



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN**



**U.N.A.M.**

7  
2eg

**FLUJO EN TUBERIA DE UN SIMIL DE SOPA TIPO CREMA  
CON SOLIDOS EN SUSPENSION Y SU PREDICCION  
MEDIANTE UN MODELO MATEMATICO**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**INGENIERO EN ALIMENTOS**

P R E S E N T A N :

**MARIA MARCELA GONGORA NIETO**

**JOSE LUIS VERGARA ACALL**

ASESORA:

**DRA. LAURA PATRICIA MARTINEZ PADILLA**

**CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. MEX.**

**1996**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

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

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

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



Departamento de  
Exámenes Profesionales

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

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

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

Flujo en tubería de un símil de sopa tipo crema con sólidos en suspensión  
y su predicción mediante un modelo matemático.

que presenta la pasante: María Marcela Góngora Nieto  
con número de cuenta: 9057073-1 para obtener el TITULO de:  
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con:  
José Luis Vergara Acall

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

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

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 8 de Diciembre de 1995

PRESIDENTE I.B.Q. Rosa M. Arriaga Orihuela

VOCAL Dr. Alberto Tecante Coronel

SECRETARIO Dra. L. Patricia Martínez Padilla

PRIMER SUPLENTE M. en C. Ricardo P. Hernández García

SEGUNDO SUPLENTE I.A. Laura M. Cortazar Figueroa



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN U. N. A. M.  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de  
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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

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

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:  
Flujo en tubería de un símil de sopa tipo crema con sólidos en suspensión  
y su predicción mediante un modelo matemático.

que presenta el pasante: José Luis Vergara Acall  
con número de cuenta: 9057039-1 para obtener el TITULO de  
Ingeniero en Alimentos ; en colaboración con :  
María Marcela Góngora Nieto

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

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

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 8 de Diciembre de 1995

PRESIDENTE I.B.Q. Rosa M. Arriaga Orihuela

VOCAL Dr. Alberto Tecante Coronel

SECRETARIO Dra. L. Patricia Martínez Padilla

PRIMER SUPLENTE M. en C. Ricardo P. Hernández García

SEGUNDO SUPLENTE I.A. Laura M. Cortazar Figueroa

**Esta investigación se realizó en el Laboratorio de Propiedades Reológicas y Funcionales en Alimentos de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán U.N.A.M., apoyado por la Fundación U.N.A.M., mediante el Programa de Becas para Tesis de Licenciatura en Proyectos de Investigación y el Programa Universitario de Alimentos, proyecto 132.94.**

## **AGRADECIMIENTOS**

*"Para quienes enseñar es más que un arte o una ocupación, es una pasión"*

A la Dra. L. Patricia Martínez Padilla por su amistad, paciencia, consejo y apoyo para la realización de esta Tesis.

A los profesores I.B.Q. Rosa M. Arriaga Orihuela, Dr. Alberto Tecante Coronel, M. en C. Ricardo P. Hernández García, I.A. Laura M. Cortazar Figueroa, que integraron el Jurado, por su interés en el mejoramiento de la calidad de este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por la Formación Académica y Profesional que recibimos de manos de su planta docente, y la ayuda proporcionada por los Laboratoristas y Bibliotecarios.

*"Los hombres podrán dudar de tus palabras, pero creerán en tus acciones"*

A F.M.C. Ingredientes Alimenticios, S.A. de C.V. y especialmente al I.A. Marco Antonio Claverán por facilitarnos la donación del Avicel utilizado en esta Investigación.

*"Cuando afrontes una tarea difícil, procede como si fuera imposible fallar"*

A Carlos Castellanos Basilio, Pedro Oropeza González, Alfredo Raygosa Aceves, Rocío Romero García, Liliana Villagrana López y Jazmín Villarreal Calleros, por su ayuda durante el trabajo experimental.

A todos los integrantes del L.A.P.R.Y.F.A.L. por su amistad y apoyo.

*"Gracias a TI que nos has dado todo"*

María Marcela Góngora Nieto  
José Luis Vergara Acall

## **DEDICATORIAS**

*"Cuando examinas tu vida las mayores alegrías son alegrías de la existencia en familia"*

**A mis papas, Gilberto y Marcela.**

**A mis hermanos, Gil y Lulú.**

**A mis abuelitos, Gilberto, Güicho, Lucha q.e.p.d. y Paco.**

**A mis Tíos y Primos.**

**A Pepe.**

**María Marcela**

**A mis papas, José Luis y Edith.**

**A mi hermana, Leslie.**

**A mi hermano, Christian.**

**A mis abuelos, José, Cecilia, Consuelo y Manuel q.e.p.d.**

**A mis Tíos y Primos.**

**A Marce.**

**José Luis**

*"El que persevera alcanza"*

**A todos nuestros amigos.**

**A la 14<sup>ta</sup> de Ingeniería en Alimentos.**

**A las futuras generaciones.**

## INDICE GENERAL

<b>INDICE GENERAL</b>	<b>I</b>
<b>INDICE DE FIGURAS</b>	<b>III</b>
<b>INDICE DE TABLAS</b>	<b>IV</b>
<b>INDICE DE GRAFICAS</b>	<b>V</b>
<b>NOMENCLATURA</b>	<b>VI</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>IX</b>
<b>1.- INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
<b>1.1 OBJETIVO GENERAL</b>	<b>5</b>
1.1.1.- Objetivos Particulares	5
<b>2.- ANTECEDENTES</b>	<b>7</b>
<b>2.1.- SOPA DE CHICHARO TIPO CREMA CONDENSADA</b>	<b>8</b>
2.1.1.- Propiedades Funcionales y Composición de los Ingredientes de la Sopa de Chicharo	9
2.1.2.- Proceso de Elaboración de Sopas Tipo Crema	12
2.1.3.- Estudio Granulométrico y Reológico de las Sopas Comerciales con Chicharos	16
<b>2.2.- REOLOGIA DE SUSPENSIONES</b>	<b>17</b>
2.2.1.- Comportamiento Reológico de Suspensiones	18
2.2.2.- La Viscosidad en la Reología de las Suspensiones	20
2.2.3.- Fuerzas que actúan sobre una Partícula Pequeña (menor a 1 $\mu\text{m}$ )	21
2.2.4.- La Viscosidad Relativa como Función de la Concentración	22
<b>2.3.- REOLOGIA DE SOLIDOS</b>	<b>24</b>
2.3.1.- Sólidos Elásticos	24
2.3.2.- Sustancias Viscoelásticas	25
<b>2.4.- FLUJO DE SOLIDOS EN SUSPENSION</b>	<b>31</b>
2.4.1.- Categorías	31
2.4.2.- Estudio del Flujo de Partículas en Suspensión en Tuberías	33
2.4.3.- Estudio de la Migración Radial de las Partículas Suspensas en el Flujo en Tubería	34
2.4.4.- Interacciones Partícula-Partícula	36
2.4.5.- Velocidad de Sedimentación Límite	37
2.4.6.- Velocidad Crítica y Fuerzas Dominantes durante el Flujo de Suspensiones	38
2.4.7.- Coeficiente de Arrastre	40
<b>3.- DISEÑO EXPERIMENTAL</b>	<b>43</b>
<b>3.1.- DESCRIPCION DEL CUADRO METODOLOGICO</b>	<b>44</b>



	<u>Indice</u>
<b>3.2.- DESARROLLO EXPERIMENTAL</b>	<b>46</b>
3.2.1.- Propiedades Físicas de la Suspensión	46
3.2.2.- Propiedades Físicas de la Fase Continua	48
3.2.3.- Propiedades Fisicoquímicas de la Fase Continua	50
3.2.4.- Caracterización Reológica de la Fase Continua	51
3.2.5.- Propiedades Físicas de la Fase Dispersa	53
3.2.6.- Propiedades Reológicas de la Fase Dispersa	56
3.2.7.- Selección del Simil con Mezclas de Polisacáridos	59
3.2.8.- Medición de la Caída de Presión y Velocidad de las Suspensiones y de las Partículas	60
3.2.9.- Planteamiento Teórico y Solución de las Ecuaciones de Cantidad de Movimiento	67
<b>4.- RESULTADOS Y DISCUSION</b>	<b>78</b>
<b>4.1.- PROPIEDADES FISICAS DE LA SUSPENSION</b>	<b>79</b>
<b>4.2.- PROPIEDADES DE LA FASE CONTINUA</b>	<b>80</b>
4.2.1.- Caracterización Reológica de la Fase Continua	81
<b>4.3.- PROPIEDADES DE LA FASE DISPERSA</b>	<b>85</b>
4.3.1.- Caracterización Reológica de la Fase Dispersa	89
<b>4.4.- CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LA SOPA Y POSIBLES         SIMPLIFICACIONES</b>	<b>99</b>
<b>4.5.- ELABORACION DEL SIMIL</b>	<b>101</b>
4.5.1.- Fase Continua	102
4.5.2.- Fase Dispersa	103
<b>4.6.- CARACTERIZACION DE LA BOMBA SINE</b>	<b>107</b>
<b>4.7.- CARACTERIZACION DE LA FASE CONTINUA CON         REOMETRIA EN TUBERIA</b>	<b>108</b>
<b>4.8.- ESTABLECIMIENTO DE FLUJO HOMOGENEO</b>	<b>110</b>
<b>4.9.- CARACTERIZACION DE LAS SUSPENSIONES EN TUBERIA</b>	<b>114</b>
<b>4.10.- VELOCIDAD DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES</b>	<b>116</b>
<b>4.11.- VELOCIDAD DE FLUJO DE LAS PARTICULAS</b>	<b>117</b>
<b>4.12.- CALCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE</b>	<b>119</b>
<b>4.13.- SOLUCION DEL SISTEMA DE ECUACIONES</b>	<b>120</b>
<b>5.- CONCLUSIONES</b>	<b>126</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS</b>	<b>130</b>

## INDICE DE FIGURAS

2.1.- Diagrama de Bloques de la Elaboración de Sopas Tipo Crema	12
2.2.- Comportamiento de la Viscosidad por Efecto de la Velocidad de Cizalla	20
2.3.- Comportamiento General de un Sólido Viscoelástico por Efecto del Esfuerzo	26
2.4.- Modelo de Burgers	27
2.5.- Curva Típica de Capacitancia de Fluencia	28
2.6.- Análisis de la Relación de Deformación/Esfuerzo de Retardo	29
2.7.- Categorías del Flujo de Sólidos en Suspensión	32
2.8.- Tipos de Migración Radial	35
2.9.- Fuerza Magnus	36
2.10.- Gráfica de la Velocidad Crítica para cada Régimen de Flujo Bifásico	39
3.1.- Cuadro Metodológico	45
3.2.- Procedimiento para la Caracterización de la Fase Continua	52
3.3.- Prototipo para Pruebas de Compresión en Alimentos	57
3.4.- Diagrama del Sistema de Flujo	61
3.5.- Fuerzas que Actúan sobre las Partículas en Sistemas de Coordenadas Cilíndricas	69
3.6.- Procedimiento para la Sustitución de Términos en la Dirección "z"	71
3.7.- Procedimiento para la Sustitución de Términos en la Dirección "r"	72
3.8.- Posible Relación entre el Número de Reynolds y el Factor de Fricción, con Partículas	77
4.1.- Geometría de las Zanahorias	87
4.2.- Suspensión de Esferas de 4 mm, en Reposo (0% de velocidad)	112
4.3.- Suspensión de Esferas de 4 mm, en Movimiento (65% de velocidad)	112
4.4.- Suspensión de Esferas de 6 mm, en Reposo (0% de velocidad)	113
4.3.- Suspensión de Esferas de 6 mm, en Movimiento (65% de velocidad)	113

**INDICE DE TABLAS**

2.1.- Parámetros Reológicos de Sopas Comerciales	16
2.2.- Diámetro y Porcentaje de Sólidos de Sopas Comerciales	16
4.1.- Distribución de Partículas Macroscópicas	79
4.2.- Densidad de la Suspensión	80
4.3.- Propiedades Físicas de la Fase Continua	80
4.4.- Propiedades Físicoquímicas de la Fase Continua	80
4.5.- Propiedades Reológicas de la Fase Continua (A y B)	84
4.6.- Densidad y Peso Promedio de las Partículas en la Fase Continua	85
4.7.- Rugosidad y Geometría de los Chicharos y las Zanahorias	86
4.8.- Dimensiones de los Chicharos Estudiados	86
4.9.- Esfericidad de los Chicharos Estudiados	87
4.10.- Valores de Esfericidad y Diámetro Equivalente de Zanahorias (Cubos)	88
4.11.- Valores de Esfericidad y Diámetro Equivalente de Zanahorias (Cufias)	88
4.12.- Parámetros Aproximados de Viscoelasticidad de Chicharos y Zanahorias	98
4.13.- Parámetros Reológicos de la Mezcla Avicel-Xantana	102
4.14.- Densidad Relativa de los Modelos y Volumen de las Partículas	104
4.15.- Comparación de los Parámetros de Viscoelasticidad del Simil y los Vegetales	106
4.16.- Lecturas del Tacómetro a los Diferentes Porcentajes de Frecuencia de la Bomba	107
4.17.- Comportamiento en Tubería de la Fase Continua	108
4.18.- Parámetros Reológicos de la Fase Continua del Simil (Reometría en Tubería)	109
4.19.- Pendientes de las Curvas del Régimen de Flujo de la F. Continua y Suspensiones	111
4.20.- Parámetros Reológicos de las seis Suspensiones Modelo	114
4.21.- Constantes utilizadas para la Resolución del Sistema de Ecuaciones	120
4.22.- Comparación de los Resultados de la Simulación de Esferas de 4 mm	122
4.23.- Comparación de los Resultados de la Simulación de Esferas de 6 mm	122

## INDICE DE GRAFICAS

4.1.- Viscosidad Aparente de la Fase Continua en Función del Tiempo de Cizallamiento	81
4.2.- Curvas de Flujo de la Fase Continua de la Sopa Comercial	82
4.3.- Curva de Flujo en Equilibrio de la Fase Continua (Caso A)	83
4.4.- Curva de Flujo en Equilibrio de la Fase Continua (Caso B)	83
4.5.- Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo (Chicharos)	90
4.6.- Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo (Zanahorias)	91
4.7.- Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo (Fase Dispersa)	92
4.8.- Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo a Diferentes Esfuerzos (Fase Dispersa)	93
4.9.- Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo (Chicharos)	94
4.10.- Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo (Promedios)	95
4.11.- Relación Aproximada Deformación/Esfuerzo vs Tiempo (Chicharos)	96
4.12.- Ln Q vs Tiempo (Chicharos)	96
4.13.- Relación Aproximada Deformación/Esfuerzo vs Tiempo (Zanahorias)	97
4.14.- Ln Q vs Tiempo (Zanahorias)	97
4.15.- Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo (Fase Dispersa y Símil)	105
4.16.- Caracterización de la Bomba SINE	107
4.17.- Reograma de la Fase Continua del Símil	109
4.18.- Régimen de Flujo de las seis Suspensiones y la Fase Continua	110
4.19.- Viscosidad Aparente vs Velocidad de Cizalla de las Suspensiones y la F. Continua	115
4.20.- Velocidad de las Suspensiones vs la Velocidad de la Fase Continua	116
4.21.- Velocidad de las Partículas Cubicas de 6 mm en Función de su Posición Radial	117
4.22.- Velocidad Promedio de las Partículas vs la Velocidad de la Fase Continua	118
4.23.- Factor de Fricción ( $C_D$ ) vs Número de Reynolds en presencia de Partículas	119
4.24.- Velocidad Mínima de Flujo de Esferas de 4 mm	125
4.25.- Velocidad Mínima de Flujo de Esferas de 6 mm	125

## NOMENCLATURA

<b>A</b>	Area [m <sup>2</sup> ]
<b>C<sub>D</sub></b>	Coefficiente de arrastre [adimensional]
<b>D</b>	Diámetro de la tubería [m]
<b>D<sub>E</sub></b>	Diámetro equivalente [m]
<b>D<sub>r</sub></b>	Deformación relativa ( $D_r = (H-h)/H$ )
<b>E</b>	Módulo de Young o de Elasticidad [Pa]
<b>E<sub>R</sub></b>	Modulo elástico de la zona de retardo [Pa]
<b>F</b>	Fuerza [N]
<b>F<sub>D</sub></b>	Fuerza de Arrastre [N]
<b>F<sub>f</sub></b>	Factor de fricción en presencia de partículas [adimensional]
<b>g</b>	Constante de aceleración debida a la gravedad. [ 9.81 m/s <sup>2</sup> ]
<b>G</b>	Módulo de Rigidez [Pa]
<b>h</b>	Altura en función del tiempo [m]
<b>H</b>	Altura total de la muestra [m]
<b>H<sub>f</sub></b>	Humedad de la fase continua.
<b>J(t)</b>	Deformación total respecto al tiempo [Pa <sup>-1</sup> ]
<b>J<sub>N</sub></b>	Deformación del elemento viscoso (newtoniano) ( $t/\eta_0$ )
<b>J<sub>o</sub></b>	Deformación Instantánea en pruebas de deslizamiento [Pa <sup>-1</sup> ]
<b>J<sub>R</sub></b>	Deformación elástica retardada en pruebas de deslizamiento [Pa <sup>-1</sup> ]
<b>J<sub>c</sub></b>	Deformación en estado estable [Pa <sup>-1</sup> ]
<b>k</b>	Indice de consistencia [Pa·s <sup>n</sup> ]
<b>K</b>	Módulo de Volumen [Pa]
<b>L</b>	Longitud del tramo recto entre las tomas de presión [m]
<b>L<sub>i</sub></b>	Promedio de las lecturas del conductómetro.
<b>l<sub>p</sub></b>	Longitud del lado recto del cubo [m]
<b>n</b>	Indice de comportamiento al flujo del fluido [Adimensional]
<b>N<sub>o<sub>p</sub></sub></b>	Número de partículas de la muestra.
<b>ΔP</b>	Caída de presión [Pa]
<b>ΔP<sub>p</sub></b>	Caída de presión provocada por la partícula suspendida en el fluido = $\Delta P_p \cdot \Delta P_r$ [Pa]

## Nomenclatura

$r_r$	Posición radial [m]
$r$	Radio [m]
$R$	Radio de la tubería [m]
$Re_p$	Número de Reynolds en presencia de partículas [Adimensional]
$Re_g$	Número de Reynolds generalizado [Adimensional]
RPM	Revoluciones por minuto
$T_m$	Tiempo de retardo [s]
$V$	Componente de la velocidad en las direcciones "r", "z" y " $\phi$ " [m/s]
$V_{\hat{r}z}$	Velocidad del fluido en la dirección "z", con respecto a "r", es decir la velocidad que define el perfil de velocidades. [m/s]
$V_o$	Velocidad con que el fluido se aproxima a la partícula [m/s]
$V_{pr}$	Velocidad relativa entre la partícula y el fluido. [m/s]
$\bar{V}$	Velocidad media [m/s]
$V$	Volumen [m <sup>3</sup> ]
$w$	Peso [kg]
$w_{II}$	Peso de los hollejos [kg]
$w_{dm}$	Peso del picnómetro con la muestra [kg]
$w_{wm}$	Peso del crisol con la muestra húmeda [kg]
$w_{Dm}$	Peso del crisol con la muestra seca [kg].
$w_{da}$	Peso del picnómetro aforado con agua [kg].
$w_{dma}$	Peso del picnómetro con la fase dispersa, aforado con agua [kg].

**Letras griegas**

$\alpha$	Fración volumétrica de las partículas en la suspensión
$\beta$	Fración volumétrica de la fase continua en la suspensión
$\epsilon$	Esféricidad
$\Phi$	Fración Volumétrica [adimensional]
$\Phi_m$	Fración Volumétrica máxima [adimensional]
$\gamma$	Deformación Relativa
$\gamma_r$	Deformación Recuperada
$\dot{\gamma}$	Rapidez de deformación relativa de cizalla (Velocidad de Cizalla) [s <sup>-1</sup> ]
$\dot{\gamma}_{pot}$	Rapidez de deformación relativa de cizalla para un fluido de la potencia [s <sup>-1</sup> ]
$\eta_N$	Viscosidad newtoniana (zona lineal de la curva de deslizamiento)
$\eta_R$	Viscosidad Retardada
$\mu$	Viscosidad [Pa.s]
$\mu_a$	Viscosidad aparente [Pa.s]
$\mu_m$	Viscosidad aparente del medio [Pa.s]
$\mu_p$	Coefficiente de Poisson
$\nu$	Viscosidad Cinemática [m <sup>2</sup> /s]
$\rho$	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma$	Esfuerzo [Pa]
$\tau$	Esfuerzo de cizalla [Pa]
$\tau_p$	Esfuerzo de cizalla en la pared [Pa]
$\Omega$	Velocidad angular [r.p.m.]

**Subíndices**

c	Crisol
d	Picnómetro
e	Esfera
f	Fluido
fd	Fase dispersa
p	Partícula
s	Suspensión

## RESUMEN

Este trabajo se realizó con la finalidad de estudiar el flujo en tubería, de una suspensión modeló con partículas esféricas y cúbicas, que simule algunas de las propiedades físicas de una sopa comercial, tipo crema de chícharo; la cual presenta chícharos enteros y zanahorias picadas. A partir de datos experimentales de caídas de presión y velocidad de las partículas se resolvió un modelo matemático, mediante el cual se puede predecir la velocidad puntual, y media de las partículas, así como la velocidad media de flujo de la suspensión. Para poder realizar lo anterior fue necesario evaluar inicialmente las propiedades de una sopa comercial tipo crema de chícharos, como las densidades y comportamiento reológico de las fases, el porcentaje de sólidos suspendidos y la proporción de los mismos, así como el tamaño y la geometría de las partículas. Estas propiedades fueron indispensables para elaborar un símil de la suspensión alimenticia; además se determinaron algunas otras, como el pH, la conductividad eléctrica y porcentaje de humedad, que se reportan con el fin de complementar el acervo de propiedades físicas y fisicoquímicas de este grupo de alimentos.

Se elaboraron seis suspensiones para reproducir a la sopa comercial de chícharo y poder analizar por separado, el efecto de la geometría y el tamaño de las partículas. La fase continua de las suspensiones fue pseudoplástica; ésta se elaboró con una mezcla de Celulosa Microcristalina (Avicel) y Xantana. La fase dispersa se elaboró con pasta de alginato de sodio gelificada en un medio ácido, para formar partículas con geometrías cúbicas y esféricas en tres tamaños diferentes (4, 6 y 8 mm de diámetro equivalente). Estas partículas fueron suspendidas en una concentración del 10% *V/V*.

Se hizo un análisis del sistema (el flujo de la suspensión en la tubería) para establecer las fuerzas que actúan sobre las partículas e intervienen en el cálculo de la velocidad de flujo de éstas, de la suspensión y en la Caída de Presión, en un ducto cilíndrico horizontal. Lo anterior fue con la finalidad de plantear a partir de la ecuación de Cantidad de Movimiento, dos ecuaciones diferenciales ordinarias simultáneas, las cuales permitieron calcular la velocidad puntual y media de flujo de las partículas, al resolverlas con el método numérico de Runge-Kutta de 4° orden. Los resultados obtenidos se compararon con los experimentales, y se concluyó que el sistema de ecuaciones planteado es acertado para definir a las suspensiones con partículas esféricas de 4 y 6 mm. Para los sistemas con partículas cúbicas, se presenta el análisis visual y los resultados experimentales de su comportamiento, ya que las ecuaciones no presentaron datos acertados al realizar la simulación, debido a la falta de parámetros que consideren la geometría, como la esfericidad, y las alteraciones en el perfil de velocidades.

Se observó que la Fuerza de Arrastre es determinante en el sistema de ecuaciones, y por la naturaleza de las suspensiones se tuvo la necesidad de determinar el Coeficiente de Arrastre ( $C_D$ ), para lo cual se realizó un análisis a partir de una analogía con el Factor de Fricción.



# **1.- INTRODUCCION**

El procesamiento industrial de alimentos implica el manejo de sistemas alimenticios multifásicos complejos. Como ejemplos tenemos los siguientes: frutas en almíbar, salsas, yoghurt con frutas o cereales, sopas tipo crema, etc., los cuales presentan partículas relativamente grandes (mayores a 4 mm), cuyas formas pueden ser regulares o irregulares, y se encuentran suspendidas en un medio viscoso.

En los fluidos heterogéneos se encuentran los fluidos multifásicos, los cuales pueden presentar un comportamiento reológico newtoniano y no-newtoniano (Lang y Rha, 1980). Debido a la diversidad existente, en propiedades físicas (composición, porcentaje de sólidos, densidad), como en comportamiento reológico, estas suspensiones tienen un papel muy importante en las operaciones unitarias que involucran su transformación y su transporte, así como en el diseño y selección de equipo, especialmente en lo referente al bombeo.

Generalmente estos alimentos son manejados de una manera empírica debido a la falta de estudios sobre el tema. De tal manera que en su industrialización se desperdician recursos, tanto económicos como humanos, sin tomar en cuenta la tendencia actual de la industria de alimentos de buscar la optimización y automatización de los procesos de transformación para competir con calidad y procesar al menor costo.

En investigaciones anteriores se ha encontrado que la variabilidad en el comportamiento reológico de las suspensiones, se debe en gran parte a diferencias en su estructura física y composición química, aun cuando la relación entre éstas no está totalmente definida (Costell *et al.*, 1986). En otros estudios más específicos se ha encontrado que la fracción volumen ocupada por la fase sólida, la forma, el tamaño de las partículas, la interacción partícula-partícula, la interacción partícula-líquido y la densidad de ambas fases, entre otros factores, definen el comportamiento reológico de las suspensiones (Metzner, 1985). Desafortunadamente hasta el momento no se han encontrado estudios donde ambas fases de la suspensión sean de carácter orgánico semejantes a un alimento.

Dentro del estudio de un fenómeno, la simulación del mismo, puede representar un ahorro de tiempo y materia prima. Para simular el flujo de un alimento en tubería se utilizan modelos matemáticos que sirven para el cálculo de las trayectorias y velocidades de las partículas individuales durante su flujo. Una simulación rigurosa de un flujo sólido-líquido, requiere la solución simultánea de las ecuaciones de continuidad y de cantidad de movimiento, tanto del fluido como de la partícula (Sastry y Zuritz, 1987; Sastry *et al.*, 1989), así como la sumatoria de fuerzas que actúan sobre ésta, entre las que se encuentran la de flotación (Rubinow y Keller, 1961; Saffman, 1964) y la de Arrastre (Subramaniam y Zuritz, 1990; Wallis, 1969). A esta simulación Sastry *et al.*, 1989, le llaman en inglés "Modeling Studies".

Por todo lo anterior, se plantea *en esta investigación*, como primera etapa, una evaluación de las propiedades físicas de un sistema bifásico con fase continua no-newtoniana de un producto comercial, que en cierta medida, sea representativo de una gran gama de productos alimenticios con sólidos en suspensión presentes en el mercado.

Como segunda etapa, se propone la elaboración de un símil del sistema con mezclas de hidrocoloides, con el fin de no desperdiciar recursos alimenticios como la sopa, así como de disminuir la variación de las propiedades entre las réplicas y de garantizar en lo posible un estándar en las características del sistema de estudio.

En la tercera etapa, correspondiente a la simulación del flujo de la suspensión, se utilizan las características físicas del símil, así como los datos obtenidos de las Caldas de Presión en función de la velocidad de flujo de éste, para introducirlos en las ecuaciones propuestas y así poder predecir la velocidad media de flujo de las suspensiones.

## Introducción

Se hace la aclaración de que en la primera etapa de la presente investigación, el enfoque principal está encaminado hacia la determinación de las propiedades físicas y fisicoquímicas de las fases; por dos razones: la 1ª razón, es para seleccionar las características prácticamente relevantes sobre el comportamiento reológico y su flujo en tuberías cilíndricas; la 2ª, para contribuir al acervo de las características de este grupo de alimentos, mismas que al iniciar esta tesis no se encontraron bibliográficamente.

El producto seleccionado en base a estudios previos (Arzate y Delgado, 1995; Comejo *et al.*, 1995), es la *Sopa Condensada Campbell's "Crema de Chicharos"*, la cual presenta propiedades similares a una amplia variedad de productos con una fase continua no-newtoniano, y partículas suspendidas con diferentes geometrías.

## 1.1.- OBJETIVO GENERAL

Estudiar el flujo en tubería de un simil de sopa de chícharo tipo crema condensada, y su predicción mediante modelos matemáticos, a partir de la determinación de las propiedades físicas, reológicas y de flujo (Carga de presión [ $\Delta P$ ] y Velocidad Media de la suspensión [ $\bar{V}$ , l]) del mismo, para evaluar el efecto, en el sistema, del tamaño y la geometría de la fase dispersa.

### 1.1.1.- OBJETIVOS PARTICULARES

- 1.1) Evaluar las propiedades físicas de la suspensión, Sopa Condensada Comercial: Densidad, % de Partículas macroscópicas (Chícharos y Zanahorias), Proporción de partículas macroscópicas y No. de partículas en 100 g de suspensión, para la elaboración del simil de la sopa tipo crema.
- 1.2) Evaluar las propiedades de la fase continua: a) *Físicas*: Densidad y Humedad. b) *Físicoquímicas*: pH y Conductividad eléctrica. c) *Reológicas*: Las características y el modelo reológico que la define, para elaborar un simil de la fase continua de la sopa tipo crema.
- 1.3) Evaluar las propiedades de la fase dispersa: a) *Físicas*: Densidad, Peso promedio de las partículas, Rugosidad de la superficie de las partículas, Geometría, Tamaño (mediante el diámetro del círculo equivalente), Esfericidad, Lisura y Elongación. b) *Reológicas*: mediante el cálculo *aproximado* de los parámetros viscoelásticos correspondientes, tanto para Zanahorias como para Chícharos, para elaborar un simil de la fase dispersa de la sopa tipo crema.
- 2.1) Seleccionar la suspensión modelo (simil) que reproduzca el comportamiento reológico de las fases, las propiedades físicas de las mismas, la concentración volumétrica y tamaño de partículas correspondientes a la sopa comercial, mediante el uso de mezclas de hidrocoloides, para con éste realizar el estudio del flujo en tubería de este tipo de suspensiones.

- 3.1) Evaluar la caída de presión, la velocidad media de flujo y la velocidad de las partículas, generadas por las suspensiones modelo con diferentes tamaños y geometrías de partículas, cuando éstas fluyen en un sistema de tubería para su posterior utilización en la solución del modelo matemático.**
  
- 3.2) Planteamiento y solución de las ecuaciones de Cantidad de Movimiento, para un sistema bifásico en régimen laminar y fase continua no-newtoniana, mediante el método numérico de Runge-Kutta de 4° orden, para el cálculo teórico de las velocidades puntuales de las partículas.**
  
- 3.3) Comparar la velocidad puntual y promedio de las partículas, así como la velocidad media de flujo de la suspensión, obtenidas experimentalmente, con las calculadas a partir de los resultados del modelo matemático, para verificar si la geometría y el tamaño son tomados en cuenta de la manera adecuada dentro del planteamiento matemático correspondiente, o es necesario introducir otros factores.**

## **2.- ANTECEDENTES**

## 2.1.- SOPA DE CHICHARO TIPO CREMA CONDENSADA

En la era moderna las sopas caseras han sido remplazada cada vez más por las sopas de preparación comercial. Las sopas procesadas comercialmente son presentadas al consumidor en tres formas: Enlatadas (usualmente condensadas), deshidratadas y congeladas. Las sopas condensadas enlatadas, son la presentación más popular, debido a que el consumidor sólo tiene que adicionar agua o leche al producto, calentarlo y servirlo.

Dentro de la legislación mexicana solamente se encuentra la norma oficial mexicana de alimentos (NOM-F-432-1982): "Sopas coladas y picadas para infantes, y niños de corta edad" (de 12 meses a 3 años). En esta norma se especifica que las sopas coladas, son aquellas en donde los vegetales y demás ingredientes tienen tamaños de partículas que no se alcanzan a distinguir; y que las sopas picadas son las que se obtienen a partir de la mezcla de vegetales, pastas, féculas, carne y agua, siendo éstos los ingredientes básicos, por lo que se pueden adicionar espesantes, vitaminas, proteínas y minerales. En éstas el tamaño de la partícula es ligeramente mayor al de la sopa colada y se presentan en forma de puré con una textura más gruesa; se envasan en recipientes sanitarios de cierre hermético sometidos a un tratamiento térmico para asegurar su conservación.

Entre los vegetales más utilizados en la elaboración de las sopas tipo crema se encuentran el Chicharo, la Zanahoria, el Apio, el Tomate, los Espárragos y el Champiñón.

Las materias primas que entran a las fábricas elaboradoras de sopa pueden ser frescas, congeladas, deshidratadas o enlatadas. La elección depende de los requerimientos del producto final, el costo inicial, disponibilidad y facilidad de manejo; el estado fresco es el más utilizado, sin embargo los vegetales procesados pueden ser usados para extender el sabor de la sopa enlatada.

Algunas de las sopas condensadas se hacen adicionando separadamente la mezcla de vegetales al líquido de la sopa. Otras se mantienen con agitación para evitar que sedimente. Esto es práctico cuando la parte líquida es lo suficientemente espesa debido a la adición de la mitad de los vegetales adicionados como pulpa.

La temperatura de la última cocción es de 93°C por un tiempo de 10 min., y se enlatan a 82°C, procesándose en latas número 1 (211 x 400) a 121°C durante 30 a 35 min.



Campbell's de México, S.A. de C.V. presenta en el mercado su sopa condensada crema de Chicharos enlatada; a la cual sólo hace falta adicionarle agua y leche. Esta sopa reporta como ingredientes: chícharos, leche descremada, zanahorias, harina de trigo, espinacas, tocino, sal yodatada, almidón de maíz, aceite vegetal comestible, mantequilla, glutamato monosódico, saborizantes y especias.

## **2.1.1.- PROPIEDADES FUNCIONALES Y COMPOSICION DE LOS INGREDIENTES DE LA SOPA TIPO CREMA DE CHICHARO**

### **CHICHARO:**

Es el ingrediente principal, mismo que da el color, aroma y sabor característico a la sopa; debido a que parte de este ingrediente se encuentra en forma de puré, también contribuye a la textura y consistencia del producto, por su alto contenido en fibra y almidón.

### **LECHE DESCREMADA:**

La leche descremada en polvo es el ingrediente lácteo en base seca más popular debido a su excelente sabor, propiedades funcionales, valor nutricional y su fácil almacenamiento (Pomeranz, 1984).

Le da a la sopa un suave pero agradable sabor. Las proteínas lácteas, constituidas principalmente por caseínatos (80%), son buenas *ligadoras de agua*, además de tener propiedades *coagulantes, emulsificantes y estabilizantes*, entre otras. La lactosa de la leche tiene un efecto similar al del glutamato monosódico, *estabilizando* también el sabor durante el procesamiento y almacenamiento.

### **ZANAHORIAS Y ESPINACAS:**

Acentúan y mejoran el sabor por su alto contenido en azúcares. También contribuyen a elevar el contenido de sólidos y a dar color.

**HARINA DE TRIGO:**

Por su elevado contenido de almidón funciona como ligante de agua, dando consistencia; entre los 70°C y 78°C se presenta una primera gelatinización del almidón que da textura suave. La presencia de azúcares también liga agua además de dar sabor. Las proteínas de la harina de trigo tiene la característica de formar gluten cuando se hidratan, éstas se desnaturalizan entre 78-80°C, contribuyendo a la consistencia y textura de la sopa.

**TOCINO:**

Tiene un alto contenido en ácidos grasos; adquiere, por el proceso de curado y ahumado al que es sometido, compuestos químicos que acentúan el sabor de la sopa.

**SAL YODATADA:**

Es un sazónador por excelencia, por lo que acentúa el sabor. Dentro de los factores que afectan a la gelatinización del almidón encontramos la presencia de sal; la cual incrementa el pico de viscosidad cuando se calientan suspensiones de almidón, ya que parece ser que esto estimula la integridad del gránulo antes de la fragmentación. (Pomeranz, 1984).

**ALMIDON DE MAIZ:**

La principal propiedad funcional del almidón en las sopas, es la de actuar como espesante, lo que a su vez le permite actuar como estabilizador coloidal, retensor de humedad y también puede actuar como formador de gel. El proceso de esterilización genera en el almidón de maíz una solubilización substancial, sin embargo la subsecuente retracción de la fracción lineal da una elevada viscosidad aparente (Pomeranz, 1984). La viscosidad del almidón de maíz es constante a bajas velocidades de cizalla, y decrece agudamente a elevadas velocidades de cizalla. El pH genera un efecto desestabilizador y adelgazador en intervalos de 4.5 o menores, pero en pH igual a 6 exhibe su máxima estabilidad.

---

**ACEITE VEGETAL COMESTIBLE:**

Tiene como propiedad funcional aumentar la palatabilidad, además de ser suavizante y texturizante. También regula los procesos de transferencia de calor. Los más comunes son el de cártamo, girasol, maíz, algodón, soya y ajonjolí (Pomeranz, 1984).

**MANTEQUILLA:**

La adición de grasa de leche imparte un deseable sabor y aroma, ya que durante el proceso de calentamiento se hidrolizan parcialmente los triglicéridos. La grasa actúa como lubricante y los fosfolípidos presentes actúan como emulsificantes, facilitando la mezcla de los ingredientes. La grasa láctea puede rodear otras partículas emulsificadas como proteínas, reduciendo lo pegajoso (Pomeranz, 1984).

**GLUTAMATO MONOSODICO:**

Es un reforzador del sabor. La sopa puede contener más del 1.5%. Las proteínas hidrolizadas vegetales o de extractos cármicos tienen la misma función (Egam *et al.*, 1987).

**ESPECIAS:**

Las especias, consisten en las hojas, flores, brotes, frutas, semillas y cortezas de diversas plantas. Son incorporadas a los alimentos sólo en cantidades pequeñas, pero contribuyen marcadamente al aroma y sabor del producto final, por la presencia de aceites volátiles (aceites esenciales) y aceites fijos. Las especias más comunes son: hojas de laurel, tomillo, pimienta, ajo y cebolla<sup>1</sup>, canela, perejil, curry, cilantro, paprica, etc.

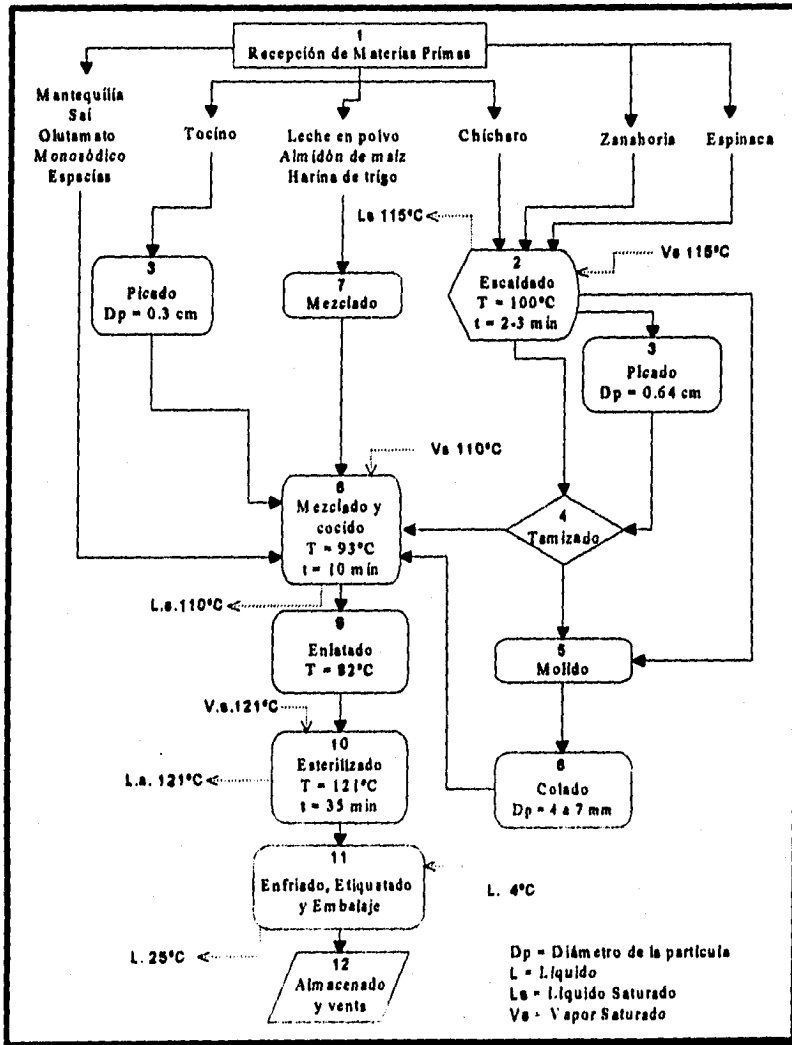
---

<sup>1</sup>.- Aunque en realidad son bulbos, en la formulación de sopas entran en el rubro de las especias por su propiedad funcional de adicionar sabor y aroma.

### 2.1.2.- PROCESO DE ELABORACION DE SOPAS TIPO CREMA

En base a la información bibliográfica (Desrosier, 1990; Egam *et al.*, 1987; Luh y Woodroof, 1988; Pomeranz, 1984), referente al proceso de elaboración de sopas y procesamiento de vegetales, realizamos el diagrama de bloques (Fig 2.1) que representa las etapas principales del proceso y su descripción.

Fig. 2.1 Diagrama de Bloques de la Elaboración de Sopas Tipo Crema



---

**DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE BLOQUES****RECEPCION (1):**

El procesamiento de los vegetales comienza en la mayoría de los casos en el campo; refiriéndose al chícharo, éste puede ser desvainado, la zanahoria y la espinaca seleccionadas, y lavadas por máquinas. De manera que las vainas, cáscaras, hojas y otras partes de desecho orgánico, puedan ser esparcidas nuevamente a los campos e incorporadas a la tierra (NOM-F-432-1982).

Después de aceptar los lotes de verduras frescas, según los estándares de calidad, éstas deben ser almacenadas en refrigeración a 0°C con una humedad relativa de 90 a 95% por un tiempo no mayor a 2 semanas; sin olvidar que las temperaturas de congelación son -1.3°C para la Zanahoria, -1.1°C para el Chícharo, -0.94°C para la Espinaca (Desrosier, 1990). Las *verduras frescas* se deben someter a un proceso de limpieza para eliminar la basura, partes lastimadas, insectos y otros elementos que puedan dar un aspecto desagradable al producto. Esto puede ser realizado mediante un seleccionado de rodillos, seguido de una inspección manual; posteriormente se realiza un lavado con agua para remover la suciedad de la superficie, insectos y basura de menor tamaño. Es importante el uso de un detergente para las zanahorias y las espinacas por ser vegetales con alto contacto con la tierra. Por último se realiza una **preparación especial**, para los chícharos consiste en la eliminación de la vaina, así como un pelado y picado de las Zanahorias (Luh y Woodroof, 1988).

Los demás ingredientes; especias, leche descremada, glutamato monosódico (GMS), proteínas hidrolizadas vegetales (PVH) y sal, con excepción del tocino, son recibidos en sacos o botes de 20 kg. Tras ser aceptados por control de calidad, deben ser almacenados en una bodega fresca y con un ambiente seco. El *tocino* se debe mantener en cámaras refrigeradas con temperaturas de 2.2 a 7.2°C por un tiempo no mayor a 6 semanas. El tocino requiere que la humedad relativa se controle a 90%; una HR mayor genera la proliferación de hongos, y una menor desecará el producto (Desrosier, 1990). La *mantequilla* se puede almacenar en refrigeración a 1.1°C si el tiempo no es mayor a 2 o 3 semanas; si se estiman tiempos mayores la temperatura debe estar entre -17.78 y -23°C.

**ESCALDADO (2).-**

Los vegetales, *por separado*, se han de someter a este proceso para detener los procesos fisiológicos, inactivar enzimas, fijar el color y eliminar el sabor a crudo. Este se realiza en tanques enchaquetados a una temperatura de 100°C de 2 a 3 minutos. En el chícharo las enzimas predominantes son las lipoxigenasas.

**PICADO (3).-**

El tocino entra a un cúter con aperturas de cuchillas de 0.3 cm. Las Zanahorias entran a una picadora para obtener cúbitos de 0.6 x 0.6 cm. aproximadamente.

**TAMIZADO (4).-**

Mediante una malla clasificadora, se separan los chícharos y cubos de zanahoria, entre gruesos y finos, seleccionando el tamaño deseado de partículas para que actúen como los sólidos suspendidos de la sopa, y el resto rechazado se destina para la mezcla de molido y colado. No hay que olvidar que la masa de chícharos que se desee en suspensión, ha de ser igual a la que contenga el producto final, en forma de puré.

**MOLIDO Y COLADO (5, 6).-**

El molido de los desechos de zanahoria, chícharo y las hojas de espinacas se realizan por una trituración mecánica, el colado debe proporcionar una pasta con partículas de diámetros no mayores de 0.4 a 0.7 mm.

**MEZCLADO (7) .-**

En un mezclador se disuelve la leche descremada, el almidón de maíz y la harina de trigo con el agua hasta obtener una solución homogénea (Lechada).

**MEZCLADO Y COCCION (8).-**

Se mezcla el puré de verduras (pasta de chícharos, zanahorias y espinacas) con la lechada, las especias, la sal, los exaltadores de sabor y el tocino. Se lleva la mezcla a 93°C, se adiciona los chícharos y las zanahorias picadas. Se mantiene la sopa agitando y se cocina por 10 minutos más.

**ENLATADO (9).-**

Se realiza en latas del número 1, a una temperatura de 82°C.

**ESTERILIZACION (10).-**

Se procesan las latas en una retorta durante 35 min. a 121°C

**EMBALAJE (11).-**

Esta etapa comprende el lavado y enfriado de las latas hasta una temperatura ambiente, permitiendo un etiquetado adecuado y su posterior acomodo en cajas de cartón corrugado para entarimado.

**ALMACENAMIENTO (12).-**

En bodegas para producto terminado, las tarimas con altura máxima de 2 m, pueden ser estibadas a una altura máxima de 5 m. El almacén debe ser fresco y con un ambiente seco; la HR no debe ser mayor al 75%.

### 2.1.3.- ESTUDIO GRANULOMETRICO Y REOLOGICO DE LAS SOPAS COMERCIALES CON CHICHAROS

Se han realizado estudios de sopas comerciales con partículas en suspensión (Corno *et al.*, 1995): a) Healty request Campbell's, b) Split pea Campbell's. El comportamiento reológico de la fase continua y la suspensión se resume en la Tabla 2.1:

Tabla 2.1 Parámetros Reológicos de Sopas Comerciales.

PRODUCTO	TEMP (°C)	$\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> ) < RHEOMAT 115	MODELO FASE CONTINUA	$\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> ) < VB-RVT	MODELO SUSPENSIÓN
Healty request <sup>a</sup>	55			1.63-65.44 huso 5	$\tau = 10.12 \dot{\gamma}^{.31}$
Split pea <sup>b</sup>	55	6.65-1008	$\sqrt{\tau} = 4.52\sqrt{\dot{\gamma}} + \sqrt{0.97}$	0.294-58.74 huso 4	$\tau = 10.39 \dot{\gamma}^{.36}$
Split pea	25	6.65-1008	$\sqrt{\tau} = 0.0038\sqrt{\dot{\gamma}} + \sqrt{1.14}$		

<sup>a</sup> y <sup>b</sup> presentaron dependencia del tiempo de cizallamiento, alcanzando el equilibrio a la media hora, a 100 r.p.m.

El contenido de sólidos y los diámetros promedios de los mismos se presentan en la Tabla 2.2:

Tabla 2.2 Diámetro y Porcentaje de Sólidos de Sopas Comerciales

PRODUCTO	% DE SOLIDOS (Chicharos y Zanahorias)	DIAMETROS PROMEDIO (cm) (Chicharos y Zanahorias)
Healty request	52.4	0.77-1.28
Split pea	23.31	0.75-1.57

Hay que aclarar que estas sopas no sólo contienen chícharo y zanahoria, sino que también tienen: papa, ejote, elote, pasta, apio, jamón, cebolla y lenteja verde. En el mercado nacional no existe ninguna sopa comercial, hasta el momento, que solamente contenga chícharos.



## 2.2.- REOLOGIA DE SUSPENSIONES

La reología es la ciencia que estudia la deformación y flujo de los materiales, cuando un esfuerzo actúa sobre ellos. El esfuerzo puede aplicarse deliberadamente, accidentalmente o puede estar extendido, como en el caso de la gravedad. Podemos distinguir diferentes tipos de esfuerzo, encontrando los tangenciales (cizalla), de presión, de compresión y de tensión.

Desde el punto de vista reológico, la respuesta de un material a un esfuerzo aplicado puede dividirse en dos formas extremas llamadas: deformación PURAMENTE ELASTICA de un sólido, y flujo PURAMENTE VISCOSO de un líquido. La línea de separación es con frecuencia difícil de definir, y mucho más, de evaluar.

En los sólidos, la deformación ( $\gamma$ ) es el cambio relativo en dimensión o forma del cuerpo, cuando es sometido a un esfuerzo ( $\sigma$ ); el cual es el factor de intensidad de una fuerza y se expresa como fuerza por unidad de área, de tal manera que a cada esfuerzo le corresponde una deformación. La constante de proporcionalidad entre estas variables puede ser el módulo de elasticidad o de Young (E), el módulo de rigidez (G), el de volumen (K), mismos que dependen del tipo de deformación causada. Al conocer estas relaciones podemos conocer las propiedades reológicas del material.

Los líquidos también obedecen a ecuaciones de estado que establecen la relación entre el esfuerzo y la velocidad a la cual se deforman. Cuando el esfuerzo se aplica tangencialmente se conoce como *Esfuerzo de Cizalla* ( $\tau$ ) y la velocidad correspondiente a la cual se deforma el líquido, se define como *Rapidez de Deformación Relativa de Cizalla* ( $\dot{\gamma}$ ), al hacer la traducción literal del inglés, pero para comodidad de este texto la llamaremos *Velocidad de Cizalla* ( $\dot{\gamma}$ ). En el caso más simple de los líquidos, a la constante de la ecuación reológica se le conoce como *Coefficiente de Viscosidad* ( $\mu$ ).

La teoría de la dinámica de los fluidos partió de la suposición de un fluido ideal, sin una resistencia al flujo, pasando por la teoría de la categoría más simple de los fluidos newtonianos, en donde existe una resistencia al flujo constante respecto a la velocidad de cizalla; hasta llegar al estudio de fluidos más complicados en donde encontramos el comportamiento de fluidos heterogéneos. Es aquí donde se desarrolla el estudio de las suspensiones.

La reología de suspensiones (sólido-líquido) ha sido el objeto de serias investigaciones desde hace varios años (Einstein, 1906), ya que su aplicación es de gran importancia en muchos procesos industriales. Dichas investigaciones por lo general se han realizado para suspensiones de cementos, pinturas, carbón, fibras de celulosa, arcilla, polímeros químicos, medicinas, limpiadores abrasivos y alimentos con partículas pequeñas (micras) en suspensión. También se han estudiado suspensiones con partículas deformables como las emulsiones y la sangre (Barnes *et al.*, 1989).

A la *Reología de Suspensiones* (sólido-líquido), la podemos definir como la ciencia encargada del estudio de la deformación y el flujo de un sistema constituido por dos fases una líquida y otra sólida (que pueden variar en naturaleza y concentración).

### 2.2.1.- COMPORTAMIENTO REOLOGICO DE SUSPENSIONES

El cálculo de procesos físicos que involucran suspensiones parte de conocer las propiedades físicas de las mismas; por lo que hay que determinar su "Ecuación Reológica de Estado y la Dependencia Fenomenológica de los Coeficientes de la Ecuación con respecto a la Concentración de la Fase Sólida" (Jinescu, 1974).

Existen tres métodos para establecer estas ecuaciones:

A) *La Microreología*: Busca establecer la interdependencia entre las propiedades reológicas de la suspensión y la de sus componentes, calculando la expresión del esfuerzo de cizalla de la suspensión. En donde la viscosidad de la misma se ha calculado mediante la expresión que relaciona la energía disipada durante el flujo de la suspensión.

B) *La Macroreología*: Consiste en establecer un modelo matemático (conocido) determinando los parámetros reológicos correspondientes, usando un reómetro apropiado. "Esta aproximación toma en cuenta las generalidades del comportamiento macroscópico del sistema disperso sin considerar las propiedades reológicas de los componentes del sistema" (Jinescu, 1974). De tal forma que la ecuación de estado y la expresión de viscosidad de estas suspensiones dependen de la naturaleza, forma, dimensión y concentración de la fase sólida, y la naturaleza reológica de la fase líquida; en ocasiones también del tiempo de cizallamiento.

En base a los estudios realizados en esta área, el comportamiento reológico de una suspensión puede quedar dentro de algún inciso de la siguiente clasificación:

**I.- Suspensiones con fase continua newtoniana.-**

- a) Comportamiento newtoniano: Cuando la concentración de la fase dispersa es menor al 37% (V/V).
- b) Comportamiento no-newtoniano: Cuando la concentración de la fase dispersa es mayor al 37% (V/V).

**1) Independientes del tiempo de cizallamiento**

Plástico de Bingham

Pseudoplástico

Dilatante

Viscoelástico

**2) Dependientes del tiempo de cizallamiento**

Reopéctico

Tixótropico

**II.- Suspensiones con fase continua no-newtoniana.-**

- a) Para bajas concentraciones: El comportamiento es predominantemente el de la fase continua. Y las ecuaciones son iguales a las establecidas para fluidos no-newtonianos sin partículas.
- b) Para altas concentraciones: El comportamiento además se ve afectado por las interacciones de las partículas, de tal manera que el efecto de la concentración acentúa el comportamiento de adelgazamiento a la cizalla o espesamiento según sea el caso

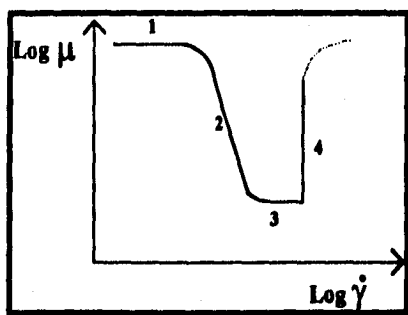
**C) Establecimiento de Ecuaciones Emprícas:** Únicamente válidas para las condiciones del experimento.

## 2.2.2.- LA VISCOSIDAD EN LA REOLOGIA DE LAS SUSPENSIONES

En base a la definición reológica de una solución, podemos visualizar que la deformación y los grados de la misma están intrínsecamente ligados con la resistencia al flujo propia de ésta, dicha resistencia es reológicamente conocida como "viscosidad" ( $\mu$ ), y por tanto es la naturaleza del sistema la que la define. Esta es la razón por la cual la mayoría de las investigaciones se han dado a la tarea de determinarla.

La forma general de la curva de viscosidad contra la velocidad de cizalla de las suspensiones tiene cuatro zonas principales, 1) la newtoniana, que en ocasiones es muy elevada siendo inaccesible su medición, por lo que el comportamiento a bajas velocidades de cizalla es descrito como un esfuerzo de fluencia aparente, 2) un comportamiento de adelgazamiento a la cizalla. 3) una meseta nuevamente newtoniana. 4) si se logran mediciones a mayores velocidades de cizalla puede haber un incremento en la viscosidad para suspensiones con partículas sólidas en las condiciones apropiadas (Barnes *et al.*, 1989).

Fig. 2.2 Comportamiento de la Viscosidad por Efecto de la Velocidad de Cizalla



Al hablar de una suspensión, la cantidad del material suspendido en el líquido toma una importancia relevante y se ha designado a la fracción de sólidos (en relación volumétrica), como  $\Phi$  (Barnes *et al.*, 1989).

$$\Phi = \frac{V_{fd}}{V_s} \rightarrow V_s = V_{fd} + V_f \quad 2.1$$

La razón por la que la relación volumétrica es importante, se debe a que la reología depende en gran medida de las fuerzas hidrodinámicas que actúan en la superficie de una partícula o agregados de partículas, que generalmente son independientes de la densidad de la partícula, sin olvidar que si la densidad de las partículas es mayor a la del medio suspensor, puede presentarse una sedimentación.

### **2.2.3.- FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE UNA PARTICULA PEQUEÑA (menor a $1\mu\text{m}$ )**

En este apartado se presenta una revisión de las fuerzas que actúan sobre una partícula pequeña cuando se encuentra suspendida en un medio líquido, lo que nos dará la pauta para comprender los argumentos y las ecuaciones planteadas hasta el momento.

#### **FUERZAS DE ORIGEN COLOIDAL**

Surgen de la interacción entre partículas, y son controladas por las propiedades del fluido como la polaridad, pero no por la viscosidad; resultan de las atracciones o repulsiones entre partículas. Si el resultado total de las fuerzas es una atracción, las partículas tenderán a flocular; estos agregados pueden variar de formas esféricas a formas alargadas o de cordel.

“En la presencia de un campo eléctrico alrededor del fluido, como en el caso de sistemas dispersos en que las partículas están eléctricamente cargadas, las propiedades reológicas del sistema disperso cambian; la viscosidad del sistema se incrementa debido a la presencia de un efecto llamado *Electroviscoso*” (Jinescu, 1974).

Con el incremento de la concentración de la fase sólida el número de las partículas por una unidad de volumen que tienen contacto durante el flujo se incrementa, por lo que los efectos de atracción y repulsión entre las partículas son más fuertes debido a los cambios electrostáticos, que también dependen de la polaridad del medio (Jinescu, 1974).

La rotación de las partículas durante el flujo, así como la formación de dobles por la unión de partículas y su rotación durante el flujo producen efectos disipativos adicionales que permiten un incremento de la viscosidad (Jinescu, 1974).

### FUERZA ALEATORIA BROWNIANA (TERMICA)

Esta es fuertemente dependiente del tamaño de partícula, por lo que en tamaños de partícula menores a  $1\mu\text{m}$  tiene una gran influencia. Las partículas están en constante movimiento y cualquier descripción de la distribución espacial es un promedio del tiempo. Cuando el movimiento Browniano domina, se tiene un estado de desorden aleatorio.

### 2.2.4.- LA VISCOSIDAD RELATIVA COMO FUNCION DE LA CONCENTRACION

#### Suspensiones con medio continuo newtoniano

Se ha demostrado que en suspensiones concentradas, la fracción volumétrica máxima ( $\Phi_m$ ) y la viscosidad, son dependientes de la velocidad de cizalla, lo que concuerda con un comportamiento de fluidificación a la cizalla, en donde de hecho el flujo se vuelve favorable por el arreglo de las partículas que tiene la tendencia a ser bidimensional. Se ha establecido (Barnes *et al.*, 1989) que para una dispersión coloidal de esferas sólidas, la viscosidad es una función de la velocidad de cizalla y la fracción volumétrica ( $\Phi$ ); y que la  $\Phi_m$  para fracciones mayores a 35% es función de la  $\Phi$  y la velocidad de cizalla. En suspensiones concentradas (v. gr. 50%) también se presenta una sedimentación de las partículas que da como resultado un incremento en la viscosidad.

También se han buscado relaciones para partículas asimétricas con formas elipsoidales y cilíndricas, en donde se ha encontrado que "Para una concentración constante de la fase sólida la viscosidad de la suspensión puede incrementarse en tanto la forma del sólido sea más diferente al de una esfera" (Jinescu, 1974).

#### Suspensiones con medio continuo no-newtoniano

Rao (1987), propone que el modelo de la viscosidad aparente de una suspensión alimenticia ( $\mu_a$ ) puede ser definido como la suma de la viscosidad aparente del medio mas una función exponencial:

$$\mu_a = \mu_m + A(\text{Concentración})^B \quad 2.2$$

#### Antecedentes

Este modelo es muy simple y cuando no hay sólidos la viscosidad es la del medio continuo. "A" indica la contribución de la cantidad de sólidos a la viscosidad de la suspensión y el coeficiente "B" es la pendiente de la gráfica log-log de la concentración de sólidos contra la viscosidad aparente de la suspensión alimenticia.

Chan y Powell (1984), aseguran que no hay estudios para suspensiones no-newtonianas que tengan bien definido un sistema partícula-fluido sujeto a un amplio espectro de pruebas reológicas. Ellos experimentaron con esferas de vidrio muy pequeñas ( $D_p = 25-38\mu\text{m}$ ) en fluidos newtonianos y no-newtonianos a concentraciones de  $\Phi = 0.0, 0.10, 0.20, 0.30$ . Especifican que para concentraciones mayores al 30% generan efectos no lineales asociados a la elevada carga; consideran a su sistema monodisperso y sin efectos coloidales, encontrando que en las suspensiones con fase continua no-newtoniana, el incremento en la concentración de partículas eleva la viscosidad en todas las velocidades de cizalla, sin embargo ese fenómeno es más pronunciado a bajas velocidades de cizalla.

## 2.3.- REOLOGIA DE SOLIDOS

### 2.3.1.- SOLIDOS ELASTICOS

En 1660, Hooke, definió al material elástico ideal, como aquél que se deforma proporcionalmente a la fuerza que se le aplica, carece de estructura, viscosidad<sup>1</sup>, es isótropo<sup>2</sup>, su comportamiento reológico no se ve afectado por el tiempo. De tal manera que la elasticidad ideal es la recuperación completa e inmediata de la deformación al cesar la tensión. Existen sustancias cuya respuesta se asemeja a la de un sólido elástico ideal si su deformación no rebasa el 1%.

Dependiendo del tipo de deformación o esfuerzo al que sea sometido el sólido, será el módulo o constante de proporcionalidad que los relacione. Una *deformación* relativa *longitudinal* es causada por una tensión de tracción o compresión, definiéndose el módulo de Young (E) o módulo elástico; mientras mayor sea la magnitud de este módulo, más fácil será la deformación elástica del material. En la *deformación de cizalla* generada por una fuerza tangencial, el *módulo* que las relaciona es el *de rigidez* o cizalladura (G); éste módulo es 2 o tres veces menor al de Young. La *deformación volumétrica* es causada por una *presión hidrostática*, ejercida con igual intensidad en todas las direcciones del cuerpo; a la relación entre éstas se le conoce como *módulo de volumen* (K). Otra constante comúnmente usada para definir a un cuerpo elástico es el *coeficiente de Poisson* ( $\mu_p$ ), que es el coeficiente entre la *contracción lateral* y el *alargamiento longitudinal* o deformación relativa, dentro del intervalo elástico. Sólo en los cuerpos isotrópicos son interconvertibles las cuatro constantes elásticas consideradas. Conociendo dos, se pueden calcular las demás, mediante las siguientes relaciones:

---

<sup>1</sup>.- Recordemos que la deformación viscosa o flujo es propia de los líquidos.

<sup>2</sup>.- Isótropo significa que las propiedades del sólido no varían según la dirección en la que sea aplicado el esfuerzo, es decir la deformación es tridimensionalmente igual.



$$G = \frac{3EK}{9K - E} \quad 2.3$$

$$K = \frac{E}{3(1 - 2\mu_p)} = \frac{EG}{9G - 3E} = G \frac{2(1 + \mu_p)}{3(1 - 2\mu_p)} \quad 2.4$$

$$E = \frac{9GK}{3K + G} = 2G(1 + \mu_p) = 3K(1 - 2\mu_p) \quad 2.5$$

$$\mu_p = \frac{E - 2G}{2G} = \frac{1 - E/3K}{2} \quad 2.6$$

Dentro de la clasificación reológica de los sólidos elásticos tenemos a los no-lineales, que muestran una elasticidad retardada; la deformación es una función tanto del esfuerzo como del tiempo, de manera que el módulo elástico es dependiente de la deformación.

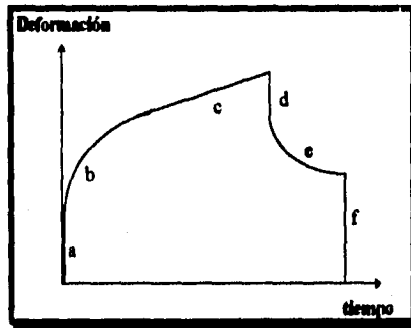
### 2.3.2.- SUSTANCIAS VISCOELASTICAS

Cuando un material presenta propiedades viscosas propias de líquido y elásticas características de un sólido, nos encontramos con un material viscoelástico. Las propiedades y el comportamiento de estos materiales dependientes del tiempo, se ven reflejados en los fenómenos de *fluencia* (cuando se aplica un esfuerzo repentino, la deformación se incrementa con el tiempo) y *relajación* (cuando se retira la carga o esfuerzo, la deformación decrece con el tiempo, pero en muchos materiales nunca llega a cero).

En estas sustancias predominan: las propiedades elásticas, cuando los esfuerzos son bajos; y las viscosas, cuando los esfuerzos son altos. Si los materiales son sometidos a esfuerzos pequeños mostrarán un comportamiento sólido en tiempos cortos y un comportamiento viscoso en tiempos largos.

Cuando a un sólido viscoelástico se le somete a un esfuerzo, se pueden encontrar tres tipos de respuestas (Fig. 2.3): a) la deformación elástica instantánea, b) la respuesta elástica retardada y c) el flujo viscoso; al eliminar el esfuerzo, se presentan d) una recuperación elástica instantánea, e) una recuperación elástica retardada y f) una deformación permanente.

**Fig. 2.3 Comportamiento General de un Sólido Viscoelástico por Efecto del Esfuerzo**



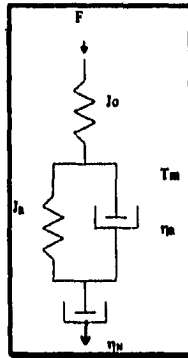
Dentro de los materiales viscoelásticos se encuentran los lineales y los no-lineales. Los primeros presentan una relación constante entre el esfuerzo y la deformación. En los segundos sus propiedades dependen tanto del tiempo, como de la magnitud del esfuerzo aplicado, y por tanto no presentan relaciones lineales entre el esfuerzo y la deformación; sin embargo estos materiales bajo deformaciones o esfuerzos muy pequeños muestran un comportamiento viscoelástico lineal o una zona de viscoelasticidad lineal.

### MODELOS VISCOELASTICOS

Para representar el comportamiento de los materiales viscoelásticos se han diseñado diferentes modelos que constan de un resorte y un amortiguador lleno de líquido con un émbolo que se mueve alternativamente en sentido ascendente y descendente; estos componentes se pueden acoplar en serie o en paralelo. Acoplados en serie representan a un líquido viscoelástico ideal y al aplicar el menor esfuerzo se producirá un flujo, éste es el modelo de Maxwell. Acoplados en paralelo representan a un sólido y se le conoce como modelo de Kelvin-Voigt, en donde el alargamiento límite, tras un periodo de tiempo suficientemente largo, depende exclusivamente de la magnitud de la fuerza y es totalmente recuperable cuando la carga cesa.

En la industria alimentaria es difícil encontrar productos que se asemejen a los modelos de Maxwell y Kelvin-Voigt, sin embargo, del resultado de acoplar en serie ambos modelos, se obtiene el modelo de Burgers, que ofrece considerable interés práctico (Fig. 2.4):

Fig. 2.4.- Modelo de Burgers



Cuando se aplica a este modelo una fuerza,  $F$ , se produce una deformación inmediata, denominada elasticidad instantánea ( $J_0$ ). El modelo de Kelvin-Voigt, es el responsable de la elasticidad retardada y del post-efecto elástico ( $J_R$ ,  $T_m$ ,  $\eta_R$ ). Transcurrido un período de tiempo suficiente, la elongación se debe únicamente al componente viscoso del modelo de Maxwell, conocida como viscosidad newtoniana ( $\eta_N$ ); al retirar la carga,  $J_0$  determina la recuperación instantánea; la recuperación retardada se debe al componente Kelvin-Voigt. El conjunto recuperación instantánea y recuperación retardada constituye la llamada elasticidad total. El resto es la deformación viscosa.

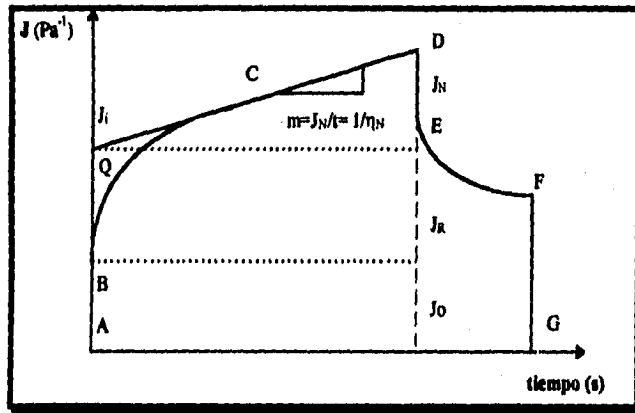
### CARACTERIZACION DE LOS MATERIALES VISCOELASTICOS

Existen dos caminos para la caracterización reológica de estos materiales: el primero es conocido como pruebas estáticas y el segundo como pruebas dinámicas.

#### **Pruebas Estáticas:**

Dentro de las pruebas estáticas (Vernon *et al.*, 1983), se encuentran las de capacitancia de fluencia o deformación/esfuerzo vs tiempo. Las pruebas de capacitancia de fluencia son también conocidas por su nombre en inglés, como pruebas de "Creep-compliance". Estas tienen tres regiones principales que son descritas por el modelo de Burgers.

Fig. 2.5 Curva Típica de Capacitancia de Fluencia



En base a la Figura 2.5, se tiene:

- 1) La región A-B, de deformación instantánea,  $J_0$ , en la que los enlaces de las unidades estructurales son estirados elásticamente. Cuando en esta región el esfuerzo es removido, la estructura de la muestra se recuperará completamente. De aquí que el módulo elástico instantáneo es:

$$E_0 = 1/J_0 \quad 2.7$$

- 2) La región B-C, de deformación elástica retardada,  $J_R$ , dependiente del tiempo con una carga. La ecuación para esta parte, utilizando valores promedio para los parámetros es:

$$J_R = J_i [1 - e^{-t/T_m}] \quad 2.8$$

En donde  $J_i$  es la deformación promedio de todos los enlaces y  $T_m$  es el tiempo de retardo promedio, el cual es igual a  $J_i \eta_R$ , cuando  $\eta_R$  es la viscosidad media asociada con la elasticidad. Se pueden reemplazar las cantidades promedio por el espectro del módulo elástico retardado ( $E_i$ ) y las viscosidades ( $\eta_i$ ) donde:

$$J_i = 1/E_i \quad 2.9$$

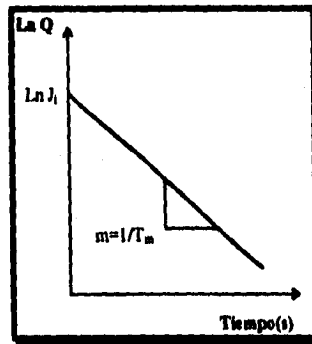
Para determinar  $J_i$  se sigue el procedimiento gráfico desarrollado por Inokuchi (1955), donde tenemos que:

$$J_i - J_R = Q \text{ y que } J_i \cdot e^{-t/T_m} = Q \quad 2.10$$

A cualquier tiempo ( $t$ ),  $Q$  representa la distancia vertical entre la parte lineal extrapolada (C-D), de la gráfica de Capacitancia de Fluencia, con el tiempo y la región de retardo B-C. Luego entonces, si el  $\ln Q$  es graficado contra el tiempo, una línea recta deberá obtenerse sobre un amplio intervalo de valores de tiempo. Si esta parte lineal de la gráfica es extrapolada hacia el eje vertical, la ordenada al origen representa el  $\ln J_i$  y la pendiente de la región lineal representa el inverso del tiempo de retardo ( $T_m$ ). La viscosidad  $\eta_i$  es igual a  $T_m/J_i$ .

Cuando la gráfica del  $\ln Q$  vs el tiempo es lineal en todos los valores del tiempo, entonces  $J_i$  y  $\eta_i$  describen adecuadamente la región de retardo de la curva de deformación/esfuerzo vs tiempo, convirtiéndose en  $J_R$  y  $\eta_R$ . Si no es así, es necesario continuar el análisis, ya que se tiene más de un módulo de Kelvin-Voigt.

**Fig. 2.6 Análisis de la Relación de Deformación / Esfuerzo de Retardo:  
Gráfica de  $\ln Q$  vs Tiempo**



3) La región C-D es una zona lineal de deformación newtoniana en la cual hay un flujo. La deformación  $J_N$  y la viscosidad están relacionadas por:

$$J_N = t/\eta_N$$

2.11

Además cuando el esfuerzo se elimina repentinamente al punto D, se presenta la recuperación elástica instantánea (D-E), seguida de la recuperación elástica retardada (E-F). Una vez que se ha retirado el esfuerzo la deformación recuperada alcanza un valor máximo,  $\gamma_r$ :

$$\gamma_r = \sigma J^0_c \quad 2.12$$

Donde  $\sigma$  es el esfuerzo aplicado y  $J^0_c$  es el valor de la porción de la línea recta, en una curva de capacitancia de fluencia, extrapolada al tiempo cero.

En caso de que el esfuerzo aplicado sea de cizalla, el módulo de rigidez o cizallamiento ( $G$ ), puede definirse como el recíproco de la deformación en estado estable,  $J^0_c : G = 1/J^0_c$ . De tal forma que  $\tau = G \gamma_r$ .

#### **Pruebas Dinámicas:**

En las pruebas dinámicas, el esfuerzo o deformación oscilante sinusoidal, con cierta frecuencia ( $w$ ), se aplica al material y se mide la diferencia de la fase entre el esfuerzo oscilante y la deformación. La información obtenida debe ser equivalente a los datos de experimentos transitorios al tiempo  $t = 1/w$ .

Si la deformación varía con el tiempo de acuerdo con la relación:  $\gamma = \gamma_0 \text{sen } wt$ , donde  $\gamma_0$  es la amplitud de la deformación, el esfuerzo correspondiente ( $\sigma$ ) puede ser representado como la suma de los componentes que son: 1) en fase con la deformación y 2)  $90^\circ$  fuera de fase con la deformación:  $\sigma = \gamma_0 [G'(w) \text{sen } wt + G''(w) \text{cos } wt]$ , donde  $G'(w)$  y  $G''(w)$  son los módulos de almacenaje y pérdida, respectivamente: el primero es una medida de la energía almacenada por ciclo y el segundo es una medida de la energía disipada como calor. Por lo tanto para un sólido perfectamente elástico, toda la energía se almacena, y el módulo viscoso o de pérdida  $G''$  es igual a cero; de manera que el esfuerzo y la deformación están en fase. En contraste, para un líquido viscoso, toda la energía es disipada como calor y el módulo de almacenamiento o elástico  $G'$  es cero, por tanto el esfuerzo y la deformación están fuera de fase por  $90^\circ$ . Si el material es viscoelástico, entonces el ángulo de fase estará entre  $0$  y  $90^\circ$ .

## 2.4.- FLUJO DE SOLIDOS EN SUSPENSION

### 2.4.1.- CATEGORIAS

Al hacer una revisión del transporte hidráulico de materiales voluminosos (suspensiones minerales en agua), se clasifica a los flujos sólido-líquido en cinco grandes categorías (Fig. 2.7):

- a) Flujo homogéneo
- b) Flujo heterogéneo
- c) Régimen intermedio o Suspensiones heterogéneas con una cama resbaladiza
- d) Flujo de cama estacionaria con saltación
- e) Flujo encapsulado

El flujo *homogéneo* ocurre cuando las *partículas* son *finas* y *livianas*, (con tamaños de partícula menores a 600 micras) o la *velocidad promedio del flujo es alta* y suficiente para mantener uniforme la suspensión a través de toda la sección; generalmente predominan las fuerzas viscosas.

El flujo *heterogéneo* ocurre cuando las *partículas* son *ásperas*, *bastas*, de *gran densidad* (tamaño de partícula mayor a 600 micras), y el flujo presenta entidades separadas de fase líquida y sólida existiendo un alto gradiente de densidades en el flujo, prevaleciendo entonces la inercia de la partícula. La velocidad del flujo es menor que la que se presenta en el flujo homogéneo.

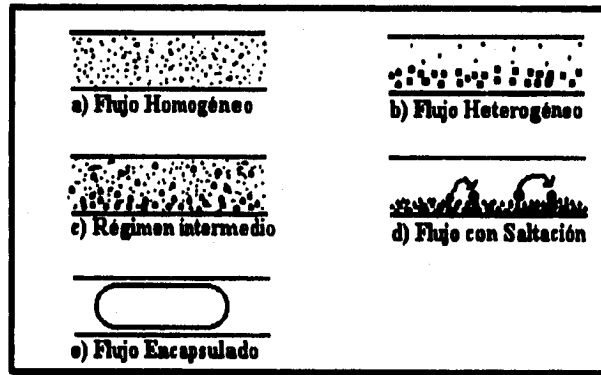
El flujo *intermedio* ocurre cuando las condiciones de homogeneidad y heterogeneidad existen simultáneamente, y por lo tanto las dos fuerzas tanto viscosas como inerciales son significativas; ocurre a bajas velocidades.

El flujo *de cama estacionaria con saltación* se presenta cuando la velocidad del flujo es muy baja, y las partículas forman una cama en el fondo de la tubería y van precediéndose en saltos discontinuos. Es decir, cuando una partícula en movimiento relativamente rápido, rodando a lo largo del fondo, se aproxima a una partícula con movimiento lento enfrente de ella, puede pasarla por arriba, por lo que parece haber una combinación de estelas, una capa frontera y un gran efecto de levantamiento. Las partículas no sólo chocan sino que también interactúan hidrodinámicamente por mecanismos de atracción-repulsión que parecen ser

causados por los cambios de presiones en el espacio interparticular. Esta observación es similar a la de Davis *et al.*, (1986) quienes observaron que existe una significativa pulsación de presión entre las partículas que se aproximan a otras en el seno de un líquido. Además observaron que una deformación en las partículas comenzaba debido a la presión de pulsación antes de que la colisión ocurriera.

El flujo *encapsulado* es un concepto descubierto en Canadá, donde los sólidos son empacados en cápsulas cilíndricas de diámetro un poco menor que las dimensiones internas de la tubería, y son transportadas en series. Hay que destacar que las camas, tanto resbaladizas como estacionarias son normalmente indeseables.

Fig 2.7 Categorías del Flujo de Sólidos en Suspensión (Sastry y Zuritz, 1987)



Sin embargo, es difícil acomodar el flujo de una suspensión alimenticia a través de una tubería cilíndrica en alguna categoría comúnmente asociada con escalas de transporte de suspensiones minerales.

Por esto, para su estudio, es mejor dividirlos dentro de las siguientes cinco categorías: 1) Flujo de partículas en suspensión en tuberías, 2) Flujo encapsulado, 3) Migraciones radiales de partículas suspendidas durante su flujo en tubería, 4) Interacciones de las partículas, 5) Modelación. (Sastry y Zuritz, 1987).



## 2.4.2.- ESTUDIO DEL FLUJO DE PARTICULAS EN SUSPENSION EN TUBERIAS

Roberts y Kennedy (1971) encontraron que para flujos turbulentos de suspensiones las partículas generalmente se movían más rápido que el fluido, y que la diferencia se incrementaba con la concentración.

Toda *et al.*, (1973) encontraron que la velocidad promedio de esferas de vidrio, con un diámetro de 1.89 mm y densidad de  $2500 \text{ kg/m}^3$  suspendidas en agua, al fluir en una tubería horizontal de 30.2 mm de diámetro interno, es menor que la velocidad promedio de la suspensión; este resultado se puede explicar por la gran densidad de las partículas usadas, y las bajas velocidades estudiadas, donde las partículas se encontraban en el fondo de la tubería. En tuberías verticales a velocidades de flujo bajas, las partículas se retrasaban del fluido. Sin embargo, cuando la velocidad se incrementaba, se observaba que las partículas migraban hacia el eje del tubo y su velocidad promedio era mayor que la del fluido. En codos de  $90^\circ$ , la velocidad de las partículas no fue afectada significativamente por la concentración de las mismas. Cuando el radio de la curvatura se incrementaba, el promedio de la velocidad de las partículas aumentaba a un valor mayor que la velocidad del fluido. Sin embargo, a velocidades altas, al incrementar el radio de curvatura más allá de un cierto punto, daba como resultado un descenso relativo de la velocidad de las partículas, atribuido al incremento en la fricción entre la tubería y las partículas. El comportamiento de éstas, en codos verticales, se complicaba por los efectos de la gravedad y las fuerzas centrífugas.

Furuta *et al.*, (1978) estudiaron experimentalmente la distribución de la concentración de las partículas en el flujo de 2 fases sólido-líquido, a través de un tubo transparente vertical de 52 mm de diámetro. En el flujo vertical ascendente, observaron que la concentración de partículas de poliestireno, con una densidad de  $1030 \text{ kg/m}^3$ , se incrementaba hacia el eje del tubo, mientras que en el flujo vertical descendente, se encontraban relativamente distribuidas a lo largo de la sección transversal del tubo. Estos fenómenos los trataron de explicar por medio de la fuerza de migración postulada por Saffman (1964), pero fueron incapaces de explicarlo completamente porque algunas de las partículas presentaban un comportamiento inverso, explicándolo por la anisotropía de la turbulencia en el flujo del fluido.

Dutta y Sastry (1990) trabajaron con soluciones de CMC en cuatro concentraciones y esferas de poliestireno de 9.5 mm de diámetro, con una densidad de  $1044 \text{ kg/m}^3$ , formando dieciséis suspensiones con cuatro concentraciones volumétricas de esferas; ellos concluyen que la viscosidad es el factor más importante que afecta la distribución de las velocidades, durante el flujo en tubería. A menores velocidades y viscosidades de la fase continua, y a mayores densidades relativas se tiene a la mayoría de las partículas en el fondo. A mayores viscosidades, la velocidad promedio del medio es excedida por la velocidad media de las partículas. A viscosidades intermedias esto ocurre ocasionalmente. No existen partículas cuya velocidad media sea mayor al doble de la velocidad media del fluido.

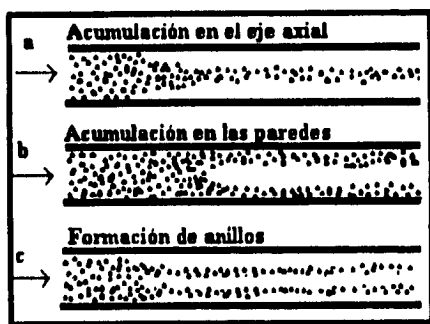
De la revisión anterior concluimos que el diámetro, la densidad de la partícula con respecto a la de la fase continua y la viscosidad aparente de ésta, son factores determinantes en la velocidad media de flujo de las partículas y los fenómenos de migración radial de las mismas, por lo tanto la aparente contradicción en los resultados de los estudios anteriores, es debida a la diferente naturaleza de los sistemas estudiados.

### **2.4.3.- ESTUDIO DE LA MIGRACION RADIAL DE LAS PARTICULAS SUSPENDIDAS EN EL FLUJO EN TUBERIA**

Se han observado tres tipos principales de migración radial (Figura 2.8):

- a) Acumulación cerca del eje axial, para partículas flexibles. (Efecto de centro)
- b) Acumulación cerca de la pared. (Efecto de Pared)
- c) Formación de anillos por la migración tanto hacia el eje como hacia la pared.

Fig. 2.8 Tipos de Migración Radial (observado por Segre y Silberberg en 1961)



La migración ocurre hacia la pared cuando las partículas localizadas axialmente se mueven más rápido que el fluido, provocando entonces una menor velocidad en las partículas que migran hacia afuera del eje axial, causando un aumento en la concentración de la fase dispersa cerca de la pared de la tubería; mientras que sucede lo contrario cuando las partículas se mueven más despacio que el fluido. En el efecto de pared las partículas migran y alcanzan una posición de equilibrio a 0.6 veces el radio de la tubería, desde el eje axial (Segre y Silberberg en 1961).

Los efectos de pared actúan en dos formas distintas:

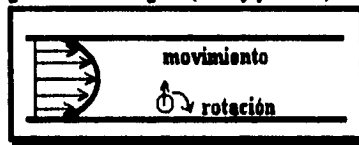
**Primero.-** El arrastre debido a la pared, hace que la partícula se retrase del fluido; esta velocidad relativa es independiente de la viscosidad cuando la viscosidad es grande, y depende solamente del tamaño relativo de la partícula, del tubo (rugosidad de sus paredes internas) y la distancia de la pared.

**Segundo.-** El flujo que está alrededor de la partícula se altera por la presencia de las paredes y los efectos de inercia difieren de aquellos de las partículas en un flujo infinito; especialmente cuando la partícula está cerca de las paredes.

Denson (1966) encontró que para las partículas que se retrasaban del fluido, la trayectoria radial de la partícula dependía del Número de Reynolds. A Números de Reynolds mayores de 550, las partículas mostraban un comportamiento oscilatorio, mientras que a Números de Reynolds menores, estas oscilaciones disminuían. Karnis *et al.*, (1967) observaron que las partículas rígidas migraban hacia posiciones intermedias, mientras que las partículas deformables (v. gr. células rojas de sangre) siempre migraban hacia el eje axial del tubo.

Rubinow y Keller (1961) definieron una expresión para la fuerza de levantamiento experimentada por una partícula que gira en un fluido estático, expresión que es conocida como "Fuerza Magnus" (Figura 2.9). Un cuerpo localizado en la pared de un tubo puede rotar por momentos debido a la fuerza de cizalla del fluido, dando una migración de subida hacia el eje axial del tubo.

Fig 2.9 Fuerza Magnus (Sastry y Zuritz, 1987)



La rotación de las partículas sólidas está en función directa del tamaño de las mismas. Esta rotación también juega un papel importante en la frecuencia de contacto entre las partículas, especialmente en las de forma esférica; también si aumenta la frecuencia de contacto, se incrementa la viscosidad.

#### 2.4.4.- INTERACCIONES PARTICULA-PARTICULA

Cuando una suspensión diluida (con baja concentración de partículas) se encuentra en flujo estable, las partículas que se concentran en una delgada capa cilíndrica y se mueven a la misma velocidad, se alinean en columnas regulares o "collares", paralelos al eje axial del tubo. Esto se puede explicar por las interacciones de atracción y repulsión. Como resultado, se da la consiguiente oscilación, pero no colisión, hasta que una distancia de equilibrio se ha alcanzado. Poco a poco más partículas se van uniendo al grupo para formar los "collares" (Segre y Silberberg, 1961). Los grupos muy grandes o "collares" son raros, mientras que la tendencia a formar grupos se incrementa con el aumento de las dimensiones de las partículas y la concentración. Al incrementarse el Número de Reynolds se encontró que aumentaba la tendencia al máximo, hasta un punto en que se observaba una caída; este fenómeno se atribuyó a la turbulencia. La distancia entre cada collar o grupo de partículas disminuye al aumentar el Número de Reynolds y al incrementarse la cantidad de partículas en éste; esta distancia entre los grupos no parecía estar directamente relacionado al tamaño de las partículas, desafortunadamente los autores no mencionan el tamaño éstas.

### 2.4.5.- VELOCIDAD DE SEDIMENTACION LIMITE

Algunos autores como Parzonka *et al.*, (1981) y Toda *et al.*, (1979) definen a la velocidad de transición entre la suspensión homogénea y la suspensión heterogénea con cama resbaladiza, como "Velocidad de Sedimentación Límite", y representa la velocidad a la cual las partículas forman una sedimentación significativa, aunque se mueva. Graf *et al.*, (1970) y Shook (1976) dicen que la velocidad de sedimentación límite coincide con la velocidad de transición entre los regímenes de cama resbaladiza y estacionaria. En los dos casos existe una estrecha distinción, por lo que en la práctica cada una es representada por una banda de velocidades. En el caso de la velocidad de transición entre el régimen de cama resbaladiza y cama estacionaria, la banda corresponde a la velocidad más baja a la cual la cama resbaladiza continua moviéndose y la velocidad más alta a la cual la cama estacionaria retiene su identidad.

El patrón de flujo que ha sido observado en, o cerca, de la velocidad de sedimentación límite, depende de la concentración de las partículas en la tubería, y generalmente se empieza a presentar cuando la concentración de las partículas es mayor de aproximadamente 10% en volumen.

La velocidad de sedimentación límite se determina experimentalmente de dos formas:

- 1) Observación visual directa de los patrones de flujo en tubos o secciones transparentes.
- 2) Mediciones indirectas usando la relación de la caída de presión y la velocidad del fluido en la tubería. Se asume normalmente que para una concentración dada, un mínimo en la relación de caída de presión-velocidad, corresponde cercanamente a la velocidad de sedimentación límite.

Ambrose (1952) mostró que a concentraciones muy bajas de partículas (de 1 a 2% en volumen), éstas permanecían suspendidas a velocidades de flujo relativamente bajas.

Pokrovskaya (1972) en una mezcla de arena con agua, mostró que al incrementarse la concentración de finos (25-30% en volumen), la velocidad de sedimentación límite disminuía significativamente, hasta un valor constante.

#### **2.4.6.- VELOCIDAD CRITICA Y FUERZAS DOMINANTES DURANTE EL FLUJO DE SUSPENSIONES**

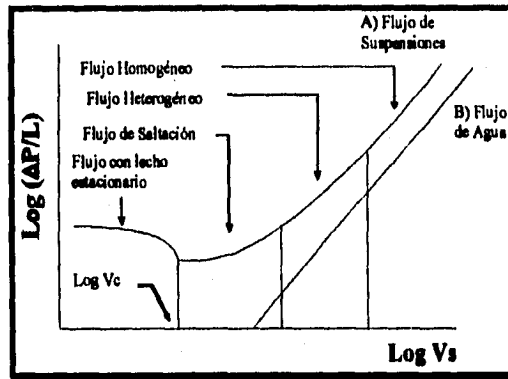
Algunos otros autores como Oroskar *et al.*, (1980) manejan un concepto un poco más sencillo de comprender que el de la velocidad de sedimentación límite. Ellos definen que en el transporte de suspensiones, la velocidad mínima requerida para prevenir la acumulación de una capa de partículas estacionarias o deslizantes en el fondo de una tubería cilíndrica se le denomina "Velocidad Crítica".

La velocidad crítica siempre es suficiente para prevenir gradientes de concentraciones longitudinales, que son la congregación de partículas en islas o montículos que se deslizan lentamente teniendo contacto con el fondo del tubo. Frecuentemente esta velocidad no es lo suficientemente grande, para prevenir los gradientes de concentraciones verticales, debidos a la acción de la gravedad, pero la sedimentación debida a ésta es balanceada por el transporte hacia arriba debido a la turbulencia (Thomas, 1962).

Blatch observó en 1906 que la velocidad crítica coincide con el punto mínimo al graficar caída de presión contra velocidad. A velocidades ligeramente más grandes que la velocidad crítica, el flujo no presenta sedimentaciones en la pared de la tubería; a velocidades ligeramente menores que la velocidad crítica el flujo es de lecho estancado.

Para el caso de flujo de sólidos en suspensión Oroskar *et al.*, (1980) observaron que es importante transportar las suspensiones a una velocidad que evite la sedimentación de las partículas, dicha velocidad debe ser mayor a la velocidad crítica. El valor de esta velocidad está en función de las características y las propiedades reológicas, tanto del medio como de las partículas. La concentración es determinante en esta velocidad, y el efecto de la misma es más pronunciado para las partículas no esféricas e irregulares, que para las partículas esféricas. En el estudio que realizaron utilizaron suspensiones de carbón, arena, hierro, caliza en agua, etilenglicol y salmueras. Así mismo afirman que existe un valor de velocidad crítica para cada una de las categorías de flujo sólido-líquido y se presentan en la Figura 2.10:

Fig. 2.10 Determinación gráfica de la Velocidad crítica de Flujo para cada Régimen de Flujo Bifásico (Turian y Yuan, 1977)



Durante el flujo de suspensiones se identifican ciertas fuerzas que son determinantes en la Velocidad Crítica de la suspensión:

- 1) Fuerzas de Bernoulli causadas por el gradiente de velocidad promedio que cruza la partícula y por las diferenciales de velocidad instantánea que acompañan a las fluctuaciones turbulentas.
- 2) Fuerzas Gravitacionales o de Flotación ( $F_F$ ), causantes de la sedimentación de las partículas; están definidas por (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989):

$$F_F = (4/3)\pi r_p^3 (\rho_p - \rho_f)g \quad 2.13$$

donde

- $\rho_p$  Densidad de la partícula
- $\rho_f$  Densidad del fluido
- $g$  Constante de aceleración debida a la gravedad
- $r_p$  Radio de la partícula

- 3) Fuerza Magnus ( $F_M$ ), causante del giro de la partícula; está definida por (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989):

$$F_M = \pi \rho_f r_p^3 \Omega (V_p - V_f) \quad 2.14$$

donde

- $\Omega$  Velocidad angular
- $V_p$  Componente de la velocidad de la Partícula
- $V_f$  Componente de la velocidad del Fluido

4) Fuerza de Arrastre viscoso ( $F_D$ ), causada por la acción de la velocidad promedio en la partícula; está definida por (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989):

$$F_D = - (1/2) C_D \rho_f \pi r_p^2 (\bar{V}_p - \bar{V}_f) \cdot [V_p - V_f] \quad 2.15$$

donde:

- $C_D$  Coeficiente de arrastre
- $\bar{V}_p$  Velocidad media de la Partícula
- $\bar{V}_f$  Velocidad media del Fluido

5) Fuerza de Saffman ( $F_s$ ), causada por la fricción entre la partícula y la pared haciendo que la partícula salte; está definida por (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989):

$$F_s = -6.46 \mu r_p^2 (\dot{\gamma} / \nu)^{1/2} (V_p - V_f) \quad 2.16$$

donde

- $\nu$  Viscosidad Cinemática
- $\dot{\gamma}$  Velocidad de Cizalla

#### 2.4.7.- COEFICIENTE DE ARRASTRE

Al estudiar el flujo de fluidos a través de conductos cilíndricos, se ha encontrado que resulta útil el uso del "Factor de Fricción", definido como la relación entre el esfuerzo cortante y el producto de la carga de velocidad por la densidad. En el caso de sólidos sumergidos se emplea un factor análogo llamado "Coeficiente de Arrastre", definido por:

$$C_D = \frac{F_D/A_p}{\rho_f V_o^2/2} \quad 2.17$$

donde

- $F_D$  Fuerza de Arrastre
- $A_p$  Area de la partícula
- $V_o$  Velocidad con que el fluido se aproxima a la partícula



Perry *et al.*, 1991, proponen que la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el fluido y las partículas, y entre estas mismas, durante el flujo en una tubería horizontal, se puede definir como:

$$Ff_p = \frac{\Delta P_p \text{ gc R}}{L \rho_p \bar{V}_p^2} \quad 2.18$$

donde

- $Ff_p$  Factor de fricción en presencia de partículas
- $\Delta P_p$  Caída de Presión de la partícula
- $R$  Radio interno de la tubería
- $L$  Longitud del tramo recto entre las tomas de presión

y para una suspensión con medio continuo newtoniano:

$$Ff_p = \frac{3 \rho_f C_D R (\bar{V}_f - \bar{V}_p)^2}{8 r_p \rho_p \bar{V}_p} \quad 2.19$$

La Fuerza de arrastre determina en gran medida el movimiento de las partículas en un fluido viscoso, ya que es la fuerza ejercida por el fluido en la dirección de flujo sobre las partículas.

Cuando la pared del cuerpo forma un ángulo con la dirección de flujo, la componente del esfuerzo de cizalla de pared en la dirección de flujo, contribuye a la Fuerza de Arrastre, al igual que la componente en la dirección del flujo que es ejercida por la presión del fluido en la dirección normal de la pared. De tal manera, que el arrastre total tiene un arrastre por forma debido a la presión y uno de pared debido al esfuerzo, es así que 1/3 del arrastre se debe al arrastre de forma y 2/3 al de pared.

El análisis dimensional indica que el  $C_D$  de un sólido liso en un fluido no compresible, depende del Número de Reynolds de la Partícula y los factores de forma necesarios:

$$C_D = f(Re_p) \quad 2.20$$

donde

- $Re_p$  Número de Reynolds de la Partícula

La relación se determina generalmente de forma experimental, aunque para esferas lisas y bajos Números de Reynolds existe una ecuación teórica bien establecida para medios con fase continua newtoniana.

Se han desarrollado un sin número de ecuaciones para predecir este coeficiente, durante el flujo de suspensiones bifásicas con burbujas, gotas y partículas en medios continuos newtonianos para diferentes concentraciones (Ishi *et al.*, 1979); y otras más en régimen turbulento (Oroskar *et al.*, 1980).

Subramaniam *et al.*, (1989), proponen una relación Cd-Re para partículas esféricas suspendidas en un medio continuo pseudoplástico para una posición radial fija dentro de la tubería, midiendo la Fuerza de Arrastre en el interior de ésta. Definen al Número de Reynolds en presencia de partículas como:

$$Re_p = \rho_f (V_{pr})^{(2-n)} (2r_p)^n k^{-1} \quad 2.21$$

donde

$V_{pr}$  Velocidad relativa entre la partícula y el fluido.

Esta velocidad está definida como la diferencia entre la velocidad lineal del fluido (a través del centro de la partícula) y la velocidad axial de la partícula (en una posición radial específica de la tubería).

Ellos sugieren que el  $C_D$  varía con el recíproco del Número de Reynolds en presencia de partículas. Desafortunadamente en la relación que encuentran no les fue posible restar adecuadamente la fuerza de arrastre debida al cable que sostenía a su partícula esférica, lo que elevó en gran medida su relación. Por otra parte remarcan que la relación del Coeficiente de Arrastre con el Número de Reynolds es representativa para sólo una esfera suspendida en cualquier posición radial dentro de la tubería en el flujo de un fluido de la potencia.

Por último se encuentran tablas presentadas por Lindsey (1938), Baumeister y Marks (1967), con valores constantes del  $C_D$  para diferentes cuerpos geométricos en dos y tres dimensiones en régimen laminar y turbulento, sin embargo no se toma en cuenta el tipo de fase continua ni la concentración de las partículas.

### 3.- DISEÑO EXPERIMENTAL

### 3.1.- DESCRIPCION DEL CUADRO METODOLOGICO

El cuadro metodológico (Fig. 3.1) presenta la secuencia experimental y teórica realizada para cubrir los objetivos planteados.

En los Objetivos 1.1, 1.2 y 1.3, se planteó la determinación de las propiedades físicas, fisicoquímicas y reológicas de la sopa comercial, mediante los siguientes métodos:

- Densidad.- Por gravimetría.
- Porcentaje de partículas.- Referida a la materia sólida contenida en la suspensión.
- pH.- Utilizando un potenciómetro.
- Conductividad.- Empleando un conductómetro.
- Tamaño.- Se definió calculando el diámetro equivalente con la relación de Rhodes (1990).
- Geometría.- En base a sus longitudes características.
- Comportamiento reológico de la:
  - a) Fase continua.- Utilizando un reómetro rotacional "Rheomat 115 Contraves".
  - b) Fase dispersa.- Parámetros aproximados de viscoelasticidad empleando un "Prototipo para pruebas de compresión en alimentos".

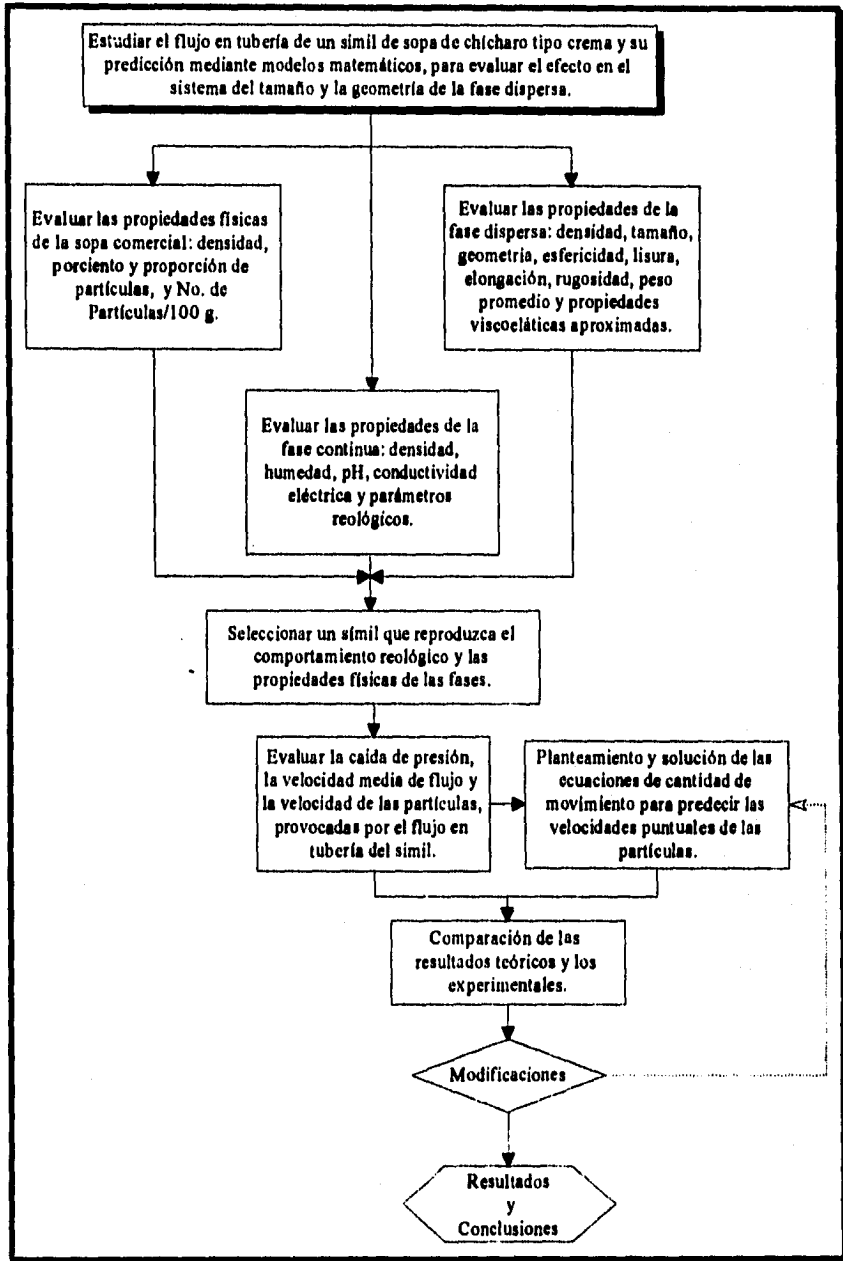
En base a los resultados de los objetivos anteriores, se elaboraron los seis sistemas modelo para cumplir con el Objetivo 2.1, empleando mezclas de hidrocoloides para la fase continua y geles de alginato para la fase dispersa. A estos sistemas se les determinó su densidad, las propiedades reológicas de la fase continua y dispersa, para comprobar su similitud con la sopa comercial.

Para cumplir con el Objetivo 3.1 en el cual se pretende evaluar la caída de presión, la velocidad media de flujo y la velocidad de las partículas, se utilizaron los sistemas modelo, para ver el efecto del tamaño y la geometría de las partículas durante el flujo de éstos en un sistema de tuberías a nivel planta piloto.

Con los resultados se determinó el comportamiento reológico de las suspensiones, y se introdujeron, algunos de los valores obtenidos, en las ecuaciones de Cantidad de Movimiento, planteadas para cumplir el Objetivo 3.2, y así poder resolver el sistema mediante el método numérico de Runge-Kutta de 4º orden.

El Objetivo 3.3 se cumplió comparando las velocidades de la partícula y de la suspensión teóricas y experimentales.

Fig. 3.1 Cuadro Metodológico



## 3.2.- DESARROLLO EXPERIMENTAL

### 3.2.1.- PROPIEDADES FISICAS DE LA SUSPENSION

#### A) DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULAS MACROSCÓPICAS

En esta etapa se determinó la cantidad (porcentaje en peso) de: I.- Porcentaje de partículas macroscópicas totales suspendidas, II.- Porcentaje de la proporción de las mismas, III.- Porcentaje de hollejos en la fase continua, IV.- Número de partículas en 100 g de suspensión.

NOTA: De aquí en adelante manejaremos los términos de *suspensión* para la Crema de Chicharos (tal cual sale de la lata), *fase continua* para la sopa (crema de chicharos sin chicharos ni zanahorias) y *fase dispersa* para los chicharos y las zanahorias.

#### a) Materiales y Equipo:

Balanza granataria Ohaus (precisión de 0.1 g), balanza digital Unilab (precisión de 0.01g), colador de plástico con abertura de malla de 1 mm.

#### b) Método:

Se seleccionaron dos lotes aleatoriamente, tomando de cada uno, cinco latas (Peso neto de 425 g), del producto. Se separaron manualmente de la fase continua, las piezas de chicharos y los trozos de zanahorias, contándolos y pesándolos, para reportar:

I.- El porciento de sólidos macroscópicos (en masa): el porcentaje de Chicharos + Zanahorias, como la masa de estas especies con respecto a la masa total de suspensión por cien.

$$\% \text{ sólidos} = (w_{fd} / w_s) 100 \quad 3.1$$

donde

$w_{fd}$  Peso de la fase dispersa (chicharos más zanahorias), en la suspensión.

$w_s$  Peso de la suspensión.

II.- El porcentaje de proporción de la fase dispersa, de las dos especies (en masa): chícharos y zanahorias.

$$\% \text{ especie} = (w_p / w_s)100 \quad 3.2$$

donde

$w_p$  Peso de la partícula (chícharos o zanahorias), en la suspensión.

III.- Al realizar las primeras etapas experimentales se observó que en la fase continua quedaban hollejos pertenecientes principalmente a la corteza de los chícharos que se muelen para dar consistencia a la sopa, por lo que se decidió cuantificar el porcentaje de hollejos (en masa), colando la sopa previamente calentada entre 40°C y 45°C, para facilitar la operación:

$$\% \text{ hollejos} = (w_H / w_f)100 \quad 3.3$$

donde

$w_H$  Peso de los hollejos dispersos en la fase continua.

$w_f$  Peso de la fase continua.

IV.- Determinar el número de partículas (de ambas especies) en cien gramos de suspensión

$$\text{Partículas} / 100g = (N_o_p / 100g_s) \quad 3.4$$

donde

$N_o_p$  Número de partículas de la muestra.

c) Análisis Estadístico:

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente, y así definir cada una de las características de la suspensión anteriormente descritas.

**B) DENSIDAD DE LA SUSPENSIÓN****a) Materiales y equipo:**

Termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, balanza analítica digital Ohaus (precisión 0.001g), picnómetros de 12 mL y 24 mL.

**b) Método:**

Gravimétricamente por diferencias de pesos entre el picnómetro y la muestra de la suspensión a temperatura constante de 25°C

$$\rho_s = \left( \frac{w_{dm} - w_d}{V_d} \right)$$

3.5

donde

$\rho_s$	Densidad de la suspensión.
$w_{dm}$	Peso del picnómetro con la muestra.
$w_d$	Peso del picnómetro solo.
$V_d$	Volumen del picnómetro.

**c) Análisis Estadístico:**

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente.

**3.2.2.- PROPIEDADES FISICAS DE LA FASE CONTINUA****A) DENSIDAD****a) Materiales y equipo:**

Termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, balanza analítica digital Ohaus (precisión 0.001g), picnómetros de 12 mL y 24 mL.



**b) Método:**

Se separaron manualmente los chícharos y las zanahorias suspendidas, para dejar únicamente la fase continua (sopa) de la suspensión, obteniendo el valor numérico de la densidad gravimétricamente, por diferencia de pesos entre el picnómetro y la muestra de la suspensión, a temperatura constante de 25°C.

$$\rho_f = \left( (w_{dm} - w_d) / V_d \right)$$

3.6

donde

$\rho_f$  Densidad de la fase continua.

**c) Análisis Estadístico:**

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente.

**B) HUMEDAD****a) Materiales y equipo:**

Termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, balanza analítica digital Ohaus (precisión 0.001 g), estufa con control de temperatura, crisoles, muestra de fase continua.

**b) Método:**

Se pesaron aproximadamente 2 g de muestra en el crisol y se secaron en la estufa hasta peso constante (aproximadamente 5 h), a una temperatura de 70°C, el cálculo matemático se realizó gravimétricamente.

$$H_f = \left( (w_{w_m} - w_{D_m}) / (w_{w_m} - w_c) \right) 100$$

3.7

donde

$H_f$  Humedad de la fase continua.

$w_{w_m}$  Peso del crisol con la muestra húmeda.

$w_{D_m}$  Peso del crisol con la muestra seca.

$w_c$  Peso del crisol solo.

## c) Análisis Estadístico:

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente.

### 3.2.3.- PROPIEDADES FISICOQUIMICAS DE LA FASE CONTINUA

#### A) POTENCIAL DE HIDRÓGENO Y COEFICIENTE DE CONDUCTANCIA

Se midieron el potencial de hidrógeno y el coeficiente de conductancia a 25°C con equipos especiales para tal propósito.

## a) Materiales y Equipo:

Termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, potenciómetro *Corning pH meter* modelo 7 (precisión 0.1), solución buffer pH 4 y pH 7 para calibrar el potenciómetro, *Conductance Meter* YSI modelo 32 con un electrodo YSI *conductivity cell* ( $k = 0.1/\text{cm}$ ), solución estándar para calibración del conductómetro, vasos de precipitados de 100 mL.

## b) Método:

Se calibraron ambos equipos conforme a sus manuales. Una vez calibrados se colocaron las muestras de fase continua sin hollejos, en el vaso de precipitados, se leyó directamente en el potenciómetro, y en el conductómetro se tomaron lecturas durante 8 minutos, cada minuto, para promediar. Las lecturas son la medida de una conductividad electrolítica, que es el recíproco de la resistencia en ohms de 1 cm<sup>3</sup> de la sustancia, a una temperatura específica, pero la lectura hay que multiplicarla por la constante del electrodo de tal manera que la conductividad electrolítica es:

$$k = (0.1 / \text{cm}) L_i [=] \mu\text{ohm} / \text{cm} \quad 3.8$$

donde

$L_i$  Promedio de las lecturas del conductómetro.

**c) Análisis Estadístico:**

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente.

### **3.2.4.- CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA**

Una vez separadas las fases y retirados los hollejos con el colador, se precalentaron las muestras entre 50 y 55°C, instantes antes de la caracterización (en recipientes tapados para evitar la desecación de la muestra).

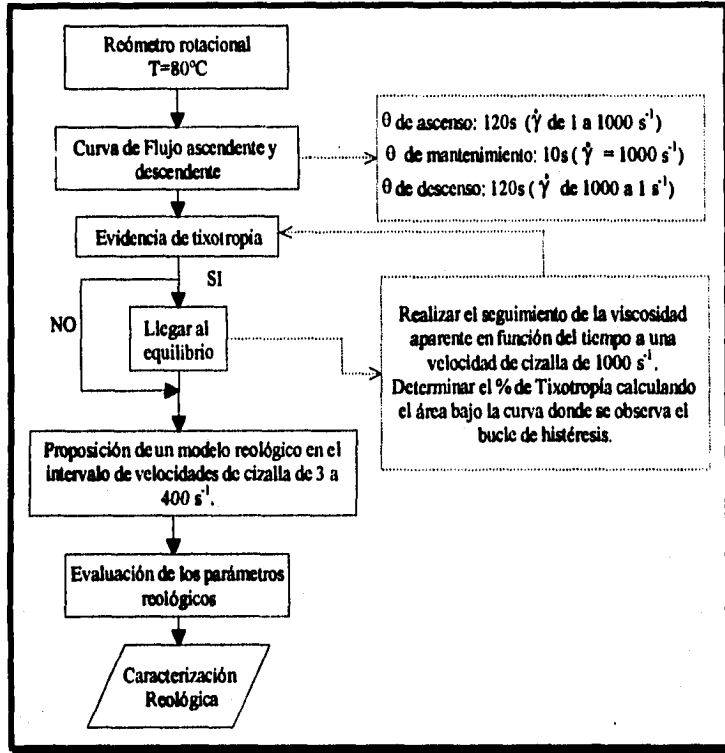
**a) Materiales y equipo:**

Reómetro rotacional Rheomat 115 con geometría Din 125 (diámetro del cilindro interno de 0.0248 m, diámetro del cilindro externo de 0.027 m y espacio anular de 0.0022 m), interfase Contraves Rheoanalyzer, baño con control de temperatura constante Mettler RT51 Rheotherm, software Mettler-Toledo SWR37 para el cálculo de los parámetros reológicos, termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, aceite.

**b) Método:**

En cada corrida experimental se utilizaron de 15-18 mL de muestra, según recomendaciones del fabricante, una vez precalentada y colocada la muestra en el equipo se colocó una capa de aceite en la superficie de la muestra para evitar la desecación de la misma. La caracterización reológica se inició cuando la muestra alcanzaba los 80°C  $\pm$ 1°C, siguiendo el diagrama de flujo de la Figura 3.2:

Fig. 3.2 Procedimiento para la Caracterización de la Fase Continua



**Variables:**

**Dependientes:** Torque, Esfuerzo de cizalla(Pa)

**Independientes:** Velocidad de cizalla (s<sup>-1</sup>)

**Respuestas:** % de Tixotropía

Viscosidad aparente (Pa·s)

Parámetros reológicos del modelo propuesto.

**Intervalo de Variación:**

Velocidad de cizalla: 3 - 400 s<sup>-1</sup>

**c) Análisis Estadístico**

Se buscaron los reogramas que mostraban el mejor coeficiente de correlación en el modelo regresional propuesto dentro del intervalo de velocidades de cizalla estipulado. Posteriormente se determinó el promedio y la desviación estándar de los parámetros reológicos del mismo.

### 3.2.5.- PROPIEDADES FISICAS DE LA FASE DISPERSA

#### A) DENSIDAD

##### a) Materiales y equipo:

Termómetro de mercurio (precisión de 1°C) escala de -10°C a 100°C, balanza analítica digital Ohaus (precisión 0.001g), picnómetros de 12 mL, 24 mL, 50 mL y 100 mL, agua destilada a 25°C.

##### b) Método:

Después de ser separados manualmente los chícharos y las zanahorias (individualmente por especie) de la fase continua, se utilizó el principio de Arquímedes<sup>1</sup>, considerando la relación que existe entre el peso de la muestra y el volumen de agua que desplaza en el picnómetro aforado, obteniendo el valor numérico de la densidad de las partículas sólidas gravimétricamente, por diferencia de pesos entre el picnómetro con agua y el picnómetro con la muestra a temperatura constante de 25°C.

$$\rho_p = \left\{ \frac{W_m - W_d}{V_d \left[ 1 - \left( \frac{W_{dma} - W_m}{W_{da} - W_d} \right) \right]} \right\}$$

3.9

donde

$\rho_p$  densidad de las partículas (chícharos ó zanahorias)

$W_{dma}$  es el peso del picnómetro con fase dispersa aforado con agua.

$W_{da}$  es el peso del picnómetro aforado con agua.

##### c) Análisis Estadístico:

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente.

<sup>1</sup>.- Un objeto que esta completa o parcialmente sumergido en un fluido, experimenta una fuerza de abajo hacia arriba igual al peso del fluido desalojado.

**B) RUGOSIDAD Y GEOMETRÍA****a) Materiales y equipo:**

Chicharos y Zanahorias separados por especie de la fase continua.

**b) Método:**

La rugosidad de la superficie de los chicharos y los trozos de zanahoria, así como la geometría de los mismos, se definió mediante una observación visual para clasificarlos dentro de las siguientes categorías:

- I) Rugosidad: Acanalada-Blanda, Lisa-Dura, Lisa-Blanda, Fibrosa, Carnosa, Granulosa, Fracturada, Deslizante, Corrugada.
- II) Geometría: Paralelepípedos, Rectangulares, Cubos, Trapezoides, Esferas, Medias esferas, Elipsoides, Pirámides truncas, Cuñas, Cilindros, Cortes cilíndricos, Discos, Herraduras, Hoz.

**C) TAMAÑO, ESFERICIDAD, LISURA Y ELONGACIÓN****a) Materiales y equipo:**

Chicharos y Zanahorias separados por especie de la fase continua, Calibrador Vernier (precisión de 0.01 cm).

**b) Método:**

I) Tamaño.- Se calculó mediante el *Diámetro del círculo equivalente* (Rhodes, 1990) que es el diámetro de la esfera cuya área equivale al área de la partícula proyectada sobre una superficie. Se midieron las dimensiones más sobresalientes de la partícula en base a su geometría para realizar el cálculo del área mediante la ecuación correspondiente. Posteriormente con la ecuación del área para una esfera se obtiene el diámetro del círculo equivalente, al substituir en ésta, el área de la partícula y despejando el diámetro.

$$A_p = A_s = \pi D_E^2 \Rightarrow D_E = \sqrt{\frac{A_p}{\pi}} \quad 3.10$$

donde

- $A_p$     Área de la partícula
- $A_s$     Área de la esfera
- $D_E$     Diámetro equivalente

II) Esfericidad.- Mediante la relación de Rhodes (1990), que define a la esfericidad como el área de la superficie equivalente a una esfera cuyo volumen es igual al de la partícula dividida por el área de la superficie de la partícula. Donde primero se calculó el volumen de la partícula mediante la expresión que lo define en base a su geometría. Después se calculó el radio de la esfera suponiendo el volumen de la partícula, y posteriormente se calculó el área de la esfera con el radio obtenido para así poderlo dividir entre el área de la partícula según su geometría.

$$V_p = V_s = 4/3\pi r_p^3 \Rightarrow r_p = \sqrt[3]{\frac{3V_p}{4\pi}} \Rightarrow A_s = 4\pi r_p^2 \Rightarrow$$

$$\varepsilon = \text{Esfericidad} = A_s/A_p \quad 3.11$$

donde

$V_s$  Volumen de la esfera.

Considerando partículas cúbicas con geometría de cuñas y elipsoides, el área y volumen de éstas, quedaron definidos por las expresiones de la Tabla 3.1:

**Tabla 3.1 B =Base, E =Espesor, H =Altura, e =Excentricidad<sup>a</sup> = (2/H)(0.5H<sup>2</sup>-0.5B<sup>2</sup>)<sup>0.5</sup>**

PARTÍCULA	AREA	VOLUMEN
Cuña	BH+BE+(2E(H/(sen(tan <sup>-1</sup> (H/0.5E))))))	((BH)/2)E
Cubo	6H <sup>2</sup>	H <sup>3</sup>
Elipsoide**	2π(B/2) <sup>2</sup> +2π((H/2)(B/2)/e)H(sen (e))	(4/3)π(H/2)(B/2) <sup>2</sup>

<sup>a</sup> Zill, 1987

<sup>\*\*</sup> Perry, et al., 1991

III) Lisura y Elongación: La lisura es definida por Rhodes (1990), como el ancho entre el espesor y la elongación como el largo entre el ancho.

c) Análisis Estadístico:

Se realizó un análisis de bloques Aleatorios (ANDEBA), que es un análisis de varianza para diferentes tratamientos (equivalentes a las dimensiones sobresalientes según la geometría definida); éstos se dividieron en bloques iguales en valor y magnitud (las diferentes piezas), para determinar cuales de las dimensiones eran significativamente iguales. Con las medias de los mismos se obtuvieron los promedios de las dimensiones características dentro de los cuales se tiene una probabilidad del 95% de encontrar el valor real de dichas dimensiones y así poder definir el tamaño, esfericidad, lisura y elongación

**D) PESO PROMEDIO DE LAS PARTICULAS**

**a) Materiales y Equipo:**

Balanza digital Ohaus (precisión de 0.01g).

**b) Método:**

Se separaron manualmente, de la fase continua, las piezas de chicharos y los trozos de zanahorias, contándolos y pesándolos, para reportar:

$$\text{Peso promedio} = (w_p / N_{O_p})$$

3.12

**c) Análisis Estadístico:**

A los resultados, de las réplicas y de las muestras, se les realizó un promedio, calculando la desviación estándar y el coeficiente de variación para conocer el porcentaje de error cometido experimentalmente, y así definir cada una de las características de la suspensión anteriormente descritas.

### **3.2.6.- PROPIEDADES REOLOGICAS DE LA FASE DISPERSA**

Una vez separada la fase dispersa, se colocaron las piezas de chicharos o zanahorias en forma de una sola capa (de masa constante), en el fondo de un contenedor cilíndrico de vidrio, con diámetro interno de 6.07 cm, que ajusta perfectamente con el émbolo del prototipo, cuyo diámetro es de 5.95 cm.

**a) Materiales y equipo:**

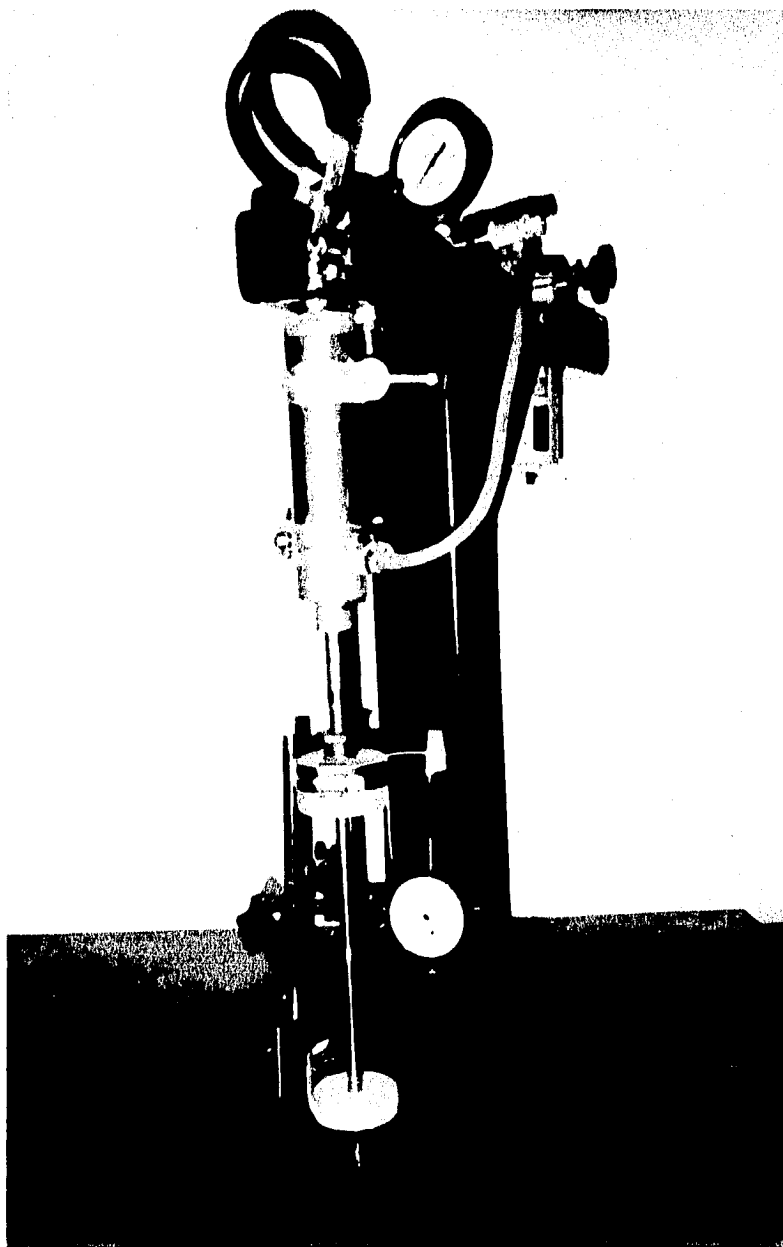
Prototipo<sup>1</sup> (Figura 3.3) para pruebas de compresión en alimentos (cuenta con un manómetro de carátula con precisión de 0.01 kg/cm<sup>2</sup>), balanza digital Ohaus (precisión de 0.01g), micrómetro Mitutoyo No. 2052F con indicador de carátula (precisión de 0.01 mm) y soporte imantado, contenedor cilíndrico de vidrio, chicharos y zanahorias lavados, y separados por especie.

---

<sup>1</sup>- Construido y validado en el Laboratorio de Propiedades Reológicas y Funcionales de Alimentos (LAPRYFAL) en la FES-C



Fig 3.3 Prototipo para Pruebas de Compresión en Alimentos



**b) Método:**

Recordar que los parámetros obtenidos de esta etapa son aproximados debido a que la capa de partículas no es continua ni isotrópica, por lo que los valores son válidos para compararse con resultados obtenidos bajo las mismas condiciones.

Para cumplir esta fase se requirió de tres etapas experimentales:

- I) Selección de la zona equivalente a la de deformación lineal de chícharos y trozos de zanahorias: Observando el efecto del esfuerzo sobre la deformación relativa.
- II) Verificación y selección de una presión dentro de la zona equivalente a la de deformación lineal en donde no se tenga una deformación relativa máxima mayor al 10%.
- III) Pruebas de capacitancia de fluencia (sólo compresión) para la determinación de los parámetros reológicos aproximados de las partículas sólidas.

**Variables: (Etapa III)**

**Dependientes:** Deformación relativa ( $D_r = (H-h)/H$ )

**Independientes:** Tiempo (s)

**Respuestas:** Parámetros aproximados de viscoelasticidad. ( $J(t)$ ,  $J_0$ ,  $E_0$ ,  $J_N$ ,  $\eta_N$ ,  $J_R$ ,  $\eta_R$ ,  $E_R$ ,  $T_m$ .)

**c) Análisis Estadístico:**

Se seleccionaron las curvas de deformación relativa vs tiempo que presentaban un comportamiento similar, mismas de las cuales se obtuvo una curva promedio para la evaluación de los parámetros correspondientes, procurando que el coeficiente de variación no fuera mayor al 10%.

### 3.2.7.- SELECCION DEL SIMIL CON MEZCLAS DE POLISACARIDOS

Con los resultados de las propiedades físicas y reológicas de las fases, se revisaron y seleccionaron las formulaciones de mezclas de polisacáridos, utilizadas en trabajos anteriores (Arzate y Delgado, 1995; Cornejo *et al.*, 1995), que reprodujeran al producto comercial estandarizando la técnica de elaboración de las mismas.

**a) Materiales y equipo:**

Agitadores de propela, homogenizador, colorantes al aceite, moldes, y los materiales, métodos y equipos para verificar las propiedades físicas del simil, que se utilizaron para los productos comerciales en las páginas anteriores.

**b) Método:**

Para cumplir esta fase se requirió de dos etapas experimentales:

**I) Selección del modelo de la fase continua.**

Mezcla de Celulosa Microcristalina con CMC (Avicel RC-591F) y Xantana

**II) Selección del modelo de la fase dispersa.**

Geles de alginato

**Variables:**

**Dependientes:** Propiedades físicas, reológicas.

**Independientes:** Concentración y proporción de los polisacáridos.

**Respuesta:** Parámetros reológicos, tamaño, geometría y densidad.

**Constantes :**

Lote de Polisacáridos, temperatura y condiciones de elaboración.

**c) Análisis Estadístico:**

A las propiedades del modelo, se les determinó la media, la desviación estándar y el coeficiente de variación para poder seleccionar cuales repeticiones se encontraban dentro de los intervalos de aceptación.

### **3.2.8.- MEDICION DE LA CAIDA DE PRESION, VELOCIDAD DE LAS PARTICULAS Y VELOCIDAD MEDIA DE FLUJO GENERADAS POR SUSPENSIONES CON DIFERENTES TAMAÑOS Y GEOMETRIAS DE PARTICULAS.**

Los datos de esta etapa fueron utilizados para resolver el sistema de ecuaciones del programa de simulación, el cual se utilizó para predecir la velocidad media de las partículas durante el transporte de suspensiones en tubería, sin que existiera una sedimentación de los sólidos.

#### **A) CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE FLUJO DE LA PLANTA PILOTO**

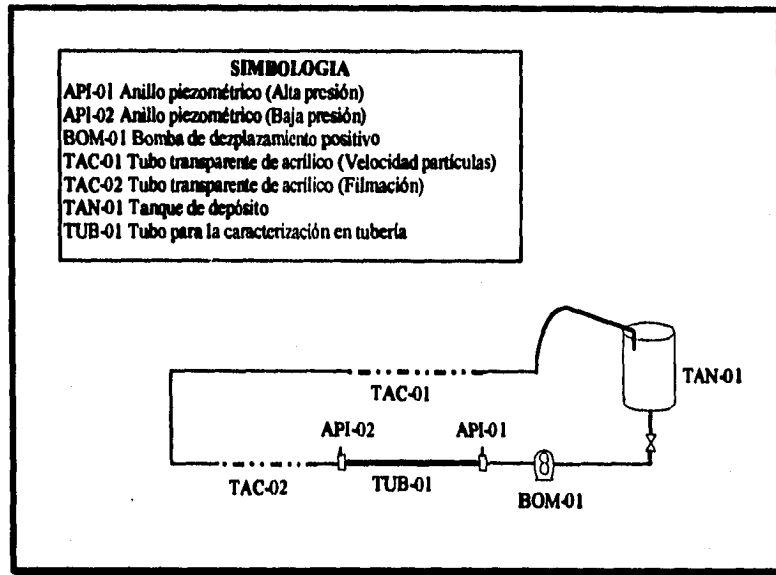
El sistema de flujo (Figura 3.4), cuenta con una bomba de desplazamiento positivo sinusoidal (SINE), que tiene un disco sinusoidal que permite el flujo de sólidos sin destruirlos y maneja gastos desde 0 hasta 24 GPM, con una velocidad de rotación de 0 a 750 R.P.M.

Se cuenta con un tanque de acero inoxidable para la descarga y recirculación del producto del sistema.

Las dimensiones del sistema de flujo son: Tubería de diámetro de 1½ in con una longitud de 9 m, sobre la cual se encuentran dos medidores de presión a 2.1 m después de una reducción y antes del codo de la línea de retorno al tanque, esto con la finalidad de tener la longitud necesaria para que los valores de la presión en dichos puntos, sean las presiones provocadas por el fluido en régimen laminar completamente establecido; la longitud entre los manómetros de columna abierta con mercurio como líquido manométrico es de 4.7 m, distancia con la cual se cumple con la relación  $L/D$  de 100 a 200.

Para manejar diferentes gastos se tiene un variador de frecuencias, con el cual se controlan las velocidades de rotación de la bomba SINE.

Figura 3.4 Diagrama del Sistema de Flujo



## B) CARACTERIZACIÓN DE LA BOMBA SINUSOIDAL SINE

### a) Materiales y equipo

Sistema de Flujo, Tacómetro, Termómetro de mercurio (precisión 1°C, escala de -10°C a 100°C), Cronómetro (precisión 0.01s), Probeta de 2000 mL, Simil de fase continua (45 L).

### b) Método:

Una vez lleno el sistema de tubería y con el fluido de regreso en el tanque, se seleccionó en el variador de frecuencia, el porcentaje de velocidad a la cual se deseaba trabajar la bomba.

Cuando la velocidad permaneció constante se registraron los valores de:

- a) el porcentaje de velocidad en el variador de frecuencia.
- b) las R.P.M. a las que se encontraba operando la bomba mediante un tacómetro.

**VARIABLES:**

**Independientes:** Porcentaje de frecuencia de velocidad de la bomba.

**Dependientes:** R.P.M.

**Respuesta:** Elaborar la gráfica que relaciona el porcentaje de frecuencia con las R.P.M..

**CONSTANTES:**

Temperatura.

Concentración y proporción de polisacáridos de fase continua.

**c) Análisis Estadístico:**

Se determinó la media, la desviación estándar y el coeficiente de variación para determinar cuales repeticiones se encontraban dentro de los intervalos de aceptación.

**C) CARACTERIZACIÓN DE LA FASE CONTINUA EN TUBERÍA**

**a) Materiales y equipo:**

Sistema de Flujo, Termómetro de mercurio (precisión 1°C, escala de -10°C a 100°C), Manómetros de Columna abierta, Tacómetro, Solución de fase continua (45 L).

**b) Método:**

Una vez que el fluido retornó al tanque, se seleccionó en el variador de frecuencia el porcentaje de velocidad a la cual se deseaba trabajar la bomba, verificando que las R.P.M. fueran las correspondientes para ese porcentaje de velocidad (según la caracterización de la bomba).

Cuando la velocidad permaneció constante se registraron los valores de:

- a) Tiempo de llenado de la Probeta de 2000 mL.
- b) Presión en el Manómetro de Alta.
- c) Presión en el Manómetro de Baja.
- d) Registro de la Temperatura de las corridas.
- e) Caracterización en reómetro con geometría DIN 125.

**Variables:**

**Independientes:** % de Velocidad de la Bomba.

**Dependientes:**

Tiempo de Llenado de Probeta.

Presión del manómetro de Alta.

Presión del manómetro de Baja.

**Respuesta:**

Caída de presión de la fase continua, Velocidad de flujo de la fase continua.

El reograma de la solución definiendo al esfuerzo de cizalla en la pared

como:  $\tau_p = \Delta P_f D / 4L$ , y la velocidad de cizalla como:  $\dot{\gamma}_N = 8\bar{V}_f / D$

o de acuerdo al modelo de la potencia.

Parámetros reológicos (modelos regresionales empíricos).

**Constantes:**

Concentración y proporción de polisacáridos de fase continua.

Volumen de la Probeta.

**c) Análisis Estadístico:**

Se buscaron los reogramas que mostraron los mejores coeficientes de correlación en el modelo regresional propuesto. Posteriormente se determinó el promedio y la desviación estándar de los parámetros reológicos del mismo para seleccionar las repeticiones que se encontraron dentro de los intervalos de aceptación.

**D) MEDICIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN, LA VELOCIDAD MEDIA Y MÍNIMA DE FLUJO POR OBSERVACIÓN VISUAL Y LA VELOCIDAD DE LAS PARTÍCULAS, DE LAS SUSPENSIONES MODELO.**

**a) Materiales y equipo**

Sistema de Flujo, Cronómetros (precisión 0.01s), Manómetros columna abierta, Balanza granataria (precisión de 0.1 g), Termómetro de mercurio (precisión 1°C, escala de -10°C a 100°C), Probeta de 2000 mL, Solución de fase continua (45 L), Esferas y Cubos de alginato.

**b) Método**

Una vez llena la tubería se agregó la cantidad, de geles de alginato del tamaño y la geometría correspondiente, necesaria para tener una concentración del 10% de sólidos en la suspensión.

Una vez que el fluido retornó al tanque, se seleccionó en el variador de frecuencia el porcentaje de velocidad a la cual se deseaba trabajar la bomba, verificando que las R.P.M. fueran las correspondientes para ese porcentaje de velocidad (según la caracterización de la bomba).

Cuando la velocidad permaneció constante se registraron los valores de:

- a) Tiempo de llenado de la probeta de 2000 mL y registro de temperatura de la suspensión.
- b) Presión en el Manómetro de Alta
- c) Presión en el Manómetro de Baja
- d) Tiempo de recorrido de partículas entre marcas con una distancia de 0.2 m a un radio igual a cero (centro). (mínimo 6 lecturas).
- e) Tiempo de recorrido de partículas entre marcas con una distancia de 0.2 m a un radio igual 1/2. ( $r = 0.01022$  m) (mínimo 6 lecturas).
- f) Tiempo de recorrido de partículas entre marcas con una distancia de 0.2 m a un radio igual 3/4. ( $r = 0.01533$  m) (mínimo 6 lecturas).
- g) Porcentaje de Velocidad a la cual se empiezan a suspender las partículas.
- h) Registro de la temperatura



**Variables:**

**Independientes:**

Tamaño (3 niveles de variación).

Geometría de las partículas (2 niveles de variación).

Porcentaje de velocidad de la Bomba.

Radio de medición de velocidad de la partícula (3 niveles de variación).

**Dependientes:**

Presión del manómetro de alta y del de baja.

Tiempo de recorrido de la partícula.

Tiempo de llenado de la probeta.

**Respuesta:**

Velocidad de la partícula [m/s] = 0.2 m / tiempo de recorrido.

Velocidad Promedio de la Partícula =  $\{\sum V_p(r)\}/4$ , para cada porcentaje de velocidad.

Caída de presión.

Velocidad de Flujo.

Gráficas del comportamiento de las velocidades de las partículas.

Gráficas de la velocidad de flujo de las suspensiones.

**Constantes:**

Concentración y proporción de polisacáridos de fase continua.

Concentración de sólidos (10%).

Distancia entre tomas de velocidad de las partículas (0.2 m).

Volumen de la probeta (2000 mL).

**E) CARACTERIZACIÓN REOLÓGICA EN TUBERÍA DE LAS SUSPENSIONES MANEJADAS**

**a) Materiales y equipo:**

Los mismos de la etapa anterior.

**b) Método:**

Para poder realizar la caracterización reológica de las suspensiones es necesario que éstas presenten un Patrón de Flujo homogéneo, y que su régimen sea laminar y establecido.

A partir de los datos de la etapa anterior de Caídas de Presión y Velocidad de Flujo de las suspensiones, se realizó la gráfica de  $\Delta p_1 / L$  vs *Velocidad* en escalas logarítmicas (Turian y Yuan, 1977) (Figura 2.10); para determinar cuantitativamente y no sólo por observación visual, el intervalo de velocidades de la bomba en el que se trabajó con un flujo homogéneo.

Se elaboraron los reogramas de las suspensiones, en flujo homogéneo, definiendo al esfuerzo de cizalla en la pared como:  $\tau_p = \Delta P_1 D / 4L$ , y a la velocidad de cizalla como:  $\dot{\gamma} = 8\bar{V}_1 / D((3n_s + 1)/4n_s)$ ; utilizando sólo aquellos datos correspondientes a un flujo homogéneo, para determinar los parámetros reológicos mediante el modelo regresional empírico.

**c) Análisis Estadístico:**

Se buscaron los reogramas que mostraron los mejores coeficientes de correlación en el modelo regresional propuesto. Posteriormente se determinó el promedio y la desviación estándar de los parámetros reológicos del mismo para seleccionar las repeticiones que se encontraron dentro de los intervalos de aceptación.

### 3.2.9.-PLANTEAMIENTO TEORICO Y SOLUCION DE LAS ECUACIONES DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO PARA UN SISTEMA BIFASICO EN REGIMEN LAMINAR Y FASE CONTINUA NO-NEWTONIANA

#### A) ECUACIONES DE CONTINUIDAD Y CANTIDAD DE MOVIMIENTO

La solución del flujo partícula/fluido es un problema que involucra la solución simultánea de la ecuación de continuidad y de cantidad de movimiento del fluido en tres dimensiones, y la ecuación de cantidad de movimiento de la partícula en tres dimensiones (Dutta y Sastry, 1990). Si se asume que las partículas no perturban el perfil de velocidades del fluido, se simplifica el problema, a la solución de la dinámica de la partícula únicamente. Por otra parte es posible considerar a la fase líquida como un medio continuo y a las partículas individuales como una segunda fase, de manera que se puedan predecir las trayectorias y velocidades de las partículas en la fase fluida, como el resultado de las fuerzas que actúan sobre éstas (Durst *et al.*, 1984).

Para lo anterior se necesita comenzar por plantear la Segunda Ley de Newton de Movimiento para un fluido newtoniano y no-newtoniano, en régimen laminar o turbulento (Bird *et al.*, 1982).

$$\rho \frac{DV}{Dt} = -\nabla P - [\nabla \cdot \tau] + \rho g \quad 3.13$$

donde

$\rho \frac{DV}{Dt}$	Masa por unidad de volumen multiplicada por la aceleración.
$-\nabla P$	Fuerza de presión sobre el elemento por unidad de volumen.
$-\{ \nabla \cdot \tau \}$	Fuerza viscosa sobre el elemento por unidad de volumen.
$\rho g$	Fuerza gravitacional sobre el elemento por unidad de volumen.

La ecuación 3.13 es utilizada para calcular la distribución de velocidades de un medio continuo.

Para el caso del flujo de una suspensión en un ducto cilíndrico, y retomando el enfoque lagrangiano, deben considerarse otras fuerzas que actúan sobre las partículas en diferentes formas dependiendo del régimen de flujo y de las características de las partículas en suspensión. Estas fuerzas son:

1) **Fuerza de Flotación de las Partículas ( $F_f$ )** (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989), que es la fuerza que surge como resultado de la presencia de la gravedad, y sólo actúa en la dirección " $r$ ". (Ecuación 2.13).

2) **Fuerza de Flotación de Magnus ( $F_M$ )** (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989). Se manifiesta por una migración radial para lo cual debe existir una rotación de las partículas, y sólo actúa en la dirección " $r$ ". (Ecuación 2.14).

3) **Fuerza de arrastre ( $F_D$ )** (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989), es la responsable de que las partículas sufran un arrastre por el fluido a lo largo de la tubería, actuando en las tres direcciones. (Ecuación 2.15).

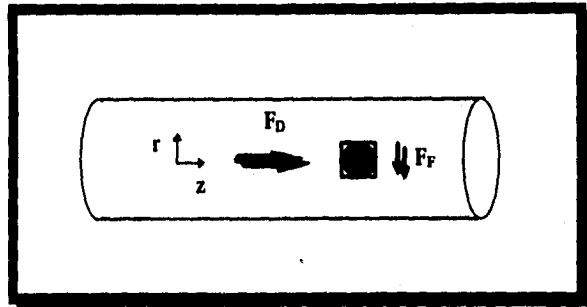
4) **Fuerza de Flotación de Saffman ( $F_S$ )** (Dutta y Sastry, 1990; Sastry *et al.*, 1989), es la fuerza que ocasiona la migración radial de las partículas, debido al desplazamiento de las partículas con respecto al fluido y sólo actúa en la dirección " $r$ ". (Ecuación 2.16).

De tal manera que en la Segunda Ley de Newton sólo hace falta restar la sumatoria de fuerzas por unidad de volumen de la partícula, e intercambiar la fuerza de flotación por la de gravedad.

En la etapa experimental a nivel planta piloto, así como en estudios anteriores similares a éste (López, 1993; Arzate y Delgado, 1995) y bibliográficamente (Mc Cabe *et al.*, 1975), se ha observado que las Fuerzas de Saffman y Magnus, no tienen un valor significativo con respecto a la de Arrastre, ya que las partículas no presentan un movimiento rotacional que genere su migración radial. Al mismo tiempo se observó que el sistema no presentó movimiento en la dirección " $\phi$ ".

De tal manera que las fuerzas que actúan sobre el sistema en coordenadas cilíndricas se pueden representar en la Figura 3.5:

Fig. 3.5 Fuerzas que Actúan Sobre las Partículas en Sistema de Coordenadas Cilíndricas



Por lo tanto la ecuación de Cantidad de Movimiento que representa a las partículas durante su flujo queda de la siguiente manera:

$$\rho_p \frac{DV}{Dt} = -\nabla P - [\nabla \cdot \tau] - \frac{F_D}{V_p} - \frac{F_F}{V_p} \quad 3.14$$

donde:

$V_p$  Volumen de la Partícula

$$\text{Para una esfera es: } V_p = \frac{4}{3} \pi r_p^3 \quad 3.15$$

$$\text{Para un cubo es: } V_p = l_p^3 \quad 3.16$$

$l_p$  Longitud del lado recto del cubo.

Para el desglose de la Ecuación 3.14 se toman en cuenta las siguientes condiciones límite:

$$V_\theta = V_{r\theta} = 0 \quad V_{\phi\theta} = 0 \quad \tau_{r\theta} = \tau_{z\theta} = \tau_{\theta\theta} = \tau_{zz} = \tau_{rr} = \tau_{\theta r} = \tau_{\theta z} = \tau_{rz} = 0 \quad g_z = g_\theta = 0$$

$$dP/dr = dP/d\phi = 0$$

Sustituyendo las expresiones que definen a cada fuerza, dividiendo cada término entre la densidad de la partícula, integrando los términos de Presión y Esfuerzo, y acomodando la Ecuación 3.14 queda de la siguiente forma:

En la dirección "z"

$$\frac{DV_{pz}}{Dt} = -\frac{\Delta P_z}{\rho_p L} - \frac{\tau_{rz}}{\rho_p R} + \frac{1}{2} \frac{C_D (\rho_f / \rho_p) \pi r_p^2 (V_{pz} - V_{rz}) [\bar{V}_p - \bar{V}_f]}{V_p} \quad 3.17$$

En la dirección "r"

$$\frac{DV_{pr}}{Dt} = \frac{1}{2} \frac{C_D (\rho_f / \rho_p) \pi r_p^2 (V_{pr}) [\bar{V}_p - \bar{V}_f]}{V_p} - \frac{4 \pi r_p^3 (\rho_p - \rho_f)}{3 \rho_p V_p} \quad 3.18$$

Para resolver el sistema de ecuaciones anteriores y así conocer la velocidad de la partícula, en cada dirección, es necesario definir cada uno de los términos en función de variables que se puedan obtener de manera experimental. En las Figuras 3.6 y 3.7, se presenta la metodología seguida, para desglosar cada uno de los términos de las ecuaciones 3.17 y 3.18, en función de valores determinados experimentalmente, y de dos incógnitas, que son:  $V_{pz}$  y  $V_{pr}$ .

Figura 3.6 Procedimiento para la Sustitución de Términos en la Dirección "z".

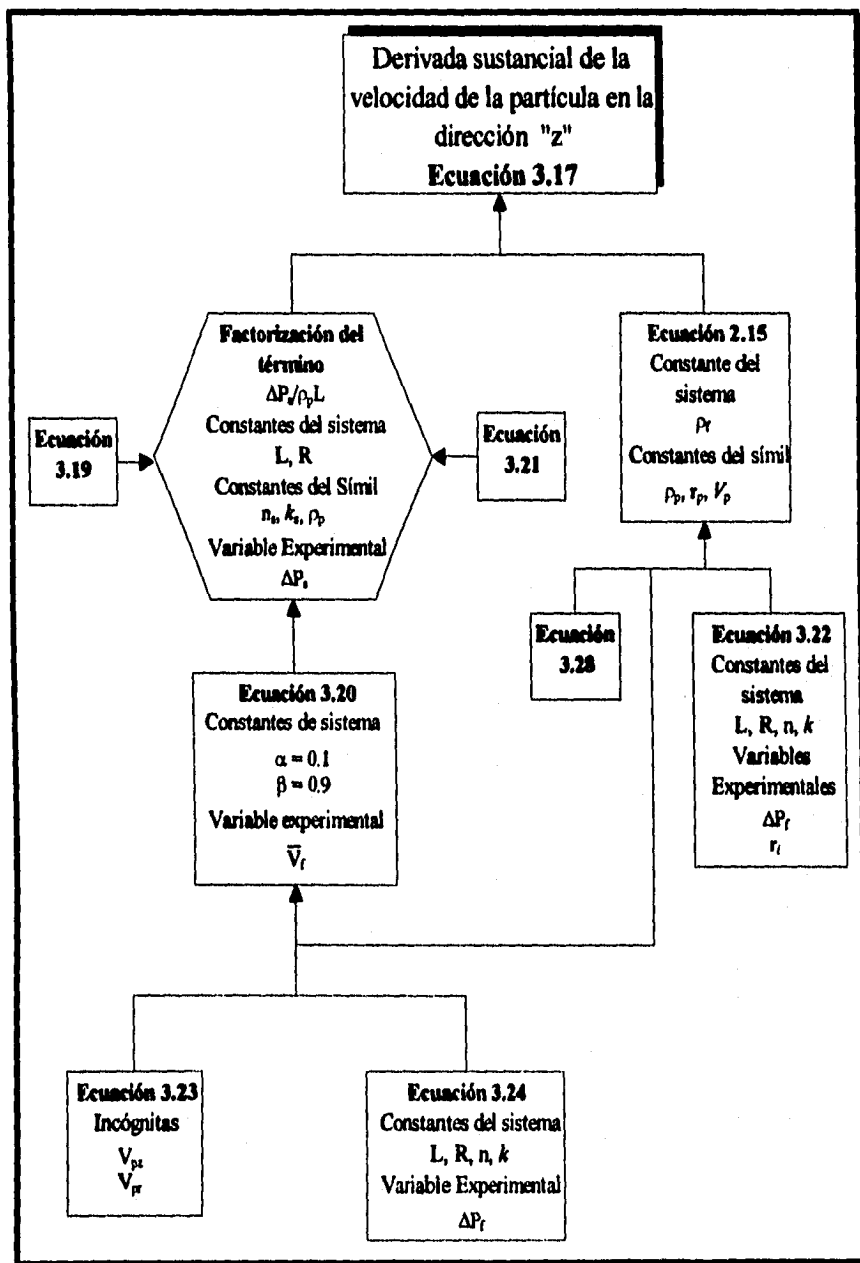
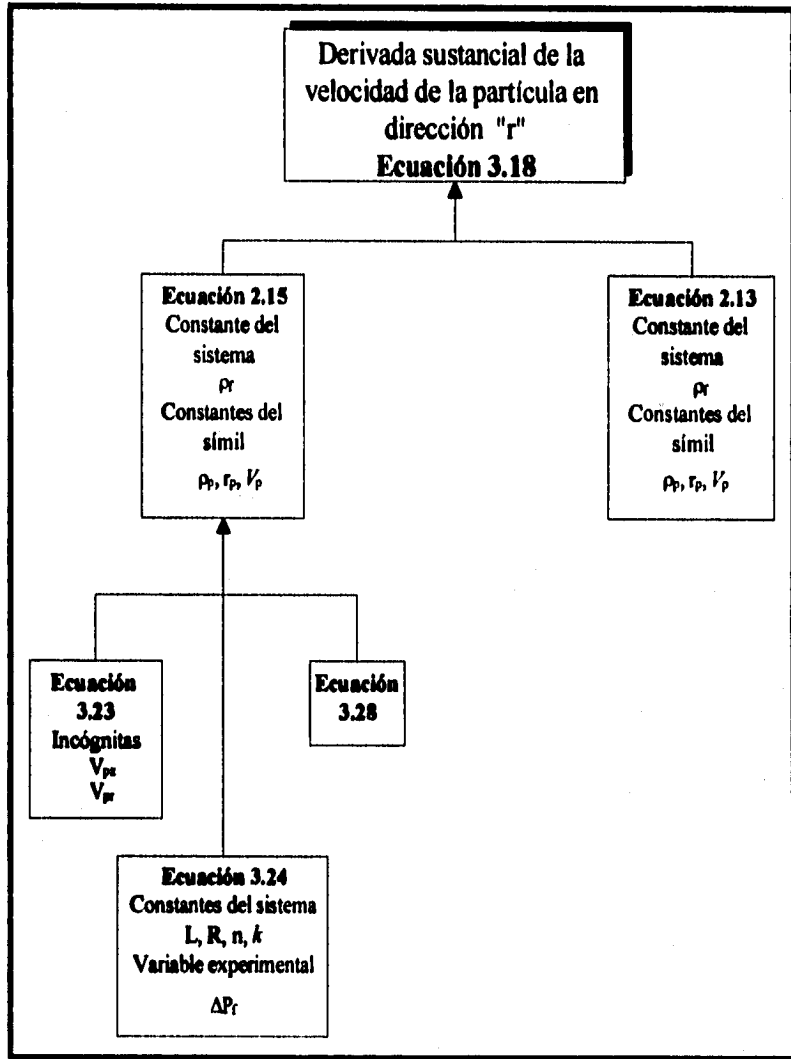


Figura 3.7 Procedimiento para la Sustitución de Términos en la Dirección "r"





Cada uno de los términos de las Ecuaciones 3.17 y 3.18 se desglosan a continuación, según las Figuras 3.6 y 3.7:

- $\frac{DV_{pz}}{Dt}, \frac{DV_{pz}}{Dt}$  Derivadas sustanciales de la velocidad de la partícula en cada dirección con respecto al tiempo.
- $\frac{\Delta P_s}{\rho_p L}$  Caída de Presión de la suspensión por longitud y densidad de la partícula.

Para un fluido incompresible, con flujo homogéneo, en régimen laminar, y definido por la Ley de la Potencia, este término es igual a:

$$\frac{\Delta P_s}{\rho_p L} = \frac{(4)^{n_s} k_s \left( \frac{3n_s + 1}{4n_s} \right)^{n_s}}{(2R)^{(n_s+1)} \rho_p} V_s^{n_s} \quad 3.19$$

donde

- L Longitud de la tubería
- $k_s$  Índice de consistencia de la suspensión
- $n_s$  Índice de comportamiento al flujo
- R Radio de la tubería
- $V_s$  velocidad media de la suspensión [m]. Se define como (Durst *et al.*, 1984):

$$V_s = \alpha \bar{V}_p + \beta \bar{V}_f \quad 3.20$$

- $\alpha$  Fracción volumétrica de las partículas en la suspensión
- $\beta$  Fracción volumétrica de la fase continua en la suspensión.

En la Velocidad de la Suspensión es donde se introduce, al sistema de ecuaciones, la concentración de las partículas en la suspensión por medio de la fracción volumétrica de cada fase.

- $\frac{\tau_{rz}}{\rho_p R}$  Este término define el perfil del esfuerzo de la suspensión en la tubería y puede ser expresado como:

$$\frac{\tau_{rz}}{\rho_p R} = \frac{\Delta P_i r_i}{2L \rho_p R} \quad 3.21$$

donde:

$r_i$  Posición radial

NOTA: Este término contiene la caída de presión de la suspensión por longitud y densidad de partícula, por lo que al sustituirlos en la ecuación 3.17 se pueden factorizar.

$$\bullet \frac{1}{2} \frac{C_D (\rho_f / \rho_p) \pi r_p^2 (V_{pz} - V_{fz}) [\bar{V}_p - \bar{V}_f]}{V_p} \quad \text{Este término representa a la Fuerza de}$$

Arrastre.

donde:

$C_D$  Es una de las incógnitas de este trabajo experimental, ya que bibliográficamente no se ha encontrado una definición para el flujo de suspensiones con medio continuo no-newtoniano. Por esto, más adelante se plantea un desarrollo matemático para su cálculo a partir de datos experimentales.

$V_{pz}, V_{pr}$  Velocidad de la partícula en las direcciones "z" y "r", respectivamente. Estas variables serán las incógnitas del sistema de ecuaciones, para tener 2 ecuaciones con 2 incógnitas.

$V_{fz}$  Velocidad del fluido en la dirección "z", con repercusión en "r", es decir la velocidad que define el perfil de velocidades.

Para definir el perfil de velocidades es necesario resolver la Ecuación General de Movimiento en la dirección "z", para un fluido incompresible, en estado estacionario, fluyendo en una tubería, considerando que la velocidad del fluido en la dirección "φ" y "r" es cero, y aplicando la Ecuación de Continuidad (donde la variación de la velocidad del fluido en "z" con respecto a "z" es cero) e introduciendo el esfuerzo en la dirección "z" con respecto a "r" para un comportamiento reológico que sigue la Ley de la Potencia, ya que se considera que no existen esfuerzos normales ni en las direcciones "φ" y "r". De tal manera que para integrar dicha ecuación con respecto al radio, se considera que la velocidad del

fluido con respecto a "z", en la pared de la tubería, es igual a cero, y que la variación de la velocidad del fluido en "z" con respecto a "r" es igual a cero en el centro de la tubería. Por lo que el Perfil de Velocidades queda definido como:

$$V_{fz}(r) = \left[ \left( \frac{1}{2k} \right) \left( \frac{\Delta P_f}{L} \right) \right]^{\frac{1}{n}} \left( \frac{n}{n+1} \right) \left( R^{\left( \frac{n+1}{n} \right)} - r^{\left( \frac{n+1}{n} \right)} \right) \quad 3.22$$

donde:

- $\Delta P_f$  Caída de presión del fluido
- $k$  Índice de consistencia del fluido
- $n$  Índice de comportamiento al flujo

$\bar{V}_p$  Velocidad Promedio de la partícula definida como:

$$\bar{V}_p = \sqrt{V_{pz}^2 + V_{pr}^2} \quad 3.23$$

$\bar{V}_f$  Velocidad promedio del fluido. Se deduce de manera similar al Perfil de Velocidades considerando el área transversal al flujo y realizando la doble integral, queda como:

$$\bar{V}_f = \left( \frac{\Delta P_f}{2kL} \right)^{\frac{1}{n}} \left[ \frac{R^{\left( \frac{1}{n} + 1 \right)}}{\frac{1}{n} + 3} \right] \quad 3.24$$

$$\bullet \frac{4 \pi r_p^3 (\rho_p - \rho_f)}{3 \rho_p V_p}$$

La Fuerza de Flotación ha quedado definida por variables ya especificadas; sólo falta aclarar que las densidades de la partícula y del fluido son fácilmente determinables gravimétricamente.

B) DESARROLLO MATEMÁTICO PARA EL CÁLCULO DEL  $C_D$ 

En base a la información bibliográfica se proponen las expresiones 3.25 y 3.26 para buscar la relación existente entre el Número de Reynolds en presencia de Partículas y el Coeficiente de Arrastre; de tal manera que se pueda definir una Fuerza de Arrastre para cada velocidad de flujo, para cada tamaño y para cada geometría de partícula

$$Re_p = \rho_f (\bar{V}_p - \bar{V}_f)^{(2-n)} (2r_p)^n k^{-1} \quad 3.25$$

$$C_D \approx F_{fp} \equiv \left( \frac{\Delta P_p R}{(\bar{V}_p - \bar{V}_f)^2 L \rho_p} \right) \quad 3.26$$

donde:

- $Re_p$  Número de Reynolds en presencia de partículas
- $F_{fp}$  Factor de fricción en presencia de partículas
- $\Delta P_p$  Caída de presión provocada por las partículas suspendidas en el fluido =  $\Delta P_s - \Delta P_f$

A diferencia de lo reportado bibliográficamente (Subramaniam *et al.*, 1989; Dutta *et al.*, 1990; Sastry *et al.*, 1989) en el Número de Reynolds de la partícula, se propone introducir la diferencia de las velocidades promedio, ya que esto simplifica el cálculo de los Coeficientes de Arrastre.

El Factor de Fricción de la partícula es igual a una constante por el Coeficiente de Arrastre (Perry, *et al.*, 1991). El valor de esta constante no se ha definido para partículas sólidas suspendidas en un medio continuo pseudoplástico, pero consideramos que el mayor peso lo tiene el Coeficiente de Arrastre, y nos atrevemos a despreciarla para introducir el Factor de Fricción (Ecuación 3.26) directamente como  $C_D$  en la Fuerza de Arrastre del sistema de ecuaciones; la certeza de la consideración anterior se podrá comprobar con la cercanía de los resultados experimentales y teóricos. La  $\Delta P_p$  la consideramos como una caída de presión adicional a la que se generaría durante el transporte de la fase continua únicamente, como lo definen Molerus *et al.*, 1981 y Govier *et al.*, 1987:

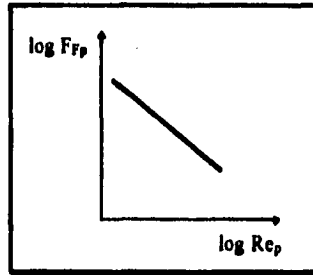
$$\Delta P_s V_s = \Delta P_f V_s + \Delta P_{\text{adicional}} V_s \quad 3.27$$

donde

$$\Delta P_{\text{adicional}} = \Delta P_p$$

La relación entre el  $Re$  y el  $C_D$  (propuestos) que se pretende obtener puede dar origen a un gráfico, en escala logarítmica, similar al de la Figura 3.8:

Fig. 3.8 Posible Relación entre el Número de Reynolds y el Factor de Fricción con Partículas



donde la función que representa este gráfico es:

$$C_D \approx F_{fp} = a \cdot Re_p^b \quad 3.28$$

### C) METODOLOGÍA PARA LA RESOLUCIÓN DEL SISTEMA DE ECUACIONES

El sistema de ecuaciones planteadas es de tipo diferencial ordinario, por lo que se puede resolver con el Método de Integración Numérica de Runge-Kutta de 4º orden (Sastry *et al.*, 1989). Este método se emplea para resolver ecuaciones de la forma:

$$\frac{dy}{dx} = f(x, y)$$

Para resolver el sistema de ecuaciones 3.17 y 3.18 con este método, es necesario transformarlas al lenguaje del programa, en donde sólo se tengan constantes y las variables desconocidas; en este caso las dos incógnitas son las velocidades de las partículas en las direcciones "z" y "r". Las constantes quedan completamente definidas por los términos y las ecuaciones desarrolladas a lo largo de esta sección. Su valor numérico se ha de calcular a partir de los datos experimentales obtenidos durante el trabajo a nivel planta piloto con las seis suspensiones (cubos y esferas con diámetros equivalentes de 4, 6 y 8 mm y concentración del 10% V/V) en el Sistema de Flujo de Campo IV.

La simulación produce valores de la velocidad de la partícula en cada dirección, como una función del tiempo, y estas velocidades pueden ser usadas para calcular la velocidad media de la partícula y de la suspensión, a partir de las ecuaciones 3.20 y 3.23. Lo que resta es comparar estas velocidades con las obtenidas experimentalmente y obtener el coeficiente de variación entre ambas para un análisis posterior.

## **4.- RESULTADOS Y DISCUSION**

### 4.1.- PROPIEDADES FISICAS DE LA SUSPENSION

Para cumplir el Objetivo Particular 1.1), se realizó una separación manual de la fase dispersa de la sopa (chicharos y zanahorias), cuidando de no dañar la forma y consistencia de las partículas; una vez separadas del medio continuo, éstas fueron enjuagadas con agua corriente con el fin de eliminar los residuos de sopa, evitando así errores en las determinaciones del porcentaje de partículas y la distribución de las mismas.

En las siguientes tablas se presentan los resultados correspondientes a las propiedades evaluadas de la suspensión. La distribución de partículas macroscópicas de la sopa estudiada se resume en la Tabla 4.1 y la densidad de la misma en la Tabla 4.2.

**Tabla 4.1 Distribución de Partículas Macroscópicas**

	Promedio	±σ <sub>n-1</sub>	%Cv
% Partículas macroscópicas totales suspendidas (en masa)	16.3	0.2643	1.8
% Lote A			
% Lote B	15.3	0.6203	4.0
% Total	15.7	0.7078	4.4
% de la proporción en la fase continua:			
a) % CHICHAROS	11.3	0.4342	3.8
b) % ZANAHORIAS	4.5	0.2246	5.0
% de hollejos en la fase continua	5.7	0.9899	17
Número de partículas en 100 g de suspensión	46	2	4.8

De lo anterior se tiene que:

$$1.00 \text{ kg de sopa enlatada} = 0.11 \text{ kg de chicharos (250 pzas. aprox.)} + 0.05 \text{ kg de Zanahorias (210 pzas. aprox.)} + 0.05 \text{ kg de hollejos}^1 + 0.79 \text{ kg de fase continua sin hollejos.}$$

<sup>1</sup>.- Hay que recordar que el % de hollejos que aparece en la Tabla 4.1 (5.7%), se refiere a la cantidad de hollejos en la sopa cuando ésta ya no tiene chicharos ni zanahorias.

Tabla 4.2 Densidad de la Suspensión

$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	Promedio	$\pm\sigma_{n-1}$	%Cv
Lote B	1107.6	0.78	0.07
Lote C	1122.8	1.32	.12
Total	1115.2	10.7	0.96

## 4.2.- PROPIEDADES DE LA FASE CONTINUA

Para cumplir el Objetivo Particular 1.2) en la etapa de la determinación de las Propiedades Reológicas, se tuvo cuidado en eliminar de la fase continua, la mayor cantidad posible de pellejos macroscópicos (mayores a 1 mm), realizando un tamizado, con el fin de eliminar errores en las lecturas del Reómetro Rotacional "Rheomat 115".

El intervalo de velocidades de deformación que se eligieron en el Reómetro Rotacional fue de 3 a 400 s<sup>-1</sup> debido a que a nivel planta piloto (en el sistema de flujo de Campo 4 - FESC), estas son las velocidades manejadas, y por lo tanto de interés para futuras investigaciones.

En las Tablas 4.3 y 4.4 se presentan las propiedades de la fase continua.

Tabla 4.3 Propiedades Físicas de la Fase Continua

	Promedio	$\pm\sigma_{n-1}$	%Cv
$\rho_r$ (kg/m <sup>3</sup> )	1097	3.59	0.33
% Humedad	82.51	0.42	0.51

Tabla 4.4 Propiedades Físicoquímicas de la Fase Continua

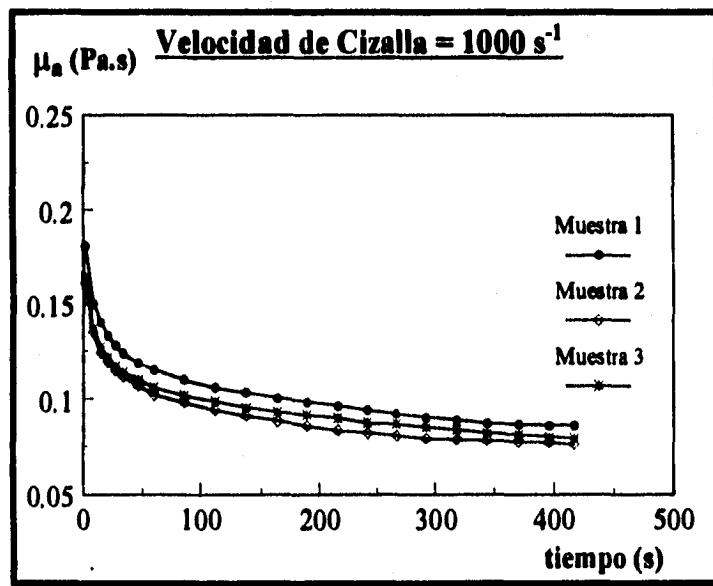
	Promedio	$\pm\sigma_{n-1}$	%Cv
pH	6.2	0	0
Conductividad ( $\mu$ ohms)	6.9	0.4	5.8



#### 4.2.1.- CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA

La fase continua de la sopa de chicharos sin hollejos a 80°C presenta un comportamiento Tixotrópico, por lo que se requirió llevar la muestra al equilibrio a una velocidad de cizalla de  $1000 \text{ s}^{-1}$  para poder caracterizarla. Durante el seguimiento de la viscosidad aparente con respecto al tiempo, a esta velocidad de cizalla, se puede observar (Gráfica 4.1), cómo las diferentes muestras tienen una viscosidad aparente dependiente del tiempo de cizallamiento, llegando al equilibrio a los 7 minutos de éste.

Gráfica 4.1 Viscosidad Aparente de la Fase Continua en Función del Tiempo de Cizallamiento

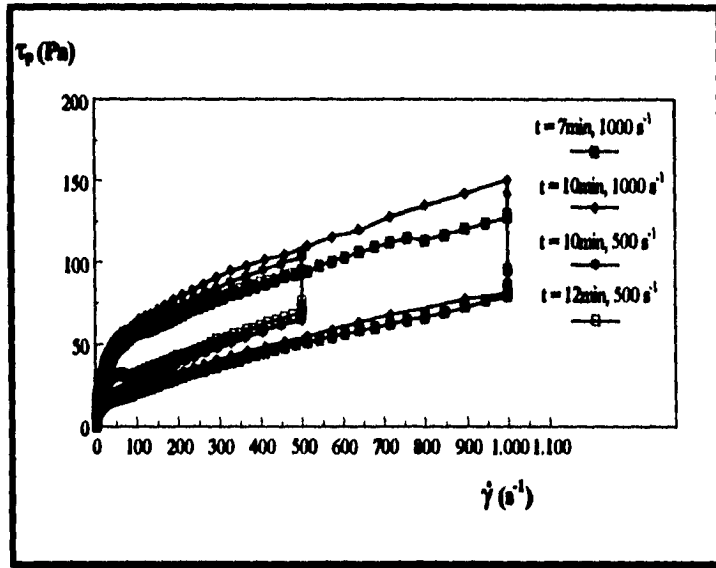


En la Gráfica 4.2 se presentan varias curvas de flujo de las fases continuas evaluadas, en las que se aplicó un programa ascendente-descendente de velocidad de cizalla. Se observan los clásicos bucles de histéresis de los fluidos tixotrópicos, caracterizados por un porcentaje de tixotropía. Aquí se puede observar que el porcentaje de Tixotropía no presenta gran diferencia (7%) cuando se tiene un tiempo de cizallamiento de 7 minutos (60.08% de tixotropía) con respecto a 10 minutos (67.04% de tixotropía) cuando la

### Resultados y Discusión

velocidad de cizalla es de  $1000 \text{ s}^{-1}$ . Se tiene un comportamiento similar, cuando la velocidad de cizalla es de  $500 \text{ s}^{-1}$  con tiempos de agitación de 10 minutos (56.7 % de Tixotropía) y 12 minutos (41.7% de Tixotropía). Sin embargo al agitar a  $500 \text{ s}^{-1}$ , no se ha llegado al equilibrio en 10 minutos.

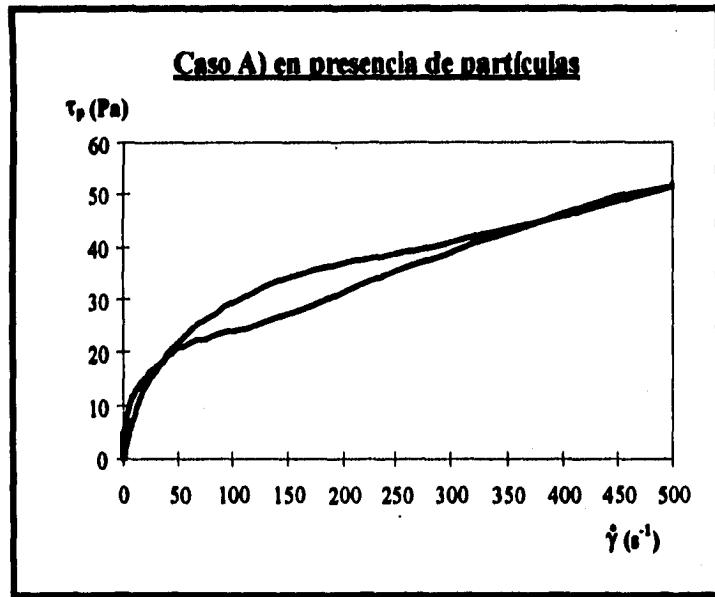
Gráfica 4.2 Curvas de Flujo de la Fase Continua de la Sopa Comercial



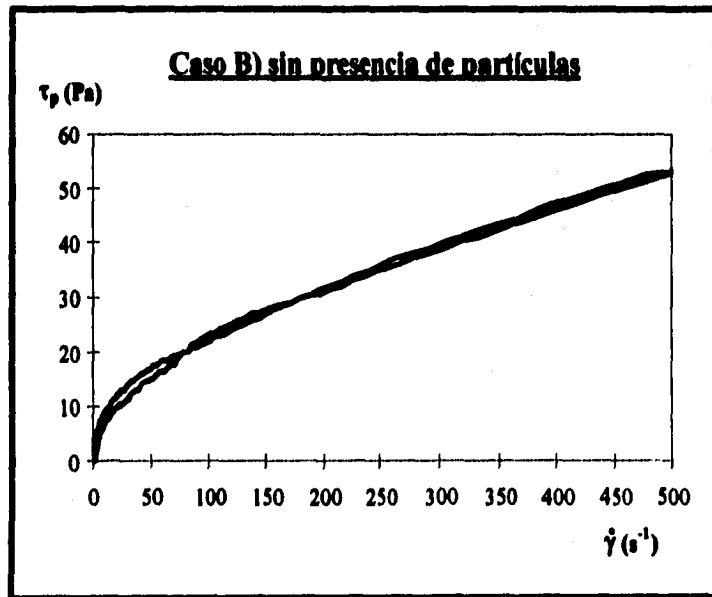
Una vez alcanzado el equilibrio se observa que el comportamiento de la sopa sigue el modelo de la ley de la Potencia, donde  $n$  representa el índice de comportamiento de flujo y  $k$  el índice de consistencia. Los parámetros reológicos fueron obtenidos de la gráfica  $\log \tau_p$  vs  $\log \dot{\gamma}$  donde  $n < 1$ , por lo que se comporta como un fluido fluidificado a la cizalla.

Después de analizar los datos, se observó que aun en el equilibrio, en algunas réplicas de distintas muestras, existía una pequeña diferencia entre las curvas de ascenso y descenso del reograma y en otras no. Esta diferencia suponemos se debió a la presencia de partículas (menores a  $1 \text{ mm}$ ), suspendidas en la fase continua, que pasaron a través del tamizado en el primer caso y que no sucedió en las otras réplicas; lo anterior lo atribuimos a la falta de una completa homogeneidad en las muestras, antes de analizarlas, por lo que se generó un gradiente de la concentración de partículas en las muestras. Este fenómeno se puede observar en las Gráficas 4.3 y 4.4:

Gráfica 4.3 Curva de Flujo en Equilibrio de la Fase Continua



Gráfica 4.4 Curva de Flujo en Equilibrio de la Fase Continua



## Resultados y Discusión

El fenómeno anterior también tiene un efecto en los parámetros reológicos, siendo mayor el índice de consistencia ( $k$ ) para aquellas muestras y réplicas donde suponemos existía mayor cantidad de partículas en suspensión, efecto que es contrario en el segundo caso.

A los parámetros reológicos obtenidos de las réplicas y repeticiones se calculó un promedio, sacando su desviación estándar y el % de Coeficiente de Variación (Tabla 4.5).

Tabla 4.5 Propiedades Reológicas de la Fase Continua

CASO	Propiedades Reológicas*	Promedio	$\pm\sigma_{s-1}$	%Cv
<b>A</b> con partículas	$n$ índice de comportamiento de flujo	0.34	0.02	4.80
	$k$ índice de consistencia (Pa·s <sup>n</sup> )	5.5	0.31	5.66
<b>B</b> sin partículas	$n$ índice de comportamiento de flujo	0.42	0.03	6.73
	$k$ índice de consistencia (Pa·s <sup>n</sup> )	3.3	0.21	6.45

\*intervalo de velocidades de cizallamiento de 3 a 400 s<sup>-1</sup> a 80°C.

Los resultados de la Tabla 4.5 tuvieron un coeficiente de regresión mayor a 0.99, y nos permiten observar, el efecto que causan las partículas suspendidas, en estas sopas; si se contara con un reómetro, en el cual se pudieran caracterizar suspensiones con partículas como los pellejos, se podría esperar que el índice de consistencia fuera aún mayor y probablemente el índice de comportamiento de flujo menor, aumentando las características de fluidificación a la cizalla de la sopa. Esto sin tomar en cuenta el efecto de la temperatura.

### 4.3.- PROPIEDADES DE LA FASE DISPERSA

Para cumplir el Objetivo Particular 1.3) se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

1.- Dentro de la determinación de las dimensiones de los chícharos, se observó que la estructura de los mismos presentaba su parte más larga sobre el eje en donde se encuentra su radícula (o eje que divide a los cotiledones) y dos dimensiones menores: a) de cotiledón a cotiledón y b) sobre el eje medio de los cotiledones; así que para cada chícharo, se tomaron en cuenta estas características para determinar sus dimensiones. En las zanahorias se observó la presencia de paralelepípedos y de cuñas, por lo que se procedió a tomar las dimensiones características de estas geometrías.

2.- En la determinación de propiedades reológicas de las partículas, se utilizó un prototipo para pruebas de compresión de alimentos, que fue diseñado para caracterizar alimentos de estructura homogénea, con un diámetro de 5 cm; los chícharos y las zanahorias no tienen estas características, por lo que fue necesario acoplarle un vaso contenedor con el diámetro justo para que entrara libremente, el émbolo del prototipo, en él. En el vaso contenedor se colocó una sola capa de chícharos o de zanahorias, manteniendo una masa constante. Tomando en cuenta que estas partículas no son materiales isotrópicos, los *módulos calculados son medidas aproximadas de los parámetros de viscoelasticidad de estos alimentos.*

Después de realizar los primeros experimentos, se observó que en cada lata de sopa comercial, la masa de chícharos y de zanahorias era apenas suficiente para realizar dos réplicas, por lo que se decidió utilizar chícharos y zanahorias, cocidos y enlatados, con una textura similar presentada por los chícharos y zanahorias contenidos en la sopa.

En las Tablas 4.6, y 4.7 se presentan los resultados de las propiedades físicas de las fases dispersas de la sopa.

**Tabla 4.6 Densidad y Peso Promedio de las Partículas en la Fase Continua**

	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	%Cv	Peso Promedio (kg)	%Cv
Chícharos	1081	3.5	0.00477	7.6
Zanahorias	1049	2.2	0.00220	3.50

Tabla 4.7 Rugosidad y Geometría de los Chicharos y las Zanahorias

Especie	Rugosidad	Geometría
Chicharos	Lisa-Blanda	Esfera, Elipsoides y medias esferas
Zanahorias	Lisa-Blanda	Cubos, cuñas, paralelepípedos

**TAMAÑO Y ESFERICIDAD.-****A) CHICHAROS:**

Del total de chicharos contenidos en cada lata, se realizó un cuarteo y al azar se seleccionó una parte del mismo, para su estudio (aproximadamente 28 piezas por lata). Al realizar la medición de las dimensiones más significativas de los chicharos, en función de su forma, se observó cierta semejanza hacia una estructura elipsoidal, por lo que se procedió a realizar un ANDEBA de sus tres dimensiones, definidas como altura, base y espesor; este análisis mostró diferencias significativas para las cinco latas muestreadas.

Posteriormente se realizó otro ANDEBA para determinar si existía diferencias significativas entre la base y el espesor de los chicharos; este análisis mostró que estas dimensiones eran iguales para los chicharos de las cinco latas, por lo que comprobamos la hipótesis de *que los chicharos tienen una geometría de "elipsoide alargada"*, donde se tienen tres ejes principales, uno largo y dos menores de igual dimensión.

A continuación se procedió a calcular el tamaño de los chicharos mediante la expresión de *Díámetro de Círculo Equivalente* para cada lata. Estos resultados se presentan en la Tabla 4.8:

Tabla 4.8 Dimensiones de los Chicharos Estudiados

Muestra	Altura (cm)	Base-Espesor (cm)	Excentricidad (rads)	Área Elipsoide (cm <sup>2</sup> )	D <sub>E</sub> (cm)
1	1.000	0.877	0.468	2.651	0.918
2	0.992	0.851	0.505	2.535	0.897
3	0.968	0.841	0.476	2.455	0.883
4	1.008	0.859	0.513	2.599	0.908
5	0.960	0.819	0.510	2.360	0.865
Promedio	0.986	0.849	0.494	2.520	0.894
Dev. Sidr.	0.021	0.022	0.021	0.116	0.021
Cv(%)	2.096	2.558	4.252	4.596	2.326

Después de realizar los ANDEBA para obtener el tamaño, se utilizaron las mismas dimensiones y la geometría de elipsoide alargado para calcular, según la metodología planteada, la *Esféricidad* de los mismos. Estos resultados se muestran en la Tabla 4.9:

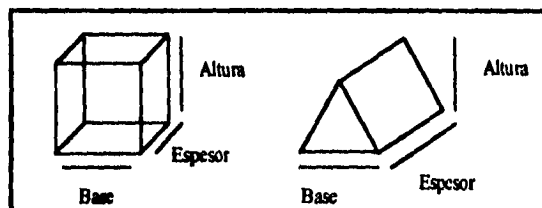
Tabla 4.9 Esféricidad de los Chicharos Estudiados

Muestra	Volumen de elipsoide (cm <sup>3</sup> )	Radio de la Esfera (cm)	Área de la Esfera (cm <sup>2</sup> )	Esféricidad
1	0.405	0.458	2.642	0.997
2	0.378	0.448	2.524	0.995
3	0.361	0.440	2.445	0.996
4	0.393	0.453	2.586	0.995
5	0.340	0.431	2.348	0.995
Promedio	0.376	0.446	2.509	0.996
Desv. Stdr.	0.026	0.010	0.116	0.001
Cv(%)	6.866	2.343	4.630	0.063

#### B) ZANAHORIAS:

Al realizar la medición de las dimensiones más significativas de las zanahorias, fue necesario separar, después del cuarteo y selección al azar, los paralelepípedos rectangulares de las cuñas. Después se procedió a realizar un ANDEBA para las geometrías de paralelepípedo, analizando sus tres dimensiones definidas como altura, base y espesor, para verificar si realmente estas dimensiones son significativamente diferentes o no. A las dimensiones de las cuñas no se les realizó este análisis dado que su geometría es simple y fácil de verificar con la observación. Es así que en base a sus dimensiones características se procedió a los cálculos correspondientes. Las dimensiones fueron medidas según la Figura 4.1:

Fig. 4.1 Geometría de las Zanahorias



## Resultados y Discusión

Este análisis de varianza no mostró diferencias significativas en las dimensiones de los paralelepípedos de las cinco latas muestreadas, por lo tanto de aquí en adelante se procedió a considerarlos como cubos y se sacó un promedio de sus dimensiones.

A continuación se procedió a calcular el tamaño de los cubos y de las cuñas mediante la expresión de *Diámetro de Circulo Equivalente*, utilizando las dimensiones características para los cálculos de volúmenes y áreas respectivos para cada lata. Los resultados se presentan en las Tablas 4.10 y 4.11:

**Tabla 4.10 Valores de Esfericidad y Diámetro Equivalente de Cubos de Zanahoria**

Muestra	Lado del cubo (cm)	Area del Cubo (cm <sup>2</sup> )	Diámetro Equivalente. (cm)	Volumen (cm <sup>3</sup> )	Radio de la Esfera (cm)	Area de la Esfera (cm <sup>2</sup> )	Esfericidad
1	0.66	2.600	0.817	0.292	0.408	2.096	0.806
2	0.64	2.636	0.914	0.258	0.410	2.125	0.806
3	0.67	2.869	0.955	0.306	0.429	2.312	0.806
4	0.63	2.461	0.884	0.249	0.397	1.984	0.806
5	0.56	1.937	0.781	0.176	0.350	1.562	0.806
<b>Promedio</b>	<b>0.633</b>	<b>2.501</b>	<b>0.870</b>	<b>0.256</b>	<b>0.399</b>	<b>2.016</b>	<b>0.806</b>
<b>Dev. stdr.</b>	<b>0.045</b>	<b>0.347</b>	<b>0.071</b>	<b>0.051</b>	<b>0.029</b>	<b>0.280</b>	<b>0.000</b>
<b>C.V. (%)</b>	<b>7.044</b>	<b>13.888</b>	<b>8.165</b>	<b>19.827</b>	<b>7.362</b>	<b>13.888</b>	<b>0.000</b>

**Tabla 4.11 Valores de Esfericidad y Diámetro Equivalente de Cuñas de Zanahoria**

Muestra	Area de la Cuña (cm <sup>2</sup> )	Diámetro Equivalente (cm)	Volumen (cm <sup>3</sup> )	Radio de la Esfera (cm)	Area de la Esfera (cm <sup>2</sup> )	Esfericidad
1	1.975	0.792	0.161	0.336	1.427	0.722
2	1.812	0.825	0.135	0.343	1.487	0.692
3	1.872	0.769	0.140	0.320	1.297	0.692
4	2.278	0.851	0.186	0.354	1.573	0.691
5	1.827	0.757	0.138	0.317	1.278	0.704
<b>Promedio</b>	<b>1.953</b>	<b>0.799</b>	<b>0.152</b>	<b>0.334</b>	<b>1.412</b>	<b>0.700</b>
<b>Dev. stdr.</b>	<b>0.193</b>	<b>0.039</b>	<b>0.021</b>	<b>0.016</b>	<b>0.125</b>	<b>0.013</b>
<b>C.V. (%)</b>	<b>9.866</b>	<b>4.902</b>	<b>13.987</b>	<b>4.649</b>	<b>8.867</b>	<b>1.877</b>



Después de obtener los resultados de Diámetro de Círculo Equivalente, tanto de cuñas como de cubos, se procedió a realizar un ANDEBA a los datos para ver si existía o no igualdad en el tamaño de estas dos geometrías. El resultado fue que no existían diferencias significativas entre ellos, por lo que se puede considerar que las cuñas tienen un Diámetro de círculo equivalente estadísticamente igual al de los cubos.

**LISURA Y ELONGACION:**

Esta característica únicamente se aplica a partículas rectangulares y al sólo haber cubos con sus tres dimensiones iguales, los valores numéricos para éstas son iguales a uno.

**4.3.1.- CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE DISPERSA**

Al realizar los experimentos, se obtuvieron los siguientes resultados:

**ETAPA I) SELECCION DE LA ZONA EQUIVALENTE A LA DE  
DEFORMACION LINEAL**

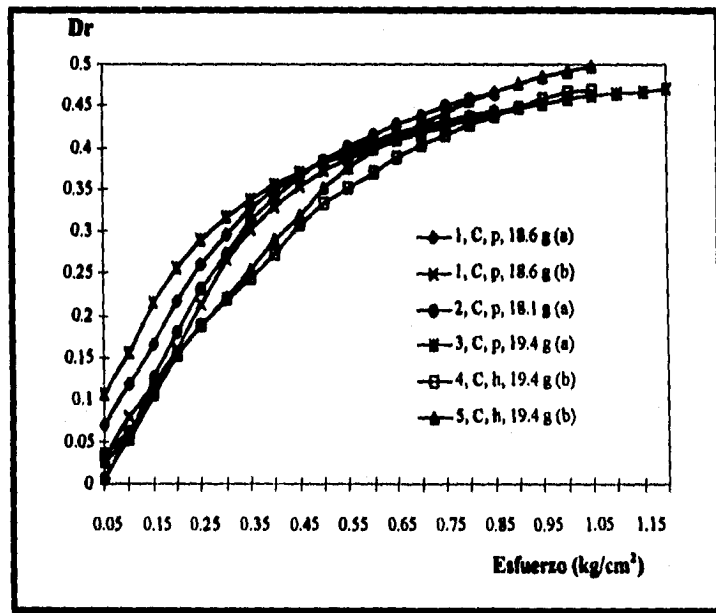
Para realizarla, se varió la presión, observando su efecto sobre la deformación relativa. Las gráficas obtenidas tanto de chícharos como de zanahorias presentaron un comportamiento similar; sin embargo, se encontraron algunas diferencias en cuanto a su punto de origen, el cual estaba influenciado por los días de almacenamiento de las partículas. Al existir una refrigeración de éstas, presentaban una estructura más blanda, por lo que se requería un menor esfuerzo para su deformación.

Debido a que las muestras no eran completamente homogéneas en cuanto a sus dimensiones, se observó que la altura inicial variaba, por lo que se decidió realizar un promedio de las mismas mediante una medición de la altura de la cama una vez lista para la prueba, manteniendo constante la masa de ésta.

## Resultados y Discusión

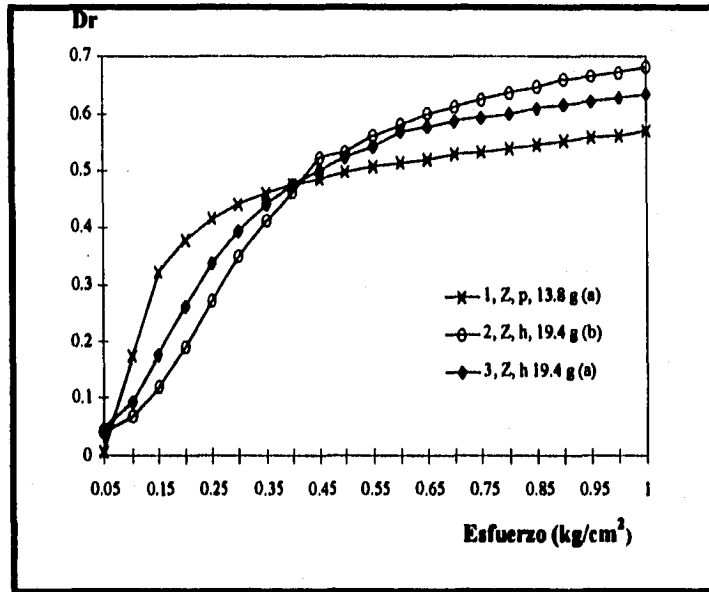
También se observó que la cantidad de chícharos y zanahorias contenidas en cada lata no eran suficientes para realizar un mínimo de tres réplicas, por lo que se decidió buscar un producto comercial con estos dos vegetales que tuvieran una consistencia similar a la de los contenidos en la sopa. Los chícharos y zanahorias, cocidos y enlatados, que se escogieron, fueron los de marca *Herdez*, por su similitud con los vegetales de la sopa. Los resultados se muestran en las Gráficas 4.5 y 4.6.

Gráfica 4.5 Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo de Chícharos



La clave de cada corrida presentada en la leyenda significa: (1, 2, 3, 4, 5) muestra, (C) chícharos, (Z) zanahorias, (p) Campbell's, (h) Herdez, (18.1 g, 18.6 g, 19.4 g, ...) masa de la muestra, (a, b, c,...) réplica.

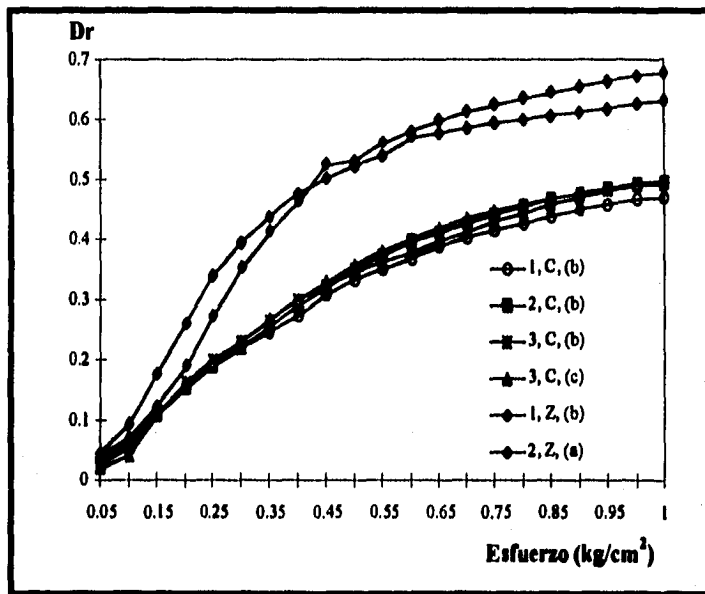
Gráfica 4.6 Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo de Zanahorias



La clave de cada corrida presentada en la leyenda significa: (1, 2, 3) muestra, (C) chícharos, (Z) zanahorias, (p) Campbell's, (h) Herdez, (13.8 g, 19.4 g) masa de la muestra, (a, b,) réplica.

La zona aproximada a la de *Deformación Lineal* se seleccionó en base a las curvas obtenidas con los chícharos y zanahorias *Herdez*, utilizando una masa constante de 19.4 g. En la Gráfica 4.7 se puede observar que esta zona se presenta cuando la presión manejada va de 0.05 a 0.2 kg/cm<sup>2</sup>, aparentemente.

**Gráfica 4.7 Deformación Relativa Aproximada vs Esfuerzo (Fase Dispersa)**

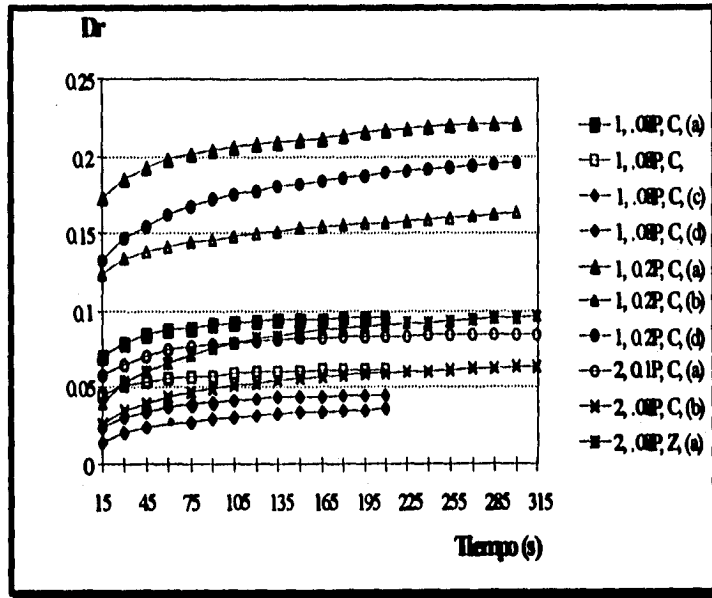


La clave de cada corrida presentada en la leyenda significa: (1, 2, 3) muestra, (C) chícharos, (Z) zanahorias, (a, b, c) réplica.

**ETAPA II) VERIFICACION Y SELECCION DEL ESFUERZO DENTRO DE LA ZONA APROXIMADA A LA DE DEFORMACION LINEAL**

La zona de deformación lineal menor al 10%, se verificó, determinando el efecto de la deformación relativa con respecto al tiempo a tres esfuerzos constantes, siendo los seleccionados 0.08, 0.1 y 0.2 kg/cm². Se utilizaron chícharos y zanahorias marca Herdez, con masas de muestra de 19.4 g. Los resultados se presentan en la Gráfica 4.8:

Gráfica 4.8 Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo a Diferentes Esfuerzos  
(Fase dispersa)



La clave de cada corrida presentada en la leyenda significa: (1, 2) muestra, (0.08P, 0.1P y 0.2P) esfuerzo en  $\text{kg/cm}^2$ , (C) chícharos, (Z) zanahorias, (a, b, c, d) réplica.

En la Gráfica 4.8 se puede observar que las muestras sometidas a un esfuerzo de  $0.2 \text{ kg/cm}^2$ , salen de la zona de deformación lineal; mientras que las muestras sometidas a esfuerzos de  $0.08$  y  $0.1 \text{ kg/cm}^2$ , no. Sin embargo, estas curvas no parten de un mismo origen, como se esperaría dentro de la zona de deformación lineal. Esto nos llevó a concluir que lo observado es debido a la naturaleza de las partículas; ya que este fenómeno se presentó nuevamente en la etapa III-A, donde se explica más ampliamente.

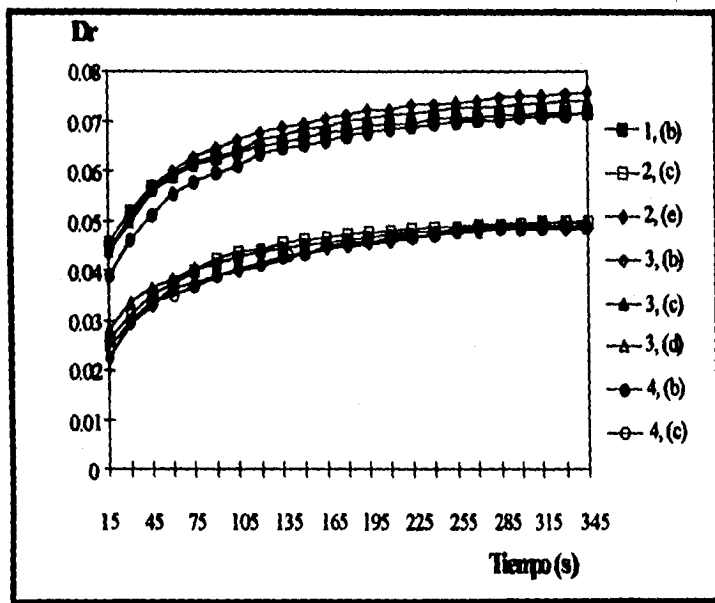
De esta etapa se seleccionó la presión de  $0.08 \text{ kg/cm}^2$  para realizar las curvas de deformación relativa vs tiempo. Utilizando ésta presión se puede asegurar no pasar de un 10% en la deformación relativa máxima.

**ETAPA III- A) OBTENCION DE LAS CURVAS APROXIMADAS DE  
DEFORMACION RELATIVA VS ESFUERZO**

**A) CHICHAROS:**

Al observar el comportamiento de las gráficas de Deformación Relativa (aproximada) vs tiempo (Gráfica 4.9) se observó también que no partían de un mismo origen, sin embargo la mayoría presentaban la misma tendencia, por lo que se decidió trabajar con éstas. Se observó que el intervalo de diferencia en su origen para las muestras de chicharos, era de 0.019 unidades de Deformación Relativa, por lo que concluimos que se debía a la diferencia de alturas entre las piezas de la cama que al realizar el promedio de las partículas no quedaban completamente consideradas. Suponemos que en ciertas ocasiones esto causaba una mayor o menor Deformación Relativa instantánea, subiendo o bajando las curvas, ya que en réplicas de una misma muestra, algunas presentaban deformaciones relativas instantáneas mayores y otras menores a un esfuerzo constante de  $0.08 \text{ kg/cm}^2$

**Gráfica 4.9 Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo  
de Chicharos ( $E = 0.08 \text{ kg/cm}^2$ )**



La clave de cada corrida presentada en la leyenda significa: (1, 2, 3, 4) muestra, (a, b, c) réplica.

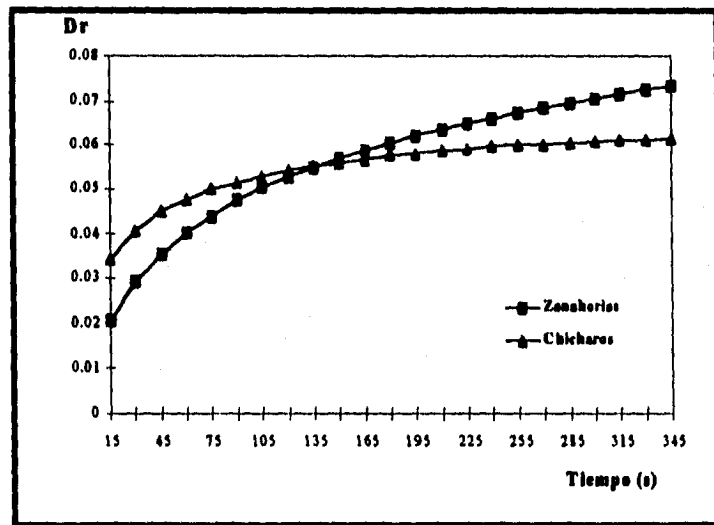
## Resultados y Discusión

Debido a lo anterior se decidió sumar o restar a las diferentes gráficas 0.0095 unidades de deformación relativa para verificar si realmente tenían el mismo comportamiento. Posteriormente se realizó un análisis de Coeficiente de Variación comparando las Deformaciones Relativas para cada tiempo, análisis que pasó del 20% aproximadamente (entre las lecturas de las curvas originales), a menos del 5%, lo que nos confirma que sí tienen la misma tendencia. Por esta razón se decidió realizar un promedio de éstas.

### B) ZANAHORIAS:

Para las Zanahorias se siguió la misma metodología, debido a que se presentó el mismo comportamiento. Los resultados de la curva promedio de ambos vegetales, se muestran en la Gráfica 4.10:

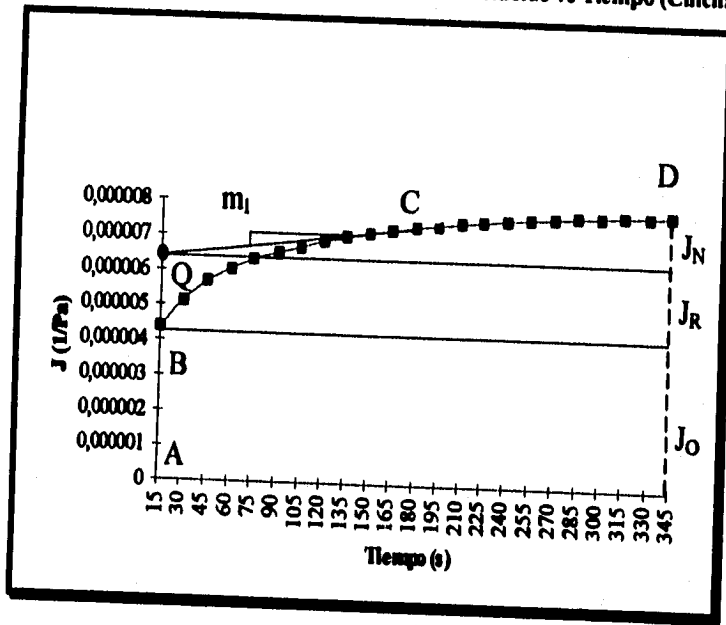
**Gráfica 4.10 Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo para Chicharos y Zanahorias (Promedios)**



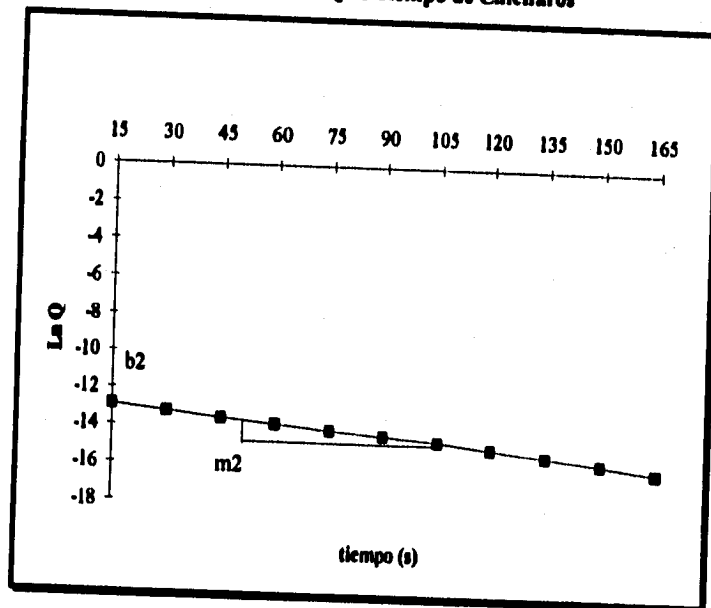
### ETAPA III-B) CURVAS APROXIMADAS DE CAPACITANCIA DE FLUENCIA

A partir de los resultados de la etapa III-A se obtuvieron las curvas aproximadas de capacitancia de fluencia (sólo de compresión) y se delimitaron las zonas aproximadas de *deformación instantánea*, *deformación retardada* y *deformación de lineal*, mismas que se pueden observar en las Gráficas 4.11 y 4.13:

Gráfica 4.11 Relación Aproximada de Deformación/Esfuerzo vs Tiempo (Chícharos)

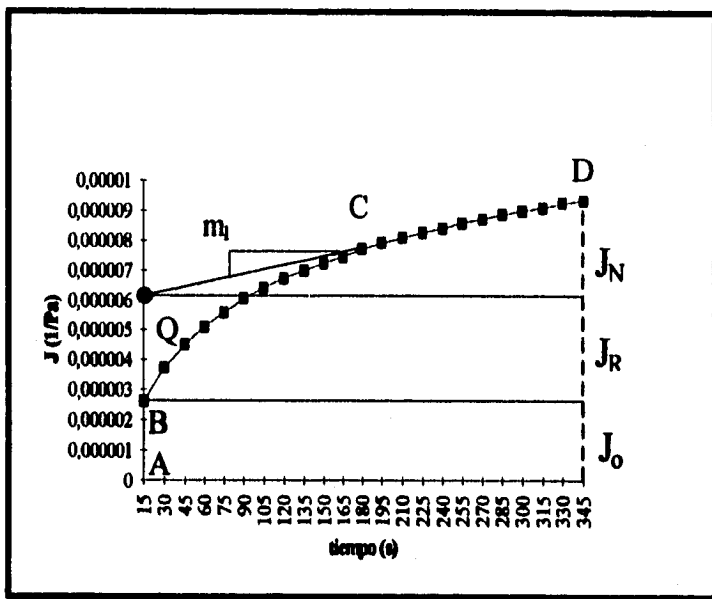


Gráfica 4.12 Ln Q vs Tiempo de Chícharos

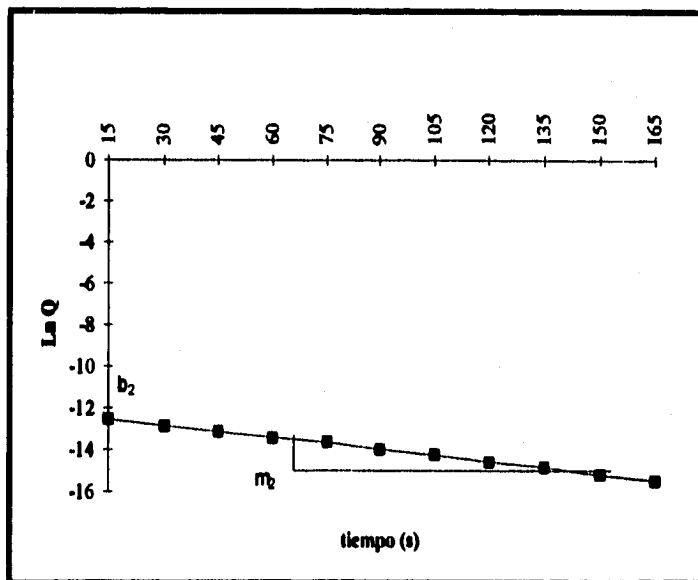




Gráfica 4.13 Relación Aproximada de Deformación/Esfuerzo vs Tiempo (Zanahorias)



Gráfica 4.14 Ln Q vs Tiempo de Zanahorias



Posteriormente se calcularon los parámetros aproximados de viscoelasticidad correspondientes, presentados en la Tabla 4.12:

Tabla 4.12 Valores de los Parámetros Aproximados de Viscoelasticidad

	$J_e$ (1/Pa) $\times 10^6$	$\eta_N$ (Pa·s) $\times 10^9$	$J_N$ (1/Pa) $\times 10^6$	$T_m$ (s)	$J_R$ (1/Pa) $\times 10^6$	$\eta_R$ (Pa·s) $\times 10^{-7}$	$E_o$ (Pa) $\times 10^5$	$E_R$ (Pa) $\times 10^4$	$J_{(t)}$ (1/Pa) $\times 10^6$
Fórmula	punto B	$1/m_1$	$1/\eta_N$	$1/m_2$	$e^{b_1}$	$T_m/J_R$	$1/J_o$	$1/J_R$	$J_o + J_R + J_N$
Chicharos	4.37	3.46	0.997	49.76	3.37	1.47	2.29	2.97	8.73
Zanahorias	2.62	1.01	3.4	51.54	4.78	1.08	3.82	2.09	10.8

Lo primero que se puede observar es que ambos vegetales contienen una sola unidad de Kelvin-Voigt (Gráfica 4.12 y 4.14), es decir que se comportan como sólidos viscoelásticos; que presentan una cierta deformación bajo una carga y que es recuperable con el tiempo después de retirar dicha carga.

En general el comportamiento de estos materiales puede explicarse con el modelo de Burgers, donde al empezar la prueba y al aplicar el esfuerzo, se tiene una deformación elástica inmediata ( $J_e$ ) en el 1<sup>er</sup> resorte; después se presenta una deformación viscoelástica retardada ( $J_R$ ,  $\eta_R$ ) en la unidad de Kelvin-Voigt y finalmente una deformación puramente viscosa ( $\eta_N$ ) en el último amortiguador.

Analizando los datos y las gráficas obtenidas, podemos ver que el valor de  $J_e$  es bastante significativo en ambos vegetales, por lo que se concluye que el comportamiento puramente elástico contribuye en gran medida a la deformación total. También se observa que la Zanahoria es la que presenta la mayor deformación con comportamiento viscoso ( $J_N$ ). El valor de  $J_R$  nos indica que los chícharos tienen una mayor firmeza al presentar una deformación elástica retardada menor, esto se confirma al observar los valores del módulo de Young ( $E_o$ ), donde las zanahorias presentan una mayor deformación elástica

Los chícharos mostraron menor tiempo de retardo ( $T_m$ ), lo cual significa que tienen mayor tendencia a comportarse como sólidos elásticos, ya que la deformación elástica es la menos retardada por el elemento viscoso ( $\eta_R$ ), que a su vez toma un valor más alto. Se puede ver que los valores de  $\eta_R$  no varían mucho y por lo tanto la deformación elástica retardada depende más del tiempo de retardo.

Se puede observar que la viscosidad newtoniana ( $\eta_N$ ) es mayor en los chícharos, y en consecuencia la deformación newtoniana ( $J_N$ ) es mucho menor en comparación con las zanahorias. Sin embargo, la deformación total es similar para ambos vegetales, siendo ligeramente mayor la de las zanahorias en un 4.31%.

#### **4.4.- RESUMEN DE LAS CARACTERISTICAS PRINCIPALES QUE TIENE LA SOPA COMERCIAL TIPO CREMA CON SOLIDOS EN SUSPENSION y POSIBLES SIMPLIFICACIONES**

1.- En 1.00 kg de suspensión se tienen 0.11 kg de chícharos (250 pzas. de 0.005 kg aprox.), 0.05 kg de zanahorias (210 pzas. de 0.002 kg aprox.) y por lo tanto 0.79 kg de fase continua. (Tablas 4.1 y 4.6)

2.- La densidad de la suspensión es de  $1115 \text{ kg/m}^3$  (Tabla 4.2)

3.- La densidad de la fase continua es de  $1097 \text{ kg/m}^3$  (Tabla 4.3)

4.- La densidad de la fase dispersa (Tabla 4.6) es:

Zanahorias.-  $1049 \text{ kg/m}^3$

Chícharos.-  $1081 \text{ kg/m}^3$

5.- La relación de densidades promedio entre las fases dispersas y la fase continua ( $\rho_p / \rho_c$ ) es igual a 0.970.

6.- La fracción volumétrica de sólidos con respecto al volumen total de suspensión (según la ecuación 2.1, pag. 20) es de  $\Phi = 0.16$ ; v. gr.

a) Si sólo se considera que la fase dispersa está compuesta por chícharos, éstos ocuparían el 11% y la fase continua el 89% dando una  $\Phi = 0.11$ .

b) Si sólo se considera que la fase dispersa está compuesta por zanahorias, éstos ocuparían el 5% y la fase continua el 95% dando una  $\Phi = 0.05$ .

De tal manera que se puede seleccionar una concentración volumétrica entre 0.16 y 0.05.

## Resultados y Discusión

7.- El comportamiento reológico de la fase continua (Tabla 4.5), se podría simplificar con un modelo *Pseudoplástico* cuyos parámetros reológicos se cumplan dentro de un intervalo de velocidades de cizalla de 3 a 400  $s^{-1}$ . El índice de comportamiento ( $n$ ) puede tomar valores de 0.3 a 0.4, mismos que podrían ser menores si el modelo asemejara a una fase continua de la sopa de chícharos con mayor % de hollejos o mayor ( $n$ ) en el caso contrario. El índice de consistencia ( $k$ ) puede tomar valores de 3.29 a 5.48  $Pa \cdot s^n$ , que podrían aumentar o disminuir de manera inversa al índice de comportamiento. Estas consideraciones, permitirían la selección de un modelo que pudiera representar otro tipo de alimentos.

8.- Como se explicó en el análisis de resultados del tamaño y esfericidad, los chícharos tienen una geometría de elipsoide alargada; sin embargo como se puede ver en la Tabla 4.9, la esfericidad de los mismos es casi igual a uno (0.996), por lo que se pueden considerar como esferas con un diámetro equivalente de 0.00894 m (Tabla 4.8).

9.- La geometría y el tamaño de las zanahorias (Tablas 4.10 y 4.11), se puede simplificar si se consideran a todas las piezas como cubos únicamente, con un diámetro equivalente de 0.008 a 0.009 m, ya que al tener tres formas diferentes en un modelo (esferas, cuñas y cubos), éste se complicaría demasiado y no sería fácil saber a cual de los factores se deben los cambios en las propiedades reológicas y/o de flujo.

10.- En el símil de las partículas, se debe de tratar de mantener, al igual que en los chícharos y zanahorias, un comportamiento viscoelástico.

#### 4.5.- ELABORACION DEL SIMIL

Para representar un sistema con sólidos en suspensión como el de la sopa de chicharos tipo crema, lo ideal es respetar las diez condiciones que se han enlistado en la sección anterior, pero en la realidad no es tan fácil y hay que sacrificar algunas características por otras. Consideramos que es un avance conservar las geometrías (esferas y cubos), los tamaños, la fracción volumétrica, una fase continua pseudoplástica y geles con características viscoelásticas. Por otra parte no es conveniente mezclar las dos geometrías y los diferentes tamaños en el mismo simil o suspensión modelo para poder estudiar por separado el efecto de éstos, sobre las propiedades reológicas y de flujo del sistema.

Por lo anterior se propuso la elaboración de seis suspensiones modelo, con tres diámetros equivalentes, tanto en esferas como en cubos, con una concentración volumétrica constante ( $\Phi = 0.1$ ).

Se propuso un diámetro equivalente de 0.8 cm por el tamaño de partículas de la sopa comercial, y dos diámetros equivalentes adicionales de 0.4, 0.6 cm en base a un estudio anterior con suspensiones newtonianas (Arzate y Delgado, 1995), con el propósito de complementar la línea de investigación sobre el flujo de sólidos en suspensión. Estos tres diámetros equivalentes se manejaron tanto en esferas como en cubos.

Se propuso la concentración volumétrica de 0.1 por las siguientes razones:

- En estudios anteriores (Arzate y Delgado, 1995), se comprueba que la variación en la concentración volumétrica de 0.1 a 0.25, tiene un efecto mínimo en la viscosidad de las suspensiones newtonianas y nulo en la velocidad media de la suspensión.
- Bibliográficamente (Dutta y Sastry, 1990), se registra que en suspensiones Pseudoplásticas de CMC ( $k = 1.49 \text{ Pa}\cdot\text{s}^{0.33}$ ) la variación en la concentración de sólidos en suspensión del 20 al 40% tiene un efecto mínimo sobre la velocidad media normalizada de la partícula.
- En base a la concentración volumétrica de la sopa comercial, se podrían tener tres concentraciones de partículas distintas: 5, 11 y 16% suponiendo que sus sólidos son zanahorias, chicharos y ambos respectivamente; por lo que para simplificar escogimos una fracción intermedia.

#### 4.5.1.- FASE CONTINUA

Bibliográficamente (FMC Co. 1993) y en base a investigaciones donde se ha trabajado con mezclas de polisacáridos (Cornejo *et al.*, 1995), se ha encontrado que la mezcla Avicel-Xantana presenta un comportamiento pseudoplástico y no se degrada por efecto mecánico, a diferencia de lo observado en suspensiones de CMC y Guar. El Avicel RC-591 es una mezcla de Celulosa Microcristalina y CMC<sup>1</sup>, por lo que se propuso la mezcla: Avicel al 0.8 y Xantana al 0.6 % en peso.

La densidad relativa de la mezcla Avicel-Xantana es igual a 1.313; y los resultados de su caracterización reológica se presentan en la Tabla 4.13.

**Tabla 4.13 Parámetros Reológicos\* de la Mezcla Avicel-Xantana**

Fase Continua	Temperatura (°C)	$k$ (Pa·s <sup>n</sup> )	$n$	$r$	Intervalo de Velocidades (s <sup>-1</sup> )
A-X	22-23	6.7	0.15	0.99	3-72
A-X	22-23	6.76	0.16	0.99	1.5-243.2
A-X	25	5.5	0.19	0.99	3-500

\*Reómetro Rheomat 115, geometría DIN 125

En la Tabla 4.13, se observa, que los índices de consistencia de la mezcla Avicel-Xantana (A-X) presentados, son similares a la fase continua de la sopa (llevada al equilibrio; Tabla 4.5), y cumple con las características simplificadas, deseables en el siml, expuestas en la sección 4.4, inciso 7.

<sup>1</sup>. - La proporción es 88% de Celulosa Microcristalina y 18% de CMC, este último se agrega en la elaboración del Avicel para evitar la agregación de los microcristales de celulosa durante el proceso de secado.

#### 4.5.2.- FASE DISPERSA

##### A) FORMULACION

La elaboración de las esferas y cubos de alginato se llevó a cabo mediante la siguiente formulación, con la que se puede elaborar 1 kg de pasta que rinde de 300g a 500g de partículas aproximadamente.

##### PASTA:

1.- Agua	261.5g
2.- Carbonato de sodio	0.5g
3.- Fosfato dicálcico	2.5g
4.- Alginato de sodio	10.0g
5.- Azúcar	435.0g
6.- Colorante	0.1g
7.- Jarabe	291.0g

##### SOLUCIÓN ACIDA:

Se disuelven perfectamente:

8.- Acido Cítrico	600.0g
9.- Fosfato dicálcico	40.0g
10.- Agua	3360.0g

Se dispersan con un homogenizador los ingredientes 2,3,4 uno por uno en agua, hasta formar una pasta a la que se le agrega el 11.5% del azúcar y por último el colorante (disuelto previamente en aceite). Por separado se calienta el jarabe y en punto de ebullición se mezcla con la pasta anterior; una vez incorporados se agrega el azúcar restante y se mezcla bien. La pasta así obtenida se coloca en los moldes de extrusión, dejándola caer inmediatamente en la solución ácida de las dos maneras siguientes: a) En forma de gotas, con agitación del ácido, para que adquieran una geometría esférica, durante aproximadamente 4 h. b) En forma de tiras, con ácido en reposo, para la elaboración de los cubos, durante 8 h mínimo.

Las propiedades de los geles de alginato (volumen y densidad relativa) y de las suspensiones (densidad relativa), así como la relación de densidades entre la fase continua (mezcla Avicel-Xantana) y las partículas, se presentan en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14 Densidad Relativa de los Modelos y Volumen de las Partículas

	Densidad Relativa		Volumen	Densidad Rel.
	Partícula <sup>1</sup>	Suspensión <sup>2</sup>	(m <sup>3</sup> ) Partícula	$\rho_f/\rho_p$
Esferas de alginato con diámetro equivalente de 0.4 mm	1.345	1.318	3.35 E-08	0.977
Esferas de alginato con diámetro equivalente de 0.6 mm	1.329	1.326	1.13 E-07	0.988
Esferas de alginato con diámetro equivalente de 0.8 mm	1.321	1.323	2.68 E-07	0.995
Cubos de alginato con diámetro equivalente de 0.4 mm	1.350	1.317	2.42 E-08	0.972
Cubos de alginato con diámetro equivalente de 0.6 mm	1.347	1.317	8.18 E-08	0.975
Cubos de alginato con diámetro equivalente de 0.8 mm	1.346	1.314	1.94 E-07	0.976

En la Tabla 4.14 se hace evidente que el volumen de las esferas es mayor que el de los cubos con el mismo diámetro equivalente. La relación de densidades entre la fase continua y las partículas, indica que las partículas tenderían a sedimentar; pero al elaborar muestras de las seis suspensiones modelo, esto no sucedió, por lo menos durante el tiempo de experimentación.

<sup>1</sup>.- Según la Ecuación 3.9, entre la densidad del agua a la misma temperatura

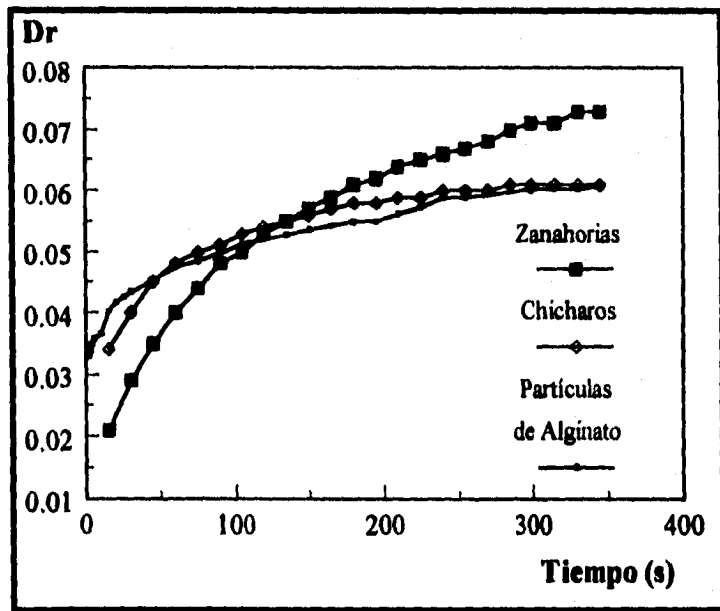
<sup>2</sup>.- Según la Ecuación 3.5, entre la densidad del agua a la misma temperatura



## B) COMPORTAMIENTO VISCOELASTICO

Siguiendo la metodología planteada para determinar las propiedades reológicas de la fase dispersa del Capítulo 3, se observó que el comportamiento de las partículas de alginato es semejante a la de los chícharos y las zanahorias (Gráfica 4.15).

**Gráfica 4.15 Deformación Relativa Aproximada vs Tiempo de los Vegetales y las Partículas del Símil**



Retomando los valores de la Tabla 4.12, y anexándole los resultados obtenidos al analizar las partículas de alginato (Tabla 4.15), podemos observar que éstas presentan parámetros de viscoelasticidad semejantes a los de los chícharos y zanahorias de la sopa comercial. De igual manera, el comportamiento de estos geles siguen el modelo de Burgers y presentan sólo una unidad de Kelvin-Voigt.

## Resultados y Discusión

El comportamiento puramente elástico ( $J_0$ ) contribuye en gran manera a la deformación total, al igual que en los chícharos y las zanahorias. Se observa que la deformación elástica retardada ( $J_R$ ) es menor que la de ambos vegetales, indicando esto que los geles presentan una mayor firmeza y al presentar un menor tiempo de retardo ( $T_m$ ), tienen una mayor tendencia a comportarse como un sólido elástico.

A pesar de que los geles presentan una mayor firmeza, consideramos que las partículas de alginato pueden representar el comportamiento viscoelástico de las partículas de la sopa comercial, en función de los demás parámetros y la tendencia de la Gráfica 4.15.

**Tabla 4.15 Comparación de los Parámetros de Viscoelasticidad entre las Partículas de Alginato y los Sólidos de la Sopa Comercial.**

	$J_0$ (1/Pa) $\times 10^6$	$\eta_N$ (Pa·s) $\times 10^3$	$J_N$ (1/Pa) $\times 10^6$	$T_m$ (s)	$J_R$ (1/Pa) $\times 10^6$	$\eta_R$ (Pa·s) $\times 10^7$	$E_0$ (Pa) $\times 10^3$	$E_R$ (Pa) $\times 10^6$	$J_{(t)}$ (1/Pa) $\times 10^6$
Fórmula	punto B	$1/m_1$	$t/\eta_N$	$1/m_2$	$e^{\delta t}$	$T_m/J_R$	$1/J_0$	$1/J_R$	$J_0 + J_R + J_N$
Chícharos	4.37	3.46	0.997	49.76	3.37	1.47	2.29	2.97	8.73
P. Alginato	4.20	1.92	1.80	38.16	1.68	2.27	2.38	5.95	7.68
Zanahorias	2.62	1.01	3.4	51.54	4.78	1.08	3.82	2.09	10.8

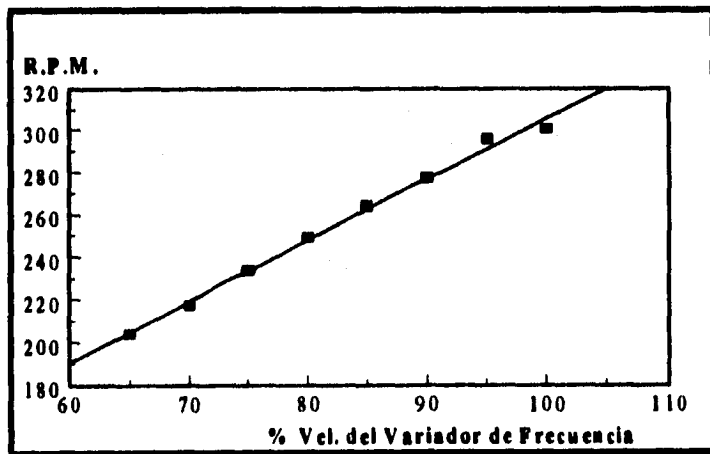
#### 4.6.- CARACTERIZACION DE LA BOMBA SINE

Para el correcto funcionamiento del tacómetro se recomienda que a bajas R.P.M. se utilicen "n" número de marcas equidistantes colocadas en el rotor donde se ha de medir, por lo que se colocaron seis marcas, y se observó que para cada por ciento de velocidad, las R.P.M. que marcaba el tacómetro, oscilaban entre un máximo y un mínimo, como se observa en la Tabla 4.16; al dividir el promedio de estos valores entre seis se obtuvieron las verdaderas R.P.M. a las que trabajaba la bomba, para cada % de velocidad del variador de frecuencia, con lo que se pudo construir la Gráfica 4.16 para asegurar siempre el mismo porcentaje en el variador de frecuencia para todas las corridas, durante esta etapa experimental.

Tabla 4.16 Lecturas del Tacómetro a los Diferentes Porcentajes de Frecuencia de la Bomba

% VELOCIDAD	Máxima	Mínima
100	1810	1800
95	1780	1770
90	1670	1660
85	1590	1580
80	1500	1490
75	1410	1400
70	1310	1300
65	1230	1220

Gráfica 4.16 Caracterización de la Bomba SINE



#### 4.7.- CARACTERIZACION DE LA FASE CONTINUA CON REOMETRIA EN TUBERIA

En esta etapa experimental, se observó que si se trabajaba con velocidades menores al 65% de la bomba, los gastos eran muy pequeños y por lo tanto, su cuantificación era muy tardada, además de que estos datos estaban lejos de la realidad industrial. Por esta razón todas las corridas posteriores se empezaron desde un 65% de velocidad.

Se verificó que las propiedades reológicas de la Fase Continua (Avicel-Xantana, 0.8-0.6%) al ser caracterizada en tubería, presentara parámetros reológicos similares que los obtenidos en el Reómetro Rotacional "Rheomat 115" con geometría DIN 125 (Tabla 4.13), por lo que se considera que los sistemas de medición en el Sistema de Flujo son confiables.

Por otra parte, durante la caracterización de la fase continua en la tubería, se tomaron muestras de ésta para verificar si presentaba degradación por daño mecánico, lo cual no sucedió.

Los resultados de las explicaciones anteriores se presentan en las Tablas 4.17, 4.18, y la Gráfica 4.17.

Tabla 4.17 Comportamiento en Tubería de la Fase Continua

% Vel.	Velocidad de flujo (m/s)	$\Delta P_f$ (Pa)	$\dot{\gamma}_{pot}$ ( $s^{-1}$ )	$\tau_p$ (Pa)	$Re_s$
100	0.178	6275.1	78.1	13.6	18.9
95	0.171	6236.0	75.3	13.6	17.7
90	0.146	6074.1	64.3	13.2	13.2
85	0.129	5949.6	56.8	12.9	10.5
80	0.101	5714.9	44.6	12.4	6.8
75	0.087	5575.0	38.4	12.1	5.2
70	0.070	5377.1	30.9	11.7	3.5
65	0.055	5166.2	24.3	11.2	2.2

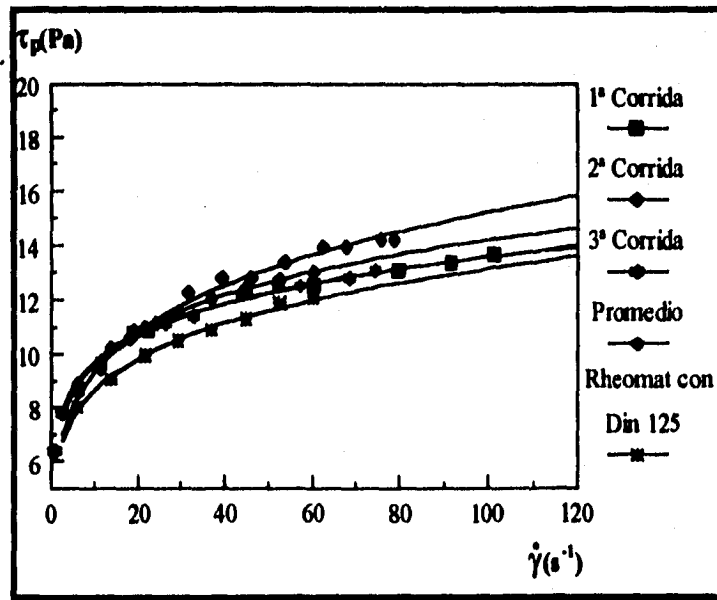
En la Tabla 4.17 se muestra que se trabajó en régimen laminar.

**Tabla 4.18** Parámetros Reológicos de la Fase Continua del Símil obtenidos por Reometría en Tubería

Parámetros Reológicos	Promedio	$\pm\sigma_{n-1}$	C.V.
$n$	0.1667	0.007	4.93
$k$	6.6	0.239	3.47
$r$	0.994	0.004	0.37

Los parámetros reológicos de la fase continua, obtenidos con la caracterización en tubería, dentro del intervalo de velocidades de cizalla manejados, son similares a los obtenidos en las caracterizaciones con la geometría DIN 125, (Tabla 4.13); el comportamiento se puede ver en la Gráfica 4.17

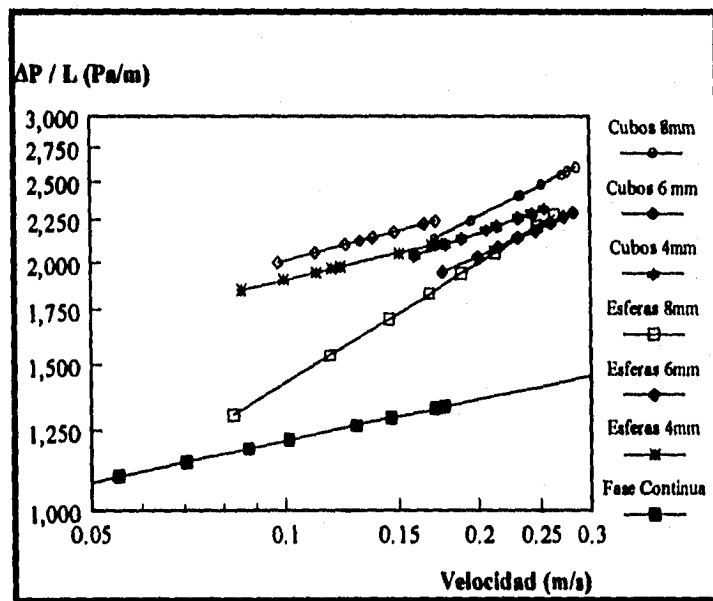
**Gráfica 4.17** Reograma de la Fase Continua del Símil.



#### 4.8.- ESTABLECIMIENTO DE FLUJO HOMOGÉNEO

Una vez que el flujo de las *suspensiones* se estableció (cuando el Gasto y la Caída de Presión no varió) en el 65% de velocidad de la bomba, se observó a través del tubo de acrílico, que éstas flulan de manera casi homogénea. Para verificar lo anterior de forma cuantitativa, se elaboraron las gráficas del régimen de flujo de las seis suspensiones y la fase continua; graficando, en escalas logarítmicas, la caída de presión por unidad de longitud de cada suspensión y la fase continua vs su correspondiente velocidad de flujo. El análisis anterior confirmó flujo homogéneo (Gráfica 4.18).

Gráfica 4.18 Régimen de Flujo de las 6 Suspensiones y la Fase Continua



En la Gráfica 4.18 se observa que todas las suspensiones mantienen una relación lineal entre la caída de presión por longitud con respecto a la velocidad media de flujo (en escalas logarítmicas), sin presentarse una velocidad crítica.

## Resultados y Discusión

A partir de la comparación de las pendientes de las curvas (Tabla 4.19), se observa que la tendencia de las suspensiones con partículas esféricas y cúbicas, de 8 mm, son las que más se alejan del comportamiento de las cuatro suspensiones restantes, las cuales además, guardan una tendencia más parecida a la del flujo de un medio continuo, principalmente las suspensiones con esferas de 4 y 6 mm; fenómeno que nos pareció interesante y que se vio reflejado en los resultados de las siguientes etapas de este trabajo, principalmente en los resultados de las predicciones. Este fenómeno nos hace inferir, que las partículas suspendidas con un diámetro equivalente de 8 mm, alteran el comportamiento de flujo del sistema, a pesar de mostrar un régimen homogéneo (al mantener una relación lineal en la Gráfica 4.18).

**Tabla 4.19 Pendientes de las Curvas del Régimen de Flujo de la Fase Continua y Suspensiones Modelo**

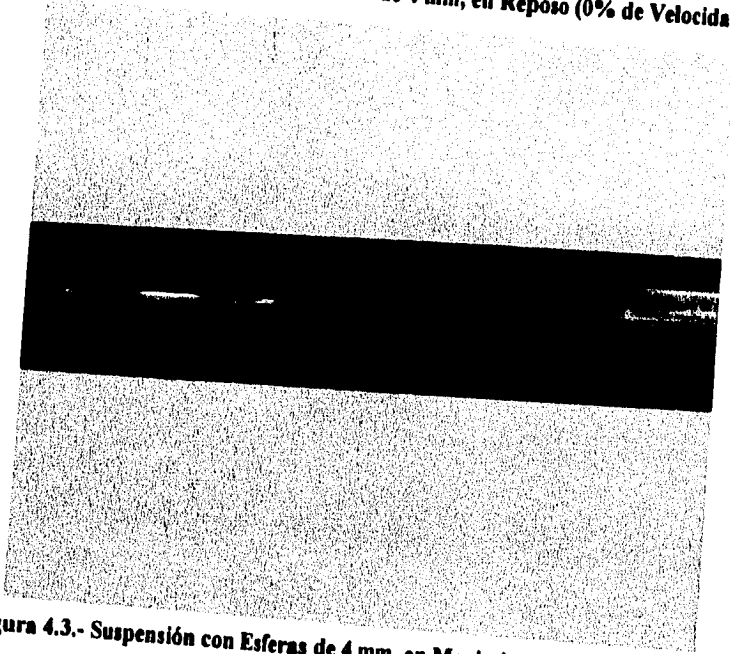
Suspensión Modelo	Pendiente de la Gráfica $\Delta P/L$ vs Velocidad (Pa/s)
<i>Fase Continua sin partículas</i>	0.17
Fase Continua con Esferas de 4mm	0.18
Fase Continua con Esferas de 6mm	0.20
Fase Continua con Esferas de 8mm	0.48
Fase Continua con Cubos de 4mm	0.28
Fase Continua con Cubos de 6mm	0.35
Fase Continua con Cubos de 8mm	0.39

En la Gráfica 4.18, también se puede observar que las partículas causan un aumento de casi el 100% en la Caída de Presión de las suspensiones, con respecto a la de la Fase Continua.

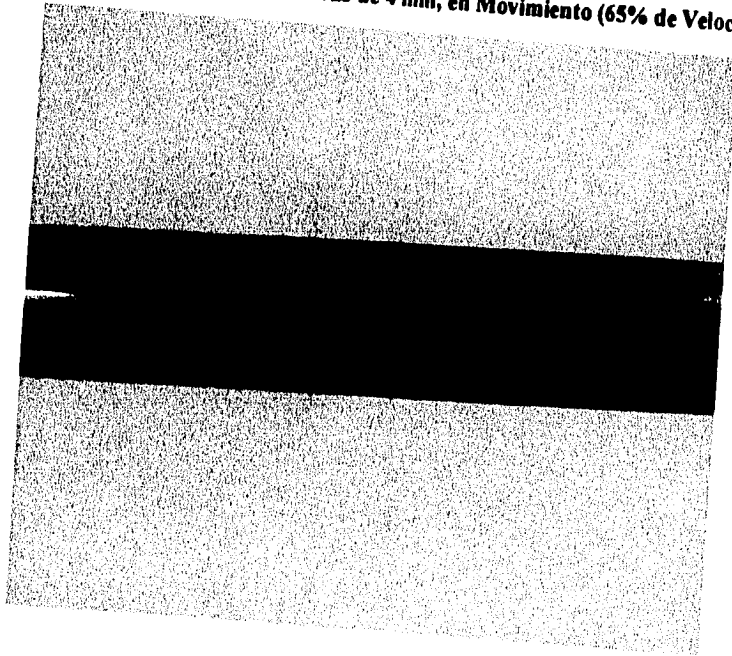
Es importante comentar que durante las corridas experimentales se observó que si las mediciones, se iniciaban a una temperatura de 25°C, terminaban en un promedio de 28 a 30°C, mientras que si se iniciaban a 22°C se terminaban máximo a 23-23.5°C, por lo cual todos los datos reportados corresponden a estas últimas temperaturas.

A continuación se presentan fotografías de las suspensiones con partículas esféricas, tomadas durante la etapa de experimentación a nivel planta piloto, donde se pueden observar en reposo y durante su transporte, fluyendo de manera homogénea al 65% de velocidad de la bomba.

**Figura 4.2.- Suspensión con Esferas de 4 mm, en Reposo (0% de Velocidad).**

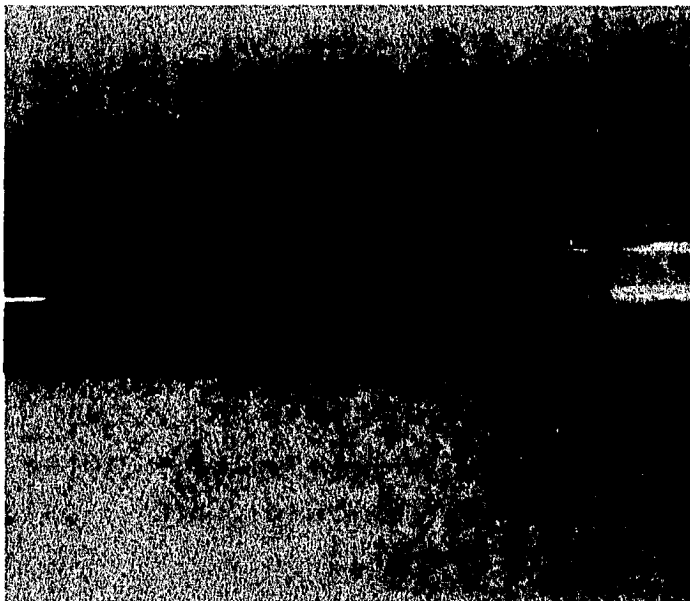


**Figura 4.3.- Suspensión con Esferas de 4 mm, en Movimiento (65% de Velocidad).**

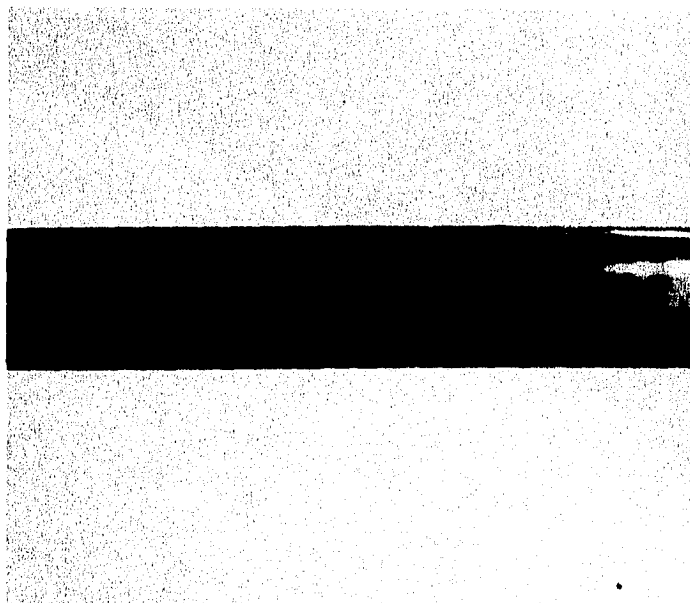




**Figura 4.4.- Suspensión con Esferas de 6 mm, en Reposo (0% de Velocidad).**



**Figura 4.5.- Suspensión con Esferas de 6 mm, en Movimiento (65% de Velocidad).**



#### 4.9.- CARACTERIZACION DE LAS SUSPENSIONES EN TUBERIA

Siguiendo la metodología tradicional para la caracterización en tubería de un fluido que sigue un comportamiento similar a la Ley de la Potencia, se calcularon los parámetros reológicos para las seis suspensiones, los cuales se presentan en la Tabla 4.20.

Sin embargo, aclaramos que para las suspensiones modelo con cubos de 6 y 8 mm trabajadas, se observó una clara perturbación de los perfiles de velocidad, debido a que ciertas partículas cambiaban su posición radial hacia zonas donde pudieran fluir con mayor facilidad, y sobre todo para que no encontraran obstáculos a su paso, de lo contrario chocaban con ellos, y los empujaban o arrastraban; además por su geometría, algunos cubos quedaban adheridos a la pared de la tubería. En las suspensiones con cubos de 4 mm, el primer fenómeno fue casi imperceptible y el segundo en menor grado. Sugerimos que si los parámetros reológicos de estas suspensiones son usados en estudios posteriores, se tengan en cuenta las consideraciones anteriores.

Para los fines de esta investigación, donde es de interés estudiar el efecto de la forma y tamaño en los parámetros reológicos, consideramos prudente usarlos para seguir el comportamiento de la viscosidad aparente con respecto a la velocidad de cizalla en cada una de las suspensiones y así compararlas entre éstas y la fase continua (Gráfica 4.19)

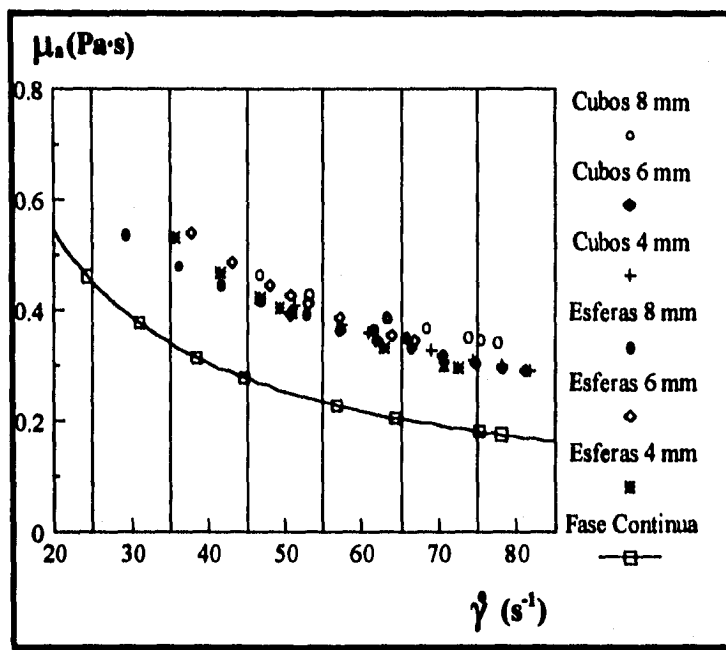
Tabla 4.20 Parámetros Reológicos de las 6 Suspensiones Modelo

	Cubos 8 mm	Cubos 6 mm	Cubos 4 mm	Esferas 8 mm	Esferas 6 mm	Esferas 4 mm
$r$	0.9901	0.9887	0.9847	0.9911	0.9956	0.9918
$n_s$	0.39	0.35	0.28	0.48	0.20	0.18
$k_s$	4.85	5.05	6.93	3.11	9.75	9.90

En la Tabla 4.20 se observa un aumento en el índice de consistencia conforme disminuye el tamaño de las partículas, en ambas geometrías; el índice de comportamiento al flujo presenta una tendencia inversa, aumentando el comportamiento pseudoplástico en las suspensiones con partículas más pequeñas y una geometría esférica, acercándose el valor numérico del índice de comportamiento, al de la fase continua (Tabla 4.18).

Todas las suspensiones se manejaron en régimen laminar, teniendo Números de Reynolds que fluctuaron entre 3 y 28.

**Gráfica 4.19 Viscosidad Aparente vs Velocidad de Cizalla, de las Suspensiones y la Fase Continua**

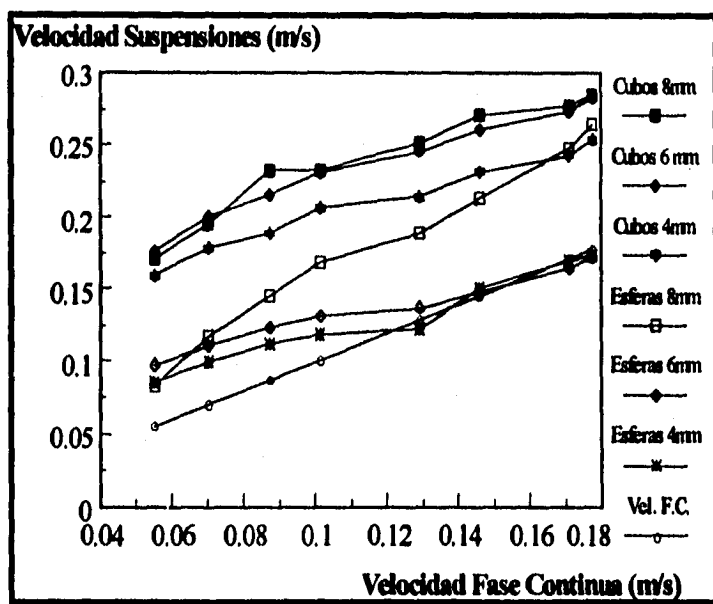


En la Gráfica 4.19 se puede observar que el efecto de las partículas suspendidas, es relevante en el valor de la viscosidad aparente con respecto a la fase continua, generando éstas un aumento de casi un 100% en el intervalo de velocidades de cizalla trabajado. Sin embargo, no es evidente que la viscosidad aparente, de las seis suspensiones, dependa del tamaño o la geometría de las partículas, ya que se observa que mantienen, de manera general, una misma tendencia.

#### 4.10.- VELOCIDAD DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES

En la Gráfica 4.20 se hace evidente un aumento en la velocidad de las suspensiones, por el efecto de las partículas, con respecto a la fase continua; este efecto está en función directa del tamaño e inversa de la esfericidad. Lo anterior muestra la importancia de un cambio en la geometría de las partículas suspendidas.

Gráfica 4.20 Velocidad de las Suspensiones vs la Velocidad de la Fase Continua



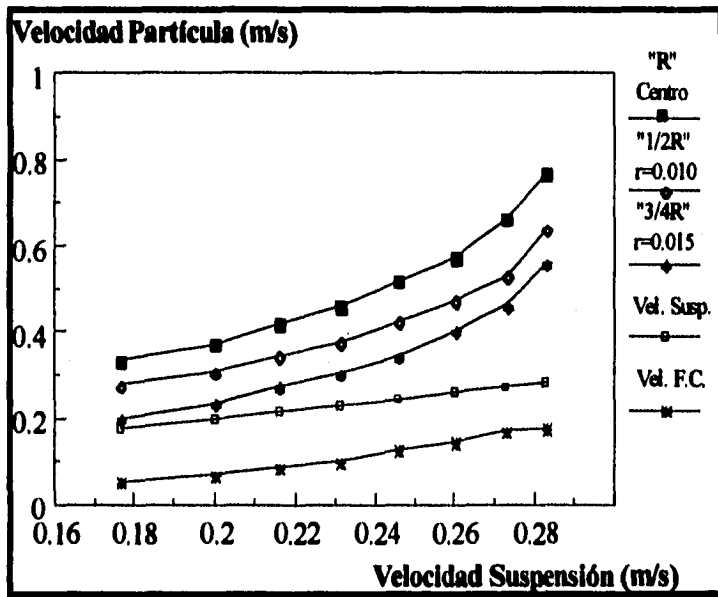
Se detecta nuevamente que las esferas de 8 mm no mantienen la tendencia de su geometría, las cuales a bajas velocidades de flujo presentan una velocidad de suspensión mayor a la de la fase continua, y al aumentar la velocidad de flujo, éstas se igualan. Este fenómeno se observó también en investigaciones anteriores (Cornejo *et al.*, 1995), donde se tenía un medio continuo no-newtoniano con partículas, las cuales tenían una geometría de discos y presentaban diámetros equivalentes entre 2 y 5 mm. A partir de 0.13 m/s, el comportamiento de la velocidad de las suspensiones con partículas esféricas en un medio continuo newtoniano, coincide con el estudio realizado por Arzate y Delgado en 1995.

#### 4.11.- VELOCIDAD DE FLUJO DE LAS PARTICULAS

La determinación de la velocidad de las partículas, según su posición radial en la tubería transparente, no fue posible de forma exacta, por lo que se consideraron tres zonas radiales dentro de ésta, mismas que denominamos como: a) la zona central llamada "R" considerada como radio cero, b) la zona "1/2R" con radio aproximado de 0.010m y c) la zona "3/4R" con radio de 0.015 m. En la gráfica 4.21 se muestra la velocidad de las partículas en estas zonas con respecto a la de la suspensión; en la misma gráfica se incluyeron la de la suspensión (cuya pendiente es igual a 1) y la de la fase continua.

En la Gráfica 4.21 se verifica que la velocidad máxima de las partículas se presenta en la zona central de la tubería ("R"); fenómeno que se repite en las 6 suspensiones.

Gráfica 4.21 Velocidad de las Partículas Cúbicas de 6 mm en Función de su Posición Radial (m) vs la Velocidad de la Suspensión

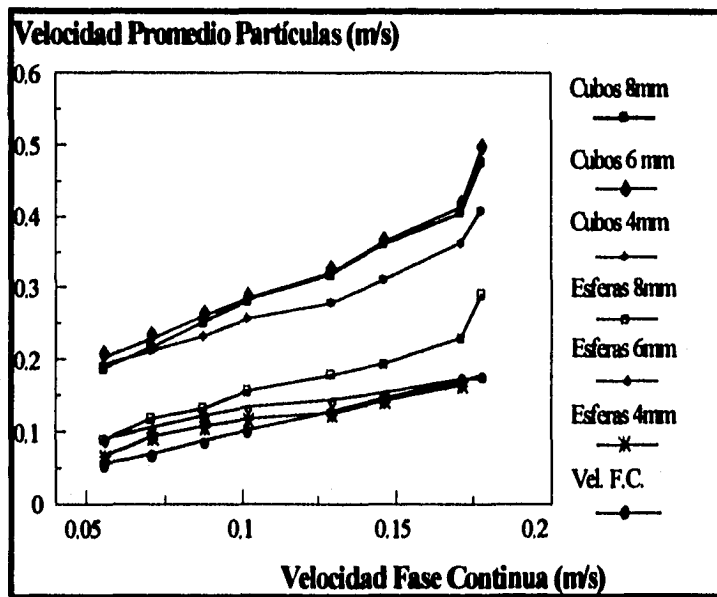


## Resultados y Discusión

En la Gráfica 4.21 pareciera que las partículas cúbicas se aceleran conforme aumenta la velocidad de flujo. Pero al analizar la corrida experimental visualmente (Videos), consideramos que este fenómeno es debido a una reducción parcial del área transversal de flujo por la obstrucción momentánea de aquellos cubos que quedan adheridos a la pared de la tubería, provocando una modificación del perfil de velocidades, que no se refleja al momento de tomar gastos, obteniéndose por lo tanto una velocidad promedio de la suspensión ligeramente menor a la de las partículas, y la velocidad de éstas es mayor que la de la fase continua sola.

En la Gráfica 4.22 se observa que no se presenta el fenómeno anterior, y a una mayor velocidad de flujo las partículas esféricas de 4 mm y 6 mm tienden a igualar la velocidad de la suspensión y de la fase continua.

Gráfica 4.22 Velocidad Promedio de las Partículas vs la Velocidad de la Fase Continua

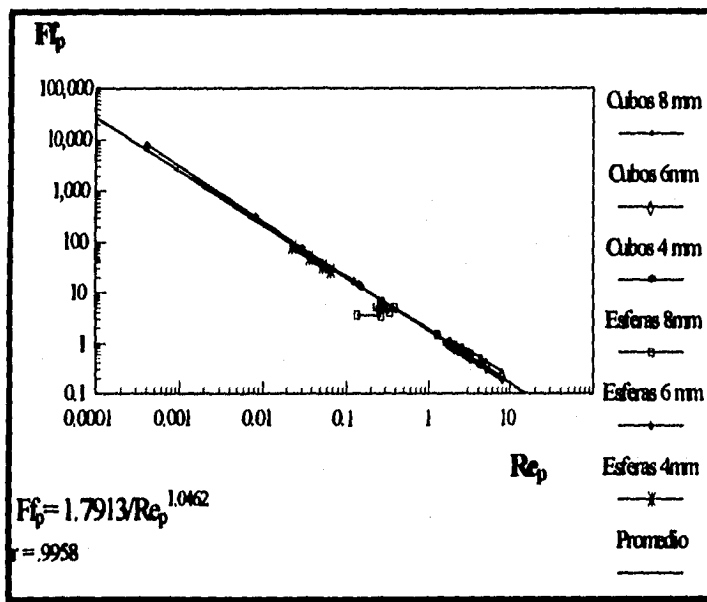


La Gráfica 4.22, además resume las tendencias de las seis suspensiones, al comparar las velocidades promedio de las partículas con la de la fase continua (incluyendo los datos de la fase continua, cuya pendiente es igual a 1); también se comprueba nuevamente que las esferas de 8 mm se alejan del comportamiento general de las esferas, debido probablemente, a la alteración que se genera en el perfil de velocidades.

#### 4.12.- CALCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE ( $C_D$ )

Siguiendo la metodología propuesta en el desarrollo experimental, se encontró que para los seis tipos de partículas suspendidas en un medio continuo no-newtoniano, la relación logarítmica entre el Número de Reynolds en presencia de partículas y el  $C_D$  es inversamente lineal y se muestra en la Gráfica 4.23.

Gráfica 4.23 Factor de fricción ( $\approx C_D$ ) vs Número de Reynolds en presencia de partículas



Para geometrías esféricas los números de Reynolds van aproximadamente de 0.0001 a 1, mientras que para geometrías cúbicas éstos van de 1 a 10. Sin embargo la relación  $Ff_p \approx C_D \cdot Re_p$  ( $C_D = 1.79/Re_p^{1.04}$ ), no se ve modificada por la geometría.

Nuevamente las esferas de 8 mm salen de la tendencia general, por lo que los datos que se observan fuera de la línea no se tomaron para realizar la regresión lineal.

### 4.13.- SOLUCION DEL SISTEMA DE ECUACIONES

Las constantes numéricas utilizadas para resolver el sistema de ecuaciones (Ecuaciones 3.17 y 3.18) que predice la velocidad de las partículas en las direcciones "r" y "z", se definen a continuación y sus valores se presentan en la Tabla 4.21:

C1= Posición Radial (r<sub>i</sub>)

C2= Perfil de Velocidades

$$V_n = (((1/(2*k)) * (\Delta P_r/L)^{(n-1)}) * (n/(n+1))) * (R^{((n+1)/n)} - r_i^{((n+1)/n)})$$

C3= Velocidad de la Fase Continua ( $\bar{V}$ )

$$C4 = 1/2 C_d (\rho_r / \rho_p) * \pi * r_p^2 / V_p$$

$$C_d = 1.79 / Re_p^{1.04}$$

$$*C5 = (4 * k_r * 8^{n_s} * (3n_s + 1)^{n_s}) / (\rho_p * D^{(n_s + 1)} * (4n_s)^{n_s})$$

$$*C6 = n_s$$

$$C7 = (4 * \pi * r_p^3 * (\rho_p - \rho_r) * g) / (3 * \rho_p * V_p)$$

\* Constantes Reológicas de las suspensiones

Tabla 4.21 Constantes utilizadas para la Resolución del Sistema de Ecuaciones

	F <sub>i</sub>					C3
	C1 = 0	C1 = 0.0035	C1 = 0.007	C1 = 0.01022	C1 = 0.01533	
% Vel.	C2	C2	C2	C2	C2	C3
10	0.2282485	0.2282475	0.22812	0.22646	0.19778	0.1775
9.5	0.2198510	0.2198500	0.21973	0.21813	0.19050	0.171
9	0.1877488	0.1877480	0.18765	0.18628	0.16269	0.146
8.5	0.1658172	0.1658164	0.16573	0.16452	0.14368	0.129
8	0.1302476	0.1302471	0.13018	0.12923	0.11286	0.1013
7.5	0.1122577	0.1122572	0.11220	0.11138	0.09727	0.0873
7	0.0903736	0.0903732	0.09032	0.08967	0.07831	0.0703
6.5	0.0710865	0.0710862	0.07105	0.07053	0.06160	0.0553
	Cubos 8 mm	Cubos 6 mm	Cubos 4 mm	Esferas 8 mm	Esferas 6 mm	Esferas 4 mm
C5	4.0549	3.3949	3.2236	4.1989	3.0938	2.7513
C6	0.3911	0.3494	0.2790	0.4815	0.2036	0.1809
C7	0.3247	0.3380	0.3735	0.0520	0.1161	0.2297
% VEL	C4	C4	C4	C4	C4	C4
10	34.9	31.7	89.8	136.0	401820.9	3217.2
9.5	55.6	52.0	127.6	467.5	986968.2	95114.6
9	66.7	65.3	171.7	607.9	38892.6	470443.8
8.5	82.7	80.7	203.0	494.6	9518.4	190730.9
8	88.9	89.5	195.2	375.4	2142.4	8941.4
7.5	109.5	98.6	219.2	486.2	1800.3	6078.9
7	125.7	114.9	227.7	320.3	1659.9	4829.1
6.5	143.8	127.4	243.8	339.8	1806.6	15037.8



## Resultados y Discusión

De manera visual, a través del análisis de los videos, no se observaron movimientos en la dirección " $\phi$ " ni rotación de las partículas esféricas, y al resolver el sistema de ecuaciones introduciendo las constantes numéricas de la Fuerza Magnus y Saffman, se verificó matemáticamente, con la simulación, lo que se planteó en el desarrollo metodológico: que estas fuerzas no intervienen de manera significativa en el sistema.

Para esferas de 8 mm, las predicciones en las velocidades de las partículas tienen errores de 20 al 30% con respecto a las tomadas experimentalmente. Esto puede ser debido a que las ecuaciones están planteadas para representar sistemas continuos y como se observa en la gráfica del patrón de flujo, esta suspensión se aleja del comportamiento de un medio continuo. Con esta parte confirmamos que en una concentración del 10%, en un medio continuo pseudoplástico, un diámetro de partícula de 8 mm se convierte en crítico, y requiere de un análisis más profundo de los fenómenos o interacciones que se estén dando en el sistema.

Es necesario comentar en este momento, que al resolver el sistema de la forma planteada en la metodología para las suspensiones con partículas cúbicas, el método numérico de Runge-Kutta se indetermina, lo cual no es más que el reflejo de los fenómenos observados de perturbación del perfil de velocidades, mismos que no pudieron ser contemplados en las consideraciones del desarrollo matemático. Por otra parte no se pudo tomar en cuenta, de la manera adecuada, la esfericidad debido a que bibliográficamente no hay estudios para otro tipo de geometrías que no sean esféricas, y esto implica la búsqueda de correlaciones empíricas que requerirían una investigación aparte y fuera de los alcances de este trabajo. Lo que si observamos es que no fue suficiente considerar la esfericidad como un factor que divide a la fuerza de arrastre; con esto la simulación ya no se indetermina, pero no son exactos los resultados (hay errores mayores al 30%). Al mismo tiempo comprobamos que la fuerza de arrastre es el término que tiene el mayor efecto en el sistema de ecuaciones.

En un estudio anterior (López, 1993), donde se trabajó con partículas cúbicas suspendidas en un medio continuo no-newtoniano, si fue posible resolver el sistema de ecuaciones sin considerar la esfericidad, pero en este caso la concentración de sólidos era de 5%, por lo cual inferimos que en esta concentración aún no existe una perturbación significativa del perfil de velocidades, como sucede en nuestro caso con 10% de sólidos.

**Resultados y Discusión**

Al realizar la simulación se comprobó que la velocidad de las partículas en la dirección "r" es prácticamente nula (de 0 a 0.15% de la velocidad en "z"), en la zona central de la tubería a altas velocidades y muy pequeña cerca de la pared en bajas velocidades (2% de  $V_{p2}$ ). Los resultados de la simulación de esferas de 4 y 6 mm se presentan en las Tablas 4.22 y 4.23, así como la comparación con los valores experimentales

**Tabla 4.22 Comparación de los Resultados Obtenidos por Simulación con los Experimentales**

ESFERAS 4 mm									
% Vel.	$\bar{V}_p$		%Cv	$\bar{V}_s$		%Cv	$\Delta P_s$		%Cv
	Experim. (m/s)	Teórica (m/s)		Experim. (m/s)	Teórica (m/s)		Experim. (Pa)	Teórica (Pa)	
100	0.1483	0.1381	5.04	0.1739	0.1736	0.14	9883.0	9879.6	0.02
95	0.1656	0.1704	2.00	0.1696	0.1709	0.56	9838.4	9852.4	0.1
90	0.1436	0.1478	2.01	0.1507	0.1462	2.16	9630.3	9577.4	0.39
85	0.1253	0.1286	1.82	0.1224	0.1290	3.69	9274.7	9362.7	0.67
80	0.1186	0.0945	15.93	0.1183	0.1006	11.42	9217.7	8951.8	2.07
75	0.1084	0.0777	23.36	0.1120	0.0863	18.30	9126.9	8707.2	3.33
70	0.0940	0.0565	35.16	0.0997	0.0689	25.81	8936.9	8359.5	4.72
65	0.0686	0.0495	22.85	0.0853	0.0547	30.88	8688.2	8017.8	5.67

**Tabla 4.23 Comparación de los Resultados Obtenidos por Simulación con los Experimentales**

ESFERAS 6 mm									
% Vel.	$\bar{V}_p$		%Cv	$\bar{V}_s$		%Cv	$\Delta P_s$		%Cv
	Experim. (m/s)	Teórica (m/s)		Experim. (m/s)	Teórica (m/s)		Experim. (Pa)	Teórica (Pa)	
100	0.1752	0.1774	0.88	0.1723	0.1775	2.10	10537.6	10601.5	0.43
95	0.1725	0.1708	0.67	0.1648	0.1710	2.60	10443.0	10521.0	0.53
90	0.1535	0.1444	4.32	0.1479	0.1458	0.99	10215.0	10186.0	0.20
85	0.1439	0.1229	11.12	0.1372	0.1284	4.69	10060.1	9925.1	0.95
80	0.1334	0.0809	34.61	0.1311	0.0993	19.54	9967.4	9418.5	4.00
75	0.1224	0.1637	44.58	0.1242	0.0849	26.54	9858.2	9124.5	5.47
70	0.1068	0.0447	57.92	0.1113	0.0677	34.41	9640.6	8713.6	7.14
65	0.0901	0.0304	69.97	0.0975	0.0528	42.04	9384.2	8283.0	8.81

## Resultados y Discusión

En las Tablas 4.22 y 4.23 no se comparan las velocidades de la partícula según su posición radial, ya que el programa predice el valor exacto de una posición específica, y los resultados experimentales corresponden a una zona radial, por lo que se considera más apropiada la comparación promedio de éstas.

Se observa que tanto para esferas de 4 mm como de 6 mm, a partir del 85% de velocidad de la bomba, los resultados de las predicciones, tanto de velocidades promedio de las partículas como de velocidades promedio de las suspensiones, son muy aceptables. Sin embargo, por abajo de esta velocidad, los errores en las velocidades promedio de las partículas y de las suspensiones se elevan repentinamente, por lo que se dedujo que el 85% de velocidad de la bomba corresponde a una velocidad de flujo determinante en el comportamiento del sistema, a pesar de que no se observó a simple vista, ni mediante la gráfica de régimen de flujo (Gráfica 4.18), por consiguiente no se consideró en la solución del sistema de ecuaciones.

Se observa que el error en las velocidades de las partículas es generalmente mayor que el error de la velocidad media de la suspensión, debido a que esta última se calcula a partir de los datos de velocidad de partícula, y ésta influye sólo en un 10% en el resultado de la velocidad de la suspensión final<sup>1</sup>.

El comportamiento matemático anterior, se observa también, al hacer el recálculo de la Caída de Presión teórica, en donde aun en las bajas velocidades (del 65% al 80%), el error no es mayor al 10%.

No comparamos con mayor extensión el resultado teórico y experimental de las caídas de presión, ya que no se realizaron experimentos independientes y sólo se está comparando un recálculo utilizando las ecuaciones 3.19 y 3.20, a partir de las velocidades de las partículas simuladas mediante la solución del sistema de ecuaciones.

---

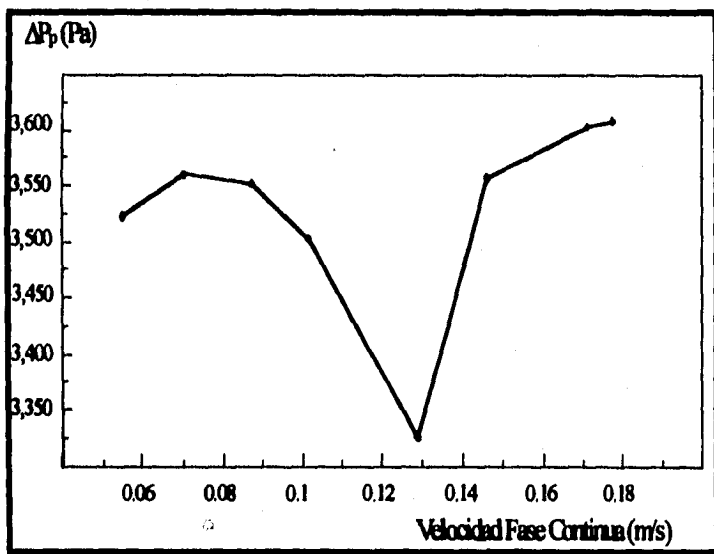
<sup>1</sup>.- ecuación 3.20.

## Resultados y Discusión

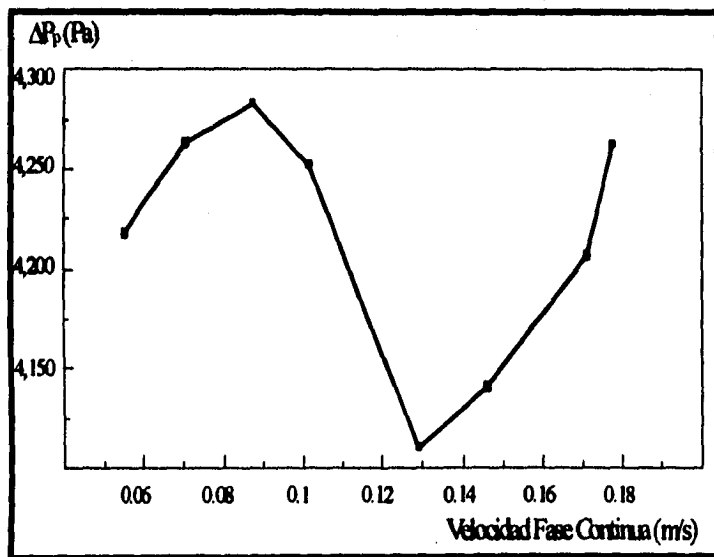
Por lo anterior consideramos que los resultados de la predicción y por consiguiente el cálculo del  $C_D$ , al menos para las esferas de 4 y 6 mm, ha sido un avance en el estudio de suspensiones no-newtonianas, ya que en los estudios presentados por Dutta y Sastry, en 1990, donde utilizan la simulación mediante la resolución de las ecuaciones de cantidad de movimiento para un sistema con medio continuo no-newtoniano y partículas esféricas de poliestireno; la simulación no arroja resultados acertados, debido probablemente, y como ellos lo aclaran, a que no consideran la concentración de las partículas en su sistema de ecuaciones, y en segundo lugar, suponemos existen errores en el cálculo del  $C_D$ , ya que no indican como lo obtuvieron.

Por otra parte, se intentó buscar otra explicación a los errores de las bajas velocidades de la bomba manejadas, y se encontró bibliográficamente (López, 1993) que cuando se gráfica la diferencia entre las caídas de presión provocadas por la fase continua sin sólidos y con sólidos ( $\Delta P_p$ ), contra la velocidad media de flujo de la fase continua, se puede obtener una velocidad crítica de flujo y cuando, en este trabajo, se realizaron gráficas similares (Gráficas 4.24 y 4.25), el comportamiento coincidió únicamente con las suspensiones de esferas de 4 mm y 6 mm, donde el mínimo de la caída de presión corresponde al 85% de la velocidad de la bomba. Este fenómeno nos llamó la atención pero ya que en las demás suspensiones no se presentó, cabría la posibilidad de ser una coincidencia; recordando que cuando se determinó la velocidad crítica (Gráfica 4.18) mediante la metodología propuesta por investigadores anteriores (Turian y Yuan, 1977), ninguna de las suspensiones presentó una velocidad crítica.

Gráfica 4.24 Velocidad Mínima de Flujo de Esferas de 4 mm



Gráfica 4.25 Velocidad Mínima de Flujo de Esferas de 6 mm



## **5.- CONCLUSIONES**

La sopa de chícharos comercial tipo crema estudiada, está compuesta por dos fases principalmente: la continua que presentó un comportamiento reológico dependiente del tiempo de cizallamiento, y en el equilibrio, del tipo Ley de la Potencia, con una "n" entre 0.21 y 0.31, y una "k" de 3.29 a 5.48 Pa·s<sup>n</sup>, en un intervalo de velocidades de cizalla de 3 a 400 s<sup>-1</sup> a 80°C; la fase dispersa está constituida por partículas sólidas de chícharos enteros y trozos de zanahorias en formas cúbicas y de cuñas, principalmente.

Se encontró que este tipo de sopas tienen un estricto control de calidad en cuanto a la consistencia de su fase continua, del tamaño de sus partículas (diámetros equivalentes promedio de 8 mm), de la proporción (5% de zanahorias, 11% de chícharos) y concentración (16%) de las mismas, así como en cuanto a sus densidades (1115, 1097, 1065 kg/m<sup>3</sup> para la suspensión, fase continua y fase dispersa a 25°C, respectivamente).

Con lo anterior, se pudo seleccionar las características principales para elaborar los modelos físicos que representaron a esta suspensión, y aunando las demás propiedades estudiadas de la sopa, ya se puede contar con las características principales de este grupo de alimentos comerciales, mismas que hasta el momento no se han encontrado reportadas y pueden ser de mucha utilidad para la carrera de Ingeniería en Alimentos.

En la experimentación a nivel planta piloto fueron utilizadas seis suspensiones modelo diferentes, las cuales estuvieron constituidas por una fase dispersa (partículas de alginato de sodio viscoelásticas), en tres tamaños (4, 6 y 8 mm), con dos geometrías (esferas y cubos), y una fase continua pseudoplástica ( $n = 0.16$ ,  $k = 6.6 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$ , en un intervalo de velocidades de 24 a 78 s<sup>-1</sup>), con una densidad relativa de 1.313. La relación de densidades entre el fluido y las partículas se encontraron entre 0.972 y 0.995. La densidad relativa promedio de estos sistemas fue de 1.32.

El régimen de flujo no mostró una velocidad crítica para ninguna de las suspensiones, sin embargo se observó que la suspensión con esferas de 8 mm sale del comportamiento general de las esferas, lo que se reflejó en todas las demás etapas del estudio, por lo que se concluye que así como existe una concentración volumétrica máxima para una velocidad de flujo, en una suspensión pseudoplástica con 10 % de partículas, el tamaño máximo de la fase dispersa, se puede encontrar entre 6 y 8 mm, y a partir de éste, se presentan fenómenos distintos de interacción en el sistema que no permiten considerarlo como un medio pseudocontinuo, pero faltaría conocer si la relación entre el diámetro de la partícula y de la tubería son determinantes o sólo la relación entre la fracción volumen y el diámetro de la esfera para que se den estos fenómenos.

Para realizar reometría en tubería se consideraron a los seis sistemas como pseudohomogéneos; la caracterización reológica de los mismos mostró un comportamiento pseudoplástico que se acentuó con la disminución del tamaño de las partículas.

Durante el transporte de las suspensiones modelo se observó que la viscosidad aparente de las mismas fue mucho mayor a la de la fase continua, casi en un 100%.

Las suspensiones con partículas esféricas de 4 y 6 mm mostraron velocidades iguales a la de la fase continua a partir de 0.13 m/s, al igual que las velocidades promedio de las partículas. Las suspensiones con partículas cúbicas mostraron velocidades mayores a las de la fase continua y perturbaciones en el flujo de ésta debido a la migración, choque, arrastre y adhesión a las paredes de la tubería, de las partículas cúbicas.

La metodología planteada para el cálculo del  $C_D$ , muestra ser aceptable, ya que éste es el factor de mayor peso en la Fuerza de Arrastre, misma que a su vez fue determinante en la solución del sistema de ecuaciones para la predicción de las velocidades; sin embargo, para partículas cúbicas hace falta el desarrollo de estudios específicos mucho más profundos.



El cálculo de la velocidad de las partículas y de la suspensión mediante la solución de las ecuaciones planteadas fue aceptable para esferas de 4 y 6 mm. Esto implica que las ecuaciones se plantearon y resolvieron adecuadamente para estos sistemas.

La velocidad de las suspensiones con cubos no se pudo calcular con las ecuaciones, ya que éstas no contemplaron la esfericidad de las partículas ni las perturbaciones en los perfiles de velocidad.

Consideramos que esta investigación ha sido un avance en el estudio de suspensiones no-newtonianas, ya que en ésta se pudo predecir las velocidades de las partículas y de la suspensión, con un mayor acercamiento y utilizando partículas de naturaleza orgánica, como en los alimentos, llegando más allá que estudios anteriores (Dutta y Sastry, 1990).

El estudio del flujo en tubería de sopas tipo crema ha tenido un buen acercamiento, ya que fue posible conocer el comportamiento de partículas cúbicas y las velocidades de éstas en función a la velocidad de bombeo, faltando mucho por estudiar.

Dentro de las áreas de estudio en que se debe de incursionar para complementar esta investigación, se encuentran: la comprensión y descripción de los fenómenos de Transferencia de Momento en suspensiones con partículas cúbicas, el estudio de las propiedades de flujo de un sistema con partículas en suspensión, con geometrías y tamaños diferentes mediante la implementación de la reometría de mezclado, así como profundizar el análisis del efecto de la esfericidad en la determinación de la Fuerza de Arrastre, entre otras áreas que surjan de éstas.

---

**Referencias Bibliográficas**

**REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

## Referencias Bibliográficas

- Ambrose, H.H Ph. D. diss., State Univ. Iowa (1952). (citado por Parzonka *et al.*, 1981)
- Arzate, L.A.C. y Delgado, R.V.A. (1995) - Efecto del tamaño y concentración de partículas esféricas en la caída de presión y velocidad crítica durante el flujo en tubería de un sistema bifásico con fase continua newtoniana. Tesis de Licenciatura. Ingeniería en Alimentos. Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, U.N.A.M.
- Baumeister, T. and Marks, L.S. (1967) - *Standard handbook for mechanical engineers*" 7th. ed.; Mc. Graw-Hill. New York. (citado por Mironer, 1979).
- Bird, R.B., Steward, W.E. and Lightfoot, E.N. (1982) - *Fenómenos de Transporte* - Ed. Reverté. Barcelona, España.
- Blatch N.S. (1906) - Discussion: Water filtration at Washington D.C.-ASChE 57: 400-408 (citado por Thomas, D.G., 1962).
- Barnes, H.A., Edwards, M.F. and Woodcock, L.V. (1987) - Applications of computer simulations to dense suspension Rheology.- Chem. Eng. Sci., 42(4): 591-608.
- Barnes H.A., Hutton, J.F. and Walters, K. (1989) - Rheology of Suspensions. Ch. 7, en *An Introduction of Rheology*,. p. 115-139. Elsevier Science Publishers B.V., Netherlands.
- Chan and Powell, R.L. (1984) - Rheology of Suspensions of Spherical particles in a newtonian and non-Newtonian fluid - J. Non-Newtonian F. Mech., (15): 165-179.
- Cornejo, R.L., Cruz, C.M.C. y Jaques, H.C.C. (1995) - Caída de presión y velocidad promedio de suspensiones pseudoplásticas. Efecto del tamaño de partícula. - Tesis de Licenciatura. Ingeniería en Alimentos. Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, U.N.A.M.

## Referencias Bibliográficas

---

- Costell, E., Carbonel, E. y Durán, L. (1986) - Composición química y comportamiento reológico de las confituras de melocotón. Relación con el contenido en fruta. - Rev. Agroquím. Tecnol. Alimen., 26 (3): 387-397.
- Davis, R.H., Serayssol, J.M. and Hinch, E.J. (1986) - The elastohydrodynamic collision of two spheres. *J. Fluid Mech.* 162:479.
- Denson, C.D. (1966) - Particle migration in shear fields - Ph. D. thesis, University of Utah 1965. (citado por Sastry y Zuritz., 1987)
- Desrosier, N.W. (1990) - *Conservación de Alimentos* - Trad. 2ª ed., Ed. Cía. Editorial Continental, S. A. de C.V., México.
- Durst, F., Milojevic, D. and Shoung, B. (1984) - Eulerian and Lagrangian Predictions of Particulate two-phase flows: A numerical study. - *Appl. Math. Modelling* (8): 101-115.
- Dutta, B. and Sastry, S.K. (1990) - Velocity Distributions of Food Particle Suspensions in Holding Tube Flow: Experimental and Modeling Studies on Average Particle Velocities - *J. Food Sci.*, 55, (5):1448-1453.
- Dutta, B. and Sastry, S.K. (1990) - Velocity Distributions of Food Particle Suspensions in Holding Tube Flow: Distribution characteristics and fastest-particle Velocities - *J. Food Sci.*, 55, (6):1703-1710.
- Einstein, A. (1906), *Ann. Physik* 19, p. 289. (citado por Jinescu, 1974).
- Egam, H., Kirk, R.S. and Sawyer, R. (1987) - *Análisis Químico de Alimentos de Pearson* - Ed. Cía. Editorial Continental, S. A. de C.V., México.

## Referencias Bibliográficas

- FMC Ingredientes Alimenticios. (1993) - Gel de Celulosa Avicel® (celulosa microcristalina) Tecnología General - Boletín FMC Corporation, México.
- Furuta, T., Tsujimoto, S., Toshima, Okasaky, M. and Toei, R. (1978) - Concentration distribution of particles in solid-liquid two-phase flow through vertical pipe. *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 4: 606-615. (citado por Sastry *et al.*, 1987).
- Graf, W.H. Robinson, M. and Yucel, C. (1970) - Proc. 1st conf. on Hydraulic Transport of Solids in Pipes, Paper H5, BHRA Fluid Eng., Univ. Warwick, England (citado por Parzonka *et al.*, 1981).
- Govier, G.W. and Aziz, K. (1987) - *The flow of complex in pipes* - Robert E. Kriger Publishing Co. Florida USA.
- Inokuchi, K. (1955) - Rheology of surface IV. Viscoelastic properties. *Bull. Chem. Soc. (Japan)* 28: 153. (citado por Vernon *et al.*, 1983).
- Ishii, M. and Zuber, N. (1979) - Drag coefficient and relative velocity in bubbly. Droplet of particulated flows. *A.I.Ch.E. J.* 25 (5): 843-854.
- Jinescu, V.V. (1974) - The Rheology of Suspensions - *Int. Chem. Eng.*, 14, (3): 397-419.
- Karnis, A., Goldsmith, H.L. and Mason, S.G. (1967) - The flow of suspensions through tubes. V. Inertial effects. *Can. J.ChE.* 44: 181-193. (citado por Sastry y Zuritz, 1987)
- Lang, E.R. and Rha, C. (1980) - Analysis and estimation of yield stress of dispersions. *Proceedings of the VIII International Congress of Rheology*. Vol. 3. Edit. G. Astrarita, G. Marrucci, L. Nicolais. Plenum, New York. 659-665.

## Referencias Bibliográficas

- Lindsey, W. F. (1938) - Drag of cylinders of simple shapes, NACA. Tech. Rep. 619 (citado por Mironer, 1979)
- López, M.F.J. (1993) - Caída de Presión por el transporte de yoghurt con frutas en una tubería cilíndrica. Predicción mediante un modelo matemático.- Tesis de Licenciatura. Ingeniería en Alimentos. Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, U.N.A.M.
- Luh, B. S. and Woodroof, J.G. (1988) - *Comercial Vegetable Processing* - 2ªed., Ed. AVI. New York USA.
- Mc Cabe, W.L. and Smith, J.C. (1975) - *Operaciones básicas de Ingeniería Química* - Ed Reverté, S.A. España.
- Metzner, A.B. (1985) - Rheology of suspensions of polymeric liquids - *J. Rheol.*, 29, (6): 739.
- Mironer, A. (1979) - *Engineering Fluid Mechanics*. - Edit Mc. Graw Hill. Tokio, Japón. (cita a Lindsey, 1938; Baumeister y Marks, 1967).
- Molerus, O. and Wellmann, P. (1981) - A new concept for the Calculation of Pressure Drop with Hydraulic Transport of Solids in Horizontal Pipes - *Chem. Engi. Sci.* 36, (10): 1623-1632.
- Muller, H.G. (1977) - *Introducción a la Reología de los Alimentos* - Editorial Acribia, Zaragoza, España.
- NOM-F-432-1982 Norma Oficial Mexicana. Alimentos - Alimentos Infantiles y Niños de Corta Edad- Sopas Coladas y Picadas.

## Referencias Bibliográficas

- Oroskar, A.R. and Turian, R.M. (1980) - The Critical Velocity in pipeline flow of slurries. *A.I.Ch.E. J.*, 26(4); 550-558.
- Parzonka, W., Kenchington, J.M. and Charles, M.E. (1981) - Hydrotransport of Solids in Horizontal Pipes: Effects of Solids Concentration and Particle Size on the Deposit Velocity - *Can. J. Chem. Eng.* 59: 291-296.
- Perry, R.H. y Chilton, C.H. (1991) - *Biblioteca del Ingeniero Químico* - 5ª Ed., Ed. McGraw-Hill, México.
- Pokroskaya, V.N. (1972) - *Ways of improving the efficiency of hidrotransport*, p 19, Nedra, Moscow (in Russian). (citado por Parzonka et al., 1981)
- Pomeranz, Y. (1984) - *Functional Properties of Food Components* - Ed. Academic Press, INC. USA.
- Rao, M.A. (1987) - Predicting the Flow properties of Food Suspensions of plant origin - *Food Technol.* 41(3); 85-88.
- Rhodes, M. (1990).- *Principles of powder technology* - Ed. John Wiley and Sons. Chichester, England.
- Roberts, C.P.R. and Kennedy, J.F. (1971) - *Particle and fluid velocities in turbulent flows of suspensions of neutrally-buoyant particles*. *Advances in solid-liquid flow in pipes and its application*. (I. Zandi, ed. ) Pergamon Press, Ltd. Oxford, New York. :59-72 (citado por Sastry y Zuritz, 1987)
- Rubinow, S. I. and Keller, J.B. (1961) - The transverse force on a spinning sphere moving in a viscous fluid. - *J. Fluid Mech.* (11): 447-459.

## Referencias Bibliográficas

- Saffman P.G. (1964) - The lift on a small sphere in a slow shear flow - J. Fluid Mech., 22, (2); 385-400.
- Sastry, S.K. and Zuritz C.A. (1987) - A Review of Particle Behavior in Tube Flow: Applications to Aseptic Processing - J. Food Proc. Eng., 10.; 27-52.
- Sastry, S.K., Heskitt, B.F. and Blaisdell, J.L. (1989) - Experimental and modeling studies on convection heat transfer at the particle-liquid interface in aseptic processing systems. Food Technol. March (3); 132-135.
- Segre, G. and Silberberg, A. (1961) - Radial particle displacements in pulse flow of suspensions. Nature (199): 205-210.
- Shook, C.A. (1976) Can. J. Chem. Eng. 54, (13). (citado por Parzonka *et al.*, 1981).
- Subramaniam, G. and Zuritz, C.A. (1990) - A study of Drag Forces on solid spherical particles in power law bounded flow: applications to aseptic processing. J. Food Proc. Eng. (12): 137-158.
- Thomas, D.G. (1962) - Transport Characteristics of Suspensions: Part VI. Minimum Transport Velocity for Large Particle Size Suspensions in Round Horizontal Pipes - A.I.Ch.E. J., 8, (3): 373-377. (cita a Blatch, 1906).
- Toda, M., Ishikawa, T., Saito, S. and Maeda, S. (1973) - On the particle velocities in solid-liquid two-phase flow through straight pipes and bends. J. Chem. Eng. Japan, 6: 140-146. (citado por Sastry y Zuritz, 1987).
- Toda, M., Yonehara, J., Kimura, T. and Maeda, S. (1979) - Transition Velocities in Horizontal Solid-Liquid Two-Phase Flow - Int. Chem. Eng., 19, (1): 145-152.



---

#### Referencias Bibliográficas

- Turian, R.M. and Yuan, T. (1977) - Flow of slurries in pipeline. A.I.Ch.E. J. 23 (3); 232-242.
- Vernon, E.J., Lever, C.A. y Torreblanca, A. (1983) - Estudio de las propiedades viscoelásticas de productos alimenticios - Revista Tecnol. Aliment. (Méx) Vol XVIII, No2.
- Wallis, G.B. (1969) - *One-dimensional two-phase flow* - Edit. Mc. Graw Hill. EUA.
- Zill, D.G. (1987) - *Cálculo con Geometría Analítica* - Ed. Grupo Editorial Iberoamérica, S.A. de C.V., México D.F.