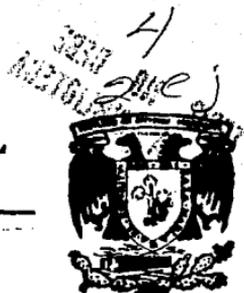




**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN**



FALLA DE ORIGEN

**EFFECTO DEL TAMAÑO Y CONCENTRACION DE
PARTICULAS ESFERICAS EN LA CAIDA DE
PRESION Y VELOCIDAD CRITICA DURANTE EL
FLUJO EN TUBERIA DE UN SISTEMA BIFASICO
CON FASE CONTINUA NEWTONIANA.**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA EN ALIMENTOS
P R E S E N T A N ,
ALFA CLAUDIA ARZATE LOPEZ
VIRGINIA AGUSTINA DELGADO REYES**

A S E S O R A :

DRA. LAURA PATRICIA MARTINEZ PADILLA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR U. N. A. M.
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN



Departamento de
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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

AT'Ni: 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:
"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".

que presenta la pasante: Alfa Claudia Arzate López
con número de cuenta: 8958944-5 para obtener el TÍTULO de:
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con:
Virginia Agustina Delgado Reyes

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXÁMEN 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 11 de Septiembre de 1995

PRESIDENTE	<u>Dr. Alberto Tecante Coronel</u>	
VOCAL	<u>Dra. L. Patricia Martínez Padilla</u>	
SECRETARIO	<u>M. en C. Ma. Elena Vargas Ugalde</u>	<u>Ma. Elena Vargas Ugalde</u>
PRIMER SUPLENTE	<u>Ing. Antonio Trejo Lugo</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.A. Laura M. Cortazar Figueroa</u>	



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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



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:
"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"

que presenta la pasante: Virginia Agustina Delgado Reyes
con número de cuenta: 8601230-0 para obtener el TÍTULO de:
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con :
Alfa Claudia Arzate López

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 11 de Septiembre de 1995

PRESIDENTE	Dr. Alberto Tecante Coronel	
VOCAL	Dra. L. Patricia Martínez Padilla	
SECRETARIO	M. en C. Ma. Elena Vargas Ugalde	
PRIMER SUPLENTE	Ing. Antonio Trejo Lugo	
SEGUNDO SUPLENTE	I.A. Laura M. Cortazar Figueroa	

• Este investigación se realizó en el Laboratorio de Propiedades Reológicas y Funcionales en Alimentos de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán U.N.A.M., apoyada por la DGAPA-UNAM (Proyecto IN302193).

AGRADECIMIENTOS

A la Dra. L. Patricia Martínez Padilla por su valiosa asesoría, apoyo incondicional y sobre todo, por la amistad que nos brindó durante la elaboración de este trabajo.

Al Dr. Alberto Tecante Coronel por los conocimientos, científicos y humanísticos, que nos transmitió a través de sus valiosas sugerencias durante la revisión de nuestro trabajo.

A todos los profesores de quienes, durante nuestra formación académica, recibimos valiosos conocimientos.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por habernos brindado la oportunidad de una formación académica y el acceso inicial al campo de la Investigación.

Alfa C. Arzate López.

Virgínia A. Delgado Reyes.

DEDICATORIAS

Porque el verdadero tiempo no se mide con un reloj ...

A mis padres, Emigdio y Victórica.

A mi hermano, Homero.

A todos mis amigos, en especial a Gerardo.

Alfa Claudia.

A mis padres, Agustín y Socorro.

A Delfino.

A mis hermanos, Félix, Amalia, Fernanda y sus respectivas familias.

A todos mis amigos.

Virginia Agustina.

INDICE GENERAL

INDICE GENERAL.	I
INDICE DE FIGURAS.	III
INDICE DE CUADROS.	VI
NOMENCLATURA.	VIII
RESUMEN.	XII
INTRODUCCION.	1
Objetivo General.	4
Objetivos Particulares.	4
CAPITULO I: GENERALIDADES.	
1.1 Reología de los materiales.	6
1.1.1 Principios básicos de reología.	6
1.1.2 Comportamiento reológico de materiales sólidos y semisólidos.	9
1.1.3 Comportamiento reológico de materiales líquidos.	15
1.1.4 Comportamiento reológico de suspensiones.	19
1.2 Flujo bifásico.	
1.2.1 Definición de flujo bifásico.	32
1.2.2 Clasificación de flujo bifásico.	33
1.2.3 Efectos presentes en el flujo de sólidos en suspensión.	39
1.2.4 Predicción de la velocidad y de la caída de presión en ductos cilíndricos.	45
CAPITULO II: DESARROLLO METODOLOGICO.	
2.1 Desarrollo Experimental.	62
2.1.1 Experimentación previa de suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana.	62
2.1.1.1 Determinación de propiedades físicas.	62
2.1.1.2 Determinación de propiedades fisicoquímicas.	66
2.1.2 Suspensión alimenticia representativa.	68.
2.1.1.1 Determinación de propiedades físicas.	69
2.1.1.2 Determinación de propiedades fisicoquímicas.	75
2.1.3 Selección y elaboración del sistema modelo.	76
2.1.4 Establecimiento del flujo homogéneo para el sistema modelo en una red de flujo a nivel piloto.	79
2.1.4.1 Caracterización de la bomba y establecimiento del flujo homogéneo.	80

2.1.5 Obtención de la viscosidad del sistema modelo en tubería.	84
2.1.5.1 Validación del sistema de medición de presión.	84
2.1.5.2 Obtención de la viscosidad del sistema modelo.	88
2.1.6 Cuantificación de la velocidad de flujo y caídas de presión provocadas por el flujo del sistema modelo en un ducto cilíndrico en régimen laminar.	90
2.1.6.1 Cuantificación de la velocidad de flujo y caídas de presión.	91
2.1.6.2 Cuantificación de la velocidad promedio de las partículas sólidas.	93
2.2 Desarrollo teórico.	96
2.2.1 Planteamiento de ecuaciones.	96
2.2.1.1 Velocidad de la partícula sólida.	96
2.2.1.2 Velocidad de la fase continua (fluido).	100
2.2.1.3 Velocidad de la suspensión.	101
2.2.2 Solución numérica de las ecuaciones.	102
 CAPITULO III: ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS.	
3.1 Resultados experimentales.	105
3.1.1 Suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana.	105
3.1.1.1 Propiedades físicas.	105
3.1.1.2 Propiedades fisicoquímicas.	107
3.1.2 Suspensión alimenticia representativa.	109
3.1.2.1 Propiedades físicas.	109
3.1.2.2 Propiedades fisicoquímicas.	112
3.1.3 Sistema modelo.	113
3.1.3.1 Fase continua.	113
3.1.3.2 Fase dispersa.	113
3.1.3.3 Suspensión.	118
3.1.4 Establecimiento de flujo homogéneo en la red de flujo.	119
3.1.4.1 Caracterización de la bomba.	120
3.1.4.2 Establecimiento de flujo homogéneo.	124
3.1.5 Validación del sistema de medición de presión.	126
3.1.6 Obtención de la viscosidad del sistema modelo.	128
3.1.7 Cuantificación de la velocidad de flujo y caídas de presión.	130
3.1.8 Velocidad de flujo de la partícula.	134
3.2 Resultados teóricos.	136
 CAPITULO IV: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	
BIBLIOGRAFIA.	145

INDICE DE FIGURAS.

1.1 Deformación lineal de una barra rectangular.	6
1.2 Deformación angular de un cubo.	7
1.3 Deformación volumétrica de un cubo.	7
1.4 Clasificación general del comportamiento reológico de los materiales.	8
1.5 a) Curva esfuerzo-deformación, b) deformación-tiempo, c) esfuerzo-tiempo para un material elástico lineal.	9
1.6 a) Curva esfuerzo-deformación, b) deformación-tiempo, c) esfuerzo-tiempo para un material con elasticidad retardada.	10
1.7 a) Curva deformación-tiempo y b) esfuerzo-tiempo para un material viscoelástico.	12
1.8 a) Modelo mecánico de un material sólido y b) de un material líquido.	12
1.9 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Maxwell.	13
1.10 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Kelvin.	13
1.11 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Burgers.	14
1.12 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte y b) viscosidad aparente-velocidad de deformación para fluidos Newtoniano y de la Potencia.	16
1.13 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte, b) viscosidad aparente-velocidad de deformación y c) viscosidad-tiempo para fluidos Tixotrópicos.	17
1.14 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte, b) viscosidad aparente-velocidad de deformación y c) viscosidad-tiempo para fluidos Reopécticos.	17
1.15 Curva esfuerzo-velocidad de corte para fluidos Bingham, Herschel-Bulkley y Casson.	19
1.16 Diferentes tipos de flujo sólido-líquido a) homogéneo, b) heterogéneo, c) flujo intermedio, d) flujo de saltación y e) flujo capsular.	33
1.17 Clasificación general de las suspensiones.	35
1.18 Gráfica esfuerzo de corte-velocidad de corte para suspensiones homogéneas y heterogéneas.	36
1.19 Gráfica donde se muestra cómo se puede calcular la velocidad crítica de flujo para cada régimen de flujo bifásico.	38
1.20 Diferentes fenómenos de migración radial. a) acumulación cerca del centro de la tubería, para partículas flexibles, b) acumulación cerca de las paredes y c) formación	

de un ángulo, debido a la migración de las paredes y del centro de la tubería.	40
1.21 Formación de collares durante el flujo de partículas en suspensión.	41
1.1 Cuadro metodológico del desarrollo teórico y experimental de la tesis.	57
2.2 Cuadro metodológico del establecimiento del modelo matemático.	58
2.3 a) Cuadro metodológico propiedades físicas de la suspensión.	58
2.3 b) Cuadro metodológico propiedades físicas de la fase continua.	59
2.3 c) Cuadro metodológico propiedades físicas de la fase dispersa.	59
2.4 Cuadro metodológico propiedades fisicoquímicas de la fase continua.	60
2.5 Cuadro metodológico de la elaboración del sistema modelo.	60
2.6 Cuadro metodológico del establecimiento del flujo homogéneo.	61
2.7 Cuadro metodológico de la experimentación en el sistema de flujo.	61
2.8 Diagrama de la red de tuberías.	82
2.9 Fuerzas que actúan sobre una partícula esférica durante su flujo en una tubería.	96
2.10 Distribución de velocidades para un fluido Newtoniano durante su flujo en tubería.	100
3.1 Curva de resistencia de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.	111
3.2 Curva de encogimiento de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.	112
3.3 Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 4 mm).	115
3.4 Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 6 mm).	115
3.5 Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 8 mm).	116
3.6 Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 4 mm).	116
3.7 Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 6 mm).	117
3.8 Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 8 mm).	117
3.9 Gráfica de la V_s en función del % de Vel para los sistemas modelo estudiados.	120
3.10 Gráfica de la V_r en función del % de Vel para la fase continua estudiada.	121
3.11 Gráfica del Q en función de las RPM para los sistema modelo estudiados.	121
3.12 Gráfica de la P_d en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.	122
3.13 Gráfica de la P_d en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.	123
3.14 Gráfica de la P_d en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.	123
3.15 Fotografía sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm sin bombeo.	124
3.16 Fotografía sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm a 10% de Vel.	125
3.17 Fotografía sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm a 40% de Vel.	125
3.18 Gráfica del ΔP_r en función del ΔP_e de los fluidos Newtonianos estudiados.	126
3.19 Gráfica del ΔP_e en función del % de Vel de los fluidos Newtonianos estudiados.	127
3.20 Reograma de los fluidos Newtonianos estudiados.	127
3.21 Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.	129

3.22 Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.	129
3.23 Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.	130
3.24 Gráfica del Log $(-\Delta P/L)$ en función del Log (V_s) del sistema modelo con $\Phi = 0.16$ de fase dispersa de 4 mm.	132
3.25 Gráfica del Log $(-\Delta P/L)$ en función del Log (V_s) del sistema modelo con $\Phi = 0.16$ de fase dispersa de 6 mm.	133
3.26 Gráfica del Log $(-\Delta P/L)$ en función del Log (V_s) del sistema modelo con $\Phi = 0.16$ de fase dispersa de 8 mm.	133
3.27 Gráfica de la V_p en función del % de Vel de los sistemas modelo estudiados.	134
3.28 Gráfica de la V_p experimental en la zona centro de la tubería en función de la V_s de los sistemas modelo estudiados.	135
3.29 V_{px} y V_{py} para el sistema modelo de 6 mm y $\Phi = 0.11$	137
3.30 Distribución de velocidades de la partícula sólida para el modelo de 6 mm y $\Phi = 0.11$	139

INDICE DE CUADROS.

1.1 Valores de KE en función de Φ .	27
1.2 Valores de K_1 y K_2 para la expresión general de viscosidad relativa.	31
1.3 Clasificación de las suspensiones en base al Rep.	36
1.4 Regiones de Co en función del Re para E=1.	43
1.5 Coeficiente de arrastre para diferentes cuerpos geométricos en dos dimensiones.	44
1.6 Coeficiente de arrastre para diferentes cuerpos geométricos en tres dimensiones.	45
2.1 Propiedades físicas y fisicoquímicas de suspensiones alimenticias comerciales.	62
2.2 Propiedades físicas y fisicoquímicas de la suspensión alimenticia representativa.	69
3.1 Propiedades físicas de la fase continua y dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.	106
3.2a) Propiedades físicas de la fase dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.	107
3.2b) Penetración de la fase dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.	108
3.3 Propiedades fisicoquímicas de las suspensiones alimenticias comerciales.	108
3.4 Propiedades físicas de la suspensión alimenticia representativa y de sus fases continua.	110
3.5 Porcentaje de distribución de tamaño y peso por diámetro de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.	110
3.6 Densidad de la partícula y densidad relativa de la suspensión por diámetro de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.	111
3.7 Propiedades fisicoquímicas de la fase continua de la suspensión alimenticias representativa.	112
3.8 Viscosidad de soluciones de azúcar a 25 °C.	114
3.9 Densidad de soluciones de azúcar a 25 °C.	114
3.10 Densidad de la partícula y densidad relativa de la suspensión modelo por diámetro de la fase dispersa de la misma.	118
3.11 Densidad de la suspensión modelo por diámetro y concentración de partícula.	119
3.12 Valores de viscosidad e intervalos de Re de los sistemas modelo estudiados.	128
3.13 Caídas de presión del sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.	131
3.14 Caídas de presión del sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.	131
3.15 Caídas de presión del sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.	131
3.16 Constantes de las ecuaciones simultáneas propuestas.	136
3.17 Valores numéricos de las constantes para las ecuaciones propuestas.	136
3.18 Perfil de velocidades de la fase continua en m/s.	138
3.19 Valores de la constante C(8) en $\text{Pa m}^3 \times 10^{-3} / \text{kg}$.	138

3.20	Comperación de la V_s teórica y experimental.	139
3.21	Comparación V_p experimental y teórica en la región central de la tubería.	140

NOMENCLATURA.

A	Área de sección transversal de tubería (m^2)
AE	Línea
AVF	Análisis de Varianza de dos Factores
AVS	Análisis de Varianza Simple
*Bx	Grados Brix
C _a	Coefficiente de arrastre
C	Compresión (mm)
C.V.	Coefficiente de variación (%)
d	Diámetro de la partícula sólida (mm)
D	Diámetro del tubo (m)
DCE	Diámetro del círculo equivalente (cm)
E	Esféricidad
f	Factor de fricción
F	Factor estadístico ANOVA
F _D	Fuerza de arrastre (N)
F _F	Fuerza de flotación (N)
F _M	Fuerza de Magnus (N)
F _S	Fuerza de flotación de Saffman (N)
g	Aceleración gravitacional (m/s^2)
g _c	Constante gravitacional (kg/m^3s^2)
h	Lectura del fluido manométrico (m)
h _i	Altura inicial en el manómetro diferencial en U (m)
h _x	Altura para cada aplicación de esfuerzo (mm)
H _f	Pérdidas por fricción (Pa/m^3kg)
k	Índice de consistencia ($Pa \cdot s^n$)
k	Alturas del fluido en estudio en el manómetro diferencial en U (m)
K	Conductividad (mV/cm)
K _c	Constante de Casson ($Pa \cdot s^{1/2}$)
K _{ci}	Altura leída de la conexión a la interfase en el manómetro diferencial en U (m)
KE	Constante de la Ec. 1.16
IR	Índice de refracción
L	Longitud de tubería (m)
LA	Elongación
m	Masa (g)

M	Constante de proporcionalidad de la Ec. 1.1
n	Índice de comportamiento al flujo
P	Presión (Pa)
PE	Peso escurrido (kg)
PN	Peso neto (kg)
pH	Potencial de hidrógeno
Po	Presión inferior a la normal (Pa)
Q	Gasto volumétrico (m^3/s)
r	Radio del tubo (m)
r	Regresión lineal
R	Posición en el radio del tubo
Re	Número de Reynolds
RLS	Regresión Lineal Simple
s	Densidad relativa
t	Tiempo (s)
T	Torque (N m)
v	Volumen (m^3)
V	Velocidad media de flujo (m/s)
V	Componente de velocidad en una dirección
V _{ca}	Velocidad terminal de sedimentación de la partícula (m/s)
V _{ca*}	Velocidad terminal en función a la concentración volumétrica (m/s)
V _c	Velocidad crítica de deposición (m/s)
V _r	Velocidad crítica de resuspensión (m/s)
V _t	Velocidad de transición (m/s)
% de Vel	Porcentaje de velocidad manejado por la bomba
X	Media estadística

Letras griegas

α	Fracción ocupada por la partícula
α	Nivel de significancia
α_T	Coefficiente de expansión volumétrica de las partículas
β	Fracción ocupada por el líquido
δ	Derivada parcial
ϵ	Fracción vacía
ϵ	Deformación relativa normal

δ	Derivada parcial
γ	Deformación
$\dot{\gamma}$	Velocidad de corte (1/s)
Γ	Tensión superficial (kg/s ²)
μ	Viscosidad (Pa s)
ν	Viscosidad cinemática (m ² /s)
ρ	Densidad (kg/m ³)
τ	Esfuerzo cortante (Pa)
τ_0	Esfuerzo inicial de cadencia (Pa)
τ_w	Esfuerzo cortante en la pared (Pa)
σ	Esfuerzo compresivo normal (Pa)
σ	Desviación estándar
η	Viscosidad aparente (Pa s)
η_p	Viscosidad plástica (Pa s)
Φ	Concentración volumétrica de partículas sólidas (fracción)
Φ_0	Volumen inicial de cristales (fracción)
Ω	Velocidad angular de la partícula (radianes/s)
ΔP	Caída de presión (Pa)

Subíndices

a	aparente
A	condición de alta presión
B	condición de baja presión
c	crítica
cal	calculado
E	experimental
f	fluido (Fase continua)
FD	fase dispersa
LI	líquido inmiscible
m	fluido manométrico
máx	máximo
mín	mínimo
N	Newtoniano
o	condición inicial
p	partícula sólida

r	relative
s	suspensión
T	teórica
r	dirección
x	dirección
y	dirección

RESUMEN

Este estudio se realizó con el objetivo de establecer el efecto de la concentración y tamaño de partículas esféricas en la caída de presión y velocidad crítica, durante su flujo en tubería cilíndrica al ser suspendidas en una fase continua Newtoniana.

Se analizó un grupo de seis productos comerciales con fase continua Newtoniana para elegir una suspensión alimenticia, con base en sus propiedades físicas (densidad, viscosidad, geometría, tamaño, masa, rugosidad, resistencia, etc.) y físicoquímicas (pH, °Bx, H, I e IR), la cual representó a dicho grupo.

La suspensión elegida fue de moras azules en almíbar pesado, ya que presentó propiedades intermedias factibles a manejar en el sistema de flujo a nivel piloto, viscosidad y densidad de la fase continua de 0.015 Pa s y 1082 kg/m³, respectivamente; densidad de la fase dispersa alrededor de 1090 kg/cm³ y tamaños (diámetros) característicos de 4, 6 y 8 mm. Mediante una prueba de compresión se obtuvo que la estructura de las partículas se rompe en un intervalo de esfuerzo normal comprendido entre 63745 y 73552 Pa.

La suspensión se modelizó con solución de azúcar a 37°Bx (fase continua) y esferas viscoelásticas de alginato de sodio (fase dispersa) en tres tamaños y $\Phi = 0.11, 0.16$ y 0.21 . A partir de las caídas de presión y gastos volumétricos cuantificados experimentalmente se encontró que todos los sistemas modelo estudiados presentaron un comportamiento reológico Newtoniano en un intervalo de viscosidad entre 0.014 y 0.037 Pa s.

Se determinó la velocidad crítica de la gráfica del $\log(-\Delta P/L)$ en función del $\log(V_s)$, la cual resultó ser para los tres diámetros y $\Phi = 0.11$ y 0.16 , de 0.20 m/s mientras que para los diámetros de 4 y 6 mm y $\Phi = 0.21$, de 0.30 m/s.

Por otra parte, se plantearon dos ecuaciones diferenciales ordinarias simultáneas, a partir de la ecuación de cantidad de movimiento y de un balance de las fuerzas que actúan sobre la partícula sólida, las cuales permitieron calcular la velocidad puntual y media de las partículas durante el flujo. Estas ecuaciones se resolvieron con el método numérico de Runge-Kutta de 4o. orden. Los resultados obtenidos, conjuntamente con las velocidades puntuales y media de la fase continua, sirvieron para calcular la velocidad media de flujo de la suspensión.

Finalmente se realizó la comparación de los resultados teóricos con los experimentales concluyendo que la ecuación es válida para predecir la velocidad media de las partículas y por consiguiente la velocidad media de la suspensión, ya que se obtuvieron errores relativos de 0 a 7%, entre esta última y la experimental.

INTRODUCCION

Una suspensión bifásica es un sistema constituido por dos fases, una continua conformada por un fluido y otra dispersa conformada por partículas sólidas (Govier y Aziz, 1987). El fluido (líquido) que constituye la fase continua es un material que se deforma continuamente al ser sometido a un esfuerzo de corte.

La deformación y el flujo de los materiales en general, es estudiado por la reología. El estudio del comportamiento reológico de las suspensiones ha permitido establecer ecuaciones reológicas de estado para estos sistemas siendo básicamente dos, una para suspensiones Newtonianas y otra para suspensiones no Newtonianas. Así mismo, se han establecido relaciones matemáticas con las cuales se puede evaluar la viscosidad relativa de las suspensiones en función de la fracción volumétrica y la geometría de la fase dispersa de la suspensión (Jinescu, 1974).

Las suspensiones se clasifican en función del comportamiento reológico de su fase continua y de la concentración de su fase dispersa. Según esta clasificación hay suspensiones con fase continua Newtoniana con comportamiento reológico Newtoniano o no Newtoniano, ya sea independiente del tiempo (viscoplástico, reofluidizante, reoespesante, viscoelástico y viscoelastoplástico) o dependiente del tiempo (reopéctico y tixotrópico) y suspensiones con fase continua no Newtoniana y comportamiento no Newtoniano (Jinescu, 1974; Kao, 1983; Davis, 1993).

El comportamiento viscoso de las suspensiones se ve afectado por diversos factores entre los que se encuentran, la naturaleza tanto de la fase continua como de la dispersa; la forma, dimensiones, distribución de tamaño y naturaleza de la superficie de las partículas sólidas; el gradiente de velocidad; la concentración; los procesos físicos y/o químicos a los que pueden ser sometidas; los efectos electroviscosos (primarios, secundarios y terciarios); la presión y la temperatura (Jinescu, 1974) por lo que es importante para un desarrollo experimental definir los factores de mayor importancia en el fenómeno en estudio.

El flujo de un sistema bifásico (sólido-líquido) se clasifica, en forma general, en cinco categorías: flujo homogéneo, heterogéneo, intermedio, de saltación y capsular (Turian y Yuan, 1977; Kao, 1983; Sestry y Zuritz, 1987). Sin embargo algunos autores únicamente proponen dos regímenes, el de flujo homogéneo y el de flujo heterogéneo (Shan y Lord, 1991) lo que les facilita definir la velocidad crítica de deposición y la velocidad crítica de transición de régimen laminar a turbulento en un flujo homogéneo.

Por otra parte se han realizado estudios sobre el flujo de fluidos bifásicos enfocados a la determinación de la caída de presión empleando bombas de diferentes tamaños, y otros sobre

velocidad crítica de transporte para evitar la sedimentación de las partículas sólidas (Mih *et al.*, 1971; Gandhi y Snoeck, 1983), asimismo Turian *et al.* (1971) ha reportado correlaciones matemáticas para evaluar la caída de presión en los diferentes regímenes de flujo y Durst *et al.* (1984) predicen el valor de la velocidad crítica de flujo y caída de presión por medio de los enfoques Euleriano y Lagrangiano.

Debido a la complejidad de los sistemas bifásicos es necesario recurrir a técnicas matemáticas, tales como los métodos numéricos, para dar solución a las ecuaciones que describen el fenómeno de transporte de los mismos. Estas ecuaciones son la ecuación de cantidad de movimiento y la de continuidad planteadas para el fluido y la ecuación de cantidad de movimiento y un balance de las fuerzas que actúan sobre las partículas sólidas. Todas las ecuaciones son deducidas en tres direcciones según el sistema en estudio.

Las investigaciones anteriormente realizadas para el flujo de suspensiones (caracterizaciones reológicas; deducción de ecuaciones y desarrollo de números adimensionales para predecir caídas de presión, velocidad crítica, velocidad mínima y velocidad de sedimentación; etc) han sido enfocadas a sistemas químicos y biológicos tales como suspensiones de zinc, arcilla, arena, carbón, aluminio, poliestireno, sangre y líquidos corporales (Turian *et al.*, 1971; Turian y Yuan, 1977; Oroskar y Turian, 1980; Subramaniam y Zuritz, 1990).

Debido a que los sistemas estudiados no son alimentos, la mayoría de las condiciones establecidas para su estudio no corresponden a las manejadas en la industria alimentaria, principalmente el tamaño de la partícula sólida, el régimen de flujo y la velocidad crítica. Por ello la finalidad de esta investigación experimental es retomar los enfoques de los estudios existentes a un sistema bifásico alimenticio para deducir una expresión matemática que defina la velocidad de flujo del mismo en función de la velocidad media de la fase dispersa, de la velocidad media de la fase continua y de la fracción volumétrica de ambas, así como establecer las condiciones para un flujo homogéneo en régimen laminar mediante lo cual se asegura la calidad final del producto alimenticio.

Dicha investigación contempla dos etapas, una que comprende un desarrollo experimental y otra un análisis teórico.

La primera etapa comprende la caracterización de un grupo de suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana con la finalidad de establecer los valores numéricos de sus propiedades y seleccionar aquella que represente al grupo (sistemas bifásicos con fase continua Newtoniana y partículas con geometría definida), la selección y elaboración de un sistema modelo con características físicas similares al sistema anterior y la experimentación, con el sistema modelo, a nivel piloto en una red de tuberías.

La segunda etapa comprende la deducción de una ecuación matemática a partir de la ecuación de cantidad de movimiento y un balance de fuerzas sobre la partícula sólida (fuerza de

flotación, fuerza de arrastre, fuerza de Saffman y fuerza de Magnus), la cual permita calcular la velocidad media de las partículas sólidas durante su transporte en suspensión a través de un ducto cilíndrico, y por consiguiente, con la velocidad media de flujo de la fase continua, predecir la velocidad media de la suspensión.

La finalidad de este trabajo de investigación es proporcionar información general a cerca de las propiedades físicas y fisicoquímicas de los sistemas bifásicos estudiados, la cual sea aplicable en la solución de las ecuaciones planteadas. Asimismo proporcionar el comportamiento reológico de sistemas bifásicos con partículas sólidas de geometría definida y fase continua Newtoniana y establecer las condiciones de flujo necesarias para su transporte en régimen homogéneo.

OBJETIVO GENERAL.

Determinar el efecto del tamaño y concentración de partículas esféricas en el flujo de un sistema bifásico con fase continua Newtoniana, mediante la evaluación de la caída de presión (ΔP) y la velocidad media (V_s) de flujo en ducto cilíndrico.

OBJETIVOS PARTICULARES.

1. Determinar las propiedades físicas (porcentaje de masa sólida, densidad, viscosidad y tamaño de la partícula sólida) de las suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana.
2. Deducir una ecuación matemática, a partir de la ecuación de cantidad de movimiento y un balance de fuerzas, que defina la velocidad media de las partículas sólidas (V_p).
3. Seleccionar y elaborar un sistema modelo de la suspensión alimenticia comercial para la experimentación a nivel piloto (red de tuberías).
4. Establecer la velocidad crítica (V_c) y máxima ($V_{m\acute{a}x}$) de transporte que delimiten el flujo homogéneo para el sistema modelo.
5. Obtener la viscosidad del sistema modelo en tubería.
6. Medir la velocidad media de flujo (V_s) y las caídas de presión (ΔP) provocadas por el sistema modelo, durante su transporte en un ducto cilíndrico, en función del gasto volumétrico en régimen laminar y homogéneo.
7. Comparar la velocidad media de flujo (V_s) teóricamente calculada con la ecuación matemática y la obtenida experimentalmente.

CAPITULO I
GENERALIDADES

1.1 REOLOGIA DE LOS MATERIALES.

1.1.1 PRINCIPIOS BASICOS DE REOLOGIA.

La reología es la ciencia que se encarga del estudio de la deformación y flujo de los materiales (Muller, 1973; Man *et al.*, 1976 y Steffe, 1992); se ocupa preferentemente de la deformación de los cuerpos aparentemente continuos y coherentes, pero con frecuencia trata también de la fricción entre sólidos, del flujo de polvos e incluso de la reducción a partículas o molienda (Muller, 1973).

Los materiales se deforman o empiezan a fluir, sólo cuando se ejerce una fuerza sobre ellos, la cual se aplica intencional o accidentalmente.

La deformación es la respuesta de un cuerpo ante la aplicación de una fuerza dada y puede ser de dos tipos, deformación espontáneamente reversible o elasticidad, que refleja la energía almacenada durante la deformación elástica y la deformación irreversible o viscosidad, que refleja la energía disipada durante el flujo; para materiales sólidos y líquidos, respectivamente.

El esfuerzo es la intensidad, en un punto dado de la superficie de un cuerpo, de los componentes de una fuerza que actúan sobre un plano dado, a través de dicho punto. Según la forma en que se dirigen los componentes de la fuerza puede ser de tres tipos: esfuerzo compresivo, cuyas componentes se dirigen en ángulos rectos hacia el plano en donde actúan; esfuerzo de tensión, cuyas componentes se dirigen en ángulos rectos hacia afuera del plano donde actúan y esfuerzo cortante cuyas componentes son tangenciales al plano donde actúan.

Dependiendo del tipo de esfuerzo que se aplique a un material, la deformación puede ser de tres tipos:

a) Deformación lineal relativa (Fig.1.1), se origina al aplicar un esfuerzo de compresión o tensión y representa el cambio (Δl) por unidad de longitud en la forma o tamaño de un cuerpo con respecto a su tamaño original (l_1).

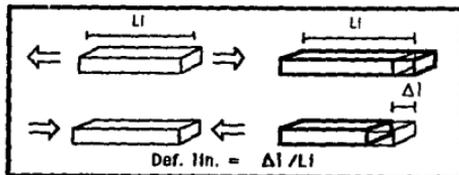


Fig. 1.1: Deformación lineal de una barra rectangular.

b) Deformación de corte (Fig.1.2), se origina al aplicar un esfuerzo de corte y representa la tangente del cambio angular, es decir, la relación de las dos líneas (H y L) originalmente perpendiculares una a otra en un punto dado del cuerpo.

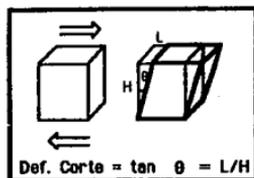


Fig. 1.2: Deformación angular de un cubo.

c) Deformación volumétrica (Fig.1.3), se origina al aplicar un esfuerzo de compresión en todo el volumen del material y representa el cambio en el volumen.

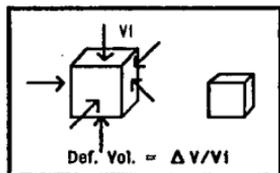


Fig. 1.3: Deformación volumétrica de un cubo.

La relación que existe entre el esfuerzo y la deformación, para los sólidos, y el esfuerzo y la velocidad de corte, para los fluidos, está representada por su ecuación reológica de estado, la cual obedecen dichos materiales.

En la Fig.1.4 se presenta la clasificación del comportamiento reológico de los materiales en función a la deformación que sufren al aplicarles un esfuerzo.

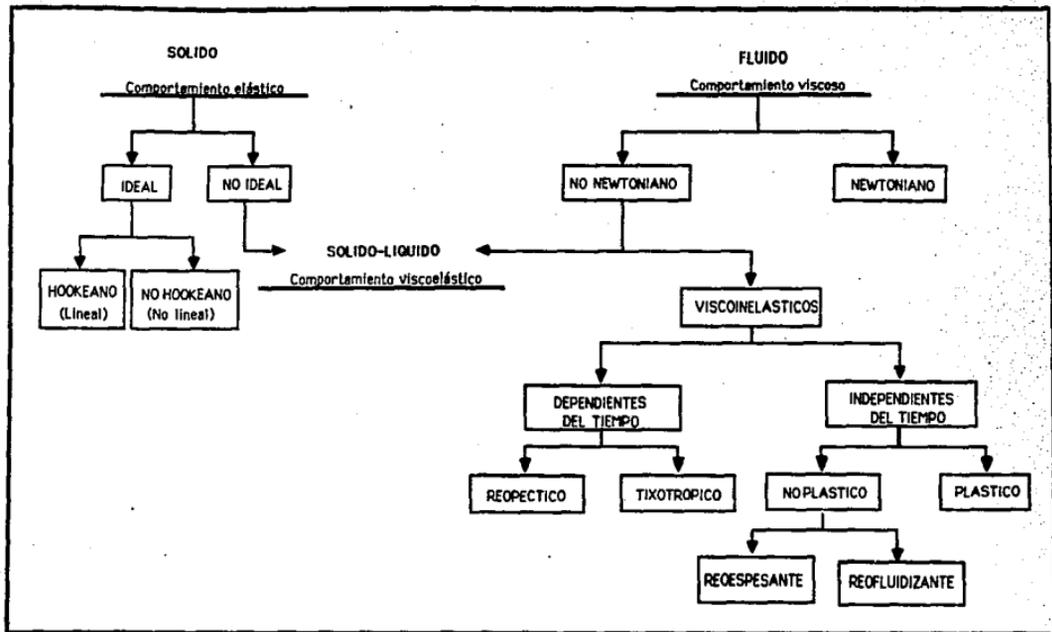


Fig. 1.4: Clasificación general del comportamiento reológico de los materiales.

1.1.2 COMPORTAMIENTO REOLOGICO DE MATERIALES SOLIDOS Y SEMISOLIDOS.

El comportamiento reológico característico de los materiales sólidos, es el elástico y de los semisólidos, es el viscoelástico.

Materiales elásticos.

El sólido elástico ideal es aquél que se deforma instantáneamente bajo la aplicación de un esfuerzo y al retirarlo se recupera, total e instantáneamente. Esta deformación puede darse en forma lineal o no lineal.

El sólido elástico lineal está representado en una gráfica esfuerzo-deformación (Fig. 1.5) por una línea recta que parte del origen hasta un límite denominado límite de elasticidad; mientras que el no lineal está representado por una línea no recta. De los sólidos elásticos ideales el sólido de Hooke, sólido teórico isotrópico que carece de viscosidad y estructura, y su comportamiento reológico no se ve afectado por el tiempo, es el material representativo. En estos cuerpos la deformación es proporcional al esfuerzo aplicado, lo que se observa en su modelo reológico (Ec. 1.1) donde la constante de proporcionalidad (M) representa los parámetros reológicos de los materiales elásticos lineales, tales como el módulo de elasticidad o de Young, el módulo de corte o rigidez, el coeficiente de Poisson y el módulo de compresión, según sea el tipo de deformación y esfuerzo aplicado.

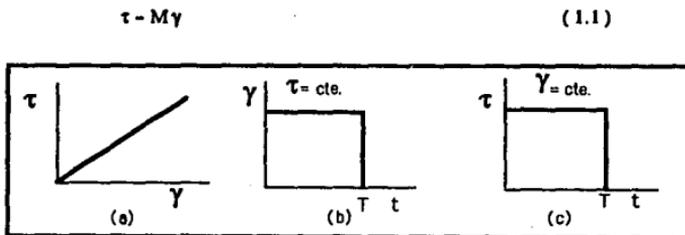


Fig. 1.5 a) Curva esfuerzo-deformación, b) deformación-tiempo y c) esfuerzo-tiempo para un material elástico lineal.

El módulo de Young (E) es el factor de proporcionalidad entre el esfuerzo (τ) y la deformación (γ), se obtiene a partir de la deformación longitudinal relativa y el esfuerzo de tensión constante, cuanto menor sea el módulo mayor será la deformación y por consiguiente tanto

más fácil será la deformación elástica del material.

El módulo de corte (G) es el coeficiente del esfuerzo cortante (τ) y la deformación (γ) para un esfuerzo de corte aplicado, se obtiene a partir de la deformación angular y es dos o tres veces inferior el módulo de Young.

El coeficiente de Poisson (ν) es el cociente entre la contracción lateral (expresada como fracción del diámetro) y el alargamiento longitudinal o deformación (relativa o unitaria), dentro del rango elástico en un material que se alarga o se acorta.

El módulo de compresión relativa o volumen (k) se obtiene a partir de la deformación volumétrica que es causada por la presión hidrostática, ejercida con igual intensidad en todas las direcciones del cuerpo. Este módulo mide la compresibilidad.

Los parámetros reológicos de mayor importancia para los materiales elásticos no lineales son: el módulo de tangente y tangente inicial, el módulo de la secante y el módulo de una cuerda.

Materiales elásticos retardados.

Únicamente en los cuerpos que presentan elasticidad retardada, la deformación es una función del tiempo y del esfuerzo. En la Fig. 1.6 se observa el comportamiento reológico de un material de este tipo.

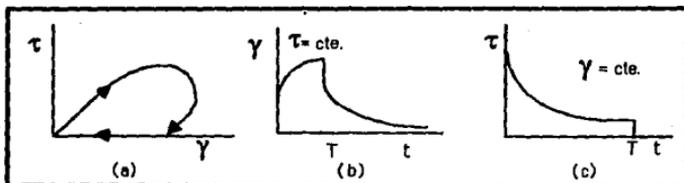


Fig. 1.6 a) Curva esfuerzo-deformación, b) deformación-tiempo y c) esfuerzo-tiempo para un material con elasticidad retardada.

En la Fig. 1.6a, la parte ascendente de la curva representa los valores incrementados de esfuerzo. Cuando el esfuerzo es reducido las correspondientes deformaciones son más grandes en la parte baja de la curva; y cuando alcanza el valor de cero, la deformación toma un valor finito, el cual lentamente regresará a cero. No hay deformación permanente. Las curvas de fluencia (deformación-tiempo) y de relajación (esfuerzo-tiempo) para estos materiales se observan en la Fig. 1.6b y 1.6c.

Resistencia y dureza de un material sólido.

La resistencia es la propiedad de un material en virtud de la cual soporta la aplicación de un esfuerzo sin sufrir ruptura, o una deformación profunda (Muller, 1973). En teoría, en un sólido elástico, la carga se reparte homogéneamente entre los enlaces interatómicos y cuando sobrepasa ciertos límites se rompen todos. En la realidad, sin embargo, la carga no se distribuye de un modo tan homogéneo y los enlaces se van rompiendo sucesivamente. Por otra parte, en el material existen pequeñas fisuras que afectan a la resistencia, por lo que los valores de resistencia a la ruptura, límite de rotura, calculados sobre la base de las fuerzas interatómicas son siempre mucho más altos que los determinados experimentalmente y los resultados obtenidos con una misma muestra varían muy ampliamente.

Así pues, este mecanismo supone que las distintas partes de que un material está constituido, se adhieren unas a otras, hasta que las fuerzas que tienden a separarlas sean demasiado intensas para poder soportarlas.

El otro mecanismo de ruptura se basa en el flujo plástico. En éste, la tensión fuerza a los componentes a separarse de sus vecinos, pero al hacerlo, se unen con igual intensidad a otros nuevos, presentando así, el producto un flujo plástico. El material al alargarse, se estrecha, con lo que disminuye el área transversal sobre el que actúa la fuerza y, por tanto, aumenta el esfuerzo y la velocidad de corte.

La dureza es la resistencia a la deformación local (Muller, 1973); puede determinarse intentando introducir por presión en el material una pirámide cuadrangular. Cuando se produce ruptura por alargamiento, a causa de una deformación plástica excesiva, la dureza resulta dependiente del tiempo.

Materiales viscoelásticos.

Los materiales semisólidos en general presentan comportamiento viscoelástico, representado por un comportamiento intermedio que no corresponde a los modelos ideales. Los materiales viscoelásticos son aquellos en los cuales la deformación y recuperación no ocurre de manera instantánea y presentan características tanto de sólidos (elásticos) como de líquidos (viscosos) cuando se les somete a esfuerzos pequeños; el comportamiento sólido se presenta en tiempos cortos y el líquido en largos.

Las curvas de fluencia y relajación de estos materiales se observan en la Fig. 1.7, las cuales representan pruebas estáticas en la evaluación de la viscoelasticidad.

La curva de fluencia indica que la deformación incrementa a lo largo de la aplicación del

esfuerzo mientras que la curva de relajación tiene la tendencia a aproximarse al eje del tiempo.

Se pueden usar modelos mecánicos para representar el comportamiento de diferentes materiales; los dos modelos viscoelásticos básicos son el de Maxwell y el de Kelvin, y un tercero que es la combinación de éstos, llamándose modelo de Burgers, siendo los tres, combinaciones de los modelos mecánicos del material elástico ideal y del viscoso ideal que están representados por un resorte y un pistón de líquido con un émbolo, que se mueve alternativamente en sentido ascendente y descendente, respectivamente (Fig. 1.8a y 1.8b).

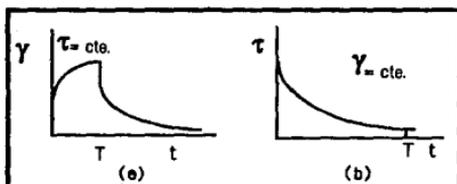


Fig. 1.7 a) Curva deformación-tiempo y b) esfuerzo-tiempo para un material viscoelástico.

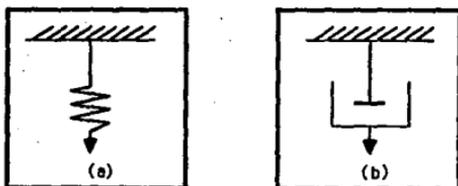


Fig. 1.8 a) Modelo mecánico de un material sólido y b) de un material líquido.

a) Modelo de Maxwell.

Consta de un resorte y un pistón unidos en serie y representa el líquido viscoelástico ideal, en el que la aplicación de la menor fuerza producirá un flujo, lo cual se esquematiza en la Fig. 1.9.

En el diagrama de deformación puede apreciarse el incremento del módulo de alargamiento al estirarlo y la subsiguiente contracción parcial al retirar la carga. Al aplicar una fuerza, A se alarga de inmediato y luego lo hace B lentamente. Al retirar la fuerza, A se contrae, en tanto que B permanece inalterable. Ambos hechos vienen expresados por el diagrama de

deformación en función del tiempo que muestra la deformación de A y B al aplicar y retirar la fuerza.

Por lo que al estar en serie están sometidos ambos elementos a la mismo esfuerzo y la deformación, es la suma de la deformación sufrida por cada uno.

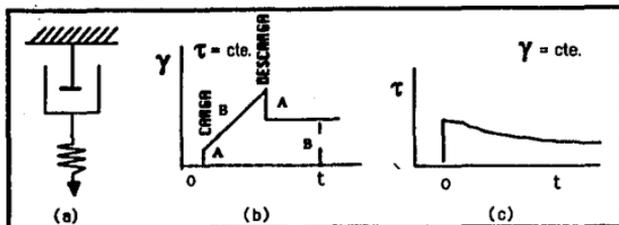
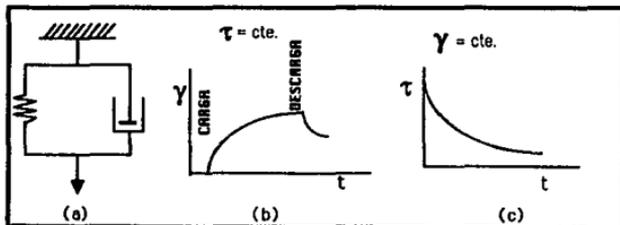


Fig. 1.9 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Maxwell.

b) Modelo de Kelvin.

Este modelo está constituido por los dos modelos que intervienen en el de Maxwell pero acoplados en paralelo representando así, un sólido. 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. Los modelos mecánicos se observan en la Fig.1.10.



1.10 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Kelvin.

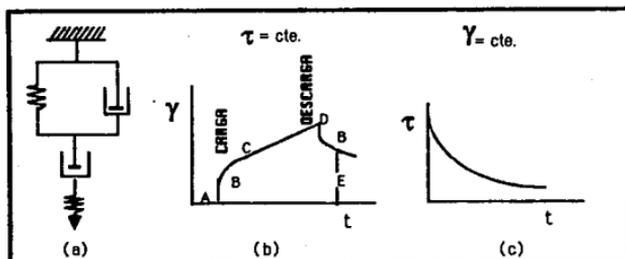
Cuando se aplica una fuerza, aumentan tanto A como B. Cuando la fuerza cesa, A acorta

lentamente a B, lo que da origen al fenómeno conocido como elasticidad retardada o post efecto elástico. Teóricamente, en este modelo la recuperación tarda un tiempo infinito en producirse; el tiempo para la recuperación efectiva depende del tamaño relativo de las constantes de los elementos viscoso y plástico. Por lo que al aplicar un esfuerzo a ambos elementos, se deforman simultáneamente con la misma deformación relativa. El esfuerzo es la suma de los esfuerzos de cada uno.

En estos materiales la deformación retardada aumenta asintóticamente hasta un límite proporcional a un esfuerzo inicial de cedencia, llamado τ_0 .

c) Modelo de Burgers.

Este modelo es el que mejor describe el comportamiento de muchos alimentos. Está constituido por el acoplamiento en serie de un modelo de Kelvin con un pistón y un resorte, esquematizado en la Fig. 1.11.



1.11 a) Modelo mecánico, b) gráfica deformación-tiempo y c) gráfica esfuerzo-tiempo para el modelo de Burgers.

Cuando se aplica a este material una fuerza, se produce una deformación inmediata A, denominada elasticidad instantánea. El modelo de Kelvin es el responsable de la elasticidad retardada y del post efecto elástico (B). Transcurrido un período de tiempo suficiente, la elongación se debe únicamente al componente viscoso del modelo de Maxwell (A, C y D). Al retirar la carga, A determina la recuperación instantánea; la recuperación retardada se debe al componente de Kelvin. El conjunto de recuperaciones constituyen la elasticidad total. El resto (E) es la deformación viscosa.

Existen otros tipos de pruebas para caracterizar a los materiales viscoelásticos, las

pruebas dinámicas, encontrándose entre la más usada las mediciones directas de esfuerzo o deformación de tipo sinusoidal (Rao y Steffe, 1992). Este método, también llamado oscilatorio, se basa en la variación del esfuerzo o de la velocidad de corte en forma sinusoidal y constituye la base de las determinaciones vibratorias en las que se aplican repetidamente ciclos alternos de esfuerzos o deformaciones relativas. El material se coloca entre el cono y la placa de un viscosímetro y en lugar de hacerle rotar se hace oscilar el cono de adelante a atrás; si la amplitud del cono se representa en función del tiempo, se obtiene una onda regular. Si se representa similarmente la oscilación de la placa, se observa una respuesta retardada y un movimiento no tan vigoroso como el del cono. Basándose en estos dos efectos pueden calcularse las propiedades viscosas y elásticas. El comportamiento dinámico viscoelástico puede ser determinado midiendo el módulo dinámico complejo y el ángulo de fase, a una frecuencia determinada.

1.1.3 COMPORTAMIENTO REOLOGICO DE MATERIALES LIQUIDOS.

El comportamiento reológico de estos materiales se clasifica de manera general en viscoso y plástico.

Viscosa.

Un fluido viscoso Newtoniano es aquél que presenta una directa proporcionalidad entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte, siendo la constante de proporcionalidad el coeficiente de viscosidad que sólo se ve influenciado por la temperatura y la composición química de los materiales (Fig. 1.12). Su modelo reológico esta representado por la Ec. 1.2. El líquido Newtoniano carece de propiedades elásticas, es incompresible e isotropo.

$$\tau = \mu \dot{\gamma} \quad (1.2)$$

Los fluidos viscosos no Newtonianos son aquéllos en los cuales la relación esfuerzo de corte y velocidad de corte no es lineal y pueden ser viscoelásticos y viscoinelásticos.

a) Viscoinelásticos.

a.1 Independientes del tiempo.

Los modelos reológicos de Ostwald de Waele, Ellis, DeHaven, Prandtl-Eyring, Powell-

Eyring, Reiner-Phillippoff y Sisko describen el comportamiento reológico de estos materiales. El modelo de Ostwald de Weele, uno de los más utilizados, presenta las constantes k y n que son el índice de consistencia y el índice de comportamiento al flujo, respectivamente. Este último constituye una medida del grado de desviación del comportamiento Newtoniano. Dentro de estos materiales se encuentran los fluidos de la Ley de la potencia, reoespesantes y reofluidizantes.

a.1.1 Reofluidizante o adelgazante al corte (Fig.1.12) en estos materiales la viscosidad disminuye cuando la velocidad de corte aumenta. Uno de sus modelos reológicos está representado por la Ec. 1.3 donde n es menor a la unidad.

a.1.2 Reoespesante o espesante al corte (Fig.1.12) en estos materiales la viscosidad aumenta cuando la velocidad de corte aumenta. Uno de sus modelos reológicos está representado por la Ec. 1.3 donde n es mayor a la unidad.

$$\tau = k \dot{\gamma}^n \quad (1.3)$$

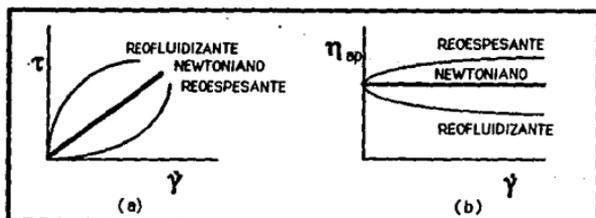


Fig. 1.12 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte y b) viscosidad aparente-velocidad de corte para fluidos Newtoniano y de la Potencia.

a.2 Dependientes del tiempo.

Estos materiales pueden ser tixotrópicos o reopécticos.

a.2.1 Tixotrópicos son aquéllos que a una temperatura y velocidad de corte constante presentan una disminución del esfuerzo de corte y de la viscosidad, en función del tiempo de aplicación de la velocidad de corte. La tixotropía puede considerarse como una transformación

estructural reversible isotérmica en la que la viscosidad disminuye en función del tiempo de aplicación de la velocidad de corte (Costell y Durán, 1985). Su representación gráfica se observa en la Fig.1.13.

a.2.2 Reopécticos son aquéllos que a una temperatura y velocidad de corte constante presentan un aumento del esfuerzo de corte y de la viscosidad, en función del tiempo de aplicación de la velocidad de corte. Su representación gráfica se observa en la Fig.1.14.

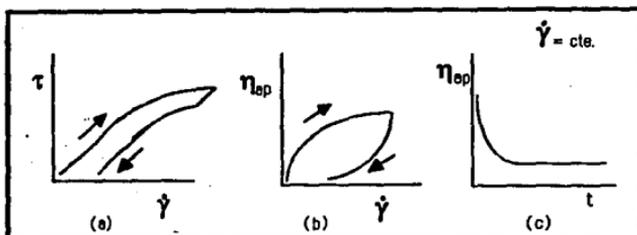
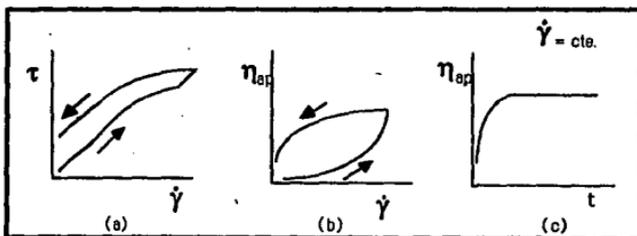


Fig. 1.13 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte, b) viscosidad aparente-velocidad de corte y c) viscosidad aparente-tiempo para fluidos Tixotrópicos.



1.14 a) Curva esfuerzo-velocidad de corte, b) viscosidad aparente-velocidad de corte y c) viscosidad aparente-tiempo para fluidos Reopécticos.

Plástico.

Es un material que no presenta una permanente deformación hasta que una cierta producción de esfuerzo ha sido excedido, por lo que bajo la influencia de un esfuerzo pequeño no

presente deformación.

Un cuerpo perfectamente plástico no muestra elasticidad. Cuando el esfuerzo es incrementado, el material repentinamente inicia a fluir al aplicar un esfuerzo inicial de cedencia llamado τ_0 . El material después continúa fluyendo con el mismo esfuerzo hasta que es removido; éste retiene su total deformación. En realidad pocos materiales son perfectamente plásticos, ellos son algo plasto-elásticos o plasto-viscoelásticos.

El modelo mecánico usado para representar un cuerpo plástico es un elemento de fricción. Dentro de estos materiales se encuentran algunos modelos como el fluido de Bingham, de Herschel-Bulkley y de Casson.

a) Bingham.

Son materiales que mantienen su forma bajo la acción de la gravedad. Sin embargo, cuando acción sobre ellos fuerzas suficientemente más grandes fluyen, casi como si fueran líquidos. Cuando la acción de la fuerza cesa, mantienen su forma y dejan de fluir. En términos reológicos un producto plástico fluye cuando el esfuerzo excede de un valor límite. A este esfuerzo límite se le denomina esfuerzo de deformación plástica.

Las ecuaciones para el modelo de Bingham, a esfuerzos inferiores al valor de la deformación plástica, son idénticas a las que corresponden al muelle de Hooke. Por encima del valor de deformación plástica, la ecuación es similar a la del elemento Newtoniano, excepto que al coeficiente de viscosidad se le llama viscosidad plástica (η_p).

El plástico de Bingham es un concepto ideal, pero las representaciones de τ en función de $\dot{\gamma}$ (Fig. 1.15) muestran que η_p está sometida a influencias tan complejas como las que afectan la viscosidad aparente. Su modelo reológico está representado por la siguiente ecuación:

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \dot{\gamma} \quad (1.4)$$

b) Herschel-Bulkley.

Este material muestra una relación no proporcional entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte, presentando un esfuerzo inicial (Fig. 1.15). Su modelo reológico está representado por la Ec. 1.5, donde n es mayor o menor a la unidad.

$$\tau = \tau_0 + k \dot{\gamma}^n \quad (1.5)$$

c) Casson.

Este material muestra una relación no proporcional entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte, presentando un esfuerzo inicial (Fig. 1.15). Su modelo reológico está representado por la siguiente ecuación:

$$\tau^{1/2} = \tau_0^{1/2} + k_c \dot{\gamma}^{1/2} \quad (1.6)$$

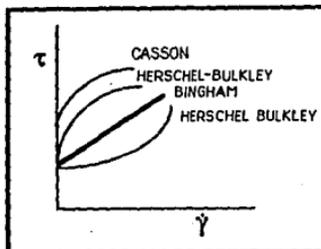


Fig. 1.15: Curva esfuerzo-velocidad de corte para los modelos reológicos de Bingham, de Herschel-Bulkley y de Casson.

1.1.4 COMPORTAMIENTO REOLOGICO DE SUSPENSIONES.

Factores que afectan el comportamiento viscoso.

Jeffrey y Acrivos (1976), Jinescu (1974) y Barnes *et al* (1989), describen en su revisión bibliográfica los diferentes factores que afectan el comportamiento viscoso de las suspensiones, los cuales a continuación se desarrollan.

a) Efecto de la naturaleza del medio continuo y disperso.

Existe interacción entre las dos fases por lo que la viscosidad de la suspensión (μ_s) se incrementa con la densidad de las partículas sólidas (ρ_p) para las mismas dimensiones, forma y concentración volumétrica (Φ) de las mismas. Si la densidad de éstas es mayor a la densidad de la

fase continua (μ_s) puede aparecer la sedimentación, lo cual depende de parámetros de flujo así como de la inclinación y longitud del tubo.

b) Efecto de la forma, dimensiones, distribución de tamaño y naturaleza de la superficie de las partículas sólidas.

b.1 Forma.

Suspensiones con partículas sólidas de vidrio en forma de varilla, presentan la μ_s más alta, mientras que platos de vidrio, gránulos de cuarzo y esferas de vidrio desarrollan viscosidades inferiores para una Φ constante.

Los cuerpos esféricos debido a su geometría desarrollan una viscosidad mínima, la cual tiende a aumentar al cambiar la simetría por asimetría.

b.2 Dimensiones.

Se ha observado que partículas sólidas con dimensiones menores de 1 - 10 micras desarrollan un incremento de la viscosidad y un comportamiento reológico no Newtoniano mientras que las partículas sólidas más grandes a 10 micras, incrementan la μ_s aproximadamente en forma lineal con el diámetro de éstas, a Φ y $\dot{\gamma}$ dada. La rotación y contacto de las partículas se incrementa con el tamaño de las partículas sólidas.

En general la μ_s incrementa con un aumento en el diámetro de la partícula sólida (d).

b.3 Distribución del tamaño de la partícula sólida.

Al colocarse las partículas sólidas pequeñas en los espacios vacíos entre las partículas sólidas grandes, la fracción vacía (ϵ) de éstos decrece y la concentración volumétrica máxima de partículas sólidas ($\Phi_{\text{máx}}$) se incrementa; con ello las suspensiones con distribución de tamaño amplia poseen una μ_s más pequeña que la de una suspensión con partículas sólidas de idénticas dimensiones.

b.4. Naturaleza de la superficie de las partículas sólidas.

Las superficies rugosas originan mayor μ_s que las superficies lisas.

c) Efecto de la velocidad de corte.

En el caso de comportamientos reológicos reoespesantes la viscosidad se incrementa con $\dot{\gamma}$ y tiende asintóticamente a un valor constante ocurriendo lo contrario con los comportamientos reofluidizantes.

En comportamientos tixotrópicos la viscosidad decrece con un incremento en $\dot{\gamma}$ ocurriendo lo contrario con los reopécticos.

La velocidad de corte origina la rotación de las partículas y mayor contacto entre ellas, originando así un incremento en la viscosidad.

d) Efecto de la concentración volumétrica.

Es el factor más importante, a pequeñas Φ (dependiendo de la forma y dimensiones de la partícula sólida) la μ_s generalmente se incrementa en forma lineal con la misma. Después de que se excede cierto valor de $\Phi_{máx}$ la μ_s se incrementa significativamente con pequeños incrementos de Φ debido a la frecuencia de contacto entre las partículas sólidas.

e) Efecto de los procesos físicos y químicos.

Dependiendo del tipo de operación unitaria a la cual se somete la suspensión se puede presentar la formación de más partículas sólidas, lo que afecta la μ_s . Algunas de estas operaciones pueden ser la cristalización, polimerización, precipitación, formación de gel, etc.

La Ec. 1.7 (Jinescu, 1974) describe la variación de la μ_s en función del tiempo (t) de duración del proceso y la Φ .

$$\mu(t) = \mu [1 + 2.5 (\Phi_0 + k_1 t)] \quad (1.7)$$

donde Φ_0 es el volumen inicial de los cristales y k_1 es la constante de velocidad para el incremento de los mismos.

f) Efectos electroviscosos.

Cuando las partículas sólidas que constituyen la fase dispersa están cargadas eléctricamente, la viscosidad aparente (μ_a) se incrementa debido al efecto de un campo eléctrico. Existen básicamente tres tipos de efectos: los primarios, que se deben a la contribución electrostática de la carga de las partículas sólidas a la viscosidad de la fase continua (μ_f); los efectos secundarios, que se deben a los efectos de repulsión cuando las partículas sólidas se acercan unas a otras y los efectos terciarios, que se presentan básicamente en coloides debido a la carga de las partículas sólidas asociadas a cambios por la adición de iones. Algunas partículas sólidas son desplazadas con el fluido como resultado de la repulsión electrostática, disipación adicional y efectos de acercamiento lo que origina brinco que incrementan la μ_a .

Los efectos no pueden evaluarse solos, por lo que la Ec. 1.8 se ha propuesto como una relación general (Jinescu, 1974) que puede usarse para definir la viscosidad relativa (μ_r).

$$\mu_r = 1 + \Phi (k_1 + k_2 + k_3) \quad (1.8)$$

donde las constantes corresponden a cada efecto electroviscoso en particular y se evalúan por separado.

g) Efecto de la presión.

La presión afecta principalmente la μ afectando así, la μ_s . El incremento de μ con la presión, está representado por la Ec. 1.9 (Jinescu, 1974) donde $\mu(P)$ y $\mu(P_0)$ son la viscosidad de la fase continua a la presión en cuestión (P) y a una presión inferior a la normal (P_0) y C_1 una constante.

$$\mu(P) = \mu(P_0) \exp [C_1 (P - P_0)] \quad (1.9)$$

La fase dispersa se ve afectada debido a la disminución de ϵ , cuando la presión aumenta, lo cual se representa con la Ec. 1.10 donde $\epsilon(P)$ y $\epsilon(P_0)$ son la fracción vacía a la presión P y a la presión atmosférica, respectivamente, y C_2 es una constante.

$$\epsilon(P) = \epsilon(P_0) \exp[-C_2(P - P_0)] \quad (1.10)$$

Estos efectos son importantes en el caso de medios compresibles por lo que existen más expresiones matemáticas que definen la variación de ϵ y de Φ .

h) Efecto de la temperatura.

Al decrecer μ con un incremento en la temperatura de la suspensión se afecta la viscosidad de éste lo cual describe la expresión de Arrhenius en la siguiente ecuación (Jinescu, 1974):

$$\mu_s = A \exp\left(\frac{E}{RT}\right) \quad (1.11)$$

donde A es un coeficiente que depende de la naturaleza del líquido, E es la energía de activación, R es la constante de los gases y T es la temperatura absoluta.

Por otra parte al variar la temperatura varía ϵ , especialmente en partículas sólidas compresibles (látex, asfalto, etc.), por lo que la Ec. 1.12 (Jinescu, 1974) describe la variación de la densidad de la suspensión (ρ_s) debida a este fenómeno, pudiéndola relacionar con $\Phi_{\text{máx}}$ de la suspensión.

$$\rho_s(T) = \rho_s(T_0) \exp[-\alpha_r(T - T_0)] \quad (1.12)$$

donde α_r es un coeficiente de expansión volumétrica de las partículas sólidas.

Clasificación de las suspensiones.

Kao (1983) y Jinescu (1974) clasifican a las suspensiones en función al comportamiento reológico de su fase continua y a Φ .

a) Suspensiones con fase continua Newtoniana.

a.1 Comportamiento Newtoniano.

Presentan este comportamiento suspensiones cuyo Φ no es mayor al 37%, el cual depende de la naturaleza, forma y dimensión de la misma.

En forma general son suspensiones de partículas sólidas esféricas en líquidos simples cuya viscosidad varía únicamente con la temperatura.

Algunas suspensiones al llegar a su concentración volumétrica crítica (Φ_c), la que depende de la naturaleza, forma y dimensiones de la fase dispersa, aumentan rápidamente su viscosidad; como ejemplos, se encuentran suspensiones de varillas de vidrio (15%) y esferas de polimetil metacrilato (40%). En alimentos se ha observado en jugos y néctares de frutas con micropartículas (Rao y Ramonathan, 1977).

a.2 Comportamiento no Newtoniano.

Presentan este comportamiento suspensiones con Φ alta, el cual se debe a las interacciones, hidrodinámicas o electrostáticas, entre las partículas sólidas. Pueden ser independientes o dependientes del tiempo.

a.2.1 Comportamiento independiente del tiempo.

Reofluidizante: Se ha observado en suspensiones de óxido de zinc, arcilla, acetato de celulosa, detergentes, carbón y algunos polímeros químicos. En alimentos se ha observado en leche de vaca con glóbulos de grasa de 2 micras a bajas velocidades de corte y 25°C en viscosímetro de cono y plato (García *et al.*, 1994); en pulpa concentrada de melocotón y ciruela al equilibrio con un contenido de sólidos solubles entre 26.3-34.2% en un intervalo de 30 a 55°C y un viscosímetro de cono y plato (Iberz y Lozano, 1992); en pasta de jitomate con 15, 17, 20 y 25% de sólidos a 40°C en un viscosímetro Brookfield (Gutiérrez *et al.*, 1980) y en pulpa de mango y concentrados en un viscosímetro coaxial (Rao *et al.*, 1985).

Se han propuesto varios modelos empíricos para describir su comportamiento reológico, dentro de los que se encuentran Ostwald de Waele, Prandtl-Eyring, Ellis, Reiner-Philippoff, Sisko, Cross y Meter.

Repesante: Se ha observado en suspensiones con e entre las partículas sólidas, mínimas debido a la orientación de éstas.

A bajas velocidades de corte el líquido juega el papel de lubricante, debido a que el factor de fricción en el interior del sistema llega a ser pequeño, por lo que la deformación del sistema será

pequeña. A altas velocidades de corte, la estructura de la fase sólida se destruye, la distancia entre las partículas sólidas incrementa, y el líquido total es insuficiente para llenar la ϵ . Como resultado se observa un incremento en el volumen de la suspensión que está bajo un esfuerzo cortante así como un rápido incremento de éste, lo que se llama dilatación volumétrica. Al incrementar la viscosidad aparente (μ_a) con las altas velocidades se presenta la dilatación reológica.

El grado de reoespesamiento incrementa con Φ , p_p , dimensiones y la asimetría de la forma de la partícula sólida, ya que aumentan la fuerza o frecuencia de la interacción entre partículas sólidas.

Este comportamiento se ha observado en suspensiones de dióxido de titanio, de arena, de pigmentos, de mica y de hilos de fierro.

La expresión de Ostwald de Waele es utilizada para describir este comportamiento, únicamente con la variación de los valores numéricos de los parámetros reológicos involucrados.

Plástico de Bingham (viscoplástico): Se ha observado en fases continuas con partículas sólidas de fibra de celulosa; suspensiones de barita, arcilla, dióxido de titanio, esferas de aluminio, poliestireno y ciertas suspensiones minerales.

Presentan nucleación tanto en régimen laminar como en turbulento, así como un perfil de velocidades achatado, lo que se cree se debe al efecto de pared y no a una manifestación viscoplástica (Jinescu, 1974).

Viscoelástico: Se ha observado en suspensiones de partículas sólidas elipsoidales y partículas sólidas elásticas en fluidos Newtonianos. En alimentos se ha observado en confituras de puré de albaricoque con contenido de fruta entre 15.2-60.4% y tamizadas en orificios de 1 mm de diámetro a 22.5°C a una velocidad máxima de giro de 352 rpm (Costell *et al*, 1986); en papilla de cereales entre 15-18% de sólidos y 25, 35 y 40°C (Melón *et al*, 1984); en confitura de puré de melocotón con un contenido de fruta de 22.7 a 61.5% a 22.5°C (Costell *et al*, 1986) y en mermelada de fresa, melocotón, ciruela y albaricoque (Carbonell *et al*, 1991) todos ellos en un viscosímetro de cilindros concéntricos.

a.2.2 Comportamiento dependiente del tiempo.

Reopéctico: Se ha observado en suspensiones de caolín (65%), de bentonita, de yeso y de pentóxido de vanadio.

Tixotrópica: Se ha observado en suspensiones de bentonita de sodio (10%) y en alimentos en pulpa concentrada de ciruela y melocotón con sólidos solubles entre 26.3-34.2% a varias temperaturas en un viscosímetro de cilindros concéntricos (Ibar y Lozano, 1992).

b) Suspensiones con fase continua no Newtoniana.

b.1 Comportamiento no Newtoniano.

b.1.1 Para concentraciones bajas.

Se ha observado que el comportamiento se debe básicamente a la fase continua.

b.1.2 Para concentraciones altas.

Se ha observado que el comportamiento se debe a la interacción de las partículas sólidas, las cuales lo acentúan. En general se presentan comportamientos no Newtonianos similares a los descritos anteriormente.

Expresiones para la viscosidad relativa de las suspensiones.

Jinescu (1974) reporta en su revisión bibliográfica las expresiones para μ_r en función a la geometría de las partículas sólidas y a su vez en función a Φ .

e) Suspensiones con partículas sólidas esféricas.

a.1 Para bajas concentraciones volumétricas, menores a 10%.

La primera expresión, establecida por Einstein, fue desarrollada considerando el enfoque hidrodinámico, suponiendo partículas sólidas duras y esféricas, con una distancia entre ellas muy grande en comparación con el tamaño de la misma, con movimiento lento, con despreciable energía cinética, con ausencia de deslizamiento relativo del líquido en la superficie de la partícula sólida y con densidad igual a la del medio continuo por lo que no se dan efectos de sedimentación. Dicha expresión (Ec. 1.13) presenta una relación lineal entre μ_r y Φ para Φ menores a 0.10.

$$\mu_r = \frac{\mu_s}{\mu_f} = 1 + 2.5\Phi \quad (1.13)$$

donde

$$\Phi = \frac{v_p}{v_s} \quad (1.14)$$

y

$$v = v_f + v_p \quad (1.15)$$

donde μ_r es la viscosidad relativa; v_p es el volumen de partículas sólidas, uniformemente distribuidas; v_s es el volumen total ocupado por la suspensión y v_f es el volumen de la fase continua.

Varios Investigadores, retomando la expresión de Einstein, han propuesto una expresión general (Ec. 1.16) para la cual han determinado los valores de la constante KE en función a Φ de la suspensión (Cuadro 1.1).

$$\mu_r = 1 + KE\Phi \quad (1.16)$$

KE	Φ
2.5	0.003-0.050
4.5-4.75	0.150-0.180 (como función de la naturaleza de las partículas)
4.5	0-0.40 (teórica)
4.5	0-0.09 (suspensión diluida de magnetita)
1.5	(establecida teóricamente)
5.5	

Cuadro 1.1: Valores de KE en función de Φ [Jinescu, 1974].

Existen reportadas tres expresiones similares, la primera semejante a la expresión de Einstein donde únicamente es representado el inverso de la μ_r como la fluidez; la segunda (Ec. 1.17) es una relación no lineal obtenida para Φ menores a 0.1 y contiene un coeficiente empírico (a) que varía entre 1 y 2:

$$\mu_r = 1 + 2.5\Phi \left(1 + \frac{25\Phi}{4a^3} \right) \quad (1.17)$$

Y la tercera (Ec. 1.18) como una relación con un coeficiente $[\lambda(\Phi)]$ dependiente de Φ y

ε:

$$\mu_r = 1 + 2.5 \lambda(\Phi) \times \Phi \quad (1.18)$$

La ecuación general establecida para partículas sólidas esféricas en pequeñas Φ está representada por la siguiente ecuación:

$$\mu_r = 1 + K(\Phi, f, d, \gamma, L) \Phi \quad (1.19)$$

donde K depende de la concentración volumétrica de la fase dispersa (Φ); de la naturaleza del material del cual está hecha la partícula sólida; de la rugosidad de la superficie de la partícula sólida, en términos del factor de fricción (f); del diámetro de la partícula sólida (d); de las condiciones de flujo expresadas por velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) y de la distancia de flujo (L) desde el inicio hasta el final de la tubería.

a.2 Para altas concentraciones volumétricas, superiores a 10%.

Se reportan varios trabajos que contemplan suspensiones entre $0.1 < \Phi \leq \Phi_{\text{máx}}$ (Jinescu, 1974); las siguientes ecuaciones definen a $\Phi_{\text{máx}}$:

$$\Phi_{\text{máx}} = \frac{v_p \text{ máx}}{v_s} = 1 - \epsilon \quad (1.20)$$

$$\epsilon = \frac{v_o}{v_s} \quad (1.21)$$

donde $v_p \text{ máx}$ es el volumen máximo de la fase sólida y v_o es el volumen de ϵ , el cual depende de la distribución del tamaño de partícula sólida y uniformidad. Así mismo, proponen valores de ϵ en función de $\Phi_{\text{máx}}$ para esferas de arcilla aglomeradas en nodos hexagonales y para nodos cúbicos.

Consideran para las suspensiones que poseen partículas sólidas deformables (látex, asfalto, gránulos plásticos entre otros) que $\Phi_{\text{máx}}$ pueda asumir valores más altos que los de las

partículas sólidas indeformables. Además si las esferas no son de igual tamaño, ϵ se debe determinar experimentalmente.

A altas Φ de partículas sólidas con diámetros más pequeños que 1 - 10 micras se observan suspensiones que son no Newtonianas, incrementando la viscosidad con el decremento del tamaño y para partículas sólidas con diámetro más grande que 10 micras, la viscosidad incrementa linealmente con el mismo (ϵ Φ y $\dot{\gamma}$ constante).

Para Φ entre 0.15 y 0.60, se reporta la Ec. 1.22, en la cual la constante ϵ depende de Φ , cuando $\Phi_{\text{máx}} = 0.625$ se evalúa la constante y la viscosidad, obteniendo una expresión particular mientras que para $\Phi > 0.15$ se reporta la Ec. 1.23.

$$\mu_r = 1 + \left(\frac{54}{4a^3} \right) \left[\frac{\Phi}{1 - \left(\frac{\Phi}{\Phi_{\text{máx}}} \right)} \right]^3 \quad (1.22)$$

$$\frac{1}{\mu_r} = 1 - 2.5\Phi + 11\Phi^3 - 11.5\Phi^7 \quad (1.23)$$

Por otra parte se reporta la Ec. 1.24 para partículas sólidas deformables donde ϵ puede ser eliminada como resultado de la deformación de las mismas.

$$\mu_r = \frac{1}{(1 - \Phi)^{2.5}} \quad (1.24)$$

Una expresión propuesta que ha dado buenas aproximaciones a datos experimentales, es la Ec. 1.25 donde $1 - K\Phi$ introduce el efecto de las interacciones dinámicas para partículas sólidas esféricas.

$$\mu_r = \exp \left(\frac{2.5\Phi}{1 - K\Phi} \right) \quad (1.25)$$

Cuando Φ tiende a $\Phi_{\text{máx}}$ en suspensiones concentradas, se ha reportado la siguiente

ecuación:

$$\mu_r = 1 + \left[\frac{1.25}{\left(1 - \frac{\Phi}{\Phi_{\text{máx}}}\right)^2} \right] \quad (1.26)$$

La siguiente ecuación representa una relación teórica para suspensiones concentradas de esferas rígidas.

$$\mu_r = 1 + \frac{8}{9} \left[\frac{\left(\frac{\Phi}{\Phi_{\text{máx}}}\right)^{1/3}}{\left(1 - \left(\frac{\Phi}{\Phi_{\text{máx}}}\right)^{1/3}\right)} \right] \quad (1.27)$$

La Ec. 1.28 representa una relación teórica que permite obtener buenas aproximaciones a datos experimentales para $\Phi < 0.25$. El desarrollo de esta ecuación supone que μ_s es proporcional a μ y a la variación de la extensión del desplazamiento de la unidad de masa del fluido debido a los cambios en la velocidad.

$$\mu_r = 1 + \frac{2\Phi}{(1 - 1.2\Phi)^{2/3}} \quad (1.28)$$

Además existen otras relaciones semiempíricas; sin embargo, se puede concluir que se han desarrollado muchas ecuaciones teóricas del tipo de la Ec. 1.29 donde generalmente se supone que k_1 posee el valor de 2.5, pudiéndose reescribir como la Ec. 1.30 donde μ_r^E es la viscosidad relativa de la suspensión (relación de Einstein) y μ_r^* es la viscosidad relativa debida a la interacción de las partículas sólidas ocasionada por la alta Φ .

$$\mu_r = 1 + k_1\Phi + k_2\Phi^2 + k_3\Phi^3 + \dots \pm \quad (1.29)$$

$$\mu_r = \mu_r^E + \mu_r^* \quad (1.30)$$

En general, la Ec. 1.31 representa a la mayoría de las relaciones semiempíricas desarrolladas, donde k_2 y k_3 posee diferentes valores, según varios autores; algunos de ellos se presentan en el Cuadro 1.2.

$$\mu_r = k_2 \Phi^2 + k_3 \Phi^3 + \dots + \quad (1.31)$$

k_3	k_2
8.78	4.940
15.70	6.250
16.20	7.349 (considerando colisiones dobles, rotaciones y movimiento entre ellas; unas sobre otras)
	10.05 (considerando dobles rotaciones sin movimiento entre ellas)
	12.60
	14.10

Cuadro 1.2: Valores de k_3 y k_2 para la expresión general de viscosidad relativa [Jinescu, 1974].

b) Suspensiones con partículas sólidas no esféricas.

Han sido menos estudiadas y contempla aquellas partículas sólidas no esféricas y asimétricas, presentándose las expresiones en función de la geometría.

b.1 Partículas sólidas elipsoidales.

La μ_r de las suspensiones que contienen partículas sólidas con esta geometría se expresa como función de la forma de la partícula sólida (coordenadas) y de ψ . La constante KE depende de la proporción de los semiejes de la rotación elipsoidal.

b.2 Partículas sólidas con forma de varilla.

La constante KE depende de la forma, dimensiones y orientación de las partículas sólidas contenidas en la suspensión. Para varillas fuertes y rígidas se ha establecido una expresión (Ec. 1.32) que involucra dimensiones de la varilla; largo (l) y diámetro (d) y coordenadas esféricas que representan el ángulo hacia el eje x (ϕ) y hacia el eje z (θ).

$$KE = \left[\frac{\left(\frac{1}{d}\right)^2}{6 \left(\ln \frac{21}{d} \right) - 1.80} \right] \sin^4 \theta \sin^2 2\phi \quad (1.32)$$

Para $1/d \gg 1.0$ promediando los valores de $\sin^4 \theta \sin^2 2\phi$ K se puede evaluar con las expresiones de Distribución de Eisenschitz o la de Orientación en el plano XY.

Para suspensiones de varillas en Φ grandes se puede usar la siguiente ecuación:

$$\mu_r = 1 + KE\Phi + K' (KE\Phi)^2 \quad (1.33)$$

Con base en consideraciones teóricas el valor de la constante K' es igual a 0.73 debido a las interacciones puramente hidrodinámicas entre las varillas rígidas, ampliamente orientadas por movimiento browniano y $(KE\Phi)^2$ tiende a 0, para Φ altos. Para fibras de nylon con $1/d$ aprox. 20, $d = 1.69$ micras y $1/d$ aprox. 20, $d = 43$ micras y $\Phi < 0.4 \times 10^{-1}$, se encontró que para fibras rectas, $KE = 1.98$ y para fibras curvas, $KE = 3.57$ con un ángulo de 175° .

1.2 FLUJO BIFASICO (SOLIDO-LIQUIDO).

1.2.1 DEFINICION DE FLUJO BIFASICO.

El flujo multifásico es un sistema constituido por dos o más fases, capaces de fluir a través de una tubería, las cuales pueden ser líquida, sólida o gaseosa (Govier y Aziz, 1987).

El flujo bifásico es un caso particular del multifásico, es un sistema constituido únicamente por dos fases que fluyen simultáneamente, pudiendo ser o no de la misma naturaleza química (Wallis, 1969 y Govier y Aziz, 1987). Se encuentra dividido en gas-líquido, líquido-líquido, gas-sólido y sólido-líquido (Govier y Aziz, 1987).

A continuación se describen los fenómenos de flujo para un sistema bifásico conformado por una suspensión, sólido-líquido.

1.2.2 CLASIFICACION DEL FLUJO BIFASICO.

Sastry y Zuritz (1987) clasifican el flujo sólido-líquido en cinco categorías según se esquematiza en la Fig. 1.16:

a) Flujo homogéneo, se presenta cuando las partículas sólidas son finas y ligeras o cuando la velocidad media de flujo de la suspensión es lo suficientemente alta para mantenerlas partículas sólidas en una suspensión uniforme a lo largo de la sección transversal de la tubería.

b) Flujo heterogéneo, ocurre cuando las partículas sólidas son de diversos tamaños, de gran densidad y el flujo es tal que las dos fases, líquidas y sólida, se comportan como entidades individuales y se presenta un gradiente de densidades durante el flujo de la suspensión.

c) Flujo intermedio, se dice que existe cuando se presentan condiciones para que coexistan, tanto el flujo homogéneo, como el heterogéneo.

d) Flujo de saltación, ocurre cuando las partículas sólidas forman un lecho en el fondo de la tubería y presentan saltos discontinuos durante el flujo a través de ella.

e) Flujo capsular, en este tipo de flujo los sólidos se empaquetan dentro de cápsulas cilíndricas de diámetro ligeramente menor que el diámetro interno de la tubería y se transportan en serie.

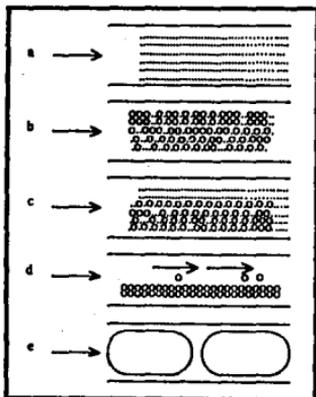


Fig. 1.16: Diferentes tipos de flujo sólido-líquido: a) homogéneo, b) heterogéneo, c) flujo intermedio, d) flujo de saltación y e) flujo capsular [Sastry y Zuritz, 1987].

Kao (1975) presentan una clasificación preliminar de las suspensiones, en donde se conjunta el tipo de flujo así como el tipo de comportamiento reológico (Fig. 1.17). Estos autores describen un criterio preliminar en base al número de Reynolds (Re) de las partículas sólidas (Re_p) válido para suspensiones con fase dispersa fina (menores a 75 micras).

Primero se determina la velocidad terminal de sedimentación (V_α) de las partículas sólidas esféricas con la siguiente ecuación:

$$V_\alpha = \frac{[4 d g (\frac{\rho_p}{\rho_f} - 1)]}{3 C_D} \quad (1.34)$$

donde g es la aceleración gravitacional y C_D es el coeficiente de arrastre, en este caso para partículas sólidas esféricas (Ec. 1.46).

Posteriormente con la Ec. 1.35 se calcula el Re_p , considerando μ .

$$Re_p = \frac{\rho V_\alpha d}{\mu} \quad (1.35)$$

Cuando se considera el efecto de Φ , la magnitud de V_α se ve afectada, pudiéndose calcular en función de la concentración ($V_{\alpha\Phi}$) con la siguiente ecuación:

$$\frac{V_{\alpha\Phi}}{V_\alpha} = e^{-3.9\Phi} \quad (1.36)$$

Posteriormente se calcula el $Re_{p\Phi}$ de igual forma al anterior, sólo que introduciendo $V_{\alpha\Phi}$ en lugar de V_α . Con los valores del Re_p se establecen intervalos de éste para diferentes fluidos lo que se observa en el Cuadro 1.3.

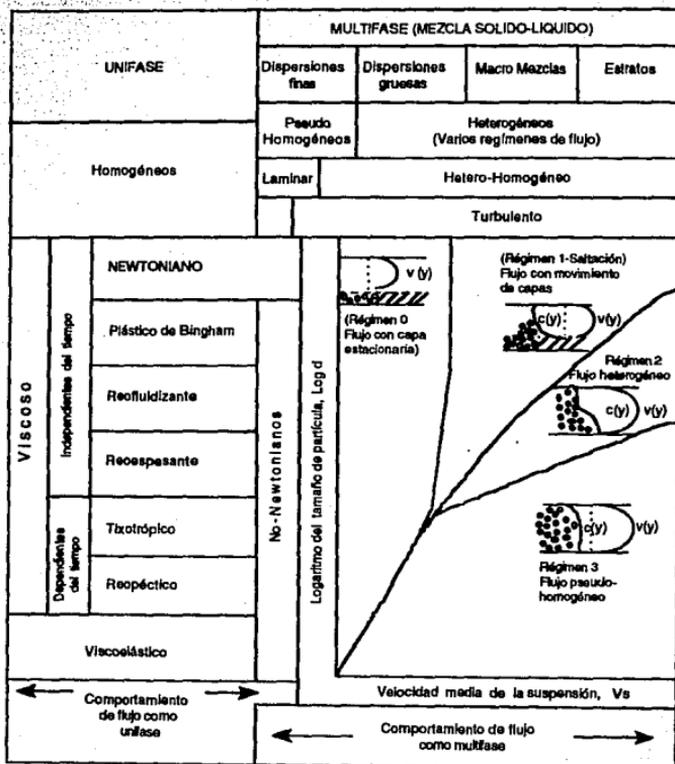


Fig. 1.17: Clasificación general de las suspensiones [Kao, 1983]

No newtoniano	$< Re_p < 0.02$
Régimen de transición	$0.02 < Re_p < 0.10$
Newtoniano sin sedimentación	$0.10 < Re_p < 0.80$
Suspensión sedimentando	$0.80 < Re_p < 525$
Sedimentación con saltación	$525 < Re_p$

Cuadro 1.3: Clasificación de las suspensiones en base al Re_p [Kao, 1983].

Otra clasificación es reportada por Shah y Lord (1991) proponiendo la Fig. 1.18 en la cual se muestran sólo dos tipos de flujo, homogéneo y heterogéneo. Esta figura muestra la típica respuesta del esfuerzo cortante en la pared vs velocidad de corte nominal para flujo horizontal de los sistemas homogéneo y heterogéneo. Se observa que para altos valores de velocidad de corte nominal, la respuesta del fluido heterogéneo (Curva A) tiende paralelamente al homogéneo y/o responde como fluido homogéneo (Curva B). Como en la suspensión heterogénea la velocidad decrece, el gradiente de concentración de sólidos se incrementa hasta que se estacionan las partículas sólidas o se origina un movimiento lento de las mismas, apareciendo como un techo al fondo de la tubería.

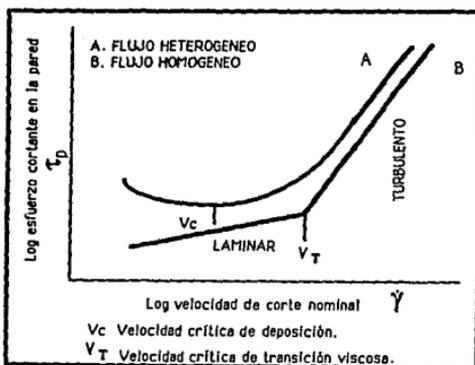


Fig. 1.18: Gráfica esfuerzo de corte-velocidad de corte para suspensiones homogéneas y heterogéneas [Shah y Lord, 1991].

La velocidad de la suspensión, para la cual se forma un lecho de partículas sólidas, es definida como la velocidad crítica de deposición (V_c) y representa el límite más bajo de velocidad de bombeo para la mínima sedimentación de una partícula sólida. Un decremento pequeño en la velocidad de la suspensión produce un incremento de la pérdida por fricción, como es indicado por el

gancho ascendente característico de la Curva A, así mismo puede también conducir al taponamiento de la tubería. Las suspensiones preparadas con fases continuas no Newtonianas presentan esta respuesta heterogénea.

Si ocurre un paro mientras se bombea una suspensión heterogénea, los sólidos serán depositados en un lecho estacionario a lo largo del fondo de la tubería, siendo necesario resuspenderlos para removerlos de la misma. Al incrementar gradualmente la velocidad de flujo sobre las partículas sólidas sedimentadas, se obtiene nuevamente una curva similar a la Curva A. La velocidad del fluido que corresponde a este mínimo valor de esfuerzo cortante es la velocidad crítica de resuspensión (V_r). Los resultados experimentales muestran que V_r es generalmente más grande que V_c .

La Curva B muestra la respuesta esperada para una suspensión homogénea. Esta respuesta es similar al comportamiento de la fase continua. A un valor alto de velocidad de corte nominal hay una línea pronunciada de régimen de flujo turbulento. En este régimen la velocidad de la suspensión decrece observándose así una repentina transición a un claro régimen laminar. La velocidad de transición (V_r) corresponde a este cambio en los regímenes de flujo. Mientras las suspensiones consideradas aquí son heterogéneas, sus fases continuas no Newtonianas dan una respuesta de flujo homogéneo laminar, el cual puede caracterizarse através de los parámetros n y k de la Ley de la Potencia. La μ_a definida con estos parámetros se relaciona con otras propiedades del fluido y partículas sólidas para determinar V_c y V_r .

Turian y Yuan (1977) presentan una clasificación del régimen de flujo de una suspensión a partir de una gráfica de la caída de presión por unidad de longitud en función de la velocidad media en escala logarítmica, $\log(\Delta P/L)$ y $\log(V_s)$. Los resultados típicos caen en una curva mostrada en la Fig. 1.19. Los cuatro regímenes que se encuentran en esta figura, representan una situación compleja para definir los límites, ya que éstos no están totalmente definidos.

En esta figura V_c representa la velocidad crítica, que es la velocidad de flujo mínima a la cual se forma un lecho de sólidos en el fondo de la tubería. Por lo anterior Turian y Yuan (1977) proponen una correlación para cada régimen tomando como base la ecuación siguiente:

$$f_s - f_f = K \Phi f_f^\alpha c_D^\beta \left[\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right]^\delta \quad (1.37)$$

donde f_s es el factor de fricción debido al flujo de la suspensión en la tubería ($-\Delta P D/2L\rho V^2$); f_f es el factor de fricción de la fase continua; K , α , β , γ y δ son constantes que se determinan para cada

régimen de flujo; C_0 es el coeficiente de arrastre para partículas sólidas esféricas (Ec. 1.46); V_s es la velocidad media de la suspensión; D es el diámetro interno de la tubería; y s la densidad relativa (densidad de la fase dispersa entre la densidad de la fase continua).

Considerando los dos regímenes de flujo contiguos, A y B (Fig. 1.19) donde los valores ($f_s - f_f$) son iguales en los límites entre ellos y en los puntos de transición, se establece la Ec. 1.38 con base en la cual se define por conveniencia el grupo adimensional llamado Número de régimen R_{ab} (Ec. 1.39).

$$\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} = K_f \Phi^{\alpha f} f_f^{\beta f} c_D^{\gamma f} \quad (1.38)$$

$$R_{ab} = \frac{V_s^2}{K \Phi^{\alpha f} f_f^{\beta f} c_D^{\gamma f} Dg(s-1)} \quad (1.39)$$

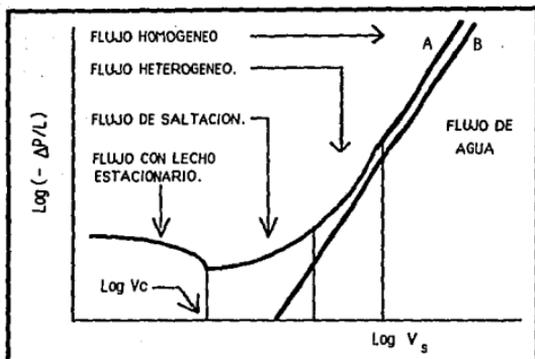


Fig. 1.19: Gráfica donde se muestra cómo se puede calcular la velocidad crítica de flujo para cada régimen de flujo bifásico [Turian y Yuan, 1977].

Las correlaciones individuales para cada régimen se obtienen de datos experimentales agrupados de acuerdo al régimen en una gráfica del $\text{log}(-\Delta P/L)$ en función del $\text{log}(V_s)$ (Fig. 1.19), obteniéndose como resultado las siguientes ecuaciones:

$$R_{01} = \frac{V_s^2}{[31.930 \Phi^{1.0640} f_r^{1.0640} c_D^{-0.0616} D g (s-1)]} \quad (1.40)$$

$$R_{12} = \frac{V_s^2}{[2.4110 \Phi^{0.2263} f_r^{-0.2334} c_D^{-0.3840} D g (s-1)]} \quad (1.41)$$

$$R_{23} = \frac{V_s^2}{[0.2859 \Phi^{1.0750} f_r^{-0.67} c_D^{-0.9375} D g (s-1)]} \quad (1.42)$$

La transición entre el flujo con el lecho estacionario (0) y el flujo de saltación (1) toma lugar a R_{01} , entre el régimen de flujo de saltación (1) y el flujo heterogéneo (2) R_{12} y entre flujo heterogéneo (2) y flujo homogéneo (3) R_{23} . Las ecuaciones anteriores fueron obtenidas para suspensiones con Φ porcentual de sólidos entre 0.006 y 42 cuyo tamaño de partícula sólida se encuentra entre 0.00297 y 3.8 cm y densidad entre 1160 y 1130 kg/m³, en tubería con diámetros entre 0.00297 cm a 3.8 cm y velocidad media entre 0.009 a 6.7 m/s.

Por otra parte Turian *et al* (1971) dan la siguiente clasificación de régimen de flujo en base al diámetro de las partículas sólidas esféricas:

- Para $d < 30 \mu$, el flujo es homogéneo presentándose una distribución de sólidos uniforme en el flujo.
- Para $30 \mu < d < 50 \mu$, el flujo es intermedio presentándose como heterogéneo u homogéneo en función de la velocidad de flujo.
- Para $d > 50 \mu$, el flujo es heterogéneo.
- $50 \mu < d < 0.2 \text{ mm}$, el flujo es suspendido.
- $0.2 \text{ mm} < d < 2 \text{ mm}$, el flujo es de transición.
- $d > 2 \text{ mm}$, el flujo es de saltación.

1.2.3 Efectos presentes en el flujo de sólidos en suspensión.

Uno de los más importantes fenómenos que afectan la velocidad de flujo de las partículas sólidas en una tubería cilíndrica, es la migración radial de las partículas sólidas hacia las paredes y al centro de la tubería (Toda *et al*, 1972). Estos efectos consisten en la migración radial de las

partículas sólidas debido a su rotación, siendo uno de los más importantes fenómenos que afectan la velocidad de flujo de las partículas sólidas, esquematizado en la Fig. 1.20 por Sestry y Zuritz (1987).

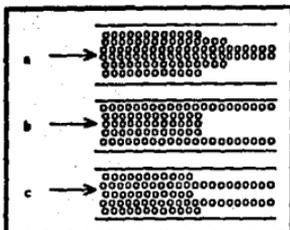


Fig. 1.20: Diferentes fenómenos de migración radial: a) acumulación cerca del centro de la tubería, para partículas flexibles; b) acumulación cerca de las paredes y c) formación de un ángulo, debido a la migración de las paredes y del centro de la tubería [Sestry y Zuritz, 1987].

a) Efecto de pared, consiste en la migración de las partículas sólidas hacia el eje del tubo y un correspondiente decremento de Φ cerca de la pared del mismo (Jinescu, 1974; Barnes *et al.*, 1989 y Davis, 1993) debido a que al incrementar la velocidad media, la velocidad de las partículas sólidas (V_p) aumenta y éstas se mueven mucho más rápido que el resto del fluido siendo mayor conforme se incrementa la velocidad media de flujo (Toda *et al.*, 1972).

b) Efecto del centro del tubo, consiste en un incremento de la Φ en una región angosta cerca del eje axial del tubo (0.6 radio interno) (Jinescu, 1974; Barnes *et al.*, 1989 y Davis, 1993) debido a que las partículas sólidas que se encuentran a lo lejos del eje de la tubería se mueven a más baja velocidad que las que se localizan en el eje de la misma (Sestry y Zuritz, 1987). Cuando hay ausencia de rotación de las partículas sólidas se presenta en mayor proporción.

Por otra parte se ha observado que a bajas velocidades promedio de flujo las partículas sólidas de alta densidad se mueven más lentamente que el resto del fluido y se concentran cerca del tubo (Toda *et al.*, 1972).

La explicación del fenómeno de la migración radial incluye a las fuerzas de interacción interparticulares, el movimiento radial del fluido debido a los efectos de entrada, etc. Una de las principales fuerzas que más influye en la velocidad de flujo, y por lo tanto, en el balance de fuerzas, es la fuerza de flotación o fuerza de Magnus (F_M) representada por la siguiente ecuación (Rubinow y Keller, 1961):

$$F_M = \pi \rho_f \left(\frac{d}{2}\right)^3 \Omega (V_p - V_f) \quad (1.43)$$

donde d es el diámetro de la esfera, Ω es la velocidad angular de la partícula sólida y V_f es la velocidad del fluido.

Para que la fuerza de Magnus se manifieste en el sistema, debe existir un movimiento de rotación de la partícula sólida. Para el caso en el que no se presente la rotación de la partícula sólida, se propone la siguiente ecuación (Saffman, 1968):

$$F_S = -6.46 \mu (V_p - V_f) r^2 \left(\frac{\dot{\gamma}}{\nu}\right)^{0.5} \quad (1.44)$$

donde $\dot{\gamma}$ es la magnitud de la velocidad de corte, ν es la viscosidad cinemática y F_S es la fuerza de Saffman.

Saffman (1968) demostró que a pequeños valores de Re , la velocidad rotacional es mucho mayor que la velocidad de corte, entonces la fuerza de Magnus debida a la rotación de las partículas sólidas es menor en magnitud, que la debida al corte.

Como resultado de las fuerzas de flotación y de corte y de las propiedades de las partículas sólidas, se ha encontrado que existe la formación de collares de partículas sólidas fluyendo de forma paralela al resto del fluido en la tubería (Fig. 1.21), que afectan la velocidad de flujo del resto de las partículas sólidas. La presencia de estos grupos se incrementa con el aumento de Φ y la diferencia de las dimensiones de las partículas sólidas (Segré y Silberberg, 1961).

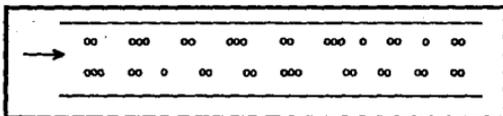


Fig. 1.21: Formación de collares durante el flujo de partículas sólidas en suspensión [Sastry y Zuritz, 1987].

Thomes (1962) identifica las fuerzas que intervienen en el comportamiento de las partículas sólidas inmersas en un fluido, dentro de las cuales se encuentran la fuerza gravitacional, originada por la masa de la partícula sólida; la fuerza de Bernoulli, causada por el gradiente de velocidad media a través de la partícula sólida por velocidad instantánea acompañada por diferentes fluctuaciones turbulentas; la fuerza de fluctuaciones de los remolinos y la fuerza friccional entre la partícula y la pared como una saltación de la partícula sólida.

Sin embargo, para poder predecir la velocidad de flujo mínima, la que evita la sedimentación de las partículas sólidas, deben tomarse en cuenta, además de todas las fuerzas ya mencionadas, una muy importante, la fuerza de arrastre.

La fuerza de arrastre es la fuerza predominante que gobierna el movimiento de la partícula sólida en un fluido viscoso, y es responsable del arrastre del sólido con el fluido a lo largo de la tubería. La existencia de un perfil de velocidades, en la fase continua, ocasiona que la predicción del movimiento de la partícula sólida suspendida sea difícil, porque dependiendo de la localización radial del sólido, el arrastre del mismo es significativamente diferente. Además la migración radial podría acarrear constantemente cambios en los efectos de arrastre.

Los efectos de la fuerza de arrastre se pueden globalizar en un valor llamado coeficiente de arrastre, C_D (Subramaniam y Zuritz, 1990).

La fuerza de arrastre, F_D , experimentada por una partícula sólida en una tubería durante su transporte, tiene como valor el de la componente axial de la fuerza ejercida por un fluido sobre la partícula sólida. Esta fuerza es el resultado total de los efectos de presión y del esfuerzo cortante, debido al gradiente de velocidades en la superficie de la partícula sólida, y se obtiene como la fuerza promedio en la superficie por integración de la diferencial de fuerzas en la superficie total de la partícula sólida esférica (Subramaniam y Zuritz, 1990).

Para régimen estacionario, la F_D , sobre una esfera sedimentando en un líquido está representada por la Ec. 1.45, siendo igual al valor neto de las fuerzas de gravedad y de flotación (Orosker y Turfan, 1980 y Govier y Aziz, 1987).

$$F_D = \frac{\pi d^2}{4} \left(\frac{\rho_p V_\alpha^2}{2} \right) C_D \quad (1.45)$$

Coefficiente de arrastre.

Se han desarrollado un sin número de ecuaciones para predecir el coeficiente de arrastre, C_D , de las cuales se describen algunas a continuación:

1) Turfan y Yuan (1977) y Orosker y Turfan (1980) presentan la Ec. 1.46 para una partícula sólida esférica sedimentando con velocidad terminal en un líquido en reposo.

$$C_D = \frac{4gd(s-1)}{3V_\alpha^2} \quad (1.46)$$

2) Govier y Aziz (1987) presentan al C_D como función única del Re , concluido de un análisis dimensional y elaboran gráficas que relacionan la dependencia del coeficiente de arrastre y el Re de la partícula sólida para diferentes geometrías representadas con valores de esfericidad (E). La curva muestra cuatro regiones para $E=1$, relacionadas unas con otras.

REGION	Re	C_D	OBSERVACIONES
I	$Re < 1.0$	$24\mu/dV_p$	El movimiento relativo entre partícula y fluido es laminar.
II	$1 < Re < 1000$	$30Re^{-0.625}$	Existe un desarrollo gradual de turbulencia en el movimiento.
III	$1000 < Re < 2 \times 10^5$	0.44	Turbulencia totalmente desarrollada.
IV	$Re > 2 \times 10^5$	0.10	Llega a ser turbulento y no se han encontrado partículas libres sedimentando.

Cuadro 1.4: Regiones de C_D en función del Re para $E=1$ [Govier y Aziz, 1987].

3) Subramaniam y Zuritz (1990) describen al C_D para el caso de una partícula sólida esférica suspendida en un flujo no Newtoniano en tubería, considerando el diámetro (d) y la velocidad de la misma (V_p), en la superficie de la esfera y el radio del tubo (r). Para una esfera dada en una posición particular en el tubo, la velocidad característica en el Re generalizado (Re_p) puede ser tomada como la velocidad relativa entre la partícula sólida y el fluido (V_{pf}), definida como la diferencia entre la velocidad del fluido (V_f) a través del centro de la partícula sólida $V_f(R)$ y la velocidad axial de la partícula sólida.

Para flujo laminar, el uso de $V_f(R)$ depende de la posición radial de la partícula sólida y del tamaño del tubo, en este caso V_{pf} es igual a $V_f(R)$. Las expresiones propuestas son las Ec. 1.47 y 1.48 donde k es el índice de consistencia y n es el índice de comportamiento al flujo.

$$C_D = \frac{24}{Re_p^{(1/n)}} \quad (1.47)$$

$$Re_p = \frac{\rho_p V_f^{(2-n)} d^n}{k} \quad (1.48)$$

Obteniendo a partir de resultados experimentales una expresión (Ec. 1.49) aplicable a

partículas sólidas esféricas suspendidas en fluidos de la potencia, con valores de Re_p de 0.001 a 0.5 utilizando la velocidad relativa V_r (relación entre V_p y V_r) para el cálculo de éste.

$$C_D = \frac{101.35}{Re_p^{(0.84/n)}} \quad (1.49)$$

4) Durts *et al* (1984) presentan la siguiente ecuación para el C_D en términos de la transferencia de movimiento.

$$C_D = \left(\frac{24}{Re} \right) (1 + 0.15 Re^{0.687}) \quad (1.50)$$

5) Mironer (1979) presenta valores para C_D en base a la relación de éste con el régimen de flujo y la forma geométrica de la partícula sólida en dos (Cuadro 1.5) y tres dimensiones (Cuadro 1.6).

Geometría	Flujo laminar	Flujo turbulento
Cilindro circular	1.20	0.33
Cilindro elíptico		
2:1 (*)	0.60	0.20
4:2	0.35	0.10
8:1	0.28	0.10
Placa normal al flujo	2.00	2.00
Cilindros cuadrados		
Cara lateral al flujo	2.00	2.00
Vértice al flujo	1.60	1.60
Superficies semicirculares		
Superficie convexa al flujo	1.20	1.20
Superficie cóncava al flujo	2.30	2.30
Medio cilindro	1.16	1.16
Cilindros triangulares a 60°		
Cara lateral al flujo	2.20	2.20
Vértice al flujo	1.40	1.40

(*) Relación eje mayor-eje menor.

Cuadro 1.5: Coeficiente de arrastre para diferentes cuerpos geométricos en dos dimensiones [Mironer, 1979].

Geometría	Flujo laminar	Flujo turbulento
Esfera	0.47	0.10
Cuerpo elíptico con sección transversal circular		
2:1 (*)	0.27	0.06
4:1	0.20	0.06
8:1	0.25	0.13
Disco	1.17	1.17
Cubos		
Cara lateral al flujo	1.05	1.05
Arista lateral al flujo	0.80	0.80
Cono 60°		
Arista lateral al flujo	0.49	0.49
Sólidos hemisféricos		
Superficie cóncava al flujo	0.38	0.38
Superficie plana al flujo	1.17	1.17
Cavidad hemisférica		
Cóncava al flujo	0.38	0.38
Convexa al flujo	1.42	1.42

(*) Relación eje mayor-eje menor.

Cuadro 1.6: Coeficiente de arrastre para diferentes cuerpos geométricos en tres dimensiones [Mironer, 1979].

1.2.4 PREDICCIÓN DE LA VELOCIDAD CRÍTICA Y DE LA CAIDA DE PRESIÓN EN DUCTOS CILÍNDRICOS.

Se han realizado algunos estudios para predecir el valor de V_c y ΔP provocada por el transporte de sólidos en suspensión. A continuación se presentan los aspectos más relevantes de algunos de ellos que servirán como base para el análisis teórico de este trabajo de investigación.

Durts *et al* (1984) realizaron un estudio en el cual resuelven las ecuaciones de continuidad y transferencia de movimiento de la fase sólida y líquida para predecir V_p para partículas suspendidas en un líquido con características reológicas Newtonianas. Para resolver el sistema de ecuaciones que obtienen, utilizaron el enfoque Euleriano y el Lagrangiano.

Enfoque Euleriano.

La base del enfoque Euleriano, es el tratamiento de la fase sólida como un medio continuo, es decir, se tienen dos fluidos en lugar de uno sólo por lo que, debe definirse la concentración volumétrica de cada fase, denominada fracción libre (α), para establecer y resolver las ecuaciones de transporte correspondientes a cada fase. La resolución de las ecuaciones en un

tiempo y punto específicos, fue desarrollada, ya que en un procedimiento numérico es difícil resolver las ecuaciones para cada punto en cualquier tiempo.

Las ecuaciones que a continuación se describen, son para el caso de flujo estable, en dos direcciones, flujo simétrico axial en régimen laminar y/o turbulento.

La ecuación de continuidad está representada por la Ec. 1.51 donde x es la coordenada axial, y la coordenada radial, r el radio interno de la tubería, V_x la velocidad axial del fluido y V_y la velocidad radial del fluido.

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(r \rho V_y) = 0 \quad (1.51)$$

Las Ec. 1.52 y 1.53 representan las ecuaciones de movimiento para la fase líquida, la componente V_x y V_y .

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x^2) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(r \rho V_x V_y) - \frac{\partial P}{\partial x} + 2 \frac{\partial}{\partial x} \left(\mu \frac{\partial V_x}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y} \left[r \mu \left(\frac{\partial V_x}{\partial y} + \frac{\partial V_y}{\partial x} \right) \right] \quad (1.52)$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho V_x V_y) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(r \rho V_y^2) - \frac{\partial P}{\partial y} + 2 \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \frac{\partial V_y}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu \left(\frac{\partial V_y}{\partial x} + \frac{\partial V_x}{\partial y} \right) \right] + \frac{2\mu}{r} \left(\frac{\partial V_y}{\partial y} - \frac{V_y}{r} \right) \quad (1.53)$$

La fracción libre de la fase sólida del fluido bifásico debe tomarse en cuenta al momento de plantear las ecuaciones de transporte para la fase líquida.

En las ecuaciones de continuidad y movimiento, existe una interacción entre ambas fases al momento de su transporte, debido a la diferencia de velocidades entre ambas fases. En este estudio se considera que no existe cambio de fase y que solamente exista la transferencia de movimiento entre ambas fases. Esta transferencia de movimiento ocasiona que se presenten términos adicionales, que tienen que incluirse en la ecuación de movimiento de la fase líquida.

Para este enfoque se calcula la fuerza de arrastre que existe entre las dos fases y se incorpora en las ecuaciones de movimiento de ambas fases con signo negativo, ya que afecta el desplazamiento de las partículas sólidas.

Generalmente, en el flujo a dos fases, las partículas sólidas tienen una densidad

diferente a la del fluido. Por lo tanto, el término de gravedad debe ser incluido en la ecuación de movimiento de la fase continua. La presión que se incluye en las ecuaciones del fluido, es la presión estática. Como el término de gravedad es dependiente de la concentración de partículas sólidas, su magnitud cambia con la ubicación de las partículas sólidas en la tubería.

La fracción libre de las partículas sólidas, (α) es el volumen ocupado por una de las fases con respecto al volumen de control. La fracción libre para la fase dispersa está representada por la Ec. 1.54 donde v_p es el volumen ocupado por la fase sólida y v el volumen de control.

$$\alpha = \frac{v_p}{v} \quad (1.54)$$

a) Ecuaciones de continuidad.

Como no existe intercambio de masa entre las dos fases, existen dos ecuaciones de continuidad independientes. Las Ec. 1.55 y 1.57 representan la ecuaciones para la fase líquida y para la fase sólida, respectivamente.

$$\frac{\partial}{\partial x}(\beta \rho V_x) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(\beta r \rho V_y) = 0 \quad (1.55)$$

donde

$$\beta = 1 - \alpha \quad (1.56)$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\alpha \rho_p V_{xp}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(\alpha r \rho_p V_{yp}) = 0 \quad (1.57)$$

Como las partículas sólidas tienen densidad constante, la ecuación de continuidad para la fase dispersa está representada por la Ec. 1.58

$$\frac{\partial}{\partial x}(\alpha V_{xp}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(\alpha r V_{yp}) = 0 \quad (1.58)$$

b) Ecuaciones de movimiento.

En la ecuación de movimiento para la fase continua, se tiene que incluir la concentración

volumétrica del fluido (Φ). Debe tomarse en cuenta el término de transferencia de movimiento, basado en la fuerza de arrastre entre las dos fases, correspondiente al último término de las ecuaciones siguientes.

Las Ec. 1.59 y 1.60 representan la ecuación de movimiento del fluido en la dirección x y en la dirección y .

$$\frac{\partial}{\partial x}(\Phi_f \rho V_x^2) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(\Phi_f \rho r V_x V_y) - \Phi_f \frac{\partial P}{\partial x} + 2 \frac{\partial}{\partial x}(\Phi_f \mu \frac{\partial V_x}{\partial x}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y} [r \Phi_f \mu (\frac{\partial V_x}{\partial y} + \frac{\partial V_y}{\partial x})] - \Phi_f \rho g - 0.75 \alpha \Phi_f c_D \frac{\mu}{d^2} R e_p (V_x - V_{xp}) \quad (1.59)$$

$$\frac{\partial}{\partial x}(\Phi_f \rho V_x V_y) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y}(\Phi_f \rho r V_y^2) - \Phi_f \frac{\partial P}{\partial y} + 2 \frac{\partial}{\partial y}(\Phi_f \mu \frac{\partial V_y}{\partial y}) + \frac{\partial}{\partial x}[\Phi_f \mu (\frac{\partial V_x}{\partial x} + \frac{\partial V_x}{\partial y})] + \frac{2 \Phi_f \mu}{r} (\frac{dV_y}{dy} - \frac{V_y}{r}) - 0.75 \alpha \Phi_f c_D \frac{\mu}{d^2} R e_p (V_x - V_{xp}) \quad (1.60)$$

El punto de partida para resolver la ecuación de movimiento de la fase dispersa es, la Ley de Newton de movimiento para una partícula sólida en un fluido, que para la dirección x está representada por la siguiente ecuación:

$$m_p \frac{dV_x}{dt} = c_D \left(\frac{\pi d^2}{4} \right) \frac{1}{2} \rho (\Delta V_x) \Delta V_x \quad (1.61)$$

Cambiando la derivada total por la sustancial y dividiendo por el volumen de partícula sólida, la Ec. 1.61 queda expresada por la siguiente ecuación:

$$\rho_p (V_{xp} \frac{dV_{xp}}{dx} + V_{yp} \frac{dV_{xp}}{dy}) = \frac{3}{4} c_D \frac{\rho}{d} (\Delta V_x) \Delta V_x \quad (1.62)$$

Introduciendo el Re_p y multiplicando por la fracción libre, la Ec. 1.62 queda expresada

por la siguiente ecuación:

$$\left(\alpha_p \frac{\partial V_{xp}}{\partial x} + \alpha_p V_{yp} \frac{dV_{xp}}{dy}\right) - \frac{3}{4} \alpha_c \frac{\mu}{d^2} Re_p \Delta V_x \quad (1.63)$$

El uso de la ecuación de continuidad para la fase dispersa da como resultado, que la ecuación de movimiento para una suspensión de partículas sólidas fluyendo con una velocidad diferente a la del fluido (ΔV_x), queda representada por la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial}{\partial x} (\alpha_p V_p^2) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial y} (\alpha_r V_{xp} V_{yp}) - \frac{3}{4} \alpha_c \frac{\mu}{d^2} Re_p \Delta V_x \quad (1.64)$$

Para obtener ecuaciones consistentes de movimiento para el flujo de una suspensión, hay que tomar en cuenta los siguientes aspectos:

1) La variación de presión, que pueda ocurrir en el flujo del fluido, actúa también en la fase dispersa.

2) La fuerza de gravedad en la partícula sólida como la gravedad, está incluida en la ecuación de movimiento del fluido, la presión afecta la flotación de las partículas sólidas como resultado del acoplamiento de las dos fases.

3) El término de transferencia de movimiento tiene que ser simétrico con respecto a la concentración volumétrica de ambas fases, como si fueran dos medios continuos. Por esta razón, debe emplearse la fracción libre de las partículas sólidas.

4) En las segundas derivadas de las ecuaciones de movimiento de un fluido Newtoniano, se involucra el movimiento molecular del fluido, cuando es transportado en régimen laminar.

Finalmente, las Ec. 1.65 y 1.66 representan las ecuaciones de movimiento que se utilizan para la fase dispersa, en la dirección x y y , respectivamente. Estas ecuaciones consideran el coeficiente de arrastre en términos de la transferencia de movimiento (Ec. 1.50).

Además del término de arrastre, es posible introducir otras fuerzas adicionales que actúen sobre las partículas sólidas.

La solución de las ecuaciones de cantidad de movimiento de la fase continua, permite evaluar las velocidades en el fluido, así como la presión.

Las velocidades de las partículas sólidas se obtienen de la resolución de las ecuaciones de

cantidad de movimiento para la partícula y su fracción libre se obtiene al resolver la ecuación de continuidad para las partículas sólidas.

Enfoque Lagrangiano.

En el enfoque Lagrangiano se analiza la fase líquida como un medio continuo y se predice la trayectoria de una partícula sólida en ese medio como resultado de la acción de varias fuerzas sobre la misma. Cuando se conoce la ubicación de las partículas sólidas, las ecuaciones de continuidad y transferencia de movimiento de la fase sólida y de la fase líquida se puede resolver fácilmente.

El volumen de las partículas sólidas no es considerado, de modo que la ecuación de continuidad del fluido no tiene que modificarse y los diferentes términos en las ecuaciones de transferencia de movimiento del fluido no se ven afectadas por Φ .

Este enfoque utiliza a la Ley de Newton de movimiento para calcular la velocidad de cada partícula sólida dentro del fluido.

Para dar solución a dichas ecuaciones, las derivadas parciales de las ecuaciones de continuidad y transferencia de movimiento se pueden resolver utilizando diferencias finitas, que se deriva de la integración de las ecuaciones diferenciales sobre un volumen de control. Es necesario realizar la linealización de las ecuaciones no lineales, utilizando una derivada híbrida para obtener un plano de diferencias finitas implícitas.

Las ecuaciones de diferencias finitas se resuelven utilizando una matriz tridimensional. Las velocidades y la ubicación de la fracción libre de las partículas sólidas se obtienen, después de un número específico de iteraciones que realiza el programa para resolver las ecuaciones correspondientes.

Correlaciones para velocidad crítica.

a) Análisis dimensional.

Bajo ciertas condiciones que incluyen un tamaño de partículas sólidas uniforme de forma esférica y un ducto con paredes suaves, la dependencia de V_c se puede expresar mediante la siguiente ecuación (Oroskar y Turlan, 1980):

$$V_c = f [d, D, \Phi, (\rho_p - \rho_f)g, \rho_f, \mu] \quad (1.67)$$

El término $(pp-pr)g$ implica que la gravedad solamente se manifiesta a través de la fuerza de flotación de las partículas sólidas. Reescribiendo la Ec. 1.67 en forma adimensional, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{V_c}{\sqrt{gd(s-1)}} = f\left[\left(\frac{d}{D}\right), \frac{Dp\sqrt{dg(s-1)}}{\mu}, \Phi\right] \quad (1.68)$$

b) Energía dentro del sistema.

Oroskar y Turlan (1980) desarrollaron una ecuación (Ec. 1.69) que permite predecir V_c de flujo de una suspensión con partículas sólidas esféricas. Ellos consideraron una partícula sólida estacionaria, porque V es limitada sólo a la fase continua; suspendida en un fluido Newtoniano en régimen turbulento y con Φ uniforme, asimismo consideraron a la energía requerida para mantener a la partícula sólida en suspensión como aquella debida a la disipación de los remolinos turbulentos.

$$\frac{V_c}{\sqrt{gd(s-1)}} = 1.85 \Phi^{0.1536} (1-\Phi)^{0.3564} \left(\frac{d}{D}\right)^{-0.378} Re^{0.09} X^{0.30} \quad (1.69)$$

donde X es la fracción de remolinos con una velocidad mayor a la velocidad de los sólidos, que es muy cercano a la unidad ($X > 0.95$) y Re es el número de Reynolds (Ec. 1.70).

$$Re = \frac{Dp [gd(s-1)]^{1/2}}{\mu} \quad (1.70)$$

Correlaciones para la caída de presión.

Turlan y Yuan (1977) retoman una de las correlaciones iniciales (Ec. 1.71) más relevantes que permiten predecir la caída de presión para flujo de sólidos en suspensión, utilizando suspensiones de grava y arena.

$$\frac{Hf_s - Hf_t}{Hf_t \Phi} = K \left[\frac{V_s^2}{gD(s-1)} \sqrt{C_D} \right]^m \quad (1.71)$$

donde Hf_s son las pérdidas por fricción ocasionadas por la suspensión, Hf_t son las pérdidas por fricción ocasionadas, únicamente por la fase continua, K y m son constantes y C_D es el coeficiente de arrastre de la partícula sólida esférica.

En la correlación anterior se incluyen las variables principales que afectan el flujo de suspensiones pero no explica la influencia de la concentración, tamaño de la partícula sólida y diámetro de la tubería, además de no ser adecuada para predecir la caída de presión, ya que la predicción de las pérdidas de presión, sólo se puede realizar cuando se tiene los valores de las constantes K y m . (Turian y Yuan, 1977 y Orosker y Turian, 1980).

Turian y Yuan (1977) mencionan las siguientes modificaciones a la Ec. 1.71 para predecir la caída de presión de una suspensión.

$$\frac{Hf_s - Hf_t}{Hf_t \Phi} = 280 \psi^{-1.93} \quad \text{para } \psi < 10 \quad (1.72)$$

$$\frac{Hf_s - Hf_t}{Hf_t \Phi} = 6.3 \psi^{0.0345} \quad \text{para } \psi > 10 \quad (1.73)$$

donde

$$\psi = \frac{V_s^2}{gD(s-1)} \sqrt{C_D} \quad (1.74)$$

Estas ecuaciones son válidas cuando se tiene el criterio de transición mayor a 40, el cual está definido por la siguiente ecuación:

$$N_1 = \frac{V_s^2 \sqrt{C_D}}{\Phi D g (s-1)} \quad (1.75)$$

Zendi y Govetos (1967) consideran Ni como un indicador para el rechazo de datos que se encuentren en el límite del régimen, pero esto es arbitrario. Si $Ni < 40$ no se tiene las partículas sólidas totalmente suspendidas.

Turfan y Yuan (1977) explican que existen varias fuerzas que afectan el flujo y juegan papeles diferentes en los diferentes regímenes, por ello es necesario desarrollar una correlación separada para cada régimen y proponen la Ec. 1.76, la cual al resolverse mediante un proceso iterativo proporciona las Ec. 1.77, 1.78, 1.79 y 1.80 para cuatro diferentes regímenes.

$$f_s - f_f - K \Phi^\alpha f_f^2 c_D^2 \left(\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right)^8 \quad (1.76)$$

a) Flujo con lecho estacionario (Régimen 0):

$$f_s - f_f - 0.4036 \Phi^{0.7389} f_f^{0.7717} c_D^{-0.4054} \left[\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right]^{-0.096} \quad (1.77)$$

b) Flujo de saltación (Régimen 1)

$$f_s - f_f - 0.9856 \Phi^{1.018} f_f^{1.046} c_D^{-0.4213} \left[\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right]^{-1.354} \quad (1.78)$$

c) Flujo heterogéneo (Régimen 2):

$$f_s - f_f - 0.5513 \Phi^{0.8687} f_f^{1.200} c_D^{-0.1677} \left[\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right]^{-0.6938} \quad (1.79)$$

d) Flujo homogéneo (Régimen 3):

$$f_s - f_f - 0.8444 \Phi^{0.5024} f_f^{1.428} c_D^{-0.1516} \left[\frac{V_s^2}{Dg(s-1)} \right]^{-0.3531} \quad (1.80)$$

CAPITULO II

DESARROLLO METODOLOGICO

En este capítulo se contemplaron dos partes, una que comprendió el desarrollo experimental y otra, el desarrollo teórico (Fig. 2.1).

La primera parte comprendió la evaluación de las propiedades físicas y físicoquímicas de suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana, la selección de un sistema modelo bifásico y la experimentación en el sistema de flujo.

La segunda parte comprendió la deducción de una ecuación matemática que permitió calcular la velocidad media de las partículas sólidas durante su transporte en suspensión, en un ducto cilíndrico.

En el desarrollo experimental se planteó primero la evaluación de las propiedades físicas (Fig. 2.3 a, b y c) y físicoquímicas (Fig. 2.4) de suspensiones alimenticias comerciales con fase continua Newtoniana. Esta evaluación se realizó para establecer los intervalos de las propiedades y con ello caracterizar el grupo de suspensiones en estudio, ya que dicha información no se encontró reportada bibliográficamente. Las propiedades se establecieron en función a los factores que afectan el comportamiento reológico de las suspensiones (Jeffrey y Acrivos, 1976; Jinescu, 1974 y Bernes *et al*, 1989). Se evaluaron las propiedades físicas de la suspensión (porcentaje y distribución de masa sólida), las propiedades físicas de la fase continua (densidad y parámetros reológicos), las propiedades físicas de la fase dispersa (geometría, rugosidad, tamaño, esfericidad, fisura, elongación, masa, densidad y penetración) y las propiedades físicoquímicas de la fase continua (conductividad eléctrica, índice de refracción, pH, sólidos solubles y tensión superficial). Se establecieron las propiedades de mayor importancia para el objetivo de este trabajo de investigación, eligiéndose así una suspensión comercial que representó el grupo de suspensiones estudiado. Se elaboró un sistema modelo con propiedades físicas similares a las de la suspensión elegida (Fig. 2.5), el cual se empleó durante la experimentación en el sistema de flujo. Al sistema modelo se le evaluaron las propiedades físicas, ya que fueron necesarias para los cálculos durante la experimentación en la red de tuberías, donde se estableció primero la V_c y $V_{m\acute{a}x}$ que permitieron delimitar el flujo homogéneo (Fig. 2.6) para posteriormente cuantificar la velocidad de flujo y las caídas de presión (Fig. 2.7). Esto se realizó con nueve suspensiones constituidas por fases dispersas de tres tamaños de partícula a tres concentraciones diferentes, respectivamente.

En el desarrollo teórico (Fig. 2.2) se planteó la ecuación de cantidad de movimiento y un balance de fuerzas sobre la partícula sólida necesario para evaluar la velocidad media (V_p) de la misma y a partir de un balance general de cantidad de movimiento se calculó la velocidad media de la fase continua (V_f). La velocidad media de la suspensión (V_s) se calculó a partir de las velocidades anteriores y la fracción volumétrica (Φ) de cada una de las fases de la suspensión. Para resolver numéricamente las ecuaciones se utilizaron las propiedades evaluadas en la parte experimental, tales como, el tamaño de la partícula, la densidad tanto de la fase dispersa como de la continua, la viscosidad de la fase continua, el porcentaje de sólidos, las caídas de presión, entre otras.

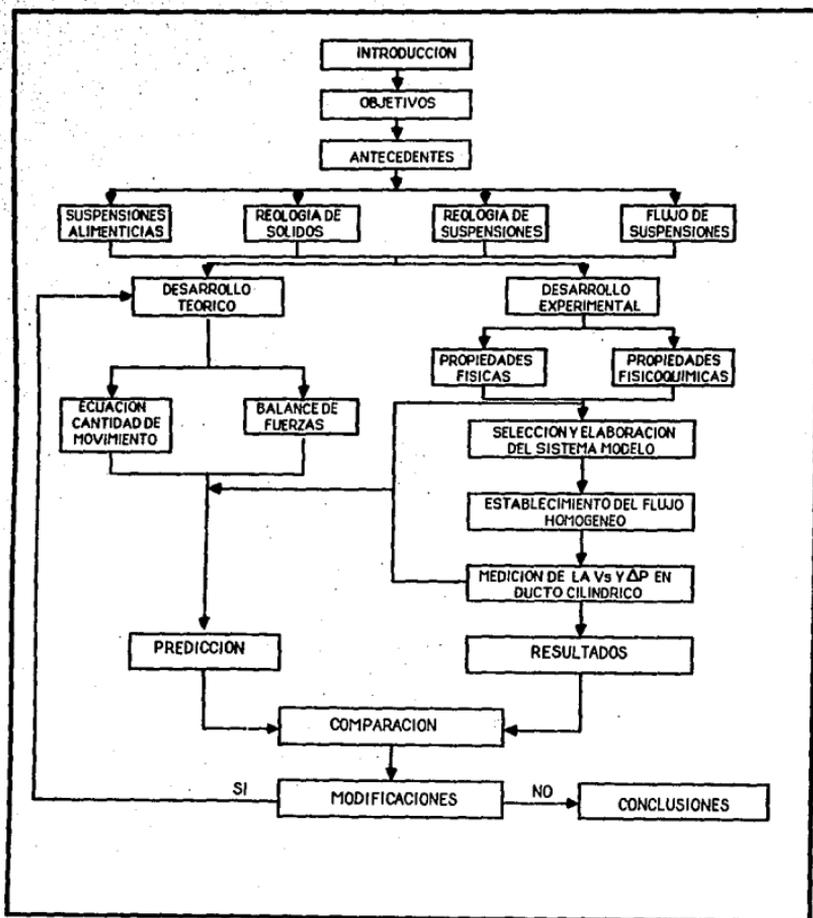


Fig. 2.1: CUADRO METODOLOGICO DEL DESARROLLO TEORICO Y EXPERIMENTAL DE LA TESIS.

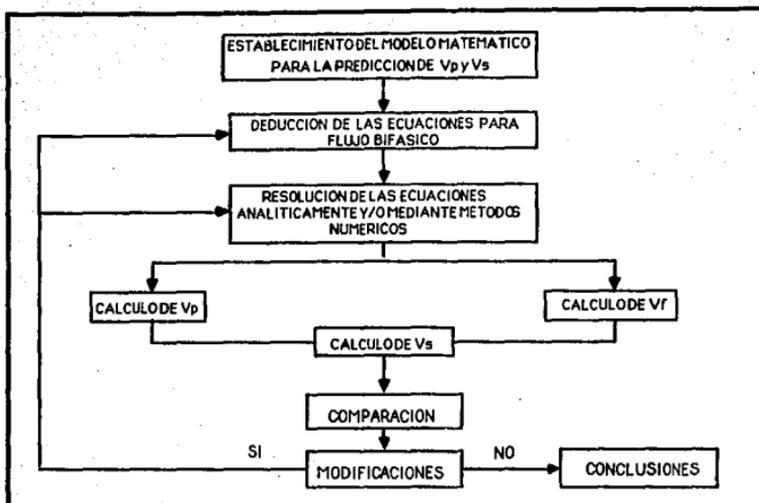


Fig. 2.2: CUADRO METODOLÓGICO DEL ESTABLECIMIENTO DEL MODELO MATEMÁTICO.

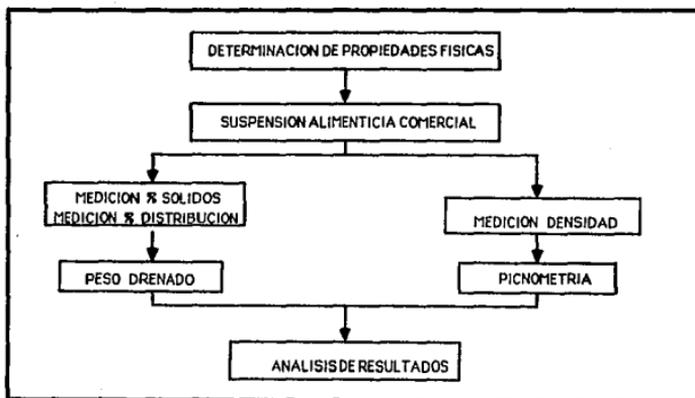


Fig. 2.3 a): CUADRO METODOLÓGICO PROPIEDADES FÍSICAS DE LA SUSPENSIÓN.

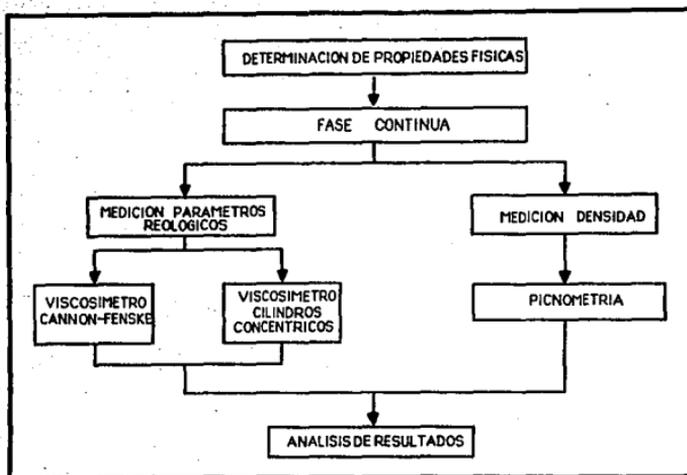


Fig. 2.3 b): CUADRO METODOLOGICO PROPIEDADES FISICAS DE LA FASE CONTINUA.

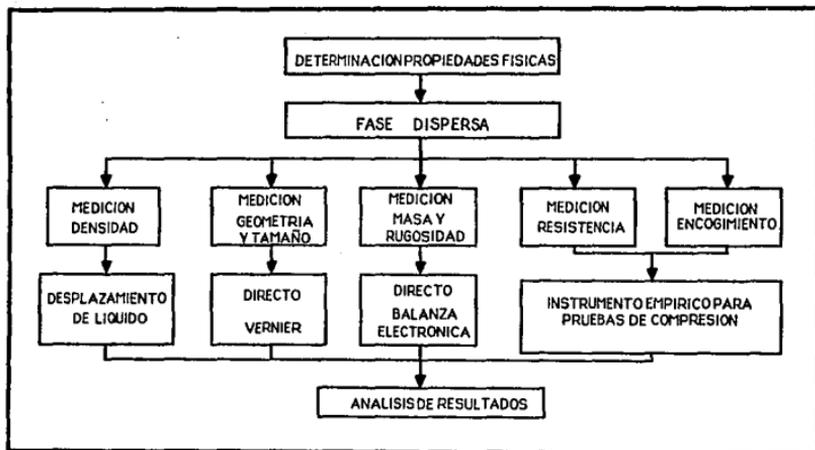


Fig. 2.3 c): CUADRO METODOLOGICO PROPIEDADES FISICAS DE LA FASE DISPERSA.

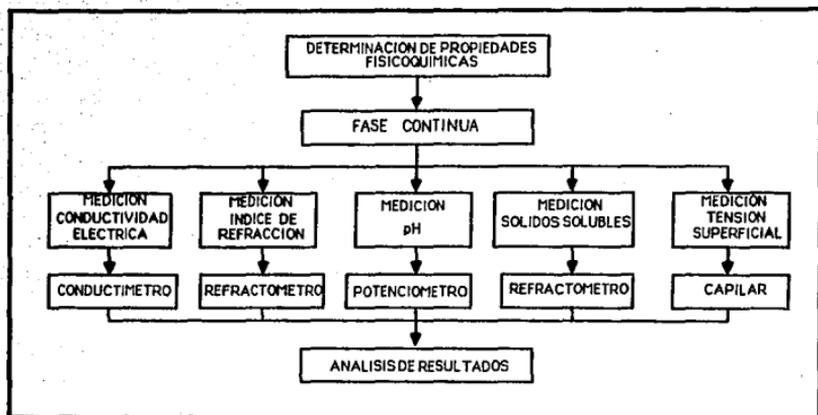


Fig. 2.4: CUADRO METODOLÓGICO PROPIEDADES FISICOQUIMICAS DE LA FASE CONTINUA.

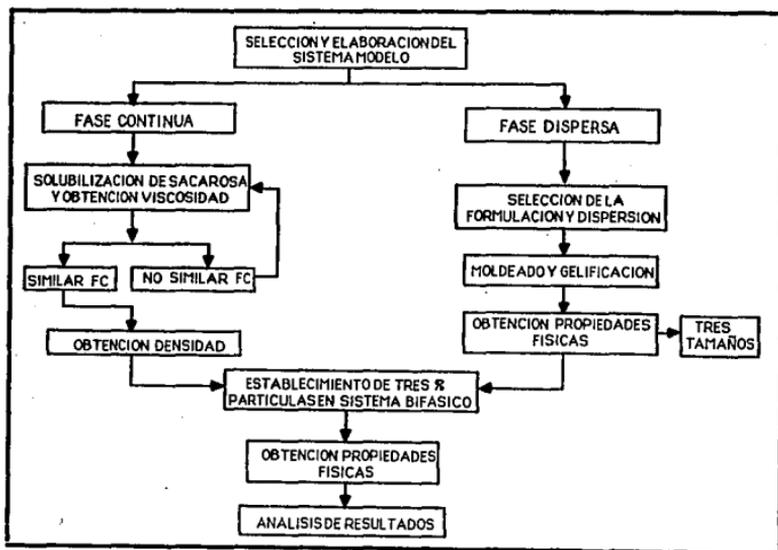


Fig. 2.5: CUADRO METODOLÓGICO DE LA ELABORACION DEL SISTEMA MODELO.

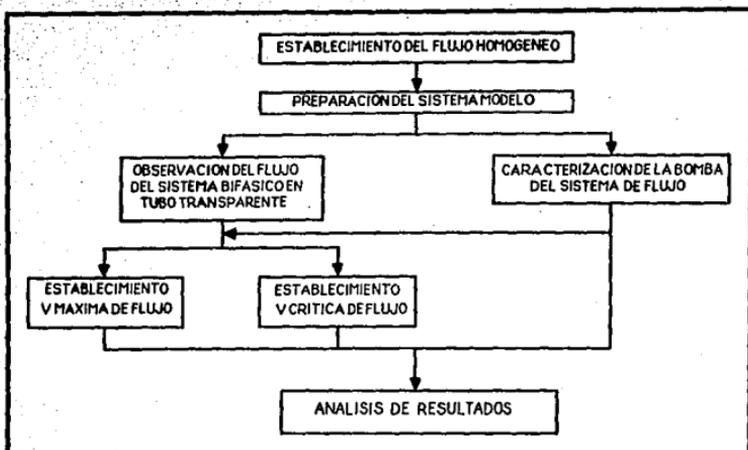


Fig. 2.6: CUADRO METODOLOGICO DEL ESTABLECIMIENTO DEL FLUJO HOMOGENEO.

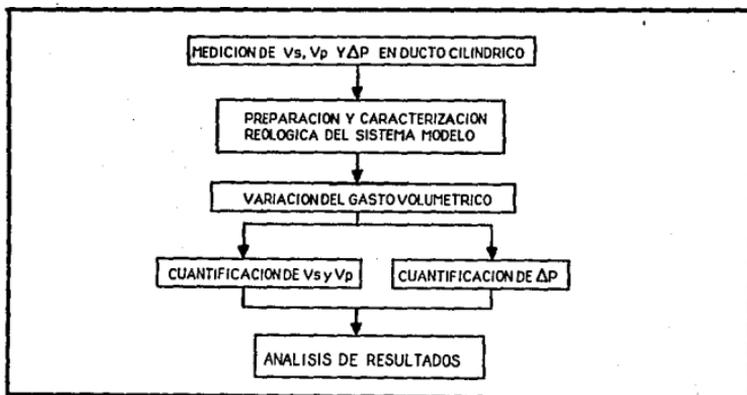


Fig. 2.7: CUADRO METODOLOGICO DE LA EXPERIMENTACION EN EL SISTEMA DE FLUJO.

2.1 DESARROLLO EXPERIMENTAL.

2.1.1 EXPERIMENTACION PREVIA DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES CON FASE CONTINUA NEWTONIANA.

Se usaron seis productos comerciales con fase continua Newtoniana (almíbar) y partículas en suspensión, siendo los siguientes:

<u>PRODUCTO.</u>	<u>MARCA COMERCIAL.</u>
Cocktail de frutas en almíbar ligero.	Confrusa.
Cocktail de frutas en almíbar pesado.	Del Monte.
Piña trocitos en almíbar.	Herdez.
Cerezas rojas.	Lagg's
Cerezas verdes.	Lagg's.
Mores azules en almíbar pesado.	S & W.

Se evaluaron para la suspensión, la fase continua y la fase dispersa las propiedades que marca el Cuadro 2.1, las cuales fueron establecidas con base en los factores que afectan al comportamiento reológico. La finalidad de esta evaluación fue la de establecer el intervalo numérico (valor mínimo y máximo) de cada propiedad, ya que dicha información no se encontró reportada bibliográficamente.

<u>MATERIAL</u>	<u>PROPIEDAD</u>
SUSPENSION	PORCENTAJE Y DISTRIBUCION DE MASA SOLIDA
FASE CONTINUA	DENSIDAD, PARAMETROS REOLOGICOS, CONDUCTIVIDAD ELECTRICA, INDICE DE REFRACCION, pH, SOLIDOS SOLUBLES y TENSION SUPERFICIAL.
FASE DISPERSA	GEOMETRIA, RUGOSIDAD, TAMAÑO, ESFERICIDAD, LISURA, ELONGACION, MASA, DENSIDAD y PENETRACION.

Cuadro 2.1: Propiedades físicas y fisicoquímicas de suspensiones alimenticias comerciales.

2.1.1.1 DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS.

OBJETIVO.

Determinar las propiedades físicas de las suspensiones alimenticias comerciales, así como las de sus fases para establecer el valor del intervalo numérico de cada propiedad.

ACTIVIDADES.

1. Determinar el porcentaje de masa sólida y la distribución de ésta en suspensiones alimenticias con fase polidispersa.
2. Obtener la densidad de la fase continua Newtoniana.
3. Obtener la viscosidad de la fase continua Newtoniana.
4. Determinar la geometría y rugosidad de la superficie de la fase dispersa.
5. Medir el tamaño de las partículas sólidas y calcular el diámetro del círculo equivalente.
6. Calcular la esfericidad, lisura y elongación de las partículas sólidas.
7. Determinar la masa de las partículas sólidas.
8. Obtener la densidad de la fase dispersa.
9. Determinar la penetración de las partículas sólidas.

a. SUSPENSION.

a.1 Porcentaje de masa sólida.

Se determinó cuantificando el PESO ESCURRIDO (Lees, 1985) para relacionarlo con el peso neto, reportado en la etiqueta del producto o cuantificado experimentalmente. Se empleó la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Sólidos} = \left[\frac{PE_{FD}}{PN} \right] \times 100 \quad (2.1)$$

donde PE_{FD} es el peso escurrido de la fase dispersa y PN es el peso neto.

a.2 Porcentaje de distribución de masa sólida.

Se determinó cuantificando el PESO ESCURRIDO (Lees, 1985) para cada partícula diferente que constituía la fase polidispersa, previa separación de las mismas. El porcentaje se calculó con la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Distribución} = \left[\frac{PE_p}{PN} \right] \times 100 \quad (2.2)$$

donde PE_p es el peso escurrido de las partículas iguales y PN es el peso neto.

b. FASE CONTINUA.

b.1 Densidad.

Se determinó con la técnica de PICNOMETRIA empleando matraces aforados de 50 ml, y la siguiente ecuación:

$$\rho = \left[\frac{m_1 - m_0}{\text{vol. matraz}} \right] \quad (2.3)$$

donde m_0 es la masa del matraz vacío y m_1 es la masa del matraz con almíbar.

b.2 Parámetros reológicos.

La viscosidad se determinó con un VISCOSIMETRO CANNON-FENSKE modelo 150 y la siguiente ecuación:

$$\eta_{\text{almíbar}} = \frac{\eta_{\text{agua}} \rho_{\text{almíbar}} t_{\text{almíbar}}}{\rho_{\text{agua}} t_{\text{agua}}} \quad (2.4)$$

donde η es la viscosidad, ρ es la densidad y t es el tiempo.

c. FASE DISPERSA.

c.1 Geometría.

Se determinó con base en la OBSERVACION DIRECTA y ajuste de ello a una forma geométrica establecida.

c.2 Rugosidad de la superficie.

Se determinó con base en la OBSERVACION DIRECTA de la superficie de las partículas describiéndola lo más objetivamente posible, ya que esta prueba es empírica (subjetiva). Así mismo se definió un aproximado de textura también basado en la observación.

c.3 Tamaño.

Se cuantificó mediante el cálculo del DIAMETRO DEL CIRCULO EQUIVALENTE, DCE (Rhodes, 1990) que es el diámetro de la esfera cuya área equivale al área de la partícula proyectada sobre una superficie. Se cuantificaron con un VERNIER las dimensiones más sobresalientes de la partícula con base en su geometría para realizar el cálculo del área mediante la ecuación de la misma. Posteriormente con la ecuación del área para una esfera (Ec. 2.5) se obtuvo el diámetro del círculo equivalente (Ec. 2.6).

$$A_{\text{partícula}} = A_{\text{esfera}} = 4\pi r^2 \quad (2.5)$$

$$DCE = 2 \left(\frac{A}{4\pi} \right)^{1/2} \quad (2.6)$$

c.4 Esfericidad.

Se calculó tanto para partículas esféricas como para no esféricas mediante la siguiente relación (Rhodes, 1990):

$$\frac{\text{Área de la superficie equivalente a una esfera cuyo volumen es igual al de la partícula}}{\text{Área de la superficie de la partícula}}$$

donde primero se calculó el volumen de la partícula (Ec. 2.7) mediante la expresión que lo define con base en su geometría y después se calculó el diámetro de la esfera (Ec. 2.8) suponiendo el volumen de la partícula.

$$V_{\text{partícula}} = V_{\text{esfera}} = \frac{4}{3} (\pi r^3) \quad (2.7)$$

$$d = \left(\frac{3V}{4\pi} \right)^{1/3} \quad (2.8)$$

Finalmente se calculó el área de la esfera con el diámetro obtenido (Ec. 2.5) y el área de la partícula según su geometría, relacionándoles para obtener la esfericidad (E).

c.5 Lisura y elongación.

Se calcularon únicamente para partículas rectangulares mediante las siguientes relaciones (Rhodes, 1990):

$$\text{Lisura (AE)} = \frac{\text{Ancho}}{\text{Espesor}} \quad \text{Elongación (LA)} = \frac{\text{Largo}}{\text{Ancho}}$$

c.6 Masa.

Se determinó cuantificando el peso de un grupo de partículas (aprox. 10) en una BALANZA DIGITAL ELECTRONICA modelo 333 Acculab para relacionarlo con el número de ellas contenidas en dicho grupo.

c.7 Densidad.

Se determinó mediante el PRINCIPIO DE ARQUIMEDES, empleando probetas de 100 ml y

agua como líquido inmiscible, se cuantificó el agua desplazada por las partículas.

c.8 Penetración.

Se determinó para las partículas grandes empleando un PENETROMETRO UNIVERSAL Humboldt con punzón cónico de 6.5 cm de diámetro. Se dejó caer el punzón con su propio peso (35 g) evaluando los milímetros que penetró hasta quedarse estático.

2.1.1.2 DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICOQUIMICAS.

OBJETIVO.

Determinar las propiedades físicoquímicas de la fase continua de las suspensiones alimenticias comerciales para establecer el valor del intervalo numérico de cada propiedad.

ACTIVIDADES.

- 1.-Obtener la conductividad eléctrica.
2. Medir el índice de refracción.
3. Medir el pH.
4. Obtener la tensión superficial.
5. Medir sólidos solubles (*Bx)

1. Conductividad eléctrica.

Es una función de las concentraciones iónicas, la carga iónica y la movilidad de los iones. Las mediciones de la conductancia son idealmente adecuadas para determinar la concentración de un solo electrólito fuerte en soluciones diluidas (Perry y Chilton, 1986).

La medida estándar de la conductancia eléctrica es una conductancia específica. Esta no tiene nombre, pero usualmente se expresa por la letra K y se define como el inverso de la resistencia en Ohms de un 1 cm³ de líquido a una temperatura específica.

Se midió en un CONDUCTIMETRO YSI modelo 32.

La conductividad (K) se determinó con la Ec. 2.9 donde Lec es la conductancia medida de la solución y k es la constante de la celda que se lee del manual en función al modelo de la misma (Modelo VS13418, k= 0.1/cm).

$$K = Lec \times k$$

(2.9)

Se utilizó la técnica descrita en el manual del equipo:

- a) Conectar el instrumento a una fuente apropiada de poder y sumergir la celda de conductividad en

el almibar.

b) Al sumergir los electrodos, la cámara de éstos debe estar libre de aire.

c) Girar el switch para elegir el intervalo de conductancia a ser medido. Un valor alto de intervalo se indica con el número 1 en la pantalla y un valor bajo del intervalo es indicado por una pequeña letra U. La operación puede ser errónea cuando se opera en condiciones de bajo intervalo.

d) El valor de la lectura de la conductancia del almibar se presenta en la pantalla.

2. Índice de refracción.

Cuando la luz se mueve a través de un medio (aire ó vidrio) para pasar a otro (líquido), sufre un cambio de velocidad, y si el ángulo de incidencia no es de 90°, sufre también un cambio de dirección. Para una entrecara, un ángulo, una temperatura y una longitud de onda de luz particulares, la cantidad de desviación o refracción depende de la composición del líquido (Perry y Chilton, 1986). Por lo que es un factor que se emplea para determinar la calidad y pureza de los productos (Manual para educación agropecuaria, 1983).

Se determinó en un REFRACTOMETRO ABBE de Erma Tokyo No. 16571, utilizando la técnica descrita por Lees (1985).

3. Medición de pH.

La concentración de iones hidrógeno, se expresa por el logaritmo común del recíproco de la concentración de dichos iones, expresión que a su vez recibe la forma simplificada de pH, símbolo que representa el potencial de iones hidrógeno (Orozco, 1970).

Se midió en un POTENCIOMETRO CORNING modelo 7, utilizando la técnica descrita por Lees (1985).

4. Tensión superficial.

La tensión superficial se define como la fuerza que jala hacia dentro, en la superficie de un líquido y tiende a hacer lo más pequeña posible el área superficial; la tensión superficial se debe al desbalance de las fuerzas de atracción entre las moléculas con las moléculas de la superficie que no tienen moléculas que las jalen hacia afuera (Fisher Sc. Co.).

Se midió en un equipo de FISHER SC. CO., Catálogo No.14 -817 y se calculó con la siguiente ecuación:

$$\Gamma = 0.5(h R \rho g)$$

$$(2.10)$$

onde Γ es la tensión superficial, h es la diferencia de alturas de los meniscos, R es el radio del

capilar, ρ es la densidad de la muestra a $^{\circ}T$ de medición y g es la aceleración de la gravedad.

Se utilizó la técnica descrita en el manual del equipo:

- a) Colocar la muestra en el tubo exterior.
- b) Insertar el capilar (con el tapón) dentro del tubo exterior de tal manera que, el extremo inferior del capilar (y la escala) quede sumergido.
- c) Fijar el tubo al brazo lateral; entonces soplar dentro del tubo hasta que la muestra se mueva completamente hacia arriba y hacia abajo de toda la longitud del capilar, dejar que el menisco del capilar se equilibre.
- d) Medir la distancia entre el menisco inferior del tubo exterior y el menisco superior del capilar.

5. Sólidos solubles ($^{\circ}$ Brix).

El contenido de sólidos solubles se determinó con el índice de refracción. La concentración de sacarosa se expresa con los grados Brix, éstos equivalen al porcentaje de peso de la sacarosa contenida en una solución acuosa (Manual para educación agropecuaria, 1983).

Se determinó en un REFRACTOMETRO ABBE de Erma Tokyo No. 16571, utilizando la técnica descrita por Lees (1985).

2.1.2 SUSPENSION ALIMENTICIA COMERCIAL REPRESENTATIVA.

De los productos comerciales que se analizaron, se hizo un intervalo numérico de sus propiedades físicas y fisicoquímicas evaluadas, para elegir la suspensión alimenticia que representó a dicho grupo, asimismo se establecieron las propiedades más importantes en el flujo de las suspensiones en tubería.

Además del intervalo numérico, se tomó en cuenta para dicha elección, que las propiedades a evaluar del alimento fueron cuantificables en los equipos e instrumentos que se tienen en el laboratorio, en este caso particular por el diámetro de la fase dispersa.

Los parámetros que se evaluaron para la suspensión alimenticia representativa, fase continua y fase dispersa se muestran en el Cuadro 2.2, siendo la resistencia y el encogimiento dos propiedades nuevas, ya que se consideró importante cuantificar la penetración con una técnica menos empírica.

MATERIAL	PROPIEDAD
SUSPENSION	PORCENTAJE DE MASA SOLIDA Y DENSIDAD
FASE CONTINUA	DENSIDAD, PARAMETROS REOLOGICOS, INDICE DE REFRACCION Y SOLIDOS SOLUBLES.
FASE DISPERSA	GEOMETRIA, RUGOSIDAD, TAMAÑO, ESFERICIDAD, MASA, DENSIDAD, RESISTENCIA Y ENCOGIMIENTO.

Cuadro 2.2: Propiedades físicas y fisicoquímicas de la suspensión alimenticia representativa.

Las determinaciones se efectuaron por triplicado a seis latas de producto. Los análisis estadísticos que se realizaron a los datos obtenidos fueron el Análisis de Varianza Simple (AVS) que comprende el valor promedio, la desviación estándar, el coeficiente de variación y el valor real, la Regresión Lineal Simple (RLS) y el Análisis de Varianza de dos factores (AVF), citándose en las actividades según se requirieron.

Las actividades que se realizaron en esta etapa, de manera general, corresponden a las propiedades físicas y fisicoquímicas que se evaluaron en la etapa anterior, por lo que a continuación, únicamente se desarrollaron las que no se han descrito en aquélla, quedando establecido que las no mencionadas se realizaron de igual forma.

2.1.2.1 DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS.

OBJETIVO.

Determinar las propiedades físicas de la suspensión alimenticia comercial representativa para establecer las características que debe satisfacer el sistema modelo.

ACTIVIDADES.

1. Determinar el porcentaje de masa sólida en la suspensión alimenticia representativa.
2. Obtener la densidad de la suspensión alimenticia representativa.
3. Obtener la densidad de la fase continua Newtoniana.
4. Calcular la densidad relativa de la suspensión.
5. Obtener la viscosidad de la fase continua Newtoniana.
6. Determinar la geometría y rugosidad de la superficie de la fase dispersa.
7. Medir el tamaño de las partículas sólidas y calcular el diámetro del círculo equivalente.
8. Calcular la esfericidad de las partículas sólidas.
9. Determinar la masa de las partículas sólidas.
10. Obtener la densidad de la fase dispersa.

11. Determinar la resistencia y curva de encogimiento de las partículas sólidas.

a. SUSPENSION.

a.1 Densidad relativa.

Se calculó con la siguiente ecuación (Turien y Yuan, 1977):

$$S = \frac{\rho_p}{\rho_f} \quad (2.11)$$

donde ρ_p es la densidad de la fase dispersa y ρ_f es la densidad de la fase continua.

b. FASE CONTINUA.

b.1 Parámetros reológicos.

La viscosidad se determinó en un VISCOSIMETRO ROTACIONAL RHEOMAT 115 módulo 77 con el DIN 145.

Variables:

- Velocidad de corte (Variable independiente)
- Torque (Variable dependiente)
- Viscosidad (Variable de respuesta)

Nivel de variación.

- Intervalo de velocidad de corte: 0 a 1008 s^{-1} .
- Intervalo de torque: 0 a 0.050 N m.

Parámetros constantes:

- Temperatura de medición: 25°C.
- Volumen de la muestra: 150 ml.
- DIN: 145

No. réplicas:

- Seis.

Reactivos

- Fase continua de la suspensión alimenticia representativa.

Materiales

- Vaso de precipitado de 250 ml.
- Termómetro.
- Pipeta.

Equipo

El Rheomat 115 es un viscosímetro rotacional (cilindros concéntricos), coaxial con un sistema de medida operacional de acuerdo al principio de Searle. El cilindro externo tiene un diámetro de 4.9 cm y una longitud de 16 cm mientras que el DIN 145 tiene un diámetro de 4.5 cm, altura de 6.7 cm y el ángulo del cono de 30°.

El cilindro de este sistema, el cual gira en la sustancia medida es manejado por un electromotor. El freno del torque empleado por medio del peso de la sustancia es medido en la cabeza del Rheomat 115 e indicado en el control del instrumento.

La medición del cilindro es manejada por un electromotor a través de una reducción de la velocidad. La velocidad rotacional del motor es electro-ópticamente monitoreado por un pulsor de disco y mantenido en un valor nominal por medio de una comparación de frecuencia.

La velocidad de corte prevaliente en la sustancia es una función de la velocidad y el esfuerzo cortante es una función del freno del torque. La viscosidad de la sustancia, o su comportamiento de flujo respectivamente puede ser deducido de estos valores.

Secuencia de cálculo

- 1) Leer del manual la velocidad de corte ($\dot{\gamma}$) directamente indicada para cada velocidad en función del módulo fijado (77).
- 2) A partir de la lectura (%OT) registrada por el aparato calcular el esfuerzo cortante (τ) con la Ec. 2.12 y una constante, la cual se determina de acuerdo al DIN (cilindro) empleado, para este caso la constante es 195.5 correspondiente al DIN 145.

$$\tau = \%O T \times \text{constante}$$

$$(2.12)$$

- 3) Trazar la gráfica del Esfuerzo cortante (τ) en función de la Velocidad de corte ($\dot{\gamma}$), según el modelo reológico para materiales líquidos Newtonianos y evaluar la viscosidad como la pendiente de dicho gráfico.

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

(2.13)

Análisis estadística

Con los datos obtenidos se realizó un AVS y una RLS para definir el valor de la pendiente (viscosidad).

c. FASE DISPERSA.

c.1 Masa.

Se determinó cuantificando el peso de un grupo de partículas (aproximadamente 50 g) en una BALANZA DIGITAL ELECTRONICA modelo 333 Acculab, para relacionarlo con el número de ellas contenidas en dicho grupo.

c.2 Densidad.

Se determinó mediante DESPLAZAMIENTO DE LIQUIDO (Koichi *et al*, 1991), empleando matraces aforados de 50 ml y solución de azúcar como líquido inmisible, se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$\rho_{li} = \frac{(m_1 - m_0)}{\text{vol. matraz}} \quad (2.14)$$

$$\rho_p = \left[\frac{(m_p - m_0)}{(m_1 - m_0) - (m_{p1} - m_p)} \right] \rho_{li} \quad (2.15)$$

donde ρ_{li} es la densidad del líquido inmisible, ρ_p es la densidad de la partícula sólida, m_0 es la masa del matraz vacío, m_p es la masa del matraz vacío + partículas, m_{p1} es la masa del matraz vacío + partículas + líquido inmisible y m_1 es la masa del matraz + líquido inmisible.

c.3 Resistencia.

Se determinó en un INSTRUMENTO EMPIRICO que opera con el principio de compresión a diferentes esfuerzos para establecer el esfuerzo compresivo al cual la estructura de las partículas sólidas se destruyó.

Variables:

- Esfuerzo compresivo normal (Variable independiente)
 - Compresión de la muestra (Variable dependiente)
 - Resistencia del material (Variable de respuesta)
- Nivel de variación.
- Intervalo de esfuerzo compresivo normal: 0.06 - 0.80 kg/cm².

Parámetros constantes:

- Temperatura de medición: 25°C.
- Tamaño de la muestra: una capa de partículas formando un diámetro de 6 cm.
- Intervalo de tiempo en la aplicación de los esfuerzos: 1 min.

No réplicas:

- Seis.

Reactivos:

- Fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.

Materiales:

- Recipiente de vidrio para colocar la muestra.
- Vernier.

Equipo:

El instrumento empírico consta de un pistón en cuya parte terminal posee una placa con un adaptador metálico con base circular plástica de diámetro externo de 6 cm equivalente al diámetro interno del recipiente de vidrio en el cual se coloca la muestra. El pistón está conectado a un sistema productor de vacío (compresor) mediante un filtro de aire y un regulador de presión.

El instrumento posee un manómetro de carátula (0-1 kg/cm², sensibilidad 0.01 mm) en el cual se registra la presión deseada, y un sostenedor magnético que contiene un cuadrante indicador (0-30 mm) el cual se coloca en la placa del pistón para registrar la compresión en mm de altura de la muestra.

Secuencia de cálculos:

- 1) Calcular la altura para cada aplicación de esfuerzo compresivo normal con la siguiente ecuación:

$$h_x = h_i - C \quad (2.16)$$

donde h_x es la altura para cada aplicación de esfuerzo compresivo normal (mm), h_i es la altura inicial (mm) y C es la compresión (mm).

2) Calcular la deformación relativa normal (ϵ) para cada altura.

$$\epsilon = \frac{(h_i - h_x)}{h_i} \quad (2.17)$$

3) Trazer la gráfica de la Deformación relativa normal (ϵ) en función del Esfuerzo compresivo normal (σ) y establecer la resistencia del material.

Análisis estadístico.

Con los datos obtenidos se realizó un AVS.

c.4 Encogimiento.

Se determinó en un INSTRUMENTO EMPIRICO que opera con el principio de compresión a diferentes esfuerzos para establecer la deformación relativa normal límite.

Variables.

- Tiempo (Variable independiente)
 - Compresión de la muestra (Variable dependiente)
 - Deformación relativa normal límite (Variable de respuesta)
- Nivel de variación.
- Intervalo de tiempo: 0 - 15 min.

Parámetros constantes.

- Temperatura de medición: 25°C.
- Tamaño de la muestra: 30 g.
- Esfuerzo compresivo normal: 0.06 kg/cm².

No réplicas.

- Seis.

Reactivos.

- Fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.

Material.

- Recipiente de vidrio para colocar la muestra.
- Vernier.

Equipo.

Se empleó el equipo descrito en el apartado c.3 (pág. 73).

Secuencia de cálculos.

- 1) Calcular la altura para cada tiempo experimentado con la Ec. 2.16.
- 2) Calcular la deformación relativa normal (ϵ) para cada altura con la Ec. 2.17.
- 3) Trazer la gráfica de la Deformación relativa normal (ϵ) en función del Tiempo (t) y establecer la deformación relativa normal límite.

Análisis estadístico.

Con los datos obtenidos se realizó un AVS.

2.1.2.2 DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICOQUIMICAS.

OBJETIVO.

Determinar las propiedades fisicoquímicas de la fase continua de la suspensión alimenticia comercial representativa para establecer las que debe satisfacer el sistema modelo.

ACTIVIDADES.

1. Medir el índice de refracción.
2. Medir sólidos solubles (*Bx).

1. Sólidos solubles (*Bx).

Se determinó en un REFRACTOMETRO PORTATIL de Milton Roy Company Cat. No. 39-45-01 con intervalo de 0-32*Bx, utilizando la técnica descrita en el Manual para educación agropecuaria (1983).

2.1.3 SELECCION Y ELABORACION DEL SISTEMA MODELO.

OBJETIVO.

Seleccionar y elaborar un sistema modelo con propiedades físicas similares a las de la suspensión alimenticia representativa, para utilizarlo en la experimentación a nivel piloto.

ACTIVIDADES.

1. Solubilizar tres concentraciones de sacarosa y elegir la que posee una viscosidad similar a la fase continua deseada.
2. Obtener las propiedades físicas de la solución elegida como fase continua.
3. Seleccionar a partir de tres formulaciones, a base de polisacáridos, la que permite elaborar la fase dispersa deseada.
4. Elaborar el sistema bifásico (solución de sacarosa-formulación polisacárido) y determinar su estabilidad en 24 h.
5. Obtener las propiedades físicas de las partículas sólidas elegidas como fase dispersa.
6. Establecer la concentración de la fase dispersa en el sistema bifásico.
7. Obtener la densidad del sistema bifásico elegido.
8. Calcular la densidad relativa del sistema bifásico elegido.

a. FASE CONTINUA.

a.1 Selección de la concentración.

Para establecer la concentración de la solución de sacarosa que posea una viscosidad equivalente a la viscosidad de la fase continua (almíbar) de la suspensión alimenticia representativa, se propusieron las concentraciones de 30 a 60 % de azúcar estándar. Estas concentraciones se eligieron en base a datos bibliográficos (Jowitt *et al.*, 1983 y Whistler y Paschall, 1984), ya que estos autores reportan para las concentraciones antes mencionadas, valores de viscosidad que se encuentran en un intervalo semejante al de los almíbares de las suspensiones comerciales.

A cada una de las soluciones elaboradas se les determinó tres veces su viscosidad en un viscosímetro de cilindros concéntricos Rheomat 115 con el DIN 145 a temperatura de 25°C siguiendo la secuencia descrita en el apartado 2.1.2.1 (pág. 70).

Se eligió aquella concentración que presentó la viscosidad más cercana a la deseada, la cual posteriormente se disminuyó o incrementó hasta obtener una viscosidad similar a la de la fase continua de la suspensión alimenticia representativa.

a.2 Propiedades físicas.

Se determinaron las propiedades físicas, densidad y viscosidad, a la solución de azúcar elegida como fase continua, siguiendo la secuencia descrita en el apartado 2.1.2.1 (pág. 63 y 70, respectivamente).

b. FASE DISPERSA.

b.1 Selección de la formulación.

Para establecer la formulación de polisacrido que proporcionó las propiedades físicas similares a las de la fase dispersa (partículas esféricas con diámetro promedio) de la suspensión representativa se propusieron las siguientes formulaciones:

Formulación I.

<u>AVICEL-FECULA</u>	
Avicel	2.86 %
Fécula	8.62 %
Agua	88.52 %

Se dispersó el avicel con aproximadamente el 65% del agua a temperatura ambiente y se gelatinizó la fécula con el resto (35 %) del agua. Una vez gelatinizada ésta, se retiró del fuego y se mezcló con el avicel dispersado. Se dejó enfriar y se moldeó, manualmente, la pasta obtenida.

Formulación II.

<u>AGAR-AGAR</u>	
Agar	0.5 %
Agar	1.0 %
Agar	1.5 %

Se dispersó el agar en agua caliente y se vertió en caja petri. Se refrigeró hasta la total gelificación y se cortó con un molde.

Formulación III.

ALGINATO DE SODIO EN BAÑO DE ACIDO CITRICO.

FORMULACION PASTA.		FORMULACION BAÑO ACIDO.	
Alginato de sodio	1.00 %	Acido cítrico	15.00 %
Carbonato de sodio anhídrido	0.05 %	Fosfato tricálcico	0.10 %
Fosfato tricálcico	0.20 %	Agua	84.00 %
Azúcar estándar	43.50 %		
Jarabe de maíz	29.10 %		
Agua	26.15 %		

Se dispersó el alginato de sodio, carbonato de sodio, fosfato tricálcico y el 11.5% del azúcar, en toda el agua. Se calentó el jarabe de maíz y se agregó la mezcla anterior junto con el resto del azúcar.

Se extruyó la pasta obtenida en una jeringa con molde circular y se dejó caer el producto en el baño ácido manteniendo agitación constante con un agitador magnético.

Las partículas elaboradas con cada formulación se suspendieron en la solución de sacarosa elegida durante 24 h, observando la solubilidad entre fases, la sedimentación o flotación de la fase dispersa así como la distribución de éstas al ser agitados.

b.2 Propiedades físicas.

Se determinaron las propiedades físicas, densidad, resistencia y curva de encoagimiento de las partículas elaboradas con la formulación elegida, después de ser suspendidas en la fase continua por 24 h, buscando tener la misma hidratación que la suspensión alimenticia representativa. Se siguió la secuencia descrita en el apartado 2.1.2.1 (pág. 72 - 74). Si se eligió más de una formulación en el punto anterior, en este punto se pudieron eliminar algunas al no poseer las propiedades físicas similares a las de la fase dispersa de la suspensión representativa.

b.3 Establecimiento de la concentración.

Se suspendieron las partículas elaboradas con la formulación elegida en la fase continua durante 24 h, en las siguientes concentraciones: Φ_1 , Φ_2 , Φ_3 y Φ_4 (con base en el contenido en la suspensión alimenticia representativa). Se observó si las partículas sedimentaban o flotaban, suspendían homogéneamente o se encontraban en la superficie de la fase continua. Se eligieron tres concentraciones, aquéllas que permitieron una distribución homogénea de las partículas en la fase continua.

c. SUSPENSION.

c.1 Obtención de la densidad.

Se determinó con la técnica de PICNOMETRIA empleando matraces aforados de 50 ml, considerando la concentración de la fase dispersa en el sistema bifásico para cada tamaño de partícula (ver el apartado 2.1.2.1, pág. 72).

c.2 Cálculo de la densidad relativa.

Se calculó con la Ec. 2.11 (pág. 70).

2.1.4 ESTABLECIMIENTO DEL FLUJO HOMOGENEO PARA EL SISTEMA MODELO EN UNA RED DE FLUJO A NIVEL PILOTO.

OBJETIVO.

Establecer la velocidad crítica (V_c) y máxima ($V_{m\acute{a}x}$) de transporte que limiten el flujo homogéneo en régimen laminar.

ACTIVIDADES.

1. Elaborar el sistema modelo.
2. Construir la curva característica de operación de la bomba que se encuentra en el sistema de flujo.
3. Establecer la V_c y $V_{m\acute{a}x}$.

Para cuantificar la caída de presión provocada por el flujo de sólidos en suspensión en una red de tuberías a nivel piloto fue necesario establecer la V_c y $V_{m\acute{a}x}$ que delimitaron el flujo homogéneo de la misma, con la finalidad de transportar dicho sistema al establecerlo, conservando con ello la integridad de las partículas y evitando su sedimentación, para lo cual fue indispensable la producción de datos de medición repetibles y reproducibles.

Los análisis estadísticos que se realizaron a los datos obtenidos fueron el Análisis de Varianza Simple (AVS) que comprendió el valor promedio, la desviación estándar, el coeficiente de variación y el valor real, la Regresión Lineal Simple (RLS) y el Análisis de Varianza de dos Factores (AVF); citándose en los experimentos según se requirieron. Estos análisis fueron los mismos para toda la etapa de experimentación en la red de flujo.

2.1.4.1 CARACTERIZACION DE LA BOMBA Y ESTABLECIMIENTO DEL FLUJO HOMOGENEO.

Se usó una BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO SINUSOIDAL SINE modelo PS 20 que se caracterizó mediante el establecimiento de las variables de operación de la misma (% de velocidad, RPM y presión de descarga) para el sistema experimentado.

Variables:

- % de Velocidad de la bomba de desplazamiento positivo (Variable independiente)
- Presión descarga, RPM bomba y tiempo de llenado probeta (Variable dependiente)
Nivel de variación.
- Intervalo del % de velocidad: 10 - 100.

Parámetros constantes:

- Temperatura de medición: 25°C.
- Diámetro de la fase dispersa: d_1 , d_2 y d_3 (mm).
- Concentración volumétrica de la fase dispersa: Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 (%).
- Volumen de la probeta: 2 L.

No de réplicas:

- Tres.

Reactivos:

- Fase continua (solución de azúcar) a la concentración establecida.
- Sistema modelo con tamaño de fase dispersa y concentraciones establecidas.

Materiales:

- Termómetro.
- Tacómetro.
- Cronómetro.
- Probeta.

Equipo:

- Sistema de flujo a nivel piloto.

La red de tuberías (Fig. 2.8) consta de una bomba de desplazamiento positivo sinusoidal

(SINE modelo PS 20) de acero inoxidable, con un rotor sinusoidal que permite el flujo de partículas sólidas sin destruirlas. Maneja gastos de 0 a 24 gpm y una velocidad de rotación de 1 a 750 RPM. Para modificar el flujo volumétrico se utiliza un variador de frecuencia Lancer modelo GDP 402, con el cual se controlan las velocidades de rotación de la bomba y por consiguiente la velocidad de flujo.

La bomba está conectada a un tanque de acero inoxidable 304 con terminación cónica y capacidad de 65 L, que permite la descarga total del producto, evitando la acumulación de residuos y disminuyendo puntos de contaminación. A la salida de ésta se encuentra un manómetro de Bourdon que registra la presión de descarga.

Las tuberías que constituyen la red de flujo están construidas en acero inoxidable 316 acabado sanitario con dimensión de 23.70 m de longitud total (considerando el retorno al tanque) y diámetro de 1 1/2 in calibre 10 sobre la cual se encuentran los anillos piezométricos para las tomas del medidor de presión. Estas tomas están situadas a 2.1 m después de una reducción (2 in a 1 1/2 in), a 4.50 m antes del codo de la línea de retorno al tanque y con una longitud entre ellas de 4.50 m, esto con la finalidad de cumplir la relación L/D tanto a la entrada y salida de las tomas (de 25 a 50) como entre ellas (de 100 a 200) necesaria para que el valor de la presión en dichos puntos sean las presiones provocadas por el fluido en régimen laminar completamente establecido.

Después del segundo anillo piezométrico está colocado un tubo transparente en acrílico de 0.29 m y en el retorno al tanque hay 3 m del mismo, con la finalidad de observar el flujo de las partículas a través de la tubería.

Procedimiento experimental.

- 1) Elaborar la solución de azúcar a la concentración establecida y el sistema modelo con Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 para los diámetros de partículas d_1 , d_2 y d_3 , respectivamente.
- 2) Llenar el tanque del sistema de flujo con el fluido elegido (agua, solución de azúcar o sistema modelo).
- 3) Abrir la válvula de mariposa, que se encuentra a la salida del tanque, para permitir que el fluido llene la cavidad libre de la bomba, antes de ponerla a funcionar.
- 4) Accionar la bomba y modificar la velocidad de flujo con el variador de frecuencia de la misma.
- 5) Esperar la estabilización de sistema para registrar la presión de descarga y rpm de la bomba, así como para cuantificar el tiempo de llenado de la probeta, simultáneamente para cada % de velocidad variado. Para el sistema modelo, observar en el tubo transparente el desplazamiento de las partículas sólidas al ser transportadas.
- 6) Realizar los pesos anteriores con la fase continua con la finalidad de establecer las variables de operación de la bomba al ser transportada.

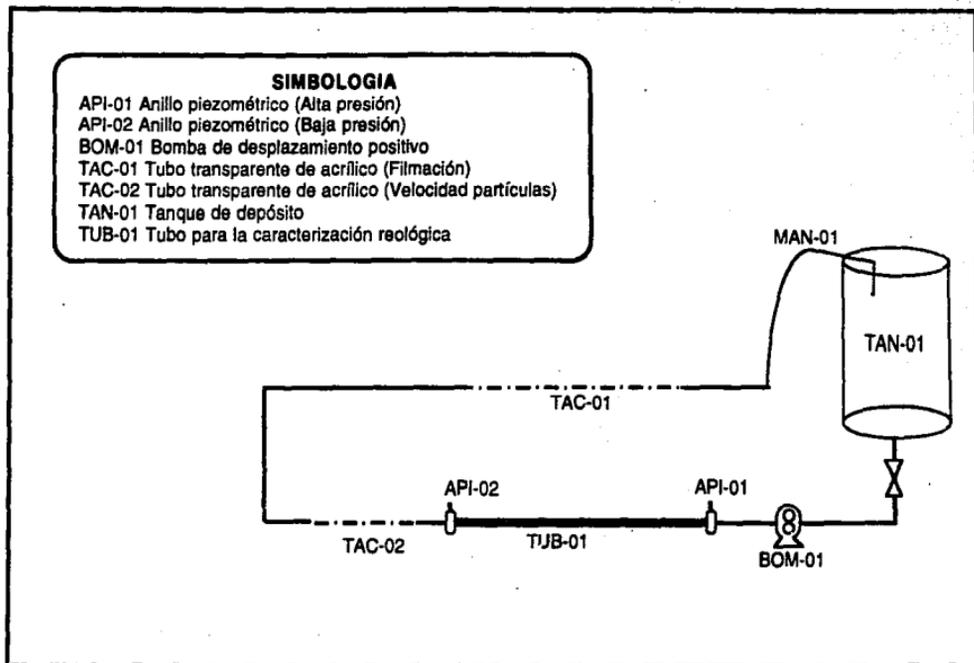


Fig. 2.8: Diagrama de la red de tuberías.

7) Realizar los pasos anteriores para cada concentración de los sistemas modelo elaborados con la finalidad de establecer las velocidades que permitan observar a través del tubo transparente el flujo homogéneo, es decir la V_c y $V_{m\acute{a}x}$.

Secuencia de cálculo

1) Concentrar los datos registrados en el siguiente cuadro para cada fluido experimentado.

% Velocidad	Presión de descarga (kgf/cm^2)	RPM	Tiempo de llenado (s)	Observaciones

2) Calcular el gasto volumétrico experimental (Q) y la velocidad media de flujo experimental (V) con las siguientes ecuaciones:

$$Q = \frac{v}{t} \quad (2.18)$$

$$V = \frac{Q}{A} \quad (2.19)$$

donde v es el volumen de la probeta (m^3), t el tiempo de llenado de la misma (s) y A es el área de sección transversal de la tubería (m^2).

3) Concentrar la información calculada en el punto anterior en el siguiente cuadro.

% Velocidad	EXPERIMENTAL	
	Gasto volumétrico (m^3/s)	Velocidad media (m/s)

4) Trazer la gráfica del Gasto volumétrico experimental (Q) en función del Porcentaje de velocidad (% de V_{el}) y la de la Velocidad media experimental (V) en función del Porcentaje de velocidad (% de V_{el}) para obtener las expresiones matemáticas que relacionen las variables para cada sistema experimentado.

Presión de descarga (P_d) en función del Gasto volumétrico experimental (Q), y obtener la expresión matemática que relacione las variables para cada sistema experimentado.

6) Con base en las observaciones realizadas establecer el porcentaje de velocidad y velocidad media de flujo que corresponde a la V_c y $V_{m\acute{a}x}$.

Análisis estadístico.

Con los datos obtenidos se realizó un AVS, RLS y un AVF para determinar la influencia tanto del diámetro de las partículas como de la concentración de las mismas sobre la V_c y $V_{m\acute{a}x}$ del sistema modelo.

2.1.5 OBTENCIÓN DE LA VISCOSIDAD DEL SISTEMA MODELO EN TUBERÍA.

OBJETIVO.

Obtener los parámetros reológicos del sistema modelo.

ACTIVIDADES.

1. Elaborar el sistema modelo.
2. Validar el sistema de medición de presión.
3. Cuantificar la caída de presión (ΔP) del sistema modelo en función a los gastos volumétricos.

Para delimitar el régimen en el cual se experimentó (cálculo del Re), fue necesario realizar una caracterización reológica para establecer los parámetros reológicos del sistema modelo, indispensables en dicho cálculo, y por consiguiente la validación de un manómetro que produjera datos de medición repetibles y reproducibles.

2.1.5.1 VALIDACIÓN DEL SISTEMA DE MEDICIÓN DE PRESIÓN.

Se usaron dos MANOMETROS DE COLUMNA LIQUIDA conteniendo mercurio como fluido manométrico.

Variabiles:

- % de Velocidad de la bomba de desplazamiento positivo (Variable independiente)
- Lectura de los manómetros, tiempo llenado probeta (Variable dependiente)

Nivel de variación.

- Intervalo del % de velocidad: 10 - 100.

Parámetros constantes.

- Temperatura: 25°C.

Na. de réplicas

- Tres.

Reactivos.

- Agua.
- Solución de azúcar a tres concentraciones establecidas.
- Mercurio.

Material.

- Termómetro.
- Cronómetro.
- Probeta.

Equipo.

- Sistema de flujo a nivel piloto.

Equipo descrito en el apartado 2.1.4.1 (pág. 80).

- Manómetros de columna líquida.

El manómetro de columna líquida abierto está constituido por un tubo en U, de manguera plástica, cuyo diámetro interno debe ser por lo menos de 0.5 in para reducir los errores de capilaridad. En uno de los brazos del tubo se desarrolla la presión que proviene de la conexión (anillos piezométricos con orificios de 1/8 in) instalada en el sistema de estudio, mientras que en el otro la presión atmosférica. El manómetro se llena en la parte inferior con un fluido manométrico (mercurio) y en la parte superior con el líquido del sistema en estudio, siendo ambos líquidos inmiscibles entre ellos.

La lectura que se obtiene en el manómetro es un cambio en la altura de la columna que contiene el fluido manométrico, asimismo el nivel de la interfaz de los fluidos varía en función a la presión en la conexión. Esta lectura se transforma a diferencia de presión utilizando la Ec. 2.20 desarrollada a partir del balance de fuerzas en el manómetro.

$$P = \frac{[(h_m \rho_m) - (k_{cl} \rho_f)] g}{g_c} \quad (2.20)$$

donde h_m es la altura leída entre el nivel de la interfase y el nivel final del mercurio, en el brazo del manómetro abierto a la atmósfera; ρ_m es la densidad del mercurio; k_{cl} es la altura leída entre la conexión y la interfase, en el brazo del manómetro que está conectado al sistema; ρ_f es la densidad del fluido, g es la aceleración local debida a la gravedad y g_c es la constante gravitacional.

Procedimiento experimental.

- 1) Elaborar las soluciones de azúcar a las concentraciones establecidas.
- 2) Llenar el tanque del sistema de flujo con el fluido en cuestión.
- 3) Abrir la válvula de mariposa, que se encuentra a la salida del tanque, para permitir que el fluido llene la cavidad libre de la bomba, antes de ponerla a funcionar.
- 4) Accionar la bomba y modificar la velocidad de flujo con el variador de frecuencia de la misma.
- 5) Esperar la estabilización de sistema para registrar la lectura de los manómetros y cuantificar el tiempo de llenado de la probeta, simultáneamente para cada porcentaje de velocidad variado.
- 6) Realizar los pasos anteriores para las tres soluciones de azúcar.

Secuencia de cálculo.

- 1) Concentrar los datos registrados en el siguiente cuadro.

% Velocidad	TOMA DE ALTA PRESION		TOMA DE BAJA PRESION		Tiempo de llenado (s)
	h_A (m)	K_A (m)	h_B (m)	K_B (m)	

- 2) Calcular la caída de presión experimental (ΔP_E) a partir de la lecturas registradas en los manómetros con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_E (\text{Pa}) = \frac{[\rho_m (h_A - h_B) - \rho_f (k_A - k_B)] g}{g_c} \quad (2.21)$$

donde ρ_m es la densidad del fluido manométrico (kg/m^3); ρ_f es la densidad del fluido en estudio

(kg/m^3); h_a y h_b son las alturas del fluido manométrico en la toma de alta y baja presión, respectivamente (m); K_A y K_B son las altura del fluido en estudio en la toma de alta y baja presión, respectivamente (m); g la aceleración gravitacional (m^2/s) y g_c es la constante gravitacional (kg m/N s^2).

3) Calcular el gasto volumétrico experimental (Q) con la Ec. 2.18 y la velocidad media de flujo experimental (V) con la Ec. 2.19.

4) Calcular la caída de presión teórica (ΔP_T) con la siguiente expresión:

$$\Delta P_T = \frac{4 f L V^2 \rho_f}{2 D g_c} \quad (2.22)$$

donde f es el factor de fricción, L es la longitud de la tubería (m), V es la velocidad promedio de flujo (m/s), ρ_f es la densidad del fluido (kg/m^3), D es el diámetro interno de la tubería (m) y g_c es la constante gravitacional (kg m/N s^2). Es necesario considerar el cálculo de f según el régimen de flujo, para agua en turbulento y para solución de azúcar en laminar.

5) Concentrar la información calculada en el punto anterior en el siguiente cuadro.

% Velocidad	Gasto volumétrico experimental (m^3/s)	Velocidad media experimental (m/s)	ΔP_T (Pa)	ΔP_E (Pa)

6) Calcular el porcentaje de variación entre la ΔP_T y la ΔP_E .

7) Trazar la gráfica de la Caída de presión experimental (ΔP_E) en función de la Caída de presión teórica (ΔP_T) y la de la Caída de presión teórica (ΔP_E) en función del Porcentaje de velocidad (% de Vel). Linealizar y establecer la relación matemática que relacione las variables.

Análisis estadística

Con los datos obtenidos se realizó un AVS y RLS.

2.1.5.2 OBTENCION DE LA VISCOSIDAD DEL SISTEMA MODELO.

Se usó un TUBO CILINDRICO con 1 1/2 in de diámetro y 4.5 m de longitud de acero inoxidable.

Variables:

- % de Velocidad de la bomba de desplazamiento positivo (Variable independiente)
- Lectura de los manómetros, tiempo llenado probeta (Variable dependiente)
- Parámetros Reológicos (Variable de respuesta)
Nivel de variación.
- Intervalo del % de velocidad: 10 - 100.

Parámetros constantes:

- Temperatura: 25°C.
- Diámetro de la fase dispersa: d_1 , d_2 y d_3 (mm).
- Concentración volumétrica de la fase dispersa: Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 (%).

No. de réplicas:

- Tres.

Reactivos:

- Fase continua (solución de azúcar) a la concentración establecida.
- Sistema modelo con tamaño de fase dispersa y concentraciones establecidas.

Material:

- Termómetro.
- Cronómetro.
- Probeta.

Equipo

- Tubo cilíndrico.

El tubo cilíndrico es de acero inoxidable 316 con acabado sanitario, cuya longitud es de 4.5 m y diámetro de 1 1/2 in calibre 10. Posee una relación de L/D de 128 entre toma y toma de presión, de 60 a la entrada a la toma de alta presión y de 128 a la salida de la toma de baja presión. Con los valores numéricos anteriores se asegura que el perfil de velocidades esté completamente

desarrollado, ya que los efectos finales son despreciables.

- Manómetros de columna líquida.

Equipo descrito en el apartado 2.1.5.1 (pág. 85).

Procedimiento experimental.

- 1) Elaborar la fase continua así como el sistema modelo con Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 para los diámetros de partícula de d_1 , d_2 y d_3 , respectivamente.
- 2) Llenar el tanque del sistema de flujo con el sistema modelo.
- 3) Abrir la válvula de mariposa, que se encuentra a la salida del tanque, para permitir que el fluido llene la cavidad libre de la bomba, antes de ponerle a funcionar.
- 4) Accionar la bomba y modificar la velocidad de flujo con el variador de frecuencia de la misma.
- 5) Esperar la estabilización de sistema para registrar la lectura de los manómetros y cuantificar el tiempo de llenado de la probeta, simultáneamente para cada porcentaje de velocidad variado.
- 6) Realizar los pesos anteriores para la fase continua y cada concentración de los sistemas modelo elaborados.

Secuencia de cálculo.

- 1) Concentrar los datos registrados en el siguiente cuadro para cada sistema experimentado.

% Velocidad	TOMA DE ALTA PRESIÓN		TOMA DE BAJA PRESIÓN		Tiempo de llenado (s)
	h_A (m)	K_A (m)	h_B (m)	K_B (m)	

- 2) Calcular la ΔP_E con la Ec. 2.21.

- 3) Calcular τ_p con la siguiente ecuación:

$$\tau_p = \frac{D \Delta P_E}{4 L} \quad (2.23)$$

donde D es el diámetro interno del tubo (m) y L la longitud del mismo (m).

- 4) Calcular el gasto volumétrico experimental (Q) con la Ec. 2.18 y la velocidad media de flujo experimental (V) con la Ec. 2.19.

5) Calcular la velocidad de corte ($\dot{\gamma}_N$) con la siguiente ecuación:

$$\dot{\gamma}_N = \frac{8V}{D} \quad (2.24)$$

donde V es la velocidad media de flujo experimental (m/s) y D es el diámetro de la tubería (m).

- 6) Trazer la gráfica del esfuerzo cortante (τ_p) en función de la velocidad de corte ($\dot{\gamma}_N$) y observar la tendencia de la curva.
- 7) Aplicar la corrección de Rabinowitsch adecuada según el comportamiento reológico presentado para corregir $\dot{\gamma}_N$.
- 8) Trazer la gráfica de la velocidad de corte ($\dot{\gamma}_c$) y en función del esfuerzo cortante (τ_p) para obtener los parámetros reológicos después de su respectiva linealización.

Análisis estadística.

Con los datos obtenidos se realizó un AVS, RLS y un AVF para determinar la influencia tanto del diámetro de las partículas como de la concentración de las mismas sobre los parámetros reológicos de los sistemas modelo.

2.1.6. CUANTIFICACION DE LA VELOCIDAD DE FLUJO Y CAIDAS DE PRESION PROVOCADAS POR EL FLUJO DEL SISTEMA MODELO EN UN DUCTO CILINDRICO EN REGIMEN LAMINAR.

OBJETIVO.

Medir experimentalmente la velocidad media de flujo (V_s) y las caídas de presión (ΔP) provocadas por el flujo de sólidos en suspensión en ductos cilíndricos en función al gasto volumétrico (Q).

ACTIVIDADES.

1. Elaborar el sistema modelo.
2. Cuantificar la ΔP del sistema modelo en función a los Q correspondientes a un régimen laminar y flujo homogéneo.
3. Cuantificar la ΔP de la fase continua en función a los Q correspondientes a un régimen laminar.

Para establecer el efecto del tamaño de las partículas sólidas y la concentración de las mismas sobre la caída de presión provocada por el flujo en ducto cilíndrico y régimen laminar del sistema modelo en estudio, fue necesario cuantificar experimentalmente dicha caída de presión en

función de las variables mencionadas. Asimismo a partir de esta información se pudo establecer la velocidad mínima de flujo del sistema modelo y la velocidad media de las partículas sólidas.

Los resultados de esta experimentación se pudieron comparar con los obtenidos teóricamente.

2.1.6.1 CUANTIFICACION DE LA VELOCIDAD DE FLUJO Y CAIDAS DE PRESION.

Se usaron dos MANOMETROS DE COLUMNA LIQUIDA conteniendo mercurio como fluido manométrico y PROBETAS.

Variables:

- % de velocidad de la bomba de desplazamiento positivo (Variable independiente)
 - Lectura de los manómetros, tiempo de llenado probeta (Variable dependiente)
 - Velocidad mínima de flujo (Variable de respuesta)
- Nivel de variación.
- Intervalo del % de velocidad: 10 - 100.

Parámetros constantes:

- Temperatura: 25°C.
- Diámetro de la fase dispersa: d_1 , d_2 y d_3 (mm).
- Concentración volumétrica de la fase dispersa: Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 (%).

No de réplicas:

- Tres.

Reactivos:

- Sistema modelo con tamaño de fase dispersa y concentraciones establecidos.

Material:

- Termómetro.
- Cronómetro.
- Probeta.

Equipo:

- Sistema de flujo.

- Manómetros de columna líquida.

Equipos descritos en el apartado 2.1.4. 1 (pág. 80) y 2.1.5.1 (pág. 85).

Procedimiento experimental.

- 1) Elaborar el sistema modelo con Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 para los diámetros de partícula d_1 , d_2 y d_3 , respectivamente.
- 2) Llenar el tanque del sistema de flujo con el sistema modelo.
- 3) Abrir la válvula de mariposa, que se encuentra a la salida del tanque, para permitir que el fluido llene la cavidad libre de la bomba, antes de ponerla a funcionar.
- 4) Accionar la bomba y modificar la velocidad de flujo con el variador de frecuencia de la misma.
- 5) Esperar la estabilización de sistema para registrar la lectura de los manómetros y cuantificar el tiempo de llenado de la probeta.
- 6) Realizar los pesos anteriores para cada concentración de los sistemas modelo elaborados.

Secuencia de cálculo.

- 1) Concentrar los datos registrados en el siguiente cuadro para cada sistema modelo experimentado.

% Velocidad	TOMA DE ALTA PRESION		TOMA DE BAJA PRESION		Tiempo de llenado (s)
	h_A (m)	K_A (m)	h_B (m)	K_B (m)	

- 2) Calcular la caída de presión experimental (ΔP_E) con la Ec. 2.21 para cada sistema modelo experimentado.
- 3) Calcular el gasto volumétrico experimental (Q) con la Ec. 2.18 y la velocidad media de flujo experimental (V_s) con la Ec. 2.19.
- 4) Calcular el logaritmo de $(-\Delta P/L)$ y de (V_s).
- 5) Concentrar la información calculada en el punto anterior en el siguiente cuadro.

% Velocidad	Vs (m/s)	ΔP (Pa)	log Vs	log (- $\Delta P/L$)

Diámetro de FD: _____

Concentración FD: _____

6) Trazar la gráfica del log (- $\Delta P/L$) en función del log (Vs) y leer la velocidad mínima de flujo (V_{\min}) del sistema modelo. Comparar dicha velocidad con la establecida como V_c en el apartado 2.1.4.2.

Análisis estadístico.

Con los datos obtenidos se realizó un AVS, RLS y un AVF para determinar la influencia tanto del diámetro de las partículas como la concentración de las mismas sobre la ΔP y la V_{\min} .

2.1.6.2 CUANTIFICACION DE LA VELOCIDAD PROMEDIO DE LAS PARTICULAS SOLIDAS.

Se usó un TUBO TRANSPARENTE en acrílico de 3 m.

Variables.

- % de Velocidad de la bomba de desplazamiento positivo (Variable Independiente)
- Tiempo de recorrido de la partícula (Variable dependiente)
- Velocidad media de la partícula, tiempo llenado probeta (Variable de respuesta)
Nivel de variación.
- Intervalo del % de velocidad: 10 -100.

Parámetros constantes.

- Temperatura: 25°C.
- Diámetro de la fase dispersa: d_1 , d_2 y d_3 (mm).
- Concentración volumétrica de la fase dispersa: Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 (%).
- Longitud del tubo transparente donde se realiza el experimento: 1.5 m.

No de réplicas:

- Treinta.

Reactivos:

- Sistema modelo con tamaño de fase dispersa y concentraciones, establecidas.

Materiales:

- Termómetro.
- Cronómetro.

Equipo:

- Sistema de flujo.

Equipo descrito en el apartado 2.1.4.1 (pág. 80).

Procedimiento experimental:

- 1) Elaborar las partículas sólidas en dos colores contrastables para identificarlos durante su flujo a través del tubo transparente.
- 2) Elaborar el sistema modelo con Φ_1 , Φ_2 y Φ_3 para los diámetros de partículas d_1 , d_2 y d_3 , respectivamente.
- 3) Llenar el tanque del sistema de flujo con el sistema modelo.
- 4) Abrir la válvula de mariposa, que se encuentra a la salida del tanque, para permitir que el fluido llene la cavidad libre de la bomba, antes de ponerle a funcionar.
- 5) Accionar la bomba y modificar la velocidad de flujo con el variador de frecuencia de la misma.
- 6) Esperar la estabilización del sistema para cuantificar el tiempo de recorrido de una partícula y el tiempo de llenado de la probeta.
- 7) Realizar los pasos anteriores para cada concentración de los sistema modelo elaborados con la finalidad de establecer la velocidad de las partículas en cada uno de ellos.

Secuencia de cálculos:

- 1) Concentrar los datos registrados en el siguiente cuadro para cada sistemas modelo experimentado.

% Velocidad	Tiempo recorrido partícula (s)	Tiempo llenado probeta (s)

2) Calcular la velocidad de la partícula (V_p) con la siguiente expresión:

$$V_p = \frac{L}{t} \quad (2.25)$$

donde L es la distancia recorrida por la partícula (m) y t el tiempo tardado en ello (s).

3) Calcular el gasto volumétrico experimental (Q) con la Ec. 2.18 y la velocidad media de flujo experimental (V_s) con la Ec. 2.19.

4) Concentrar la información calculada en el punto anterior en el siguiente cuadro.

% Velocidad	V_s (m/s)	V_p (m/s)

5) Trazer la gráfica de la Velocidad media de la partícula (V_p) en función de la Velocidad media de flujo experimental (V_s). Linealizar y establecer la relación matemática que relacione las variables.

Análisis estadística

Con los datos obtenidos se realizó un AVS, RLS y un AVF para determinar la influencia tanto del diámetro de las partículas como de la concentración de las mismas sobre la V_p .

2.2 DESARROLLO TEORICO.

2.2.1 PLANTEAMIENTO DE ECUACIONES.

La velocidad media (V_p) a la cual se desplazan las partículas sólidas en una tubería con respecto al fluido fue necesaria para calcular, conjuntamente con la del fluido (V_r), la velocidad media de flujo del sistema bifásico (V_s), sin embargo el planteamiento de una ecuación que defina el flujo sólido/líquido es un problema muy complejo que involucra soluciones simultáneas de las ecuaciones de continuidad y movimiento del fluido, y la ecuación de movimiento de la partícula sólida, todas ellas en tres dimensiones. Por lo antes mencionado en este apartado se desarrolló un enfoque simple considerando que la V_p depende del perfil de velocidades del fluido y de las fuerzas que sobre ella están actuando.

Estableciendo que el perfil de velocidades del fluido no se ve afectado por la presencia de las partículas se pudo trabajar únicamente con la dinámica de la partícula sólida. Es importante mencionar que este desarrollo se planteó para partículas esféricas en régimen laminar y homogéneo fluyendo simultáneamente con un fluido Newtoniano. A continuación se presentan las ecuaciones para el cálculo de V_p , V_r y V_s .

2.2.1.1 VELOCIDAD DE LA PARTICULA SOLIDA.

El cálculo de V_p y distribución de velocidades de la misma en una tubería se realizó a partir de la ecuación de cantidad de movimiento en dos direcciones, ya que su desplazamiento predomina en las direcciones r y z (McCabe, 1975), y un balance de las fuerzas que actúan sobre las partículas dependiendo de las características de las mismas y condiciones de flujo.

Las fuerzas más importantes que actúan sobre las partículas esféricas se esquematizan en la siguiente figura (Fig. 2.9):

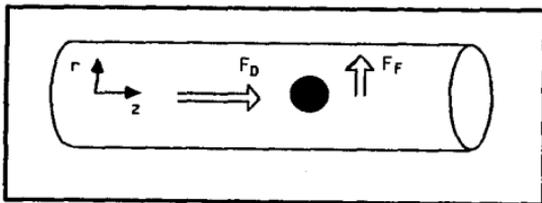


Fig. 2.9: Fuerzas que actúan sobre una partícula esférica durante su flujo en una tubería.

a) Fuerza de arrastre (F_D).

Se manifiesta por el arrastre de las partículas a lo largo de la tubería debido al efecto del fluido y se representa con la siguiente ecuación (Sastry y Zuritz, 1987 y Sastry *et al.*, 1989):

$$F_D = \frac{\pi d^2}{8} \rho_f C_D (V_p - V_f) [V_p - V_f] \quad (2.26)$$

donde d es el diámetro de la partícula sólida esférica (m), ρ es la densidad del fluido (kg/m^3), C_D es el coeficiente de arrastre (adimensional), V_p es la velocidad media de la partícula (m/s), V_f es la velocidad media del fluido (m/s), V_p es la componente de la velocidad de la partícula (m/s) y V_f es la componente de la velocidad del fluido (m/s):

b) Fuerza de flotación (F_F).

Se presenta como resultado de la fuerza de gravedad y se representa con la siguiente ecuación (Sastry *et al.*, 1989):

$$F_F = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_p - \rho_f) g \quad (2.27)$$

donde ρ_p es la densidad de la partícula sólida (kg/m^3) y g es la aceleración de la gravedad (m/s^2).

La fuerza de Saffman (F_s) debida al desplazamiento de las partículas sólidas con respecto al fluido y la fuerza de flotación de Magnus (F_M) debida a la rotación de las partículas no se consideraron en el balance, ya que en base a la observación directa, estudios previos (López, 1993) y bibliografía (McCabe, 1975) se determinó que dichas fuerzas podían ser despreciables.

El balance de fuerzas que afecta la velocidad de las partículas durante su flujo en una tubería modificó la ecuación de movimiento, quedando de la siguiente forma:

$$\rho_p \frac{DV}{Dt} = F_d - F_F - vP - v\tau \quad (2.28)$$

Sustituyendo las ecuaciones correspondientes a las fuerzas en la Ec. 2.28, se obtuvo la Ec. 2.29 que corresponde a la ecuación general de movimiento para las partículas en suspensión (Dutta y Sastry, 1990):

$$\rho_p \frac{DV}{Dt} - \frac{\pi d^2}{6} \rho_f c_D (V_p - V_f) [V_p - V_f] - \frac{\pi d^3}{6} (\rho_p - \rho_f) g - vP - v\tau \quad (2.29)$$

Dividiendo las fuerzas entre el volumen de la partícula ($\pi d^3/6$), en el cual están actuando, la Ec. 2.29 quedó de la siguiente forma:

$$\rho_p \frac{DV}{Dt} - \frac{3}{4d} \rho_f c_D (V_p - V_f) [V_p - V_f] - (\rho_p - \rho_f) g - vP - v\tau \quad (2.30)$$

Desglosando la derivada sustancial en cada una de las dos direcciones establecidas la Ec. 2.30 quedó de la siguiente forma:

En la dirección (r):

$$\rho_p \left[\frac{\partial V_{pr}}{\partial t} + (V_{pr}) \frac{\partial V_{pr}}{\partial r} + \left(\frac{V_{p\phi}}{r} \right) \frac{\partial V_{pr}}{\partial \phi} - \frac{V_{p\phi}^2}{r} + (V_{pz}) \frac{\partial V_{pr}}{\partial z} \right] - \frac{3}{4d} \rho_f c_D [V_{pr} - V_{fr}] (V_p - V_f) - (\rho_p - \rho_f) g_r - \frac{\partial P}{\partial r} - \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rr}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \phi} (\tau_{r\phi}) - \frac{\tau_{\phi\phi}}{r} + \frac{\partial}{\partial z} (\tau_{rz}) \right] + \rho g_r \quad (2.31)$$

En la dirección (z):

$$\rho_p \left[\frac{\partial V_{pz}}{\partial t} + (V_{pr}) \frac{\partial V_{pz}}{\partial r} + \left(\frac{V_{p\phi}}{r} \right) \frac{\partial V_{pz}}{\partial \phi} + (V_{pz}) \frac{\partial V_{pz}}{\partial z} \right] - \frac{3}{4d} \rho_f c_D [V_{pz} - V_{fz}] [V_p - V_f] - (\rho_p - \rho_f) g_z - \frac{\partial P}{\partial z} - \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rz}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \phi} (\tau_{r\phi}) + \frac{\partial}{\partial z} (\tau_{zz}) \right] + \rho g_z \quad (2.32)$$

Las Ec. 2.31 y 2.32 quedaron como las Ec. 2.33 y 2.34 al replantearlas, después de aplicar las siguientes condiciones límite:

$$V_{pr} - V_{p\phi} = 0 \quad \tau_{r\phi} - \tau_{z\phi} - \tau_{r\pi} - \tau_{rz} - \tau_{\phi\phi} - \tau_{\phi z} = 0 \quad g_z = 0 \quad \frac{\partial P}{\partial r} = 0$$

En la dirección r:

$$\rho_p \left[-\frac{\partial V_{pr}}{\partial t} + (V_{pr}) \frac{\partial V_{pr}}{\partial r} + \left(\frac{V_{p\phi}}{r} \right) \frac{\partial V_{pr}}{\partial \phi} - \frac{V_{p\phi}^2}{r} + (V_{pz}) \frac{\partial V_{pr}}{\partial z} \right] - \frac{3}{4d} \rho_f c_D [V_{pr} - V_{fr}] (V_p - V_f) - (\rho_p - \rho_f) g_r \quad (2.33)$$

En la dirección z:

$$\rho_p \left[-\frac{\partial V_{pz}}{\partial t} + (V_{pr}) \frac{\partial V_{pz}}{\partial r} + \left(\frac{V_{p\phi}}{r} \right) \frac{\partial V_{pz}}{\partial \phi} + (V_{pz}) \frac{\partial V_{pz}}{\partial z} \right] - \frac{3}{4d} \rho_f c_D [V_{pz} - V_{fz}] (V_p - V_f) - \frac{\partial P}{\partial z} - \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rz}) \right] \quad (2.34)$$

Dividiendo entre el ρ_p , integrando y reacomodando las Ec. 2.33 y 2.34, como derivadas sustanciales, quedaron de la siguiente forma:

$$\frac{DV_{pr}}{Dt} - \frac{3\rho_f}{4d\rho_p} c_D V_{pr} [V_p - V_f] - \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) g_r \quad (2.35)$$

$$\frac{DV_{pz}}{Dt} - \frac{3\rho_f}{4d\rho_p} c_D [V_{pz} - V_{fz}] (V_p - V_f) - \frac{\Delta P}{\rho_p \Delta L} - \frac{\tau}{r\rho_p} \quad (2.36)$$

donde

$$V_p = \sqrt{V_{pr}^2 + V_{pz}^2} \quad (2.37)$$

Sustituyendo la Ec. 2.37 en las Ec. 2.35 y 2.36, finalmente se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

$$\frac{DV_{pr}}{Dt} - \frac{3\rho_f}{4d\rho_p} c_D V_{pr} (\sqrt{V_{pr}^2 + V_{pz}^2} - V_f) - \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) g_r \quad (2.38)$$

$$\frac{DV_{pz}}{Dt} = \frac{3\rho_f}{4d\rho_p} c_D [V_{pz} - V_{fx}] (\sqrt{(V_{pz}^2 + V_{fx}^2)} - V_f) - \frac{\Delta P}{\rho_p \Delta L} - \frac{\tau}{r\rho_p} \quad (2.39)$$

Las Ec. 2.38 y 2.39 son las que se utilizaron para el cálculo de V_p .

2.2.1.2 VELOCIDAD DE LA FASE CONTINUA (FLUIDO).

El cálculo de V_f y la distribución de velocidades de un fluido Newtoniano puro en una tubería (Fig. 2.9) se realizó mediante un balance general de cantidad de movimiento en una dirección sobre un volumen de control a partir de la Segunda Ley de Newton de Movimiento (Bird *et al.*, 1982 y Geankoplis, 1982):

$$\rho \frac{DV}{Dt} = -v\tau - vP + \rho g \quad (2.40)$$

de la Ec. 2.40 se obtuvieron las Ec. 2.41, 2.42 y 2.43 una vez realizado el balance y la integración de la misma.

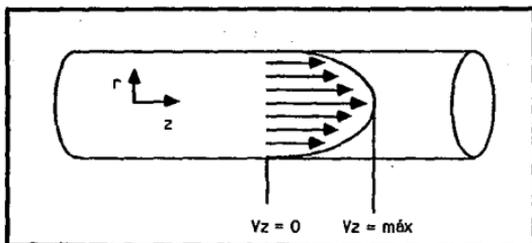


Fig. 2.10: Distribución de velocidades para un fluido Newtoniano durante su flujo en tubería.

a) Velocidad del fluido en cualquier posición (V_{fz}).

$$V_{fz} = \frac{(P_o - P_L)}{4\mu L} r^2 \left[1 - \left(\frac{R}{r} \right)^2 \right] \quad (2.41)$$

b) Velocidad media del fluido (V_f).

$$V_f = \frac{\Delta P r^2}{8\mu L} \quad (2.42)$$

c) Velocidad máxima del fluido ($V_{f \text{ máx}}$).

$$V_{f \text{ máx}} = \frac{(P_o - P_L)}{4\mu L} r^2 \quad (2.43)$$

donde $(P_o - P_L)$ es el gradiente de presión correspondiente a la caída de presión en una tubería de longitud establecida cuando el flujo está totalmente desarrollado (P_o) , μ es la viscosidad para un fluido Newtoniano $(Pa \cdot s)$, L es la longitud de la tubería (m) , r es el radio interno de la tubería (m) , R es la posición en el radio (m) y D es el diámetro interno de la tubería.

2.2.1.3 VELOCIDAD DE LA SUSPENSIÓN.

El término de la caída de presión por incremento de longitud de la Ec. 2.36 se definió con la Ec. 2.44 en la cual el término de f se evaluó con la Ec. 2.45.

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{4 V_s^2 f \rho_s}{2Dg_c} \quad (2.44)$$

$$f = \frac{16}{Re_s} = \frac{16 \mu_s}{D V_s \rho_s} \quad (2.45)$$

Sustituyendo la Ec. 2.45 en la Ec. 2.44 se obtuvo la Ec. 2.46.

$$\frac{\Delta P_s}{\rho_s \Delta L} = \frac{32 \mu_s}{\rho_s D^2 g_c} (V_s) \quad (2.46)$$

donde

$$V_s = \alpha V_p + \beta V_f \quad (2.47)$$

Finalmente la ecuación sustituida en la Ec. 2.36 fue la siguiente:

$$\frac{\Delta P_p}{\rho_p \Delta L} = \frac{32\mu_p}{\rho_p D^3 g_c} (\alpha V_p + \beta V_f) \quad (2.48)$$

2.2.2 SOLUCION NUMERICA DE LAS ECUACIONES.

Las ecuaciones que se plantearon son ecuaciones diferenciales ordinarias con condiciones iniciales que se resolvieron con el método numérico de Runge-Kutta de 4o. orden (Sastry *et al.*, 1989). Este método es empleado para resolver ecuaciones diferenciales ordinarias de la forma $dy/dx = f(x,y)$ y tiene la exactitud del esquema de la serie de Taylor sin necesitar el cálculo de derivadas superiores.

Para resolver una sola ecuación el método se ajusta a la ecuación general siguiente (Chapra y Canale, 1988 y Constantinides, 1988):

$$Y_{i+1} = Y_i + \left[\frac{1}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \right] h \quad (2.49)$$

donde

$$k_1 = f(X_i, Y_i) \quad (2.50a)$$

$$k_2 = f\left(X_i + \frac{1}{2}h, Y_i + \frac{1}{2}hk_1\right) \quad (2.50b)$$

$$k_3 = f\left(X_i + h, Y_i - hk_1 + 2hk_2\right) \quad (2.50c)$$

Para resolver más de una ecuación, el método se ajusta a la forma general siguiente (Chapra y Canale, 1988 y Constantinides, 1988):

$$k_1 = f(X_i, Y_i, t_i) \quad (2.51)$$

$$m_1 = g(X_i, Y_i, t_i) \quad (2.52)$$

$$k_2 = f \left(X_1 + \frac{k_1}{2}, \frac{m_1}{2}, \frac{h}{2} \right) \quad (2.53a)$$

$$m_2 = g \left(X_1 + \frac{k_1}{2}, \frac{m_1}{2}, \frac{h}{2} \right) \quad (2.54a)$$

$$k_3 = f \left(X_1 + \frac{k_2}{2}, \frac{m_2}{2}, \frac{h}{2} \right) \quad (2.53b)$$

$$m_3 = g \left(X_1 + \frac{k_2}{2}, \frac{m_2}{2}, \frac{h}{2} \right) \quad (2.54b)$$

$$k_4 = f \left(X_1 + k_3, Y_1 + m_3, \xi + h \right) \quad (2.53c)$$

$$m_4 = g \left(X_1 + k_3, Y_1 + m_3, \xi + h \right) \quad (2.54c)$$

$$k_{i+1} = f \left[X_i + \left(\frac{1}{6} \right) (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \right] \quad (2.53d)$$

$$m_{i+1} = g \left[Y_i + \left(\frac{1}{6} \right) (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4) \right] \quad (2.54d)$$

Las Ecs. 2.38 y 2.39 que definen la V_p se transformaron a ecuaciones base, en términos de las variables desconocidas (V_p y V_{p2}) y constantes, las cuales se introdujeron en un programa que permitió desarrollar el método numérico empleado.

$$G(1) = [C(1) * [y(1) * [(y(2)^2 + y(1)^2)^{1/2}] - C(2)]] - C(3) \quad (2.55)$$

$$G(2) = [C(1) * [(y(2) - C(4)) * [(y(2)^2 + y(1)^2)^{1/2}] - C(2)]] \\ - [C(5) * [C(6) * [(y(2)^2 + y(1)^2)^{1/2}] + (C(7) * C(2))]] \quad (2.56)$$

CAPITULO III

ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

3.1 RESULTADOS EXPERIMENTALES.

3.1.1 SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES CON FASE CONTINUA NEWTONIANA.

Estos resultados corresponden a tres repeticiones, ya que en esta etapa se caracterizaron el mayor número posible de suspensiones comerciales con la finalidad de establecer el valor del intervalo numérico de cada propiedad así como, una suspensión que representó al grupo de productos estudiados.

3.1.1.1 PROPIEDADES FISICAS.

Como se observe en el Cuadro 3.1 el porcentaje de masa sólida de las suspensiones indica que todos los productos presentaron más de la mitad de partículas sólidas, en diferentes tamaños, siendo el valor intermedio 60% que correspondió a los trozos de piña. Los porcentajes de distribución de masa sólida para los dos cocktails estudiados (sistemas polidispersos) fueron similares, presentando la única variación las partículas de mango y uva. Uno de los productos se encontraba con mucho daño mecánico, lo cual no permitió identificarlo por completo.

Por otra parte, en el mismo cuadro se presentan las propiedades físicas de la fase continua observándose que el almíbar de las cerezas rojas presentó una densidad de 1382.60 kg/m^3 , alejado de las magnitudes de los otros almíbares. Este valor no se tomó en cuenta, ya que es aproximadamente 17% mayor al almíbar de las cerezas verdes teniendo ambas fases el mismo porcentaje de sólidos solubles. Por ello el máximo de densidad fue considerado 1174.74 kg/m^3 quedando como mínimo 1064.15 kg/m^3 . Las viscosidades de los almíbares variaron en una cifra decimal, encontrándose el valor intermedio alrededor de 0.01 Pa s correspondiendo al almíbar de las moras azules, sin embargo el valor de la viscosidad para todas las fases continuas no correspondió a los η_{sp}/c presentados por las mismas, es decir, la reciprocidad entre ambas propiedades no existió, lo cual se puede deber a que no poseían el mismo tipo de azúcares todos los almíbares.

Asimismo, el Cuadro 3.2a muestra las propiedades físicas de la fase dispersa observándose los tamaños de las partículas sólidas, expresados como un diámetro (DCE), los cuales variaron en un intervalo de 0.5 a 5.2 cm pudiéndose cuantificar, ya que las geometrías que presentaron fueron totalmente definidas (cúbica, pirámide truncada y paralelepípedo) y la rugosidad de su superficie fue lisa y fibrosa, según el propio tejido de cada una. La esféricidad de las partículas sólidas se encontró en un intervalo de 0.38 a 1.28, correspondiendo los valores mayores a la unidad a geometrías que se aproximan a la esfera (elipse o media esfera) mientras que

los valores menores a la unidad a aquellas que se alejen de dicha geometría (pirámide, cubo, paralelepípedo).

PRODUCTO	MASA SOLIDA (%)	DISTRIBUCION MASA SOLIDA (%)	DENSIDAD (kg/m ³)	VISCOSIDAD (Pa s)	MASA/ PARTICULA (g)
* Cocktail de frutas-a. ligero					
Fase Continua			1064.15	0.0217	
Fase Dispersa:	59.04				
Cereza		1.40	1089.00		1.68
Durazno		13.33	742.65		2.37
Mango		15.50	963.85		0.85
Pera		18.55	858.75		1.45
Piña		5.52	1050.64		5.80
Uva		4.72	1157.35		1.80
* Cocktail de frutas-a. pesado					
Fase Continua			1071.41	0.0233	
Fase Dispersa:	58.63				
Cereza		1.76	526.20		1.68
Durazno		15.87	965.40		1.91
Mango		9.40	814.93		1.60
Pera		17.37	-		2.90
Piña		4.71	1037.75		1.74
Uva		9.5	1138.68		5.38
* Piña trocitos en almíbar					
Fase Continua			1064.68	0.0024	
Fase Dispersa	60.00		1077.23		4.44
* Cerezas rojas					
Fase Continua			1382.60	0.0058	
Fase Dispersa	57.60		507.82		5.37
* Cerezas verdes					
Fase Continua			1174.74	0.0048	
Fase Dispersa	52.50		1010.98		4.82
* Moras azules-a. pesado					
Fase Continua			1074.08	0.0108	
Fase Dispersa	72.94		544.20		0.16

Cuadro 3.1: Propiedades físicas de la fase continua y dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.

La masa de las partículas fue variada, (Cuadro 3.1), encontrándose el intermedio alrededor de 3 g correspondiente a los trozos de pera, sin embargo las masas de las partículas sólidas que conformaban a los cocktails difirieron, aún siendo la misma fruta, ya que al igual que en los tamaños existieron algunas variaciones de dimensiones y por consiguiente de masa entre

productos de diferente marca comercial. La densidad mínima de las partículas sólidas fue de 507.82 kg/m³, sin embargo este valor, correspondiente a las cerezas rojas no coincidió con el de las cerezas verdes (1010.98 kg/m³). En cuanto a la penetración, las partículas sólidas suaves fueron todos los trozos de fruta de los cocktails y las más duras las cerezas, ya que el cono logró penetrar más longitud en las primeras que en las segundas (Cuadro 3.2b). A las moras azules no se les realizó penetración ya que su tamaño no lo permitió.

PRODUCTO	GEOMETRIA	RUGOSIDAD	DCE (cm)	E'	AE	LA
* Cocktail de frutas-a. ligero						
Cereza	Media esfera	Lisa-carnosa	1.13	1.28		
Durazno	1,2,3	Lisa-blanda	1.42	0.80	1.20	1.03
Mango	1,2,3	Lisa-fibrosa	1.35	0.80	1.20	1.12
Pera	1,2,3	Lisa-granulosa	1.54	0.80	1.02	1.01
Piña	4	Fibrosa	2.47	0.39	2.00	1.25
Uva	Elipsoidal	Fibrosa	1.17	1.02		
* Cocktail de frutas-a. pesado						
Cereza	Media esfera	Lisa-carnosa	1.13	1.28		
Durazno	1,2,3	Lisa-blanda	1.71	0.80	1.12	1.11
Mango	1,2,3	Lisa-fibrosa	1.35	0.80	1.20	1.12
Pera	1,2,3	Lisa-granulosa	1.80	0.80	1.00	1.07
Piña	4	Fibrosa	1.62	0.38	1.21	2.18
Uva	Elipsoidal	Fibrosa	5.24	1.02		
* Piña trocitos en almíbar	4	Fibrosa	1.96	0.56	1.97	1.20
* Cerezas rojas	Esférica	Lisa-fracturada	2.01	1.00		
* Cerezas verdes	Esférica	Lisa-fracturada	2.01	1.00		
* Moras azules-e. pesado	Esférica	Lisa-corrugada	0.58	1.00		

Cuadro 3.2a): Propiedades físicas de la fase dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.

(GEOMETRIAS: 1) Cúbica; 2) Pirámide truncada; 3) Paralelepípedo rectangular, trapezoidal o cuadrado y 4) Pirámide con base rectangular. SIMBOLOS: E, esfericidad; AE, lisura; LA, elongación).

3.1.1.2 PROPIEDADES FISICOQUIMICAS.

En el Cuadro 3.3, se observa que según la conductividad eléctrica de las fases continuas, éstas no presentaron una alta capacidad para conducir la electricidad, siendo el valor intermedio de esta propiedad 0.8 mV/cm correspondiente a los almíbares de las cerezas verdes y moras azules. Asimismo se observó que dichos fluidos son ácidos, encontrándose el valor de su pH muy parecido para todas y que la tensión superficial fue baja.

Finalmente se observó que existe una relación entre el índice de refracción y los °Bx, encontrándose el valor de estos últimos en un intervalo de 15 a 30.

PRODUCTO	PENETRACION (mm)
* Cocktail de frutas en almíbar ligero	
Cereza	
Durazno	466
Mango	466
Pera	466
Piña	466
Uva	466
* Cocktail de frutas en almíbar pesado	
Cereza	
Durazno	466
Mango	466
Pera	466
Piña	466
Uva	466
* Piña en trocitos en almíbar	463
* Cerezas rojas	423
* Cerezas verdes	449

Cuadro 3.2b): Penetración de la fase dispersa de las suspensiones alimenticias comerciales.

PRODUCTO	K (mV/cm)	I.R.	pH	Γ (kg/s ²)	°Bx
Cocktail de frutas en almíbar ligero	0.79	1.35	3.60	0.04	14.0
Cocktail de frutas en almíbar pesado	0.95	1.35	3.90	0.04	15.5
Piña trocitos en almíbar	1.83	1.35	3.85	0.04	15.5
Cerezas rojas	0.68	1.38	3.55	0.05	32.2
Cerezas verdes	0.84	1.38	3.53	0.03	33.4
Moras azules en almíbar pesado	0.89	1.35	3.50	0.04	14.1

Cuadro 3.3: Propiedades fisicoquímicas de la fase continua de las suspensiones alimenticias comerciales.

3.1.2 SUSPENSION ALIMENTICIA COMERCIAL REPRESENTATIVA.

A partir del análisis realizado a las suspensiones comerciales se determinó que las moras azules en almibar pesado presentaron el mayor número de propiedades elegibles que les permitieron ser la suspensión representativa, ya que presentó partículas sólidas con geometría regular (esférica) y rugosidad lisa, con diámetro promedio de 0.58 cm correspondiendo al menor tamaño de todas las partículas sólidas evaluadas y factible de manejar en el sistema de flujo. La suspensión tuvo el mayor porcentaje de sólidos en peso, lo que permitió variar su concentración en tres niveles sin ninguna dificultad.

La fase continua de dicha suspensión presentó una densidad intermedia mientras que la fase dispersa presentó una densidad baja, lo cual implica que la relación de densidades permite la flotación de las partículas sólidas. La viscosidad de la fase continua se encontró dentro de un valor intermedio, por lo que se necesitó una menor cantidad de azúcar para la elaboración del almibar.

3.1.2.1 PROPIEDADES FISICAS.

Al elegir la suspensión representativa del grupo de productos comerciales se originó la necesidad de evaluar sus propiedades físicas, con la finalidad de establecer los valores numéricos de las mismas que se utilizaron en la selección del sistema modelo y la posterior experimentación en el sistema de flujo, por lo que dicha evaluación se realizó por triplicado a seis latas que representaron la mitad del contenido de una caja.

En el Cuadro 3.4, se observa que el porcentaje de masa sólida fue de 49.38 correspondiendo el 32.29% menos del valor obtenido en la experimentación previa, lo cual se debió a que en esta evaluación se cuantificó el peso neto, mientras que en la previa se tomó de la etiqueta del producto, el cual no era correcto. Sin embargo este valor siguió permitiendo la variación de la concentración (porcentaje masa). Así mismo se pudo observar que la densidad de la suspensión correspondió a 1056.14 kg/m^3 representando un 1.69% menos que en la previa.

La densidad y la viscosidad de la fase continua fueron un 0.73% y 0.01% superiores, respectivamente a la evaluación anterior; con un coeficiente de variación considerado bajo (0.23) y una regresión lineal de 0.99 (Cuadro 3.4). Las variaciones existentes fueron debido a errores experimentales.

Las partículas sólidas presentaron una geometría esférica, por lo cual les correspondió una esfericidad igual a la unidad siendo la rugosidad de su superficie lisa. Debido a que las partículas sólidas presentaron diferentes tamaños (diámetros) se cuantificaron éstos, obteniendo que el mayor número de ellas fue de 6 mm siguiéndole los tamaños de 7, 5, 8, 4 y 9 mm. Sin

embarco presentaron un coeficiente de variación grande (4% a 56%) debido a que se cuantificaron 100 g de producto de cada lata lo que implicó que no había exactamente la misma cantidad de diámetros pero sí la tendencia. Por lo anterior se establecieron tres diámetros diferentes característicos 4, 6 y 8 mm (Cuadro 3.5). De igual manera se observó que el peso de las partículas sólidas varió en un intervalo de 0.04 a 0.34 g según su tamaño, presentando en general un coeficiente de variación aceptable, siendo elevado únicamente para los más pequeños, lo que se debió a la precisión de la balanza empleada (Cuadro 3.5). En el Cuadro 3.6 se observa la densidad de las partículas sólidas en función de los diámetros establecidos así como la densidad relativa de la suspensión calculada para cada tamaño de partícula, la cual indica que tienden ligeramente a flotar.

PROPIEDAD FISICA	P R O D U C T O						
	SUSPENSION			FASE CONTINUA			
	\bar{x}	σ	% C.V.	\bar{x}	σ	% C.V.	r
% SÓLIDOS	49.38	0.39	0.79				
DENSIDAD (kg/m ³)	1056.14	2.48	0.23	1082.00	2.00	0.18	
VISCOSIDAD (Pa s)				0.015			0.99

Cuadro 3.4: Propiedades físicas de la suspensión alimenticia representativa y de su fase continua.

DIAMETRO MORA (mm)	% DISTRIBUCION			MASA/PARTICULA (g)		
	\bar{x}	σ	% C.V.	\bar{x}	σ	% C.V.
9.0	1.32	0.68	51.98	0.34	0.029	8.59
8.0	7.14	2.10	29.46	0.27	0.009	3.61
7.0	26.92	3.87	14.37	0.20	0.008	4.01
6.0	42.22	1.69	4.00	0.14	0.005	3.60
5.0	19.24	4.23	21.98	0.09	0.004	4.15
4.0	2.51	1.43	56.91	0.04	0.008	18.84

Cuadro 3.5: Porcentaje de distribución de tamaño y peso por diámetro de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa

DIAMETRO MORA (mm)	DENSIDAD (kg/m ³)			DENSIDAD RELATIVA
	\bar{x}	σ	% C.V.	\bar{x}
4.0	1129.35	54.27	4.80	1.04
6.0	1078.45	22.21	2.05	0.99
8.0	1074.21	23.16	2.15	0.99

Cuadro 3.6: Densidad de la partícula y densidad relativa de la suspensión por diámetro de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.

Por otra parte en la Figura 3.1 se observa que la deformación relativa de las partículas sólidas se hizo constante en un intervalo de esfuerzo compresivo normal de 0.65 a 0.75 kgf/cm², en el cual su estructura se rompió y en la Figura 3.2 se observa la curva de encogimiento, estableciéndose que en un intervalo de tiempo entre 15 y 15,75 min permaneció constante la deformación relativa normal a un esfuerzo compresivo normal de 0.06 kgf/cm² obteniendo así una curva característica base (deformación relativa normal en función del tiempo) que sirvió para la selección del sistema modelo.

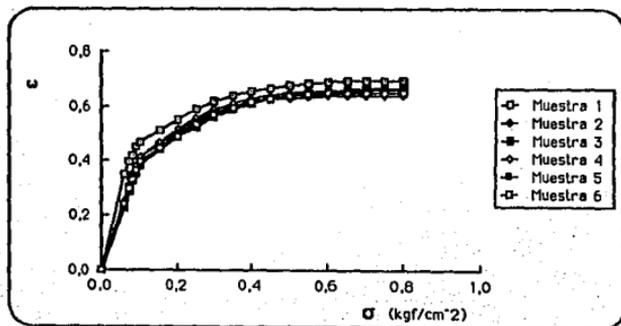


Fig. 3.1: Curva de resistencia de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.

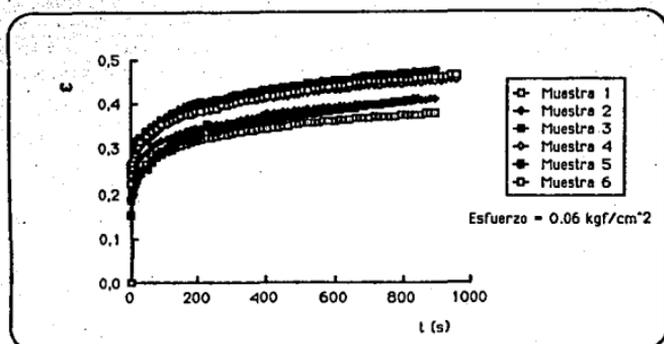


Fig. 3.2: Curva de encogimiento de la fase dispersa de la suspensión alimenticia representativa.

3.1.2.2 PROPIEDADES FISICOQUIMICAS.

En el Cuadro 3.7 se observa que el índice de refracción presentó un valor igual al obtenido en la experimentación previa, mientras que los *Bx presentaron una variación de más del 50%. Sin embargo, por el hecho de que no es el mismo lote y por el coeficiente de variación bajo (0.02 a 0.85%) de las cuantificaciones presentadas en el Cuadro 3.7 se toman éstas como las propiedades que caracterizaron a las moras azules en almíbar pesado.

PROPIEDAD FISICOQUIMICA	\bar{x}	σ	% C.V.
Índice de refracción	1.36	0.0003	0.02
*Bx	21.03	0.17	0.85

Cuadro 3.7: Propiedades fisicoquímicas de la fase continua de la suspensión alimenticia representativa.

3.1.3 SISTEMA MODELO.

3.1.3.1 FASE CONTINUA.

Se observó que al 37% de sacarosa (Cuadro 3.8) se obtenía una solución de azúcar con una viscosidad cercana al valor de la viscosidad establecida (0.0153 Pa s), por lo cual ésta fue la concentración que se utilizó posteriormente. Sin embargo este porcentaje de sacarosa no correspondió a los °Bx evaluados para las moras azules, lo cual confirmó que los almíbares contenían diferentes y variados edulcorantes.

La solución de sacarosa al 37% presentó una viscosidad de 0.0153 Pa s y una densidad de 1157.56 kg/m³ (Cuadro 3.9), siendo ésta última 7.14% más grande que la densidad del almíbar de las moras azules.

3.1.3.2 FASE DISPERSA.

Se eligieron las partículas sólidas elaboradas con la formulación de Alginato como las más similares a las partículas sólidas del alimento representativo debido a que las partículas sólidas elaboradas con la formulación de Avicel-Fécula presentaron solubilidad en la fase continua y sedimentación en reposo, y las de Agar al 1.5% presentaron sedimentación en reposo con destrucción al movimiento. En las Fig. 3.3, 3.4 y 3.5 se presentan las curvas de resistencia y en las Fig. 3.6, 3.7 y 3.8 las curvas de encogimiento para cada diámetro de las partículas sólidas elegidas.

% CONCENTRACION DE AZUCAR	VISCOSIDAD (Pa s)	ρ
30	0.0128	0.9967
35	0.0143	0.9963
37	0.0153	0.9924
40	0.0201	0.9934
45	0.0208	0.9833
47	0.0221	0.9802
50	0.0251	0.9804
55	0.0307	0.9869
58	0.0391	0.9987
60	0.0484	0.9994

Cuadro 3.8: Viscosidad de soluciones de azúcar a 25°C.

% CONCENTRACION DE AZUCAR	DENSIDAD (Kg/m ³)	σ	% C.V.
30	1118.45	0.58	0.05
35	1143.20	0.92	0.08
37	1157.56	1.81	0.15
40	1176.59	0.10	0.008
45	1195.58	1.77	0.14
47	1209.44	1.41	0.11
50	1228.53	2.67	0.21
55	1249.58	0.47	0.03
58	1267.98	1.78	0.14
60	1277.62	0.47	0.03

Cuadro 3.9: Densidad de soluciones de azúcar a 25°C.

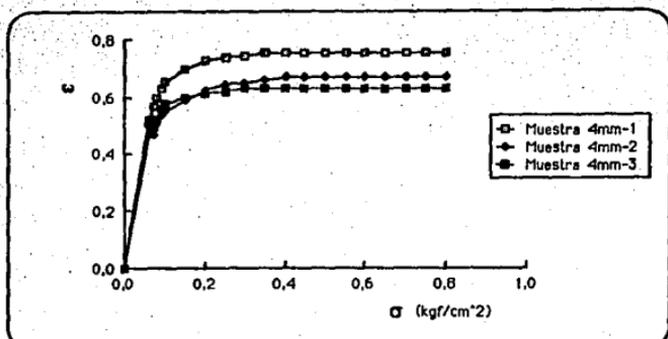


Fig. 3.3: Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 4 mm).

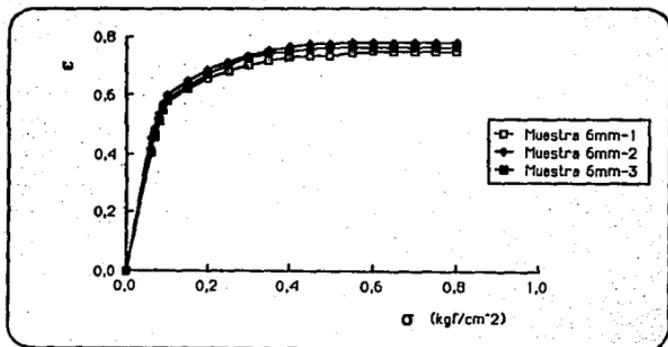


Fig. 3.4: Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 6 mm).

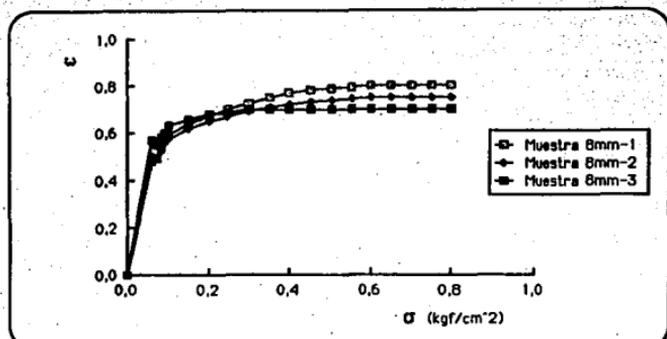


Fig. 3.5: Curva de resistencia del sistema modelo a base de alginato (diámetro 8 mm).

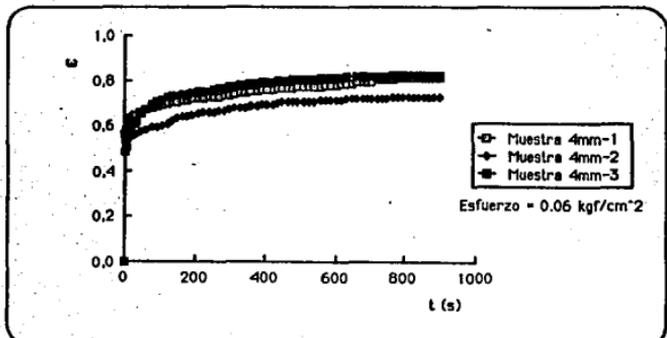


Fig. 3.6: Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 4 mm).

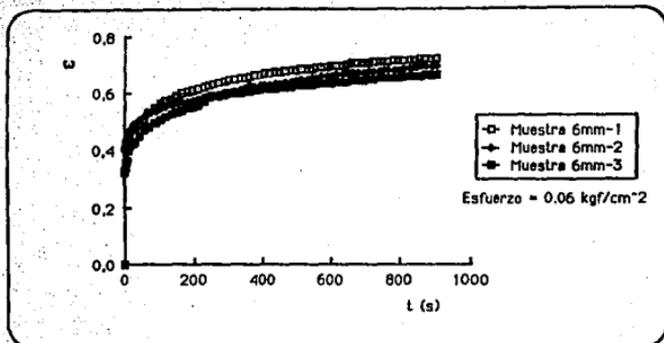


Fig. 3.7: Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 6 mm).

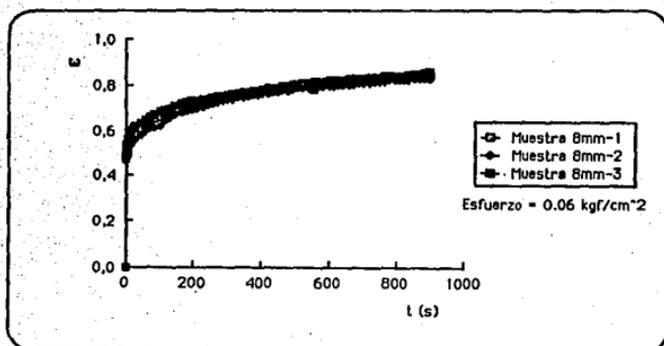


Fig. 3.8: Curva de encogimiento del sistema modelo a base de alginato (diámetro 8 mm).

El esfuerzo compresivo normal al cual la deformación relativa se hizo constante correspondió a 0.4, 0.6 y 0.65 kg/cm² para los diámetros de 4, 6 y 8 mm, respectivamente. El tiempo al cual la deformación permaneció constante para un esfuerzo de 0.05 Kg/cm² correspondió a 14.75, 14.75 y 15 min para los diámetros de 4, 6 y 8 mm, respectivamente confirmándose la formulación de Alginato para elaborar la fase dispersa del sistema modelo.

Así mismo en el Cuadro 3.10 se presenta la densidad de las partículas sólidas en función a los diámetros establecidos y la densidad relativa de la suspensión modelo para cada concentración.

DIAMETRO PARTICULA (mm)	DENSIDAD (kg/m ³)			DENSIDAD RELATIVA \bar{x}
	\bar{x}	σ	% C.V.	
4.0	1091.27	1.11	0.10	0.94
6.0	1111.14	2.60	0.23	0.96
8.0	1113.52	2.92	0.26	0.96

Cuadro 3.10: Densidad de la partícula y densidad relativa de la suspensión modelo por diámetro de la fase dispersa de la misma.

3.1.3.3 SUSPENSION.

De acuerdo a una experimentación previa en el sistema de flujo se eligieron tres concentraciones de partículas sólidas para la elaboración del sistema modelo (suspensión), las cuales fueron 10, 15 y 20% en peso, equivalentes a 11.83, 16.95 y 21.81% en volumen ($\Phi = 0.11, 0.16$ y 0.21). En dicha experimentación se observó el comportamiento del sistema modelo (distribución, acumulación y posible daño mecánico de las partículas sólidas) y de los instrumentos de medición (sensibilidad) para las concentraciones de 10, 15, 20, 25 y 30% en masa de partículas sólidas de diámetro de 6 mm concluyendo que para concentraciones mayores de 30%, ya no fue posible obtener datos experimentales confiables porque la presencia de gran cantidad de partículas sólidas incrementaba la lectura en la toma de baja presión debido a teponamientos.

Estas concentraciones se establecieron para el diámetro intermedio (6 mm) con la finalidad de permitir la experimentación de las partículas sólidas de 4 mm y 8 mm.

En el Cuadro 3.11 se observan las densidades obtenidas para las suspensiones según el

diámetro y concentración de partículas sólidas, las cuales presentaron un comportamiento decreciente conforme aumentaba la concentración debido a que un contenido mayor de fase dispersa en la suspensión implica que la densidad de ésta se acerca a la densidad de las partículas sólidas y se aleja de la densidad de la fase continua, a la cual se acercan aquellas correspondientes a suspensiones con menor concentración. La densidad de las suspensiones para la misma concentración y diferente diámetro tendieron a aumentar conforme aumentaba el diámetro, lo cual no debió ser ya que fueron elaboradas del mismo material atribuyéndose dicha variación a la presencia de burbujas de aire con distribución no homogénea dentro de las partículas sólidas.

DIAMETRO PARTICULA (mm)	CONCENTRACION		DENSIDAD (kg/m ³)		
	MASA (%)	VOLUMEN (%)	\bar{x}	σ	% C.V.
4.0	10	11.83	1144.13	1.42	0.12
	15	16.95	1128.93	1.63	0.14
	20	21.81	1124.40	1.20	0.11
6.0	10	11.83	1149.08	2.92	0.25
	15	16.95	1130.41	1.24	0.11
	20	21.81	1130.16	0.90	0.08
8.0	10	11.83	1151.54	1.06	0.09
	15	16.95	1149.73	1.36	0.11
	20	21.81	1144.60	2.97	0.25

Cuadro 3.11: Densidad de la suspensión modelo por diámetro y concentración de partículas sólidas.

3.4.1 CARACTERIZACION DE LA BOMBA.

En la Fig. 3.9 se muestra la relación de la velocidad media experimental del sistema modelo (V_s) con el porcentaje de velocidad del variador de frecuencia de la bomba, en la cual se observa que independientemente del tamaño y la concentración de la fase dispersa la bomba maneja un mismo volumen por unidad de tiempo, por lo que se puede inferir que los sistemas en estudio se transportaron a la misma velocidad media. Asimismo la relación del gasto volumétrico en función de las RPM se comportan de igual manera (Fig. 3.11). Un análisis de varianza de dos factores arrojó una F calculada (F_c) de 0.005 menor a la F teórica (F_T) de 3.35 indicando, estadísticamente, que todas las velocidades y por consiguiente gastos volumétricos son iguales lo cual permitió obtener las siguientes relaciones matemáticas promedio:

$$Q = 1.88e-5 \% \text{ Vel} - 2.46e-5 \quad r = 0.99 \quad (3.1)$$

$$V_s = 0.05 \% \text{ Vel} - 9e-3 \quad r = 0.99 \quad (3.2)$$

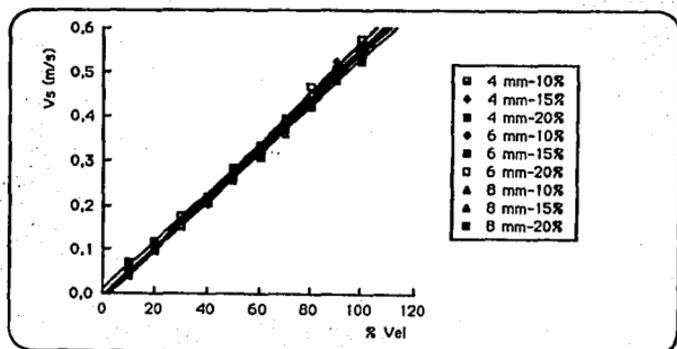


Fig. 3.9: Gráfica de la V_s en función del $\%$ de Vel para los sistemas modelo estudiados.

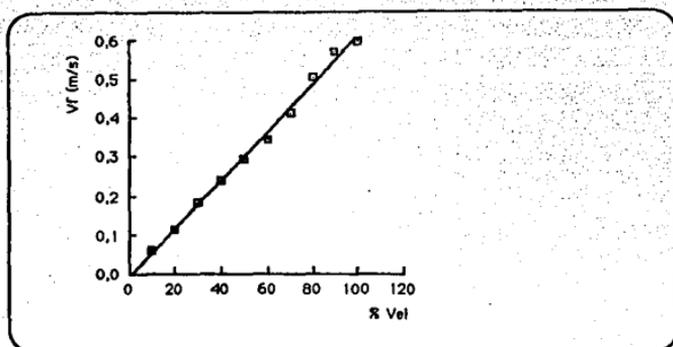


Fig. 3.10: Gráfica de la Vf en función del % de Vel para la fase continua estudiada.

En la Fig. 3.10 se observa el mismo comportamiento entre la velocidad media de flujo experimental de la fase continua (V_f) con el porcentaje de velocidad del variador de frecuencia de la bomba, siendo la relación matemática entre dichas variables la siguiente:

$$V_f = 0.06 \% \text{ Vel} - 6e-3 \quad r = 0.99 \quad (3.3)$$

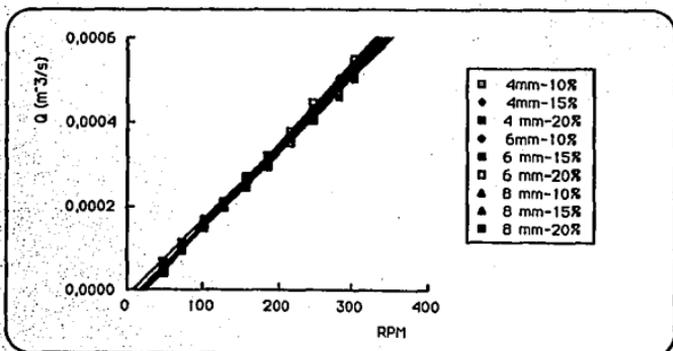


Fig. 3.11: Gráfica del Q en función de las RPM para los sistemas modelo estudiados.

En las Fig. 3.12, 3.13 y 3.14 se observa que la presión de descarga para todos los sistemas modelo estudiados fluctuó entre 0.80 y 0.90 kgf/cm^2 siguiendo un comportamiento ascendente en función al aumento de la concentración de la fase dispersa definido perfectamente en la Fig. 3.12, lo cual no se observa claramente en las restantes figuras debido a que las partículas sólidas son de tamaño mayor y es posible que golpearan con más fuerza la membrana del manómetro de Bourdon utilizado, falseando las lecturas. Por otra parte es importante aclarar que la sensibilidad de este instrumento es de 0.05 kgf/cm^2 . La fase continua también se encontró dentro del intervalo de P_d establecido.

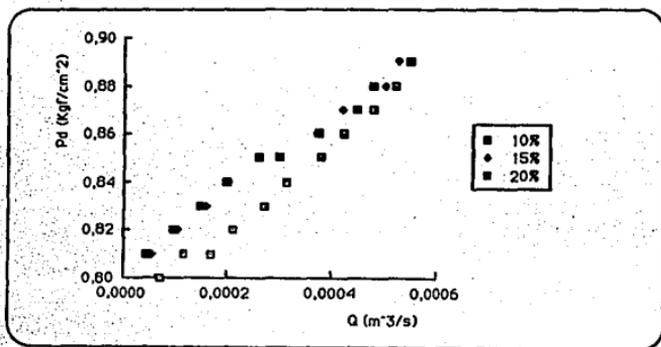


Fig. 3.12: Gráfica de la P_d en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.

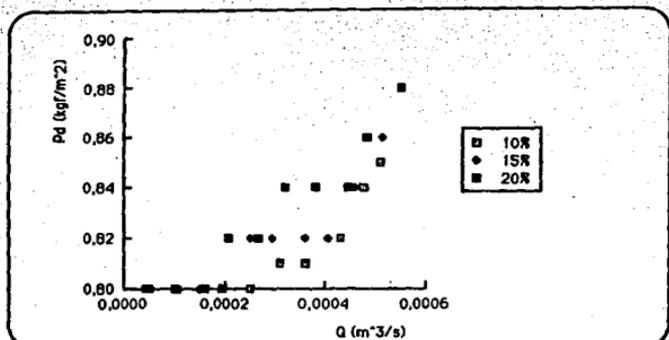


Fig. 3.13: Gráfica de la Pd en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.

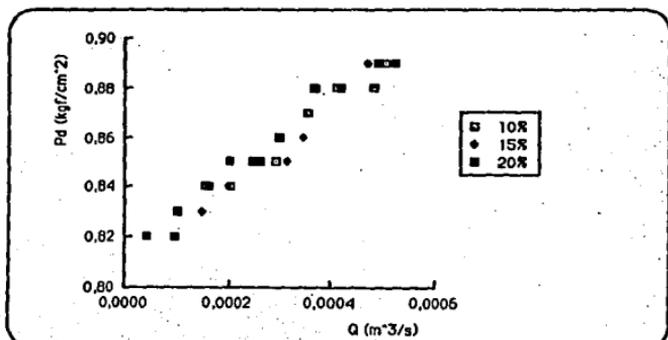


Fig. 3.14: Gráfica de la Pd en función del Q para el sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.

3.1.4.2 ESTABLECIMIENTO DEL FLUJO HOMOGÉNEO.

Con base en la observación directa del flujo bifásico a través del tubo de acrílico se establecieron las velocidades que delimitaron el flujo homogéneo para cada sistema estudiado. La V_c correspondió al 50% de velocidad (0.26 m/s) para $\Phi = 0.11$ y 0.16 y de 60% de velocidad (0.31 m/s) para $\Phi = 0.21$, independientemente del diámetro de la partícula. Esto se debió a que siempre existió la misma cantidad de esferas tanto en volumen como en masa para cada diámetro y la fuerza necesaria para hacerlas fluir únicamente dependió de la concentración. La $V_{m\acute{a}x}$ para las condiciones de operación experimentadas no se alcanzó ya que aún para el 100% de velocidad (0.53 m/s) el sistema no presentó destrucciones de su fase dispersa.

A velocidades menores a la V_c se observaron varios tipos de regímenes tales como sellación, formación de collares y sedimentación, correspondiendo esta última a una flotación para los sistemas estudiados. En las figuras 3.15, 3.16 y 3.17 se observan estos regímenes para un sistema modelo de 4mm y $\Phi = 0.11$.



Fig. 3.15: Fotografía del sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm sin bombeo.



Fig. 3.16: Fotografía del sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm a 10% de Vel.



Fig. 3.17: Fotografía del sistema modelo con $\Phi = 0.11$ de fase dispersa de 4 mm a 40% de Vel.

3.1.5 VALIDACION DEL SISTEMA DE MEDICION DE PRESION.

En la Fig. 3.18 se observa que los manómetros abiertos en U cuantificaron lecturas de ΔP_E con menor porcentaje de error relativo, respecto al ΔP_T para fluidos con mayor viscosidad, lo cual se visualizó en el incremento de la pendiente del gráfico. Para agua se obtuvo un intervalo de variación entre 865% y 105%, para solución al 37% entre 14% y 1%, para solución al 47% entre 5% y 3% y para solución al 57% entre 4% y 0.45%, determinando que el sistema de medición de presión no fue preciso para el estudio de agua la cual se encontraba en régimen turbulento.

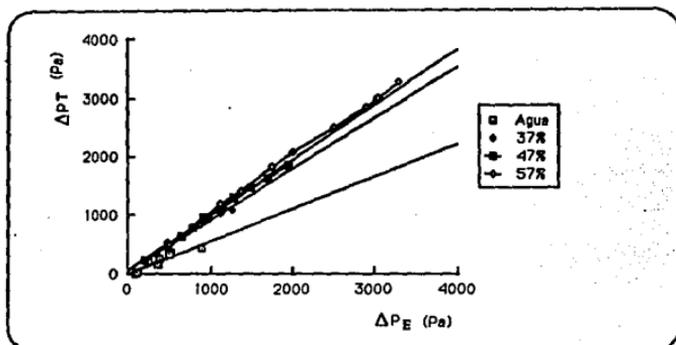


Fig. 3.18: Gráfica del ΔP_T en función del ΔP_E de los fluidos Newtonianos estudiados.

En la Fig. 3.19 se observa que las caídas de presión en función del porcentaje de velocidad presentan un incremento en el aumento de la viscosidad comprobándose lo que se esperaba. Las viscosidades cuantificadas en tubo (Fig. 3.20) para estas soluciones de azúcar fueron de 0.0177, 0.0286 y 0.0484 Pa s para 35%, 47% y 57%, respectivamente presentando un porcentaje de error relativo respecto a las evaluadas en un viscosímetro de cilindros concéntricos de 13%, 5% y 2%.

Con base en estos resultados se estableció que la mínima concentración de azúcar, en fluidos Newtonianos, posible de estudiar en el sistema de flujo, es de 40% correspondiendo a una viscosidad de 0.02 Pa s para obtener datos experimentales con un porcentaje de error relativo

menores al 10%.

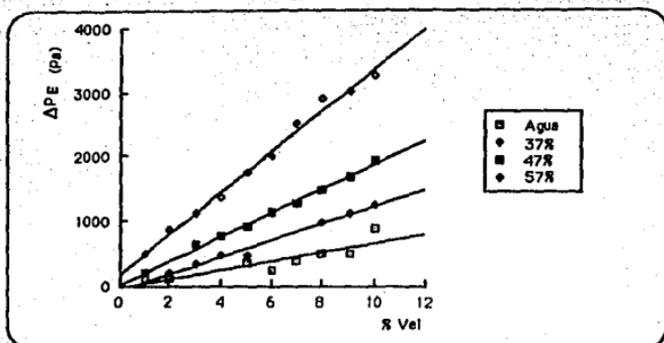


Fig. 3.19: Gráfica del ΔP_E en función del % de Vel de los fluidos Newtonianos estudiados.

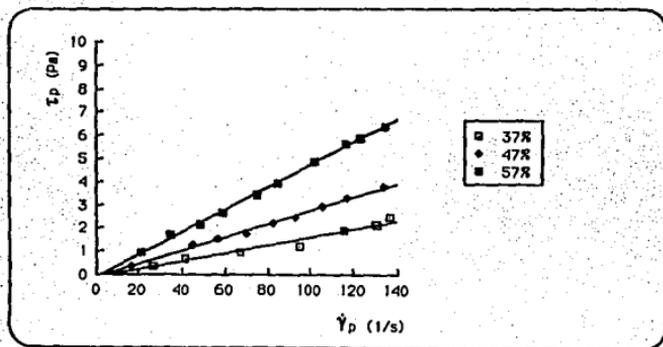


Fig. 3.20: Reograma de los fluidos Newtonianos estudiados.

3.1.6 OBTENCIÓN DE LA VISCOSIDAD DEL SISTEMA MODELO.

Considerando las condiciones de operación de la bomba y del sistema de medición de presión se cuantificaron las caídas de presión de los sistemas modelo en estudio en función del gasto volumétrico con la finalidad de obtener su comportamiento reológico en un tubo para los diferentes tamaños de partícula y concentraciones. Estos presentaron un comportamiento Newtoniano (Fig. 3.21, 3.22 y 3.23) incrementando su viscosidad conforme aumentaba la concentración y el tamaño de la fase dispersa lo cual se puede observar en el Cuadro 3.12.

Al caracterizar la fase continua con la cual se elaboraron los sistemas modelo se obtuvo una viscosidad de 0.14 Pa s observando que es igual a la menor concentración para el menor diámetro por lo que se considera que la viscosidad no se ve afectada por la presencia de partículas sólidas pequeñas. Para concentraciones superiores se observó mayor interferencia de las partículas sólidas en las mediciones, por lo que la viscosidad obtenida a $\Phi = 0.21$ en las partículas sólidas de 6 mm, no se presenta la tendencia esperada. Por la misma razón el sistema modelo de 8 mm y $\Phi = 0.21$ ya no se pudo cuantificar.

Φ	DIAMETRO (mm)								
	4			6			8		
	μ (Pa)	Re	$\dot{\gamma}_p$ (1/s)	μ (Pa)	Re	$\dot{\gamma}_p$ (1/s)	μ (Pa)	Re	$\dot{\gamma}_p$ (1/s)
0.11	0.0142	203-1531	27-124	0.0160	132-1327	12-120	0.0208	87-1014	10-119
0.16	0.0153	195-1417	13-125	0.0183	89-1147	46-109	0.0378	47-573	74-123
0.21	0.0202	94-1110	11-113	0.0171	113-1323	24-130	-	-	-

Cuadro 3.12: Valores de viscosidad e intervalos de Re de los sistemas modelo estudiados.

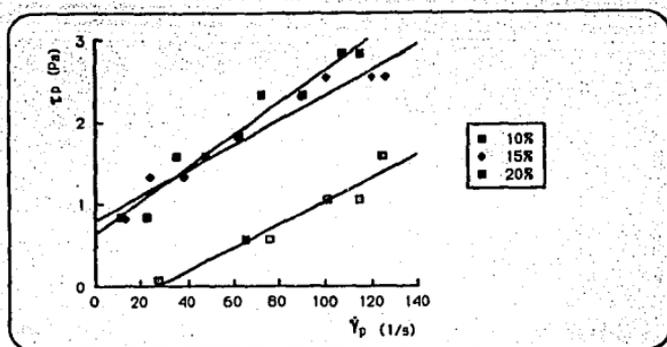


Fig. 3.21: Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.

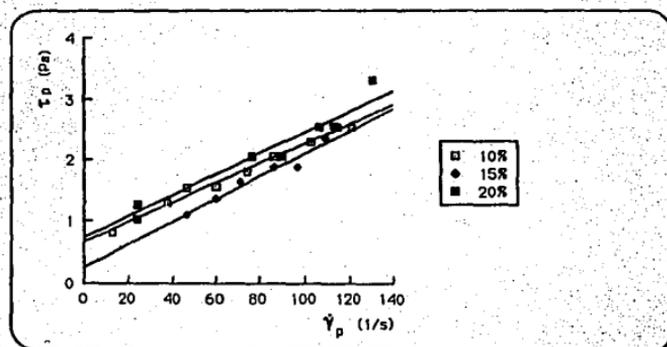


Fig. 3.22: Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.

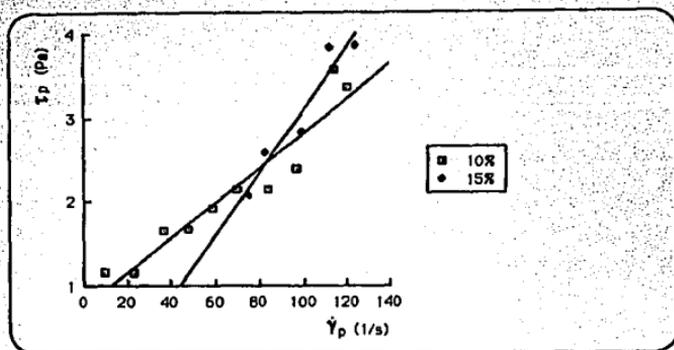


Fig. 3.23: Reograma del sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.

3.1.7 CUANTIFICACION DE LA VELOCIDAD DE FLUJO Y CAIDAS DE PRESION.

Estas cuantificaciones sólo se realizaron para régimen homogéneo encontrándose en general que el comportamiento de las caídas de presión de los sistemas modelo estudiados fue descendente en función al diámetro y concentración de la partícula, es decir, es mayor para una $\Phi = 0.21$ que para una $\Phi = 0.16$ y una $\Phi = 0.11$ en un mismo diámetro y es mayor para el diámetro de 8 mm que para el de 4 y 6 mm en una misma concentración (Cuadro 3.13, 3.14 y 3.15), sin embargo la $\Phi = 0.16$ con diámetro de 6 mm no se rige por este comportamiento debido a que la fase dispersa de este sistema fue la primera en elaborarse y permaneció mucho tiempo almacenada en ácido cítrico lo que originó que las partículas sólidas se suavizaran y al fluir por la tubería sufrieran un mayor daño mecánico disminuyendo así la caída de presión.

En la $\Phi = 0.16$ con diámetro de 8 mm no coincidió con la segunda caída de presión atribuyéndose a taponamientos en la toma de baja presión motivo por el cual no se pudo experimentar la $\Phi = 0.21$ para el mismo diámetro.

% Vel	V _s (m/s)	Caída de presión (Pa)		
		$\Phi = 0.11$	$\Phi = 0.16$	$\Phi = 0.21$
50	0.26	291.46	935.63	946.97
60	0.31	291.46	1191.03	1202.37
70	0.38	291.46	1191.03	1202.37
80	0.44	546.86	1313.06	1457.77
90	0.49	546.86	1313.06	1457.77
100	0.53	813.60	1313.06	1457.77

Cuadro 3.13: Caída de presión del sistema modelo con fase dispersa de 4 mm.

% Vel	V _s (m/s)	Caída de presión (Pa)		
		$\Phi = 0.11$	$\Phi = 0.16$	$\Phi = 0.21$
50	0.26	805.00	705.66	1049.06
60	0.31	927.03	839.03	1049.06
70	0.38	1049.06	961.06	1049.06
80	0.44	1182.43	961.06	1304.46
90	0.49	1315.80	1216.46	1304.46
100	0.53	1304.46	1605.23	1693.23

Cuadro 3.14: Caída de presión del sistema modelo con fase dispersa de 6 mm.

% Vel	V _s (m/s)	Caída de presión (Pa)	
		$\Phi = 0.11$	$\Phi = 0.16$
50	0.26	983.75	-
60	0.31	1105.78	1071.75
70	0.38	1105.78	1327.15
80	0.44	1227.81	1460.52
90	0.49	1837.95	1971.32
100	0.53	1727.26	1982.66

Cuadro 3.15: Caída de presión del sistema modelo con fase dispersa de 8 mm.

Con los datos experimentales se realizó la gráfica $\log(-\Delta P/L)$ en función de $\log(V_s)$ para establecer la V_c . De las gráficas en las Fig. 3.24, 3.25 y 3.26 se calculó la V_c para $\Phi = 0.16$ de 4 mm y 6 mm, siendo 0.20 m/s para ambas, ya que para 8 mm únicamente se pudo experimentar en régimen homogéneo. Con esto se confirma lo establecido en el apartado 3.1.4.2 y se acepta esta velocidad crítica debido a que es más confiable su cálculo que la observación directa.

La $\Phi = 0.11$ para los diámetros 4 mm, 6 mm y 8 mm presentaron la misma V_c antes mencionada y la de $\Phi = 0.21$ para los diámetros de 4 mm y 6 mm presentaron de 0.30 m/s.

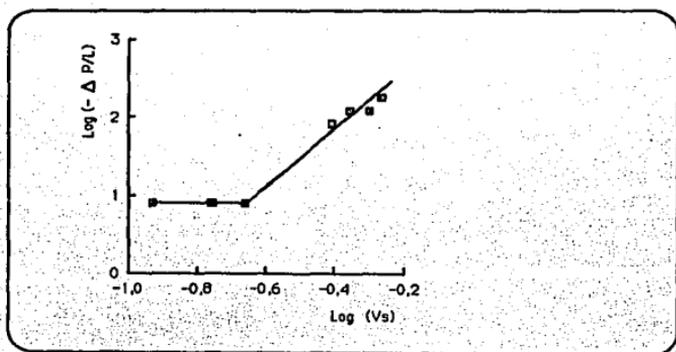


Fig. 3.24: Gráfica del $\log(-\Delta P/L)$ en función del $\log(V_s)$ del sistema modelo con $\Phi = 0.16$ de fase dispersa de 4mm.

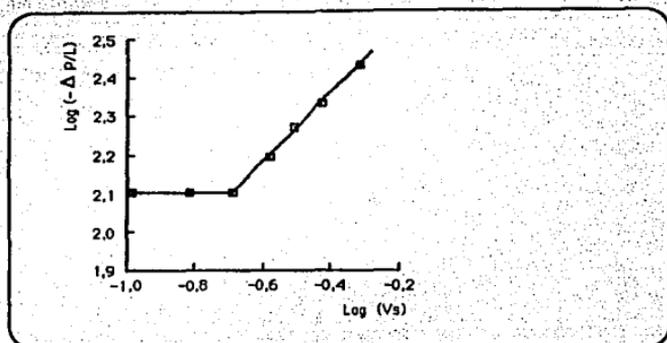


Fig. 3.25: Gráfica del $\text{Log}(-\Delta P/L)$ en función del $\text{Log}(V_s)$ del sistema modelo con $\Phi=0.16$ de fase dispersa de 6mm.

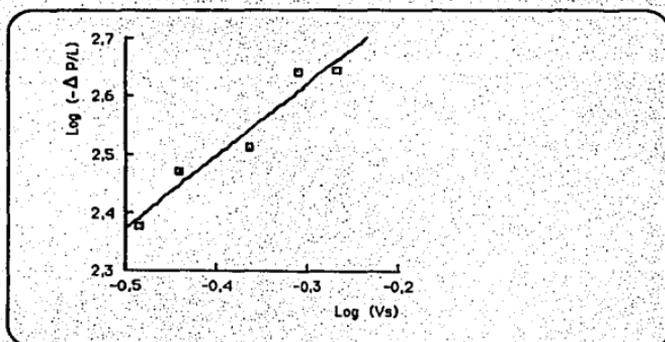


Fig. 3.26: Gráfica $\text{Log}(-\Delta P/L)$ en función de $\text{Log}(V_s)$ del sistema modelo con $\Phi=0.16$ de fase dispersa de 8mm.

3.1.8 VELOCIDAD DE FLUJO DE LA PARTICULA.

La velocidad de la partícula (obtenida experimentalmente) en la zona central de la tubería, estadísticamente, es la misma independientemente de la concentración y diámetro de la fase dispersa, presentando una F_c de 0.56 menor a la F_r de 3.5 con un valor de $\alpha = 5\%$ (Fig. 3.27). Estas velocidades se encontraron en un intervalo de 0.13 a 0.65 m/s.

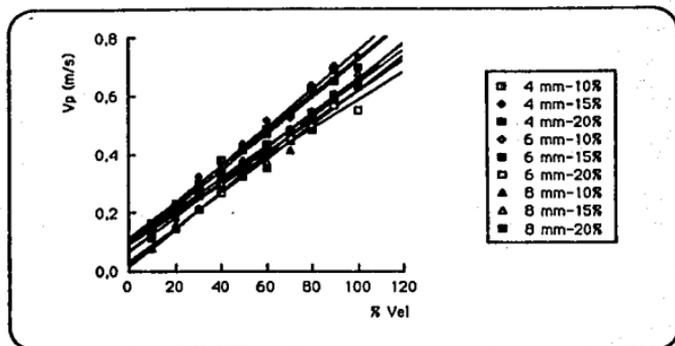


Fig. 3.27: Gráfica de la V_p en función del % de Vel de los sistemas modelo estudiados.

En la Fig. 3.28 se observa que la V_p en la zona centro de la tubería es mayor a la V_s encontrándose la relación matemática siguiente entre dichas variables:

$$V_p = 1.04 V_s + 0.09 \quad r = 0.99 \quad (3.4)$$

Con esto se puede calcular una velocidad máxima aproximada de las partículas sólidas a partir de la V_s , sin embargo hay que recordar que las velocidades a lo largo del radio son inferiores.

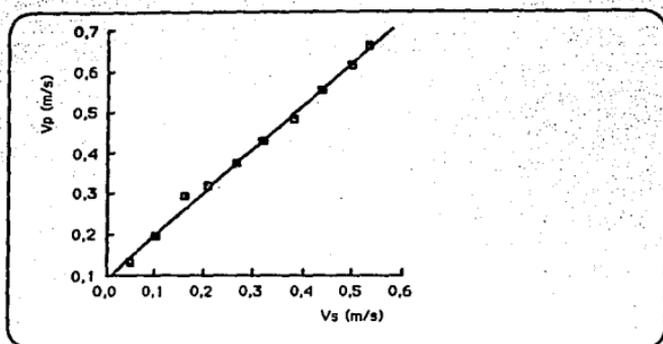


Fig. 3.28: Gráfica de la V_p experimental en la zona centro de la tubería en función de la V_s de los sistemas modelo estudiados.

3.2 RESULTADOS TEORICOS.

La ecuaciones propuestas en el desarrollo teórico se resolvieron con el método numérico de Runge-Kutta de 4o. orden para ecuaciones simultáneas, obteniendo las siguientes velocidades:

a) Velocidad de la partícula en las direcciones r y z.

La velocidad de la partícula en estas dos direcciones se calculó resolviendo las Ec. 2.38 y 2.39 con todos los términos planteados considerando que $V_s = \alpha V_p + \beta V_r$ donde α es la concentración volumétrica de la fase dispersa y β la de la fase continua (Durts *et al*, 1984). Estas ecuaciones se resolvieron para cada porcentaje de velocidad de la bomba, obteniendo V_{pr} y V_{pz} . Los valores numéricos de las constantes (Cuadro 3.16) utilizadas para el sistema modelo de diámetro de 6 mm y $\Phi = 0.11$ correspondieron a condiciones en el centro de la tubería ($C(9) = 0$) las cuales se pueden observar en el Cuadro 3.17.

$C(1) = (3\rho r / 4d\rho_p)C_0$	$C(2) = V_r = [(P_o - P_L)r^2] / (8\mu L)$
$C(3) = (\rho_p - \rho)r / \rho_p$	$C(4) = V_r(r) = V_z = [(P_o - P_L)r^2 / 4\mu L][1 - (R/r)^2]$
$C(5) = (32\mu_s) / (\rho_p D^2 g_c)$	$C(6) = \alpha$
$C(7) = \beta$	$C(8) = (\Delta P D) / (4L \rho_p)$
	$C(9) = r$

Cuadro 3.16: Constantes de las ecuaciones simultáneas propuestas.

Constante	Valor numérico
C(1)	520.31 (1/m)
C(2)	0.33; 0.41; 0.48; 0.56; 0.78 (m/s)
C(3)	-0.37 (1/s)
C(5)	0.37 (1/s)
C(6)	0.11
C(7)	0.89
C(9)	0.0140; 0.0105; 0.0070; 0.0035; 0 (m)

Cuadro 3.17: Valores numéricos de las constantes para las ecuaciones propuestas.

En la Fig. 3.29 se observa como V_{pr} disminuye en función del porcentaje de velocidad de la bomba mientras que V_{pz} aumenta, lo que indica que esta última es la que predomina a partir del 60% de velocidad de la bomba, ya que la fuerza de arrastre es mucho mayor a la fuerza de flotación. En el momento en el que predomina V_{pr} se puede decir que el flujo se transporta homogéneamente, lo cual coincide con los resultados obtenidos en base a la observación directa del flujo (pág. 124).

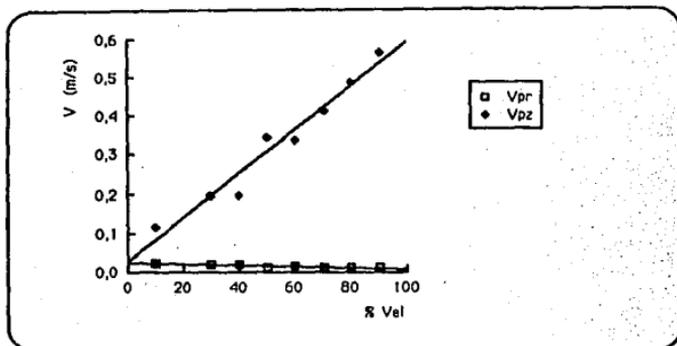


Fig. 3.29: V_{pr} y V_{pz} para el sistema modelo de 6 mm y $\Phi = 0.11$.

b) Velocidad media de la partícula, obtenida a partir de la distribución de velocidad de la misma.

Para calcular la velocidad media de la partícula sólida, primero se calculó la distribución de velocidades a lo largo del radio resolviendo las Ec. 2.38 y 2.39 y posteriormente se promediaron las velocidades obtenidas para cada porcentaje de velocidad de la bomba. Los dos ecuaciones se resolvieron con todos los términos planteados para cada posición de radio y porcentaje de velocidad de la bomba. Los valores numéricos de las constantes utilizadas para el sistema modelo de diámetro de 6 mm y $\Phi = 0.11$ en régimen homogéneo se muestran en los Cuadros 3.17, 3.18 y 3.19 los cuales corresponden a los términos que se presentan en el Cuadro 3.16.

% Vel	Posición en el radio				
	0.8	0.6	0.4	0.2	0
60	0.24	0.43	0.56	0.64	0.67
70	0.29	0.53	0.69	0.79	0.82
80	0.34	0.62	0.61	0.93	0.97
90	0.40	0.72	0.94	1.08	1.12
100	0.56	0.99	1.31	1.49	1.56

Cuadro 3.18: Perfil de velocidades de la fase continua en m/s.

% Vel	Posición en el radio				
	0.8	0.6	0.4	0.2	0
60	12.9	0.97	0.64	0.32	0
70	1.46	1.10	0.73	0.36	0
80	1.65	1.24	0.82	0.41	0
90	1.84	1.38	0.92	0.46	0
100	1.82	1.36	0.91	0.45	0

Cuadro 3.19: Valores de la $C(\delta)$ en $\text{Pa m}^3 \times 10^{-3} / \text{kg}$.

El C_0 presentado en el Cuadro 3.16 se leyó de la gráfica del C_0 en función del Re_p (Govier y Aziz, 1987) para $E = 1$, trazando la gráfica Re_p y C_0 calculados con velocidad de sedimentación de la partícula propuestas. El valor del C_0 elegido correspondió al punto en el cual se cruzaban las dos líneas antes mencionadas, que fue en la región de transición obteniendo un valor de C_0 de 4 para el Re_p de 10.

En la Fig. 3.29 se observa la distribución de velocidades de la partícula para cinco posiciones en el radio y los porcentajes de velocidad correspondientes a régimen homogéneo. Se encontró que de la posición 0.2 hacia el centro de la tubería, se dispara la velocidad mientras que en el resto de la tubería mantienen incrementos proporcionados en función de la posición. Asimismo se observa que para la más alta velocidad de bombeo (100%) la distribución presenta un incremento muy grande.

En el Cuadro 3.20 se presenta la comparación de V_s teórica con la experimental, observándose que la predicción de ésta presenta un error aceptable entre 0.31 a 0.49 m/s y en un

intervalo de 0 a 7.54% de error relativo, exceptuando la V_s para la máxima velocidad de bombeo, ya que el dato de ΔP_E de la suspensión tendió a decrecer y por lo tanto el cálculo de las constantes que lo involucran se afectó (Cuadro 3.19).

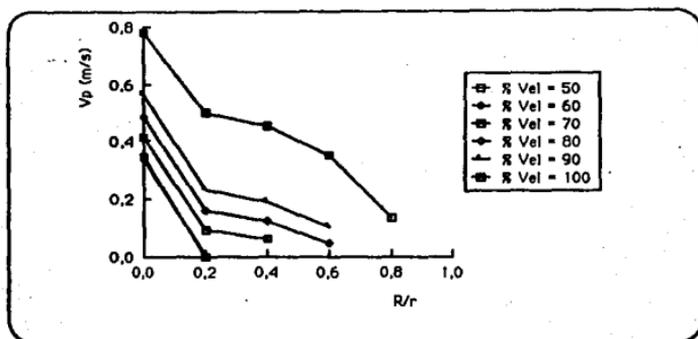


Fig. 3.30: Distribución de velocidades de la partícula sólida para el sistema modelo de 6 mm y $\Phi = 0.11$.

% Vel	V_p	TEORICO V_r	V_s	EXPERIMENTAL V_s	% Variación
50	0.17	0.34	0.32	0.26	17.42
60	0.17	0.33	0.31	0.31	0.25
70	0.19	0.41	0.39	0.38	2.67
80	0.20	0.48	0.45	0.44	3.03
90	0.27	0.56	0.53	0.49	6.10
100	0.44	0.78	0.74	0.53	28.36

Cuadro 3.20: Comparación de la V_s teórica y experimental.

c) Velocidad de la partícula en la región central de la tubería.

Para calcular esta velocidad se resolvieron las dos ecuaciones (2.38 y 2.39) para el centro de la tubería donde la $C(8)$ toma el valor de cero y por consiguiente la $C(9)$ se anula, quedando únicamente las siete primeras. En el Cuadro 3.21 se presentan tanto la V_p experimental en la zona centro de la tubería comprendida desde el centro hasta 0.20 del radio (región

cuantificable visualmente) como la V_p teórica en el centro de la misma, estableciéndose que la primera es mayor a la segunda excepto la calculada para la máxima velocidad de bombeo, lo que se explica por el error experimental en la cuantificación de ΔP_e .

% Vel	TEORICO V_p	EXPERIMENTAL V_p	% Variación
50	0.34	0.37	8.89
60	0.33	0.42	26.67
70	0.41	0.48	16.32
80	0.48	0.55	13.98
90	0.56	0.61	9.37
100	0.77	0.65	15.50

Cuadro 3.21: Comparación V_p experimental y teórica en la región central de la tubería.

CAPITULO IV
CONCLUSIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Con base en la cuantificación de las propiedades físicas y físicoquímicas del grupo de suspensiones alimenticias comerciales estudiadas se establecieron los intervalos numéricos de las propiedades establecidas, lo que permitió caracterizar dicho grupo.

En su mayoría las suspensiones presentaron más del 50% de partículas sólidas con geometrías variadas, desde esféricas hasta paralelepípedos trapezoidales. Las fases continuas (almíbares) presentaron densidades entre 1064.15 y 1174.74 kg/m³ y viscosidades entre 0.0024 y 0.023 Pa s. Las fases dispersas (partículas sólidas) presentaron densidades entre 507.82 y 1382.60 kg/m³ y tamaños expresados como diámetros equivalentes entre 0.58 y 5.24 mm.

De los productos comerciales estudiados, las moras azules en almíbar pesado resultaron ser la suspensión intermedia, con una fase continua Newtoniana de 0.015 Pa s y partículas sólidas esféricas con un tamaño entre 4 y 9 mm. Su porcentaje de masa sólida fue de 50%, aproximadamente y su densidad de 1056.14 kg/m³, mientras que su densidad relativa se encontró entre 0.99 y 1.0. Las partículas sólidas presentaron destrucción de su estructura a un esfuerzo compresivo normal entre 63745 y 73552 Pa.

Los sistemas modelo utilizados (8) en la experimentación a nivel piloto se constituyeron con fases dispersas (esferas de alginato de sodio viscoelásticas) en tres tamaños (4, 6 y 8 mm) y tres concentraciones volumétricas ($\Phi = 0.11, 0.16$ y 0.21), y fase continua Newtoniana (solución de azúcar estándar al 37% en masa) con una viscosidad de 0.015 Pa s. Las densidades relativas de los sistemas estudiados se encontraron entre 0.94 y 0.99.

Las densidades obtenidas para los sistemas modelo estudiados presentaron un comportamiento descendente con la concentración de su fase dispersa.

Durante el transporte los sistemas modelo presentaron poca interacción entre las partículas, por lo que todos ellos mostraron un comportamiento reológico Newtoniano con viscosidades entre 0.014 y 0.037 Pa s. Esta propiedad se incrementó en función, tanto de la concentración como del diámetro de las partículas sólidas siendo menos viscoso el sistema modelo con fase dispersa de 4 mm y $\Phi = 0.11$ que el sistema modelo con la misma concentración de fase dispersa pero con un diámetro de 8 mm.

Debido al intervalo (0.023 Pa.s) de viscosidad tan pequeño estudiado y a valores similares de densidad de los sistemas modelo, la velocidad media de flujo de la suspensión no se vio afectada, por la concentración y tamaño de partícula sólida, siendo la misma para todos, el igual que la velocidad media de la partícula, la cual se determinó con base en un análisis de varianza de dos

factores.

La velocidad crítica para los sistemas modelo de 4, 6 y 8 mm se estableció a partir de la gráfica correspondiente resultando ser 0.20 m/s para $\Phi = 0.11$ y $\Phi = 0.16$ y de 0.30 m/s para $\Phi = 0.21$, independientemente del diámetro de la partícula.

Se observaron diferentes regímenes de flujo a porcentajes de velocidad de la bomba inferiores a 50%, tales como saltación, formación de collares y sedimentación (correspondiendo a una flotación para los sistemas estudiados).

El cálculo de la velocidad de la suspensión mediante la solución de las ecuaciones propuestas fue aceptable, ya que permitió su predicción con un porcentaje de error relativo mínimo, lo que indica que el planteamiento de éstas (ecuación de cantidad de movimiento y balance de fuerzas que actúan sobre la partícula) fue adecuado, así como el método usado en la solución de las mismas (Runge-Kutta de 4o. orden).

La velocidad de la partícula medida en la zona central de la tubería no fue comparable con la velocidad de la partícula predicha en el centro de la misma, calculada con la ecuación, debido a que la experimental no fue cuantificada exactamente en el centro.

Por otra parte, es recomendable realizar un mínimo de ocho eventos, tanto en actividades como en experimentos, ya que ello permite asegurar que la propiedad o fenómeno cuantificado sea lo más próximo al valor real. Es importante validar los sistemas e instrumentos (sistemas de medición de flujo y presión) que se utilicen para asegurar que la magnitud de las variables en estudio se encuentren en el intervalo de sensibilidad de los mismos.

Para complementar este trabajo sería conveniente implementar un sistema óptico de medición de velocidad de la partícula en diferentes posiciones del radio con la finalidad de compararla con las predichas teóricamente.

Los resultados de este estudio pueden ser utilizados en el cálculo y predicción de la velocidad media de las partículas sólidas esféricas de suspensiones Newtonianas en régimen homogéneo, siempre y cuando sea conocida la viscosidad de la misma. Es recomendable que esta viscosidad sea obtenida a partir de la caída de presión de la suspensión en tubería.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

- Ackerman, N.L. y Tao Shen, H. (1979). Rheology Characteristics of Solid-Liquid Mixtures. *AIChE J.* 45(2), 327-331.
- Barnes, H.A.; Hutton, J.F. y Walters, K. (1989). An Introduction of Rheology. Chapter 7: Rheology of Suspensions. pp. 115-139. Elsevier Science Publishers B. V. Netherlands.
- Bird, R.B.; Stewart, W.E. y Lightfoot, E.N. (1982). Fenómenos de Transporte. Reverté, S.A. España.
- Bungay, P.M. y Brenner, H. (1973). Pressure Drop Due to the Motion of Sphere Near the Wall Bounding a Poiseuille Flow. *J. Fluid Mech.* (60), 81-96.
- Carbonell, E.; Costell, E. y Durán, L. (1991). Caracterización del Flujo de Mermeladas Comerciales. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 31(2), 227-235.
- Chan, D. y Powell, R.L. (1984). Rheology of Suspensions of Spherical Particles in a Newtonian and a Non-Newtonian Fluid. *J. Non-New Fluid Mech.* 15, 165-179.
- Chapra, S.C. y Canale, R.P. (1988). Métodos Numéricos para Ingenieros con Aplicación en Computadoras Personales. Mc Graw Hill. México.
- Charalambous, G. (1986). Handbook of Food and Beverage Stability. Academic Press. USA.
- Constantinides, A. (1988). Applied Numerical Methods with Personal Computers. Mc Graw Hill. Singapur.
- Costell, E.; Carbonell, E. y Durán, L. (1986). Composición Química y Comportamiento Reológico de las Confituras de Melocotón. Relación con el Contenido en Fruta. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 26(3), 387-397.
- Costell, E. y Durán, L. (1985). Bases de la Evaluación y Cuantificación de la Tixotropía en Productos Derivados de Frutas. *Rev. Agroquím. y Tecnol. Aliment.* 18(4), 423-430.
- Costell, E.; Izquierdo, L. y Durán, L. (1985). Comportamiento Reológico de las Confituras de Albaricoque. Su Relación con el Contenido de Pulpa. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 25(2), 241-249.
- Coulson, J.M. y Richardson, J.F. (1981). Ingeniería Química. Tomo II. Reverté, S. A. España.
- Davies, J.T. (1987). Calculation of Critical Velocities to Maintain Solids in Suspension in Horizontal Pipes. *Chem. Eng. Sci.* 42(7), 1667-1670.
- Davis, R.H. (1993). Microhydrodynamics of Particulate Suspensions. *Adv. Colloid Interface Sci.* 43, 17-50.
- Davidson, R.L. (1980). Handbook of Water Soluble Gums and Resins. Mc Graw Hill. USA

- Dervisoglu, M. y Kokini, J.L. (1986). Steady Shear Rheology and Fluid Mechanics of Four Semi-solid Foods. *J. Food Sci.* 51 (3), 541-546.
- DOETA. (1983). Manuales para Educación Agropecuaria. Control de Calidad de Productos Agropecuarios. Trillas. México.
- Durst, F.; Milojevic, D. y Schoung, B. (1984). Eulerian and Lagrangian Predictions of Particulate Two-phase Flows: a Numerical Study. *Appl. Math. Modelling* (8), 101-115.
- Dutta, B. y Sestry, S.K. (1990a). Velocity Distributions of Food Particle Suspensions in Holding Tube Flow: Experimental and Modelling Studies on Average Particle Velocities. *J. Food Sci.* 55 (5), 1448-1453.
- Dutta, B. y Sestry, S.K. (1990b). 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). Zur theorie der Brownschen Bewegung. *Ann. Phys. Leipzig* 19, 371-381.
- Fisher, Sc. Co. Catálogo No. 14-817. Aparato de tensión superficial.
- Fox, R.W. y McDonald A.T. (1984). Introducción a la Mecánica de Fluidos. Interamericana. México.
- Gandhi, R.L. y Snook, P.E. (1983). Desing Aspects of Slurry Pipelines en Handbook of Fluid in Motion. Chermisinoff, N.P. y Gupta, R. (eds.). pp.945-968. Butterworths Publishers. USA.
- García, F.S.; Barrosco, S.M. y Casas, A.M.A. (1994). Cálculo de la Viscosidad de Emulsiones Complejas. Aplicación al Caso de la Leche. *Alimentaria Rev. Tecnol. Higiene Aliment.* (250), 19-23.
- Geankoplis, C.J. (1982). Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. C.E.C.S.A. México.
- Glicksmen, M. (1969). Gum Technology in the Food Industry. Academic Press, Inc. USA.
- Goldsmith, H.L. y Mason, S.G. (1962). The Flow of Suspensions Through Tubes. I. Single Spheres, Rods and Discs. *J. Colloid Sci.* 17, 448-476.
- Govier, G.W. y Aziz, K. (1987). The Flow of Complex In Pipes. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, USA.
- Gutiérrez, L.G.; Gómez, R.R.; Villalobos, G.H. y Mayoral, G.V. (1980). Viscosidad de la Pasta de Jitomate. *Tecnol. Aliment.* 15(6), 17-25.
- Ibarz, A. y Lozano, J.E. (1992). Caracterización Reológica de Pulpas Concentradas de Ciruela y Malocotón. *Rev. Esp. Cienc. Tecnol. Aliment.* 32(1), 85-94.
- Ishii, M. y Zuber, N. (1979). Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows. *AIChE J.* 25(5), 843-854.

- Jeffrey, D.J. y Acrivos, A. (1976). The Rheological Properties of Suspensions of Rigid Particles. *AIChE J.* 22 (3), 417-432.
- Jinescu, V.V. (1974). The Rheology of Suspensions. *Int. Chem. Eng.* 14 (3), 397-420.
- Jowitt, R.; Escher, F.; Hallstrom, B.; Meffert, H.F.Th.; Spiess, W.E.I. y Vos, G. (1983). *Physical Properties of Foods*. pp 205-226. Applied Science Publishers. USA.
- Kao, D.T.Y. (1983). Rheology of Suspensions en *Handbook of Fluid in Motion*. Cheremisinoff, N.P. y Gupta, R. (eds). pp 863-893. Butterworths Publishers. USA.
- Kao, S.Y. (1975). Rheology of Concentrated Suspensions of Spheres. I. Effect of the Liquid-solid Interface. II. Suspensions Agglomerated by an Immiscible Second Liquid. *J. Colloid and Interface Sci.* 53 (3), 358-373.
- Kalchi, L.; Keishi, G. y Ko, H. (1991). *Powder Technology Handbook*. Marcel Dekker Inc. USA.
- Kruif, C.G. de (1985). Hard Spheres Colloidal Dispersions: Viscosity as Function of Shear Rate and Volumen Fraction. *J. Chem. Phys.* 83 (9), 4717-4725.
- Lees, R. (1985). *Análisis de los Alimentos: Métodos Analíticos y de Control de Calidad*. Acribia. España.
- Liu, L.W. y Torrest, R.S. (1987). Suspension Transport and Deposition in Pipeline Flow of Non-Newtonian Polymer Solutions. *Colloidal and Interfacial Phenomena* (3), 207-224.
- López, M. F. J. (1993). *Caída de Presión por el Transporte de Yogurt con Frutas en una tubería Cilíndrica. Predicción Mediante un Modelo Matemático*. Tesis. UNAM Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán.
- Men, J.M. de; Volsey, P.W., Rasper, V.F. y Stanley, O.W. (1976). *Rheology and Texture in Food Quality*. AVI Publishing Company. USA.
- Maruyama, T.; Ando, J. y Mizushima, T. (1980). Flow of Settling Slurries in Horizontal Pipes. *J. Chem. Eng. of Japan.* 13(4), 269-274.
- Mc Cabe, W. L. y Smith, J. C. (1975). *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*. Reverté, S. A. España.
- Melcón, B.; Zapico, J. y García, C. (1984). Comportamiento Reológico de Papillas de Cereales. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 24(43), 378-382.
- Metzner, A.B. (1985). Rheology of Suspensions in Polymeric Liquids. *J. Rheology* 29: 739
- Midoux, N. (1985). *Mécanique et Rhéologie des Fluides en Génie Chimique*. Technique Documentation-Lavoisier, Paris. Francia.

- Mih, W. C.; Chen, C.K. y Orsborn, J.F. (1971). *Bibliography, Solid-Liquid Transport in Pipelines, Including Theoretical Analysis and Research Needs*. College of Engineering, Washington State University, Pullman, W.A. USA
- Mironer, A. (1979). *Engineering Fluid Mechanics*. Mc Graw Hill. Japón.
- Muller, H.G. (1973). *Introducción a la Reología de los Alimentos*. Acribia. España.
- Nelson, R.D. (1988). *Handbook of Powder Technology*. Vol. 7: *Dispersing Powders In Liquids*. Elsevier Science Publishing Company, Inc. USA.
- Oroskar, A.R. y Turian, R.M. (1980). The Critical Velocity in Pipeline Flows of Slurries. *AIChE J.* 26(4), 550-558.
- Orozco, F.D. (1970). *Análisis Químico Cuantitativo*. Porrúa. México.
- Papir, Y.S. y Krifager, I.M. (1970). Rheological Studies on Dispersions of Uniform Colloidal Spheres. II. Dispersions in Nonaqueous Media. *Journal of Colloid Interface Science.* 34 (1), 126-130.
- Paul, P.C. y Palmer, H.N. (1972). *Food Theory and Applications*. John Wiley & Sons. USA.
- Perry, R.H. y Chilton, C.H. (1986). *Manual del Ingeniero Químico*. Vol. II. Mc Graw-Hill. México.
- Prentice, J.H. (1984). *Measurements in the Rheology of Foodstuffs*. pp 20-35. Elsevier Applied Science Publishers. USA.
- Quemada, D. (1984). Models for Rheological Behaviour of Concentrated Disperse Media Under Shear en *Advances in Rheology*. Vol. 2: Fluids. Mena, B. ; García, R. y Rangel-Nafalfe, C. (eds). pp 571-582. UNAM. México.
- Rao, K.; Elpeson, W.E.; Rao, P.N.S. y Patwardhan, M.V. (1985). Rheological Properties of Mango Pulp and Concentrates. *J. Food Sci. and Tech.* 22(1), 30-33.
- Rao, M.A. y Anantheswaran, R.C. (1982). Rheology of Fluids in Food Processing. *Food Technol.* 36, 116-126.
- Rao, M.A. y Ramenathan, P.K. (1977). Rheology of Liquids Foods: A Review. *J. Texture Studies.* (8), 135-168.
- Rao, M.A. y Steffe, J.F. (1992). *Viscoelastic Properties of Foods*. Elsevier Science Publishers, LTD. USA.
- Rhodes, M.J. (1990). *Principles of Powder Technology*. John Wiley & Sons Ltd. England.
- Rietema, K. (1991). *The Dynamics of Fine Powders*. Elsevier Applied Science Publishers. USA.
- Rubinow, S.I. y Keller, J.B. (1961). The Transverse Force on A Spinning Sphere Moving in a Viscous Fluid. *J. Fluid Mech.* (11), 447-459.

- Sedler, L.Y. y Sim, K.G. (1991). Minimize Solid-Liquid Mixture Viscosity by Optimizing Particle Size Distribution. *Chem. Eng. Prog.* 87 (3), 68-71.
- Saffman, P.G. (1968). The Lift on a Small Sphere in Slow Shear Flow. *J. Fluid Mech.* (22), 385-400.
- Saffman, P.G. (1968). Corrigendum to the Paper The Lift on a Small Sphere in Slow Shear Flow. *J. Fluid Mech.* (31), 624.
- Sastry, S.K; Heskitt, B. F. y Blaisdell, J. L. (1989). Experimental and Modeling Studies on Convection Heat transfer at the Particle-Liquid Interface in Aseptic Processing Systems. *Food Tech.* March (3), 132-135.
- Sastry, S.K. y Zuritz, C.A. (1987). A Review of Particle Behavior in Tube Flow: Applications to Aseptic Processing. *J. Food Proc. Eng.* 10, 27-52.
- Segré, G. y Silberberg, A. (1961). Radial Particle Displacements in Pouseuille Flow of Suspensions. *Nature* (189), 209-210.
- Segré, G. y Silberberg, A. (1963). Non-newtonian Behavior of Dilute Suspensions of Macroscopic Spheres in a Capillary Viscometer. *J. Colloid Sci.* 18, 312-317.
- Shah, S.N. y Lord, D.L. (1991). Critical Velocity Correlation for Slurry Transport with Non-newtonian Fluids. *AIChE J.* 37(6), 863-869.
- Sherman, P. (1970). *Industrial Rheology*. Academic Press. USA.
- Skelland, A.H.P. (1967). *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*. John Wiley & Sons Ltd. USA.
- Slattery, J.C. y Bird, R.B. (1961). Non-Newtonian Flow Past a Sphere. *J. Chem. Eng. Sci.* (16), 231-241.
- Sommerville, D.R. (1991). Critical Transport Velocity in Two-phase, Horizontal Pipe Flow. *AIChE J.* 37 (2), 274-276.
- Steffe, J.F. (1992). *Rheological Methods in Food Process Engineering*. Freeman Press. USA.
- Subramaniam, G. y 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 un Round Horizontal Pipe. *AIChE J.* 8(3), 373-377.
- Toda, M.; Ishikawa, T.; Saito, S. y Maeda, S. (1972). On the Particle Velocities in Solid-Liquid Two-phases Flow Through Straight Pipes and Beds. *J. Chem. Eng. Japan.* (6), 140-146.
- Turlan, R.M. y Yuan, T. (1977). Flow of Slurries in Pipeline. *AIChE J.* 23(3), 232-242.

- Turfan, R.M.; Yuan, T. y Mauri, G. (1971). Pressure Drop Correlation for Pipeline Flow of Solid-Liquid Suspensions. *AIChE J.* 17(4), 809-817.
- Van Wezer, J. R.; Lyons, J.W.; Kim, K.Y. y Colwell, R.E. (1963). *Viscosity and Flow Measurement. A Laboratory Handbook of Rheology.* Interscience Publishers. USA.
- Wellis, G.B. (1969). *One-dimensional Two-phase Flow.* Mc Graw Hill. USA.
- Walpole, R.E. y Myers, R.H. (1992). *Probabilidad y Estadística.* Mc Graw Hill. México.
- Whistler, R.L. y Paschall, E.F. (1984). *Starch Chemistry and Technology.* Academic Press. USA.
- Zandi, I. (1971). Hydraulic Transport of Bulky Materials. *Advances in Solid-Liquid Flow in Pipes and Its Application.* (I. Zandi, Eds.) pp 1-34, Pergamon Press, Ltd. England.
- Zandi, I. y Govatos, G. (1967). Heterogeneous Flow of Solids in Pipelines. *J. Hydr. Div. ASCE*, 93, HY3, 145-159.