



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD PROMEDIO DE
SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS. EFECTO DEL
TAMAÑO DE PARTICULA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA EN ALIMENTOS
P R E S E N T A N
LILIA CORNEJO ROMERO
CARMEN MARIA CRUZ CRUZ
CLAUDIA CECILIA JAQUEZ HUACUJA

ASESORA DE TESIS: DRA. LAURA PATRICIA MARTINEZ PADILLA

CUAUTITLAN, IZCALLI, EDO. DE MEXICO 1995

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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
AVENIDA DE
MEXICO

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

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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



Departamento de
Exámenes Profesionales

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

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Cepallos
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:

Tesis de Grado y Valación Escrita de Especialización
Resonancias. Efecto del Tamaño de Partícula.

que presenta 12 pasantes: Elia Gerardo Romero
con número de cuenta: 2607569-1 para obtener el TITULO de:
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con:
Carmen María Cruz Cruz y Gladis Cecilia Gómez Escobar

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 25 de Septiembre de 1995

PRESIDENTE I. S. J. Norma García Ilanostan

VOCAL Dr. Alberto Tecante Coronel

SECRETARIO Dra. L. Patricia Martínez Padilla

PRIMER SUPLENTE Dr. L. Elías Vargas Huelde

SEGUNDO SUPLENTE Dr. L. Guillermo Gómez Alvarado

[Firma manuscrita] 25/09/95
[Firma manuscrita]
[Firma manuscrita]
[Firma manuscrita]

UAE/DEP/VAP/02

FALLA DE ORIGEN



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

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

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



Departamento de
Exámenes Profesionales

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

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

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

Grado de Maestría - Validez Espacial de Superficies
Pseudoulásticas. Efecto del Tamaño de Partícula.

que presenta la pasante: García María Cruz Cruz
con número de cuenta: 8608481-7 para obtener el TITULO de:
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con :
Lilia Cornejo Romero y Claudia Cecilia Jáquez Huacuja

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 25 de Septiembre de 1995

PRESIDENTE I.B.C. Norma E. Casas Alencaster *[Firma]*
VOCAL Dr. Alberto Tecante Coronel *[Firma]*
SECRETARIO Dra. L. Patricia Martínez Padilla *[Firma]*
PRIMER SUPLENTE Dr. C. Ma. Elena Vences Urdiles *[Firma]*
SEGUNDO SUPLENTE I.A. Lourdes Cortazar Figueroa *[Firma]*

UAE/DEP/VAF/02

FALLA DE ORIGEN



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

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

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



Departamento de
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

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

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

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

Grado de Maestría en Validez Enciclopedia de Suscripciones
Pseudocólicas. Ejecto del Esmero de Partícula

que presenta la pasante: Gladys Cecilia López Vázquez
con número de cuenta: 8638708-4 para obtener el TITULO de:
Ingeniera en Alimentos ; en colaboración con :
Lilie Cornejo Romero y Carmen María Cruz Cruz

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"

Cuatitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 25 de Septiembre de 1995

PRESIDENTE I.B.Q. Norma E. Casas Alencaster

VOCAL Dr. Alberto Tecante Coronel

SECRETARIO Dra. L. Patricia Martínez Padilla

PRIMER SUPLENTE en C. No. Eliseo Vargas Ugarte

SEGUNDO SUPLENTE I.A. Laura X. Cortazar Figueroa

UAE/DEP/VAP/02

FALLA DE ORIGEN

Este trabajo fue realizado en el Laboratorio de Propiedades Reológicas y Funcionales en Alimentos de la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán UNAM, apoyado por la DGAPA - UNAM (Proyecto IN302193).

AGRADECIMIENTOS

A la Dra. L. Patricia Martínez Padilla por el apoyo y la amistad que nos otorgó durante la realización de este proyecto.

Al Dr. Alberto Tecante Coronel por sus valiosas aportaciones en la revisión de nuestro trabajo.

A la I.B.Q. Norma Casas Alencaster por sus sugerencias para el mejoramiento de este trabajo.

A todos nuestros profesores, en especial a aquellos que además de sus conocimientos nos transmitieron valores humanos.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por otorgarnos el acceso al conocimiento y las bases para una formación profesional.

Lilia Cornejo Romero
Carmen María Cruz Cruz
Claudia Cecilia Jáquez Huacuja

AGRADECIMIENTOS



A mi madre por todo su amor y apoyo incondicional.

A mi padre.

A mis hermanos con mucho cariño por todos los momentos compartidos.

A Pedro por su inmensa comprensión y sobre todo por su amor.

A Carmen, Claus y Vicky por brindarme su amistad y superar juntas los momentos difíciles.

A mis amigos: Ana Lilia Urbina y Edgar Arechevaleta.

Lilia

A Dios.

A mis padres Anatolio y Adelina por su amor y apoyo incondicional.

A mis hermanos: Félix, Carlos, Leticia e Isaac por los momentos compartidos.

A mis amigos: Ives, Lorena, Martha, Claudia, Lilia, Alfa, Vicky y Nancy por su valiosa amistad.

Carmen María

A Dios.

A mis padres Adalberto y Cecilia por todo el amor y las valiosas enseñanzas que me han dado.

A mi abuelita Carmen por su cariño, consejos y ejemplo de vida.

A mi hermana Tonie por su cariño y apoyo.

A mis tíos y primos por apoyarme sobre todo en los momentos difíciles.

A Zaira, Victoria, Carmen, Alfa, Lilia, Virginia y Nancy por la amistad que nos ha unido.

Claudia Cecilia

INDICE GENERAL

	Página
INDICE GENERAL	i
INDICE DE CUADROS	v
INDICE DE GRAFICAS E HISTOGRAMAS	vi
INDICE DE FIGURAS	vii
NOMENCLATURA	viii
LETRAS GRIEGAS	xii
SUPERINDICES Y SUBINDICES	xiv
RESUMEN	1
INTRODUCCION	3
OBJETIVOS	5
I. GENERALIDADES	6
1.1. CLASIFICACION DE SUSPENSIONES.	7
1.1.1. CLASIFICACION REOLOGICA DE FLUIDOS DE UNA SOLA FASE Y MEZCLAS MULTIFASICAS HOMOGENEAS Y PSEUDOHOMOGENEAS	9
1.1.1.1. COMPORTAMIENTOS REOLOGICOS DE FLUIDO DE UNA SOLA FASE Y MEZCLAS MULTIFASICAS HOMOGENEAS Y PSEUDOHOMOGENEAS	10
1.2. FACTORES QUE AFECTAN EL COMPORTAMIENTO REOLOGICO DE SUSPENSIONES	13
1.2.1. FORMA	13
1.2.2. DIMENSIONES	14
1.2.3. CONCENTRACION	14
1.2.4. DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA	14
1.2.5. SUPERFICIE	14
1.2.6. TEMPERATURA	14
1.2.7. NATURALEZA ELECTRICA	15
1.2.8. FUERZAS INVOLUCRADAS EN LA SUSPENSION	15
1.2.9. COMPORTAMIENTOS REOLOGICOS CON BASE EN LAS CARACTERISTICAS DE LAS FASES	16
1.3. MEDICIONES REOLOGICAS E INTERPRETACION DE RESULTADOS	19
1.3.1. VISCOSIMETRIA CON GEOMETRIA DE CILINDROS CONCENTRICOS	19
1.3.2. VISCOSIMETRIA CON GEOMETRIA DE CONO Y PLATO	21
1.3.3. CARACTERIZACION EN TUBERIAS	22
1.3.4. CARACTERIZACION APLICANDO REOMETRIA DE MEZCLADO	23
1.3.4.1. CONSUMO DE POTENCIA	24
1.3.4.2. TECNICAS DE CALCULO EN REOMETRIA DE MEZCLADO	25

	Página
1.4. CONCEPTOS FUNDAMENTALES DEL FLUJO DE SUSPENSIONES	32
1.4.1. DESCRIPCION GENERAL DE UN SISTEMA BIFASICO	32
1.4.2. EFECTO DE DESLIZAMIENTO O "HOLDUP" PARTICULA-FLUIDO	37
1.4.2.1. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL RETRASO	38
1.4.3. EFECTO DE LA VELOCIDAD Y PERFIL DE CONCENTRACION	38
1.4.4. SEPARACION DE FASES Y SEDIMENTACION	40
1.4.4.1. MECANICA DEL MOVIMIENTO DE PARTICULAS	40
1.4.4.2. VELOCIDAD DE SEDIMENTACION LIBRE	40
1.4.4.3. VELOCIDAD DE SEDIMENTACION FRENADA	43
1.5. FLUJO HORIZONTAL DE SUSPENSIONES SOLIDO-LIQUIDO, PATRONES DE FLUJO	45
1.5.1. FLUJO SIMETRICO	45
1.5.2. FLUJO ASIMETRICO	45
1.5.3. FLUJO CON LECHO EN MOVIMIENTO	45
1.5.4. FLUJO CON LECHO ESTACIONARIO	46
1.5.5. VELOCIDAD DEL PATRON DE FLUJO	46
1.5.6. PERFILES DE VELOCIDAD Y CONCENTRACION	47
1.5.6.1. RETRASO DE LAS PARTICULAS	48
1.5.6.2. GRADIENTE DE PRESION	48
II. DESARROLLO METODOLOGICO	50
2. DESARROLLO METODOLOGICO	51
CUADRO METODOLOGICO	53
2.1. DESARROLLO EXPERIMENTAL	54
2.1.1. ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO	54
2.1.1.1. EVALUACION DE PROPIEDADES FISICAS Y FISICOQUIMICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES	54
2.1.1.2. DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES REOLOGICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES Y DE SU FASE CONTINUA	59
2.1.1.3. SELECCION Y ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO	61
2.1.2. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LOS SISTEMAS MODELO EN REOMETRIA DE MEZCLADO	63
2.1.2.1. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA	63
2.1.2.2. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO TIXOTROPICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA	63

	Página
2.1.3. EVALUACION DE CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD PROMEDIO DEL MODELO PSEUDOPLASTICO AL SER TRANSPORTADO EN UN DUCTO CILINDRICO	64
2.1.3.1. CALIBRACION DEL MEDIDOR DE PRESION	64
2.1.3.2. MEDICION DE LA CAIDA DE PRESION DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN UN DUCTO CILINDRICO	65
2.1.3.3. MEDICION DE LA VELOCIDAD PROMEDIO DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN UN DUCTO CILINDRICO	65
2.1.3.4. DETERMINACION DEL PATRON DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS	66
2.1.3.5. DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO PARTICULA-FLUIDO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS	67
2.1.4. CARACTERIZACION EN TUBERIAS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA	68
2.1.4.1. CARACTERIZACION DE LA FASE CONTINUA DEL MODELO PSEUDOPLASTICO	68
2.1.4.2. CARACTERIZACION DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA	69
2.1.5. OBTENCION DE LA RELACION EMPIRICA PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA	70
2.1.5.1. CONSIDERACIONES TEORICAS	70
2.1.5.2. METODOLOGIA PARA EL CALCULO DE $\Delta P_{suspension}$	72
2.1.5.3. OBTENCION DE LA CORRELACION EMPIRICA FACTOR DE FRICCION DE LAS PARTICULAS vs REYNOLDS	73
III. RESULTADOS	74
3.1. ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS	75
3.1.1. ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO	75
3.1.1.1. PROPIEDADES FISICAS Y FISICOQUIMICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES	75
3.1.1.2. PARAMETROS REOLOGICOS DE LAS SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES	83
3.1.1.3. OBTENCION DE LOS SISTEMAS MODELO	85
3.1.2. PARAMETROS REOLOGICOS DE LOS SISTEMAS MODELO REOMETRIA DE MEZCLADO	96
3.1.2.1. PARAMETROS REOLOGICOS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA	96

	Página
3.1.2.2 PARAMETROS REOLOGICOS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO TIXOTROPICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA	98
3.1.3. CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD PROMEDIO DEL MODELO PSEUDOPLASTICO AL SER TRANSPORTADO EN UN DUCTO CILINDRICO	100
3.1.3.1. CALIBRACION DEL MEDIDOR DE PRESION	101
3.1.3.2. CAIDAS DE PRESION DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA	102
3.1.3.3. VELOCIDAD PROMEDIO DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA	103
3.1.3.4. PATRON DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS	104
3.1.3.5. VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO PARTICULA-FLUIDO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS	106
3.1.4. PARAMETROS REOLOGICOS DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN TUBERIAS	108
3.1.5. OBTENCION Y COMPROBACION DE LA RELACION EMPIRICA PARA LA PREDICCION DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA	111
3.1.5.1. OBTENCION DE LA RELACION EMPIRICA PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA	112
3.1.5.2. COMPROBACION DE LA RELACION EMPIRICA PARA LA PREDICCION DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA	113
IV. CONCLUSIONES	115
V. BIBLIOGRAFIA	119
VI. ANEXOS	127
ANEXO 1. ECUACIONES DE REOMETRIA DE MEZCLADO	128
ANEXO 2. DETERMINACION DE PROPIEDADES REOLOGICAS EMPLEANDO REOMETRIA DE MEZCLADO	132
ANEXO 3. HISTOGRAMA DE VELOCIDADES DE PARTICULAS	135
ANEXO 4. SISTEMA DE FLUJO A NIVEL PILOTO	146

INDICE DE CUADROS

	Página
1.1. Clasificación de mezclas complejas	8
1.2. Modelos esquemáticos para partículas no esféricas	13
3.1. Densidad de las suspensiones comerciales y fases continuas	75
3.2. Estabilidad de las suspensiones comerciales	76
3.3. Porcentaje de sólidos de suspensiones comerciales	77
3.4. Esfericidad de las partículas de suspensiones comerciales	78
3.5. Diámetro equivalente de las partículas de suspensiones comerciales	79
3.6. pH de suspensiones comerciales	80
3.7. Tensión superficial de la fase continua de suspensiones comerciales	81
3.8. Conductividad eléctrica de la fase continua y suspensiones comerciales	82
3.9. Parámetros reológicos de suspensiones comerciales evaluadas en V.B.	83
3.10. Parámetros reológicos de la fase continua de suspensiones comerciales en Rheomat 115	84
3.11. Comportamiento reológico de polisacáridos en V.B.	87
3.12. Comportamiento reológico de mezclas de polisacáridos y suspensiones en V.B.	88
3.13. Densidad de las partículas de tomate, chile de árbol y chile mulato	89
3.14. Densidad de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas	89
3.15. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas en V.B.	91
3.16. Parámetros reológicos de polisacáridos y mezclas tixotrópicas V.B.	93
3.17. Parámetros reológicos de las suspensiones tixotrópicas en V.B.	94
3.18. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas en reometría de mezclado	96
3.19. Parámetros reológicos de las suspensiones tixotrópicas en reometría de mezclado	98
3.20. Condiciones de operación en ductos cilíndricos	100
3.21. Calibrador del medidor de presión (precisión)	101
3.22. Constantes del $\text{Log } \Delta P$ vs Log velocidad para la fase continua y suspensiones pseudoplásticas	105
3.23. Velocidades de deslizamiento partícula-fluido (m/s) de las suspensiones pseudoplásticas	106
3.24. Parámetros reológicos de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas en tuberías	108
3.25. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas con 5% de sólidos en reometría de mezclado y caracterización en tuberías	109
3.26. Parámetros reológicos de la fase continua del modelo pseudoplástico obtenidos en cilindros concéntricos, cono y placa, reometría de mezclado y caracterización en tuberías	109
3.27. Números de Reynolds de la fase continua y suspensiones del modelo pseudoplástico	110
3.28. Constantes del $\text{log de } f$ vs log Re de las partículas	112
3.29. Porcentaje de error relativo de la caída de presión de las suspensiones pseudoplásticas	114

INDICE DE GRAFICAS E HISTOGRAMAS

GRAFICAS

	Página
3.1. Densidad de las suspensiones pseudoplásticas con diferente diámetro y concentración de partícula	90
3.2. Densidad de las suspensiones tixotrópicas con diferente diámetro y concentración de partícula	93
3.3. Índice de consistencia vs. porcentaje de sólidos de las suspensiones tixotrópicas	95
3.4. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas en reometría de mezclado	96
3.5. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas con partículas de chile de árbol en reometría de mezclado	97
3.6. Parámetros reológicos de las suspensiones tixotrópicas con partículas de tomate y chile de árbol en reometría de mezclado	98
3.7. Calibración del indicador de presión (exactitud)	102
3.8. Caída de presión de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas	103
3.9. Velocidad promedio de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas con 5% de sólidos	103
3.10. Patrón de flujo de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas	104
3.11. Velocidad promedio de las partículas de las suspensión pseudoplásticas	105
3.12. Vel. deslizamiento / vel. del fluido vs. No. de Froude	107
3.13. Parámetros reológicos de las suspensiones pseudoplásticas en tuberías	108
3.14. Log f vs log No Re de la fase continua y suspensiones pseudoplásticas	111
3.15. Log f vs log No Re de las partículas	112
3.16. ΔP experimental-teórico vs velocidad de la fase continua	113

HISTOGRAMAS

3.1. Distribución del tamaño de partícula de semillas de tomate, chile de árbol y chile mulato	92
--	----

INDICE DE FIGURAS

	Página
1.1. Diagrama esquemático de la ecuación básica	9
1.2. Clasificación del comportamiento independiente del tiempo	11
1.3. Comportamiento tixotrópico	12
1.4. Comportamiento reopéctico	12
1.5. Representación esquemática del viscosímetro de cilindros concéntricos	20
1.6. Representación esquemática del viscosímetro de cono y plato	21
1.7. Representación esquemática de impulsores usados para la determinación de propiedades reológicas	23
1.8. Ilustración del perfil de velocidad y concentración	39
1.9. Representación esquemática del gradiente de presión	47

NOMENCLATURA

a	área adimensional ecuación (1.24)
a_p	aceleración de la partícula (m/s^2)
a	constante geométrica ecuación (1.22)
A	área de la sección transversal de una tubería (m^2)
A	área superficial del agitador (m^2)
Ab	límite interfacial
Ae	límite externo del sistema
$A_{e\alpha}$	límite externo de la fase α
$A_{e\beta}$	límite externo de la fase β
A_p	área proyectada por la partícula sobre un plano perpendicular a la dirección del movimiento de la misma (m^2)
Aw	pared de la tubería
A1	límite de entrada
A2	límite de salida
B	número de pasos de la hélice
c	distancia entre el fondo del agitador y el fondo del recipiente (m)
c_T	distancia entre el fondo del tubo y el fondo del recipiente (m)
C_D	coeficiente adimensional de arrastre
C_p	fracción volumen de partículas
C_T	factor de corrección en función de n y Ψ ecuación (1.34)
C_0	coeficiente de distribución de concentración
C_α	fracción volumen de la fase α
d	diámetro del agitador (m)
d	diámetro del impulsor (m)
d_e	diámetro equivalente (m)
d_e	diámetro del círculo equivalente (m)
d_o	diámetro del cilindro exterior (m)
d_p	diámetro de la partícula (m)
d_r	diámetro del tubo del agitador (m)

d_e	diámetro de volumen equivalente (m)
dA	vector de magnitud dA con una dirección hacia afuera y normal al plano del área
dP_f	todas las degradaciones de energía mecánica a energía interna (Pa)
$dP_{f\alpha}$	caída de presión debida a la fricción de la fase menos densa (Pa)
$dP_{f\beta}$	caída de presión debida a la fricción de la fase más densa (Pa)
D	diámetro del recipiente de mezclado (m)
D	constante dependiente de la geometría y del índice de comportamiento ecuación (A.1.1.)
E	energía total en el sistema (J)
E_p	fracción volumen <i>in situ</i> de las partículas
E_α	fracción promedio de sección transversal <i>in situ</i> de la fase α
f	factor de fricción de Fanning
f_p	factor de fricción para las partículas suspendidas
f_t	factor de fricción de la fase continua
f_p	factor de fricción de las partículas
f	valor específico de F
F	cantidad extensiva del sistema tal como masa, momentum, energía o entalpía
F_b	fuerza de flotación sobre la partícula (N)
F_e	fuerza externa (N)
Fr	número de Froude
F_D	fuerza de arrastre (N)
F_α	efecto neto atribuido arbitrariamente a la masa unitaria de la fase α
F_β	efecto neto atribuido arbitrariamente a la masa unitaria de la fase β
$F_{\alpha i}$	fuerza externa por unidad de masa de i , comunmente la fuerza de gravedad en la fase α (N)
F_1	fuerza de fricción debida al deslizamiento de lecho de sólidos (N)
F_2	fuerza de corte en la pared atribuida al impacto de las partículas en la pared de la tubería (N)
F_3	fuerza de corte en la pared debida al fluido mismo (N)
g	aceleración local debida a la gravedad (m/s^2)
g_c	factor de conversión gravitacional ($kg\ m/Ns^2$)
h	altura del ángulo del cono (m)

h	altura de la columna del líquido (m)
h	altura alcanzada por la muestra al ascender por el capilar (m)
h_M	diferencia de altura del fluido manométrico (m)
H	entalpía (J)
H	relación de "Holdup"
K_γ	constante de proporcionalidad de la velocidad de deformación como función de la velocidad de rotación
K_τ	constante de proporcionalidad del esfuerzo cortante como función del torque
k_1	constante de proporcionalidad (ecuación 1.28)
K	índice de consistencia del fluido (Pa s^n)
K	altura registrada desde la salida del anillo piezométrico hasta el nivel inferior del fluido manométrico (m)
K_p	constante de proporcionalidad del número de potencia en función del número de Reynolds
K_x	índice de consistencia del fluido en estudio (Pa s^n)
K_y	índice de consistencia del fluido de calibración (Pa s^n)
l	longitud del cilindro interno (m)
l	largo del agitador (m)
l_r	largo del tubo del agitador (m)
L	longitud del cilindro externo (m)
L	longitud de la tubería (m)
m	masa de la partícula (kg)
m_i	masa del picnómetro con aceite (kg)
m_s	masa del picnómetro con partículas (kg)
m_{si}	masa del picnómetro con partículas y aceite (kg)
m_0	masa del picnómetro vacío (kg)
M	torque (Nm)
M_x	torque para el fluido en estudio (Nm)
M_y	torque para el fluido de calibración (Nm)
M	cantidad de materia en el sistema (kg)
$M_{\alpha 1}$	velocidad de influjo másico de la fase α (kg/s)
$M_{\alpha 2}$	velocidad de eflujo másico de la fase α (kg/s)

$M_{\beta 1}$	velocidad de influjo másico de la fase β (kg/s)
$M_{\beta 2}$	velocidad de eflujo másico de la fase β (kg/s)
n	índice de comportamiento al flujo del fluido
n_x	índice de comportamiento al flujo del fluido en estudio
n_y	índice de comportamiento al flujo del fluido de calibración
N	velocidad de rotación (rev/s)
P	presión (Pa)
P	potencia (Nm/s)
P_o	número de potencia
ΔP	caída de presión a través de la tubería (Pa)
ΔP_f	caída de presión de una suspensión pseudohomogénea (Pa)
ΔP_f	caída de presión generada por la fase continua (Pa)
ΔP_p	caída de presión generada por las partículas (Pa)
Q	flujo volumétrico (m^3/s)
Q	calor absorbido por el sistema de los alrededores (J)
r	una posición radial (m)
r	radio del capilar (m)
r_c	radio del cono (m)
r_j	radio del cilindro rotatorio interno (m)
r_m	radio promedio del cilindro interno y externo (m)
r_o	radio del cilindro externo estático (m)
R	radio de la tubería (m)
Re	número de Reynolds
Re_m	número de Reynolds modificado para mezclado
s	longitud de un paso del agitador (m)
S	velocidad promedio de deslizamiento (m/s)
S	relación entre la densidad de la partícula y la densidad del fluido
U	velocidad de la partícula con relación al fluido (m/s)
U	tensor unitario
U_t	velocidad terminal (m/s)
U_0	velocidad de aproximación del fluido a la partícula (m/s)
u	velocidad relativa local (m/s)

u_{α}	velocidad relativa local de la fase α (m/s)
u_{β}	velocidad relativa local de la fase β (m/s)
v_{α}	velocidad local de la fase menos densa (m/s)
v_{β}	velocidad local de la fase más densa (m/s)
v_z	velocidad del fluido en la dirección z (m/s)
V	velocidad promedio del fluido (m/s)
V_f	velocidad promedio en la tubería de la fase continua (m/s)
V_p	velocidad promedio en la tubería de la partícula (m/s)
V_s	velocidad promedio en la tubería de la suspensión (m/s)
$V_{s\alpha}$	velocidad superficial de α definida como el volumen por unidad de tiempo de la fase entrante a la tubería dividida por el área de sección transversal de la tubería (m/s)
$V_{s\beta}$	velocidad superficial de β definida como el volumen por unidad de tiempo de la fase entrante a la tubería dividida por el área de sección transversal de la tubería (m/s)
V_M	velocidad de la mezcla (m/s)
V	volumen total del sistema (m ³)
V_{α}	volumen de la fase menos densa (m ³)
V_{β}	volumen de la fase más densa (m ³)
U	volumen específico (m ³ /kg)
w	ancho de la hoja del agitador (m)
W	trabajo realizado por el sistema en los alrededores (J)
W_p	masa de partículas por longitud de tubería (kg/m)
z	altura (m)
z	constante del instrumento ecuación (1.22) (Pa/indicación)

LETRAS GRIEGAS

α	lectura en la cabeza de medición del instrumento
α	constante dependiente del índice de comportamiento (ecuación A.1.)
α	factor de corrección =1.0 para flujo turbulento y 0.5 para flujo laminar

β	factor de proporcionalidad dependiente de la fracción de partículas fluyendo en forma de lecho, de la velocidad de tal lecho y del coeficiente de fricción deslizando
$\dot{\gamma}$	velocidad de corte o de deformación (s^{-1})
$\dot{\gamma}_w$	velocidad de deformación en la pared del tubo (s^{-1})
$\dot{\gamma}_{ij}$	velocidad de deformación en el intervalo anular (s^{-1})
$\langle \dot{\gamma} \rangle$	velocidad de deformación promedio (s^{-1})
ϵ	fracción volumen de la mezcla o suspensión ocupada por el líquido
ϵ	fracción de volumen local <i>in situ</i>
ϵ_α	fracción de volumen local <i>in situ</i> de la fase α
E_α	fracción volumen promedio <i>in situ</i> de la fase α
η_a	viscosidad aparente del fluido pseudoplástico (Pa·s)
θ	ángulo del cono ($^\circ$)
λ	relación entre el diámetro equivalente y el diámetro del agitador (ecuación 1.24)
λ	relación entre el diámetro del recipiente y el diámetro equivalente (ecuación 1.30)
μ	viscosidad (Pa·s)
μ_m	viscosidad efectiva más alta de la mezcla (Pa·s)
ρ	densidad de la muestra (kg/m^3)
ρ_a	densidad del aceite (kg/m^3)
ρ_A	densidad del fluido en estudio (kg/m^3)
ρ_M	densidad del fluido manométrico (kg/m^3)
ρ	densidad local del fluido (kg/m^3)
ρ	densidad del fluido (kg/m^3)
ρ_f	densidad de la fase continua (kg/m^3)
ρ_m	densidad general de la suspensión (kg/m^3)
ρ_p	densidad de la partícula (kg/m^3)
ρ_M	densidad de una mezcla de la composición entrante a la tubería (kg/m^3)
ρ_α	densidad local de la fase menos densa (kg/m^3)
ρ_β	densidad local de la fase más densa (kg/m^3)
σ	tensión superficial (kg/s^2)

τ	esfuerzo cortante impuesto en el fluido (Pa)
τ_{η}	esfuerzo cortante en la superficie de movimiento interno (Pa)
τ_{wf}	esfuerzo de corte en la pared debido a las partículas suspendidas (Pa)
τ	tensor del esfuerzo
Φ_{α}	relación de la caída de presión debida a la fricción de dos fases y la caída de presión debida a la fricción de la fase menos densa si fluyera sola
Φ_{β}	relación de la caída de presión debida a la fricción de dos fases y la caída de presión debida a la fricción de la fase más densa si fluyera sola
ψ	radio geométrico (do/de)
ψ	esfericidad
ψ_p	factor de corrección empírico
ω_c	velocidad angular del cono rotacional ($^{\circ}/s$)
ω_{η}	velocidad angular del cilindro interno ($^{\circ}/s$)

SUPERINDICES

a	constante del análisis dimensional del consumo de potencia
b	constante del análisis dimensional del consumo de potencia
α	constante obtenida de resultados experimentales (ecuación 1.27)
α_1	constante obtenida de resultados experimentales (ecuación 1.28 y 1.29)
α_2	constante obtenida de resultados experimentales (ecuación 1.28 y 1.29)

SUBINDICES

F	fase continua
α	fase menos densa (ecuaciones de 1.39 - 1.46)
β	fase más densa (ecuaciones de 1.39 - 1.46)
1	entrada
2	salida

RESUMEN

En la presente investigación se determinó el efecto del tamaño de partícula en la caída de presión provocada por suspensiones alimenticias pseudoplásticas al ser transportadas en un ducto cilíndrico.

Se evaluaron las propiedades reológicas, físicas y fisicoquímicas (densidad, sólidos totales, porcentaje de partículas, tamaño, forma y estabilidad de las partículas, pH, conductividad eléctrica y tensión superficial), de suspensiones alimenticias comerciales empleando el método establecido para cada una. Con la determinación de las propiedades de flujo se observó que el comportamiento reológico más común es el del tipo tixotrópico y pseudoplástico al equilibrio, por lo que se elaboraron dos sistemas modelo representativos (uno pseudoplástico y otro tixotrópico), considerando para ello el porcentaje de sólidos, tamaño y forma geométrica de la partícula, y los parámetros reológicos tanto de la suspensión como de su fase continua.

Las mezclas de polisacáridos empleadas para la elaboración de la fase continua de los modelos fueron Avicel 0.8-Xantana 0.5% para el pseudoplástico y Avicel 2.3-Xantana 0.08% para el tixotrópico. Las partículas estudiadas fueron semillas con forma de disco, concentraciones masa de 10, 15 y 20 % y diámetros de 0.002, 0.004 y 0.005 m correspondientes a semilla de tomate, chile de árbol y chile mulato. Se evaluaron los parámetros reológicos empleando dos métodos de viscosimetría: geometría de discos (V.B.) y reometría de mezclado (impulsor de cinta helicoidal adaptado al motor de un viscosímetro Rheomat 115 de cilindros concéntricos), con el propósito de verificar la representatividad de los modelos así como la aplicación de ambos métodos.

Para la determinación del efecto del tamaño de partícula en la caída de presión, velocidad promedio de la partícula y parámetros reológicos (caracterización en tuberías), se empleó un sistema de transporte horizontal con un valor de L/D de 128.57, estudiando sólo el modelo pseudoplástico con un porcentaje de sólidos constante (5%).

Entre las aportaciones más sobresalientes se encuentran las siguientes: la importancia de las propiedades físicas de ambas fases, tales como densidad, porcentaje de sólidos, tamaño y forma de partícula en el comportamiento reológico característico de las suspensiones; el empleo de reometría de mezclado como método alternativo para la evaluación de parámetros reológicos de suspensiones; la obtención de un procedimiento para la estimación de la caída de presión de suspensiones.

Finalmente, es importante mencionar que aún cuando la suspensión puede considerarse como pseudohomogénea, no es válido considerar sólo la caída de presión de la fase continua o puramente viscosa, puesto que, como se demostró, la caída de presión provocada por los sólidos es considerable, aproximadamente 25% de la caída de presión total, para una suspensión con una

concentración del 5% . La caída de presión de una suspensión pseudohomogénea puede ser evaluada por medio del factor de fricción el cual es igual a $16 / Re$, sin embargo para el cálculo del número de Reynolds de una suspensión no-Newtoniana se requiere conocer los parámetros reológicos de la misma, lo que prácticamente no es posible evaluar en geometrías convencionales. Por lo anterior se sugiere cuantificar la caída de presión de una suspensión considerándola como una sumatoria de las caídas de presión debidas al fluido y a los sólidos cuando ésta fluye en una tubería, obteniéndose así los parámetros de flujo.

INTRODUCCION

En el flujo de suspensiones alimenticias en ductos es de interés conocer la relación existente entre la caída de presión y la velocidad volumétrica de flujo no sólo para el transporte en distancias cortas, sino también para el correcto diseño y selección del equipo utilizable en el proceso de transformación, especialmente en las operaciones relacionadas con el transporte y transmisión de calor. Debido a que para muchos sistemas alimenticios de gran interés comercial no es posible calcular dicha relación, es necesario recurrir a otros métodos basados en datos experimentales de éstas variables con el fin de obtener gráficas o correlaciones que permitan estimar el comportamiento del flujo de sistemas geoméricamente semejantes.

Por otra parte, entre las diversas características y propiedades que conforman y definen a los alimentos, el comportamiento reológico -entendiendo como tal el que exhiben al aplicarles una fuerza externa- tiene gran interés tecnológico y comercial. Desde el primer punto de vista, su conocimiento es imprescindible para establecer las condiciones de transformación. En el aspecto comercial, es un importante factor a tener en cuenta en el control de calidad del producto terminado, por su influencia en la calidad comercial y en la aceptación del mismo por el consumidor.

Algunos de los alimentos con partículas en suspensión más estudiados son: purés de frutas y tomate, concentrados de jugo de tomate y naranja, y alimentos para bebé. Estos productos contienen sólidos suspendidos muy pequeños y relativamente inmóviles que no sedimentan significativamente, por lo que generalmente son considerados como fluidos homogéneos y no como suspensiones propiamente dichas, en las cuales se pueden predecir caídas de presión en función de sus parámetros reológicos.

Sin embargo existen numerosos alimentos comerciales que por el tamaño (0,1 - 2,1 cm) y cantidad de sólidos que contienen (5 -68%) no pueden ser considerados como fluidos homogéneos, y es precisamente la naturaleza, cantidad e interacciones de los sólidos los que generalmente los definen como suspensiones y los que imparten características no-Newtonianas (Independientes o dependientes del tiempo de cizallamiento). La caracterización reológica de estos alimentos con partículas en suspensión relativamente grandes no es posible realizarla en reómetros con geometrías convencionales (cilindros concéntricos, cono y placa).

Estudios relativos al comportamiento reológico de estos sistemas han sido dirigidos a otras áreas, particularmente a la industria química. En este sentido se han desarrollado ampliamente estudios de suspensiones (sólido-líquido) en compuestos de naturaleza inorgánica, en medios Newtonianos y no-Newtonianos, en los cuales las partículas sólidas más empleadas son: arcilla, vidrio, arena y limadura de hierro. En estos estudios se han deducido expresiones matemáticas que

relacionan la viscosidad con la fracción de volumen ocupada por la fase sólida, la forma y tamaño de las partículas, la interacción partícula-partícula y partícula-líquido, y, la densidad de ambas fases, entre otros factores que definen su comportamiento reológico (Einstein, 1905; Metzner, 1985). Subsecuentemente, muchos investigadores han desarrollado la ecuación simple de Einstein, para incorporar otros términos para suspensiones con elevadas concentraciones de partículas (Eilers, 1941; Mooney, 1951; Rutgers, 1962; Thomas, 1965; Landel, 1965; Frankel y Acrivos, 1967; Chong, 1971; Yao y Matsumoto, 1987).

De manera contraria, el estudio del flujo de suspensiones alimenticias con partículas relativamente grandes fluyendo en régimen laminar, así como el flujo de fluidos dependientes del tiempo de cizallamiento, ha recibido relativamente poca atención, a pesar de los avances en la comprensión de la reología de tales fluidos; debido a que el comportamiento de éstos últimos puede aproximarse a los fluidos independientes del tiempo cuando han sido sometidos a una deformación por un período de tiempo razonable. Sin embargo es de interés conocer el tiempo que se requiere para alcanzar esta condición así como el cambio que presentan los gradientes de presión con respecto al tiempo y a través de la distancia (Govier y Aziz, 1972).

Por lo anterior en este trabajo se estudia la influencia de la concentración y el tamaño de partícula en las propiedades reológicas de un modelo que representa a las suspensiones alimenticias estudiadas; la comparación de los parámetros reológicos del modelo evaluado en caracterización en tuberías y reometría de mezclado, determinando así la aplicabilidad de ésta como método alternativo.

Finalmente, se presenta el efecto del tamaño de partícula en la caída de presión del modelo elaborado al ser transportado en un ducto cilíndrico en régimen laminar, y se plantea una relación empírica que permita predecir el factor de fricción de los sólidos.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Determinar el efecto del tamaño de partícula de una suspensión modelo pseudoplástica en la velocidad y caída de presión en ductos cilíndricos, aplicando la caracterización de suspensiones pseudoplásticas y tixotrópicas con diferentes métodos de viscosimetría.

OBJETIVOS PARTICULARES

1. Elaborar dos sistemas modelo que representen a una suspensión alimenticia pseudoplástica y a otra tixotrópica utilizando la funcionalidad de polisacáridos que permita la modificación de la concentración y tamaño de partícula.
2. Evaluar el efecto del tamaño y concentración de las partículas en los parámetros reológicos de los sistemas modelo seleccionados (pseudoplástico y tixotrópico) aplicando reometría de mezclado.
3. Evaluar la influencia del tamaño de partícula en la caída de presión y velocidad promedio para las suspensiones pseudoplásticas al ser transportadas en ductos cilíndricos.
4. Evaluar el efecto del tamaño de partícula en los parámetros reológicos del modelo pseudoplástico empleando la caracterización en tuberías.
5. Plantear una metodología para la predicción de caída de presión de suspensiones pseudoplásticas en régimen laminar.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1. CLASIFICACION DE SUSPENSIONES

Se denomina suspensión al sistema de partículas dispersas en un medio líquido. La estabilidad de la suspensión está determinada -a la par del carácter de ambas fases- también por la reología y la concentración de las partículas.

Las mezclas complejas se refieren a todas las mezclas multifásicas que incluyen dos o más fluidos o un fluido y un sólido que son capaces de fluir en una tubería. El término es convencional y se refiere a sistemas de un fluido o fluido-sólido, para los cuales la mecánica de flujo de fluidos Newtonianos no es aplicable. Se ha incrementado el conocimiento del flujo de suspensiones, y existe una tendencia actual para evaluar los efectos que puede causar la presencia de los sólidos. Sin embargo el estudio de suspensiones orgánicas y en especial las suspensiones alimenticias no han sido ampliamente desarrollados. El comportamiento no-Newtoniano se presenta en el flujo de muchos alimentos que son suspensiones de sólidos (finos y/o gruesas) en líquidos.

En el Cuadro 1, se describe la clasificación de mezclas complejas (o suspensiones) desde el punto de vista del efecto de la fase sólida en el comportamiento de flujo de éstas. Los fluidos de una sola fase son verdaderamente homogéneos y, aunque su comportamiento de flujo no es siempre simple, éste no presenta complicaciones por la variación de la concentración de las fases.

Las mezclas multifásicas están representadas por cuatro tipos de mezclas bifásicas (gas-líquido, líquido-líquido, gas-sólido y líquido-sólido), las cuales pueden describirse de acuerdo a las condiciones de flujo actuales.

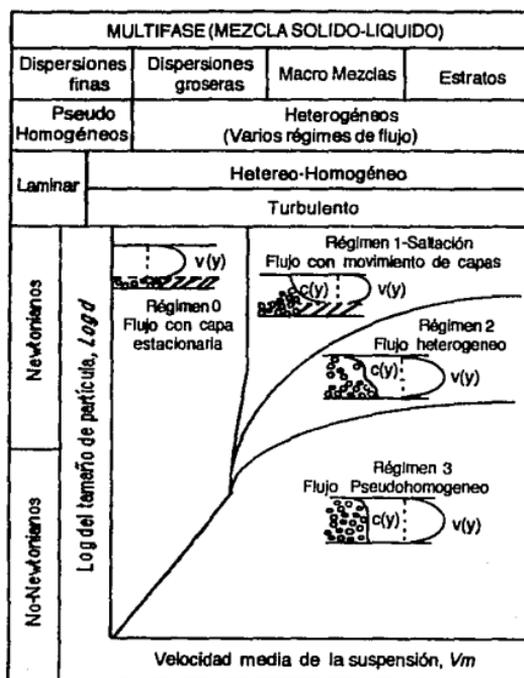
a. **Dispersión fina.** Pequeñas partículas de sólidos, burbujas de gas o gotas de líquido inmiscible dispersas uniformemente en una fase continua líquida, o bien gotas de líquido o partículas sólidas dispersas en una fase continua gaseosa.

b. **Dispersión gruesa.** Grandes partículas de sólidos, burbujas de gas o gotas de líquido inmiscible dispersas uniformemente en una fase continua líquida, o bien gotas de líquido o partículas sólidas dispersas en una fase continua gaseosa.

c. **Macro mezcla.** Espuma o mezcla altamente turbulenta de gas líquido o de líquidos inmiscibles bajo condiciones donde ninguna fase es continua.

d. **Estratificación.** Es el caso de una mezcla gas-líquido o una mezcla de dos líquidos inmiscibles bajo condiciones donde ambas fases son continuas.

Las dispersiones sumamente finas (partículas de tamaño inferior a la micra), pueden ser estables debido al movimiento Browniano o cargas eléctricas aún en la ausencia de cualquier turbulencia o como resultado de una alta consistencia de la fase continua. Estas pueden ser consideradas como pseudohomogéneas y su comportamiento puede incluirse en los fluidos de una sola fase. Adicionalmente algunas dispersiones de moderada finura no pueden ser estables cuando están estáticas o bajo flujo laminar, pero pueden mantenerse dispersas bajo condiciones de suficiente turbulencia. Tales dispersiones no se comportan como fluidos de una sola fase bajo régimen laminar, pero pueden ser clasificadas como fluidos de una sola fase en régimen turbulento.



Cuadro 1.1. Clasificación de Mezclas Complejas (Cheremisinoff, \mathcal{N}_c , 1983).

1.1.1. CLASIFICACION REOLOGICA DE FLUIDOS DE UNA SOLA FASE Y MEZCLAS MULTIFASICAS HOMOGENEAS Y PSEUDOHOMOGENEAS

En ausencia de turbulencia los fluidos puramente viscosos, fluidos de una sola fase y mezclas multifásicas pseudohomogéneas son siempre estables y pueden ser clasificados de acuerdo con la naturaleza de su respuesta al esfuerzo cortante bajo condiciones de flujo laminar unidireccional.

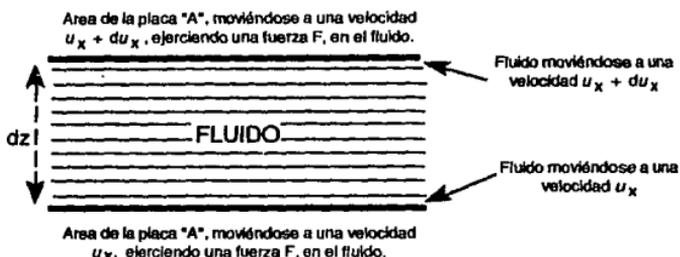


Figura 1.1. Diagrama esquemático de la ecuación básica.

En la Figura 1.1, se considera un sistema de dos placas paralelas separadas por un fluido en movimiento donde se observa que x , y y z son respectivamente las coordenadas cartesianas en dirección al flujo y perpendiculares a las placas. El esfuerzo cortante impuesto en el fluido es $F/A = \tau_{zx}$, o simplemente τ . El fluido está sujeto a un esfuerzo y la relación dU_x/dU_z que es el gradiente de velocidad de corte, $\dot{\gamma}$. La experiencia confirma que estas cantidades están relacionadas de diferente manera para los diferentes fluidos, y también para algunos fluidos bajo condiciones de temperatura y/o presión diferentes.

La relación es: $\tau = f(\dot{\gamma})$ la cual es característica para un fluido o sistema dado a una presión y temperatura determinada, es conocida como la ecuación constitutiva o ecuación reológica. Para fluidos puramente viscosos esta ecuación describe el comportamiento reológico del fluido.

La representación gráfica de esta ecuación es conocida como reograma del fluido. En el caso completamente general la interrelación entre el gradiente de velocidad y el esfuerzo cortante aplicado no es simple, es particularmente evidente en dispersiones de mezclas multifásicas, en soluciones, y en líquidos puros que contienen moléculas extremadamente grandes. Aquí el gradiente de velocidad generado por el esfuerzo cortante está influenciado por cambios en la estructura física en turno, la cual está inducida por la acción del corte.

En algunos sistemas estos cambios en la estructura están únicamente relacionados con los cambios de orientación y alineación de las moléculas o partículas en la dirección del esfuerzo cortante. En otros sistemas las interacciones físicas y químicas entre las partículas dispersas producen aglomerados de partículas o estructuras que son frágiles y sensibles al esfuerzo de corte.

En casos más complejos las partículas o moléculas de cadenas largas pueden poseer propiedades elásticas, y éstas pueden influir en la respuesta del fluido al esfuerzo cortante.

En términos generales se puede suponer que el esfuerzo cortante dentro de un fluido está relacionado no únicamente con la velocidad de deformación sino también con todos los otros factores que determinan la concentración y resistencia de macromoléculas, partículas o partícula-aglomerados.

1.1.1.1. COMPORTAMIENTOS REOLOGICOS DE FLUIDOS DE UNA SOLA FASE Y MEZCLAS MULTIFASICAS HOMOGENEAS Y PSEUDOHOMOGENEAS

Reología es el estudio de la deformación y flujo de los materiales en general (este concepto fue definido por la Sociedad de Reología (Jeffrey y Acrivos 1976)).

El estudio de la reología de suspensiones impone la determinación de una ecuación reológica de estado en función de la concentración de la fase sólida. Pudiendo establecer una clasificación con base en su comportamiento.

En términos generales, existen tres tipos fundamentales de comportamiento que predominan en las suspensiones; comportamiento independiente del tiempo de cizallamiento, comportamiento dependiente del tiempo de cizallamiento y comportamiento viscoelástico (Rhodes, 1990).

a. Comportamiento independiente del tiempo de cizallamiento. La suspensión responde instantáneamente a la aplicación de cambios en la velocidad de deformación. Las curvas de flujo τ vs. $\dot{\gamma}$ son diferentes, éstas se ilustran en la Fig 1.2. y se discuten a continuación.

Newtoniano. La viscosidad es constante y no depende de la velocidad de deformación. Las suspensiones con líquidos puros o pequeñas concentraciones de sólidos se comportan en general de esta manera. No obstante existen suspensiones con concentraciones elevadas de sólidos que pueden seguir esta tendencia a muy bajos o grandes rangos de velocidades de deformación.

Pseudoplástico. Este término describe el comportamiento de suspensiones con adelgazamiento al corte o reducción de la viscosidad aparente al incrementarse la velocidad de deformación, las fuerzas de corte tienden a colapsar gradualmente la estructura.

Dilatante. Un limitado número de suspensiones exhiben este comportamiento. incremento de la viscosidad con respecto a la velocidad de deformación. De acuerdo a Reynolds (Worrall, 1986), las suspensiones dilatantes tienen estructuras estrechamente empaquetadas que al aplicarles una fuerza se aflojan y expanden.

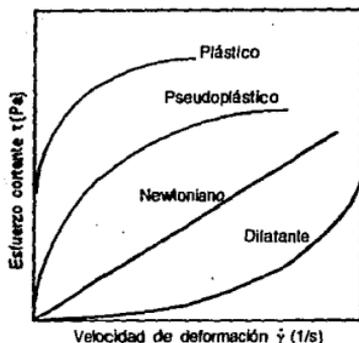


Figura 1.2. Clasificación del comportamiento independiente del tiempo.

Plástico. Estas suspensiones poseen un esfuerzo de cedencia y solamente cuando el esfuerzo de corte aplicado exceda este valor el flujo ocurre. En estas suspensiones es factible que el rompimiento se incremente gradualmente con el incremento de la velocidad de deformación y ocurra un adelgazamiento al corte, lenta o rápidamente dependiendo de la complejidad de la estructura.

b. Comportamiento dependiente del tiempo de cizallamiento. La viscosidad aparente de la suspensión varía con la velocidad de deformación y con el tiempo de cizallamiento, como una manifestación de los cambios estructurales que en ellos provoca el cizallamiento. Existen dos comportamientos posibles.

Tixotrópico. El comportamiento tixotrópico se caracteriza por el cambio en las propiedades de la suspensión con respecto al tiempo como resultado de la deformación (Jones y Brodkey, 1970; Roscoe, 1953), este fenómeno es causado por el rompimiento de la estructura de la suspensión deformada y como consecuencia la viscosidad aparente decrece con el tiempo de cizallamiento (Jefrey, 1976).

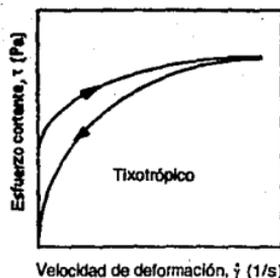


Figura 1.3. Comportamiento Tixotrópico.

Reopéctico ó Anti-tixotrópico. Este comportamiento se caracteriza por el incremento de la viscosidad con respecto al tiempo de cizallamiento. El fenómeno no ha sido aclarado.

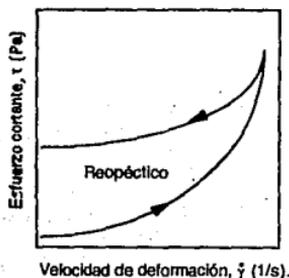


Figura 1.4. Comportamiento Reopéctico.

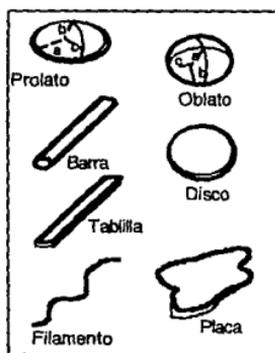
c. Comportamiento viscoelástico. En adición a las propiedades viscosas, algunas suspensiones poseen características de sólidos elásticos. Ellos se restablecen elásticamente después de ser deformados; cuando son alargados se elongan y cuando son cortados ejercen una fuerza normal así como esfuerzos de corte para resistir al flujo.

1.2. FACTORES QUE AFECTAN EL COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE SUSPENSIONES

Los estudios realizados han determinado los principales factores que afectan el comportamiento reológico de suspensiones, entre los cuales se encuentran:

1.2.1. FORMA

La forma de las partículas influye en el comportamiento de las suspensiones aunque solo pueda determinarse de manera aproximada en la mayoría de los casos. La forma más sencilla es la esférica que representa muchos casos reales y está caracterizada por su radio. Si la forma se desvía de la esférica podemos considerar como modelos los elipsoides¹ de revolución, los cuales pueden ser oblatos o prolatos y se caracterizan por su semi eje y su radio de revolución mayor. Si la partícula se aplana mucho, se asemejará a un disco, caracterizado por su radio y su espesor. Si se alarga mucho tomará la forma de una varilla de longitud y radio dados. Si las partículas se aplanan y se alargan, su forma será de tablillas o cintas y cuando se alargan mucho en comparación con las otras dos dimensiones se forma un filamento (Torai, 1973). Estudios realizados con partículas de vidrio han concluido, que a concentración constante la máxima viscosidad se observa en forma de varilla siguiendo en orden decreciente la forma de disco, y la mínima viscosidad en la forma esférica (Clarke, 1967).



Cuadro 1.2. Modelos esquemáticos para partículas no esféricas (Torai, 1973).

¹ Para los elipsoides: prolatos ($a > b = c$) y para los oblatos ($a = b > c$).
Donde: a = semi axial largo del elipsoide; $b = c$ = semi axial del elipsoide.

1.2.2. DIMENSIONES

La existencia de un gradiente de velocidad en la corriente del fluido induce a la rotación de las partículas. Este efecto incrementará con el tamaño de partícula, especialmente en partículas no esféricas, las cuales al estar bajo el efecto de un gradiente de velocidad, incrementa la frecuencia de contacto entre las mismas, dando como resultado un incremento en la viscosidad de la suspensión. Adicionalmente los efectos de superficie son asociados con las partículas cuando las dimensiones son de 1-10 micras, induciendo un aumento en la viscosidad y un comportamiento no-Newtoniano. Para partículas mayores a 10 micras la viscosidad se incrementa tendiendo a un comportamiento en forma lineal con respecto al diámetro a diferentes concentraciones y velocidades de deformación (Thomas, 1965 y Clarke, 1967).

1.2.3. CONCENTRACION

Este parámetro es uno de los más importantes ya que a concentraciones pequeñas (dependiendo de la forma y dimensiones de la partícula), la viscosidad generalmente se incrementa en forma lineal. Después de un cierto valor de concentración (concentración crítica o máxima), la viscosidad se incrementa significativamente con pequeñas variaciones de concentración (Jinescu, 1974). Este comportamiento se debe a las interacciones de la partícula; coaliciones y desplazamientos transversales con respecto a la dirección del flujo, y fricción entre partículas debido a sus desplazamientos relativos.

1.2.4. DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA

En aquellas suspensiones donde la distribución de tamaño de partícula es amplia, la viscosidad es menor que en aquellas con distribución de tamaño de idénticas dimensiones, debido a que las partículas pequeñas ocupan los espacios vacíos. Este fenómeno se presenta tanto en partículas finas a bajas concentraciones así como en partículas de mayor tamaño, no obstante al incrementar la concentración de éstas, la suspensión se vuelve más compacta por lo tanto la viscosidad se incrementa (Rhodes, 1990).

1.2.5. SUPERFICIE

Las superficies rugosas originan mayor viscosidad que las superficies lisas, a una concentración constante (Moreland, 1963).

1.2.6. TEMPERATURA

La viscosidad de una suspensión puede variar con un cambio en la temperatura ya que un incremento en ésta provoca un decremento en la viscosidad de la fase continua y viceversa.

1.2.7. NATURALEZA ELECTRICA

La viscosidad puede incrementarse bajo el efecto de un campo magnético cuando las partículas que constituyen la fase dispersa están cargadas eléctricamente. Existen tres tipos de efectos electroviscosos (Jefrey, 1976; Jinescu, 1974), los cuales son:

Efectos primarios. Estos se deben a la contribución electrostática de la carga de las partículas sólidas a la viscosidad de la fase continua.

Efectos secundarios. Se originan por la repulsión entre las partículas, disipación adicional y efectos de acercamiento, lo que ocasiona el desplazamiento de algunas partículas con el fluido provocando bríncos que incrementan la viscosidad.

Efectos terciarios. Se presentan básicamente en coloides debido a la carga de las partículas asociadas a cambios por la adición de iones.

1.2.8. FUERZAS INVOLUCRADAS EN LA SUSPENSION

Existen tres clases de fuerzas que coexisten en una suspensión (Barnes, 1987; Jeffrey, 1976).

La primera es de origen coloidal que surge de las interacciones entre partículas. Estas son controladas probablemente por la naturaleza de la fase continua, pero no por la viscosidad. De estas fuerzas puede resultar una repulsión o atracción entre las partículas. Su formación puede deberse a la ausencia o presencia de las fuerzas de London van der Waals (atracción entre moléculas). El resultado neto de las fuerzas de atracción es una floculación, mientras que en la repulsión es una separación o dispersión de las moléculas.

La segunda es la fuerza de movimiento Browniana (térmica). Para todas las formas de partícula esta constante afecta la distribución radial de las partículas. La fuerza Browniana esta en función del tamaño de la partícula; para partículas menores a 1 micra esta tiene una gran influencia. Esta fuerza asegura que las partículas están en un movimiento constante y ninguna descripción de la distribución espacial de las partículas es en un tiempo promedio.

En tercer término tenemos las fuerzas viscosas que actúan en las partículas. Estas fuerzas son proporcionales a la diferencia de velocidad local entre la partícula y al rededor del fluido, lo cual afecta la viscosidad de la suspensión, y directamente la viscosidad de la fase continua debido a estas interacciones.

Como se puede observar claramente, las medidas reológicas macroscópicas dependen grandemente de estas consideraciones microestructurales. Por ejemplo: la presencia de partículas aisladas tienden a una desviación media de las líneas de flujo del fluido y conducen a un incremento

de la viscosidad. A altas concentraciones, existe más resistencia porque su movimiento se desvía del camino, provocando un aumento en la viscosidad aparente. Por otra parte cuando las partículas forman estructuras floculadas incluso exhiben una mayor resistencia porque los flóculos rodean e inmovilizan la fase continua, incrementándose la viscosidad de la suspensión.

1.2.9. COMPORTAMIENTOS REOLOGICOS CON BASE EN LAS CARACTERISTICAS DE LAS FASES

Las suspensiones pueden presentar diferentes comportamientos reológicos dependiendo de la concentración, forma y propiedades fisicoquímicas de la fase dispersa.

a. Suspensiones con fase continua Newtoniana

a.1. Comportamiento Newtoniano

El comportamiento Newtoniano se presenta en suspensiones cuya concentración de fase dispersa no es mayor del 37%, aunque se ha observado que tanto el comportamiento como la concentración crítica dependen de la naturaleza, forma y dimensiones de la fase dispersa siendo éstas generalmente partículas esféricas en líquidos simples. Su viscosidad puede determinarse experimentalmente por métodos convencionales y puede incrementarse al llegar a la concentración crítica siendo ejemplos de esto suspensiones de barras de vidrio (15%) y esferas de polimetilmetacrilato (40%).

La viscosidad de una suspensión Newtoniana depende de la viscosidad de la fase continua, la concentración de la fase dispersa, la forma y dimensiones de las partículas sólidas; de la distribución del tamaño de partícula y la temperatura.

a.2. Comportamiento no-Newtoniano

Se ha observado que en concentraciones bajas de sólidos este comportamiento se debe básicamente a las características de la fase continua mientras que en altas concentraciones se debe además a la interacción de las partículas, la cual puede ser de tipo hidrodinámico o electrostático.

a.2.1. Comportamiento Independiente del tiempo de cizallamiento

Plástico de Bingham o viscoplástico

Este comportamiento se debe a fuerzas de tipo de -Van der Waals- y a otras de tipo electromagnético entre partículas, observándose en suspensiones con fase dispersa de fibra de celulosa, barita, arcilla, dióxido de titanio, esferas de aluminio, poliestireno y minerales.

Pseudoplástico

Este comportamiento se ha observado en suspensiones de óxido de zinc, arcilla, acetato de celulosa, detergentes, carbón y algunos polímeros químicos. Se han propuesto varios modelos matemáticos para describir su modelo reológico, dentro de los cuales se encuentran el de Prandtl-Eyring, Ellis, Reiner-Philippoff, Sisko, Cross, Metzner y el más conocido que es el propuesto por Ostwald de Waele. En el caso del comportamiento pseudoplástico, la viscosidad de la suspensión decrece con un incremento del esfuerzo de corte.

Dilatante

El comportamiento dilatante se ha observado en suspensiones de dióxido de titanio, arena, pigmentos, mica y en filamentos de hierro donde los espacios vacíos entre las partículas son mínimos debido a la orientación de éstas. A altas velocidades de deformación puede presentarse la dilatación volumétrica en la que la estructura de la fase sólida se destruye, la distancia entre las partículas se incrementa, y el líquido total es insuficiente para llenar los espacios vacíos. Como resultado se observa un incremento en el volumen de la suspensión y del esfuerzo de corte; el grado de dilatación se puede incrementar debido a la concentración, densidad, dimensiones y asimetría de la forma de la partícula.

a.2.2. Comportamiento dependiente del tiempo de cizallamiento

El comportamiento de fluidos dependientes del tiempo es estudiado frecuentemente, en términos de las llamadas curvas de histéresis cuando un fluido ha sido sujeto a cizallamiento, primero a incrementos sucesivos de velocidades de corte, y después a decrementos sucesivos de velocidades de corte.

Reopéctico. Se ha observado en suspensiones de caolín a altas concentraciones (65%) y en suspensiones de arcilla (bentonita), pentóxido de vanadio y yeso.

Tixotrópico. Un ejemplo son las suspensiones de bentonita de sodio al 10%, algunas tintas y pinturas.

a.2.3. Comportamiento Viscoelástico

Presentan este comportamiento las suspensiones con partículas elipsoidales y elásticas.

b. Suspensiones con fase continua no-Newtoniana

Tales suspensiones exhiben un comportamiento no-Newtoniano a pequeñas concentraciones de la fase sólida, así como a concentraciones altas.

b.1. Para concentraciones bajas. Se ha observado que el comportamiento se debe básicamente a la fase continua.

b.2. Para concentraciones altas. Se ha observado que el comportamiento se debe a la interacción de las partículas que actúan en el medio.

1.3. MEDICIONES REOLOGICAS E INTERPRETACION DE RESULTADOS

La medida de la viscosidad es uno de los parámetros involucrados en la determinación de los parámetros reológicos de un fluido. El objetivo es generalmente una medida directa. En el laboratorio son tomadas simultáneamente las medidas de esfuerzo cortante (a partir del torque o caída de presión) y velocidad de deformación (a partir de velocidad angular o de velocidad de flujo). Por división $\tau/\dot{\gamma}$ se obtiene un valor para la viscosidad o viscosidad aparente para fluidos Newtonianos o no-Newtonianos, respectivamente.

Existen varios tipos de instrumentos para la evaluación de la viscosidad aparente. Entre los más importantes se encuentran:

1. Viscosimetría con geometría de cilindros concéntricos.
2. Viscosimetría con geometría de cono y plato.
3. Caracterización en tuberías.
4. Caracterización aplicando reometría de mezclado.

1.3.1. VISCOSIMETRO CON GEOMETRIA DE CILINDROS CONCENTRICOS

Es el método más común; una pequeña muestra de la suspensión es deformada en la pequeña región anular, entre el cilindro rotatorio interno (r_i) con velocidad angular (ω_i), y el cilindro externo estático (r_o). M es la medida del torque en el cilindro interno, el esfuerzo cortante (τ_{ij}) en la superficie de movimiento interno de longitud l es:

$$\tau_{ij} = \frac{M}{2 \pi r_i l r_o} \quad (1.1)$$

Ahora la velocidad de deformación en el intervalo anular esta descrito por la velocidad angular del fluido en la posición ω_{ij} por :

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

la cual puede ser escrita de forma integral:

$$\int_{\omega_{r_o}}^{\omega_{r_i}} d\omega_r = \omega_{ij} = \int_{r_o}^{r_i} \dot{\gamma} \frac{dr}{r}$$

La ecuación puede ser resuelta (Krieger, 1968) y ofrece una expresión para la velocidad de deformación:

$$\dot{\gamma}_r = \frac{2 \omega_{\eta}}{n' (1 - \beta^{2/n'})} \quad (1.2)$$

donde:

$$n' = \frac{d(\log \tau_{\eta})}{d(\log \omega_{\eta})} = \frac{d(\log M)}{d(\log \omega_{\eta})} \quad \beta = \left(\frac{r_i}{r_o} \right)$$

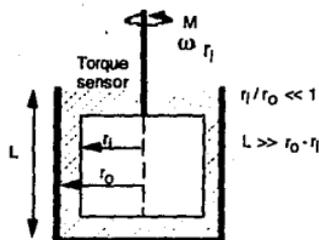


Figura 1.5. Representación esquemática del viscosímetro de cilindros concéntricos (Rifides 1990)

A partir de los datos experimentales se obtienen valores de torque contra velocidad de deformación. Graficando éstos en una escala log-log se obtiene n' de la pendiente y se calcula $\dot{\gamma}_r$, obteniendo viscosidad aparente simplemente por el cociente de $\tau/\dot{\gamma}_r$. Esta secuencia de cálculos es fácilmente programable, sin embargo hay que tener mucho cuidado para que los datos sean correctamente tratados.

Este instrumento es apto para todas las suspensiones homogéneas con características puramente viscosas con comportamiento independiente o dependiente del tiempo de cizallamiento. Para partículas grandes o suspensiones con gran contenido de sólidos es posible utilizarlo, sin embargo, se ha observado un deslizamiento entre la suspensión y la superficie del cilindro rotacional, en ambos casos puede ser evaluado usando varios radios y haciendo correcciones a $\dot{\gamma}_r$ (Darby, 1976). La mayor limitación de este instrumento está en la obtención de grandes velocidades de deformación, las cuales transportan fuera del sistema a las partículas con gran velocidad de rotación en un espacio muy limitado. Bajo condiciones severas podría surgir turbulencia y centrifugación de las partículas. Otra limitación es que el espacio anular es menor o igual al tamaño de las partículas de la suspensión.

1.3.2. VISCOSIMETRO CON GEOMETRÍA DE CONO Y PLATO

Con esta geometría la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$) es naturalmente constante en la totalidad del flujo con un pequeño ángulo (4°) y la velocidad de deformación es fácilmente calculada por:

$$\dot{\gamma} = \frac{\omega_c}{\theta} \quad (1.3)$$

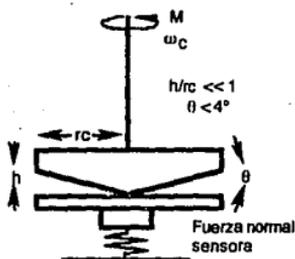


Figura 1.6. Representación esquemática del viscosímetro de cono y plato

En este sistema, el esfuerzo de corte en la pared del cono está relacionado con la medida de torque M , empleada por Bird *et al.* (1960):

$$\tau = \frac{3 M}{2 \pi r_c^3 \sin^2 \theta} = \frac{3 M}{2 \pi r_c^3} \quad (1.4)$$

La operación inicial puede ser difícil, tanto el cono como el plato requieren alinearse para ponerse en marcha. El procesamiento de datos es, sin embargo, menos laborioso. La ecuación es válida para fluidos Newtonianos y no-Newtonianos. Para suspensiones viscoelásticas esta disposición tiene la ventaja de que la tensión normal puede ser medida directamente con un adecuado plato estacionario con sensor de fuerza. Otras ventajas en comparación con el viscosímetro de cilindros concéntricos, está en que ofrece mayor intervalo de velocidades de deformación. No obstante, bajo condiciones semejantes, la centrifugación de la suspensión es una limitación, además que puede ocurrir obstrucción en la región cercana al cono por las partículas suspendidas o agregados de partículas.

1.3.3. CARACTERIZACION EN TUBERIAS

Aquí las fuerzas viscosas causan una relación constante en el flujo volumétrico Q , la suspensión experimenta una caída de presión ΔP a través de la longitud del tubo, L . Un balance de fuerzas en la sección de flujo da una expresión para la fuerza de corte en la pared del tubo con un radio R y una posición radial r .

$$\tau_w = -\frac{\Delta p}{2L} R \quad \tau_r = -\frac{\Delta p}{2L} r \quad (1.5) \text{ y } (1.6)$$

La velocidad de deformación es presentada como una medida de flujo a través del área transversal del tubo A y de la velocidad v_z por:

$$Q = \int_0^R v_z dA = (v_z A)_0^R - \int_0^R A dv_z = 0 - \int_0^R \pi r^2 \frac{dv_z}{dr} dr$$

La velocidad de deformación en la pared de la tubería, esta determinada por la ecuación general de Rabinowitsch (1929) y Mooney (1931):

$$\dot{\gamma}_w = \left(\frac{dv_z}{dr} \right)_R = \frac{4Q}{\pi R^3} \left(\frac{3n' + 1}{4n'} \right) \quad (1.7)$$

donde:

$$n' = \frac{d(\log \tau_w)}{d(\log Q)} = \frac{d(\log \Delta p R / 2L)}{d(\log Q)}$$

Esta prueba se basa en la recopilación de datos de caída de presión y flujo volumétrico, graficados en una escala log-log. Se calcula τ y $\dot{\gamma}$ de acuerdo a las ecuaciones anteriores. Nuevamente la secuencia de cálculo es fácilmente programable. El viscosímetro de flujo en tubería, se diferencia del de cono y plato y del de cilindros concéntricos, en que este equipo no puede ser empleado para evaluar la dependencia del tiempo del fluido dentro de la tubería. No obstante se pueden obtener grandes velocidades de deformación con la reducción del diámetro. Así como en las geometrías anteriores puede ocurrir un deslizamiento en la pared del tubo, que debe ser valorado usando varios L/D (Oldroyd, 1949). La medida de la fuerza normal en cuestión de viscoelasticidad y comportamiento complejo a través del tiempo no han sido aclarados todavía para este método.

1.3.4. CARACTERIZACION APLICANDO REOMETRIA DE MEZCLADO

A continuación se presentan las geometrías comúnmente empleadas en reometría de mezclado.

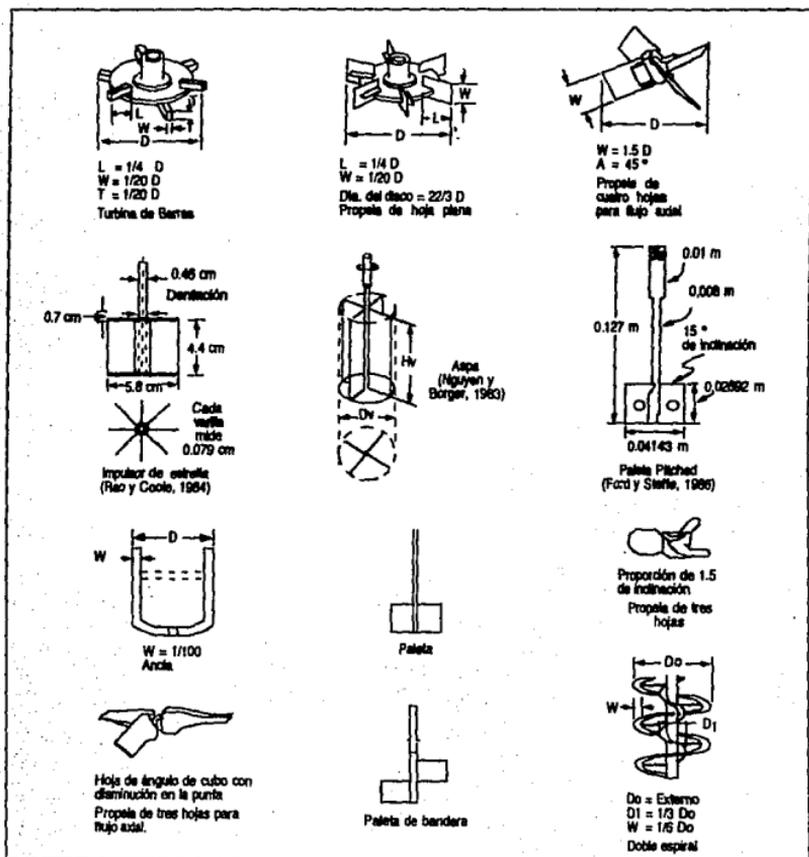


Figura 1.7. Representación esquemática de Impulsores usados para la determinación de Propiedades Reológicas (Castell- Pérez y Suefe, 1992).

Los viscosímetros de espacios angostos como el de cilindros concéntricos y el de cono y plato, no son adecuados para la caracterización de suspensiones alimenticias, debido a que las partículas de la suspensión son aproximadamente del mismo tamaño que el espacio, y con la tendencia de éstas a precipitar o centrifugar, conducen a la formación de una fase menos densa cerca del rotor, y por lo tanto, la deshomogenización de la suspensión y la ruptura de ciertas estructuras de la misma. Para dar solución a tales problemas se propone el empleo de la reometría de mezclado, la cual se basa en la determinación del torque en el eje del impulsor como una función de su velocidad de rotación. Se puede predecir una viscosidad aparente para fluidos no Newtonianos si se puede obtener una velocidad de deformación en el sistema. Es importante mencionar que debido a los perfiles de velocidad y flujo tan complejos en el mezclado, los métodos desarrollados sólo arrojan valores promedio. La mayoría de los estudios se han realizado en el área de alimentos y fermentación. Se han estudiado varios tipos de comportamiento como adelgazamiento al corte, dependencia del tiempo de cizallamiento y elasticidad (Castell-Pérez y Steefe, 1992).

1.3.4.1. CONSUMO DE POTENCIA

Uno de los primeros trabajos que reportan las características de potencia de los impulsores de mezclado es el de Rushton, *et al.* (1950). Este trabajo presenta correlaciones de las variables más importantes en forma de grupos adimensionales, gráficos característicos y ecuaciones generales.

Dentro de las consideraciones teóricas se define el movimiento del fluido en términos de longitud, tiempo, masa y fuerza. Las variables que afectan dicho movimiento son de tres tipos: las dimensiones lineales que definen las condiciones límite geométricas, las propiedades del fluido (μ y ρ) y las características cinemáticas y dinámicas del flujo (velocidad, consumo de potencia o fuerzas de resistencia y fuerza de gravedad).

La potencia consumida por el impulsor, se utiliza para producir las fuerzas del flujo másico y también para vencer la fuerza de gravedad. Empleando el análisis dimensional y las consideraciones se obtiene la siguiente expresión para el Número de Potencia:

$$P_o = K_p (Re)^a (Fr)^b \quad (1.8)$$

En los casos donde el $(Fr)^b$ es igual a 1 o sus efectos son despreciables la ecuación queda de la siguiente manera:

$$\phi = P_o = K_p (Re)^a \quad (1.9)$$

La gran mayoría de las operaciones de mezclado en la industria pueden ser manejadas por esta ecuación. Para correlacionar en términos de potencia se puede expandir la ecuación de la siguiente forma:

$$P = \frac{K_p}{g} \rho N^3 d^5 \left(\frac{d^2 P_0}{\mu} \right)^a \quad (1.10)$$

En la bibliografía se reporta el gráfico $\text{Log } P_0$ vs $\text{Log } R_0$ (Rushton *et. al.* 1950), donde se observa que todos los datos de velocidades del impulsor que corresponden a números de R_0 menores a 300 quedan dentro de una misma línea. De esta curva la pendiente es -1 para R_0 abajo de 10. Una pendiente -1 para tal gráfico es típica del flujo viscoso en otros sistemas de flujo de fluidos. Por lo tanto en condiciones de mezclado el rango de flujo viscoso se obtiene a R_0 menores a 10.

Números de R_0 arriba de 300 muestran que los datos no se ubican en una sola línea, es aparente que la velocidad del impulsor y la potencia no están correlacionadas por medio de R_0 solamente. Se puede observar un vórtice a todas las velocidades del impulsor, ésto y la teoría de similitud dinámica sugieren que el efecto Froude o gravedad juegan aquí un papel importante.

La transición de la parte de flujo viscoso a las condiciones turbulentas comienza en un $R_0=10$, por arriba de este valor a no es constante y varía de manera gradual y no uniforme, hasta que se alcanzan valores altos; el valor de K_p también varía continuamente durante el periodo de transición. Arriba de un R_0 de 10 000 las condiciones turbulentas son tales que la pendiente de la curva es casi constante a un valor negativo.

1.3.4.2. TECNICAS DE CALCULO EN REOMETRIA DE MEZCLADO

Existen diversas técnicas de cálculo de viscosimetría de mezclado las cuales dependen del tipo de fluido o del comportamiento que se desea estudiar.

a) METODOS APLICABLES A MATERIALES INDEPENDIENTES DEL TIEMPO DE CIZALLAMIENTO

Igualación de Viscosidades.

Este método fue desarrollado por Metzner y Otto (1957). En dicho método se propone el cálculo de la viscosidad aparente de un fluido no Newtoniano utilizando la curva de los números de Potencia y Reynolds para fluidos Newtonianos, basado en la teoría de consumo de potencia de mezclado. Para definir la viscosidad aparente se consideraron dos grupos idénticos de mezclado, uno de los cuales contiene un fluido Newtoniano y otro no-Newtoniano. Si éstos se agitan en régimen laminar, con la misma velocidad en el impulsor utilizada en cada uno, y se varía la viscosidad del fluido Newtoniano (μ) diluyéndolo o adelgazándolo para que la potencia medida en cada impulsor sea la

misma, debido a que todas las variables son idénticas, se puede decir que tendrán las mismas viscosidades promedio.

Este método supone que el movimiento del fluido en la región general del impulsor puede ser siempre caracterizada por una velocidad de deformación promedio $\langle \dot{\gamma} \rangle$, la cual está relacionada con la velocidad de rotación (N) de la siguiente forma:

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = k_{\dot{\gamma}} N \quad (1.11)$$

Procedimiento.

1. Definir torque (M) en función de N (Newtoniano y no-Newtoniano).
2. Calcular la potencia, el número de potencia y el número de Reynolds con las siguientes expresiones:

$$P = 2\pi N M \quad (1.12)$$

$$P_o = P / \rho d^5 N^3 \quad (1.13)$$

$$Re = \rho d^2 N / \mu \quad (1.14)$$

3. Graficar Log Povs Log Re (Newtoniano)

La pendiente de la curva es K_p ya que $P_o = K_p / Re$ (laminar)

4. Evaluar P_o para cada N de los no Newtonianos en el sistema de mezclado.
5. De (2) leer el Re para P_o calculada y encontrar $\mu = \rho N d^2 Re$
6. Considerando que $\mu = \eta_a$, con la viscosidad encontrada calcular la velocidad promedio a partir de la curva de flujo obtenida con un método convencional.
7. Calcular $k_{\dot{\gamma}}$ para cada N.

Método del esfuerzo Cortante Lineal

Bongenaar, *et al.* (1973) emplearon un impulsor de turbina tipo Rushton de 6 hojas de dos tamaños: 10 cm de diámetro para grandes volúmenes y 3.5 cm para evaluar pequeños volúmenes. Caracterizaron suspensiones de fermentación, considerando la relación de Metzner y Otto e introdujeron una expresión para el esfuerzo cortante promedio $\langle \tau \rangle$:

$$\langle \tau \rangle = k_{\tau} M \quad (1.15)$$

Evaluando las propiedades de un fluido de la potencia de calibración (n_y, K_y) y considerando que M es proporcional a $\langle \tau \rangle$ se obtiene el índice de comportamiento al flujo del fluido en estudio (n_x) como la pendiente del gráfico Log M vs Log N. Con tales valores es posible obtener el valor del índice de consistencia del fluido con la siguiente expresión:

$$K_x = \frac{M_x}{M_y \left(\frac{(Nk_y)^{n_y}}{(Nk_x)^{n_x}} \right)^{K_y}} \quad (1.16)$$

Si el valor absoluto de $n_x - n_y$ es menor a 0.1 se puede considerar que $n_x = n_y$ y simplificar la ecuación.

Kemblowski, *et al.* (1988) utilizan el mismo método en la determinación continua de las propiedades reológicas en fermentación utilizando un impulsor de tornillo helicoidal.

Los autores confirman que k_y es constante para una geometría dada y se acepta cuando se predice la potencia de consumo durante el mezclado, pero no cuando se realizan mediciones reológicas. En su trabajo se trata de llegar a una aproximación sin utilizar aquella suposición. Introducen la expresión del Reynolds de mezclado modificado para fluido de la potencia.

$$Re_m = \frac{d^2 N^{2-n} \rho}{k} \quad (1.17)$$

Las ecuaciones empleadas son las siguientes:

$$M = A' N^n \quad (1.18)$$

$$A' = K K_p d^3 / 2\pi \quad (1.19)$$

El valor de K_p se conoce construyendo una curva de calibración con fluidos de parámetros conocidos y las dos ecuaciones anteriores. El valor de n y K se conocen a partir del gráfico Log M vs Log N.

$$K_y = \left(\frac{2\pi A'}{k_y K d^3} \right)^{\frac{1}{n-1}} \quad (1.20)$$

$$\langle \tau \rangle = \frac{2\pi k_y a \alpha}{K_p d^3} \quad (1.21)$$

La deducción de esta expresión se retoma del trabajo de Kemblowski y Kristiansen (1986) y se especifica en el Anexo 1.

El valor de a es obtenido de un sistema de cilindros concéntricos y empleado para evaluar el torque del mezclador con base en la lectura de α .

$$a = 2\pi r_m^2 z \quad (1.22)$$

$$M = z \alpha 2\pi r_m \quad (1.23)$$

Con las expresiones de α y \dot{Q} se construye la curva de flujo.

Métodos que utilizan tornillo helicoidal

Determinación directa de la curva de flujo.

Chavan y Ulbrecht en 1972, desarrollaron correlaciones empíricas para consumo de potencia al agitar fluidos Newtonianos viscosos y fluidos inelásticos no Newtonianos por impulsores de tornillo helicoidal con y sin tubo.

Se consideraron sistemas agitados bajo condiciones isotérmicas, flujo estacionario y laminar. Así mismo se realizaron experimentos variando la geometría. Empleando el análisis dimensional establecieron la influencia de algunas variables geométricas en el consumo de potencia, obteniendo la siguiente relación:

$$P_o = f \left(\frac{d^2 N^{2-n} \rho}{K}, n, \frac{A}{d^2}, \frac{c_r}{d}, \frac{l_r}{d}, \frac{D}{d} \right)$$

Para el tornillo helicoidal con tubo se utilizó la analogía de este sistema con el de cilindros concéntricos y se obtuvo una correlación de potencia para fluidos de Ostwald, la cual puede ser escrita como:

$$P_o = \pi a \left(\frac{d_a}{d} \right) \lambda^{2/3} \left(\frac{4\pi}{n(\lambda^{2/3} - 1)} \right)^n Re_g^{-1} \quad (1.24)$$

donde:

$$\lambda = \frac{d_a}{d} \quad \text{y} \quad a = \frac{A}{d^2} \quad (1.25) \quad \text{y} \quad (1.26)$$

La definición de d_a y A se especifica en el Anexo 1.

Para tornillos helicoidales sin tubo se supone una proporcionalidad directa entre el P_o y el área adimensional. Las expresiones ocupadas son las siguientes:

$$P_o = K_p Re^{11} \quad (1.27)$$

Donde:

$$K_p = k_1(a)(D/d)^{\alpha_1}(c/d)^{\alpha_2} \quad (1.28)$$

Donde α puede ser supuesto con un valor de -1 como lo indican trabajos previos para condiciones de flujo laminar.

Para fluidos no Newtonianos inelásticos:

$$P_o = k_1(a)(D/d)^{\alpha_1}(c/d)^{\alpha_2} K_{\dot{\gamma}}^{n-1} R_e^{-1} \quad (1.29)$$

Los valores de las constantes son obtenidos con la ayuda de los resultados experimentales. Después de obtener los valores experimentales de estos fluidos y para varias geometrías se encontraron por regresión múltiple los valores de las constantes. Con los valores experimentales de K_p se obtuvieron los valores de $K_{\dot{\gamma}}$ de la ecuación, mostrándose que dependen de la geometría y de n .

Estos mismos autores en un trabajo posterior (1973) retoman su investigación y reescriben la correlación para impulsores de tornillo helicoidal con tubo para evaluarla en impulsores de cinta helicoidal y con un fluido de la potencia, obteniendo que:

$$P_o = 2.5B\pi a \left(\frac{d_e}{d}\right) \lambda^{2/3} \left(\frac{4\pi}{n(\lambda^{2/n} - 1)}\right)^n R_e^{-1} \quad (1.30)$$

y

$$P_o = \frac{K_p}{R_{eg}} \quad (1.31)$$

donde:

$$\lambda = \frac{D}{d_e} \quad (1.32)$$

La definición matemática de d_e y A se encuentran en el Anexo 1.

Se calculó el área mediante la modificación de la expresión anterior sin considerar el último término sumatorio y aproximadamente:

$$A = \frac{\pi (l/d)(w/d)}{(s/d)} \quad (1.33)$$

Las áreas obtenidas por la ecuación anterior son 10 a 20% menores que las obtenidas por la expresión modificada. Para cintas con más de una hoja (B mayor a 1) el área adimensional debe obtenerse multiplicando el área dada por las ecuaciones anteriores por el número de hojas (B). Por tal razón se introduce este término.

Kemblowski, *et al.* (1968), sugieren que los métodos desarrollados por Metzner y Otto no eran suficientemente precisos y desarrollaron uno que posibilita la determinación directa de la curva de flujo sin la necesidad de datos de potencia obtenidos con fluidos Newtonianos. El análisis supone un sistema de cilindros concéntricos para modelar el sistema del impulsor (tornillo helicoidal rotando en un tubo girante). Para aplicar las ecuaciones desarrolladas es necesario conocer M y N determinando la dependencia entre ellas para conocer Π como la pendiente. Así mismo se requiere especificar los siguientes parámetros que caracterizan la geometría del sistema.

Las ecuaciones que se aplican son las siguientes:

$$K_{\dot{\gamma}} = 4\pi Cr / 1 - \psi^2 \quad (1.34)$$

$$\langle \tau \rangle = 2M / 2Hde^2 \quad (1.35)$$

La definición matemática de C_R se retoma del trabajo de Calderbank y Moo-Young (1959) y se presenta en el Anexo 1.

Conduciendo a las condiciones límites:

$$\dot{\gamma} = \frac{4\pi N}{n} \quad (1.36)$$

donde $\psi = \text{infinito}$

$$\dot{\gamma} = 4\pi N \quad (1.37)$$

donde $\psi = 1$

Brito, *et al.* en 1990, estudiaron el consumo de potencia y los tiempos de mezclado y circulación para impulsores de cinta helicoidal durante el mezclado de fluidos Newtonianos y elásticos en régimen laminar.

En su trabajo retoman las expresiones de Chavan y Ulbrecht (1973) revisadas por Skelland (1963), y Ulbrecht y Carreu (1985), así como la desarrollada para fluidos pseudoplásticos (Anexo 1).

Basados en esta última expresión, la suposición de Metzner y Otto (1957), y mediante un arreglo de las ecuaciones desarrollan la siguiente expresión de $K_{\dot{\gamma}}$ (Anexo 1):

$$K_{\dot{\gamma}} = 4\pi \frac{((D/d_e) - 1)^{1/n-1}}{(n((D/d_e)^{2/n} - 1))^{1/n-1}} \quad (1.38)$$

Los autores concluyen que $K_{\dot{\gamma}}$ no es una fuerte función de n ya que en sus resultados experimentales encontraron que mientras n variaba de 0.1 a 1.0, aquella lo hacía de 0.27 a 0.23.

Del mismo modo encontraron una buena concordancia entre el valor de K_p experimental y el calculado con la correlación de Chavan y Ulbrecht para fluidos Newtonianos, lo que sugiere que la predicción dada por la expresión de P_0 y R_0 para fluidos pseudoplásticos de dichos autores es igualmente buena y la expresión de K_f derivada de ésta es válida.

1.4. CONCEPTOS FUNDAMENTALES DEL FLUJO DE SUSPENSIONES

La aplicación de las ecuaciones fundamentales en el flujo de mezclas multifásicas es complicado debido a un número de factores que no se presentan en el caso de sistemas de una sola fase. Estos factores se describen a continuación:

a. El flujo de mezclas multifásicas no puede ser caracterizado propiamente como laminar, o como una combinación de flujo laminar y turbulento, pero las cantidades relativas y la distribución de las fases deben ser consideradas. Aún cuando se conozca que el flujo es laminar o turbulento los límites libres de las fases añaden dificultad para aplicar las relaciones fundamentales.

b. Debido a las diferencias en las densidades de las fases, el patrón de flujo horizontal o inclinado no es simétrico al flujo axial.

c. La presencia de la interfase por sí misma añade complejidad al problema y, las ecuaciones fundamentales deben ser escritas para ésta así como para las fases individuales.

d. En casos que incluyen una gran cantidad de superficie interfacial, la energía asociada con la creación de la superficie debe ser considerada en la ecuación total de energía.

e. En el caso general las fases pueden no estar en equilibrio con respecto a la temperatura o a las concentraciones de los componentes. En este caso la transferencia de calor y de masa debe ser considerada. Afortunadamente en las mezclas multifásicas las velocidades de transferencia de calor y de masa son generalmente altas debido a la gran área interfacial, al buen mezclado y a la frecuente presencia de turbulencia. Como resultado de esto en muchos casos el flujo en tuberías de tales mezclas es supuesto como que alcanza una condición de equilibrio rápidamente y permanece en equilibrio durante su paso a través de la tubería.

f. En muchos casos las fases separadas se mueven a diferentes velocidades promedio y las concentraciones *in situ* no son las mismas que las concentraciones de entrada o de salida. La variación de la concentración *in situ* a partir de la concentración de alimentación es referida como el fenómeno de retraso (Holdup).

1.4.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN SISTEMA BIFÁSICO

Considerando que α y β son respectivamente la fase menos densa y la fase más densa con Ab como límite interfacial, el límite externo del sistema es Ae y comprimiendo el límite de entrada $A1$, el límite de salida $A2$ y la pared de la tubería Aw . El volumen ocupado por las dos fases es denotado V_{α} y V_{β} , el volumen total del sistema V . Así:

$$V = V_{\alpha} + V_{\beta} \quad (1.39)$$

Cualquier cantidad extensiva del sistema tal como la masa, momentum, energía o entalpía digamos F, está dada por:

$$F = \int_{V_{\alpha}} \rho_{\alpha} f_{\alpha} dv + \int_{V_{\beta}} \rho_{\beta} f_{\beta} dv$$

La velocidad de cambio de F está dada por:

$$\frac{dF}{dt} = \frac{d}{dt} \int_{V_{\alpha}} \rho_{\alpha} f_{\alpha} dv + \frac{d}{dt} \int_{V_{\beta}} \rho_{\beta} f_{\beta} dv$$

Ecuación de continuidad:

La ecuación de continuidad representante de la conservación de masa puede ser desarrollada tanto para el sistema completo fluyendo como para los componentes individuales. Para un sistema total desde un punto de vista macroscópico la velocidad de acumulación de masa es:

$$\frac{d}{dt} \int_{V_{\alpha}} \rho_{\alpha} dv + \frac{d}{dt} \int_{V_{\beta}} \rho_{\beta} dv = - \int_{A_{e\alpha}} \rho_{\alpha} v_{\alpha} dA - \int_{A_{e\beta}} \rho_{\beta} v_{\beta} dA$$

También puede ser escrita como:

$$\frac{DM}{Dt} = M_{\alpha 1} + M_{\beta 1} - M_{\alpha 2} - M_{\beta 2}$$

Ecuación de Momentum:

La ecuación de momentum desde un punto de vista macroscópico para un sistema de dos fases contenidos en una tubería puede ser escrita:

$$\frac{d}{dt} \left(\int_{V_{\alpha}} \rho_{\alpha} v_{\alpha} dv + \int_{V_{\beta}} \rho_{\beta} v_{\beta} dv \right) =$$

$$- \int_{A_\alpha} (\rho_\alpha v_\alpha v_\alpha + gc PU + gc \tau) dA - \int_{A_\beta} (\rho_\beta v_\beta v_\beta + gc PU + gc \tau) dA +$$

$$\sum_{i=1}^n gc \left(\int_{V_\alpha} \rho_{ci} F_{ci} dV + \int_{V_\beta} \rho_{\beta i} F_{\beta i} dV \right)$$

La ecuación anterior está escrita en la notación vector-tensor y las cantidades encerradas entre corchetes son tensores (matriz de 3x3).

El primer término de la ecuación representa la velocidad del cambio de momentum del sistema, el cual debe ser igual a la resultante de todas las fuerzas actuantes sobre el sistema. Los siguientes dos términos representan la velocidad de influjo de momentum a través de la superficie externa, y los últimos dos términos representan las fuerzas externas. Se pueden incluir términos adicionales para cuantificar las fuerzas interfaciales.

Ecuación de energía Total:

La ecuación de energía total en su forma más general para un sistema bifásico fluyendo puede ser derivada en una forma análoga a la utilizada para un sistema de una sola fase. Como el caso del flujo de una sola fase, de cualquier modo si la conducción, difusión y esfuerzos de fricción axiales a la entrada y salida son despreciados, y si sólo la fuerza producida es la de la gravedad, resulta una forma simple pero general de la ecuación. Este balance de energía macroscópico es:

$$\frac{dE}{dt} = \left(M \left(H + \frac{V^2}{2gc} + \frac{g}{gc} z \right) \right)_{\alpha 1} + \left(M \left(H + \frac{V^2}{2gc} + \frac{g}{gc} z \right) \right)_{\beta 1}$$

$$- \left(M \left(H + \frac{V^2}{2gc} + \frac{g}{gc} z \right) \right)_{\alpha 2} - \left(M \left(H + \frac{V^2}{2gc} + \frac{g}{gc} z \right) \right)_{\beta 2} - W + Q$$

dE/dt es la velocidad de acumulación de energía total en el sistema, y los términos entre corchetes representan la suma de la energía interna, la energía cinética y la energía potencial de las corrientes de entrada y salida. Los términos W y Q son respectivamente, el trabajo realizado por el sistema en los alrededores, y el calor absorbido por el sistema de los alrededores. El trabajo realizado por el sistema en los alrededores en este caso se limita a aquel resultante del esfuerzo cortante en la pared.

Ecuación de energía mecánica:

La derivación de la ecuación energía mecánica sigue a aquella de la ecuación de energía total, excepto que sólo se incluyen las formas mecánicas de energía, y ésto requiere la adición de términos que refieren a la degradación de energía mecánica a calor. De este modo, aparecen los términos $M_\alpha dF_\alpha + M_\beta dF_\beta$. Los términos dF_α y dF_β representan el efecto neto, atribuido arbitrariamente a las masas unitarias de las fases α y β respectivamente, de todas las irreversibilidades o de todas las degradaciones de energía mecánica a energía interna. Claramente este efecto neto debe ser el cambio neto en la energía interna del sistema menos cualquier energía absorbida del medio, esto es dQ . Introduciendo la sustitución, la ecuación de energía mecánica es:

$$(M_\alpha + M_\beta) \frac{g}{gc} dz + (M_\alpha u_\alpha + M_\beta u_\beta) dP + \frac{M_\alpha V_\alpha dV_\alpha}{\alpha_\alpha gc} + \frac{M_\beta V_\beta dV_\beta}{\alpha_\beta gc} + M_\alpha dF_\alpha + M_\beta dF_\beta = 0$$

Suponiendo que el sistema no realiza trabajo útil en el medio, $W=0$ y $M_\alpha u_\alpha = Q_\alpha$ tenemos que:

$$-dP = \frac{M_\alpha + M_\beta}{Q_\alpha + Q_\beta} \frac{g}{gc} dz + \left(\frac{M_\alpha V_\alpha dV_\alpha}{\alpha_\alpha gc} + \frac{M_\beta V_\beta dV_\beta}{\alpha_\beta gc} \right) \frac{1}{Q_\alpha + Q_\beta} + \frac{M_\alpha dF_\alpha + M_\beta dF_\beta}{Q_\alpha + Q_\beta}$$

La distinción entre dF_α y dF_β es arbitraria, y es preferible sustituir por un solo término irreversible. Esto es más conveniente en forma de:

$$-dP = \frac{M_\alpha dF_\alpha + M_\beta dF_\beta}{Q_\alpha + Q_\beta}$$

La ecuación aplicada a una tubería y provista con las propiedades de la mezcla es:

$$\Delta P = \left(\frac{M_\alpha + M_\beta}{Q_\alpha + Q_\beta} \right) \frac{g}{gc} \Delta Z + \left(\frac{M_\alpha (V_{\alpha 2}^2 - V_{\alpha 1}^2)}{2\alpha_\alpha (Q_\alpha + Q_\beta) gc} + \frac{M_\beta (V_{\beta 2}^2 - V_{\beta 1}^2)}{2\alpha_\beta (Q_\alpha + Q_\beta) gc} \right) + \Delta P_f \quad (1.40)$$

Los términos en el lado derecho son las contribuciones debidas al cambio de energía potencial, cinética y fricción.

EL TERMINO IRREVERSIBLE DP

Excepto en flujo laminar, el término dP_f no es predecible de la teoría y debe ser determinado por mediciones o generalizaciones basadas en mediciones. Se han tomado tres distintas aproximaciones para evaluar dicho término, éstas son, métodos basados en la relación de la caída de presión, la caída de presión adicional adimensional y el factor de fricción de dos fases.

Martinelli, *et al.* (1944), en el campo del flujo horizontal de mezclas líquido-gas han definido cantidades expresando la relación de la caída de presión debida a la fricción para dos fases, y la caída de presión que se esperaría si cualquiera de las dos fases fluyera sola en una tubería del mismo diámetro y longitud. Estas son:

$$\Phi_{\alpha} = \sqrt{\frac{dP_f}{dP_{fs\alpha}}}$$

$$\Phi_{\beta} = \sqrt{\frac{dP_f}{dP_{fs\beta}}}$$

La aproximación de Martinelli fue para buscar generalizaciones por las cuales estas relaciones pueden ser predichas. La multiplicación de cualquiera de las relaciones mediante la apropiada caída de presión de una sola fase permite conocer la caída de presión para dos fases.

Durand (1953) y otros autores que han trabajado en el flujo de mezclas sólido-líquido en tuberías han utilizado una caída de presión adicional adimensional y un gradiente de presión adicional definido como :

$$\frac{dP_f - dP_{fs\alpha}}{dP_{fs\alpha}}$$

y han desarrollado correlaciones en éstos términos.

Govier, *et al.* (1961) han definido factores de fricción de dos fases en términos de una u otra de las fases fluyendo, y han correlacionado éstos con las variables que los afectan. Entre los varios tipos de factores de fricción de Fanning que pueden definirse, los más comunes son los siguientes:

$$f_{ip\alpha} = \frac{-gcD}{2\rho_{\alpha}} \frac{dP_f}{V_{su}^2 dL}$$

$$f_{tp\beta} = \frac{-gcD}{2\rho_{\beta} V_{sp}^2} \frac{dP_f}{dL}$$

$$f_{tpM} = \frac{-gcD}{2\rho_M V_M^2} \frac{dP_f}{dL}$$

La velocidad de la mezcla es:

$$V_{sa} + V_{sp}$$

Aunque la elección de la definición de factor de fricción es arbitraria, aquella basada en la velocidad superficial y la densidad de una de las fases es más simple y por lo tanto preferible.

1.4.2. EFECTO DE DESLIZAMIENTO O RETRASO DE PARTICULA-FLUIDO

Cuando las fases difieren en densidad y/o viscosidad, generalmente la fase menos densa tiende a fluir a una velocidad *in situ* más alta que la otra. Esto da lugar a una característica importante del flujo bifásico que es la existencia del deslizamiento (slip) de una fase sobre la otra, o el retraso (holdup) de una fase relativa a la otra. El fenómeno puede ser evaluado de diversas formas en las que debe incluirse la determinación de las fracciones volumen *in situ* de las fases, que generalmente es diferente a la fracción volumen de entrada.

En una fase previamente definida la determinación de la fracción volumen es realizada en función de tres medidas que son la fracción de volumen local *in situ* de la fase α , la fracción promedio de sección transversal *in situ* de la fase α , definida como:

$$E_{\alpha} = \frac{A_{\alpha}}{A} = \frac{1}{A} \int_0^A \varepsilon_{\alpha} dA$$

y la fracción volumen promedio *in situ* de la fase α , definida como:

$$E_{\alpha} = \frac{1}{V} \int_0^V \varepsilon_{\alpha} dV = \frac{1}{L} \int_0^L E_{\alpha} dL$$

El fenómeno de retraso en muchos casos se mide considerando una área de sección transversal o un sistema finito, y E_{α} ó E_{α} son la fracción volumen apropiada.

La fracción volumen de la fase α dada en un sistema es:

$$C_{\alpha} = \frac{Q_{\alpha}}{Q_{\alpha} + Q_{\beta}} \quad (1.41)$$

Una medición del fenómeno de retraso es la velocidad promedio de deslizamiento en una sección transversal, definida como:

$$S = V_{\alpha} - V_{\beta} \quad (1.42)$$

Esta no debe ser confundida con la velocidad relativa local de las fases v_{α} y v_{β} .

Las velocidades de deslizamiento varían grandemente y son altas en mezclas gas-líquido y sólido-gas donde pueden alcanzar niveles de 50 ft/s o más.

Nótese que cuando la velocidad promedio de deslizamiento es igual a cero, no existe retraso de una fase relativa a la otra.

Una segunda medida del fenómeno de retraso es la relación de las velocidades medias *in situ* en la sección transversal.

$$H = \frac{V_{\alpha}}{V_{\beta}} \quad (1.43)$$

La relación de retraso varía desde la unidad (flujo de mezclas pseudohomogéneas que no presentan deslizamiento) hasta 100 o más.

1.4.2.1. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL RETRASO.

Los factores que pueden contribuir al fenómeno de deslizamiento o retraso son:

- La existencia de un perfil de velocidad a través de la sección transversal.
- La existencia de un perfil de concentración a través de la sección transversal.
- La velocidad relativa entre fases causada por los efectos gravitacionales.

1.4.3. EFECTO DE LA VELOCIDAD Y PERFIL DE CONCENTRACION.

Considerando el caso límite del flujo en una tubería de una fase dispersa en otra, bajo condiciones donde no hay velocidad relativa local entre fases, es decir que en cualquier posición radial las dos fases fluyen a la misma velocidad local, v . Este caso se presenta cuando la velocidad de sedimentación o flotación de las fases es pequeña. En la Figura 1.8, se observa que puede existir un perfil de concentración o una variación de la fracción volumen *in situ* de las fases con la posición. Si las fases estuvieran mezcladas uniformemente como en el caso de una fina emulsión, el perfil de concentración sería uniforme, sin embargo generalmente la distribución de la fase no es uniforme.

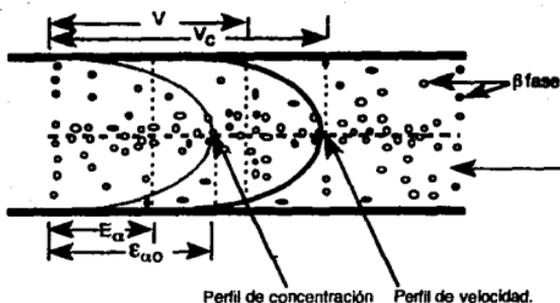


Figura 1.8. Ilustración del perfil de velocidad y concentración.

Aún en el caso del flujo inclinado u horizontal donde los efectos gravitacionales son pequeños causan una transversación del perfil. El efecto de la velocidad y perfil de concentración es definido por la expresión de las velocidades promedio *in situ* de las fases en términos de la velocidad y concentración local:

$$V_{\alpha} = \frac{Q_{\alpha}}{A E_{\alpha}} \quad V_{\beta} = \frac{Q_{\beta}}{A E_{\beta}} \quad (1.44) \text{ y } (1.45)$$

$$V_{s\alpha} + V_{s\beta} = \frac{Q_{\alpha} + Q_{\beta}}{A} = V_M \quad (1.46)$$

$$V_M = \frac{1}{A} \int_0^A v \, dA \quad \text{y} \quad \epsilon v = \frac{1}{A} \int_0^A \epsilon v \, dA$$

Esto es apropiado para definir las velocidades *in situ* promedio en la sección transversal, por lo que el producto de la velocidad, la fracción volumen apropiada y el área, producirán la velocidad de flujo volumétrica real. Vemos que V_{α} y V_{β} son fracciones volumen evaluadas por velocidades promedio de sección transversal (Zuber y Findlay, 1965).

De estas relaciones para V_{α} , V_{β} y V_M vemos que si la concentración y perfil de velocidad son uniformes $V_{\alpha} = V_{\beta} = V_M$ o sería $S = 0$ y $H = 1$. En otras palabras el retraso o deslizamiento, ocurre como un resultado del interjuego de uno de los perfiles en el otro. El efecto exacto de los perfiles en el retraso puede ser predicho sólo si los perfiles son conocidos

1.4.4. SEPARACION DE FASES Y SEDIMENTACION.

Las mezclas multifásicas de interés son aquellas que pueden hacerse fluir en una tubería (gas-líquido, líquido-líquido, líquido-sólido, gas-sólido). Es común añadir a la clasificación basada en el tipo de fases presentes, la consideración de la velocidad de comportamiento que puede ser encontrada en la mezcla bajo condiciones de reposo, por ejemplo considerar cual de las fases tenderá a sedimentar en la otra y a que velocidad. Para este propósito se considera una mezcla, de un sólido en un líquido. Para una mezcla que no está fluyendo y las densidades de las fases son diferentes habrá una tendencia a sedimentar o a la separación de las fases. La velocidad de sedimentación depende del tamaño, forma, viscosidad y densidad de las partículas, así como de la densidad y propiedades reológicas de la fase continua.

1.4.4.1. MECANICA DEL MOVIMIENTO DE PARTICULAS.

Para que una partícula se mueva a través de un fluido, se requiere la existencia de una diferencia de densidad entre la partícula y el fluido. Por otra parte se necesita de una fuerza externa que generalmente es la gravedad. Si las densidades de la partícula y el fluido son iguales, la fuerza de flotación, debida a la inmersión de la partícula en el fluido contrarrestará a cualquier fuerza externa por grande que sea, y la partícula no se podrá mover en el seno de un fluido. Cuanto mayor sea la diferencia de densidad, tanto más eficaz será el proceso.

Sobre una partícula que se mueve a través de un fluido actúan tres fuerzas: (1) una fuerza externa, de gravedad o centrífuga; (2) la fuerza de flotación, que actúa paralela a la fuerza externa pero en dirección opuesta; y (3) la fuerza de frotamiento, que aparece siempre que existe movimiento relativo entre la partícula y el fluido. La fuerza de frotamiento o de arrastre, actúa oponiéndose al movimiento, paralela a la dirección del mismo, pero en dirección opuesta.

En un caso general, la dirección del movimiento de la partícula respecto a la del fluido puede no ser paralela a la dirección de las fuerzas externa y de flotación, formando entonces un ángulo con las otras dos. En este caso, recibe el nombre de movimiento bidimensional, el frotamiento hay que expresarlo en función de sus componentes. Aquí solo se considera el caso unidimensional, en el que todas las fuerzas que actúan sobre las partículas son colineales.

1.4.4.2. VELOCIDAD DE SEDIMENTACION LIBRE.

El caso más simple, es el de una dispersión de partículas sólidas, donde éstas, están separadas lo suficiente de las paredes del recipiente y de otras partículas para no interactuar y no afectar su caída. La interferencia es inferior al 1% cuando la relación del diámetro de la partícula - diámetro del recipiente no sobrepasa de 1:200 o cuando la concentración de las partículas en el fluido no llega a 0.2% en volumen.

a) Ecuaciones para el movimiento unidimensional de partículas a través de un fluido.

Cuando una partícula se mueve a través de un fluido por la acción de una fuerza externa, se considera la velocidad de la partícula con relación al fluido, la fuerza de flotación sobre la partícula y la fuerza de arrastre. La fuerza resultante que actúa sobre la partícula es:

$$\frac{m}{g_c} \frac{du}{dt} = F_e - F_b - F_D$$

du/dt es la aceleración de la partícula.

La fuerza externa puede ser expresada por el producto de la masa por la aceleración de partícula.

$$F_e = \frac{m a_e}{g_c} \quad (1.47)$$

La fuerza de flotación, es igual al producto de la masa del fluido que desplaza la partícula, por la aceleración producida por la fuerza externa.

$$F_b = \frac{m \rho a_e}{\rho_p g_c} \quad (1.48)$$

La fuerza de arrastre es definida como:

$$F_D = \frac{C_D u_0^2 \rho A_p}{2 g_c} \quad (1.49)$$

Por otra parte la velocidad de aproximación del fluido a la partícula, $U_0 = U$.

Si la fuerza externa es la de gravedad entonces:

$$\frac{d u}{d t} = g \frac{\rho_p - \rho}{\rho_p} - \frac{C_D u_0^2 \rho A_p}{2 m}$$

Si empezamos desde el momento en el que el cuerpo deja de estar en reposo, su caída consiste en dos períodos: el de caída acelerada y el de caída de velocidad constante. El período inicial de aceleración suele ser muy corto, del orden de una décima de segundo. Por consiguiente, el período de caída de velocidad constante es el más importante. A esta velocidad se la llama velocidad de sedimentación libre o velocidad terminal U_t .

Al despejar el valor de la velocidad terminal $du/dt = 0$, la expresión toma la forma:

$$u_t = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho)m}{A_p \rho_p C_D \rho}} \quad (1.50)$$

Para partículas esféricas:

$$m = \frac{\pi D_p^3 \rho_p}{6} \quad \text{y} \quad A = \frac{\pi D_p^2}{4} \quad (1.51) \text{ y } (1.52)$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación anterior, se obtiene, para partículas esféricas:

$$u_t = \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho)g d_p}{3C_D \rho}} \quad (1.53)$$

El coeficiente de arrastre para esteras rígidas es una función del número de Reynolds de la estera. La primera región de la curva que representa dicha función es la del flujo laminar, llamada región de la Ley de Stokes ($Re < 1.0$), donde el coeficiente de arrastre es:

$$C_D = \frac{24}{d_p U \rho \mu} = \frac{24}{Re} \quad (1.54)$$

Empleando el coeficiente de retardo así definido, para flujo laminar, la velocidad de sedimentación se define como:

$$u_t = \frac{(\rho_p - \rho)g d_p^2}{18\mu} \quad (1.55)$$

La segunda región de la curva es la de transición y representa un desarrollo gradual de turbulencia en el movimiento. La relación de Allen (1900) es apropiada y da una aproximación lineal de la curva en el intervalo de $1 < Re < 1000$. En esta región C_D se define como:

$$C_D = 30 \left(\frac{d_p U \rho}{\mu} \right)^{-0.625} \quad (1.56)$$

y la velocidad de sedimentación es:

$$u_t = 0.20 \left(\frac{(\rho_p - \rho)g}{\rho} \right)^{0.75} \frac{d_p^{1.18}}{(\mu/\rho)^{0.45}} \quad (1.57)$$

Otros autores han considerado la región de transición en el intervalo de $500 < R_e < 2000$ y han definido el C_D como:

$$C_D = \frac{18.5}{\left(\frac{d_p U \rho}{\mu} \right)^{0.6}} \quad (1.58)$$

La tercera región llamada de la Ley de Newton representa el desarrollo completo de turbulencia excepto en la capa límite y se presenta en el intervalo de $1000 < R_e < 200\ 000$. El coeficiente de arrastre se define como:

$$C_D = 0.44 \quad (1.59)$$

y

$$U_t = 1.74 \left(\frac{(\rho_p - \rho) g}{\rho} \right)^{0.50} d_p^{0.50} \quad (1.60)$$

En la última región que corresponde a $< R_e > 200\ 000$ se presenta la situación donde la capa límite por sí misma se vuelve turbulenta y es definida por:

$$C_D = 0.10 \quad (1.61)$$

Este comportamiento no se presenta en el caso de partículas con sedimentación libre.

1.4.4.3. VELOCIDAD DE SEDIMENTACION FRENADA.

En el caso en el que el número de partículas es bastante grande y las propias partículas se interfieren entre sí debido a su movimiento, los gradientes de velocidad que rodean a cada partícula se afectan por la presencia cercana de otras partículas. La sedimentación de las partículas desplaza el líquido y esto genera una velocidad de dicho líquido hacia arriba, bastante considerable. Por consiguiente, la velocidad del líquido es apreciablemente mayor con respecto a la de la partícula.

Para un flujo frenado, la velocidad de sedimentación es inferior a la que resultaría de un cálculo empleando la ecuación de sedimentación libre. La fuerza de arrastre real es mayor en la suspensión, debido a la interferencia de las otras partículas. La viscosidad efectiva más alta de la mezcla es igual a la viscosidad real del propio líquido, dividida entre un factor de corrección empírico, que depende de la fracción volumen de la mezcla o suspensión ocupada por el líquido.

$$\mu_m = \frac{\mu}{\psi_p} \quad (1.62)$$

Donde:

$$\psi_p = \frac{1}{10^{1.82(1-\epsilon)}} \quad (1.63)$$

La densidad de la fase líquida equivale a la densidad general de la suspensión que es:

$$\rho_m = \epsilon\rho + (1-\epsilon)\rho_p \quad (1.64)$$

Realizando la diferencia de densidades tenemos:

$$\rho_p - \rho_m = \rho_p - (\epsilon\rho + (1-\epsilon)\rho_p) = \epsilon(\rho_p - \rho) \quad (1.65)$$

La velocidad de sedimentación U_t con respecto al aparato, es ϵ veces la velocidad calculada con la Ley de Stokes.

Sustituyendo el valor de μ_m , $\rho_p - \rho$ y multiplicando por ϵ para el efecto de la velocidad relativa, la velocidad de sedimentación frenada es:

$$u_t = \frac{(\rho_p - \rho) g d_p^2}{18\mu} (\epsilon \psi_p) \quad (1.66)$$

Entonces el número de Reynolds se basa en la velocidad con respecto al fluido (U_t) y cuando el Re es inferior a 1.0, la sedimentación corresponde al intervalo de aplicabilidad de la Ley de Stokes.

1.5. FLUJO HORIZONTAL DE SUSPENSIONES SOLIDO-LIQUIDO PATRONES DE FLUJO

El comportamiento de un sistema sólido-líquido depende de las propiedades físicas de las dos fases, de la cantidad de sólidos en el fluido, del tamaño y forma de la partícula sólida así como también el intervalo de tamaño y forma en el caso donde éstas no son uniformes.

Existen evidencias bibliográficas (Howard, 1939; Wilson, 1942; Bruce, Hodgson y Clark, 1952; Duran, 1953; Newitt, Richardson, Abbott y Turtle, 1955; Ellis y Round, 1963; Thomas, 1964; Gaessler, 1967; y Wicks, 1968), de los patrones de flujo observados con partículas finas y medias suspendidas en líquido o gas, donde es posible seguir la secuencia de los patrones de flujo encontrados en base a la concentración de sólidos y al decremento desde altas hasta bajas velocidades de la suspensión.

1.5.1. FLUJO SIMETRICO

Este comportamiento se presenta si existen altas velocidades o cuando existen decrementos de la velocidad hasta el punto donde la turbulencia u otra fuerza de flotación es totalmente suficiente para mantener la suspensión y evitar que las partículas lleguen al fondo de la tubería. Para sistema sólido-líquido y altas velocidades de la suspensión (10 ft/s o más) de partículas de tamaño fino y medio están completamente suspendidas y simétricas, aunque no necesariamente presenten una distribución uniforme con respecto al eje horizontal de la tubería. Un perfil de concentración simétrico puede ser desarrollado a bajas velocidades (3-5 ft/s), si el flujo es turbulento y el sólido tiene una velocidad de sedimentación baja. Bajo ciertas circunstancias el perfil de concentración tiende a aproximarse al perfil de velocidad (Soo y Regalbuto, 1960).

1.5.2. FLUJO ASIMETRICO

Este comportamiento se presenta cuando hay decrementos en la velocidad de la suspensión, en la intensidad de la turbulencia y/o en las fuerzas de flotación. Como consecuencia del decremento de las fuerzas para suspender las partículas existe una tendencia a la sedimentación de las partículas, presentándose una distorsión en el perfil de concentración con más sólidos en la parte baja de la tubería.

1.5.3. FLUJO CON LECHO EN MOVIMIENTO

Debido a la baja velocidad con la que las partículas golpean la pared de la tubería se favorece un brinco dentro del flujo por lo que las partículas tienden a acumularse en el fondo de la tubería, primero en forma de dunas separadas (Sinclair, 1962) y enseguida como un lecho en continuo movimiento. Las dunas y el lecho se mueven a lo largo de la tubería a una velocidad más baja que el líquido y las partículas de la parte alta de las dunas, esto ocasiona un rol de partículas que las hace

caer debido al esfuerzo de cizalla ejercido en ellas por el líquido. Para sistemas con partículas de tamaño medio y con un intervalo extenso de velocidad de sedimentación, el lecho se forma rápidamente por la sedimentación de partículas.

1.5.4. FLUJO CON LECHO ESTACIONARIO

Como la velocidad de la suspensión es reducida las partículas más bajas del lecho tienden a un sistema estacionario, el lecho se hace más espeso y el lento movimiento es ocasionado por las partículas superiores que caen una sobre otra. Como consecuencia existe una sección transversal disponible para el flujo del líquido cuya velocidad tiende a ser constante.

1.5.5. VELOCIDAD DEL PATRON DE FLUJO

Siguiendo la terminología de Govier y Charles (1961) se define la velocidad promedio de mezclas (suspensiones) en algunos sistemas, la transición toma lugar desde un patrón de flujo hasta otro de la siguiente manera:

V_{M1} . Es la velocidad en la cual la suspensión fluye en sistema de flujo simétrico.

V_{M2} . Es la velocidad en la cual la suspensión fluye en un sistema de flujo asimétrico, es la velocidad abajo de la cual los sólidos forman un depósito en el fondo de la tubería.

V_{M3} . Es la velocidad inferior a V_{M2} , en la cual hay un movimiento del lecho de partículas existente en el fondo de la tubería, con una mezcla de tamaños de partículas donde unas se mueven por saltación y otras están en suspensión. Es la velocidad abajo de la cual el lecho en contacto con la pared del tubo comienza a ser estacionario.

V_{M4} . Es la velocidad en la cual existe un lecho de flujo estacionario, algunas partículas se mueven por saltación en la parte superior y otras están en suspensión. A velocidades abajo de ésta puede ocurrir un bloqueo en la tubería.

Estas velocidades de transición pueden relacionarse en el diagrama Log ΔP vs Log V suspensión como se muestra en la figura 1.9. Arriba de V_{M1} la suspensión se comporta más como un fluido verdadero, aunque la distribución de partículas no uniforme (a pesar de ser simétrico) sobre la sección transversal origina el "holdup" y una suspensión que fluye con densidad no uniforme y mayor a la de la suspensión de alimentación. No obstante estos efectos, la línea del gradiente de presión de la suspensión es paralela a la de la fase continua, y puede considerarse como un fluido puro que tiene las propiedades de la suspensión de alimentación.

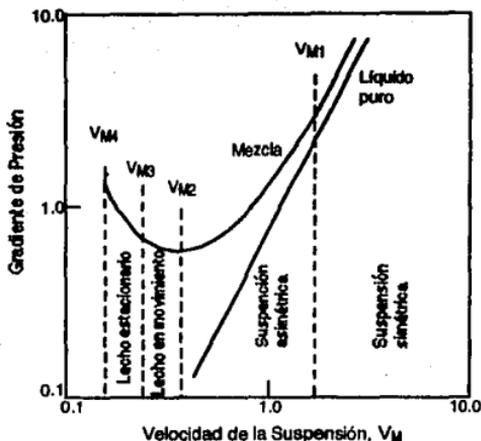


Figura 1.9. Representación esquemática del gradiente de presión. Gouvier, 1972.

El concepto de velocidades de transición, V_{M1} a V_{M4} es directamente aplicable sólo a suspensiones de partículas con distribución de tamaño reducida. Para suspensiones de distribución amplia puede ser aplicado a fracciones de tamaño pequeño arbitrariamente seleccionadas. En la utilización de las correlaciones a seguir no se debería emplear un diámetro promedio para suspensiones de intervalo de tamaño de partículas amplio.

Aunque ha habido confusión en la notación y algunas variaciones en la interpretación, parece bien establecido que la V_{M2} coincide con aquella velocidad a la cual ocurre el mínimo en la relación del gradiente de presión - velocidad de la suspensión (Durand, 1953; Thomas, 1962, 1964; Condolios y Chapus, 1963). La velocidad de transición V_{M3} no se refleja claramente en la curva, y V_{M4} es alcanzada raramente en las mediciones actuales.

1.5.6. PERFILES DE VELOCIDAD Y CONCENTRACION

Los perfiles de concentración y velocidad de la suspensión que fluye están relacionados a la descripción y correlaciones de los patrones de flujo. No se conocen correlaciones para predecir el perfil de velocidades de los sólidos, pero han sido propuestos métodos de limitada aplicabilidad para la predicción de velocidad de agua y de los perfiles de concentración en suspensiones agua-sólido.

1.5.6.1. RETRASO DE LAS PARTICULAS

No existen métodos generalmente aplicables para la predicción del retraso para todos los patrones del flujo tanto para sistemas líquido-sólido como gas-sólido.

En el régimen de flujo simétrico de suspensiones líquido-sólido y gas-sólido es común suponer que el retraso es despreciable y las concentraciones *in situ* y de entrada son idénticas. Esto no es completamente correcto, pero es una aproximación adecuada en muchos casos.

Retomando las relaciones fundamentales, es razonable suponer que la velocidad de aglomeración promedio es cero para el caso de flujo horizontal de cualquier suspensión sólido-líquido donde los sólidos están completamente suspendidos, y esto conduce a la relación:

$$V_p = C_0 V_s \quad (1.67)$$

Para suspensiones simétricas a bajas velocidades se esperaría un perfil de concentración uniforme y C_0 sería aproximadamente la unidad. A altas velocidades el perfil de concentraciones tiene su valor máximo en el eje axial de la tubería y C_0 se aproximaría a 1.2 o puede ser aún más grande. Como se ha visto en datos bibliográficos típicos, el retraso puede ser significativo en suspensiones asimétricas y flujo con techos.

1.5.6.2. GRADIENTE DE PRESION

No existe una correlación general para el gradiente de presión aplicable a todos los patrones de flujo para sistemas sólido-líquido. Solo en el caso de patrón de flujo simétrico se ha desarrollado un análisis teórico. Han sido desarrolladas muchas correlaciones empíricas para las regiones de flujo individuales y para las fases continuas ya sean líquidas o gaseosas.

Muchas de las correlaciones están basadas en el balance de energía mecánica en su forma más simple. Otras correlaciones se expresan en términos del gradiente de presión adicional adimensional:

$$\frac{\Delta P / L - (\Delta P / L)_F}{(\Delta P / L)_F} = \frac{i - i_F}{i_F} \quad (1.68)$$

Gaessier (1967), desarrollo un análisis detallado del flujo de suspensiones agua-sólido en tuberías horizontales. Divide el gradiente de presión total en tres componentes de la fuerza neta, esto es:

$$\frac{\pi D^2}{4} \Delta P = F_1 + F_2 + F_3 \quad (1.69)$$

A través de un análisis basado en una explicación del mecanismo de flujo, desarrolla las siguientes expresiones:

$$F_1 = \beta W_p (S-1) \frac{g}{g_c} \quad (1.70)$$

$$F_2 = \pi D L \tau_{wp} \quad (1.71)$$

$$F_3 = \frac{f_t A L (1 - E_p) \rho_f V_f^2}{g_c D} \quad (1.72)$$

El esfuerzo de corte en la pared debido a las partículas suspendidas está definido como:

$$\tau_{wp} = \frac{4 W_p V_p^2}{g_c \pi D^2 L} f_p \quad (1.73)$$

El mismo autor desarrolla expresiones para evaluar f_p , sin embargo éstas se restringen a ciertos tipos de materiales de la tubería y tamaños de partícula.

Debido a la complejidad de la correlación desarrollada por Gaessler, él mismo expresa predicciones del gradiente de presión de una forma más simple representando el gradiente de presión adicional adimensional. Expresando:

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_p \quad (1.74)$$

$$\Delta P_f = \frac{2 f_t \rho_f V_s^2 L}{g_c D} \quad (1.75)$$

$$\Delta P_p = \frac{2 f_p (\rho_p - \rho_f) V_s^2 L}{g_c D} \quad (1.76)$$

Gaessler deriva:

$$\frac{\Delta P - (\Delta P)_F}{(\Delta P)_F} = \frac{i - i_F}{i_F} = \frac{f_p}{f_t} C_p (S-1) \quad (1.77)$$

Y calcula los valores de f_p correspondientes con sus predicciones de ΔP . Comparó sus predicciones del efecto de las variables en f_p con datos publicados por otros investigadores y encontró una excelente concordancia por lo que se corrobora la validez de la correlación.

A continuación se presenta el desarrollo metodológico planteado para el estudio realizado en este trabajo.

CAPITULO 2

DESARROLLO METODOLOGICO

2. DESARROLLO METODOLÓGICO

El cuadro metodológico describe la secuencia experimental realizada para cubrir los objetivos planteados.

En el primer objetivo, se planteó la elaboración de dos sistemas modelo que fueran representativos de suspensiones alimenticias comerciales (salsas mexicanas, aderezos, mermeladas y sopas preparadas), estos alimentos fueron elegidos con base a la gran cantidad y variedad de partículas que contienen, y a que son -dentro de los productos procesados- de los más consumidos. A dichos alimentos se les evaluaron las siguientes propiedades físicas y fisicoquímicas:

- Densidad. Se determinó por método gravimétrico para la suspensión, fase continua y fase dispersa.
- Porcentaje de sólidos referido a la materia sólida contenida en la suspensión.
- pH. Se determinó empleando un potenciómetro Corning pH Meter modelo 7.
- Conductividad eléctrica. Empleando un conductímetro YSI modelo 32 de 115 v.
- Tensión superficial basado en el principio del ascenso de un líquido a través de un capilar.
- Tamaño. Se determinó mediante la dimensión característica de la partícula.
- Forma. Se aplicó el principio del diámetro equivalente y esterilidad.
- Estabilidad. Se evaluó mediante la centrifugación de la muestra y medición de volumen drenado, empleando una I.E.C. Clinical Centrifuge de 7 velocidades y 115 v.

Así mismo se evaluaron las propiedades reológicas, empleando un viscosímetro Brookfield modelo RVT de discos con ocho velocidades, aplicando el método propuesto por Mitschka (1962) para el tratamiento de datos. La evaluación de las propiedades reológicas de las fases continuas de estas suspensiones se realizó en un viscosímetro de cilindros concéntricos Rheomat 115 Contraves. Esta evaluación se realizó para determinar la influencia de las partículas en los parámetros reológicos.

Con base en los resultados obtenidos en las actividades descritas en los párrafos anteriores se procedió a la elaboración de los sistemas modelo (pseudoplástico y tixotrópico generalizados), mediante el empleo de polisacáridos y semillas, variando la concentración y tamaño de partícula, cubriendo así el objetivo planteado.

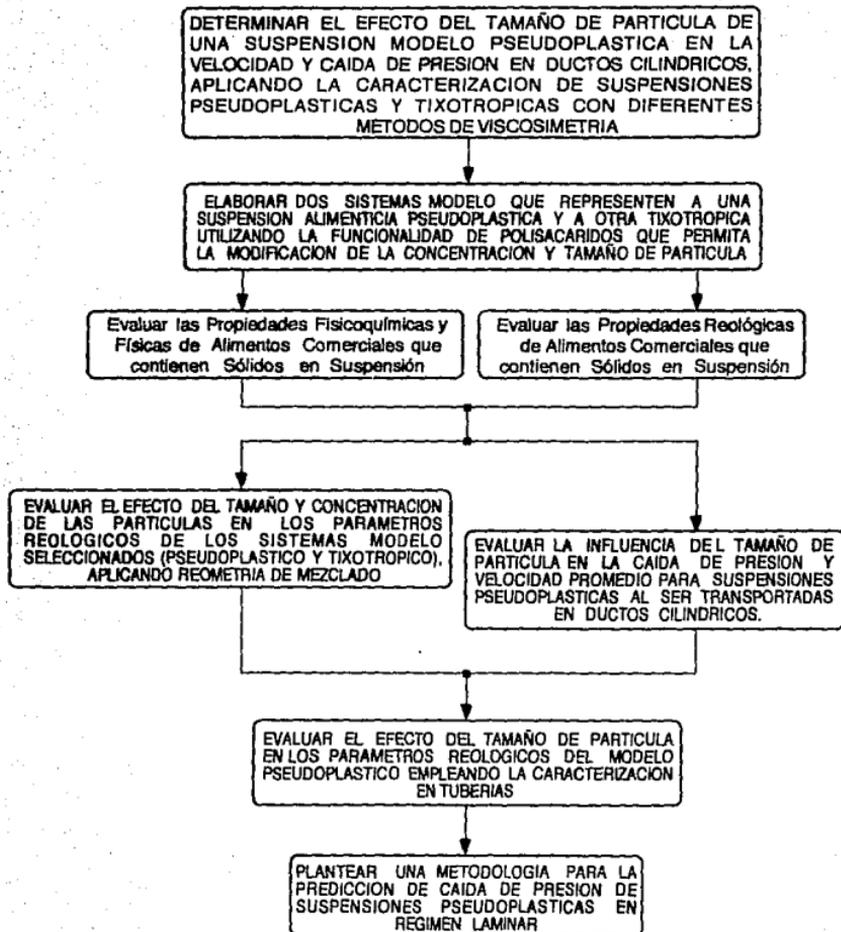
En el segundo objetivo particular se evaluaron las propiedades reológicas de las suspensiones modelo (pseudoplástica y tixotrópica generalizadas) en reometría de mezclado (impulsor de cinta helicoidal), variando la concentración y tamaño de partículas.

Posteriormente se realizó el tercer objetivo particular en el que se evaluó la influencia del tamaño de partícula en la caída de presión y velocidad promedio de la suspensión modelo pseudoplástica al ser transportada en tuberías.

Para cumplir el cuarto objetivo particular se evaluó el efecto del tamaño de partícula en los parámetros reológicos de la suspensión modelo pseudoplástica empleando la caracterización en tuberías.

Finalmente se desarrolló una secuencia de cálculo para la caída de presión de suspensiones pseudoplásticas (con una concentración de sólidos del 5%) comprobándose con los resultados experimentales.

CUADRO METODOLOGICO



2.1. DESARROLLO EXPERIMENTAL

2.1.1. ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO

OBJETIVO PARTICULAR 1. Elaborar dos sistemas modelo que representen a una suspensión alimenticia pseudoplástica y a otra tixotrópica utilizando la funcionalidad de polisacáridos que permita la modificación de la concentración y tamaño de partícula.

Justificación. Se elaboraron los sistemas modelo para representar el comportamiento reológico de diversas suspensiones alimenticias comerciales tales como salsas mexicanas, sopas, aderezos y mermeladas.

La evaluación de las características generales (físicas, fisicoquímicas y reológicas) de la fase continua y la fase dispersa son necesarias para poder establecer la influencia de éstas en la suspensión. Así mismo es necesario conocer ciertas características físicas para poder elaborar un sistema modelo semejante a las suspensiones alimenticias empleadas.

2.1.1.1. EVALUACION DE PROPIEDADES FISICAS Y FISICOQUIMICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES

Se evaluaron las propiedades físicas y fisicoquímicas: densidad, sólidos totales, porcentaje de partículas, tamaño, forma y estabilidad de las partículas, pH, conductividad eléctrica y tensión superficial, de diversos alimentos comerciales que contienen sólidos en suspensión.

a) DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICAS

a.1. Determinación de ρ

Justificación: Se considera de importancia la determinación de esta propiedad física debido a que la diferencia de densidades entre la fase continua y la fase dispersa de una suspensión influye tanto en los parámetros reológicos como en la estabilidad de la misma.

Fase continua y Suspensión alimenticia

Método:

1. Registrar la masa de un picnómetro limpio (masa constante).
2. Llenar el picnómetro hasta el aforo con el líquido problema a 25 °C (fase continua).
3. Registrar la masa del picnómetro con el líquido problema.
4. Calcular el valor numérico de la densidad del líquido problema con la siguiente expresión:

$$\rho = \frac{\text{masa de la muestra}}{\text{volumen de la muestra}} \rho_{\text{agua}} \quad (2.1)$$

Fase dispersa**Método:**

1. Registrar la masa de un picnómetro limpio (masa constante).
2. Colocar cierta cantidad de partículas en el picnómetro y registrar la masa.
3. Llenar el picnómetro con aceite hasta el aforo y registrar la masa.
4. Vaciar el contenido del picnómetro rápidamente cuidando que éste quede limpio.
5. Llenar nuevamente el picnómetro con aceite a 25 °C hasta el aforo y registrar su masa.
6. Calcular el valor de la densidad de la partícula con la siguiente expresión:

$$\rho_{\text{partícula}} = ((m_S - m_0) / (m_1 - m_0) - (m_S - m_S)) \rho_a \quad (2.2)$$

a.2. Determinación de la estabilidad de las suspensiones alimenticias.

Justificación: Debido a que la estabilidad de las suspensiones es un factor importante en el transporte de las mismas, se requiere determinar el tiempo en el cual las suspensiones alimenticias estudiadas presentan una separación de fases y con ello elegir la más estable para la experimentación en ductos cilíndricos.

Variables

Variable independiente: Tiempo de centrifugación

Variable dependiente: Volumen sedimentado

Variable de respuesta: Estabilidad

No. Repeticiones: 3

Método:

1. Llenar los tubos para centrifuga con 10 ml de la suspensión problema.
2. Centrifugar a una velocidad de 4 e iniciar el cronometraje de los intervalos de tiempo establecidos (5 min).
3. Cuantificar el volumen sedimentado al cabo de los intervalos de tiempo establecidos.
4. Finalizar la prueba cuando el volumen sedimentado permanezca constante y registrar el tiempo final.

a.3. Determinación del porcentaje de sólidos en suspensiones alimenticias con fase polidispersa.

Justificación: Debido a que el porcentaje de sólidos influye en gran medida en las propiedades reológicas de las suspensiones es necesaria su determinación.

Variables

Variable independiente: Masa de muestra (suspensión)

Variable dependiente: Masa de sólidos en la muestra

Variable de respuesta: Porcentaje de sólidos

Método:

1. Registrar la masa de una muestra representativa de la suspensión.
2. Drenar la fase continua y enjuagar con agua destilada hasta obtener la fase dispersa limpia.
3. Escurrir durante 30 minutos.
4. Registrar la masa de la fase dispersa escurrida.
5. Separar y clasificar los diferentes tipos de partículas que conforman la fase dispersa.
6. Registrar la masa de cada grupo de partículas clasificadas.
7. Calcular el porcentaje de sólidos en la suspensión mediante la siguiente expresión:

$$\% \text{ sólidos} = (\text{masa de partículas} / \text{masa de muestra}) \times 100 \quad (2.3)$$

8. Calcular el porcentaje de cada partícula diferente de la fase dispersa mediante la siguiente expresión:

$$\% \text{ sólidos} = (\text{masa de partícula problema} / \text{masa de la fase dispersa}) \times 100 \quad (2.4)$$

El porcentaje calculado es de partículas húmedas.

a.4. Determinación de la forma geométrica y tamaño (ϕ del círculo equivalente y esfericidad) de las partículas suspendidas.

Justificación: Estas propiedades son de importancia en el estudio de suspensiones ya que determinan las posibles interacciones partícula-partícula y partícula-fluido en el comportamiento reológico y el flujo en tuberías.

Forma geométrica.

Se determinó con base en la observación y a una geometría definida.

Tamaño.

Se determinó mediante el cálculo del Diámetro del Círculo Equivalente que es el diámetro de la esfera cuya área equivale al área de la partícula proyectada sobre una superficie (Rhodes, 1990), así mismo se determinó la esfericidad la cual está definida como la relación del área de un esfera entre el área de partícula de volumen equivalente (Wadell, 1934).

Método:

1. Cuantificar las dimensiones más sobresalientes de la partícula.
2. Calcular el diámetro del círculo equivalente mediante la ecuación del área para una esfera

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

$$d_e = 2 \sqrt{\frac{A_{\text{partícula}}}{4\pi}} \quad (2.6)$$

3. Calcular el diámetro de volumen equivalente mediante la ecuación del volumen de una esfera

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

$$d_s = 2 \sqrt[3]{\frac{3V_{\text{partícula}}}{4\pi}} \quad (2.8)$$

4. Despejar de la ecuación anterior el diámetro de la partícula y con éste calcular el área de la misma.

5. Calcular la esfericidad con la siguiente expresión:

$$\psi = \frac{A_{\text{Esfera}}}{A_{\text{Partícula}}} \quad (2.9)$$

b) DETERMINACION DE PROPIEDADES FISICOQUIMICAS

b.1. Determinación de pH.

Justificación: Se determinó esta característica debido a su influencia en las propiedades de algunos alimentos elaborados con ingredientes cuya funcionalidad depende de la acidez del medio.

Fase continua y Suspensión Alimenticia

Condiciones constantes: Volumen de muestra 50 ml

Temperatura 25 °C

No. Repeticiones: 3

Método:

1. Calibrar el potenciómetro con una solución buffer, la lectura obtenida tendrá que ser el pH de la solución.
2. Llenar un vaso de precipitado con 50 ml de muestra a 25 °C (fase continua).
3. Introducir el electrodo limpio en la muestra .
4. Registrar el pH de la muestra mostrado en la pantalla del potenciómetro.

b.2. Determinación de la tensión superficial a la fase continua de las diversas suspensiones alimenticias.

Justificación: La determinación de esta propiedad es de importancia ya que es un parámetro que influye en la estabilidad de un sistema.

Condiciones constantes: Volumen de muestra 50 ml
Temperatura 25 °C

No. Repeticiones:3

Método:

1. Colocar 2 ml de muestra en un tubo de ensaye.
2. Introducir el capilar en el tubo a la mitad del volumen de la muestra.
3. Registrar la altura alcanzada por el líquido a través del capilar, hasta el momento que ésta permanezca constante.
4. Calcular el valor numérico de la tensión superficial de la fase continua con la siguiente expresión:

$$\sigma = \frac{1}{2} h d g r \quad (2.10)$$

b.3. Determinación de la conductividad eléctrica

Justificación: Esta propiedad se determinó tanto en la fase continua como en la suspensión con la finalidad de establecer si existen efectos electroviscosos en la reología de los alimentos estudiados.

Fase continua y .Suspensión alimenticia.

Condiciones constantes: Volumen de muestra 80 ml
Temperatura 25 °C

No. Repeticiones:3

Método:

1. Calibrar las celdas de conductividad con la solución calibradora (YSI).
2. Sumergir la celda de conductividad en la muestra a 25 °C asegurándose que la cámara del electrodo esté libre de aire.
3. Rotar el switch para elegir la escala de conductancia para la determinación . Una alta escala es indicada por un número 1 y una baja por una letra u.
4. Registrar el valor de conductancia mostrado en la pantalla del instrumento.
5. Determinar el valor numérico de la conductividad multiplicando el valor de la conductancia por la constante indicada en la celda (K).

2.1.1.2. DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES REOLOGICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES Y DE SU FASE CONTINUA

Justificación. Debido a que el comportamiento reológico de las suspensiones está determinado tanto por las propiedades reológicas de la fase continua como por la presencia de partículas en ella, es necesario su conocimiento para establecer la influencia de las partículas en la suspensión.

a) CARACTERIZACION REOLOGICA DE LAS DIVERSAS SUSPENSIONES COMERCIALES

La caracterización reológica se realizó con la finalidad de conocer el tipo de comportamiento que presentan las suspensiones alimenticias comerciales y así poder elaborar el sistema modelo de las mismas.

Esta actividad se realizó con un viscosímetro Brookfield RVT de ocho velocidades debido a que su geometría es el que presenta menos inconvenientes en la caracterización de suspensiones aunque no es el adecuado.

La temperatura para cada suspensión alimenticia fué elegida en base a las condiciones prácticas en las que fluye, o en las que presenta mayor facilidad para realizar la caracterización.

Variables

Variable independiente: RPM

Variable dependiente: Lectura de la carátula

Variable de respuesta: Parámetros reológicos

Condiciones constantes: Volumen de muestra 500 ml

Temperatura de acuerdo al tipo de alimento

Niveles de variación: Velocidades :0.5 - 100 RPM

Tiempo para registro de lecturas: 2 min

Tiempo para registro de lecturas al equilibrio: 5 min

Método:

1. Nivelar el viscosímetro Brookfield.
2. Colocar el huso adecuado para la muestra.
3. Colocar la muestra a la temperatura correspondiente y sumergir el huso en ella hasta que la muestra del mismo se nivele con la superficie del fluido.
4. Registrar las lecturas del instrumento para cada una de las velocidades de manera tanto ascendente como descendente para determinar si existe o no dependencia del tiempo.
5. En caso de presentarse dependencia del tiempo, someter el fluido a la más alta velocidad, tomando lecturas a los diferentes intervalos de tiempo hasta alcanzar el equilibrio (lectura constante).

8. Obtener el comportamiento y los parámetros reológicos de las suspensiones empleando el método propuesto por Mitschka (1982).

b) CARACTERIZACION REOLOGICA DE LAS FASE CONTINUA DE LAS SUSPENSIONES COMERCIALES

Esta caracterización se realizó con el fin de comparar el comportamiento de la fase continua con el de la suspensión y establecer la influencia de las partículas y sus propiedades en dicho comportamiento.

El instrumento utilizado fue el viscosímetro Rheomat 115 módulo 7/7 de cilindros concéntricos, con un sistema de medición conforme a la Norma DIN denominado 125 con las siguientes dimensiones: diámetro del cilindro interno 0.0248 m, diámetro del cilindro externo 0.027 m y espacio anular 0.0022 m.

La temperatura a la que se llevó a cabo la caracterización de las fases continuas fue la misma que la mantenida en la caracterización de la suspensión alimenticia correspondiente.

Variables

Variable independiente: Velocidad

Variable dependiente: Lectura

Variable de respuesta: Parámetros reológicos

Condiciones Constantes: Temperatura 25 ° C

Volumen de muestra dependiendo del sistema de medición utilizado

Método:

1. Elegir el cilindro interno para cada muestra.
2. Colocar el cilindro interno en el viscosímetro y ajustarlo bien.
3. Colocar el cilindro externo con la muestra procurando que el cilindro interno ya colocado se cubra totalmente por ésta.
4. Encender el baño para mantener la temperatura.
5. Encender el viscosímetro y ajustar el porcentaje de torque a cero antes de encender el motor.
6. Encender el motor y comenzar a tomar lecturas para cada velocidad en forma tanto ascendente como descendente para determinar si existe dependencia el tiempo.
7. Si existe dependencia del tiempo someter el fluido a la velocidad más alta, tomando lecturas a los diferentes intervalos de tiempo hasta alcanzar el equilibrio (lectura constante).
8. Calcular $\dot{\gamma}$ y τ con las constantes que corresponden al módulo y al cilindro interno del instrumento y construir la curva de flujo.
9. Obtener los parámetros reológicos según el comportamiento observado.

2.1.1.3. SELECCION Y ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO

a) ELECCION DE LOS PARAMETROS REOLOGICOS QUE REPRESENTEN A LAS DIVERSAS SUSPENSIONES ALIMENTICIAS ELEGIDAS

Esta actividad se realizó con la finalidad de establecer los parámetros reológicos de los sistemas modelo de tal forma que sean representativos de las suspensiones alimenticias elegidas con base en el intervalo obtenido en las caracterizaciones reológicas.

b) ELECCION DE LAS CONCENTRACIONES, TIPO Y TAMAÑO DE PARTICULAS

Para cubrir esta actividad fue necesario determinar los intervalos de concentración y de porcentaje de distribución, así como el tipo y tamaño de las partículas contenidas en las suspensiones alimenticias estudiadas.

Al igual que en el caso de los parámetros reológicos se eligió el tipo de partícula representativo de aquellas presentes en las suspensiones alimenticias, así mismo se estableció el nivel de variación de la concentración y tamaño de partículas.

c) SELECCION DE LOS POLISACARIDOS

La selección de los polisacáridos empleados para la elaboración del sistema modelo se realizó con base en el comportamiento reológico, considerando las condiciones requeridas para el desarrollo de la propiedad funcional del polisacárido o mezcla de polisacáridos.

d) DETERMINACION DE LA CONCENTRACION OPTIMA DE POLISACARIDOS

La concentración óptima de polisacáridos se determinó en función de los parámetros reológicos establecidos en la sección (a) de la actividad 2.1.1.2. Se tomó como base las concentraciones establecidas por el proveedor, y la viabilidad de suspender el tipo y concentraciones de partículas elegidas.

e) DETERMINACION DE LA DENSIDAD DE LOS SISTEMAS MODELOS

Justificación: La densidad tanto de la fase continua como de las partículas son importantes para realizar los cálculos en la experimentación en ductos cilíndricos.

Se evaluaron las densidades de los sistemas modelo con diferentes concentraciones y tamaños de partícula, así como de la fase continua. La metodología empleada fue la misma que la de la sección (a.1) de la actividad 2.1.1.1.

f) CARACTERIZACION DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DE LOS SISTEMAS MODELO CON DIVERSAS CONCENTRACIONES Y TAMAÑOS DE PARTICULA EMPLEANDO UN VISCOSIMETRO BROOKFIELD

Esta actividad se realizó para determinar la concentración óptima de los polisacáridos, mediante la evaluación de los modelos propuestos considerando los criterios mencionados en la sección (d) de la actividad 2.1.1.3. La caracterización se realizó empleando un viscosímetro Brookfield (geometría de discos), empleando el método viscosimétrico descrito en la sección (a) de la actividad 2.1.1.2.

Una vez caracterizada la fase continua del modelo se procedió a la caracterización de las suspensiones elaboradas con las diversas concentraciones y tamaños de partícula seleccionadas, empleando la técnica descrita anteriormente.

2.1.2. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LOS SISTEMAS MODELO EN REOMETRIA DE MEZCLADO

OBJETIVO PARTICULAR 2. Evaluar el efecto del tamaño y concentración de las partículas en los parámetros reológicos de los sistemas modelo (pseudoplástico y tixotrópico) aplicando reometría de mezclado.

2.1.2.1. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA

2.1.2.2. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO TIXOTROPICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA

Variables

Variable independiente: Tamaño y concentración de la partícula

Variable dependiente: Parámetros reológicos

Variable de respuesta: Parámetros reológicos

Condiciones Constantes: Temperatura 25 ° C

Volumen de muestra 500 ml

No. Repeticiones :3

Método:

1. Seleccionar la hélice y el vaso de acuerdo al tipo de muestra.
2. Colocar la hélice en el motor adaptado al viscosímetro Rheomat 115.
3. Colocar la muestra en el vaso y sumergir la hélice en ella hasta que se cubra la totalidad del número de pasos.
4. Encender el baño para mantener la temperatura.
5. Encender el viscosímetro y ajustar el porcentaje de torque a cero antes de encender el motor.
6. Encender el motor y comenzar a tomar lecturas para cada velocidad en forma tanto ascendente como descendente para determinar si existe dependencia el tiempo.
7. Si existe dependencia del tiempo someter el fluido a la más alta velocidad, tomando lecturas a diferentes intervalos de tiempo hasta alcanzar el equilibrio (lecturas constantes).
8. Calcular $\dot{\gamma}$ y τ empleando el método de reometría de mezclado desarrollado para el tipo de hélice utilizada, Anexo 2.
9. Realizar la curva y obtener los parámetros reológicos según el comportamiento observado.

2.1.3. EVALUACION DE LA CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD PROMEDIO DEL MODELO PSEUDOPLASTICO AL SER TRANSPORTADO EN UN DUCTO CILINDRICO

OBJETIVO PARTICULAR 3. Evaluar la influencia del tamaño de partícula en la caída de presión y velocidad promedio para las suspensiones pseudoplásticas al ser transportadas en un ducto cilíndrico.

El diagrama de la instalación de transporte empleado se describe en el Anexo 4.

2.1.3.1. CALIBRACION DEL MEDIDOR DE PRESION

Variables

Variable independiente: RPM de la bomba de desplazamiento positivo

Variable dependiente: Caída de presión

Variable de respuesta: ΔZ

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 80L

Longitud y diámetro de la tubería

Niveles de variación: 10

No. Repeticiones: 3

Método:

1. Preparar una solución de azúcar a 58 ° Brix .
2. Colocar el medidor de presión (manómetro abierto) en las entradas correspondientes en la red de flujo.
3. Colocar la solución en los tanques de alimentación de la red de flujo.
4. Llenar la cavidad libre de la bomba abriendo la válvula de mariposa ubicada en la parte inferior del tanque.
5. Accionar la bomba, mediante el variador de frecuencia para llenar toda la red de flujo.
6. Verificar que el medidor de presión se encuentre en cero una vez que se ha llenado la red de flujo.
7. Accionar la bomba a diferentes RPM.
8. Registrar las diferencias de altura en el medidor de presión colocado en cada toma de la línea, a cada nivel de variación.
9. Calcular la caída de presión para cada nivel de variación por medio de la siguiente expresión (Perry, 1982):

$$P_A = (h_M \rho_M - K \rho_A) \frac{g}{g_c}$$

(2.11)

10. Calcular la caída de presión teórica para el fluido empleado.

11. Comparar los resultados obtenidos con el medidor de presión y los resultados teóricos empleando métodos estadísticos.

2.1.3.2. MEDICION DE LA CAIDA DE PRESION DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN UN DUCTO CILINDRICO

Variables

Variable independiente: Tamaño de partícula

Variable dependiente: Caída de presión

Variable de respuesta: ΔZ

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 150 l (sin recircular)

Longitud y diámetro de la tubería

Niveles de variación: 3

No. Repeticiones: 2

Método:

1. Dispersar la mezcla de polisacáridos.
2. Agregar a cada dispersión el tamaño de partículas correspondientes.
3. Colocar el medidor de presión en las entradas correspondientes de la red de flujo.
4. Colocar la suspensión en el tanque de alimentación de la red de flujo.
5. Seguir los pasos del punto 4 hasta el 9 de la actividad 2.1.3.1.

2.1.3.3. MEDICION DE LA VELOCIDAD PROMEDIO DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN UN DUCTO CILINDRICO

Variables para la Fase Continua

Variable independiente: RPM de la bomba de desplazamiento positivo

Variable dependiente: Velocidad de flujo

Variable de respuesta: Gasto volumétrico

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 60 l

Longitud y diámetro de la tubería

Niveles de variación: 3

No. Repeticiones: 2

Variables para la Suspensión

Variable independiente: Tamaño de partícula

Variable dependiente: Velocidad de flujo

Variable de respuesta: Gasto volumétrico

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 150 l. (sin recircular)

Longitud y diámetro de la tubería

Niveles de variación: 3

No. Repeticiones: 2

Método:

1. Dispersar la mezcla de polisacáridos.
2. Agregar a cada dispersión el tamaño de partículas correspondientes.
3. Colocar la dispersión en los tanques de alimentación de la red de flujo.
4. Llenar la cavidad libre de la bomba abriendo la válvula de mariposa ubicada en la parte inferior del tanque.
5. Accionar la bomba, mediante el variador de frecuencia para llenar toda la red de flujo.
6. Accionar la bomba a diferentes RPM.
7. Registrar el volumen por unidad de tiempo Q (m^3/s).
8. Calcular la velocidad de flujo.

2.1.3.4. DETERMINACION DEL PATRON DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS**Variables**

Variable independiente: Caída de presión de la suspensión

Variable dependiente: Velocidad de la suspensión

Variable de respuesta: Patrón de flujo

Condiciones Constantes: Porciento de velocidad de la bomba

Temperatura 25 °C

Concentración de sólidos 5%

Niveles de variación: 10

No. Eventos: 3

Método:

1. Seguir el método de la actividad 2.1.3.2.
2. Seguir el método de la actividad 2.1.3.3.
3. Graficar el log de la caída de presión de la suspensión vs el log de la velocidad de la suspensión.

4. Determinar el patrón de flujo con base en la Figura 1.9

2.1.3.5. DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO PARTICULA-FLUIDO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS

a) VELOCIDAD DE LAS PARTICULAS

Variables

Variable Independiente: RPM de la bomba de desplazamiento positivo

Variable dependiente: Velocidad de la partícula

Variable de respuesta: Tiempo que tarda la partícula en recorrer una distancia

Condiciones Constantes: Distancia y Velocidad de video

Niveles de variación: 10

No.Eventos: 33 para cada nivel de variación

Método:

1. Fijar la distancia de recorrido de la partícula.
2. Medir la velocidad de video en cámara lenta.
3. Obtener la relación entre el tiempo de video normal y el tiempo de video en cámara lenta.
4. Medir el tiempo de recorrido de la partícula en cámara lenta.
5. Obtener la velocidad real de la partícula mediante la relación encontrada en el punto 3.

b) VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO PARTICULA-FLUIDO

1. Determinar la velocidad de deslizamiento existente entre la partícula y la fase continua pseudoplástica mediante la ecuación (1.42):

$$S = V_{\alpha} - V_{\beta}$$

2.1.4. CARACTERIZACIÓN EN TUBERIAS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA

OBJETIVO PARTICULAR 4. Evaluar el efecto del tamaño de partícula en los parámetros reológicos del modelo pseudoplástico empleando la caracterización en tuberías.

2.1.4.1. CARACTERIZACIÓN DE LA FASE CONTINUA DEL MODELO PSEUDOPLASTICO

Variables

Variable independiente: RPM de la bomba de desplazamiento positivo

Variable dependiente: Parámetros reológicos

Variable de respuesta: Gasto y Caída de presión

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 150 l (sin recircular)

Longitud y diámetro de la tubería

No.Repeticiones: 2

Método:

1. Dispersar la mezcla de polisacáridos.
2. Colocar el medidor de presión en las entradas correspondientes de la red de flujo.
3. Colocar la dispersión en el tanque de alimentación de la red de flujo.
4. Seguir los puntos del 4 al 9 de la actividad 2.1.3.1.
5. Registrar el volumen por unidad de tiempo Q (m³/s)
6. Calcular la velocidad de flujo (V_f).
7. Calcular 8V/D
8. Calcular el esfuerzo cortante en la pared (τ_w) según la ecuación (1.5):

$$\tau_w = \frac{\Delta p}{2l} R$$

9. Graficar τ_w vs 8V/D y obtener el valor de n'.
10. Calcular la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$) según la ecuación (1.7):

$$\dot{\gamma} = \frac{4Q}{\pi R^3} \left(\frac{3n' + 1}{4n'} \right)$$

11. Graficar τ_w vs $\dot{\gamma}$ y obtener el valor de el índice de consistencia (K).
12. Evaluar el No. de Reynolds para asegurar régimen laminar con la siguiente expresión:

$$Re_{\text{fluido}} = \frac{\rho_f V_f^{2-n} D^n}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (2.12)$$

13. Realizar la caracterización reológica de la fase continua en viscosimetrías convencionales (Cono y placa y cilindros concéntricos).

El viscosímetro de cilindros concéntricos empleado fue el Rheomat 115 módulo 777, con un sistema de medición conforme a la Norma DIN denominado 125 con las siguientes dimensiones: diámetro del cilindro interno 0.0248 m, diámetro del cilindro externo 0.027 m y un espacio anular de 0.0022 m. El viscosímetro de cono y placa fue un Physica, con un sistema de medición KP 24 con las siguientes dimensiones: diámetro del cono 75 mm, ángulo del cono 1°, truncación 50 µm.

2.1.4.2. CARACTERIZACIÓN DEL MODELO PSEUDOPLÁSTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA

Variables

Variable independiente: Tamaño de partícula

Variable dependiente: Parámetros reológicos

Variable de respuesta: Gasto volumétrico y Caída de presión

Condiciones Constantes: Temperatura 25 °C

Volumen de la muestra 150 l. (sin recircular)

Longitud y diámetro de la tubería

Niveles de variación: 3

No. Repeticiones: 2

Método:

1. Dispersar la mezcla de polisacáridos.
2. Agregar a cada dispersión el tamaño partículas correspondientes.
3. Colocar el medidor de presión en las entradas correspondientes de la red de flujo.
4. Colocar la suspensión en el tanque de alimentación de la red de flujo.
5. Seguir los pasos del punto 4 hasta el 11 de la actividad 2.1.4.1.
6. Evaluar el No. de Reynolds para asegurar régimen laminar con la siguiente expresión:

$$Re_{\text{suspensión}} = \frac{\rho_s V_s^{2-n} D^n}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (2.13)$$

2.1.5. OBTENCION DE LA RELACION EMPIRICA PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA

OBJETIVO PARTICULAR 5. Plantear una metodología para la predicción de la caída de presión de suspensiones pseudoplásticas en régimen laminar.

2.1.5.1. CONSIDERACIONES TEORICAS

Las correlaciones actuales para la determinación de la caída de presión en el transporte de suspensiones a través de tuberías no son válidas para suspensiones de fase continua no-Newtoniana y con partículas de forma no esférica, por lo que en el presente trabajo se propone el desarrollo de correlaciones empíricas que permitan predecir dicha caída y la velocidad promedio de la partícula.

Generalmente los problemas de flujo de fluidos pueden en principio por lo menos ser resueltos por solución simultánea de cinco ecuaciones básicas (descritas en el capítulo 1 en la sección 1.4.1.).

1. Ecuación de estado del fluido, obteniendo el efecto de la presión y temperatura en la densidad del fluido.

2. La ecuación constitutiva del fluido, caracterizando este comportamiento cuando es sometido a un esfuerzo de corte en régimen laminar en una sola dirección.

Para un fluido pseudoplástico ésta es:

$$\tau = k \dot{\gamma}^n \quad (2.14)$$

3. La ecuación de continuidad, o la Ley de conservación de masa.

4. La ecuación de momentum, o la aplicación de la 2ª Ley de Newton de un sistema fluido en movimiento.

5. La ecuación de energía, o la Ley de conservación de energía.

A pesar que la precisión de las 5 relaciones junto con una descripción de las condiciones límite, teóricamente son suficientes para la solución de problemas de flujo de fluidos, en la práctica actual la aplicación de la ecuación de energía y momentum pueden plantear dificultades insuperables. Una alternativa a la ecuación de momentum y a la aplicación rigurosa de la ecuación de energía es:

6. La ec. de energía mecánica, introduciendo una degradación de energía en términos de fricción se expresa en la ecuación (1.40) :

$$\Delta P = \left(\frac{M_\alpha + M_\beta}{Q_\alpha + Q_\beta} \right) \frac{g}{g_c} \Delta Z + \left(\frac{M_\alpha (V_{\alpha 2}^2 - V_{\alpha 1}^2)}{2\alpha_\alpha (Q_\alpha + Q_\beta) g_c} + \frac{M_\beta (V_{\beta 2}^2 - V_{\beta 1}^2)}{2\alpha_\beta (Q_\alpha + Q_\beta) g_c} \right) + \Delta P_f$$

Para la convención de los signos se define $\Delta P = (P_1 - P_2)$. Los tres términos de izquierda a derecha son contribuciones debidas al cambio de energía potencial, energía cinética y fricción.

La aplicación de la ecuación de energía mecánica facilita ampliamente la solución de problemas de flujo de fluidos.

El transporte de la suspensión en estudio se realizó en una tubería horizontal, sin cambios de altura, diámetro de la tubería constante y fluido incompresible, quedando la ecuación anterior simplificada a:

$$\Delta P = \Delta P_f \quad (2.15)$$

Si la ecuación anterior $\Delta P_f/L$ se escribe en términos de factor de fricción:

$$\Delta P = \frac{2 f \rho V^2 L}{g_c D} \quad (2.16)$$

Por otra parte se ha observado que la caída de presión en una instalación de transporte de suspensiones, depende de los siguientes parámetros:

- 1) Del ambiente. Aceleración gravitacional g .
- 2) Datos de diseño de la instalación. Rugosidad del material, diámetro y longitud de la tubería.
- 3) Características de las fases involucradas.
 - 3.1. Sólido: densidad ρ_p , diámetro medio de la partícula (tomado de la distribución del tamaño de partículas en forma de disco).
 - 3.2. Líquido: densidad ρ_α , índice de comportamiento al flujo, índice de consistencia y viscosidad aparente μ_a del fluido pseudoplástico.
- 4) Datos de operación de la instalación. Velocidad de la suspensión a la descarga V y fracción volumétrica de sólidos C_v .

Así mismo diversos autores (Molerus y Wellmann, 1981; Gaessler, 1967) sugieren que la pérdida de potencia en el transporte de una suspensión a lo largo de una sección de tubería ΔL , puede ser dividido en dos partes:

$$\Delta P_{sus.} = \Delta P_{fluido} + \Delta P_{partículas} \quad (2.17)$$

$\Delta P_{suspensión}$ depende de la partícula y el fluido. En el transporte horizontal la velocidad de deslizamiento de las partículas en el fluido es baja en comparación con el transporte neumático. Sin embargo es significativa en el cálculo de la velocidad de la suspensión a la descarga. De esta manera

el comportamiento partícula-partícula así como las colisiones partícula-pared juegan un rol importante en la caída de presión.

2.1.5.2. METODOLOGIA PARA EL CALCULO DE $\Delta P_{\text{suspensión}}$

1. Caída de presión de la parte fluida.

El ΔP causado por el fluido, en régimen laminar, se determina empleando la siguiente expresión:

$$\Delta P_{\text{fluido}} = \frac{2 f \rho_{\text{fluido}} V_f^2 L}{g_c D} \quad (2.18)$$

Se propone el empleo de la velocidad de la fase continua bajo las mismas condiciones (RPM y Temperatura) de la velocidad de la suspensión para que el ΔP obtenido por esta expresión sea representativo.

2. Caída de presión de la partícula.

a. Evaluación del Re de la partícula suspendida en un fluido de la potencia como:

$$Re_{\text{partícula}} = \frac{\rho_p V_f^{2-n} d_p^n}{g^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad (2.19)$$

Se recomienda el empleo de la velocidad de la fase continua en sustitución de la velocidad de la partícula debido a que en la práctica la evaluación de ésta última es complicada.

b. Obtención del factor de fricción de las partículas por medio de la correlación empírica Log $f_{\text{partícula}}$ vs Log Re de la partícula.

c. Cálculo del ΔP de la partícula mediante la expresión:

$$\Delta P_{\text{partícula}} = \frac{2 f_p \rho_p V_p^2 L}{g_c D} \quad (2.20)$$

2.1.5.3. OBTENCIÓN DE LA CORRELACION EMPÍRICA FACTOR DE FRICCIÓN DE LAS PARTICULAS vs REYNOLDS

Se desarrolló una relación empírica obtenida con los datos experimentales de las suspensiones en estudio, la cual fue empleada para la predicción del factor de fricción facilitando el cálculo de caída de presión provocada por los sólidos.

a. Evaluación del factor de fricción para las partículas estudiadas.

El factor de fricción de las partículas, f_p se calculó considerando que f_p está determinado por la ecuación (2.20):

$$f_p = \frac{\Delta P_p D}{2L V_f^2 \rho_p}$$

b. Evaluación del Re de la partícula según la ecuación (2.19):

$$Re_{particula} = \frac{\rho_p V_f^{2-n} d_p^n}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n$$

En la determinación del Re de la partícula se emplea V_f en sustitución de la V_p , basado en la consideración de que existe una gran similitud entre los valores de ambas velocidades.

c. Construcción del gráfico $\text{Log } f_p$ vs $\text{Log } Re$.

CAPITULO 3

RESULTADOS

3.1. ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

El tratamiento estadístico empleado en los resultados fue el de medidas de dispersión desviación estándar, coeficiente de variación y media, considerando para este trabajo sólo aquellos resultados con un coeficiente de variación menor al 5%.

3.1.1. ELABORACION DE LOS SISTEMAS MODELO

3.1.1.1. PROPIEDADES FISICAS Y FISICOQUIMICAS DE SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES

a) PROPIEDADES FISICAS

a.1. Densidad de fase continua y suspensión.

PRODUCTO	SUSPENSION (kg/m ³)	FASE CONTINUA (kg/m ³)
SALSA DE ACHIOTE	1060,1	1042,0
SALSA VERDE 1	1040,2	1033,8
SALSA VERDE 2	1042,5	1032,2
SALSA VERDE 3	1044,3	1042,5
SALSA TAQUERA	1053,1	1047,0
SALSA MEXICANA 1	1046,9	1039,4
SALSA MEXICANA 2	1041,0	1040,5
SALSA DE PASILLA	1038,9	1035,3
SALSA DE GUAJILLO	1041,3	1029,7
SALSA DE CHIPOTLE	1040,7	1038,6
SALSA BORRACHA	1047,4	1044,0
SALSA RANCHERA	1055,7	1040,3
MAYONESA CON PEPINOS	1054,9	1045,1
MOSTAZA CON SEMILLAS	1051,3	1046,2
ADEREZO ITALIANO	1038,8	983,3
MERMELADA DE FRAMBUESA	1299,5	1271,6
MERMELADA DE UCHUVA	1319,0	1308,5
MERMELADA DE ZARZAMORA	1338,5	1328,4
MERMELADA DE CEREZA	1348,2	1304,7
SOPA DE VERDURAS	1080,1	1053,0
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	1084,2	1076,2
CALDO CON VEGETALES	1050,4	1081,9

Cuadro 3.1. Densidad de las Suspensiones Comerciales y Fases Continuas

Discusión de Resultados.

En el Cuadro 3.1 se observa que las densidades de las suspensiones alimenticias estudiadas son mayores a las densidades de sus respectivas fases continuas (excepto en el caldo con vegetales) lo cual nos indica que la presencia de los sólidos modifica de manera creciente esta propiedad.

a.2. Estabilidad.

PRODUCTO	ESTABILIDAD (MINUTOS)
SALSA DE ACHIOTE	15
SALSA VERDE 1	25
SALSA VERDE 2	20
SALSA VERDE 3	15
SALSA TAQUERA	25
SALSA MEXICANA 1	25
SALSA MEXICANA 2	15
SALSA DE PASILLA	30
SALSA DE GUAJILLO	20
SALSA BORRACHA	30
SALSA RANCHERA	25
MAYONESA CON PEPINOS	50
ADEREZO ITALIANO	1

Cuadro 3.2. Estabilidad de las Suspensiones Comerciales

Discusión de Resultados.

El tiempo reportado en este cuadro como estabilidad, corresponde al momento en que comenzaron a sedimentar los sólidos de las suspensiones evaluadas. Los resultados muestran una gran variación que va de 15 hasta 50 minutos, siendo la más inestable el aderezo italiano. Cabe aclarar que no se evaluó la estabilidad de aquellas suspensiones donde la fase continua es muy consistente como son las mermeladas y sopas, ya que es difícil que las partículas tengan movimiento y por lo tanto sedimenten en un tiempo de observación razonable (60 minutos). Así mismo no se evaluó la estabilidad del caldo de verduras donde las partículas están sedimentadas completamente.

a.3. Porcentaje de sólidos.

El porcentaje de sólidos de la suspensión está en función del tipo de producto, por ejemplo la mostaza con semillas tiene un mayor contenido de sólidos en suspensión debido a que su presentación así lo requiere; siguiendo en orden decreciente, se encuentran las sopas que contiene una gran variedad de ingredientes; las salsas picantes; la mayonesa; las mermeladas

(sobresaliendo la de frambuesa debido a que ésta fruta tiene una gran cantidad de semillas); las salsas para guisados y el aderezo italiano. Es importante señalar que existen salsas con pocos ingredientes sólidos (salsas para guisados) y otras con mayor variedad de éstos (salsas picantes).

PRODUCTO	% DE SÓLIDOS
SALSA DE ACHIOTE	16,2
SALSA VERDE 1	30,9
SALSA VERDE 3	40,2
SALSA TAQUERA	21,8
SALSA MEXICANA 1	42,9
SALSA MEXICANA 2	30,7
SALSA DE PASILLA	5,0
SALSA DE GUAJILLO	4,2
SALSA DE CHIPOTLE	7,5
SALSA BORRACHA	16,6
MAYONESA CON PEPINOS	15,4
MOSTAZA CON SEMILLAS	67,4
ADEREZO ITALIANO	6,6
MERMELADA DE FRAMBUESA	13,7
MERMELADA DE UCHUVA	8,0
MERMELADA DE ZARZAMORA	5,8
MERMELADA DE CEREZA	4,7
SOPA DE VERDURAS	52,5
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	23,3
CALDO CON VEGETALES	52,2

Cuadro 3.3. Porcentaje de Sólidos de Suspensiones Comerciales

a.4. Forma geométrica y tamaño (ϕ del círculo equivalente y esfericidad) de las partículas suspendidas.

Forma geométrica

Las formas geométricas encontradas son muy variadas comprendiendo paralelepípedos rectangulares o cuadrados; trapezoides; esferas y medias esferas; elipsoides y medias elipsoides; cubos, pirámides truncadas, cilindros, cortes cilíndricos, círculos, herraduras y hoz. Estas formas dependen de la naturaleza de las partículas, sin embargo puede apreciarse que según el tipo de producto es el predominio de la forma de las partículas. En las salsas predominan las formas circulares (discos); en sopas y aderezos las esferas, cubos y paralelepípedos; finalmente en mermeladas los círculos, elipses y esferas.

Esféricidad

PARTICULAS DE:	ESFERICIDAD
SALSA VERDE 1	1
SALSA VERDE 2	1
SALSA VERDE 3	1
SALSA TAQUERA	1
SALSA MEXICANA 1	1
SALSA MEXICANA 2	1
SALSA DE PASILLA	1
SALSA DE GUAJILLO	1
SALSA DE CHIPOTLE	1
SALSA BORRACHA	1
MAYONESA CON PEPINOS	0,73
MOSTAZA CON SEMILLAS	1
ADEREZO ITALIANO	0,84
MERMELADA DE FRAMBUESA	1
MERMELADA DE UCHUVA	1
MERMELADA DE ZARZAMORA	1
MERMELADA DE CEREZA	0,71
SOPA DE VERDURAS	0,56 - 1
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	0,74 - 1
CALDO CON VEGETALES	0,65 - 0,8

Cuadro 3.4. Esféricidad de Partículas de Suspensiones Comerciales

Discusión de Resultados.

Los resultados de forma, evaluados de manera subjetiva (párrafo anterior), pueden ser contrastados con los valores de esféricidad. Podemos observar que el valor de 1 para esféricidad corresponde a una forma geométrica de disco como es el caso de las semillas presentes en las salsas y esteras como los chícharos presentes en las sopas. Un valor numérico menor a 1 representa a las geometrías rectangulares siendo el caso de algunos vegetales.

Diámetro Equivalente.

Se observa que el tamaño de las partículas evaluadas por el diámetro del círculo equivalente es homogéneo en cada clasificación del tipo de suspensión, lo que permite establecer un diámetro promedio despreciando el efecto del porcentaje de distribución de partículas. De esta forma se clasificaron las partículas de las suspensiones en orden decreciente comenzando con las sopas, aderezos (exceptuando la mostaza), mermeladas y salsas. Nótese que el grupo de salsas es el que presenta diámetros equivalentes más homogéneos entre sí.

PARTICULAS DE:	DIAMETRO EQUIVALENTE (cm)
SALSA VERDE 1	0,33
SALSA VERDE 2	0,31
SALSA VERDE 3	0,32
SALSA TAQUERA	0,26
SALSA MEXICANA 1	0,32
SALSA MEXICANA 2	0,31
SALSA DE PASILLA	0,20
SALSA DE GUAJILLO	0,20
SALSA DE CHIPOTLE	0,37
SALSA BORRACHA	0,34
MAYONESA CON PEPINOS	0,48
MOSTAZA CON SEMILLAS	0,19
ADEREZO ITALIANO	0,73
MERMELADA DE FRAMBUESA	1,44
MERMELADA DE UCHUVA	0,18
MERMELADA DE ZARZAMORA	0,37
MERMELADA DE CEREZA	0,23
SOPA DE VERDURAS	0,77 - 1,31
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	0,70 - 1,57
CALDO CON VEGETALES	1,64 - 2,11

Cuadro 3.5. Diámetro Equivalente de Partículas de Suspensiones Comerciales

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

b) PROPIEDADES FISICOQUIMICAS

b.1. pH

PRODUCTO	pH
SALSA DE ACHIOTE	3,5
SALSA VERDE 1	3,7
SALSA VERDE 2	3,5
SALSA VERDE 3	3,5
SALSA TAQUERA	3,7
SALSA MEXICANA 1	3,9
SALSA MEXICANA 2	3,7
SALSA DE PASILLA	3,6
SALSA DE GUAJILLO	3,6
SALSA DE CHIPOTLE	3,5
SALSA BORRACHA	3,6
SALSA RANCHERA	3,9
MAYONESA CON PEPINOS	3,1
MOSTAZA CON SEMILLAS	3,9
ADEREZO ITALIANO	3,0
MERMELADA DE FRAMBUESA	3,0
MERMELADA DE UCHUVA	3,4
MERMELADA DE CEREZA	3,1
SOPA DE VERDURAS	5,7
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	4,5
CALDO CON VEGETALES	5,7

Cuadro 3.6. pH de Suspensiones Comerciales

Discusión de Resultados.

En el Cuadro 3.6 se observa que el pH de todos los alimentos estudiados es muy similar, lo cual indica que esta propiedad no está relacionada con el tipo de producto, por lo que se considera que no tiene influencia en los parámetros reológicos de las suspensiones estudiadas.

b.2. Tensión superficial.

PRODUCTO	TENSION SUPERFICIAL (kg/s ²)
SALSA DE ACHIOTE	0,0132
SALSA VERDE 1	0,0347
SALSA VERDE 2	0,0321
SALSA VERDE 3	0,0194
SALSA TAQUERA	0,0065
SALSA MEXICANA 1	0,0103
SALSA MEXICANA 2	0,0077
SALSA DE PASILLA	0,0025
SALSA DE GUAJILLO	0,0064
SALSA DE CHIPOTLE	0,0103
SALSA BORRACHA	0,0128
SALSA RANCHERA	0,0064
MAYONESA CON PEPINOS	0,0026
MOSTAZA CON SEMILLAS	0,0026
ADEREZO ITALIANO	0,0416
MERMELADA DE FRAMBUESA	0,0079
MERMELADA DE UCHUVA	0,0048
MERMELADA DE ZARZAMORA	0,0165
MERMELADA DE CEREZA	0,0032
SOPA DE VERDURAS	0,0052
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	0,0174
CALDO CON VEGETALES	0,0444

Cuadro 3.7. Tensión Superficial de la Fase Continua de Suspensiones Comerciales

Discusión de Resultados.

Se observa que el caldo con verduras presentan mayor tensión superficial con respecto a mermeladas, salsas y aderezos. Este comportamiento se debe principalmente al contenido de agua de la fase continua ya que un alto porcentaje de ésta provocará que la tensión superficial tienda a valores semejantes a los de dicho compuesto en su estado puro.

b.3. Conductividad Eléctrica .

PRODUCTO	SUSPENSION (mv/cm)	FASE CONTINUA (mv/cm)
SALSA DE ACHIOTE	26,70	
SALSA VERDE 1	19,30	22,75
SALSA VERDE 2	17,70	25,30
SALSA VERDE 3	24,05	22,20
SALSA TAQUERA	8,79	29,90
SALSA MEXICANA 1	16,40	19,30
SALSA MEXICANA 2	22,00	21,50
SALSA DE PASILLA	5,73	18,70
SALSA DE GUAJILLO	21,40	20,90
SALSA DE CHIPOTLE	12,83	8,30
SALSA BORRACHA	23,10	23,40
SALSA RANCHERA	24,00	21,30
MAYONESA CON PEPINO	3,75	19,78
ADEREZO ITALIANO	13,90	4,92
MERMELADA DE FRAMBUESA		1,02
MERMELADA DE UCHUVA	0,19	0,23
MERMELADA DE ZARZAMORA	0,15	0,18
SOPA DE VERDURAS	8,00	19,78
CALDO CON VEGETALES	15,92	15,85

Cuadro 3.8. Conductividad Eléctrica de la Fase Continua y Suspensiones Comerciales

Discusión de Resultados.

Los valores menores de conductividad de las fases continuas se presentan en las mermeladas siguiendo en orden creciente aderezo italiano, sopas, mayonesa y salsas. Cabe mencionar que esta propiedad se ve influenciada por el porcentaje de sólidos presentes, observándose que al eliminar la fase dispersa la conductividad eléctrica incrementa, mientras que en las suspensiones con un bajo porcentaje de sólidos el valor no se ve afectado.

3.1.1.2. PARAMETROS REOLÓGICOS DE LAS SUSPENSIONES ALIMENTICIAS COMERCIALES

a. SUSPENSIONES COMERCIALES

PRODUCTO	TIEMPO DE EQUILIBRIO (min)	n	K (Pa s ⁿ)	μ (Pa s)	τ_0 (Pa)	$\dot{\gamma}$ (Pa s ⁻¹)
ADEREZO ITALIANO				0,059		0.18 - 35.10
MAYONESA CON PEPINOS	150	0,65	8,4		25	0.32 - 63.74
MOSTAZA CON SEMILLAS	25	0,24	29,1			0.38 - 76.44
SALSA DE ACHIOTE		0,32	2,6			0.32 - 63.12
SALSA VERDE 1	18	0,46	7,4			0.24 - 47.50
SALSA VERDE 2	30	0,37	3,3			0.29 - 28.60
SALSA VERDE 3	20	0,40	9,3			0.54 - 53.93
SALSA MEXICANA 1	13	0,41	5,3			0.26 - 52.32
SALSA MEXICANA 2	20	0,34	8,4			0.30 - 60.25
SALSA RANCHERA	25	0,45	5,7			1.22 - 48.84
SALSA TAQUERA	15	0,35	8,6			0.30 - 59.31
SALSA DE CHIPOTLE	15	0,31	9,6			0.33 - 65.06
SALSA BORRACHA	20	0,36	9,5			0.29 - 57.63
SALSA DE PASILLA		0,38	10,8			0.28 - 55.11
SALSA DE GUAJILLO	20	0,31	11,0			0.32 - 63.42
SOPA DE CHICHAROS CON JAMON	35	0,35	10,4			0.29 - 58.74
SOPA DE VERDURAS	30	0,31	10,1			1.64 - 65.44
MERMELADA DE UCHUVA	30	0,57	4,5		8	0.61 - 61.43
MERMELADA DE CEREZA	60	0,49	4,6			1.00 - 40.00
MERMELADA DE ZARZAMORA	40	0,55	8,8		8	0.17 - 16.95
MERMELADA DE FRAMBUESA	55	0,35	7,8			0.30 - 59.36

Cuadro 3.9. Parámetros Reológicos de Suspensiones Comerciales evaluados en V.B.

Discusión de Resultados.

Los alimentos evaluados presentan un comportamiento dependiente del tiempo de cizallamiento (exceptuando al achiote, la salsa de chile pasilla y el aderezo italiano), siendo de 13 a 150 minutos el intervalo general de tiempo requerido para alcanzar el equilibrio. El tiempo requerido para alcanzar el equilibrio está en función de la naturaleza de la fase continua teniendo como ejemplos representativos las mermeladas de cereza, zarzamora y frambuesa quienes requieren un mayor tiempo. Es prudente aclarar que la geometría empleada para la caracterización no es la más adecuada para suspensiones debido a que no permite mantener totalmente homogénea la muestra, además de algunas interferencias que pueden generarse entre las partículas y el huso por lo que en algunas suspensiones el tiempo requerido para alcanzar el equilibrio se prolongó más de lo necesario por desviaciones en la lectura. Sin embargo se empleó esta geometría como primera alternativa de evaluación de los parámetros reológicos para posteriormente elaborar un sistema modelo.

El comportamiento de las suspensiones dependientes del tiempo es en su mayoría pseudoplástico al alcanzar el equilibrio, exceptuando las mermeladas de zarzamora y uchuva, y la mayonesa con pepinos que presentan un comportamiento tipo Hershell Bulkley.

Las suspensiones alimenticias comprendidas en el grupo de las salsas tienen valores de n de 0.31 a 0.46 y valores numéricos del índice de consistencia (K) que se encuentran dentro de un intervalo muy amplio que va desde 3.3 hasta 11. Esta variación se debe a que el porcentaje de ingredientes es diferente aunque en esencia estos sean los mismos (chile, jitomate o tomate y cebolla, variando sólo ciertos condimentos). Por otra parte, el tipo de partículas no sufre gran variación de una salsa a otra, al igual que su tamaño promedio, forma y peso lo que ocasiona un comportamiento similar en este grupo. Puede observarse que la variación del índice de consistencia de las salsas de guajillo y pasilla, las sopas de chícharo con jamón y de verduras, así como de la mostaza, está influenciada por el porcentaje de sólidos. Por ejemplo, en la mostaza que tiene el contenido mayor de sólidos (67.4%) se observa el valor más alto de K .

b. FASE CONTINUA DE LAS SUSPENSIONES COMERCIALES

PRODUCTO	T.EQUILIBRIO (min)	n	K (Pa s ⁿ)	μ (Pa s)	τ_0 (Pa)	K_c (Pa s ^{0.5})
SALSA DE ACHIOTE		0,41	0,9			
SALSA VERDE 1	30	0,63	0,5			
SALSA VERDE 2				0,0011		
SALSA VERDE 3	55	0,51	1,3			
SALSA TAQUERA	45				6,3	0,2
SALSA MEXICANA 1	15	0,37	2,1			
SALSA MEXICANA 2	65	0,44	2,2			
SALSA DE PASILLA	90	0,52	0,2			
SALSA DE GUAJILLO	35				8,5	0,1
SALSA DE CHIPOTLE	32	0,52			3,0	1,0
SALSA BORRACHA	30	0,52	1,6			
SALSA RANCHERA	45	0,45			3,6	1,5
MAYONESA CON PEPINOS	230	0,51	0,7			
MOSTAZA CON SEMILLAS	65	0,30	32,8			
ADEREZO ITALIANO				0,0021		
MERMELADA DE FRAMBUESA	70	0,86			12,6	0,8
MERMELADA DE UCHUVA	105	0,57	0,5			
MERMELADA DE ZARZAMORA	35	0,56	2,5			
MERMELADA DE CEREZA	20				7,3	0,1
SOPA DE CHICHARO Y JAMON	75				4,5	0,1
CALDO CON VEGETALES		0,01	1,1			

Cuadro 3.10. Parámetros Reológicos de la Fase Continua de Suspensiones Comerciales en

$$\text{Rheomat 115 } 6.65 < \dot{\gamma} < 1008 \text{ s}^{-1}$$

Discusión de Resultados.

Las fases continuas de los grupos de salsas, aderezos y sopas muestran de manera general el mismo comportamiento que las suspensiones alimenticias correspondientes; esto es, dependientes del tiempo de cizallamiento y pseudoplásticas al equilibrio. Existen algunas excepciones como la mermelada de cereza, salsa guajillo, salsa taquera y sopa de chícharos con jamón cuyo comportamiento al equilibrio es de tipo Casson. Las fases continuas de la salsa verde mexicana y el aderezo italiano presentan un comportamiento Newtoniano debido a que están compuestas principalmente por agua en el primer caso y aceite-vinagre en el segundo.

En los alimentos que presentan un comportamiento pseudoplástico se observa que la ausencia de partículas reduce el valor de K mientras que el valor de n es similar al de la suspensión correspondiente. También se observó que en las mermeladas de uchuva y zarzamora, y mayonesa con pepinos cuya fase continua es pseudoplástica, el comportamiento reológico de la suspensión presenta un esfuerzo inicial de cedencia. Por lo anterior podemos concluir que los parámetros reológicos de las suspensiones están determinados por la presencia de sólidos y su porcentaje, así como por el comportamiento de la fase continua. Por otra parte las propiedades fisicoquímicas evaluadas no tienen un efecto relevante, por lo que se descarta su consideración para la elaboración de los sistemas modelo.

La evaluación de los parámetros reológicos de la fase continua, se realizó en un sistema de geometría e intervalo de velocidades diferente al empleado en la evaluación de las propiedades reológicas de la suspensión por lo que no es posible realizar una comparación estricta entre ambos resultados. De esta forma se explican las diferencias entre la fase continua y la suspensión con respecto al valor de los intervalos de tiempo para alcanzar el equilibrio y de n , así como del comportamiento tipo Casson incongruente de las fases continuas de algunos alimentos. Cabe aclarar que el empleo de diferentes geometrías para la evaluación de las suspensiones y la fase continua se debió a la disponibilidad de equipo y al interés de conocer la influencia de los sólidos en el comportamiento reológico como una primera aproximación.

3.1.1.3. OBTENCION DE LOS SISTEMAS MODELO

En el análisis de los parámetros reológicos de las suspensiones comerciales, se observa que la mayoría de las suspensiones alimenticias presentan un comportamiento dependiente del tiempo de cizallamiento (tixotrópico) y pseudoplástico al equilibrio, por lo que es necesario elaborar un sistema modelo con un comportamiento similar a éste y otro con comportamiento pseudoplástico e independiente del tiempo para realizar la caracterización en tuberías.

a. ELECCION DE LOS PARAMETROS REOLOGICOS

Para la selección de los parámetros reológicos de los sistemas modelo se analizaron los resultados reportados en el Cuadro 3.9 y se calcularon los valores promedio del índice de consistencia K e índice de comportamiento al flujo n . Se observó que el valor promedio de los parámetros reológicos del grupo de salsas es similar al promedio general de las suspensiones caracterizadas, por lo que se decidió que los modelos elaborados tuvieran parámetros similares a los de las salsas, lo que a su vez los hace representativos de las suspensiones comerciales. A continuación se presenta los valores promedio:

General	$n=0.38$	$K=8.11$
Salsas	$n=0.38$	$K=8.07$

b. ELECCION DEL TIPO, TAMAÑO Y CONCENTRACION DE PARTICULAS

Tipo de Partícula.

Para poder evaluar el efecto del tamaño y concentración de partícula se decidió trabajar con semillas de tomate, y chile (árbol y mulato) porque son partículas que tienen una geometría regular (discos), además de estar presentes en el grupo de alimentos seleccionado (salsas) lo que las hace representativas de éste.

Tamaño de partícula.

El intervalo general del tamaño de partículas evaluado como el diámetro equivalente es de 0.19 - 1.57 y en las salsas de 0.2 - 0.37. Por otra parte el diámetro equivalente de las semillas de tomate, chile de árbol y chile mulato es de 0.17, 0.34 y 0.42 cm y el diámetro promedio es de 0.2, 0.4 y 0.5 cm respectivamente. Se considera que el tamaño de partícula de estos tres tipos de semillas es adecuado para la elaboración de los modelos puesto que abarcan totalmente el intervalo de tamaño del grupo de salsas, permaneciendo dentro del intervalo general y favoreciendo a la generalización y representatividad del modelo.

Concentración de Partícula.

Se eligieron las concentraciones de 10, 15 y 20 % en masa ya que éstas quedan comprendidas dentro del intervalo general de concentraciones estudiadas en el comportamiento tixotrópico y pseudoplástico al equilibrio (4.24 - 67.4%). Apesar de que el límite inferior es 4.24, se ha probado que hasta un valor de 8% la influencia de la concentración de partículas en las propiedades reológicas es mínima, por lo que se inicia a una concentración del 10% para obtener un efecto relevante en los resultados. La concentración máxima se estableció como 20% debido a que a mayores concentraciones disminuye la estabilidad y la evaluación de los parámetros reológicos se complica. Quedan así comprendidas en este intervalo una amplia gama de salsas, algunas sopas y mermeladas.

c. SELECCION DE POLISACARIDOS

M. POLISACARIDOS	COMPORTAMIENTO	K (Pa s ⁿ)	n
CMC 0.9%	INDEP. DEL TIEMPO	1,1	0,98
CMC 0.75%	INDEP. DEL TIEMPO	0,7	0,89
CMC 0.6 %	INDEP. DEL TIEMPO	0,2	0,89
CMC 0.6 - XANTANA 0.1%	INDEP. DEL TIEMPO	5,0	0,80
CMC 0.6 - AVICEL 0.6%	TIXOTROPICO	4,1	0,54
CMC 0.5 - AVICEL 0.5%	TIXOTROPICO	0,9	0,60
CMC 0.4 - AVICEL 0.4%	TIXOTROPICO	0,6	0,72
AVICEL 1.5-XANTANA 0.45%	*	6,6	0,17

Cuadro 3.11. Comportamiento Reológico de Polisacáridos en V.B.

Discusión de Resultados.

Esta selección se realizó en base a la información que describe el comportamiento reológico de diferentes polisacáridos que requieren poco tiempo de hidratación y no necesitan de la aplicación de calor para desarrollar su funcionalidad, además de la experimentación realizada con diferentes mezclas de estos polisacáridos. Se sabe que la Xantana a bajas concentraciones (0.05%), exhibe un comportamiento netamente pseudoplástico y éste se acentúa a medida que aumenta la concentración, y la CMC presenta el mismo comportamiento a concentraciones superiores al 0.5%. Por otra parte el Avicel incrementa considerablemente la consistencia de la dispersión y tiene un comportamiento netamente tixotrópico a una concentración de 10%. Por lo anterior se propone la mezcla de estos polisacáridos debido a que la Xantana no proporciona el índice de consistencia deseado, pero sí, el índice de comportamiento al flujo. Refiriéndonos a la CMC a concentraciones superiores a 1% presenta tixotropía y valores bajos tanto de K como de n aún cuando a estas dispersiones se les adiciona Avicel (que incrementa considerablemente el índice de consistencia), por lo que se descartó el empleo de este polisacárido además de no ser un medio capaz de suspender las partículas seleccionadas.

En la mezcla Avicel 1.5 - Xantana 0.45 (*), se observó que la curva de descenso era mayor a la curva de ascenso por lo que se descartó su empleo.

d. CONCENTRACION DE POLISACARIDOS DE LOS SISTEMAS MODELO

Se elaboraron varias mezclas de polisacáridos, hasta obtener la concentración que proporcionara los parámetros reológicos del intervalo establecido, y a su vez fuera capaz de suspender las tres concentraciones de partículas elegidas. Por tal razón se realizó una prueba de suspensión al 10% con semillas de tomate descartando aquellas dispersiones que no las suspendieron; este fue el caso de dispersiones de CMC 0.6% y Xantana 0.1%.

MEZCLA DE POLISACARIDOS	% DE SÓLIDOS	COMPORTAMIENTO	K (Pa s ⁿ)	n
AVICEL1.5-XANTANA 0.45%	10	*	10,5	0,15
AVICEL1.5-XANTANA 0.45%	15	*	12,8	0,17
AVICEL1.5-XANTANA 0.45%	20	*	14,3	0,18
AVICEL1.35-XANTANA 0.4%		INDEP. DEL TIEMPO	5,4	0,18
AVICEL1.35-XANTANA 0.4%	10	TIXOTROPICO	16,7	0,21
AVICEL1.2-XANTANA 0.45%		INDEP. DEL TIEMPO	5,2	0,17
AVICEL1.2-XANTANA 0.45%	10	INDEP. DEL TIEMPO	7,9	0,18
AVICEL1.2-XANTANA 0.45%	15	TIXOTROPICO	10,9	0,19
AVICEL1.2-XANTANA 0.45%	20	TIXOTROPICO	12,7	0,18
AVICEL0.8-XANTANA 0.5%		INDEP. DEL TIEMPO	4,3	0,18
AVICEL0.8-XANTANA 0.5%	10	INDEP. DEL TIEMPO	6,7	0,18
AVICEL0.8-XANTANA 0.5%	15	INDEP. DEL TIEMPO	6,4	0,19
AVICEL0.8-XANTANA 0.5%	20	INDEP. DEL TIEMPO	7,4	0,21
AVICEL0.8-XANTANA 0.6%		INDEP. DEL TIEMPO	4,9	0,18
AVICEL0.8-XANTANA 0.65%		INDEP. DEL TIEMPO	5,2	0,17
AVICEL0.8-XANTANA 0.4%		INDEP. DEL TIEMPO	3,6	0,18

Cuadro 3.12. Comportamiento Reológico de Mezcla de Polisacáridos y Suspensiones en V.B.

d.1 CONCENTRACION DEL MODELO PSEUDOPLASTICO

Se inició con la mezcla Avicel 1.5% - Xantana 0.45% (*) en la cual se observó que la curva de descenso era mayor a la curva de ascenso debido a que las partículas en suspensión interferían en la medición de las lecturas por lo que se realizaron dispersiones en diferentes proporciones, encontrando que la mezcla de Avicel 0.8% - Xantana 0.5% presentó capacidad para suspender las semillas, comportamiento independiente del tiempo y valores de los parámetros reológicos aproximados al intervalo del grupo de salsas ($n = 0.31 - 0.46$ y $K = 3.3 - 11 \text{ Pa s}^n$), siendo elegida para representar al modelo pseudoplástico independiente del tiempo. A pesar de que se había propuesto basarse en el promedio de las suspensiones comerciales estudiadas para la elección de la mezcla de polisacáridos, en la práctica esto no fue posible por lo que se consideró el intervalo del grupo de salsas. Finalmente el modelo elaborado representa a la Salsa Taquera puesto que los parámetros reológicos y la concentración de sólidos son similares.

e. DENSIDAD DE LAS PARTICULAS, DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO

e.1. DENSIDAD DE LAS PARTICULAS

SEMILLA	DENSIDAD (kg/m ³)
TOMATE	1014,6
ARBOL	1029,9
MULATO	919,8

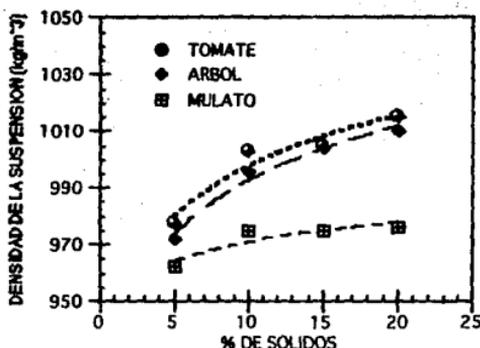
Cuadro 3.13. Densidad de las Partículas de Tomate, Chile de árbol y Chile Mulato

Las densidades de las partículas de tomate y chile de árbol son semejantes, las partículas de chile mulato son menores debido a las características propias de la partícula.

e.2. DENSIDAD DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA Y CONCENTRACION DEL MODELO PSEUDOPLASTICO

SISTEMA	% SOLIDOS	DENSIDAD (kg/m ³)
AVICEL 0.8 XANTANA 0.5%		995,4
TOMATE	10	1003,0
TOMATE	15	1004,9
TOMATE	20	1015,3
ARBOL	10	995,8
ARBOL	15	1004,1
ARBOL	20	1010,4
MULATO	10	975,0
MULATO	15	975,1
MULATO	20	976,1

Cuadro 3.14. Densidad de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas



Gráfica 3.1. Densidad de las Suspensiones Pseudoplásticas con diferente Diámetro y Concentración de Partícula

La relación existente entre el porcentaje de sólidos y la densidad de la suspensión es de tipo semilogarítmica, al incrementar la concentración de sólidos la densidad de la suspensión aumenta. La diferencia entre estas curvas está en función directa del tamaño de las partículas, como puede ratificarse en el Cuadro 3.14 entre menor es el diámetro de la partícula mayor es la densidad de la suspensión.

f. PARAMETROS REOLÓGICOS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLÁSTICO EN VISCOSIMETRO BROOKFIELD

Los parámetros reológicos de la mezcla seleccionada son $n=0.19$ y $K=4.35 \text{ Pa s}^n$. Se comprueba que el índice de consistencia k , está cerca del límite inferior del intervalo requerido ($3.3 - 11.00 \text{ Pa s}^n$), y considerando que las partículas incrementarán este valor (como se observa en el Cuadro 3.15), se acepta como fase continua. El valor del índice de comportamiento al flujo es más bajo que los valores del intervalo elegido, sin embargo por las dificultades presentadas para obtener los valores promedio de ambos parámetros, se acepta el valor de n , puesto que corresponde al índice de comportamiento de un fluido pseudoplástico.

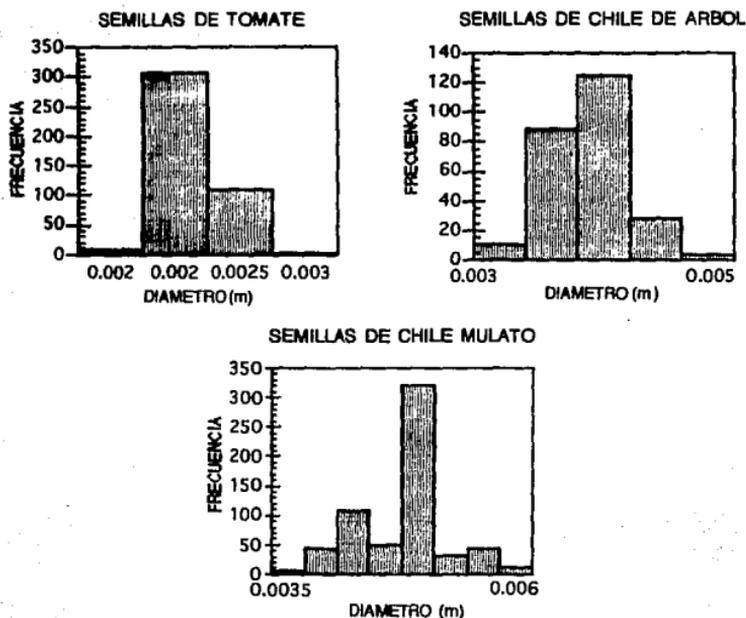
MEZCLA DE POLISACARIDOS	SEMILLA	% SOLIDOS	n	K (Pa s ⁿ)
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%			0,19	4,3
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	TOMATE	10	0,18	6,7
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	TOMATE	15	0,19	6,9
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	TOMATE	20	0,20	7,6
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	10	0,19	6,5
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	15	0,19	8,0
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	20	0,19	8,4
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	MULATO	10	0,18	6,6
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	MULATO	15	0,18	6,0
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	MULATO	20	0,20	7,7

Cuadro 3.15. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas en V.B.

Discusión de Resultados.

Se observa de manera general que la concentración y el tamaño de partícula no influyen en forma relevante en el valor de n a excepción de la concentración del 20% en la que tanto para semillas de tomate y chile mulato se observa un ligero aumento. Por otra parte el índice de consistencia k se ve afectado por la concentración, de modo que un incremento de ésta provoca un incremento en el valor de k . Sin embargo este efecto no es relevante para concentraciones de 10% y 15% en semillas de tomate y chile mulato. Sólo para chile de árbol se ve el efecto de la concentración. El tamaño de partícula tampoco mostró un efecto considerable en el índice de consistencia puesto que los valores de k para semillas de tomate y de chile mulato fueron similares para todas las concentraciones. En el caso de las semillas de chile de árbol se alcanzaron valores ligeramente superiores.

En el Histograma 3.1 se muestra que las semillas de chile mulato tienen una distribución del tamaño de partícula más amplia e irregular y el 50% de las semillas se encuentran en el valor promedio, mientras que en la distribución de tomate se encuentran un 75%. Esto ocasiona que a pesar de que el tamaño promedio de semillas de tomate es la mitad del valor promedio de las semillas de chile mulato, el efecto del tamaño de partículas se vea disminuido y por lo tanto el comportamiento de ambas suspensiones sea similar.



Histograma 3.1. Distribución del Tamaño de Partícula de Semillas de Tomate, Chile de árbol y Chile mulato

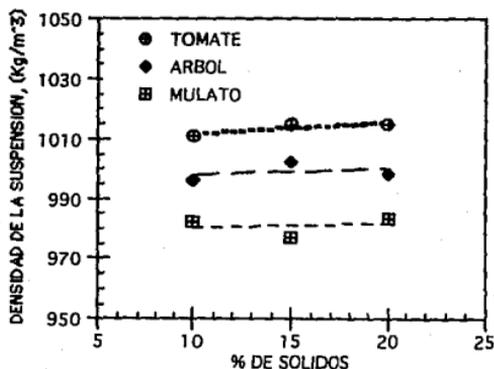
g. CONCENTRACION DE POLISACARIDOS DEL MODELO TIXOTROPICO

Para la obtención del modelo tixotrópico, se inició con la dispersión de Avicel 2%, sin embargo, los parámetros reológicos al equilibrio no son los requeridos, como puede constatarse en el Cuadro 3.16, procediendo a adicionar Xantana a una concentración del 0.05% e incrementándose hasta 0.08%. Como los valores del índice de consistencia de la fase continua no se encontraban en el intervalo establecido, se incrementó el porcentaje de Avicel hasta un 2.3%.

M. POLISACARIDOS	% DE SOLIDOS	COMPORTAMIENTO	T. EQUILIBRIO (min)	K (Pa s ⁿ)	n
AVICEL 2%		TIXOTROPICO	90	1,5	0,34
AVICEL 2-XANTANA0.05%		TIXOTROPICO	25	2,0	0,35
AVICEL2.3-XANTANA0.08%		TIXOTROPICO	40	3,6	0,27
AVICEL 2%	10	TIXOTROPICO	30	2,0	0,32
AVICEL 2%	15	TIXOTROPICO	45	2,6	0,31
AVICEL 2%	20	TIXOTROPICO	40	3,3	0,29
AVICEL 2-XANTANA0.05%	10	TIXOTROPICO	40	2,4	0,34
AVICEL 2-XANTANA0.05%	15	TIXOTROPICO	40	3,0	0,30
AVICEL 2-XANTANA0.05%	20	TIXOTROPICO	20	5,2	0,29
AVICEL2.3-XANTANA0.08%	10	TIXOTROPICO	40	5,5	0,20
AVICEL2.3-XANTANA0.08%	15	TIXOTROPICO	50	7,8	0,25
AVICEL2.3-XANTANA0.08%	20	TIXOTROPICO	30	8,1	0,25

Cuadro 3.16. Parámetros Reológicos de Polisacáridos y Mezclas Tixotrópicas en V.B. (0.5 a 100 RPM)

h. DENSIDAD DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA Y CONCENTRACION DEL MODELO TIXOTROPICO



Gráfica 3.2. Densidad de las Suspensiones Tixotrópicas con diferente Diámetro y Concentración de Partícula

En la Gráfica 3.2 se muestra que la influencia del porcentaje de sólidos en la densidad de la suspensión no es tan relevante como en el modelo pseudoplástico, lo cual se debe a que la fase continua de este modelo tiene una concentración mayor de polisacáridos. Con respecto al tamaño de partícula, el efecto es considerable en la densidad de la suspensión observándose que entre menor es el tamaño de la partícula mayor es la densidad.

I. PARAMETROS REOLOGICOS DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO TIXOTROPICO EN VISCOSIMETRO BROOKFIELD

Se eligió la dispersión de Avicel 2.3% - Xantana 0.08% que proporciona los parámetros reológicos del intervalo establecido, y a su vez suspende las tres concentraciones de partículas elegidas. Al igual que en el modelo pseudoplástico se aceptó un valor de k menor al límite inferior del intervalo elegido para que el efecto de la concentración de las partículas permitiera obtener valores de éste en el intervalo deseado.

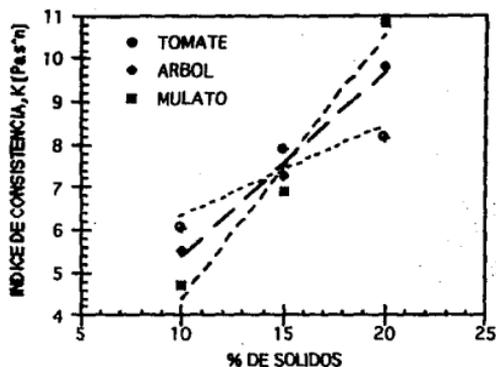
MEZCLA DE POLISACARIDOS	SEMILLA	T.EQUILIBRIO	% SOLIDOS	n	K (Pa s ⁿ)
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%		48		0,30	3,7
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	40	10	0,20	6,0
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	52	15	0,25	7,9
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	42	20	0,24	8,2
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	52	10	0,24	5,5
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	56	15	0,24	7,3
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	53	20	0,24	9,8
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	MULATO	36	10	0,27	4,7
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	MULATO	22	15	0,25	6,9
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	MULATO	45	20	0,24	10,8

Cuadro 3.17. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Tixotrópicas en V.B.

En este modelo existe un incremento en el valor de n en las suspensiones del 10% con respecto al tamaño de partícula. Este efecto es función inversa del número de partículas presentes en la suspensión, como se observa en el Cuadro 3.17, la suspensión de tomate al 10% tiene el menor valor de n con un número de partículas mayor y la suspensión de mulato al 10% un valor de n mayor con un menor número de partículas. En las suspensiones restantes se observa que el valor de n no presenta cambios considerables. Finalmente cabe destacar que en todas las suspensiones el valor de n es menor al de la fase continua.

En lo referente al índice de consistencia, éste se incrementa por la concentración de las partículas en todos los tamaños de partícula, siendo más notoria la influencia de las partículas que en

el modelo pseudoplástico, debido probablemente al rompimiento estructural que sufre la fase continua al llegar al equilibrio. A continuación se presenta una gráfica ilustrativa de la tendencia que existe entre el índice de consistencia y la concentración.



Gráfica 3.3. Índice de Consistencia vs. Porcentaje de Sólidos de las Suspensiones Tixotrópicas

En la Gráfica 3.3 la pendiente se incrementa al aumentar el tamaño de partícula, por el contrario, la ordenada al origen disminuye. Esta tendencia se debe a que para un tamaño de partícula grande (mulato) la concentración crítica se alcanza a concentraciones menores que las requeridas para un tamaño de partícula pequeño o menor. Así mismo se observa un punto de intersección para las tres curvas que físicamente representa la semejanza de los valores del índice de consistencia a una concentración de 15%, posterior a la cual, el efecto de la concentración en este parámetro es mayor para la semilla de chile mulato ($dp=0,005m$) y menor para la semilla de tomate ($dp=0,002m$). Como se puede constatar el tamaño de la partícula es de gran importancia en este parámetro reológico para la suspensión tixotrópica.

Finalmente cabe resaltar que la concentración, número y diámetro de partículas presentes en una suspensión tienen una influencia importante en los parámetros reológicos.

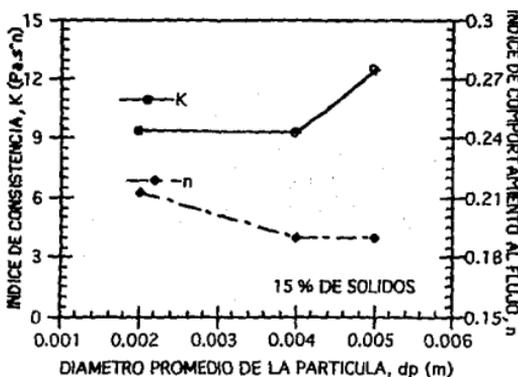
3.1.2. PARAMETROS REOLOGICOS DE LOS SISTEMAS MODELO EN REOMETRIA DE MEZCLADO

3.1.2.1. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA

Se evaluaron las suspensiones pseudoplásticas de dos formas, la primera se realizó variando el diámetro de las partículas manteniendo constante el porcentaje de sólidos (15%), y la segunda variando el porcentaje de sólidos manteniendo constante el diámetro promedio de la partícula ($d_p=0.004$ m). A continuación se presentan los valores de los parámetros reológicos para ambas pruebas.

MEZCLA DE POLISACARIDOS	SEMILLA	% SOLIDO	n	K (Pa.s ⁿ)
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%			0,24	3,9
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	TOMATE	15	0,21	9,3
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	10	0,19	7,3
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	15	0,19	9,3
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	ARBOL	20	0,19	11,2
AVICEL 0.8-XANTANA 0.5%	MULATO	15	0,24	8,9

Cuadro 3.18. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas en Reometría de Mezclado (0.4840 a 72.70 s⁻¹)



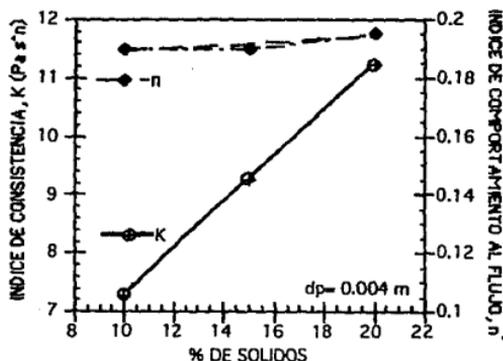
Gráfica 3.4. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas en Reometría de Mezclado

En la Gráfica 3.4 el efecto del diámetro de la partícula en el índice de consistencia se manifiesta a partir del diámetro de 0.004 m. Por otra parte el índice de comportamiento al flujo presenta una tendencia inversa. Sin embargo contrastando los resultados para la suspensión con semillas de mulato, se observan diferencias muy grandes entre cada repetición así como regresiones bajas, las cuales se deben probablemente a que esta partícula -por sus dimensiones- obstruye el espacio libre entre el contenedor y el impulsor, impidiendo que éste gire adecuadamente lo que genera una gran dispersión en las lecturas considerándose no confiables ni representativas.

Efectuando el análisis sólo entre las partículas de tomate y chile de árbol se distingue un ligero decremento de n conforme aumenta el tamaño de partícula, por lo que se concluye que el diámetro de la partícula no tiene un efecto relevante en este parámetro, como se había destacado en V.B.

Analizando el efecto del diámetro de partícula (tomate y chile de árbol) en el índice de consistencia, se infiere que al igual que en el índice de comportamiento al flujo éste no tiene gran influencia en el método de evaluación empleado. Comparando este parámetro con los resultados obtenidos en V.B. se concluye que no existe una analogía entre los valores obtenidos en ambos métodos viscosimétricos, debido a la diferencia de geometría y a los inconvenientes de tales métodos.

En la siguiente gráfica se presenta el efecto de la concentración de sólidos en los parámetros reológicos.



Gráfica 3.5. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas con Partículas de Chile de árbol en Geometría de Mezclado

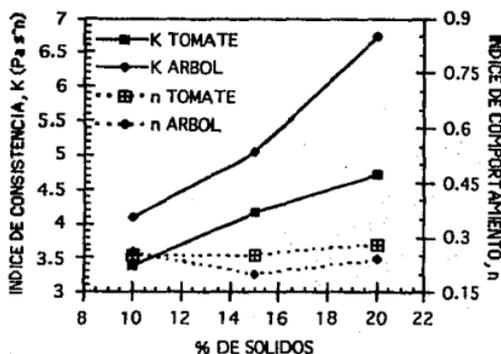
En la Gráfica 3.5 se aprecia que el efecto de la concentración en el índice de comportamiento al flujo no es sobresaliente al igual que en las evaluaciones realizadas en V.B.

Así mismo se reconoce el efecto de la concentración en el índice de consistencia, manifestándose como una relación directa, concordando con lo reportado en la literatura. En las evaluaciones realizadas en V.B. este comportamiento no es apreciable y en este sentido podemos concluir que el empleo de la reometría de mezclado presenta ventajas con respecto al V.B., siempre y cuando las dimensiones de la partícula sean menores a las del espacio existente entre el impulsor y el contenedor.

3.1.2.2. CARACTERIZACION REOLOGICA DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO TIXOTROPICO CON DIFERENTES TAMAÑOS Y CONCENTRACIONES DE PARTICULA

MEZCLA DE POLISACARIDOS	SEMILLA	% SOLIDOS	T.EQUILIBRIO	n	K (Pa s ⁿ)
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%			50	0,30	3,8
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	10	60	0,25	3,4
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	15	75	0,25	4,2
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	TOMATE	20	50	0,28	4,7
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	10	60	0,26	4,2
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	15	90	0,20	5,0
AVICEL 2.3-XANTANA 0.08%	ARBOL	20	20	0,24	6,7

Cuadro 3.19. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Tixotrópicas en Reometría de Mezclado (0.4840 a 72.70 s⁻¹)



Gráfica 3.6. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Tixotrópicas con Partículas de Tomate y Chile de árbol en Reometría de Mezclado

El índice de comportamiento al flujo de las suspensiones con semillas de tomate y árbol no presentan cambios considerables en función de la concentración de sólidos como puede observarse en la Gráfica 3.6. Así mismo se muestra una relación directa entre el porcentaje de sólidos y el índice de consistencia para ambos tamaños de partícula, siendo mayores los valores para las suspensiones de árbol. El incremento en el índice de consistencia es producto de un aumento en la concentración (10 al 20%), siendo más drástico en la suspensiones de árbol que en las de tomate, en las cuales sólo después del 15% el efecto es considerable.

3.1.3. CAIDA DE PRESION Y VELOCIDAD PROMEDIO DEL MODELO PSEUDOPLASTICO AL SER TRANSPORTADO EN UN DUCTO CILINDRICO

Para cubrir las actividades de la sección 3.1.3, la experimentación correspondiente se llevó a cabo en una red de tubería de acero inoxidable acabado espejo, y con la ayuda de una sección de tubería de acrílico empleada para la observación del flujo. A continuación se presentan las características y condiciones de operación.

TUBERIA		
DIAMETRO = 0,035 m		LONGITUD = 4,5 m
PARTICULAS	DIAMETRO (m)	DENSIDAD (Kg/m ³)
TOMATE	0,002	1014,6
ARBOL	0,004	1029,9
MULATO	0,005	919,7
FLUIDO		
AVICEL 0,8-XANTANA0,6%		
DENSIDAD = 993,6 Kg/m ³		
K = 6,7 Pa.s ⁿ		n = 0,16
CONDICIONES DE OPERACION		
% DE SOLIDOS	5	
% VELOCIDAD BOMBA	10 - 100	

Cuadro 3.20. Condiciones de Operación en Ductos Cilíndricos

Originalmente se planteó realizar la experimentación tanto con el modelo pseudoplástico como con el tixotrópico, sin embargo para los fluidos dependientes del tiempo no se ha definido la evaluación cuantitativa del tiempo de cizallamiento para alcanzar el equilibrio en la caracterización en tuberías, no obstante puede lograrse con ensayos de prueba y error variando la longitud de tubería. Desafortunadamente esto es posible en instalaciones cuyas longitudes de tubería son de 10-100 m de tramo recto y diámetro constante, superiores a las disponibles para este proyecto, razón por lo cual no se estudiaron.

En la fase continua del modelo pseudoplástico se realizó un ligero aumento en la concentración de uno de los polisacáridos (Xantana 0.5 a 0.6 %), debido a que la velocidad de dispersión de éstos fue diferente al pasar del nivel laboratorio a planta piloto, ocasionando una disminución en los parámetros reológicos siendo necesaria la igualación de éstos con los obtenidos en el laboratorio.

Se realizó un ensayo con la finalidad de conocer la operación de la instalación, empleando una suspensión de semillas de chile de árbol a una concentración de 10%, observándose que bajo estas condiciones no existe flujo homogéneo debido a la formación de un lecho de sólidos en el fondo de la tubería aún a velocidades altas. Se decidió disminuir y mantener constante la concentración de sólidos para asegurar flujo homogéneo y evaluar correctamente los parámetros reológicos así como la caída de presión con diferentes diámetros de partícula sin la intervención de otras variables, siendo adecuada la concentración de 5%.

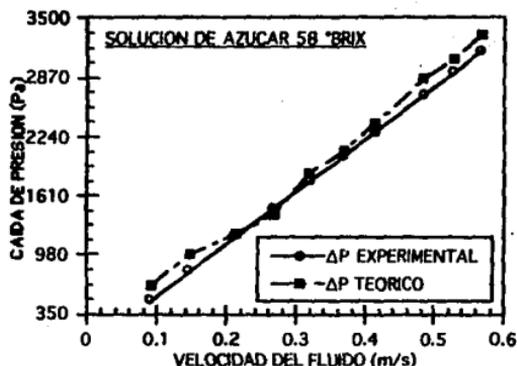
3.1.3.1. CALIBRACION DEL MEDIDOR DE PRESION

El tipo de manómetros utilizados en cada toma de presión fue el denominado en U abierto cuya expresión para el cálculo de la presión fue descrita en el desarrollo metodológico. Se utilizó como fluido manométrico mercurio (Hg) con un valor de densidad de $13\ 595.5\text{ kg/m}^3$. Para la validación del sistema de medición de la presión se evaluó la exactitud (error relativo) y la precisión (desviación estándar).

% DE VELOCIDAD	PRESION MEDIA (Pa)	DESVIACION ESTANDAR	% C.V.
10	660,7	143,3	21,7
20	995,6	127,2	12,7
30	1209,5	146,8	12,1
40	1419,3	69,8	4,9
50	1847,2	69,8	3,7
60	2097,3	77,0	3,6
70	2391,9	127,1	5,2
80	3074,0	73,7	2,3
90	3324,7	77,0	2,3

Cuadro 3.21. Calibración del medidor de Presión (Precisión)

Como se advierte en el Cuadro 3.21, los valores de la desviación estándar son muy variados siendo mayores en las de velocidades de 10,20,30 y 80%; analizando de manera general se puede deducir que el sistema de medición para la caída de presión es poco preciso.

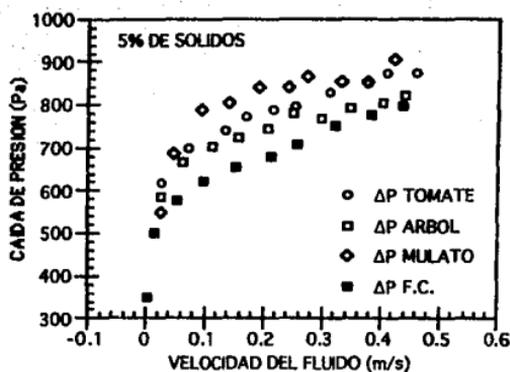


Gráfica 3.7. Calibración del medidor de Presión (Exactitud)

En lo referente a la prueba de exactitud la podemos considerar aceptable, debido a que el valor representativo (ΔP promedio) está cerca del valor verdadero (ΔP teórico) en la mayoría de los eventos (8 de 10). El sistema de medición tiene un error de incertidumbre debido a que se incluye el error sistemático que no puede ser corregido en este sistema de medición. Finalmente podemos decir que el medidor de presión es una alternativa práctica y económica para evaluar las caídas de presión.

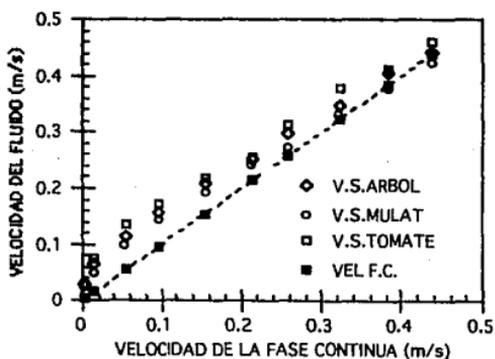
3.1.3.2. CAIDAS DE PRESION DE LA FASE CONTINUA Y SUSPENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA

En el Gráfica 3.8 se analiza la influencia del diámetro de partícula en la caída de presión destacando que la suspensión con diámetro de partícula mayor (chile mulato) genera mayores desviaciones en la tendencia existente entre la caída de presión y la velocidad de la fase continua, siguiendo en orden decreciente según el diámetro de la partícula. Así mismo se advierte que las partículas de tomate (que son las de menor dimensión) generan una caída de presión superior a la generada por las partículas de chile de árbol, puesto que al existir un mayor número de partículas la fricción de éstas en la pared de la tubería es más pronunciada. Por tal razón se concluye que la caída de presión es función de la dimensión y número partículas.



Gráfica 3.8. Caída de Presión de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas

3.1.3.3. VELOCIDAD PROMEDIO DE LA FASE CONTINUA Y SUSENSIONES DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA

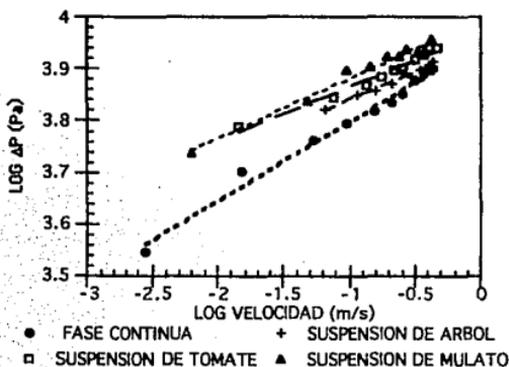


Gráfica 3.9. Velocidad promedio de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas con 5% de sólidos

La Gráfica 3.9 muestra una relación directa entre la velocidad de las suspensiones (fluido) y la velocidad de la fase continua, se observa que la tendencia de las cuatro curvas es semejante infiriéndose que las suspensiones estudiadas tienden a comportarse como un fluido puramente viscoso. Las velocidades promedio de las suspensiones son mayores con respecto a la de la fase continua en el intervalo de 0.05 a 0.35 m/s, destacándose que apartir de 0.4 m/s tienden a igualarse. Esto se explica de la siguiente forma: el fluido comienza a acelerar a la partícula debido a la fuerza externa ejercida por el fluido en ella, posteriormente la partícula es retardada por diferentes efectos mutuos partícula-partícula así como las coaliciones partícula-pared acercándose a la velocidad promedio de la fase continua.

La relación entre el tamaño de partícula y la velocidad de la suspensión es inversa. La fuerza externa aplicada (bombeo) para el transporte de las suspensiones estudiadas genera coaliciones entre las partículas, produciendo la aceleración de éstas al inicio del flujo. En la suspensión de tomate hay un número mayor de partículas aumentando la probabilidad de coalición y aceleración, por el contrario en las suspensiones con partículas de chile de árbol y chile mulato que tienen un menor número de partículas y donde existen más espacios libres para que fluyan, la probabilidad de coalición es menor explicándose así la baja velocidad de suspensión.

3.1.3.4. PATRÓN DE FLUJO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS



Gráfica 3.10. Patrón de Flujo de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas

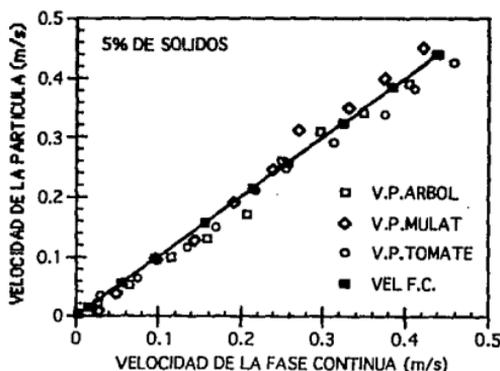
Producto	b	m	r
Tomate	3,97	0,10	0,964
Arbol	3,95	0,11	0,988
Mulato	4,00	0,16	0,987
Fase Continua	3,95	0,15	0,992

Cuadro 3.22. Constantes del Log ΔP vs Log Velocidad para la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas

En el Cuadro 3.22 se presentan los resultados obtenidos al graficar el log de la caída de presión contra el log de la velocidad de las suspensiones con la finalidad de determinar el patrón de flujo existente en las suspensiones estudiadas. Al comparar las constantes de la fase continua con las de las suspensiones se observa una gran semejanza entre estos valores, comprobándose que el comportamiento de las suspensiones es semejante a la del fluido puramente viscoso y el patrón de flujo de las suspensiones es de tipo simétrico por lo tanto pseudohomogéneo, según la Figura 1.9. Así mismo puede corroborarse esta afirmación basándose en el análisis de la velocidad de la partícula presentado en el Anexo 3.

3.1.3.5. VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO PARTICULA-FLUIDO DE LAS SUSPENSIONES PSEUDOPLASTICAS

a. DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE LA PARTICULA



Gráfica 3.11. Velocidad Promedio de las Partículas de las Suspensiones Pseudoplásticas

En esta evaluación se realizaron treinta y tres mediciones por cada porcentaje de velocidad de la bomba, con estos datos se elaboraron histogramas de distribución con la finalidad de obtener una velocidad promedio. Los histogramas y su análisis se muestran en el Anexo 3.

En el Gráfico 3.11 se muestra la relación directa que existe entre la velocidad de la partícula y la velocidad de la fase continua de cada una de las suspensiones, observándose una ligera variación entre las velocidades de las partículas con respecto a la de la fase continua, con tendencia a igualarse a velocidades intermedias (0.2-0.3 m/s). La velocidad de las partículas de chile mulato es ligeramente mayor a la del fluido y en las partículas de tomate (con un menor tamaño) se observa el efecto contrario concluyendo que la velocidad de la partícula esta en función de su tamaño.

b. VELOCIDAD DE DESLIZAMIENTO

% VELOCIDAD	TOMATE	ARBOL	MULATO
10	0,031	0,017	0,006
20	0,048	0,039	0,022
30	0,061	0,941	0,040
40	0,053	0,034	0,031
50	0,055	0,016	0,035
60	0,033	0,046	0,032
70	0,033	0,051	0,055
80	0,012	0,019	0,026
90	0,003	0,007	0,017
100	0,014	0,001	0,393

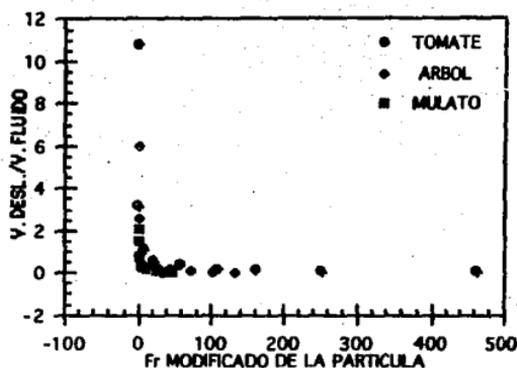
Cuadro 3.23. Velocidades de Deslizamiento Partícula-Fluido (m/s)
de las Suspensiones Pseudoplásticas

Como podemos observar en el Cuadro 3.23, no existe una tendencia en los valores de la velocidad de deslizamiento además de ser de un orden inferior al de las velocidades de las partículas y la fase continua, por lo que se procedió a elaborar una gráfica que permitiera definir una tendencia con la velocidad de deslizamiento.

La Gráfica 3.12 muestra la relación entre V_d / V vs $No.$ Froude de la partícula modificado para los diferentes tamaños estudiados. La velocidad de deslizamiento fue evaluada empleando la expresión propuesta en el desarrollo experimental, mientras que el $No.$ de Froude se determinó con la expresión del Fr de la partícula modificado según Khan, *et al.* (1987).

$$Fr_p = \frac{v^2}{g d_p (s - 1)}$$

(3.1)



Gráfica 3.12. Velocidad (Deslizamiento/Fluido) vs Froude

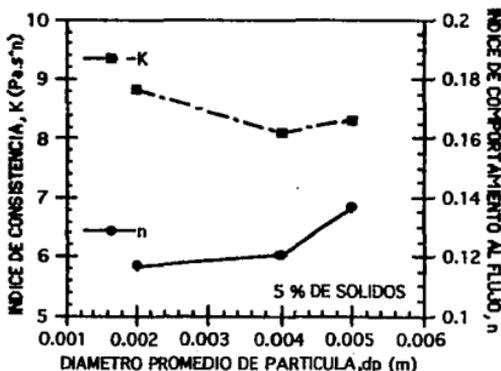
Como podrá observarse las tres semillas presentan el mismo comportamiento, es decir que el tamaño de la partícula no tiene un efecto relevante en la relación V_{des}/V_f vs No. Froude. En la bibliografía (Molerus y Wellmann, 1981) se presenta una relación entre V_{rel}/V_{susp} vs No. Froude de la partícula (evaluado con la V_{susp}) semejante a la tendencia de la relación presentada en el presente trabajo, aclarando que en esos trabajos la influencia del tamaño de partícula es considerable cuando la diferencia entre el diámetro promedio de las partículas en estudio y densidad de las mismas es drástica, lo cual no es nuestro caso.

3.1.4. PARAMETROS REOLOGICOS DEL MODELO PSEUDOPLASTICO CON DIFERENTES TAMAÑOS DE PARTICULA EN TUBERIAS

AVICEL 0.8% - -XANTANA 0.6%	% SOLIDOS	n	K (Pa.s ⁿ)	REGRESION
FASE CONTINUA		0,149	6,7	0,994
SUSP. TOMATE	5	0,116	8,8	0,992
SUSP. ARBOL	5	0,121	8,1	0,995
SUSP. MULATO	5	0,136	8,3	0,996

Cuadro 3.24. Parámetros Reológicos de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas en Tuberias.

Los resultados muestran que el índice de consistencia del fluido o de la fase continua, es menor al de las suspensiones, lo cual comprueba que la presencia de sólidos generan un incremento en este parámetro. De manera inversa el índice de comportamiento al flujo sufre un ligero decremento.



Gráfica 3.13. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas en Tuberias

En la Gráfica 3.13, se aprecia un ligero aumento en el índice comportamiento al flujo con respecto al diámetro de partícula, esta variación se debe a las interacciones existentes entre la partícula-partícula y partícula-fluido, donde a mayor número de partículas (tomate) incrementan las interacciones manifestándose en un menor índice de comportamiento al flujo; ésto también explica porque los índices de comportamiento al flujo de las suspensiones sean menores que el de la fase continua donde no existe este efecto (Cuadro 3.24). Con respecto al índice de consistencia el efecto del diámetro de la partícula es mínimo al igual que en reometría de mezclado.

VISCOSIMETRIA	TOMATE	ARBOL	MULATO
R. MEZCLADO			
$\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	0,484 - 72,7	0,484 - 72,7	0,484 - 72,7
n	0,28	0,29	0,3
K	4,98	5,08	5,64
r	0,85	0,85	0,83
C. TUBERIAS			
$\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	19,14 - 301,2	41,33 - 284,6	15,96 - 249,1
n	0,12	0,12	0,14
K	8,83	8,10	8,31
r	0,99	0,99	0,99

Cuadro 3.25. Parámetros Reológicos de las Suspensiones Pseudoplásticas con 5 % de Sólidos en Reometría de Mezclado y Caracterización en Tuberías

El análisis del Cuadro 3.25 muestra que el índice de comportamiento al flujo no se ve afectado por el tamaño de partícula en ambos métodos, sin embargo los valores obtenidos en caracterización en tuberías son menores con respecto a los de reometría de mezclado. Por otra parte el valor del índice de consistencia presenta una variación entre los dos métodos. Las variaciones en los valores de los parámetros reológicos se deben a que su evaluación fue realizada a diferentes intervalos de velocidad de deformación, puesto que el sistema disponible para reometría de mezclado está limitado a velocidades de deformación inferiores a 75 s⁻¹, por lo que esta comparación no es la más recomendable. A continuación se presenta la evaluación de los parámetros reológicos de la fase continua (Avicel 0.8 - Xantana 0.6%) obtenidos en tres diferentes métodos viscosimétricos, comparados con reometría de mezclado con la finalidad de determinar la aplicabilidad de la metodología empleada para el cálculo de tales parámetros en este último método.

PARAMETROS	C. CONCEN.	C. EN TUBERIAS	CONO PLACA	C. CONCEN.	R.MEZCLADO
$\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	1,5 - 243,2	1,5 - 243,2	0,484- 72,7	3 - 72,7	3 - 72,7
n	0,16	0,15	0,15	0,15	0,21
K (Pa s ⁿ)	7,02	6,63	6,71	6,63	5,26
r	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99

Cuadro 3.26. Parámetros Reológicos de la Fase Continua del Modelo Pseudoplástico obtenidos en Cilindros Concéntricos, Cono y Placa, Reometría de Mezclado y Caracterización en Tuberías

El análisis de varianza realizado con los resultados de todos los métodos muestra que entre los parámetros reológicos de la fase continua obtenidos con cilindros concéntricos, caracterización en tuberías y cono- placa en un intervalo de velocidad de deformación, no existen diferencias

significativas obteniéndose una $F_{teórica} = 5.14$ y una $F_{experimental} = 0.1673$ para el índice de consistencia, y una $F_{teórica} = 5.14$ y $F_{experimental} = 0.3125$ para el índice de comportamiento al flujo. Comparando reometría de mezclado con cilindros concéntricos a una misma velocidad de deformación (Cuadro 3.26), se observa que sí existen diferencias significativas, ya que se obtuvo una $F_{teórica} = 5.14$ y una $F_{experimental} = 8.1$ para el índice de consistencia, y una $F_{teórica} = 5.14$ y $F_{experimental} = 10$ para el índice de comportamiento al flujo. Esta variación puede deberse a la metodología empleada para el cálculo de los parámetros reológicos en reometría de mezclado, a la recalibración a la cual fue sometido el instrumento o a la posible degradación del avicel en las últimas muestras.

Cálculo del No. de Reynolds para asegurar régimen laminar, del modelo pseudoplástico con diferentes tamaños de partícula.

% VEL.	F. C.	TOMATE	ARBOL	MULATO
10	0,005	0,124	0,018	0,031
20	0,197	3,228	2,516	1,416
30	2,129	9,683	7,402	4,957
40	6,182	14,956	13,730	10,302
50	14,677	23,651	22,953	17,924
60	26,449	31,899	33,103	27,292
70	37,519	46,825	45,255	34,348
80	56,731	66,141	60,529	49,499
90	77,866	77,848	80,223	62,419
100	99,785	96,467	94,534	77,671

Cuadro 3.27. Números de Reynolds de la Fase Continua y Suspensiones del Modelo Pseudoplástico

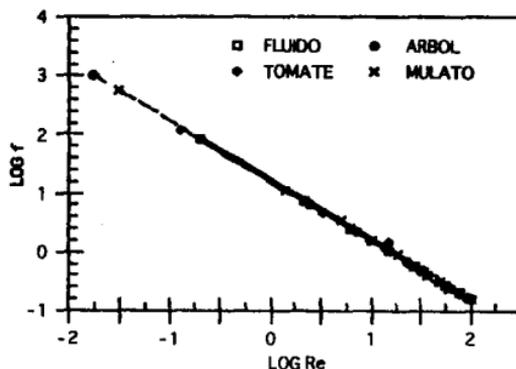
El Cuadro 3.27 muestra que los valores de No. de Reynolds obtenidos a diferentes porcentos de velocidad, fueron inferiores a 2 000 con lo que se asegura un régimen laminar.

3.1.5. OBTENCION Y COMPROBACION DE LA RELACION EMPIRICA PARA LA PREDICCIÓN DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA

Retomando la expresión de Gaessler, 1967 (ecuación 1.69) la cual divide la caída de presión total en tres fuerzas:

$$\frac{\pi D^2}{4} \Delta P = F_1 + F_2 + F_3$$

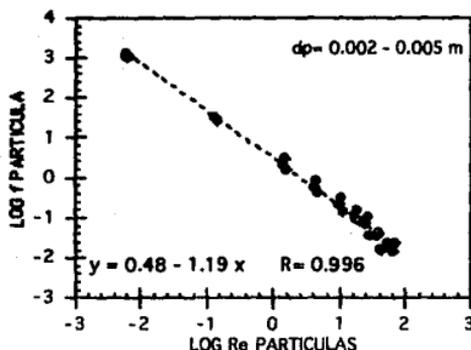
La F_1 se considera despreciable en este caso particular debido a que no existe formación de lecho en el fondo de la tubería, lo cual es comprobable con la gráfica 3.10 (Patrón de flujo) y la gráfica siguiente donde se presentan los resultados obtenidos al graficar $\log f$ contra el \log de Re para cada suspensión estudiada.



Gráfica 3.14. Log. del Factor de fricción vs Log de Reynolds de la Fase Continua y Suspensiones Pseudoplásticas

Se observa que el valor de la ordenada al origen y pendientes son iguales para los cuatro fluidos por lo que se puede inferir que éstas siguen el comportamiento de un fluido puramente viscoso cuyo valor de la pendiente es -1 y el antilogaritmo de la ordenada al origen es 16, comprobando así la existencia de una suspensión pseudohomogénea en régimen laminar que puede ser empleada correctamente para evaluar parámetros reológicos.

3.1.5.1. OBTENCION DE LA RELACION EMPIRICA PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA



Gráfica 3.15. Log. del Factor de fricción vs Log de Reynolds de las Partículas

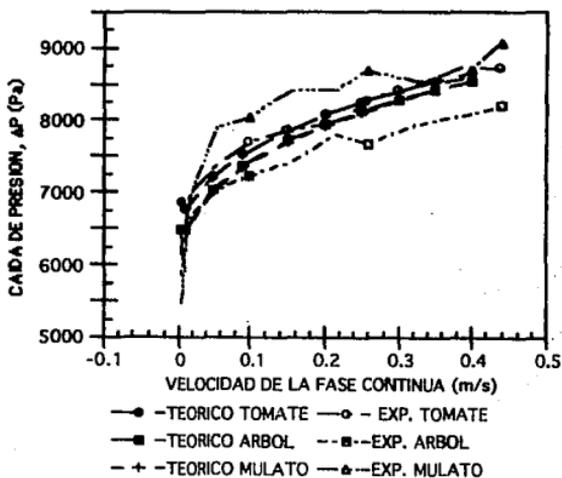
SUSPENSION	b	m	Regresión
TOMATE	0,46	-1,21	0,999
ARBOL	0,36	-1,30	0,995
MULATO	0,56	-1,15	0,997

Cuadro 3.28. Constantes de Log. del Factor de fricción vs Log de Reynolds de las Partículas

Analizando los valores de las pendientes de las partículas de chile de árbol y mulato se observa una ligera diferencia con respecto a la pendiente general. Refiriéndose a la ordenada al origen la tendencia es contraria, es decir el valor de ésta para la partícula de tomate presenta mayor diferencia. No obstante la ecuación general presentada en la Gráfica 3.15 es representativa para los tamaños de partícula estudiados.

3.1.5.2. COMPROBACION DE LA RELACION EMPIRICA PARA LA PREDICCIÓN DE CAIDA DE PRESION DE UNA SUSPENSION PSEUDOPLASTICA

Finalmente se presentan las caídas de presión obtenidas teóricamente y las obtenidas experimentalmente.



Gráfica 3.16. ΔP Experimental - Teórico vs Velocidad de la Fase Continua

Como se muestra en la presente gráfica los resultados obtenidos teóricamente son ligeramente superiores para el caso de las suspensiones con semillas de chile de árbol, iguales para la suspensión con semillas de tomate e inferiores para la suspensión con semillas de chile mulato.

El porcentaje de error relativo de los valores de Δp teóricos con respecto a los experimentales son:

% VEL.	TOMATE	ARBOL	MULATO
10	11,39	10,74	17,66
20	2,93	-2,40	-6,03
30	2,08	-0,20	-11,35
40	2,17	1,02	-8,50
50	0,38	3,94	-8,54
60	1,59	1,72	-5,88
70	0,35	5,77	-6,53
80	0,89	4,35	-3,20
90	0,10	4,49	-1,65
100	0,63	4,33	-5,84

Cuadro 3.29. Porcentaje de Error Relativo de la Caída de Presión de las Suspensiones Pseudoplásticas.

El error que existe en el primer punto para los tres tipos de partícula es grande lo que demuestra que la relación empírica pierde precisión a bajas velocidades de flujo (del orden de 10^{-3} m/s), sin embargo para las siguientes velocidades la precisión de la caída de presión para las semillas de tomate y árbol es aceptable, en el caso de la suspensión con semillas de Chile mulato existe un porcentaje de error ligeramente mayor pero igualmente aceptable por lo que se concluye que la metodología propuesta para predecir la caída de presión de una suspensión es válida.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

En la evaluación de las Propiedades físicas de los alimentos comerciales estudiados se observó que el porcentaje de sólidos tiene una gran influencia en el valor de la densidad: a mayor porcentaje de sólidos mayor densidad de la suspensión; el porcentaje de sólidos totales y de partículas está en función de las características propias del producto al igual que el tamaño y la forma de la partícula.

Con respecto a las propiedades fisicoquímicas pH, tensión superficial y conductividad eléctrica se observó que éstas no afectan el comportamiento reológico de las suspensiones comerciales estudiadas.

Los parámetros reológicos de los alimentos estudiados dependen de las características de ambas fases, destacando que el porcentaje de sólidos influye de forma directa en el índice de consistencia. Así mismo se advirtió que el comportamiento reológico predominate es tixotrópico y pseudoplástico al equilibrio.

En la elaboración de los sistemas modelo (pseudoplástico y tixotrópico) se consideró el porcentaje de sólidos, tamaño y forma geométrica de la partícula, y los parámetros reológicos tanto de la suspensión como de la fase continua de los productos comerciales, obteniéndose así un modelo representativo.

El índice de consistencia de los sistemas modelo se incrementa de forma directa con la concentración de sólidos siendo más marcado este efecto en las suspensiones pseudoplásticas, mientras que el tamaño de partícula del intervalo manejado (0.2 - 0.5), no tiene ningún efecto. Por otra parte el índice de comportamiento al flujo tiende a mantenerse constante en ambos modelos.

El empleo de reometría de mezclado como método alternativo para la evaluación de parámetros reológicos de suspensiones presenta ventajas con respecto a los métodos viscosimétricos empleados (V. Brookfield por su geometría inadecuada y caracterización en tuberías por el tamaño de muestra requerido), sin embargo, los valores del coeficiente de regresión son bajos y los parámetros obtenidos por este método difieren de los de caracterización en tuberías cuyas ecuaciones fundamentales están bien definidas. Por lo anterior se recomienda perfeccionar la metodología de cálculo para la obtención de los parámetros reológicos en este método viscosimétrico, con la finalidad de obtener valores con menores diferencias significativas incrementando así la viabilidad del empleo de éste en la caracterización de suspensiones.

Las interacciones partícula-partícula, partícula- fluido y partícula-pared generan a bajas velocidades de bombeo un incremento en la velocidad de las suspensiones con respecto a la fase continua y posteriormente una tendencia a igualarse a altas velocidades de bombeo.

El tamaño de partícula está relacionado de forma inversa con la velocidad de las suspensiones debido a que las interacciones de las partículas están vinculadas con el número de partículas presentes. Este también contribuye de manera directa en la caída de presión de las suspensiones cuando la diferencia de tamaño es considerable, siendo inversa cuando esta diferencia es pequeña debido a que en este caso el número de partículas presentes es el factor que determina la frecuencia de las interacciones.

Las suspensiones pseudoplásticas con 5% de concentración de partículas con geometría de disco y diámetro de 0.002 a 0.005 m, presentan un comportamiento pseudohomogéneo al fluir en régimen laminar en un ducto horizontal debido a que la diferencia de densidades de la partícula y el fluido no son significativas por lo que no se presenta la sedimentación. Concentraciones mayores (10%) bajo las mismas condiciones de estudio propician una formación de lecho en el fondo de la tubería y por lo tanto un patrón de flujo más complejo.

En la caracterización en tuberías el índice de consistencia de las suspensiones se ve afectado más por la presencia de sólidos que por el tamaño de partícula. Sin embargo, la presencia de sólidos disminuye el valor del índice de comportamiento al flujo, mientras que el tamaño de partícula guarda una relación directa con éste debido a los efectos generados por el número de partículas presentes.

La velocidad de las partículas es similar a la velocidad de la fase continua, debido a la interacción partícula-fluido. Por otra parte se destaca una distribución de velocidad en el área transversal de la tubería, donde se advierte que las partículas adyacentes a la pared fluyen con una velocidad baja, las que fluyen en el centro son las partículas más rápidas cuya velocidad tiende a ser similar a la velocidad de la suspensión y las partículas que fluyen en el área restante lo hacen con una velocidad intermedia.

Las suspensiones y la fase continua fluyen en régimen laminar puesto que el valor del Re es menor a 2000, así mismo se confirma un comportamiento pseudohomogéneo puesto que la relación $\log f$ vs $\log Re$ es aproximadamente 16. Por otra parte la relación existente entre $\log f$ vs $\log Re$ de las partículas es similar para los tres tamaños de partícula estudiados, favoreciendo una generalización de este gráfico para el cálculo del factor de fricción provocado por las partículas.

La caída de presión provocada por los sólidos es aproximadamente 25% de la caída de presión total. Aún cuando la suspensión puede considerarse como pseudohomogénea, no es válido considerarla únicamente como un fluido para esta cuantificación.

La caída de presión de una suspensión pseudohomogénea puede ser evaluada por medio del factor de fricción ($18/Re$), no obstante, el cálculo del número de Reynolds requiere del conocimiento de los parámetros reológicos lo que prácticamente no es posible evaluar en geometrías convencionales para el caso de suspensiones gruesas, por lo que se recomienda cuantificar la caída de presión de una suspensión como la sumatoria de las caídas de presión debidas al fluido y a los sólidos. La metodología propuesta para predecir la caída de presión generada por los sólidos es válida para suspensiones pseudoplásticas con características similares a las estudiadas.

Del estudio realizado se infiere que el patrón de flujo de suspensiones con concentraciones menores al 5% será pseudohomogéneo y similar al de ésta, ya que estudios previos han demostrado que los parámetros reológicos para tales concentraciones no experimentan cambios significativos entre ellas; quedando abierta la posibilidad de estudiar el efecto de estas variables a concentraciones mayores. Debido a que algunas de las suspensiones comerciales estudiadas tienen una concentración de sólidos superior al 5% es de interés evaluar su comportamiento al ser transportadas en ductos horizontales, ya que como se observó estas no pueden ser consideradas como suspensiones pseudohomogéneas y por lo tanto los resultados obtenidos en este trabajo no encuentran aplicación en ese caso.

La complejidad de las suspensiones estudiadas dificulta el planteamiento de ecuaciones que permitan predecir teóricamente tanto la velocidad de la suspensión como de las partículas, al igual que la caída de presión total. Por otra parte las ecuaciones existentes se limitan a suspensiones con fase continua Newtoniana y partículas de formas regulares de compuestos inorgánicos que son diferentes a las suspensiones alimenticias, lo que no permite una aplicación correcta de estas ecuaciones siendo necesario profundizar en este tipo de estudios.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

ALLEN, H. 1900. *Phil. Mag.* 50, 323. Citado por GOVIER, G.W. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.

BARBOSA, G y PELEG, M. *Propiedades de Flujo de Alimentos Líquidos y Semilíquidos*. *Rev. Tecnol. Aliment.* 17 (2), 4 -24.

BARNES, H., EDWARDS, M. y WOODCOCK, L.1987. *Applications of Computer Simulations to dense Suspension Rheology*. *Chemical Engineering Science*, 42 (4), 591-608.

BARNES, H., HUTTON, J. y WALTERS, K.1989. *An introduction of Rheology*. Capítulo 7: *Rheology of suspensions*. Elsevier Science Publishers B. V., Netherlands.115-139.

BIRD, R., STEWART, W. y LIGHTFOOT, E.1960. *Transport Phenomena* Wiley, New York. Citado por RHODES, M.1990.*Principles of Power Technology*. Capítulos 2 y 13: *Flow of liquid-solid suspensions*. John Wiley & Sons L.T.D. England.367-393.

BIRD, R., STEWART, W. y LIGHTFOOT, E.1982. *Fenómenos de Transporte*. Edit. Reverte, S.A. Barcelona, España.

BONGEENAR, J., KOSSEN, N., METZ, B. y MEIJBOOM, F.1973. *A Method for Characterizing the Rheological Properties of Viscous Fermentation Broths*. *Biotechnology and Bioengineering*, 15, 201-206.

BRITO, E., LEULIET, J., CHOPLIN, L. y TANGUY, P. 1990. *Mixing and Circulations Times in Rheologically Complex Fluids I*. *CHEM. E. Symposium Series*. 121, 75-96.

BRUCE, W., HODGSON, G. y CLARK, K.1952. *Trans. Can. Inst. Mining Met.* 60, 422 Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.

CALDERBANK, P. y MOO-YOUNG, M. 1959. *The Prediction of Power Consumption in the agitation of Non-Newtonian Fluids*. *Trans. Inst. Chem Engrs.* 37, 26-33. Citado por CASTELL-PEREZ, M. y STEFFE, J. 1992. *Using Mixing to Evaluate Rheological Properties*. Citado por RAO, M. y STEFFE J. 1992. *Viscoelastic Properties of Foods*. Capítulo 10: *Using Mixing to Evaluate Rheological Properties*. Elsevier Applied Science. USA. 247-287.

CARBONELL, E., COSTELL, E. y DURAN, L. 1991. *Caracterización del Flujo de mermeladas españolas*. *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 31 (2), 227-235.

CASTELL-PEREZ, M. y STEFFE, J. 1992. *Using Mixing to Evaluate Rheological Properties*. Citado por RAO, M. y STEFFE J. 1992. *Viscoelastic Properties of Foods*. Capítulo 10: *Using Mixing to Evaluate Rheological Properties*. Elsevier Applied Science. USA. 247-287.

CHAN, D. y POWELL, R. L. 1984. *Rheology of Suspensions of Spherical Particles in a Newtonian and a non-Newtonian Fluid*. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*. 15, 165-179.

- CHAVAN, V., JHAVER, A. y ULBRECHT, J. 1972. *Power Consumption for Mixing of Inelastic Non-Newtonian Fluids by Helical Screw Agitators*. Trans. Instn. Chem. Engrs. 50, 147-155.
- CHAVAN, V. y ULBRECHT, J. 1973. *Power Correlations for Close-Clearance Helical Impellers in Non-Newtonian Liquids*. Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop. 12 (4), 472-478.
- CHEREMISINOFF, N. y GUPTA, R. 1983. *Handbook of Fluid in Motion*. Capitulo 33: Rheology of suspensions. Butterworths Publishers. USA. 863-893.
- CHONG, J., CHRISTIANSEN E. y BAER, A. 1971. *Rheology of Concentrated Suspensions*. J. Appl. Polym. Sci. 15, 2007. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. AIChE J. 39 (2) 207-214.
- CLARKE, B. 1967. *Tras. Inst. Chem. Engrs. (45) 251*. Citado por JINESCU, V. 1974. *The rheology of suspensions*. International Chemical Engineering. 14 (3), 397-420.
- CONDOLIOS, E. y CHAPUS, E. 1963. *Chem. Eng. 70, 137* Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.
- CZABAN, S., PARZONKA, W. y HAVLIK, V. 1988. *Non-newtonian Behaviour of Kaolin Suspensions*. Progress and Trends in Rheology II. 325-328.
- DARBY, R. 1976. *Viscoelastic Fluids*. Marcel Dekker, New York. Citado por RHODES, M. 1990. *Principles of Power Technology*. Capítulos 2 y 13: Flow of liquid-solid suspensions. John Wiley & Sons L.T.D. England. 367-393.
- DAVIES, J. 1987. *Calculation of Critical Velocities to Maintain Solids in Suspension in Horizontal Pipes*. Chem. Eng. Sci. (42) 1667.
- DAVIS, R. 1993. *Microhydrodynamics of Particulate Suspensions*. Advances in Colloid and Interface Science. 43, 17-50.
- DUCKMAN, C. y CHEM, E. 1972. *Local and General Pipe Laminar to Turbulent Transition Problems for Viscous and Non-Newtonian Slurries in Pipelines*. Hydrotransport 2, The Second International Conference on the hydraulic Transport of Solids in Pipes.
- DURAND, R. 1953. *Minnesota Int. Hydraulics Convention, Proc. p.89*, Int. Assoc. for Hydraulic Research. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.
- DUTTA, B. y SASTRY, S. 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 SASTRY, S. 1990b. *Velocity Distributions of Food Particle Suspensions in Holding Tube Flow: Distribution Characteristics and Fastest-Particle Velocities*. J. Food Sci. 55 (6) 1703-1710
- EILERS, H. 1941. *Die Viskosität von Emulsionen Hochviscoser Stoffe als Funktion der Konzentration*. Kolloid-Z. 97, 313. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. AIChE J. 39 (2) 207-214.

EINSTEIN, A. 1905. *Ann Physik*, 17, 459. Citado por SUBHASH, N.1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. *AIChE J.* 39 (2) 207-214.

ELLIS, H. y ROUND, G.1963. *Trans. Can. Inst. Mining Met.* 66, 345. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

FRANKEL, N. y ACRIVOS, A. 1967. *On the Viscosity of a Concentrated Suspension of Solid Spheres*. *Chem. Eng. Sci.* 22, 847. Citado por SUBHASH, N.1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. *AIChE J.* 39 (2) 207-214.

FOX, R. y Mc.DONALD, A.1984. *Introducción a la Mecánica de Fluidos*. Interamericana, México.

GAESSLER, H. 1967. *Experimentelle und theoretische Untersuchungen über die Strömungsvorgänge beim Transport von Feststoffen in Flüssigkeiten durch horizontale Rohrleitungen*. Doctoral Dissertation, Technische Hochschule, Karlsruhe, West Germany. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

GEANKOPLIS, C.1982. *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. CECSA., México.

GHOSH, A. y BHATTACHARYA, S.1984. *Rheological Study of Black Coal-oil Suspensions*. *Rheologica Acta*. 23 (2), 195-206.

GOVIER, G. y CHARLES, M.1961. *Engineering Journal*. 44, 50. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

HOUSKA, M., SESTAK, J., JESCHKE, J., ADAM, M. y PRIDAL, J. 1988. *Rheology of Minced meat Transportations in Pipes*. *Progress and trends in Rheology*. II, 460-466.

HOWARD, G. W. 1939. *Trans. ASCE*. 104, 1334. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K.1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

IBARZ, A. y LOZANO, J. 1992. *Caraterización Reológica de Pulpas Concentradas de Ciruela y Melocotón*. *Rev. Esp. Cienc. Tecnol. Aliment.* 32 (1), 85-94.

JEFFREY, D. y ACRIVOS, A. 1976. *The Rheological Properties of Suspensions of Rigid Particles*. *AIChE Journal*. 22 (3), 417-432.

JINESCU, V.1974. *The Rheology of Suspensions*. *International Chemical Engineering*. 14 (3), 397-420.

JONES, L. y BRODKEY, R.1970. *Thixotropic Behaviour of a Colloidal Suspension*. Fifth Int. Cong. Rheol. 2, 267-280. Citado por JEFFREY, D. y ACRIVOS, A. 1976. *The Rheological Properties of Suspensions of Rigid Particles*. *AIChE Journal*. 22 (3), 117-432.

JOWITT, R., ESCHER, F., HALLSTROM, B., MEFFERT, H., SPRESS, W. y VOS, G. 1983. *Physical Properties of Foods*. Capítulo 13: Disperse systems: dependence of rheological properties

on the type of flow with implications for food rheology. Applied Science Publishers. USA. 205-226.

KAO, S., NIELSEN, L. y HILL, C. 1975. *Rheology of Concentrated Suspensions of Spheres. I. Effect of the liquid-solid interface. II. Suspensions agglomerated by an immiscible second liquid.* Journal of Colloidal and Interface Science. 53 (3), 358-373.

KAO, D. 1978. *Hydraulic Transport of Solids in Pipes.* University of Kentucky. Citado por CHEREMISINOFF, N. y GUPTA, R. 1983. *Handbook of Fluid in Motion.* Capítulo 33: Rheology of suspensions. Butterworths Publishers. USA. 863-893.

KEMBLOWSKY, Z. y KRISTIANSEN, B. 1986. *Rheometry of Fermentation Liquids.* Biotechnology and Bioengineering. 28, 1474-1483.

KEMBLOWSKY, Z., SEK, J., BUDZYNSKI, P. 1988. *The Concept of a Rotational Rheometer with Helical Screw Impeller.* Rheol. Acta. 27, 82-91. Citado por RAO, M. y STEFFE J. 1992. *Viscoelastic Properties of Foods.* Capítulo 10: Using Mixing to Evaluate Rheological Properties. Elsevier Applied Science. USA. 247-267.

KEMBLOWSKY, Z., SEK, J., BUDZYNSKI, P. 1988. *Continuous Measurements of Viscous Properties of Suspensions with Settling Particles.* Progress and Trends in Rheology II. Supplement to Rheological Acta. 177-179.

KENNEDY, J. y NEVILLE, A. 1982. *Estadística para Ciencias e Ingeniería.* Ed. Harla. E.U. a 468.

KHAN, A., PIRIE, R. y RICHARDSON, J. 1987. *Hydraulic Transport of Solids in Horizontal Pipe Lines - Predictive Methods for Pressure Gradients.* Chemical Engineering Science. 42 (4), 767-778.

KRIEGER, I. 1968. Trans. Soc. Rheol. 12, 5. Citado por RHODES, M. 1990. *Principles of Power Technology.* Capítulos 2 y 13: Flow of liquid-solid suspensions. John Wiley & Sons LTD England. 367-393.

LANDEL, R., MOSER, B. y BAUMAN, A. 1965. *Rheology of Concentrated Suspension: Effect of a Surfactant.* Proc. 4th International Congress on Rheology, USA. 2, 663.

LEWICKI, P. y SKIERKOWSKI, K. 1988. 1988. *Flow of Fruit and Vegetable Purées through Pipelines.* Progress and trends in Rheology. II. 443-445.

MARTINELLI, R., BOELTER, L., TAYLOR, T., THOMSEM, E. y MORRIN, E. 1944. Trans. AIME. 66, 139. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes.* Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.

Mc CABE, W. y SMITH, J. 1975. *Operaciones Básicas de Ingeniería Química.* Editorial Reverté. Barcelona, España.

MENA, B., GARCIA, R. y RANGEL, N. 1984. *Advances in Rheology.* UNAM. México. 571-582. (Fluids. Models for rheological behaviour of concentrated disperse media under shear:2).

METZNER, A. 1985. *Rheology of Suspensions of Polymeric Liquids.* J. Rheol. 29 (2), 739. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries.* AIChE J. 39 (2) 207-214.

- METZNER, A. y OTTO, R. 1957. *Agitation of Non Newtonian Fluids*. AICHE Journal 3 (1), 3-10.
- MILLS, P. y SNABRE P. 1988. *The Faecal Concept in the Rheology of Concentrated Suspensions*. Progress and Trends in Rheology II. 105-108.
- MIH, W., CHEN, C. y ORSBOM, J. 1971. *Bibliography. Solid-liquid Transport in Pipelines. Including Theoretical Analysis and Research Needs*. College of Engineering, Washington State University, Pullman, W.A.
- MOLLERUS, O. y WELLMAN, P. 1981. *A New Concept for the Calculations of Pressure Drop with Hydraulic Transport of Solids in Horizontal Pipes*. Chemical Engineering Science. 30 (10), 1623-1632.
- MOONEY, M. 1931. *Rheology*. 2, 210. Citado por CHEREMISINOFF, N. y GUPTA, R. 1983. *Handbook of Fluid in Motion*. Capítulo 33: Rheology of suspensions. Butterworths Publishers. USA. 863-893.
- MOONEY, M. 1951. *The Viscosity of Concentrated Suspension of Spherical Particles*. J. Colloid Sci. 1, 434. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. AICHE J. 39 (2) 207-214.
- MORELAND, C. 1963. *Canad. J. Chem. Eng.* 41, 24. Citado por JINESCU, V. 1974. *The Rheology of Suspensions*. International Chemical Engineering. 14 (3), 397-420.
- NEWITT, D., RICHARDSON, J., ABBOTT, M. y TURTLE, R. 1955. *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 33, 93. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company. Florida, E.U.
- OROSKAR, A. y TURIAN, R. 1980. *The Critical Velocity in Pipeline Flows of Slurries*. AICHE J. 26(4) 550.
- OLDROYD, J. 1949. *J. Colloid Sci.* 4, 333. Citado por. RHODES, M. 1990. *Principles of Power Technology*. Capítulos 2 y 13: Flow of liquid-solid suspensions. John Wiley & Sons L.T.D. England. 367-393.
- PERRY, R. y CHILTON, C. 1982. *Manual del Ingeniero Químico*. Mc Graw Hill Company. USA. I. 5-4 - 5-7.
- RABINOWITSH, B. 1929. *Physik. Chem. Ser. A.* 1, 145. Citado por CHEREMISINOFF, N. y GUPTA, R. 1983. *Handbook of Fluid in Motion*. Capítulo 33: Rheology of suspensions. Butterworths Publishers. USA. 863-893.
- RAO, M. y ANANTHESWARAN, R. 1982. *Rheology of Fluids in Food Processing*. Food Technol. 36, 116-126.
- RAO, M. y STEFFE J. 1992. *Viscoelastic Properties of Foods*. Capítulo 10: Using Mixing to Evaluate Rheological Properties. Elsevier Applied Science. USA. 247-287.
- RHODES, M. 1990. *Principles of Power Technology*. Capítulos 2 y 13: Flow of liquid-solid suspensions. John Wiley & Sons L.T.D. England. 367-393.
- RIEGER, F. y NOVAK, V. 1973. *Power Consumption of Agitators in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids*. *Trans. Instn. Chem. Engrs.* 51, 105-111.

- ROSCOE, R. 1953. *Suspensions. Flow Properties of Disperse System*. J.J. Hermans, ed. North-Holland. Citado por JEFFREY, D. y ACRIVOS, A. 1976. *The Rheological Properties of Suspensions of Rigid Particles*. *AIChE Journal*. 22 (3), 417-432.
- RUSHTON, J., COSTICH, E. y EVERETT, H. 1950. *Power Characteristics of Mixing Impellers. Part I*. *Chemical Engineering Progress*. 46, (8), 395-403.
- RUTGERS, R. 1962. *Relative Viscosity of Suspensions of Rigid Spheres in Newtonian Liquids*. *Rheol. Acta*. 2, 202. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. *AIChE J.* 39 (2) 207-214.
- SASTRY, S. y ZURITZ, C. 1987. *A Review of Particle Behaviour in Tube Flow: Applications to Aseptic Processing*. *J. Food Proc. Eng.* 10, 27-52.
- SEGRE, G. y SILBERBERG, A. 1963. *non-Newtonian Behaviour of Dilute Suspensions of Macroscopic Spheres in a Capillary Viscometer*. *Journal of Colloid Science*. 18, 312-317.
- SINCLAIR, C. 1962. *Symp. Interaction Between Fluids and Particles*, London Proc. p.78. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.
- SKELLAND, A. 1983. *Handbook of Fluids in Motion*. Capítulo 7. CHEREMISINOFF, N. y GUPTA, R. Ed. Ann Arbor Science. E.U. Citado por BRITO, E., LEULIET, J., CHOPLIN, L. y TANGUY, P. 1990. *Mixing and Circulations Times in Rheologically Complex Fluids*. I. CHEM. E. Symposium Series. 121, 75-96.
- SOMMERVILLE, D. 1991. *Critical Transport Velocity in Two-phase, Horizontal pipe flow*. *AIChE J.* 37 (2) 274-276.
- SOO, S. y REGALBUTO, J. 1960. *Can. J. Chem. Eng.* 38, 160. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.
- SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. *AIChE J.* 39 (2) 207-214.
- SUBRAMANIAN, G. y ZURITZ, C. 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.
- TANGLERTPAIBUL T. y RAO M. *Rheological Properties of Tomato Concentrates as affected by Particle size and Methods of Concentration*. *Journal of Food Science*. 52 (1), 141-145.
- THOMAS, D. 1964. *AIChE J.* 10, 303. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.
- THOMAS, D. 1965. *Transport Characteristics of Suspensions VIII. A Note of the Viscosity of Newtonian Suspension of Uniform Spherical Particles*. *J. Colloid Sci.* 20, 267-277. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. *AIChE J.* 39 (2) 207-214.
- TODA, M., ISHIKAWA, T., SAITO, S. y MAEDA, S. 1973. *On the Particle Velocities in Solid-liquid Two-phases Flow Through Straight Pipes and Beds*. *J. Chem. Eng. Japón*. 6, 140-146.
- TORAL M. 1973. *Fisicoquímica de Superficies y Sistemas Dispersos*. URMO. España. 304.

TURIAN, R. y YUAN, T. 1977. *Flow of Slurries in Pipeline*. AIChE J. 23(3), 232-243.

TURIAN, R., HSU, F., ABRAMIDIS K., SUNG D., y ALLENDORSE R. 1992. *Settling and Rheology of Suspensions of Narrow-sized Coal Particles*. AIChE Journal. 38 (7), 969-987.

ULBRECHT, J. y CARREU, P. 1985. *Mixing of Liquids by Mechanical Agitation*. 1, Capítulo 4.

ULBRECHT, J. y PETERSON, G. Ed. Gordon and Breach Publishers. E.U. Citado por BRITO, E., LEULIET, J., CHOPLIN, L. y TANGUY, P. 1990. *Mixing and Circulations Times in Rheologically Complex Fluids*. I. CHEM. E. Symposium Series. 121, 75-96.

WICKS, M. 1968. *Transport of Solids at low Concentration in Horizontal Pipes*. Int. Symposium on Solid - Liquid Flow in Pipes, University of Pennsylvania, Philadelphia. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

WILSON, W. 1942. Trans. ASCE. 107, 1576. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

YAO, S. y MATSUMOTO, T. 1987. *New Type of Equation for the Relation Between Viscosity and Particle Content in Suspensions*. J. Non-Newton. Fluid Mech. 25, 197. Citado por SUBHASH, N. 1993. *Rheological Properties of Hydroxypropyl Guar (HPG) Slurries*. AIChE J. 39 (2) 207-214.

YANGB, B. y SWARTZEL, K. 1992. *Particle Residence Times Distributions in Two-Phase Flow in Straight round conduit*. Journal of Food Science. 57 (2), 497- 502.

ZUBER, N. y FINDLAY, J. 1965. J. Heat Transfer, Trans. ASME, Ser. C. 87, 453. Citado por GOVIER, G. y AZIZ, K. 1987. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Robert E. Krieger Publishing Company, Florida, E.U.

ANEXOS

ANEXO 1

ECUACIONES DE REOMETRIA DE MEZCLADO

Calderbank y Moo-Young (1959)

$$C_{FR} = 1 + \frac{\psi^2 - 1}{2\psi^2} \alpha (1 + 2/3 \ln \psi + 1/3D - 1/45D^3 + 2D^5/945 - D^7/4725 + \dots) \quad (A1.1)$$

$$D = \alpha \ln \psi \quad (A1.2)$$

$$\alpha = (1/h - 1) \quad (A1.3)$$

Chavan y Ulbrecht (1972)Estos autores definen los siguientes parámetros involucrados en sus expresiones de k_f :Diámetro equivalente, d_e :

$$\left(\frac{d_e}{d}\right) = \left(\frac{d_r}{d}\right) - \left(\frac{2(w/d)}{\ln\left(\frac{(d_r/d) - (1-2(w/d))}{(d_r/d) - 1}\right)}\right) \quad (A1.4)$$

Area superficial del agitador, A:

$$A = \frac{(l/d)(s/d)}{3\pi} \left(\left(\frac{\pi \sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)^2} \right) + \ln \left(\frac{\pi}{(s/d)} + \frac{\sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)} \right) \right) \\ \times (1 - (1-2(w/d))^2)d^2 + \pi (1-2(w/d))(l/d)d^2 \quad (A1.5)$$

Chavan y Ulbrecht (1973)

Retoman sus ecuaciones y las reescriben para impulsores de cinta helicoidal.

Fluido Newtoniano:

$$P_o = 2.5B\pi a \left(\frac{d_e}{d}\right) \lambda^2 \left(\frac{4\pi}{\lambda^2 - 1}\right) R_o^{-1} \quad (\text{A.1.6})$$

Fluido de la potencia:

$$P_o = 2.5B\pi a \left(\frac{d_e}{d}\right) \lambda^2 \left(\frac{4\pi}{n(\lambda^2 - 1)}\right)^n R_o^{-1} \quad (\text{A.1.7})$$

$$\left(\frac{d_e}{d}\right) = \left(\frac{D}{d}\right) - \left(\frac{2(w/d)}{\ln\left(\frac{(D/d) - (1-2(w/d))}{(D/d) - 1}\right)}\right) \quad (\text{A.1.8})$$

$$A = \frac{(l/d)(s/d)}{3\pi} \left(\left(\frac{\pi \sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)^2} \right) + \ln \left(\frac{\pi}{(s/d)} + \frac{\sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)} \right) \right) \times (1 - (1 - 2(w/d))^2) \quad (\text{A.1.9})$$

Kemblowski y Kristiansen (1988)

Retomando la teoría de trabajos anteriores encuentran las siguientes expresiones:

En regimen laminar:

$$P_o = \frac{k_p}{Re} \quad (\text{A.1.10})$$

$$P_o = \frac{P}{\rho N^3 d^5} \quad (\text{A.1.11})$$

Para un fluido no-Newtoniano:

$$Re_m = \frac{\rho N d^2}{\eta} \quad (\text{A.1.12})$$

introduciendo (A.1.11) y (A.1.12) en (A.1.10)

$$\frac{P}{\rho N^3 d^5} = \frac{k_p \eta}{\rho N d^2} \quad (\text{A.1.13})$$

por lo que:

$$\eta = \frac{P}{K_p N^2 d^3} \quad (\text{A.1.14})$$

La potencia está relacionada al torque del impulsor de la siguiente manera :

$$P = 2\pi N M \quad (\text{A.1.15})$$

Por lo tanto (A.1.14) se puede expresar como sigue:

$$\eta = \frac{2\pi N M}{K_p N d^3} \quad (\text{A.1.16})$$

Por otra parte:

$$\eta = \frac{\langle \tau \rangle}{\langle \dot{\gamma} \rangle} \quad (\text{A.1.17})$$

Retomando la consideración de Metzner y Otto

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = k_\gamma N \quad (\text{A.1.18})$$

y combinando (A.1.17) y (A.1.18)

$$\langle \tau \rangle = \eta k_\gamma N \quad (\text{A.1.19})$$

Retomando (A.1.16)

$$\Leftrightarrow = \frac{2\pi M N k_\gamma}{K_p N d^3} = \frac{2\pi M k_\gamma}{K_p d^3} \quad (\text{A.1.20})$$

Brito et al. (1990)

Retoman la ecuación (A.1.6) de Chavan y Ulbrecht (1973) para fluido laminar:

$$P_o = 2.5 B \pi a \left(\frac{d_e}{d} \right) \lambda^2 \left(\frac{4\pi}{(\lambda^2 - 1)} \right) R_o^{-1}$$

y la ecuación A.1.10

$$P_o = \frac{K_p}{Re}$$

Así mismo retoman la expresión para fluidos pseudoplásticos de esos mismos autores:

$$P_o = 2.5B\pi a \left(\frac{d_e}{d} \right)^{\lambda} \left(\frac{4\pi}{n(\lambda - 1)} \right)^n Re^{-1} \quad (A.1.21)$$

Consideran que Metzner y Otto propusieron una $\dot{\gamma}$. Si ésta es estimada de acuerdo a las condiciones de mezclado existentes en el recipiente, las curvas de potencia para fluidos Newtonianos y pseudoplásticos coinciden. De este modo, $\dot{\gamma}$ tendría un valor tal que:

$$P_o = K_p \left(\frac{\rho N d^2}{\eta} \right)^{-1} = K_p \left(\frac{\rho N d^2}{K \dot{\gamma}^{n-1}} \right)^{-1} \quad (A.1.22)$$

Igualando (A.1.21) y (A.1.22) y sustituyendo K_p por (A.1.10), puede mostrarse que la ecuación es la (A.1.18):

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = k_{\dot{\gamma}} N$$

donde:

$$k_{\dot{\gamma}} = 4\pi \frac{((D/d_e) - 1)^{1/n-1}}{(n((D/d_e)^{2/n} - 1))^{n/n-1}} \quad (A.1.23)$$

ANEXO 2

DETERMINACION DE PROPIEDADES REOLOGICAS EMPLEANDO REOMETRIA DE MEZCLADO

El tipo de impulsor empleado fue el denominado impulsor de cinta helicoidal de 2 pasos, cuyas dimensiones (cm) son las siguientes:

d (cm)=6,98	s /d= 0,5077
s (cm)=3,55	w /d=0,1496
l (cm)=6,93	D /d= 1,2021
D (cm)=7,44	a=1,124
h (cm)=9	de /d=0,8834
de= 6,17	D /de=1,2475
	l /d=0,9924

Este impulsor está adaptado al motor del Viscosímetro de Cilindros Concéntricos Rheomat 115. Así mismo, se encuentra conectado a una computadora Toshiba 386 en la que se instaló un programa para la obtención de los reogramas y parámetros reológicos empleando las constantes del sistema calculadas mediante expresiones de reometría de mezclado. El esquema del sistema de evaluación empleado se muestra a continuación.



Para la determinación de las constantes se retomaron las siguientes expresiones:

Metzner y Otto (1957):

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = k_{\dot{\gamma}} N \quad (\text{A.2.1})$$

Kemblowski y Kristiansen (1986):

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = \frac{2\pi MNk_{\dot{\gamma}}}{K_p Nd^3} = \frac{2\pi Mk_{\dot{\gamma}}}{K_p d^3} \quad (\text{A.2.2})$$

Brito, et al. (1990):

$$k_{\dot{\gamma}} = 4\pi \frac{((D/d_e)-1)^{1/n-1}}{(\eta((D/d_e)^{2/n}-1))^{n/n-1}} \quad (\text{A.2.3})$$

Chavan, et al. (1973):

$$K_p = 2.5 B \pi a \left(\frac{d_e}{d}\right) \lambda^2 \left(\frac{4\pi}{(\lambda^2 - 1)}\right) \quad (\text{A.2.4})$$

$$\lambda = \frac{D}{d_e} \quad (\text{A.2.5})$$

$$\left(\frac{d_e}{d}\right) = \left(\frac{D}{d}\right) - \left(\frac{2(w/d)}{\ln\left(\frac{(D/d) - (1-2(w/d))}{(D/d) - 1}\right)}\right) \quad (\text{A.2.6})$$

$$a = \frac{(l/d)(s/d)}{3\pi} \left(\left(\frac{\pi \sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)^2} \right) + \ln \left(\frac{\pi}{(s/d)} + \frac{\sqrt{((s/d)^2 + \pi^2)}}{(s/d)} \right) \right)$$

$$X (1 - (1 - 2(w/d))^2) \quad (\text{A.2.7})$$

Se calculó K_p experimental del sistema, graficando P_o vs Re para una serie de fluidos newtonianos encontrándose un valor de 276.16. Posteriormente se calculó el valor teórico de K_p mediante la expresión de Chavan (1973) obteniéndose un valor de 274.16. Como el valor experimental es aproximado al valor teórico se consideró para introducirlo en las expresiones correspondientes.

Se determinó $k_{\dot{\gamma}}$ para una serie de valores de $\dot{\gamma}$ (0.1 a 1.0) y con las dimensiones del sistema, observándose que no existe una influencia relevante del índice de consistencia en esta constante ya que los valores obtenidos se encuentran en el intervalo de 28.64 a 30.47. Por tal razón el valor de $k_{\dot{\gamma}}$ se consideró como el promedio de los valores obtenidos con cada $\dot{\gamma}$, el cual es 29.05.

Para determinar las constantes que se introducen en el programa se consideró que la lectura (0 - 1000) del instrumento, M corresponde al torque aplicado y esto equivale a $50 \cdot 3 \text{ N.m}$. Por esta razón τ_{prom} (Nm^2) se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$\langle \tau \rangle = \frac{2\pi M k_{\dot{\gamma}}}{K_p d^3} \left(\frac{50 \cdot 3}{1000} \right) \quad (\text{A.2.8})$$

El valor de la velocidad de rotación, N está en unidades de min^{-1} por lo que $\dot{\gamma}_{\text{prom}}$ (s^{-1}) debe calcularse a partir de la siguiente expresión:

$$\langle \dot{\gamma} \rangle = k_{\dot{\gamma}} \frac{N}{60} \quad (\text{A.2.9})$$

Debido a que en ambas expresiones de τ_{prom} y $\dot{\gamma}_{\text{prom}}$ las variables involucradas en éstas (a excepción de N y M) representan una constante, se calculó el valor de cada una de ellas y se introdujeron en el programa para la obtención de los reogramas.

ANEXO 3

HISTOGRAMA DE VELOCIDADES DE PARTICULAS

El análisis de los histogramas de velocidad de las partículas estudiadas, se corrobora con la filmación obtenida durante el flujo en un ducto cilíndrico. A pesar de tenerse la filmación hasta el 100% de velocidad, sólo fue posible evaluar la velocidad de la partícula hasta 50% con semillas de tomate y 70% con semillas de chile de árbol y mulato debido a que el tamaño de las mismas dificultó la medición.

En la figuras No. 1 se muestran los histogramas correspondientes a la suspensión con semillas de tomate.

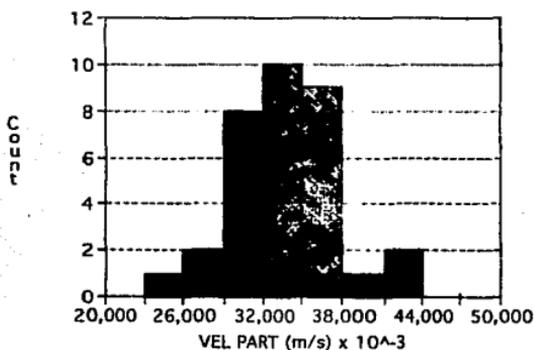


Figura 1a. 10% de Velocidad de la Bomba

Figura 1a, 10 % de velocidad. La distribución de velocidades es de forma simétrica y en ella el 81% de las partículas fluye en un intervalo de velocidades reducido, observándose que los porcentajes tanto de partículas lentas como rápidas es el mismo (9.5%). Aún si las partículas más lentas se encuentran en el fondo de la tubería, éstas no forman un lecho propiamente dicho. Así mismo, se advierte que las partículas más rápidas son aquellas que viajan en el área transversal de la tubería.

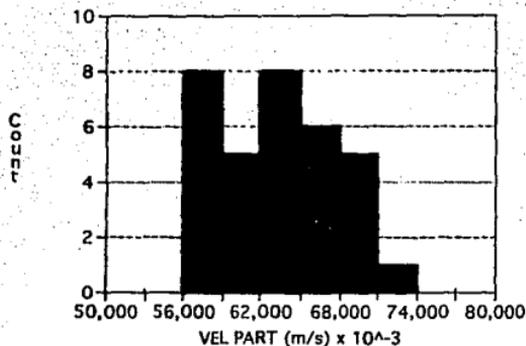


Figura 1b. 20% de Velocidad de la Bomba

Figura 1b, 20% de velocidad. Se observa un intervalo de velocidades mayor que en la velocidad anterior, sin embargo la frecuencia es más alta lo que indica que las partículas que se encontraban anteriormente en el fondo de la tubería han comenzado a suspenderse y fluyen a una velocidad mayor. Sigue destacando la presencia de partículas rápidas en el área transversal de la tubería.

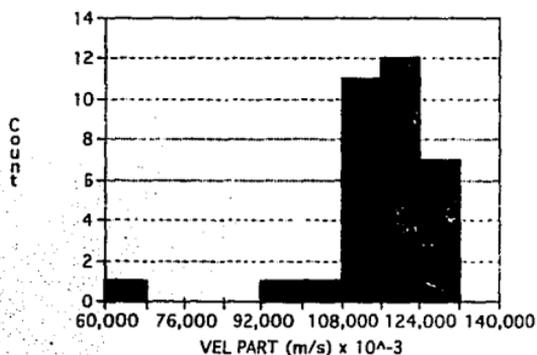


Figura 1c. 30% de Velocidad de la Bomba

Figura 1c, 30% de velocidad. Existe un cambio drástico en la velocidad y comportamiento de las partículas, ya que el 90.9% se encuentra suspendido y en un intervalo reducido de velocidad,

el cual tiene valores superiores al de las partículas más rápidas de la velocidad anterior. La velocidad de las partículas adyacentes a la pared tiende a igualarse con la de las partículas que fluyen el centro. Por otra parte las interacciones interparticulares son más pronunciadas.

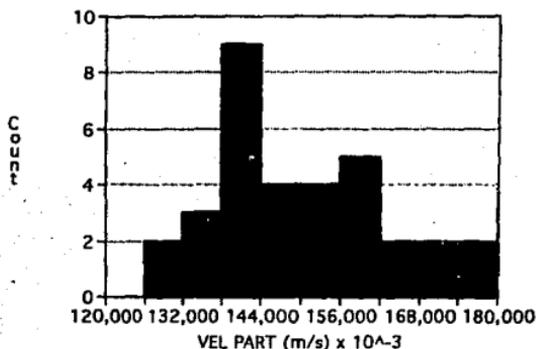


Figura 1d. 40% de Velocidad de la Bomba

Figura 1d, 40% de velocidad. El intervalo de velocidad se amplía aún más debido a que como se observó en la filmación, las partículas, al tener más impulso interactúan entre sí produciendo la aceleración de unas y la desaceleración de otras. En esta velocidad el número de partículas en el fondo de la tubería es pequeño y con una tendencia momentánea a suspenderse.

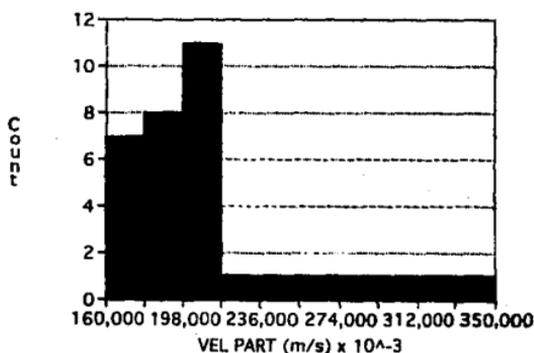


Figura 1e. 50% de Velocidad de la Bomba

Figura 1e, 50% de velocidad. Esta distribución muestra que el 78% de partículas se encuentra en el intervalo de velocidad más amplio. La mayoría de las partículas se encuentran totalmente suspendidas ya que la velocidad más baja del intervalo es superior a aquella de la figura 1b donde se observa que las partículas comienzan a suspenderse. Además no se observan partículas que fluyan a velocidades inferiores a la que tiene el 78% de las partículas por lo que se infiere la existencia de un flujo homogéneo.

Sólo se pudo cuantificar la velocidad de las partículas hasta el 50% de velocidad, sin embargo en la filmación se observó que las partículas fluyen totalmente suspendidas, incrementando su velocidad al igual que las interacciones.

Las figuras No. 2 representan las velocidades de las semillas de chile de árbol.

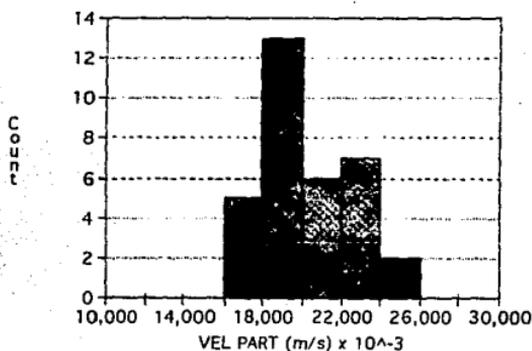


Figura 2a. 10% de Velocidad de la Bomba

Figura 2a, 10% de velocidad. El 78.78% de partículas se encuentra suspendidas en un rango reducido de velocidades. Las partículas que representan a las de menor velocidad corresponde sólo al 15% del total evaluado, siendo éstas las que se observaron en el fondo de la tubería y las de mayor velocidad al 6% fluyendo en el área transversal de la tubería.

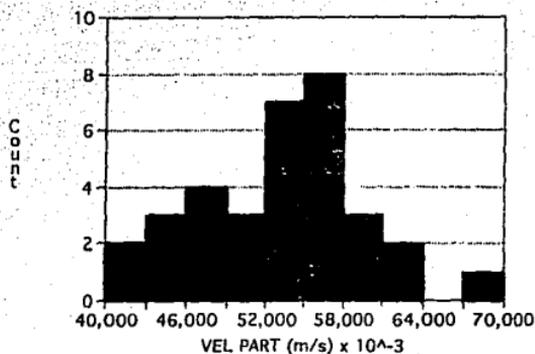


Figura 2b. 20% de Velocidad de la Bomba

Figura 2b, 20% de velocidad. El rango de velocidad es más amplio debido a que la fuerza otorgada por la bomba genera el levantamiento de las partículas que se encontraban en el fondo de la tubería y la interacción de partículas ocasionando su aceleración. Así mismo, solo el 6% de ellas fluyen lentamente manifestándose en una disminución gradual del pequeño techo formado.

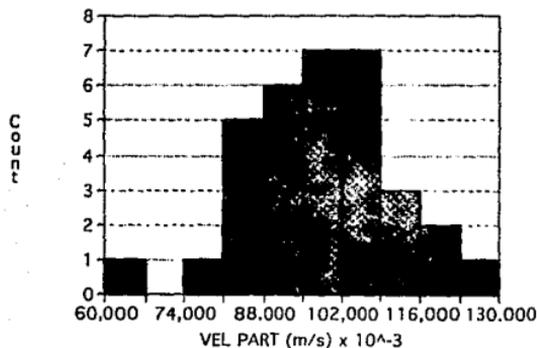


Figura 2c. 30% de Velocidad de la Bomba

Figura 2c, 30% de velocidad. La distribución de velocidad de las partículas comienza a reducirse observándose que el 75.75% fluye en este intervalo, debido al levantamiento de las partículas encontradas en el fondo y al aumento de su velocidad. Las partículas más lentas se reducen al 3% y las más rápidas son el 9%.

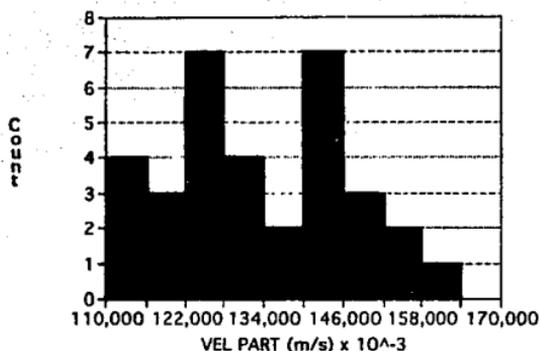


Figura 2d. 40% de Velocidad de la Bomba

Figura 2d, 40% de velocidad. Debido al incremento del levantamiento de partículas, el intervalo de velocidades es heterogéneo. Aún si el 21% de las partículas tienen la más baja velocidad, esto no significa que se encuentren en el fondo de la tubería ya que dicha velocidad se encuentra en el intervalo más alto del histograma anterior, en el cual se observa que las partículas se encuentran suspendidas. Cabe mencionar que estas partículas tienen baja velocidad porque fluyen adyacentes a la pared de la tubería.

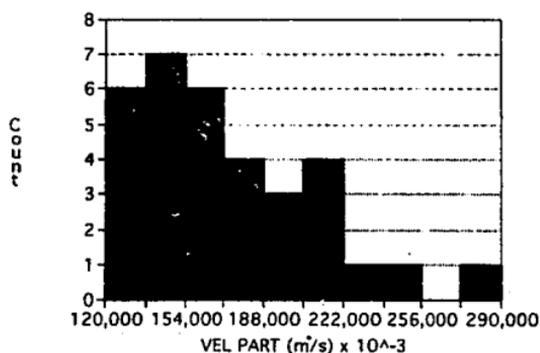


Figura 2e. 50% de Velocidad de la Bomba

Figura 2e, 50% de velocidad. Se presenta una distribución más homogénea lo que significa que las partículas se encuentran suspendidas en su totalidad, existiendo solo un 9% de ellas que fluyen más rápidamente en el centro de la tubería.

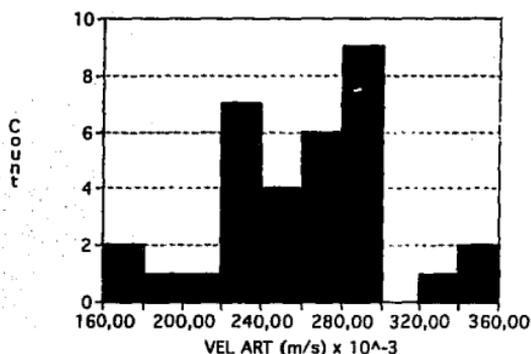


Figura 2f. 60% de Velocidad de la Bomba

Figura 2f, 60 % de velocidad. A partir de esta velocidad el comportamiento es similar para los porcentajes de velocidad restantes. En ella se observa que el intervalo en el que fluye el mayor % de partículas es más reducido y su valor no difiere mucho con respecto a los intervalos posteriores, lo cual fue observado en la filmación siendo difícil la distinción del cambio de una velocidad a otra.

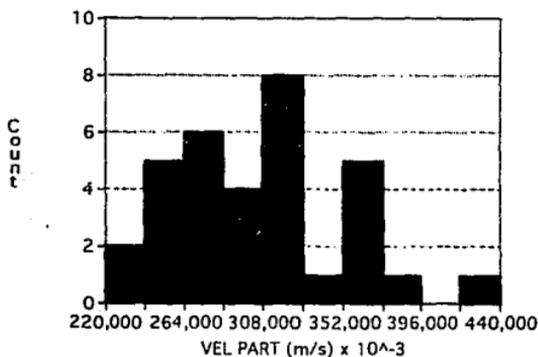


Figura 2g. 70% de Velocidad de la Bomba

Las figuras No.3 representan las velocidades de las semillas de chile mulato.

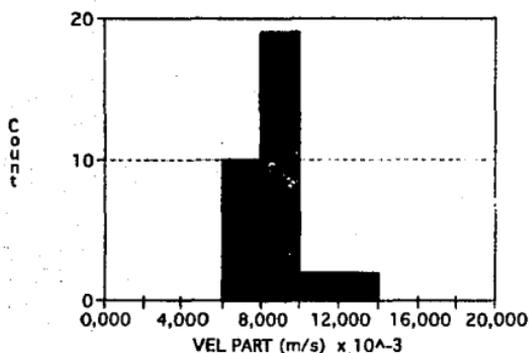


Figura 3a. 10% de Velocidad de la Bomba

Figura 3a, 10% de velocidad. El 57% de partículas fluyen suspendidas mientras que las partículas más lentas son el 30%, sin embargo su velocidad es similar a la de la mayoría por lo que se pueden considerar suspendidas y sólo una pequeña parte de ellas fluyen adyacentes a los costados y superficie de la tubería, y otras lo hacen en forma de pequeños aglomerados (2 a 3 semillas) en el fondo de la tubería. Las partículas en el centro de la tubería (12%) viajan a una velocidad ligeramente mayor al resto.

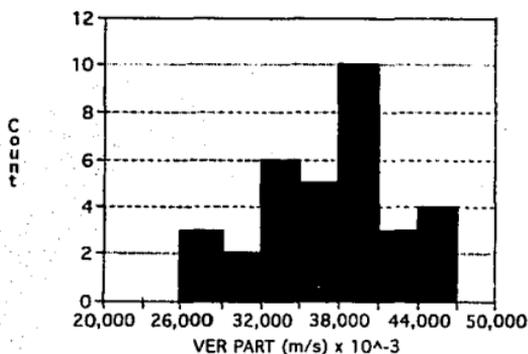


Figura 3b. 20% de Velocidad de la Bomba

Figura 3b, 20% de velocidad. A causa de la interacción interparticular se amplía el intervalo de velocidades y comienzan a desagruparse los aglomerados. Las partículas más rápidas incrementan al 21% y las más lentas disminuyen al 15% debido a la interacción mencionada y al levantamiento de las partículas del fondo de la tubería.

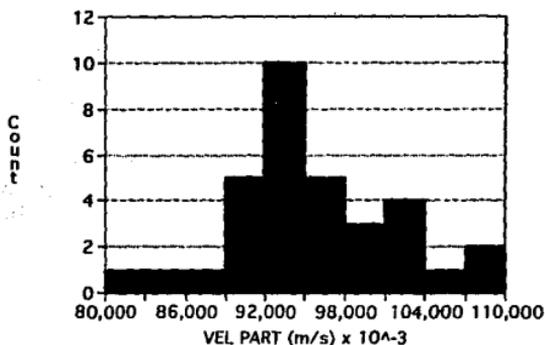


Figura 3c. 30% de Velocidad de la Bomba

Figura 3c, 30% de velocidad. Al igual que en la velocidad anterior el intervalo de velocidad es amplio, sin embargo se observa que el levantamiento de las partículas del fondo de la tubería aumenta, ya que solo el 9% de partículas fluye a la velocidad más baja representando a las pocas que se encuentran adyacentes a la pared. A pesar de que el porcentaje de partículas rápidas no se incrementa, sí se observa que las partículas con una velocidad uniforme aumentan al 81.8% notándose un decremento de los aglomerados formados. El 9% de partículas fluye a una velocidad más alta y corresponde a aquellas localizadas en el centro de la tubería.

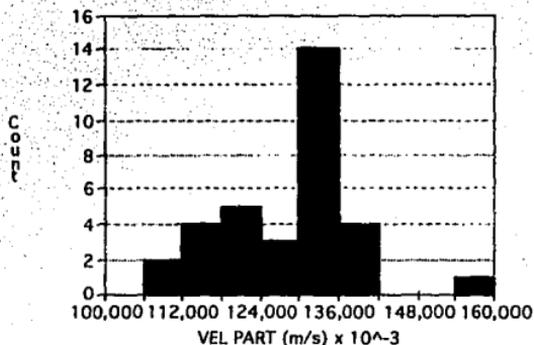


Figura 3d. 40% de Velocidad de la Bomba

Figura 3d, 40% de velocidad. Desaparecen totalmente los aglomerados a causa de la existencia de una velocidad uniforme y al decremento de las partículas lentas (6%), localizadas adyacentes a la pared de la tubería.

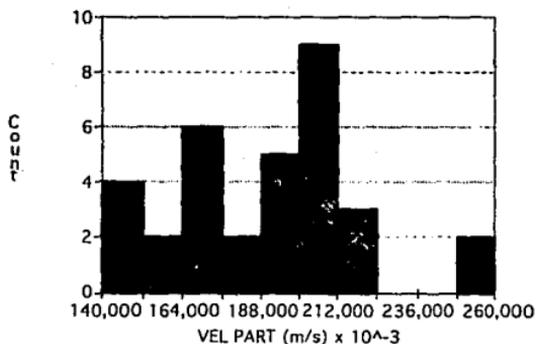


Figura 3e. 50% de Velocidad de la Bomba

Figura 3e, 50% de velocidad. A partir de esta velocidad la mayoría de las partículas fluye en un intervalo de velocidad amplio, lo que se debe al aumento de la interacción interparticular. A pesar de existir un intervalo amplio, todas las partículas fluyen suspendidas. el porcentaje de partículas lentas son aquellas encontradas adyacentes a la pared y la pequeña fracción de partículas rápidas (6%) fluyen en el centro de la tubería.

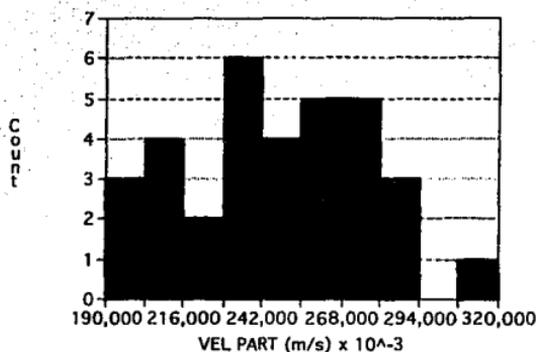


Figura 3f. 60% de Velocidad de la Bomba

Figura 3f, 60% de velocidad. Esta velocidad al igual que las subsiguientes presenta el mismo comportamiento de las partículas de la velocidad anterior observándose un incremento en el valor de las velocidades.

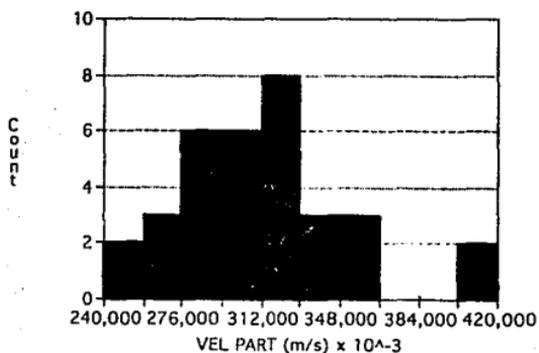
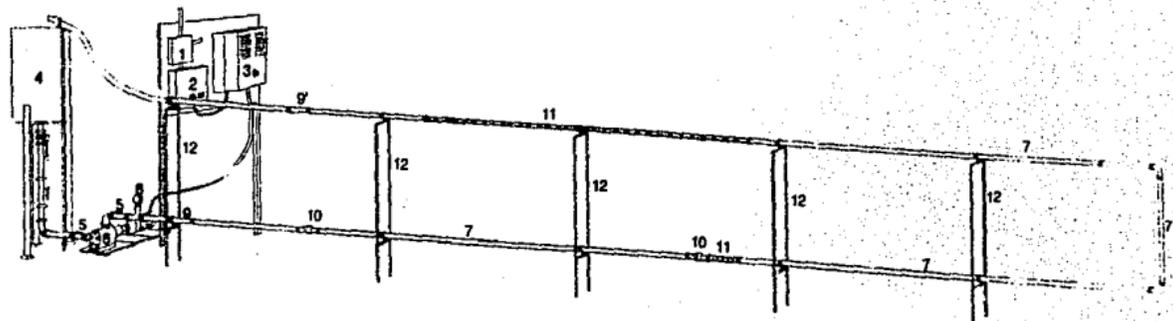


Figura 3g. 70% de Velocidad de la Bomba

ANEXO 4

SISTEMA DE FLUJO A NIVEL PILOTO



1. Interruptor de corriente eléctrica.
2. Interruptor de encendido y apagado.
3. Variador de frecuencias.
4. Tanque cilíndrico vertical construido en acero inoxidable T-304, con capacidad de 65 litros, con niple de salida tipo "clamp" de 2" de diámetro, fondo cónico y acabado sanitario.
5. Muestreadores roscados, situados en la succión y descarga de la bomba.
6. Bomba con rotor oscilatorio, con carcasa, rotor de flecha en acero inoxidable 316, gasto de 0 a 240 GPM.

7. Tubería de acero inoxidable 316 con terminación tipo "clamp" de 1 1/2" de diámetro.
8. Manómetro de Bourdon.
9. Reducción de 2 a 1 1/2" de diámetro en acero inoxidable 316 con terminación tipo "clamp".
- 9'. Expansión de 1 1/2 a 2" de diámetro en acero inoxidable 316 con terminación tipo "clamp".
10. Anillo pizométrico.
11. Ducto de acrílico de 1 1/2" de diámetro.
12. Base de las tuberías.