a muchos problemas ingenieriles. No obstante, cada uno de los componentes de la mezcla debe cumplir con unos parámetros de operación previamente establecidos como temperatura, viscosidad y volumen, para poder ser mezclados, y por consiguiente que la mezcla resultante sea apta para el transporte y tratamiento.

Figura 2. Influencia del diluyente en la viscosidad de la mezcla.



Fuente: SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59.2004. Pág. 455-466.

⁸ Guevara, E., Gonzalez, J. and Nuñez, G. (1998) Highlyviscous oil transportation methods in the Venezuela oilindustry. *Proceedings of the 15th World Petroleum Congress*, John Wiley and Sons, London, 495-501.

Un sencillo pero útil criterio que se utiliza para la predicción de viscosidad de mezclas, es la tendencia de la curva de viscosidad Vs. Composición a temperatura y presión constante. Esta curva permite determinar si una mezcla de líquidos binaria es ideal o no. Ver figura 2. La tendencia de la curva depende en gran medida de los componentes líquidos. Las mezclas ideales exhiben una tendencia a la linealidad, por el contrario de las mezclas no ideales, las cuales muestran tendencias a la no linealidad y pueden exhibir un máximo o un mínimo y en ocasiones las dos.

1.2.3.1 Métodos de predicción de la viscosidad de mezclas. Algunas ecuaciones fueron desarrolladas para predecir la viscosidad de mezclas utilizando hidrocarburos puros. Sin embargo, estas aplicaciones están limitadas únicamente a este tipo de hidrocarburos restringiendo la aplicación a mezclas de petróleo.

Todos los métodos empíricos requieren de la viscosidad de cada componente que se mezcla, así como otras propiedades físicas, tales como volumen, peso o fracción molar. La forma general de la ecuación utilizada por estos métodos es como lo muestran las ecuaciones 1.2.1 y 1.2.2.

$$\mu_m = \sum_{i=1}^n X_i f(\mu_i) \quad (1.2.1)$$

$$v_m = \sum_{i=1}^n X_i f(v_i) \quad (1.2.2)$$

Donde

- X_i = Fracción de volumen, peso o molar.
- v_i = Viscosidad cinemática.
- μ_i = Viscosidad absoluta.

La función podría ser tan simple como la viscosidad, aunque esto normalmente no es el caso de los errores resultado de la predicción de la viscosidad de mezclas los cuales usualmente son muy grandes. Los modelos informáticos usados para resolver problemas de caída de presión en flujo multifásico, a menudo usan un

promedio de fracción de volumen para mezclar aceite y agua con el fin de desarrollar una viscosidad de líquido equivalente, sin embargo, en la práctica común no es recomendable utilizar métodos de baja precisión, y por lo general se recomienda la implementación de métodos predictivos que utilizan la viscosidad medida de los componentes.

Algunos de los métodos más utilizados para predecir la viscosidad resultante de la mezcla son los mostrados en la tabla 2.

Tabla 2. Métodos más comunes para la predicción de la viscosidad de la mezcla.

METODO	ECUACIONES
Arrehenius	$\ln \mu_m = \sum_{i=1}^n X_i \ln \mu_i$ <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 V_i es la fracción volumétrica y μ_i 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 $I_{Cr} = \sum_{i=1}^n w_i I_{Cr_i}$</p>
Refutas	$I_{R_i} = 14.534 \ln \ln(v_i + 0.8) + 10.975$ <p>y $I_R = \sum_{i=1}^n w_i I_{R_i}$ Donde v_i es la viscosidad cinemática.</p>
Maxwell	$I_{M_i} = 59.58959 - 21.837 \ln \ln(v_i + 0.8)$ <p>y $I_M = \sum_{i=1}^n V_i I_{M_i}$</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 $I_{C_1} = \sum_{i=1}^n V_i I_{C_{1i}}$</p>
Chevron 2	$I_{C_{2i}} = \frac{\ln v_i}{\ln(1000 * v_i)}$ <p>y $I_{C_2} = \sum_{i=1}^n V_i I_{C_{2i}}$</p>
Shu	$\ln \mu_m = a_1 \ln \mu_1 + a_2 \ln \mu_2$ $a_1 = \frac{\alpha V_1}{\alpha V_1 + V_2}; \quad a_2 = 1 - a_1$ <p>El termino α es una constante empírica</p> $\alpha = \frac{17.04(\rho_1 - \rho_2)^{0.5237} \rho_1^{3.2745} \rho_2^{1.6316}}{\ln\left(\frac{\mu_1}{\mu_2}\right)}$ <p>Donde $\rho_1 > \rho_2$</p>

Wallace y Henry	$I_{WH_i} = \frac{1}{\ln\left(\frac{\mu_i}{a}\right)}$ donde $a = 0.01$ $y I_{WH} = \sum_{i=1}^n W_i I_{WH}$
Barrufet y Sentiadarma	Este método actualiza al de Shu de la siguiente forma: $\alpha = 0.35242695 x_2^{-0.71154}$ Donde x_2 es la fracción molar del componente liviano.
Parkash	$I_{P_i} = 376.38 \ln \ln(v_i + 0.93425) - 157.43$ y $I_p = \sum_{i=1}^n V_i I_{P_i}$
McAllister	$\sqrt{v_{mezssu}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{v_i}{\sqrt{v_{ssu_i}}}}$

Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

* $W_i =$ fracción masica

Dependiendo del método, la viscosidad de la mezcla es determinada usando viscosidad absoluta (dinámica) o viscosidad cinemática. La densidad de la mezcla a la temperatura a la cual las viscosidades fueron medidas es necesaria para convertir la viscosidad cinemática a absoluta (Ec 1.2.7). Si la viscosidad de la mezcla es requerida a una temperatura diferente, entonces las medidas de viscosidad de cada componente se requieren a dicha temperatura. Los cambios en la densidad con la temperatura pueden ser calculados con exactitud utilizando la ecuación (1.2.8).

$$\mu_m = v_m \rho_m \quad (1.2.7)$$

$$\rho_{oT} = \rho_{o60} FCV \quad (1.2.8)$$

Donde FCV es el factor de corrección del volumen.

La ecuación de Arrhenius en un principio ajusto muy bien para la predicción de la viscosidad de mezclas binarias, sin embargo, en muchos casos resulto ser

inadecuada y por lo tanto se han planteado una gran variedad de modificaciones. Kendall y Monroe, señalaron que el uso de la fracción en peso y molar podrían producir resultados más exactos. El American Petroleum Institute (API), señala que el método de Kendall y Monroe es aplicable a las mezclas donde los componentes son de naturaleza similar.

Los métodos Chevron 1 y Parkash existen en la literatura como tablas. Las tablas fueron ajustadas a la curva y los resultados de este ajuste se encuentran plasmados en las ecuaciones de la tabla 2.

Métodos de viscosidad como Shu o Barrufet y Setiadarma se formulan para calcular la viscosidad de una mezcla binaria. Para las mezclas con más de dos componentes, estos se ordenan de mayor a menor viscosidad. El componente 1 y 2 se mezclan formando una composición intermedia que se mezcla con el componente 3, y así sucesivamente.

Wallace y Henry examinaron el método de Cragoe y propusieron una versión modificada tal como se muestra en la tabla 2. Se pudo establecer que la constante (0.01) en la ecuación de Wallace y Henry, minimiza el error medido cuando se aplica a un conjunto de datos de petróleo pesado, bitumen y diluentes en mezclas binarias.

Los métodos que usan Viscosity Blending Numbers(VBN), incluyen correlaciones de Cragoe, Refutas, Maxwell, Chevron 1, Chevron 2, Wallace and Henry, and Parkash. El VBN se calcula a partir de la viscosidad de los componentes y luego se hace un promedio de acuerdo con el método para determinar la mezcla VBN. La ecuación utilizada para el componente VBN es reorganizada para encontrar la viscosidad usando la mezcla VBN.

El método de McAllister determina la viscosidad de la mezcla usando medidas de viscosidad en segundos Saybolt Universales (SSU). ASTM D 2161-0545 ofrece los detalles para la conversión entre centistokes y SSU según lo previsto en la ecuación 1.2.9.

$$v_{ssu} = [1 + 0.000061(T - 100)] * \left[4.6324v + \frac{(1 + 0.03264v)}{(3930.2 + 262.7v + 23.97v^2 + 1.64v^3) * 10^{-5}} \right] \quad (1.2.9.)$$

1.2.3.1.1 Métodos de índices de mezcla. El uso de métodos de índices de mezcla proporciona un enfoque mucho más simple de la viscosidad de la mezcla. Este es el más utilizado en los modelos de programación lineal para representar la viscosidad de mezcla de los combustibles destilados y residuales.

El índice se utiliza para predecir la viscosidad de una mezcla de dos o más fracciones a cualquier temperatura dada. El índice de mezcla para cada fracción se determina por su viscosidad a esta temperatura y por el uso de la ecuación apropiada o una tabla de números de índice de mezcla. Los índices de mezcla de las fracciones individuales son aditivos ya sea con base al volumen o peso, y el índice de la mezcla resultante de la mezcla final se convierte en un valor de viscosidad con el uso de la ecuación apropiada o por referencia a una tabla de valores de mezcla y sus viscosidades correspondientes. Hay que tener en cuenta que todas las viscosidades de la mezcla de los componentes individuales deben estar a la misma temperatura, ya que los índices de viscosidad de la mezcla son aditivos sólo a temperatura constante.

Los métodos de predicción de viscosidades requieren de la fracción de volumen, de peso o molar de cada componente de la mezcla según sea la ecuación. Para calcularlas se pueden utilizar las ecuaciones 1.2.3, 1.2.4, 1.2.5 y 1.2.6.

La fracción en volumen puede ser determinada usando los valores de fracción en peso y gravedad específica.

$$V_i = \frac{w_i/\gamma_i}{\sum_{i=1}^n w_i/\gamma_i} \quad (1.2.3)$$

La fracción en peso para cada componente en una mezcla de “n” componentes puede ser determinada usando los valores de fracción en volumen y la gravedad específica de cada componente.

$$W_i = \frac{V_i\gamma_i}{\sum_{i=1}^n V_i\gamma_i} \quad (1.2.4)$$

El cálculo de la fracción molar puede ser determinado teniendo en cuenta la fracción en peso como lo muestra la siguiente ecuación.

$$x_i = \frac{w_i/M_i}{\sum_{i=1}^n w_i/M_i} \quad (1.2.5)$$

Mientras que el cálculo de la fracción molar por la fracción en volumen requiere de la gravedad específica y el peso molecular.

$$x_i = \frac{V_i\gamma_i/M_i}{\sum_{i=1}^n V_i\gamma_i/M_i} \quad (1.2.6)$$

Para la aplicación de los métodos de viscosidad de índices de mezclas (VBN) a campos colombianos es necesario establecer una serie de correlaciones propias de cada caso, donde se tengan en cuenta las características del crudo y las condiciones operacionales de cada campo.

Para nuestro propósito, las correlaciones de viscosidad⁹ se obtuvieron de datos experimentales evaluados por el ICP-Ecopetrol S.A., registrando varias muestras de crudos de cada uno de los campos que se manejan en EBA. Esta evaluación se hizo a condiciones de presión atmosférica y 60 °F. Mediante graficas de API vs Viscosidad medidas, se realizaron regresiones para establecer una correlación para cada uno de los campos evaluados. Estas regresiones obtenidas fueron seleccionadas teniendo en cuenta que dichas correlaciones presentaran el menor porcentaje de error absoluto.

⁹ García, Cesar. Msc.

2. SELECCION DEL MODELO

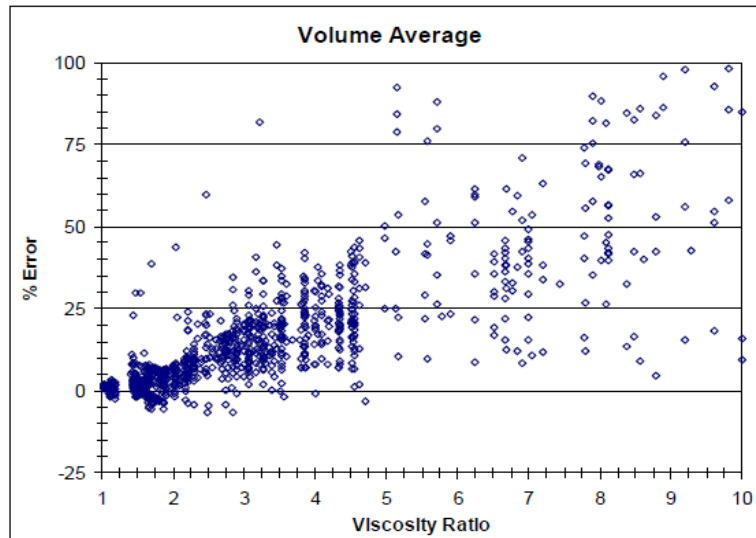
Para la selección del modelo inicialmente se tienen en cuenta los más comunes de la industria (tabla 2). Los métodos que requieren la instalación de una constante a los datos o los que requieren mediciones de viscosidad a temperaturas múltiples están excluidos de la tabla.

2.1 CRITERIOS DE SELECCIÓN

Una base de datos de viscosidad para un total de 2060 datos, constituido por mezclas de 7646 componentes, fue creado para determinar la exactitud de los métodos de la viscosidad de mezclas¹⁰. Los métodos seleccionados son evaluados partiendo de la relación % error-viscosidad, donde se establece, que a medida que la viscosidad aumenta, de manera proporcional lo hace también el porcentaje de error. Este comportamiento es ilustrado en la figura 3, donde claramente se observa el aumento del error con relación a la viscosidad, para un promedio volumétrico simple de la viscosidad de los componentes. Esto también es aplicable al peso y fracción molar.

¹⁰R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

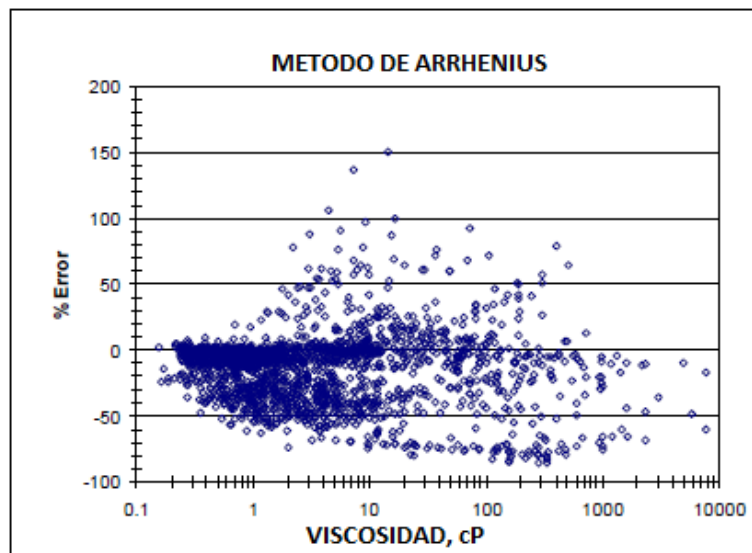
Figura 3. Efecto de la viscosidad en el error resultado del promedio volumétrico.



Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

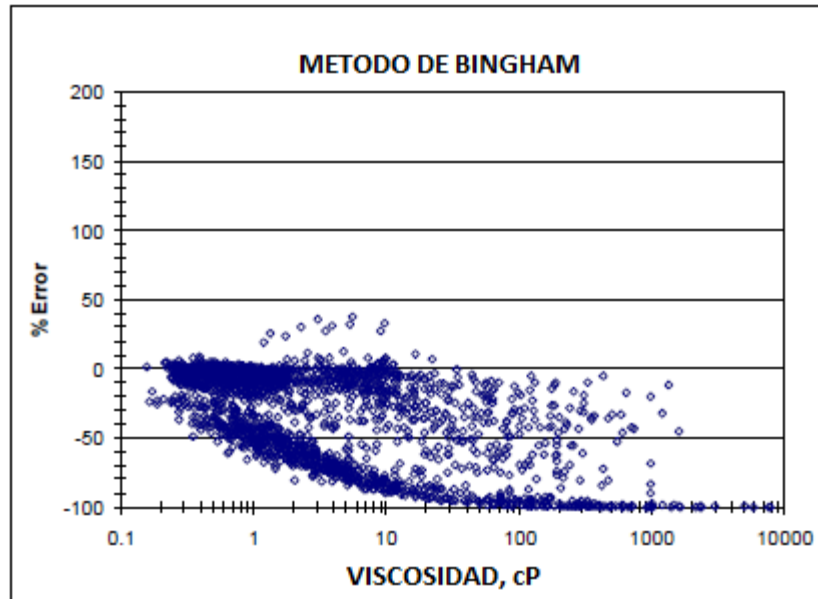
El cálculo del error para cada uno de los métodos evaluados es como se ilustra en las figuras, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14, 15 y 16.

Figura 4. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Arrhenius.



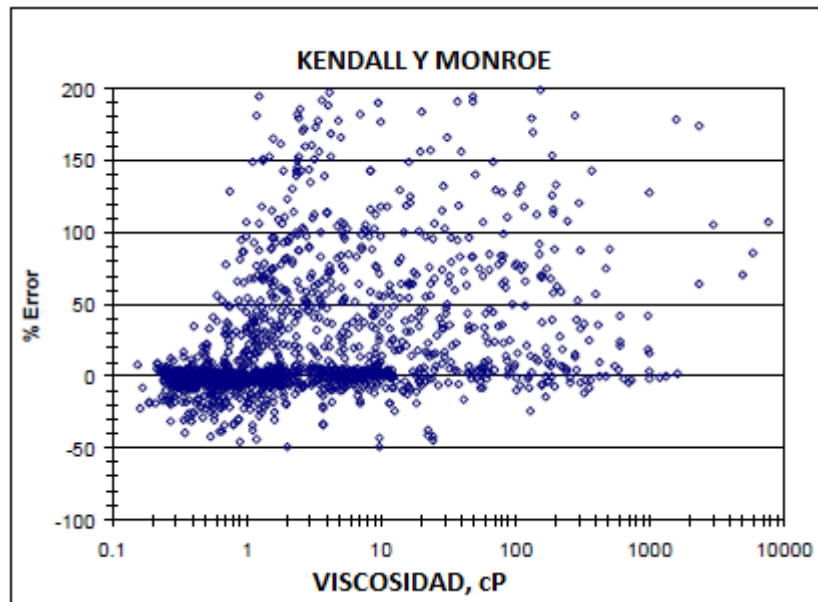
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 5. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Bingham.



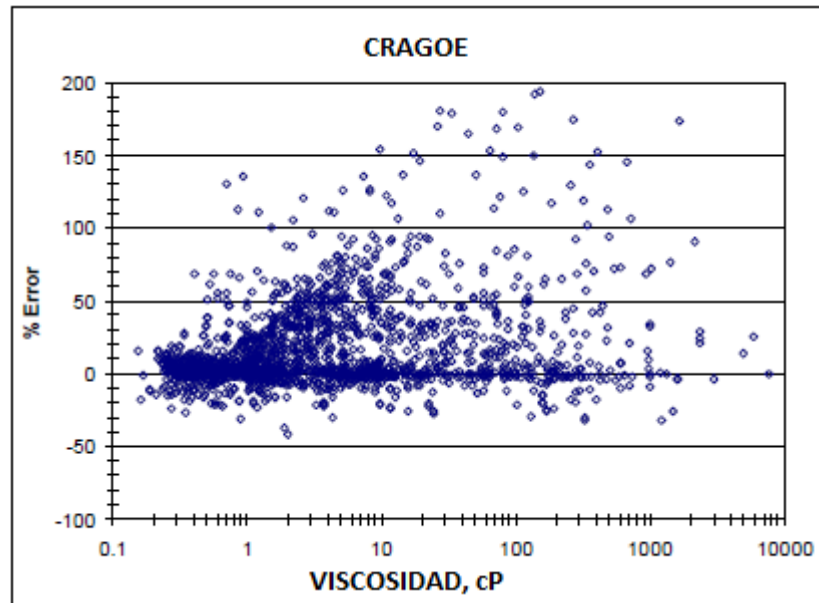
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 6. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Kendall y Monroe.



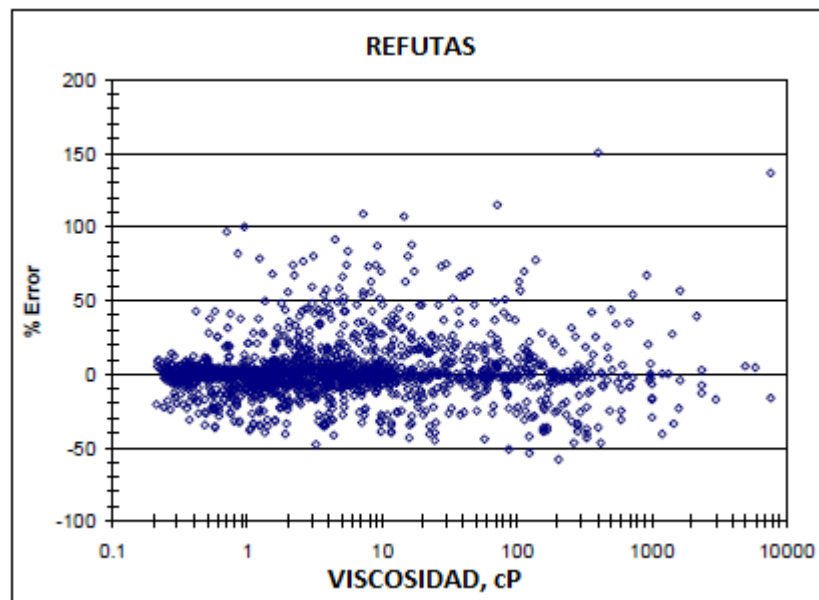
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 7. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Cragoe.



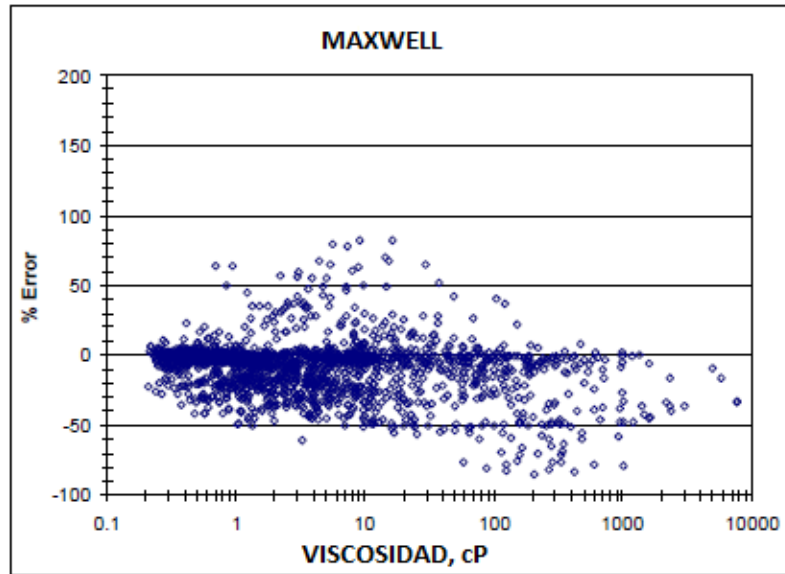
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 8. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Refutas.



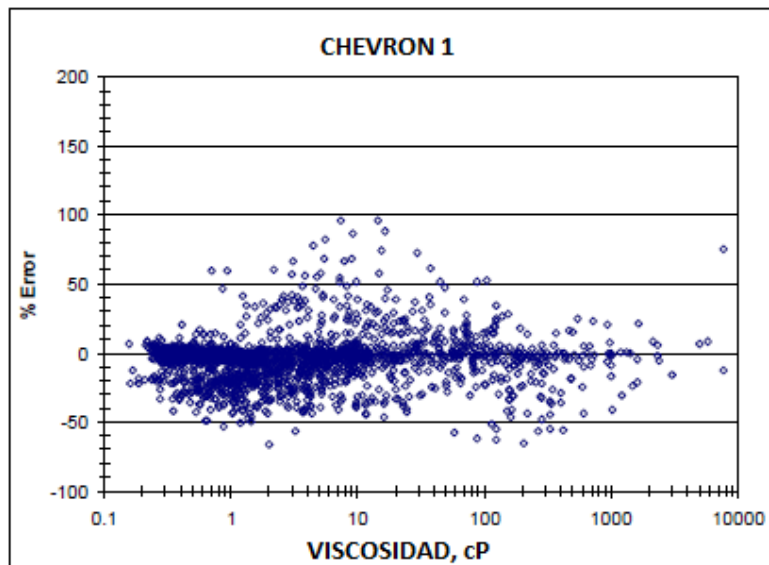
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 9. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Maxwell.



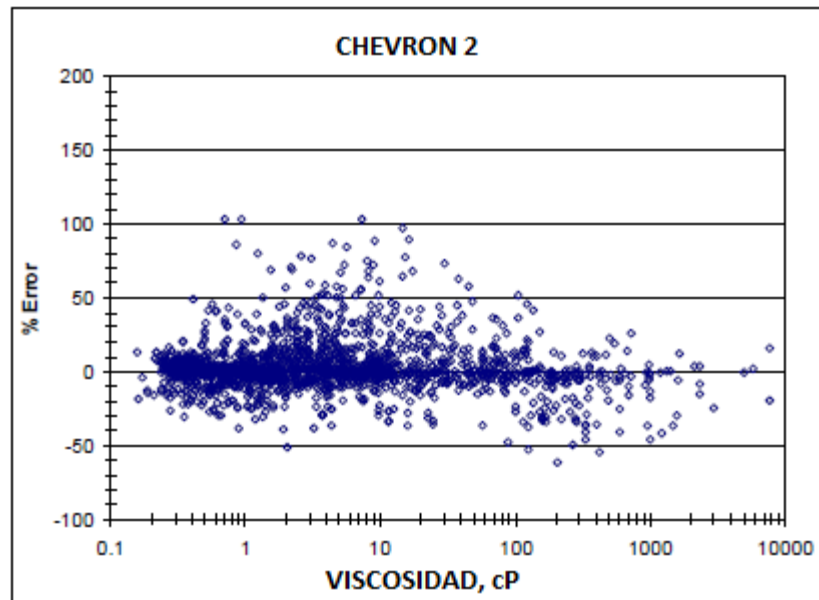
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 10. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron 1.



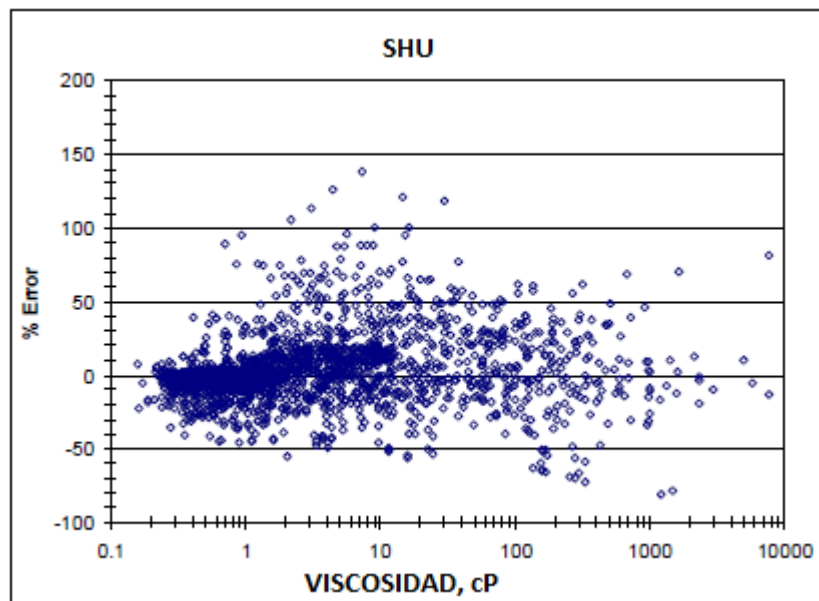
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 11. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Chevron 2.



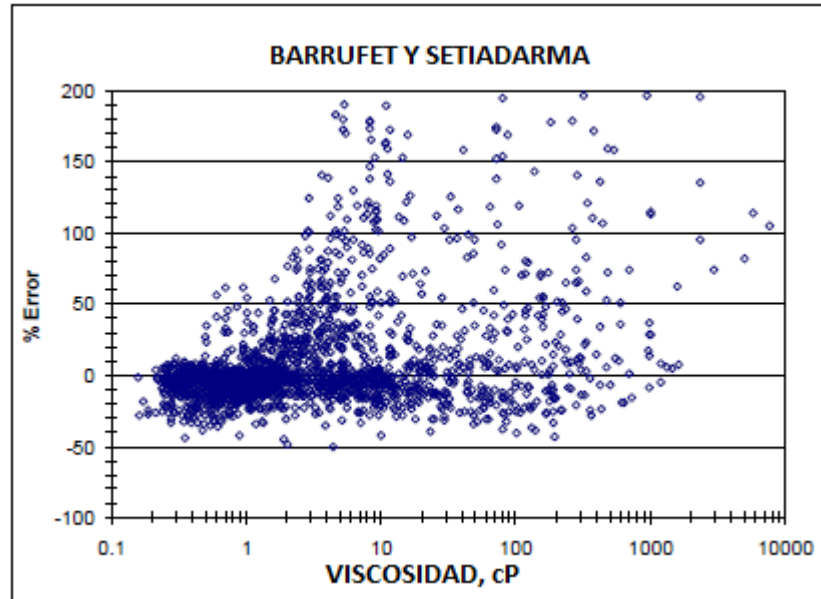
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 12. Efecto de la viscosidad en el error resultado del metodo de Shu.



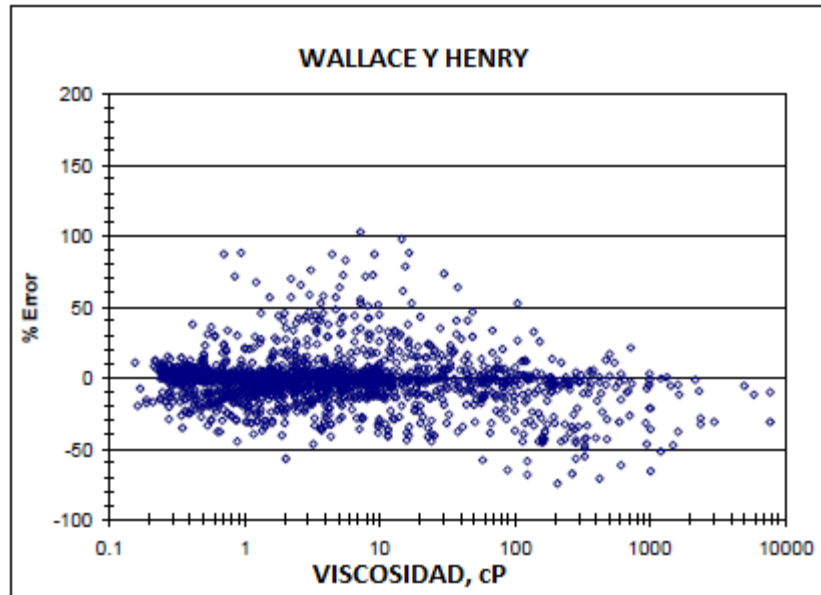
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 13. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Barrufet y Setiadarma.



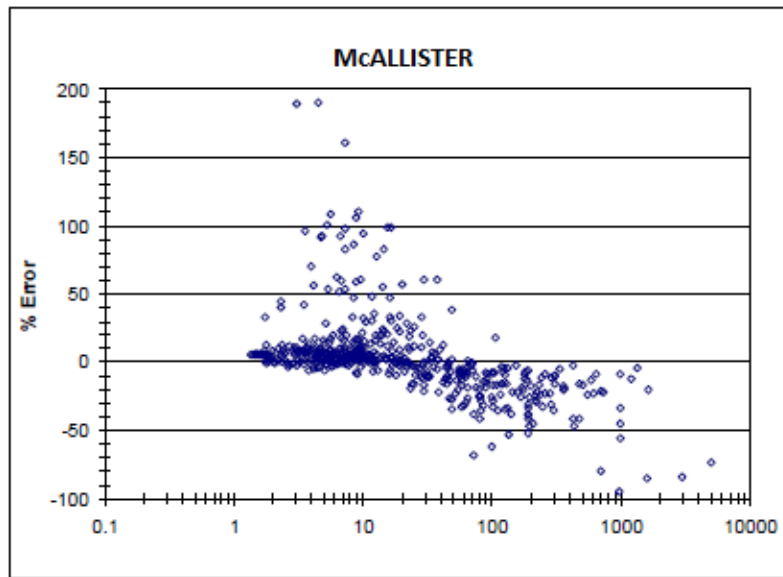
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 14. Efecto de la viscosidad en el error resultado del metodo de Wallace y Henry.



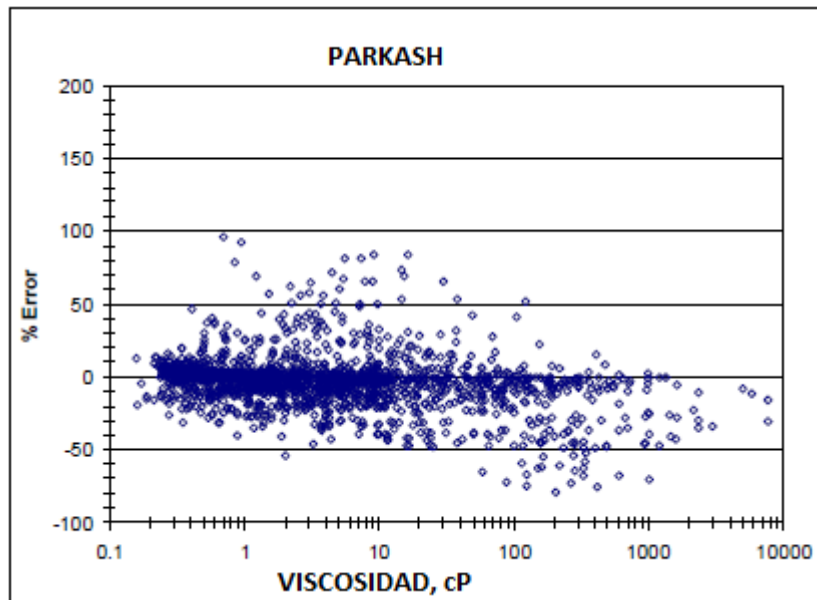
Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 15. Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de McAllister.



Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Figura 16 Efecto de la viscosidad en el error resultado del método de Parkash.



Fuente. R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

El análisis de las figuras nos muestra claramente las tendencias de cada uno de los métodos al error, lo cual nos permite seleccionar los que mejor se ajustan a lo esperado. Esto nos llevo a la escogencia de cuatro métodos principales, los cuales demostraron un comportamiento consistente, con los porcentajes más bajos de error absoluto, y fácilmente apreciables en las figuras. Los métodos seleccionados son:

1. Refutas
2. Chevron 2
3. Parkash
4. Wallace y Henry

Donde, para nuestro propósito, descartamos a Wallace y Henry, ya que este método hace uso de la viscosidad absoluta (dinámica), lo que le quitaría practicidad al software, puesto que en campo se manejan viscosidades cinemáticas.

Esto nos simplifica la selección a tres métodos (Refutas, Chevron 2 y Parkash), los cuales además de ser los que menor porcentaje de error absoluto arrojaron, también son populares en la industria por ser flexibles y permisivos, es decir, estos métodos nos permiten ajustarlos a las condiciones que deseamos de una manera más fácil que sus similares, los que los convierte, hoy por hoy, en los métodos más usados en la industria petrolera para la predicción de viscosidades.

Teniendo en cuenta los tres modelos preseleccionados, se procede a evaluar el comportamiento de cada uno de ellos con respecto a una base de datos del reporte dela estación de bombeo de Apiay (EBA), durante junio, julio y agosto de 2009. Esta base de datos fue suministrada por el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP), y está constituida por datos de viscosidad y API de diluyentes tales como Condensado, Apiasol, Bencina y Nafta. Así como también de los campos Castilla,

Chichimene, Apiay, Rubiales, Suria, Valdivia y otros campos con producción baja, los cuales despachan crudo de manera ocasional y por lo tanto se trabaja con una sola correlación para estos campos. La base de datos cuenta con más de 300 datos representativos de campo a condiciones operacionales, distribuidos en 5 tanques.

Como primera medida, se conglomeraron los valores requeridos de la base de datos, junto con los que deben ser calculados para la elección y ajuste del modelo en una hoja de cálculo, organizándolos por tanques. En cada uno de estos tanques se registran los valores de viscosidad dada (cSt y 30°C), recepción (bbl), fracción másica (X_m), fracción volumétrica (X_v), índice de Refutas (I_{R_i} o VBN), índice de Chevron 2 (I_{C_2i} o VBN), índice de Parkash (I_{P_i} o VBN), API (60°C) y viscosidad estimada (cSt y 30°C), distribuidos por fechas, tal como se muestra en la figura 17.

Figura 17. Distribución y cálculo inicial de los datos.

TK 104 JUNIO 7									
corrientes	VISC@ DADA	RECEPCIÓN	Xv	Xm	REFUTAS	CHEVR 2	PARKASH	API	VISC@ EST
CASTILLA	23711	0,45006928	0,45865956	-734985420	0,562961727	-571,967396		15,2	1214,43853
CHICHIMENE	7475	0,14188638	0,14169682	-745966902	0,523043093	-581,130732		18,2	422,500684
APIAY	0	0	0	0	0	0	0	0	0
RUBIALES	4250	0,08067118	0,08352037	-722292453	0,608035859	-561,375962		12,9	5181,04556
SURIA	6835	0,12973825	0,12129999	-806533472	0,305848104	-631,673185		28,4	11,3505315
VALDIVIA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OTROS	2190	0,04156939	0,04014615	-773287939	0,422972319	-603,928736		23,3	56,9096628
CONDENSADO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
APIASOL	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BENCINA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NAFTA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REMANENTE	8222	0,15606552	0,15606552	-751074065	0,504321233	-585,392345		18	273,03
TOTAL	240	52683	1	1,00138841	-749229158	0,512605497	-583,795942	18	
TK 104 JUNIO 10									
corrientes	VISC@ DADA	RECEPCIÓN	Xv	Xm	REFUTAS	CHEVR 2	PARKASH	API	VISC@ EST
CASTILLA	18708	0,38110371	0,38784891	-736035185	0,559174584	-572,843356		15,4	1089,69937
CHICHIMENE	17050	0,34732832	0,3454796	-750491765	0,506458562	-584,906451		18,8	286,503589
APIAY	0	0	0	0	0	0	0	0	0
RUBIALES	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SURIA	3251	0,06622665	0,06191923	-806533472	0,305848104	-631,673185		28,4	11,3505315
VALDIVIA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OTROS	900	0,01833405	0,01740279	-788157842	0,369608775	-616,337518		26	25,3461648
CONDENSADO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
APIASOL	240	0,00488908	0,00331933	-1160669893	-0,30231983	-935,857118		88,7	0,27806799
BENCINA	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NAFTA	2500	0,05092791	0,04034829	-935933125	-0,06368285	-739,854215		57,2	0,71885821
REMANENTE	6440	0,13119029	0,13110259	-750172572	0,50762993	-584,640103		18,1	294,22
TOTAL	253,77	49089	1	0,98742074	-748371634	0,477917447	-583,694733	18	
TK 104 JUNIO 13									

Fuente. Autores del proyecto.

La viscosidad dada esta en cSt y a 30°C. Es la viscosidad total de la mezcla para el volumen bombeado y se utiliza para hallar el porcentaje de error de las viscosidades para cada modelo. Es sacada de la base de datos suministrada por el ICP.

La recepción es el volumen en barriles (bbl), de una corriente específica reportada para ese tanque en particular o total, y es utilizada para el cálculo de la fracción volumétrica (X_v), el índice general de la mezcla y el API de la mezcla de diluyentes, de la mezcla sin diluyente y con diluyente. Es obtenida de la base de datos suministrada por el ICP.

La fracción volumétrica (X_v), está dada por el cociente entre la recepción de la corriente, dividida entre la recepción total de la mezcla, y es utilizada para el cálculo de la fracción másica (X_m) y del índice de Chevron 2 Ec. 2.1.

$$\frac{V_i}{V_T} = X_{V_i} \quad (2.1)$$

La fracción másica (X_m) es utilizada para hallar el índice general de Refutas y de Parkash. Está dada por la ecuación que se muestra a continuación. Ec. 2.1.1.

$$\frac{131,5+API_T}{131,5+API_i} * X_{V_i} = X_{m_i} \quad (2.1.1)$$

El índice de Refutas (I_{R_i}), el cual es utilizado para calcular la viscosidad de Refutas, y está dado por la ecuación que se muestra a continuación. Ec. 2.1.2.

$$I_{R_i} = 14.534 \ln \ln (v_i + 0.8) + 10.975 \quad (2.1.2)$$

El índice de Chevron 2 ($I_{C_{2i}}$), el cual es utilizado para calcular la viscosidad de Chevron 2, y está dado por la ecuación que se muestra a continuación. Ec. 2.1.3.

$$I_{C_{2i}} = \frac{\ln v_i}{\ln(1000 * v_i)} \quad (2.1.3)$$

El índice de Parkash (I_{P_i}), el cual es utilizado para calcular la viscosidad de Parkash, y está dado por la ecuación que se muestra a continuación. Ec. 2.1.4.

$$I_{P_i} = 376.38 \ln \ln(v_i + 0.93425) - 157.43 \quad (2.1.4)$$

La densidad °API a (60°C), la cual se utiliza para hallar la viscosidad estimada de cada corriente y el API de la mezcla de diluyentes, de la mezcla sin diluyente y con diluyente. Está dada por la base de datos suministrada por el ICP.

Por último tenemos la viscosidad estimada en cSt y a 30°C. Este valor es el resultado de correlaciones suministradas por el ICP, las cuales fueron obtenidas a partir del análisis de muestras de crudos en EBA, cuyos resultados evaluados mediante graficas de API Vs. Viscosidad arrojan las correlaciones para cada una de las corrientes que se muestran en la tabla 3, y se utilizan para el cálculo de los índices de Refutas, Chevron Y Parkash.

Los totales de cada una de las propiedades explicadas anteriormente para la distribución de los tanques por fechas están, dadas por las ecuaciones, 2.1.5, 2.1.6, 2.1.7, 2.1.8, 2.1.9, 2.1.10, 2.1.11.

Recepción Total.

$$\sum V_i = V_T \quad (2.1.5)$$

Fracción volumétrica Total.

$$\sum X_{V_i} = 1 \quad (2.1.6)$$

Fracción másica Total.

$$\sum X_{m_i} = 1 \quad (2.1.7)$$

Índice de Refutas Total.

$$I_{RT} = \sum I_{R_i} * X_{m_i} \quad (2.1.8)$$

Índice de Chevron 2 Total.

$$I_{CT} = \sum I_{C_i} * X_{V_i} \quad (2.1.9)$$

Índice de Parkash Total.

$$I_{PT} = \sum I_{P_i} * X_{m_i} \quad (2.1.10)$$

API Total.

$$API_T = \frac{V_T}{\sum_{131,5-API_i} \frac{V_i}{131,5-API_i}} - 131,5 \quad (2.1.11)$$

Tabla 3. Correlaciones de las corrientes.

CORRIENTES	CORRELACIONES (v_i)
CASTILLA	$4587827,372 * e^{(-0,5419*API)}$
CHICHIMENE	$55332503,7292 * e^{(0,6474*API)}$
APIAY	$113887 * e^{(-0,321*API)}$
RUBIALES	$-7749 * \ln(API) + 24997$
SURIA	$3322222,5881 * e^{(-0,4432*API)}$
VALDIVIA	$4,82425525695695X10^{32}$ $* 86^{-10,8729427172378}$ $* API^{(-18,835682191136+(2,61034526766217*ln86))}$
OTROS	$695297458481,891 * API^{-7,377}$
DILUYENTE	$4585,7 * API_D^{-2,165} = v_D$

Fuente. INSTITUTO COLOMBIANO DEL PETROLEO (ICP)

Una vez calculados y cargados los datos en la hoja de cálculo se creó una tabla contigua para cada una de las tablas ya descritas anteriormente en la figura 17. La nueva tabla incorpora el cálculo del API de la mezcla de diluyentes, de la mezcla sin diluyente y con diluyente, estos valores se utilizan en el desarrollo del modelo computacional lo cual se verá en el capítulo 3. La tabla también muestra los porcentajes del volumen de diluyente agregado por tanque y día a la mezcla, asimismo, el valor de cada uno de los índices de los tres modelos evaluados y su respectiva viscosidad, resultado del despeje de la misma de la ecuación de los VBN como lo muestran las ecuaciones, 2.1.12, 2.1.13, 2.1.14. Así como también, su porcentaje de error. En la tabla 4 se observa un ejemplo de lo planteado.

Viscosidad de Refutas.

$$v_R = e^{\frac{I-10,975}{14,534}} - 0,8 \quad (2.1.12)$$

Viscosidad de Chevron 2.

$$v_C = e^{\frac{\ln 1000}{\left(\frac{1}{T}-1\right)}} \quad (2.1.13)$$

Viscosidad de parkash.

$$v_R = e^{e^{\frac{I+157,43}{376,38}}} - 0,93425 \quad (2.1.14)$$

Tabla 4. Forma de la distribución de los datos calculados para la selección del modelo.

PROPIEDAD	VALORES	%ERROR
API MEZCLA SIN DILUYENTE	17,79	
API DILUYENTE	0,00	
API MEZCLA CON DILUYENTE	18,00	
% VOLUMEN DILUYENTE	0,00	
RVBN MEZCLA	36,71	
CVBN MEZCLA	0,46	
PVBN MEZCLA	508,73	
VISCOSIDAD REFUTAS	355,74	48,22
VISCOCIDAD CHEVRON	343,18	42,99
VISCOCIDAD PARKASH	353,42	47,26

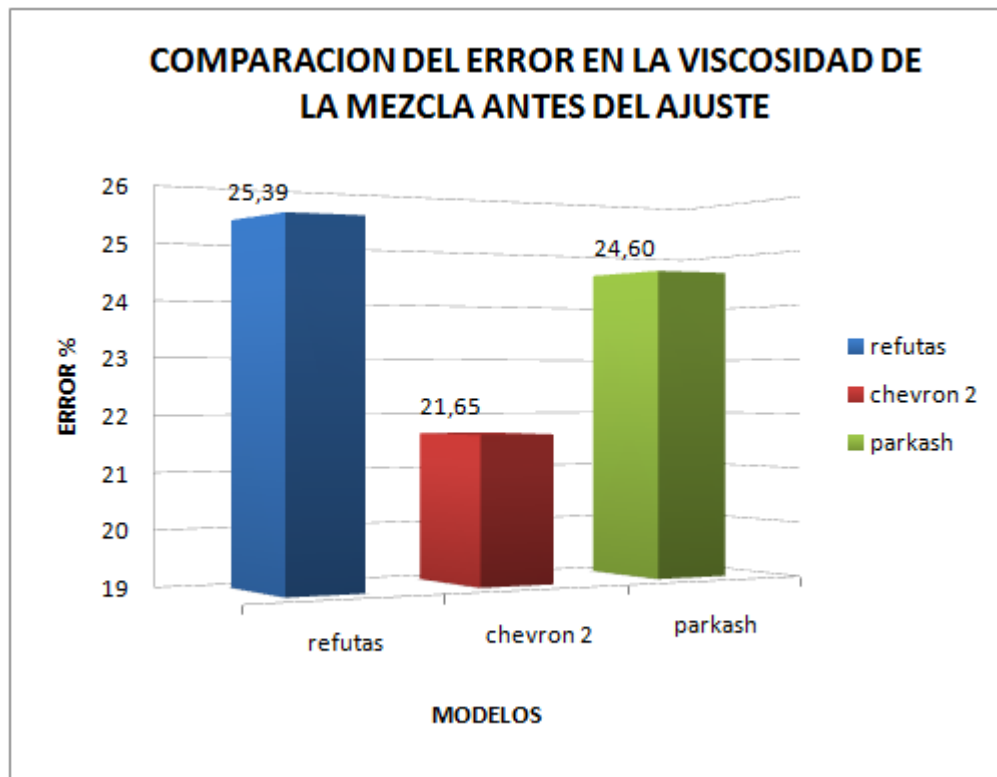
Fuente. Autores del proyecto.

Completado el registro de los valores en las tablas, se procede a determinar cuál de los tres métodos es el más viable y se ajusta mejor a las características requeridas para el desarrollo del modelo computacional, teniendo en cuenta la base de datos preestablecida de la estación de bombeo de Apiay (EBA).

2.2 SELECCIÓN DEL MODELO ANTES DEL AJUSTE

Para la selección se creó un paralelo entre la viscosidad y porcentaje de error de cada uno de los tres modelos a evaluar, obteniendo así una tabla (Anexo A), donde por comparación encontramos que el modelo con menos porcentaje de error es el de Chevron 2 con un 21.6%, lo cual se evidencia en la figura 18.

Figura 18. Comparación del error en los métodos de predicción de viscosidad de mezclas antes del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

Sin embargo, podemos ver que aun es un error muy grande lo cual me genera una incertidumbre muy alta tomando como referencia que para la medición de datos de viscosidad se considera aceptable hasta un 15% de error¹¹, teniendo en cuenta que la viscosidad es un parámetro que está en función de muchos factores a nivel molecular que pueden afectar el resultado de la medición y por ende aumentando la incertidumbre.

2.3 AJUSTE DE LOS MODELOS

El hecho de tener una desviación tan alta obliga a realizar un ajuste de las ecuaciones de tal manera que podamos disminuir esa incertidumbre a niveles aceptables para la industria, por lo cual se trabajo con la herramienta de EXCEL SOLVER.

Como primera medida se calculo el cuadrado de la diferencia entre la viscosidad medida y la viscosidad calculada para cada una de las mezclas con el fin de efectuar una sumatoria de dichas diferencias, lo cual permite que el SOLVER busque el mínimo valor para esta suma de cuadrados, tomando como variables los coeficientes a, b y c de cada modelo, cuyas representaciones en función de los coeficientes son como lo muestran las ecuaciones 2.1.5, 2.1.6 y 2.1.7.

Refutas modificado.

$$I_{R_i} = a \times \ln \ln(v + b) + c \quad (2.1.5)$$

Parkash modificado.

$$I_{P_i} = a \times \ln \ln(v + b) - c \quad (2.1.6)$$

¹¹R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Chevron modificado.

$$I_{C_i} = b \times \left(\frac{\ln v}{\ln(a \times v)} \right)^c \quad (2.1.7)$$

Estos coeficientes inicialmente toman los valores originales para cada modelo como lo muestra la tabla 5.

Tabla 5. Antes del ajuste de la viscosidad con Solver.

REFUTAS		VAR CHEVRON 2		VAR PARKASH	
a	14,5340000000000	b	1000,0000000	a	376,380000000
b	0,8000000000000	a	1,0000000	b	0,93425000
c	10,9750000000000	c	1,0000000	c	157,43000000
PROMEDIO	25,39	PROMEDIO	21,65	PROMEDIO	24,60
SDCUADRAD	662774,311989667	SDCUADRAD	528374,0047293	SDCUADRAD	679454,67449612

Fuente. Autores del proyecto.

Se realiza el ajuste con Solver tomando como celda objetivo la suma de los cuadrados (SDCUADRAD) y variando los coeficientes a, b y c, arrojando los resultados que se muestran a continuación en la tabla 6.

Tabla 6. Ajuste de la viscosidad con Solver.

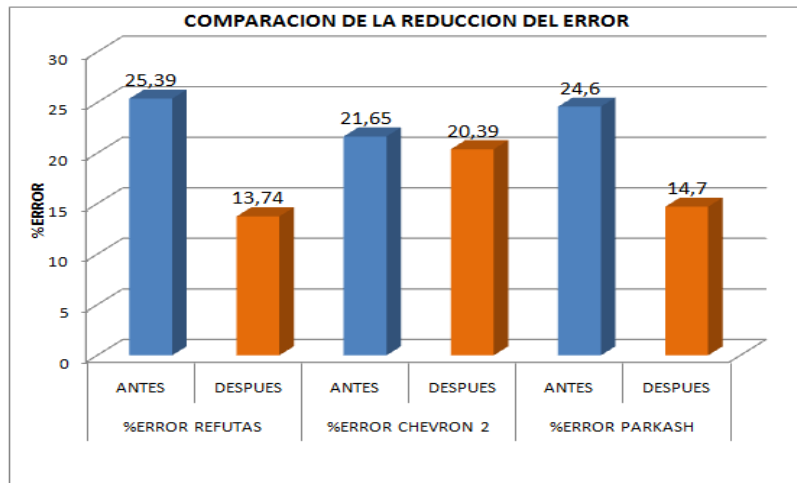
REFUTAS		VAR CHEVRON 2		VAR PARKASH	
a	68313767,048754200000	b	248,0055810	a	57,00322402
b	0,7360000000000	a	1,0000000	b	0,73400000
c	-868912303,413984000000	c	1,0000000	c	683,72032059
PROMEDIO	13,74	PROMEDIO	20,39	PROMEDIO	14,70
SDCUADRAD	148339,490616663	SDCUADRAD	483327,9252570	SDCUADRAD	201721,83865041

Fuente. Autores del proyecto.

Se redujo considerablemente el porcentaje de error de los tres modelos (ver figura 19), destacando el promedio arrojado por el método de Refutas modificado (13,74%) y Parkash modificado (14,70%), los cuales después del ajuste quedaron por debajo del máximo error considerado como aceptable para un

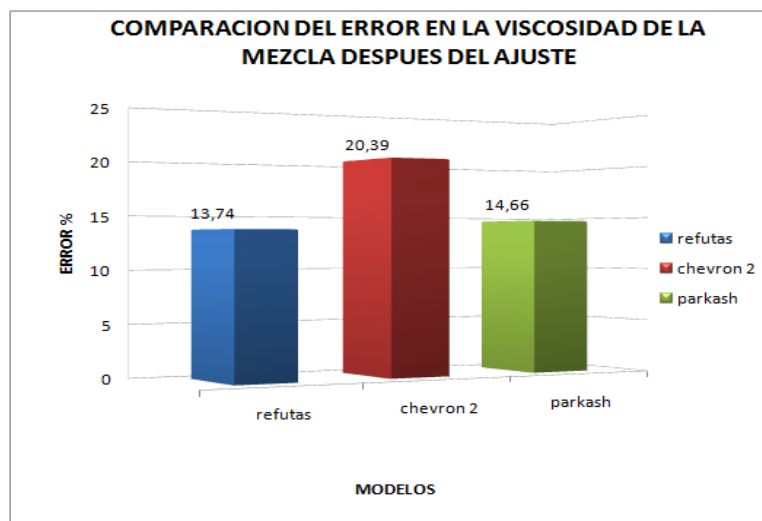
método de predicción de viscosidades (15%), siendo el método de Refutas modificado el de menor porcentaje de error con un 13,74%, y por lo tanto, es este el método seleccionado para el desarrollo del modelo computacional. En la figura 20 se comparan los porcentajes de error de los tres métodos después del ajuste y en la tabla 7 se hace un resumen de los valores de los porcentajes de error del antes y después del ajuste con Solver.

Figura 19. %Error antes y después del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

Figura 20 Comparación del error en los métodos de predicción de viscosidad de mezclas después del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

Tabla 7. Resumen de los porcentajes de error del los modelos antes y después del ajuste.

%ERROR REFUTAS		%ERROR CHEVRON 2		%ERROR PARKASH	
ANTES	DESPUES	ANTES	DESPUES	ANTES	DESPUES
25,39	13,74	21,65	20,39	24,60	14,70

Fuente. Autores del proyecto

Los resultados obtenidos después del análisis con Solver de los tres modelos preseleccionados que contribuyeron a la selección del método que mejor se ajusta a la predicción de la viscosidad se encuentran registrados en un paralelo entre la viscosidad y el porcentaje de error de cada uno de los tres modelos, en el anexo B-1 igual que los gráficos de % de error Vs. viscosidad que detallan la tendencia del error para cada uno de los tres métodos.

3. MODELO COMPUTACIONAL

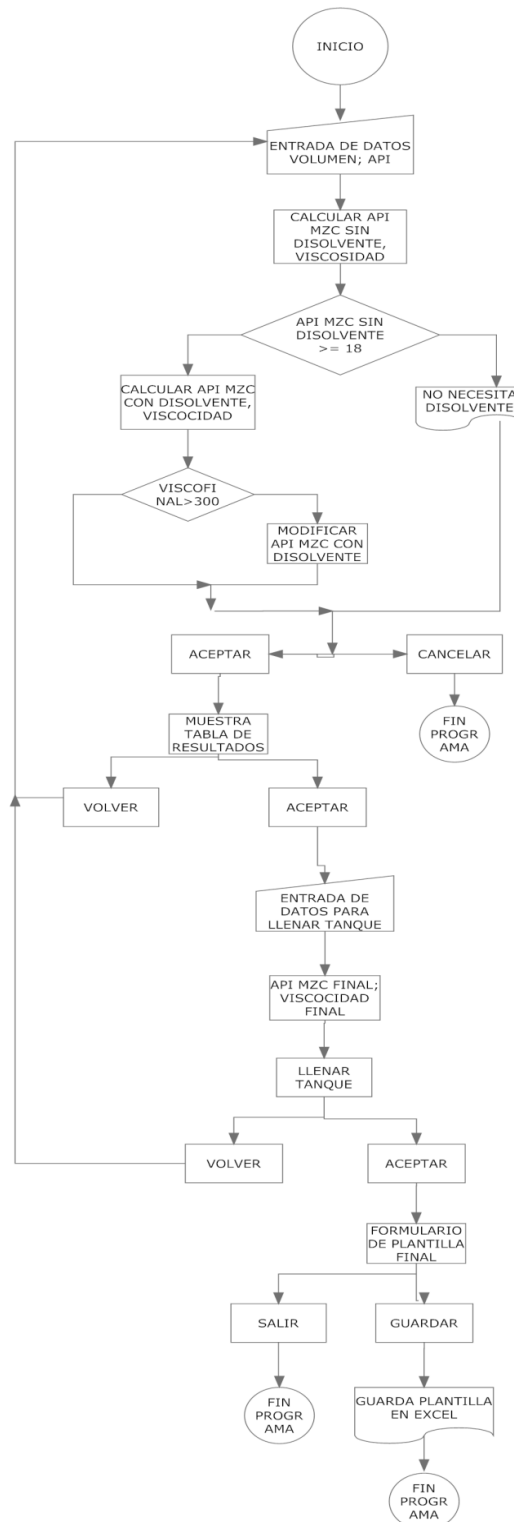
Partiendo del modelo de Refutas modificado se elaboro la herramienta de cálculo software, utilizando como lenguaje de programación Visual Basic, ya que es un lenguaje de fácil manejo y permite una serie de aplicaciones graficas que se pueden observar en la herramienta lo que hace que su manejo sea sencillo.

La herramienta se diseño de acuerdo a lineamientos presentados por Ecopetrol para preparar los tanques de mezcla de crudos pesados de EBA. Esta herramienta permite calcular y predecir las propiedades reológicas de la mezcla, como viscosidad y gravedad API, de gran importancia para el transporte por oleoducto. La herramienta también permite calcular la cantidad de diluyente que se requiere para la mezcla teniendo en cuenta las propiedades reológicas con las cuales se desea dicha mezcla.

3.1 ALGORITMO

El algoritmo es un conjunto preescrito de instrucciones o reglas bien definidas, ordenadas y finitas que permite realizar una actividad mediante pasos sucesivos que no generen dudas a quien deba realizar dicha actividad, logrando así, una descripción del programa el cual se especifica mediante el uso de diagramas de flujo, que nos brindan una explicación desde otra óptica del funcionamiento de la herramienta paso por paso adyacente a sus opciones de decisión. A continuación se tiene el diagrama en la figura 21.

Figura 21. Algoritmo.



Fuente. Autores del proyecto.

3.2 CARACTERISTICAS DE LA HERRAMIENTA

Esta herramienta se diseño pensando en facilitar y mejorar la preparación de mezclas de crudos, y con este objetivo se escogió Visual Basic como lenguaje de programación, además de poseer una características graficas altas lo que permite que la herramienta sea atractiva y facilita su uso sin dejar de lado su eficiencia.

Al realizar operaciones matemáticas sencillas, hará uso de una porción muy pequeña de la capacidad del procesador del computador en el que se instale, y por ser precisamente operaciones simples, el tamaño del código es pequeño lo que también hace que ocupe muy poco espacio en el disco.

Visual Basic es un lenguaje de programación usado ampliamente ya que es el lenguaje del sistema operativo Windows lo que también permite que esta herramienta pueda ser instalada en cualquier computador que tenga este sistema operativo sin ningún inconveniente.

3.3 DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA

La herramienta se diseño teniendo en cuenta los crudos que se reciben en EBA y los diferentes diluyentes que se usan para preparar la mezcla. Los datos de entrada que requiere son los volúmenes de crudo y su respectiva gravedad API. La herramienta maneja seis crudos principales los cuales son los más representativos en la mezcla y otros crudos que se reciben de campos que manejan volúmenes pequeños en comparación con las seis corrientes principales.

La instalación de esta herramienta es sencilla solo requiere un sistema operativo Windows y guardar la carpeta ROUIMZC en una carpeta donde está este segura se recomienda guardar esta carpeta en C:\Program Files, o Archivos de Programa donde estará segura esta carpeta. Abra la carpeta ROQUIMZC y en

esta carpeta encontrara el acceso directo de la herramienta llamado ROQUI haga doble clic sobre este acceso y podrá comenzar a usar la herramienta.

Como primer paso, el usuario deberá ingresar su nombre y los datos de entrada para que la herramienta haga un cálculo de la gravedad API de la mezcla sin diluyente. Si la gravedad API es mayor a dieciocho grados API (18 °API) no aparecerá celda alguna, pues no requiere diluyente y deberá dirigirse al botón de continuar. Ver figura 22.

Figura 22. Plantilla de entrada sin requerimiento de diluyente

Entrada de datos

Fecha: 09/11/2010 11:10

Operario: PEDRO PEREZ

Crudos

Nombre	Recepción (bbl)	API
CASTILLA	83271	15,6
CHICHIMENE	19845	20,3
APIAY	10798	21
RUBIALES	6994	13,9
SURIA	9844	33
VALDIVIA	1645	23

Otros crudos

Nombre	Recepción (bbl)	API
CARUPANA	925	32
BASTIDAS	645	28

Totales sin diluyente

Api Total	18,03
Viscosidad Total	232,16

Aceptar Cancelar

Fuente. Autores del proyecto.

Si la gravedad API es menor de dieciocho grados aparecerá un cuadro en la misma plantilla que le pedirá al usuario que introduzca la gravedad API del diluyente que vaya a utilizar y así la herramienta hará un cálculo de cuanto diluyente requiere para lograr que la mezcla tenga una gravedad API de dieciocho grados. Ver figura 23.

Figura 23. Plantilla de entrada con requerimiento de diluyente

The screenshot shows a software window titled "Entrada de datos" with the following fields and tables:

Fecha: 10/11/2010 12:53
Operario: PEDRO PEREZ

Crudos

Nombre	Recepción (bbl)	API
CASTILLA	81790	15,4
CHICHIMENE	16636	18,8
APIAY	7335	20
RUBIALES	14579	13,2
SURIA	9921	28,4
VALDIVIA	480	22,7

Otros crudos

Nombre	Recepción (bbl)	API
CARRIZALES	211	21,7
MATEMARRANO	223	29,2
BASTIDAS	218	28
OROPENDOLA	223	23,8

Totales sin diluyente
Api Total: 16,82
Viscosidad Total: 565,95

Diluyente
Nombre: NAFTA Ajustar API
API: 57,2 18
Volumen: 5022,28

Totales con Diluyente
Api Total: 18
Viscosidad Total: 343,31

Fuente. Autores del proyecto

La herramienta hará también el cálculo de la viscosidad de la mezcla usando el método de Refutas modificado y si esta es mayor de trescientos centistokes (300 cSt), permitirá al usuario cambiar la gravedad API de la mezcla, haciendo aparecer

una celda donde deberá introducir un valor mayor de 18 grados API como valor máximo de tolerancia, así mismo un botón aparecerá para poder hacer el recálculo de cuanto volumen de diluyente requiere la viscosidad de la nueva mezcla y el valor de la gravedad API final que no necesariamente será el mismo que el mismo que el valor de la tolerancia máxima.

Una vez el usuario haya visto cuanto disolvente requiere y las características con las cuales quedara la mezcla, se dirigirá al botón de aceptar y en una plantilla nueva le mostrara el porcentaje de cada crudo y del diluyente que componen la mezcla para que tenga una idea clara de cómo estará constituida. En esta segunda plantilla no se ingresan datos pues esta plantilla es informativa. Ver figura 24.

Figura 24. Segunda plantilla.

The screenshot shows a software window titled "Datos de ingreso" with three data tables. The first table, "Crudos", lists six types of crude oil with their volumes and percentages. The second table, "Otros crudos", lists four additional types. The third table, "Disolvente", lists one solvent type. At the bottom, there are two buttons: "Aceptar" and "Volver".

Nombre	Volumen (bbs)	%
Castilla	81790	59,86
Chichimene	16636	12,18
Apiay	7335	5,37
Rubiales	14579	10,67
Suria	9921	7,26
Valdivia	480	0,35

Nombre	Volumen (bbs)	%
CARRIZALES	211	0,15
MATEMARRANO	223	0,16
BASTIDAS	218	0,16
OROPENDOLA	223	0,16

Nombre	Volumen (bbs)	%
NAFTA	5022	3,68

Fuente. Autores del proyecto.

Cuando el usuario haya visto esta plantilla tendrá la opción de dirigirse al botón de aceptar o al botón de volver. Si el usuario hace clic en el botón aceptar, aparecerá una nueva plantilla y le pedirá que ingrese los datos del tanque en el cual se va a preparar la mezcla. Los datos que solicita son, el nombre del tanque, la capacidad del tanque y el volumen de crudo remanente que tiene el tanque, si lo tiene deberán ingresar los datos de viscosidad de dicho crudo y gravedad API para que la herramienta pueda hacer los cálculos teniendo en cuenta el crudo remanente del tanque. Ver figura 25. En esta plantilla hay dos botones uno es el botón volver y el otro el botón aceptar.

Figura 25. Plantilla de distribución de la mezcla.

The screenshot shows a software window titled "Llenado del tanque" with the following sections:

- Datos del Operario:** Fecha: 14/10/2010, Hora: 02:17, Nombre: PEDRO PEREZ.
- Datos del Tanque:**
 - Nombre del Tanque: TK 104
 - Capacidad (bbs): 55000
 - Remanente (bbs): 8222
 - Viscosidad: 273
 - API: 18
- Llenado del Tanque:** A table with columns Nombre, Volumen, and API.

Nombre	Volumen	API
Castilla	25087,04	15,2
Chichimene	7910,16	18,2
Apiey	0	0
Rubiales	4495,37	12,9
Sunia	7231,88	28,4
Valdivia	0	0
MARURITIA	1585,77	23,3
NAFTA	463,1	60,5
TK 104	8222	18
- Totales con Remanente:**
 - API Total: 18
 - Viscosidad Total: 321.72

Buttons: "Llenar" (next to Viscosidad), "Aceptar", and "Volver".

Annotations (yellow boxes):

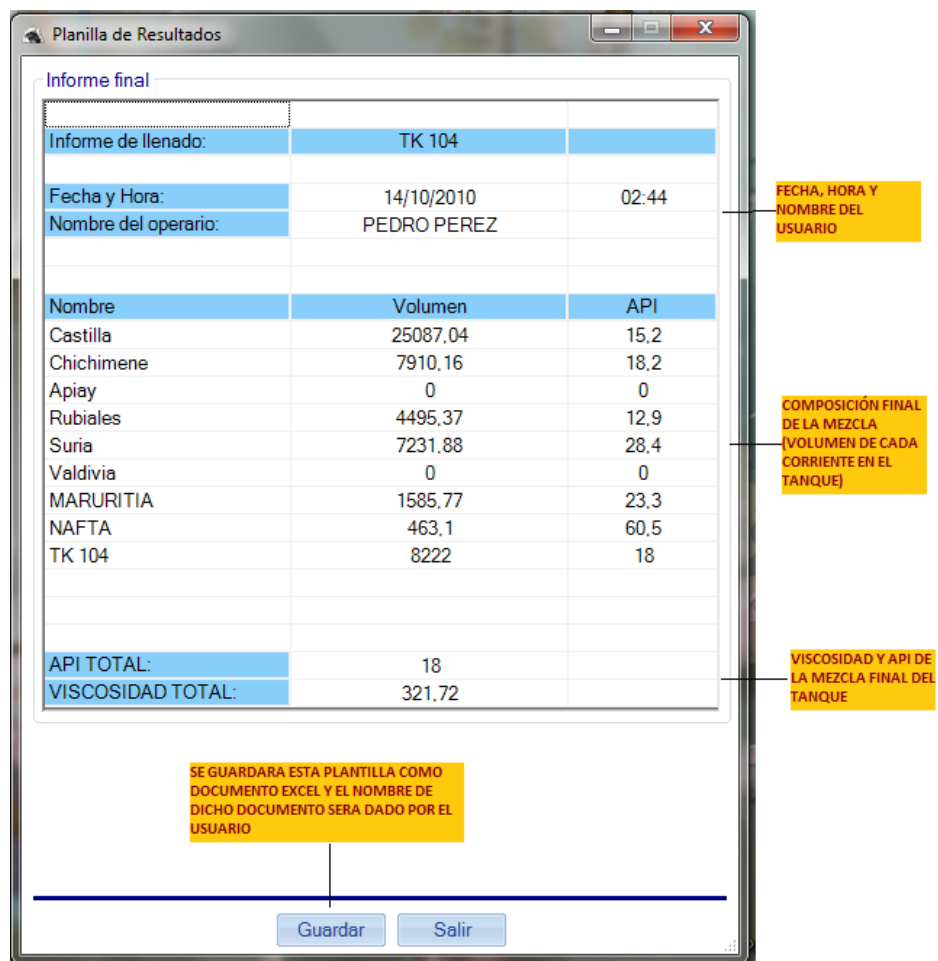
- "INGRESAR NOOMBRE Y CAPACIDAD DEL TANQUE ES NECESARIO PARA CONTINUAR" (points to Nombre del Tanque and Capacidad).
- "SI INTRODUCES EL VALOR DEL REMANENTE DEBERA INGRESAR LOS SIGUIENTES VALORES" (points to Remanente, Viscosidad, and API).
- "LA HERRAMIENTA RECALCULARA LOS VOLUMENES Y % DE LA MEZCLA ADECUANDOLOS AL TAMAÑO DEL TANQUE Y SU REMANENTE" (points to the table).
- "VISCOSIDAD Y API DE LA MEZCLA FINAL CON DILUYENTE Y REMANENTE" (points to API Total and Viscosidad Total).

Fuente. Autores del proyecto.

Si el usuario hace clic en el botón aceptar una última plantilla aparecerá y le indicara ya los volúmenes específicos de cada uno de los crudos con los que se preparara la mezcla teniendo en cuenta la capacidad del tanque, también le mostrara la gravedad API y la viscosidad de la mezcla.

Esta plantilla final tiene dos botones, uno es el botón salir, que finaliza la ejecución del programa y el botón guardar que le genera al usuario un archivo en Excel con la información que aparece en la última plantilla y así finaliza la herramienta su ejecución.

Figura 26. Plantilla final de resultados.



Fuente. Autores del proyecto.

3.4 DEBILIDADES Y FORTALEZAS

Se presenta una evaluación sencilla de las fortalezas de la herramienta, así como las debilidades que esta presenta. Las razones de hacer dicha comparación es indicarle al usuario como aprovechar mejor la herramienta, además de permitir proponer mejoras a esta.

3.4.1 Fortalezas

- La herramienta permite realizar un cálculo de manera rápida y sencilla de la gravedad API de la mezcla de crudos, junto con una estimación de la viscosidad cinemática de la mezcla.
- La presentación visual de la herramienta permite que el usuario pueda entender de manera fácil como se está diseñando la preparación de la mezcla.
- El botón volver que se encuentra a lo largo de todo el proceso le permite al usuario corregir o cambiar cualquier dato de cualquier corriente.
- Las plantillas en las que el usuario tiene que introducir datos muestran inmediatamente como esos datos afectan la mezcla, lo que le permite identificar cada uno de los factores que puedan afectar el resultado.

3.4.2 Debilidades

- Las correlaciones numéricas que le permiten a la herramienta predecir la viscosidad presentan un grado de error del 13,69%.
- La herramienta puede presentar ciertas dificultades en su manejo, como en el llenado de las celdas de la primera plantilla ya que aquellos datos que no existen deben ser llenados con ceros.
- Otro problema que puede presentar dicha plantilla es con el llenado de las celdas del cuadro de otros crudos que al ser llenado una de sus celdas por accidente deberá seleccionarla la fila y darle con el botón suprimir del teclado.

Esta es una herramienta con un gran potencial que solo presenta grandes oportunidades para lograr un diseño eficiente, práctico y con muchas aplicaciones para la industria del petróleo, llegando a permitir una optimización profunda en el proceso completo del transporte y la producción.

3.5 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA CON LOS DATOS

Para lograr un análisis detallado sobre el funcionamiento de la herramienta, se ha corrido una serie de datos en la herramienta, de los reportes de operación de EBA de los meses de Junio, Julio y Agosto del año 2009 donde se detalla la preparación diaria de los tanques de mezcla con las respectivas corrientes que correspondían a la mezcla. Correr estas pruebas en la herramienta permite comparar los valores calculados de viscosidad y gravedad API, con los valores medidos, dando una idea del comportamiento de la herramienta respecto a la realidad.

3.6 VALIDACIÓN DE VISCOSIDADES

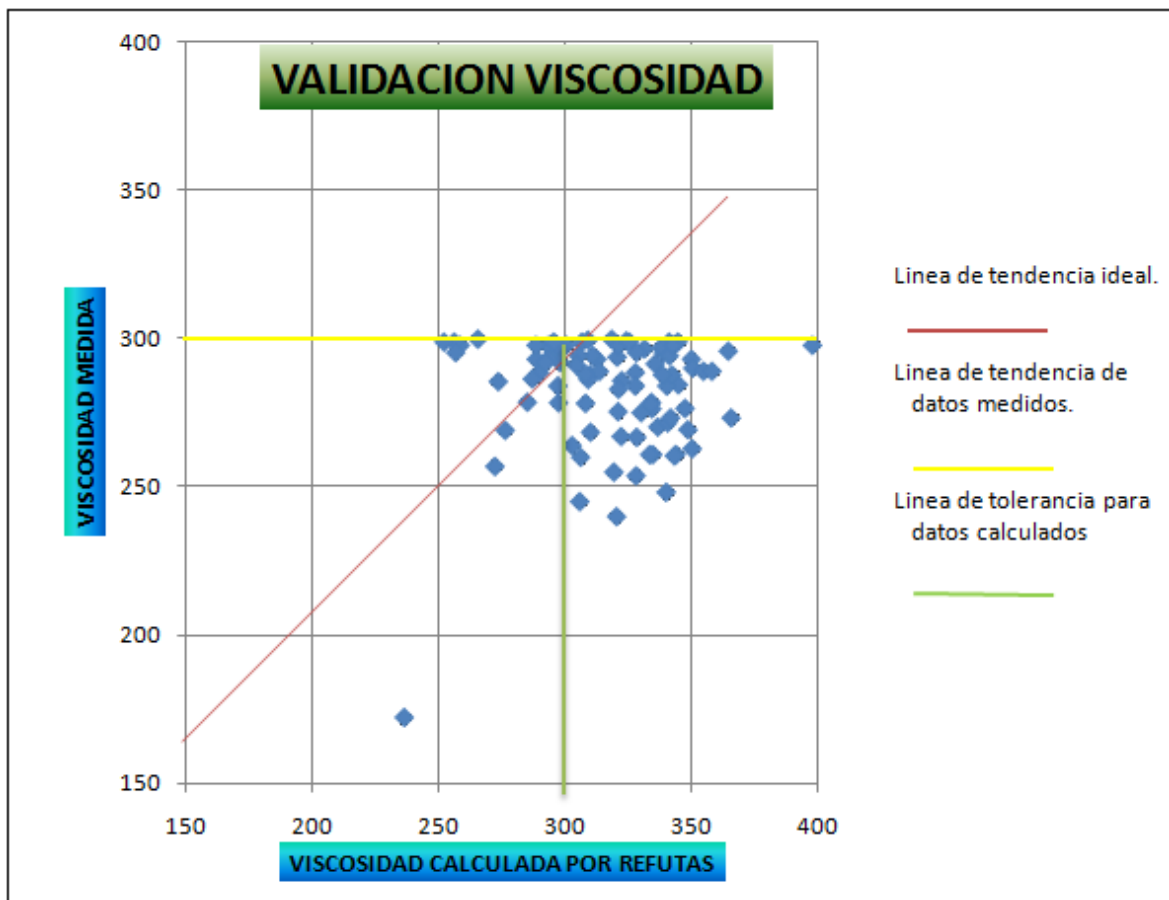
A continuación se podrá observar la figura 27. Donde se encuentran graficados los valores de viscosidad medida contra los valores de viscosidad calculada por la herramienta para las distintas mezclas que se prepararon entre los meses de Junio y Agosto del 2009 en EBA.

Como es posible observar en la grafica de dispersión de puntos los valores de la viscosidad calculada están la mayoría de las veces por encima de los valores de viscosidad medida, ya que se encuentran por debajo de la línea de comportamiento ideal. Este comportamiento permite inferir que las viscosidades calculadas mayores a 300 cSt (tolerancia para valores calculados), son viscosidades que se están alejando por encima de los valores reales. A demás también se puede observar la intención de los operarios de EBA, de llevar la

mezcla a una viscosidad de 300 sCt pues la nube de datos se hace más densa mientras se aproxima a dicho valor en el eje de la viscosidad medida.

Este análisis de datos de viscosidad que se calculo con la herramienta, permite entender de mejor manera el comportamiento del error de la herramienta en este aspecto.

Figura 27. Validación de viscosidades.



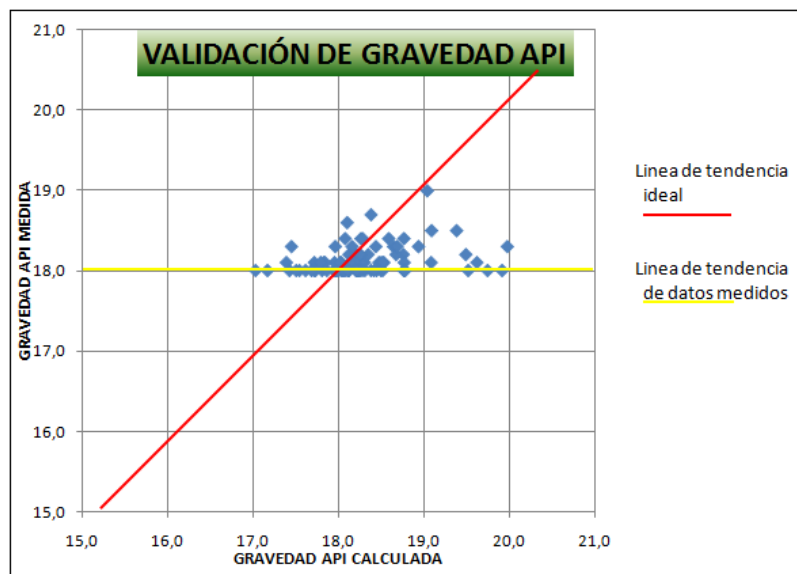
Fuente. Autores del proyecto.
Datos graficados de la tabla C-1 de los ANEXOS

3.7 VALIDACION DE GRAVEDADES API

La gravedad API es de gran importancia para el transporte de crudos es por esto que ajustar la mezcla para que salga con esta propiedad normalizada según los requerimientos es de gran importancia.

Las gravedades API que se midieron en EBA y las que se calcularon también fueron comparadas en la figura 28, pero estos datos como era de esperarse tuvieron un porcentaje de error despreciable, atribuible posiblemente a errores de medición y que no afectan en lo absoluto el comportamiento de la mezcla. Los datos que se observan en la figura, están en un rango pequeño lo que hace parecer que se alejan demasiado de la idealidad, pero esto es producto del acercamiento que se le hizo a la figura, la realidad se hace mucho más clara cuando se hace la medición del error entre la medición y el cálculo con un orden del 0,022%.

Figura 28. Validaciones de gravedades API.



Fuente. Autores del proyecto.
Datos graficados de la tabla C-2 de los ANEXOS

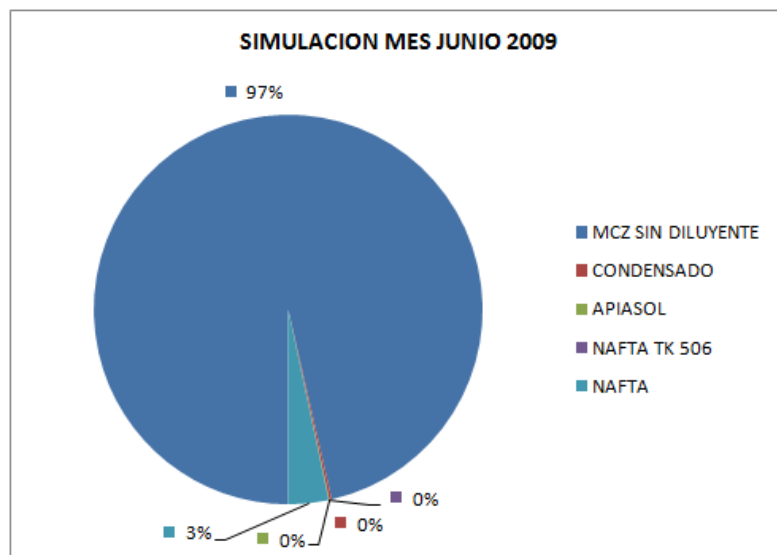
Los datos también dejan ver claramente hacia donde se desea llevar la mezcla en cuanto a su gravedad API se refiere, pues para transporte como se menciona antes es importante mantener estables y normalizadas las propiedades de viscosidad y gravedad API.

3.8 EVALUACION DEL USO DE DILUYENTE

Las mezclas de crudos pesados requieren el uso de diluyentes para poder ajustar la gravedad API a la requerida para el transporte por oleoducto, así como de la viscosidad de la misma.

El uso de la herramienta aparentemente no representa un ahorro significativo en el consumo de diluyente, pues se ha hecho una evaluación comparando el uso de diluyente durante un mes en mezclas simuladas (figura 29), y el uso de diluyente durante el mismo periodo en las mezclas preparadas (figura 30), lo cual no representa diferencia significativa. Los datos son evidenciados en el anexo C.

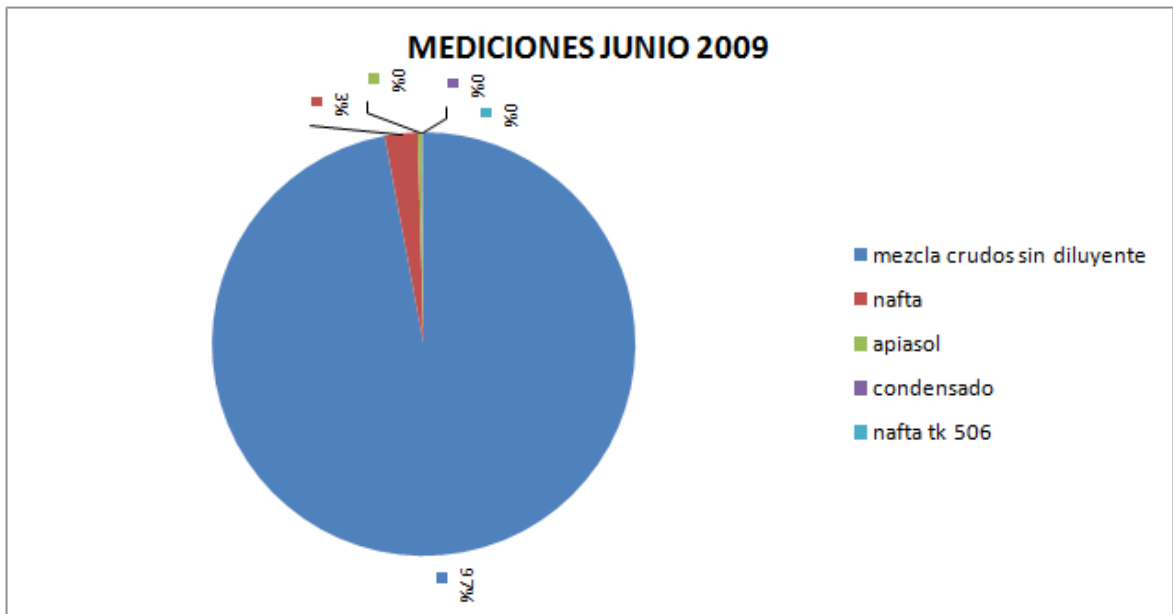
Figura 29. Simulación junio 2009.



Fuente. Autores del proyecto.

Figura 30. Mediciones junio 2009.

1



Fuente. Autores del proyecto.

4. ANALISIS Y DISCUSIONES

El objeto de este proyecto, fue en primera medida poder establecer el mejor modelo para determinar la viscosidad de mezclas de crudos pesados, en este caso más específico para la estación de bombeo Apiay (EBA). En segunda medida y no menos importante el diseño de una herramienta software que permitiera aplicar dicho modelo de la manera más eficiente, y siguiendo los lineamientos necesarios para el transporte de crudos por oleoductos establecidos por Ecopetrol S.A., quien es el operador y propietario de las líneas de transporte y las estaciones de bombeo como EBA.

Para este estudio se realizaron pruebas con tres diferentes modelos para la determinación de viscosidades de mezclas de crudos, como el modelo de Refutas, el modelo de Chevron 2 y el modelo de Parkash, los cuales a pesar de demostrar en estudios previos con diferentes tipos de mezclas que eran los que menor error presentaban, pero que en el cálculo de las viscosidades de las mezclas analizadas, presentaron elevados porcentajes de error. Por esto, fue necesario realizar mediante el uso de la herramienta Solver de Excel, el ajuste de los modelos con los datos obtenidos y medidos, calculando el mínimo valor posible, de la suma de los cuadrados obtenido de la diferencia de los valores medidos y los valores calculados. Estos ajustes de los tres modelos mostraron una importante reducción de los errores relativos que presentaban, sin embargo los porcentajes de error que se presentaban aun siguen siendo altos, pero aceptables dentro de los parámetros que permite Ecopetrol.

La desviación que manifiesta el método de refutas modificado, a pesar que está en el rango de lo aceptable en términos de predicción de viscosidades, evidencia una incertidumbre apreciable. Sin embargo, el porcentaje de error es el reflejo de la adición consecutiva de las desviaciones implícitas en el desarrollo de

correlaciones experimentales que se establecen para estimar propiedades que están en función de variables sensibles a la estimulación, como lo es el caso de la viscosidad de crudos, la cual debido a su naturaleza puede ser representada en función de variables como el API, temperatura, presión, gravedad específica, etc. Lo que implica, además del error humano implícito en la medición, un grado de incertidumbre que puede variar entre el 7 y 13 %.

De gran importancia fue la validación de los datos con la herramienta, pues permitió determinar una tendencia en el comportamiento de los datos calculados respecto a los datos medidos que podrá permitir un mejor ajuste de los datos, puesto que esta tendencia mostro ser constante para los datos que se predijeron con valores mayores a 300 cSt, pudiendo terminar en una mejora en el cálculo de la viscosidad pero esto será para objeto de un nuevo y más detallado estudio.

Por otro lado se encuentra la herramienta que se diseño pensando en el manejo que se viene dando en EBA tanto por parte de los operarios, como de los jefes de estación y demás personas de la compañía interesadas en estas operaciones de mezcla. La herramienta se diseño en un lenguaje de programación ampliamente usado como lo es Visual Basic, lo que a su vez permite que sea compatible con la gran mayoría de equipos de sistemas. Los beneficios de esta herramienta para las operaciones son de gran importancia pues es mucho más eficiente en el uso del diluyente y le permite optimizar el manejo de los tanques al operario, dando un mayor aprovechamiento del mismo, en caso de que a futuro la estación tuviera que manejar volúmenes de crudos mayores, pues se prevé un aumento en la producción de los campos de los que recibe crudo EBA. En el caso del manejo del diluyente es notorio que a pesar de que en su mayoría los datos de gravedad API y viscosidad predichos por la herramienta son mayores que los medidos en los tanques, muestra una sustancial disminución del volumen de diluyente necesario para la preparación de los tanques, lo que significa un ahorro significativo en los

costos que significa el uso de diluyente y permite mayor entrada de crudos, pues el volumen que ocupaba el diluyente ahora lo ocupara un crudo pesado.

En la evaluación que se le hizo a la herramienta para medir su alcance, se tuvo en cuenta el consumo de diluyente en la preparación de la mezcla, y aunque se esperaba un mejor comportamiento de la herramienta en cuanto a que pudiera significar un ahorro en el consumo de este, tampoco se predijeron volúmenes superiores a los que se requirieron en la práctica.

Además de representar un ahorro en el consumo de diluyente, la herramienta también significa un ahorro enorme en el esfuerzo operativo, siendo para los operarios de EBA una herramienta poderosa cuando existen problemas en la recepción de las corrientes que forman la mezcla, pues le permite de manera rápida hacer un recálculo en la configuración de la mezcla cuando estos problemas puedan presentarse.

La herramienta es un paso importante y una base para poder llegar a lograr una automatización de la operación de preparación de los tanques de EBA, y que es de gran interés para Ecopetrol, esto mediante el desarrollo de un software, que operando con la base matemática que en esta herramienta se implemento, lectura de datos en tiempo real a través de medidores en línea y algoritmos de decisión más complejos que permitan a dicho software manejar válvulas automáticas. Significando una optimización del proceso de preparación de los tanques.

Con un estudio más profundo y extendido sobre las propiedades reológicas de otros crudos que en esta estación (EBA) se manejan, esta herramienta podrá aplicarse a las otras estaciones de bombeo que se manejan en Colombia, una estación que pudiera estar al alcance de esta herramienta en el corto plazo podría ser la estación del porvenir y altos del porvenir que maneja crudos de características similares y que por además, es la estación que le sigue a EBA en el oleoducto que de los llanos conduce a Coveñas.

5. CONCLUSIONES

- De los métodos preseleccionados, es Chevron 2 el que mejor se ajusta a los datos reales antes de realizar el ajuste, con un porcentaje de error del 21.65%, sin embargo, una vez hecho tal ajuste, se observa que la variación de la desviación para Chevron 2 es muy tenue en comparación a la variación de Refutas, lo que ratifica la preferencia de la industria por este método debido a su flexibilidad y fácil adaptación a los requerimientos de campo.
- La precisión y exactitud de los datos arrojados por la herramienta depende en gran medida de las correlaciones de viscosidad desarrolladas para cada campo, las cuales, conllevan un error implícito que contribuyen a la desviación de los resultados y aumenta la incertidumbre.
- El lenguaje de programación que maneja la herramienta (Visual Basic), la hace mas practica y a su vez le aporta simplicidad al funcionamiento de la misma convirtiéndola en una herramienta de fácil manejo que no ocupa casi espacio, y de fácil adaptación a otros campos una vez se tengan las correlaciones adecuadas.
- La reducción en el consumo de diluyente que calculó la herramienta no es muy contundente. No obstante, los datos obtenidos por la herramienta siempre estuvieron cercanos a los históricos, conservando un margen que nos permite confiar en los resultados obtenidos.

6. RECOMENDACIONES

- Esta herramienta presenta fallas en la programación y puede que al ingresar mal los datos se salga por no reconocerla operación, así mismo cuando existen restricciones no muestra donde está la restricción o en que se fallo pues no existe un cuadro informativo, así que deberá revisar cuidadosamente las plantillas de llenado de datos.
- La herramienta presenta una base matemática solida, a pesar del porcentaje de error que presenta en cuanto al cálculo de viscosidades, para desarrollar un software de control ya sea remoto o automático, para las operaciones de llenado de tanques de EBA.
- Este estudio puede ser ampliado a las estaciones de bombeo y de recolección de todo el sistema nacional de oleoductos, para generar una operación más eficiente en todo el sistema, ya que en los puertos de embarque como Coveñas los crudos llegan con calidades superiores a las calidades por las que fueron comprados traducido en pérdidas de diluyentes en el proceso y un sobre costo.
- El control de este proceso es un paso importante para las vicepresidencias de transporte y de producción de Ecopetrol, pues significa una eficiencia en el tiempo, los volúmenes y los costos. Es por esto que encaminar los esfuerzos hacia la automatización de este proceso deberá ser una prioridad.
- De lograrse la automatización de este proceso podría también evitar tener que ampliar la capacidad de las estaciones de recolección y de bombeo pues con las capacidades de operación actuales podría soportar el aumento en la

producción de crudo que se está dando a nivel nacional, sobre todo de aquel proveniente de los llanos orientales.

BIBLIOGRAFIA

Jasem M. Al-Besharah Saed A. Akashah, C.J. Mumford, Viscosities of Binary Crude-Oil mixtures Correlated, Technology Feb 20, 1989, Oil & Gas Journal.

Jasem M. Al-Besharah Saed A. Akashah, C.J. Mumford, Binary Mixtures of Petroleum Products and Mixtures of Base Oils Examined, Technology Mar 6, 1989, Oil & Gas Journal.

Al-Besharah, J.M., Salman, O.A., and Akasha, S.A., "Viscosity of crude oil blends," Industrial Engineering Chemistry Research, Vol.26, 1987, p. 2455.

Kendall, J., and Monroe, K.P., "The viscosity of liquids. II. The viscosity-composition curve for ideal liquid mixtures," Journal of the American Chemical Society, No. 9, 1917, pp. 1787-1806.

Allen Jr., T. y Ditsworth, R.L.: Fluid Mechanics. McGraw-Hill Book Co., New York (1975).

ARGILLIER, J-F, BARRÉ, L, BRUCY F, DOURNAUX J-L, HÉNAUT, I, Bouchard, R. "Influence of Asphaltenes Content and Dilution on Heavy Oil Rheology". Society of Petroleum Engineers Journal. 2001.

ASTM D 341 Standard for viscosity-temperature Charts for Liquid Petroleum products", Annual Book of ASTM Standards, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, Pennsylvania.

CUD THOMAS and BAIRD IV, "Guide to petroleum Product Blending". 1989 HPI Consultants, Inc, Austin, Texas.

Guevara, E., Gonzalez, J. and Nuñez, G. (1998) Highly viscous oil transportation methods in the Venezuela oil industry. *Proceedings of the 15th World Petroleum Congress*, John Wiley and Sons, London, 495-501.

SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge". *Oil & Gas Science and Technology*. Vol. 59.2004. Pág. 455-466.

R.P. SUTTON, MARATHON OIL, and D.F. BERGMAN, BP AMERICA. "Application of Bergman-Sutton Method for Determining Blend Viscosity". Copyright 2008, Society of Petroleum Engineers, SPE 117711.

Takehige Wakabayashi, Viscosity Correlation with Specific Gravity and Molecular Weight of Crude Oil Fractions, National Institute for Resources and Environment, Onogawa, Tsukuba, Japan. *Fuel* Vol. 76, No. 11, pp. 1049-1056, 1997.

Jodi L. Anhorn, Amir Badakhshan, Heavy Oil-Oxygenate Blends and Viscosity Models, Department of Chemical and Petroleum Engineering, University of Calgary, Calgary, Alberta, Canada. *Fuel* Vol. 73, No. 9, pp. 1499-05, 1994.

Ramona M. Diaz, M. Isabel Bernardo, Ana M. Fernandez, M. Belen Folgueras, Prediction of the Viscosity of Lubricating Oil Blends at Any Temperature, Department of Energy, University of Oviedo, Oviedo, Spain. *Fuel* Vol. 75, No. 5, pp. 574-578, 1996;

Abdulghanni H. Nhaesi, Abdul-Fattah a. Asfour, Prediction of the Viscosity of Multi-Component liquid Mixtures: a Generalized McAlister Three-body Interaction Model, Environmental Engineering, University of Windsor, Windsor, Ontario, Canada N9B 3P4.

Philippe Burg, Jean-Louis Selves, Jean-Paul Colin, Prediction of Kinematic Viscosity of Crude Oil From Chromatographic Data, Elsevier, Fuel 1997 Volume 76 Number 11.

M.S. Hossain, SPE, C. Sarica, SPE, and H.-Q. Zhang, SPE, U. of Tulsa, and L. Rhyne and K.L. Greenhill, SPE, Chevron, Assessment and Development of Heavy-Oil Viscosity Correlations, SPE/PS-CIM/CHOA 97907, PS2005-407.

**ANEXO A VISCOSIDAD Y PORCENTAJE DE ERROR DE CADA UNO DE LOS
TRES MODELOS A EVALUAR ANTES DEL AJUSTE**

A-1 TABLA DE VISCOSIDADES MEDIDAS Y PORCENTAJES DE ERROR ANTES DEL AJUSTE.

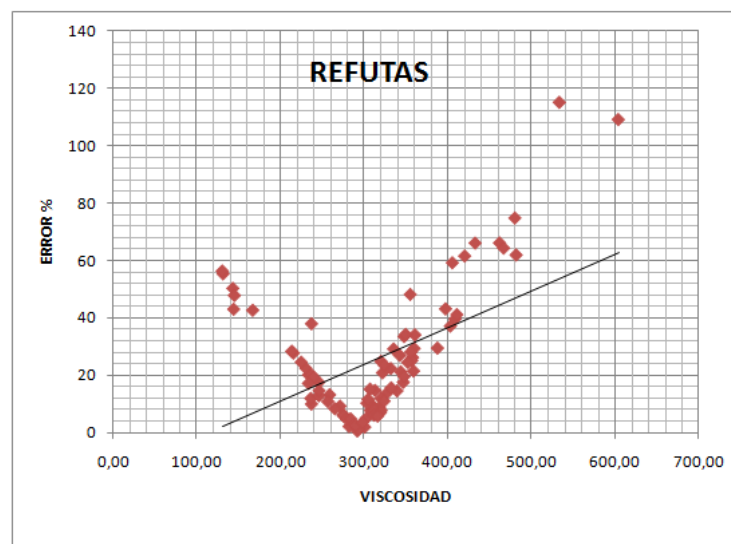
		REFUTAS		CHEVRON 2		PARKASH		valor medido
		VALOR	%ERROR	VALOR	%ERROR	VALOR	%ERROR	
jun-01	TK 403	327,70	13,80	330,37	14,72	342,18	18,82	287,97
	TK 405	308,09	7,77	309,36	8,22	311,98	9,14	285,87
	TK 406	237,55	10,01	245,61	6,95	243,18	7,88	263,97
jun-04	TK 402	303,40	5,13	311,87	8,06	322,79	11,85	288,6
	TK 403	318,85	8,79	319,43	8,98	328,66	12,13	293,1
jun-07	TK 104	355,74	48,22	343,18	42,99	353,42	47,26	240
	TK 402	388,36	29,52	364,84	21,68	381,56	27,25	299,85
	TK 405	259,25	13,27	274,19	8,27	281,49	5,83	298,91
jun-10	TK 104	144,47	43,07	171,12	32,57	164,42	35,21	253,77
	TK 402	143,46	50,35	164,46	43,09	156,10	45,98	288,96
	TK 405	275,54	6,37	281,75	4,26	289,24	1,72	294,3
	TK 406	257,17	10,89	268,52	6,96	279,81	3,05	288,6
jun-13	TK 104	358,61	26,23	344,82	21,37	361,61	27,28	284,1
	TK 402	236,86	11,98	244,87	9,00	246,88	8,26	269,1
	TK 403	292,39	0,65	296,34	0,69	306,20	4,04	294,3
	TK 405	312,32	9,09	308,06	7,60	313,39	9,46	286,3
jun-16	TK 104	359,56	21,54	360,13	21,73	372,52	25,92	295,84
	TK 403	320,75	11,97	318,92	11,33	340,38	18,82	286,46
	TK 405	361,19	34,12	354,44	31,62	368,14	36,70	269,3
jun-19	TK 403	343,14	26,98	336,52	24,53	343,37	27,06	270,24
	TK 405	409,47	39,70	391,76	33,66	406,63	38,73	293,1
	TK 406	462,62	66,18	417,08	49,82	444,42	59,64	278,39
jun-22	TK 402	301,27	1,99	311,73	5,53	329,17	11,43	295,4
	TK 403	339,97	14,62	341,87	15,26	363,02	22,39	296,6
	TK 405	324,41	11,05	320,07	9,56	326,16	11,65	292,13
jun-25	TK 405	467,53	64,36	431,35	51,64	455,37	60,08	284,46
	TK 406	282,60	2,20	293,63	6,19	300,99	8,85	276,51
jun-28	TK 402	322,54	20,91	319,07	19,60	323,85	21,40	266,77
	TK 405	344,46	21,24	341,90	20,35	347,31	22,25	284,1
	TK 406	310,29	9,22	314,52	10,71	323,57	13,89	284,1
jul-01	TK 104	348,39	33,53	341,19	30,77	347,65	33,25	260,9
	TK 402	275,60	5,97	282,88	3,49	296,86	1,28	293,1

	TK 406	312,75	7,80	315,58	8,78	316,51	9,10	290,12
jul-04	TK 104	312,41	6,16	315,52	7,21	321,01	9,08	287,84
	TK 402	411,59	41,18	387,96	33,07	404,64	38,80	291,54
	TK 405	320,91	7,76	317,85	6,73	333,12	11,86	297,8
jul-07	TK 104	332,93	15,67	333,56	15,88	344,42	19,66	287,84
	TK 403	279,68	4,80	291,83	0,67	303,83	3,41	293,8
	TK 406	360,30	29,37	350,01	25,67	358,38	28,68	278,51
jul-10	TK 104	234,06	20,14	248,52	15,21	254,64	13,12	293,1
	TK 403	357,46	25,18	337,22	18,09	358,36	25,50	285,56
	TK 406	347,44	17,62	342,24	15,85	349,74	18,40	295,4
jul-13	TK 104	303,89	10,34	304,34	10,51	305,81	11,04	275,4
	TK 403	293,84	1,33	290,68	2,39	294,90	0,97	297,8
	TK 406	284,41	4,85	296,85	0,69	305,47	2,20	298,9
jul-16	TK 402	350,31	34,27	349,90	34,11	361,21	38,45	260,9
	TK 405	420,88	61,60	398,19	52,89	414,48	59,15	260,44
	TK 406	319,85	7,01	324,38	8,52	334,64	11,96	298,9
jul-19	TK 104	237,59	38,01	236,26	37,24	245,72	42,73	172,15
	TK 402	230,73	22,52	247,55	16,88	256,41	13,90	297,81
	TK 405	167,29	42,71	188,21	35,54	185,85	36,35	292
jul-22	TK 104	313,63	14,76	322,64	18,06	333,43	22,00	273,3
	TK 402	271,72	9,29	275,81	7,93	275,97	7,87	299,56
	TK 403	316,93	6,42	309,51	3,93	336,72	13,07	297,81
	TK 405	482,42	61,99	466,20	56,54	510,15	71,30	297,81
jul-25	TK 104	320,75	24,86	306,81	19,43	316,64	23,25	256,9
	TK 403	288,36	2,96	302,42	1,77	313,82	5,61	297,15
	TK 405	356,56	28,15	342,28	23,02	353,85	27,18	278,23
jul-28	TK 104	335,91	29,19	326,77	25,68	343,37	32,06	260
	TK 403	246,23	17,62	260,56	12,83	343,37	32,06	298,91
	TK 406	406,12	59,26	377,64	48,09	398,46	56,25	255,01
jul-31	TK 104	215,87	27,78	231,05	22,70	262,70	12,11	298,9
	TK 402	433,43	66,12	397,99	52,54	424,41	62,66	260,91
	TK 406	332,50	22,42	327,72	20,66	352,36	29,73	271,61
ago-04	TK 402	403,76	37,19	384,56	30,67	398,11	35,27	294,3
	TK 403	352,83	24,58	344,32	24,58	355,75	28,71	276,39
	TK 405	225,29	24,63	243,56	18,51	261,92	12,37	298,9
ago-08	TK 402	316,72	5,82	314,90	5,21	318,09	6,28	299,3
	TK 403	307,67	15,23	306,09	14,63	310,02	16,11	267,01
	TK 406	237,44	20,27	252,57	15,19	250,56	15,86	297,8

ago-12	TK 403	131,77	55,39	147,98	49,90	140,90	52,30	295,4
	TK 104	130,83	56,38	150,46	49,83	146,72	51,08	299,9
	TK 405	145,23	47,87	163,91	41,17	156,67	43,76	278,6
	TK 406	240,31	19,30	246,06	17,38	246,17	17,34	297,8
ago-16	TK 104	348,38	19,66	335,46	15,22	344,33	18,27	291,15
	TK 402	290,18	2,56	302,29	1,51	313,56	5,29	297,8
	TK 405	214,00	28,40	236,83	20,77	240,35	19,59	298,9
	TK 406	305,27	11,69	307,53	12,52	311,75	14,07	273,31
ago-20	TK 104	324,78	23,54	326,46	24,18	338,41	28,72	262,9
	TK 402	480,95	74,86	436,06	58,54	466,52	69,61	275,05
	TK 403	234,01	17,22	253,73	10,24	254,00	10,15	295,4
ago-24	TK 402	534,06	115,17	473,12	90,62	520,67	109,78	248,2
	TK 403	398,07	43,19	374,39	34,67	401,14	44,29	278,01
	TK 406	246,42	12,92	263,12	7,02	287,91	1,74	283
ago-28	TK 104	265,54	8,37	276,55	12,87	288,48	17,73	245,03
	TK 402	246,53	14,71	261,91	9,39	259,67	10,17	289,06
	TK 403	298,48	3,63	302,28	4,95	315,75	9,63	288,02
	TK 406	604,70	109,20	536,20	85,50	575,51	99,10	289,06
PROMEDIO		313,36	25,39	311,59	21,65	323,75	24,60	

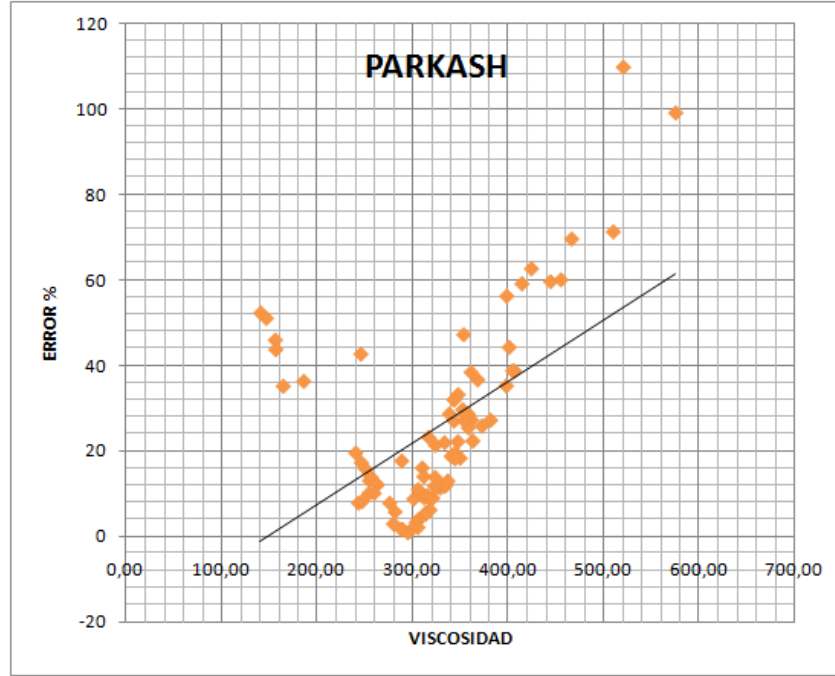
A-2 GRAFICAS DE DE VISCOSIDADES MEDIDAS Y ORCENTAJES DE ERROR ANTES DEL AJUSTE.

Figura A 1. Viscosidad medida Vs. %error para Refutas antes del ajuste.



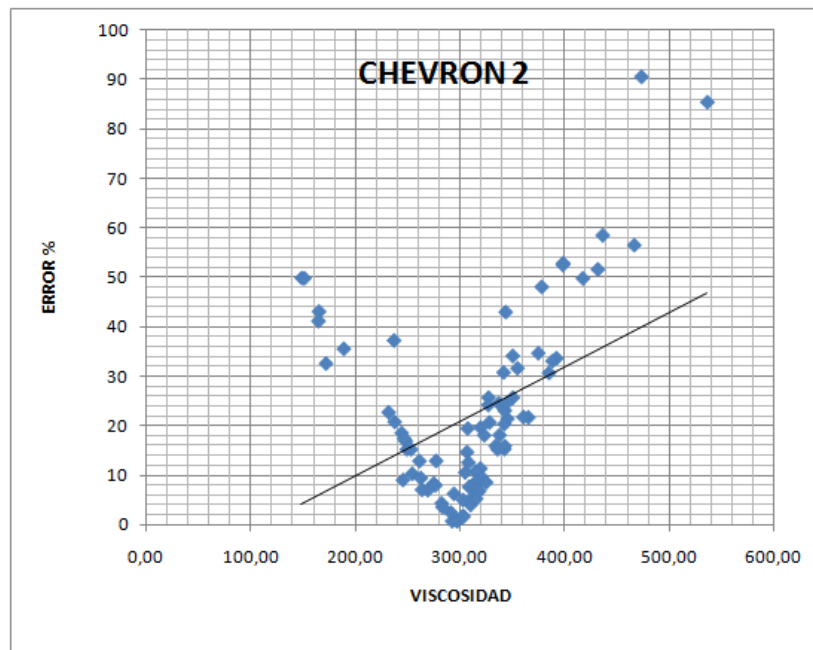
Fuente. Autores

Figura A 2.Viscosidad medida Vs. %error para Parkash antes del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

Figura A 3.Viscosidad medida Vs. %error para Chevron 2 antes del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

**ANEXO B VISCOSIDAD Y PORCENTAJE DE ERROR DE CADA UNO DE LOS
TRES MODELOS A EVALUAR DESPUES DEL AJUSTE**

B-1 TABLA DE VISCOSIDADES MEDIDAS Y PORCENTAJES DE ERROR DESPUES DEL AJUSTE.

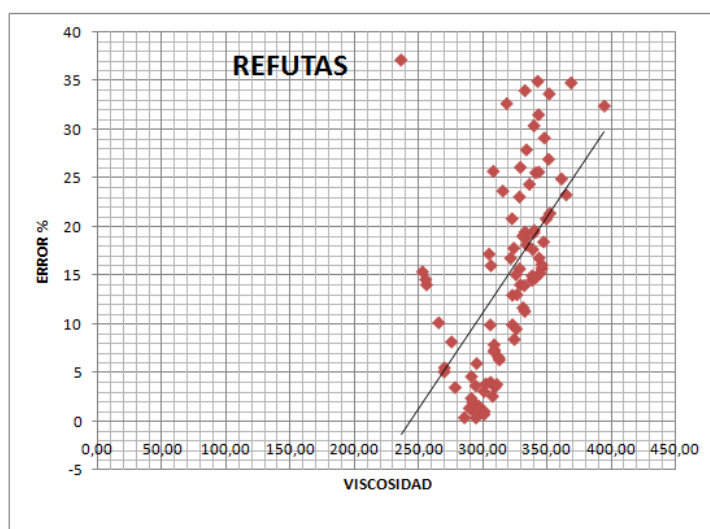
		REFUTAS		CHEVRON 2		PARKASH		valor medido
		VALOR	%ERROR	VALOR	%ERROR	VALOR	%ERROR	
jun-01	TK 403	308,96	7,29	295,41	2,59	309,26	7,39	287,97
	TK 405	322,88	12,95	299,72	4,84	321,94	12,62	285,87
	TK 406	306,20	16,00	239,56	9,25	301,94	14,38	263,97
jun-04	TK 402	329,05	14,02	277,68	3,78	326,76	13,22	288,6
	TK 403	312,18	6,51	296,92	1,30	312,07	6,47	293,1
jun-07	TK 104	318,49	32,71	329,85	37,44	320,34	33,47	240
	TK 402	307,41	2,52	350,62	16,93	311,19	3,78	299,85
	TK 405	309,31	3,48	238,92	20,07	305,36	2,16	298,91
jun-10	TK 104	342,61	35,01	155,56	38,70	323,65	27,54	253,77
	TK 402	326,51	12,99	154,78	46,43	311,08	7,65	288,96
	TK 405	312,78	6,28	260,50	11,49	309,93	5,31	294,3
	TK 406	291,76	1,10	235,09	18,54	288,71	0,04	288,6
jun-13	TK 104	294,31	3,60	325,96	14,73	297,05	4,56	284,1
	TK 402	278,30	3,42	230,74	14,25	275,49	2,37	269,1
	TK 403	305,95	3,96	272,70	7,34	304,57	3,49	294,3
	TK 405	308,70	7,82	297,57	3,94	308,84	7,87	286,3
jun-16	TK 104	364,75	23,29	336,25	13,66	363,85	22,99	295,84
	TK 403	285,58	0,31	282,02	1,55	286,38	0,03	286,46
	TK 405	347,83	29,16	333,68	23,91	348,16	29,28	269,3
jun-19	TK 403	336,14	24,38	325,81	20,56	336,48	24,51	270,24
	TK 405	347,13	18,43	379,22	29,38	350,07	19,44	293,1
	TK 406	291,05	4,55	407,18	46,26	298,11	7,08	278,39
jun-22	TK 402	294,55	0,29	280,94	4,90	287,72	2,60	295,4
	TK 403	331,16	11,65	308,54	4,03	330,28	11,35	296,6
	TK 405	296,54	1,51	303,50	3,89	297,79	1,94	292,13
jun-25	TK 405	339,62	19,39	417,47	46,76	345,34	21,40	284,46
	TK 406	351,07	26,96	273,86	0,96	345,79	25,06	276,51
jun-28	TK 402	328,35	23,08	308,47	15,63	328,01	22,95	266,77
	TK 405	339,85	19,62	332,91	17,18	339,93	19,65	284,1
	TK 406	328,60	15,66	293,32	3,25	326,96	15,08	284,1
jul-01	TK 104	333,79	27,94	333,14	27,69	334,53	28,22	260,9
	TK 402	289,33	1,29	252,67	13,79	287,53	1,90	293,1
	TK 406	352,19	21,39	307,85	6,11	349,90	20,60	290,12

jul-04	TK 104	343,67	16,77	300,58	2,14	341,56	16,06	287,84
	TK 402	332,16	13,93	376,63	29,18	335,92	15,22	291,54
	TK 405	292,05	1,93	295,45	0,79	292,83	1,67	297,8
jul-07	TK 104	338,69	17,67	313,70	8,98	337,81	17,36	287,84
	TK 403	322,88	9,90	260,99	11,17	319,17	8,63	293,8
	TK 406	332,71	19,46	341,51	22,62	334,11	19,96	278,51
jul-10	TK 104	296,56	1,18	224,12	23,54	291,75	0,46	293,1
	TK 403	269,99	5,45	318,13	11,41	273,64	4,17	285,56
	TK 406	338,20	14,49	331,41	12,19	338,54	14,60	295,4
jul-13	TK 104	321,56	16,76	298,28	8,31	320,56	16,40	275,4
	TK 403	300,42	0,88	283,22	4,90	300,04	0,75	297,8
	TK 406	344,30	15,19	270,38	9,54	339,73	13,66	298,9
jul-16	TK 402	343,24	31,56	331,41	27,02	341,74	30,99	260,9
	TK 405	339,67	30,42	388,25	49,08	343,49	31,89	260,44
	TK 406	345,83	15,70	299,22	0,11	343,70	14,99	298,9
jul-19	TK 104	236,21	37,21	219,29	27,38	235,88	37,02	172,15
	TK 402	300,75	0,99	215,05	27,79	295,12	0,90	297,81
	TK 405	300,80	3,01	169,31	42,02	290,09	0,65	292
jul-22	TK 104	368,55	34,85	296,35	8,43	364,27	33,29	273,3
	TK 402	310,78	3,74	264,06	11,85	308,47	2,97	299,56
	TK 403	256,07	14,01	269,92	9,37	257,98	13,37	297,81
	TK 405	394,47	32,46	415,23	39,43	397,07	33,33	297,81
jul-25	TK 104	269,86	5,05	298,09	16,03	272,32	6,00	256,9
	TK 403	340,97	14,75	267,65	9,93	336,65	13,29	297,15
	TK 405	305,71	9,88	329,95	18,59	308,13	10,75	278,23
jul-28	TK 104	304,69	17,19	306,39	17,84	305,80	17,62	260
	TK 403	255,40	14,56	235,64	21,17	305,80	17,62	298,91
	TK 406	315,42	23,69	360,22	41,26	319,61	25,33	255,01
jul-31	TK 104	300,83	0,64	176,08	41,09	292,66	2,09	298,9
	TK 402	329,08	26,13	378,58	45,10	333,85	27,95	260,91
	TK 406	341,08	25,58	290,21	6,85	339,62	25,04	271,61
ago-04	TK 402	338,26	14,94	375,46	27,58	341,43	16,02	294,3
	TK 403	333,26	18,85	328,50	18,85	334,06	20,87	276,39
	TK 405	253,00	15,36	209,23	30,00	243,57	18,51	298,9
ago-08	TK 402	324,39	8,38	306,29	2,34	323,94	8,23	299,3
	TK 403	322,65	20,84	294,65	10,35	321,77	20,51	267,01
	TK 406	325,97	9,46	239,01	19,74	319,86	7,41	297,8
ago-12	TK 403	265,55	10,10	144,08	51,23	254,98	13,68	295,4

		275,55	8,12	138,92	53,68	263,13	12,26	299,9
		295,03	5,90	158,11	43,25	283,02	1,59	278,6
		290,93	2,31	239,56	19,56	287,79	3,36	297,8
ago-16	TK 104	302,20	3,79	330,33	13,46	304,48	4,58	291,15
	TK 402	345,68	16,08	270,55	9,15	341,30	14,61	297,8
	TK 405	332,61	11,28	207,65	30,53	323,15	8,11	298,9
	TK 406	343,41	25,65	294,50	7,75	341,04	24,78	273,31
ago-20	TK 104	351,54	33,71	307,71	17,05	349,17	32,82	262,9
	TK 402	324,00	17,80	420,48	52,87	330,68	20,22	275,05
	TK 403	333,91	18,12	226,26	19,96	326,57	15,52	295,4
ago-24	TK 402	332,70	34,04	445,04	79,31	340,69	37,26	248,2
	TK 403	330,91	19,03	347,19	24,88	333,78	20,06	278,01
	TK 406	325,62	15,06	213,99	24,38	316,08	11,69	283
ago-28	TK 104	308,05	25,72	246,40	0,56	304,44	24,25	245,03
	TK 402	361,16	24,94	248,98	13,87	353,21	22,19	289,06
	TK 403	308,55	7,13	276,00	4,17	307,15	6,64	288,02
	TK 406	349,21	20,81	531,19	83,77	359,24	24,28	289,06
PROMEDIO		318,18	13,74	291,63	20,39	317,13	14,66	

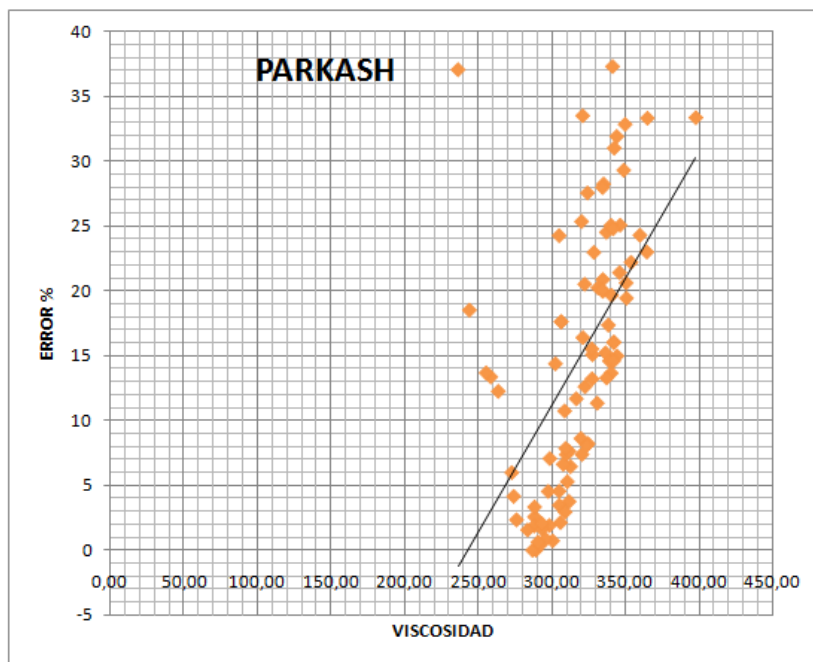
B-2 GRAFICAS DE DE VISCOSIDADES MEDIDAS Y PORCENTAJES DE ERROR DESPUES DEL AJUSTE.

Figura B 1. Viscosidad medida Vs. %error para Refutas después del ajuste.



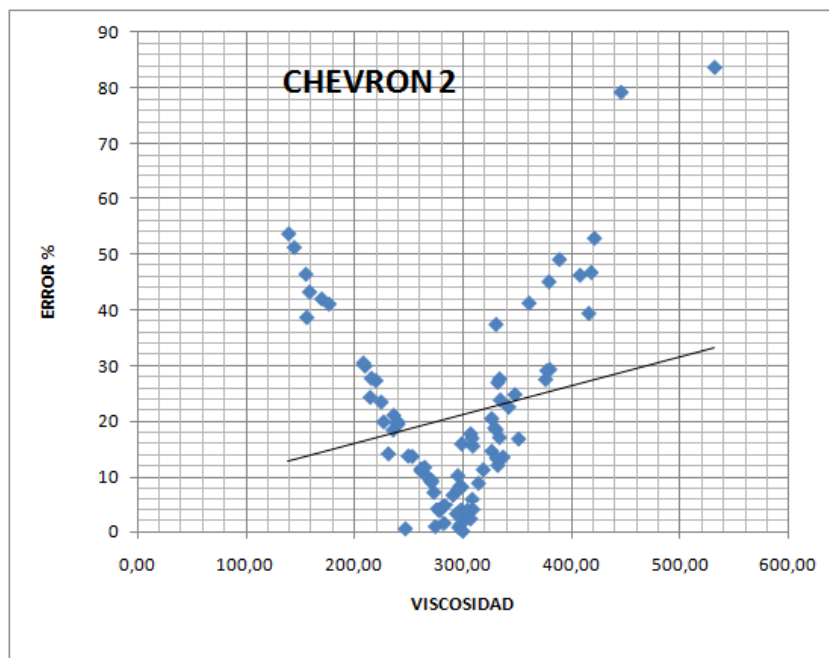
Fuente. Autores del proyecto.

Figura B 2. Viscosidad medida Vs. %error para Parkash después del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

Figura B 3. Viscosidad medida Vs. %error para Chevron 2 después del ajuste.



Fuente. Autores del proyecto.

**ANEXO C VALIDACIÓN DE DATOS CALCULADOS DE VISCOSIDAD,
GRAVEDAD API Y VOLUMEN DE DILUYENTE REQUERIDO CON DATOS
MEDIDOS EN EL MES DE JUNIO DE 2009**

C-1 TABLA DE VISCOSIDADES CALCULADAS POR LA HERRAMIENTA CONTRA VISCOSIDADES MEDIDAS

		VISCOSIDAD CALCULADA	VISCOSIDAD MEDIDA
jun-01	TK 403	309,5694	287,97
	TK 405	322,1313	285,87
	TK 406	302,5298	263,97
jun-04	TK 402	327,5169	288,6
	TK 403	312,3292	293,1
jun-07	TK 104	320,1023	240
	TK 402	318,1507	299,85
	TK 405	306,4109	298,91
jun-10	TK 104	327,8297	253,77
	TK 402	313,3020	288,96
	TK 405	310,7102	294,3
	TK 406	289,6820	288,6
jun-13	TK 104	296,8602	284,1
	TK 402	276,0699	269,1
	TK 403	305,0906	294,3
	TK 405	308,8483	286,3
jun-16	TK 104	364,3009	295,84
	TK 403	286,7780	286,46
	TK 405	348,3125	269,3
jun-19	TK 403	336,4461	270,24
	TK 405	349,7266	293,1
	TK 406	297,1362	278,39
jun-22	TK 402	295,2227	295,4
	TK 403	331,1487	296,6
	TK 405	297,7086	292,13
jun-25	TK 405	344,5617	284,46
	TK 406	347,1659	276,51
jun-28	TK 402	328,0695	266,77
	TK 405	340,0083	284,1
	TK 406	327,5166	284,1
jul-01	TK 104	334,4409	260,9
	TK 402	288,3298	293,1

	TK 406	350,2242	290,12
jul-04	TK 104	342,0250	287,84
	TK 402	335,4153	291,54
	TK 405	293,0939	297,8
jul-07	TK 104	338,2315	287,84
	TK 403	320,3122	293,8
	TK 406	333,9286	278,51
jul-10	TK 104	292,9297	293,1
	TK 403	273,3303	285,56
	TK 406	338,5680	295,4
jul-13	TK 104	320,7025	275,4
	TK 403	300,1036	297,8
	TK 406	340,8798	298,9
jul-16	TK 402	343,5633	260,9
	TK 405	342,9870	260,44
	TK 406	344,3431	298,9
jul-19	TK 104	236,1371	172,15
	TK 402	296,5614	297,81
	TK 405	292,0104	292
jul-22	TK 104	365,4366	273,3
	TK 402	308,8077	299,56
	TK 403	258,2422	297,81
	TK 405	397,5981	297,81
jul-25	TK 104	271,9953	256,9
	TK 403	337,8824	297,15
	TK 405	307,8442	278,23
jul-28	TK 104	305,9014	260
	TK 403	255,8856	298,91
	TK 406	319,0494	255,01
jul-31	TK 104	295,2090	298,9
	TK 402	333,2077	260,91
	TK 406	340,3479	271,61
ago-04	TK 402	341,0048	294,3
	TK 403	334,0654	276,39
	TK 405	251,8121	298,9
ago-08	TK 402	324,0193	299,3
	TK 403	321,9158	267,01
	TK 406	320,9325	297,8

ago-12	TK 403	256,4763	295,4
	TK 104	265,2817	299,9
	TK 405	284,7921	278,6
	TK 406	288,2796	297,8
ago-16	TK 104	304,1734	291,15
	TK 402	342,4788	297,8
	TK 405	325,1572	298,9
	TK 406	341,4576	273,31
ago-20	TK 104	349,9935	262,9
	TK 402	329,7847	275,05
	TK 403	327,9957	295,4
ago-24	TK 402	339,7228	248,2
	TK 403	333,5856	278,01
	TK 104	309,7842	268,46
	TK 406	320,9044	283
ago-28	TK 104	305,5352	245,03
	TK 402	354,4883	289,06
	TK 403	307,7905	288,02
	TK 406	357,8388	289,06

C-2 TABLA DE GRAVEDADES API CALCULADAS POR LA HERRAMIENTA CONTRA GRAVEDADES API MEDIDAS PARA LAS MEZCLAS

		API CALCULADO	API MEDIDO	% ERROR
jun-01	TK 403	17,9	18,0	0,004
	TK 405	18,1	18,0	0,005
	TK 406	18,5	18,0	0,028
jun-04	TK 402	18,2	18,0	0,012
	TK 403	18,2	18,2	0,000
jun-07	TK 104	17,8	18,0	0,012
	TK 402	18,0	18,0	0,001
	TK 405	18,5	18,1	0,023
jun-10	TK 104	19,9	18,0	0,106
	TK 402	19,7	18,0	0,096
	TK 405	18,3	18,0	0,016
	TK 406	18,6	18,3	0,018
jun-13	TK 104	17,9	18,3	0,019
	TK 402	18,8	18,4	0,019
	TK 403	18,3	18,2	0,007
	TK 405	18,0	18,0	0,001
jun-16	TK 104	18,1	18,0	0,004
	TK 403	18,3	18,4	0,008
	TK 405	18,0	18,0	0,003
jun-19	TK 403	18,0	18,0	0,002
	TK 405	17,7	18,0	0,017
	TK 406	17,4	18,3	0,047
jun-22	TK 402	18,3	18,1	0,011
	TK 403	18,1	18,1	0,002
	TK 405	17,9	18,1	0,009
jun-25	TK 405	17,4	18,0	0,033
	TK 406	18,5	18,0	0,027
jun-28	TK 402	18,0	18,0	0,002
	TK 405	18,0	18,0	0,001
	TK 406	18,3	18,1	0,008
jul-01	TK 104	18,0	18,1	0,004

	TK 402	18,6	18,4	0,010
	TK 406	18,2	18,0	0,013
jul-04	TK 104	18,2	18,0	0,011
	TK 402	17,6	18,0	0,022
	TK 405	18,3	18,4	0,007
jul-07	TK 104	18,2	18,1	0,004
	TK 403	18,5	18,1	0,020
	TK 406	17,9	18,0	0,008
jul-10	TK 104	18,7	18,2	0,030
	TK 403	18,1	18,6	0,027
	TK 406	18,0	18,0	0,002
jul-13	TK 104	18,1	18,2	0,005
	TK 403	18,2	18,2	0,002
	TK 406	18,4	18,0	0,024
jul-16	TK 402	18,1	18,1	0,001
	TK 405	17,7	18,1	0,022
	TK 406	18,2	18,0	0,011
jul-19	TK 104	19,0	19,0	0,001
	TK 402	18,9	18,3	0,034
	TK 405	19,5	18,2	0,070
jul-22	TK 104	18,4	18,0	0,020
	TK 402	18,3	18,0	0,015
	TK 403	18,4	18,7	0,018
	TK 405	17,7	18,0	0,016
jul-25	TK 104	18,1	18,4	0,018
	TK 403	18,4	18,0	0,022
	TK 405	17,8	18,1	0,016
jul-28	TK 104	18,1	18,3	0,008
	TK 403	18,7	18,2	0,025
	TK 406	17,5	18,0	0,026
jul-31	TK 104	19,4	18,5	0,047
	TK 402	17,5	18,0	0,028
	TK 406	18,1	18,0	0,006
ago-04	TK 402	17,7	18,0	0,018
	TK 403	18,0	18,1	0,005
	TK 405	19,1	18,5	0,031
ago-08	TK 402	18,0	18,0	0,003
	TK 403	18,1	18,0	0,005

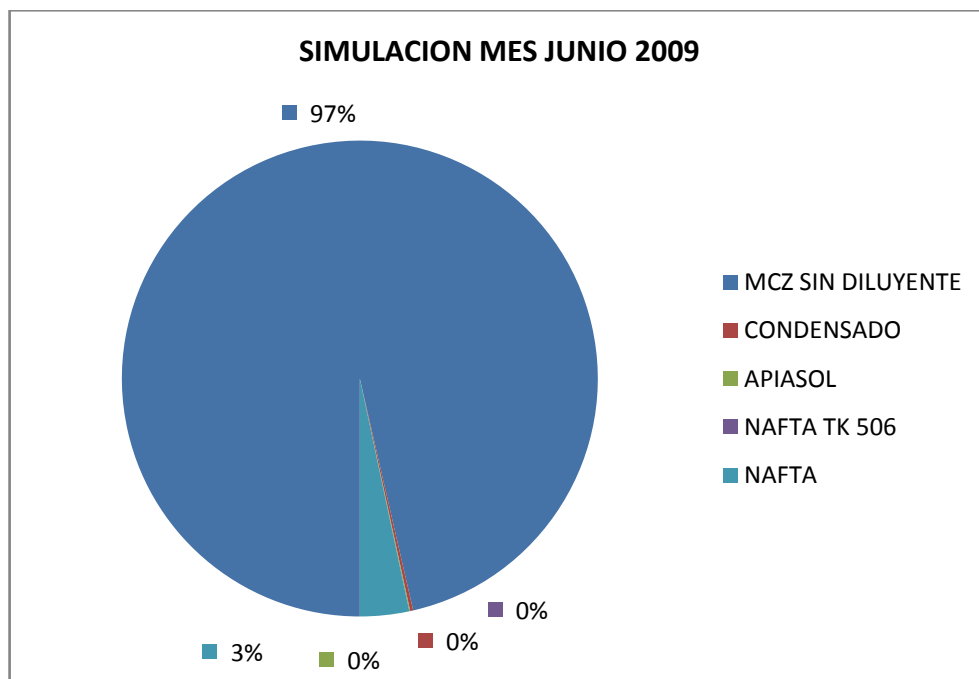
	TK 406	18,8	18,1	0,036
ago-12	TK 403	19,6	18,1	0,083
	TK 104	20,0	18,3	0,091
	TK 405	19,5	18,0	0,084
	TK 406	18,5	18,1	0,021
ago-16	TK 104	17,8	18,1	0,015
	TK 402	18,5	18,1	0,022
	TK 405	19,1	18,1	0,054
	TK 406	18,2	18,0	0,013
ago-20	TK 104	18,2	18,0	0,011
	TK 402	17,4	18,1	0,040
	TK 403	18,8	18,0	0,042
ago-24	TK 402	17,2	18,0	0,047
	TK 403	17,8	18,1	0,018
	TK 406	18,8	18,0	0,042
ago-28	TK 104	18,7	18,3	0,020
	TK 402	18,8	18,0	0,043
	TK 403	18,4	18,3	0,007
	TK 406	17,0	18,0	0,055
PROMEDIO		18,3	18,1	0,022

C-3 SIMULACIÓN DEL CONSUMO DE DILUYENTE Y CRUDOS PESADOS EN EBA PARA EL MES DE JUNIO DE 2009

C-3.1 TABLA DE DATOS DE SIMULACIÓN DE CONSUMO

	MCZ SIN DILUYENTE	CONDENSADO	APIASOL	NAFTA TK 506	NAFTA
TK 104	171978	0	240	0	5821
TK 402	244867	0	500	0	9189
TK 403	244869	700	0	0	14530
TK 405	383809	1000	0	0	7888
TK 406	206445	1000	0	0	5908
TOTAL	1251968	2700	740	0	43336

C-3.2 GRAFICA DATOS DE SIMULACION DE CONSUMO



C-4 DATOS DE CONSUMO DE CRUDO Y DILUYENTE MEDIDOS EL MES DE JUNIO DE 2009

C-4.1 TABLA DE DATOS DE CONSUMO DE CRUDO Y DILUYENTE PARA EL MES DE JUNIO DE 2009

POR FECHAS	mezcla crudos sin diluyente	nafta	Apiasol	condensado	nafta tk 506
jun-01	123171,38	2155,62			
jun-04	130464,77	4405,91			
jun-07	125203,7	6269,64			
jun-10	170134	4909	1028		
jun-13	168071,14	2010,74			589,25
jun-16	128386,1	3310,91	1111,58		
jun-19	127091,82	3836,19			
jun-22	114089,53		908,49		
jun-25	109722,46	5492,05			
jun-28	117660,99	1629,7	1180,8	1098,98	
TOTALES	1313995,66	34019,55	4229,14	1098,98	589,25

C-4.2 GRAFICA DE CONSUMO MEDIDO PARA EL MES DE JUNIO DE 2009

