

9  
24.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN

“CARACTERIZACION REOLOGICA DE  
SUSPENSIONES DE BAJA CONSISTENCIA  
EMPLEANDO HELICES Y DISCOS”

A R T I C U L O  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO EN ALIMENTOS  
P R E S E N T A :  
ALFREDO / MONTIEL NAVARRO

ASESOR: I.B.Q. ROSA M. ARRIAGA ORIHUELA.

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

1998

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

2594 49



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.  
FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de  
Exámenes Profesionales

DR. JAIME KELLER TORRES  
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN  
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos  
Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos

El Artículo : "Caracterización reológica de suspensiones  
de baja consistencia empleando helices y discos".

que presenta el pasante: Alfredo Montiel Navarro.  
con número de cuenta: 8706645-4 para obtener el TITULO de:  
Ingeniero en Alimentos.

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 15 de Enero de 1998

PRESIDENTE	<u>I.B.Q. Rosa M. Arriaga Orihuela</u>	
VOCAL	<u>I.B.Q. Norma B. Casas Alencaster</u>	
SECRETARIO	<u>Dra. L. Patricia Martínez Padilla</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>I.A. Laura M. Cortazar Figueroa</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.A. Martha E. Rosas Mendoza</u>	

## AGRADECIMIENTOS.

A MIS PADRES *ALFREDO Y ARCIDALLA* , POR MI EXISTENCIA Y FORMACION, GRACIAS POR SU CARIÑO, GUIA , DESVELOS Y APOYO , EN TODO MOMENTO.

A MIS HERMANOS *DANIEL Y ALDO* , QUE SIEMPRE HEMOS COMPARTIDO Y GOZADO DE LA VIDA .

A LA PROFESORA *ROSA MANUELA ARRIAGA* , POR SU PACIENCIA Y CONOCIMIENTOS .

AL PROFESOR *FERNANDO BERISTAIN* , POR SUS VALIOSOS CONSEJOS .

AL PROFESOR *ANTONIO TREJO* POR SU MANO FRANCA Y DURA DE AMIGO .

A *MARIA EUGENIA RAMIREZ* , QUE SU AYUDA FUE FUNDAMENTAL PARA LA TERMINACION DE ESTE ARTICULO.

A MIS AMIGOS QUE AUNQUE BOHEMIOS NO SON, NO DEJAN DE SER MIS AMIGOS , *VICTOR COLIN* , *VICTOR ESCAMILLA* , *EL PERDIDO DE EDUARDO VEGA* , *ALDO MONTIEL* , *MARIA DE LA LUZ ZAMUDIO* , *FERNANDO CARMONA* , *OLGA LIDIA MADRIGAL* , AL CARIÑO BRINDADO POR *MIS TIAS YOLA Y LULU* Y DEMAS 15VOS QUE MI MEMORIA LOS GUARDA .

*DEDICO ESTE ARTICULO A VERONICA SANCHEZ .*

NUNCA PERDAS LA ESPERANZA

SEN JE Y

JODO SALORA BSEN

NAZARUZ.

## INDICE

<b>RESUMEN</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUCCION</b>	<b>2</b>
<b>METODOLOGIA</b>	<b>3</b>
<b>RESULTADOS</b>	<b>5</b>
<b>CONCLUSIONES</b>	<b>9</b>
<b>REFERENCIAS</b>	<b>9</b>
<b>ANEXO</b>	<b>11</b>
<b>CALCULO DE CURVAS DE FLUJO EN MEZCLADORES QUE EMPLEAN IMPULSORES HELICOIDALES</b>	<b>12</b>

---

# CARACTERIZACION REOLOGICA DE SUSPENSIONES DE BAJA CONSISTENCIA EMPLEANDO HELICES Y DISCO

R.M. ARRIAGA-ORIHUELA, A. MONTIEL-NAVARRO y F. BERISTAIN

Univ. Nac. Autónoma de México, Fac. de Estudios Sup. Cuautitlán (Campo 1), Lab. de Prop. Reológicas y Funcionales en Alimentos, Avda. 1ª de Mayo s/n, Col. Atlanta, Cuautitlán Izcalli, 54740 Edo. de México - México

---

## RHEOLOGICAL CHARACTERIZATION OF LOW CONSISTENCY SUSPENSIONS BY MEANS OF HELIX AND DISK DECIVES

### ABSTRACT

The influence of celite fine particles on the rheological properties of suspensions have been evaluated. Two aqueous suspensions of guar gum at 0.5 and 0.7% concentration were studied. Experimental results using a Brookfield Rheoset viscosimeter to which a helicoidal and a disc impeller were adapted, were obtained. Results show that for high particle concentrations (grater than 40% in volume), the pseudoplasticity and the consistency values decreased. These effects are stronger when the continuous phase consistency is small. For particle concentrations of the order of 54%, the rheological response depends also on the impulsor geometry used in the measurements.

*Keywords: rheology, helicoidal impellers, disc impellers, suspension*

### RESUMEN

Se ha evaluado la influencia de la concentración de partículas finas (celita) sobre las propiedades reológicas de suspensiones. Se estudiaron dos suspensiones acuosas de goma guar en concentraciones 0.5 y 0.7%. Se obtuvieron resultados experimentales en un viscosímetro Brookfield Rheoset al que se le adaptó un agitador de disco. Los resultados muestran que para alta concentración de partículas (mayor a 40% en volumen), los valores de pseudoplasticidad y consistencia disminuyeron. Estos efectos son más marcados cuando la consistencia de la fase continua es baja. Para concentraciones de partículas del orden de 54%, la respuesta reológica depende también de la geometría del impulsor usado en las mediciones.

## INTRODUCCION

Existe un importante grupo de alimentos que están constituidos por una fase dispersante en la que se encuentra una gran variedad de componentes relativamente solubles y una fase dispersa, compuesta por partículas con distintas propiedades de tamaño, forma, volumen, densidad, composición, etc.; tal es el caso de, concentrados, purés de frutas y verduras, salsas, aderezos, etc., los cuales tienen propiedades reológicas dependientes tanto de las características de la fase continua como de la concentración y propiedades de las partículas.

Dentro de los efectos observados en suspensiones concentradas de partículas pequeñas dispersas en medio Newtoniano y/o pseudoplástico de baja consistencia, Metzner y Whitlock, (1958) observaron el fenómeno de dilatación volumétrica y reológica que se produce cuando muchas partículas alineadas en una lámina o línea de flujo se mueven pasando a una línea adyacente. La alineación y agregación de partículas también se ha observado en suspensiones con fase continua viscoelástica (Michele, 1977).

Los fenómenos mencionados no solo son de importancia teórica, sino también práctica, ya que ayudan a aclarar los problemas reométricos por ejemplo en la obtención de curvas de flujo que, en ocasiones, muestran diferencias en los resultados cuando la experimentación inicia a altas o bajas velocidades de deformación, lo cual se relaciona con la alineación de partículas. La medición de propiedades reológicas de suspensiones no solo resulta compleja por las propiedades inherentes a la suspensión y la respuesta de las partículas al cizallamiento, sino también por problemas debidos al tamaño y/o concentración de las mismas lo que limita el empleo de geometrías convencionales debido, en algunos casos, al pequeño espacio para la muestra o, en otras ocasiones, a la falta de uniformidad en la distribución de partículas durante las mediciones.

Con el objeto de lograr una mejor aproximación al cálculo de propiedades de flujo, se ha empleado la reometría en sistemas de mezclado, en los cuales la geometría del impulsor re-

sulta fundamental para el mantenimiento de la uniformidad en la distribución de velocidades de deformación efectiva durante el mezclado, lo cual debe ser considerado al seleccionar el impulsor a utilizar. En este sentido los impulsores de proximidad (pequeño espacio entre la pared del recipiente y el agitador) son los más recomendados. Entre los más eficientes agitadores de este tipo se encuentran los helicoidales (Rieger y Novak, 1973), cuya eficiencia permite reducir los tiempos de mezclado en comparación con otro tipo de impulsores (Brito et al, 1990) y se evita la existencia de zonas estáticas, (Merquiol y Choplin, 1988).

El objetivo de este trabajo es la evaluación de los impulsores helicoidales adaptados a un viscosímetro Brookfield Rheoset modelo RV en la caracterización reológica de suspensiones de baja consistencia comparando los resultados con los obtenidos con una geometría de uso convencional en este viscosímetro, como es la de disco que además es comúnmente empleada en la obtención de parámetros de flujo en suspensiones, mediante métodos aproximados.

## METODOLOGIA

*Mediciones reológicas.* Se adaptó un impulsor de tipo tornillo cinta helicoidal (TCH) (Figura 1) a un viscosímetro Brookfield- Rheoset modelo RV (Brookfield Eng. Inc. Stouhton M.A) el cual maneja un rango de velocidad rotacional entre 0.5 a 250 r.p.m.

Se obtuvieron datos de par de torsión ( $M$  [Nm]) y velocidad rotacional ( $N$ [r.p.s.]) después de alcanzar la estabilización de lecturas de par de torsión al cambio de velocidad rotacional, lo cual se logra aproximadamente después de 20 segundos.

Para el impulsor TCH se emplearon 3 diámetros de recipiente, resultando relaciones geométricas  $D_T/D$  (Diámetro interno del recipiente/Diámetro del impulsor) de: 1.13 , 1.22 y 1.31. De la misma manera se tomaron datos con las geometrías de disco (RV2) cuyas dimensiones se presentan en la Figura 1, se empleó de acuerdo a las condiciones estándar de medición, un recipiente con diámetro interno de 0.083 m. Se efectuaron determinaciones por



## INTRODUCCION

Existe un importante grupo de alimentos que están constituidos por una fase dispersante en la que se encuentra una gran variedad de componentes relativamente solubles y una fase dispersa, compuesta por partículas con distintas propiedades de tamaño, forma, volumen, densidad, composición, etc.; tal es el caso de, concentrados, purés de frutas y verduras, salsas, aderezos, etc., los cuales tienen propiedades reológicas dependientes tanto de las características de la fase continua como de la concentración y propiedades de las partículas.

Dentro de los efectos observados en suspensiones concentradas de partículas pequeñas dispersas en medio Newtoniano y/o pseudoplástico de baja consistencia, Metzner y Whitlock, (1958) observaron el fenómeno de dilatación volumétrica y reológica que se produce cuando muchas partículas alineadas en una lámina o línea de flujo se mueven pasando a una línea adyacente. La alineación y agregación de partículas también se ha observado en suspensiones con fase continua viscoelástica (Michele, 1977).

Los fenómenos mencionados no solo son de importancia teórica, sino también práctica, ya que ayudan a aclarar los problemas reométricos por ejemplo en la obtención de curvas de flujo que, en ocasiones, muestran diferencias en los resultados cuando la experimentación inicia a altas o bajas velocidades de deformación, lo cual se relaciona con la alineación de partículas. La medición de propiedades reológicas de suspensiones no solo resulta compleja por las propiedades inherentes a la suspensión y la respuesta de las partículas al cizallamiento, sino también por problemas debidos al tamaño y/o concentración de las mismas lo que limita el empleo de geometrías convencionales debido, en algunos casos, al pequeño espacio para la muestra o, en otras ocasiones, a la falta de uniformidad en la distribución de partículas durante las mediciones.

Con el objeto de lograr una mejor aproximación al cálculo de propiedades de flujo, se ha empleado la reometría en sistemas de mezclado, en los cuales la geometría del impulsor re-

sulta fundamental para el mantenimiento de la uniformidad en la distribución de velocidades de deformación efectiva durante el mezclado, lo cual debe ser considerado al seleccionar el impulsor a utilizar. En este sentido los impulsores de proximidad (pequeño espacio entre la pared del recipiente y el agitador) son los más recomendados. Entre los más eficientes agitadores de este tipo se encuentran los helicoidales (Rieger y Novak, 1973), cuya eficiencia permite reducir los tiempos de mezclado en comparación con otro tipo de impulsores (Brito et al, 1990) y se evita la existencia de zonas estáticas, (Merquiol y Choplin, 1988).

El objetivo de este trabajo es la evaluación de los impulsores helicoidales adaptados a un viscosímetro Brookfield Rheoset modelo RV en la caracterización reológica de suspensiones de baja consistencia comparando los resultados con los obtenidos con una geometría de uso convencional en este viscosímetro, como es la de disco que además es comúnmente empleada en la obtención de parámetros de flujo en suspensiones, mediante métodos aproximados.

## METODOLOGIA

*Mediciones reológicas.* Se adaptó un impulsor de tipo tornillo cinta helicoidal (TCH) (Figura 1) a un viscosímetro Brookfield- Rheoset modelo RV (Brookfield Eng. Inc. Stouhton M.A) el cual maneja un rango de velocidad rotacional entre 0.5 a 250 r.p.m.

Se obtuvieron datos de par de torsión (M [Nm]) y velocidad rotacional (N[r.p.s.]) después de alcanzar la estabilización de lecturas de par de torsión al cambio de velocidad rotacional, lo cual se logra aproximadamente después de 20 segundos.

Para el impulsor TCH se emplearon 3 diámetros de recipiente, resultando relaciones geométricas  $D_T/D$  (Diámetro interno del recipiente/Diámetro del impulsor) de: 1.13 , 1.22 y 1.31. De la misma manera se tomaron datos con las geometrías de disco (RV2) cuyas dimensiones se presentan en la Figura 1, se empleo de acuerdo a las condiciones estándar de medición, un recipiente con diámetro interno de 0.083 m. Se efectuaron determinaciones por

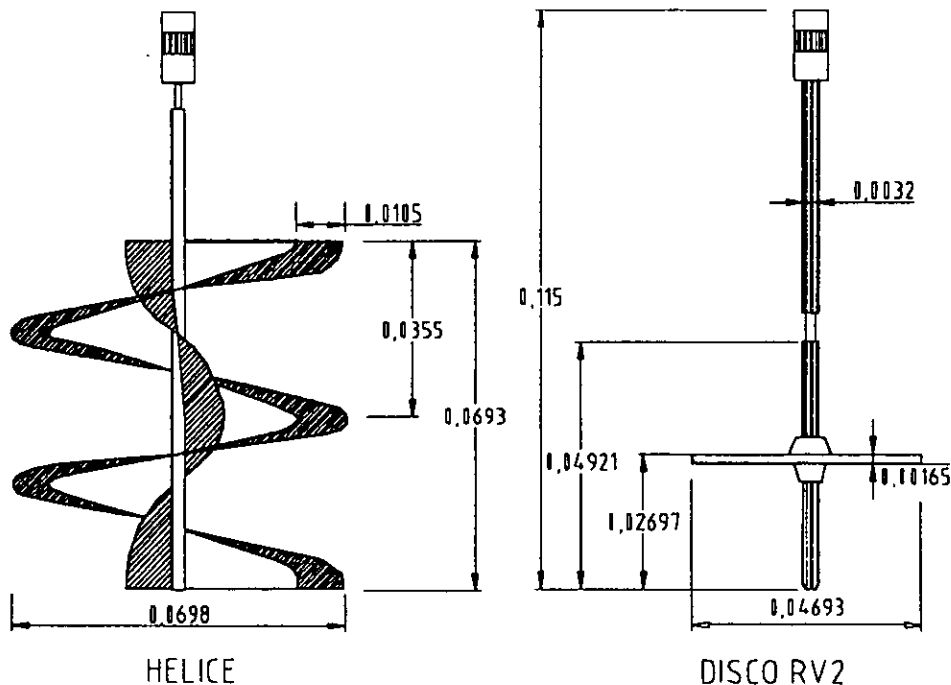


Figura 1: Impulsor de tornillo cinta - helicoidal (TCH) y de Disco, empleados en la experimentación (dimensiones en m.)

cuadruplicado manteniendo temperatura constante de 25°C, reportándose los promedios de las determinaciones.

#### *Fluidos empleados en la experimentación*

Los fluidos Newtonianos utilizados fueron: Glicerina, estándar Brookfield de 98.6 mPas y estándar Brookfield de 972 mPas. Se prepararon suspensiones de tierra de diatomeas, celita Hyflo Super-Cel (Johns Manville Mexicana), cuyas partículas son rígidas e inertes (Rees y Cain, 1990) con densidad de 160 Kg/m<sup>3</sup> y tamaño de partícula menor a 1.04x10<sup>-4</sup> m. Las concentraciones empleadas fueron 0, 12, 26, 42.5 y 54% en volumen. La fase continua la constituyen dispersiones acuosas de goma guar cuya concentración se mantuvo en 0.5 y 0.7% en peso.

#### *Cálculo de curvas de flujo.*

**Geometría Helicoidal.** El cálculo de curvas de flujo para esta geometría se realizó de acuerdo

al procedimiento propuesto por Arriaga et al. (1997), el cual es aplicable a fluidos que siguen el modelo de Ostwald- de Waele (ecuación 1) y que son agitados en régimen laminar en un mezclador que utiliza impulsores helicoidales.

$$\sigma = K\dot{\gamma}^n \quad (1)$$

donde  $\sigma$  es el esfuerzo de deformación [Pa],  $\dot{\gamma}$  es la velocidad de deformación [s<sup>-1</sup>], K es el índice de consistencia [Pa s<sup>n</sup>] y n es el índice de flujo.

El término que se sugiere, más apropiado para definir el perfil de flujo que se desarrolla en un recipiente de mezclado es el de velocidad de deformación efectiva  $\dot{\gamma}_e$  (Metzner y Otto, 1957; Rao, 1975; Chavan y Ulbrecht, 1973; Merquiol y Choplin, 1988; Brito et al. 1990; Cheng y Carreau, 1994) la cual se calcula de la siguiente manera:

1. Construir la gráfica de log par de torsión (M) frente a velocidad rotacional (N), para cada

uno de los fluidos de prueba, de manera que, si estos siguen el modelo de Ostwald- de Waele se obtiene una línea recta que parte del origen y de cuya pendiente se obtiene el valor de índice de flujo (n).

2. Con los valores de índice de flujo para cada fluido de prueba se calculan las correspondientes constantes geométricas para fluidos no Newtonianos A(n), definida por la función (brito et al. 1992):

$$A(n) = Ab^{n-1}c^{\frac{n-1}{n}} \quad (2)$$

donde A es la constante geométrica para fluidos Newtonianos, A(n) es la constante geométrica para fluidos no Newtonianos, b y c son constantes empíricas.

La determinación del valor de A y la función A(n) para cada sistema de medición se realiza utilizando fluidos de calibración o estándares Newtonianos y no Newtonianos que se ajustan al modelo de Ostwald- de Waele, por medio de un procedimiento experimental descrito por Arriaga et al (1997), y que se denominó en dicho trabajo Método 2. Para los sistemas de medición empleados en este trabajo con TCH en las tres relaciones geométricas, las funciones de A(n), que corresponden a:

Para  $D_T/D = 1.31$

$$A(n) = 194.45 \cdot 19.07^{(n-1)} \cdot 0.93^{\frac{n-1}{n}} \quad (3)$$

Para  $D_T/D = 1.22$

$$A(n) = 211.83 \cdot 28.47^{(n-1)} \cdot 0.87^{\frac{n-1}{n}} \quad (4)$$

Para  $D_T/D = 1.13$

$$A(n) = 267.33 \cdot 49.66^{(n-1)} \cdot 0.76^{\frac{n-1}{n}} \quad (5)$$

3. Los datos de velocidad rotacional se transforman en  $\dot{\gamma}_i$  ( $s^{-1}$ ) haciendo uso de la siguiente ecuación (Metzner y Otto, 1957):

$$\dot{\gamma}_i = K_s N \quad (6)$$

donde  $K_s$  es una constante de proporcionalidad ( $rev^{-1}$ ) y es una función tanto de la geometría del sistema de medición empleado, como del índice de flujo del fluido que esta siendo agitado y se calcula por medio de:

$$K_s = \left( \frac{A(n)}{A} \right)^{\frac{1}{n-1}} \quad (7)$$

4. A continuación los valores registrados del par de torsión (Nm) se transforman en esfuerzo de deformación  $\sigma_e$  [Pa] utilizando los datos obtenidos en los pasos previos y aplicando la ecuación (8).

$$\sigma_e = \frac{2\pi K_s M}{AD^3} \quad (8)$$

donde  $\sigma_e$  es el Esfuerzo de cizalla efectivo [Pa],  $\pi$  es constante numérica y  $M$  es Par de torsión [Nm].

*Geometría de discos.* El cálculo de curvas de flujo se efectuó utilizando el método Mitschka (1982) el cual se describe a continuación:

1. Tomar tantos pares de valores como sea posible de porcentaje de deflexión ( $\alpha_i$ ) con uno o varios husos sobre el dial de torque y sus correspondientes valores fijos de velocidad rotacional  $N_i$  (r.p.m.).

2. Convertir los valores de  $\alpha_i$  a esfuerzo de deformación promedio  $\sigma_i$  (Pa) para cada huso.

$$\sigma_i = K_\alpha \alpha_i \quad (9)$$

3. Los pares de datos  $\sigma_i - N_i$ , válidos para cada huso se grafican en forma log-log.

4. Cuando la dependencia anterior es aproximada a una línea recta el fluido prueba es del tipo Ostwald-de Waele, cuya pendiente corresponde al índice de flujo.

Los valores de velocidad de deformación promedio  $\dot{\gamma}_i$  (en  $s^{-1}$ ) se calculan por medio de la siguiente ecuación:

$$\dot{\gamma}_i = K_{vy}(n)N_i \quad (10)$$

5. Los pares de datos  $\sigma_i$  -  $\dot{\gamma}_i$  se consideran como la función viscosidad del fluido prueba.

Los factores  $K_a$  y  $K_{vy}(n)$  de las ecuaciones 9 y 10 se obtienen de una tabla presentada por Mitschka (1982).

## RESULTADOS Y DISCUSION

En las figuras 2 y 3 se presentan las curvas de flujo obtenidas para las dispersiones de goma guar al 0.5% y 0.7% respectivamente, para el impulsor TCH en 3 relaciones geométricas ( $D_T/D$ ) y la geometría de disco (RV2). En estas se observa que en la geometría de disco la velocidad de deformación siempre resulta mayor que en el impulsor helicoidal sobre todo cuando la relación  $D_T/D$  es mayor.

Así mismo las curvas de flujo TCH con relaciones  $D_T/D$  distintas presentan buena aproximación entre ellas, siendo mejor en las relaciones geométricas de 1.13 y 1.22 esto es más notorio a baja concentración de goma, lo que podría deberse a desviaciones en el perfil de flujo, que resulta análogo al flujo Couette al mantener menor proximidad entre la pared del recipiente y el impulsor (Chavan y Ulbrecht, 1973).

Las figuras 4 y 5 muestran el efecto de la concentración de partículas en las curvas de flujo de las suspensiones de goma guar al 0.5% y 0.7% respectivamente, ambas para la relación geométrica  $D_T/D$  de 1.22 las cuales son muy similares a la obtenidas con las relaciones  $D_T/D$  de 1.13 y de 1.31.

En la figura 4, se observa que a una concentración de 42.5 y 54% en volumen de partículas se presenta un cambio en la tendencia esperada de las curvas, mientras que en las suspensiones de goma guar al 0.7% este efecto solo se presenta en la concentración de 54% (figura 5).

Un efecto similar se presenta al utilizar geometría de disco (figuras 6 y 7), notándose que en las suspensiones de menor consistencia

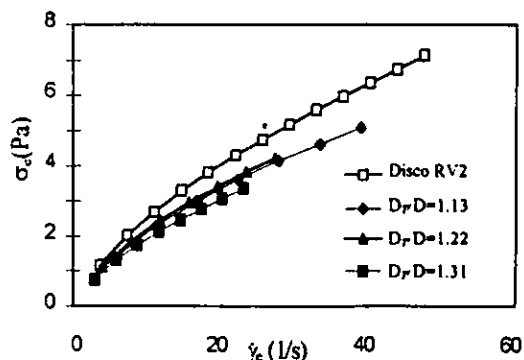


Figura 2: Curva de Flujo de dispersiones de goma guar 0.5% obtenidas con disco y TCH en 3 relaciones ( $D_T/D$ ).

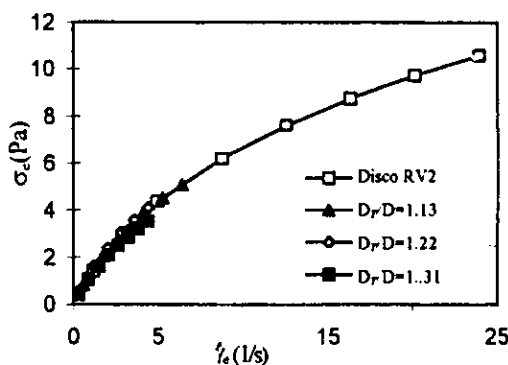


Figura 3: Curva de Flujo de dispersiones en guar 0.7% obtenidas con disco y TCH en 3 relaciones geométricas ( $D_T/D$ )

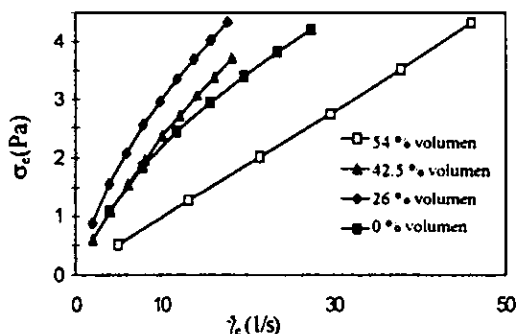


Figura 4: Curvas de flujo de suspensiones a diferentes concentraciones de partículas en goma guar al 0.5% en TCH con una relación  $D_T/D = 1.22$ .

(concentración de goma guar de 0.5%) el efecto es mucho más marcado presentándose un punto de inflexión en la curva con 54% en volumen de sólidos.

$$\dot{\gamma}_i = K_{N\dot{\gamma}}(n)N_i \quad (10)$$

5. Los pares de datos  $\sigma_i - \dot{\gamma}_i$  se consideran como la función viscosidad del fluido prueba.

Los factores  $K_a$  y  $K_{N\dot{\gamma}}(n)$  de las ecuaciones 9 y 10 se obtienen de una tabla presentada por Mitschka (1982).

## RESULTADOS Y DISCUSION

En las figuras 2 y 3 se presentan las curvas de flujo obtenidas para las dispersiones de goma guar al 0.5% y 0.7% respectivamente, para el impulsor TCH en 3 relaciones geométricas ( $D_T/D$ ) y la geometría de disco (RV2). En estas se observa que en la geometría de disco la velocidad de deformación siempre resulta mayor que en el impulsor helicoidal sobre todo cuando la relación  $D_T/D$  es mayor.

Así mismo las curvas de flujo TCH con relaciones  $D_T/D$  distintas presentan buena aproximación entre ellas, siendo mejor en las relaciones geométricas de 1.13 y 1.22 esto es más notorio a baja concentración de goma, lo que podría deberse a desviaciones en el perfil de flujo, que resulta análogo al flujo Couette al mantener menor proximidad entre la pared del recipiente y el impulsor (Chavan y Ulbrecht, 1973).

Las figuras 4 y 5 muestran el efecto de la concentración de partículas en las curvas de flujo de las suspensiones de goma guar al 0.5% y 0.7% respectivamente, ambas para la relación geométrica  $D_T/D$  de 1.22 las cuales son muy similares a la obtenidas con las relaciones  $D_T/D$  de 1.13 y de 1.31.

En la figura 4, se observa que a una concentración de 42.5 y 54% en volumen de partículas se presenta un cambio en la tendencia esperada de las curvas, mientras que en las suspensiones de goma guar al 0.7% este efecto solo se presenta en la concentración de 54% (figura 5).

Un efecto similar se presenta al utilizar geometría de disco (figuras 6 y 7), notándose que en las suspensiones de menor consistencia

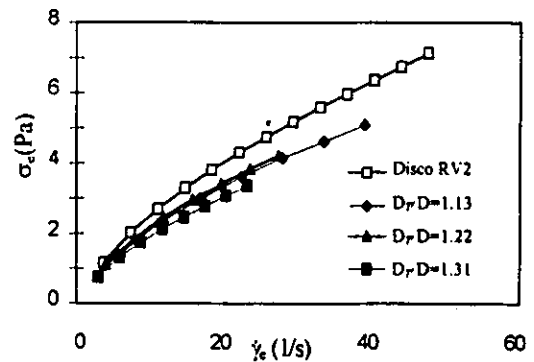


Figura 2: Curva de Flujo de dispersiones de goma guar 0.5% obtenidas con disco y TCH en 3 relaciones ( $D_T/D$ ).

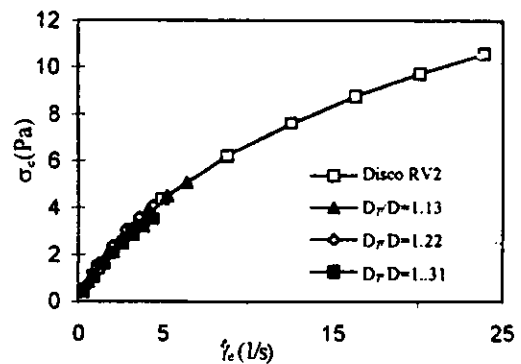


Figura 3: Curva de Flujo de dispersiones en guar 0.7% obtenidas con disco y TCH en 3 relaciones geométricas ( $D_T/D$ )

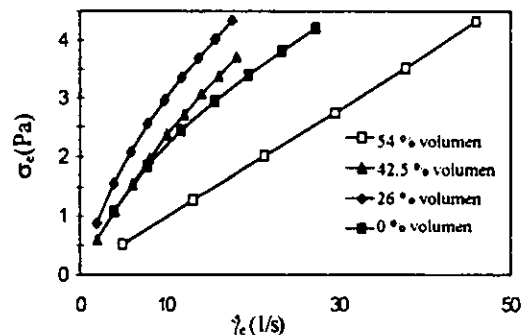


Figura 4: Curvas de flujo de suspensiones a diferentes concentraciones de partículas en goma guar al 0.5% en TCH con una relación  $D_T/D = 1.22$ .

(concentración de goma guar de 0.5%) el efecto es mucho más marcado presentándose un punto de inflexión en la curva con 54% en volumen de sólidos.

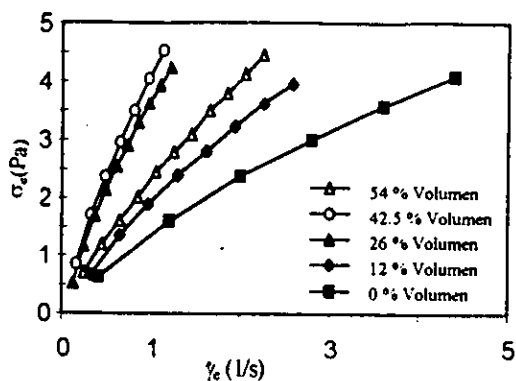


Figura 5: Curvas de flujo de suspensiones a diferentes concentraciones de partículas en goma guar al 0.7% en TCH con una relación  $D_T/D = 1.22$ .

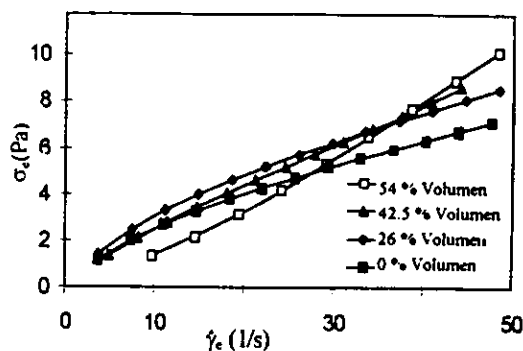


Figura 6: Curvas de flujo de suspensiones a diferentes concentraciones de partículas en goma guar al 0.5% con discos (RV2).

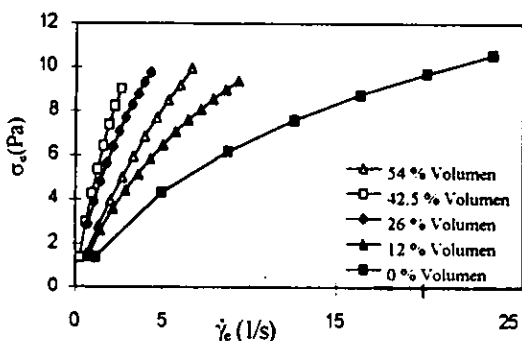


Figura 7: Curvas de flujo de suspensiones a diferentes concentraciones de partículas en goma guar al 0.7% con discos (RV2).

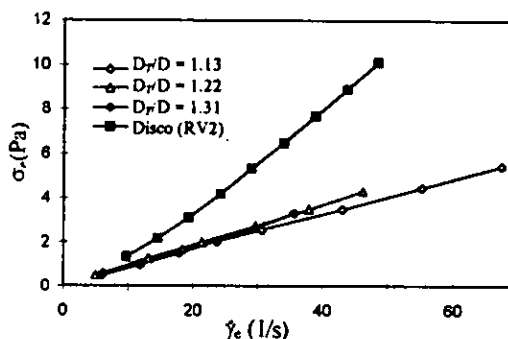


Figura 8: Curvas de flujo para la suspensión de 54% en volumen de sólidos en goma guar al 0.5% obtenidas con hélice y disco

La figura 8, permite una mejor comparación entre los resultados con geometría helicoidal y con disco para la suspensión con 54% en volumen de partículas en goma guar al 0.5%, observando que al emplear disco se muestra una tendencia dilatante mientras que con TCH resulta Newtoniana.

Las curvas de flujo obtenidas para todas las suspensiones y las diferentes geometrias se ajustan al modelo de Ostwald- de Waele al igual que sucede en diversos productos alimenticios de tipo suspensión (Rao, 1975, Holmes et al., 1977, Urbanski et al., 1982, Rao et al., 1985, Bhattacharya et al., 1992), obteniéndose valores de coeficiente de determinación  $r^2$  siempre mayores al 0.99 y una desviación estándar entre repeticiones menor al 1%.

Las tablas 1 y 2 muestran los valores promedio de los parámetros reológicos,  $K$  ( $\text{Pa s}^n$ ) y  $n$  para las suspensiones en goma guar al 0.5% y 0.7% respectivamente. De estos resultados se observa que  $K$  se incrementa al aumentar la concentración de partículas hasta 42.5 % y 26 % en volumen de las suspensión en goma guar al 0.7 y 0.5 % respectivamente. Estos efectos se han encontrado en diferentes tipos de suspensiones alimenticias (Holmes et al., 1978, Bhattacharya et al., 1992, Ramaswamy y Basak, 1992); sin embargo, al tener concentraciones muy altas de partículas se llega al punto en el que la suspensión muestra una muy baja resistencia al cizallamiento esto es,  $K$  disminuye drásticamente al aumentar la concentración de partículas hasta el 54% en volumen en ambas concentraciones de goma guar, debido posible-

Tabla 1: Parámetros reológicos de suspensiones de celita en goma guar al 0.5% obtenidos en TCH en 3 relaciones  $D_T/D$  y disco.

Sólidos %	Geometría de disco		Geometría de tipo tornillo cinta helicoidal (TCH) en diferentes relaciones geométricas.					
	RV2		$D_T/D = 1.31$		$D_T/D = 1.22$		$D_T/D = 1.13$	
Volumen	n	K	n	K	n	K	n	K
0	0.70	0.48	0.67	0.41	0.70	0.42	0.68	0.43
26.0	0.68	0.62	0.66	0.53	0.72	0.56	0.66	0.54
42.5	0.83	0.36	0.83	0.34	0.83	0.34	0.80	0.36
54.0	1.26	0.07	1.02	0.082	0.99	0.096	0.94	0.10

Tabla 2 : Parámetros reológicos de suspensiones de celita en goma guar al 0.7% obtenidos en TCH en 3 relaciones  $D_T/D$  y disco.

Sólidos %	Geometría de disco		Geometría de tipo tornillo cinta helicoidal (TCH) en diferentes relaciones geométricas.					
	RV2		$D_T/D = 1.31$		$D_T/D = 1.22$		$D_T/D = 1.13$	
Volumen	n	K	n	K	n	K	n	K
0	0.66	1.40	0.69	1.34	0.76	1.37	0.76	1.40
12.0	0.72	1.99	0.81	1.65	0.85	1.87	0.83	1.82
26.0	0.72	3.58	0.76	3.21	0.75	3.61	0.75	3.62
42.5	0.79	4.31	0.78	3.79	0.77	4.13	0.78	4.09
54.0	0.80	2.22	0.79	3.12	0.80	2.33	0.79	2.07

mente a que la gran cantidad de partículas ocasiona que el líquido entre ellas sea tan escaso que el rozamiento producido durante el flujo sea muy bajo, originando que el índice de consistencia de la suspensión se reduzca en forma significativa ; de esta forma mientras menor sea K en la fase continua el efecto sería más marcado, lo que explicaría que éste efecto se presente en las suspensiones de goma guar al 0.5% en la concentración de partículas de 42.5% en volumen.

Los efectos en el índice de flujo al aumentar la concentración de partículas en suspensiones de harina de garbanzo (Bahattacharya, et al.1992), son poco importantes en magnitud encontrando una tendencia a permanecer relativamente constantes o a que se produzca una ligera disminución. De igual manera sucede en nuestro caso cuando se emplea goma guar al 0.7% (tabla 2).

Sin embargo la presencia de partículas y el incremento en la concentración de las mismas produce un aumento en el valor de n cuando se

tiene bajo índice de consistencia en la fase continua (suspensiones en goma guar al 0.5%), registrando un efecto más marcado cuando se emplean discos en la caracterización reológica, llegando a observarse en esta geometría tendencia dilatante para la suspensión de 54% en volumen de sólidos (tabla 1).

Metzner y Whitlock (1958) consideran que al incrementar el esfuerzo de deformación el mecanismo de flujo empieza a cambiar a uno en el cual se tiene alteración de las líneas de flujo debido a la entrada de partículas o grupos alineados de estas de las líneas adyacentes que se escapan o deslizan intercambiando velocidad y movimiento. El grado de la dilatancia reológica para un determinado tipo de partícula depende de la concentración y de las velocidades de deformación a las que se somete la suspensión. Así mismo Metzner y Whitlock (1958) determinaron que la tendencia dilatante se incrementa al aumentar la concentración de partículas, de manera que mientras más alta sea esta concentración, las velocidades de deformación en la que se presenta este fenómeno es menor,

sobre todo si la viscosidad de la fase continua es baja, encontrando que en suspensiones acuosas de óxido de titanio se encuentra una marcada tendencia dilatante en velocidades de deformación menores de  $100 \text{ s}^{-1}$ . De acuerdo a esto podría pensarse que en nuestro caso las suspensiones con goma guar al 0.5%, es posible que, dada la baja consistencia de la fase continua, que se tenga una mayor alteración de las líneas de flujo, causando un incremento en el índice de flujo, al aumentar la concentración de partículas, lo que es mucho más marcado en la geometría de discos cuando se tiene una concentración de 54% en volumen de partículas.

Por otro lado, considerando la alta eficiencia de mezclado, que muestran los impulsores helicoidales, (Brito et al., 1990; Brito et al., 1992) es de esperarse que con esta geometría se presente un menor gradiente de velocidades efectivas de deformación en el seno del fluido, en comparación con el disco que por sus pequeñas dimensiones en relación con el diámetro de recipiente utilizado en la medición (diámetro interno del recipiente = 0.083 m con un volumen de muestra de aproximadamente 450 ml), propicia un mayor gradiente de velocidades de deformación con un consecuentemente alto gradiente de viscosidad, debido a lo cual los efectos de deslizamiento de partículas, ocasionados por la elevada concentración, podría conducir a una mayor alteración del perfil de flujo. Lo anterior permite suponer ventajoso el empleo de hélices.

Con el objeto de corroborar la validez de los resultados obtenidos con la geometría helicoidal se procedió a calcular las curvas de número de potencia ( $\log P_0$  Vs  $\log Re_{pot}$ ) (ecuaciones 11 y 12).

$$P_0 = A(n)(Re_{pot})^{-1} \quad (11)$$

De acuerdo a las definiciones de número de poder ( $P_0$ ) y Reynolds de la potencia ( $Re_{pot}$ ):

$$\frac{P}{\rho D^5 N^3} = A(n) \left( \frac{D^2 N^{2-n} \rho}{K} \right)^{-1} \quad (12)$$

donde  $P$  es la potencia en  $\text{Nm/s}$  y  $\rho$  es la densidad en  $\text{Kg/m}^3$ .

A partir de la ordenada al origen de las curvas de número de potencia se calculó  $A(n)$ , para las diferentes relaciones  $D_T/D$  estudiadas, empleando para esto los valores de los parámetros reológicos de las suspensiones (tablas 1 y 2). La comparación de los valores de  $A(n)$  calculados de las ecuaciones (4) a (6) y los obtenidos a través de las curvas del número de potencia empleando  $Re_{pot}$ , para la relación  $D_T/D = 1.22$  se presenta en la figura 9. En general se observó que las diferencias entre estos datos resultaron inferiores a 9% para la mayor parte de los casos, por lo que se considera que las funciones utilizadas se ajustan razonablemente a los resultados experimentales

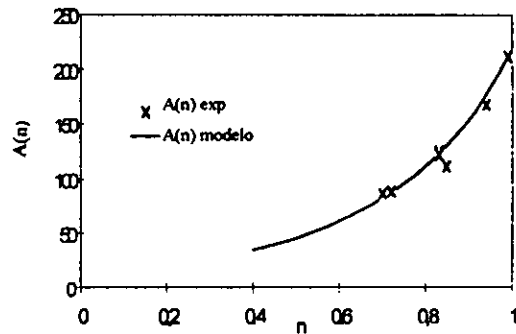


Figura 9: Representación del modelo para  $A(n)$  (ecuación 5) y los correspondientes valores experimentales con TCH en la relación  $D_T/D = 1.22$

Finalmente, con los datos de par de torsión y velocidad rotacional se calcularon las curvas de número de potencia para todos los fluidos estudiados utilizando los parámetros reológicos de las tablas 1 y 2 y empleando en este caso la definición del número de Reynolds generalizado (ecuación 13), en donde también se emplea la definición de  $\dot{\gamma}_c$  (ecuación 6), introduciendo la viscosidad aparente  $\eta_a$  en  $\text{Pa s}$ .

$$Re = \frac{\rho ND^2}{\eta_a} = \frac{\rho ND^2}{K \dot{\gamma}_c^{(n-1)}} = \frac{\rho ND^2}{K (K_s N)^{(n-1)}} \quad (13)$$

La curva de Número de Potencia correspondiente a la relación  $D_T/D = 1.22$  se presenta en



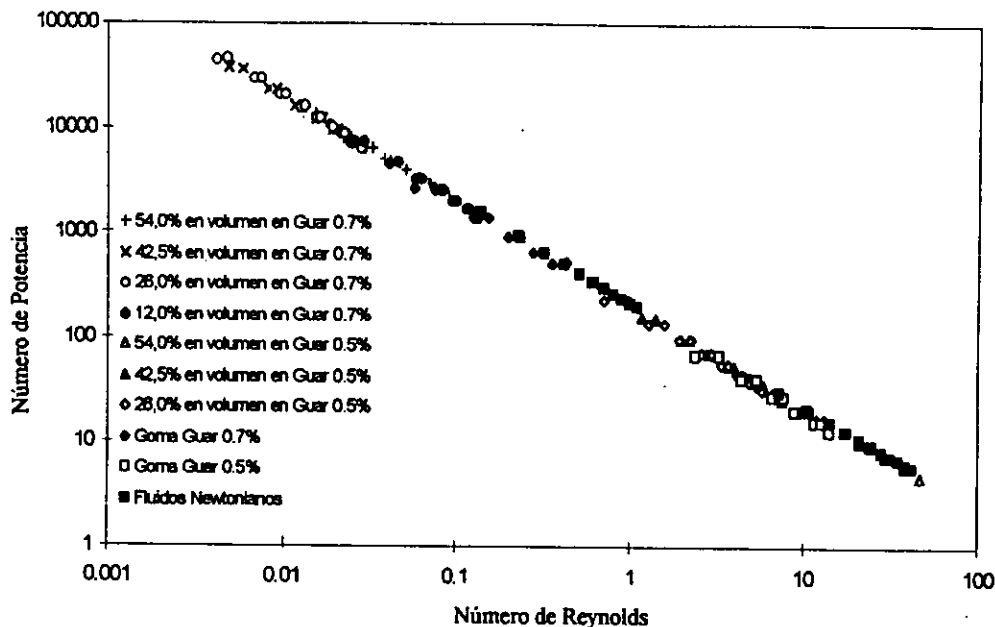


Figura 10: Curva de número de la potencia para todos los fluidos experimentales ( $D_7/D = 1.22$ )

la figura 10 en donde se muestra que todos los fluidos mantienen linealidad con una pendiente muy próxima a menos uno por lo que se comprueba la permanencia del régimen laminar durante toda la experimentación con TCH, lo cual es una de las condiciones para considerar validos los resultados. Así mismo la tendencia totalmente lineal de estas, aun incluyendo a las suspensiones con una concentración de partículas hasta del 54% en volumen, demuestra que la eficiencia de mezclado en la geometría helicoidal permite que estos fluidos se comporten como fluidos homogéneos, por lo que sería posible predecir la viscosidad aparente o efectiva de un fluido a partir de las curvas del número de potencia, conociendo el consumo de potencia y las condiciones que prevalecen durante el mezclado

### CONCLUSIONES

El incremento en la concentración de partículas tiene un efecto en las propiedades reológicas de la suspensión que depende de la consistencia de la fase continua, de manera que si esta es baja, se produce un incremento en el índice de flujo, lo cual podría deberse a una alteración de las líneas de flujo que resulta mayor en elevadas

concentraciones de partículas (54% en volumen) y empleando discos en la medición, llegando a registrarse tendencia dilatante en esta geometría, no así en la geometría helicoidal, lo que permite suponer ventajoso su uso en suspensiones concentradas de baja consistencia, obteniendo resultados satisfactorios aún en relaciones geométricas  $D_7/D = 1.31$ . Dado el comportamiento de las suspensiones como fluidos homogéneos en el sistema de medición con impulsor helicoidal, es posible determinar a partir de la curva del número de potencia la viscosidad aparente de un fluido al conocer las condiciones de mezclado.

### REFERENCIAS

- Arriaga-Orihuela, R.M., Ramírez M.E., Montiel, A., y F. Beristain. Cálculo de Curvas de Flujo en Mezcladores que Emplean Impulsores Helicoidales. Aceptado para publicación en Información Tecnológica (1997)
- Bhattacharya, S. Bhat, K. y K.G. Raghuvver Rheology of Bengal Gram (*Cicer arietinum*) Flour Suspensions. J. Food Eng.: 17, 83-96 (1992)

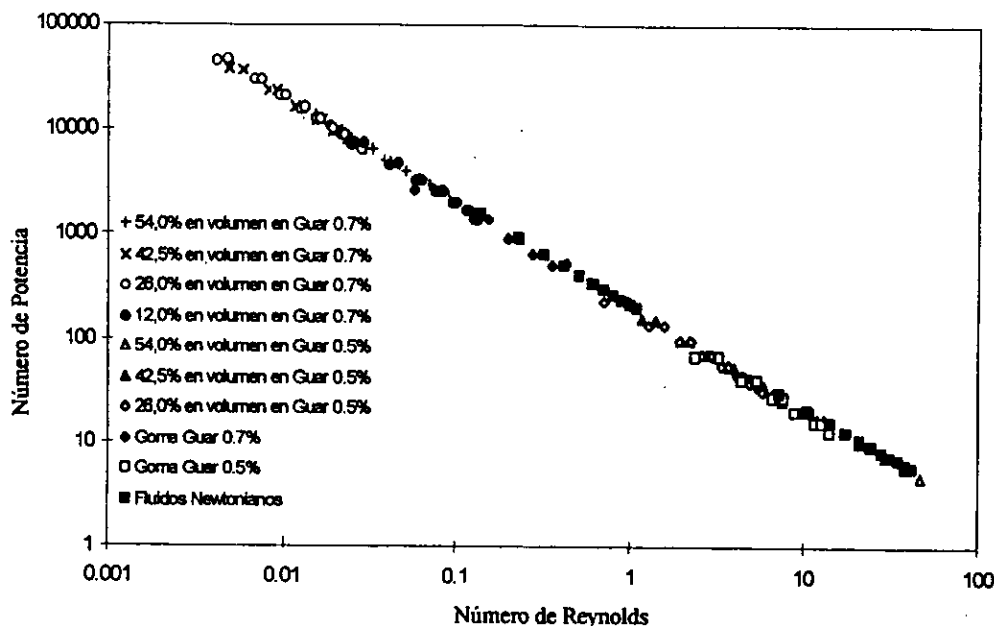


Figura 10: Curva de número de la potencia para todos los fluidos experimentales ( $D_T/D = 1.22$ )

la figura 10 en donde se muestra que todos los fluidos mantienen linealidad con una pendiente muy próxima a menos uno por lo que se comprueba la permanencia del régimen laminar durante toda la experimentación con TCH, lo cual es una de las condiciones para considerar válidos los resultados. Así mismo la tendencia totalmente lineal de estas, aun incluyendo a las suspensiones con una concentración de partículas hasta del 54% en volumen, demuestra que la eficiencia de mezclado en la geometría helicoidal permite que estos fluidos se comporten como fluidos homogéneos, por lo que sería posible predecir la viscosidad aparente o efectiva de un fluido a partir de las curvas del número de potencia, conociendo el consumo de potencia y las condiciones que prevalecen durante el mezclado

## CONCLUSIONES

El incremento en la concentración de partículas tiene un efecto en las propiedades reológicas de la suspensión que depende de la consistencia de la fase continua, de manera que si esta es baja, se produce un incremento en el índice de flujo, lo cual podría deberse a una alteración de las líneas de flujo que resulta mayor en elevadas

concentraciones de partículas (54% en volumen) y empleando discos en la medición, llegando a registrarse tendencia dilatante en esta geometría, no así en la geometría helicoidal, lo que permite suponer ventajoso su uso en suspensiones concentradas de baja consistencia, obteniendo resultados satisfactorios aún en relaciones geométricas  $D_T/D = 1.31$ . Dado el comportamiento de las suspensiones como fluidos homogéneos en el sistema de medición con impulsor helicoidal, es posible determinar a partir de la curva del número de potencia la viscosidad aparente de un fluido al conocer las condiciones de mezclado.

## REFERENCIAS

Arriaga-Orihuela, R.M., Ramírez M.E., Montiel, A. y F. Beristain. Cálculo de Curvas de Flujo en Mezcladores que Emplean Impulsores Helicoidales. Aceptado para publicación en Información Tecnológica (1997)

Bhattacharya, S. Bhat, K. y K.G. Raghuvver Rheology of Bengal Gram (*Cicer arietinum*) Flour Suspensions. J. Food Eng.: 17, 83-96 (1992)

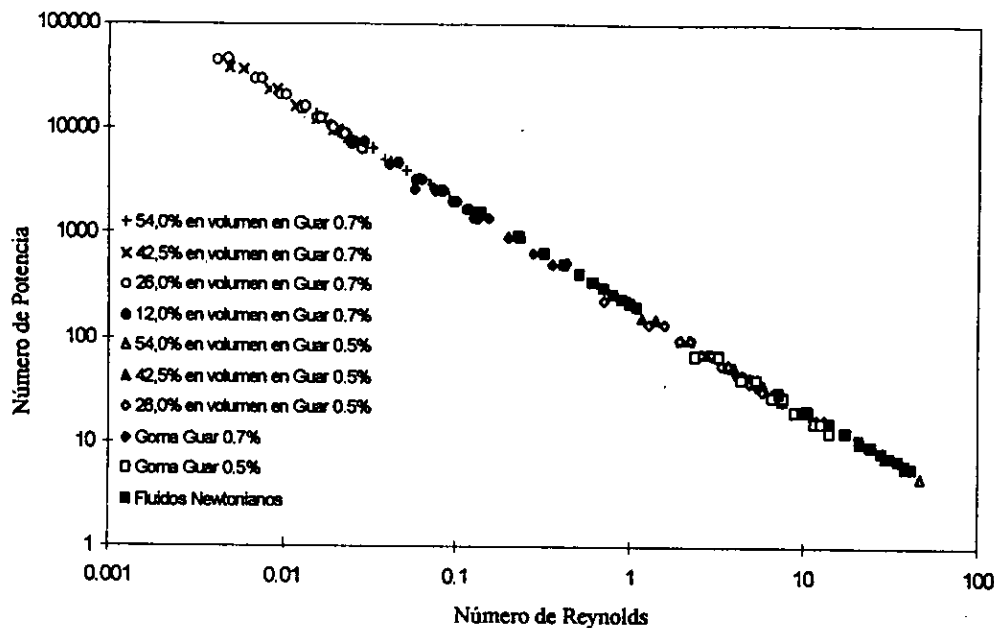


Figura 10: Curva de número de la potencia para todos los fluidos experimentales ( $D_7/D = 1.22$ )

la figura 10 en donde se muestra que todos los fluidos mantienen linealidad con una pendiente muy próxima a menos uno por lo que se comprueba la permanencia del régimen laminar durante toda la experimentación con TCH, lo cual es una de las condiciones para considerar validos los resultados. Así mismo la tendencia totalmente lineal de estas, aun incluyendo a las suspensiones con una concentración de partículas hasta del 54% en volumen, demuestra que la eficiencia de mezclado en la geometría helicoidal permite que estos fluidos se comporten como fluidos homogéneos, por lo que sería posible predecir la viscosidad aparente o efectiva de un fluido a partir de las curvas del número de potencia, conociendo el consumo de potencia y las condiciones que prevalecen durante el mezclado

## CONCLUSIONES

El incremento en la concentración de partículas tiene un efecto en las propiedades reológicas de la suspensión que depende de la consistencia de la fase continua, de manera que si esta es baja, se produce un incremento en el índice de flujo, lo cual podría deberse a una alteración de las líneas de flujo que resulta mayor en elevadas

concentraciones de partículas (54% en volumen) y empleando discos en la medición, llegando a registrarse tendencia dilatante en esta geometría, no así en la geometría helicoidal, lo que permite suponer ventajoso su uso en suspensiones concentradas de baja consistencia, obteniendo resultados satisfactorios aún en relaciones geométricas  $D_7/D = 1.31$ . Dado el comportamiento de las suspensiones como fluidos homogéneos en el sistema de medición con impulsor helicoidal, es posible determinar a partir de la curva del número de potencia la viscosidad aparente de un fluido al conocer las condiciones de mezclado.

## REFERENCIAS

Arriaga-Orihuela, R.M., Ramírez M.E., Montiel, A., y F. Beristain. Cálculo de Curvas de Flujo en Mezcladores que Emplean Impulsores Helicoidales. Aceptado para publicación en Información Tecnológica (1997)

Bhattacharya, S. Bhat, K. y K.G. Raghuvver Rheology of Bengal Gram (*Cicer arietinum*) Flour Suspensions. J. Food Eng.: 17, 83-96 (1992)

- Brito de la Fuente, E., Leulier, J.C., Choplin, L. y P.A. Tanguy. Mixing and Circulations Times in Rheologically Complex Fluids. I. Chem. E. Symp. Ser.: 121, 75-96 (1990)
- Brito de la Fuente, E., Leulier, J.C., Choplin, L. y P.A. Tanguy. On the Effect of Shear - Thinning Behavior on Mixing with Helical Ribbon Impeller, AIChE Symp. Ser.: 88, 28-32 (1992)
- Chavan, V.V. y J. Ulbrecht. Power Correlations for Close Clearance Helical Impellers in Non-Newtonian Liquids. I. Eng. Chem. Process Des. Dev.: 12 (4), 472-476 (1973)
- Cheng, J., y P.J. Carreau. Mixing in the Transition Flow Regime with Helical Ribbon Agitators. Can. J. Chem. Eng.: 72 (6), 418-429 (1994)
- Holmes, A.B., Gilbert, S.L., y C.K. Rha. Rheological Properties of Cranberry Cell Wall Material. J. Food Sci.: 42, 29-31 (1977)
- Jinescu, V.V., The Rheology of Suspension. Int. Chem. Eng.: 14 (3), 397-420 (1974)
- Merquiol, T., y L. Choplin. Mixing of Viscoelastic Fermentation Broth with Helical Ribbon - Screw (HRS) Impeller. En Abstrac 6th. European Conference on Mixing: Pavia. Italia. May 465-472 (1988)
- Metzner, A.B. y R.E. Otto. Agitation of Non-Newtonian Fluids. AIChE J.: 3, 3-12 (1957)
- Metzner, A.B., y M. Whitlock. Flow Behavior of Concentrated (dilatant) Suspensions. Trans. Soc. Rheol.: 2, 239-254 (1958)
- Michele, J., Patzold, R. y R. Donis. Aligment and Aggregation Effects in Suspensions of Spheres in Non-Newtonian Media. Rheol. Acta: 16, 317-321 (1977)
- Mitschka, P. Simple Conversion of Brookfield RVT Readings into Viscosity Functions. Rheol. Acta: 21, 207-209 (1982)
- Ramaswamy, H.S y S. Basak. Pectin and Raspberry Concentrated Effects on the Rheology of Stirred Commercial Yogurt. J. Food Sci.: 57 (2), 357-360 (1992)
- Rao, K.L., Eipeson, W.E., Rao, P.M. Patvardhan, M.V. y P.K. Ramanathan. Rheological Properties of Mango Pulp and Concentrates. J. Food Sci. Tech.: 22 (1), 30-33 (1985)
- Rao, M.A. Measurement of Flow Properties of Food Suspensions with a Mixer: J. Text. Stud. 6, 533-539 (1975)
- Rees, R.H. y C.W. Cain. Let Diatomite Enhance your Filtration. Chem. Eng.: 97 (8), 73-80 (1990)
- Rieger, F. y V. Novak. Power Consumption of Agitators in Highly Viscous Non-Newtonians Liquids. Trans. Instn. Chem. Engrs. 51, 105-111 (1973)
- Urbanski, G.E., Wei, L.S., Nelson, A.I. y M.P. Steinbery. Effect of Solutes on Rheology of Soy Flow and its Components. J. Food Sci. 47, 792-795 (1982)

# ANEXO

---

# CALCULO DE LAS CURVAS DE FLUJO EN MEZCLADORES QUE EMPLEAN IMPULSORES HELICOIDALES

R.M. ARRIAGA-ORIHUELA, M.E. RAMIREZ-ORTIZ, A. MONTIEL-NAVARRO y F. BERISTAIN

Univ. Nac. Autónoma de México, Fac. de Estudios Sup. Cuautitlán (Campo 1), Lab. de Prop. Reológicas y Funcionales en Alimentos, Avda. 1º de Mayo s/n, Col. Atlanta, Cuautitlán Izcalli, 54740 Edo. de México - México

---

## CALCULATION OF FLOW CURVES IN MIXERS WITH HELICOIDAL IMPELLERS

### ABSTRACT

Two procedures have been developed for calculating flow curves of mixing systems equipped with helicoidal impellers. Both methods are based on power consuming correlations usually used for mixers under laminar flow regime and are applicable to the Oswald-de Waele fluids model. The geometric ratio [container diameter/impeller diameter] of 1.13, 1.22 and 1.32 were used with several newtonian and non-newtonian fluids. Differences among the rheological parameters obtained with helicoidal geometry and other commonly used geometries were less than 10% for all geometric ratios used. It is concluded that the proposed method can be used to estimate flow curves in mixing processes in which helicoidal impellers are used.

*Keywords: flow curves, helicoidal impellers, mixing, Oswald-de Waele fluids*

### RESUMEN

Se han desarrollado dos procedimientos para calcular las curvas de flujo en sistemas de mezclado equipados con mezcladores helicoidales. Ambos métodos están basados en correlaciones para el consumo de potencia usadas para mezcladores operando bajo régimen laminar y son aplicables a fluidos del tipo Oswald-de Waele. Se usaron las relaciones geométricas [diámetro del recipiente/diámetro del agitador] de 1.13, 1.22 y 1.32 y varios fluidos newtonianos y no-newtonianos. Las diferencias entre los parámetros reológicos obtenidos con la geometría helicoidal y otras geometrías comunes fueron menores al 10% para todas las relaciones geométricas usadas. Se concluye que el método propuesto puede ser usado para estimar curvas de flujo en procesos de mezclado en los que se usan agitadores helicoidales.

## INTRODUCCION

Las salsas, sopas, purés, concentrados de frutas, etc. forman un grupo de productos de características similares. Están constituidas por una fase dispersante o también llamada fase continua en la que se encuentran disueltos azúcares, ácidos, proteínas, sales, etc., y una fase dispersa compuesta por partículas de diferente forma, volumen, procedentes de los tejidos de la fruta u hortaliza. Para la manipulación de estos productos en la industria de transformación (Holdsworth, 1971) es necesario conocer sus propiedades reológicas especialmente cuando se trata de someterlos a operaciones como: transporte, mezcla, homogeneización, esterilización. La información sobre las propiedades de flujo de estos productos es, desde el punto de vista práctico, incompleta, por una parte por la naturaleza compleja y diversa que dificulta la generalización de los datos obtenidos para un producto y por otra que debido a que en algunos productos la presencia de partículas, cuyo tamaño llega a ser igual o incluso mayor que el espacio reservado para la muestra en los viscosímetros con geometrías convencionales (cilindros concéntricos, cono-plato, placa-placa), lo que imposibilita la obtención de parámetros de flujo de la suspensión, así mismo se pueden tener otro tipo de problemas durante la medición como son por ejemplo, cuando se usan de cilindros concéntricos, la falta de homogeneidad debido a la formación de capas menos densas sobre la superficie de los cilindros causada por la interacción de partículas, entre otros efectos (Bongenaar et al. 1973).

Rao (1975), Steffe y Ford (1985), Castell-Pérez et al. (1987), Castell-Pérez et al. (1991), han empleado mezcladores como una alternativa para la medición de propiedades reológicas de productos alimenticios. Así mismo este tipo de sistemas se ha considerado ampliamente ventajoso en la caracterización de fluidos como son los caldos de fermentación que en muchos casos resultan suspensiones que por el tamaño de las partículas presentes no pueden caracterizarse en viscosímetros convencionales (Kemblowski y Kristiansen, 1986; Bongenaar et al., 1973; Blanch y Bhavaraja, 1976; Merquiol y Choplin, 1988). Sin embargo, en muchos casos los impulsores empleados: estrella (Rao y

Cooley, 1984), Rushton (Kemblowski y Kristiansen, 1986), turbina (Metzner y Otto, 1957), paleta (Castell-Pérez y Steffe, 1990), no garantizan una perfecta homogeneidad en el mezclado dado que en fluidos de alta consistencia, se tienen zonas estáticas que pueden llegar a ser de 2/3 o más del volumen total del recipiente (Merquiol y Choplin, 1988).

Para lograr una mejor aproximación al cálculo de propiedades de flujo en mezcladores, resulta conveniente el empleo de impulsores que permitan una mejor distribución de las velocidades de deformación durante el mezclado. Es decir la eficiencia del mezclado podría considerarse como un parámetro fundamental para seleccionar un impulsor que se utiliza en la medición de propiedades de flujo. En este sentido los impulsores de tornillo-cinta helicoidal (TCH) al igual que los impulsores helicoidales han mostrado alta eficiencia en el mezclado de fluidos reológicamente complejos (Merquiol y Choplin, 1988; Brito et al, 1990), de lo que deriva que su empleo en viscosimetría de mezclado resultará ventajoso para la evaluación de características reológicas de diversos productos como lo son los fluidos alimenticios con partículas en suspensión. Sin embargo los impulsores helicoidales no han sido empleados hasta el momento en la obtención de propiedades de flujo, por lo que se considera necesario contar con procedimientos de cálculo de curvas de flujo en mezcladores que emplean impulsores helicoidales y verificar la utilidad de los mismos con fluidos homogéneos que siguen el modelo Newtoniano y de Ostwald-de Waele, para posteriormente utilizar los métodos en la evaluación de propiedades de flujo de suspensiones y otros fluidos reológicamente complejos. En este trabajo se proponen y comparan dos procedimientos de cálculo de curvas de flujo basados en la viscosimetría de mezclado y que son aplicables a impulsores helicoidales e impulsores TCH (siempre que el área del tornillo no exceda el área de la cinta helicoidal) y podrán emplearse para fluidos que cumplan con el modelo de Ostwald-de Waele.

## DESARROLLO TEORICO

El desarrollo que se presenta a continuación ha sido formulado tomando como base las relacio-

nes clásicas, de consumo de potencia en sistemas de mezclado, así como algunas bases de las publicaciones originales de Chavan y Ulbrecht (1973), Rieger y Novak (1973), Kemblowski y Kristiansen (1986), Brito et al. (1990) y Brito et al. (1992) a manera de obtener procedimientos de cálculo de curvas de flujo en mezcladores empleando impulsores helicoidales.

El consumo de potencia es tradicionalmente expresado a través de la representación adimensional de las variables que intervienen en la operación de mezclado. Así mediante los conceptos del análisis dimensional, Rushton et al. (1950) obtuvo una ecuación que ha sido ampliamente utilizada para evaluar el consumo de potencia en mezcladores (Chapman y Holland, 1965; Chavan y Ulbrecht, 1973; Rieger y Novak, 1973; Kemblowski y Kristiansen, 1986; Brito et al. 1990; Brito et al. 1992). Esta ecuación es:

$$PoRe = A \quad (1)$$

donde  $Po$  es el número de potencia,  $Re$  es el número de Reynolds y  $A$  es una constante que se conoce como constante de consumo de potencia o constante geométrica, ya que depende de las relaciones geométricas del sistema de mezclado. Esta ecuación es válida para la región laminar, usualmente aceptada para valores de Reynolds menores a 10. La representación de  $\log Po$  Vs  $\log Re$  se conoce como curva del número de potencia y es una línea recta con pendiente de menos uno (-1) y de cuya ordenada al origen se calcula el valor de la constante geométrica  $A$ . Así mismo,  $Po$  y  $Re$  se definen de acuerdo a:

$$Po = \frac{P}{\rho D^5 N^3} \quad (2)$$

$$Re = \frac{\rho D^2 N}{\mu} \quad (3)$$

donde  $P$  es la potencia (Nm/s),  $\rho$  es la densidad ( $\text{kg/m}^3$ ),  $D$  es el diámetro del impulsor (m),  $N$  es la velocidad rotacional (r.p.s.),  $\mu$  es la viscosidad (Pa s).

Chavan y Ulbrecht (1973) desarrollaron una correlación de consumo de potencia para mezcladores que emplean impulsores helicoidales, para el caso de fluidos Newtonianos esta correlación involucra las dimensiones más importantes del sistema de medición, expresadas por medio de relaciones adimensionales y fue desarrollada sobre las bases de la analogía de flujo Couette. Esto es se considera que la geometría helicoidal, resulta análoga a un cilindro rotando dentro de otro y es aplicable a impulsores de tornillo-cinta helicoidal siempre que el área del tornillo no exceda el área de la cinta helicoidal. Esta correlación toma la forma:

$$Po = A Re^{-1} = 2,5\pi B a' \left(\frac{D_e}{D}\right) \left(\frac{D_r}{D_e}\right)^2 \left[ \frac{4\pi}{\left(\frac{D_r}{D_e}\right)^2 - 1} \right] Re^{-1} \quad (4)$$

donde

$$\frac{De}{D} = \frac{D_r}{D} - \frac{2w}{D} \Big/ \text{Ln} \left[ \frac{\left(\frac{D_r}{D}\right) - 1 + 2\left(\frac{w}{D}\right)}{\left(\frac{D_r}{D}\right) - 1} \right] \quad (5)$$

$$a' = \frac{\left(\frac{L}{D}\right) \left(\frac{s}{D}\right)}{3\pi} \left(1 - \left[1 - 2\left(\frac{w}{D}\right)\right]^2\right) \left[ \frac{\pi \left(\left(\frac{s}{D}\right)^2 + \pi^2\right)^{0.5}}{\left(\frac{s}{D}\right)^2} + \text{Ln} \left\{ \frac{\pi}{\left(\frac{s}{D}\right)} + \frac{\left[\left(\frac{s}{D}\right)^2 + \pi^2\right]^{0.5}}{\left(\frac{s}{D}\right)} \right\} \right] \quad (6)$$

donde  $B$  es el número de cintas helicoidales [adimensional],  $a'$  es el área superficial adimensional de la cinta helicoidal,  $D_e$  es el diámetro equivalente del impulsor [m],  $D$  es el diámetro del impulsor [m],  $D_r$  es el diámetro del recipiente [m],  $s$  es el alto de una vuelta de la cinta



helicoidal [m],  $L$  es el alto del impulsor [m],  $w$  es el ancho de la cinta helicoidal [m].

Se debe subrayar que el número de Reynolds de las ecuaciones (3) y (4) está descrito para fluidos con una viscosidad constante, misma que se conoce como viscosidad newtoniana ( $\mu$ ) y es independiente de la velocidad de deformación ( $\dot{\gamma}$ ) creada por una determinada geometría del impulsor. Sin embargo, para el caso no Newtoniano, es preciso definir una manera de expresar la viscosidad en el interior del tanque ( $\eta(\dot{\gamma})$ , viscosidad aparente o efectiva), ya que esta es función de las velocidades de deformación desarrolladas por el impulsor usado, así como por las condiciones de operación. En otras palabras, para poder expresar de manera adimensional y única los resultados de consumo de potencia, en el caso no newtoniano, es preciso definir la función de  $\eta(\dot{\gamma})$ .

Para el caso de fluidos no Newtonianos que siguen el modelo de Ostwald- de Waele:

$$\sigma = K\dot{\gamma}^n \quad (7)$$

donde  $\sigma$  es el esfuerzo de deformación [Pa],  $\dot{\gamma}$  es la velocidad de deformación [ $s^{-1}$ ]  $K$  es el índice de consistencia [ $Pa s^n$ ] y  $n$  es el índice de flujo [adimensional].

La función que define la viscosidad aparente o efectiva es:

$$\eta = K\dot{\gamma}^{n-1} \quad (8)$$

De acuerdo a esto el número de Reynolds toma la forma:

$$Re = \frac{\rho D^2 N}{\eta} = \frac{\rho D^2 N}{K\dot{\gamma}^{n-1}} \quad (9)$$

donde  $\eta$  es la viscosidad aparente o efectiva [ $Pa s^n$ ] y  $\dot{\gamma}$  es la velocidad de deformación [ $s^{-1}$ ].

Cuando se emplean geometrías no convencionales, para la determinación de propiedades de flujo como es el caso al usar mezcladores, el perfil de velocidades de flujo generado durante

la medición corresponde al de un flujo tridimensional complejo muy distinto a un flujo simple (Metzner y Otto, 1957; Rao, 1975; Rao y Cooley, 1984; Cheng y Carreau, 1994), por lo que se hace necesario sustituir el término de velocidad de deformación por el de Velocidad de deformación efectiva ( $\dot{\gamma}_e$ ), ya que representa mejor la situación real.

Uno de los trabajos más importantes, en el que se propone un método de cálculo de la velocidad de deformación efectiva, limitado al régimen laminar, fue el propuesto por Metzner y Otto (1957). En este trabajo se demuestra que: "En condiciones de similitud geométrica, bajo condiciones de agitación iguales, si dos fluidos consumen la misma potencia significa que tienen viscosidades equivalentes". Entonces con fluidos Newtonianos y no Newtonianos de tipo Ostwald- de Waele y utilizando una turbina Rushton, Metzner y Otto (1957) concluyeron que, es posible representar la respuesta viscosa de un material en un tanque, a través de la "Velocidad de Deformación Efectiva", misma que es definida por:

$$\dot{\gamma}_e = K_s N \quad (10)$$

donde  $K_s$  es un coeficiente de proporcionalidad [ $rev^{-1}$ ], que fue reportado como independiente de las propiedades de flujo y prácticamente una constante con un valor de 13. Esto permite entonces "definir" un número de Reynolds ( $Re_{pot}$ ) y representar de manera única los datos de consumo de potencia para el caso de no Newtonianos. Considerando esto, Chavan y Ulbrecht (1973) obtienen una ecuación para fluidos que siguen el modelo Ostwald- de Waele, la cual resulta muy similar a la ecuación (4) y toma la forma:

$$Po = A(n) Re_{pot}^{-1} = 2.5\pi Ba' \left( \frac{De}{D} \right) \left( \frac{D_r}{De} \right)^2 \left\{ \frac{4\pi}{n \left( \frac{D_r}{D_e} \right)^{\frac{2}{n}} - 1} \right\}^n \left( \frac{D^2 N^{2-n} \rho}{K} \right)^{-1} \quad (11)$$

donde  $De/D$  y  $a'$  pueden calcularse a partir de las ecuaciones (5) y (6) respectivamente.  $A(n)$  es una constante definida para fluidos no

Newtonianos que siguen el modelo de Ostwald-de Waele y es función de las dimensiones del sistema de mezclado que emplea impulsores helicoidales y del índice de flujo. El último factor de la ecuación (11) ( $Re_{pot}$ ) corresponde al número de Reynolds que resulta de considerar la relación existente entre la velocidad de deformación efectiva y la velocidad rotacional (Metzner y Otto, 1957) para fluidos que cumplan con el modelo Ostwald- de Waele o de la potencia.

Con base en este análisis Brito et al (1990) en su estudio de consumo de potencia en mezcladores que emplean impulsores helicoidales, trabajando en régimen laminar, señala que las curvas del número de potencia de fluidos Newtonianos y no Newtonianos coinciden por lo que se puede asumir que:

$$Po = A \left( \frac{\rho D^2 N}{\mu} \right)^{-1} = A(n) \left( \frac{\rho D^2 N}{K \dot{\gamma}_e^{n-1}} \right)^{-1} \quad (12)$$

Sustituyendo en la ecuación (12) las funciones de A,  $\dot{\gamma}_e$  y A(n) de acuerdo a las ecuaciones (4), (10) y (11) respectivamente se obtiene que:

$$Ks = 4\pi \frac{\left( \left( \frac{D_r}{De} \right)^2 - 1 \right)^{\frac{1}{n-1}}}{\left\{ n \left[ \left( \frac{D_r}{De} \right)^{\frac{2}{n}} - 1 \right] \right\}^{\frac{n}{n-1}}} \quad (13)$$

donde Ks depende de la geometría del sistema así como del valor del índice de flujo.

De acuerdo a esto es posible transformar los valores de velocidad rotacional (N) a velocidad de deformación efectiva ( $\dot{\gamma}_e$ ) conociendo el índice de flujo y las características geométricas del impulsor helicoidal empleado en el mezclador.

Por otro lado considerando lo propuesto por Kembrowsky y Kristiansen (1986), para obtener los valores correspondientes de esfuerzo y velocidad de deformación efectivos sustituimos

las definiciones dadas en las ecuaciones (2) y (9) en (1) y la viscosidad efectiva es:

$$\eta = \frac{P}{AN^2 D^3} \quad (14)$$

Por otro lado la viscosidad efectiva o aparente es igual a la relación de esfuerzo de deformación ( $\sigma$ ) / velocidad de deformación ( $\dot{\gamma}$ ) de tal forma que escribiendo estos en términos de los valores efectivos se tiene que:

$$\eta = \frac{\sigma_e}{\dot{\gamma}_e} \quad (15)$$

Sustituyendo en la ecuación anterior la ecuación (10)

$$\sigma_e = \eta K_s N \quad (16)$$

Introduciendo en la ecuación (16) la ecuación (14) resulta:

$$\sigma_e = \frac{PK_s}{AND^3} \quad (17)$$

Con base en este análisis se deriva el primer procedimiento de cálculo de curvas de flujo, el cual se resume en los siguientes pasos.

#### Método 1.

1. Medir el par de torsión requerido para hacer girar el impulsor a diferentes velocidades rotacionales con fluidos Newtonianos de viscosidad conocida.

2. Con los datos de par de torsión (M [Nm]) calcular la potencia (P) por medio de:

$$P = 2\pi MN \quad (18)$$

con los datos de potencia, calcular el número de potencia por medio de la ecuación (2) y transformar los datos de velocidad rotacional a y Número de Reynolds (Re) utilizando la ecuación 3.

3. Construir las curvas del número de la potencia (Log Po vs Log Re) y calcular la constante

geométrica para fluidos Newtonianos (A) a partir de la ordenada al origen.

4. Calcular el diámetro equivalente del impulsor helicoidal con base en las dimensiones del sistema de medición (ecuación 5).

5. Construir la gráfica logarítmica de par de torsión (M) vs velocidad rotacional (N) para el fluido de prueba a fin de obtener de la pendiente, el valor de índice de flujo ( $n$ ).

6. Con los datos anteriores calcular la constante  $K_s$  (ecuación 13).

7. Calcular las velocidades de deformación efectiva ( $\dot{\gamma}_e$ ) para cada velocidad rotacional (N) (ecuación 10).

8. Después de transformar los datos de par de torsión del fluido prueba a potencia (ecuación 18), calcular los valores correspondientes de esfuerzo de deformación ( $\sigma_e$ ) (ecuación 17).

9. Construir la curva de flujo con los datos de  $\dot{\gamma}_e$  y  $\sigma_e$ , y calcular los parámetros de flujo correspondientes ( $n$  y  $K$ ).

Por otro lado Brito et al (1992) en la evaluación del efecto de la pseudoplasticidad sobre el consumo de potencia en mezcladores que utilizan impulsores helicoidales, con valores de índice de flujo de 1 hasta de 0.14, encontró que los valores experimentales de  $A(n)$  en función de  $n$  se ajustan a un modelo de regresión no lineal como sigue:

$$A(n) = ab^{n-1}c^{\frac{(n-1)}{n}} \quad (19)$$

donde el valor de  $a$  corresponde a la constante geométrica (A) obtenida con fluidos Newtonianos. Así mismo y considerando las ideas de Metzner y Otto (1957), Bouner y Butler (1969) y Rieger y Novak (1973); Brito et al. (1992) propone que:

$$K_s = \left[ \frac{A(n)}{A} \right]^{\frac{1}{n-1}} \quad (20)$$

y demuestran que  $K_s$  depende de  $n$ , particularmente en la región de alta pseudoplasticidad ( $0.1 < n < 0.5$ ).

De esta manera las ecuaciones (19) y (20) permiten obtener valores de  $K_s$ , los cuales pueden usarse de acuerdo al concepto de Metzner y Otto (1957) (ecuación 10), para el cálculo de  $\dot{\gamma}_e$  a distintas velocidades rotacionales empleando impulsores helicoidales en fluidos Newtonianos o fluidos que siguen el modelo Ostwald-de Waele o Ley de la Potencia.

De acuerdo a estos conceptos se desarrolla un segundo procedimiento de cálculo de curvas de flujo cuya diferencia básica con el primero se encuentra en las ecuaciones utilizadas para la evaluación de  $K_s$  y que se puede sintetizar de la siguiente manera:

#### Método 2.

1. Medir el par de torsión requerido para hacer girar el impulsor TCH a diferentes velocidades empleando fluidos Newtonianos y no Newtonianos estándar.

2. Construir gráficas logarítmicas de % par de torsión Vs velocidad rotacional y de la pendiente obtener el valor de  $n$  (índice de flujo).

3. Construir las curvas del número de potencia (empleando  $Re_{pot}$ ) para los fluidos Newtonianos y no Newtonianos empleados como estándar (donde el valor de  $K$  de los fluidos empleados se obtiene empleando geometrías convencionales), y del valor del antilogaritmo de la ordenada al origen se calcula los valores correspondientes de  $A(n)$ .

4. Mediante un algoritmo de regresión no lineal obtener los valores de las constantes  $b$  y  $c$  de la función  $A(n)$  (ecuación 19).

5. De la función obtenida en el paso anterior calcular el valor de  $A(n)$  para cada fluido prueba y junto con el valor de  $A$  calculado para fluidos Newtonianos, determinar el correspondiente  $K_s$  (ecuación 20).

6. Calcular velocidad de deformación y esfuerzo de deformación por medio de las ecuaciones

(10) y (17), recordando que la potencia (P) se calcula con la ecuación (18).

7. Construir la curva de flujo correspondiente y calcular los parámetros reológicos.

## MATERIAL Y METODOS

### *Equipo y fluidos utilizados.*

Para la obtención de datos de par de torsión y velocidad rotacional se adaptó un impulsor TCH, cuyas dimensiones se presentan en la figura 1, a un viscosímetro Brookfield - Rheoset modelo RV (Brookfield Eng. Inc. Stoughton M.A.). Se emplearon tres recipientes para colocar la muestra con diferente diámetro interno resultando relaciones geométricas (Diámetro interno del recipiente ( $D_7$ ) / Diámetro del impulsor helicoidal (D)) con valores de 1.13, 1.22 y 1.32.

También se obtuvieron datos de par de torsión y velocidad rotacional empleando algunas geometrías convencionales propias del viscosímetro Brookfield, las cuales fueron cono-plato CP41 y disco RV2 (figura 1). Generalmente se recomienda que para las geometrías de disco del viscosímetro Brookfield se empleen recipientes con diámetro interno de 0.083 m. (mismo que se empleo en este trabajo).

En todos los casos los datos se tomaron después de alcanzar la estabilización de lecturas de par de torsión al cambio de velocidad rotacional, manteniendo una temperatura constante de 25°C y haciendo medidas por cuadruplicado, presentando en los resultados los promedios correspondientes.

Se emplearon los siguientes fluidos Newtonianos: estándar Brookfield 98.6 mPa s; estándar Brookfield 972 mPa s y glicerina pura. Los fluidos no Newtonianos utilizados fueron dispersiones en agua de distintos polisacáridos a diferentes concentraciones: goma guar al 0.5 y 0.7 %; Carboximetilcelulosa (CMC) al 0.5, 0.7 y 1.0 % así como Xantana (Keltrol) al 0.2%.

### *Procedimientos de cálculo de curvas de flujo*

Las parejas de datos de par de torsión y velocidad rotacional obtenidos del viscosímetro Brookfield-Rheoset fueron transformados para cada una de las geometrías empleadas a sus valores correspondientes de esfuerzo de deformación y velocidad de deformación haciendo uso de los procedimientos que se describen a continuación:

*Geometría helicoidal.* Se emplearon dos procedimientos de cálculo cuyas bases teóricas y

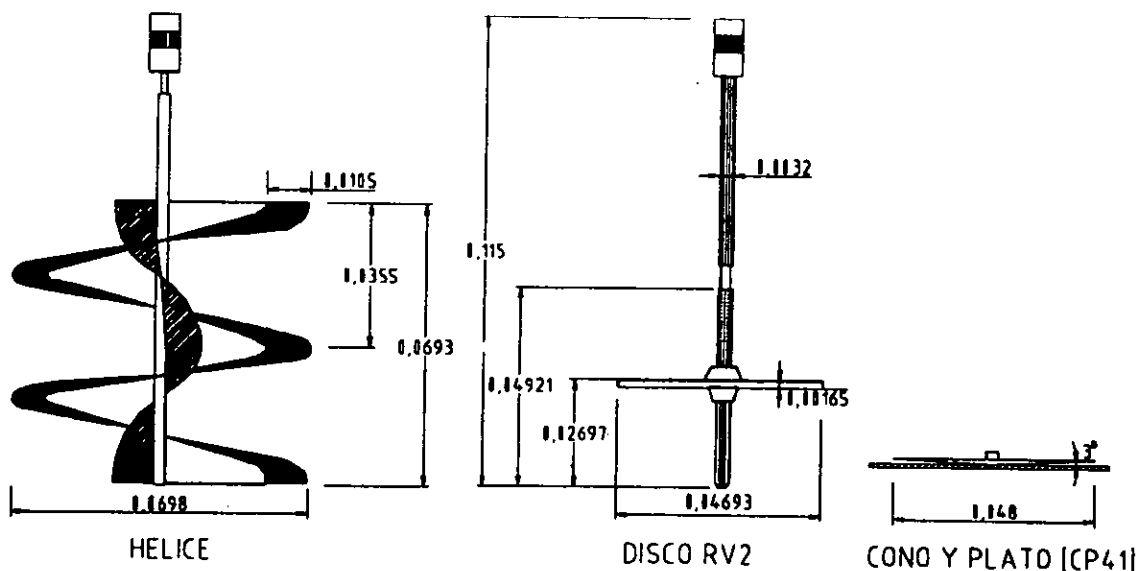


Fig. 1: Geometrías empleadas en el viscosímetro Brookfield Rheoset (dimensiones en metros)

secuencia de pasos fueron presentados en la sección de Desarrollo teórico.

**Geometría de disco.** Mitschka (1982) propuso un procedimiento simple para la conversión de las lecturas obtenidas del viscosímetro Brookfield RVT en funciones de viscosidad, con una exactitud suficiente para ser aplicables para cálculos de ingeniería. Este procedimiento se basa en estudios teóricos de flujo rotacional de materiales reológicamente complejos alrededor de cuerpos con geometría simple en configuraciones viscométricas básicas, de las cuales resultan algunas reglas aplicables a las configuraciones de medición empleadas en los Viscosímetros Brookfield.

El tratamiento que se da a las lecturas obtenidas con geometría de disco en los viscosímetros Brookfield para fluidos que siguen el modelo de Ostwald-de Waele es:

1. Tomar tantos pares de valores como sea posible de % de deflexión ( $\alpha_i$ ) con uno o varios husos sobre el dial de torque y sus correspondientes valores fijos de velocidad rotacional  $N_i$  (en r.p.m.).

2. Convertir los valores de  $\alpha_i$  a esfuerzo de deformación promedio  $\sigma_i$  (Pa) para cada huso.

$$\sigma_i = K_\alpha \alpha_i \quad (21)$$

3. Los pares de datos  $\sigma_i - N_i$ , válidos para cada huso se grafican en forma log-log.

4. Cuando la dependencia anterior es aproximada a una línea recta el fluido prueba es del tipo Ostwald- de Waele, cuya pendiente corresponde al índice de flujo. Los valores de velocidad de deformación promedio  $\dot{\gamma}_i$  (en  $s^{-1}$ ) se calculan por medio de:

$$\dot{\gamma}_i = K_{N\dot{\gamma}}(n)N_i \quad (22)$$

5. Los pares de datos ( $\sigma_i - \dot{\gamma}_i$ ) se consideran como la función viscosidad del fluido prueba. Los factores  $K_\alpha$  y  $K_{N\dot{\gamma}}(n)$  de las ecuaciones (21) y (22) se obtienen de una tabla presentada por Mitschka (1982).

**Geometría cono-plato.** Para el cálculo de la velocidad de deformación ( $\dot{\gamma}$ ) se utilizó la siguiente ecuación (Skelland, 1967):

$$\dot{\gamma} = \frac{\omega}{\alpha} = \frac{2\pi N}{\alpha} \quad (23)$$

donde  $\omega$  es la velocidad angular (rad/s),  $N$  es la velocidad rotacional (r.p.s) y  $\alpha$  es el ángulo del cono (rad).

Para la determinación del esfuerzo de deformación ( $\sigma$ ) se utilizó la ecuación (24) (Skelland, 1967).

$$\sigma = \frac{3M}{2\pi R^3} \quad (24)$$

donde  $M$  es el par de torsión (Nm) y  $R$  es el radio del cono (m).

## RESULTADOS Y DISCUSION

### Constantes Geométricas.

Para el cálculo de las constantes geométricas ( $A$ ) del impulsor helicoidal en cada una de las relaciones geométricas empleadas en la experimentación, se construyeron las curvas del número de la potencia, a partir de los datos de par de torsión y velocidad rotacional obtenidos con fluidos Newtonianos, las cuales se presentan en la figura 2.

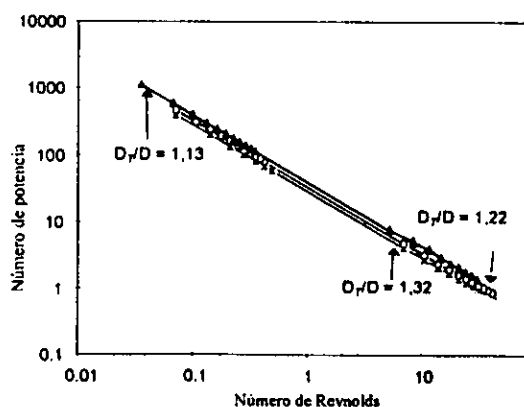


Fig. 2: Curvas del número de la potencia para fluidos Newtonianos en tres relaciones geométricas ( $D_7/D$ )

Tabla 1: Valores de la constante geométrica (A) obtenida con fluidos Newtonianos utilizando impulsor TCH en tres relaciones geométricas ( $D_T/D$ )

Relación Geométrica ( $D_T/D$ )	Aexp	Acalc	$[(Acalc-Aexp)/Acalc]100$
1.13	267.33	277.36	3.61
1.22	211.83	229.04	7.51
1.32	194.45	200.27	2.90

En la figura 2, se observa que las curvas de número de potencia para cada relación geométrica, se mantienen paralelas entre sí con pendientes muy cercanas a menos uno (-1), lo que implica se cumple la condición del mantenimiento del régimen laminar durante las mediciones. Así mismo, se encontró que los valores de A obtenidos a través de las curvas del número de la potencia (Aexp) resultan muy aproximados a los calculados por la ecuación 4 (Acalc) la cual fue desarrollada por Chavan y Ulbrecht (1973) con base en una analogía de flujo Couette, por lo que se puede decir que el sistema de medición cumple con esta analogía, teniendo además desviaciones estándar entre réplicas de máximo 0.04% (Tabla 1). Para llevar a cabo el cálculo de la función A(n) se utilizaron 6 fluidos con características pseudoplásticas cuyos valores de índice de flujo y de consistencia se presentan en la Tabla 2.

Tabla 2: Índices de flujo (n) y de consistencia (K) de fluidos empleados en el cálculo de la función A(n) utilizando uso RV2.

Fluido	Índice de flujo (n)	Índice de Consistencia (K)
Xantana 0.2 %	0.38	0.51
Guar 0.7%	0.65	1.39
Guar 0.5%	0.74	0.40
CMC 1.0%	0.78	1.36
CMC 0.7%	0.82	0.49
CMC 0.5%	0.93	0.29

La figura 3 muestra las curvas del número de potencia, empleando  $Re_{pot}$ , obtenidas con el TCH en la relación  $D_T/D$ , que son similares a las obtenidas en otras relaciones geométricas. Al igual que en el caso Newtoniano los valores de las pendientes de las curvas del número de la potencia resultan muy próximas a menos uno y

se mantiene una buena linealidad aun cuando en algunos casos se obtuvieron Reynolds mayores a 10, los coeficientes de correlación resultaron no menores a 0.99, así mismo las desviaciones estándar entre réplicas resultan como máximo de 1%. A partir de estas curvas del número de potencia de fluidos no Newtonianos se calcularon los valores de A(n).

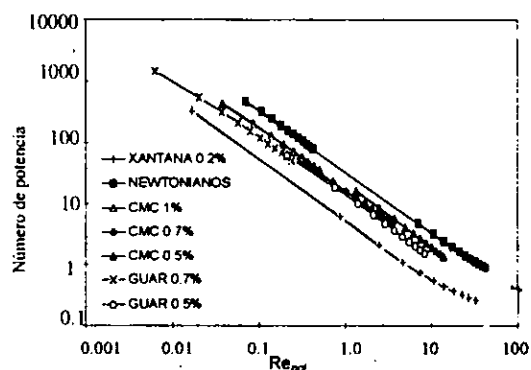


Fig. 3: Curva del número de la potencia empleando  $Re_{pot}$  para la relación geométrica  $D_T/D = 1.22$

Con los datos de A(n) obtenidos para cada fluido prueba y su valor de índice de flujo correspondiente se obtuvieron los parámetros del modelo propuesto por Brito et al. (1992) (ecuación 19) para cada relación geométrica donde el valor de la primera constante ( $\alpha$ ) corresponde al dato de la constante geométrica de fluidos Newtonianos (A). Estas ecuaciones corresponden a:

para  $D_T/D = 1.13$

$$A(n) = 267.33 \cdot 49.66^{(n-1)} \cdot 0.76^{(n-1)/n} \quad (25)$$

para  $D_T/D = 1.22$

$$A(n) = 211.83 \cdot 28.46^{(n-1)} \cdot 0.87^{(n-1)/n} \quad (26)$$

para  $D_T/D = 1.32$

$$A(n) = 194.45 * 19.07^{(n-1)} * 0.93^{(n-1)/n} \quad (27)$$

Los valores de las constantes geométricas calculados por medio de estas ecuaciones para los fluidos empleados en la experimentación ( $A(n)$  modelo) y los obtenidos a partir de las curvas del número de la potencia ( $A(n)$ exp), en cada relación geométrica se presentan en las figuras 4, 5 y 6, donde se puede observar una muy buena aproximación entre ambos valores, teniendo en la mayor parte de los casos desviaciones menores al 10%.

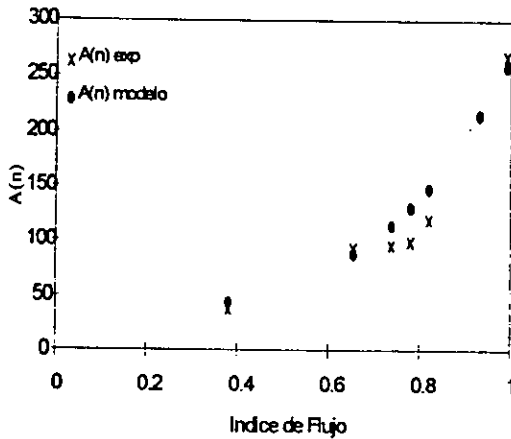


Fig. 4: Representación del modelo propuesto para  $A(n)$  (ecuación 25) para la relación  $D_T/D = 1.13$

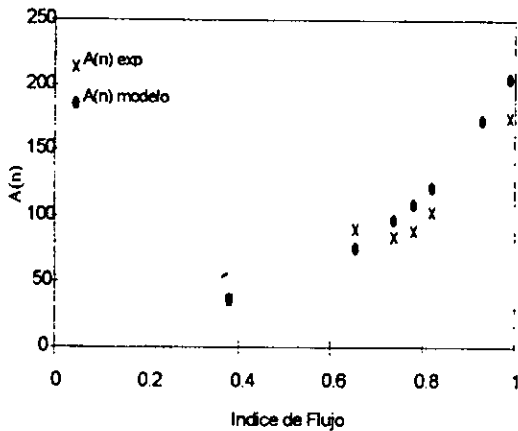


Fig. 5: Representación del modelo propuesto para  $A(n)$  (ecuación 26) para la relación  $D_T/D = 1.22$

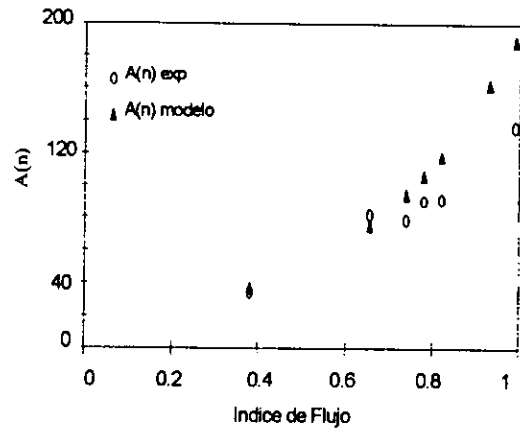


Fig. 6: Representación del modelo propuesto para  $A(n)$  (ecuación 27) para la relación  $D_T/D = 1.32$

#### Curvas de flujo para fluidos Newtonianos.

Para el cálculo de curvas de flujo empleando la geometría helicoidal se utilizaron los dos métodos desglosados en la sección de desarrollo teórico. Para el caso de fluidos Newtonianos  $A(n) = A$  por lo que los cálculos por ambos métodos coinciden. Los valores de viscosidad para los fluidos estándar Brookfield en las diferentes geometrías: cono-plato, discos y TCH en diferentes diámetros de recipiente se presentan en la tabla 3.

Aún cuando se espera que con la geometría de cono-plato los resultados de viscosidad sean más aproximados a los reportados por el fabricante, en este caso la diferencia se atribuye a que el diseño del viscosímetro Brookfield-Rheoset, para esta geometría, no permite observar si el volumen de la muestra es el correcto, ya que aún cuando la cantidad medida siempre es la misma en algunas ocasiones, dependiendo del fluido, se humedecen ligeramente las paredes adyacentes a la superficie cónica lo que influye en los valores de par de torsión registrados. En cuanto a la geometría helicoidal en los tres diámetros de recipiente se obtienen porcentajes de diferencia relativamente pequeños, aún para el diámetro de recipiente mayor en donde la aproximación al flujo Couette podría tener mayores desviaciones.

Tabla 3: Viscosidad (Pa s) de estándares Brookfield obtenida empleando diferentes relaciones geométricas ( $D_T/D$ ). La viscosidad indicada (Pa s) es dada por el fabricante.

Geometría empleada	Relación geométrica ( $D_T/D$ )	Estándar Brookfield (0.0986 Pa s)	Estándar Brookfield (0.972 Pa s)
Disco RV2		0.104	1.142
Cono - plato CP41		0.104	1.061
TCH	1.13	0.097	0.931
TCH	1.22	0.107	0.995
TCH	1.32	0.108	0.892

### Curvas de flujo para fluidos no Newtonianos.

En la Tabla 4 se presentan los índices de flujo ( $n$ ) e índices de consistencia ( $K$ ) de los fluidos de prueba no Newtonianos, calculados para cada una de las relaciones geométricas empleadas con el impulsor helicoidal, así como los obtenidos con la geometría de disco, no se incluyen los de cono-plato debido a que el rango de velocidad de deformación en esta última geometría es muy alto en comparación con las otras dos.

Dado que el cálculo del índice de flujo se realiza de igual forma en los dos procedimientos de cálculo de curvas de flujo con impulsores helicoidales, en la tabla 4 aparece un solo valor de  $n$ , para cada fluido, en cada relación geométrica ( $D_T/D$ ). Las diferencias que se tienen en ambos métodos en el cálculo de  $K_s$  solo repercuten en el índice de consistencia. Las variaciones en  $K$  obtenidas en las tres relaciones geométricas, son de alrededor de 5% al comparar los resultados dentro del mismo método; así mismo las diferencias entre éstos no sobrepasa el 8%, sin embargo el segundo método presenta mejor aproximación con los resultados obtenidos al utilizar geometría de discos, lo que sugiere que este procedimiento permite una mejor aproximación al cálculo de la velocidad de deformación efectiva, la cual al igual que  $K_s$  resulta ser una fuerte función de  $n$  (Brito et al, 1992), esto también depende del diámetro del recipiente encontrándose un efecto más marcado mientras este es menor. En lo referente a los valores de índice de flujo ( $n$ ) obtenidos con TCH para las tres relaciones geométricas, las diferencias no sobrepasan el 7% para un mismo fluido, por lo que podría considerarse aceptable el empleo de cualquiera de estas geometrías.

Por otro lado al comparar los valores de  $n$  de TCH con los obtenidos con disco se tiene que en todos los diámetros los valores calculados con TCH son ligeramente mayores que los de disco, lo cual se atribuye a los diferentes rangos de velocidad de deformación que se desarrollan en ambas geometrías. Esto se aprecia en la figura 7 donde se muestran a manera de ejemplo las curvas de flujo obtenidas con goma Guar al 0.7 % con discos y con TCH con los dos métodos de cálculo para las relaciones geométricas  $D_T/D = 1.22$  y  $D_T/D = 1.32$

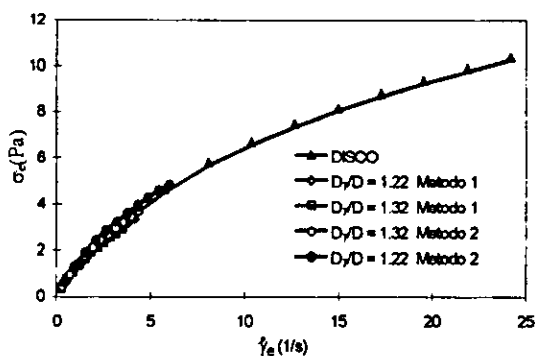


Fig. 7: Curvas de flujo obtenidas con goma guar 0.7% con la geometría de disco y con TCH con los dos métodos de cálculo y dos relaciones geométricas.

### CONCLUSIONES

Se propusieron dos procedimientos de cálculo de curvas de flujo para sistemas de mezclado que emplean impulsores helicoidales que son aplicables en condiciones de régimen laminar durante el mezclado.



Tabla 4: Parámetros reológicos obtenidos para fluidos pseudoplásticos con TCH con dos métodos de cálculo y disco. (<sup>a</sup>-Calculado por el método de Mitschka, <sup>b</sup>-Calculado por el método 1, <sup>c</sup>- Calculado por el método 2). K (Pa s<sup>n</sup>).

Fluido	Geometría de Disco		Tornillo Cinta Helicoidal (TCH)								
			D <sub>T</sub> /D 1.13			D <sub>T</sub> /D 1.22			D <sub>T</sub> /D 1.32		
	n	K <sup>a</sup>	n	K <sup>b</sup>	K <sup>c</sup>	n	K <sup>b</sup>	K <sup>c</sup>	n	K <sup>b</sup>	K <sup>c</sup>
guar 0.5%	0.74	0.40	0.70	0.35	0.40	0.72	0.34	0.37	0.74	0.34	0.37
guar 0.7%	0.65	1.39	0.74	1.17	1.33	0.73	1.22	1.34	0.78	1.16	1.24
CMC 0.5%	0.93	0.29	0.86	0.2	0.21	0.85	0.2	0.22	0.89	0.19	0.21
CMC 0.7%	0.82	0.49	0.86	0.42	0.41	0.86	0.41	0.40	0.86	0.41	0.38
CMC 1.0%	0.78	1.36	0.85	0.9	0.98	0.86	0.85	0.90	0.86	1.01	1.05
xant 0.2%	0.38	0.51	0.4	0.49	0.53	0.44	0.43	0.49	0.42	0.47	0.50

Estos métodos permiten obtener una aceptable aproximación al cálculo de parámetros de flujo de fluidos Newtonianos y no Newtonianos que cumplen con el modelo de Ostwald- de Waele empleando relaciones geométricas D<sub>T</sub>/D hasta de 1.32.

El segundo de los métodos propuestos permite una mejor aproximación para el cálculo de curvas de flujo, sin embargo la ventaja del primero es la de no requerir la utilización de fluidos de prueba no Newtonianos para obtener las funciones correspondientes para el cálculo de  $\dot{\gamma}$ , lo que reduce sensiblemente el tiempo de experimentación y proporciona resultados aceptables.

#### REFERENCIAS

Blanch, H.W. y S.M. Bhavaraja Non-Newtonian Fermentation Broths; Rheology and Mass Transfer Biotech. Bioeng.: 18, 745-790 (1976)

Bongenaar, J.J., Kossen, N.W. y B.M. Metz. A Method for Characterizing the Rheological Properties of Viscous Fermentation Broths. Biotech. Bioeng.: 15, 201-206 (1973)

Bourne, J.R. y H. Butler. Power Consumption of Helical Ribbon Impellers in Viscous Liquids. Trans. I. Chem. E.: 47, T263 - T270 (1969)

Brito De La Fuente, E. Leuliet, J.C., Choplin, L

y P.A.Tangui. Mixing and Circulation Times in Rheologically Complex Fluids. I. Chem. E. Symp. Ser.: 121, 75-96 (1990)

Brito De la Fuente, E., Leuliet, J.C., Choplin, L. y P.A.Tangui. On the Effect of Shear - Thinning Behavior on Mixing with Helical Ribbon Impeller. AIChE Symp. Ser.: 88, 28-32 (1992)

Castell - Pérez, M.E., Steffe, J.F. y R.G. Morgan. Adaptation of a Brookfield (HBTD) Viscosimeter for Mixer Viscosimetry. J. Text. Stud.: 18, 359-365 (1987)

Castell - Pérez, M.E. y J.F. Steffe. Evaluating Shear Rates for Power Law Fluids in Mixer Viscosimetry. J. Text. Stud.: 21, 439-448 (1990)

Castell - Pérez, M.E., Steffe, J.F. y R.G. Moreira. Simple Determination for Power Law Flow Curves Using a Paddle Type Mixer Viscosimeter, J. Text. Stud.: 22, 303-316 (1991)

Chapman, F. S. y F.A. Holland, A Study of Turbine and Helical-Screw Agitator in Liquid Mixing. Trans. I. Chem. E.: 43, T131-T140 (1965)

Chavan, V.V. y J. Ulbrecht. Power Correlations for Close Clearance Helical Impellers in Non - Newtonian Liquids. I. Eng. Chem. Process Des.Dev.: 12 (4), 472-476 (1973)

Cheng, J. y P.J. Carreau. Mixing in the Transition Flow Regime with Helical Ribbon Agita-

---

tors. Can. J. Chem. Eng.: 72 (6), 418-429 (1994)

Holdsworth, S. D., Applicability of Rheological Models to the Interpretation of Flow and Processing Behavior of Fluids Food Products. J. Text. Stud.: 2, 393-399 (1971)

Kemblowski, Z. y B. Kristiansen. Rheometry of Fermentations Liquids. Biotech. Bioeng.: 28, 1474-1482 (1986)

Merquiol, T. y L. Choplin. Mixing of Viscoelastic Fermentation Broth with Helical Ribbon Screw (HRS) Impeller. En Abstract 6th European Conference on Mixing, Pavia Italy may.: 465-472 (1988)

Metzner, A.B., y R.E. Otto. Agitation of Non-Newtonian Fluids. :AIChE J.: 3,3-12 (1957)

Mitschka, P. Simple Conversion of Brookfield RVT Reading into Viscosity Functions. Rheol. Acta: 21, 207-210 (1982)

Rao, M.A., Measurement of Flow Properties

of Suspensions with a Mixer. J. Text. Stud.: 6, 553-539 (1975)

Rao, M.A. y H. Cooley. Determination of Effective Shear Rates in Rotational Viscometers with Complex Geometries. J. Text. Stud.: 15, 327-335 (1984)

Rieger, F. y V. Novak. Power Consumption of Agitators in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids. Trans. Instn. Chem. Engrs: 51, 105-111 (1973)

Rushton, J.H., Costich, E.W. y H.J. Everett. Power Characteristics of Mixing Impeller. Part 1. Chem. Eng. Prog.: 46(8), 395-404 (1950)

Skelland, A.H.P. Non-Newtonian Flow and Heat Transfer. John Wiley & Sons, Inc. N.Y. (1967)

Steffe, J.F. y E.W. Ford. Rheological Techniques to Evaluate the Shelf-Stability of Starch-Thickened, Strined Arpicots. J. Text. Stud.: 16, 179-192. (1985)