

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**EVALUACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN EL
TRANSPORTE DE FLUIDOS ALIMENTICIOS NO-NEWTONIANOS
EN TUBERÍAS**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

EDUARDO LUIS CAYO REINOSO

e-mail: educayo1@hotmail.com

DIRECTOR: Ing. EDWIN RAFAEL VERA CALLE, Ph.D.

e-mail: edwin.vera@epn.edu.ec

Quito, octubre 2013

© Escuela Politécnica Nacional (2013)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, EDUARDO LUIS CAYO REINOSO, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Eduardo Luis Cayo Reinoso

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Eduardo Luis Cayo Reinoso, bajo mi supervisión.

Ing. Edwin Vera, Ph.D.

DIRECTOR DEL PROYECTO

AUSPICIO

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto de Investigación Semilla. Proy. No. PIS 10-19 “Evaluación de propiedades reológicas, factores de fricción y potencia de agitación de fluidos alimenticios no newtonianos” que se ejecuta en el Departamento de Ciencias en Alimentos y Biotecnología

AGRADECIMIENTOS

Después de un largo, pero a la vez desafiante, periodo para culminar este trabajo, uno no se da cuenta que las palabras más importantes y sinceras van a ser escritas en este apartado; pero trataré de mencionar, si mi memoria no me traiciona, a todas las personas que, en mayor o menor medida, directa o indirectamente, han colaborado en la realización de este estudio.

En primer lugar, mis gracias incondicionales a la persona que guió este trabajo, me brindo su ayuda, me dio la oportunidad y deposito su confianza en mí para realizar esta investigación. Por todo ello, y por ser mi tutor, gracias Doc. Edwin. También quiero agradecer a los miembros del tribunal Doc. Silvia e Ing. Mario por resolver todas mis inquietudes que se presentaron a lo largo de la realización de la investigación. A la empresa ENVAGRIF C.A por la colaboración para realizar este proyecto de investigación con sus productos, en especial al Ing. Miguel Valencia.

A la Planta Piloto, especialmente a un amigo, pana y compañero, Luis (Pablo Mármol) por su apoyo incondicional en esta investigación, jornadas largas de trabajo y sobretodo discusiones cuánticas sobre pulpas de frutas, caídas de presión, manómetros, equipos de pruebas y un sinfín de cosas, mil gracias. A la Doc. Rosario por su ayuda y colaboración en la caracterización reológica de las pulpas. Al contingente humano de la planta don Germancito (Pedro Picapiedra), don Rodrigo (Don Dodry), Víctor (el Pillo de la planta), Esteban (El Oso), José Luis (El Bañeño) y un improvisado Francisco (El Pancho) gracias por el “cuando vengo no más vengo”, días, tardes y épocas que no se volverán a repetir.

Quiero hacer una mención especial al “Puji-Lata” en la Vicentina, Javier (mente de elefante en cuerpo de gatito) y Jorge (mente de elefante orejas medianas) gracias por el apoyo brindado en una tierra desconocida, no olvidaremos, los almuerzos donde la “veci jejibel”, las meriendas (por poco cenas de media noche), las tardes-noches donde cada uno se iba a analizar la teoría para dar el examen al día siguiente (más vale burro bien dormido que genio amanecido) y la tienda del “vecino”. Gracias por, la amistad, las risas y sobre todo el apoyo que me brindaron en la vida universitaria. A Don Edguitar (Cañizares) gracias por esa amistad sincera que me ha brindado.

A mis amigas/compañeras de fórmula Jeiny (La Jeypinipi) y Lorena (La Loreviq) gracias por el cariño, las risas, la compañía y sobre todo la paciencia, creo que hicimos un buen equipo cuando nos correspondió hacerlo. A Jesica (La flaquita) amiga/compañera en el proyecto de investigación, gracias por el acolite en tanto

papeleo y visitas a la planta, nos queda la satisfacción de haber sacado el proyecto adelante. A los “Lagarteros” gracias por la amistad que me brindaron en esta etapa de mi vida.

A mis amig@s Evelyn (La Eve), Alejandro (El Alejo) y Danilo, gracias porque cuando mi mundo solo era tesis me enseñaron que existía la diversión y soportaban mis conversaciones de fluidos no-newtonianos.

No hay palabras que puedan describir mi profundo agradecimiento hacia mis padres, Manuel, Amada y mi hermano Brayan, quienes durante todos estos años confiaron en mí; comprendiendo mis ideales y el tiempo que no estuve con ellos.

Gracias a mi familia, por su comprensión, su preocupación, su amor incondicional y por confiar en mí. A mis ñaños Geovanny, Hugo, Diego y a Papa Lucho por el cariño que me brindan y me brindaron cada fin de semana en la “tierra querida”. A mis primos William, Marco, Mesías, mi ti@ Rosa y Manuel por su preocupación. A mi otra familia mama Olimpia, Isabel por su preocupación y sobre todo por ser mi fuente de inspiración.

Por ultimo quiero agradecer, no por ser menos importante, sino porque con esto cierro un ciclo más de mi vida, “a mi todo y a mi nada” que en su momento fue un gran apoyo y llenó mi vida de una inmensa felicidad. Todo, gracias por tu comprensión, cariño, ternura, tardes de conversaciones interminables, desayunos, almuerzos, merienda, proyectos, dudas, sueños y peleas. Nada, gracias por mostrarme la otra cara de la moneda, en fin son un complemento fabuloso, millón gracias.

Dios gracias por haberme ayudado a recorrer este camino y poner muchas personas a mi lado, que me brindaron su amistad, apoyo, comprensión, cariño y amor.

“Todo lo que se persigue en esta vida sólo se consigue arriesgando a veces lo que más se ama” André Gide.

Eduardo Luis Cayo Reinoso

DEDICATORIA

A mis padres Amada y Manuel, que con su ejemplo y amor han sido mi motivación para caminar en la vida y no decaer.

“Aquel que tiene un porqué para vivir se puede enfrentar a todos los cómo”

Friedrich Nietzsche

A mi hermano Brayan, que ha sabido valorar mi ausencia y mi presencia.

“Yo hago lo imposible, porque lo posible lo hace cualquiera”

Pablo Picasso.

A mi familia, que con su cariño y amor han llenado de felicidad mi vida.

“Sólo hay una cosa que hace que un sueño sea imposible: el temor al fracaso”

Paulo Coelho

A los que se adelantaron, abuelita Luisa y María; abuelito Manuel, mami Lola, Darío y Segundo, aunque ya no están físicamente sé que desde algún lugar son los que me cuidan y me han cuidado en este camino de la vida.

“Cuando rezamos hablamos con Dios, pero cuando leemos es Dios quien habla con nosotros”

San Agustín

“A mi todo y a mi nada”, que me hizo inmensamente feliz.

“Hay dos formas de ver la vida una es creer que no existen milagros, la otra es creer que todo es un milagro”

Albert Einstein

Eduardo Luis Cayo Reinoso

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	xviii
INTRODUCCIÓN	xx
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Comportamiento reológico de los fluidos	1
1.1.1. Ley de newton de la viscosidad	2
1.1.2. Clasificación de los fluidos	4
1.1.2.1. Fluidos newtonianos	4
1.1.2.2. Fluidos no newtonianos	5
1.1.3. Caracterización reológica	14
1.1.3.1. Viscosímetro de tubo capilar	14
1.1.3.2. Viscosímetro de cilindros concéntricos	15
1.1.3.3. Viscosímetro de cono-plato	21
1.1.4. Influencia de la microestructura del fluido en el comportamiento reológico	22
1.1.5. Parámetros reológicos de las pulpas de frutas y vegetales	25
1.2. Factor de fricción en fluidos no newtonianos	30
1.2.1. Flujo a través de tuberías	30
1.2.2. Reynolds crítico para fluidos no newtonianos	31
1.2.3. Régimen laminar	33
1.2.4. Régimen turbulento	34
1.3. Pérdidas de fricción por accesorios y válvulas en fluidos no newtonianos	37
1.3.1. Pérdidas menores	37
1.3.2. Modelo de Hooper y Kittredge y Rowley	38
2. PARTE EXPERIMENTAL	42
2.1. Materiales	42
2.1.1. Materiales	42
2.1.2. Reactivos	42
2.1.3. Equipos	42
2.2. Caracterización reológica de las pulpas	43
2.2.1. Obtención de las pulpas de frutas	43
2.2.2. Selección de las pulpas de frutas para los ensayos de reología	45

2.2.3.	Calibración del viscosímetro brookfield modelo dv ii	46
2.2.4.	Determinación de los parámetros reológicos de las pulpas de frutas puras	46
2.2.5.	Selección de las pulpas de frutas para las pruebas de pérdidas por fricción	47
2.2.6.	Determinación de las densidades de las pulpas de frutas puras y sus diluciones	48
2.2.7.	Determinación del porcentaje de humedad de la pulpa pura y sus diluciones	48
2.3.	Pruebas de pérdidas por fricción para el flujo en tuberías	49
2.3.1.	Diseño del equipo de pruebas	49
2.3.2.	Fialidad del banco de tubos	49
2.3.3.	Pruebas de pérdidas por fricción con las pulpas seleccionadas	52
2.4.	Determinación del coeficiente de pérdida y la longitud equivalente de accesorios	53
2.5.	Evaluación del efecto del índice de comportamiento reológico sobre las pérdidas por fricción	54
2.6.	Diseño de un sistema de transporte de pulpa	56
3.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	57
3.1.	Caracterización reológica de las pulpas de frutas	57
3.1.1.	Calibración del viscosímetro brookfield modelo DV II	57
3.1.2.	Determinación de los parámetros reológicos de las pulpas de frutas puras	58
3.1.3.	Selección de las pulpas de frutas para las pruebas de pérdidas por fricción	61
3.1.4.	Relación la humedad y ° Brix de la pulpa sobre el índice de comportamiento reológico y el índice de consistencia	63
3.2.	Pruebas de pérdidas por fricción para el flujo en tuberías	64
3.2.1.	Diseño del banco de tubos	64
3.2.2.	Determinación de la fiabilidad del banco de tubos	66
3.2.3.	Pruebas de pérdidas por fricción con las pulpas seleccionadas	72
3.2.3.1.	Pulpa de guayaba	72
3.2.3.2.	Pulpa de tamarindo	84
3.3.	Determinación del coeficiente de pérdida y la longitud equivalente de accesorios	95
3.3.1.	Determinación de la fiabilidad del equipo	95

3.3.2.	Pruebas de pérdidas de energía debido a los accesorios con las pulpas seleccionadas	96
3.3.2.1.	Régimen laminar	96
3.3.2.2.	Régimen turbulento	98
3.4.	Evaluación del efecto del índice de comportamiento reológico sobre las pérdidas por fricción	101
3.4.1.	Evaluación del índice de comportamiento reológico sobre las pérdidas debidas al factor de fricción	101
3.4.1.1.	Régimen laminar	101
3.4.1.2.	Régimen turbulento	105
3.4.2.	Evaluación del índice de comportamiento reológico sobre el coeficiente del accesorio.	106
3.4.2.1.	Régimen laminar	106
3.4.2.2.	Régimen turbulento	112
3.5.	Diseño de un sistema de transporte de pulpa	115
4.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	120
4.1.	Conclusiones	120
4.2.	Recomendaciones	123
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	124
	ANEXOS	130

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Velocidades de corte comunes de algunos materiales en procesos industriales	8
Tabla 1.2.	Valores de la constante $k\alpha\tau$ para la ecuación propuesta por Mitschka	19
Tabla 1.3.	Parámetros reológicos bibliográficos determinados para pulpas de frutas y vegetales	26
Tabla 1.4.	Ecuaciones para estimar el factor de fricción de fanning en flujo turbulento para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia en tuberías lisas	34
Tabla 1.5.	Valores de las constantes k_1 y k_∞ de la ecuación [1.33] para fluidos no newtonianos flujo laminar y turbulento	40
Tabla 1.6.	Valores de las constantes A y B de la ecuación [1.34] para fluidos no newtonianos en flujo turbulento	41
Tabla 2.1.	Listado de pulpas de frutas seleccionadas para la caracterización reológica	46
Tabla 3.1.	Datos tomados para la verificación de la calibración del viscosímetro BROOKFIELD modelo DV II con el eje 01	57
Tabla 3.2.	Parámetros reológicos para el modelo de la ley de la potencia de diferentes pulpas de frutas a temperatura ambiente de 18 °C	59
Tabla 3.3.	Viscosidades aparentes en Pa s para las pulpas de frutas puras probadas en este estudio a velocidades de corte de 20, 50, 350 y 800 s ⁻¹	60
Tabla 3.4.	Parámetros reológicos para el modelo de la ley de la potencia de las diluciones con agua para la pulpa de guayaba y tamarindo a temperatura ambiente de 18 °C	62
Tabla 3.5.	Constantes a y b de los modelos propuestos por Gratão et al., (2005) y Telis-Romero et al., (1999) para las relaciones de K y n con % humedad o °Brix	64

Tabla 3.6.	Número de Reynolds crítico de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones	76
Tabla 3.7.	Número de Reynolds crítico de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi para la pulpa de tamarindo puro y sus diluciones	87
Tabla 3.8.	Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía para la pulpa de guayaba al 25% y 60%, y la pulpa de tamarindo al 25%.	93
Tabla 3.9.	Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía, para la pulpa de guayaba y tamarindo al 25%	94
Tabla 3.10.	Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía, para la pulpa de guayaba al 60%.	94
Tabla 3.11.	Coefficientes de pérdida y las longitudes equivalentes obtenidos experimentalmente para los accesorios del banco de tubos utilizando como fluido de prueba agua a 18°C.	95
Tabla 3.12.	Coefficientes de pérdida para accesorios dados en bibliografía	96
Tabla 3.13.	Parámetros A y B del modelo propuesto por Kittredge y Rowley y parámetros k_1 , k_∞ de la ecuación de Hooper para estimar el coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar	97
Tabla 3.14.	Parámetros A y B del modelo propuesto por Kittredge y Rowley y parámetros k_1 , k_∞ de la ecuación de Hooper para estimar el coeficiente de pérdida del accesorio en flujo turbulento	99
Tabla 3.15.	Coefficientes de pérdida de los accesorios para un fluido no newtoniano, determinado como si fuese un fluido newtoniano	100
Tabla 3.16.	Análisis de varianza para el factor de fricción en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados	102
Tabla 3.17.	Valores de las constantes A, B y C de la ecuación propuesta [3.3] para estimar el calor del factor de fricción en flujo laminar.	103
Tabla 3.18.	Análisis de varianza para el factor de fricción en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados	106

Tabla 3.19.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida de la válvula de bola en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados	107
Tabla 3.20.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 45° en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados	107
Tabla 3.21.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 90° en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados	108
Tabla 3.22.	Valores de las constantes A, B, C y D de la ecuación [3.5] para los diferentes accesorios del banco de tubos en flujo laminar.	110
Tabla 3.23.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida de la válvula de bola en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados	113
Tabla 3.24.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 45° en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados	113
Tabla 3.25.	Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 90° en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados	114
Tabla 3.26.	Valor del coeficiente de pérdida del para los diferentes accesorios del banco de tubos en flujo turbulento.	115
Tabla 3.27.	Características de las bombas helicoidales instaladas en planta de la empresa ENVAGRIF C.A para el procesamiento de pulpas de frutas.	116
Tabla 3.28.	Potencias de bombas calculadas con los datos experimentales obtenidos en este trabajo para el sistema de transporte de pulpa de la empresa ENVAGRIF C.A, cuando se bombea tamarindo puro y tamarindo a diferentes concentraciones.	118
Tabla AI.1	Datos experimentales de torque, viscosidad y esfuerzo para las pulpas puras y sus diluciones	132
Tabla AI.2.	Datos experimentales de la variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura y sus diluciones a velocidad constante	138

Tabla AII.1.	Datos experimentales para determinar humedad de la pulpa pura de tamarindo y guayaba	146
Tabla AII.2.	Resultados de los cálculos para determinar la humedad de las diluciones.	147
Tabla AIV.1.	Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la tubería recta en régimen laminar	154
Tabla AV.1.	Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la tubería recta en régimen turbulento	156
Tabla AV.2.	Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la válvula de bola en régimen turbulento	156
Tabla AV.3.	Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en el codo de 45° en régimen	157
Tabla AV.4.	Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en el codo de 90° en régimen turbulento	157
Tabla AVI.1.	Resumen de los datos experimentales para la tubería recta de PVC ½ pulgadas de diámetro	159
Tabla AVII.1.	Datos experimentales de caídas presión en la tubería recta para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	161
Tabla AVIII.1.	Datos experimentales de caídas presión en la válvula de bola para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	164
Tabla AIX.1.	Datos experimentales de caídas presión en el codo de 45° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	167
Tabla AX.1.	Datos experimentales de caídas presión en el codo de 90° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	170
Tabla AXI.1.	Datos experimentales del factor de fricción y de los coeficientes de pérdida de los accesorios en flujo laminar	173

Tabla AXI.2.	Datos experimentales del factor de fricción y de los coeficientes de pérdida de los accesorios en flujo turbulento	174
Tabla AXI.3.	Valores de la pendiente e intercepto del ajuste de los datos experimentales a una línea recta	174
Tabla AXII.1.	Pérdidas de energía producidas por la tubería y los accesorios para la pulpa pura y sus diferentes diluciones	179
Tabla AXII.2.	Valores de altura (z), presión (P) y velocidad media (v) utilizados en los balances de energía de cada sistema para la pulpa pura de tamarindo y sus diluciones	180

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Componentes de la tensión que actúa sobre un elemento diferencial de superficie	1
Figura 1.2.	Perfil de velocidad a través de una capa de fluido situada entre dos placas paralelas	3
Figura 1.3.	Relación típica entre el esfuerzo cortante y la velocidad de corte para fluidos newtonianos	5
Figura 1.4.	Curvas reológicas de fluidos independientes del tiempo	6
Figura 1.5.	Curvas reológicas de un fluido tixotrópico y pseudoplástico	11
Figura 1.6.	Reogramas de comportamiento tixotrópico y reopéctico	13
Figura 1.7.	Perfil de velocidades de un fluido que circula en un tubo capilar	15
Figura 1.8.	Viscosímetro de cilindros concéntricos.	16
Figura 1.9.	(a) UL-Adapter y (b) Small Sample Adapter	17
Figura 1.10.	Viscosímetro de cono-plato	21
Figura 1.11.	Esquema de las estructuras cuando un fluido se encuentra en reposo y se aplica un esfuerzo cortante	23
Figura 1.12.	Relación típica entre la viscosidad y la microestructura del chocolate	24
Figura 1.13.	Perfil de velocidades en flujo laminar para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia	33
Figura 2.1.	Esquema general del proceso para la obtención de la pulpa de fruta en la empresa ENVAGRIF C.A.	44
Figura 3.1.	Curva de verificación de la calibración del viscosímetro BROOKFIELD modelo DV II utilizando etilen glicol como fluido de prueba	58

Figura 3.2.	Esquema del equipo para las pruebas de pérdidas por fricción para flujo en tuberías. Distancias en centímetros	64
Figura 3.3.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C	67
Figura 3.4.	Comparación del factor de fricción experimental con el factor de fricción teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable.	68
Figura 3.5.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo turbulento para el agua en una tubería de PVC de ½ pulgada de diámetro a una temperatura de 18 °C	69
Figura 3.6.	Comparación del factor de fricción experimental con el factor de fricción teórico en flujo turbulento para el agua en una tubería PVC	70
Figura 3.7.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, utilizando el factor de corrección del banco de tubos	71
Figura 3.8.	Comparación del factor de fricción experimental corregido en flujo laminar y turbulento con el factor de fricción teórico para el agua en una tubería acero inoxidable	72
Figura 3.9.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la pulpa pura de guayaba en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar	73
Figura 3.10.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 80% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento	73
Figura 3.11.	Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 60% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento	74

- Figura 3.12.** Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 25% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento 74
- Figura 3.13.** Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo laminar con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación [1.25] para la pulpa de guayaba y sus diluciones 78
- Figura 3.14.** Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación de Shaver y Merrill para la pulpa de guayaba y sus diluciones 80
- Figura 3.15.** Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Dodge y Metzner para la pulpa de guayaba y sus diluciones 80
- Figura 3.16.** Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Clapp para la pulpa de guayaba y sus diluciones 81
- Figura 3.17.** Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Tomita para la pulpa de guayaba y sus diluciones 81
- Figura 3.18.** Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la pulpa pura de tamarindo en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar. 84
- Figura 3.19.** Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 80% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento 85
- Figura 3.20.** Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 60% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento 85
- Figura 3.21.** Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 25% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento 86

Figura 3.22.	Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo laminar con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación [1.25] para la pulpa de tamarindo y sus diluciones	88
Figura 3.23.	Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación de Shaver y Merrill para la dilución de tamarindo al 25%	90
Figura 3.24.	Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Dodge y Metzner para la dilución de tamarindo al 25%	91
Figura 3.25.	Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Clapp para la dilución de tamarindo al 25%	91
Figura 3.26.	Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Tomita para la dilución de tamarindo al 25%	92
Figura 3.27.	Factor de fricción para diferentes números de Reynolds generalizados y diferentes índices de comportamiento reológico	103
Figura 3.28.	Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones	104
Figura 3.29.	Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de tamarindo pura y sus diluciones	105
Figura 3.30.	Variación del coeficiente de pérdida de la válvula de bola con el número de Reynolds generalizado.	109
Figura 3.31.	Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones	111
Figura 3.32.	Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de tamarindo pura y sus diluciones	111

Figura 3.33.	Distribución de la red de tuberías para el bombeo de pulpa de la empresa ENVAGIF C.A	117
Figura AI.1.	Reograma de la pulpa pura de frutilla	134
Figura AI.2.	Reograma de la pulpa pura de guanábana	134
Figura AI.3.	Reograma de la pulpa pura de guayaba	134
Figura AI.4.	Reograma de la pulpa pura de guayaba 80%	134
Figura AI.5.	Reograma de la pulpa pura de guayaba al 60%	135
Figura AI.6.	Reograma de la pulpa pura de guayaba 25%	135
Figura AI.7.	Reograma de la pulpa pura de mango	135
Figura AI.8.	Reograma de la pulpa pura de maracuyá	135
Figura AI.9.	Reograma de la pulpa pura de mora	136
Figura AI.10.	Reograma de la pulpa pura de tamarindo	136
Figura AI.11.	Reograma de la pulpa pura de tamarindo 80%	136
Figura AI.12.	Reograma de la pulpa pura de tamarindo 60%	136
Figura AI.13.	Reograma de la pulpa pura de tamarindo 25%	137
Figura AI.14.	Reograma de la pulpa pura de tomate de árbol	137
Figura AI.15.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de frutilla. A velocidad constante de a 20 rpm	141
Figura AI.16.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guanábana. A velocidad constante de a 20 rpm	141
Figura AI.17.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba. A velocidad constante de a 20 rpm	141
Figura AI.18.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 80%. A velocidad constante de a 50 rpm	141

Figura AI.19.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 60%. A velocidad constante de a 50 rpm	142
Figura AI.20.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 25%. A velocidad constante de a 20 rpm	142
Figura AI.21.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de mango. A velocidad constante de a 20 rpm	142
Figura AI.22.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de maracuyá. A velocidad constante de a 20 rpm	142
Figura AI.23.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de mora. A velocidad constante de a 20 rpm	143
Figura AI.24.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo. A velocidad constante de a 20 rpm	143
Figura AI.25.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 80%. A velocidad constante de a 20 rpm	143
Figura AI.26.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 60%. A velocidad constante de a 20 rpm	143
Figura AI.27.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 25%. A velocidad constante de a 100 rpm	144
Figura AI.28.	Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tomate de árbol. A velocidad constante de a 20 rpm	144
Figura AIII.1.	Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de guayaba con la humedad	149
Figura AIII.2.	Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de guayaba con los °Brix	149
Figura AIII.3.	Relación del índice de consistencia de la pulpa de guayaba con la humedad	150
Figura AIII.4.	Relación del índice de consistencia de la pulpa de guayaba con los °Brix	150
Figura AIII.5.	Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de tamarindo con la humedad	151

Figura AIII.6. Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de tamarindo con los °Brix	151
Figura AIII.7. Relación del índice de consistencia de la pulpa de tamarindo con la humedad	152
Figura AIII.8. Relación del índice de consistencia de la pulpa de tamarindo con los °Brix	152

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Datos experimentales para la construcción del reograma de cada pulpa de fruta y las diluciones. graficas de la variación de la viscosidad con el tiempo	131
ANEXO II Datos experimentales para determinar la humedad de las pulpas puras de guayaba y tamarindo	145
ANEXO III Ajuste de los datos experimentales a los modelos propuestos por Gratão el al. (2005) y Telis-Romero el at. (1999)	148
ANEXO IV Datos experimentales de caídas de presión para determinar la fiabilidad del equipo con agua en flujo laminar	153
ANEXO V Datos experimentales de caídas de presión para determinar la fiabilidad del equipo con agua en flujo turbulento	155
ANEXO VI Datos experimentales de caídas de presión en la tubería PVC de ½ pulgada de diámetro	158
ANEXO VII Datos experimentales de caídas de presión en la tubería recta para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	160
ANEXO VIII Datos experimentales de caídas de presión en el válvula de bola para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	163
ANEXO IX Datos experimentales de caídas de presión en codo de 45° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	166
ANEXO X Datos experimentales de caídas de presión en codo de 45° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable	169

ANEXO XI

Datos para el análisis de varianza

172

ANEXO XII

Ejemplo de cálculo para determinar la potencia de bomba

176

RESUMEN

El objetivo del presente trabajo fue evaluar las pérdidas debido a la fricción en tuberías y accesorios utilizados en el transporte de fluidos alimenticios no newtonianos. Se realizó la caracterización reológica de 8 pulpas de frutas a temperatura ambiente utilizando el viscosímetro digital Brookfield modelo DV II. Las pulpas puras presentaron un comportamiento reológico pseudoplástico que sigue el modelo de la ley de la potencia con un $r^2 > 0,919$. Se seleccionaron las pulpas de guayaba y tamarindo para realizar las pruebas de pérdidas debido a la fricción en la tubería y en los accesorios. Se escogieron estas pulpas debido a que presentaron los índices de consistencia y de comportamiento reológico más altos y bajos, respectivamente, esto permitió realizar diluciones con agua (80%, 60% y 25% v/v pulpa), con el objetivo de simular el comportamiento de los néctares y tener tres muestras diferentes de cada pulpa seleccionada con índices de consistencia y de comportamiento reológico diferentes.

Las pruebas de pérdidas por fricción en la tubería se realizaron en un banco de tubos de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo. Se realizó un análisis de varianza para determinar el efecto del índice de comportamiento reológico (n) sobre el valor del factor de fricción (f). Se encontró que n influye sobre el valor de f en flujo laminar como en turbulento. Se encontró que el valor del factor de fricción experimental en flujo laminar está subestimado respecto al valor dado en bibliografía. Se propuso la ecuación $f = \frac{6,26 \times K^{-0,23} \times n^{-1,70}}{Re_g}$ para el cálculo del factor de fricción para $0,24 < n < 0,35$ y $59 < Re_g < 1\ 950$, Re_g representa el número de Reynolds generalizado. Mientras que para flujo turbulento la ecuación propuesta por Dodge y Metzner es la que mejores resultados da en la estimación del valor del factor de fricción con una desviación media absoluta (DMA) menor al 9% para $0,59 < n < 0,63$ y $4\ 950 < Re_g < 14\ 920$.

Para las pruebas de pérdidas a través de accesorios se utilizaron codos de 45° , 90° y una válvula de bola. Se evaluó el efecto de n sobre el coeficiente del accesorio (k_f) mediante un análisis de varianza. Se encontró que n influye sobre el valor de k_f en flujo laminar, mientras que en flujo turbulento k_f es independiente de

n. Para flujo laminar se propuso la ecuación $k_f = K^B \times n^C \times \frac{A}{Re_g} + D$, donde A, B, C y D son constantes propias del accesorio. Para flujo turbulento k_f , al igual que para fluidos newtoniano, es constante, es decir, es independiente del Re_g y de las propiedades reológicas del fluido. Se encontró que el valor de k_f para un fluido no newtoniano presenta una variación menor al 5% respecto al valor de k_f encontrado para un fluido newtoniano.

INTRODUCCIÓN

El transporte de productos o ingredientes líquidos de un lugar a otro es una operación esencial dentro de la industria alimenticia (Singh y Heldman, 1993, p.47). Los líquidos que comúnmente se manejan en la industria alimenticia son fluidos no newtonianos entre los que se tiene la leche condensada, pulpas de frutas, mayonesa, mostaza, sopas vegetales entre otros (Alvarado, 1996, p. 182; Singh y Heldman, 1993, pp. 47-48). Estos fluidos se transportan de un punto a otro mediante el uso de redes de tuberías.

El transporte de fluidos en la industria alimenticia se realiza generalmente por bombeo, (Singh y Heldman, 1993, p. 48) la que conlleva un costo energético, y por tanto, un costo económico. La bomba para transportar el fluido tiene que vencer fuerzas de diferentes orígenes. Existen las fuerzas viscosas que se deben al movimiento de una capa de líquido sobre otra, las fuerzas de fricción que varían dependiendo del número de Reynolds o la rugosidad de la pared de la tubería (Singh y Heldman, 1993, pp. 79-80) y las fuerzas debido a la gravedad. La influencia de las fuerzas de fricción se pueden expresar como un factor de fricción, que corresponde a la caída de presión en el tramo recto de la tubería. Además, la red de tuberías presenta accesorios que producen pérdidas adicionales llamadas pérdidas menores, como también pueden existir expansiones o contracciones bruscas que contribuyen a las pérdidas totales del sistema. Estas pérdidas se deben al cambio de dirección y/o magnitud de la velocidad del fluido (Geankoplis, 1998, pp. 106-107; Leal, Calçada y Scheid, 2005, p. 2; McCabe, Smith y Marriot, 2002, pp.125-129).

Para el diseño de sistemas de transporte de líquidos se debe considerar el costo de la tubería, accesorios, bombas y consumo de energía que se produce durante esta operación (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 479). Para este fin se dispone de tablas y figuras que predicen las pérdidas por fricción en fluidos newtonianos, tal como el diagrama de Moody o de Karman, mientras que para fluidos no newtonianos se dispone de la gráfica de Dodge y Metzner (Geankoplis, 1998, pp. 100-101). Esta última gráfica presenta excelentes resultados para soluciones

acuosas de Carbopol con índices de comportamiento del fluido entre 0,36 y 0,73 (García y Steffe, 1986, p. 96), mientras que para transporte de soluciones de carboximetil celulosa y goma de xantano el factor de fricción promedio determinado mediante este diagrama está sobreestimado respecto al experimental (Leal et al., 2005, p. 5). Resulta interesante evaluar la curva del factor de fricción en tuberías para otros fluidos alimenticios no newtonianos y comparar con la curva de Dodge y Metzner y otras correlaciones dadas en bibliografía, ya que para fluidos no newtonianos en flujo laminar y turbulento es más difícil predecir el factor de fricción, porque se debe considerar un factor adicional conocido como índice de comportamiento reológico que no presentan los fluidos newtonianos (Chhabra y Richardson, 2008, pp.110-113). Cuando el factor de fricción asumido no es adecuado, el diseño puede resultar costoso y tener efectos negativos. Mientras que, para estimar los coeficientes de accesorios, que depende de su geometría, se tienen tablas publicadas por la empresa Crane para fluidos newtonianos en flujo turbulento, mientras que para fluidos no newtonianos la información que se tiene es limitada (Cabral, Telis, Park y Telis-Romero, 2011 p. 375; Polizelli, Menegalli, Telis y Telis-Romero, 2003, p.455).

Por otro lado, la industria de pulpas de frutas es una de las mayores empresas agroindustriales del mundo (Retnowati, Kumoro y Budiati, 2008, p. 851). En el 2008, las exportaciones ecuatorianas de jugos y conservas de frutas crecieron 8% en valor y 37% en volumen, estas representan el 5% de las exportaciones industriales no petroleras de este año (Cámara de Comercio de Guayaquil, 2009, pp. 2-3). Las propiedades reológicas de los jugos de fruta dependen de la variedad de la fruta, de la madurez, concentración y de la temperatura a la que realice el ensayo de caracterización reológica; por ello los datos reológicos existentes son limitados si se considera la cantidad de frutas, su industrialización y comercialización (Andrade, Ortega, Montes y Torres, 2009, p. 13). Con el fin de realizar un adecuado diseño del proceso, operación y control, el conocimiento del comportamiento reológico de los zumos de frutas es de fundamental importancia en las industrias procesadoras de pulpas y jugos de frutas (Gratão, Silveira y Telis-Romero, 2005, p.2; McKenna, 2003, pp. 130-131).

Por las razones expuestas, la evaluación de las pérdidas debido a la fricción en tuberías y accesorios comúnmente utilizados en el transporte de fluidos alimenticios no-newtonianos, la caracterización reológica de pulpas de frutas, la determinación de los coeficientes de los accesorios y la longitud equivalente, así como el estudio del efecto del índice de comportamiento reológico de la pulpa sobre el valor del factor de fricción de la tubería y el valor del coeficiente del accesorio, será de gran interés para facilitar el diseño de sistemas de transporte y la comprensión de los procesos de transformación de la industria alimenticia

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1. COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE LOS FLUIDOS

La reología es la ciencia que se encarga del estudio del flujo y la deformación de la materia, también se puede definir como el estudio de la relación que existe esfuerzo aplicado a un material y la deformación que sufre este. Cuando la materia es sometida a fuerzas externas se pueden presentar dos casos extremos (Aguado, et al., 1999, p. 58; Alvarado, 1996, pp. 89 - 90):

- Que el material se deforme y no fluya, entonces se trata de un material sólido.
- Si el material fluye cuando se le aplica un esfuerzo muy pequeño (diferencial de esfuerzo), entonces se trata de un fluido.

Si se considera una superficie a la cual se le aplica una fuerza como se muestra en la Figura 1.1, se denomina tensión (\vec{A}) a la razón entre la fuerza aplicada y el área de la superficie, la fuerza y la tensión son magnitudes vectoriales cuya dirección y sentido son iguales. La tensión se puede descomponer en dos componentes, una componente normal ($\vec{\sigma}$) y una tangencial ($\vec{\tau}$) conocida como esfuerzo cortante (Aguado, et al., 1999, p. 58).

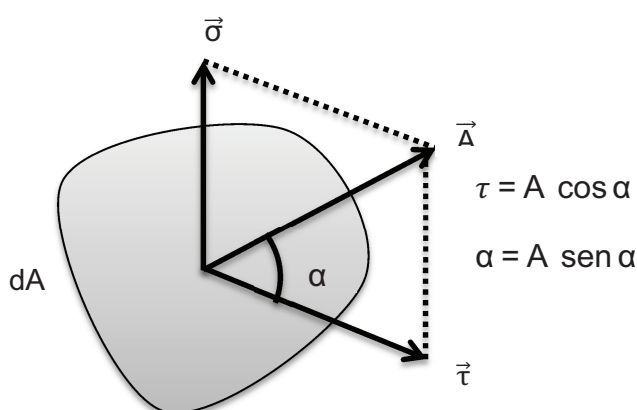


Figura 1.1. Componentes de la tensión que actúa sobre un elemento diferencial de superficie
(Aguado, et al., 1999, p. 58)

Bajo un cierto valor de tensión la materia sólida habitualmente se comporta de forma elástica, mientras que los fluidos, según la tensión presentan diferentes comportamientos. Si la tensión es normal (originadas por la presión hidrostática) son materiales elásticos, mientras que si la tensión es tangencial se tiene un comportamiento viscoso. Generalmente la reología estudia las fuerzas tangenciales que se le aplica a un material (Aguado, et al., 1999, pp. 58-59).

Un sólido puede soportar esfuerzos normales, estos pueden ser de compresión o de tracción. En cambio, un líquido puede soportar solo esfuerzos de compresión y no de tracción. Los sólidos y líquidos pueden soportar esfuerzos tangenciales llamados también esfuerzos cortantes, bajo la acción este tipo de esfuerzos los cuerpos se deforman. Cuando se tratan de cuerpos elásticos la deformación desaparece cuando deja de actuar la fuerza que origina el esfuerzo cortante, mientras en la deformación plástica subsiste la deformación aunque desaparezca la fuerza deformadora (Mataix, 1982, pp. 21-23; Streeter, Wylie y Bedford, 2000, pp. 3-4).

1.1.1. LEY DE NEWTON DE LA VISCOSIDAD

En la Figura 1.2 se representa una sustancia que se ha colocado entre dos placas paralelas muy próximas lo suficientemente largas para que puedan despreciarse las condiciones en los bordes. La placa inferior permanece en estado estacionario y sobre la superior se aplica una fuerza F , que origina un esfuerzo cortante en la sustancia colocada entre las placas. “Un fluido que se encuentra en contacto con la pared tiene la misma velocidad que la pared sólida, no existe deslizamiento del fluido sobre la pared” (Duarte y Miño, 1994, pp. 1-7; Mott, 1996, pp. 21-23). El fluido de área $abcd$ se mueve hasta ocupar una nueva posición $ab'c'd$, cada partícula fluida se mueve paralelamente a la lámina adyacente, y la velocidad de cada partícula varía uniformemente desde cero en la placa en reposo hasta U en la lámina superior, debido a que el espacio entre las láminas es pequeño el perfil de velocidad se puede considerar lineal, además si U no es muy elevada el fluido se desplaza sin que se produzca mezcla transversal de unas láminas de fluido con otras. Es un hecho experimental que se ha comprobado en innumerables

ensayos que si las otras magnitudes se mantienen constantes, la fuerza es directamente proporcional a U y A e inversamente proporcional a la distancia entre las placas como se muestra en la ecuación [1.1] (Aguado et al., 1999, pp. 59-60; Streeter et al., 2000, pp. 4-5).

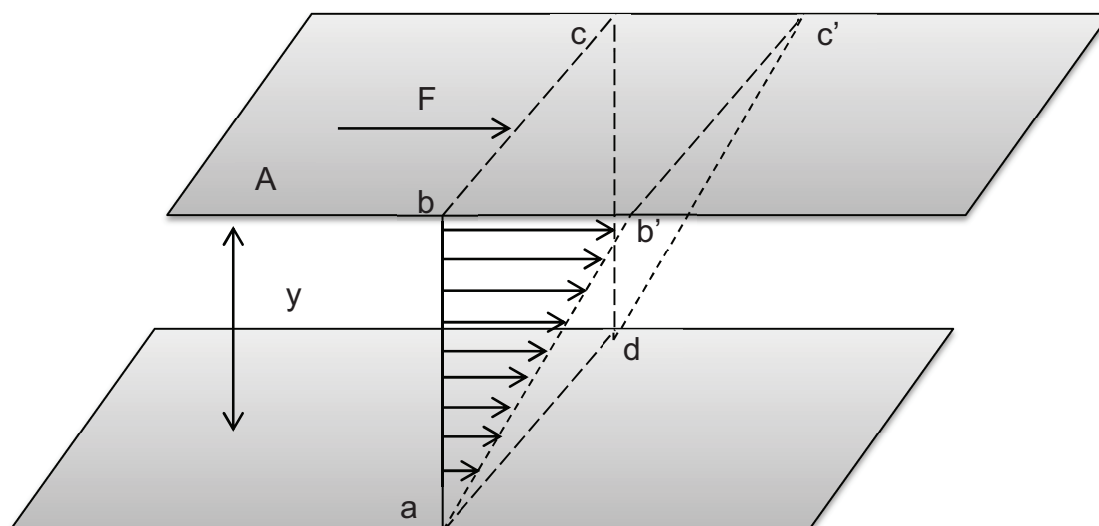


Figura 1.2. Perfil de velocidad a través de una capa de fluido situada entre dos placas paralelas
(Aguado et al., 1999, p. 59)

$$F = \mu \frac{A \times U}{y} \quad [1.1]$$

Donde A es el área de la placa superior, U la velocidad con la que se mueve la placa superior, y es el espacio que existe entre la placa inferior y la placa superior, y μ es el factor de proporcionalidad que implica el comportamiento reológico del fluido que se trate. Como el esfuerzo cortante se define como la fuerza aplicada por unidad de área se tiene la ecuación [1.2]

$$\tau = \mu \frac{U}{y} \quad [1.2]$$

La razón U/y es la velocidad angular de la línea ab , también conocida como velocidad angular de deformación del fluido, esto significa la disminución del ángulo bad en la unidad de tiempo, esta velocidad también se puede expresar

como du/dy , y este gradiente de velocidad puede también ser considerado como el cociente de la velocidad con la que una capa de fluido se mueve en relación a otra adyacente y se puede escribir como se muestra en la ecuación [1.3]

$$\tau = \mu \left(\frac{du}{dy} \right) \quad [1.3]$$

Para un movimiento unidimensional de un fluido, existe una proporcionalidad entre el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación angular o velocidad de corte. El factor de proporcionalidad se llama viscosidad del fluido. La ecuación [1.3] es conocida como la ley de Newton de la viscosidad y la velocidad de corte $\left(\frac{du}{dy} \right)$ también se puede escribir como $\dot{\gamma}$.

1.1.2. CLASIFICACIÓN DE LOS FLUIDOS

1.1.2.1. FLUIDOS NEWTONIANOS

Los fluidos newtonianos son aquellos en los que el esfuerzo cortante es directamente proporcional a la velocidad de corte, cumplen con la ley de Newton de la viscosidad:

$$\tau = \mu \times \dot{\gamma} \quad [1.4]$$

La representación gráfica de τ vs $\dot{\gamma}$ es una línea recta que pasa por el origen de coordenadas y cuya pendiente representa la viscosidad del fluido como se muestra en la Figura 1.3. Este comportamiento se presenta en casi todos los líquidos ordinarios como es el caso del agua, soluciones acuosas de concentración no muy alta, compuestos orgánicos de peso molecular muy bajos o moderados, también los gases que no se encuentran a altas presiones (Aguado et al., 1999, pp. 60-61; Streeter et al., 2000, p. 5; Duarte y Miño, 1994, pp. 1-8).

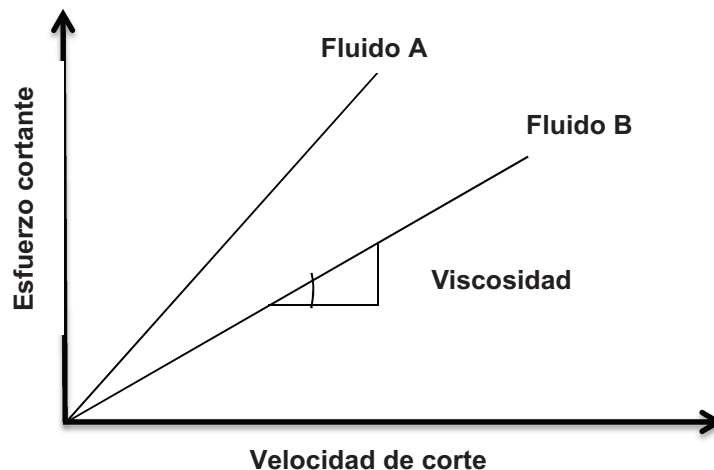


Figura 1.3. Relación típica entre el esfuerzo cortante y la velocidad de corte para fluidos newtonianos

1.1.2.2. FLUIDOS NO NEWTONIANOS

Se considera que un fluido es no newtoniano cuando la representación gráfica de τ vs $\dot{\gamma}$ no es una línea recta y/o no pasa por el origen de coordenadas, es decir, cuando la viscosidad no es constante a una temperatura y presión dada; no cumple con la ley de Newton de la viscosidad. La viscosidad depende de las condiciones de flujo, tales como la geometría de flujo, velocidad de corte e incluso a veces en la historia reológica del fluido. Los fluidos no newtonianos presentan un comportamiento anómalo como consecuencia de su compleja estructura microscópica (Aguado et al., 1999, pp. 60-61; Chhabra y Richardson, 2008, pp.5-6).

Los fluidos no newtonianos se agrupan en tres categorías:

- Los fluidos en los que $\tau = f(\dot{\gamma})$, es decir que el esfuerzo cortante es función de la velocidad de corte, a estos fluidos se les denomina fluidos independientes del tiempo.
- Los fluidos que presentan un esfuerzo cortante función de la velocidad de corte y el tiempo de aplicación del esfuerzo cortante, es decir, $\tau = f(\dot{\gamma}, \theta)$, se denomina fluidos dependientes del tiempo.

- Y, los fluidos que presentan comportamiento elástico y viscoso al mismo tiempo (Aguado et al., 1999, pp. 60).

Para fluidos no newtonianos, no se puede utilizar el término viscosidad ya que no es constante en función del esfuerzo cortante aplicado. Para estos fluidos se utiliza el concepto de viscosidad aparente cuyo valor es la tangente a la curva esfuerzo cortante vs velocidad de corte en el punto considerado (Hermida, 2000, pp. 203-204).

A. FLUIDOS INDEPENDIENTES DEL TIEMPO

Los fluidos independientes del tiempo son aquellos que en su viscosidad aparente no depende de la duración del tiempo de actuación del esfuerzo cortante, es decir no depende de la historia reológica del fluido. Su comportamiento está caracterizado por la ecuación del tipo general $\tau = f(\dot{\gamma})$. Existen diferentes categorías de fluidos independientes del tiempo según la forma de la curva $\tau - \dot{\gamma}$, como se muestra en la Figura 1.4 (Aguado et al., 1999, pp. 60-61; Chhabra y Richardson, 2008, pp. 6-9; Ibarz y Barbosa-Cánovas, 1995, pp.140-145).

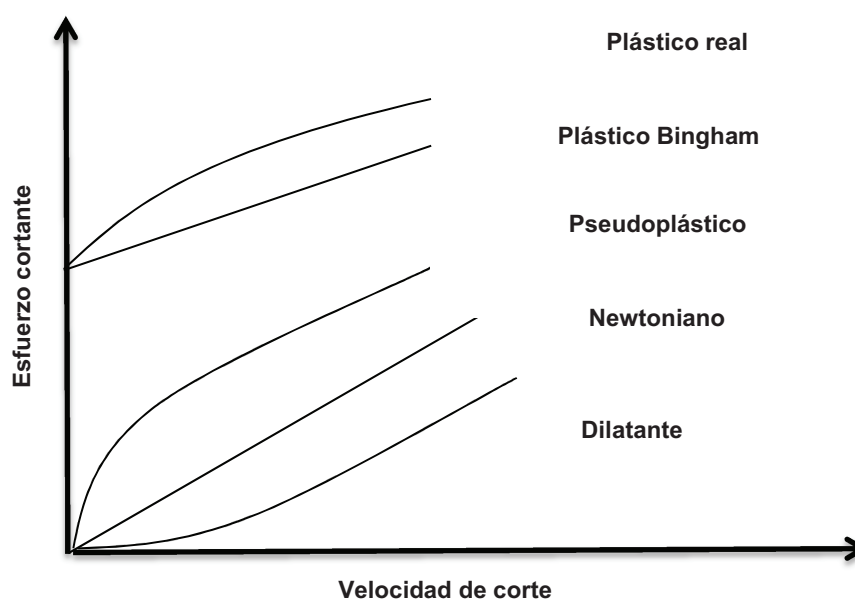


Figura 1.4. Curvas reológicas de fluidos independientes del tiempo (Chhabra y Richardson, 2008, p. 6)

Los fluidos más comunes de este tipo son los pseudoplástico y los dilatantes. Los fluidos pseudoplástico se caracterizan porque su viscosidad aparente disminuye al aumentar el esfuerzo cortante aplicado o la velocidad de corte. Este comportamiento se debe a que la fuerza externa aplicada provoca un descenso en la intensidad de las fuerzas de cohesión entre moléculas o partículas, lo que facilita la orientación de las partículas en la dirección de la tensión, también los agregados de las partículas se pueden romper liberando el líquido que tenían encerrado en ellos generando mayor lubricación entre las partículas. Estos fenómenos antes citados tienden a disminuir el rozamiento entre capas de fluido, la consistencia del mismo y por ende la resistencia al flujo (Chhabra y Richardson, 2008, pp. 7-11; Aguado et al. et al., 1999, pp. 60-61).

Los fluidos dilatantes, en cambio presentan un comportamiento contrario al comportamiento pseudoplástico, la viscosidad aparente aumenta con el incremento de la velocidad de corte. Este tipo de comportamiento no es frecuente, se presenta generalmente en suspensiones con una alta concentración de sólidos, de manera que cuando se aplica un esfuerzo cortante el líquido de la suspensión tiende a desplazarse disminuyendo así la lubricación entre partículas y aumentando el rozamiento (Aguado et al., 1999, pp. 60-61).

El modelo matemático que describe mejor el comportamiento de los fluidos pseudoplástico y dilatantes es el de la ley de la potencia o modelo de Ostwald de Waele ecuación [1.5]. Donde K y n son parámetros empíricos que se obtienen del ajuste de los datos experimentales al modelo, también conocidos como índice de consistencia y de comportamiento reológico, respectivamente (Chhabra y Richardson, 2008, pp.7-8).

$$\tau = K \times (\dot{\gamma})^n \quad [1.5]$$

Para un fluido pseudoplástico, el índice de comportamiento reológico (n) puede tomar valores entre 0 y 1, cuanto menor sea el valor de n, mayor es el grado de disminución de la viscosidad aparente por cuando se le aplica un esfuerzo cortante. Mientras que, para un fluido dilatante, el índice n será mayor que la

unidad. Cuando $n = 1$ la ecuación [1.5] se reduce a la ecuación [1.4], que describe el comportamiento de fluido newtoniano (Singh y Heldman, 1993, pp. 67-68).

El modelo de la ley de potencia, se aplica sobre un rango limitado de velocidades de corte, por lo tanto los valores ajustados de K y n dependen del rango de velocidades de corte considerado. También, hay que señalar que las dimensiones del coeficiente de consistencia de flujo, K , dependerán del valor numérico de n , y por lo tanto los valores de K no pueden ser comparado cuando los valores de n son diferentes. A pesar de estas limitaciones, este es el modelo más utilizado en las aplicaciones de ingeniería de procesos. La Tabla 1.1 muestra los valores de velocidad de corte usuales en diferentes procesos industriales. Se observa que para el proceso de bombeo la velocidad de corte esta entre 1 y 1 000 s^{-1} (Chhabra y Richardson, 2008, pp.8-9).

Tabla 1.1. Velocidades de corte comunes de algunos materiales en procesos industriales

Proceso	$\dot{\gamma}$ (s^{-1})	Aplicación
Sedimentación de partículas	$10^{-6} - 10^{-3}$	Medicamentos, pinturas
Nivelado por tensión superficial	$10^{-2} - 10^{-1}$	Pinturas, tintas de impresora
Vaciado por gravedad	$10^{-1} - 10^1$	Pequeños contenedores de comida, pintura, baño
Extrusión	$10^0 - 10^2$	“snacks”, comida de mascotas, pasta de dientes, cereales, pasta, polímeros
Vaciado desde un bote	$10^1 - 10^2$	Comidas, cosméticos
Mezclado y agitación	$10^1 - 10^3$	Procesado de alimentos
Flujo en tubería	$10^0 - 10^3$	Procesado de alimentos
Atomización	$10^3 - 10^4$	Pintalabios, pinturas
Aplicación de spray	$10^3 - 10^5$	Secado de spray, pinturas
Lubricación	$10^3 - 10^7$	Motores

(Chhabra y Richardson, 2008, p. 52)

Dentro del grupo de fluidos independientes del tiempo se tiene, también los plásticos de Bingham y plásticos reales. Los plásticos de Bingham, son aquellos fluidos que para esfuerzos cortantes, por debajo de un determinado valor crítico

τ_c , se comportan de forma similar a los sólidos elásticos con viscosidad infinita; una vez que el esfuerzo cortante excede este valor crítico, la variación del esfuerzo cortante respecto a la velocidad de corte es lineal como en el caso de los fluidos newtonianos. La existencia del valor crítico, que también se le conoce como tensión o esfuerzo de fluencia, se debe a que el fluido posee inicialmente una estructura tridimensional con una suficiente rigidez para soportar esfuerzos cortantes hasta una determinada magnitud sin deformarse (Aguado et al., 1999, p. 61; Singh y Heldman, 1993, pp. 67-68).

El modelo que mejor se ajusta a este comportamiento reológico es el de Bingham que se muestra en las ecuaciones [1.6] y [1.7]. Dónde τ_c , es la tensión o esfuerzo de fluencia (Pa) y η , es la rigidez o viscosidad plástica (Pa s).

$$\dot{\gamma} = 0 ; \text{ si } \tau < \tau_c \quad [1.6]$$

$$\tau = \tau_c + \eta \dot{\gamma} ; \text{ si } \tau \geq \tau_c \quad [1.7]$$

Si se observa la ecuación [1.6], en una gráfica de τ vs $\dot{\gamma}$, el esfuerzo de fluencia representa la ordenada en el origen y la pendiente de la recta representa la viscosidad plástica.

Los plásticos reales o también conocidos como fluidos mixtos poseen características similares a los plásticos de Bingham, presentan un valor de fluencia del esfuerzo cortante o valor crítico, pero a diferencia de los plásticos de Bingham una vez que el esfuerzo cortante excede el valor crítico, la variación del esfuerzo cortante respecto a la velocidad de corte es similar a la presentada por los fluidos pseudoplástico (Aguado, et al., 1999, p. 62).

El modelo más utilizado para describir el comportamiento de estos fluidos es el de Herschel-Bulkley (HB) presentado en la ecuación [1.8]. Esta ecuación es válida para describir el comportamiento de los fluidos newtonianos y no newtonianos independientes del tiempo debido a que la ecuación es una generalización de los modelos anteriormente presentados en este trabajo (Singh y Heldman, 1993, pp. 67-68).

$$\tau = \tau_c + K (\dot{\gamma})^n \quad [1.8]$$

Dónde:

τ_c : Es la tensión o esfuerzo de fluencia (Pa).

K : Es la rigidez o viscosidad aparente (Pa sⁿ).

n : Es el índice de comportamiento reológico.

Otro modelo que también describe el comportamiento del plástico real es el de Casson que se muestra en la ecuación [1.9] (Chhabra y Richardson, 2008, pp.13-14).

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_c} + K \sqrt{\dot{\gamma}} \quad [1.9]$$

De acuerdo a la ecuación [1.9], la gráfica $\sqrt{\tau}$ vs $\sqrt{\dot{\gamma}}$ es una recta de pendiente K y la ordenada al origen $\sqrt{\tau_c}$.

B. FLUIDOS DEPENDIENTES DEL TIEMPO

Los fluidos dependientes del tiempo son aquellos en los que la viscosidad aparente no solo depende de la velocidad de corte, sino también en forma simultánea del tiempo respecto del momento en que se inició la aplicación del esfuerzo cortante (Singh y Heldman, 1993, pp. 67-68). Este comportamiento se debe a que los cambios que provoca el esfuerzo en la microestructura no son instantáneos, sino que se producen paulatinamente a lo largo del tiempo. Como resultado se tiene que la viscosidad aparente en un momento dado presenta un valor y en otro momento presenta uno diferente, es decir, la viscosidad depende de la historia reológica del fluido. La representación gráfica de un fluido independiente del tiempo se muestra en la Figura 1.5 (Hermida, 2000, pp. 211-213).

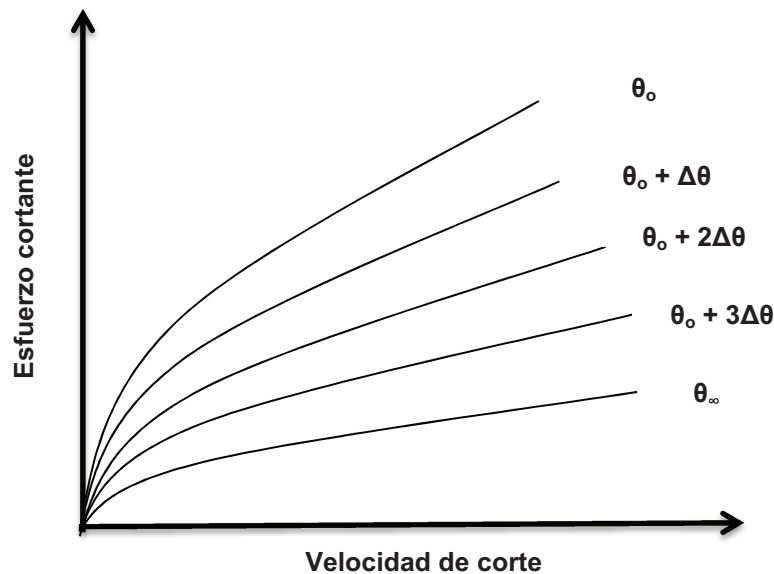


Figura 1.5. Curvas reológicas de un fluido tixotrópico y pseudoplástico
(Aguado, et al., 1999, p. 62)

Este tipo de fluidos puede presentar dos comportamientos: tixotrópico y reopéctico, según la viscosidad aparente disminuya o aumente con el tiempo a una velocidad de corte dada, respectivamente. Para un tiempo determinado el fluido puede presentar características pseudoplásticas, dilatantes, plástico real, plástico de Bingham. De las diferentes combinaciones que pueden existir la más frecuente es el comportamiento tixotrópico y pseudoplástico. En la Figura 1.5 se presentan las diferentes curvas reológicas que se obtendrían a diferentes tiempos para un fluido tixotrópico. La viscosidad aparente del fluido disminuye mientras transcurre el tiempo de aplicación de cierto esfuerzo cortante al igual que su intensidad. Para tiempos prolongados (θ_{∞}) se suele llegar a un valor límite de viscosidad aparente, es decir, el fluido alcanza un estado de equilibrio (Aguado, et al., 1999, p. 63; Hermida, 2000, pp. 211-213)

El tratamiento matemático para describir este comportamiento es complejo, no se dispone de un modelo generalizado. Una simplificación que se encuentra en la mayoría de la bibliografía, es considerar que las influencias del tiempo y de la velocidad de corte sobre el esfuerzo cortante son independientes, como se muestra en la ecuación [1.10] (Ibarz y Barbosa-Canóvas, 2005 pp. 142-145).

$$\tau = f(\dot{\gamma}) f(\theta) \quad [1.10]$$

Dónde:

$f(\dot{\gamma})$: Es la función de la velocidad de corte y tiene en cuenta la relación $\tau - \dot{\gamma}$ al tiempo θ .

$f(\theta)$: Es la función del tiempo.

Para cálculos ingenieriles es frecuente suponer que el índice de consistencia y el índice de comportamiento reológico no dependen del tiempo, para ello el tiempo de duración del ensayo o el tiempo de residencia del fluido en la instalación se considera que es muy superior al tiempo de relajación, esto quiero decir, mayor al tiempo en el que la curva de la viscosidad aparente se mantiene sin variar con el tiempo (θ_{∞}), si se realiza esta consideración se comete un error casi despreciable. Pero si se quiere aplicar un diseño más conservador se toma en cuenta la ecuación reológica a tiempo cero, lo que implica una sobrevaloración de los parámetros reológicos, y en consecuencia de las pérdidas de energía (Chhabra y Richardson, 2009, pp.18-20; Aguado et al., 1999, pp. 61-63; Hermida, 2000, pp. 211-213; Ibarz y Barbosa-Canóvas, 2005 pp. 142-145).

Una forma de reconocer si un fluido es dependiente del tiempo es realizar un reograma característico en ciclo de histéresis. Este procedimiento consiste en someter al fluido a un aumento del esfuerzo cortante de forma gradual hasta un valor límite a partir del cual se inicia la disminución del esfuerzo, también en forma gradual, hasta un valor nulo. Para los fluidos independientes del tiempo las curvas de ascenso y descenso deben coincidir, mientras que cuando la viscosidad aparente varíe con el tiempo las curvas deberán seguir caminos diferentes completando el ciclo cerrado de histéresis como se muestra en la Figura 1.6 (Chhabra y Richardson, 2009, pp.18-20; Hermida, 2000, pp. 211-213).

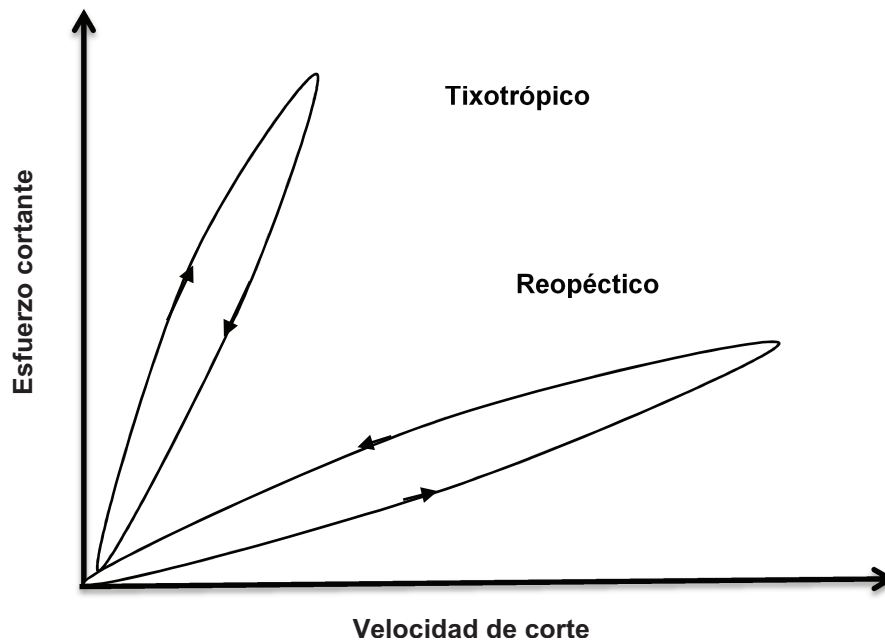


Figura 1.6. Reogramas de comportamiento tixotrópico y reopéctico
(Chhabra y Richardson, 2009, p.19)

C. FLUIDOS VISCOELÁSTICOS

Los fluidos viscoelásticos se caracterizan por tener propiedades elásticas y viscosas simultáneamente. El comportamiento viscoso se ajusta a la ley de Newton y el comportamiento elástico a la ley de Hooke. (Chhabra y Richardson, 2008, pp. 24-27; Aguado et al., 1999, p. 63). La velocidad de deformación no solo es función del esfuerzo y del tiempo aplicado sino también de una función que relaciona a ambos. Así se tiene la ecuación [1.11] que define el comportamiento de este fluido (Hermida, 2000, pp. 214-215).

$$\dot{\gamma} = \frac{\tau}{\eta_0} + \frac{\Delta\tau}{G} \quad [1.11]$$

Dónde:

G : Es el módulo de elasticidad del componente elástico

η_0 : Es la viscosidad del componente viscoso

Cuando a estos fluidos se les aplican una fuerza tangencial, parte del trabajo se disipa en forma de calor (componente viscosa) y otra parte se almacena en forma de energía interna (componente elástica). Este comportamiento se observa en sustancias poliméricas como son los geles, que están constituidos por macromoléculas que presentan un elevado grado de entrecruzamiento, y producen una cierta resistencia al alineamiento en dirección de aplicación de la fuerza tangencial, generándose tensiones normales como reacción a la aplicación de esta fuerza (Aguado et al., 1999, pp. 60-63; Hermida, 2000, pp. 214-215).

1.1.3. CARACTERIZACIÓN REOLÓGICA

La caracterización reológica de alimentos, sean estos líquidos o semilíquidos es de gran interés a nivel industrial. Los parámetros reológicos se utilizan en el diseño de sistemas de transporte, de equipos de transferencia de calor, y también se utilizan para el control de calidad y la evaluación sensorial. Existen varios equipos con los cuales se puede determinar las propiedades reológicas de un fluido, los viscosímetros son los más utilizados. A continuación se describen algunos tipos de viscosímetros, en especial el viscosímetro rotacional que se utiliza en este trabajo para determinar los parámetros reológicos de las pulpas de frutas (Aguado, et al., 1999, p. 67).

1.1.3.1. VISCOSÍMETRO DE TUBO CAPILAR

Los viscosímetros capilares son los más utilizados para la medición de viscosidad, esto se debe en parte, a su fácil construcción, bajo costo y precisión. “En este tipo de viscosímetros el fluido fluye a través de un tubo capilar en flujo laminar, la distribución de velocidades dentro del tubo es parabólico; el fluido que está en contacto con la pared del capilar tiene una velocidad nula, es decir no existe deslizamiento, y el fluido que se encuentra en el centro del tubo tiene una velocidad máxima”, como se muestra en la Figura 1.7 (Chhabra y Richardson, 2009, pp. 56-58; Moreno, 2005, pp. 125-130).

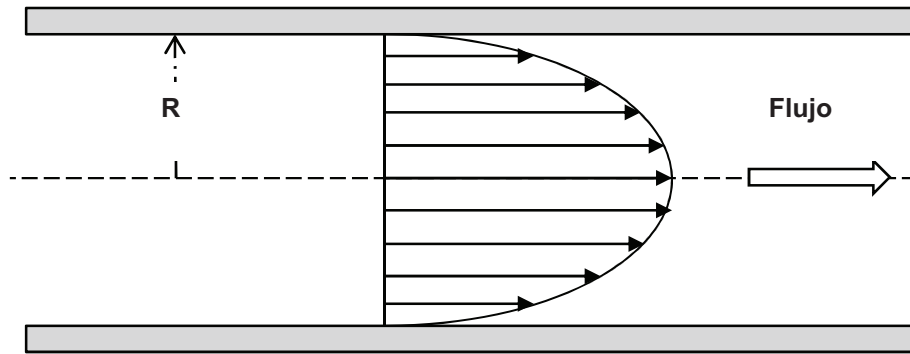


Figura 1.7. Perfil de velocidades de un fluido que circula en un tubo capilar

La viscosidad se mide a partir de la caída de presión en un tramo del capilar y del flujo medio. La ecuación que se utiliza es la de Hagen-Poiseuille [1.12]

$$\eta = \frac{\pi \times r^4 \times \Delta P \times \theta}{8 \times V \times L} \quad [1.12]$$

Dónde:

η : Viscosidad del fluido (Pa s)

r : Es el radio (m)

ΔP : Caída de presión en el capilar de longitud L (Pa)

V : Volumen del fluido que ha circulado en el tiempo θ (m^3)

La velocidad de corte producida en la pared del viscosímetro va desde $\frac{Q \times \pi}{4 \times r^3}$ en el centro del capilar hasta 0 en las paredes del mismo. Mientras que el esfuerzo cortante varía desde 0 en el centro del capilar hasta $\frac{r \times \Delta P}{2 \times L}$ en la pared.

1.1.3.2. VISCOSÍMETRO DE CILINDROS CONCÉNTRICOS

El viscosímetro de cilindros concéntricos es de tipo rotacional está constituido por dos cilindros coaxiales, uno exterior hueco y otro interior macizo (cup y bob en inglés). El movimiento de una de estos cilindros, generalmente el cilindro interior, provoca un gradiente de velocidades a lo largo del fluido que se encuentra en el espacio anular (δ) (Aguado et al., 1999, pp. 69-71; Singh y Heldman, 1993, pp. 62-63).

Para determinar la viscosidad, este tipo de equipos pueden realizar las medidas de dos formas:

- El equipo aplica al cilindro interior un determinado par de fuerzas y mide la velocidad de giro provocada.
- El equipo hace girar el cilindro interior con una velocidad angular y mide el par de fuerzas opuesto (Brookfield Engineering Labs, 2005, pp. 3; 9-10; Singh y Heldman, 1993, pp. 62-63).

El viscosímetro Brookfield está dentro de este tipo de equipos, es el más utilizado para determinar las propiedades reológicas de los fluidos alimenticios ya que el costo del equipo es bajo comparado con otros y es fácil de usar (Steffe y Daubert, 2006, pp.26-27). Los datos que se despliegan en la pantalla digital son porcentaje de torque, viscosidad y esfuerzo cortante.

En la Figura 1.8 se muestra un esquema del viscosímetro de cilindros coaxiales que consta de un cilindro hueco exterior de radio R_c y un cilindro macizo interior de radio R_b , este último también se le conoce como spindle (rotor) cuando se trata de un viscosímetro Brookfield. Existen diferentes tipos de spindles, dependiendo del fluido de prueba y la cantidad de muestra que se tenga para el ensayo.

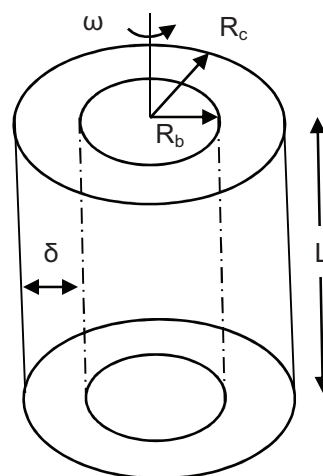


Figura 1.8. Viscosímetro de cilindros concéntricos.
(Chhabra y Richardson, 2009, p. 76)

Para un viscosímetro Brookfield, cuando se utilizan los accesorios UL-Adapte o Small Sample Adapter que se muestra en la Figura 1.9, el torque y la velocidad de corte se calcula con las ecuaciones [1.13] y [1.14], respectivamente (Brookfield Engineering Labs, 2005, pp. 21-22)

$$\tau = \frac{M}{2 \times \pi \times R_b^2 \times L} \quad [1.13]$$

$$\dot{\gamma} = \left[\frac{2 \times R_c^2 \times R_b^2}{(R_c^2 - R_b^2)} \right] \times \omega \quad [1.14]$$

Dónde:

M : Par de fuerzas aplicado por unidad de longitud del cilindro sumergido en el fluido o torque (Pa m)

L : Longitud efectiva del spindle

R_c : Radio interno del cilindro externo (m)

R_b : Radio externo del spindle (m)

ω : Velocidad angular del spindle (rad/s)

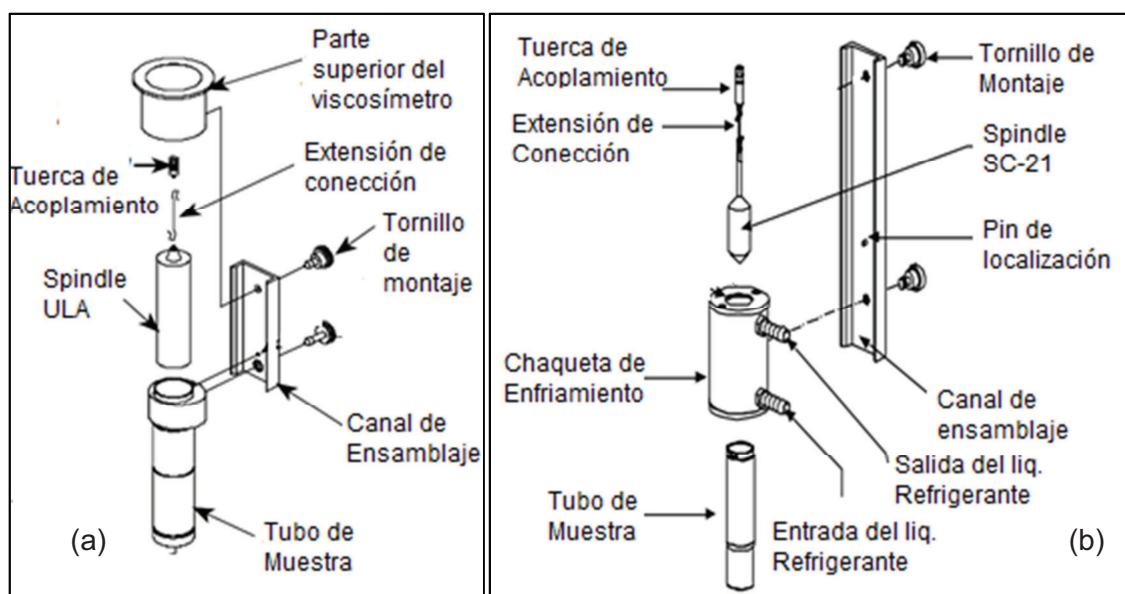


Figura 1.9. (a) UL-Adapter y (b) Small Sample Adapter
(Brookfield Engineering Labs, 2005, p. 5)

En la ecuación [1.14] los términos contenidos en el corchete son constantes, por lo tanto la velocidad de corte es directamente proporcional a la velocidad de giro del spindle. Esta última afirmación es válida cuando se trabaja con fluidos newtonianos, cuando se trata de fluidos no newtonianos hay que realiza una corrección a la velocidad de corte en función al índice de comportamiento reológico del fluido (Aguado et al., 1999, pp. 70-71; Chhabra y Richardson, 2009, pp. 79-80).

A. CORRECCIÓN DE LA VELOCIDAD DE CORTE OBTENIDA EN UN VISCOSÍMETRO BROOKFIELD DV-II PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS QUE CUMPLEN CON LA LEY DE LA POTENCIA

El viscosímetro Brookfield modelo DV-II es muy fácil de utilizar, se tienen lecturas de porcentaje de torque, viscosidad, esfuerzo cortante y velocidad de giro del spindle cuando se utilizan accesorio Small Sample Adapter o UL Adapter, mientras que cuando se utiliza el juego de 7 Spindles se tiene como lectura el porcentaje de torque, viscosidad y la velocidad de giro del spindle. La interpretación de los resultados experimentales de velocidad de giro del spindle en términos de velocidad de corte no es tan directa, en el caso de fluidos no newtonianos (Mitschka, 1982, pp. 207-209).

El procedimiento de conversión de datos porcentaje de torque – velocidad de giro del spindle a relaciones esfuerzo cortante – velocidad de corte requiere de cálculos sofisticados, cuando se utiliza el juego de 7 spindles. La velocidad de corte se calcula mediante el método desarrollado por Mitschka (1982). Este método fue desarrollado usando un viscosímetro Brookfield modelo RV con fluidos que cumplen con la ley de la potencia (Briggs y Steffe, 1997, pp. 517-522).

El esfuerzo cortante se calcula para cada tipo de spindle con la ecuación [1.15]:

$$\tau = k_{\text{CT}} \times (\% \text{ de torque}) \quad [1.15]$$

Dónde:

τ : Esfuerzo cortante (Pa)

$k_{\alpha\tau}$: Factor de conversión del esfuerzo cortante, depende el spindle utilizado

Mientras que, los valores medios de velocidad de corte $\dot{\gamma}$ (en s^{-1}) son calculados con la ecuación [1.16]:

$$\dot{\gamma} = k_{N\dot{\gamma}} \times \omega \quad [1.16]$$

Dónde:

$k_{N\dot{\gamma}}$: Factor de conversión de la velocidad de corte, depende del índice de comportamiento reológico ($\text{min } s^{-1}$)

ω : Velocidad de giro del spindle (r.p.m)

Los valores del factor de conversión $k_{\alpha\tau}$ se muestran en la Tabla 1.2

Tabla 1.2. Valores de la constante $k_{\alpha\tau}$ para la ecuación propuesta por Mitschka

Spindle	1	2	3	4	5	6	7
$k_{\alpha\tau}$	0,035	0,119	0,279	0,539	1,05	2,35	8,4

(Briggs y Steffe, 1997, pp. 517-522)

El factor de conversión $k_{N\dot{\gamma}}$ se puede calcular ecuación [1.17]

$$k_{N\dot{\gamma}} = 0,263 \times n^{-0,771} \quad [1.17]$$

Para determinar el índice de comportamiento reológico del fluido (n) presente en la ecuación [1.17], se grafica el esfuerzo cortante calculado con la ecuación [1.15] versus la velocidad del spindle en escala doble logarítmica, la pendiente de la gráfica representa el índice de comportamiento reológico.

Con las ecuaciones [1.15], [1.16] y [1.17] se calcula el esfuerzo cortante y la velocidad de corte para obtener el reograma del fluido de prueba, el ajuste de los datos experimentales al modelo de la ley de la potencia da como resultado los parámetros reológicos K y n del fluido.

Por otro lado, cuando se trabaja con el accesorio Small Sample Adapter del viscosímetro Brookfield, la velocidad de corte para fluidos no newtonianos no es directamente proporcional a la velocidad de giro del spindle y hay que corregirla. A continuación se describe el método para el cálculo de la velocidad de corte en este caso (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 79 – 80).

Se parte de la ecuación [1.18], básica de los viscosímetros rotacionales (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 79 – 80; Steffe, 1996, pp. 165-169).

$$\omega = \frac{1}{2} \int_{R_b}^{R_c} \frac{f(\tau)}{\tau} d\tau \quad [1.18]$$

Dónde, ω es la velocidad angular del spindle, τ es el esfuerzo cortante en el fluido en cualquier punto del sistema, $f(\tau) = \dot{\gamma}$ es la velocidad de corte en el mismo punto y los subíndices b y c corresponden al cilindro externo e interno (spindle), respectivamente.

La ecuación [1.18] ha sido resuelta para diferentes condiciones de borde, una de ellas es considerar un radio finito del cilindro interno que se encuentra girando dentro de un cilindro de diámetro infinito, al asumir esto existen limitaciones prácticas en la geometría y el tamaño del cilindro externo. Esta condición de borde impide el uso de equipos que tenga un espacio estrecho entre el cilindro interno y el externo que generalmente son las geometrías convenciones que se usan. Las condiciones de borde de radio infinito del cilindro externo son aproximadas, en el caso de viscosímetro Brookfield, a utilizar un spindle en lugar de utilizar el cilindro interno convencional. Al asumir esta condición el τ_c es igual cero y la ecuación [1.18] se diferencia respecto τ_b y se tiene la ecuación [1.19] (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 79; Steffe, 1996, pp. 165-169).

$$\dot{\gamma}_b = f(\tau_b) = 2d\omega/d \ln \tau_b = 2 \times \omega \times \frac{d(\ln \omega)}{d(\ln \tau_b)} \quad [1.19]$$

Por lo tanto, la velocidad de corte se obtiene de una evaluación gráfica, las derivadas de la ecuación [1.19] representan la pendiente del gráfico doble logarítmico de la velocidad de rotación del spindle (rad/s) y el esfuerzo cortante en la pared del spindle (Pa).

1.1.3.3. VISCOSÍMETRO DE CONO-PLATO

El principio de funcionamiento de este equipo se basa en que para una velocidad constante de giro del cono, el corte que presenta el líquido situado en el espacio comprendido entre el cono y la placa, da como resultado un perfil de velocidad de deformación lineal debido a que estos dos accesorios forman entre ellos un ángulo menor a 5° . La velocidad de deformación del fluido varía desde cero en la pared del plato hasta una velocidad máxima en la pared del cono. Para fluidos no newtonianos no es necesario llevar a cabo correcciones para la velocidad de corte, siendo posible aplicar las mismas ecuaciones de los fluidos newtonianos. En la Figura 1.10 se muestra la geometría del sistema cono-plato (Aguado, et al., 1999, p. 73; Moreno, 2005, pp. 135-140).

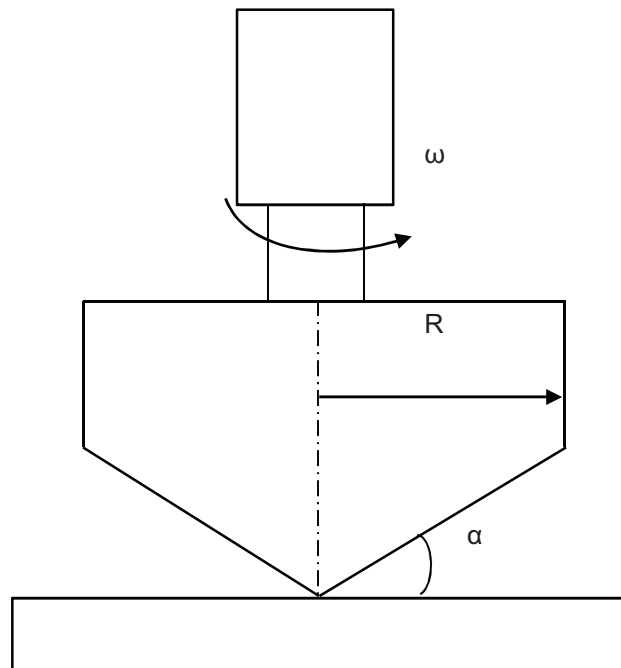


Figura 1.10. Viscosímetro de cono-plato
(Aguado, et al., 1999, p. 73)

Si el cono gira con cierta velocidad angular (ω), se generará un movimiento de rotación en el fluido de forma que el fluido gira a una velocidad mayor cerca de las paredes del cono. Las ecuaciones [1.20] y [1.21] se utilizan para determinar el esfuerzo cortante y la velocidad de corte, respectivamente.

$$\tau = \frac{3 \times M}{2 \times \pi \times R^3} \quad [1.20]$$

$$\dot{\gamma} = \frac{\omega}{\alpha} \quad [1.21]$$

Dónde:

M : Par de fuerzas aplicado por unidad de longitud de cilindro sumergido en el fluido o torque (Pa m)

R : Es el radio del cono (m)

ω : Velocidad angular del spindle (rad/s)

α : Es el ángulo formado entre el cono y la placa (rad)

1.1.4. INFLUENCIA DE LA MICROESTRUCTURA DEL FLUIDO EN EL COMPORTAMIENTO REOLÓGICO

El comportamiento reológico que tienen los fluidos no newtonianos se debe a su estructura y directamente a cómo reacciona esta estructura cuando se le aplica un esfuerzo cortante. La microestructura del fluido está constituida por diferentes formas y tamaños de partículas, por ejemplo se pueden encontrar partículas del orden de 1 a 10 nm, entre estas partículas existen fuerzas de atracción como las de Van der Waals que hacen que el fluido presente resistencia al flujo (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 37-38).

Dependiendo de la intensidad del esfuerzo cortante aplicado a un fluido, las partículas dispersas presentes en el fluido pueden organizarse de diversas formas. En la Figura 1.11 se presentan algunas formas de organización de estas partículas. Las partículas pueden orientarse al flujo, desenredarse, deformarse o

desintegrarse dependiendo del tipo de partícula y de la magnitud del esfuerzo cortante aplicado (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 39-40).

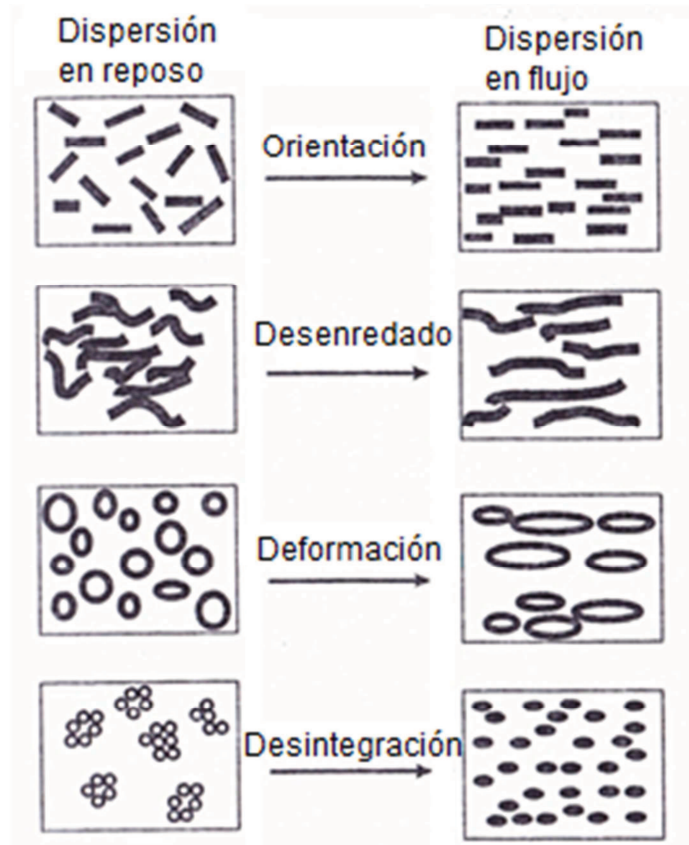


Figura 1.11. Esquema de las estructuras cuando un fluido se encuentra en reposo y se aplica un esfuerzo cortante (Chhabra y Richardson, 2008, p. 40)

Cuando se aplica un esfuerzo cortante, en algunos fluidos, las fuerzas de Van der Waals presentes entre las partículas que lo conforman son muy fuertes, por lo que el fluido tiende a presentar resistencia al flujo y da lugar a la aparición del esfuerzo de fluencia, que es el esfuerzo mínimo necesario para que el fluido fluya, luego de vencer este esfuerzo mínimo la viscosidad del fluido disminuye.

Un ejemplo de un fluido que presenta diferentes formas de organización de las partículas que lo conforman es el chocolate. En la Figura 1.12 se observa la relación entre la viscosidad y la microestructura del chocolate. Cuando se aplica un esfuerzo cortante las partículas que se encuentran aglomeradas como una red sólida tienden a deformarse, orientarse y

des-aglomerarse, disminuyendo la intensidad de las fuerzas que existen entre estas partículas y por ende facilitando el flujo como consecuencia de la disminución de la viscosidad. También se observa que existe un esfuerzo cortante crítico, después del cual la estructura colapsa y las partículas tienden a aglomerarse en una estructura más grande que la inicial y presentan una resistencia al flujo como resultado la viscosidad se incrementa (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 39-40).

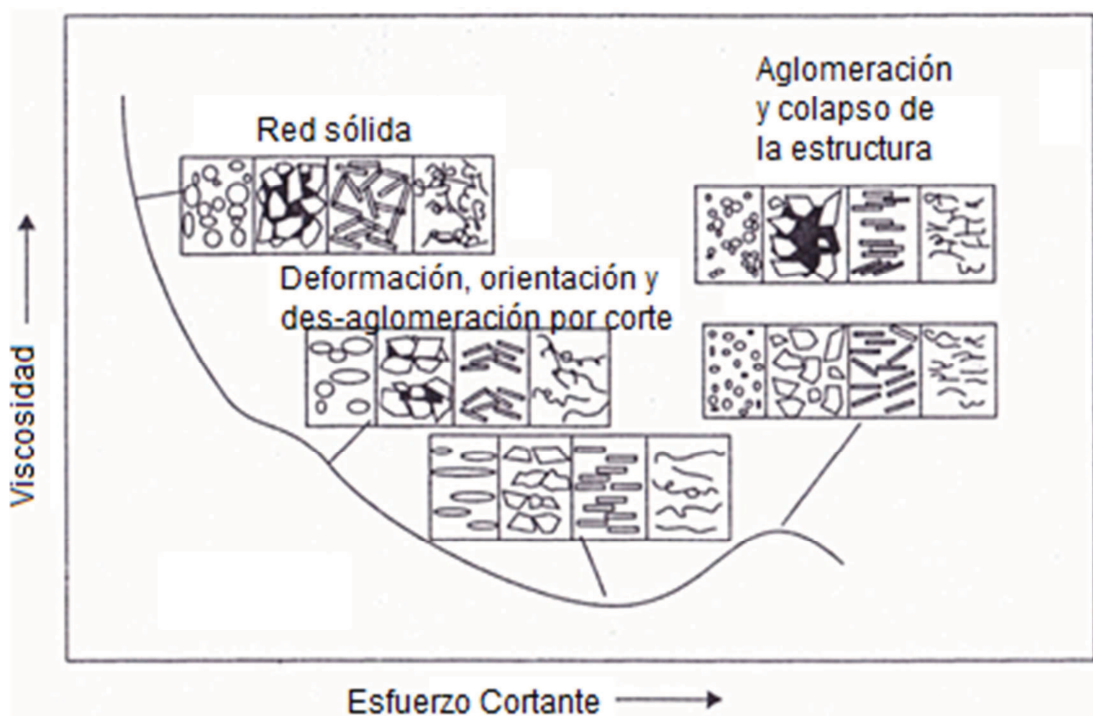


Figura 1.12. Relación típica entre la viscosidad y la microestructura del chocolate (Chhabra y Richardson, 2008, p. 38)

Por otro lado, determinar las causas del comportamiento no newtoniano de los fluidos no solo sirve para el diseño de equipos o sistemas de transporte, sino también sirve para diseñar la estructura de una sustancia y para impartir las propiedades reológicas deseadas al producto. Esto se observa especialmente en los alimentos en los que se modifica su microestructura para mejorar su textura y sus propiedades sensoriales (Aguado et al., 1999, p. 66; Alvarado, 1999, p.109; Chhabra y Richardson, 2011, pp. 37-43).

1.1.5. PARÁMETROS REOLÓGICOS DE LAS PULPAS DE FRUTAS Y VEGETALES

Alvarado (1999), reporta valores de índice de comportamiento reológico e índices de consistencias para 18 pulpas de frutas ecuatorianas a 4 diferentes temperaturas, para velocidades de corte ascendente y descendente. Las pulpas de frutas con las que obtuvieron los parámetros reológicos fueron obtenidas en el laboratorio aplicando el procedimiento más adecuado para conseguir la pulpa (p. 225). Krokida et al., (2007), realizaron la recopilación bibliográfica de los parámetros reológicos de diversas frutas y vegetales donde se reporta los valores de velocidades de corte mínimo y máximo, temperatura, contenido de sólidos totales, índice de comportamiento reológico y de consistencia (p.183). Los datos de estos trabajos se resumen en la Tabla 1.3.

En la Tabla 1.3 se observa, en general, que el índice de consistencia (K) disminuye cuando incrementa la temperatura y el porcentaje de sólidos solubles, mientras que el índice de comportamiento reológico (n) se incrementa cuando la temperatura aumenta y el porcentaje de sólidos disminuye. Resultados similares reportan Gratão et al. (2005) en la caracterización reológica de pulpas de guanábana a una temperatura comprendida entre 0,4 °C y 68,8 °C y porcentajes de sólidos solubles comprendido entre 9,3 y 49,4. El índice de consistencia disminuye exponencialmente con el incremento de la temperatura y el contenido de sólidos solubles, mientras que el índice de comportamiento reológico se incrementa linealmente cuando la temperatura aumenta y el contenido de sólidos solubles disminuye (pp. 4-8).

Tabla 1.3. Parámetros reológicos bibliográficos determinados para pulpas de frutas y vegetales

Material	C (% Solidos)	$\dot{\gamma}_{\min} - \dot{\gamma}_{\max}$ (s^{-1})	T ($^{\circ}C$)	A, D P, T ⁽³⁾	K (Pa s ⁿ)	n
Aguacate	25,0 ⁽¹⁾	-	10,0	A	46,2	0,25
				D	36,0	0,38
			25,0	A	39,9	0,25
				D	35,0	0,38
			40,0	A	33,1	0,25
				D	23,7	0,38
55,0	A	24,2	0,25			
	D	19,2	0,38			
Albaricoque	1,9 ⁽²⁾	5 - 50	27,0	-	167,5	0,3
	6,3 ⁽²⁾		27,0	-	7,2	0,4
	5,3 ⁽²⁾		30,0	-	6,8	0,3
Babaco	6,6 ⁽¹⁾	-	10,0	A	5,4	0,24
				D	4,3	0,31
			25,0	A	4,9	0,24
				D	3,7	0,31
			40,0	A	4,1	0,24
				D	3,5	0,31
55,0	A	3,4	0,24			
	D	2,7	0,31			
Capulí	22,2 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	31,9	0,31
			25,0	A y D	21,9	0,31
			40,0	A y D	15,0	0,31
			55,0	A y D	10,4	0,31
Claudia	16,8 ⁽¹⁾	-	10,0	A	3,9	0,39
				D	1,9	0,47
			25,0	A	1,9	0,39
				D	1,1	0,47
			40,0	A	1,6	0,39
				D	1,0	0,47
55,0	A	1,4	0,39			
	D	0,9	0,47			
Durazno	14,5 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	26,2	0,33
			25,0	A y D	20,3	0,33
			40,0	A y D	16,0	0,33
			55,0	A y D	12,8	0,33
Frambuesa	27,7 ⁽²⁾	3 - 2000	30,0	-	0,5	0,9
Fresa	10,4 ⁽¹⁾	-	10,0	A	40,0	0,26
				D	34,8	0,27

Tabla 1.3. Parámetros reológicos bibliográficos determinados para pulpas de frutas y vegetales (continuación...)

Material	C (% Solidos)	$\dot{\gamma}_{\min} - \dot{\gamma}_{\max}$ (s ⁻¹)	T (°C)	A, D P, T ⁽³⁾	K (Pa s ^b)	n
Fresa	10,4 ⁽¹⁾	-	25,0	A	33,3	0,27
				D	30,1	0,30
			40,0	A	28,8	0,29
				D	25,5	0,32
			55,0	A	23,6	0,29
				D	20,2	0,36
Grosellas negras	49,9 ⁽²⁾	-	32,5	P	0,0	1,00
Guanábana	18,2 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	13,6	0,34
			25,0	A y D	9,2	0,36
			40,0	A y D	7,4	0,39
			55,0	A y D	5,7	0,45
Guayaba	17,4 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	53,7	0,29
	10,3 ⁽²⁾	100 - 10000	23,4	P	3,9	0,50
	15,4 ⁽²⁾		24,0	P	5,3	0,80
	17,4 ⁽¹⁾	-	25,0	A y D	40,6	0,28
		40,0	A y D	28,9	0,35	
		55,5	A y D	18,5	0,40	
Mandarina	65,1 ⁽²⁾	-	1,5	-	9,2	0,70
Mango	17,8 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	8,7	0,35
	9,3 ⁽²⁾	20 - 250	24,2	-	2,1	0,30
	17,8 ⁽¹⁾	-	25,0	A y D	7,5	0,35
	16,0 ⁽²⁾	20 - 250	25,0	-	12,3	0,30
	17,0 ⁽²⁾	20 - 250	25,0	-	27,8	0,30
	16,0 ⁽²⁾	20 - 250	25,0	-	10,0	0,30
	17,8 ⁽¹⁾	-	40,0	A y D	5,2	0,40
	18,7 ⁽²⁾	20 - 250	50,0	-	4,3	0,40
17,8 ⁽¹⁾	-	55,0	A y D	4,5	0,42	
Manzana	16,3 ⁽¹⁾	-	10,0	A	35,6	0,22
				D	30,0	0,28
			25,0	A	28,0	0,25
				D	24,7	0,31
	8,1 ⁽²⁾	100 - 2000	27,0	-	12,7	0,30
	52,8 ⁽²⁾	100 - 2000	29,6	-	40,1	0,90
	8,09 ⁽²⁾	5 - 50	30,0	-	11,6	0,30
	16,3 ⁽¹⁾	-	40,0	A	23,1	0,27
				D	19,5	0,33
			55,0	A	18,9	0,29
D				16,2	0,34	

Tabla 1.3. Parámetros reológicos bibliográficos determinados para pulpas de frutas y vegetales (continuación...)

Material	C (% Solidos)	$\dot{\gamma}_{\min} - \dot{\gamma}_{\max}$ (s ⁻¹)	T (°C)	A, D P, T ⁽³⁾	K (Pa s ⁿ)	n
Maracuyá	15,5 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	0,4	0,31
			25,0	A y D	0,3	0,33
			40,0	A y D	0,3	0,38
			55,0	A y D	0,2	0,38
Mora	13,6 ⁽¹⁾	-	10,0	A	35,0	0,32
				D	31,1	0,36
			25,0	A	28,1	0,32
				D	24,6	0,36
			40,0	A	22,3	0,32
				D	18,3	0,36
			55,0	A	17,4	0,32
				D	14,0	0,36
Melocotón	54,9 ⁽²⁾	50 - 700	26,9	-	0,1	1,00
	2,8 ⁽²⁾	5 - 50	27,0	-	85,6	0,40
	7,6 ⁽²⁾	5 - 50	30,0	-	7,2	0,30
Naranja	65,1 ⁽²⁾	100 - 500	0,9	-	16,5	0,70
	39,9 ⁽²⁾	0 - 500	7,5	-	0,4	0,80
	28,8 ⁽²⁾	100 - 600	36,4	-	0,4	0,80
Naranjilla	8,3 ⁽¹⁾	-	10,0	A	9,0	0,30
				D	7,7	0,37
			25,0	A	7,3	0,30
				D	5,8	0,37
			40,0	A	5,2	0,30
				D	4,2	0,37
			55,0	A	4,0	0,30
				D	3,2	0,37
Papaya	12,2 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	7,1	0,33
			25,0	A y D	6,8	0,33
			40,0	A y D	6,5	0,40
			55,0	A y D	4,9	0,41
Pera	19,2 ⁽¹⁾	-	10,0	A	4,9	0,37
				D	4,2	0,37
	60,3 ⁽²⁾	100 - 1000	24,3	-	0,2	1,00
	19,2 ⁽¹⁾	-	25,0	A	3,6	0,37
				D	3,2	0,37
	36,1 ⁽²⁾	1 - 2000	26,4	-	81,4	0,40
	14,6 ⁽²⁾	100 - 2000	27,0	-	5,3	0,40
19,2 ⁽¹⁾	-	40,0	A	3,3	0,37	

Tabla 1.3. Parámetros reológicos bibliográficos determinados para pulpas de frutas y vegetales (continuación...)

Material	C (% Solidos)	$\dot{\gamma}_{\min} - \dot{\gamma}_{\max}$ (s ⁻¹)	T (°C)	A, D P, T ⁽³⁾	K (Pa s ⁿ)	n
Pera	19,2 ⁽¹⁾	-	40,0	D	2,9	0,37
			55,0	A	2,9	0,37
				D	2,3	0,37
Piña	41,1 ⁽²⁾	0 - 500	7,5	-	0,8	0,80
	21,7 ⁽²⁾	100 - 600	37,5	T	0,1	0,9
Tamarindo	21,8 ⁽²⁾	3 - 1300	24,0	-	0,0	0,80
	35,7 ⁽²⁾	10 - 400	26,9	-	1,2	0,70
Taxo	19,5 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	3,0	0,32
			25,0	A y D	2,5	0,36
			40,0	A y D	1,7	0,43
			55,0	A y D	1,3	0,48
Tomate	6,4 ⁽¹⁾	-	10,0	A	5,2	0,22
				D	4,2	0,29
	8,1 ⁽²⁾	0 - 10	20,0	-	5,7	0,40
	6,4 ⁽¹⁾	-	25,0	A	3,8	0,22
				D	3,0	0,29
	21,1 ⁽²⁾	4 - 576	25,0	-	91,6	0,30
	30,0 ⁽²⁾	500 - 800	27,3	-	13,4	0,40
	24,7 ⁽²⁾	4 - 576	33,6	-	98,6	0,40
	6,4 ⁽¹⁾	-	40,0	A	2,9	0,22
				D	1,3	0,29
	19,7 ⁽²⁾	-	40,7	-	19,7	0,30
6,4 ⁽¹⁾	-	55,0	A	2,4	0,22	
			D	1,6	0,29	
15,5 ⁽²⁾	500 - 800	55,6	-	3,9	0,40	
Tomate de árbol	13,2 ⁽¹⁾	-	10,0	A y D	28,0	0,38
			25,0	A y D	23,7	0,38
			40,0	A y D	19,5	0,38
			55,0	A y D	14,4	0,38

⁽¹⁾ (Alvarado, 1996, p. 225)

⁽²⁾ (Krokida, Maroulis, y Saravaco, 2001, p. 183)

⁽³⁾ A= Dato obtenido con el aumento de la velocidad de rotación en el viscosímetro. D= con la disminución de la velocidad de rotación. A y D= no existe diferencia de significado estadístico entre los datos obtenidos por los dos métodos. P= El fluido presenta un comportamiento pseudoplástico independiente del tiempo. T= El fluido presenta un comportamiento tixotrópico, dependiente del tiempo.

1.2. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUIDOS NO NEWTONIANOS

1.2.1. FLUJO A TRAVÉS DE TUBERÍAS

En todas las plantas industriales es necesario el manejo, transporte y almacenamiento de diferentes líquidos y gases. Los fluidos son transportados de un lugar a otro mediante redes de tubería o circulan a través de equipos, esta operación conlleva un costo energético, y por lo tanto económico. En diseño de sistemas de transporte de fluidos se toma en cuenta costo de las conducciones (tuberías), de equipos de impulsión (bombas), accesorios (válvulas, codos), así como el consumo de energía que se produce durante el transporte del fluido de un punto a otro.

El objetivo principal en el diseño del sistema de transporte de fluidos es determinar la energía que hay que comunicarle al fluido para transportarlo de un lugar a otro con un determinado caudal. Sin embargo, en otros sistemas la variable a estimar puede ser el caudal del fluido en circulación, diámetro de la tubería o la presión existente en un punto determinado de la tubería. La herramienta para resolver este tipo de problemas son las ecuaciones de conservación de materia y de energía, y las leyes que rigen el rozamiento entre fluidos y sólidos (Aguado, et al., 1999, p. 91).

Dependiendo de la velocidad a la que se transporte el fluido y las propiedades reológicas del mismo, se presentan tres regímenes de flujo: laminar, transición y turbulento. Estos regímenes de flujo se caracterizan por la importancia relativa de las fuerzas viscosas o inerciales, están caracterizados por el número de Reynolds (Re). Cuando $Re < 2\ 100$ el régimen de flujo es laminar, si $2\ 100 < Re < 4\ 000$ el régimen es transitorio y para $Re > 4\ 000$ el régimen de flujo es turbulento en el caso de los fluidos newtonianos. Se define a $Re = 2\ 100$ como un valor crítico ya que bajo este número se tiene el régimen laminar (McCabe et al., 2003 pp. 55-56; Mott, 2006 pp. 219-226).

Para fluidos no newtonianos se redefine el número de Reynolds utilizado en fluidos newtonianos. Para el caso de los fluidos independientes del tiempo

pseudoplásticos o dilatantes que siguen el modelo de la ley de la potencia el Reynolds está definido mediante la ecuación [1.22] (Chhabra y Richardson, 2011, pp. 126-128; Gracia y Steffe, 1986, pp. 93-94).

$$Re_g = \frac{D^n \times v^{2-n} \times \rho}{8^{n-1} \times K} \left(\frac{4 \times n}{3 \times n + 1} \right)^n \quad [1.22]$$

Dónde:

D : Es el diámetro de la tubería (m)

v : Es la velocidad media del fluido (m/s)

ρ : Es la densidad del fluido (kg/m³)

K : Es el índice de consistencia del fluido (Pa sⁿ)

n : Es el índice de comportamiento reológico del fluido (adimensional)

Dependiendo del régimen de flujo, las leyes que rigen el rozamiento entre fluidos y sólidos que se expresan en función del factor de fricción, se tienen diferentes ecuaciones que estiman su valor.

1.2.2. REYNOLDS CRÍTICO PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS

Para fluidos independientes del tiempo, el valor crítico del número de Reynolds depende de las propiedades reológicas del fluido esto quiere decir que depende del tipo y el grado de comportamiento no newtoniano que tiene dicho fluido. Para fluidos que siguen el modelo de la ley de la potencia, Ryan y Johnson proponen que se puede utilizar la ecuación [1.23] para estimar su valor (Chhabra y Richardson, 2011, p. 132).

$$Re_c = \frac{6\,464 \times n}{(3 \times n + 1)^2} \times (2+n)^{\frac{2+n}{1+n}} \quad [1.23]$$

Por otro lado, Mishra y Tripathi bajo el argumento de que la relación de la energía cinética media por unidad de volumen del fluido y el esfuerzo cortante en la pared en el punto de transición de régimen laminar a turbulento se mantiene constante

con el tiempo e independientemente del fluido propone la ecuación [1.24] para estimar su valor del número de Reynolds crítico (Chhabra y Richardson, 2011, p. 132):

$$Re_c = \frac{2\,100 \times (4 \times n + 2) \times (5 \times n + 3)}{3 \times (3 \times n + 1)^2} \quad [1.24]$$

Para fluidos newtonianos las ecuaciones [1.23] y [1.24] estiman el valor del número de Reynolds crítico de 2 100. La ecuación [1.23] muestra que el valor del número de Reynolds crítico se incrementa cuando disminuye el índice de comportamiento reológico, presenta un valor máximo de 2 400 cuando $n=0,4$ luego el número de Reynolds disminuye hasta un valor de 1 600 para $n=0,1$. Este comportamiento no es observado experimentalmente ya que Dodge y Metzner, obtuvieron flujo laminar hasta un número de Reynolds aproximado de 3 100 para $n=0,38$. La ecuación [1.24], en cambio, muestra que el valor del número de Reynolds aumenta cuando el índice de comportamiento reológico disminuye, el valor máximo es de 4 200 cuando n tiende a cero (Chhabra y Richardson, 2011, p. 132).

A pesar de la dependencia compleja de número de Reynolds crítico con el índice de comportamiento reológico del fluido y la evidencia experimental que está en conflicto con las ecuaciones presentadas, es probable que sea una aproximación aceptable asumir que el flujo deja de ser laminar a número de Reynolds mayores a 2 000 o 2 500 y, para los fines de los cálculos de proceso, el valor más aceptado es 2 100 para fluidos independientes del tiempo, sin embargo cuando se quiere realizar un diseño muy riguroso tomando en cuenta el número de Reynolds crítico exacto, la mayoría de autores reportan el número de Reynolds propuesto por Ryan y Johnson como un valor de referencia (Chhabra y Richardson, 2011, p. 133; Steffe y Singh, 1997, p.9).

1.2.3. RÉGIMEN LAMINAR

Para el régimen laminar se tiene la ecuación [1.25] para estimar el factor de fricción de Fanning para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia. Esta expresión se deriva de un análisis matemático similar al que se realiza para fluidos newtonianos (Chhabra y Richardson, 2011, p. 111-115; García y Steffe, 1986, pp. 94-95; Cabral et al., 2011, p. 376; Polizelli et al., 2003, p. 456).

$$f = \frac{16}{Re_g} \quad [1.25]$$

La Figura 1.13 muestra el perfil de velocidades en flujo laminar para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia. Para $n=1$ el perfil es parabólico, mientras n disminuye la parábola se va achatando en el centro hasta cuando $n=0$ se produce el flujo tapón.

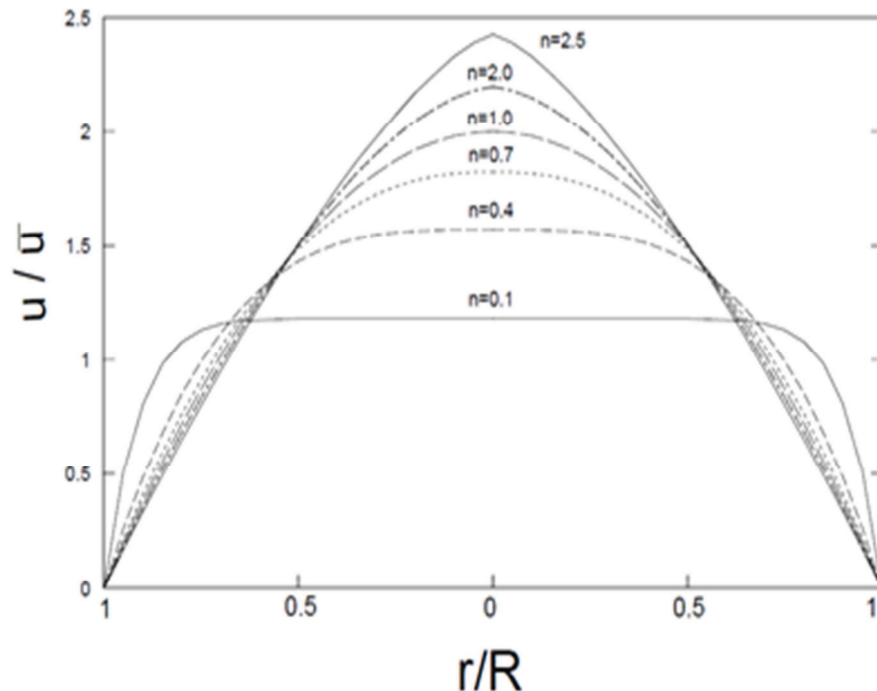


Figura 1.13. Perfil de velocidades en flujo laminar para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia (Steffe, 1996, p. 106)

1.2.4. RÉGIMEN TURBULENTO

Para el régimen turbulento se han propuesto varias ecuaciones para estimar el factor de fricción de Fanning para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia en tuberías lisas, se han tomado en cuenta varias consideraciones para llegar a la ecuación propuesta por cada autor, se tiene ecuaciones para diferentes rangos de índices de comportamiento reológico y números de Reynolds. La Tabla 1.4 muestra las ecuaciones propuestas por diferentes autores para estimar el factor de fricción de Fanning en régimen turbulento (Leal et al., 2005, p.4; Gracia y Steffe, 1986, pp. 94-100)

Tabla 1.4. Ecuaciones para estimar el factor de fricción de fanning en flujo turbulento para fluidos no newtonianos independientes del tiempo que siguen el modelo de la ley de la potencia en tuberías lisas

AUTOR	n	Número de Reynolds	Correlación
Shaver y Merrill (1959)	0,5 - 1,0	$Re_{SM} = \frac{D^n v^{2-n} \rho}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n$	$f = \frac{0,079}{n^5 (Re_{SM})^{\frac{2,63}{10,5^n}}}$
Dodge y Metzner (1959)	0,4 - 1,0	$Re_{MR} = \frac{D^n v^{2-n} \rho}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n$	$\sqrt{\frac{1}{f}} = \frac{4,0}{n^{0,75}} \log \left(Re_{MR} f^{\frac{2-n}{2}} \right) - \frac{0,4}{n^{1,2}}$
Clapp (1961)	0,7 - 0,8	$Re_{CL} = \frac{D^n v^{2-n} \rho}{8^{n-1} K}$	$\sqrt{\frac{1}{f}} = \frac{4,53}{n} \log \left(Re_{CL} f^{\frac{2-n}{2}} \right) + \frac{0,45n-2,75}{n}$
Tomita (1959)	0,2 - 0,9	$Re_T = \left(\frac{3+9n}{4+8n} \right) \frac{D^n v^{2-n} \rho}{8^{n-1} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n$ $Re_T = \left(\frac{3+9 \times n}{4+8 \times n} \right) \times Re_g$	$\sqrt{\frac{1}{f_T}} = 4,0 \log (Re_T \sqrt{f_T}) - 0,4$ $f_T = \frac{2 \times D \times \Delta P}{3 \times L \times \rho \times v^2} \times \left(\frac{2 \times n + 1}{3 \times n + 1} \right) = \left(\frac{4+8 \times n}{3+9 \times n} \right)$

(Leal et al., 2005, p.4)

La ecuación de Shaver y Merrill, que es tal vez la más antigua correlación utilizada para estimar el factor de fricción para fluidos no newtonianos, es una corrección a la ecuación [1.26] dada por Blasius para estimar el factor de fricción en fluido

newtonianos, esta ecuación usa definiciones de viscosidad y el número de Reynolds para definir el factor de fricción, donde los valores de a y b son función de las propiedades reológicas del fluido. Para fluidos newtonianos el valor de a es 0,079 y el de b es -0,25.

$$f = a \times Re^b \quad [1.26]$$

La ecuación Shaver y Merrill (1959), fue obtenida a partir de los datos experimentales en flujo turbulento para soluciones acuosas de carboximetil celulosa (CMC), carbopol y poli-isobutileno en ciclo hexano. Los índices de comportamiento reológico de los fluidos de prueba estaban comprendidos entre 0,5 y 1,0 y un número de Reynolds generalizado entre 7 540 y 17 000 (Leal et al., 2005, p.5; Gracia y Steffe, 1986, pp. 94-100).

La tres últimas correlaciones de la Tabla 1.4 hacen uso de la definición de la "ley de longitud de mezcla de Prandtl" para proponer la ecuación para estimar el factor de fricción. Estas correlaciones tienen la forma general de la ecuación [1.27], donde los parámetros A , B y C son función de las propiedades reológicas del fluido.

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = A \times \log(Re \times f^B) + C \quad [1.27]$$

Dodge y Metzner, a través de un estudio teórico y experimental utilizando soluciones de CMC, carbopol y arcilla, presentan una correlación similar a la desarrollada por Karman-Nikuradse para fluidos newtonianos. La ecuación desarrollada por Dodge y Metzner presenta una desviación no mayor a $\pm 2,5\%$ para los datos experimentales obtenidos con las soluciones de carbopol y arcilla, para las soluciones de CMC presenta una desviación mayor ya que el CMC presenta un comportamiento viscoelástico. Los valores del índice de comportamiento reológico y número de Reynolds están comprendidos entre 0,4 y 1,0; 2 900 y 36 000, respectivamente. Si $n=1$ la correlación de Dodge y Metzner se deduce a la ecuación de Karman-Nikuradse (Chhabra y Richardson, 2011, p.

138; Leal et al., 2005, p.5). Por otro lado, Clapp trabajando con fluidos que presenta un comportamiento pseudoplástico, presenta una correlación similar a la de Dodge y Metzner, donde los parámetros A, B y C son funciones de las propiedades reológicas del fluido pero diferentes a las propuestas por estos últimos. La correlación de Clapp presenta una desviación máxima de $\pm 4\%$ en el intervalo de trabajo $0,7 < n < 0,8$ y $10^4 < Re_g < 10^5$ (Leal et al., 2005, p.5).

Tomita propuso una correlación que a diferencia de Dodge y Metzner; y Clapp, los parámetros A, B y C son independientes de la reología del fluido, por lo que Tomita utiliza otra definición para el factor de fricción y el número de Reynolds, estas nuevas correlaciones se pueden observar en la Tabla 1.4 (Leal et al., 2005, p.5; Gracia y Steffe, 1986, pp. 94-100).

La correlación de Tomita se obtuvo con base en los datos experimentales en flujo turbulento de pastas de almidón y suspensiones de cal cuyos índices de comportamiento reológico están comprendidos entre 0,2 y 1,0 y números de Reynolds entre $1,5 \times 10^3$ y $3,0 \times 10^4$ (Gracia y Steffe, 1986, pp. 94-100).

Por otro lado, para determinar el factor de fricción Fanning experimental, independientemente que el flujo sea laminar o turbulento, se utiliza la ecuación [1.28], que es el resultado de resolver la ecuación de conservación de energía, cuando no existe variación en la altura de la tubería, el diámetro es constante y solo se considera la caída de presión a lo largo del tubo y las pérdidas debido a la fricción (Cabral et al., 2011, p. 376; Leal et al., 2005, p. 2; Polizelli et al., 2003, p. 456).

$$f = \frac{\Delta P}{L} \times \frac{D}{2 \times \rho \times v^2} \quad [1.28]$$

Dónde:

f : Es el factor de fricción de Fanning

ΔP : Es la caída de presión en una longitud L del tubo (Pa)

D : Es el diámetro de la tubería (m)

ρ : Es la densidad del fluido (kg/m^3)

v : Es la velocidad del fluido en la tubería (m/s)

1.3. PÉRDIDAS DE FRICCIÓN POR ACCESORIOS Y VÁLVULAS EN FLUIDOS NO NEWTONIANOS

1.3.1. PÉRDIDAS MENORES

Las redes de tuberías a través de las que se transporta un fluido están compuestas por varios accesorios como son válvulas, codos, expansiones o contracciones bruscas que producen pérdidas adicionales llamadas pérdidas menores que contribuyen a las pérdidas totales del sistema. Estas pérdidas se deben al cambio de dirección y/o magnitud de la velocidad del fluido (Geankoplis, 2002, pp.106-107 Leal et al., 2005 p. 3; McCabe et al., 1991, pp.125-131).

Cuando se realiza el balance de energía en la sección que contiene el accesorio se tiene la ecuación [1.29]

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2 \times f \times \bar{v}^2 \times L}{D} + \frac{k_f \times \bar{v}^2}{2} \quad [1.29]$$

Dónde:

f : Es el factor de fricción de Fanning

ΔP : Es la caída de presión en una longitud L del tubo y en el accesorio (Pa)

D : Es el diámetro de la tubería (m)

ρ : Es la densidad del fluido (kg/m^3)

v : Es la velocidad del fluido en la tubería (m/s)

k_f : Es el coeficiente del accesorio

Si se simplifica la ecuación [1.29], agrupando las pérdidas debidas a la tubería y las pérdidas debidas a la caída de presión en el accesorio, se tiene un solo término denominado pérdida de carga ecuación [1.30]

$$h_f = k_f \times \frac{\bar{v}^2}{2 \times g} \quad [1.30]$$

La pendiente del gráfico entre la pérdida de carga (h_f) y la velocidad de cabeza ($\frac{v^2}{2 \times g}$) es el coeficiente del accesorio (Leal et al., 2005, p.4). Esta forma de estimar k_f se utiliza generalmente para fluidos newtonianos, donde la relación de la ecuación [1.30] es lineal en flujo turbulento.

Otra forma de expresar las pérdidas debido al accesorio es la longitud equivalente que se define por la ecuación [1.31] (Steffe y Daubert, 2006, pp. 61-62).

$$h_f = \frac{2 \times f \times L \times \bar{v}^2}{D} \quad [1.31]$$

Dónde:

f : Es el factor de fricción de Fanning

D : Es el diámetro de la tubería (m)

v : Es la velocidad del fluido en la tubería (m/s)

L : Es la longitud de tubería.

Al combinar las ecuaciones [1.30] y [1.31] se tiene la ecuación [1.32] que relaciona la longitud equivalente con el coeficiente del accesorio (Steffe y Daubert, 2006, pp. 61-62).

$$L_e = \frac{L}{D} = \frac{k_f}{4 \times f} \quad [1.32]$$

1.3.2. MODELO DE HOOPER Y KITTREDGE Y ROWLEY

El coeficiente de pérdida del accesorio para válvulas estándar y accesorios se pueden calcular mediante la ecuación [1.33] propuesta por Hooper, para flujo laminar o turbulento (Cabral et al., 2011, pp. 376-377; Steffe y Daubert, 2006, pp. 62-63).

$$k_f = \frac{k_1}{Re} + k_\infty \times \left(1 + \frac{1}{D_a}\right) \quad [1.33]$$

Dónde:

k_f : Coeficiente de pérdida del accesorio

k_1 y k_∞ : Constantes, determinadas experimentalmente

D_a : Diámetro interno del accesorio

Esta ecuación es muy utilizada para determinar los coeficientes de pérdidas de los accesorios para fluidos que tiene un comportamiento pseudoplástico y siguen el modelo de la ley de la potencia, generalmente es aceptable para los diámetros de tubería que se encuentran normalmente en industria de alimentos y farmacéuticas (Steffe y Daubert, 2006, pp. 62-63).

Cabral et al. (2011) determinaron las constantes k_1 y k_∞ de la ecuación de Hooper para flujo laminar y turbulento en codos, válvulas y uniones, se utilizaron como fluidos de prueba jugo de naranja, extracto de café, zumo de mora y la leche concentrada que presentan un comportamiento reológico pseudoplásticos que siguen el modelo de la ley de la potencia. La Tabla 1.5 muestra de las constantes k_1 y k_∞ de diferentes accesorios para la ecuación de Hooper en flujo laminar y turbulento (pp. 377-378).

Tabla 1.5. Valores de las constantes k_1 y k_∞ de la ecuación [1.33] para fluidos no newtonianos flujo laminar y turbulento

Accesorio	Laminar			Turbulento		
	k_1	k_∞	r^2	k_1	k_∞	r^2
Válvula de asiento totalmente abierta	1020	0,2421	0,992	1613	6,998	0,834
Válvula de asiento ½ abierta	1766	0,3988	0,997	2742	7,190	0,891
Válvula de bola	1180	3,001	0,986	1855	8,159	0,866
Válvula check	2678	1,898	0,884	5162	8,145	0,751
Válvula de mariposa totalmente abierta	9,077	0,0238	0,996	119,0	0,1568	0,987
Válvula de mariposa abierta al 10%	14,80	0,0389	0,997	132,0	0,3860	0,868
Válvula de mariposa abierta al 20%	298,4	0,8011	0,994	250,8	1,119	0,819
Válvula de mariposa abierta al 40%	1185	3,251	0,999	1746	7,111	0,787
Válvula de mariposa abierta al 60%	22,582	59,07	0,978	69,775	87,99	0,721
Codo 45°	504,6	0,2479	0,999	466,0	0,2491	0,903
Codo 90°	813,0	0,3998	0,997	799,4	0,3941	0,899
Codo de 180°	1002	2,500	0,990	1089	2,668	0,990
Unión	24,35	0,0129	0,999	92,0	0,0811	0,988
T estándar	498,5	0,2587	0,994	486,6	0,2466	0,916
T usada codos	824,3	0,3871	0,975	790,4	0,3822	0,856
T con derivación de flujo	829,6	0,3789	0,958	800,6	0,3819	0,870

Por otro lado, Kittredge y Rowley proponen la ecuación [1.34], donde el coeficiente de pérdida del accesorio solo depende del número de Reynolds en flujo laminar, al igual que en los fluidos newtonianos; A y B son constantes que se determinan experimentalmente y depende del accesorio (Cabral et al., 2011, p.377; Polizelli et al., 2003, p.457).

$$k_f = A \times (\text{Re})^{-B} \quad [1.34]$$

Los datos de los valores de A y B que han publicado en bibliografía para fluidos no newtonianos son escasos algunos de estos se muestran en la Tabla 1.6, para determinar estas constantes se utilizó pulpa de manzana y diversas diluciones de la misma, en una tubería de acero inoxidable de 1,5 pulgadas de diámetro interno con accesorios del mismo diámetro y números de Reynolds comprendido entre 20 y 700 (Steffe y Daubert, 2006, pp. 62-63).

Tabla 1.6. Valores de las constantes A y B de la ecuación [1.34] para fluidos no newtonianos en flujo turbulento

Válvula o Accesorio	Coficiente de pérdida
Válvula de vástago, división del flujo	$k_f=30,3 \times Re^{-0,5}$
T división del flujo (como codo)	$k_f=29,4 \times Re^{-0,5}$
Codo de 90°, bridado	$k_f=191 \times Re^{-0,9}$

(Steffe y Daubert, 2006, p. 65)

El cálculo de los coeficientes de pérdidas del accesorio utilizando el método sugerido por Hooper produjo valores de k_f muy conservadores respecto a los encontrados con el método de Kittredge y Rowley, los valores eran de 2 a 3 veces mayores, esto se debe a que la ecuación propuesta por Hooper trata de considerar la geometría del accesorio al incorporar el diámetro del mismo en la ecuación propuesta, mientras que la ecuación Kittredge y Rowley considera sola la acción de las fuerzas viscosas (Steffe y Daubert, 2006, p. 63).

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1. MATERIALES

2.1.1. MATERIALES

Para el desarrollo del presente trabajo se utilizaron los siguientes materiales:

- Matraces aforados de 250 mL
- Termómetro de mercurio de 50 °C
- Vasos de precipitación de 25, 250 y 500 mL

2.1.2. REACTIVOS

- Etilen Glicol, 95% de pureza, BDH Chemical

2.1.3. EQUIPOS

- Balanza analítica SARTORIUS, 2 000 g, 0,001 g, Alemania.
- Balanza electrónica FIDELITY MEASUREMENT, modelo FM 18 III, 1 000 kg, 0,1 kg, Taiwán.
- Baño termostático BRABENDER, 150 °C, 2 °C, Alemania.
- Bomba de lóbulos de motor variable WAUKESHA, 1HP, Wisconsin.
- Estufa BLUE M modelo OV-500C-2, 38 °C a 500 °C, 5 °C, Illinois.
- Equipo para pruebas de caídas de presión, fabricación nacional.
- Manómetro digital AMPROBE, modelo MAN02-A, 2 psi, 0,0145 psi, New York.
- Manómetro digital AMPROBE, modelo MAN15, 15 psi, 0,01 psi, New York.
- Refractómetro portable, EPIC, 30 °Brix, 1 °Brix, New York
- Termocupla EXTECH, modelo EA15, -150 °C a 1 370 °C, 0,1 °C, New Hampshire.
- Viscosímetro digital BROOKFIELD, modelo DV-II, Massachusetts.

2.2. CARACTERIZACIÓN REOLÓGICA DE LAS PULPAS

2.2.1. OBTENCIÓN DE LAS PULPAS DE FRUTAS

Las pulpas que se utilizaron en el presente trabajo fueron adquiridas a la empresa ENVAGRIF C.A (Envasados Agrícolas y Frutales, Compañía Anónima), esta empresa se encuentra ubicada en el nororiente de Quito, en el valle de Tumbaco. Es una empresa que procesa frutas naturales para obtener productos elaborados como son: pulpas, mermeladas, salsas, enlatados, que son comercializados a nivel nacional e internacional bajo la marca de “MARÍA MORENA”.

Las frutas que se utilizan para la elaboración de las pulpas provienen de diferentes partes del país. El proceso general que siguió la empresa para la elaboración de pulpas se describe a continuación.

Primero se realizó la recepción de la materia prima, donde se verificó el estado de la fruta y su grado de maduración; luego, la fruta pasó al proceso de selección donde se separaron las frutas descompuestas de las sanas, el instrumento que se utilizó para decidir la aceptación de la fruta es en principio la vista y el olfato del operario; posteriormente, pasan al proceso de clasificación donde se separaron las frutas según el grado de madurez, las verdes o pintonas fueron separadas para ser almacenadas, en este proceso al igual que el anterior se realizó una inspección visual por parte del operario. A continuación las frutas pasaron al proceso de lavado y desinfección que tiene como propósito disminuir al máximo la contaminación de partículas extrañas y microorganismos que naturalmente trae la fruta en su cáscara, este proceso se realizó por la inmersión de la fruta en tanques que contienen una solución desinfectante de hipoclorito de sodio o calcio en concentraciones de 50 a 200 ppm, dependiendo de la fruta que se trate. Posteriormente, la fruta pasó al proceso de pelado donde se separó la cáscara del resto de la fruta, esta operación se efectúa de manera manual, por métodos físicos, mecánicos o químicos, dependiendo de la clase de fruta que se procese; luego de esto, la fruta se cortó con el fin de romper la estructura natural y facilitar el despulpado; a continuación, se realizó el proceso de despulpado que consiste en separar la parte comestible de la fruta de las semillas, cáscaras y otros

residuos; después, se realizó el proceso refinación donde la pulpa obtenida anteriormente se pasa por una malla fina con el fin de obtener una pulpa menos fibrosa que mejora su apariencia y evitar la separación rápida de los sólidos insolubles en suspensión.

La pulpa obtenida se transportó por una red de tuberías para someterse a una pasteurización que consiste en calentar el producto a una temperatura comprendida entre 72°C y 75°C para provocar la destrucción de microorganismos patógenos, seguido de un enfriamiento hasta a 4°C para evitar la sobrevivencia de organismos termófilos y la sobrecocción del producto, este debe mantenerse a la temperatura de pasteurización por un periodo de tiempo mayor a 1 minuto dependiendo de la pulpa que se encuentre en proceso. Luego, el producto se envasó en fundas de polietileno que son adecuadas por sus características y compatibilidad con la pulpa, generalmente se envasa en fundas de ½ kg y 1 kg, esta operación puede ser manual o automática. Finalmente, el producto terminado se llevó a grandes cuartos de congelación donde es almacenado a temperaturas que se encuentran en el rango de -18°C a -20°C. La Figura 2.1 muestra el diagrama general del proceso para obtención de la pulpa en la empresa ENVAGRIF C.A.

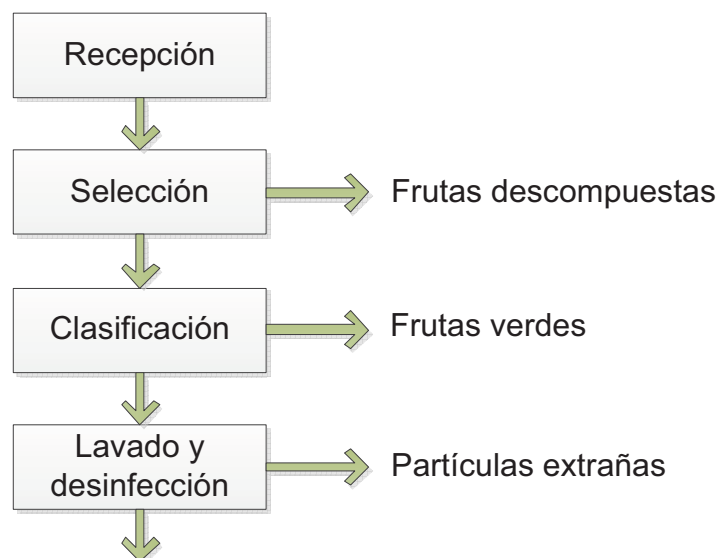


Figura 2.1. Esquema general del proceso para la obtención de la pulpa de fruta en la empresa ENVAGRIF C.A.

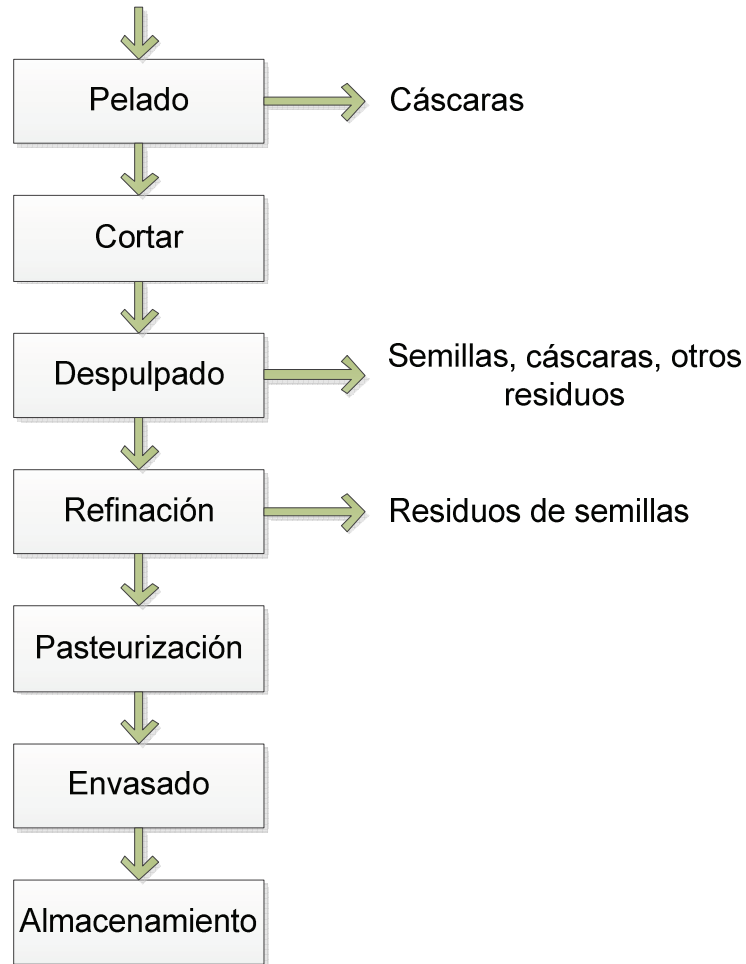


Figura 2.1. Esquema general del proceso para la obtención de la pulpa de fruta en la empresa ENVAGRIF C.A. (continuación...)

2.2.2. SELECCIÓN DE LAS PULPAS DE FRUTAS PARA LOS ENSAYOS DE REOLOGÍA

Se seleccionaron las pulpas de frutas que se muestran en la Tabla 2.1 debido a la falta de información que existe sobre el comportamiento y los parámetros reológicos de dichas pulpas que son obtenidas a partir de frutas ecuatorianas. Para la caracterización reológica se adquirieron dos fundas de pulpa pura de $\frac{1}{2}$ kg de lotes diferentes.

Tabla 2.1. Listado de pulpas de frutas seleccionadas para la caracterización reológica

NOMBRE VULGAR	NOMBRE CIENTÍFICO
Frutilla	<i>Fragaria vesca</i>
Guanábana	<i>Annona muricata</i>
Guayaba	<i>Psidium guajava</i>
Mango	<i>Mangifera indica</i>
Maracuyá	<i>Passiflora edulis</i>
Mora	<i>Rubus glaucus</i>
Tamarindo	<i>Tamarindus indica</i>
Tomate de árbol	<i>Cyphomandra betacea</i>

2.2.3. CALIBRACIÓN DEL VISCOSÍMETRO BROOKFIELD MODELO DV II

Para la calibración del equipo se utilizó como fluido estándar etilen glicol al 95% de pureza y la hoja de cálculo en MS-Excel ® que el proveedor proporciona para la verificación de la calibración del equipo. Esta prueba se realizó a 20 °C.

2.2.4. DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS REOLÓGICOS DE LAS PULPAS DE FRUTAS PURAS

Para la determinación de los parámetros reológicos de las pulpas se utilizó el viscosímetro BROOKFIELD modelo DV-II, dependiendo de la fruta y la dilución con la que se trabajó se utilizaron los diferentes accesorios del equipo como el adaptador de muestra pequeña (SMALL SAMPLE ADAPTER), o el juego de siete ejes (SPINDLES). Cuando se usó el adaptador de muestra pequeña con los ejes número 21 y 27 la cantidad de pulpa que se empleó en la cámara de muestra fue de 8 g y de 12 g respectivamente, mientras que cuando se trabajó con los ejes número 01 y 02 la cantidad de pulpa que se empleó fue aproximadamente de 520 g.

En primer lugar se determinó si las propiedades reológicas de la pulpa presentan o no dependencia con el tiempo, para esto se tomaron lecturas de viscosidad cada 5 minutos a una velocidad constante de 20 rpm durante 20 minutos, si la

viscosidad leída al tiempo t presentaba una desviación mayor al 10% respecto a la medida al tiempo $t = 0$ s, se consideraba que el fluido es dependiente del tiempo (Hidalgo, 1997, p. 38).

Una vez que se determinó que las propiedades reológicas de la pulpa son independiente del tiempo, se procedió a tomar lecturas de porcentaje de torque, viscosidad y esfuerzo cortante a las diferentes velocidades de giro del eje empleado 0,5, 1, 2,5, 5, 10, 20, 50 y 100 rpm. El cálculo de la velocidad de corte a partir de la velocidad angular se realizó como se explica en el acápite 0 dependiendo del accesorio y el eje que se utilizó.

Al término del ensayo, se graficó el esfuerzo cortante contra la velocidad de corte (reograma), la curva resultante se ajustó al modelo de la ley de la potencia, del ajuste realizado se obtuvo el índice de consistencia (K) y el índice de comportamiento reológico del fluido (n). Este ensayo se repitió con la segunda y la tercera muestra de la primera funda de $\frac{1}{2}$ kg de pulpa. Todas las pruebas se realizaron a temperatura ambiente de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Para corroborar los datos experimentales obtenidos, se realizó el ensayo anterior con una segunda funda de $\frac{1}{2}$ kg de pulpa de un lote diferente a la primera. El ajuste de las curvas se realizó utilizando MS Excel®.

2.2.5. SELECCIÓN DE LAS PULPAS DE FRUTAS PARA LAS PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

Se seleccionaron dos pulpas que presentaron un comportamiento no newtoniano pseudoplástico ($n < 1$) con índices de consistencia diferentes. Se realizaron tres diluciones con agua de 80, 60 y 25 % v/v referido al contenido de pulpa pura, esto se realizó con el objetivo de simular el comportamiento reológico de un néctar, variar el índice de comportamiento reológico y tener tres muestras diferentes de cada pulpa seleccionada para los ensayos de pérdidas por fricción.

2.2.6. DETERMINACIÓN DE LAS DENSIDADES DE LAS PULPAS DE FRUTAS PURAS Y SUS DILUCIONES

Para determinar la densidad de la pulpa se colocó la muestra de pulpa pura o la dilución, previamente homogeneizada, en un matraz de 250 mL, luego se pesó en la balanza analítica SARTORIUS y se determinó la densidad de la pulpa según la ecuación [2.1]. Este ensayo se repitió dos veces más para cada pulpa o dilución.

$$\rho = \frac{m}{V} \quad [2.1]$$

Dónde:

m: es la masa del fluido leída en la balanza

V : es el volumen del matraz 250 mL

2.2.7. DETERMINACIÓN DEL PORCENTAJE DE HUMEDAD DE LA PULPA PURA Y SUS DILUCIONES

Esta prueba se realizó con las dos pulpas seleccionadas y sus diluciones. Para determinar el porcentaje de humedad de la pulpa pura, primero se limpió las cajas Petri con un algodón impregnado de alcohol se introdujo en la estufa para secarlas durante 1 hora a una temperatura de 80 °C. Trascorrido el tiempo se colocó las cajas en un desecador durante 30 minutos para que se enfríen; luego se pesaron las cajas vacías y se anotó el peso; seguidamente se colocó aproximadamente 5 g de pulpa de fruta en cada caja, la prueba se realizó por triplicado para cada pulpa de fruta seleccionada. Una vez colocada la muestra, se llevaron las cajas Petri a la estufa donde permanecieron durante 24 horas a una temperatura de 80 °C. Luego se colocó las cajas en un desecador para enfriarlas durante 30 minutos, posteriormente se pesó y se determinó el porcentaje de humedad con la fórmula [2.2] (Herrera, Bolaños y Lutz, 2003. pp. 1-3; Martínez, 2009, p. 14).

$$\% \text{Humedad} = \frac{\text{P. caja con la muestra fresca} - \text{P. de caja con la muestra seca}}{\text{P. caja con la muestra fresca}} \quad [2.2]$$

Para determinar el porcentaje de humedad de las diluciones se tomó en cuenta la cantidad de agua que se añadió para realizar la dilución y se calculó la nueva humedad mediante un balance de masa.

2.3. PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN PARA EL FLUJO EN TUBERÍAS

2.3.1. DISEÑO DEL EQUIPO DE PRUEBAS

Para las pruebas de fricción se diseñó y se construyó un banco de tubos con sensores de presión (Griskey, 2002 pp. 55-57.; Leal et al., 2005 p. 6; Van Sittert, 1999, pp. 3.1-3.6). La tubería que se utilizó para la construcción fue de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo, como accesorios se tiene codos de 45°, 90° y una válvula de bola. Como sensores de presión se utilizaron los manómetros AMPROBE modelos MAN02-A y MAN30, para el bombeo de la pulpa se utilizó una bomba de lóbulos de motor variable WAUKESHA de 1HP de potencia. El flujo se determinó midiendo el tiempo que se tarda en recoger una cierta cantidad pulpa en un recipiente de acero inoxidable. Se trabajó con flujos comprendidos aproximadamente entre 0,045 y 0,350 kg/s.

Para facilitar la recolección de datos se realizó una aplicación informática en MS Excel®, que permite recoger los datos de presión y peso emitidos por los equipos en un intervalo de tiempo determinado.

2.3.2. FIALIDAD DEL BANCO DE TUBOS

Este ensayo se realizó con agua a temperatura ambiente de 18 °C, se tomaron datos de caídas de presión en el tramo recto de tubería de aproximadamente 2 m y datos de flujo másico. Estos datos se recogieron en la aplicación informática que se desarrolló en MS Excel® en un intervalo de un segundo durante 10 minutos para siete velocidades de bombeo diferentes. En el ensayo se trabajó con flujos másicos comprendidos aproximadamente entre 0,045 y 0,350 kg/s. Terminado el

ensayo, se volvió a repetir una vez más el procedimiento antes descrito.

Con los datos obtenidos anteriormente se procedió a calcular el factor de fricción experimental y el Reynolds generalizado según la ecuación [1.28] y [1.22] respectivamente (Cabral, et al., 2011, p. 376; Polizelli., et al., 2003, p. 456).

$$f = \frac{\Delta P}{L} \frac{d}{2\rho\bar{v}^2} \quad [1.28]$$

$$Re_g = \frac{d^n \bar{v}^{(2-n)} \rho}{8^{(n-1)} K} \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n \quad [1.22]$$

Dónde:

ΔP : es la caída de presión medida en la tubería recta de longitud L.

L : es la longitud de la tubería recta donde mide la caída de presión.

d : es el diámetro de la tubería.

ρ : es la densidad del fluido.

\bar{v} : es la velocidad media de circulación del fluido en la tubería.

n : es el índice de comportamiento reológico.

K : es el índice de consistencia.

La caída de presión ΔP de la ecuación [1.28] es la media de las presiones determinadas en las dos repeticiones, y estas a su vez son la media de los 600 datos de presión tomado en cada ensayo realizado.

La ecuación [1.22] se usa para fluidos no newtonianos que cumplen con el modelo de la ley de la potencia y también para fluidos newtonianos, en este último caso el índice de comportamiento reológico es igual a 1 y el índice de consistencia del fluido es igual a la viscosidad dinámica (Cabral, et al., 2011, p. 376; Polizelli., et al., 2003, p. 456)

La velocidad media de circulación del fluido se calcula con la ecuación [2.3] (Streeter et al., 2000, p. 117).

$$\bar{v} = \frac{Q}{A} \quad [2.3]$$

Dónde:

Q : es el flujo volumétrico del fluido.

A : es el área transversal por donde circula el fluido.

El flujo volumétrico se calcula según la ecuación [2.4] (Streeter et al., 2000, p.117).

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad [2.4]$$

Dónde:

\dot{m} : es el flujo másico.

ρ : es la densidad del fluido.

El flujo másico \dot{m} de la ecuación [2.4] es la media del flujo másico determinado en los dos ensayos y estas a su vez son las medias de tres datos de masa y tiempo tomados en cada ensayo realizado.

Una vez que se obtuvieron los factores de fricción experimentales para las siete velocidades de bombeo, se compararon con los factores de fricción dados por las ecuaciones encontradas en bibliografía. En bibliografía se especifica la ecuación [2.5] para régimen laminar, mientras que la ecuación [2.6] para una tubería lisa en régimen turbulento (Cabral, et al., 2011, p. 376; Polizelli, et al., 2003, p. 456; Streeter et al., 2000, p. 292).

$$f = \frac{16}{Re_g} \quad [2.5]$$

$$f = 0,0014 + 0,125Re_g^{-0,32} \quad [2.6]$$

2.3.3. PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN CON LAS PULPAS SELECCIONADAS

Para estas pruebas se utilizaron las pulpas puras seleccionadas y sus respectivas diluciones (80%, 60%, 25% v/v). Para determinar el valor del factor de fricción experimental y el número de Reynolds, se siguió el procedimiento del acápite 2.3.2 con la variación que los datos se recogieron en un intervalo de un segundo durante 5 min para siete velocidades de bombeo diferentes.

Los factores de fricción experimentales, dependiendo del régimen en que se encontraban, se compararon con los factores dados por las ecuaciones encontradas en literatura que se muestran en los acápites 1.2.3 y 1.2.4.

Para determinar cuál es el modelo teórico que se ajusta mejor a los datos experimentales se utilizó el análisis estadístico sugerido por Leal et al (2005), que consistió en calcular el valor promedio del factor de fricción (y), la desviación estándar (σ) y la desviación media absoluta (DMA). El modelo que presentó la menor desviación estándar y el menor DMA es el que mejor se ajustó a los datos experimentales. Las ecuaciones [2.7], [2.8] y [2.9] se utilizaron para el cálculo de cada una de estas variables estadísticas donde n es el número de observaciones realizadas (p. 7).

$$y = \frac{1}{n} \times \sum_{i=1}^n \left(\frac{f_{\text{exp}}}{f_{\text{pred}}}_i \right) \quad [2.7]$$

$$\sigma = \left\{ \frac{1}{n-1} \times \sum_{i=1}^n \left[\left(\frac{f_{\text{exp}}}{f_{\text{pred}}}_i - y \right)^2 \right] \right\}^{0,5} \quad [2.8]$$

$$\% \text{DMA} = \frac{100}{n} \times \left[\sum_{i=1}^n \left| \frac{f_{\text{exp}} - f_{\text{pred}}}{f_{\text{pred}}}_i \right| \right] \quad [2.9]$$

2.4. DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE PÉRDIDA Y LA LONGITUD EQUIVALENTE DE ACCESORIOS

Para determinar el coeficiente y la longitud equivalente del accesorio se tomaron datos de caídas de presión en el accesorio a las 7 distintas velocidades de bombeo, los datos se recogieron en la aplicación informática desarrollada en intervalos de 1 segundo durante 10 minutos.

Los coeficientes de los accesorios experimentales se determinaron cómo se explicó en el acápite 1.3.1 con la ecuación [1.29]. En este caso, al igual que para determinar el valor del factor de fricción experimental, el ΔP es la media de las presiones determinadas en los dos ensayos, y estas a su vez son la media de los 600 datos de presión tomado en cada ensayo realizado. El factor de Fanning se determina con la ecuación [1.28].

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{2 \times f \times \bar{v}^2 \times L}{D} + \frac{k_f \times \bar{v}^2}{2} \quad [1.29]$$

Dónde:

f : Es el factor de fricción de Fanning

ΔP : Es la caída de presión en una longitud L del tubo y en el accesorio (Pa)

D : Es el diámetro de la tubería (m)

ρ : Es la densidad del fluido (kg/m^3)

v : Es la velocidad del fluido en la tubería (m/s)

k_f : Es el coeficiente del accesorio

Otra forma de calcular el k_f , para flujo turbulento y que se utilizó también en este estudio, es graficar la pérdida de carga (h_f) vs la velocidad de cabeza $\left(\frac{\bar{v}^2}{2 \times g}\right)$, la pendiente representa el coeficiente del accesorio (Leal et al., 2005, p.4). La pérdida de carga resulta de agrupar las pérdidas debido al accesorio y al tramo de tubería de la ecuación [1.29] como se explicó en el acápite 1.3.1. Mientras que, la longitud equivalente se determinó con la ecuación [1.32].

$$L_e = \frac{L}{D} = \frac{k_f}{4 \times f} \quad [1.32]$$

Para determinar la fiabilidad del equipo se utilizó agua como fluido de prueba a temperatura ambiente de 18°C. Los valores de k_f experimentales se compararon con los dados en bibliografía.

Cuando se trabajó con las pulpas puras y sus diluciones, para determinar el coeficiente del accesorio se siguió el procedimiento antes descrito con la variación que se tomaron los datos en un intervalo de 1 minuto durante 5 min. Los valores de k_f experimentales se ajustaron a los modelos de Kittredge y Rowley; y Hooper que se muestran en el acápite 1.3.2. Las constantes obtenidas de cada modelo se compararon con las que se tiene en bibliografía.

2.5. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL ÍNDICE DE COMPORTAMIENTO REOLÓGICO SOBRE LAS PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

Para el estudio del efecto del índice de comportamiento reológico de la pulpa pura y sus diluciones sobre el factor de fricción de la tubería y el coeficiente del accesorio se utilizaron los valores de f y k_f calculados anteriormente en cada ensayo.

Para obtener los datos del análisis de varianza, se graficaron los valores experimentales de f y Re_g de cada repetición en escala doble logarítmica y se ajustaron a una línea recta. Mientras que los valores experimentales de k_f y Re_g de cada repetición se graficaron en escala normal y se ajustaron a modelo de Hooper ya que muchos autores reportan que este modelo da mejores resultados que el modelo de Kittredge y Rowley porque considera el diámetro del accesorio (Steffe y Daubert, 2006, pp. 61-63;). El ajuste se realizó para los valores experimentales que se encuentra en flujo laminar y para los valores experimentales que se encuentra en flujo turbulento de manera independiente. Se utilizó para el ajuste de las curvas el software OriginPro 8.5 SR2. Luego, se

seleccionó un rango de número de Re_g donde se encontraban la mayoría de datos experimentales de f y k_f , se tomaron 2 valores extremos y 2 intermedios de números de Re_g en rango seleccionado, con estos valores de números de Re_g se calcularon los valores de f y k_f utilizando las ecuaciones que se obtuvieron en cada ajuste realizado para cada pulpa pura y sus diluciones.

Una vez obtenidos los valores de f y k_f con las ecuaciones de ajuste, se calculó dos valores de f y k_f para un mismo número de Re_g que está dentro del rango seleccionado. Estos dos valores de f o de k_f se caracterizan porque la media de estos dos da como resultado el valor de f calculado con la ecuación de ajuste, y presentan una desviación relativa equivalente a la desviación relativa promedio de los datos experimentales de las dos repeticiones realizadas con la pulpa pura o sus diluciones. Estos dos valores se obtuvieron al sumar y restar el valor de la desviación relativa promedio de los datos experimentales, multiplicado por un factor, del valor de f o k_f calculado con las ecuaciones de ajuste. Se realizó este procedimiento debido a que los valores de números de Re_g son diferentes para cada pulpa pura y sus diluciones, y no se pueden comparar entre si los valores de f o k_f .

Una vez que se obtuvieron los dos valores de f y k_f a un mismo Re_g se realizó un análisis de varianza de un solo factor, para esto se utilizó el software Statgraphics Centurion XVII. Se realizó un análisis de varianza para los datos que se encuentra en flujo laminar y otro para los datos que se encuentran en flujo turbulento.

La ecuación que se propuso para el factor de fricción de Fanning en flujo laminar, considerando el efecto del índice de comportamiento reológico del fluido y del índice de consistencia tiene la forma de la ecuación [2.10] que muchos autores reportan como la forma general de la ecuación del factor de fricción de Fanning en flujo laminar para fluidos no newtonianos (Cabral et al., 2011, p. 377; Polizelli et al., 2003, p. 457; Steffe y Daubert, 2006, pp. 53). A la ecuación [2.10] se le añadió el efecto de n y K dando como resultado la ecuación [2.11], donde A , B , C , D son constantes, K es el índice de consistencia y n es el índice de comportamiento reológico.

$$f = \frac{A}{Re_g} \quad [2.10]$$

$$f = K^B \times n^C \times \frac{A}{Re_g} \quad [2.11]$$

Mientras que, la ecuación que se propuso para el coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar, considerando el efecto del índice de comportamiento reológico del fluido y del índice de consistencia tiene la forma de la ecuación de Hooper, ya que esta es la que mejores resultados da para estimar el k_f . (Cabral et al., 2011, p. 377; Polizelli et al., 2003, p. 457; Steffe y Daubert, 2006, pp. 53). La ecuación [2.12] es la que se propuso, en este caso el efecto del diámetro del accesorio sobre el k_f se considera constante ya que diámetro no varía y se agrupa este término en la constante D.

$$k_f = K^B \times n^C \times \frac{A}{Re_g} + D \quad [2.12]$$

2.6. DISEÑO DE UN SISTEMA DE TRANSPORTE DE PULPA

Para el diseño del sistema de transporte de pulpa se escogió la distribución de las tuberías, el diámetro de la tubería y el flujo de pulpa requerido por la empresa ENVAGRIF C.A. Se evaluó el requerimiento de potencia de bomba según la pulpa que circule, para esto se utilizaron los resultados obtenidos y se trabajó con una de las pulpas seleccionadas y sus respectivas diluciones. Para determinar la potencia de bomba se aplicó un balance general de energía en el sistema (Steffe y Daubert, 2006, pp. 39-48; Steffe y Singh, 1997, pp. 23-36), sin considerar el cambio de temperatura que existe en el proceso, se asume que el proceso se da a temperatura constante de 18 °C para utilizar los datos experimentales determinados en este trabajo.

3. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

3.1. CARACTERIZACIÓN REOLÓGICA DE LAS PULPAS DE FRUTAS

3.1.1. CALIBRACIÓN DEL VISCOSÍMETRO BROOKFIELD MODELO DV II

El etilen glicol al 95% de pureza que se utilizó para verificar la calibración del equipo, presentó una densidad de $1,11 \text{ g/cm}^3$ y una viscosidad de $0,0180 \text{ Pa s}$ a $20 \text{ }^\circ\text{C}$ (Perry, Green y Maloney 1997, pp. 2-94 - 2-323). La Tabla 3.1 muestra los datos tomados de velocidad del giro del eje, viscosidad y porcentaje de torque que la hoja de MS Excel® proporcionada por el proveedor requiere para verificar la calibración del equipo.

Tabla 3.1. Datos tomados para la verificación de la calibración del viscosímetro BROOKFIELD modelo DV II con el eje 01

Velocidad (r.p.m)	% Torque	Viscosidad (cP)
20,0	5,80%	1,84E+01
50,0	14,3%	1,83E+01
100	28,8%	1,84E+01

Una vez que se introdujo los datos de la Tabla 3.1 en la hoja de cálculo, el programa proporcionó la Figura 3.1 donde se muestra que las viscosidades leídas a las diferentes velocidades de giro del eje están dentro del rango permitido. A pesar que el proveedor recomienda tomar lecturas cuyo torque sea mayor al 10%, se observa en esta experimentación que la lectura con el torque menor al 10% está dentro del rango permitido y no varía significativamente respecto a las medidas experimentales tomadas, por esta razón en el presente trabajo, si es el caso, se tomaron en cuenta las lecturas que presentaron un torque mayor al 5%, sin embargo se procuró utilizar ejes que den lecturas con torque mayores al 10%. Además se observa que a medida que aumenta la velocidad del giro del eje el error que puede existir en la medida es mayor ya que la banda de tolerancia del error se reduce.

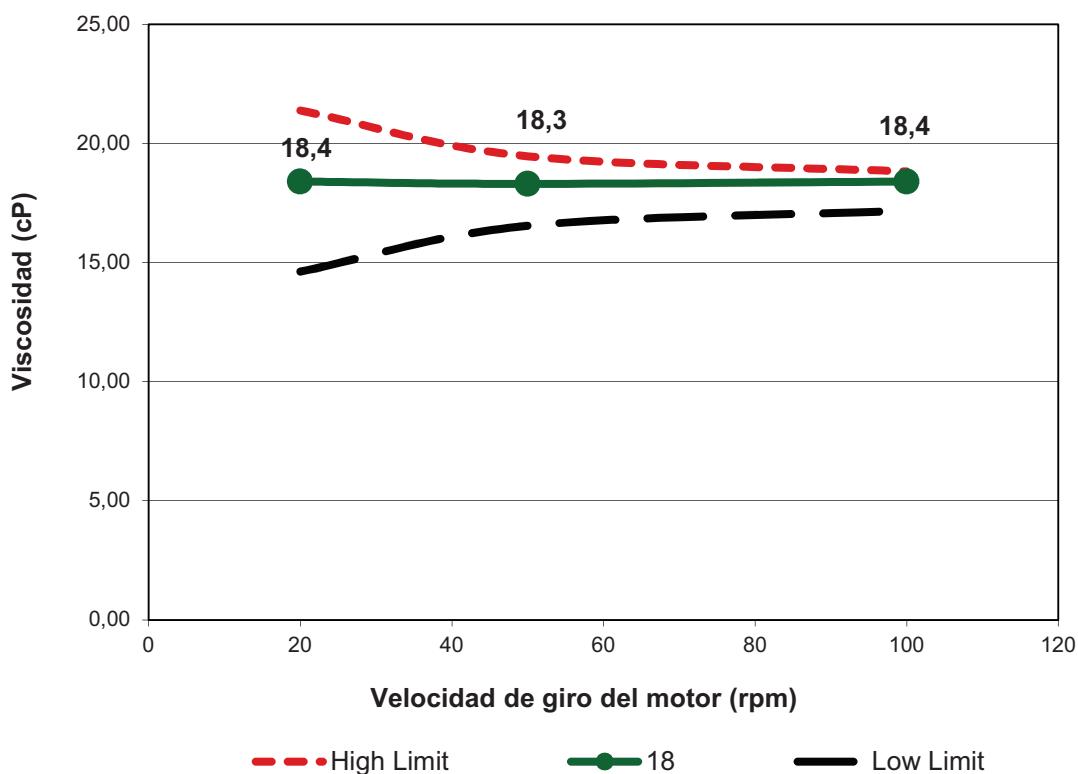


Figura 3.1. Curva de verificación de la calibración del viscosímetro BROOKFIELD modelo DV II utilizando etilen glicol como fluido de prueba (Brookfield Engineering Labs., 2005)

3.1.2. DETERMINACIÓN DE LOS PARÁMETROS REOLÓGICOS DE LAS PULPAS DE FRUTAS PURAS

La Tabla 3.2 muestra los parámetros reológicos de las diferentes pulpas de frutas puras ajustadas al modelo de la ley de la potencia. Se observa que el r^2 en casi todas las pulpas está cercano a la unidad, esto permite afirmar que las pulpas de frutas puras utilizadas en este trabajo presentan un comportamiento reológico pseudoplástico y cumplen con el modelo de la ley de potencia. Este comportamiento presentan la mayor parte de purés, pulpas y zumos de frutas y vegetales (Aguado, et al., 1999, p. 67; Alvarado, 1996, p. 93). En el Anexo I se presentan los reogramas y la variación la viscosidad con el tiempo para cada una de las pulpas.

Tabla 3.2. Parámetros reológicos para el modelo de la ley de la potencia de diferentes pulpas de frutas a temperatura ambiente de 18 °C

Pulpa	Índice de consistencia (Pa s ⁿ) ⁽¹⁾	Índice de comportamiento reológico (-) ⁽¹⁾	r ²	° Brix	Densidad (kg/m ³) ⁽²⁾
Frutilla	6,12	0,35	0,995	5,2	953,75 ± 0,16
Guanábana	4,98	0,30	0,986	12,1	1045,03 ± 0,30
Guayaba	19,06	0,24	0,919	8,1	1050,44 ± 0,36
Mango	14,75	0,18	0,983	15,0	1045,39 ± 0,85
Maracuyá	0,49	0,38	0,992	7,4	1046,81 ± 2,88
Mora	2,63	0,31	0,998	8,8	1015,53 ± 3,05
Tamarindo	20,72	0,25	0,990	22,0	1115,11 ± 0,95
Tomate de árbol	12,28	0,25	0,993	7,4	993,84 ± 2,41

(1) \bar{x} (n=6)

(2) $\bar{x} \pm \sigma$ (n=3)

La pulpa de maracuyá presentó el índice de comportamiento reológico más alto de todas las pulpas de fruta, mientras que la pulpa de mango presenta el más bajo por lo que esta última pulpa tienen un comportamiento reológico no newtoniano más marcado que las demás. Como el índice de consistencia (K) es función del valor del índice de comportamiento reológico (n), no se puede realizar una comparación de K entre todas las pulpas. Las únicas pulpas que se pueden comparar son la de guayaba, tamarindo y tomate de árbol que presentan un $n \sim 0,25$, entre estas la que presenta un mayor índice de consistencia es la pulpa de tamarindo, debido a que K se puede asociar a una viscosidad aparente, se puede inferir que la pulpa de tamarindo es la más viscosa de estas. También se pudo comparar los índices de consistencia entre las pulpas de guanábana y la mora, observándose que la pulpa de guanábana es la más viscosa. Las demás pulpas no se pueden comparar por que presentan un índice de comportamiento reológico diferente. Sin embargo, en la Tabla 3.3 se presentan las viscosidades aparentes en Pa s de las pulpas puras calculadas para velocidades de corte que están dentro del rango de transporte de la pulpa que se muestra en la Tabla 1.1. Se observa que la pulpa de tamarindo fue la más viscosa a todas las velocidades de corte, seguida de pulpa de guayaba, mientras que las pulpas menos viscosas a estas condiciones son las pulpas de mora y maracuyá.

Tabla 3.3. Viscosidades aparentes en Pa s para las pulpas de frutas puras probadas en este estudio a velocidades de corte de 20, 50, 350 y 800 s⁻¹

Fruta	Velocidad de corte (s ⁻¹)			
	20	50	350	800
Frutilla	8,73E-01	4,81E-01	1,36E-01	7,94E-02
Guanábana	6,12E-01	3,22E-01	8,25E-02	4,62E-02
Guayaba	1,96E+00	9,75E-01	2,22E-01	1,19E-01
Mango	1,26E+00	5,97E-01	1,21E-01	6,14E-02
Maracuyá	7,65E-02	4,33E-02	1,30E-02	7,77E-03
Mora	3,33E-01	1,77E-01	4,62E-02	2,61E-02
Tamarindo	2,19E+00	1,10E+00	2,56E-01	1,38E-01
Tomate de árbol	1,30E+00	6,53E-01	1,52E-01	8,16E-02

Por otro lado, la mayoría de parámetros reológicos de las pulpas de frutas que se encontraron en bibliografía y se reportan en la Tabla 1.3 resultan ser contradictorias entre sí a las mismas condiciones, en general se encontró que cuando se incrementa la temperatura K disminuye y n crece, mientras que cuando aumenta el contenido de sólidos totales K y n crecen, este comportamiento se observa en los datos reportados por un mismo autor a diferentes temperaturas para una misma pulpa. También se observa que existe contradicción en los parámetros reológicos reportados por los diferentes autores, esto se debe a la composición de la pulpa (consistencia) y a la complejidad estructural (microestructura) que presentan estas, también posiblemente se debe a la dificultad que a veces conlleva realizar ensayos reológicos rigurosos, evitando la influencia de factores secundarios como son elevación local de la temperatura, modificación del tamaño de partículas sólidas durante el ensayo, segregación del fluido con la formación de una capa deslizante en las proximidades de las superficies sólidas entre otras (Aguado et al., 1999, pp. 66-67; Chhabra y Richardson, 2008, pp. 37-47; Gratão et al., 2005, pp. 6-7).

Alvarado (1999) y Krokida et al. (2001) reportan valores de K y n de pulpas de frutas puras a temperaturas de 10°C, 20°C, 25°C, 30°C, entre otras. No se reportan datos en bibliografía para una temperatura de 18°C. Los valores de K y n reportados por los dos autores no pueden ser comparados con los valores

obtenidos en este trabajo, debido a que las propiedades reológicas de las pulpas de frutas a más de variar con la temperatura y el contenido de sólidos solubles, varían también por la microestructura, consistencia, procedencia o los métodos de elaboración y procesado aplicados a la fruta (Aguado et al., 1999, pp. 60-63). Los parámetros reológicos reportados en bibliografía y los obtenidos en este trabajo fueron determinados con pulpas de frutas obtenidas con métodos de elaboración y procesamiento diferentes. Trabajos realizados por Alvarado (1996) muestra la diferencia que existe entre los parámetros reológicos encontrados para diferentes variedades de pulpas de bananos cultivadas en el Ecuador (p.37). De igual forma Gratão et al. (2005), muestran la influencia de la temperatura a la que se realizan las pruebas reológicas y el contenido de sólidos solubles de la pulpa de guanábana sobre el índice de consistencia y el índice de comportamiento reológico para la pulpa de guanábana (p.1-7).

En general, entre los valores de K y n reportados por diferentes autores en bibliografía (Alvarado, 1998, p. 225; y Krokida et al., 2001, p. 183) y los que se encontró en este trabajo, se observó que el índice de consistencia (K) disminuye cuando incrementa la temperatura y el porcentaje de sólidos solubles, mientras que el índice de comportamiento reológico (n) se incrementa cuando la temperatura aumenta y el porcentaje de sólidos disminuye. Resultados similares reportan Gratão et al. (2005) en la caracterización reológica de pulpas de guanábana, el índice de consistencia disminuye exponencialmente con el incremento de la temperatura y el contenido de sólidos solubles, mientras que el índice de comportamiento reológico se incrementa linealmente cuando la temperatura aumenta y el contenido de sólidos solubles disminuye (pp. 4-8).

3.1.3. SELECCIÓN DE LAS PULPAS DE FRUTAS PARA LAS PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

Para las pruebas de pérdidas por fricción en la tubería se seleccionó la pulpa de guayaba y tamarindo, como se observa en la Tabla 3.2, estas pulpas presentaron un índice de consistencia (K) elevado e índices de comportamiento reológico (n) bajos que permite tener un rango amplio de índices de consistencia y de

comportamiento reológico cuando se realicen las respectivas diluciones. También se seleccionaron estas pulpas por que muy pocos trabajos se han realizado utilizando estas frutas, especialmente la pulpa de tamarindo.

La Tabla 3.4 muestra los parámetros reológicos para las diferentes diluciones realizadas con las pulpas de guayaba y tamarindo ajustadas al modelo de la ley de la potencia. Se observa que el r^2 es mayor a 0,971, esto permite afirmar que las diluciones realizadas con las pulpas de guayaba y tamarindo presentaron un comportamiento reológico pseudoplástico y cumplieron con el modelo de la ley de potencia. Este comportamiento presentan la mayor parte de purés, pulpas y zumos de frutas y vegetales (Aguado et al., 1999, p. 67; Alvarado, 1998, p. 93).

Tabla 3.4. Parámetros reológicos para el modelo de la ley de la potencia de las diluciones con agua para la pulpa de guayaba y tamarindo a temperatura ambiente de 18 °C

Pulpa	Índice de consistencia (Pa s ⁿ) ⁽¹⁾	Índice de comportamiento reológico (-) ⁽¹⁾	r ²	° Brix	Densidad (kg/m ³) ⁽²⁾	Humedad (%)
Guayaba	19,06	0,24	0,919	8,1	1050,44 ± 0,36	89,8 ± 0,15 ⁽³⁾
Guayaba 80%	9,64	0,25	0,971	5,0	1023,08 ± 2,32	91,60 ⁽³⁾
Guayaba 60%	2,25	0,31	0,990	4,0	1005,93 ± 0,36	93,59 ⁽³⁾
Guayaba 25%	0,19	0,59	0,971	1,0	999,88 ± 1,61	97,26 ⁽³⁾
Tamarindo	20,72	0,25	0,990	22,0	1115,11 ± 0,95	79,3% ± 0,05 ⁽³⁾
Tamarindo 80%	6,58	0,31	0,988	13,0	1063,48 ± 1,78	82,66 ⁽³⁾
Tamarindo 60%	3,29	0,35	0,985	10,0	1047,77 ± 1,53	86,79 ⁽³⁾
Tamarindo 25%	0,096	0,63	0,975	4,0	1018,68 ± 0,52	94,34 ⁽³⁾

(1) \bar{x} (n=6 ó n=3) 6 determinaciones para la pulpa pura y de 3 determinaciones para las diluciones

(2) $\bar{x} \pm \sigma$ (n=3)

(3) $\bar{x} \pm \sigma$ (n=3) Los porcentajes de humedad de las diluciones no presentan desviación estándar debido a que se obtuvieron a partir de un balance de masa y no experimentalmente

A medida que el contenido de agua fue mayor en la dilución el índice de consistencia disminuyó, mientras que el índice de comportamiento reológico aumentó. Esto se debe a que el agua es un fluido newtoniano y al mezclarlo con la pulpa de fruta para simular el comportamiento de un néctar, el nuevo fluido tiende al comportamiento newtoniano (n=1). Las densidades de las pulpas diluidas, como se esperaba al realizar las diluciones con agua disminuyeron aproximándose a la densidad del agua.

En la Tabla 3.4 también se muestra el contenido de humedad de la pulpa pura de guayaba y tamarindo, y sus respectivas diluciones expresado en porcentaje. Los datos humedad encontrados experimentalmente para las pulpas puras se encuentran dentro del rango de 80 % y 90 % reportado en bibliografía para pulpas puras de fruta (Cheftel, Henri y Pierre, 2000, pp. 15-39).

3.1.4. RELACIÓN LA HUMEDAD Y ° BRIX DE LA PULPA SOBRE EL ÍNDICE DE COMPORTAMIENTO REOLÓGICO Y EL ÍNDICE DE CONSISTENCIA

Gratão el al., (2005) y Telis-Romero el at., (1999) proponen una ecuación exponencial que tiene la forma de las ecuaciones [3.1] y [3.2] para la relacionar el índice de comportamiento reológico y el índice de consistencia con la humedad y los °Brix, respectivamente.

$$n=a \times (100-\%H)^b \quad [3.1]$$

$$n=a \times (\text{°Brix})^b \quad [3.2]$$

Dónde:

n : Es el índice de comportamiento reológico, puede ser reemplazado por el índice de consistencia (K).

%H : Porcentaje de humedad

°Brix : Grados Brix

a,b : son constantes de los modelos.

La Tabla 3.5 muestra los valores de las constantes a y b para cada modelo y los coeficientes de ajuste al modelo para las pulpas de guayaba y tamarindo. Se observa que el ajuste a los modelos propuestos son satisfactorios con índices de consistencia comprendidos entre 0,935 y 0,998. Los dos modelos propuestos dan buenos resultados, se podrían utilizar cualquiera de ellos para estimar n y K en función de la humedad o °Brix. Sin embargo, los índices de correlación que están más cercanos a la unidad son cuando se utiliza el porcentaje de humedad. Las curvas con el ajuste a los modelos se muestran en el anexo V.

Tabla 3.5. Constantes a y b de los modelos propuestos por Gratão et al., (2005) y Telis-Romero et al., (1999) para las relaciones de K y n con % humedad o °Brix

Pulpa (n , K)	Modelo con %humedad			Modelo con °Brix		
	a	b	r ²	a	b	r ²
Guayaba (n)	1,11E0	-0,68	0,994	0,56	-0,44	0,978
Guayaba (K)	1,65E-3	4,02	0,994	0,25	2,07	0,935
Tamarindo (n)	2,05E0	-0,68	0,993	1,40	-0,58	0,988
Tamarindo (K)	5,78E-7	5,74	0,977	0,019	2,26	0,998

3.2. PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN PARA EL FLUJO EN TUBERÍAS

3.2.1. DISEÑO DEL BANCO DE TUBOS

Para el diseño del banco de tubos que se muestra en la Figura 3.2 se tomó en cuenta la longitud de tubería mínima necesaria para tener un flujo completamente desarrollado y por ende un perfil de velocidad uniforme, a la entrada del sistema o después de una perturbación del flujo (codo, válvula), esta longitud está comprendida entre 40 y 50 diámetros de la tubería (McCabe et al., 2003 pp. 60).

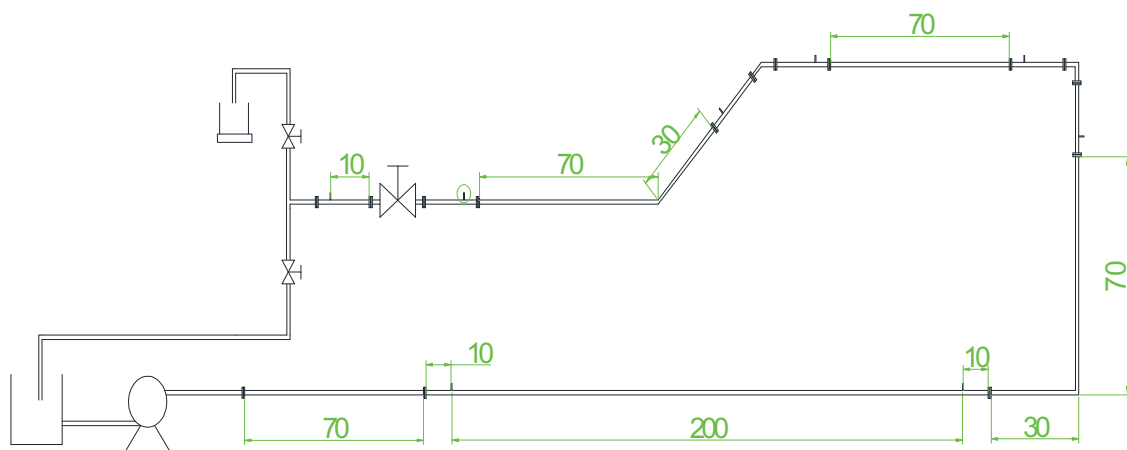


Figura 3.2. Esquema del equipo para las pruebas de pérdidas por fricción para flujo en tuberías. Distancias en centímetros

Así por ejemplo, Cabral et al., (2011) y Polizelli et al., (2003) en sus estudios utilizaron un banco de tubos de acero inoxidable con diferentes diámetros de tubería, 23,8, 36,8, 49,8, y 62 mm, la longitud de entrada al sistema y después de una perturbación del flujo es de 250 cm, esta longitud es mayor a 40 diámetros para la tubería de diámetro más grande y 100 diámetros para la tubería de diámetro más pequeña (p. 377; p.458). Por otro lado, Leal et al., (2005) utilizaron un banco de tubos de acero inoxidable de 25,6 mm de diámetro, la longitud de entrada al sistema y después de una perturbación es de 120 cm, esta longitud se encuentra comprendida entre los 40 y 50 diámetros de la tubería que se sugiere en bibliografía para el diseño del banco de tubos (McCabe et al., 2003 pp. 60). Para un diámetro de tubería de 8,24 mm, la distancia mínima de entrada al sistema o después de una perturbación es de 41,2 cm, sin embargo, datos encontrados en bibliografía utilizan un factor de 1,7 para la construcción del banco de tubos, cuando se trabaja con diámetros de tubería menor a 62 mm (Cabral et al., 2011, p. 377; Polizelli et al., 2003, p. 458). Este factor se utilizó en este diseño siendo la nueva distancia para la entrada al sistema o después de cada perturbación de 70 cm.

Por otro lado, Mataix (1982) sugiere que el diámetro del tubo piezométrico utilizado para medir la presión dentro de la tubería debe estar en el rango de 5 mm a 10 mm, para evitar efectos de capilaridad, no se especifica la distancia de instalación del tubo piezométrico al accesorio, sin embargo, se recomienda que se instale perpendicular al flujo y se elimine las rebabas de suelda que pudieran existir (p.46-49). En este trabajo se utilizó como tubo piezométrico una tubería de acero inoxidable de 6,24 mm de diámetro y se instaló a una distancia de 5 cm del accesorio, esto para asegurar que no exista fluctuaciones muy grandes en la medida de la presión por la turbulencia que puede causar el accesorio.

Para determinar la longitud de tubería recta en la que se va a determinar la caída de presión, primero se realizaron pruebas con agua en una tubería de PVC comercial de rugosidad despreciable con un diámetro de 0,0137 m y de 3,35 m de longitud, se tomaron medidas de caídas de presión a la mínima y máxima velocidad de la bomba siendo estas 0,1 y 3 psi, respectivamente. Sobre la base

de estos datos se estimó la longitud de la tubería de acero inoxidable de 0,00824 m de diámetro interno, considerando que la caída de presión es directamente proporcional a la longitud de la tubería y al cuadrado de la velocidad del fluido e inversamente proporcional al diámetro de la tubería (Cabral et al., 2011, p. 376; Polizelli et al., 2003, p. 456), por lo que, si el diámetro de la tubería disminuye, la caída de presión va a ser mayor que si se tuviese una tubería de diámetro mayor, especialmente porque la velocidad va a aumentar para un mismo flujo másico, además, también se consideró que la longitud de la tubería no sea excesiva y que la caída de presión sea medible con los equipos que se dispone. Considerando lo antes expuesto, se decidió utilizar una tubería de 2 m de longitud.

Como accesorios del banco de tubos se tienen válvulas de bola comercial, codos de 45° y 90° utilizados generalmente en la industria alimenticia para transportar los fluidos de un punto a otro. En la industria alimenticia el material de las tuberías que se usan en el transporte es de acero inoxidable, debido a que este material presenta superficies lisas, limpieza y previene la corrosión (Singh y Heldman, 1993, p.47), por esta razón el banco de tubos se construyó en este material.

3.2.2. DETERMINACIÓN DE LA FIABILIDAD DEL BANCO DE TUBOS

En la Figura 3.3 se muestra el factor de fricción experimental y teórico para diferentes números de Reynolds tanto para flujo laminar como para turbulento utilizando agua como fluido de prueba a una temperatura de 18°C. El factor de fricción se determinó para una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo. Se observa que el factor de fricción obtenido experimentalmente para flujo laminar como para turbulento no coincide con los factores de fricción dados en bibliografía por la ecuación [1.25] para flujo laminar y por la ecuación de Drew en flujo turbulento (Cabral et al., 2011, p. 376; Polizelli et al., 2003, p. 456).

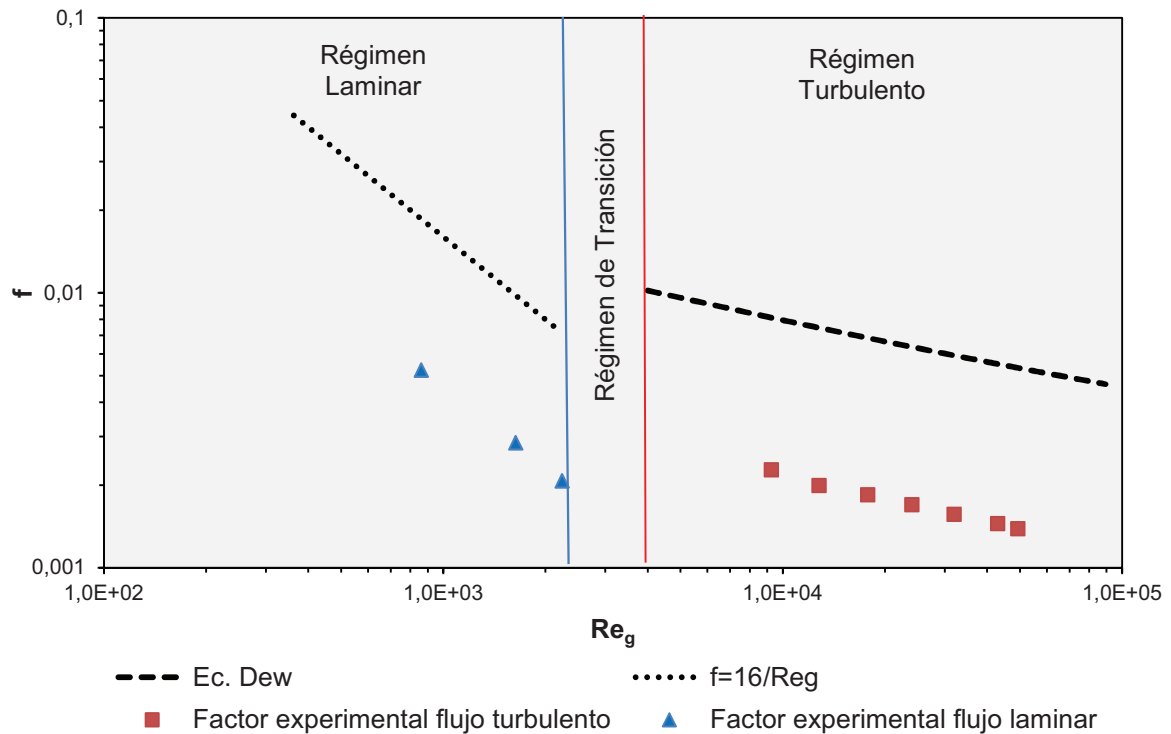


Figura 3.3. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$

En la Figura 3.4 se muestra la desviación que existe entre el factor de fricción experimental y el factor de fricción teórico tanto para flujo laminar como para flujo turbulento. Los factores de fricción experimentales para flujo laminar y turbulento se encuentran sobrestimado respecto a los valores del factor de fricción obtenidos a partir de la ecuaciones dadas en bibliografía. El de factor de fricción experimental laminar y turbulento presentó una desviación comprendida entre el -70% y -80% respecto al factor fricción teórico para el agua. Este comportamiento se debe, que una vez que se revisó el equipo, se encontraron rebabas de suelda en entre la tubería y el tubo piezométrico que fueron difíciles de eliminar. Estas rebabas dan un error en la lectura de la presión y se tienen medidas de presión más bajas de lo normal debido a que se forma un patrón de flujo no uniforme alrededor de la abertura donde se encuentra instalado el piezómetro (Potter y Wigger, 2002, pp.103-105).

Debido a las bajas presiones leídas por la presencia de las rebabas de suelda en equipo, el factor de fricción experimental de la Figura 3.3 se encuentra

desplazada hacia la parte inferior de la gráfica pero muestra la misma tendencia del factor de fricción teórico, por esta razón se vio conveniente calcular un coeficiente de corrección para el equipo que será utilizado para corregir todas las medidas de presión que se realice con este banco de tubos.

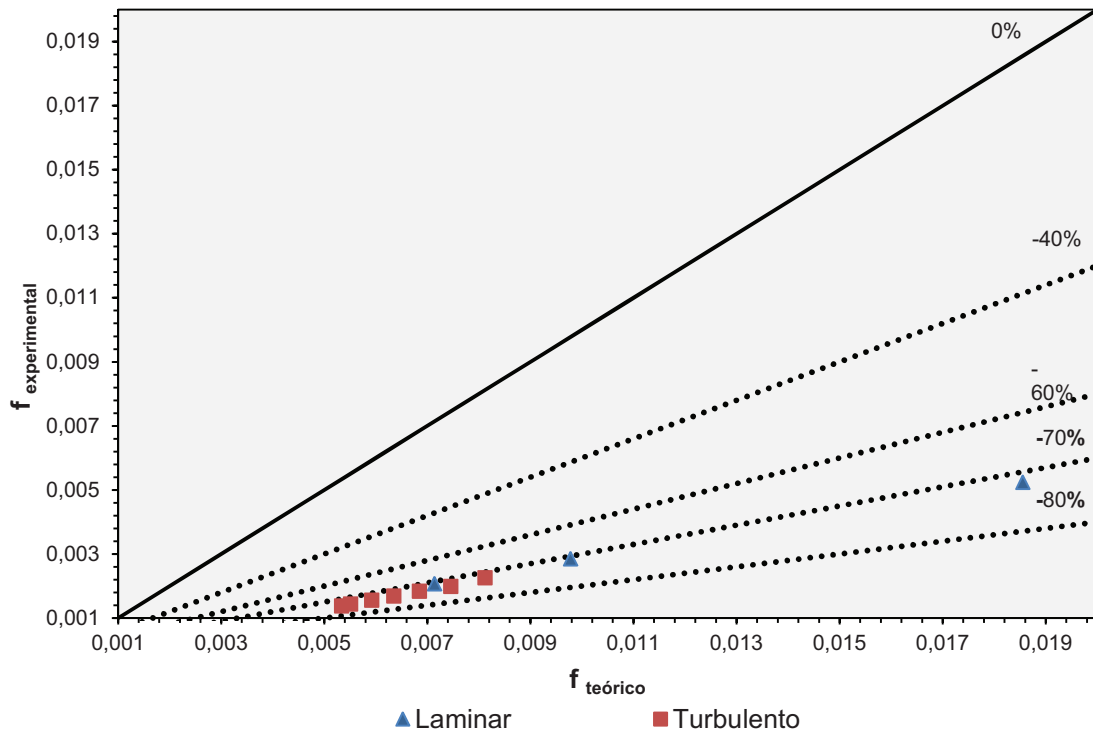


Figura 3.4. Comparación del factor de fricción experimental con el factor de fricción teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable.

Antes de calcular el factor de corrección del equipo, para descartar errores en la medida y en la calibración de los equipos, se realizó una prueba con agua a temperatura de 18 °C en una tubería de PVC comercial de rugosidad despreciable cuyo diámetro interno es 0,0137 m. Se tomó la caída de presión en la sección recta de tubería de aproximadamente 3,35 m de longitud y se calculó el factor de fricción experimental con la ecuación [1.28] y el factor de fricción teórico con la ecuación de Drew (Cabral et al., 2011, p. 376; Polizelli et al., 2003, p. 456), los resultados obtenidos en esta prueba se muestran en la Figura 3.5.

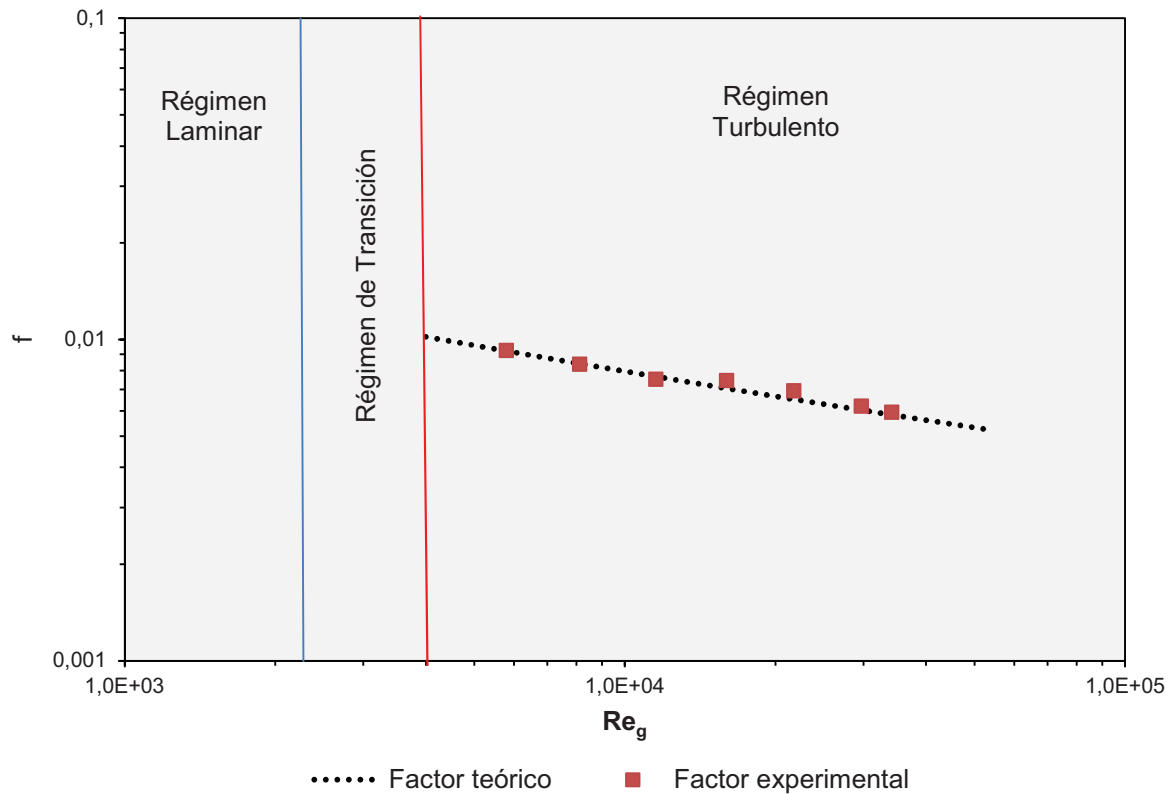


Figura 3.5. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo turbulento para el agua en una tubería de PVC de ½ pulgada de diámetro a una temperatura de 18 °C

En la Figura 3.6 se muestra la desviación del valor del factor de fricción experimental respecto al valor del factor de fricción teórico obtenido a partir de la ecuación de Drew dada en bibliografía para la prueba realizada en la tubería de PVC (Cabral et al., 2011, p. 376; Polizelli et al., 2003, p. 456). Se observa que el factor de fricción experimental coincide con el factor fricción teórico con una desviación relativa comprendido entre el -5% y el +6%. Esto permitió descartar errores en la medida y en la calibración de los equipos que se utilizaron en esta prueba, y que son los mismos que utilizaron en la determinación del factor de fricción para el banco de tubos de acero inoxidable.

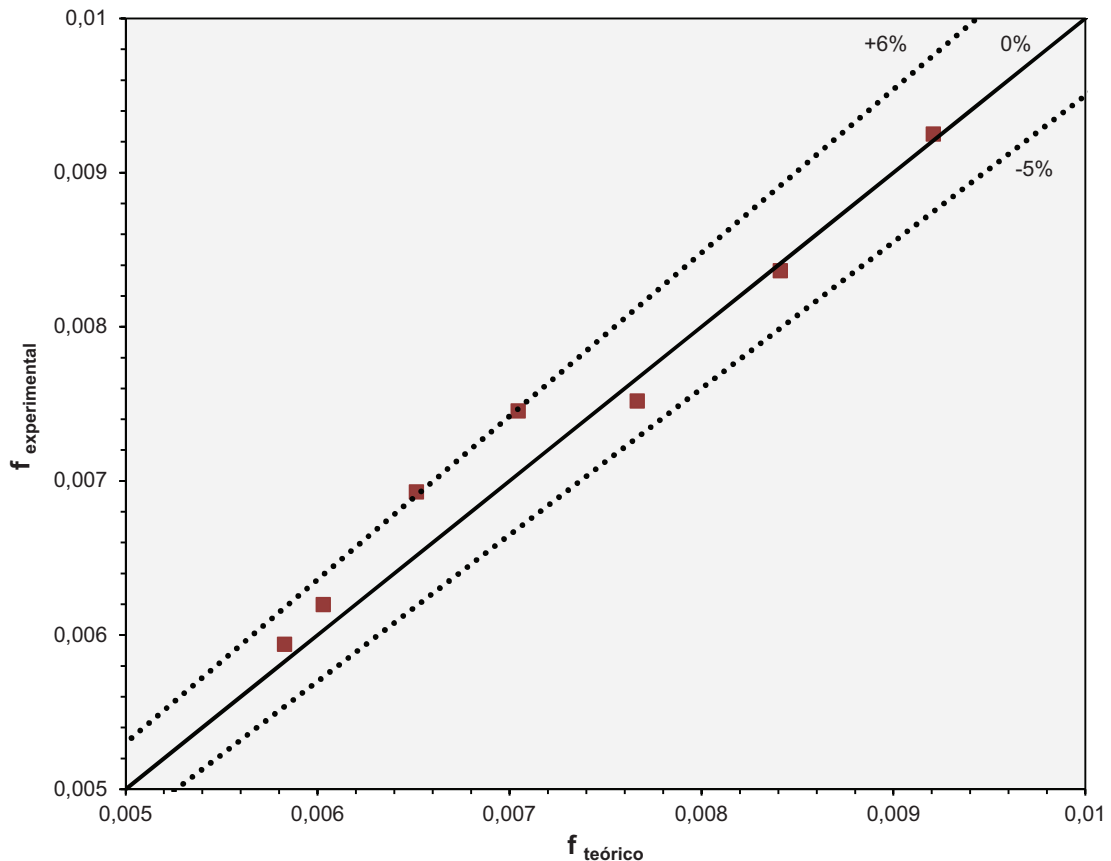


Figura 3.6. Comparación del factor de fricción experimental con el factor de fricción teórico en flujo turbulento para el agua en una tubería PVC

Una vez que se descartó errores en la medida y en la calibración de los equipos se calculó el coeficiente de corrección de la presión para el banco de tubos de acero inoxidable. Este coeficiente se calculó con base en la desviación relativa presentada por el valor de factor de fricción experimental respecto al valor del factor de fricción teórico que se observó en la Figura 3.4. El coeficiente de corrección del equipo corresponde al valor de 3,76.

En la Figura 3.7 se muestra la gráfica del factor de fricción experimental en flujo laminar y turbulento para el agua a una temperatura de 18°C obtenido en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo, el valor del factor de fricción que se presenta, corresponde al determinado con la caída de presión corregida con el factor de 3,76 antes determinado. Se observa que este nuevo factor de fricción experimental coincide con el factor de fricción teórico.

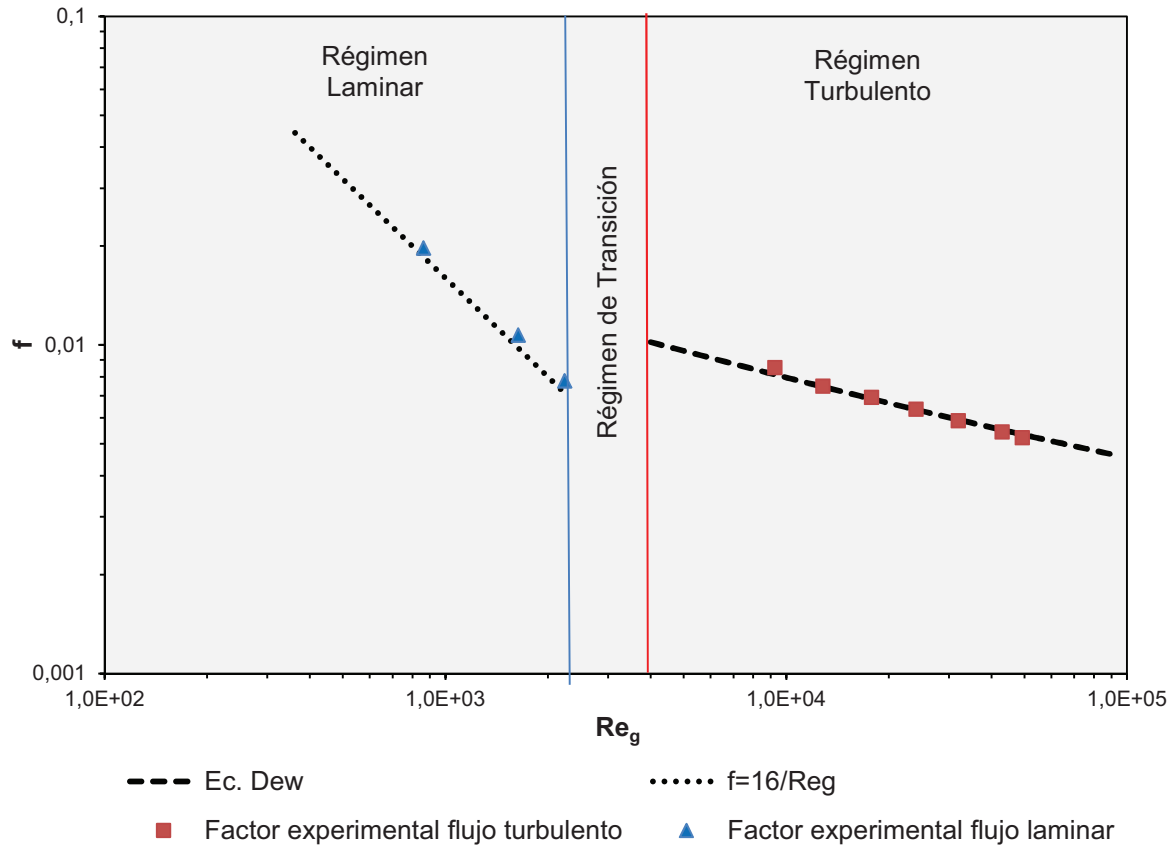


Figura 3.7. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico en flujo laminar y turbulento para el agua en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, utilizando el factor de corrección del banco de tubos

En la Figura 3.8 se presenta la desviación del valor del factor de fricción experimental corregido en flujo laminar y turbulento respecto al valor del factor de fricción dado en bibliografía para las pruebas realizadas con agua en el banco de tubos de acero inoxidable. El valor del factor de fricción experimental corregido presentó una desviación relativa comprendida entre el +5% y +10% para flujo laminar y -5% y +5% para flujo turbulento. El valor del factor de fricción en flujo laminar presentó mayor desviación que el valor del factor de fricción en flujo turbulento respecto al valor teórico, esto probablemente se debe a que en flujo laminar el caudal del agua se moduló con la válvula de compuerta y resultó difícil mantener el flujo constante a través de la tubería, mientras que para flujo turbulento el caudal del agua se moduló con la velocidad de giro del motor de la bomba. Sin embargo, las desviaciones relativas son pequeñas y se puede afirmar que el equipo es fiable para realizar las pruebas de pérdidas por fricción en tuberías con otros fluidos diferentes.

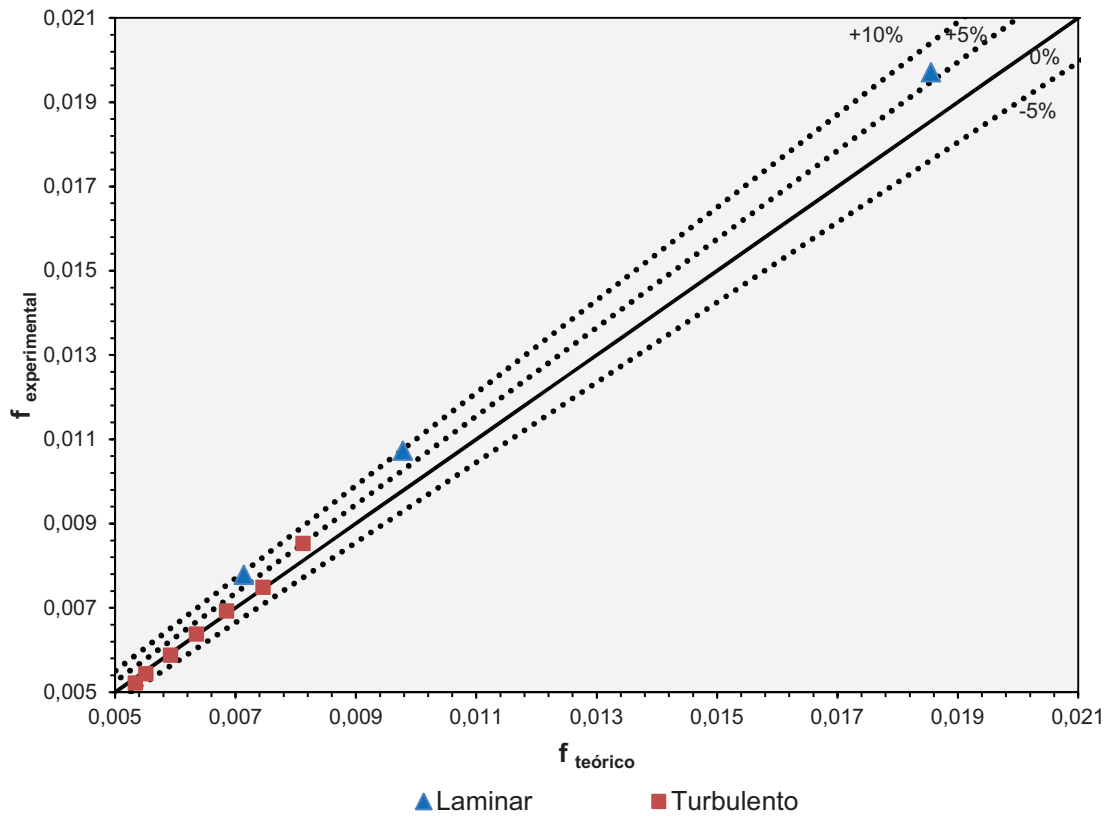


Figura 3.8. Comparación del factor de fricción experimental corregido en flujo laminar y turbulento con el factor de fricción teórico para el agua en una tubería acero inoxidable

3.2.3. PRUEBAS DE PÉRDIDAS POR FRICCIÓN CON LAS PULPAS SELECCIONADAS

3.2.3.1. PULPA DE GUAYABA

En la Figura 3.9, Figura 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12 se muestra como varía el factor de fricción experimental y teórico en función del número de Reynolds para la pulpa pura de guayaba y sus diluciones.

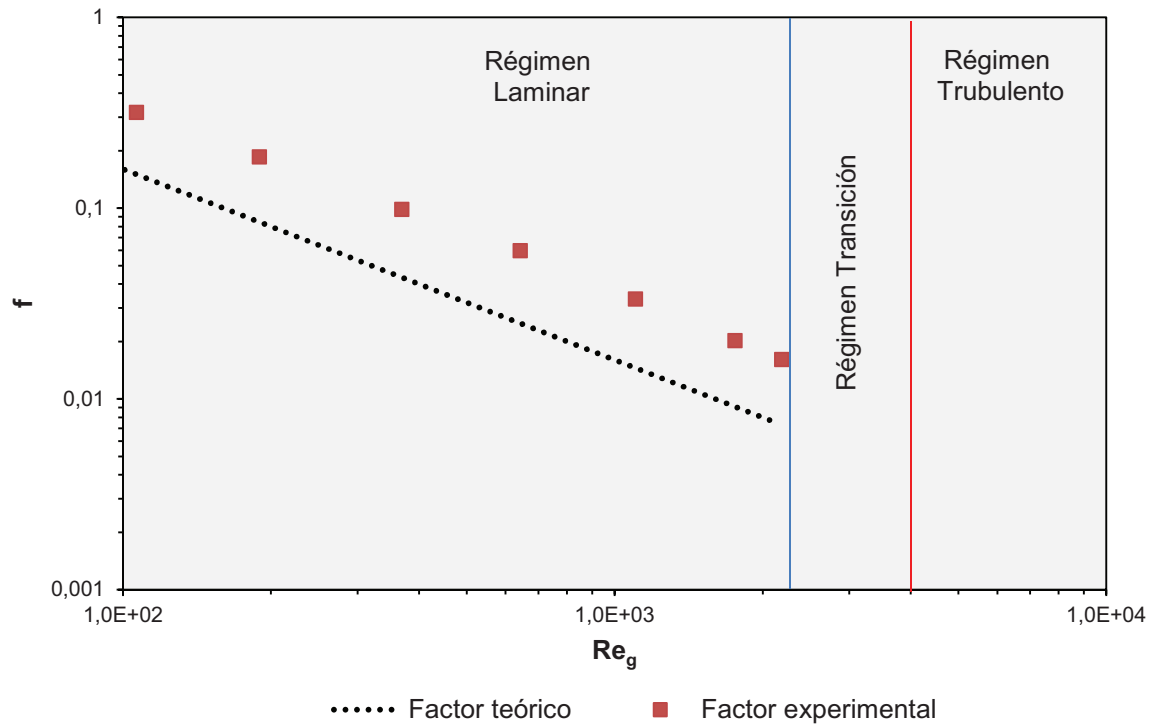


Figura 3.9. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la pulpa pura de guayaba en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar

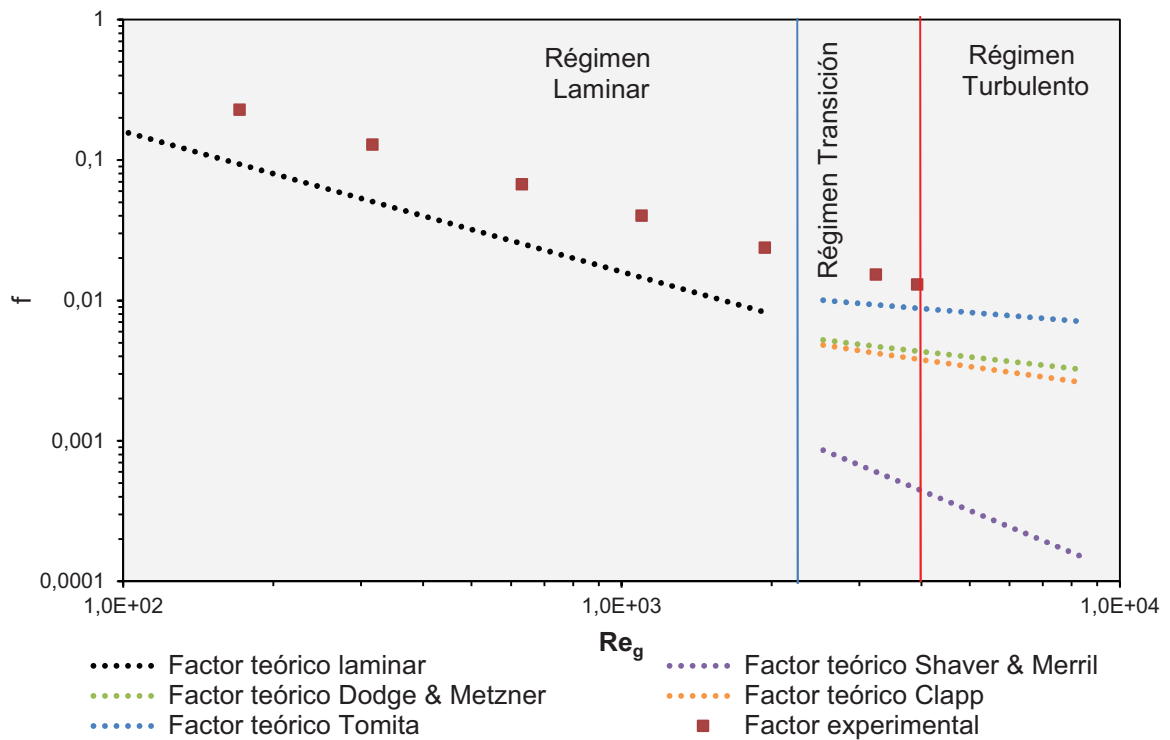


Figura 3.10. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 80% en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar y turbulento

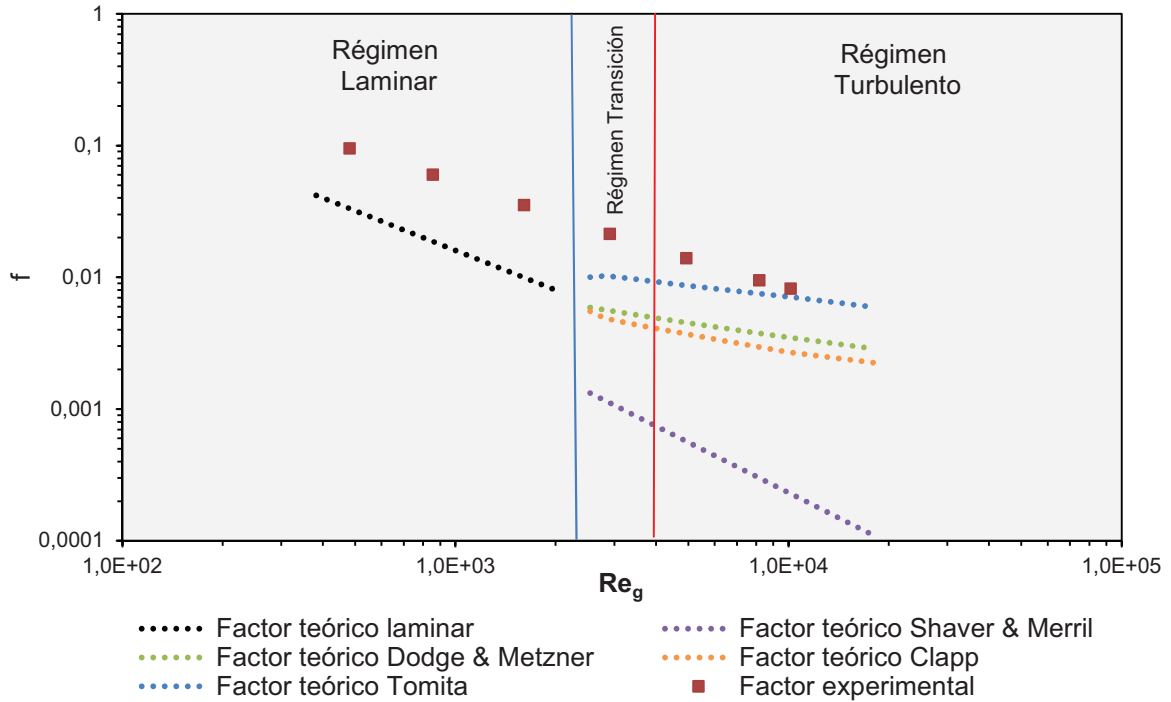


Figura 3.11. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 60% en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar y turbulento

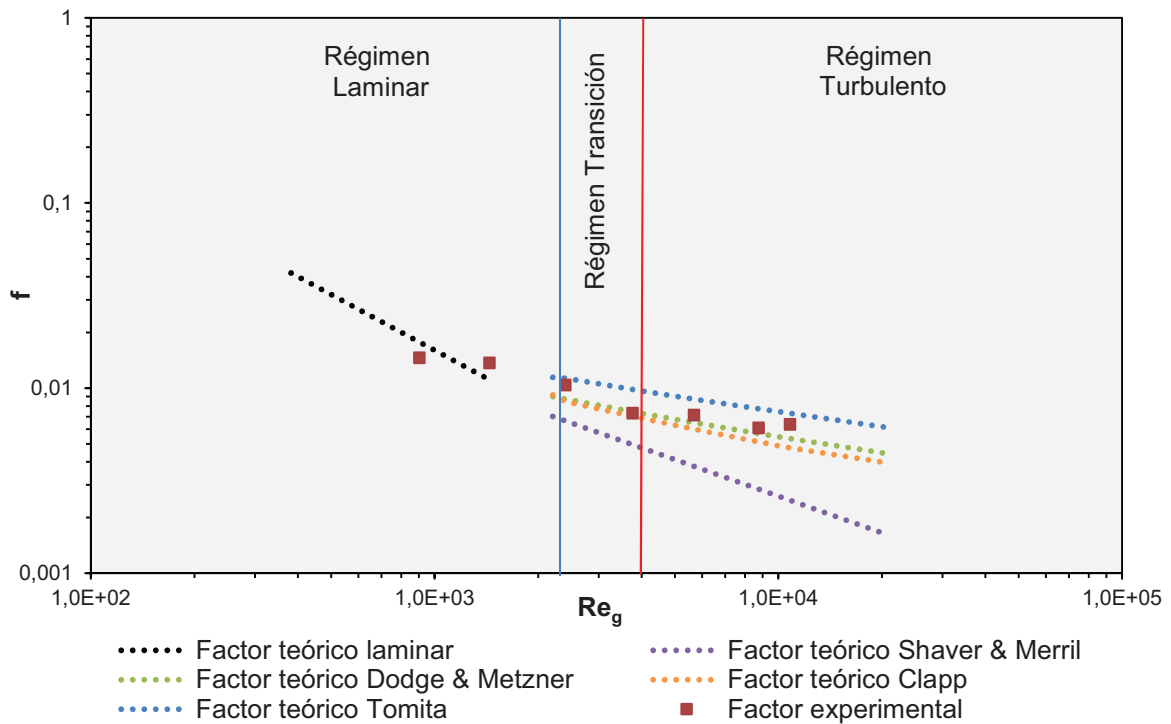


Figura 3.12. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de guayaba al 25% en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar y turbulento

La Tabla 3.6 muestra el número de Reynolds crítico (Re_c) de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi calculados con las ecuaciones [1.23] y [1.24], respectivamente, para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones. Para determinar si la pulpa pura y sus diluciones circulan a través de la tubería en flujo laminar se tomó como referencia el Reynolds crítico de Ryan y Johnson (Steffe y Singh, 1997, p.9). Para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones el Reynolds crítico fue de aproximadamente 2 300, por lo tanto, se consideró que existe flujo laminar hasta este número de Reynolds. Sin embargo, este valor es solo de referencia, ya que Dodge y Metzner en sus trabajos realizados reportan que se encontraron condiciones de flujo laminar para un $Re_g \sim 3\ 100$ en fluidos con $n=0,38$. La ecuación de Ryan y Johnson muestra que el valor del número de Reynolds crítico se incrementa cuando disminuye el índice de comportamiento reológico, presenta un valor máximo de 2 400 cuando $n=0,4$ luego el número de Reynolds disminuye hasta un valor de 1 600 para $n=0,1$, y esto no concuerda con la evidencia experimental. La pulpa pura de guayaba y sus diluciones al 80% y 60% presentaron índices de comportamiento reológico menores a 0,38, el comportamiento no newtoniano para estos fluidos fue más marcado (Chhabra y Richardson, 2008, pp.5-13). Para estas pulpas no se tuvieron valores del factor de fricción experimental en el rango de $2\ 200 \leq Re_g \leq 3\ 300$, por lo que los valores del factor de fricción experimental no entraron en conflicto con las observaciones experimentales de Dodge y Metzner. Se tomó como referencia el Re_c de Ryan y Johnson para determinar el régimen de flujo de la pulpa, ya que para todos los casos este número es mayor a 2 200 y se presentaron valores experimentales del factor de fricción para $Re_g \leq 2\ 200$. Por otro lado, Steffe y Daubert (2006) sugieren que se asuma que un fluido no newtoniano circula a través de la tubería en flujo turbulento cuando $Re_g > 4\ 000$ igual que un fluido newtoniano para el diseño de equipos y sistemas de transporte (pp. 53-55), por esta razón se considera que los valores de factor de fricción que se encuentra comprendidos en el rango de $Re_c \leq Re_g \leq 4\ 000$, se encuentra en transición. En la Figura 3.9, Figura 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12 existen 2 líneas paralelas al eje de las ordenadas que delimitan los diferentes regímenes de flujo, los puntos que se encuentran entre las líneas azul y roja se descartan para posteriores análisis por estar en el régimen de transición

donde no se conoce bien el comportamiento del fluido (Steffe y Daubert, 2006, pp. 53-55).

Tabla 3.6. Número de Reynolds crítico de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones

Pulpa	n	Reynolds crítico R&T	Reynolds crítico M&T
Guayaba	0,24	2 240	2 950
Guayaba 80%	0,25	2 280	2 900
Guayaba 60%	0,31	2 360	2 760
Guayaba 25%	0,59	2 340	2 370

En la Figura 3.9 se observa que la pulpa pura circula a través de la tubería en régimen laminar, mientras que en la Figura 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12 se observa que las diluciones de la pulpa de guayaba circulan a través de la tubería en régimen laminar y turbulento. Esto se debe a que cuando se realizó las diluciones las propiedades reológicas del fluido se ven afectadas, el índice de consistencia (K) disminuye, el índice de comportamiento reológico (n) aumenta, la densidad (ρ) disminuye, alcanzando números de Reynolds más altos, es por eso que para la dilución de la pulpa de guayaba al 25% casi todos los puntos se encuentra en régimen turbulento, a medida que se va aumentando la cantidad del agua en la pulpa se observa, en las gráficas, que se va teniendo más puntos en régimen turbulento.

A. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO LAMINAR PARA LA PULPA PURA DE GUAYABA Y SUS DILUCIONES

La pulpa pura de guayaba, las diluciones al 80% y 60% presentaron 7, 5 y 3 puntos en régimen laminar. Se presenta a continuación el análisis de estos datos.

Pulpa pura de guayaba, dilución al 80% y 60%

En la Figura 3.9 y Figura 3.10 y Figura 3.11 se observa que el factor de fricción

obtenido experimentalmente no coincide con el factor de fricción dado en bibliografía para el régimen laminar. Estas figuras corresponden a la pulpa pura de guayaba, la dilución al 60% y 80% respectivamente, que presentaron un índice de comportamiento reológico de 0,24, 0,25 y 0,31. El factor de fricción experimental se encuentra desplazado hacia arriba respecto a las diferentes curvas teóricas, lo que significa que el factor de fricción dado en bibliografía está subestimado. En la Figura 3.13 se muestra la desviación que presenta el valor del factor de fricción experimental respecto al valor teórico, se observa que para la pulpa pura y las diluciones del 80% y 60% el valor del factor de fricción experimental presenta una desviación mayor al +90% respecto al valor teórico en todos los casos. Estas desviaciones se atribuyen probablemente a las diferentes formas de organización de las partículas sólidas dispersas presentes en la pulpa y a la intensidad de las fuerzas de Van der Waals que actúan sobre estas (Steffe y Daubert, 2006, pp. 51-53), por la presencia de estas partículas sólidas dispersas se considera que estos fluidos forman un sistema bifásico acuoso, que debido a variedad en su estructura y composición presentan características reológicas que van desde una simple conducta newtoniana a una no newtoniana dependiente o independiente del tiempo (Alvarado, 1996, pp. 182-186). Cuando se aplica un esfuerzo cortante a estos sistemas bifásicos las partículas sólidas presentes en el fluido pueden comportarse de diferentes maneras entre ellas están orientarse, extenderse, deformarse o desintegrarse como se explicó en el acápite 1.1.4. Es por eso la importancia de disponer datos experimentales reológicos y del factor de fricción para el fluido de interés ya que se tendrá un comportamiento diferente en cada caso, que puede o no ajustarse a los modelos dados en bibliografía.

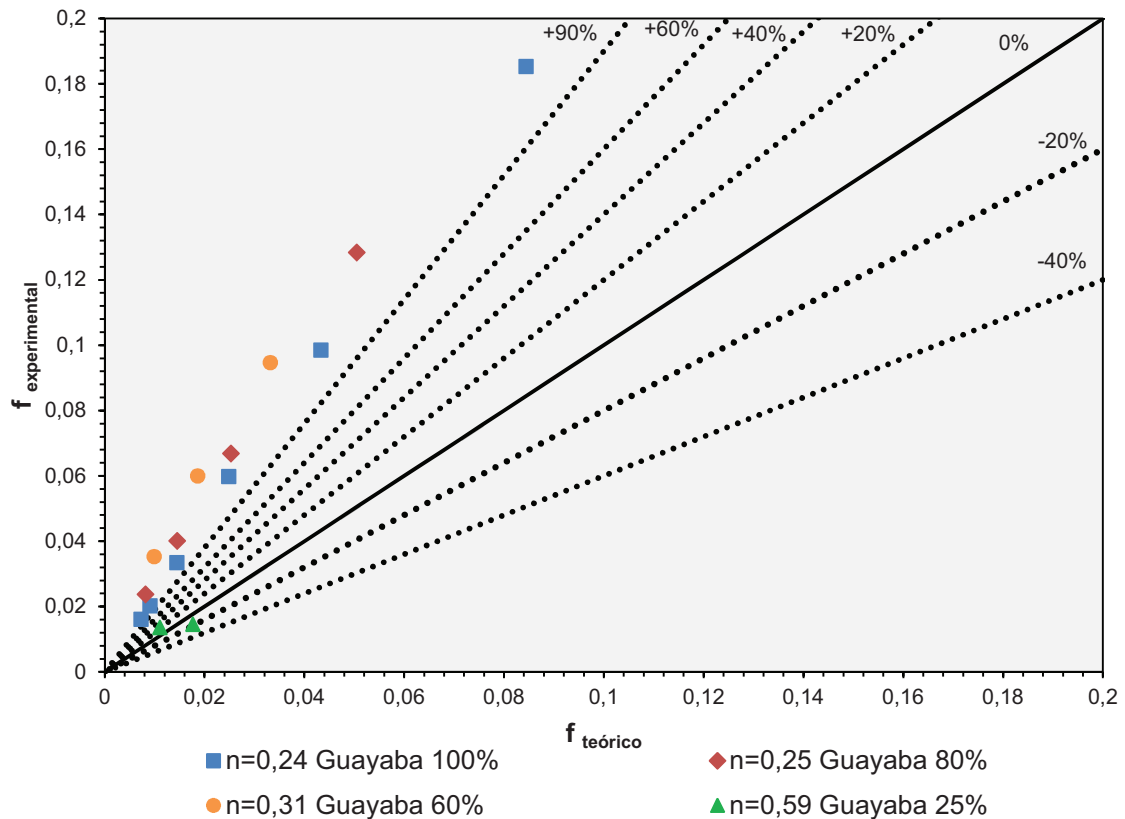


Figura 3.13. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo laminar con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación [1.25] para la pulpa de guayaba y sus diluciones

Dilución de guayaba al 25%

En la Figura 3.12 que corresponde a la dilución de guayaba al 25% con $n=0,59$ se observa que el factor de fricción obtenido experimentalmente se aproxima al factor de fricción dado en bibliografía para flujo laminar. En la Figura 3.13 se observa que el valor del factor de fricción experimental presenta una desviación del $\pm 20\%$ respecto al valor teórico. Esta desviación baja respecto a la que presentaron las demás diluciones y a la pulpa pura se puede atribuir a que el número de partículas sólidas dispersas en esta dilución es mucho menor que en las demás diluciones y la pulpa pura, por ende se encuentran más dispersas y la intensidad de las fuerzas de Van der Waals entre estas disminuyen, como resultado se tiene que esta dilución se acerca más a un comportamiento newtoniano que se ve reflejado en el su alto índice de comportamiento reológico $n=0,59$ (Chhabra y Richardson, 2008, pp.37-51).

Para flujo laminar se encontró que el factor de fricción propuesto en bibliografía esta subestimado o sobrestimado dependiendo del tipo de fluido con el que se trabaje. (Steffe y Singh, 1997, pp.8-10). Cuando se trabaja con alimentos que presentan un comportamiento pseudoplástico y se ajustan modelo de la ley de la potencia el factor de fricción experimental esta subestimado, como por ejemplo, para el jugo de manzana concentrado y una mezcla de pulpas de tomate y manzana el valor del factor de fricción experimental presenta una desviación del +15% y del +82%, respectivamente, en relación al valor del factor de fricción teórico dado por la ecuación [1.25] (Steffe y Daubert, 2006, pp. 51-53; Steffe y Singh, 1997, p. 9). Los datos reportados por Steffe y Daubert (2006); y Steffe y Singh (1997) corroboran los resultados obtenidos en este trabajo para flujo laminar.

B. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO TURBULENTO PARA LAS DILUCIONES DE LA PULPA DE GUAYABA

Las diluciones de la pulpa de guayaba al 60% y 25% presentaron 3 puntos cada una en régimen turbulento. Se presenta a continuación el análisis de estos datos.

Para flujo turbulento la mayoría de estudios que se han realizados son utilizando CMC y goma de xantano a diferentes concentraciones como fluidos de prueba, como resultado de estos estudios se han encontrado varias correlaciones para determinar el factor de fricción en tuberías lisa (Gracia y Steffe, 1986, pp. 93-100). Para pulpas de frutas no se han reportado trabajos que estudien el factor de fricción a través de tuberías. La Figura 3.14, Figura 3.15, Figura 3.16 y Figura 3.17 se muestra la desviación del factor de fricción experimental respecto al valor del factor de fricción predicho para flujo turbulento con las correlaciones propuestas por Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; Clapp; y Tomita para tuberías lisas, respectivamente (García y Steffe, 1986, pp. 93-100; Leal et al., 2005, pp. 2-7).

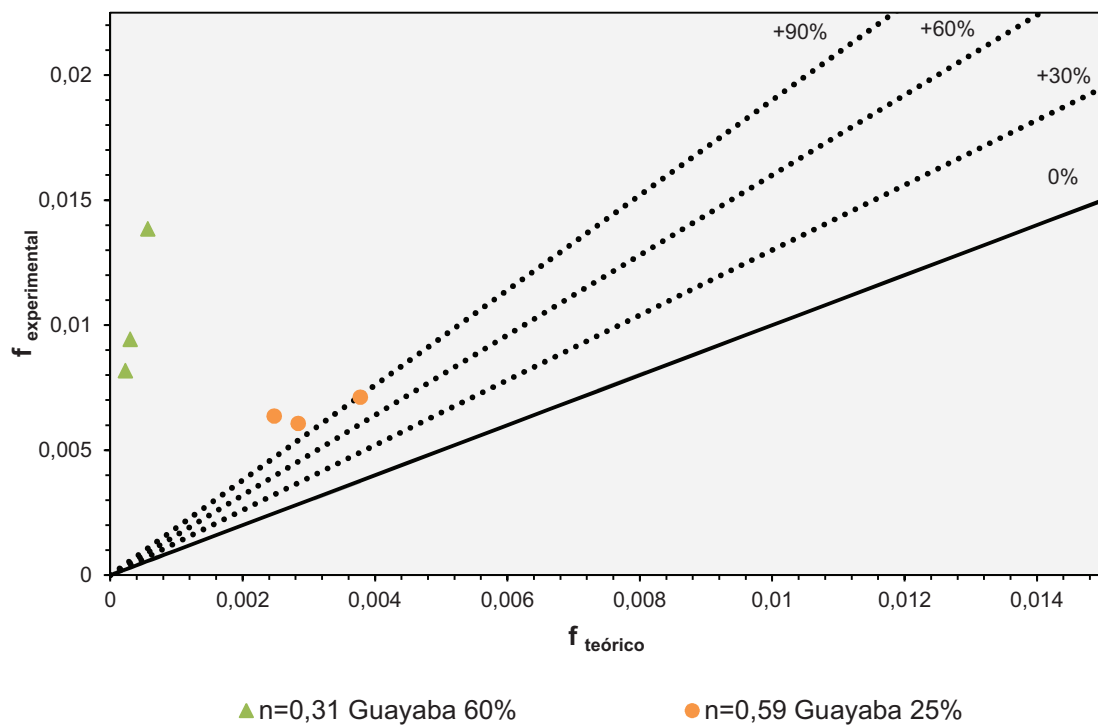


Figura 3.14. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación de Shaver y Merrill para la pulpa de guayaba y sus diluciones

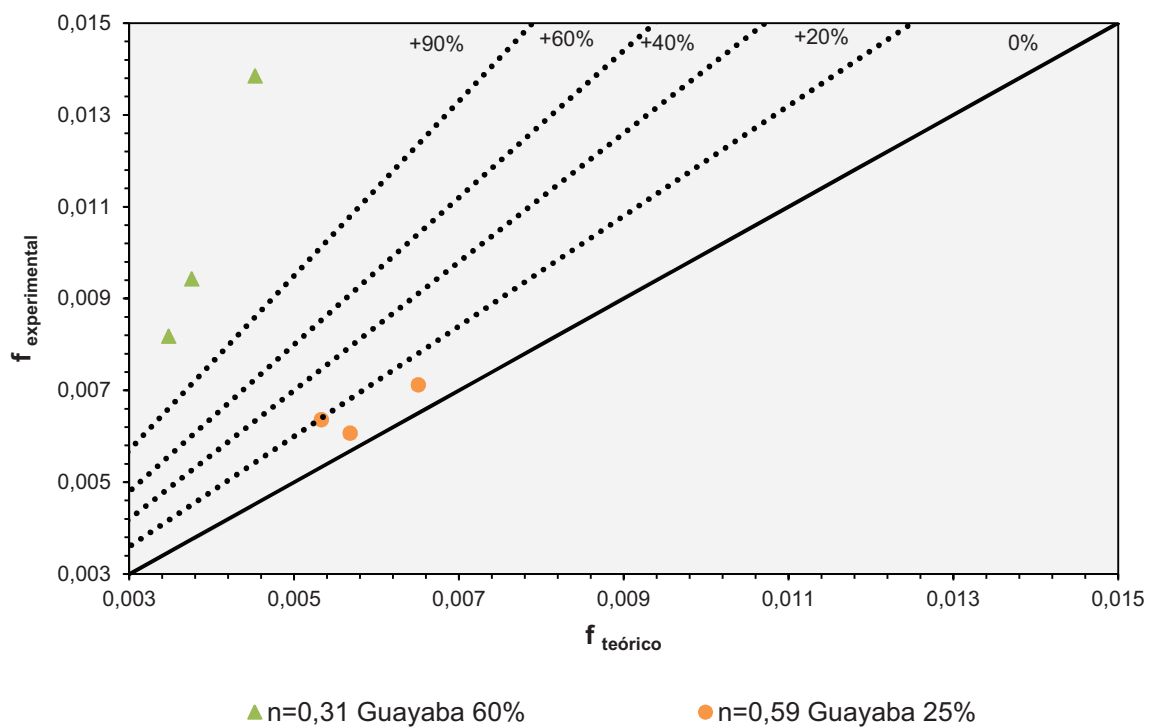


Figura 3.15. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Dodge y Metzner para la pulpa de guayaba y sus diluciones

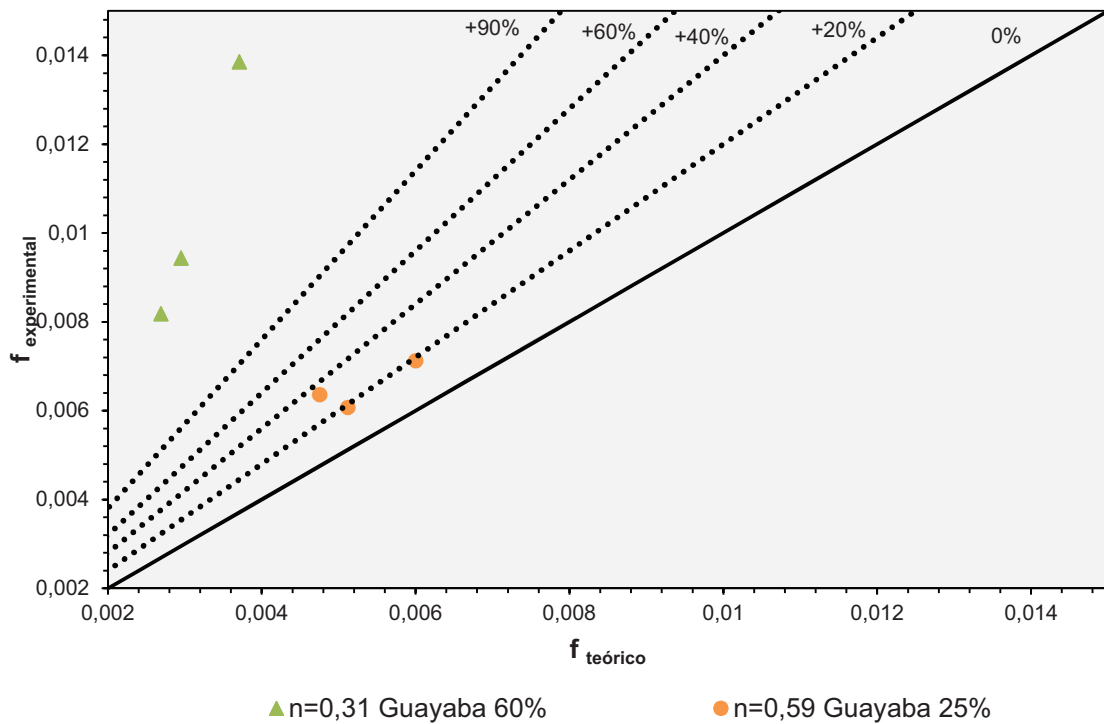


Figura 3.16. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Clapp para la pulpa de guayaba y sus diluciones

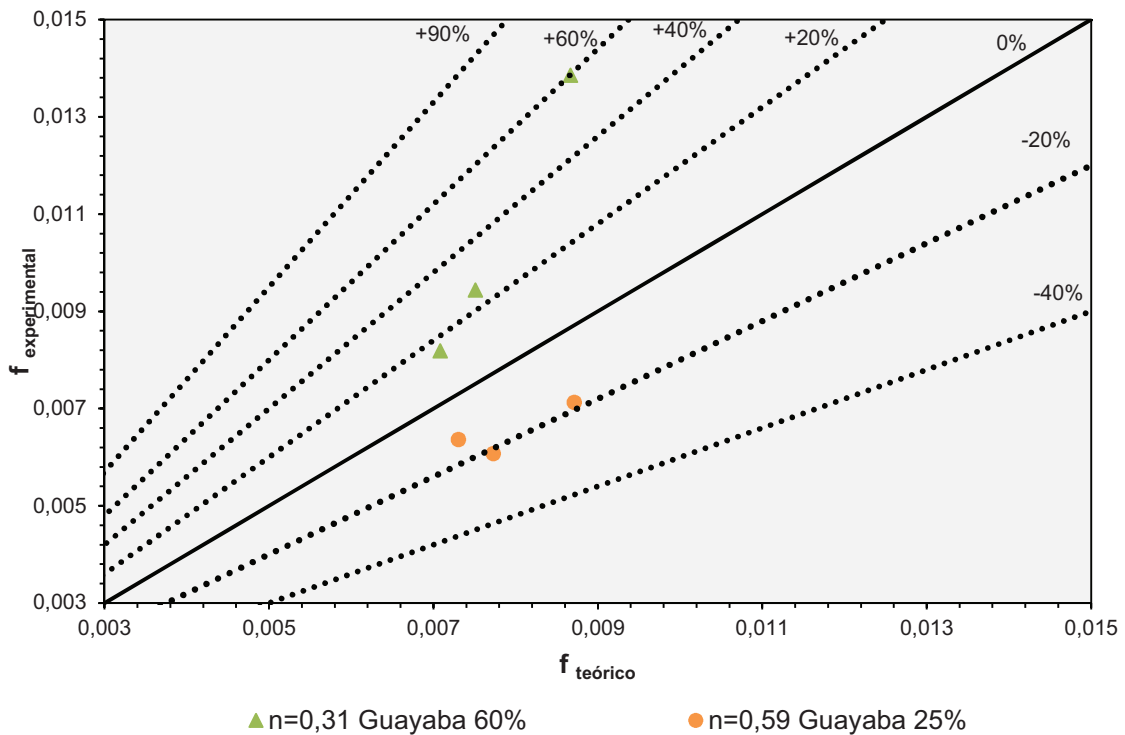


Figura 3.17. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Tomita para la pulpa de guayaba y sus diluciones

Pulpa de guayaba al 60%

En la Figura 3.11 que corresponde a la dilución de guayaba al 60% con $n=0,31$, se observa que el factor de fricción en régimen turbulento se encuentra subestimado respecto a todos los factores de fricción encontrados con las diferentes ecuaciones dadas en bibliografía. En la Figura 3.14, Figura 3.15 y Figura 3.16 se observa que el valor del factor de fricción experimental para la dilución de guayaba al 60% presenta una desviación mayor al +90% respecto al valor del factor de fricción predicho con las ecuaciones propuestas por Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; y Clapp esto se debe a que estas ecuaciones están definidas para $0,4 \leq n \leq 1,0$ y no se especifica su uso para $n < 0,4$, es por se observa una desviación inusual mayor al +90% para $n=0,31$ (Leal et al., 2005, pp. 2-7). Mientras que en la Figura 3.17 se observa que la desviación del factor de fricción para la dilución de guayaba al 60% está comprendida entre el +10% y +60%, esta desviación es menor respecto a las desviaciones anteriores debido a que la ecuación propuesta por Tomita está definida para $0,2 \leq n \leq 0,9$ y por esta razón los valores del factor de fricción experimental se aproxima a esta relación y no a las propuestas por los demás autores (García y Steffe, 1886, pp. 93-100; Leal et al., 2005, pp. 2-7).

Pulpa de guayaba al 25%

En la Figura 3.12 que corresponde a la dilución de guayaba al 25% con $n=0,59$ se observa que el factor de fricción obtenido experimentalmente se aproxima al factor de fricción dado en bibliografía por Dodge y Metzner; y Clapp para flujo turbulento. En la Figura 3.15 y Figura 3.16 se observa que el valor del factor de fricción experimental para la dilución de guayaba al 25% esta subestimado respecto a los valores del factor de fricción determinados con las ecuaciones de Dodge y Metzner; y Clapp, presentan desviaciones menores al +20% y al +40%, respectivamente. Trabajos realizados por Leal et al (2005) con CMC y goma de xantano en régimen turbulento presentan resultados similares, el factor de fricción experimental presentó una desviación comprendida entre el +10% y -30% respecto al factor de fricción estimado con la ecuación de Dodge y Metzner,

mientras que cuando se estimó el factor de fricción con la ecuación de Clapp la desviación del factor de fricción experimental estuvo comprendida entre el +10% y -20% (p.7-8). Debido a que el comportamiento de esta dilución se acercó a la de un fluido newtoniano la desviación del el valor del factor de fricción experimental es menor respecto al valor del factor de fricción calculado con las ecuaciones dadas en bibliografía. La ecuación de Dodge y Metzner si $n=1$, se reduce a la ecuación utilizada para estimar el factor de fricción en flujo turbulento de tuberías lisas para fluidos newtonianos (García y Steffe, 1886, p. 94; Leal et al., 2005, p. 4). Por otro lado, la correlación propuesta por Clapp es válida para $0,69 \leq n \leq 0,81$, pero se utilizó para predecir el factor de fricción para $n=0,59$ presentando una desviación no mayor al +40%, esta ecuación es similar a la de Dodge y Metzner.

En la Figura 3.17 se observa que los valores del factor de fricción experimental para la dilución de guayaba al 25% están sobrestimados respecto a los valores predichos con la ecuación de Tomita, presentan una desviación del -20%. Soluciones de goma de xantano y CMC presenta el mismo comportamiento, la desviación del valor del factor de fricción experimental está comprendida entre el -5% y -70% respecto al predicho con la ecuación de Tomita (Leal et al., 2005, p.7-8).

En la Figura 3.9, Figura 3.10, Figura 3.11 y Figura 3.12 se observa que los datos experimentales se encuentran muy alejados de la curva propuesta por Shaver y Merriel esto se debe a que la expresión propuesta por estos autores es muy simple, toma en cuenta solo las fuerzas inerciales para definir el factor de fricción. Se esperaría que las ecuaciones de Shaver y Merriel; y Dodge y Metzner den resultados similares de factores de fricción porque para definir estas ecuaciones se utilizó como fluido de prueba soluciones de CMC, pero la correlación Shaver y Merriel proporciona valores por debajo de los valores estimados con la ecuación propuesta por Dodge y Metzner, esta discrepancia se le atribuye al comportamiento viscoelástico de la CMC usada en los trabajos de Shaver y Merriel para obtener esta ecuación (García y Steffe, 1986, p.94-96).

Para proponer una ecuación del factor de fricción que se ajuste a los datos experimentales encontrados primero se estudiará el efecto del índice de comportamiento reológico de la pulpa sobre el factor de fricción en el acápite 3.4, si se encuentra efectos se propondrá una ecuación para cada caso, de lo contrario se propondrá una ecuación general para todos los casos.

3.2.3.2. PULPA DE TAMARINDO

En la Figura 3.18, Figura 3.19, Figura 3.20 y Figura 3.21 se muestra como varía el factor de fricción experimental y teórico en función del número de Reynolds para la pulpa pura de tamarindo y sus diluciones.

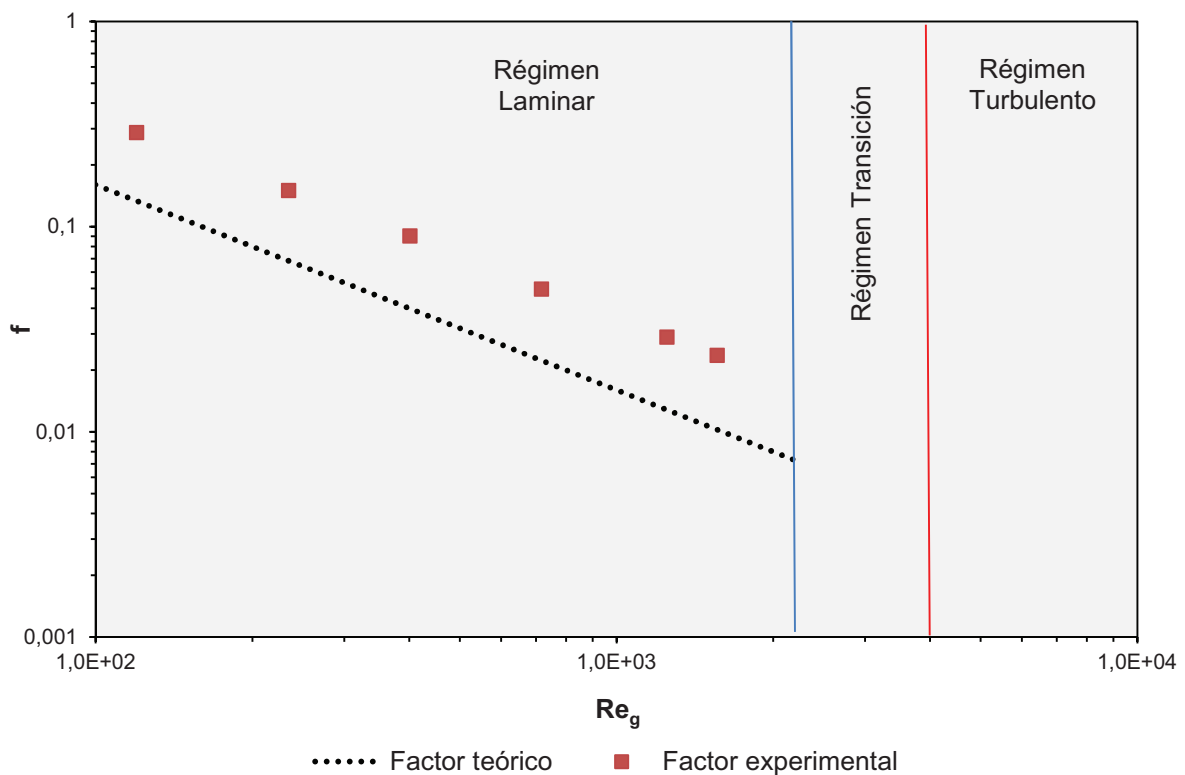


Figura 3.18. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la pulpa pura de tamarindo en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar.

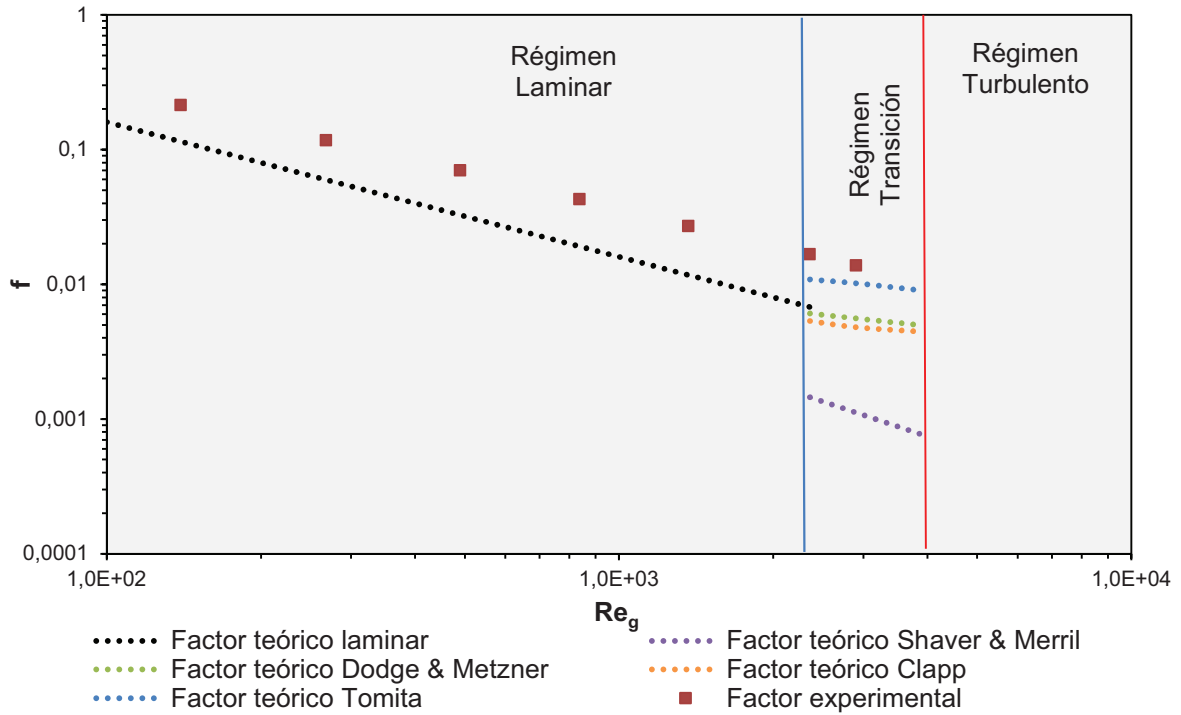


Figura 3.19. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 80% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento

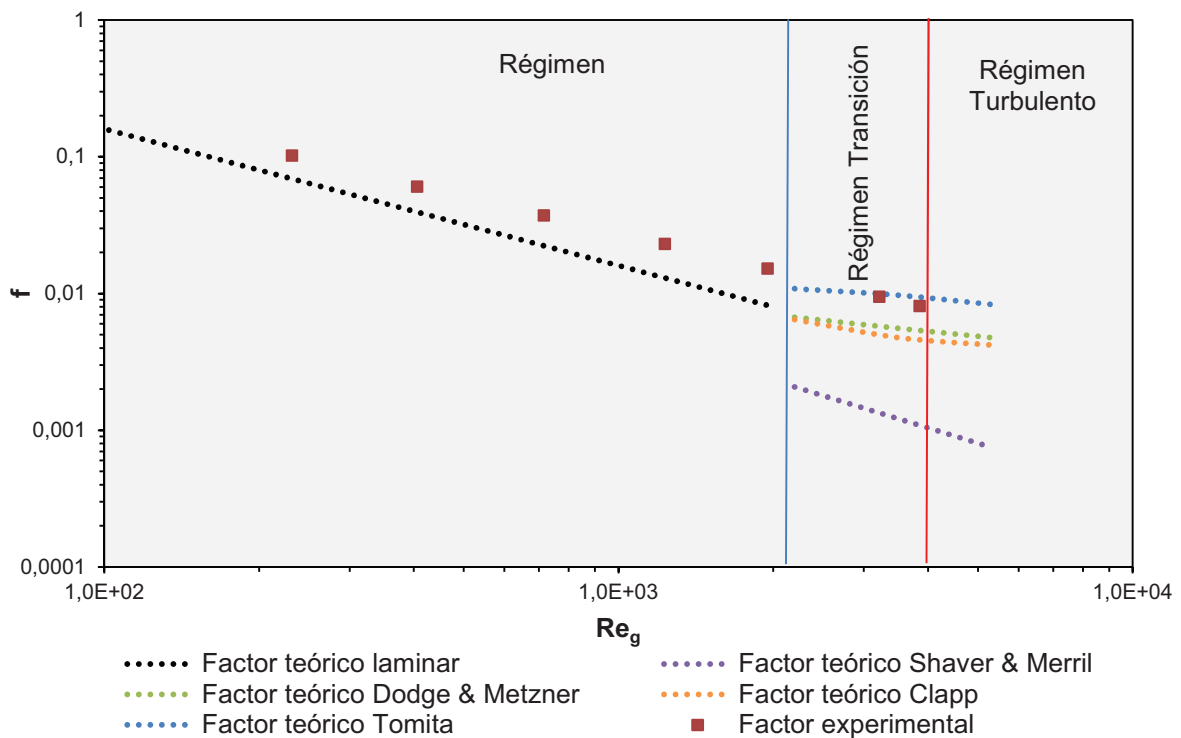


Figura 3.20. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 60% en una tubería de acero inoxidable de ½ pulgada de diámetro externo a una temperatura de 18 °C, en flujo laminar y turbulento

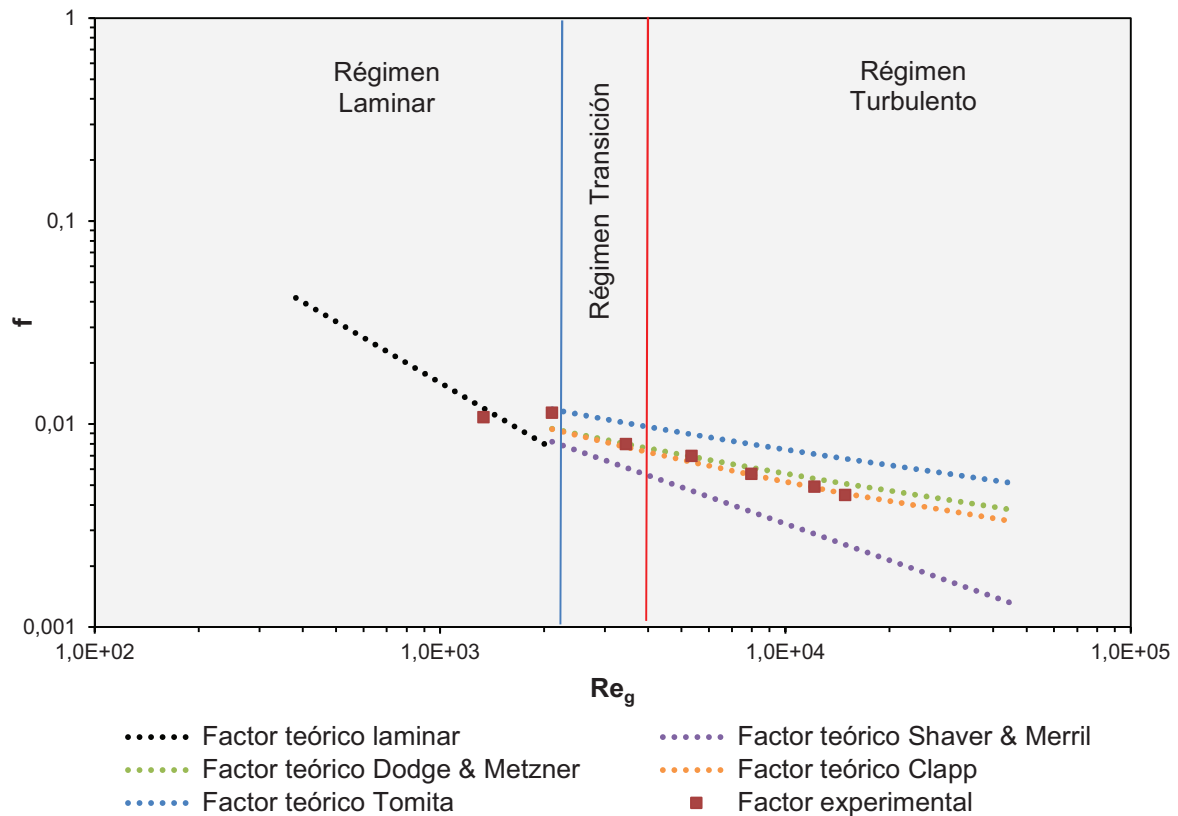


Figura 3.21. Gráfico del factor de fricción experimental y teórico para la dilución de tamarindo al 25% en una tubería de acero inoxidable de $\frac{1}{2}$ pulgada de diámetro externo a una temperatura de $18\text{ }^{\circ}\text{C}$, en flujo laminar y turbulento

La Tabla 3.7 muestra el número de Reynolds crítico de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi para la pulpa de tamarindo puro y sus diluciones. El Reynolds crítico promedio fue aproximadamente es de 2 330, por lo que se tiene régimen laminar hasta un $Re_g < 2\ 330$. La pulpa pura de tamarindo y sus diluciones al 80% y 60% presentaron índices de comportamiento reológico menores a 0,38. La pulpa de tamarindo al 80% presentó valores del factor de fricción experimental en el rango de $2\ 360 \leq Re_g \leq 3\ 100$, estos valores entran en conflicto con el número de Reynolds crítico definido por Ryan y Johnson y observaciones experimentales de Dodge y Metzner que encontraron condiciones de flujo laminar para $Re_g \sim 3\ 100$ en fluidos con $n=0,38$, sin embargo este valor se descarta para el presente estudio, ya que solo se dispone de un dato experimental en este rango y no se puede realizar ningún análisis porque no existen los datos suficientes. Al igual que para la pulpa pura de guayaba y sus diluciones, se puede tomar como referencia el Re_c de Ryan y Johnson para determinar si la pulpa circula a través de la tubería en flujo laminar debido a que la pulpa pura y sus diluciones presentaron valores

del factor de fricción para $Re_g \leq 2\ 330$, también se consideró que los valores de factor de fricción que se encuentra comprendidos en el rango de $Re_c \leq Re_g \leq 4\ 000$, se encuentra en transición y se descartan para posteriores análisis (Steffe y Daubert, 2006, pp. 53-55).

Tabla 3.7. Número de Reynolds crítico de Ryan y Johnson y el de Mishra y Tripathi para la pulpa de tamarindo puro y sus diluciones

Pulpa	n	Reynolds crítico R&T	Reynolds crítico M&T
Tamarindo	0,25	2,26E+03	2,93E+03
Tamarindo 80%	0,31	2,36E+03	2,77E+03
Tamarindo 60%	0,35	2,38E+03	2,69E+03
Tamarindo 25%	0,63	2,32E+03	2,33E+03

A. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO LAMINAR PARA LA PULPA PURA DE TAMARINDO Y SUS DILUCIONES

La pulpa pura de tamarindo presentó 7 puntos en régimen laminar, mientras que las diluciones al 80% y 60% presentaron 5 puntos cada una. Se presenta a continuación el análisis de estos datos.

Pulpa pura de tamarindo, dilución al 80% y 60%

En la Figura 3.18, Figura 3.19 y Figura 3.20 se observa un comportamiento similar al que presentó la pulpa pura de guayaba y sus diluciones al 80% y 60%, esto es que el factor de fricción obtenido experimentalmente no coincide con el factor de fricción dado en bibliografía para el régimen laminar. Estas figuras corresponden a la pulpa pura de tamarindo, la dilución al 80% y 60% respectivamente que presentaron índices de comportamiento reológico de 0,25, 0,31 y 0,35. El factor de fricción experimental se encuentra desplazado hacia arriba respecto a la curva teórica, lo que significa que el factor de fricción dado en bibliografía está subestimado. La Figura 3.22 muestra la desviación que presenta el valor del factor de fricción experimental respecto al valor teórico, se observa que para la

pulpa pura de tamarindo y la dilución al 80% el valor del factor de fricción experimental presenta una desviación mayor al +90%, mientras que para la dilución al 60% la desviación está comprendida entre el +80% y +50%. La desviación menor al +90% que presentó la dilución de tamarindo al 60% ($n=0,35$), probablemente se debe a que el índice de comportamiento reológico es mayor al que presentan la pulpa pura de guayaba y tamarindo, las diluciones al 80%, 60% de guayaba y la dilución al 80% de tamarindo ($n \leq 0,31$).

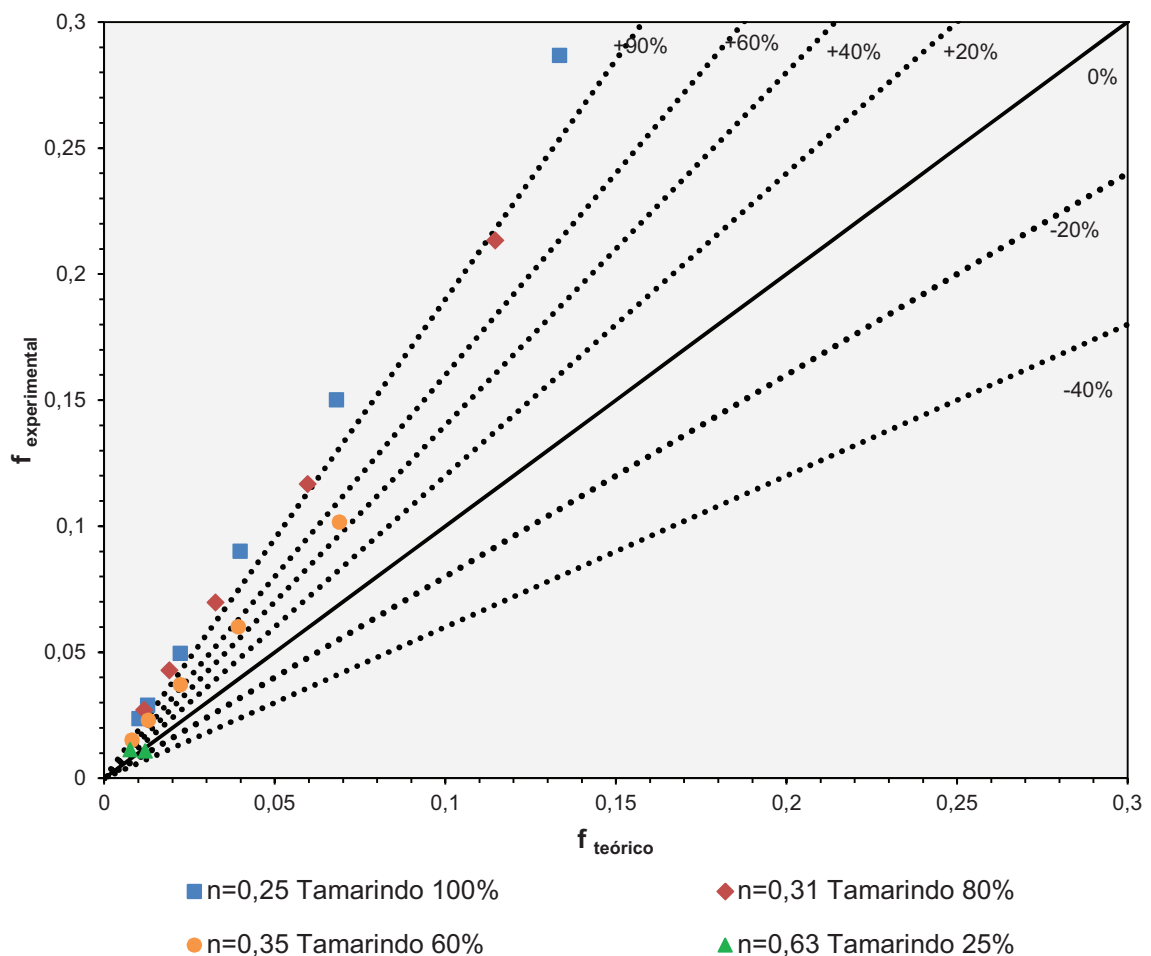


Figura 3.22. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo laminar con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación [1.25] para la pulpa de tamarindo y sus diluciones

Dilución de tamarindo al 25%

La Figura 3.21 muestra un comportamiento similar al que se encontró para la

dilución de guayaba al 25%, se observa que factor de fricción obtenido experimentalmente en flujo laminar que se aproxima al factor de fricción dado en bibliografía. Esta figura corresponde a la dilución de tamarindo al 25% donde se tiene un índice de comportamiento reológico de 0,63. En la Figura 3.22 se observa que la variación del valor del factor de fricción experimental está comprendida entre el -5% y +10% respecto al valor teórico, esta desviación es menor a la que presentó la dilución de guayaba al 25%, probablemente esto se debe a que el índice de comportamiento es alto y por ende el comportamiento no newtoniano no es tan marcado

B. FACTOR DE FRICCIÓN EN FLUJO TURBULENTO PARA LAS DILUCIONES DE LA PULPA DE TAMARINDO

Para régimen turbulento únicamente la dilución de tamarindo al 25% presentó 4 puntos en régimen turbulento. Se presenta a continuación el análisis de estos datos.

La Figura 3.18 muestra que los valores del factor de fricción experimentales se encuentran entre las curvas propuestas por Dodge y Metzner; y Clapp. Este comportamiento es similar al que se observó para la dilución de guayaba al 25%. Esta figura corresponde a la dilución de tamarindo al 25% con $n=0,63$.

La Figura 3.23, Figura 3.24, Figura 3.25, Figura 3.26 muestra la desviación del factor de fricción experimental de la dilución de tamarindo al 25% respecto al valor del factor de fricción predicho para flujo turbulento con las correlaciones propuestas por Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; Clapp; y Tomita, respectivamente, para la dilución de tamarindo al 25%. Se observa que estas figuras presentan un comportamiento similar al que presentó la dilución de guayaba al 25% con $n=0,59$.

El valor del factor de fricción experimental respecto a al predicho con la ecuación de Shaver y Merrill se encuentra subestimado con una desviación no mayor al +90% mientras que cuando se estima el valor del factor de fricción con la

ecuación de Tomita el valor del factor de fricción experimental se encuentra sobreestimado con una desviación comprendida entre -20% y -40%. Cuando el valor del factor de fricción se estima con las ecuaciones propuestas por Dodge y Metzner; y Clapp el valor del factor de fricción experimental presenta una desviación comprendida entre el $\pm 10\%$.

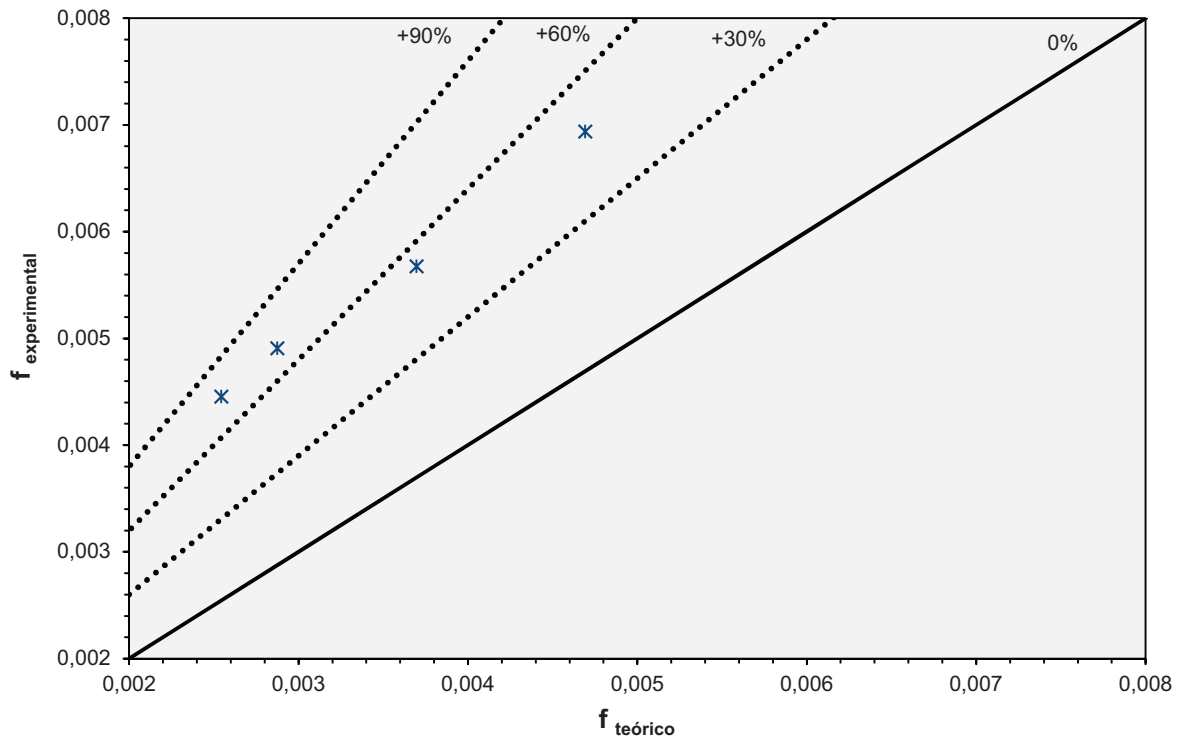


Figura 3.23. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación de Shaver y Merrill para la dilución de tamarindo al 25%

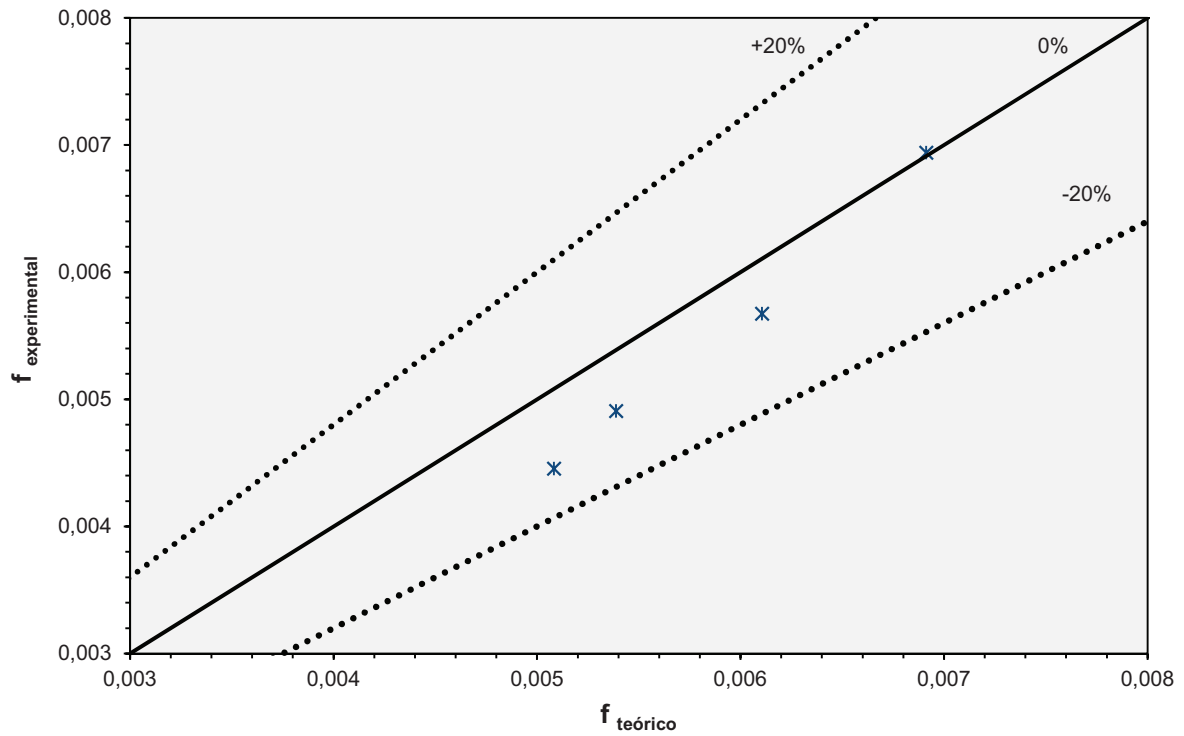


Figura 3.24. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Dodge y Metzner para la dilución de tamarindo al 25%

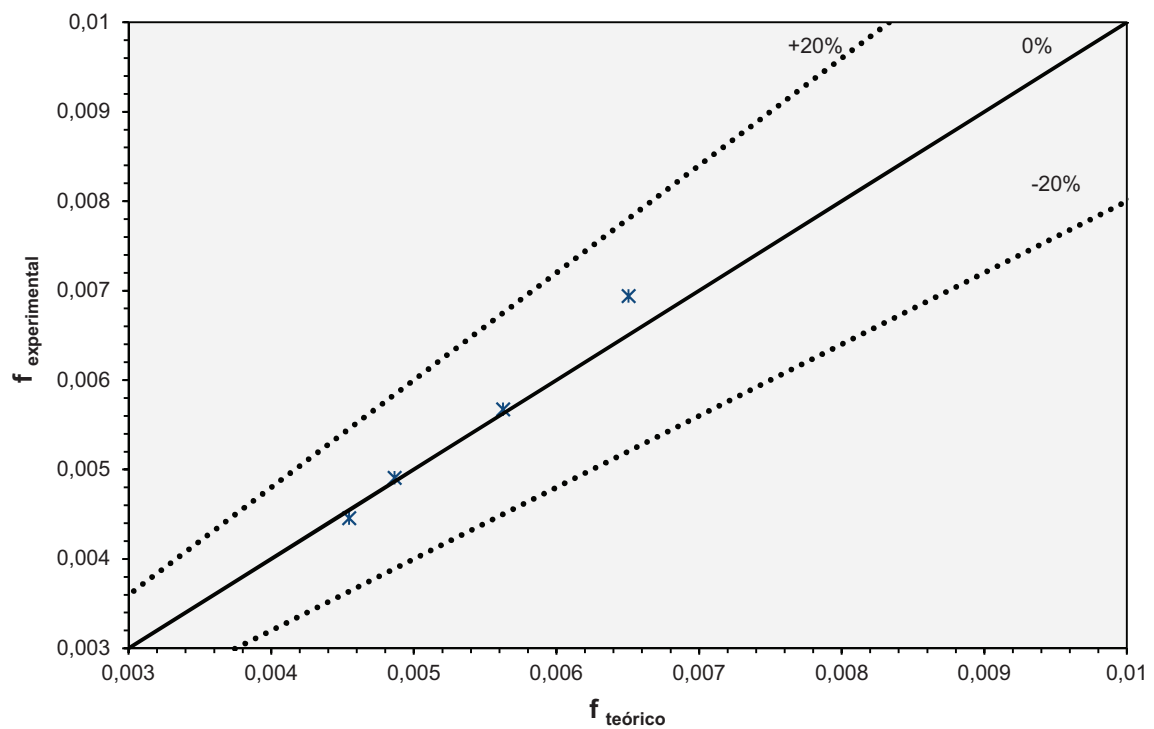


Figura 3.25. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Clapp para la dilución de tamarindo al 25%

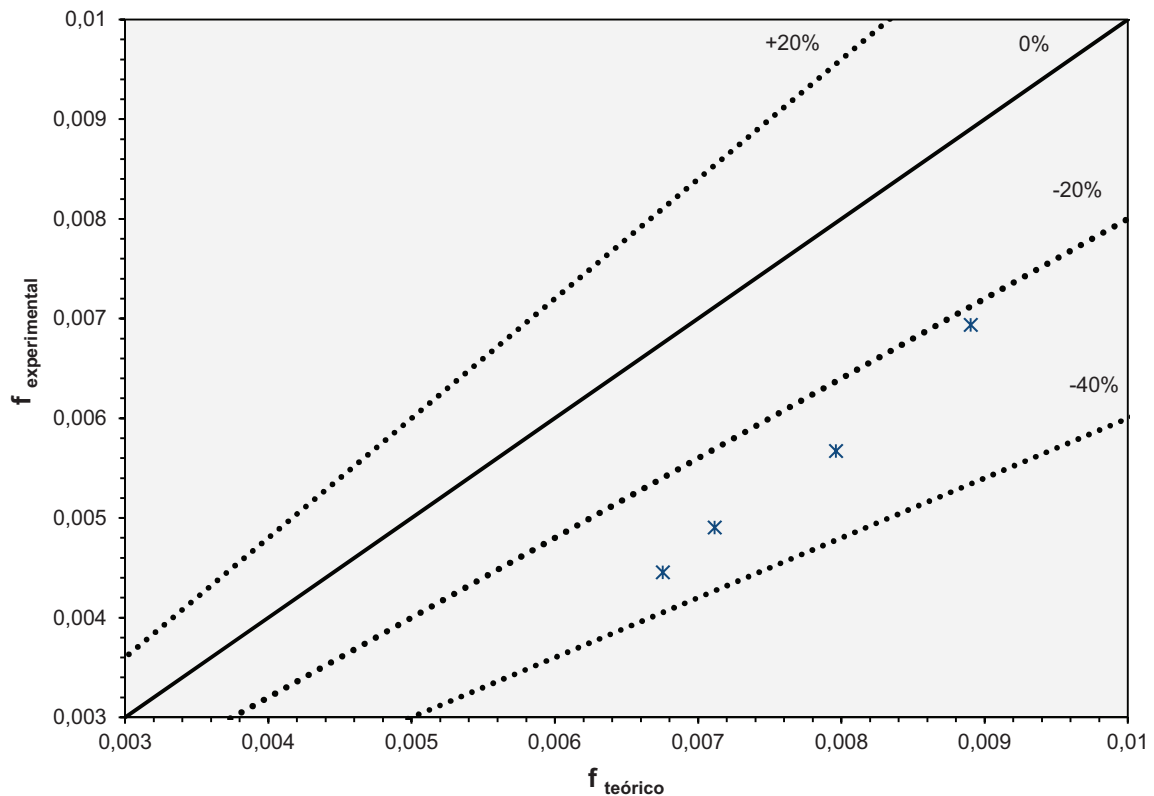


Figura 3.26. Comparación del valor del factor de fricción experimental en flujo turbulento con el valor del factor de fricción predicho con la ecuación Tomita para la dilución de tamarindo al 25%

Como se observó, en los dos análisis que se realizaron para las pulpas de guayaba y tamarindo, cuando se estima el factor de fricción para tuberías lisas en flujo turbulento con las ecuaciones dadas en bibliografía se tiene diferentes resultados dependiendo de la ecuación utilizada, en general el valor del factor de fricción experimental está sobrestimado cuando se utiliza la ecuación de Tomita y está subestimado cuando se utilizan las ecuaciones de Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; y Clapp. Leal et al. (2005) propone un tratamiento estadístico para determinar cuál es la ecuación que mejor se ajusta a los datos experimentales (p.7).

La Tabla 3.8 muestra los resultados de este tratamiento, en esta tabla se presentan la media, la desviación estándar y la desviación media absoluta (DMA) que fueron calculadas con las ecuaciones [1.10], [1.11] y [1.12], que se presentaron en el acápite 2.3.3. Para este análisis estadístico se utilizaron todos los puntos

que se encuentran en flujo turbulento, es decir, 3 puntos de la pulpa de guayaba al 60%, 3 puntos de la pulpa de guayaba al 25% y 4 puntos de la pulpa de tamarindo al 25%, en total 10 puntos experimentales.

Tabla 3.8. Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía para la pulpa de guayaba al 25% y 60%, y la pulpa de tamarindo al 25%.

Medida estadística	Shaver y Merrill	Dodge y Metzner	Clapp	Tomita
Media	10,51	1,50	1,77	0,93
Desviación estándar	14,19	0,81	1,09	0,31
DMA (%)	60,28	24,82	27,58	30,09

Se puede observar, en la Tabla 3.8, que la ecuación de Dodge y Metzner es la mejor para predecir el factor de fricción en flujo turbulento, presentó un DMA menor a todas las demás ecuaciones, mientras que la ecuación de Shaver y Merrill, proporcionó los peores resultados para predecir el factor de fricción a estas mismas condiciones. Sin embargo, el DMA es mayor al 24% en todos los casos, por lo que estas ecuaciones no serían las adecuadas para predecir el factor de fricción en flujo turbulento ya que se tendrían efectos desastrosos en el diseño de equipos y redes de tubería (Leal et al., 2005, p. 5-7). Como se observó anteriormente en la Figura 3.14, Figura 3.15 y Figura 3.16 el factor de fricción experimental para la pulpa de guayaba al 60% con $n=0,31$ esta subestimado cuando se estima su valor con las ecuaciones de Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; y Clapp presentaron una desviación inusual mayor al +90%, en todos los casos, debido a que estas ecuaciones están definidas para $n \geq 0,4$. Por esta razón se vio conveniente dividir los datos en dos grupos para realizar el análisis estadístico. El primer grupo constó de los datos experimentales obtenidos para las pulpas diluidas al 25% de guayaba y tamarindo en total 7 puntos experimentales y por otro los datos de la pulpa de guayaba al 60% con 3 datos experimentales. La Tabla 3.9 y Tabla 3.10 muestra los resultados obtenidos del análisis estadístico propuesto por Leal et al (2005).

Tabla 3.9. Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía, para la pulpa de guayaba y tamarindo al 25%

Medida estadística	Shaver y Merrill	Dodge y Metzner	Clapp	Tomita
Media	1,87	1,01	1,11	0,76
Desviación estándar	0,38	0,11	0,13	0,08
DMA (%)	44,69	9,03	9,54	32,80

Tabla 3.10. Tratamiento estadístico para las diferentes correlaciones dadas en bibliografía, para la pulpa de guayaba al 60%.

Medida estadística	Shaver y Merrill	Dodge y Metzner	Clapp	Tomita
Media	30,68	2,64	3,32	1,34
Desviación estándar	5,86	0,37	0,36	0,23
DMA (%)	96,65	61,67	69,68	23,77

En la Tabla 3.9 se observa que ecuación de Dodge y Metzner es la mejor para predecir el factor de fricción en flujo turbulento, presenta un DMA menor a todas las demás ecuaciones, mientras que la ecuación de Shaver y Merrill, proporciona los peores resultados para predecir el factor de fricción. Si el factor de fricción para flujo turbulento de las pulpas diluidas de guayaba y de tamarindo al 25% con $n=0,59$ y $n=0,63$ respectivamente, se predice con la ecuación de Dodge y Metzner dará buenos resultados ya que el DMA no es mayor al 9%. En la Tabla 3.10 se observa que la ecuación de Tomita es la mejor para predecir el factor de fricción en flujo turbulento para la pulpa diluida de guayaba al 60% con $n=0,31$, presenta un DMA menor a todas las demás ecuaciones, mientras, al igual que para las diluciones de guayaba y tamarindo al 25%, la ecuación de Shaver y Merrill, proporciona los peores resultados para predecir el factor de fricción.

3.3. DETERMINACIÓN DEL COEFICIENTE DE PÉRDIDA Y LA LONGITUD EQUIVALENTE DE ACCESORIOS

3.3.1. DETERMINACIÓN DE LA FIABILIDAD DEL EQUIPO

La Tabla 3.11 muestra los coeficientes de pérdida y la longitud equivalente obtenidos experimentalmente para los diferentes accesorios que se encuentran en el banco de tubos utilizando como fluido de prueba agua a 18°C.

Tabla 3.11. Coeficientes de pérdida y las longitudes equivalentes obtenidos experimentalmente para los accesorios del banco de tubos utilizando como fluido de prueba agua a 18°C.

Accesorio	L_e	k	r^2
Válvula de bola completamente abierta	94,65 ± 11,40	2,34 ± 0,37	0,997*
Codo 45°	62,01 ± 7,93	1,54 ± 0,19	0,999*
Codo 90°	65,09 ± 10,20	1,61 ± 0,06	0,999*

$\bar{x} \pm \sigma$ (n=7)

* Coeficiente de correlación para el gráfico pérdida de carga vs velocidad de cabeza, cálculo del coeficiente del accesorio (k)

La Tabla 3.12 muestra valores de coeficientes de pérdida dados en bibliografía para distintos accesorios. Al comparar los valores experimentales del coeficiente de pérdida de cada uno de los accesorios con los valores de los coeficientes de pérdida dados en bibliografía se observa que existe una diferencia entre ellos, esto se debe principalmente a las diferentes configuraciones geométricas de los accesorios empleados en la determinación de los coeficientes de pérdida, sin embargo, las desviaciones estándares bajas y los coeficientes de correlación cerca de la unidad de la Tabla 3.11, confirman la fiabilidad del equipo para trabajar con otros fluidos (Leal et al., 2005, pp. 5-6)

Tabla 3.12. Coeficientes de pérdida para accesorios dados en bibliografía

Accesorio	Crane (1992)	Perry (1997)
Válvula de bola o macho completamente abierta	0,486	-
Codo 45° estándar	0,432	0,35
Codo 90° estándar	0,810	0,75

Crane, 1992, pp. A-46 – A-49

Perry, 1997, p. 6-18

3.3.2. PRUEBAS DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA DEBIDO A LOS ACCESORIOS CON LAS PULPAS SELECCIONADAS

3.3.2.1. RÉGIMEN LAMINAR

En el acápite 1.3 se explicó que el coeficiente de pérdida del accesorio (k_f) puede ser ajustado a dos modelos diferentes en flujo laminar. El primer modelo es el de Hooper que corresponde a la ecuación [1.33]. Para este modelo el k_f es función únicamente del número de Reynolds generalizado. El segundo modelo, propuesto por Kittredge y Rowley que corresponde a la ecuación [1.34], donde el k_f es función del número de Reynolds generalizado y del diámetro del accesorio. Los valores experimentales del coeficiente de pérdida del accesorio calculado con la ecuación [1.29] y el número de Reynolds con la ecuación de [1.22] se ajustaron a los modelos antes mencionados.

$$k_f = \frac{k_1}{Re} + k_\infty \times \left(1 + \frac{1}{D_a}\right) \quad [1.33]$$

$$k_f = A \times (Re)^{-B} \quad [1.34]$$

La Tabla 3.13 muestran los valores de los parámetros A, B de la ecuación de Kittredge y Rowley; y los valores de los parámetros k_1 , k_∞ de la ecuación de Hooper para las pulpas puras y sus diluciones de la válvula de bola, codo de 45° y 90°.

Tabla 3.13. Parámetros A y B del modelo propuesto por Kittredge y Rowley y parámetros k_1 , k_∞ de la ecuación de Hooper para estimar el coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar

Pulpa/Disolución	Accesorio	Ecuación de Kittredge y Rowley			Ecuación de Hooper		
		A	B	r^2	k_1	k_∞	r^2
n=0,24 Guayaba Pura	Válvula Bola	930,302	0,788	0,988	2348,164	1,89E-05	0,995
	Codo 45	733,414	0,7199	0,978	2540,193	2,43E-05	0,956
	Codo 90	1022,703	0,7569	0,992	3018,722	2,38E-05	0,978
n=0,25 Guayaba 80%	Válvula Bola	278,717	0,622	0,977	1628,226	2,14E-05	0,967
	Codo 45	651,305	0,718	0,992	2464,128	2,12E-05	0,994
	Codo 90	892,114	6,756	0,993	2825,691	2,03E-05	0,996
n=0,31 Guayaba 60%	Válvula Bola	84,077	0,372	0,970	2059,324	4,17E-05	0,899
	Codo 45	5560,36	0,965	0,994	6692,842	3,72E-06	0,995
	Codo 90	10506,170	1,049	0,988	7860,956	2,49E-06	0,986
n=0,25 Tamarindo Puro	Válvula Bola	1152,180	0,911	0,997	1625,519	7,42E-06	0,997
	Codo 45	2063,322	0,958	0,999	2429,992	4,38E-06	0,949
	Codo 90	2712,288	1,002	0,998	2659,528	2,97E-06	0,999
n=0,31 Tamarindo 80%	Válvula Bola	540,110	0,7617	0,986	1572,588	1,44E-05	0,993
	Codo 45	417,378	0,694	0,987	1636,94	2,06E-05	0,994
	Codo 90	435,550	0,614	0,988	1881,515	2,59E-05	0,991
n=0,35 Tamarindo 60%	Válvula Bola	250,867	0,603	0,997	1762,469	2,03E-05	0,986
	Codo 45	345,080	0,637	0,996	2062,775	2,05E-05	0,988
	Codo 90	358,879	0,681	0,988	2535,231	2,96E-05	0,985

En la Tabla 3.13 se observa que el coeficiente de ajuste en todos los casos está comprendido entre 0,970 y 0,999 para la ecuación propuesta por Kittredge y Rowley y entre 0,899 y 0,999 para la ecuación propuesta por Hooper. Los valores de los coeficientes de ajuste cercanos a la unidad permiten afirmar que los datos experimentales se ajustan satisfactoriamente a las ecuaciones. El r^2 de ajuste para la válvula en algunos casos resulta ser más bajo que para el codo 45° y 90° en los dos modelos, esto se debe a que la geometría de la válvula es mucho más complicada de describir, no solo se considera el diámetro de la válvula sino también la configuración interna y el mecanismos de acción para modular el flujo del fluido. Mientras que para los codos la geometría puede estar únicamente definida por el diámetro y el radio de curvatura. Además, que la válvula es un

accesorio que genera muchas más turbulencia que los codos. Sin embargo, debido a que los coeficientes de ajuste de los dos modelos son cercanos a la unidad en todos los casos, es posible estimar el coeficiente de pérdida de accesorio, con cualquiera de estas ecuaciones.

Los valores de las constantes k_1 y k_∞ del modelo de Hooper para el codo de 45° y 90° resultan diferentes a las reportadas en el trabajo realizado por Cabral et al. (2011), esta divergencia se debe a las diferentes configuraciones geométricas (codos sanitarios estándar) de los accesorios empleados en la determinación de los coeficientes de pérdida en este trabajo y en los de Cabral et al. (2011)

Muchos autores reportan que la ecuación de Hooper es la mejor para describir la variación del k_f en flujo laminar ya considera la geometría del accesorio que es un factor que influye en el coeficiente de pérdida del accesorio cómo se reporta en los trabajos realizados por Kabwe (2009) con válvulas de diferente diámetro y Turian et al. (1998) que estudia la caída de presión en diferentes accesorios de distintos diámetros, sin embargo en este trabajo se observa que el valor experimental del k_f se ajusta satisfactoriamente a las dos ecuaciones, por lo que se podría utilizar cualquiera de estas ecuaciones, con sus respectivas constantes, para estimar el valor de k_f en flujo laminar para las pulpas puras de guayaba y tamarindo, diluciones al 80% y 60% de estas mismas pulpas.

3.3.2.2. RÉGIMEN TURBULENTO

Para el régimen turbulento los valores experimentales del coeficiente de pérdida del accesorio se ajustaron a la ecuación de Hooper como se sugiere el trabajo realizado por Cabral et al. (2011), ya que en su trabajo reportan que el ajuste de los datos experimentales del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo turbulento a la ecuación de Hooper es satisfactorio con $0,751 \leq r^2 \leq 0,989$ y este modelo se puede utilizar en flujo turbulento para describir la variación del k_f respecto al número de Reynolds y al diámetro del accesorio. Como la ecuación de Kittredge y Rowley es similar al de Hooper, los datos experimentales de este

trabajo también se ajustaron los a esta ecuación.

La Tabla 3.14 y muestra los valores de las constantes resultantes del ajuste de los datos experimentales al modelo de Kittredge y Rowley; y Hooper. El coeficiente de ajuste obtenido con los datos experimentales de este trabajo se encuentra comprendido entre 0,151 y 0,997 para la ecuación de Hooper, mientras que para la ecuación de Kittredge y Rowley se encuentra entre 0,258 y 0,999.

Tabla 3.14. Parámetros A y B del modelo propuesto por Kittredge y Rowley y parámetros k_1 , k_∞ de la ecuación de Hooper para estimar el coeficiente de pérdida del accesorio en flujo turbulento

Pulpa/Disolución	Accesorio	Ecuación de Kittredge y Rowley			Ecuación de Hooper		
		A	B	r^2	k_1	k_∞	r^2
n=0,31 Guayaba 60%	Válvula Bola	332,443	5,35E-1	0,900	10697,404	1,65E-3	0,928
	Codo 45	77,355	4,06E-1	0,944	5923,938	1,53E-3	0,969
	Codo 90	72,651	3,95E-1	0,970	5930,605	1,61E-3	0,945
n=0,59 Guayaba 25%	Válvula Bola	13,023	1,90E-1	0,999	3425,58	1,21E2	0,997
	Codo 45	1,589	6,83E-3	0,624	74,415	1,80E-3	0,503
	Codo 90	1,884	1,63E-2	0,844	249,858	1,94E-3	0,758
n=0,63 Tamarindo 25%	Válvula Bola	1,323	-5,21E-2	0,351	-818,665	2,70 E-3	0,151
	Codo 45	1,724	1,49E-2	0,413	258,482	1,79E-3	0,340
	Codo 90	4,640	1,09E-1	0,258	1656,144	1,84E-3	0,340

En la Tabla 3.14 y se observa que para la pulpa de guayaba al 60% el coeficiente de ajuste es cercano a la unidad para las dos ecuaciones por lo que se puede afirmar que los datos experimentales se ajustan satisfactoriamente a estos dos modelos, mientras que, el coeficiente de ajuste para las diluciones al 25% de las pulpas de guayaba y tamarindo están alejados de la unidad por ende el ajuste de los datos experimentales no es satisfactorio para los dos modelos. Este comportamiento se ve corroborado con el trabajo realizado por Cabral et al. (2011), que reportan que los datos experimentales del coeficiente de pérdida del accesorio se ajustan satisfactoriamente a la ecuación de Hooper en flujo turbulento para $0,25 \leq n \leq 0,47$, como la pulpa de guayaba al 60% presenta un $n=0,31$ los valores experimentales se ajustan satisfactoriamente a la ecuación de Hooper, mientras que para las diluciones al 25% de guayaba y tamarindo que

presentan $n \geq 0,59$ los modelos resultan ser nefastos.

Por otro lado, trabajos realizados por Leal et al. (2005) para fluidos con $0,4 \leq n \leq 0,98$, sugieren determinar el coeficiente de pérdida del accesorio para un fluido no newtoniano como si fuese un fluido newtoniano en flujo turbulento, esto quiere decir, que no depende de la reología ni del número de Reynolds. La pendiente de la recta, obtenida al graficar la pérdida de carga versus la velocidad de cabeza, representa el coeficiente de pérdida del accesorio. (Leal et al., 2005, p. 4; Streeter et al., 2000, pp. 300-301). La Tabla 3.15 muestra los valores de los coeficientes de pérdida de cada accesorio determinado al graficar la pérdida de carga versus la velocidad de cabeza.

Tabla 3.15. Coeficientes de pérdida de los accesorios para un fluido no newtoniano, determinado como si fuese un fluido newtoniano

Pulpa/Disolución	Accesorio	k	r²
n=0,31 Guayaba 60%	Válvula Bola	2,621	0,648
	Codo 45	1,959	0,844
	Codo 90	2,015	0,781
n=0,59 Guayaba 25%	Válvula Bola	2,292	0,983
	Codo 45	1,492	0,999
	Codo 90	1,626	0,948
n=0,63 Tamarindo 25%	Válvula Bola	2,176	0,997
	Codo 45	1,502	0,999
	Codo 90	1,650	0,990

En la Tabla 3.15 se observa que el coeficiente de ajuste está alejado de la unidad para la pulpa de guayaba diluida al 60%, mientras que para la pulpa de guayaba y tamarindo diluida al 25% el coeficiente de ajuste está cercano a la unidad lo que permite afirmar que para fluidos cuyo índice de comportamiento reológico está comprendido entre 0,59 y 0,63 el coeficiente de pérdida del accesorio para fluidos no newtonianos se puede estimar como si se tratara de un fluido newtoniano.

El efecto del índice de comportamiento reológico sobre el coeficiente de pérdida del accesorio se analiza en el acápite 3.4 y se propondrán una o varias

correlaciones para determinar el coeficiente de pérdida del accesorio que se ajuste a los datos experimentales encontrados.

3.4. EVALUACIÓN DEL EFECTO DEL ÍNDICE DE COMPORTAMIENTO REOLÓGICO SOBRE LAS PÉRDIDAS POR FRICCIÓN

3.4.1. EVALUACIÓN DEL ÍNDICE DE COMPORTAMIENTO REOLÓGICO SOBRE LAS PERDIDA DEBIDAS AL FACTOR DE FRICCIÓN

3.4.1.1. RÉGIMEN LAMINAR

La Tabla 3.16 indica el análisis de varianza para el factor de fricción en flujo laminar a Reynolds generalizado de 200, 650, 1 550 y 2 000 para índices de comportamiento reológico diferentes. En todos los casos el parámetro p es menor a 0,05 y la media de la suma de los cuadrados entre grupos es mayor que la media dentro del grupo, lo cual demuestra que existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores de factor de fricción en flujo laminar para los índices de comportamiento reológico 0,24, 0,25, 0,31 y 0,35. Con base en estos resultados, se concluye que el índice de comportamiento reológico afecta al valor del factor de fricción en flujo laminar.

Tabla 3.16. Análisis de varianza para el factor de fricción en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
200	Entre grupos	0,00819887	5	0,00163977	134,27	0,0000
	Dentro de grupos	0,000073276	6	0,0000122127		
	Total (Corr.)	0,00827215	11			
650	Entre grupos	0,00119148	5	0,000238297	163,78	0,0000
	Dentro de grupos	0,0000087299	6	0,00000145498		
	Total (Corr.)	0,00120021	11			
1 550	Entre grupos	0,000343297	5	0,0000686595	224,25	0,0000
	Dentro de grupos	0,00000183706	6	3,06177E-7		
	Total (Corr.)	0,000345134	11			
2 000	Entre grupos	0,000240837	5	0,0000481673	248,09	0,0000
	Dentro de grupos	0,00000116493	6	1,94156E-7		
	Total (Corr.)	0,000242002	11			

En el acápite 3.2.3 se observó que el valor del factor de fricción en flujo laminar para las pulpas puras y sus diluciones de 80% y 60% se encuentra subestimado respecto a los valores calculados con la ecuación dada en bibliografía. La desviación que existe entre el valor del factor de fricción experimental y el valor obtenido con la ecuación dada en bibliografía fue mayor al 47%. La Figura 3.27 muestra la variación del factor de fricción con números de Reynolds generalizados para diferentes índices de comportamiento reológico. Como el análisis de varianza mostró que el factor de fricción depende del índice de comportamiento reológico, se propone la ecuación [3.3] para la estimación del valor del factor de fricción en régimen laminar.

$$f = \frac{A \times K^B \times n^C}{Re_g} \quad [3.3]$$

Donde A, B y C son constantes. En la ecuación propuesta se observa que el factor de fricción es función del número de Reynolds generalizado como se sugiere en bibliografía (Steffe y Daubert, 2006, pp. 49-51), del índice de comportamiento reológico y el de consistencia, estos dos últimos términos se añadieron ya que para un mismo n no se tiene la misma curva de factor de

fricción, lo cual permite afirmar que f depende también de K (Steffe y Daubert, 2006, pp. 51-53). Para realizar el ajuste se utilizó los valores medios del factor de fricción.

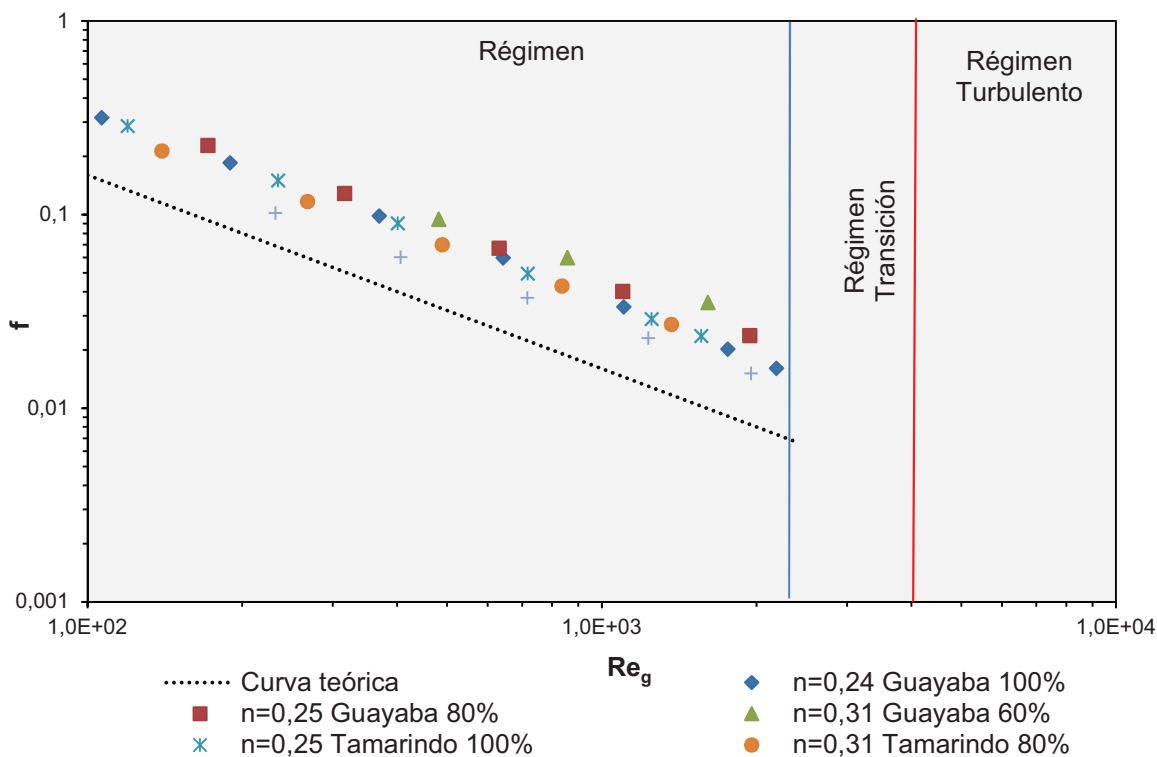


Figura 3.27. Factor de fricción para diferentes números de Reynolds generalizados y diferentes índices de comportamiento reológico

La Tabla 3.17 muestra los valores de las constantes A, B y C cuando se ajustan los datos experimentales del factor de fricción en flujo laminar a la ecuación propuesta. El r^2 cercano a la unidad demuestra que el ajuste de los datos experimentales del factor de fricción en flujo laminar es satisfactorio a la ecuación propuesta.

Tabla 3.17. Valores de las constantes A, B y C de la ecuación propuesta [3.3] para estimar el calor del factor de fricción en flujo laminar.

Constante	Valor	r^2
A	6,26	0,994
B	-0,23	
C	-1,70	

La ecuación [3.4] es válida para estimar el factor de fricción en régimen laminar para las pulpas de guayaba, tamarindo y sus diferentes diluciones cuyos índices de comportamiento reológico se encuentran comprendidos entre 0,24 y 0,35. La ecuación dada en bibliografía subestima en factor de fricción en régimen laminar. El factor de fricción experimental es aproximadamente 2 veces mayor que el factor de fricción dado en bibliografía.

$$f = \frac{6,26 \times K^{-0,23} \times n^{-1,70}}{Re_g} \quad [3.4]$$

La Figura 3.28 y Figura 3.29 muestran las curvas del factor de fricción obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de guayaba y tamarindo pura y sus diluciones, respectivamente.

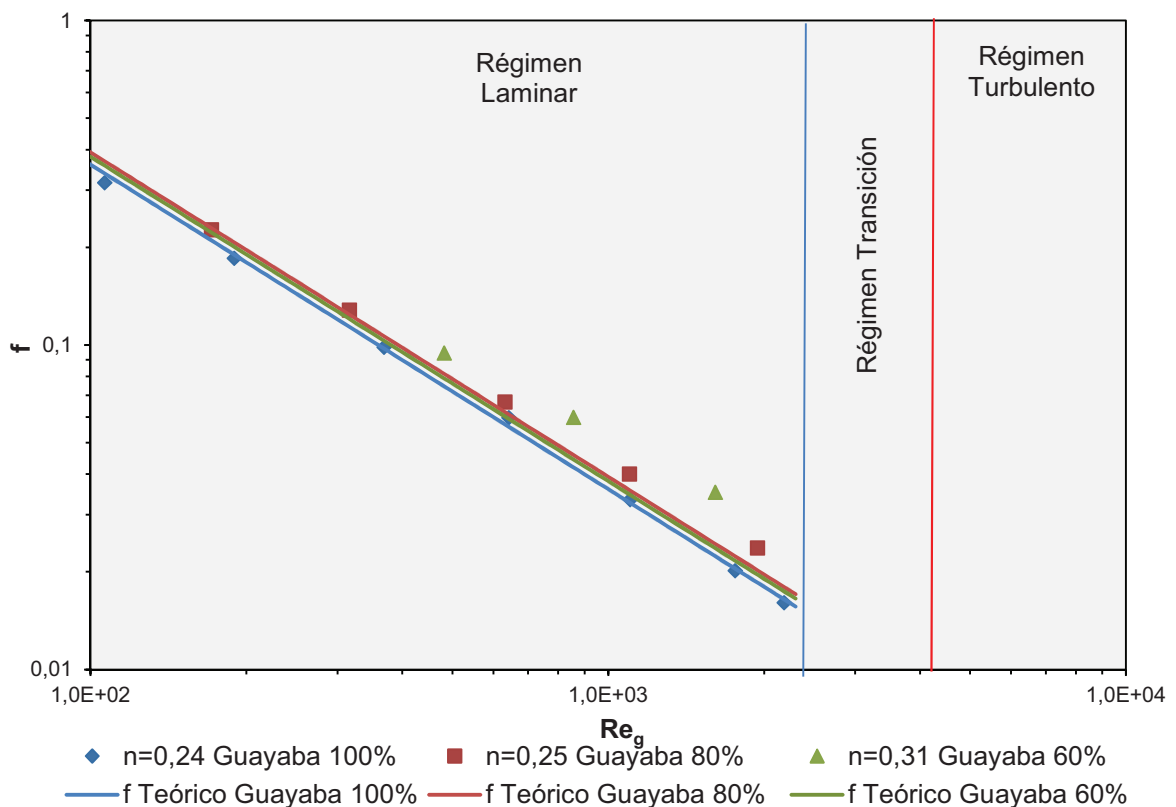


Figura 3.28. Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones

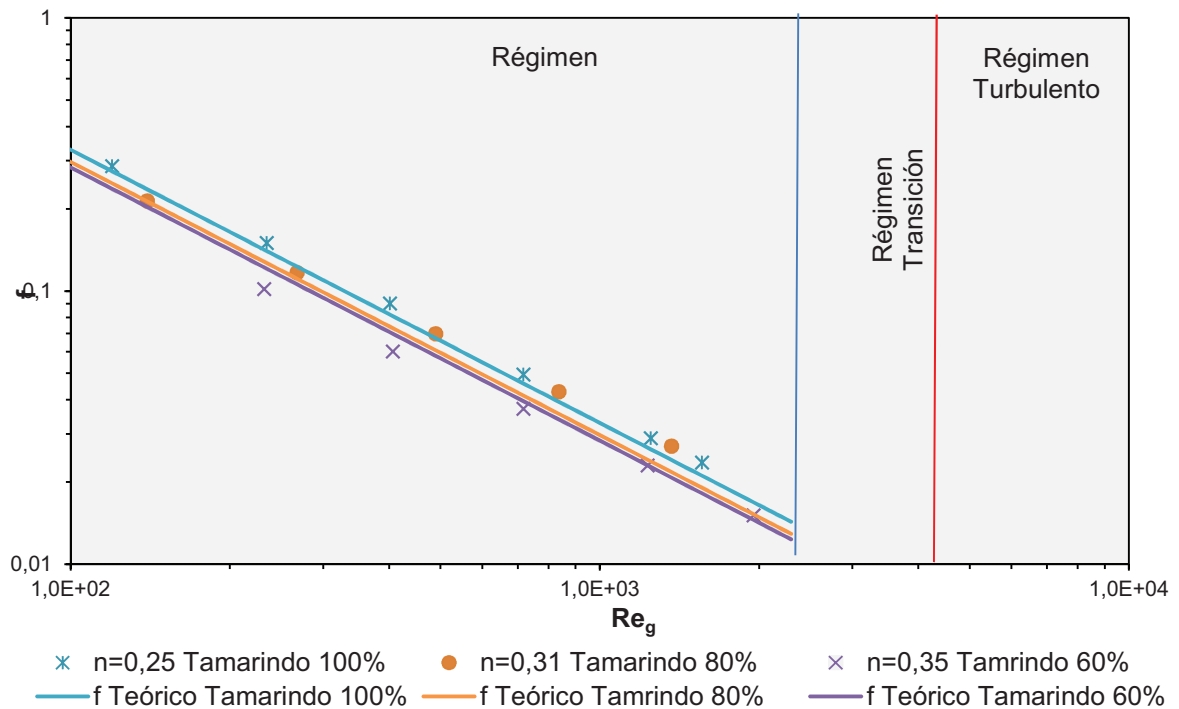


Figura 3.29. Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de tamarindo pura y sus diluciones

En la Figura 3.28 y Figura 3.29 se observa que las curvas del factor de fricción predicha con la ecuación propuesta para la pulpa pura de guayaba y tamarindo, diluciones al 80% de guayaba y tamarindo y para la dilución al 60% de tamarindo, los valores predichos coinciden con los valores del factor de fricción experimentales, mientras que para la dilución de guayaba al 60% se encuentra subestimada. La desviación para la dilución al 60% de guayaba es del -20% y para las demás curvas la desviación es del $\pm 10\%$ respecto al valor experimental.

3.4.1.2. RÉGIMEN TURBULENTO

La Tabla 3.18 indica el análisis de varianza para el factor de fricción en régimen turbulento a Reynolds generalizado de 4 000, 6 000, 8 000 y 10 000 para índices de comportamiento reológico diferentes. En todos los casos el parámetro p es menor a 0,05 y la media de la suma de los cuadrados entre grupos es mayor que la media dentro del grupo, lo cual demuestra que existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores de factor de fricción en flujo turbulento para los índices de comportamiento reológico 0,31, 0,59 y 0,63. Con

base en estos resultados, se concluye que el índice de comportamiento reológico afecta al valor del factor de fricción en flujo turbulento. Estos resultados contrastan con los datos en bibliografía. Las ecuaciones por propuestas Shaver y Merrill; Dodge y Metzner; y Clapp indican que el factor de fricción es función del índice de comportamiento reológico. Como se observó en el acápite 3.2.3, la mejor ecuación para estimar el valor del factor de fricción es la de Dodge y Metzner para pulpas con $0,59 \leq n \leq 0,63$, mientras que para estimar el valor del factor de fricción para un pulpa cuyo $n=0,31$ se utiliza la ecuación propuesta por Tomita

Tabla 3.18. Análisis de varianza para el factor de fricción en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
4 000	Entre grupos	0,000096338	2	0,000048169	590,80	0,0001
	Dentro de grupos	2,44597E-7	3	8,15323E-8		
	Total (Corr.)	0,0000965826	5			
6 000	Entre grupos	0,0000369013	2	0,0000184506	339,62	0,0003
	Dentro de grupos	1,62981E-7	3	5,4327E-8		
	Total (Corr.)	0,0000370643	5			
8 000	Entre grupos	0,0000172268	2	0,00000861341	206,60	0,0006
	Dentro de grupos	1,25072E-7	3	4,16908E-8		
	Total (Corr.)	0,0000173519	5			
10 000	Entre grupos	0,00000906922	2	0,00000453461	131,83	0,0012
	Dentro de grupos	1,03196E-7	3	3,43987E-8		
	Total (Corr.)	0,00000917242	5			

3.4.2. EVALUACIÓN DEL ÍNDICE DE COMPORTAMIENTO REOLÓGICO SOBRE EL COEFICIENTE DEL ACCESORIO.

3.4.2.1. RÉGIMEN LAMINAR

La Tabla 3.19, Tabla 3.20 y Tabla 3.21 indica el análisis de varianza para el coeficiente de pérdida de la válvula de bola, codo de 45° y 90°, en flujo laminar a Reynolds generalizado de 200, 650, 1 550 y 2 000 para índices de comportamiento reológico diferentes. En todos los casos el parámetro p es menor a 0,05 y la media de la suma de los cuadrados entre grupos es mayor que la

media dentro del grupo, lo cual demuestra que existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar para los índices de comportamiento reológico 0,24, 0,25, 0,31 y 0,35. Con base en estos resultados, se concluye que el índice de comportamiento reológico afecta al valor del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar.

Tabla 3.19. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida de la válvula de bola en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
200	Entre grupos	54,439	5	10,8878	65,12	0,0000
	Dentro de grupos	1,00319	6	0,167198		
	Total (Corr.)	55,4422	11			
650	Entre grupos	22,8893	5	4,57787	147,75	0,0000
	Dentro de grupos	0,185906	6	0,0309843		
	Total (Corr.)	23,0752	11			
1 550	Entre grupos	18,1069	5	3,62139	262,02	0,0000
	Dentro de grupos	0,0829259	6	0,013821		
	Total (Corr.)	18,1899	11			
2 000	Entre grupos	17,46	5	3,49199	297,72	0,0000
	Dentro de grupos	0,0703739	6	0,011729		
	Total (Corr.)	17,5303	11			

Tabla 3.20. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 45° en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
200	Entre grupos	752,109	5	150,422	674,48	0,0000
	Dentro de grupos	1,33811	6	0,223019		
	Total (Corr.)	753,447	11			
650	Entre grupos	55,3046	5	11,0609	350,69	0,0000
	Dentro de grupos	0,189241	6	0,0315402		
	Total (Corr.)	55,4938	11			
1 550	Entre grupos	8,49307	5	1,69861	157,26	0,0000
	Dentro de grupos	0,0648061	6	0,010801		
	Total (Corr.)	8,55787	11			
2 000	Entre grupos	6,04029	5	1,20806	141,42	0,0000
	Dentro de grupos	0,0512523	6	0,00854205		
	Total (Corr.)	6,09154	11			

Tabla 3.21. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 90° en régimen laminar a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
200	Entre grupos	996,933	5	199,387	504,95	0,0000
	Dentro de grupos	2,36917	6	0,394862		
	Total (Corr.)	999,303	11			
650	Entre grupos	65,4112	5	13,0822	222,62	0,0000
	Dentro de grupos	0,352593	6	0,0587655		
	Total (Corr.)	65,7638	11			
1 550	Entre grupos	10,3421	5	2,06841	96,57	0,0000
	Dentro de grupos	0,128514	6	0,021419		
	Total (Corr.)	10,4706	11			
2 000	Entre grupos	8,57461	5	1,71492	99,34	0,0000
	Dentro de grupos	0,103584	6	0,0172639		
	Total (Corr.)	8,67819	11			

En el acápite 2.4 se observó que el valor del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar para las pulpas puras y sus diluciones de 80% y 60% se ajusta a los modelos propuestos por Kittredge y Rowley; y Hooper. La Figura 3.30 muestra la variación del coeficiente de pérdida de la válvula de bola (k_v) respecto al número de Reynolds generalizado (Re_g). Se observa que el k_v disminuye a medida que aumenta el Re_g en todos los casos, mientras que si el n aumenta el k_v también aumenta para una misma pulpa. También se observa, que para índices de comportamiento reológico iguales las curvas no coinciden, sino que la curva que corresponde a la pulpa de guayaba se encuentra desplazada hacia arriba respecto a la curva que tiene el mismo n pero que corresponde a la pulpa de tamarindo esto se debe a que los índices de consistencia (K) son diferentes, los valores de K son mayores para la pulpa de tamarindo. La misma tendencia muestran las curvas correspondientes a los codos de 45° y 90°. Sobre la base del análisis de varianza que indica que el valor de k_f depende de n y lo expuesto anteriormente, se infiere que el coeficiente de pérdida del accesorio es función del número de Reynolds generalizado, del índice de comportamiento reológico y del índice de consistencia.

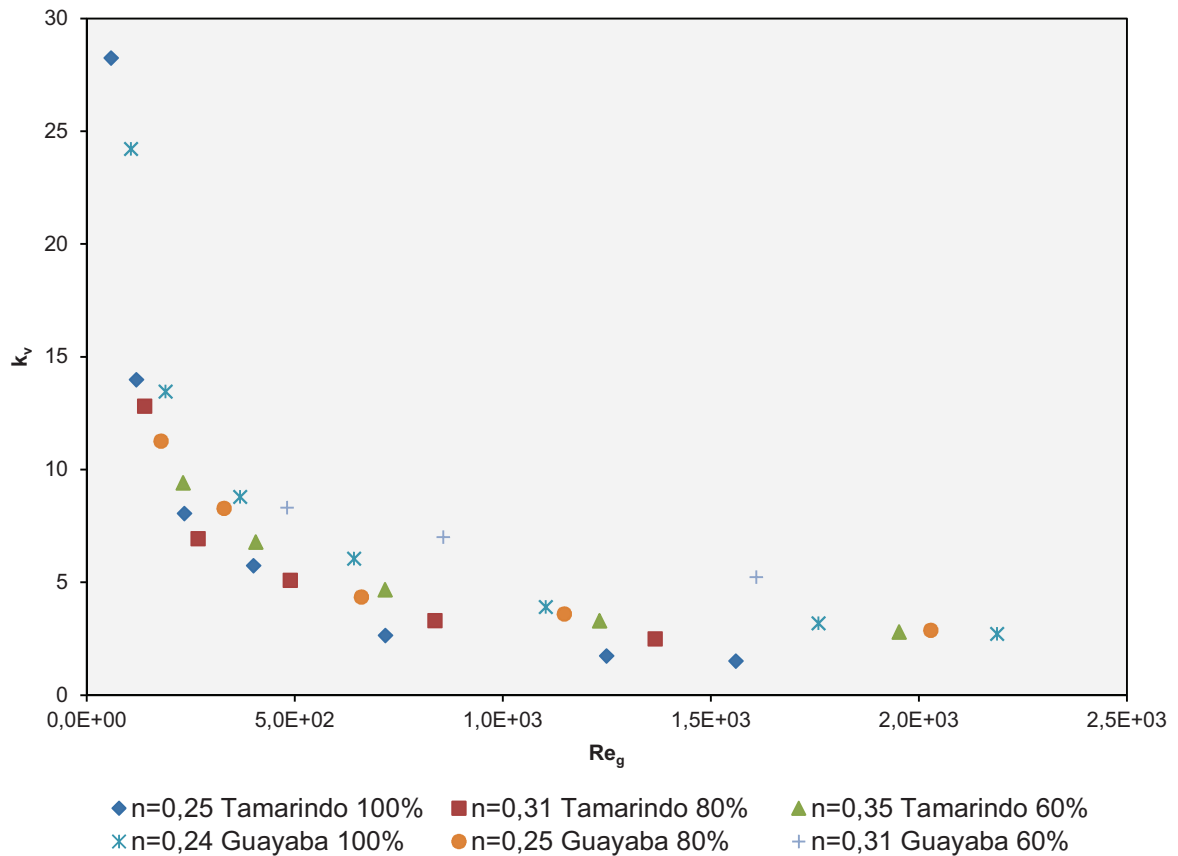


Figura 3.30. Variación del coeficiente de pérdida de la válvula de bola con el número de Reynolds generalizado.

En vista que muchos autores coinciden que la ecuación propuesta por Hooper es la que mejor para estimar el valor de coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar (Steffe y Daubert, 2006, p. 61-63). Se propone una ecuación similar a está considerando el efecto del n y K .

$$k_f = K^B \times n^C \times \frac{A}{Re_g} + D \quad [3.5]$$

La ecuación [3.5] que se propone para ajustar los datos experimentales, es similar a la de Hooper el termino D es una constante que agrupa a $k_\infty \times \left(1 + \frac{1}{D}\right)$ ya que en este trabajo no se consideró la variación del diámetro del accesorio; a esta ecuación se añade los términos K^B y n^C , para cuantificar su efecto.

La Tabla 3.22 muestra los valores de las constantes A , B , C y D cuando se

ajustan los datos experimentales del coeficiente de pérdida de los diferentes accesorios a la ecuación [3.5]. El r^2 cercano a la unidad demuestra que el ajuste de los datos experimentales del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo laminar es satisfactorio a la ecuación propuesta.

Tabla 3.22. Valores de las constantes A, B, C y D de la ecuación [3.5] para los diferentes accesorios del banco de tubos en flujo laminar.

Accesorio	A	B	C	D	r^2
Válvula de bola	176,238	-0,451	-2,586	1,946	0,930
Codo de 45°	220,586	-0,414	-2,576	1,842	0,951
Codo de 90°	321,14	-0,463	-2,486	2,002	0,952

La ecuación [3.5] con sus respectivas constantes es válida para estimar el valor del coeficiente de pérdida del accesorio en régimen laminar para las pulpas de guayaba, tamarindo y sus diferentes diluciones cuyos índices de comportamiento reológico se encuentran comprendidos entre 0,24 y 0,35.

La Figura 3.31 y Figura 3.32 muestran las curvas del coeficiente de pérdida de la válvula de bola predicha con la ecuación [3.5] y los datos experimentales del coeficiente de pérdida de la válvula de bola para la pulpa de guayaba y tamarindo pura y sus diluciones, respectivamente.

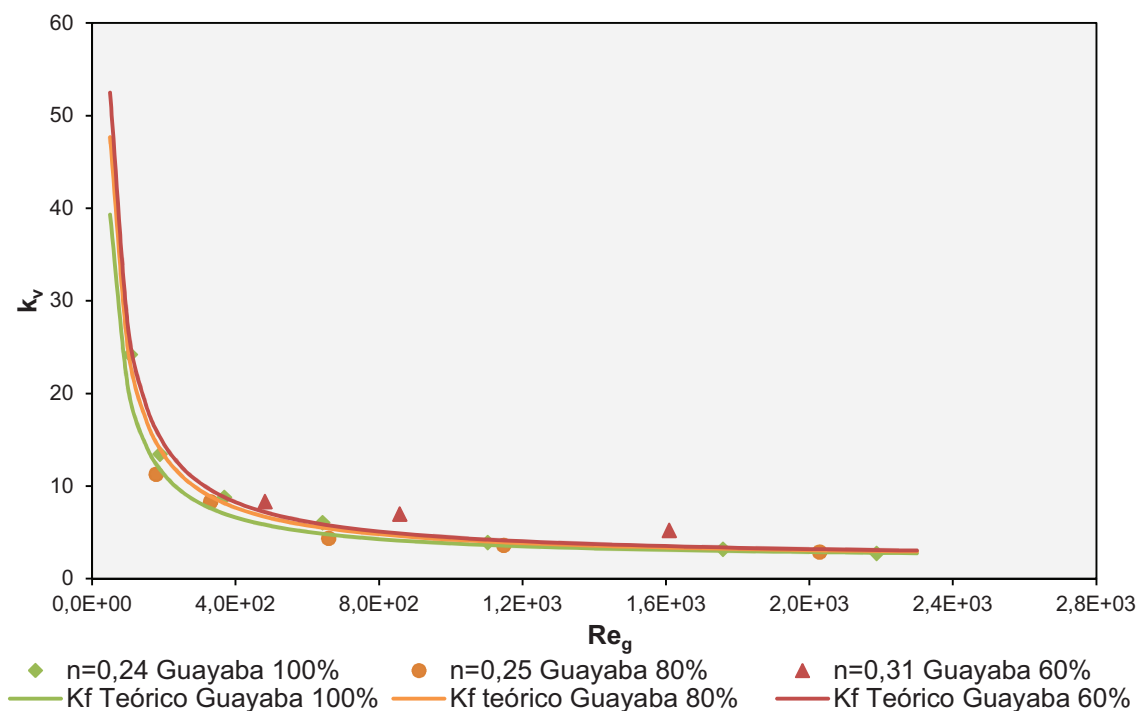


Figura 3.31. Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de guayaba pura y sus diluciones

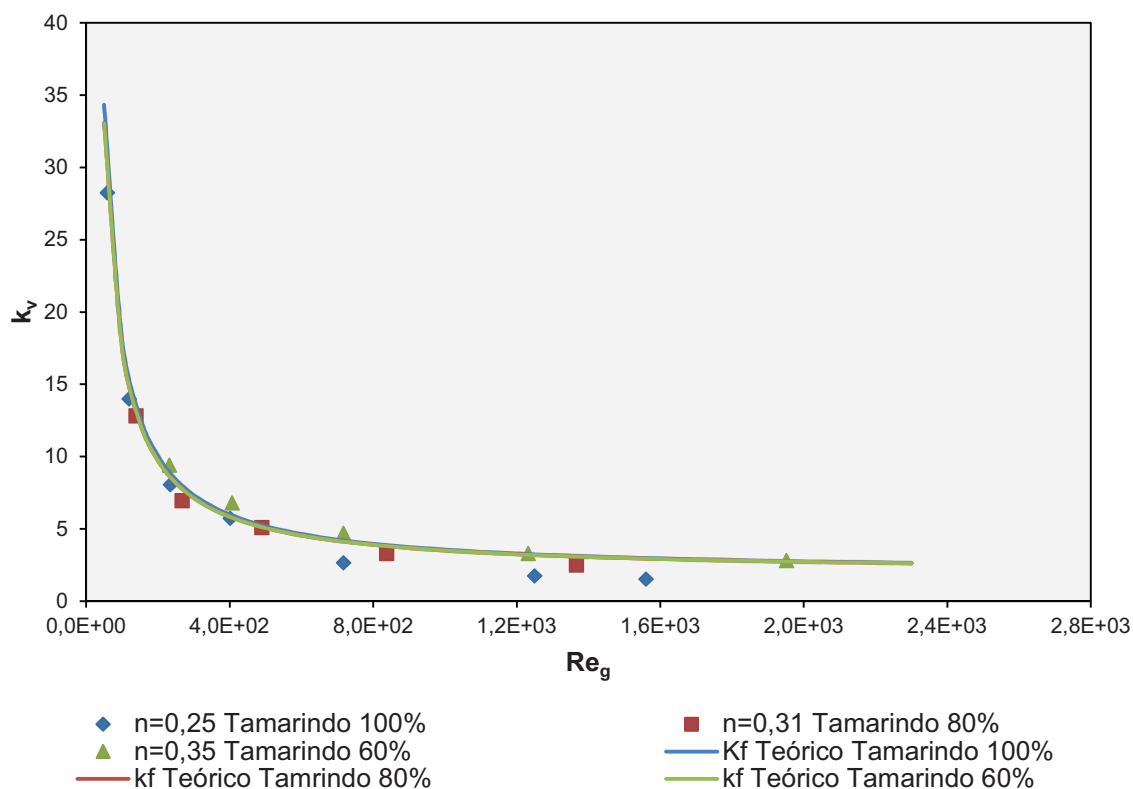


Figura 3.32. Curvas del factor de fricción teórico obtenido con la ecuación [3.4] y los datos experimentales del factor de fricción para la pulpa de tamarindo pura y sus diluciones

En la Figura 3.31 y Figura 3.32 se observa las curvas del coeficiente de pérdida predicha con la ecuación [3.5] y los datos experimentales del coeficiente de pérdida de la válvula de bola para la pulpa pura de guayaba, tamarindo y sus diluciones. A pesar que existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores del coeficiente de pérdida del accesorio para diferentes índices de comportamiento reológico, las desviaciones de los datos experimentales respecto a los predichos con la ecuación [3.5] son pequeñas. Para la válvula de bola la desviación es del $\pm 15\%$, mientras que para los codos de 45° y 90° la desviación es del $\pm 10\%$.

3.4.2.2. RÉGIMEN TURBULENTO

La Tabla 3.23, Tabla 3.24 y Tabla 3.25 indica el análisis de varianza para el coeficiente de pérdida de la válvula de bola, codo de 45° y 90° , en flujo turbulento a Reynolds generalizado de 200, 650, 1 550 y 2 000 para índices de comportamiento reológico diferentes. Para el codo de 45° y 90° el parámetro p es mayor a 0,05 y la media de la suma de los cuadrados entre grupos es menor que la media dentro del grupo, lo cual demuestra que no existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo turbulento para los índices de comportamiento reológico 0,59 y 0,63. Con base en estos resultados, se concluye que el índice de comportamiento reológico no afecta al valor del coeficiente de pérdida del codo de 45° y 90° en flujo turbulento.

Para la válvula de bola el parámetro p es menor a 0,05 y la media de la suma de los cuadrados entre grupos es mayor que la media dentro del grupo, lo cual demuestra que existe diferencia estadísticamente significativa entre los valores del coeficiente de pérdida del accesorio en flujo turbulento para los índices de comportamiento reológico 0,59 y 0,63. Con base en estos resultados, se concluye que el índice de comportamiento reológico afecta al valor del coeficiente de pérdida de la válvula de bola en flujo turbulento.

Tabla 3.23. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida de la válvula de bola en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
4 000	Entre grupos	0,495053	1	0,495053	63,35	0,0154
	Dentro de grupos	0,0156288	2	0,0078144		
	Total (Corr.)	0,510682	3			
6 000	Entre grupos	0,354501	1	0,354501	48,50	0,0200
	Dentro de grupos	0,0146187	2	0,00730934		
	Total (Corr.)	0,36912	3			
8 000	Entre grupos	0,237364	1	0,237364	34,78	0,0276
	Dentro de grupos	0,0136511	2	0,00682554		
	Total (Corr.)	0,251015	3			
10 000	Entre grupos	0,143641	1	0,143641	22,57	0,0416
	Dentro de grupos	0,012726	2	0,00636302		
	Total (Corr.)	0,156367	3			

Tabla 3.24. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 45° en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
4 000	Entre grupos	0,107217	1	0,107217	7,12	0,1164
	Dentro de grupos	0,0301203	2	0,0150602		
	Total (Corr.)	0,137337	3			
6 000	Entre grupos	0,108676	1	0,108676	7,24	0,1149
	Dentro de grupos	0,0300364	2	0,0150182		
	Total (Corr.)	0,138712	3			
8 000	Entre grupos	0,110144	1	0,110144	7,35	0,1133
	Dentro de grupos	0,0299526	2	0,0149763		
	Total (Corr.)	0,140097	3			
10 000	Entre grupos	0,111623	1	0,111623	7,47	0,1118
	Dentro de grupos	0,0298689	2	0,0149344		
	Total (Corr.)	0,141492	3			

Tabla 3.25. Análisis de varianza para coeficiente de pérdida del codo de 90° en régimen turbulento a diferentes números de Reynolds generalizados

Reynolds	Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
4 000	Entre grupos	0,0527713	1	0,0527713	6,09	0,1323
	Dentro de grupos	0,0173176	2	0,0086588		
	Total (Corr.)	0,0700889	3			
6 000	Entre grupos	0,0534904	1	0,0534904	6,18	0,1308
	Dentro de grupos	0,0173138	2	0,0086569		
	Total (Corr.)	0,0708042	3			
8 000	Entre grupos	0,0542145	1	0,0542145	6,26	0,1294
	Dentro de grupos	0,01731	2	0,00865501		
	Total (Corr.)	0,0715245	3			
10 000	Entre grupos	0,0549434	1	0,0549434	6,35	0,1280
	Dentro de grupos	0,0173062	2	0,00865312		
	Total (Corr.)	0,0722496	3			

Trabajos realizados por Leal et al. (2005), sugieren estimar el valor del coeficiente de pérdida del accesorio para fluidos no newtonianos igual que un fluido newtoniano para $n \geq 0,4$. El valor del coeficiente de pérdida del accesorio es constante y no depende de Re_g ni de la propiedades reológicas del fluido K, n . El resultado de graficar la pérdida de carga versus la velocidad de carga, es una línea recta cuya pendiente representa el valor del coeficiente de pérdida del accesorio.

La Tabla 3.26 muestra el valor del coeficiente de pérdida para la válvula de bola, codo de 45° y 90° determinados utilizando el mismo criterio que para fluidos newtonianos en flujo turbulento. El r^2 cercano a la unidad demuestra que el valor de k_f para fluidos no newtonianos pseudoplásticos se puede estimar como si fuesen newtonianos y la pendiente de la curva h_f vs $v^2/2g$ representa el coeficiente de pérdida del accesorio.

Tabla 3.26. Valor del coeficiente de pérdida del para los diferentes accesorios del banco de tubos en flujo turbulento.

Accesorio	k_f	r^2
Válvula de bola	$2,24 \pm 0,04$	0,989*
Codo de 45°	$1,49 \pm 0,02$	0,999*
Codo de 90°	$1,64 \pm 0,02$	0,992*

$\bar{x} \pm \sigma$ (n=7)

* Coeficiente de correlación para el gráfico pérdida de carga vs velocidad de cabeza, cálculo del coeficiente del accesorio (k)

Los valores de la Tabla 3.26 corresponden a los valores de los coeficientes de pérdida de los accesorios en régimen turbulento para las diluciones de la pulpa de guayaba y tamarindo al 25% cuyos índices de comportamiento reológico son 0,59 y 0,63, respectivamente. Estos valores presentan una variación no mayor al 5% respecto a los valores de los coeficientes de pérdida de la Tabla 3.11 que corresponden a un fluido newtoniano (agua).

En el acápite 3.3.2 se observó que para la pulpa de guayaba al 60% en flujo turbulento, los datos experimentales de la válvula de bola, codo de 45° y 90° se ajustan satisfactoriamente al modelo propuesto por Hooper. Por esta razón se puede utilizar esta ecuación con sus respectivas constantes para estimar el valor del coeficiente de pérdida del accesorio. Resultados similares reportan Cabral et al. (2011) para fluidos alimenticios que cumplen la ley de la potencia.

3.5. DISEÑO DE UN SISTEMA DE TRANSPORTE DE PULPA

En la Figura 3.33 se muestra el sistema de transporte de pulpa que utiliza la empresa ENVAGRIF C.A para trasportar su producto de un punto a otro. Este sistema de transporte consta de tres bombas helicoidales marca Netzsch, la potencia y su rendimiento se detallan en la Tabla 3.27

La primera bomba sirve para trasportar la pulpa desde el despulpador hasta el tanque 1, la segunda bomba transporta la pulpa del tanque 1 a través del

pasteurizador hasta el tanque 2 y la tercera bomba transporta la pulpa pasteurizada del tanque 2 al tanque 3 que se utiliza como reservorio para el envasado de la pulpa, esta última operación se realiza por gravedad. El material de la tubería y de los accesorios son de acero inoxidable. El pasteurizador es un intercambiador de calor de tubos concéntricos, la pulpa circula por el tubo interior.

Tabla 3.27. Características de las bombas helicoidales instaladas en planta de la empresa ENVAGRIF C.A para el procesamiento de pulpas de frutas.

Bomba	Maca	Potencia (kW)	Rendimiento (%)
Bomba despulpador	Netzsch	2,2	80
Bomba pasteurizador	Netzsch	5,0	85
Bomba envasado	Netzsch	1,1	80

Para determinar la potencia de bombeo de la pulpa pura de tamarindo y sus diluciones a través de la red de tubería se realizaron balances de energía considerando tres sistemas: el primero despulpador-tanque 1, el segundo tanque 1- tanque 2 y el tercero tanque 2–tanque 3. Los tanques 1 y 2 se encuentran a una distancia de 1 m sobre el suelo, mientras que el tanque 3 se encuentra a una distancia de 2,5 m. Para el diseño de la potencia de bomba en el primer sistema se necesita un flujo másico de 11 000 kg/h con base a la capacidad del despulpador, para el segundo sistema se necesita un flujo másico constante de 45 kg/min con base en la capacidad del pasteurizador y para el tercer sistema se requiere un flujo másico de 5 400 kg/h con base en el tiempo de envasado.

En la Tabla 3.28 se muestra el resumen de las potencias de bombas calculadas utilizando los datos experimentales obtenidos en este trabajo y el porcentaje de sobredimensionamiento respecto a las bombas instaladas en planta para el sistema de transporte de pulpa de la empresa ENVAGRIF C.A, cuando se bombea la pulpa pura.

Tabla 3.28. Potencias de bombas calculadas con los datos experimentales obtenidos en este trabajo para el sistema de transporte de pulpa de la empresa ENVAGRIF C.A, cuando se bombea tamarindo puro y tamarindo a diferentes concentraciones.

Pulpa	Potencia de la bomba/ porcentaje de sobredimensionamiento	SISTEMAS		
		Despulpador- Tanque 1	Tanque 1 - Tanque 2	Tanque 2- Tanque 3
Tamarindo puro	Potencia de la bomba (kW)	0,32	2,25	0,40
	Sobredimensionamiento (%)	457	89	120
Tamarindo 80%	Potencia de la bomba (kW)	0,18	0,90	0,19
Tamarindo 60%	Potencia de la bomba (kW)	0,14	0,53	0,13
Tamarindo 25%	Potencia de la bomba (kW)	0,08	0,07	0,03

En la Tabla 3.28 se observa que la potencia de las tres bombas instaladas en planta se encuentran sobredimensionadas cuando se transporta la pulpa pura de tamarindo. Cuando se bombea la pulpa pura de tamarindo a través de la red de tuberías de la Figura 3.33, las bombas del despulpador y envasado presentan un sobredimensionamiento mayor al 100%, mientras que la bomba del pasteurizador presenta un sobredimensionamiento del 89%. El sobredimensionamiento que se encontró en la potencia de las bombas instaladas en planta es mayor a las que se recomienda en bibliografía (Peters y Timmerhaus, 1991, pp. 37-40), esto posiblemente se debe a la proyección de la empresa de incrementar su producción. Si este fuera el caso, la bomba del pasteurizador es la que presenta el menor sobredimensionamiento y sería este el “cuello de botella” del sistema de transporte, la bomba del pasteurizador puede dar un flujo máximo de 4 950 kg/h de tamarindo puro, cabe recalcar que en el balance de energía que se realizó, no se tomó en cuenta el cambio de temperatura que sufre la pulpa en este proceso, se asumió condiciones de temperatura constante de 18°C, es por eso que esta cantidad podría ser mayor

debido a que las pérdidas provocadas por la tubería y a los accesorios dependen de las propiedades reológica del fluido y al aumentar la temperatura el índice de consistencia disminuye y el índice de comportamiento reológico aumenta (Gratão et al., 2005, pp. 5-7), acercándose el fluido a un comportamiento newtoniano por ende las pérdidas de energía son menores.

La pulpa pura de tamarindo es la que requiere mayor energía para ser transportada debido a que presenta la mayor viscosidad aparente de entre todas las pulpas caracterizadas en este trabajo como se muestra en la Tabla 3.3, por lo que la energía que se requiere para transporta las demás pulpas será menor a la que se requiere para transportar el tamarindo puro.

Cuando se transporta el tamarindo a diferentes concentraciones se necesita una menor cantidad de energía que para transportar la pulpa pura. Se necesita en promedio 2, 3 y 16 veces menos energía para transportar la pulpa diluida al 80%, 60% y 25%, respectivamente. Esto se debe a que las propiedades reológicas del fluido cambian, aumenta el índice de comportamiento reológico y disminuye el índice de consistencia.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. CONCLUSIONES

- Las pulpas de fruta de mora (*Rubus glaucus*), tomate de árbol (*Cyphomandra betacea*), guanábana (*Annona muricata*), mango (*Mangifera indica*), tamarindo (*Tamarindus indica*), frutilla (*Fragaria vesca*), maracuyá (*Passiflora edulis*) y guayaba (*Psidium guajava*) presentaron un comportamiento reológico pseudoplástico independiente del tiempo, este comportamiento reológico se ajustó satisfactoriamente al modelo de la ley de la potencia con un índice de correlación entre 0,919 y 0,998.
- Las diluciones que se realizaron con las pulpas de guanábana (*Annona muricata*) y tamarindo (*Tamarindus indica*) presentaron, al igual que las pulpas puras, un comportamiento reológico pseudoplástico independiente del tiempo este comportamiento reológico se ajustó satisfactoriamente al modelo de la ley de la potencia con un índice de correlación entre 0,971 y 0,990. A media que el contenido de agua aumentaba para cada dilución, el índice de consistencia disminuía mientras que el índice de comportamiento reológico aumentaba.
- El índice de comportamiento reológico tuvo un efecto significativo sobre el factor de fricción en régimen laminar. El factor de fricción determinado experimentalmente para las pulpas puras y sus diluciones de guanábana (*Annona muricata*) y tamarindo (*Tamarindus indica*) se encuentra subestimado respecto al encontrado en bibliografía. Se propuso una nueva ecuación para el cálculo del valor del factor de fricción en este régimen, esta ecuación presentó un ajuste satisfactorio a los datos experimentales con un $r^2=0,994$.
- Para las pulpas diluidas al 25% de guanábana (*Annona muricata*) y tamarindo (*Tamarindus indica*) en régimen turbulento las correlaciones de Dodge y Metzner; y Tomita, en el promedio, sobreestiman el valor de factor

de fricción experimental. Mientras que lo contrario ocurre con las correlaciones propuestas por Shaver y Merrill; y Clapp. La correlación de Dodge y Metzner es a la que mejor se ajustan los datos experimentales con una desviación media absoluta del 9% y la correlación de Shaver y Merrill es a la que peor se ajustan con una desviación media absoluta de 45%.

- El índice de comportamiento reológico tuvo un efecto estadísticamente significativo sobre el factor de fricción en régimen turbulento. Para las pulpas que presentan un índice de comportamiento reológico mayor a 0,4, como son las diluciones de la pulpa de guanábana (*Annona muricata*) al 25% y tamarindo al 25% (*Tamarindus indica*); el valor del factor de fricción se puede estimar utilizando la ecuación de Dodge y Metzner. Mientras que para pulpa que presenta un índice de comportamiento reológico menor a 0,4, como es la dilución de la pulpa de guanábana (*Annona muricata*) al 60%, el valor del factor de fricción se puede estimar utilizando la ecuación de Tomita.
- El índice de comportamiento reológico y el índice de consistencia depende de la humedad o °Brix de la pulpa, la ecuación que mejor describió este comportamiento es de forma exponencial. Se observó que el ajuste a los modelos propuestos es satisfactorio con índices de ajustes comprendidos entre 0,921 y 0,999. Los dos modelos propuestos dan buenos resultados, se podrían utilizar cualquiera de ellos para estimar n y K en función de la humedad o °Brix.
- El coeficiente de pérdida del accesorio depende del número de Reynolds, el índice de consistencia y el índice de comportamiento reológico del fluido en régimen laminar. Se propuso una nueva ecuación para estimar el valor del coeficiente de pérdida del accesorio en este régimen. El ajuste de esta ecuación a los datos experimentales es satisfactorio con r^2 comprendido entre 0,930 y 0,952 para la válvula de bola, los codos de 45° y 90°.

- Para régimen turbulento el coeficiente de pérdida del accesorio es independiente del índice de comportamiento reológico y del número del Reynolds. Los coeficientes de pérdida de accesorios para fluidos newtonianos se pueden utilizar para los cálculos del diseño de redes de tubería de fluidos no newtonianos. Los valores de los coeficientes de pérdida de los accesorios para fluidos newtonianos presenta una desviación no mayor al 5%.
- Las bombas instaladas en el sistema de transporte de la empresa ENVAGRIF C.A. se encuentran sobredimensionadas. La potencia de las bombas del despulpado y envasado presentan un sobredimensionamiento mayor al 100%, mientras que la bomba del pasteurizador presenta un sobredimensionamiento del 87%, cuando se transporta pulpa pura de tamarindo. Estas bombas se podrían sustituir por otras cuyas potencias sean de 0,40 kW, 2,65 kW y 0,50 kW para el despulpador, pasteurizador y envasado, respectivamente. La eficiencia de estas bombas son del 85% para el pasteurizador y del 80% para el despulpado y el envasado.

4.2. RECOMENDACIONES

- Desarrollar una investigación para determinar el efecto del diámetro y la rugosidad de la tubería sobre el factor de fricción.
- Determinar el efecto del tiempo de almacenamiento y la temperatura en las propiedades reológicas de las pulpas de frutas.
- Realizar el diseño de un sistema de transporte de pulpas de frutas donde se tome en cuenta la variación de temperatura de la pulpa debido al proceso que es sometido en su obtención a lo largo de la red de tuberías.
- Desarrollar una investigación para determinar el efecto del índice de comportamiento reológico sobre el factor de fricción en flujo turbulento cuando se tiene $n < 0,4$.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aguado, J., Calles, J. A., Cañizares, P., López, B., Rodríguez, F., Santos, A., y otros. (1999). *Ingeniería de la industria alimentaria* (Vol. I). Madrid, España: Síntesis.
2. Alvarado, J. (1996). Principios de ingeniería aplicados a alimentos. Ambato, Ecuador: Secretaria General de la OEA.
3. Andrade, A., Ortega, F., Montes, E., y Torres, R. (2009). Caracterización fisicoquímica y reológica de la pulpa de guayaba (*psidium guajava* L.) variedades híbrido de klom sali, Puerto Rico, D14 y red. Recuperado de https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CDEQFjAA&url=http%3A%2F%2Faprendeenlinea.udea.edu.co%2Frevistas%2Findex.php%2Fvitae%2Farticle%2Fdownload%2F1421%2F1086&ei=xyJKUc-yMJLA9QTZrICYAQ&usg=AFQjCNEicp_fgw9HP44Rlimk3xoGW5Rgig (Mayo, 2012).
4. Briggs, J., y Steffe, J. (1997). Using Brookfield data and the mitschka method. *Journal of Texture Studies*, 28, 517-522.
5. Brookfield Engineering Labs. (2005). More solution to sticky problems. Recuperado de <http://www.viscometers.org/PDF/Downloads/More%20Solutions.pdf> (Mayo, 2012).
6. Cabral, R., Telis, V., Park, K., y Telis-Romero, A. (2011). Friction losses in valves and fittings for liquid food products. *Food Bioproducts Processing*, 82(4), 375-382.
7. Cámara de Comercio de Guayaquil. (2008). La Industria de alimentos y

bebidas en el Ecuador. Recuperado de http://www.cig.org.ec/archivos/documentos/___sector_industrial_web.pdf (Mayo, 2012).

8. Cheftel, J., y Pierre, B. (2000). Introducción a la bioquímica y tecnología de los alimentos (3ra ed.). Zaragoza, España: Acriba.
9. Chhabra, R., y Richardson, J. (2008). Non-Newtonian flow and applied rheology: engineering applications (2da ed.). Budapest, Hungría: Elsevier.
10. Crane. (1992). Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías. Atlacomulco, México: Mc Graw Hill.
11. Duarte, C., y Miño, J. (2004). Introducción a la mecánica de fluidos. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=ETqRTGieUyYC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2012).
12. Geankoplis, C. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias (3ra ed.). México, México: Continental.
13. Gracia, E., y Steffe, J. (1986). Comparison of friction factor equations for non-newtonian fluids in pipe flow. Recuperado de <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1111/j.1745-4530.1986.tb00120.x/abstract> (Mayo, 2012).
14. Gratão, A., Silveira, V., y Telis-Romero, J. (2005). Rheology of soursop juice and friction factors in circular pipe flow. Recuperado de http://www.enpromer2005.eq.ufrj.br/nukleo/pdfs/0446_rheology.pdf
15. Griskey, R. (2002). Transport phenomena and unit operations. New York, USA: John Wiley & Sons.

16. Hermida, J. (2000). Fundamentos de ingeniería de procesos agroalimentarios. Recuperado de <http://books.google.es/books?hl=es&id=mAt-AM64zfgC&q=400#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2012).
17. Herrera, C., Bolaños, N., y Lutz, G. (2003). Química de Alimentos: Manual de Laboratorio. San José, Costa Rica: Editorial de la Universidad de Costa Rica.
18. Hidalgo, R. (1997). Determinación de propiedades reológicas y transporte de fluidos no newtonianos. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado) Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
19. Ibarz, A y Barbosa-Canóvas, G. (2005). Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos. Madrid, España: Editorial Mundi-Prensa.
20. Kabwe, A. (2009). Non-Newtonian loss coefficients for Saunders. Recuperado de http://dk.cput.ac.za/td_cput/10 (Mayo, 2012).
21. Krokida, M. K., Maroulis, Z. B., y Saravaco, G. D. (2001). Rheological properties of fluid fruit and vegetable puree products: Compilation of literature data. Recuperado de <http://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1081/JFP-100105186> (Mayo, 2012).
22. Leal, A. B., Calçada, L. A., y Scheid, C. M. (2005). Non-newtonian fluid flow in ducts: friction factor and loss coefficients. Recuperado el Enero de 2012, de http://www.enpromer2005.eq.ufrj.br/nukleo/pdfs/0095_non_newtonian_fluid_flow_in_ducts.pdf (Mayo, 2012).
23. Martínez, M. (2009). Manual de prácticas de laboratorio de Bioquímica.

Recuperado de http://www.oocities.org/mvz_jmtz/humdef.html (Mayo, 2012).

24. Mataix, C. (1982). *Mecánica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas*. Madrid, España: Harper.
25. McCabe, W., Smith, J., y Harriott, P. (2002). *Operaciones unitarias en ingeniería química* (6ta ed.). México, México: McGraw-Hill.
26. McKenna, B. (2003). *Texture in food: Semi-solid foods*. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=eQeuJdWfURIC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false (Mayo, 2012).
27. Mitschka, P. (1982). Simple conversion of Brookfield R.V.T. readings into viscosity functions. *Acta Reológica*, 21, 207-209.
28. Moreno, R. (2005). *Reología de suspensiones cerámicas*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=nWFqE1jyenEC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2012).
29. Mott, R. (1996). *Mecánica de fluidos aplicada*. Recuperado de <http://books.google.com.ec/books?id=xUavR0u66PEC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2012).
30. Perry, R., Green, D., y Maloney, J. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th ed., Vol. 2). New York, USA: McGrawHill.
31. Peters, M., y Timmerhaus, K. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. New York, USA: McGraw-Hill, Inc.
32. Polizelli, M., Menegalli, F., Telis, V., y Telis-Romero, A. (2003). *Friction losses*

in valves and fittings for power-law fluids. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 20(4), 455-463.

33. Potter, M., y Wiggert, D. (2002). *Mecánica de Fluidos* (3ra ed.). México, México: Thomson.
34. Retnowati, D., Kumoro, A., y Budiati, C. (2008). Modeling on rheological properties of tropical fruit juices. Recuperado de http://eprints.undip.ac.id/243/1/2._Modeling_on_Rheological_Properties_of_Tropical_Fruit_Juic.pdf (Mayo, 2012).
35. Singh, P., y Heldman, D. (1993). *Introducción a la ingeniería de los alimentos*. Zaragoza, España: Acribia S.A.
36. Steffe, J. (1996). *Rheological methods in food processing engineering*. East Lansing, EEUU: Freeman Press.
37. Steffe, J., y Daubert, C. (2006). *Bioprocessing pipelines: Rheology and analysis*. East Lansing, EEUU: Freeman Press.
38. Steffe, J., y Singh, P. (1997). *Pipeline Design Calculations for Newtonian and Non-Newtonian Fluids*. New York, EEUU: CRC Press.
39. Streeter, V., Wylie, B., y Bedford, K. W. (2000). *Mecánica de fluidos* (9na ed.). Bogotá, Colombia: McGraw-Hill Interamericana.
40. Telis-Romero, J., Telis, V., y Yamashita, F. (1999). Friction factors and rheological properties of orange juice. *Journal of Food Engineering*, 40, 101-106.
41. Turian, R., Ma, T., Hsu, F., Sung, M., y Plackman, G. (1998). Flow of concentrated non-newtonian slurries: 2. Friction losses in bends, fittings,

valves and venturi meters. *International Journal Multiphase Flow*, 24(2), 24-243.

42. Van Sittert, F. (1999). The effect of pipe roughness on non-newtonian. Recuperado de http://dk.cput.ac.za/td_ctech/56 (Mayo, 2012).

ANEXOS

ANEXO I

**DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CONSTRUCCIÓN DEL
REOGRAMA DE CADA PULPA DE FRUTA Y LAS DILUCIONES.
GRAFICAS DE LA VARIACIÓN DE LA VISCOSIDAD CON EL
TIEMPO**

Tabla AI.1 Datos experimentales de torque, viscosidad y esfuerzo para las pulpas puras y sus diluciones

Fruta	Variable	Velocidad angular (rpm)										Temperatura (°C)	Peso (g)		
		0,50	1,00	2,50	5,00	10,00	20,00	50,00	100,00						
Frutilla ⁽¹⁾	Torque (%)	4,45	5,95	8,53	10,93	13,78	18,12	23,13	27,92						
	Viscosidad (cP)	2,22E+04	1,49E+04	8,52E+03	5,45E+03	3,45E+03	2,27E+03	1,16E+03	7,00E+02						10,30
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	37,75	50,82	72,03	92,72	118,17	154,07	197,50	237,83						
Guanábana ⁽¹⁾	Torque (%)	4,47	5,22	6,72	8,05	9,12	14,25	17,80	19,58						
	Viscosidad (cP)	2,24E+04	1,32E+04	6,73E+03	4,06E+03	2,27E+03	1,78E+03	8,93E+02	4,93E+02						11,00
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	37,97	44,32	21,02	68,17	82,05	121,14	155,67	171,00						
Guayaba ⁽¹⁾	Torque (%)	14,62	56,23	30,50	36,38	40,40	45,25	50,15	56,82						
	Viscosidad (cP)	7,30E+04	5,27E+04	180,17	1,84E+04	1,01E+04	5,65E+03	2,84E+03	1,26E+03						10,80
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	124,17	3,03E+04	258,17	310,33	341,33	383,90	423,33	479,50						
Guayaba 80% ⁽¹⁾	Torque (%)	8,43	9,97	14,20	18,00	21,57	22,80	27,78	31,90						
	Viscosidad (cP)	3,29E+04	2,52E+04	1,42E+04	9,03E+03	5,40E+03	2,85E+03	1,39E+03	7,92E+02						10,50
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	71,30	84,47	120,43	153,00	183,33	193,67	235,67	271,67						
Guayaba 60% ⁽²⁾	Torque (%)	13,50	17,27	21,80	26,93	31,33	38,93	60,78	72,73						
	Viscosidad (cP)	1,09E+04	6,91E+03	3,49E+03	2,13E+03	1,26E+03	9,80E+02	4,86E+02	2,91E+02						600,00 ⁽⁵⁾
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	1,61	2,05	2,59	3,21	3,73	4,63	7,23	8,66						
Guayaba 25% ⁽³⁾	Torque (%)	5,37	6,30	7,57	8,70	9,97	20,25	32,50	44,53						
	Viscosidad (cP)	1,07E+03	6,28E+02	3,03E+02	1,74E+02	9,97E+01	4,06E+01	3,85E+01	4,45E+01						600,00 ⁽⁵⁾
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	0,19	0,22	0,26	0,30	0,35	0,71	1,14	1,56						
Mango ⁽¹⁾	Torque (%)	14,52	18,12	22,32	24,82	26,95	29,66	35,07	41,10						
	Viscosidad (cP)	7,25E+04	4,52E+04	2,23E+04	1,24E+04	6,73E+03	3,71E+03	1,76E+03	1,03E+03						10,80
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	123,50	154,33	189,83	210,67	229,17	252,07	298,83	349,33						
Maracuyá ⁽⁴⁾	Torque (%)	0,60	0,78	1,30	1,72	2,07	2,51	3,65	4,97						
	Viscosidad (cP)	6,00E+02	4,50E+02	2,60E+02	1,56E+02	1,15E+02	6,28E+01	8,41E+01	2,44E+01						9,30
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	2,80	4,09	6,04	7,62	8,67	11,62	17,10	22,87						

Tabla AI.1. Datos experimentales de torque, viscosidad y esfuerzo para las pulpas puras y sus diluciones (continuación...)

Fruta	Variable	Velocidad angular (rpm)										Temperatura (°C)	Peso (g)	
		0,50	1,00	2,50	5,00	10,00	20,00	50,00	100,00					
Mora ⁽¹⁾	Torque (%)	2,22	2,78	3,67	4,42	5,53	7,20	9,25	11,65					
	Viscosidad (cP)	1,00E+04	6,96E+03	3,65E+03	2,18E+03	1,39E+03	8,92E+02	4,66E+02	2,74E+02					
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	18,88	23,65	31,02	37,20	47,37	60,18	74,45	98,38					10,50
Tamarindo ⁽¹⁾	Torque (%)	19,40	22,30	29,43	37,23	44,07	46,98	58,87	74,60					
	Viscosidad (cP)	9,92E+04	5,57E+04	2,92E+04	1,86E+04	1,10E+04	5,86E+03	2,93E+03	1,81E+03					11,3
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	168,00	189,33	249,33	315,33	368,33	399,57	496,33	626,33					
Tamarindo 80% ⁽¹⁾	Torque (%)	5,90	6,40	8,93	10,63	14,87	18,80	23,00	26,97					
	Viscosidad (cP)	2,02E+04	1,06E+04	8,93E+03	5,26E+03	3,75E+03	2,34E+03	1,16E+03	6,77E+02					10,50
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	49,60	54,27	75,37	89,23	127,33	159,50	195,33	231,00					
Tamarindo 60% ⁽⁴⁾	Torque (%)	4,93	5,60	7,30	10,07	13,47	18,50	22,97	26,60					
	Viscosidad (cP)	4,93E+03	2,80E+03	1,46E+03	6,77E+03	6,72E+02	4,54E+02	2,30E+02	1,30E+02					10,50
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	22,90	26,37	34,10	46,70	63,97	89,13	108,60	125,67					
Tamarindo 225% ⁽²⁾	Torque (%)	3,20	3,70	4,23	4,73	5,40	9,27	16,87	29,51					
	Viscosidad (cP)	6,40E+02	3,70E+02	1,70E+02	9,80E+01	5,40E+01	3,68E+01	2,73E+01	2,95E+01					600,00 ⁽⁵⁾
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	0,11	0,13	0,15	0,17	0,19	0,32	0,59	1,03					
Tomate de árbol ⁽¹⁾	Torque (%)	11,10	14,08	18,07	20,83	22,23	27,82	36,62	46,50					
	Viscosidad (cP)	5,57E+04	3,55E+04	1,81E+04	1,04E+04	5,94E+03	3,48E+03	1,83E+03	1,17E+03					10,80
	Esfuerzo cortante (D/cm ²)	95,25	120,50	153,50	177,50	202,17	236,83	310,67	395,67					

⁽¹⁾ Parámetros reológicos utilizando el spindle 27

⁽²⁾ Parámetros reológicos utilizando el spindle 02

⁽⁴⁾ Parámetros reológicos utilizando el spindle 21

⁽⁵⁾ mL de muestra

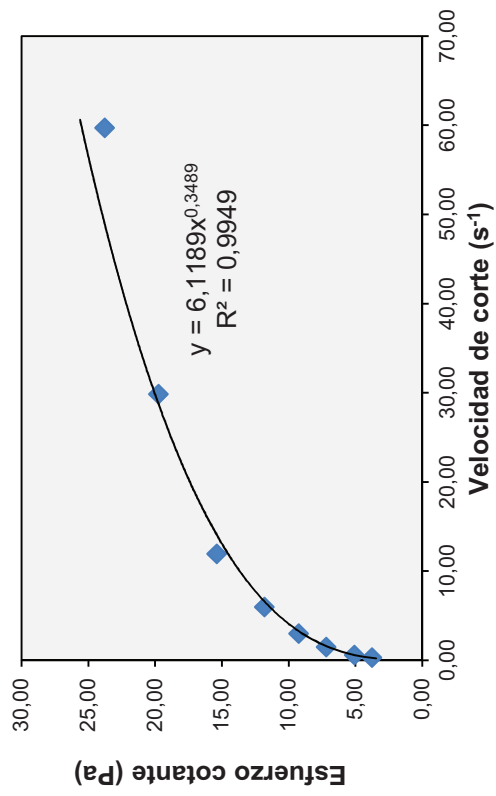


Figura AI.1. Reograma de la pulpa pura de frutilla

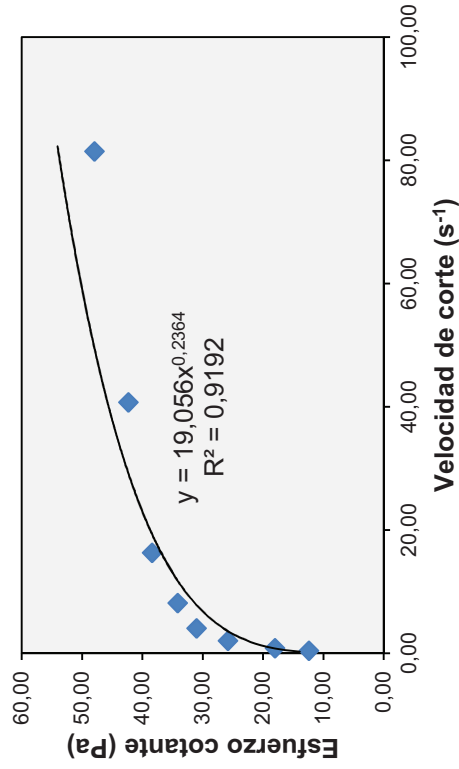


Figura AI.3. Reograma de la pulpa pura de guayaba

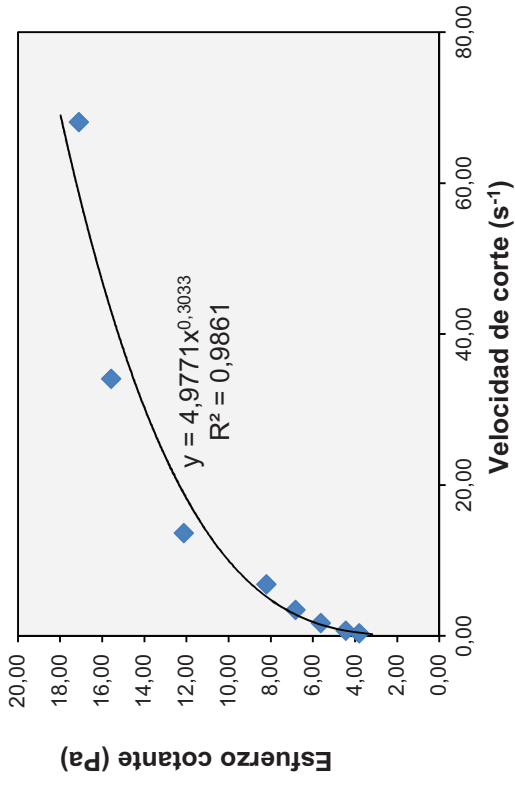


Figura AI.2. Reograma de la pulpa pura de guanábana

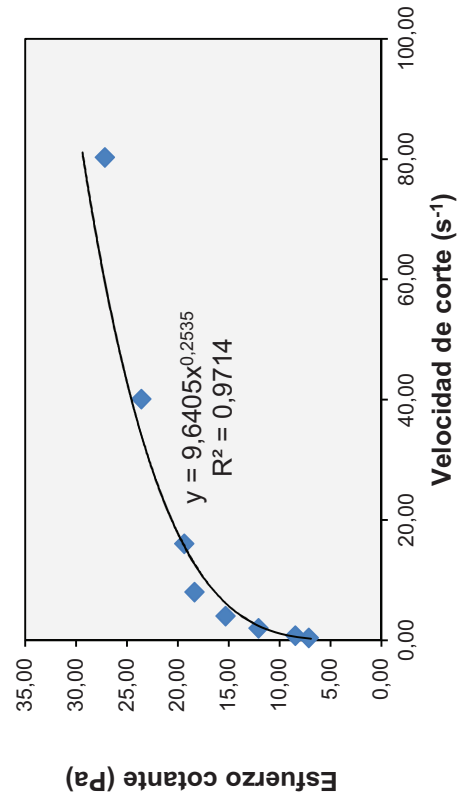


Figura AI.4. Reograma de la pulpa pura de guayaba 80%

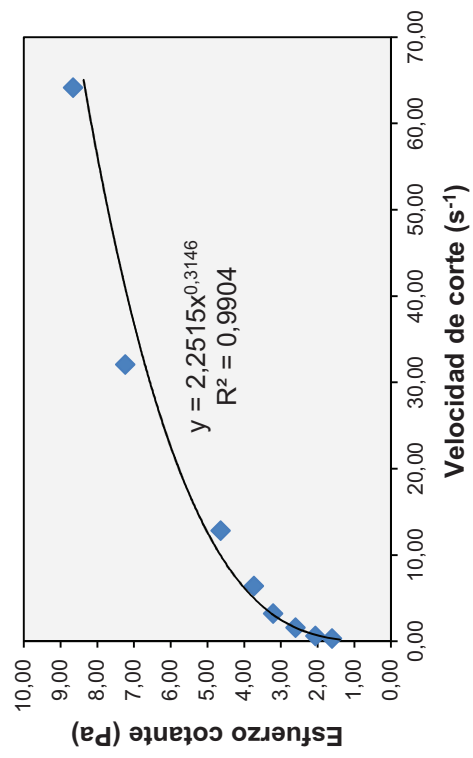


Figura AI.5. Reograma de la pulpa pura de guayaba al 60%

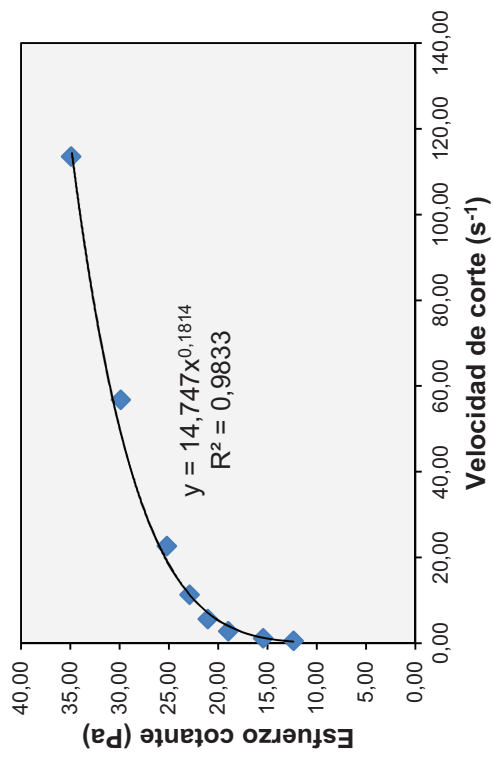


Figura AI.7. Reograma de la pulpa pura de mango

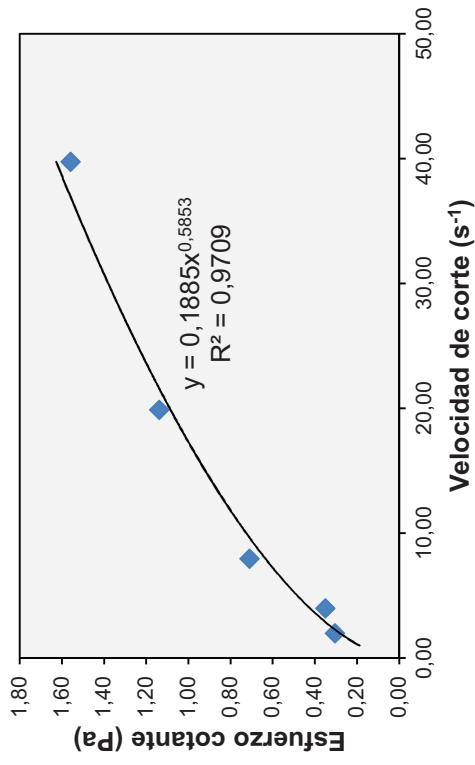


Figura AI.6. Reograma de la pulpa pura de guayaba 25%

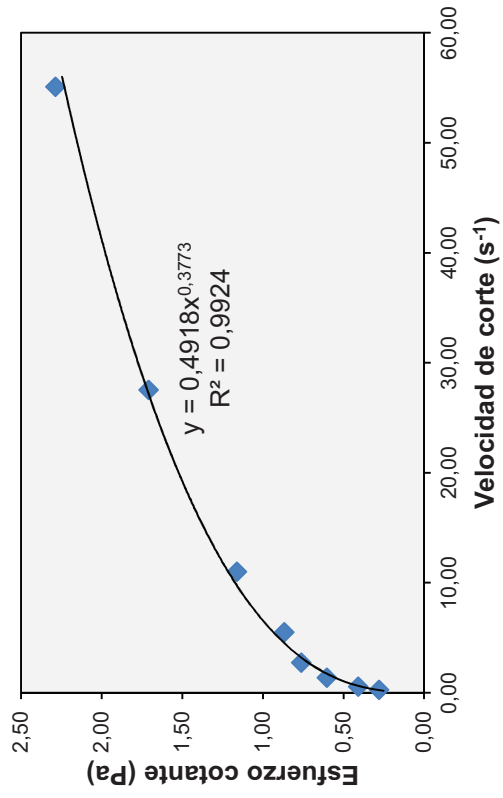


Figura AI.8. Reograma de la pulpa pura de maracuyá

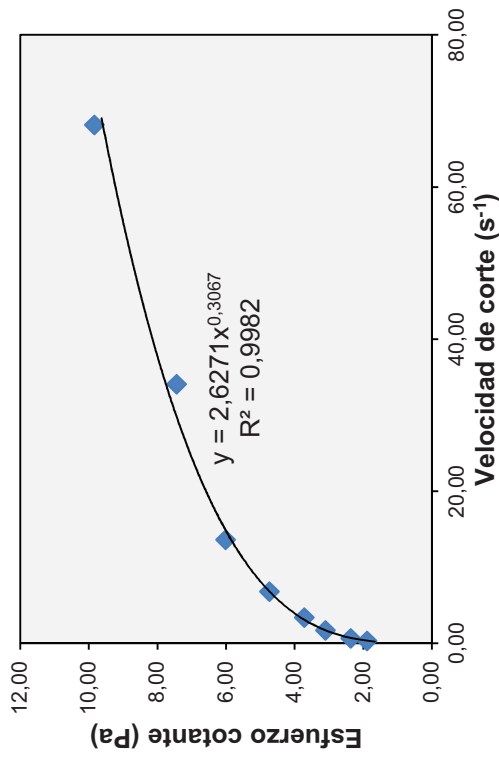


Figura AI.9. Reograma de la pulpa pura de mora

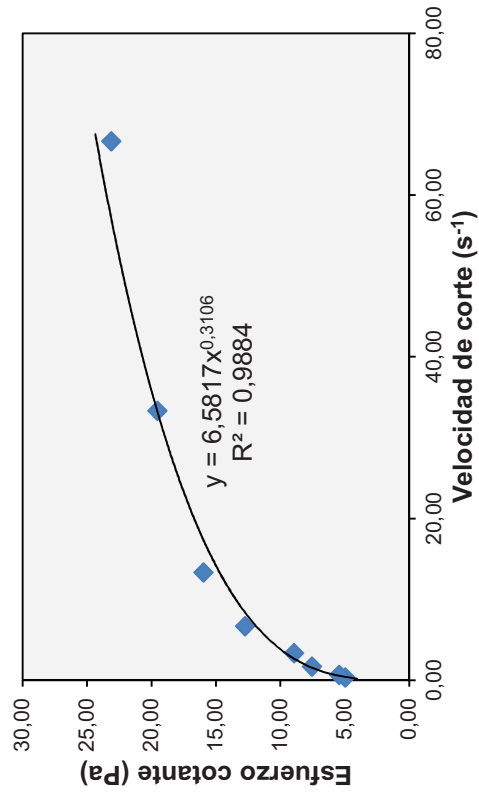


Figura AI.11. Reograma de la pulpa pura de tamarindo 80%

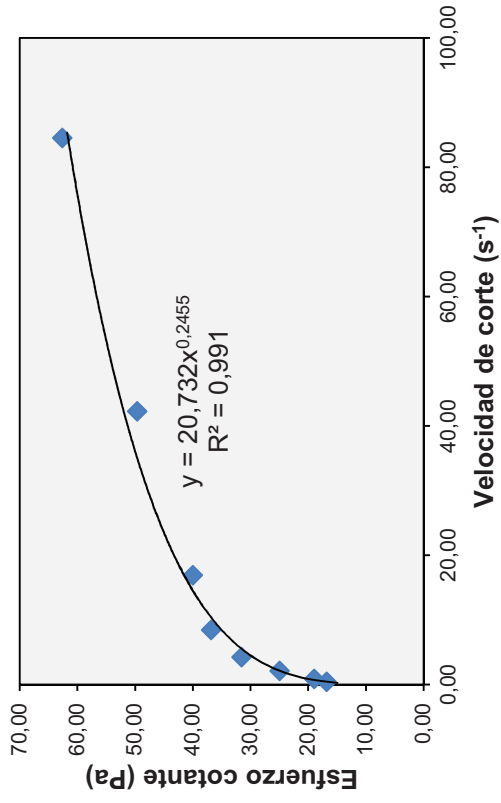


Figura AI.10. Reograma de la pulpa pura de tamarindo

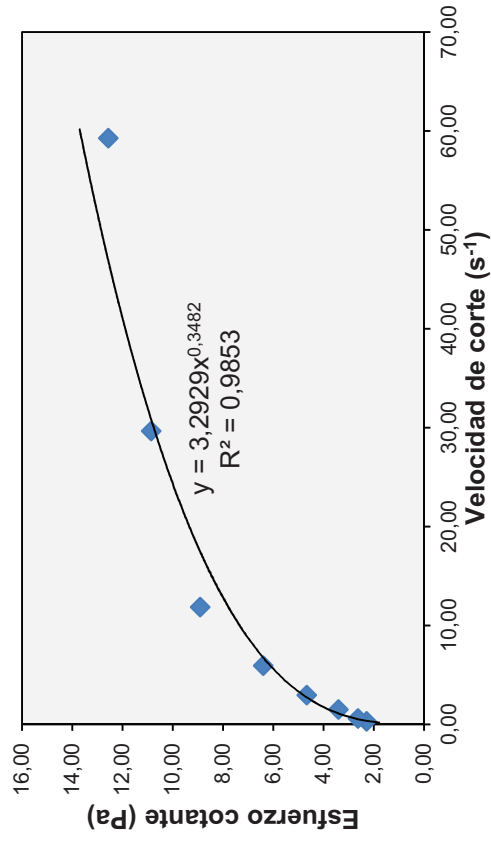


Figura AI.12. Reograma de la pulpa pura de tamarindo 60%

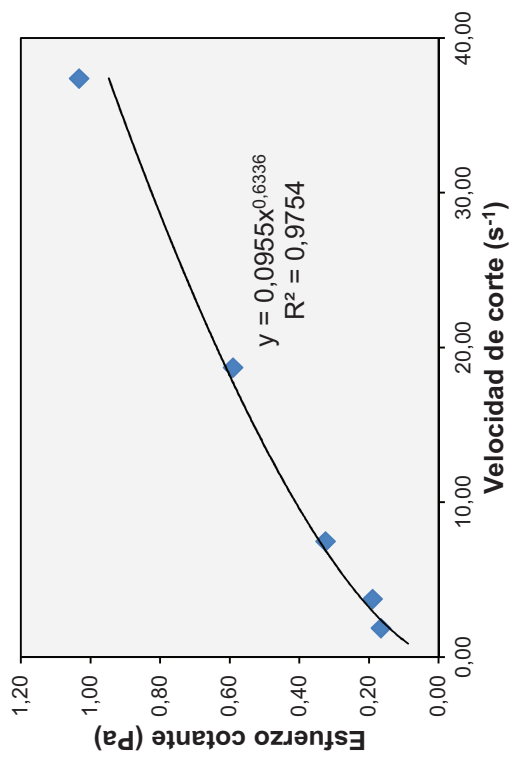


Figura AI.13. Reograma de la pulpa pura de tamarindo 25%

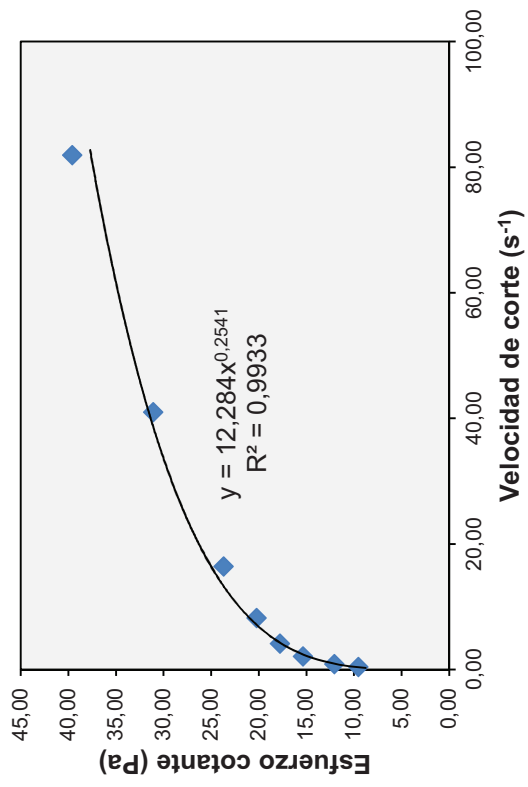


Figura AI.14. Reograma de la pulpa pura de tomate de árbol

Tabla AI.2. Datos experimentales de la variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura y sus diluciones a velocidad constante

Fruta	Variable	Tiempo (min)					DT/IT ⁽⁴⁾
		0,00	5,00	10,00	15,00	20,00	
Fruvilla ⁽¹⁾	Torque (%)	18,32	18,10	18,02	18,07	18,08	IT
	Viscosidad (cP)	2288,33	2261,67	2256,67	2256,67	2265,00	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	155,67	153,67	153,33	154,00	153,67	
	Desviación de la viscosidad (%)		1,17%	1,38%	1,38%	1,02%	
Guanábana ⁽¹⁾	Torque (%)	14,30	14,35	14,30	14,23	14,07	IT
	Viscosidad (cP)	1776,67	1788,33	1790,00	1778,33	1758,33	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	121,00	122,17	121,77	121,10	119,65	
	Desviación de la viscosidad (%)		0,66%	0,75%	0,09%	1,03%	
Guayaba ⁽²⁾	Torque (%)	45,07	45,10	45,52	44,90	45,65	IT
	Viscosidad (cP)	5633,33	5641,67	5650,00	5625,00	5700,00	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	383,00	382,83	384,17	382,50	387,00	
	Desviación de la viscosidad (%)		0,15%	0,30%	0,15%	1,18%	
Guayaba 80% ⁽²⁾	Torque (%)	28,13	27,70	27,63	27,67	27,73	IT
	Viscosidad (cP)	1393,33	1393,33	1386,67	1393,33	1390,00	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	237,67	233,67	235,33	236,00	236,00	
	Desviación de la viscosidad (%)		0,00%	0,48%	0,00%	0,24%	
Guayaba 60% ⁽²⁾	Torque (%)	58,53	60,63	61,73	61,87	61,13	IT
	Viscosidad (cP)	468,67	484,67	494,00	495,33	488,67	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	6,97	7,22	7,35	7,36	7,27	
	Desviación de la viscosidad (%)		3,41%	5,41%	5,69%	4,27%	
Guayaba 25% ⁽¹⁾	Torque (%)	20,63	20,33	20,10	20,10	20,10	IT
	Viscosidad (cP)	41,27	40,67	40,53	40,20	40,53	
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	0,72	0,71	0,70	0,70	0,70	
	Desviación de la viscosidad (%)		1,45%	1,78%	2,58%	1,78%	

Tabla A1.2. Datos experimentales de la variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura y sus diluciones a velocidad constante (continuación...)

Fruta	Variable	Tiempo (min)				DT/IT ⁽⁴⁾
		0,00	5,00	10,00	15,00	
Mango ⁽¹⁾	Torque (%)	29,68	29,65	29,68	29,55	29,72
	Viscosidad (cP)	3711,67	3710,00	3713,33	3698,33	3716,67
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	252,00	252,17	252,33	251,33	252,50
	Desviación de la viscosidad (%)		0,04%	0,04%	0,36%	0,13%
Maracuyá ⁽¹⁾	Torque (%)	2,55	2,52	2,48	2,45	2,55
	Viscosidad (cP)	63,75	62,92	62,08	61,25	63,75
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	11,82	11,55	11,55	11,37	11,82
	Desviación de la viscosidad (%)		1,31%	2,61%	3,92%	0,00%
Mora ⁽¹⁾	Torque (%)	7,73	7,05	7,12	7,00	7,12
	Viscosidad (cP)	901,67	883,33	895,00	885,00	892,50
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	60,78	59,62	60,52	59,67	60,30
	Desviación de la viscosidad (%)		2,03%	0,74%	1,85%	1,02%
Tamarindo ⁽¹⁾	Torque (%)	47,90	47,00	46,57	46,67	46,68
	Viscosidad (cP)	6050,00	5866,67	5766,67	5783,33	5758,33
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	410,00	399,67	394,33	396,67	396,00
	Desviación de la viscosidad (%)		3,03%	4,68%	4,41%	4,82%
Tamarindo 80% ⁽¹⁾	Torque (%)	18,60	18,87	18,83	18,90	18,83
	Viscosidad (cP)	2323,33	2350,00	2340,00	2360,00	2340,00
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	158,33	160,00	159,33	160,33	159,33
	Desviación de la viscosidad (%)		1,15%	0,72%	1,58%	0,72%
Tamarindo 60% ⁽¹⁾	Torque (%)	18,80	18,60	18,40	18,60	18,40
	Viscosidad (cP)	463,00	465,00	442,00	465,00	442,00
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	93,70	91,50	88,40	91,50	88,40
	Desviación de la viscosidad (%)		0,43%	4,54%	0,43%	4,54%

Tabla AI.2. Datos experimentales de la variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura y sus diluciones a velocidad constante (continuación...)

Fruta	Variable	Tiempo (min)				DT/IT ⁽⁴⁾
		0,00	5,00	10,00	15,00	
Tamarindo 25% ⁽³⁾	Torque (%)	29,30	29,40	29,30	29,50	29,30
	Viscosidad (cP)	29,30	29,40	29,30	29,50	29,30
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	1,03	1,03	1,03	1,03	1,03
	Desviación de la viscosidad (%)		0,34%	0,00%	0,68%	0,00%
Tomate de árbol ⁽¹⁾	Torque (%)	27,82	27,85	27,83	27,78	27,80
	Viscosidad (cP)	3481,67	3490,00	3486,67	3478,33	3485,00
	Esfuerzo cortante (D/cm2)	236,67	237,17	237,17	236,17	237,00
	Desviación de la viscosidad (%)		0,24%	0,14%	0,10%	0,10%

⁽¹⁾ Propiedades determinadas a 20 r.p.m

⁽²⁾ Propiedades determinadas a 50 r.p.m

⁽³⁾ Propiedades determinadas a 100 r.p.m

⁽⁴⁾ IT= Fluido dependiente de tiempo. DT= Fluido dependiente del tiempo

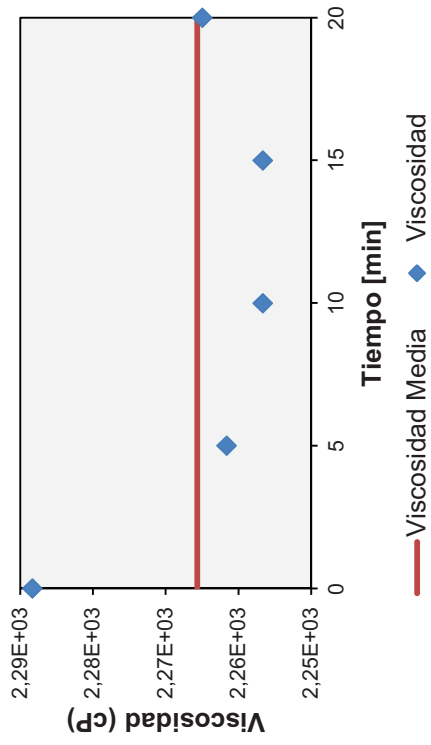


Figura AI.15. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de frutilla. A velocidad constante de a 20 rpm

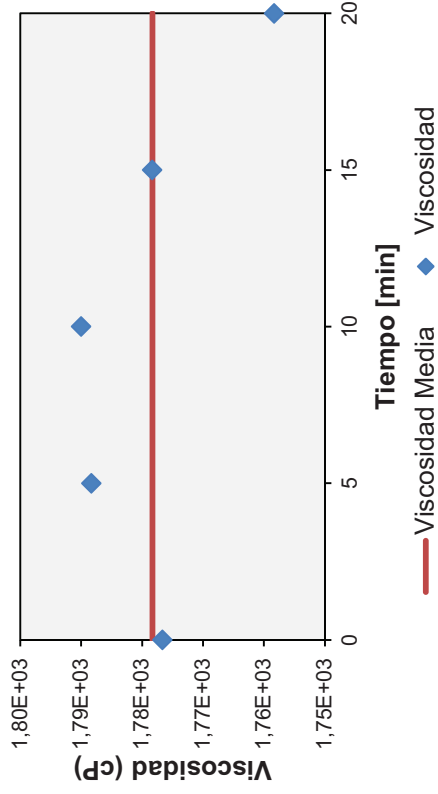


Figura AI.16. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guanábana. A velocidad constante de a 20 rpm

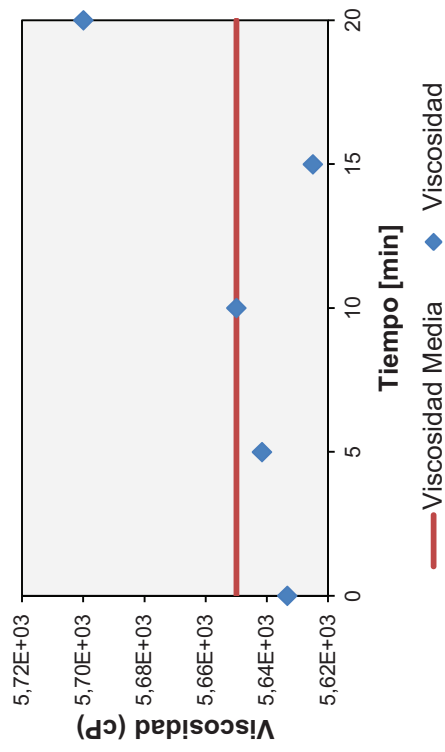


Figura AI.17. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba. A velocidad constante de a 20 rpm

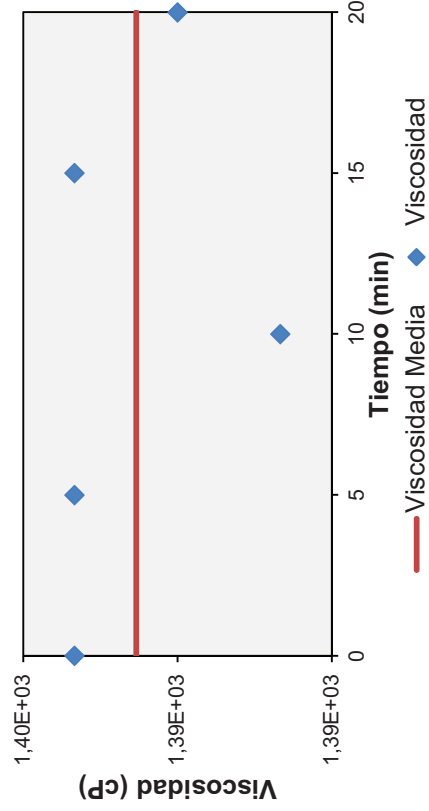


Figura AI.18. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 80%. A velocidad constante de a 50 rpm

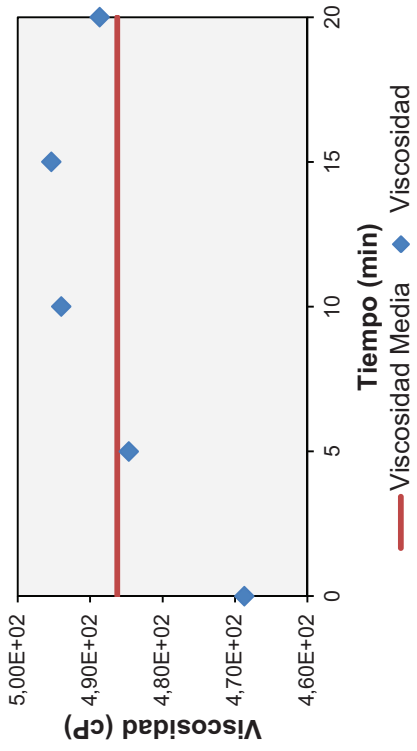


Figura AI.19. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 60%. A velocidad constante de a 50 rpm

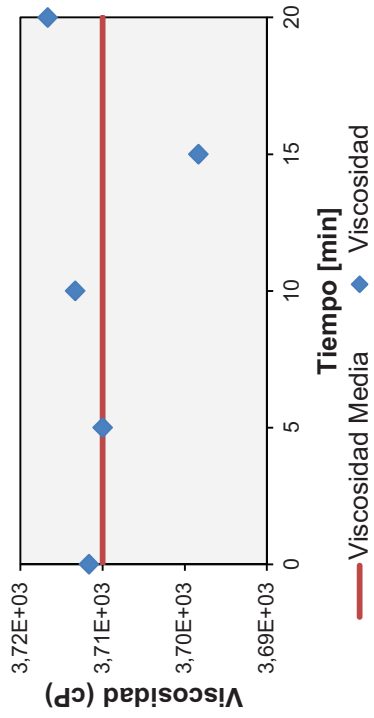


Figura AI.21. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de mango. A velocidad constante de a 20 rpm

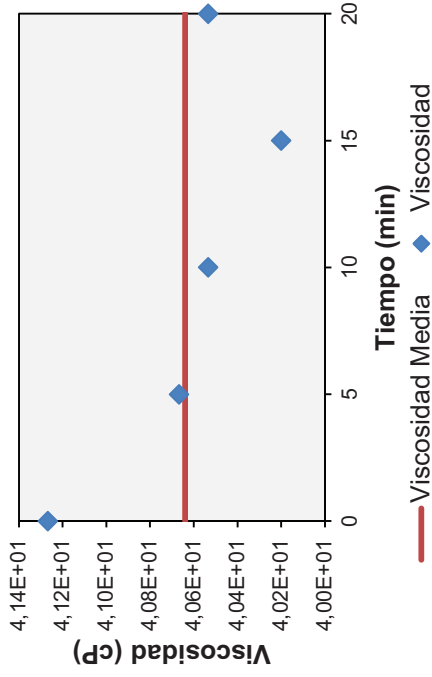


Figura AI.20. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de guayaba 25%. A velocidad constante de a 20 rpm

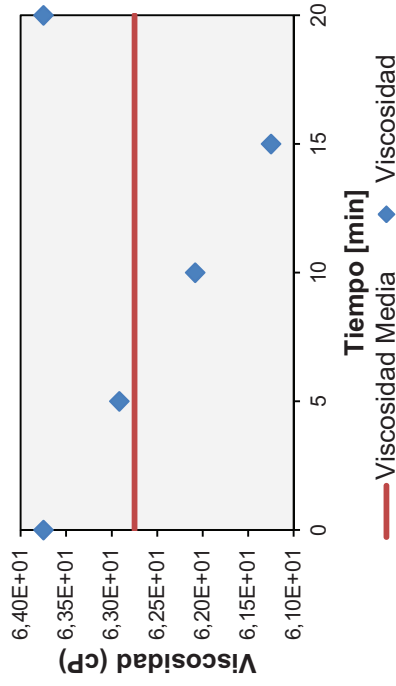


Figura AI.22. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de maracuyá. A velocidad constante de a 20 rpm

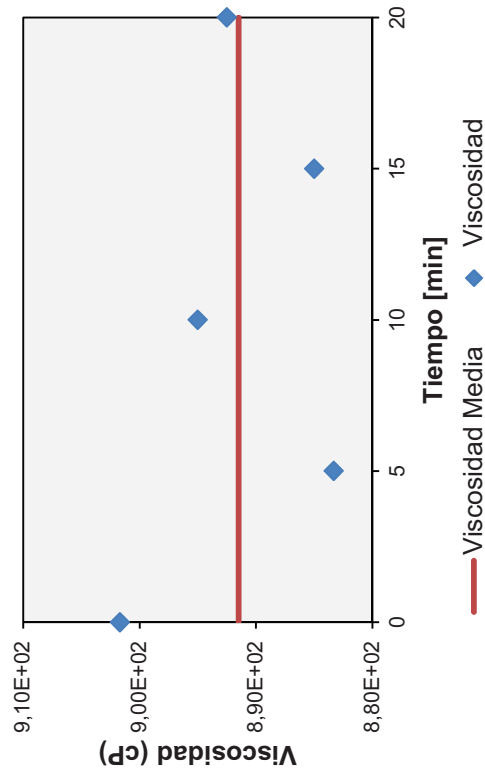


Figura AI.23. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo. A velocidad constante de a 20 rpm

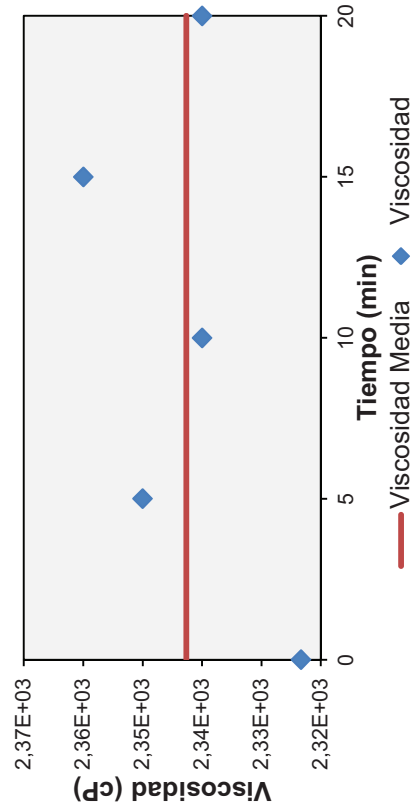


Figura AI.25. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 80%. A velocidad constante de a 20 rpm

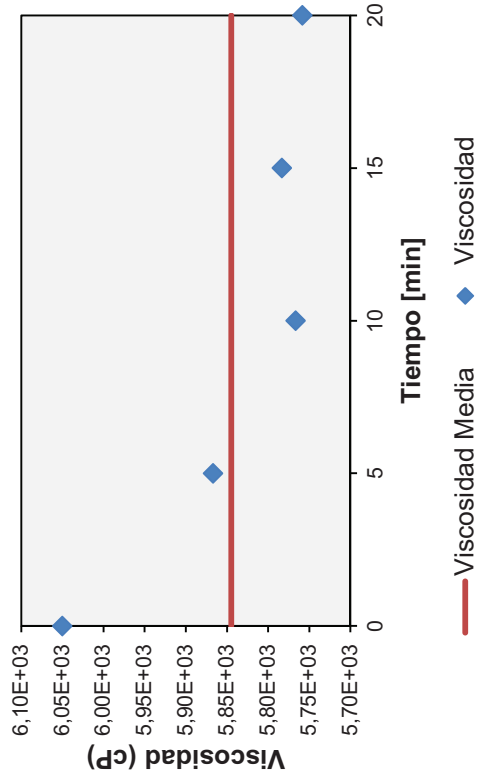


Figura AI.24. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo. A velocidad constante de a 20 rpm

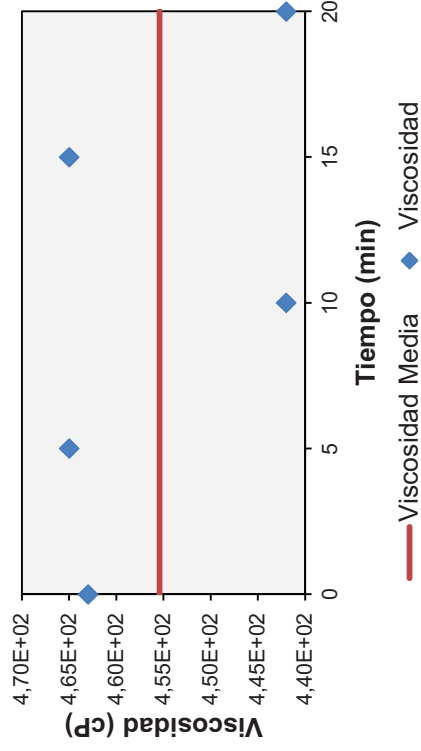


Figura AI.26. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 60%. A velocidad constante de a 20 rpm

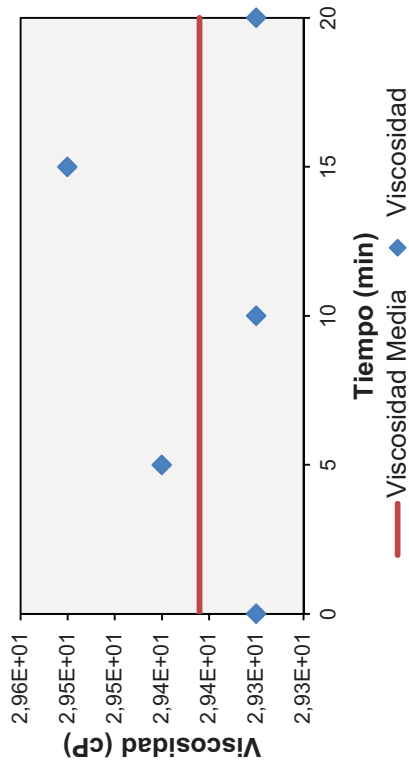


Figura AI.27. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tamarindo 25%. A velocidad constante de a 100 rpm

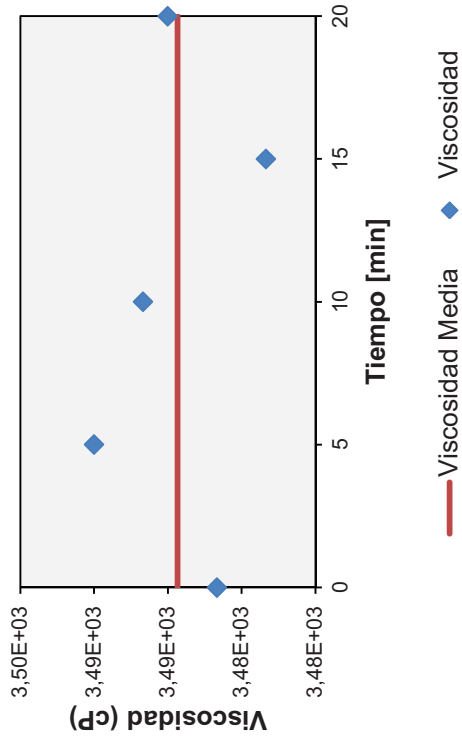


Figura AI.28. Variación de la viscosidad con el tiempo para la pulpa pura de tomate de árbol. A velocidad constante de a 20 rpm

ANEXO II

DATOS EXPERIMENTALES PARA DETERMINAR LA HUMEDAD DE LAS PULPAS PURAS DE GUAYABA Y TAMARINDO

Ejemplo de cálculo de la humedad de la dilución, pulpa de tamarindo al 80%

La Tabla AII.1 muestra los datos experimentales para determinar la humedad de la pulpa pura

Tabla AII.1. Datos experimentales para determinar humedad de la pulpa pura de tamarindo y guayaba

PULPA	PESO CAJA (g)	PESO CAJA + MUESTRA (g)	PESO FINAL SECADO (g)	HUMEDAD (%)	PROMEDIO (%)
Tamarindo	49,0101	54,2696	50,0943	79,39	79,33
	49,076	54,1303	50,1218	79,31	
	43,7238	48,6373	44,7411	79,30	
Guayaba	39,9136	45,0194	40,4275	89,93	89,77
	39,2719	44,2708	39,7901	89,63	
	45,8581	50,9831	46,3838	89,74	

Determinar la cantidad de pulpa pura de tamarindo necesaria para obtener 30 kg de una dilución al 80% en volumen. Para esto se utilizó la ecuación A.II.1. Donde C_1 representa la concentración de la pulpa pura, m_1 la cantidad de pulpa pura para obtener una masa m_2 de concentración C_2 , y ρ es la densidad de la pulpa pura y la dilución.

$$C_1 \times \frac{m_1}{\rho_1} = C_2 \times \frac{m_2}{\rho_2} \quad [\text{A.II.1}]$$

$$100 \times \frac{m_1}{1,115} = 80 \times \frac{30}{1,063} \quad [\text{A.II.2}]$$

$$m_1 = 25,17 \text{ kg}$$

La cantidad de agua que se añade resulta de la resta de 30 kg y m_1 , el resultado es 4,83 kg de agua.

La cantidad de agua que aporta la pulpa pura es $m_1 \times \%$ humedad de la pulpa

pura, se tiene 19,97. El agua total de la dilución es la cantidad de agua que aporta la pulpa pura más la cantidad de agua añadida, se tiene 24,80. La humedad es el cociente entre la cantidad de agua total para los 30 kg de pulpa preparada, esto es 82,66%. La tabla AIV.1 muestra un resumen de los valores calculados y el % de humedad de las diluciones de las pulpas.

Tabla AII.2. Resultados de los cálculos para determinar la humedad de las diluciones.

Pulpa	Pulpa pura (kg)	Agua para añadir (kg)	Contenido de agua por pulpa (kg)	Agua total (kg)	Humedad (%)
Tamarindo 80%	25,17	4,83	19,97	24,80	82,66
Tamarindo 60%	22,84	7,16	18,12	25,28	86,79
Tamarindo 25%	12,86	17,14	10,20	27,34	94,34
Guayaba 80%	24,63	5,37	22,11	27,48	91,60
Guayaba 60%	22,90	7,10	20,56	27,66	93,59
Guayaba 25%	12,80	17,20	11,49	28,69	97,26

ANEXO III

**AJUSTE DE LOS DATOS EXPERIMENTALES A LOS MODELOS
PROPUESTOS POR GRATÃO EL AL. (2005) Y TELIS-ROMERO EL
AT. (1999)**

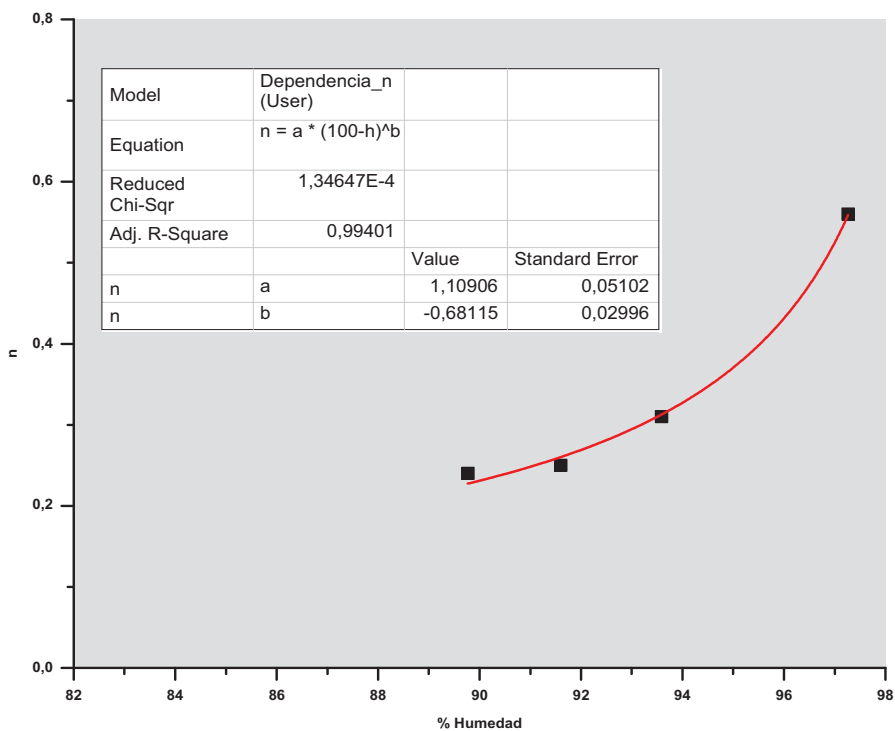


Figura AIII.1. Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de guayaba con la humedad

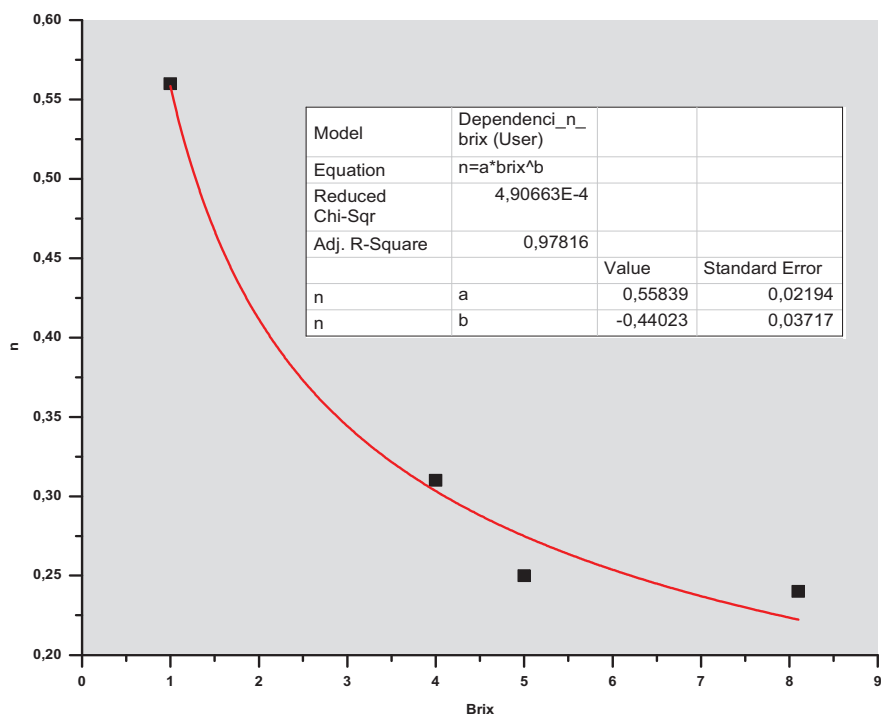


Figura AIII.2. Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de guayaba con los °Brix

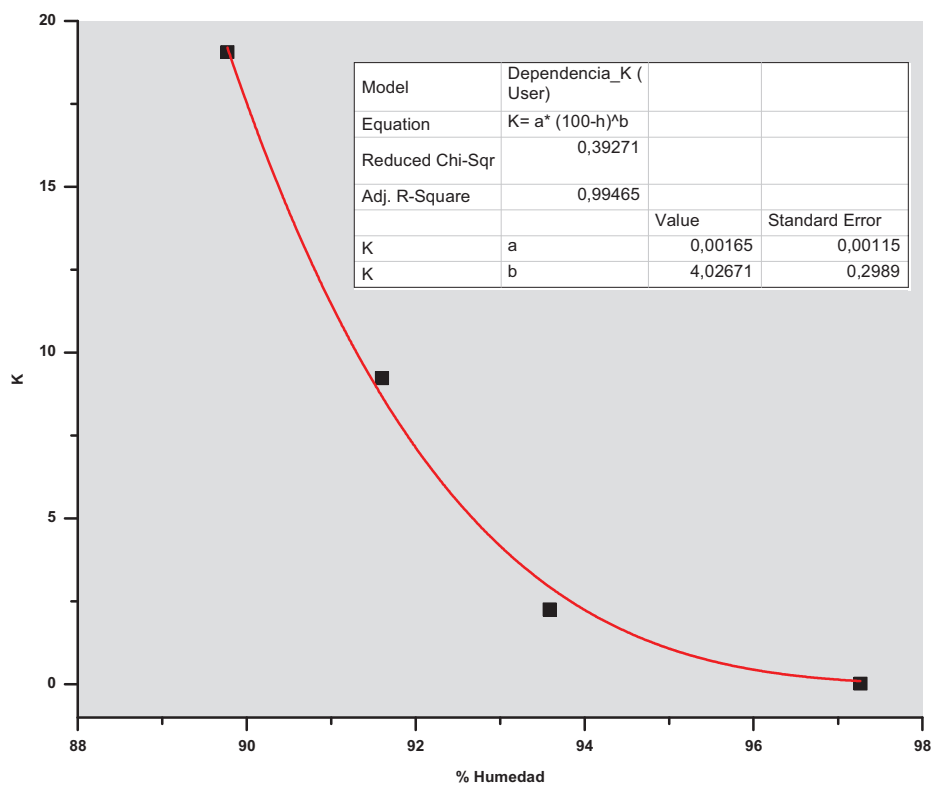


Figura AIII.3. Relación del índice de consistencia de la pulpa de guayaba con la humedad

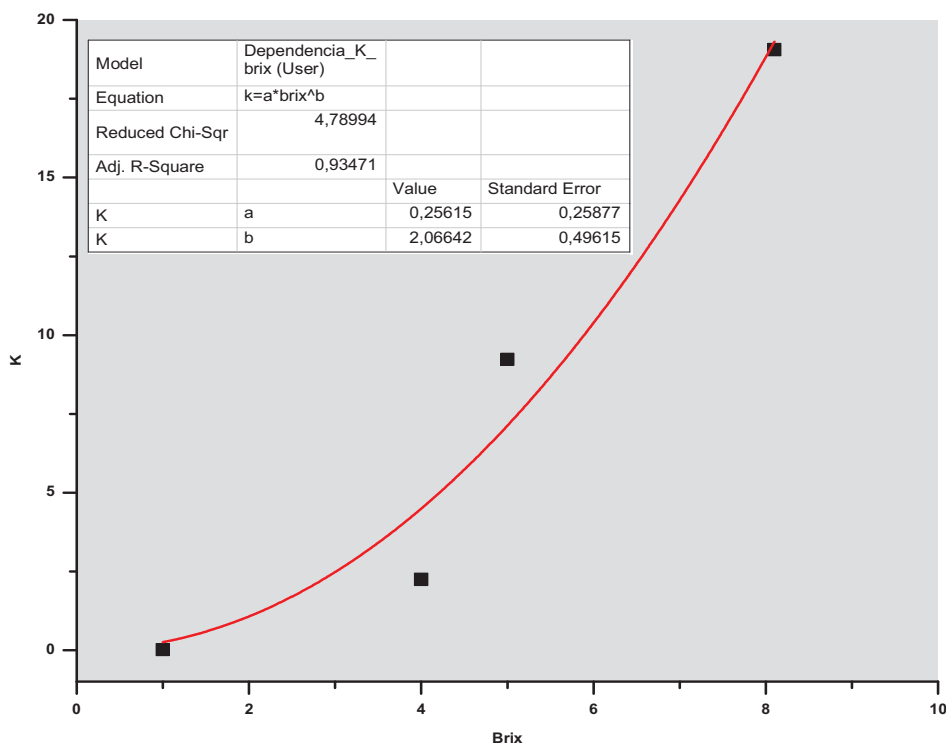


Figura AIII.4. Relación del índice de consistencia de la pulpa de guayaba con los °Brix

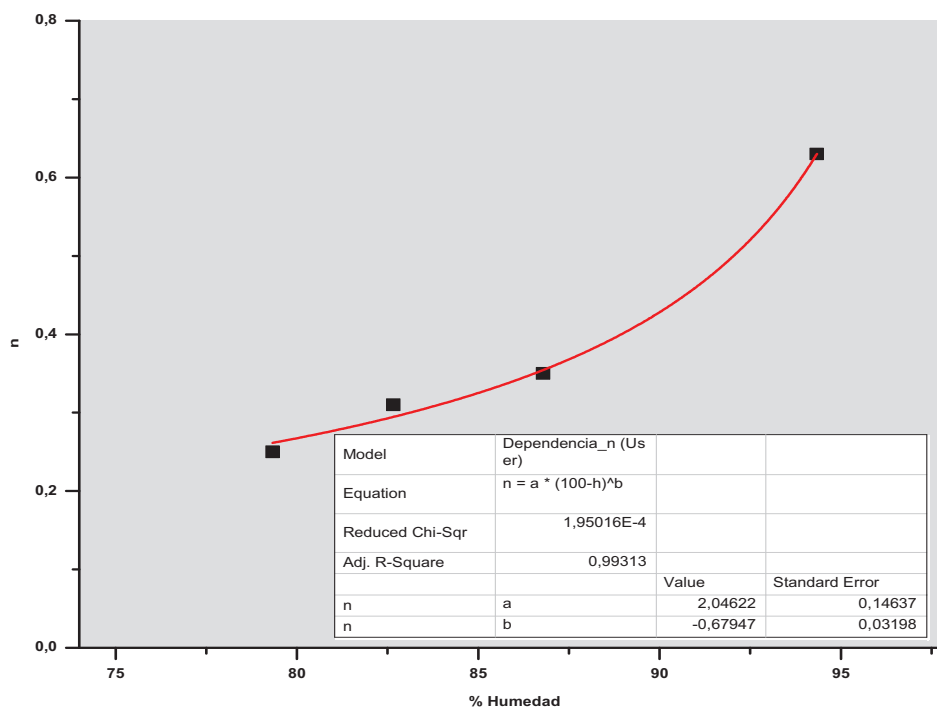


Figura AIII.5. Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de tamarindo con la humedad

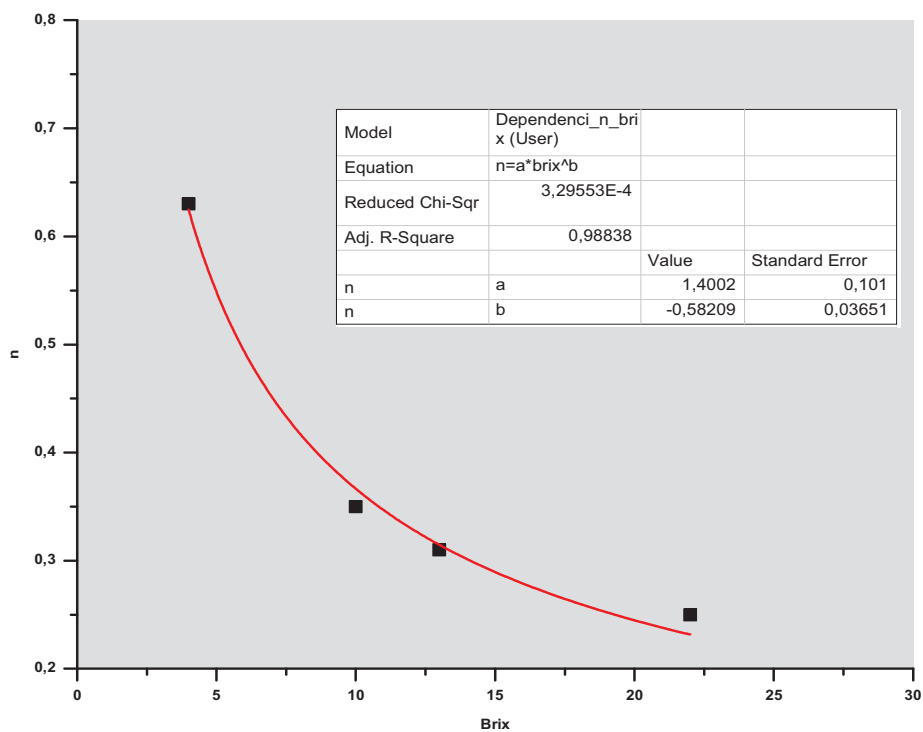


Figura AIII.6. Relación del índice de comportamiento reológico de la pulpa de tamarindo con los °Brix

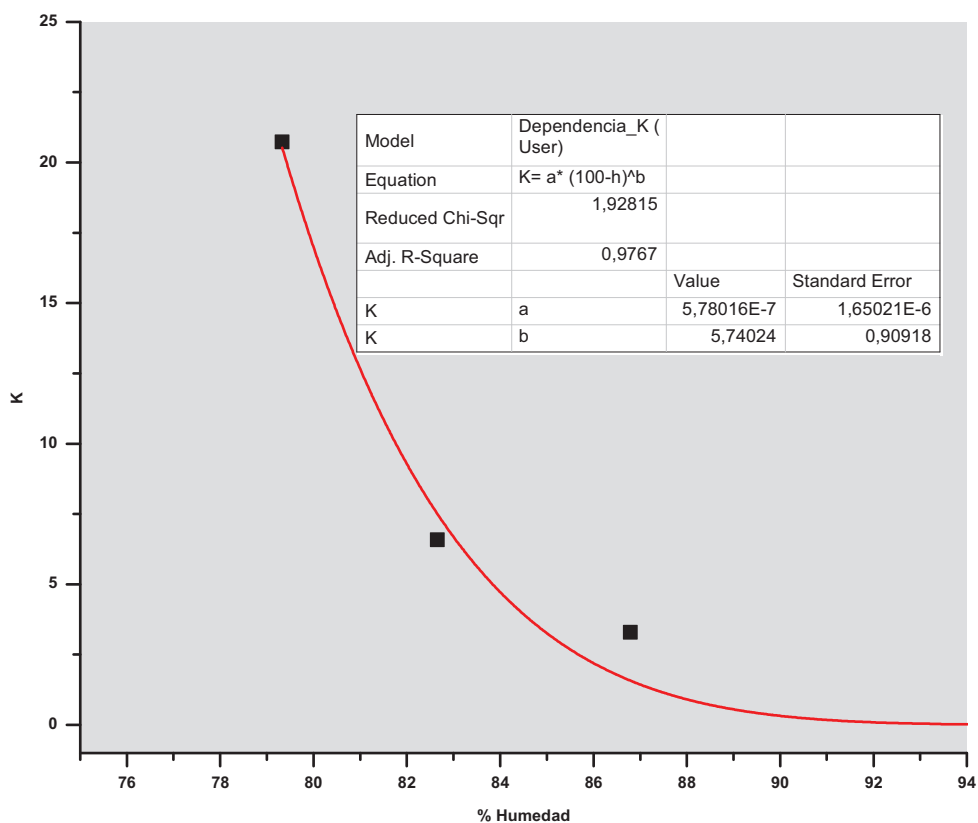


Figura AIII.7. Relación del índice de consistencia de la pulpa de tamarindo con la humedad

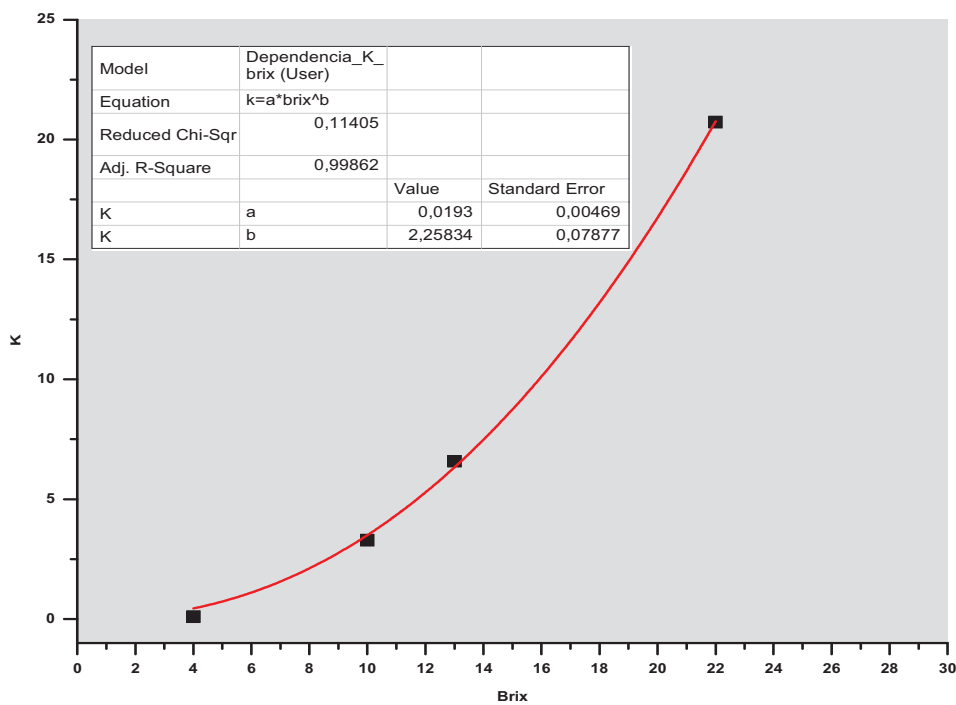


Figura AIII.8. Relación del índice de consistencia de la pulpa de tamarindo con los °Brix

ANEXO IV

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN PARA
DETERMINAR LA FIABILIDAD DEL EQUIPO CON AGUA EN
FLUJO LAMINAR**

Tabla AIV.1. Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la tubería recta en régimen laminar

Velocidad	Caída de promedio presión H ₂ O	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión (Pa)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad (m/s)	Reynolds	Factor de Fanning teórico	Factor de Fanning Experimental	Factor de Fanning Experimental x 3,76
1	3,08	5,80E-03	3,02E+01	5,81E-06	0,11	8,62E+02	0,018557	0,005242	0,019709
2	6,03	1,10E-02	5,91E+01	1,10E-05	0,21	1,64E+03	0,009780	0,002853	0,010726
3	8,21	1,51E-02	8,05E+01	1,51E-05	0,28	2,24E+03	0,007140	0,002070	0,007783

ANEXO V

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN PARA
DETERMINAR LA FIABILIDAD DEL EQUIPO CON AGUA EN
FLUJO TURBULENTO**

Tabla AV.1. Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la tubería recta en régimen turbulento

Velocidad	Caída de promedio presión (cm H ₂ O)	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión (Pa)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad (m/s)	Reynolds	Factor de Fanning teórico	Factor de Fanning Experimental	Factor de Fanning Experimental x 3,76
1	15,36	6,23E-02	1,51E+03	6,24E-05	1,17	9,26E+03	0,008123	0,002267	0,008524
2	25,79	8,62E-02	2,53E+03	8,63E-05	1,62	1,28E+04	0,007460	0,001990	0,007484
3	46,24	1,20E-01	4,53E+03	1,20E-04	2,25	1,78E+04	0,006852	0,001842	0,006924
4	77,45	1,62E-01	7,59E+03	1,62E-04	3,04	2,41E+04	0,006354	0,001695	0,006371
5	126,24	2,15E-01	1,24E+04	2,16E-04	4,04	3,20E+04	0,005922	0,001562	0,005873
6	211,06	2,89E-01	2,07E+04	2,90E-04	5,43	4,30E+04	0,005514	0,001446	0,005435
7	266,25	3,32E-01	2,61E+04	3,32E-04	6,23	4,93E+04	0,005337	0,001387	0,005217

Tabla AV.2. Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en la válvula de bola en régimen turbulento

Velocidad	Caída de presión promedio (mmH ₂ O)	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión total promedio (Pa)	Perdida de carga Total (m)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad [m/s]	Reynolds	Caída de presión por la tubería (m)	Perdida de carga accesorio (m)
1	67,71	6,23E-02	6,64E+02	0,26	6,24E-05	1,17	9,26E+03	0,03	0,23
2	102,77	8,62E-02	1,01E+03	0,39	8,63E-05	1,62	1,28E+04	0,05	0,34
3	185,90	1,20E-01	1,82E+03	0,70	1,20E-04	2,25	1,78E+04	0,09	0,61
4	314,88	1,62E-01	3,09E+03	1,19	1,62E-04	3,04	2,41E+04	0,15	1,04
5	536,28	2,15E-01	5,26E+03	2,02	2,16E-04	4,04	3,20E+04	0,24	1,78
6	1025,11	2,89E-01	1,01E+04	3,86	2,90E-04	5,43	4,30E+04	0,40	3,46
7	1388,26	3,32E-01	1,36E+04	5,23	3,32E-04	6,23	4,93E+04	0,50	4,73

Tabla AV.3. Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en el codo de 45° en régimen

Velocidad	Caída de presión promedio (mmH ₂ O)	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión total promedio (Pa)	Perdida de carga Total (m)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad [m/s]	Reynolds	Caída de presión por la tubería (m)	Perdida de carga accesorio (m)
1	44,53	6,23E-02	4,37E+02	0,17	6,24E-05	1,17	9,26E+03	0,03	0,14
2	73,90	8,62E-02	7,25E+02	0,28	8,63E-05	1,62	1,28E+04	0,05	0,23
3	126,13	1,20E-01	1,24E+03	0,48	1,20E-04	2,25	1,78E+04	0,09	0,39
4	215,18	1,62E-01	2,11E+03	0,81	1,62E-04	3,04	2,41E+04	0,15	0,66
5	393,52	2,15E-01	3,86E+03	1,48	2,16E-04	4,04	3,20E+04	0,24	1,24
6	733,09	2,89E-01	7,19E+03	2,76	2,90E-04	5,43	4,30E+04	0,40	2,36
7	937,85	3,32E-01	9,20E+03	3,53	3,32E-04	6,23	4,93E+04	0,50	3,03

Tabla AV.4. Resumen de los datos experimentales para determinar la fiabilidad del equipo con agua en el codo de 90° en régimen turbulento

Velocidad	Caída de presión promedio (mmH ₂ O)	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión total promedio (Pa)	Perdida de carga Total (m)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad [m/s]	Reynolds	Caída de presión por la tubería (m)	Perdida de carga accesorio (m)
1	3,80	6,23E-02	3,73E+02	0,14	6,24E-05	1,17	9,26E+03	0,03	0,11
2	7,46	8,62E-02	7,31E+02	0,28	8,63E-05	1,62	1,28E+04	0,05	0,23
3	14,38	1,20E-01	1,41E+03	0,54	1,20E-04	2,25	1,78E+04	0,09	0,45
4	24,54	1,62E-01	2,41E+03	0,92	1,62E-04	3,04	2,41E+04	0,15	0,78
5	41,89	2,15E-01	4,11E+03	1,58	2,16E-04	4,04	3,20E+04	0,24	1,34
6	77,21	2,89E-01	7,57E+03	2,91	2,90E-04	5,43	4,30E+04	0,40	2,51
7	97,28	3,32E-01	9,54E+03	3,67	3,32E-04	6,23	4,93E+04	0,50	3,16

ANEXO VI

DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN EN LA TUBERÍA PVC DE ½ PULGADA DE DIÁMETRO

Tabla AVI.1. Resumen de los datos experimentales para la tubería recta de PVC ½ pulgadas de diámetro

Velocidad	Caída de promedio presión (cm H ₂ O)	Flujo másico (kg/s)	Caída de presión (Pa)	Flujo Volumétrico (m ³ /s)	Velocidad (m/s)	Reynolds	Factor de Fanning teórico	Factor de Fanning Experimental
1	8,96	6,49E-02	8,79E+02	6,50E-05	0,44	5,80E+03	0,009208	0,009250
2	15,89	9,09E-02	1,56E+03	9,10E-05	0,62	8,12E+03	0,008411	0,008364
3	28,83	1,29E-01	2,83E+03	1,29E-04	0,88	1,15E+04	0,007666	0,007517
4	54,76	1,79E-01	5,37E+03	1,79E-04	1,21	1,60E+04	0,007047	0,007452
5	94,37	2,43E-01	9,25E+03	2,44E-04	1,65	2,18E+04	0,006516	0,006927
6	157,35	3,32E-01	1,54E+04	3,33E-04	2,26	2,97E+04	0,006030	0,006196
7	199,44	3,82E-01	1,96E+04	3,83E-04	2,60	3,42E+04	0,005828	0,005939

ANEXO VII

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN EN LA
TUBERÍA RECTA PARA LAS PULPAS PURAS Y SUS DILUCIONES
EN EL BANCO DE TUBOS DE ACERO INOXIDABLE**

Tabla AVII.1. Datos experimentales de caídas presión en la tubería recta para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (cm H ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico promedio (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad promedio (m/s)	Reynolds generalizado	Factor de Fanning experimental
Guayaba Pura	1	666,79	6,91E-02	1,23	1,07E+02	0,316590
	2	750,61	9,59E-02	1,71	1,90E+02	0,185274
	3	851,33	1,40E-01	2,50	3,69E+02	0,098497
	4	969,05	1,92E-01	3,43	6,43E+02	0,059716
	5	1000,96	2,61E-01	4,66	1,10E+03	0,033381
	6	1027,93	3,40E-01	6,07	1,76E+03	0,020175
Guayaba al 80%	1	411,44	6,33E-02	1,16	1,71E+02	0,060363
	2	468,59	8,98E-02	1,65	3,16E+02	0,034130
	3	538,02	1,33E-01	2,44	6,32E+02	0,017778
	4	606,90	1,83E-01	3,35	1,10E+03	0,010653
	5	688,45	2,53E-01	4,64	1,94E+03	0,006304
	6	793,62	3,40E-01	6,22	3,24E+03	0,004045
	7	837,57	3,79E-01	6,94	3,92E+03	0,003435
Guayaba al 60%	1	171,64	6,28E-02	1,17	4,82E+02	0,025178
	2	214,76	8,83E-02	1,65	8,58E+02	0,015935
	3	266,08	1,28E-01	2,39	1,61E+03	0,009370
	4	324,20	1,82E-01	3,39	2,91E+03	0,005663
	5	394,88	2,49E-01	4,64	4,94E+03	0,003685
	6	488,82	3,36E-01	6,26	8,20E+03	0,002509
	7	547,95	3,81E-01	7,11	1,02E+04	0,002177
Guayaba al 25%	1	29,35	6,60E-02	1,24	9,04E+02	0,014546
	2	53,58	9,21E-02	1,73	1,45E+03	0,013633
	3	83,75	1,32E-01	2,48	2,41E+03	0,010353
	4	111,73	1,82E-01	3,41	3,77E+03	0,007294
	5	195,20	2,43E-01	4,56	5,69E+03	0,007121
	6	307,77	3,31E-01	6,21	8,77E+03	0,006072
	7	434,07	3,84E-01	7,20	1,08E+04	0,006361
Tamarindo puro	1	720,04	5,45E-02	0,95	5,91E+01	0,563193
	2	822,05	8,15E-02	1,42	1,20E+02	0,286728
	3	928,07	1,20E-01	2,09	2,35E+02	0,150047
	4	1026,86	1,63E-01	2,84	4,01E+02	0,089955
	5	1098,33	2,27E-01	3,96	7,18E+02	0,049518
	6	1208,15	3,11E-01	5,44	1,25E+03	0,028903
	7	1270,31	3,54E-01	6,17	1,56E+03	0,023574

Tabla AVII.1. Datos experimentales de caídas presión en la tubería recta para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable (continua...)

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (cm H ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico promedio (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad promedio (m/s)	Reynolds generalizado	Factor de Fanning experimental
Tamarindo puro	1	720,04	5,45E-02	0,95	5,91E+01	0,563193
	2	822,05	8,15E-02	1,42	1,20E+02	0,286728
	3	928,07	1,20E-01	2,09	2,35E+02	0,150047
	4	1026,86	1,63E-01	2,84	4,01E+02	0,089955
	5	1098,33	2,27E-01	3,96	7,18E+02	0,049518
	6	1208,15	3,11E-01	5,44	1,25E+03	0,028903
	7	1270,31	3,54E-01	6,17	1,56E+03	0,023574
Tamarindo al 80%	1	314,21	5,83E-02	1,02	1,40E+02	0,213272
	2	371,89	8,57E-02	1,51	2,68E+02	0,116646
	3	454,15	1,22E-01	2,15	4,90E+02	0,069754
	4	524,49	1,68E-01	2,96	8,38E+02	0,042711
	5	591,81	2,25E-01	3,95	1,37E+03	0,027001
	6	698,33	3,10E-01	5,46	2,36E+03	0,016704
	7	734,21	3,51E-01	6,17	2,90E+03	0,013734
Pulpa de tamarindo al 60%	1	167,17	6,10E-02	1,09	2,32E+02	0,101581
	2	194,98	8,56E-02	1,54	4,07E+02	0,060057
	3	239,56	1,21E-01	2,17	7,17E+02	0,037092
	4	285,79	1,68E-01	3,01	1,23E+03	0,022961
	5	328,48	2,22E-01	3,97	1,95E+03	0,015109
	6	375,24	3,00E-01	5,38	3,22E+03	0,009419
	7	400,87	3,35E-01	6,00	3,86E+03	0,008078
Tamarindo al 25%	1	21,15	6,60E-02	1,20	1,34E+03	0,002867
	2	43,34	9,21E-02	1,68	2,11E+03	0,003016
	3	62,43	1,32E-01	2,41	3,46E+03	0,002111
	4	103,35	1,82E-01	3,32	5,36E+03	0,001845
	5	151,23	2,43E-01	4,44	7,99E+03	0,001509
	6	241,86	3,31E-01	6,03	1,22E+04	0,001305
	7	295,62	3,84E-01	7,00	1,49E+04	0,001185

⁽¹⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 300 datos de presión para cada velocidad de la bomba

⁽²⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 3 datos de peso y tiempo para cada velocidad de la bomba

ANEXO VIII

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN EN EL
VÁLVULA DE BOLA PARA LAS PULPAS PURAS Y SUS
DILUCIONES EN EL BANCO DE TUBOS DE ACERO INOXIDABLE**

Tabla AVIII.1. Datos experimentales de caídas presión en la válvula de bola para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (mmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Guayaba Pura	1	85,85	6,91E-02	1,23	1,07E+02	1,19	1,88
	2	93,67	9,59E-02	1,71	1,90E+02	1,34	2,01
	3	120,80	1,40E-01	2,50	3,69E+02	1,52	2,80
	4	149,53	1,92E-01	3,43	6,43E+02	1,74	3,62
	5	170,54	2,61E-01	4,66	1,10E+03	1,79	4,32
	6	218,66	3,40E-01	6,07	1,76E+03	1,84	5,99
	7	235,10	3,85E-01	6,87	2,19E+03	1,88	6,54
Guayaba al 80%	1	41,58	6,33E-02	1,16	1,71E+02	0,76	0,77
	2	54,56	8,98E-02	1,65	3,16E+02	0,86	1,14
	3	62,94	1,33E-01	2,44	6,32E+02	0,99	1,33
	4	86,35	1,83E-01	3,35	1,10E+03	1,12	2,06
	5	120,12	2,53E-01	4,64	1,94E+03	1,27	3,15
	6	159,90	3,40E-01	6,22	3,24E+03	1,46	4,42
	7	201,34	3,79E-01	6,94	3,92E+03	1,54	5,86
Guayaba al 60%	1	241,04	6,28E-02	1,17	4,82E+02	0,32	0,58
	2	365,65	8,83E-02	1,65	8,58E+02	0,40	0,97
	3	539,88	1,28E-01	2,39	1,61E+03	0,50	1,52
	4	800,00	1,82E-01	3,39	2,91E+03	0,61	2,39
	5	1239,01	2,49E-01	4,64	4,94E+03	0,74	3,90
	6	1599,00	3,36E-01	6,26	8,20E+03	0,91	5,07
	7	2000,03	3,81E-01	7,11	1,02E+04	1,02	6,46
Guayaba al 25%	1	93,25	6,60E-02	1,24	9,04E+02	0,06	0,30
	2	156,48	9,21E-02	1,73	1,45E+03	0,10	0,49
	3	276,45	1,32E-01	2,48	2,41E+03	0,16	0,88
	4	453,68	1,82E-01	3,41	3,77E+03	0,21	1,50
	5	810,96	2,43E-01	4,56	5,69E+03	0,37	2,68
	6	1366,31	3,31E-01	6,21	8,77E+03	0,58	4,56
	7	1790,30	3,84E-01	7,20	1,08E+04	0,82	5,92
Tamarindo puro	1	73,19	5,45E-02	0,95	5,91E+01	1,26	1,30
	2	82,40	8,15E-02	1,42	1,20E+02	1,44	1,45
	3	97,65	1,20E-01	2,09	2,35E+02	1,63	1,80
	4	118,73	1,63E-01	2,84	4,01E+02	1,80	2,36
	5	115,36	2,27E-01	3,96	7,18E+02	1,92	2,12
	6	135,15	3,11E-01	5,44	1,25E+03	2,12	2,62
	7	147,38	3,54E-01	6,17	1,56E+03	2,23	2,94

Tabla VIII.1. Datos experimentales de caídas presión en la válvula de bola para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable (continuación...)

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (mmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Tamarindo al 80%	1	35,14	5,83E-02	1,02	1,40E+02	0,55	0,69
	2	41,37	8,57E-02	1,51	2,68E+02	0,66	0,80
	3	56,79	1,22E-01	2,15	4,90E+02	0,80	1,20
	4	67,87	1,68E-01	2,96	8,38E+02	0,93	1,47
	5	85,81	2,25E-01	3,95	1,37E+03	1,04	1,98
	6	127,03	3,10E-01	5,46	2,36E+03	1,23	3,25
	7	144,63	3,51E-01	6,17	2,90E+03	1,30	3,81
Pulpa de tamarindo al 60%	1	243,06	6,10E-02	1,09	2,32E+02	0,30	0,57
	2	324,68	8,56E-02	1,54	4,07E+02	0,35	0,82
	3	430,64	1,21E-01	2,17	7,17E+02	0,43	1,12
	4	564,90	1,68E-01	3,01	1,23E+03	0,51	1,52
	5	790,46	2,22E-01	3,97	1,95E+03	0,59	2,25
	6	907,46	3,00E-01	5,38	3,22E+03	0,67	2,59
	7	101,25	3,35E-01	6,00	3,86E+03	0,72	2,92
Tamarindo al 25%	1	77,10	6,60E-02	7,56E+02	1,34E+03	0,04	0,24
	2	134,86	9,21E-02	1,32E+03	2,11E+03	0,08	0,41
	3	228,73	1,32E-01	2,24E+03	3,46E+03	0,11	0,72
	4	373,88	1,82E-01	3,67E+03	5,36E+03	0,19	1,18
	5	645,24	2,43E-01	6,33E+03	7,99E+03	0,28	2,08
	6	1197,93	3,31E-01	1,17E+04	1,22E+04	0,44	3,94
	7	166,94	3,84E-01	1,64E+04	1,49E+04	0,54	5,57

⁽¹⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 300 datos de presión para cada velocidad de la bomba

⁽²⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 3 datos de peso y tiempo para cada velocidad de la bomba

ANEXO IX

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN EN CODO
DE 45° PARA LAS PULPAS PURAS Y SUS DILUCIONES EN EL
BANCO DE TUBOS DE ACERO INOXIDABLE**

Tabla AIX.1. Datos experimentales de caídas presión en el codo de 45° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (mmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Guayaba Pura	1	86,35	6,91E-02	1,23	1,07E+02	1,19	1,90
	2	117,69	9,59E-02	1,71	1,90E+02	1,34	2,87
	3	128,15	1,40E-01	2,50	3,69E+02	1,52	3,07
	4	155,52	1,92E-01	3,43	6,43E+02	1,74	3,83
	5	180,22	2,61E-01	4,66	1,10E+03	1,79	4,66
	6	226,81	3,40E-01	6,07	1,76E+03	1,84	6,28
	7	248,10	3,85E-01	6,87	2,19E+03	1,88	7,01
Guayaba al 80%	1	51,32	6,33E-02	1,16	1,71E+02	0,76	1,13
	2	60,08	8,98E-02	1,65	3,16E+02	0,86	1,35
	3	81,73	1,33E-01	2,44	6,32E+02	0,99	2,02
	4	99,00	1,83E-01	3,35	1,10E+03	1,12	2,52
	5	124,11	2,53E-01	4,64	1,94E+03	1,27	3,30
	6	173,32	3,40E-01	6,22	3,24E+03	1,46	4,91
	7	208,35	3,79E-01	6,94	3,92E+03	1,54	6,12
Guayaba al 60%	1	354,00	6,28E-02	1,17	4,82E+02	0,32	1,00
	2	399,29	8,83E-02	1,65	8,58E+02	0,40	1,09
	3	498,97	1,28E-01	2,39	1,61E+03	0,50	1,37
	4	628,65	1,82E-01	3,39	2,91E+03	0,61	1,74
	5	922,46	2,49E-01	4,64	4,94E+03	0,74	2,71
	6	1279,87	3,36E-01	6,26	8,20E+03	0,91	3,87
	7	1569,10	3,81E-01	7,11	1,02E+04	1,02	4,84
Guayaba al 25%	1	77,56	6,60E-02	1,24	9,04E+02	0,06	0,24
	2	132,89	9,21E-02	1,73	1,45E+03	0,10	0,40
	3	196,94	1,32E-01	2,48	2,41E+03	0,16	0,58
	4	326,23	1,82E-01	3,41	3,77E+03	0,21	1,02
	5	520,32	2,43E-01	4,56	5,69E+03	0,37	1,59
	6	934,55	3,31E-01	6,21	8,77E+03	0,58	2,94
	7	1264,39	3,84E-01	7,20	1,08E+04	0,82	3,94
Tamarindo puro	1	90,37	5,45E-02	0,95	5,91E+01	1,26	1,91
	2	103,97	8,15E-02	1,42	1,20E+02	1,44	2,20
	3	116,04	1,20E-01	2,09	2,35E+02	1,63	2,44
	4	126,41	1,63E-01	2,84	4,01E+02	1,80	2,63
	5	137,85	2,27E-01	3,96	7,18E+02	1,92	2,91
	6	154,12	3,11E-01	5,44	1,25E+03	2,12	3,28
	7	179,45	3,54E-01	6,17	1,56E+03	2,23	4,06

Tabla AIX.1. Datos experimentales de caídas presión en el codo de 45° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable (continuación...)

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (mmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Tamarindo al 80%	1	36,69	5,83E-02	1,02	1,40E+02	0,55	0,74
	2	44,84	8,57E-02	1,51	2,68E+02	0,66	0,93
	3	60,37	1,22E-01	2,15	4,90E+02	0,80	1,33
	4	81,49	1,68E-01	2,96	8,38E+02	0,93	1,95
	5	95,03	2,25E-01	3,95	1,37E+03	1,04	2,31
	6	130,53	3,10E-01	5,46	2,36E+03	1,23	3,37
	7	154,14	3,51E-01	6,17	2,90E+03	1,30	4,14
Pulpa de tamarindo al 60%	1	266,07	6,10E-02	1,09	2,32E+02	0,30	0,66
	2	342,96	8,56E-02	1,54	4,07E+02	0,35	0,88
	3	477,35	1,21E-01	2,17	7,17E+02	0,43	1,29
	4	590,90	1,68E-01	3,01	1,23E+03	0,51	1,61
	5	817,27	2,22E-01	3,97	1,95E+03	0,59	2,35
	6	110,50	3,00E-01	5,38	3,22E+03	0,67	3,30
	7	126,29	3,35E-01	6,00	3,86E+03	0,72	3,82
Tamarindo al 25%	1	71,25	6,60E-02	1,23	1,27E+03	0,04	0,23
	2	111,82	9,21E-02	1,71	2,01E+03	0,08	0,33
	3	188,46	1,32E-01	2,46	3,30E+03	0,12	0,58
	4	294,59	1,82E-01	3,38	5,10E+03	0,20	0,90
	5	482,84	2,43E-01	4,52	7,60E+03	0,29	1,51
	6	913,66	3,31E-01	6,15	1,16E+04	0,46	2,95
	7	1191,58	3,84E-01	7,14	1,42E+04	0,56	3,88

⁽¹⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 300 datos de presión para cada velocidad de la bomba

⁽²⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 3 datos de peso y tiempo para cada velocidad de la bomba

ANEXO X

**DATOS EXPERIMENTALES DE CAÍDAS DE PRESIÓN EN CODO
DE 45° PARA LAS PULPAS PURAS Y SUS DILUCIONES EN EL
BANCO DE TUBOS DE ACERO INOXIDABLE**

Tabla AX.1. Datos experimentales de caídas presión en el codo de 90° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (cmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Guayaba Pura	1	96,65	6,91E-02	1,23	1,07E+02	1,19	2,27
	2	124,82	9,59E-02	1,71	1,90E+02	1,34	3,13
	3	140,68	1,40E-01	2,50	3,69E+02	1,52	3,51
	4	174,72	1,92E-01	3,43	6,43E+02	1,74	4,52
	5	193,74	2,61E-01	4,66	1,10E+03	1,79	5,15
	6	229,39	3,40E-01	6,07	1,76E+03	1,84	6,38
	7	254,33	3,85E-01	6,87	2,19E+03	1,88	7,23
Guayaba al 80%	1	55,21	6,33E-02	1,16	1,71E+02	0,76	1,27
	2	63,70	8,98E-02	1,65	3,16E+02	0,86	1,48
	3	84,67	1,33E-01	2,44	6,32E+02	0,99	2,12
	4	104,25	1,83E-01	3,35	1,10E+03	1,12	2,72
	5	128,90	2,53E-01	4,64	1,94E+03	1,27	3,47
	6	177,55	3,40E-01	6,22	3,24E+03	1,46	5,07
	7	209,01	3,79E-01	6,94	3,92E+03	1,54	6,15
Guayaba al 60%	1	38,95	6,28E-02	1,17	4,82E+02	0,32	1,14
	2	41,62	8,83E-02	1,65	8,58E+02	0,40	1,15
	3	52,01	1,28E-01	2,39	1,61E+03	0,50	1,45
	4	65,69	1,82E-01	3,39	2,91E+03	0,61	1,85
	5	93,58	2,49E-01	4,64	4,94E+03	0,74	2,76
	6	137,22	3,36E-01	6,26	8,20E+03	0,91	4,22
	7	156,08	3,81E-01	7,11	1,02E+04	1,02	4,81
Guayaba al 25%	1	11,30	6,60E-02	1,24	9,04E+02	0,06	0,37
	2	17,27	9,21E-02	1,73	1,45E+03	0,10	0,55
	3	22,92	1,32E-01	2,48	2,41E+03	0,16	0,70
	4	32,95	1,82E-01	3,41	3,77E+03	0,21	1,03
	5	56,27	2,43E-01	4,56	5,69E+03	0,37	1,75
	6	98,46	3,31E-01	6,21	8,77E+03	0,58	3,13
	7	137,13	3,84E-01	7,20	1,08E+04	0,82	4,34
Tamarindo puro	1	96,34	5,45E-02	0,95	5,91E+01	1,26	2,11
	2	104,45	8,15E-02	1,42	1,20E+02	1,44	2,22
	3	118,70	1,20E-01	2,09	2,35E+02	1,63	2,53
	4	136,52	1,63E-01	2,84	4,01E+02	1,80	2,98
	5	145,50	2,27E-01	3,96	7,18E+02	1,92	3,17
	6	171,11	3,11E-01	5,44	1,25E+03	2,12	3,88
	7	195,82	3,54E-01	6,17	1,56E+03	2,23	4,64

Tabla AX.1. Datos experimentales de caídas presión en el codo de 90° para las pulpas puras y sus diluciones en el banco de tubos de acero inoxidable (continuación...)

Pulpa	Velocidad de la Bomba	Caída de presión total promedio (cmH ₂ O) ⁽¹⁾	Flujo másico (kg/s) ⁽²⁾	Velocidad (m/s)	Reynolds generalizado	Pérdida de carga en la tubería recta (m)	Perdida de carga en accesorio (m)
Tamarindo al 80%	1	40,09	5,83E-02	1,02	1,40E+02	0,55	0,86
	2	49,42	8,57E-02	1,51	2,68E+02	0,66	1,09
	3	70,00	1,22E-01	2,15	4,90E+02	0,80	1,67
	4	89,13	1,68E-01	2,96	8,38E+02	0,93	2,22
	5	109,13	2,25E-01	3,95	1,37E+03	1,04	2,81
	6	143,04	3,10E-01	5,46	2,36E+03	1,23	3,81
	7	165,45	3,51E-01	6,17	2,90E+03	1,30	4,54
Pulpa de tamarindo al 60%	1	31,72	6,10E-02	1,09	2,32E+02	0,30	0,84
	2	40,35	8,56E-02	1,54	4,07E+02	0,35	1,10
	3	60,21	1,21E-01	2,17	7,17E+02	0,43	1,73
	4	75,88	1,68E-01	3,01	1,23E+03	0,51	2,22
	5	105,25	2,22E-01	3,97	1,95E+03	0,59	3,20
	6	124,35	3,00E-01	5,38	3,22E+03	0,67	3,80
	7	137,11	3,35E-01	6,00	3,86E+03	0,72	4,21
Tamarindo al 25%	1	8,22	6,60E-02	1,23	1,27E+03	0,04	0,27
	2	12,23	9,21E-02	1,71	2,01E+03	0,08	0,37
	3	20,28	1,32E-01	2,46	3,30E+03	0,12	0,64
	4	34,31	1,82E-01	3,38	5,10E+03	0,20	1,08
	5	53,17	2,43E-01	4,52	7,60E+03	0,29	1,70
	6	102,12	3,31E-01	6,15	1,16E+04	0,46	3,35
	7	126,33	3,84E-01	7,14	1,42E+04	0,56	4,15

⁽¹⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 300 datos de presión para cada velocidad de la bomba

⁽²⁾ Valor promedio de dos repeticiones, en cada repetición se tomaron 3 datos de peso y tiempo para cada velocidad de la bomba

ANEXO XI
DATOS PARA EL ANALISIS DE VARIANZA

Tabla AXI.1. Datos experimentales del factor de fricción y de los coeficientes de pérdida de los accesorios en flujo laminar

Pulpa	Repetición 1 ⁽¹⁾					Repetición 2 ⁽¹⁾				
	Reynolds	Factor	k _v	k ₄₅	k ₉₀	Reynolds	Factor	k _v	k ₄₅	k ₉₀
Guayaba Pura	106,51	0,3136	24,24	24,77	29,31	106,56	0,3196	24,03	24,10	28,93
	192,58	0,1804	12,56	18,49	20,48	186,36	0,1903	14,31	19,95	21,29
	368,15	0,0992	8,74	9,20	10,95	369,97	0,0978	8,86	10,03	11,05
	660,59	0,0583	5,83	5,72	7,10	624,55	0,0612	6,30	7,13	8,00
	1100,27	0,0338	3,90	4,21	4,48	1105,42	0,0329	3,92	4,22	4,81
	1757,94	0,0202	3,12	3,33	3,39	1758,87	0,0201	3,26	3,36	3,38
	2216,70	0,0160	2,57	2,87	2,96	2157,24	0,0161	2,87	2,95	3,61
Guayaba 80%	179,10	0,2256	11,74	15,67	17,98	179,10	0,2284	10,76	17,27	19,13
	330,53	0,1287	7,77	9,75	10,48	330,53	0,1279	8,78	9,74	10,94
	672,76	0,0658	4,23	6,43	6,65	647,39	0,0679	4,47	6,80	7,30
	1123,96	0,0417	3,57	4,45	4,77	1172,37	0,0385	3,61	4,35	4,70
	2028,69	0,0243	2,81	3,00	3,15	2028,69	0,0232	2,91	3,00	3,17
Guayaba 60%	482,11	0,0930	8,43	14,31	16,72	482,11	0,0964	8,19	14,41	15,80
	849,18	0,0602	7,33	8,14	8,38	866,03	0,0597	6,67	7,68	8,35
	1630,25	0,0346	5,20	4,65	4,90	1589,41	0,0359	5,26	4,76	5,05
Tamarindo Pura	59,67	0,5573	26,41	39,49	45,04	58,53	0,5692	30,11	43,12	46,61
	118,67	0,2902	14,57	21,64	21,73	120,94	0,2834	13,41	20,94	21,18
	235,03	0,1502	7,89	10,94	11,22	234,52	0,1499	8,19	10,92	11,48
	402,81	0,0901	3,85	6,42	7,12	399,88	0,0898	4,21	6,35	7,37
	720,31	0,0493	2,62	3,73	3,99	715,09	0,0498	2,68	3,53	3,94
	1242,12	0,0290	1,67	2,25	2,61	1256,95	0,0288	1,80	2,11	2,54
	1556,51	0,0236	1,48	2,12	2,42	1564,46	0,0235	1,54	2,06	2,34
Tamarindo 80%	139,14	0,2148	12,49	13,86	16,05	140,06	0,2118	13,06	13,79	16,01
	262,57	0,1204	7,03	8,08	9,69	273,51	0,1131	6,81	7,90	9,05
	493,43	0,0693	5,03	5,60	7,00	486,56	0,0702	5,11	5,63	7,08
	841,00	0,0426	3,26	4,31	4,98	834,23	0,0428	3,31	4,43	4,94
	1393,31	0,0264	2,40	2,83	3,46	1340,14	0,0276	2,57	2,97	3,57
Tamarindo 60%	233,70	0,0999	9,37	10,39	13,16	230,61	0,1033	9,45	11,14	14,42
	411,75	0,0586	6,64	7,23	8,79	401,57	0,0616	6,95	7,46	9,53
	728,57	0,0366	4,57	5,24	7,09	705,95	0,0376	4,78	5,51	7,42
	1226,58	0,0234	3,31	3,48	5,01	1238,00	0,0226	3,27	3,51	4,60
	1969,37	0,0147	2,74	2,90	3,85	1935,20	0,0155	2,86	2,93	4,09

⁽¹⁾ Valores promedios de 300 datos experimentales de caídas de presión

Tabla AXI.2. Datos experimentales del factor de fricción y de los coeficientes de pérdida de los accesorios en flujo turbulento

Pulpa	Repetición 1 ⁽¹⁾					Repetición 2 ⁽¹⁾				
	Reynolds	Factor	kv	k45	k90	Reynolds	Factor	kv	k45	k90
Guayaba 60%	4850,57	0,0143	3,60	2,52	2,58	5039,79	0,0135	3,50	2,42	2,45
	8195,19	0,0095	2,53	2,03	2,08	8195,19	0,0094	2,55	1,85	2,14
	10320,78	0,0081	2,43	1,82	1,85	10031,75	0,0083	2,58	1,93	1,88
Guayaba 25%	5673,49	0,0072	2,53	1,50	1,65	6267,47	0,0071	2,52	1,50	1,64
	8581,59	0,0063	2,40	1,26	1,64	9855,73	0,0059	2,25	1,72	1,55
	10769,04	0,0066	2,23	1,48	1,64	11948,46	0,0061	2,25	1,50	1,65
Tamarindo 25%	5405,04	0,0069	2,06	1,81	1,86	5316,0	0,007	2,14	1,78	1,94
	7965,89	0,0057	2,06	1,66	1,68	8005,1	0,00565	2,09	1,64	1,65
	11908,41	0,0051	2,22	1,78	2,06	12427,6	0,00476	2,03	1,62	1,50
	14847,91	0,0045	2,25	1,64	1,63	14984,4	0,00437	2,20	1,66	1,63

⁽¹⁾ Valores promedios de 300 datos experimentales de caídas de presión

Se graficó el factor de fricción en una escala doble logarítmica y se ajustó los datos a una línea recta, mientras para los accesorios se graficó $1/Re$ vs k_f y se ajustó los datos a la ecuación $k_f = a \times \frac{1}{Re} + b$. La Tabla AXI.3 muestra los valores de las pendientes y los intercepto para cada una de las pulpas puras y sus diluciones. Esto se realizó para flujo laminar como para turbulento

Tabla AXI.3. Valores de la pendiente e intercepto del ajuste de los datos experimentales a una línea recta

Pulpa		Factor	Válvula	Codo 45	Codo 90
Guayaba Pura n=0,24	Intercepto	1,516	1,920	2,451	2,466
	Pendiente	-0,986	2339,622	2540,547	3000,891
Guayaba 80% n=0,25	Intercepto	1,455	2,158	2,132	2,045
	Pendiente	-0,932	1700,669	2573,712	2951,442
Guayaba 60% n=0,31	Intercepto	1,179	4,200	0,374	-0,251
	Pendiente	-0,820	2055,300	6694,249	7860,175
Tamarindo Puro n=0,25	Intercepto	1,480	0,396	0,433	0,297
	Pendiente	-0,974	1648,165	2432,070	2660,066
Tamarindo 85% n=0,31	Intercepto	1,260	1,440	2,075	2,604
	Pendiente	-0,900	1568,094	1636,740	1877,696
Tamarindo 60% n=0,35	Intercepto	1,128	2,048	2,063	2,977
	Pendiente	-0,881	1763,380	2064,738	2539,296

Ejemplo de cálculo para el factor de fricción de la pulpa de guayaba pura a la primera velocidad de la bomba para $Re_g=200$

Se determinó la desviación relativa promedio. Esto es el promedio de las desviaciones relativas para cada velocidad de la bomba

$$\text{Desviación relativa promedio} = \frac{1}{7} \times \sum_{i=1}^7 (\text{desviación relativa})_i = 0,1760$$

Se calculó el factor de fricción con la ecuación de ajuste

$$f_{\text{cal}} = \exp(1,516 - 0,986 \times \log(200)) = 0,1766$$

Se calculó los dos valores que se van usar en el análisis de varianza, que tiene la característica de dar como promedio el valor calculado con la ecuación de ajuste y como desviación relativa la desviación relativa promedio de los datos experimentales

$$f_1 = f_{\text{cal}} + 0,1445 \times \text{desviación relativa promedio} = 0,1788$$

$$f_2 = f_{\text{cal}} - 0,1445 \times \text{desviación relativa promedio} = 0,1744$$

Este mismo procedimiento se utiliza para calcular los valores de los coeficientes de pérdida de cada accesorio para el análisis de varianza, esto se realiza para flujo laminar y turbulento. El factor 0,1445 se utiliza para que los dos nuevos valores calculados nos den como desviación relativa la desviación relativa promedio de los datos experimentales

ANEXO XII

EJEMPLO DE CÁLCULO PARA DETERMINAR LA POTENCIA DE BOMBA

Ejemplo de cálculo para la pulpa pura de tamarindo

Para determinar la potencia de bomba se aplica un balance general de energía en el sistema en cada sistema (Ibarz, 1995, p. 229)

$$W = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + g \times (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + E_f \quad [\text{A.XI.1}]$$

Dónde:

W : Trabajo energía de bomba (J/kg)

z : Altura desde el punto de referencia (m)

v : Velocidad media de flujo (m/s)

E_f: Pérdidas totales debidas a la fricción de la tubería y los accesorios. (J/kg)

ρ : Densidad (kg/m³)

g : Gravedad (m/s²)

α : Factor de corrección para la energía cinética. Para fluidos no newtonianos de comportamiento pseudoplástico en flujo laminar es igual a $\alpha = \frac{(2 \times n + 1) \times (5 \times n + 3)}{3 \times (3 \times n + 1)^2}$ para la flujo turbulento es igual a 1 (Ibarz, 1995, pp.199-200)

El término E_f se puede calcular con la ecuación A.XI.2

$$E_f = \frac{\bar{v}^2}{2} \times \left(a \times k_{val} + b \times k_{45} + c \times k_{90} + d \times k_{180} + 4 \times f \times \frac{L}{D} \right) \quad [\text{A.XII.2}]$$

Dónde:

k : es el coeficiente de pérdida del accesorio

L: la longitud recta de la tubería (m)

D: el diámetro de la tubería (m)

f: el factor de fricción de Fanning

a,b,c,d: representan el número de accesorios presentes en la red de tuberías. Los valores de k_{val}, k₄₅ y k₉₀ son los encontrados en este trabajo dependiendo si el fluido circula en régimen laminar o turbulento. Los codos de 180° se consideran como 2 codos de 90°

El factor de fricción se estima con la ecuación propuesta en este trabajo para flujo laminar, mientras que para flujo turbulento se utiliza la ecuación propuesta por Dodge y Metzner.

Para el sistema despulpador- tanque 1 la ecuación AXI.1, simplificada quedaría

$$W_{\text{Despulpador}} = g \times (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2 \times \alpha} \right) + \frac{v_B^2}{2} \times 2 \times k_{90^\circ} + 2 \times f_A \times \frac{L_A}{D_A} \times v_A^2 + 2 \times f_A \times \frac{L_A}{D_A} \times v_A^2 \quad [\text{A.XII.3}]$$

Donde v_A y v_B son las velocidades medias en los tramos: del despulpador a la bomba y de la bomba al tanque 1, respectivamente.

Para el sistema tanque 1- tanque 2 la ecuación AXI.1, simplificada quedaría

$$W_{\text{pasteurizador}} = g \times (z_3 - z_2) + \left(\frac{v_3^2}{2 \times \alpha} \right) + \frac{v_D^2}{2} \times (2 \times 21 \times k_{90^\circ} + 6 \times k_{90^\circ}) + 2 \times f_C \times \frac{L_C}{D_C} \times v_C^2 + 2 \times f_C \times \frac{L_D}{D_D} \times v_D^2 \quad [\text{A.XII.4}]$$

Donde v_C y v_D son las velocidades medias en los tramos: del tanque 1 a la bomba y de la bomba al tanque 2, respectivamente.

Para el sistema tanque 2- tanque 3 la ecuación AXI.1, simplificada quedaría

$$W_{\text{envasado}} = g \times (z_4 - z_3) + \left(\frac{v_4^2}{2 \times \alpha} \right) + \frac{v_F^2}{2} \times (6 \times k_{90^\circ} + 2 \times k_{45^\circ}) + 2 \times f_E \times \frac{L_E}{D_E} \times v_E^2 + 2 \times f_F \times \frac{L_F}{D_F} \times v_F^2 \quad [\text{A.XII.5}]$$

Donde v_C y v_D son las velocidades medias en los tramos: del tanque 2 a la bomba y de la bomba al tanque 3, respectivamente.

Al resolver las ecuaciones A.XI.3, A.XI.4 y A.XI.5 se halla el trabajo que debe realizar la bomba para transportar 1 kg de fluido a través de los diferentes

sistemas. Para hallar la potencia de la bomba se multiplica el trabajo de la bomba (J/kg) por el flujo másico que se desea transportar en cada tramo de la red de tubería.

$$\text{Pot} = W \times \dot{m} \quad [\text{A.XII.6}]$$

La Tabla AXII.1 muestra un resumen de las pérdidas de energía producidas por la tubería y los accesorios para la pulpa pura y sus diluciones.

Tabla AXII.1. Pérdidas de energía producidas por la tubería y los accesorios para la pulpa pura y sus diferentes diluciones

Fluido	Pérdidas Totales (J/kg)	Sistemas del balance de energía		
		Despulpador-Tanque1	Tanque 1 – Tanque 2	Tanque 2 – Tanque 3
Tamarindo puro	Tubería	54,39	2124,22	148,55
	Accesorios	25,40	565,23	113,38
Tamarindo 80%	Tubería	22,27	856,17	62,81
	Accesorios	12,99	262,90	59,09
Tamarindo 60%	Tubería	13,19	503,06	38,01
	Accesorios	9,23	172,78	42,55
Tamarindo 20%	Tubería	0,39	47,50	0,30
	Accesorios	2,23	41,40	10,69

Para el cálculo del porcentaje de sobredimensionamiento de la bomba, se utiliza la ecuación

$$\% \text{Sobredimensionamiento} = \frac{\text{Pot}_{\text{calculada}} - \text{Pot}_{\text{útil}}}{\text{Pot}_{\text{calculada}}} \times 100 \quad [\text{A.XII.7}]$$

La potencia útil se refiere a la potencia de la bomba instalada en planta por la eficiencia de la misma. Mientras que la potencia calculada es la obtenida de los balances de energía aplicados en cada sistema.

Este procedimiento se utiliza para calcular la potencia de las bombas del sistema del transporte de la empresa ENVAGRIF C.A para la pulpa pura de tamarino y sus diluciones. La muestra Tabla AXII.2 los valores de altura (z), presión (P) y

velocidad media (v) utilizados en los balances de energía de cada sistema para la pulpa pura de tamarindo y sus diluciones

Tabla AXII.2. Valores de altura (z), presión (P) y velocidad media (v) utilizados en los balances de energía de cada sistema para la pulpa pura de tamarindo y sus diluciones

Fluido	Variables	PUNTO 1	PUNTO 2	PUNTO 3	PUNTO 4
Tamarindo puro	v (m/s)	0,00	1,07	0,66	1,18
	z (m)	0,00	2,35	2,70	3,09
	P (Pa)	70326,52	70326,52	70326,52	70326,52
Tamarindo 80%	v (m/s)	0,00	1,12	0,66	1,24
	z (m)	0,00	2,35	2,70	3,09
	P (Pa)	70326,52	70326,52	70326,52	70326,52
Tamarindo 60%	v (m/s)	0,00	1,13	0,66	1,26
	z (m)	0,00	2,35	2,70	3,09
	P (Pa)	70326,52	70326,52	70326,52	70326,52
Tamarindo 20%	v (m/s)	0,00	1,17	0,66	1,29
	z (m)	0,00	2,35	2,70	3,09
	P (Pa)	70326,52	70326,52	70326,52	70326,52