



17
29

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**CARACTERIZACION DE LAS VARIABLES
DE OPERACION DE UN EXTRUSOR**

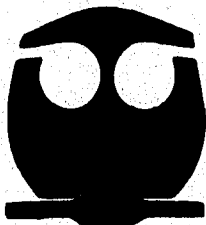
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

JUAN MANUEL BOLAÑOS PESCADOR



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

El jurado para esta Tesis esta integrado de la siguiente manera:

Presidente :	Prof. JOAQUIN PALACIOS ALQUISIRA.
Vocal :	Prof. MANUEL VAZQUEZ ISLAS.
Secretario :	Prof. MIGUEL ANGEL SANCHEZ URRUTIA.
1er. Suplente :	Prof. AMANDO JOSE PADILLA RAMIREZ.
2do. Suplente :	Prof. VICTOR MANUEL VARGAS CHAVEZ.

El presente trabajo fué desarrollado en BARSAN Consultores S.A. de C.V.

Director de la Tesis :



M. en C. Miguel Angel Sánchez Urrutia

Sustentante :



Juan Manuel Bolaños Pescador

*Para mis padres: Ana Elena y Manuel,
por haberme permitido la realización de este trabajo y poder alcanzar una meta más
en mi vida.*

*Para Todos mis familiares,
por su apoyo, haciendo más grato el arribo a esta meta.*

*Para todos mis amigos ,
por los momentos buenos y malos que juntos pasamos, y que el tiempo nunca será
capaz de borrar.*

*Quiero expresar mi agradecimiento para las siguientes personas, por
compartir su experiencia, sus conocimientos y sus consejos en mi formación
profesional :*

Dr. Ignacio Rodríguez Robles.
M.en C. Marco Antonio Uresti Maldonado.
Ing. Gerardo Víctor García

Dr. Helio Flores Ramírez.
Ing. Arturo R. Rosales González
Ing. Juan Guillermo Romero Álvarez.

El éxito consiste en :

" Reír con frecuencia y mucho.

Merecer el respeto de personas inteligentes y el afecto de los niños.

Ganar el reconocimiento de los críticos honestos, y soportar la traición de los falsos amigos.

Gozar de la belleza.

Descubrir lo positivo de los demás.

Hacer un poco mejor al mundo, dejando detras de tí a un hijo bueno o un jardín cultivado, o bien por que ayudaste a un pobre; saber que no veniste en vano, y que gracias a tí una persona pudo respirar con más tranquilidad.

Esto es haber triunfado ".

BESSIE ANDERSON

INDICE GENERAL

INDICE GENERAL

INTRODUCCION	1
--------------------	---

OBJETIVOS	4
-----------------	---

CAPITULO I.- CONCEPTOS GENERALES.

1.1. Reología-proceso	5
1.2. La viscosidad y fluidos Newtonianos	10
1.3. Fluidos no-Newtonianos y la ley de la potencia	13
1.4. La viscosidad real y aparente	17
1.5. La relación entre la viscosidad y el peso molecular	17
1.6. Formulas empíricas y modelos para calcular la viscosidad de polímeros fundidos	20
1.6.1. Función Hiperbólica de PRANDT-EYRING	20
1.6.2. Ley de la potencia de OSTWALD-DE WAELE	21
1.6.3. Polinomio de MUENSTEDT	22
1.6.3.1 Factor de ajuste "Shift Factor"	22
1.6.4. Ecuación de CARREAU	23
1.6.5. Formula para la viscosidad de KLEIN	24
1.7. La viscosidad y el proceso de EXTRUSION	25

CAPITULO II.- DESCRIPCION GENERAL DE LOS EQUIPOS REOLOGICOS PARA LA CARACTERIZACION DE MATERIALES.

2.1. Introducción	31
2.2. Melt Flow Index (M.F.I.)	32
2.3. El viscosímetro MOONEY (V.M.)	37
2.4. Reómetro de Disco Oscilante (O.D.R.)	42
2.5. Plastógrafo	45
2.6. Reómetro capilar tipo Merz-Colwell (RCI)	52
2.7. Reómetro capilar continuo (RCC)	59

CAPITULO III.- EL PROCESO DE EXTRUSION.

3.1. Generalidades	68
3.2. El extrusor	69
3.3. Funciones de un extrusor	70
3.4. El equipo de extrusión	72
3.4.1. La tolva	72
3.4.2. El barril	79
3.4.3. El husillo	83
3.4.3.1. Tipos de husillos	87
3.4.3.2. Husillos especiales	88
3.4.3.3. Cabezas de mezclado	94
3.5. Potencia necesaria en el extrusor	102

3.6.	Teoría simplificada del flujo de material en una máquina de extrusión	107
3.6.1.	Consideraciones previas	107
3.6.2.	Teorías matemáticas	112
3.6.3.	Representaciones gráficas	124
3.7.	Ecuaciones básicas para el diseño de un extrusor	133
3.8.	Los dados o boquillas	139
3.8.1.	Ecuaciones fundamentales para el diseño de dados	141

CAPITULO IV.- PARTE EXPERIMENTAL.

4.1.	Material utilizado	145
4.2.	Equipo utilizado	145
4.3.	Metodología experimental	146
4.4.	Cálculo de la caída de presión en dados	170
4.4.1.	Propiedades del material	170
4.4.2.	Metodología para el análisis	170

CAPITULO V.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

CONCLUSIONES:

5.1.	Modelos para calcular la viscosidad	178
5.2.	Extrusion	178
5.3.	Dados	180

RECOMENDACIONES:

5.4.	Reómetro	181
5.5.	Extrusión	182
5.6.	Dados	182

A N E X O S

ANEXO A	Conceptos fundamentales	185
----------------	-------------------------------	-----

ANEXO B	Gráficas auxiliares para los equipos de caracterización y corrección de Bagley	193
----------------	--	-----

ANEXO C	Cálculo de la viscosidad utilizando RCI	196
----------------	---	-----

ANEXO D	Cálculo de la viscosidad utilizando RCC	201
----------------	---	-----

ANEXO E	Casos prácticos de la industria	212
----------------	---------------------------------------	-----

INTRODUCCION

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

La mayoría de los polímeros se sintetizó debido a la demanda de productos con propiedades nuevas y mejoradas. Los métodos para obtener nuevos polímeros y mezclas, así como la investigación sobre sus estructuras y propiedades, originan temas de estudio muy interesantes, pero el uso de estos materiales en productos comerciales de uso común y en piezas de ingeniería, constituye la fuerza motriz de estos avances.

El patrón de consumo del plástico en nuestro país está cambiando. Aun cuando el consumo per cápita de plásticos en México es típico de un país en desarrollo y muchas veces menor al de otros países, el consumo interno por habitante no crecerá tanto como para propiciar un "gran jalón" en la demanda interna.

El sector nacional puede crecer a tasas superiores al 9% anual si se impulsan las exportaciones y si se garantiza el suministro de materia prima nacional. Se espera una recuperación de la demanda de resinas a finales de 1996.

Sin embargo, para penetrar en el mercado internacional, los productos deben ajustarse a normas técnicas y de calidad específicas. Por ello, organismos como el Centro Nacional para la Calidad del Plástico S.C. (CNCP) buscan financiamientos para desarrollar proyectos en los que se pretende implementar una normatividad técnica y de calidad, para la industria nacional.

Esta implementación parece muy difícil si no se conjuga un financiamiento adecuado (FIDETEC-INDUSTRIA) con un buen equipo de asesores y especialistas del área, todo bajo un correcto y real censo de la industria nacional.

En el mercado nacional de la transformación de polímeros, la extrusión constituye la mayor aplicación del sector con el 58%, y le siguen las aplicaciones de inyección con un 20% del mercado total.

Podemos definir al proceso de extrusión como un proceso continuo para la fabricación de perfiles, tuberías, láminas, películas y monofilamentos. Sin embargo éste concepto no puede dejar de considerar al extrusor como un reactor (extrusión reactiva).

Muchos de los problemas que se tienen en el proceso de extrusión de nuestro país son:

- * Sólo algunas industrias nacionales realizan diseños confiables de equipos de extrusión, pero carecen de la confianza de los industriales para comprarlos.
- * Normalmente las industrias internacionales requieren una muestra del material que va a ser procesado para diseñar los equipos (NOKIA).
- * Se pretende fabricar varios productos con el mismo equipo.
- * Problemas con el material reciclado. Industria en un alto porcentaje en México.
- * Problemas al cambiar el cabezal y el dado formador.
- * Formulaciones excelentes que no son procesables.
- * Seleccionar el extrusor adecuado.
- * Variaciones en el gasto del extrusor.
- * Resolución de problemas con la simple experiencia.
- * Bajos rendimientos de la producción con alto costo.
- * Rechazo a nuevos conceptos de calidad y normatividad.

Muchas instituciones de educación superior, centros de investigación y desarrollo industrial, y organismos públicos descentralizados como el CIQA, trabajan para fortalecer a la industria de la transformación de plásticos en nuestro país.

El presente trabajo ha sido creado con el fin de contribuir con algunos elementos a la industria de la transformación de plásticos, en lo que se refiere al proceso de extrusión, y está orientado a las personas que tienen conocimientos básicos de polímeros.

OBJETIVOS

OBJETIVOS

- 1) Introducir conceptos fundamentales de reología aplicados al procesamiento de polímeros (REOLOGIA INDUSTRIAL).

- 2) Presentar un panorama general de los equipos de control de calidad de la industria de la transformación de plásticos, que permiten realizar la caracterización de los materiales antes de ser procesados, para ser considerados en la solución de algunos problemas en los procesos de transformación de plásticos.

- 3) Describir detalladamente el proceso de extrusión de una manera práctica y no deductiva.

- 4) Caracterizar las variables de operación de un extrusor en el proceso de fabricación de un tubo clínico, proponiendo una metodología teórico-práctica, utilizando programas de cómputo comerciales (REOTRON, WINPRO, DADO, Q-BASIC, Q-PRO, EXCEL).

- 5) Calcular la diferencia de presión (caída de presión) en dados, utilizando un programa de cómputo.

CAPITULO I

CONCEPTOS GENERALES

1.1. REOLOGIA-PROCESO.

Se define como Reología, a la ciencia que estudia la deformación de los cuerpos. La reología de un material, como todas sus propiedades, está fuertemente ligada a su estructura química y morfológica. De esta manera, el conocer un poco más a fondo los materiales antes de procesarlos, puede mejorar las propiedades del producto final.

Para presentar una idea general, regresemos a 1676, año en que se desarrolló la ley de Hooke, que es probablemente la primera ley reológica conocida. Newton en 1686 estableció que la "resistencia de un fluido en movimiento", era proporcional a la velocidad de corte. Derivaciones posteriores de estas consideraciones condujeron al término de fluidos no-Newtonianos. No fué sino hasta 200 años después que Poiseuille, en 1847, derivó exitosamente la relación entre la presión y la velocidad del flujo volumétrico para un fluido Newtoniano. Hay que hacer notar que Poiseuille trabajó con sangre humana a través de tubos capilares, la cual sabemos hoy en día que es un fluido no-Newtoniano. En la figura 1.1. y en la figura 1.2., se presenta claramente la influencia de la viscosidad en el gasto.

De acuerdo con la ley de Poiseuille, cuando se aplica la misma presión a dos tubos que tienen diferentes tipos de fluidos (Newtoniano y no-Newtoniano), el gasto del fluido Newtoniano siempre será mayor, debido a que su viscosidad es menor, con respecto al fluido no-Newtoniano. Para este caso, siempre se guardará la siguiente relación:

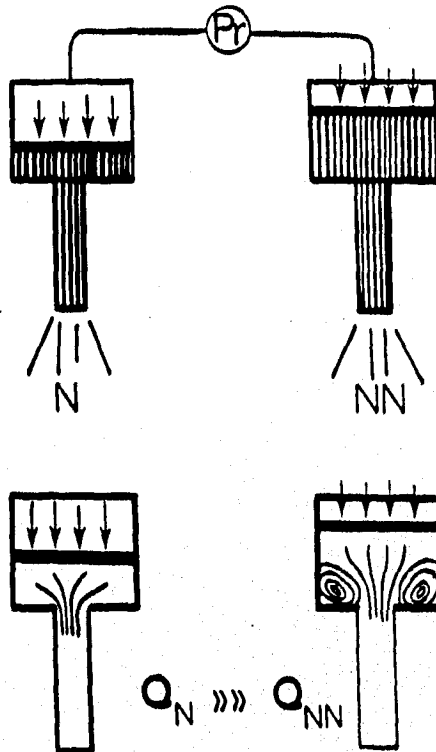


Fig. 1.1. Representación esquemática del comportamiento de los fluidos Newtoniano (N) y no-Newtoniano (NN), al forzarlos a fluir por medio de la aplicación de una presión.

Se puede observar una formación de vórtices para el caso del fluido no-Newtoniano.

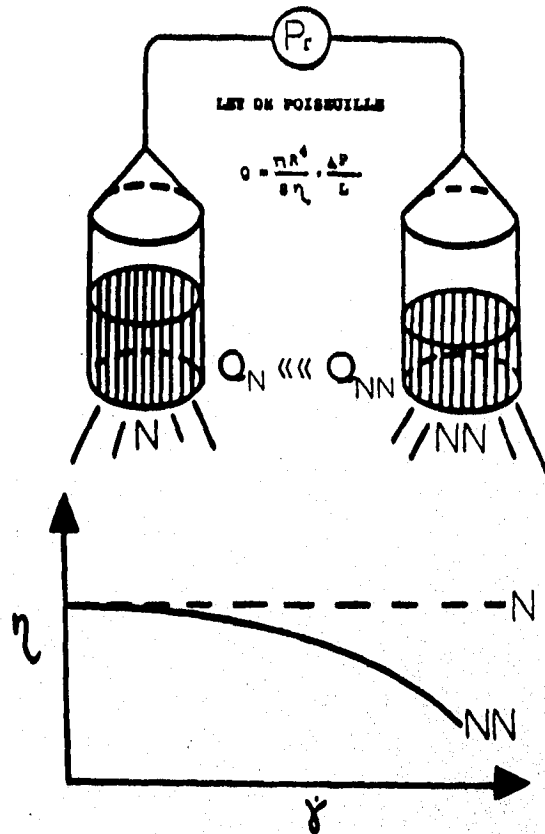


Fig. 1.2.

En este esquema se puede apreciar el comportamiento de un fluido Newtoniano y un fluido no-Newtoniano, con respecto a la variación de la viscosidad (η), y la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$). Podemos observar que al aumentar la velocidad de corte de un fluido no-Newtoniano, su viscosidad disminuye, por lo que de acuerdo a la ley de Poiseuille, su gasto se incrementa con respecto al gasto del fluido Newtoniano.

Q >> Q
Newtoniano no-Newtoniano

En 1893 Barus también utilizó un tubo capilar a través del cual extruyó goma. La observación más importante en este trabajo, fué que la goma presentó un tiempo de retardo en la recuperación parcial de su forma original tras la deformación. Hasta donde se sabe, esta es la primera información directa del comportamiento no-Newtoniano.

Los polímeros son considerados unos fluidos visco-elásticos, ya que al someterlos a un esfuerzo responden a dos formas: una viscosa y otra elástica. Para explicar esta parte, diremos que el comportamiento elástico corresponde a un resorte, y que la parte viscosa corresponde a un amortiguador. Debido a que el comportamiento de un polímero contiene estos dos tipos de respuesta, existen dos formas de representarlos (fig. 1.3) :

* Modelo de Voigt.

* Modelo de Maxwell.

En los años "veintes" y "treintas" de nuestro siglo, se supo que existen variaciones en el comportamiento no-Newtoniano. Esto dió la pauta para la formación de la ciencia de la Reología. Su nacimiento se asocia con nombres como Bingham, Weissenberg, Reiner, Scott-Blair y otros.

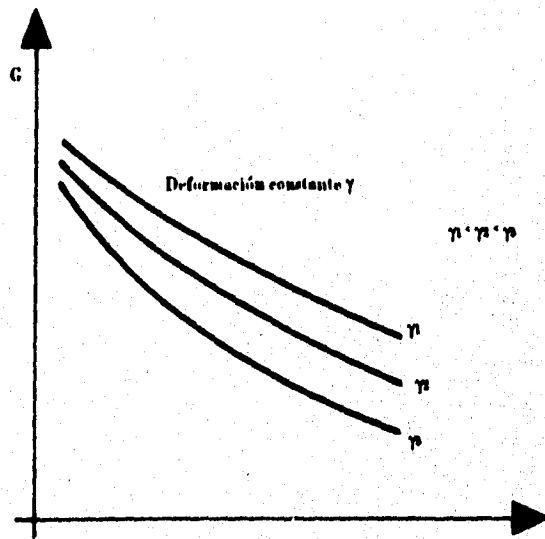
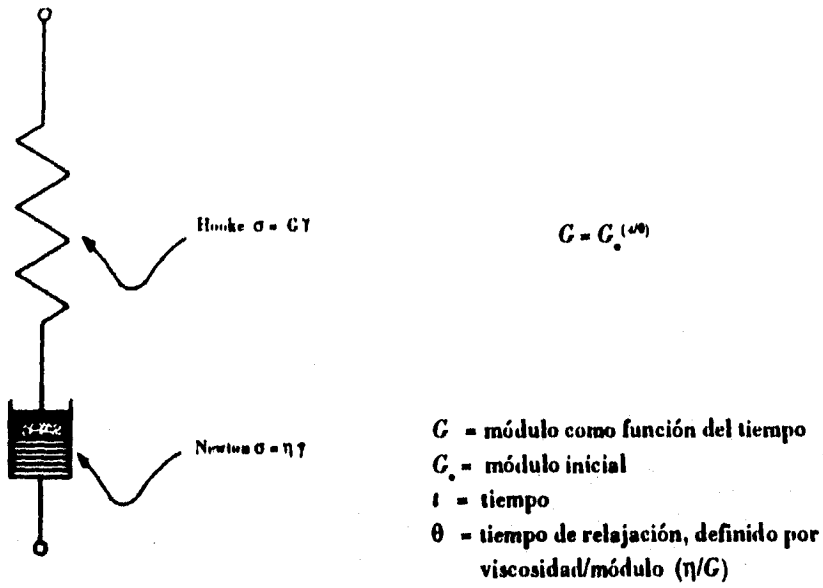


Fig. 1.3 Representación de la propiedad viscoelástica de los polímeros.

1.2. LA VISCOSIDAD Y FLUIDOS NEWTONIANOS.

Consideremos un fluido líquido contenido entre dos grandes láminas planas y paralelas, de área A , separadas entre sí por una distancia muy pequeña X .

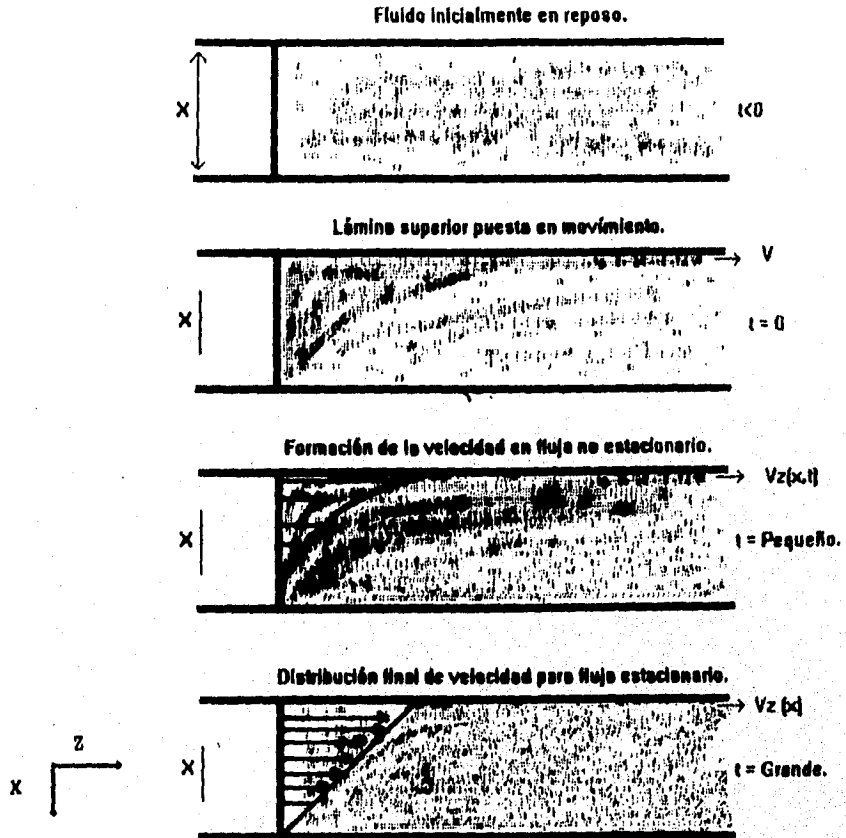


Fig. 1.4. Formación del perfil de velocidad en estado estacionario para un fluido contenido entre dos placas paralelas a diferente tiempo (t).

Supongamos que el sistema esta inicialmente en reposo, al tiempo $t=0$, la lámina superior se pone en movimiento en la dirección del eje Z con una velocidad constante V. A medida que transcurre el tiempo, el fluido gana una cantidad de movimiento, y finalmente se establece el perfil de velocidad en estado estacionario. Una vez alcanzado dicho estado de movimiento, es preciso aplicar una fuerza constante F para conservar el movimiento de la lámina superior a la velocidad V.

La fuerza F y la velocidad V están relacionadas por la siguiente expresión:

$$F / A = n (V/X) \dots\dots\dots(1.1)$$

Es decir, que la fuerza por unidad de área es proporcional a la disminución de la velocidad con la distancia X. La constante de proporcionalidad n se denomina viscosidad del fluido.

La relación (F/A), se denomina esfuerzo de corte (τ), y en este caso es un esfuerzo que se propaga en la dirección X, sobre la superficie de un fluido, debido a un movimiento en dirección Z (τ_{xz}). El cambio de velocidades que presenta el fluido, se representa como dV_z / dx , donde V_z es la velocidad del fluido en dirección Z. Sustituyendo estas consideraciones en la ecuación 1.1 tenemos:

$$\tau_{xz} = n (dV_z / dx) \dots\dots\dots(1.2)$$

Además, se tiene que :

$$\frac{DV}{DX} = \frac{DL/Dt}{DX} = \frac{DL / Dx}{Dt} = \frac{Y}{Dt} = \dot{\gamma} \dots\dots\dots(1.3)$$

Substituyendo la ecuación (1.3), en la ecuación (1.2), tenemos:

$$\tau_{xz} = n \dot{\gamma} \dots\dots\dots(1.4)$$

Nota:

* Un cambio de velocidad DV es un cambio en distancia dividido por un cambio de tiempo Dt, la relación DL / DX representa, en este caso, la deformación de corte (γ), y ésta dividida entre el tiempo, representa la **velocidad de deformación** ($\dot{\gamma}$).

La ecuación (1.4) indica que el **esfuerzo de corte** es proporcional a la velocidad de deformación, y la constante de proporcionalidad se conoce como **coeficiente de viscosidad**, o simplemente como **viscosidad al corte**. A la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$) se le conoce como **gradiente de velocidades**, o simplemente (como se considera en este trabajo), como **velocidad de corte**.

Pregunta 1.1. Porqué se le llama viscosidad al corte ?

Respuesta 1.1. Existen varios tipos de viscosidad, como la viscosidad elongacional, viscosidad aparente, viscosidad verdadera.

A la relación antes mencionada (ecuación 1.4), se le denomina **Ley de Newton de la viscosidad**, y a los fluidos que cumplen con ella se les denomina **Fluidos Newtonianos**.

1.3. FLUIDOS NO-NEWTONIANOS Y LA LEY DE LA POTENCIA.

Los plásticos no exhiben el comportamiento simple de un fluido Newtoniano. La viscosidad de los fluidos Newtonianos es una constante independiente del tiempo y los esfuerzos de corte involucrados, y depende solamente de la temperatura. Podemos agrupar, para su estudio, a los fluidos no-Newtonianos, de la siguiente manera :

a) Fluidos independientes del tiempo.

Son fluidos cuya viscosidad es independiente del tiempo, pero dependen de la velocidad de corte y de la temperatura. En este caso existen un gran número de modelos matemáticos (ecuaciones) que buscan describir el comportamiento de estos materiales, es decir, pronosticar la relación entre " esfuerzo de corte y velocidad de corte ". De estos modelos el más utilizado es la ecuación de la Ley de la potencia, también conocida como ecuación de Ostwald-de Waele.

$$\tau = K' \left[\frac{dv_z}{dr} \right] = K' \dot{\gamma}^n \dots\dots\dots(1.5)$$

donde:

- τ = Esfuerzo de corte.
- $\dot{\gamma}$ = Velocidad de corte.
- K' = Constante de la ley de la potencia.
- n = Coeficiente de la ley de la potencia.

Por definición, para fluidos no-Newtonianos la relación $(\tau/\dot{\gamma})$ se denomina viscosidad aparente (η_a). Entonces substituyendo ésta relación en la ecuación 1.5 tenemos:

$$\tau = K' \dot{\gamma}^n \dots\dots\dots(1.6)$$

- 1.- Cuando $n = 1$, la ley de la potencia se transforma en la ley de Newton de la viscosidad, donde $K' = \eta$. Así se obtendrá un fluido **Newtoniano** donde la viscosidad permanece constante con respecto a la velocidad de corte.
- 2.- Cuando $n < 1$, se tendrá un fluido no-Newtoniano de tipo **pseudoplástico**, en el cual la viscosidad disminuye al aumentar la velocidad de corte.
- 3.- Cuando $n > 1$, se tendrá un fluido no-Newtoniano de tipo **dilatante**, en el cual la viscosidad aumenta al incrementarse la velocidad de corte.

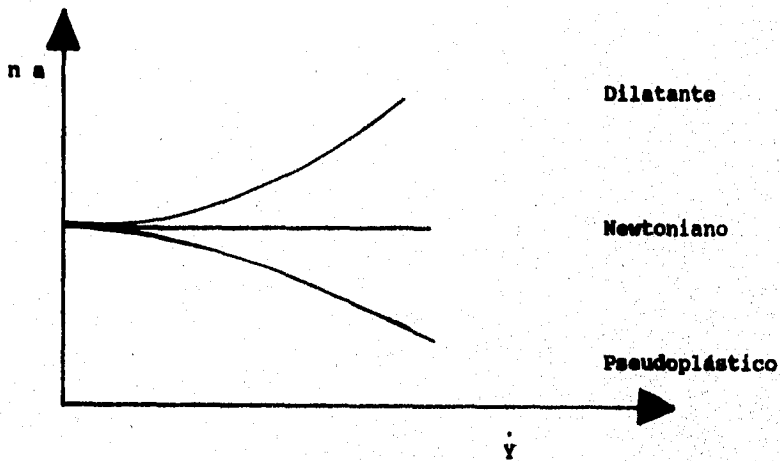


Fig. 1.5. Variación de la viscosidad con respecto a la velocidad de corte.

En realidad se puede escribir la ecuación 1.6 de la viscosidad, de la siguiente manera:

$$\log \tau = n \log \dot{\gamma} + \log K' \dots\dots\dots(1.7)$$

Esto significa, que al trazar la gráfica de $\log \tau$ vs. $\log \dot{\gamma}$ (fig. 1.6), se obtiene una línea recta con pendiente n , y con intersección en el eje de las ordenadas igual a $\log K'$.

Experimentalmente se ha encontrado que la mayoría de los plásticos fundidos se comportan razonablemente como fluidos pseudoplásticos.

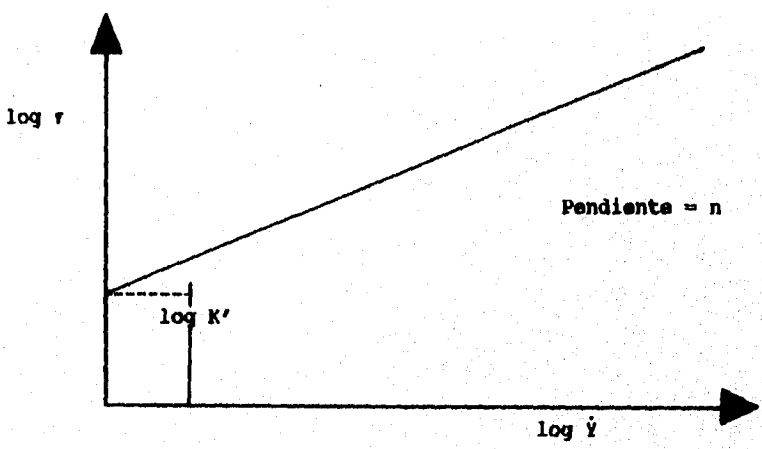


Fig. 1.6. Representación de la ecuación 1.7 .

b) Fluidos dependientes del tiempo.

En esta clase se definen aquellos fluidos cuya viscosidad cambia con el tiempo durante la constante aplicación de un esfuerzo o una deformación. En el caso de fluidos **tixotrópicos**, la viscosidad disminuye con el tiempo durante la aplicación constante de un esfuerzo o deformación, mientras que en el caso de fluidos **Reopéticos**, la viscosidad aumenta con el tiempo, durante la aplicación constante de un esfuerzo o una deformación.

c) Materiales viscoelásticos.

Son considerados como una subclase de los fluidos dependientes del tiempo. Estos materiales presentan un comportamiento intermedio entre un sólido elástico y un líquido viscoso. El comportamiento **esfuerzo/deformación** de un sólido elástico está definido por la Ley de Hooke de la elasticidad.

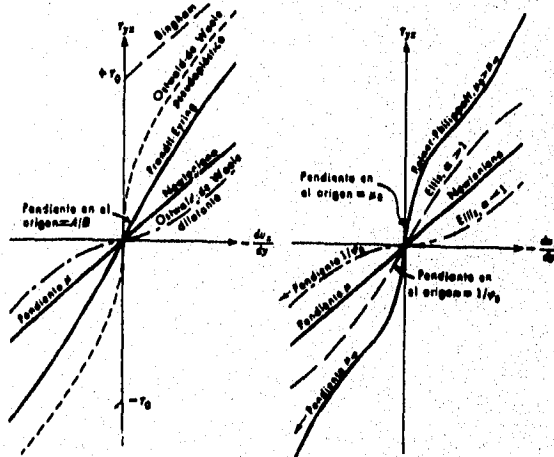


Fig. 1.7. Clasificación general de Fluidos Newtonianos y no-Newtonianos.

1.4. LA VISCOSIDAD REAL Y APARENTE.

Cuando un fluido Newtoniano es sometido a un esfuerzo de corte, la viscosidad obtenida es una viscosidad "real" debido a que, para este tipo de fluidos el tiempo de relajación es muy rápido, es decir:

Tiempo de determinación >>> Tiempo de relajación

Por el contrario, en los fluidos no-Newtonianos el tiempo de relajación es muy lento, es decir, es una medida en estado de desequilibrio:

Tiempo de determinación <<< Tiempo de relajación

por esta razón, a la viscosidad de un fluido no-Newtoniano se le denomina viscosidad aparente.

1.5. RELACION ENTRE LA VISCOSIDAD Y EL PESO MOLECULAR.

La viscosidad de un fluido depende de dos factores fundamentales: la masa molecular $F(M)$, donde F es una función de coordinación estadística y $J(\dot{\gamma})$, que representa la frecuencia de desplazamientos (movimiento Browniano, el cual es función de la temperatura y del volumen libre alrededor de la cadena polimérica), y que puede ser representado de la siguiente manera:

$$n = \frac{F(M)}{J(\dot{\gamma})} \dots\dots\dots(1.8)$$

El aumento de la masa molecular en los polímeros trae consigo encadenamientos en diversos puntos de la cadena. Estas interacciones producen una red elástica, dando como resultado un comportamiento no-Newtoniano. Existe un peso molecular crítico (Mc) a partir del cual el polímero deja de comportarse como un fluido Newtoniano, que se representa en la figura 1.8.

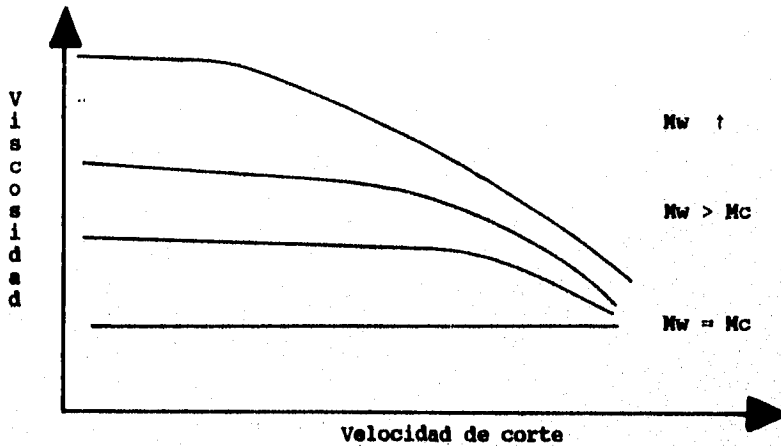


Fig. 1.8. Influencia del peso molecular Mw en la viscosidad Newtoniana y su relación con el peso molecular crítico.

La mayoría de los polímeros en estado fundido se comportan como fluidos Newtonianos a muy bajas velocidades de corte y a muy altas velocidades de corte. A velocidades de corte en el rango de procesamiento, se comportan como fluidos no-Newtonianos.

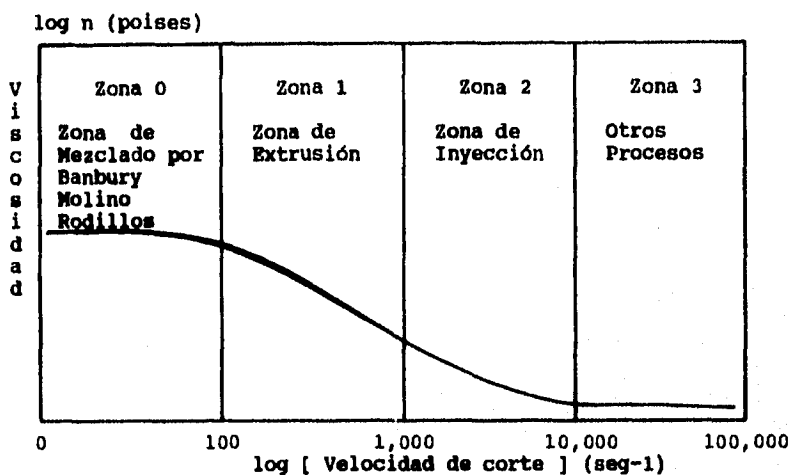


Fig. 1.9. Gráfica de diversas zonas de la curva de viscosidad contra la velocidad de corte, en donde se puede apreciar, los rangos generales de operación de los procesos de transformación de plásticos.

En la Zona 0, el único efecto que se tiene es el peso molecular (M_w), por lo que la línea recta (viscosidad Newtoniana), podrá desplazarse hacia arriba ó hacia abajo de acuerdo al valor de dicho peso molecular.

En la Zona 1, el efecto de la polidispersidad (M_w/M_n) y las ramificaciones se vuelven muy importantes, ya que las colas de bajo y alto peso molecular influyen notoriamente.

En la Zona 2, el comportamiento elástico (anudamientos físicos entre las cadenas) produce a veces un cambio de pendiente importante, que ha sido estudiado por muchos investigadores en todo el mundo.

En la Zona 3, representa a un fluido que ha sido degradado (ruptura de cadenas por el alto esfuerzo de corte), y su viscosidad vuelve a ser Newtoniana. Esto significa que con las cadenas muy cortas, el polímero se comporta de nuevo como fluido Newtoniano.

1.6. FORMULAS EMPIRICAS Y MODELOS PARA CALCULAR LA VISCOSIDAD DE POLIMEROS FUNDIDOS.

Dentro de la industria de la transformación de plásticos, diversos modelos han sido desarrollados para calcular la viscosidad aparente de fluidos no-newtonianos (polímeros). En esta sección, se presenta un grupo muy importante de éstas relaciones, las cuales se utilizan en el desarrollo de nuevos procesos, en el diseño de equipos, en la caracterización de materiales, y en la optimización de procesos.

Sin pretender un desarrollo a profundidad de cada modelo, sólo se describirán de una manera muy simple.

1.6.1 Función hiperbólica de PRANDT and EYRING.

La relación entre la velocidad de corte y el esfuerzo de corte, de acuerdo al modelo de flujo de EYRING y PRANDT, puede representarse de la siguiente manera:

$$\dot{\gamma}_a = C \sinh(\tau / A) \dots\dots\dots(1.9)$$

en donde C y A, son constantes del material que dependen de la temperatura.

1.6.2 Ley de la potencia de OSTWALD - DE WAELE.

La ley de la potencia de OSTWALD-DE WAELE es una relación muy utilizada por su simplicidad, en muchos de los cálculos para diseños. Esta relación se puede escribir como:

$$\dot{\gamma}_a = K \tau^n \dots\dots\dots(1.10)$$

ó de una manera equivalente, de la forma :

$$\dot{\gamma}_a = K [\tau^{n-1}] \tau \dots\dots\dots(1.11)$$

en donde K representa un factor de proporcionalidad y n, el exponente de la ley de la potencia. De la ecuación 1.11 , el exponente n puede ser expresado como:

$$n = \frac{d \log \dot{\gamma}_a}{d \log \tau} \dots\dots\dots(1.12)$$

La ley de la potencia puede ser extendida al considerar el efecto de la temperatura sobre la viscosidad, de la siguiente manera:

$$n a = K_{or} * \exp (-\beta * T) * \dot{\gamma}_a^{nr-1} \dots\dots\dots(1.13)$$

en donde :

- na = Viscosidad aparente.
- Kor = Índice de consistencia.
- β = Coeficiente de temperatura.
- T = Temperatura de melt.
- nr = Es el recíproco de n (1/n)

1.6.3 Polinomio de Muenstedt.

El polinomio de cuarto orden de Muenstedt, permite un buen ajuste para los valores determinados experimentalmente de la viscosidad.

Para una temperatura dada, el polinomio puede expresarse de la siguiente manera:

$$\log n_a = A_0 + A_1 \log(\dot{\gamma}_a) + A_2 \log^2(\dot{\gamma}_a) + A_3 \log^3(\dot{\gamma}_a) + A_4 \log^4(\dot{\gamma}_a) \dots (1.14)$$

en donde :

n_a = Viscosidad aparente.

$\dot{\gamma}_a$ = Velocidad de corte

1.6.3.1 Factor de ajuste "Shift factor".

La influencia de la temperatura sobre la viscosidad, es lo que justifica un factor de ajuste en este polinomio. Se le conoce como a_T , y existen dos maneras para representarlo de acuerdo a la naturaleza del material: polímeros cristalinos, y polímeros amorfos.

Para polímeros cristalinos, el factor de ajuste puede ser expresado por la siguiente relación, la cual esta basada en la ecuación de Arrhenius:

$$a_T = b_1 (T_0) \exp (b_2/T) \dots (1.15)$$

en donde:

b_1, b_2 , = Constantes que dependen del material.

T = Temperatura de melt.

T_0 = Temperatura de referencia.

Para polímeros amorfos, la relación para el factor de ajuste es prácticamente derivada de la ecuación WLF, y puede ser escrita como:

$$\log a_T = \frac{-C_1 (T-T_0)}{C_2 + (T-T_0)} \dots\dots\dots(1.16)$$

en donde:

- C1, y C2 = Constantes que dependen del material.
- T = Temperatura de melt.
- T0 = Temperatura de referencia.

Considerando este factor de ajuste, puede ser integrado al polinomio de Muenstedt, con el fin de incluir la influencia de la temperatura y de la velocidad de corte sobre la viscosidad, de la siguiente manera:

$$X = a_T \cdot \dot{\gamma} \dots\dots\dots(1.17)$$

$$\log n = \log a_T + A_0 + A_1 \log(x) + A_2 \log^2(x) + A_3 \log^3(x) + A_4 \log^4(x) \dots\dots(1.18)$$

y, para el exponente de la ley de la potencia como:

$$\frac{1}{n} = 1 + A_1 + 2 A_2 \log X + 3 A_3 (\log X)^2 + 4 A_4 (\log X)^3 \dots\dots(1.19)$$

1.6.4 Ecuación para la viscosidad de CARREAU.

La ecuación de CARREAU, toma en cuenta dos factores muy importantes, primero considera la viscosidad Newtoniana que se presenta a muy bajas velocidades de corte, y segundo, considera la parte no-Newtoniana a velocidades de corte altas.

La ecuación se puede representar como :

$$n a = \frac{A}{(1+B Y a)^C} \dots\dots\dots(1.20)$$

en donde :

A,B,C = Son constantes que dependen del material.

Se puede introducir el factor de ajuste aT en esta ecuación, para incluir la influencia de la temperatura sobre la viscosidad :

$$n a = \frac{A a^T}{(1+B Y a)^C} \dots\dots\dots(1.21)$$

el coeficiente de la ley de la potencia (n), puede ser determinado de la siguiente manera :

$$\frac{1}{n} = - C * \frac{B a^T}{1 + a^T * Y a} Y a + 1 \dots\dots\dots(1.22)$$

1.6.5 Polinomio de KLEIN.

La fórmula de la viscosidad de Klein, es en realidad, una ecuación de regresión múltiple :

$$\ln na = a_0 + a_1 \ln Y a + a_{11} (\ln Y a)^2 + a_{2T} + a_{22} T^2 + a_{12} T \ln Y a \dots\dots(1.23)$$

en donde :

T = Temperatura de melt (°F).

El coeficiente de la ley de la potencia puede ser obtenido para esta fórmula de la siguiente manera :

$$[1/n] = 1 + a_1 + 2 a_{11} \ln Y a + a_{12} T \dots\dots\dots(1.24)$$

1.7. LA VISCOSIDAD Y EL PROCESO DE EXTRUSION.

En el proceso de extrusión, y en cualquier otro proceso de transformación de plásticos, es fundamental caracterizar nuestro material desde el punto de vista reológico con el fin de obtener su comportamiento a las condiciones de temperatura, y velocidad de deformación a la que va a ser sometido en el proceso.

En muchos casos, esto no se realiza en los lotes de material, y si se llega a realizar, sólo se consideran los datos que se presentan en las hojas técnicas de la materia prima.

Lo anterior se traduce, al paso del tiempo, en una serie de problemas en los equipos y en la planta, debido a una calidad no homogénea en el producto terminado, generando costos imprevistos.

Una de las ventajas de caracterizar reológicamente los materiales antes de ser procesados, es que permite implementar un sistema de calidad para los productos de la planta, pero además, si se realiza una historia de datos de los materiales caracterizados, podemos tener algunas de las siguientes situaciones:

- * Obligar a nuestro proveedor de materia prima a que entre en nuestro sistema de calidad.
- * Si tenemos que cambiar de proveedor de materia prima, tener un margen de comparación.

* Evaluar algunos efectos en los materiales de: aditivos, cargas, colorantes y lubricantes que también se encuentren en nuestra formulación.

* Tener una herramienta que nos permita evaluar y desarrollar nuevas formulaciones de materiales para optimizar nuestro proceso, para crear un nuevo producto, etc..

Pregunta 1.2. Cómo es posible obtener esta caracterización de nuestros materiales ?

Respuesta 1.2. Sólo obteniendo su curva reológica.

Para llevar a cabo un estudio reológico de un plástico se requiere primeramente tener un **Reómetro**. Algunos de los equipos más representativos de la industria para realizar este tipo de estudios de caracterización son:

- * **Medidor de índice de fluidez.**
- * **Reómetros capilares : continuo (RCC), y tipo Merz-Colwell (RCI).**
- * **Reómetro de cono y de plato.**
- * **Reómetro de disco oscilante.**
- * **Viscosímetro Mooney.**

Una **curva reológica**, es una gráfica en escala **Log-log**, donde en el eje X se coloca la velocidad de corte "shear rate" $\dot{\gamma}$ (seg.⁻¹), y en el eje Y , la viscosidad n (poises, pascal-seg).

Hay que hacer la aclaración, que es imposible obtener la curva reológica completa de un material con un solo equipo, por lo que la variedad de equipos puede proporcionarnos diversos valores de viscosidad en diferentes rangos de velocidades de deformación.

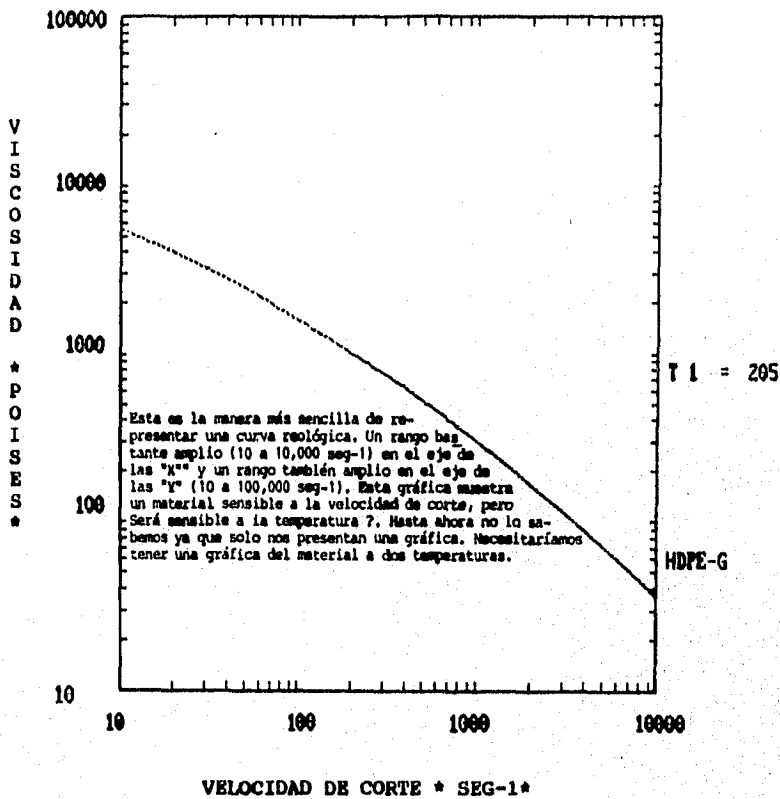


Fig. 1.10. Representación de una curva reológica para HDPE-G.

Pregunta 1.3. Con esta curva podemos caracterizar un material ?

Respuesta 1.3. Si, pero no completamente.

En la figura 1.10. solamente se presenta una curva de viscosidad. Hay que recordar que cada curva de viscosidad corresponde a una sola temperatura, con lo que podemos decir, que presentar una sola curva de viscosidad, es presentar datos incompletos. Imaginemos lo que está pasando en una máquina que está transformando plásticos, y que la temperatura de melt (T_m) del material varía de 15 a 20 °C.

Estos cambios se dan mucho en plantas donde las máquinas se encuentran trabajando las 24 horas del día y donde las máquinas se encuentran casi en la interperie. Muy de mañana, la temperatura ambiente es baja y debemos mover (cambiar) perfiles de temperatura. Después, la temperatura ambiente aumenta, y tenemos que volver a cambiar el perfil de temperatura en los equipos.

Desgraciadamente en las plantas existen hojas de proceso en las cuales se especifican las condiciones de operación del equipo y la temperatura a la cuál se debe de mantener el proceso, y no es fácil que cualquier operador pueda mover al gusto el perfil de temperaturas.

Aquí es en donde se presentan los comentarios de los supervisores: "...este plástico es muy sensible a la temperatura".

Entonces, para obtener la curva reológica completa, además de utilizar más de un equipo, se deben primero saber dos temperaturas.

La primera es la temperatura de melt más baja, a la que el material presenta problemas en el proceso. La segunda, es la temperatura de melt más alta, a la cual el material presenta problemas en el proceso.

Procedemos así, a realizar nuestra caracterización para ambas temperaturas, con lo que obtenemos una correcta y completa caracterización de los materiales, y así, tener una ventana de procesamiento de nuestro material.

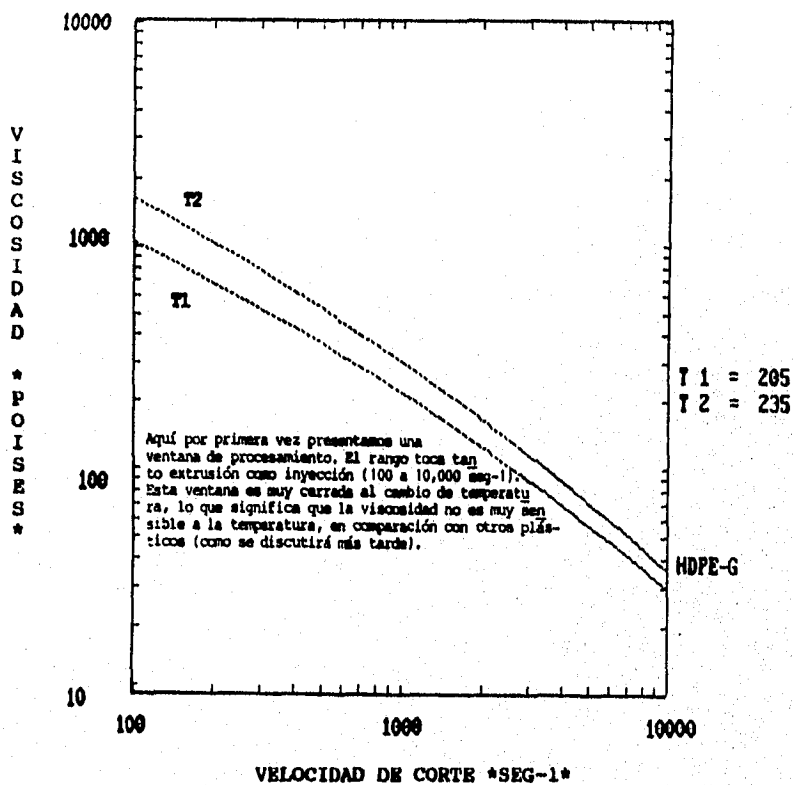


Fig. 1.11. Representación de una curva reológica completa.

Preguntas 1.4. Con qué equipos puedo obtener esta curva reológica?

Se emplean para los mismos materiales ?

Que otros datos adicionales para mi control del proceso puedo obtener de estos equipos ?

Cómo se operan estos equipos ?

Cuáles son las marcas comerciales ?

Cuáles son los más comunes en la industria ?

Estas preguntas son muy importantes, debido a que algunos agentes de ventas de equipos de reología pretenden muchas veces confundir a las personas, insistiendo en que "su equipo" sí puede medir la viscosidad a bajas y altas velocidades de deformación.

Para resolver este tipo de preguntas, se presenta el Capítulo II, en donde se analizan los equipos reológicos más representativos de la industria de transformación de plásticos para realizar la caracterización de los materiales antes de ser procesados.

CAPITULO II

**EQUIPOS DE CONTROL DE CALIDAD DE LA
INDUSTRIA DE LA TRANSFORMACION DE
PLASTICOS**

2.1. INTRODUCCION.

Dentro de la industria de la transformación de plásticos, existen diferentes tipos de equipos de control de calidad y de investigación de materiales, dependiendo del tipo y tamaño de la industria.

Muchos de estos equipos son utilizados para la investigación y desarrollo de nuevos materiales (plásticos), para optimizar los procesos de transformación (Extrusión, Inyección, Mezclado), y como equipos para el control de calidad.

Se han elegido algunos de los equipos más representativos de la industria de la transformación de plásticos en México, sin embargo, existen otro tipo de equipos que se pueden clasificar como reológicos, y que son utilizados en la determinación de propiedades dinámico-mecánicas que no serán incluidos en éste análisis.

En esta sección se analizarán los siguientes equipos:

- 1.- Equipo de índice de fluidez (Melt Flow Index).
- 2.- Viscosímetro Mooney.
- 3.- Reómetro de Disco Oscilante.
- 4.- Plastógrafo.
- 5.- Reómetro capilar tipo Merz-Colwell RCI (tipo INSTRON).
- 6.- Reómetro capilar continuo (RCC).

Nota:

Para detallar la manera de efectuar los cálculos, así como algunas características especiales para los equipos, se dispone de la sección de anexos en este trabajo.

2.2. MELT FLOW INDEX (MFI).

Generalmente, la mayoría de las industrias nacionales cuenta con el equipo de índice de fluidez (MFI), por lo que se le denomina equipo "comodín" de la industria del plástico.

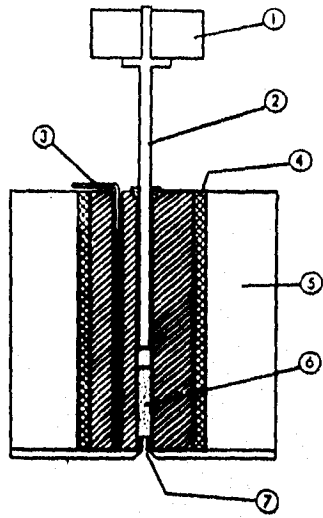
La caracterización de un polímero desde el punto de vista industrial, es la medición del índice de fluidez, que es determinado mediante la norma ASTM (D-1238-65-T). Básicamente, el M.F.I. consiste de las siguientes partes:

- 1.- Las pesas.
- 2.- El pistón.
- 3.- El termómetro.
- 4.- La resistencia.
- 5.- El aislante.
- 6.- El material.
- 7.- Orificio (Dado con $L = 8 \text{ mm.}$, $R = 1.05 \text{ mm.}$)

que pueden ser apreciadas con mayor detalle en la figura 2.1. en donde se presenta el equipo de índice de fluidez (M.F.I.). Pero lo más importante es la gráfica del gasto contra el tiempo, que muestra una inconsistencia tan importante, por lo que muchas veces los datos se deben tomar con cierta precaución.

La forma en que se opera este equipo se puede resumir de la siguiente manera:

- 1.- Encender las resistencias eléctricas del equipo con el fin de "calentar" el cilindro a una temperatura dada (Temperatura a las condiciones de la prueba).
- 2.- Colocar los Pellets del plástico en el cilindro y empacarlos bien.
- 3.- Colocar la pesa ó las pesas encima del cilindro de acuerdo a las condiciones de la prueba.
- 4.- Obtener el gasto en un tiempo de 10 minutos.
- 5.- Reportar los datos obtenidos indicando una cierta cantidad de material "g/10 min." , junto con la condición de la prueba.



- (1) Pesas.
- (2) Pistón.
- (3) Termómetro.
- (4) Resistencia.
- (5) Aislante.
- (6) Plástico.
- (7) Dado.

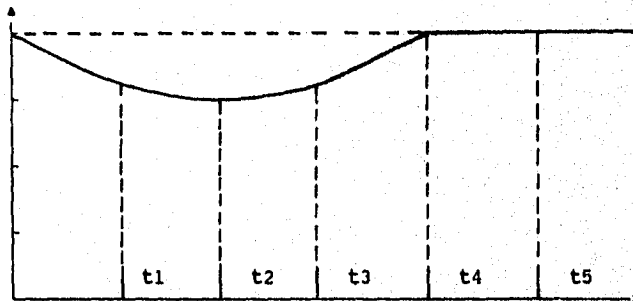


Fig. 2.1. Representación del equipo de índice de fluidez M.F.I. En la parte inferior se puede apreciar que el gasto "no es constante", por lo que muchas veces podemos cometer errores. Por ésta razón, el equipo de M.F.I. no puede utilizarse para cálculos de viscosidad.

REF	DESIGNA. ESTAND.	TEMP. °C	CARGA Kg	PRESION KPa	PRESION P.S.I
A	125/0.325	125	0.325	44.8	6.5
B	125/2.16	125	2.16	298.2	43.25
C	150/2.16	150	2.16	298.2	43.25
D	190/0.325	190	0.325	44.8	6.5
E	190/2.16	190	2.16	298.2	43.25
F	190/21.60	190	21.60	2982.2	432.5
G	200/5.0	200	5.0	689.5	100.0
H	230/1.2	230	1.2	165.4	24.0
I	230/3.8	230	3.8	524.0	76.0
J	265/12.5	265	12.5	1723.7	250.0
K	275/0.325	275	0.325	44.8	6.5
L	330/2.16	230	2.16	298.2	43.25
M	190/1.05	190	1.05	144.7	21.0
N	190/10.0	190	10.0	1379.0	200.0
O	300/1.2	300	1.2	165.4	24.0
P	190/5.0	190	5.0	689.5	100.0
Q	235/1.0	235	1.0	138.2	20.05
R	235/2.16	235	2.16	298.2	43.25
S	235/5.0	235	5.0	689.5	100.0
T	250/2.16	250	2.16	298.2	43.25
U	310/12.5	310	12.5	1723.7	250.0
V	210/2.16	210	2.16	298.2	43.25
W	285/2.16	285	2.16	298.2	43.25
X	315/5.0	315	5.0	689.5	100.0

MATERIAL

CONDICION

ACRILICO	230/1.2	230/3.8
ACRILONITRILO-BUTADIENO-ESTIRENO	200/5.0	230/3.8
ESTER DE CELULOSA	190/0.325	190/2.16
	190/21.60	210/2.16
NYLON	275/0.325	235/1.0
	235/2.16	235/5.0
POLICLOROTRIFLUOROETILENO	265/12.5	
	310/12.5	
POLIETILENO	125/0.325	125/2.16
	190/0.325	190/2.16
	190/21.60	190/10
	310/12.5	
POLICARBONATO	300/1.2	
POLIPROPILENO	230/2.16	
POLIESTIRENO	200/5.0	230/1.2
	230/3.8	190/5.0
POLIETILENTEREPTALATO	250/2.16	210/216
	285/2.16	

Tabla 2.1 En ésta tabla se muestra la condición, la carga, y la temperatura de la prueba. Por ejemplo: la condición "I" requiere de 230 °C y 3.8 Kg. En la parte inferior de la tabla, se muestran algunos materiales y las condiciones de prueba que se utilizan.

Es muy importante que cuando se termine de realizar la prueba y se tenga comunicación con otros laboratorios para presentar los resultados, se incluya y se especifique claramente la condición de la prueba realizada para efectos de comparación, reproducción del estudio o de la prueba misma, y de trabajos posteriores (tabla 2.1).

El índice de fluidez es determinado a una velocidad de corte pequeña (0.4 a 10 seg^{-1}), que no corresponde a las velocidades de corte en la extrusión o en la inyección.

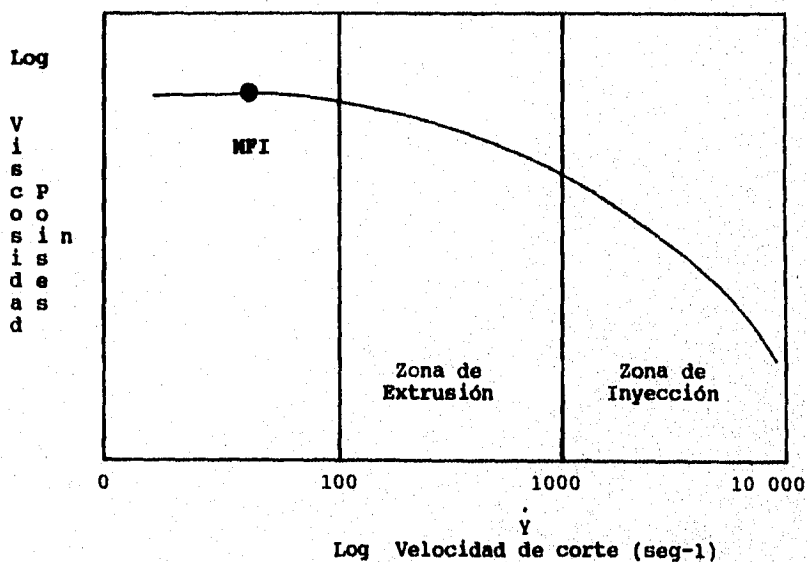


Fig. 2.2. La velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) y su relación con las zonas de procesamiento.

Como podemos observar, la velocidad de corte es muy pequeña, y no se parece a las velocidades de corte que se presentan en la zona de extrusión (100 a 1,000 seg-1), e inyección (1,000 a 10,000 seg-1).

Así mismo, podemos decir que la presión máxima de una prueba alcanzada en este equipo es de 432 lb/in², que se aleja mucho de la presión que podemos alcanzar en un proceso de transformación de plásticos que se encuentra aproximadamente en los rangos de 1,000 a 5,000 lb/in².

Por esta razón, muchas veces, aunque dos resinas tengan el mismo índice de fluidez, pueden tener diferente comportamiento durante su proceso (figura 2.3.).

El índice de fluidez es respetado por las industrias de transformación de plásticos, ya que de alguna manera éste se relaciona con el peso molecular, de la siguiente manera:

$$\text{M.F.I. es proporcional a } \frac{1}{\text{Peso Molecular del polímero}}$$

Cuando el índice de fluidez es pequeño (0.3g /10 min.) decimos que se trata de un polímero de alto peso molecular, y cuando el índice de fluidez es grande (12g /10 min.) decimos que se trata de un polímero de bajo peso molecular. Así, el índice de fluidez, permite seleccionar el tipo de material, pero no puede asegurar el mismo comportamiento durante el proceso de extrusión ó de inyección.

En la figura 2.3. se puede observar el comportamiento de tres tipos de materiales de la misma familia. Es importante tomar en cuenta que no podemos asegurar el comportamiento de los materiales para valores de velocidades de corte altos.

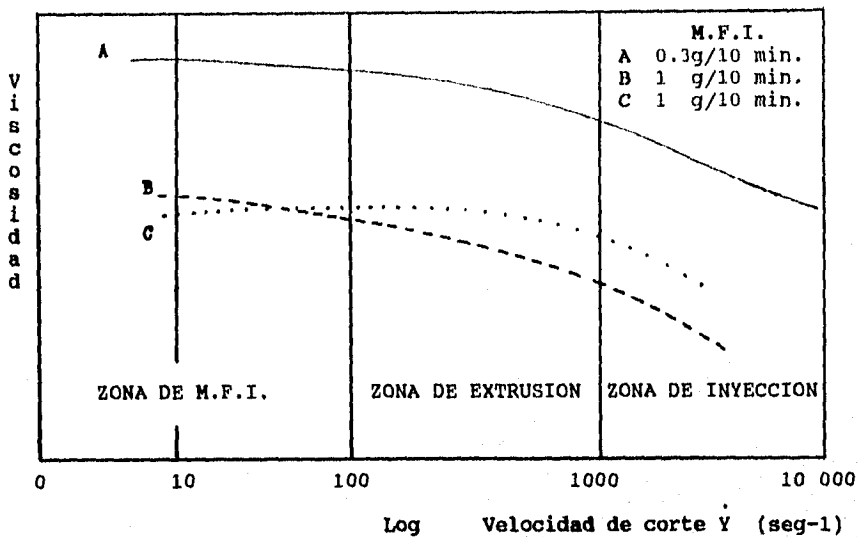


Fig. 2.3. Representación de el comportamiento de tres materiales de la misma familia.

Algunas personas, Universidades, incluso instituciones de investigación y desarrollo, han utilizado el equipo M.F.I. para elaborar curvas de viscosidad, variando la velocidad de deformación con los diferentes pesos que se pueden utilizar en este equipo. Es decir, cuando la gente compra este tipo de equipo, puede seleccionar sólo un peso (una pesa) para una prueba en especial ó puede comprar todo el conjunto de pesas. Así podrá utilizar todas las pesas, trabajando a la misma temperatura. Al variar de peso, variará el gasto, y por lo tanto, la velocidad de deformación. De ésta manera se podrán obtener de 8 a 10 puntos sobre la curva. Con la presión (fuerza X área), se obtendrá el esfuerzo de corte, y con la velocidad de corte, se podrá obtener la viscosidad.

* El equipo M.F.I. es muy útil en el control de plásticos; permite seleccionar un material, pero no nos proporciona datos reales de su comportamiento al ser procesados.

* Cuando se realiza una prueba es fundamental presentar los datos completos, es decir, presentar la cantidad de material que fluye por el equipo por cada 10 minutos (g/10 min.), junto con la especificación de la condición a la que se realizó la prueba.

Por estas razones, el equipo M.F.I. proporciona datos del material incompletos, no cubre los rangos de las condiciones a las cuales estos materiales serán sometidos al procesarlos. No es recomendable que se quiera controlar y caracterizar materiales para el proceso de extrusión con sólo emplear este equipo.

2.3. EL VISCOSIMETRO MOONEY. (PLASTIMETRO MOONEY)

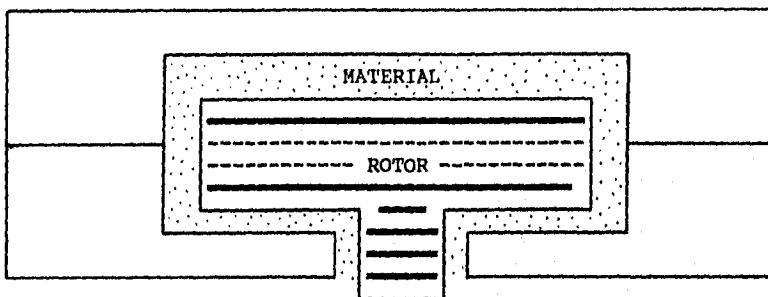
Otro equipo que se utiliza en la industria del plástico, y más comunmente en la industria del hule, es el viscosímetro Mooney.

Este equipo consta de un pequeño rotor que se encuentra dentro de una pequeña cavidad (que se puede abrir o cerrar), en cuyo hueco, previamente se coloca el plástico o elastómero a probar. El disco gira a una velocidad constante de 2 revoluciones por minuto (RPM).

El nombre de Mooney es por su inventor (M.Mooney), y 100 unidades Mooney equivalen a 8.3 Newton-metro.

En la figura 2.4. se muestra en la parte superior la geometría del rotor y de la cavidad, explicando después en la parte inferior de la gráfica, las curvas: (A) que es la curva típica de un termoplástico ó de un hule sin vulcanizar y, (B) la de un termofijo ó la de un hule que se vulcaniza a medida que transcurre el tiempo . .

VISCOSIMETRO MOONEY
V.M.



MOVIMIENTO DEL ROTOR

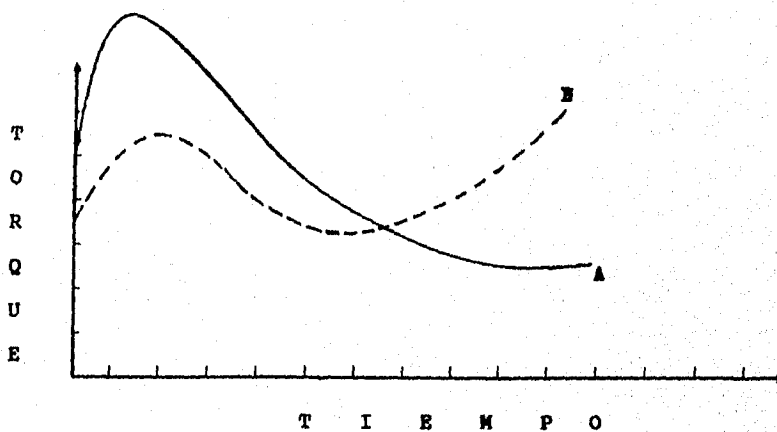


Fig. 2.4. En esta figura se puede apreciar el rotor del viscosímetro Mooney, la cavidad donde se coloca el material, y las planchas calientes. La prueba dura aproximadamente 5 min.

La manera de operar este equipo, se puede resumir de la siguiente manera: primero se abren las platinas (previamente calientes), luego se coloca el plástico alrededor del rotor. Si se trata de un hule, se hace una banda, se perfora, y se coloca en la cavidad.

El equipo se cierra y se espera un minuto, luego se arranca el equipo y se espera a que se presente un incremento en el torque hasta que el material funde.

En el caso del **termoplástico**, el torque disminuye y tiende a ser constante hasta llegar a un punto en el cual, ya se puede tomar la lectura, esto es a los cuatro minutos aproximadamente. En el caso de **termofijo**, la reacción propicia el entrecruzamiento y el torque se eleva hasta que la muestra se rompe debido a la vuelta completa del rotor.

Ante los problemas cotidianos del procesamiento de los plásticos, las industrias tratan de responder las preguntas con el equipo que tienen. Así, en este caso, deben saber como utilizar este equipo y que limitantes tiene.

Primero, este viscosímetro es útil cuando se trata de caracterizar tanto resinas como aditivos, ya que al girar solamente a 2 RPM, la velocidad de corte es muy baja. Esto permite saber si el plástico funde bien o si necesita mayor velocidad de corte. Esto es muy importante, debido a que muchas veces se tienen productos con puntos fríos o puntos que no se han fundido, y con este equipo, en unos cuantos minutos podremos tener una respuesta.

El problema del "Delay" (tardanza en la fusión), es muy común en los aditivos y resinas, principalmente en botellas transparentes de PVC (policloruro de vinilo), donde en las fábricas, tanto los supervisores como los Ingenieros de Proceso, pretenden resolver el problema mediante la modificación en las condiciones del proceso, normalmente se pierde mucho tiempo al parar los equipos que producen este tipo de piezas, y algunas personas se concentran en la temperatura del molde y en las dimensiones de la pieza.

Es importante destacar que existen estudios realizados con este tipo de equipo para ahorrar diversas pruebas, tiempo y dinero.

Recordemos que la mayoría de las industrias (la pequeña y la mediana industria), no cuentan con recursos monetarios para equipar un laboratorio completo.

Por ejemplo, se sabe que puede ser utilizado para realizar un análisis preliminar para el sistema "Core-Shell", en la modificación de impacto para PVC.

Con este equipo se puede determinar si el sistema se encuentra correctamente formado, mediante la apiercia del fundido al somerlo a la prueba. Esto puede ahorrar el costo de una fotografía con microscópio electrónico, que algunas industrias no pueden obtener, por falta de los equipos ó por falta de capital. En algunos casos, instituciones como la UNAM (IF) y la UAM-I pueden realizar esta fotografía electrónica a un precio no muy alto, pero la limitante en algunos casos es la manera y el tiempo para desarrollar la orden de realización.

2.4. REOMETRO DE DISCO OSCILANTE. (PLASTIMETRO MONSANTO)

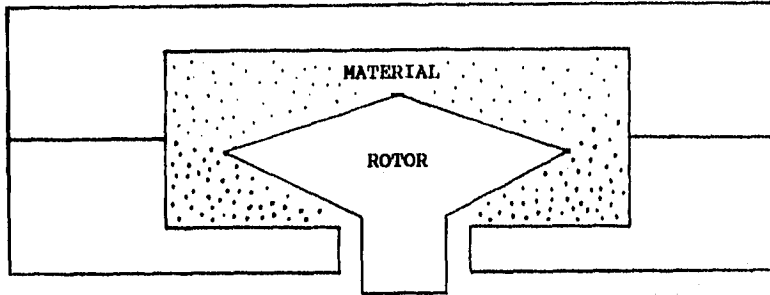
El reómetro de disco oscilante es muy utilizado en la industria de los elastómeros, para obtener la curva de vulcanización. Hay que hacer notar que la curva que se obtiene en este equipo es muy confiable, por lo que se puede calcular "el torque normalizado", y con éste, la energía de activación a la vulcanización. Para mayor detalle de la manera en la cual se obtiene la energía de activación, es recomendable que se consulte el siguiente artículo: M.C. Miguel A. Sánchez Urrutia, " Estudio comparativo de técnicas utilizadas en la obtención de la energía de activación a la reticulación ", 4º Congreso Nacional de Polímeros.

En la figura 2.5. se puede observar el diagrama que representa este tipo de reómetro (O.D.R.), donde se puede apreciar que el rotor es muy diferente al viscosímetro Mooney, ya que en este caso el rotor tiene forma de dos conos unidos y presenta estrías en la superficie para mejorar el "agarre" del material.

La curva que se obtiene comprende toda la reacción completa de vulcanización, ya que éste rotor no da la vuelta completa y no destruye la muestra como en el caso del viscosímetro Mooney.

Es importante mencionar que éste equipo también se le conoce en la industria hulera mexicana como curómetro MONSANTO. Un equipo de trabajo con el que comúnmente se le asocia para fines de control de procesos de vulcanización, es el curómetro Shawbury.

REOMETRO DE DISCO OSCILANTE
O.D.R.



MOVIMIENTO DEL ROTOR

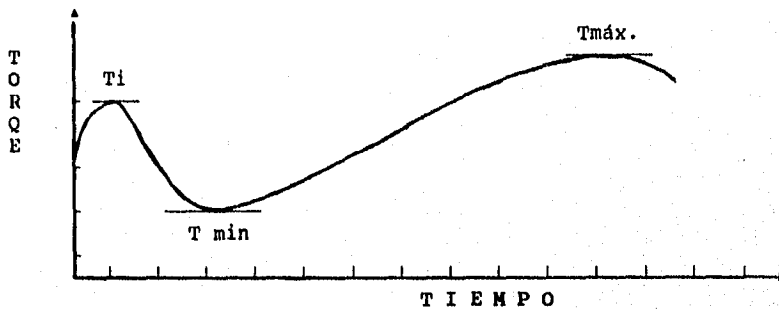


Fig. 2.5. En la parte superior, se presenta la ilustración del O.D.R. (Reómetro de Disco Oscilante).

A diferencia del equipo Mooney, el rotor oscila con un ángulo muy pequeño. Por ésta razón, se obtiene completa la curva de "curado" ó vulcanizado, ya que el material no se reasga ni se rompe.

Para interpretar la curva inferior, existe el torque inicial (cuando se cierra el equipo y se arranca, tomando el material el torque hasta que comienza a fundirse). El torque mínimo (una vez que el material se funde, la viscosidad disminuye, y el torque llega a un valor mínimo), y el torque máximo (con el tiempo se inicia la vulcanización y la unión entre las cadenas propicia un aumento en el torque. En este punto, el material se encuentra totalmente vulcanizado).

Con ésta curva se puede obtener la energía de activación a la vulcanización, a partir del torque normalizado:

$$T_n = \frac{T_f - T_t}{T_f - T_i} \dots\dots\dots(2.1)$$

en donde:

- Tf = Torque final.
- Tt = Torque al tiempo "t".
- Ti = Torque inicial.

Para obtener la energía de activación a la vulcanización, se debe de realizar la siguiente metodología :

Al trazar la gráfica de torque normalizado contra el tiempo, la constante de velocidad de reacción, (orden 1 en este caso), se obtiene através de la pendiente de dicha curva. Luego al graficar la constante de velocidad de reacción contra 1/T se obtendrá la energía de activación para la reacción, la cuál se podrá utilizar para optimizar el proceso de vulcanización.

En la figura 2.5. , es posible apreciar una gráfica típica de Torque normalizado contra el Tiempo, junto con una explicación de este comportamiento.

Debemos mencionar, que gracias a que existen diferentes compañías que distribuyen estos equipos, en algunas ocasiones presentan dos diferentes tipos de rotores, lo cual puede ocasionar que se confunda su rango de operación y de aplicaciones. Este es el caso de los reómetros que presenta la compañía HAAKE en sus modelos de la serie RheoStress RS100, en donde incluye un rotor de cono y uno de plato.

2.5. PLASTOGRAFO. PLASTICORDER.

El plastógrafo es un instrumento que consiste en una cámara con dos rotores que giran a diferente velocidad para poder propiciar el "shear" (corte/deformación) necesario para fundir y mezclar los materiales para ser caracterizados (fig. 2.6.). Este equipo se ha utilizado en México por muchos años en la industria del PVC, principalmente para conocer la estabilidad en el torque de fusión. También este equipo permite conocer el incremento en la temperatura real del material durante su fusión.

Desgraciadamente, la falta de mantenimiento ha hecho que muchos de los equipos no proporcionen valores confiables de la temperatura de "Stock".

El cambio en la tecnología ha propiciado que muchas compañías hayan cambiado sus equipos por verdaderos plastógrafos con programas de cómputo de mezclado y caracterización de materiales plásticos.

En estos equipos, la temperatura (eje Y) y el torque (eje Y), son registrado contra el tiempo (eje X), y ésta curva mide la procesabilidad del material.

El cambio en el torque puede ser interpretado como: fusión, velocidad de degradación, grado de reticulación, velocidad de absorción de líquidos, entre otros. El torque es expresado en "gramos-metro" ó en "Newton-metro". En el equipo se pueden montar diversos tipos de rotores (fig. 2.7.), dependiendo de la aplicación que se requiera.

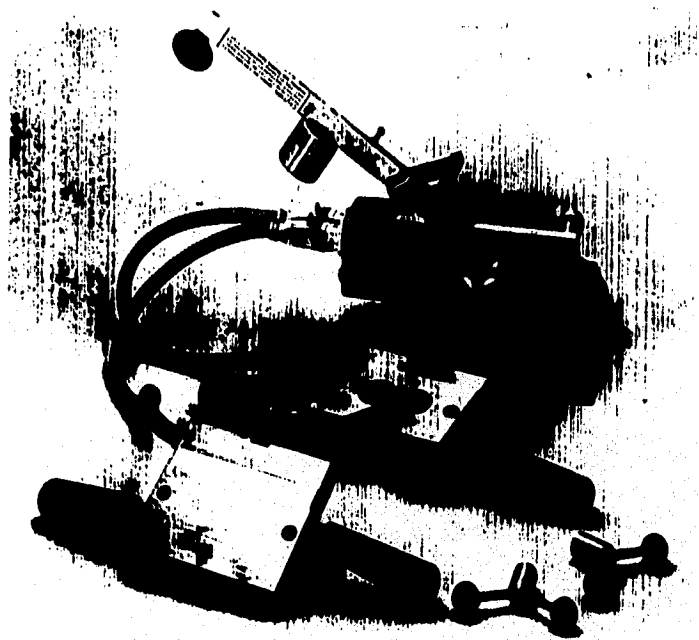


Fig. 2.6. Representación del plastógrafo y algunas de sus partes fundamentales.

a) **Rotores tipo Sigma** .- Son utilizados para mezclar polvos, para absorber líquidos en polvos, para mezclar adhesivos y para mezclar líquidos de baja viscosidad. Estos rotores se restringen al nivel más bajo de torque, debido a su estrecha sección transversal.

A mayor área de contacto, mayor torque.

b) **Rotores tipo Cam** .- Este tipo de rotores se utiliza para el mezclado de elastómeros y para algunas pruebas de absorción de líquidos en polvos.

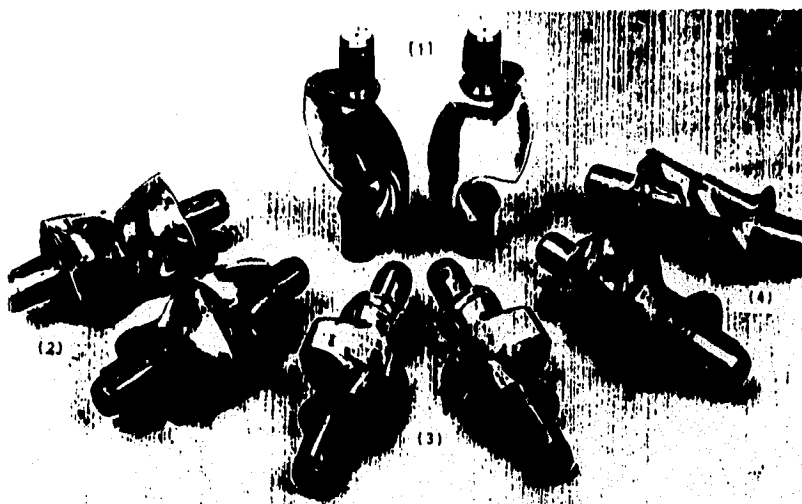
c) **Rotores tipo Roller** .- Este tipo de rotores se utilizan para caracterización y mezclado de termoplásticos y termofijos. Hay que hacer notar que casi todos los plastógrafos que se venden vienen con los rotores tipo Roller, ya que son los más utilizados.

d) **Rotores tipo Banbury** .- Este tipo de rotores, son una réplica en miniatura, de los rotores mezcladores tipo Banbury Farrel Inc. Estos rotores se utilizan para elaborar compuestos con elastómeros y termoplásticos. El nivel de "shear" (nivel de deformación), se considera intermedio entre los rotores Cam y los tipo Roller.

La velocidad (RPM) a la que se trabaje el plastógrafo, depende del rango de la velocidad de corte requerida, para efectuar el estudio del proceso de transformación.

En la figura 2.6 se puede observar el plastógrafo y algunas de sus partes más importantes. No se muestra en esta figura la consola de controles y el motor, ni el reductor de velocidad.

Generalmente, la mayoría de las industrias que tienen este tipo de equipos, utilizan el plastógrato entre 50 y 60 RPM, a menos que la viscosidad del material sea más grande y se tenga que disminuir la velocidad de los rotores. No existe una regla para mantener el factor de llenado ó la velocidad de los rotores fijos, debido a que las condiciones de operación, dependen del material en estudio.



[1] Sigma, [2] Roller, [3] Cam, [4] Banbury

Fig. 2.7. Diferentes tipos de rotores para el plastografo.

Para realizar las determinaciones con el plastógrafo, se debe realizar la siguiente metodología:

1.- Cargar la cámara a un 70% de capacidad utilizando la expresión del factor de llenado:

$$\text{Peso de la muestra} = \text{FC} * \text{Volúmen de la cámara} * \text{SG}$$

En donde:

FC = Factor de llenado.

SG = Gravedad específica.

2.- Registrar el torque y la temperatura de "Stock" durante la prueba.

3.- Seleccionar el torque ó tan cerca como sea posible del punto A.

4.- Calcular la viscosidad.

5.- Calcular la velocidad de corte.

Para seleccionar la temperatura de la cámara, se debe de considerar el punto de fusión, la temperatura a la cual el material fluye ó la temperatura a la cual el material va a ser procesado. Es fundamental saber la SG (gravedad específica) del material, ya que no es lo mismo procesar Pellets que polvos.

Se debe de tener siempre presente que para saber más de la procesabilidad del material, hay que tratar de "correr" el material a varias condiciones de temperatura y RPM.

Por experiencia, según J.E. Goodrich, se debe de tomar el torque tan cerca del pico de fusión como sea posible, para evitar un excesivo "shear" del material por un prolongado tiempo de mezclado. Es muy importante registrar tanto el torque como la temperatura, y examinarlas críticamente.

Por ejemplo, en la figura 2.8 podemos observar una gráfica de temperatura y torque vs. tiempo. El torque inicia en "0" (equipo apagado), y crece hasta la fusión del material, luego baja y se estabiliza. La temperatura inicia a la temperatura de la cámara, al entrar el plástico frío ésta baja, luego sube y se estabiliza.

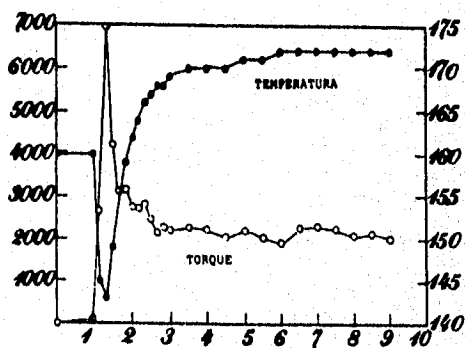


Fig. 2.8. Gráfica de temperatura y torque Vs. tiempo.

En la figura 2.9 podemos observar que el torque en el punto A es preferible al torque en el punto B. El torque en el punto A representa el torque cuando la temperatura de "stock" alcanza la temperatura prevista "set temperature".

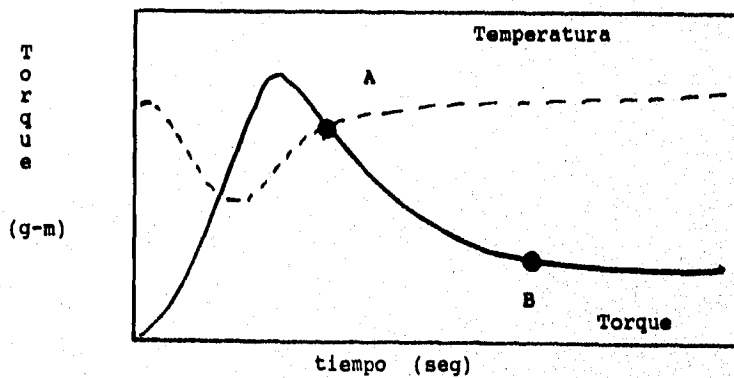


Fig. 2.9. En esta gráfica se puede observar el punto en donde se debe de tomar el torque.

2.6. REOMETRO CAPILAR TIPO MERZ-COLWELL. (RCI)

El reómetro capilar tipo Merz-Colwell, recibe también el nombre de reómetro capilar tipo INSTRON (RCI), por la marca comercial que lo fabrica, vende y distribuye por todo el mundo. Sin embargo debemos decir que en la actualidad, se encuentran dos marcas más de equipos comerciales que se encuentran introduciendo al mercado reómetros capilares (ROSAND y HAAKE), los cuales no se incluye ni su descripción, ni su operación.

Este equipo cuenta con un "nomograma" ó una fórmula por medio del cual se obtiene la velocidad de corte, y el esfuerzo de corte se obtiene a partir de la fuerza registrada en el equipo.

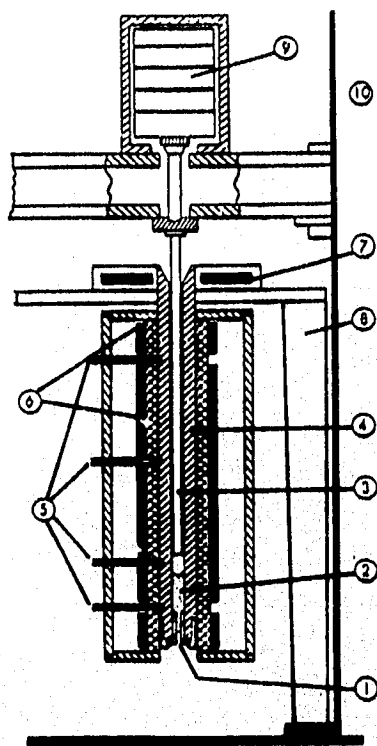
En la figura 2.10. , podemos observar con detalle, un esquema de reómetro capilar INSTRON (RCI).

El RCI consiste en un barril calentado por resistencias y es operado con una máquina universal o bien, un sistema compacto y único que se le acopla al reómetro. Este reómetro se basa en el principio de un pistón movido a una velocidad constante (aquí esta el secreto), previamente seleccionada, que desplaza a un polímero fundido que se encuentra dentro del barril. Para mover el pistón, puede utilizarse una máquina universal de pruebas con velocidad constante, y con un registro de carga.

Con base en este principio, la compañía INSTRON Corporation ha comercializado un reómetro especial para obtener las propiedades reológicas de los polímeros.

REQMETRO CAPILAR "MERZ-COLWELL"

Fig. 2.10.



- 1) Capilar
- 2) Polímero
- 3) Ariete (plunger)
- 4) Barril
- 5) Termopares
- 6) Resistencias
- 7) Resistencias
- 8) Soporte mecánico
- 9) Sistema para mover el cabezal
- 10) Marco de soporte

El equipo se monta sobre un soporte (8), el cual se fija entre las columnas de la máquina (7), son partes del equipo, el barril (4), las resistencias electrónicas para calentamiento (6), y los termopares (5). El material fundido (2) es forzado a fluir a través del dado capilar (1) mediante el pistón (3), conectado a una celda de carga (9). En la máquina se selecciona la velocidad del cabezal, y la celda de carga mide la fuerza sobre el pistón.

Los dados pueden ser fabricados para obtener una amplia gama de longitudes y diámetros (L/D), con el fin de poder realizar diversos estudios, y analizar diversos materiales.

Para ejemplificar este equipo, podemos decir que el modelo 3210 (acoplado a una máquina universal serie 1120 ó 1190), la máxima carga en el equipo es de 20 KN, con velocidades del cabezal entre 0.05 y 500 mm/min., con un diámetro del pistón de 0.9525".

Generalmente, cuando se adquiere este equipo, dentro de sus accesorios cuenta con la posibilidad de tener un pistón de repuesto, en algunos casos, un porta dados para la base del reómetro, un termopar (como opcional), un graficador integrado (para la determinación de presión en el equipo), y uno o dos dados capilares, cuyas dimensiones son especificadas por el cliente dependiendo del material que se requiera caracterizar. Es fundamental analizar y tomar en cuenta estos accesorios al adquirir el equipo.

Debido a la experiencia obtenida en la operación de este equipo, se pueden mencionar algunas sugerencias básicas :

1.- Capacitar correctamente al operador.

Cuando se adquiere este tipo de equipo, la compañía que lo fabrica generalmente presenta un curso de capacitación en sus propias instalaciones (en la casa matriz) para aprender a utilizar el equipo, y que por lo general, son los gerentes o los jefes de departamento los que toman este tipo de cursos. Cuando regresan a la planta con el equipo, pretenden capacitar a los técnicos que se encargarán de realizar las pruebas. Lo anterior se traduce en una manipulación de la información ("EL JEFE Y LOS SUBORDINADOS").

El técnico no recibe la información completa y puede descomponer el equipo.

2.- Tomar en cuenta los manuales de seguridad.

Este equipo tiene que ser limpiado entre prueba y prueba, para eliminar el material "pegado" en las paredes del barril del equipo, y para conservar el equipo en buenas condiciones. Si no se realiza lo anterior, se puede introducir errores en las determinaciones y en la reproducibilidad de los datos.

Algunos métodos de limpieza para este equipo involucran el limpiar el barril con disolventes orgánicos. Los técnicos introducen el disolvente orgánico cuando el barril se encuentra "muy caliente", y se ayudan con una franela enroscada en un alambre para introducirla al barril y poder limpiar mejor las paredes.

El disolvente puede desprender gases tóxicos que afectan a la salud del operador, pero lo más peligroso es que al introducir el alambre con la franela aumenta la presión del disolvente en el barril y se traduce en una proyección inminente, quemando seriamente al técnico.

Es muy importante que el técnico tenga conocimientos básicos de química, y que sea evaluado regularmente.

Recordemos que las temperaturas de "melt" de los materiales a caracterizar son altas. Por ejemplo, para PET (polietilentereftalato), su caracterización se realiza a temperaturas entre 265 - 285 °C, y se emplea glicerina para la limpieza del barril.

3.- No permitirle ninguna iniciativa al técnico sobre el equipo, si no ha sido evaluada previamente.

Algunos técnicos tratan de simplificarse la "fatiga" del trabajo, y tratan de implementar su creatividad. Esta creatividad se manifiesta cuando se descomponen el equipo. El costo de esto es muy grande no solo por la composición del equipo, sino por las pérdidas de tiempo y de control de la producción. Por lo general, el equipo reparado tiene que ser calibrado para poder ser utilizado nuevamente, lo que muchas empresas no realizan.

Esta creatividad puede manifestarse para registrar la presión en el equipo. El graficador no tiene unidades de presión, y lo que realizan algunos técnicos para no estar leyendo el valor de ésta

presión en el medidor de aguja es: introducen un trozo de madera, metal o teflón entre el pistón y la estrada del barril, encienden el equipo y someten a una velocidad de cabezal el equipo. Registran la presión en la aguja, y registran la lectura en el graficador, posteriormente, aumentan la velocidad del pistón paso a paso, hasta tener unas seis lecturas diferentes de presión.

Con los datos obtenidos de presión en la hoja del graficador, y el número de líneas entre lectura y lectura, realizan una regla de tres, y obtienen una escala proporcional para la presión, así, al realizar las subsecuentes pruebas, solo colocan la hoja del graficador y registran el valor de presión de acuerdo a la regla de tres obtenida anteriormente.

Lo único que se logra con esta creatividad, es doblar el pistón y descalibrarlo, quemar el motor al forzar a bajar el pistón, y después de arreglar el equipo, tener un reómetro descalibrado con el que pretenden realizar el control de su proceso.

4.- Seleccionar adecuadamente el diámetro de los dados capilares para el estudio.

Muchos gerentes de compras y de proceso, adquieren los dados capilares para un material determinado, y con esos dados, pretenden caracterizar algunos otros materiales de su proceso. Los dados no son únicos, ni universales para toda la gama de materiales. Incluso, para algunas familias de el mismo material se emplean dados de diferente diámetro para ser caracterizados (por ejemplo PET).

Lo recomendable es tener un juego de diferentes dados con diferente longitud, y diámetro, y si es necesario, con diferente ángulo de entrada.

Al respecto, se puede decir que la limitante de tener una serie de dados puede ser su costo. Un sólo dado capilar fabricado de carburo de tungsteno, puede tener un valor superior a los dos mil dólares.

El ángulo de entrada es muy importante, es recomendable que se compren los dados con ángulos de entrada de 90° , para evitar realizar la corrección de Bagley (que es muy tediosa, y se requieren de por lo menos cuatro dados de diferente L/D), concretándose a realizar únicamente la corrección de Rabinowitsch.

Debemos mencionar que este equipo cuenta con un motor y un juego de bandas que permiten que el cabezal desienda junto con pistón a la velocidad fijada. En los modelos en los que tiene la máquina universal, este sistema se encuentra en la base del equipo, y en los modelos en donde se encuentra el sistema único, el motor está colocado atrás de la caja, en la parte superior. A diferencia, las otras marcas como la línea de reómetros capilares ROSAND, emplean aire comprimido para el mismo sistema.

Es fundamental tener en perfectas condiciones este equipo, nunca colocarlo junto a equipos que utilicen como sistemas auxiliares, motores, bombas de engranes, etc. Siempre debe darse el mantenimiento adecuado, y si el motor del equipo es quemado, solicitar el servicio técnico de calibración.

2.7. REOMETRO CAPILAR CONTINUO. (RCC)

El reómetro capilar continuo, tiene una "cabeza" que incluye al dado capilar conectado a la salida de un equipo de extrusión, lo que permite determinar la viscosidad de una manera continua, durante minutos, horas ó días, según se requiera.

Al pasar el plástico por el dado, cuyas dimensiones son precisas, se registra el gasto y la presión, para posteriormente, determinar la viscosidad.

En las figuras 2.11. y 2.12., se aprecia el extrusor, y la cabeza reológica junto con el dado formador. Estos equipos pueden ser complementarios de los plastógrafos, es decir, el equipo que hace funcionar al plastógrafo también puede hacer trabajar al extrusor, solamente se retira uno y se coloca otro.

Por esta razón, se presenta una lista de las características básicas que se requieren tener en este equipo:

- a) Husillo en buenas condiciones.
- b) Recámara o barril ajustado.
- c) Poder trabajar con el equipo a diferentes RPM.
- d) Que pueda calentarse individualmente por zonas.
- e) No debe de vibrar a altas velocidades.
- f) El diámetro de la recámara no sea mayor a 1.
- g) Un medidor de presión adecuado.
- h) Una cabeza reológica.
- i) Un dado adecuado.

REOMETRO CAPILAR "CONTINUO"

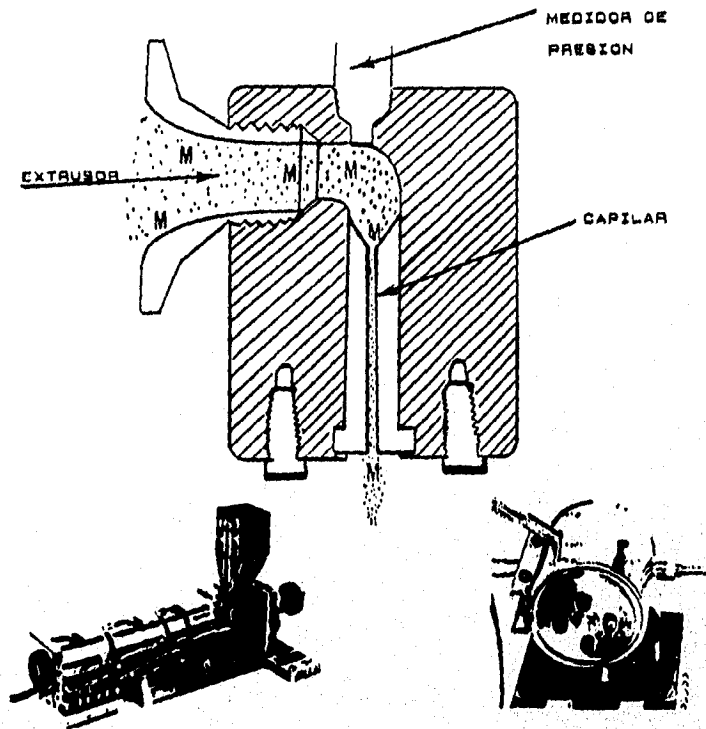


Fig. 2.11. Representación del extrusor, cabeza reológica y la vista anterior de la cabeza con el dado. El extrusor tiene 0.750" de diámetro, y es 24:1 ($L/D=24$), con tres zonas de calentamiento y con enfriadores de aire. La cabeza contiene su propia resistencia y su propio termopar de control. El dado capilar tiene como dimensiones: $L = 2"$, $D = 0.050"$, con un ángulo de entrada de 90° .

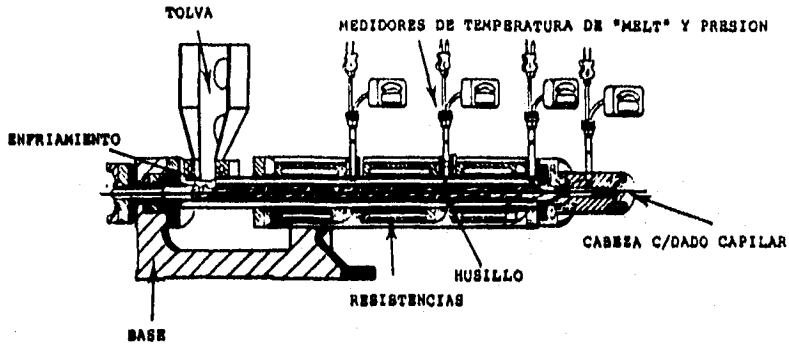


Fig. 2.12. En ésta figura se presenta el sistema completo para el roómetro capilar continuo. Podemos apreciar la tolva, que es en donde se coloca el material en Pellets o en polvo. En la parte inferior de la tolva se encuentra el sistema de enfriamiento a base de agua. Dentro del barril se encuentra el husillo cuya misión es transportar, fundir, y bombear el material hasta la cabeza reológica. En el barril se encuentran colocados los medidores de temperatura hasta llegar a la garganta.

En la garganta se encuentra la parte final del husillo en donde se conecta la cabeza reológica junto con el dado "capilar". En la misma cabeza se encuentra el medidor de temperatura y presión.

a) Husillo en buenas condiciones.

En algunas fábricas se ha tratado de utilizar husillos que se tenían guardados ó sin utilizar. El resultado es drástico, ya que el principal problema que se tiene, es una variación en el gasto, y no se puede utilizar para reómetro.

b) Recámara o baril ajustado.

Generalmente, cuando se tiene un extrusor viejo, tanto el husillo como la recámara, están fuera de especificaciones, y no sirve para iniciar estudios de reología.

c) Que se pueda trabajar a varias RPM (revoluciones por minuto).

Se han encontrado extrusores que cumplen con las dimensiones y la exactitud en el gasto, pero no tienen un buen control de RPM ó la tienen muy limitada. Hay que olvidarse de estos equipos ya que hace que se pierda mucho tiempo, y nunca se logrará ponerlos a punto.

d) Que pueda calentarse individualmente por zonas.

Uno de los principales atributos de los extrusores pequeños, especialmente diseñados para reología, es la forma de controlar la temperatura mediante aire. Esto funciona de la manera siguiente: al apagarse la resistencia, inmediatamente entra una corriente de aire a la resistencia, y al hacer contacto con el metal, se evita un calentamiento por inercia térmica en la resistencia.

Esto es importante, debido a que en las pruebas reológicas se debe de variar la velocidad del extrusor desde 10 RPM hasta 100 RPM, lo que contribuye que la disipación viscosa del material genere más "calor" dentro del extrusor. Si ese calor no es "extraído", la reproducibilidad de las pruebas será nula.

El incremento de temperatura por disipación viscosa puede determinarse apagando este sistema de enfriamiento, para medirla en términos de aumento de °C. Este aumento es considerable, por ejemplo, en trabajos realizados con este reómetro se ha determinado para LDPE (polietileno de baja densidad), un aumento de 12 °C en la temperatura de melt.

e) No debe de vibrar a altas velocidades.

Es muy importante que el husillo no roce ni cause vibración a altas velocidades. Hay que verificarlo con equipo de audio a distintas velocidades de extrusión, a "extrusor vacío", es decir, sin carga de material.

f) El diámetro de la recámara no sea mayor a 1.

Un extrusor mayor a una pulgada, no permite realizar pruebas reológicas, ni utilizar dados capilares adecuados, ya que serían muy grandes, además que involucraría un desperdicio de material por prueba.

Se debe de considerar que para una prueba reológica en este equipo, son suficientes de dos a tres kilogramos de material.

g) Medidor de presión adecuado.

Se debe de tener un medidor de presión digital, ya sea un medidor en por ciento %, o un medidor de lectura directa. El sensor puede trabajar dentro de los siguientes rangos: de 0 - 10,000 PSI, y de 0 - 15,000 PSI. Un medidor de carátula no funciona, debido a que se tiene errores de hasta 50 PSI, y si el equipo no cuenta con el medidor de presión, el equipo no funcionará.

h) Cabeza reológica.

La cabeza reológica se ensambla a la salida del extrusor, y no debe de tener fugas. El control de temperatura debe de ser directo, es decir, que la resistencia de la cabeza la maneje un solo control.

i) El dado.

Los equipos cuentan con dados de acero inoxidable de 2" de largo, y con diámetros desde 0.010" hasta 0.1". La variedad en las relaciones L/D será de acuerdo a las necesidades del cliente ya que pueden ser fabricados de muy diversas dimensiones. Lo más común es encontrar un dado de L= 2", y de D= 0.050". Es muy importante que el ángulo de entrada sea de 90 °, para evitar la corrección de Bagley.

Estos son los principales retos para medir correctamente la viscosidad de una manera correcta ya que la gente piensa que la manera correcta es, de acuerdo a la forma en que se adquirió el equipo.

Solamente en los laboratorios de las compañías mas importantes en México, se han encontrado verdaderos cambios para mejorar la lectura de viscosidad, y con esto, reproducir datos en los simuladores y sistemas expertos para el control de procesos.

Una de las marcas de los reómetros capilares continuos, que se encuentra con mayor frecuencia en las industrias, son los modelos PLASTICORDER de la empresa BRABENDER. Aunque existen también los modelos SYSTEM 40 with RHEOMEX 254, y HAAKEBUCHLER SYSTEM 40, de la empresa HAAKE.

En este trabajo, el reómetro empleado es del tipo PLASTICORDER de la empresa BRABENDER, por lo que se recomienda observar la sección de anexos de éste trabajo en el que se presentan algunos detalles como : cálculos, datos de salida del equipo (graficador de presión), y un ejemplo de la impresión de los datos, controles y cálculos efectuados por los programas integrados en este equipo.

En la tabla 2.2 se presenta una comparación entre los dos reómetros mencionados en ésta sección, en función de sus características más importantes.

Finalmente, podemos observar en la figura 2.13 un resumen de los equipos presentados en este capítulo en función de los rangos de velocidad de corte, que nos permite apreciar las aplicaciones de estos equipos para realizar una caracterización de los materiales (plásticos) antes de ser sometidos a un proceso de transformación.

TABLA 2.2

REOMETRO CAPILAR CONTINUO	REOMETRO CAPILAR MERZ-COLWELL
ALIMENTACION	
LA ALIMENTACION ES CONTINUA, LO QUE HACE MAS VERSATIL ESTE EQUIPO, YA QUE EL EXTRUSOR SE ENCARGA DE BOMBLEAR EL POLIMERO FUNDIDO HACIA LA CABEZA REOLOGICA.	LA ALIMENTACION SE REALIZA POR LOTE, APROXIMADAMENTE 15 g DE MATERIAL. EXISTE EL PELIGRO DE INTRODUCIR BURBUJAS DE AIRE SI NO SE COMPACTA BIEN EL MATERIAL.
MEDIDA DE LA PRESION	
A TRAVES DE UN MEDIDOR DE PRESION PIEZO-ELECTRICO, EL CUAL SE ENCUENTRA COLOCADO EN LA PARTE SUPERIOR DE LA CABEZA. EL SISTEMA DE BOMBEO UTILIZADO, EL SISTEMA DE INTERCONEXION DEL EXTRUSOR, Y LA CABEZA REOLOGICA, PUEDEN AYUDAR A TENER FLUCTUACIONES MINIMAS DE PRESION (1-3%).	A TRAVES DE LA FUERZA REGISTRADA EN EL EQUIPO POR LA MAQUINA UNIVERSAL Y CON EL DIAMETRO DEL BARRIL (F/A). PARA VELOCIDADES DE CORTE ELEVADAS (800 SEG ⁻¹) EXISTEN FLUCTUACIONES MUY IMPORTANTES (10%).
MEDIDA DE LA VELOCIDAD DE CORTE	
SE REQUIERE PESAR EL EXTRUIDO EN UN TIEMPO DETERMINADO PARA OBTENER EL GASTO MASICO. DESPUES SE DEBE DE CONOCER LA DENSIDAD DEL PLASTICO A LA TEMPERATURA DE LA PRUEBA PARA CALCULAR EL FLUJO VOLUMETRICO Y ASI OBTENER LA VELOCIDAD DE CORTE.	AUTOMATICA, YA QUE ES DIRECTAMENTE PROPORCIONAL A LA VELOCIDAD DEL CABEZAL. ESTO LE DA MAS VERSATILIDAD AL EQUIPO, YA QUE NO SE REQUIERE CONOCER LA DENSIDAD DEL MATERIAL A LA TEMPERATURA DE LA PRUEBA.
CONTROL DE TEMPERATURA DEL SISTEMA	
EL EXTRUSOR CUENTA CON TRES ZONAS DE CALENTAMIENTO, CONTROLADAS POR DOS MECANISMOS: ELECTRONICO Y AIRE A PRESION. LA CABEZA REOLOGICA CUENTA CON UNA RESISTENCIA, LA CUAL LE PERMITE CONTROLAR LA TEMPERATURA DEL COMPUESTO.	CUENTA CON UN SISTEMA MUY SOFISTICADO QUE PERMITE EL CONTROL DE TEMPERATURA CON UNA APROXIMACION DE +/- 0.5°C.
TEMPERATURA DE MELT	
CUENTA CON UN MEDIDOR DE TEMPERATURA DE FUNDIDO, LO QUE PERMITE CONTROLAR DICHA TEMPERATURA A CUALQUIER VELOCIDAD DE CORTE. ESTE SISTEMA EN ALGUNOS CASOS PERMITE EFECTUAR ESTUDIOS DE DISIPACION VISCOZA.	NO TIENE NINGUN MEDIDOR DE TEMPERATURA DE FUNDIDO.
TIEMPO DE LA PRUEBA	
EL TIEMPO DE AJUSTE DEL EQUIPO ES MAS RAPIDO, ALREDEDOR DE UNA HORA. LA OBTENCION DE UNA CURVA REOLOGICA SE TOMA UNA HORA MAS. EL TIEMPO TOTAL ES DE 2 HORAS.	SE REQUIERE MONTAR EL REOMETRO, CALIBRAR EL CABEZAL Y LLEGAR HASTA LA TEMPERATURA DE PRUEBA, LO QUE SE LLEVA ALREDEDOR DE 2 O 3 HORAS. POR OTRA PARTE LA OBTENCION DE UNA CURVA REOLOGICA COMPLETA SE TOMA 2 HORAS, Y EL TIEMPO TOTAL ES DE 4 O 5 HORAS.

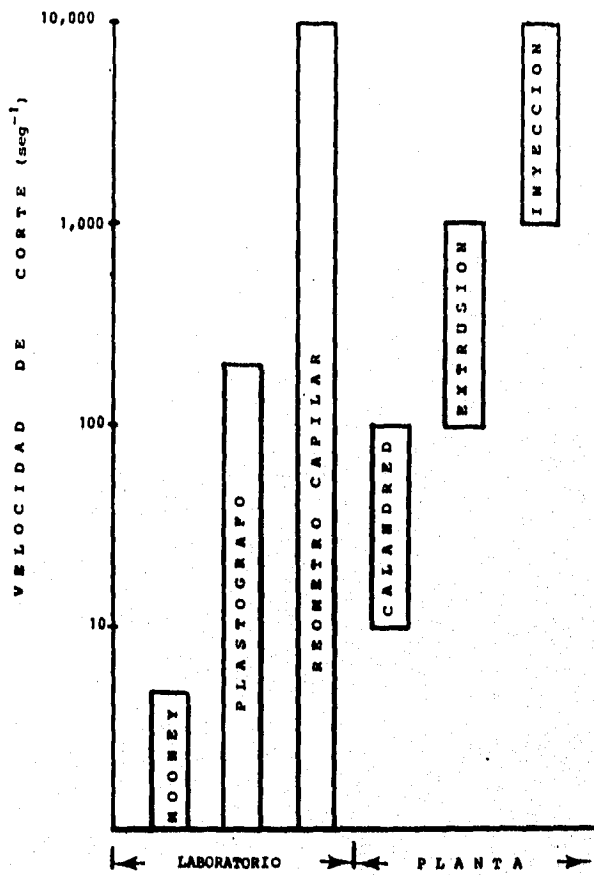


Fig. 2.13 Rangos de velocidad de corte de los diversos equipos analizados en éste capítulo.

CAPITULO III

EL PROCESO DE EXTRUSION

3.1. GENERALIDADES.

Los materiales que más se han parecido a los plásticos a lo largo de los años son los hules, los cuales surgieron alrededor de 1900.

Este tipo de compuestos siempre se transformaron por calandreo, hasta que surgieron unas máquinas que los plastificaban y lograban conducirlos a cámaras en donde recibían su forma definitiva. El equipo utilizado era de longitud corta y con un sistema de pistón para empujar el material, por lo que la plastificación no era homogénea y quedaba la pieza en una forma no uniforme.

Este equipo se utilizó en un principio para transformar a los plásticos, pero posteriormente en 1935, Paul Troester en Alemania diseñó la primera máquina extrusora específica para plásticos, la cual en lugar de poseer un sistema de pistón, se ayudaba para el transporte de material por medio de un husillo o tornillo. Además este husillo y la cámara circundante estaban provistas de resistencias eléctricas para lograr el calentamiento del material.

La palabra extrusión, se deriva de la palabra latina "Extrude" que significan : "Ex" (afuera), y "Trudere" (empujar hacia). Esto describe por sí mismo el proceso.

En años subsecuentes el principio básico de los extrusores de doble husillo es conseguida en Italia por Roberto Columbo y Carl Pasquetti, y así continuó el desarrollo de cada uno de los procesos de transformación.

3.2. EL EXTRUSOR.

Fundamentalmente, una máquina de extrusión de termoplásticos (Fig. 3.1.), consiste en un motor de velocidad variable, un mecanismo de transmisión de engranes que permite girar al husillo (flecha en forma de tornillo), en un rango adecuado de velocidades, un conjunto de cojinetes de aguante para absorber el impacto de "empuje" hacia atrás del husillo, y el husillo que gira dentro del barril ó recámara, el cual ha sido equipado con resistencias para calentar o enfriar a la temperatura deseada el material que será procesado.

Este sistema funde al material plástico hasta obtener una masa de consistencia uniforme, a una temperatura y presión constantes, la cual pasa a través de un orificio llamado dado ó boquilla, donde se le proporciona la forma deseada del producto final.

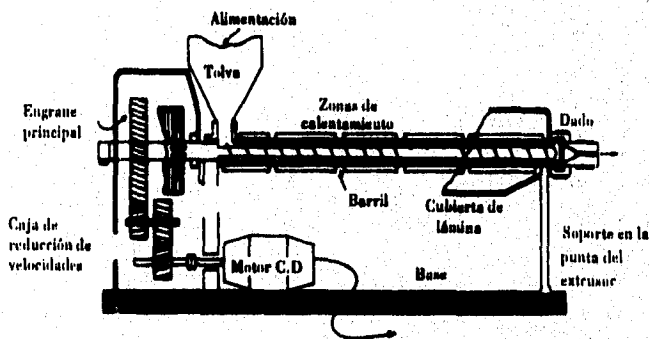


Fig. 3.1. Esquema general de un extrusor y sus partes fundamentales.

3.3. FUNCIONES DE UN EXTRUSOR.

Dentro de las funciones de un extrusor, se pueden comentar las siguientes :

a) **Alimentación.-** La alimentación al extrusor se realiza por la tolva, y debe de tomarse muy en cuenta debido a que muchas veces en esta etapa se inician los problemas en el proceso.

El material debe ser alimentado en forma de gránulos "Pellets" fríos que son depositados en la tolva mediante el sistema manual (operador), ó mediante un sistema automático (aspiradora que transporta los Pellets, desde los secadores, o en su caso de las cajas, hasta el silo alimentador de material).

b) **Fusión.-** El sistema barrill-Husillo debe de estar perfectamente diseñado para recibir y transportar el material en la zona de alimentación, para después, fundir correctamente el material sin que se presenten sobrecalentamientos. Si el material no es fundido de manera homogénea, el producto final presentará defectos en sus dimensiones.

c) **Devolatilización.-** Existen extrusores de dos etapas, con un sistema de devolatilización para humedad, aire o volátiles propios del polímero, cuya función es absorber estos materiales para que el producto sea obtenido sin ningún tipo de defectos (burbujas en el material). Hay que recordar que algunos plásticos absorben humedad debido a las interacciones de puente de hidrógeno que existen entre sus moléculas. Este aditamento debe de llevar un sistema tipo Ventury, el cual aprovecha el agua para ahorrar un sistema de vacío.

d) **Mezclado.**- La gran mayoría de los plásticos se venden de diferentes tipos de colores, por lo que el concentrado de color se agrega directamente a la tolva. De esta manera se emplea al extrusor como un mezclador.

Desafortunadamente, los husillos convencionales no son buenos mezcladores, y requieren de aditamentos internos (cabezas de mezclado), para poder realizar correctamente ésta función. Por esta razón, una de las funciones básicas del extrusor es la de ser un mezclador de cargas, aditivos y pigmentos, para que el producto final pueda ser competitivo en el mercado, en calidad y precio.

Gran parte de la industria Mexicana utiliza lotes de material de desperdicio, y en muchas ocasiones se encuentra mezclado en diferentes proporciones en cuanto a color y grado.

e) **Bombeo.**- La última zona del husillo se le denomina zona de bombeo, y es la que gobierna en gran parte el "gasto" de material que se puede producir en el extrusor a una velocidad determinada (Revoluciones Por Minuto).

La profundidad de esta zona es crucial para la estabilidad del gasto y la presión, por lo que será necesario que un buen extrusor proporcione, antes de llegar hasta el cabezal y el dado, un producto fundido a temperatura y presión constante, para pasar a un dado donde se le dará la forma final (tubo, perfil, cable, filamento, película, etc.).

3.4. EL EQUIPO DE EXTRUSION.

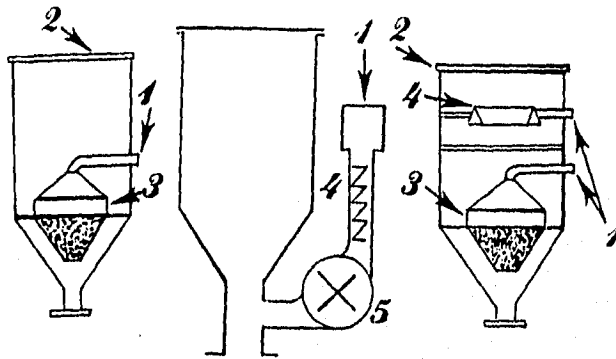
3.4.1. La tolva.

La tolva consiste en un contenedor cilíndrico ó en forma de cubo, en cuya parte inferior tiene un orificio grande que se comunica hasta la entrada del extrusor. En este contenedor se vacía el material en forma de pellets (gránulos), polvo, grúmos ó granulado para el caso de material reciclado, hasta llenarla completamente. Lo que se conoce comúnmente como "garganta ahogada".

Se llama así, ya que no existe ningún espacio vacío entre el husillo y la parte más alta de la tolva, de tal manera que nunca le faltará a la máquina material para transportar.

Así se asegura que el gasto de material fundido no tendrá variaciones, al menos no ocasionadas por la inconsistencia en la alimentación del material.

En la figura 3.2. se puede observar los diversos tipos de tolva para materiales que requieren presecado, con entradas de aire, tapaderas herméticas para evitar que entre el aire frío y húmedo, difusores para repartir el flujo de aire caliente, elementos calefactores para secar el material y ventiladores. En algunos casos, este tipo de accesorios no son suficientes, y se requieren verdaderos deshumidificadores para obtener valores de humedad en nuestros materiales de menos de 0.3%, como es el caso para el Policarbonato (PC).



- (1) Entradas de aire.
- (2) Tapaderas herméticas.
- (3) Difusores para permitir el flujo de aire.
- (4) Elemento de calefacción eléctrica.
- (5) Soplante.

Fig. 3.2. Diferentes tipos de tolvas y algunas de sus partes fundamentales.

Algunas veces cuando se manejan diversos tipos de materiales con diferente morfología (polvo "pigmento" + Pellet + material reciclado), existe un cierto tipo de segregación en la tolva ocasionada por la vibración del motor del extrusor.

Este fenómeno puede ser observado en la figura 3.3 (b) , y es muy común en empresas que manejan materiales como : fabricantes de ABS (acrilonitrilo-butadieno-estireno), mezclas de PP (polipropileno) y LDPE (polietileno de baja densidad), y master de color, entre otros.

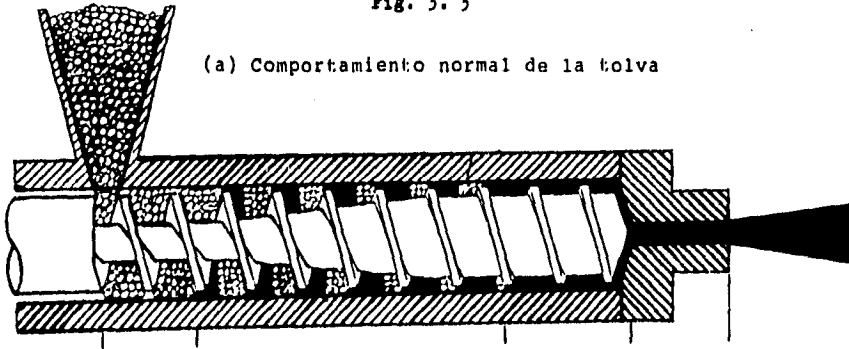
La manera para resolver este problema que más se utiliza en las industrias, consiste en colocar un cono dentro de la tolva llamado "gorro chino", con un diámetro menor a la tolva, y "atornillado" a ella por medio de unas "patas metálicas". El material se resbala por este cono y pasa por los lados, evitando así la segregación.

Este ejemplo se puede observar en la figura 3.3 (c), en cuya tolva se puede percibir un hueco debajo del "gorro chino" que no afecta a la alimentación del extrusor, y que tiene el mismo comportamiento de la figura 3.3 (a).

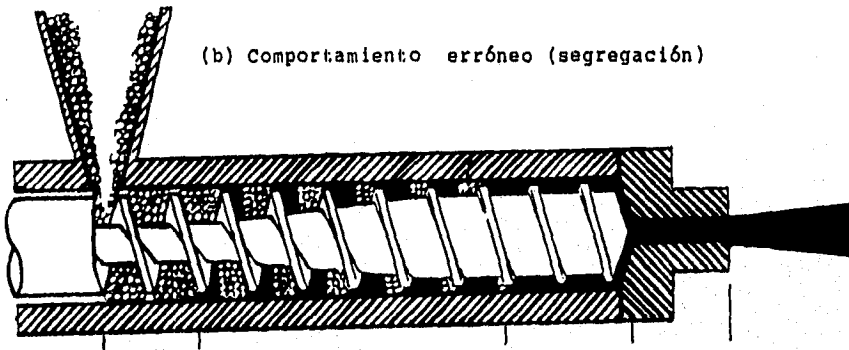
Hay que hacer notar que en algunos casos, y con algunos polímeros específicos, hay que calcular el ángulo del cono para que no se forme una doble segregación: arriba del cono, y abajo del cono, de tal manera que no tengamos fluctuaciones en el gasto como consecuencia de este tipo de fenómeno.

Fig. 3. 3

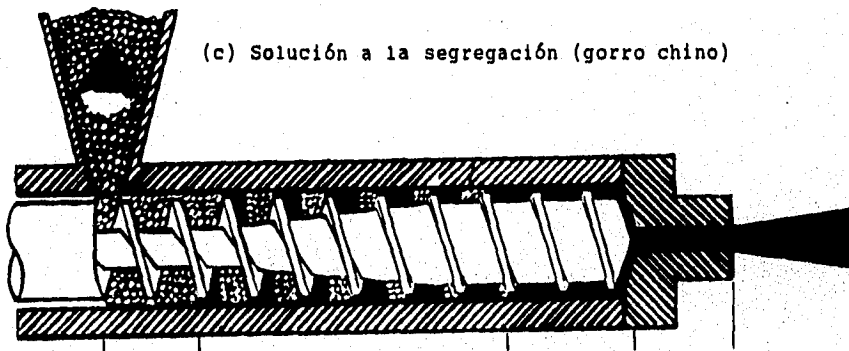
(a) Comportamiento normal de la tolva



(b) Comportamiento erróneo (segregación)



(c) Solución a la segregación (gorro chino)



La forma más fácil y empírica de calcular el ángulo, es colocando el polímero en una placa del mismo material del "gorro chino", y elevándolo poco a poco hasta conocer el coeficiente de fricción, es decir, la tangente del ángulo en el cuál el polímero se resbale.

El truco para que este cálculo funcione es fabricar varios conos de cartón y colocarlos temporalmente en la tolva y probar durante varias horas su comportamiento. Al final, se quita el gorro de carton, y se fabrica el "gorro chino definitivo".

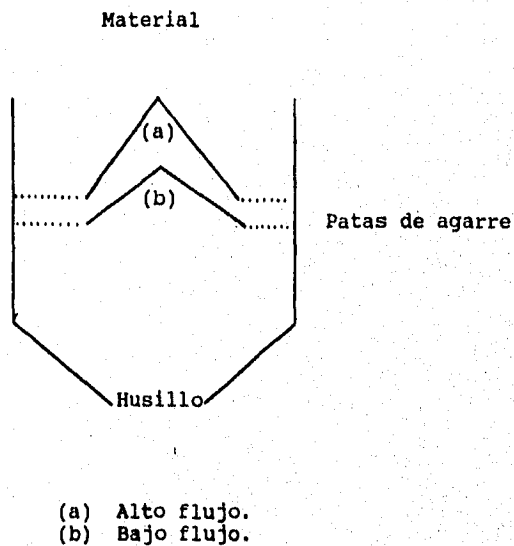


Fig. 3.4. Forma experimental de medición del coeficiente de fricción para la fabricación del cono ó "gorro chino".

La entrada al extrusor, también llamada garganta, se considera dentro del sistema de la tolva y abarca una longitud del husillo por lo menos igual a un diámetro de éste, y su sección transversal puede ser rectangular ó circular.

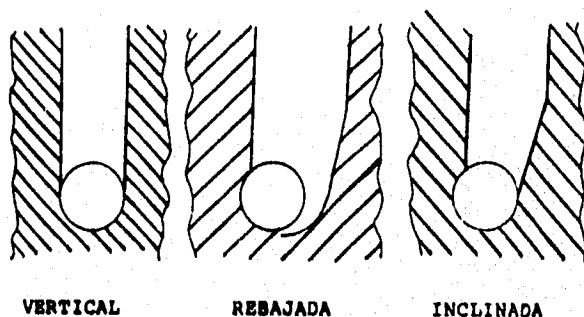


Fig. 3.5. Diferentes tipos de entrada al extrusor.

La garganta vertical es la más utilizada en la industria y es de tiempo de residencia corto, especialmente para plásticos con punto de plastificación bajo (PVC flexible, LDPE alto flujo "MFI > 1", etc.), de tal manera que el material no permanezca mucho tiempo en la garganta evitando su apelmazamiento por fusión prematura.

La garganta rebajada es ideal para la alimentación de elastómeros en forma de "cinta" para la fabricación de tubos, perfiles y cables, que después del extrusor pasarán al proceso de vulcanización ó reticulación.

Para este tipo de garganta, la cinta debe de ser del mismo ancho que la cama del husillo, para evitar acumulamientos que finalmente provocarán inconsistencia en el gasto del extrusor.

La garganta tipo inclinada se utiliza para husillos con doble hélice para asegurarse que la alimentación será constante a pesar de la corta distancia entre crestas.

Para evitar que el calor de las resistencias influya elevando la temperatura en la garganta, el barril presenta un enchaquetamiento en esta parte, de tal manera que se evita el apelmazamiento del material en la garganta.

Generalmente en la Industria Mexicana, los extrusores trabajan por años con este sistema (garganta enfriada por agua), hasta que se forman depósitos de carbonato de calcio dentro del pequeño cambiador de calor (enchaquetamiento), lo cuál implica que la transferencia de calor no se lleve a cabo correctamente, saliendo el agua con una temperatura igual a la que entro, dejando la garganta a una temperatura aproximadamente de 90 °C propiciando apelmazamientos de materiales, lo que se traduce en paros temporales para la limpieza de equipos, y problemas de bajo gasto en el extrusor.

3.4.2. El barril.

El barril es el soporte en cuyo interior se encuentra el husillo y debe de tener las siguientes características fundamentales:

- 1) Buena resistencia de la superficie interior de la camisa frente al roce con las filetas del husillo. Esto es sumamente importante en el caso de husillos largos y en las máquinas de doble-husillo.
- 2) Buena resistencia frente a la abrasión, causada por fibras y cargas minerales que pueden estar presentes con el material termoplástico.
- 3) Buena resistencia química en contacto con los polímeros fundidos, cargas, agentes de reforzamiento, lubricantes, pigmentos y otros.
- 4) Gran dureza en la superficie, incluso a elevadas temperaturas de trabajo.

En la figura 3.6 se puede observar la dureza del recubrimiento interno del barril en función de cada tipo de material, en este caso del Xaloy 101 y 306.

Nótese el cambio en dureza a temperaturas superiores de 200 °C para el Xaloy 101, lo que nos indica el punto débil si utilizamos materiales de alta temperatura de procesamiento, como es el caso del policarbonato (PC), poliestireno (PS), el ABS, el Nylon, etc..

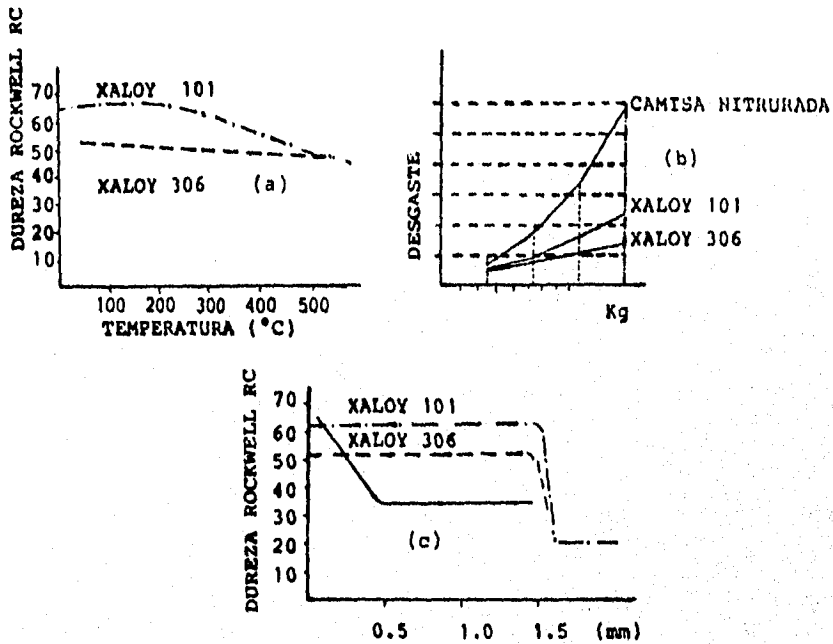


Fig. 3.6. Diferentes relaciones de dureza de dos materiales empleados en el recubrimiento interno del barril.

En la gráfica (b) [Fig. 3.6], podemos observar que el desgaste de las aleaciones Xaloy 101 y Xaloy 306, es mucho menor que el de la camisa (barril) nitrurada, por lo que será muy importante realizar una buena elección del tipo de material con el que se fabricará el barril. La gráfica (c), muestra el cambio de la dureza en función del espesor, el cuál será la parte más importante en el tiempo de operación del barril (vida del barril).

Hay que hacer notar que el desgaste del barril ó recámara, dependerá mucho del material que se requiere procesar, debido a que algunos de ellos contienen fibra de vidrio, la cuál desgastará cualquier tipo de recubrimiento o tratamiento en el barril. Este desgaste también dependerá del espesor que tenga el material del barril (aleación).

En muchos casos el desgaste es paulatino hasta llegar a 1.5 mm, pero una vez que se desgasta esta porción, la dureza del barril disminuirá [Fig, 3.6-(c)] y de un momento a otro, el desgaste se volverá crítico en el equipo.

En la práctica, un extrusor que tiene trabajando de 6 a 10 años, normalmente puede volverse inútil al desgastarse la parte "dura" de la superficie, en una o dos semanas. Por ello en las industrias, deben de anotarse los cambios en las dimensiones de los equipos durante la vida de operación, evitando así sorpresas en el proceso, y poder prevenir el cambio de barril-husillo a tiempo sin ocasionar problemas de "paros de planta".

**MATERIALES UTILIZADOS
EN LA CONSTRUCCION DEL BARRIL**

Material	RESISTENCIA ABRACION	RESISTENCIA QUIMICA	ALEACION
416 Stainless Stell	Pobre	Pobre	----- =====
Xaloy 101	Buena	Mediana	Boro-acero-cromo
Xaloy 306	Mediana	Excelente	Níquel-Cobalto
Xaloy 80	Excelente	Excelente	Carburo de Tungsteno Niquelado
Xaloy 309	Buena	Excelente para fluoropolímeros	Menos de 1% de Fe

Tabla 3.1. Materiales utilizados en la construcción del barril de un extrusor.

3.4.3. El Husillo.

Dentro del barril se encuentra una pieza que es fundamental en el proceso de extrusión, y recibe el nombre de husillo. Este husillo consiste en un tornillo sinfin, el cuál transporta, funde y bombea el material hasta el cabezal y el dado. Su geometría es tan importante, que existen diferentes husillo para cada tipo de material a extruir.

Existen tres funciones principales que debe de realizar un husillo dentro de un extrusor:

1) Calidad del fundido aceptable.

Es fundamental que durante el proceso de extrusión, la calidad del material fundido sea aceptable. Esto significa que el producto no salga con puntos duros (material sin fundir), con gases (material degradado por alta temperatura), con puntos negros (material degradado por exceso de tiempo de residencia), con apariencia "seca" ó "fría".

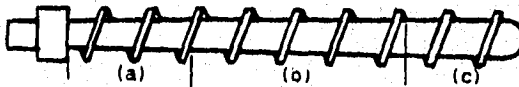
2) Gasto constante.

La cantidad ó gasto del material en el proceso de extrusión es muy importante, pero es más importante que este gasto de material sea constante, de lo contrario, el producto final se obtendrá fuera de dimensiones.

3) Temperatura de "melt" estable.

Una temperatura de "melt" constante, nos asegura una viscosidad constante del material (materia prima de primera), y nos aleja de los problemas por cambio de viscosidad.

La mayoría de los husillos se puede dividir en tres zonas [Alimentación (a), Compresión (b), Bombeo (c)] con funciones específicas, distribuidas a lo largo de su longitud, y diseñadas de acuerdo al comportamiento del polímero. La transición de una zona a otra nunca es demasiada brusca, y en ocasiones se utilizan diversos tipos de cabezas para conseguir un buen mezclado ó algún otro efecto.



Zona (a) = Zona de alimentación.
Zona (b) = Zona de Compresión.
Zona (c) = Zona de bombeo.

Fig. 3.7. Geometría del husillo dividido por zonas.

a) Zona de alimentación.

El material que debe ser extruido, entra en el barril de la máquina a través de la tolva de alimentación, generalmente en forma de pequeños gránulos, perlas, grumos o "Dry Blend" (formulación en polvo de PVC). El material cae dentro del husillo y tiene la tendencia a girar con él, pero se lo impide la fricción con las paredes estacionarias del barril. Si ésta fricción se hiciera "sentir" uniformemente a través de toda la masa del material, el polímero avanzaría en forma compacta. Por otra parte, si no hubiera fricción, aparecería el efecto contrario (el material no avanza a lo largo del barril).

Es importante que la fricción entre el material y las paredes del barril, y del material con el husillo, se mantengan en una proporción adecuada entre sí. Esta proporción se mantiene algunas veces refrigerando el husillo con agua fría ó haciendo muescas en las paredes internas del barril en la sección de alimentación.

b). Zona de compresión.

La zona de compresión está situada a continuación de la zona de alimentación y generalmente se obtiene aumentando el diámetro del husillo, hasta obtener el diámetro de la zona de bombeo. En esta etapa los pellets son comprimidos y eventualmente, fundidos en una masa que presenta algún grado de adherencia a las superficies del husillo y del barril.

Durante esta transición, aumenta la densidad del material de un modo brusco, haciendose hasta seis veces mayor que su valor primitivo, aunque el aumento general es de dos a cuatro veces.

La zona de compresión debe por ello, ser diseñada no sólo para hacer más compacto el material, sino también para adaptar la variación del tamaño del canal con la velocidad de fusión y el cambio de volumen que se presenta cuando el material pasa del estado sólido al estado fundido. De esta manera, la relación de compresión se puede definir como la razón entre el volumen de una vuelta del canal en la zona de alimentación, y el volumen del canal en la última vuelta antes de pasar a la boquilla.

Una manera de diseñar el husillo, para obtener una relación de compresión adecuada, es disminuir gradualmente el paso de la fileta manteniendo constante la profundidad del canal.

c) Zona de bombeo.

Esta zona es la parte final del husillo, la cual presenta una profundidad del canal mucho más pequeño que las anteriores. Algunas veces, esta zona está formada por una cabeza plastificante ó moleteada, con el fin de mejorar el mezclado de los materiales. Se tiene más conocimiento de cómo trabaja esta zona, que de las dos zonas anteriores, debido a que en esta zona el material se encuentra prácticamente fundido, y se puede, con una suposición justificada, estudiar el flujo del polímero fundido en esta zona con la ayuda de ecuaciones matemáticas.

Debemos de tomar en cuenta que el estudio de las tres zonas fundamentales de un extrusor, y de su influencia en el proceso de extrusión, dependen de el tipo de material (tamaño), y de la geometría del extrusor.

3.4.3.1. TIPOS DE HUSILLOS.

Existen diferentes tipos de geometrías para husillos, tanto en longitud, como en profundidad. Hay que partir de la base de que un husillo isométrico, es aquel que tiene las tres zonas de la misma longitud ($Z_{\text{Alim.}} = 33.33\%$, $Z_{\text{Comp.}} = 33.33\%$, $Z_{\text{Bomb.}} = 33.33\%$), y muchos husillos que se utilizan en la industria nacional tienen esta configuración [Fig. 3.8-(5)].

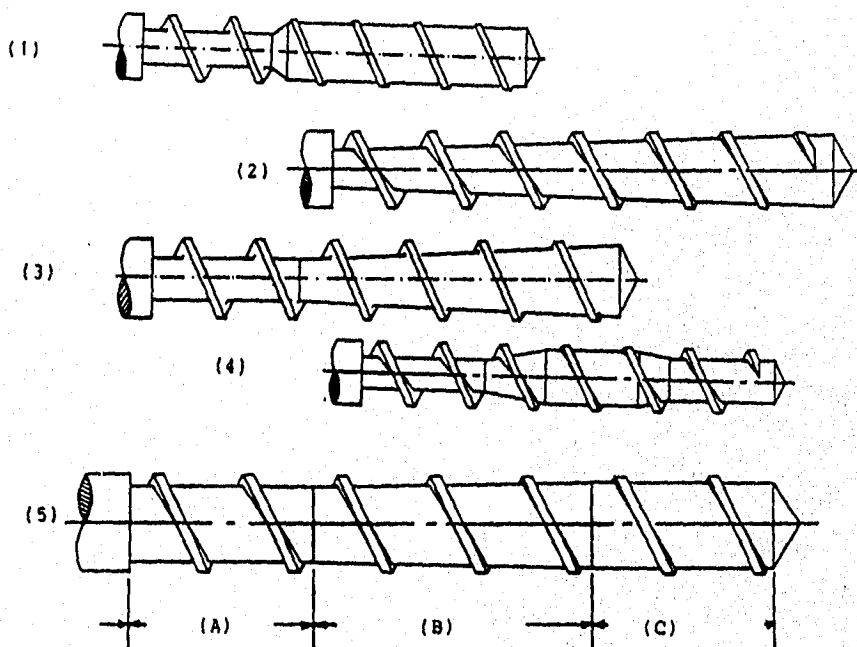


Fig. 3.8. Diversas geometrías de husillos.

3.4.3.2. HUSILLOS ESPECIALES.

Los husillos especiales son aquellos que presentan, además de la geometría antes detallada (profundidad y longitud de las zonas), algunas variantes en la zona de compresión (zona de fusión), ó zonas de mezclado.

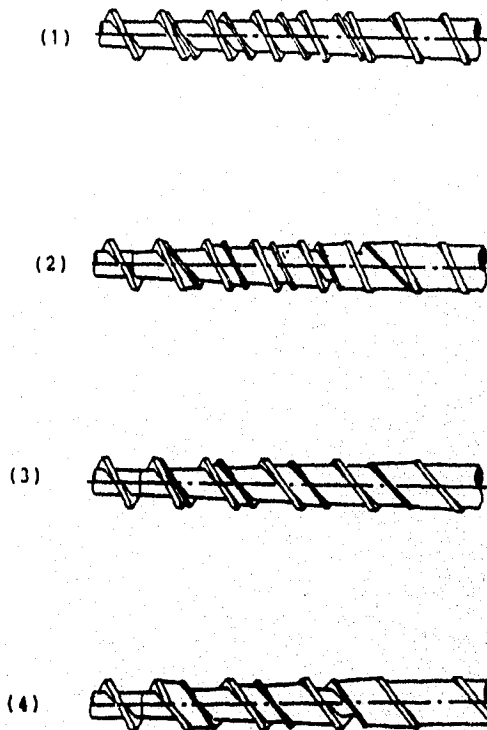


Fig. 3.9. Diversas geometrías de husillos especiales.

El husillo (1), presenta un esquema desequilibrado de configuración de zonas. La zona de alimentación tiene una proporción mayor, la zona de compresión es demasiado pequeña, y la zona de bombeo utiliza una gran proporción de total. Este es un husillo diseñado para un material que funda rápidamente, ya que la zona de compresión es muy corta.

Posiblemente, este tipo de husillo haya sido diseñado para una poliamida especial (Nylon), ya que hay que recordar que el Nylon debido a los puentes de hidrógeno en su estructura, funde muy rápido.

El husillo (2), se le conoce como "Cero Feed" (sin zona de alimentación) y "Cero Metering" (sin zona de bombeo), ya que solo tiene la zona de compresión con un cambio de pendiente durante toda la longitud. Se emplea mucho en la industria de la fabricación de tubería, sobre todo de PVC y de LDPE. El trabajo mecánico que se requiere en este husillo es mayor al anterior, debido a que la compresión del material es durante toda la longitud del husillo.

El husillo (3), se le conoce como "Cero Metering" (sin zona de bombeo), ya que el husillo tiene zona de alimentación y zona de compresión, pero no tiene zona de bombeo. En husillos observados de este tipo utilizados en polietileno de baja densidad, sólo las dos primeras vueltas pertenecen a las zona de alimentación, y lo demás, a la zona de compresión. Por ello, se le considera como una variante del husillo (2).

El husillo (4), pertenece a los husillos de dos etapas (dos husillos "pegados"), en donde cada uno de ellos puede ser diferente y con características similares a los descritos anteriormente.

Hasta ahora se ha centrado el estudio de los husillos en lo que corresponde a longitud y proporción de sus diferentes zonas. Sin embargo, la relación de profundidad, entre la zona de alimentación y la zona de bombeo, dará lugar al tipo de polímero que se podrá procesar con dicho husillo. A este cociente de profundidad se le denomina normalmente como "relación de compresión aparente", ya que la relación de compresión verdadera, se obtiene de la siguiente manera:

$$Rc = \frac{Pa * (D - Pa)}{Pb * (D - Pb)} \dots\dots\dots(3.1)$$

$$Rca = Pa / Pb \dots\dots\dots(3.2)$$

en donde :

Rc = Relación de compresión verdadera.

Rca = Relación de compresión aparente.

D = Diámetro.

Pa = Profundidad de la zona de alimentación.

Pb = Profundidad de la zona de bombeo.

En la tabla 3.2 , se puede observar diversos tipos de geometrías de husillos, las cuales envuelven tanto la longitud como la profundidad de la zona. Hay que hacer notar que la profundidad de la zona de compresión no se incluye en la tabla, ya que varía desde el final de la zona de alimentación, hasta el inicio de la zona de bombeo.

# V Za	# V Zc	# V Zb	Pa (in)	Pb (in)	Rc	MATERIAL
0	24	0	0.300	0.100	3:1	LDPE
4	15	5	0.450	0.150	3:1	FPVC
4	8	12	0.330	0.110	3:1	LDPE
5	3	17	0.375	0.125	3:1	LDPE
14	0.5	9.5	0.300	0.100	3:1	ACETATO
6	6	12	0.400	0.100	4:1	NYLON
0	19	5	0.430	0.180	2:1	RPVC

NOTACION DE LA TABLA

- # V Za = Número de vueltas de la zona de alimentación.
- # V Zc = Número de vueltas de la zona de compresión.
- # V Zb = Número de vueltas de la zona de bombeo.
- Pa = Profundidad de la zona de alimentación.
- Pb = Profundidad de la zona de bombeo.
- Rc = Relación de compresión verdadera.

Tabla 3.2. Diversas geometrías existentes en husillos comerciales de la industria nacional.

En la figura 3.9, se pueden apreciar las geometrías de diversos husillos tipo "Barrier" como : (1) Maillefer, (2) Barr, (3) Kim, (4) Dray/Lawrence. Estos diseños se han basado en el patrón de fusión de los plásticos dentro del extrusor, y tomando en cuenta que la película de material fundido que se forma con el frotamiento de los pellets y el barril se va recorriendo hasta chocar con la fileta, formando una pequeña alberca llamada "pool", la cuál va creciendo a medida que el plástico va avanzando hacia la zona de bombeo.

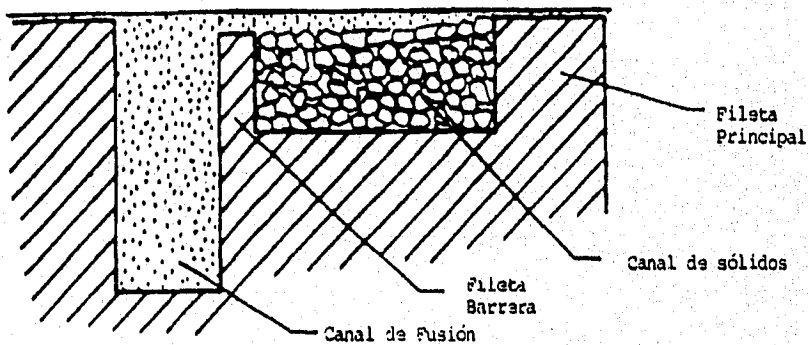


Fig. 3.10. Geometría interior de los husillos tipo "Barrier".

La idea de los husillos tipo "Barrier" es separar la parte sólida de la parte fundida, con el fin de obtener las siguientes propiedades fundamentales:

- * Mejorar la fusión del plástico dentro del husillo.
- * El diseño de alto "shear" (corte), crea un buen mezclado y desintegra los pellets.
- * El gran número de filetas incrementa la rigidez del husillo.
- * Reduce la tendencia del husillo a desviarse durante los repentinos cambios de presión.
- * Produce una separación de fases entre el polímero sólido (pellets), y el polímero fundido.

Para poder diseñar un husillo tipo "Barrier", se debe simular el perfil de fusión del polímero dentro del extrusor y así, obtener el gasto del material sólido y fundido. Una vez obtenido dicho gasto, se procede al cálculo del volumen para los diversos canales (sólido y fundido) dentro del extrusor. Hay que recordar que las filetas intermedias se encuentran en la zona de compresión, es decir, donde funde el polímero.

Generalmente, las compañías que fabrican este tipo de husillos piden las características del material a extruir, por lo que podemos decir que los husillos Barrier, son husillos especialmente diseñados para un compuesto especial. Este tema es muy especial (modelos de fusión), que involucra un estudio muy extenso, existen numerosos trabajos en todo el mundo, para simular los perfiles de fusión en los extrusores. Trabajos notables al respecto han sido publicados por Z. Tadmor & I. Klein, para diversos materiales.

En la práctica, dentro de la industria nacional, el ajuste óptimo en los procesos con husillos de este tipo, para un material, puede llegar a tomar hasta un año.

3.4.3.3. CABEZAS DE MEZCLADO.

Debido a que se ha demostrado que el extrusor no es un buen mezclador, es necesario utilizar zonas de mezclado dentro del husillo para ahorrarse algún otro equipo de mezclado durante el proceso. Existen dos tipos de mezclado en los procesos:

- * Mezclado distributivo (Mezclado "blend" de diversos polímeros fundidos de la misma viscosidad.
- * Mezclado dispersivo (disolución completa de geles y aglomerados).

En la figura 3.11 , se pueden apreciar seis tipos de cabezas de mezclado distributivo:

- (1) Cabeza de Mezclado distributivo con pernos.
- (2) Cabeza de Mezclado con estrías tipo Dalmage.
- (3) Cabeza de Mezclado con cavidades helicoidales tipo Saxton.
- (4) Cabeza de mezclado con rombos tipo "Piña".
- (5) Cabeza de mezclado con ranuras.
- (6) Cabeza de mezclado con cavidades de transferencia.

En algunas de estas cabezas, (2), (3), (4), y (6), el material se queda en las cavidades y complica el proceso : cambio de colores, degradación de materiales termo-sensibles como el PVC, limpieza del husillo a cada cambio de polímero, elevada "Back Pressure" debido al alto gasto de retropresión (Q_p). El husillo con cabeza tipo (1), no presenta cambios importantes en el mezclado, y su limpieza no es fácil, de modo que en algunas industrias en nuestro país se les retira los pernos, y se colocan mallas en el extrusor para substituir su acción.

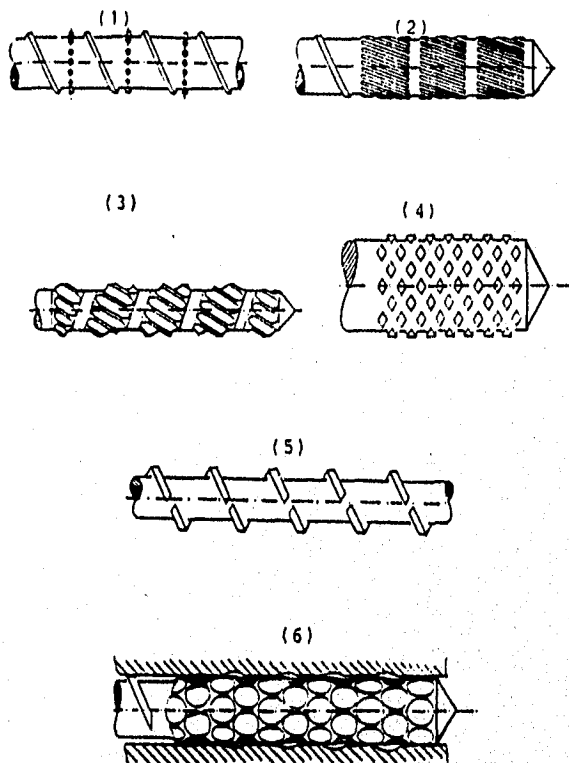


Fig. 3.11. Diversas cabezas de mezclado utilizadas en la industria.

El husillo con cabeza de mezclado tipo (5), libera presión en la cabeza, pero algunas veces propicia cambios en el gasto del extrusor y su uso se limita sólo para algunos procesos.

Algunas de estas cabezas se utilizaron hace algún tiempo, y en las plantas se han dejado a un lado los husillos con cabezas de mezclado complicadas y de bajo rendimiento.

La gente en las plantas producen mejoras en el mezclado sustituyendo las cabezas de mezclado por mallas metálicas, que pueden en un momento dado, disolver los geles y aglomerados, además de retener las partículas grandes de carga (carbonato de calcio, dióxido de titanio, pigmentos, etc.).

En la industria nacional se utiliza mucho la cabeza tipo piña (4), la cuál se diseña de cierta manera para que los vértices no se desgasten al paso del plástico, sin embargo, esto produce una "caída de presión" muy grande, y la calidad del mezclado nunca llega a ser la óptima.

Para resolver este problema, los fabricantes aumentan los espacios entre los rombos, disminuyendo así la caída de presión, pero siempre es un diseño de "prueba y error", por lo que la mayoría de las plantas tienden a seleccionar cabezas de tipo dispersivo.

El cabezal de mezclado por lo general tiene una longitud de $2D$, recomendado para husillos de relación $L/D = 24:1$.

Existen cabezas especiales para realizar el mezclado tipo dispersivo, que asegura la disolución completa de geles y aglomerados.

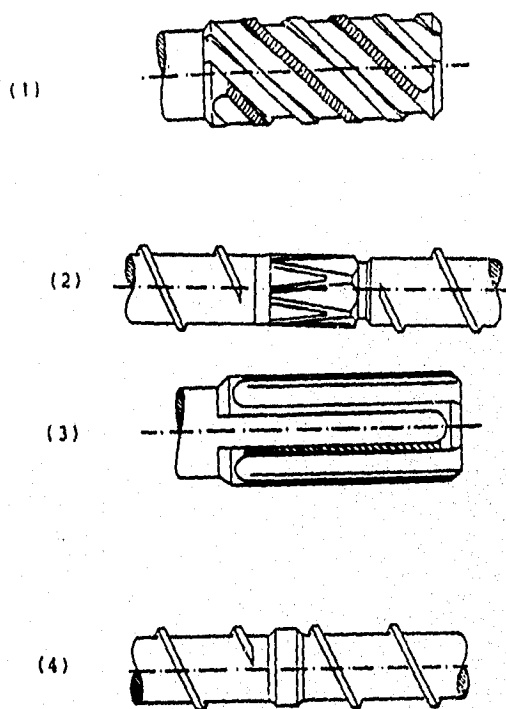


Fig. 3.12 Geometría de diversas cabezas de mezclado en mono-husilo.

Estas cabezas han sido agrupadas de la siguiente manera, para su estudio, y diversos modelos y reglas de mezclado han sido utilizadas para optimizar sus diseños :

- (1) Cabeza de mezclado tipo "Egan".
- (2) Cabeza de mezclado tipo "Dray" (cabeza escalera de automóvil).
- (3) Cabeza de mezclado tipo "Maddock" (cabeza flautas).
- (4) Cabeza tipo "Blister" (cabeza ampolla tipo anillo).

Este tipo de cabezas deben de colocarse al final del husillo, debido a que requieren que el polímero llegue perfectamente fundido. Si el plástico llega sin fundir a la zona de la cabeza, es decir, en forma de pellets, se corre el riesgo de dañar esta sección del equipo.

Hay que enfatizar que este tipo de cabezas mejoran el mezclado, pero se tienen que controlar ciertos problemas. Muchas veces el material se queda almacenado en las zonas de mezclado (ranuras), y tiende a degradarse, saliendo junto con la pieza en forma de punto negro.

La limpieza es fundamental, por que puede quedarse el material anterior de otro color en las ranuras sino se limpia perfectamente, y manchar la producción nueva.

Podemos resumir las caracterizticas de este tipo de cabezas de mezclado en la siguiente tabla (3.3) :

Cabeza de Mezclado Egan [1]	Cabeza tipo Dray [2]
<ul style="list-style-type: none"> * Ranuras helicoidales * Produce flujo de arrastre * Cambio en la profundidad del canal * Bajo consumo de presión 	<ul style="list-style-type: none"> * Mezclado dispersivo * Salida a canal abierto * "Shear" no uniforme
Cabeza de Mezclado tipo Maddock [3]	Cabeza tipo Blister [4]
<ul style="list-style-type: none"> * Mezclado dispersivo * Canal de entrada cerrado al final * Todo el material fluye en la fileta * Reduce la presión en el extrusor * Ideal para resinas térmicamente estables 	<ul style="list-style-type: none"> * Sección lisa cilíndrica * Pequeño claro radial * Gran caída de presión * No produce flujo de arrastre * Reduce el gasto del extrusor

Tabla 3.3. Características principales de las cabezas de mezclado dispersivo.

De las cabezas presentadas en la tabla 3.3., la cabeza Maddock es la más utilizada en la industria nacional, debido a su capacidad para mezclar materiales, y mantener constante el flujo.

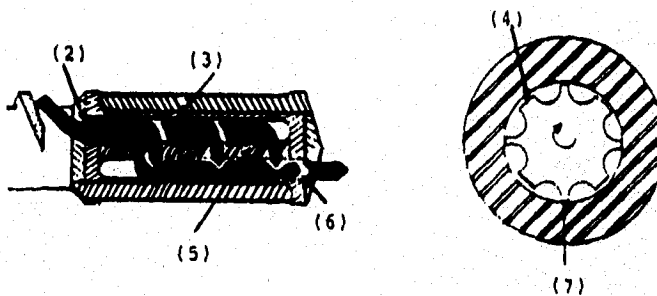


Fig. 3.13. Esquema de funcionamiento de la cabeza Maddock.

En la fig. 3.13 se puede observar, el funcionamiento de la cabeza Maddock con el canal de entrada [(a)-2], labio de limpieza [(a)-3] y [(b)-7], labio de mezclado [(a)-5] y [(b)-4], canal de salida [(a)-6].

El secreto del éxito de esta cabeza consiste en que el plástico entra al túnel de la cabeza, y al llegar a la parte final, encuentra cerrada la salida, por lo que tiene que pasar por el pequeño claro. El material es "friccionado" contra el barril, se mezcla, y se terminan de fundir los pequeños geles.

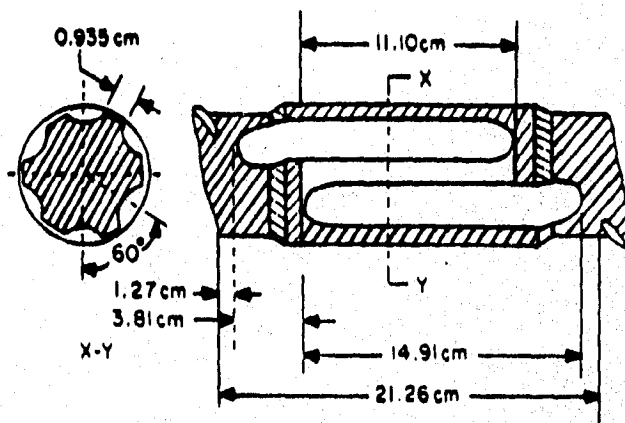


Fig. 3.14. Esquema de una cabeza Maddock con dimensiones reales.

Los mejores resultados se obtienen cuando la cabeza está situada tres ó cuatro vueltas antes del final del husillo, ya que cuando la cabeza se encuentra en la punta el flujo de retro-presión no puede regresar, lo que produce que se formen remolinos que deforman las mallas y crean muchos problemas de continuidad en el proceso.

CARACTERISTICAS	ZONA DE ALIMENTACION	ZONA DE COMPRESION	ZONA DE BOMBEO
Profundidad de las Zonas	Mayor Profundidad	Profundidad Decreciente	Constante
Función de las Zonas	Transporte a las otras zonas	Fundir el Plástico	Bombear el Plástico
Viscosidad del Compuesto	Casi Sólido	Disminuye Rápidamente	Constante si la T_m = constante
Temperatura del Compuesto	Ambiente	Aumento Rápido	La más alta en el equipo
Presión	Relativamente Baja	Rápido aumento hasta el max.	Aumenta Ligeramente
Fuente de Presión	Fricción	Fricción Viscosidad y Reducción de Volumen	Viscosidad

Tabla 3.4 Comportamiento de las zonas de un husillo normal, sin cabezas de mezclado, que ejemplifican un análisis de las características principales.

Una parte vital de un extrusor, la cuál interviene dentro del costo de operación de una manera directa, es la potencia que requiere un extrusor. Este concepto, puede ser fácilmente traducido en la "energía requerida para procesar un material".

3.5. POTENCIA NECESARIA EN EL EXTRUSOR.

El siguiente análisis no pretende realizar un estudio que incluya las consideraciones de tipo mecánico de los motores, reductores de velocidad, engranes, colas de pescado, etc.. Sin embargo, este tema pretende ser de manera práctica y de la forma en que se realiza en la mayoría de las Industrias nacionales.

Muchas personas realizan un análisis teórico del consumo de potencia de un extrusor, empleando balances de momentum, y aplicando la teoría simplificada de flujo. La relación final que obtienen es la siguiente:

$$W = K1 n Z N^2 + K2 N DP \dots\dots\dots(3.3)$$

$$K1 = \frac{\pi D^3 \text{sen}^3 \theta}{H} * (1+3 \text{sen}^2 \theta) \dots\dots\dots(3.4)$$

$$K2 = \frac{1}{2} \pi^2 D^2 H \text{sen} \theta \cos \theta \dots\dots\dots(3.5)$$

en donde :

- Z = Longitud del canal del husillo.
- N = Velocidad de rotación del husillo (RPM).
- n = Viscosidad.
- DP = Diferencia de presión a lo largo del barril.
- H = Profundidad del canal del husillo.
- D = Diámetro del barril.

La ecuación 3.3 ([W] en unidades = Kwatt), considera solamente en su deducción matemática, a la zona de bombeo. Esto representa, aproximadamente, sólo el 25 % de la energía total.

Para conocer la potencia que requiere un extrusor, se puede hacer un balance de energía muy sencillo, tomando al extrusor como una sola unidad.

Se supone, de acuerdo a la primera ley de la termodinámica, que toda energía que entra a un sistema, tiene que salir de alguna manera. Así, toda la energía productiva de un extrusor sale del sistema como "calor sensible" en el "melt" (material fundido). De esta manera podemos calcular cuanta potencia se utilizó, multiplicando el gasto del extrusor por la cantidad de calor necesario para incrementar cada libra de material, desde la temperatura a la que entra en material por la tolva, hasta la temperatura de melt a la que sale el material del extrusor. Esta "cantidad de calor", es justamente, el incremento de temperatura por el calor específico promedio del plástico en un intervalo de temperatura.

La energía obtenida, es utilizada en los canales del husillo y en la boquilla, además de que hay pérdidas por radiación, conducción y convección, hacia los otros componentes del extrusor. En particular, la tolva, el barril, y la boquilla. Estas pérdidas de calor se aumentan debido a que se refrigera la tolva, y en algunos casos, el husillo en forma intermitente. La energía restante, se disipa al enfriar el extruido a la temperatura ambiente.

Las pérdidas por fricción en engranes, cojinetes, etc., varían mucho. Estas pérdidas no son fáciles de estimar, y en la mayoría de las veces, suelen desprejarse en una primera aproximación.

Podemos realizar un balance de energía térmica y mecánica (caso de un extrusor mono-husillo) de la siguiente manera :

$$P + H_j = ES + Q_p \dots\dots\dots(3.6)$$

en donde :

- P = Energía suministrada en el eje del husillo.
- H_j = Energía de calefacción.
- ES = Energía que sale con el polímero = Q * P * C_j * (T_i-T_f)
- Q = Gasto del extrusor.
- C = Calor específico.
- j = Factor de conversión.
- Q_p = Energía de compresión.

Esta ecuación de balance de energía no se utiliza con frecuencia en la industria, y las empresas que fabrican extrusores la han reducido a la siguiente expresión :

$$HP = 0.00053 * Q * C * (T_i - T_f) \dots\dots\dots(3.7)$$

en donde :

- Q = Gasto del extrusor (Lb)
- C = Calor específico (BTU/Lb°F)
- T_i = Temperatura del material a la entrada de la tolva (°F)
- T_f = Temperatura del material a la salida del extrusor (°F)

Nota : Esta ecuación es la más utilizada en la industria para la construcción de extrusores, la cual a su vez, considera un factor de seguridad patentado, y que es propio de cada empresa.

Existe otra forma de obtener el valor necesario de potencia del extrusor. Este método es más rápido, y se realiza mediante el nomograma que se presenta en la figura 3.15 el cual señala por medio de flechas, la manera de realizar los cálculos correspondientes. Una vez que se obtiene el valor de la potencia necesaria para el extrusor, se estará en posibilidad de conocer el diámetro de extrusor. De otra forma, se procederá de la manera equivocada, y no se podrá optimizar el tamaño del extrusor.

$$H_p = 5.3 \times 10^{-4} q C (T_0 - 80)$$

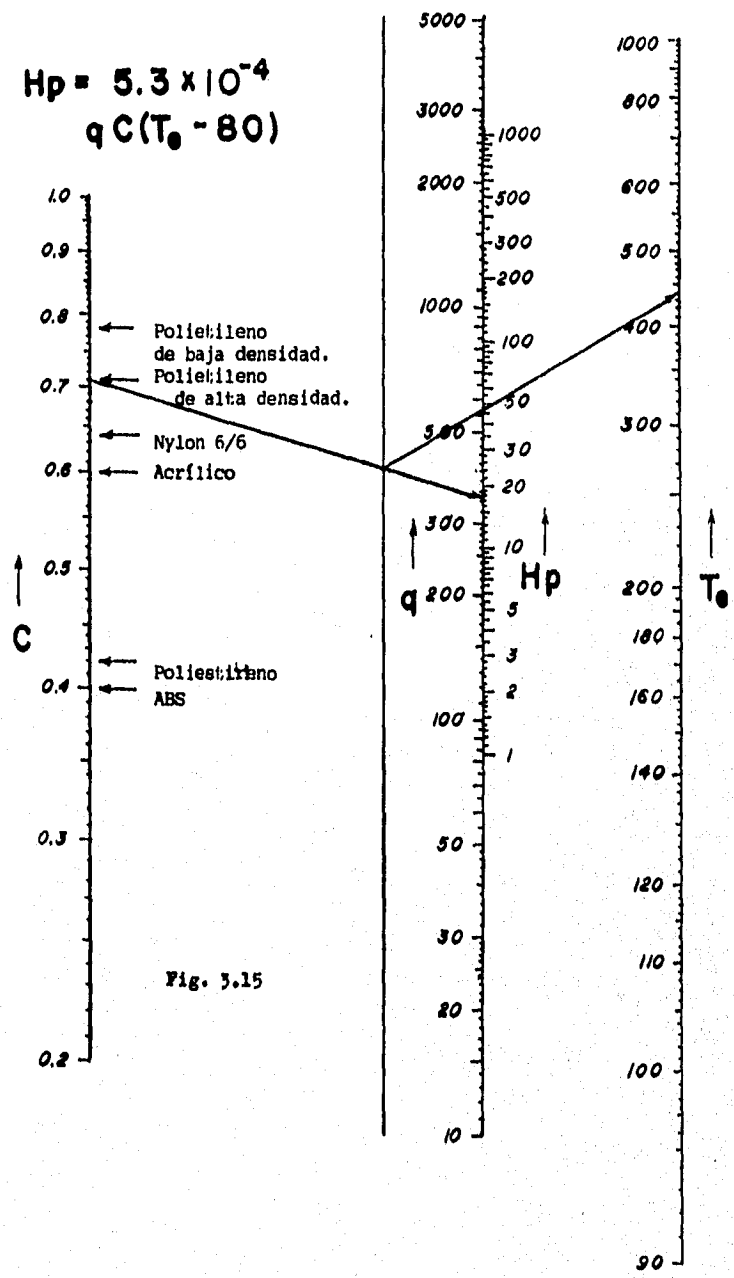


Fig. 3.15

GUIA DE MOTORES EN FUNCION DEL DIAMETRO DEL HUSILLO

DIAMETRO DEL HUSILLO (in)	CABALLOS DE FUERZA Hp
3/4	3/4 a 2
1	1 a 5
1 - 1 1/4	3 a 10
1 - 1 1/2	7 1/2 a 15
2	20 a 25
2 - 2 1/2	25 a 50

REDUCTOR DE ENGRANAJE GUSANO

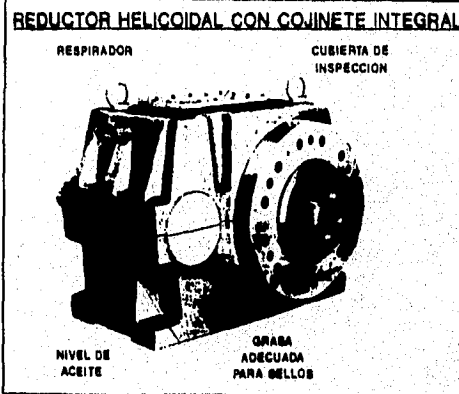
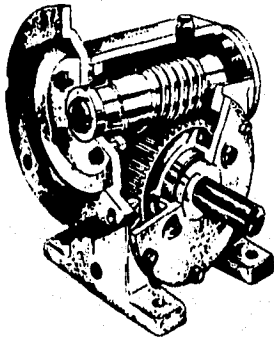


Tabla
7.5

Tabla empírica de selección de motores.
Tipos de reductores de velocidad para los motores.

3.6. TEORIA SIMPLIFICADA DEL FLUJO DE MATERIAL EN UNA MAQUINA DE EXTRUSION.

3.6.1. Consideraciones previas.

El estudio del movimiento de un material viscoso, en el husillo de una máquina de extrusión, se simplifica considerando tres tipos distintos de flujo:

1) El flujo de fricción (flujo por arrastre).

Debido a la fricción del material con el husillo y las paredes del barril, es el principal responsable del movimiento del material desde la tolva de alimentación hasta la boquilla ó matriz. Este tipo de flujo, es denominado dentro de la clasificación de modelos de flujo simple, como: Couette Flow.

2) El flujo de retroceso (flujo de retropresión).

Opuesto al anterior y debido a la presión originada en la cabeza de la máquina de extrusión, presión que es originada por la presencia de una restricción tal como la boquilla o el plato rompedor. Clasificado dentro de los modelos de flujo simple como: Poiseuille Flow.

3) El flujo por pérdidas.

También opuesto al flujo de fricción, originado por una diferencia de presión a lo largo del husillo, y que tiene lugar entre las paredes del cilindro y la fileta del husillo.

La tolerancia radial entre el husillo y las paredes del barril es generalmente muy pequeña (del orden de 0.1 mm) y, por tanto, este flujo de pérdida es mucho menor que los otros dos mencionados anteriormente.

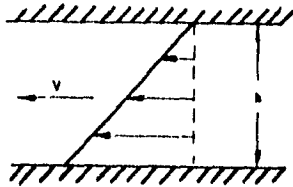
El flujo total a lo largo del husillo está dado por la suma algebraica de los tres flujos anteriores, ya que el flujo de retroceso y el flujo de pérdidas tienen sentido opuesto al flujo por presión.

$$Q_t = Q_a - Q_p - Q_e \dots\dots\dots(3.8)$$

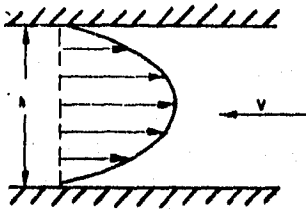
en donde :

- Qt = Flujo total.
- Qa = Flujo por arrastre (Fricción).
- Qp = Flujo por presión (Retropresión)
- Qe = Flujo de escape (Fuga).

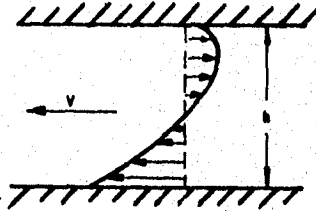
El flujo de fricción se presenta debido a que el material fundido en los canales del husillo se adhiere a las paredes internas del barril, y al propio husillo en rotación. Una representación esquemática de la distribución de velocidades en el canal de un husillo, durante la operación de una máquina de extrusión, se puede observar en la figura 3.16. Si solamente existiera el flujo por arrastre [Fig. 3.16 (a)], el perfil de velocidades sería aproximadamente lineal, y si la superficie en movimiento tuviera una velocidad C, la velocidad media de avance del material en el canal sería V/2.



FLUJO DE FRICCIÓN .



FLUJO POR PRESIÓN .



FLUJO TOTAL EN EL CANAL DEL HUSILLO.

Fig. 3.16 Perfil de velocidades en el canal del husillo.

El flujo de retroceso se debe, como ya se ha mencionado, al gradiente de presión a lo largo del barril. La presión es mayor en el lado de la boquilla, y éste gradiente de presión tiende a hacer que el material fluya hacia atrás a lo largo del canal del husillo. El perfil de velocidades del canal, debido a la existencia de este gradiente de presión, se representa en la figura 3.16 (b).

El flujo de escape es mucho menor que los dos anteriores, y no es preciso considerarle.

El flujo total de material a lo largo del canal del husillo es el resultado de los anteriores, y su perfil de velocidades puede determinarse sumando algebraicamente los flujos por arrastre y por presión. El perfil resultante de ésta suma algebraica, es representado en la figura 3.16-(c).

En la figura 3.17 se presenta la situación global que se presenta en el canal del husillo, cuando todo el material está fundido (sección de bombeo). En ésta figura, los vectores representan la dirección y el movimiento relativo del polímero en varias profundidades y en el centro del canal, en el esquema (A), la extrusora funciona a cabeza abierta, es decir, el flujo no tiene ninguna restricción. Excepto el pequeño flujo de material que escapa por encima del borde de la fileta, no hay flujo de material en sentido transversal. En el esquema (B) de la figura 3.17, el flujo total de extrusión está limitado por la presencia de una boquilla o una válvula. En este caso, junto al fondo del canal hay algún flujo de polímero en dirección a la del flujo principal, y las componentes de éste flujo tienen direcciones opuestas a las componentes del flujo principal.

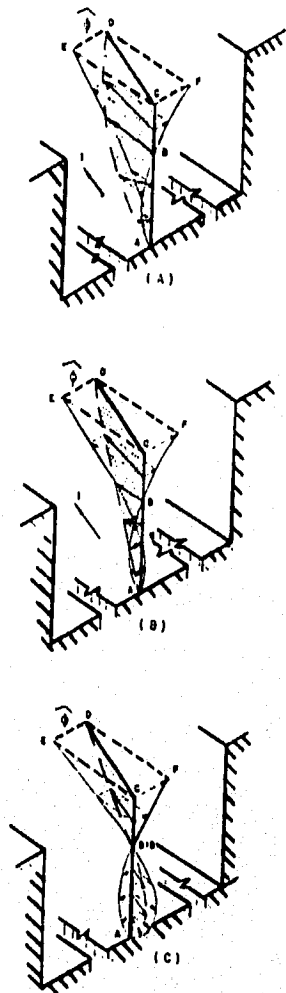


Fig. 3.17. Movimiento global del polímero fundido en la sección de dosificación.

En el esquema (C) de la figura 3.17, la producción del extrusor está totalmente bloqueada y el flujo de polímero en la dirección longitudinal del canal es análogo al flujo transversal excepto que sus velocidades son mayores. Se debe notar que el punto " G " corresponde a una velocidad cero en dirección longitudinal coincide ahora con el punto B, de velocidad cero en dirección transversal.

El flujo de material en ésta dirección contribuye considerablemente a la acción de mezclado que realiza el husillo.

3.6.2. TEORIAS MATEMATICAS.

La teoría que se expondrá a continuación se aplica sólo a los fluidos y por ello describe bien la extrusión del material fundido, pero solo a medias la extrusión con plastificación. Para estudiar ésta totalmente se debe considerar el transporte de sólidos y las relaciones de energía en el extremo de alimentación del extrusor.

Los primeros trabajos para estudiar el flujo del material fundido en un extrusor fueron publicados por Rowell y Finlayson en 1922 y 1928. Estos autores consideraron al material fundido como un líquido viscoso Newtoniano, basaron su trabajo en la teoría general de la lubricación desarrollada por Reynolds, y emplearon la ecuación de Navie-Stokes, aplicada al caso particular de un canal lleno de fluido sobre el que se desliza una superficie plana.

En 1953, Gore W. L. y sus colaboradores de la Du Pont, teniendo en cuenta la diferencia entre fluidos Newtonianos y polímeros fundidos, confirmaron la validez de aplicar la ecuación de Navier.

Puede considerarse que el extrusor funciona girando el husillo y dejando fijo el barril, ó girando el barril en dirección contraria y dejando fijo al husillo. Se trata de un movimiento relativo que en ambos casos es idéntico. Lo más fácil de entender es que gire el husillo. Pero para obtener ecuaciones y evitar el movimiento del sistema de coordenadas se supone que lo que se mueve es el barril, las ecuaciones que así se obtienen siguen siendo válidas.

Para hacer el estudio del movimiento del material en el canal del husillo, se considera el movimiento de una superficie plana que se desliza sobre el material en cuestión, el movimiento relativo de la superficie respecto al canal da lugar al arrastre del fluido. El canal del husillo se considera de sección rectangular y moviéndose con relación a un plano que cubre su lado abierto. Para simplificar la teoría se hacen algunas suposiciones. Primero se supone que el diámetro del husillo es mucho mayor que la profundidad del canal ($h \ll D$), asimismo se supone que el fondo del canal y el barril son dos planos paralelos y se eligen tres ejes de coordenadas como se muestran en la figura 3.18.

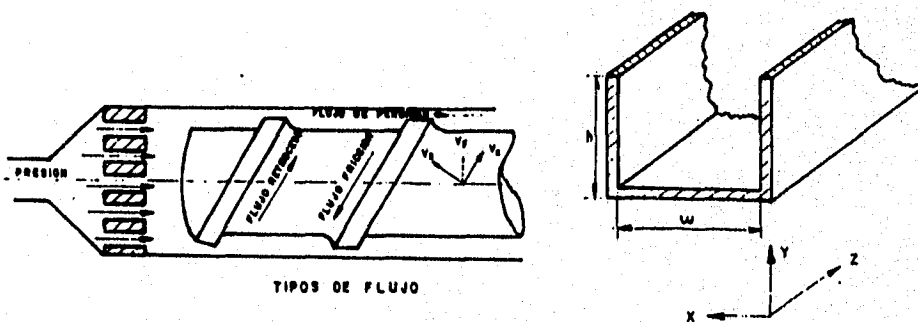


Fig. 3.18. Sistema de coordenadas.

Sea V la velocidad con que se mueve el barril con respecto al husillo, $V = \pi DN$ está dirigida formando un ángulo θ con la fileta del husillo, y tiene los componentes V' y V'' paralelos al eje Z y al eje X , respectivamente.

$$V' = \pi DN \cos \theta \dots\dots\dots(3.9)$$

$$V'' = \pi DN \sen \theta \dots\dots\dots(3.10)$$

El vector de velocidad del fluido en un punto cualquiera del canal se resuelve en sus componentes según los tres ejes X, Y, Z . Una partícula del fluido describe un movimiento muy complejo dentro del canal, pero sólo un componente v en la dirección z es responsable del avance del fluido a lo largo del canal. Las otras dos componentes actúan en el plano normal del eje Z y causan un movimiento circulatorio importante para la transmisión de calor y para el mezclado pero no para la capacidad de transporte del husillo.

Por tanto, para estudiar este último basta con considerar v .

Hay otros dos tipos de flujos a lo largo del eje Z que han sido comentados anteriormente: si no hay gradiente de presión en la dirección Z , v sólo es debido al flujo de fricción provocado por el movimiento de la superficie del barril (siempre en dirección $+Z$), la dirección positiva $+Z$ es considerada en dirección de la boquilla.

Si hay un impedimento al flujo (una boquilla, etc.) se creará un gradiente de presión en dirección Z , esto causa un flujo en dirección negativa $-Z$ (flujo de presión).

El análisis de estos flujos y de la potencia necesaria en esta sección se basa en considerar el flujo Newtoniano isotérmico de un fluido incompresible en un canal rectangular de ancho w y altura h . Se desprecia δ por que $\delta \ll h$ y se supone que el flujo es uniforme y puede despreciarse la aceleración. Así, la ecuación de Navier-Stokes se simplifica y puede resolverse fácilmente.

La teoría matemática más sencilla está basada en la ecuación de flujo:

$$\frac{\delta^2 v}{\delta x^2} + \frac{\delta^2 v}{\delta y^2} = \frac{1}{\mu} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.11)$$

donde :

- dP = Gradiente de presión a lo largo del canal.
- v = Velocidad del fluido en el canal.
- μ = Viscosidad del fluido.

El movimiento relativo entre el canal y el plano deslizante origina una distribución de velocidad en dos dimensiones sobre la sección recta del canal, cuya distribución puede obtenerse resolviendo la ecuación anterior y teniendo en cuenta las condiciones en los límites. Si la ecuación así obtenida para la velocidad en cualquier punto se integra sobre la sección recta del canal se puede obtener una expresión que da el gasto o cantidad de fluido (material fundido en nuestro caso) que pasa a través del canal por unidad de tiempo. La ecuación simplificada se obtiene igualando a cero el siguiente término de la ecuación 3.11 :

$$\delta^2 v / \delta x^2 = 0 \dots\dots\dots(3.12)$$

lo que sugiere desprestigiar el efecto que puedan tener las paredes del canal en husillo, con esto, la ecuación del flujo queda:

$$\frac{\delta^2 v}{\delta y^2} = \frac{1}{\mu} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.13)$$

Se tienen algunas diferencias entre los resultados al emplear esta ecuación con respecto de la ecuación completa del 10 % cuando la relación del ancho del canal con respecto a la profundidad del mismo es mayor al 10 %, es decir :

$$\frac{w}{h} > 10 \dots\dots\dots(3.14)$$

este es el caso de la mayoría de los husillos utilizados actualmente es las máquinas de extrusión e inyección.

Integrando la ecuación (3.13) resulta:

$$\frac{dv}{dy} = \frac{y}{\mu} \frac{dP}{dz} + C1 \dots\dots\dots(3.15)$$

Integrando nuevamente:

$$v = \frac{y^2}{2 \mu} \frac{dP}{dz} + C1 y + C2 \dots\dots\dots(3.16)$$

Teniendo en cuenta las condiciones límite :

a) Cuando $y = 0$, es decir, junto a la pared interna del cilindro, es $v = 0$, con lo que sustituyendo estos valores en la ecuación 3.16, tenemos $C_2 = 0$, por lo tanto :

$$v = \frac{y^2}{2\mu} \frac{dP}{dz} + C_1 y \dots\dots\dots(3.17)$$

b) Por otro lado, en el fondo del canal, es decir, junto al husillo, es h la profundidad del canal, y $v = V$, velocidad lineal periférica del husillo, con lo que se obtiene:

$$V = \frac{h^2}{2\mu} \frac{dP}{dz} + C_1 h \dots\dots\dots(3.18)$$

$$C_1 = \frac{V}{h} - \frac{h}{2\mu} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.19)$$

y finalmente :

$$v = \frac{y^2}{2\mu} \frac{dP}{dz} + \frac{V y}{h} - \frac{h y}{2\mu} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.20)$$

simplificando la ecuación anterior, tenemos :

$$v = \frac{V y}{h} + \frac{y (y-h)}{2\mu} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.21)$$

En el segundo miembro de esta ecuación aparecen dos términos: el primero varía linealmente con y , y representa el flujo de fricción, el segundo miembro es una función parabólica de y , y representa el flujo de retroceso. La suma de estos dos términos representa la velocidad resultante en cualquier punto del canal.

Para obtener el gasto total del flujo a través del canal se puede partir de la ecuación (3.21) integrando el producto de la velocidad por el ancho del canal entre los límites $y = 0$, $y = h$.

Si se supone que el rendimiento del material a través de la boquilla del extrusor es igual al gasto de material fundido a través de cualquier sección normal del canal del husillo, la anterior integración nos dará el rendimiento o eficiencia del extrusor:

Q = Capacidad de la máquina de extrusión (flujo).
 W = Ancho del canal.

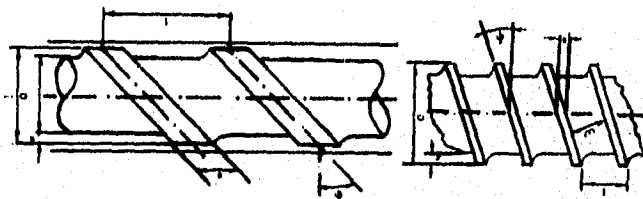
$$Q = \int_0^h wv \, dy = \int_0^h [w Vy / h] \, dy + \int_0^h [wy (y^2/h^2)] / 2\mu (dP/dZ) \, dy \dots (3.22)$$

de la que se obtiene:

$$Q = \frac{w v h}{2} - \frac{w h^3}{12\mu} \frac{dP}{dZ} \dots (3.23)$$

A partir de esta última ecuación se deduce que el flujo de retroceso se opone al flujo de fricción, como antes habíamos previsto.

Interesa ahora escribir la ecuación (3.23), que nos permite calcular el flujo del material a través de la boquilla, en función de las dimensiones del husillo, empleando la notación que anteriormente se ha utilizado y que se indica en la figura 3.19 para mayor claridad.



Donde :

- D = Diámetro del husillo.
- α = Angulo de la hélice.
- t = Paso de la fileta.
- w = Ancho del canal.
- h = Profundidad del canal.

Fig. 3.19 Notaciones utilizadas para las dimensiones del husillo.

Para determinar V , la velocidad de avance del material fundido a lo largo del canal del husillo, debemos considerar que el polímero es arrastrado por el husillo y por tanto, si N es el número de revoluciones del husillo por unidad de tiempo, tenemos que:

$$V < \pi D N \dots\dots\dots(3.26)$$

De la figura 3.21 se deduce fácilmente que :

$$V = \pi D \cos \phi , \text{ para } N = 1 \dots\dots\dots(3.27)$$

y en el caso general :

$$V = \pi D N \cos \phi \dots\dots\dots(3.28)$$

en donde :

- N = Número de revoluciones del husillo por minuto.
- $\pi D N$ = Velocidad relativa de rotación del barril con respecto al husillo.

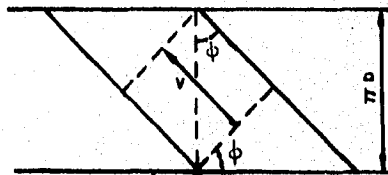


Fig. 3.21. Representación del husillo.

Si imaginamos al husillo cortado a lo largo de una generatriz y desenrollado, despreciando el ancho e de la fileta, tal como se presenta en la figura 3.20, podemos escribir las siguientes ecuaciones:

$$A B = \pi D \tan \phi = t \dots\dots\dots(3.24)$$

$$w = \pi D \operatorname{sen} \phi \dots\dots\dots(3.25)$$

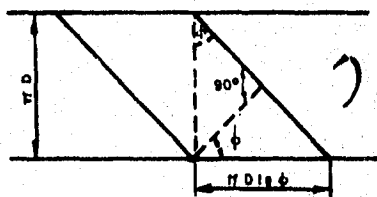


Fig. 3.20. Representación esquemática del husillo.

Sustituyendo los valores así obtenidos, de w y V , en el término

$(w h V / 2)$ de la ecuación (3.23) :

$$\frac{w h V}{2} = \frac{\pi D \operatorname{sen} \phi h \pi D N \cos \phi}{2} = \frac{\pi^2 D^2 N (\operatorname{sen} \phi \cos \phi) h}{2} \dots(3.29)$$

Para poner el segundo término de la ecuación (3.23), en función de las dimensiones del husillo, tenemos,

- l = Longitud del husillo.
- Z = Longitud del canal del husillo a lo largo del cual pasa el material fundido, y existe un gradiente de presión (dP/dZ).

$$\frac{l}{Z} = \operatorname{sen} \phi, \quad Z = \frac{l}{\operatorname{sen} \phi}, \quad dZ = \frac{dl}{\operatorname{sen} \phi} \dots\dots\dots(3.30)$$

Podemos escribir:

$$\frac{w h^3}{12\mu} \frac{dP}{dZ} = \frac{h^3 \pi D \operatorname{sen}^2 \phi}{12 \mu} \frac{dP}{dl} \dots\dots\dots(3.31)$$

Si llamamos L a la longitud de la zona en donde el material se funde, entonces:

$$dP/dl = \text{constante} = DP/L \dots\dots\dots(3.32)$$

En donde DP es la diferencia de presión (caída de presión) en la zona en donde el material se funde, entonces, la ecuación (3.23) puede escribirse como:

$$Q = \frac{\pi^2 D^2 N (\text{sen } \phi \text{ cos } \phi) h}{2} - \frac{\pi D h^2 \text{ sen}^3 \phi DP}{12 \mu L} \dots\dots\dots (3.33)$$

Entonces se puede escribir de una manera general, para un husillo determinado :

$$Q = AN - B \frac{DP}{\mu} \dots\dots\dots (3.34)$$

$$A = \pi^2 D^2 \text{ sen } \phi \text{ cos } \phi h \dots\dots\dots (3.35)$$

$$B = [(\pi D h^2 \text{ sen}^3 \phi) / (12 L)] \dots\dots\dots (3.36)$$

En donde A y B son constantes geométricas de la misma ecuación.

Es la ecuación 3.34 la que se utiliza comúnmente para representar la operación del un extrusor mono-husillo, pero aún no se incluye la ecuación de la boquilla.

3.6.3. REPRESENTACIONES GRAFICAS.

La ecuación 3.23 es la ecuación familiar utilizada hasta ahora para calcular las variables de caída de presión DP, y el gasto ó rendimiento Q de un extrusor.

A partir de la ecuación 3.23 podemos obtener la siguiente expresión:

$$\frac{Q}{w V h} = \frac{h^2}{12\mu v} \frac{dP}{dz} \dots\dots\dots(3.37)$$

que es una ecuación adimensional.

La figura 3.22 da una representación adimensional de la ecuación simplificada de flujo.

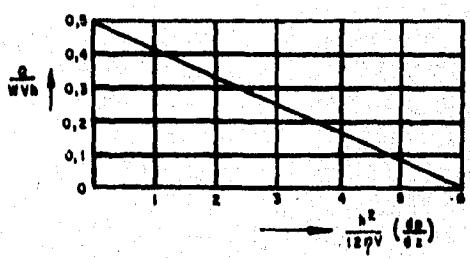


Fig. 3.22. Representación adimensional de la ecuación simplificada de flujo.

A partir de ésta representación se pueden deducir algunas conclusiones:

- 1) Para $(Q/w v h) = 1/2$, $dP / dZ = 0$
- 2) Cuando $(Q/w v h) < 1/2$, dP/dZ es positivo y el gradiente de presión se opone al flujo del polímero.
- 3) Cuando $(Q/w v h) > 1/2$, dP/dZ es negativo y el gradiente de presión contribuye al flujo del polímero.

Estas consideraciones se presentan en la figura 3.23. Los gradientes de velocidad asociados con cada caso se comprenden con facilidad después de lo anteriormente expuesto. Cualquiera de estas tres condiciones puede encontrarse en la práctica en los procesos de extrusión.

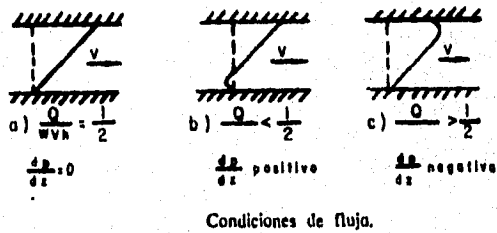


Fig. 3.23. Representación de las condiciones de flujo.

La ecuación general para un extrusor (3.34) puede simplificarse incluyendo en la constante geométrica B, la viscosidad del polímero, de la manera siguiente:

$$Q = A N - B (DP) \dots\dots\dots(3.38)$$

Trazando la gráfica de Q contra DP, obtenemos una línea recta con una pendiente negativa, suponiendo un valor constante de N (revoluciones por minuto).

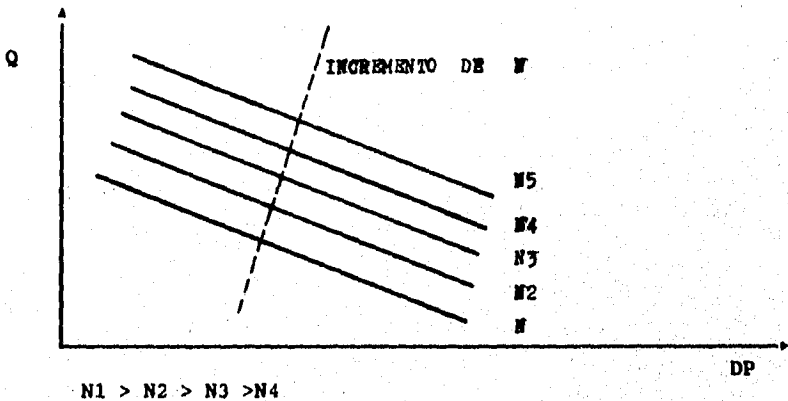


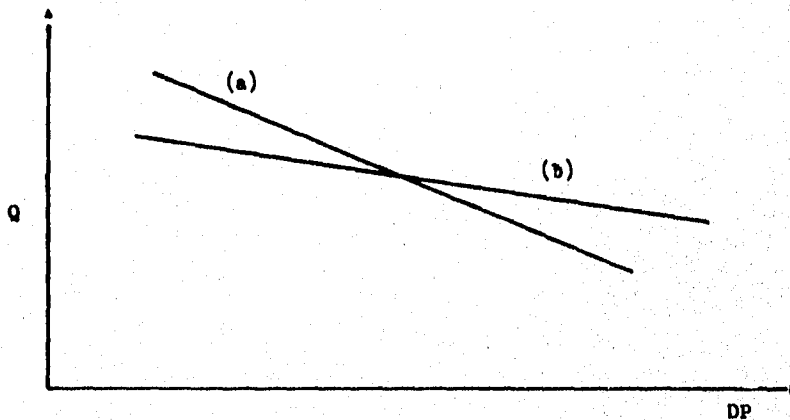
Fig. 3.24. Líneas características del husillo.

Estas rectas se conocen como líneas características del husillo, y señalan la relación entre la presión originada al extremo del husillo, y las revoluciones por minuto de éste. La pendiente de estas líneas características están representadas por:

$$B = \frac{\pi D h^3 \text{sen}^2 \phi}{12 \mu L} \dots\dots\dots(3.39)$$

en donde ésta pendiente es proporcional a la tercera potencia de la profundidad del canal (h), e inversamente proporcional a la longitud del husillo (L). Pero existe también una relación muy importante (inversa) con la viscosidad.

Se puede deducir, que una pequeña variación de "h" influirá notablemente en la pendiente de la recta característica del husillo. Cuando menor es "h", menor es la pendiente característica. Por otro lado, si aumenta la longitud "L" de la zona fundida en el husillo, disminuye la pendiente [Fig. 3.25].



- (a) Canal profundo ==> h = Grande , L = Pequeño.
- (b) Canal poco profundo ==> h = Pequeño , L = Grande.

Fig. 3.25. Influencia de "h" y "L" en la ecuación característica del husillo.

De igual manera, un aumento en el ángulo ϕ da lugar a un aumento de la pendiente en la línea característica.

La ecuación que gobierna el flujo o el gasto de material a través de la boquilla es del tipo:

$$Q = K \frac{DP}{\mu} \dots\dots\dots(3.40)$$

en donde K es una constante que depende de la forma de la boquilla y de sus dimensiones. La ecuación 3.40 supone que se tiene un fluido Newtoniano en condiciones isotérmicas, lo que no es válido necesariamente. Sin embargo, ésta ecuación simplificada es muy útil para hacer un análisis semicuantitativo de un dado.

Igualando la ecuación 3.40 con la ecuación 3.34 podemos obtener:

$$Q = A N - B \frac{DP}{\mu} = K \frac{DP}{\mu} \dots\dots\dots(3.41)$$

de donde :

$$\frac{DP}{\mu} = \frac{A N}{K + B} \dots\dots\dots(3.42)$$

A partir de estas ecuaciones se puede obtener un valor para el ángulo ϕ que proporcione el máximo valor de Q , es decir, el máximo rendimiento de la máquina de extrusión para unas determinadas condiciones de trabajo (N) y un determinado material (μ). Se recomienda que un valor de $\phi = 30^\circ$, es un valor recomendable. Este es, desde luego, un valor teórico, utilizando la teoría antes expuesta. El ángulo utilizado en la práctica varía entre 17.7° y 30° , aunque valores tan bajos como 10° se han utilizado en algunos casos.

La representación de la ecuación de la boquilla (3.40), en un diagrama de Q vs. ΔP genera un haz de líneas rectas que pasan por el origen de los ejes, para distintos valores de K , es decir, para distintos tamaños y formas de la boquilla [Fig. 3.26].

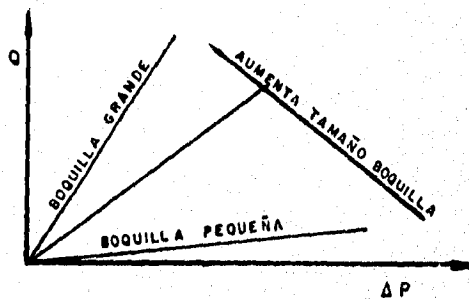


Fig. 3.26. Líneas características de la boquilla.

Los puntos en los que las líneas características de la boquilla cortan a las líneas características del husillo, representan los puntos de operación en unas determinadas condiciones.

Así, el punto A es el punto de operación de una máquina que usa una boquilla cuya característica es la línea B2 y trabaja el equipo a N2 revoluciones por minuto del husillo.

Todo lo que se acaba de exponer corresponde a la zona de bombeo ó dosificación, en donde la influencia de las distintas variables puede comprobarse de modo experimental. Esto se puede realizar por que en ésta zona el material (polímero), se encuentra totalmente fundido.

En la figura 3.28 se presentan las curvas características experimentales en una máquina de extrusión. Se puede observar una diferencia con respecto al modelo teórico, en donde las líneas características de la boquilla no son lineales, y no pasan por el origen de los ejes.

Esta desviación es característica de fluidos no-Newtonianos, como es el caso de los termoplásticos fundidos.

Diagramas como el de la figura 3.28 permiten predecir el tipo de husillo más adecuado para usar con una boquilla determinada.

En la práctica es muy difícil que un determinado husillo sea adecuado para para trabajar con materiales muy diversos, de hecho, cada husillo se diseña ó elige para trabajar con una determinada combinación boquilla/material, y más de un tipo de husillo puede usarse para un material particular si la boquilla se cambia por otra.

Cada una de estas líneas representa el flujo del material a través de una boquilla particular, al aumentar el tamaño de la boquilla, aumenta el valor de K , y con él la pendiente de éstas líneas, a las que podemos considerar como líneas características de la boquilla.

La superposición de las figuras 3.24 y 3.26, nos lleva a la siguiente representación general en la figura 3.27:

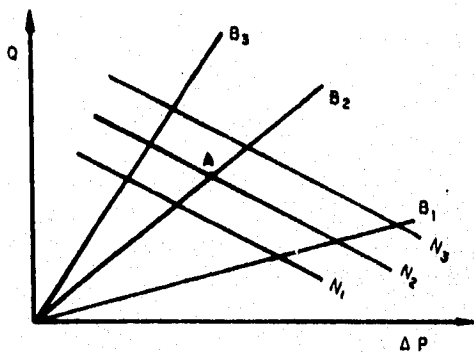


Fig. 3.27. Diagrama teórico.

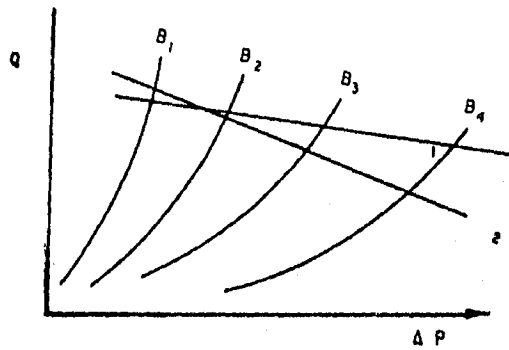


DIAGRAMA: Gasto (Q) vs. Presión (P)

B_1 = Línea característica de la boquilla 1.

1 = Línea característica del husillo 1.

Intersección = Punto de operación

Fig. 3.28. Diagrama experimental (real) de las curvas características de un extrusor.

3.7. ECUACIONES BASICAS PARA EL DISEÑO DE UN EXTRUSOR

Después de lo anteriormente expuesto, y a manera de resumen, se puede calcular la producción máxima ($Q_{máx.}$), y la presión máxima ($P_{máx.}$), del material fundido empleando las siguientes ecuaciones básicas:

$$Q = \frac{\pi D^2 N h \operatorname{sen}\theta \operatorname{cos}\theta}{2} - \frac{\pi D h^2 \operatorname{sen}^3\theta \delta p}{12 \mu L} - \frac{\pi^2 D^2 \delta^2 \operatorname{tan}\theta \delta P}{12 \mu e L} \dots(3.43)$$

En esta ecuación representa el flujo total de material que tenemos en el proceso de extrusión (extrusor plastificador), en donde el primer término representa el flujo por arrastre, el segundo término representa el flujo por retropresión, y se añade el término correspondiente por flujo por pérdidas de material.

Utilizando la siguiente simplificación en la ecuación (3.43):

$$\frac{DP}{L} = \frac{P_2 - P_1}{1} = \frac{P}{L} \dots\dots\dots(3.44)$$

podemos encontrar los valores máximos para el flujo ($Q_{máx.}$) cuando $P = 0$, y para la presión ($P_{máx.}$) cuando $Q = 0$. Esto es cuando tenemos un proceso de tipo isotérmico.

$$Q_{\text{máx}} = Q \text{ de arrastre} = \frac{\pi^2 D^2 h N \text{ sen } \theta \text{ cos } \theta}{2} \dots\dots\dots(3.45)$$

$$P_{\text{máx}} = \frac{6 \pi D \mu e L N h \text{ sen } \theta \text{ cos } \theta}{h(h^2) e \text{ sen}^2 \theta + \pi D \delta^2 \text{ tan } \theta} \dots\dots\dots(3.46)$$

y, si se presenta el caso de que $\pi D \delta^2 \ll e h(h^2) \text{ sen } \theta \text{ cos } \theta$

tenemos:

$$P_{\text{máx}} = \frac{6 \pi D \mu L N}{h^2 \text{ tan } \theta} \dots\dots\dots(3.47)$$

El valor de el flujo máximo $Q_{\text{máx}}$, es generalmente el 50 % del valor ideal que se obtendría si el material se fundiera totalmente por el husillo y se moviera como una tuerca sobre un tornillo.

La producción teórica se puede calcular para un husillo con un canal poco profundo ($h < 0.1 \pi D \text{ tan } \theta$) con la ecuación:

$$Q_{\text{ideal}} = \pi^2 D^2 h N \text{ tan } \theta \dots\dots\dots(3.48)$$

La relación $Q_{\text{máx}} / Q_{\text{ideal}} = (1/2) \text{ cos}^2 \theta$ en cierto sentido puede llamarse la eficacia volumétrica del husillo y para la mayoría de los husillos comerciales es de 0.465 cuando $t = D$ y $\theta = 17'40''$.

La situación anterior es diferente cuando un material termoplástico altamente viscoso y lubricado, por ejemplo PVC rígido, no se adhiere al husillo, de modo que respecto a éste se mueve como si fuera una tuerca, una situación similar se presenta cuando el material tiene un alto porcentaje de carga y el extrusor tiene muescas longitudinales en el barril, pero debe de tomarse en cuenta que la elevada eficiencia volumétrica de este tipo de máquinas se obtiene sacrificando un buen mezclado, lo que es particularmente cierto cuando se emplean husillos de canal profundo; por esta razón en algunos casos es necesario colocar una sección especial que favorezca el mezclado a la salida del husillo.

El valor $P_{m\acute{a}x} = \frac{6 \pi D \mu L N}{h^2 \tan \theta}$ es importante para el diseño de la

de la boquilla, porque predice el valor máximo que puede obtenerse en la práctica si se usan boquillas de muy alta resistencia, este valor sirve de base para calcular las dimensiones de la boquilla y sus elementos de fijación al cilindro (pernos, tuercas, etc.).

A partir de las ecuaciones anteriores se puede calcular la pendiente de la línea de operación característica del husillo como:

$$-\frac{Q_{m\acute{a}x}}{P_{m\acute{a}x}} = \frac{\frac{\pi^2 D^2 h N \operatorname{sen} \theta \operatorname{cos} \theta}{2}}{\frac{6 \pi D \mu L N}{h^2 \tan \theta}} = -\frac{\pi D h^2 \operatorname{sen}^2 \theta}{12 \mu L} \dots\dots\dots(3.49)$$

Esta pendiente es proporcional a h^3 y a $\operatorname{sen}^2 \theta$.

Por otro lado, el flujo a través de la boquilla es:

$$Q = K = \frac{P}{\mu} = \frac{1}{W} \frac{P}{\mu} \dots\dots\dots(3.50)$$

Donde W es la resistencia que ofrece la boquilla para el paso del polímero fundido. De la ecuación anterior podemos deducir que:

$$\frac{Q}{P} = + \frac{1}{W \mu} = + \frac{K}{\mu} \dots\dots\dots(3.51)$$

es decir, la pendiente de la ecuación característica de la boquilla aumenta cuando disminuye el valor de W y μ . La viscosidad influye igual en las pendientes de las ecuaciones características de el husillo y la boquilla, por esta razón la producción del extrusor durante una operación isotérmica no depende de la viscosidad.

Si de la ecuación 3.43 del flujo total despreciamos el flujo de pérdidas Q_1 , es decir el último término de ella, puede deducirse con facilidad la influencia de la profundidad h del canal del husillo sobre la capacidad de producción; el flujo de fricción (por arrastre) es proporcional a h , mientras que el flujo de presión (por retropresión) es proporcional a h^3 , de modo que si h se hace doble, el flujo por arrastre (de fricción) se hace doble, pero el de retropresión se hace ocho veces mayor.

En el diagrama de gasto (Q) contra presión (P) de la figura 3.28 las líneas características de estos husillos se intersectan a una presión P', si las zonas de dosificación de los dos husillos tienen igual longitud y sólo difieren en el valor de h y h' tenemos:

$$P' = 6 \pi \mu \frac{(m-1) D N}{[(m \cdot m')-1] h' \tan \theta} \dots\dots\dots(3.52)$$

donde $m = \frac{h}{h'}$.

En la figura 3.29 se observa que la región de baja presión P<P' es decir, empleando boquillas que ofrecen baja resistencia al flujo, el husillo profundo tienen mayor producción mientras que en la región de alta presión P>P' (boquillas con alta resistencia al flujo de material fundido) es mayor la producción del husillo poco profundo.

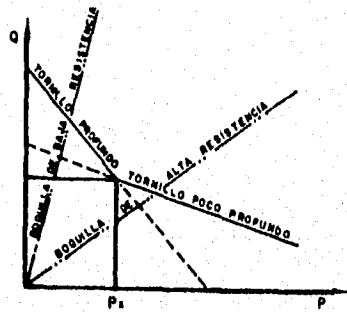


Fig. 3.29. Diagrama de las líneas que representan las ecuaciones características de dos husillos diferentes.

En la misma figura se aprecia cómo la producción proporcionada por un husillo de canal poco profundo está poco afectado por los cambios de la resistencia de la boquilla (por ejemplo, al irse bloqueando el paquete de telas metálicas ó al usar bóquillas más angostas), ó por los cambios de viscosidad del material causados por variaciones de la temperatura. Por otro lado, en este tipo de husillos la presión del fundido está muy afectada por los cambios de resistencia de las boquillas.

En la diagrama [Fig.3.29] se puede determinar inmediatamente el punto de operación: sustituyendo $[Q/K] = Q W$ por $[P/\mu]$, y despreciando el flujo por pérdidas, se deduce así que para el punto de operación:

$$Q = \frac{0.5 \pi^2 D^2 h N \operatorname{sen} \theta \cos \theta}{1 + \frac{\pi D (h^2 h) \operatorname{sen} \theta}{12 K L}} \dots\dots\dots(3.53)$$

$$P = \frac{0.5 \pi^2 D^4 N \operatorname{sen} \theta \cos \theta}{K + \frac{\pi d (h^2 h) \operatorname{sen}^3 \theta}{12 L}} \dots\dots\dots(3.54)$$

La ecuación 3.53 es de gran importancia para la operación de un extrusor bajo condiciones isotérmicas, debido a que permite calcular la producción real de un extrusor de un solo husillo sin conocer la viscosidad del material. Otra conclusión que se saca de esta ecuación es que mientras la temperatura del fundido sea igual en la zona de bombeo y en la boquilla, el valor de dicha temperatura no afecta a la producción real del extrusor.

3.8. Los dados ó boquillas.

La boquilla es la pieza fundamental del extrusor para conformar el material plástico al perfil deseado. En la boquilla es conformado el material y adquiere una forma muy aproximada al perfil definido, es decir, la boquilla determina las dimensiones del producto final.

El diseño de los dados ó boquillas para extrusión, está basado en los principios de la reología, termodinámica y transferencia de calor, además del conocimiento de la resistencia de los materiales.

Los parámetros para estos diseños incluyen: presión, velocidad de corte, tiempo de residencia como una función del paso del material fundido por el dado.

Podemos dividir en tres grandes grupos los diferentes tipos de dados utilizados en la industria:

- a) Dados de salida directa.
- b) Dados de salida en ángulo.
- c) Dados de salida para coextrusión.

Los dados de salida directa se incluyen en los procesos de perfilera (con formadores al aire, y formadores al vacío), procesos en la fabricación de tubería (con formadores al vacío inmerso en agua), y en la fabricación de lámina y película plana (calandreo).

Un criterio fundamental que se maneja en el diseño de dados para extrusión, es el de dado simple. Cuando la pieza o producto es no mayor a 60 cm, se considera un dado simple.

Podemos decir, que existen algunos criterios con los cuales se realizan diseños y dados para extrusión de una manera empírica en la industria nacional:

- 1) Cuando se requiera diseñar un dado para obtener un perfil, el dado debe de ser 20% más grande que las dimensiones originales de la pieza, debido al efecto de "estiramiento".
- 2) El dado debe de reunir las características geométricas ideales, para que la velocidad del material en toda la longitud del dado sea la misma.
- 3) Evitar que los vórtices y los cambios en los ángulos del interior del dado no permitan un estancamiento del material.
- 4) En el caso en que el dado sea diseñado para un proceso en el cual se tenga como material al PVC (Policloruro de vinilo), no permitir un estancamiento de material en el extrusor y en el dado, mayor a 3 horas.
- 5) El formador no debe de ser mayor que el dado en un 2% .

Muchas industrias nacionales realizan copias de los dados, que por lo general, nunca se fabrican con los mismos materiales.

Podemos decir que en la actualidad existen empresas con un sofisticado sistema de diseño de dados, muchos de estos sistemas son implementados mediante la tecnología CAD-CAM (GIGIO), con programas expertos de procesamiento de polímeros, como por ejemplo: SIMUFLOW, SINUMOLD, C-MOLD. Este tipo de sistemas expertos, incluyen un análisis del comportamiento de los polímeros fundidos que se presentará en los dados y en los moldes (caso del proceso de inyección), conjuga las variables de los materiales PVT (presión, volumen y temperatura), son programas que cuentan con la capacidad de poder diseñar las piezas en un ambiente tridimensional, y cuyo precio superan los 10,000 dólares cada uno.

Algunas empresas utilizan estos sistemas expertos acoplados a equipos como fresadoras, equipos de electroerosión y tornos especializados. Existe una tecnología via láser, en la cual se pueden obtener finas dimensiones en los dados con precisión y exactitud incomparables, y que ha sido introducida a nivel mundial por PHILIPS JAPAN LTD.

En nuestro país, existen muchas compañías del área metal-mecánica que poseen los equipos y materiales necesarios para realizar los dados de un extrusor, sin embargo como ya se ha mencionado, muchos sólo reparan ó intentan copiar dichos dados, y no cuentan con la experiencia necesaria en el campo de procesamiento de polímeros.

3.8.1. ECUACIONES FUNDAMENTALES PARA EL DISEÑO DE DADOS.

a) Cálculo de la caída de presión.

La relación entre el flujo volumétrico y la caída de presión del plástico fundido dentro del dado se puede expresar de la siguiente manera:

$$\dot{Q} = K G^n DP^n \dots\dots\dots(3.55)$$

en donde:

- Q = Flujo volumétrico.
- G = Constante geométrica del dado.
- DP = Diferencia de presiones.
- K = Factor de proporcionalidad.
- n = Coeficiente de la ley de la potencia.

Una manera de representar esta ecuación es:

$$DP = \frac{Q^{1/n}}{G * K^{1/n}} \dots\dots\dots(3.56)$$

b) El efecto de la geometría del dado en la caída de presión.

La constante del dado G depende de la geometría del dado: circular, rectangular, y anular. Representan la sección transversal de los canales de flujo del plástico fundido.

La constante G para estos tipos de geometrías es:

$$G \text{ círculo} = \left[\frac{\pi}{4} \right]^{1/n} * \frac{R^{(1/n + 1)}}{2 * L} \dots\dots\dots(3.57)$$

en donde :

R = Radio.
L = Longitud del canal.

$$G \text{ rectángulo} = \left[\frac{W}{6} \right]^{1/n} * \frac{H^{(2/n + 1)}}{2 * L} \dots\dots\dots(3.58)$$

en donde :

W = Ancho del dado.
H = Altura del dado.

La ecuación 3.45 es sólo válida para valores de $W / H \geq 20$.

Para valores de $W/H < 20$, se ha propuesto un factor de corrección F_p para el valor de G rectángulo. Este valor F_p puede ser calculado de dos maneras:

- a) Por medio de una representación gráfica.
- b) Por una ecuación empírica.

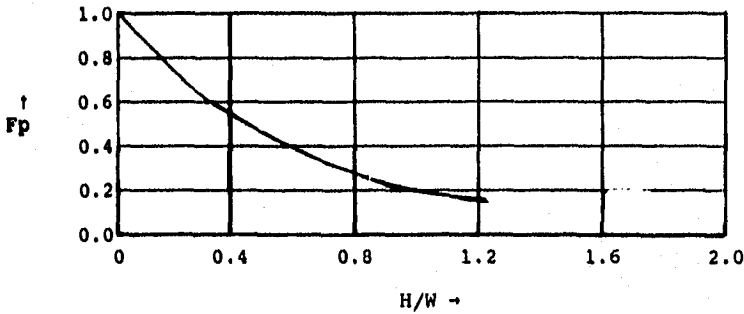
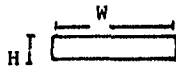


Fig. 3.30. Factor de corrección F_p como una función de W/H .

El factor F_p puede ser expresado por la siguiente ecuación:

$$F_p = 1.008 - 0.7474 * \left[\frac{H}{W} \right] + 0.1638 * \left[\frac{H}{W} \right]^2 \dots\dots\dots(3.59)$$

Para el caso de una geometría anular del dado, la constante G puede ser determinada como:

$$G_{\text{anular}} = (\pi/6) * \frac{1/n * (R_o + R_i)^{1/n} * (R_o - R_i)^{(2/n+1)}}{2 * L} \dots\dots\dots(3.60)$$

en donde:

- R_i = Radio interno.
- R_o = Radio externo.

La ecuación es válida para valores de $\pi (R_o - R_i) / (R_o + R_i) \geq 37$.

Para valores muy pequeños de G , éstos deben de multiplicarse por el factor F_p de la ecuación 3.59, con las siguientes relaciones:

$$H = R_o - R_i \dots\dots\dots(3.61)$$

$$W = \pi * (R_o + R_i) \dots\dots\dots(3.62)$$

c) La velocidad de corte dentro del dado.

Las siguientes relaciones definen la velocidad de corte para diferentes geometrías:

$$\dot{Y} \text{ círculo} = \frac{4 * Q}{\pi * R^3} \dots\dots\dots(3.63)$$

$$\dot{Y} \text{ rectángulo} = \frac{6 * Q}{W * H^2} \dots\dots\dots(3.64)$$

$$\dot{Y} \text{ anular} = \frac{6 * Q}{\pi (R_o + R_i) * (R_o - R_i)^2} \dots\dots\dots(3.65)$$

$$\dot{Y} \text{ triángulo} = \frac{3}{0.42} * \frac{Q}{(d^3)} \dots\dots\dots(3.66)$$

en donde :

d = $\frac{1}{2}$ de un lado del triángulo (para triángulos equiláteros únicamente).

$$\dot{Y} \text{ cuadrado} = \frac{3}{0.42} * \frac{Q}{(a^3)} \dots\dots\dots(3.67)$$

en donde :

a = Longitud del lado del cuadrado.

CAPITULO IV

**PARTE EXPERIMENTAL
RESULTADOS Y DISCUSION**

Los conceptos descritos anteriormente han sido aplicados en la primera fase del proceso de extrusión de un tubo de PVC con aplicaciones clínicas en venoclisis.

4.1. MATERIAL UTILIZADO.

En el proceso de extrusión se ha utilizado una formulación de Poli(cloruro de vinilo) PVC para tubo medico, clasificación: CIRLOX.

CARACTERISTICAS	PVC
APARIENCIA	Polvo blanco, fino.
ρ (g/cc)	1.18
C_p (KJ/Kg $^{\circ}$ K)	1.61
k_m (W/m $^{\circ}$ K)	0.24
T_m ($^{\circ}$ C)	125
T_g ($^{\circ}$ C)	83
Tamaño de partícula ASTM D-1921-A	
% de Paso a traves de malla 40	100
% de Paso a traves de malla 200	7
Volátiles (%) ASTM D-3030	0.30

Tabla 4.1.

4.2. EQUIPO UTILIZADO.

1.- Un extrusor marca KILLIOM mono-husillo con cabezal para tubo clínico, y un husillo con relación de compresión igual a 2 (profundidad de la zona de alimentación/profundidad de la zona de bombeo). Este equipo cuenta con un medidor de presión tipo DYNISCO TPT-15000 (0-15000 PSI), con sensor de temperatura integrado.

2.- Software: REOCAP, REOTRON, WINDPRO, DADO, SETUBO (propiedad de BARSAN Consultores S.A.). También se utilizaron los programas comerciales: EXCELL, Q-BASIC, QB45.

4.3. METODOLOGIA EXPERIMENTAL.

1.- Obtención de los coeficientes de Klein.

El material utilizado para la construcción del tubo (PVC), así como el proceso de extrusión, son propiedad privada de una industria nacional. Los datos correspondientes a la caracterización reológica del material realizados en un RCC no se han autorizado para que aparezcan en este trabajo.

Los coeficientes del polinomio de Klein para calcular la viscosidad del PVC, son producto del análisis de los datos reológicos, y son obtenidos con los siguientes fines:

- a) Obtener la ventana de procesamiento del material.
- b) Ser utilizados para cálculos posteriores.

COEFICIENTES DE KLEIN OBTENIDOS:

A1 = 8.783891
A2 = -1.403637
A3 = -1.066941E-3
A4 = -1.873523E-2
A5 = -3.334E-4
A6 = 1.88261E-3

Los coeficientes han sido obtenidos con los programas RCC y WINDPRO al procesar los datos reológicos. En la figura 4.1 se puede apreciar la ventana de procesamiento para el PVC.

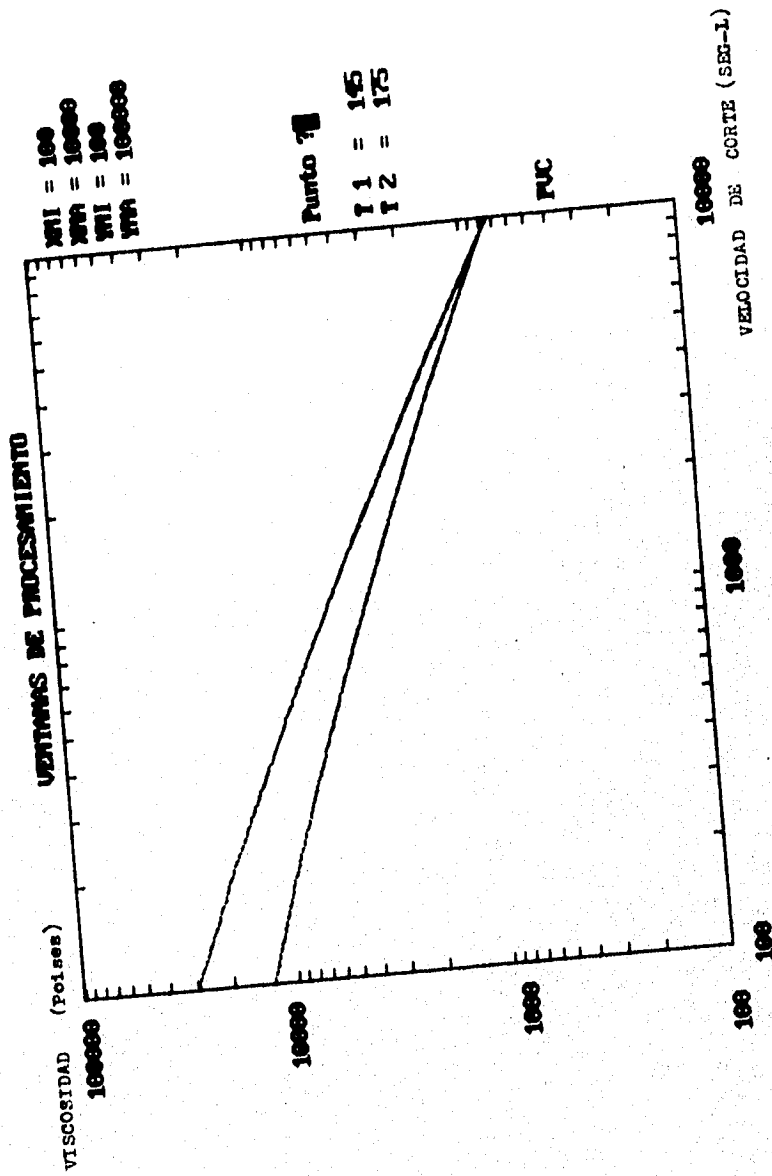


Fig. 4.1 Ventana de procesamiento para PVC obtenida con el programa WINDPRO.

2.- Análisis del proceso de Extrusión.

Con la ecuación general que representa el proceso de extrusión, se enfocará el análisis:

$$Q = (A * N) - C \left[\frac{DP}{\mu} \right] \dots\dots\dots(4.1)$$

en donde:

- Q = Gasto total.
- A = Constante geométrica del husillo.
- N = Velocidad de husillo (Revoluciones por Minuto).
- C = Constante geométrica del husillo.
- DP = Diferencia de presión en el cabezal del extrusor.
- μ = Viscosidad del material.

Para resolver experimentalmente esta ecuación, proponemos la siguiente metodología aplicada en el proceso de extrusión de tubo de PVC con uso clínico:

a) Cálculo de la viscosidad del material.

Se obtiene a partir de los coeficientes del polinomio de Klein.

En la tabla 4.2 se muestra el programa de cálculo para la viscosidad a partir de los coeficientes de Klien.

b) Medición de la geometría del extrusor (barril-husillo), para el cálculo de las constantes A y C.

Para este punto, se deben hacer medidas de las características geométricas del equipo. En muchas ocasiones se toman los valores de la geometría de los planos del equipo, sin embargo, cuando se trata de un equipo que tiene varios años de operación es recomendable realizar la medición directamente. En este caso, los datos son tomados de los planos del equipo.

```

1000 CLS
1001 GOSUB 1003
1002 GOTO 1004
1003 V$ = TIME$: RETURN
1004 COLOR 15, 1, 0: CLS
      REM PS-PAPER1 (VELOCIDAD DE CORTE CONSTANTE)
1005 A0 = 5.363677502#
1010 A1 = -.09951362#
1020 A11 = -.028474811#
1030 A2 = -.026374049#
1040 A22 = .000024191#
1050 A12 = -.000252222#
      COLOR 1, 14: LOCATE 1, 8: PRINT "
      COLOR 15: LOCATE 1, 30: PRINT " PS-PAPER1 "
      COLOR 15, 1
      COLOR 0, 7: LOCATE 7, 15: PRINT " VELOCIDAD DE CORTE (seg-1) = "; : INPUT S
      COLOR 0, 7: LOCATE 8, 15: PRINT " TEMPERATURA (oC) = "; : INPUT T
1060 X1 = LOG(SHEAR)
1070 X2 = X1 ^ 2
1080 X3 = 1.8 * T + 32
1090 X4 = X3 ^ 2
1100 X5 = X1 * X3
1110 VIS = EXP(A0 + A1 * X1 + A11 * X2 + A2 * X3 + A22 * X4 + A12 * X5)
      VISCO = VIS * 68570
      COLOR 7, 4: LOCATE 15, 15: PRINT " VISCOSIDAD (POISES) = "
      LOCATE 15, 37: PRINT USING "#####.##"; VISCO
1115 COLOR 0, 7: LOCATE 22, 10: PRINT " QUIERES OTRO CALCULO S/N "; : INPUT A$
      IF A$ = "S" OR A$ = "N" THEN 1120
      GOTO 1115
1120 IF A$ = "S" THEN 1000
      SYSTEM

```

Tabla 4.2. Programa para el cálculo de la viscosidad utilizando los coeficientes de Klein. Este es un ejemplo aplicando los valores de los coeficientes de Klein para un poliestireno PS.

Diámetro del husillo (D) = 3.81 cm

Angulo de la fileta (θ) = 17.7°

Profundidad de la zona de bombeo (h) = 0.260 cm

$$A = \frac{1}{2} * \pi^2 * D^2 * h * \text{sen } \theta * \text{cos } \theta \dots\dots\dots(4.2)$$

Substituyendo los valores de la geometría del extrusor en la ecuación 4.2, tenemos:

$$A = 0.5 * (3.1416)^2 * (3.81)^2 * 0.260 * \text{sen } 17.7^\circ * \text{cos } 17.7^\circ$$

$$A = 5.366 \text{ cm}^3$$

El valor obtenido es considerado como teórico, y debe de ser comprobado experimentalmente, por lo que la prueba a garganta abierta se requiere.

Para realizar esta prueba, es necesario preparar el extrusor con el perfil adecuado como si se tratara de una operación normal de producción. La única diferencia es que no se colocará el cabezal y el dado formador, por lo que el material extruido caerá al suelo. Esta operación comunmente se llama "purga" o "ballena". En este caso se trabajará a velocidades de extrusión de 10 a 100 revoluciones por minuto, tomando el gasto para cada velocidad.

Estos datos son introducidos a un programa de regresión lineal simple, cuyos resultados se muestran en la tabla 4.3.

NUMERO PAREJAS DE DATOS = 6

RPM = 10	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 56
RPM = 30	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 170
RPM = 50	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 285
RPM = 70	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 398
RPM = 90	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 514
RPM = 100	GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = 572

(SUMA DE LOS DATOS) SUM X = 350
(SUMA DE LOS DATOS) SUM Y = 1995
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS)
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE X) SUMX2 = 26500
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE Y) SUMY2 = 863045
A experimental (cc) = 5.729589
(CORRELACION) r = .9999933
h (eficiencia) (cm) = .2776031
C equipo (cc) = 4.918238E-05
C eficiencia (cc) = 4.918238E-05

NUMERO PAREJAS DE DATOS = 6

RPM = 10	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 34
RPM = 30	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 170
RPM = 50	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 277
RPM = 70	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 363
RPM = 90	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 494
RPM = 100	GASTO A CABEZA CERRADA (cc/min) = 523

(SUMA DE LOS DATOS) SUM X = 350
(SUMA DE LOS DATOS) SUM Y = 1861
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS)
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE X) SUMX2 = 26500
(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE Y) SUMY2 = 756119
D experimental (cc) = 5.408493
(CORRELACION) r = .9973402

Tabla 4.3. En esta tabla se pueden observar los resultados correspondientes al cálculo de "A", "h" experimental, "C" del equipo, y "C'" utilizando el valor de "h" experimental. En la parte inferior se puede apreciar el valor correspondiente al cálculo de la constante "D".

```

10 COLOR 7, 1
100 CLS
110 CLEAR
120 PRINT "PARA PODER CALCULAR LAS CONSTANTES DEL EXTRUSOR SE REQUIEREN: "
PRINT
INPUT "Diámetro del extrusor (cm) = ", dia
INPUT "Longitud de la última zona (cm) = ", l
INPUT "Angulo de la fileta (-) = ", ang
INPUT "Profundidad real, zona de bombeo = ", H
REM INPUT "Densidad del compuesto, sólido (g/cc) = ", den
angl = ang * 3.1416 / 180
CLS
130 INPUT "NUMERO PAREJAS DE DATOS = ", DAT
140 FOR I = 1 TO DAT
150 LOCATE 5 + I, 10: INPUT "RPM = ", X(I)
LOCATE 5 + I, 35: INPUT "GASTO A CABEZA ABIERTA (cc/min) = ", Y(I)
160 NEXT I: SUMX = 0
170 FOR A = 1 TO DAT
180 SUMX = SUMX + X(A)
190 NEXT A: SUMY = 0
200 FOR B = 1 TO DAT
210 SUMY = SUMY + Y(B)
220 NEXT B: SUMX2 = 0
230 FOR C = 1 TO DAT
240 SUMX2 = SUMX2 + X(C) ^ 2
250 NEXT C: SUMY2 = 0
260 FOR D = 1 TO DAT
270 SUMY2 = SUMY2 + Y(D) ^ 2
280 NEXT D: SUMXY = 0
290 FOR E = 1 TO DAT
300 SUMXY = SUMXY + (X(E) * Y(E))
310 NEXT E: SUMXSN = 0
320 FOR f = 1 TO DAT
330 SUMXSN = SUMXSN + (X(f) / DAT)
340 NEXT f
350 FOR G = 1 TO DAT: SUMYSN = 0
360 SUMYSN = SUMYSN + (Y(G) / DAT)
370 NEXT G: REM L = 3.1416 * DIA * TAN(ANG) * VUE
R = (DAT * SUMXY - SUMX * SUMY) / (SQR((DAT * SUMX2 - SUMX ^ 2) * (DAT * SUM
A = (DAT * SUMXY - SUMX * SUMY) / (DAT * SUMX2 - (SUMX) ^ 2)
H = A / (.5 * 3.1416 ^ 2 * dia ^ 2 * SIN(ang * 3.1416 / 180) * COS(ang * 3.1
C = (3.1416 * dia * (SIN(angl)) ^ 2 * H ^ 3) / (12 * l)
c1 = (3.1416 * dia * (SIN(angl)) ^ 2 * H ^ 3) / (12 * l)
PRINT "(SUMA DE LOS DATOS) SUM X = "; SUMX
PRINT "(SUMA DE LOS DATOS) SUM Y = "; SUMY
PRINT "(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS)"
PRINT "(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE X) SUMX2 = "; SUMX2
PRINT "(SUMA DEL CUADRADO DE LOS DATOS DE Y) SUMY2 = "; SUMY2
PRINT "A experimental (cc) = "; A: PRINT "(CORRELACION ) r = "; R
PRINT "h (eficiencia) (cm) = "; H: PRINT "C equipo (cc) = "; C
PRINT "C eficiencia (cc) = "; c1: INPUT "", ESPERA

```

Tabla 4.4. Listado del programa para calcular las constantes "A", "h", "c", "D", mediante regresión lineal.

Para la constante C, la expresión que se utiliza es la siguiente:

$$C = \frac{\pi * D * \text{sen}^2\theta * h}{12 L} \dots\dots\dots(4.3)$$

Existen dos maneras para calcular la constante C. La primera manera (C) considera el valor de h en la zona de bombeo del husillo, y la segunda considera un valor que se denomina h' el cual se obtiene despejando el valor de h de la ecuación 4.2, la cual se designa como C'.

Por lo general, a la constante C' se le denomina eficiencia, y su obtención en este trabajo es igual que la constante A, y se puede observar en la tabla 4.3 y 4.4.

c) Medición del gasto a cabeza cerrada para el cálculo experimental de la profundidad h.

Para obtener la h experimental se realizan pruebas con el material y el extrusor a cabeza abierta, de tal manera que el gasto total es:

$$Q = A * N \dots\dots\dots(4.4)$$

Esta es la ecuación de una línea recta con ordenada al origen cuya pendiente es el valor de A, por lo que se puede representar dicha ecuación de la siguiente manera:

$$Q \text{ real} = \left(\frac{1}{2}\right) * \pi^2 * D^2 * \sin \theta * \cos \theta * N \dots\dots\dots(4.5)$$

despejando h' :

$$h' = Q_{\text{real}} / \left(\left(\frac{1}{2}\right) * \pi^2 * \sin \theta * \cos \theta\right) \dots\dots\dots(4.6)$$

Esta h' se le ha llamado "profundidad de eficiencia" debido a que varía con el material y es fuertemente dependiente de la viscosidad y del coeficiente de fricción.

Por esta razón muchas veces no se obtienen datos reales al tratar de predecir el gasto de un extrusor sin conocer el valor de esta variable. El valor experimental h' se puede observar en la tabla 4.2, y el programa completo se presenta en la tabla 4.3.

La ecuación 4.4 muestra que, cuando el gasto es real, $h = h'$, ya que h es la profundidad del husillo en su zona de bombeo, y h' se obtiene de la ecuación 4.5 al substituir $Q_{\text{teórico}}$ por el Q_{real} .

d) Medición del gasto a cabeza cerrada para la obtención de los coeficientes de "gasto/presión".

Para obtener los valores de "gasto/presión/temperatura" se ha modificado el polinomio de Klein, poniendo la presión en función de la temperatura y del gasto.

$$\ln P = B_1 + B_2 * \ln(Q) + B_3 * \ln(Q)^2 + B_4 * T + B_5 * T^2 + B_6 * T * \ln(Q) \dots\dots(4.7)$$

Esta ecuación, puede ser comparada con la que se presenta en el capítulo uno (ecuación 1.23) para el cálculo de la viscosidad en función de la velocidad de corte y de la temperatura.

La forma de resolver es la misma que en el caso de la aplicación para el cálculo de la viscosidad. La forma de introducir los datos al programa, y la presentación de los resultados correspondientes se muestran en las tablas 4.5 y 4.6.

e) Hoja de control del proceso de extrusión.

Para obtener la hoja de control del proceso de Extrusión, se requiere de la elaboración de un programa al cual se le deben de alimentar todos los datos antes explicados. En la figura 4.2 se puede observar un diagrama de bloques explicando en forma general la secuencia de cálculo que realiza el programa.

La filosofía de este programa consiste en tener una pantalla con las "Variables que puede tener un operador de un equipo de Extrusión" :

- (a) La velocidad de extrusión.
- (b) Las dimensiones del dado (diámetro interno y externo).
- (c) La temperatura de "melt".

\Menú principal\Archivos\Coeficientes

	Gasto/cab.cerrada (cc/min)	Temperatura (oC)	Presion/Cabeza (psi)
1)	34	169	1638
2)	170	169	2447
3)	277	169	2854
4)	363	169	3200
5)	494	169	3700
6)	523	169	3866

NOMBRE DEL COMPUESTO = PVC

DATOS OK ?

Tabla 4.5

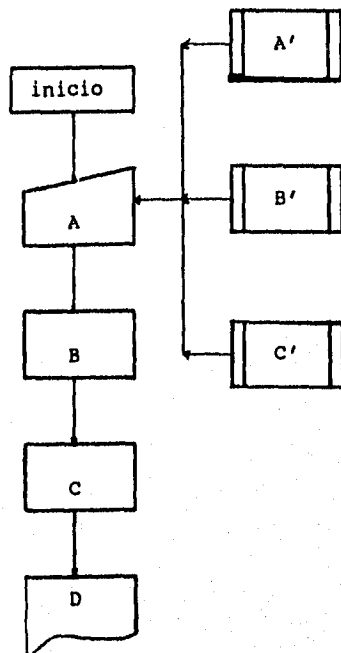
\Menú principal\Archivos\Coeficientes

EL NOMBRE DEL COMPUESTO ES:PVC

B(1) =	-4.048511028
B(2) =	-0.118600219
B(3) =	0.061452460
B(4) =	0.003109575
B(5) =	-0.000004089
B(6) =	-0.00051751

QUIERE CARGAR DIRECTAMENTE LOS DATOS OBTENIDOS ?

Tabla 4.6



- A = Introducción de datos.
- B = Proceso de cálculo.
- C = Resultados.
- D = Impresión.
- A' = Sub-rutina coef/Klein (viscosidad).
- B' = Sub-rutina coef/Klein (gasto/presión).
- C' = Sub-rutina A, h, C, D.

Fig. 4.2. Diagrama de bloques general para la elaboración del programa de hojas de control de proceso.

De una manera general, podemos explicar el anterior diagrama de bloques como :

A = INTRODUCCION DE DATOS.

En esta parte del programa se introducen a la computadora los datos del compuesto, la máquina, el diámetro del extrusor D , la profundidad de eficiencia " h ", las constantes A , C , D encontradas en la subrutina C' (Tabla 4.2). Se introducen los coeficientes del polinomio de Klein para calcular la viscosidad (subrutina A'), y los coeficientes gasto presión (subrutina B'). Los datos son almacenados en archivos que funcionan como banco de datos.

B = PROCESO DE CALCULO.

El proceso de cálculo consiste en encontrar la presión en la cabeza (PSI), la velocidad de la línea (m/min), y el gasto del extrusor (kg/hr).

C = RESULTADOS.

Una vez realizados los cálculos, los resultados son impresos en la tabla 4.8 donde los parámetros importantes son: el gasto, la velocidad de la línea y la presión en la cabeza. Se debe mencionar que, aunque en este trabajo sólo se ha considerado el proceso de tubo clínico de PVC, este programa ha sido implementado con diversos materiales para diversos procesos de extrusión.

D = IMPRESION.

La impresión es realizada directamente, con la ventaja de que podemos realizar algunas gráficas dentro del programa.

**A' = SUB-RUTINA COEF./KLEIN.
(VISCOSIDAD).**

Este programa tiene un algoritmo que permite resolver una regresión no-lineal para obtener los seis coeficientes del polinomio de Klein que servirán para conocer la viscosidad en función de la temperatura y de la rapidez de corte.

**B' = SUB-RUTINA COEF./KLEIN.
(GASTO/PRESION).**

El polinomio de Klein ha sido modificado y ahora, los coeficientes obtenidos en esta sub-rutina servirán para conocer la presión y el gasto a diferentes temperaturas. Coeficientes gasto/presión.

**C' = SUB-RUTINA.
(A, h, C, D).**

Esta sub-rutina ha sido explicada anteriormente.

En la figura 4.7 se presenta la pantalla de introducción de datos al programa, la cual se carga previamente y se queda almacenada en un directorio como "banco de datos". De esta manera permite realizar una historia del material a procesar, y cuando se requieran los datos, se puede disponer de ellos.

La tabla 4.7 presenta una hoja de control del proceso, en la cual se muestran las características y coeficientes del proceso.

\Menú principal\Archivos\Coeficientes\Cargando datos

Clave Compuesto/Maquina * PVC/KILLION			
Compuesto	* PVC		
Extrusor	* KILLION		
Diámetro del extrusor (cm) =	* 3.80		
Profundidad de la zona de bombeo, eficiencia (cm) =	* .2776		
Valor de la constante * A * (cc) =	* 5.729589		
Valor de la constante * C * (cc) =	* 4.918238E-5		
Valor de la constante * D * (cc) =	* 5.408493		
Coeficientes de viscosidad		Coeficientes/Gasto/Presión	
A1	* 8.783891	B1	* -4.048511028
A2	* -1.403637	B2	* -0.118600219
A3	* -1.066941E-3	B3	* 0.061452460
A4	* -1.873523E-2	B4	* 0.003109575
A5	* -3.334E-6	B5	* -0.000004089
A6	* 1.88261E-3	B6	* -0.00051751

Tabla 4.7

\Menú principal\Archivos\Resultados\

HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION	
Compuesto: PVC	
Extrusor/Repartidor : KILLION	
Diámetro (cm) = 3.8	
Velocidad del Extrusor = 50 RPM	
Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08	
Espesor Requerido (cm) = 0.04	
Temperatura de Melt (oC) = 169	
Presión en la cabeza (PSI) = 2861	
Salida de	Vel. de la línea (m/min) = 179.1
Datos	Gasto/extrusor (Kg/hr) = 25.59
QUIERES OTRO CALCULO S/N ?	

Tabla 4.8

```

COLOR 0, 7: LOCATE 4, 15: PRINT " HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION
COLOR 7, 1: LOCATE 6, 15: PRINT " Compuesto: "; COMP$; ""
LOCATE 7, 15: PRINT " Extrusor/Repartidor: "; EXTRU$
LOCATE 8, 15: PRINT " Diámetro (cm) = "; DIA
LOCATE 9, 15: INPUT " Velocidad del Extrusor = ", N1
LOCATE 10, 15: INPUT " Diámetro interno del Tubo (cm) = ", A
AWG = ALLA / 2
LOCATE 11, 15: INPUT " Espesor Requerido (cm) = ", ESP
LOCATE 12, 15: INPUT " Temperatura de Melt (oC) = ", TMELT
IF 140 > TMELT THEN BEEP: GOTO 10000
IF 195 < TMELT THEN BEEP: GOTO 10000
SHEAR = 3.1416 * DIA * N1 / (60 * H)
X11 = LOG(SHEAR)
X22 = X11 ^ 2
X33 = 1.8 * TMELT + 32
X44 = X33 ^ 2
X55 = X11 * X33
VIS = EXP(A(1) + A(2) * X11 + A(3) * X22 + A(4) * X33 + A(5) * X44 + A(6)
-----
GTO = D * N1
Y1 = LOG(GTO)
Y2 = Y1 ^ 2
Y3 = 1.8 * TMELT + 32
Y4 = Y3 ^ 2
Y5 = Y1 * Y3
PRE = EXP(B(1) + B(2) * Y1 + B(3) * Y2 + B(4) * Y3 + B(5) * Y4 + B(6) * Y5)
PRESION = PRE * 6B570
-----
AR = 3.1416 * (AWG + ESP) ^ 2 - 3.1416 * AWG ^ 2
DELTAP = VIS * (A * N1 - N1 * D) / (60 * C)
VEL = (A / AR) * N1 - (C * 60 / VIS) * (PRESION / AR)
DELTAPI = (N1 * A / AR - VEL) * VIS * AR / (60 * C)
AR11 = (A / VEL) * N1 - (C * 60 / VIS) * (PRESION / VEL)
AR1 = 3.1416 * (AWG + EP) ^ 2 - 3.1416 * AWG ^ 2
COLOR 7, 1: LOCATE 13, 15: PRINT " Presión en la cabeza (PSI) = "
LOCATE 13, 46: PRINT USING "####"; PRESION
LOCATE 14, 15: PRINT " Vel. de la línea (m/min) = "
LOCATE 14, 45: PRINT USING "###.##"; VEL / 100
LOCATE 15, 15: PRINT " Gasto/extrusor (Kg/hr) = "
LOCATE 15, 43: PRINT USING "###.###"; GTO * .06 * 1.577
1115 COLOR 0, 7: LOCATE 22, 10: PRINT " QUIERES OTRO CALCULO S/N "; : INPUT A$
IF A$ = "S" OR A$ = "N" THEN 1120
GOTO 1115
1120 IF A$ = "S" THEN 10000
CHAIN "pipe-3.BAS"

```

Tabla 4.9. Programa de cálculo para la hoja de control de proceso de extrusión de tubería.

**DATOS EXPERIMENTALES DEL PROCESO DE EXTRUSION
TUBO DE PVC CON APLICACIONES CLINICAS**

ρ [g/cc]	=	1,577	h máquina =		MATERIAL	PVC
D [cm]	=	3,81	Rad [cm] =	0,04	EXTRUSOR	KILLION
θ °	=	17,7	Esp. [cm] =	0,04	HUSILLO	PVCG1
sen θ	=	0,304	A =	5,727	OPERADOR	J. MANUEL BOLAÑOS PESCADOR
cos θ	=	0,953	h eficiencia =	0,276	CODIGO	0-VIST-525
sen θ * cos θ	=	0,29	C =	4,85E-05		
sen ² θ	=	0,062	Ar =	0,01506		
# vueltas	=	10,5				
L	=	40,005				

PARAMETROS DE OPERACION [CABEZA ABIERTA]

RPM	Q [cc/min.]	Q [g/min.]	Z1 °C	Z2 °C	Z3 °C
10	56	88,312	170/171	170/166	170/172
30	170	268,09	170/170	170/170	170/170
50	285	449,445	170/168	170/171	170/171
70	398	627,646	170/168	170/169	170/172
90	514	810,578	170/170	170/167	170/171
100	572	902,044	170/170	170/166	170/171

TABLA 4.10

PARAMETROS DE OPERACION [CABEZA CERRADA]

RPM	Q [cc/min.]	Q [g/min.]	Q [kg/hr]	P [PSI]	Z1 °C	Z2 °C	Z3 °C	CAB1 °C	CAB2 °C	Tm °C	V [m/min]
10	34	53,618	3,22	1638	170/170	170/172	170/188	170/170	170/173	169	22,59
30	170	268,09	16,09	2447	170/170	170/170	170/168	170/167	170/169	169	112,74
50	277	436,829	26,21	2854	170/169	170/170	170/173	170/171	170/171	169	183,71
70	363	572,451	34,35	3200	170/169	170/168	170/172	170/169	170/169	169	240,79
90	494	779,038	46,74	3700	170/170	170/166	170/170	170/171	170/171	169	327,63
100	523	824,771	49,49	3966	170/170	170/167	170/172	170/170	170/170	169	346,91

\Menú principal\Archivos\Resultados\

<p>HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION</p> <p>Compuesto: PVC Extrusor/Repartidor : KILLION Diámetro (cm) = 3.8 Velocidad del Extrusor = 10 RPM Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08 Espesor Requerido (cm) = 0.04 Temperatura de Melt (oC) = 169 Presión en la cabeza (PSI) = 1775 Vel. de la línea (m/min) = 36.1 Gasto/extrusor (Kg/hr) = 5.12</p> <p>QUIERES OTRO CALCULO S/N ?</p>

Tabla 4.11

\Menú principal\Archivos\Resultados\

<p>HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION</p> <p>Compuesto: PVC Extrusor/Repartidor : KILLION Diámetro (cm) = 3.8 Velocidad del Extrusor = 30 RPM Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08 Espesor Requerido (cm) = 0.04 Temperatura de Melt (oC) = 169 Presión en la cabeza (PSI) = 2375 Vel. de la línea (m/min) = 107.9 Gasto/extrusor (Kg/hr) = 15.35</p> <p>QUIERES OTRO CALCULO S/N ?</p>

Tabla 4.12

\Menú principal\Archivos\Resultados\

HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION

Compuesto: PVC
Extrusor/Repartidor : KILLION
Diámetro (cm) = 3.8
Velocidad del Extrusor = 50 RPM
Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08
Espesor Requerido (cm) = 0.04
Temperatura de Melt (oC) = 169
Presión en la cabeza (PSI) = 2861
Vel. de la línea (m/min) = 179.1
Gasto/extrusor (Kg/hr) = 25.59

QUIERES OTRO CALCULO S/N ?

Tabla 4.13

\Menú principal\Archivos\Resultados\

HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION

Compuesto: PVC
Extrusor/Repartidor : KILLION
Diámetro (cm) = 3.8
Velocidad del Extrusor = 70 RPM
Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08
Espesor Requerido (cm) = 0.04
Temperatura de Melt (oC) = 169
Presión en la cabeza (PSI) = 3292
Vel. de la línea (m/min) = 249.7
Gasto/extrusor (Kg/hr) = 35.82

QUIERES OTRO CALCULO S/N ?

Tabla 4.14

\Menú principal\Archivos\Resultados\

HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION

Compuesto: PVC
Extrusor/Repartidor : KILLION
Diámetro (cm) = 3.8
Velocidad del Extrusor = 90 RPM
Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08
Espesor Requerido (cm) = 0.04
Temperatura de Melt (oC) = 169
Presión en la cabeza (PSI) = 3688
Vel. de la línea (m/min) = 319.8
Gasto/extrusor (Kg/hr) = 46.06

QUIERES OTRO CALCULO S/N ?

Tabla 4.15

\Menú principal\Archivos\Resultados\

HOJA DE CONTROL DE PROCESO DE EXTRUSION

Compuesto: PVC
Extrusor/Repartidor : KILLION
Diámetro (cm) = 3.8
Velocidad del Extrusor = 100 RPM
Diámetro interno del Tubo (cm) = 0.08
Espesor Requerido (cm) = 0.04
Temperatura de Melt (oC) = 169
Presión en la cabeza (PSI) = 3877
Vel. de la línea (m/min) = 354.7
Gasto/extrusor (Kg/hr) = 51.18

QUIERES OTRO CALCULO S/N ?

Tabla 4.16

PRODUCTIVIDAD DEL PROCESO DE EXTRUSION

RPM	Q REAL kg / hr	Q CALCULADO kg / hr
10	3.22	5.12
30	16.09	15.35
50	26.21	26.59
70	34.36	35.82
90	46.75	46.08
100	49.5	51.18

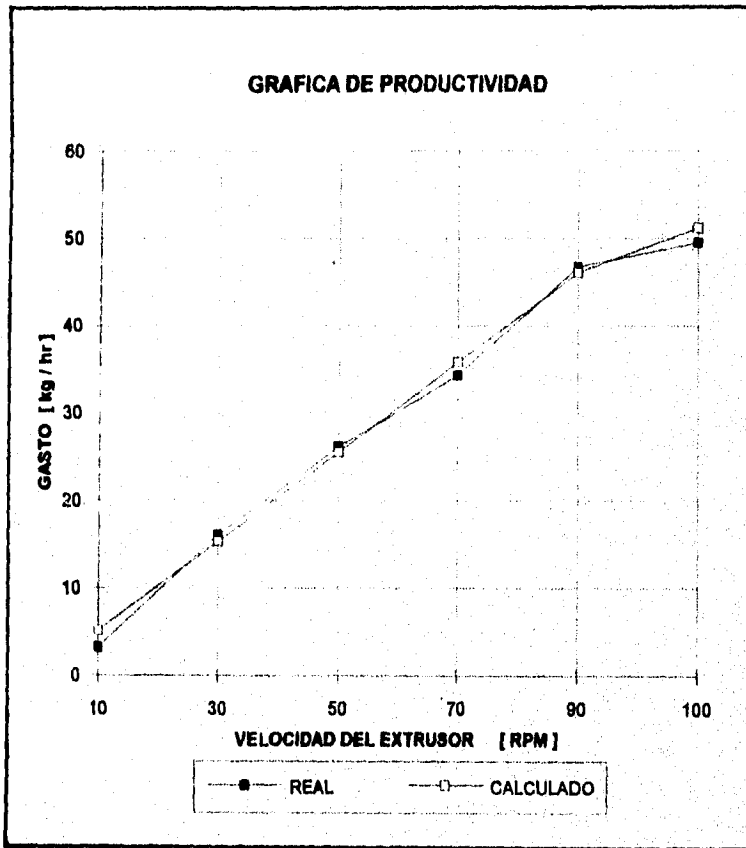


Fig. 4.3

PRESION EN EL PROCESO DE EXTRUSION DE TUBO DE PVC

GASTO kg / hr	PRESION EN LA CABEZA	
	REAL PSI	CALCULADO PSI
3.22	1638	1775
16.09	2447	2375
26.21	2854	2861
34.35	3200	3292
46.74	3700	3688
49.49	3866	3877

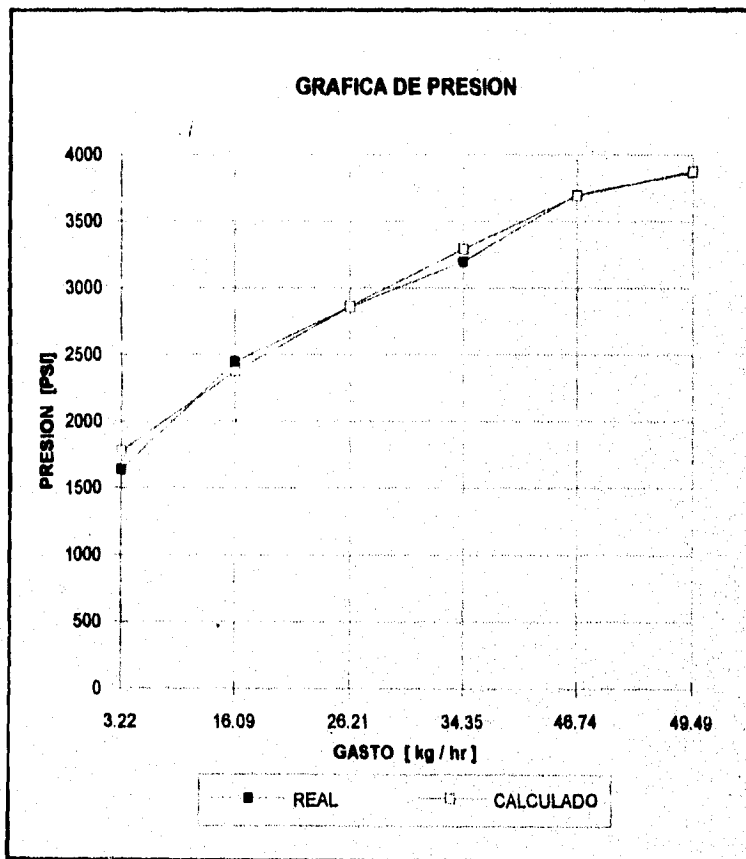


Fig. 4.4.

VELOCIDAD DE LA LINEA PARA EL PROCESO DE EXTRUSION DE TUBO DE PVC

GASTO kg / hr	VELOCIDAD DE LA LINEA	
	REAL m / min.	CALCULADO m / min
3,22	22,6	36,1
16,09	112,7	107,9
26,21	183,7	179,1
34,35	240,8	249,7
46,74	327,6	319,6
49,49	346,9	354,7

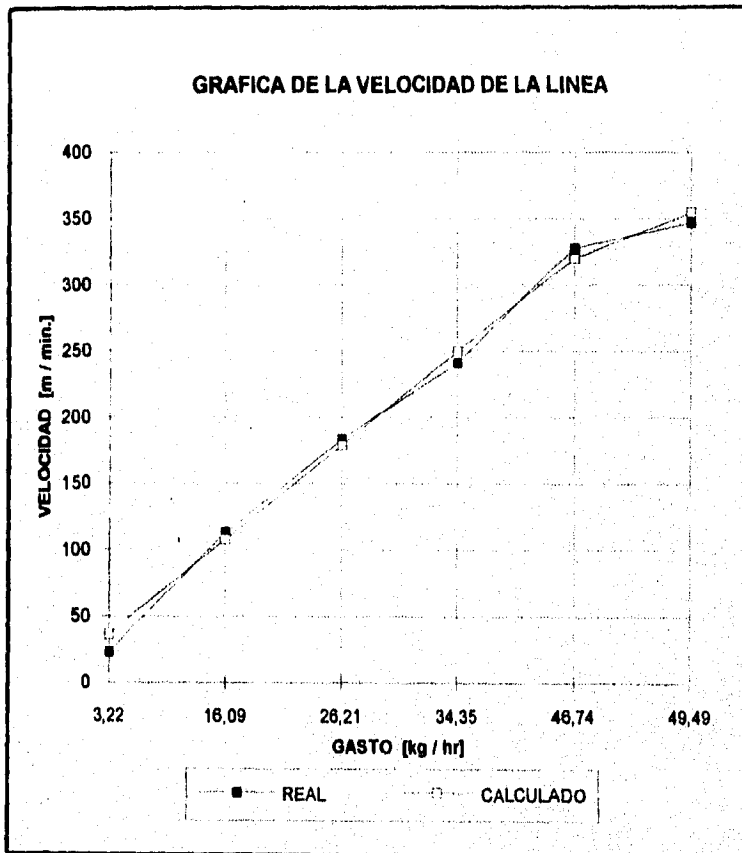


Fig. 4.5

**CUADRO DE RESULTADOS REALES Y CALCULADOS
PARA EL PROCESO DE EXTRUSION DE TUBO DE PVC.**

RPM	GASTO (kg/hr)			PRESION (PSI)			VELOCIDAD DE LA LINEA (m/min.)		
	REAL.	CAL.	% DIF.	REAL.	CAL.	% DIF.	REAL.	CAL.	% DIF.
10	3.22	5.12	-59.006211	1638	1775	-8.3636584	22.6	36.1	-59.734513
30	16.09	15.35	4.59912999	2447	2375	2.94237642	117.2	107.9	7.93515358
50	26.21	25.59	2.36550935	2845	2861	-0.5623902	183.7	179.1	2.50408274
70	34.35	35.82	-4.279470	3200	3292	-2.875	240.8	249.7	-3.9960133
90	46.74	46.06	1.45485665	3700	3688	0.32432432	327.6	319.8	2.38065238
100	49.49	51.18	-3.4148313	3888	3877	-0.2845318	346.9	354.7	-2.2464868

TABLA 4.17. RESUMEN DE RESULTADOS REALES Y CALCULADOS PARA EL PROCESO DE EXTRUSION.

Finalmente, en la tabla 4.17 podemos apreciar las diferencias entre los valores reales y los calculados para el gasto, la presión, y la velocidad de la línea.

Podemos observar, que en las tres variables obtenemos a velocidades del extrusor bajas (10 RPM) un % de diferencia muy grande, y que después esta diferencia disminuye cuando aumenta la velocidad del extrusor (RPM), por lo que podemos calificar a los modelos y ecuaciones utilizadas como confiables.

En el caso de la presión, los valores son mejores y se tienen diferencias de 0.24%. Lo anterior indica que el modelo de Klein utilizado para predecir los coeficientes gasto/presión se ajusta perfectamente para obtener estos valores.

Para la velocidad de la línea se tienen casi los mismos valores que el del gasto. Esto puede deberse a que la ecuación para calcular la velocidad de la línea incluye el gasto.

Estos datos permiten conocer y controlar el proceso de extrusión.

4.4. Cálculo de la caída de presión en dados.

Una extensión de ésta metodología es el cálculo de la caída de presión (diferencia de presión) a lo largo del dado formador o boquilla.

En el proceso de extrusión de tubo de PVC con aplicaciones clínicas no se pudo contar con los datos de la geometría del dado formador, por razones administrativas de carácter interno de la empresa. Sin embargo, para cubrir este punto se decidió incluir los datos correspondientes al proceso de fabricación de un poliducto de poli(estireno). Datos de archivo.

Para esta sección únicamente se realizó el análisis teórico de los datos.

4.4.1. Propiedades del Material.

	PS
ρ_m (cc/min.).....	1.02
C_{pm} (Kj/Kg °C).....	1.20
K_m (W/m °C).....	0.12
T_m (°C).....	153
DHf (Kj/Kg).....	0

4.4.2. METODOLOGIA PARA EL ANALISIS.

- 1.- Reproducir la geometría del reómetro capilar.
- 2.- Calcular la presión en cada sección y la presión total con el programa: Caída de presión en dados.
- 3.- Comparar el resultado de la presión calculada con la presión real obtenida.

4.- Extrapolar la metodología anterior para el proceso de extrusión, en el proceso de producción de poliducto de poliestireno, y calcular la presión sección por sección.

Para aplicar la metodología anterior, se toman los datos reológicos obtenidos en un Reómetro Capilar Continuo (RCC). Estos datos pueden observarse en la tabla 4.18. Debe de ponerse atención en los valores de la presión a diferentes velocidades del extrusor (RPM).

rpm (-)	Presión (g)	Presión (PSI)	Gasto (g/min)	Torque (N-m)	Ksf/corte (dina/cm ²)	V.C. (seg-1)	Log A	Log B	V.C. corr (seg-1)	Tu (°C)	Visc. (poises)
10	22.5	3,375	5.9900	30.0	2,908,841	506.6	6.4637	2.7046	717	200	4,055
30	31.5	4,725	15.0300	43.0	4,072,378	1,338.7	6.6098	3.1267	1,096	200	2,148
50	36.5	5,475	25.5700	48.0	4,718,787	2,162.4	6.6738	3.3349	3,062	200	1,541
70	38.5	5,775	33.8600	50.0	4,977,351	2,863.5	6.6970	3.4569	4,055	200	1,227
90	40.5	6,075	43.1200	51.0	5,235,914	3,646.6	6.7190	3.5619	5,164	200	1,014
100	42.0	6,300	51.5700	52.0	5,429,837	4,361.2	6.7348	3.6396	6,176	200	879

$$n = 0.2911$$

$$(3n+1/4n) 1.6089$$

Tabla 4.18. Resultados de la caracterización reológica del poliestireno.

En la figura 4.6 se presenta el cabezal del reómetro BRABENDER y la manera en la cual se ha dividido el cabezal en secciones.

Es importante observar que el dado capilar tiene un ángulo de entrada de 90° y que representa una zona adicional. El utilizar un dado de 90° es para evitar la corrección de Bagley.

En la tabla 4.19 se pueden observar las dimensiones de las zonas en las que se ha dividido el cabezal.

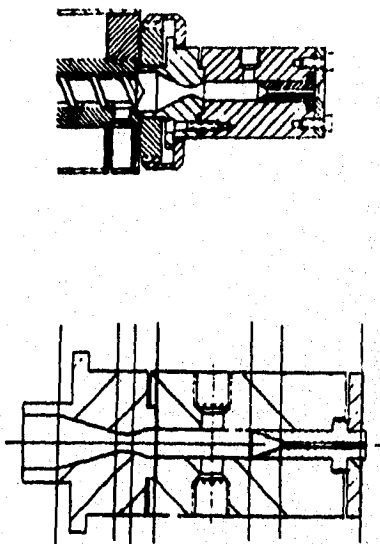


Fig. 4.6 Cabezal y dado tipo BRABENDER dividido en zonas para su estudio.

	1a Zona	2a Zona	3a Zona	4a Zona	5a Zona	Capilar
D1(mm)	19.00	6.65	6.65	9.50	9.50	1.27
D2(mm)	6.65	6.65	9.50	9.50	1.27	1.27
L (mm)	17.70	3.30	5.52	29.21	10.60	25.40

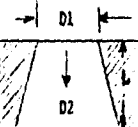
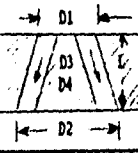

Tabla 4.19 Dimensiones de la geometría interna. Zonas y capilar.

Para alimentar de datos al programa de caída de presión, es necesario calcular los coeficientes de Klein para el material. La manera de realizar este cálculo se ha explicado en la sección anterior.

Los coeficientes encontrados para el poli(estireno) son:

A1 = 5.36368
A2 = -0.09951
A3 = -0.02847
A4 = -0.02637
A5 = 0.000024
A6 = -0.00025

En la figura 4.7 se muestran las ecuaciones generales utilizadas para el cálculo de la caída de presión en dados. Estas ecuaciones se encuentran disponibles en el programa de caída de presión en dados.

	$G = \frac{\left(\frac{1}{n}\right) (3n+1)}{\left(\frac{\pi}{4}\right) * R} * 2 * L$	$D = \frac{4 * Q}{\pi * v}$
	$G = \frac{\left(\frac{1}{n}\right) (2/n+1)}{(R_o+R_i) * (R_o-R_i)} * 2 * L$	$D = \frac{6 * Q}{\pi (R_o+R_i) * (R_o-R_i)^2}$
	$Z = (\pi/6) * \left(\frac{1}{n}\right)$	$\pi * (R_o+R_i) / (R_o-R_i) \Rightarrow 37$
$Q = K * G * DP^n$	$DP = \frac{\left(\frac{1}{n}\right) * Q}{K * G}$	$D = K * t^n$

- 1 = Geometría circular.
2 = Geometría anular.
3 = Ecuaciones generales.

Q = Flujo volumétrico.
G = Constante geométrica del dado.
DP = Diferencia de presión.
K = Factor de proporcionalidad de la ecuación de la ley de la potencia de OSTWALD - DE WAELE.
n = Exponente de la ley de la potencia.
Pi = $\pi = 3.1416$

Ecuaciones para diversas geometrías utilizadas en el cálculo de la diferencia de presión en los dados.

RPM	1ª ZONA	2ª ZONA	3ª ZONA	4ª ZONA	5ª ZONA	CAPILAR	PRESIÓN TOTAL	PRESIÓN REAL	DIF. %
10	4	3	3	7	190	2956	3163	3375	6.281481
30	9	7	8	17	292	4178	4507	4725	4.813757
50	13	10	9	28	347	4753	5158	5475	5.789954
70	17	12	11	33	387	5137	5597	5775	3.082251
90	21	14	13	41	420	5425	5934	6075	2.320988
100	24	16	15	47	448	5634	6182	6300	1.673016

Tabla 4.20 Resultados de el cálculo de la diferencia de presión en el cabezal de reometro para PS.

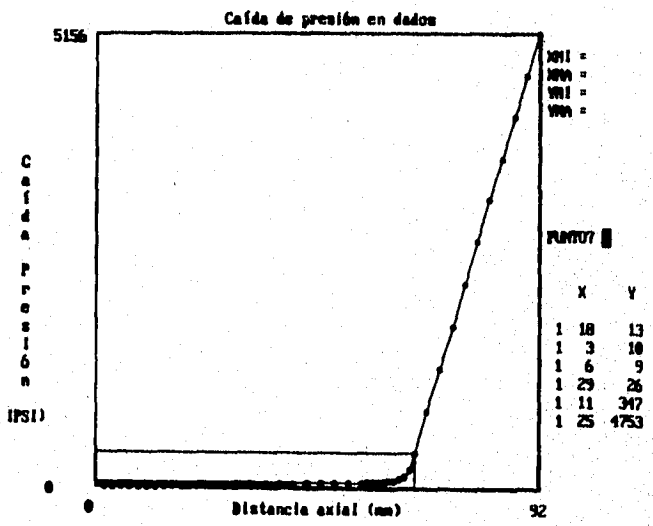


Fig. 4.8 Gráfica de caída de presión en dados. Esta gráfica es obtenida directamente en el programa DADO.

	1ª ZONA	2ª ZONA	3ª ZONA	4ª ZONA
D1 (mm)	37	30	11	11
D2 (mm)	30	9	11	6
D3 (mm)		2	9	9
D4 (mm)		11	9	4
L (mm)	11	11	6	8

Tabla 4.21 Dimensiones correspondientes al cabezal del extrusor para producir poliducto de poliestireno PS.

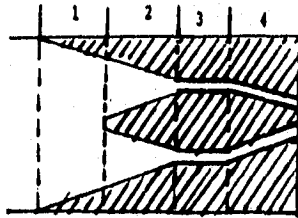


Fig. 4.9 Esquema del cabezal para poliducto de PS.

RPM	1ª ZONA	2ª ZONA	3ª ZONA	4ª ZONA	TOTAL
10	0	226	248	416	890
30	0	345	411	685	1421
50	1	405	500	794	1700
70	1	445	581	881	1888
90	1	474	607	945	2027
100	1	488	626	971	2084

Tabla 4.22 resultados del cálculo de la caída de presión en el dado

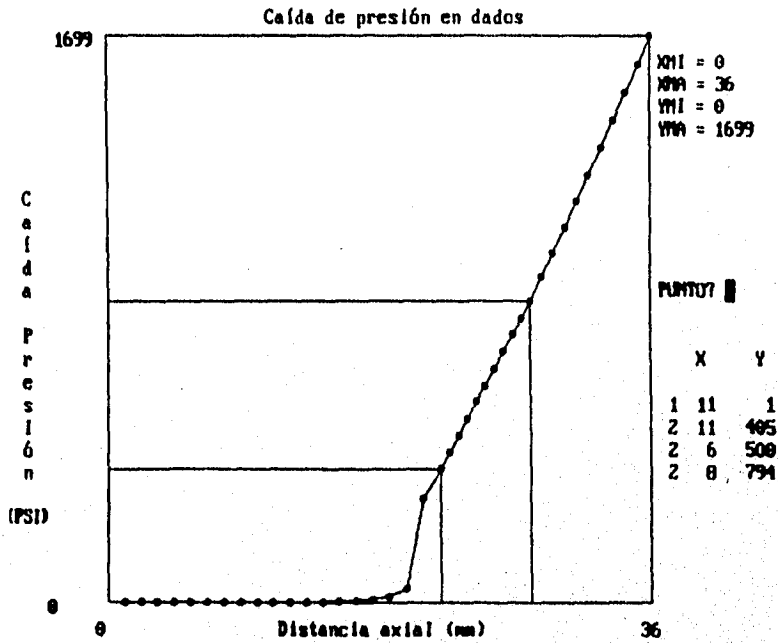


Fig. 4.10 Gráfica de caída de presión para poliducto de PS.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

A partir de los resultados obtenidos en la realización de este trabajo, se pueden presentar las siguientes conclusiones:

5.1. MODELOS PARA EL CALCULO DE LA VISCOSIDAD.

1) El polinomio de Klein presenta grandes ventajas sobre otros modelos (Muenstedt, Arrhenius, Carreau), para ser utilizado en el modelamiento de la viscosidad a diferentes temperaturas, y realizar estudios subsecuentes de diseño de equipos y accesorios para el proceso de extrusión (husillos, dados, moldes, etc.).

2) El factor de ajuste aT (shift factor), es demasiado sensible, y depende fuertemente del tipo de polímero y de la fórmula ($b_1, b_2, C_1, C_2,$). Además, la obtención de este parámetro exige el uso de modelos para poder obtener coeficientes de viscosidad tanto a velocidad de corte constante, como a esfuerzo de corte constante, y seleccionar los valores que mejor se ajusten.

5.2. EXTRUSION.

1) El caracterizar el material antes de ser sometido al proceso de extrusión, desde el punto de vista reológico, es la manera correcta para iniciar la caracterización de las variables de operación de un extrusor.

2) El RCC (reómetro capilar continuo), es el equipo recomendado para realizar la caracterización reológica del material. Sin embargo, esto dependerá del tipo de material, y si se requiere determinar toda la curva reológica, se debe de utilizar más de un equipo reológico.

3) Los reómetros que no tienen sensor para la temperatura de "stock" (melt ó temperatura de material fundido dentro del reómetro), presentan problemas de reproducibilidad de datos, ya que la temperatura de prueba es la temperatura del barril, y no la temperatura de "melt".

4) El cálculo de la constante A , se debe de realizar experimentalmente, ya que se ha comprobado que de otra manera, los datos no son reproducibles.

5) El valor real de h (profundidad de la última zona), es el que se utiliza en la ecuación general de extrusión, sin embargo, se ha observado que si se obtiene este valor despejándolo de la ecuación de A , el valor de dicha profundidad es diferente, y se le denomina h' para diferenciarlo del valor real. Algunas veces, se utiliza este valor para obtener datos reales del gasto del extrusor.

6) El uso del polinomio de Klein modificado es muy importante y necesario para modelar los parámetros gasto/presión, lo que permite que el % de reproducibilidad sea muy grande para los valores de gasto/temperatura/presión, del extrusor.

7) Para simular el proceso de extrusión, se tiene que partir de las variables de operación que puede controlar el operador (tipo de máquina, velocidad de extrusión, dimensiones del tubo, y temperatura de melt), y las variables de la máquina que son consecuencia de esto (gasto, presión, y velocidad de la línea).

5.3. DADOS.

1) El reproducir la geometría del reómetro capilar, y obtener la diferencia de presión ("caída de presión"), es la mejor manera de asegurarse de que la viscosidad que se obtuvo es la correcta.

2) Para conocer el impacto de la geometría de un dado (para extrusión y para reometría capilar), se debe calcular la curva de caída de presión por secciones. Lo anterior, permite corregir defectos en los diseños de los dados antes de ser fabricados.

3) El uso de programas de cómputo, disminuye el tiempo de realización de pruebas, y crea una infraestructura que sirve para trabajos subsecuentes en el proceso de extrusión.

**RECOMENDACIONES
PARA TRABAJOS SUBSECUENTES**

Para futuros trabajos sobre este tema, se presentan las siguientes recomendaciones, basadas en la experiencia obtenida al realizar este trabajo:

5.4. REOMETRO.

1) Es muy importante, iniciar las pruebas en un reómetro capilar continuo RCC que se encuentre perfectamente equipado, sobre todo con enfriamiento de aire a presión en las resistencias, de lo contrario, no tendrá alta reproducibilidad de datos. Hay que recordar que cada vez que se aumenta la velocidad del extrusor, se genera calor por una disipación viscosa. Si este calor no es liberado mediante enfriamiento, las condiciones de fusión del material no serán las mismas, y difícilmente se podrá controlar la temperatura de melt.

2) Para el caso de compuestos con alta disipación viscosa, se deberá modificar la cabeza donde se encuentra el dado, realizando ductos internos para que sea conectado al sistema de aire a presión, y se pueda controlar la temperatura de melt. La variación de la temperatura en la cabeza no debe exceder de ± 1 °C, por que de lo contrario, la prueba no tendrá validez, a menos que se realice el tratamiento de datos con el polinomio de Klein, que es el único que acepta viscosidades a diferentes temperaturas dentro de la misma tabla.

5.6. EXTRUSION.

- 1) El extrusor debe de tener todos sus accesorios en perfectas condiciones (resistencias, sistema de enfriamiento, agua en la parte baja de la tolva, etc.), ya que de lo contrario no servirá de nada.
- 2) La presentación del material debe de ser homogénea (Pellets), para no tener variaciones en el gasto a la salida del extrusor.
- 3) Al caracterizar el extrusor/compuesto a cabeza abierta, se debe de conservar la temperatura de melt en la garganta inalterada, de lo contrario el valor obtenido de A no servirá de nada. Por esta razón, se considera muy importante el punto (1) de esta sección. El cálculo de D, así como los valores de gasto/presión, deben de obtenerse con el equipo trabajando en condiciones normales.

5.7. DADOS.

- 1) Antes de utilizar los programas para el cálculo de caídas de presión en dados, se debe de verificar la reproducibilidad de los datos mediante la geometría del reómetro capilar.
- 2) Las temperaturas a las cuales se van a realizar las reometrías (dos por lo menos), deben de ser determinadas, en el extrusor de la planta: La temperatura de melt más fría, a la cual el material presente problemas por baja viscosidad, y la temperatura de melt más caliente, a la cual el material ya empieza a tener problemas de degradación. Esto significa que se debe de buscar la ventana de procesamiento del material para trabajar en esta zona.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- L.E. NIELSEN, POLYMER RHEOLOGY, MARCEL DEKKER INC. NY ,1977.
- 2.- BIRD R., FENOMENOS DE TRANSPORTE, REPLA, 1980.
- 3.- F.N. COGSWELL, POLYMER MELT RHEOLOGY (A GUIDE FOR INDUSTRIAL PRACTICE), JHON WILEY & SONS, NY 1981.
- 4.- T. WHELAN, J.BRYDSON, THE KAYENEDD PRACTICAL RHEOLOGY HANDBOOK, NY 1991.
- 5.- J.M. DEALY, RHEOMETERS FOR MOLTEN PLASTICS, VAN NOSTRAND REINHOLD COMPANY, NY 1982.
- 6.- J. LARA, M. SANCHEZ, REOLOGIA DE POLIETILENOS, CONDUMEX, REPORTE INTERNO, JULIO 1987.
- 7.- M. SANCHEZ U., CARACTERIZACION DE POLIETILENOS NACIONALES E IMPORTADOS MEDIANTE UN REOMETRO CAPILAR, INSTITUTO DE INVESTIGACIONES ELECTRICAS, REPORTE INTERNO, JUNIO 1984.
- 8.- J. REVILLA, J. LARA, M. SANCHEZ, ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE DOS TIPOS DE REOMETROS CAPILARES, V CONGRESO NACIONAL DE POLIMEROS, MEXICO D.F., 1992.
- 10.- C.D. HAN, RHEOLOGY IN POLYMER PROCESSING, ACADEMIC PRESS, NY 1976.
- 11.- S.F. DIECKMANN, CHARACTERIZATION OF POLYMER MELT FLOW PROPERTIES BY APPLYING RABINOWITSCH AND BAGLEY CORRECTIONS TO CAPILARY VISCOSIMETER DATA, CHAP. 2.1, SPE, 1970.
- 12.- EXTRUSION DE PLASTICOS, SEMINARIO IMPI, 1994.
- 13.- SEMINARIO LA ERA DEL PLASTICO, IMPI, 1991.
- 14.- THEORY OF EXTRUSION, SYMPOSIUM, IND. ENG. CHEM., VOL. 45,5, MAY 1953, PAG. 969-993.
- 15.- Z. TADMOR, I. KLEIN, ENGINEERING PRINCIPLES OF PLASTICATING EXTRUSION, VAN NOSTRAND REINHOLD COMPANY, 1970.

- 16.- LUIS F. RAMOS, EXTRUSION Y PROPIEDADES DEL PVC, CIQA, AGOSTO 1989, SALTILLO COAHUILA MEXICO.
- 17.- CHANG DAE HAN, KEE YOON LEE, A STUDY ON THE PERFORMANCE OF BARRIER-SCREW EXTRUDERS, ENG. AND SCI. MID-JUNE 1991, VOL.31, No.11, PAG. 831-841.
- 18.- N.S. RAO, DESING FORMULAS FOR PLASTICS ENGINEERS, HANSER PUBLISHER, MUNICH VIENA, 1991.
- 19.- I. KLEIN AND D.I. MARSHALL, COMPUTER PROGRAMS FOR PLASTICS ENGINEERS, RHEINHOLD CORP., NY 1968.
- 20.- PALACIOS ALQUISIRA JOAQUIN, FLORES RAMIREZ HELIO, CARACTERIZACION DE COPOLIMEROS, SOCIEDAD POLIMERICA DE MEXICO, 1982.
- 21.- VICTAL GARCIA GERARDO, ESTUDIO DE DEGRADACION TERMICA DE POLIACRILONITRILLO, TESIS 1990.
- 22.- RODOLFO TELLEZ SCHMILL, DETERMINACION DE LA VISCOSIDAD EXTENSIONAL PARA POLIMEROS FUNDIDOS, TESIS 1992.
- 23.- J.M. BOLAÑOS P., M.A. SANCHEZ U., DESARROLLO DE UN PROGRAMA DE COMPUTO PARA EL CALCULO DE LA VISCOSIDAD A PARTIR DE DATOS DEL RCC, BARSAN CONSULTORES S.A. DE C.V., REPORTE INTERNO 1995.
- 24.- J.M. BOLAÑOS P., M.A. SANCHEZ U., REPRODUCIBILIDAD EN REOMETROS, BARSAN CONSULTORES S.A DE C.V., REPORTE INTERNO 1995.
- 25.- J.M. BOLAÑOS P., M.A. SANCHEZ U., EXTRUSION DE TUBO CLINICO, BARSAN CONSULTORES S.A. DE C.V., REPORTE INTERNO 1995.
- 26.- J.M. BOLAÑOS P., M.A. SANCHEZ U., CAIDA DE PRESION EN DATOS. ESTUDIO REOLOGICO Y DESARROLLO DE UN PROGRAMA DE COMPUTO, VIII CONGRESO NACIONAL DE POLIMEROS, GUANAJUATO GTO. MEXICO 1995.

ANEXOS

A N E X O A
CONCEPTOS FUNDAMENTALES

Se denomina **polímero** a la molécula constituida por la repetición de cierta unidad básica llamada monómero. La palabra polímero significa literalmente "muchas partes".

El término **macromolécula** también es empleado. Las grandes moléculas de estructura compleja (como lo son los ácidos nucleicos), pueden ser cubiertas mucho mejor por este término que por el de polímero, dado que éste último denota una sola estructura que se repite. Podemos considerar como **macromoléculas** aquellas cuyo peso molecular es superior a 10,000.

A las cadenas poliméricas que constan de una sola estructura que se repite (unidad básica), se les denomina **homopolímeros**. Si A es la unidad que se repite, el homopolímero tiene la secuencia **AAAAAA...** en la cadena molecular. Los **copolímeros**, en contraste, consisten en cadenas moleculares constituidas por dos o más unidades estructurales químicamente diferentes, que pueden estar en diferentes secuencias. Se han identificado cuatro tipos distintos de copolímeros: **al azar, alternantes, en bloque y graft.**

En cuanto a su comportamiento con la temperatura, podemos distinguir dos tipos de polímeros: **termoplásticos y termofijos.**

Se aplica el término **termoplástico** a los materiales que reblandecen y fluyen cuando se les aplica presión y calor. La mayoría de los materiales termoplásticos pueden ser remodelados varias veces, aunque puede ser limitado este número por las degradaciones químicas y mecánicas.

Son sensibles a presiones mecánicas (doblado, deformación) por la posibilidad de desplazamiento de las moléculas. Son polímeros lineales o laminares, y existen débiles fuerzas de Van der Waals que mantienen a las moléculas unidas. Tienen una elevada cristalinidad debido al empaquetamiento molecular. Son solubles en determinados disolventes, y sus soluciones forman películas al evaporarse el disolvente.

El término **termofijo** se aplica a materiales que, una vez procesados, reaccionan irreversiblemente por lo que las aplicaciones de presión y calor subsecuentes no causan reblandecimiento y flujo. Son resistentes al ataque químico, a la fractura bajo esfuerzos (stress cracking), y al deslizamiento (creep). Son quebradizos cuando están muy entrecruzados. La última fase de polimerización debe de realizarse en el equipo de moldeo ó en la prensa. No pueden ser remodelados. Generalmente son tridimensionales. Son indeformables e infusibles. A elevadas temperaturas pueden sufrir una degradación química o estructural. No son cristalinos. Son insolubles en disolventes cuando están totalmente polimerizados y solamente se hinchan al penetrar las moléculas de disolvente en la red.

Tal vez la propiedad más distintiva de los polímeros comparados con las estructuras de pesos moleculares bajos, sea la existencia de una distribución en la longitud de las cadenas, y en consecuencia, grado de polimerización y peso molecular. Por la existencia de la distribución en cualquier muestra finita de polímero, la medición experimental del peso molecular puede ser dado sólo por un valor promedio. Este valor se le denomina **Peso Molecular Promedio**.

Los polímeros en estado sólido pueden ser completamente amorfos, parcialmente cristalinos o completamente cristalinos. La tendencia de un polímero a cristalizar es debida a su regularidad y polaridad.

La temperatura de "melt" o de fundido T_m de un polímero normalmente es un rango de fusión, propiamente dicho, dado que una sola muestra consta de más de un solo peso molecular y más de un tamaño de cristal. Al ser menor el tamaño de cristal o el peso molecular, será menor T_m .

Se denomina temperatura de transición vítrea T_g a aquella temperatura por encima de la cual los segmentos de polímero no tienen suficiente energía para moverse uno sobre otro (se vuelve un vidrio). Se dice que esta transición es de segundo orden porque el cambio en volumen no es discontinuo como en la T_m .

Básicamente existen dos tipos de reacciones de polimerización: en cadena y por pasos. En la reacción en cadena, la función que polimeriza (ejemplo, ligadura doble) es activada y se forman electrones capaces de formar uniones covalentes. Para activar una unión química se puede utilizar peróxidos, iniciadores de óxido-reducción o radiaciones gama. Consta de tres fases: iniciación, propagación y terminación. Al conjunto de polímeros obtenidos por esta reacción se les denomina polímeros de adición.

En la reacción por pasos, los monómeros reaccionan químicamente con otros para producir polímeros lineales. En muchas reacciones de polimerización se forma una molécula como subproducto, y se le denomina polimerización por condensación.

La polimerización puede llevarse a cabo con el monómero sólo (en masa), en un disolvente (en solución), como emulsión en agua (emulsión), o como gotas, (en masa o en suspensión). Los anteriores son llamados procesos de polimerización. Los cuatro procesos son comercialmente aplicados a polímeros de adición. La mayoría de los sistemas iónicos y complejos de coordinación se inactivan con agua, y sólo los métodos de solución y masa pueden ser utilizados.

Existen otros procesos de polimerización que, aunque están incluidos en los mencionados, son técnicas especiales utilizadas como la polimerización en fase gas, la condensación interfacial, y la polimerización inducida por radiación.

TERMINOS FUNDAMENTALES

1) **Estructura química.**- Al estudiar la estructura química de una macromolécula, se trata de determinar el arreglo de los átomos involucrados en un espacio tridimensional, este arreglo espacial se establece a través de las uniones químicas presentes. Conceptos como estereoregularidad, tacticidad, ramificaciones sobre la cadena principal, arreglo de los monómeros en forma de uniones cabeza-cabeza, longitud y frecuencia de las secuencias en los copolímeros, intervienen para establecer la microestructura de una macromolécula.

2) **Peso molecular.**- Las reacciones de polimerización proceden en forma aleatoria de esta manera se producen en el reactor sistemas dispersos formados por macromoléculas de peso molecular muy diferente.

Si se aplican los conceptos de la estadística, podemos calcular los diferentes momentos que describen la distribución de pesos moleculares, ha estos momentos se les ha llamado, pesos moleculares promedio: M_n peso molecular número promedio, M_w , peso molecular peso promedio, M_v , peso molecular viscosidad promedio, etc.

3) **Distribución de pesos moleculares.**- Para conocer ésta distribución, se pueden trazar curvas de frecuencia, peso molecular promedio contra número de moléculas que presentan pesos moleculares comprendidos en un intervalo estrecho. La determinación experimental puede realizarse por diferentes técnicas, la cromatografía de permeación en gel se emplea con gran éxito.

4) **Tamaño y forma de las macromoléculas.**- El tamaño de una macromolécula es proporcional a su grado de polimerización, es decir, al peso molecular. Parámetros como el radio de giro promedio, la distancia extremo-extremo, proporcionan una idea clara de las dimensiones de las moléculas. En cuanto a la forma, se han propuesto modelos para las cadenas en forma esférica, cilíndrica y de madejas al azar, además de elipsoides de varios tipos.

5) **Ordenamiento molecular.**- Los materiales poliméricos pueden presentarse en forma de materia condensada: sólidos amorfos, sólidos cristalinos, materiales amorfos parcialmente cristalizados.

El grado de orden que presentan las cadenas al empaquetarse puede medirse, de ésta manera se calcula el porcentaje de cristalinidad del sistema.

6) **Movimientos moleculares.**- Cuando una muestra de polímero se somete a un programa de calentamiento, si éste experimento se inicia a temperatura muy baja, la energía que toma la muestra se distribuye dando lugar a vibraciones características, movimientos característicos, movimiento de rotación, translación de grupos de átomos de las moléculas, etc.. Los movimientos de los grupos de los átomos se manifiestan como eventos térmicos, es decir, por algún cambio en las propiedades fisicoquímicas.

En la tabla 1 se pueden observar las técnicas empleadas para determinar las propiedades moleculares de un polímero.

En la tabla 2 se presentan las técnicas disponibles a nivel industrial para medir cinco propiedades básicas de los polímeros.

TABLA No.1

PROPIEDAD MOLECULAR	ESTADO DE AGREGACION	TECNICAS DISPONIBLES
ESTRUCTURA QUIMICA	S,L,G	ANALISIS ELEMENTAL
	S,L,G	ESPECTROSCOPIA INFRAROJA
	L	ESPECTROSCOPIA RAMAN
	S,L	ESPECTROSCOPIA RMN
	S,L	ESPECTROSCOPIA UV
	S,L	ESPECTROSCOPIA VISIBLE
	L	A. GRUPOS FUNCIONALES
	S,L,G	PIROLISIS,CROMATOGRAFIA DE GASES,ESPECTROSCOPIA,MASAS
	L,G	RPE
DISTRIBUCION DE SECUENCIAS TACTICIDAD, CONFORMACION	S,L,G	IR
	S,L	RMN
	S,L,G	PIROLISIS
		CROMATOGRAFIA DE GASES
		IR, E. MASAS
	L	MOMENTOS DIPOLO
	L	DISPERSION LUMINOSA
	VISCOSIDAD	
PESO MOLECULAR Y SU DISTRIBUCION	L	DISPERSION VISIBLE,LUMINOSA, LASER
	L	OSMOMETRIA
	L	CRIOSCOPIA
	L	EBULLOSCOPIA
	L	VISCOSIDAD
	L	ULTRACENTRIFUGACION
	L	SEDIMENTACION
	L	GPC
	L	FRACCIONACION
	L	TURBIDIMETRIA
	L	DIFUSION
	L	FILTRACION
	L	RMN
L	ANAL.TRANS. SOL-GEL	
FORMA Y TAMAÑO MOLECULAR	L	VARIAS REGIONES
		DISPERSION LUMINOSA DEL
		EXPECTRD COMO:
		VISIBLE Y RAYOS X
	NOTACION	
S = SOLIDO		
L = LIQUIDO		
G = GAS		

TABLA No. 2

Técnicas disponibles	EQ	FYTM	OM	DPM	MVM
1 - Análisis elemental.	X				
2 - E. Infrarrojo.	X		X		X
3 - E. Raman.	X				
4 - E. RMN.	X		X	X	X
5 - E. UV.	X				
6 - E. Visible.	X				
7 - A. Grupo funcional.	X				
8 - Pirólisis.	X				
9 - RPE.	X				
10 - Momentos dipolo.	X				
11 - Dispersión luminosa.	X	X	X	X	
12 - Viscosidad.	X			X	
13 - Osmometría.				X	
14 - Crioscopia.				X	
15 - Ebuloscopia.				X	
16 - Ultracentrifugación.				X	
17 - Sedimentación.				X	
18 - GPC.	X			X	
19 - Fraccionación.				X	
20 - Turbidimetría.				X	
21 - Difusión.				X	
22 - T. Sol-Gel.				X	
23 - Filtración.				X	
24 - Rayos X.		X	X		
25 - Microscopía Óptica.		X	X		
26 - Microscopía electrónica.		X	X		
27 - Módulos mecánicos.			X		
28 - Birefringencia.			X		X
29 - Difracción de neutrones.			X		X
30 - Dicroísmo IR.			X		
31 - Dureza.			X		
32 - Dilatometría, densidad.			X		X
33 - Volumen específico.			X		
34 - Calorimetría.	X		X		X
35 - Índice de refracción.			X		
36 - Difusión.			X		X
37 - Reactividad Química.			X		
38 - Mecánica espectroscopía.					X
39 - Dieléctrica espectroscopía.					X
40 - Cálculos teóricos.					X
Nomenclatura de esta tabla.					
EQ					Estructura química.
FYTM					Forma y tamaño.
OM					Orden molecular.
DPM					Peso molecular.
MVM					Movimientos moleculares.
AP					Aplicación.

ANEXO No. 2
EXPLICACION DE LA CORRECCION DE BAGLEY

A) Obtener el término de la corrección global según el método de BAGLEY.

El método de BAGLEY propone una corrección del esfuerzo en la pared τ_w que incluye una longitud adicional $e/2$ en la ecuación:

Para realizar la estimación del factor de corrección se presenta la siguiente metodología:

- 1) Trazar una gráfica de DP vs. $4Q/\pi r^3$ para cada L/D.
- 2) Con la ayuda de la gráfica anterior se traza una segunda gráfica de DP vs. L/D a Q constante (del cual se obtiene el valor de $e/2$).
- 3) Se traza una tercera gráfica de $e/2$ vs. $4Q/\pi r^3$ que permite la obtención del valor de $e/2$ al gasto (Q) deseado.
- 4) La viscosidad es finalmente corregida y evaluada mediante la expresión :

$$n = \frac{\tau_w \text{ corr.}}{\Gamma}$$

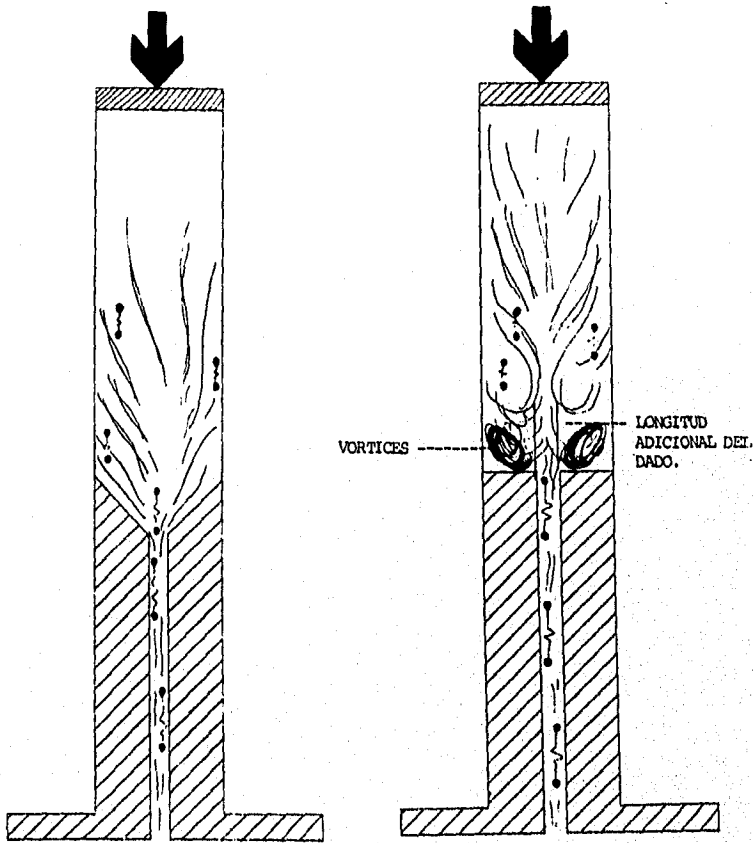


FIG. (a)

FIG. (b)

En estas figuras se puede observar el cambio en los vórtices debido al ángulo de entrada del dado capilar. Cuando se utilizan dados de 180° de entrada, se debe efectuar la corrección de Bagley.

CORRECCION DE "BAGLEY"

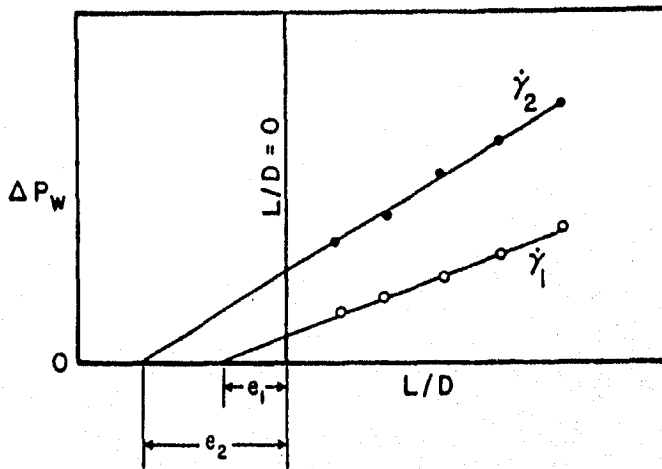


FIG.

En esta gráfica se presenta la forma de llevar a cabo la corrección de Bagley a diferentes velocidades de corte. Nótese que a cada velocidad de corte corresponderá una longitud adicional.

Para llevar a cabo este experimento, se debe cambiar de dado de la siguiente manera:

Velocidades de cabezal seleccionadas:

- 1) 10 mm/min
- 2) 50 mm/min
- 3) 90 mm/min

Dados seleccionados:

- 1) L/D = 10
- 2) L/D = 20
- 3) L/D = 40

Se coloca el dado (1) y se lleva a cabo la prueba a todas las velocidades seleccionadas. Luego se cambia al dado (2) y se repite la prueba, luego se cambia al dado (3) y la prueba se vuelve a realizar.

A N E X O C

CALCULO DE LA VISCOSIDAD DE UN POLIMERO MEDIANTE EL REOMETRO CAPILAR MERZ-COLWELL.

3.1 Parte experimental:

- a) Seleccionar un dado capilar con dimensiones adecuadas para el material (longitud y diametro). Las dimensiones de los dados capilares no son estándares. En muchos casos, los diámetros de los dados capilares son diferentes para materiales de la misma familia. Es importante recordar que para estudios que no requieran analizar la corrección de Bagley, el ángulo de entrada del dado capilar debe de ser de 90° .
- b) Definir un intervalo experimental de los valores que debe de tomar la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) para este estudio. Lo anterior se encuentra relacionado a la velocidad del cabezal que será seleccionada en el equipo (V_{cab}). Es muy importante que se tomen en cuenta los datos de los valores de la viscosidad de los materiales a caracterizar, en función de la velocidad de corte, que son reportados en la literatura. Algunos materiales debido a su gran viscosidad, pueden hacer que se presenten fuerzas registradas de más de 200 Kgf, y con ello dañar el equipo. Por la experiencia en este equipo, es posible que el dado capilar pueda ser expulsado.
- c) Se alimenta el material al barril (14 ó 15 g), con la ayuda de un vaso de precipitados y un cono que servirá de guía para los Pellets hasta el interior del barril. En muchos casos se puede utilizar un pistón para empujar bien los Pellets de material que se quedan adheridos a las paredes del barril del reómetro. Podemos decir que la alimentación del material es fundamental para obtener un buen experimento. Existen otras consideraciones para realizar una buena alimentación de material al equipo que no serán mencionadas en este apartado, debido a que involucran un análisis extenso de las mismas.
- d) Definida la velocidad del cabezal, se toman los datos de fuerza en Kgf registrados por la celda para cada una de las velocidades. Esto puede ser en el medidor directo ó en el graficador integrado. Se debe de tener cuidado que la temperatura sea constante durante cada "corrida".
- e) Se anotan los desplazamientos del cabezal. Esto no es posible de determinar para algunos modelos de los RCI.
- f) Se repiten los pasos anteriores para cada dado capilar.

MANEJO DE DATOS EXPERIMENTALES.

1) Transformar las unidades de la "fuerza" registrada en el equipo (F), de Kgf \longrightarrow dinas. Esto se realiza multiplicando por el factor 980 665.

2) Se calcula el DP (diferencia de presión), dividiendo la fuerza registrada entre el área del émbolo:

$$DP = F / A \text{ émbolo} \dots\dots\dots(1)$$

3) Cálculo de la velocidad de corte (\dot{Y}_a).

$$\dot{Y}_a = \frac{4 * Q}{\pi * r^3} \dots\dots\dots(2)$$

en donde:

- \dot{Y}_a = Velocidad de corte aparente (seg-1).
- Q = Gasto volumétrico (cm³/seg).
- r = Radio del capilar (cm)

En el caso del RCI el gasto volumétrico es considerado constante:

$$Q = \frac{\pi * dp^2}{4} Vcab \dots\dots\dots(3)$$

en donde:

- dp = Diámetro del pistón (cm).
- Vcab = Velocidad del cabezal (cm/seg).

Sustituyendo la ecuación (3) en la ecuación (2), tenemos:

$$\dot{\gamma}_a = V_{cab} * \frac{dp^2}{3r} \dots\dots\dots(4)$$

que es la expresión para calcular la velocidad de corte.

4) Cálculo del esfuerzo de corte (τ).

Para calcular el esfuerzo de corte se emplea la siguiente ecuación:

$$\tau = 1.013 * 10^6 * \left[\frac{dc}{\pi dp^2 l} \right] * F \dots\dots\dots(5)$$

en donde:

- dc = Diámetro del capilar (cm).
- dp = Diámetro del pistón (cm).
- F = Fuerza registrada (Kgf).
- τ = Esfuerzo de corte (dinas/cm²).

5) Cálculo de la viscosidad antes de efectuar las correcciones.

$$\text{Viscosidad} = \frac{\text{Esfuerzo de corte } \tau}{\text{Velocidad de corte } \dot{\gamma}} \dots\dots\dots(6)$$

6) Corrección de Rabinowitsch ($\dot{\gamma}$).

$$\dot{\gamma}_{\text{corr.}} = \dot{\gamma}_a * \left[\frac{3n + 1}{4n} \right] \dots\dots\dots(7)$$

n = Coeficiente de la ley de la potencia.

7) Corrección de Bagley (τ).

No se aplica al utilizar dados con ángulo de entrada de 180° .
Numerosos trabajos en el área de la reología sustentan lo anterior.

8) Corrección de la fuerza registrada en el reómetro.

El equipo cuenta con un medidor del desplazamiento del cabezal con el que se podrá aplicar la corrección que involucra el tamaño de la columna del fluido. Esta corrección, puede ser interpretada como las pérdidas de presión en el barril.

Existen trabajos realizados en reometría capilar en donde se concluye que el valor de ésta corrección es mínima, y puede ser no considerada en los cálculos.

$$F \text{ corr.} = \frac{F}{1 + (L_b/L_c) * (D_c/D_b)^{(b+3)/3}} \dots\dots\dots(8)$$

en donde:

- Lb = Altura del polímero fundido sobre el capilar.
- Lc = Longitud del capilar.
- Db = Diámetro del barril.
- Dc = Diámetro del capilar.
- b = (1/n).

Comentarios finales:

En una opinión muy particular, las correcciones de Bagley y de la fuerza registrada deben de ser estudiadas a profundidad, para tener la seguridad de que puedan ser omitidas para una gama específica de materiales. No podemos extrapolar estudios de una familia de polímeros para todos los materiales.

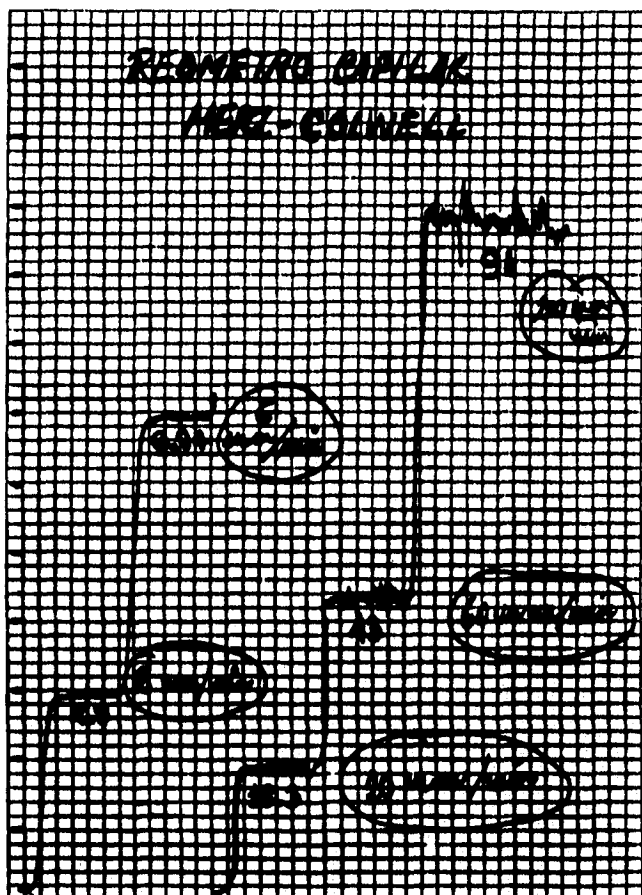


Fig. 1 Esta es la típica del equipo RCI (Reómetro Capilar tipo -- Merz-Colwell. Nótese que a velocidades de cabezal bajas (2 y 6 mm/min) la fuerza registrada no tiene ninguna perturbación. Sin embargo, a velocidades mayores (20, 60 y 200 mm/min) existen perturbaciones y se hace más difícil obtener datos confiables de viscosidad. Una de las cosas que más se deben cuidar en estas pruebas es el "cargar" el material al reómetro sin aire (agregar pellets, presionar con el -- pistón "a mano" y seguir cargando hasta los 12-14 gramos), de tal manera que no existan pequeñas explosiones por tener aire atrapado. Lo que se debe hacer si las perturbaciones continúan es sacar un promedio de los valores y trabajar con ese valor de fuerza obtenido, pero se debe estar consciente de que este tipo de perturbaciones pueden dar valores erróneos.

A N E X O D

CALCULO DE LA VISCOSIDAD MEDIANTE EL REOMETRO CAPILAR CONTINUO RCC.

El objetivo de éste anexo es presentar la manera de realizar los cálculos reológicos mediante un equipo RCC, y la determinación de la viscosidad de un material que va a ser caracterizado para su procesamiento.

Comensaremos éste análisis presentando en la tabla 1 la hoja de datos obtenida del laboratorio. Se debe de poner atención por que ésta tabla no presenta ningún cálculo hasta este momento, simplemente son los datos que obtuvo la persona que utilizó el equipo.

A partir de estos datos se realizarán los cálculos en ésta sección, y para demostrar detalladamente el procedimiento se seleccionaron los datos correspondientes a 10 RPM.

Podemos resumir la manera de obtener la viscosidad en los siguientes puntos:

- 1) Unificar unidades de los datos.
- 2) Obtener el esfuerzo de corte.
- 3) Cálculo de la velocidad de corte.
- 4) Correcciones de los datos:
 - * Corrección de Bagley (en el esfuerzo de corte).
 - * Corrección de Rabinowitsch (en la velocidad de corte).
- 5) Calcular la viscosidad.

Nota: Se considera que al emplear un dado capilar con un ángulo de entrada de 90° , la corrección de Bagley puede ser eliminada. Este es el caso de los cálculos efectuados en este anexo, y el criterio de suprimir ésta corrección se basa en numerosos trabajos efectuados en el área de la reología.

REPORTE DE DATOS REOLOGICOS

DADO: L = 2.000"
D = 0.050"
Ang. 90°

MATERIAL: PF ESPECIAL
REALIZO: MIGUEL SAMBRER

LOTE: ESPECIAL PP
FECHA: ENERO 1995

RPM min 1	P %	P psi	Q g/m	T _{melt} C	ZONA 1 C	ZONA 2 C	ZONA 3 C	ZONA 4 C	TORQUE Nm
10	20.0	3,000	4.6315	210.0	173	190	200	205	18.0
20	22.5	3,375	8.5030	210.0	173	190	200	205	22.0
30	25.0	3,750	12.3564	210.5	173	190	200	205	27.0
40	26.5	3,975	16.1800	210.0	173	190	200	205	30.0
50	28.0	4,200	20.3160	210.5	173	190	200	205	32.0
60	28.5	4,275	24.4174	210.0	173	190	200	205	34.0
70	29.0	4,350	28.3405	210.0	173	190	200	205	35.0
80	29.5	4,425	32.4450	210.3	173	190	200	205	35.0
90	29.7	4,455	36.5187	210.2	173	190	200	205	37.0
100	30.0	4,500	40.7020	210.8	173	190	200	205	37.0
110									
120									
130									
140									

LEC- TU- RAS	R P M s													
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140
	TORQUE/GASTO													
1														
2														
3														
4														
5														
AVE														
SD														

Tabla I

En esta tabla se puede observar el reporte de datos reológicos después de una prueba en laboratorio. A la derecha podemos ver que el dado del equipo es de largo L = 2.000" y el diámetro D = 0.500", por lo que la relación L / D = 40. Nótese que la presión se ha medido en % (manómetro digital donde el 100% = 15,000 PSI). Los controles de las zonas no se movieron durante la prueba ya que la temperatura de "melt" permaneció más o menos estable. La columna de presión en PSI ha sido calculada "a mano" tomando en cuenta que el 100% de la presión es a 15,000 PSI (esto lo trae la cabeza del manómetro, que debe especificar el rango de medición). La velocidad del extrusor se llevó hasta 100 RPM ya que casi estamos en los límites del equipo y finalmente la variación de 10 en 10 RPM es suficiente para obtener una buena curva de viscosidad.

1) Conversión de unidades.

$$\text{Largo} = 2.00 \text{ in} * (2.54 \text{ cm} / 1.00 \text{ in}) = 5.08 \text{ cm}$$

$$\text{Diámetro} = 0.050 \text{ in} * (2.54 \text{ cm} / 1.00 \text{ in}) = 0.127 \text{ cm}$$

$$\text{Radio} = 0.127 \text{ cm} / 2 = 0.0635 \text{ cm}$$

Con los datos de la columna de "RPM" (revoluciones por minuto), la columna de "% Presión", la columna de "Gasto" (g/min.), y la columna de "Torque" (N-m), procedemos a calcular el esfuerzo de corte y la velocidad de corte.

2) Cálculo del esfuerzo de corte.

Podemos calcular el esfuerzo de corte mediante la siguiente expresión:

$$\text{Esfuerzo de corte} = \frac{r * DP}{2 * L}$$

en donde:

r = Radio del dado capilar (cm).

DP = Presión (PSI).

L = Longitud del dado capilar (cm).

$$\text{Esfuerzo de corte} = \frac{0.0635 \text{ cm} * 3000 \text{ PSI}}{2 * 5.08 \text{ cm}} = 18.75 \text{ PSI}$$

Conversión de PSI a dinas/cm²

$$\text{Esfuerzo de corte} = 18.75 \text{ PSI} * \frac{68950.31 \text{ dinas/cm}^2}{1 \text{ PSI}}$$

$$\text{Esfuerzo de corte} = 1\,292\,818 \text{ dinas /cm}^2$$

3) Cálculo de la velocidad de corte.

Para calcular la velocidad de corte ó velocidad de deformación se utiliza la siguiente fórmula:

$$\text{Velocidad de corte} = \frac{4 * Q}{\pi * r^3 * \rho_m}$$

en donde:

Q = Gasto másico del material (g/min.).
r = Radio del dado capilar (cm).
 ρ_m = Densidad de "melt" del polímero (g/cm³).

$$r = (0.0635 \text{ cm})^3 = 0.000256 \text{ cm}^3$$

$$\rho_m = 0.98 \text{ g/cm}^3$$

$$Q = 4.6315 \text{ g/min.}$$

$$\text{Vel. de corte} = \frac{4 * 4.6315 \text{ g/min}}{3.1416 * 0.000256 \text{ cm}^3 * 0.98 \text{ g/cm}^3 * 60 \text{ min/seg}}$$

$$\text{Velocidad de corte} = 391.7 \text{ seg}^{-1}$$

4) Correcciones de los datos obtenidos.

Cuando se emplean dados con un ángulo de entrada de 90°, la corrección de Bagley puede ser evitada, por lo que sólo la corrección de Rabinowitsch se debe de aplicar a los cálculos obtenidos.

La corrección de Rabinowitsch se realiza a los resultados de la velocidad de corte $\dot{\gamma}$. Esta corrección se aplica debido al comportamiento no-Newtoniano de los polímeros fundidos.

$$\text{Velocidad de corte corregida} = \frac{3n + 1}{4n} * \left[\frac{4 * Q}{\pi r^3} \right]$$

en donde:

n = Coeficiente de la ley de la potencia.

Ecuación de la ley de la potencia

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

El valor de n se obtiene al trazar la gráfica de log (esfuerzo de corte) vs. log (velocidad de corte) con los valores obtenidos en los puntos (2) y (3), para todos los datos de la tabla 1.

El valor de n se calcula al aplicar una regresión lineal a los valores así obtenidos, y es igual a la pendiente de este modelo lineal.

En la figura 1.1 y en la figura 1.2, se puede observar dos diferentes maneras de realizar los cálculos para obtener el valor de el coeficiente de la ley de la potencia (n).

5) Cálculo de la viscosidad.

El cálculo de la viscosidad se realiza con los datos corregidos de la velocidad de corte y del esfuerzo de corte:

$$\text{Viscosidad} = \frac{\text{Esfuerzo de corte (dinas/cm}^2\text{)}}{\text{Velocidad de corte (seg-1)}} \quad [=] \text{ Poises}$$

En la tabla (2) se han realizado los cálculos correspondientes para obtener la viscosidad del material para cada dato experimental de la tabla 1 con una hoja de cálculo.

GRAFICA DE CORRECCION DE RABINOWITSCH

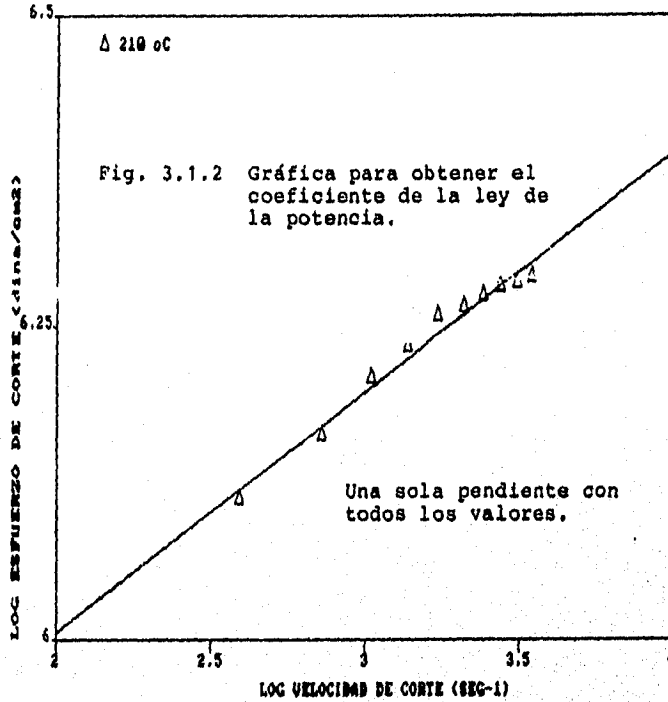


Fig. 1

THE REGRESSION POLYNOMIAL OF LINE 1 -

$$(5.622E+00) + (1.921E-01)*X$$

THE VARIANCE - 7.946E-05

Nota: La regresión lineal se llevó a cabo en el programa del paquete gráfico y con hoja de cálculo. Los dos coinciden.

2.5929	6.1115	Regression Output:	
2.8568	6.1627	Constant	5.621708
3.0191	6.2084	Std Err of Y Est	0.009966
3.1362	6.2338	R Squared	0.974531
3.235	6.2577	No. of Observations	10
3.3149	6.2654	Degrees of Freedom	8
3.3796	6.2729		
3.4384	6.2803	X Coefficient(s)	0.192082
3.4897	6.2833	Std Err of Coef.	0.010979
3.5368	6.2876		

GRAFICA DE CORRECCION DE RABINOWITSCH

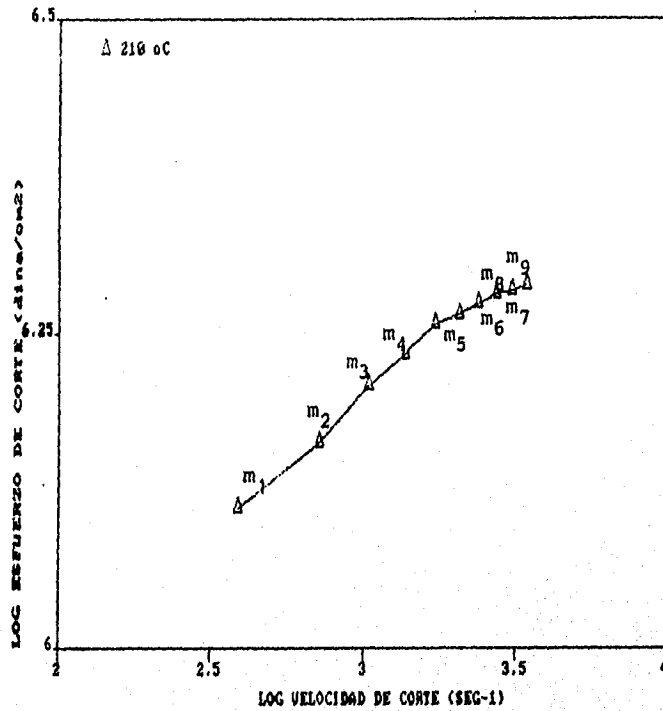


Fig. 2

Gráfica para obtener el coeficiente de la ley de la potencia, de valor en valor utilizando la fórmula - de la pendiente en cada punto.

2.5929	6.1115	0.194013
2.8568	6.1627	0.281577
3.0191	6.2084	0.216909
3.1362	6.2338	0.241903
3.235	6.2577	0.09637
3.3149	6.2654	0.11592
3.3796	6.2729	0.12585
3.4384	6.2803	0.05848
3.4897	6.2833	
3.5368	6.2876	

AVG 0.166378

promedio de pendientes, hasta la m₈

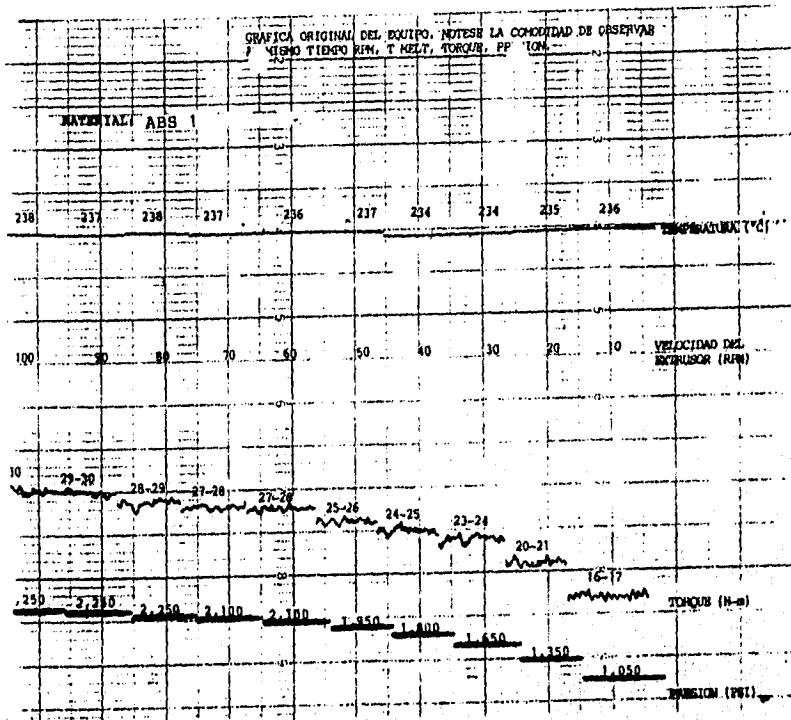


Fig. 3 En esta gráfica se muestra la forma de trabajo del graficador integrado a la consola midiendo al mismo tiempo la temperatura de "melt", el torque y la presión. Estas gráficas son muy útiles para comparar diversos tipos de materiales, sobre todo si se quieren utilizar como contratipos. La variación en la temperatura de "melt" es muy importante ya que nos habla de la disipación viscosa del material, aunque hay que hacer la aclaración que existen aditivos (enfriamiento mediante aire a baja presión) en las resistencias que minimizan el cambio en la disipación viscosa. También la cabeza puede tener un aditivo de enfriamiento con aire a presión para minimizar variaciones en la temperatura de "set". Es también muy importante que el torque sea registrado, analizado y comparado con resinas del mismo tipo.

BRABENDER
Data-Processing Plasti-Corder PL2000 and Measuring Extrusion System
Apparent viscosity using a round capillary die / 2.1

Order : Brabender Test-Number : 1
 Check-Date : Operator : :

Material-Conditions :

Supplier	:		Colour	:	Transparent
Material	:	GC PVC PELLETS	Size	:	
Compound	:		Melt Density	:	0.7
Polymer	:	PVC	Bulk Density	:	
Additiv	:	---	Temperature	:	150
Moisture	:			:	

Remarks : CAPILLARY TESTS

Extruder-Conditions :

Extruder-Type	:	19/25 D	PL-Type	:	2000-6
Extr.-Cooling	:	AIR	Screw	:	311 METERING SCREW
Feed Section	:	GRAVITY	Die-Type	:	ROUNDCAP: 1/15
F.S.-Cooling	:	WATER	Additions	:	B
Hopper/Dosing	:		Remark	:	Software-Test

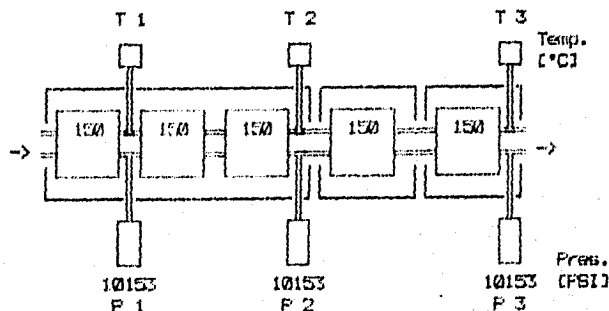


Fig. 4 En esta figura se encuentra la pantalla de "carga" de datos del RCC (reómetro capilar continuo), desde la fecha hasta las condiciones del equipo y material. Este tipo de información hay que transferirla después a discos sencillos y quitarlos del disco "duro" de la computadora, ya que almacenan mucha información y no tiene caso saturar al disco duro si se tienen discos disponibles. Además, mucha de la información obtenida se considera "confidencial" y es mejor guardarla en un sitio seguro.

BRABENDER
Data-Processing Plasti-Corder PL2000 and Measuring Extrusion System
Apparent viscosity using a round capillary die / 2.1

NO	L / D [MM/MM]	SPEED [RPM]	TEMP [C]	DEL-P [PSI]	Q [G/MIN]	Q [CCM/S]	GAMMA [1/B]	ETA [PAS]	TAU [PA]
1	15 / 1	20	159	2360	17.6	0.42	4249	63.5	271167
2	15 / 1	40	159	2570	25.1	0.69	7058	41.8	295333
3	15 / 1	60	159	2637	38.5	0.92	9337	32.5	303000
4	15 / 1	80	160	2650	47.2	1.12	11447	26.6	304500
5	20 / 1	20	159	3043	15.5	0.37	3759	69.8	252250
6	20 / 1	40	160	3287	22.4	0.63	6403	44.2	283250
7	20 / 1	60	159	3316	34.3	0.82	8319	34.4	285750
8	20 / 1	80	160	3363	42.7	1.02	10356	28.0	289875
10	30 / 1	20	159	3638	12.5	0.30	3032	68.9	297000
12	30 / 1	40	159	4388	21.3	0.50	5142	48.9	251667
16	30 / 1	60	159	4431	27.7	0.66	6718	37.9	254583
17	30 / 1	80	159	4545	34.0	0.81	8246	31.7	261167

Tabla 2 En esta tabla, podemos observar el control y el desarrollo de los resultados - mediante un software. Lo único que hace el operador es seleccionar las RPM y - pesar la muestra cada minuto. El equipo automáticamente registra la presión en la cabeza, la temperatura de melt, el # de "corrida" y calcula la velocidad de corte, el esfuerzo de corte y la viscosidad. En caso de querer obtener la corrección de Bagley, se debe especificar, ya que la corrección de Rabinowitsch se hace automáticamente. Las unidades de la velocidad de corte serán de "seg-1" las de la viscosidad de "pascal-sec" y las del esfuerzo de corte de "pascal". En este caso vemos que se está variando el tipo de capilar, por lo que se pretende rellizar la corrección de Bagley.

NO	GAMMA (U) [1/B]	TAU (C) [PA]	ETA (C) [PAS]	GAMMA (R) [1/B]	TAU (C) [PA]	ETA (R) [PAS]
1	4268.5	181608	42.55	5636.7	181608	32.22
2	7057.6	226754	32.13	9319.8	226754	24.33
3	9337.4	255005	27.31	12330.4	255005	20.68
4	11447.4	277098	24.21	15116.7	277098	18.33
5	3759.2	171250	45.56	4964.2	171250	34.50
6	6402.8	217469	33.96	8455.1	217469	25.72
7	8318.7	243059	29.22	10985.3	243059	22.13
8	10356.0	266066	25.69	13675.5	266066	19.46
10	3031.6	154607	51.00	4003.4	154607	38.62
12	5141.6	197523	38.42	6789.7	197523	29.89
16	6718.1	222019	33.05	8871.5	222019	25.03
17	8246.0	242168	29.37	10889.2	242168	22.24

Tabla 3 En este caso podemos ver los datos de la velocidad de corte no corregida, es decir, antes de realizar la corrección de Rabinowitsch (GAMMA (U)). Después, se tienen los datos del esfuerzo de corte corregido mediante Bagley (TAU C). Finalmente se tiene la velocidad de corte corregida mediante Rabinowitsch -- (GAMMA R) y de esta manera se obtiene la viscosidad real (ETA R). El valor de 42.55 en ETA (C) es obtenido a partir del esfuerzo de corte corregido y la velocidad de corte no corregida (181,608/4,268,5). Finalmente la viscosidad ya corregida (32.22) es obtenida mediante el esfuerzo de corte corregido y la velocidad de corte corregida (181,608/5,636,7).

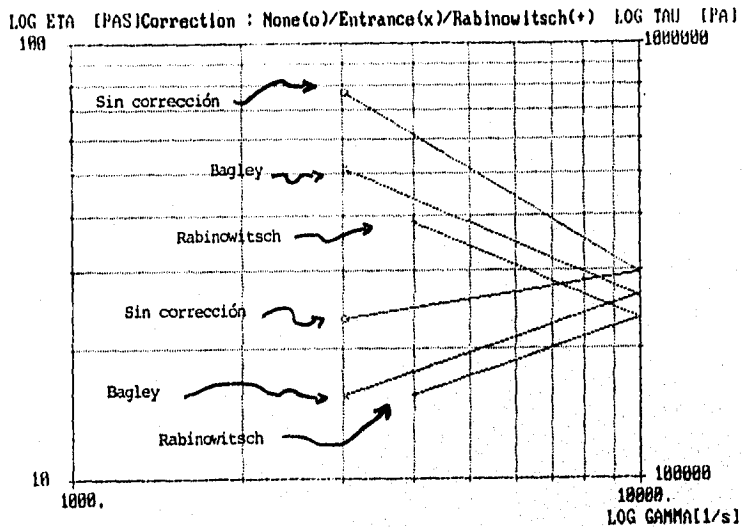


Fig. 5

Esta es la típica gráfica del "printout" de la computadora del software BRABENDER, la cual muestra los datos reológicos sin corrección, corregidos mediante Bagley (corrección de entrada) y corregidos mediante Rabinowitsch. Esta gráfica tiene dos ejes, el eje de la viscosidad (pascal-seg) a la izquierda y el eje del esfuerzo de corte (pascal) a la derecha. Hay que recordar que las curvas hacia arriba son de la gráfica esfuerzo de corte (log) vs. velocidad de corte (log) para obtener el coeficiente de la ley de la potencia "n". Esto sirve para corregir la velocidad de corte (Rabinowitsch). La corrección de Bagley por su parte es mucho más tediosa y no se encuentra en esta gráfica y solo vemos los datos "con" y "sin" su corrección. Como podrán dar cuenta, sin ninguna preparación de la gente es muy difícil entender este tipo de gráficas, por lo que en algunos casos la gente, al no entender, deja de hacer este tipo de cálculos y los datos se vuelven erráticos.

A N E X O E

CASOS PRACTICOS DE LA INDUSTRIA.

CASO No.1

La compañía ACRIPLAS S.A. quiere vender cuatro resinas acrílicas para la industria de la transformación. Dos de ellas son para extrusión, y dos para inyección. Sin embargo, cuando el vendedor trata de introducir las a una importante compañía de transformación, no sabe explicar porqué existen resinas tipo extrusión ó tipo inyección.

Para resolver éste problema, los ingenieros del laboratorio de investigación y desarrollo hicieron cuatro caracterizaciones reológicas para los materiales. En la figura No.1 se pueden apreciar las cuatro curvas obtenidas en la caracterización reológica empleando un RCC.

En la primera curva podemos observar que la productividad de las resinas es similar. La diferencia entre las resinas puede no estar en este parámetro. Sin embargo, en la curva de gasto vs. presión observamos que dos de las cuatro resinas toman mucha presión para dar el mismo gasto. Si fijamos un valor de 2500 PSI (ver la gráfica), la resina R-101 y R-102 producen un gasto de 13 g/min. , mientras que la resina R-103 produce 35 g/min. , y la resina R-104 produce 70 g/min. a la misma presión. Esto significa que si inyectamos a una presión de 2500 PSI una pieza, las resinas R-103 y R-104 llenará mucho más rápido el molde. Por ésta razón, las resinas R-101 y R-102 son de "extrusión" (menor gasto, mayor peso molecular, mayor estabilidad), y las resinas R-103 y R-104 son de "inyección" (alta productividad, llenado rápido del molde, etc.).

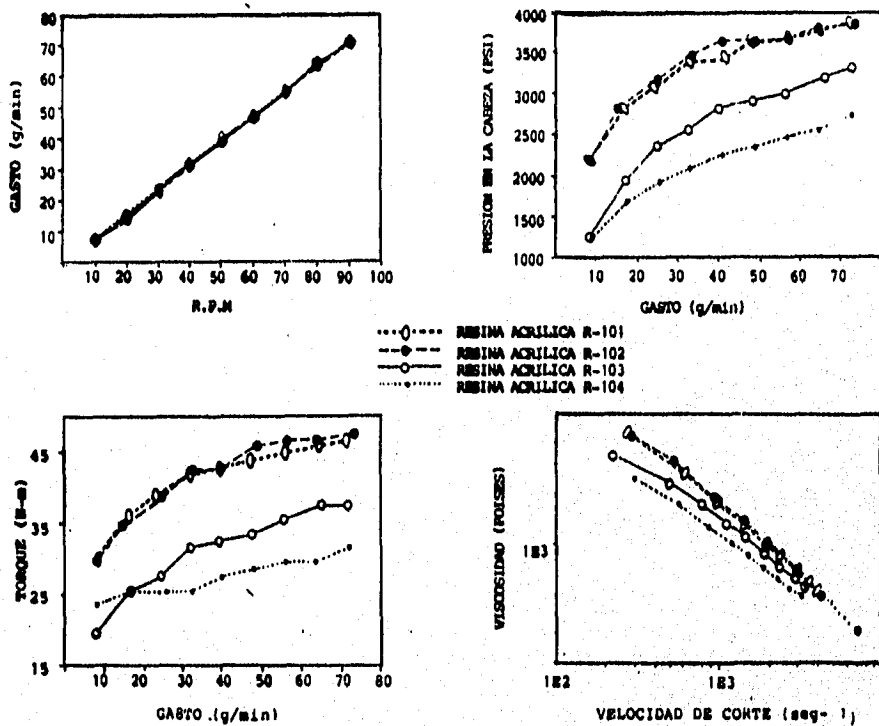


Fig. 1 Curvas de la caracterización reológica de cuatro resinas acrílicas.

En el caso del torque se ve una cosa similar. Las resinas de tipo extrusión toman un torque mayor que las resinas de inyección.

Las resinas de alta velocidad ó grado de inyección, toman un torque menor que las resinas de tipo extrusión. Recordemos que el torque es afectado por la cama sólida, es decir, la cantidad de material que se encuentra dentro del husillo sin fundir y que, a cada vuelta (RPM) del husillo se "restriega" en el barril produciendo un aumento en el torque. Hay que recordar que el torque es el resultado de la fuerza por la distancia ($T = F \times D$), por lo que el torque será mayor si hay mayor cantidad de resina sólida a lo largo del husillo.

Un segundo factor por el que se ve afectado el torque es el lubricante, ya que si el material no está bien lubricado, el torque se incrementará debido al "Delay" (retraso) en la fusión de la resina. Hay que recordar que el tiempo de fusión se puede estudiar en un plastógrafo (pico de fusión), y se puede extrapolar a la extrusión.

Finalmente, podemos observar que las resinas R-101 y R-102 (extrusión) presentan un valor de viscosidad mayor, para un mismo valor de velocidad de corte, que las resinas R-103 y R-104 (inyección).

CASO No.2

La compañía PIPE S.A., ha contratado a un ingeniero en plásticos para optimizar una formulación de PVC-flexible para "abaratarse el costo" conservando las mismas propiedades (mecánicas, físicas, etc.). Después de algún tiempo, se presentan las formulaciones con los requerimientos anteriores. Sin embargo, al extruir las formulaciones la gente en la planta se da cuenta que no se procesan igual.

Para saber lo que ha pasado, se utiliza un RCC, y se "corren" tanto la formulación estándar (la original), y dos formulaciones nuevas optimizadas.

Los resultados no se hicieron esperar, y para sorpresa de los "formuladores", se comprueba que las formulaciones encontradas no son "contratipos" del original. En la figura No.2 se puede observar que la formulación original toma un cierto torque que parece ajustarse a la resina F-3, sin embargo, la formulación F-1 tiene un torque muy por debajo, lo que puede significar un cierto "resbalamiento" en la primera zona del extrusor. De ser así, el gasto se verá disminuido.

El caso se vuelve mucho más interesante cuando observamos que la formulación F-1 toma un valor de presión más alto en la cabeza para dar el mismo gasto, lo que significa falta de lubricación interna.

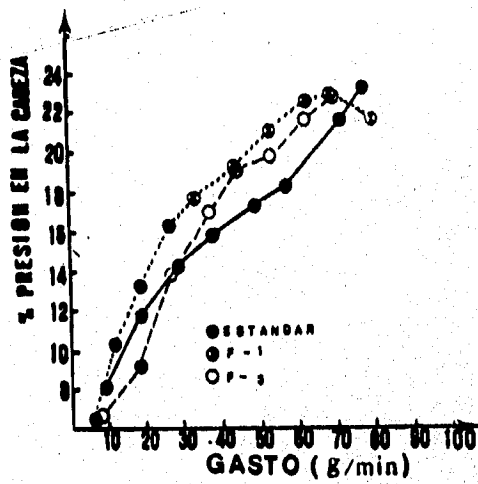
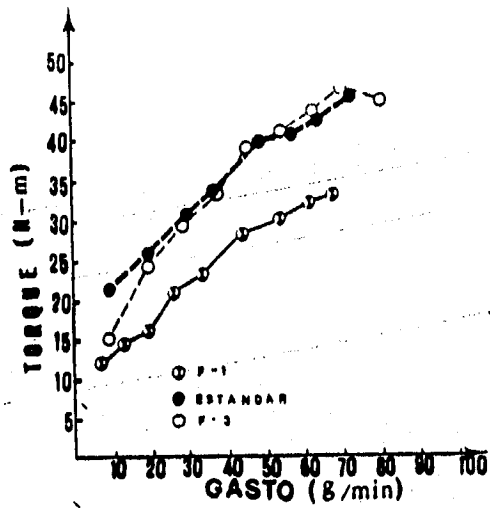


Fig. 2 En esta figura se pueden observar las gráficas para tres diferentes formulaciones:

Estándar: F-1.

Formulaciones "optimizadas": F-2 y F-3.

Pregunta 1 Puede darse el caso de que a un compuesto le haga falta lubricación interna y le sobre lubricación externa ?

Respuesta 1 Sí. Este es el caso real que nos encontramos analizando.

La formulación F-3 por su parte, después de un gasto de 30 g/min. se dispara y la presión que toma es mucho mayor que la de la formulación estándar. La figura No. 3 comprueba todo lo anteriormente explicado, ya que la resina original tiene los siguientes atributos que no pudieron ser superados por las otras formulaciones:

- * Mayor productividad.
- * Mejor balance torque/gasto.
- * Menor viscosidad.

En resumen, el caso 2 queda cerrado con la conclusión de que no se pueden fabricar compuestos "contratipo" sin un conocimiento profundo de las propiedades reológicas y de procesabilidad de las formulaciones, para lo cual, lo más acertado es utilizar un RCC para conocer las características reológicas de una formulación.

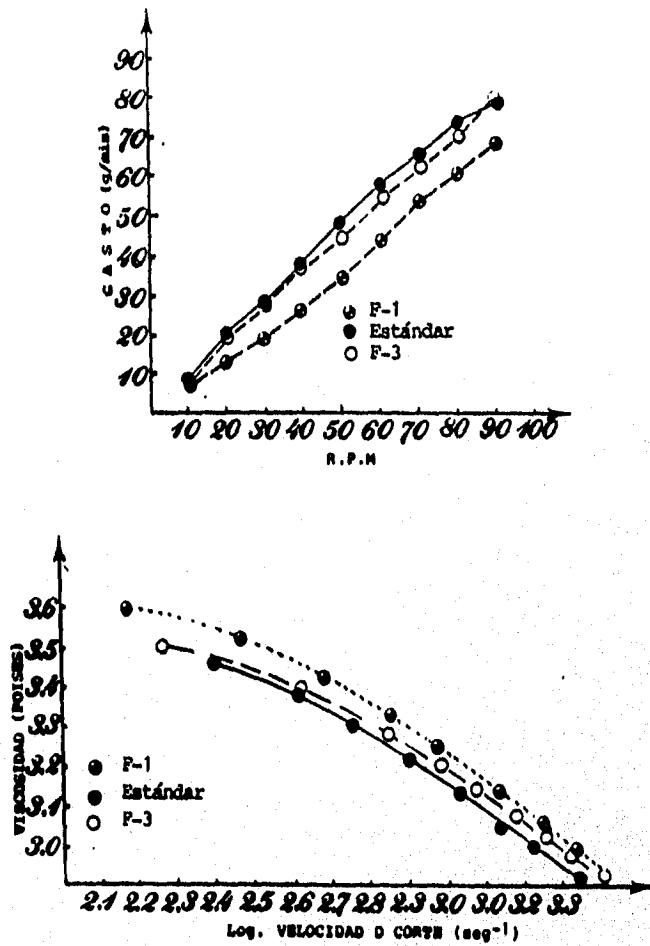


Fig. 3 En esta figura se presentan las gráficas de RPM vs. Gasto, y Velocidad de corte vs. Viscosidad, para tres formulaciones de PVC-flexible.

CASO No. 3

La compañía URESREY S.A. fabrica lámina de PVC para termoformado. La formulación es a partir de PVC rígido, y las láminas salen transparentes con una ligera tonalidad azul para minimizar el amarillamiento en la pieza, producto de una posible degradación del material durante el proceso de extrusión. Se presenta en el proceso un problema de amarillamiento en las piezas fuera de especificaciones, y se decide hablar con la compañía que le vende el aditivo "estabilizador". Se sabe que la compañía URESREY S.A. tiene varios proveedores de PVC, por lo que se decide preparar la misma formulación con el PVC de los diferentes proveedores.

Se presentaron tres formulaciones, pero con PVC de diferentes compañías. Se realizó una caracterización reológica con un RCC.

En la figura 4 podemos observar la "curva de productividad", para este análisis. La pendiente de la línea marca la productividad (gasto/RPM) de la formulación, y en este caso, no podemos decir que exista una diferencia entre las tres formulaciones. Quizá podríamos comprometernos un poco y decir que la formulación R-1 tiene tendencia (+) por falta de lubricación. Lo anterior se comprobaría si el torque aparece más alto que las otras dos formulaciones.

La falta de lubricación se puede observar en la figura 5 en la gráfica de gasto vs. presión, en la que aparece la formulación R-1 con una diferencia demasiado grande comparada con las otras formulaciones.

P.V.C.

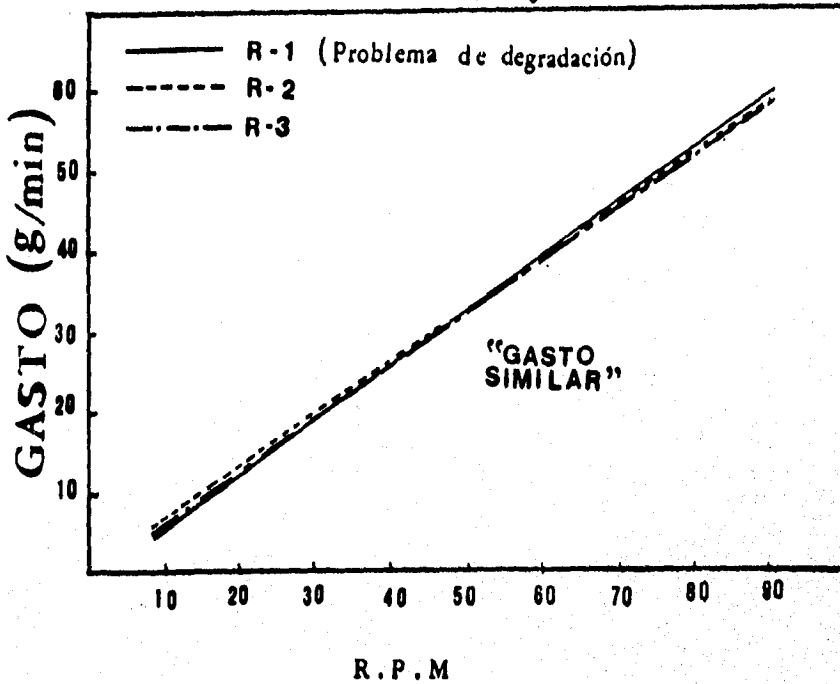


Fig. 4 Curva de productividad obtenida de una caracterización reológica empleando un RCC. Las condiciones de la prueba fueron:

ZONA	TEMPERATURA
1	170°
2	175°
3	175°

Relación de compresión = 3:1

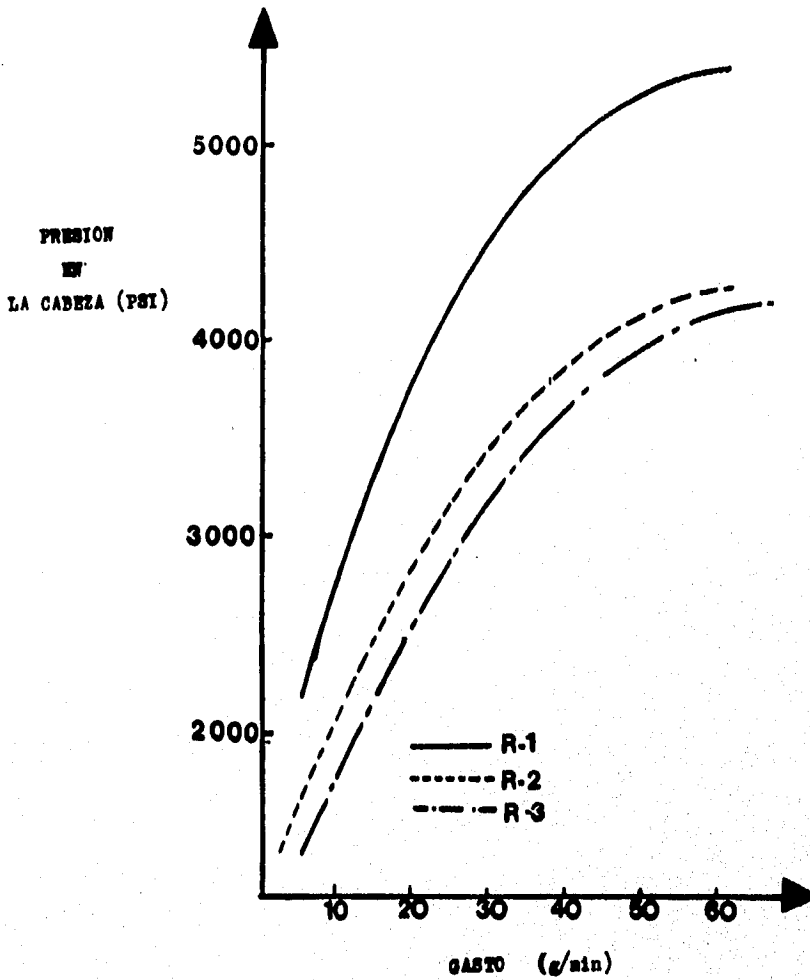


Fig. 5 Gráfica de gasto contra presión de la cabeza, para las tres formulaciones diferentes. La formulación R-1 es la que presenta mayor presión en la cabeza, lo que nos confirma su falta de lubricación. Podemos observar que las otras formulaciones (R-2 y R-3) "producen más material" a una presión determinada.

La función de los agentes lubricantes consiste en hacer fluir al plástico sin que reshale ó se degrade, para que pueda fabricarse un perfil a máxima velocidad sin que el plástico registre alta presión en la cabeza del equipo.

Los lubricantes pueden ser internos (compatibles con el polímero), y externos (incompatibles con el polímero). Una manera para determinar si un lubricante es externo ó interno es realizando pruebas reológicas en un RCC. Así, si al adicionar el lubricante vemos cambios importantes en la presión y poco ó ningún cambio en el torque, podemos pensar en un lubricante interno. Si por el contrario, al adicionar el lubricante notamos un cambio significativo en el torque y ningún cambio en la presión, podemos hablar de un lubricante externo.

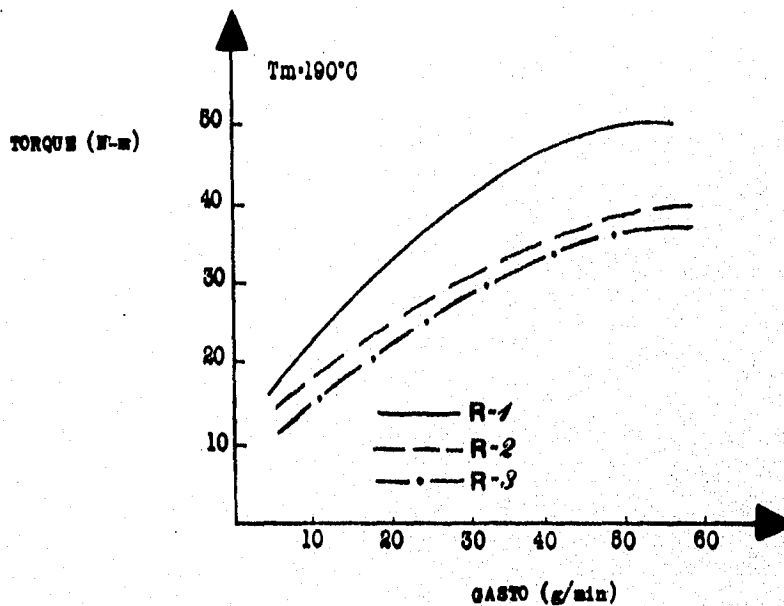


Fig. 6 Gráfica de gasto contra torque.

Se puede observar que la curva de torque de la formulación R-1 es la más pronunciada, lo que puede explicar su degradación.

Finalmente debemos mencionar las curvas de viscosidad, que pueden ser observadas en la figura 7, resaltando la formulación R-1 por su alta viscosidad.

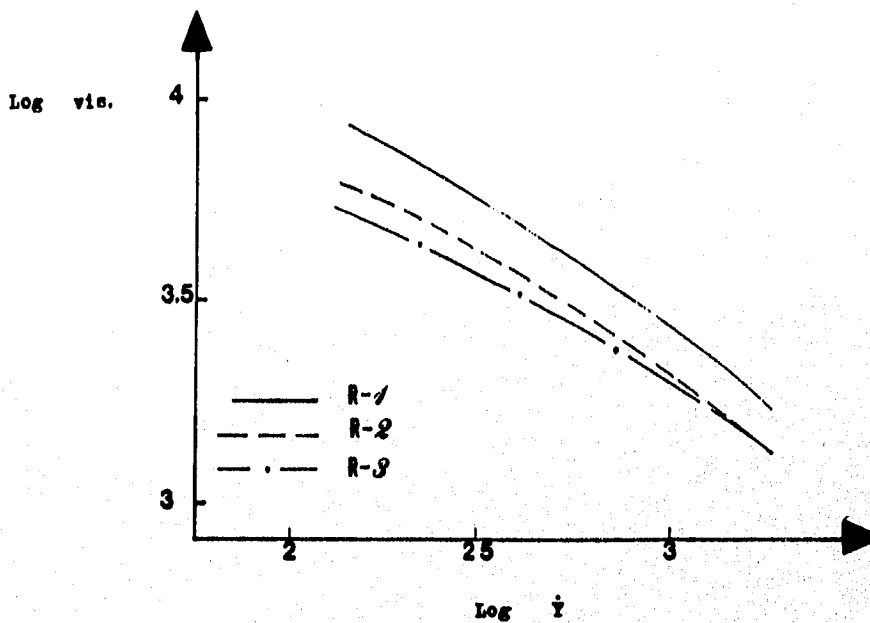


Fig. 7 Curvas de viscosidad de las diferentes formulaciones de PVC.

En resumen, podemos decir del caso 3, que uno de los proveedores de PVC no está entregando su producto con las características requeridas, y por esta razón, la formulación se degrada durante el proceso de extrusión.