



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN DE RECURSOS NATURALES –  
PRODUCCIÓN

ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE MUESTRAS DE  
CONDENSADO

TESIS  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
MISAELE EDGAR ZEPEDA DÍAZ

DR. EDGAR RAMÍREZ JARAMILLO  
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

DR. CARLOS LIRA GALEANA  
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX. 14 DE DICIEMBRE 2022  
MÉXICO, D. F. 2022



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## HOJA BIBLIOTECA

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Rodolfo Gabriel Camacho Velázquez

Secretario: Dr. Erick Emanuel Luna Rojero

1 er. Vocal: Dr. Edgar Ramírez Jaramillo

2 do. Vocal: Dr. Carlos Lira Galeana

3 er. Vocal: Dr. Apolinar Albiter Hernández

Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México. Ciudad de México.

Centro de Tecnologías para Exploración y Producción, Instituto Mexicano del Petróleo. Boca del Río, Veracruz.

**TUTOR DE TESIS:**

EDGAR RAMÍREZ JARAMILLO

---

**FIRMA**

**COTUTOR DE TESIS:**

CARLOS LIRA GALEANA

---

**FIRMA**

## DEDICATORIA

A mi familia por haberme apoyado incondicionalmente en todas mis metas a lo largo de mi vida. Particularmente, a mi Madre por su amor y cuidado incondicional, a mi Padre por su apoyo y su sustento, a mi Abuelita por tener siempre oídos para mí y darme sus consejos, a mi Abuelito, que en paz descansa, por su cariño y enseñanzas, a mi Hermano por su apoyo cuando lo llegué a necesitar, a mi Tío por su retroalimentación en la ingeniería y, en general, a todos por su protección, guía y paciencia. Les dedico este trabajo con todo mi corazón.

También dedico este logro a mis amigos de carrera y de toda la vida, Alejandro Amador, Pedro Roldán y Fabián Ramos por brindarme su apoyo moral, emocional y conocimientos académicos siempre y en cualquier momento que los llegué a necesitar.

A Alejandro Montufar por su hermandad y porque todas sus enseñanzas me han proporcionado habilidades que han sido fundamentales para mi desarrollo profesional en el manejo de datos y el uso de herramientas para elaborar análisis de manera ordenada y eficiente.

A mis compañeros del posgrado de la UNAM, Eder Galván y Ogilvie Álvarez, con los cuales compartí clases y proyectos, donde aprendí mucho de ellos además de forjar una sólida amistad.

A mis compañeros del posgrado del IMP, Carlos López y Marcos Aguilar, porque la vida me sorprendió con su invaluable amistad y apoyo técnico en el laboratorio.

## **AGRADECIMIENTOS**

A la Universidad Nacional Autónoma de México y a la Facultad de Ingeniería por haberme brindado la mejor formación humana e ingenieril que pude haber recibido en mi vida. Así también, al Programa de Maestría y Doctorado de la Universidad por haberme dado la oportunidad de continuar mis estudios en la ingeniería.

Al Instituto Mexicano del Petróleo y al Centro de Tecnologías para Exploración y Producción, así como a la Beca de Tesis de Maestría de El Fondo Sectorial CONACYT–Secretaría de Energía–Hidrocarburos, por haberme brindado la oportunidad de participar en el programa.

A todos y cada uno de mis profesores de la maestría, con especial agradecimiento al Doctor Fernando Samaniego Verduzco, quien fue mi tutor en el posgrado durante este camino, y me otorgó su atención, consejos y recomendaciones académicas, técnicas y orientativas.

Al Doctor Carlos Lira Galeana por su confianza, recomendación y gran apoyo durante mi estancia en el Instituto. De igual modo, agradezco su asesoría, amparo y disposición para brindarme todo lo necesario para mi formación y culminación de mi trabajo de tesis. Asimismo, agradezco a su hija Irina Lira, mi amiga, por su gran apoyo humano y sugerencias.

Al Doctor Edgar Ramírez Jaramillo por su total soporte en el trabajo de investigación y en el desarrollo de mi tesis, así como haberme proporcionado su confianza y todo lo necesario para realizar mis actividades durante mi estancia en el Laboratorio de Aseguramiento de Flujo.

Al Doctor Alejandro Ortega Rodríguez, Doctor Claudio Santos Núñez, a las ingenieras Maribel Amador Ramírez y Ana Patricia Medina Montiel, a los ingenieros Marco Antonio Vélez Domínguez y Juan Manuel Hernández Mendoza, por sus invaluable enseñanzas de vida, profesionales y técnicas, así como su grandiosa amistad.

Al jurado por su gran disposición y tiempo de evaluar mi trabajo de investigación.

A todas las personas que estuvieron y que me apoyaron moralmente, así como de distintas formas en el transcurso del posgrado.

# CONTENIDO

<b>CONTENIDO</b> .....	<b>i</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>iv</b>
<b>LISTA DE TABLAS</b> .....	<b>viii</b>
<b>RESUMEN</b> .....	<b>x</b>
<b>PROBLEMÁTICA</b> .....	<b>xi</b>
<b>CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>1</b>
1.1    Objetivo general .....	1
1.2    Objetivos específicos.....	1
1.3    Aseguramiento de flujo .....	2
1.4    Problemas relacionados al aseguramiento de flujo .....	2
1.4.1    Parafinas .....	3
1.4.2    Asfaltenos.....	6
1.4.3    Hidratos de metano .....	8
1.4.4    Emulsiones .....	10
1.4.5    Formación de incrustaciones minerales.....	13
1.4.6    Corrosión.....	15
1.4.7    Erosión .....	16
1.5    Producción en campos de gas y condensado.....	18
1.5.1    Sistemas de gas y condensado.....	18
1.5.2    Diagrama de fases .....	19
1.5.3    Relación de condensado a gas (CGR) .....	21
1.5.4    Criterios de clasificación de fluidos.....	22
1.5.5    Yacimientos de gas y condensado .....	22
1.5.6    Campos y producción de gas y condensado en el mundo.....	26

1.5.7	Campos y producción de gas y condensado en México .....	27
1.6	Reología .....	29
1.6.1	Curva de viscosidad .....	34
1.6.2	Curva de flujo .....	36
<b>CAPÍTULO II. ESTADO DE ARTE .....</b>		<b>38</b>
2.1	Equipos experimentales para medir el comportamiento reológico .....	38
2.2	Estudios experimentales de reología reportados en la literatura .....	40
2.3	Estudios experimentales de reología reportados en la literatura aplicados a condensados.....	41
<b>CAPÍTULO III. DESARROLLO EXPERIMENTAL .....</b>		<b>44</b>
3.1	Metodología experimental.....	44
3.2	Descripción de las muestras.....	47
3.3	Descripción de los equipos del laboratorio de aseguramiento de flujo para la caracterización de fluidos .....	48
3.3.1	Stabinger .....	48
3.3.2	Reómetro.....	49
3.3.3	Centrífuga.....	51
<b>CAPÍTULO IV. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS .....</b>		<b>52</b>
4.1	Comportamiento de las muestras .....	52
4.1.1	Comportamiento de la densidad contra la temperatura de las muestras (S/C) y (C/C) .....	52
4.1.2	Comportamiento reológico (curvas de viscosidad contra velocidad de corte) de las muestras (S/C) y (C/C) .....	53
4.1.3	Comportamiento reológico (curva de esfuerzo de corte contra velocidad de corte) de las muestras (S/C) y (C/C) .....	54
4.1.4	Densidad global.....	56
4.1.5	°API global.....	58
4.1.6	Reología global (curva de viscosidad contra velocidad de corte) .....	58



4.1.7	Reología global (curva de flujo contra velocidad de corte) .....	61
4.2	Correlaciones propuestas .....	62
4.2.1	Correlación 1 – Curva de viscosidad .....	65
4.2.2	Correlación 2 – Curva de flujo .....	66
4.4.3	Correlación 3 – Curva de viscosidad .....	68
4.4.4	Correlación 4 – Curva de flujo .....	70
4.4.5	Correlación 5 – Curva de viscosidad .....	71
4.4.6	Correlación 6 – Curva de flujo .....	73
4.4.7	Correlación 7 – Curva de viscosidad .....	74
4.4.8	Correlación 8 – Curva de flujo .....	76
4.4.9	Correlación 9 – Densidad .....	77
4.4.10	Resumen de correlaciones .....	79
<b>CONCLUSIONES .....</b>		<b>83</b>
<b>RECOMENDACIONES .....</b>		<b>85</b>
<b>NOMENCLATURA.....</b>		<b>86</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>		<b>87</b>
<b>ANEXO I.....</b>		<b>94</b>

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Ejemplos de alcanos. ....	3
<b>Figura 2.</b> Agregado de parafinas solubles en Tolueno. Vista al microscopio 0.7x, temperatura ambiente y presión atmosférica. Elaboración propia.....	4
<b>Figura 3.</b> Ejemplo de depósitos de parafina en tubería (Singh et al., 2000). ....	5
<b>Figura 4.</b> Depósito de asfaltenos en una tubería (Goual, 2012). ....	7
<b>Figura 5.</b> Estructura de los hidratos de metano. Elaboración propia. ....	8
<b>Figura 6.</b> Presiones y temperaturas de formación de hidratos en función de concentración de metanol en agua para una mezcla de gas dada. Las condiciones del fluido de la línea de flujo en estado estacionario se muestran a distancias (indicadas como de 7 a 50 millas en la curva) a lo largo de la curva azul (Sloan et al., 2011). ....	10
<b>Figura 7.</b> Ejemplos de emulsiones, donde (a) es una emulsión de agua en petróleo y (b) es una emulsión de petróleo en agua (Kimary, 2022). ....	11
<b>Figura 8.</b> Efecto del contenido de agua y la temperatura en la viscosidad de un aceite ligero. (Juntarasakul y Maneeintr, 2018).....	12
<b>Figura 9.</b> Crecimiento radial de incrustaciones en tubería de producción con impregnación de hidrocarburos y oclusión aproximada del 50% (Lajoinie et al., 2020). ....	13
<b>Figura 10.</b> Ataque de corrosión local en oleoducto (Nyborg y Dugstad, 2002). ....	15
<b>Figura 11.</b> Esquema de mecanismo de erosión comúnmente observado en materiales utilizados en la industria petrolera (Shirazi et al., 2015). ....	17
<b>Figura 12.</b> Muestras de condensados y naftas (Olsen et al., 1997). ....	18
<b>Figura 13.</b> Típico diagrama de envolvente de fases de un gas y condensado (El-Banbi et al., 2018). ....	20
<b>Figura 14.</b> Relación de gas condensado en superficie (El-Banbi et al., 2018). ....	22
<b>Figura 15.</b> Producción anual de petróleo crudo y condensados de Noruega en millones de metros cúbicos de petróleo equivalente (Datos de The Norwegian Petroleum Directorate, 2022). ....	23

<b>Figura 16.</b> Esquema de un pozo productor que produce a presión por debajo del punto de rocío en un yacimiento de gas y condensado (Salinas-Roldán, 2013)...	25
<b>Figura 17.</b> Producción global de condensados por región (Stratas Advisors, 2022). .....	27
<b>Figura 18.</b> Histórico de producción de petróleo y condensado en miles de barriles diarios. Las producciones presentadas consideran campos terrestres y aguas someras. Datos SIE-SENER (2022). Elaboración propia.....	29
<b>Figura 19.</b> Comportamiento del esfuerzo cortante de algunos modelos reológicos con límite elástico (TA Instruments, 2022). ....	30
<b>Figura 20.</b> Movimiento de partículas en flujos cortantes y extensionales (Barnes, 2000). ....	31
<b>Figura 21.</b> Líneas hipotéticas de flujo en un flujo cortante (Barnes, 2000). ....	31
<b>Figura 22.</b> Diagrama descriptivo de un flujo cortante (Barnes, 2002). ....	32
<b>Figura 23.</b> Curva de viscosidad de aceites de silicona (Barnes 2000). ....	35
<b>Figura 24.</b> Curva de viscosidad para un petróleo pesado y el efecto de la temperatura (Laurencio y Yodelkis, 2007).....	35
<b>Figura 25.</b> Curva de flujo para un petróleo pesado y el efecto de la temperatura (Laurencio y Yodelkis, 2007). ....	36
<b>Figura 26.</b> Curva de viscosidad y de flujo para un líquido determinado (TA Instruments, 2022). ....	37
<b>Figura 27.</b> Diagrama de metodología empleada.....	46
<b>Figura 28.</b> Muestra de condensado sin centrifugar (a) y después de centrifugar (b). Elaboración propia. ....	48
<b>Figura 29.</b> Equipo Stabinger SVM 3000. ....	49
<b>Figura 30.</b> Reómetro rotacional ARES-G2.....	50
<b>Figura 31.</b> Geometría de cilindros concéntricos. ....	50
<b>Figura 32.</b> Centrifuga Solvat C-40. ....	51
<b>Figura 33.</b> Comparación de la densidad para el condensado 17 y 18.....	53
<b>Figura 34.</b> Curva de viscosidad comparativa entre un fluido centrifugado y sin centrifugar. ....	54

<b>Figura 35.</b> Curva de flujo comparativa entre un fluido centrifugado y sin centrifugar. ....	55
<b>Figura 36.</b> Gráfico de datos de densidad contra la temperatura de los condensados. ....	56
<b>Figura 37.</b> Gráfico de las densidades de los condensados a 25°C. ....	57
<b>Figura 38.</b> Gráfico de las densidades de los condensados a 50°C. ....	57
<b>Figura 39.</b> Gráfico de las densidades de los condensados a 80°C. ....	57
<b>Figura 40.</b> Gráfico de las densidades °API de los condensados a 80°C. ....	58
<b>Figura 41.</b> Curva de viscosidad de los condensados a 25, 50 y 80°C. ....	58
<b>Figura 42.</b> Curva de viscosidad de los condensados a 25°C. ....	59
<b>Figura 43.</b> Curva de viscosidad de los condensados a 50°C. ....	59
<b>Figura 44.</b> Curva de viscosidad de los condensados a 80°C. ....	59
<b>Figura 45.</b> Análisis de la sección newtoniana del condensado 2 a 25°C. ....	60
<b>Figura 46.</b> Modelo de la sección newtoniana del condensado 2 a 25°C. ....	60
<b>Figura 47.</b> Curva de flujo de los condensados a 25, 50 y 80°C. ....	61
<b>Figura 48.</b> Curva de flujo de los condensados a 25°C. ....	62
<b>Figura 49.</b> Curva de flujo de los condensados a 50°C. ....	62
<b>Figura 50.</b> Curva de flujo de los condensados a 80°C. ....	62
<b>Figura 51.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 1. ....	65
<b>Figura 52.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 2. ....	67
<b>Figura 53.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 3. ....	69
<b>Figura 54.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 4. ....	70
<b>Figura 55.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 5. ....	72
<b>Figura 56.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 6. ....	73
<b>Figura 57.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 7. ....	75
<b>Figura 58.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 8. ....	76
<b>Figura 59.</b> Datos calculados vs medidos de la correlación 9. ....	78
<b>Figura 60.</b> Aplicación de correlación 9 para la densidad del condensado 1. ....	78
<b>Figura 61.</b> Comparativa de parámetros estadísticos de las correlaciones de curvas de viscosidad. ....	81

**Figura 62.** Comparativa de parámetros estadísticos de las correlaciones de curvas de flujo..... 81

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Clasificación de hidrocarburos en función de la composición. ....	19
<b>Tabla 2.</b> Criterio de campo y de laboratorio para clasificación de fluidos. ....	22
<b>Tabla 3.</b> Producción de campos de gas y condensado en el mundo. Elaboración propia. ....	26
<b>Tabla 4.</b> Campos y producción de condensado en México. Datos CNH (2022). Elaboración propia. ....	28
<b>Tabla 5.</b> Nomenclatura y unidades utilizadas en reología.....	32
<b>Tabla 6.</b> Rangos típicos de velocidad de corte para algunas operaciones físicas (Barnes, 1989).....	33
<b>Tabla 7.</b> Ejemplos de viscosidades de algunos materiales (Anton Paar, 2022)....	33
<b>Tabla 8.</b> Campos, pozos y mezclas de condensados. ....	47
<b>Tabla 9.</b> Rangos de medición de viscosímetro Stabinger. ....	49
<b>Tabla 10.</b> Comparación de la densidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar. ....	52
<b>Tabla 11.</b> Comparación de la viscosidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar. ....	54
<b>Tabla 12.</b> Comparación de la viscosidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar. ....	55
<b>Tabla 13.</b> Coeficientes de Correlación 1 – curva de viscosidad.....	65
<b>Tabla 14.</b> Coeficientes de correlación 2 – curva de flujo.....	66
<b>Tabla 15.</b> Coeficientes de correlación 3 – curva de viscosidad.....	68
<b>Tabla 16.</b> Coeficientes de correlación 4– curva de flujo.....	70
<b>Tabla 17.</b> Coeficientes de correlación 5 – curva de viscosidad.....	71
<b>Tabla 18.</b> Coeficientes de correlación 6 – curva de flujo.....	73
<b>Tabla 19.</b> Coeficientes de correlación 7 – curva de viscosidad.....	74
<b>Tabla 20.</b> Coeficientes de correlación 8 – curva de flujo.....	76
<b>Tabla 21.</b> Coeficientes de correlación 9 – curva de densidad.....	77
<b>Tabla 22.</b> Expresiones de las correlaciones.....	79
<b>Tabla 23.</b> Características de elaboración de correlaciones. ....	79

<b>Tabla 24.</b> Resumen correlaciones de viscosidad.....	80
<b>Tabla 25.</b> Resumen de correlaciones de esfuerzo de corte.....	80
<b>Tabla 26.</b> Coeficientes de correlación de densidad. ....	80

## RESUMEN

En el presente proyecto de investigación se aborda el estudio del comportamiento reológico (curva de flujo y de viscosidad) en función de la velocidad de corte, temperatura y densidad de 57 condensados de pozos productores de gas y condensado provenientes de campos del sureste de México, los cuales abarcan un rango de 35.2 a 44.8 °API. Asimismo, se aborda el estudio del comportamiento de la densidad de estos sistemas en función de la temperatura y los grados °API. Ambos casos a presión atmosférica.

La primera etapa se conforma de la selección de muestras, la elaboración de mezclas modelo, la centrifugación y separación de fluidos, y finalmente la caracterización de cada uno de los sistemas, es decir, la determinación de la densidad y los °API.

La segunda etapa es la obtención del comportamiento reológico, determinando la viscosidad y el esfuerzo de corte a las temperaturas de 25°C, 50°C y 80°C, en un intervalo de velocidad de corte de 0.1 a 1,000 [1/s], utilizando un reómetro rotacional con geometría de cilindros concéntricos.

La tercera etapa, consta de la elaboración de una base de datos, visualización de resultados y delimitación de los rangos de las variables para posteriormente llevar a cabo el análisis y la presentación de la información.

La cuarta etapa es la elaboración de diversas correlaciones generales para las curvas de flujo, viscosidad y densidad, y su respectiva aplicación a los datos experimentales para su evaluación estadística y discusión.

Es de valor mencionar que, dado el comportamiento particular de cada sistema de condensados, las correlaciones son aplicables para el rango específico de temperatura, densidad y velocidad de corte correspondientes.



## PROBLEMÁTICA

Los principales problemas de aseguramiento de flujo en la producción de gas y condensados son la formación y depositación de sólidos orgánicos (ceras). También, la erosión y corrosión en tuberías de producción, instalaciones superficiales y líneas de transporte e inherentemente el incremento en costos por prevención, reparación y producción diferida. Al mismo tiempo, lo son la falta de procedimientos y metodologías experimentales integrales en la caracterización fisicoquímica de los hidrocarburos.

La formación de ceras depende fundamentalmente de la composición de la mezcla de hidrocarburos, y de los cambios de presión y de temperatura que ocurren a lo largo del transporte de los fluidos, por lo que existe el riesgo latente de que suceda este fenómeno durante la producción, y así, provocar la disminución u obstrucción total del flujo en algunos tramos de las tuberías, principalmente donde existen cambios drásticos de algunas propiedades, v.gr. el cambio en la temperatura de las paredes de la tubería que se encuentra en el subsuelo y la del fondo del océano; la cantidad presente de parafinas en la mezcla y el porcentaje de corte de agua asociado a la producción.

Asimismo, los cambios en las propiedades reológicas de los fluidos; como la viscosidad y el esfuerzo cortante, serán consecuencia de la variación de la velocidad y geometría de transporte, presión, temperatura, densidad y cambios composicionales. Por lo que, conocer e investigar el comportamiento reológico de sistemas de gas y condensado es importante para evitar errores en el diseño y operación de instalaciones de producción y sistemas de transporte. Debido a los pocos estudios realizados en reología de gas y condensados, en contraste con la diversa cantidad de los elaborados en crudos pesados, es necesario estudiar estos sistemas por aparte para determinar modelos que sean adecuados y describan correctamente su comportamiento a diferentes condiciones, y a consecuencia generar una base de datos, diversos análisis y modelos para su uso en la industria, la investigación y la academia.

## **CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN**

### **1.1 Objetivo general**

El presente trabajo está enfocado en la investigación experimental del comportamiento reológico (viscosidad y esfuerzo de corte en función de la velocidad de corte) de muestras de condensado de pozos productores de gas y condensado de la región sureste de México a condiciones de presión atmosférica y temperatura.

### **1.2 Objetivos específicos**

Los objetivos específicos de la presente investigación son:

1. La caracterización fisicoquímica de muestras de condensado de 4 campos productores de gas y condensados de la región sureste de México.
2. El proceso de separación de agua de muestras de condensado de 4 campos productores de gas y condensados de la región sureste de México mediante la técnica de centrifugación.
3. La medición de curvas de densidad de muestras de condensado con y sin centrifugar a condiciones de presión atmosférica y temperatura.
4. La medición de curvas de reología (viscosidad contra velocidad de corte y esfuerzo de corte contra velocidad de corte) a condiciones de presión atmosférica y temperatura.
5. El desarrollo de correlaciones matemáticas para predecir el comportamiento reológico (viscosidad contra velocidad de corte y esfuerzo de corte contra velocidad de corte).
6. El desarrollo de una correlación matemática para predecir el comportamiento de densidad (densidad contra temperatura).

### **1.3 Aseguramiento de flujo**

El término de aseguramiento de flujo tiene origen en el Centro de Investigaciones Petrobras en la década de los noventa, y se refería a la aplicación de diversas técnicas y métodos que tenían la finalidad de asegurar la producción de las mezclas de hidrocarburos-agua provenientes desde el yacimiento, hasta las instalaciones superficiales. Dados los avances tecnológicos de la época, las condiciones de explotación de yacimientos migraban de costa adentro a costa afuera, contrayendo así nuevos retos de operación para la industria petrolera.

Kak et al. (2017) afirma que el aseguramiento de flujo es un término genérico que se refiere a los métodos de análisis, consideraciones de diseño y métodos de monitoreo, así como a los métodos y técnicas de evaluación relacionados con el flujo multifásico en tuberías y equipos submarinos.

Por lo tanto, el aseguramiento de flujo se define en este trabajo como un proceso continuo, dinámico y monitoreable que busca garantizar el flujo de la producción (hidrocarburos en presencia de otros fluidos) a lo largo de todo el sistema de transporte, mediante el análisis, diseño e implementación de condiciones de operación adecuadas, acciones de prevención y tratamiento de problemas de flujo.

Dada la complejidad de los procesos involucrados se requieren de diversos campos de las ciencias fisicomatemáticas y computacionales, como lo son la termodinámica, dinámica de fluidos, química, mecánica, estadística, computo científico, entre otras, para trabajar en conjunto y elaborar el mejor diseño del sistema y las condiciones óptimas de flujo.

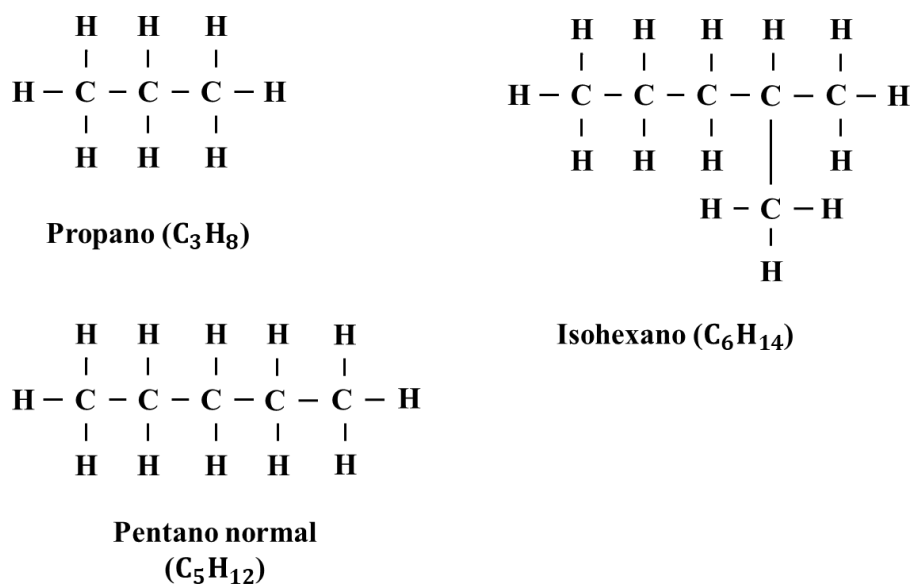
### **1.4 Problemas relacionados al aseguramiento de flujo**

Los principales problemas que aborda el aseguramiento de flujo son la formación/depositación de sólidos (parafinas, asfaltenos, hidratos de metano e incrustaciones inorgánicas) y con ello la obstrucción de las tuberías e instalaciones, asimismo la corrosión y erosión en éstas, la manifestación de patrones de flujo, la formación de emulsiones y la producción de compuestos no

hidrocarburos. Normalmente, los experimentos de laboratorio, el modelado, la simulación numérica/composicional, y los análisis de datos de campo son las principales herramientas para identificar el tipo de problemas que se podrían presentar durante la producción de fluidos. A continuación, se describen de manera resumida los problemas antes mencionados, así como sus respectivos tratamientos:

### 1.4.1 Parafinas

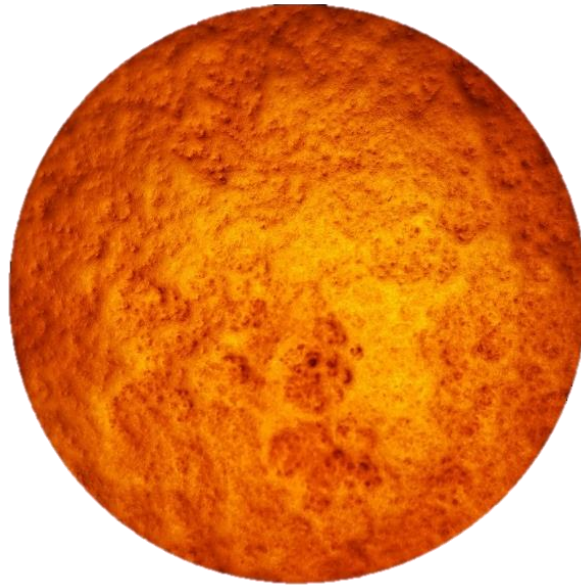
Los alcanos son hidrocarburos saturados, con la fórmula general  $C_nH_{2n+2}$  y el nombre de cada uno de sus miembros tiene la terminación “ano”, por ejemplo, propano, pentano normal e isohexano, ver **Figura 1**.



**Figura 1.** Ejemplos de alcanos.

Sea “n” el número de carbono de un alcano, temperatura de 23.9°C/75°F y presión atmosférica, entonces, para valores de  $n < 5$  (metano, etano, propano, butano) los alcanos están en fase gaseosa, para valores desde  $n = 5$  (pentano) hasta  $n = 15$  (pentadecano) están en fase líquida, y para valores  $n > 15$  habrá una transición de alcanos líquidos viscosos a sólidos (Firoozabadi, 1999 y Selley et al., 2015). A este último conjunto de alcanos, usualmente en el rango de número de carbono de 20 a 70 o mayor (Lee, 2008), se le conoce como parafinas y su solidificación es la

responsable de la formación de depósitos de parafinas en tuberías de producción y transporte de mezclas de hidrocarburos con alto contenido parafínico. La **Figura 2** muestra una fotografía de un agregado de componentes parafínicos solubles en Tolueno que provienen de la centrifugación de un condensado, dicha fotografía fue tomada en el Laboratorio de Aseguramiento de Flujo del Centro de Tecnologías para Exploración y Producción (CTEP) del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP).



**Figura 2.** Agregado de parafinas solubles en Tolueno. Vista al microscopio 0.7x, temperatura ambiente y presión atmosférica. Elaboración propia.

Las parafinas se encuentran naturalmente en las mezclas de hidrocarburos y los depósitos que forman son conocidos como ceras macrocristalinas. Las moléculas de varios tamaños cristalizan a medida que se alcanza su temperatura de cristalización, conocida como Temperatura de Aparición de la Cera (WAT). Las n-parafinas más grandes cristalizan a temperaturas relativamente altas porque tienen cadenas moleculares rectas, que se organizan fácilmente en cristales (Makogon, 2019). A medida que el petróleo crudo se enfría, las parafinas forman una estructura cristalina sólida (Kak et al., 2017). Una parte de esta cera se depositará en capas y podrá provocar eventual obstrucción al flujo, y otra parte continuará suspendida y transportada aumentando la viscosidad aparente del petróleo y sus propiedades. La principal causa de la precipitación de cera es la

temperatura, pero la composición, la presión y el régimen de flujo también influyen (Theyab, 2018). Existen dos modelos base para describir la formación de ceras, el primero es el de Solución Sólida (Won, 1986) y el segundo el de Múltiples Fases Sólidas (Lira-Galeana et al., 1996).

Las técnicas de prevención o mitigación de formación de ceras durante la producción de hidrocarburos se clasifican en térmicas, mecánicas y químicas. Dentro de las técnicas térmicas, está el mantenimiento de la temperatura de flujo por arriba de la Temperatura de Aparición de la Cera (WAT) mediante la circulación de un fluido caliente (normalmente petróleo) para disolver o desalojar parafinas depositadas en la tubería de producción o por el Método de Nitrógeno Autogenerado (SGN por sus siglas en inglés “self-generated nitrogen”). Respecto a las técnicas mecánicas, se encuentra el “pigging” o raspado interior de la tubería, los impactos de chorros de alta presión mediante manguera flexible (Coiled Tubing Jetting) o pulsación por presión. Finalmente, los métodos químicos incluyen el uso de solventes o dispersantes, cuyas propiedades dependerán de la composición y temperatura.



**Figura 3.** Ejemplo de depósitos de parafina en tubería (Singh et al., 2000).

### 1.4.2 Asfaltenos

Los asfaltenos son compuestos hidrocarburos polares de alto peso molecular (300-800, típicamente 700+ g/mol) (Makogon, 2019). Los asfaltenos no tienen una estructura química específica, por lo que se caracterizan en función de la solubilidad de fracciones de hidrocarburos en determinados solventes, como lo son benceno, tolueno, disulfuro de carbono y cloroformo, pero insolubles en n-alcános, como n-pentano o n-heptano (Centeno et al., 2004).

Una característica común de los asfaltenos son los múltiples anillos de bencilo fusionados y la presencia de heteroátomos como Nitrógeno (N), Oxígeno (O), Azufre (S) y metales como Vanadio (V), Cobre (CU), Hierro (Fe) y Níquel (Ni) (Speight, 2001; Yasar et al., 2001 y Simanzhenkov et al., 2003). La relación promedio de átomos de hidrógeno/carbono (H/C) en los asfaltenos es 1.1 (uno punto uno). Esto ayuda a distinguir los depósitos de asfaltenos de la cera de parafina que contienen principalmente hidrocarburos saturados con una relación (H/C) de 2 (dos), por ejemplo, Akmaz et al. (2011) en su análisis composicional de crudos de Batiraman en Turquía determina que la (H/C) de los asfaltenos es 1.09 y el de las parafinas de 1.89.

Estos compuestos hidrocarburos son los más pesados, aromáticos y la mayoría de las fracciones polares de petróleos pesados y bitumen. Éstos, a menudo están presentes en formas coloidales dispersas en la matriz del petróleo circundante. Sin embargo, como resultado de ligeros cambios en las condiciones durante la producción, el transporte y la refinación del petróleo, la fase dispersa coloidal de los asfaltenos se separa, formando agregados sólidos de asfaltenos muy estables (Ruíz-Morales, 2002).

Cuando se desestabilizan los coloides, los asfaltenos floculan y se depositan desde el petróleo hacia las superficies del sistema de producción, lo que restringe el flujo, bloquea los sensores y limita la operatividad de las válvulas. Los depósitos de asfaltenos pueden ocurrir en el yacimiento, tubería de pozo, líneas de flujo,

elevadores, filtros, separadores, bombas y otros lugares (Makogon, 2019), ver **Figura 4**. Los asfaltenos, los cuales son sólidos, tienen o imparten atributos cruciales y a menudo perjudiciales en los fluidos, como alta viscosidad, estabilidad de la emulsión, bajos rendimientos de destilados y separación de fases inoportuna (Mullins, 2011).



**Figura 4.** Depósito de asfaltenos en una tubería (Goual, 2012).

Los asfaltenos se desestabilizan, flocculan y depositan por las siguientes razones:

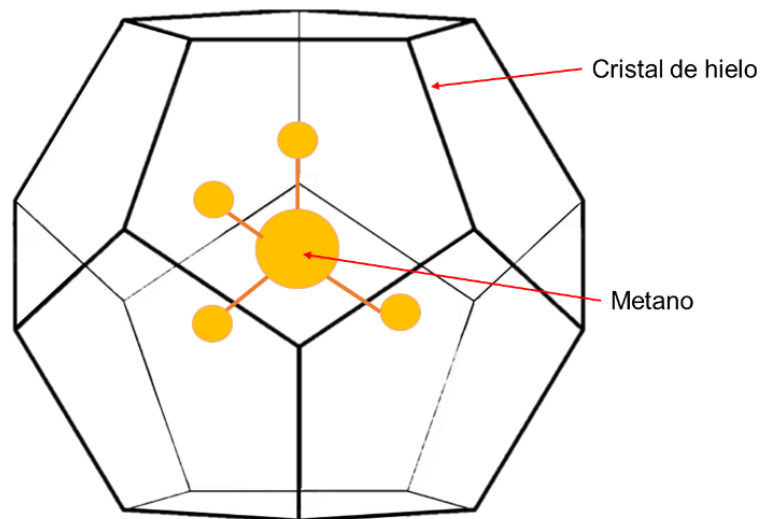
- Inyección de CO<sub>2</sub>, debido al cambio en la acidez y la fuerte interacción polar con los asfaltenos.
- Inyección de petróleo ligero: debido a la solvatación de las moléculas de resina lejos de asfaltenos.
- Bombeo neumático (gas lift), debido a las fracciones pesadas del gas que se disuelve en el petróleo y reduce la densidad de éste.
- Mezcla de corrientes de fluidos incompatibles, debido a que las fracciones ligeras se disuelven en petróleo más pesado.
- Acidificantes, debido al cambio en la acidez.
- Carga eléctrica en las superficies, debido a la atracción polar de los asfaltenos.
- Cizallamiento, velocidad de deposición acelerada.



En general, la remoción de los asfaltenos depositados debe hacerse ya sea con un químico dispersante o mediante exposición a un solvente con tolueno u otro solvente aromático (Makogon, 2019).

### 1.4.3 Hidratos de metano

El hidrato de metano es un compuesto sólido en el que una gran cantidad de moléculas de gas metano ( $\text{CH}_4$ ) están enjauladas dentro de una estructura cristalina de agua, como se muestra en la **Figura 5**, a baja temperatura y alta presión, formando un sólido similar al hielo (Cui et al., 2019). Igualmente, gases ligeros como etano, propano,  $\text{CO}_2$  o  $\text{H}_2\text{S}$ , son propensos a formar hidratos bajo la presencia de agua y las condiciones descritas anteriormente.



**Figura 5.** Estructura de los hidratos de metano. Elaboración propia.

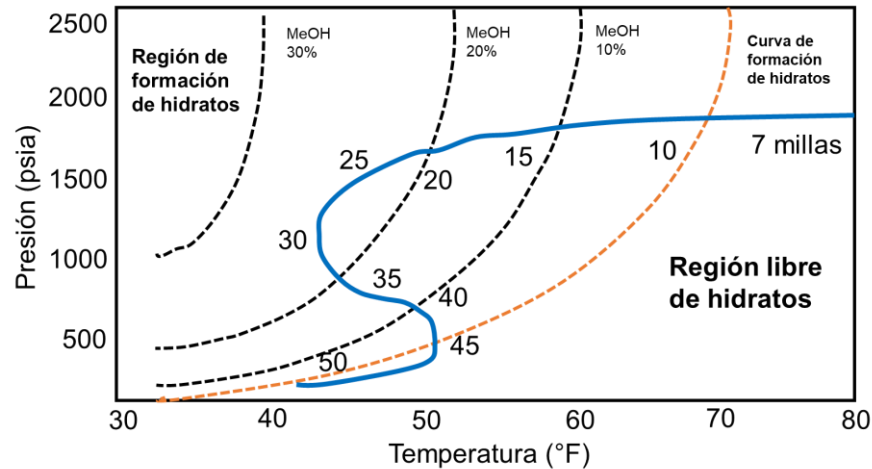
Los problemas que causan la formación de estos durante las operaciones de perforación y producción en campos costa afuera son:

- Taponamiento de las líneas de flujo y tuberías, impidiendo la circulación del fluido a través del pozo y del sistema de producción.
- Taponamiento en los separadores y válvulas de los equipos submarinos.
- Formación de un tapón entre la sarta de perforación y los preventores, lo cual impide el cierre completo de éstos.

- Mayor pérdida de presión en tuberías y líneas de flujo, debido a obstrucciones (González-Trejo, 2017).

Notz (1994) provee un caso de estudio de formación de hidratos que se muestra en el diagrama de presión-temperatura de la **Figura 6** para un fluido en una línea de flujo de aguas profundas. A la derecha de la curva en color anaranjado, en la región de alta temperatura, los hidratos se no se formarán y el sistema existirá en la región fluida (hidrocarburos y agua). Sin embargo, se formarán hidratos en la región a la izquierda de la línea anaranjada por lo que se deben tomar medidas de prevención, como lo es la inyección de metanol o monoetilenglicol (MEG) disuelto en agua, que provocará un desplazamiento de la curva de formación de hidratos hacia la izquierda del diagrama, logrando así un mejor rango operativo de presión (mayor) y temperatura (menor) para que el sistema de transporte evite entrar en la región de formación de hidratos.

Respecto a la **Figura 6** cabe mencionar que, a 7 (siete) millas de la cabeza del pozo submarino, el flujo tiene aún cierta temperatura elevada que evita la formación de hidratos, pero el océano enfría la corriente que fluye y aproximadamente a 9 millas, una unidad de masa de gas que fluye y el agua asociada ingresan a la región de hidratos a la izquierda de la curva de formación de hidratos, permaneciendo en el área de hidratos desinhibidos hasta la milla 45. Para la milla 30, la temperatura del sistema de tuberías es unos pocos grados más alto que la temperatura del océano profundo (4°C / 39 °F), por lo que se requiere aproximadamente un 23% en peso de metanol en la fase de agua libre para desplazar la región de formación de hidratos hacia la izquierda de las condiciones de la línea de flujo para evitar la formación de hidratos y bloqueo. A medida que el metanol vaporizado fluye a lo largo de la tubería desde el punto de inyección en la boca del pozo de la **Figura 6**, el metanol se disuelve en el agua producida o en el agua condensada del gas (Sloan, et al., 2011).

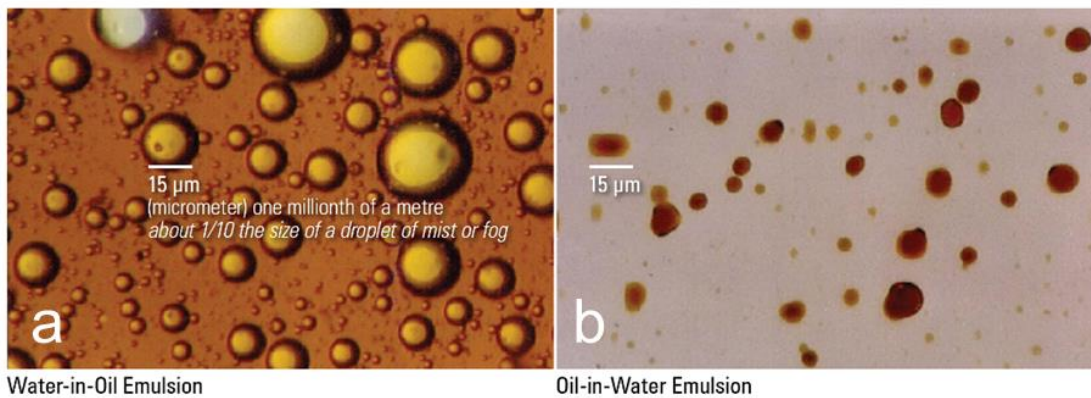


**Figura 6.** Presiones y temperaturas de formación de hidratos en función de concentración de metanol en agua para una mezcla de gas dada. Las condiciones del fluido de la línea de flujo en estado estacionario se muestran a distancias (indicadas como de 7 a 50 millas en la curva) a lo largo de la curva azul (Sloan et al., 2011).

Como se mencionó anteriormente, se utilizan inhibidores de formación de hidratos como lo es el metanol o mezclas especiales de alcoholes, que son diseñados en función de la estructura del hidrato, las condiciones de presión y temperatura de operación, composición y corte del agua, puntos de inyección y condiciones operativas de éstos, tiempo de residencia de los fluidos, enfriamiento por pérdida de presión y otros productos químicos utilizados durante la producción. (Kak et al., 2017).

#### 1.4.4 Emulsiones

Son sistemas de mezclas de dos fluidos inmiscibles entre sí donde uno se encuentra en una fase continua y otro en fase dispersa. Existen dos tipos comunes de emulsiones en la industria petrolera: aceite emulsificado en agua (O/W) y agua emulsificada en aceite (W/O). La estabilidad y la duración de una emulsión está determinada por el tamaño y la distribución de la fase dispersa dentro de la fase continua, así como de agentes emulsificantes como partículas sólidas o surfactantes. La **Figura 7** muestra un ejemplo del tipo de emulsiones mencionadas.



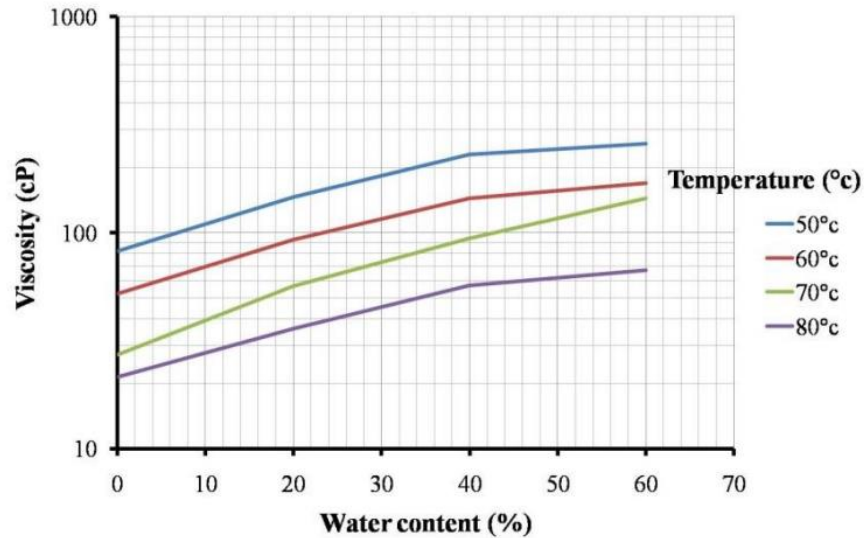
**Figura 7.** Ejemplos de emulsiones, donde (a) es una emulsión de agua en petróleo y (b) es una emulsión de petróleo en agua (Kimary, 2022).

La formación de emulsiones, en petróleo crudo, se debe principalmente a las altas tasas de cizallamiento y las zonas de turbulencia que se encuentran en diferentes puntos de las instalaciones de producción, especialmente en la válvula de estrangulamiento. Estas emulsiones pueden ser muy estables como resultado de la presencia de compuestos polares, como asfaltenos y resinas, que desempeñan el papel de tensioactivos naturales y también debido a la aparición de muchos tipos de sólidos finos (p. ej., arcillas y escamas) que pueden formar películas resistentes en la interfase petróleo crudo/agua. También es ampliamente conocido que una emulsión aumenta la viscosidad del fluido, dependiendo de la composición del petróleo, la cantidad de agua y la temperatura (Farah et al., 2005).

La **Figura 8** muestra el comportamiento de la viscosidad considerando diferentes temperaturas para un aceite ligero en un diagrama de viscosidad-contenido de agua en emulsión. De manera general, se observa que a un mayor contenido de agua se presenta un aumento en la viscosidad a una temperatura determinada. Así también, se puede observar el efecto de la temperatura sobre la viscosidad.

Las emulsiones pueden causar algunos problemas de producción, como flujo de aceite con mayor viscosidad en la tubería, mayor requerimiento de calor para reducir la viscosidad y separar el aceite y el agua para cumplir con las especificaciones de venta, mayor tiempo de separación en el tanque y corrosión

(Fanchi, 2006 y Schramm, 1992). El resultado de estos problemas es un mayor costo para el tratamiento del aceite.



**Figura 8.** Efecto del contenido de agua y la temperatura en la viscosidad de un aceite ligero. (Juntarasakul y Maneeintr, 2018)

Las emulsiones provenientes de la producción deben ser separadas, por lo que sus tratamientos buscan neutralizar al agente emulsificante, destruyendo la película interfacial o venciendo las fuerzas repulsivas que impiden la unión de las gotas dispersas. Existen tratamientos térmicos, eléctricos y químicos, los primeros se basan en el aumento de la temperatura de la emulsión para reducir la viscosidad del aceite, desestabilizar la película interfacial, aumentar la velocidad de asentamiento y coalescencia de las moléculas dispersas del agua. Los tratamientos eléctricos se basan en aplicar un campo eléctrico de alto voltaje para deformar la película interfacial alrededor de las gotas dispersas, polarizarlas y lograr alinearlas con las líneas de fuerza, causando el movimiento y la atracción entre éstas y por ende la coalescencia. Finalmente, los tratamientos químicos se basan en agregar surfactantes a la emulsión para neutralizar al agente emulsificante (Ospino-Ibáñez, 2009).

### 1.4.5 Formación de incrustaciones minerales

Las incrustaciones son depósitos adherentes y duros que se forman por procesos de depositación de compuestos inorgánicos, a partir de soluciones acuosas sobresaturadas de minerales conocidas como salmueras, como resultado de la alteración del estado de equilibrio termodinámico y químico (Lorenzo-Vallejo, 2011).

En particular, el agua de formación contiene sales ligeramente solubles en agua como los son NaCl, KCl y CaCl<sub>2</sub>, además, puede contener sales de baja solubilidad como el BaSO<sub>4</sub>, CaCO<sub>3</sub> y CaSO<sub>4</sub> que bajo ciertas condiciones pueden precipitar como sólidos (Pedersen y Christensen, 2007). Ya sea por compuestos orgánicos o inorgánicos presentes en la salmuera de la formación o de agua proveniente de métodos de recuperación secundaria o mejorada, la precipitación de sales tiene lugar cuando se mezclan aguas con poca compatibilidad o por cambios de presión o de temperatura. En general, las sales se adhieren a las paredes de las tuberías reduciendo el gasto de producción y dañando los equipos, ver **Figura 9**.



**Figura 9.** Crecimiento radial de incrustaciones en tubería de producción con impregnación de hidrocarburos y oclusión aproximada del 50% (Lajoine et al., 2020).

La inhibición de incrustaciones es un tratamiento que debe aplicarse antes del punto donde se presentan las condiciones de precipitación o depositación de cristales y de manera continua, para evitar la formación de estas. Los inhibidores actúan de acuerdo con uno o más de los siguientes mecanismos de interferencia con el crecimiento del cristal: Previniendo la nucleación, dispersando cristales insipientes o *clusters* de cristales, evitando el crecimiento de cristales cuando los mismos comienzan a formarse, evitando la adherencia de nuevos cristales a depósitos incrustantes ya formados (Rojas-Martínez, 2014).

Las incrustaciones pueden ser removidas mediante métodos mecánicos y químicos. La selección del método adecuado está en función de la adherencia, espesor y tipo de incrustación, además de los costos que impliquen la remoción por uno u otro método.

La remoción química utiliza ácidos, álcalis, ácidos orgánicos, sales y secuestrantes; surfactantes y solventes orgánicos entre otros, y la selección del tipo de químico es correspondiente al tipo de incrustación que se desea remover. La desventaja de estos métodos es la corrosión prematura en las tuberías, por lo cual es necesario utilizar inhibidores de corrosión posteriormente.

La remoción mecánica utiliza una gran variedad de herramientas y técnicas aplicables en las tuberías de pozos y en la formación. Uno de los métodos convencionales es la utilización de molinos y barrenas que pueden operar con tuberías flexibles dentro de las tuberías de producción. Asimismo, la utilización de herramientas que se introducen en las líneas de superficie y que viajan a través de estas son los conocidos “diablos” que son utilizados para la remoción de depósitos incrustantes poco adheridos y para arrasar sólidos después de un trabajo de remoción con productos químicos.

Otro método es el de impacto hidráulico, que es una herramienta que tiene diversos orificios de expulsión de fluido que tiene un mecanismo que le permite cubrir todo el diámetro del pozo, donde se pueden utilizar productos químicos para atacar los depósitos solubles. Una de las desventajas de los métodos mecánicos



son el desgaste o deterioro de las tuberías (Rojas-Martínez, 2014 y Lorenzo-Vallejo, 2011).

#### 1.4.6 Corrosión

El desgaste de la superficie interna de la tubería debido a la interacción química de los fluidos con el material de éstas, cuyo contenido ácido como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  o ácidos orgánicos en presencia de agua, se le conoce como corrosión. La presencia de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y agua libre en flujos de pozos sin procesar o parcialmente procesados puede causar graves problemas de corrosión en las tuberías de acero de carbono. Los factores más importantes que gobiernan la corrosividad de la corriente del pozo son la cantidad de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , la temperatura y la química del agua. Por ejemplo, la selección de métodos de control de la corrosión en tuberías de gas húmedo depende en gran medida de si se transportará agua de formación en la tubería, la composición del agua, el grado de condensación del agua en la tubería y si se inyectará glicol para el control de hidratos (Nyborg y Dugstad, 2002).



**Figura 10.** Ataque de corrosión local en oleoducto (Nyborg y Dugstad, 2002).

Las técnicas utilizadas para evitar o contrarrestar la corrosión son la estabilización de pH y el uso de inhibidores.



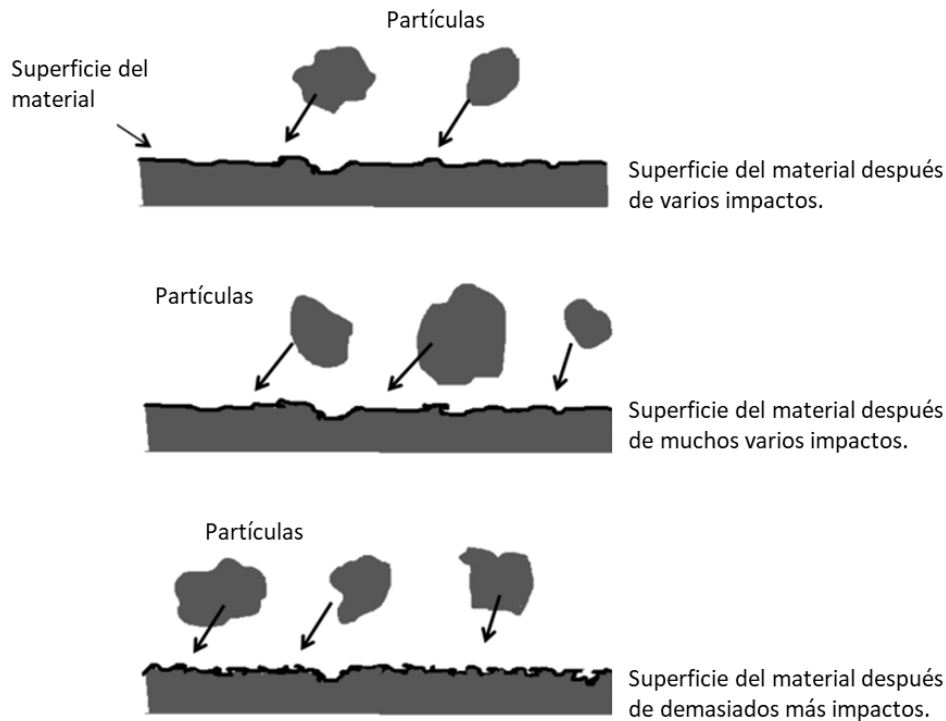
La tasa de corrosión de las tuberías de gas condensado se puede reducir sustancialmente aumentando el pH artificialmente. La técnica se llama estabilización del pH. Fue utilizado por primera vez por Elf y ha sido utilizado para el control de la corrosión en varias tuberías de condensado de gas corrosivo por Elf y Statoil (Crolet y Samaran, 1993 y Olsen et al., 1999). La reducción de la velocidad de corrosión se basa en la precipitación de productos protectores contra la corrosión en la superficie del acero. Cuando se forman películas de productos de corrosión, es el transporte de reactivos y productos de corrosión a través de la película lo que gobierna la velocidad de corrosión. Por lo tanto, las propiedades de la película de corrosión como la porosidad, el espesor y la composición se vuelven importantes. Todas estas propiedades están fuertemente relacionadas con el proceso de precipitación del carbonato de hierro que depende mucho del pH y la temperatura (Nyborg y Dugstad, 2002).

Por el lado de los inhibidores, la selección y calificación de estos en el laboratorio antes de la implementación en el campo es esencial, y la mayoría de las veces se tendrán que realizar experimentos de laboratorio específicos con inhibidores candidatos para cada campo o tubería. Varios factores pueden influir en la inhibición en tuberías multifásicas. Se han estudiado ampliamente factores como la temperatura, la partición del agua y el aceite, la química del agua y las condiciones de flujo (Nyborg y Dugstad, 2002).

### **1.4.7 Erosión**

El transporte de partículas sólidas desde la formación del yacimiento hasta las instalaciones superficiales provocará un desgaste mecánico en la superficie de la tubería cuando se presenten altas velocidades de flujo, este fenómeno es conocido como erosión. Durante la producción de gas y petróleo, las partículas sólidas están comúnmente presentes en los fluidos de producción. Estas partículas inciden en la superficie de los medios de transporte creando cráteres que empujan el material hacia las orillas de éstos creando bordes de material que se eliminan a través de impactos posteriores (Shirazi et al., 2015), ver **Figura 11**.

La cantidad de partículas sólidas dependerá del tipo de roca del yacimiento y su nivel de consolidación, del tipo y calidad de terminación de los pozos, del gasto de producción y del tipo de fluidos producidos.



**Figura 11.** Esquema de mecanismo de erosión comúnmente observado en materiales utilizados en la industria petrolera (Shirazi et al., 2015).

De acuerdo con Shirazi et al. (2015), la industria de producción de petróleo y gas ha reconocido durante mucho tiempo que la corrosión y la erosión pueden dañar las líneas de flujo, los codos, los estranguladores, las válvulas, los cabezales y los equipos de producción, lo cual representa costos adicionales de explotación. Una manera de prevenir/disminuir el daño por erosión es calcular el gasto por corrosión o la velocidad de producción que no cause excesiva corrosión. Una recomendación del American Petroleum Institute es la práctica 14E (API RP 14E) como una guía para prevenir este daño, en la cual se proporciona una ecuación para calcular una velocidad de erosión, como un parámetro de velocidad de flujo que es segura para operar. Sin embargo, el campo del estudio de este fenómeno sigue avanzando y se desarrollan diversos modelos que hacen consideraciones más completas que la recomendación antes mencionada.

## 1.5 Producción en campos de gas y condensado

### 1.5.1 Sistemas de gas y condensado

Un gas y condensado es un sistema de hidrocarburos que a condiciones de yacimiento se encuentra en fase gaseosa pero que produce cantidades significativas de líquidos cuando el gas llega a condiciones superficiales, siendo estos líquidos de baja densidad y altos grados °API.

El color del condensado puede ser blanco agua u oscuro (ver **Figura 12**). Los condensados oscuros suelen tener una gravedad específica relativamente alta y están asociados con gases de alto punto de rocío. La gravedad específica del condensado varía entre 0.74 y 0.82 (60 a 40 °API), aunque se han informado valores tan altos como 0.88 (tan bajos como 29 °API) (Kilgren, 1996).



**Figura 12.** Muestras de condensados y naftas (Olsen et al., 1997).

Estos sistemas termodinámicamente se encuentran ubicados entre los sistemas de gases húmedos y aceites volátiles. Un ejemplo de las composiciones de distintos sistemas de hidrocarburos presentado por Craff y Hawings (1991) se muestra en la **Tabla 1**.

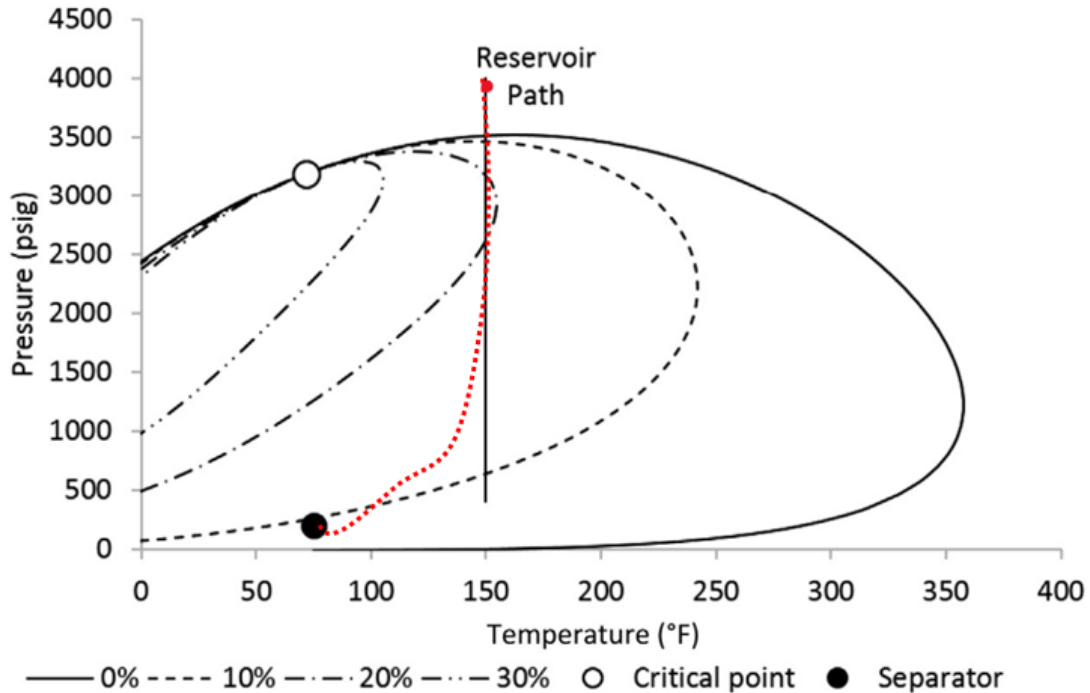
**Tabla 1.** Clasificación de hidrocarburos en función de la composición.

Componente	Aceite negro	Aceite volátil	Gas y condensados	Gas seco	Gas
C1	48.83	64.36	87.07	95.85	86.67
C2	2.75	7.52	4.39	2.67	7.77
C3	1.93	4.74	2.29	0.34	2.95
C4	1.6	4.12	1.74	0.52	1.73
C5	1.15	2.97	0.83	0.08	0.88
C6	1.59	1.38	0.6	0.12	-
C7+	42.15	14.91	3.08	0.42	-
Suma	100	100	100	100	100
MW C7+ [lb/lb-mol]	225	181	112	157	-
RGA [SCF/bbl]	625	2,000	18,200	105,000	-
°API en tanque	34.3	50.1	60.8	54.7	-
Color	Negro verduzco	Anaranjado medio	Amarillo paja	Agua blanca	-

### 1.5.2 Diagrama de fases

La **Figura 13** representa un diagrama típico de envolvente de fases de un sistema de gas y condensado. En este se observa una línea vertical isotérmica para una reducción de presión en el yacimiento, así también un punto negro que representa las condiciones de separación en superficie. El fluido originalmente se encuentra en fase gaseosa a condiciones de yacimiento, pero conforme se disminuye la presión por la producción de éste, el gas alcanza la curva de puntos de rocío. En este punto se forma la primera molécula de líquido. A partir de aquí, cada reducción de presión provocará la condensación de líquidos en el yacimiento. Cabe mencionar que los líquidos sólo fluyen en el medio poroso hasta alcanzar la saturación crítica. Esta acumulación de líquidos se formará principalmente en la cercanía de los pozos productores por ser las zonas de reducción drástica de presión, provocando una posible obstrucción al flujo. Asimismo, el gas podrá condensar a lo largo del sistema de transporte y separadores de acuerdo con las

condiciones de presión y temperatura que se hagan presentes, la línea en rojo de la **Figura 13** representa una posible trayectoria y condición de producción.



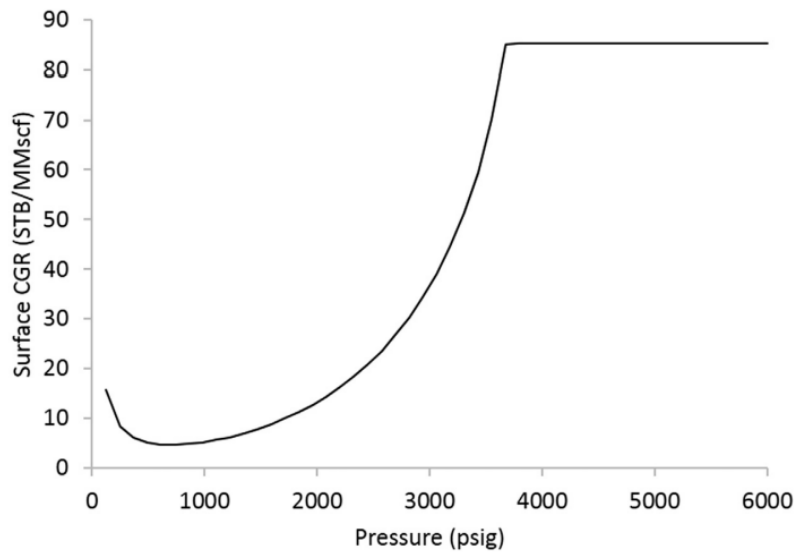
**Figura 13.** Típico diagrama de envolvente de fases de un gas y condensado (El-Banbi et al., 2018).

Otra descripción complementaria de la **Figura 13** la explica El-Banbi et al. (2018) donde menciona que los yacimientos de gas condensado se encuentran subsaturados (la presión inicial del yacimiento es mayor que la presión del punto de rocío) o saturados (la presión inicial del yacimiento es igual a la presión del punto de rocío). La temperatura del yacimiento es superior a la temperatura crítica. Por encima de la presión del punto de rocío, el fluido de condensado de gas tiene una composición constante, y la composición tanto del gas producido como del condensado es constante. Cuando la producción se produce por debajo de la presión del punto de rocío, el gas y el condensado cambian de composición. Ya sea que la presión inicial se encuentre por encima o sobre la curva del punto de rocío, la presión del yacimiento disminuye (a la temperatura del yacimiento) con el agotamiento del yacimiento. Esta disminución hace que algo de condensado se desprenda de la fase gaseosa en el yacimiento. Con una mayor reducción en la

presión del yacimiento, la saturación de condensado (líquido) en el yacimiento aumenta hasta que alcanza un punto de presión (que varía según el fluido de condensado de gas) después del cual la saturación de líquido disminuye. Este fenómeno se denomina “condensación retrógrada”. A estas bajas presiones, la composición del gas (vapor) del yacimiento se vuelve más pobre y puede aceptar condensado revaporizado. En general, el líquido que cae en el yacimiento no se mueve y sólo puede recuperarse mediante costosas operaciones de ciclado de gases.

### **1.5.3 Relación de condensado a gas (CGR)**

La **Figura 14** muestra el comportamiento típico de la relación de condensado a gas (CGR en STB/MMscf) que se obtiene en superficie si se produce a condiciones de presión de yacimiento hasta presión de separador. En la misma figura, desde 6,000 psig hasta aproximadamente 3,600 psig el yacimiento se encuentra por arriba del punto de rocío y la CGR será alta (85 STB/MMscf) ya que se obtendrá en superficie todo el líquido que el gas puede condensar. Por debajo de 3,600 psig, se presenta una tendencia decreciente del CGR, lo que significa que se producirá gas con menor relación de líquidos en superficie porque una parte de estos se forma y se queda en el yacimiento. Cabe mencionar que la composición del fluido ya no será constante en estas etapas y, por lo tanto, la envolvente de fases y el comportamiento del fluido cambiará en cada etapa de presión. Por lo anterior, la relación de condensado a gas es un factor importante en la evaluación del potencial comercial de gas y líquido, en el diseño de las instalaciones superficiales y de procesamiento, la caracterización y el modelado del yacimiento.



**Figura 14.** Relación de gas condensado en superficie (El-Banbi et al., 2018).

### 1.5.4 Criterios de clasificación de fluidos

De acuerdo con los criterios analizados por El-Banbi (2018) sobre la clasificación de los fluidos petroleros basada en Moses (1986), McCain (1994b), Whitson y Brule (2000), Pedersen et al. (2015) y Ahmed (2016), la **Tabla 2** muestra un resumen de las propiedades y rangos que se pueden utilizar para clasificar un fluido.

**Tabla 2.** Criterio de campo y de laboratorio para clasificación de fluidos.

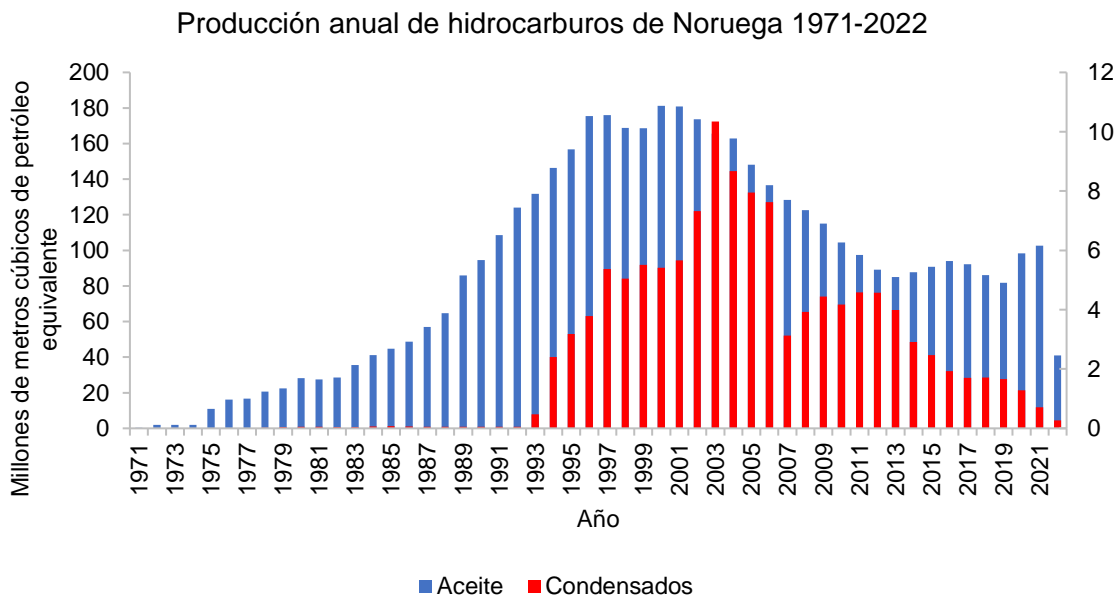
Criterio	Aceite			Gas		
	Aceite pesado	Aceite negro	Aceite volátil	Gas y condensado	Gas húmedo	Gas seco
RGA inicial [scf/STB]	<200	<1750	>3400	<3200	>33,000	>100,000
RGC inicial [STB/MMscf]	>5000	>570	>295	30 a 310	10 a 30	<10
C7+ [%mol]	>70	>19	12 a 19	2 a 12.75	0.7 a 2	<0.7

### 1.5.5 Yacimientos de gas y condensado

Un yacimiento de gas y condensado es un sistema que contiene un fluido que cumple con las características antes mencionadas. Es conocido que la mayoría de

estos están entre los rangos de 3,000 a 6,000 psia y entre los 93°C a 204°C. Estos rangos, junto con amplias variaciones en la composición, proporcionan una gran variedad de condiciones para el comportamiento físico de los yacimientos de gas y condensado, lo que enfatiza la necesidad de estudios de ingeniería muy minuciosos de cada caso para seleccionar los mejores modos de desarrollo y operación (Ikoku, 1992).

Los yacimientos de gas y condensado han incrementado su relevancia desde la década de los 90's, la **Figura 15** ejemplifica la presencia y magnitud de volumen de condensados frente a la producción de petróleo crudo en Noruega, que si bien los volúmenes de condensado son menores también son de gran valor económico además de que este tipo de yacimientos están produciendo gas al mismo tiempo. El desarrollo y operación de estos yacimientos para obtener un máximo factor de recuperación requiere de métodos de ingeniería y operación significativamente diferentes de los utilizados en yacimientos de aceite crudo o gas seco.



**Figura 15.** Producción anual de petróleo crudo y condensados de Noruega en millones de metros cúbicos de petróleo equivalente (Datos de The Norwegian Petroleum Directorate, 2022).



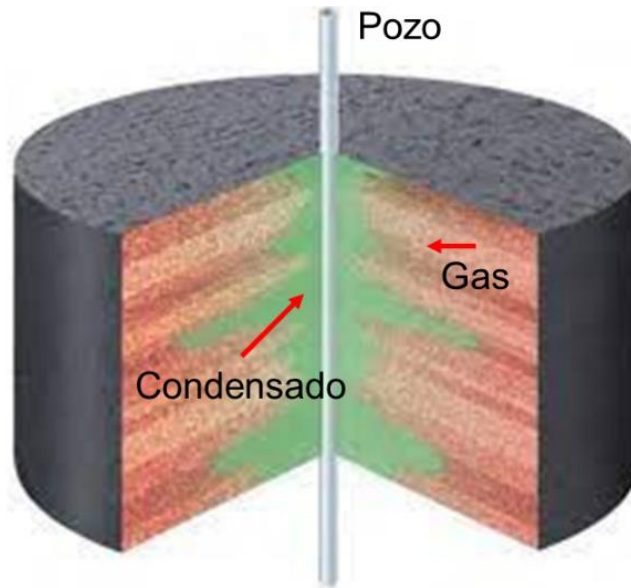
Es deseable predecir el desempeño futuro de un yacimiento de gas y condensado para establecer el plan operativo óptimo del yacimiento. Teóricamente, varios programas operativos son posibles:

1. Agotamiento de la presión sin ningún tipo de mantenimiento de presión o retorno de gas. Para yacimientos que tienen empuje activo de agua, este puede ser un método de operación muy eficiente y económico.
2. El fluido producido puede pasar a través de una planta de gasolina donde se recuperan los líquidos y se devuelve el gas seco al yacimiento. Esta es una forma de mantenimiento de la presión y se llama ciclado. El ciclado mantiene la presión del yacimiento por encima de la curva de rocío, evitando la condensación de líquidos en el yacimiento.
3. El yacimiento se puede producir por agotamiento de la presión hasta el límite económico, momento en el cual se puede iniciar la operación de retorno de gas con el objetivo de barrer los líquidos acumulados del yacimiento. Esto no suele ser económico (Ikoku, 1992).

Los parámetros que afectan al rendimiento de la producción de un yacimiento de gas y condensado son los anillos de condensado, los cambios composicionales y los problemas de aseguramiento de flujo.

### **Anillos de condensado**

La condensación del gas en las cercanías del fondo del pozo debido a la caída de presión por debajo del punto de rocío en el yacimiento puede reducir la permeabilidad relativa al gas, aumentar la presión capilar y obstruir el flujo de este, afectando la productividad del pozo y llevar la producción por debajo del nivel económico. Esta acumulación de líquido que el gas no es capaz de producir a través del pozo es conocido como anillo de condensado (**Figura 16**), el cual es un bloque del yacimiento afectado por la formación de líquidos, cuyas características están determinadas por factores como la composición y comportamiento de la mezcla de hidrocarburos y fluidos asociados, el tipo de formación, y la terminación del pozo, por mencionar algunas.



**Figura 16.** Esquema de un pozo productor que produce a presión por debajo del punto de rocío en un yacimiento de gas y condensado (Salinas-Roldán, 2013).

### **Cambios composicionales**

Como ya se mencionó anteriormente, la extracción del fluido y los cambios de presión y temperatura a lo largo del sistema integral de producción y en el mismo yacimiento, provocarán cambios composicionales en la mezcla de hidrocarburos y por ende cambios en las propiedades de estos. De acuerdo con Rajeev (2003) durante la producción de un pozo, a medida que los componentes más pesados caen en el yacimiento, cambia la composición de la corriente del pozo productor. La composición cambia una vez que la presión está por debajo de la presión del punto de rocío y la composición general será más rica en esta etapa que el fluido del yacimiento original. Por lo que se tendrán que hacer las consideraciones necesarias para atender las consecuencias de los cambios en las propiedades de los fluidos y los problemas que puedan presentarse.

### **Problemas de aseguramiento de flujo**

El principal problema de aseguramiento de flujo de los yacimientos de gas y condensado es la formación y depositación de parafinas que obstruyen o bloquean totalmente los pozos productores, líneas de flujo y accesorios, como se describió en el primer apartado. Además, pueden existir problemas de formación de

incrustaciones de sales minerales por el contenido de agua ligada a la producción, problemas de erosión por la producción de sólidos orgánicos e inorgánicos, y corrosión de las tuberías por la naturaleza de los fluidos o por tratamientos preventivos o de mantenimiento de estas.

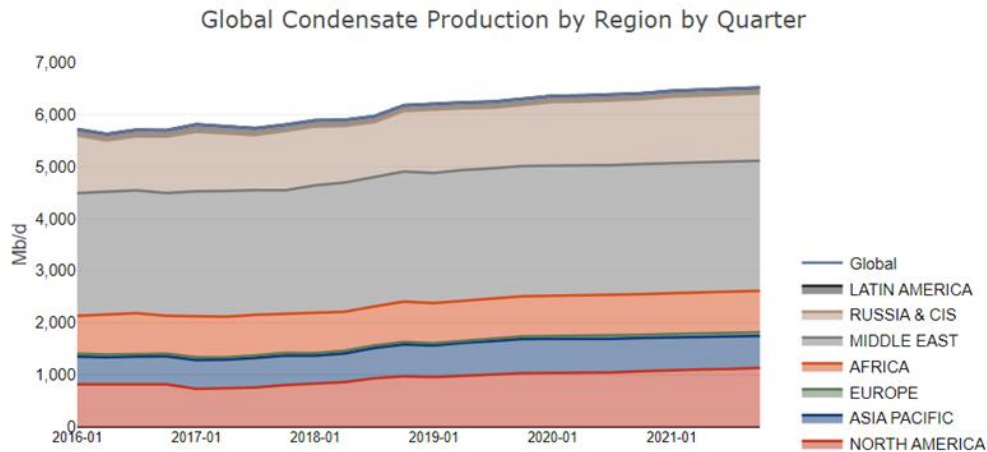
### 1.5.6 Campos y producción de gas y condensado en el mundo

La información de acceso libre sobre las características de campos de gas y condensado es limitada y muy dispersa, pero en la **Tabla 3** se menciona la producción de algunos de los campos de este tipo a nivel global.

**Tabla 3.** Producción de campos de gas y condensado en el mundo. Elaboración propia.

Nombre	Lugar	Producción total [MMboe]	Producción de gas [Bcf]	Producción de condensado [MMbl]	Año (dato)
Arun	Indonesia	12.7	71.11	0.88	2022
Shtokman	Rusia	-	70*	0.6*	2022
Karachaganak	Kazakhstan	2,875.4	6,147.2	1,850.9	2022
North Field Alpha	Qatar	1,420.6	7,208.7	207.2	2022
SouthField	Iran-Qatar	-	0.1586	6.4	2022
Cupiagua	Colombia	86.9*	357.7*	27.3*	2022
Racemosa	México	-	18.6	5.5	2022
* Producción esperada.	Elaborado con datos de: <a href="http://www.offshore-technology.com">www.offshore-technology.com</a> , <a href="https://sih.hidrocarburos.gob.mx/">https://sih.hidrocarburos.gob.mx/</a>				

A continuación, se presenta en la **Figura 17** un gráfico de la producción global de condensados (en miles de barriles por día) por región durante el periodo de 2016 a 2021 donde se observa una tendencia en incremento. Las regiones que aportan la mayor producción son Medio Oriente con 2,498 MBPD, Rusia con 1,292 MBPD, Norte América con 1,135 MBPD, África con 795 MBPD, Asia-Pacífico con 613 MBPD, Latinoamérica con 115 MBPD y finalmente Europa con 68 MBPD, todas las cifras referidas a octubre de 2021. La producción global a la misma fecha es 6,517 MBPD.



**Figura 17.** Producción global de condensados por región (Stratas Advisors, 2022).

### 1.5.7 Campos y producción de gas y condensado en México

De acuerdo con datos del Centro Nacional de Información de Hidrocarburos (CNIH, 2022) de la Comisión Nacional de Hidrocarburos (CNH) la producción de condensados proviene de 4 (cuatro) de las 6 (seis) regiones petroleras de México<sup>1</sup>: Burgos, Veracruz, Cinturón plegado de Chiapas y Cuencas del sureste, donde las tres primeras sólo cuentan con campos terrestres y la última cuenta tanto con terrestres como con campos en aguas someras. Estas cuatro regiones se conforman del siguiente número de campos y de barriles producidos desde el año 2018 hasta el primer semestre del 2022:

- Burgos con un total de 16 campos terrestres y una producción total de 1.25 MBPD.
- Cuencas del sureste con un total de 10 campos terrestres y una producción total de 142.98 MBPD; y con un total de 4 campos en aguas someras y una producción de 26.76 MBPD. Sumando una producción conjunta de 169.74 MBPD.
- Veracruz con un total de 1 campo y una producción de 32.27 MBPD.

<sup>1</sup> Las regiones petroleras en México son: Burgos, Cuencas del sureste, Veracruz, Cinturón plegado de Chiapas, Sabinas y Tampico-Misantla.

- Cinturón plegado de Chiapas con un total de 1 campo y una producción de 0 MBPD. Sin embargo, en 2021 tuvo una producción de 0.001 MBPD.
- En total de las cuatro regiones, se tienen 32 campos y una producción de 203.26 MBPD.

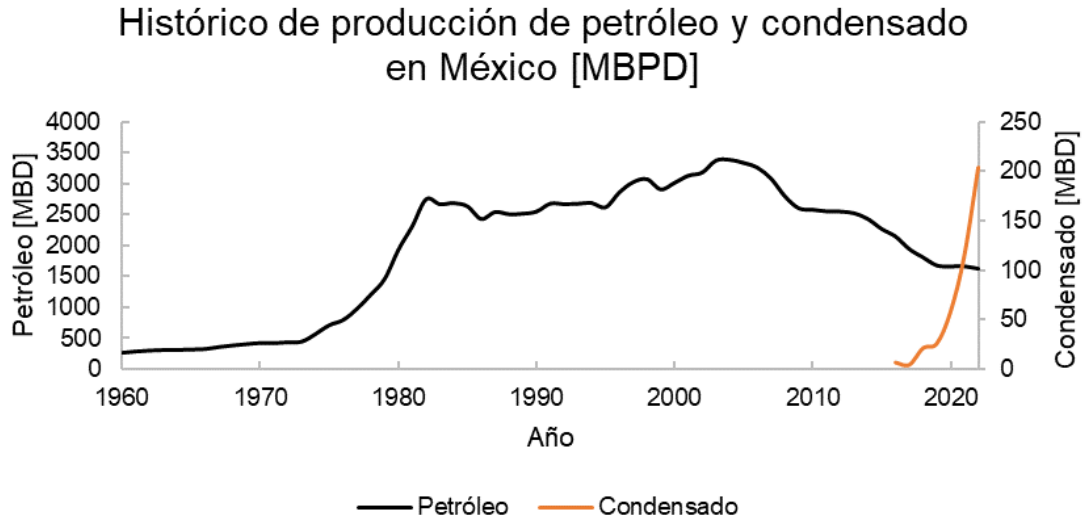
La **Tabla 4** muestra el desglose de los datos antes descritos por cada región y campo.

**Tabla 4.** Campos y producción de condensado en México. Datos CNH (2022). Elaboración propia.

Región	Tipo	Campo	Producción de condensados [MBPD]					Total por Región
			2018	2019	2020	2021	2022	
Burgos	Terrestre	Arcabuz	0.003	0.01	0.006	0.012	0.02	1.25
		Bocaxa	0	0.008	0.005	0.002	0.001	
		Cali	0.047	0.326	0.254	0.111	0.081	
		Forcado	0.001	0.006	0.013	0.006	0.011	
		Geminis	0.001	0.002	0.001	0.001	0.001	
		Integral	0.002	0.007	0.011	0.001	0.001	
		Mandarin	0.004	0.004	0.001	0.002	0.002	
		Mision	0.031	0.053	0.028	0.015	0.017	
		Nejo	2.592	3.002	1.553	1.014	0.844	
		Paje	0.001	0.001	0	0	0	
		Parritas	0	0	0.001	0	0	
		Presa	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	
		Quitrin	0	0	0	0	0.001	
		Santa Anita	0.097	0.214	0.321	0.223	0.256	
Cuencas del Sureste	Terrestre	Tepozan	0.001	0.006	0.005	0.01	0.012	142.977
		Trapiche	0.006	0.007	0.014	0.006	0.006	
		Agave	0	0	0.595	0.822	0.944	
		Chiapas Copano	1.573	1.885	1.759	1.936	2.092	
		Crater	0.217	0.189	0.188	0.107	0	
		Fortuna Nacional		0.04	0.021	0	0.012	
		Giraldas	0.371	0.276	0.652	0.718	0.904	
		Juspi	0.032	0.015	0	1.024	1.469	
	Muspac	0.407	0.333	0.407	0.184	0.182		
	Quesqui	0	0.432	11.507	44.861	120.362		
Aguas someras	Tizon	0	0	14.324	17.409	15.915	26.763	
	Valeriana	0	0.345	0.524	0.417	1.097		
	Che	0.368	1.176	1.578	1.165	0.392		
	Etkal	1.423	1.983	3.674	4.331	3.623		
Veracruz	Terrestre	Koban	0	0	0	5.479	13.743	32.266
		May	13.128	10.989	10.048	9.048	9.005	
		Ixachi	0.968	4.529	10.881	26.262	32.266	
Cinturón plegado de Chiapas	Terrestre	Catedral	0.063	0.185	0.05	0.001	0	0
<b>Total =</b>							<b>203.26</b>	

En la **Figura 18** se muestra el histórico de producción de petróleo y condensado en México de acuerdo con datos del Sistema de Información Energética (SIE, 2022) de la Secretaría de Energía (SENER) de México en el periodo que abarca

de 1960 al primer semestre del 2022, donde se observa el inicio y continuo incremento de la producción de condensados.



**Figura 18.** Histórico de producción de petróleo y condensado en miles de barriles diarios. Las producciones presentadas consideran campos terrestres y aguas someras. Datos SIE-SENER (2022). Elaboración propia.

## 1.6 Reología

El término “reología” fue acuñado por el profesor estadounidense Eugene Cook Bingham en 1920 y se refiere al estudio del flujo y deformación de los materiales. Esta definición fue aceptada hasta la fundación de la Asociación Americana de Reología en 1929 (Barnes et al., 1989). La reología estudia la relación entre fuerzas (tensión) y la deformación de materiales bajo ciertas condiciones. Hay dos aspectos fundamentales en reología para describir un material, la viscosidad, y el límite elástico causado por el esfuerzo cortante (Glatthor y Schweizer, 1994).

La viscosidad como una medida de flujo se define como la relación del esfuerzo de corte (shear stress) y la velocidad de corte (shear rate):

$$\text{Viscosidad } (\eta) = \frac{\text{Esfuerzo de corte} \left[ \frac{\text{dina} - \text{s}}{\text{cm}^2} \right]}{\text{Velocidad de corte}} \dots (1)$$

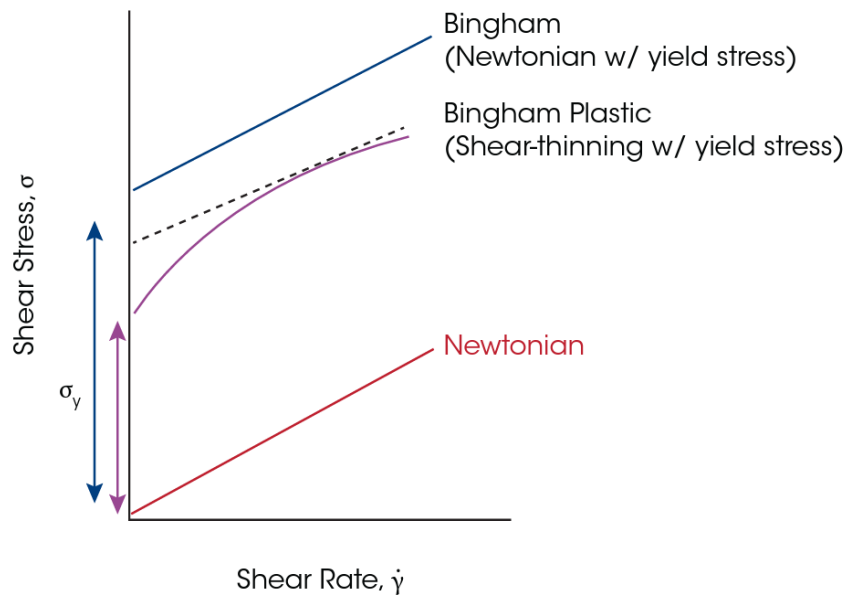
El esfuerzo de corte se define como la relación entre la fuerza de deformación y el área:

$$\text{Esfuerzo de corte } (\sigma) = \frac{\text{Fuerza}}{\text{Área}} \left[ \frac{\text{dina}}{\text{cm}^2} \right] \dots (2)$$

La velocidad de corte es la relación entre la velocidad del elemento que deforma al fluido entre el espesor de la geometría donde se lleva a cabo la deformación:

$$\text{Velocidad de corte } (\dot{\gamma}) = \frac{\text{Velocidad}}{\text{Espesor}} \left[ \frac{1}{s} \right] \dots (3)$$

Asimismo, el límite elástico ( $\sigma_y$ ) es el mínimo esfuerzo de corte requerido para iniciar la deformación de un fluido. En la **Figura 19** se presenta una gráfica de esfuerzo de corte y velocidad de corte para algunos modelos reológicos ideales. Para fluidos newtonianos (en rojo) no existe un mínimo esfuerzo requerido para hacer fluir al fluido, para fluidos plásticos y tipo Bingham sí existe y está representado por la intersección (o extrapolación) de la curva con el eje del esfuerzo cortante.



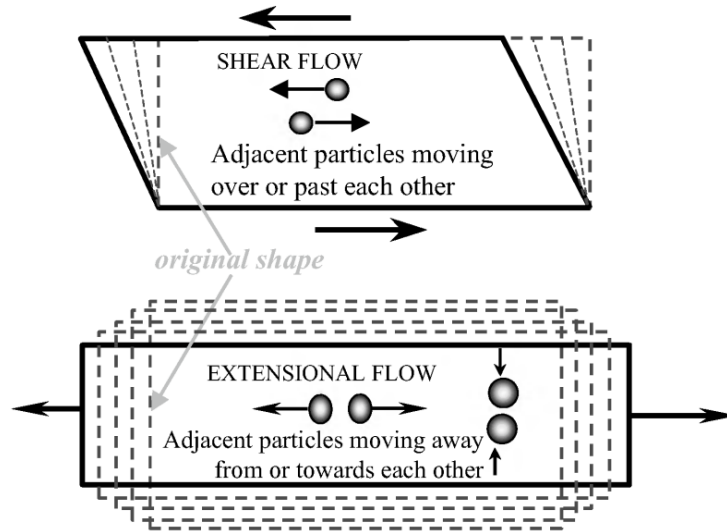
**Figura 19.** Comportamiento del esfuerzo cortante de algunos modelos reológicos con límite elástico (TA Instruments, 2022).

Para entender el campo de estudio de esta disciplina es necesario definir los tipos de flujo y de deformación. Existen dos tipos básicos de flujo:

- Flujos cortantes, donde las partículas del fluido fluyen unas sobre otras.

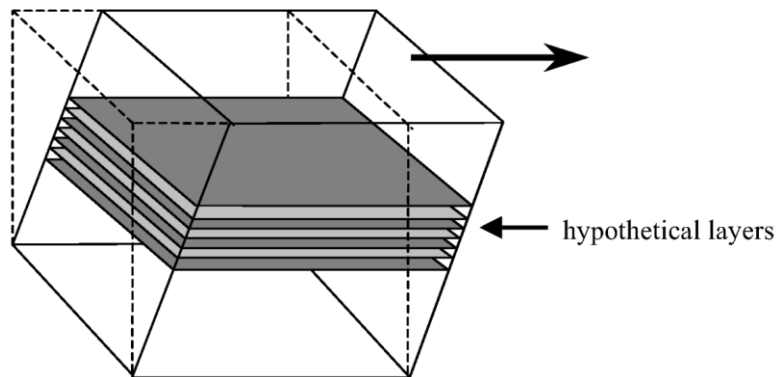
- Flujos extensionales, donde las partículas adyacentes fluyen acercándose o alejándose unas de otras (ver **Figura 20**).

El presente estudio reológico se enfoca en los flujos cortantes.



**Figura 20.** Movimiento de partículas en flujos cortantes y extensionales (Barnes, 2000).

En la **Figura 21** se muestra un flujo cortante provocado por el movimiento de capas hipotéticas deslizándose unas sobre otras. En un caso sencillo la velocidad de cada capa incrementaría linealmente con respecto a la capa contigua anterior. El gradiente de la velocidad en la dirección del fluido es conocido como velocidad de corte ( $\dot{\gamma}$ ), y la fuerza por unidad de área que produce el fluido es el esfuerzo de corte ( $\sigma$ ) (Barnes, 2000).



**Figura 21.** Líneas hipotéticas de flujo en un flujo cortante (Barnes, 2000).

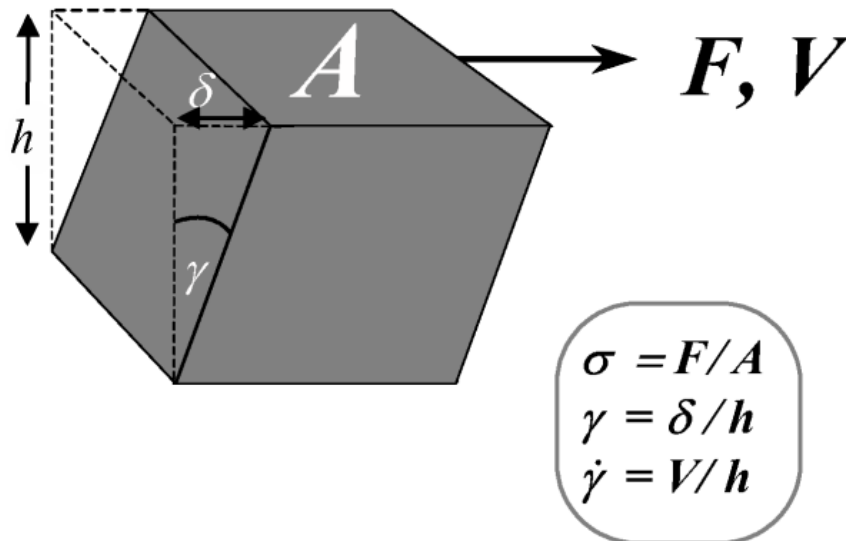


La nomenclatura y las unidades utilizadas comúnmente para la viscosidad de corte (sólo llamada viscosidad), el esfuerzo de corte, la velocidad de corte y la deformación se muestran en la **Tabla 5**.

**Tabla 5.** Nomenclatura y unidades utilizadas en reología.

Cantidad	Símbolo	Unidades	Unidades tesis
Corte o deformación	$\gamma$	-	-
Velocidad de corte	$\dot{\gamma}$	$s^{-1}$	$s^{-1}$
Esfuerzo cortante	$\sigma$	$Pa$	$Pa$
Viscosidad	$\eta$	$Pa.s$	$cP$

Una representación esquemática de las cantidades antes mencionadas se muestra en **Figura 22**.



**Figura 22.** Diagrama descriptivo de un flujo cortante (Barnes, 2002).

Los rangos de los valores aproximados de velocidad de corte para distintos materiales y ejemplos de operación se muestran en la **Tabla 6**.

**Tabla 6.** Rangos típicos de velocidad de corte para algunas operaciones físicas (Barnes, 1989).

Situación	Rango de velocidad de corte [1/s]	Ejemplos
Sedimentación de polvos finos en líquidos	$10^{-6}$ - $10^{-3}$	Medicinas, pinturas, aderezo para ensaladas.
Arrasamiento debido a la tensión superficial	$10^{-2}$ - $10^{-1}$	Pinturas, tintas de impresión.
Drenaje de superficies por gravedad	$10^{-1}$ - $10^{-1}$	Blanqueadores de inodoro, pinturas, revestimientos.
Extrusoras	$10^0$ - $10^{-2}$	Polímeros, alimentos sólidos blandos.
Masticar y tragar	$10^1$ - $10^2$	Alimentos.
Recubrimiento por inmersión	$10^1$ - $10^2$	Pinturas, confitería.
Mezclar y revolver	$10^1$ - $10^3$	Fabricación de líquidos.
Flujo de tubería	$10^0$ - $10^3$	Bombeo de líquidos, flujos de sangre
Cepillado	$10^3$ - $10^4$	Pinturas.
Frotamiento	$10^4$ - $10^5$	Cremas de cara, lociones.
Recubrimiento de alta velocidad	$10^4$ - $10^6$	Fabricación de papel.
Atomización	$10^5$ - $10^6$	Atomización, secado por aspersión.
Lubricación	$10^3$ - $10^7$	Bearings, motores.
Investigación reológica	$10^0$ - $10^2$	Crudos ligeros y emulsiones O/W

Los rangos de los valores aproximados de viscosidad para distintos fluidos se muestran en la **Tabla 7**.

**Tabla 7.** Ejemplos de viscosidades de algunos materiales (Anton Paar, 2022).

Material	Valores de viscosidad
<b>Gases/aire</b>	0.01 mPas a 0.02 mPas / 0.018 mPas
<b>Agua a 20 °C</b> (a 0 °C/ 40 °C/ 60 °C/ 80 °C/ 100 °C)	1.0 mPas (1.8 mPas/ 0.65 mPas/ 0.47 mPas/ 0.35 mPas/ 0.28 mPas)
<b>Leche, Café con leche</b>	2 mPas a 10 mPas
<b>Aceite de Oliva</b>	Aprox. 100 mPas
<b>Aceite de motor</b> (Por ejemplo, SAE 10W-30, a +23 °C/ +50 °C/ +100 °C)	50 mPas a 1000 mPas (175 mPas/ 52 mPas/ 20 mPas)
<b>Polímeros fundidos</b> (a T = +150 °C to +300 °C y a velocidades de corte entre 10 y 1000 s <sup>-1</sup> )	10 mPas a 10,000 Pas
<b>Polímeros fundidos</b> (Viscosidad cero, lo que significa velocidades de corte por debajo de 1 s <sup>-1</sup> )	1 kPas a 1 MPas
<b>Bitumen</b> (a T = +80 °C/ +60 °C/ +40 °C/ +20 °C/ 0 °C)	200 Pas / 1 kPas / 20 kPas / 0.5 MPas / 1 MPas

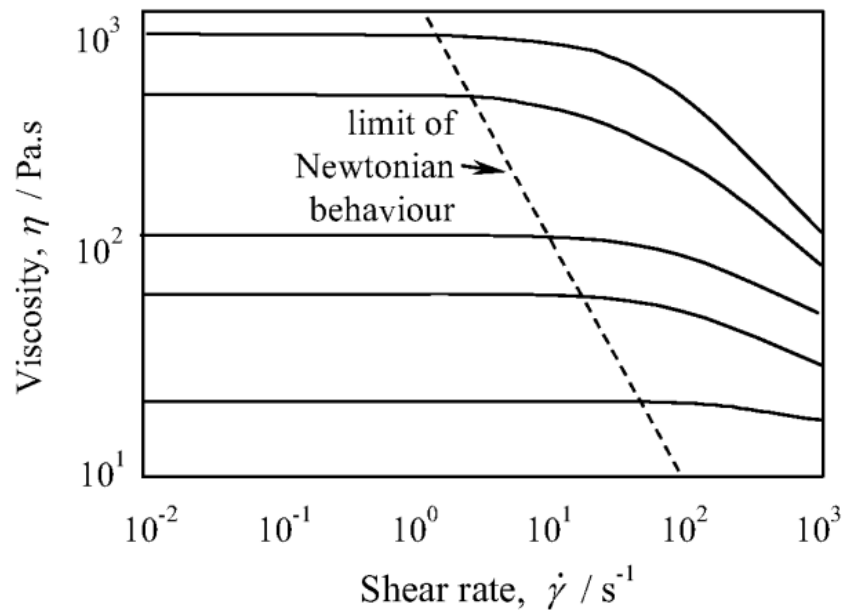
\* Temperatura ambiente al menos que se especifique lo contrario.

La evaluación del comportamiento reológico del material se realiza mediante reómetros; equipo especialmente desarrollado para lecturas del esfuerzo cortante resultante para obtener el límite elástico inicial y la viscosidad (Rubio-Hernández, 2018 y Soares et al., 2022). En la siguiente sección se abordará la forma en que se presentan y analizan los datos obtenidos de un estudio experimental de reología.

### 1.6.1 Curva de viscosidad

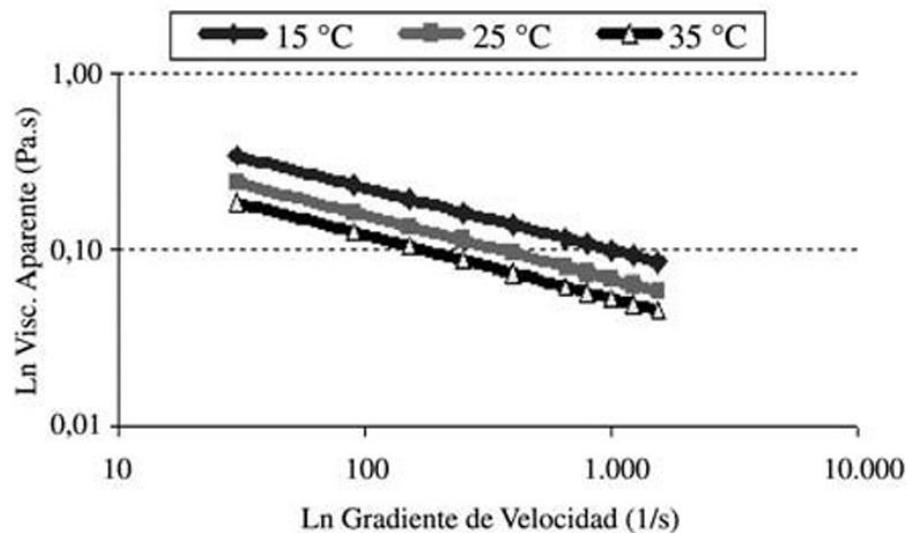
La curva de viscosidad es un gráfico doble logarítmico de viscosidad contra velocidad de corte. El objetivo es observar los comportamientos que pudieran presentarse a lo largo de la curva. De manera general, estos pueden ser los de un fluido newtoniano; en el cual la viscosidad es independiente de la velocidad de corte y por lo tanto la curva será una línea horizontal, o los de un fluido no newtoniano; en el cual la viscosidad sí tiene dependencia la velocidad de corte y puede representar cualquier tipo de curva.

En la **Figura 23** se presenta la viscosidad de varios aceites de silicona donde se identifican los dos comportamientos descritos anteriormente para un mismo fluido en distintos rangos de velocidades de corte. Cabe mencionar que el cambio en la composición de los fluidos y por tanto en sus propiedades físicas como lo es la densidad, tiene un impacto en la viscosidad.



**Figura 23.** Curva de viscosidad de aceites de silicona (Barnes, 2000).

La **Figura 24** representa una curva de viscosidad de un petróleo pesado (15 °API) con comportamiento no newtoniano y se observa el efecto que tiene la temperatura sobre la viscosidad, donde el fluido a mayor temperatura presentará menor viscosidad.

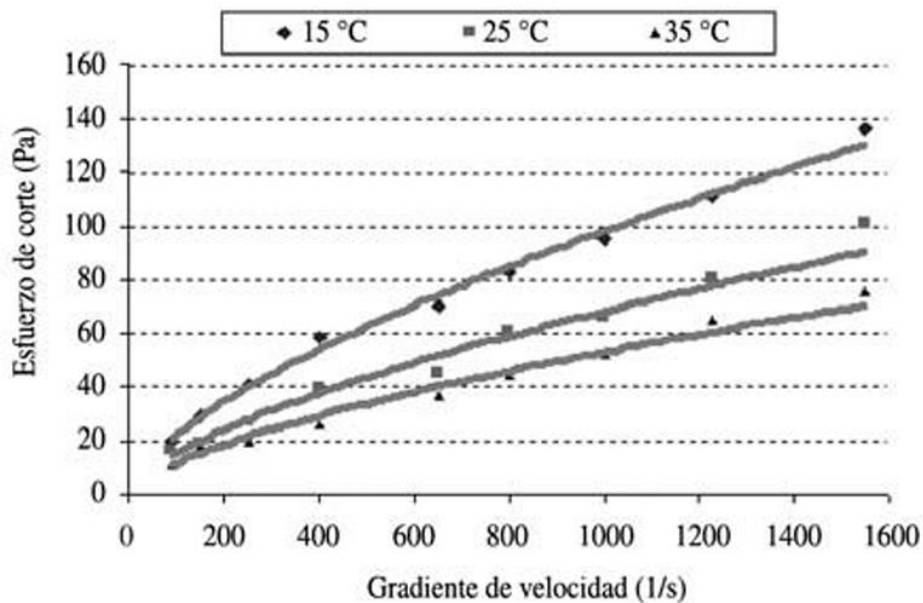


**Figura 24.** Curva de viscosidad para un petróleo pesado y el efecto de la temperatura (Laurencio y Yodelkis, 2007).

### 1.6.2 Curva de flujo

La curva de flujo es un gráfico doble logarítmico de esfuerzo de corte contra velocidad de corte. De igual manera que en la curva de viscosidad, el objetivo es observar los comportamientos que pudieran presentarse a lo largo de la curva. De manera general, estos pueden ser los de un fluido newtoniano; en el cual el esfuerzo de corte es proporcional a la velocidad de corte y por lo tanto la curva será una línea proporcional, o los de un fluido no newtoniano; en el cual el esfuerzo de corte sí tiene dependencia de la velocidad de corte y puede representar cualquier tipo de curva.

En la **Figura 25** se presenta la curva de flujo de un petróleo pesado (15 °API) con comportamiento no newtoniano y se observa el efecto que tiene la temperatura sobre el esfuerzo de corte, donde el fluido a mayor temperatura presentará menor esfuerzo de corte.

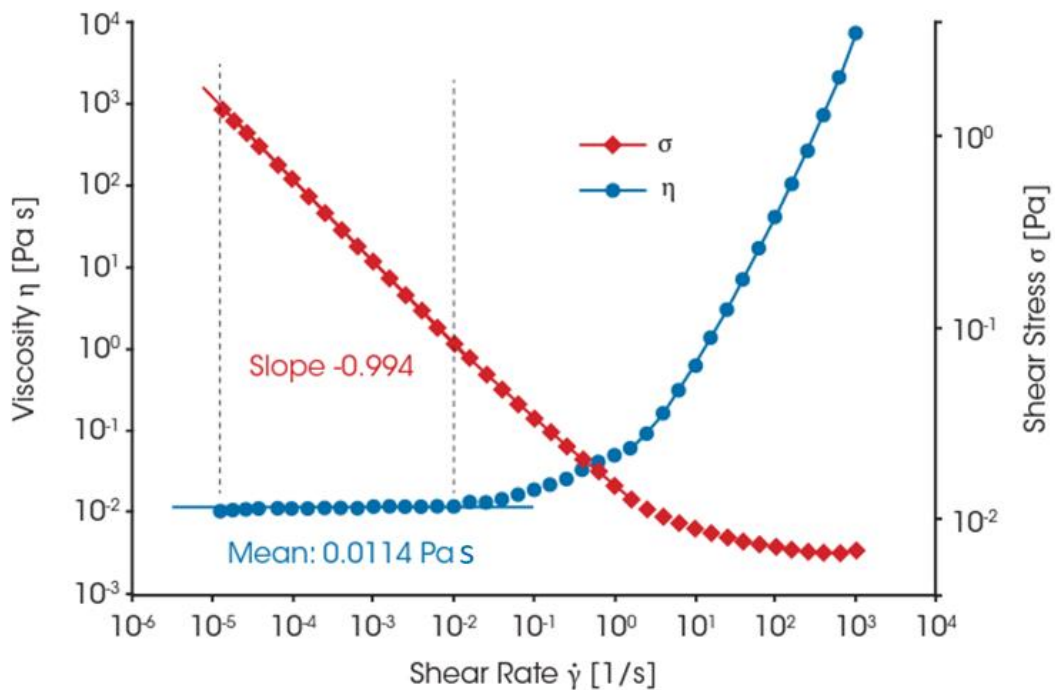


**Figura 25.** Curva de flujo para un petróleo pesado y el efecto de la temperatura (Laurencio y Yodelkis, 2007).

La **Figura 26** es un ejemplo meramente ilustrativo del análisis de las curvas de viscosidad y de flujo para un líquido determinado, sin embargo, contiene elementos relevantes para el estudio de reología:

Por una parte, se identifica una sección de comportamiento newtoniano por debajo de valores de velocidad de corte de  $10^{-1}$  [1/s], donde la pendiente para la curva de viscosidad de 0.0114 [Pa.s] es muy cercana a cero por lo que podría ser considerada como una línea horizontal con muy bajo porcentaje de desviación, así también, la pendiente para la curva de flujo es -0.994 [Pa] la cual es muy cercana a -1 (menos uno) por lo que podría ser considerada como una línea proporcional negativa con muy bajo porcentaje de desviación.

Por otra parte, se identifica una sección de comportamiento no newtoniano por arriba de valores de velocidad de corte de  $10^{-1}$  [1/s], donde tanto la curva de viscosidad y de flujo no tienen una tendencia lineal, por lo que se debe ajustar un modelo adecuado que describa a las curvas en esta sección.



**Figura 26.** Curva de viscosidad y de flujo para un líquido determinado (TA Instruments, 2022).

## CAPÍTULO II. ESTADO DE ARTE

### 2.1 Equipos experimentales para medir el comportamiento reológico

En sus inicios, los reómetros se basaban en la aplicación de una tensión generada por una disposición de pesas y poleas. Estos métodos fueron luego reemplazados por motores eléctricos, los cuales fueron los primeros instrumentos de tensión controlada. Con cajas de engranajes mecánicos logarítmicos, los reómetros más sofisticados (por ejemplo, el reómetro de Weissenberg) de la década de 1960 podían abarcar un rango de velocidad de corte típicamente de  $10^{-4}$  a  $10^4$  [1/s].

A mediados de la década de 1970, comenzó a aparecer una nueva generación de reómetros de tensión controlada. El primero había sido desarrollado por Deer y sus colegas de la London School of Pharmacy, quienes utilizaron cojinetes de aire y una turbina impulsada por aire para proporcionar el torque o esfuerzo de torsión.

Luego, alrededor de 1980, aparecieron versiones comerciales de la nueva generación de reómetros de tensión controlada accionados eléctricamente, todavía basados en cojinetes de aire que reducían en gran medida la fricción, pero también usaban los llamados motores eléctricos de copa de arrastre que permitían aplicar tensiones controladas más fácilmente independientemente de la velocidad de rotación. Junto con estas características surgieron nuevas formas de medir rotaciones y tasas de rotación cada vez más pequeñas. La última tecnología de discos ópticos ahora significa que se pueden medir velocidades de rotación tan bajas como  $10^{-8}$  rad [1/s] (1 revolución en 20 años). Esto abrió un nuevo rango de comportamiento de flujo que antes no se podía obtener.

La mayoría de los reómetros modernos adoptan una misma arquitectura. Existen varios elementos que son comunes en los reómetros modernos:

1. Conjunto de motor inductivo de baja inercia, sin contacto y sin imanes permanentes para un ajuste de torque preciso en un amplio rango dinámico y una excelente respuesta transitoria.

2. Cojinete de aire de precisión con superficies de empuje y muñón para un soporte sin fricción con alta rigidez axial y radial.
3. Conjunto de sensor de posición inductivo, sin contacto y multicapa para una medición precisa de la velocidad y la posición absoluta.
4. Portaherramientas de tipo pinza de precisión para acoplar el sistema de medición superior con un descentramiento axial mínimo.
5. Conjunto de husillo con tuerca pretensada a medida y motor paso a paso para un control preciso de la posición del sensor de medición sin contragolpe.
6. Cojinete lineal para soportar y guiar el cojinete de aire y el conjunto del motor.
7. Sensores integrales de fuerza normal colocados dentro de la mecánica del instrumento.
8. Unidad de control de temperatura.
9. Disposición de sujeción universal diseñada para aceptar todas las opciones de control de temperatura disponibles.
10. Teclado acrílico con botón pulsador que incorpora todas las funciones de ajuste y control de espacio entre teclas con pantalla de separación de separación y fuerza normal.
11. Electrónica integral y fuente de alimentación que incorporan funciones de control y medición basadas en microprocesador, incluidos el torque, velocidad, posición y temperatura. La comunicación de datos es a la PC a través de un enlace serial de alta velocidad.
12. Cubiertas exteriores compuestas para proporcionar una barrera impermeable y proteger la mecánica del instrumento.

El rendimiento típico de los reómetros modernos de laboratorio se describe a continuación:

### **Capacidades**

- Control de la temperatura de la muestra.
- Una gama bastante amplia de herramientas (placa paralela, plano cónico, etc.).
- Amplio rango de velocidad de cizallamiento (> 10 órdenes de magnitud).



- Flujo direccional (incluido el flujo inverso) y oscilatorio.
- Alta precisión y resolución.
- Monitorización directa a través de un PC.

### **Características típicas del reómetro moderno de alto rendimiento**

- Rango de par  $0.05 \times 10^{-6}$ – $200 \times 10^{-3}$  [mN.m].
- Resolución de par  $1 \times 10^{-9}$  [Nm].
- Rango de velocidad de rotación  $1 \times 10^{-7}$  – 600 [rad/s].
- Resolución en posición angular  $5 \times 10^{-8}$  [rad].
- Rango de frecuencia  $1 \times 10^{-5}$  – 150 [Hz].
- Rango de fuerza normal  $1 \times 10^{-3}$  – 20 [N] (Ancey, 2005).

## **2.2 Estudios experimentales de reología reportados en la literatura**

Existen diversos estudios experimentales sobre el estudio reológico de aceites crudos y pesados (enfocado sólo a la viscosidad), sin embargo, no existe tal cantidad para sistemas de gas y condensado.

Por un lado, el estudio de la viscosidad para aceites crudos ha sido ampliamente desarrollado por Ronningsen et al. (1991, 1992, 1993, 1995, 1997, 2000, 2001) donde examina fluidos newtonianos basándose en la ecuación de Arrhenius; fluidos no newtonianos como lo son los que contienen sólidos de parafinas o agua dispersa; reología de geles de petróleo crudo en dependencia del tiempo; y emulsiones de agua en petróleo, siendo este último el campo más estudiado y utilizado en la industria de acuerdo con Farah et al. (2005). Es de importancia mencionar que los estudios de Ronningsen se basan en estudios experimentales de crudos del Mar del Norte.

En los trabajos de investigación en relación con las emulsiones de agua en aceite se encontró que la viscosidad depende principalmente de los factores siguientes (Kumar,1985; Ronningsen, 1995; Sefton, 2010 y Ashrafizadeh et al., 2010):

- Fracción volumétrica de la fase dispersa.

- Viscosidad de la fase continua.
- Viscosidad de la fase dispersa.
- Velocidad de corte (si es no newtoniano).
- Temperatura.
- Naturaleza y concentración de los agentes emulsionantes.
- Tamaño promedio y distribución de la gota.
- Presencia de sólidos (orgánicos y/o inorgánicos) contenidos en la fase dispersa.
- Densidad de los componentes.
- Edad de la emulsión.
- Tensión interfacial y pH del agua. (López-Hernández, 2017)

Por el lado de los crudos extrapesados, se encuentran los trabajos realizados por Pierre et al. (2004) que estudió la influencia del contenido de asfaltenos y resinas en el comportamiento reológico de crudos, concluyendo que una alta viscosidad está relacionada fuertemente con la concentración de asfaltenos; Sandoval et al. (2014) analizaron el comportamiento reológico de emulsiones usando crudos pesados y extrapesados, con cortes de agua arriba del 26% volumen y evaluados a presión de 24 MPa, observando que las emulsiones presentaban un comportamiento newtoniano a la temperatura de 60°C; y López-Hernández (2017) que desarrolló una correlación para tres emulsiones agua en petróleo (W/O) usando crudos extrapesados de la región marina de México, con un rango de aplicación de corte de agua no mayor a 20%, velocidades de corte de hasta 100 [1/s] y temperaturas entre 30°C y 60°C, concluyendo que los tres crudos presentaron un comportamiento no newtoniano tipo pseudoplástico a 30°C, pero newtoniano a 60°C (López-Pérez, 2021).

### **2.3 Estudios experimentales de reología reportados en la literatura aplicados a condensados**

Finalmente, por el lado del estudio reológico de sistemas de gas y condensado se encuentran los estudios realizados por Shigemoto et al. (2006) sobre los efectos

del mezclado de gas y condensado en la viscosidad de crudos pesados de Omán, donde desarrollan una correlación de viscosidad basada en la fracción volumen de condensado de gas (de 0 a 50%) y temperatura (de 19°C a 75°C). Determinaron que alrededor de 12% de gas y condensado es requerido para bajar la viscosidad de un crudo desde 7,160 a 265 [mm<sup>2</sup>/s o Centistokes], lo cual es adecuado para permitir el flujo del crudo en el sistema de transporte.

Asimismo, los estudios realizados por Faraji et al. (2021), donde se hace el uso de datos experimentales de viscosidad de gas y condensados para desarrollar una ecuación lineal simple como función de la presión, temperatura y Relación Gas-Aceite (RGA) con el método de inteligencia artificial conocido como algoritmo difuso Takagi-Sugeno-Kang (TSK). La correlación propuesta es válida en el rango de presión que va desde 0.25 a 75.84 MPa, en temperatura desde 30°C a 170°C y en la RGA desde 41.96 a 3,496 [scf/STB], y proporciona parámetros estadísticos de error cuadrático medio de 0.0194 y un error promedio de 0.0163, que comparado con otros 5 modelos previos de la literatura muestra mejores aproximaciones.

Ejemplos de algunas expresiones de autores mencionados anteriormente se muestran a continuación:

<b>Ecuación de Arrhenius</b>	$\mu = Ae^{\frac{E_a}{RT}}$	<p>μ: viscosidad                  A: constante                  E<sub>a</sub>: energía de activación                  R: constante universal de los gases                  T: temperatura</p>
<p><b>Ecuación reológica de estado tiempo dependiente, Schüller et al. (2010)</b></p>	$\sigma = \sigma_y(t) + \mu_B(t)\dot{\gamma}$	<p>σ: esfuerzo de corte                  σ<sub>y</sub>: esfuerzo de corte de Bingham                  γ̇: velocidad de corte                  t: tiempo                  μ<sub>B</sub>: viscosidad de Bingham</p>
<b>Fórmula de Brinkman</b>	$\eta_r = (1 - \phi)^{-2.5}$	<p>η<sub>r</sub>: viscosidad relativa                  φ: fracción de agua dispersa</p>

**Correlación Zhilin et al. (2012) & OLGA**

$$\ln(\eta_r) = k_1 + k_2T + k_3\phi + k_4T\phi$$

$\eta_r$ : viscosidad relativa.  
 $T$ : temperatura.  
 $\phi$ : fracción de agua dispersa.  
 $k_1, k_2, k_3$  y  $k_4$ : constantes de correlación.

**López Hernández (2017)**

$$\ln(\mu_r) = (k_1 + k_2T + k_3\phi + k_4T\phi)e^{k_5\gamma}$$

$\mu_r$ : viscosidad relativa.  
 $T$ : temperatura.  
 $\phi$ : fracción de agua dispersa.  
 $k_1, k_2, k_3$  y  $k_4$ : constantes de correlación.

**Shigemoto et al. (2006)**

$$\ln(\mu_r') = (k_1 + k_2T) + (k_3 + k_4T)\phi$$

$\mu_r'$ : cambio de variable para la viscosidad relativa.  
 $T$ : temperatura.  
 $\phi$ : fracción de condensado de gas.  
 $k_1, k_2, k_3$  y  $k_4$ : constantes de correlación.

**Faraji et al. (2021)**

$$\mu_c = (A)P + (B)T + (C)R_s + D$$

$\mu_c$ : viscosidad.  
 $P, T, R_s$ : presión, temperatura, RGA, respectivamente.  
 $A, B, C$  y  $D$ : constantes de correlación.

Como puede observarse, no se encontraron estudios sobre reología de sistemas de condensados a condiciones de temperatura, velocidad de corte y densidad variable, y presión atmosférica, lo cual proporciona particular relevancia al presente trabajo.

## CAPÍTULO III. DESARROLLO EXPERIMENTAL

### 3.1 Metodología experimental

El trabajo experimental fue desarrollado en el Laboratorio de Aseguramiento de Flujo (LAF) del Centro de Tecnologías para Exploración y Producción (CTEP) del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP). A continuación, se describe la metodología empleada:

1. Se seleccionaron las muestras de condensado que serían analizadas, las cuales pertenecían a distintos campos y pozos, y que fueron tomadas a condiciones de superficie. Luego de esto, se elaboraron mezclas modelo entre los condensados que correspondían a un mismo campo (%vol/vol), para obtener así un total de 30 fluidos para analizar.
2. Se llevó a cabo la centrifugación de cada fluido (excepto para 3) para obtener 27 fluidos análogos adicionales, pero sin presencia de agua y sólidos orgánicos e inorgánicos. En total se obtuvieron 57 fluidos para el análisis. Cabe destacar que la centrifugación de cada fluido tuvo una duración 3 horas.
3. Se obtuvieron las densidades y grados °API de todas las muestras y mezclas utilizando el viscosímetro “Stabinger”. Cabe mencionar que las temperaturas a las cuales se obtuvieron las densidades fueron en un rango de 0°C a 90°C a condiciones de presión atmosférica.
4. Se obtuvo el comportamiento reológico de los 57 fluidos, determinando la viscosidad y el esfuerzo de corte a presión atmosférica, a las temperaturas de 25°C, 50°C y 80°C, en un intervalo de velocidad de corte de 0.1 a 1,000 [1/s] para explorar el comportamiento de las muestras, utilizando un reómetro rotacional con geometría de cilindros concéntricos. Cabe señalar que en cada una de las temperaturas de los experimentos se desechó la muestra analizada para ingresar una nueva, así como la limpieza del equipo para asegurar que no hubiera desviaciones de los resultados por evaporación y por cambios en la composición entre cada prueba de una misma muestra/mezcla. En total se

realizaron 162 experimentos. Cada prueba tuvo una duración de alrededor de 3 horas.

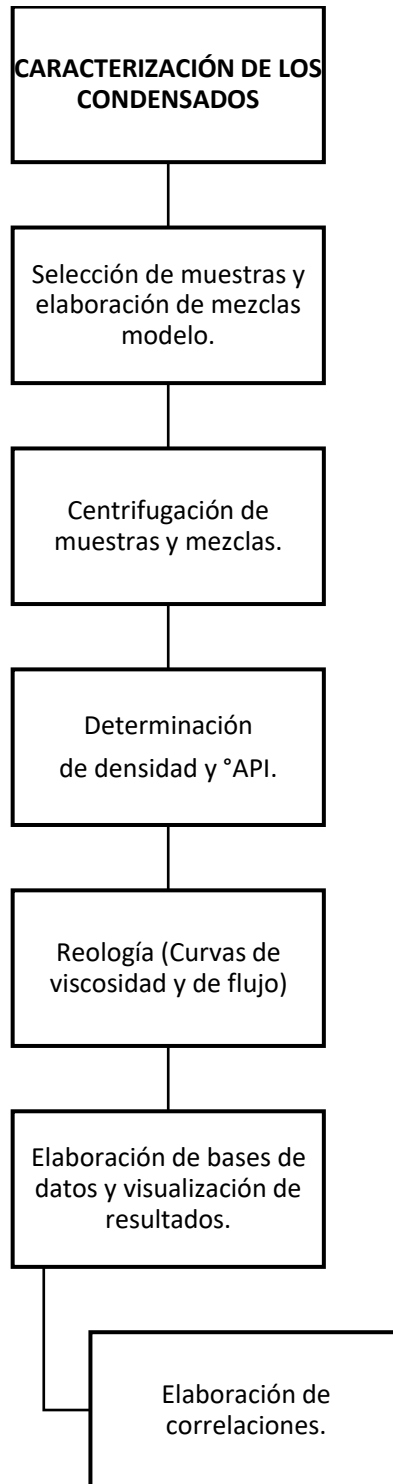
5. Se crearon bases de datos de los resultados obtenidos del viscosímetro y del reómetro rotacional para la visualización de los comportamientos de densidad, viscosidad y esfuerzo de corte. Con base en observaciones de los distintos comportamientos se decidió tomar para el análisis posterior el rango de datos que corresponde a velocidades de corte de 10 a 631 [1/s]. El primer valor corresponde a una velocidad de corte donde, para la mayoría de las muestras, comenzaba a existir una tendencia aproximadamente newtoniana de los datos obtenidos por el reómetro, y para el segundo valor, corresponde a una velocidad de corte que asegura que las lecturas no se vean afectadas por efectos de vórtice de aire durante la realización del experimento.
6. Se elaboraron las correlaciones correspondientes para las curvas de flujo ( $\sigma$ ) y de viscosidad ( $\eta$ ), en función de la velocidad de corte ( $\dot{\gamma}$ ), temperatura ( $T$ ) y densidad ( $\rho$ ), asimismo la correlación para la curva de densidad en función de la temperatura y los grados °API. Estas correlaciones fueron elaboradas en un programa codificado en Python 3, que cuenta con bibliotecas de optimización para el tipo de ecuación objetivo empleada en la correlación (**Ecuación 4**). Se realizó la comparación de datos experimentales contra los datos calculados empleando las correlaciones y se obtuvieron los errores porcentuales y desviación promedio.

$$\text{Variable objetivo} = A(\dot{\gamma}^B)(T^C)(\rho^D) \dots \quad (4)$$

O en su forma logarítmica:

$$\ln(\text{Variable objetivo}) = \ln(A) + (B)\ln(\dot{\gamma}) + (C)\ln(T) + (D)\ln(\rho) \dots \quad (5)$$

La **Figura 27**, muestra el diagrama de la metodología antes descrita.



**Figura 27.** Diagrama de metodología empleada.

### 3.2 Descripción de las muestras

Las muestras de condensado analizadas corresponden a 10 pozos de 4 campos de la región sur de México y fueron tomadas a condiciones superficiales. Con dichas muestras se elaboraron mezclas modelo que fueron una combinación determinada de diferentes porcentajes de volúmenes de las muestras de un mismo campo en cada caso. A consecuencia, se dispuso de 10 muestras y 20 mezclas para llevar a cabo la caracterización. Una vez llevada a cabo la centrifugación se obtuvieron las contrapartes centrifugadas correspondientes (excepto en 3 casos), proporcionando un total de 57 fluidos para analizar. La **Tabla 8** ilustra la configuración de los campos, pozos y mezclas elaboradas.

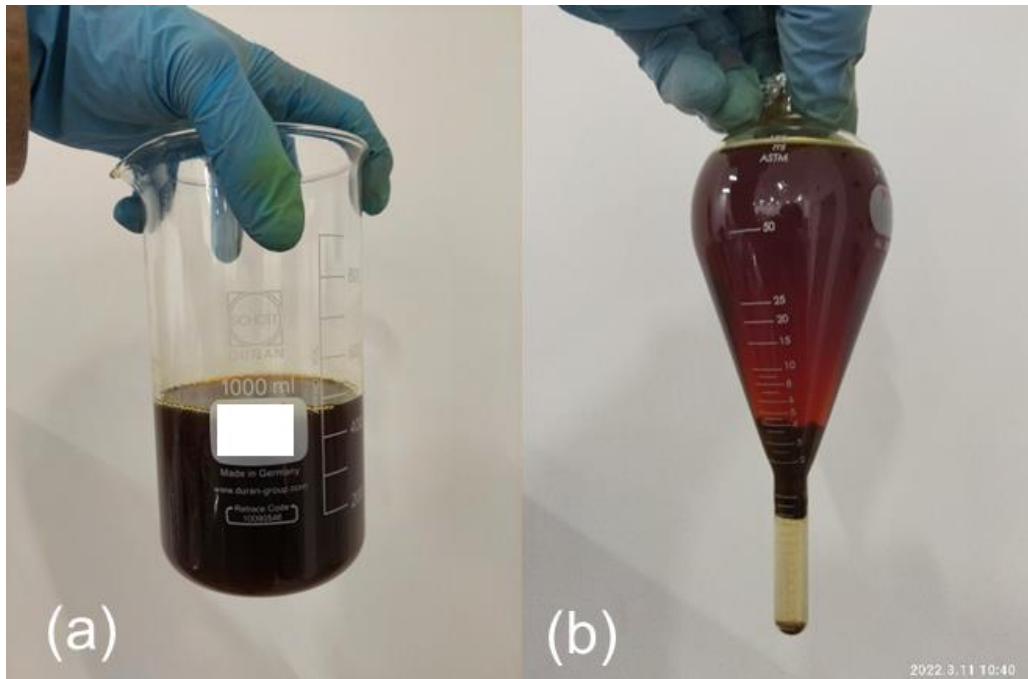
**Tabla 8.** Campos, pozos y mezclas de condensados.

Campo	Pozo/muestra	Sin centrifugación		Con centrifugación
		Total de mezclas elaboradas	Total de muestras y mezclas	Total de muestras y mezclas
Campo 1	1	5	9	6
	2			
	3			
	4			
Campo 2	5	5	7	7
	6			
Campo 3	7	5	7	7
	8			
Campo 4	9	5	7	7
	10			
			Total = 30	Total = 27

El rango de densidad de los fluidos va desde 0.85 hasta 0.79 [g/cm<sup>3</sup>] (a 20°C) y desde 35.2 a 44.8 °API. El color de las muestras varia desde amarillo hasta negro. La mayoría de las muestras tiene un porcentaje de sólidos orgánicos de alrededor de 1.63%. Respecto a la cantidad de agua, sólo 4 muestras de uno de los campos contienen una cantidad significativa de agua con un promedio de 0.95%, con valores que van desde 2.1% a 0.28%, y para el resto el porcentaje es menor al



0.1% o inexistente. La **Figura 28** muestra el ejemplo del color, cantidad de agua y sólidos presentes de un condensado analizado en el LAF del CTEP-IMP.



**Figura 28.** Muestra de condensado sin centrifugar (a) y después de centrifugar (b). Elaboración propia.

### 3.3 Descripción de los equipos del laboratorio de aseguramiento de flujo para la caracterización de fluidos

A continuación, se describen los equipos utilizados para caracterizar a los condensados.

#### 3.3.1 Stabinger

Para la determinación de la densidad y los grados  $^{\circ}$ API se utilizó el instrumento Stabinger SVM 3000, el cual es un viscosímetro de rotación con geometría cilíndrica que utiliza una celda de tipo Couette modificado, con un tubo exterior en rápida rotación y un rotor de medición interior, con una rotación más lenta. La cantidad de muestra necesaria para el instrumento es de 2.5 mL y tiene la capacidad de determinar a diferentes temperaturas la viscosidad dinámica, la viscosidad cinemática, la densidad, así como los grados  $^{\circ}$ API y mostrar la

velocidad de corte utilizada. Los rangos de medición se muestran en la **Tabla 9** y un ejemplo de un equipo Stabinger se muestra en la **Figura 29**.

**Tabla 9.** Rangos de medición de viscosímetro Stabinger.

Propiedad	Rango de medición
Viscosidad dinámica [mPa.s]	0.2 hasta 20,000
Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]	0.65 hasta 3
Temperatura [°C]	0 hasta 105



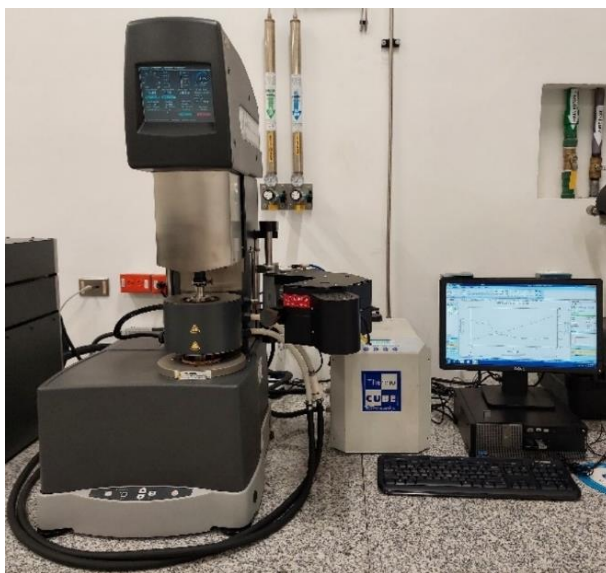
**Figura 29.** Equipo Stabinger SVM 3000.

### 3.3.2 Reómetro

Un reómetro es un instrumento configurado para contener el fluido de interés en un tipo de geometría y controlar el ambiente alrededor de ésta para aplicar distintos esfuerzos de corte y velocidades de corte.

Para determinar las curvas de flujo y de viscosidad se utilizó el reómetro rotativo ARES-G2 con una configuración de cilindros concéntricos. Esta configuración es recomendada para fluidos de viscosidad baja a media, para disminuir los efectos de vaporización, para fluidos inestables o dispersos, y para medianas y altas

velocidades de corte. Dadas las amplias características del ARES-G2, sólo se mencionará el rango de velocidades de corte y las temperaturas utilizadas, que fueron de 0.1 a 1,000 [1/s] y 25°C, 50°C y 80°C, respectivamente. La cantidad de muestra necesaria en cada prueba es de 7 mL. La **Figura 30** muestra al reómetro ARES-G2 y la **Figura 31** muestra la geometría de cilindros concéntricos utilizada.



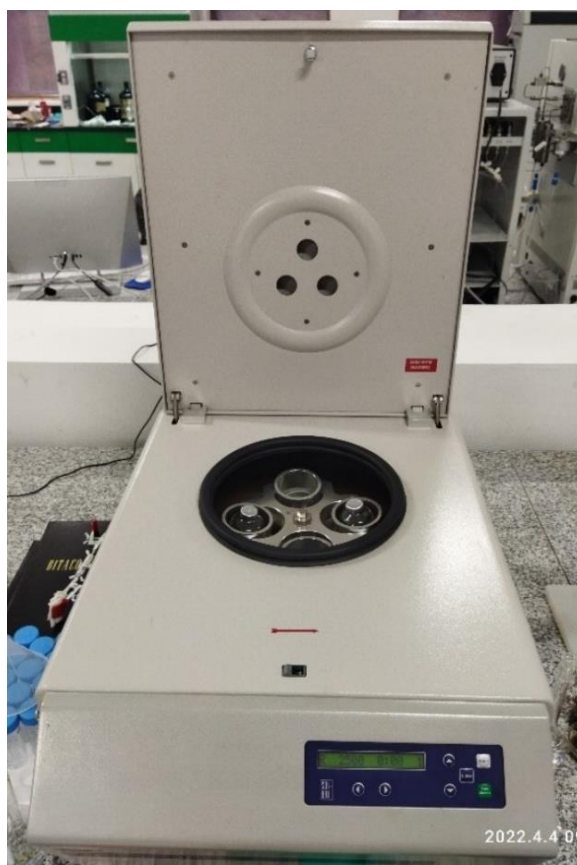
**Figura 30.** Reómetro rotacional ARES-G2.



**Figura 31.** Geometría de cilindros concéntricos.

### 3.3.3 Centrífuga

Para llevar a cabo la centrifugación se utilizó una centrífuga Solvat C-40. Este instrumento permite la separación mecánica de fases de una sustancia mediante la rotación de un rotor oscilante de 4 plazas para la colocación de distintos contenedores de diferente volumen. La velocidad máxima de operación para el rotor de 4 cavidades es de 3,500 rpm. Sin embargo, para este caso se utilizaron ciclos de 3 horas a 2,500 rpm para cada muestra y mezcla por recomendación del personal calificado del laboratorio.



**Figura 32.** Centrífuga Solvat C-40.

## CAPÍTULO IV. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

### 4.1 Comportamiento de las muestras

La diferencia entre las propiedades de cada una de las muestras/mezclas con centrifugación (C/C) y sin centrifugación (S/C) es muy variable, pueden tener una desviación considerable, así como una casi nula en ciertas condiciones físicas. En esta sección se mostrarán ejemplos de estas diferencias. En las secciones posteriores se presentarán los gráficos de las propiedades obtenidas.

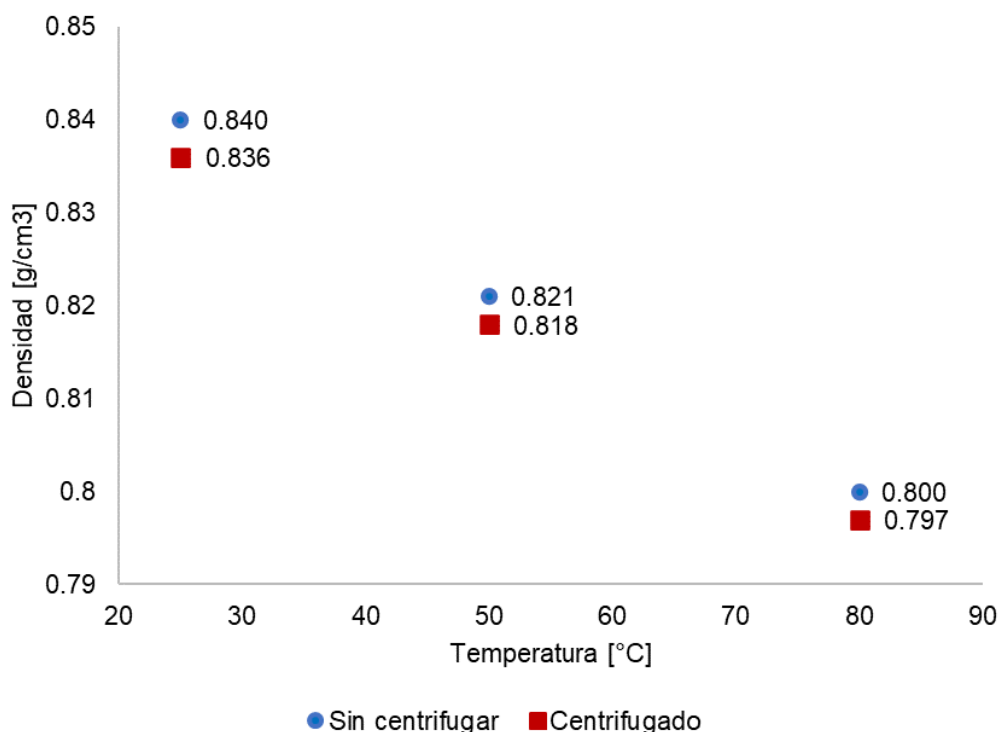
#### 4.1.1 Comportamiento de la densidad contra la temperatura de las muestras (S/C) y (C/C)

Un ejemplo de los cambios de densidad entre muestras (S/C) y (C/C) a diferente temperatura para los condensados números 1 y 2, 19 y 20, 17 y 18, se muestra en la **Tabla 10**, donde la correspondencia entre muestras sin centrifugar y centrifugadas corresponde a un par de números consecutivos. Se observa que entre estos dos tipos de pares (S/C y C/C) se presentan sólo ligeros cambios de densidad si se examina a una sola temperatura, pero es interesante notar que en algunos casos el comportamiento no es el esperado ya que la densidad aumenta en la muestra libre de agua y sólidos (orgánicos e inorgánicos) con respecto a la muestra que sí los contiene.

**Tabla 10.** Comparación de la densidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar.

Condensados	T[°C]	Densidad [g/cm <sup>3</sup> ]		$\Delta\rho_{(abs)}$ [cP]	Desviación [%]
		S/C	C/C		
1, 2	25	0.829	0.833	0.004	0.48%
	50	0.811	0.814	0.003	0.37%
	80	0.791	0.796	0.005	0.63%
19, 20	25	0.815	0.823	0.008	0.98%
	50	0.797	0.804	0.007	0.89%
	80	0.776	0.780	0.004	0.52%
17, 18	25	0.84	0.836	0.004	0.47%
	50	0.821	0.818	0.003	0.36%
	80	0.80	0.797	0.003	0.38%

La **Figura 33** muestra un gráfico comparativo de la densidad del condensado 17 y 18 a las temperaturas medidas, donde se observa el comportamiento esperado de que una muestra centrifugada presente menor viscosidad que una muestra sin centrifugar.



**Figura 33.** Comparación de la densidad para el condensado 17 y 18.

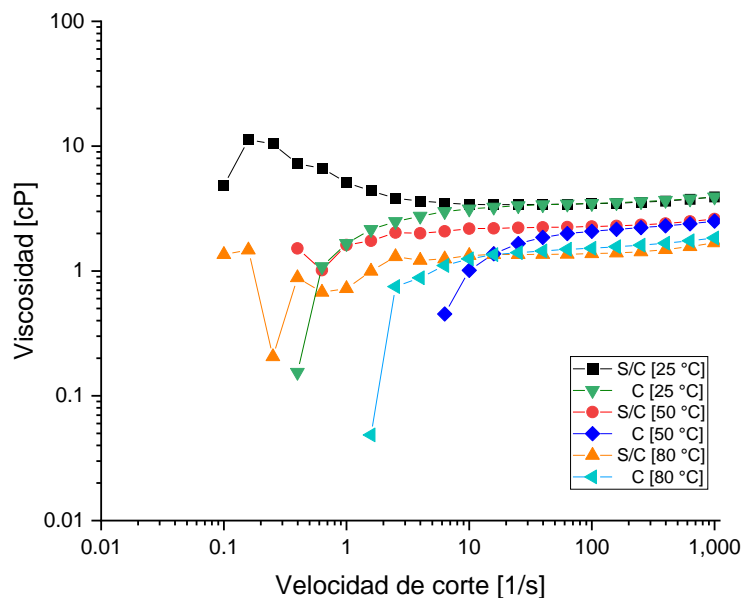
#### 4.1.2 Comportamiento reológico (curvas de viscosidad contra velocidad de corte) de las muestras (S/C) y (C/C)

Para la viscosidad existen comportamientos que cuentan con una desviación mínima con respecto a la muestra sin centrifugar (0.4%) y otros con una desviación considerable (53%). La **Tabla 11** ilustra los cambios de viscosidad entre el condensado 5 (S/C) y el condensado 6 (C/C) a diferentes temperaturas y velocidades de corte.

**Tabla 11.** Comparación de la viscosidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar.

T [°C]	$\dot{\gamma}$ [1/s]	$\mu$ [cP]		$\Delta\mu$ [cP]	Desviación [%]
		S/C	C/C		
25	10.0	3.41	3.14	0.274	8.0%
	100.0	3.46	3.48	0.015	<b>0.4%</b>
	1000.1	3.93	3.91	0.014	<b>0.4%</b>
50	10.0	2.19	1.01	1.175	<b>53.7%</b>
	100.0	2.27	2.08	0.191	8.4%
	1000.1	2.60	2.51	0.096	3.7%
80	10.0	1.33	1.25	0.081	6.1%
	100.0	1.38	1.52	0.142	10.3%
	1000.1	1.68	1.84	0.158	9.4%

La **Figura 34** ilustra en una gráfica de viscosidad el comportamiento completo de las curvas de la **Tabla 11**. Se hace notar la gran diferencia que existe entre las viscosidades a bajas velocidades de corte pero que, a medida que se van incrementando, las viscosidades comienzan a ser muy parecidas. Este es un caso particular, cada pareja de condensados tiene su comportamiento característico.



**Figura 34.** Curva de viscosidad comparativa entre un fluido centrifugado y sin centrifugar.

#### 4.1.3 Comportamiento reológico (curva de esfuerzo de corte contra velocidad de corte) de las muestras (S/C) y (C/C)

El esfuerzo de corte muestra una desviación idéntica a la presentada en los datos de viscosidad, por esa razón se presenta la **Tabla 12**, que ilustra cambios más

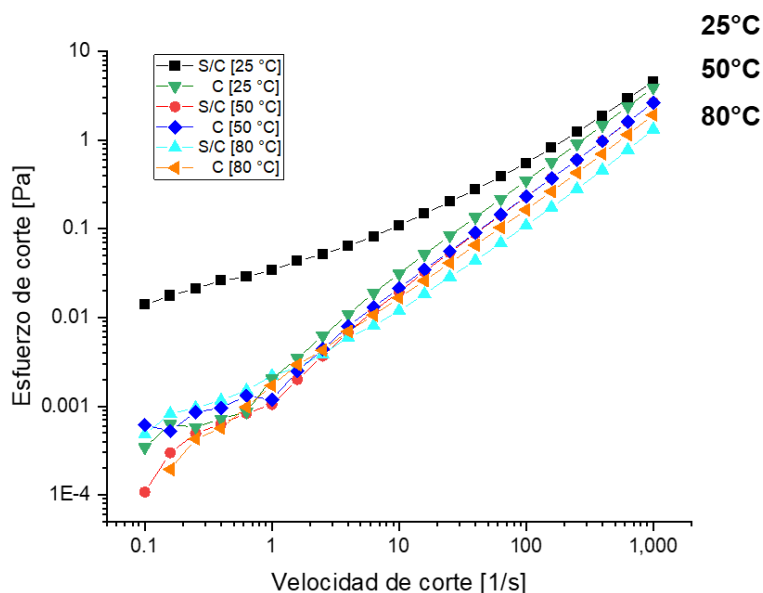


significativos (71.5%) en los valores de viscosidad, y por lo tanto en la misma magnitud para los valores de esfuerzo de corte, para los condensados 19 y 20.

**Tabla 12.** Comparación de la viscosidad de fluidos centrifugados y sin centrifugar.

T [°C]	$\gamma$ [1/s]	$\mu$ [cP]		$\Delta\mu$ [cP]	Desviación [%]
		S/C	C/C		
25	10.0	10.95	3.13	7.826	<b>71.5%</b>
	100.0	5.53	3.50	2.036	36.8%
	1000.1	4.59	3.92	0.670	14.6%
50	10.0	1.94	2.15	0.208	10.7%
	100.0	2.31	2.32	0.011	0.5%
	1000.1	2.65	2.64	0.010	<b>0.4%</b>
80	10.0	1.19	1.67	0.476	40.0%
	100.0	1.09	1.64	0.547	50.2%
	1000.1	1.32	1.93	0.606	45.9%

La **Figura 35** ilustra el comportamiento de la curva de flujo para los fluidos presentado en la **Tabla 12**. En particular, el condensado 19 presenta altas viscosidades y esfuerzo de corte para la muestra no centrifugada a 25°C (curva en negro) en casi todo el intervalo de velocidades de corte. Físicamente este fluido es color negro opaco con valor de transmitancia de 0%, lo que indica que tiene una gravedad específica relativamente alta en comparación con el resto de los condensados.

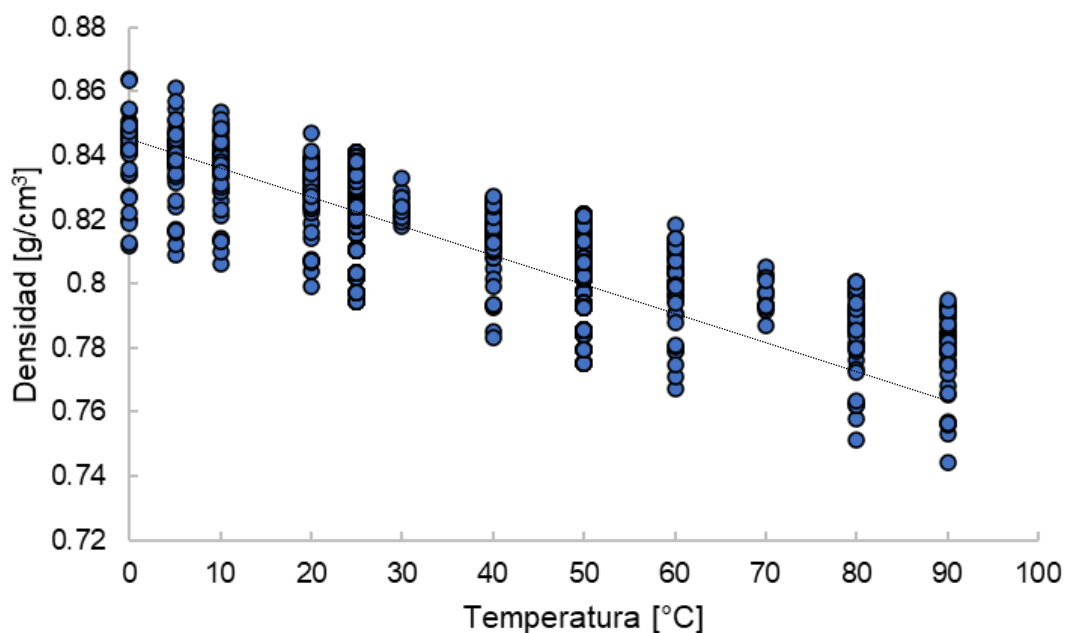


**Figura 35.** Curva de flujo comparativa entre un fluido centrifugado y sin centrifugar.



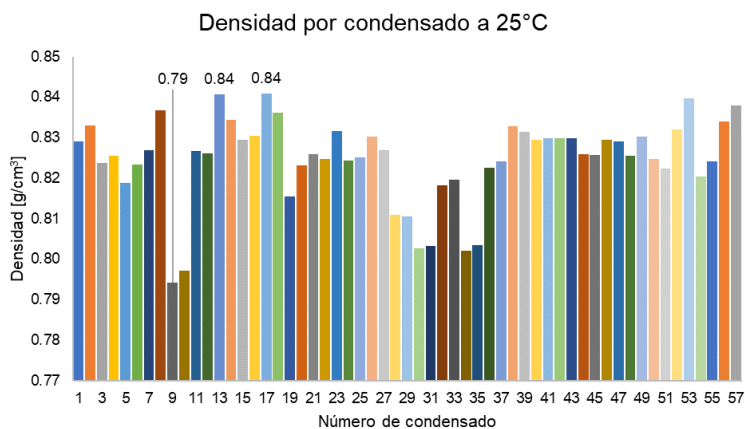
#### 4.1.4 Densidad global

La **Figura 36** muestra gráficamente los valores de densidad para los 57 condensados. Se observa una tendencia generalmente lineal para cada conjunto de datos de densidad. En total se recabaron 556 datos experimentales.

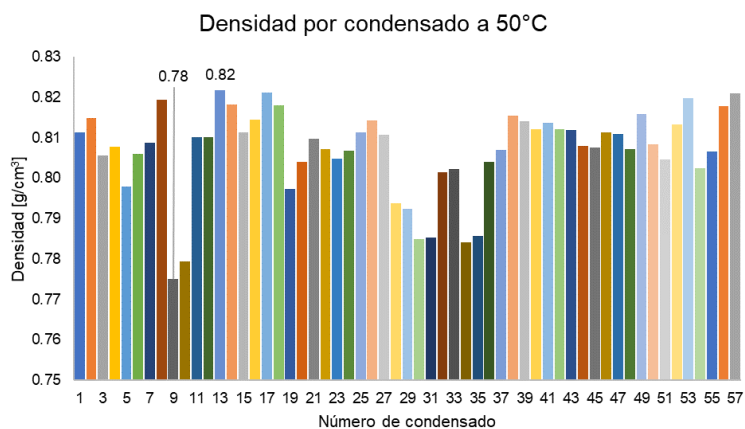


**Figura 36.** Gráfico de datos de densidad contra la temperatura de los 57 condensados.

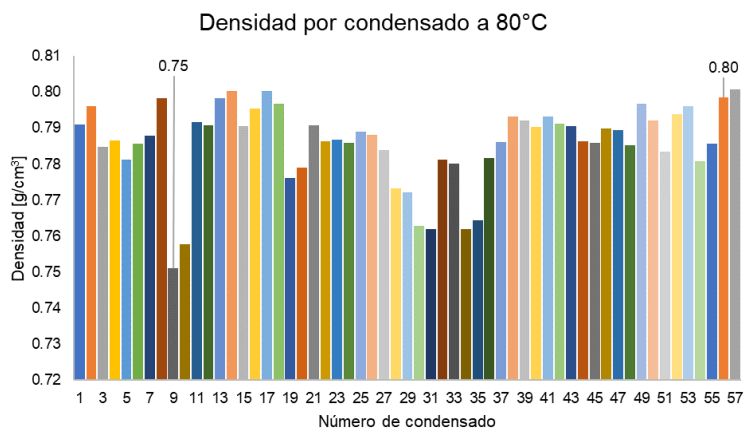
Las **Figuras 37, 38 y 39** muestran gráficamente la distribución de la densidad para cada temperatura utilizada en la obtención de datos reológicos de cada una de las muestras/mezclas. Los rangos de densidad para la temperatura de 25°C son de 0.794 a 0.841 [g/cm<sup>3</sup>], para 50°C es de 0.775 a 0.821 [g/cm<sup>3</sup>] y para 80°C es de 0.751 a 0.800 [g/cm<sup>3</sup>].



**Figura 37.** Gráfico de las densidades de los 57 condensados a 25°C.



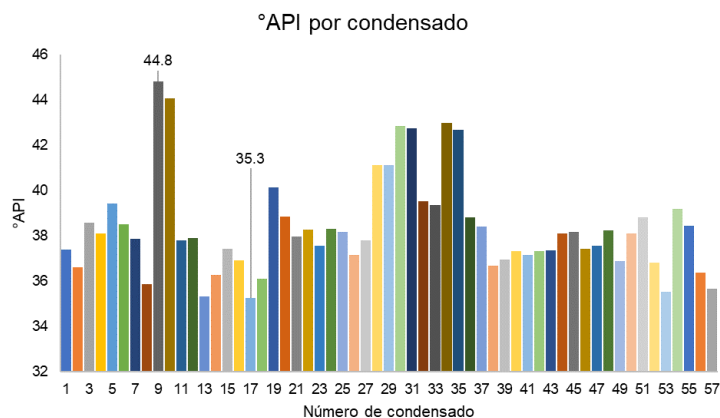
**Figura 38.** Gráfico de las densidades de los 57 condensados a 50°C.



**Figura 39.** Gráfico de las densidades de los 57 condensados a 80°C.

#### 4.1.5 °API global

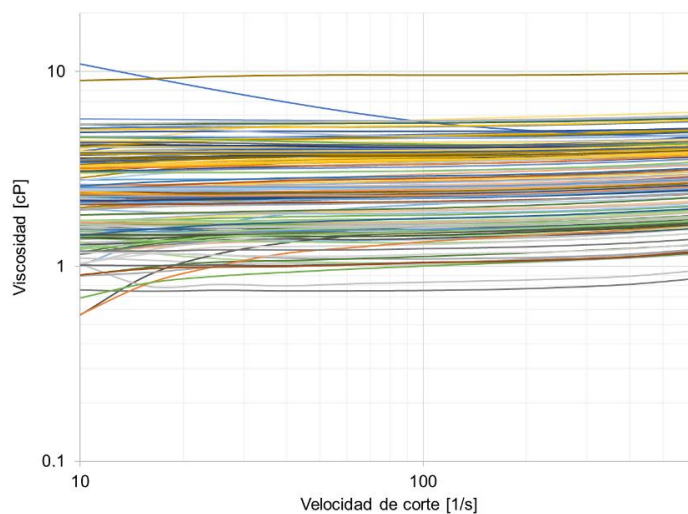
La distribución de los grados °API para los 57 condensados se muestra en la **Figura 40**. La densidad °API mayor corresponde a 44.8 [°API] y la menor a 35.3 [°API].



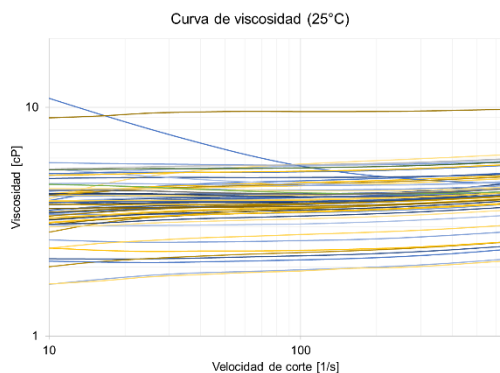
**Figura 40.** Gráfico de las densidades °API de los 57 condensados a 80°C.

#### 4.1.6 Reología global (curva de viscosidad contra velocidad de corte)

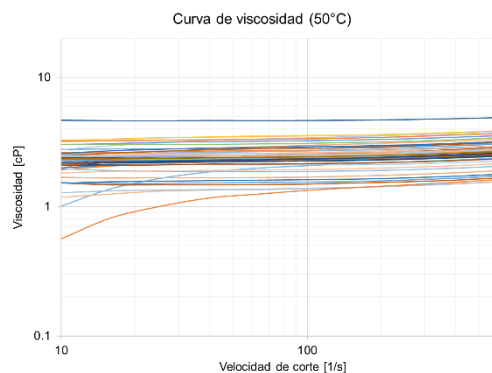
Las viscosidades de los 57 condensados a las tres temperaturas experimentales se muestran en la **Figura 41**, donde hay un rango que va desde 0.56 [cP] hasta 10.95 [cP] en el intervalo de 10 a 631 [1/s]. En las **Figuras 42, 43 y 44** se presentan los mismos datos, pero agrupados a sus respectivas temperaturas.



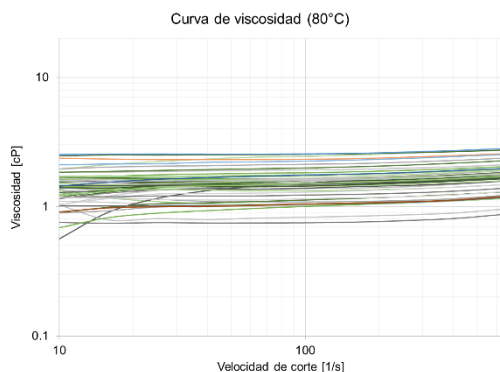
**Figura 41.** Curva de viscosidad de los 57 condensados a 25, 50 y 80°C.



**Figura 42.** Curva de viscosidad de los 57 condensados a 25°C.



**Figura 43.** Curva de viscosidad de los 57 condensados a 50°C.



**Figura 44.** Curva de viscosidad de los 57 condensados a 80°C.

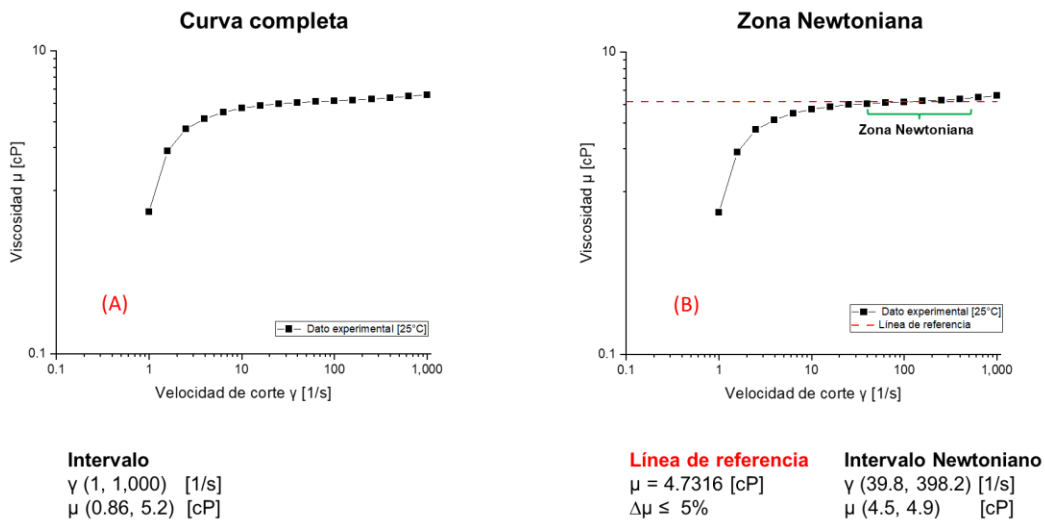
**Nota:**

Cabe mencionar que los gráficos están representados por líneas continuas para que puedan identificarse los comportamientos visualmente, sin embargo, son conjuntos de puntos medidos.

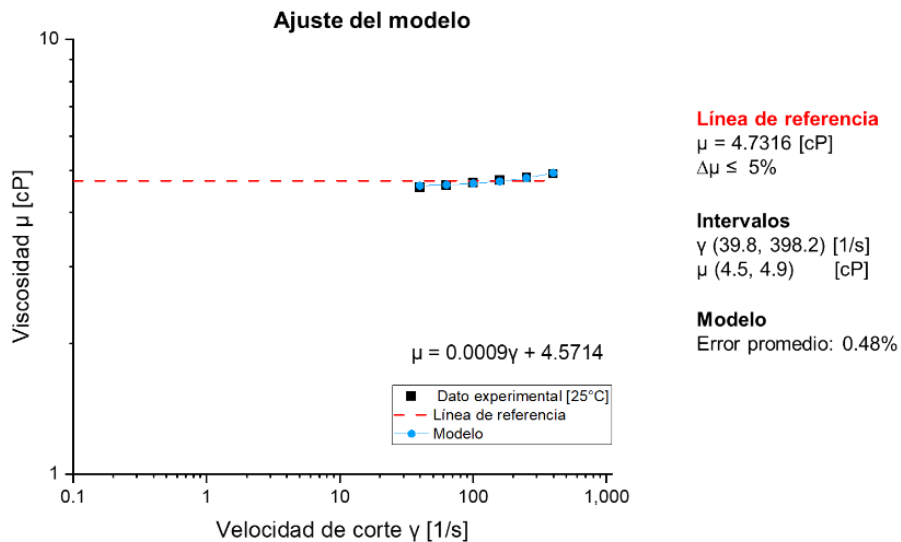
Cabe mencionar que los fluidos presentan un comportamiento no newtoniano a bajas velocidades de corte, pero que al aumentar la velocidad se pueden presentar segmentos de comportamiento newtoniano si se considera una desviación del 5% con respecto a una línea recta horizontal.

La **Figura 45** demuestra un ejemplo de análisis de la sección newtoniana del condensado 2 a 25°C. La curva completa del comportamiento de viscosidad se muestra en el lado (A). Posteriormente, ajustando una línea recta horizontal que atraviese la mayor cantidad de puntos de viscosidad con una desviación menor o igual que 5% se obtiene  $\mu = 4.73 [cP]$  y se muestra gráficamente en el lado (B). Después se identifica el rango de valores de esta sección newtoniana, los cuales son de  $\dot{\gamma} (39.8 - 631)[1/s]$  y  $\mu(4.5 - 4.9)[cP]$ . En seguida se realiza un ajuste

lineal a este rango de datos y se obtiene la ecuación de una línea recta. Finalmente, se compara la línea horizontal contra la ecuación lineal para determinar cuál de las dos tiene el error relativo promedio menor y elegir el modelo que mejor describa a la sección newtoniana del fluido. Esto último se ilustra en la **Figura 46**, donde el modelo elegido fue:  $\mu = 0.0009\dot{\gamma} + 4.5714$ , con un error relativo promedio de 0.48%. Debe recordarse que este modelo considera una desviación del 5%.



**Figura 45.** Análisis de la sección newtoniana del condensado 2 a 25°C.



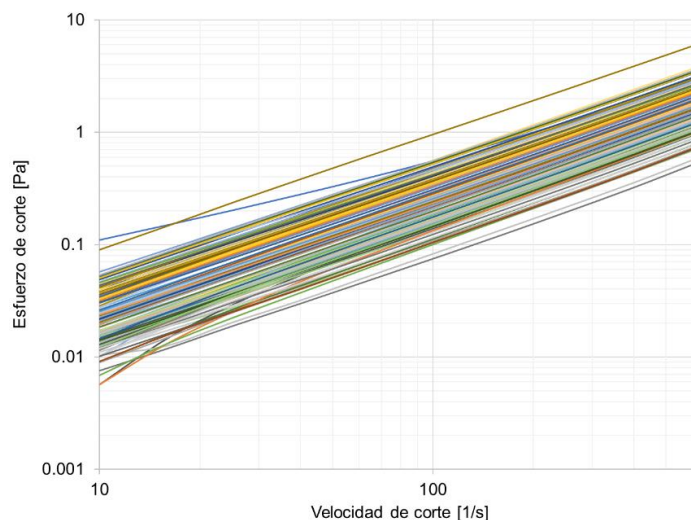
**Figura 46.** Modelo de la sección newtoniana del condensado 2 a 25°C.

Cada condensado presenta un rango particular de comportamiento newtoniano, sin embargo, para efectos del presente análisis no se analiza la ecuación que mejor represente estos segmentos de comportamiento particulares de cada condensado, sino que se busca la expresión que mejor represente el comportamiento (newtoniano) de todas las curvas de viscosidad y de flujo.

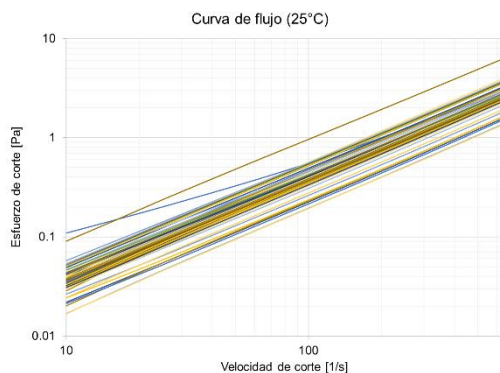
### 4.1.7 Reología global (curva de flujo contra velocidad de corte)

El esfuerzo de corte de los 57 condensados a las tres temperaturas experimentales se muestran en la **Figura 47**, donde hay un rango que va desde 0.0056 [Pa] hasta 6.18 [Pa] en el intervalo de 10 a 631 [1/s].

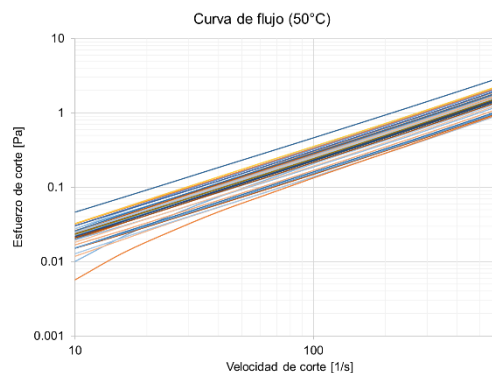
En las **Figuras 48, 49 y 50** se presentan los mismos datos, pero agrupados a sus respectivas temperaturas. Como el esfuerzo de corte está relacionado directamente con la viscosidad, las secciones no newtonianas y newtonianas analizadas para las curvas de viscosidad aplicaran en el mismo rango de velocidades de corte para las curvas de esfuerzo de corte.



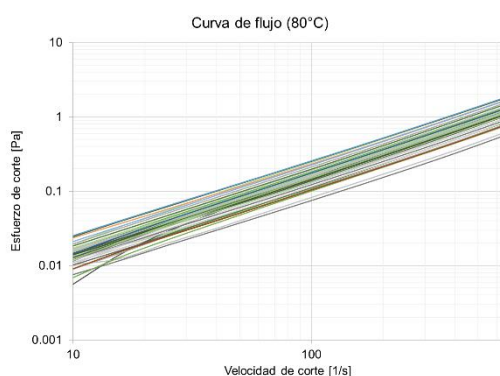
**Figura 47.** Curva de flujo de los 57 condensados a 25, 50 y 80°C.



**Figura 48.** Curva de flujo de los 57 condensados a 25°C.



**Figura 49.** Curva de flujo de los 57 condensados a 50°C.



**Figura 50.** Curva de flujo de los 57 condensados a 80°C.

**Nota:**

Cabe mencionar que los gráficos están representados por líneas continuas para que puedan identificarse los comportamientos visualmente, sin embargo, son conjuntos de puntos medidos.

**4.2 Correlaciones propuestas**

Los datos reológicos y de densidad obtenidos de las pruebas experimentales fueron organizados, analizados y empleados para el desarrollo de las siguientes correlaciones. El tipo de correlación propuesta para la curva de viscosidad corresponde a la ecuación (6):

$$\eta = A(\dot{\gamma}^B)(T^C)(\rho^D) \dots (6)$$

Símbolo	Nombre	Unidades
$\eta$	Viscosidad	[cP]
$\dot{\gamma}$	Velocidad de corte	[1/s]
$T$	Temperatura	[°C]
$\rho$	Densidad	[g/cm <sup>3</sup> ]
$A, B, C, D$	Coefficientes	[-]

El tipo de correlación propuesta para la curva de flujo corresponde a la ecuación (7):

$$\sigma = A(\dot{\gamma}^B)(T^C)(\rho^D) \dots (7)$$

Símbolo	Nombre	Unidades
$\sigma$	Esfuerzo de corte	[Pa]
$\dot{\gamma}$	Velocidad de corte	[1/s]
$T$	Temperatura	[°C]
$\rho$	Densidad	[g/cm <sup>3</sup> ]
$A, B, C, D$	Coeficientes	[-]

Un problema posible en el uso de campo o práctico de estas correlaciones es que tienen como dato de entrada a la densidad a la temperatura dada, lo cual sería difícil y poco práctico de obtener, por lo que se propone el uso de la siguiente correlación para determinar la densidad en función de la temperatura y los grados °API cuando no se disponga de datos de densidad:

$$\rho = A + (B)T + (C)^\circ API \dots (8)$$

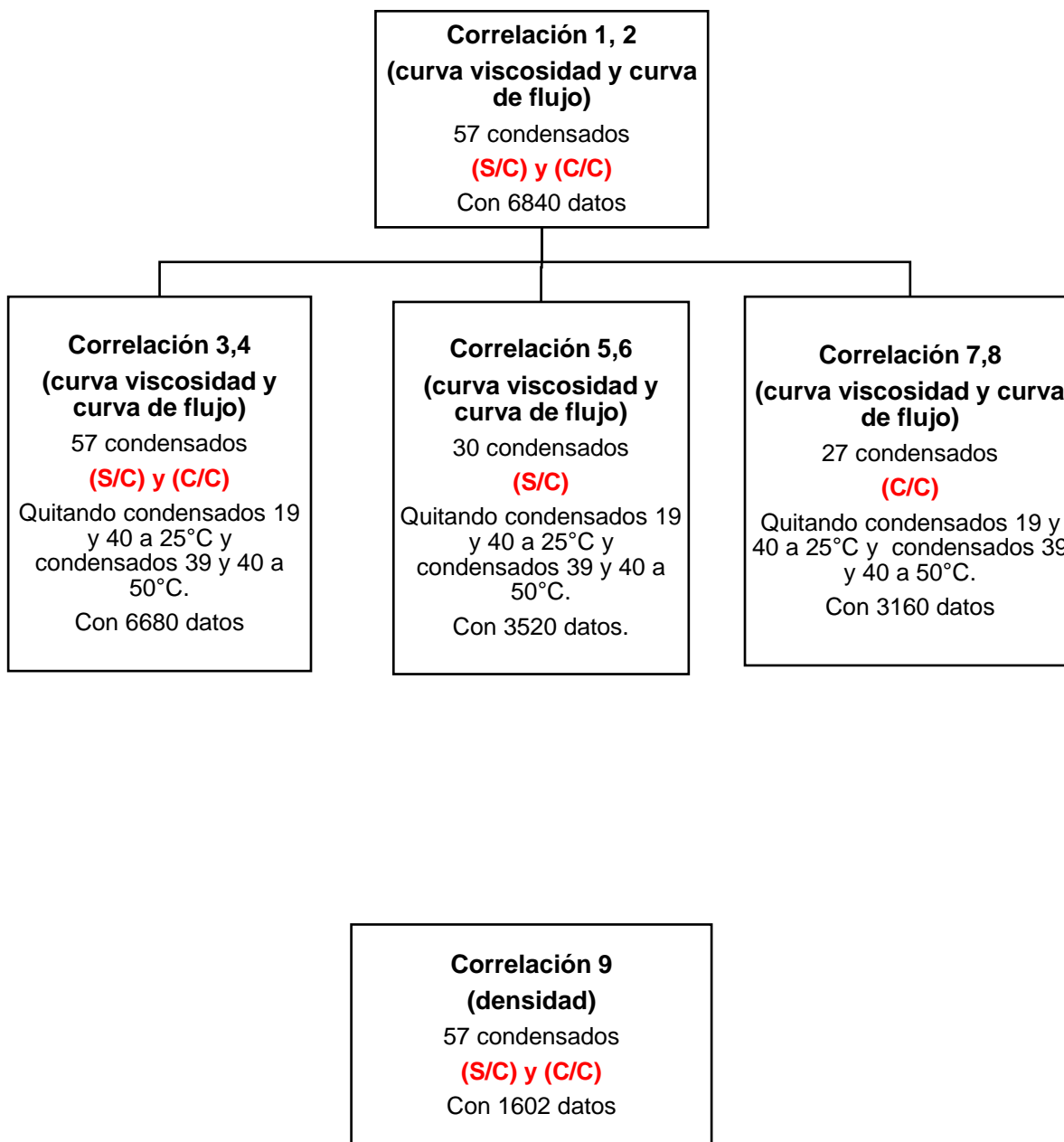
Símbolo	Nombre	Unidades
$\rho$	Densidad	[g/cm <sup>3</sup> ]
$T$	Temperatura	[°C]
$^\circ API$	Grados °API	[°API]
$A, B, C$	Coeficientes	[-]

Las correlaciones fueron evaluadas con los datos experimentales para comparar su grado de aproximación, y los resultados obtenidos se presentan en la siguiente sección.

Cabe mencionar que los datos experimentales recabados de reología fueron 1,710 y del conjunto de densidad y °API fue de 556.

A continuación, se muestra la representación esquemática de las correlaciones que hace notar la diferencia entre cada una de estas. El número de datos mostrado corresponde a los datos de entrada para realizar cada correlación.





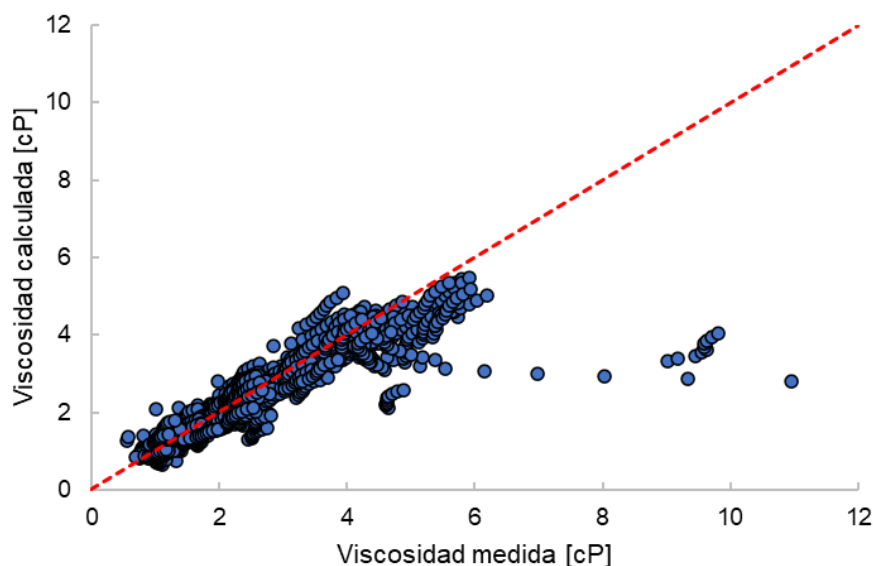
### 4.2.1 Correlación 1 – Curva de viscosidad

La siguiente correlación se realizó considerando los 57 condensados, con y sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición. La **Tabla 13** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 13.** Coeficientes de Correlación 1 – curva de viscosidad

A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
100	0.0476	-0.1808	15.1784	0.75	11.4	0.332

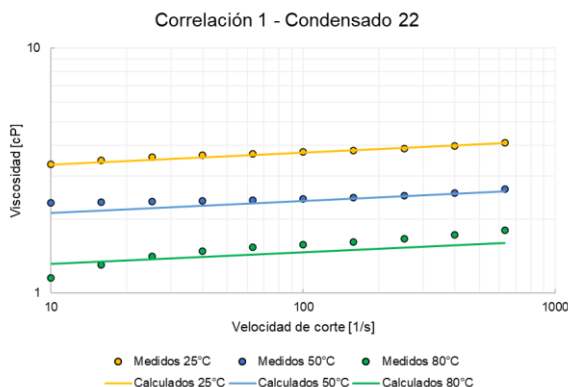
La **Figura 51** muestra los datos calculados de viscosidad contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 11.4% con una desviación promedio de 0.332 [cP] y con una  $R^2$  de 0.75, que indica que existe un ajuste regular de los datos a la curva calculada. Cabe mencionar que existe un conjunto de datos que sale drásticamente del comportamiento general. Este conjunto de datos corresponde a condensados que presentan altas viscosidades a temperatura ambiente.



**Figura 51.** Datos calculados vs medidos de la correlación 1.

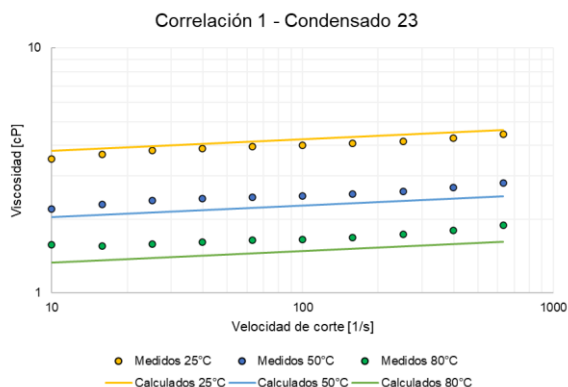
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 1 se elabora para los condensados 22 y 23. El caso óptimo corresponde al conjunto de curvas a 25°C, 50°C y 80°C de un mismo condensado que presenta el menor error relativo promedio (ERP) de todas las curvas calculadas. El caso promedio representa al conjunto de curvas correspondientes que presentan un ERP promedio.

**Caso óptimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	0.88	0.032
Azul	3.48	0.083
Verde	7.40	0.113
<b>Promedio =</b>	<b>3.92</b>	<b>0.08</b>

**Caso promedio**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	5.27	0.209
Azul	9.36	0.234
Verde	12.30	0.206
<b>Promedio =</b>	<b>8.98</b>	<b>0.22</b>

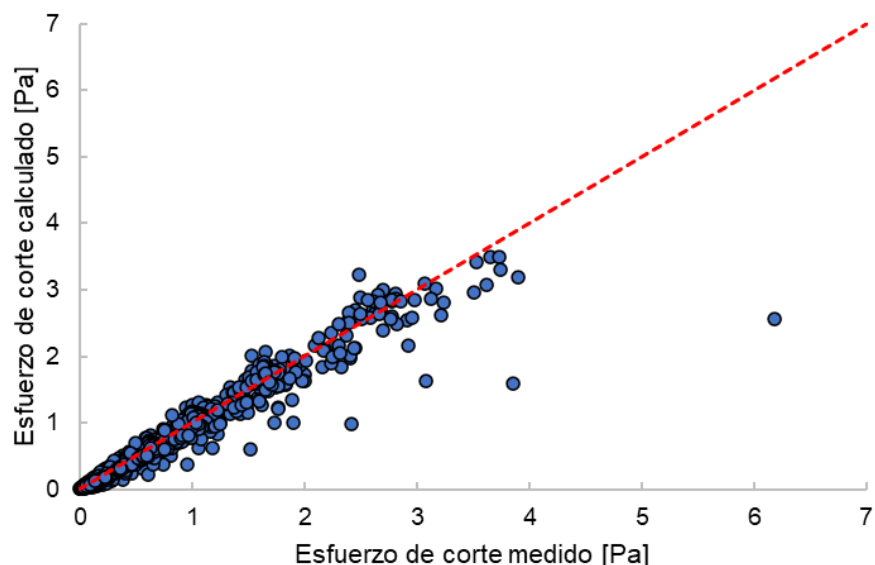
**4.2.2 Correlación 2 – Curva de flujo**

La siguiente correlación se realizó considerando los 57 condensados, con y sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición. La **Tabla 14** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 14.** Coeficientes de correlación 2 – curva de flujo.

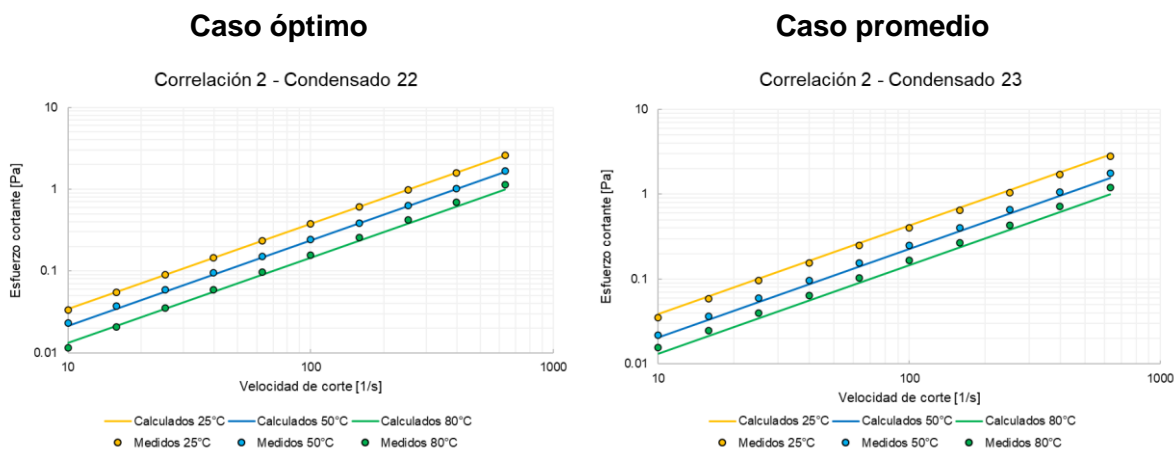
A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
0.1105	1.0449	-0.1842	15.5225	0.95	11.4	0.053

La **Figura 52** muestra los datos calculados de esfuerzo de corte contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 11.4% con una desviación promedio de 0.053 [Pa] y con una  $R^2$  de 0.95, que indica que existe un buen ajuste de los datos a la curva calculada. Cabe mencionar que existe un conjunto de datos que sale drásticamente del comportamiento general. Este conjunto de datos corresponde a condensados que presentan altas viscosidades a temperatura ambiente.



**Figura 52.** Datos calculados vs medidos de la correlación 2.

A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 2 se elabora para los condensados 22 y 23.



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	0.77	0.005
Azul	3.34	0.008
Verde	8.06	0.030
<b>Promedio =</b>	4.06	0.01

Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	6.77	0.044
Azul	9.31	0.047
Verde	13.07	0.042
<b>Promedio =</b>	9.72	0.04

#### 4.4.3 Correlación 3 – Curva de viscosidad

La siguiente correlación se realizó considerando los 57 condensados, con y sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 15** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 15.** Coeficientes de correlación 3 – curva de viscosidad.

A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
100	0.0469	-0.1723	15.3348	0.90	10.7	0.270

La **Figura 53** muestra los datos calculados de viscosidad contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 10.7% con una desviación promedio de 0.27 [cP] y con una  $R^2$  de 0.90, que indica que existe un ajuste aceptable de los datos a la curva calculada.

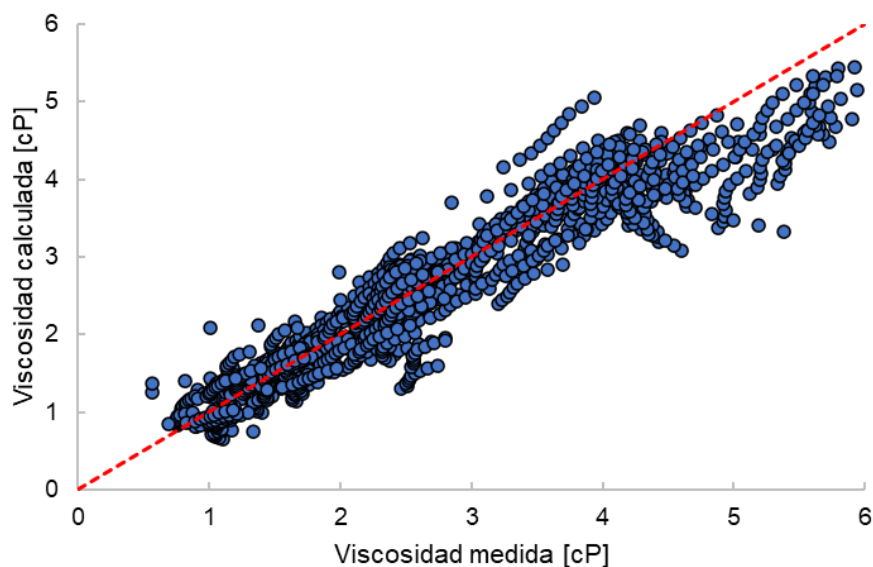
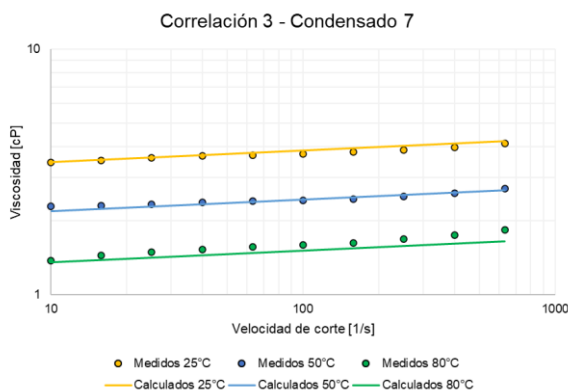


Figura 53. Datos calculados vs medidos de la correlación 3.

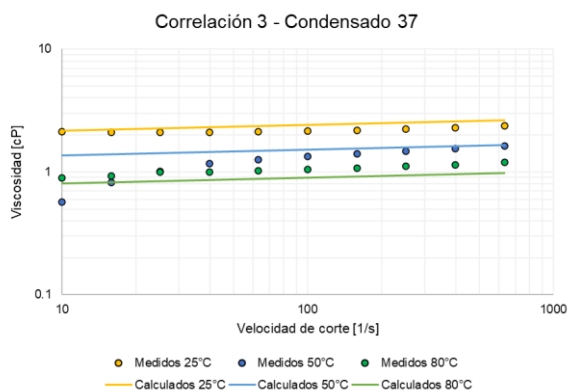
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 3 se elabora para los condensados 7 y 37. El caso pésimo representa al conjunto de curvas correspondientes que presentan un ERP muy por encima del promedio.

**Caso óptimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	2.34	0.090
Azul	1.85	0.044
Verde	5.74	0.094
<b>Promedio =</b>	<b>3.31</b>	<b>0.08</b>

**Caso pésimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	10.11	0.222
Azul	33.74	0.289
Verde	14.02	0.148
<b>Promedio =</b>	<b>19.29</b>	<b>0.22</b>

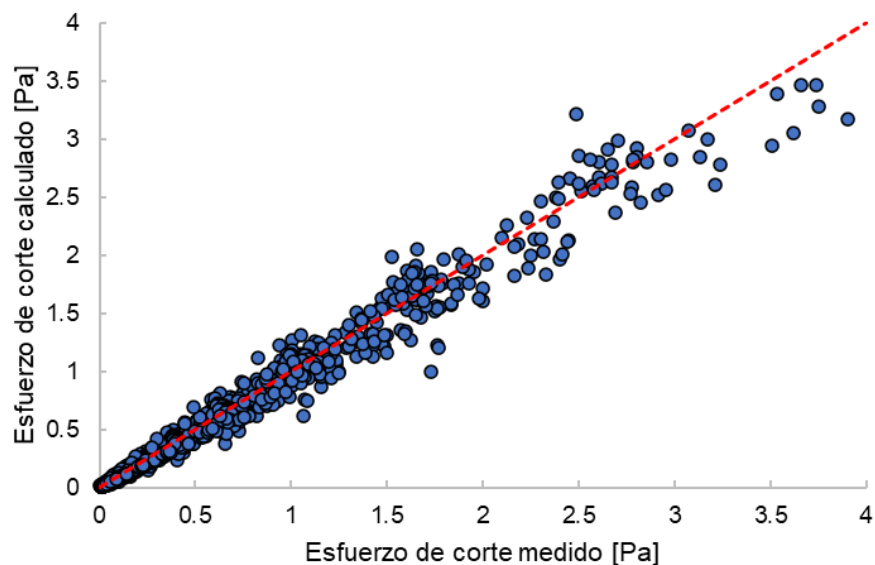
#### 4.4.4 Correlación 4 – Curva de flujo

La siguiente correlación se realizó considerando los 57 condensados, con y sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 16** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 16.** Coeficientes de correlación 4– curva de flujo.

A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
0.1074	1.0450	-0.1746	15.5809	0.98	10.7	0.044

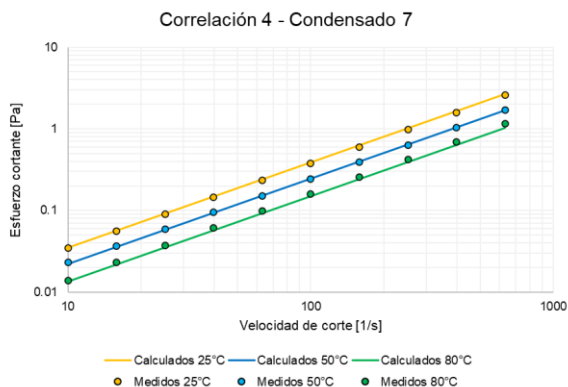
La **Figura 54** muestra los datos calculados de esfuerzo de corte contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 10.7% con una desviación promedio de 0.044 [Pa] y con una  $R^2$  de 0.98, que indica que existe un muy ajuste de los datos a la curva calculada.



**Figura 54.** Datos calculados vs medidos de la correlación 4.

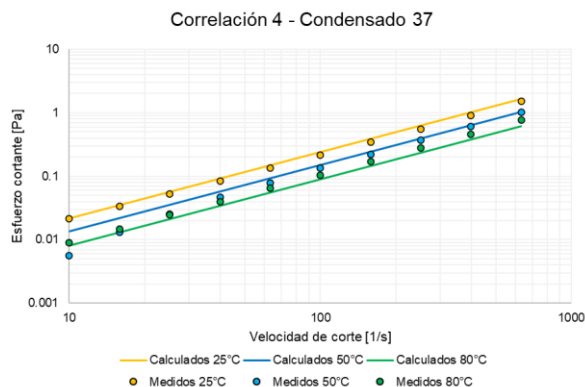
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 4 se elabora para los condensados 7 y 37.

**Caso óptimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	3.24	0.024
Azul	1.68	0.006
Verde	6.29	0.026
<b>Promedio =</b>	3.74	0.02

**Caso pésimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	10.24	0.046
Azul	33.02	0.016
Verde	15.23	0.034
<b>Promedio =</b>	19.50	0.03

**4.4.5 Correlación 5 – Curva de viscosidad**

La siguiente correlación se realizó considerando 30 condensados sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 17** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 17.** Coeficientes de correlación 5 – curva de viscosidad.

A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
100	0.0571	-0.1662	15.7034	0.92	11.1	0.283

La **Figura 55** muestra los datos calculados de viscosidad contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 11.1% con una desviación promedio de 0.283 [cP] y con una  $R^2$  de 0.92, que indica que existe un buen ajuste de los datos a la curva calculada. Se resalta que



para viscosidades mayores a 4 [cP] existe un error promedio que excede por mucho el 11.1%, por lo que el uso de esta correlación tendría sus restricciones.

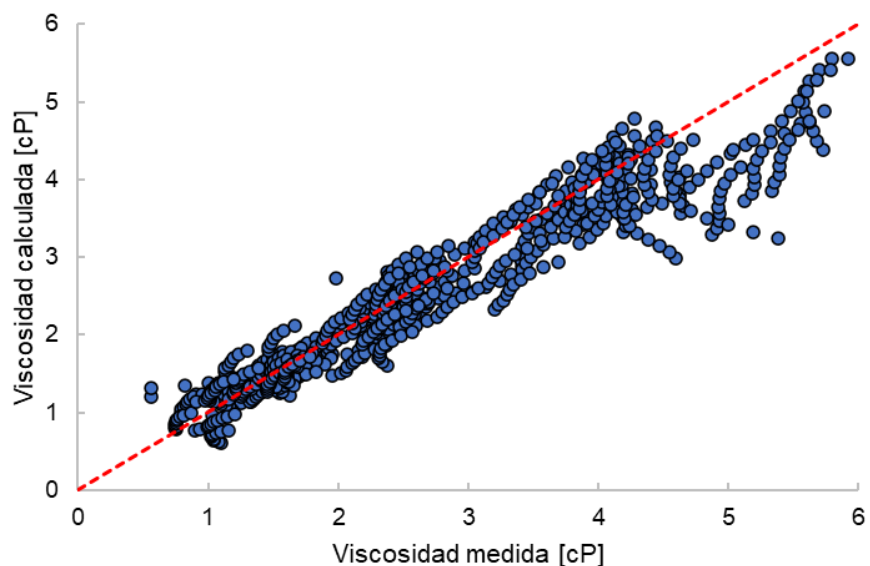
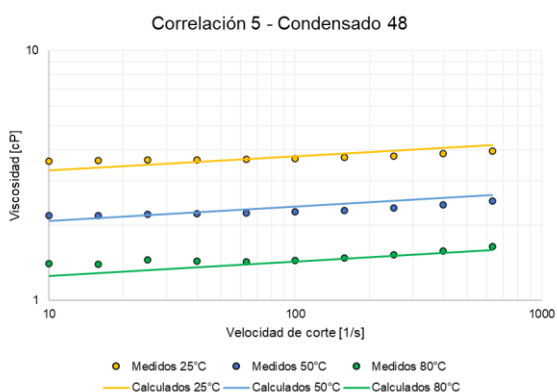


Figura 55. Datos calculados vs medidos de la correlación 5.

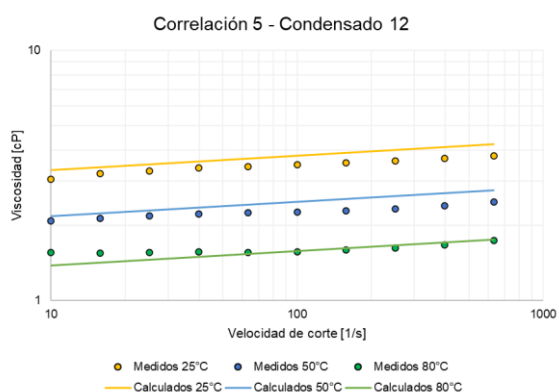
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 5 se elabora para los condensados 48 y 12.

### Caso óptimo



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	4.45	0.166
Azul	4.18	0.097
Verde	4.21	0.061
<b>Promedio =</b>	<b>4.28</b>	<b>0.11</b>

### Caso promedio



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	8.48	0.296
Azul	8.73	0.200
Verde	3.99	0.063
<b>Promedio =</b>	<b>7.07</b>	<b>0.19</b>

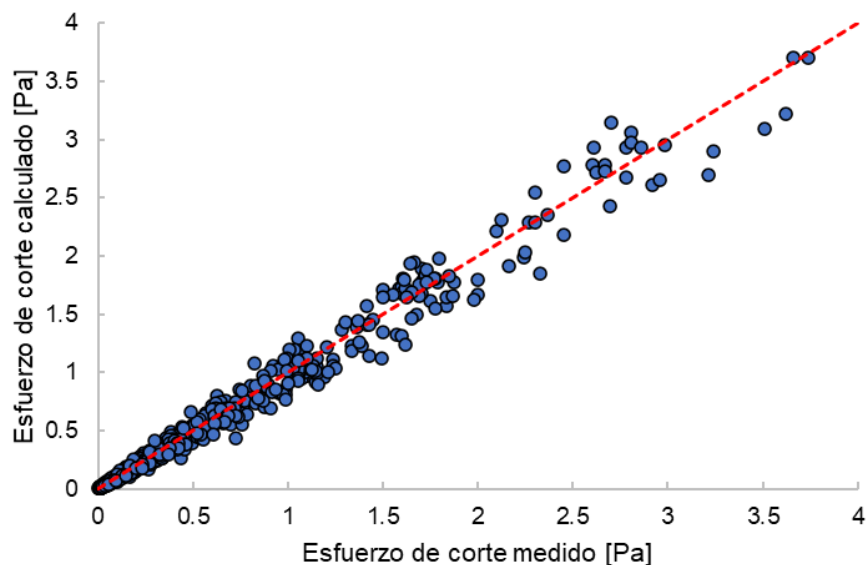
#### 4.4.6 Correlación 6 – Curva de flujo

La siguiente correlación se realizó considerando 30 condensados sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 18** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 18.** Coeficientes de correlación 6 – curva de flujo.

A	B	C	D	$R^2$	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
0.1539	1.0450	-0.1779	17.2075	0.98	10.8	0.043

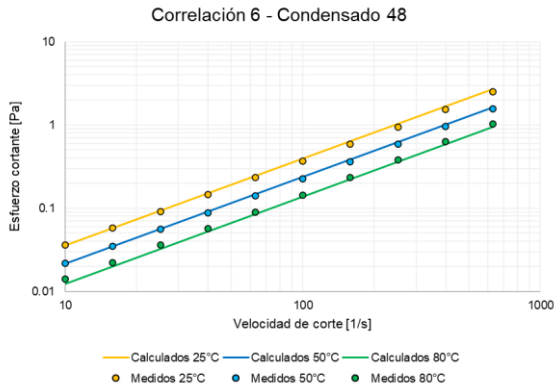
La **Figura 56** muestra los datos calculados de flujo contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 10.8% con una desviación promedio de 0.043 [Pa] y con una  $R^2$  de 0.98, que indica que existe un muy buen ajuste de los datos a la curva calculada.



**Figura 56.** Datos calculados vs medidos de la correlación 6.

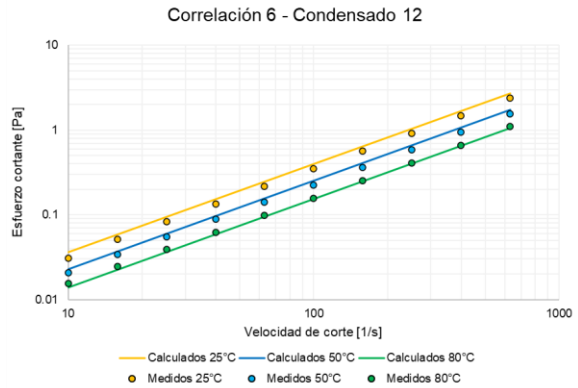
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 6 se elabora para los condensados 48 y 12.

**Caso óptimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	5.63	0.055
Azul	4.00	0.020
Verde	7.60	0.019
<b>Promedio =</b>	5.74	0.03

**Caso promedio**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	14.35	0.089
Azul	10.38	0.046
Verde	5.19	0.010
<b>Promedio =</b>	9.97	0.05

**4.4.7 Correlación 7 – Curva de viscosidad**

La siguiente correlación se realizó considerando 27 condensados con centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 19** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 19.** Coeficientes de correlación 7 – curva de viscosidad.

A	B	C	D	$R^2$	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
68.3208	0.0439	-0.1696	13.4876	0.89	9.9	0.266

La **Figura 57** muestra los datos calculados de viscosidad contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 9.9% con una desviación promedio estándar de 0.266 [cP] y con una  $R^2$  de 0.89, que indica que existe un buen ajuste de los datos a la curva calculada.

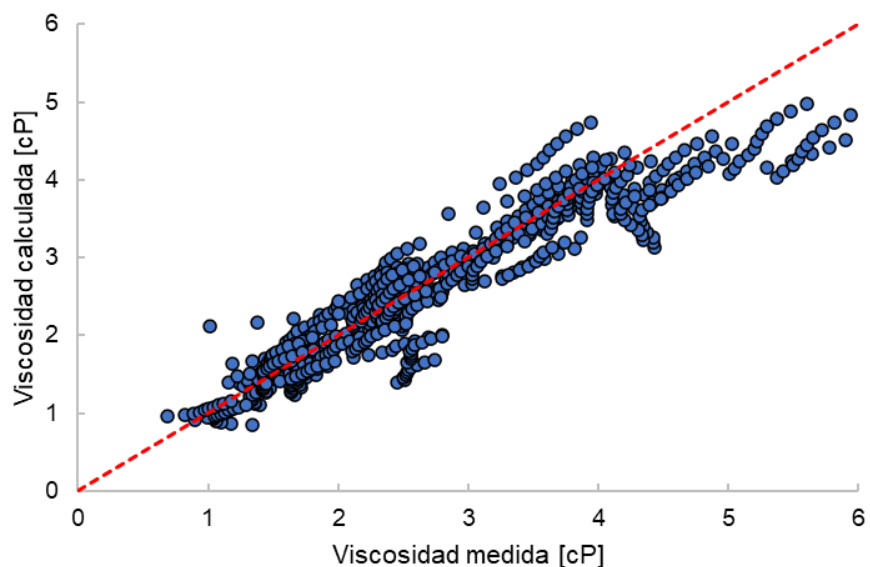
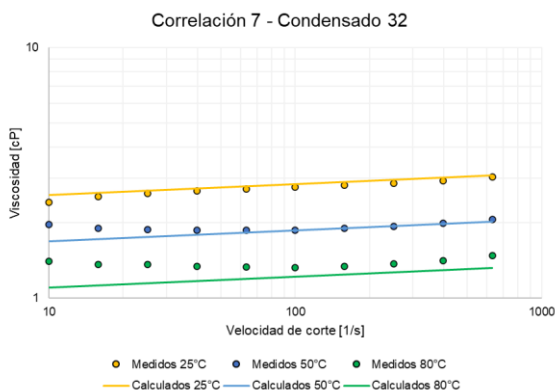


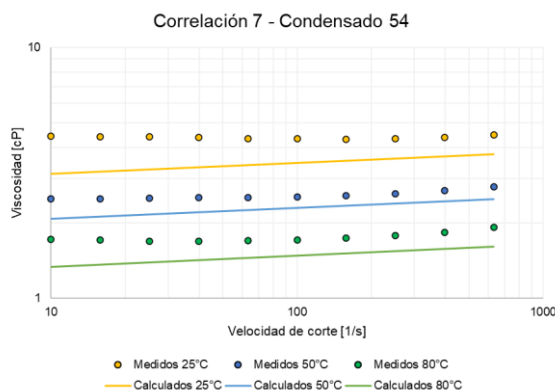
Figura 57. Datos calculados vs medidos de la correlación 7.

A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 7 se elabora para los condensados 32 y 54. El caso pésimo representa el conjunto de curvas que presentan el ERP más alto para un mismo condensado.

**Caso óptimo**



**Caso pésimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	2.92	0.079
Azul	3.92	0.075
Verde	11.99	0.165
<b>Promedio =</b>	<b>6.28</b>	<b>0.11</b>

Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
Amarilla	21.52	0.944
Azul	11.70	0.300
Verde	16.04	0.280
<b>Promedio =</b>	<b>16.42</b>	<b>0.51</b>

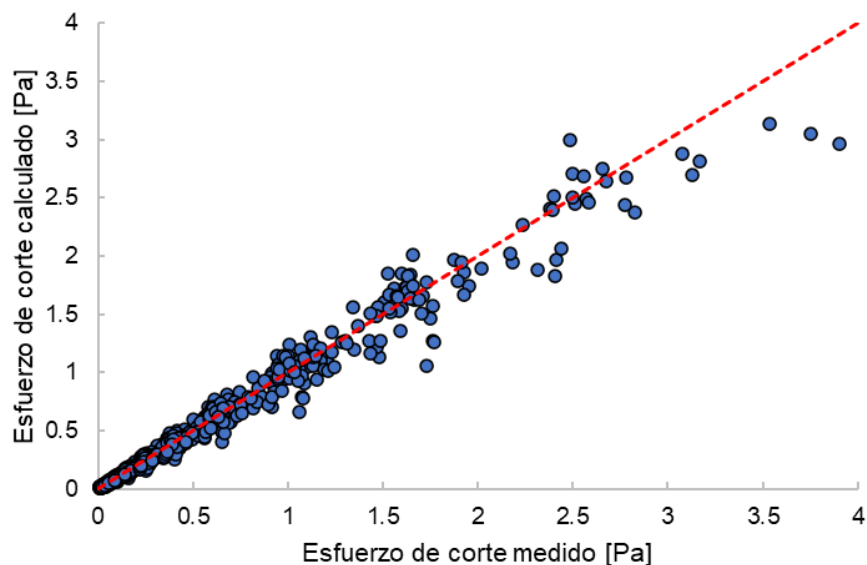
#### 4.4.8 Correlación 8 – Curva de flujo

La siguiente correlación se realizó considerando 27 condensados con centrifugación, a las tres temperaturas de medición, pero quitando los condensados 19 y 40 a 25°C, y los condensados 39 y 40 a 50°C para retirar los datos que salen drásticamente de las tendencias generales. La **Tabla 20** muestra los coeficientes (A, B, C y D), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 20.** Coeficientes de correlación 8 – curva de flujo.

A	B	C	D	$R^2$	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
0.0683	1.0438	-0.1696	13.4876	0.98	9.9	0.044

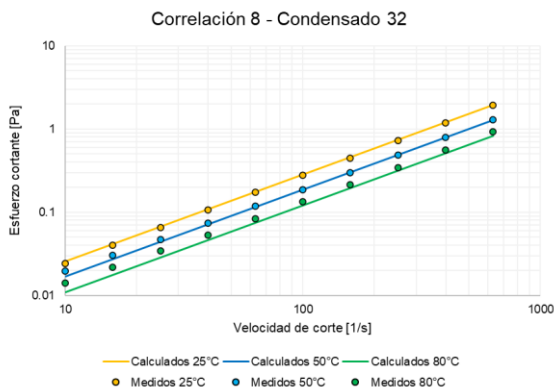
La **Figura 58** muestra los datos calculados de esfuerzo de corte contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 9.9% con una desviación promedio de 0.044 [Pa] y con una  $R^2$  de 0.98, que indica que existe un muy buen ajuste de los datos a la curva calculada.



**Figura 58.** Datos calculados vs medidos de la correlación 8.

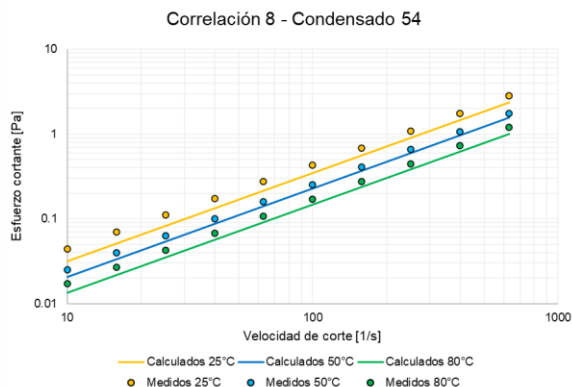
A continuación, un ejemplo de aplicación de la correlación 8 se elabora para los condensados 32 y 54.

**Caso óptimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	2.92	0.011
Azul	3.92	0.004
Verde	11.99	0.023
<b>Promedio =</b>	<b>6.28</b>	<b>0.01</b>

**Caso pésimo**



Curva	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
Amarilla	21.52	0.129
Azul	11.70	0.046
Verde	16.04	0.046
<b>Promedio =</b>	<b>16.42</b>	<b>0.07</b>

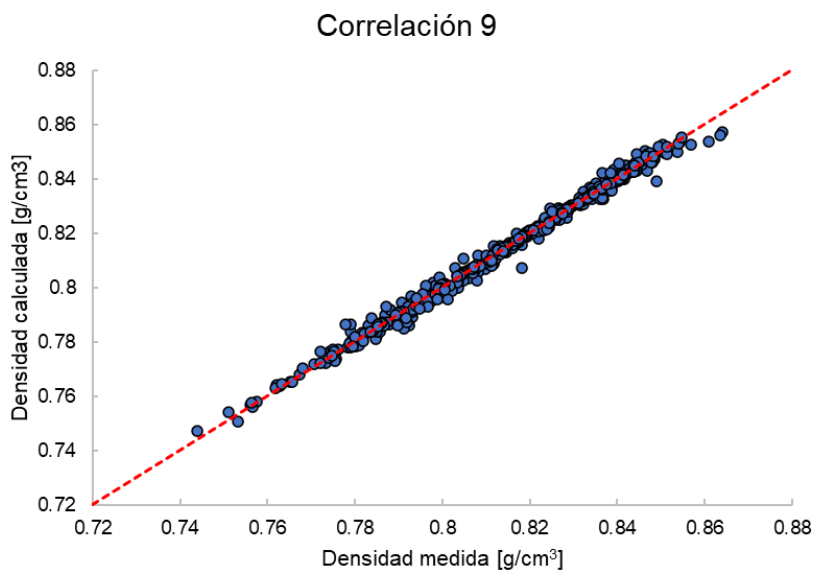
**4.4.9 Correlación 9 – Densidad**

La siguiente correlación se realizó considerando los 57 condensados, con y sin centrifugación, a las tres temperaturas de medición. La **Tabla 21** muestra los coeficientes (A, B y C), el coeficiente de determinación múltiple ( $R^2$ ), el error relativo promedio y la desviación promedio.

**Tabla 21.** Coeficientes de correlación 9 – curva de densidad.

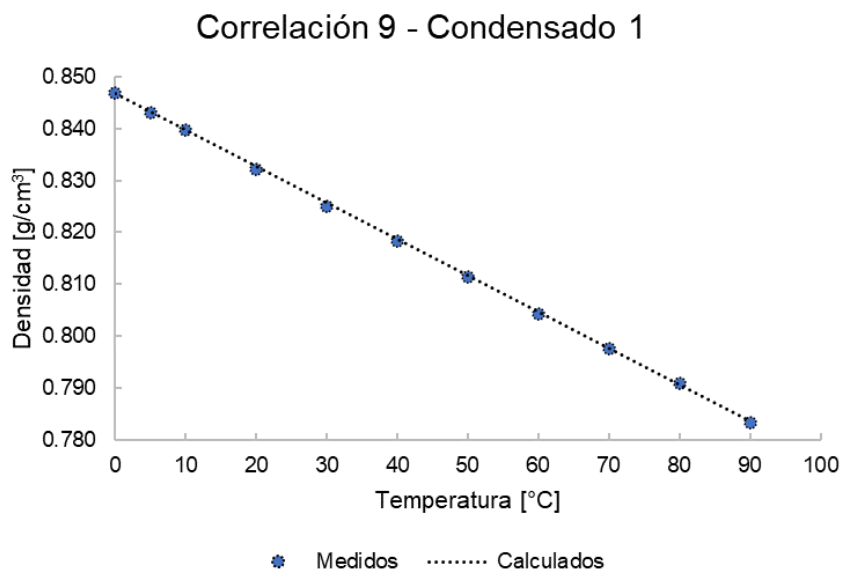
A	B	C	$R^2$	Error relativo promedio %	Desviación promedio [g/cm <sup>3</sup> ]
1.03089	-0.00070	-0.00492	0.94	0.17	0.0014

La **Figura 59** muestra los datos calculados de densidad contra los datos medidos. Se determina que los datos están dentro de un intervalo de error del 0.17% con una desviación promedio estándar de 0.0014 [g/cm<sup>3</sup>] y con una  $R^2$  de 0.94, que indica que existe un excelente ajuste de los datos a la curva calculada.



**Figura 59.** Datos calculados vs medidos de la correlación 9.

Un ejemplo de aplicación de la correlación 9 se elabora para el condensado 1 y se muestra de manera resumida en la **Figura 60**.



**Figura 60.** Aplicación de correlación 9 para la densidad del condensado 1.

Error relativo promedio [%]	Desviación promedio [g/cm <sup>3</sup> ]
0.04	0.0003

#### 4.4.10 Resumen de correlaciones

La **Tabla 22** muestra de nuevo las expresiones de las correlaciones de curva de viscosidad, de flujo y de densidad. Asimismo, la **Tabla 23** muestra el número de correlación, la cantidad de condensados utilizados y la condición de elaboración, así como el número de datos utilizados para cada una.

**Tabla 22.** Expresiones de las correlaciones.

Correlación	Expresión
Viscosidad	$\eta = A(\dot{\gamma}^B)(T^C)(\rho^D)$
Esfuerzo de corte	$\sigma = A(\dot{\gamma}^B)(T^C)(\rho^D)$
Densidad	$\rho = A + (B)T + (C)^\circ API$

**Tabla 23.** Características de elaboración de correlaciones.

Núm.	Descripción	Núm. Datos
1,2	57 condensados.	6840
3,4	57 condensados, sin ruido.	6680
5,6	30 condensados sin centrifugar, sin ruido.	3520
7,8	27 condensados centrifugados, sin ruido.	3160
9	57 condensados.	1602

La **Tabla 24** muestran el resumen de las correlaciones de viscosidad. Se observa que las correlaciones elaboradas sin considerar los datos que generaban ruido (Núm. 3, 5 y 7) presentan una  $R^2$  superior que la que considera todos los datos (Núm. 1), es decir, que describen mejor los datos experimentales porque obtienen un error relativo promedio (ERP) y una desviación promedio (DP) menor. Sin embargo, esta mejoría es sólo de alrededor del 7.3% y 17.2% promedio para el ERP y la DP, respectivamente.



**Tabla 24.** Resumen correlaciones de viscosidad

Núm.	A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [cP]
1	100	0.0476	-0.1808	15.1784	0.75	11.4	0.33
3	100	0.0469	-0.1723	15.3348	0.90	10.7	0.27
5	100	0.0571	-0.1662	15.7034	0.92	11.1	0.28
7	68.3208	0.0438	-0.1696	13.4876	0.89	9.9	0.27
Rango de aplicación: $\dot{\gamma}[10 - 631][1/s]$ , $T[25, 50, 80][^{\circ}C]$ , $\rho[0.75 - 0.84][gr/cm^3]$							

La **Tabla 25** muestra el resumen de las correlaciones de esfuerzo de corte. Se observa que las correlaciones elaboradas sin considerar los datos que generaban ruido (Núm. 3, 5 y 7) presentan una  $R^2$  ligeramente mejor que la que considera todos los datos (Núm. 1). Sin embargo, esta mejoría es sólo de alrededor del 8.2% y 20% promedio para el ERP y la DP, respectivamente.

**Tabla 25.** Resumen de correlaciones de esfuerzo de corte

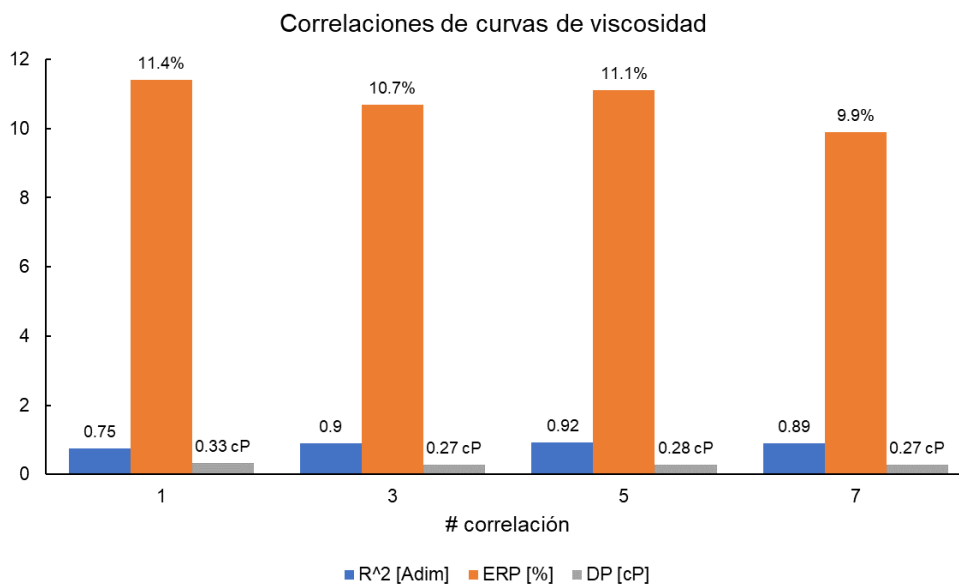
Núm.	A	B	C	D	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [Pa]
2	0.1105	1.0449	-0.1842	15.5225	0.95	11.4	0.05
4	0.1074	1.0450	-0.1746	15.5809	0.98	10.7	0.04
6	0.1539	1.0450	-0.1779	17.2075	0.98	10.8	0.04
8	0.0683	1.0438	-0.1696	13.4876	0.98	9.9	0.04
Rango de aplicación: $\dot{\gamma}[10 - 631][1/s]$ , $T[25, 50, 80][^{\circ}C]$ , $\rho[0.75 - 0.84][gr/cm^3]$							

La **Tabla 26** muestra los coeficientes y rango de aplicabilidad de la correlación de densidad. En general, esta correlación proporciona los mejores resultados en cuanto a reproducción de los datos.

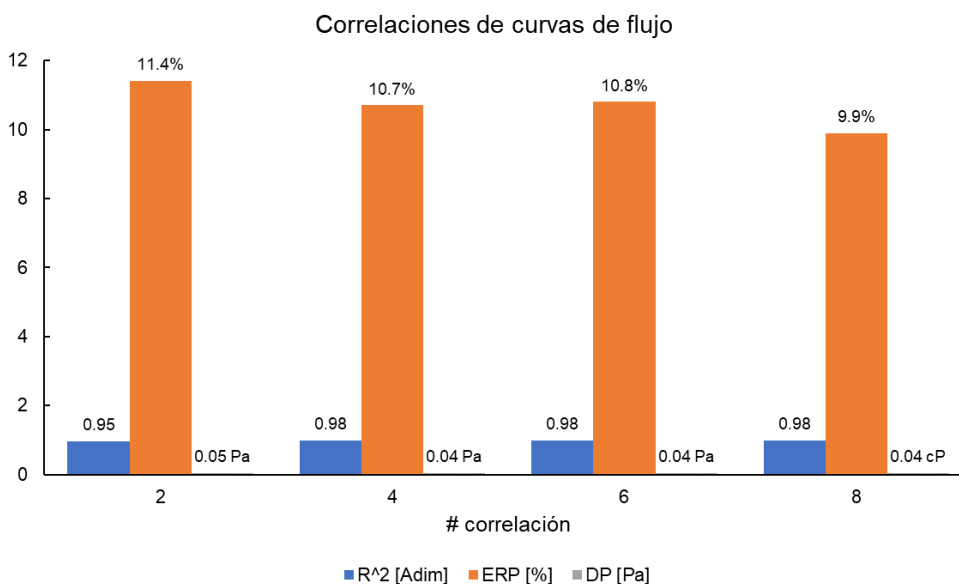
**Tabla 26.** Coeficientes de correlación de densidad.

A	B	C	R <sup>2</sup>	Error relativo promedio %	Desviación promedio [g/cm <sup>3</sup> ]
1.03089	-0.00070	-0.00492	0.9417	0.1690	0.0014
Rango de aplicación: $T[0 - 90][^{\circ}C]$ , $^{\circ}API[35.3 - 44.8]$					

A continuación, se muestran de manera gráfica las  $R^2$ , Errores relativos promedios y Desviaciones promedio de cada correlación correspondiente a las curvas de viscosidad y de flujo.



**Figura 61.** Comparativa de parámetros estadísticos de las correlaciones de curvas de viscosidad.



**Figura 62.** Comparativa de parámetros estadísticos de las correlaciones de curvas de flujo.

## CONCLUSIONES

1. Se realizó una investigación sobre los aspectos y problemáticas generales del aseguramiento de flujo, las características de los sistemas de gas y condensados y su presencia en el mundo y en México, los aspectos teóricos de reología y una revisión bibliográfica de las metodologías experimentales e investigaciones realizadas en reología del petróleo.
2. Se realizó un estudio experimental sobre la caracterización y la reología de 57 condensados de pozos productores de gas y condensado, que incluyen fluidos sin centrifugar y centrifugados.
3. Se generó una base de datos experimentales de viscosidad y esfuerzo de corte en función de la velocidad de corte, temperatura y densidad. Así como una base para los datos de densidad, temperatura y grados °API.
4. Se analizaron las bases de datos elaboradas para observar el comportamiento de todas las propiedades obtenidas y para la elaboración de correlaciones que permitieran reproducir de manera adecuada los datos experimentales de viscosidad, esfuerzo de corte y de densidad en el intervalo newtoniano.
5. Se determinaron varias correlaciones con diferentes conjuntos de datos. Las correlaciones 1 y 2 consideran todos los datos experimentales. Las correlaciones 3 y 4 consideran todos los datos, pero quitando conjuntos de datos particulares que tenían un comportamiento que se desviaba demasiado de las tendencias generales. Las correlaciones 5 y 6 consideran las restricciones utilizadas en las correlaciones 3 y 4 pero sólo tomando los condensados sin centrifugar. Las correlaciones 7 y 8 consideran las restricciones utilizadas en las correlaciones 3 y 4 pero sólo tomando los condensados con centrifugación. Finalmente, la correlación 9 considera todos los datos experimentales.
6. Las correlaciones obtenidas muestran en general un buen ajuste a los datos experimentales, sin embargo, hay casos particulares donde los resultados se desvían por arriba de la desviación estándar.

7. Para el cálculo de la curva de viscosidad cuando no se realiza ninguna distinción en fluidos sin centrifugación y centrifugados se recomienda utilizar la correlación 3 (sin ruido) porque tiene un error relativo promedio menor que la correlación 1 (con ruido) y una desviación promedio de las más bajas. La correlación 5 y 7 son recomendables cuando se considera la distinción entre fluidos (S/C) y (C/C), respectivamente.
8. Para el cálculo de la curva de flujo cuando no se realiza ninguna distinción en fluidos (S/C) y (C/C) se recomienda utilizar la correlación 4 (sin ruido) porque tiene un error relativo promedio y una desviación promedio menor que la correlación 1 (con ruido). La correlación 6 y 8 son recomendables cuando se considera la distinción entre fluidos (S/C) y (C/C), respectivamente.
9. Para el cálculo de la densidad se utiliza la correlación 9, la cual considera fluidos (S/C) y (C/C) pero tiene excelente capacidad de reproducción de los datos experimentales.
10. Se recomienda utilizar las correlaciones para los rangos de aplicación establecidos en el desarrollo de esta investigación. Asimismo, se recomienda utilizar la correlación de densidad en los casos que no se conozcan las densidades del condensado a las condiciones de temperatura requeridas. Esto último les proporciona valor y utilidad a las correlaciones de viscosidad y de flujo.
11. Comportamientos particulares entre condensados (S/C) y (C/C) deben ser analizados mediante la composición de estos para explicar la razón de los comportamientos atípicos o no esperados. Por ejemplo, que la viscosidad resulte mayor en fluidos centrifugados que en los que contienen sólidos y agua.

## RECOMENDACIONES

A continuación, se presentan algunas recomendaciones respecto al presente trabajo experimental:

1. Disponer de más muestras de condensados para realizar más mediciones que enriquezcan la base de datos que alimenta a la elaboración de la correlación propuesta.
2. Realizar más experimentos para obtener el comportamiento reológico a más temperaturas.
3. Proponer más expresiones matemáticas para la elaboración de distintas correlaciones y realizar una comparativa entre estas para elegir una expresión que describa mejor el comportamiento reológico.
4. Realización de análisis composicional (SARA) de los condensados para elaborar una correlación más robusta que incluya este parámetro.
5. Realizar mediciones de reología a condiciones de presión variable.
6. Estudiar el comportamiento comparativo de los fluidos con centrifugación y sin centrifugación para conocer el impacto del agua y sólidos (orgánicos e inorgánicos) en la reología de cada sistema.

---

## NOMENCLATURA

$\%mol$ :	por ciento mol
(C):	centrifugado
(S/C):	sin centrifugar
$\dot{\gamma}$ :	velocidad de corte
$\sigma_y$ :	límite elástico
$^{\circ}API$ :	gravedad API
$A, B, C, D$ :	constantes de correlación
$CGR$ :	relación de condensado a gas
$F$ :	fuerza
$MBPD$ :	miles de barriles de petróleo por día
$MMbl$ :	millones de barriles de petróleo
$Bcf$ :	billones de pies cúbicos
$MW$ :	peso molecular
$RGA$ :	Relación gas-aceite
$SG$ ó $GE$ :	gravedad específica
$STB/MMscf$ :	barriles de petróleo a condiciones estándar sobre millones de pies cúbicos
$T$ :	temperatura
$V$ :	velocidad
$lb/lb - mol$ :	libra por libra mol
$psig$ :	presión manométrica en libra por pulgada cuadrada
$scf/STB$ :	pies cúbicos a condiciones estándar sobre barriles de petróleo a condiciones estándar
$\gamma$ :	esfuerzo de corte
$\delta$ :	delta de desplazamiento de deformación
$\eta$ :	viscosidad cortante
$\rho$ :	densidad
$\sigma$ :	esfuerzo cortante

**BIBLIOGRAFÍA**

1. Akmaz, S., Iscan, O., Gurkaynak, M. A., & Yasar, M. (2011). The Structural Characterization of Saturate, Aromatic, Resin, and Asphaltene Fractions of Batiraman Crude Oil. *Petroleum Science and Technology*, 29(2), 160–171. doi:10.1080/10916460903330361
2. Al-Maraghi, A., Alzahabi, A., El-Banbi, A. (2018). *PVT Property Correlations: Selection and Estimation*. Elsevier Science & Technology. ISBN: 9780128125731
3. Ancy, C. (2005). *Notebook Introduction to Fluid Rheology*. Laboratoire Hydraulique Environnementale de École Polytechnique Fédérale de Lausanne.
4. Barnes, H. A. (2000). *A Handbook of Elementary Rheology*. Institute of Non-Newtonian Fluid Mechanics. University of Wales. ISBN: 0953803201
5. Barnes, H. A. Hutton, J.F. (1989). *An Introduction to Rheology*. Elsevier. Amsterdam, London, New York, Tokyo. ISBN: 0444871403
6. Centeno, G, Trejo, F, Ancheyta, J., & Carlos, Antonio. (2004). Precipitación de asfaltenos del crudo Maya en un sistema a presión. *Revista de la Sociedad Química de México*, 48(3), 179-188. Recuperado en 23 de agosto de 2022, de [http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0583-76932004000300001&lng=es&tlng=es](http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0583-76932004000300001&lng=es&tlng=es)
7. Craft, B. C., Hawkins, M.F., Terry, Ronald E. (1991). *Applied Petroleum Reservoir Engineering*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J.

8. Crolet, J.-L., and Samaran, J. P., 1993, "The use of anti-hydrate treatment for the prevention of CO<sub>2</sub> corrosion in long crude gas pipelines", CORROSION/93, Paper No.102.
9. Cui L., Moqsud A., Hyodo M., Bhattacharya S., Capítulo 7. Methane hydrate as a "new energy". (2019). Trevor M. Letcher, Managing Global Warming, Academic Press. ISBN 9780128141045. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814104-5.00007-7>
10. Fanchi, J. R. (2008). Directional Permeability. SPE Reservoir Evaluation & Engineering, 11(03), 565–568. doi:10.2118/102343-pa
11. Farah, M., Olivera, R., Navaes, J. y Rajagopal, K. 2005. Viscosity of water-in-oil emulsions: Variation with temperature and water volume fraction. Journal of Petroleum Science and Engineering 14 (3-4):169-184
12. Faraji, F., Ogwu, J.O., Chong, P.L. (2021). Development of a new gas condensate viscosity model using artificial intelligence. Journal of King Saud University – Engineering Sciences. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jksues.2021.11.005>
13. Firoozabadi A. (1999). Thermodynamics of Hydrocarbon Reservoirs. McGraw-Hill, Pennsylvania Plaza, New York.
14. Glatthor, A., Schweizer, D. (1994). Rheological Lab Testing of Building Formulations. ConChem International Exhibition & Conference Proceedings 1994. Verlag Ziolkowsky, Augsburg.
15. González Trejo. (2017). Aseguramiento de Flujo en Sistemas de Producción de Gas en Aguas Profundas. Tesis de Licenciatura. Instituto Politécnico Nacional.



16. Ikoku, Chi, U. "Natural Gas Reservoir Engineering"; the Pennsylvania State University; Krieger Publishing Company Malabar, Florida, 1992.
17. Juntarasakul, O., & Maneeintr, K. (2018). Evaluation of stability and viscosity measurement of emulsion from oil from production in northern oilfield in Thailand. IOP Conference Series: Earth and Environmental Science, 140, 012024. doi:10.1088/1755-1315/140/1/012024
18. Kak A., Meng W., Carnahan N. (2017). Flow Assurance. Encyclopedia of Maritime and Offshore Engineering. DOI: 10.1002/9781118476406.emoe444
19. Kilgren, K. H. (1966). Phase Behavior of a High-Pressure Condensate Reservoir Fluid. Journal of Petroleum Technology, 18(08), 1001–1005. doi:10.2118/1277-pa
20. Kimary INC, 2022. What is a emulsion?. Página web: [www.kimary.com/training/what-oil-emulsion](http://www.kimary.com/training/what-oil-emulsion)
21. Lajoine, M., De la Cal, H., Salvioli, M., Lanfranchini, M. & Feinstein, E. (2020). Incrustaciones minerales en cañerías de un pozo productor de hidrocarburos del área Agua Botada, Cuenca Neuquina (Argentina): identificación y tratamiento. Revista de Ingeniería "Ingenio Tecnológico". Vol. 2, 2020. <http://portal.amelica.org/ameli/jatsRepo/266/2661113002/html/>
22. Laurencio, A., Yodelkis D. (2007). Reological Properties of Emulsions of Petroleum Weighed in Water. Ingeniare. Revista chilena de ingeniería. Vol. 16. N. 1. 2008. Pp. 244-249.

23. Lee, H. (2008). Capítulo 4. Computational and Rheological Study of Wax Deposition and Gelation in Subsea Pipelines. Tesis de doctorado. The University of Michigan.
24. Lira-Galeana, C., Firoozabadi, A., and Prausnitz, J.M.: "Thermodynamics of Wax Precipitation in Petroleum Mixtures," AIChE J. (1996) 42, No. 1, 239.
25. López-Hernández O. (2017). Estudio Reológico de Emulsiones de Agua y Aceite Crudo Pesado de Campos Marinos en México. Tesis de maestría. Universidad Nacional Autónoma de México.
26. López-Pérez V. (2021). Obtención de una correlación para determinar la viscosidad de emulsiones agua-aceite en función de temperatura, contenido de agua y velocidad de corte. Tesis de maestría. Instituto Mexicano del Petróleo.
27. Lorenzo-Vallejo M. (2011). Predicción y Control de Incrustaciones Minerales en Pozos Petroleros. Tesis de Licenciatura. Instituto Politécnico Nacional.
28. Makogon T. (2019). Capítulo 5. Handbook of Multiphase Flow Assurance. ISBN 9780128130629. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813062-9.00005-1>
29. Meriem-Benziane, M., Abdul-Wahab, S., Benaicha, M., Belhadri, M. 2012. Investigating the rheological properties of light crude oil and the characteristics of its emulsions in order to improve pipeline flow. Fuel 95. 97-107. Elsevier.
30. Mullins, O. (2011). The asphaltenes. Annual Review of Analytical Chemistry 2011 4:1, 393-418. <https://doi.org/10.1146/annurev-anchem-061010-113849>
31. Notz, P.K., 1994. Discussion of the Paper, "The Study of Separation of Nitrogen from Methane by Hydrate Formation Using a Novel Apparatus" In:

- Sloan, E.D., Happel, J., Hnatow, M.A. (Eds.), First Int. Conf. on Natural Gas Hydrates, Ann. N.Y. Acad. Sciences, vol. 715. p. 425.
32. Nyborg, R., & Dugstad, A. (2002). Flow Assurance of Wet Gas Pipelines From a Corrosion Viewpoint. 21st International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering, Volume 4. doi:10.1115/omae2002-28294
33. Olsen, S. D., Westerlund, S., & Visser, R. G. (1997). Analysis of Metals in Condensates and Naphtha by Inductively Coupled Plasma Mass Spectrometry. *The Analyst*, 122(11), 1229–1234. doi:10.1039/a704017b
34. Olsen, S., Lunde, O., and Dugstad, A., 1999, "pHStabilization in the Troll Gas-Condensate Pipelines", *CORROSION/99*, Paper No. 19.
35. Ospino-Ibáñez D. (2009). Optimización del Tratamiento Químico del Fluido de Producción en una Facilidad Mediante la Simulación y Análisis de la Distribución de Flujos. Tesis de licenciatura. Universidad Industrial de Santander.
36. Pedersen K. & Christensen P. (2007). Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids. Taylor & Francis Group, Boca Raton, FL 33487-2742. ISBN: 9780824706944
37. Rajeev, R. L. (2003). Well testing in gas condensate reservoir. Ph.D. Thesis, Palo Alto, CA: Stanford University.
38. Rojas-Martínez F. (2014). Estudio del Efecto de la Formación de Incrustaciones Minerales en el Aparejo de Producción sobre el Comportamiento de Pozos Productores de Aceite. Tesis de Licenciatura. Universidad Nacional Autónoma de México.

- 
39. Ruiz-Morales, Y. (2002). HOMO–LUMO Gap as an Index of Molecular Size and Structure for Polycyclic Aromatic Hydrocarbons (PAHs) and Asphaltenes: A Theoretical Study. I. *The Journal of Physical Chemistry A*, 106(46), 11283–11308. doi:10.1021/jp021152e
40. Salinas-Roldán, O. (2013). Recuperación Adicional para Yacimientos de Gas y Condensado. Modelo Predictivo para Yacimientos Homogéneos y Heterogéneos. Tesis de licenciatura. Universidad Nacional Autónoma de México.
41. Schramm, L. L. (1992). Petroleum Emulsions. *Emulsions*, 1–49. doi:10.1021/ba-1992-0231.ch001
42. Selley, Richard & Sonnenberg, Stephen. (2015). Capítulo 2. The Physical and Chemical Properties of Petroleum. DOI: 10.1016/B978-0-12-386031-6.00002-3
43. Shigemoto, Naoya & Al-Maamari, Rashid & Jibril, Baba & Hirayama, Akihiko. (2006). A Study of the Effect of Gas Condensate on the Viscosity and Storage Stability of Omani Heavy Crude Oil. *Energy & Fuels - ENERG FUEL*. 20. 10.1021/ef060074h
44. Shirazi, S. A., Mclaury, B. S., Shadley, J. R., Roberts, K. P., Rybicki, E. F., Rincon, H. E., Al-Aithan, G. H. (2015). Erosion-Corrosion in Oil and Gas Pipelines. *Oil and Gas Pipelines*, 399–422. doi:10.1002/9781119019213.ch28
45. Simanzhenkov, V., and Iden, R. (2003). *Crude Oil Chemistry*. New York: Marcel Dekker. Speight, J. G. (2001). *Handbook of Petroleum Analysis*. New York: John Wiley & Sons.
46. Singh, P., Venkatesan, R., Fogler, H. S., & Nagarajan, N. (2000). Formation and aging of incipient thin film wax-oil gels. *AIChE Journal*, 46(5), 1059–1074. doi:10.1002/aic.690460517
-

47. Sloan, D., Creek, J., & Sum, A. K. (2011). Where and How Are Hydrate Plugs Formed? *Natural Gas Hydrates in Flow Assurance*, 13–36. doi:10.1016/b978-1-85617-945-4.00002-9
48. Soares Teixeira R., Bufalino L., Henrique D., Dos Santos F., Savastano H., Capítulo 32 - Coir fiber as reinforcement in cement-based materials. *Advances in Bio-Based Fiber*. Woodhead Publishing. Pp. 707-739. ISBN 9780128245439. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-824543-9.00008-6>
49. Speight, J. G. (2001). *Handbook of Petroleum Analysis*. New York: John Wiley & Sons.
- Yasar, M., Akmaz, S., and Gurkaynak, M. A. (2007). Investigation of glass transition temperatures of Turkish asphaltene. *Fuel* 86:1737–1748
50. Theyab M. & Yahya S. (2018). Introduction to Wax Deposition. *Introduction to Wax Deposition. International Journal of Petrochemistry and Research*. 2. 10.18689/ijpr-1000122.
51. Yasar, M., Trauth, D. M., and Klein, M. T. (2001). Asphaltene and resid pyrolysis: 2. Effect of reaction environment on pathways and selectivities. *Energ. Fuel*. 15:504–509.

## ANEXO I

Programa en Python para el cálculo de los coeficientes de correlación.

```
# Non-linear regression for viscosity and Shear stress.
# Solve for viscosity/Shear stress (outcome).
# Using 3 predictors of viscosity/Shear stress.
# Rheology experimental data

import numpy as np
from gekko import GEKKO
import pandas as pd
import matplotlib.pyplot as plt

# data file from csv data base
data = 'input_data.csv'
df = pd.read_csv(data)

xm1 = np.array(df["VELO"]) # Shear rate in 1/s
xm2 = np.array(df["TEMPE"]) # Temperature in °C
xm3 = np.array(df["DENSE"]) # Density in g/cm3
ym = np.array(df["VISCO"]) # Viscosity in cP

# GEKKO model (plugin)
m = GEKKO()
a = m.FV(lb=-100.0,ub=100.0)
b = m.FV(lb=-100.0,ub=100.0)
c = m.FV(lb=-100.0,ub=100.0)
d = m.FV(lb=-100.0,ub=100.0)
x1 = m.Param(value=xm1)
x2 = m.Param(value=xm2)
x3 = m.Param(value=xm3)
z = m.Param(value=ym)
y = m.Var()
m.Equation(y==a*(x1**b)*(x2**c)*(x3**d)) # Target equation
m.Minimize(((y-z)/z)**2)
# Options
a.STATUS = 1
b.STATUS = 1
c.STATUS = 1
d.STATUS = 1
m.options.IMODE = 2
m.options.SOLVER = 1
# Solve
m.solve()

print(a.value[0])
print(b.value[0])
print(c.value[0])
print(d.value[0])

cFormula = "Fórmula : " + "\n" + \
           r"$A * V.C.^B * Temp^C * Densidad^D$"

from scipy import stats
slope, intercept, r_value, p_value, \
std_err = stats.linregress(ym,y)

r2 = r_value**2
cR2 = "R^2 = " + str(r_value**2)
print(cR2)

# plot solution
plt.plot([0,10],[0,10], 'or--')
plt.plot(ym,y, 'bo')
plt.xlabel('Experimental value of viscosity [cP]')
plt.ylabel('Calculated value of viscosity [cP]')
plt.grid(False)
plt.show()
```