

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

ESCUELA DE POSGRADO

UNIDAD DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE
INGENIERÍA QUÍMICA



“MODELOS REOLÓGICOS ASOCIADOS AL NÉCTAR MIX PAPAYA - PIÑA”

TESIS PARA OPTAR EL GRADO ACADEMICO DE MAESTRO EN
CIENCIA Y TECNOLOGÍA DE LOS ALIMENTOS

BACH. ANGEL SOBRADO GÓMEZ

Callao, 2019

PERÚ

DEDICATORIA

Dedico este trabajo principalmente a Dios, por haberme dado la vida y permitirme el haber llegado hasta este momento tan importante de mi formación profesional. A mi madre, por ser el pilar más importante y por demostrarme siempre su cariño y apoyo incondicional sin importar nuestras diferencias de opiniones. A mi padre, a pesar de nuestra distancia física, siento que estás conmigo siempre y aunque nos faltaron muchas cosas por vivir juntos, sé que este momento hubiera sido tan especial para ti como lo es para mí. A mí esposa Cecilia, porque lo amo infinitamente.

AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por protegerme durante todo mi camino y darme fuerzas para superar obstáculos y dificultades a lo largo de toda mi vida.

A mi madre, que con su demostración de una madre ejemplar me ha enseñado a no desfallecer ni rendirme ante nada y siempre perseverar a través de sus sabios consejos.

A mi esposa Cecilia, por su apoyo incondicional y por demostrarme la gran fe que tienen en mí.

A mis amigos Fresnel, José, Juan, Ingrid, Lenin y Raúl por demostrarme que podemos ser grandes amigos y compañeros de trabajo a la vez.

Al Dr. Luis Carrasco Venegas, director de tesis, por su valiosa guía y asesoramiento a la realización de la misma.

Gracias a todas las personas que ayudaron directa e indirectamente en la realización de este proyecto de investigación.

Finalmente, a Daril por sus valiosos aportes que hicieron posible la ejecución de este proyecto y por su calidad humana que me ha demostrado con su amistad.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Página
DEDICATORIA	
AGRADECIMIENTO	
ÍNDICE DE CONTENIDO	4
ÍNDICE DE TABLAS	6
ÍNDICE DE FIGURAS	8
RESUMEN	11
ABSTRACT	12
INTRODUCCIÓN	13
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	14
1.1. Descripción de la realidad problemática	14
1.2. Formulación del problema	14
1.3. Objetivos	15
1.4. Limitantes de la investigación	16
II. MARCO TEÓRICO	17
2.1. Antecedentes	17
2.2. Bases teóricas	22
2.3. Conceptual	47
2.4. Definición de términos básicos	56
III. HIPÓTESIS Y VARIABLES	62
3.1. Hipótesis	62
3.2. Definición conceptual de variables	62
3.3. Operacionalización de variables	64

IV. DISEÑO METODOLÓGICO	65
4.1. Tipo y diseño de investigación	65
4.2. Método de investigación	66
4.3. Población y muestra	67
4.4. Lugar de estudio y periodo desarrollado.....	67
4.5. Técnicas e instrumentos para la recolección de la información ..	68
4.6. Análisis y procesamiento de datos.....	70
V. RESULTADOS	71
5.1. Resultados descriptivos	71
5.2. Resultados inferenciales.....	72
5.3. Análisis estadístico de los modelos reologicos	106
VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	109
6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados 109	
6.2. Contrastación de los resultados con otros estudios similares... 114	
6.3. Responsabilidad ética de acuerdo a los reglamentos vigentes 117	
CONCLUSIONES	118
RECOMENDACIONES.....	120
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	121
ANEXOS	124

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Características de los tipos de fluidos.....	52
Tabla 2 Operacionalización de las variables.....	64
Tabla 3 Datos reológicos del néctar mix papaya piña.....	71
Tabla 4 Modelo Ostwald de Waele	72
Tabla 5 Parámetros del modelo Ostwald de Waele	72
Tabla 6 Modelo Robertson Stiff.....	73
Tabla 7 Parámetros del modelo Robertson - Stiff	73
Tabla 8 Modelo Casson	74
Tabla 9 Parámetros del modelo Casson.....	74
Tabla 10 Modelo Herschel Bulkley.....	75
Tabla 11 Parámetros del modelo Herschel Bulkley	75
Tabla 12 Modelo Mizrahi-Berk	76
Tabla 13 Parámetros del modelo Mizrahi-Berk.....	76
Tabla 14 Modelo Sisko	77
Tabla 15 Parámetros del modelo Sisko	77
Tabla 16 Modelo Williamson.....	78
Tabla 17 Parámetros del modelo Williamson.....	78
Tabla 18 Modelo Reiner Philipoff	79
Tabla 19 Parámetros del modelo Reiner Philipoff.....	79
Tabla 20 Modelo Ellis de Haven	80
Tabla 21 Parámetros del modelo Ellis de Haven	80
Tabla 22 Modelo Ferrys	81
Tabla 23 Parámetros del modelo Ferrys.....	81
Tabla 24 Expresiones de viscosidad de los modelos reológicos	82
Tabla 25 Viscosidad aparente del modelo Ostwald de Waele	83
Tabla 26 Viscosidad diferencial del modelo Ostwald de Waele	83
Tabla 27 Viscosidad aparente del modelo Robertson-Stiff	85
Tabla 28 Viscosidad diferencial del modelo Robertson-Stiff	85
Tabla 29 Viscosidad aparente del modelo Casson	87

Tabla 30 Viscosidad diferencial del modelo Casson	87
Tabla 31 Viscosidad aparente del modelo Herschel Bulkley.....	89
Tabla 32 Viscosidad diferencial del modelo Herschel Bulkley	89
Tabla 33 Viscosidad aparente del modelo Mizrahi-Berk.....	91
Tabla 34 Viscosidad diferencial del modelo Mizrahi-Berk.....	91
Tabla 35 Viscosidad aparente del modelo Sisko	93
Tabla 36 Viscosidad diferencial del modelo Sisko	93
Tabla 37 Viscosidad aparente del modelo Williamson.....	95
Tabla 38 Viscosidad diferencial del modelo Williamson.....	95
Tabla 39 Viscosidad aparente del modelo Reiner Philipoff.....	97
Tabla 40 Viscosidad diferencial del modelo Reiner Philipoff.....	97
Tabla 41 Viscosidad aparente del modelo Ellis de Haven	99
Tabla 42 Viscosidad diferencial del modelo Ellis de Haven.....	99
Tabla 43 Viscosidad aparente del modelo Ferrys	101
Tabla 44 Viscosidad diferencial del modelo Ferrys.....	101
Tabla 45 Energía de activación (KJ/mol)	103
Tabla 46 Tiempo estimado de vida en anaquel	105
Tabla 47 Comportamiento no ideal	111

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Curvas de viscosidad para fluidos newtonianos.	36
Figura 2. Tipos de fluidos.....	38
Figura 3. Curva de flujo y curva de viscosidad.....	39
Figura 4. Curvas de viscosidad aparente para un fluido dilatante.....	39
Figura 5. Curvas de viscosidad para un fluido plástico	40
Figura 6. Comportamiento del fluido plástico de Bingham.....	41
Figura 7. Fluidos pseudoplásticos y dilatantes con punto de cedencia.....	42
Figura 8. Fluido tixotrópico esforzado en tiempo diferente.....	44
Figura 9. Lazos de histéresis para un fluido tixotrópico	44
Figura 10. Lazos de histéresis para un fluido tipo Bingham.....	45
Figura 11. Modelos de viscosidad de fluidos no newtonianos	58
Figura 12. Tensión de umbral	60
Figura 13. Clasificación de reogramas.....	61
Figura 14. Relación de variables de investigación	63
Figura 15. Diseño de investigación	66
Figura 16. Reograma experimental de esfuerzo de corte	71
Figura 17. Ajuste del modelo Ostwald de Waele	72
Figura 18. Ajuste del modelo Robertson – Stiff.....	73
Figura 19. Ajuste del modelo Casson	74
Figura 20. Ajuste del modelo Herschel Bulkley.....	75
Figura 21. Ajuste del modelo Mizrahi-Berk	76
Figura 22. Ajuste del modelo Sisko.....	77
Figura 23. Ajuste del modelo Williamson	78
Figura 24. Ajuste del modelo Reiner Philipoff	79
Figura 25. Ajuste del modelo Ellis de Haven.....	80
Figura 26. Ajuste del modelo Ferrys	81
Figura 27. Viscosidad aparente del modelo Ostwald de Waele	84
Figura 28. Viscosidad diferencial del modelo Ostwald de Waele.....	84
Figura 29. Viscosidad aparente del modelo Robertson-Stiff	86

Figura 30. Viscosidad diferencial del modelo Robertson-Stiff	86
Figura 31. Viscosidad aparente del modelo Casson	88
Figura 32. Viscosidad diferencial del modelo Casson.....	88
Figura 33. Viscosidad aparente del modelo Herschel Bulkley	90
Figura 34. Viscosidad diferencial del modelo Herschel Bulkley	90
Figura 35. Viscosidad aparente del modelo Mizrahi-Berk.....	92
Figura 36. Viscosidad diferencial del modelo Mizrahi-Berk.....	92
Figura 37. Viscosidad aparente del modelo Sisko	94
Figura 38. Viscosidad diferencial del modelo Sisko	94
Figura 39. Viscosidad aparente del modelo Williamson.....	96
Figura 40. Viscosidad diferencial del modelo Williamson	96
Figura 41. Viscosidad aparente del modelo Reiner Philipoff.....	98
Figura 42. Viscosidad diferencial del modelo Reiner Philipoff.....	98
Figura 43. Viscosidad aparente del modelo Ellis de Haven	100
Figura 44. Viscosidad diferencial del modelo Ellis de Haven	100
Figura 45. Viscosidad aparente del modelo Ferrys	102
Figura 46. Viscosidad diferencial del modelo Ferrys.....	102
Figura 47. Gráfico de Arrhenius	103
Figura 48. Energía de activación del Néctar mix papaya-piña	104
Figura 49. Gráfico de intervalos para el índice de correlación	107
Figura 50. Gráfico de intervalos para la varianza.....	108
Figura 51. Gráfico de intervalos representativo de R2.....	109
Figura 52. Gráfico de intervalos representativo para S2	110
Figura 53. Fluido plástico real	110
Figura 54. Reograma esfuerzo velocidad y temperatura	111
Figura 55. Reograma viscosidad, velocidad y esfuerzo	112
Figura 56. Viscosidad, velocidad y temperatura	112
Figura 57. Viscosidad, velocidad y temperatura	113
Figura 58. Gráfico de intervalos de K del modelo Herschel Bulkley.....	113
Figura 59. Gráfico de intervalos de n del modelo Herschel Bulkley	114
Figura 60. Comportamiento de la viscosidad - velocidad de corte.....	115

Figura 61. Comportamiento de la viscosidad - temperatura	116
Figura 62. Energía de activación de Herschel Bulkley	117

RESUMEN

La presente tesis “MODELOS REOLÓGICOS ASOCIADOS AL NÉCTAR MIX PAPAYA – PIÑA” caracteriza el comportamiento reológico del néctar mix papaya – piña en un estado estacionario de corte, utilizando distintos modelos empíricos tales como modelo de Ostwald, Bingham, Eyring, entre otros. El experimento se realizó haciendo uso del reómetro rotacional Rheolab QC, donde se midieron las variables de la ecuación reológico que vienen a ser el esfuerzo de corte y la velocidad de deformación. Las corridas se hicieron a las temperaturas de 20°C, 30°C, 40°C, 50°C, 60°C, 70°C a fin de evaluar el efecto de la temperatura sobre la viscosidad y encontrar una energía de activación promedio. La muestra de néctar utilizada es de 50% de zumo de papaya y 50% de zumo de piña.

Se analizaron diez modelos reológicos para predecir el comportamiento reológico de la muestra que fueron: Ostwald de Waele, Robertson Stiff, Casson, Herschel Bulkley, Mizrahi-Berk, Sisko, Williamson, Reiner Philipoff, Ellis de Haven y Ferrys. De los cuales el modelo de Herschel Bulkley fue el más adecuado para predecir el comportamiento reológico del néctar mix papaya piña, el cual presenta características de un fluido plástico real, con un umbral de esfuerzo = 0.5667 Pa, índice de consistencia = 0.2185 Pa.sn e índice de flujo = 0.6401 a la temperatura de 20°C, así como una viscosidad aparente = 0.0473 Pa.s y energía de activación = 3473.9 J/mol para el rango de temperatura de 20 a 70 °C a una velocidad de corte de 5 s⁻¹.

ABSTRACT

The present thesis “RHEOLOGICAL MODELS ASSOCIATED WITH THE MIX PAPAYA - PIÑA NECTAR” characterizes the rheological behavior of the papaya - pineapple mix nectar in a stationary state of flow, using different empirical models such as Ostwald, Bingham, Eyring models, among others. The experiment was carried out using the Rheolab QC rotational rheometer, where the variables of the rheological equation, which are the shear stress and the strain rate, were measured. The runs were made at temperatures of 20 ° C, 30 ° C, 40 ° C, 50 ° C, 60 ° C, 70 ° C in order to assess the effect of temperature on viscosity and find an average activation energy. The sample of nectar used is 50% papaya juice and 50% pineapple juice.

Ten rheological models were analyzed to predict the rheological behavior of the sample which were: Ostwald de Waele, Robertson Stiff, Casson, Herschel Bulkley, Mizrahi-Berk, Sisko, Williamson, Reiner Philipoff, Ellis de Haven and Ferrys. Of which the Herschel Bulkley model was the most suitable for predicting the rheological behavior of the papaya pineapple mix nectar, which has characteristics of a real plastic fluid, with an effort threshold = 0.5667 Pa, consistency index = 0.2185 Pa.sn and flow rate = 0.6401 at the temperature of 20 ° C, as well as an apparent viscosity = 0.0473 Pa.s and activation energy = 3473.9 J / molK for the temperature range of 20 to 70 ° C at a cutting speed of 5 s⁻¹.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad existen herramientas informáticas sofisticadas que nos permiten desarrollar expresiones matemáticas complejas en las que intervienen iteraciones extensivas, múltiples variables y manejo de gráficos multidimensionales. Gracias a este avance, los problemas que surgen entorno al cálculo se ven reducidos, dando lugar a la imaginación del investigador para explorar nuevos niveles de tratamientos en un determinado fenómeno.

Basándonos en la teoría de fenómenos de transporte, planteamos la búsqueda del modelo que explique la reología del zumo mix papaya - piña. Existe una variedad finita de estos modelos, entre los cuales se encuentra el modelo de Herschel Bulkley, Robertson Stiff, Ellis de Haven, entre otros modelos de investigadores contemporáneos. De esta manera haciendo uso de un reómetro mediremos las variables de la ecuación reológica que vienen a ser el esfuerzo de corte y la velocidad de deformación del flujo en diferentes niveles de tratamiento al zumo de mango.

Este aporte permitirá la predicción del flujo del zumo (índice de consistencia, índice de comportamiento al flujo) bajo diferentes condiciones de concentración y temperatura, lo cual resulta de utilidad en el cálculo de potencias en el diseño de un sistema de bombeo, sistema de agitación, reactores con agitación, en el diseño de tuberías y en el control de calidad de productos.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. Descripción de la realidad problemática

En la industria de los procesos químicos es de vital interés conocer las propiedades de la materia en flujo estacionario. Este conocimiento permite controlar adecuadamente los procesos unitarios y de transformación. No es lo mismo tratar el flujo de agua que el flujo de una solución de néctar mix de papaya – piña, existen diferencias significativas en cuanto al esfuerzo a fluir de cada una. Por ejemplo, transportar una solución néctar mix de papaya – piña por una línea de tubería secuencial se necesita una mayor potencia o menor dependiendo de las características mecánicas que presenta en comparación con la del agua. Se evidencia la necesidad de conocer las propiedades mecánicas de flujo si se quiere plantear el diseño de tuberías, de tanque de agitación y así como también determinar la calidad.

1.2. Formulación del problema

La presente investigación se formuló como pregunta de la siguiente forma:

1.2.1. Problema General

¿Cuáles son los modelos reológicos asociados al néctar mix de papaya – piña?

1.2.2. Problemas específicos

- a. ¿Cuál es la relación numérica entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte determinado experimentalmente para el néctar mix de papaya - piña?
- b. ¿Cómo debe ser la correlación no lineal de los datos experimentales conducentes a obtener los parámetros reológicos asociados al néctar mix de papaya - piña?
- c. ¿Cómo son los reogramas asociados al néctar mix de papaya – piña a temperaturas diversas?

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Determinar los modelos reológicos asociados al néctar mix de papaya – piña.

1.3.2. Objetivos específicos

- a. Obtener en forma experimental la relación numérica entre la velocidad de corte y el esfuerzo de corte para el néctar mix de papaya – piña.
- b. Obtener los parámetros reológicos de los modelos asociados al néctar mix de papaya - piña mediante el tratamiento estadístico de regresión no lineal.
- c. Elaborar los reogramas asociados al néctar mix de papaya – piña a las temperaturas de prueba.

1.4. Limitantes de la investigación

Por la naturaleza del presente trabajo investigación, que involucra como unidad de análisis al zumo natural de papaya y piña, la limitante principal fue el tiempo de vida de la muestra ya que al oxidarse las propiedades de la muestra cambian.

De otro lado, considerando el tiempo, también estaría constituyendo una limitante en la presente investigación, dado que se tienen fecha límites para su conclusión.

II. MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

2.1.1. Internacional

Belibagli y Dalgic (2007) determinaron las propiedades reológicas del concentrado de jugo de cereza usando un reómetro con control de esfuerzo de corte con Viscosímetro capilar de alta presión. El comportamiento reológico del jugo de cereza con diferentes contenidos de sólidos disueltos (40 a 70 grados brix) fue estudiado a temperaturas entre 5 y 50 °C. Se encontró que el comportamiento del fluido fue no-Newtoniano. El efecto de la temperatura en la viscosidad fue descrito mediante la ecuación de Arrhenius. Las energías de activación resultaron entre 22.44 y 73.49 kJ/mol en relación al aumento de la concentración de sólidos. Para el estudio del efecto de la concentración sobre la viscosidad se utilizaron la ecuación exponencial y la ley de la potencia. Finalmente obtuvieron dos ecuaciones que combinadas describen el efecto de la temperatura y de los sólidos solubles sobre la viscosidad de los concentrados de jugos de cereza.

Kawazoe y Cunha (2007), estudiaron el comportamiento reológico para una variedad de la fruta de jaboticaba (*Myrciaria jaboticaba*) a temperaturas de 5, 25, 45, 65 y 85 °C, sometida a ensayos en estado estacionario (0 a 300 s⁻¹). El modelo de Herschel-Bukley fue el que

mejor se ajustó a los datos experimentales ($R > 0.98$). Al incrementar la temperatura se obtuvo una disminución del índice de consistencia (k) y un leve aumento del índice de comportamiento de flujo (n), al aplicar la ecuación de Arrhenius se obtuvo una energía de activación de 3.11 kcal/gmol y una constante de Arrhenius de 5.942 Pa.sn.

Dak y colaboradores (2006) estudiaron las características del flujo del jugo de mango y evaluaron los parámetros reológicos utilizando un viscosímetro rotacional a temperaturas entre 20 y 70 °C, en el intervalo de 11.69 y 26 % de sólidos totales. A partir de los resultados experimentales se determinó que el mejor ajuste se obtuvo con la ley de la potencia, resultando valores para el índice de comportamiento de flujo (n) menores que la unidad (0.20–0.33) para todas las temperaturas y concentraciones, revelando el comportamiento pseudoplástico del jugo. Una correlación entre el coeficiente de consistencia y la inversa de la temperatura absoluta en el rango 0.32 – 80.09 Pa.sn fue obtenida a partir de la ecuación de Arrhenius. La ley de potencia indicó que el índice de consistencia decrece de manera no lineal con respecto a la concentración. Se encontró la energía de activación en el rango de 3.8 a 13.7 kJ/mol.

Mossel y colaboradores (2000), determinaron la viscosidad de mieles australianas no procesadas usando un viscosímetro rotacional Brookfield, modelo DVIII a tasas de deformación correspondientes a 1, 25 y 50 rpm, en un rango de temperatura entre

10 – 40 °C. Evaluaron el efecto de la temperatura sobre la viscosidad usando la ecuación de Arrhenius obteniendo un coeficiente de correlación mayor a 0,96, resultando valores de energías de activación (E_a) en el intervalo de 66.315 a 12.,493 J/g y de las constantes de Arrhenius entre $7.99E-22$ y $1.56E-11$ Pa.s.

Alvarado (1992) determinó la viscosidad de jugos filtrados de doce frutas, además de las viscosidades del jugo de caña de azúcar, remolacha y zanahoria; empleando viscosímetro Ostwald en un intervalo de temperatura de 10 a 80 °C. Comprobó que los jugos cumplían la ley de Arrhenius y se calculó la energía de activación para cada uno, cuyos valores estuvieron comprendidos entre 16.5 kJ/mol para el jugo de lima y 23.7 kJ/mol para el jugo de babaco (papaya o lechosa).

2.1.2. Nacional

Javier Daza, N. R. (2014) en su investigación “Elaboración y evaluación reológica de mermelada de piña (Ananas comosus)”, realizó el estudio de la influencia que ejerce la temperatura en los parámetros reológicos durante el almacenamiento de la mermelada de piña (Ananás comosus). Elaboró la mermelada de piña con diferentes porcentajes de pulpa /azúcar y pectina, y el mejor tratamiento se determinó por evaluación organoléptica, el resultado fue analizado estadísticamente usando el Software Statgraphics

Plus 5.1. Se almacenó la mermelada de piña en estufas mediante pruebas aceleradas a 27 (T° Ambiente), 30, 40 y 50°C, se evaluó los parámetros reológicos cada 5 días con un viscosímetro Brookfield DV-111. Ultra, determinándose el orden de reacción, Constante de velocidad de reacción y Energía de activación. Los resultados obtenidos del mejor tratamiento de mermelada de piña es 60% pulpa, 40% azúcar y 0,5% pectina, existiendo un efecto significativo en los tres atributos de apariencia general, textura y sabor, con un Pvalor < 0,05. Todos los tratamientos tienen un índice reológico de 0,320 a 0,426 e índice de consistencia entre 59,831 a 90,986, teniendo el mejor tratamiento con un $n= 0,3545$ y $m= 68$, esto indica que es un comportamiento Herschel-Bulkley. Los valores de índice de consistencia durante el almacenamiento a diferentes temperaturas se ajustan a una ecuación de orden cero con $R^2=0,9896$. El valor del coeficiente de velocidad de reacción (k) de la cinética de orden cero y uno a diferentes temperatura, el que mejor se ajusta al modelo de Arrhenius es el orden cero con $R^2=0,9896$, con una energía de activación $E_a=6,748$ kcal/mol. La composición de la mermelada de piña es de 73,04% de carbohidratos, lo que indica que la mermelada de piña tiene un valor energético.

Pérez Alferes, J. (2015) en su investigación “Comportamiento reológico de la pulpa tamizada de copoazú (*Theobroma grandiflorum*)”, desarrollaron los conceptos de reometría para

alimentos procesados que presentan comportamiento reológico no newtoniano para estudiar las propiedades de la pulpa tamizada de Copoazú (*Theobroma grandiflorum*). El desarrollo de la investigación considera analizar las muestras a las temperaturas de 20°C, 30°C, 40°C y 50°C, y a las concentraciones de 14, 8, 6, 4 y 3 °Brix, utilizando para ello un reómetro Brookfield DVIII de cilindros concéntricos una interfaz de control reológico Rheocalc V.3.1-1. Asimismo, se ajustaron los resultados a los modelos reológicos de Ley de la Potencia, Casson, Herschel & Bulkley y Plástico de Bingham. Los principales resultados obtenidos mostraron que el modelo de Herschel & Bulkley fue quien mejor describió el comportamiento reológico de la muestra analizada con un coeficiente de determinación igual a $R^2_{Adj} > 0.97$, descrito finalmente por un modelo matemático que refleja un índice de consistencia (K_H) de 9.62 y un índice de comportamiento de flujo n_H de 0.80, ambos adimensionales.

Carrasco Venegas, L., Castañeda Pérez, L., & Altamirano Oncoy, K. (2015) en su investigación "Determinación de los parámetros reológicos de un champú con el modelo de Carreau-Yasuda", realizaron el cálculo de los parámetros reológicos de una muestra de champú usando el modelo de Carreau – Yasuda, el mismo que se efectuó mediante el método de regresión no lineal, el cual consiste en la formulación de una función objetivo que viene a ser la suma de

la diferencia al cuadrado entre los datos observados experimentalmente y los estimados, obtenidos a partir del modelo propuesto mediante el modelo de Carreau-Yasuda. Dicha función objetivo se deriva, parcialmente, respecto a cada uno de los cinco parámetros del modelo y luego se iguala a cero. Este procedimiento permite obtener cinco ecuaciones algebraicas no lineales, que han sido resueltas con el software Polymath. Los datos experimentales fueron tomados de una publicación de la Revista Latinoamericana de Física. En dicho artículo, los datos experimentales se obtuvieron con el viscosímetro de Couette y fueron correlacionados con un software comercial.

2.2. Bases teóricas

2.2.1. Reología

Se atribuye el uso de la palabra Reología al profesor Eugene C. Bingham en 1928, a partir de los trabajos de Heráclito (filósofo pre-Socrático), dándole el significado de “cada cosa fluye”. actualmente, la Reología se ha establecido como la ciencia de la deformación y el flujo de la materia, es decir, la respuesta de los materiales a un esfuerzo o tensión aplicada (Rao, y Col, 1992). Por otra parte en la ciencia de alimentos, la Reología es una herramienta útil para la determinación de la consistencia de los diversos productos; ya que

esta propiedad se encuentra definida por la viscosidad y elasticidad (weipert, y Col, 1993).

A pesar que la Reología abarca todo lo que tiene que ver con los comportamientos de flujo de material en aeronáuticas, mecánica de fluidos e inclusive la mecánica de sólidos, la Reología está restringido a la observación del comportamiento de materiales sometidos a deformación muy sencillas (Agustín,2005). Por medio de la observación y del conocimiento del campo de deformación aplicado, el reólogo puede desarrollar una relación constitutiva o modelos matemáticos que permite obtener, en principio, las funciones materiales o propiedades que caracterizan el material (Quintans, 2008).

Para el estudio del comportamiento reológico de los diferentes productos, es necesario recurrir a la reometría, lo que permite conocer dicho comportamiento, y ser utilizados en distintos campos de la industria. Así, las medidas reológicas de un producto en la etapa de manufactura pueden servir para el control de calidad. También pueden llegar a correlacionarse la micro estructura de un producto con su comportamiento reológico, lo que permite el desarrollo de nuevos materiales (Quintans,2008). Por otro lado, la reometría permite obtener ecuaciones reológicas, que se aplican en el diseño de ingeniería de procesos, sobre todo en las operaciones

unitarias que implican transferencia de calor y cantidad de movimiento (GRE, 2007)

La Reología se ocupa preferentemente de la deformación de los cuerpos, pero con frecuencia trata también de la fricción entre sólidos, del flujo de líquidos e incluso de la reducción a partículas, o molturación. La Reología de alimentos es la extensión de esta disciplina a los productos alimentarios. Esta manera, White (1970) aportó una definición de la Reología restringida a los alimentos. “ La Reología de los alimentos es el estudio de la deformación y flujo de materiales frescos, productos intermedios y productos finales de la industria alimentaria”. El proceso de masticación e ingestión de alimentos implica someter al alimento a una serie de deformaciones y flujos con el fin de descomponer su estructura en una forma más adecuada para su ingestión y posterior digestión. Es por esta razón por la que el estudio de la Reología de alimentos ha sido y es históricamente importante (Sherman, 1970; Müller, 1973; Rha, 1975).

La tecnología y el procesamiento de alimento también han contribuido a la base del conocimiento y, a menudo ha dado lugar al desarrollo de nuevos productos para el consumidor. Al mismo tiempo, el estudio físico de los productos alimenticios ha continuado su desarrollo gracias al mejor entendimiento de las técnicas reológicas.

Por lo tanto, el conocimiento de las propiedades reológicas y el entendimiento del comportamiento reológico de los alimentos son esenciales para el desarrollo de nuevos productos (Garza, 2005), para el control y optimización de las variables del proceso y de su mejora (Brennan y Col.,1980; Dail y Steffe, 1990), para el diseño y evaluación de equipos tales como bombas, tuberías, intercambiadores de calor, evaporadores, esterilizadores y mezcladores (Ramaswamy, 2004), para el control de calidad de alimentos (Kramer y Twigg, 1970), su evolución sensorial y la aceptabilidad de un producto por parte del consumidor (Harrison y Cunningham, 1985)

En la ciencia de alimentos, los fluidos alimenticios, presentan características reológicas que van desde un simple comportamiento newtoniano (Nindo y Col., 2005; Zuritz y Col., 2005) a uno no newtoniano (Castro y Col., 1990 ; Ibanoglu, 1998; Vélez-Ruiz y Barbosa-Canovas, 1998) que puede ser dependiente o no del tiempo (Osorio 2001). Muchos alimentos se comportan como una combinación de materiales viscosos y elásticos (Barnes y Col., 1989), y los parámetros reológicos que los caracterizan en el caso de fluidos newtonianos es la viscosidad y en el caso de los no newtonianos son el coeficiente de consistencia y el índice de comportamiento de flujo (Rao y Anatheswaren,1982).

En el caso de los zumos obtenidos por extracción, el contenido y tipo de pectinas y de pulpa afecta al comportamiento reológico de los jugos en mayor medida que los azúcares solubles. La diferente composición de los frutos considerados explica su comportamiento particular (Costel y Durán, 1982). Por otro lado, las pulpas de frutas, en especial con alto contenido de sólidos, presentan un comportamiento reológico mas complejo, pues requieren de un esfuerzo inicial para el flujo.

2.2.2. Papaya – Piña

La papaya (*Carica papaya*) pertenece a la división Magnoliophyta o también denominada angiospermas, es decir, plantas con semillas protegidas por el fruto. Las angiospermas se subdividen en dos grupos: clase Magnoliopsida (plantas dicotiledóneas) y clase Liliopsida (monocotiledóneas). La planta de la papaya pertenece a la clase Magnoliopsida,

Los frutos poseen una textura suave y una forma oblonga, y pueden ser de color verde, amarillo, naranja o rosa. Pudiendo pesar hasta 9 kg, en la mayoría de los casos no suelen pesar más de 500 o 600 g, especialmente en una variedad de cultivo de plantas enanas, muy productivas y destinadas generalmente a la exportación, por su mayor duración después de la cosecha y antes de su consumo. La talla de los frutos disminuye en función de la edad

de la planta. Baya ovoide-oblonga, piriforme o casi cilíndrica, grande, carnosa, jugosa, ranurada longitudinalmente en su parte superior, de color verde amarillento, amarillo o anaranjado amarillo cuando madura, de una celda, de color anaranjado o rojizo por dentro con numerosas semillas parietales y de 10 - 25 cm o más de largo y 7-15 cm o más de diámetro. Las semillas son de color negro, redondeadas u ovoides y encerradas en un arilo transparente, subácido; los cotiledones son ovoide-oblongos, aplanados y de color blanco. (Badillo Franceri, V. M. 2000)

La papaya es conocida como fruta de consumo, tanto en forma directa como en jugos y dulces (elaborados con la fruta verde cocinada con azúcar), y tiene unas magníficas propiedades para facilitar la digestión de alimentos de difícil asimilación, debido a su alto contenido de papaína. De esta enzima llamada papaína se producen más de 1000 toneladas anuales en el mundo entero. La utilidad de dicho producto derivado está en la fabricación de cerveza, cosméticos e industria alimenticia.

Es uno de los frutos más importantes y de mayor consumo. Muy apreciada por sus propiedades nutritivas y su delicado sabor. Ideal para regímenes, por contener vitaminas B1, B2 y Niacina o B3, todas del Complejo B, que regulan el sistema nervioso y el aparato digestivo; fortifican el músculo cardíaco; protegen la piel y el cabello y son esenciales para el crecimiento. Contiene también vitaminas A

y C, es rica en minerales como calcio, fósforo, magnesio, hierro, azufre, silicio, sodio y potasio. Por otra parte, tiene bajo valor calórico, cerca de 40 calorías por cada 100 gramos de fruta. El contenido de fibra mejora la digestión. Tiene propiedades astringentes.

Asimismo, su cáscara contiene una sustancia, la papaína, que tiene múltiples usos. La papaya también es un fuente de licopeno, conteniendo unas 1800 µg cada 100 g. (CONABIO. 2009.)

Piña (*Ananas comosus*) pertenece a la familia de las Bromeliáceas, es una fruta compuesta que se caracteriza por su apariencia herbácea. Las hojas largas, delgadas espinosas están dispuestas en forma de roseta basal sobre un pseudo-tronco generalmente muy corto. Es de clima ecuatorial y tropical húmedo, aunque ciertas variedades se adaptan a clima tropicales secos, (Berbeau, 1987). Éstas son producidas en lugares libres de frío en trópicos y subtrópicos de 33° N a 33° 58' de latitud. Los países con mayor producción son Hawai, México, Costa Rica, Brasil, Kenia, Filipinas, entre otros. Siendo los países con mayores exportaciones Filipinas, Costa de Marfil, Costa Rica y República Dominicana (Paull, 1997).

La mejor calidad de los frutos se obtienen entre 300 y 900 m sobre el nivel del mar. La temperatura ideal es de 25°C con poca variación

entre día y noche, y pluviosidad de 1500 a 2000 mm bien distribuidos en todo el año. En tierras altas y en zona subtropical el ciclo de producción se alarga, requiere suelos livianos, frescos y permeables con pH ácido (Berbeau, 1987).

El fruto es una sorosis o sincarpio, rico en fibra y β -carotenos, pobre en lípidos y proteínas, se origina en el desarrollo parte no cárpico de los ovarios, las brácteas y los sépalos de las flores. Tiene forma ovalada-cónica, pesa de uno a tres kilogramos, es rodeado en base por esquejes llamados “esquejes basales” y lleva en su ápice un esqueje llamado “esqueje de corona” o “corona”. La porción no comestible, representa un 41% del fruto, entre cáscara, corazón y corona (Berbeau, 1987). No tolera las heladas ni la exposición excesiva a bajas temperaturas por lo que las producciones se limitan a los meses más calurosos del año. Por ser un fruto climatérico su cosecha se debe de realizar antes de la maduración. Durante el proceso de maduración, el color de la fruta va de verde a amarillo. El color de la cáscara no indica el grado de madurez de la fruta y éste se detecta tocando la fruta u oliéndola (Macrae et al.,1993).

El rango de temperaturas óptimas de almacenamiento recomendadas es de 7.5-12 °C con humedades relativas de 70-95%. Para transportes a grandes distancias se recomienda la refrigeración a 7° C no mayor de cuatro semanas, pues pueden sufrir daños por frío provocando la aparición de manchas pardas en el centro de la

fruta. La refrigeración; mantiene la frescura, textura, sabor, color además de reducir el deterioro por microorganismos (Paull, 1997).

2.2.3. Determinación de las propiedades reológicas

Según Pierce, (1982), las propiedades reológicas de un fluido forman parte de los criterios esenciales en el desarrollo de productos en el ámbito industrial. Frecuentemente, ellas determinan las propiedades funcionales de algunas sustancias e intervienen durante el control de calidad, los tratamientos (comportamiento mecánico), el diseño de operaciones básicas como bombeo, mezclado y envasado, almacenamiento y estabilidad física, e incluso en el momento de consumo (trituration).

Las propiedades reológicas se definen a partir de la relación existente entre fuerza o sistema de fuerzas externas y su respuesta, ya sea como deformación o flujo. Todo fluido se va a deformar en mayor o menor medida al someterse a un sistema de fuerzas externas. Dichos sistemas de fuerzas se representan matemáticamente mediante el esfuerzo cortante o de cizalla (T), mientras que la respuesta dinámica del fluido se cuantifica mediante la velocidad o tasa de deformación o de cizallamiento ($\dot{\gamma}$).

- Esfuerzo de corte

Se le suele llamar: Tensión tangencial, de cizalla, de corte, Fuerza superficial, (Shear Stress). Se define el esfuerzo de corte

(T), como la fuerza por unidad de área necesaria para alcanzar una deformación dada (ecuación 6) woyzechowsky, (2002). La unidad de esta magnitud más comúnmente utilizado es el Pascal (Pa).

$$T = \frac{F}{A} \quad (1)$$

T: Esfuerzo de corte (Pa)

F: Fuerza (Tangencial)

A: Área (m²)

- Velocidad de deformación

La velocidad de deformación (\dot{Y}) se define como el gradiente (velocidad espacial de cambio) del perfil de velocidades. La velocidad de corte es igual a, la diferencia de velocidades en un determinado espacio y la ecuación (1) define matemáticamente este parámetro (woyzechowsky, 2002). Comúnmente usado es el s⁻¹. La velocidad de corte se incrementa a medida que la velocidad de la placa superior aumenta y la distancia entre las placas se hace más pequeña (Barnes, 1989).

$$\frac{dy}{dt} = \dot{Y} = \text{s}^{-1} \quad (2)$$

2.2.4. Viscosidad

Es una propiedad reológica muy importante que mide la resistencia a la deformación del fluido. Otra forma de definir la viscosidad es como la relación entre el esfuerzo de corte (T) y la tasa de deformación ($\dot{\gamma}$) adoptada por el fluido; tal como se muestra en la ecuación (3).

La viscosidad se utiliza como un indicador cuantitativo de calidad en la industria de los aceites, la petroquímica, de los alimentos, la farmacéutica, la textil, de las pinturas, entre otras (Irving, 1995). Es la propiedad del líquido que define la magnitud de su resistencia debida a las fuerzas de cizalla en su interior siendo la propiedad del líquido que más influye en las características de flujo. (Ibarz, Barbosa, Garza y Gimeno 2000; Rosenthal, 2001; Sing y Heldman, 1984). La viscosidad se debe principalmente a las interacciones entre las moléculas de fluido (Duarte, y col. 2004).

Otra forma de definir la viscosidad es como la relación entre el esfuerzo de corte (T) y la tasa de deformación ($\dot{\gamma}$) adoptada por el fluido; tal como se muestra en la ecuación (3).

$$\mu = \frac{T}{\dot{\gamma}} \quad (3)$$

μ : Viscosidad (Pa.s) o (Kg/m.s) en el S.I.

T : Esfuerzo de corte (Pa)

$(\dot{\gamma})$: Velocidad de deformación (1/s)

En general, existen tres tipos de viscosidad: la viscosidad absoluta, que representa la viscosidad dinámica del líquido y es un término muy utilizado para fines prácticos; la viscosidad aparente, término que se utiliza al hablar de viscosidad para fluidos no Newtonianos, ya que el valor de esta propiedad dependerá de la velocidad de deformación adoptada por el fluido y la viscosidad cinemática, que es cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad.

- Viscosidad dinámica

La viscosidad dinámica es la propiedad de flujo en virtud de la cual este ofrece resistencia a las tensiones de cortadura. Es decir, la viscosidad absoluta representa la viscosidad dinámica del líquido y es un término muy utilizado en fluidos newtonianos para fines prácticos (Ibarz, Vicente y Graell, 2006; Agustin, 2005; Write, 1979).

- Viscosidad aparente

La viscosidad aparente, se define como el cociente entre el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación para fluidos de comportamiento no lineal. Este término se utiliza para fluidos no Newtonianos.

- Viscosidad cinemática

La viscosidad cinemática es la relación entre la viscosidad dinámica y la densidad de fluido (Ibarz, Vicente y Graell, 2006), ecuación 4.

$$\mathcal{V} = \frac{\mu}{\rho} \quad (4)$$

\mathcal{V} : Viscosidad cinemática en centiStokes (cS)

μ : Viscosidad dinámica en centipoise (cP)

ρ : Densidad del fluido (g/cm)

2.2.5. Clasificación de los fluidos según su comportamiento reológico

Para una mayor comprensión de los problemas que se plantean en el estudio de las propiedades reológicas de los alimentos, a continuación, se presentan una clasificación de los diversos alimentos fluidos habituales, según su comportamiento reológico (Tovar, 2010).

De modo general, la mayoría de los autores coinciden al hacer una primera clasificación entre fluidos Newtonianos y no-Newtonianos, según su comportamiento reológico siga o no la ley de Newton de la viscosidad. Además, existen alimentos en los que su comportamiento depende del tiempo de actuación del esfuerzo realizado sobre ellos.

Según la ley de Newton, la viscosidad de un fluido es:

$$\tau = \mu \dot{\gamma} = \mu \frac{dv}{dy} \quad (5)$$

τ : Esfuerzo cortante (Pa)

μ : Viscosidad dinámica del fluido (Pa.s)

$\frac{dv}{dy}$: Velocidad de deformación del fluido (s^{-1}) = $\dot{\gamma}$

Así, la clasificación de los fluidos alimentarios según su comportamiento reológico puede establecerse de la siguiente forma:

- Fluidos Newtonianos.
- Fluidos no-Newtonianos
 - Independientes del tiempo
 - Plásticos de Bingham.
 - Pseudoplásticos
 - Delatantes
 - Dependientes del tiempo.
 - Fluidos tixotrópicos.
 - Fluidos reopéticos.
- Fluidos viscoelásticos.

2.2.6. Fluidos newtonianos

Los fluidos Newtonianos son aquellos que obedecen la ley de Newton. En estos existen una relación lineal entre el esfuerzo cortante tasa de deformación y el gradiente de la velocidad dv/dy (velocidad cortante). Esto es debido a que la viscosidad μ depende únicamente de la temperatura, es independiente del esfuerzo de corte aplicado (Ramirez, 2006).

Gonzales, (2009). Para una mejor comprensión de este tipo de fluido se representan dos tipos de gráficas, la "Curva de Flujo" y la "Curva de Viscosidad". En la curva de flujo (figura 1, izquierda) el esfuerzo cortante frente a la velocidad de deformación (T vs Y), muestra una relación constante que parte del origen y varía linealmente, mientras que en la curva de viscosidad (figura 1, derecha) se representa la viscosidad en función de la velocidad de deformación (μ vs Y), donde la viscosidad es independiente en la velocidad de deformación

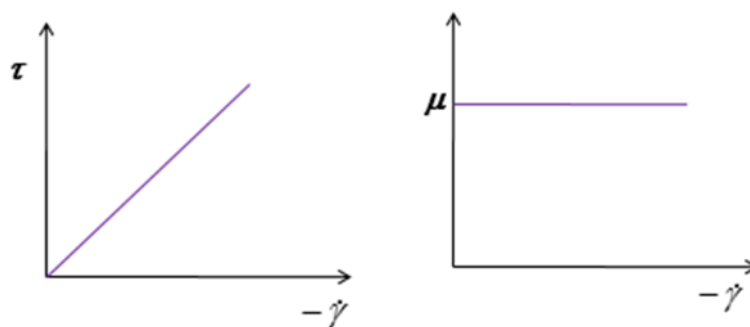


Figura 1. Curvas de viscosidad para fluidos newtonianos. Steffe, (1992)

Los fluidos no-Newtonianos que abarcan desde la ley de Hooke de sólido perfecto hasta la ley de Newton flujos viscoso presentan propiedades VISCOELÁSTICAS; una característica importante de este tipo de fluidos es que pueden recuperar parte de la deformación al ser retirado el esfuerzo aplicado cuando se presentan deformaciones durante el flujo.

2.2.7. Fluidos no newtonianos

Un fluido no-Newtoniano es aquel cuya viscosidad (resistencia a fluir) varía con la velocidad de deformación o cizallamiento que se le aplica; es decir; se deforma en la dirección de la fuerza aplicada (Agustin, 2005).

Un claro ejemplo de comportamiento no newtoniano, ampliamente documentado en bibliografía (Gomez, y col., 2004; Linfberg, y col., 1987; Gomez y col., 2002), son las dispersiones más importantes de las gomas (carbohidratos), que introducen modificaciones en las propiedades reológicas de los alimentos a los que se añaden (Alderman, 2004). Por lo común, los fluidos no-Newtonianos se clasifican con respecto a su comportamiento en el tiempo, es decir, pueden ser dependientes del tiempo o independientes del mismo (figura 2).

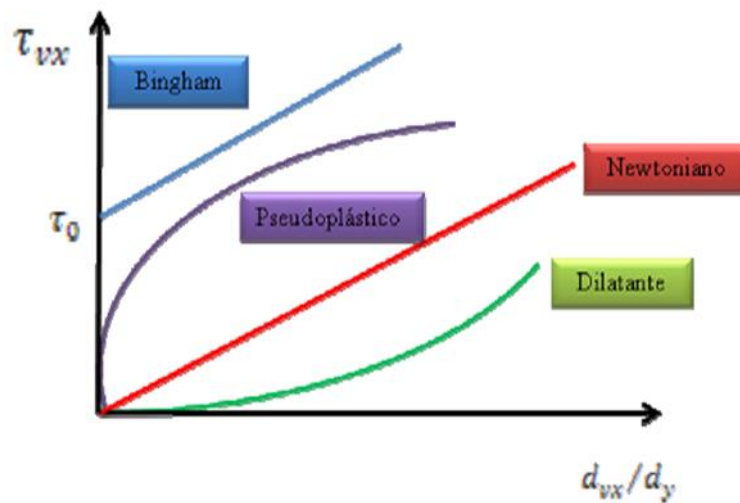


Figura 2. Tipos de fluidos
Tovar Elizabeth Magdelis, Steffe, J, (1992)

Los fluidos no-newtonianos se clasifican en dos principales grupos, con respecto a su comportamiento en el tiempo, es decir, pueden ser dependientes del tiempo o independientes del mismo.

Fluidos independientes del tiempo

Son aquellos que necesitan de un esfuerzo umbral para iniciar el movimiento y los que no lo necesitan.

- **Fluidos sin esfuerzo umbral o inicial:**

Este tipo de fluidos se clasifican a su vez en fluidos pseudoplásticos y fluidos dilatantes.

Fluidos pseudoplásticos: A medida que la velocidad de deformación aumenta, el esfuerzo de cortante y viscosidad aparente disminuyen. Los fluidos pseudoplásticos se caracterizan por una disminución de su viscosidad aparente con el aumento de

la velocidad de deformación. Tanto para las velocidades de deformación bajas como para las altas, punto $\eta < 1$

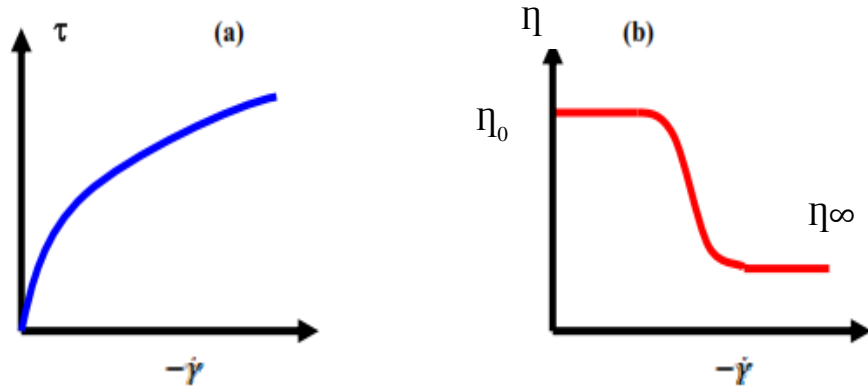


Figura 3. Curva de flujo y curva de viscosidad
Rauendaal, C. (1988)

Fluidos dilatantes: A medida que la velocidad de deformación aumenta. Por otro lado, para los fluido dilatantes, a diferencia de los pseuplásticos, se produce un aumento en la viscosidad aparente con el aumento de la velocidad de deformación. En la figura 4 se presentan las curvas de viscosidad aparente para este tipo de fluidos.

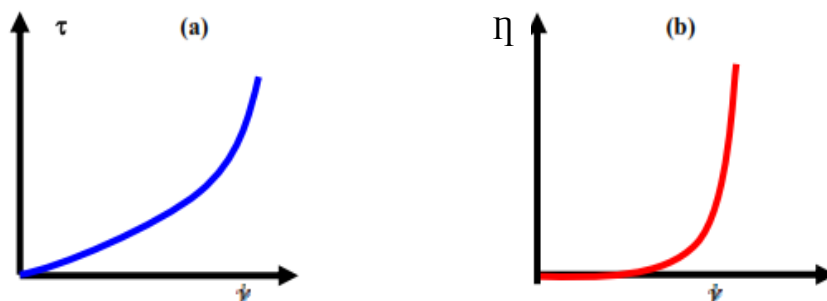


Figura 4. Curvas de viscosidad aparente para un fluido dilatante
Chhabra, R; Richarson, J. (1999)

- **Fluidos con esfuerzo umbral o inicial**

Este tipo de fluido se comporta como un sólido hasta que supera un esfuerzo cortante mínimo y a partir de dicho valor se comporta como un líquido.

Cuando el fluido supera el esfuerzo umbral: si la relación entre la velocidad de deformación y el esfuerzo cortante es lineal, se denominan fluidos de Bingham; (caso contrario, no existe una relación lineal, se denominan plásticos).

La curva del esfuerzo cortante contra la velocidad de deformación (τ vs $\dot{\gamma}$) y la curva de viscosidad en función de la velocidad de deformación (η vs $\dot{\gamma}$), para este tipo de fluido se representan en la figura 5.

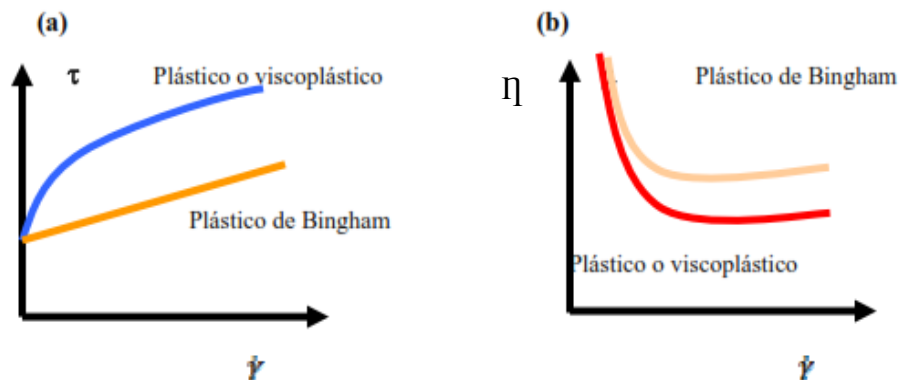


Figura 5. Curvas de viscosidad para un fluido plástico
Kokini, J. L. (1992)

Los fluidos plásticos, a su vez se dividen: en plásticos de Bingham y fluidos viscoplásticos. Para el caso del plástico de Bingham, luego de superar el esfuerzo de umbral o inicial, la

relación entre el esfuerzo de deformación y la velocidad de deformación es lineal. En caso de no existir una relación lineal dicho fluido se denomina plástico o viscoplástico (figura 5) Algunos ejemplos de comportamiento plástico son: el chocolate, la arcilla, la mantequilla, la mayonesa, la pasta de dientes, las emulsiones y las espumas.

Fluidos plásticos de Bingham; Estos fluidos, para iniciar su movimiento requieren vencer un esfuerzo inicial finito o punto de cedencia y al graficar en escala lineal exhibiendo una relación lineal entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte, figura 6.

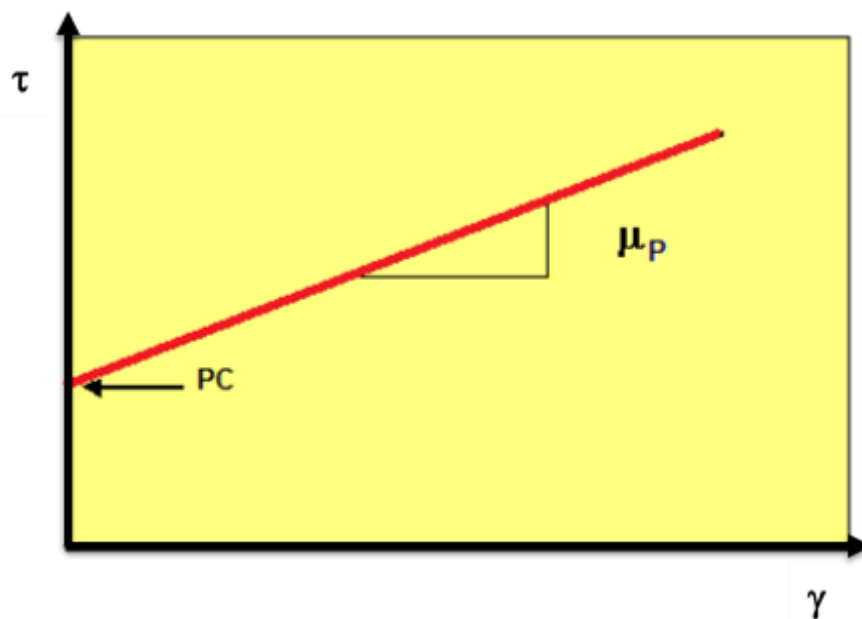


Figura 6. Comportamiento del fluido plástico de Bingham
Apéndice A. Propiedades Reológicas de Los Fluidos disponible en:
https://www.academia.edu/29900869/AP%C3%89NDICE_A_PROPIEDADES_REOL%C3%93GICAS_DE_LOS_FLUIDOS. Artículo web.
Revisado 10 de abril del 2016.

Fluidos pseudoplásticos y dilatantes con puntos de cedencia; son aquellos fluidos que exhiben un esfuerzo inicial finito o punto de cedencia. Una vez que el esfuerzo inicial ha sido rebasada, la relación entre el esfuerzo cortante, con la velocidad de corte resultante no es línea. Ver figura 7.



Figura 7. Fluidos pseudoplásticos y dilatantes con punto de cedencia. Apéndice A. Propiedades Reológicas de Los Fluidos disponible en: https://www.academia.edu/29900869/AP%C3%89NDICE_A_PROPIEDADES_REOL%C3%93GICAS_DE_LOS_FLUIDOS. Artículo web. Revisado 10 de abril del 2016.

Fluidos dependientes del tiempo

Existen fluidos en los que su viscosidad varían con el tiempo de aplicación a velocidad de corte constante se subdivide en:

- **Fluidos tixotrópicos**

Se caracterizan por un cambio en su estructura interna al aplicar un esfuerzo. La viscosidad disminuye al aplicar el esfuerzo por un tiempo

prolongado y vuelve a aumentar cuando la fuerza cesa debido a la reconstrucción de su estructura interna. Son aquellos fluidos en los cuales el esfuerzo cortante decrece con la duración del corte.

La consistencia o viscosidad aparente de los fluidos tixotrópicos depende del tiempo de esfuerzo, así como también de la recta secante. Al esforzar el fluido desde el estado de reposo, se fracciona (a escala molecular), pero luego la reformación estructural se incrementa con el tiempo. Eventualmente, se logra una situación de equilibrio en donde la recta de fraccionamiento iguala la reagrupación. Al permitir el reposo, de nuevo, el fluido se recupera lentamente y fortuitamente logra la consistencia original. La tixotropía es, pues, un proceso reversible.

La figura 8 muestra una gráfica del esfuerzo contra la recta secante de un fluido tixotrópico inmediatamente después de esforzado y luego de que el fluido reposa durante tiempos variables. La curva inicial se muestra en la figura 8 como newtoniana, pero con el paso del tiempo presenta comportamiento no-newtoniano.

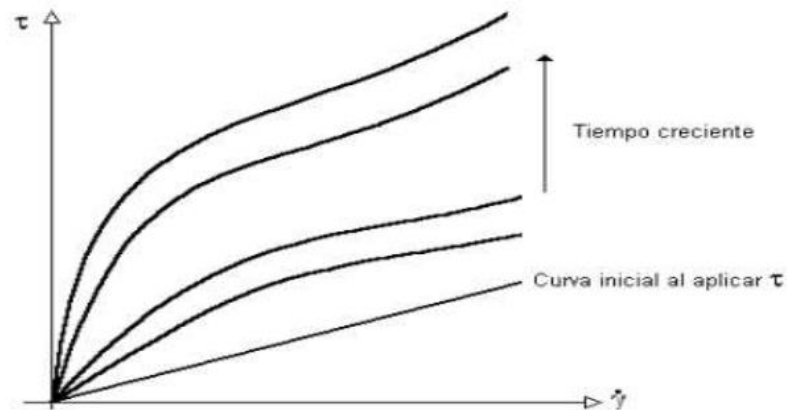


Figura 8. Fluido tixotrópico esforzado en tiempo diferente
 Mecánica de Fluidos, Write F., (1979)

Si un fluido tixotrópico se esfuerza a una tasa constante creciente, entonces al crecer constantemente la tasa, se genera una curva similar a un lazo de histéresis; la figura 9 muestra la curva para un fluido pseudoplástico de tipo tixotrópico. Se presencia en estos fluidos el fenómeno de histéresis.

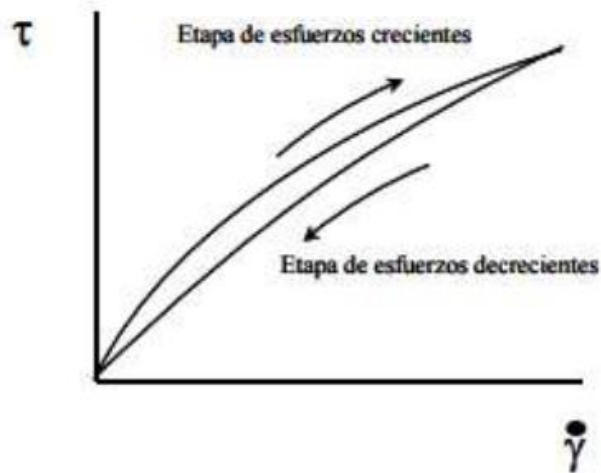


Figura 9. Lazos de histéresis para un fluido tixotrópico
 Mecánica de Fluidos, Write F., (1979)

Algunos materiales plásticos Bingham manifiestan un comportamiento como líquidos verdaderos mientras se reconstruye la

estructura. (Véase la figura 10 (a), muestra este comportamiento); sin embargo, algunos materiales, conocidos como cuerpos falsos, muestran un esfuerzo de fluencia disminuye (véase la figura 10 (b)). Generalmente un cuerpo falso toma bastante tiempo para recuperar su resistencia de influencia original

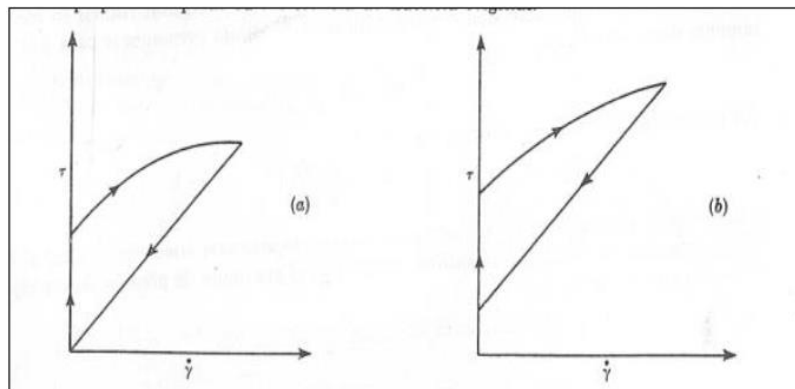


Figura 10. Lazos de histéresis para un fluido tipo Bingham
Mecánica de Fluidos, Write F., (1979)

- **Fluidos reopéticos**

Se caracterizan por que su viscosidad aumenta con el tiempo y con la velocidad de deformación, el esfuerzo cortante se incrementa conforme se incrementa la duración del corte. Aquí también se presentan el fenómeno de histéresis.

Fluidos viscoelásticos

Se caracterizan por presentar propiedades viscosas y elásticas debido a que el líquido presenta moléculas muy largas, flexibles y a la presencia de partículas sólidas dispersas.

2.2.8. Instrumentos de medición de las propiedades reológicas

Los reómetros pueden ser divididos en instrumentos de control de calidad y en instrumentos para investigación y desarrollo. Los instrumentos para control de calidad son aquellos que no poseen una geometría de corte controlada, lo cual quiere decir que la velocidad de corte no está definida. Esto significa que la viscosidad medida no es la viscosidad absoluta. La cual no es equivalente a que los instrumentos de control de calidad no son útiles. Son más robustos y simples y adecuados para el control de procesos industriales. Los instrumentos para investigación y desarrollo poseen una geometría de corte controlada, es decir, que la velocidad de corte puede ser controlada y variada para obtener datos de viscosidad a diferentes velocidades de corte. A continuación, se detalla los tipos de reómetros:

- Cilindros concéntricos.
- Cono y plato.
- Platos paralelos
- Reómetro o viscosímetro del tubo.
- Reómetro RheoLab QC

Rheolab QC

Es un instrumento rotacional, la configuración de las pruebas se pueden seleccionar entre controlar la viscosidad de corte (CR) y el control de esfuerzo de corte (CS) esta opción junta con la amplia

velocidad e intervalos de torque y tiempos cortos de respuestas del motor, crean innumerables beneficios en ampliación, así como pruebas convencionales de curvas de flujo y viscosidad, el RheoLabQC es ideal para la investigación del comportamiento de emulsiones y dispersiones en mezclado y agitación, para pruebas de cedencia y estabilidad de recubrimientos, y para la determinación del “yield point” en geles y pastas.

2.3. Conceptual

2.3.1. Parámetros reológicos en fluidos no newtonianos

Punto de cedencia

(zhongying, y col., 1982), mencionan que el punto de cedencia es el esfuerzo cortante mínimo requerido para que se dé la deformación del fluido. Representa el valor del esfuerzo de corte para una velocidad de deformación igual a cero. Su valor aumenta con el contenido de sólidos y disminuye con aumentos en el contenido de agua o dispersantes.

Experimentalmente se muestra que el punto de cedencia para el del modelo de Casson es menor que en el del modelo Plástico de Bingham.

Índice de flujo (n)

Índice la desviación del comportamiento reológico del fluido con respecto a los fluidos newtonianos, es decir, mientras más se aleje el valor de n de la unidad más pronunciadas serán las características no newtonianas del fluido.

Índice de consistencia (k)

Caracterización numérica de la consistencia del fluido, depende de su naturaleza forzamiento del material, es decir, es una medida indirecta de la viscosidad, pero sus unidades dependen de n . A medida que k aumentan el se hace más espeso o viscoso.

2.3.2. Modelos de ajuste para comportamiento reológico de alimentos

Los modelos reológicos son una relación matemática que permite caracterizar el comportamiento mecánico de un fluido, estudiando la deformación dada a una tasa de corte específica (Bedoya, y col. 2009).

Los alimentos se presentan en una gran variedad de formas, tales como sólidos líquidos y pastas. Algunos ejemplos los helados y las grasas, son sólidos a una temperatura y líquidos a otra. Otros son suspensiones (mermeladas, zumos y purés de frutas, o emulsiones como la leche. Debido a esta amplia variación en su estructura, el comportamiento al flujo de los alimentos fluidos presenta una amplia gama de modelos que van desde el simple Newtoniano a los no-

Newtonianos, los dependientes del tiempo y los viscoelásticos. Los numerosos estudios reológicos realizados en alimentos referidos en la bibliografía confirman la gran diversidad de comportamientos al flujo que pueden presentar. Todo ello hace necesario un análisis crítico de los fenómenos aquí señalados y del comportamiento al flujo.

Los modelos reológicos de un fluido alimentario puede describirse según distintas ecuaciones que relacionan el esfuerzo cortante con la velocidad de deformación.

- **Ley de potencia**

Es una expresión matemática de dos parámetros para el cual la viscosidad absoluta disminuye a medida que la tasa de corte aumenta (Bedoya, y col. 2009). La relación entre la tasa de corte está dada por la siguiente ecuación:

$$\tau = k \dot{\gamma}^n \quad (6)$$

τ : Esfuerzo cortante (Pa)

k: Índice de consistencia (Pa.sn)

$\dot{\gamma}$: Velocidad de deformación (1/s)

n: Índice de flujo.

Este modelo es una modificación del fluido Newtoniano con la velocidad de deformación ($\dot{\gamma}$) elevada a una potencia que incluye un índice no newtoniano ($n = 1$) (Goubergrits et al., 2008,

Johnston et al., 2004). La viscosidad η sigue la ley de potencia y resulta la ecuación (7).

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = \frac{k\dot{\gamma}^n}{\dot{\gamma}} = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad (7)$$

La ecuación (7) representa el cambio en la viscosidad η debido a los parámetros k y n , donde k es el índice de consistencia y n es el índice de flujo no newtoniano determinado experimentalmente, entre más alto sea k más viscoso es el fluido; y entre más alejado se encuentre n de la unidad, las características no newtonianas se hacen más pronunciadas (Kim, 2002)

▪ **Modelo de Herschel-Bulkley**

La expresión considera el esfuerzo mínimo de deformación (tensión umbral) en fluidos pseudoplásticos. Según Bourne (2002), la ecuación ampliamente utilizada es:

$$T - T_0 = k\dot{Y}^n$$

$$T = T_0 + k\dot{Y}^n \quad (8)$$

T: Esfuerzo cortante (Pa)

k: Índice de consistencia de flujo

\dot{Y} : Velocidad de deformación (1/s)

T_0 : Umbral de fluencia o tensión de umbral (Pa)

n: Índice de comportamiento al flujo

Según Soler (1976) y López (2009), una forma de representar el modelo Herchel Bulkley es de acuerdo a la ecuación

$$\tau = \tau_0 + (\mu\dot{\gamma})^{1/m}$$

En donde el índice de consistencia y el índice de flujo son calculados por la relación análoga:

$$k = \mu^{1/m}$$

$$n = 1/m$$

- **Modelo de Casson**

Es una modificación a la ecuación de Herschel-Bulkley para determinar por extrapolación más exactamente el valor del esfuerzo mínimo de deformación (T_0) o tensión de umbral especialmente en suspensiones, según lo indicado por Charm (1981):

$$T^{1/2} = T_0^{1/2} + k\dot{\gamma}^{1/2} \quad (9)$$

T: Esfuerzo cortante (Pa)

k: Índice de consistencia (Pa.s)

$\dot{\gamma}$: Velocidad de La deformación (1/s)

T_0 : Umbral de fluencia o tensión de umbral (Pa)

- **Modelo de Ostwald y de Weele o Ley de Potencia**

Fluidos como los extractos de las frutas presentan un comportamiento en que la viscosidad disminuye con el aumento del esfuerzo aplicado. Este tipo de fluido es descrito por el modelo de Ostwald y de Waele, que se muestra en la ecuación 10.

$$T = k\dot{\gamma}^n \quad (10)$$

▪ **Modelo de Carreau**

Este modelo asume que la viscosidad varía siguiendo la siguiente ecuación (Shibeshi & Collins, 2006)

$$\eta = \eta_{\infty} + (\eta_0 - \eta_{\infty}) [1 + (K_1 \times \dot{\gamma})^2]^{(n-1)/2} \quad (11)$$

Donde

η_0 : viscosidad inicial

η_{∞} : viscosidad en el infinito

K_1 : índice de consistencia de Carreau

n_1 : índice de flujo

Tabla 1
Características de los tipos de fluidos

TIPO DE FLUIDO	K	η	T_0	EJEMPLOS
Herschel-Bulkley	>0	$0 < \eta < \infty$	>0	Pasta de pescado
Newtoniano	>0	1	0	Zumo de frutas, miel, aceite vegetal.

Ley de Potencia	<u>Pseudoplástico</u>	>0	$0 < \eta < 1$	0	Puré de plátano, zumo de naranja concentrado.
	<u>Dilatante</u>	>0	$1 < \eta < \infty$	0	Algunos tipos de miel, disoluciones almidón.
	Plástico de Bingham	>0	1	>0	Pasta de dientes, pasta de tomate.

Reología de Productos alimentarios (Consuelo, 2008)

2.3.3. Variables que influyen en la viscosidad

Existen muchos factores que influyen en el comportamiento reológico de los alimentos como son: la presión, la estructura del alimento, el gradiente de velocidad o velocidad de deformación, y el tiempo de tratamiento de la muestra. Pero la temperatura de tratamiento y la concentración del alimento son los más importantes y los que más se han estudiado.

- **Variación de la viscosidad con la concentración**

La viscosidad de un compuesto depende fuertemente de la concentración. Según **Bourne** (2002), la relación entre la concentración de sólidos solubles y la viscosidad, pero no lineal a temperatura constante.

Se ha descrito dos tipos de correlación o modelos matemáticos par considerar el efecto de la concentración en

la viscosidad (Harper y el-Sahrigi, 1965; Saravacos, 1970; Rao y Col 1984), una según un modelo potencial:

$$\eta = k_1 C^{A_1} \quad (12)$$

Y un modelo exponencial:

$$\eta = k_2 \exp(A_2 C) \quad (13)$$

En estas ecuaciones K_1 , K_2 , A_1 Y A_2 son constantes y C es el contenido en sólidos solubles del fluido expresado en grados Brix.

Estas ecuaciones también son válidos para estudiar el efecto de la concentración en el índice de consistencia.

▪ **Variación de la viscosidad con la temperatura**

La viscosidad disminuye con la temperatura. Existen varias fórmulas que permiten evaluar la variación de la viscosidad de un líquido al cambiar la temperatura, la más importante es la ecuación de tipo Arrhenius:

$$\mu = A (e)^{B/T} \quad (14)$$

Siendo, μ , la viscosidad dinámica (Pa.s), T , es la temperatura absoluta (K) y A y B son constantes dependientes del líquido.

Hasta el momento en que son consumidos, los alimentos están sometidos continuamente a cambios de temperatura. Empezando por el proceso de elaboración y pasando por los periodos de transporte y almacenamiento; las condiciones de temperatura a que son sometidos los alimentos pueden variar

notablemente. Por este motivo es muy importante conocer sus propiedades reológicas en función de la temperatura.

En sus investigaciones diversos autores correlacionan el efecto que la temperatura ejerce sobre la viscosidad mediante una ecuación de tipo Arrhenius. La ecuación como ya se expresó anteriormente, que correlaciona la viscosidad con la temperatura en su forma linealizada es la ecuación 15:

$$k = A e^{Ea/RT}$$

$$\ln K = \ln A + \frac{Ea}{RT} \quad (15)$$

Según Arrhenius, la ecuación 16 muestra la relación entre la viscosidad y la inversa de la temperatura absoluta.

$$\ln(\eta_{ap}) = \ln(A) + \frac{Ea}{R} \frac{1}{T} \quad (16)$$

Para fluidos newtonianos $\tau = -\mu \dot{\gamma}$: donde μ es viscosidad.

Para fluidos no newtonianos $\tau = -\eta \dot{\gamma}$: donde η es viscosidad aparente

En el caso de fluidos que obedecen el modelo de la Ley de la Potencia y de Herschel- Bulkley, el efecto de la temperatura puede correlacionarse mediante un modelo combinado de la ecuación de Arrhenius para el índice de consistencia como la ecuación (17)

$$k = A \exp\left(\frac{Ea}{RT}\right) (\dot{\gamma})^\eta \quad (17)$$

Esta ecuación ha sido utilizada en concentrados de tomate, cremogenado de pera, puré de guayaba. En líneas generales puede decirse que la viscosidad disminuye al aumentar la temperatura, y lo mismo ocurre con el índice de consistencia (K) y el umbral de fluencia (T_0).

▪ ***Variación de la viscosidad con la presión***

La viscosidad en líquido aumenta exponencialmente con la presión. Excepcionalmente, para el agua a temperaturas menores de 30°C la viscosidad disminuye. El efecto de la presión en líquidos es pequeño por lo que se considera despreciable.

Para la mayoría de los casos prácticos, el efecto de la presión se ignora a la hora de hacer mediciones con el viscosímetro o reómetro.

2.4. Definición de términos básicos

- a. Fluido: Es una sustancia en estado líquido o gaseoso que se deforma continuamente bajo la acción de un esfuerzo cortante (cuando se le aplica una presión o tensión en su superficie). En ausencia de éste, no existe deformación.
- b. Fluido no newtoniano: Son todos aquellos fluidos que no exhiben una relación constante directa entre el esfuerzo y la velocidad de corte.

- c. Reología: Es la ciencia que estudia la tensión y la deformación de la materia sometidas a fuerzas tangenciales o de cizalla y axiales, y que por lo general se mide utilizando un reómetro.
- d. Reometría: Es la medición de las propiedades reológicas de los materiales y flujos utilizando el instrumento reómetro. Determina las relaciones cuantitativas y cualitativas entre la deformación y el esfuerzo en flujo de corte.
- e. Esfuerzo de corte: Es la fuerza por unidad de área tangencial al movimiento de fluido. Se define como la fuerza necesaria para mover una superficie determinada de fluido, se denota con la letra τ y su unidad es el pascal (Pa). Según Newton el esfuerzo cortante, también llamado tensión de cizalla, es proporcional al gradiente de velocidad (γ); si se duplica la fuerza, se duplica el gradiente de velocidad
- f. Velocidad de transformación: Referente al movimiento de una fracción de fluido por unidad del tiempo producto de un esfuerzo de corte. Definido como la tasa de movimiento del fluido contenido entre dos superficies, se determina dividiendo la velocidad con que se mueven las superficies entre la distancia que las separa. Su unidad es 1/s.
- g. Viscosidad: Es una característica que está presente en los líquidos en movimiento, no se puede ver reflejada en un líquido que se encuentre estático debido a que si el líquido permanece fijo las

moléculas que lo componen no tendrán la necesidad de interactuar entre sí para tratar de permanecer unidas.

- h. Viscosidad aparente: Se define como el cociente entre el esfuerzo cortante y la velocidad de deformación. Como se ha mencionado, cuando los fluidos son no newtonianos la relación entre el esfuerzo de corte y velocidad es no lineal, pudiendo definirse en estos casos una viscosidad aparente a través de: $\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$. Geométricamente, la viscosidad aparente se puede calcular trazando la secante entre dos puntos de la curva de la forma que se muestra en la figura 11.
- i. Viscosidad diferencial: También conocida como viscosidad dinámica, se calcula como la pendiente = $\tan(\beta)$ de la recta tangente a la curva τ vs $\dot{\gamma}$ a un determinado valor de $\dot{\gamma}$, tal como se muestra en la figura 11.

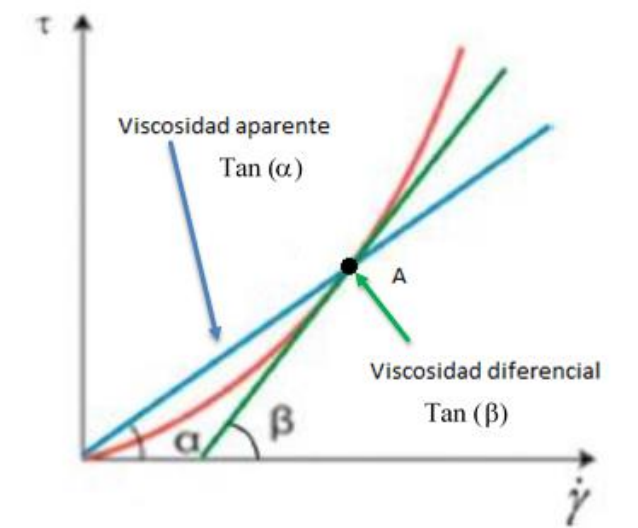


Figura 11. Modelos de viscosidad de fluidos no newtonianos Carrasco et al (2015)

- j. Viscosidad efectiva: Describe la resistencia del fluido a fluir a través de una geometría particular. El fluido fluyendo a través del espacio anular tendrá una viscosidad efectiva diferente a la que tiene cuando fluye dentro de la tubería de perforación. También la podemos definir como la viscosidad verdadera en cualquiera de los puntos obtenidos por lecturas del viscosímetro.
- k. Viscosidad plástica: Es la parte de la resistencia al flujo causada por la fricción, afectada principalmente por la concentración de sólidos, tamaño y forma de las partículas sólidas y la viscosidad de la fase fluida.
- l. Viscosímetro: Es un aparato que sirven para medir la viscosidad de fluidos newtonianos. Stokes propuso el estudio de la viscosidad a través de la medida del tiempo que tomaba a un fluido pasar por un tubo capilar. Se denomina viscosímetro de Ostwald.
- m. Modelo matemático: Construcción matemática abstracta y simplificada que describe un fenómeno en particular.
- n. Índice de consistencia: es un parámetro que tiene en cuenta la microestructura fisicoquímica de la materia. Representado por K [cP]. Es el factor de consistencia del flujo laminar. Podemos describirla de forma idéntica al concepto de viscosidad plástica dado que un aumento de K indica un aumento en la concentración de sólidos o disminución del tamaño de las partículas. Es decir, si el valor de K es alto, el fluido es más "viscoso" y viceversa.

- o. Índice de flujo: Desviación del comportamiento reológico con respecto a los fluidos newtonianos, para: (i) $n=1$ fluido newtoniano, (ii) $n<1$ comportamiento pseudoplástico y (iii) $n>1$ comportamiento dilatante. Es una medida de la no-idealidad del fluido, entre más alejado de la unidad sea el valor de n , más no-Newtoniano es el comportamiento del fluido.
- p. Tensión umbral: Es el esfuerzo mínimo de corte que debe aplicarse a un fluido para que comience a desplazarse (figura 12).

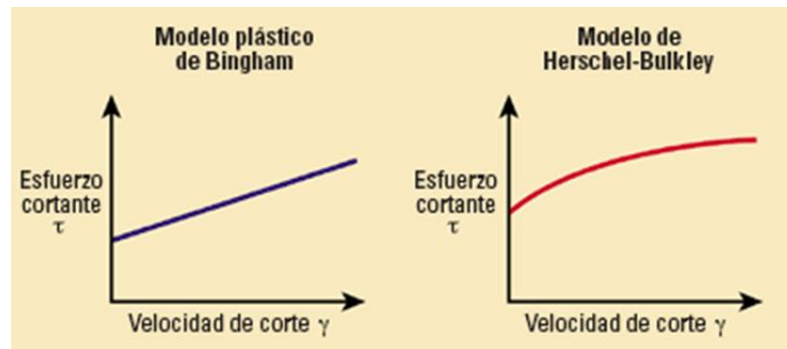


Figura 12. Tension de umbral
Métodos de control de pozos, Wild Welt Control (2008)

- q. Reogramas: Los fluidos no-newtonianos se caracterizan por los reogramas, que son las representaciones gráficas de sus comportamientos, o bien por sus parámetros reológicos, que son las constantes de las ecuaciones que definen el comportamiento reológico respectivo. Tanto los reogramas como los parámetros reológicos se obtienen a partir de datos experimentales. En general se traza primero el reograma, buscando un sistema de escalas que permita la linealización y, a partir de los datos gráficos, se calculan los parámetros reológicos. En muchos casos se utilizan solamente

reogramas. Un reograma es la representación de la curva de flujo.

Ejemplos de algunos reogramas en la figura 13.

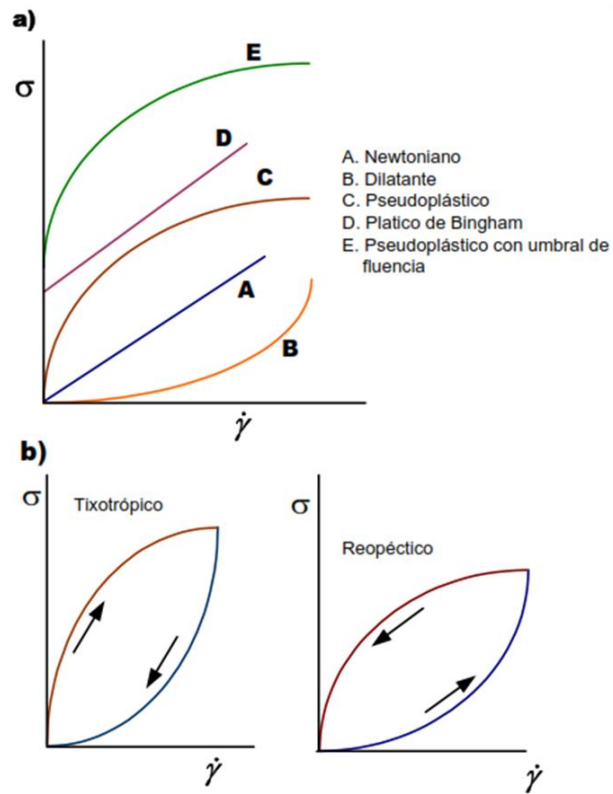


Figura 13. Clasificación de reogramas
J.R. Hermida Bun, 2000; Sharma, Mulvaney, Rizvi, 2007

III. HIPÓTESIS Y VARIABLES

3.1. Hipótesis

3.1.1. Hipótesis general

El zumo de néctar mix papaya-piña puede ser caracterizado reologicamente usando los modelos de Ostwald de waele, Herschel Bukley, Casson y otros.

3.1.2. Hipótesis específicas

- a. Existe una relación entre el esfuerzo de corte y velocidad de corte asociados al néctar mix papaya-piña
- b. El tratamiento estadístico de los datos de esfuerzo de corte y velocidad de corte permite obtener los parámetros de los modelos usados para caracterizar el néctar mix papaya-piña.
- c. Los reogramas del néctar mix papaya-piña permitirán describir el comportamiento típico de un fluido alimenticio no newtoniano.

3.2. Definición conceptual de variables

La presente investigación se caracteriza por ser longitudinal estudiando la variable a lo largo del tiempo establecido, por ser este el determinante en la relación causa efecto.

Por su naturaleza, todas las variables identificadas son del tipo cualitativas. Por su dependencia Y es dependiente, y las variables X1, X2, X3, son independientes.

Es decir: $Y=f(X1, X2, X3)$.

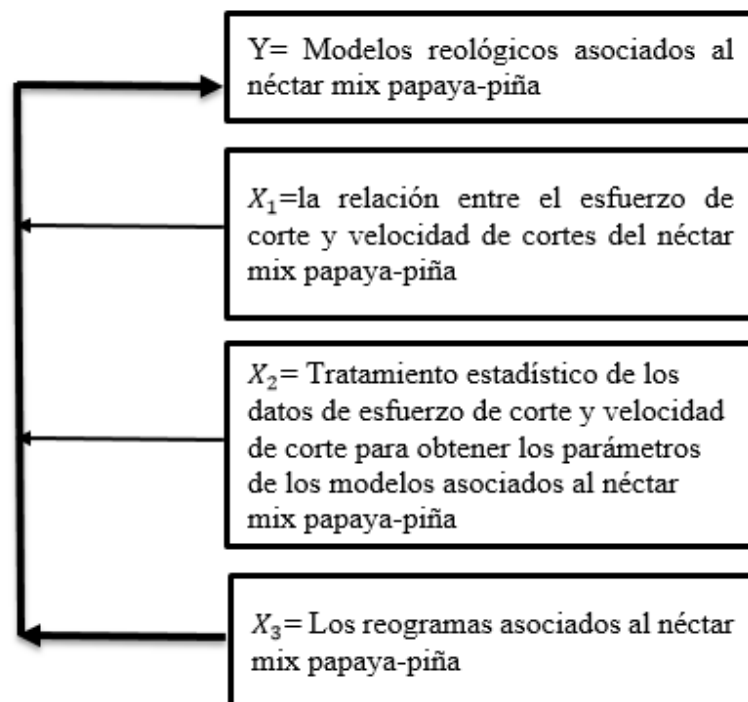


Figura 14. Relación de variables de investigación

3.3. Operacionalización de variables

Tabla 2
Operacionalización de las variables

Variable Dependiente	Dimensiones	Indicadores	Método
Y= modelos reologicos asociados al néctar mix papaya-piña	Reproducibilidad de los datos experimentales mediante los modelos reológicos asociados al comportamiento del néctar mix papaya-piña	Los índices de correlación múltiple y análisis de varianza	Correlacionado las variables X1, X2, X3.
<u>Variables ind.</u>	<u>Dimensiones</u>	<u>Indicadores</u>	<u>Método</u>
X ₁ = la relación entre el esfuerzo de corte y velocidad de corte del néctar mix papaya-piña.	Análisis cualitativo de la relación entre la velocidad de corte y esfuerzo de corte. $\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}}$	Diferencia respecto al relación lineal. Reogramas	-Revisión bibliográfica -Ensayo de laboratorio - Grafico. - Experimental
X ₂ =tratamiento estadístico de los datos de esfuerzo corte y velocidad de corte para obtener los parámetros de los modelos asociados al Néctar mix papaya-piña.	Correlación cuantitativa entre los datos de esfuerzo de corte y velocidad de corte asociado al néctar mix papaya-piña	Índice de correlación y varianza	Revisión bibliográfica Regresión no lineal
X ₃ = Los reogramas asociados al Néctar mix papaya-piña	Forma típica de los reogramas de los modelos que representan el comportamiento reológico del néctar mix papaya-piña	Desviación respecto al comportamiento a las propiedades del fluido newtoniano	Grafico

IV. DISEÑO METODOLÓGICO

4.1. Tipo y diseño de investigación

4.1.1. Tipo de investigación

Los tipos de investigación que se realizan en acuerdo al proyecto de esta tesis son:

Por su finalidad es de tipo exploratorio, puesto que busca identificar nuevos rumbos para investigación en campos de conocimiento no estudiadas o poco estudiados.

Por su diseño interpretativo es experimental por que permitirá manipular el factor causal para determinar el efecto deseado.

Por el énfasis de la naturaleza de los datos manejados es del tipo cuantitativo por que los variables de la investigación son cuantitativas.

4.1.2. Diseño de investigación

El diseño de la presente investigación consiste de tres momentos, los cuales se encuentra en la figura 15.

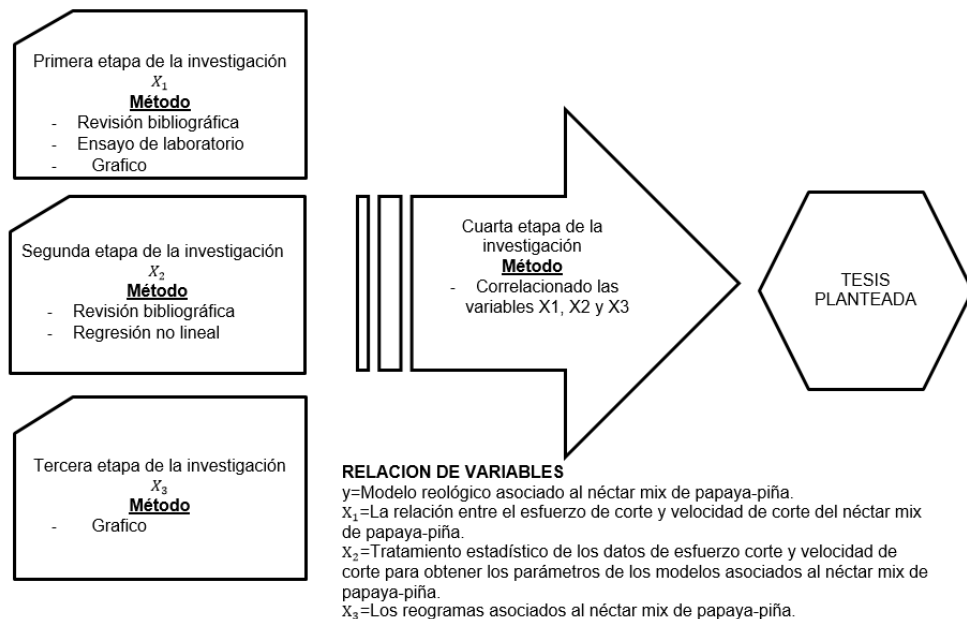


Figura 15. Diseño de investigación

El presente informe corresponde al desarrollo de un modelo de investigación experimental con un enfoque cuantitativo, debido a que nos permitirá analizar la certeza de la hipótesis formulada. La cual consistirá en obtener los parámetros reológicos y determinar los modelos reológicos que se ajustan de forma significativa al fluido del néctar mix papaya-piña, para lo cual se realizarán pruebas a diferentes temperaturas y velocidades. Además, también se determinará los parámetros fisicoquímicos del néctar mix papaya-piña a cada una de las temperaturas de prueba.

4.2. Método de investigación

- Correlacional: Debido a que la utilidad de este tipo de investigación es saber cómo se puede comportar un concepto o

variable conociendo el comportamiento de otra u otras variables relacionadas.

- Transversal: Debido a que se determinará los parámetros y modelos matemáticos en un tiempo determinado interesando estudiar el problema en ese momento.
- Experimental: Ya que se realizará un conjunto de actividades metódicas y técnicas para recabar la información y datos necesarios sobre el tema a investigar y el problema a resolver.

4.3. Población y muestra

4.3.1. Población

Lote de néctar mix papaya-piña producido en la sala de procesos agroindustriales de la UNHEVAL.

4.3.2. Muestra

Diez botellas de 300mL de néctar mix papaya – piña con 14° brix, volumen necesario para las mediciones en el reómetro.

4.4. Lugar de estudio y periodo desarrollado

4.4.1. Lugar de estudio

Extracción de zumos de papaya y piña, muestras obtenidas en laboratorio de procesos agroindustriales de la Universidad Nacional Hermilio Valdizán.

Los ensayos reológicos fueron desarrollados en el laboratorio de investigación de la facultad de ingeniería química de la universidad nacional del callao.

4.4.2. Periodo de ejecución

La investigación se desarrolló durante el periodo abril 2016 hasta diciembre 2018.

4.5. Técnicas e instrumentos para la recolección de la información

4.5.1. Técnicas

Mediante la experimentación con el reómetro rotacional para la obtención de los datos de esfuerzo de corte y velocidad de corte del zumo mix papaya-piña, la cual se detalla a continuación.

- Extracción de zumos de papaya y piña, muestras obtenidas en un laboratorio de sala de procesos agroindustriales de la UNHEVAL.
- Se seleccionó 70 ml de muestra de zumo de papaya y piña de 14°brix para las corridas experimentales.
- Cada muestra a analizar se puso en un vaso precipitado de 100 ml.
- Se preparó el equipo (reómetro) para las diferentes corridas a realizar.

- Se colocó la muestra de zumo mix papaya-piña en el contenedor (Cup) del reómetro, se controló la temperatura con un chaleco térmico acoplado al cup y se fijó la velocidad de rotación a la cual fue analizada la muestra.
- Se realizó la corrida experimental a las temperaturas de 20, 30 40, 50, 60 y 70 °C y cada una por duplicado para obtener puntos exactos.
- El reómetro dio como resultados los valores del esfuerzo de corte y la velocidad de corte de la muestra a la temperatura de experimentación.
- Con los datos obtenidos del reómetro se realizó la regresión de los modelos reológicos y el análisis estadístico para encontrar el modelo de fluido no newtoniano que se asocia al comportamiento del néctar mix de papaya y piña, y se obtuvo la vez los diferentes reogramas asociados al néctar mix de papaya y piña.

Así mismo, la técnica de regresión de mínimos cuadrados para modelar el comportamiento reológico de dicho fluido.

4.5.2. Instrumentos

El principal instrumento de la investigación fue el reómetro rotacional Rheolab QC, ubicado en el Laboratorio de Investigación de la Facultad de Ingeniería Química de la

Universidad Nacional del Callao, así como el software Minitab para los análisis estadísticos.

4.6. Análisis y procesamiento de datos

Se realizó un diseño completamente al azar con un solo factor y diferentes niveles de temperatura, con tres repeticiones por tratamiento, bajo una estructura de tratamiento simple. Los datos obtenidos de viscosidad aparente y velocidad de rotación, serán ajustados a los diferentes modelos matemáticos. El análisis de los ajustes de los modelos a los resultados experimentales se realizó a través de los parámetros estadísticos de coeficiente de determinación (R^2) y las pruebas de validación de supuestos para cada uno de ellos, utilizando un programa estadístico.

V. RESULTADOS

5.1. Resultados descriptivos

Datos experimentales obtenidos del reómetro

Se evaluó el comportamiento reológico del néctar mix papaya-piña de 14 grados brix a las temperaturas 20, 30, 40, 50, 60 y 70°C.

Tabla 3
Datos reológicos del néctar mix papaya piña

T(°C)=20		T(°C)=30		T(°C)=40		T(°C)=50		T(°C)=60		T(°C)=70	
$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$	$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$	$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$	$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$	$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$	$\gamma(1/s)$	$\tau(Pa)$
3.21	1	5.11	1	4.57	1	1.36	1	4.6	1	1.29	1
8.72	1.5	9.15	1.5	7.51	1.5	5.24	1.5	10.8	1.5	3.59	1.5
19.2	1.99	16.1	1.99	14.8	1.99	13.7	1.99	19	1.99	11.9	1.99
30.4	2.49	25	2.49	24.1	2.49	23.8	2.49	30.3	2.49	21.7	2.49
42.5	2.99	35.8	2.99	36.3	2.99	36.6	2.99	43.9	2.99	35.5	2.99
57.5	3.49	49.1	3.49	51.7	3.49	52.7	3.49	60.7	3.49	52.5	3.49
73.4	3.98	65.4	3.98	69.2	3.98	71.7	3.98	80.9	3.98	72.2	3.98
90.5	4.48	83.8	4.48	89.4	4.48	93	4.48	-	-	94.8	4.48

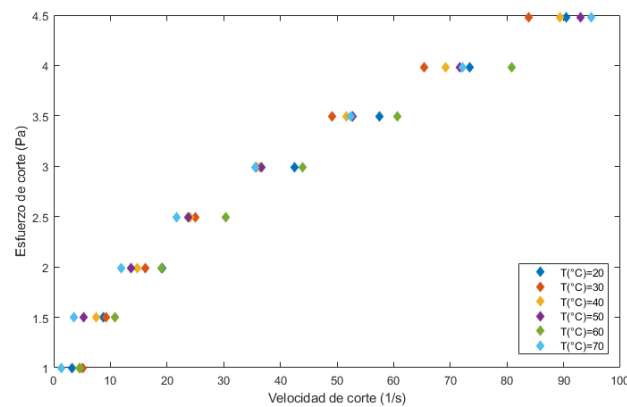


Figura 16. Reograma experimental de esfuerzo de corte

5.2. Resultados inferenciales

Regresión de mínimos cuadrados aplicado a los modelos reológicos

- Modelo Ostwald de Waele aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 4
Modelo Ostwald de Waele

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = k\dot{\gamma}^n$	$y = kx^n$	k, n

Tabla 5
Parámetros del modelo Ostwald de Waele

T(°C)	K	n	R2	Varianza
20	0.4924231	0.4856606	0.9949203	0.0087882
30	0.4882903	0.5026152	0.9982909	0.0029568
40	0.5664577	0.4610237	0.9973894	0.0045164
50	0.7467011	0.3908642	0.9944159	0.0096609
60	0.4802908	0.4822769	0.9998887	0.000154
70	0.8470324	0.3607884	0.9940178	0.0103496

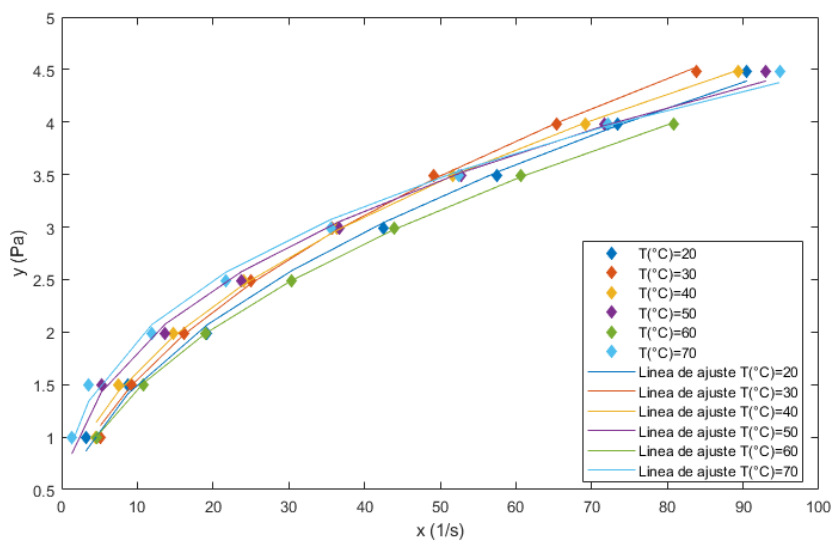


Figura 17. Ajuste del modelo Ostwald de Waele

- Modelo Robertson - Stiff aplicado al Nectar mix papaya – piña

Tabla 6
Modelo Robertson Stiff

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = k(\gamma_0 + \gamma)^n$	$y = k(\gamma_0 + x)^n$	k, γ_0, n

Tabla 7
Parámetros del modelo Robertson - Stiff

T(°C)	k	$\dot{\gamma}_0$	n	R ²	Varianza
20	0.3335971	4.085127	0.5702853	0.9992632	0.0015296
30	0.5933372	-1.920606	0.4588628	0.9998503	0.0003107
40	0.6776517	-1.770907	0.4207865	0.9988979	0.0022881
50	0.5866367	2.180218	0.4455058	0.9993841	0.0012786
60	0.4907059	-0.2175217	0.4774614	0.9999082	0.0001589
70	0.697068	1.652458	0.4053892	0.9973091	0.0055865

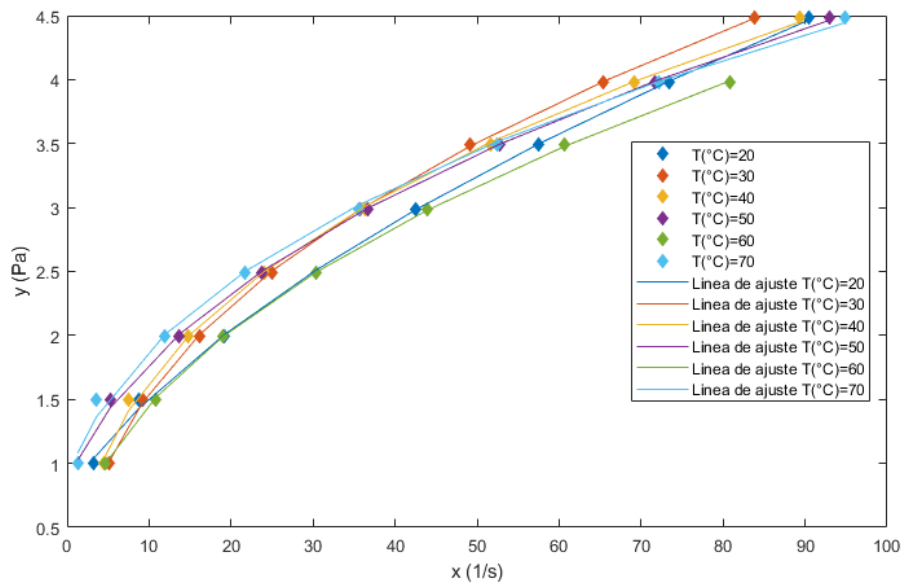


Figura 18. Ajuste del modelo Robertson – Stiff

- Modelo Casson aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 8
Modelo Casson

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = k(\gamma_0 + \gamma)^n$	$y = k(\gamma_0 + x)^n$	k, γ_0, n

Tabla 9
Parámetros del modelo Casson

T(°C)	t0	uc	R2	Varianza
20	0.6374285	0.1399431	0.9980712	0.003337
30	0.6279971	0.1489798	0.984238	0.0272693
40	0.7333712	0.1372489	0.9816607	0.0317283
50	0.8890413	0.1246006	0.9928565	0.0123587
60	0.6148184	0.1381618	0.9895875	0.0144115
70	0.974615	0.1189823	0.9888409	0.019306

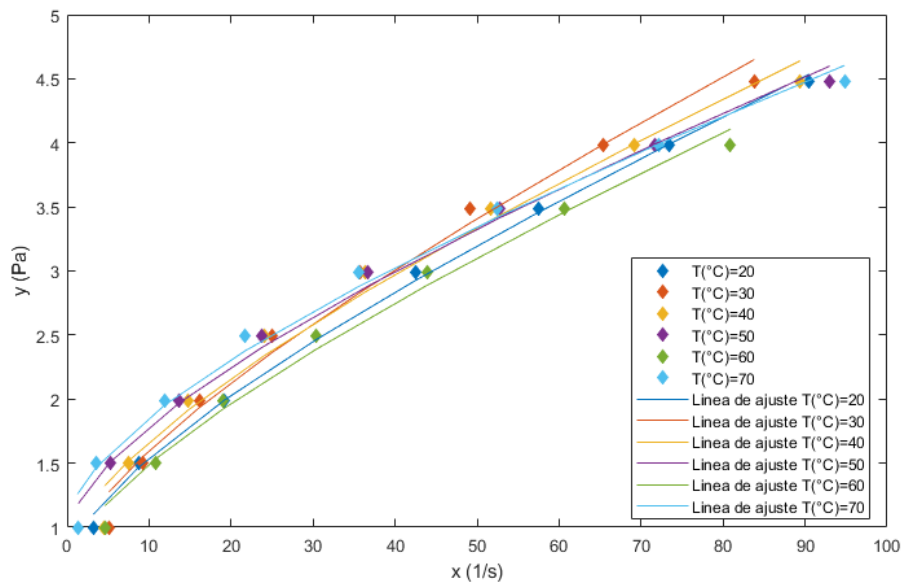


Figura 19. Ajuste del modelo Casson

- Modelo Herschel Bulkley aplicado al Nectar mix papaya – piña

Tabla 10
Modelo Herschel Bulkley

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = \tau_0 + (\mu\dot{\gamma})^{1/m}$	$y = \tau_0 + (\mu x)^{1/m}$	τ_0, μ, m

Tabla 11
Parámetros del modelo Herschel Bulkley

T(°C)	τ_0	μ	m	R ²	Varianza
20	0.5667711	0.0929194	1.562159	0.9994605	0.00112
30	-0.6344217	0.686035	2.484566	0.9997614	0.0004953
40	-0.5704122	0.8153557	2.657714	0.998504	0.0031058
50	0.5867582	0.145782	1.918261	0.9996644	0.0006968
60	-0.0664894	0.2454208	2.133875	0.9999191	0.0001399
70	0.5737718	0.1805054	2.092135	0.998119	0.0039052

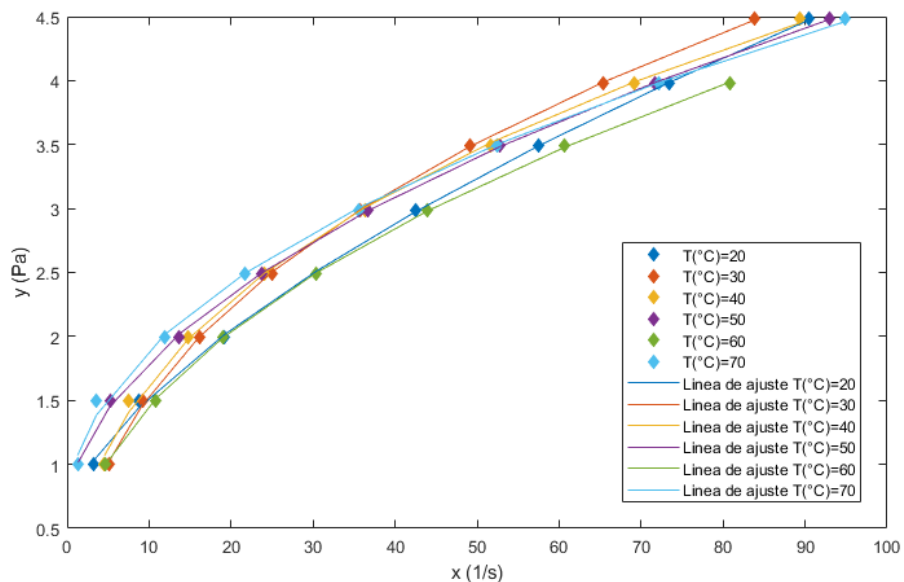


Figura 20. Ajuste del modelo Herschel Bulkley

- Modelo Mizrahi-Berk aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 12
Modelo Mizrahi-Berk

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau^{0.5} = \tau_0^{0.5} + k\gamma^n$	$y = (\tau_0^{0.5} + kx^n)^2$	τ_0, k, n

Tabla 13
Parámetros del modelo Mizrahi-Berk

T(°C)	τ_0	k	n	R ²	Varianza
20	0.3887365	0.2416939	0.4042123	0.9995316	0.0009724
30	0.0351907	0.5496934	0.2851577	0.9972413	0.0057273
40	0.0005215	0.7320505	0.2343456	0.9973047	0.0055956
50	0.4109215	0.3285453	0.3315932	0.9996872	0.0006495
60	9.47E-09	0.6926649	0.2412589	0.9998885	0.0001929
70	0.39709	0.3734427	0.3030161	0.9983316	0.0034637

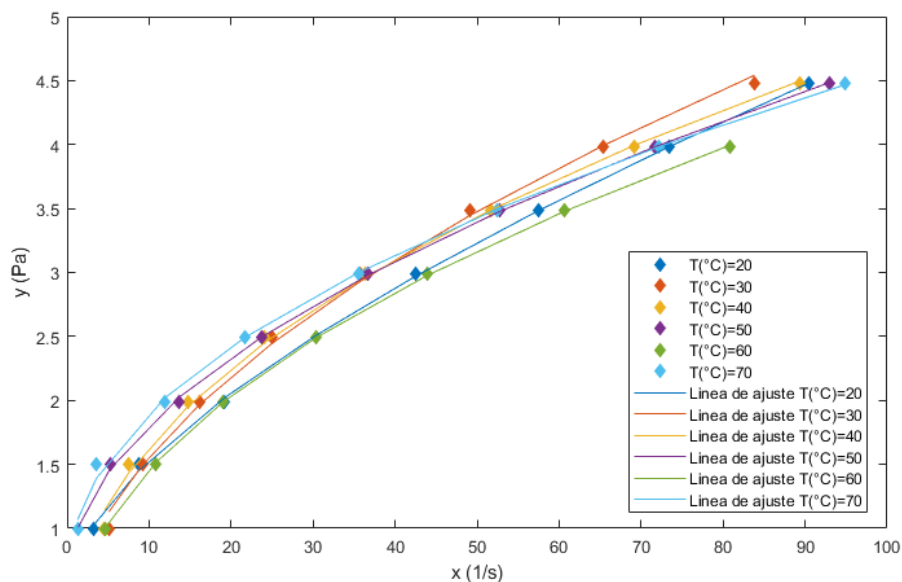


Figura 21. Ajuste del modelo Mizrahi-Berk

- Modelo Sisko aplicado al Nectar mix papaya – piña

Tabla 14
Modelo Sisko

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = A\dot{\gamma} + B\dot{\gamma}^n$	$y = Ax + Bx^n$	A, B, n

Tabla 15
Parámetros del modelo Sisko

T(°C)	A	B	n	R2	Varianza
20	0.0202809	0.6566554	0.3102137	0.9995431	0.0009486
30	-0.0243344	0.4322433	0.612256	0.999493	0.0010525
40	-0.0109907	0.5215962	0.5217573	0.9979858	0.0041817
50	0.0141892	0.8837594	0.2826692	0.9994206	0.001203
60	-0.0034532	0.4665767	0.5037249	0.9999451	9.51E-05
70	0.0120765	0.9642778	0.2730985	0.9987235	0.0026501

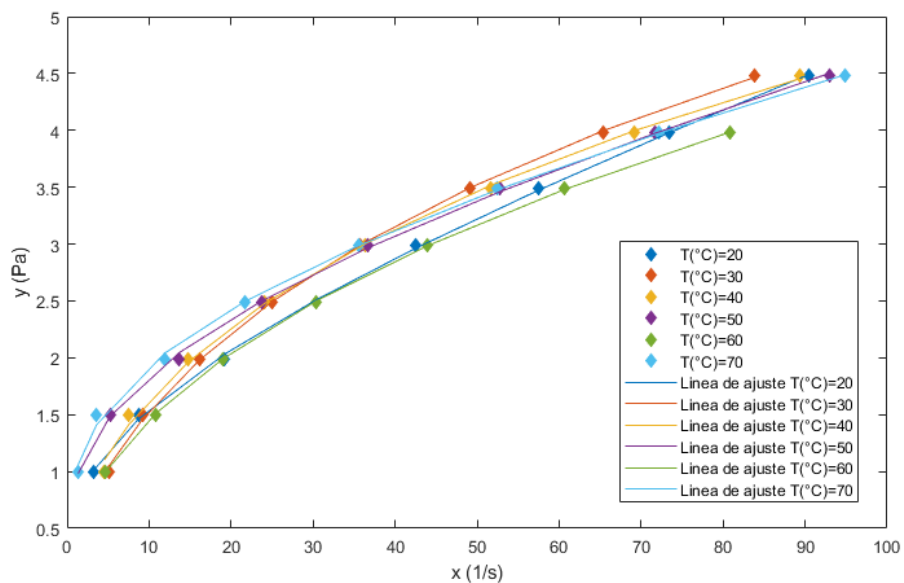


Figura 22. Ajuste del modelo Sisko

▪ Modelo Williamson aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 16
Modelo Williamson

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = \frac{A\gamma}{B + \gamma} + \mu_0\gamma$	$y = \frac{Ax}{B + x} + \mu_0x$	A, B, μ_0

Tabla 17
Parámetros del modelo Williamson

T(°C)	A	B	μ_0	R2	Varianza
20	1.661774	2.959069	0.0323107	0.9984485	0.0032211
30	2.738502	11.03215	0.024835	0.9995152	0.0010066
40	2.607326	8.199926	0.0235983	0.9989923	0.002092
50	1.901141	1.615541	0.029197	0.993725	0.0130273
60	2.125395	7.228673	0.0255725	0.9983099	0.0029241
70	2.04484	1.588718	0.0269556	0.995839	0.0086386

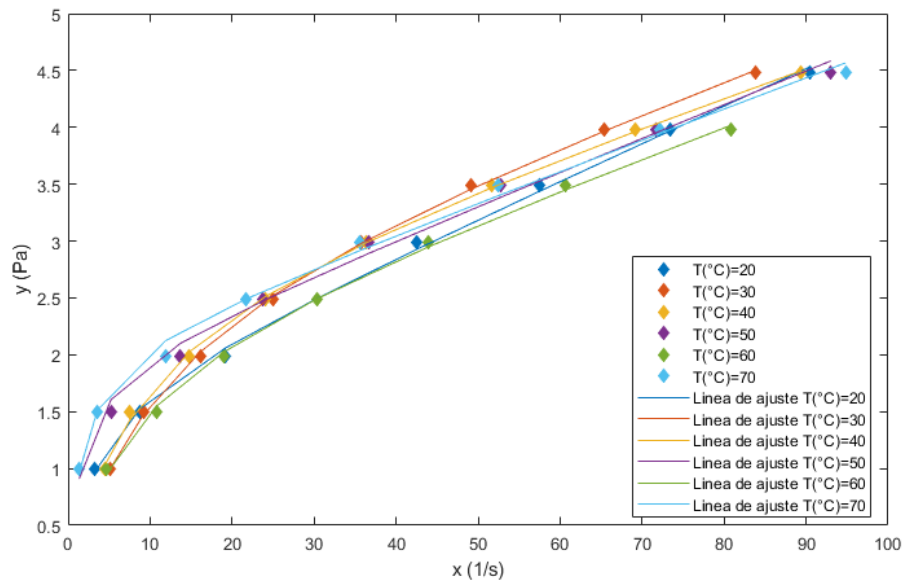


Figura 23. Ajuste del modelo Williamson

▪ Modelo Reiner Philipoff aplicado al Nectar mix papaya – piña

Tabla 18
Modelo Reiner Philipoff

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = \left[\mu_{\infty} + \frac{\mu_0 - \mu_{\infty}}{1 + (\tau / A)^2} \right] \dot{\gamma}$	$x = \frac{A^2 y + y^3}{\mu_{\infty} y^2 + A^2 \mu_0}$	A, μ_{∞}, μ_0

Tabla 19
Parámetros del modelo Reiner Philipoff

T(°C)	A	μ_{∞}	μ_0	R2	Varianza
20	0.6426835	0.0333724	0.8468616	0.9994473	0.755188
30	1.915268	0.0194289	0.2399823	0.9998806	0.1316366
40	1.390714	0.0187554	0.3752501	0.9998672	0.1747065
50	0.4121328	0.0211499	3.25361	0.9996832	0.4804396
60	1.472516	0.0198203	0.2655084	0.9997012	0.3458451
70	0.4566884	0.0161234	3.025707	0.9994601	0.8720941

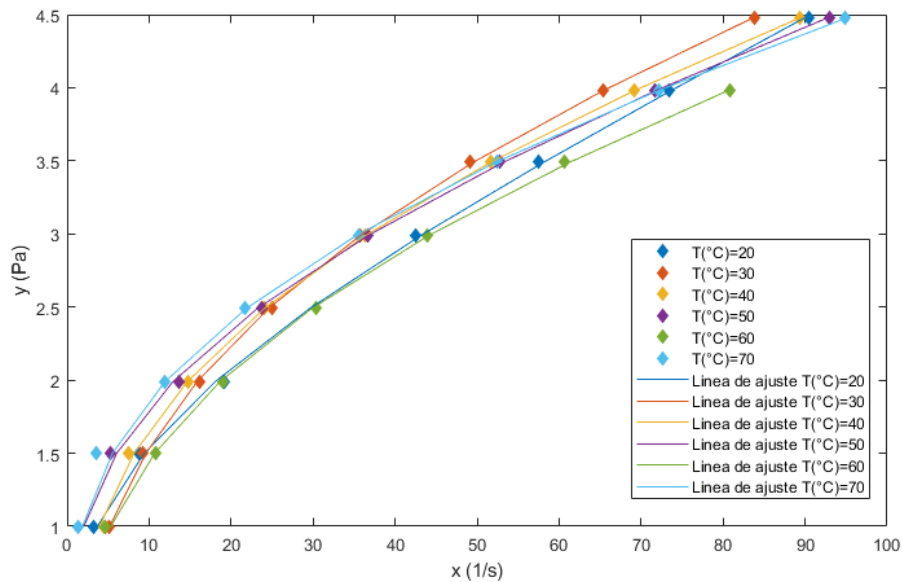


Figura 24. Ajuste del modelo Reiner Philipoff

- Modelo Ellis de Haven aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 20
Modelo Ellis de Haven

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = \frac{\mu_0}{(1 + c\tau^{n-1})} \gamma$	$x = \frac{1}{\mu_0} (y + cy^n)$	c, n, μ_0

Tabla 21
Parámetros del modelo Ellis de Haven

T(°C)	c	n	μ_0	R ²	Varianza
20	11.09989	1.958339	2.332097	0.9979996	2.733091
30	0.7784026	2.350839	0.3685486	0.9999198	0.0884459
40	3.229791	2.301866	1.185781	0.9997011	0.3932563
50	11.09989	2.379466	4.239485	0.998922	1.634675
60	2.775558	2.208517	0.7760192	0.9999282	0.0830638
70	11.09992	2.52836	5.17168	0.9983717	2.63033

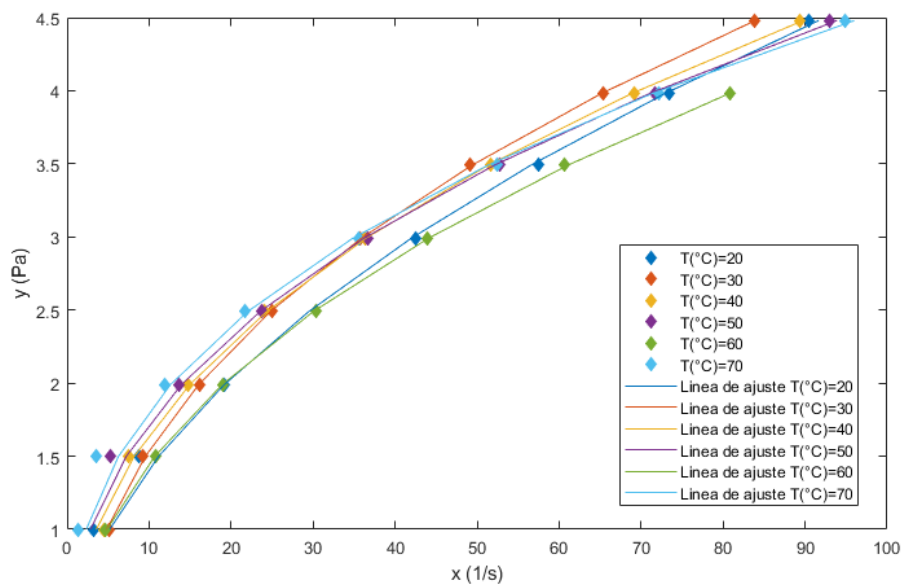


Figura 25. Ajuste del modelo Ellis de Haven

▪ Modelo Ferrys aplicado al Néctar mix papaya – piña

Tabla 22
Modelo Ferrys

Modelo reológico	Ecuación de regresión	Parámetros
$\tau = \left[\frac{\mu}{1 + \frac{\tau}{G}} \right] \gamma$	$x = \frac{1}{\mu} \left(y + \frac{y^2}{G} \right)$	G, μ

Tabla 23
Parámetros del modelo Ferrys

T(°C)	G	μ	R ²	Varianza
20	0.1444635	1.557957	0.9978225	2.479185
30	0.0213825	11.1	0.9966471	3.080576
40	0.0209513	11.09975	0.9949153	5.575832
50	0.0538053	4.242468	0.9869741	16.46094
60	0.1095263	1.879532	0.9980146	1.838649
70	0.0416359	5.454744	0.9773641	30.47208

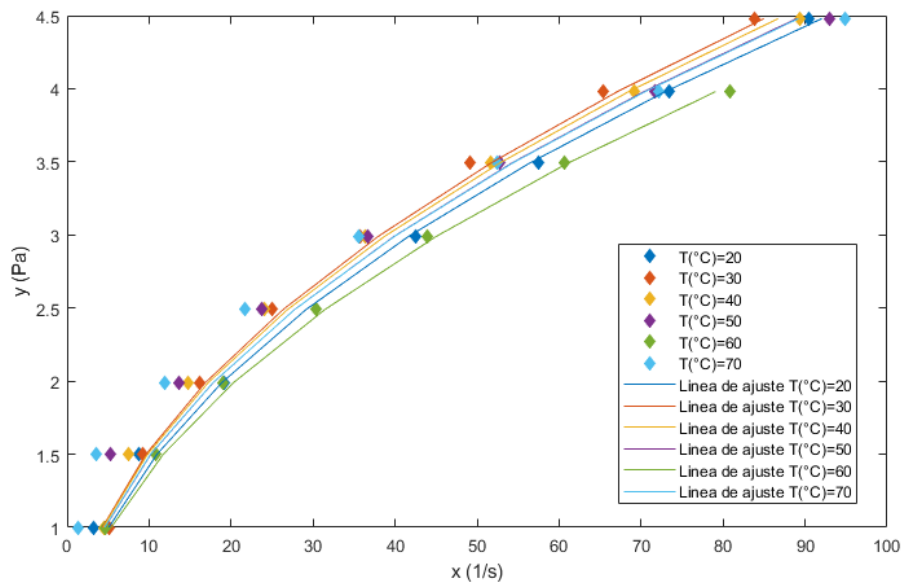


Figura 26. Ajuste del modelo Ferrys

Estimación de la viscosidad

Se realizaron los cálculos de viscosidad aparente y diferencial en base a los modelos reológicos en estudio

Tabla 24
Expresiones de viscosidad de los modelos reológicos

Modelo	Viscosidad aparente	Viscosidad diferencial
Ostwald de Waele	$\mu_{ap} = k\gamma^{n-1}$	$\mu_{dif} = kn\gamma^{n-1}$
Robertson Stiff	$\mu_{ap} = k(\gamma_0 + \gamma)^{n-1} \left(\frac{\gamma_0}{\gamma} + 1 \right)$	$\mu_{dif} = kn(\gamma_0 + \gamma)^{n-1}$
Casson	$\mu_{ap} = (\tau_0^{1/2} + \mu_0\gamma^{1/2}) \left(\frac{\tau_0^{1/2}}{\gamma} + \frac{\mu_0}{\gamma^{1/2}} \right)$	$\mu_{dif} = (\tau_0^{1/2} + \mu_0\gamma^{1/2}) \frac{\mu_0}{\gamma^{1/2}}$
Herschel Bulkley	$\mu_{ap} = \frac{\tau_0}{\gamma} + \mu^{1/m} \gamma^{(1/m)-1}$	$\mu_{dif} = \frac{\mu^{1/m}}{m} \gamma^{(1/m)-1}$
Mizrahi-Berk	$\mu_{ap} = (\tau_0^{1/2} + k\gamma^n) \left(\frac{\tau_0^{1/2}}{\gamma} + k\gamma^{n-1} \right)$	$\mu_{dif} = 2(\tau_0^{1/2} + k\gamma^n)kn\gamma^{n-1}$
Sisko	$\mu_{ap} = A + B\gamma^{n-1}$	$\mu_{dif} = A + Bn\gamma^{n-1}$
Williamson	$\mu_{ap} = \frac{A}{B + \gamma} + \mu_0$	$\mu_{dif} = \frac{AB}{(B + \gamma)^2} + \mu_0$
Reiner Philipoff	$\mu_{ap} = \left[\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + (\tau / A)^2} \right]$	$\mu_{dif} = \frac{(\mu_0 A^2 + \mu_\infty \tau^2)^2}{(A^2 + 3\tau^2)(\mu_0 A^2 + \mu_\infty \tau^2) - 2\mu_\infty \tau (A^2 \tau + \tau^3)}$
Ellis de Haven	$\mu_{ap} = \frac{\mu_0}{(1 + c\tau^{n-1})}$	$\mu_{dif} = \frac{\mu_0}{(1 + cn\tau^{n-1})}$
Ferrys	$\mu_{ap} = \frac{\mu}{\left[1 + \frac{\tau}{G} \right]}$	$\mu_{dif} = \frac{\mu G}{(G + 2\tau)}$

- Viscosidad del modelo Ostwald de Waele

Tabla 25

Viscosidad aparente del modelo Ostwald de Waele

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2152	0.2193	0.2379	0.2801	0.2088	0.3028
10	0.1507	0.1553	0.1638	0.1837	0.1458	0.1944
20	0.1055	0.1100	0.1127	0.1204	0.1018	0.1248
30	0.0856	0.0899	0.0906	0.0941	0.0826	0.0963
40	0.0738	0.0780	0.0776	0.0789	0.0711	0.0801
50	0.0658	0.0698	0.0688	0.0689	0.0634	0.0695
60	0.0599	0.0637	0.0623	0.0617	0.0577	0.0618
70	0.0554	0.0590	0.0574	0.0561	0.0532	0.0560
80	0.0517	0.0552	0.0534	0.0517	0.0497	0.0515
90	0.0487	0.0521	0.0501	0.0482	0.0467	0.0477
100	0.0461	0.0494	0.0473	0.0452	0.0443	0.0446

Tabla 26

Viscosidad diferencial del modelo Ostwald de Waele

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.1045	0.1102	0.1097	0.1095	0.1007	0.1092
10	0.0732	0.0781	0.0755	0.0718	0.0703	0.0701
20	0.0512	0.0553	0.0520	0.0471	0.0491	0.0450
30	0.0416	0.0452	0.0418	0.0368	0.0398	0.0348
40	0.0359	0.0392	0.0358	0.0309	0.0343	0.0289
50	0.0320	0.0351	0.0317	0.0269	0.0306	0.0251
60	0.0291	0.0320	0.0287	0.0241	0.0278	0.0223
70	0.0269	0.0297	0.0265	0.0219	0.0257	0.0202
80	0.0251	0.0278	0.0246	0.0202	0.0240	0.0186
90	0.0236	0.0262	0.0231	0.0188	0.0225	0.0172
100	0.0224	0.0248	0.0218	0.0177	0.0213	0.0161

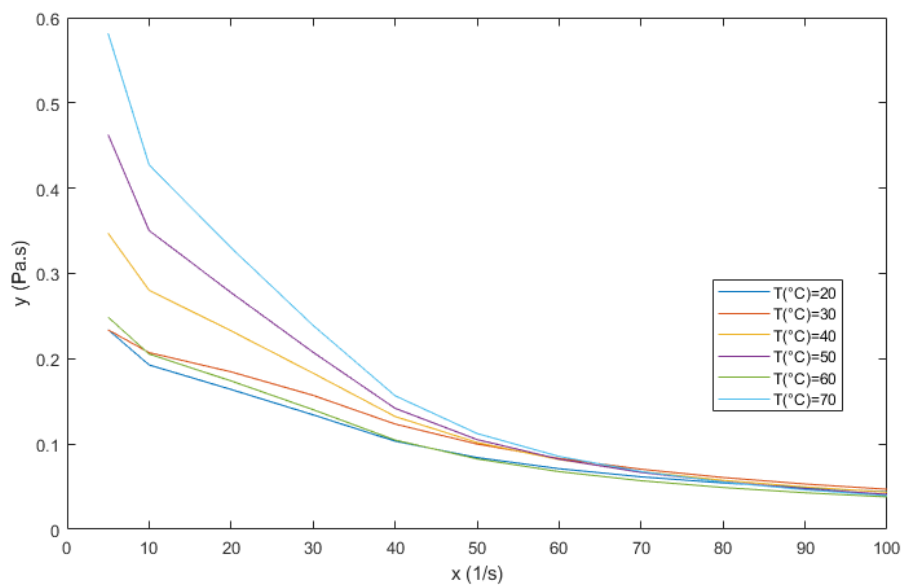


Figura 27. Viscosidad aparente del modelo Ostwald de Waele

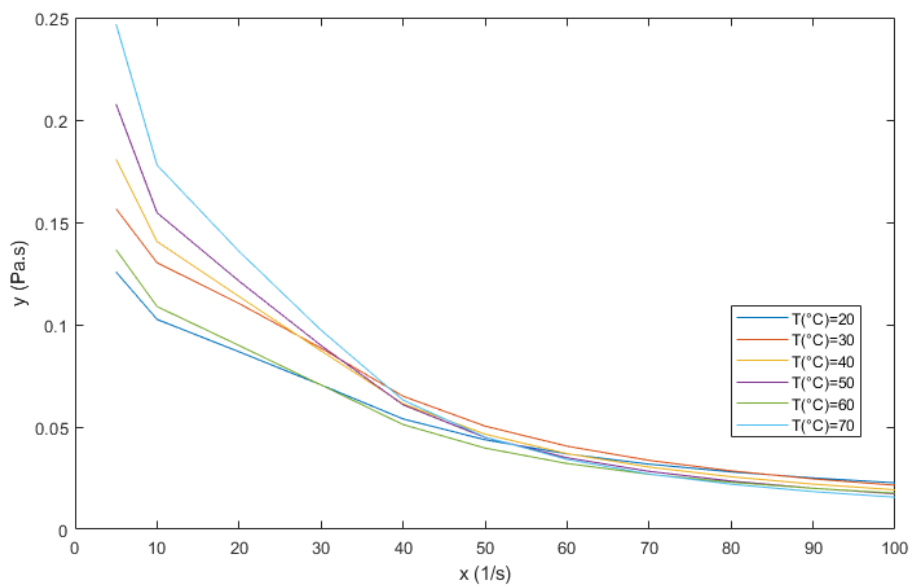


Figura 28. Viscosidad diferencial del modelo Ostwald de Waele

▪ Viscosidad del modelo Robertson-Stiff

Tabla 27
Viscosidad aparente del modelo Robertson-Stiff

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2348	0.1988	0.2219	0.2824	0.2072	0.3006
10	0.1508	0.1548	0.1645	0.1787	0.1458	0.1886
20	0.1024	0.1120	0.1149	0.1167	0.1020	0.1212
30	0.0832	0.0914	0.0921	0.0918	0.0827	0.0943
40	0.0723	0.0788	0.0785	0.0777	0.0712	0.0790
50	0.0650	0.0702	0.0692	0.0683	0.0634	0.0690
60	0.0596	0.0638	0.0625	0.0616	0.0577	0.0618
70	0.0555	0.0588	0.0572	0.0564	0.0532	0.0563
80	0.0522	0.0548	0.0530	0.0523	0.0496	0.0519
90	0.0495	0.0515	0.0496	0.0489	0.0467	0.0484
100	0.0472	0.0487	0.0467	0.0461	0.0442	0.0454

Tabla 28
Viscosidad diferencial del modelo Robertson-Stiff

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.0737	0.1481	0.1446	0.0876	0.1034	0.0916
10	0.0610	0.0879	0.0841	0.0653	0.0712	0.0656
20	0.0485	0.0568	0.0531	0.0469	0.0492	0.0454
30	0.0418	0.0448	0.0412	0.0381	0.0398	0.0362
40	0.0374	0.0380	0.0346	0.0328	0.0342	0.0308
50	0.0342	0.0335	0.0302	0.0292	0.0304	0.0271
60	0.0318	0.0302	0.0271	0.0265	0.0276	0.0244
70	0.0299	0.0277	0.0247	0.0244	0.0255	0.0223
80	0.0283	0.0258	0.0228	0.0227	0.0238	0.0206
90	0.0270	0.0241	0.0213	0.0213	0.0223	0.0193
100	0.0258	0.0228	0.0200	0.0201	0.0211	0.0181

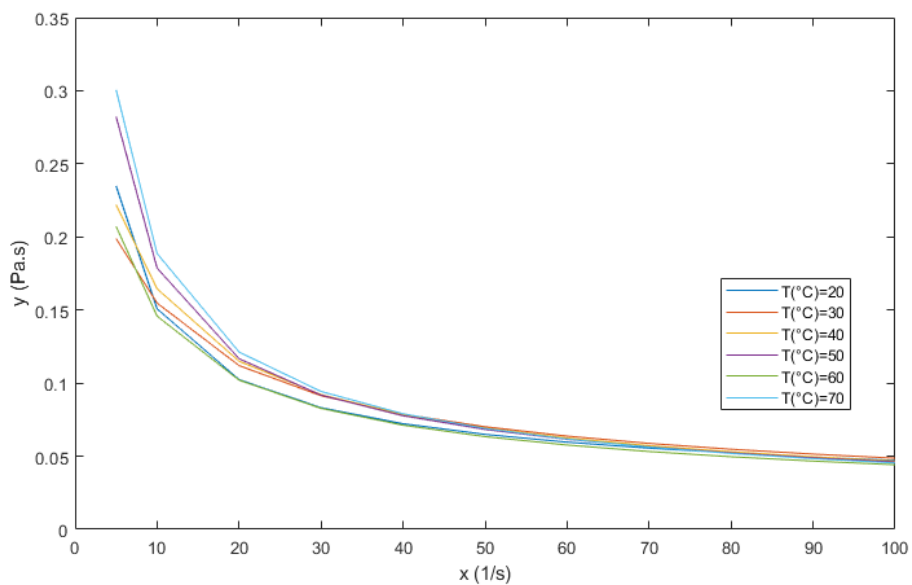


Figura 29. Viscosidad aparente del modelo Robertson-Stiff

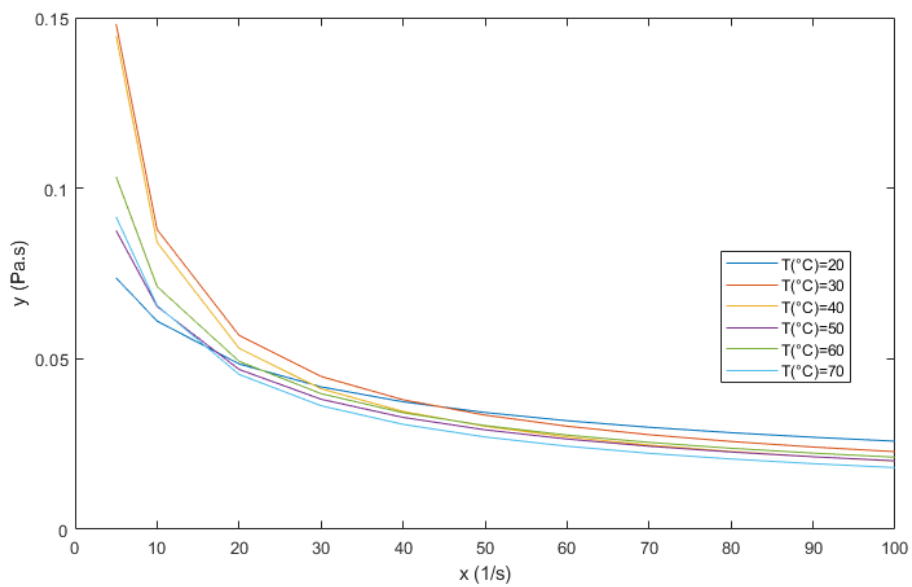


Figura 30. Viscosidad diferencial del modelo Robertson-Stiff

▪ Viscosidad del modelo Casson

Tabla 29
Viscosidad aparente del modelo Casson

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2470	0.2534	0.2706	0.2984	0.2389	0.3141
10	0.1540	0.1597	0.1665	0.1787	0.1491	0.1859
20	0.1014	0.1064	0.1081	0.1125	0.0983	0.1154
30	0.0816	0.0862	0.0862	0.0881	0.0791	0.0895
40	0.0709	0.0752	0.0743	0.0749	0.0687	0.0757
50	0.0639	0.0681	0.0667	0.0665	0.0620	0.0669
60	0.0591	0.0631	0.0614	0.0607	0.0573	0.0607
70	0.0554	0.0594	0.0574	0.0563	0.0538	0.0562
80	0.0525	0.0564	0.0543	0.0529	0.0510	0.0526
90	0.0502	0.0541	0.0518	0.0502	0.0488	0.0497
100	0.0483	0.0521	0.0497	0.0479	0.0469	0.0474

Tabla 30
Viscosidad diferencial del modelo Casson

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.0773	0.0844	0.0831	0.0831	0.0738	0.0836
10	0.0681	0.0752	0.0723	0.0704	0.0651	0.0699
20	0.0635	0.0709	0.0663	0.0627	0.0607	0.0614
30	0.0626	0.0704	0.0648	0.0601	0.0599	0.0583
40	0.0627	0.0709	0.0645	0.0590	0.0600	0.0569
50	0.0633	0.0718	0.0648	0.0586	0.0606	0.0563
60	0.0640	0.0729	0.0653	0.0586	0.0613	0.0560
70	0.0649	0.0740	0.0659	0.0587	0.0622	0.0559
80	0.0658	0.0752	0.0666	0.0590	0.0630	0.0560
90	0.0667	0.0764	0.0674	0.0593	0.0639	0.0562
100	0.0676	0.0776	0.0682	0.0597	0.0648	0.0564

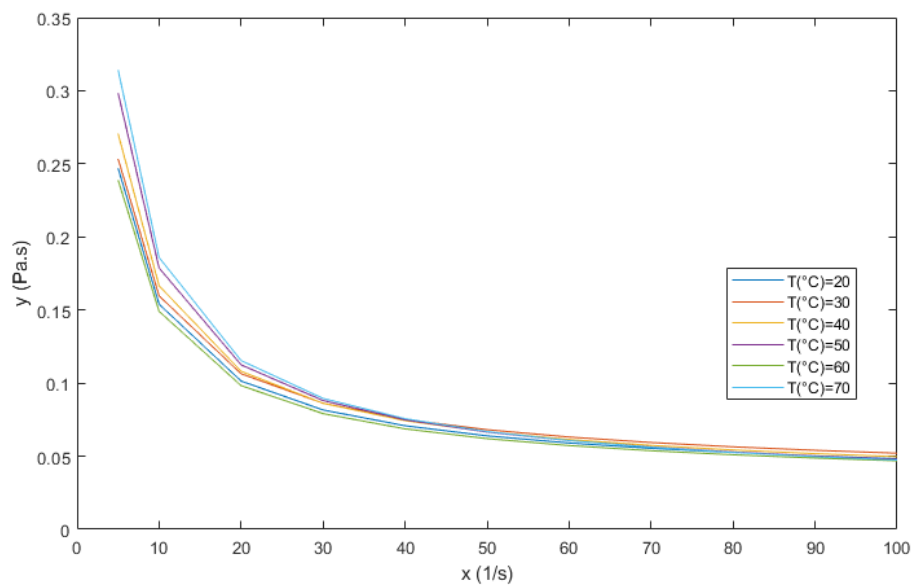


Figura 31. Viscosidad aparente del modelo Casson

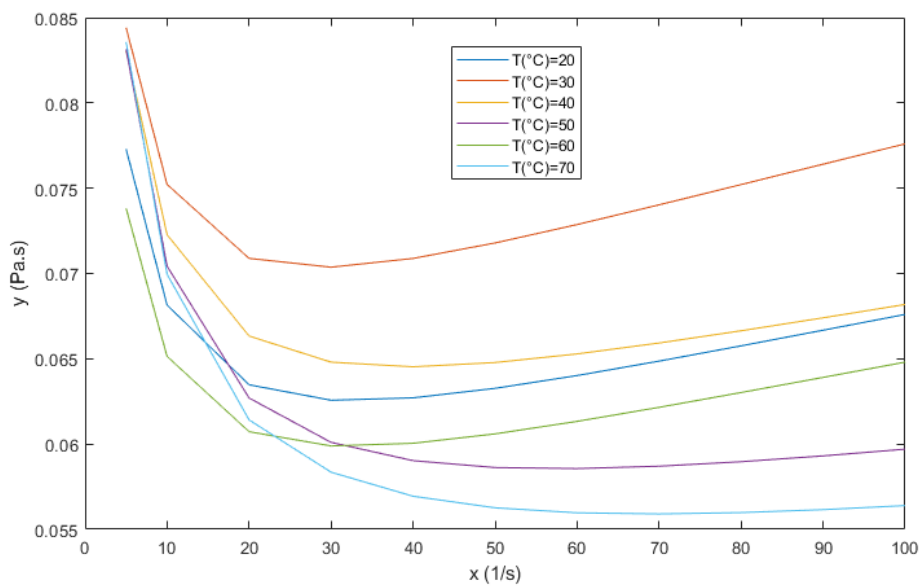


Figura 32. Viscosidad diferencial del modelo Casson

▪ Viscosidad del modelo Herschel Bulkley

Tabla 31

Viscosidad aparente del modelo Herschel Bulkley

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2358	0.2016	0.2253	0.2870	0.2068	0.3052
10	0.1521	0.1536	0.1632	0.1804	0.1457	0.1900
20	0.1027	0.1117	0.1144	0.1167	0.1021	0.1210
30	0.0831	0.0915	0.0920	0.0915	0.0827	0.0939
40	0.0721	0.0790	0.0785	0.0774	0.0713	0.0787
50	0.0648	0.0703	0.0693	0.0681	0.0634	0.0687
60	0.0595	0.0638	0.0625	0.0614	0.0577	0.0616
70	0.0555	0.0588	0.0573	0.0563	0.0532	0.0562
80	0.0522	0.0547	0.0531	0.0523	0.0496	0.0520
90	0.0496	0.0514	0.0496	0.0490	0.0466	0.0485
100	0.0473	0.0485	0.0467	0.0463	0.0441	0.0456

Tabla 32

Viscosidad diferencial del modelo Herschel Bulkley

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.0784	0.1322	0.1277	0.0884	0.1032	0.0910
10	0.0611	0.0874	0.0829	0.0635	0.0714	0.0634
20	0.0476	0.0577	0.0538	0.0455	0.0494	0.0441
30	0.0411	0.0453	0.0418	0.0375	0.0398	0.0357
40	0.0371	0.0382	0.0349	0.0327	0.0342	0.0307
50	0.0342	0.0334	0.0304	0.0294	0.0303	0.0274
60	0.0321	0.0300	0.0271	0.0269	0.0275	0.0249
70	0.0303	0.0273	0.0246	0.0250	0.0254	0.0230
80	0.0289	0.0252	0.0227	0.0234	0.0236	0.0214
90	0.0277	0.0235	0.0210	0.0222	0.0222	0.0201
100	0.0267	0.0221	0.0197	0.0211	0.0210	0.0191

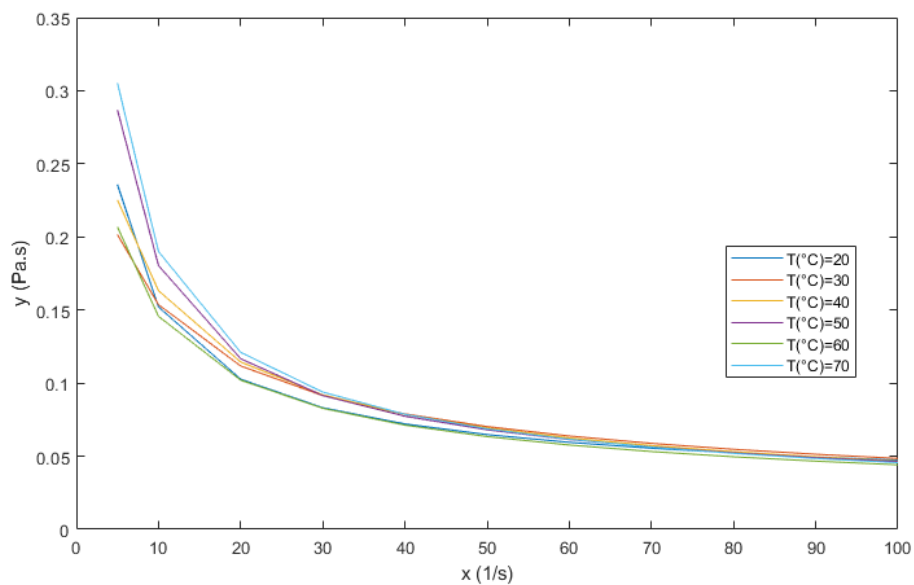


Figura 33. Viscosidad aparente del modelo Herschel Bulkley

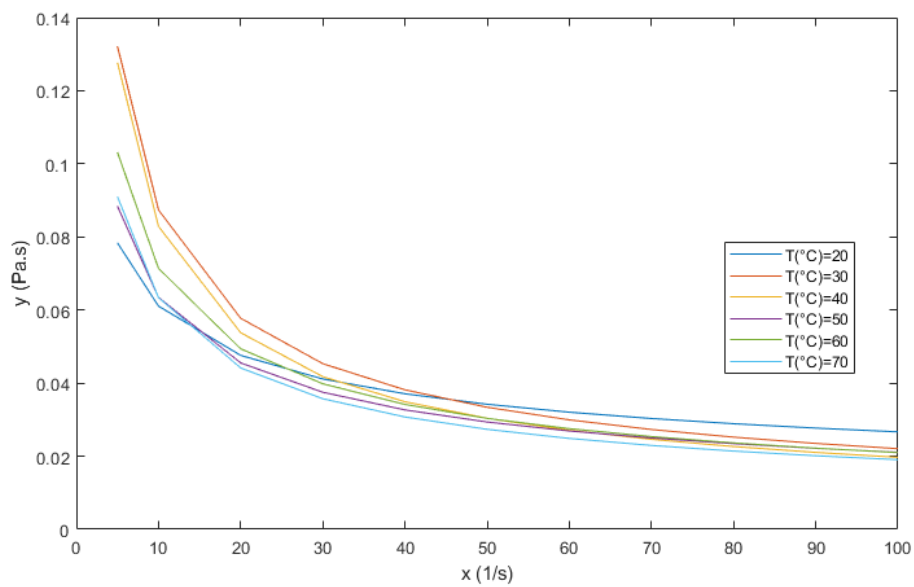


Figura 34. Viscosidad diferencial del modelo Herschel Bulkley

- Viscosidad del modelo Mizrahi-Berk

Tabla 33
Viscosidad aparente del modelo Mizrahi-Berk

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2362	0.2236	0.2377	0.2886	0.2087	0.3067
10	0.1529	0.1556	0.1635	0.1812	0.1458	0.1906
20	0.1029	0.1094	0.1125	0.1168	0.1018	0.1210
30	0.0831	0.0894	0.0904	0.0914	0.0825	0.0937
40	0.0720	0.0776	0.0775	0.0772	0.0711	0.0785
50	0.0647	0.0696	0.0687	0.0679	0.0634	0.0686
60	0.0594	0.0637	0.0623	0.0613	0.0577	0.0615
70	0.0554	0.0591	0.0574	0.0563	0.0532	0.0562
80	0.0522	0.0554	0.0534	0.0523	0.0497	0.0520
90	0.0496	0.0524	0.0501	0.0491	0.0468	0.0485
100	0.0475	0.0498	0.0474	0.0464	0.0443	0.0457

Tabla 34
Viscosidad diferencial del modelo Mizrahi-Berk

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.0814	0.1049	0.1091	0.0893	0.1007	0.0913
10	0.0613	0.0754	0.0752	0.0629	0.0703	0.0628
20	0.0470	0.0545	0.0519	0.0450	0.0491	0.0436
30	0.0407	0.0451	0.0418	0.0371	0.0398	0.0355
40	0.0368	0.0395	0.0358	0.0325	0.0343	0.0307
50	0.0342	0.0357	0.0318	0.0294	0.0306	0.0274
60	0.0322	0.0328	0.0289	0.0271	0.0278	0.0251
70	0.0306	0.0306	0.0266	0.0253	0.0257	0.0232
80	0.0293	0.0288	0.0248	0.0238	0.0240	0.0218
90	0.0283	0.0273	0.0232	0.0226	0.0226	0.0206
100	0.0274	0.0260	0.0220	0.0216	0.0214	0.0195

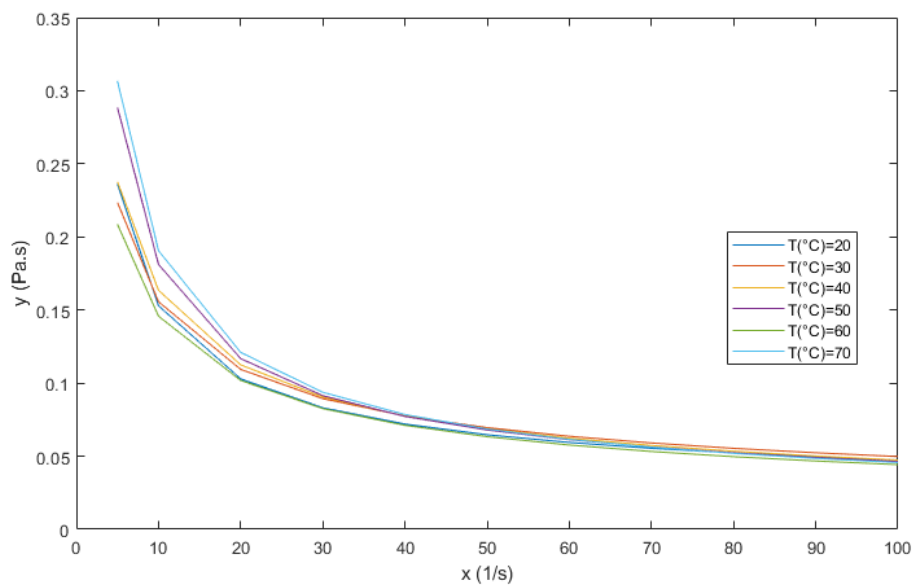


Figura 35. Viscosidad aparente del modelo Mizrahi-Berk

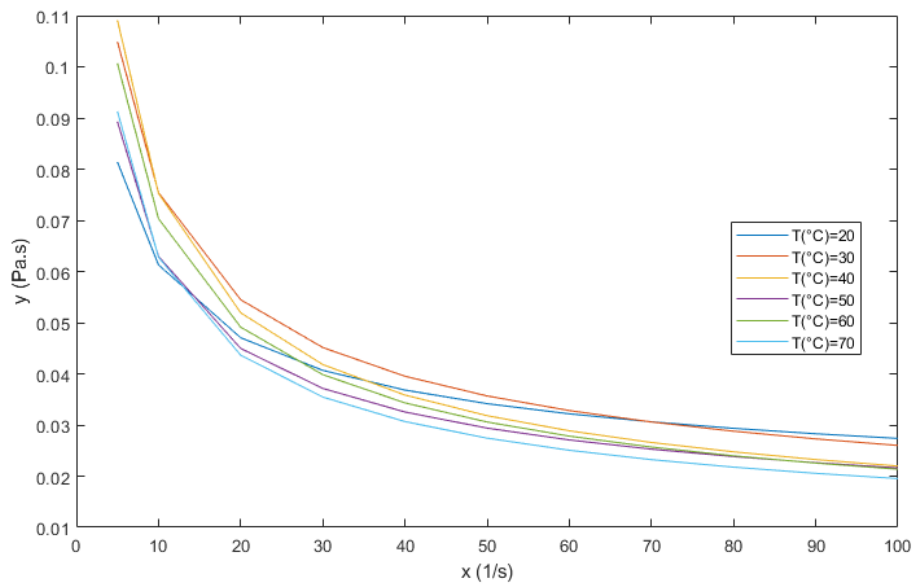


Figura 36. Viscosidad diferencial del modelo Mizrahi-Berk

- Viscosidad del modelo Sisko

Tabla 35
Viscosidad aparente del modelo Sisko

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2367	0.2072	0.2306	0.2928	0.2065	0.3114
10	0.1544	0.1527	0.1624	0.1836	0.1454	0.1929
20	0.1034	0.1110	0.1135	0.1172	0.1020	0.1213
30	0.0832	0.0913	0.0916	0.0912	0.0828	0.0934
40	0.0718	0.0791	0.0784	0.0769	0.0713	0.0781
50	0.0645	0.0705	0.0693	0.0676	0.0635	0.0682
60	0.0593	0.0640	0.0626	0.0611	0.0577	0.0612
70	0.0553	0.0589	0.0574	0.0561	0.0532	0.0560
80	0.0522	0.0547	0.0532	0.0523	0.0496	0.0520
90	0.0497	0.0512	0.0496	0.0492	0.0466	0.0487
100	0.0477	0.0481	0.0467	0.0467	0.0440	0.0460

Tabla 36
Viscosidad diferencial del modelo Sisko

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.0874	0.1175	0.1151	0.0929	0.1023	0.0938
10	0.0619	0.0840	0.0795	0.0621	0.0715	0.0615
20	0.0461	0.0585	0.0540	0.0433	0.0497	0.0419
30	0.0398	0.0464	0.0425	0.0360	0.0400	0.0343
40	0.0363	0.0390	0.0356	0.0319	0.0342	0.0301
50	0.0340	0.0337	0.0309	0.0293	0.0303	0.0274
60	0.0324	0.0298	0.0274	0.0274	0.0274	0.0255
70	0.0312	0.0266	0.0247	0.0260	0.0251	0.0241
80	0.0302	0.0241	0.0225	0.0250	0.0233	0.0230
90	0.0294	0.0219	0.0206	0.0241	0.0217	0.0221
100	0.0288	0.0200	0.0191	0.0234	0.0205	0.0213

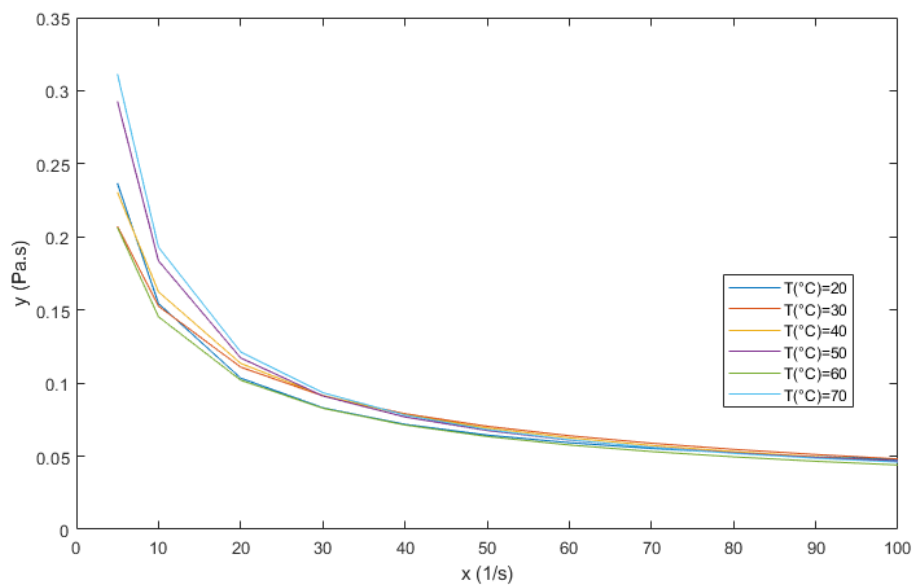


Figura 37. Viscosidad aparente del modelo Sisko

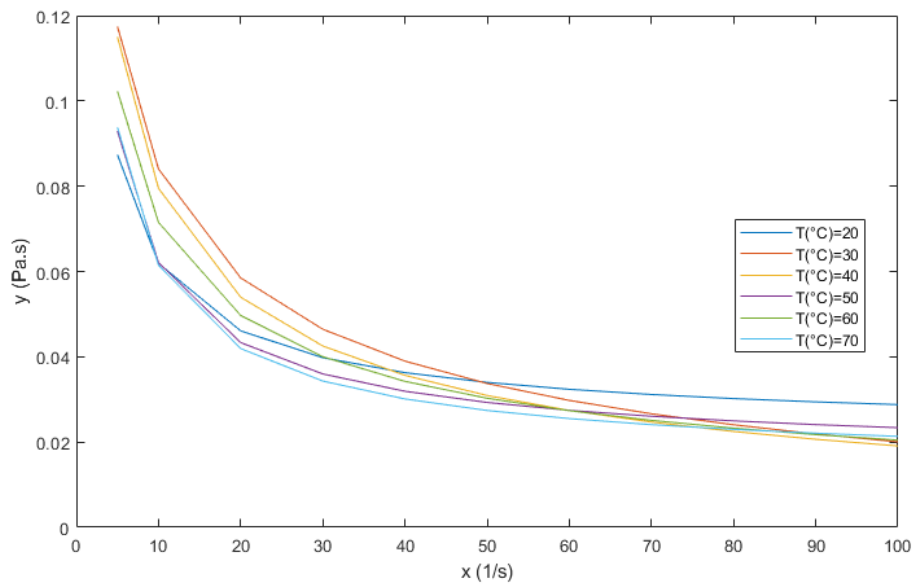


Figura 38. Viscosidad diferencial del modelo Sisko

- Viscosidad del modelo Williamson

Tabla 37
Viscosidad aparente del modelo Williamson

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2411	0.1956	0.2211	0.3166	0.1994	0.3373
10	0.1605	0.1550	0.1669	0.1929	0.1489	0.2034
20	0.1047	0.1131	0.1161	0.1171	0.1036	0.1217
30	0.0827	0.0916	0.0919	0.0893	0.0827	0.0917
40	0.0710	0.0785	0.0777	0.0749	0.0706	0.0761
50	0.0637	0.0697	0.0684	0.0660	0.0627	0.0666
60	0.0587	0.0634	0.0618	0.0601	0.0572	0.0602
70	0.0551	0.0586	0.0569	0.0557	0.0531	0.0555
80	0.0523	0.0549	0.0532	0.0525	0.0499	0.0520
90	0.0502	0.0519	0.0501	0.0499	0.0474	0.0493
100	0.0485	0.0495	0.0477	0.0479	0.0454	0.0471

Tabla 38
Viscosidad diferencial del modelo Williamson

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.1099	0.1424	0.1463	0.0994	0.1283	0.1018
10	0.0616	0.0931	0.0881	0.0520	0.0773	0.0511
20	0.0416	0.0562	0.0505	0.0358	0.0463	0.0339
30	0.0368	0.0428	0.0382	0.0323	0.0367	0.0302
40	0.0350	0.0364	0.0328	0.0310	0.0325	0.0288
50	0.0341	0.0329	0.0299	0.0303	0.0303	0.0282
60	0.0336	0.0308	0.0282	0.0300	0.0290	0.0278
70	0.0332	0.0294	0.0271	0.0298	0.0281	0.0276
80	0.0330	0.0285	0.0263	0.0297	0.0276	0.0274
90	0.0329	0.0278	0.0258	0.0296	0.0272	0.0273
100	0.0328	0.0273	0.0254	0.0295	0.0269	0.0273

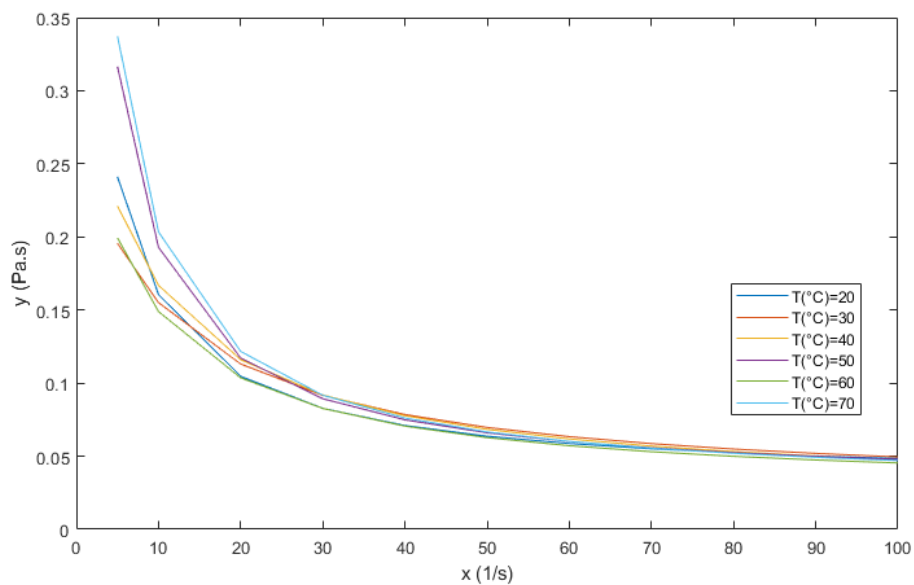


Figura 39. Viscosidad aparente del modelo Williamson

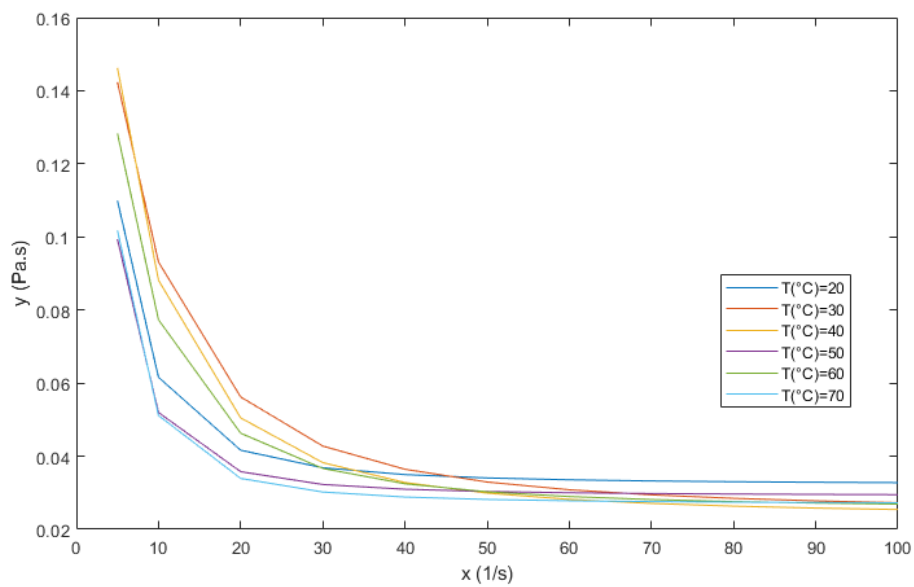


Figura 40. Viscosidad diferencial del modelo Williamson

▪ **Viscosidad del modelo Reiner Philipoff**

Tabla 39
Viscosidad aparente del modelo Reiner Philipoff

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.3525	0.2072	0.2866	0.6991	0.2095	0.7558
10	0.2712	0.1927	0.2537	0.4905	0.1880	0.5355
20	0.2147	0.1778	0.2231	0.3622	0.1675	0.3969
30	0.1595	0.1561	0.1835	0.2480	0.1404	0.2714
40	0.1095	0.1249	0.1349	0.1528	0.1062	0.1653
50	0.0838	0.1010	0.1030	0.1067	0.0831	0.1133
60	0.0691	0.0833	0.0818	0.0810	0.0675	0.0843
70	0.0599	0.0703	0.0674	0.0654	0.0568	0.0665
80	0.0538	0.0606	0.0572	0.0551	0.0491	0.0548
90	0.0496	0.0533	0.0498	0.0480	0.0436	0.0468
100	0.0466	0.0476	0.0444	0.0430	0.0394	0.0410

Tabla 40
Viscosidad diferencial del modelo Reiner Philipoff

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.1678	0.1633	0.1957	0.2760	0.1483	0.3052
10	0.1210	0.1391	0.1556	0.1861	0.1201	0.2056
20	0.0928	0.1184	0.1252	0.1349	0.0983	0.1483
30	0.0683	0.0937	0.0934	0.0918	0.0749	0.0997
40	0.0484	0.0664	0.0625	0.0576	0.0517	0.0609
50	0.0394	0.0501	0.0458	0.0417	0.0390	0.0426
60	0.0347	0.0399	0.0361	0.0331	0.0316	0.0327
70	0.0323	0.0332	0.0300	0.0280	0.0270	0.0267
80	0.0309	0.0288	0.0260	0.0248	0.0240	0.0229
90	0.0302	0.0257	0.0233	0.0228	0.0220	0.0204
100	0.0299	0.0234	0.0214	0.0214	0.0206	0.0186

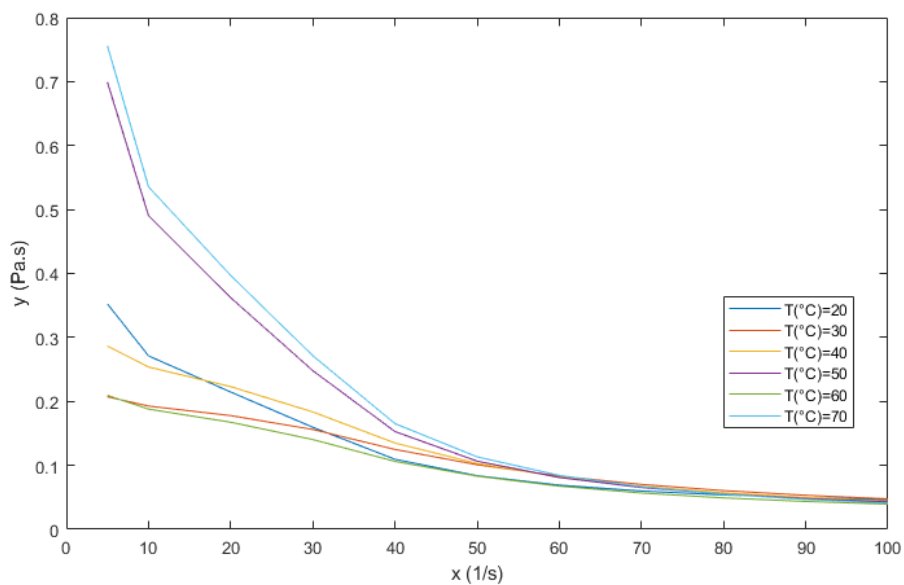


Figura 41. Viscosidad aparente del modelo Reiner Philipoff

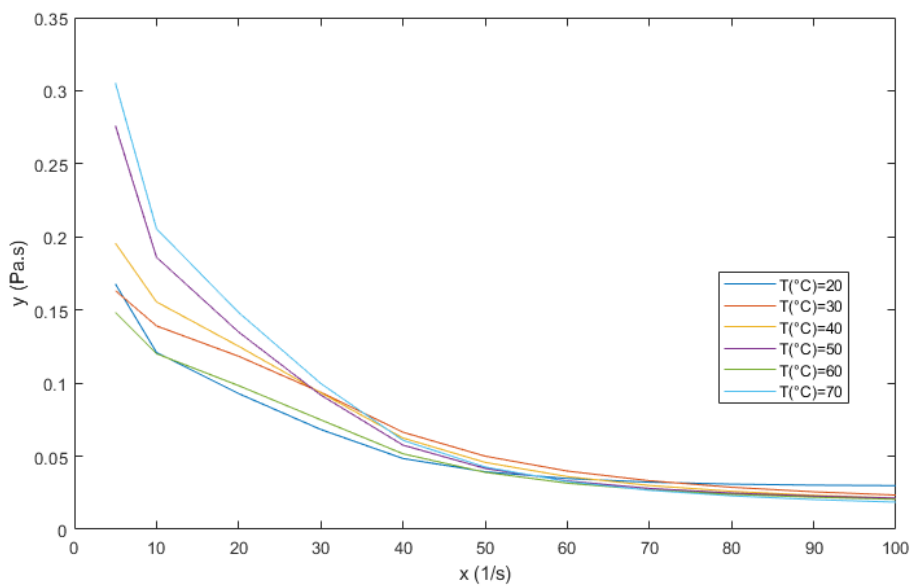


Figura 42. Viscosidad diferencial del modelo Reiner Philipoff

- Viscosidad del modelo Ellis de Haven

Tabla 41
Viscosidad aparente del modelo Ellis de Haven

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2341	0.2339	0.3472	0.4629	0.2488	0.5816
10	0.1927	0.2072	0.2803	0.3504	0.2055	0.4274
20	0.1640	0.1847	0.2327	0.2776	0.1740	0.3301
30	0.1343	0.1571	0.1831	0.2076	0.1403	0.2391
40	0.1033	0.1235	0.1323	0.1419	0.1047	0.1566
50	0.0842	0.1000	0.1018	0.1052	0.0826	0.1124
60	0.0711	0.0831	0.0818	0.0823	0.0677	0.0855
70	0.0616	0.0705	0.0678	0.0668	0.0570	0.0678
80	0.0544	0.0608	0.0575	0.0557	0.0490	0.0554
90	0.0487	0.0531	0.0496	0.0474	0.0429	0.0464
100	0.0441	0.0470	0.0435	0.0411	0.0380	0.0395

Tabla 42
Viscosidad diferencial del modelo Ellis de Haven

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.1257	0.1566	0.1808	0.2077	0.1366	0.2468
10	0.1026	0.1302	0.1406	0.1547	0.1088	0.1779
20	0.0867	0.1103	0.1137	0.1213	0.0898	0.1358
30	0.0705	0.0885	0.0872	0.0898	0.0705	0.0973
40	0.0539	0.0650	0.0613	0.0608	0.0512	0.0631
50	0.0437	0.0504	0.0465	0.0449	0.0397	0.0450
60	0.0368	0.0406	0.0370	0.0350	0.0322	0.0341
70	0.0319	0.0337	0.0304	0.0283	0.0269	0.0270
80	0.0281	0.0286	0.0257	0.0236	0.0230	0.0221
90	0.0251	0.0246	0.0221	0.0201	0.0200	0.0184
100	0.0227	0.0216	0.0193	0.0174	0.0177	0.0157

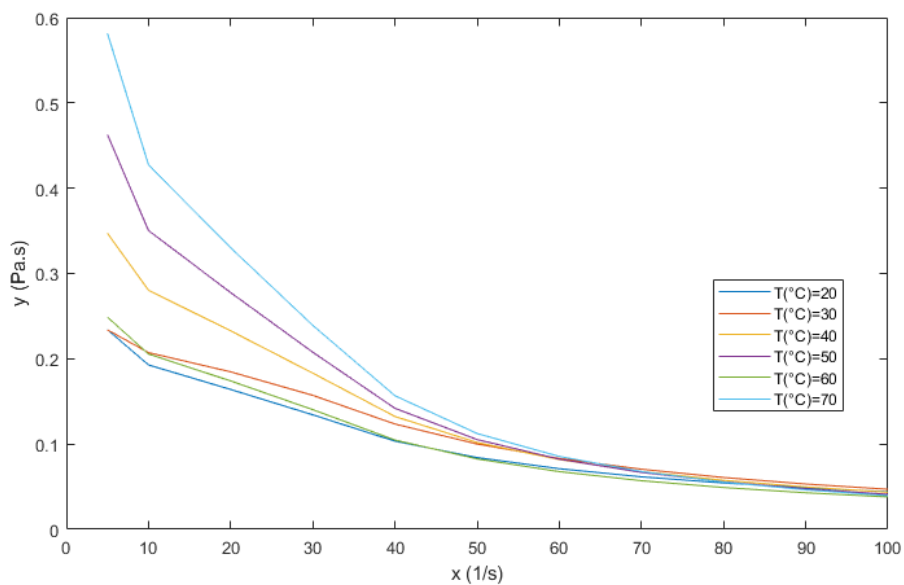


Figura 43. Viscosidad aparente del modelo Ellis de Haven

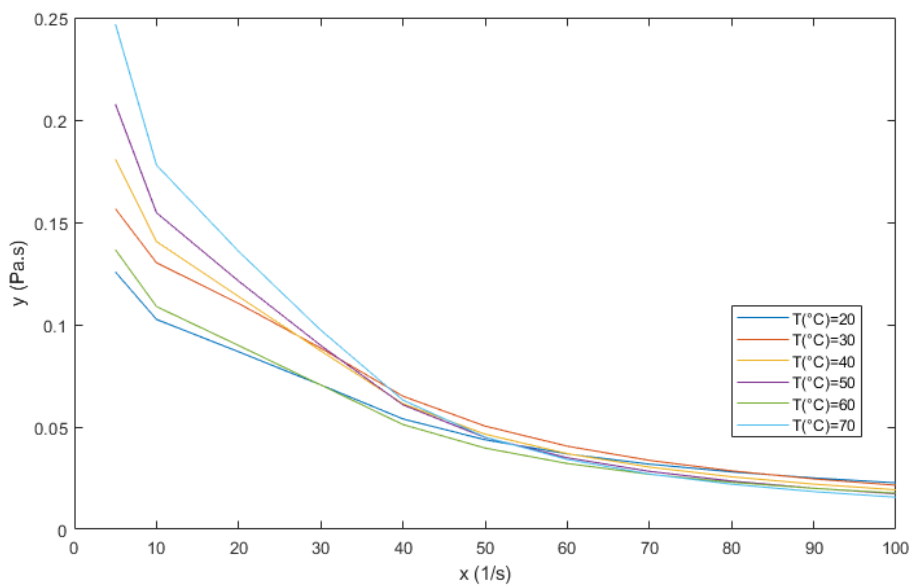


Figura 44. Viscosidad diferencial del modelo Ellis de Haven

▪ Viscosidad del modelo Ferrys

Tabla 43
Viscosidad aparente del modelo Ferrys

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{ap} 20°C	μ_{ap} 30°C	μ_{ap} 40°C	μ_{ap} 50°C	μ_{ap} 60°C	μ_{ap} 70°C
5	0.2383	0.2890	0.2833	0.2674	0.2263	0.2698
10	0.1967	0.2324	0.2278	0.2166	0.1855	0.2180
20	0.1674	0.1943	0.1905	0.1821	0.1572	0.1829
30	0.1369	0.1560	0.1529	0.1469	0.1279	0.1473
40	0.1050	0.1174	0.1151	0.1111	0.0976	0.1112
50	0.0851	0.0941	0.0922	0.0894	0.0789	0.0894
60	0.0716	0.0786	0.0770	0.0747	0.0662	0.0747
70	0.0618	0.0674	0.0660	0.0642	0.0570	0.0641
80	0.0543	0.0590	0.0578	0.0563	0.0501	0.0562
90	0.0485	0.0525	0.0514	0.0501	0.0447	0.0500
100	0.0437	0.0473	0.0463	0.0452	0.0403	0.0450

Tabla 44
Viscosidad diferencial del modelo Ferrys

$\dot{\gamma}$ (1/s)	μ_{dif} 20°C	μ_{dif} 30°C	μ_{dif} 40°C	μ_{dif} 50°C	μ_{dif} 60°C	μ_{dif} 70°C
5	0.1290	0.1464	0.1435	0.1380	0.1204	0.1383
10	0.1050	0.1174	0.1151	0.1111	0.0976	0.1112
20	0.0885	0.0980	0.0961	0.0930	0.0820	0.0930
30	0.0716	0.0786	0.0770	0.0747	0.0662	0.0747
40	0.0543	0.0590	0.0578	0.0563	0.0501	0.0562
50	0.0437	0.0473	0.0463	0.0452	0.0403	0.0450
60	0.0366	0.0394	0.0386	0.0377	0.0337	0.0376
70	0.0315	0.0338	0.0331	0.0324	0.0290	0.0323
80	0.0276	0.0296	0.0290	0.0283	0.0254	0.0282
90	0.0246	0.0263	0.0258	0.0252	0.0226	0.0251
100	0.0222	0.0237	0.0232	0.0227	0.0204	0.0226

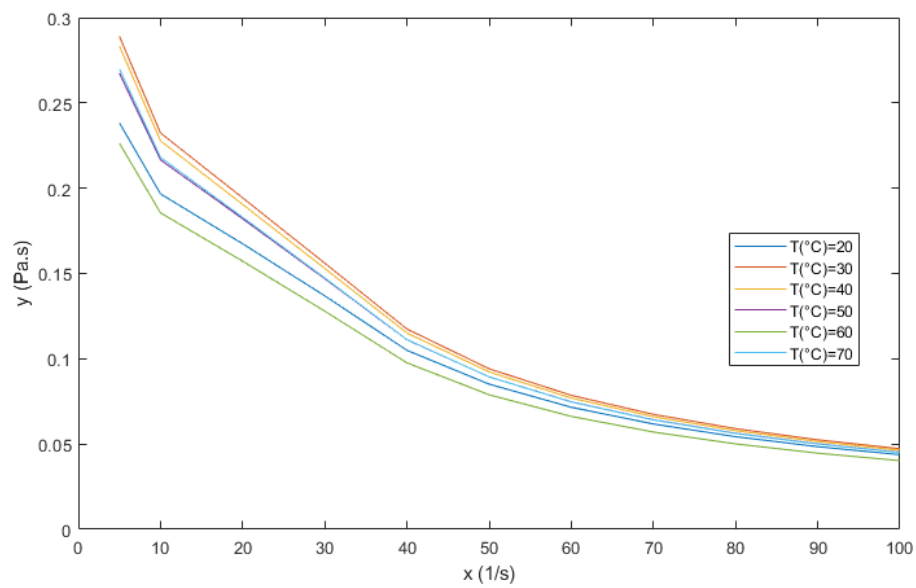


Figura 45. Viscosidad aparente del modelo Ferrys

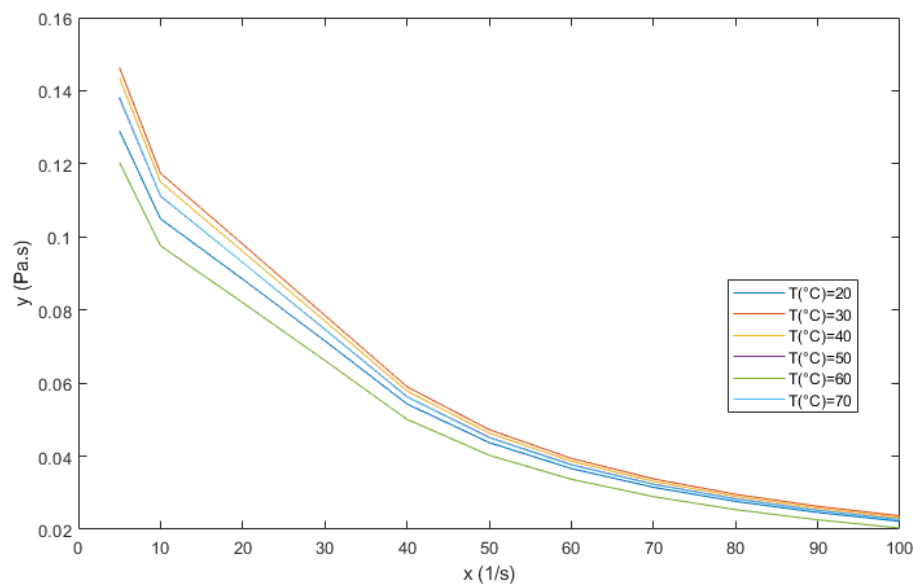


Figura 46. Viscosidad diferencial del modelo Ferrys

Estimación de la energía de activación

La energía de activación se calculó a partir de la ecuación de Arrhenius para el intervalo de temperatura 20 - 70°C a diferentes velocidades de corte.

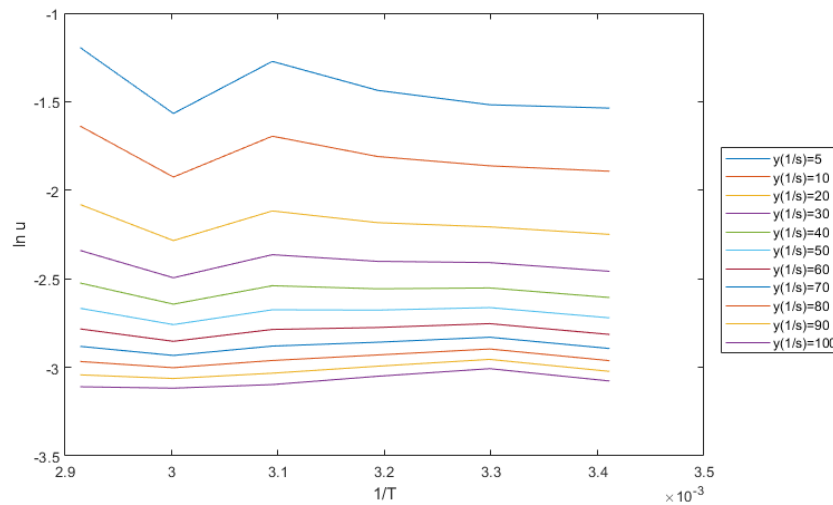


Figura 47. Gráfico de Arrhenius

La energía de activación se obtuvo multiplicando la pendiente de la recta de ajuste por la constante de gas R.

Tabla 45
Energía de activación (KJ/mol)

γ (1/s)	Ostwald de Waele	Robertson - Stiff	Casson	Herschel bulkley	Mizrahi-Berk	Sisko	Williamson	Reiner Philipoff	Ellis de Haven	Ferrys
5	4.0903	3.7132	2.6776	3.7439	3.0210	3.7301	4.8664	11.0180	11.9818	-0.3291
10	2.8509	2.4355	1.9268	2.4986	2.3898	2.5723	2.8447	9.3175	9.9934	-0.4373
20	1.6114	1.4148	1.0779	1.3847	1.5226	1.4002	1.2132	7.9384	8.3716	-0.5130
30	0.8863	0.8003	0.5503	0.7486	0.9090	0.7192	0.4625	6.2586	6.4205	-0.5918
40	0.3719	0.3472	0.1686	0.2983	0.4283	0.2469	0.0184	4.0736	3.9943	-0.6740
50	-0.0272	-0.0138	-0.1288	-0.0510	0.0306	-0.1077	-0.2778	2.3417	2.1956	-0.7249
60	-0.3532	-0.3143	-0.3713	-0.3366	-0.3098	-0.3860	-0.4899	0.9060	0.7811	-0.7596
70	-0.6289	-0.5721	-0.5752	-0.5780	-0.6081	-0.6107	-0.6490	-0.3052	-0.3779	-0.7847
80	-0.8676	-0.7977	-0.7504	-0.7870	-0.8740	-0.7955	-0.7725	-1.3334	-1.3566	-0.8038
90	-1.0783	-0.9984	-0.9037	-0.9712	-1.1141	-0.9494	-0.8709	-2.2082	-2.2019	-0.8187
100	-1.2667	-1.1792	-1.0396	-1.1359	-1.3332	-1.0788	-0.9508	-2.9532	-2.9450	-0.8307

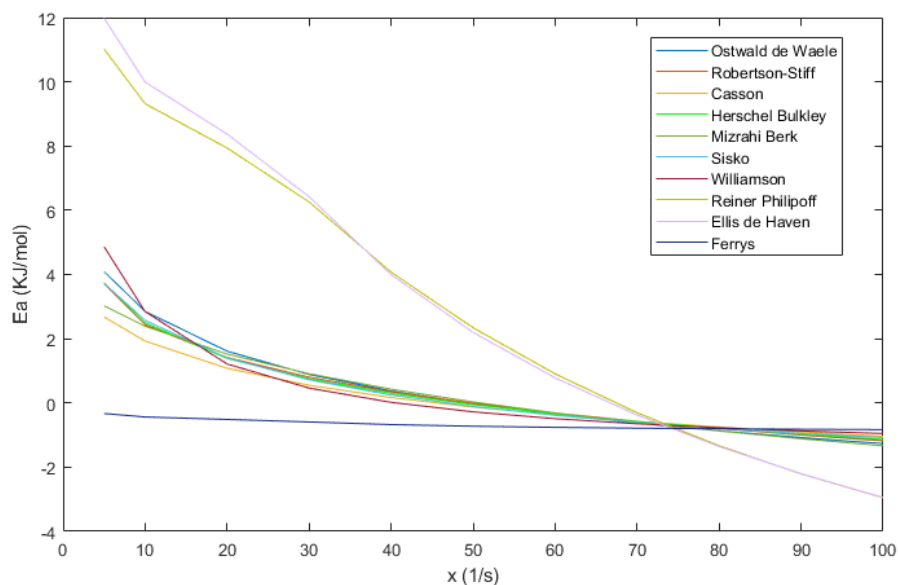


Figura 48. Energía de activación del Néctar mix papaya-piña

Estimación del tiempo de la vida en anaquel

Partiendo de la ecuación de Arrhenius:

$$\eta = \eta_0 e^{(-Ea/RT)}$$

Y de la relación inversa entre la viscosidad y la velocidad de corte:

$\downarrow \eta \quad \uparrow \gamma$ se tiene:

$$\frac{\gamma_1}{\gamma_2} = \frac{t_2}{t_1} = \frac{\eta_0 e^{(-Ea/RT_2)}}{\eta_0 e^{(-Ea/RT_1)}}$$

Simplificando la expresión anterior:

$$t_2 = \frac{e^{(-Ea/RT_2)}}{e^{(-Ea/RT_1)}} t_1$$

Donde se puede apreciar la relación entre los tiempos y la temperatura de almacenamiento de fluido

$$t_1 \rightarrow T_1$$

$$t_2 \rightarrow T_2,$$

Se tiene de dato que para la temperatura $T_1=10^\circ\text{C}$, el tiempo de vida promedio de anaquel es de 3 meses

$$t_1 = 3\text{meses} \rightarrow t_1 = 2160h$$

Por otro lado, se utilizará el valor propuesto por el modelo de Herschel Bulkley para una velocidad de corte 5 s^{-1} , ya que es la condición lo más cercana al reposo

$$Ea = 3473.9J / molK$$

$$R = 8.314J / molK$$

Entonces para un cambio de condiciones de almacenamiento a $T_2=20^\circ\text{C}$ se tendrá:

$$t_2 = \frac{e^{(-3473.9/R(20+273.15))}}{e^{(-3473.9/R(10+273.15))}} 2160h$$

$$t_2 = 2096.4h$$

Estimación del tiempo de vida de anaquel para el nectar mix papaya - piña

Tabla 46
Tiempo estimado de vida en anaquel

<i>Temperatura de almacenamiento ($^\circ\text{C}$)</i>	<i>Tiempo de vida estimado en anaquel (h)</i>
10	2160
20	2096.4
30	1944.9
40	1854.7
50	1774.0
60	1701.3
70	1635.6

5.3. Análisis estadístico de los modelos reológicos

Los datos de la regresión son organizados en columnas para su análisis.

Índice de correlación

Se realizó un análisis de varianza sobre los datos de índice de correlación de los modelos reológicos y se obtuvo los siguientes resultados:

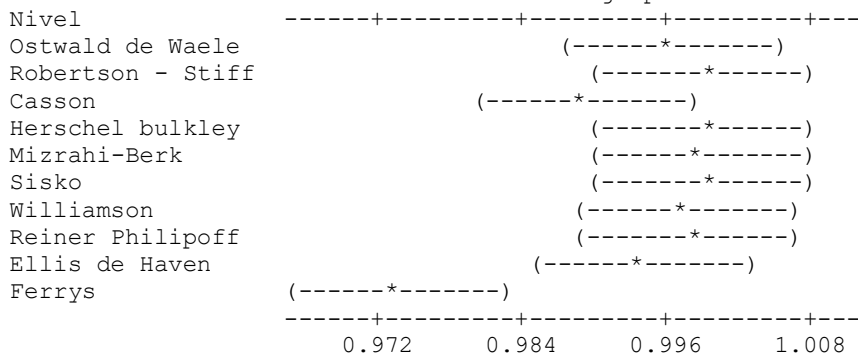
Análisis estadístico para el índice de correlación

Fuente	GL	SC	CM	F	P
Factor	9	0.003429	0.000381	3.00	0.006
Error	50	0.006340	0.000127		
Total	59	0.009769			

S = 0.01126 R-cuad. = 35.10% R-cuad.(ajustado) = 23.42%

Nivel	N	Media	Desv.Est.
Ostwald de Waele	6	0.9965	0.0024
Robertson - Stiff	6	0.9991	0.0010
Casson	6	0.9892	0.0059
Herschel bulkley	6	0.9992	0.0007
Mizrahi-Berk	6	0.9987	0.0012
Sisko	6	0.9992	0.0007
Williamson	6	0.9975	0.0022
Reiner Philipoff	6	0.9979	0.0023
Ellis de Haven	6	0.9939	0.0061
Ferrys	6	0.9736	0.0343

ICs de 95% individuales para la media basados en Desv.Est. agrupada



Desv.Est. agrupada = 0.0113

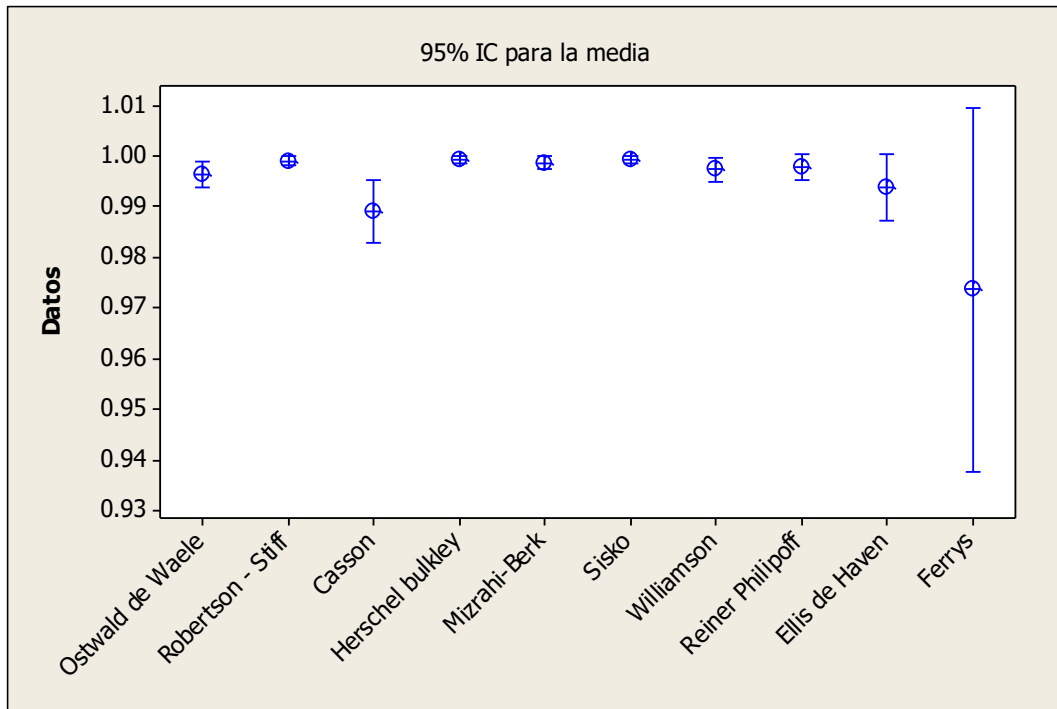


Figura 49. Gráfico de intervalos para el índice de correlación

Varianza

Se realizó un análisis de varianza sobre los datos de varianza de los modelos reológicos y se obtuvo los siguientes resultados:

Análisis estadístico para la varianza

Fuente	GL	SC	CM	F	P
Factor	9	0.010122	0.001125	2.93	0.007
Error	50	0.019206	0.000384		
Total	59	0.029328			

S = 0.01960 R-cuad. = 34.51% R-cuad. (ajustado) = 22.72%

Nivel	N	Media	Desv.Est.
Ostwald de Waele	6	0.00607	0.00414
Robertson - Stiff	6	0.00186	0.00199
Casson	6	0.01807	0.01035
Herschel bulkley	6	0.00158	0.00155
Mizrahi-Berk	6	0.00277	0.00251
Sisko	6	0.00169	0.00147
Williamson	6	0.00515	0.00468
Reiner Philipoff	6	0.00450	0.00469
Ellis de Haven	6	0.01272	0.01269
Ferrys	6	0.04587	0.05914

ICs de 95% individuales para la media
basados en Desv.Est. agrupada

```

Nivel -----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+
Ostwald de Waele  (-----*-----)
Robertson - Stiff (-----*-----)
Casson           (-----*-----)
Herschel bulkley (-----*-----)
Mizrahi-Berk     (-----*-----)
Sisko           (-----*-----)
Williamson       (-----*-----)
Reiner Philipoff (-----*-----)
Ellis de Haven   (-----*-----)
Ferrys          (-----*-----)
-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+-----+
                                0.000      0.020      0.040      0.060

```

Desv.Est. agrupada = 0.01960

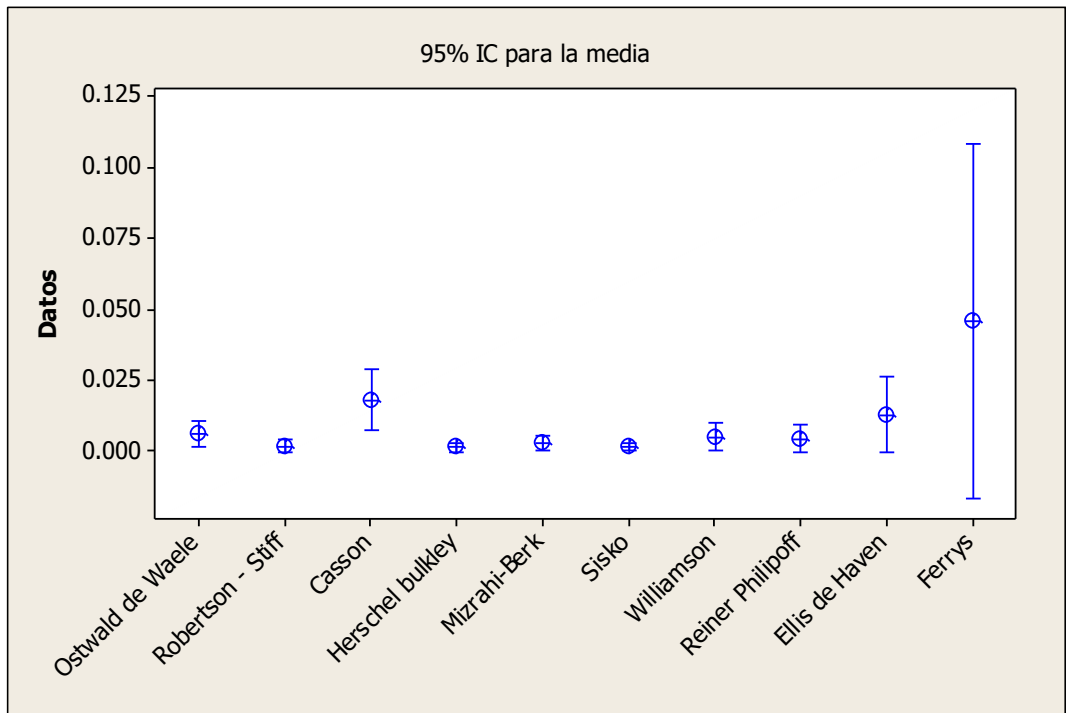


Figura 50. Gráfico de intervalos para la varianza

VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1. Contrastación y demostración de la hipótesis con los resultados

A partir de los datos obtenidos, aceptamos la hipótesis general que establece que el néctar mix papaya piña presenta un comportamiento reológico del tipo plástico real, el cual queda representado adecuadamente por los modelos: Robertson Stiff, Herschel-Bulkley, Mizrahi-Berk y Sisko. De los cuales el modelo de Herschel-Bulkley para un intervalo de confianza de 95% obtiene un valor óptimo de $R^2 = 0.999238$ y un valor mínimo de Varianza $S^2 = 0.00157717$. En las figuras 51 y 52 se observa los valores de R^2 y varianza de los modelos representativos para el néctar mix.

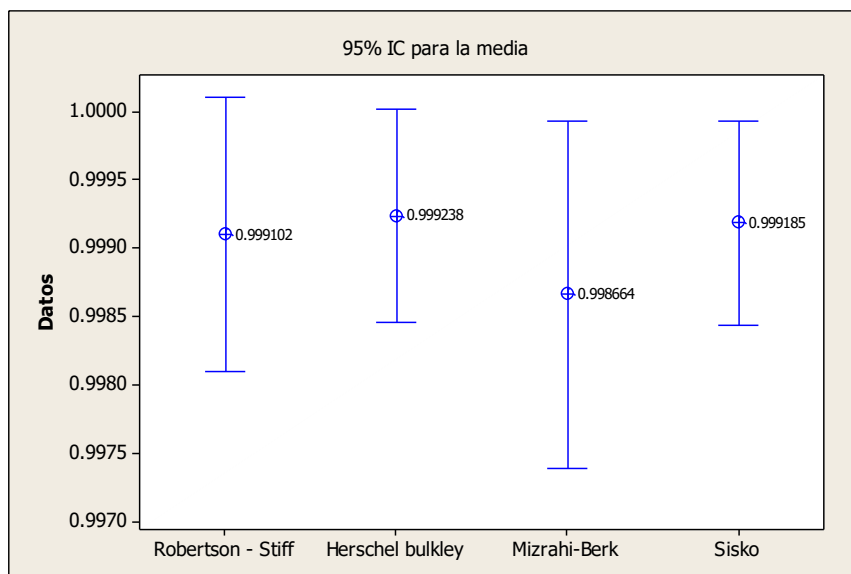


Figura 51. Gráfico de intervalos representativo de R^2

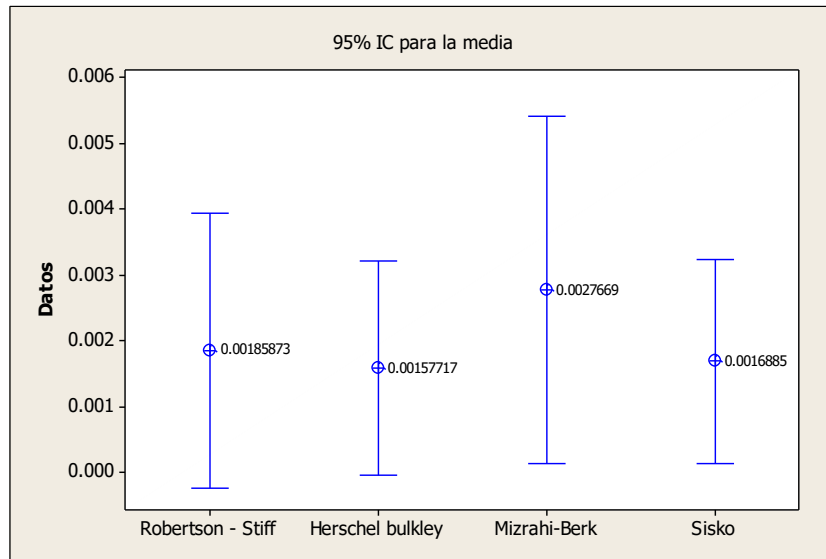


Figura 52. Gráfico de intervalos representativo para S2

Se demostró que existe una relación no lineal entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte. Esto se evidencia en la curvatura de los reogramas τ vs γ , los cuales quedan representados por modelos no lineales con índices de comportamiento de flujo menores a 1 ($n < 0.5$), característica propia de los fluidos no newtonianos; siendo estos modelos principalmente los propuestos por Robertson Stiff, Herschel-Bulkley, Mizrahi-Berk y Sisko

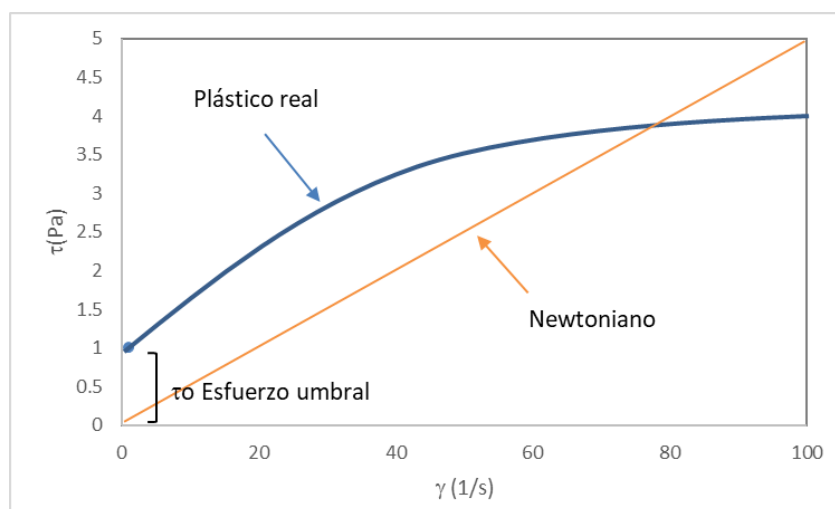


Figura 53. Fluido plástico real

Tabla 47
Comportamiento no ideal

<i>Modelo</i>	<i>Ecuación</i>	<i>Índice de comportamiento promedio</i>
Herschel Bulkley	$\tau = \tau_0 + (\mu\gamma)^{1/m}$	1/m = 0.48113414
Mizrahi Berk	$\tau^{0.5} = \tau_0^{0.5} + k\gamma^n$	n = 0.29993063
Sisko	$\tau = A\gamma + B\gamma^n$	n = 0.4172866
Robertson Stiff	$\tau = k(\gamma_0 + \gamma)^n$	n = 0.4630485

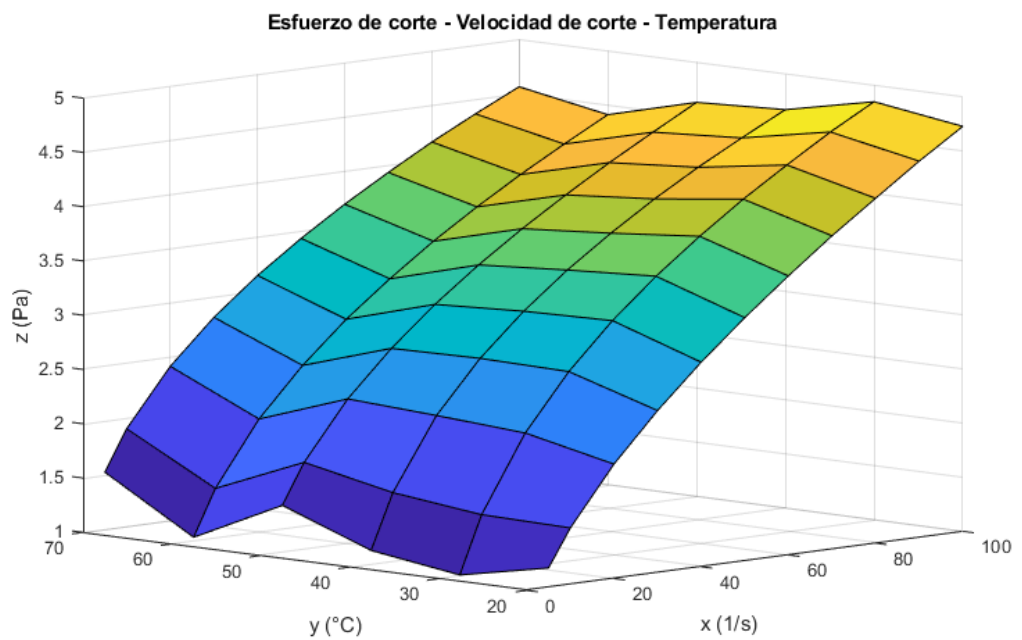


Figura 54. Reograma esfuerzo velocidad y temperatura

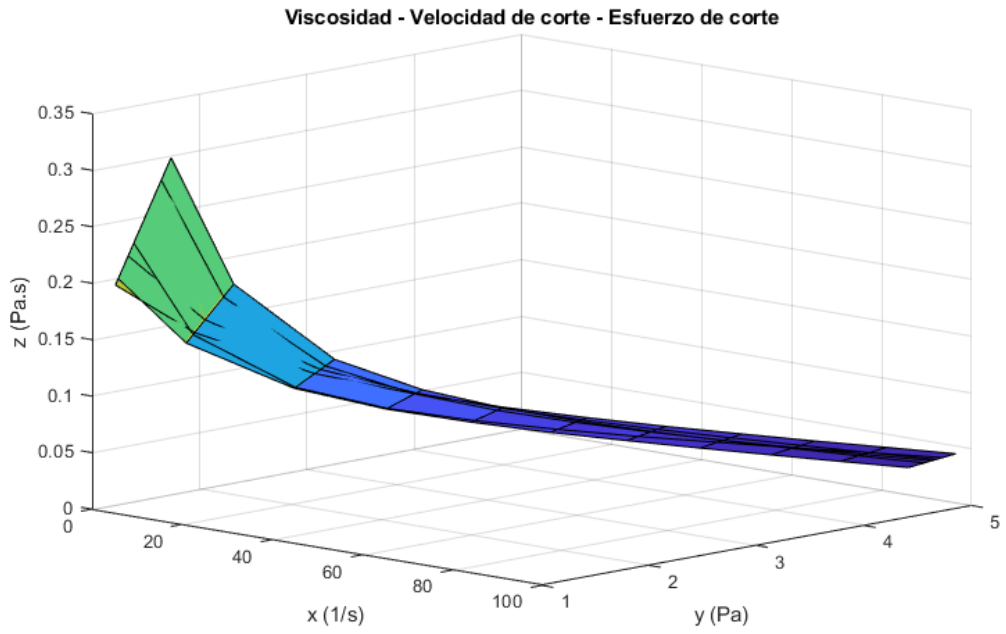


Figura 55. Reograma viscosidad, velocidad y esfuerzo

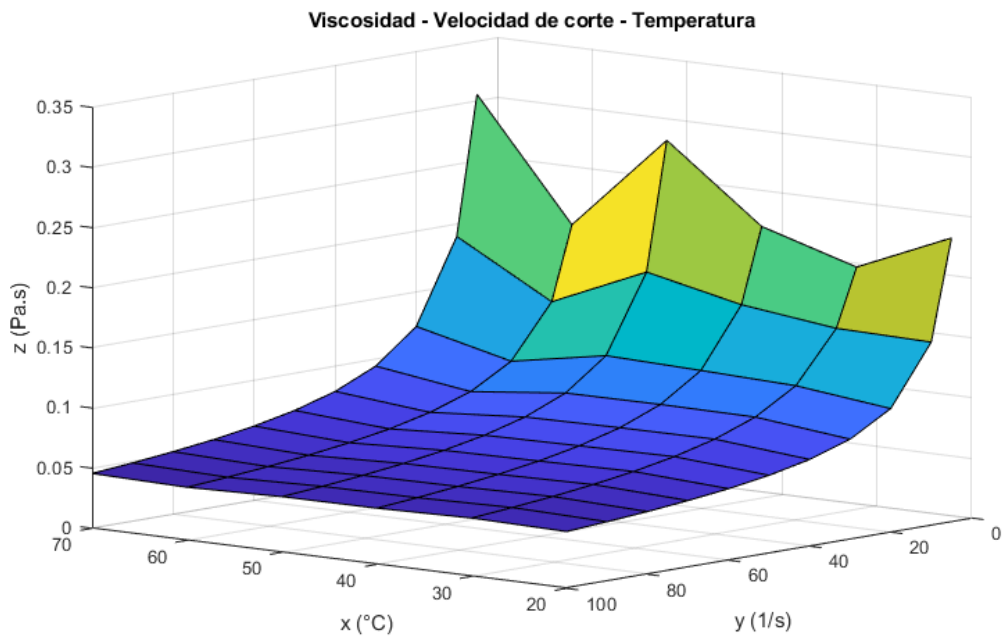


Figura 56. Viscosidad, velocidad y temperatura

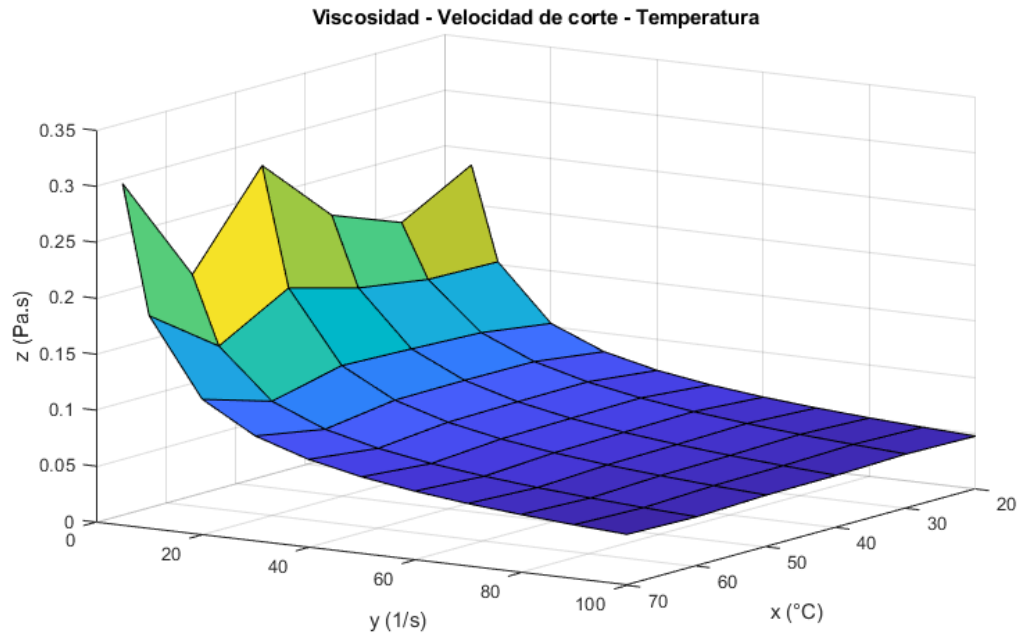


Figura 57. Viscosidad, velocidad y temperatura

Del modelo de Herschel Bulkley, los resultados del índice de consistencia e índice de flujo promedio, $k = 0.554867 Pa.s^n$ y $n = 0.481134$ respectivamente, son valores característicos de un fluido con comportamiento plástico real.

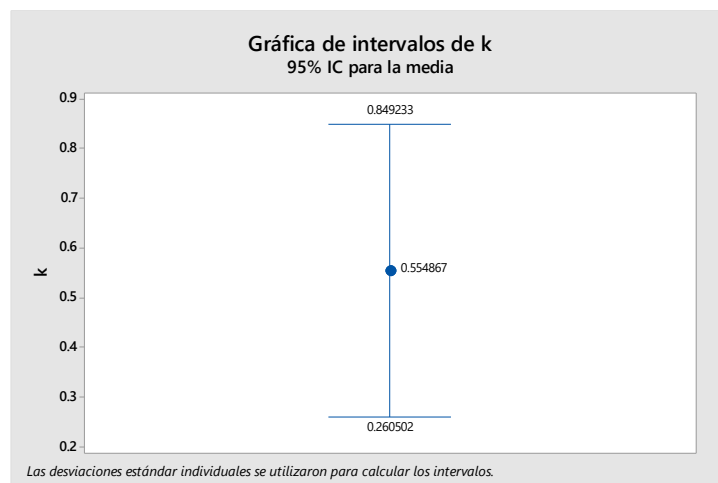


Figura 58. Gráfico de intervalos de K del modelo Herschel Bulkley

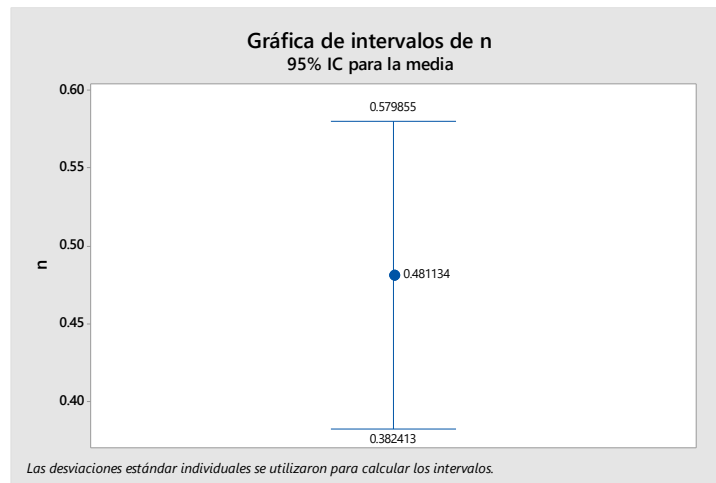


Figura 59. Gráfico de intervalos de n del modelo Herschel Bulkley

6.2. Contrastación de los resultados con otros estudios similares

Kawazoe y Cunha (2007) determinaron que el modelo de Herschel Bulkley fue el que mejor ajustó el comportamiento reológico de la fruta de joticaba. En el presente estudio, dicho modelo representa óptimamente, con un índice $R^2 = 0.999238$, el comportamiento reológico del Mix papaya-piña.

Dak y colaboradores (2006) evaluaron los parámetros reológicos para el jugo de mango con un reómetro rotacional el intervalo de temperaturas de 20 a 70°C, determinando que el mejor ajuste se obtuvo con la ley de potencia. En el presente estudio, el modelo Ostwald de Waele (Ley de potencia) con un $R^2 = 0.99665$ ajusta adecuadamente los datos reológicos del néctar mix papaya piña, siendo éste un modelo de mayor alcance para predecir el comportamiento reológico de jugos de fruta.

Mossel y colaboradores (2000), determinaron la viscosidad de varias mieles australianas a tasas de deformación correspondientes a 1, 25 y 50 rpm para

un rango de temperatura entre 10 – 40 °C. En el presente estudio, con el modelo de Herschel Bulkley se determinó la viscosidad del néctar mix papaya-piña para las velocidades de deformación desde 5 a 100 s⁻¹ y el rango de temperaturas de 20 a 70°C demostrando que al aumentar la velocidad de deformación disminuye y al aumentar la temperatura aumenta hasta los 50°C (0.09875 Pa.s), decrece a los 60°C (0.08393 Pa.s) y vuelve a aumentar a los 70°C (0.10194Pa.s).

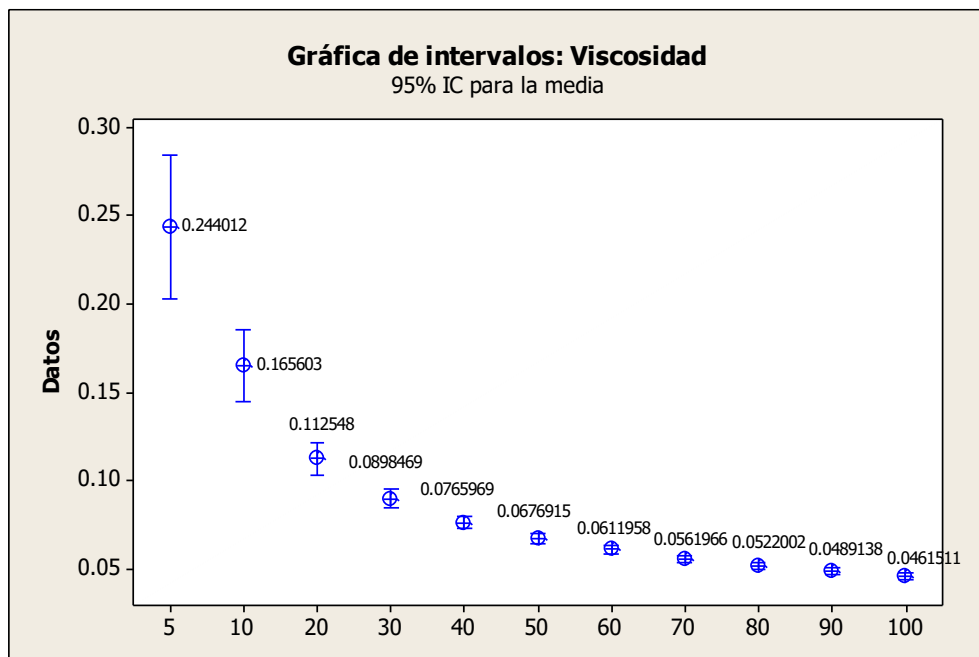


Figura 60. Comportamiento de la viscosidad - velocidad de corte

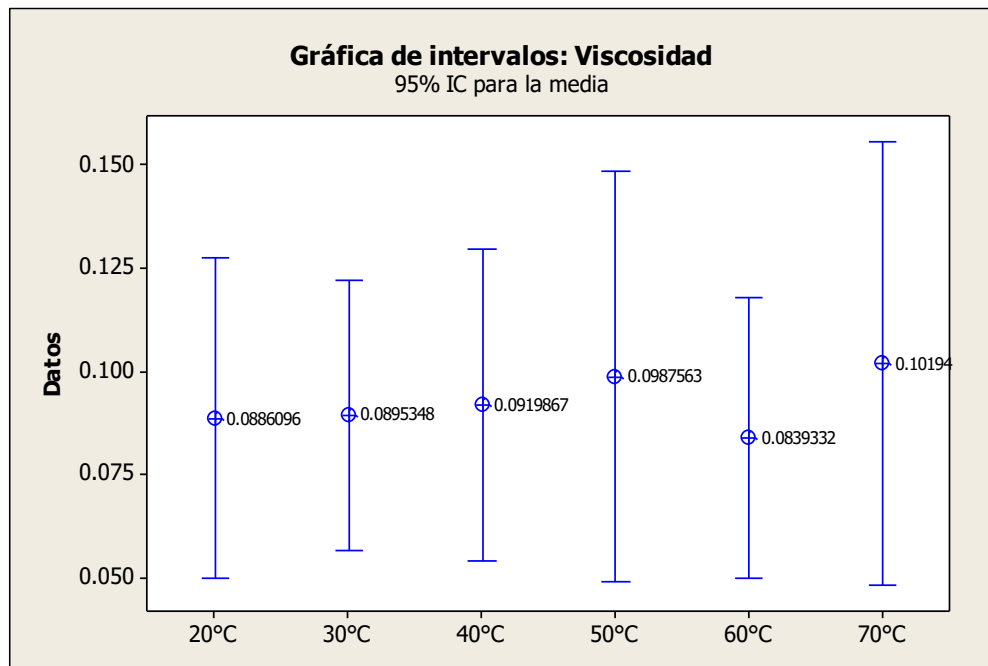


Figura 61. Comportamiento de la viscosidad - temperatura

Alvarado (1992) determinó la viscosidad de jugos filtrados de frutas para un intervalo de temperatura de 10 a 80 °C y calculó la energía de activación para el jugo de babaco (papaya o lechosa) comprendida en 23.7 kJ/mol . En el presente estudio, mediante el modelo de Herschel Bulkley se calculó la energía de activación para el Néctar mix papaya-piña, en el intervalo de 20 a 70°C, resultando 0.4376 KJ/mol en promedio

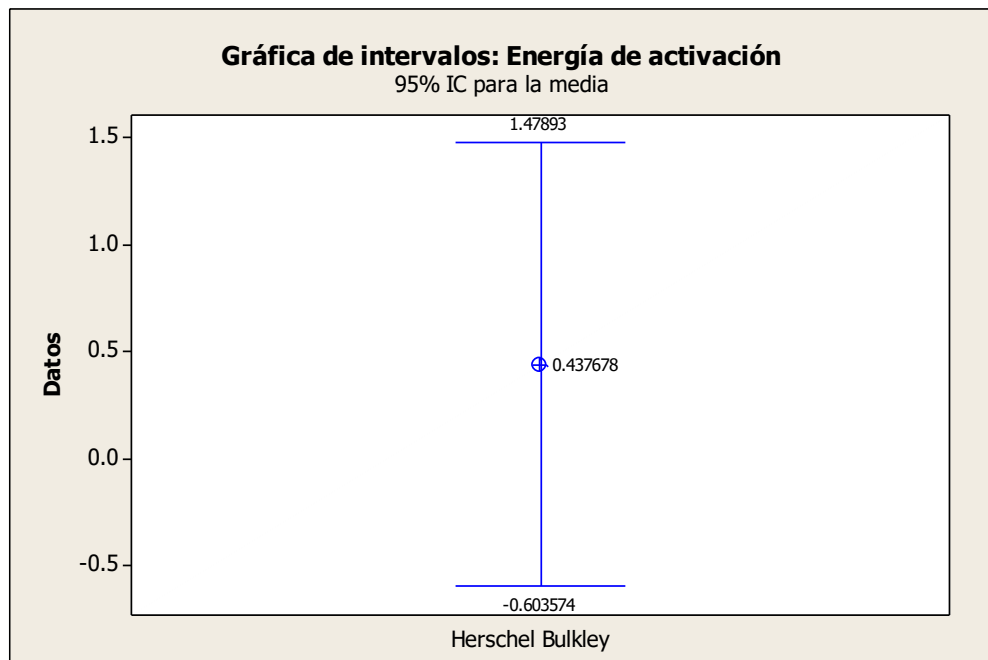


Figura 62. Energía de activación de Herschel Bulkley

6.3. Responsabilidad ética de acuerdo a los reglamentos vigentes

Yo investigador me responsabilizo de los resultados obtenidos y la información obtenida de otros autores mencionados en la literatura afín.

CONCLUSIONES

Se concluye que el Néctar mix papaya – piña presenta comportamiento reológico de un fluido plástico real, siendo el modelo de Herschel Bulkley, dado por la ecuación: $\tau = \tau_0 + (\mu\dot{\gamma})^{1/m}$, con un umbral de esfuerzo = 0.5667 Pa, índice de consistencia = 0.2185 Pa.sⁿ e índice de flujo = 0.6401 a la temperatura de 20°C, así como una viscosidad aparente = 0.0473 Pa.s y energía de activación = 3.7439 KJ/mol para el rango de temperatura de 20 a 70 °C a una velocidad de corte de 5 s⁻¹, y con los valores estadísticos: coeficiente de correlación R² = 0.999238 y varianza S² = 0.00157717 para un nivel de confianza del 95%, el modelo de representación óptima para este tipo de fluido en referencia a los demás modelos estudiados en esta tesis.

Los datos reológicos se obtuvieron para las temperaturas de 10, 20, 30, 40, 50 y 60°C, analizados en el sistema de cilindros concéntricos del reómetro Rheolab QC, hallándose una tendencia creciente y cóncava hacia abajo en los reogramas de esfuerzo y velocidad de corte, los cuales representan las características reológicas inherentes de Néctar Mix Papaya-Piña.

Se determinó que para los rangos de temperatura trabajados, el índice de comportamiento de flujo presenta valores menores a 1 ($n < 0.5$), y un índice de consistencia promedio de Herschel Bulkley 0.554867 Pa.sⁿ, características de un fluido no newtoniano con comportamiento plástico real, lo cual queda complementado con la verificación de la disminución de la

viscosidad aparente [0.244012 - 0.0461511] Pa.s a medida que se incrementa la velocidad de corte [5 – 100] s⁻¹.

Para el intervalo de temperatura [20 - 50] °C la viscosidad aparente muestra un incremento en la viscosidad, esto debido a posibles formaciones de cristalinas en la estructura del fluido y para el intervalo de [50 - 70] °C el zumo presenta un comportamiento diferente, con disminución de la viscosidad aparente a los 60°C, ocasionado por posibles cambios en la estructura cristalina y a un aumento significativo en la energía cinética de las partículas del fluido.

RECOMENDACIONES

Extender el estudio reológico de néctares con frutos de la zona para darle mayor valor agregado a sus subproductos.

Extender el estudio reológico a nuevas formulaciones de néctares variando las concentraciones de sus componentes.

Extender el estudio orientado a los cambios en la estructura interna que afecten a las mediciones del esfuerzo y velocidad de corte, principalmente alrededor de los 50°C en donde el fluido comienza a presentar posibles cambios en su estructura interna.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Barnes, H. A. (2000). Non-Newtonian Flow in the Process Industries. RP Chhabra and JF Richardson, Butterworth-Heinemann, Oxford, 1999, pp. xiii+ 436, &35. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 92(1), 106-106.
- Canovas, G. B., & Peleg, M. (1983). Flow parameters of selected commercial semi-liquid food products. Journal of Texture Studies, 14(3), 213-234.
- Cárdenas, J. C., López, O. J., & Pinto, K. T. (2011). Estudio reológico de los fluidos viscoelásticos surfactantes utilizados en operaciones de fracturamiento hidráulico. Revista Fuentes, 9(1).
- Carrasco Venegas, Luis (2011). Fenómenos de Transporte (2° ed.) Editorial Macro, Perú: Lima.
- Carrasco Venegas, Luis; Castañeda Pérez, Luz; Altamirano Oncoy, Karina (2014). Modelos de Viscosidad de Fluidos No Newtonianos; Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional del Callao, Perú: Callao.
- Carrasco Venegas, L., Castañeda Pérez, L., & Altamirano Oncoy, K. (2015). *Determinación de los parámetros reológicos de un champú con el modelo de Carreau-Yasuda.*
- Chhabra, R. P., & Richardson, J. F. (1999). Non-Newtonian flow in the process industries: fundamentals and engineering applications. Butterworth-Heinemann.
- Franco Matos, C. E., & Sanchez Casas, C. C. (2018). Determinación de los modelos reológicos asociados al zumo de piña.
- Ibarrola, E. L. (2009). Introducción a los fluidos no newtonianos. Cátedra de Mecánica de fluidos. UnCor.

- Javier Daza, N. R. (2014). Elaboración y evaluación reológica de mermelada de piña (*Ananas comosus*).
- J.R. Hermida Bun (2000). Fundamentos de Ingeniería de Procesos Agroalimentarios.
- López, L. T., & Miranda, L. S. (2018). Efecto de la viscosidad de una suspensión en la clasificación de hidrociclones.
- Lozada Carbajal, M. A. (2007). Extracción y caracterización reológica de polisacáridos tipo pectina de la cáscara de tuna (*Opuntia spp.*).
- Magerramov, M. A., Abdulagatov, A. I., Abdulagatov, I. M., & Azizov, N. D. (2007). Viscosity of tangerine and lemon juices as a function of temperature and concentration. *International journal of food science & technology*, 42(7), 804-818.
- Méndez, A. R., & Ramos, O. A. N. (2008). Comportamiento reológico de un fluido. Universidad del Mar. Oaxaca, México.
- Molina Rodriguez, E. D., & Rojas Quispe, R. M. (2018). Modelos reologicos asociados a la sangre.
- Monsalve, A. (2010). Reología, la ciencia que estudia el movimiento de fluidos. *Revista Remetallica*, (18).
- Montalván Torres, G. (2018). Reogramas de modelos de fluidos no Newtonianos.
- Mott, Robert L. (2006). *Mecánica de Fluidos* (6° ed). Ed. Pearson Educación. México.
- Pérez Alferes, p. J. (2015). Comportamiento reológico de la pulpa tamizada de copoazú (*Theobroma grandiflorum*).
- Pérez-Trejo, L., Sánchez, A. F. M., & Mercado, A. P. (2010). Determinación de la viscosidad de fluidos newtonianos y no newtonianos (una

- revisión del viscosímetro de Couette). *Latin-American Journal of Physics Education*, 4(1), 36.
- Quintero, C., Duque, C., & Giraldo, G. (2012). Evaluation of the viscosity and the color of common mango pulp (*Mangifera indica* L.) enzymatically treated. *Revista Temas Agrarios*, 17(2), 66-76.
- Ramírez Navas, Juan, (2006). *Fundamentos de Reología de los Alimentos*; Ed. JSR e-books, Colombia: Cali.
- Rao, M. A., Rizvi, S. S., Datta, A. K., & Ahmed, J. (2014). *Engineering properties of foods*. CRC press.
- Rauendaal C. (1988). *Mixing in Polymer Processing*, Munich, Hanser.
- Rojas, O. (1999). *Introducción a la Reología*. Cuaderno FIRP, 520.
- Saravacos, G. D. (1970). Effect of temperature on viscosity of fruit juices and purees. *Journal of Food Science*, 35(2), 122-125.
- Sharma, S. K., & Mulvaney, S. J. (2003). *Ingeniería de alimentos: operaciones unitarias y prácticas de laboratorio* (No. 664 S32). Saravacos, G. D., & Maroulis, Z. B. (2001). *Transport properties of foods*. CRC Press.
- Soler Manuel, M. A. (1976). *Hidrodinámica de los fluidos no-newtonianos: aplicación al derrame en un medio poroso*. Universitat Politècnica de Catalunya.
- Steffe, J. F. (1996). *Rheological methods in food process engineering*. Freeman press.

ANEXOS

ANEXO 1

MATRIZ DE CONSISTENCIA: “MODELOS REOLÓGICOS ASOCIADO AL NÉCTAR MIX PAPAYA - PIÑA”

TITULO: MODELOS REOLÓGICOS ASOCIADO AL NÉCTAR MIX PAPAYA-PIÑA

Presentado por: Anel Sobrado Gómez Asesor: Luis Américo Carrasco Venegas

PROBLEMA GENERAL	OBJETIVO GENERAL	HIPOTESIS GENERAL	VARIABLES DEPENDIENTES	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
¿Cuáles son los modelos reológicos asociados al Néctar mix papaya-piña?	Determinación de los modelos reológicos asociados al Néctar mix papaya-piña.	El Néctar mix papaya-piña tiene un comportamiento reológico característico de los fluidos pseudoplásticos como los de Ostwald de Waele Herschel Bulkley, Casson y otros.	Y=Modelos reológicos asociados al Néctar mix papaya-piña.	Reproducibilidad de los datos experimentales mediante los modelos reológicos asociados al comportamiento del Néctar mix papaya-piña.	Los índices de correlación múltiple y análisis de varianza.	Correlacionando las variables X1, X2 y X3
SUB-PROBLEMA	OBJETIVOS ESPECIFICOS	HIPOTESIS ESPECIFICAS	VARIABLES INDEPENDIENTES	DIMENSIONES	INDICADORES	METODO
a. ¿Cuál es la relación numérica entre el esfuerzo de corte y la velocidad de corte determinado experimentalmente para el néctar mix de papaya - piña?	a. Obtener en forma experimental la relación numérica entre la velocidad de corte y el esfuerzo de corte para el néctar mix de papaya - piña	A) Existe una relación no lineal entre el esfuerzo de corte y velocidad de corte asociados al Néctar mix papaya-piña	X ₁ = La relación entre el esfuerzo de corte y velocidad de corte del néctar mix de papaya-piña.	Análisis cualitativo de la relación entre la velocidad de corte y esfuerzo de corte	Diferencias respecto a la relación lineal	-Revision bibliográfica de ensayos de laboratorio -Grafico
b. ¿Cómo debe ser la correlación no lineal de los datos experimentales conducentes a obtener los parámetros reológicos asociados al néctar mix de papaya - piña ?	b. Obtener los parámetros reológicos de los modelos asociados al néctar mix de papaya - piña mediante el tratamiento estadístico de regresión no lineal.	B) El tratamiento estadístico de los datos de esfuerzo de corte y velocidad de corte permite obtener los parámetros de los modelos asociados al Néctar mix papaya-piña	X ₂ Tratamiento estadístico de los datos de esfuerzo corte y velocidad de corete para obtener los parámetros de los modelos asociados al Néctar mix de papaya-piña.	Correlación cuantitativa entre los datos de esfuerzo de corte y velocidad de corte asociado al Néctar mix papaya-piña	Índice de correlación y varianza	- Revisión bibliográfica - Regresión no lineal
c. ¿Cómo son los reómetros asociados al néctar mix de papaya - piña a temperaturas diversas?	c. Elaborar los reogramas asociados al néctar mix de papaya - piña a las temperaturas de prueba.	C) Los reogramas del Néctar mix papaya-piña tienen el comportamiento típico de un fluido no newtoniano específicamente al del fluido pseudoplástico	X ₃ =Los reogramas asociados al Néctar mix de papaya-piña.	Forma típica de los reogramas de los modelos que representan el comportamiento reológico del Néctar mix papaya-piña	Desviación respecto al comportamiento a las propiedades del fluido newtoniano	- Grafico

RELACION DE VARIABLES $Y = f (X_1, X_2, X_3)$

- Y = Modelo reológico asociado al Néctar mix de papaya-piña.
- X₁ = La relación entre el esfuerzo de corte y velocidad de corte del néctar mix de papaya-piña.
- X₂ = Tratamiento estadístico de los datos de esfuerzo corte y velocidad de corete para obtener los parámetros de los modelos asociados al néctar mix de papaya-piña.

ANEXO 2:
INSTRUMENTOS VALIDADOS

DETERMINAR SI LAS DIFERENCIAS ENTRE LAS MEDIAS DE LOS GRUPOS SON ESTADÍSTICAMENTE SIGNIFICATIVAS

Para determinar si cualquiera de las diferencias entre las medias es estadísticamente significativa, compare el valor p con el nivel de significancia para evaluar la hipótesis nula. La hipótesis nula indica que las medias de población son todas iguales. Por lo general, un nivel de significancia (denotado como α o alfa) de 0.05 funciona adecuadamente.

Un nivel de significancia de 0.05 indica un riesgo de 5% de concluir que existe una diferencia cuando no hay una diferencia real.

Valor $p \leq \alpha$: Las diferencias entre algunas de las medias son estadísticamente significativas

Si el valor p es menor que o igual al nivel de significancia, usted rechaza la hipótesis nula y concluye que no todas las medias de población son iguales. Utilice su conocimiento especializado para determinar si las diferencias son significativas desde el punto de vista práctico.

Valor $p > \alpha$: Las diferencias entre las medias no son estadísticamente significativas

Si el valor p es mayor que el nivel de significancia, usted no cuenta con suficiente evidencia para rechazar la hipótesis de que las medias de población son todas iguales. Verifique que la prueba tenga suficiente potencia para detectar una diferencia que sea significativa desde el punto de vista práctico.

ANEXO 3:
BASE DE DATOS

<i>Denominación/ autor</i>	<i>Función reológica</i>	<i>Viscosidad aparente</i>	<i>Viscosidad Diferencial</i>	<i>Nro. Parámetros</i>	<i>Función alterna</i>
Newton	$\tau = \mu \frac{du}{dy}$	μ	μ	1: μ	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu} \tau$
Bingham	$\tau = \tau_0 + \mu \frac{du}{dy}$	μ	μ	2: τ_0, μ	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu} (\tau - \tau_0)$
Casson	$\tau^{1/2} = \tau_0^{1/2} + \mu_c \left(\frac{\partial u}{dy} \right)^{1/2}$	μ_c^2	μ_c^2	2: τ_0, μ_c	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu_c^2} (\sqrt{\tau} - \sqrt{\tau_0})^2$
Casson- Generalizada Nro.1	$\tau^{1/n} = \tau_0^{1/n} + \mu_c \left(\frac{du}{dy} \right)^{1/m}$ $n > 1 \quad m > 1$			4: τ_0, μ_c, n, m	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu_c^m} (\tau^{1/n} - \tau_0^{1/n})^m$
Casson- Generalizada Nro.2	$\tau^{2/n} = \tau_0^{2/n} + \mu_c \left(\frac{du}{dy} \right)^{1/m}$ $n > 1 \quad m > 1$			4: τ_0, μ_c, n, m	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu_c^m} (\tau^{2/n} - \tau_0^{2/n})^m$
Casson- Generalizada Nro.3	$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_0} + \mu_c \sqrt{\frac{\mu_{ap}}{\mu_{ap0}} \cdot \frac{du}{dy}}$				

modificado	μ_{ap} fase continua μ_{ap0} fase extrapolada	$\mu_c^2 = \frac{\mu_{ap}}{\mu_{ap0}}$	4: $\tau_0, \mu_c, \mu_{ap}, \mu_{ap0}$	$\frac{du}{dy} = \frac{\mu_{ap0}}{\mu_{ap} \cdot \mu_c^2} (\sqrt{\tau} - \sqrt{\tau_0})^2$
Herschel-Bulkley Nro.1	$\tau = \tau_0 + \mu \left(\frac{du}{dy}\right)^{1/m}$	$\mu^{1/m} \cdot \left(\frac{du}{dy}\right)^{\frac{1-m}{m}}$	3: τ_0, μ, m	$\frac{du}{dy} = \left(\frac{1}{\mu}\right)^m (\tau - \tau_0)^m$
Herschel-Bulkley Nro.2	$\tau = \tau_0 + \frac{\mu(du/dy)}{1 + c(\tau - \tau_0)^n}$	$\frac{\mu}{1 + c(\tau - \tau_0)^n}$	4: τ_0, μ, c, n	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu} (1 + c(\tau - \tau_0)^n) \cdot (\tau - \tau_0)$
Ostwald-de Waele-Nutting	$\tau = k \left(\frac{du}{dy}\right)^n$ $0 < n < 1$	$k \left(\frac{du}{dy}\right)^{n-1}$	2: k, n	$\frac{du}{dy} = \left(\frac{\tau}{k}\right)^{1/n}$
Ellis-de Haven	$\tau = \frac{\mu_0}{1 + c\tau^{n-1}} \cdot \frac{du}{dy}$ $n > 1$	$\frac{\mu_0}{1 + c\tau^{n-1}}$	3: μ_0, c, n	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu_0} (1 + c\tau^{n-1})\tau$
Steiger-Ory	$\tau = \frac{1}{A^2 + c} \cdot \frac{du}{dy}$ $c > 0$	$\frac{1}{A\tau^2 + c}$	2: A, c	$\frac{du}{dy} = A\tau^3 + c\tau$

Sisko	$\tau = A \cdot \frac{du}{dy} + B \cdot \left(\frac{du}{dy}\right)^n$	$A + B \left(\frac{du}{dy}\right)^{n-1} \quad A + B \cdot n \left(\frac{du}{dy}\right)^{n-1}$	3: A, B, n	$\frac{du}{dy} = \frac{\tau}{A + B \cdot \left(\frac{du}{dy}\right)^{n-1}}$
	$0 < n < 1$			
Ferrys	$\tau = \frac{\mu}{1 + \frac{\tau}{G}} \cdot \frac{du}{dy}$		2: μ, G	$\frac{du}{dy} = \frac{1}{\mu} \left(\tau + \frac{\tau^2}{G} \right)$
Reiner-philipoff	$\tau = \left[\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + \left(\frac{\tau}{A}\right)^2} \right] \cdot \frac{du}{dy}$	$\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + \left(\frac{\tau}{A}\right)^2}$	3: μ_∞, μ_0, A	$\frac{du}{dy} = \left[\frac{1 + \left(\frac{\tau}{A}\right)^2}{\mu_\infty \cdot \left(\frac{\tau}{A}\right)^2 + \mu_0} \right]$
	<p>El exponente 2 se generaliza a n.</p>			
Reiner	$\tau = \frac{du/dy}{\frac{1}{\mu_\infty} - \left(\frac{1}{\mu_\infty} - \frac{1}{\mu_0}\right) e^{-\frac{\tau^2}{\lambda^2}}}$	$\frac{1}{\mu_\infty - \left(\frac{1}{\mu_\infty} - \frac{1}{\mu_0}\right) e^{-\frac{\tau^2}{\lambda^2}}}$	3: $\mu_\infty, \mu_0, \lambda$	$\frac{du}{dy} = \left[\frac{1}{\mu_\infty} - \left(\frac{1}{\mu_\infty} - \frac{1}{\mu_0}\right) e^{-\frac{\tau^2}{\lambda^2}} \right] \cdot \tau$

Williamson	$\tau = \frac{A \frac{du}{dy}}{B + \frac{du}{dy}} + \mu_0 \frac{du}{dy}$	$\frac{A}{B + \frac{du}{dy}} + \mu_0$	3: A, B, μ_0	$\frac{du}{dy} = \frac{\tau}{\frac{A}{B + \frac{du}{dy}} + \mu_0}$
Briant	$\tau = \mu_\infty \left[1 + \frac{\tau_0}{n \cdot \mu_\infty \cdot \frac{du}{dy}} \right] \cdot \frac{du}{dy}$ <p>$0 < n < 1$</p>	$\mu_\infty \left[1 + \frac{\tau_0}{n \cdot \mu_\infty \cdot \frac{du}{dy}} \right]^n$	3: μ_∞, τ_0, n	$\frac{du}{dy} = \frac{\tau}{\mu_\infty \left[1 + \frac{\tau_0}{n \cdot \mu_\infty \cdot \frac{du}{dy}} \right]^n}$
Bellet Nro.1	$\tau = \left[\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + c\tau^{a-1}} \right] \frac{du}{dy}$ <p>$\alpha > 1$</p>	$\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + c\tau^{a-1}}$	4: $\mu_\infty, \mu_0, \alpha, c$	$\frac{du}{dy} = \left[\frac{1 + c\tau^{a-1}}{\mu_\infty c\tau^{a-1} + \mu_0} \right] \tau$
Bellet Nro.2	$\tau = \frac{\mu_\infty \cdot B \left(\frac{du}{dy} \right)^{n-1}}{1 + B \cdot \left(\frac{du}{dy} \right)^{n-1}} + \mu_\infty \frac{du}{dy}$	$\frac{\mu_\infty \cdot B \left(\frac{du}{dy} \right)^{n-1}}{1 + B \cdot \left(\frac{du}{dy} \right)^{n-1}} + \mu_\infty$	3: μ_∞, B, n	

Fuente: soler, M; 1976; López Chalarca, Liliana, Miranda Galvis; Lisbeth; (2009).

ANEXO 4
OTROS MODELOS ADICIONALES

DENOMINACION	MODELO	PARAMETROS
Casson Modificado (Mizrahi and Berk, 1972)	$\tau^{0.5} = \tau_0^{0.5} + K_1 \times \dot{\gamma}^{n_1}$	3: τ_0, K_1, n_1
Herschel-Bulkley Generalizado (Ofoli et. Vº Cadlo (Parzonka and Vº Cadlo, 1968)	$\tau^{n_1} = \tau_0^{n_1} + K_1 \dot{\gamma}^{n_2}$ $\tau = (\tau_0^{1/n_1} + K_1 \dot{\gamma}^{n_2})^{n_1}$	4: τ_0, K_1, n_1, n_2 3: τ_0, K_1, n_1
Power Series (whorlow, 1992)	$\dot{\gamma} = K_1 \times \tau + K_2 \times \tau^3 + K_3 \times \tau^5 \dots$ $\tau = K_1 \times \dot{\gamma} + K_2 \times \dot{\gamma}^3 + K_3 \times \dot{\gamma}^5 \dots$	3: K_1, K_2, K_3
Carreau (Carreau, 1968)	$\eta = \eta_\infty + (\eta_0 - \eta_\infty) [1 + (K_1 \times \dot{\gamma})^2]^{(n-1)/2}$	4: $\eta_0, \eta_\infty, K_1, n_1$
Cross (Cross, 1965)	$\eta = \eta_\infty + \frac{(\eta_0 - \eta_\infty)}{1 + K_1 \times \dot{\gamma}^{n_1}}$	4: $\eta_0, \eta_\infty, K_1, n_1$
Van Wazer (Van Wazer, 1963)	$\eta = \frac{(\eta_0 - \eta_\infty)}{1 + K_1 \times \dot{\gamma} + K_2 \times \dot{\gamma}^{n_1}} + \eta_\infty$	5: $\eta_0, \eta_\infty, K_1, K_2, n_1$
Carreau-Yasuda	$\eta = \eta_\infty + (\eta_0 - \eta_\infty) [1 + (K_1 \times \dot{\gamma})^\alpha]^{(n-1)/\alpha}$	5: $\eta_0, \eta_\infty, K_1, \alpha, n_1$
Tscheuschner	$\mu = \mu_\infty + \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} + \frac{\mu_0}{(\dot{\gamma}/\gamma_b)^n}$	5: $\mu_0, \mu_\infty, \tau_0, \gamma_b, n_1$
Papir-krieger	$\mu = \mu_\infty + \frac{(\mu_0 - \mu_\infty)}{1 + (\frac{\tau}{\tau_m})^m}$	4: $\mu_0, \mu_\infty, \tau_m, m$
Spriggs	$\tau = \mu_0 \times \dot{\gamma}, \quad \dot{\gamma} < \dot{\gamma}_0; \quad \tau = \mu_0 \times \dot{\gamma}(\dot{\gamma}/\dot{\gamma}_0)$	3: μ_0, γ_0, n
Metzner	$\tau = \mu_0 \times \dot{\gamma} \left[\frac{1 + \frac{\mu_\infty}{\mu_0} (1 + (\tau/\tau_m)^{\alpha-1})}{1 + (\tau/\tau_m)^{\alpha-1}} \right]$	4: $\mu_0, \mu_\infty, \tau_m, \alpha$
Skelland	$\tau = \tau_0 + \mu_0 \times \dot{\gamma} (1 + c(\tau - \tau_0))^{-1}$	4: τ_0, μ_0, c, m
Crowley-kitzes	$\tau = \frac{[1.2 + \alpha(1 + (c_1 \tau)^{-0.2})^3]}{[1.2 - \alpha(1 + (c_1 \tau)^{-0.2})^3]} \times \mu_L \dot{\gamma}$ $\mu_a = \frac{\mu_0}{1 + \frac{\mu_0}{K} \dot{\gamma}^{1-n}} \quad n < 1$	3: α, c_1, μ_1
Power Law	Pseudoplastic $\mu_a = \mu_0 \left[1 + \frac{K}{\mu_0} \dot{\gamma}^{1-n} \right] \quad n > 1 \text{ dilatante}$	3: μ_0, K, n
Roberston-Stiff	$\tau = k \times (\dot{\gamma}_0 + \dot{\gamma})^n$	3: $k, \dot{\gamma}_0, n$
Williams	$\tau = \left[\eta_\infty + \frac{(\eta_0 - \eta_\infty)}{1 + \tau_1^2 \times \dot{\gamma}^2} \right] \times \dot{\gamma}$	3: $\eta_0, \eta_\infty, \tau_1$

Fuente: Ramírez Navas, J (2006); López Chalarca, Liliana; Miranda Galvis; Lisbeth; (2009)