



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**
FACULTAD DE QUÍMICA



**DETERMINACIÓN DE GRADIENTES DE PRESIÓN EN
DUCTOS HORIZONTALES QUE TRANSPORTAN FLUIDOS
NEWTONIANOS Y NO NEWTONIANOS**

TESIS

que para obtener el grado de

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

Eduardo Andrés Palacio de la Teja

DIRECTOR DE TESIS

DR. ALEJANDRO RODRÍGUEZ VALDÉS

Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2017



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.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **Profesor: Antonio Valiente Barderas**

VOCAL: **Profesor: Eduardo Vivaldo Lima**

SECRETARIO: **Profesor: Alejandro Rodríguez Valdés**

1er. SUPLENTE: **Profesor: Bernardo Carreón Calderón**

2° SUPLENTE: **Profesor: Simón López Ramírez**

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: INSTITUTO DE INGENIERÍA,
UNAM, CENTRO DE INVESTIGACIÓN PARA CRUDO EXTRA PESADO Y
RECUPERACIÓN MEJORADA (CICERM), MÉRIDA**

ASESOR DEL TEMA:

DR. ALEJANDRO RODRÍGUEZ VALDÉS

SUSTENTANTE (S):

EDUARDO ANDRÉS PALACIO DE LA TEJA

AGRADECIMIENTOS

- ✓ Al Fondo Sectorial de Hidrocarburos SENER-Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por apoyarme con una beca para poder llevar a cabo este documento y facilitarme la utilización de los equipos (Proyecto 166923)

CONTENIDO

I. RESUMEN.....	6
II. NOMENCLATURA.....	8
1. OBJETIVOS.....	10
1.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	10
2. INTRODUCCIÓN.....	11
3. MARCO TEÓRICO.....	13
3.1 FLUIDOS NEWTONIANOS.....	13
3.2 FLUIDOS NO NEWTONIANOS.....	15
3.3 CARACTERÍSTICAS Y CLASIFICACIÓN DE LOS FLUIDOS NO NEWTONIANOS.....	16
3.3.1 FLUIDOS NO NEWTONIANOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO..	16
3.3.1.1 PLÁSTICO IDEAL O DE BINGHAM.....	18
3.3.1.2 PLÁSTICO REAL.....	18
3.3.1.3 FLUIDOS PSEUDOPLÁSTICOS.....	18
3.3.1.4 FLUIDOS DILATANTES.....	20
3.3.2 FLUIDOS NO-NEWTONIANOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO.....	21
3.3.2.1 FLUIDOS TIXOTRÓPICOS.....	22
3.3.2.2 FLUIDOS REOPÉCTICOS.....	23
3.3.3 FLUIDOS VISCOELÁSTICOS.....	23
4. MOVIMIENTO DE FLUIDOS EN TUBERÍAS.....	24
4.1 FLUIDOS NEWTONIANOS.....	24
4.2 FLUIDOS NO NEWTONIANOS.....	27
4.2.1 PERFIL DE VELOCIDADES.....	34
4.2.2 RAPIDEZ DE DEFORMACIÓN EN UN FLUIDO NO NEWTONIANO CON LEY DE POTENCIA.....	36
4.2.3 FLUJO VOLUMÉTRICO PARA UN FLUIDO DE ACUERDO CON LA LEY DE POTENCIAS.....	41
4.2.4 NÚMERO DE REYNOLDS GENERALIZADO.....	42

4.2.5	DETERMINACIÓN DE LA RELACIÓN GASTO-CAÍDA DE PRESIÓN PARA FLUJO LAMINAR EMPLEANDO DATOS $\tau - \gamma$	43
5.	PROTOCOLO DE PRUEBAS, METODOLOGÍA Y RESULTADOS.....	46
5.1	FLUIDOS NEWTONIANOS. CIRCUITO EXPERIMENTAL.....	47
5.1.1	PRUEBAS CON AGUA	51
5.1.2	PRUEBAS CON GLICERINA	53
5.2	CIRCUITO DE PRUEBAS PARA EL FLUIDO NO-NEWTONIANO.....	55
5.2.1	PRUEBAS CON GOMA XANTANA AL 2%	59
6.	APLICACIÓN PRÁCTICA PARA UN CRUDO PESADO	64
7.	CONCLUSIONES	70
8.	BIBLIOGRAFÍA.....	72
9.	ANEXOS.....	74
9.1	ANEXO 1 TABLAS DE DATOS COMPLETOS DEL REÓMETRO PARA LA GOMA XANTANA 2%.....	74
9.2	ANEXO 2 TABLA DE DATOS PARA LAS SFUNCIONES LOGARÍTMICAS	83
9.3	ANEXO 3 TABLAS DE DATOS PARA TEMPERATURA Y VELOCIDAD DE DEFORMACIÓN	84
9.4	ANEXO 4 LICENCIAS PARA LAS FIGURAS MOSTRADAS EN ESTA TESIS.....	89
9.5	ANEXO 5 CARTA AUTORIZACIÓN PARA EL USO DE INFORMACIÓN DE LA MARCA BRV DE LA EMPRESA GEOESTRATOS	91
9.6	ANEXO 6 E-MAIL EDITORIAL CAMBRIDGE SERIES IN CHEMICAL ENGINEERING	92
9.7	ANEXO 7 HOJA DE SEGURIDAD DEL BIORREDUCTOR DE VISCOSIDAD [WWW.GEOESTRATOS.COM.MX].....	93

I. RESUMEN

Se presenta una descripción de las características y clasificación de fluidos tanto Newtonianos como no Newtonianos, se modela matemáticamente el comportamiento de ambos tipos de fluidos con ecuaciones conocidas, con el propósito de poder determinar las caídas de presión que se presentan en un ducto horizontal que transporta cualquier tipo de fluido. Para validar el modelo matemático implementado, se realizaron experimentos con dos fluidos Newtonianos, uno de baja y otro de alta viscosidad, y un fluido no Newtoniano de tipo pseudoplástico (adelgazante). Para caracterizar el fluido no Newtoniano, se utilizó un reómetro que permitió determinar a través de las curvas esfuerzo cortante vs rapidez de deformación, los índices o constantes reológicas.

Las pruebas para los fluidos Newtonianos se llevaron a cabo en el circuito de flujo ubicado en el laboratorio de hidrodinámica del Instituto de Ingeniería de la UNAM, mientras que la correspondiente al fluido no Newtoniano se realizó en el Centro de Investigación de Crudo Extra pesado y Recuperación Mejorada (CICERM), localizado en la ciudad de Mérida, Yucatán. En ambos casos la correlación de resultados teóricos y experimentales resultó muy buena, ya que las discrepancias pueden ser consideradas dentro del margen de error de los instrumentos de medición.

Se presentó un ejemplo práctico de aplicación, para evaluar el beneficio que se puede esperar al acondicionar un crudo pesado mediante la adición de un agente reductor de arrastre. Se consideraron las características físicas de un crudo pesado típico de un campo petrolero de la Región Norte de México. Se calcularon las caídas de presión generadas por el transporte del crudo con y sin el agente reductor de arrastre, y se estableció que con este tipo de información, se puede realizar un análisis económico que permita decidir la conveniencia de acondicionar el crudo pesado, con la consecuente reducción en el consumo de bombeo por este mejoramiento de flujo.

Finalmente, empleando el modelo matemático ya descrito y validado para el caso de fluidos Newtonianos y no Newtonianos, se llevaron a cabo una serie de simulaciones numéricas contemplando el comportamiento de fluidos no Newtoniano con diferentes índices de comportamiento de flujo y gastos, a partir de lo cual se construyó una gráfica que ilustra muy claramente dicho comportamiento en términos de las caídas de presión generadas.

Atendiendo al hecho de que los crudos que se extraen en la actualidad son cada vez más pesados, su transporte por ducto se vuelve más complicado al presentar caídas de presión cada vez mayores, lo que llega a ser un problema debido a que se necesita mayor suministro de energía para poder aligerar la carga y disminuir la potencia de bombeo; lo anterior va ligado a la necesidad de emplear tuberías más resistentes, capaces de soportar cambios de presión grandes en los fluidos más

viscosos. De los resultados presentados en este trabajo, se puede inferir que para un gasto prescrito, resulta conveniente acondicionar el crudo a transportar, disminuyendo el índice de comportamiento de flujo para que las caídas de presión sean más bajas. Este acondicionamiento se puede lograr mediante calentamiento del crudo o mediante la adición de reductores de viscosidad, ya sean de origen biológico o químico.

II. NOMENCLATURA

Simbología	Descripción	Unidades
ρ	Densidad	Kg/m ³
D , d	Diámetro	M
d_i	Diámetro Interno	M
τ	Esfuerzo Cortante	Pa
τ_w	Esfuerzo Cortante en la Pared	Pa
F	Factor de Fricción	-
Q	Gasto, Flujo Volumétrico	m ³ /s
ΔP	Caída de Presión	Pa
N	Índice de Comportamiento de Flujo	-
n'	Índice de Comportamiento de Flujo No Newtoniano	-
K	Índice de Consistencia de Flujo	Pa*s ⁿ
K'	Índice de Consistencia de Flujo No Newtoniano	Pa*s ⁿ
L	Longitud de Tuberías	M
Re	Número de Reynolds	-
Re'	Número de Reynolds Generalizado	-
R	Radio	M
r_i	Radio Interno	M
Γ	Rapidez de Deformación	s ⁻¹
γ_w	Rapidez de Deformación en la pared para fluido no Newtoniano	s ⁻¹

τ_0	Tensión de Fluencia	Pa
T	Temperatura	°C
T	Tiempo	S
v_x	Velocidad	m/s
$\dot{\gamma}$	Velocidad de Deformación	s^{-1}
U	Velocidad Promedio	m/s
μ_{ap}, η	Viscosidad Aparente	Pa*s, cP
μ	Viscosidad Dinámica	Pa*s,cP

1. OBJETIVOS

- Con base en las ecuaciones que gobiernan el movimiento de un fluido en régimen laminar, se presenta un modelo para calcular las caídas de presión en ductos horizontales que transportan fluidos Newtonianos y no Newtonianos.

1.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ✓ Realizar pruebas experimentales en el circuito de pruebas del laboratorio de hidromecánica del Instituto de Ingeniería empleando fluidos Newtonianos y en el Centro de Investigación de Crudos Extrapesados y Recuperación Mejorada (CICERM) para fluidos no Newtonianos.
- ✓ Validar el modelo matemático implementado, empleando los datos experimentales generados en laboratorio.
- ✓ Establecer las diferencias básicas existentes en el transporte de flujo de fluidos Newtonianos y no Newtonianos.

2. INTRODUCCIÓN

Los crudos pesados y extrapesados constituyen actualmente una importante reserva mundial, y el agotamiento de crudos medios y ligeros los convierte en una fuente obligada de hidrocarburos. Pocos países desarrollan tecnologías de extracción terciaria y en México aún no se cuenta con ellas. El petróleo del tipo de crudo pesado y extrapesado, requiere por su alta viscosidad de cantidades enormes de energía para su bombeo y su calentamiento. Para reducir las demandas de energía de bombeo, se suelen emplear aditivos, o bien la mezcla con hidrocarburos más ligeros pero más caros, lo cual encarece la operación. De los tres tipos de crudo en México: Maya (pesado), Istmo (ligero) y Olmeca (superligero), el Maya representa cerca del **73%** de la producción nacional total. [www.pemex.com].

La producción de crudo generalmente se acompaña de otras fases como agua, gas, o combinaciones de cualquiera de ellas, lo que constituye un flujo multifásico que conlleva la necesidad de entender el comportamiento de una mezcla líquido-gas dentro de una tubería. Esto es de vital importancia para poder manejar eficientemente el flujo bifásico proveniente de los pozos antes de llegar a la refinería, incrementando la capacidad del sistema de transporte de un ducto.

Sin embargo, en varias instalaciones de producción de PEMEX, en especial en los campos del Activo Ébano-Pánuco-Cacalilao (EPC), una cantidad considerable de crudo se transporta en condiciones “muertas”, es decir, sin gas, lo que da lugar a un flujo monofásico cuyo régimen de flujo es generalmente laminar dadas las muy altas viscosidades ya mencionadas, mismas que llegan a alcanzar a temperatura ambiente valores del orden de 1, 000,000 cP (un millón de Centipoises). Vale la pena recordar que la viscosidad del agua tiene un valor de 1 cP.

Los fluidos presentan un comportamiento diferente a los sólidos cuando se les aplica un esfuerzo cortante, ya que experimentan una cierta rapidez de deformación que es función de la resistencia que ofrecen a ser deformados bajo la acción de dicho esfuerzo cortante. Cuando la relación entre dicho esfuerzo cortante y la rapidez de deformación es lineal, y además es tal que pasa por el origen (se deforma ante el mínimo esfuerzo cortante recibido), se dice que el fluido es de tipo Newtoniano, mientras que si la relación no es de tipo lineal o se necesita un esfuerzo finito y mayor que cero para deformarlo, se le caracteriza como fluido no Newtoniano. Es precisamente bajo esta última categoría que cae el crudo pesado y extrapesado, dependiendo de las condiciones de temperatura de operación en que es transportado, desde el yacimiento hasta los tanques de almacenamiento.

Mediante las ecuaciones clásicas de fenómenos de transporte, es posible determinar el perfil de velocidades y a partir de ellos la relación flujo-caída de presión cuando el fluido es Newtoniano o cuando está muy bien caracterizado el

fluido No Newtoniano. Sin embargo, durante la búsqueda bibliográfica realizada para este trabajo, no se logró identificar modelos validados de flujo en crudo pesado y extrapesado, dado que los esfuerzos de investigación se han concentrado en crudos ligeros.

En este trabajo de investigación se pretende establecer en primer término, las características básicas que presentan los fluidos Newtonianos y los No Newtonianos, y a partir de ellas, enunciar las diferencias básicas que dan lugar a la disimilitud de comportamiento entre unos y otros.

3. MARCO TEÓRICO

Un fluido se puede definir como una sustancia que se deforma continuamente bajo la acción de un esfuerzo de corte. Por lo tanto, en ausencia de éste, no habrá deformación. Los fluidos se pueden clasificar de manera general de acuerdo con la relación entre el esfuerzo de corte aplicado y la rapidez de deformación [Darby, 2001, Fox&McDonald, 2004, White, 2011, Mott, 1996].

Los fluidos en los que el esfuerzo de corte es directamente proporcional a la rapidez de deformación se denominan Newtonianos, mientras que los fluidos en los cuales el esfuerzo de corte no es directamente proporcional a la rapidez de deformación se les clasifica como No Newtonianos.

3.1 FLUIDOS NEWTONIANOS

En este tipo de fluidos la principal característica que los define es su viscosidad que se considera constante en el tiempo y sólo depende de la temperatura. El fluido Newtoniano carece de propiedades elásticas y es isotrópico.

La siguiente figura es un diagrama del comportamiento de un elemento de fluido entre dos placas paralelas donde la distancia δy es pequeña. La placa superior se mueve a una velocidad constante, u , bajo la influencia de una fuerza aplicada constante (F_x), dando lugar a un perfil de velocidad lineal en donde la velocidad en la placa inferior es cero por la condición de no deslizamiento [Deen,2016]. Así, un rectángulo de fluido infinitesimal de lados dx y dy antes de deformarse está definido por los vértices ABCD, y luego de un instante dt pasará a ocupar el cuadrilátero AB'C'D.

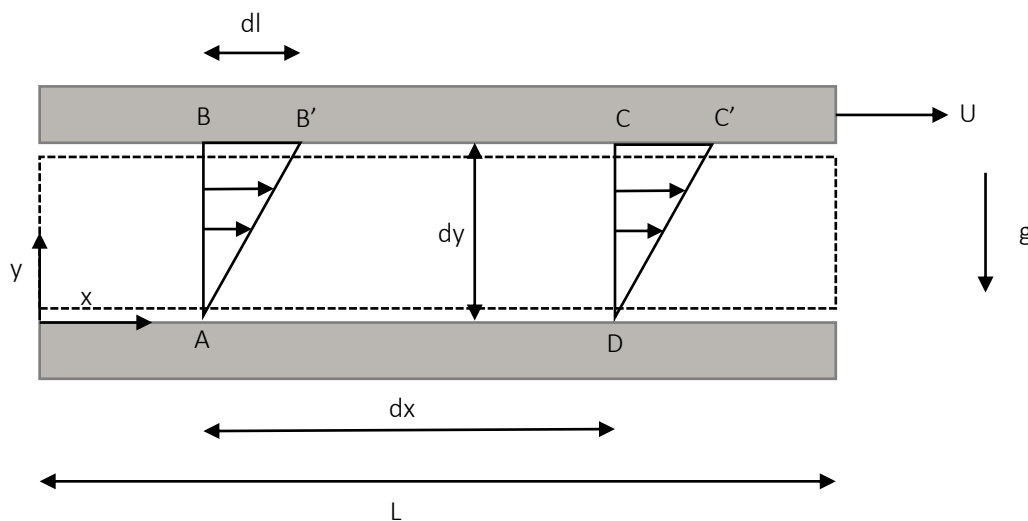


Figura 3.0 Deformación de un elemento de fluido. (Dean,2016). Cambridge University Press notifica que se puede reproducir figura sin permiso (ver anexo 9.6)

Los fluidos más comunes tales como el agua, el aire y la gasolina son Newtonianos en condiciones normales. Si un fluido que fluye entre dos placas es Newtoniano se puede considerar la siguiente proporcionalidad:

$$\tau_{yx} \propto \frac{du}{dy} \quad (3.0)$$

donde τ es el esfuerzo cortante en un plano normal a “y”, en dirección de “x” y du/dy es el gradiente de velocidad que representa una rapidez de deformación. Si se considera la deformación de dos fluidos Newtonianos diferentes, se puede apreciar que se deformarán a diferentes proporciones ante la acción del mismo esfuerzo de corte aplicado. La constante de proporcionalidad en la ecuación (3.0) es la viscosidad absoluta (o dinámica), μ . Así en términos de la figura 3.0, la ley de viscosidad de Newton está dada para un flujo unidimensional por (3.1)

$$\tau_{yx} = \mu \frac{du}{dy} \quad (3.1)$$

La Ley de Viscosidad de Newton también puede expresarse de otro modo analizando la deformación en el entorno de un punto. Por simplicidad, pero sin pérdida de generalidad, considérese un movimiento unidimensional donde la componente x de la velocidad, denotada como u , sea función solamente de la coordenada de posición y , que dicha componente varíe linealmente con y , de tal manera que $\delta u/\delta y > 0$ [Levenspiel, 2014]

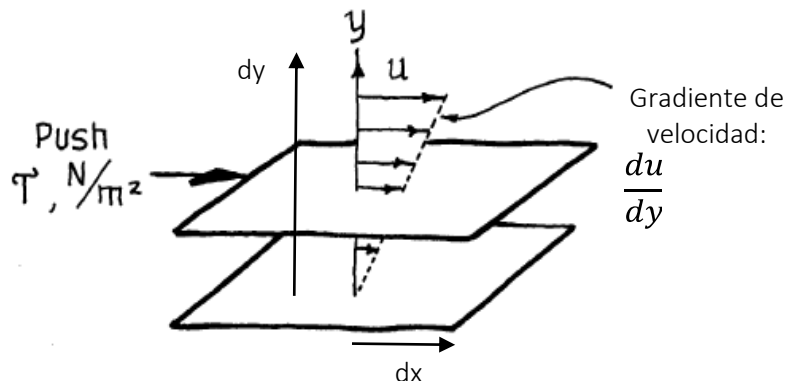


Figura 3.1. Deformación de un elemento de Fluido en un rectángulo, Reproducida con el permiso de O. Levenspiel, "Engineering Flow and Heat Exchange", 3rd Edition, Springer Ed, Copyright 2014 Springer. (Ver Anexo 9.4)

La distorsión o deformación angular de los segmentos luego de un instante dt en ese campo de movimiento será:

$$d\gamma = \frac{\frac{\partial u}{\partial y} dy dt}{dy} = \frac{\partial u}{\partial y} dt \quad (3.2)$$

De la ecuación (3.2) se obtiene la siguiente conclusión: el gradiente de velocidad es igual a la rapidez de deformación o rapidez de distorsión angular:

$$\frac{d\gamma}{dt} = \dot{\gamma} = \frac{\partial u}{\partial y} \quad (3.3)$$

Consecuentemente, la ley de la viscosidad de Newton puede escribirse también indistintamente como:

$$\tau = \mu \frac{\partial u}{\partial y} = \mu \frac{d\gamma}{dt} = \mu \dot{\gamma} \quad (3.4)$$

3.2 FLUIDOS NO NEWTONIANOS

Existen algunas sustancias industrialmente importantes que no se comportan siguiendo la ley de Newton de la viscosidad, ya que su viscosidad a una temperatura y presión dadas es función no lineal del gradiente de velocidad o rapidez de deformación. A los fluidos cuya relación entre esfuerzo-rapidez de deformación no es lineal, se les ha denominado fluidos no Newtonianos [Darby, 2001, Fox&McDonald, 2004, White, 2003, Mott, 1996].

La Mecánica de los Fluidos se ocupa esencialmente del estudio de los fluidos Newtonianos, mientras que los fluidos no Newtonianos son generalmente analizados a partir de una rama de la física denominada Reología. La Reología estudia y analiza los fenómenos de flujo y deformación de los líquidos y flujo plástico de los sólidos y comprende el estudio de las sustancias que "fluyen" pero que su comportamiento no está regido por la ecuación (3.4). Consecuentemente se puede decir que el campo de la Reología se extiende desde la Mecánica de los fluidos Newtonianos hasta la elasticidad de Hooke. La región comprendida entre ellas corresponde a todos los materiales pastosos y a las suspensiones. En el mundo real existen una amplia variedad de fluidos tan comunes como los Newtonianos que no siguen la simple relación dada por la ley de viscosidad de Newton, especialmente en las industrias químicas, alimenticias y en la industria

del petróleo, y de allí la importancia de su estudio para un adecuado y correcto tratamiento. Pueden mencionarse, entre otros, los siguientes fluidos no Newtonianos:

- ✓ Pinturas y barnices.
- ✓ Soluciones de polímeros.
- ✓ Mermeladas y jaleas.
- ✓ Mayonesa y manteca.
- ✓ Dulce de leche y la miel.
- ✓ Salsas y melazas.
- ✓ Soluciones de agua con arcillas y carbón.
- ✓ Sangre humana.

Aun cuando el análisis y tratamiento de los fluidos no Newtonianos es menos preciso y de mayor complejidad matemática que el de los Newtonianos, el estudio de este tipo de movimientos tiene características muy interesantes, y quizá un campo de aplicación práctico mucho más amplio [Ibarrola, 2008].

3.3 CARACTERÍSTICAS Y CLASIFICACIÓN DE LOS FLUIDOS NO NEWTONIANOS

- **Fluidos no Newtonianos independientes del tiempo** para los cuales se verifica:

$$\tau = f(\dot{\gamma}) \quad (3.5)$$

- **Fluidos no Newtonianos dependientes del tiempo** en los que la relación anterior es más compleja, y puede expresarse como:

$$\tau = f(\dot{\gamma}, t, \text{historia}) \quad (3.6)$$

- **Fluidos visco-elásticos**, en los que a diferencia de los viscosos, donde la energía de deformación es disipada totalmente, esa energía puede recuperarse como sucede en los sólidos elásticos.

3.3.1 FLUIDOS NO NEWTONIANOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO

Los fluidos no Newtonianos independientes del tiempo, se caracterizan porque los esfuerzos cortantes dependen únicamente de la rapidez de deformación, y se representan funcionalmente en tres formas equivalentes:

$$\tau = f\left(\frac{\partial u}{\partial y}\right) \quad \tau = f\left(\frac{\partial \gamma}{\partial t}\right) \quad \tau = f(\dot{\gamma}) \quad (3.7)$$

La gran mayoría de los fluidos no Newtonianos que tienen aplicaciones en problemas de ingeniería caen dentro de esta categoría, y en ciertos casos algunos fluidos dependientes del tiempo pueden ser aproximados o modelados como fluidos independientes del tiempo.

Para visualizar y analizar los fluidos no Newtonianos resulta más práctico representar el comportamiento de la función (3.7) en un sistema de ejes coordenados cartesianos τ - $\dot{\gamma}$ según se indica en la Figura 3.2 [Levenspiel, 2014, Darby, 2001, Fox&McDonald, 2004, White, 2003, Mott, 1996, Holland, 1995].

Se pueden identificar 4 tipos de fluidos no Newtonianos independientes del tiempo: Plástico de Bingham, Plástico real (general), Pseudoplástico, y Dilatante.

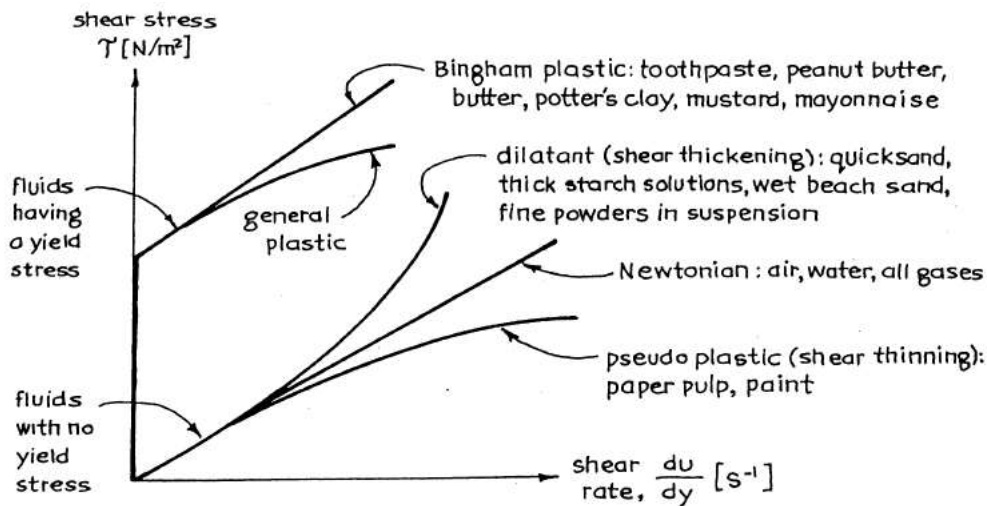


Figura 3.2 Clasificación de los fluidos según la relación (3.5). Reproducida con el permiso de O. Levenspiel, "Engineering Flow and Heat Exchange", 3rd Edition, Springer Ed, Copyright 2014 Springer. (Ver Anexo 9.4)

El comportamiento de los fluidos indicados en la Figura 3.2 suele expresarse en forma generalizada mediante la siguiente ecuación:

$$\tau = \eta \frac{\partial u}{\partial y} \quad \tau = \eta \frac{\partial \gamma}{\partial t} \quad \tau = f(\dot{\gamma}) \quad (3.8)$$

donde η puede ser indistintamente una función tanto del esfuerzo cortante τ como de la rapidez de deformación $\dot{\gamma}$.

3.3.1.1 PLÁSTICO IDEAL O DE BINGHAM

Se denomina plástico ideal o de Bingham a las sustancias o fluidos que para los esfuerzos cortantes inferiores a un valor característico τ_0 se comportan elásticamente, y superado ese valor muestran un comportamiento similar al de un fluido newtoniano. A este tipo de fluido lo caracterizan dos constantes, el esfuerzo cortante de fluencia que es el valor de τ_0 para que se inicie el flujo, y el coeficiente de viscosidad plástica μ_p dado por la pendiente $\frac{d\tau}{d\dot{\gamma}}$. La relación que siguen los plásticos de Bingham es [Holland,1995, Ibarrola, 2008]:

$$\tau = \tau_0 + \mu_p \frac{\partial u}{\partial y} \quad (3.9)$$

El modelo de plástico de Bingham es aplicable al comportamiento de muchos fluidos de la vida real como plásticos, emulsiones, pinturas, lodos de perforación y sólidos en suspensión en líquidos o agua.

3.3.1.2 PLÁSTICO REAL

Son sustancias que no fluyen hasta alcanzar el esfuerzo cortante de cedencia τ_0 , y luego presentan una zona de viscosidad variable que disminuye con el aumento de la rapidez de deformación, hasta alcanzar un valor asintótico constante μ_∞ [Ibarrola, 2008].

3.3.1.3 FLUIDOS PSEUDOPLÁSTICOS

Los fluidos pseudoplásticos no requieren un esfuerzo de cedencia para que comiencen a deformarse, pero la viscosidad medida por la pendiente de la curva $\tau = f(\dot{\gamma})$ es alta para bajas rapidezces de deformación, y decrece con el incremento de $\dot{\gamma}$ hasta alcanzar un valor asintótico μ_∞ constante. La relación más simple que describe el comportamiento de los fluidos pseudoplásticos es la denominada Ley de Potencia o modelo de Ostwald de Waele, que puede escribirse como [Chhabra,1999, Holland, 1995]:

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad \text{Siendo } n < 1 \quad (3.10)$$

K y n son constantes para un fluido particular. La constante K es una medida de la consistencia del fluido y se denomina índice de consistencia, y el exponente n es indicativo de la desviación respecto al fluido con comportamiento newtoniano y suele llamarse índice de comportamiento de flujo [Chhabra,1999]. Obsérvese que cuando $n = 1$, y $K = \mu$, la ecuación (3.10) representa a un fluido Newtoniano.

Para estos fluidos se define un coeficiente de viscosidad aparente, como [Holland,1995]:

$$\mu_a = \tau / \dot{\gamma} \quad (3.11)$$

Cuando el fluido se modela con la ley de potencias, el coeficiente de viscosidad aparente reemplazando la (3.10) en la (3.11) resulta:

$$\mu_a = \frac{k\dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}} = K\dot{\gamma}^{(n-1)} \quad (3.12)$$

La ley de potencias tiene un defecto, y es que cuando $\dot{\gamma} \rightarrow 0$ la viscosidad aparente $\mu_a \rightarrow \infty$, lo cual es físicamente imposible. Además, la constante de consistencia K tiene dimensiones que depende de n , y este coeficiente no se mantiene constante en ciertos intervalos de flujo. A pesar de estas deficiencias, el modelo de la ley de potencias, por su simplicidad resulta sumamente útil para abordar el tratamiento de algunos tipos de problemas como el de flujos en tuberías, como se verá más adelante. Otras ecuaciones empíricas que permiten modelar con mejor aproximación un fluido pseudoplástico y que superan las carencias de la ley de potencias son las siguientes [Ibarrola, 2008]:

Ley de Prandtl $\tau = A \sin^{-1}(\dot{\gamma}/C)$

Ley de Eyring $\tau = \frac{\dot{\gamma}}{B} + C \sin\left(\frac{\tau}{A}\right)$

Ley de Powell-Eyring $\tau = A\dot{\gamma} + B \sinh^{-1}(C\dot{\gamma})$

Ley de Williamson $\tau = A\dot{\gamma}/(B + \dot{\gamma}) + \mu_\infty\dot{\gamma}$

donde A, B y C son constantes características de cada fluido particular.

El uso de ley de potencias para el análisis de fluidos pseudoplásticos es adecuado para muchas aplicaciones de ingeniería. Otras aproximaciones para modelar este tipo de fluido conducen a análisis más complejos, debiendo recurrirse a programas computacionales muy elaborados que se basan en leyes empíricas obtenidas de mediciones de las propiedades viscosas del fluido. Cuando los fluidos que se requiere caracterizar se refieren a polímeros, existen modelos más adecuados como el de Carreau y el modelo modificado de Ley de Potencia (MPL) que pese a ofrecer mejores resultados, carecen de soluciones analíticas simples y obligan a implementar soluciones numéricas [Dosunmu et al, 2015]

Se pueden objetar varios aspectos en contra de la Ley de potencias a pesar de ser la más utilizada. En primer término, está el hecho de que el índice o coeficiente de

consistencia (K), no es estrictamente hablando una propiedad del fluido, ya que sus unidades [Pa s^n], no son las de la viscosidad dinámica [Pa s], que sí representa una propiedad del fluido. Adicionalmente, existe una discontinuidad en el gradiente de la curva $\tau-\dot{\gamma}$ en el origen para valores de n diferentes de la unidad. Otro hecho importante es que para muchos fluidos no Newtonianos es imposible ajustar un solo valor de n a la curva en un amplio intervalo de $\dot{\gamma}$, en parte porque la mayoría de los fluidos tienden hacia un comportamiento Newtoniano cuando se someten a rapidezces de deformación muy bajas. Sin embargo, el comportamiento de flujo de muchas sustancias se puede representar con bastante precisión mediante la Ley de potencias, y mientras se reconozca que es simplemente una herramienta matemática para ajuste de curvas, su uso se seguirá fomentando para realizar cálculos ingenieriles de flujo en la práctica [Holland, 1995].

3.3.1.4 FLUIDOS DILATANTES

Los fluidos dilatantes al igual que los pseudoplásticos no tienen un esfuerzo de cedencia inicial, pero el coeficiente η de la ecuación (3.8) aumenta con el gradiente de velocidad hasta que para grandes valores de éste adquiere un valor μ_∞ constante. Los fluidos dilatantes son mucho menos comunes que los pseudoplásticos. Ejemplo de fluidos que exhiben este comportamiento son la manteca, las arenas movedizas y las suspensiones de almidón. Se pueden modelar con la ley de potencias, con exponente $n > 1$:

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad \text{Siendo } n > 1 \quad (3.13)$$

Los fluidos que siguen la ley de potencias se pueden representar gráficamente de un modo más simple tomando logaritmos a ambos miembros de (3.13):

$$\ln \tau = \ln K + n \ln \dot{\gamma} \quad (3.14)$$

La representación de la expresión anterior en escala logarítmica para los dos ejes es una línea recta, cuya pendiente es el coeficiente de comportamiento n , y la intersección con el eje de ordenadas correspondiente a $\ln \dot{\gamma} = 0$ equivalente a $\dot{\gamma} = 1$ da el valor de $\log K$ que permite determinar el coeficiente de consistencia K [Holland,1995, Chabbra, 1999].

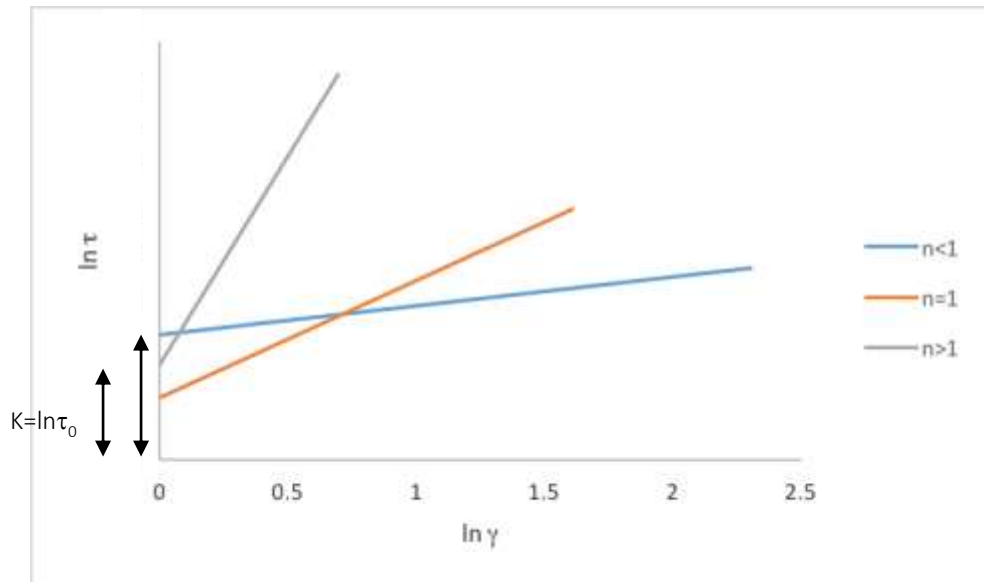


Figura 3.3. Representación logarítmica de la ley potencias (la siguiente figura se hizo a partir de la forma logarítmica de la ley de Potencia con valores de n diferentes, se construyó de cero)

La figura 3.3 representa gráficamente la Ley de Potencia refiriéndose $n < 1$ a los fluidos psuedopláticos, $n = 1$ a los fluidos Newtonianos y finalmente $n > 1$ a los fluidos dilatantes.

3.3.2 FLUIDOS NO-NEWTONIANOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO

Existen otro tipo de fluidos que son más complejos que los vistos anteriormente y cuya viscosidad aparente depende no solo de la rapidez de deformación $\dot{\gamma}$, sino también del tiempo durante el cual actúa el esfuerzo cortante τ . Se los clasifica en dos grupos principales, como se muestra en la figura 3.4:

- ✓ **Fluidos tixotrópicos**
- ✓ **Fluidos reopécticos.**

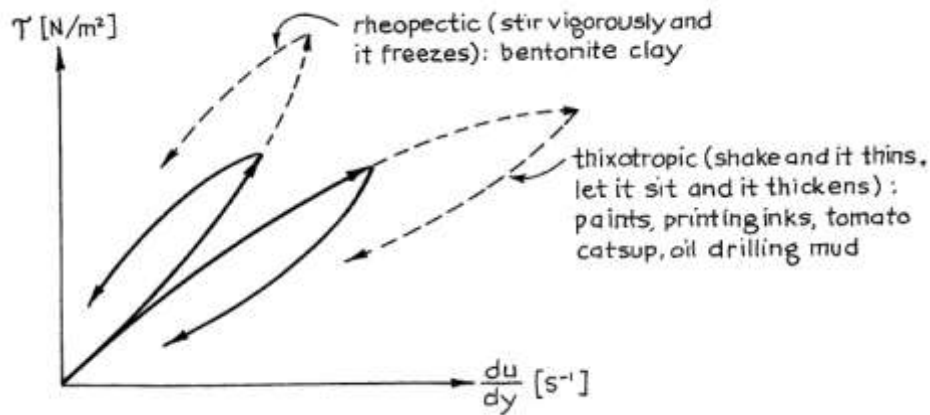


Figura 3.4 Representación gráfica de los fluidos dependientes del tiempo. Reproducida con el permiso de O. Levenspeil, "Engineering Flow and Heat Exchange", 3rd Edition, Springer Ed, Copyright 2014 Springer. (Ver Anexo 9.4)

En los tixotrópicos la viscosidad aparente disminuye con el tiempo, mientras que en los reopécticos se incrementa. Un ejemplo común de fluido tixotrópico lo constituye la tinta de impresión que generalmente se la trabaja en rollos antes de aplicarla a una placa [Ibarrola, 2008].

3.3.2.1 FLUIDOS TIXOTRÓPICOS

La viscosidad aparente de los fluidos tixotrópicos es una función tanto del esfuerzo cortante como de la velocidad de deformación:

$$\mu_{ap} = f(\tau, \dot{\gamma}) \quad (3.15)$$

Al aplicar un esfuerzo cortante a este fluido desde el estado de reposo, sufre un proceso de fraccionamiento a escala molecular seguido de una reconstitución estructural a medida que transcurre el tiempo. Eventualmente y en ciertas circunstancias, se logra un estado de equilibrio donde el fraccionamiento molecular iguala a la reconstitución. Si el esfuerzo cortante cesa, el fluido se recupera lentamente y vuelve a adquirir su consistencia original en un proceso que se caracteriza por su reversibilidad. Muchos productos alimenticios y algunas pinturas se diseñan deliberadamente para ser fluidos Tixotrópicos de tal manera que la materia sólida permanezca en suspensión cuando se encuentra en reposo y pueda fluir cuando es agitada, debido a que su viscosidad aparente disminuye [Holland, 1995].

3.3.2.2 FLUIDOS REOPÉCTICOS

Los fluidos reopécticos se comportan en forma parecida a los tixotrópicos, pero en ellos la variable η tiene un incremento con la rapidez de deformación, similar a la de un fluido dilatante en su fase inicial de deformación, hasta alcanzar un valor límite donde τ comienza a disminuir con $\dot{\gamma}$. Un ejemplo de fluido reopéctico es el espesamiento de la clara de huevo por efecto de la agitación, aunque quizá la clara de huevo no es un verdadero fluido reopéctico. Otras sustancias tienen propiedades reopécticas inicialmente, pero la pierden para altos esfuerzos cortantes, volviéndose tixotrópicos [Ibarrola, 2008].

3.3.3 FLUIDOS VISCOELÁSTICOS

Los materiales viscoelásticos exhiben propiedades elásticas y viscosas, y el más simple es aquel que desde el punto de vista de la viscosidad se comporta como Newtoniano, y en lo referente a su elasticidad sigue a la ley de Hooke. Para estos materiales la rapidez de deformación se expresa como:

$$\dot{\gamma} = \frac{\tau}{\mu_0} + \frac{\dot{\epsilon}}{\lambda} \quad (3.16)$$

siendo λ el módulo de rigidez. Para un flujo estacionario $\dot{\epsilon} = 0$, y el fluido se comporta como un fluido Newtoniano simple. Sin embargo al variar el esfuerzo cortante comienzan a manifestarse los efectos elásticos.

Maxwell propuso inicialmente la siguiente ecuación para los fluidos viscoelásticos [Ibarrola, 2008]:

$$\tau + \left(\frac{\mu_0}{\lambda}\right) \dot{\tau} = \mu_0 \dot{\gamma} \quad (3.17)$$

y los líquidos que cumplen esa ley se llaman líquidos de Maxwell. La constante $(\mu_0/\lambda)^{-1}$ se conoce como tiempo de relajación y es físicamente la constante de tiempo del decremento exponencial del esfuerzo para una deformación constante.

4. MOVIMIENTO DE FLUIDOS EN TUBERÍAS

Cuando un fluido se encuentra en movimiento a través de una tubería, un balance de fuerzas indica que los esfuerzos cortantes que se generan se equilibran con las fuerzas de presión presentes en el fluido. Si se lleva a cabo un balance de fuerzas en un elemento horizontal cilíndrico como el mostrado en la figura 4.0, por el cual circula en estado permanente, un flujo completamente desarrollado de un fluido incompresible con un gasto volumétrico Q , resulta lo siguiente:

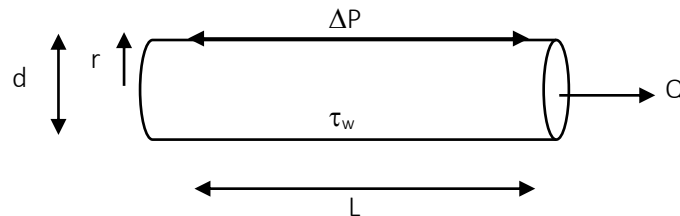


Figura 4.0. Diagrama tubería horizontal

$$\pi r_i^2 P_1 - \pi r_i^2 P_2 + 2\pi r_i L \tau_w = 0 \quad (4.0)$$

en donde P_1 y P_2 son las presiones entre dos secciones transversales del elemento de fluido, y r_i es el radio interno de la tubería. Denotando la caída de presiones como $\Delta P = P_1 - P_2$, se obtiene el esfuerzo cortante en la pared, τ_w , como función del gradiente de presión:

$$\tau_w = \frac{\Delta P d_i}{4L} \quad (4.1)$$

Esta expresión es válida independientemente de la naturaleza del fluido bajo consideración. A continuación se plantearán las ecuaciones de flujo dependiendo de si el fluido se considera Newtoniano o no Newtoniano.

4.1 FLUIDOS NEWTONIANOS

Si se considera el caso particular de un fluido Newtoniano circulando en régimen laminar, con condiciones de flujo completamente desarrollado, el perfil de velocidades que se desarrolla en la tubería se puede representar mediante la ecuación [Holland, 1995]:

$$v_x = \frac{1}{4\mu} \left(\frac{\Delta P}{L} \right) (r_i^2 - r^2) \quad (4.2)$$

donde r es la coordenada radial, con valor cero en el centro de la tubería, y r_i el radio interno del ducto.

A partir de la ecuación anterior, que define la distribución de velocidad en la sección transversal de la tubería, se puede obtener el gasto volumétrico mediante la siguiente relación:

$$Q = 2\pi \int_0^{r_i} r v_x dr \quad (4.3)$$

De donde la velocidad promedio resulta:

$$u = \frac{Q}{\pi r_i^2} = \frac{2}{r_i^2} \int_0^{r_i} r v_x dr \quad (4.4)$$

Sustituyendo la ec (4.2) en la (4.3), el gasto volumétrico se puede expresar en términos del gradiente de presión de la siguiente forma:

$$Q = \frac{\pi}{2\mu} \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \int_0^{r_i} r (r_i^2 - r^2) dr = \frac{\pi r_i^4}{8\mu} \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \quad (4.5)$$

Esta última expresión se conoce como ecuación de Hagen-Poiseuille, que en términos de la caída de presión resulta:

$$\Delta P = \frac{32\mu L v}{D^2} \quad (4.6)$$

La caída de presión debido a efectos de fricción se puede determinar explícitamente a partir de la ecuación (4.1) como sigue:

$$\Delta P = \frac{4\tau_w L}{d_i} \quad (4.7)$$

La ecuación de la Energía que incluye el cálculo de las pérdidas de presión por fricción, indica que este término se puede escribir genéricamente en función del factor de fricción f de Darcy-Weisbach y de la carga de velocidad, es decir, la energía cinética del fluido como sigue:

$$\Delta P = \rho f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2} \quad (4.8)$$

A esta expresión se le conoce como ecuación de Darcy [Mott, 1996]. Comparando la ecuación de Hagen-Poiseuille con la de Darcy (4.6 y 4.8), el factor de fricción para el caso de régimen de flujo laminar se puede definir en términos del número de Reynolds a partir de:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (4.9)$$

siendo

- ✓ $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = Número de Reynolds
- ✓ f = factor de fricción
- ✓ ρ = densidad
- ✓ μ = viscosidad dinámica

y para el caso de régimen turbulento se pueden emplear un gran número de expresiones, siendo una muy común la ecuación de Swamee-Jain [Swamee & Jain, 1976], debido a que es explícita. Está dada por:

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left(\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) \right]^2} \quad (4.10)$$

Dicha ecuación es una aproximación de la ecuación de Colebrook-White, la cual es implícita en f [Fox & McDonald, 2004]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right] \quad (4.10')$$

4.2 FLUIDOS NO NEWTONIANOS

En el capítulo 3 se describieron las características y tipos de fluidos no Newtonianos, los cuales, a diferencia de los Newtonianos, exhiben una “viscosidad aparente” que no es estrictamente hablando una propiedad, pero que también depende de la rapidez de deformación. Por tal razón, para llevar a cabo el análisis de un fluido no Newtoniano, el primer paso a realizar es la determinación de la curva esfuerzo - rapidez de deformación ($\tau - \dot{\gamma}$). Estas curvas se obtienen a partir de viscosímetros o de equipos más sofisticados denominados reómetros. Existen viscosímetros rotatorios y tubulares, siendo los primeros muy recomendables debido a que someten la muestra completa de fluido a la misma rapidez de deformación. Tal es el caso de los viscosímetros de cono y plato, como el que se empleó en este trabajo para determinar la curva $\tau - \dot{\gamma}$ del fluido no Newtoniano que se utilizó para llevar a cabo los experimentos.

Para optar por un fluido no Newtoniano con el cual se efectuaran las pruebas de caída de presión en un ducto, se realizaron las siguientes series de experimentos en el Centro de Investigación de Crudo Extrapesado y Recuperación Mejorada (CICERM) con sede en la ciudad de Mérida, Yucatán. En la primera etapa, se llevó a cabo la selección de la sustancia que cumpliera los requisitos buscados para realizar las pruebas. Los principales a considerar fueron los siguientes:

- ✓ Fluido con alta viscosidad
- ✓ Fluido con índice de comportamiento reológico (n) diferente de uno
- ✓ Fácil de fabricar a mayores escalas (mínimo 28 litros)

Las sustancias entre las que se seleccionó son las siguientes:

- ✓ Solución de goma xantana al .5%
- ✓ Solución de goma xantana al 1%
- ✓ Solución de goma xantana al 2%
- ✓ Solución de goma xantana al 3%
- ✓ Solución de poli (alcohol vinílico) de alta viscosidad al 10%
- ✓ Solución de poli (alcohol vinílico) de alta viscosidad al 12%

Se prepararon 200 ml de cada muestra, y se llevó a cabo un análisis visual de las mismas, lo cual permitió ver la textura de las soluciones, lo que llevó a la decisión de descartar la muestra al .5% por tener muy baja viscosidad y al 3% debido a que

su textura era casi un sólido y dificultaba las pruebas tanto en el reómetro como en el circuito de pruebas a utilizar (Friction Loop que se describe más adelante). Las soluciones evaluadas se muestran en las figuras 4.1 a 4.3.



Figura 4.1. Materia Prima para soluciones



Figura 4.2. Soluciones goma xantana al .5 y 1%



Figura 4.3. Solución goma xantana al 2%

Con las muestras de goma al 1 y 2% y las muestras de poli (alcohol vinílico), se efectuó el análisis reológico de cada una, para seleccionar la solución a utilizar en las pruebas de flujo.

El análisis reológico se realizó en un reómetro Anton Paar MCR 302 (Molecular Compact Rheometer), Figura 4.4.



Figura 4.4. Reómetro MCR 302 y elemento sensor

Este equipo permite hacer pruebas para la obtención de valores de esfuerzo cortante (τ) a partir de un rango establecido de rapidezces de deformación ($\dot{\gamma}$) a una temperatura preestablecida. A partir de estos datos se construye una gráfica τ vs $\dot{\gamma}$, la cual permite determinar cómo es afectado el esfuerzo cortante al ir aumentando la rapidez de deformación, y cómo varía la viscosidad de la muestra respecto a este cambio. También se pueden llevar a cabo pruebas de viscosidad

variando la temperatura, lo cual permite observar cómo se comporta este parámetro para diferentes rangos de temperatura.

En cuanto al poli (alcohol vinílico), al realizarse pruebas reológicas con ambas soluciones se obtuvieron valores altos de viscosidad, pero su curva de esfuerzo cortante contra rapidez de formación fue igual a la de un fluido Newtoniano, es decir, resultó lineal con pendiente $n=1$. Por lo tanto, no cumplía con la característica principal y se descartaron las dos soluciones.

Por lo que respecta a la solución de goma xantana al 2%, se seleccionó a partir del análisis de las mediciones $\tau-\dot{\gamma}$, debido a que fue la que cumplió con todos los requisitos preestablecidos. Las pruebas se llevaron a cabo en el reómetro a temperatura ambiente de 25°C por triplicado.

Las figuras 4.5 y 4.6 fueron obtenidas a partir de las tablas generadas con el reómetro, mismas que se incluyen en el anexo 1. Cada una de las curvas de dichas figuras, corresponde a las pruebas realizadas por triplicado.

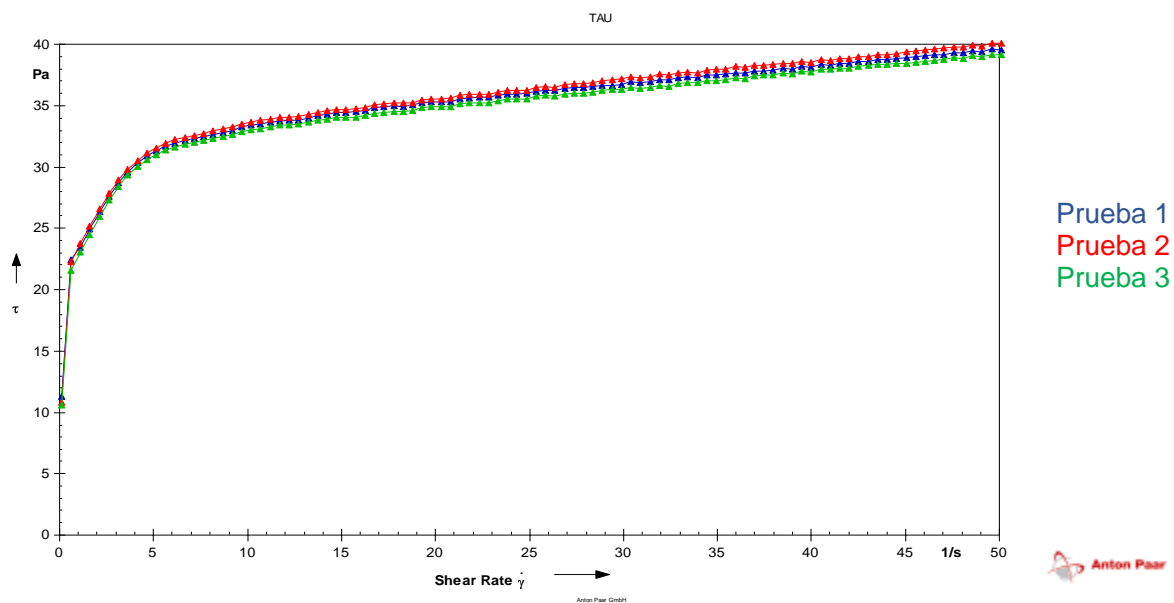


Figura 4.5 Gráfica Esfuerzo Cortante vs Velocidad de deformación

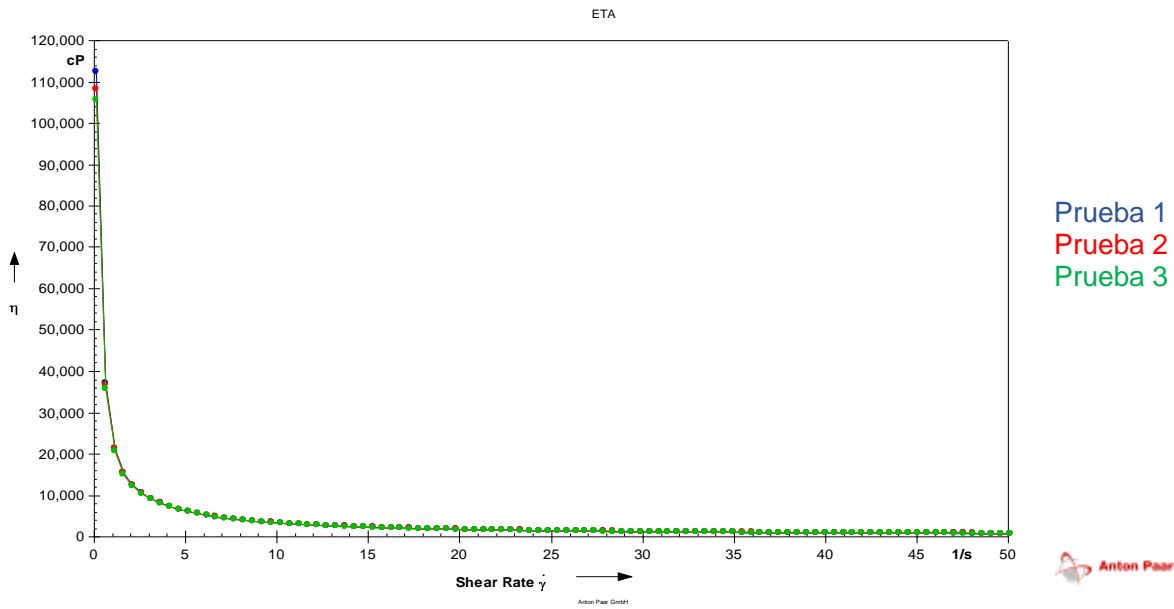


Figura 4.6 Gráfica Viscosidad vs Velocidad de deformación

Realizando una comparación de las curvas de la figura 3.2 con las de la figura 4.5, se puede concluir que este fluido se comporta como uno del tipo pseudoplástico, ya que presentan una zona de viscosidad variable que disminuye con el incremento de la rapidez de deformación hasta alcanzar un valor asintótico de viscosidad constante η_{∞} , como se muestra en la figura 4.6.

Para la determinación del valor de n (índice de comportamiento de flujo) y K (índice de consistencia) se llevó a cabo una regresión lineal de la ecuación de Ostwald, que es equivalente a la ley de potencias. La figura 4.7 muestra el resultado gráfico de dicha linealización.

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (3.11) \text{ (Ley de Ostwald)}$$

$$\ln\tau = n\ln\dot{\gamma} + \ln K \quad (3.12) \text{ (Ostwald linealizado)}$$

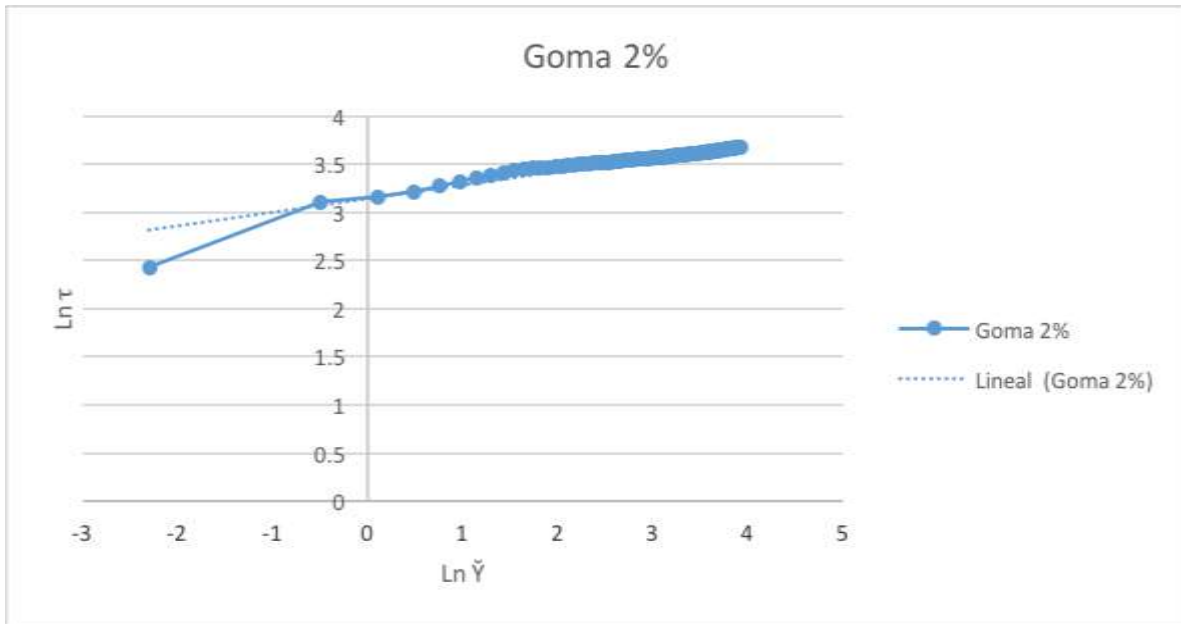


Figura 4.7. Gráfica Modelo de Ostwald Linealizado

La tabla con los valores calculados para linealizar el modelo de Ostwald se encuentran en el Anexo 2.

A partir de la gráfica 4.7, tomando como referencia las figuras 3.2 y 3.3 y obedeciendo a las ecuaciones 3.13 y 3.14, se obtiene la siguiente ecuación:

$$y = 0.1418x + 3.1386$$

Donde:

$$y = \ln \tau$$

$$x = \ln \dot{\gamma}$$

$$\ln K = 3.1386$$

De aquí se concluye que el índice reológico o índice de flujo es:

$$n = 0.1418$$

y el índice de consistencia resulta:

$$K = 23.071 \text{ Pa s}^n$$

El coeficiente de correlación obtenido para el ajuste de la figura 4.7 fue de 0.9057. El índice de comportamiento reológico (n) es una medida de la no Newtonianidad

del fluido, entre más alejado de la unidad, más no Newtoniano es el comportamiento del fluido.

De acuerdo con el valor obtenido para n (<1) se confirma que se trata de un fluido pseudo plástico, como lo muestra la figura 3.2.

El índice de consistencia (K), se puede describir de forma idéntica al concepto de viscosidad plástica, dado que un aumento de K indica un aumento en la concentración de sólidos ó disminución del tamaño de las partículas, reflejando la consistencia del fluido; es decir, si el valor de K es alto, el fluido es más viscoso y viceversa.

Se realizaron corridas en el reómetro en un rango de temperatura de 15 a 50 °C para una misma velocidad de deformación $\dot{\gamma} = 32 \text{ s}^{-1}$, con el propósito de observar cómo afecta esta a la viscosidad de la solución de la goma al 2%. Se llevaron a cabo dos corridas bajo las mismas condiciones y se obtuvo la gráfica de la figura 4.8, a partir de la tabla de los valores obtenidos, que se pueden consultar en el anexo 3.

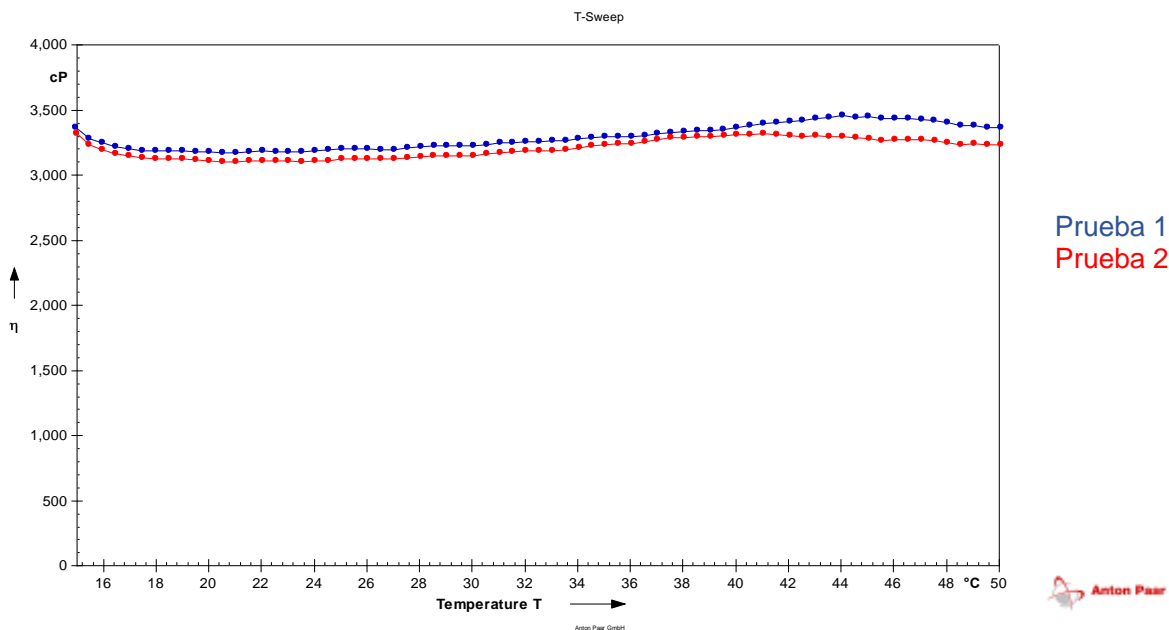


Figura 4.8. Gráfica Comportamiento de la Viscosidad en relación a la Temperatura por duplicado

Como se puede observar en la gráfica de la figura 4.8, la viscosidad del fluido no varía de manera significativa ($\eta \approx 3250 \text{ cP}$) al modificar la temperatura en el intervalo ($15 < T < 50^\circ\text{C}$). Aunque las pruebas de caída de presión se llevaron a cabo para una sola temperatura, es necesario observar su comportamiento con otros datos de temperatura para que en un futuro se pueda extender este rango de pruebas y realizar un mejor estudio de los efectos de estos fenómenos en un circuito de tuberías horizontales.

A partir de la selección del fluido y su análisis reológico, se prosiguió a prepararlo a mayor volúmen (30 litros), con el fin de introducirlo al circuito de pruebas (que se describe en la sección 6.4), para determinar las caídas de presión en tuberías con este fluido.

4.2.1 PERFIL DE VELOCIDADES

Para el caso de un fluido no Newtoniano, el perfil de velocidades para flujo en estado permanente y completamente desarrollado, se puede obtener de forma análoga a como se obtuvo el correspondiente a fluidos Newtonianos que se representó con la ecuación (4.2). Partiendo de la ecuación de esfuerzo cortante en función del radio [Holland, 1995]:

$$\tau_{rx} = \frac{r}{2} \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \quad (4.11)$$

considerando un fluido no Newtoniano que se comporta de acuerdo con la Ley de potencias:

$$\tau_{rx} = K \left(-\frac{dv_x}{dr} \right)^n \quad (4.12)$$

y combinando las ecuaciones 4.11 y 4.12, resulta el gradiente de velocidad como sigue:

$$\frac{dv_x}{dr} = - \left(\frac{\Delta P}{2LK} \right)^{1/n} r^{1/n} \quad (4.13)$$

Integrando la ecuación 4.13 con las condiciones de frontera $v_x = 0$ en $r = r_i$, el perfil de velocidad se expresa como:

$$v_x = \left(\frac{\Delta P}{4KL/d_i} \right)^{1/n} \left(\frac{n}{n+1} \right) r_i \left[1 - \left(\frac{r}{r_i} \right)^{(n+1)/n} \right] \quad (4.14)$$

donde n y K son los índices de comportamiento de flujo y de consistencia ya descritos previamente.

El flujo volumétrico es calculado a partir de la expresión:

$$Q = 2\pi \int_0^{r_i} r v_x dr \quad (4.3)$$

que con el perfil de velocidad dado por la ecuación (4.14), da como resultado:

$$Q = \left(\frac{n}{3n+1}\right) \left(\frac{\Delta P}{4KL/d_i}\right)^{1/n} \pi r_i^3 \quad (4.15)$$

La velocidad promedio u es igual a $Q/\pi r_i^2$. Consecuentemente, el perfil de velocidades se puede expresar como:

$$\frac{v_x}{u} = \left(\frac{3n+1}{n+1}\right) \left[1 - \left(\frac{r}{r_i}\right)^{(n+1)/n}\right] \quad (4.16)$$

En la figura 4.9 se ilustra el perfil de velocidades que se obtiene para el caso de la goma xantana generada, cuyo índice reológico resultó ser 0.1418; se han incluido como referencia los perfiles de velocidad correspondientes a $n=1$, o sea fluido Newtoniano, y $n=0$, que representa el límite de un fluido pseudoplástico.

Perfil de Velocidad

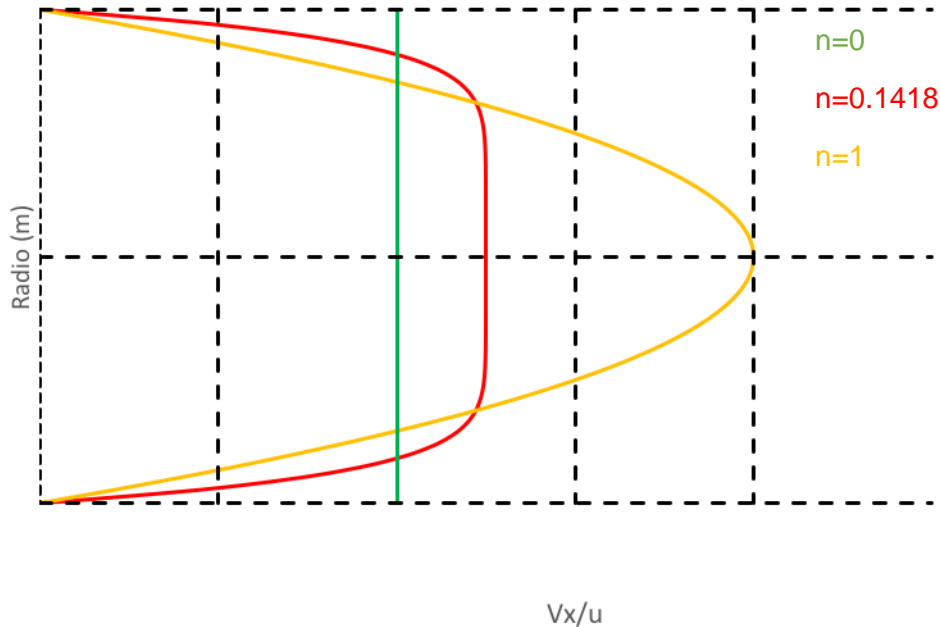


Figura 4.9. Perfil de Velocidad para $n=0$, $n=0.1418$ (goma de xantana al 2%) y $n=1$

4.2.2 RAPIDEZ DE DEFORMACIÓN EN UN FLUIDO NO NEWTONIANO CON LEY DE POTENCIA

La determinación de la rapidez de deformación en la pared para un fluido no Newtoniano, se puede abordar a través de la denominada ecuación de Rabinowitsch-Mooney [Holland, 1995]. Partiendo de las ecuaciones (4.2) y (4.4) ya definidas para el perfil de velocidades laminar en un fluido Newtoniano, el gradiente de velocidad en la pared se puede calcular como:

$$\frac{dv_x}{dr} = \Gamma = \frac{8u}{d} = \frac{4Q}{\pi r_i^3} \quad (4.17)$$

Esta cantidad ($8u/d$) se conoce como *Característica de Flujo*, y puede calcularse para cualquier fluido circulando con un gasto Q en una tubería de radio r_i , pero

solamente para el caso de fluidos Newtonianos en régimen de flujo laminar, es igual a la magnitud de la rapidez de deformación en la pared [Holland, 1995].

Se ha encontrado pertinente reescribir la ley de potencias (ec 3.11) en términos de las cantidades K' y n' en lugar de K y n , respectivamente, e introduciendo la característica de flujo Γ , lo cual resulta en:

$$\tau_w = K' \Gamma^{n'} \quad (4.18)$$

La razón de lo anterior estriba en que si se grafica la expresión (4.18) en escala logarítmica (tal como se realizó en la figura 4.7), la pendiente de la curva corresponde a n' y es:

$$\text{pendiente } n' = \frac{d \log \tau_w}{d \log \Gamma} \quad (4.19)$$

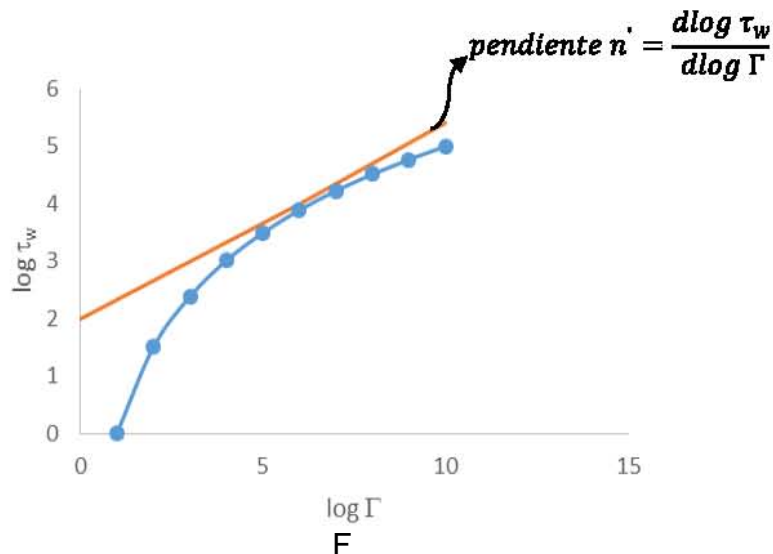


Figura 4.10 Representación Logarítmica del Esfuerzo de Corte en función de la Rapidez de Deformación

Retomando la ecuación (4.3) que permite calcular el gasto volumétrico Q , para el caso en que no hay deslizamiento de flujo en la pared del ducto, dicha ecuación se puede integrar resultando en:

$$Q = \pi \int_0^{r_i} r^2 \dot{\gamma} dr \quad (4.20)$$

Para los fluidos homogéneos cuyo comportamiento es independiente del tiempo, el esfuerzo cortante es sólo función de la rapidez de deformación y viceversa, y la variación del esfuerzo cortante con la distancia radial, r , es conocida y se cumple que [Holland, 1995]:

$$\frac{\tau_{rx}}{\tau_w} = \frac{r}{r_i} \quad (4.21)$$

Sustituyendo la ecuación (4.21) en la (4.20) y dejando la expresión en función de τ en lugar de r , resulta:

$$Q = \pi \left(\frac{r_i}{\tau_w} \right)^3 \int_0^{\tau_w} \tau^2 \dot{\gamma} d\tau \quad (4.22)$$

Considerando la definición de la Característica de Flujo dada por la ecuación (4.17), la ecuación (4.22) puede reescribirse como:

$$\Gamma = \frac{8u}{d} = \frac{8Q4}{d\pi d^2} = \frac{32Q}{\pi d^3} = \frac{4}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^2 \dot{\gamma} d\tau \quad (4.23)$$

O equivalentemente:

$$\tau_w^3 \Gamma = 4 \int_0^{\tau_w} \tau^2 \dot{\gamma} d\tau \quad (4.24)$$

Diferenciando ambos lados de la ecuación (4.24) con respecto al esfuerzo cortante resulta:

$$3\tau_w^2 \Gamma + \frac{d\Gamma}{d\tau_w} \tau_w^3 = 4\tau_w^2 \dot{\gamma}_w \quad (4.25)$$

de donde se puede despejar la rapidez de deformación en la pared para un fluido no Newtoniano γ_w como sigue:

$$\gamma_w = \frac{3}{4}\dot{\Gamma} + \frac{1}{4}\tau_w \frac{d\Gamma}{d\tau_w} = \Gamma \left\{ \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{d\Gamma}{\Gamma} \frac{\tau_w}{d\tau_w} \right\} = \Gamma \left\{ \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{d \ln \Gamma}{d \ln \tau_w} \right\} \quad (4.26)$$

La expresión (4.26) se conoce como ecuación de Rabinowitsch-Mooney, [Holland , 1995] .

Retomando la pendiente de la curva logarítmica de la ecuación (4.19), la ec (4.26) finalmente resulta:

$$\gamma_w = \Gamma \left\{ \frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{1}{n'} \right\} = \Gamma \left(\frac{3n' + 1}{4n'} \right) \quad (4.27)$$

Esta última expresión indica que la rapidez de deformación en la pared para un fluido no-Newtoniano, se puede calcular como el producto entre la rapidez de deformación para un fluido Newtoniano (equivalente a la Característica de Flujo), y un factor que depende solamente del índice n' . Una inspección de las figuras 4.7 y 4.10 revela que para un fluido no Newtoniano que sigue la Ley de potencias, $n' = n$.

Para el caso de la goma xantana que se generó en el laboratorio, cuyo índice reológico resultó ser $n = 0.1418$, la figura 4.11 muestra las curvas esfuerzo cortante vs rapidez de deformación evaluadas en la pared, comparando con la rapidez de deformación para el caso Newtoniano. Se puede corroborar que para fluidos pseudoplásticos o adelgazantes, para los cuales $n < 1$, el factor del lado derecho de la ecuación (4.27) siempre es mayor que la unidad, por lo cual la rapidez de deformación en la pared para el fluido no Newtoniano es mayor que para el caso Newtoniano: $\gamma_w > \Gamma$.

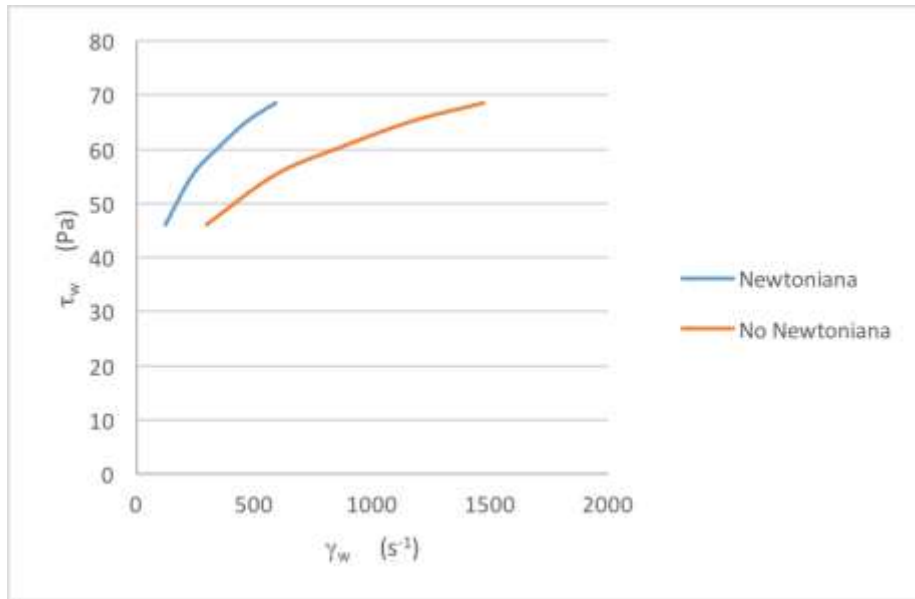


Figura 4.11. Curvas de esfuerzo vs deformación para la goma xantana

Para determinar la relación entre las constantes K' y K , en el caso de un fluido que se ajusta a la Ley de potencias, se pueden emplear los resultados anteriores de la siguiente manera.

La ley de potencias queda definida de la siguiente forma para evaluar el esfuerzo cortante en la pared:

$$\tau_w = K \left(\frac{du}{dy} \right)_{y=0}^n = K \dot{\gamma}_w^n \quad (4.28)$$

Reemplazando la ecuación (4.27) en (4.28) resulta:

$$\tau_w = K \Gamma^n \left(\frac{3n'+1}{4n'} \right)^n \quad (4.29)$$

La expresión del esfuerzo cortante en términos de K' se puede expresar como:

$$\tau_w = K' \Gamma^{n'} \quad (4.18)$$

Como se mencionó previamente, para un fluido no Newtoniano que sigue la Ley de potencias, $n' = n$, por lo cual, igualando las ecuaciones (4.29) y (4.18) la relación entre K' y K arroja:

$$K' = K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \quad (4.30)$$

Despejando K se tiene:

$$K = K' \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^{-n} \quad (4.31)$$

O alternativamente:

$$K = K' \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (4.32)$$

4.2.3 FLUJO VOLUMÉTRICO PARA UN FLUIDO DE ACUERDO CON LA LEY DE POTENCIAS

Para la determinación del flujo volumétrico Q , combinando las ecuaciones (4.11), (4.17) y (4.18) se obtiene:

$$\tau_w = \frac{\Delta P d}{L} \frac{1}{4} = K' \Gamma^n = K' \left(\frac{32Q}{\pi d^3} \right)^n \quad (4.33)$$

Lo cual se puede reescribir como:

$$\left(\frac{32Q}{\pi d^3} \right)^n = \frac{\Delta P d}{L} \frac{1}{4 K'} \Rightarrow \left(\frac{32Q}{\pi d^3} \right)^n = \frac{\tau_w}{K'} \quad (4.34)$$

O de la siguiente forma:

$$\frac{32Q}{\pi d^3} = \left(\frac{\tau_w}{K'}\right)^{1/n} \quad (4.35)$$

Despejando el gasto volumétrico queda:

$$Q = \frac{\pi d^3}{32} \left[\frac{\tau_w}{K} \left(\frac{4n}{3n+1}\right)^n \right]^{1/n} = \frac{\pi d^3}{32} \frac{4n}{3n+1} \left(\frac{\tau_w}{K}\right)^{1/n} \quad (4.36)$$

Y finalmente resulta:

$$Q = \pi r_i^3 \frac{4n}{3n+1} \left(\frac{\tau_w}{K}\right)^{1/n} \quad (4.37)$$

4.2.4 NÚMERO DE REYNOLDS GENERALIZADO

Para obtener una expresión con la cual calcular el número de Reynolds generalizado en función de los índices K y n, se pueden reescribir las ecuaciones previamente presentadas de la siguiente forma:

La expresión del esfuerzo cortante en función de la velocidad promedio es:

$$\tau_w = K' \left(\frac{8u}{d}\right)^n \quad (4.38)$$

Y el número de Reynolds generalizado, o de Ley de potencias $Re_{gen} = Re_{PL} = Re'$ se define como [Levenspiel,2014]:

$$Re' = \rho \frac{ud}{\mu_{ap}} \quad (4.39)$$

Donde la viscosidad aparente previamente definida en las ecuaciones (3.11) y (3.12) está dada por:

$$\mu_{ap} = \frac{\tau_w}{\Gamma} = \frac{\tau_w}{8u/d_i} \quad (4.40)$$

Sustituyendo (4.38) en (4.40) resulta en:

$$\mu_{ap} = \frac{K'(8u)^{n'} d}{8ud^{n'}} = \frac{K'(8u)^{n'-1}}{d^{n'-1}} \quad (4.41)$$

e introduciendo la ecuación (4.41) en la (4.39) queda:

$$Re' = \rho \frac{udd^{n'-1}}{K'(8u)^{n'-1}} = \frac{\rho u^{2-n'} d^n}{8^{n'-1} K'} \quad (4.42)$$

Finalmente, incluyendo la ecuación (4.30) en la (4.42), la expresión final para el número de Reynolds generalizado es la siguiente [Chhabra y Richardson, 1999]:

$$Re' = \frac{\rho u^{2-n} d^n}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (4.43)$$

Esta última ecuación fue originalmente definida por Metzner y Reed [1955] y ha probado ser bastante precisa al aplicarse a fluidos que siguen la Ley de potencias.

4.2.5 DETERMINACIÓN DE LA RELACIÓN GASTO-CAÍDA DE PRESIÓN PARA FLUJO LAMINAR EMPLEANDO DATOS $\tau - \gamma$

Como se mencionó previamente, la *Característica de Flujo* ($8u/d$), puede calcularse para cualquier fluido circulando en una tubería, pero solamente para el caso laminar de fluidos Newtonianos es igual a la magnitud de la rapidez de

deformación en la pared. En esta sección se presenta la evaluación de dicha cantidad a través de la integración de la (4.23), tanto para el caso de un fluido Newtoniano, como el de uno no Newtoniano que se ajusta a la Ley de Potencias.

La expresión general de la característica de flujo en términos de la pareja de datos $\tau - \dot{\gamma}$ está dada por la ecuación previamente descrita:

$$\frac{8u}{d_i} = \frac{4}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^2 (-\dot{\gamma}) d\tau \quad (4.23)$$

Para un **fluido Newtoniano**, aplican las expresiones descritas en la sección 3:

$$\tau = -\mu\dot{\gamma} \quad \Rightarrow \quad -\dot{\gamma} = \frac{\tau}{\mu} \quad (3.1)$$

Sustituyendo en la ecuación (4.23) se obtiene lo siguiente:

$$\int_0^{\tau_w} \tau^2 \frac{\tau}{\mu} d\tau = \frac{1}{\mu} \int_0^{\tau_w} \tau^3 d\tau = \frac{\tau_w^4}{4\mu} \quad (4.43)$$

De donde directamente se encuentra que la Característica de Flujo es igual al cociente del esfuerzo cortante en la pared dividido por la viscosidad dinámica, es decir, es igual a la rapidez de deformación en la pared como ya se había establecido:

$$\frac{8u}{d_i} = \frac{4}{\tau_w^3} \frac{\tau_w^4}{4\mu} = \frac{\tau_w}{\mu} \quad (4.44)$$

De la ecuación anterior se puede regresar a la definición original de esfuerzo cortante para un fluido Newtoniano:

$$\tau_w = \mu \frac{8u}{d_i} = \mu\dot{\gamma} \quad (4.45)$$

Para un **fluido No Newtoniano** se tiene lo siguiente. En primer término, vale la pena reiterar que en este caso, la Característica de Flujo ya no representa la rapidez de deformación en la pared de un fluido no Newtoniano:

$$\frac{8u}{d_i} \neq \dot{\gamma} \quad (4.46)$$

Retomando las ecuaciones para Ley de potencias se tiene:

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad \Rightarrow \quad \dot{\gamma} = \left(\frac{\tau}{K}\right)^{1/n} \quad (4.47)$$

lo cual sustituido en el lado derecho de la ecuación (4.23) arroja:

$$\int_0^{\tau_w} \tau^2 \left(\frac{\tau}{K}\right)^{1/n} d\tau = \int_0^{\tau_w} \frac{\tau^{2+\frac{1}{n}}}{K^{\frac{1}{n}}} d\tau = \int_0^{\tau_w} \frac{\tau^{\frac{2n+1}{n}}}{K^{\frac{1}{n}}} d\tau = \frac{n}{(3n+1)} \frac{\tau_w^{\frac{3n+1}{n}}}{K^{\frac{1}{n}}} \quad (4.48)$$

Igualando esta última expresión con el lado izquierdo de la ecuación (4.23) queda:

$$\frac{8u}{d_i} = \frac{4}{\tau_w^3} \frac{n}{(3n+1)} \frac{\tau_w^{\frac{3n+1}{n}}}{K^{\frac{1}{n}}} \quad (4.49)$$

de donde finalmente resulta:

$$\frac{8u}{d_i} = \left(\frac{4n}{3n+1}\right) \dot{\gamma}_w = \left(\frac{4n}{3n+1}\right) \Gamma_w \left(\frac{3n+1}{4n}\right) = \Gamma_w = \dot{\gamma}_{wN} \quad (4.50)$$

Este último resultado evidentemente coincide con el previamente obtenido con la ecuación (4.29), que indica la relación entre las rapidez de deformación en la pared entre un fluido Newtoniano y uno no Newtoniano.

5. PROTOCOLO DE PRUEBAS, METODOLOGÍA Y RESULTADOS

Por lo que respecta a la componente experimental, se estableció un protocolo de pruebas a partir de las cuales se genera una base de datos que se emplea para validar el modelo matemático. Se determina el número de pruebas a realizar con el fin de asegurar repetitividad de los experimentos.

Dichas pruebas contemplan tanto fluidos Newtonianos como No Newtonianos, y se realizan para gastos máxicos de acuerdo con la capacidad de los equipos instalados.

En términos generales, la metodología establecida es la siguiente:

- Se realiza una lista de verificación de los equipos e instrumentos con los que se cuenta tanto en el laboratorio de hidromecánica del Instituto de Ingeniería, como en el Centro de Investigación de Crudos Extra pesados y Recuperación Mejorada (CICERM), para poder llevar a cabo la planeación de los experimentos.
- Se genera el protocolo de pruebas acorde con la capacidad de los equipos e instrumentos detectados a través de la lista de verificación.
- Se seleccionan los fluidos de trabajo a emplear, tanto Newtonianos como No Newtonianos.
- Se formulan los fluidos No Newtonianos dependiendo del tipo de fluido que se pueda emplear en el laboratorio.
- Se llevan a cabo las pruebas de flujo generando en forma tabular, las presiones registradas a lo largo del ducto experimental, así como los gastos empleados.
- Se procesan los gradientes de presión tanto en forma tabular como gráfica.
- Simultáneamente con lo anterior, se plantean las ecuaciones de conservación válidas para la simulación del transporte de fluidos en tuberías o ductos horizontales tanto para fluidos Newtonianos como no Newtonianos (capítulos 3 y 4).
- Se genera el modelo matemático que permita calcular las caídas de presión a lo largo del ducto.
- Se calibra el modelo matemático con los resultados experimentales obtenidos en el laboratorio.
- Se establecen las diferencias básicas que resulten del manejo de un fluido Newtoniano y uno No Newtoniano.

Las pruebas llevadas a cabo para el caso de fluidos Newtonianos se realizaron en el circuito de flujo instalado en el laboratorio de hidrodinámica del Instituto de Ingeniería de la UNAM, mientras que la prueba realizada con el fluido no Newtoniano se efectuó en un circuito experimental ubicado en el Centro de Investigación de Crudo Extra pesado y Recuperación Mejorada, CICERM,

localizado en la ciudad de Mérida Yucatán. Para probar la validez del modelo matemático desarrollado se seleccionaron dos fluidos Newtonianos, uno de baja viscosidad y uso común (agua), y otro de alta viscosidad (glicerina). Para el caso del fluido no Newtoniano, se empleó la goma de xantana descrita en el capítulo 4 de esta tesis.

A continuación se describen los resultados comenzando por el caso de los fluidos Newtonianos, y posteriormente el no Newtoniano.

5.1 FLUIDOS NEWTONIANOS. CIRCUITO EXPERIMENTAL

La serie de experimentos que se reportan para fluidos Newtonianos, se llevó a cabo en las instalaciones del laboratorio de hidromecánica del Instituto de Ingeniería de la UNAM. En primera instancia, se realizaron pruebas empleando dos fluidos Newtonianos como fluidos de trabajo, uno de baja viscosidad y otro de alta viscosidad, habiéndose seleccionado para ello agua y glicerina respectivamente. La siguiente tabla muestra sus propiedades.

Tabla 5.1 Propiedades de los fluidos Newtonianos experimentales utilizados

Fluido	Densidad kg/m ³	Viscosidad dinámica Pa.s	Tensión superficial N/m
Agua	1000	0.001	0.0728
Glicerina	1200	1.5*	0.0633

*Serway, Sears (2009)

A continuación se realiza una descripción breve de las características fundamentales del sistema tal cual se empleó, así como las condiciones de las series experimentales. El sistema experimental instalado consta de los siguientes subsistemas básicos:

- Subsistema hidráulico (capaz de operar con agua y aceite)
- Subsistema neumático (para inyección de aire)
- Sección de pruebas configurables (instrumentadas para la visualización y la medición de los parámetros de flujo)
- Subsistema de medición, adquisición y procesamiento de datos

El diagrama de la figura 5.0 presenta un plano isométrico de la instalación, en el cual se muestran dos bombas de cavidades progresivas, las tolvas de separación de fluidos, los inyectores de los fluidos de trabajo, y los sensores principales de gasto, temperatura y presión, además del sistema de aire comprimido. En este mismo diagrama se presentan detalles tanto de los inyectores como de los tomógrafos; estos últimos se pueden emplear para la determinación de la fracción de vacío en flujo bifásico.

Subsistema hidráulico

El subsistema hidráulico consta de dos tanques de almacenamiento (uno para agua y otro para aceite el cual no se ocupó), con una capacidad individual de 2.8 m³. Cada uno de los tanques está conectado a una bomba de cavidad progresiva de 2.5 HP, la cual impulsa al fluido correspondiente hacia la sección de pruebas (figura 5.1).

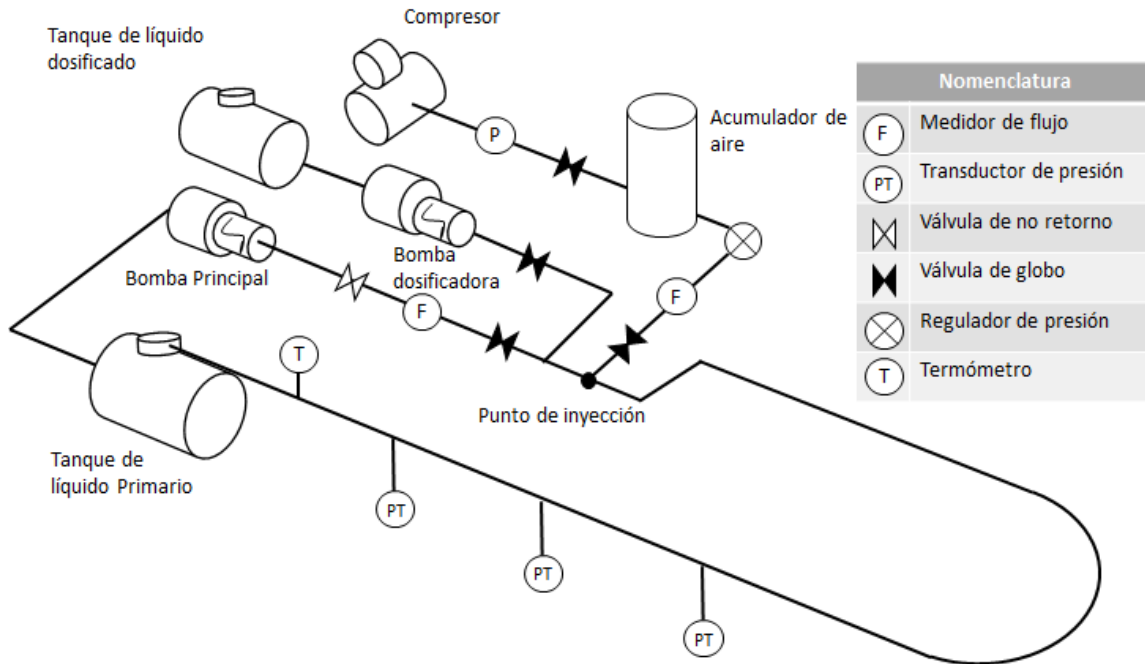


Figura 5.0. Esquema isométrico del sistema experimental



Figura 5.1 Tanques de almacenamiento y bombas de cavidad progresiva.

El control de velocidad de las bombas se efectúa por medio de variadores de frecuencia integrados a sus correspondientes circuitos de potencia. Los semiconductores de los componentes electrónicos están protegidos mediante interruptores termomagnéticos y fusibles de ultra-alto desempeño.



Figura 5.2 Variadores de frecuencia para el control de las bombas

Cuando se requiere, la mezcla de fluidos se produce en una conexión de tipo “Y”. Los circuitos hidráulicos independientes tienen instalados medidores de gasto tipo turbina, válvulas de no-retorno y válvulas de estrangulamiento para el control de flujo como se muestra en la siguiente figura.



Figura 5.3 Punto de control de flujo

Se usa un rotámetro de flujo de bajos gastos volumétricos para mediciones en el intervalo de 100 a 1400 [L/min].

Sección de pruebas

La sección de pruebas tiene una longitud de 70 m, medidos desde el punto de inyección del fluido hasta la desembocadura en el tanque de agua, y consiste de una tubería de PVC PL-030 transparente de 3" de diámetro nominal (cédula 40), para la cual corresponde un diámetro interno de 3.04" [SPEARS, 2010]. Una serie de soportes metálicos permiten ajustar la inclinación de la tubería para configurar la sección de pruebas.



Figura 5.4 Sección de pruebas.

Subsistema de medición y adquisición de datos

La instalación experimental ha sido instrumentada para medir y registrar los valores de los diversos parámetros de flujo. La presión, los flujos volumétricos y la temperatura, son medidos de forma directa por los instrumentos respectivos. La medición de las presiones se realiza mediante transductores de presión (colocados en distintos puntos de la sección de pruebas), que transmiten una señal analógica de corriente directa que varía entre 0 y 20 [mA].

La calibración de los transductores se ha efectuado en el intervalo de presiones manométricas comprendido entre 0 y 1.05 [kgf/cm²] (0 y 15 [psi]). La señal eléctrica proveniente de cada instrumento se transmite a través de cables (calibre 24 AWG y blindados contra ruido electromagnético) hasta el equipo de adquisición de datos. Las señales son captadas por un módulo de adquisición de datos SCXI-1000 de National Instruments. El módulo está integrado, a su vez, por los siguientes elementos:

- 1) Un bloque de conexiones de 32 canales modelo SCXI-3800
- 2) Un amplificador de señales modelo SCXI-1102
- 3) Un codificador-modulador ADC (analog-digital converter) modelo SCXI-1600
- 4) Software "VI- Data Logger" para la gestión de la información



Figura 5.5 Equipo de adquisición de datos (NI_SCXI-1000).

5.1.1 PRUEBAS CON AGUA

Pruebas realizadas

Se realizaron 5 series experimentales cubriendo un intervalo de aproximadamente 3 a 6 litros por segundo de agua. Para cada gasto se llevaron a cabo cinco eventos o pruebas, es decir, se efectuaron un total de 25 pruebas.

En la tabla 5.2 se presentan, para cada gasto ensayado, los valores promedio de presión medidos en los tres puertos donde se encuentran instalados los manómetros. El segundo puerto se localiza a 12 metros de distancia del primero,

mientras que el tercer puerto está a 11 metros del segundo, lo que implica una longitud total de prueba de 23 metros.

Tabla 5.2 Datos Experimentales de Presión para cada gasto de agua

Q [m3/s]	P1 [Pa]	P2 [Pa]	P3 [Pa]
0.0033	2,353.44	1,521.69	785.46
0.0038	2,839.19	1,763.06	818.52
0.0044	3,371.60	2,040.29	820.11
0.0050	3,988.29	2,351.24	863.02
0.0061	5,439.56	3,127.55	985.32

Empleando las ecuaciones revisadas en el capítulo 4, se procedieron a realizar los cálculos de las caídas de presión para cada uno de los cinco gastos ensayados. En la tabla 5.3 se presentan los valores de la caída de presión medida experimentalmente, la calculada con el modelo, y el error relativo entre ambas, obtenido este último como el cociente de la diferencia de las caídas de presión calculada y experimental, entre la experimental, es decir:

$$\text{Error (\%)} = (\Delta P_{\text{calculada}} - \Delta P_{\text{experimental}}) / \Delta P_{\text{experimental}}$$

Tabla 5.3 Comparación entre las caídas de presión experimentales y calculadas para agua

Gasto (m3/s)	0.0033	0.0038	0.0044	0.005	0.0061
ΔP calculado (Pa)	1,494.74	1,977.22	2,533.61	3,141.65	4,531.65
ΔP exp (Pa)	1,567.97	2,020.67	2,551.49	3,125.27	4,454.24
Error (%)	-4.67%	-2.15%	-0.70%	0.52%	1.74%

Como se puede apreciar en la tabla anterior, el error máximo es menor al cinco por ciento, lo cual representa muy buen ajuste dadas las posibles incertidumbres en la medición de los parámetros. El signo negativo implica que la caída de presión experimental es mayor que la calculada y viceversa, es decir, para este caso el modelo sobre predice la caída de presión para los dos gastos mayores y sub predice para los tres gastos menores.

En la figura 5.6 se presentan los resultados gráficos de manera resumida para cada uno de los gastos experimentados. Los símbolos representan los valores de presión medidos experimentalmente, mientras que las líneas sólidas corresponden a los cálculos obtenidos con el modelo matemático. Se puede apreciar de manera gráfica que el ajuste es bastante bueno, y se destaca que la pendiente de las rectas va aumentando a medida que se incrementa el gasto, lo cual es consistente ya que a medida que aumenta la velocidad del fluido las pérdidas de presión se incrementan con el cuadrado de dicha velocidad.

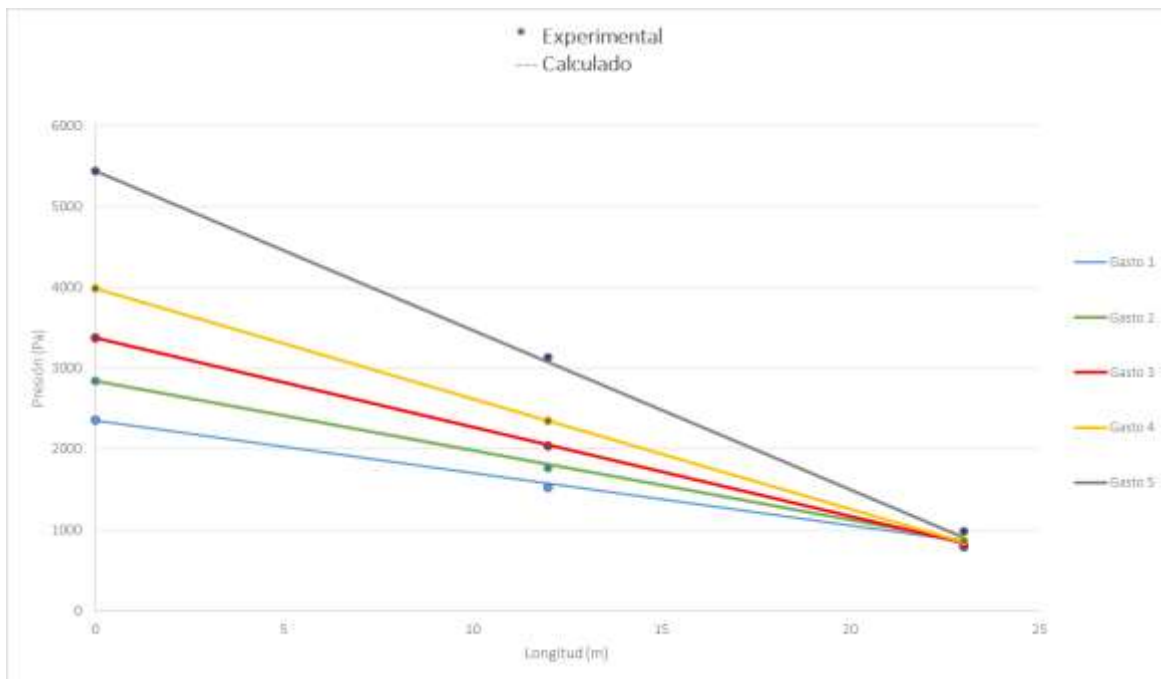


Figura 5.6 Variación de presión experimental y calculada en función del gasto de Agua.

5.1.2 PRUEBAS CON GLICERINA

Pruebas realizadas

Se realizaron 8 series experimentales cubriendo un intervalo de aproximadamente 0.2 a 0.7 litros por segundo de glicerina. La razón de emplear gastos bajos se debe a que la viscosidad de la glicerina es tan alta (1,500 veces mayor que la del agua), que las caídas de presión generadas son más altas. Para cada gasto se llevaron a cabo cinco eventos o pruebas, es decir, se llevaron a cabo un total de 40 pruebas.

En la tabla 5.4 se presentan, para cada gasto ensayado, los valores promedio de presión medidos en los dos puertos donde se instalaron los manómetros. Se realizó una adecuación al circuito que implicó emplear sólo dos manómetros en una longitud total de prueba de 20 metros.

Tabla 5.4 Datos Experimentales de Presión para cada gasto de glicerina

Q [m ³ /s]	P1 [Pa]	P2 [Pa]
0.000208	9,580.02	2,369.75
0.000290	13,504.40	3,264.13
0.000373	17,655.39	4,192.16
0.000456	21,620.42	5,092.52
0.000538	25,516.87	6,006.44
0.000621	29,007.38	6,809.14
0.000703	32,588.81	7,631.04
0.000786	35,947.97	8,408.99

Nuevamente se aplicaron las ecuaciones tomadas de la literatura en el capítulo 4 (ecuaciones 4.1 a 4.6) para implementar el modelo matemático, y se procedió a realizar los cálculos de las caídas de presión para cada uno de los ocho gastos ensayados. En la tabla 5.5 se presentan los valores de la caída de presión medida experimentalmente, la calculada con el modelo, y el error relativo entre ambas.

Tabla 5.5 Comparación entre las caídas de presión experimentales y calculadas para glicerina

Gasto (m ³ /s)	0.000208	0.00029	0.000373	0.000456	0.000538	0.000621	0.000703	0.000786
DP calculado (Pa)	7,150.16	9,988.27	12,826.38	15,664.50	18,502.61	21,340.72	24,178.83	27,016.94
DP exp (Pa)	7,210.26	10,240.26	13,463.22	16,527.90	19,510.43	22,198.24	24,957.77	27,538.98
Error (%)	-0.83%	-2.46%	-4.73%	-5.22%	-5.16%	-3.86%	-3.12%	-1.89%

Como se puede apreciar en la tabla anterior, el error máximo es nuevamente del orden de cinco por ciento, lo cual representa muy buen ajuste dadas las posibles incertidumbres en la medición de los parámetros. Para estos casos, la caída de presión experimental resultó ligeramente mayor que la calculada, es decir, el modelo sub predice la caída de presión.

En la figura 5.7 se presentan los resultados de manera resumida para cada uno de los gastos experimentados. Al igual que para el caso del agua, los símbolos representan los valores de presión medidos experimentalmente, mientras que las líneas sólidas corresponden a los cálculos obtenidos con el modelo matemático. Se puede apreciar de manera gráfica que el ajuste es bastante bueno, y se aprecia que la pendiente de las rectas va aumentando a medida que se incrementa el gasto, lo cual es consistente ya que a medida que aumenta la velocidad del fluido las pérdidas de presión se incrementan con el cuadrado de dicha velocidad.

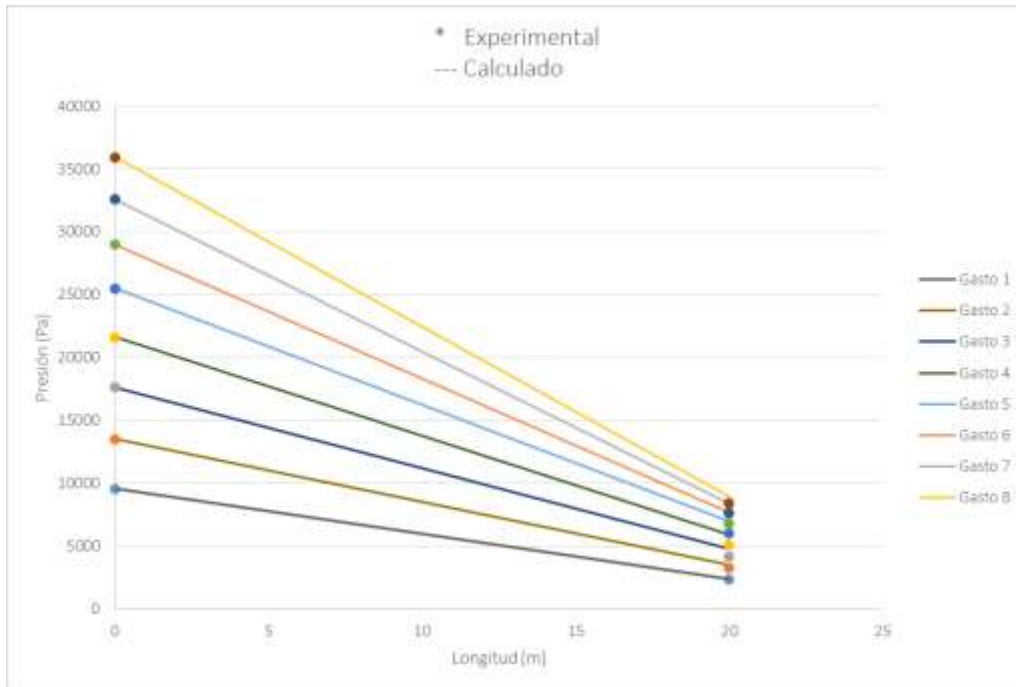


Figura 5.7 Variación de presión experimental y calculada en función del gasto de Glicerina.

5.2 CIRCUITO DE PRUEBAS PARA EL FLUIDO NO-NEWTONIANO

Debido a que el laboratorio de hidrodinámica fue sujeto a una remodelación para ser utilizado en pruebas bifásicas, para las pruebas con el fluido no Newtoniano se utilizó el equipo **Friction Flow Loop** Modelo 6500, figura 5.8. Este equipo compacto, está diseñado para la circulación de fluidos de prueba a través de varias secciones con diámetros diferentes para generar diferenciales de presión en función de flujo. Estos datos sirven como base para determinar la efectividad de varios agentes de reducción de fricción añadidos a un fluido de prueba.



Figura 5.8 Friction Flow Loop Modelo 6500.

Descripción del Circuito

El Friction Flow Loop está formado por varios componentes, siendo los principales los siguientes:

- a) Bomba de Cizalla Baja (Cavidad Progresiva)
- b) Medidor de Flujo tipo Coriolis
- c) Secciones de Tuberías Horizontales
- d) Transductores para Diferenciales de Presión
- e) Motor de Velocidad Variable
- f) Sistema de Preparación de Fluido
- g) Software para Adquisición de Datos

El sistema tiene dos secciones principales: una bomba (fig 5.9), reserva de fluido y un patín de control, y una estructura de soportes que incluye las secciones de prueba.

El equipo tiene un tanque de preparación de 15 galones de capacidad con un agitador de velocidad variable (fig 5.10). El fluido del tanque pasa cuando se requiere, por un inyector de aditivos antes de fluir hacia la bomba de cavidad progresiva.

La bomba manda el fluido a través de un medidor de flujo, Coriolis (fig 5.11), hacia la sección de tuberías de prueba; cada sección de tubería de diferentes diámetros tienen transductores diferenciales de presión (fig 5.12), los cuales miden las caídas de presión del fluido a lo largo de una distancia de tubo (L) especificada previamente.

La bomba de cavidad progresiva y toda la instrumentación son controladas desde el software de adquisición y control de Chandler Data (fig 5.13). El agitador es impulsado por la caja de control eléctrica principal, pero es controlada por un switch separado y operado manualmente [Flow Loop Manual].



Figura 5.9 Bomba de Cavidad Progresiva del equipo friction loop 6500.



Figura 5.10 Tanque de preparación.



Figura 5.11 Medidor de Flujo (Coriolis).



Figura 5.12 Transductores para diferencial de presión.



Figura 5.13 Equipo de Control con software.

Metodología para realización de pruebas

Con el fluido elegido para realizar las pruebas en el sistema Friction Flow Loop 6500, se procedió a fabricar la mezcla a mayor escala; se mezclaron 28 litros de solución de goma xantana al 2%. La mezcla se tuvo que llevar a cabo fuera del tanque del equipo debido a que es muy viscosa, y el agitador que tiene integrado no tiene la suficiente potencia para agitar la solución (fig. 5.14).



Figura 5.14 Fabricación de la solución de goma xantana al 2%.

Posteriormente, se introdujo al tanque del sistema y desde el software de control se comenzó a inyectar la mezcla a un gasto bajo para que se pudieran reiniciar los transductores y obtener mayor eficacia en las mediciones. Después de reiniciar los

transductores, se escogió una de las secciones de tubería por la cual circuló el fluido. Dicha sección fue la correspondiente a la de una pulgada de diámetro nominal; esta decisión se tomó debido a que al ser muy viscoso el fluido, la probabilidad de obturar las secciones con menor diámetro era muy alta y el lavado de dichas secciones es muy complicado.



Figura 5.15 sección de 1" utilizada para las corridas experimentales.

5.2.1 PRUEBAS CON GOMA XANTANA AL 2%

Se llevaron a cabo 5 pruebas con 5 diferentes gastos en el equipo, tomando datos de caídas de presión cada treinta segundos durante 5 minutos cada una.

Los gastos establecidos fueron los siguientes:

- ✓ 0.00012 m³/s (2 GPM)
- ✓ 0.00025 m³/s (4 GPM)
- ✓ 0.00038 m³/s (6 GPM)
- ✓ 0.0005 m³/s (8 GPM)
- ✓ 0.00063 m³/s (10 GPM)

Al finalizar las pruebas, con los datos obtenidos de caídas de presión se procedió a comprobar dichos datos con el modelo matemático previamente revisado.

Observaciones físicas de las corridas

Como se puede apreciar en la figura 5.16, al ir aumentando el gasto en el Flow Loop, disminuye la viscosidad de la muestra, lo cual corrobora lo que la gráfica 4.6

obtenida con el reómetro estableció desde un principio, que al ir aumentando la rapidez de deformación en el fluido irá disminuyendo su viscosidad. Hay que recordar que el gasto y el diámetro son una medida de la rapidez de deformación, ecuación (4.27).



Figura 5.16 Desagüe en el tanque de reserva para los gastos 0.00012, 0.00038 y 0.00063 m³/s respectivamente.

Datos experimentales

En la tabla 5.6 se encuentran los valores de los índices reológicos del fluido no Newtoniano, así como su densidad y los datos geométricos de la tubería ocupada.

Tabla 5.6 Constantes reológicas y datos del fluido y la tubería

n	0.1418
K	23.07
ρ (Kg/m ³)	996
L (m)	3.048
D (m)	0.0222
L/D	137.3

En las tabla 5.7 se encuentran los valores resumidos, resultado de la prueba en el equipo a diferentes gastos, así como la serie de cálculos correspondientes que se generaron para comparar los datos experimentales y el modelo matemático, que permitirá comprobar la validez de dicho modelo.

La primera columna corresponde al gasto ensayado en metros cúbicos por segundo, la segunda y tercera muestran la caída de presión registrada experimentalmente en psi y Pa respectivamente; la cuarta indica la velocidad

promedio calculada, la quinta el número de Reynolds obtenido de la ecuación (4.47), la sexta es el factor de fricción dado por la ecuación (4.9), la séptima columna presenta la caída de presión calculada. Esta última se determinó tanto con la ecuación (4.8):

$$\Delta P = \rho f \frac{L v^2}{D} \quad (4.8)$$

como con la ecuación (4.15) para corroborar el cálculo, que en términos de la caída de presión se puede escribir directamente como:

$$\Delta P = \frac{32kLu^n 8^{n-1} \left[\frac{3n+1}{4n} \right]^n}{D^{n+1}} \quad (4.15')$$

La octava y última columna presenta el porcentaje de error del valor calculado respecto al medido experimentalmente.

Tabla 5.7 Resultados Experimentales y calculados

Gasto m ³ /s	ΔP_{Exp} psi	ΔP_{Exp} Pa	u m/s	Re	f	$\Delta P_{Calculada}$ Pa	Error %
0.00012	3.66	25234.82	0.326	16.34	3.92	28378.31	-12.46
0.00025	4.25	29302.73	0.651	59.24	1.08	31309.24	-6.85
0.00038	4.83	33301.69	0.977	125.85	0.51	33162.12	0.42
0.0005	5.20	35852.75	1.303	214.79	0.30	34542.88	3.65
0.00063	5.35	36886.97	1.628	325.16	0.20	35653.36	3.34

Como se puede apreciar a partir del porcentaje de error, los resultados teóricos resultaron bastante aceptables. Para esta aseveración hay varios aspectos. El primero concierne la caracterización del fluido, que si bien sus valores reológicos ($n=0.1418$ y $K=23.07$) se obtuvieron a partir de pruebas por triplicado en el reómetro Anton Paar con un grado de correlación ligeramente superior al 90%, hay que reiterar lo que se mencionó en el capítulo 3, respecto al hecho de que para muchos fluidos no Newtonianos es imposible ajustar un solo valor de n a la curva en un amplio intervalo de $\dot{\gamma}$, y en este caso se está representando el fluido con un valor de n y un valor de K para todo el intervalo de gastos. De hecho, como se muestra en la tabla 5.8, los valores de la rapidez de deformación para el fluido no Newtoniano ($\dot{\gamma}_w$) obtenidos con la ecuación de Rabinowitsch-Mooney, correspondientes a los gastos ensayados, alcanzan valores superiores a 1,000 para los dos gastos más elevados, siendo que la curva reológica se generó para valores de $\dot{\gamma}$ hasta 50 s^{-1} .

Tabla 5.8 Rapidez de deformación para condiciones Newtonianas y no Newtonianas

Γ	$\dot{\gamma}_w$
117.48	295.23
234.96	590.45
352.43	885.68
469.45	1,179.75
586.81	1,474.68

Empleando los datos generados en la tabla 5.7, se procedió a verificar la validez de las ecuaciones (4.1), y (4.23), recalculando el gasto que se requiere para generar un cierto valor del esfuerzo cortante en la pared, a partir de un fluido que está representado por la Ley de potencias.

Es decir, para las caídas de presión obtenidas con la goma de xantana al 2%, se empleó el siguiente conjunto de ecuaciones para obtener el gasto correspondiente:

$$\tau_w = \frac{\Delta P d_i}{4L} \quad (4.1)$$

$$\Gamma = \frac{8u}{d} = \frac{8Q4}{d\pi d^2} = \frac{32Q}{\pi d^3} = \frac{4}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^2 \dot{\gamma} d\tau \quad (4.23)$$

$$\tau = 23.071 \dot{\gamma}^{0.1418} \text{ (goma xantana al 2\%)}$$

Sustituyendo esta última ecuación en la integral de la ecuación (4.23), el integrando resulta:

$$\int_0^{\tau_w} \tau^2 \dot{\gamma} d\tau = (2.428 * 10^{-11} * \dot{\gamma}^{10.052})$$

mismo que se evalúa para cada gasto entre los límites inferior y superior (0, τ_w).

Los resultados aparecen en la tabla 5.9, donde la primera columna corresponde al gasto ensayado, la segunda a la caída de presión calculada con el modelo matemático, la tercera es el esfuerzo cortante en la pared determinado con la ec.

(4.1), la cuarta es la evaluación de la integral de la ecuación (4.23) empleando la ecuación reológica de la goma de xantana, la quinta es el lado derecho de la ec. (4.23) (es decir, la integral multiplicada por $4/\tau_w^3$), la sexta es la velocidad promedio calculada a partir de la quinta columna, y la última columna es el gasto calculado con la velocidad promedio obtenida de la ecuación (4.23). Como se puede observar, el gasto calculado coincide con muy buena precisión con el gasto experimental, habiendo empleado la ecuación generada con los datos obtenidos del reómetro Anton Paar, y evaluando analíticamente la integral de la ecuación (4.23).

Tabla 5.9 Cálculo del gasto a partir del esfuerzo cortante de pared y de la integración analítica de la ecuación reológica de la goma xantana

Q GPM	Q m ³ /s	$\Delta P_{\text{Calculada}}$ Pa	τ_w Pa	Integral	$8u/di$	u m/s	Q _{calculado} GPM
2	0.00012	28378.31	51.67	4047985.17	117.36	0.326	2.001
4	0.00025	31309.24	57.01	10872434.63	234.72	0.651	4.002
6	0.00038	33162.12	60.38	19378811.20	352.09	0.977	6.003
8	0.0005	34542.88	62.90	29202141.24	469.45	1.303	8.004
10	0.00063	35653.36	64.92	40137483.94	586.81	1.628	10.004

6. APLICACIÓN PRÁCTICA PARA UN CRUDO PESADO

Como se ha manifestado a lo largo de esta tesis, es de radical importancia conocer y caracterizar el tipo de fluido que se ha de bombear y transportar en un determinado sistema, ya que ello afecta directamente el diseño de los conductos o tuberías y los requerimientos y configuración de la instalación incluyendo los sistemas de bombeo. Para tuberías que transportan líquidos, las propiedades del fluido que afectan directamente el diseño de la tubería son la viscosidad y la densidad. En general estas propiedades dependen de la presión y temperatura.

La temperatura afecta considerablemente las tres propiedades mencionadas en tuberías que transportan líquido, y específicamente cuando se trata de aceite crudo, y en particular cuando el crudo es pesado. La viscosidad también se ve afectada por la rapidez de deformación, como se estableció en los capítulos 3 y 4 previamente. Es decir, los crudos pesados son fluidos que bajo ciertas condiciones de operación se comportan como no Newtonianos, en particular cuando la temperatura es baja, y cuando circulan a bajas velocidades, lo cual es el caso de la mayoría de crudos pesados que en la práctica fluyen bajo un régimen de flujo laminar.

La gráfica de la figura 6.0, ilustra de manera genérica el comportamiento de la viscosidad de crudos pesados en función de la rapidez de deformación y de la temperatura para crudos pesados [Mohitpour y col.,2008].

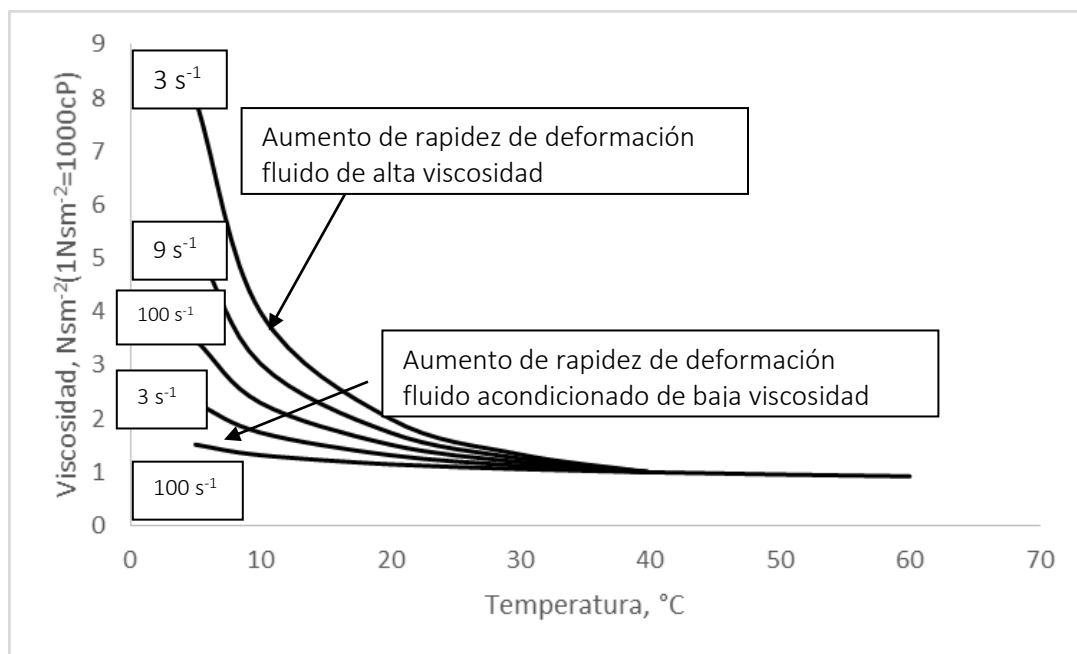


Figura 6.0 Viscosidad en función de la temperatura y la rapidez de deformación para crudos pesados típicos no Newtonianos (Mohitpour, 2008)

Como se puede apreciar, a bajas temperaturas el comportamiento de la viscosidad es el típico de un fluido no Newtoniano, y a medida que aumenta la temperatura ($T > 35-40^{\circ}\text{C}$), este efecto desaparece tendiendo a comportarse como un fluido Newtoniano de viscosidad constante y menor a su valor original. Este efecto de reducción por calentamiento se practica en muchas estaciones de rebombeo del país, pero resulta muy costoso debido al sistema de calentamiento formado por grandes calderas, como por el combustible necesario para operar dichos sistemas. Un método alternativo de reducción de viscosidad consiste en la adición de los llamados agentes reductores de arrastre (DRA del inglés “drag reduction agents”), o mejoradores de flujo.

Con base en los conceptos presentados en este trabajo, a continuación se presenta un ejemplo de cómo se pueden emplear las ecuaciones desarrolladas, para evaluar el beneficio que se puede esperar al acondicionar un crudo pesado mediante la adición de un agente reductor de arrastre.

Se consideran las características físicas de un crudo pesado típico de un campo petrolero de la Región Norte de México, circulando a través de un oleoducto después de haber sido extraído del pozo.

En la figura 6.1 se presentan las curvas $\tau - \gamma$ obtenidas en el reómetro Anton Paar para dicho crudo, y para la mezcla de dicho crudo con un agente reductor de viscosidad de origen biológico denominado Bioreductor de viscosidad (BRV®). El BRV® es un recurso renovable obtenido de sustancias orgánicas; en forma genérica, es un surfactante base aceite vegetal, el cual cuando es completamente mezclado con petróleo crudo, interacciona con las moléculas del hidrocarburo reduciendo la viscosidad del crudo. El BRV se genera básicamente a partir del procesamiento de la *Jatropha Curcas* (también denominado piñón), entre otras variedades de aceite vegetal de baja densidad que no compiten con el consumo humano, y su obtención sigue exactamente todas las etapas iniciales requeridas para la elaboración de un biodiesel, con algunas modificaciones que le otorgan propiedades especiales, siendo su procesamiento final el que le confiere las propiedades de reducción de viscosidad requeridas. Por estas características, su generación da lugar a toda una serie de beneficios no sólo de índole tecnológico, sino de impacto favorable en la sustentabilidad económica, social y ambiental. Se incluye la hoja de seguridad de datos del producto, MSDS, en el Anexo 5 [www.geoestratos.com.mx]. (Se tiene una carta de autorización del uso de la marca BRV firmada por el director de la empresa geoestratos, dueño de dicha marca la cual se incluye en el anexo 5)

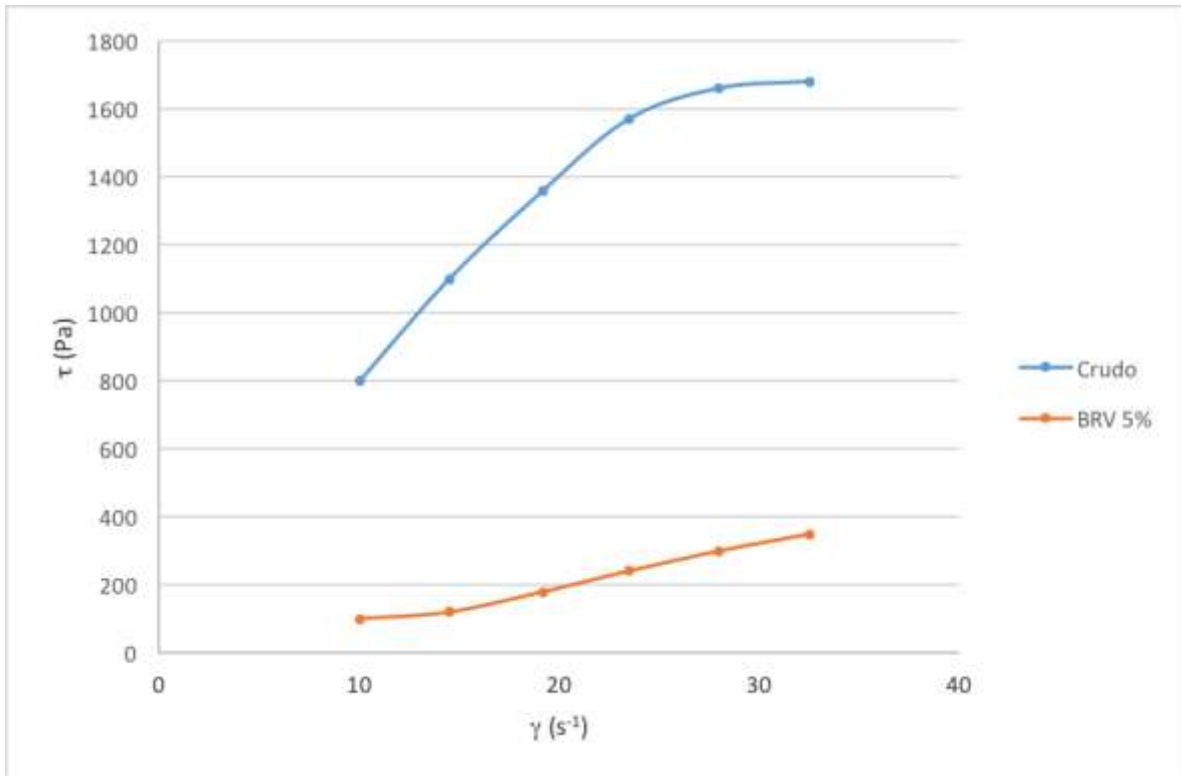


Figura 6.1 Curvas $\tau - \gamma$ para un crudo pesado típico y su mezcla con un bio-reductor de viscosidad

En la figura 6.2 se observa físicamente cómo se modifica la consistencia del crudo al adicionarse el BRV.

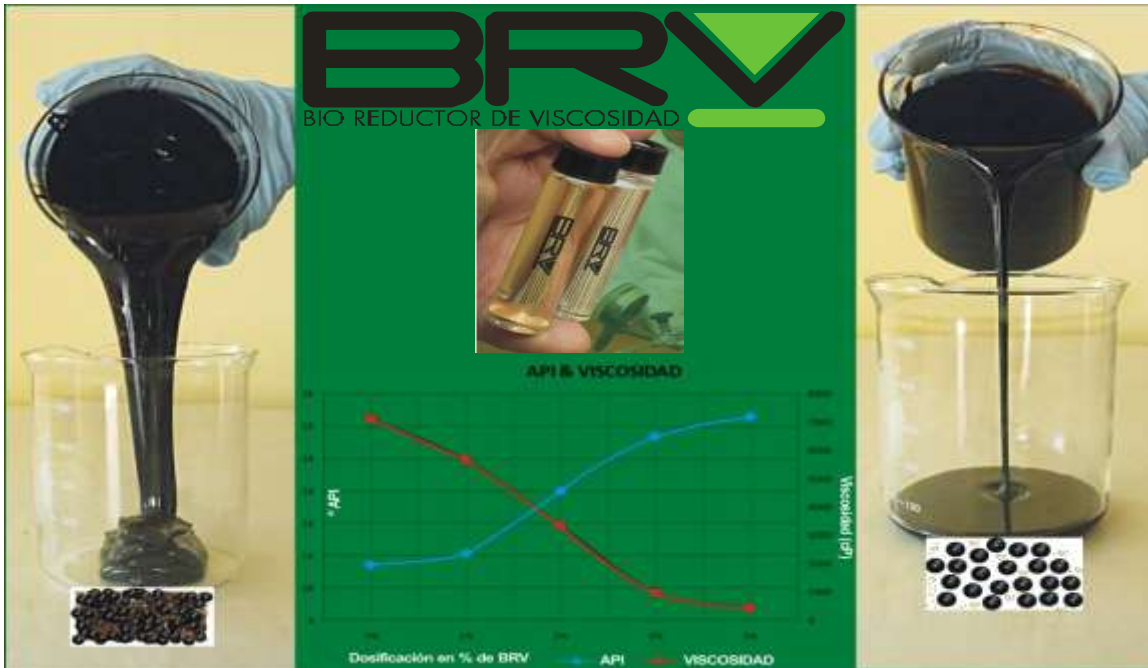


Figura 6.2 Efecto del BRV en una mezcla con crudo pesado. Lado izquierdo crudo sin BRV, lado derecho crudo con BRV.

(Figura reproducida bajo autorización de Geo Estratos S.A. de C.V., ver Anexo 5)

Linealizando las curvas de la figura 6.1, para valores de $\gamma < 30 \text{ s}^{-1}$ se obtienen los índices reológicos para el crudo pesado y su mezcla, que aparecen en la tabla 6.1.

Tabla 6.1 Constantes reológicas del crudo pesado y su mezcla

	Crudo Pesado sin BRV	Crudo Pesado con BRV
n	0.653	1.09
K	187.84	7.31

Las características típicas del oleoducto son diámetro de 0.3048 m (12”), gasto de 0.01348 m³/s (7328 bpd), y se considera una longitud unitaria de 1000 m. Estos datos junto con la densidad se resumen en la tabla 6.2

Tabla 6.2 Parámetros del crudo y el oleoducto

Parámetro	Valor
Diámetro (m)	0.3048
Densidad (kg/m ³)	900
Longitud (m)	1000
L/D	3280.8
Área (m ²)	7.30E-02

Con el modelo matemático desarrollado en el capítulo 4, y empleado para el caso de la goma de xantana, se generaron los resultados que se presentan en la tabla 6.3 para el crudo pesado sin acondicionamiento, en donde la última columna registra la caída de presión calculada.

Tabla 6.3 Caída de presión para el crudo sin acondicionamiento

Gradiente de Presión para el Crudo sin Aditivo							
Gasto (Q)	Gasto (Q)	Velocidad (u)	# Reynolds (Re)	Factor de Fricción (f)	n	K	$\Delta P_{\text{Calculada}}$ MPa
BPD	m ³ /s	m/s				Pa s ⁿ	
7328	0.01348	0.18482	0.43034	148.71	0.653	187.84	7.5

Se replicaron los cálculos para el caso del crudo pesado acondicionado con el bioreductor de viscosidad, obteniéndose los resultados de la tabla 6.4.

Tabla 6.4 Caída de presión para el crudo con acondicionamiento

Gradiente de Presión para el Crudo con 5% de BRV							
Gasto (Q)	Gasto (Q)	Velocidad (u)	# Reynolds	Factor de Fricción (f)	N	K	$\Delta P_{\text{Calculada}}$ kPa
BPD	m ³ /s	m/s				Pa s ⁿ	
7328	0.01348	0.18482	6.0868	10.51	1.09	7.316	530.248

Analizando las caídas de presión calculadas, se puede deducir que el porcentaje de reducción de presión es del 92.9%, mismo que corresponde a la reducción en el bombeo, ya que para el mismo fluido y con el mismo gasto, la variación de potencia es directamente proporcional a la variación de presión:

$$\text{Potencia de bombeo} = Q\Delta P$$

$$\text{Potencia con crudo sin acondicionamiento} = 101.14 \text{ kW}$$

$$\text{Potencia con crudo acondicionado con BRV al 5\%} = 7.15 \text{ kW}$$

Con este tipo de información, se puede realizar un análisis económico que permita decidir la conveniencia de acondicionar el crudo pesado, con la consecuente reducción en el consumo de bombeo por este mejoramiento de flujo. Se puede encontrar un punto óptimo entre el costo de agregar un agente reductor de arrastre y el ahorro en el equipo y la energía de bombeo.

Para decidir acerca del tipo de acondicionamiento que es conveniente realizar, a continuación se presenta una gráfica que se ha generado empleando nuevamente datos típicos de un oleoducto mexicano que transporta crudo pesado. Considerando 5 gastos diferentes (gasto 1 < gasto 5), correspondientes a Reynolds entre 65 y 338, se obtuvieron las caídas de presión para cada uno de los gastos en función del índice reológico n , y a partir de estos resultados se construyó la figura 6.3, que muestra las caídas de presión en función del índice de comportamiento, para diferentes gastos.

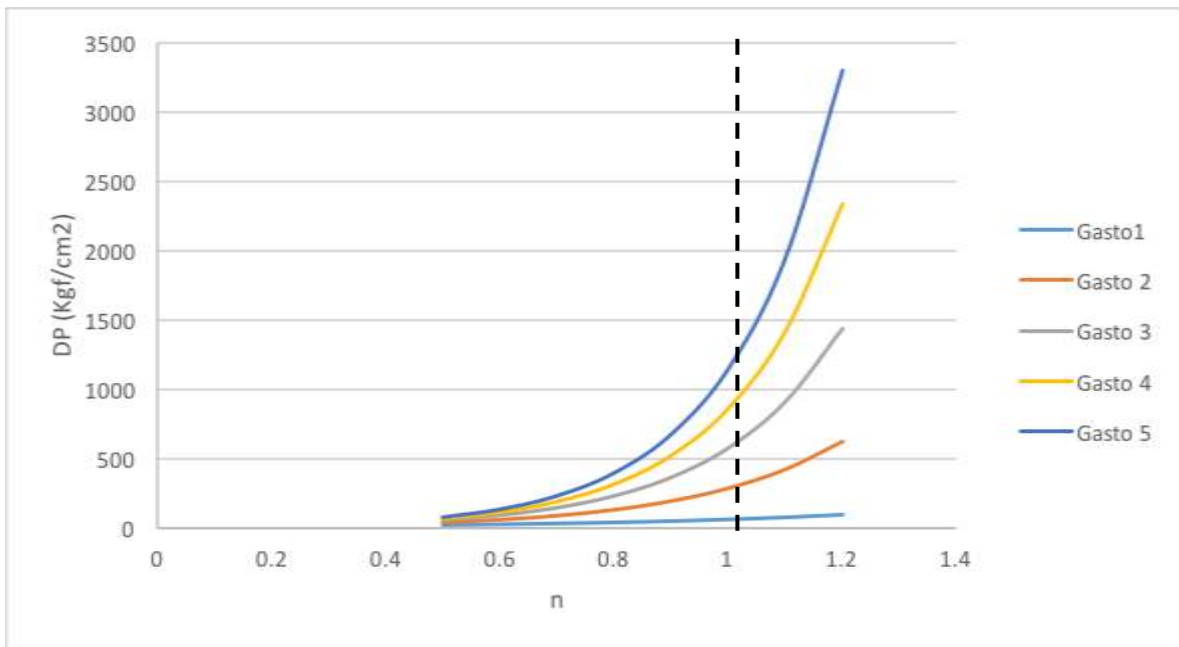


Figura 6.3 Caidas de presión calculadas vs índice reológico del fluido.

Se puede observar que cuando se tiene un índice de comportamiento de flujo menor a la unidad, lo cual es típico de fluidos pseudoplásticos ($n < 1$), las caídas de presión presentan el intervalo más pequeño entre el mayor y menor gasto, y al ir incrementando el índice de comportamiento de flujo se puede ver en la figura 6.3 que los intervalos de caída de presión van separándose cada vez más, lo cual sucede en fluidos dilatantes.

7. CONCLUSIONES

A partir de una investigación bibliográfica, se presentó una clasificación de los fluidos que permite diferenciarlos de acuerdo con su comportamiento como Newtonianos o No Newtonianos. Con base en ello, se realizó una descripción detallada de este último tipo de fluidos, considerando que los crudos pesados y extrapesados que se extraen tanto de los campos petroleros Mexicanos, como del resto del mundo, exhiben comportamientos que los clasifican dentro de los fluidos No Newtonianos, especialmente cuando fluyen a bajas temperaturas.

A partir de ello, se analizaron las ecuaciones reportadas en la literatura que permiten modelar matemáticamente el comportamiento de ambos tipos de fluidos, con el propósito de poder determinar las caídas de presión que se presentan en un ducto horizontal que transporta cualquier tipo de fluido, Newtonianos y no Newtonianos.

A nivel experimental, se describieron los sistemas experimentales en los cuales se llevaron a cabo las pruebas para generar los datos experimentales de caída de presión en función del gasto. En el laboratorio de hidromecánica del Instituto de Ingeniería de la UNAM, se realizaron pruebas utilizando dos fluidos de tipo Newtoniano, uno de baja viscosidad representado por agua, y otro de alta viscosidad representado por glicerina, este último tres órdenes de magnitud más viscoso que el agua. Se emplearon datos experimentales derivados de las series de corridas en laboratorio, para corroborar y validar el modelo matemático revisado para fluidos Newtonianos, y se mostró que los cálculos arrojan muy buena concordancia entre los datos experimentales y los obtenidos numéricamente, con errores relativos del orden del 5%, que podrían ser considerados dentro del margen de error de los instrumentos de medición.

Por lo que a fluidos no Newtonianos se refiere, los experimentos se llevaron a cabo en un circuito experimental denominado Flow Loop, instalado en el Centro de Investigación de Crudo Extra pesado y Recuperación Mejorada (CICERM), localizado en la Ciudad de Mérida, en Yucatán. Para tal efecto, se acondicionaron en el laboratorio dos fluidos, seleccionándose la goma de xantana al 2%, por presentar un índice reológico diferente a la unidad, alta viscosidad, y relativamente alta facilidad de fabricación en volumen. Se produjeron 30 litros del fluido, se caracterizó en un Reómetro marca Anton Paar, y se introdujo en el circuito de pruebas del CICERM.

Los datos experimentales fueron comparados con los teóricos obtenidos a partir del modelo matemático para fluidos no Newtonianos, el cual se basa en los fluidos que pueden ser representados por la Ley de potencias. Se puede aseverar que los resultados obtenidos con el modelo matemático presentan un buen grado de ajuste, confiriéndole al modelo un alto grado de validez, ya que el margen de error encontrado fue aproximadamente 12%.

Con base en los conceptos presentados en este trabajo, se presentó un ejemplo práctico de aplicación de cómo se pueden emplear las ecuaciones desarrolladas, para evaluar el beneficio que se puede esperar al acondicionar un crudo pesado mediante la adición de un agente reductor de arrastre. Se consideraron las características físicas de un crudo pesado típico de un campo petrolero de la Región Norte de México, circulando a través de un oleoducto después de haber sido extraído del pozo. Se presentaron las curvas $\tau - \gamma$ obtenidas en el reómetro Anton Paar para dicho crudo, y para la mezcla de dicho crudo con un agente reductor de viscosidad de origen biológico denominado Bioreductor de viscosidad (BRV®). Se calcularon las caídas de presión generadas por el transporte del crudo con y sin el agente reductor de arrastre. Se sugirió que con este tipo de información, se puede realizar un análisis económico que permita decidir la conveniencia de acondicionar el crudo pesado, con la consecuente reducción en el consumo de bombeo por este mejoramiento de flujo. Se podría encontrar un punto óptimo entre el costo de agregar un agente reductor de arrastre y el ahorro en el equipo y la energía de bombeo.

Finalmente, empleando el modelo matemático ya descrito y validado para el caso de fluidos Newtonianos y no Newtonianos, se llevaron a cabo una serie de simulaciones numéricas contemplando el comportamiento de fluidos No Newtoniano con diferentes índices de comportamiento de flujo y gastos, a partir de lo cual se construyó una gráfica que ilustra muy claramente dicho comportamiento en términos de las caídas de presión generadas. Se puede observar que cuando se tiene un índice de comportamiento de flujo menor a la unidad, lo cual es típico de fluidos pseudoplásticos ($n < 1$), las caídas de presión presentan el intervalo más pequeño entre el mayor y menor gasto, y al ir incrementando el índice de comportamiento de flujo, ($n > 1$), propio de fluidos dilatantes, las caídas de presión en una tubería se incrementan fuertemente para un mismo valor de gasto comparado con un fluido Newtoniano, lo cual da un buen indicio de acondicionar los crudos con $n > 1$ para emplear menores potencias de bombeo.

Atendiendo al hecho de que los crudos que se extraen en la actualidad son cada vez más pesados, su método de transporte, en este caso en ducto, se vuelve más complicado al presentar caídas de presión cada vez mayores, lo cual llega a representar un problema debido a que se necesita más suministro de energía para poder aligerar la carga y disminuir la potencia de bombeo. Lo anterior va ligado a la necesidad de emplear tuberías más resistentes, capaces de soportar cambios de presión grandes en los fluidos más viscosos. De los resultados presentados en este trabajo, se puede inferir que para un gasto preestablecido, resulta conveniente acondicionar el crudo a transportar, disminuyendo el índice de comportamiento de flujo para que las caídas de presión sean más bajas. Este acondicionamiento se puede lograr mediante calentamiento del crudo o mediante la adición de reductores de viscosidad, ya sean de origen biológico o químico.

8. BIBLIOGRAFÍA

- Brill, J., & Mukherjee, H. (1999). *Multiphase Flow in Wells*. Society of Petroleum Engineers.
- Chhabra, R.P., Richardson, J.F. (1999). *Non-Newtonian Flow in the Process Industries. Fundamentals and Engineering Applications*. Butterworth-Heinemann.
- Darby, R. (2001). *Chemical Engineering Fluid Mechanics*, Ed. Marcel Dekker, Inc.
- Deen, W (2016). *Introduction to Chemical Engineering Fluid Mechanics*, Cambridge Series in Chemical Engineering.
- Dosunmu, I., Shah, S. (2015). *Pressure Drop Predictions For Laminar Pipe Flow of Carreau and Modified Power Law Fluids*. Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 93, p.p 929-934.
- Fox & Mc Donald (2004). *Introduction to Fluid Mechanics*. Ed. Wiley and Sons.
- Holland, F.A., Bragg, R. (1995). *Fluid Flow for Chemical Engineers*. Second Edition, Ed. Arnold.
- Ibarrola, L. (2008) *Introducción A Los Fluidos No Newtonianos*, Cátedra de Mecánica de los Fluidos, Universidad Nacional de Córdoba. Argentina
- Levenspiel, O. (2014). *Engineering Flow and Heat Exchange*. Third Edition, Ed. Springer.
- Metzner, A.B., Reed, J.C. (1955). *Flow of Non-Newtonian Fluids-Correlation of the laminar, transition and turbulence flow regions*, AIChE Journal, 1.
- Mohitpour, M., Botros, K.K., van Hardeveld, T. (2008). *Pipeline Pumping and Compression Systems. A Practical Approach*. ASME Press.
- Mott, R.L. (1996). *Mecánica de Fluidos Aplicada*, Cuarta Edición. Prentice-Hall Hispanoamérica.
- Sears, Zemansky, Young, Freedman. (2009). *Física Universitaria*. Doceava Edición. Ed. Pearson. México.
- Serway, Jewett. R. (2008). *Física para Ciencias e Ingeniería Vol 1*. Ed. Cengage. 7ma Edición. México.
- Shames, I.H. (1995). *Mecánica de Fluidos*. Ed. McGraw-Hill. 3ra Edición. Colombia
- Spears, (2010), *PVC Clear Schedule 40, Pipe & Fittings*, Spears Manufacturing Company, Sylmar, California

Swamee, P.K., Jain A.K. (1976). *Explicit Equations for Pipe Flow Problems*. Journal of the Hydraulics Division. 102 (HY5): 657-664. Nueva York. American Society of Civil Engineers.

White, F.M. (2011). Fluid Mechanics. Ed. McGraw-Hill. 7th Edition. New York, NY.

9. ANEXOS

9.1 ANEXO 1 TABLAS DE DATOS COMPLETOS DEL REÓMETRO PARA LA GOMA XANTANA 2%

Prueba 1

Data Series Information	
Name:	Rampa de velocidad a 25°C 3
Sample:	goma xantana 2%
Operator:	Allan
Remarks:	Coronel
Number of Intervals:	1702171612
Application:	1
Device:	RHEOPLUS/32 V3.62 21007145-33024
Measuring Date/Time:	MCR302 SN81431236; FW3.92; Slot(5,-1); Adj(7,0)d
Measuring System:	17/02/2017; 04:12 p. m.
Accessories:	CP25-2/TI-SN37343; d=0.106 mm
Interval:	TU1=P-PTD200-SN81439324
Number of Data Points:	1
Time Setting:	100 Meas. Pts., Reset Strain
Measuring Profile:	Meas. Pt. Duration 2 s
Shear Rate	d(gamma)/dt = 0.1 ... 50.1 1/s lin
Temperature	T[-1] = 25 °C

Meas. Pts.	Shear Rate	Shear Stress	Viscosity	Strain	Speed	Torque	Status
	[1/s]	[Pa]	[cP]	[%]	[rpm]	[µNm]	[]
1	0.1	11.3	113,000	14.9	0.0336	46.1	Dy_auto
2	0.605	22.4	37,100	110	0.203	91.9	Dy_auto
3	1.11	23.5	21,200	307	0.373	96.2	Dy_auto
4	1.61	24.9	15,400	604	0.542	102	Dy_auto
5	2.12	26.4	12,400	1,000	0.712	108	Dy_auto
6	2.62	27.6	10,500	1,500	0.881	113	Dy_auto
7	3.13	28.7	9,160	2,100	1.05	118	Dy_auto
8	3.63	29.6	8,140	2,800	1	121	Dy_auto
9	4.14	30	7,330	3,610	1	124	Dy_auto
10	4.64	31	6,650	4,510	2	126	Dy_auto
11	5.15	31	6,070	5,510	2	128	Dy_auto

12	5.65	32	5,600	6,620	2	130	Dy_auto
13	6.16	32	5,180	7,830	2	131	Dy_auto
14	6.66	32	4,820	9,130	2	132	Dy_auto
15	7.17	32	4,510	10,500	2	132	Dy_auto
16	7.67	33	4,230	12,100	3	133	Dy_auto
17	8.18	33	3,990	13,700	3	134	Dy_auto
18	8.69	33	3,780	15,400	3	134	Dy_auto
19	9.19	33	3,590	17,200	3	135	Dy_auto
20	9.7	33	3,430	19,100	3	136	Dy_auto
21	10.2	33	3,270	21,100	3	137	Dy_auto
22	10.7	34	3,130	23,200	4	137	Dy_auto
23	11.2	34	3,000	25,400	4	138	Dy_auto
24	11.7	34	2,880	27,800	4	138	Dy_auto
25	12.2	33.8	2,760	30,200	4	138	Dy_auto
26	12.7	33.8	2,660	32,700	4	139	Dy_auto
27	13.2	34	2,570	35,300	4	139	Dy_auto
28	13.7	34.2	2,490	38,000	5	140	Dy_auto
29	14.2	34.3	2,410	40,900	5	140	Dy_auto
30	14.7	34.4	2,330	43,800	5	141	Dy_auto
31	15.3	34.5	2,260	46,800	5	141	Dy_auto
32	15.8	34.5	2,190	49,900	5	141	Dy_auto
33	16.3	34.6	2,130	53,200	5	142	Dy_auto
34	16.8	34.8	2,070	56,500	6	143	Dy_auto
35	17.3	34.9	2,020	59,900	6	143	Dy_auto
36	17.8	34.9	1,970	63,400	6	143	Dy_auto
37	18.3	34.9	1,910	67,100	6	143	Dy_auto
38	18.8	35.1	1,870	70,800	6	144	Dy_auto
39	19.3	35	1,830	74,600	6	144	Dy_auto
40	19.8	35	1,780	78,600	7	145	Dy_auto
41	20.3	35	1,740	82,600	7	145	Dy_auto
42	20.8	35	1,700	86,700	7	145	Dy_auto
43	21.3	36	1,670	91,000	7	146	Dy_auto
44	21.8	36	1,630	95,300	7	146	Dy_auto
45	22.3	36	1,600	99,800	7	146	Dy_auto
46	22.8	36	1,560	104,000	8	146	Dy_auto
47	23.3	36	1,540	109,000	8	147	Dy_auto
48	23.8	36	1,510	114,000	8	147	Dy_auto
49	24.3	36	1,480	119,000	8	147	Dy_auto
50	24.8	36	1,450	123,000	8	147	Dy_auto
51	25.4	36	1,430	129,000	9	148	Dy_auto
52	25.9	36	1,400	134,000	9	149	Dy_auto
53	26.4	36	1,370	139,000	9	148	Dy_auto
54	26.9	36	1,350	144,000	9	149	Dy_auto

55	27.4	37	1,330	150,000	9	149	Dy_auto
56	27.9	36	1,310	155,000	9	149	Dy_auto
57	28.4	37	1,290	161,000	10	150	Dy_auto
58	28.9	37	1,270	167,000	10	150	Dy_auto
59	29.4	37	1,250	173,000	10	150	Dy_auto
60	29.9	37	1,230	178,000	10	151	Dy_auto
61	30.4	37	1,210	185,000	10	151	Dy_auto
62	30.9	37	1,190	191,000	10	151	Dy_auto
63	31.4	37	1,180	197,000	11	151	Dy_auto
64	31.9	37	1,160	203,000	11	152	Dy_auto
65	32.4	37	1,140	210,000	11	152	Dy_auto
66	32.9	37	1,130	216,000	11	153	Dy_auto
67	33.4	37	1,120	223,000	11	153	Dy_auto
68	33.9	37	1,100	230,000	11	153	Dy_auto
69	34.4	38	1,090	237,000	12	154	Dy_auto
70	34.9	37.5	1,070	244,000	11.7	154	Dy_auto
71	35.5	37.5	1,060	251,000	11.9	154	Dy_auto
72	36	37.7	1,050	258,000	12.1	154	Dy_auto
73	36.5	37.6	1,030	265,000	12.2	154	Dy_auto
74	37	37.8	1,020	272,000	12.4	155	Dy_auto
75	37.5	37.8	1,010	280,000	12.6	155	Dy_auto
76	38	37.9	998	287,000	12.7	155	Dy_auto
77	38.5	38	988	295,000	12.9	156	Dy_auto
78	39	38	974	303,000	13.1	156	Dy_auto
79	39.5	38.2	966	311,000	13.3	156	Dy_auto
80	40	38.1	953	319,000	13.4	156	Dy_auto
81	40.5	38.3	946	327,000	13.6	157	Dy_auto
82	41	38.3	933	335,000	13.8	157	Dy_auto
83	41.5	38.5	926	343,000	13.9	158	Dy_auto
84	42	38.5	915	352,000	14.1	158	Dy_auto
85	42.5	38.6	908	360,000	14.3	158	Dy_auto
86	43	38.6	898	369,000	14.4	158	Dy_auto
87	43.5	38.7	890	377,000	14.6	159	Dy_auto
88	44	38.8	881	386,000	14.8	159	Dy_auto
89	44.5	38.8	872	395,000	15	159	Dy_auto
90	45	38.9	863	404,000	15.1	159	Dy_auto
91	45.6	39	856	413,000	15.3	160	Dy_auto
92	46.1	39	847	422,000	15.5	160	Dy_auto
93	46.6	39.1	840	432,000	15.6	160	Dy_auto
94	47.1	39.1	831	441,000	15.8	160	Dy_auto
95	47.6	39.3	826	450,000	16	161	Dy_auto
96	48.1	39.3	818	460,000	16.1	161	Dy_auto
97	48.6	39.5	812	470,000	16.3	162	Dy_auto

98	49.1	39.4	803	480,000	16.5	161	Dy_auto
99	49.6	39.6	798	489,000	16.6	162	Dy_auto
100	50.1	39.5	789	499,000	16.8	162	Dy_auto

Prueba 2

Data Series Information	
Name:	Rampa de velocidad a 25°C 4
Sample:	goma xantana 2% Allan
Operator:	Coronel
Remarks:	1702171620
Number of Intervals:	1
Application:	RHEOPLUS/32 V3.62 21007145-33024 MCR302 SN81431236; FW3.92; Slot(5,-1); Adj(7,0)d
Device:	Adj(7,0)d
Measuring Date/Time:	17/02/2017; 04:20 p. m.
Measuring System:	CP25-2/TI-SN37343; d=0.106 mm
Accessories:	TU1=P-PTD200-SN81439324
Interval:	1
Number of Data Points:	100
Time Setting:	100 Meas. Pts., Reset Strain Meas. Pt. Duration 2 s
Measuring Profile:	
Shear Rate	d(gamma)/dt = 0.1 ... 50.1 1/s lin
Temperature	T[-1] = 25 °C

Meas. Pts.	Shear Rate	Shear Stress	Viscosity	Strain	Speed	Torque	Status
	[1/s]	[Pa]	[cP]	[%]	[rpm]	[µNm]	[]
1	0.1	10.8	108,000	15	0.0336	44.4	Dy_auto
2	0.605	22.3	36,800	110	0.203	91.3	Dy_auto
3	1.11	23.7	21,400	307	0.373	97.2	Dy_auto
4	1.61	25.1	15,600	604	0.542	103	Dy_auto
5	2.12	26.6	12,500	1,000	0.712	109	Dy_auto
6	2.62	27.9	10,600	1,500	0.881	114	Dy_auto
7	3.13	29	9,250	2,100	1.05	119	Dy_auto
8	3.63	29.8	8,200	2,800	1	122	Dy_auto
9	4.14	31	7,370	3,610	1	125	Dy_auto
10	4.64	31	6,700	4,510	2	128	Dy_auto
11	5.15	32	6,130	5,510	2	129	Dy_auto
12	5.65	32	5,640	6,620	2	131	Dy_auto

13	6.16	32	5,230	7,830	2	132	Dy_auto
14	6.66	32	4,860	9,130	2	133	Dy_auto
15	7.17	33	4,540	10,500	2	134	Dy_auto
16	7.67	33	4,270	12,100	3	134	Dy_auto
17	8.18	33	4,020	13,700	3	135	Dy_auto
18	8.69	33	3,810	15,400	3	135	Dy_auto
19	9.19	33	3,620	17,200	3	136	Dy_auto
20	9.7	34	3,450	19,100	3	137	Dy_auto
21	10.2	34	3,300	21,100	3	138	Dy_auto
22	10.7	34	3,150	23,200	4	138	Dy_auto
23	11.2	34	3,020	25,400	4	139	Dy_auto
24	11.7	34	2,900	27,800	4	139	Dy_auto
25	12.2	34.1	2,790	30,200	4	140	Dy_auto
26	12.7	34.1	2,680	32,700	4	140	Dy_auto
27	13.2	34.3	2,590	35,300	4	140	Dy_auto
28	13.7	34.5	2,510	38,000	5	141	Dy_auto
29	14.2	34.6	2,430	40,900	5	142	Dy_auto
30	14.7	34.6	2,350	43,800	5	142	Dy_auto
31	15.3	34.7	2,270	46,800	5	142	Dy_auto
32	15.8	34.7	2,200	49,900	5	142	Dy_auto
33	16.3	34.8	2,140	53,200	5	143	Dy_auto
34	16.8	35	2,090	56,500	6	144	Dy_auto
35	17.3	35.1	2,030	59,900	6	144	Dy_auto
36	17.8	35.2	1,980	63,400	6	144	Dy_auto
37	18.3	35.2	1,920	67,100	6	144	Dy_auto
38	18.8	35.2	1,880	70,800	6	144	Dy_auto
39	19.3	36	1,840	74,600	6	145	Dy_auto
40	19.8	36	1,800	78,600	7	146	Dy_auto
41	20.3	36	1,750	82,600	7	146	Dy_auto
42	20.8	36	1,710	86,700	7	146	Dy_auto
43	21.3	36	1,680	91,000	7	147	Dy_auto
44	21.8	36	1,650	95,300	7	147	Dy_auto
45	22.3	36	1,610	99,800	7	147	Dy_auto
46	22.8	36	1,570	104,000	8	147	Dy_auto
47	23.3	36	1,550	109,000	8	148	Dy_auto
48	23.8	36	1,520	114,000	8	148	Dy_auto
49	24.3	36	1,490	119,000	8	148	Dy_auto
50	24.8	36	1,460	123,000	8	148	Dy_auto
51	25.4	37	1,440	129,000	9	149	Dy_auto
52	25.9	37	1,410	134,000	9	150	Dy_auto
53	26.4	37	1,380	139,000	9	150	Dy_auto
54	26.9	37	1,360	144,000	9	150	Dy_auto
55	27.4	37	1,340	150,000	9	151	Dy_auto

56	27.9	37	1,320	155,000	9	151	Dy_auto
57	28.4	37	1,300	161,000	10	151	Dy_auto
58	28.9	37	1,280	167,000	10	152	Dy_auto
59	29.4	37	1,260	173,000	10	152	Dy_auto
60	29.9	37	1,240	178,000	10	152	Dy_auto
61	30.4	37	1,230	185,000	10	153	Dy_auto
62	30.9	37	1,210	191,000	10	153	Dy_auto
63	31.4	37	1,190	197,000	11	153	Dy_auto
64	31.9	38	1,180	203,000	11	154	Dy_auto
65	32.4	38	1,160	210,000	11	154	Dy_auto
66	32.9	38	1,140	216,000	11	154	Dy_auto
67	33.4	38	1,130	223,000	11	155	Dy_auto
68	33.9	38	1,110	230,000	11	154	Dy_auto
69	34.4	38	1,100	237,000	12	155	Dy_auto
70	34.9	37.9	1,090	244,000	11.7	155	Dy_auto
71	35.5	38	1,070	251,000	11.9	156	Dy_auto
72	36	38.2	1,060	258,000	12.1	156	Dy_auto
73	36.5	38.1	1,040	265,000	12.2	156	Dy_auto
74	37	38.3	1,040	272,000	12.4	157	Dy_auto
75	37.5	38.3	1,020	280,000	12.6	157	Dy_auto
76	38	38.4	1,010	287,000	12.7	157	Dy_auto
77	38.5	38.4	998	295,000	12.9	157	Dy_auto
78	39	38.4	985	303,000	13.1	157	Dy_auto
79	39.5	38.6	977	311,000	13.3	158	Dy_auto
80	40	38.5	963	319,000	13.4	158	Dy_auto
81	40.5	38.7	956	327,000	13.6	159	Dy_auto
82	41	38.6	942	335,000	13.8	158	Dy_auto
83	41.5	38.9	936	343,000	13.9	159	Dy_auto
84	42	38.8	924	352,000	14.1	159	Dy_auto
85	42.5	39	916	360,000	14.3	160	Dy_auto
86	43	39	907	369,000	14.4	160	Dy_auto
87	43.5	39.1	899	377,000	14.6	160	Dy_auto
88	44	39.1	889	386,000	14.8	160	Dy_auto
89	44.5	39.2	881	395,000	15	161	Dy_auto
90	45	39.4	873	404,000	15.1	161	Dy_auto
91	45.6	39.4	866	413,000	15.3	162	Dy_auto
92	46.1	39.5	858	422,000	15.5	162	Dy_auto
93	46.6	39.6	850	432,000	15.6	162	Dy_auto
94	47.1	39.7	843	441,000	15.8	163	Dy_auto
95	47.6	39.8	836	450,000	16	163	Dy_auto
96	48.1	39.7	826	460,000	16.1	163	Dy_auto
97	48.6	39.9	822	470,000	16.3	164	Dy_auto
98	49.1	39.9	812	480,000	16.5	163	Dy_auto

99	49.6	40.1	809	489,000	16.6	164	Dy_auto
100	50.1	40.1	800	499,000	16.8	164	Dy_auto

Prueba 3

Data Series Information							
Name:	Rampa de velocidad a 25°C 5						
Sample:	goma xantana 2%						
Operator:	Allan						
Remarks:	Coronel						
Number of Intervals:	1702171628						
Application:	1						
Device:	RHEOPLUS/32 V3.62 21007145-33024						
Measuring Date/Time:	MCR302 SN81431236; FW3.92; Slot(5,-1); Adj(7,0)d						
Measuring System:	CP25-2/TI-SN37343; d=0.106 mm						
Accessories:	TU1=P-PTD200-SN81439324						
Interval:	1						
Number of Data Points:	100						
Time Setting:	100 Meas. Pts., Reset Strain						
Measuring Profile:	Meas. Pt. Duration 2 s						
Shear Rate	d(gamma)/dt = 0.1 ... 50.1 1/s lin						
Temperature	T[-1] = 25 °C						
Meas. Pts.	Shear Rate	Shear Stress	Viscosity	Strain	Speed	Torque	Status
	[1/s]	[Pa]	[cP]	[%]	[rpm]	[µNm]	[]
1	0.1	10.6	106,000	14.9	0.0336	43.3	Dy_auto
2	0.605	21.6	35,700	110	0.203	88.5	Dy_auto
3	1.11	23.1	20,800	307	0.373	94.6	Dy_auto
4	1.61	24.5	15,200	604	0.542	100	Dy_auto
5	2.12	26	12,300	1,000	0.712	107	Dy_auto
6	2.62	27.3	10,400	1,500	0.881	112	Dy_auto
7	3.13	28.4	9,080	2,100	1.05	116	Dy_auto
8	3.63	29.3	8,070	2,800	1	120	Dy_auto
9	4.14	30	7,260	3,610	1	123	Dy_auto
10	4.64	31	6,580	4,510	2	125	Dy_auto
11	5.15	31	6,010	5,510	2	127	Dy_auto
12	5.65	31	5,540	6,620	2	128	Dy_auto
13	6.16	32	5,130	7,830	2	130	Dy_auto

14	6.66	32	4,770	9,130	2	130	Dy_auto
15	7.17	32	4,470	10,500	2	131	Dy_auto
16	7.67	32	4,190	12,100	3	132	Dy_auto
17	8.18	32	3,950	13,700	3	132	Dy_auto
18	8.69	33	3,740	15,400	3	133	Dy_auto
19	9.19	33	3,550	17,200	3	134	Dy_auto
20	9.7	33	3,390	19,100	3	135	Dy_auto
21	10.2	33	3,230	21,100	3	135	Dy_auto
22	10.7	33	3,090	23,200	4	136	Dy_auto
23	11.2	33	2,970	25,400	4	136	Dy_auto
24	11.7	33	2,850	27,800	4	137	Dy_auto
25	12.2	33.4	2,730	30,200	4	137	Dy_auto
26	12.7	33.5	2,630	32,700	4	137	Dy_auto
27	13.2	33.6	2,540	35,300	4	138	Dy_auto
28	13.7	33.8	2,460	38,000	5	138	Dy_auto
29	14.2	33.9	2,380	40,900	5	139	Dy_auto
30	14.7	34	2,310	43,800	5	139	Dy_auto
31	15.3	34	2,230	46,800	5	139	Dy_auto
32	15.8	34.1	2,160	49,900	5	140	Dy_auto
33	16.3	34.2	2,100	53,200	5	140	Dy_auto
34	16.8	34.3	2,050	56,500	6	141	Dy_auto
35	17.3	34.4	1,990	59,900	6	141	Dy_auto
36	17.8	34.5	1,940	63,400	6	141	Dy_auto
37	18.3	34.5	1,890	67,100	6	141	Dy_auto
38	18.8	34.6	1,840	70,800	6	142	Dy_auto
39	19.3	35	1,800	74,600	6	143	Dy_auto
40	19.8	35	1,760	78,600	7	143	Dy_auto
41	20.3	35	1,720	82,600	7	143	Dy_auto
42	20.8	35	1,680	86,700	7	143	Dy_auto
43	21.3	35	1,650	91,000	7	144	Dy_auto
44	21.8	35	1,610	95,300	7	144	Dy_auto
45	22.3	35	1,580	99,800	7	144	Dy_auto
46	22.8	35	1,540	104,000	8	144	Dy_auto
47	23.3	35	1,520	109,000	8	145	Dy_auto
48	23.8	36	1,490	114,000	8	146	Dy_auto
49	24.3	36	1,460	119,000	8	146	Dy_auto
50	24.8	36	1,430	123,000	8	146	Dy_auto
51	25.4	36	1,410	129,000	9	147	Dy_auto
52	25.9	36	1,390	134,000	9	147	Dy_auto
53	26.4	36	1,360	139,000	9	147	Dy_auto
54	26.9	36	1,340	144,000	9	147	Dy_auto
55	27.4	36	1,320	150,000	9	148	Dy_auto
56	27.9	36	1,290	155,000	9	148	Dy_auto

57	28.4	36	1,270	161,000	10	148	Dy_auto
58	28.9	36	1,250	167,000	10	148	Dy_auto
59	29.4	36	1,230	173,000	10	149	Dy_auto
60	29.9	36	1,210	178,000	10	149	Dy_auto
61	30.4	37	1,200	185,000	10	149	Dy_auto
62	30.9	36	1,180	191,000	10	149	Dy_auto
63	31.4	37	1,160	197,000	11	150	Dy_auto
64	31.9	37	1,150	203,000	11	150	Dy_auto
65	32.4	37	1,130	210,000	11	150	Dy_auto
66	32.9	37	1,120	216,000	11	151	Dy_auto
67	33.4	37	1,100	223,000	11	151	Dy_auto
68	33.9	37	1,090	230,000	11	151	Dy_auto
69	34.4	37	1,070	237,000	12	152	Dy_auto
70	34.9	37	1,060	244,000	11.7	152	Dy_auto
71	35.5	37.1	1,050	251,000	11.9	152	Dy_auto
72	36	37.2	1,040	258,000	12.1	153	Dy_auto
73	36.5	37.2	1,020	265,000	12.2	152	Dy_auto
74	37	37.4	1,010	272,000	12.4	153	Dy_auto
75	37.5	37.5	1,000	280,000	12.6	154	Dy_auto
76	38	37.5	988	287,000	12.7	154	Dy_auto
77	38.5	37.6	977	295,000	12.9	154	Dy_auto
78	39	37.6	964	303,000	13.1	154	Dy_auto
79	39.5	37.8	957	311,000	13.3	155	Dy_auto
80	40	37.8	944	319,000	13.4	155	Dy_auto
81	40.5	38	937	327,000	13.6	156	Dy_auto
82	41	37.9	925	335,000	13.8	155	Dy_auto
83	41.5	38.1	917	343,000	13.9	156	Dy_auto
84	42	38.1	906	352,000	14.1	156	Dy_auto
85	42.5	38.2	899	360,000	14.3	157	Dy_auto
86	43	38.3	890	369,000	14.4	157	Dy_auto
87	43.5	38.4	881	377,000	14.6	157	Dy_auto
88	44	38.4	871	386,000	14.8	157	Dy_auto
89	44.5	38.5	863	395,000	15	158	Dy_auto
90	45	38.5	854	404,000	15.1	158	Dy_auto
91	45.6	38.5	846	413,000	15.3	158	Dy_auto
92	46.1	38.6	837	422,000	15.5	158	Dy_auto
93	46.6	38.7	830	432,000	15.6	158	Dy_auto
94	47.1	38.7	823	441,000	15.8	159	Dy_auto
95	47.6	38.9	817	450,000	16	159	Dy_auto
96	48.1	38.9	808	460,000	16.1	159	Dy_auto
97	48.6	39	803	470,000	16.3	160	Dy_auto
98	49.1	39	795	480,000	16.5	160	Dy_auto
99	49.6	39.2	790	489,000	16.6	160	Dy_auto

9.2 ANEXO 2 TABLA DE DATOS PARA LAS FUNCIONES LOGARÍTMICAS

lny	ln τ	lny	ln τ	lny	ln τ
-					
2.302585093	2.42480273	2.82137889	3.54961739	3.5085559	3.61899333
-					
0.502526821	3.10906096	2.8507065	3.55248683	3.52341501	3.61899333
0.104360015	3.15700042	2.87919846	3.55248683	3.53805656	3.62434093
0.476234179	3.2148678	2.90690106	3.55248683	3.55248683	3.62434093
0.751416089	3.27336401	2.93385687	3.55820113	3.5695327	3.62434093
0.963174318	3.31781577	2.9601051	3.56104608	3.58351894	3.62966009
1.141033005	3.35689712	2.98568194	3.56388296	3.59731226	3.62700405
1.289232648	3.38777436	3.01062089	3.56388296	3.61091791	3.6323091
1.420695788	3.41114771	3.03495299	3.56388296	3.62434093	3.6323091
1.534714366	3.43075618	3.05870707	3.5695327	3.63758616	3.63495111
1.638996715	3.4436181	3.08190997	3.57234564	3.65065824	3.63758616
1.731655545	3.45631668	3.10458668	3.57515069	3.66356165	3.63758616
1.818076778	3.46260601	3.12676054	3.57234564	3.67630067	3.64283552
1.896119485	3.46885603	3.14845336	3.57794789	3.68887945	3.64021428
1.969905655	3.47506723	3.16968558	3.5807373	3.70130197	3.6454499
2.037316615	3.48124009	3.19047635	3.5807373	3.71357207	3.6454499
2.101692151	3.48431229	3.21084365	3.58351894	3.72569343	3.65065824
2.162172939	3.49042852	3.23474917	3.58905912	3.73766962	3.65065824
2.218115936	3.49650756	3.25424297	3.59181774	3.74950408	3.65325228
2.272125886	3.5055574	3.27336401	3.58905912	3.76120012	3.65325228
2.32238772	3.5085559	3.29212629	3.59456877	3.77276094	3.6558396
2.370243741	3.51154544	3.31054301	3.59731226	3.78418963	3.65842025
2.415913778	3.51452607	3.32862669	3.59456877	3.79548919	3.65842025
2.459588842	3.51749784	3.34638915	3.59731226	3.80666249	3.66099425
2.501435952	3.5204608	3.3638416	3.60277676	3.81990772	3.66356165
2.541601993	3.5204608	3.38099467	3.60277676	3.83081295	3.66356165
2.58021683	3.52636052	3.39785848	3.60277676	3.84160054	3.66612247
2.617395833	3.53222564	3.41444261	3.60821155	3.852273	3.66612247
2.653241965	3.53514535	3.43075618	3.60821155	3.86283276	3.67122452
2.687847494	3.53805656	3.44680789	3.60821155	3.87328218	3.67122452
2.727852828	3.54095932	3.46260601	3.61361697	3.88362353	3.67630067
2.76000994	3.54095932	3.47815842	3.61361697	3.89385903	3.67376582
2.791165108	3.54385368	3.49347266	3.61630876	3.90399083	3.67882912

9.3 ANEXO 3 TABLAS DE DATOS PARA TEMPERATURA Y VELOCIDAD DE DEFORMACIÓN

Prueba 1

Data Series Information	
Name:	Rampa de temperatura 15-50°C Goma xantana 2%
Sample:	1
Operator:	Goma xantana 2%
Remarks:	Allan Coronel
Number of Intervals:	1702171743
Application:	1
Device:	RHEOPLUS/32 V3.62 21007145-33024
Measuring Date/Time:	MCR302 SN81431236; FW3.92; Slot(5,-1);
Measuring System:	Adj(7,0)d
Accessories:	17/02/2017; 05:43 p. m.
Calculating Constants:	CP25-2/TI-SN37343; d=0.106 mm
- Csr [min/s]:	TU1=P-PTD200-SN81439324
- Css [Pa/mNm]:	
- Start Delay Time [s]:	
- Substance Density [rho]:	
- Measurement Type:	
- Axial Compliance [m/N]:	
- Position [m]:	
Interval:	1
Number of Data Points:	71
Time Setting:	71 Meas. Pts. Meas. Pt. Duration 0.25 min
Measuring Profile:	
Shear Rate	d(gamma)/dt = 10 1/s
Temperature	T[-1] = 15 ... 50 °C lin; Rate = 2 °C per min

Meas. Pts.	Temperature	Shear Stress	Viscosity	Speed	Strain	Torque	Status
	[°C]	[Pa]	[cP]	[1/min]	[%]	[µNm]	[]
1	15	33.6	3,360	3.36	11,200	138	Dy_auto
2	15.5	32.8	3,280	3.36	26,200	134	Dy_auto
3	16	32.5	3,250	3.36	41,200	133	Dy_auto
4	16.5	32.2	3,220	3.36	56,200	132	Dy_auto
5	17	32	3,200	3.36	71,200	131	Dy_auto
6	17.5	31.9	3,190	3.36	86,200	131	Dy_auto

7	18	31.8	3,180	3.36	101,000	130	Dy_auto
8	18.5	31.8	3,180	3.36	116,000	130	Dy_auto
9	19	31.9	3,190	3.36	131,000	131	Dy_auto
10	19.5	31.8	3,180	3.36	146,000	130	Dy_auto
11	20	31.8	3,180	3.36	161,000	130	Dy_auto
12	20.5	31.7	3,170	3.36	176,000	130	Dy_auto
13	21	31.7	3,170	3.36	191,000	130	Dy_auto
14	21.5	31.8	3,180	3.36	206,000	130	Dy_auto
15	22	31.8	3,180	3.36	221,000	130	Dy_auto
16	22.6	31.8	3,180	3.36	236,000	130	Dy_auto
17	23.1	31.8	3,180	3.36	251,000	130	Dy_auto
18	23.6	31.8	3,180	3.36	266,000	130	Dy_auto
19	24.1	31.8	3,180	3.36	281,000	130	Dy_auto
20	24.6	31.9	3,190	3.36	296,000	131	Dy_auto
21	25.1	32	3,200	3.36	311,000	131	Dy_auto
22	25.6	32	3,200	3.36	326,000	131	Dy_auto
23	26.1	32	3,200	3.36	341,000	131	Dy_auto
24	26.6	31.9	3,190	3.36	356,000	131	Dy_auto
25	27.1	32	3,200	3.36	371,000	131	Dy_auto
26	27.6	32.1	3,210	3.36	386,000	132	Dy_auto
27	28.1	32.2	3,220	3.36	401,000	132	Dy_auto
28	28.6	32.3	3,230	3.36	416,000	132	Dy_auto
29	29.1	32.2	3,220	3.36	431,000	132	Dy_auto
30	29.6	32.2	3,220	3.36	446,000	132	Dy_auto
31	30.1	32.2	3,220	3.36	461,000	132	Dy_auto
32	30.6	32.3	3,230	3.36	476,000	132	Dy_auto
33	31.1	32.5	3,250	3.36	491,000	133	Dy_auto
34	31.6	32.5	3,250	3.36	506,000	133	Dy_auto
35	32.1	32.5	3,250	3.36	521,000	133	Dy_auto
36	32.6	32.6	3,260	3.36	536,000	133	Dy_auto
37	33.1	32.6	3,260	3.36	551,000	134	Dy_auto
38	33.6	32.7	3,270	3.36	566,000	134	Dy_auto
39	34.1	32.8	3,280	3.36	581,000	134	Dy_auto
40	34.6	32.9	3,290	3.36	596,000	135	Dy_auto
41	35.1	32.9	3,290	3.36	611,000	135	Dy_auto
42	35.6	32.9	3,290	3.36	626,000	135	Dy_auto
43	36.1	32.9	3,290	3.36	641,000	135	Dy_auto
44	36.6	33	3,300	3.36	656,000	135	Dy_auto
45	37.1	33.2	3,320	3.36	671,000	136	Dy_auto
46	37.6	33.3	3,330	3.36	686,000	136	Dy_auto
47	38.1	33.3	3,330	3.36	701,000	137	Dy_auto
48	38.6	33.4	3,340	3.36	716,000	137	Dy_auto
49	39.1	33.4	3,340	3.36	731,000	137	Dy_auto
50	39.6	33.5	3,350	3.36	746,000	137	Dy_auto
51	40.1	33.7	3,370	3.36	761,000	138	Dy_auto

52	40.6	33.8	3,380	3.36	776,000	138	Dy_auto
53	41.1	33.9	3,390	3.36	791,000	139	Dy_auto
54	41.6	34	3,400	3.36	806,000	139	Dy_auto
55	42.1	34.1	3,410	3.36	821,000	140	Dy_auto
56	42.6	34.2	3,420	3.36	836,000	140	Dy_auto
57	43.1	34.3	3,430	3.36	851,000	141	Dy_auto
58	43.6	34.4	3,440	3.36	866,000	141	Dy_auto
59	44.1	34.5	3,450	3.36	881,000	142	Dy_auto
60	44.6	34.4	3,440	3.36	896,000	141	Dy_auto
61	45.1	34.5	3,450	3.36	911,000	141	Dy_auto
62	45.6	34.3	3,430	3.36	926,000	141	Dy_auto
63	46.1	34.3	3,430	3.36	941,000	141	Dy_auto
64	46.6	34.3	3,430	3.36	956,000	141	Dy_auto
65	47.1	34.3	3,430	3.36	971,000	140	Dy_auto
66	47.6	34.2	3,420	3.36	986,000	140	Dy_auto
67	48.1	34	3,400	3.36	1,000,000	139	Dy_auto
68	48.6	33.8	3,380	3.36	1,020,000	139	Dy_auto
69	49.1	33.8	3,380	3.36	1,030,000	138	Dy_auto
70	49.6	33.7	3,370	3.36	1,050,000	138	Dy_auto
71	50.1	33.6	3,360	3.36	1,060,000	138	Dy_auto

Prueba 2

Data Series Information	
Name:	Rampa de temperatura 15-50°C Goma xantana 2%
Sample:	2
Operator:	Goma xantana 2%
Remarks:	Allan Coronel
Number of Intervals:	1702171809
Application:	1
Device:	RHEOPLUS/32 V3.62 21007145-33024
Measuring Date/Time:	MCR302 SN81431236; FW3.92; Slot(5,-1);
Measuring System:	Adj(7,0)d
Accessories:	17/02/2017; 06:09 p. m.
Calculating Constants:	CP25-2/TI-SN37343; d=0.106 mm
- Csr [min/s]:	TU1=P-PTD200-SN81439324
- Css [Pa/mNm]:	
- Start Delay Time [s]:	
- Substance Density [rho]:	
- Measurement Type:	
- Axial Compliance [m/N]:	
- Position [m]:	

Interval: 1
 Number of Data Points: 71

Time Setting: 71 Meas. Pts.
 Meas. Pt. Duration 0.25 min

Measuring Profile:
 Shear Rate $d(\gamma)/dt = 10 \text{ 1/s}$
 Temperature $T[-1] = 15 \dots 50 \text{ }^\circ\text{C lin; |Rate|} = 2 \text{ }^\circ\text{C per min}$

Meas. Pts.	Temperature	Shear Stress	Viscosity	Speed	Strain	Torque	Status
	[°C]	[Pa]	[cP]	[1/min]	[%]	[µNm]	[]
1	15	33.2	3,320	3.36	11,200	136	Dy_auto
2	15.5	32.3	3,230	3.36	26,200	132	Dy_auto
3	16	31.9	3,190	3.36	41,200	131	Dy_auto
4	16.5	31.6	3,160	3.36	56,200	130	Dy_auto
5	17	31.5	3,150	3.36	71,200	129	Dy_auto
6	17.5	31.3	3,130	3.36	86,200	128	Dy_auto
7	18	31.2	3,120	3.36	101,000	128	Dy_auto
8	18.5	31.2	3,120	3.36	116,000	128	Dy_auto
9	19	31.2	3,120	3.36	131,000	128	Dy_auto
10	19.5	31.2	3,120	3.36	146,000	128	Dy_auto
11	20	31.1	3,110	3.36	161,000	128	Dy_auto
12	20.5	31	3,100	3.36	176,000	127	Dy_auto
13	21.1	31	3,100	3.36	191,000	127	Dy_auto
14	21.6	31.1	3,110	3.36	206,000	127	Dy_auto
15	22.1	31.1	3,110	3.36	221,000	127	Dy_auto
16	22.6	31.1	3,110	3.36	236,000	127	Dy_auto
17	23.1	31.1	3,110	3.36	251,000	127	Dy_auto
18	23.6	31	3,100	3.36	266,000	127	Dy_auto
19	24.1	31.1	3,110	3.36	281,000	127	Dy_auto
20	24.6	31.1	3,110	3.36	296,000	127	Dy_auto
21	25.1	31.2	3,120	3.36	311,000	128	Dy_auto
22	25.6	31.2	3,120	3.36	326,000	128	Dy_auto
23	26.1	31.2	3,120	3.36	341,000	128	Dy_auto
24	26.6	31.2	3,120	3.36	356,000	128	Dy_auto
25	27.1	31.2	3,120	3.36	371,000	128	Dy_auto
26	27.6	31.3	3,130	3.36	386,000	128	Dy_auto
27	28.1	31.4	3,140	3.36	401,000	129	Dy_auto
28	28.6	31.5	3,150	3.36	416,000	129	Dy_auto
29	29.1	31.4	3,140	3.36	431,000	129	Dy_auto
30	29.6	31.5	3,150	3.36	446,000	129	Dy_auto
31	30.1	31.5	3,150	3.36	461,000	129	Dy_auto
32	30.6	31.6	3,160	3.36	476,000	129	Dy_auto

33	31.1	31.7	3,170	3.36	491,000	130	Dy_auto
34	31.6	31.8	3,180	3.36	506,000	130	Dy_auto
35	32.1	31.8	3,180	3.36	521,000	130	Dy_auto
36	32.6	31.8	3,180	3.36	536,000	130	Dy_auto
37	33.1	31.8	3,180	3.36	551,000	130	Dy_auto
38	33.6	32	3,200	3.36	566,000	131	Dy_auto
39	34.1	32.1	3,210	3.36	581,000	132	Dy_auto
40	34.6	32.2	3,220	3.36	596,000	132	Dy_auto
41	35.1	32.3	3,230	3.36	611,000	132	Dy_auto
42	35.6	32.4	3,240	3.36	626,000	133	Dy_auto
43	36.1	32.4	3,240	3.36	641,000	133	Dy_auto
44	36.6	32.6	3,260	3.36	656,000	133	Dy_auto
45	37.1	32.7	3,270	3.36	671,000	134	Dy_auto
46	37.6	32.8	3,280	3.36	686,000	135	Dy_auto
47	38.1	32.9	3,290	3.36	701,000	135	Dy_auto
48	38.6	32.9	3,290	3.36	716,000	135	Dy_auto
49	39.1	32.9	3,290	3.36	731,000	135	Dy_auto
50	39.6	33	3,300	3.36	746,000	135	Dy_auto
51	40.1	33.1	3,310	3.36	761,000	136	Dy_auto
52	40.6	33.1	3,310	3.36	776,000	136	Dy_auto
53	41.1	33.2	3,320	3.36	791,000	136	Dy_auto
54	41.6	33.1	3,310	3.36	806,000	136	Dy_auto
55	42.1	33	3,300	3.36	821,000	135	Dy_auto
56	42.6	32.9	3,290	3.36	836,000	135	Dy_auto
57	43.1	33	3,300	3.36	851,000	135	Dy_auto
58	43.6	32.9	3,290	3.36	866,000	135	Dy_auto
59	44.1	33	3,300	3.36	881,000	135	Dy_auto
60	44.6	32.8	3,280	3.36	896,000	135	Dy_auto
61	45.1	32.8	3,280	3.36	911,000	134	Dy_auto
62	45.6	32.6	3,260	3.36	926,000	134	Dy_auto
63	46.1	32.7	3,270	3.36	941,000	134	Dy_auto
64	46.6	32.7	3,270	3.36	956,000	134	Dy_auto
65	47.1	32.7	3,270	3.36	971,000	134	Dy_auto
66	47.6	32.6	3,260	3.36	986,000	134	Dy_auto
67	48.1	32.5	3,250	3.36	1,000,000	133	Dy_auto
68	48.6	32.3	3,230	3.36	1,020,000	132	Dy_auto
69	49.1	32.4	3,240	3.36	1,030,000	133	Dy_auto
70	49.6	32.3	3,230	3.36	1,050,000	132	Dy_auto
71	50.1	32.3	3,230	3.36	1,060,000	132	Dy_auto

9.4 ANEXO 4 LICENCIAS PARA LAS FIGURAS MOSTRADAS EN ESTA TESIS



Thank you for your order!

Dear Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja,

Thank you for placing your order through Copyright Clearance Center's RightsLink® service.

Order Summary

Licensee:	Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja
Order Date:	Jul 10, 2017
Order Number:	4145511269537
Publication:	Springer eBook
Title:	Non-Newtonian Fluids
Type of Use:	Thesis/Dissertation
Order Total:	0.00 USD

View or print complete [details](#) of your order and the publisher's terms and conditions.

Sincerely,

Copyright Clearance Center

How was your experience? Fill out this [survey](#) to let us know.

Tel: +1-855-239-3415 / +1-978-646-2777
customercare@copyright.com
<https://myaccount.copyright.com>

**SPRINGER LICENSE
TERMS AND CONDITIONS**

Aug 15, 2017

This Agreement between Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja ("You") and Springer ("Springer") consists of your license details and the terms and conditions provided by Springer and Copyright Clearance Center.

License Number	4145511269537
License date	Jul 10, 2017
Licensed Content Publisher	Springer
Licensed Content Publication	Springer eBook
Licensed Content Title	Non-Newtonian Fluids
Licensed Content Author	Octave Levenspiel
Licensed Content Date	Jan 1, 2014
Type of Use	Thesis/Dissertation
Portion	Figures/tables/illustrations
Number of figures/tables/illustrations	4
Author of this Springer article	Yes and you are the sole author of the new work
Order reference number	
Original figure numbers	figures 5.1,5.2,2.1
Title of your thesis / dissertation	Determinación de Gradientes de Presión en Ductos Horizontales que Transportan Fluidos Newtonianos y No Newtonianos
Expected completion date	Aug 2017
Estimated size(pages)	90
Requestor Location	Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja Privada de San Francisco 34 int 6 Mexico, Magdalena Contreras 10640 Mexico Attn: Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja
Billing Type	Invoice
Billing Address	Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja Privada de San Francisco 34 int 6 Mexico, Mexico 10640 Attn: Mr. Eduardo Andres Palacio de la Teja
Total	0.00 USD

9.5 ANEXO 5 CARTA AUTORIZACIÓN PARA EL USO DE INFORMACIÓN DE LA MARCA BRV DE LA EMPRESA GEOESTRATOS



Calle 7 N° 205-1 Colonia Jardín 20 de Noviembre
Ciudad Madero, Tamaulipas, México. C.P. 89440
+52 833 210-5147 y 210-5591
info@geoestratos.com
geoestratos.com

08 de Agosto 2017

Oficio: GES-0889-17

Asunto: Autorización del Uso de Marca BRV

A quien corresponda:

El suscrito tiene a bien autorizar al C. Andrés Palacio de la Teja el uso, publicación, cita, detallada o no de la marca y/o producto denominado BRV® Bioreductor de viscosidad, cuyo dominio pertenece a mi representada Geo estratos SA de CV. Lo anterior para los fines que al Sr. Palacio de la Teja convengan.

ATENTAMENTE

Vicente Gonzalez Dávila
Director General

-Página 1 de 1-

9.6 ANEXO 6 E-MAIL EDITORIAL CAMBRIDGE SERIES IN CHEMICAL ENGINEERING

From: [Permissions Sales UK](#) >

To: palaciodelateja@gmail.com >

Hide

PU

appears in your work.

FW: Permission Request

August 16, 2017 at 10:12 AM

Dear Customer

Thank you for your request to reproduce the said material in your forthcoming PhD thesis, for non-commercial publication. Cambridge University Press are pleased to grant non-exclusive permission, free of charge, for this specific one time use, on the understanding you have checked that we do not acknowledge any other source for the material. This permission does not include the use of copyright material owned by any party other than the author/s. Consent to use any such material must be sought by you from the copyright owner concerned.

Please ensure full acknowledgement

Should you wish to publish your work commercially in the future, please reapply to the appropriate Cambridge University Press office, depending on where your forthcoming work will be published. Further information can be found on our website at the following link:

<http://www.cambridge.org/about-us/rights-permissions/permissions/>

Kind regards

Permissions Sales team
Cambridge University Press

<http://www.cambridge.org/about-us/rights-permissions/permissions/>

-----Original Message-----

From: Permissions request

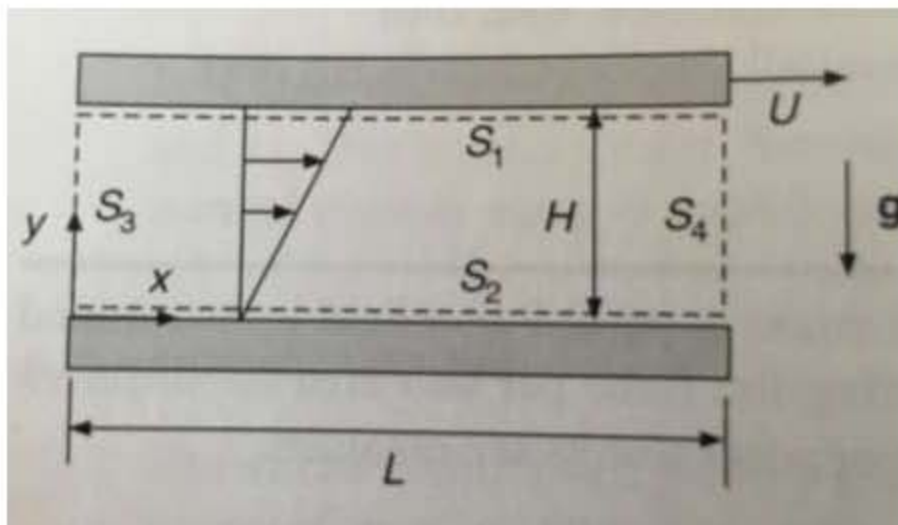


Figura en la que se basó la figura 3.0 del capítulo 3

9.7 ANEXO 7 HOJA DE SEGURIDAD DEL BIORREDUCTOR DE VISCOSIDAD [WWW.GEOESTRATOS.COM.MX]



GEO ESTRATOS, S.A. DE C.V.
 ESTUDIOS DE INGENIERIA Y SUBSUELO
 CALLE 7 # 205-1 COL. JARDIN 20 DE NOVIEMBRE
 C.P. 89440 CD. MADERO, TAM. TEL./FAX 01 (833) 2 10-51-47

**MSDS
 INFORMACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS**



VIII MEDIDAS DE PROTECCION	
Respiratoria:	N/A
Tipo de Ventilación:	N/A
Tipo de Guantes de Protección:	Guantes Largos de Neopreno
Tipo de Lentes de Protección	Usar Lentes de Seguridad
Otros Equipos de Protección Adicionales:	Botas de Seguridad

IX PRECAUCIONES ESPECIALES
<p>Medidas de Precaución en el Manejo y Almacenamiento del Material:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Almacenar en lugar ventilado y lejos de fuentes de Calor • No hay Recomendaciones Medicas • No transportar junto a Bebidas y Alimentos <p>Los sitios en donde se almacene deben cumplir con las normas de seguridad con las normas de seguridad mexicana: NOM-009-STPS-1994, NOM-027-STPS-1994</p>

X. PRESENTACIÓN:
<p>El producto suministrado en tambores plásticos o metálicos de 200 litros, Contenedores plásticos de 1000 Litros o en unidades de 10,000 y 20,000 litros.</p>



GEO ESTRATOS, S.A. DE C.V.
 ESTUDIOS DE INGENIERÍA Y SUBSUELO
 CALLE 7 # 205-1 COL. JARDIN 20 DE NOVIEMBRE
 C.P. 89440 CD. MADERO, TAM. TEL/FAX 01 (833) 2 10-51-47



MSDS
INFORMACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS

IV INGREDIENTES ACTIVOS

Material o Compuesto:	Hidrocarburo Alifático Ácidos orgánicos de bajo peso molecular Ácido Clorhídrico al 25% Controlado (Bajo nivel Cáustico)
------------------------------	--

V RIESGOS A LA SALUD

Toxicología:	No es Tóxico
---------------------	--------------

Procedimiento de Primeros Auxilios en Caso de Emergencia:

Ojos: Lave inmediatamente con abundante agua.
 Efectos: Causa Leve irritación

Piel: No tiene efectos sobre la piel

Ingestión: Inducir el Vómito – Asistencia Médica / Dar a la Víctima Leche o Clara de Huevo
 Efectos: Puede causar problemas estomacales.

Inhalación: No tiene efectos sobre la piel sobre las vías respiratorias.

VI DATOS DE REACTIVIDAD DEL PRODUCTO

Condiciones a evitar:	Evitar contacto directo con llamas
Estabilidad:	Es un producto estable.
Incompatibilidad (Materiales a Evitar):	Evitar contactos con Oxidantes Fuertes
Productos Peligrosos de Descomposición:	Puede liberar Vapores de CO y CO2 en caso de quemarse.

VII PROCEDIMIENTO EN CASO DE DERRAMES O FUGAS

Pasos a Seguir si ocurre un derrame o Fuga del Material:

- Aislar el área del derrame
- Cubrir el área del Material con un material inerte-absorbente (Aserrín, Arena, etc)
- Luego el Material recogido se Humedece y se coloca en recipientes cerrados y se lava con abundante agua el área donde cayó el derrame.

Método de Disposición de los Desechos:

- Colocar el Material en recipientes cerrados
- Disponer de las Tanques de Desecho de la Instalación



GEO ESTRATOS, S.A. DE C.V.
ESTUDIOS DE INGENIERIA Y SUBSUELO
CALLE 7 # 205-1 COL. JARDIN 20 DE NOVIEMBRE
C.P. 89440 CD. MADERO, TAM. TEL/FAX 01 (833) 2 10-51-47

MSDS
INFORMACIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS



I IDENTIFICACIÓN DEL PRODUCTO	
Nombre Comercial:	BRV (Bio Reductor de Viscosidad)
Fabricante:	Geo Estratos S.A. de C.V.
Sinónimo:	Mejorador de la calidad del petróleo Crudo, removedor de emulsiones y depósitos o daño en formaciones geológicas, pozos y ductos.
Formula Química:	Mezcla Química de componentes orgánicos de origen vegetal que no contiene solventes aromáticos en su composición.
Usos:	Tratamiento reductor de: Asfáltenos, Parafinas, Espuma, Viscosidad, Emulsiones y Mejorador permanente del °API.

II PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS	
Punto de Ebullición, 760mmhg:	190 °C
Punto de Fusión:	N/A
Gravedad Especifica (H ₂ O=1):	0.875 (68 Grados F)
Solubilidad en Agua:	No Soluble
Descripción:	Líquido Color Ámbar Oscuro, Olor Empireumático similar a un derivado de petróleo.

III PROPIEDADES EXPLOSIVAS Y DE INFLAMACION	
Punto de Autoignición:	550 °C
Punto de Inflamación:	52.8 °C
Agente de Extinción:	Use Extintores de Incendio de Polvo Químico Seco o CO ₂
Procedimientos Especiales en Caso de Fuego:	En caso de que ocurra un Calentamiento Extremo de los Envases Contenedores, refrescarlos con agua en forma de niebla.
Peligro de Explosión y Fuegos Imprevistos:	No hay ningún peligro de explosión.