

19.
201

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA



**“MODELOS REOLOGICOS NO
NEWTONIANOS”**

**TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A :
FELIPE DE JESUS HERNANDEZ JIMENEZ**



**TESIS CON
VALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D. F.

1989



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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.

" C O N T E N I D O "

"MODELOS REOLOGICOS NO-NEWTONIANOS"

PAG.

| | | |
|--------------------|---|----------|
| CAPITULO I | "INTRODUCCION" | 1 |
| 1.1 | DEFINICION DE REOLOGIA. | |
| 1.2 | DEFINICION DE DEFORMACION. | |
| 1.3 | DEFINICION DE CORTE. | |
| 1.4 | DEFINICION DE FLUIDO. | |
| | | |
| CAPITULO II | "CLASIFICACION Y DESCRIPCION DE LOS FLUIDOS".... | 5 |
| 2.1 | FLUIDOS NEWTONIANOS. | 7 |
| 2.2 | FLUIDOS NO-NEWTONIANOS. | 8 |
| 2.2.1 | FLUIDOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO. | |
| 2.2.1.1 | PLASTICOS DE BINGHAM. | |
| 2.2.1.2 | PSEUDOPLASTICOS. | |
| 2.2.1.3 | DILATANTES. | |
| 2.2.1.4 | PSEUDOPLASTICOS Y DILATANTES CON PUNTO DE CEDENCIA. | |
| 2.2.2 | FLUIDOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO. | |
| 2.2.2.1 | TIXOTROPICOS. | |
| 2.2.2.2 | REOPLECTICOS. | |
| 2.2.3 | FLUIDOS VISCOELASTICOS. | |
| 2.3 | FLUIDOS DE PERFORACION. | 16 |

CAPITULO III "DESCRIPCION DE LOS VISCOSIMETROS"..... 17

- 3.1 BALANZA DE LODOS PARA LA DETERMINACION DE LA DENSIDAD 19
 - 3.1.1 DESCRIPCION DE LA BALANZA.
 - 3.1.2 CALIBRACION DE LA BALANZA.
 - 3.1.3 PROCEDIMIENTOS PARA MEDIR LA DENSIDAD.

- 3.2 DETERMINACION DE LA VISCOSIDAD MARSH..... 24
 - 3.2.1 DESCRIPCION DEL EMBUDO.
 - 3.2.2 CALIBRACION.
 - 3.2.3 PROCEDIMIENTO PARA MEDIR LA VISCOSIDAD.

- 3.3 VISCOSIMETRO ROTACIONAL DE CILINDROS COAXIALES... 28
 - 3.3.1 MECANICA DE FLUJO EN CILINDROS COAXIALES.
 - 3.3.2 FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NEWTONIANOS.
 - 3.3.3 FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.
 - 3.3.4 ECUACION GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CORTE (Γ) PARA FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.
 - 3.3.5 INTERPRETACION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES.

- 3.4 VISCOSIMETROS CAPILARES..... 43
 - 3.4.1 CAUSAS Y ERRORES EN LAS MEDICIONES DE LA VISCOSIMETRIA CAPILAR.
 - 3.4.2 MECANICA DE FLUJO EN CAPILARES.
 - 3.4.3 FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NEWTONIANOS.
 - 3.4.4 FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.
 - 3.4.5 EXPRESION GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CORTE PARA FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.
 - 3.4.6 INTERPRETACION DE DATOS EXPERIMENTALES.

- 3.5 DETERMINACION DEL POTENCIAL HIDROGENO (P.H.)..... 61
 - 3.5.1 DEFINICION DEL POTENCIAL HIDROGENO
 - 3.5.2 METODOS PARA DETERMINAR EL P.H.
 - 3.5.3 PROCEDIMIENTO DE OBTENCION DEL P.H. UTILIZANDO PAPEL HIDRION (QUE ES EL MAS USUAL).

| | |
|---|-----|
| CAPITULO IV "MODELOS REOLOGICOS EMPLEADOS EN LOS FLUIDOS DE PERFORACION" | 65 |
| 4.1 MODELO DE NEWTON. | 66 |
| 4.1.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA DETERMINACION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS. | |
| 4.2 MODELO DE BINGHAM. | 70 |
| 4.2.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA DETERMINACION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE BINGHAM. | |
| 4.3 MODELO DE OSTWALD-DE WAELE. | 74 |
| 4.3.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA DETERMINACION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE LEY DE POTENCIA (OSTWALD DE-WAELE). | |
| 4.4 MODELO DE HERSCHEL & BULKLEY. | 77 |
| 4.4.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA DETERMINACION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA (HERSCHEL & BULKLEY) | |
| 4.5 MODELO DE ROBERTSON & STIFF. | 81 |
| 4.5.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA DETERMINACION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE ROBERTSON Y STIFF | |
| 4.6 MODELO DE CASSON. | 86 |
| 4.6.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENSION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE CASSON. | |
| 4.7 MODELO DE ELLIS. | 92 |
| 4.8 MODELO DE SISKO | 93 |
| CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES | 95 |
| APENDICES. | |
| A "MODELOS REOLOGICOS" | 100 |
| B "MODELOS REOLOGICOS EN UNIDADES PRACTICAS DE CAMPO"... | 106 |
| C "EJEMPLO DE APLICACION DE LOS MODELOS REOLOGICOS"..... | 114 |
| BIBLIOGRAFIA. | 131 |

C A P I T U L O I

" I N T R O D U C C I O N "

CAPITULO I

"INTRODUCCION"

El flujo de fluidos a través de conductos circulares y espacios anulares, es uno de los aspectos comunmente encontrados en el campo de la Ingenieria Petrolera, especialmente en el area concerniente a la perforación, terminación y reparación de pozos petroleros.

Por lo tanto las características reológicas o de flujo de los fluidos, deberán ser bien definidas a fin de diseñar adecuadamente los requerimientos de potencia necesaria para moverlos por el sistema de circulación del pozo. Además, en el diseño de sistemas de fluidos y del comportamiento de flujo a diferentes condiciones, así como el efecto de diversos contaminantes sobre los fluidos, solo es posible obtenerlos a partir de un estudio reológico o de las variaciones en sus propiedades reológicas.

1.1. -REOLOGIA.

Es la ciencia que estudia la deformación y flujo de los materiales.

Es la rama de la Física que trata sobre la Mecánica de los cuerpos deformables.

La mayoría de las teorías sobre reología tratan con casos idealizados, basados en ecuaciones diferenciales de primer orden y sobre el concepto de que las constantes en esas ecuaciones, no varían con los cambios en las variables involucradas.

A pesar de esto, existen numerosas excepciones de los conceptos ideales, las cuales han sido desarrolladas matemáticamente. Por consiguiente, éstos sistemas reológicos, llamados anómalos, parecen ser aún mas comunes que los sistemas ideales.

Además, aún cuando la teoría sobre reología tanto cualitativa como cuantitativamente, trata con fenómenos reversibles (materiales elásticos), a menudo se encuentra la irreversibilidad (flujo de materiales).

1.2. -DEFORMACION.

La deformación que sufre un material puede ser arbitrariamente dividida en dos tipos generales:

a) - **DEFORMACION REVERSIBLE, LLAMADA ELASTICIDAD.** - Esta deformación corresponde a una energía mecánicamente recuperable, esto es, que es recuperado el trabajo empleado en deformar un cuerpo perfectamente elástico, cuando el cuerpo es retornado a su forma original. Por lo que esta deformación elástica es considerada como una función del esfuerzo.

b) - **DEFORMACION IRREVERSIBLE LLAMADA FLUJO.** - Esta deformación corresponde a la transformación de la energía mecánica en calor, por lo que el trabajo empleado en mantener el flujo es disipado como calor y no es mecánicamente recuperable. Por lo que en el flujo, la deformación es una función del corte.

Debido a la similitud que hay entre la resistencia viscosa al flujo y la fricción entre dos superficies sólidas, la resistencia al flujo de un fluido, es denominada algunas veces "fricción interna". Por lo general, las ecuaciones que describen los efectos viscosos y elásticos, en una forma combinada, son establecidas en base a tres términos principales:

- a) - Un Término Elástico. - Que incluye la deformación.
- b) - Un Término Viscoso. - Que incluye el ritmo de deformación.
- c) - Un Término de Inercia. - El cual incluye la aceleración.

Por consiguiente, desde el punto de vista de la reología, las propiedades mecánicas de todos los materiales pueden ser completamente descritas en términos de las contribuciones elásticas, viscosas y de inercia.

1.3. - CORTE.

El corte es un tipo de deformación muy importante en reología. El corte simple es un caso especial de una deformación laminar y puede ser considerado como un proceso, en el cual, planos paralelos infinitamente delgados se deslizan uno sobre otro, como un paquete de naipes.

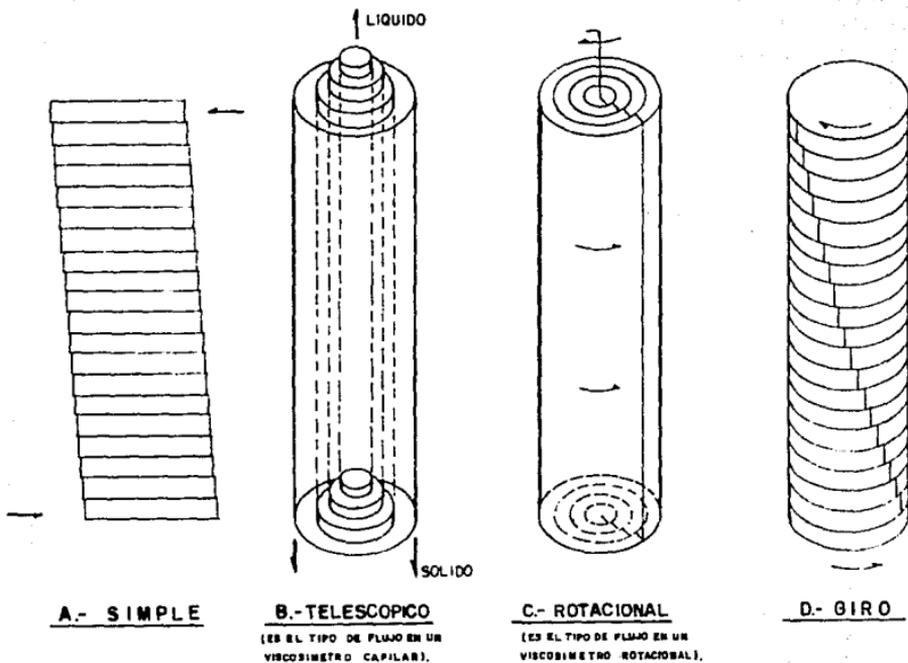
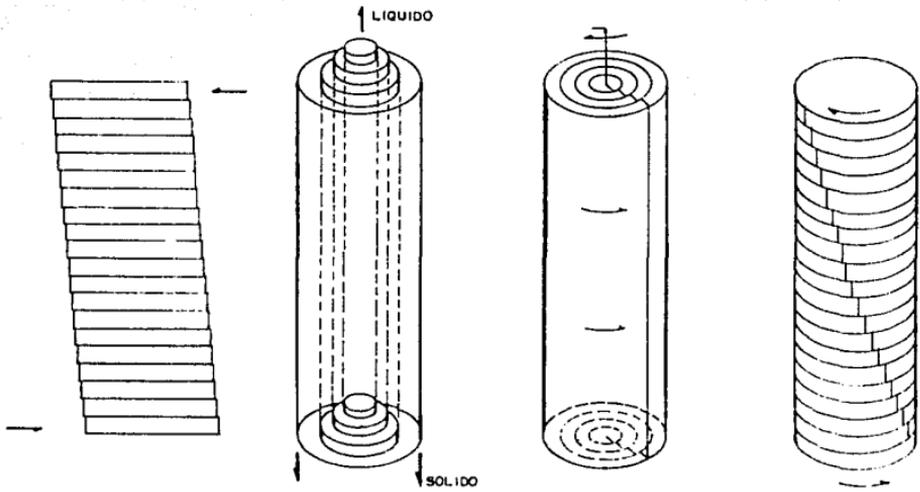


FIG.1.- DEFORMACION LAMINAR



A.- SIMPLE

B.- TELESCOPICO
 (ES EL TIPO DE FLUJO EN UN VISCOSIMETRO CAPILAR).

C.- ROTACIONAL
 (ES EL TIPO DE FLUJO EN UN VISCOSIMETRO ROTACIONAL).

D.- GIRO

FIG.1.- DEFORMACION LAMINAR

En el corte simple (fig. 1-A) las láminas son planas, pero el corte o deformación laminar puede ser encontrado en otras geometrías como se muestra en la figura 1, donde se observa que el corte mostrado en B y C es muy importante en reología, pues este representa el tipo de flujo encontrado en los viscosímetros capilar y rotacional respectivamente.

1.4. - FLUIDO.

Un fluido puede ser definido simplemente, como una substancia, que tiende a fluir bajo la acción de un esfuerzo, no importando la consistencia (viscosidad) del fluido.

En un fluido, los esfuerzos entre las partículas adyacentes, son proporcionales al ritmo de deformación y tienden a desaparecer cuando cesa el movimiento.

Un fluido ideal (fluido viscoso o de régimen laminar) no puede soportar deformaciones por largos periodos de tiempo, debido a que éstas son aliviadas por el flujo. Por supuesto, algunos fluidos pueden exhibir una deformación elástica por periodos de tiempo considerables (periodos cortos con respecto al tiempo necesario para obtener un flujo apreciable).

Por lo tanto un material determinado puede ser considerado como un cuerpo elástico ideal para periodos de tiempo cortos y como un fluido viscoso ideal para tiempos relativamente largos.

Independientemente de la geometría del cuerpo y de la deformación, un fluido siempre fluirá en forma de corte laminar.

Algunos autores, tales como GOVIER Y AZIZ, emplean el término "mezclas complejas" para referirse a todos los fluidos de una sola fase que son no newtonianos en su comportamiento; así como a todas las mezclas multifásicas (fluido-fluido, sólido fluido), que son capaces de fluir en una tubería y cuya clasificación se muestra en la tabla 1.

El término "mezclas complejas" es solo una conveniencia y se refiere a un fluido o sistema de fluidos para los cuales la mecánica de fluidos convencional (newtonianos-una fase) no se aplica.

-UNA FASE- Los fluidos de una fase son verdaderamente homogéneos y aún cuando su comportamiento de flujo no es siempre simple, este comportamiento no se complica con la variación en la concentración de las fases.

-MEZCLAS MULTIFASICAS.- Estas mezclas pueden ser descritas de acuerdo a las condiciones reales de flujo y a la distribución de cada una de las fases, de esta manera es posible definir:

I- DISPERSION FINA: Consiste en pequeñas burbujas de gas, gotas de líquidos inmiscibles o partículas sólidas, mas o menos uniformemente dispersas en una fase líquida continua, o bien, partículas de sólidos o gotas de líquido mas o menos uniformemente distribuida en una fase gaseosa continua.

II-DISPERSION GRUESA: Consiste de burbujas de gas, gotas de líquido inmiscible o partículas sólidas grandes, dispersas en una fase continua de líquido, o grandes gotas de líquido, o partículas sólidas dispersas en una fase continua de gas.

III-MACRO-MEZCLAS: Mezcla altamente turbulenta de gas y líquido, o de líquidos inmiscibles bajo condiciones de flujo en donde ninguna de las fases es continúa.

IV-ESTRATIFICADO: Mezcla de gas líquido o de dos líquidos inmiscibles, bajo condiciones de flujo donde ambas fases son continuas.

-FLUIDO PSEUDOHOMOGENEO.- Ya sea que se tenga una dispersión fluido-sólido o fluido-fluido se comporta como un fluido homogéneo o no, lo que dependerá del grado de turbulencia del fluido o de la velocidad de separación de las fases, la cual depende de la densidad, tamaño, forma y concentración de las partículas, así como de la viscosidad y densidad del fluido.

Para nuestro caso de estudio, serán referidos únicamente como "fluidos" a los fluidos de una fase y a las mezclas multifásicas que son "estables" en ausencia de turbulencia.

| | | | | |
|---|---|--|---------------------|----------------------|
| UNA FASE | MEZCLAS MULTIFASICAS (GAS-LIQUIDO, LIQUIDO-LIQUIDO, GAS-SOLIDO, LIQUIDO-SOLIDO) | | | |
| | DISPERSION FINA | DISPERSION GRUESA | MACRO-MEZCLA | ESTRATIFICADO |
| HOMOGENEO (VERDADERO) | SEUDOHOMOGENEO | | HETEROGENEO | |
| | LAMINAR O TURBULENTO | SOLO TURBULENTO | | |
| COMPORTAMIENTO (UNA SOLA FASE) | | COMPORTAMIENTO DE FLUJO (MULTIFASICO) | | |

- 4-A -

TABLA 1.- (GOVIER Y AZIZ)

**CLASIFICACION DE MEZCLAS COMPLEJAS EN FUNCION
DEL EFECTO DE LA CONDICION DE LA FASE SOBRE SU
COMPORTAMIENTO REOLOGICO**

C A P I T U L O I I

"C L A S I F I C A C I O N

Y D E S C R I P C I O N

D E L O S F L U I D O S"

CAPITULO II

"DESCRIPCION Y CLASIFICACION DE LOS FLUIDOS"

Se pueden clasificar de acuerdo con su comportamiento bajo la acción de un esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) inducida por dicho esfuerzo, como se aprecia en la figura 2, resultante de un fluido laminar y unidireccional, a temperatura constante.

Suponga que se tiene un sistema de dos placas paralelas, que inicialmente está en reposo a un tiempo $t = 0$, separadas por un fluido como se ilustra en la figura 3, donde las placas son infinitamente grandes con respecto a la separación entre ellas; si la placa superior se mueve a una velocidad $u_x + du_x$ [pies/seg], en lo que la inferior, lo hace a una velocidad constante u_x [pies/seg], entonces, la velocidad de flujo adyacente a las placas, es la misma que la velocidad de dichas placas, de esta forma, el fluido está sujeto a una deformación du/dy , esto es:

$$\dot{\gamma} = du/dy = \text{velocidad/distancia} = \text{gradiente de velocidad} = [1/\text{seg}]$$

la relación anterior es un gradiente de velocidad o simplemente velocidad de corte ($\dot{\gamma}$). Por lo tanto, la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) se puede definir como un gradiente de velocidad a través de las capas adyacentes cuando el flujo es laminar.

Conforme va transcurriendo el tiempo, el fluido va ganando cierta cantidad de movimiento, hasta que se va estableciendo poco a poco el perfil de velocidades en régimen estacionario, como se observa en la figura 4. Al alcanzar este régimen, es necesario aplicar una fuerza F para conservar el movimiento de la capa o lámina inferior, ver figura 4. Observando la figura y de la ley de viscosidad de Newton, se tiene que: "La fuerza aplicada a la placa por unidad de área, es proporcional a la variación de la velocidad con la distancia, multiplicada por una constante de proporcionalidad que va ser particular para cada tipo de fluido". Esto es:

$$F/A = -K du/dy \text{ ----- (2.1)}$$

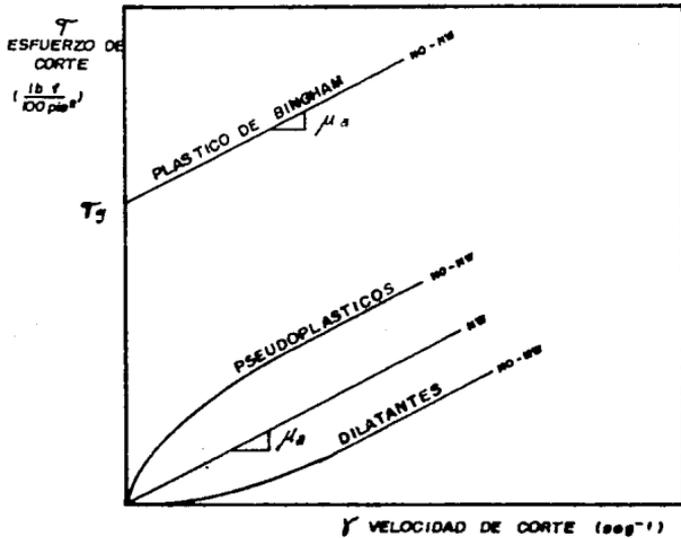


FIG. 2 - CLASIFICACION DE FLUIDOS.

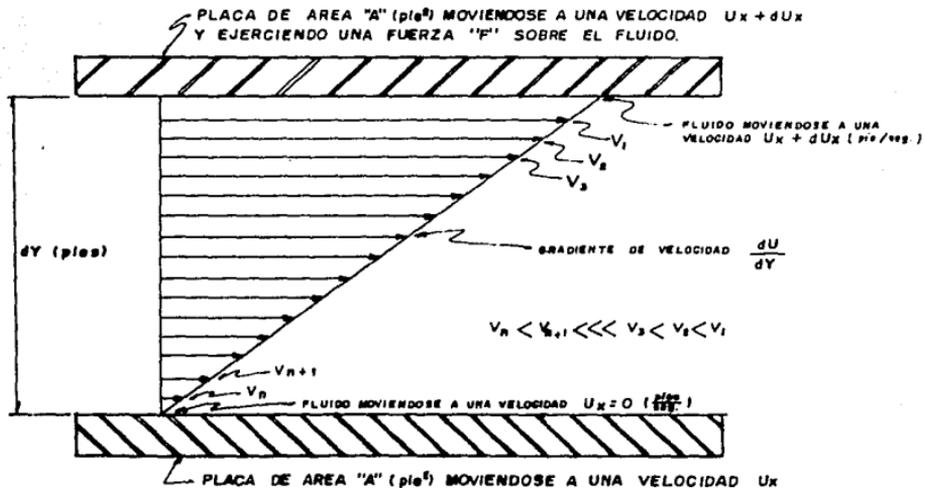


FIG.- 3 - GRADIENTE DE VELOCIDADES ENTRE DOS PLACAS PARALELAS

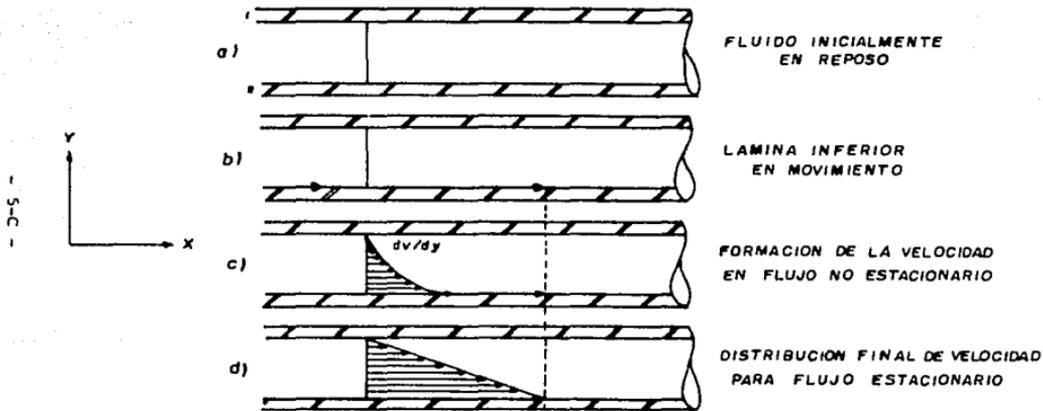


FIG. 4 - FORMACION DEL PERFIL DE VELOCIDAD EN ESTADO ESTACIONARIO PARA UN FLUIDO CONTENIDO ENTRE DOS PLACAS PARALELAS

donde K se denomina "viscosidad absoluta del fluido contenido en esas placas", definiéndose como la resistencia que presenta un fluido a un esfuerzo cortante (τ) al efectuarse el movimiento.

Por otra parte, el esfuerzo cortante (τ), es la fuerza cortante F , por unidad de área A , impuesta sobre el fluido para proporcionarle un gradiente de velocidad y causar el movimiento del fluido.

El esfuerzo de corte (τ) se expresa en [$lb/100pie^2$]

$$\tau = F/A = \text{fuerza de corte/área} \quad \text{-----} (2.2)$$

Por consiguiente existe una relación para todos los fluidos, entre el esfuerzo cortante (τ) impuesto y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) resultante, de tal manera, que esta relación es diferente para todos los fluidos y para el mismo fluido puede ser distinta, bajo diferentes condiciones de presión y temperatura.

Entonces, la relación $\tau = f(\dot{\Gamma})$ es única para cada tipo de fluido, siendo característica para un fluido bajo condiciones dadas de presión y temperatura.

Dicha relación es conocida como "la ecuación constitutiva del fluido" o "ecuación reológica del fluido".

Para un caso general, esta relación no es tan simple, ya que depende de otros factores como cambios de orientación, alineamiento de las moléculas, interacciones químicas, concentración de las fases, etc.

Los fluidos se clasifican principalmente en dos grandes grupos:

a) -Fluidos puramente viscosos.

b) -Fluidos viscoelásticos (tienen propiedades viscosas y elásticas), y de acuerdo al comportamiento del fluido, bajo la acción de un esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) inducida, los fluidos pueden ser clasificados como **NEWTONIANOS** y **NO-NEWTONIANOS** ver tabla II.

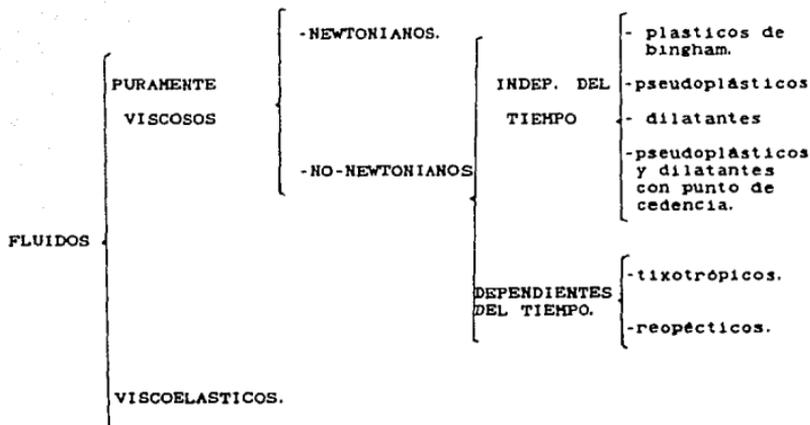


TABLA II

2.1- FLUIDOS NEWTONIANOS.

Los fluidos newtonianos o ideales, son aquellos cuyo comportamiento reológico puede ser descrito de acuerdo con la ley de la viscosidad de newton, esto es, son los fluidos que indican una proporcionalidad directa entre el esfuerzo de corte (τ) aplicado y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) inducida, donde la constante de proporcionalidad es la viscosidad verdadera de los fluidos newtonianos, como se ilustra en la figura 5.

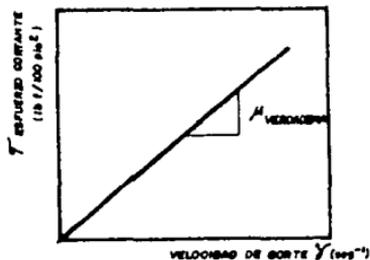


FIG.5-FLUIDO NEWTONIANO

2.2 -FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

En este grupo se incluyen todos los fluidos que no muestran una relación directa entre el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), esto es, son aquellos fluidos que no se comportan de acuerdo con la ley de la viscosidad de Newton.

Los fluidos no-newtonianos pueden ser subdivididos en dos grupos: los fluidos independientes del tiempo y los fluidos dependientes del tiempo.

2.2.1 -FLUIDOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO.

Son aquellos fluidos para los cuales sus propiedades reológicas no cambian con la duración o historia del corte.

2.2.1.1 -PLASTICOS DE BINGHAM: Es un caso de los fluidos no-newtonianos, pues con la finalidad de iniciar su movimiento, se requiere vencer un esfuerzo de corte inicial finito, una vez que dicho esfuerzo ha sido excedido, estos fluidos muestran una relación lineal entre el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$). Ese valor mínimo inicial del esfuerzo cortante (τ) se denomina PUNTO DE CEDENCIA, que es un pseudonúmero obtenido de acuerdo al MODELO DE BINGHAM, en donde, al usarse determinado cálculo, involucra un error conocido.

Aquí la viscosidad plástica es una medida del espesamiento del lodo y depende del contenido de sólidos, de su tamaño y de la temperatura. Ver figura 6.

Esta relación para el fluido de Bingham se puede expresar en la ecuación $\tau = \tau_y + \left(\frac{\mu_p}{\rho c}\right) \dot{\gamma}$.

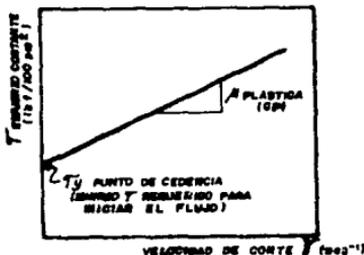


FIG.6- FLUIDO PLASTICO DE BINGHAM

2.2.1.2 - PSEUDOPLASTICOS: Es otro caso de los fluidos no-newtonianos, y son aquellos para los cuales un esfuerzo cortante (τ) infinitesimal iniciará su movimiento y para el cual, el ritmo en el incremento en esfuerzo cortante (τ) con la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), decrece a medida que la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) se incrementa, según se observa en la figura 7.

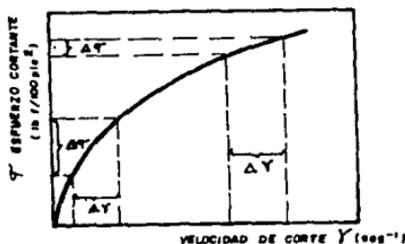


FIG.7-FLUIDO PSEUDOPLASTICO

2.2.1.3 DILATANTES: Estos fluidos a diferencia de los pseudo-plásticos, el ritmo de incremento del esfuerzo cortante (τ) con la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) aumenta cuando la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) se incrementa.

Los fluidos dilatantes y pseudoplásticos, son similares matemáticamente, por consiguiente, se aplican las mismas ecuaciones empíricas, con los valores de ciertas constantes reológicas apropiadamente diferentes. Ver figura 8.

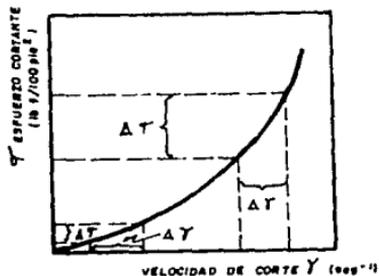


FIG.8-FLUIDO DILATANTE

Al graficar los puntos que representan el comportamiento de los fluidos pseudoplásticos y dilatantes en papel log-log se obtiene una línea recta, como se muestra en la figura 9.

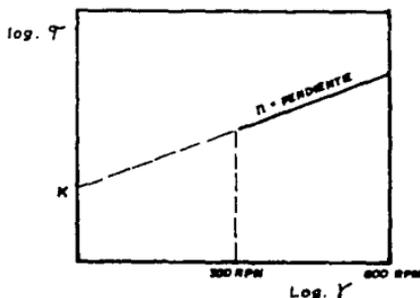


FIG.9-ESCALA LOGARITMICA DE LA RELACION DE τ - $\dot{\gamma}$ DE UNA FZA. DE FLUJO DE LOS FLUIDOS.

La llamada "ley de potencia" aplicada a este comportamiento de fluidos (dilatantes y pseudoplásticos) puede expresarse de la siguiente forma:

$$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n$$

donde el esfuerzo cortante (τ) esta en función del índice de consistencia (K) y el índice de comportamiento (n).

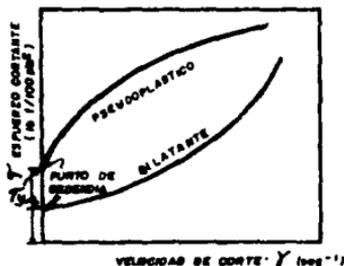
a)- **INDICE DE CONSISTENCIA (K).**- Este índice es la medida de la viscosidad del fluido y es uniforme para un fluido dado y se obtiene en la intersección de la recta con el eje del esfuerzo de corte (τ), observe la figura 9.

b)- **INDICE DE COMPORTAMIENTO (n).**- Este índice es una medida del grado de desviación del comportamiento de un flujo newtoniano, y es la pendiente de la recta de la figura 9, y que para un flujo dado es uniforme. Si $n = 1$ el fluido será newtoniano, si $n > 1$ el fluido será dilatante, y si $n < 1$ el fluido será pseudoplástico.

2.2.1.4 - PSEUDOPLASTICOS Y DILATANTES CON PUNTO DE CEDENCIA.

Estos fluidos presentan un esfuerzo de corte (τ) inicial finito (punto de cedencia) similar al caso de los PLASTICOS DE BINGHAM, pero la relación del esfuerzo cortante (τ), con la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) resultante, no es lineal

Esto es, una vez que el esfuerzo de cedencia (τ_y) ha sido excedido, su comportamiento se asemeja al de los fluidos pseudoplásticos y dilatantes como se muestra en la figura 10



**FIG.10-FLUIDO PSEUDOPLASTICO
Y DILATANTE CON PUNTO DE
CEDENCIA**

2.2.2 - FLUIDOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO.

Es otro de los fluidos no newtonianos y se caracteriza porque sus propiedades reológicas cambian con la duración del esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) dentro de ciertos límites, esto es, que dependen del tiempo de reposo.

2. 2. 2. 1 TIXOTROPICOS.

Estos fluidos muestran el fenómeno de que los geles que los componen, se hacen fluidos con el movimiento, haciéndose reversible este cambio, esto es, que aumenta su resistencia al esfuerzo cortante (τ) (gelatinosidad) mientras se encuentra en reposo, pero cuando se someten a velocidades de corte (Γ) constantes, la gelatinosidad se rompe y la curva τ vs Γ se asemeja a la curva de los fluidos pseudoplásticos como ejemplos podríamos mencionar las mayonesas, las pinturas, los lodos de perforación, etc. ver figura 11.

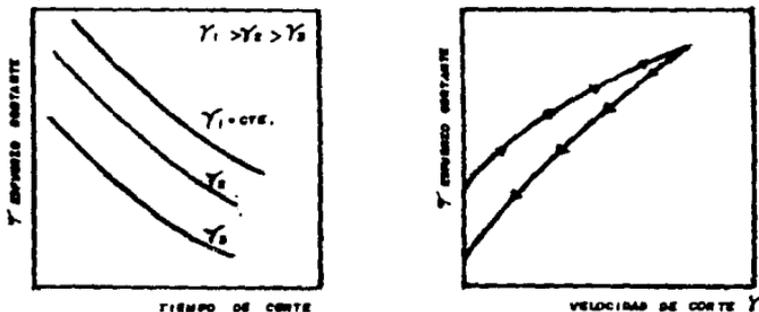


FIG. 11 - FLUIDO TIXOTROPICO

En esta figura se observa que el esfuerzo cortante (τ), decrece con la duración del tiempo de corte, esto es para una velocidad de corte (Γ) constante.

2.2.2.2 REOPECTICOS.

También es otro de los fluidos no-newtonianos, que, a diferencia de los tixotropicos, el esfuerzo de corte (τ) se incrementa con la duración del tiempo de corte y también a una velocidad de corte. $\Rightarrow(\dot{\gamma})$, ver figura 12.

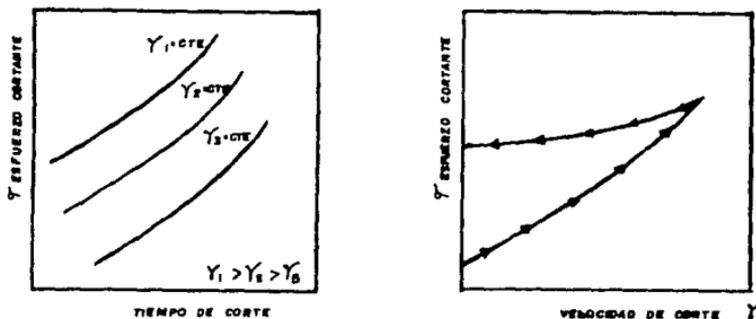


FIG. 12 - FLUIDO REOPECTICO

2.2.3 FLUIDOS VISCOELASTICOS.

Son aquellos fluidos que recobran su forma original después de cierta deformación a que han estado sometidos, cuando deja de actuar el esfuerzo cortante (τ).

Tienen características intermedias entre los sólidos puramente elásticos y los fluidos puramente viscosos, especialmente la característica de deformación bajo la acción de un esfuerzo cortante (τ) y de retornar a su forma original indeformada, cuando cesa la acción de dicho esfuerzo.

2.3 FLUIDOS DE PERFORACION. (LODOS)

Segun definición API (American Petroleum Institute), es un fluido circulante, usado en la perforación rotatoria para ejecutar todas las operaciones de perforación requeridas.

Son por lo general suspensiones de sólidos en líquidos, los cuales presentan características de flujo bastante complejas, pues no siguen rigurosamente algún comportamiento reológico de los mencionados anteriormente.

Las condiciones de flujo, tales como las diferentes velocidades de corte ($\dot{\gamma}$) encontradas en los pozos petroleros, así como la presión y temperatura, tienden a agravar el entendimiento de las propiedades de flujo de éstos fluidos.

Los lodos de perforación pueden ser estudiados como fluidos no-newtonianos e independientes del tiempo, esto es, como plásticos de Bingham y pseudoplásticos con y sin punto de cedencia.

C A P I T U L O I I I

"D E S C R I P C I O N D E L O S

V I S C O S I M E T R O S"

CAPITULO III

"DESCRIPCION DE LOS VISCOSIMETROS"

Primeramente la viscosidad se define como la resistencia interna que tiene un fluido a fluir. Pero solo los fluidos newtonianos como el agua, tienen una viscosidad verdadera por sus características de flujo, esto es, que pueden definirse por un solo término. Todos los fluidos no-newtonianos (inclusive los lodos de perforación), necesitan más de un término de viscosidad para definir su comportamiento viscoso, ya que tienen características de flujo no lineales.

Puede expresarse la viscosidad de un fluido de perforación, en medidas relativas o absolutas.

a) Las **MEDIDAS RELATIVAS** son los valores de viscosidad aparente, que se obtienen con el Embudo Marsh, y es la forma cuantitativa para medir la viscosidad, esto es, que detecta una variación apreciable en las propiedades de flujo.

b) Las **MEDIDAS ABSOLUTAS** son valores de las características no-newtonianas, (tales como la viscosidad plástica, el valor de cedencia y esfuerzo cortante), que son la medida de la viscosidad cuantitativa y que se obtiene por medio del VISCOSIMETRO FANN V-G con la intención de diagnosticar el comportamiento del fluido.

Las mediciones con los viscosímetros, son determinaciones directas o indirectas de la relación entre el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$).

Para determinar las propiedades reológicas de los fluidos mediante las mediciones viscosimétricas y de curvas de flujo ó de reogramas, se requiere que la relación funcional $\tau = f(\dot{\gamma})$ sea independiente del tiempo.

Para el análisis de datos experimentales, las expresiones matemáticas empleadas, difieren de acuerdo a los principios geométricos y de diseño de los viscosímetros, pero a pesar de esto, proporcionan las mismas relaciones de esfuerzo cortante (τ) y velocidad de corte ($\dot{\gamma}$).

Para el estudio de las "PROPIEDADES DE FLUJO" en los fluidos de perforación, se describirán los instrumentos de medición utilizados en el campo como:

- BALANZA DE LODOS.
- EMBUDO MARSH.
- VISCOSIMERTO FANN V-G.
- VISCOSIMETRO CAPILAR.
- POTENCIOMETRO Y/O PAPEL HYDRION.

además de las características de los mismos, así como la determinación de las propiedades de los fluidos de perforación (densidad, viscosidad, gelatinosidad y PH) utilizando correctamente los instrumentos de medición .

Se hará mayor énfasis a los viscosímetros rotacionales de cilindros coaxiales, debido a que estos aparatos son los más comúnmente empleados tanto en el campo como en el laboratorio, además de su facilidad en el manejo y manipulación de datos experimentales.

Se tienen otros tipos de viscosímetros, tales como los viscosímetros tubulares, los viscosímetros capilares o reómetros de extrusión, que serán tratados como viscosímetros secundarios, debido a que estos aparatos no son comúnmente empleados en la industria petrolera.

3.1 - BALANZA DE LODOS PARA LA DETERMINACION DE LA DENSIDAD.

De las condiciones del lodo (viscosidad), se tiene una relación en el peso del lodo, por lo que es conveniente en este trabajo mencionar el dispositivo empleado para conocer su peso o densidad.

La balanza es el instrumento que se emplea para determinar la densidad de los fluidos de perforación.

En el campo la densidad del fluido se determina por medio de la balanza convencional, (ver figura 1), que tiene que ser un instrumento permanente en todo pozo.

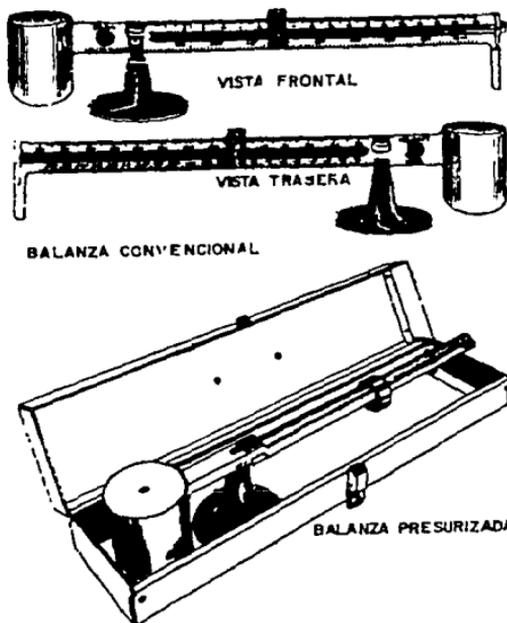


FIGURA 1 - BALANZA DE LODOS

3.1.1 - DESCRIPCION DE LA BALANZA.

Consta de una base de soporte en la cual descansa un brazo graduado con una copa y su tapa con orificio de purga, un filo de cuchilla, nivel, un pílón corredizo y un contrapeso.

El brazo graduado tiene cuatro escalas en una cara (ver figura 2)

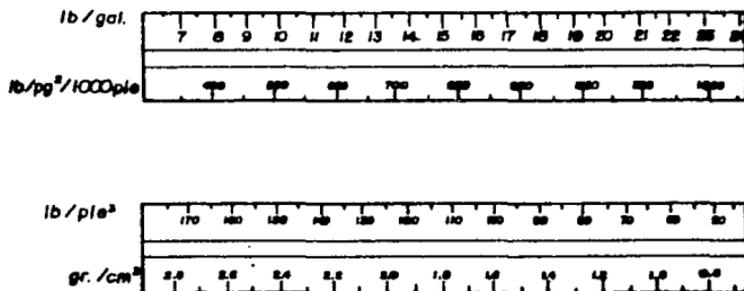


FIGURA - 2

1ª - Libras por galón (lb/gal) en escala del 6 al 24 y se utiliza unicamente para determinar la densidad en el sistema inglés.

2ª - Libras por pulgada cuadrada por mil pies, esto es (lb/pg²/1000pies) y se utiliza para calcular el gradiente de presión del fluido.

CARA OPUESTA.

3ª - Libras por pie cúbico (lb/pie³) que tambien es medida de densidad en el sistema inglés.

4ª - Gramos por centimetro cúbico (gr/cm³) con rango de 0.72 a 2.88 y se utiliza unicamente para determinar la densidad en el sistema métrico decimal.

3.1.2. - CALIBRACION DE LA BALANZA.

- a)- Llene la copa con agua dulce (ver figura 3)
- b)- Coloque la tapa cuidando se elimine el aire por el orificio de purga.
- c)- Seque la copa.
- d)- Deslice el pión corredizo al valor de 1.00 (gr/cm³) colocando la arista de cuchilla de la balanza en el punto de apoyo.
- e)- Si el pión y la copa no se equilibran perfectamente en posición del nivel, quite el tornillo que se encuentra en el contrapeso del brazo graduado, agregue o retire municiones de la cámara de calibración.



FIGURA 3 - BALANZA PARA PESAR FLUIDOS DE CONTROL.

En ocasiones no es posible lograr calibrar así la balanza, por ejemplo, si el tornillo está atorado, entonces el agua limpia puede dar una lectura inferior o superior a (1.00 gr/cm³) . En este caso se aumenta o disminuye la diferencia a la densidad que se obtenga al pesar el fluido.

PRIMER CASO:

Inferior a 1.00 gr/cm^3 . Si con el peso del agua, la balanza mostró 0.97 gr/cm^3 , se agregaran 0.03 gr/cm^3 al fluido en cuestión. Si este marcara de 1.20 gr/cm^3 se dirá que su densidad es de 1.23 gr/cm^3 .

SEGUNDO CASO:

Superior a 1.00 gr/cm^3 . Si con el peso del agua la balanza señalara 1.03 gr/cm^3 y el peso del fluido es de 1.20 gr/cm^3 , se restarán 0.03 gr/cm^3 y la densidad real sería de 1.17 gr/cm^3 .

3.1.3 - PROCEDIMIENTOS PARA MEDIR LA DENSIDAD:

Una vez que la balanza ha sido calibrada correctamente:

- a) - Llene la copa de la balanza con el fluido de control. (ver figura 4).



F I G U R A 4

b) - Coloque la tapa y asientela firmemente con lentitud, girándola y asegurándose que el excedente del fluido, salga por el orificio de la purga .

c) - Tape el orificio con un dedo, lave y seque el exterior de la copa y también el brazo graduado si éste se impregnó.

d) - Coloque la cuchilla en el punto de apoyo y mueva el pilón corridizo a lo largo del brazo graduado , hasta que queden perfectamente nivelados el pilón y la copa.

e) - Lea la densidad del fluido en el borde izquierdo del pilón corridizo.

f) - Reporte el resultado tomando en cuenta la división más cercana al pilón en [gr/cm³] o [lb/gal].

3.2 - DETERMINACION DE LA VISCOSIDAD MARSH.

Para determinar la viscosidad en el campo, se utiliza el EMBUDO MARSH, (ver figura 5)



FIGURA 6 - EMBUDO Y POCILLO "MARSH".

Este fué el primer instrumento utilizado para medir la viscosidad del lodo. Esta medición se realiza comparando el tiempo de escurrimiento del lodo con el del agua.

3.2.1 DESCRIPCION DEL EMBUDO MARSH.

- En la parte inferior, interiormente tiene un casquillo de bronce o latón con diámetro calibrado de $3/16$ pg x 2 pg de longitud.
- El diámetro de la parte superior es de 6 pg.
- Su longitud total es de 12 pg.
- Su capacidad, hasta el ras de la malla, es de 1500 cm³ ó 1.5 litros.
- Cubriendo la mitad de la boca y fija a $3/4$ pg del borde, tiene una malla con abertura de $1/16$ (malla 12).

El complemento del embudo, es un pocillo, que tiene grabadas en su interior dos escalas de lecturas, una con capacidad de 1000 cm³ (1 litro) y la otra con capacidad de 32 onzas. (ver figura 6)

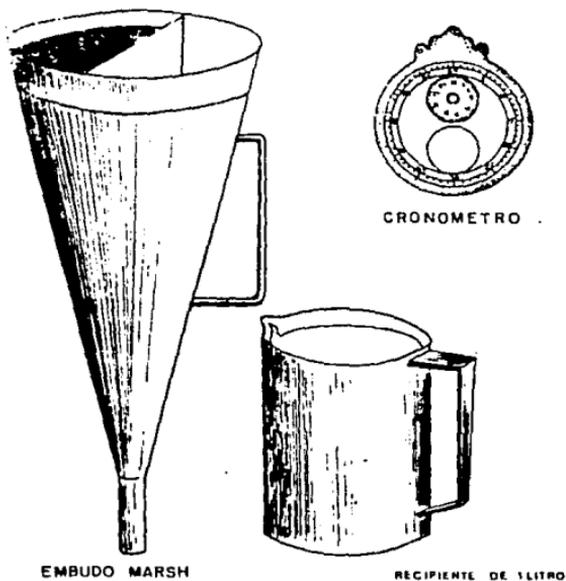


FIGURA 6 - EQUIPO PARA MEDIR LA VISCOSIDAD EN FORMA CUALITATIVA.

3.2.2 - CALIBRACION.

Coloque el embudo en posición vertical cubriendo el orificio inferior con un dedo, llene su interior con agua limpia hasta el ras de la malla. Retire el dedo y déjela fluir al pocillo graduado. El tiempo de escurrimiento de un litro deberá ser de 25 a 27 segundos en el laboratorio y de 28 a 30 segundos en el campo.

3.2.3 - PROCEDIMIENTO PARA MEDIR LA VISCOSIDAD.

- a) - Coloque el embudo en forma vertical y tape el orificio inferior con un dedo. (Ver figura 7)



FIGURA 7 - DETERMINANDO LA VISCOSIDAD.

- b) - A través de la malla coladora, vierta una muestra de fluido hasta el ras de la malla, esto evitará que pasen recortes a su interior y puedan obstruir la salida.
- c) - Con el pocillo graduado abajo del embudo, a una distancia aproximada de 4 pulgadas de otro y de tal forma que se vean las escalas, retire el dedo del orificio.
- d) - Con cronómetro o reloj, verifique los segundos que tarda en llenarse el pocillo hasta el valor de 1000 cm^3 (1 lit).
- e) - Reporte en segundos el tiempo que tarda en escurrir un litro de fluido; esa será la medida de su viscosidad en segundos MARSH.

3.3 - VISCOSIMETROS ROTACIONALES DE CILINDROS COAXIALES.

Las propiedades reológicas y tixotrópicas de un lodo de perforación (viscosidad plástica, punto de cedencia y esfuerzo gel) se miden en el campo como en el laboratorio usando un viscosímetro de velocidad variable (cuantitativamente), el que más se emplea, es el VISCOSIMETRO FANN V-G, MODELO 35 de 6 VELOCIDADES y 115 VOLTS.

El viscosímetro rotacional es un aparato que consiste de dos cilindros coaxiales, en donde uno de los cilindros es fijo o estacionario, en tanto que el otro cilindro gira con una velocidad angular determinada.

Este viscosímetro da lugar a que una muestra de lodo de perforación, colocada en el espacio anular entre los dos cilindros, sea sujeta a la acción del corte, en tanto que el esfuerzo es medido como una función del torque impuesto sobre el cilindro estacionario.

La velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) en un viscosímetro rotacional es determinada en base a la velocidad de rotación del cilindro móvil y a la geometría del sistema; en tanto que, el esfuerzo cortante (τ), es determinado como una función del torque medido.

La relación entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), es la misma, esto es, que siempre tienen la misma relación funcional $\tau = f(\dot{\gamma})$.

Bajo las condiciones anteriores de $\tau = f(\dot{\gamma})$, el fluido es "cortado" entre dos cilindros verticales coaxiales, largos relativamente con respecto al espacio anular entre ellos, donde las determinaciones se pueden realizar de tal forma que se tenga siempre la relación entre la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) y el esfuerzo cortante (τ), sin interesar cual de los dos cilindros sea el que gire o cual esté inmóvil.

VENTAJAS DE LOS VISCOSIMETROS ROTACIONALES.

- * Son fáciles de manejar y manipular, son prácticos en operaciones rutinarias.
- * La muestra de lodo puede ser colocada bajo la acción del corte sostenido, por lo que es posible analizar el efecto del tiempo sobre las propiedades reológicas del fluido (tixotropía).

* Se pueden efectuar sobre la misma muestra de lodo, mediciones subsiguientes, variando la velocidad de rotación y/o la temperatura.

DESVENTAJAS DEL EMPLEO DE VISCOSIMETROS ROTACIONALES.

- * Reducido número de velocidades de rotación (N)
- * Rango limitado de velocidades de corte.
- * El análisis y manejo de los datos experimentales es más complejo que en el caso del empleo de otros viscosímetros, debido a la geometría y diseño del aparato.

En los viscosímetros rotacionales, modelo FANN 35-VG, el cilindro interior ó "BOB" es fijo y el cilindro exterior ó "CAMISA" es rotatorio. (Ver figura 8)

El esfuerzo cortante (τ) es una función de la superficie del bob (radio) y de la resistencia del resorte e independiente de las propiedades reológicas del fluido. Consecuentemente el factor de proporcionalidad entre el esfuerzo cortante (τ) y torque (M), es única y exclusivamente una constante del instrumento.

La velocidad de corte (Γ), es una función de la velocidad angular de la camisa y de las propiedades del fluido (excepto para fluidos NEWTONIANOS). Esto hace que su determinación sea complicada y a menudo sea necesario el empleo de varios bobs, de dimensiones diferentes, así como el análisis gráfico y numérico de los datos.

Por consiguiente, el rango de operación de éstos viscosímetros, estará en función de la combinación bob-camisa-resorte de torsión empleada.

Comercialmente los viscosímetros rotacionales de cilindros coaxiales, para la industria petrolera, fueron diseñados para fluidos que se comportan como PLASTICOS DE BINGHAM, su empleo ha sido generalizado para el estudio de otros fluidos NO-NEWTONIANOS.

NOTA: Los pasos a seguir para el manejo del viscosímetro rotacional de cilindros coaxiales, se describirán al final de este capítulo.

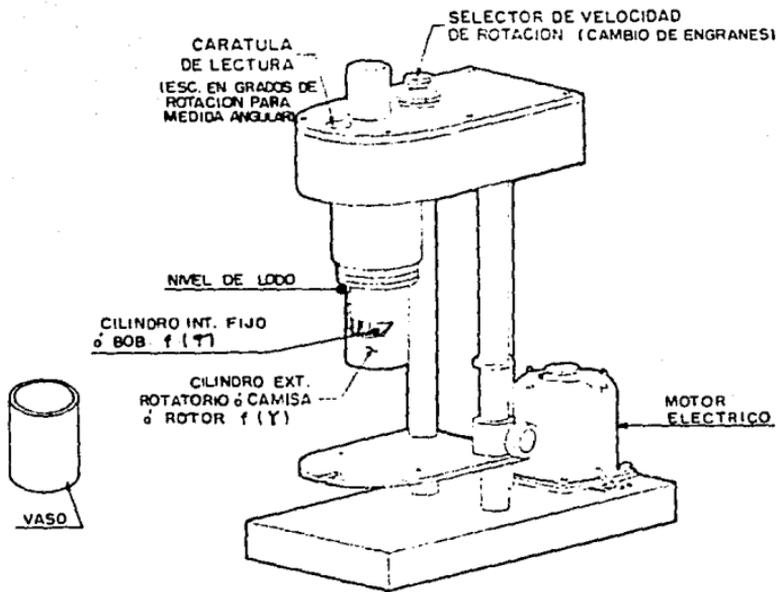


FIG. 8.-VISCOSIMETRO ROTACIONAL

3.3.1 - MECANICA DE FLUJO EN CILINDROS COAXIALES.

En un viscosímetro rotacional, el estudio de las propiedades de flujo de los fluidos, está basado en las siguientes suposiciones:

- a) - El flujo es estacionario, laminar e isotérmico .
- b) - El fluido es incompresible.
- c) - Las líneas de flujo son circulares, sobre el plano horizontal y perpendiculares a los ejes de rotación.
- d) - No existe deslizamiento entre los cilindros y el fluido, es decir, la velocidad del fluido en el bob es cero y en la camisa es la velocidad de ésta.
- e) - No existen efectos de frontera, ni esfuerzos normales.
- f) - El comportamiento del fluido no depende del tiempo.

Bajo las condiciones anteriores, considere a un fluido entre dos cilindros, como se muestra en la figura 9, donde el torque (M) aplicado en cualquier punto, entre la camisa y el bob, es la fuerza que causa que el fluido gire en lugar de que se acelere linealmente. Así el torque (M) puede expresarse como:

$$\text{TORQUE} = \text{AREA} \times \text{RADIO} \times \text{ESFUERZO.} \quad \text{-----} (3.1)$$

y matemáticamente escrito:

$$M = (2\pi r h e) \times r \times \tau \quad \text{-----} (3.2)$$

donde el término $(2\pi r h e)$ es la superficie lateral del bob, y despejando (τ):

$$\tau = \frac{M}{2\pi r^2 h e} \quad \text{-----} (3.3)$$

donde : $h e$: altura efectiva del bob .

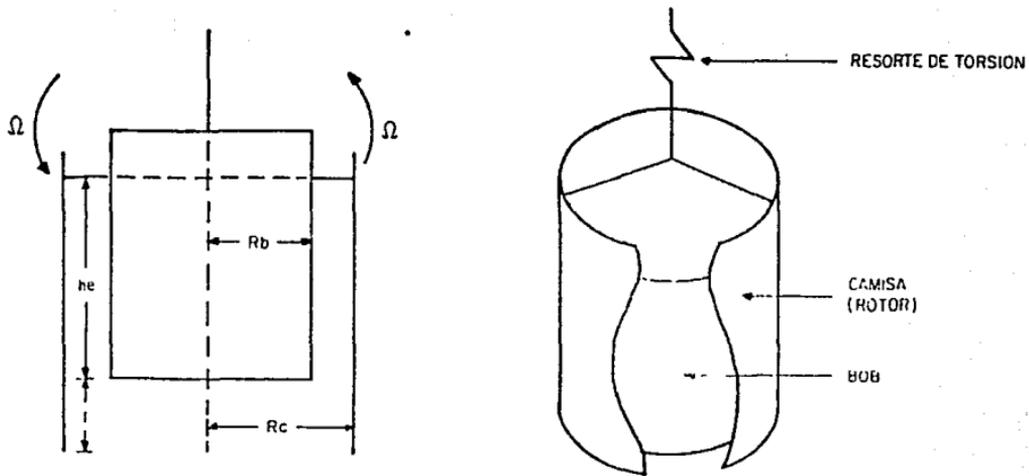


FIG. 9.- VISCOSIMETRO ROTACIONAL
DE CILINDROS COAXIALES

Esta última ecuación indica que el esfuerzo cortante (τ) es directamente proporcional al torque medido (M), e inversamente proporcional a las dimensiones del viscosímetro.

Por otra parte, suponga, que uno de los cilindros (cualquiera de los dos) está girando con una velocidad angular (Ω), donde el movimiento es relativo y de magnitud Ω .

Por consiguiente, la velocidad lineal a una distancia r es $r\omega$ y a una distancia dr de r es $d\omega$; por lo que:

$$(r + dr) (\omega + d\omega) = r\omega + r d\omega + \omega dr + \cancel{dr d\omega}^{\circ}$$

donde el último término se desprecia por ser de segundo orden y muy pequeño. De tal forma el incremento en la velocidad del fluido pasando de r a $r + dr$ es:

$$du = \omega dr + r d\omega$$

y el gradiente de velocidad será:

$$\frac{du}{dr} = \omega + \frac{r d\omega}{dr}$$

en esta ecuación, el primer término del segundo miembro (ω), es la velocidad angular del fluido a una distancia r , si no existiera corte.

La ecuación quedaría:

$$\frac{du}{dr} = r \frac{d\omega}{dr} \dots\dots\dots (3.4)$$

por consiguiente, la ecuación constitutiva se expresa en este caso como:

$$r \frac{d\omega}{dr} = f(\tau) \dots\dots\dots (3.5)$$

Derivando la ecuación (3.3) con respecto a r, tenemos:

$$\frac{dr}{dr} = - \frac{M}{\pi h e r^2}$$

sustituyendo el valor del torque (M) de la ecuación (3.2) y simplificando, resultará:

$$\frac{dr}{r} = - 2 \frac{dr}{r} \quad (3.5.1)$$

igualando las ecuaciones (3.5) y (3.5.1) y despejando (dw) se obtiene:

$$dw = - \frac{1}{2} f(r) \frac{dr}{r}$$

Integrando esta última expresión, desde la camisa hasta el bob, bajo los siguientes límites:

$$\begin{aligned} w &= 0 & \text{a} & \tau = r_b \\ \text{y} & & & \\ w &= \Omega & \text{a} & \tau = r_c \end{aligned}$$

donde: w : velocidad angular del fluido a una distancia r [rad/T]
 Ω : es la velocidad angular de la camisa [rad/T]

resulta:

$$\Omega = \frac{1}{2} \int_{r_c}^{r_b} f(r) \frac{dr}{r} \quad \text{-----} (3.6)$$

que es la ecuación general de velocidad de flujo para cualquier fluido independiente del tiempo cuando dicho fluido es cortado entre dos cilindros coaxiales.

La ecuación (3.3) del esfuerzo cortante (τ), puede ser determinada en cualquiera de los dos cilindros (bob ó camisa) y depende únicamente del instrumento, siendo independiente de las características del fluido.

La velocidad angular de la camisa (Ω), representa el gradiente de velocidad ó velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), y puede ser determinada sustituyendo en la ecuación (3.6) el modelo reológico del fluido.

Esto indica que la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), depende de las características reológicas del fluido, excepto en los fluidos Newtonianos.

Se concluye que las expresiones (3.3) y (3.6), son expresiones generales para el flujo de un fluido en un viscosímetro rotacional de cilindros concéntricos.

3.3.2 - FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NEWTONIANOS.

De acuerdo a la ecuación (3.3), el esfuerzo de corte (τ) evaluado ó medido en el bob es:

$$\tau_D = \frac{M}{2\pi R_D^2 h_e} \quad \text{-----} \quad (3.7)$$

La aplicación del torque sobre el bob, es una función de la constante del resorte y de la deflexión del mismo; por consiguiente:

$$M = KR \theta \quad \text{-----} \quad (3.8)$$

donde, (KR) es la constante del resorte de torsión en [FL/grados], y (θ) es la lectura del viscosímetro, correspondiente a la deflexión del resorte y no a un valor de esfuerzo cortante (τ). Por lo que realmente, lo que se lee en la carátula del viscosímetro, es una deflexión del resorte.

Sustituyendo el valor "M" de la ecuación (3.8) del torque en la ecuación (3.7), se obtiene:

$$\tau_D = \frac{KR \theta}{2\pi R_D^2 h_e} \quad \text{-----} \quad (3.9)$$

donde: R_D : es el radio del bob

Por otra parte, la velocidad de corte (Γ) se obtiene a partir de la ecuación general de velocidad de flujo (3.6) y de la ecuación constitutiva del MODELO DE NEWTON es decir:

$$\Omega = \frac{1}{2} \int_{r_c}^{r_b} \frac{gc \cdot r}{\mu} \frac{dr}{r} \quad \text{----- (3.10)}$$

integrando:

$$\Omega = \frac{gc}{2 \mu} (r_b - r_c)$$

donde: μ = es la viscosidad absoluta [cp]

Evaluando entre el bob y la camisa, en esta última expresión, y considerando la ecuación (3.3) se tiene:

$$\Omega = \frac{gc M}{4 \mu \pi h e} \frac{(R_c^2 - R_b^2)}{R_c^2 - R_b^2} \quad \text{----- (3.11)}$$

Del MODELO DE NEWTON se tiene :

$$\Gamma_w = \frac{gc}{\mu} r_b = \frac{gc}{\mu} \frac{M}{2 \pi R_b^2 h e}$$

donde: Γ_w = es la velocidad de corte en la pared de la tubería.

sustituyendo esta última ecuación en la (ec. 3.11) resulta:

$$\Gamma_w = 2 \Omega \frac{R_c^2}{R_c^2 - R_b^2} \quad \text{----- (3.12)}$$

la velocidad angular (Ω) esta relacionada como se indica a continuación:

$$\Omega = \frac{2\pi N}{60}$$

por consiguiente, se reduce la expresión para la velocidad de corte (Γ) de la siguiente manera:

$$\Gamma_w = \frac{\pi N}{15} \frac{Rc^2}{Rc^2 - Rb^2} \text{ ----- (3.13a)}$$

ó bien:

$$\Gamma_w = \frac{\pi N}{15} \frac{\beta^2}{\beta^2 - 1} \text{ ----- (3.13b)}$$

donde:

$$\beta = Rc / Rb \quad [\text{adim}]$$

Como se puede apreciar, las expresiones (3.9) y (3.13a y b), no dependen de las propiedades reológicas de los fluidos.

En los FLUIDOS NEWTONIANOS, el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte (Γ) son independientes de la viscosidad (μ) es decir, que dependen exclusivamente de las características geométricas y del diseño del viscosímetro rotacional, donde el cilindro interior (bob) es fijo, y el exterior (cámara) es rotatorio, como se había mencionado anteriormente.

3.3.3 - FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

Las ecuaciones se pueden obtener similarmente que las de los fluidos NEWTONIANOS, de tal forma que, a partir de las ecuaciones (3.3) y (3.6) con el modelo reológico correspondiente:

$$\tau = \frac{M}{2\pi r^2 h c} \quad (3.3)$$

$$\Omega = \frac{1}{2} \int_{\tau_c}^{\tau_b} f(\tau) \frac{dr}{r} \quad (3.6)$$

En este caso el esfuerzo de corte del bob (τ_b) es similar al anterior, pero la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), dependerá de las constantes reológicas del fluido, las cuales son las que se tratarán de determinar.

El desarrollo matemático de estas ecuaciones no será presentado debido a la complejidad de cada modelo, y se incrementa aún más por la geometría, por lo mismo, sólo se ilustrarán las ecuaciones que representan a cada modelo y se presentan a continuación:

BINGHAM:
$$\dot{\gamma}_w = \frac{\tau_w N}{15} \frac{B^*}{B^* - 1} + \frac{c_c \tau_y}{np} \left[\frac{2B^* \ln(B) - 1}{B^* - 1} \right]$$

LEY DE POTENCIA:
$$\dot{\gamma}_w = \frac{\tau_w N}{15 n} \frac{B^*/s}{(B^*/s - 1)}$$

donde:

τ_y = es el esfuerzo de cedencia [lb/100pies²]
 n = es el índice de comportamiento de flujo [adim]
 np = es la viscosidad plástica en [cp]

3.3.4 ECUACION GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CORTE (Γ) PARA FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

A partir de la ecuación general de la velocidad de flujo (3.6):

$$\Omega = \frac{1}{2} \int_{\tau_c}^{\tau_b} f(\tau) \frac{d\tau}{\tau} \quad (3.6)$$

la cual puede ser diferenciada con respecto al esfuerzo del bob (τ_b), obteniéndose la siguiente expresión:

$$\frac{d\Omega}{d\tau_b} = \frac{1}{2 \tau_b} \left[f(\tau_b) - f(\tau_c) \right] \dots \dots \dots (3.14)$$

la solución de esta ecuación puede ser obtenida para los siguientes casos, que dependen de la forma de obtener los datos experimentales:

- 1) - Diferentes Bobs.
- 2) - Dos Bobs.
- 3) - Un solo Bob.

En este estudio, solo se considerará el tercer caso (un solo bob). Si se desea emplear los otros dos casos, referirse a la bibliografía que al final se anexa.

Para un solo bob, **KRIEGER Y MARON**, usando la fórmula de la sumatoria de **EULER-MAC LAURIN**, mostraron que la ecuación anterior (3.14) es una serie de expansión asintótica, que tiene la forma siguiente:

$$f(\tau_b) = \frac{\Omega}{\ln B} \left[1 + (\ln B) \frac{d \ln \Omega}{d \ln \tau_b} + \frac{(\ln B)^2}{3 \Omega} \frac{d^2 \Omega}{d (\ln \tau_b)^2} - \dots \right]$$

$$\dots - \frac{(\ln B)^4}{45 \Omega} \frac{d^4 \Omega}{d (\ln \tau_b)^4} + \dots]$$

la cual converge rápidamente cuando "B" (relación entre los radios de los cilindros), es menor de 1.2. Esta relación (B), para los viscosímetros rotacionales, comerciales, es aproximadamente igual a 1.058; por lo que la serie de expansión se reduce a los dos primeros términos, sin que caiga en un error apreciable (según KRIEGER Y MARON, menor de 2%).

La ecuación de la velocidad de corte, finalmente se reduce a :

$$\Gamma_w = \frac{\pi N}{15} \frac{R^2}{R^2 - 1} FKM \text{ ----- (3.15)}$$

donde:

FKM = es el factor de corrección de KRIEGER-MARON. [adim]

B = es la relación entre el radio de la camisa y el bob [adim].

el factor FKM está definido por:

$$FKM = \left[1 + K_1 \left(\frac{1}{n^*} - 1 \right) + K_2 \left(\frac{1}{n^*} - 1 \right)^2 \right] \text{----- (3.16)}$$

donde:

$$K_1 = \frac{R^2 - 1}{2 R^2} \left[1 + \frac{2}{3} \ln(B) \right]$$

y:

$$K_2 = \left[\frac{R^2 - 1}{6 R^2} \right] \ln(B)$$

donde:

n* = es la pendiente tangente en un punto de la curva logarítmica de γ_b vs $\dot{\gamma}$ [adim].

y está definida por:

$$n'' = \frac{d \log (\tau b)}{d \log (N)} \text{ ----- (3.17)}$$

es decir, que n'' es la pendiente de una gráfica logarítmica de N (velocidad de rotación de la camisa), contra τb (esfuerzo del bob), en el punto de interés.

Nótese que no pueden ser confundidas n'' con n' y n , ya que n'' es diferente.

Pese a que las ecuaciones (3.9) y (3.15) se obtubieron sin tomar en cuenta algún comportamiento reológico del fluido, se hacen válidas dichas ecuaciones para cualquier tipo de FLUIDO NO-NEWTONIANO independiente del tiempo.

Considere que cuando se tiene $n'' = 1$, por definición se trata de un FLUIDO NEWTONIANO, por consiguiente $FKM = 1$ y la ecuación (3.15) se reduce a su correspondiente ecuación para fluidos newtonianos (ec. 3.13b).

3.3.5 - INTERPRETACION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES.

En el viscosímetro rotacional de cilindros coaxiales, se obtienen las lecturas de la deformación del resorte de torsión (Θ), a las velocidades de rotación (N) correspondientes, que conjuntamente con la geometría del aparato se pueda establecer, ésto es:

$$\tau_b = K_{1r} \Theta$$

y

$$\tau_w = K_{2r} N \text{ FKM}$$

donde :

K_{1r} = Factor geométrico del viscosímetro rotacional
[F/grados L²]

K_{2r} = Factor geométrico del viscosímetro rotacional
[1/T rpm]

y están definidas por:

$$K_{1r} = \frac{K_r}{2\pi R b^2 h e}$$

$$K_{2r} = \frac{\pi}{15} \frac{R^2}{b^2 - 1}$$

a partir de las lecturas medidas o registradas en un viscosímetro rotacional, se obtienen las propiedades reológicas de los FLUIDOS NO-NEWTONIANOS (lodos de perforación) independientes del tiempo, por lo que se sugiere el siguiente procedimiento:

• NOTA :

- 1) - Obtener el esfuerzo cortante (τ_b) en el bob a cada una de las velocidades de rotación de la camisa (N), como se indica a continuación:
 - a) - Llenar la copa del viscosímetro hasta la marca.
 - b) - Sumergir el rotor en la muestra hasta la línea grabada, si se sumerge a cualquier profundidad, puede dar indicaciones anormales ó dañar y desajustar el aparato.
 - c) - Con el rotor girando a 600 RPM, esperar que la lectura de la escala se estabilice. Anotar la lectura para 600 RPM.
 - d) - Cambiar a 300 RPM y cuando la lectura se estabilice, anotar la lectura correspondiente .
 - e) - Inmediatamente después cambiar la velocidad a 600 RPM, agitar así la muestra por 10 a 15 seg.
 - f) - Parar el instrumento exactamente 10 seg mientras la muestra se asienta. Cambiar el engrane a 3 RPM mientras el instrumento está parado.
 - g) - Al terminar los 10 seg., girar el instrumento a 3 RPM observando la escala. La deflexión máxima en la escala, es directamente el esfuerzo gel a 10 seg. en [lbf/100pies²].
 - h) - Inmediatamente cambiar a 600 RPM, agitarla por 10 ó 15 seg. Parar el instrumento y esperar 10 min. Cambiar el engrane a 3 RPM mientras el aparato está parado.
 - i) - Al terminar los 10 min. girar el instrumento a 3 RPM, observar la escala donde la máxima deflexión es directamente el esfuerzo gel de 10 min. en [lbf/100pies²].

- 2) - Graficar en escalas logarítmicas y/o cartesianas el esfuerzo cortante (τ) contra la velocidad de rotación (N).
- 3) - Determinar gráfica o numericamente el valor de n^* en los puntos de interés, como una función de (N).
- 4) - En los puntos de interés, calcular el valor de ($\dot{\gamma}_w$).
- 5) - Graficar en coordenadas cartesianas o logarítmicas el esfuerzo del bob (τ_D) contra la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$).
- 6) - Ajustar algún modelo reológico de acuerdo a los datos obtenidos experimentalmente, así como la obtención de las constantes reológicas del modelo seleccionado.

3.4 - VISCOSIMETROS CAPILARES.

Es un instrumento que mide la caída de presión cuando se hace fluir un líquido NEWTONIANO o NO-NEWTONIANO a través de un tubo capilar, es decir, a través de una longitud dada de tubería a ciertas velocidades de flujo.

Los viscosímetros capilares son REOMETROS DE EXTRUSION O DE TUBOS pero, se emplea el término de "capilares" debido a la mecánica de flujo y no por las dimensiones de los tubos, aun cuando se tienen viscosímetros netamente capilares, como los mostrados en la figura 10.

Como se dijo anteriormente los viscosímetros capilares son los instrumentos que permiten que una muestra de fluido, fluya a través de un tubo capilar para dimensiones conocidas, a un gasto determinado en un movimiento laminar, bajo la acción de un esfuerzo.

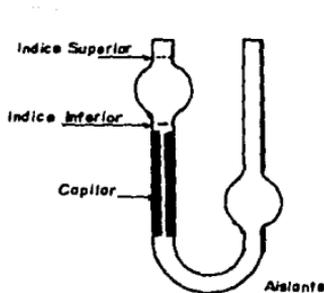
Las determinaciones experimentales dependen del diseño del viscosímetro y pueden llevarse a cabo de las 2 siguientes formas:

- 1) - El fluido es circulado a un gasto determinado, mientras que es medida la caída de presión resultante en la sección de prueba.
- 2) - El fluido es forzado a circular a través de la sección de prueba, bajo la acción de un gradiente de presión (esfuerzo), midiendo el gasto resultante de flujo.

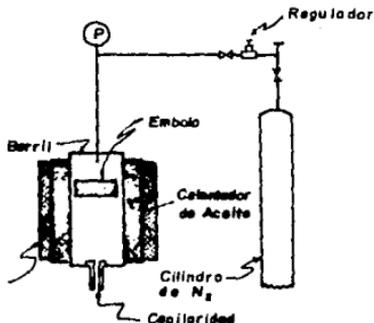
Cualquiera que sea el principio de diseño, siempre se dispondrá de un gasto de flujo y su caída de presión, donde el gasto va a ser proporcional a la velocidad cortante y la caída de presión va a ser proporcional al esfuerzo cortante (τ), ésto es:

$$Q = f(Q)$$

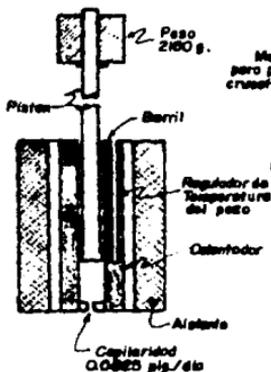
$$\tau = f(\Delta P)$$



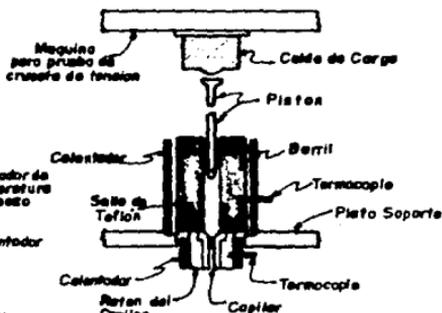
REOMETRO OSTWALD



REOMETRO DE EXTRUSION
BURRELL - SEVERS



INDICADOR DE FUSION



REOMETRO DE EXTRUSION
CAPILAR "MOSANTO"

FIG. 10 TUBO CAPILAR. REOMETROS PARA
FLUIDOS NO-NEWTONIANOS

-ACSESORIOS PRINCIPALES DE UN VISCOSIMETRO CAPILAR.

- 1- Tubo capilar de dimensiones conocidas. (ver figura 11)
- 2- Depósito para contener al fluido de prueba.
- 3- Unidad para medir ó controlar el gasto de flujo.
- 4- Unidad para medir ó controlar la presión
- 5- Unidad para medir ó controlar la temperatura.

- VENTAJAS DEL BUEN DISEÑO DE LOS VISCOSIMETROS.

- a)- Facilidad de manipulación de los datos experimentales y simplicidad en el análisis.
- b)- Simplicidad en la operación mecánica.
- c)- Apropriados para el análisis de los fluidos NO-NEWTONIANOS e independientes del tiempo.
- d)- Rango amplio de velocidades de corte ($\dot{\gamma}$).
- e)- Correlación directa con los problemas de flujo en tuberías en escala real ó industrial.

- PRINCIPALES DESVENTAJAS EN LOS VISCOSIMETROS.

1. - El hecho de que no son confiables para el estudio de los fluidos dependientes del tiempo.
2. - Son muy lentos.

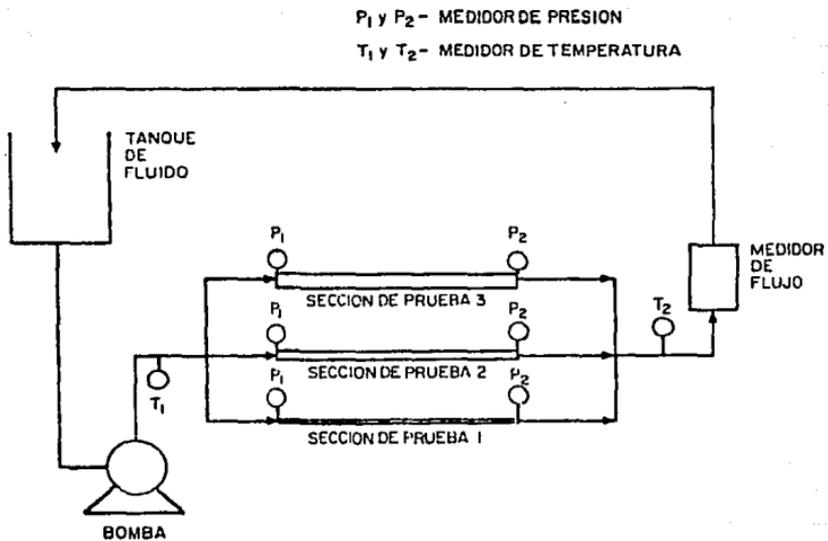


FIG. II - REPRESENTACION ESQUEMATICA DE UN REOMETRO DE EXTRUSION

**3.4.1 - CAUSAS Y ERRORES EN LAS MEDICIONES DE LA VISCOSIMETRIA
CAPILAR.**

1. - FACTOR: Pérdida de presión antes del capilar.

CAUSA: Pegadura del pistón ó energía disipada en el flujo del material dentro del cilindro, antes de entrar al capilar

APLICACION: Viscosímetro tipo piston cilindro.

2. - FACTOR: Pérdidas por energía cinética.

CAUSA: Pérdidas de presión debido a la energía cinética a la salida del capilar.

APLICACION: General.

3. - FACTOR: Escurrimiento.

CAUSA: Adherencia del fluido a las paredes del capilar.

APLICACION: Viscosímetros capilares de vidrio.

4. - FACTOR: Turbulencia.

CAUSA: Pérdida de energía debido a flujo turbulento.

APLICACION: General.

5. - FACTOR: Efectos caloríficos.

CAUSA: Conversión de energía de presión en calor, a través del flujo.

APLICACION: Viscosímetros de alta velocidad de corte.

6. - FACTOR: Efectos de frontera.

CAUSA: Pérdida de energía debido al comportamiento cuando un fluido converge o diverge en los extremos del capilar.

APLICACION: General.

7. - FACTOR: Efectos de pared.

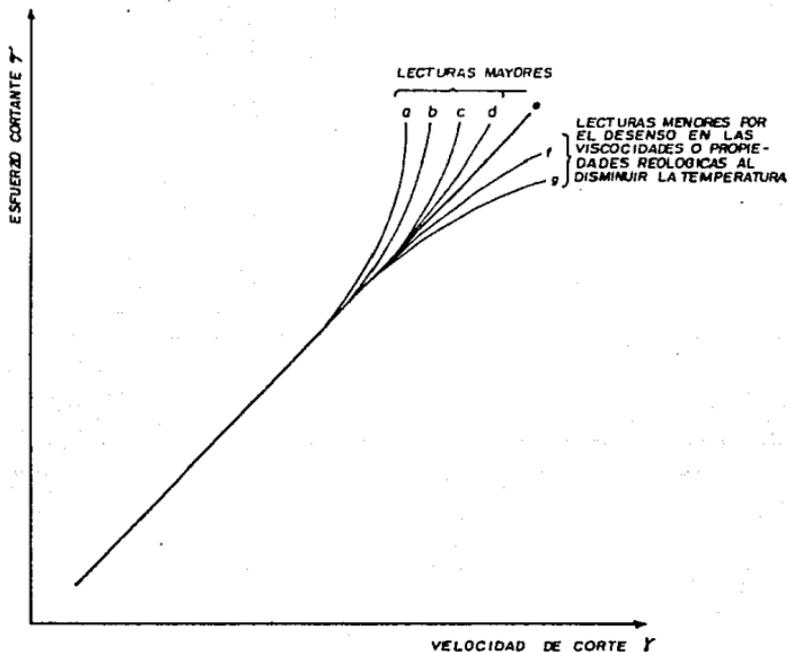
CAUSA: Fenómenos de superficie en la interfase de la pared del capilar del fluido.

APLICACION: Mezclas heterogéneas.
(ver figura 12).

3.4.2 MECANICA DE FLUJO EN CAPILARES.

Se basa en las siguientes suposiciones:

- 1) - La viscosidad del fluido no cambia apreciablemente con la caída de presión en el tubo.
- 2) - El fluido es incompresible.
- 3) - No existen fuerzas externas sobre el fluido.
- 4) - La sección de prueba está alejada de los extremos de la tubería, por lo que los efectos de entrada son despreciables.
- 5) - No hay deslizamiento entre el fluido y la pared, esto es, la velocidad del fluido en contacto con las paredes de la tubería, es cero.
- 6) - La velocidad del fluido en la dirección axial es únicamente una función de la distancia radial.



- a.- Energía Cinética.
- b.- Efecto de Frontera.
- c.- Turbulencia.
- d.- Pérdidas, antes del capilar.
- e.- Sin Efecto.
- f.- Efectos Coloidales.
- g.- Efectos de Pared.

FIG.12 GRAFICA DE LAS DESVIACIONES DE LA CURVA DE FLUJO DEBIDO A LOS EFECTOS EN LAS MEDICIONES VISCOSIMETRICAS

- 7) - Las componentes de la velocidad en las direcciones radial y tangencial son iguales a cero.
- 8) - El flujo es estacionario, laminar e isotérmico.

Bajo las consideraciones anteriores, suponga a un fluido fluyendo a través de un conducto capilar como el que se muestra en la figura 13, donde un balance de fuerzas resultaría de la siguiente manera:

FUERZAS VISCOSAS : FUERZA APLICADA
 (tienden a retardar el movimiento) (tiende a mover al fluido en la dirección del flujo)

donde:

$$\text{FUERZAS VISCOSAS} = \tau r z A = \tau (2\pi r L)$$

area cilindro

$$\text{FUERZA APLICADA} = \Delta P A = \Delta P (\pi r^2)$$

por consiguiente, igualando las expresiones anteriores y despejando el esfuerzo de corte (τ) se tiene:

$$\tau = \frac{r \Delta P}{2L} \quad \text{----- (3.18)}$$

Esta última expresión nos indica que el esfuerzo de corte es directamente proporcional a la distancia, desde el centro de la tubería (r) y al gradiente de presión ($\Delta P/L$).

Si aplicamos las condiciones de frontera en la tubería, cuando $r = 0$, la (ecuación 3.18) queda:

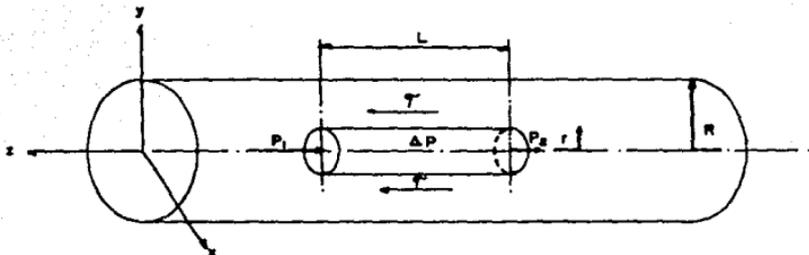


FIG. 13 - BALANCE DE FUERZAS DE UN FLUIDO A TRAVES DE UN CONDUCTO CAPILAR

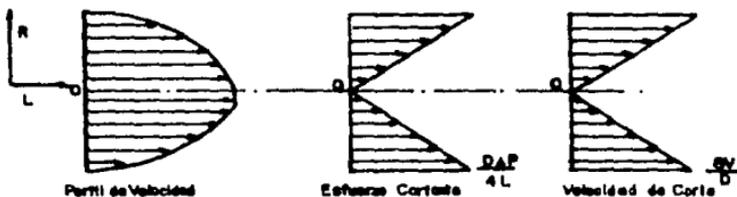


FIG. 14 - FLUJO NEWTONIANO EN TUBERIAS

$$\tau = 0$$

pero en la pared de la tubería cuando $r = R$, la ecuación (3.18), queda de la siguiente manera:

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2 L} = \frac{D \Delta P}{4 L} \quad \text{----- (3.19)}$$

En las ecuaciones (3.18) y (3.19), el esfuerzo cortante (τ), en cualquier punto en el interior de la tubería es independiente de las características reológicas del fluido, siendo solamente una función de la posición radial con el máximo valor en la pared de la tubería.

De las ecuaciones (3.18) y (3.19) y despejando el esfuerzo cortante (τ), se tiene:

$$\tau = \tau_w (r/R)$$

y considerando la ecuación constitutiva (de un fluido cualquiera)

$$\tau = (-du/dr) = f(\tau)$$

se tiene:

$$(-du/dr) = f\left(\tau_w \frac{r}{R}\right) \quad \text{----- (3.20)}$$

donde:

$(-du/dr)$ = es el gradiente de velocidad del fluido.

e integrando bajo los siguientes límites:

$$\begin{array}{l} U = U \quad \bullet \quad r = r \\ U = 0 \quad \bullet \quad r = R \end{array}$$

queda:

$$\int_U^0 -du = \int_r^R f\left(\tau_w \frac{r}{R}\right) dr$$

finalmente:

$$U = \int_r^R f\left(\pi r \frac{r}{R}\right) dr \quad \text{----- (3.21)}$$

que nos representa el perfil de velocidades en el interior de una tubería, considerando cualquier fluido independiente del tiempo.

Considerando el gasto volumétrico dentro del elemento cilíndrico (figura 13), moviéndose a una velocidad U, se tiene:

$$dq = U dA = U 2\pi r dr$$

e integrando bajo los límites:

$$\begin{array}{lll} q = 0 & \text{en} & r = 0 \\ q = Q & \text{en} & r = R \end{array}$$

integrando por partes tendremos:

$$\int_0^Q dq = 2\pi \int_0^R Ur dr = \pi \left[U r^2 - r^2 dU \right]_0^R$$

cuando $r = R$ se tiene que, $U = 0$, por lo que, la expresión anterior resulta:

$$Q = \pi \int_0^R r^2 du \quad \text{----- (3.22)}$$

y sustituyendo en ésta última las ecuaciones (3.18), (3.19) y la ecuación constitutiva de un fluido cualquiera (ec. 3.20) se obtiene:

$$Q = \frac{\pi R}{\tau_w} \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau \text{ ----- (3.23)}$$

donde: Q = es el gasto volumétrico de flujo [L³/T]

que es la ecuación general para el flujo laminar en una tubería,
además nos relaciona el gasto volumétrico y la velocidad de corte.
 De tal forma que la ecuación (3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2L} = \frac{D \Delta P}{4L}$$

nos representa el esfuerzo cortante en la pared de la tubería y es independiente del comportamiento reológico; por lo que, para obtener el perfil de velocidades y el flujo, se necesita introducir el modelo reológico del fluido, en las ecuaciones (3.21) y (3.23), por lo que dependen del comportamiento reológico del fluido.

Las ecuaciones (3.18), (3.19), (3.21), (3.23), son ecuaciones generales para el flujo laminar de los fluidos NO-NEWTONIANOS independientes del tiempo; siendo válidas para cualquier fluido sin importar su comportamiento reológico.

3.4.3 - FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NEWTONIANOS.

Los fluidos de perforación por su complicado comportamiento, se consideran fluidos NO-NEWTONIANOS y debido a ésta semejanza, el flujo de éstos "lodos" se presenta en esta sección, ya que nos da las bases para el estudio de los fluidos no-Newtonianos.

Sustituyendo la ecuación de los FLUIDOS NEWTONIANOS (ideales), de la que se hablara en el siguiente capítulo:

$$\tau = \frac{\mu}{gc} \Gamma$$

la ecuación del esfuerzo de corte evaluado en la pared de la tubería (ec. 3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2L} = \frac{D \Delta P}{4L}$$

en, la ecuación general del gasto volumétrico (Q) de flujo laminar en una tubería (ec. 3.23):

$$Q = \frac{\pi R}{\tau_w} \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau$$

resultando, lo siguiente:

$$V = \frac{\pi R^4 \Delta P}{32 \mu L} \text{ ----- (3.24)}$$

que es la solución exacta y es la ecuación de HAGEN-POISEVILLE.

Por otra parte, el perfil de velocidades se obtiene a partir de la ecuación (3.21):

$$U = \int_r^R f\left(\tau_w \frac{r}{R}\right) dr$$

sustituyendo la ecuación constitutiva de un fluido (ec. 3.20):

$$(-du/dr) = f\left(\tau_w \frac{r}{R}\right)$$

la ecuación (3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2L} = \frac{D \Delta P}{4L}$$

e igualando con la ecuación (3.24):

$$V = \frac{\mu C D^3 \Delta P}{32 \mu L}$$

quedando de la siguiente forma:

$$U = 2V [1 - (r/R)^2] \quad \text{----- (3.25)}$$

donde:

U : indica que el perfil de velocidades de un fluido NEWTONIANO es parabólico, con la máxima velocidad en el mero centro de la tubería, esto es $r = 0$, $U_{max} = 2V$.

Es de gran importancia la evaluación de la velocidad de corte en la pared de la tubería (Γ_w), que puede obtenerse sustituyendo el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w) (ec. 3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2L} = \frac{D \Delta P}{4L}$$

y la ecuación de HAGEN POISEVILLE (ec. 3.24):

$$V = \frac{\mu C D^3 \Delta P}{32 \mu L}$$

en el modelo de NEWTON:

$$\Gamma = \frac{\mu C D \Delta P}{4 \mu L}$$

quedando finalmente:

$$\Gamma_w = \frac{8V}{D} \text{-----} (3.26)$$

Se ilustran en el perfil de velocidad, la variación del esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte (Γ), con respecto a su posición dentro de la tubería, esto es:

Para flujo NEWTONIANO (figura 14); para flujo BINGHAM en tuberías donde, en su perfil de velocidades (figura 15) se observa el fluido tapón y su correspondiente esfuerzo de corte (τ) y velocidad de corte (Γ) [modificado]; y para la LEY DE POTENCIA donde se observan los diferentes perfiles de velocidades "n" (figura 16).

Observe que la velocidad de corte en la pared de la tubería (Γ_w), para fluidos Newtonianos [ecuación anterior], es independiente de la constante del modelo reológico o viscosidad.

Las cantidades $8V/D$ y ΔP , en un viscosímetro capilar, son fácilmente medibles, donde se puede obtener el esfuerzo cortante en la pared de la tubería (τ_w) y la velocidad de corte en la pared de la tubería (Γ_w); pero en este flujo laminar de FLUIDOS NEWTONIANOS, es directa la obtención de la viscosidad.

3.4.4 - FLUJO LAMINAR DE FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

Las ecuaciones se pueden obtener similarmente a las ecuaciones para FLUIDOS NEWTONIANOS, esto es, a partir de la sustitución del modelo reológico (ecuación constitutiva de un fluido cualquiera) (ec. 3.20):

$$\Gamma = (-du/dr) = f\left(\tau_w \frac{r}{R}\right)$$

y ecuaciones del esfuerzo cortante evaluado en la pared de la tubería (τ_w) (ec. 3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2 L} = \frac{D \Delta P}{4 L}$$

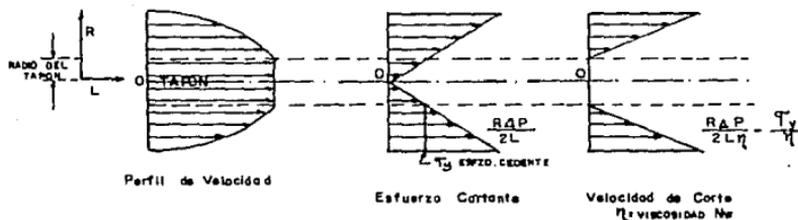


FIG.15 - FLUJO BINGHAM EN TUBERIAS

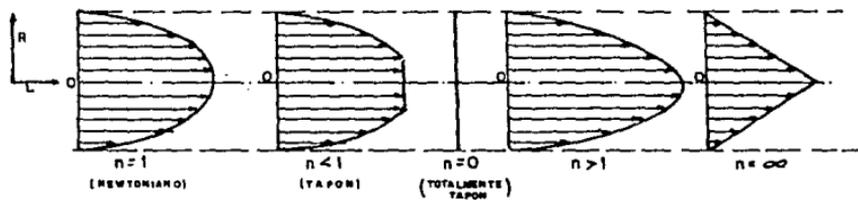


FIG.16 - PARA FLUIDO DE LEY DE POTENCIA

/ la que representa el perfil de velocidades en el interior de una tubería. (ecuación 3.21):

$$U = \int_0^R f \left(\tau_w \frac{r}{R} \right) dr$$

/ la ecuación general de flujo para cualquier fluido (ecuación 3.23):

$$Q = \frac{\pi R^2}{\tau_w} \int_0^{\tau_w} \tau' f(\tau) d\tau$$

donde el esfuerzo cortante en la pared de la tubería (τ_w) sigue siendo la ecuación (3.19):

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2 L} = \frac{D \Delta P}{4 L}$$

pero la velocidad de corte en la pared de la tubería (τ_w) ya no es igual a la ecuación (3.26), sino que depende las propiedades reológicas del fluido, esto es:

$$\tau_w = \frac{\Delta V}{D} \quad (\text{Newtoniano}) \quad (3.26)$$

$$\tau_w = \frac{\Delta V}{D} + \frac{1}{3} \left[\frac{g_c \tau_w}{n p} \right] \quad \begin{array}{l} (\text{Bingham}) \\ (\text{No-Newtoniano}) \end{array} \quad (3.26.1)$$

$$\tau_w = \left[\frac{3n + 1}{4n} \right] \frac{\Delta V}{D} \quad \begin{array}{l} (\text{Ley de Potencia}) \\ (\text{No-Newtoniano}) \end{array} \quad (3.26.2)$$

Se observa en las dos últimas ecuaciones que la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), depende de las propiedades reológicas del fluido, por lo que, se tratarán de determinar las constantes reológicas para los FLUIDOS NO-NEWTONIANOS, a partir de mediciones experimentales en un VISCOSIMETRO CAPILAR, determinando primeramente la velocidad de corte en la pared de tubería ($\dot{\gamma}_w$), e inmediatamente realizar el modelo reológico correspondiente.

3.4.5 - EXPRESION GENERAL DE LA VELOCIDAD DE CORTE PARA FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

Algunos autores, tales como RABINOWITSCH & MOONEY y más tarde DODGE & METZNER, propusieron un procedimiento generalizado para la determinación de la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) de los fluidos NO-NEWTONIANOS, cuando son analizados en un viscosímetro capilar.

Esto es, apartir de la ecuación general de flujo para cualquier fluido (ecuación 3.23):

$$Q = \frac{\pi R^3}{4\dot{\gamma}_w} \int_0^{\dot{\gamma}_w} \dot{\gamma}' f(\dot{\gamma}') d\dot{\gamma}'$$

y expresada en función de la velocidad promedio:

$$\frac{Q}{D} = \frac{\dot{\gamma}_w}{4} \int_0^{\dot{\gamma}_w} \dot{\gamma}' f(\dot{\gamma}') d\dot{\gamma}'$$

y diferenciándola con respecto al esfuerzo de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), se tiene:

$$\frac{d \left[\frac{(\delta V/D) (\tau_w/4)^3}{d \tau_w} \right]}{d \tau_w} = \frac{d}{d \tau_w} \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau$$

$$\Gamma_w = \frac{\delta V}{D} \frac{3 \tau_w^2}{4} + \frac{\tau_w^3}{4} \frac{d(\delta V/D)}{d \tau_w} = \tau_w^2 f(\tau_w)$$

donde, de las tres igualdades, las dos primeras, nos representan la ecuación de RABINOWITSCH. De la relación funcional anterior, se tiene que:

$$\Gamma_w = f(\tau_w)$$

entonces:

$$\Gamma_w = \frac{\delta V}{D} \left[\frac{3}{4} \right] + \frac{\tau_w}{4} \frac{d(\delta V/D)}{d \tau_w}$$

multiplicando y dividiendo esta última ecuación por $(\delta V/D)$ y arreglándola se tendrá:

$$\Gamma_w = \frac{\delta V}{D} \left[\frac{3}{4} \right] + \frac{\delta V}{D} \left[\frac{1}{4} \right] \frac{d(\delta V/D) / (\delta V/D)}{d \tau_w / \tau_w}$$

además, si:

$$d[\log(x)] = dx/x$$

la ecuación de la velocidad de corte en la pared de la tubería (Γ_w) se transforma a:

$$\Gamma_w = \frac{\delta V}{D} \left[\frac{3}{4} \right] + \frac{\delta V}{D} \left[\frac{1}{4} \right] \frac{d \log(\delta V/D)}{d \log(\tau_w)} \dots \dots \dots (A)$$

que es una función lineal del esfuerzo cortante en la pared de la tubería (τ_w), contra la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), donde la pendiente está dada por la siguiente ecuación:

$$n' = \frac{d \log \left[\frac{D \Delta P}{4L} \right]}{d \log \left[\frac{8V}{D} \right]} \quad \text{----- (3.27)}$$

donde:

n' : Es la pendiente, o tangente en un punto de la curva logarítmica de $(D \Delta P / 4L)$ contra $(8V / D)$ [adim].

Observe que en esta última ecuación, el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w), se substituyó por $(D \Delta P / 4L)$ de la ecuación (3.19):

$$\tau_w = D \Delta P / 4L$$

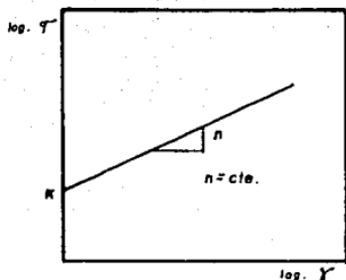
sustituyendo la ecuación anterior (3.27) de la pendiente (n'), en la ecuación (A) para la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), se tiene:

$$\dot{\gamma}_w = \frac{3n' + 1}{4n'} \frac{8V}{D} \quad \text{----- (3.28)}$$

Esta última ecuación es la solución rigurosamente exacta de la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), sirve para cualquier fluido NO-NEWTONIANO y no necesita de suposiciones, tal como la relación entre el esfuerzo y velocidad de corte.

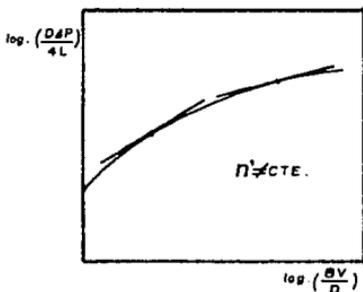
Esta ecuación es similar a la ecuación de LEY DE POTENCIA (ec. 3.26.2), donde $n' = n$.

Es importante aclarar que n' es la pendiente de una gráfica logarítmica de $(8V/D)$ contra $(D \Delta P / 4L)$, y no, es la misma que n (índice de comportamiento de flujo de los modelos de LEY DE POTENCIA). (ver figura 17.)



$$\tau = K \dot{\gamma}^n$$

$$D \log. \tau = \log. K + n \log. \dot{\gamma}$$



$$\tau = \frac{D \Delta P}{4L}$$

FIGURA - 17

Solo en caso de que la pendiente n' sea constante en todo el rango de velocidades de corte ($\dot{\gamma}$), lo anterior descrito es cierto.

En el VISCOSIMETRO CAPILAR, debido a que las cantidades $(D \Delta P / 4L)$ y $(8V / D)$ son cantidades fácilmente obtenibles, donde es posible evaluar el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w), la pendiente (n') y de aquí la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), para los fluidos no-Newtonianos.

Ya obtenidos el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w) y la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$), es posible ajustar un modelo reológico a los datos experimentales.

Así mismo es de importancia aclarar el hecho de que, las ecuaciones (3.19) y (3.23) :

$$\tau_w = \frac{R \Delta P}{2L} = \frac{D \Delta P}{4L} \quad (3.19)$$

$$Q = \frac{\pi R^3}{\tau_w} \int_0^{\tau_w} \tau^n f(\tau) d\tau \quad (3.23)$$

son ecuaciones generales para el flujo de fluidos independientes del tiempo, sin importar su comportamiento reológico, pero, la ecuación siguiente es rigurosamente exacta, y es para calcular la velocidad de corte (Γ) en el interior de una tubería:

$$\Gamma_w = \frac{3n' + 1}{4n'} \frac{\delta V}{D} \quad (3.28)$$

y dentro del espacio anular tendremos: (referencia 12)

$$\Gamma_{ea} = \frac{2n' + 1}{3n'} \frac{12V}{(D_h - D_e)} \quad (3.28-A)$$

esto es, como se dijo anteriormente, no requiere de suposiciones tales como la relación funcional entre el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte (Γ).

Para el fluido laminar de cualquier fluido, cuyo esfuerzo de corte (τ) es únicamente una función de la velocidad de corte (Γ), la relación entre el esfuerzo de corte en la pared ($D\Delta P/4L$) y la cantidad ($\delta V/D$), es única.

3.4.6 - INTERPRETACION DE LOS DATOS EXPERIMENTALES.

El gasto volumétrico de flujo (Q), en un viscosímetro capilar, se determina a una caída de presión (ΔP) correspondiente, conjuntamente con las dimensiones de la sección de prueba, que proporcionan la relación entre la velocidad de corte (Γ) y el esfuerzo cortante (τ), se hace:

$$\tau_w = K_{1c} \Delta P$$

y

$$\frac{\delta V}{D} = K_{2c} Q$$

donde:

$K_{1c} = D/4L$ y es el factor geométrico del viscosímetro capilar [adim].

$K_{2c} = 32/\pi D$ también es un factor geométrico del viscosímetro capilar [1/L]

**PROCEDIMIENTO PARA LA DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES REOLOGICAS
O DE FLUJO DE LOS FLUIDOS NO-NEWTONIANOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO:**

1. - Primeramente, de las mediciones del gasto (Q) y la caída de presión (ΔP), determine el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w) y la cantidad ($8V/D$). Y graficar estos datos en coordenadas logarítmicas o cartesianas.
2. - En los puntos de interés determine la pendiente n' numéricamente o gráficamente, como una función de $8V/D$.
3. - Con los valores de la pendiente n' en los puntos de interés, determine la velocidad de corte verdadera, evaluada en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$).
4. - Grafique en coordenadas logarítmicas o cartesianas la velocidad de corte en la pared de la tubería ($\dot{\gamma}_w$) contra el esfuerzo de corte en la pared de la tubería (τ_w).
5. - Ajuste el **MODELO REOLOGICO** apropiado (se describirán en el siguiente capítulo) a los datos experimentales y determine los parámetros reológicos del modelo y las constantes.

En 1909 el químico danés SORENSEN, definió el PH y usó la palabra danesa "potenz"

3.5.1 DEFINICION DEL POTENCIAL HIDROGENO (PH):

Considerando que, el uso de números tales como 1×10^{-7} y $1 \times 10^{-3.2}$ es engorroso e incómodo, la acidez o alcalinidad de una solución se expresa comunmente en una escala logarítmica, por medio de lo que se llama el PH.

El PH de una solución se define como "el logaritmo decimal del inverso de la concentración de iones hidrógeno" en moles/litro. Esto equivale a decir que el PH es el logaritmo decimal negativo de la concentración de iones hidrógeno, así pues, por definición:

$$PH = \log \frac{1}{(H^+)} \text{ ----- (I)}$$

$$PH = -\log (H^+) \text{ ----- (II)}$$

$$(H^+) = 10^{-PH} \text{ ----- (III)}$$

El símbolo PH está formado por las iniciales de las palabras "potencia" e "hidrógeno" y la ecuación (III) muestra que, PH es la potencia o exponente (con el signo cambiado) de 10, que corresponde a la concentración de iones hidrógeno.

La concentración del ión hidrógeno, conocido comunmente como "PH", es una medida de la acidez o alcalinidad.

Los logaritmos siguen una progresión aritmética cuando las cifras que representan siguen una progresión geométrica :

| CIFRAS | LOGARITHOS | O SEA QUE: | ESCALA DE PH | | |
|----------|------------|-----------------------------|-------------------|----|-------------|
| | | | (H ⁺) | PH | |
| 100 | 2 | 100 = 10 ² | 10 ² | 0 | acidez |
| 10 | 1 | 10 = 10 ¹ | 10 ¹ | 1 | creciente |
| 1 | 0 | 1 = 10 ⁰ | 10 ⁰ | 2 | |
| 0.1 | -1 | 0.1 = 10 ⁻¹ | 10 ⁻¹ | 3 | |
| 0.01 | -2 | 0.01 = 10 ⁻² | 10 ⁻² | 4 | |
| 0.001 | -3 | 0.001 = 10 ⁻³ | 10 ⁻³ | 5 | |
| 0.0001 | -4 | 0.0001 = 10 ⁻⁴ | 10 ⁻⁴ | 6 | |
| 0.00001 | -5 | 0.00001 = 10 ⁻⁵ | 10 ⁻⁵ | 7 | ---punto |
| 0.000001 | -6 | 0.000001 = 10 ⁻⁶ | 10 ⁻⁶ | 8 | neutro |
| . | . | . | 10 ⁻⁷ | 9 | |
| . | . | . | 10 ⁻⁸ | 10 | |
| . | . | . | 10 ⁻⁹ | 11 | |
| . | . | . | 10 ⁻¹⁰ | 12 | |
| . | . | . | 10 ⁻¹¹ | 13 | alcalinidad |
| . | . | . | 10 ⁻¹² | 14 | creciente |

El rango de valores de PH es de cero a catorce., esto es : de 0 a menos de 7, se considera ácido; a 7.0 neutral; y de más de 7 a 14, alcalino. El PH de un lodo rara vez es de 7, en la mayoría de los lodos es de entre 8 y 12.5, dependiendo del tipo y de la clase de reactivos que se usen. El PH es importante porque afecta la solubilidad de los dispersantes y la dispersión de las arcillas presentes en el lodo.

Generalmente se determina el pH de una solución (lodos) con un aparato llamado potenciómetro como el que se ilustra en la figura siguiente:

Para determinar el potencial de hidrógeno de un fluido, se utiliza el PAPEL HIDRION, que está impregnado con tinturas, de tal naturaleza, que, el color de ellas se transforma, en relación al PH contenido en el medio al que se expone.

3.5.2 METODOS PARA DETERMINAR EL PH .

1. - El potenciómetro es un diseño eléctrico que utiliza los electrodos de vidrio para medir una diferencia de potencial e indica por una lectura directa el PH de la muestra de una solución (ver figura siguiente). Este es el método más exacto, sin embargo, por la delicadeza de su manejo y su alto costo, su uso en el campo está limitado.
2. - El papel HIDRION en tiras, contiene colorantes absorbidos en el papel, los cuales manifiestan ciertos colores en soluciones (lodos), de determinados rangos de PH, su uso en los lodos es muy común y económico, aun cuando ciertas concentraciones de sal (10 000 ppm), alteran el cambio de color y causan cierta inexactitud que no es significativa en la determinación del PH de los lodos.
3. - Por adición de soluciones colorantes directamente al filtrado, es posible determinar el PH del mismo, éste método no lo usamos.

3.5.3 PROCEDIMIENTO DE OBTENCION DEL PH UTILIZANDO PAPEL HIDRION.

- a) - Corte una tira de papel de una longitud aproximada de cinco centímetros.
- b) - Humedezca la tira con una gota del fluido de control, nunca es recomendable sumergirla completamente.
- c) - Espere aproximadamente un minuto a que el color se estabilice.
- d) - Compare la tira de papel con los colores en el recipiente.
- e) - Reporte el PH obtenido.

El PH de un fluido siempre es conveniente determinarlo de una muestra del filtrado del fluido para obtener con mayor exactitud su valor, de lo contrario, se puede "enmascarar" el color y obtener una lectura errónea.



C A P I T U L O I V

M O D E L O S R E O L O G I C O S
E M P L E A D O S E N L O S
F L U I D O S D E P E R F O R A C I O N

CAPITULO IV

"MODELOS REOLOGICOS EMPLEADOS EN LOS FLUIDOS DE PERFORACION"

Los fluidos pseudoplásticos e independientes del tiempo, son los fluidos no-newtonianos mas abundantes. El comportamiento de los lodos de perforación es similar a estos fluidos, por lo que se pueden representar por medio de diferentes MODELOS REOLOGICOS tales como :

- 1) - MODELO DE NEWTON.
- 2) - MODELO DE BINGHAM.
- 3) - MODELO DE OSTWALD-DE WAELE.
- 4) - MODELO DE HERSHEY & BULKLEY.
- 5) - MODELO DE ROBERTSON & STIFF.
- 6) - MODELO DE CASSON.
- 7) - MODELO DE ELLIS (mas complejo).
- 8) - MODELO DE SISCO (mas complejo).

Existen muchos modelos, pero son muy complejos, como el MODELO DE ELLIS y DE SISCO, donde, se aplica un análisis numérico completo, en la determinación de las constantes reológicas que se ocupan en el metodo práctico de campo, lo que está fuera de los objetivos de este tema.

4.1 MODELO DE NEWTON.

Este modelo fue propuesto por NEWTON y representa a los fluidos ideales, en los cuales la relación entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte (Γ) es lineal (ver figura 1). La pendiente de la recta, que viene a ser la viscosidad (μ) es la constante de proporcionalidad que nos indica el comportamiento de flujo de los fluidos ideales.

La ecuación que representa este modelo es la siguiente:

$$\tau = \frac{\mu}{gc} \Gamma \quad (4.1)$$

donde:

τ = esfuerzo de corte [F/L²]

μ = viscosidad [M/LT]

gc = constante de gravitación universal $\frac{M \cdot L}{F \cdot T^2}$

Γ = velocidad de corte [1/T]

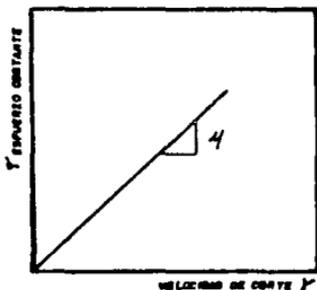


FIG.-1 -MODELO DE NEWTON

La viscosidad (μ) es constante, siempre que el flujo sea laminar y no cambien las propiedades del fluido. Algunos fluidos Newtonianos pueden ser suspensiones pseudohomogéneas de partículas esféricas en gases o líquidos, también todos los gases y los líquidos de moléculas simples no elongadas, etc.

4. 1. 1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS

Es de gran importancia determinar las "propiedades reológicas" de los fluidos de perforación, terminación, y reparación de pozos, en el campo y de una manera rápida y sencilla, con lo que se simplifican los cálculos y se obtienen resultados prácticos y confiables.

En el capítulo III "Descripción de los Viscosímetros", se indican los procedimientos con equipos más exactos para la determinación de las constantes reológicas; pero el método práctico de campo tiene la ventaja de que no requiere de ningún sistema de cómputo, ni de graficación de datos para el ajuste del modelo, y los resultados obtenidos son exactos y confiables, dependiendo dicha exactitud de datos disponibles.

A continuación se presentan las determinaciones de las constantes reológicas en el campo. Para fluidos Newtonianos, se supone que la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), depende de la velocidad de rotación (N) y de la geometría del viscosímetro únicamente y no de las constantes reológicas.

En algunos casos se supone que el esfuerzo cortante (τ) es igual a la lectura del aparato (θ).

Como se describió en el capítulo III "Descripción de los Viscosímetros", se considerará un VISCOSIMETRO FANN 35-VG con una combinación estandar de BOB-CANISA y RESORTE DE TORBIOM No. 1, y se tienen los siguientes valores para las constantes:

Rc = radio de la camisa = 1.842 cm

Rb = radio del bob = 1.725 cm

he = altura efectiva del bob = 4.050 cm

KR = constante del resorte de torsión = 387 $\frac{\text{dinas-cm}}{\text{grado}}$

β = relación entre el radio de la camisa y el bob = 1.0678 [adim]

Donde el esfuerzo de corte (τ) se determinara por la siguiente ecuacion (ec. 3.9 cap. anterior):

$$\tau_b = \frac{KR \theta}{2\pi Rb^3 h_e}$$

sustituyendo los datos anteriores en esta ecuacion, se tendra:

$$\tau_b = \frac{387 \theta}{2\pi (1.725)^3 4.050} = 5.1109 \theta$$

$$\tau_b = 5.1109 \theta \quad [\text{dinas/cm}]$$

y para unidades practicas de campo:

$$\tau_b = 1.067 \theta \quad [\text{lb/100pies}^2] \text{-----(4.2)}$$

y la velocidad de corte (Γ_w) se determina con la siguiente ecuacion (ec. 3.13-b, cap. anterior):

$$\Gamma_w = \frac{\pi N}{15} \frac{R^2}{R^2 - 1}$$

sustituyendo los datos del viscosimetro rotacional en esta ecuacion se tiene:

$$\Gamma_w = \frac{\pi N}{15} \frac{1.0678^2}{1.0678^2 - 1} = 1.703 N$$

$$\Gamma_w = 1.703 N \quad [1/\text{seg}] \text{-----(4.3)}$$

Por otra parte, la viscosidad del fluido (μ), a cualquier velocidad de corte (Γ), se determina con la siguiente ecuación:

$$\mu = gc \frac{\tau y}{\Gamma w}$$

sustituyendo valores se tiene:

$$\mu = 32.17 \frac{1.067 \frac{g}{N}}{100 \times 1.703 \text{ N}} = 0.2016 \frac{g}{N}$$

$$\mu = 0.2016 \frac{g}{N} \left[\frac{1 \text{ lbm}}{\text{pie} \cdot \text{seg}} \right]$$

y para unidades prácticas de campo:

si: 1 lbm = 1488cp

$$\mu = 300 \frac{g}{N} \text{ [cp]} \dots \dots \dots (4.4)$$

4.2 MODELO DE BINGHAM.

Este modelo representa a un fluido no-newtoniano, el cual para iniciar su movimiento, requiere de un esfuerzo inicial finito, una vez que ha alcanzado este esfuerzo, el fluido empieza a moverse y la relación del esfuerzo cortante (τ) con la velocidad de corte (Γ), es lineal a partir de ese punto. A la pendiente de la sección lineal se le denomina viscosidad plástica (n_p) ó coeficiente de rigidez y al valor del esfuerzo inicial se le conoce como punto de cedencia (τ_y) ó esfuerzo de cedencia, (ver figura 2)

La ecuación que representa el MODELO DE BINGHAM, es la siguiente :

$$\tau = \frac{n_p}{g_c} \Gamma + \tau_y \quad \text{----- (4.5)}$$

donde:

n_p = viscosidad plástica [M/LT]

τ_y = esfuerzo de cedencia [F/L²]

g_c = constante de gravitación universal $\frac{M \cdot L}{F \cdot T^2}$

Γ = velocidad de corte [1/T]

además:

si $\tau_y = 0$ se tendrá MODELO DE NEWTON.

para: $\Gamma = 0$, $\tau \leq \tau_y$

y $\Gamma \neq 0$, $\tau > \tau_y$

En la Ingeniería Petrolera se ha empleado por su sencillez, a pesar de que el lodo de perforación no presenta una relación lineal entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte (Γ).

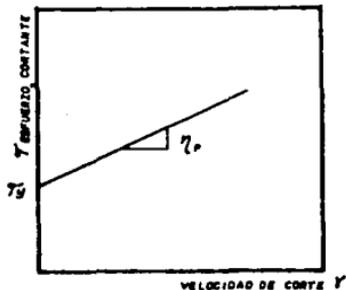


FIG.2-MODELO DE BINGHAM

4.2.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE BINGHAM.

La determinación de la viscosidad plástica (η_p) y el punto de cedencia (τ_y), se basa en las lecturas a 600 y 300 revoluciones por minuto [RPM] del viscosímetro rotacional FANN V-G MOD. 35.

Aplicando el modelo de Bingham a estas lecturas se tiene lo siguiente:

$$\tau_{600} = \frac{\eta_p}{g_c} \dot{\gamma}_{600} + \tau_y \quad (4.5-A)$$

$$\tau_{300} = \frac{\eta_p}{g_c} \dot{\gamma}_{300} + \tau_y \quad (4.5-B)$$

resolviendo este sistema de ecuaciones simultaneas, se obtiene la viscosidad plástica (η_p):

$$np = gc \left[\frac{\tau_{600} - \tau_{300}}{\Gamma_{600} - \Gamma_{300}} \right] \text{----- (4.6)}$$

sustituyendo los valores del esfuerzo cortante del bob (τ_b) y velocidad de corte (Γ_w) (ecs. 4.2 y 4.3), en la ecuación anterior, se tendrá:

$$np = \frac{32.17}{100} \left[\frac{1.067 (\theta_{600} - \theta_{300})}{1.703 (500 - 300)} \right]$$

$$np = 0.000672 (\theta_{600} - \theta_{300}) \left[\frac{\text{lb-m}}{\text{pie-seg}} \right]$$

y para unidades prácticas de campo, si:

$$1 \text{ lbm} = 1488 \text{ cp}$$

$$\boxed{np = \theta_{600} - \theta_{300}} \quad [\text{cp}] \text{----- (4.7)}$$

Despejando el esfuerzo de cedencia (τ_y) de la ecuación (4.5-B) se tiene:

$$\tau_y = \tau_{300} - \frac{np}{gc} \Gamma_{300} \quad (4.5-B)$$

Ahora, sustituyendo el valor de la viscosidad plástica (np) (ec. 4.6) en la ecuación anterior:

$$np = gc \left[\frac{\tau_{600} - \tau_{300}}{\Gamma_{600} - \Gamma_{300}} \right] \quad (4.6)$$

$$\tau_y = \tau_{300} - \frac{gc}{gc} \left[\frac{\tau_{600} - \tau_{300}}{\Gamma_{600} - \Gamma_{300}} \right] \Gamma_{300}$$

simplificando:

$$\tau_y = \tau_{300} - (\tau_{600} - \tau_{300})$$

y suponiendo que esfuerzo igual a lectura ($\tau = \theta$)*, tenemos:

$$\tau_y = \theta_{300} - (\theta_{600} - \theta_{300})$$

sustituyendo la viscosidad plástica (n_p) de la ecuación (ec. 4.7) resulta finalmente:

$$n_p = \theta_{600} - \theta_{300}$$

$$\tau_y = \theta_{300} - n_p \left[\frac{\text{lb}_f}{100\text{pies}^2} \right] \dots \dots \dots (4.8)$$

* NOTA: El valor del punto de cedencia (τ_y) es una aproximación, ya que, de acuerdo a la ecuación (ec. 4.2) $\tau = \theta$, esto es que: $\tau = 1.067 \theta$

4.3 MODELO DE OSTWALD-DE WAELE.

Es conocido como modelo de LEY DE POTENCIA, y es uno de los más usados en la Ingeniería Petrolera, donde la relación esfuerzo-velocidad de corte, está representada por dos constantes como se presenta a continuación:

$$\tau = K \dot{\gamma}^n \text{----- (4.9)}$$

donde:

τ : esfuerzo de corte [lbf/100pies']
 K : índice de consistencia [F-Tⁿ/Lⁿ]
 n : índice de comportamiento de flujo [adim]
 $\dot{\gamma}$: velocidad de corte [1/T]

si: $n = 1$ \Rightarrow modelo de Newton (donde $K = \mu/gc$)
 $n < 1$ \Rightarrow fluido pseudoplástico.
 $n > 1$ \Rightarrow fluido dilatante.

Cuando el valor de "n" es mayor que cero y menor que la unidad, el modelo nos representa a los fluidos pseudoplásticos, mientras que, si "n" es mayor a la unidad, el modelo nos representa a los fluidos dilatantes.

Se observa que el modelo se convierte a la ley de la viscosidad de Newton (ec. 4.1), cuando $K = \mu/gc$ y $n = 1$.

De aquí que el índice de consistencia (K), sea un indicativo de la consistencia del fluido, "K" es un término directamente proporcional a la viscosidad (μ), es decir, mientras más alto sea el valor de K, el fluido será más viscoso.

Por otra parte, el índice de comportamiento de flujo (n), es un parámetro que nos indica que tan newtoniano es un fluido y mientras más se aleje el valor de "n" a la unidad, el fluido será menos newtoniano.

Este modelo se ha empleado debido a que a gradientes de velocidad intermedias, reproduce adecuadamente el comportamiento de flujo de muchos fluidos pseudoplásticos y dilatantes.

Además, este modelo ha dado buenos resultados en problemas de flujo en tuberías.

4.3.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE LEY DE POTENCIAS (OSTWALD-DE WAELE)

De la ecuación constitutiva del MODELO DE OSTWALD-DE WAELE, evaluada a 600 y 300 revoluciones por minuto [RPM], resultan dos ecuaciones:

$$\tau_{600} = K \dot{\gamma}_{600}^n$$

$$\tau_{300} = K \dot{\gamma}_{300}^n$$

Para obtener los valores de "n" y "K" se resuelven simultáneamente las ecuaciones, obteniéndose para el índice de comportamiento de flujo (n) lo siguiente:

$$n = \frac{\log (\tau_{600} / \tau_{300})}{\log (\dot{\gamma}_{600} / \dot{\gamma}_{300})} \text{----- (4.10)}$$

que en unidades prácticas de campo y en base a las lecturas del viscosímetro tenemos:

$$n = \frac{\log (\theta_{600} / \theta_{300})}{\log (2)}$$

$n = 3.32 \log (\theta_{600} / \theta_{300})$

 [adim]----- (4.11)

despejando el índice de consistencia (K) del MODELO DE OSTWALD-DE WAELE, se tendrá:

$$\tau = K \dot{\gamma}^n$$

$$K = \tau / \dot{\gamma}^n \text{----- (4.12)}$$

y suponiendo que $\gamma = \theta$, la ecuación anterior queda de la siguiente manera:

$$K = \frac{9\ 600}{1022'} = \frac{9\ 300}{511'} \left[\frac{\text{lbf-seg}^2}{100 \text{ pie}^4} \right] \text{----- (4.13)}$$

4.1 MODELO DE HERSCHEL & BULKLEY.

Es conocido como modelo de "LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA", ó también modelo de "LEY DE POTENCIA MODIFICADO", que obtiene una relación estrecha entre el modelo reológico y las propiedades de flujo de los fluidos pseudoplásticos y dilatantes que presentan un punto de cedencia.

Este modelo es uno de los más simples y exactos, y presenta el uso de tres parámetros ajustables (n , K , τ_y), el modelo queda representado por la siguiente ecuación:

$$\tau = K \dot{\gamma}^n + \tau_y \text{----- (4.14)}$$

donde:

K = índice de consistencia [FT^n/L^2]
 n = índice de comportamiento de flujo [ADIM]
 τ_y = esfuerzo de cedencia [F/L^2]
 $\dot{\gamma}$ = velocidad de corte [$1/T$].

con:

$\dot{\gamma} = 0$ si $\tau < \tau_y$

$\dot{\gamma} \neq 0$ si $\tau > \tau_y$

si:

$n = 1$ y $\tau_y = 0$, Modelo de Newton (donde $K = \mu/gc$)
 $n = 1$ y $\tau_y \neq 0$, Modelo de Bingham.
 $n \neq 1$ y $\tau_y = 0$, Modelo de Ley de Potencia (O-W).
 $n < 1$ Fluido Pseudoplástico.
 $n > 1$ Fluido Dilatante.

Este modelo es más general que los anteriores, dado que los modelos de NEWTON, BINGHAM Y OSTWALD-DE WAELE son soluciones particulares del modelo de HERSHEY-BULLEY, ya que si el índice de comportamiento de flujo (n) es igual a uno y el punto de cedencia (τ_y) es igual a cero, este modelo se simplifica al modelo de NEWTON (Ec. 4.1 con $K = \mu/gc$); y de la misma forma, pero ahora para un punto de cedencia (τ_y) diferente de cero, se reduce al modelo de BINGHAM (Ec. 4.5 con $K = \mu_p/gc$); además, si el índice de comportamiento de flujo (n) es diferente de uno y el esfuerzo de cedencia (τ_y) es igual a cero, se reduce al modelo de OSTWALD DE-WAELE (LEY DE POTENCIAS) (Ec. 4.9); por todo lo anterior se denomina a este modelo como "MODELO DE LEY DE POTENCIA MODIFICADO" ó "MODELO DE LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA".

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

4.4.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE LEY DE POTENCIAS CON PUNTO DE CEDENCIA (HERSCHEL-BULKLEY).

Este modelo, como ya se habia mencionado, tiene tres parámetros reológicos, por lo que se hace difícil su evaluación y para su solución se tienen que hacer las suposiciones siguientes:

$$\tau = 0 \quad \text{y} \quad \dot{\gamma} = \dot{\gamma}_0$$

donde:

$\dot{\gamma}_0$ = es el valor de gelatinosidad (gel) inicial.

en este caso se considera como una aproximación al valor verdadero del esfuerzo de cedencia (τ_y).

Evaluando el modelo a 600 y 300 RPM, se tendrá:

$$\tau_{600} = K \dot{\gamma}_{600}^n + \tau_y$$

$$\tau_{300} = K \dot{\gamma}_{300}^n + \tau_y$$

y resolviendo las ecuaciones simultaneamente, se tendrá:

$$n = \frac{\log [(\tau_{600} - \tau_y) / (\tau_{300} - \tau_y)]}{\log (\dot{\gamma}_{600} / \dot{\gamma}_{300})} \quad \text{----- (4.15)}$$

que en función de las lecturas del viscosímetro y suponiendo que $\dot{\gamma}_y = \dot{\gamma}_0$ se tiene:

$$n = \frac{\log \left[\frac{(\theta_{600} - \theta_0)}{(\theta_{300} - \theta_0)} \right]}{\log (2)}$$

$$n = 3.32 \log \left[\frac{\theta_{600} - \theta_0}{\theta_{300} - \theta_0} \right] \text{ [adim]} \text{-----(4.16)}$$

despejando el índice de consistencia (K), del MODELO DE LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA:

$$\tau = K \tau^n + \tau_y$$

$$K = \frac{(\tau - \tau_y)}{\tau^n} \text{-----(4.17)}$$

en unidades prácticas de campo, y suponiendo que $\tau = \theta$, se obtiene la aproximación al verdadero valor de K.

$$K = \frac{(\theta_{600} - \theta_0)}{1022^n} = \frac{(\theta_{300} - \theta_0)}{511^n} \left[\frac{\text{lbft-seg}^2}{100 \text{ pies}^2} \right] \text{-----(4.18)}$$

4.5 MODELO DE ROBERTSON Y STIFF.

Este modelo fue propuesto por ROBERTSON & STIFF para la aproximación de la reología de los fluidos de perforación y las lechadas de cemento.

Este modelo también tiene sus tres parámetros reológicos que nos describen los fluidos pseudoplásticos y dilatantes con punto de cedencia, dicho modelo se representa como sigue. (Ver figura 3):

$$\tau = A (\dot{\gamma} + C)^B \quad \text{----- (4.19)}$$

donde:

- A = Parámetro que representa la consistencia del fluido [F T² / L²]
- B = Parámetro que representa el comportamiento de flujo [adim]
- C = Factor de corrección de la velocidad de corte [1/T]

En estos parámetros está implícito el punto de cedencia (τ_y)

Recordando que, para una velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) igual a cero, el esfuerzo de corte (τ) será el punto de cedencia (τ_y).

Para una velocidad de corte igual a cero $\dot{\gamma} = 0$, la ec anterior queda:

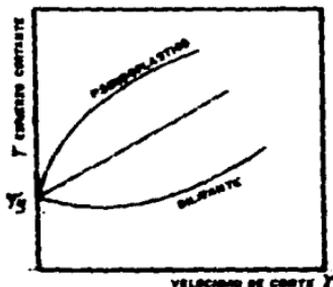


FIG.3-MODELO DE ROBERTSON Y STIFF

$$\tau = \tau_y = AC^B$$

donde:

$$\Gamma = 0 \quad \text{si} \quad \tau \leq AC^B$$

$$\Gamma \neq 0 \quad \text{si} \quad \tau > AC^B$$

Se pueden considerar en forma análoga a los parámetros "A" y "B" con los parámetros "K" y "n" del modelo de OSTWALD-DE WAELE.

El parámetro "C" es un factor de corrección de la velocidad de corte (Γ), y no una corrección del esfuerzo cortante (τ).

Según ROBERTSON & STIFF, el término ($\Gamma + C$) es la velocidad de corte efectiva, que también sería la velocidad de corte requerida por un fluido de Ley de Potencia (Ostwald-De Waele) para producir el mismo esfuerzo cortante (τ).

Si:

$$B = 1 \quad C = 0 \quad \Rightarrow \quad \text{Modelo de Newton donde } A = \mu/gc$$

$$B = 1 \quad C \neq 0 \quad \Rightarrow \quad \text{Modelo plástico de Bingham con } A = \frac{np}{gc} \\ \text{y } \tau_y = AC$$

$$B \neq 1 \quad C = 0 \quad \Rightarrow \quad \text{Modelo Ostwald-de Waele con } A=K \quad B=n.$$

Puede observarse que la ecuación (4.19), se puede reducir al modelo de Newton si "B" es igual a la unidad y "C" es igual a cero, con $A = \mu/gc$; También puede representar al modelo de Bingham cuando "B" es igual a la unidad, y "C" es diferente de cero con $A = np/gc$ y $\tau_y = AC$; y por otro lado puede representar al modelo de Ostwald-De Waele (Ley de Potencia) si "B" es diferente de la unidad y "C" es igual a cero con $A = K$ y $B = n$.

4.5.1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE ROBERTSON A STIFF.

Este modelo se diferencia de los demás, ya que emplea todas las lecturas obtenidas en el viscosímetro (de seis a doce lecturas, dependiendo del aparato), para la obtención de las constantes reológicas del modelo de ROBERTSON Y STIFF.

La medida geométrica del esfuerzo cortante se define como:

$$\tau_m = (\tau_{max} \tau_{min})^{\frac{K}{2}} \quad [\text{lb}/100 \text{ pies}^2] \text{----- (4.20)}$$

donde:

τ_{max} = valor del esfuerzo a la velocidad de corte max.
 τ_{min} = valor del esfuerzo a la velocidad de corte min.

de tal forma que se puede evaluar el modelo de ROBERTSON STIFF a las condiciones de esfuerzo de corte máxima (τ_{max}), mínima (τ_{min}), y media (τ_m).

$$\tau_{max} = A (\dot{\gamma}_{max} + C)^B$$

$$\tau_{min} = A (\dot{\gamma}_{min} + C)^B$$

$$\tau_m = A (\dot{\gamma}_m + C)^B$$

donde:

$\dot{\gamma}_m$ = es la velocidad de corte a las condiciones medias

Se hace el sistema con las siguientes condiciones máxima, mínima y media y se resuelve simultáneamente.

$$\left[\frac{\tau_{\max} - \tau_{\min}}{\tau_m} \right]^{1/B} = \frac{A^{1/B} (\Gamma_{\max} + C) + A^{1/B} (\Gamma_{\min} + C)}{[A^{1/B} (\Gamma_m + C)]^2}$$

por definición de esfuerzo de corte medio (τ_m), se tiene:

$$1 = \frac{(\Gamma_{\max} + C) + (\Gamma_{\min} + C)}{(\Gamma_m + C)^2}$$

despejando "C" se tiene:

$$C = \frac{\Gamma_{\min} - \Gamma_{\max} - \Gamma_m^2}{2(\Gamma_m - \Gamma_{\min} - \Gamma_{\max})} \quad [1/\text{seg}] \text{----- (4.21)}$$

Del modelo, es evidente que, una vez obtenido "C", las constantes A y B sean:

A : la ordenada al origen.
B : la pendiente.

de una gráfica logarítmica de τ v. s. $\Gamma + C$ se tiene:

$$\log(\tau) = \log(A) + B \log(\Gamma + C)$$

por consiguiente, si se hace:

$$P = \log(\Gamma + C) \text{----- (4.22)}$$

$$y \quad Q = \log(\tau) \text{----- (4.23)}$$

y resolviendo por mínimos cuadrados:

$$B = \frac{ND \sum PQ - EP \cdot EQ}{ND EP^2 - (EP)^2} \quad [\text{adim}] \dots \dots \dots (4.24)$$

donde:

ND = número de lecturas del viscosímetro (datos empleados)

$$A' = \frac{EQ - B EP}{ND} \dots \dots \dots (4.25)$$

entonces:

$$A = 10 A' \left[\frac{\text{lb-ft-sec}}{100 \text{ pies}^2} \right] \dots \dots \dots (4.26)$$

Como se dijo anteriormente, ND es el número de lecturas del viscosímetro o número de datos empleados con:

$$\tau = 1.067 E \quad [\text{lbft}/100\text{pies}^2]$$

$$\dot{\gamma} = 1.703 N \quad [1/\text{seg}]$$

En tanto que E es la sumatoria desde $i = 1$ hasta ND (número de datos).

Por último, el punto de cedencia del modelo de ROBERTSON & STIFF cuando la $\tau = 0$ y $\dot{\gamma} \neq 0$, se muestra a continuación:

$$\tau = A (\dot{\gamma} + C)^B$$

$$\tau Y = AC^B \quad [\text{lbft}/100\text{pies}^2] \dots \dots \dots (4.27)$$

4.6 MODELO DE CASSON.

Este modelo es utilizado por reologistas para la industria de pinturas, plásticos, etc. Fué desarrollado para el estudio reológico de sistemas heterogéneos.

Debido a que las viscosidades (4) a velocidades de corte (Γ) elevadas, pueden ser obtenidas o extrapoladas en el campo, utilizando solamente datos a velocidades de corte (Γ) bajas e intermedias, LAUZON R.V. y REID aplicaron este modelo de CASSON a los fluidos de perforación.

Casson presentó el siguiente modelo, que lleva su nombre:

$$\tau^N = \eta_{\infty}^N + \left[\frac{\eta_c \tau_0}{\Gamma} \right]^N \quad (4.28)$$

donde:

- τ_0 : esfuerzo de cedencia (modelo de Casson).
- η : es la viscosidad del fluido a la velocidad de corte (Γ).
- η_{∞} : es la viscosidad infinita o limitante (a velocidades de corte Γ elevadas).

Nótese que, en los otros modelos la relación funcional es entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte (Γ), pero en el modelo de CASSON, se observa que la relación funcional es entre la viscosidad (η) y la velocidad de corte (Γ). Por lo anterior, dicho modelo se puede expresar por:

$$\tau^N = \left[\frac{\eta_c \Gamma}{\eta} \right]^N + \tau_0^N \quad (4.29)$$

con:

$$\begin{array}{lll} \Gamma = 0 & \text{si} & \gamma \leq \gamma_0 \\ \Gamma \neq 0 & \text{si} & \gamma > \gamma_0 \end{array}$$

En este caso, el MODELO DE CASSON representa la relación funcional entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$).

4. 6. 1 METODO PRACTICO DE CAMPO PARA LA OBTENCION DE LAS CONSTANTES REOLOGICAS DEL MODELO DE CASSON.

Como se habia mencionado, las constantes reológicas para el MODELO DE CASSON se obtienen, de acuerdo con LAUZON Y REID basándose en las lecturas de 600 y 100 revoluciones por minuto (RPM) del viscosímetro FANN.

Por lo anterior y del MODELO DE CASSON (ec. 4.28) expresado en función de la viscosidad del fluido a la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) y evaluado a 100 y 600 revoluciones por minuto (RPM), se tendrá:

$$\eta_{100}^X = \eta_{\infty}^X + \left[\frac{K_C \tau_0}{\dot{\gamma}_{100}} \right]^X$$

$$\eta_{600}^X = \eta_{\infty}^X + \left[\frac{K_C \tau_0}{\dot{\gamma}_{600}} \right]^X$$

Resolviendo ambas ecuaciones simultaneamente y finalmente despejando η_{∞}^X obtenemos:

$$\eta_{\infty}^X = \frac{\dot{\gamma}_{600}^X \eta_{600}^X - \dot{\gamma}_{100}^X \eta_{100}^X}{\dot{\gamma}_{600}^X - \dot{\gamma}_{100}^X} \dots\dots\dots (4.30)$$

sustituyendo los valores de la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), realizando operaciones y simplificando se tiene:

$$\eta_{\infty}^{\%} = \frac{1022^{\%} \eta_{600}^{\%}}{1022^{\%}} - \frac{170.3^{\%} \eta_{100}^{\%}}{170.2^{\%}}$$

$$\eta_{\infty}^{\%} = 1.69 \eta_{600}^{\%} - 0.69 \eta_{100}^{\%} \text{----- (4.31)}$$

donde las viscosidades a 600 (η_{600}), a 100 (η_{100}) y la viscosidad infinita o limitante (η_{∞}), están expresadas en centipoises [cp]; y las η_{600} y η_{100} están definidas por la ecuación siguiente:

$$\eta = 300 \frac{\sigma}{N} \quad [\text{cp}] \quad (4.4)$$

que respectivamente representan las viscosidades a 600 y 100 revoluciones por minuto (RPM).

Por otra parte, del MODELO DE CASSON y en función del esfuerzo cortante (τ) y evaluando a 600 y 100 revoluciones por minuto (RPM), resulta:

$$\tau_{600}^{\%} = \left[\frac{\eta_{\infty}^{\%} \tau_{600}^{\%}}{gc} \right]^{\%} + \tau_0^{\%}$$

$$\tau_{100}^{\%} = \left[\frac{\eta_{\infty}^{\%} \tau_{100}^{\%}}{gc} \right]^{\%} + \tau_0^{\%}$$

y resolviendo simultaneamente para τ_o^k :

$$\tau_o^k = \frac{(\tau_{100} gc / \Gamma_{100})^k - (\tau_{600} gc / \Gamma_{600})^k}{gc^k (1 / \Gamma_{100}^k - 1 / \Gamma_{600}^k)}$$

y por la ecuación siguiente:

$$\eta = gc \frac{\tau}{\Gamma}$$

se tendrá:

$$\tau_o^k = \frac{\eta_{100}^k - \eta_{600}^k}{gc^k (1 / \Gamma_{100}^k - 1 / \Gamma_{600}^k)} \quad \text{----- (4.32)}$$

y en unidades prácticas de campo:

$$\tau_o^k = \frac{(1 / 1432)^k (\eta_{100}^k - \eta_{600}^k) 100^k}{(32.17)^k (1 / 170.3^k - 1 / 1022^k)}$$

$$\tau_o^k = 1.008 (\eta_{100}^k - \eta_{600}^k) \quad \text{----- (4.33)}$$

donde:

τ_o [lbf/100pie²]

Observe que, el valor del esfuerzo de cedencia (τ_0) de esta última ecuación es diferente al propuesto por LAUZON R.V. Y REID.

Nótese que la diferencia entre estas dos expresiones se debe a que para LAUZÓN Y REID, $\tau = \Theta$ y la velocidad de corte (Γ) esta expresada en revoluciones por minuto [RPM]; en tanto que en este trabajo, $\tau = \Theta$ (ec. 4.2) y la velocidad de corte (Γ) esta expresada en [1/seg] (ec. 4.3).

4.7 MODELO DE ELLIS.

Este modelo es enteramente empírico y utiliza el término de la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), en lugar del término del esfuerzo de corte (τ).

Representa una relación más flexible que la de los modelos anteriores, ya que este es un modelo de tres parámetros ajustables, como se verá a continuación:

$$\tau = \frac{\dot{\gamma}}{A + B \dot{\gamma}^{\infty-1}} \quad (4.34)$$

donde:

A = es la constante o coeficiente reológico característico del fluido [L^2/TF].

B = es la constante o coeficiente reológico característico del fluido [$(L^2)^{\infty}/TF^{\infty}$].

∞ = es el índice de comportamiento de flujo (como "n") [adim].

$\dot{\gamma}$ = es la velocidad de corte [$1/T$].

si:

| | | | |
|--------------|---|------------------|---------------------|
| $\infty > 1$ | y | τ es (bajo) | } MODELO DE NEWTON. |
| $\infty < 1$ | y | τ es (alto) | |

A = 0 => MODELO DE LEY DE POTENCIA (O-W)

ELLIS en su modelo no considera el punto de cedencia a los fluidos y como casos especiales incluye al modelo de NEWTON, el cual se cumple cuando ∞ es mayor que uno y el esfuerzo de corte (τ) es bajo, o si ∞ es menor que uno y el esfuerzo de corte (τ) es alto. Por otra parte, si "A" es igual a cero, el modelo se simplifica a la ley de potencia (OSTWALD-DE WAELE).

4.8 MODELO DE SISCO.

Este modelo se caracteriza por estar constituido de dos comportamientos uno newtoniano y otro no-newtoniano en los cuales el esfuerzo de corte (τ) requerido, y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) dada en ambos comportamientos, resulta ser la suma de los esfuerzos de corte, requeridos para cada uno de ellos. Es decir, SISCO sumó los modelos de NEWTON y de LEY DE POTENCIA (Ostwald-de Waele) como se muestra en la relación siguiente:

$$\tau = A \dot{\gamma} + B \dot{\gamma}^n \quad \text{----- (4.35)}$$

donde:

- A = Término similar a la viscosidad (A) o viscosidad plástica (np) [FT/L²]
- B = Término semejante al índice de consistencia (K), [FTⁿ/L²].
- n = Índice de comportamiento de flujo [adim].

4. 8. 1 MODELO MODIFICADO DE SISCO.

Como se observa en la (ec. 4.35), el MODELO DE SISCO caracteriza a fluidos sin punto de cedencia y dicho modelo puede ser modificado en la siguiente forma:

$$\tau = A \Gamma + B \Gamma^n + \tau_0 \quad \text{----- (4.36)}$$

donde:

τ_0 = Esfuerzo de cedencia [F / L²]

con:

$$\Gamma = 0 \quad \text{si} \quad \tau \leq \tau_0$$

$$\Gamma \neq 0 \quad \text{si} \quad \tau > \tau_0$$

Estas ecuaciones del MODELO DE SISCO satisfacen los datos experimentales, en rangos amplios de velocidades de corte, para fluidos de perforación, y para algunas series de grasas de hidrocarburos.

C O N C L U S I O N E S

Y

R E C O M E N D A C I O N E S

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se concluye que, las mediciones viscosimétricas, no son otra cosa que determinaciones directas ó indirectas de la relación funcional entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), llevadas a cabo en aparatos especiales denominados "VISCOSIMETROS".

Como los lodos de perforación siguen el comportamiento de los fluidos No-Newtonianos, pueden ser representados por diferentes Modelos Reológicos, de entre los cuales los más empleados son los Modelos de: BINGHAM, OSTWALD-DE WAELE, HERSCHEL & BULKLEY, ROBERTSON & STIFF Y CASSON; que se propusieron para caracterizar a los fluidos de perforación.

Los Modelos de ELLIS Y SSKO, han sido empleados muy pocas veces, ya que, como se dijo anteriormente, existe mas complejidad matemática en estos modelos. Dichos modelos están fuera del alcance de éste trabajo, pero si se requiere emplear alguno de ellos, consulte las referencias.

Este trabajo tiene la aplicación a cualquier fluido de perforación, para analizar las propiedades reológicas de los lodos, -- tanto base agua como base aceite.

En este caso en particular, se efectuó el análisis reológico a un lodo bentonítico (base agua) de densidad 2.05 (gr/cc) empleado en la primera y segunda etapas de perforación a una temperatura de 120° F, del pozo "PLATANAL #212" (del Campo Platanal Distrito Villahermosa); donde se analizó dicho lodo en un Viscosímetro FANN 35-VG de cilindros coaxiales y 12 velocidades, obteniéndose las lecturas del viscosímetro (ϕ) en grados (deflexión del resorte) con sus respectivas velocidades de rotación (N) en RPM.

Con estos datos se aplicaron los diferentes Modelos Reológicos ya mencionados, donde, se aclaró que el Modelo de Newton presentó el menor valor de "promedio de error" y "porcentaje de error (+/- 2.14 %), pero esto fué debido, a que, el Modelo de Newton, es el "Modelo Ideal" de los fluidos Newtonianos, por lo que su comportamiento reológico indica una proporcionalidad directa entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), donde la constante de proporcionalidad es la viscosidad (μ), como ya se había dicho. De aquí, que el MODELO DE ROBERTSON & STIFF, PRESENTE EL MENOR VALOR DE PROMEDIO DE ERROR Y % DE ERROR (+/- 11.59%) que los demás modelos, esto es, que el modelo escogido (R-S), es el que mejor se ajusta a todos los puntos (a la mayoría) de los datos experimentales -- (viscosímetro FANN) como se puede observar en la gráfica #1 de papel milimétrico del Apéndice "C". También se graficó con estos mismos datos de los Modelos Reológicos, pero ahora en papel log-log (gráfica #2), donde se observa que, el Modelo de ROBERTSON & STIFF es el que también se ajusta a todos los puntos de los datos experimentales. Se observa que en esta gráfica existen dos claras tendencias en el comportamiento del fluido, ambas obedecen el modelo de Robertson &

Stiff : Una tendencia a velocidades de corte bajas, esto es, a puntos correspondientes a las lecturas de 0.9 , 1.8 , 3 y 6 RPM Y la otra tendencia a velocidades de corte altas (las ocho lecturas restantes). En la gráfica #2, las rectas que delinear las dos tendencias mencionadas, se unen en la intersección de dos líneas discontinuas. Las líneas continuas indican que la tendencia en ese tramo, está comprobada experimentalmente, las líneas discontinuas son una extrapolación de las líneas continuas.

El rango superior de velocidades de corte, es el que normalmente existe durante la perforación de un pozo (gastos de 25 a 55 gal/pg de agujero), tanto en el interior de las diferentes tuberías como en los espacios anulares.

El rango inferior de velocidades de corte, se presenta cuando el gasto está por alguna razón muy por debajo del régimen normal de perforación.

El análisis del lodo bentonítico utilizado, se da en la tabla siguiente, que tiene el mismo comportamiento del Modelo de ROBERTSON & STIFF, que confirma todo lo dicho anteriormente.

En lodos contaminados, subtratados o sobretratados, no es válida la suposición de que continúan siguiendo el mismo modelo y por lo tanto, este estudio excluye esos casos.

| | |
|----------------|-------|
| Temp. °F | 120° |
| ρ (gr/cc) | 2.05 |
| gel 10"/10' | 6/26 |
| Alcalinidad | 10.0 |
| Sal (p.p.m.) | 8 000 |

TABLA I .- ANALISIS QUIMICO DEL LODO DEL POZO PLATANAL #212.

Este trabajo tambien se puede aplicar para determinar el GRADIENTE DE PRESION EN LA TP (tubería de perforación) con la siguiente secuencia:

1)- Encontrar la Velocidad Media en la TP con:

$$V = Q \frac{4}{\pi D^2} \quad \begin{array}{l} V(\text{cm/seg}) \\ Q(\text{cm}^3/\text{seg}) \\ D(\text{cm}) \end{array}$$

2)- Del Apéndice "C", en la gráfica #2 log-log de esfuerzo cortante (τ) contra velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), obtener "n" en la sección de las velocidades de corte ($\dot{\gamma}$) altas, esto es, a 300 y 600 RPM, con valores logarítmicos.

$$n = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}$$

3)- Encontrar la velocidad de Corte en la pared de la tubería de perforación ($\dot{\gamma}_w$) con la ecuación (3.28) del capítulo III.

$$\dot{\gamma}_w = \frac{3n + 1}{4n} \frac{8V}{D} \quad \dot{\gamma}_w(\text{1/seg})$$

4)- Determine la viscosidad efectiva (μ_e) con la velocidad de corte ($\dot{\gamma}_w$) anterior y gráfica 2 log-log del Apéndice "C", obteniéndose el esfuerzo cortante (τ) en (dinas/cm²).

$$\mu_e = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad \mu_e = \text{Viscosidad efectiva de un fluido No-Nw (poises)}$$

5)- Determine el Número de Reynolds (NRe) para ver si el flujo es turbulento ó no:

$$NRe = \frac{D V \rho}{\mu_e} \quad \rho = \text{gravedad específica} = 1.32$$

6)- Encuentre el Gradiente de Presion en T.P. (tubería de perforación).

$$GDTE = \frac{qP}{L} = \frac{2fv^2\rho}{D}$$

a) F. Laminar $f = 16/NRe$
ó con Ecuación de POISEUILLE para flujo laminar

$$GDTE = \frac{qP}{L} = \frac{32 V \mu_e}{D^2}$$

b) F. Turbulento f (gráfica NRe vs f y n)

y de similar manera, se puede aplicar este trabajo para determinar el GRADIENTE DE PRESION EN EL ESPACIO ANULAR :

1)- Encontrar la Velocidad Media en el Espacio Anular en (cm/seg):

$$V = Q \frac{4}{(D_2 - D_1)} \quad \begin{array}{l} D_2 = \text{Diam. Agujero (cm)} \\ D_1 = \text{Diam. Ext. TP (cm)} \end{array}$$

2)- También del Apéndice "C", en la gráfica 2 log-log de esfuerzo - contra velocidad de corte, obtener "n" en la sección de las velocidades de corte bajas, esto es a 6 y 100 RPM, también con valores - logarítmicos.

$$n = \frac{v_2 - v_1}{x_2 - x_1}$$

3)- Encontrar la velocidad de Corte en la pared del agujero ($\dot{\gamma}_w$) con ecuación (3.28-A) del Capítulo III.

$$\dot{\gamma}_w = \frac{2n + 1}{3n} \frac{12 V}{D_2 - D_1}$$

4)- Determine la viscosidad efectiva (μ_e) con ($\dot{\gamma}_w$) anterior y gráfica #2 log-log del Apéndice "C", obteniéndose el esfuerzo cortante (τ).

$$\mu_e = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$$

5)- Determine el NRe, para determinar si el flujo es turbulento o nó, en el Espacio Anular.

$$NRe = \frac{(D_2 - D_1) V \rho}{\mu_e}$$

6)- Encuentre el gradiente de Presión en el E.A. (espacio anular).

$$GDTE = \frac{qP}{L} = \frac{2fv^2 \rho}{D_2 - D_1}$$

a)- F. Laminar $f = \frac{24}{NRe}$
ó con Ecuación de POISEULLÉ para flujo laminar

$$GDTE = \frac{qP}{L} = \frac{48 V \mu_e}{(D_2 - D_1)^2}$$

b)- F. Turbulento $f =$ (de gráfica NRe vs f y "n")

De todo lo expuesto, se concluye que el Modelo Reológico No-Newtoniano de ROBERTSON & STIFF es el más conveniente para este tipo de lodo bentonítico (que es un lodo sencillo, esto es, sin reactivos y que es casi agua dulce por ser de las primeras etapas de perforación, donde la salinidad será menor de 10 000 p.p.m., - todo esto es en particular para el pozo PLATANAL #212) para el estudio de las propiedades reológicas, ya que es el que mas se acerca al de los datos experimentales (Viscosímetro FANN) (ver tablas pag. 124 y 125).

Sin embargo, cabe señalar que los modelos restantes son aplicables a otros fluidos de perforación, que tengan propiedades reológicas diferentes a este lodo, ó inclusive iguales, pero a diferentes presiones y/o temperaturas.

A P E N D I C E S

A P E N D I C E A

MODELOS REOLOGICOS

El objetivo de este apéndice es de que sirva como un medio de consulta rápida sin tener necesidad de consultar los capítulos detalladamente.

Aquí se presentan los siguientes modelos reológicos empleados para los fluidos de perforación:

A. 1 - FLUIDOS NEWTONIANOS.

A. 2 - FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

1. - MODELO DE BINGHAM.
2. - MODELO DE OSTWALD DE WAELE (LEY DE POTENCIA).
3. - MODELO DE HERSHEY-BULKLEY (LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA).
4. - MODELO DE ROBERTSON & STIFF.
5. - MODELO DE CASSON.
6. - MODELO DE ELLIS.
7. - MODELO DE SISO.

Estos modelos están expresados en unidades homogéneas, por lo que puede ser empleado cualquier sistema de unidades, además estos modelos serán expresados como una relación entre el esfuerzo (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$), así como en función de la viscosidad, donde ésta viscosidad es únicamente para fluidos **NEWTONIANOS**, en lo que, para fluidos **NO-NEWTONIANOS**, este término no tiene sentido.

Para escribir la relación entre el esfuerzo cortante (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$) es común referirse a un término de viscosidad.

$$\eta = \mu \frac{\tau}{\dot{\Gamma}} \text{ ----- (A. 1)}$$

Por otra parte para fluidos NO-NEWTONIANOS el término de "viscosidad" significa la relación entre el esfuerzo (τ) y velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), o sea $\tau = f(\dot{\gamma})$, esto es, cualquiera que sea la relación existente entre ambas, por lo que deberá especificarse la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) a la cual se refiere.

A. 1 - FLUIDOS NEWTONIANOS.

$$\tau = \frac{\mu}{gc} \dot{\gamma}$$

$$\mu = gc \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$$

A. 2 - FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

A. 2. 1 - BINGHAM:

$$\tau = \frac{\mu_B}{gc} \dot{\gamma} + \tau_0$$

$$\frac{\tau}{gc} \dot{\gamma} = \frac{\mu_B}{gc} \dot{\gamma} + \tau_0$$

despejando:

$$\tau = \mu_B \dot{\gamma} + gc \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}}$$

A. 2. 2 - OSTWALD DE WALE (LEY DE POTENCIA).

$$\tau = K \Gamma^n$$

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = K \Gamma^n$$

despejando:

$$\eta = gc K \Gamma^{n-1}$$

A. 2. 3 - HERSCHEL - BULKLEY (LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA)

$$\tau = K \Gamma^n + \tau_y$$

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = K \Gamma^n + \tau_y$$

despejando:

$$\eta = gc K \Gamma^{n-1} + gc \frac{\tau_y}{\Gamma}$$

A. 2. 4 - ROBERTSON & STIFF.

$$\tau = A (\Gamma + C)^B$$

si :

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = A (\Gamma + C)^B$$

$$\eta = gc A (1 + C / \Gamma)^B \Gamma^{B-1}$$

A. 2. 5 - CASSON.

$$\tau^K = (\eta \omega \Gamma / gc)^K + \tau_0^K$$

si:

$$\left[\frac{\eta}{gc} \Gamma \right]^K = (\eta \omega \Gamma / gc)^K + \tau_0^K$$

despejando:

$$\eta^K = \eta_0^K + (gc \tau_0 / \Gamma)^K$$

A. 2. 6 - ELLIS.

$$\tau = \frac{1}{A + B \tau^{\alpha-1}} \Gamma$$

si:

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = \frac{1}{A + B \tau^{\alpha-1}} \Gamma$$

despejando:

$$\eta = \frac{gc}{A + B \tau^{\alpha-1}}$$

A. 2. 7 - SISKO.

$$\tau = A \Gamma + B \Gamma^n$$

si:

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = A \Gamma$$

despejando:

$$\eta = gc (A + B \Gamma^{n-1})$$

A. 2. 7. 1 - MODIFICADO DE SISO.

$$\tau = A \Gamma + B \Gamma + \tau_0$$

si:

$$\frac{\eta}{gc} \Gamma = A \Gamma + B \Gamma + \tau_0$$

despejando:

$$\eta = gc (A + B \Gamma^{n-1}) + gc \tau_0 / \Gamma$$

A P E N D I C E B

"MODELOS REOLOGICOS
EN UNIDADES PRACTICAS DE CAMPO"

Los MODELOS REOLOGICOS en este apéndice, serán presentados en unidades prácticas de campo, tanto en función del esfuerzo cortante (τ) como de la velocidad de corte (Γ).

Tales modelos se presentan a continuación.

B.1 - FLUIDOS NEWTONIANOS (MODELO DE NEWTON).

$$\tau = \frac{1}{478.69} \mu \Gamma$$

$$\theta = \frac{1}{510.76} \mu \Gamma$$

$$\mu = 478.69 \frac{\tau}{\Gamma}$$

$$\mu = 478.69 \frac{(1.067 \theta)}{(1.703 N)}$$

$$\mu = 300 \frac{\theta}{N}$$

donde:

- μ = viscosidad en [cp]
- τ = esfuerzo cortante [lbf / 100pies²]
- $\dot{\gamma}$ = velocidad de corte [1 / seg]
- θ = lectura Fann equivalente ó deflexión del resorte en [grados]
- N = velocidad de rotación [RPM]

B. 2 - FLUIDOS NO-NEWTONIANOS.

B. 2.1 - MODELO DE BINGHAM.

$$\tau = \frac{\mu \dot{\gamma}}{478.69} + 1.067 \dot{\gamma}$$

$$\theta = \frac{\mu N}{300} + \dot{\gamma}$$

de apéndice A.2.1 :

$$\eta = \mu + gc \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}}$$

$$\eta = \mu + \frac{32.17 (\dot{\gamma} / 100)}{\dot{\gamma}} 1488 (1.067)$$

resolviendo:

$$\eta = \mu + 510.76 \frac{\dot{\gamma}}{\dot{\gamma}}$$

$$\eta = n_p + 510.76 \frac{\tau_y}{1.703 N}$$

$$\eta = n_p + 300 \frac{\tau_y}{N}$$

donde :

η = viscosidad del fluido a una Γ determinada [cp]

n_p = viscosidad plástica [cp]

τ_y = esfuerzo o punto de cedencia [lbf/100pies²]

N = velocidad de rotación [RPM]

B. 2. 2 - MODELO DE OSTWALD-DE WAELE (LEY DE POTENCIA).

$$\tau = 1.057 K \Gamma$$

$$\theta = K (1.703 N)^n$$

de apéndice A. 2. 2 :

$$\eta = gc K \Gamma^{n-1}$$

$$\eta = \left[32.17 \frac{K}{100} (1.057)^{1468} \right] \Gamma^{n-1}$$

$$\eta = 510.76 K \Gamma^{n-1}$$

$$\eta = 510.76 K (1.703 N)^{n-1}$$

donde:

η = viscosidad del fluido a una Γ determinada [cp]

K = índice de consistencia $\frac{\text{lb-ft-sec}^n}{100 \text{ pies}^n}$

N = velocidad de rotación [RPM]

n = índice de comportamiento del flujo [adim]

**B. 2. 3 - MODELO DE HERSCHEL-BULKLEY (LEY DE POTENCIA
CON PUNTO DE CEDENCIA)**

$$\tau = 1.067 K \Gamma^n + 1.067 \tau_y$$

$$\theta = K (1.703 N)^n + \tau_y$$

de apéndice A. 2. 3 :

$$\eta = gc K \Gamma^{n-1} + gc \frac{\tau_y}{\Gamma}$$

si:

$$\tau = 1.067 \theta$$

$$\Gamma = 1.703 \text{ N}$$

sustituyendo estas dos últimas en la ecuación del apéndice A.2.3 :

$$\eta = \left[32.17 \frac{\text{K}}{100} 1.067 (1488) \right] \Gamma^{n-1} + \left[\frac{32.17 (\gamma\gamma/100)}{\Gamma} 1.067 (1488) \right]$$

$$\eta = 510.76 \text{ K } \Gamma^{n-1} + 510.76 \frac{\gamma\gamma}{\Gamma}$$

$$\eta = 510.76 \text{ K } (1.703 \text{ N})^{n-1} + 510.76 \frac{\gamma\gamma}{1.703 \text{ N}}$$

$$\eta = 510.76 \text{ K } (1.703 \text{ N})^{n-1} + 300 \frac{\gamma\gamma}{\text{N}}$$

donde:

n = Índice de comportamiento [adim]

K = Índice de consistencia [lbf-segⁿ/100piesⁿ]

γγ = Esfuerzo de cedencia [lbf/100pies²]

N = Velocidad de rotación [RPM]

η = Viscosidad del fluido a una Γ determinada [cp]

B. 2. 4 - MODELO DE ROBERTSON Y STIFF.

$$\tau = A (\Gamma + C)^B$$

$$\Theta = \frac{A}{1.067} (1.703 N + C)^B$$

de apéndice A. 2. 4 :

$$\eta = gc A \left(1 + \frac{C}{\Gamma}\right)^B \Gamma^{B-1}$$

$$\eta = 32.17 \frac{A}{100} (1488) \left(1 + \frac{C}{\Gamma}\right)^B (\Gamma)^{B-1}$$

$$\eta = 478.69 A \left(1 + \frac{C}{\Gamma}\right)^B (\Gamma)^{B-1}$$

$$\eta = 478.69 A \left(1 + \frac{C}{1.703 N}\right)^B (1.703 N)^{B-1}$$

donde:

A = Constante reológica [FT /L] ó [lbf-seg /100pie²]

B = Constante reológica [adim]

C = Factor de corrección de la velocidad de corte [1/seg]

η = Viscosidad del fluido a una $\dot{\gamma}$ determinada [cp]

N = Velocidad de rotación. [RPM].

B. 2. 5 - MODELO DE CASSON.

$$\tau^{\dot{\gamma}} = \frac{\eta_{\infty}^{\dot{\gamma}} \dot{\gamma}^{\dot{\gamma}}}{21.88} + \tau_0^{\dot{\gamma}}$$

$$\theta^{\dot{\gamma}} = \frac{\eta_{\infty}^{\dot{\gamma}} \dot{\gamma}^{\dot{\gamma}}}{17.32} + \frac{\tau_0^{\dot{\gamma}}}{1.033}$$

de apéndice A. 2. 5 :

$$\eta^{\dot{\gamma}} = \eta_{\infty}^{\dot{\gamma}} + \left(gc \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} \right)^{\dot{\gamma}}$$

elevando al cuadrado:

$$\eta = \left(\eta_{\infty}^{\dot{\gamma}} + \left[(300/1.067) (\tau_0/N) \right]^{\dot{\gamma}} \right)^2$$

$$\eta = (\eta_{\infty})^{\frac{1}{2}} + \left[\left(\frac{300}{1.067} \right) \left(\frac{\tau_0}{N} \right) \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$\eta = \eta_{\infty} + \frac{281.16 \tau_0}{N}$$

donde:

η_{∞} = Viscosidad infinita o limitante [cp]

τ_0 = Esfuerzo de cedencia [lbf/100pies²]

N = Velocidad de rotación [RPM]

A P E N D I C E "C"

"EJEMPLO DE APLICACION".

En el pozo "PLATARAL 212" del campo "PLATARAL" (situado en un lugar llamado "la Isla" en REFORMA CHIAPAS), a un lodo bentonítico, de densidad 2.05 (gr/cc), empleado en la primera y segunda etapas de perforación, se contaminó con arcilla de las formaciones PARAJE SOLO y CONCEPCION SUPERIOR, por lo cual se analizó en un viscosímetro FANN 35-VG, de cilindros coaxiales, de 12 velocidades y una termocopa Mac-gobar - Dresser, con graduación de 0 a 250 °F, la temperatura se midió con un termómetro BAROID modelo 4200 con graduación de 2 a 220 °F, que en este caso fueron medidas a 120 °F. Todas estas mediciones se hicieron con la finalidad de tener una mejor representatividad del lodo en los modelos reológicos, teniendo más de las seis lecturas de los viscosímetros usuales en el campo. Se le determinaron las siguientes propiedades reológicas.

NOTA: la GEL (gelatinosidad inicial) es $\Theta_0 = 6$.

| "R" VEL. DE ROT. [RPM] | "Q" LECTU- RA FANN [] | "1" 4 H _v [cp] | "2" 7 B [cp] | "3" 10-W [cp] | "4" 17FFC [cp] | "5" 25-R-S [cp] | "6" 35 [cp] |
|---------------------------------|------------------------------------|---------------------------------|--------------------|---------------------|----------------------|-----------------------|-------------------|
| 600 | 103 | 51.5 | 51.5 | 51.4 | 51.35 | 50.8 | 40.00 |
| 300 | 57 | 57 | 57 | 56.9 | 56.8 | 48.5 | 40.81 |
| 200 | 42 | 63 | 62.5 | 60.4 | 61.3 | 66.0 | 41.62 |
| 180 | 40 | 66.6 | 64.3 | 61.4 | 62.6 | 66.25 | 41.59 |
| 100 | 24 | 72 | 79 | 66.8 | 73.0 | 72.23 | 48.07 |
| 90 | 23 | 76.6 | 82.6 | 67.9 | 75.5 | 75.14 | 46.66 |
| 60 | 18 | 90 | 101 | 72.1 | 67.2 | 67.85 | 47.33 |
| 30 | 12 | 120 | 156 | 79.9 | 120.0 | 117.18 | 65.48 |
| 6 | 6 | 250 | 595 | 101.1 | 367.6 | 277.39 | 120.71 |
| 3 | 4 | 400 | 1145 | 111.9 | 671.1 | 463.54 | 202.25 |
| 1.5 | 3.6 | 543.3 | 1879 | 120.8 | 1079.6 | 682.79 | 340.16 |
| 0.9 | 3 | 1000 | 3712 | 133.7 | 2077.7 | 1250.16 | 682.75 |

NOTA: Ver desarrollo en el transcurso del problema.

Los modelos reológicos (del apéndice B) que emplearon los diferentes autores, son los siguientes:

$$1- \quad \mu_{Nw} = 300 \frac{\sigma}{N}$$

$$2- \quad \eta_B = n_p + 300 \frac{\tau y}{N}$$

$$3- \quad \eta_{O-W} = 510.7 K (1.703 N)^{n-1}$$

$$4- \quad \eta_{LPPC} = 510.7 K (1.703 N)^{n-1} + 300 \frac{\tau y}{N}$$

$$5- \quad \eta_{R-S} = 478.68 A \left(1 + \frac{C}{1.703 N} \right)^B (1.703 N)^{B-1}$$

$$6- \quad \eta_{CASSON} = \eta_{\infty} + \frac{281.16 \tau_0}{N}$$

En base a los modelos reológicos, vistos anteriormente, determinar la "CARACTERIZACION REOLOGICA AL FLUIDO", empleando:

- a) - Las constantes reológicas de los modelos, empleando el "METODO PRACTICO DE CAMPO".
- b) - Determine el modelo que mejor ajusta los datos experimentales.
- c) - Compare los resultados constantes y modelos reológicos obtenidos anteriormente.
- d) - Tomando en consideración los resultados obtenidos en los incisos anteriores, determine, cual es el modelo reológico (incluyendo las constantes reológicas) que mejor describe el comportamiento del fluido.

S O L U C I O N

- a) - Las constantes reológicas de los modelos, empleando el método práctico de campo.

1- PARA MODELO DE NEWTON.

De apéndice B.1 se tiene:

$$\mu = 300 \frac{\theta}{N}$$

y aplicándola a los datos N [RPM] y θ [grados], se tiene la columna 1:

$$1 - \mu_{Nw} = 51.5, 57, 63, 66, 72, 76, 90, 120, 250, 400, 583, 1000.$$

2- PARA MODELO DE BINGHAM.

De apuntes, con ecuación (4.7) y (4.8) :

$$\underline{np} = \theta 600 - \theta 300 = 103 - 57 = \underline{46 [cpl]}$$

$$\underline{\gamma} = \theta 300 - np = 57 - 46 = \underline{11 [F/W]}$$

con ecuación de campo para Bingham, de apéndice B.2.1, se tiene:

$$\eta = np + 300 \frac{\gamma}{N}$$

y aplicando esta ecuación con las constantes reológicas del método práctico de campo y los datos N [RPH] y θ [grados], obteniendo la columna 2 :

$$2- \eta_B = \begin{matrix} 51.5, 57, 62.5, 64.3, 79, 82.66, 101, 156, 596, 1146, \\ 1879, 3712. \end{matrix}$$

3- PARA EL MODELO DE LEY DE POTENCIA (OSTWALD-DE WAELE).

De apuntes, con ecuación (4.11) y (4.13):

$$\underline{n} = 3.32 \log \frac{\theta 600}{\theta 300} = 3.32 \log \frac{103}{57} = \underline{0.8531 [adim]}$$

$$K = \frac{\theta_{500}}{1022^n} = \frac{\theta_{300}}{511^n} = \frac{103}{1022} = \frac{57}{511} = \underline{0.278 \text{ [FT}^2/\text{L}^2]}$$

Con ecuación de campo, para Ley de Potencia de apéndice B. 2. 2 se tiene:

$$\eta = 510.76 K (1.703 N)^{n-1}$$

obteniéndose así la columna 3:

$$3-\eta_{O-W} = 51.4, 56.9, 60.4, 61.4, 66.8, 67.9, 72.1, 79.9, 101.1, 111.9, 120.8, 133.7$$

4- PARA EL MODELO DE LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA (HERSCHEL & BULKLEY).

De apuntes con ecuaciones (4. 16) y (4. 18):

$$n = 3.32 \log \frac{\theta_{500} - \theta_0}{\theta_{300} - \theta_0} = 3.32 \log \frac{103 - 6}{57 - 6} = \underline{0.927 \text{ [adim]}}$$

$$K = \frac{\theta_{500} - \theta_0}{1022^n} = \frac{\theta_{300} - \theta_0}{511^n} = \frac{57 - 6}{511} = \frac{51}{324} = \underline{0.157 \text{ [FT}^2/\text{L}^2]}$$

$$1Y = \theta_0 = \underline{6 \text{ [E/L}^2]}$$

Con ecuación de campo para LEY DE POTENCIA CON PUNTO DE CEDENCIA, de apéndice B. 2. 3 , se tiene:

$$\eta = 510.76 K (1.703 N)^{n-1} + 300 \frac{\tau}{N}$$

y con datos de N [RPM] Y θ [grados], se obtiene la columna 4:

$$4-\eta \text{ LPPC} = 51.35, 56.8, 51.3, 62.8, 73.0, 75.5, 87.2, 120.0, \\ 367.6, 671.1, 1073.8, 2077.7,$$

5- PARA EL MODELO DE ROBERTSON Y STIFF.

De apuntes, con ecuaciones (4.2) y (4.3) respectivamente:

$$\tau = 1.067 \theta \quad \begin{array}{l} \underline{\tau_{max}} = 1.067 (103) = \underline{109.9} \\ \underline{\tau_{min}} = 1.067 (3) = \underline{3.2} \end{array}$$

$$\Gamma = 1.703 N \quad \begin{array}{l} \underline{\Gamma_{max}} = 1.703 (600) = \underline{1022} \\ \underline{\Gamma_{min}} = 1.703 (0.9) = \underline{1.532} \end{array}$$

y así calculamos todos los esfuerzos (τ) y velocidades (Γ) de corte, para todos los valores de lecturas del VISCOSI-METRO FANN θ [grados] y velocidades de rotación N [RPM], respectivamente, para graficarlos posteriormente en papel milimétrico, (ver resultados en la tabla siguiente).

De apuntes, con ecuaciones : (4.20), (4.21), (4.22), (4.23), (4.24), (4.25), (4.26), (4.27), respectivamente:

$$v_m = (v_{max} - v_{min}) \frac{x}{L} = (109.9 - 3.201) \frac{x}{10} = \underline{10.75}$$

con este valor vamos a la gráfica i de papel milimétrico (pozo platano No. 212) y obtenemos la velocidad de corte "media" (\bar{v}_m)

DE GRÁFICA: $\bar{v}_m = \underline{96}$

$$C = \frac{\bar{v}_m (D_{max} - D_{min})}{2 (D_{max} - D_{min}) - D_{min}} = \frac{1.532 \times 1022 - 96^2}{2(96) - 1.53 - 1022} = \underline{9.2}$$

| N [RPM] | θ [grados] | $r=1.067\theta$ $r'=1.703N$ | | P | Q | PQ | P' |
|------------|----------------------|-----------------------------|------|------|------|------|------|
| | | r | r' | | | | |
| 600 | 103 | max109.9 | 1022 | 3.01 | 2.02 | 6 | 9.06 |
| 300 | 57 | 60.8 | 511 | 2.71 | 1.78 | 4.82 | 7.34 |
| 200 | 42 | 44.8 | 340 | 2.54 | 1.65 | 4.19 | 6.45 |
| 180 | 40 | 42.6 | 306 | 2.49 | 1.62 | 4.03 | 6.20 |
| 100 | 24 | 25.6 | 170 | 2.25 | 1.40 | 3.15 | 5.06 |
| 90 | 23 | 24.5 | 153 | 2.21 | 1.38 | 3.04 | 4.88 |
| 60 | 18 | 19.2 | 102 | 2.04 | 1.28 | 2.61 | 4.16 |
| 30 | 12 | 12.8 | 51 | 1.77 | 1.10 | 1.94 | 3.13 |
| 6 | 5 | 5.3 | 10 | 1.26 | 0.72 | 0.92 | 1.63 |
| 3 | 4 | 4.2 | 5.1 | 1.15 | 0.62 | 0.71 | 1.32 |
| 1.8 | 3.5 | 3.7 | 3.0 | 1.08 | 0.56 | 0.60 | 1.16 |
| 0.9 | 3 | 3.2 | 1.5 | 1.02 | 0.50 | 0.51 | 1.04 |

EP=23.55 EQ=14.6 EPQ=32.5 EP'=52.03

donde P y las demás variables se calculan con:

$$\underline{P} = \log (\Gamma + C) = \log (1022 + 9.2) = \underline{3.01} \text{ (y así para todos los datos N y } \Theta)$$

$$\underline{Q} = \log (\gamma) = \log (109.9) = \underline{2.02} \text{ (y así para todos los datos N y } \Theta)$$

$$\underline{B} = \frac{ND \cdot EPQ - EP \cdot EQ}{ND \cdot EP - (EP)^2} = \frac{12 (32.52) - (23.55)(19.61)}{12 (52.03) - (23.55)^2} = \underline{0.66}$$

$$\underline{A'} = \frac{EQ - BEP}{ND} = \frac{19.61 - (0.66)(23.55)}{12} = \underline{-0.07775}$$

$$\underline{A} = 10^{\frac{A'}{10}} = 10^{-0.07775} = \underline{0.836}$$

$$\underline{AY} = AC^{\frac{B}{10}} = 0.836 * 9.2^{0.66} = \underline{3.616}$$

Con ecuación de campo para ROBERTSON Y STIFF, de apéndice B.2.4 se tiene:

$$\eta_{R-S} = 478.68 A \left(1 + \frac{C}{1.703 N} \right)^B (1.703 N)^{B-1}$$

obteniendo así la columna 5 :

$$5-7 \quad R-S = 38.8, 48.5, 56.0, 58.25, 72.23, 75.14, 87.85, 117.18, 277.39, 253.54, 582.79, 1250.14$$

6- PARA EL MODELO DE CASSON.

De apuntes con ecuación (4.4) para lecturas de 600 y 100 tenemos:

$$\eta = 300 \frac{\theta}{N}$$

$$\eta_{600} = 300 \frac{\theta_{600}}{N} = 300 \frac{103}{600} = 51.5$$

$$\eta^*_{600} = 7.17 \quad [\text{cp}]$$

$$\eta_{100} = 300 \frac{\theta_{100}}{N} = 300 \frac{24}{100} = 72$$

$$\eta^*_{100} = 8.48 \quad [\text{cp}]$$

De apuntes con la ecuación (4.31) y (4.33) respectivamente:

$$\eta^*_{\infty} = 1.69 \eta^*_{600} - 0.69 \eta^*_{100}$$

$$\eta^*_{\infty} = 1.69 (7.17) - 0.69 (8.48) = 6.26$$

$$[\eta^*_{\infty}]^2 = (6.26)^2 = \underline{39.18} = \eta_{\infty}$$

$$\tau_0^k = 1.008 (\eta^k_{100} - \eta^k_{600})$$

$$\left[\tau_0^k \right]^2 = [1.008 (8.48 - 7.17)]^2 = (1.32)^2 = \underline{1.74 = \tau_0}$$

Con ecuación de campo para CASSON de apendice (B.2.5), se tiene:

$$\eta_c = \eta_\infty + \frac{281.16 \tau_0}{N}$$

$$\eta_c = \eta_\infty + \frac{281.16 (1.74)}{600} = 40.00$$

y aplicando esta ecuación con (η_∞) , (τ_0) (constantes) y variando los datos de "N", se obtiene la columna 6.

$$6-\eta_{\text{casson}} = 40.00, 40.81, 41.62, 41.89, 44.07, 44.61, 47.33, \\ 55.48, 120.71, 202.25, 310.96, 582.75 \dots$$

b)- Determine el modelo que mejor ajusta los datos experimentales:

Empleando las ecuaciones del APENDICE-B, se obtienen los esfuerzos de corte (τ), donde se aplica a todos los modelos reológicos, formandose así la tabla siguiente, que se graficará en papel milimétrico (gráfica 1) y en papel log-log (gráfica 2).

```

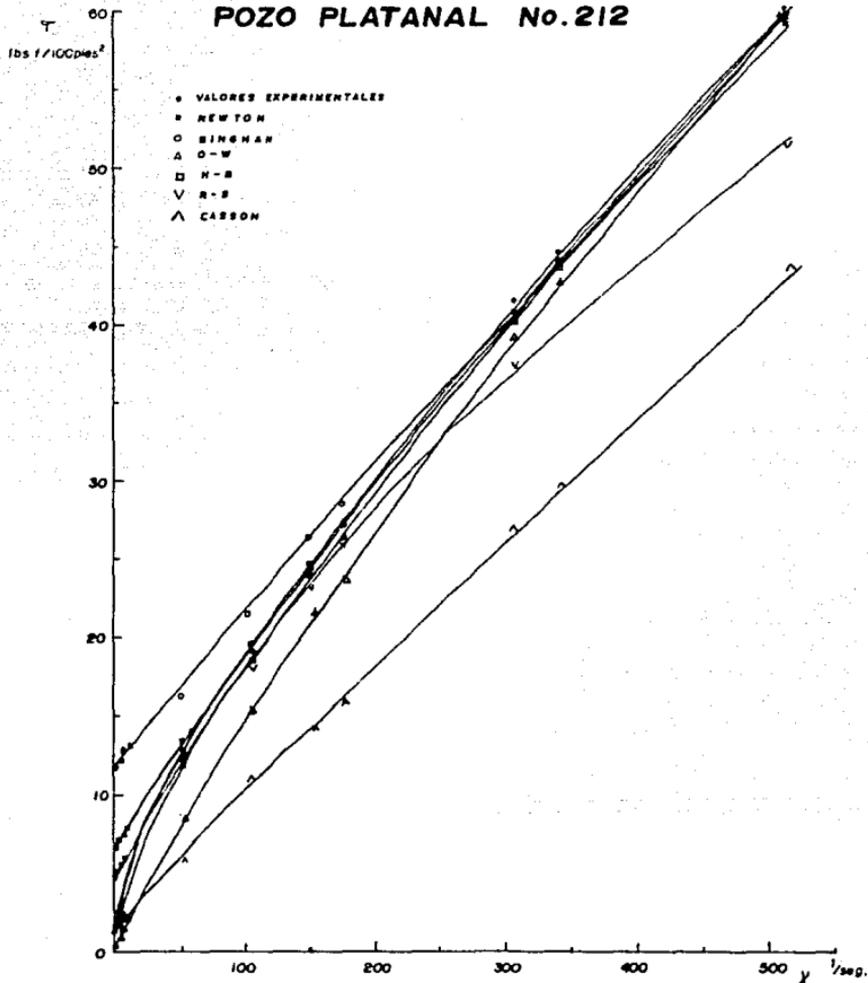
#####
N      G      *      @      u      \ Nw      \ B      \ OW      \ HB      \ RS      \ C
      \ \      \ \      \ \      \ \      \ \      \ \      \ \      \ \      \ \
#####
600  103  109.9  1022  51.5  109.9  109.9  109.5  109.6  81.47  85.3
300  57   60.8  511  57   60.8  60.8  60.6  60.6  61.86  43.5
200  42   44.8  340  63   44.7  44.4  42.8  43.6  39.86  29.5
180  40   42.6  306  66   42.1  41.1  39.1  40.1  37.26  28.7
100  24   25.6  170  72   25.5  28.0  23.7  25.9  25.66  15.6
90   23   24.5  153  76   24.2  26.4  21.6  24.1  24.03  14.2
60   18   19.2  102  90   19.1  21.5  15.3  18.5  18.73  10.0
30   12   12.8  51   120  12.7  15.6  8.46  12.8  12.49  5.9
6    5    5.3   10  250  5.2  12.6  2.14  7.8  5.87  2.5
3    4    4.2   5   400  4.2  12.2  1.19  7.1  4.83  2.1
1.8  3.5  3.7   3   583  3.6  12.0  0.75  6.8  4.35  1.9
0.9  3.0  3.2   1   1000  3.1  11.8  0.41  6.6  3.99  1.8
#####

```

* $\tau = 1.067 G$ @ $\Gamma = 1.703 N$

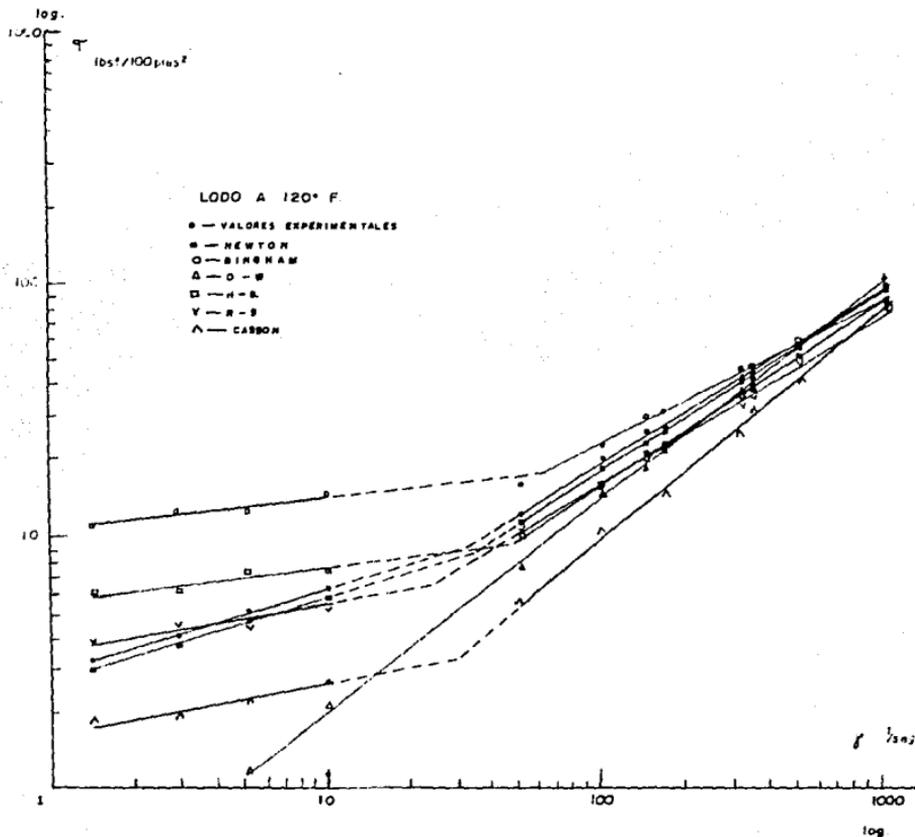
NOTA: (ver graficas en papel milimetrico y en papel log-log)

POZO PLATANAL No.212



GRAFICA # 1

POZO PLATANAL No. 212



GRAFICA # 2

c) - Compare los resultados, constantes y modelos reológicos obtenidos anteriormente:

| BINGHAM | LEY DE POT. (O-W) | LPPC (H-B) | ROBERTSON STIFF | CASSON |
|---------------|----------------------|---------------|--------------------|-------------------------|
| np = 46 [cp] | n = 0.8531 | n = 0.927 | A = 0.836 | $\sqrt{\omega} = 39.18$ |
| $\tau_y = 11$ | K = 0.2788 | K = 0.157 | B = 0.66 | $\tau_0 = 1.74$ |
| | | $\tau_y = 6$ | C = 9.20 | |
| | | | $\tau_y = 3.616$ | |

TABLA DE CONSTANTES REOLOGICAS
(METODO PRACTICO)

| ***** | | | | | | |
|------------------------|---------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|---------------------|---------|
| % ERROR τ_{NW} | % ERROR τ_B | % ERROR τ_{O-W} | % ERROR τ_{H-B} | % ERROR τ_{R-S} | % ERROR τ_C | |
| ***** | | | | | | |
| 0 | 0 | -0.36 | -0.27 | -25.86 | -22.38 | |
| 0 | 0 | -0.32 | -0.32 | -14.70 | -28.45 | |
| -0.22 | -0.89 | -4.46 | -2.67 | -11.02 | -34.15 | |
| -1.17 | -3.62 | -8.21 | -5.86 | -12.53 | -37.32 | |
| -0.39 | 9.37 | -7.42 | 1.17 | 0.23 | -39.06 | |
| -1.22 | 7.75 | -11.83 | -1.63 | -1.91 | -42.04 | |
| -0.52 | 11.97 | -20.31 | -3.64 | -2.44 | -47.91 | |
| -0.78 | 29.68 | -33.90 | 0 | -2.42 | -53.90 | |
| -1.88 | 137.73 | -59.62 | 47.16 | 10.75 | -52.83 | |
| 0 | 190.47 | -71.66 | 59.04 | 15.00 | -50.00 | |
| -2.70 | 224.32 | -79.72 | 83.78 | 17.56 | -48.64 | |
| 16.87 | 268.77 | -87.18 | 106.25 | -24.68 | -43.75 | |
| ***** | | | | | | |
| prom. de % error | +2.14% | +73.7% | +32.8% | +26.81% | +11.69% | +41.70% |

TABLA DEL PROMEDIO DEL % DE ERROR DE CADA MODELO
CON RESPECTO AL τ MEDIDO EXPERIMENTALMENTE (FANN)

Recordando que el modelo de Newton es el "Modelo Ideal" de los fluidos newtonianos, por lo que su comportamiento reológico indica una proporcionalidad directa entre el esfuerzo de corte (τ) y la velocidad de corte ($\dot{\Gamma}$), donde la constante de proporcionalidad es la viscosidad (μ), por tal motivo en la columna de τ_{NW} , se pueden apreciar que el promedio del % de error fue (+/-2.14%) donde casi es despreciable. De aquí que el modelo que presentó menor promedio de % de error fué el modelo de Robertson & Stiff R-F (+/-11.59%), en este caso en particular del Pozo Platanal # 212 con un lodo bentonítico de densidad 2.05 gr/cc y temperatura de 120°F.

- d) - Tomando en consideración los resultados obtenidos en los incisos anteriores, determine cual es el modelo reológico (incluyendo las constantes reológicas) que mejor describe el comportamiento del fluido:

Como se puede observar en la gráfica 1 de papel milimétrico se graficaron todos los modelos reológicos, observándose que, en este caso, para este tipo de lodo bentonítico de densidad de 2.05 gr/cc, el MODELO DE ROBERTSON Y STIFF, es el mejor, porque es el que más se ajusta a todos los puntos (a la mayoría) de los datos experimentales (viscosímetro FANN).

También con estos mismos datos, pero ahora en una gráfica de papel log-log (gráfica 2), se observa que el modelo de ROBERTSON Y STIFF es el que también se ajusta a todos los puntos de los datos experimentales. En esta gráfica se observa que, existen dos claras tendencias en el comportamiento del fluido, ambas obedecen el modelo de ROBERTSON Y STIFF, una tendencia a velocidades de corte bajas, puntos que corresponden a las lecturas a 0.9, 1.8, 3 y 6 RPH y la otra a velocidades de corte altas (los 6 puntos restantes), en las gráficas, las rectas que delimitan las dos tendencias mencionadas se unen en la intersección de dos líneas discontinuas. Las líneas continuas indican que la tendencia en ese tramo está comprobada experimentalmente, las líneas discontinuas son una extrapolación de las líneas continuas. Este tipo de comportamiento ya ha sido observado en fluidos de emulsión inversa base aceite.

El rango superior de velocidades de corte ($\dot{\gamma}$) es el que normalmente existe durante la perforación de un pozo (gastos de 25 a 55 galones por pulgada de agujero), tanto en el interior de las diferentes tuberías como en los espacios anulares.

El rango inferior se presenta cuando el gasto está por alguna razón muy por debajo del régimen normal de perforación.

N O M E N C L A T U R A S

| | | |
|-----|--|---|
| A | = Area [L ²] = Cte. reológica del modelo de Robertson y Stiff [FT /L ²] = Cte. reológica del modelo de Ellis [L ² /TF] = Cte. reológica del modelo de Sisko [FT/L ²] | B |
| B | = Cte. reológica del modelo de Robertson y Stiff [adim.] = Cte. reológica del modelo de Ellis [L ² /TF] = Cte. reológica del modelo de Sisko [FT ² /L ²] | |
| C | = Factor de corrección de la velocidad de corte (Γ) en el modelo de Robertson y Stiff [1/T]. | |
| D | = Diámetro interior del capilar [L] | |
| Dh | = Diámetro del agujero [pies] | |
| De | = Diámetro exterior de la tubería [pies] | |
| FKM | = Factor de Krieger y Maron [adim] | |
| gc | = Constante gravitacional [ML/FT ²] | |
| he | = Altura efectiva del bob [L] | |
| K | = Índice de consistencia [FT ² /L ²] | |
| K1c | = Factor geométrico del viscosímetro capilar [adim] | |
| K2c | = Factor geométrico del viscosímetro capilar [1/L ³] | |
| KR | = Constante del resorte de torsión [FL/grados] | |
| Kir | = Factor geométrico del viscosímetro rotacional [F/gradoL ²] | |
| K2r | = Factor geométrico del viscosímetro rotacional [1/T rpm] | |
| L | = Longitud de la sección de prueba, del viscosímetro capilar [L] | |
| M | = Torque [FL] | |
| N | = Velocidad de rotación de la camisa [rpm] | |
| n | = Índice de comportamiento de flujo [adim] | |

- n' = Tangente en un punto de la curva logarítmica de $(D^2 P/4L)$ contra $(8V/D)$ [adim]
 n'' = Tangente en un punto a la curva logarítmica de (τb) contra (N) [adim.]
 Q = Gasto volumétrico de flujo $[L^3/T]$
 R = Radio del tubo capilar [L]
 r = Distancia radial [L]
 R_b = Radio del bob [L]
 R_c = Radio de la camisa [L]
 U = Perfil de velocidades en el interior de una tubería [L/T]
 u = Velocidad del fluido a una distancia r [L/T]
 v_m = Velocidad media de flujo [L/T]
 V = Ecuación de Hagen-Poiseuille.
 α = Constante reológica del modelo de Ellis [adim]
 β = Relación entre el radio de la camisa y el bob [adim]
 Γ = Velocidad de corte [1/T]
 Γ_{ea} = Velocidad de corte en el espacio anular [1/T].
 Γ_w = Velocidad de corte en la pared de la tubería [1/T]
 Γ_m = Velocidad de corte a las condiciones medias [1/T]
 P = Caída de presión [F/L]
 η = Viscosidad del fluido a una Γ determinada [M/LT]
 η_p = Viscosidad plástica [M/LT]
 η_{∞} = Viscosidad infinita o limitante [ML/T]
 θ = Lectura Fann, deflexión del resorte [grados]
 μ = Viscosidad absoluta [M/LT]

- r = Esfuerzo cortante [F/L]
- r_b = Esfuerzo cortante del bob [F/L]
- r_c = Esfuerzo cortante de la camisa [F/L]
- r_o = Esfuerzo de cedencia, modelos de Casson y Sisko [F/L]
- r_y = Esfuerzo ó punto de cedencia [F/L]
- r_w = Esfuerzo cortante en la pared de la tubería [F/L]
- w = Velocidad angular del fluido a una distancia r [rad/T]
- Ω = Velocidad angular de la camisa [rad/T]

NOTA: Las unidades son consistentes, pudiendose emplear cualquier sistema de unidades. F, M, L, y T significan unidades de fuerza, masa, longitud y tiempo respectivamente.

B I B L I O G R A F I A

B I B L I O G R A F I A

1. - BENITEZ HERNANDEZ M. A., GARAICOCHA P. F. : "APUNTES DE FLUIDOS DE PERFORACION"; Universidad Nacional Autonoma de Mexico. Ciencias de la Tierra. Departamento de Explotación del Petroleo.
2. - GOVIER. G.W. y AZIZ. K. : "THE FLOW OF COMPLEX MIXTURES IN PIPES"; D. Van Nostrand Co., Inc.; Princeton, N.Y. (1972).
3. - MEZTNER A. B.: "NON-NEWTONIAN TECHNOLOGY: FLUID MECHANICS, MIXING AND HEAT TRANSFER"; En Advances in Chemical Engineering; Vol. I ,Academic Pres;N.Y. (1956).
4. - CRAFT B. C., HOLDEN W. R. Y GRAVES E. D.: "WELL DESIGN DRILLING AND PRODUCTION;" Prentice Hall, New Jersey 1962.
5. - WOHL MARTIN H. "DESIGNING FOR NON-NEWTONIAN FLUIDS"; Chemical Engineering (1958); serie de 9 partes.
6. - ROBERTSON R.E. Y STIFF H. A.: "IMPROVED MATHEMATICAL MODEL FOR RELATING SHEAR STRESS TO SHEAR RATE IN DRILLING FLUIDS AND CEMENT SLURRIES" : Oc. Pet. Eng. Journal; feb. (1976).
7. - LAUZON R.V. Y REID K. I. G. : "NEW RHEOLOGICAL MODEL OFFERS FIELD ALTERNATIVE"; Oil and Gas Journal ; mayo 21, (1971).
8. - ZAMORA M. Y BLEIER R. : "PREDICTION OF DRILLING MUD RHEOLOGY USING A SIMPLIFIED HESCHEL-BULKLEY MODEL" J. of Pressure Vessel Technology; agosto (1977). 485-490.

9. - DODGE D. W. Y METZNER A. B. : "TURBULENT FLOW OF NON-NEWTONIAN SYSTEMS" ; A. I. CH. E. Jour. ; vol. 5, No. 2 (1959) 189-204
10. - METZNER A. B. Y REED J. C. : "FLOW OF NON-NEWTONIAN FLUID. CORRELATION OF THE LAMINAR TRANSITION AND TURBULENT-FLOW REGIONS" ; A. I. CH. E. Jour. ; Vol 1 , 434 (1955).
11. - CORTEZ A. M. : "REOLOGIA DE FLUIDOS NO-NEUTONIANOS A TRAVES DE CONDUCTOS CIRCULARES" ; Sub. de Tec. de explotación Div. Perforación (1986).
12. - WOHL M. H. : "DYNAMICS OF FLOW BETWEEN PARALLEL PLATES AND IN NON-CIRCULAR DUCTS" ; Chemical Engineering, mayo 6 (1968)
13. - ADAMS J. H. : "DRILLING ENGINEERING A COMPLETE WELL PLANNING APROACH" ; Publishing Co. Tulsa Oklahoma, (1985).
14. - MILKINSON W. L. : "NON-NEWTONIAN FLUIDS", Pergamon Press, Inc. NEW YORK (1960) 22, 24.
15. - RAMON PERERA GOMZALEZ, P.D.O. L. ECHEGARAY ; "FLUIDOS DE CONTROL NIVEL 2" IMP-PEMEX Gerencia de Reparacion y Terminacion de Pozos (1985).
16. - ANTONIO ACUNA R., FCO. GARAICOHEA P., TOMAS LIMON H. ; "FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS" IMP Subdirección de Explotacion, Publicación No. 76 BM / 204 (1976).
17. - EMILIO DE LA TORRE RAMOS ; "HIDRAULICA DE FLUIDOS DE EMULSION INVERSA EN PERFORACION ROTATORIA" UNAM Facultad de Ingenieria Ciudad Universitaria, junio 1987.
18. - SERIE SCHAUM ; "FUNDAMENTOS DE QUIMICA GENERAL" Ed. Mc. Graw-Hill Latinoamericana S. A. Marzo 1985.