

UNIVERSIDAD DE CHILE  
CIENCIAS QUIMICAS Y FARMACEUTICAS  
DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LOS ALIMENTOS Y TECNOLOGIA QUIMICA

**R E O L O G I A**

UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS  
Y FARMACEUTICAS  
BIBLIOTECA

Serie: Monografías sobre Ingeniería en Alimentos

Publicación : N° 11

Proyecto: Propiedades reológicas de Alimentos  
Chilenos.

R.-17493

**EDUARDO S. CASTRO MONTERO**  
**PROFESOR INGENIERO**

1 9 9 3



A TERESA

QUIEN ME DIO OTRA VISION DEL MUNDO



## AGRADECIMIENTOS

A la Sra. Marta Argomedo S., por tener la paciencia y la habilidad de trasladar los manuscritos a esta obra.

A mis Ayudantes Eric Arancibia Q. y Rafael Ahumada J. por sus valiosas sugerencias

A la Srta. Roxana Torres V., por la revisión final del documento en forma analítica y la generación de la presentación gráfica de este, haciendo posible su visualización en el computador.



## PROLOGO

Debido a las investigaciones realizadas en Reología de Alimentos junto a los colegas Oscar Rojo y Misael Miranda, se fue escalando en el conocimiento de esta disciplina hasta llegar al punto donde se presenta la necesidad de dejar algo coherente y ordenado para los estudiantes de Ingeniería en Alimentos y para los profesionales dedicados a la Industria de Alimentos.





## I N D I C E

	Página
✓ REOLOGIA .....	2
✓ FLUIDO IDEAL O FLUIDO NEWTONIANO .....	4
✓ FLUIDO VISCOELASTICO .....	5
✓ FLUIDO NEWTONIANO.....	6
✓ FLUIDO NO NEWTONIANO .....	8
VISCOSIDAD APARENTE .....	11
✓ EQUIPO PARA MEDIR PROPIEDADES REOLOGICAS .....	14
VISCOSIMETRO CAPILAR DE VIDRIO (OSTWALD).....	14
TUBO CAPILAR .....	17
VISCOSIMETRO DE CONO Y PLACA .....	35
VISCOSIMETRO DE CILINDRO COAXIALES.....	37
✓ FLUIDO NEWTONIANO .....	40
✓ FLUIDO NO NEWTONIANO .....	43
CALIBRACION DEL VISCOSIMETRO DE CILINDROS COAXIALES	49
EFFECTO DE PUNTA .....	50
✓ CUERPOS VISCOELASTICOS .....	52
✓ APLICACIONES A ALIMENTOS.....	62
DISEÑO DE BOMBAS PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS.....	78
BIBLIOGRAFIA .....	89

## INDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 1: Propiedades versus tiempo para distinto número de Deborah.....	3
Figura 2: Comparación de fluido newtoniano (línea A), y pseudoplástico (curva B) y fluido dilatante (curva C) a diferentes gradientes de deformación.....	9
Figura 3: Reograma para fluido tixotrópico (curva A) y reopéctico (curva B).....	9
Figura 4: Viscosidad aparente versus gradiente de deformación.....	13
Figura 5: Tixo-termograma.....	14
Figura 6: Viscosímetro de cono y placa .....	35
Figura 7: Esquema del viscosímetro de cilindros coaxiales.....	38
Figura 8: La relación entre velocidad angular y esfuerzo de cizalla en el sensor de un fluido de Bingham con radio del sensor fijo y diferentes radios de copa.....	47
Figura 9: Torque versus longitud del sensor.....	51
Figura 10: Comportamiento de los cuerpos frente a la aplicación de fuerzas.....	53
Figura 11: Relación entre deformación y tiempo para un material viscoelástico .....	54

Figura 12:	Modelo de deformación armónica.....	56
Figura 13:	Deformación armónica y esfuerzo resultante versus wt .....	57
Figura 14:	Comportamiento viscoelástico de concentrado de membrillo .....	65
Figura 15:	Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consistencia .....	66
Figura 16:	Influencia de la temperatura sobre el índice de flujo.....	67
Figura 17:	Índice de comportamiento de Flujo (n) de jugo de manzana (10 % sólidos solubles) en función de la temperatura .....	68
Figura 18:	Coefficiente de consistencia de jugo de manzana (10 % sólidos solubles) en función de la temperatura.....	69
Figura 19:	Índice de flujo versus temperatura (20C)...	71
Figura 20:	Índice de flujo versus temperatura (20C)...	72
Figura 21:	Coefficiente de consistencia versus temperatura (20C).....	73
Figura 22:	Coefficiente de consistencia versus temperatura (20C).....	74
Figura 23:	Energía de presión versus flujo para una bomba de desplazamiento positivo.....	87

INDICE DE TABLAS

	Página
Tabla 1: Ecuaciones de regresión de la viscosidad del zumo de uva en función de la temperatura....	75
Tabla 2: Ecuaciones de regresión del índice de flujo de zumo de uva en función de la temperatura	76
Table 3: Ecuaciones de regresión del coeficiente de consistencia de zumo de uva en función de la temperatura.....	76

R E O L O G I A

Reología es la rama de la ciencia que se dedica al estudio de la deformación y flujo de la materia.

Para que se produzca deformación y flujo de la materia, debe existir un esfuerzo aplicado.

Así, si un material sometido a un esfuerzo se deforma y no fluye, ese material se denomina sólido y si el material sometido, aunque sea a un diferencial de esfuerzo fluye, se está en presencia de un fluido.

De acuerdo a esto, se podrán clasificar los materiales, colocando en un extremo de la escala, al sólido ideal y en el otro lado, al fluido ideal y entre ellos, estarían los fluidos viscoelásticos (Osorio, 1990).

Otro criterio sería, aplicar el número de Deborah (adimensional).

El número de Deborah es:

$$D = \frac{\tau}{t}$$

$\tau$  : Tiempo de relajación

de una sustancia

$t$  : Tiempo de observación

De acuerdo al número de Deborah, se pueden clasificar los materiales desde el sólido, en que el número es mayor que 1; al fluido en que el número de Deborah es bastante menor que 1 y, los materiales viscoelásticos, tienen un número de Deborah 0,6, esto significa que algunas veces se comporten como líquido y otras como sólido. (Figura 1).

Sólido  $\Rightarrow N^{\circ}$  de Deborah  $> 1$

Fluido  $\Rightarrow D$  bastante  $< 1$

Viscoelásticos  $\Rightarrow D = 0,6 \rightarrow$  a veces se comportan como líquido y sólido

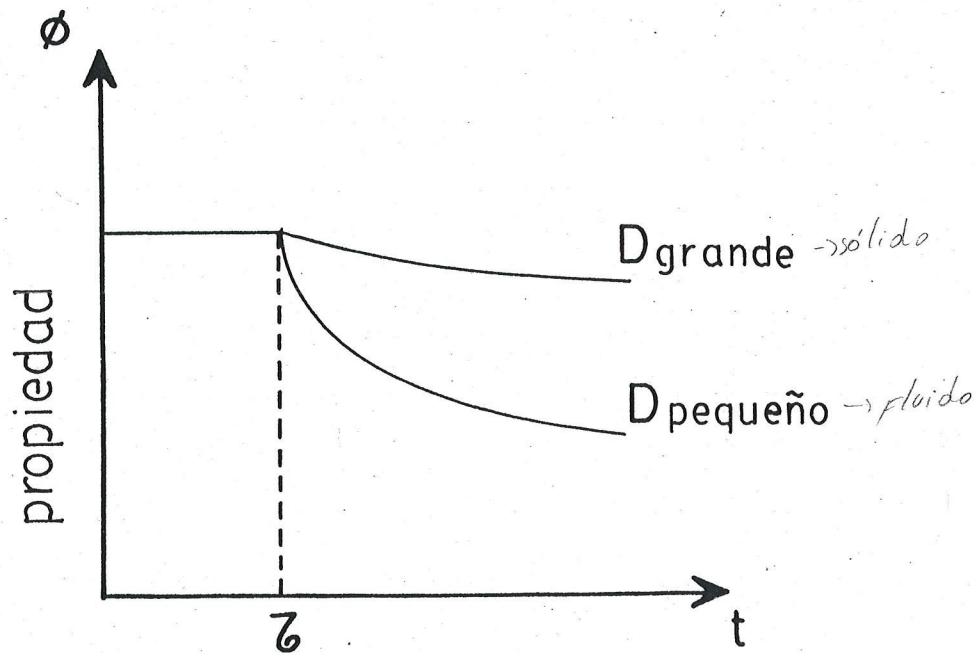


Figura 1 : Propiedad versus tiempo para distinto número de Deborah.

Ahora, se analizará brevemente cada uno de ellos.

Sólido ideal o sólido Hookeano es aquel que cumple la ley de Hooke, que representa el comportamiento elástico de la materia.

*Sólido ideal => ley de Hooke y representa comporta elástico.*

$$\underline{\sigma = E \epsilon}$$

$\sigma$  : fatiga o esfuerzo unitario, kg/cm<sup>2</sup>

E : módulo de Young, kg/cm<sup>2</sup>

$\epsilon$  : deformación unitario =  $\frac{\Delta l}{l}$

$\Delta l$  : alargamiento o acortamiento del material, cm

l : longitud del material al no tener aplicada fatiga, cm

Este comportamiento tiene una gran importancia, porque todos los materiales de construcción son diseñados de acuerdo a este criterio.

Fluido ideal o fluido Newtoniano:

*↳ sube x las paredes y fluye libremente x un tubo.*

Es aquel fluido cuyo comportamiento se caracteriza por lo siguiente: el fluido al estar sometido a una rotación  $\omega$ ,



tiende a subir por las paredes del recipiente que lo contiene. Para sifonar el fluido, se necesita de un tubo y al descargar por un tubo en forma libre, el fluido tiende a disminuir de sección. (Skelland, 1967, Osorio, 1990).

#### Fluido Viscoelástico.

Las características siguientes explican su comportamiento. El fluido al estar sometido a rotación  $\omega$ , puede producirse la situación de un ascenso del fluido por el eje del agitador (Efecto Weissenberg).

Otro efecto sería, que sifonara sin contar con un tubo.

Al descargar en forma libre, por un tubo, el chorro va aumentando de área y así se pueden presentar diferentes situaciones que permiten a otros autores clasificar los fluidos en Newtonianos, y no Newtonianos y estos se dividen en fluidos inelásticos y viscoelásticos.

Los fluidos inelásticos se dividen en "Dependientes del Tiempo" e "Independientes del Tiempo".

Los dependientes del tiempo, se dividen en "Tixotrópicos" y "Reopéticos".

Los fluidos "independientes de Tiempo", se dividen en "Pseudoplásticos" ( $0 \leq n < 1$ ), "Dilatantes" ( $n > 1$ ), "Bingham plásticos" y "Herschel-Bulkley".

Ahora se verán desde el punto de vista teórico las relaciones que rigen el comportamiento de los fluidos.

#### Fluido Newtoniano:

Se va a hacer un análisis del caso de dos placas paralelas largas, de área  $A$  cada una, separadas por una distancia  $h$  y entre ellas está el fluido en estudio.

La placa inferior, permanece fija, y a la superior se le aplica una fuerza  $F$ , que hace que adquiera una velocidad  $v$ , la capa de fluido cercano a la placa.

A lo largo de  $h$ , se produce una variación de velocidad, desde la capa de fluido cercano a la placa superior en que tiene un valor máximo hasta el valor 0, que es la velocidad de la capa de fluido cercana a la placa inferior. Esto produce una gradiente de velocidad, desde la capa superior de fluido a la inferior.

De acuerdo a lo expuesto, se tienen que definir dos conceptos básicos:

i) Esfuerzo de cizalla

$$\sigma = \frac{F}{A}$$

$\sigma$  : esfuerzo de cizalla (Pa)

F : fuerza (N)

A : área (m<sup>2</sup>)

ii) Gradiente de deformación:

Definido como la variación de la velocidad de un elemento de fluido, con respecto a la variación en distancia (Osorio, 1990).

$$\dot{\gamma} = \frac{dv}{dy}$$

$\dot{\gamma}$  : gradiente de deformación (S<sup>-1</sup>)

v : velocidad de un elemento de fluido a la distancia y de la placa (m/s)

y : distancia medida desde la placa (m)

Para un fluido newtoniano, el perfil de velocidad es lineal

y la ecuación que relaciona  $\sigma$  con  $\dot{\gamma}$  es:

$$\sigma = \mu \dot{\gamma}$$

$\mu$  : viscosidad dinámica (Pa.s) o coeficiente de viscosidad.

#### Fluido No Newtoniano:

Al colocar el fluido no Newtoniano entre las placas sometidas a las mismas condiciones de fuerza y velocidad ya indicadas y se grafica el esfuerzo de cizalla versus el gradiente de deformación, no se obtiene una relación lineal.

Generalmente, la clasificación de estos fluidos está basada en modelos matemáticos empíricos, que se han obtenido del estudio de fluidos reales y en las Figuras 2 y 3 se presentan varios ejemplos (Lewis, 1987).

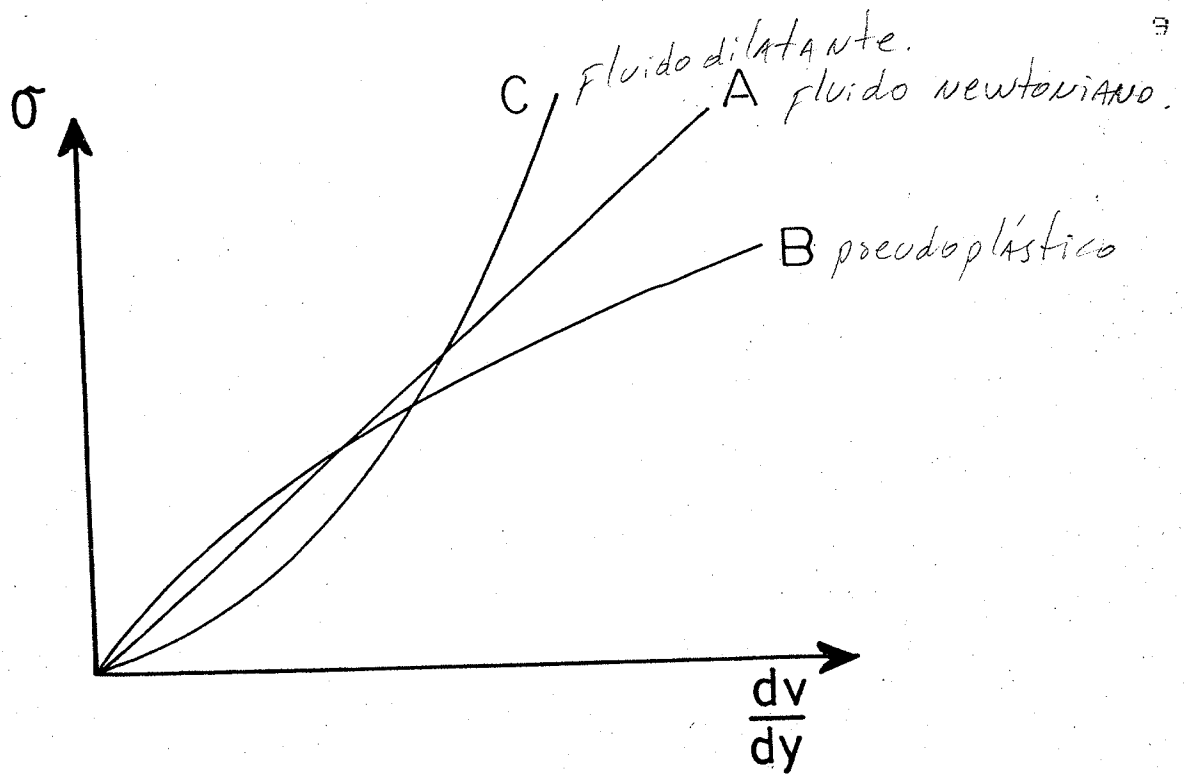


Figura 2: Comparación de fluido Newtoniano (línea A), y pseudoplástico (curva B) y fluido dilatante (curva C) a diferentes gradiente de deformación.

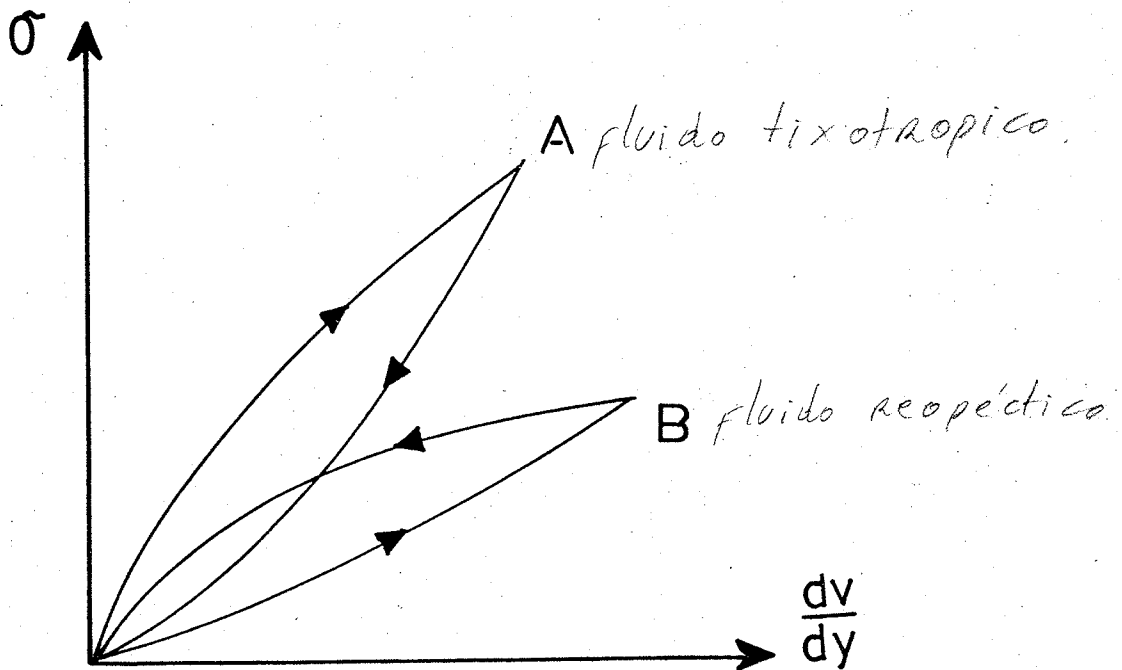


Figura 3: Reograma para fluido tixotrópico (curva A) y reopéctico (curva B)

Los modelos matemáticos que representan el comportamiento de fluidos (especialmente alimentos), son los siguientes.

i) Ley de la Potencia

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

$\sigma$  : esfuerzo de cizalla (Pa)

$K$  : coeficiente de consistencia (Pa.s<sup>n</sup>)

$n$  : índice de flujo (adimensional)

$\dot{\gamma}$  : gradiente de deformación (s<sup>-1</sup>)

ii) Plástico de Bingham:

$$\sigma = \sigma_0 + \eta_p \dot{\gamma}$$

$\sigma_0$  : esfuerzo de fluencia (Pa)

$\eta_p$  : viscosidad plástica (Pa.s)

iii) Herschel-Bulkley:

$$\sigma = \sigma_0 + K\dot{\gamma}^n$$

$K$  : coeficiente de consistencia (Pa.s<sup>n</sup>)

$n$  : índice de flujo (adimensional)

$\sigma_0$  : esfuerzo de fluencia (Pa)

De este modelo se pueden deducir los otros modelos más utilizados en alimentos, si  $n = 1$  es el modelo de Bingham y si  $n > 1$  es dilatante y si  $n < 1$  es el modelo de Herschel-Bulkley.

Si  $0 < n < 1$  y  $\sigma_0 = 0$  es la ley de potencia.

### Viscosidad Aparente

Esta es una propiedad que se utiliza mucho en Control de Calidad o de Procesos.

i) **Fluido Newtoniano:**

La ecuación característica es:

$$\sigma = \mu \dot{\gamma}$$

$$\mu = \frac{\sigma}{\dot{\gamma}}$$

$\mu$  : viscosidad dinámica (Pa.s)

ii) Fluido Ley de la Potencia:

$$\sigma = K\dot{\gamma}^n = \mu_{ap}\dot{\gamma}^{n-1}$$

$$\mu_{ap} = K \frac{\dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}} = K(\dot{\gamma})^{n-1}$$

$\mu_{ap}$  : viscosidad aparente (Pa. s)

iii) Fluido del tipo Bingham Plástico

$$\mu_{ap} = \frac{\sigma_0 + \eta_p \dot{\gamma}}{\dot{\gamma}} = \frac{\sigma_0}{\dot{\gamma}} + \eta_p$$

iv) Fluido del tipo Herschel-Bulkley:

$$\mu_{ap} = \frac{\sigma_0}{\dot{\gamma}} + K \dot{\gamma}^{n-1}$$

Al dibujar la viscosidad aparente versus el gradiente de deformación se obtienen curvas que permiten clasificar los fluidos, de acuerdo a la curva obtenida. El fluido newtoniano, es una línea horizontal y las curvas según su forma podrán seguir la ley de la potencia o la de Herschel-Bulkley, según se puede apreciar en la Figura 4.



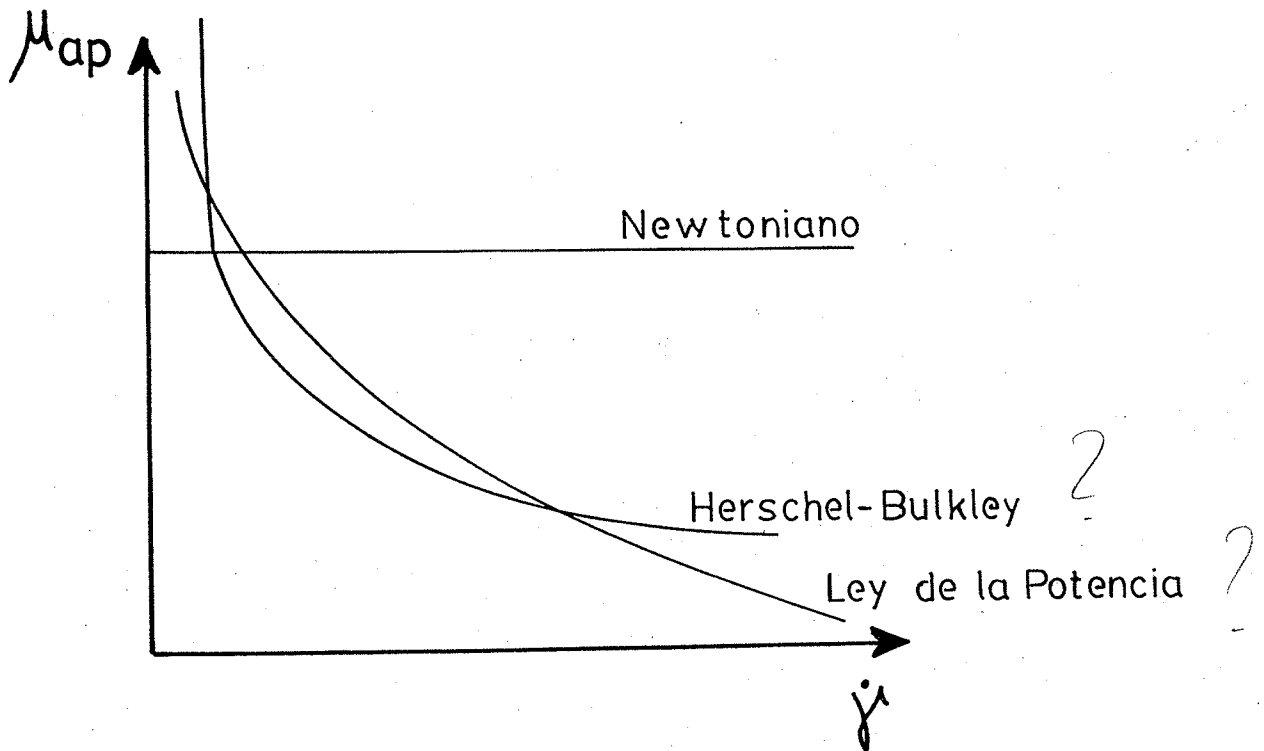


Figura 4: Viscosidad aparente versus gradiente de deformación.

Muchas veces es conveniente dibujar  $\mu$  versus tiempo, manteniendo constante el gradiente de deformación, esta técnica permite construir el  $\mu$ -termograma (Osorio, 1990), que permite distinguir claramente la Reopexia y la Tixotropía. La línea recta, representa los fluidos newtonianos y no newtonianos, independiente del tiempo, según se puede apreciar en la Figura 5.

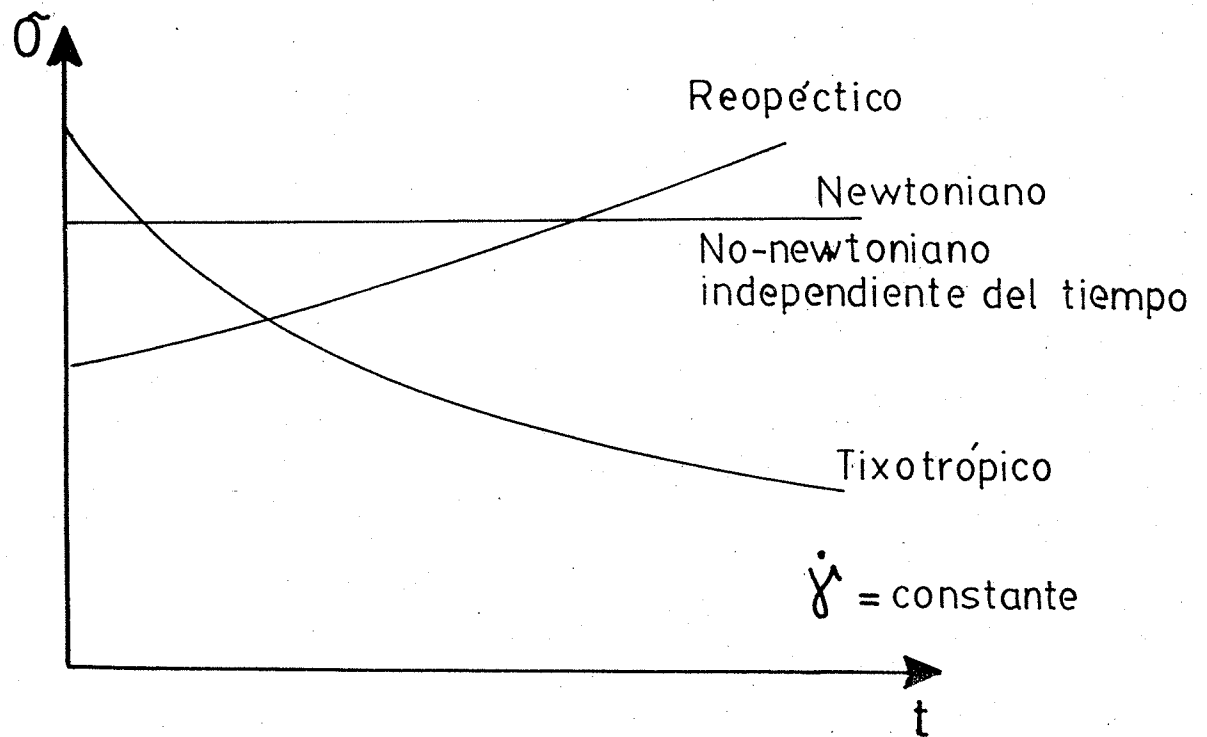


Figura 5: Tixotermograma

#### EQUIPO PARA MEDIR PROPIEDADES REOLOGICAS:

Viscosímetro capilar de vidrio (Otswald).

Las medidas en este tipo de aparato se basan en conocer los valores de caída de presión por roce que se producen con un caudal determinado en flujo laminar en un tubo cilíndrico uniforme, liso y de medidas conocidas (Osorio, 1992).

El capilar de vidrio se puede operar usando presión externa.

En este caso, la viscosidad para fluido newtoniano es:

$$\mu = t (k\rho + \delta H) - K \frac{\rho}{t^m}$$

en que:

$\delta, k$  : constantes del viscosímetro

$K$  : constantes de corrección de la energía cinética

$H$  : presión externa

$t$  : tiempo de descarga

$\rho$  : densidad del fluido

Para calibrar el tubo es necesario que:

i) Suponer  $m = 2$

ii) Utilizando tres aceites de referencia se puede calcular  $k, K, \delta$  resolviendo las 3 ecuaciones resultantes.

iii) El término  $\frac{K}{t^m}$  se puede despreciar para tiempos

de descarga mayores que 200 segundos.

Una vez calibrado se puede aplicar a fluidos no-newton-

$\frac{du}{dr}$  : velocidad de deformación en cizalla

que implica que el flujo es estacionario, el fluido es tiempo independiente, flujo laminar y que el slip es cero en la pared.

### Tubo Capilar

Los parámetros reológicos de fluidos se pueden evaluar a partir de medidas realizadas en tubo capilar sometido a un gradiente de presión (generalmente la presión alta es 300 psi), este gradiente provoca un flujo en el tubo capilar que cumple con las condiciones siguientes:

El flujo es estacionario, el fluido es tiempo independiente, el flujo es laminar y desarrollado; en el fluido no hay componentes radiales, no se presenta resbalamiento (slip) en la pared, la densidad es constante o sea el fluido es incompresible y no hay gradiente de temperatura a lo largo del capilar.

Al hacer un balance de fuerzas en un trozo del capilar se tiene:

$$(P_2 - P_1) \pi R^2 = \sigma 2\pi RL$$

$P_2 - P_1 = \Delta P$  : gradiente de presión

$r$  : radio cualquiera del capilar

$L$  : longitud del capilar

$R$  : radio del capilar

$$\sigma = \frac{\Delta P r}{2L}$$

Se verá el caso del fluido newtoniano, esto significa que se cumple:

$$\sigma = \mu \dot{\gamma} = \mu \left( -\frac{dv}{dr} \right)$$

reemplazando en la ecuación anterior, se tiene:

$$-\mu \frac{dv}{dr} = \frac{\Delta P}{2L} r$$

separando variables;

$$-dv = \frac{\Delta P}{2L\mu} r dr$$

integrando se tiene:

$$-\int_v^0 dv = \frac{\Delta P}{2L\mu} \int_r^R r dr$$

$$v = \frac{\Delta P}{2L\mu} \frac{r^2}{2} \Big|_r^R$$

$$v = \frac{\Delta P}{4L\mu} [R^2 - r^2]$$

esta ecuación indica la velocidad que presenta una distribución parabólica con un máximo al centro, cuando  $r = 0$

$$v \text{ máx} = \frac{\Delta P R^2}{4L\mu}$$

El flujo volumétrico está dado por:

$$\int_0^Q dq = \int_0^R 2\pi v(r) r dr$$

en el caso newtoniano que se está analizando, se tiene al

integrar:

$$\int_0^Q dq = \int_0^R 2\pi \frac{\Delta P}{4L\mu} [R^2 - r^2] r dr$$

$$\int_0^Q dQ = \int_0^R 2\pi \frac{\Delta P}{4L\mu} [R^2 - r^2] r dr$$

$$Q = \int_0^R 2\pi \frac{\Delta P}{4L\mu} [R^2 - r^2] r dr$$

$$Q = \frac{\Delta P \pi}{2L\mu} \left[ \frac{R^2 R^2}{4} - \frac{r^4}{4} \right]$$

$$Q = \frac{\Delta P \pi R^4}{2L\mu} \cdot \frac{1}{4}$$

$$Q = \frac{\Delta P \pi R^4}{8L\mu}$$

(Ecuación de Hagen-Poiseuille).

Si  $\bar{v}$  es la velocidad media del fluido newtoniano, se tiene:

$$\frac{\bar{v}}{v \text{ máx}} = \frac{1}{2}$$

$$\bar{v} = \frac{\Delta PR^2}{8L\mu}$$

$$\frac{\bar{v}}{v \text{ máx}} = \frac{1}{2}$$

Para evaluar los parámetros se necesita conocer el diagrama esfuerzo de corte versus velocidad de deformación.

Se había visto que:

$$\sigma = \frac{\Delta Pr}{2L}$$

y en la pared

$$\sigma_P = \frac{\Delta PR}{2L}$$

y

$$\dot{\gamma} = \frac{-dv}{dr}$$

hay que derivar:



$$v = \frac{\Delta P}{4L\mu} [R^2 - r^2]$$

$$\frac{dv}{dr} = \frac{\Delta P}{2L\mu} [-r]$$

$$\dot{\gamma} = \frac{\Delta P r}{2L\mu}$$

y por lo tanto

$$\dot{\gamma}_D = \frac{\Delta P R}{2L\mu}$$

reemplazando  $\mu$  de la ecuación de Hagen-Poiseuille se tiene:

$$\dot{\gamma}_D = \left( \frac{-dv}{dr} \right)_D = \frac{4Q}{\pi R^3}$$

con las relaciones de  $\sigma$  y  $\dot{\gamma}$  se puede construir el dia-

grama de flujo y si es lineal su pendiente da  $\mu$ .

En el caso de un fluido que cumple la ley de la potencia.

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

$$\frac{\Delta P r}{2L} = K\dot{\gamma}^n$$

$$\frac{\Delta P r}{2L} = K \left[ \frac{-dv}{dr} \right]^n$$

$$\left[ \frac{\Delta P r}{2LK} \right]^{\frac{1}{n}} = \left[ \frac{-dv}{dr} \right]$$

$$-\int_v^0 dv = \int_0^R \left[ \frac{\Delta P}{2LK} \right]^{\frac{1}{n}} r^{\frac{1}{n}} dr$$

$$V = \left[ \frac{\Delta P}{2LK} \right]^{\frac{1}{n}} \frac{r^{\frac{1}{n}+1}}{\frac{1}{n}+1} \Big|_r^R$$

$$V = \left[ \frac{\Delta P}{2LK} \right]^{\frac{1}{n}} \frac{[R^{\frac{n+1}{n}} - r^{\frac{n+1}{n}}]}{\frac{n+1}{n}}$$

$$V = \left[ \frac{\Delta P}{2LK} \right]^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} [R^{\frac{n+1}{n}} - r^{\frac{n+1}{n}}]$$

$$Q = \int_0^R 2\pi v(r) r dr$$

$$Q = \int_0^R 2\pi \left[ \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} (R^{\frac{n+1}{n}} - r^{\frac{n+1}{n}}) \right] r dr$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} \left[ R^{\frac{n+1}{n}} \frac{r^2}{2} - r^{\frac{n+1}{n}} r \right] \Big|_0^R$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} \left[ R^{\frac{n+1}{n}} \frac{R^2}{2} - R^{\frac{2n+1}{n}} \right] \Big|_0^R$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} \left[ \frac{R^{\frac{3n+1}{n}}}{2} - \frac{R^{\frac{2n+1}{n}+1}}{\frac{2n+1}{n}+1} \right]$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} \left[ \frac{R^{\frac{3n+1}{n}}}{2} - \frac{R^{\frac{3n+1}{n}}}{\frac{3n+1}{n}} \right]$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} R^{\frac{3n+1}{n}} \left[ \frac{1}{2} - \frac{n}{3n+1} \right]$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{n+1} R^{\frac{3n+1}{n}} \left[ \frac{3n+1-2n}{2(3n+1)} \right]$$

$$Q = 2\pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} R^{\frac{3n+1}{n}} \frac{n}{n+1} \left[ \frac{n+1}{2(3n+1)} \right]$$

$$Q = \pi \left( \frac{\Delta P}{2LK} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{3n+1} R^{\frac{3n+1}{n}}$$

arreglando la expresión obtenida se tiene:

$$\frac{Q}{\pi} \left( \frac{\Delta P}{2L} \right)^{\frac{1}{n}} \left( \frac{1}{K} \right)^{\frac{1}{n}} \left( \frac{n}{3n+1} \right) R^{\frac{3n+1}{n}}$$

tomando logaritmo se tiene:

$$\ln\left(\frac{Q}{\pi}\right) = \frac{1}{n} \ln\left(\frac{\Delta P}{2L}\right) + \ln\left[\left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n}} \left(\frac{n}{3n+1}\right) R^{\frac{3n+1}{n}}\right]$$

al construir un gráfico en coordenadas logarítmicas de:

$$\ln\left(\frac{Q}{\pi}\right) \text{ versus } \ln\left(\frac{\Delta P}{2L}\right)$$

se obtiene una línea recta cuya pendiente es  $1/n$  y el intercepto es:

$$\ln\left[\left(\frac{1}{K}\right)^{\frac{1}{n}} \left(\frac{n}{3n+1}\right) R^{\frac{3n+1}{n}}\right]$$

de aquí se obtiene K

Ahora se deduciría la ecuación general para la velocidad de deformación en cizalla en un viscosímetro capilar (Osorio, 1992).

Se analizará un anillo de fluido en el capilar entre  $r$  y  $r + dr$ , cuyo caudal está dado por:

$$dq = v dA$$

$$dq = v(r) 2 \pi r dr$$

$$y \quad 2 r dr = d(r^2)$$

$$\text{luego : } dq = \pi v(r) d(r^2)$$

esta ecuación se puede integrar por partes, lo que da:

$$Q = \pi \left[ (v r^2 - \int r^2 dv) \right] \Big|_0^R$$

Si no hay resbalamiento (slip) en la pared se cumple que  $v = 0$  a  $r = R$  y el término  $v r^2$  se hace nulo, quedando:

$$Q = -\pi \int_0^R r^2 dv$$

Por otra parte se tiene lo siguiente:

$$-\frac{dv}{dr} = f(\sigma)$$

$$\frac{\sigma}{\sigma_p} = \frac{r}{R}$$

y

$$r = R \frac{\sigma}{\sigma_p}$$

diferenciando

$$dr = \frac{R}{\sigma_p} d\sigma$$

reemplazando en la integral, se tiene:

$$Q = \pi \int_0^{\sigma_p} \frac{R^2 \sigma^2}{\sigma_p^2} f(\sigma) dr \frac{R}{\sigma_p} d\sigma$$

$$Q = \pi \int_0^{\sigma_p} \frac{R^3 \sigma^2}{\sigma_p^3} f(\sigma) d\sigma$$

$$Q = \frac{\pi R^3}{\sigma_p^3} \int_0^{\sigma_p} \sigma^2 f(\sigma) d\sigma$$

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\sigma_p^3} \int_0^{\sigma_p} \sigma^2 f(\sigma) d\sigma$$

Esta relación permite evaluar  $Q$  con  $\Delta p$  para cualquier

fluido tiempo independiente colocando la función adecuada

en  $f(\sigma)$  y  $f(\sigma) = -\frac{dw}{dr}$  viene de la curva de flujo, posteriormente

se realiza la integración.

Multiplicando ambos miembros por  $\sigma_p^3$  y utilizando la regla de Leibnitz para diferenciar respecto a  $\sigma_p$  y si  $\sigma_p$

es reemplazado por  $\frac{R\Delta P}{2L}$  se llega a la ecuación de Rabinowitsch-Mooney: (Skelland, 1967).

$$f(\sigma_p) = \frac{3Q}{\pi R^3} + \frac{R\Delta P}{2L} \frac{d\left(\frac{Q}{\pi R^3}\right)}{d\left(\frac{R\Delta P}{2L}\right)} = \left(-\frac{dv}{dr}\right)_p$$

Caso del fluido de Bingham.

En este caso la distribución de  $\sigma$  indica que existe una

parte del fluido que rodea al eje del tubo que se mueve como un tapón sólido de radio  $r_p$ .

$$\sigma - \sigma_0 = \eta_p \left(-\frac{dv}{dr}\right)$$

La función de  $\sigma$  es discontinua y se cumple



$$0 \leq r \leq r_p \quad 0 \leq \sigma \leq \sigma_0 \quad \text{y} \quad f(\sigma) = 0$$

$$r_p \leq r \leq R \quad \sigma_0 \leq \sigma \leq \sigma_p \quad f(\sigma) = (\sigma - \sigma_0) \eta_p$$

utilizando la ecuación:

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\sigma_p^3} \int_0^{\sigma_0} \sigma^2 f(\sigma) d\sigma$$

que se puede escribir como:

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\sigma_p^3} \left[ \int_0^{\sigma_0} \sigma^2 f(\sigma) d\sigma + \int_{\sigma_0}^{\sigma_p} \sigma^2 f(\sigma) d\sigma \right]$$

en esta expresión la primera integral es nula, quedando:

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\sigma_p^3} \int_{\sigma_0}^{\sigma_p} \sigma^2 (\sigma - \sigma_0) d\sigma$$

integrando entre los límites y ordenando, queda la ecuación de Buckingham-Reiner (Skelland, 1967).

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{\sigma_p}{4\eta_p} \left[ 1 - \frac{4}{3} \left( \frac{\sigma_0}{\sigma_p} \right) + \frac{1}{3} \left( \frac{\sigma_0}{\sigma_p} \right)^4 \right]$$

Y

$$\sigma_p = \frac{\Delta PR}{2L}$$

En el caso de fluido Herschel-Bulkley se tiene la ecuación siguiente (Osorio, 1992).

$$Q = \left[ \frac{\pi D^3}{32} \right] \left[ \frac{4n}{3n+1} \right] (\sigma_p / K)^{\frac{1}{n}} \dots$$

$$\left[ 1 - (\sigma_0 / \sigma_w) \right]^{\frac{1}{n}} \left\langle 1 - \left[ \frac{\sigma_0 / \sigma_w}{2n+1} \right] \left[ 1 + \left( \frac{2n}{n+1} \right) \dots \right. \right.$$

$$\left. \left. \left[ \frac{\sigma_p}{\sigma_0} \right] \left[ 1 + n \frac{\sigma_0}{\sigma_w} \right] \right] \right\rangle$$

A continuación se presenta el tratamiento de los datos obtenidos en viscosímetro capilar propuesto por Osorio (1992).

D) Tabular datos de  $\Delta P_{nc}$  versus  $Q_{nc}$

- i) con: L/D variable, manteniendo D = cte.
- ii) con: L/D variable, manteniendo L = cte.

en que:

$\Delta P_{nc}$  : dato de caída de presión no corregidas Pa

$Q_{nc}$  : flujo volumétrico no corregido

$L$  : longitud del capilar, m

$D$  : diámetro del capilar, m

2) Corrección de la caída de presión.

Hay que corregirla para los efectos terminales utilizando los datos de  $\Delta P_{nc}$  versus  $L/D$  a  $D = \text{cte.}$

Construir un gráfico de  $\Delta P_{nc}$  versus  $L/D$  a  $Q = \text{cte.}$

Extrapolar las curvas de  $\frac{L}{D} = 0$  y se determina la caída

de presión a la entrada a cada valor de  $Q$ . Este valor es la

caída de presión a la entrada  $\Delta P_e$  en Pa.

3) Calcular la tensión de cizalla en la pared utilizando la caída de presión corregida:

$$\sigma_p = \frac{(\Delta P_{nc} - \Delta P_e) R}{2L}$$

$\sigma_p$  : tensión de cizalla en la pared, Pa

4) Para  $L = \text{cte}$  se hace lo siguiente:

a) Construir un gráfico de  $\frac{Q}{\pi R^3 \sigma_p}$  *versus*  $\sigma_p$

para distintos  $R$ .

b) Para valores fijos  $\sigma_p$ , determine valores de  $\frac{Q}{\pi R^3 \sigma_p}$

para cada valor de  $R$ .

Construir un gráfico de  $\frac{Q}{\pi R^3 \sigma_p}$  *versus*  $\frac{1}{R}$  para

valores fijos de  $\sigma_p$ , para cada línea de  $\sigma_p = \text{cte}$

se calcula la pendiente que es el resbalamiento (slip)

6.

En el caso de fluidos newtonianos el resbalamiento

slip)  $\beta$  cumple la relación:

$$\frac{Q}{\pi R^3 \sigma_p} = \beta \left( \frac{1}{R} \right) + \frac{1}{4\mu}$$

- c) Construir el gráfico  $\beta$  versus  $\sigma_p$ .
- d) Corregir el caudal volumétrico para el deslizamiento, utilizando  $\beta$  como una función de  $\sigma_p$ .

$$Q_c = Q_{nc} - \beta \sigma_p \pi R^2$$

en que:

$Q_c$  = flujo volumétrico corregido para el deslizamiento,  $m^3/s$

- 5) Calcular el gradiente de deformación en la pared  $\dot{\gamma}_p$

utilizando la ecuación de Rabinowitsch-Mooney con los datos de  $Q_c$  y  $\sigma_p$ .

$$\dot{\gamma}_p = \frac{3Q_c}{\pi R^3} + \sigma_p \left[ \frac{d\left(\frac{Q_c}{\pi R^3}\right)}{d\sigma_p} \right]$$

- 6) Construir el reograma con  $\sigma_p$  y  $\dot{\gamma}_p$ .

- 7) Del reograma se determinan los parámetros reológicos.

### Viscosímetro de cono y placa

El viscosímetro de cono y placa no presenta una distribución compleja de fatiga de cizalla y de velocidad de deformación en cizalla tal como la tienen el viscosímetro de cilindros coaxiales y el capilar.

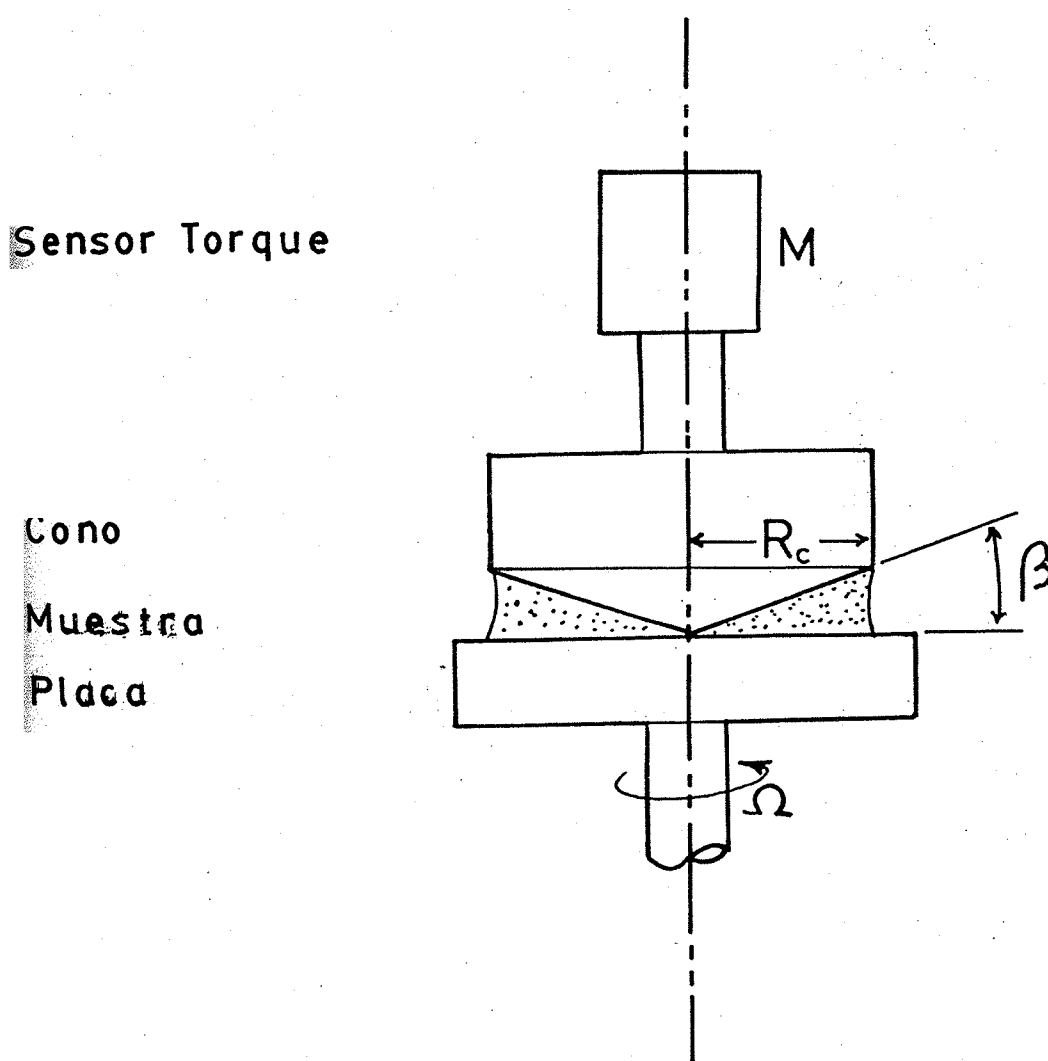


Figura 6 : Viscosímetro de cono y placa.

A una velocidad angular dada, la velocidad tangencial del componente motriz aumenta linealmente con el radio, y esto depende del espacio que hay entre el cono y la placa. La velocidad de deformación en cizalla y la fatiga de cizalla son uniformes en todo el fluido para ángulos pequeños que sean menores de 30° y no sería necesario hacer correcciones para los fluidos newtonianos.

Las relaciones que permiten el cálculo de las características reológicas son:

$$\sigma = \frac{3M}{2\pi (Rc)^3}$$

en que:

$M$  : torque

$Rc$  : radio del cono

$$\dot{\gamma} = \frac{\omega}{\beta}$$

$\omega$  : velocidad angular

$\beta$  : ángulo entre el cono y la placa

El sistema presenta problemas con material de muy alta viscosidad debido a que el material tiende a abandonar el hueco entre el cono y la placa a valores de velocidades de deformación en cizalla que se encuentran en los equipos que procesan polímeros (Wohl, 1968).

#### Viscosímetro de cilindros coaxiales:

Se describirá brevemente, debido a la existencia de catálogos explicativos en la Facultad de Ciencias Químicas y Farmacéuticas. El equipo tiene un motor de torque constante y que para cada situación, equilibra el torque resistente del fluido con el ejercido por el motor. Este valor es trasladado electrónicamente a una escala, donde se leen valores de escala.

En el eje del motor, se conecta el sensor que va sumergido en una copa que tiene el fluido de prueba, hasta el nivel recomendado por los fabricantes del equipo, según está descrito en la Figura 7.



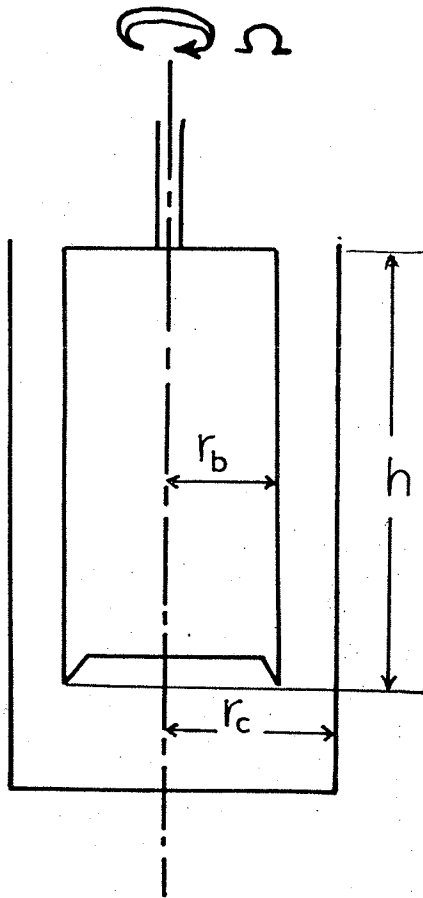


Figura 7 : Esquema del viscosímetro de cilindros coaxiales.

Para las relaciones que a continuación se detallan, se tienen que tomar en cuenta las suposiciones siguientes:

- i) El fluido es incompresible (la densidad es constante)
- ii) el flujo del fluido es laminar
- iii) No hay flujo axial ni radial del fluido
- iv) El flujo del fluido es estacionario
- v) Las condiciones de flujo son isotérmicas
- vi) No se produce resbalamiento del fluido en las paredes (no hay slip)

Para determinar la curva de flujo, que es la relación de  $\sigma$  versus  $\dot{\gamma}$ , se debe realizar un balance de torque para una velocidad rotacional constante, entre el torque externo, que se opone al torque resistente del fluido, y el torque resistente del fluido.

La velocidad angular del sensor y la velocidad de deformación  $\dot{\gamma}$  cumplen lo siguiente:

$$\dot{\gamma} = f(\sigma)$$

y

$$\Omega = -\frac{1}{2} \int_{\sigma_b}^{\sigma_c} \frac{f(\sigma)}{\sigma} d\sigma$$

en que:

$\Omega$  : velocidad angular, rad/s

la solución de esta última ecuación, depende de la función  $f(\sigma)$  y esta depende del modelo de fluido a utilizar.

Existen soluciones para fluidos newtonianos, ley de la potencia, plásticos de Bingham y Herschel-Bulkley, que se verán a continuación.

#### Fluido Newtoniano

El cilindro interior, gira a  $\Omega$  rad/s y la velocidad angular del fluido, a una distancia  $r$  del eje es  $\omega$ , con  $\sigma r$  y  $\dot{\gamma} r$ .

Sea  $M$  el torque medido y sin olvidar que torque es igual a fuerza por distancia al punto donde se está haciendo el análisis, se tendrá (Oka, 1966):

$$M = (\sigma 2 \pi r h) \cdot r$$

$$M = 2 \pi h r^2 \sigma \quad (N \cdot m)$$

si el  $\sigma$  se evalúa en el borde externo del sensor, se tendrá:

$$\sigma_r = \frac{M}{2\pi h r^2}$$

en que:

$r$  : radio del sensor (m)

Se debe encontrar  $\dot{\gamma}$ , el gradiente de deformación y

para ello se realizara el analisis siguiente:

- Se tiene en un punto  $r$  del fluido:

$$v = r \cdot \omega$$

en que:

$v$  : velocidad lineal

$\omega$  : velocidad angular, rad/s

Derivando con respecto a  $r$ , se tendra:

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

y  $\omega$  es un gradiente de velocidad radial del cuerpo que rota y no forma parte del gradiente de deformación, que no es lo mismo que el gradiente de velocidad.

Entonces:

$$\dot{\gamma}_r = r \frac{d\omega}{dr}$$

Para un fluido newtoniano:

$$\sigma_I = \mu \dot{\gamma}_I \quad \rightarrow \quad \dot{\gamma}_I = \frac{\sigma_I}{\mu}$$

y la ecuación anterior queda:

$$\frac{dw}{dr} = \frac{M}{2\pi\mu h r^3}$$

separando variables e integrando:

$$w = \frac{M}{4\pi\mu h r^2} + C$$

donde C es una constante de integración:

Cuando,

$$r = r_b$$

$$w = \Omega$$

$$\text{y } r = r_c$$

$$w = 0$$

en que:

$r_c$  : radio copa, m

$$C = -\frac{M}{4\pi\mu h (r_c)^2}$$

$$\Omega = \frac{M}{4\pi\mu h (rb)^2} - \frac{M}{4\pi\mu h (rc)^2}$$

$$\Omega = \frac{M}{4\pi\mu h} \left( \frac{1}{(rb)^2} - \frac{1}{(rc)^2} \right)$$

que es la ecuación de Margules.

Para fluidos que cumplen la ley de la potencia, se tiene:

$$\Omega = \frac{n}{2K^{1/n}} \left[ \frac{M}{2\pi (rb)^2} \right]^{1/n} \left[ 1 - \left( \frac{rb}{rc} \right)^{2/n} \right]$$

y para el caso de plástico de Bingham, se llega a:

$$\Omega = \left[ \frac{M}{4\pi h \eta p} \right] \left[ \frac{1}{(rb)^2} - \frac{1}{(rc)^2} \right] - \frac{\sigma_0}{\eta p} \ln \left( \frac{rc}{rb} \right)$$

**Fluidos No Newtoniano:**

Se van a presentar varias relaciones que permiten determinar el grado de deformación ( $\dot{\gamma}$ ).

Se ha encontrado para la ley de potencia, que la velocidad de deformación es:

$$\dot{\gamma}_{rb} = \frac{2\Omega}{n} \left[ \frac{(rc)^{2/n}}{rc^{2/n} - rb^{2/n}} \right]$$

El método de Krieger para un fluido desconocido, permite calcular la velocidad de deformación con:

$$\dot{\gamma}_{rb} = \frac{2\Omega}{s} \left[ \frac{rc^{2/s}}{rc^{2/s} - rb^{2/s}} \right] \left( 1 + s^2 s' f \left( \frac{2}{s} L_n \frac{rc}{rb} \right) \right)$$

donde:

$$1/s = \frac{d(L\Omega)}{d(L\sigma_b)} = \frac{\sigma_b}{\Omega} \frac{d\Omega}{d\sigma_b}$$

$$s' = \frac{d(1/s)}{d(L\sigma_b)} = \sigma_b \frac{d(1/s)}{d\sigma_b}$$

$$f(t) = \frac{t[e^t(t-2) + t + 2]}{2(e^t - 1)^2}$$

Si un fluido cumple la ley de la potencia  $s = n$ , la ecuación de Krieger cae en la ley de la potencia.

Se conoce que el valor máximo de  $f(t)$  es aproximado a 0,1; por lo tanto, la corrección entre paréntesis de llave se puede despreciar.

El método de Krieger puede colapsar, si las derivadas dan valores muy altos.

Para fluidos no newtonianos, está lo que se llama aproximación newtoniana, que permite calcular la velocidad de deformación con :

$$\dot{\gamma}_b = 2\Omega \frac{\alpha^2}{\alpha^2 - 1}$$

donde:

$$\alpha = \frac{Ic}{Ib}$$

A su vez existe la aproximación simple para calcular la velocidad de deformación para anillos muy estrechos:

$$\dot{\gamma}_b = \frac{\Omega \alpha}{\alpha - 1}$$

y el esfuerzo de corte promedio es:



$$\bar{\sigma} = \frac{M}{4\pi h (rc)^2} [1 + \alpha^2]$$

También se ha estudiado el caso de sensor finito en una copa infinita.

En el sensor se cumple"

$$\sigma_b = \frac{M}{2\pi h (rb)^2}$$

$$\dot{\gamma}_b = 2\sigma_b \frac{d\Omega}{d\sigma b} = 2 \frac{d\Omega}{d(L\sigma b)}$$

Para estos casos, hay que tener cuidados especiales, ya que los resultados obtenidos, pueden llevar a confundir modelos reológicos, según se demuestra en la Figura 8 (Osorio, 1992).

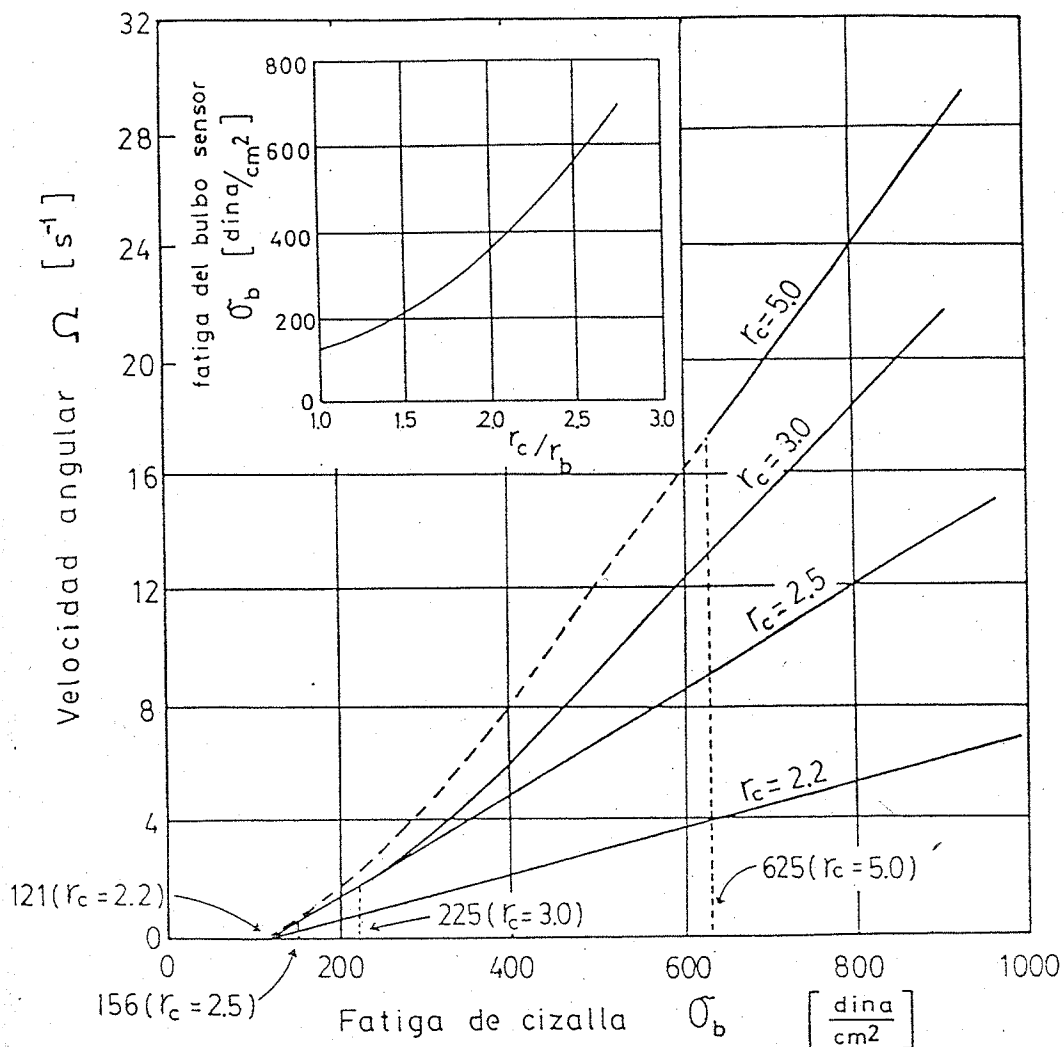


Figura 8: La relación entre velocidad angular y esfuerzo de cizalla en el sensor de un fluido de Bingham con radio del sensor fijo y diferentes radios de copa.

Los esfuerzos de cizalla, sobre los cuales el fluido fluye, están indicados en el eje de esfuerzo de cizalla. El esfuerzo de fluencia es de 100 dina/cm<sup>2</sup> y la viscosidad plástica es de 10 P; el cilindro interior tiene un radio  $R_b$  de 2,0 cm y una altura  $h$  de 5,0 cm. El inserto presenta el esfuerzo de cizalla necesario en el sensor para asegurar que existe esfuerzo de cizalla a través del espacio entre la copa y el sensor.

En el gráfico se presentan las curvas de flujo de un fluido plástico obtenidos en un viscosímetro con el radio del sensor fijo y con radio variable de la copa. Las partes curvas de las curvas de flujo tienden a cero en forma exponencial a medida que el radio de la copa disminuye el espacio entre el sensor y la copa tiende a cero.

Las zonas donde las curvas de flujo ya empiezan a ser líneas rectas están marcadas con líneas de puntos verticales.

Las partes curvas de las curvas de flujo se mantienen en valores bajos para espacios pequeños entre el sensor y la copa y para espacios mayores entre el sensor y la copa las zonas curvas de las curvas de flujo son mayores.

Es importante hacer notar que un reologista sin experiencia podría sacar conclusiones equivocadas si se observa la curva para  $R_c = 5,0$  cm y se analiza para velocidades angulares menores que  $16$  ( $S^{-1}$ ), de acuerdo a lo observado se podría concluir que es un fluido del tipo pseudo plástico ya que presenta la curvatura típica de estos fluidos.

Mientras más pequeño es el espacio entre el sensor y la copa más claro es el análisis del tipo de fluido.

Se concluye que debe trabajarse con anillos muy pequeños y tales que:

$$\frac{r_c}{r_b} \approx 1$$

#### Calibración del Viscosímetro de cilindros coaxiales:

Generalmente los investigadores de reología han calibrado el viscosímetro, utilizando líquidos patrones de viscosidad conocida, con estos valores de viscosidad y a partir de las mediciones realizadas con instrumento, se recalculan sus constantes. Los líquidos patrones o estándares presentan, generalmente, una vida útil muy breve, debido a los cambios que sufren sus propiedades en el transcurso del tiempo.

El método más adecuado para calibrarlo es el de "masas suspendidas", donde las constantes del equipo, se encuentran por medio de la determinación del torque máximo.

Las diferentes masas se suspenden de un hilo de masa despreciable del bulbo sensor y se lee el valor de la escala del instrumento.

Los diferentes parámetros del instrumento, se calculan y se utilizan para el cálculo del factor "a", que permite conocer el valor del torque máximo de cada cabezal.

Las determinaciones se realizan con el cabezal y el motor en forma horizontal, a la velocidad de 1 rpm, a la temperatura de 20 °C y suspendiendo las masas del eje, mediante un hilo liviano.

Ejemplos de cálculo, están en la publicación del grupo de investigadores de la Facultad de Ciencias Químicas y Farmacéuticas de la Universidad de Chile, sobre "Consideraciones para la calibración de un viscosímetro de cilindros coaxiales" (Castro et al., 1990).

#### Efecto de Punta

El otro problema que se presenta, es el Efecto de Punta y se analizará su influencia en las medidas realizadas en los viscosímetros de cilindros coaxiales.

El Efecto de Punta se refiere a que el sensor se comporta como si tuviera una longitud mayor que la magnitud física.

Para determinar el Efecto de Punta, se realiza lo siguiente:

- i) El torque se mide a velocidad de rotación fija, al llenar el anillo a alturas diferentes.
- ii) Se construye el gráfico torque versus longitud inmersa del sensor. La curva resultante, debiera ser una línea recta.
- iii) La curva se extrapola a un valor de torque igual a cero y el valor  $h_0$  (altura efectiva), se obtiene del intercepto (Ver Figura N° 9).

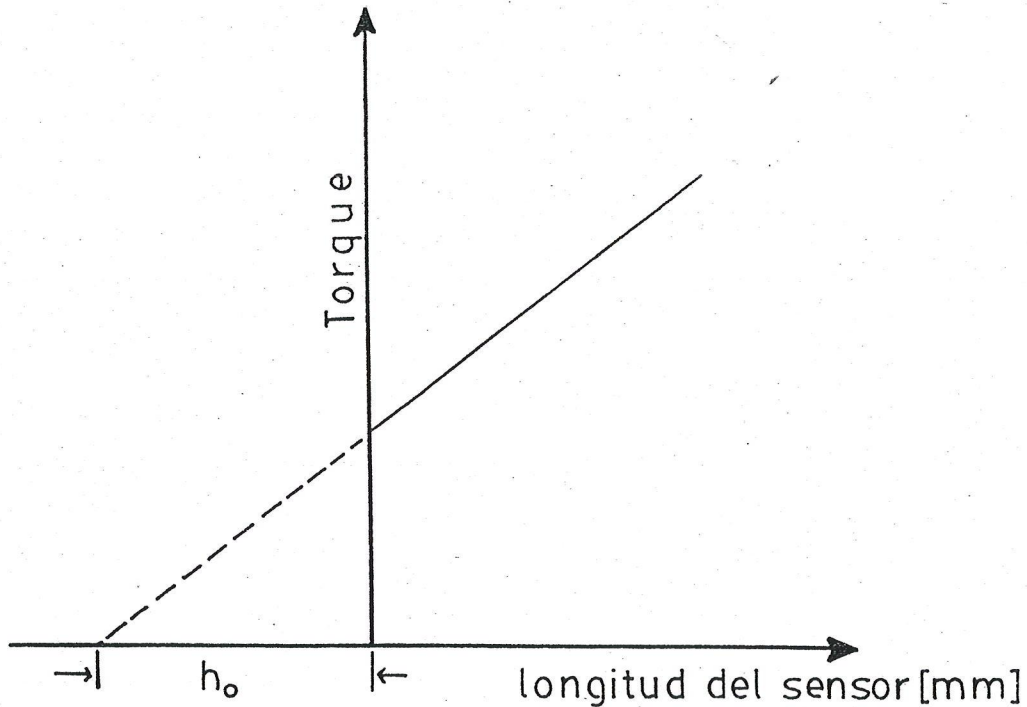


Figura 9 : Torque versus longitud del sensor.

Ejemplos de cálculo se encuentran en la publicación del grupo de investigadores de la Facultad de Ciencias Químicas y Farmacéuticas de la Universidad de Chile, titulada "Determinación del efecto final en un concentrado de damasco" (Miranda et al., 1990).

El efecto de punta, se utiliza en las ecuaciones deducidas de la forma siguiente:

Por ejemplo: Ecuación de Margules

$$\Omega = \frac{M}{4\pi\mu(h+h_0)} \left[ \frac{1}{rb^2} - \frac{1}{rc^2} \right]$$

#### Cuerpos Viscoelásticos

Es aquel cuerpo que presenta comportamiento elástico (Figura 10) y viscoso al mismo tiempo.

Una propiedad característica, es que cuando está bajo la acción de una fuerza y ésta cesa de actuar, la deformación del material no vuelve a cero, según se puede apreciar en la Figura 10.

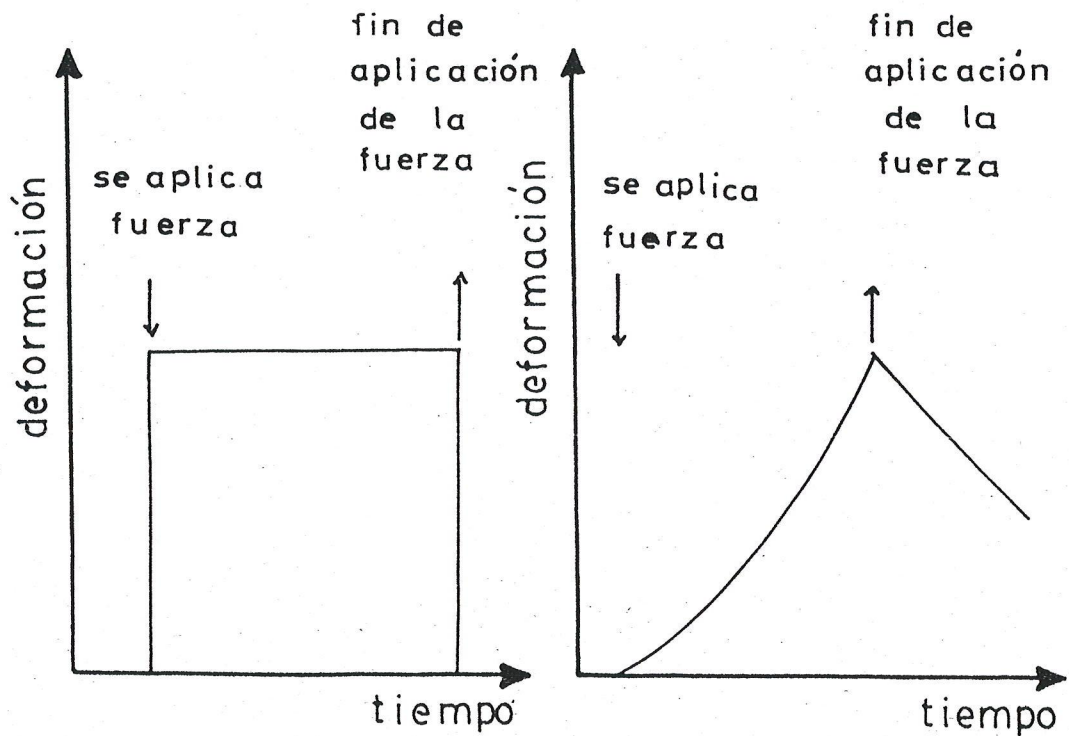


Figura 10: Comportamiento de los cuerpos frente a la aplicación de fuerzas.

Al estudiar el efecto de la velocidad de deformación en función del tiempo, en un material viscoelástico, al tener aplicada una fuerza durante cierto tiempo y después deja de actuar se presenta la situación siguiente (Ver Figura 11).

- Al aplicar la carga, el material sigue una trayectoria AB que es muy corta y elástica, seguida de una formación más retardada, como la curva BC.



Al dejar de actuar la carga, se produce una recuperación elástica como CD, seguida de una recuperación retardada DE, y el material nunca recupera su longitud inicial, quedando con una deformación permanente (Lewis, 1987).

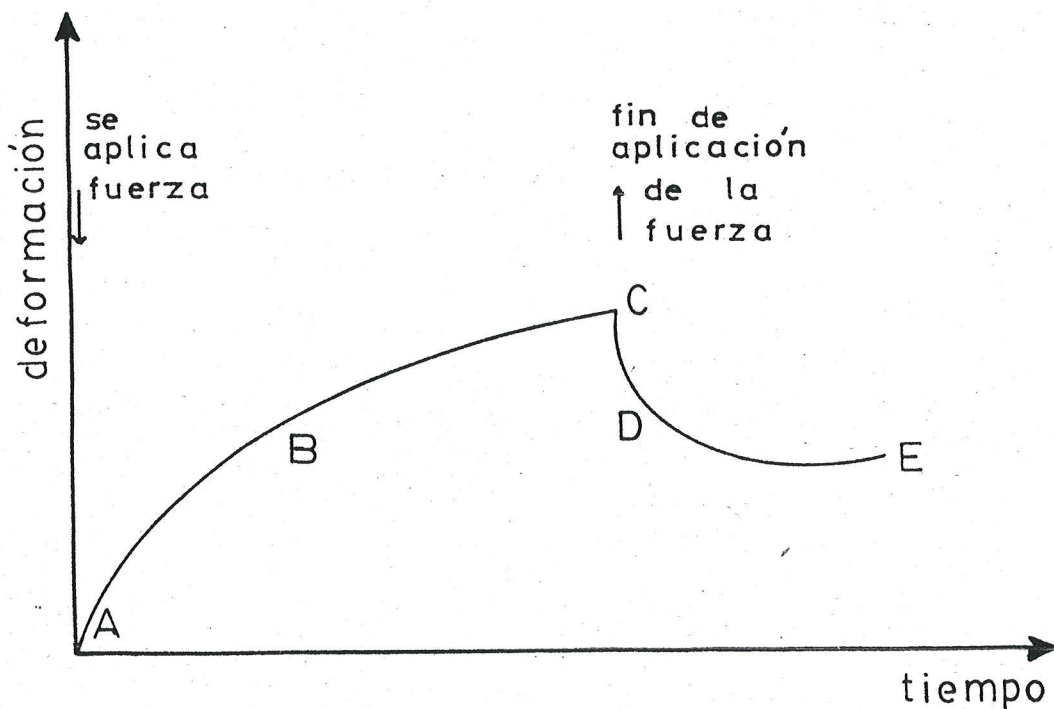


Figura 11: Relación entre deformación y tiempo para un material viscoelástico

En la reología de los cuerpos viscoelásticos, el interés está dirigido a anomalías que dependen más del tiempo que del esfuerzo aplicado. El interés principal de los experimentos reológicos de los cuerpos viscoelásticos, es la medida del esfuerzo de corte versus deformación cuando el cuerpo está sometido a fuerza, que son dependientes del tiempo, tal como una función armónica.

Nuestro interés, se va a centrar en pruebas dinámicas.

Este caso se refiere a situaciones en que la fatiga o la deformación (o ambas), varían armónicamente con el tiempo (Osorio, 1992).

Las relaciones fundamentales que verán a continuación, están basadas en los supuestos siguientes:

- i) La fatiga es la misma en todos los puntos de la muestra.
- ii) La inercia de la muestra es despreciable.
- iii) El material se deforma linealmente. Para ensayos de amplitud pequeña, una fuerza armónica produce una deformación armónica de amplitud proporcional a la amplitud de la fuerza y con un retraso relativo a la fuerza, que es independiente de la amplitud.

Se va a aplicar una deformación armónica de amplitud  $y_0$  y frecuencia  $\omega/2\pi$  ciclos por segundo o  $\omega$  rad/s a la cara superior de un bloque del material de prueba, en la forma que está indicado en la Figura 12.

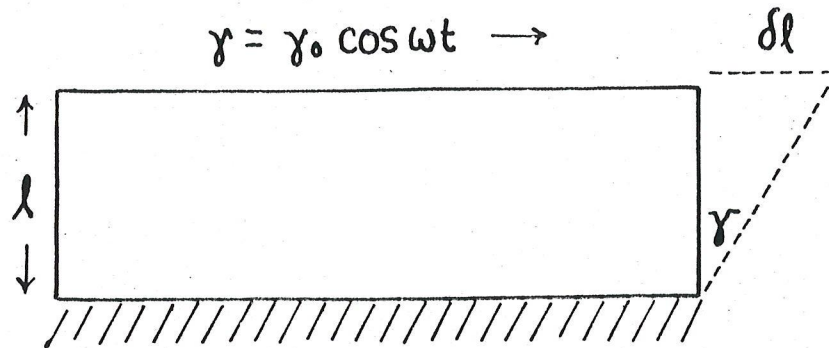


Figura 12 : Modelo de deformación armónica.

El borde superior del bloque se alarga en  $\delta l$  y el lado derecho se inclina en un ángulo  $\gamma$  pequeño.

La deformación es:

$$\gamma = \gamma_0 \cos \omega t$$

y para ángulos pequeños, se cumple:

$$\gamma_0 = \frac{\delta l}{l} = \text{tg } \gamma$$

Esta deformación produce un esfuerzo :

$$\sigma = \sigma_0 \cos (\omega t + \tilde{\theta})$$

En la figura 13 se presenta lo que sucede al aplicar la deformación armónica y el esfuerzo resultante tiene un desfase  $\delta$ .

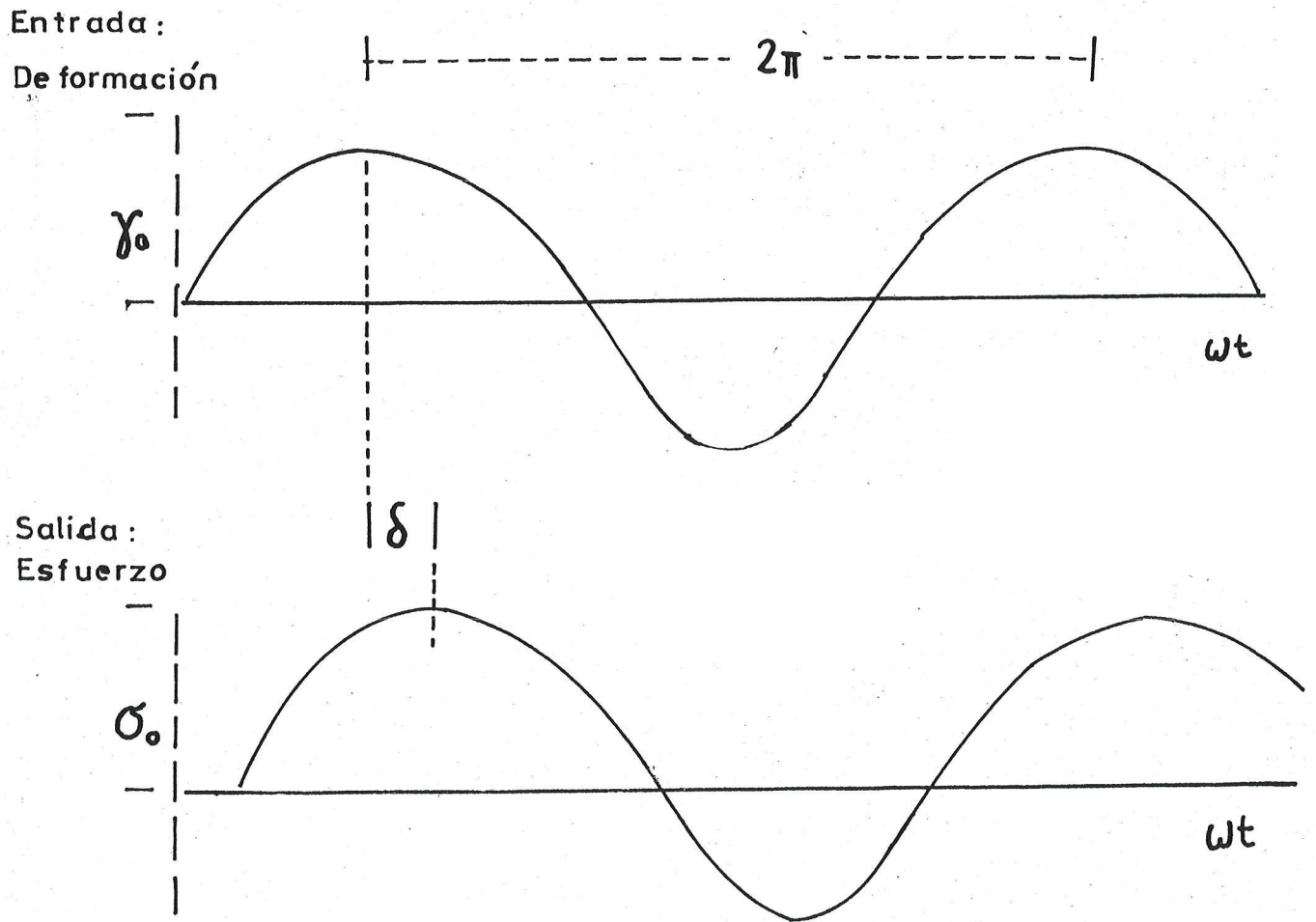


Figura 13: Deformación armónica y esfuerzo resultante versus  $\omega t$ .

nianos y si  $H$  es alta (alrededor de 300 psi), la variación en altura hidrostática se puede despreciar.

La tensión de cizalla en la pared se puede calcular aplicando:

$$\sigma_w = \frac{4V}{\pi R^3} \left( kt + \delta H - \frac{\rho K}{t^3} \right)$$

en que:

$V$  : velocidad

$R$  : radio del capilar

El gradiente de deformación no corregido es:

$$\dot{\gamma}_w = \frac{4V}{\pi R^3 t}$$

y el gradiente de deformación en la pared real es el dado por la expresión de Rabinowitsch-Mooney.

$$3 \left( \frac{8Q}{\pi D^3} \right) + \frac{D\Delta P}{4L} \frac{d(8Q/\pi D^3)}{d(D\Delta P/4L)} = \left( -\frac{du}{dr} \right)_w$$

en que:

$Q$  : caudal volumétrico

$D$  : diámetro del tubo

El comportamiento queda caracterizado por el desfase  $\delta$

y la razón de amplitud  $\gamma_0/\sigma_0$ .

En la relación:

$$\sigma = \sigma_0 \cos(\omega t + \delta)$$

se desarrolla el coseno, dando :

$$\sigma = \sigma_0 \cos \delta \cos \omega t - \sigma_0 \operatorname{sen} \delta \operatorname{sen} \omega t$$

$$\sigma = \gamma_0 \sigma_0 \frac{\cos \delta}{\gamma_0} \cos \omega t - \gamma_0 \sigma_0 \frac{\operatorname{sen} \delta}{\gamma_0} \operatorname{sen} \omega t$$

y llamando,

$$G' = \frac{\sigma_0 \cos \delta}{\gamma_0}$$

$$G'' = \frac{\gamma_0 \cos \delta}{\gamma_0}$$

se tiene:

$$\sigma = \gamma_0 (G' \cos \omega t - G'' \operatorname{sen} \omega t)$$

Se verá a continuación que significan físicamente cada término:

- $G'$  : es el módulo de almacenamiento, en Pa, y es una medida de la energía almacenada elásticamente por ciclo de deformación sinusoidal.
  - $G''$  : es el módulo de pérdida, en Pa, y es la energía disipada en forma de calor por ciclo de deformación sinusoidal.
- También se puede analizar el problema en función de la velocidad de deformación:

$$\frac{d\gamma}{dt} = \dot{\gamma}$$

$$\frac{d\gamma}{dt} = \frac{d(\gamma_0 \cos \omega t)}{dt} = -\omega \gamma_0 \text{ sen } \omega t$$

reemplazando en la anterior, queda

y llamando  $\dot{\gamma}_0 = \omega \gamma_0$ , queda:

$$\dot{\gamma}_0 = \omega \gamma_0 \text{ sen } \omega t$$

$$\dot{\gamma} = -\dot{\gamma}_0 \text{ sen } \omega t$$

si se reemplaza en la ecuación siguientes varios términos por los

deducidos  $\sigma = \sigma_0 (G' \cos \omega t - G'' \text{ sen } \omega t)$ , queda:

$$\sigma = G' \dot{\gamma} + \frac{G''}{\omega} \dot{\gamma}$$

esta relación da el esfuerzo de cizalla, en función de la deformación y de la velocidad de deformación.

Las funciones más importantes que se ocupan en material viscoelásticos son:

$$\eta' = G''/\omega = (\sigma_o/\dot{\gamma}_o) \text{sen } \delta, \text{ Pa.s}$$

$$\eta'' = G'/\omega = (\sigma_o/\dot{\gamma}_o) \text{cos } \delta, \text{ Pa.s}$$

$$\text{tg } \delta = G''/G'$$

en que  $\eta'$  es viscosidad dinámica y la tg del ángulo de fase refleja las proporciones de los componentes viscosos y elásticos de la muestra.

El equipo que se ocupó principalmente, es el Reogoniómetro de Weissenberg, que mide esfuerzos axiales.

Al aplicar estas relaciones a un sólido de Hooke, se cumple :

El esfuerzo y la deformación están en fase y  $\delta = 0$



Por lo tanto :

$$\cos 0 = 1 \quad \text{y} \quad \sin 0 = 0$$

y

$$G' = \delta_0 / \dot{\gamma}_0 = \text{cte}$$

Walters la denomina módulo de rigidez,

$$G'' = 0$$

ésto indica que no se pierde energía.

$$\eta' = 0$$

ésto significa que no hay componente viscoso en el sólido elástico ideal.

Para fluido newtoniano, el esfuerzo y la deformación están desfasados en 90 grados, ya que:

$$\delta = \frac{\pi}{2}$$

$$\text{sen } \frac{\pi}{2} = 1 \quad \text{y} \quad \text{cos } \frac{\pi}{2} = 0$$

entonces:

$$G' = 0$$

indica que no hay almacenamiento de energía.

coeficiente constante de viscosidad.

$$\eta' = G''/\omega$$

Los valores de  $G'$ ,  $G''$ ,  $\eta'$  y  $\eta''$ , no son ceros para material viscoelástico.

#### Aplicaciones a Alimentos:

La aceptación o rechazo de un alimento depende, principalmente, de sus propiedades organolépticas y entre ellas, la textura juega un papel importantísimo, llegando el caso, por ejemplo: en las galletas de soda, que se rechazan si no están crujientes; en el caso de una salsa, debiera quedar sobre los tallarines y no escurrir hasta el plato; en el caso de los niños, quienes no ingieren las papas, si no tienen la consistencia adecuada (caso de los colados infantiles).

Entonces una característica importante del alimento fluido (centraremos en este caso la atención), que influye en su calidad y aceptación, es lo que se denominan sus propiedades reológicas (Skelland, 1967).

Estas son de utilidad en:

- a) Ingeniería de Procesos, Diseño de Plantas (requerimiento de bombeo, dimensionamiento de válvulas y cañerías, operaciones de mezclado, etc.) y en cálculos de transferencia de momentum, masa y calor.

- b) Control de Calidad, instrumental de la materia prima, previo al proceso de productos intermedios, durante la elaboración y de productos terminados después de la producción.
- c) Evaluación de la calidad, determinada por el consumidor por correlación de medidas reológicas con pruebas sensoriales.
- d) Dilucidación de la estructura y composición de alimentos, análisis de cambios estructurales durante el procesamiento (Jowitt et al., 1985).

Los alimentos fluidos, debido a su gran variedad en estructura y composición, presentan características reológicas que van desde un comportamiento newtoniano a uno no newtoniano, que puede ser dependiente o independiente del tiempo y a su vez viscoelástico (Osorio, 1990).

Así un mismo tipo de alimento puede presentar comportamiento newtoniano en algunos casos, y en otros, un comportamiento no newtoniano, dependiendo de su origen, concentración y de otras propiedades que dicen relación con interacciones moleculares (Osorio, 1990).

Por ejemplo, el caso de los huevos (Herald et al., 1989):

i) **Comportamiento Newtoniano:**

Huevos líquidos, conteniendo la clara y yema mezclada sin ningún tratamiento.

ii) **Comportamiento No Newtoniano:**

Si el huevo ha sido sometido a los procesos de congelación y descongelación, una vez descongelado, el producto presenta comportamiento dependiente del tiempo (Herald et al., 1989).

El caso del concentrado de membrillo, se estudió entre 10 y 19 % s.s., a temperaturas entre 5 y 70 °C (Castro et al., 1991).

Se encontró que la Ley de la Potencia, representa la mejor relación, entre el esfuerzo de cizalla y la velocidad de deformación en cizalla.

El concentrado presenta un flujo de tipo no newtoniano, tiempo independiente, para todo el rango de concentraciones y temperaturas estudiados. Además, presenta el efecto Weissenberg. Su comportamiento es inelástico para una concentración de 5 % s.s., según se aprecia en la Figura 14.

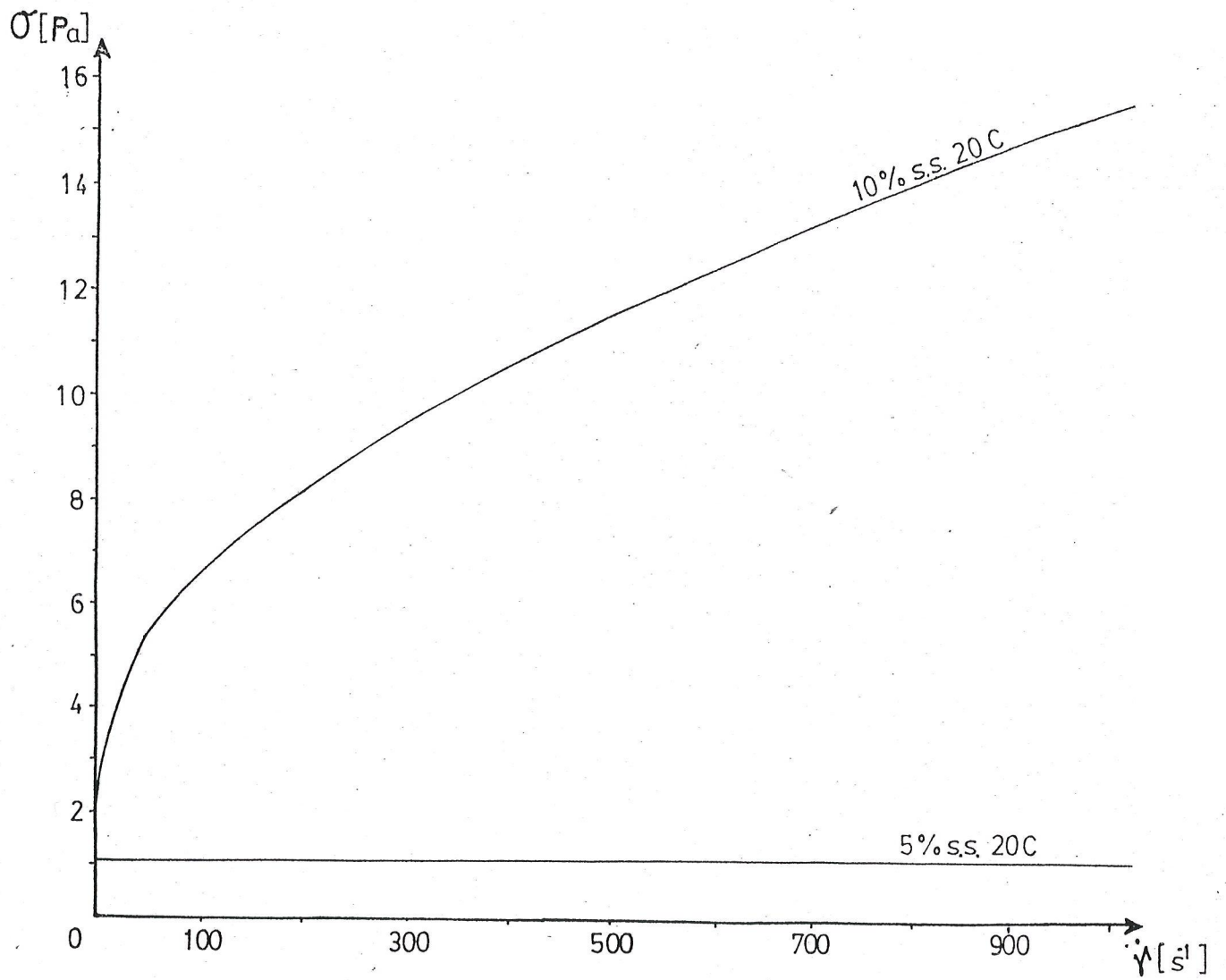


Figura 14: Comportamiento viscoelástico de concentrado de membrillo.

El coeficiente de consistencia, sigue una tendencia inversa con la temperatura, en todo el rango de concentraciones estudiados y a bajas concentraciones de sólidos solubles, el efecto se ve menos acentuado (Ver Figura 15).

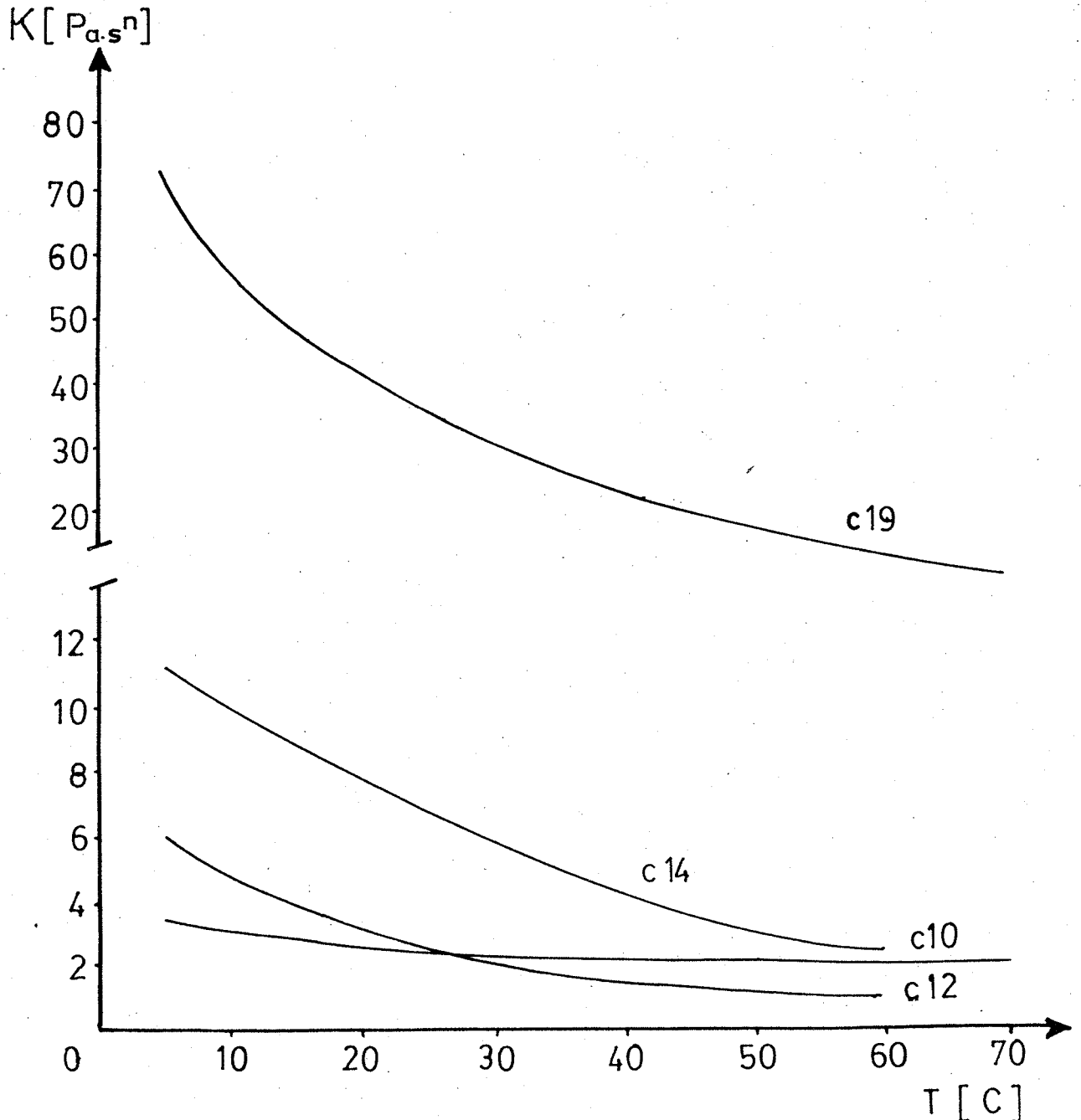


Figura 15: Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consistencia.

El índice de flujo aumenta con la temperatura, excepto al 10% s.s., donde se produce el fenómeno inverso. (Ver Figura 16).

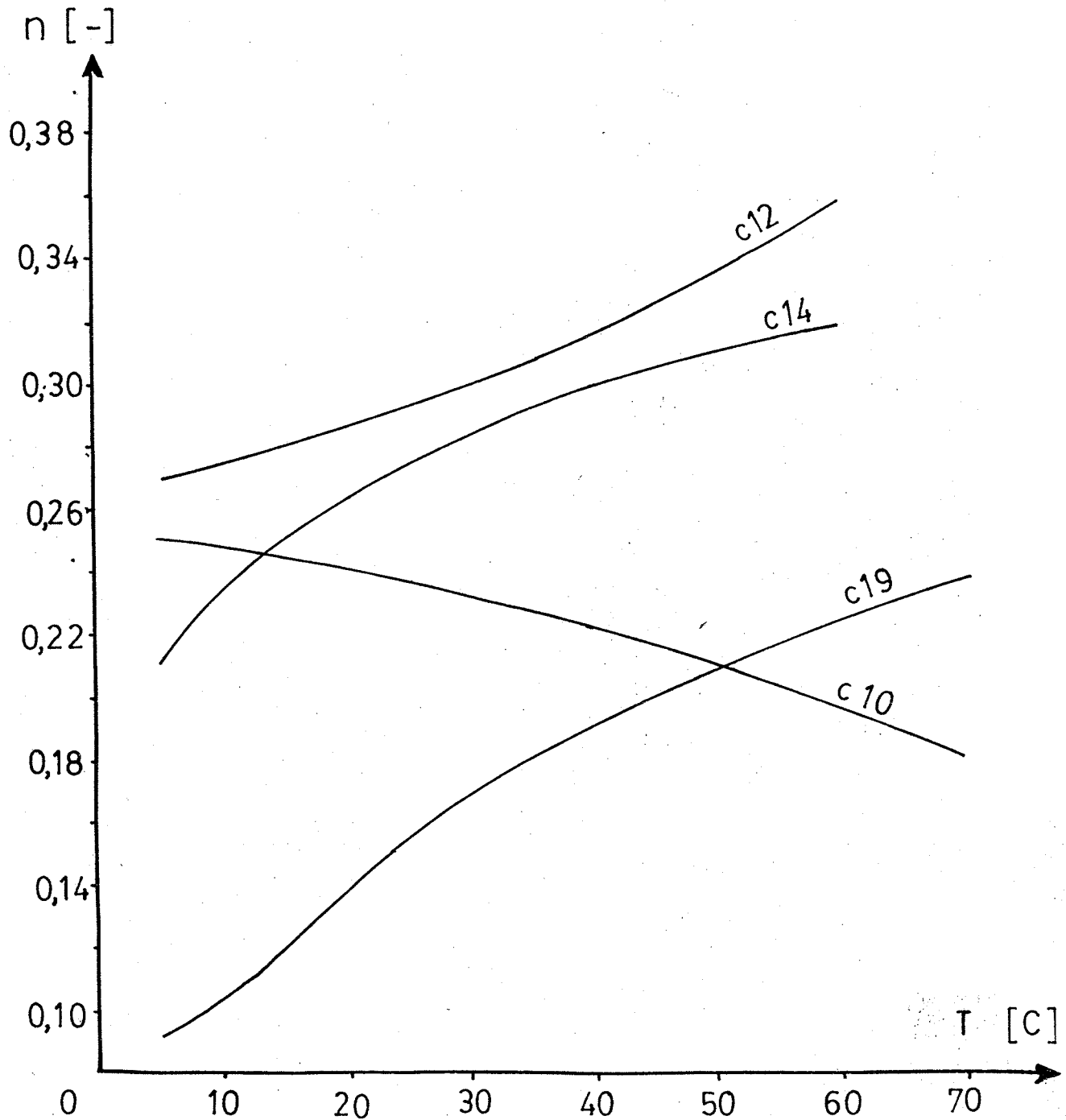


Figura 16 : Influencia de la temperatura sobre el índice de flujo.

En el caso del concentrado de manzana (10% sólidos solubles), (Castro et al., 1990), se puede apreciar el comportamiento del índice de comportamiento de flujo en la Figura 17, y el coeficiente de consistencia, respecto a la temperatura en la Figura 18.

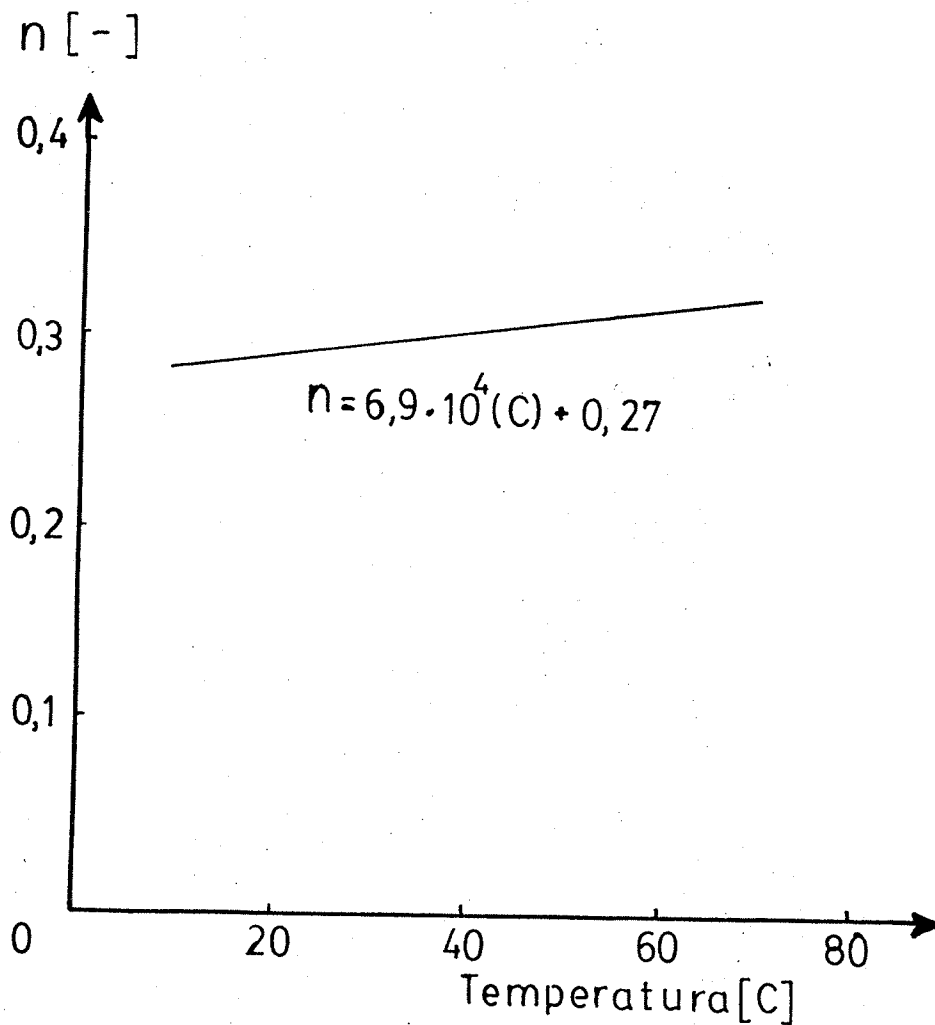


Figura 17: Índice de comportamiento de flujo ( $n$ ) de jugo de manzana (10 % sólidos solubles) en función de la temperatura.



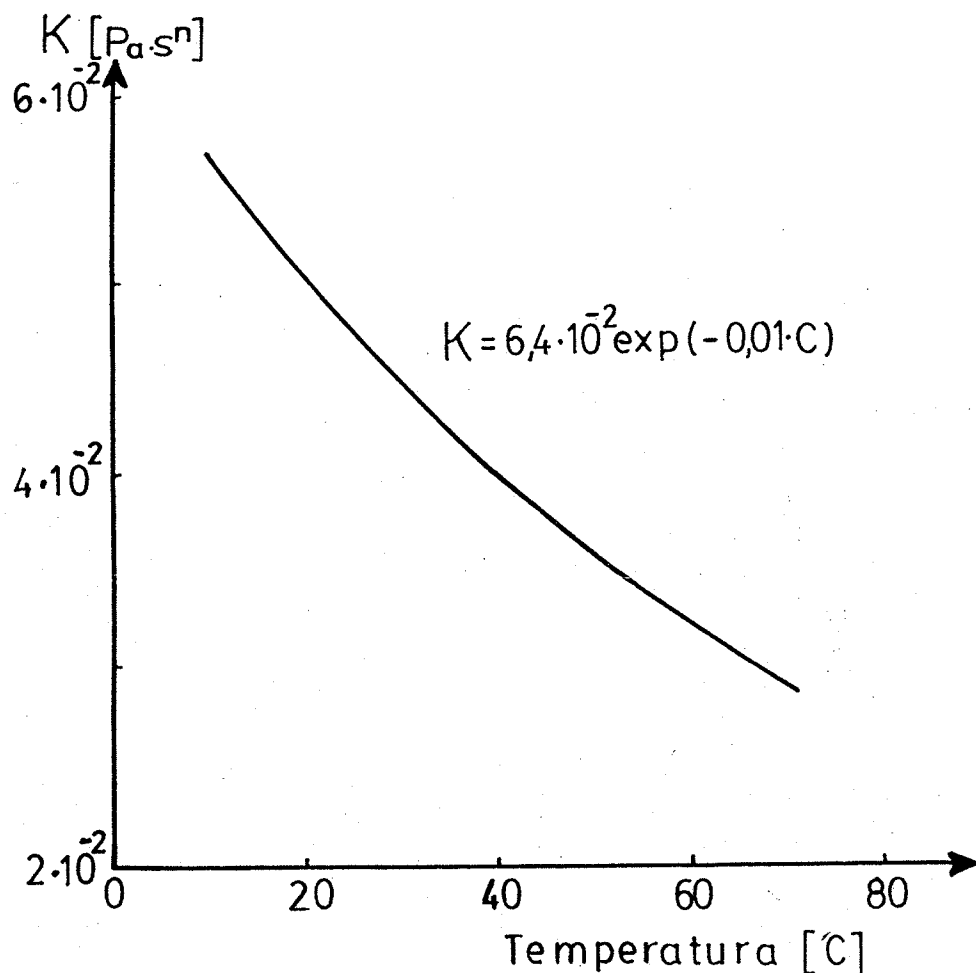


Figura 18: Coeficiente de consistencia de jugo de manzana (10 % sólidos solubles) en función de la temperatura.

#### Influencia del tamaño de partícula:

En pocas de las publicaciones de parámetros reológicos, se especifica el tamaño de partículas del producto, así Steffe et al. (1993), hace referencia al tamaño de partícula especificando que el producto estudiado fue tamizado por una malla de 0,69  $\mu\text{m}$ , sin tener partículas grandes. En la revisión bibliográfica de Carbonell et al. (1990), se hace ver la influencia del tamaño de partícula de la muestra en las propiedades reológicas.

En el caso del concentrado de damasco nacional, de distinto tamaño de partícula, de 0,5 mm (muestra A, diámetro medio: 280  $\mu\text{m}$ ), y de 0,50 mm (muestra B, diámetro medio: 535  $\mu\text{m}$ ), se determinaron los parámetros reológicos para concentraciones entre 5 y 30 °Brix y temperaturas entre 10 y 50 °C (Castro et al., 1991).

En general se puede decir, que sigue un comportamiento tipo Herschel-Bulkley y se pueden apreciar las diferencias en las ecuaciones de regresión del índice de flujo  $n$  en función de la temperatura para los dos tamaños en las Figuras 19 y 20.

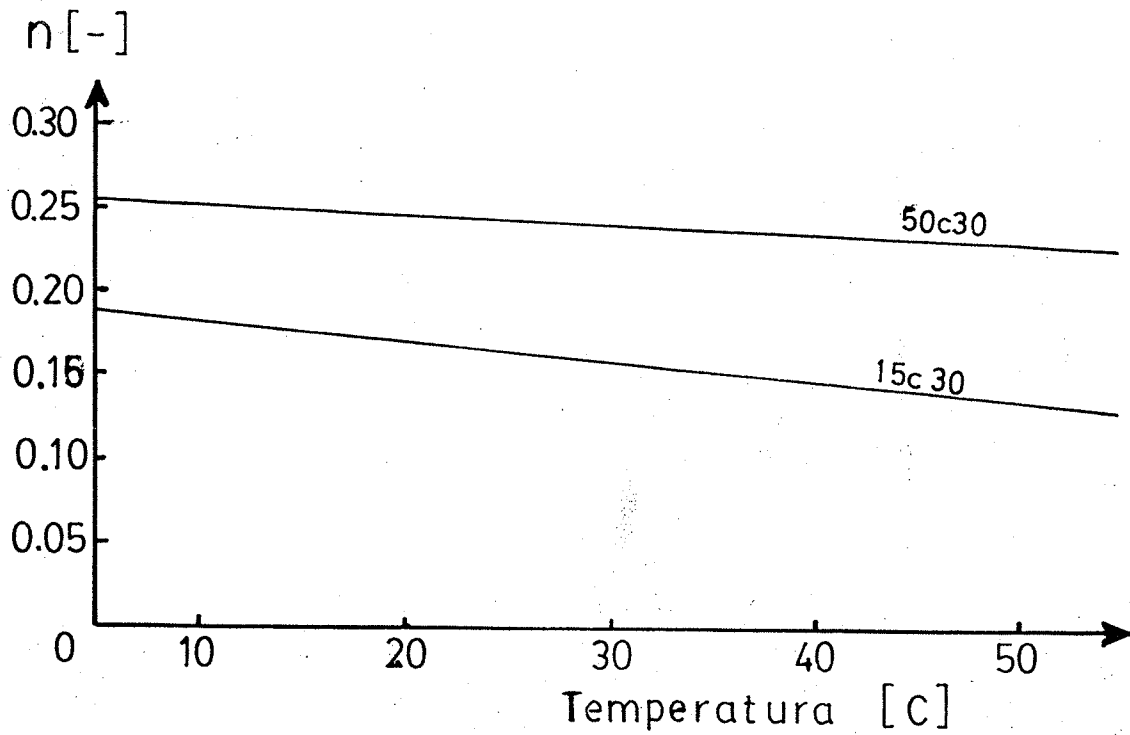


Figura 19: Índice de flujo versus temperatura (°C).

NOTA: 15 c 30 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 15 mm y de 30 °Brix de concentración.  
50 c 30 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 50 mm y de 30 °Brix de concentración.

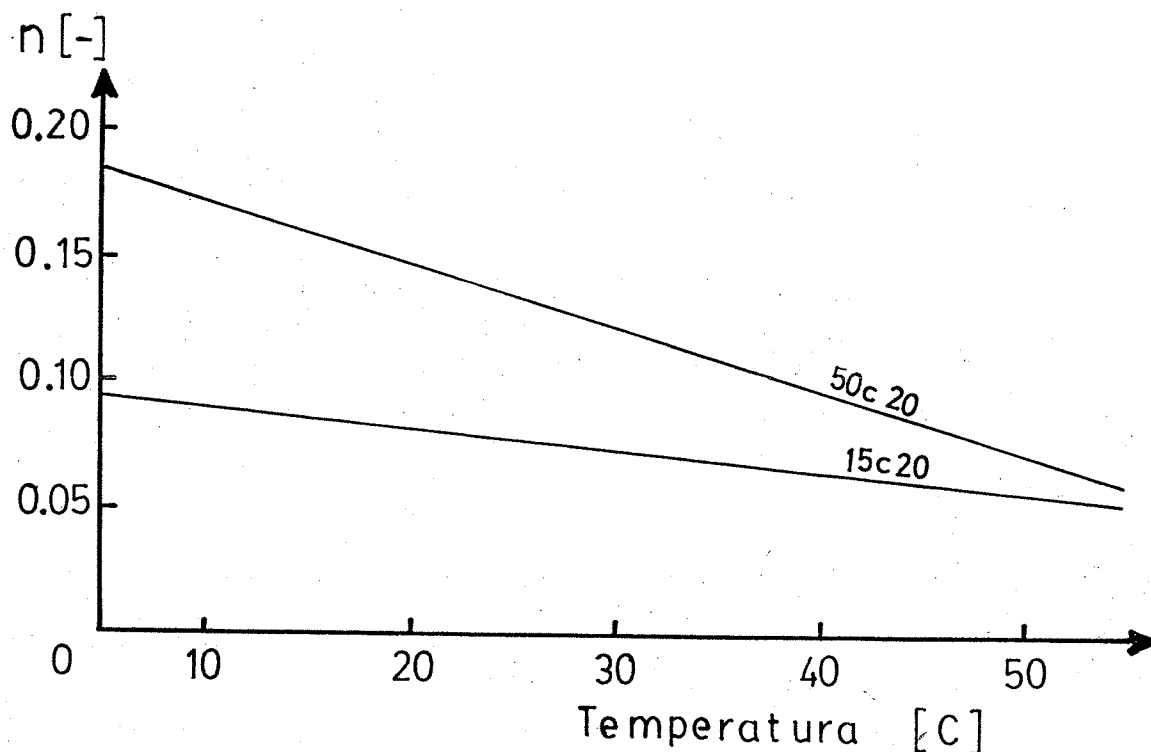


Figura 20: Índice de flujo versus temperatura (°C).

NOTA: 15 c. 20 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 15 mm y de 20 °Brix de concentración.  
50 c. 20 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 50 mm y de 20 °Brix de concentración.

También el tamaño de partículas influye en las ecuaciones de regresión del coeficiente de consistencia ( $K$ ) en función de la temperatura (Figuras 21 y 22).

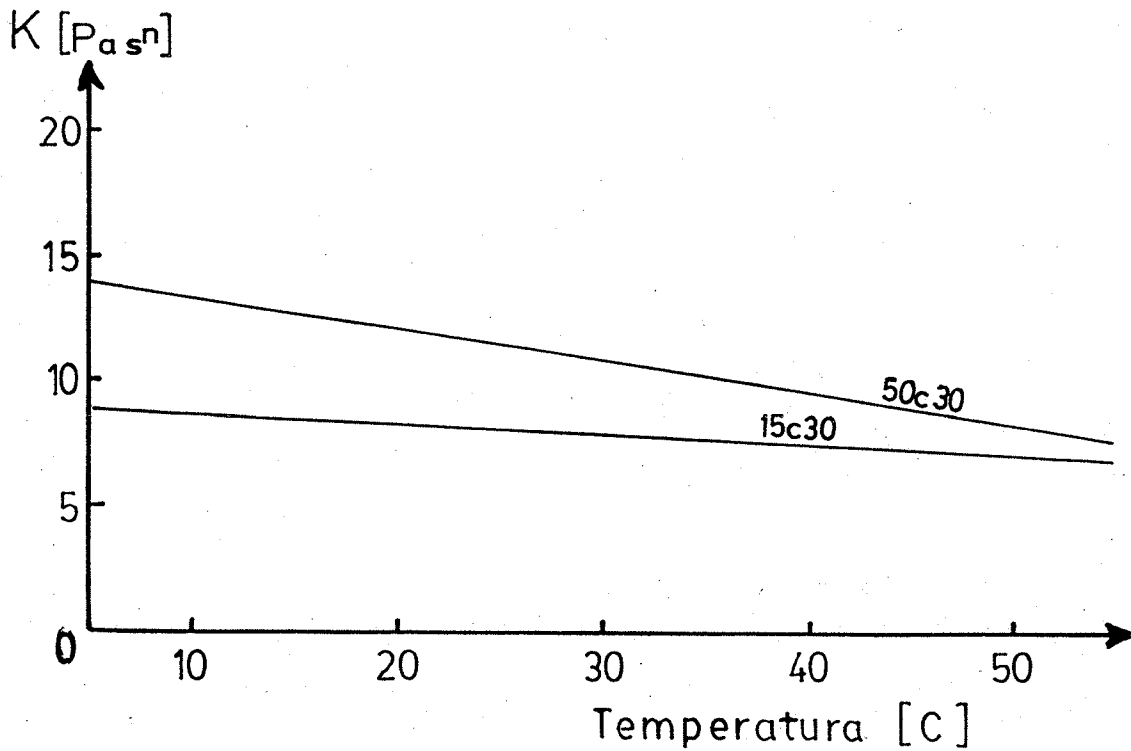


Figura 21: Coeficiente de consistencia versus temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ).

NOTA: 15 c 10 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 15 mm y de 10  $^{\circ}\text{Brix}$  de concentración.  
 50 c 10 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 50 mm y de 10  $^{\circ}\text{Brix}$  de concentración.

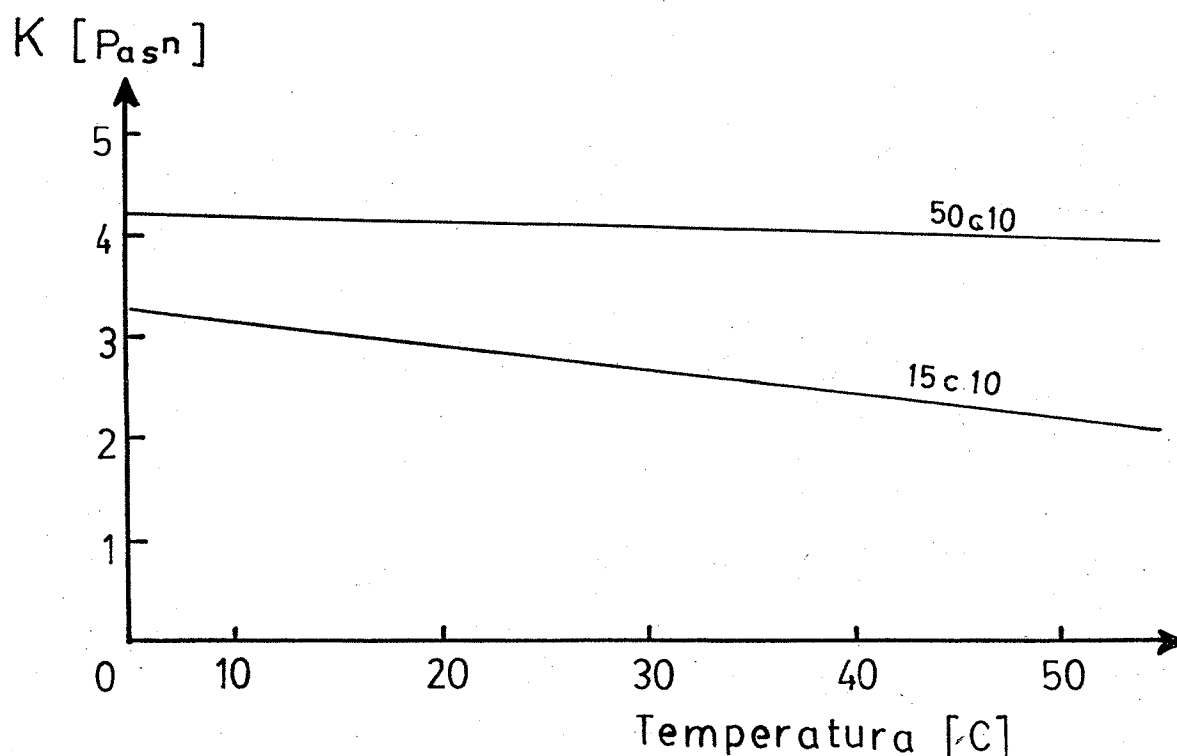


Figura 22: Coeficiente de consistencia versus temperatura (°C).

NOTA: 15 c 30 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 15 mm y de 30 °Brix de concentración. 50 c 30 significa concentrado pasado por un tamiz de apertura 50 mm y de 30 °Brix de concentración.

Existen alimentos en los cuales se presenta comportamiento newtoniano a determinadas concentraciones y no newtonianos en otras.

Así en el jugo de una variedad País, se encuentra que para concentraciones entre 10 y 60 % de sólidos solubles, el fluido se comporta como fluido newtoniano y en la tabla siguiente se presentan las ecuaciones de regresión de la viscosidad a distintas temperaturas a concentración constante y su respectivo coeficiente de correlación (Rojo et al., 1993).

Tabla 1: Ecuaciones de regresión de la viscosidad del zumo de uva en función de la temperatura.

Muestra (% sólidos solubles)	Ecuación	r
10	$n = 3,0139 \exp(-2,963e^{-2T})$	- 0,99
20	$n = 2,5930 \exp(-4,510e^{-2T})$	- 0,98
30	$n = 3,6521 \exp(-3,603e^{-2T})$	- 0,99
40	$n = 10,0176 \exp(-3,704e^{-2T})$	- 0,99
50	$n = 16,1629 \exp(4,030e^{-2T})$	- 0,99
60	$n = 68,5182 \exp(3,961e^{-2T})$	- 0,99

Para concentraciones de 70 y 72 % de sólidos solubles el jugo de uva se comporta como un fluido no newtoniano que cumple la ley de la potencia y en las tablas siguientes se presentan las ecuaciones de regresión del índice de flujo y del coeficiente de consistencia en función de la temperatura (Rojo et al., 1993).

Tabla 2: Ecuaciones de regresión del índice de flujo de zumo de uva en función de la temperatura.

Muestra (% sólidos solubles)	Ecuación	r
70	$n = 1,60 - 4,86e^{-3T}$	- 0,9244
72	$n = 1,06 * \exp(-3,49e^{-3T})$	- 0,7753

(  $\dot{\gamma} = 2,4 \text{ S}^{-1} - 1700,3 \text{ S}^{-1}$  )

Tabla 3: Ecuaciones de regresión del coeficiente de consistencia de zumo de uva en función de la temperatura.

Muestra (% sólidos solubles)	Ecuación	r
70	$k = 3,45 T^{-0,88}$	- 0,9675
72	$k = 1,36 \exp(-6,02e^{-3T})$	- 0,7753

(  $\dot{\gamma} = 2,4 \text{ S}^{-1} - 1700,3 \text{ S}^{-1}$  )



## Contenido de Pectina

También influye en las propiedades reológicas de los alimentos, de acuerdo a varios autores y según se puede estudiar en el trabajo de Carbonell et al., (1990).

De acuerdo a lo expuesto, se puede afirmar que se deben acompañar, en principio, a los parámetros reológicos el valor de tamaño de partículas y contenido de pectina.

A continuación se verá la importancia de los parámetros reológicos en el diseño de equipamiento y se analizará el caso del diseño de bombas.

## DISEÑO DE BOMBAS PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS

Para el fluido se va a suponer que rige la ecuación de Herschel-Bulkley (Steffe y Morgan, 1986).

$$\sigma = \sigma_0 + K \dot{\gamma}^n \quad (1)$$

Para un fluido incompresible, la ecuación de balance total de energía es:

$$\frac{g}{gc} Z_1 + \frac{P_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{\alpha gc} - w = \frac{g}{gc} Z_2 + \frac{P_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{\alpha gc} + E_2 \quad (2)$$

- : altura respecto a un punto de referencia, m
- : aceleración de gravedad, 9,81 m/s<sup>2</sup>
- : factor de proporcionalidad, igual a 1 en el sistema S I
- : presión, Pa
- : velocidad promedio, m/s
- : trabajo por unidad de masa, J/kg
- : pérdida de energía debido al roce, J/kg
- : factor de corrección de la energía cinética, adimensional.

en que los subíndices 1 y 2, indican dos posiciones en el sistema de fluido analizado. Para evaluar  $E_f$ , que es la energía perdida por roce, se utiliza la ecuación siguiente:

$$E_f = \frac{2 f u^2 L_e}{g_c D} + \sum \frac{k f u^2}{2 g_c} \quad (3)$$

en que:

- f : factor de fricción de Fanning, adimensional
- $L_e$  : longitud equivalente, m
- D : diámetro de tubería, m
- $k_f$  : coeficiente de pérdida por roce, adimensional; es único para cada singularidad del recorrido del fluido

Las pérdidas de energía en tuberías rectas, pueden calcularse en función del factor de fricción de Fanning, considerando la pérdida por unidad de masa:

$$\frac{\delta p}{\rho} = \frac{2 f L u^2}{g_c D}$$

en que:

- $\rho$  : densidad del fluido,  $\text{kg/m}^3$

En condiciones de flujo laminar,  $f$  se calcula aplicando método de Hanks y Ricks (1978):

$$f = \frac{16}{\Psi Re_G} \quad (4)$$

El número de Reynolds generalizado es  $(Re_G)$  :

$$Re_G = \frac{D^n (u^{2-n}) \rho}{8^{n-1} k} \left( \frac{4n}{1+3n} \right)^n \quad (5)$$

$$\Psi = (1+3n)^n (1-\xi_0)^{1+n} \left[ \frac{(1-\xi_0)^2}{(1+3n)} + \frac{2\xi_0(1-\xi_0)}{(1+2n)} + \dots \right. \\ \left. \dots \frac{\xi_0^2}{(1+n)} \right]^n \quad (6)$$

$$y \quad \xi_0 = \frac{2 \sigma_0}{f \rho u^2} = \frac{\sigma_0}{\sigma_w}$$

en que:

$\sigma_0$  esfuerzo de fluencia, Pa

$\sigma_w$  esfuerzo de cizalla en la pared, Pa

$\xi_0$  también se puede calcular como función implícita del

$Re_G$  y del número de Hedstrom generalizado (He):

$$Re_G = 2He \left( \frac{n}{1+3n} \right)^2 \left( \frac{\Psi}{\xi_0} \right)^{(2/n)-1} \quad (7)$$

donde:

$$He = \frac{D^2 \rho}{K} \left( \frac{\sigma_0}{K} \right)^{2/n-1} \quad (8)$$

Esta última expresión es He (número generalizado de Hedstrom); es una función, al igual que el número de Reynolds, de parámetros reológicos como  $n$  (índice de flujo),  $K$  (coeficiente de consistencia) y  $\sigma_0$  (umbral de fluencia), en que  $D$  es el diámetro de cañería y  $\rho$  la densidad del fluido.

Si  $f$  es conocido,  $\xi_0$  se puede calcular según la ecuación siguiente:

$$\xi_0 = \sigma_0 / \sigma_w = 2 \sigma_0 / (f \rho u^2) \quad (9)$$

Para los fluidos no newtonianos, que siguen la ley de la potencia y fluidos newtonianos, se puede utilizar la misma ecuación, donde  $\xi_0 = 0$  y  $\Psi = 1$  cuando  $\sigma_0 = 0$ . Para

otros modelos, como los fluidos plásticos de Bingham y los Herschel-Bulkley, se realiza una iteración para calcular

$\xi_0$ , que para flujo laminar toma valores entre 1 y  $\xi_{0c}$ , en que

$\xi_{0c}$  es el valor de  $\xi_0$  en la zona de transición de flujo laminar-turbulento. (García y Steffe, 1986).

Cuando el flujo es de tipo turbulento, para el cálculo del factor de fricción de Fanning, se utiliza la expresión siguiente, si el flujo es del tipo Herschel-Bulkley.

$$1/\sqrt{f} = 0,45 - 2,75/n + (1,97/n) \ln \dots$$

$$(1-\xi_0) + (1,97/n) \ln [Re ((1+3n) / \dots$$

$$(4n) )^n f^{(1-n/2)}] \quad (10)$$

Al combinar las ecuaciones (4), (6) y (9), se obtiene una nueva expresión para  $\xi_0$ , que no es sino el manejo de números adimensionales, siendo válida para cualquier condición de flujo.

$$\xi_0 = \frac{16 (2 He)^{(n/2-n)} (n/1+3n)^{(2n/2-n)}}{Re^{2/(2-n)} f} \quad (11)$$

Finalmente, para evaluar la pérdida de carga por fricción, se debe tener en cuenta las pérdidas en válvulas y fittings. Cada válvula y fitting, tiene un coeficiente de pérdida por fricción ( $k_f$ ) en la ecuación (3). Este factor aumenta significativamente a medida que el número de Reynolds generalizado, disminuye. Esto se hace crítico en instalaciones de corta longitud. Los valores de pérdida por fricción de cada fitting, se encuentran tabulados de acuerdo a su diámetro y a la viscosidad del fluido a transportar.

La energía cinética, incluye en su término un coeficiente  $\alpha$ , que toma un valor de 2 en flujo turbulento. Para un flujo laminar, debe ser calculado mediante una expresión, que depende del índice de flujo ( $n$ ) y de  $\xi_0$ , ambos adimensionales. (Osorio y Steffe, 1984).

$$\alpha = [2 (1+3n+2n^2+2n^2 \xi_0+2n\xi_0+2n^2\xi_0^2)^3 \dots$$

$$(2+3n) (3+5n) (3+4n) ] / \{ [(1+2n)^2 (1+3n)^2] \dots$$

$$[18+n(105+66\xi_0) +n^2(243+306\xi_0+85\xi_0^2) +\dots.n$$

$$n^3(279+522\xi_0+350\xi_0^2) +\dots$$

$$n^4(159+390\xi_0+477\xi_0^2) +\dots$$

$$n^5(36+108\xi_0+216\xi_0^2) ] \} \quad (12)$$

Al realizar la selección de bomba se utilizan, en una selección preliminar, sólo la velocidad volumétrica de flujo y la viscosidad efectiva. Esta última, se define como la viscosidad que mediante la expresión de Hagen-Poiseuille, se ajusta a cualquier conjunto de condiciones de flujo para un fluido laminar



tiempo independiente. Su expresión matemática es la siguiente (Skelland, 1967):

$$\mu_e = (\delta P/L) (\pi D^4 / 128 Q) \quad (13)$$

de donde el mismo autor obtiene una expresión más simplificada.

$$\mu_e = f m / 4 \pi D g_c \quad (14)$$

La viscosidad efectiva, es un parámetro distinto de la viscosidad aparente, que puede ser calculada a partir del modelo matemático ajustado, que en este caso corresponde al de Herschel-Bulkley.

$$\eta_a = K \dot{\gamma}^{n-1} + \sigma_o \dot{\gamma}^{-1} \quad (15)$$

donde la viscosidad aparente es la razón entre la fuerza de cizalla aplicada y el gradiente de velocidad, bajo condiciones dadas (Osorio, 1990).

Para la selección de la bomba, se incluye el cálculo de la presión de descarga, para no exceder sobre los límites máximos permisibles. Para dicho cálculo, la ecuación de balance de energía mecánica, se ve simplificada a la expresión siguiente (Steffe y Morgan, 1986):

$$P_1 = [(g/g_c) (Z_2 - Z_1) + P_2/\rho + E_f] \rho \quad (16)$$

El subíndice 1 está referido al punto de carga de la bomba, donde la velocidad másica es igual, tanto para este punto como para el resto de la instalación y el trabajo es nulo (Steffe y Morgan, 1986).

En el cálculo de la presión de entrada, se debe tener en cuenta que ésta debe ser suficiente para llenar la cavidad de la bomba. Esta presión requerida por la bomba es la llamada Presión Neta de Succión Requerida (NIPR), que es la característica de la bomba y varía, en principio, con la velocidad de la bomba y la viscosidad del fluido. Esta presión ha sido determinada experimentalmente para cada bomba. Además, a medida que aumenta el flujo, aumentara la presión requerida (NIPR). Pero, en los sistemas de bombeo se produce un efecto de disminución de la presión disponible (Presión de Succión Neta Disponible, NIPA) a medida que el flujo aumenta, debido a la pérdida por fricción (Steffe y Morgan, 1986) (ABEX Corp., 1980).

Por otra parte, la selección se ve afectada por la presión de vapor del fluido, que debe ser restada. Pues, esta presión representa la energía de presión necesaria para mantener el fluido como tal. Así, a la presión disponible se le debe restar la presión de vapor del fluido a la temperatura de bombeo, para obtener la Presión Neta de Succión Disponible (NIPA), (ABEX Corp., 1980).

A continuación se muestra la zona de operación satisfactoria de una bomba, representada según el gráfico siguiente (ABEX Corp., 1980):

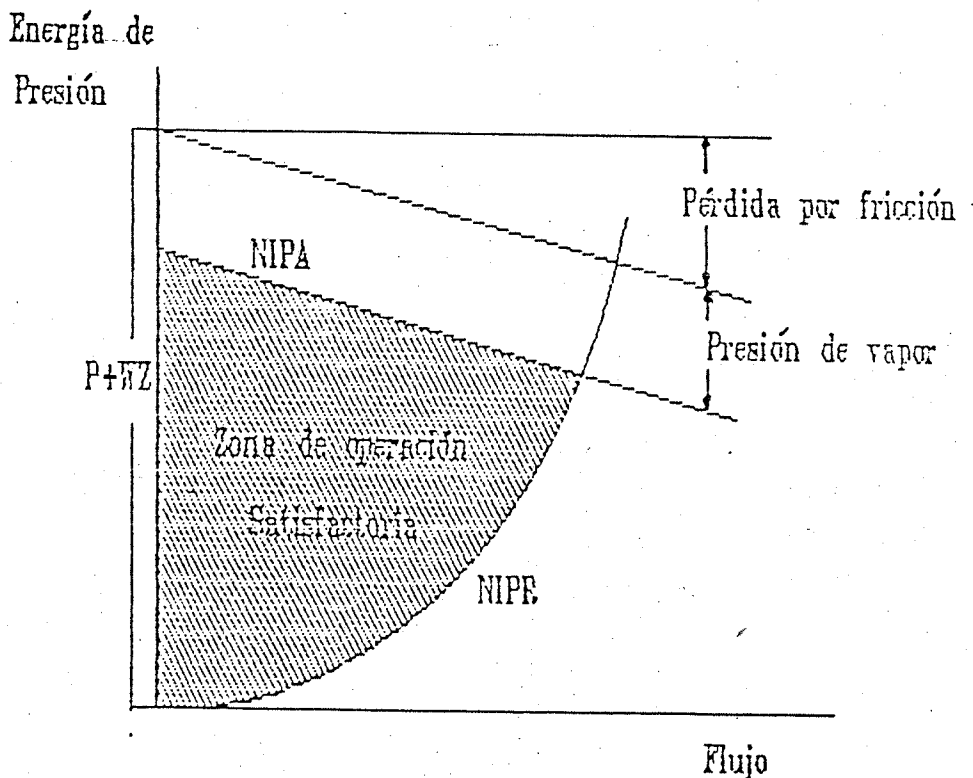


Figura 23 : Energía de presión versus flujo para una bomba de desplazamiento positivo.

Por otra parte, se debe tener en cuenta que a una alta viscosidad, la pérdida por fricción aumenta en forma directamente proporcional a ésta, disminuyendo la Presión Neta de Succión Disponible (NIPA); la Presión Neta de Succión Requerida (NIRE)

también aumenta, restringiéndose la zona de operación satisfactoria. Para solucionar esto, se debe disminuir la velocidad de bomba, disminuyendo así el flujo; aumentando el diámetro de cañería de succión; disminuyendo la longitud de cañería en la succión y los fittings; aumentando el tamaño de bomba, disminuyendo así el NIPR; elevando el estanque de carga o aplicarle presión, aumentando de esta forma el NIPA.

Por lo que se ha expuesto, queda clara la importancia de conocer los parámetros reológicos y de la forma como estos varían con la temperatura y la concentración del fluido.

## BIBIOGRAFIA

- ABEX Corporation (1980). Waukesha Pump Engineering Manual 39 Ed. Waukesha Foundry Div., ABEX Corp. Waukesha, WL.
- CARBONELL, E.; COSTELL, E. y DURAN, L. (1990). "Influencia de la composición en el comportamiento de flujo de los productos derivados de fruta. Revisión bibliográfica. Revista Alimentos, 15, (4), 55-61.
- CASTRO, E.; ROJO, O.; MIRANDA, M. (1991). "Proyecto: Propiedades reológicas de alimentos chilenos".
- CASTRO, E.; MIRANDA, M.; ROJO, O. (1990). "Consideraciones para la calibración de un viscosímetro de cilindros coaxiales". Revista Alimentos. 15 (3), 19-22.
- CASTRO, E.; ROJO, O.; MIRANDA, M.; SALAZAR, J. (1990). "Determinación del efecto final de un concentrado de damasco". Revista Alimentos. 15 (6), 5-8.
- GARCIA, E. y STEFFE, J. (1986). "Comparison of friction factor equation for non-newtonian fluids in pipe flow". Journal of Food Process Engineering, Nº 9, 93-120.
- HANKS, W.; RICKS, B.L. (1974). "Laminar-turbulent transition in flow of pseudo-plastic fluids with yield stress". Citado por García y Steffe (1986).
- HERALD, T.J.; OSORIO, F. Y SMITH, D.M. (1989). "Rheological properties of pasteurized liquid whole egg during frozen storage". J. Food Sci., 54 (1); 35-38, 44.
- JOWITT, R.; ESCHER, F.; HALLSTROM, B.; MEFFERT, H.; SPIESS, G. (1985). Physical properties of food. Applied Science Publishers Ltd., England.

- LEWIS, M.J. (1987).  
Physical Properties in Foods and Foods Processing Systems. Ellis Horwood Ltd., Chichester, England.
- MIRANDA, M.; CASTRO, E.; ROJO, O. (1990).  
"Determinación del efecto final de un concentrado de damasco".  
Revista Alimentos. 15 (6), 5-8.
- OKA, A. (1986).  
"The principles of rheometry". Aparecido en Rheology, Theory and Application (Ed. Eirich, F.R.). pág. 17-82. Academic Press, N.Y.
- OSORIO, F.A. (1990).  
"Reología en Alimentos. I Parte: aspectos reológicos de alimentos fluidos".  
Revista Alimentos. 15 (4), 33-36.
- OSORIO, F.A. (1992).  
Comunicación Personal.
- OSORIO, F.A. y STEFFE, J.F. (1984).  
"Kinetic energy calculations for non-newtonian fluids in circular tubes".  
J. of Food Sci., 49, 1295.
- ROJO, O.; CASTRO, E.; MIRANDA, M.; PARRA, E. (1993).  
"Propiedades reológicas de jugo de uva (variedad País)".  
En revisión en Revista Alimentos.
- SKELLAND, A.A.P. (1967).  
Non-Newtonian Flow and Heat Transfer.  
John Wiley and Sons, Inc., New York.
- STEFFE, J.F. y MORGAN, R.G. (1986).  
"Pipeline design and pump selection for non-newtonian fluid foods".  
Food Technology, 40 (12), 78-85.
- STEFFE, J.F.; HUANG, D.P.; RICHEY, S.B. (1983).  
"A complete rheological, analysis of strained apple sauce".  
Trabajo presental al Third International Congress of Engineering and Food, Dublin, Ireland, Sept. 26-28.
- WOHL, M.H. (1968).  
"Instruments for viscosimetry".  
Chemical Engineering. March 25, 99-104.