



**UNIVERSIDAD MICHOACANA DE  
SAN NICOLAS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**CORRELACIÓN DE VISCOSIDADES PARA MEZCLAS DE  
*n*-ALCANOS Y 1-ALCOHOLES UTILIZANDO  
EL PRINCIPIO DE CONGRUENCIA**

**TESIS presentada por:**

**SANDY EDITH BENÍTEZ GARCÍA**

**A la División de Estudios de Posgrado de la  
Facultad de Ingeniería Química como  
requisito parcial para obtener el  
grado de:**

**MAESTRO EN CIENCIAS**

**EN**

**INGENIERÍA QUÍMICA**

**ASESOR: MARIANA RAMOS ESTRADA**

**Morelia, Michoacán**

**Noviembre 2008**

## ÍNDICE DE CONTENIDO

	Pag.
<b>1. Introducción</b>	1
1.1. Generalidades	1
1.2. Objetivo general	1
1.3. Objetivos específicos	2
1.4. Justificación	2
1.5. Alcance	3
1.6. Hipótesis	4
1.7. Organización de la tesis	4
<b>2. Marco teórico</b>	5
2.1. Información experimental	5
2.2. Correlaciones para estimación de viscosidad	8
2.2.1. Teoría de la fricción	9
2.2.2. Modelo de estados correspondientes	10
2.2.3. Método de Teja y Rice (1981, 1981 <sup>a</sup> )	11
2.2.4. Ecuación de SAFT	13
2.2.5. Ecuación de Tait	13
2.2.6. Otros modelos	15
2.3. Planteamiento del problema	17
<b>3. Metodología</b>	18
3.1. Valoración de datos	18
3.2. Medición experimental de viscosidad de mezclas líquidas binarias	18
3.2.1. Material y equipo	19
3.2.2. Análisis de resultados experimentales	20
3.3. Desarrollo de la ecuación	21
3.3.1. Principio de Congruencia	22
3.3.2. Funciones para la predicción de viscosidad de 1-alcoholes	22
3.3.3. Aplicación a mezclas líquidas binarias de 1-alcoholes	24
3.3.4. Extrapolación de la ecuación para 1-alcoholes	25
3.3.5. Funciones para la predicción de viscosidad de <i>n</i> -alcanos	25
3.3.6. Aplicación a mezclas líquidas binarias de <i>n</i> -alcanos	27
3.3.7. Extrapolación de la ecuación para <i>n</i> -alcanos	27
3.3.8. Aplicación a mezclas líquidas binarias <i>n</i> -alcano+ 1-alcohol	28
<b>4. Resultados</b>	31
4.1. Mediciones experimentales de viscosidad de mezclas líquidas binarias 1-alcohol + 1-alcohol	31
4.2. Mediciones experimentales de viscosidad de mezclas líquidas binarias <i>n</i> -alcano + 1-alcohol	36
4.3. Ecuación propuesta	44

4.3.1. Aplicación de la ecuación para 1-alcoholes puros	44
4.3.2. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias de 1-alcoholes	45
4.3.3. Extrapolación de la ecuación para 1-alcoholes	49
4.3.4. Aplicación de la ecuación para <i>n</i> -alcanos puros	50
4.3.5. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias de <i>n</i> -alcanos	51
4.3.6. Extrapolación de la ecuación para <i>n</i> -alcanos	52
4.3.7. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias <i>n</i> -alcano + 1-alcohol	53
<b>5. Conclusiones</b>	<b>58</b>
<b>Bibliografía</b>	<b>60</b>
<b>Apéndice A</b>	<b>66</b>
<b>Apéndice B</b>	<b>74</b>
<b>Apéndice C</b>	<b>124</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Fig.		Pag.
3.1.	Partes del viscosímetro SVM 3000.	20
3.2.	Viscosidad dinámica de 1-alcoholes líquidos como función de $n^k$ .	23
3.3.	Dependencia de la temperatura para la constante $A$ .	23
3.4.	Dependencia de la temperatura para la constante $B$ .	23
3.5.	Dependencia de la temperatura para la constante $k$ .	24
3.6.	Viscosidad dinámica de $n$ -alcanos líquidos como función de $n^3$ .	26
3.7.	Dependencia de la Temperatura para la constante $A$ .	26
3.8.	Dependencia de la temperatura para la constante $B$ .	26
4.1.	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+1-octanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).	33
4.2.	Errores porcentuales obtenidos con respecto a las ecuaciones a) McAllister(1960) y b) Teja y Rice (1981) de las mezclas etanol+1-octanol, 1-nonanol y 1-decanol.	34
4.3.	Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-octanol(2) a diferentes temperaturas.	35
4.4.	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-decanol (2).	36
4.5.	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla $n$ -dodecano(1)+1-heptanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	39
4.6.	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla $n$ -hexadecano(1)+1-pentanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	40
4.7.	Errores porcentuales obtenidos con respecto a la ecuación de McAllister(1960) para cada una de las mezclas $n$ -alcano+1-alcohol medidas.	41
4.8.	Densidades experimentales de la mezcla $n$ -dodecano+1-heptanol a diferentes temperaturas.	42
4.9.	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla $n$ -dodecano (1) + 1-heptanol (2).	43
4.10.	Desviación porcentual contra Temperatura de 1-alcoholes puros.	44
4.11.	Desviación porcentual contra número de carbonos de 1-alcoholes puros.	44
4.12.	Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de 1-alcoholes.	45
4.13.	Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas	47

	binarias de 1-alcoholes.	
<b>4.14.</b>	Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra Temperatura de 1-alcoholes puros.	49
<b>4.15.</b>	Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra número de átomos de carbono de 1-alcoholes puros.	50
<b>4.16.</b>	Desviación porcentual contra Temperatura de <i>n</i> -alcanos puros.	50
<b>4.17.</b>	Desviación porcentual contra número de átomos de carbono de <i>n</i> -alcanos puros.	51
<b>4.18.</b>	Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de <i>n</i> -alcanos.	51
<b>4.19.</b>	Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de <i>n</i> -alcanos.	52
<b>4.20.</b>	Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra Temperatura de <i>n</i> -alcanos puros.	52
<b>4.21.</b>	Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación (3.6) contra número de átomos de carbono de <i>n</i> -alcanos puros.	53
<b>4.22.</b>	Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de <i>n</i> -alcano+1-alcohol al aplicar la Ecuación 3.6 a los sistemas indicados.	55
<b>4.23.</b>	Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de <i>n</i> -alcano +1-alcohol al aplicar la Ecuación 3.6 a los sistemas indicados.	55
<b>4.24.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1)+ 1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.	56
<b>4.25.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1)+ 1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	57
<b>A.1.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+ 1-decanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).	68
<b>A.2.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+ 1-nonanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).	69
<b>A.3.</b>	Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-decanol(2) a diferentes temperaturas.	70
<b>A.4.</b>	Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-nonanol(2) a diferentes temperaturas.	70
<b>A.5.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-nonanol (2).	72

<b>A.6.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-octanol (2).	73
<b>B.1.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1)+1-octanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	85
<b>B.2.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1)+ 1-hexanol(2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	86
<b>B.3.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1) +1-pentanol(2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	87
<b>B.4.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano(1)+1-decanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	88
<b>B.5.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano(1)+1-nonanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	89
<b>B.6.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano(1)+1-octanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	90
<b>B.7.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano(1)+1-heptanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	91
<b>B.8.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano(1)+1-hexanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).	92
<b>B.9.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -dodecano+1-octanol a diferentes temperaturas.	97
<b>B.10.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -dodecano+1-hexanol a diferentes temperaturas.	97
<b>B.11.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -dodecano+1-pentanol a diferentes temperaturas.	98
<b>B.12.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-decanol (2) a diferentes temperaturas.	98
<b>B.13.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-nonanol (2) a diferentes temperaturas.	99
<b>B.14.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-octanol (2) a diferentes temperaturas.	99
<b>B.15.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-heptanol (2) a diferentes temperaturas.	100
<b>B.16.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-hexanol (2) a diferentes temperaturas.	100
<b>B.17.</b>	Densidades experimentales de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+ 1-pentanol (2) a diferentes temperaturas.	101
<b>B.18.</b>	Volúmenes de exceso de la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1)+1-hexanol (2) a diferentes temperaturas.	101

<b>B.19.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano (1) + 1-octanol (2).	106
<b>B.20.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano (1) + 1-hexanol (2).	107
<b>B.21.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano (1) + 1-pentanol (2).	108
<b>B.22.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-decanol (2).	109
<b>B.23.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-nonanol (2).	110
<b>B.24.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-octanol (2).	111
<b>B.25.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-heptanol (2).	112
<b>B.26.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-hexanol (2).	113
<b>B.27.</b>	Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) + 1-pentanol (2).	114
<b>B.28.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-heptanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	115
<b>B.29.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-heptanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	115
<b>B.30.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-hexanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	116
<b>B.31.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-hexanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	116
<b>B.32.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-pentanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	117
<b>B.33.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-pentanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	117
<b>B.34.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-decanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	118
<b>B.35.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-decanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	118
<b>B.36.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-nonanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	119
<b>B.37.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano	119

+1-nonanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

<b>B.38.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-octanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	120
<b>B.39.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-octanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	120
<b>B.40.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-heptanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	121
<b>B.41.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-heptanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	121
<b>B.42.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-hexanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	122
<b>B.43.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-hexanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	122
<b>B.44.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-pentanol y su comparación con la Ecuación 3.6.	123
<b>B.45.</b>	Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-pentanol y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).	123

## ÍNDICE DE FIGURAS

Tabla		Pag.
<b>3.1.</b>	Características de los compuestos utilizados para las mezclas 1-alcohol+1-alcohol y <i>n</i> -alcano+1-alcohol.	19
<b>4.1.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol+1-octanol.	31
<b>4.2.</b>	Parámetros para la ecuación de McAllister, de las mezclas 1-alcohol+1-alcohol.	32
<b>4.3.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-octanol.	35
<b>4.4.</b>	Error porcentual promedio obtenido al realizar el ajuste a la ecuación de McAllister, para cada una de las mezclas medidas.	37
<b>4.5.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -dodecano+ 1-heptanol.	37
<b>4.6.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -dodecano (1) +1-heptanol (2).	41
<b>4.7.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano (1) +1-pentanol (2).	42
<b>4.8.</b>	Parámetros obtenidos del ajuste de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano(1)+1-heptanol (2).	43
<b>4.9.</b>	Errores porcentuales obtenidos al probar la Ecuación 3.6 en mezclas binarias de 1-alcoholes.	49
<b>4.10.</b>	Errores porcentuales obtenidos al aplicar diversas reglas de mezclado para sistemas binarios <i>n</i> -alcano+1-alcohol.	53
<b>A.1.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol+1-decanol.	66
<b>A.2.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol+1-nonanol.	67
<b>A.3.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-decanol.	71
<b>A.4.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-nonanol.	71
<b>B.1.</b>	Comparación entre datos experimentales y de viscosidad de <i>n</i> -dodecano y <i>n</i> -hexadecano puros.	74
<b>B.2.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -dodecano +1-octanol.	75
<b>B.3.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -dodecano +1-hexanol.	76
<b>B.4.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -dodecano +1-pentanol.	77

<b>B.5.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-decanol.	78
<b>B.6.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-nonanol.	79
<b>B.7.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-octanol.	80
<b>B.8.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-heptanol.	81
<b>B.9.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-hexanol.	82
<b>B.10.</b>	Datos de densidad y viscosidad de la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-pentanol.	83
<b>B.11.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -dodecano +1-octanol.	93
<b>B.12.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -dodecano +1-hexanol.	93
<b>B.13.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -dodecano + 1-pentanol.	94
<b>B.14.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-decanol.	94
<b>B.15.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-nonanol.	95
<b>B.16.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-octanol.	95
<b>B.17.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-heptanol.	96
<b>B.18.</b>	Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla <i>n</i> -hexadecano +1-hexanol.	96
<b>B.19.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano+1-octanol.	102
<b>B.20.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -dodecano+1-hexanol.	102
<b>B.21.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-decanol.	103
<b>B.22.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-nonanol.	103
<b>B.23.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-octanol.	104

<b>B.24.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-heptanol.	104
<b>B.25.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-hexanol.	105
<b>B.26.</b>	Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla <i>n</i> -hexadecano+1-pentanol.	105
<b>C.1.</b>	Tensión Superficial de 1-alcoholes	124

## Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1. Generalidades

La viscosidad es una medida de la fricción interna del fluido, esto es, la resistencia a la deformación. Es importante en cálculos de hidráulica, transferencia de calor, operaciones unitarias y en el diseño de equipos. De todas las propiedades globales de un fluido, la viscosidad es una propiedad importante y necesaria en ingeniería química para el diseño de procesos y equipos de transferencia de masa, flujo de fluidos, transferencia de calor, etc., además es una de las propiedades más dependiente de la estructura de las moléculas y su movimiento mismo. La viscosidad de mezclas líquidas provee información para ayudar a comprender y entender la conducta fundamental de las mezclas, esto nos permite desarrollar nuevas teorías que describan más adecuadamente la estructura y las fuerzas intermoleculares de los líquidos, y producir modelos que predigan el comportamiento de la viscosidad de los componentes puros y sus mezclas, a diferentes presiones y temperaturas.

Recientemente, la formulación de gasolinas incluye ciertos compuestos oxigenados tales como alcoholes y éteres. Estas sustancias son comúnmente metanol, etanol, propanol y butanoles, así como el metil-terc-butil eter (MTBE), el etil-ter-butyl eter (ETBE). Estos compuestos se agregan a la gasolina por dos razones: 1) Mejora el octanaje y 2) actúa como un oxigenante, al agregar oxígeno a la reacción química cuando se quema la gasolina reduce la cantidad de gases y mezclas de hidrocarburos no quemados, ya que el monóxido de carbono es convertido en dióxido de carbono que no daña la salud.

En el presente trabajo se busca el desarrollo de una correlación que pueda predecir la viscosidad tanto de compuestos puros como de mezclas binarias de *n*-alcanos y 1-alcoholes, la cual pueda ser de fácil aplicación, es decir, en donde solo se necesite conocer un número mínimo de parámetros para poder obtener una predicción con un error menor del 10% con respecto a datos experimentales. Así mismo, se reportan mediciones experimentales de mezclas binarias de 1-alcohol+1-alcohol y *n*-alcanos+1-alcohol, los cuales no han sido reportados en literatura.

### 1.2. Objetivo general

Desarrollar una correlación que utilice el Principio de Congruencia como base en su elaboración, para la predicción de la viscosidad de *n*-alcanos y 1-alcoholes líquidos, puros y de sus mezclas binarias a presión atmosférica.

### 1.3. Objetivos específicos

- Valoración de datos experimentales y correlaciones existentes de viscosidades de  $n$ -alcanos y 1-alcoholes líquidos, puros y de sus mezclas binarias a diversas temperaturas y presiones.
- Determinar la viscosidad de mezclas binarias de 1-alcoholes y  $n$ -alcanos no reportados en literatura, a diversas temperaturas y concentraciones.
- Desarrollar funciones simples basándose en el principio de Congruencia y de la temperatura.
- Probar la capacidad de extrapolación de la ecuación hacia miembros de la serie de  $n$ -alcanos y 1-alcoholes no medidos o no incluidos en la correlación.
- Predecir el comportamiento de las mezclas binarias de  $n$ -alcanos y 1-alcoholes a partir de compuestos puros.

### 1.4. Justificación

El flujo y el comportamiento de los fluidos son de gran importancia en las operaciones unitarias de ingeniería de procesos. En las industrias de proceso, gran parte de los materiales están en forma de fluidos y deben almacenarse, manejarse, bombearse y procesarse, por lo que resulta necesario conocer los principios que gobiernan el flujo de fluidos y también los equipos utilizados. Un problema importante es la falta de datos experimentales de viscosidad para 1-alcoholes, esto de acuerdo a la dificultad para realizar mediciones debido a propiedades tales como punto de ebullición, volatilidad, etc. así como costos elevados. Es en este contexto, donde la naturaleza de la viscosidad y la complejidad de las mezclas hacen de esta una de las propiedades más difíciles de estimar. Se tiene que, para líquidos y gases densos los métodos de predicción están poco desarrollados y las desviaciones de diversas ecuaciones a partir de valores experimentales pueden llegar a ser hasta del 50 %.

Las expresiones teóricas o empíricas que se esperan para cualquier propiedad termodinámica de una serie homóloga dada son útiles para descartar mediciones con errores sistemáticos, para probar la exactitud y precisión de nuevos miembros de la serie, y para extrapolar e interpolar a miembros de la serie aún no medidos. Por esta razón, es útil desarrollar relaciones empíricas que definan la viscosidad como función de la estructura molecular de una manera simple y que estadísticamente el error obtenido al comparar con valores experimentales sea

mínimo. Si para una serie dada se tienen disponibles suficientes datos, se pueden definir exactamente los parámetros de una ecuación empírica y el resultado puede ser altamente confiable.

Muchas correlaciones para la predicción de la viscosidad de líquidos han aparecido en la literatura. Algunas son correlaciones empíricas, otras usan el principio de estados correspondientes y otras usan modelos más complejos conjuntamente con ecuaciones de estado. Quiñones-Cisneros *et al* (2001) estableció lo que ellos llamaron la teoría *f* en la cual usa una ecuación cúbica de estado y el límite de Eskog-Chapman para cubrir en intervalo total de presiones. No obstante que es una teoría aceptable requiere de muchos términos característicos en la región en donde se va a utilizar y como se va a utilizar.

En 2006 Ramos-Estrada *et al*, propusieron una correlación para la predicción de la densidad de mezclas de *n*-alcanos utilizando el principio de congruencia, observando un error con respecto a datos experimentales de 2.3%, lo cual nos lleva a la búsqueda de una correlación recurriendo a este mismo principio para una propiedad más compleja como la viscosidad.

### **1. 5. Alcance**

Dada la importancia de la viscosidad como una propiedad termodinámica capaz de describir el comportamiento y estructura de los líquidos, se busca llegar a una correlación que pueda definir a esta como una función de la estructura molecular de manera simple y con un error menor del 3% al comparar con datos experimentales y de otras correlaciones ya reportados de compuestos puros. Se espera obtener una correlación con dos aplicaciones, una para *n*-alcanos considerando desde *n*-hexano hasta *n*-hexadecano a un intervalo de temperaturas de 293.15 K hasta 373.15 K y otra para 1-alcoholes abarcando de 1-propanol a 1-decanol en un intervalo de temperaturas de 283.15 K a 378.15 K, ambas aplicadas a presión atmosférica. Dependiendo del tiempo de trabajo, se buscara extender las correlaciones a presiones diferentes a la atmosférica y abarcar un número mayor de átomos de carbonos, tomando como referencia la información que pueda observarse en bibliografía.

Teniendo en cuenta la facilidad de manejo de la correlación propuesta, el alcance que se tiene en la industria de procesos es, su utilización en la obtención de un valor numérico de la propiedad en el manejo de los fluidos, al bombearse, almacenarse o procesarse, así mismo podemos extendernos a fines didácticos ya

que, sin duda el conocimiento de esta, ayuda a la solución de problemas en diversas áreas del conocimiento de un ingeniero químico, como pueden ser fenómenos de transporte y operaciones unitarias, por mencionar algunas.

### **1.6. Hipótesis**

Se puede proponer una ecuación matemática de forma lineal, que logre representar la relación existente entre la variación de la viscosidad (dinámica), de los sistemas químicos puros y binarios de 1-alcoholes y *n*-alcanos en forma líquida, con la temperatura, número de átomos de carbono y concentraciones variables, en el caso de mezclas binarias; en base al Principio de Congruencia, el cual ha demostrado su utilidad en el modelado de propiedades termodinámicas de familias de hidrocarburos.

### **1.7. Organización de la tesis**

En el Capítulo 1, se justifica el presente trabajo haciendo énfasis en la importancia de las propiedades termodinámicas de los fluidos, la complejidad de las mediciones experimentales y la utilidad de correlaciones que puedan predecir con mayor exactitud los resultados obtenidos experimentalmente, a diferentes presiones y temperaturas. Se menciona también los objetivos específicos, necesarios para poder llegar a la culminación del objetivo general.

El Capítulo 2 referido a la parte de Antecedentes se encuentra dividido en dos partes, la primera con información recopilada sobre mediciones experimentales reportadas en la literatura, realizadas con diferentes técnicas de medición, entre ellas el viscosímetro de tubo vibrante y el de balón rodante, así mismo se mencionan los errores experimentales. La segunda parte hace referencia a las teorías y correlaciones que han sido utilizados para el cálculo de viscosidades.

El desarrollo de la correlación se presenta en el Capítulo 3, en donde además, se describen los experimentos llevados a cabo con el viscosímetro Stabinger SVM 3000.

Los resultados se presentan en el Capítulo 4 y en el Capítulo 5 las conclusiones obtenidas mediante el desarrollo del presente trabajo.

## Capítulo 2. MARCO TEÓRICO

La viscosidad es una medida de la fricción interna del fluido, esto es, la resistencia a la deformación. Es importante en cálculos de hidráulica, transferencia de calor, operaciones unitarias y en el diseño de equipos.

El mecanismo de la viscosidad en gases se ha estudiado ampliamente mediante la teoría molecular de los gases y la mecánica estadística; sin embargo la teoría molecular de los líquidos se ha desarrollado muy poco. Existen diferentes modelos para predecir viscosidades de compuestos puros, algunos de ellos basados en principios de estados correspondientes o en principios de mecánica estadística; y los de mezclas utilizan parámetros de ajuste, reglas de mezclado y viscosidades de compuestos puros

Dentro de las teorías más conocidas para la viscosidad se encuentran la teoría de la fricción. Se han utilizado ecuaciones como las de Tait y de SAFT, así como modelos de estados correspondientes, entre otros.

A pesar de que existen diferentes modelos para determinar la viscosidad, varios de ellos son ecuaciones complejas con una gran cantidad de parámetros lo que los hace difíciles de aplicar, por lo que se busca reducir el número de parámetros, ampliar el intervalo de aplicación de los modelos y obtener generalizaciones capaces de predecir viscosidades de diferentes sustancias.

### 2.1. Información experimental.

En años anteriores la medición de la viscosidad era compleja; es por esto, que existen pocos datos para esta propiedad, ya que era preferible tener modelos predictivos. En la actualidad, se cuenta con métodos más sencillos para la determinación experimental de la viscosidad, lo que permite validar las propiedades predictivas de ciertos modelos, así como obtener datos y ajustes más precisos.

Existen varios procedimientos para determinar la viscosidad de los fluidos de manera experimental siendo algunos los siguientes:

- a) Viscosímetro de Ostwald. Para determinar la viscosidad con este procedimiento se requiere conocer la velocidad de flujo del fluido a través de un capilar de dimensiones conocidas y la aplicación de la siguiente ecuación:

$$\eta_{problema} = \frac{\eta_{conocida} P \cdot r^4 \cdot t}{8 \cdot VL} \quad (2.1)$$

en donde un fluido de viscosidad  $\eta_{problema}$  fluye con una velocidad uniforme a razón de  $V [m^3]$  en  $t$  segundos a través de un tubo capilar de radio  $r [m]$ , una longitud  $L [m]$ , bajo una presión  $P [N/m^2]$  y  $\eta_{conocida}$  es una viscosidad conocida.

- b) Viscosímetro de balón rodante. Este método es de especial importancia para determinar la viscosidad de líquidos de viscosidad elevada. A grandes rasgos, el método consiste en dejar caer una esfera metálica de características conocidas dentro del líquido contenido en un cilindro alto, se mide el tiempo  $t$  en el que la esfera viaja desde un punto a otro (desde el tiempo  $t_1$  a  $t_2$ ). Se repite el mismo procedimiento con otro líquido de referencia, con los datos de densidad de la esfera  $\rho$  conocida, una viscosidad de referencia  $\eta_0$  y las densidades de los dos líquidos  $\rho_1$  y  $\rho_2$  se aplica la ecuación siguiente:

$$\frac{\eta}{\eta_0} = \frac{t_1(\rho - \rho_1)}{t_2(\rho - \rho_2)} \quad (2.2)$$

- c) De disco oscilante. Este método es especialmente valioso para medir la viscosidad a temperaturas elevadas, por ejemplo de sales o vidrios fundidos. El método consiste en hacer oscilar un disco horizontalmente colocado en el seno del líquido hasta que el movimiento de éste sea amortiguado.

A continuación citaremos algunos trabajos experimentales reportados en la literatura en los que utilizaron alguno de los procedimientos mencionados anteriormente. En esta revisión podemos observar escasos de valores de viscosidad para mezclas de  $n$ -alcanos y 1-alcoholes, en un intervalo amplio de temperaturas, concentraciones y un mayor número de átomos carbonos. Así mismo, la falta de precisión de los equipos de medición conduce a un error mayor en las mediciones, ya que la mayoría de los equipos no son automáticos y en algunos casos semiautomáticos.

Assael *et al* (1992), reportan mediciones de viscosidad absoluta de  $n$ -decano y la mezcla  $n$ -heptano+ $n$ -decano a diferentes composiciones, estas mediciones las realizaron con un viscosímetro de Tubo vibrante en un intervalo de temperaturas de 290 a 330 K y presiones superiores a 70 MPa. Las concentraciones estudiadas fueron de 40 y 70% en peso de  $n$ -heptano con una incertidumbre de 0.5%.

Sastry y Valand (1998), realizaron mediciones de viscosidad y densidad en pentano, metanol, 1-propanol, 1-butanol, 1-pentanol, 1-hexanol, 1-heptanol, 1-octanol, 1-decanol y 1-dodecanol a 298.15 K de temperatura y presión atmosférica, en un viscosímetro Ubbelohde. Reportan una corrección en los datos medidos de  $\pm 0.002$  mPa·s.

Canosa *et al* (1998), con ayuda de un microviscosímetro automático AMV 200 Anton Paar (el cual utiliza el principio del balón rodante) realizaron mediciones de viscosidad de metil acetato, metanol, 1-propanol, 2-propanol, 1-butanol y 2-butanol a 298.15 K de temperatura, una atmósfera de presión, y con un error estimado de  $\pm 0.002$  mPa·s.

Barrufet *et al* (1999), presenta mediciones de viscosidad para *n*-octano y *n*-pentano+ *n*-decano en temperaturas de 298.15 a 373.15 K y presiones superiores a 25 MPa, utilizando un viscosímetro de balón rodante. Los resultados fueron comparados con la correlación de Assael *et al* (1992) obteniendo una variación de alrededor del 6%.

Weng (1999) llevó a cabo mediciones de viscosidad cinemática de bencilamina, 1-pentanol, 2-pentanol, 2-metil-1-butanol, 2-metil-2-butanol, 3-metil-1-butanol y 3-metil-2-butanol, a 303.15 K de temperatura y una atmósfera de presión, con ayuda de un viscosímetro Cannon-Fenske. Reportando una incertidumbre en las mediciones de  $\pm 1.0\%$ .

Weng (2000) con ayuda de un viscosímetro Cannon-Fenske realizó mediciones de viscosidad cinemática de los siguientes compuestos puros: butilamina, 1-butanol, 1-pentanol, 1-hexanol, 1-heptanol y 1-octanol así como de las mezclas binarias con butilamina a diferentes composiciones. En temperaturas de 303.15, 313.15 y 323.15 K y 1 atmósfera de presión. Con un error en las mediciones de  $\pm 1.0\%$ .

Chein-Hsiun *et al* (2001), realizaron mediciones de viscosidad en los siguientes sistemas: metanol, etanol, 2-propanol y 2-metil-2-propanol a temperaturas de 298.15 a 318.15 K y presión atmosférica. Utilizando un viscosímetro automático capilar Ubbelohde, reportando una incertidumbre en las mediciones de 0.8%.

Contreras (2001) mediante un viscosímetro Ubbelohde y un medidor automático Schott-Geräte modelo AVS 350 provisto de un termostato transparente CT 1450/2 para una mejor estabilización de las temperaturas medidas (298.15,

303.15, 305.15 y 313.15 K) reporta viscosidades de 1-propanol, 2-propanol y dioxano, a presión atmosférica y con una incertidumbre de  $\pm 0.5\%$ .

Ferreira *et al* (2002), mediante un sistema de medición de viscosidades Schott AVS 400 equipado con una serie de viscosímetros Ubbelohde, presentan viscosidades cinemáticas de 1-propanol, 1-butanol y 1-pentanol, medidos a una atmósfera de presión y 298.15 K de temperatura, reportando una incertidumbre en el experimento de  $\pm 3 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ .

Queimada *et al* (2003), llevaron a cabo mediciones experimentales de viscosidad y densidad de líquidos a presión atmosférica en mezclas y compuestos puros de *n*-heptano, *n*-hexano, *n*-eicosano, *n*-docosano y *n*-tetracosano a temperaturas de 293.15 K hasta 343.15 K, presentando un error promedio de 1.9%.

Queimada *et al* (2005), realizaron mediciones de viscosidad y densidad a presión atmosférica de mezclas y compuestos puros de *n*-decano, *n*-eicosano y *n*-tetracosano a partir de 293.15 a 343.15 K. Para las mediciones utilizaron un viscosímetro de balón rodante, los resultados promedio de compuestos puros fueron comparados con valores de literatura y muestran desviaciones promedio de 0.2% para densidades y 3% para mediciones de viscosidad.

Wankhede *et al* (2005), obtuvieron valores experimentales de viscosidad de 2,4,6-trimetil-1,3,5-trioxano + etanol, 1-propanol y 1-butanol a temperaturas a partir de 298.15 hasta 308.15 K y presión atmosférica. Utilizando un viscosímetro Ubbelohde y reportando una incertidumbre de  $\pm 0.002 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ .

## 2.2. Correlaciones para estimación de viscosidad

Muchas correlaciones para la predicción de la viscosidad de líquidos han aparecido en la literatura, basándose en diversas teorías, modelos, principios y ecuaciones de estado, así como combinaciones de estas con el fin de llegar a un modelo que pueda predecir valores cada vez más cercanos a datos experimentales.

El primer intento de incluir los efectos de la viscosidad en las ecuaciones matemáticas se debió al ingeniero francés Claude Louis Marie Navier en 1827, e independientemente, al matemático británico George Gabriel Stokes, quien en 1845 perfeccionó las ecuaciones básicas para los fluidos viscosos incompresibles. Actualmente se las conoce como ecuaciones de Navier-Stokes, y son tan complejas que solo se pueden aplicar a fluidos sencillos (Díaz y Robles, 2006).

### 2.2.1. Teoría de la fricción

Una teoría ampliamente utilizada para predecir viscosidades es la teoría de la fricción, la cual estima la viscosidad desde un punto de vista mecánico, considerando dos contribuciones: una de gas diluido y la segunda de fricción entre capas,  $\eta_o$  y  $\eta_f$  respectivamente:

$$\eta = \eta_o + \eta_f \quad (2.3)$$

donde  $\eta$ , representa la viscosidad en mPa.s.

La viscosidad de gas diluido  $\eta_o$  es calculada como una función de la temperatura, T [K], utilizando el volumen crítico,  $v_c$  [m<sup>3</sup> · mol<sup>-1</sup>], temperatura crítica,  $T_c$  [K], masa molar, MW [kg · mol<sup>-1</sup>] y el factor acéntrico,  $\omega$ .

En 2005 Queimada *et al*, utilizando la teoría de la fricción y la ecuación de estados correspondientes logran proponer dos modelos con los cuales pueden determinarse viscosidades de *n*-decano, *n*-eicosano, *n*-docosano y *n*-tetracosano y sus mezclas a partir de propiedades de los componentes puros, a presión atmosférica y un intervalo de temperaturas de 293.15 a 343.15 K. En este trabajo la teoría de la fricción fue acoplada con la ecuación de estado de Peng-Robinson y tres referencias, correspondientes a cada fluido, considerando presiones atractivas y repulsivas para los diferentes coeficientes de fricción que dependen de la temperatura denominados como  $\hat{\kappa}$

$$\eta_f = \left[ \hat{\kappa}_r \times \frac{p_r}{p_c} + \hat{\kappa}_{rr} \times \left( \frac{p_r}{p_c} \right)^2 + \hat{\kappa}_a \times \frac{p_a}{p_c} \right] \times \eta_c \quad (2.4)$$

donde  $p$  representa la presión (r, reducida y c, crítica en Pascales), los subíndices  $r$  y  $rr$  representan la repulsión y  $c$  y  $a$  representan las propiedades críticas y atractivas, respectivamente,  $\eta_c$  es la viscosidad crítica característica de cada compuesto puro, y para la cual se utiliza la siguiente ecuación.

$$\eta_c = 3.8136 \times 10^{-8} p_c MW^{0.601652} \quad (2.5)$$

Al comparar los valores obtenidos con este modelo la desviación de la viscosidad con los datos de referencia tomados por los autores es de 3%.

Quiñones-Cisneros *et al* (2002) basados en la teoría de la fricción proponen un modelo aplicable a la predicción de viscosidades de fricción de gases diluidos y fluidos polares y no polares en diversos intervalos de temperatura

$$\eta_f = \kappa_r p_r + \kappa_{rr} p_r^2 + \kappa_a p_a \quad (2.6)$$

Este modelo en conjunto con una ecuación de estado simple como Van der Waals, puede predecir una viscosidad correcta para  $n$ -alcanos, con la limitante de diversos parámetros para cada compuesto, y reportando una desviación de 1.5 % al ser comparado con el modelo de Benedict-Webb-Rubin.

Zeberg-Mikkelsen *et al* (2002) realizaron un trabajo en el cual mediante una extensión de la teoría de la fricción proponen un modelo con parámetros modificados para la determinación de la viscosidad de los siguientes alcoholes: metanol, etanol,  $n$ -propanol, 2-propanol,  $n$ -butanol, 2-butanol, 2-metil-2-propanol, 1,2-etanodiol y 1,2-propanodiol a altas presiones y en algunos casos en un intervalo amplio de temperaturas. Los resultados de este modelo presentan una incertidumbre de alrededor de  $\pm 2\%$ , lo cual puede ser considerado satisfactorio y apropiado para muchas aplicaciones industriales. No obstante el hecho de que los alcoholes son fluidos asociados, este modelo para determinación de viscosidades se llevo a cabo en conjunto con las ecuaciones de estado: Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson.

Queimada *et al* (2003) mediante la teoría de la fricción, acoplada a la ecuación de Peng-Robinson propone nuevos parámetros para la determinación de la viscosidad, los resultados reportados muestran que este modelo predice errores de viscosidad de alrededor del 5%, esto para compuestos puros y mezclas de  $n$ -heptano,  $n$ -hexadecano,  $n$ -eicosano,  $n$ -docosano y  $n$ -tetracosano a temperaturas de 293.15 a 343.15 K y presión atmosférica.

### 2.2.2. Modelo de estados correspondientes

El modelo de estados correspondientes puede ser utilizado para predecir el equilibrio y propiedades de transporte a diferentes condiciones de temperatura y presión. No obstante su simplicidad matemática, los estados correspondientes se esconden detrás de una fuerte base teórica y es capaz de producir muchas predicciones correctas basadas solo en pequeña información experimental.

Queimada *et al* (2005) proponen una modificación a este modelo, para poder extenderlo hacia la predicción de densidad y viscosidad de líquidos, basada en expansión de series de Taylor de propiedades reducidas ( $X_r$ ) evaluadas con el valor acéntrico Pitzer ( $\omega$ ), donde la segunda derivada ( $D_2$ ) es como se muestra a continuación.

$$X_r = X_{r1} + D_1(\omega - \omega_1) + D_2(\omega - \omega_1)(\omega - \omega_2) \quad (2.7)$$

$$D_1 = \frac{X_{r2} - X_{r1}}{\omega_2 - \omega_1} \quad (2.8)$$

$$D_2 = \frac{\frac{X_{r3} - X_{r1}}{\omega_3 - \omega_1} - \frac{X_{r2} - X_{r1}}{\omega_2 - \omega_1}}{\omega_3 - \omega_2} \quad (2.9)$$

La densidad ( $\rho$ ) y viscosidad ( $\mu$ ) líquida son reducidas utilizando las ecuaciones siguientes:

$$\rho_r = V_c \times \rho \quad (2.10)$$

$$\eta_r = \frac{\eta \times V_c^{2/3}}{MW^{1/2} \times T_c^{1/2}} \quad (2.11)$$

donde  $T_c$ ,  $V_c$  y  $MW$  son temperatura crítica en K, volumen crítico en  $\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$ , y masa molar en  $\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}$ .

Riazi *et al* (2005) propone la siguiente correlación generalizada para viscosidad, basándose en el principio de estados correspondientes

$$\eta_r = \frac{\eta}{\eta_c} = \eta_r^{(0)} + r\eta_r^{(1)} \quad (2.12)$$

$\eta$ ,  $\eta_r$  y  $\eta_c$  son viscosidades absolutas, reducida y crítica, respectivamente las cuales son función de la temperatura y presión reducidas. Al aplicar este modelo a hidrocarburos de  $C_1$  a  $C_{10}$  la desviación promedio reportada es de 11%, para más de 2600 datos utilizados, lo cual es poco aceptable dado el error tan alto con respecto a valores experimentales.

### 2.2.3. Método de Teja y Rice (1981, 1981<sup>a</sup>)

Esta basado en el principio de estados correspondientes y factores de compresibilidad de mezclas (Teja, 1980; Teja y Sandler, 1980), Teja y Rice proponen una forma análoga para el cálculo de la viscosidad de mezclas líquidas,

$$\ln \left( \frac{\eta_m}{\eta_c} \right) = \ln \left( \frac{\eta}{\eta_c} \right)^{(R1)} + \ln \left( \frac{\eta}{\eta_c} \right)^{(R2)} - \ln \left( \frac{\eta}{\eta_c} \right)^{(R1)} \frac{\omega_m - \omega^{(R1)}}{\omega^{(R2)} - \omega^{(R1)}} \quad (2.13)$$

donde los superíndices (R1) y (R2) son los dos fluidos de referencia,  $\eta$  es la viscosidad,  $\omega$  el factor acéntrico y  $\varepsilon$  es un parámetro de ajuste definido como:

$$\varepsilon = \frac{V_c^{2/3}}{M_c^{1/2}} \quad (2.14)$$

La variable de composición es introducida en cuatro lugares: dentro de las definiciones de  $\omega_m, V_{cm}, T_{cm}$  y  $M_m$ . Las reglas sugeridas por los autores del método para obtener los parámetros de mezclado son:

$$V_{cm} = \sum_i \sum_j x_i x_j V_{cij} \quad (2.15)$$

$$T_{cm} = \frac{\sum_i \sum_j x_i x_j T_{cij} V_{cij}}{V_{cm}} \quad (2.16)$$

$$M_m = \sum_i x_i M_i \quad (2.17)$$

$$\omega_m = \sum_i x_i \omega_i \quad (2.18)$$

$$V_{cij} = \frac{V_{ci}^{1/3} - V_{cj}^{1/3}}{8} \quad (2.19)$$

$$T_{cij} V_{cij} = \psi_{ij} \left( T_{ci} V_{ci} V_{cj} \right)^{\eta^2} \quad (2.20)$$

$\psi_{ij}$  es un parámetro de interacción de orden uno, el cual puede ser determinado a partir de datos experimentales.

Es importante hacer notar que, en el uso de la Ecuación 2.13 para una mezcla dada a una temperatura específica, los valores de viscosidad para los dos fluidos de referencia  $\eta^{(1)}$  y  $\eta^{(2)}$  no son obtenidos a la temperatura  $T$ , sino a una temperatura igual a  $T \left( \frac{V_{c1}}{V_{cm}} \right)^{1/3}$  para (R1) y  $T \left( \frac{V_{c2}}{V_{cm}} \right)^{1/3}$  para (R2), y  $T_{cm}$  es calculado por la Ecuación (2.16).

Los fluidos de referencia (R1) y (R2) pueden ser seleccionados de manera diferente a partir de los componentes actuales de la mezcla, aunque es conveniente seleccionarlos a partir de los componentes principales de la mezcla. Para mezclas binarias con componentes 1 y 2, (R1) puede ser seleccionado como el componente 1 y (R2) como el componente 2, entonces, la Ecuación 2.13 se simplifica a

$$\ln \left( \frac{\eta_m}{\eta_m^0} \right) = x_1 \ln \left( \frac{\eta_1}{\eta_1^0} \right) + x_2 \ln \left( \frac{\eta_2}{\eta_2^0} \right) \quad (2.21)$$

pero, cabe hacer notar que  $\eta_1$  es el obtenido a  $T \left( \frac{V_{c1}}{V_{cm}} \right)^{1/3}$  y  $\eta_2$  a  $T \left( \frac{V_{c2}}{V_{cm}} \right)^{1/3}$ .

Los errores promedio obtenidos para mezclas líquidas no polares son cercanos al 1%. Para mezclas no polar-polar y polar-polar, los errores son de

alrededor del 2.5%, mientras que para sistemas conteniendo agua, el error promedio reportado es de 9%.

Para la obtención de las viscosidades  $\eta_1$  y  $\eta_2$  utilizadas en la Ecuación 2.21, podemos utilizar la aproximación de Lewis-Squires (1934), la cual esta basada en factores empíricos sensibles al cambio de viscosidad con respecto a la temperatura, la cual es expresada como

$$\eta_L^{-0.2661} = \eta_K^{-0.2661} + \frac{T - T_K}{233} \quad (2.22)$$

donde  $\eta_L$  es viscosidad líquida a  $T$ ,  $\eta_K$  es un valor conocido de viscosidad líquida a  $T_K$ , y  $T$  y  $T_K$  se pueden expresar en °C o K. En esta ecuación dado un valor de  $\eta_K$  a temperatura  $T_K$  uno puede estimar valores de  $\eta_L$  a otras temperaturas. Aunque esta es solo una aproximación, se esperan errores de 5 a 15% (o mayores).

#### 2.2.4. Ecuación de SAFT

En el modelo de SAFT, una molécula es vista como una cadena de segmentos esféricos que pueden interactuar a través de una adición de repulsión, dispersión y asociación de términos. La expresión general para la energía libre residual esta dada por

$$a - a^0 = a^{seg} + a^{chain} + a^{assoc} \quad (2.23)$$

los primeros dos términos explican la interacción entre segmentos (repulsión y atracción) y la formación de la cadena, respectivamente. En esta expresión, tres parámetros ajustables son involucrados para cada especie: el diámetro  $\sigma$  y energía del segmento  $\epsilon$ , junto con la longitud de la cadena  $m$ . Esta ecuación de estado considera que una cadena molecular esta compuesta por segmentos idénticos, lo cual es considerado como una limitación del modelo.

#### 2.2.5. Ecuación de Tait

En 1992 Assael *et al*, basados en mediciones experimentales de viscosidad de *n*-decano y *n*-heptano+*n*-decano, proponen la siguiente correlación, la cual es un ajuste a la ecuación de Tait aplicada a la predicción de viscosidades

$$\ln \left[ \frac{\mu}{\mu_0} \right] = E \ln \left[ \frac{D + P}{D + 0.1} \right] \quad (2.24)$$

donde  $\mu_0$  representa la viscosidad experimental a presión atmosférica. Los valores de las constantes son tomados de tablas y gráficas específicas para cada sistema. La desviación estándar obtenida por esta correlación es de  $\pm 0.12$  %.

En el mismo año (1992) Assael *et al*, proponen un modelo mediante una nueva modificación a la ecuación de Tait, en el cual la viscosidad es expresada como

$$\eta = (0.1657 \times 10^{-8}) \frac{\eta_{\text{exp}}^*}{V^{2/3}} \left[ \frac{1}{MRT} \right]^{-1/2} \quad (2.25)$$

donde  $V$  es el volumen molar,  $M$  el peso molecular,  $T$  es la temperatura absoluta y  $\eta_{\text{exp}}^*$  es la viscosidad experimental reducida calculada a partir de

$$\log \left( \frac{\eta_{\text{exp}}^*}{R_{\eta}} \right) = \sum_{i=0}^7 a_i \left( \frac{V_0}{V} \right)^i \quad (2.26)$$

donde  $a_0 = 1.0945$ ,  $a_1 = -9.26324$ ,  $a_2 = 71.0385$ ,  $a_3 = -301.9012$ ,  $a_4 = 797.69$ ,  $a_5 = -1221.9770$ ,  $a_6 = 987.5574$  y  $a_7 = -319.4636$ , estos parámetros son determinados por mediciones experimentales y de literatura de  $n$ -alcanos de  $C_5$  a  $C_{16}$  en un intervalo de temperaturas de 100 a 400 K y presiones por encima de 600 MPa.  $R_{\eta}$  incluye los efectos causados por la no esfericidad de las moléculas. Cabe destacar que esta ecuación solo es válida para alcanos del  $C_5H_{12}$  hasta  $C_{16}H_{34}$  y reporta un error de  $\pm 4\%$ , más sin embargo resulta una ecuación de difícil aplicación dados los parámetros que requiere.

Recientemente Aiguo *et al* (2006) han presentado una correlación de viscosidades para alcanos, aromáticos y familia de alcoholes a presiones altas (0.1 a 110 MPa) y diferentes temperaturas (283.15, 298.15, 323.15 y 348.15 K) mediante una modificación a la ecuación de Tait. En donde la presión dependiente de la viscosidad puede ser descrita en términos del volumen de activación como

$$\eta = A \exp \left( \frac{PV^*}{RT} \right) \quad (2.27)$$

donde  $\eta$ ,  $A$ ,  $V^*$ ,  $R$ ,  $T$  y  $P$  son la viscosidad dinámica de fluidos newtonianos, un pre-factor, el volumen de activación, la constante de los gases, temperatura y presión respectivamente. Suponiendo que el pre-factor  $A$  es dependiente solamente de la temperatura, la viscosidad a la presión de referencia a una temperatura dada puede ser calculada por

$$\eta_{\text{ref}} = A \exp \left( \frac{P_{\text{ref}} V_{\text{ref}}^*}{RT} \right) \quad (2.28)$$

en donde el subíndice *ref* se refiere al estado de referencia. Aunque la presión de referencia en la ecuación de Tait es cero. Aiguo *et al* (2006) realizando diversos ajustes proponen dos parámetros  $\alpha$  y  $\beta$  las cuales son funciones de la temperatura, independientes de la presión y diferentes para cada compuesto,

$$\ln(\eta/\eta_{ref}) = \alpha \times \left\{ \frac{P}{P_{ref}} \left[ 1 - 0.5 \ln \left( 1 + \frac{P + P_{ref}}{\beta} \right) \right] - 1 \right\} \quad (2.29)$$

Las desviaciones obtenidas para *n*-hexano, *n*-heptano, *n*-octano, *n*-decano, *n*-dodecano y *n*-hexadecano (a temperatura de 297.95 K) son 0.13, 0.09, 0.82, 0.80, 0.10 y 0.25% respectivamente. Comparando el modelo con la ecuación de Tait se tiene que el error es de 0.87% y 1.46 % con respecto a la ecuación de Eyring, aunque presenta la desventaja de tener que conocer parámetros del estado de referencia.

### 2.2.6. Otros modelos

Martins *et al* (2003) proponen un modelo para el cálculo de la viscosidad de líquidos puros a altas presiones utilizando una correlación de viscosidad dinámica para fluidos newtonianos a altas presiones. El modelo propuesto está basado en la teoría de la velocidad absoluta de Eyring para líquidos viscosos y considerando la energía de activación para estos fluidos como una energía termodinámica libre. De acuerdo a la teoría de Eyring la viscosidad de un fluido newtoniano está dada por

$$\eta = \frac{\hbar N}{\bar{V}} \exp\left(\frac{\Delta F^\ddagger}{RT}\right) \quad (2.30)$$

donde  $\eta$  es la viscosidad dinámica del líquido,  $\hbar$  es la constante de Planck,  $N$  el número de Avogadro,  $\bar{V}$  es el volumen molar del líquido,  $\Delta F^\ddagger$  es la energía molar de activación del fluido. Realizando ajustes y determinación de diversos parámetros el modelo propuesto por Martins *et al* es,

$$\eta = 26.69 \times 10^{-7} \frac{(MT)^{1/2}}{\sigma^2} (1 + B_1 P + B_2 P^2) \times \left\{ \frac{RT}{ZRT - bP} \left[ \frac{2ZRT + b(u-k)}{2ZRT + b(u+k)} \right]^{a/bkRT} \right\} \quad (2.31)$$

donde  $R$  es la constante de los gases,  $T$  temperatura,  $P$  presión,  $Z$  factor de compresibilidad,  $k = \sqrt{u^2 - 4w}$ ,  $b$ ,  $u$  y  $w$  es un parámetro determinado por condiciones matemáticas. Las propiedades termodinámicas de los compuestos puros son obtenidas a partir de literatura. El modelo propuesto fue evaluado a partir

de 4380 datos experimentales, de 49 líquidos, a un intervalo de temperaturas de 0.4-0.7 y en un intervalo de presiones de 0.1 a 250 MPa. Los líquidos estudiados fueron *n*-alcanos (C<sub>1</sub>-C<sub>16</sub>, C<sub>18</sub>), *i*-alcanos (C<sub>4</sub>, C<sub>5</sub> y C<sub>8</sub>), ciclo alcanos (ciclopentano, ciclohexano, metilciclohexano y etilciclohexano), aromáticos (benceno, tolueno, metilbenceno, *n*-butilbenceno, *o*-, *m*- y *p*-xileno, 1,3,5-trimetilbenceno y 1-metilnaftaleno), *n*-alcoholes (C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>), ésteres (*n*-propil acetato y *n*-butil acetato), 2-propanol, 1-butilamina, argón, nitrógeno, oxígeno, amonio y agua. La desviación reportada para *n*-alcanos es de 1.30% la cual fue obtenida al ser comparada con los datos experimentales de Monnery *et al* (1998).

Yucel (2005) estudio métodos empíricos y semi-teóricos para determinación de viscosidad de mezclas binarias de *n*-alcanos a presión atmosférica e intervalos de temperatura de 288 a 333 K. El método empírico utilizó una versión modificada de la ecuación de Andrade y la regla de mezclas simples. En el método semi-teórico emplea la teoría de esfera dura de Enskog para fluidos densos y el principio de estados correspondientes. Las viscosidades para mezclas binarias de *n*-heptano con *n*-hexano y *n*-nonano se calcularon utilizando este método a diferentes composiciones, requiriendo de las propiedades críticas y puntos normales de ebullición como datos de entrada. Las predicciones se compararon con datos experimentales reportados en literatura y se reporta una desviación porcentual absoluta de 1.2 y 0.9 %, utilizando el método empírico y semiteórico respectivamente, lo anterior para 27 puntos seleccionados.

Zhang y Ely (2004) realizaron el cálculo de viscosidades de alcanos (propano, isobutano y nonano), alcoholes (etanol, propanol, isopropanol y 2-butanol) y mezclas de isopropanol+nonano usando métodos computacionales de no-equilibrio y la dinámica de equilibrio molecular. El nonano, isopropanol y las mezclas de isopropanol+nonano fueron realizadas en respuesta a las pruebas obtenidas por simulación industrial. Las interacciones intermoleculares fueron modeladas usando una unidad atómica anisotrópica Buckingham, los parámetros especiales de energía se optimizaron usando datos de viscosidad de compuestos puros. Los resultados obtenidos se compararon con datos de literatura resultando que el modelo de unidad atómica anisotrópica junto con un modelo exponencial 6 propuesto pueden dar predicciones menores del 10% para alcanos y alcoholes puros, así como para la mezcla isopropanol+nonano.

### 2.3. Planteamiento del problema

Las propiedades termodinámicas, son de gran interés para describir un sistema termodinámico, ya que estas nos permiten observar de manera macroscópica valores que ayudan al manejo adecuado de estos sistemas. Estas propiedades pueden clasificarse en extensivas, las cuales dependen de la cantidad de materia (por ejemplo el volumen, densidad y viscosidad) y las intensivas que son independientes de la cantidad de materia, entre estas podemos mencionar la presión y temperatura.

En nuestro caso, para poder establecer una correlación que utilice el Principio de Congruencia es necesario obtener funciones lineales que puedan relacionar la viscosidad con el número de átomos de carbono de los compuestos. La ventaja de correlaciones obtenidas de manera lineal, es que son expresiones relativamente simples, pudiendo con esto obtener funciones simples que dependan del número de átomos de carbono y de la temperatura. Lo cual hace que la aplicación de la ecuación sea de manera sencilla sin necesidad de conocer propiedades de compuestos de referencia, realizar ajustes o conocer un mayor número de parámetros para la predicción de la viscosidad líquida de las series de estudio (*n*-alcanos y 1-alcoholes).

## Capítulo 3. METODOLOGÍA

### 3.1. Valoración de datos experimentales

Dentro del Capítulo 2, podemos observar parte de la bibliografía consultada, la cual hace referencia a datos experimentales, así como los instrumentos utilizados para dichas mediciones y errores reportados, cuyos valores medidos de viscosidad son utilizados dentro del desarrollo de las ecuaciones.

En la búsqueda efectuada se encontraron escasez de datos correspondientes a mezclas líquidas binarias, algunas de las cuales son medidas en el presente trabajo y cuya realización se describe en puntos posteriores del capítulo actual.

La valoración tanto de los datos experimentales como de las correlaciones existentes consistió en descartar mediciones o predicciones de viscosidad con errores superiores al 10%, así como aquellos realizados en años anteriores a 1989.

### 3.2. Medición experimental de viscosidad de mezclas líquidas binarias

Se realizaron mediciones de viscosidad para las mezclas binarias 1-alcohol + 1-alcohol las cuales son: etanol+1-octanol, etanol+1-nonanol y etanol+1-decanol a presión atmosférica en todo el intervalo de composición de 0 a 1 en diferentes incrementos dependiendo de la mezcla medida (las composiciones pueden observarse en el Apéndice A) y a temperaturas desde 293.15 a 333.15 K en incrementos de 5 grados. Así mismo, se midieron mezclas líquidas binarias *n*-alcano+1-alcohol, dentro de las cuales tenemos: *n*-dodecano+1-octanol, *n*-dodecano+1-heptanol, *n*-dodecano+1-hexanol y *n*-dodecano+1-pentanol, así como *n*-hexadecano+1-decanol, *n*-hexadecano+1-nonanol, *n*-hexadecano+1-octanol, *n*-hexadecano+1-heptanol, *n*-hexadecano+1-hexanol y *n*-hexadecano+1-pentanol, a diferentes composiciones dependiendo de la mezcla (estas pueden observarse en el Apéndice B), en un intervalo de temperaturas de 293.15 K a 353.15 K con incrementos de 5 grados en el caso de mezclas conteniendo *n*-dodecano, en las mezclas de *n*-hexadecano el intervalo de temperaturas es de 293.15 K a 363.15 K en incrementos de 5 grados. Se midieron *n*-dodecano y *n*-hexadecano puros, los demás compuestos en forma pura no fueron medidos ya que en trabajos realizados por Guzmán-López (2007) son reportados. Para las mediciones anteriores se utilizó un viscosímetro Stabinger SVM 3000 el cual tiene una repetibilidad de 0.10%.

### 3.2.1. Material y equipo

Las sustancias empleadas en esta investigación para las mezclas 1-alcohol +1-alcohol, y *n*-alcano+1-alcohol son observadas en la Tabla 3.1.

**Tabla 3.1.** Características de los compuestos utilizados para las mezclas 1-alcohol+1-alcohol y *n*-alcano+1-alcohol.

Compuesto	Pureza	Marca
Sistema		
1-alcohol+1-alcohol		
1-etanol	99.9% (v/v)	J.T.Baker
1-octanol	99.54%	Aldrich
1-nonanol	99.3%	Fluka
1-decanol	98.7%	Aldrich
Sistema		
<i>n</i> -alcano+1-alcohol		
<i>n</i> -dodecano	99+%	Sigma-Aldrich
<i>n</i> -hexadecano	99+%	Sigma-Aldrich
1-decanol	99%	Aldrich
1-nonanol	98%	Fluka
1-octanol	99%	Sigma
1-heptanol	≥99%	Fluka
1-hexanol	≥99%	Sigma-Aldrich
1-pentanol	99+%	Sigma-Aldrich

Se manejaron directamente como fueron envasados por el proveedor, sin tratamiento previo alguno. Las mezclas se prepararon suponiendo solución ideal. Cuando los líquidos se mezclan para dar una solución ideal, no hay efectos de calor y las propiedades son estrictamente aditivas. El volumen de una solución ideal es la suma de los volúmenes de los componentes líquidos. No hay expansión o compresión cuando los líquidos son mezclados. Utilizando este concepto todas las mezclas se prepararon gravimétricamente, utilizando una balanza analítica Modelo Voyager, de la marca Ohaus, con una precisión de  $\pm 0.1$  mg.

El viscosímetro Stabinger SVM 3000 es un viscosímetro de rotación con geometría cilíndrica. Está construido según el modificado principio de Couette, con el tubo exterior en rotación y el objeto de medición en el interior, con una rotación más lenta (Figura 3.1). La medición con viscosímetros de rotación está basada en una medición de torque y de revolución. En el interior del SVM 3000, un imán en rotación crea un campo de corriente inducida con un momento de frenado exacto en dependencia de la revolución. La celda de medición es muy pequeña y contiene un tubo en rotación con régimen constante, llenado con la muestra. A su vez, en la muestra flota el rotor de medición (con el imán integrado), que por su baja densidad

es centrado por la fuerza centrífuga. El rotor flota libremente y no precisa ningún cojinete. La falta de cojinete significa la ausencia de fricción. Por lo tanto, el aparato además de ser insensible a sacudidas, permite que la cantidad diminuta de muestra pueda cambiar rápidamente de temperatura (Peltier) y posibilita un tiempo de adaptación muy bajo. Al poco tiempo de iniciar la medición, el rotor alcanza un régimen estable, que es determinado por el equilibrio entre el efecto de frenado de la corriente inducida y las fuerzas propulsoras de corte de la prueba. Con el régimen del rotor se calcula la viscosidad dinámica.

Para poder calcular la viscosidad cinemática basada en la viscosidad dinámica, debe ser conocida la densidad de la muestra. Este es el motivo por el que el SVM 3000 está equipado con una celda de medición de densidad, según el conocido principio de oscilación del tubo en "U". Ambas celdas son llenadas en una fase de trabajo y la medición se realiza al mismo tiempo.

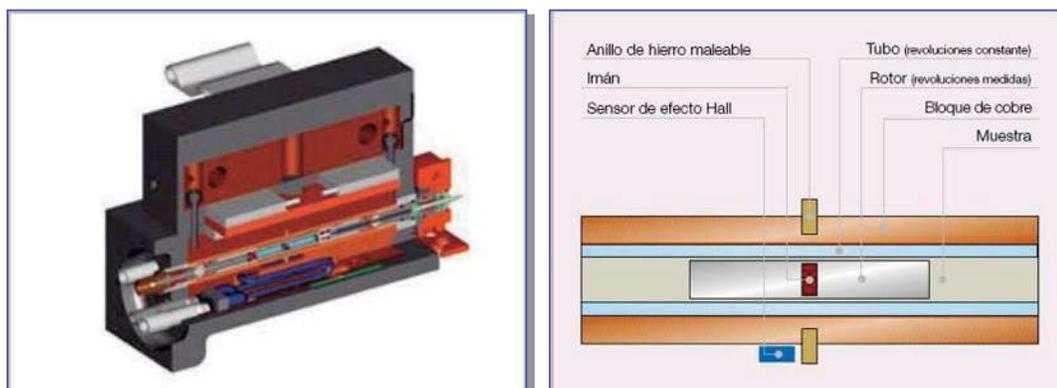


Figura 3.1. Partes del viscosímetro SVM 3000.

### 3.2.2. Análisis de resultados experimentales

Los datos experimentales se ajustaron a la ecuación de McAllister (1960) la cual ha sido ampliamente usada para correlacionar viscosidades cinemáticas. La ecuación de McAllister de tres cuerpos es,

$$\ln \nu = x_1^3 \ln \nu_1 + 3x_1^2 x_2 \ln \nu_{12} + 3x_1 x_2^2 \ln \nu_{21} + x_2^3 \ln \nu_2 - \ln \left[ 1 + x_2 \left( \frac{M_2}{M_1} \right) \right] + 3x_1^2 x_2 \ln \left[ 1 + \frac{M_2}{M_1} \right] + 3x_1 x_2^2 \ln \left[ 1 + 2\frac{M_2}{M_1} \right] + x_2^3 \ln \left( \frac{M_2}{M_1} \right) \quad (3.1)$$

donde  $v_{12}$  y  $v_{21}$  son parámetros de ajuste, calculados a partir de datos experimentales.

Las propiedades de exceso son de gran importancia para entender la naturaleza de las interacciones moleculares, y han sido utilizados para comprender como interactúan las moléculas entre si dentro de las mezclas. Los volúmenes molares de exceso y las desviaciones de viscosidad fueron calculados por las siguientes ecuaciones:

$$V^E = \frac{x_1 M_1 + x_2 M_2}{\rho_m} - \left( \frac{x_1 M_1}{\rho_1} + \frac{x_2 M_2}{\rho_2} \right) \quad (3.2)$$

$$\Delta\eta = \eta_m - \sum_i^N x_i \eta_i \quad (3.3)$$

donde  $\rho_m$  y  $\eta_m$  son la densidad y la viscosidad dinámica experimental de la mezcla,  $M_1$ ,  $M_2$ ,  $\rho_1$  y  $\rho_2$  son los pesos moleculares y las densidades de los compuestos puros, respectivamente, asimismo  $x_1$  y  $x_2$  son las fracciones molares de las especies involucradas.

Para obtener una idea del comportamiento de las propiedades de exceso, más no el valor numérico correcto, se utilizó una ecuación del tipo Redlich-Kister (1948) y se ajusto a las diferencias de viscosidad usando el método de mínimos cuadrados.

La ecuación de Redlich-Kister es:

$$\Delta\eta = x_1 x_2 \sum_{i=0}^7 a_i (x_1 - x_2)^i \quad (3.4)$$

donde  $a_i$  son los coeficientes ajustados a partir de datos experimentales y obtenidos por medio del método de mínimos cuadrados a diferentes temperaturas.

La desviación estándar está definida como,

$$\sigma = \left[ \frac{\sum (\eta_{\text{exp}} - \Delta\eta_{\text{calc}})^2}{n - m} \right]^{1/2} \quad (3.5)$$

donde  $n$  es el número de puntos experimentales y  $m$  es el número de parámetros.

### 3.3. Desarrollo de la ecuación

Muchas correlaciones para la predicción de la viscosidad de líquidos han aparecido en la literatura. Esta parte del trabajo describe el desarrollo de una correlación para la predicción de viscosidades, la cual en base a los parámetros aplicados tiene dos implementaciones, predecir viscosidades de 1-alcoholes y

*n*-alcanos, esto como función del número de átomos de carbono y de la temperatura, lo anterior basados en el Principio de Congruencia.

### 3.3.1. Principio de Congruencia

Como una explicación al comportamiento termodinámico de las mezclas de *n*-alcanos, Brønsted y Koefoed introdujeron en 1946 el llamado Principio de Congruencia. De acuerdo a estos autores:

“Las propiedades termodinámicas de una mezcla de *n*-alcanos está determinada por la longitud de cadena promedio y el número de carbonos puede ser representado por un promedio en fracción molar de los valores del número de carbonos de los componentes de la mezcla. Las mezclas con la misma longitud de cadena promedio son llamadas congruentes, así que todas las mezclas con longitud de cadena promedio *n* son congruentes con la sustancia hipotética pura C<sub>*n*</sub>H<sub>2*n*+2</sub>”.

### 3.3.2. Funciones para la predicción de viscosidad de 1-alcoholes

En este trabajo utilizamos datos experimentales de viscosidad de diferentes 1-alcoholes obtenidos por Guzmán-López (2007) con un viscosímetro de balín rodante, con los cuales encontramos una expresión para la viscosidad dinámica en términos de la longitud de cadena, la cual tiene la siguiente forma,

$$\eta = A + Bn^k \quad (3.6)$$

donde  $\eta$  es la viscosidad dinámica [mPa.s] y *A*, *B* y *k* son parámetros empíricos de ajuste.

Encontramos que si graficamos la viscosidad contra el número de carbonos elevado a una potencia a diferentes temperaturas se obtienen líneas rectas, con lo cual podemos aplicar el Principio de Congruencia al determinar con esto, una función que pueda generalizar el comportamiento de los compuestos implicados, esta dinámica se observa en la Figura 3.2.

Por lo tanto, las constantes *A*, *B* y *k* son funciones de la temperatura, su funcionalidad se observa en las Figuras 3.3, 3.4 y 3.5.

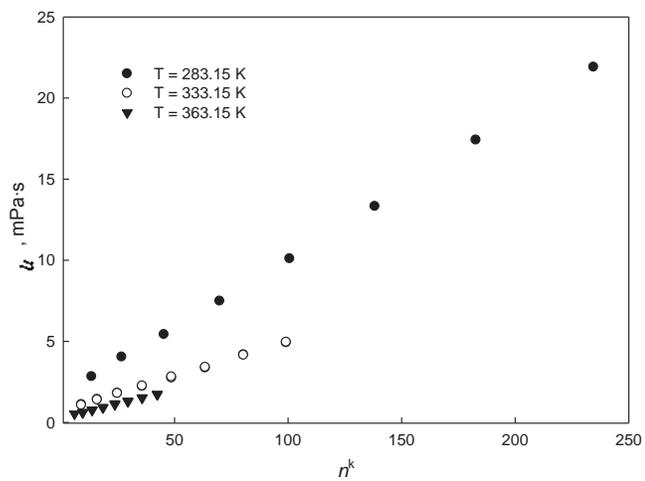


Figura 3.2. Viscosidad dinámica de 1-alcoholes líquidos como función de  $n^k$ .

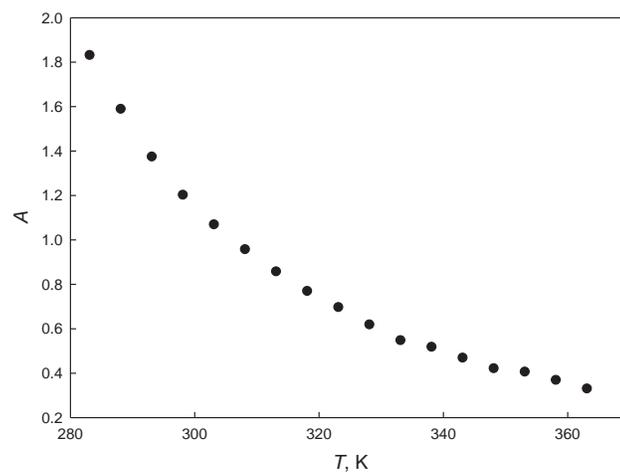


Figura 3.3. Dependencia de la temperatura para la constante  $A$ .

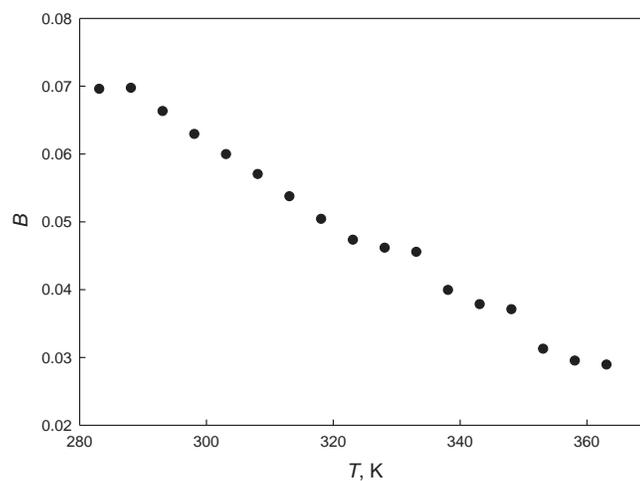


Figura 3.4. Dependencia de la temperatura para la constante  $B$ .

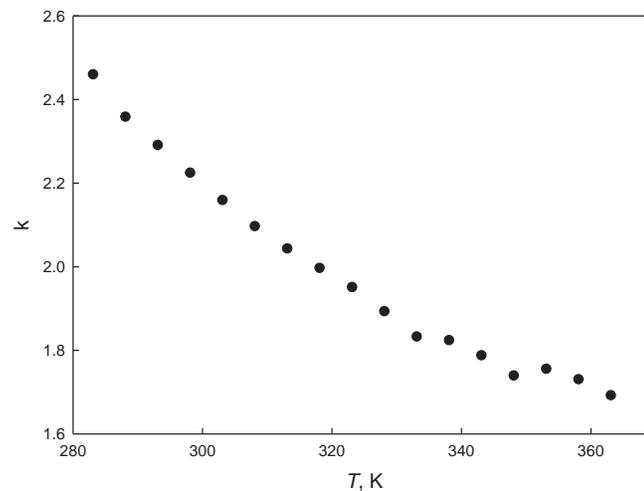


Figura 3.5. Dependencia de la temperatura para la constante  $k$ .

Una vez encontrada la forma funcional se seleccionaron datos experimentales y de literatura colectados por Guzmán-López (2007), a diferentes temperaturas y 1-alcoholes para ajustar la Ecuación 3.6 pero ahora en una forma funcional de temperatura y utilizando el método de mínimos cuadrados se obtuvieron las siguientes ecuaciones,

$$A = -0.086 + \frac{918}{\left(\frac{T}{100}\right)^6} \quad (3.7)$$

$$B = 0.1105 - \frac{0.34}{\left(\frac{T}{100}\right)} + \frac{137}{\left(\frac{T}{100}\right)^7} \quad (3.8)$$

$$k = 5.33 - 11.6 \left(\frac{T}{100}\right)^{0.9} \quad (3.9)$$

### 3.3.3. Aplicación a mezclas líquidas binarias de 1-alcoholes

La ecuación desarrollada (Ecuación 3.6) fue aplicada a mezclas binarias de 1-alcoholes, utilizando una regla de mezclado lineal

$$\eta_{mezcla} = x_1 \eta_1 + x_2 \eta_2 \quad (3.10)$$

en donde  $x_1$  y  $x_2$  son las concentraciones de los compuestos 1 y 2 en fracción masa, así como  $\eta_1$  y  $\eta_2$  son las viscosidades respectivas calculadas con la Ecuación 3.6, a

diferentes intervalos de temperatura y presión atmosférica. La aplicación fue realizada a 15 mezclas binarias, entre las cuales encontramos 1-propanol+1-butanol, 1-decanol+1-undecanol, 1-nonanol+1-decanol, estas solo por mencionar algunas.

#### **3.3.4. Extrapolación de la ecuación para 1-alcoholes**

Se aplicó la Ecuación 3.6 para la predicción de viscosidades de 1-alcoholes a los siguientes miembros de la serie, 1-undecanol y 1-dodecanol en un intervalo de temperaturas de 293.15 K a 313.15 K, tomando en cuenta 10 datos experimentales reportados en literatura. En donde, los parámetros  $A$ ,  $B$  y  $k$  son calculados con las Ecuaciones 3.7, 3.8 y 3.9 respectivamente.

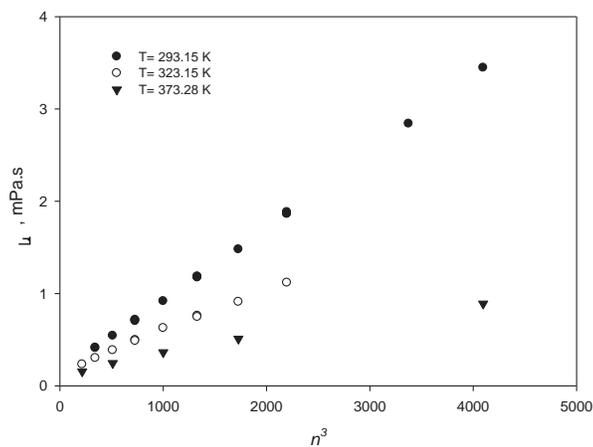
#### **3.3.5. Funciones para la predicción de viscosidad de $n$ -alcanos**

En esta parte utilizamos valores obtenidos de la base de datos DIPPR tomando en cuenta un total de 121 puntos experimentales, desde  $n$ -hexano hasta  $n$ -hexadecano, en un intervalo de temperaturas de 298.15 K hasta 373.28 K, con los cuales obtuvimos diferentes comportamientos que fueron ajustados hasta obtener una forma lineal que nos permitiera el uso del Principio de Congruencia para llegar nuevamente a la aplicación de la Ecuación 3.6 la cual puede generalizar el comportamiento de los  $n$ -alcanos implicados.

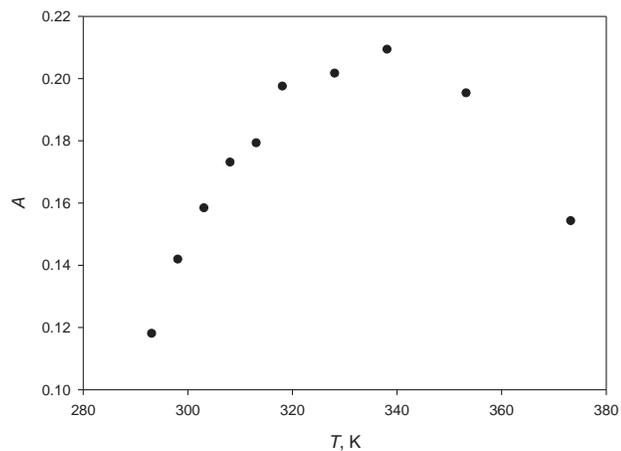
De dicha ecuación tenemos que  $A$ ,  $B$  y  $k$  son parámetros empíricos de ajuste, de los cuales encontramos que la constante  $k$  tiene un valor de 3 para el caso de  $n$ -alcanos, en donde esta variable no depende de la temperatura debido al tratamiento dado a los datos experimentales para llegar al ajuste y aplicación del Principio de Congruencia, ya que la serie tiene una interacción distinta a la que presenta la serie homóloga de 1-alcoholes.

Observamos que si graficamos viscosidad contra el número de átomos de carbono elevado a una potencia de 3, a diferentes temperaturas se obtienen líneas rectas, este comportamiento se observa en la Figura 3.6.

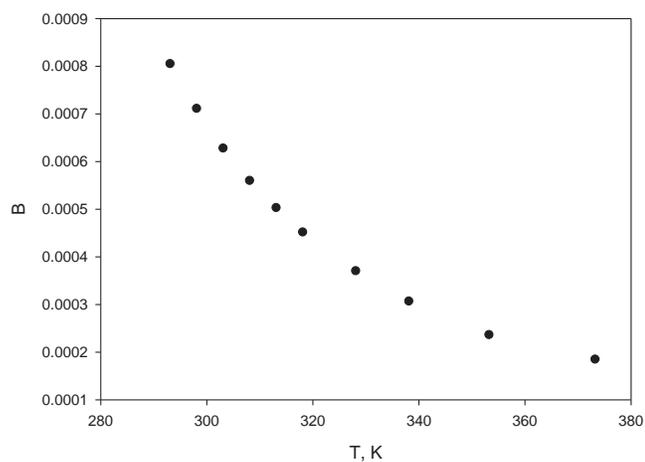
Por lo tanto, solo las constantes  $A$  y  $B$  son funciones de la temperatura, su funcionalidad se observa en las Figuras 3.7 y 3.8.



**Figura 3.6.** Viscosidad dinámica de  $n$ -alcanos líquidos como función de  $n^3$ , en donde  $n$  es el número de átomos de carbono de los  $n$ -alcanos implicados.



**Figura 3.7.** Dependencia de la Temperatura para la constante A.



**Figura 3.8.** Dependencia de la temperatura para la constante B.

Una vez encontrada la forma funcional se utilizó la misma base de datos con mediciones experimentales a diferentes temperaturas y diferentes  $n$ -alcanos para ajustar la Ecuación 3.6 pero ahora en una forma funcional de temperatura y utilizando el método de mínimos cuadrados se obtuvieron las siguientes ecuaciones para los parámetros empíricos de ajuste,

$$A = -9.2828 + 0.07038 \bar{T} - 6.66737 \times 10^{-4} \bar{T}^2 + 2.22999 \times 10^{-7} \bar{T}^3 \quad (3.11)$$

$$B = 0.0578 - 7.73037 \times 10^{-4} \bar{T} + 3.30393 \times 10^{-6} \bar{T}^2 - 2.0603 \times 10^{-9} \bar{T}^3 \quad (3.12)$$

### 3.3.6. Aplicación a mezclas líquidas binarias de $n$ -alcanos

La Ecuación 3.6 desarrollada anteriormente, fue aplicada a mezclas binarias de  $n$ -alcanos, en este tipo de mezclas podemos observar claramente la aplicación del Principio de Congruencia ya que la viscosidad es determinada por la longitud de cadena promedio representada por la Ecuación 3.6, y el número de carbonos puede ser representado por un promedio en fracción masa de los valores del número de átomos de carbono de los componentes de la mezcla, obtenido de la siguiente manera

$$n = \sum_{i=1}^c n_i x_i \quad (3.13)$$

donde  $x_i$  y  $n_i$  son la fracción masa y el número de átomos de carbono respectivamente de los componentes 1 y 2 de la mezcla; una vez obtenida la longitud de cadena promedio, se aplicó la Ecuación 3.6 a diferentes intervalos de composición, temperatura y presión atmosférica a mezclas binarias entre las cuales encontramos  $n$ -heptano+ $n$ -decano,  $n$ -pentano+ $n$ -octano,  $n$ -octano+ $n$ -decano, etc.

### 3.3.7. Extrapolación de la ecuación para $n$ -alcanos

Se aplicó la Ecuación 3.6 para la predicción de viscosidades de  $n$ -alcanos a los siguientes miembros de la serie,  $n$ -eicosano,  $n$ -docosano y  $n$ -tetracosano en un intervalo de temperaturas de 313.2 K a 343.2 K, tomando en cuenta 19 datos experimentales reportados en literatura. En donde, los parámetros  $A$  y  $B$  son calculados con las Ecuaciones 3.11 y 3.12 respectivamente y tomando el valor de 3 para el parámetro  $k$ .

### 3.3.8. Aplicación a mezclas líquidas binarias *n*-alcano+1-alcohol

La Ecuación 3.6 se aplicó a mezclas líquidas binarias de *n*-alcano+1-alcohol, buscando la regla de mezclado que mejor pudiera ajustar al sistema, ya que la interacción entre compuestos no-polares con polares es difícil de predecir, dados los comportamientos y fuerzas que actúan entre las moléculas e iones. En estas interacciones la temperatura juega un papel importante ya que las temperaturas a las cuales se realizan los cambios de fase son indicativo de la intensidad de las fuerzas intermoleculares (Solomons T.W, 2000).

Las reglas de mezclado evaluadas, con la finalidad de encontrar la que pudiera predecir con mayor exactitud la interacción entre los compuestos implicados, se muestran a continuación.

- ❖ Modelo de Grunberg-Nissan (1949), en este procedimiento las temperaturas bajas de viscosidades líquidas están dadas por

$$\ln \eta_{mix} = \sum_i x_i \ln \eta_i + 0.5 \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j G_{ij} \quad (3.14)$$

o para mezclas binarias

$$\ln \eta_m = x_1 \log \eta_1 + x_2 \log \eta_2 + x_1 x_2 G_{12} \quad (3.15)$$

donde  $G_{ii}=0$ ,  $x$  es la fracción mol del líquido y  $G_{ij}$  es un parámetro de interacción el cual está en función de los componentes  $i$  y  $j$ . El procedimiento para la aplicación de la regla es el siguiente:

1. para mezclas binarias de  $i$  y  $j$ , seleccionar  $i$  como el 1-alcohol y  $j$  el  $n$ -alcano,
2. calcular  $\Sigma \Delta i$  y  $\Sigma \Delta j$  a partir de las siguientes contribuciones:

Grupo	Valor de $\Delta i$
-CH <sub>3</sub>	-0.100
>CH <sub>2</sub>	0.096
- OH	-0.443

3. determinar el parámetro  $W$ , donde el número de átomos de carbono en el compuesto  $i$  es  $N_i$  y en  $j$  es  $N_j$

$$W = \frac{(0.3161)(N_i - N_j)^2}{N_i + N_j} - 0.1188(N_i - N_j) \quad (3.16)$$

4. calcular  $G_{ij}$  a partir de

$$G_{ij} = \sum \Delta_i - \sum \Delta_j + W \quad (3.17)$$

$G_{ij}$  en algunas ocasiones es función de la temperatura. Sin embargo, existen datos que sugieren que, para soluciones alcano-alcano o para mezclas de un componente asociado con un componente no asociado  $G_{ij}$  es independiente de la temperatura. No obstante, para mezclas de compuestos no asociados (pero no alcanos solamente) o para mezclas de compuestos asociados,  $G_{ij}$  es una función de la temperatura. Isdale *et al* (1985) sugiere para los dos casos anteriores

$$G_{ij}(T) = 1 - G_{ij} \left[ 98 \frac{573 - T}{275} \right] \quad (3.18)$$

donde T esta expresado en Kelvins.

- ❖ Modelo de Kendall y Monroe (1917) en donde la viscosidad de la mezcla está determinada por la siguiente interacción de los compuestos involucrados

$$\eta_m^{1/3} = x_1 \eta_1^{1/3} + x_2 \eta_2^{1/3} \quad (3.19)$$

- ❖ Ecuación de Arrhenius, la contribución e interacción entre las moléculas involucradas están descritas por un comportamiento de forma logarítmica

$$\log \eta_m = x_1 \log \eta_1 + x_2 \log \eta_2 \quad (3.20)$$

- ❖ Ecuación de Tamura y Kurata, considera la contribución de la densidad de los compuestos involucrados, para la determinación de la interacción de las moléculas descritas en la viscosidad

$$\log \eta_m = x_1 \eta_1 \varphi_1 + x_2 \eta_2 \varphi_2 + 2 \eta_{12} \left( x_1 x_2 \varphi_1 \varphi_2 \right)^{0.5} \quad (3.21)$$

donde  $\varphi_1$  y  $\varphi_2$  son las fracciones volumétricas de los compuestos 1 y 2 de la mezcla determinados por

$$\varphi_1 = \frac{\text{densidad 1} / \text{cm}^3}{\text{densidad 1} / \text{cm}^3 + \text{densidad 2} / \text{cm}^3} \quad (3.22)$$

$$\varphi_2 = \frac{\text{densidad 2} / \text{cm}^3}{\text{densidad 1} / \text{cm}^3 + \text{densidad 2} / \text{cm}^3} \quad (3.23)$$

- ❖ Relación de Van der Wyk (1976) cuya interacción entre los compuestos involucrados esta descrita por la siguiente ecuación

$$\ln \eta_m = x_1^2 \ln \left( \frac{\eta_{OH} \eta_{Alcano}}{\eta_{12}^2} \right) + 2x_1 \ln \left( \frac{\eta_{12}}{\eta_{Alcano}} \right) + \ln \eta_{Alcano} \quad (3.24)$$

en donde  $x_1$  es la fracción masa del alcohol en la mezcla,  $\eta_{OH}$  y  $\eta_{Alcano}$  son las viscosidades dinámicas del 1-alcohol y  $n$ -alcano, ambas calculadas con la Ecuación 3.6 para los respectivos compuestos puros.

El parámetro de interacción  $\eta_{12}$  tanto en la Ecuación de Tamura y Kurata como en la relación de Van der Wyk se espera que sea una contribución de los dos compuestos involucrados pero de manera similar, por lo tanto se propone la siguiente relación

$$\eta_{12} = \ln \eta_{OH} + \eta_{Alcano} \quad (3.25)$$

**Capítulo 4. RESULTADOS**

**4.1. Mediciones experimentales de viscosidad de mezclas líquidas binarias  
1-alcohol + 1-alcohol**

Se realizaron mediciones de viscosidades dinámicas de las mezclas de 1-etanol+1-octanol, 1-etanol+1-nonanol y 1-etanol+1-decanol en un intervalo de composición de 0 a 1 y diferentes incrementos, las composiciones pueden observarse en las graficas correspondientes a cada mezcla y en la Tabla 4.1 en donde se muestran los valores de viscosidad medidos con el viscosímetro SVM 3000 de la mezcla 1-etanol+1-octanol. Estos datos fueron comparados con la ecuación de Teja y Rice (1981) (Ecuación 2.21) obteniendo un error porcentual promedio de 8.8 %. Además los datos experimentales se ajustaron a la ecuación de McAllister (Ecuación 3.1), la Figura 4.1 muestra el comportamiento de los datos experimentales con respecto a las predicciones obtenidas con las ecuaciones de Teja y Rice (1981) y McAllister (1960). En la Tabla 4.2 se observan los parámetros calculados para la ecuación de McAllister de todas las mezclas, observando un error porcentual promedio de 1.26%. En la Figura 4.2, se pueden observar los errores obtenidos con respecto a las ecuaciones mencionadas, dentro de las cuales podemos observar que los errores obtenidos con la ecuación de Teja y Rice están por encima de los valores reales, esto puede ser por efecto de la polaridad de los compuestos y las limitantes de dicha ecuación mencionadas en el capítulo 2. Los errores son menores con la ecuación de McAllister dado que estas predicciones son basadas en los datos medidos experimentalmente en este trabajo, los cuales son utilizados para obtener los valores correspondientes a los parámetros de McAllister que ayudan al ajuste.

**Tabla 4.1.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol (1) +1-octanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
$T = 293.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
0.20544	0.8218	6.9128	0.20544	0.8040	3.2256
0.29973	0.8202	5.9873	0.29973	0.8021	2.8810
0.50012	0.8153	4.2489	0.50012	0.7967	2.1887
0.60008	0.8119	3.4703	0.60008	0.7929	1.8568
0.80011	0.8036	2.1692	0.80011	0.7838	1.2683

**Tabla 4.1** (continuación). Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol +1-octanol.

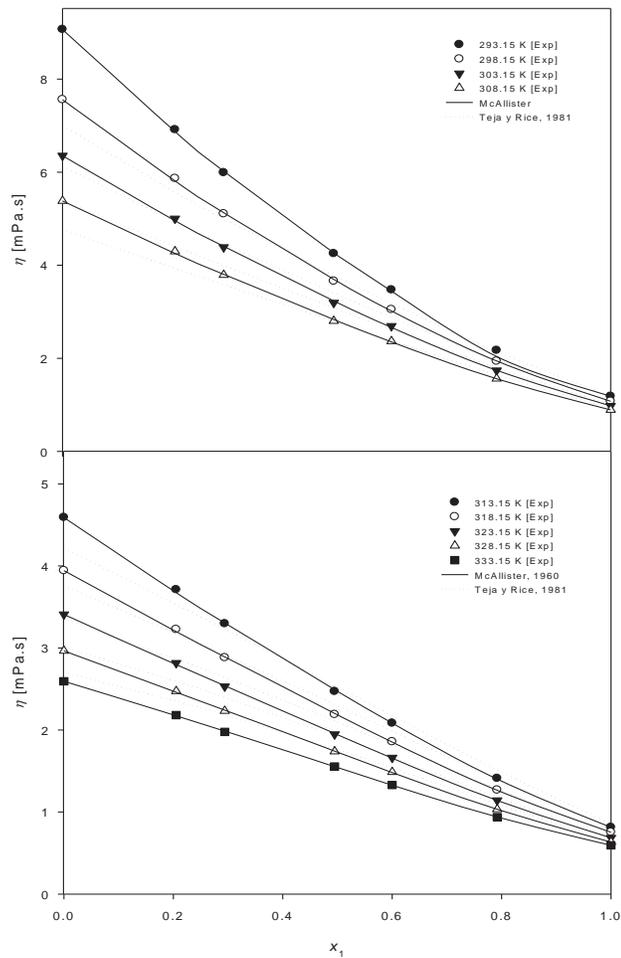
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
$T = 298.15$ K			$T = 323.15$ K		
0.20544	0.8183	5.8630	0.20544	0.8004	2.8162
0.29973	0.8167	5.1049	0.29973	0.7984	2.5307
0.50012	0.8117	3.6565	0.50012	0.7929	1.9471
0.60008	0.8083	3.0463	0.60008	0.7889	1.6622
0.80011	0.7998	1.9372	0.80011	0.7796	1.1426
$T = 303.15$ K			$T = 328.15$ K		
0.20544	0.8148	5.0023	0.20544	0.7967	2.4733
0.29973	0.8131	4.3857	0.29973	0.7947	2.2330
0.50012	0.8080	3.1930	0.50012	0.7890	1.7390
0.60008	0.8044	2.6915	0.60008	0.7849	1.4872
0.80011	0.7958	1.7374	0.80011	0.7755	1.0329
$T = 308.15$ K			$T = 333.15$ K		
0.20544	0.8112	4.2955	0.20544	0.7930	2.1815
0.29973	0.8095	3.7910	0.29973	0.7909	1.9777
0.50012	0.8043	2.8017	0.50012	0.7850	1.5554
0.60008	0.8006	2.3661	0.60008	0.7802	1.3307
0.80011	0.7918	1.5633	0.80011	0.7713	0.93833
$T = 313.15$ K					
0.20544	0.8076	3.7112			
0.29973	0.8058	3.2960			
0.50012	0.8006	2.4704			
0.60008	0.7968	2.0833			
0.80011	0.7878	1.4111			

**Tabla 4.2.** Parámetros para la ecuación de McAllister, de las mezclas 1-alcohol+1-alcohol.

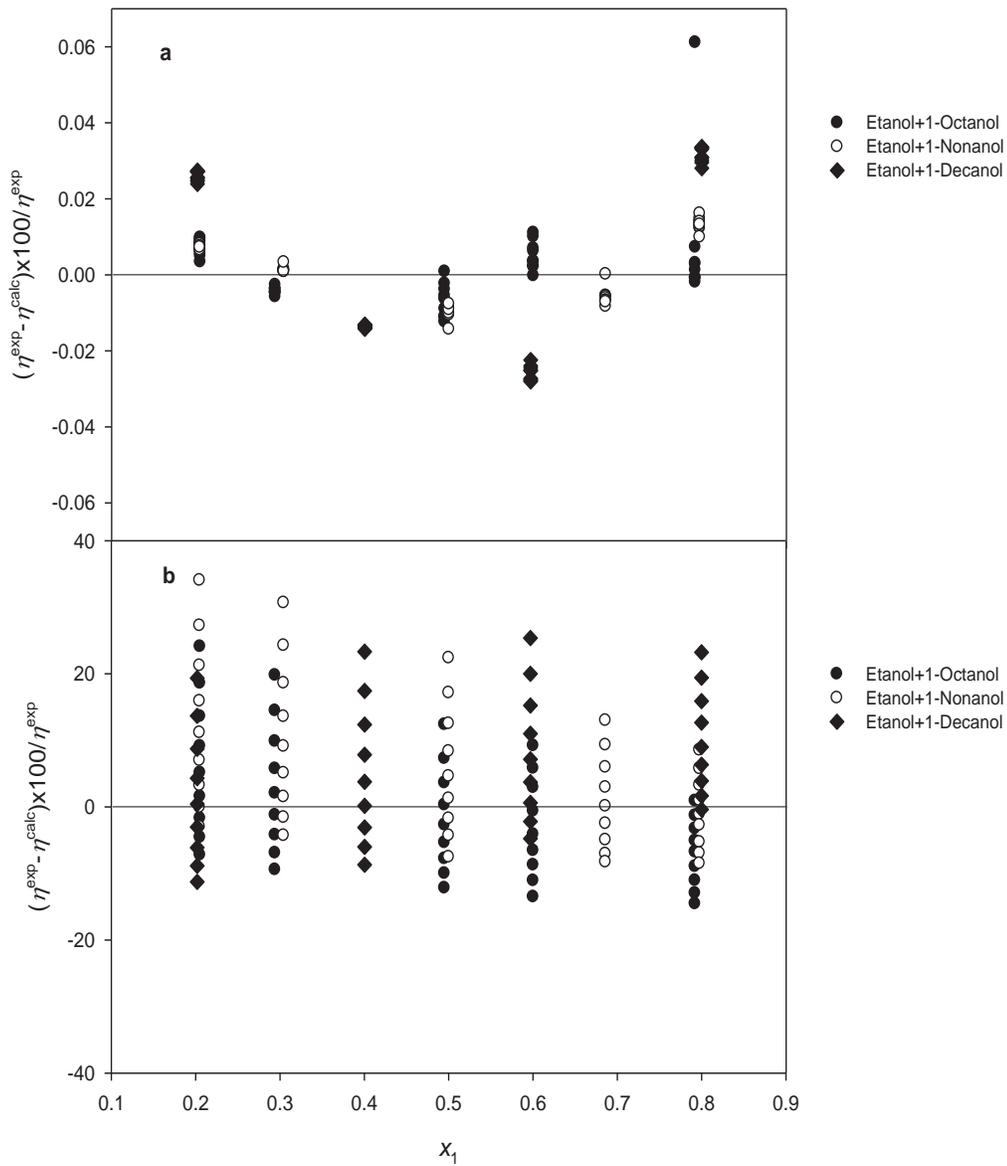
Sistema	T/K	Parámetros de McAllister	
		$v_{12}$	$v_{21}$
1-etanol (1)+1-octanol (2)	293.15	3.907	6.050
	298.15	3.444	5.148
	303.15	3.075	4.414
	308.15	2.731	3.815
	313.15	2.426	3.320
	318.15	2.132	2.933
	323.15	1.922	2.578
	328.15	1.705	2.293
	333.15	1.501	2.050
	1-etanol (1)+1-nonanol (2)	293.15	5.149
298.15		4.518	6.215
303.15		3.987	5.285
308.15		3.539	4.520
313.15		3.149	3.893
318.15		2.786	3.384
323.15		2.492	2.956

**Tabla 4.2** (continuación). Parámetros para la ecuación de McAllister, de las mezclas 1-alcohol+1-alcohol.

Sistema	T/K	Parámetros de McAllister	
		$v_{12}$	$v_{21}$
1-etanol (1)+1-nonanol (2)	328.15	2.227	2.603
	333.15	1.983	2.298
1-etanol (1)+1-decanol (2)	293.15	8.396	7.621
	298.15	7.238	6.427
	303.15	6.275	5.475
	308.15	5.479	4.687
	313.15	4.747	4.071
	318.15	4.125	3.554
	323.15	3.686	3.085
	328.15	3.253	2.713
	333.15	2.848	2.409

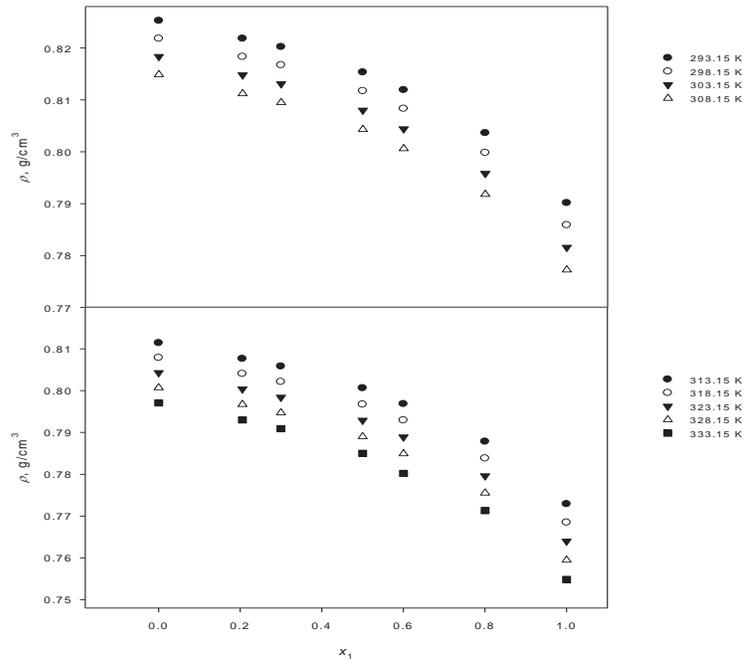


**Figura 4.1.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+1-octanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).



**Figura 4.2.** Errores porcentuales obtenidos con respecto a las ecuaciones **a)** McAllister(1960) y **b)** Teja y Rice (1981) de las mezclas etanol+1-octanol, 1-nonanol y 1-decanol.

A continuación se muestra el comportamiento de la densidad, obtenido en las mediciones de la mezcla etanol+1-octanol (Figura 4.3), así como los parámetros de Redlich-Kister (Ecuación 3.4) obtenidos (Tabla 4.3), dichos valores son utilizados para la predicción de las propiedades de exceso de cada mezcla medida.

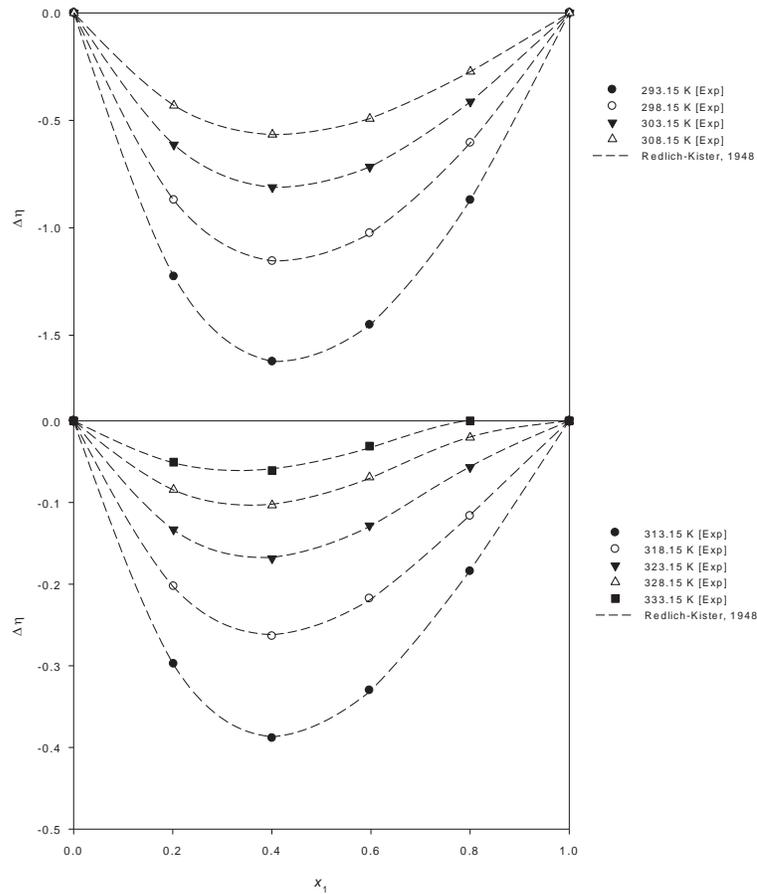


**Figura 4.3.** Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-octanol(2) a diferentes temperaturas.

**Tabla 4.3.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-octanol.

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-3.541	-0.231	0.270	1.206E-02
298.15	-2.611	-0.266	0.494	0.000E+00
303.15	-1.850	-0.256	0.375	0.000E+00
308.15	-1.327	-0.262	0.387	7.747E-03
313.15	-0.950	-0.266	0.415	5.497E-03
318.15	-0.658	-0.298	0.238	4.760E-03
323.15	-0.414	-0.267	0.110	3.427E-03
328.15	-0.263	-0.272	0.024	4.861E-03
333.15	-0.183	-0.279	-0.006	6.707E-03

La Figura 4.4 presenta las desviaciones de viscosidad para la mezcla de etanol+1-decanol y su comparación con la ecuación de Redlich-Kister (Ecuación 3.4). Al observar el comportamiento tanto experimental como el calculado de las propiedades de exceso podemos observar, que las mediciones muestran una conducta que puede ser predicha con mucha exactitud por la ecuación de Redlich-Kister.



**Figura 4.4.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-decanol (2).

Los datos obtenidos de viscosidad, los parámetros de Redlich-Kister para las otras dos mezclas medidas, así como las graficas respectivas, pueden ser observados en el Apéndice A.

#### 4.2. Mediciones experimentales de viscosidad de mezclas líquidas binarias *n*-alcano + 1-alcohol

Se realizaron mediciones de viscosidades dinámicas de las mezclas de *n*-dodecano+1-octanol, *n*-dodecano+1-heptanol, *n*-dodecano+1-hexanol y *n*-dodecano+1-pentanol, así como de *n*-hexadecano+1-decanol, *n*-hexadecano+1-nonanol, *n*-hexadecano+1-octanol, *n*-hexadecano+1-heptanol, *n*-hexadecano+1-hexanol y *n*-hexadecano+1-pentanol, estas fueron medidas en un intervalo de 0 a 1, las composiciones de las mezclas son observadas en las graficas correspondientes a cada una de ellas, ya que estas varían de acuerdo a cada

mezcla, se presentan algunos datos de las mezclas *n*-dodecano+1-heptanol y *n*-hexadecano+1-pentanol en las Figuras 4.5 y 4.6 respectivamente, así como los valores obtenidos de viscosidad de la mezcla *n*-dodecano+1-heptanol (Tabla 4.5). Estos datos fueron ajustaron a la ecuación de McAllister (Ecuación 3.1), observando en las Tablas 4.6 y 4.7, los valores de los parámetros para dicha ecuación, obteniendo un error porcentual promedio de 0.48%, en la Figura 4.7 se muestran los errores obtenidos de la ecuación con respecto a la composición de cada mezcla y observamos que las mezclas conteniendo 1-pentanol advierten un error mayor, lo cual se puede deber a la diferencia entre las longitudes de los compuestos de la mezcla.

**Tabla 4.4.** Error porcentual promedio obtenido al realizar el ajuste a la ecuación de McAllister, para cada una de las mezclas medidas.

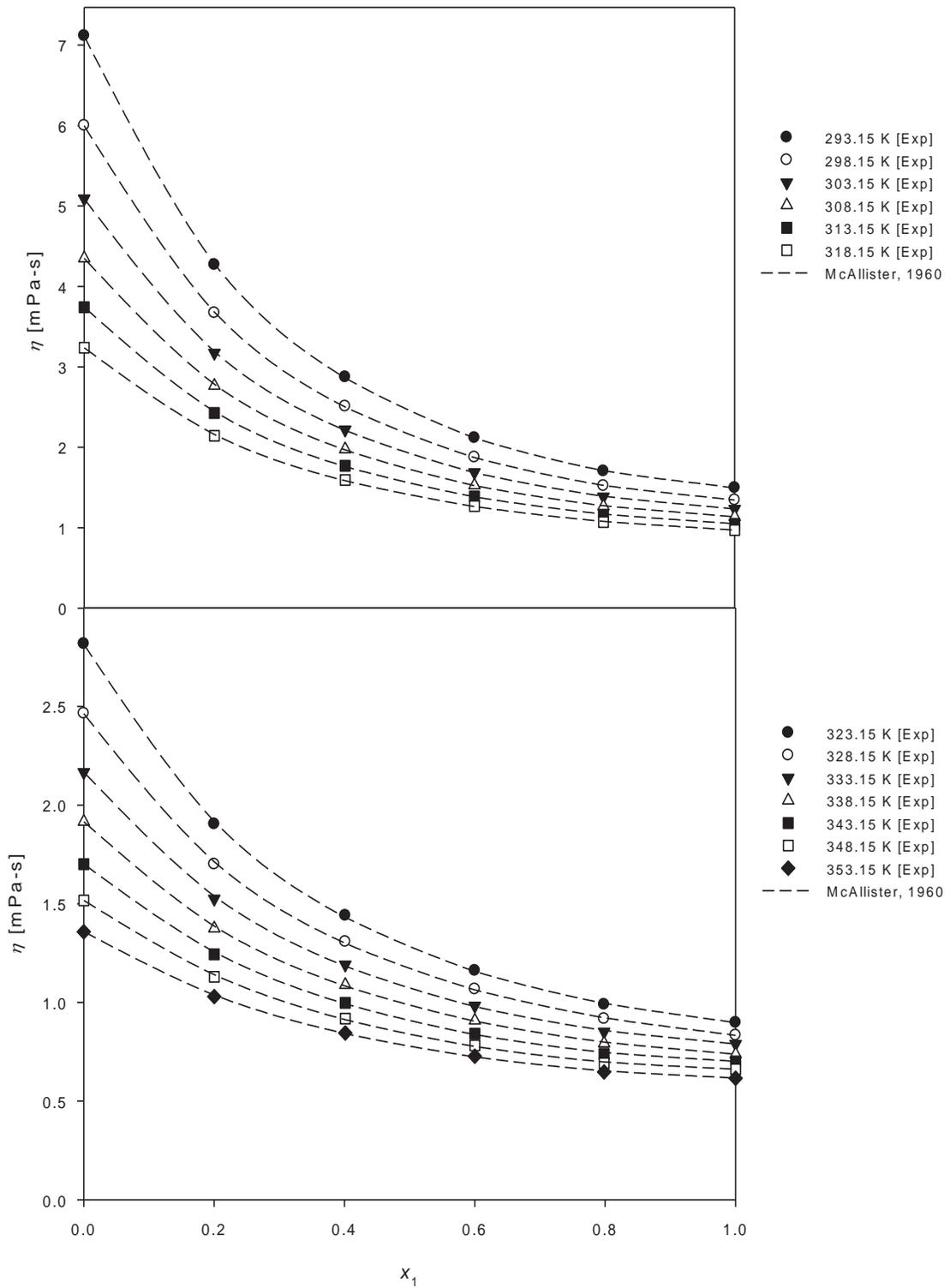
Mezcla		Intervalo de	% Error Promedio
(1)	(2)	Temperaturas, K	
<i>n</i> -dodecano	1-octanol	293.15-353.15	0.46
	1-heptanol	293.15-353.15	0.58
	1-hexanol	293.15-353.15	0.94
	1-pentanol	293.15-353.15	0.19
<i>n</i> -hexadecano	1-decanol	293.15-363.15	0.30
	1-nonanol	293.15-363.15	0.83
	1-octanol	293.15-363.15	0.33
	1-heptanol	293.15-363.15	0.37
	1-hexanol	293.15-363.15	0.51
	1-pentanol	293.15-363.15	0.33

**Tabla 4.5.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-dodecano (1) +1-heptanol (2).

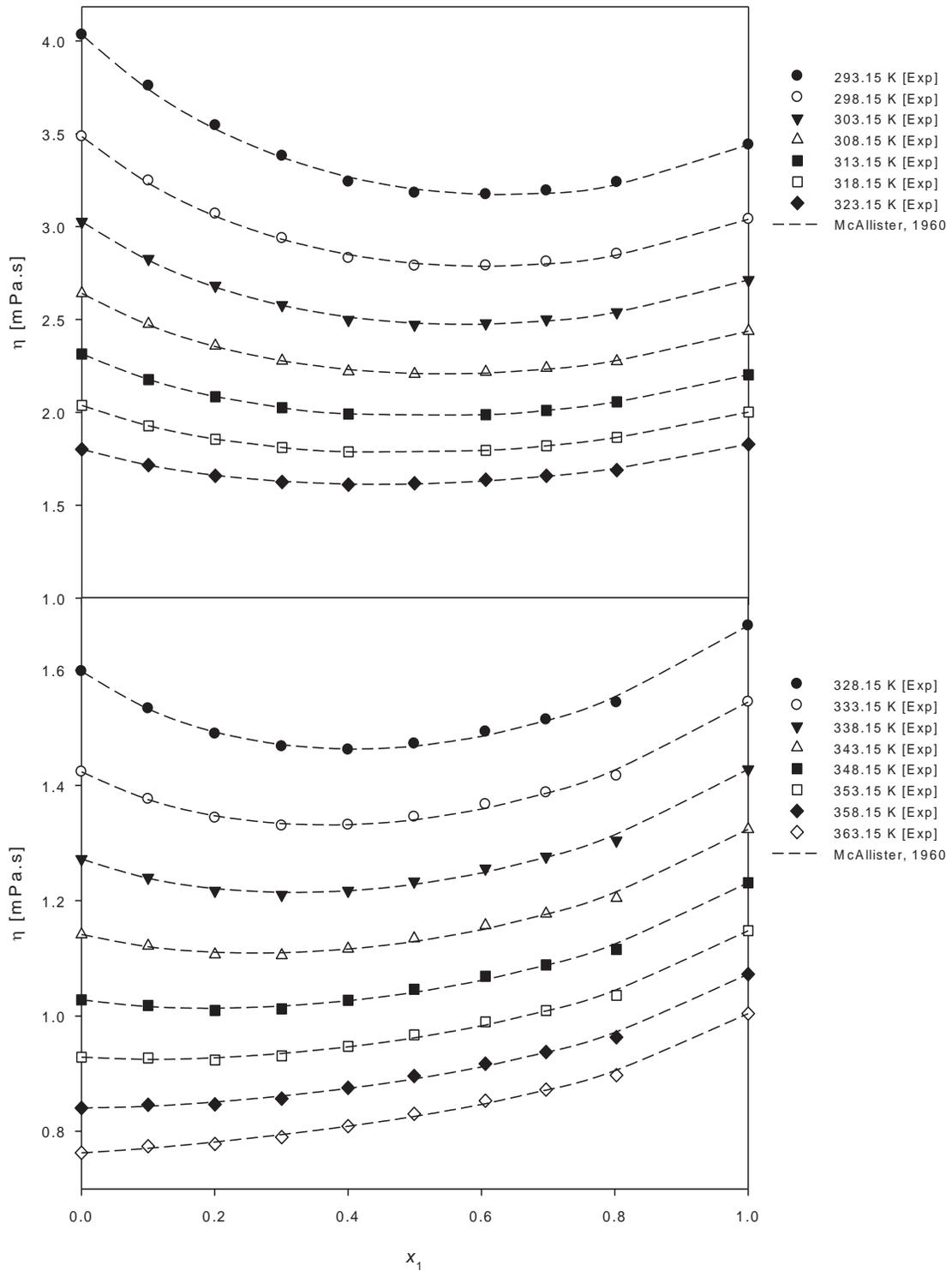
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 328.15 K		
0.2002	0.8005	4.2685	0.2002	0.7748	1.6998
0.4012	0.7837	2.8724	0.4012	0.7577	1.3070
0.6000	0.7697	2.1152	0.6000	0.7436	1.0667
0.7984	0.7577	1.7032	0.7984	0.7318	0.9161
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.2002	0.7970	3.6682	0.2002	0.7710	1.5253
0.4012	0.7801	2.5088	0.4012	0.7539	1.1910
0.6000	0.7660	1.8739	0.6000	0.7397	0.9830
0.7984	0.7541	1.5205	0.7984	0.7279	0.8510

**Tabla 4.5** (continuación). Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-dodecano+1-heptanol.

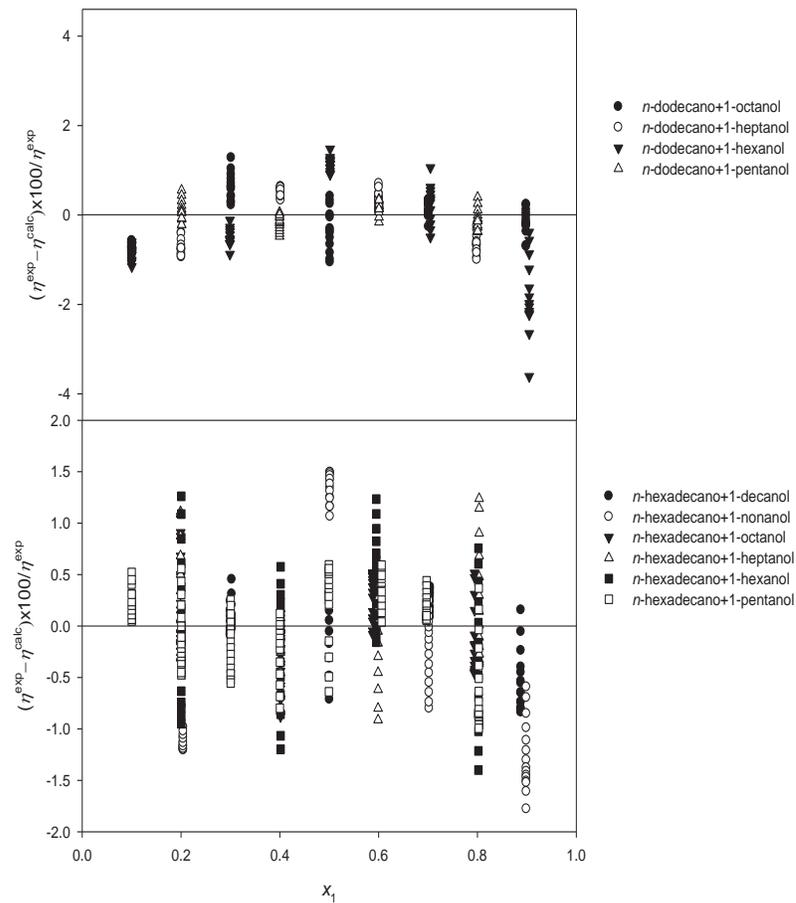
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.2002	0.7933	3.1732	0.2002	0.7671	1.3746
0.4012	0.7764	2.2195	0.4012	0.7500	1.0889
0.6000	0.7624	1.6875	0.6000	0.7359	0.9085
0.7984	0.7504	1.3840	0.7984	0.7241	0.7923
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.2002	0.7897	2.7649	0.2002	0.7632	1.2439
0.4012	0.7727	1.9759	0.4012	0.7461	0.9982
0.6000	0.7586	1.5273	0.6000	0.7320	0.8417
0.7984	0.7467	1.2653	0.7984	0.7202	0.7394
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.2002	0.7860	2.4266	0.2002	0.7593	1.1298
0.4012	0.7690	1.7690	0.4012	0.7421	0.9175
0.6000	0.7549	1.3882	0.6000	0.7280	0.7817
0.7984	0.7430	1.1612	0.7984	0.7163	0.6911
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.2002	0.7823	2.1432	0.2002	0.7553	1.0297
0.4012	0.7652	1.5921	0.4012	0.7381	0.8453
0.6000	0.7512	1.2670	0.6000	0.7240	0.7276
0.7984	0.7393	1.0696	0.7984	0.7124	0.6475
<i>T</i> = 323.15 K					
0.2002	0.7785	1.9037			
0.4012	0.7615	1.4396			
0.6000	0.7474	1.1606			
0.7984	0.7355	0.9884			



**Figura 4.5.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1) +1-heptanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



**Figura 4.6.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-pentanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



**Figura 4.7.** Errores porcentuales obtenidos con respecto a la ecuación de McAllister(1960) para cada una de las mezclas *n*-alcano+1-alcohol medidas.

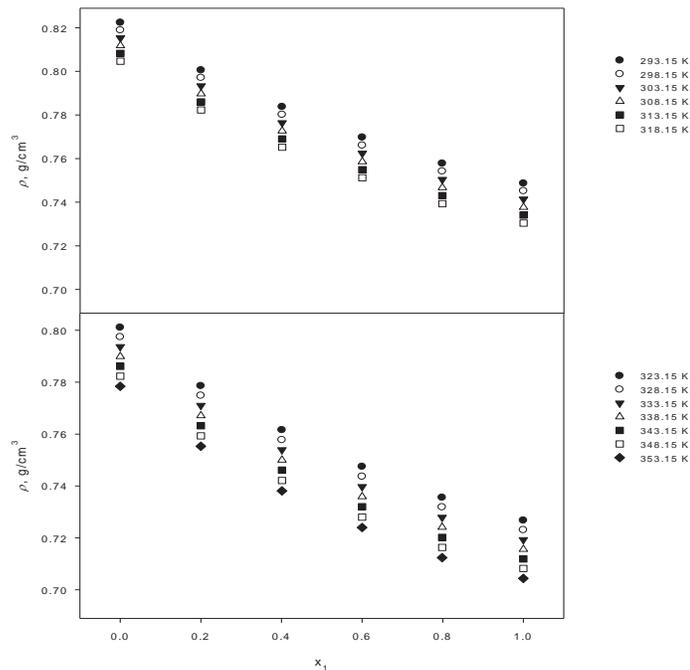
**Tabla 4.6.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-dodecano (1) +1-heptanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	1.755	2.822
298.15	1.567	2.463
303.15	1.432	2.161
308.15	1.313	1.911
313.15	1.207	1.705
318.15	1.115	1.530
323.15	1.036	1.380
328.15	0.963	1.251
333.15	0.880	1.151
338.15	0.819	1.054
343.15	0.752	0.976
348.15	0.698	0.903
353.15	0.659	0.830

**Tabla 4.7.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-pentanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.031	3.354
298.15	2.685	2.903
303.15	2.404	2.549
308.15	2.162	2.258
313.15	1.953	2.016
318.15	1.771	1.812
323.15	1.613	1.641
328.15	1.473	1.494
333.15	1.349	1.367
338.15	1.238	1.257
343.15	1.140	1.161
348.15	1.050	1.075
353.15	0.971	0.998
358.15	0.897	0.930
363.15	0.831	0.866

A continuación se muestra el comportamiento de la densidad, obtenido en las mediciones de las mezclas *n*-dodecano+1-heptanol (Figura 4.8), las cuales son utilizadas en las predicciones de las propiedades de exceso de cada mezcla. Así mismo, se observan los parámetros obtenidos al realizar el ajuste para la ecuación de Redlich-Kister (Tabla 4.8).

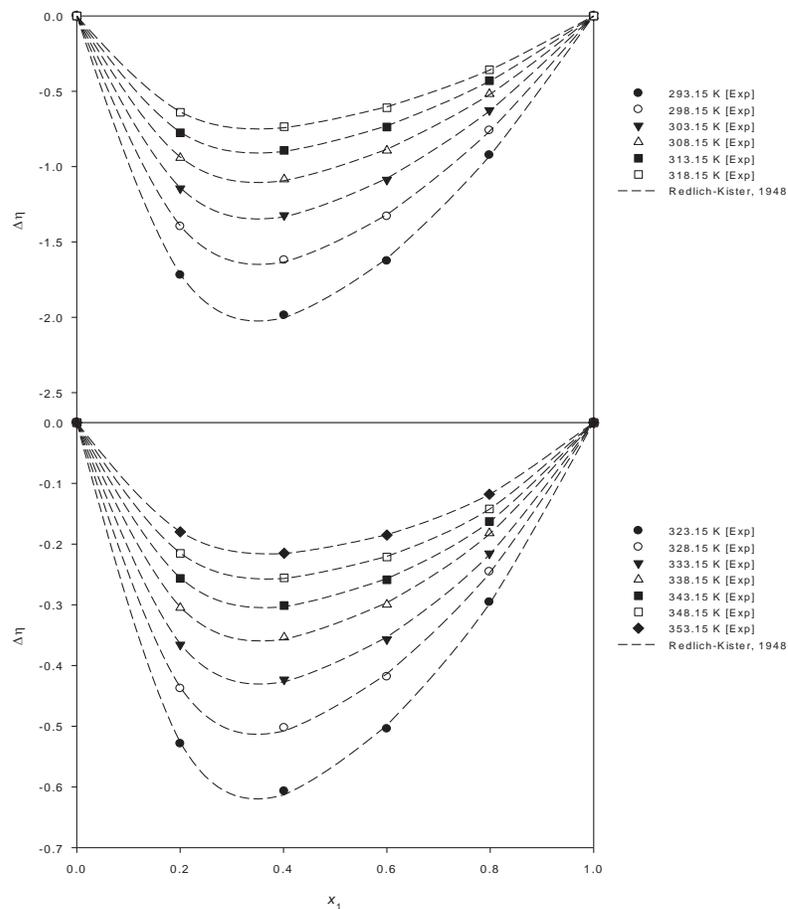


**Figura 4.8.** Densidades experimentales de la mezcla *n*-dodecano (1)+1-heptanol (2) a diferentes temperaturas.

**Tabla 4.8.** Parámetros obtenidos del ajuste de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-heptanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-7.441	4.095	-2.224	2.527E-02
298.15	-6.079	3.281	-1.797	1.860E-02
303.15	-4.962	2.669	-1.549	1.616E-02
308.15	-4.069	2.177	-1.337	1.404E-02
313.15	-3.350	1.774	-1.135	1.199E-02
318.15	-2.765	1.449	-0.956	1.033E-02
323.15	-2.284	1.193	-0.795	9.120E-03
328.15	-1.894	0.982	-0.658	7.908E-03
333.15	-1.602	0.770	-0.585	6.000E-03
338.15	-1.342	0.629	-0.489	4.965E-03
343.15	-1.150	0.483	-0.438	3.069E-03
348.15	-0.979	0.380	-0.377	1.613E-03
353.15	-0.822	0.323	-0.296	7.886E-04

La Figura 4.9 presenta las desviaciones de viscosidad para la mezcla *n*-dodecano+1-heptanol y su comparación con la ecuación de Redlich-Kister.



**Figura 4.9.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-heptanol (2).

Los datos obtenidos de viscosidad, así como las graficas restantes de las mezclas mencionadas, se pueden observar en el Apéndice B.

### 4.3. Ecuación propuesta

#### 4.3.1. Aplicación de la ecuación para 1-alcoholes puros

Se obtuvo una ecuación (Ecuación 3.6) para representar viscosidades dinámicas de 1-alcoholes como función del número de átomos de carbono y de la temperatura. Las Figuras 4.10 y 4.11 muestran una desviación porcentual de  $\pm 2\%$  respecto a datos experimentales, la ecuación es válida en el intervalo de temperaturas de 283.15 K hasta 378.15 K y para alcoholes desde 1-propanol hasta 1-decanol, lo anterior a presión atmosférica.

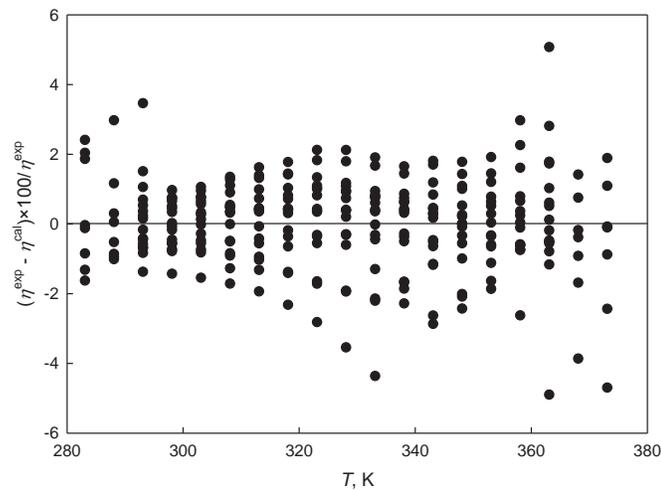


Figura 4.10. Desviación porcentual contra Temperatura de 1-alcoholes puros.

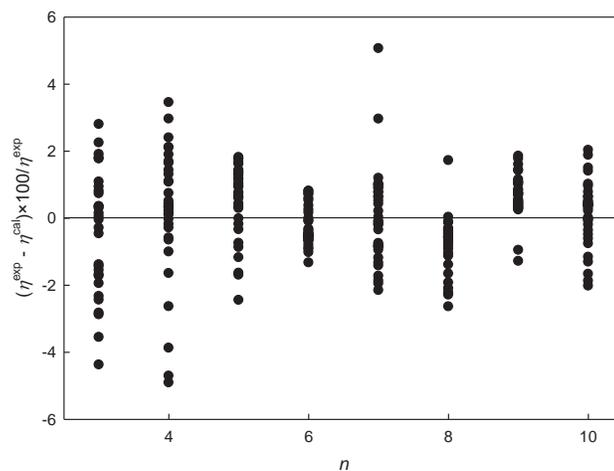


Figura 4.11. Desviación porcentual contra número de carbonos de 1-alcoholes puros.

### 4.3.2. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias de 1-alcoholes

Las Figuras 4.12 y 4.13 muestran una desviación porcentual de  $\pm 2.15\%$  respecto a datos experimentales de mezclas binarias de alcoholes desde 1-propanol hasta 1-decanol. La Tabla 4.9 muestra los errores porcentuales obtenidos al probar la Ecuación 3.6 en mezclas binarias medidas experimentalmente.

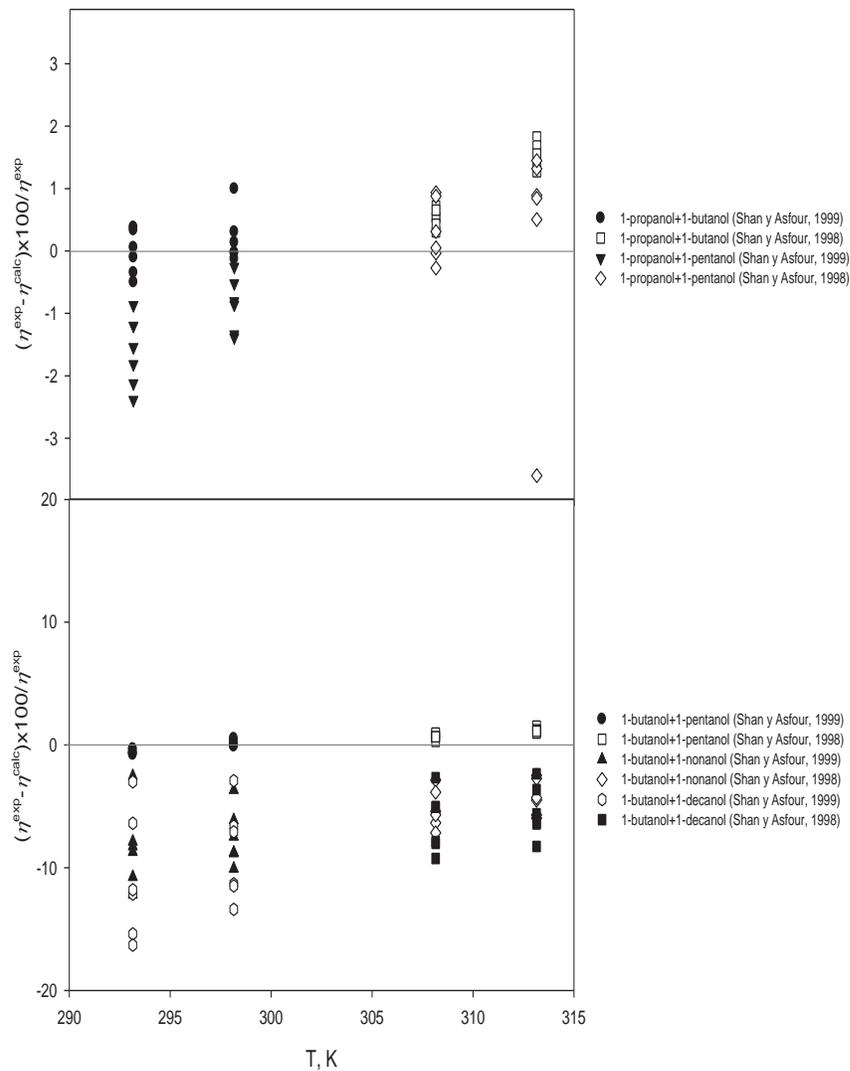


Figura 4.12. Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de 1-alcoholes.

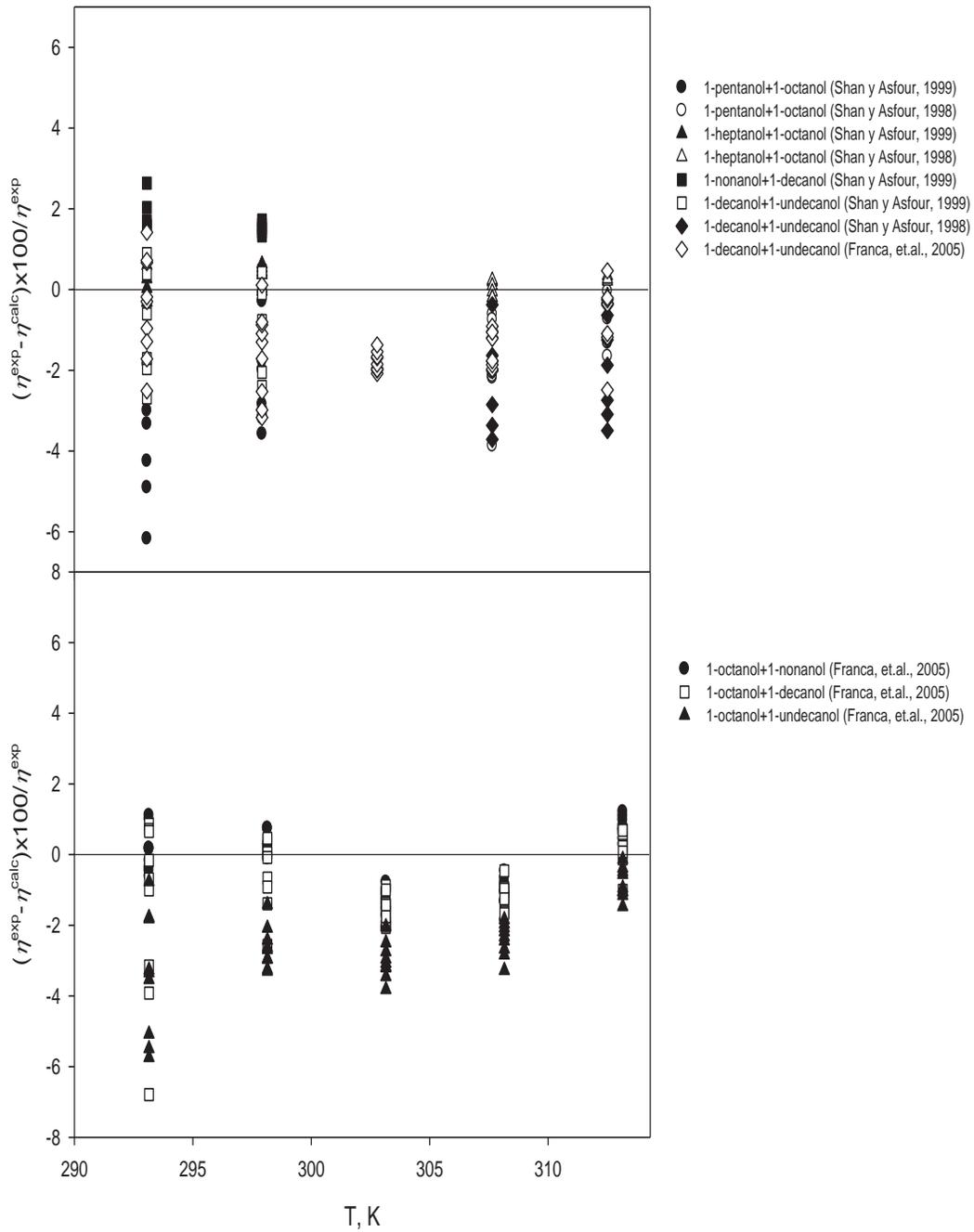
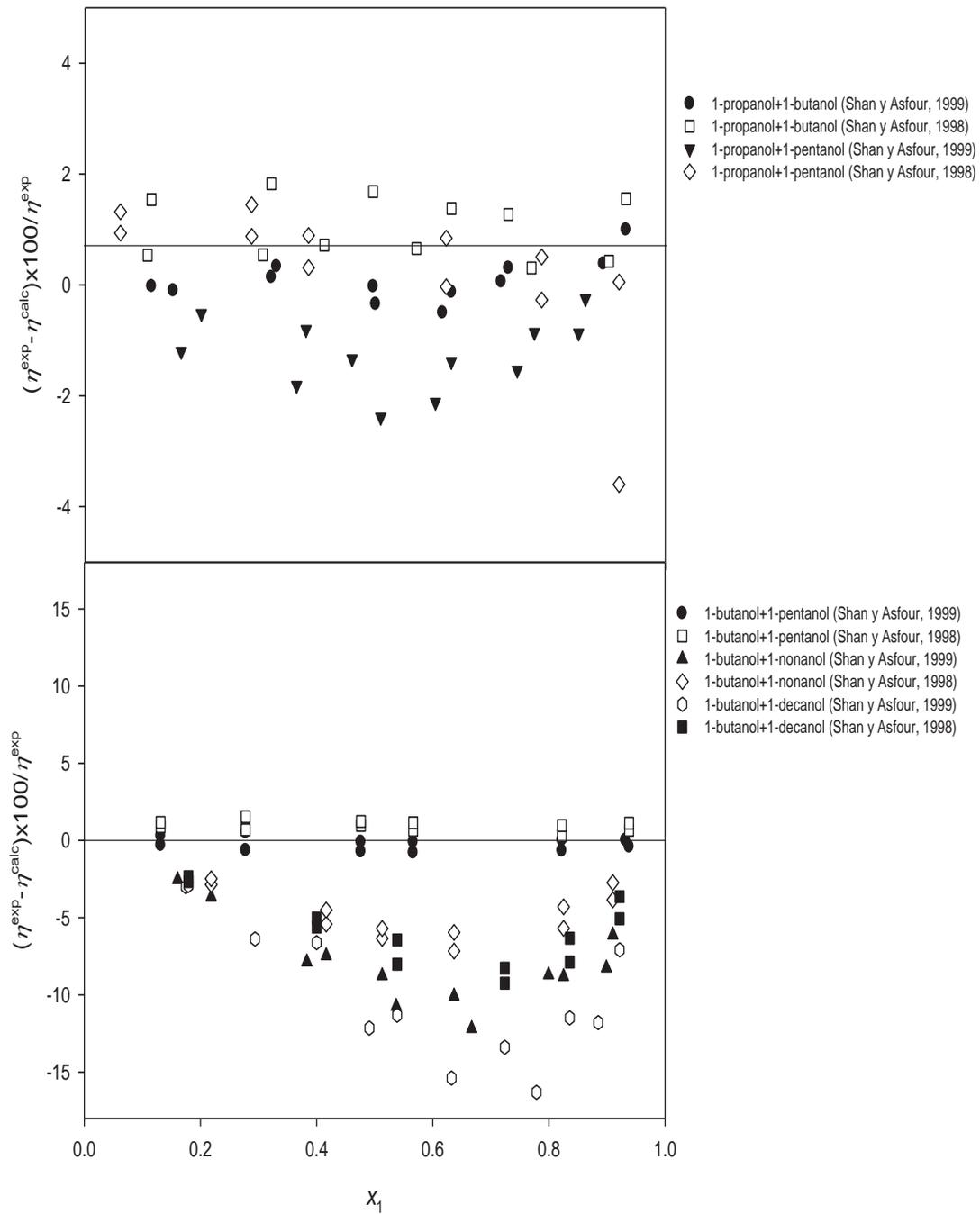
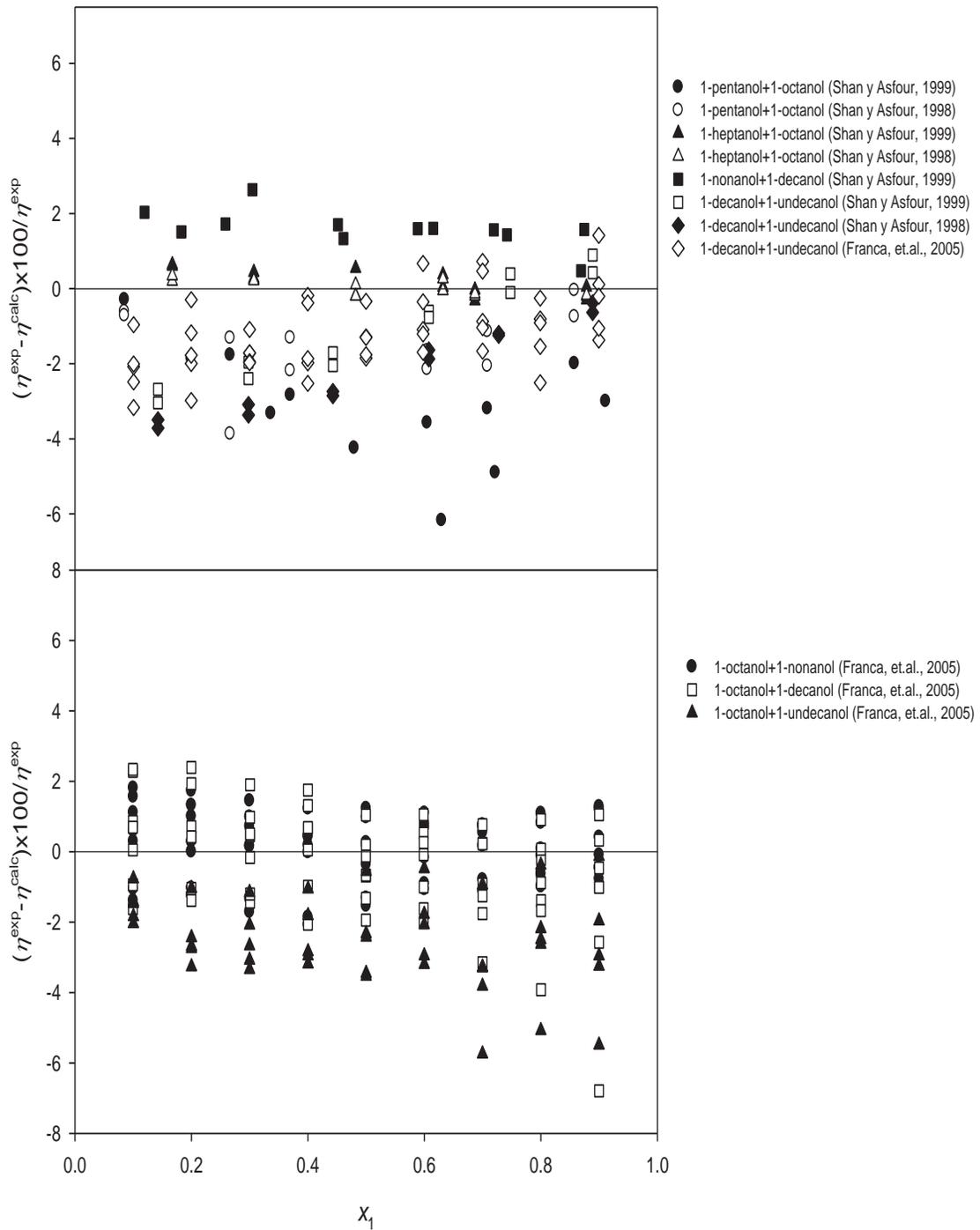


Figura 4.12(continuación). Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de 1-alcoholes



**Figura 4.13.** Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de 1-alcoholes.



**Figura 4.13** (continuación). Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de 1-alcoholes.

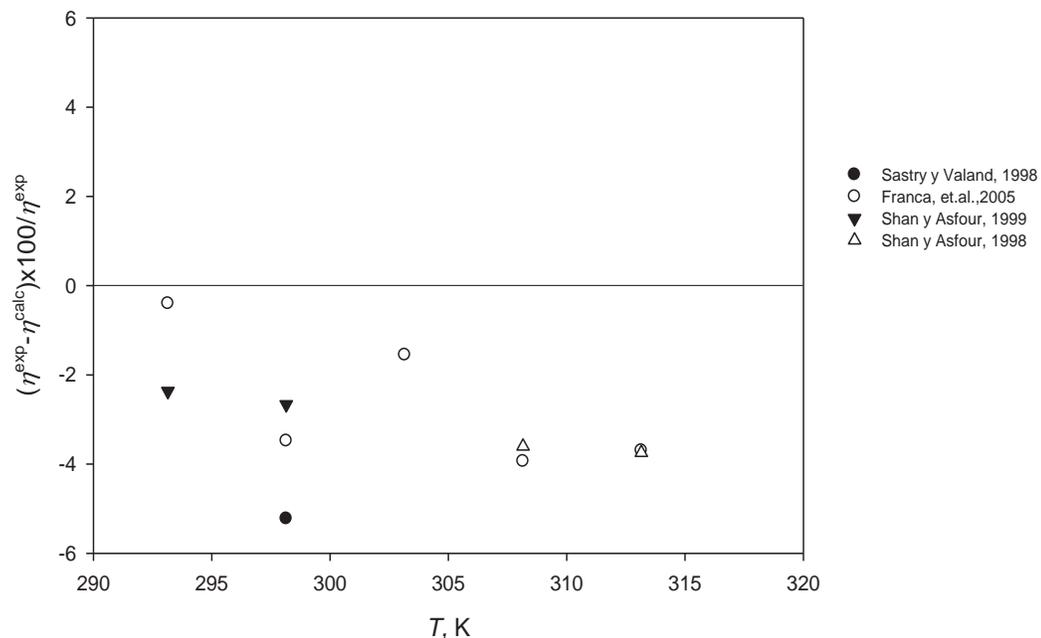
**Tabla 4.9.** Errores porcentuales obtenidos al probar la Ecuación 3.6 en mezclas binarias de 1-alcoholes.

Sistema		Intervalo de Temperatura [K]	Error %
1-propanol +	1-butanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	0.66
	1-pentanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	1.09
1-butanol +	1-pentanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	0.66
	1-nonanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	6.34
	1-decanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	7.85
1-pentanol +	1-octanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	2.28
1-heptanol +	1-octanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	0.25
1-decanol +	1-undecanol	293.15-313.15 <sup>a,b</sup>	1.80
1-nonanol +	1-decanol	293.15, 298.15 <sup>a,b</sup>	1.60
1-octanol +	1-nonanol	283.15-313.15 <sup>c</sup>	0.83
	1-decanol	283.15-313.15 <sup>c</sup>	1.18
	1-undecanol	283.15-313.15 <sup>c</sup>	2.45
1-nonanol +	1-decanol	283.15-313.15 <sup>c</sup>	1.05
	1-undecanol	293.15- 313.15 <sup>c</sup>	1.87
1-decanol +	1-undecanol	293.15- 313.15 <sup>c</sup>	1.35

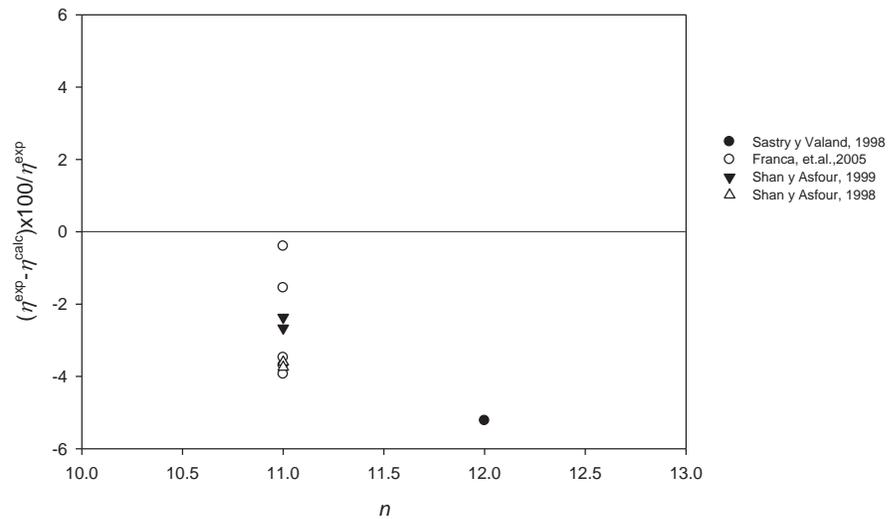
<sup>a</sup>Shan y Asfour, 1998, <sup>b</sup>Shan y Asfour, 1999, <sup>c</sup>Franca *et al.*, 2005

#### 4.3.3. Extrapolación de la ecuación para 1-alcoholes

Se aplico la Ecuación 3.6 para la predicción de viscosidades de 1-alcoholes a 1-undecanol y 1-dodecanol. Las Figuras 4.14 y 4.15 muestran una desviación porcentual de  $\pm 3.07\%$  respecto a datos experimentales reportados en literatura.



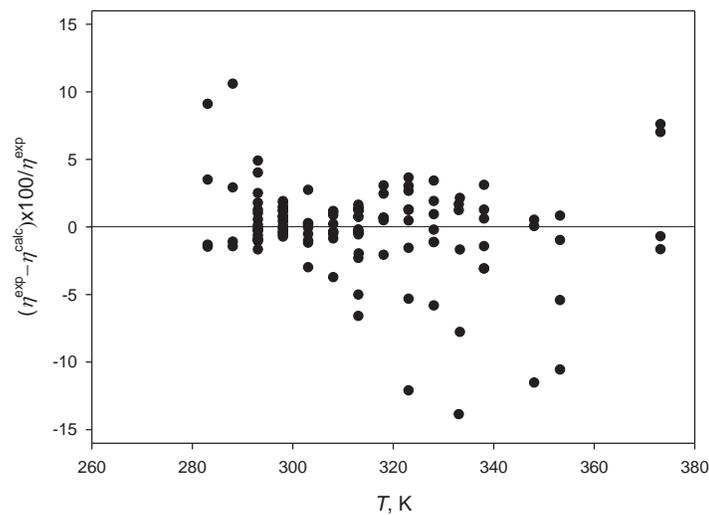
**Figura 4.14.** Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra Temperatura de 1-alcoholes puros.



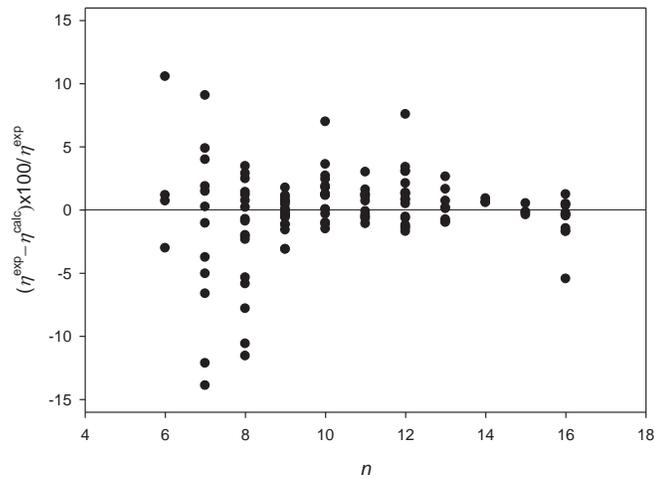
**Figura 4.15.** Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra número de átomos de carbono de 1-alcoholes puros.

#### 4.3.4. Aplicación de la ecuación para *n*-alcanos puros

Se desarrollo una ecuación (Ecuación 3.6) para representar viscosidades dinámicas de *n*-alcanos como función del número de átomos de carbono y de la temperatura. Las Figuras 4.16 y 4.17 muestran una desviación porcentual de  $\pm 2.5\%$  respecto a datos experimentales, la ecuación es válida en el intervalo de temperaturas de 293.15 K hasta 373.28 K y para *n*-alcanos desde *n*-hexano hasta *n*-hexadecano y presión atmosférica.



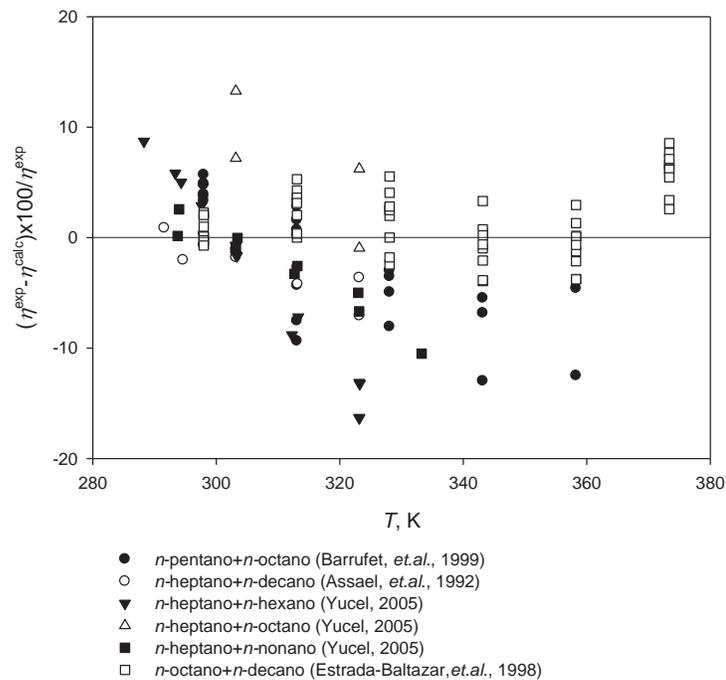
**Figura 4.16.** Desviación porcentual contra Temperatura de *n*-alcanos puros.



**Figura 4.17.** Desviación porcentual contra número de átomos de carbono de *n*-alcanos puros.

#### 4.3.5. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias de *n*-alcanos

Las Figuras 4.18 y 4.19 muestran una desviación porcentual promedio de  $\pm 3.88\%$  respecto a datos experimentales de mezclas binarias de *n*-alcanos, desde *n*-pentano hasta *n*-decano.



**Figura 4.18.** Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de *n*-alcanos.

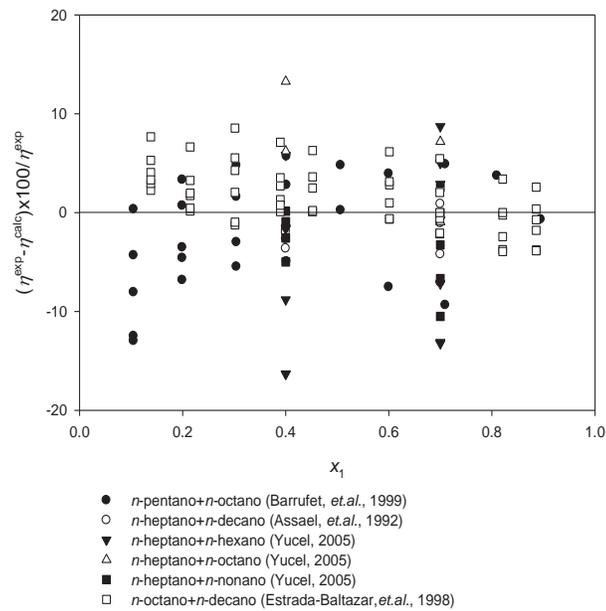


Figura 4.19. Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de *n*-alcanos.

#### 4.3.6. Extrapolación de la ecuación para *n*-alcanos

Se aplicó la Ecuación 3.6 para la predicción de viscosidades de *n*-alcanos a *n*-eicosano, *n*-docosano y *n*-tetracosano. Las Figuras 4.20 y 4.21 muestran una desviación porcentual de  $\pm 9.5\%$  respecto a datos experimentales reportados.

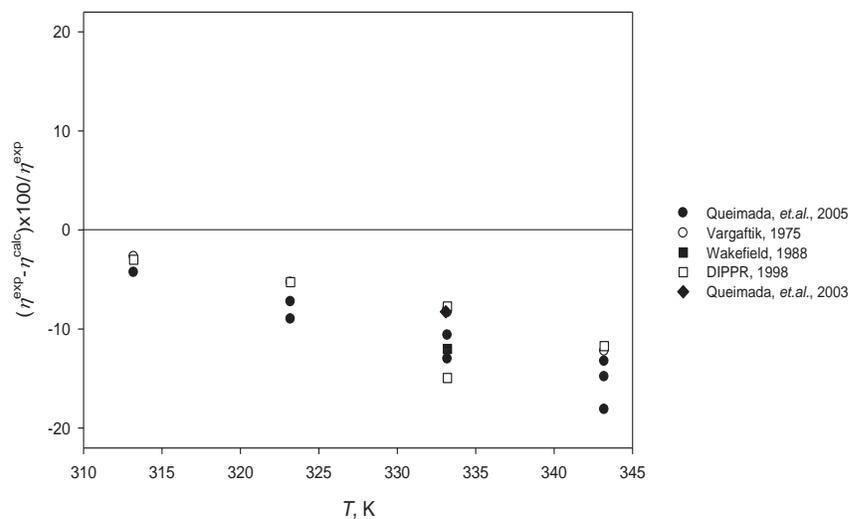
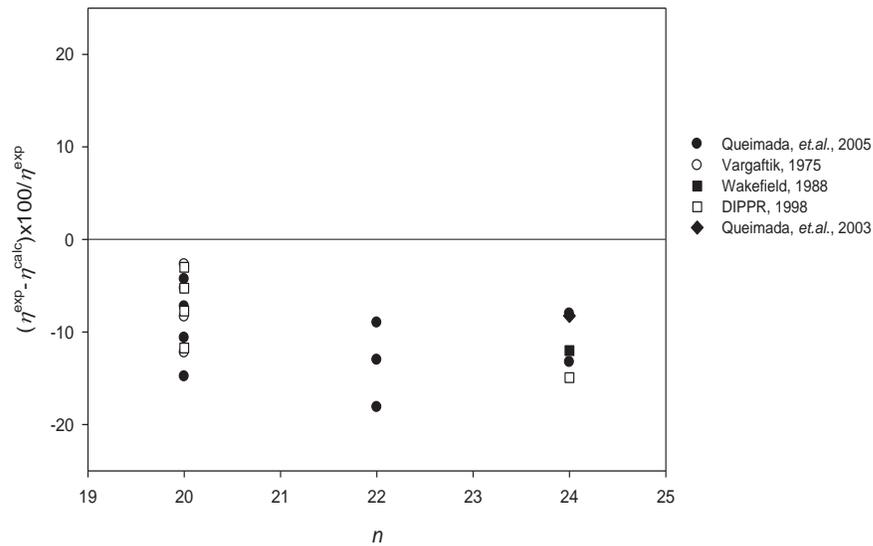


Figura 4.20. Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación 3.6 contra Temperatura de *n*-alcanos puros.



**Figura 4.21.** Desviación porcentual obtenida en la extrapolación de la Ecuación (3.6) contra número de átomos de carbono de *n*-alcanos puros.

#### 4.3.7. Aplicación de la ecuación a mezclas binarias *n*-alcano + 1-alcohol

Se aplicó la Ecuación 3.6, para la predicción de viscosidades de mezclas binarias de *n*-alcano+1-alcohol líquidos, con las diversas reglas de mezclado descritas en la sección 3.3.8 del capítulo 3. En la tabla 4.10 se pueden observar los errores obtenidos al aplicar las reglas de mezclado propuestas, de acuerdo a esto, se seleccionó como regla de mezclado más apropiada para la descripción del sistema la relación de Van der Wyk.

**Tabla 4.10.** Errores porcentuales obtenidos al aplicar diversas reglas de mezclado para sistemas binarios *n*-alcano+1-alcohol.

Regla de mezclado	Error %
Modelo de Grunberg-Nissan (1949)	± 70.01
Modelo de Kendall y Monroe (1917)	± 12.46
Ecuación de Arrhenius	± 12.32
Ecuación de Tamura y Kurata	± 25.90
Relación de Van der Wyk (1976)	± 07.24

Las Figuras 4.22 y 4.23 muestran una desviación porcentual promedio, obtenida con la relación de Van der Wyk de  $\pm 7.24$  % respecto a datos experimentales de mezclas binarias de *n*-alcano+1-alcohol, las mezclas analizadas se indican en cada figura.

La Ecuación 3.6 se aplicó a mezclas binarias *n*-alcano+1.alcohol, medidas experimentalmente, las cuales forman parte de la sección experimental de este trabajo. El comportamiento obtenido de las predicciones con dicha ecuación, puede ser observado en la Figura 4.24 con respecto a datos medidos experimentalmente. Asimismo, se aplicó la ecuación de Teja y Rice (Figura 4.25) en dichas mezclas obteniendo un error de  $\pm 11.22\%$ , lo anterior, para poder observar los comportamientos derivados de los dos métodos de cálculo de viscosidad, y poder demostrar que la ecuación propuesta describe con mayor precisión el comportamiento de los compuestos involucrados con respecto a la ecuación de Teja y Rice.

Es importante prestar atención ya que, existe una mayor desviación con respecto a datos experimentales de los valores obtenidos con la ecuación de Teja y Rice, dado que, para la aplicación de dicha ecuación es necesario obtener temperaturas y viscosidades de referencia, las cuales conllevan un error mayor cuando no se conoce el valor real, es decir, el valor experimental de la viscosidad a la temperatura de referencia. Esto no sucede con la ecuación propuesta (Ecuación 3.6) ya que para su aplicación solo es necesario el conocimiento del número de átomos de carbono de los componentes puros, la temperatura a la cual deseamos la predicción y la composición de la mezcla.

Es observable en las graficas presentadas (Figuras 4.24 y 4.25) que los valores obtenidos por medio de la Ecuación 3.6 son mucho más cercanos a valores experimentales, lo cual nos lleva a afirmar que la ecuación propuesta describe con mayor precisión este tipo de mezclas binarias.

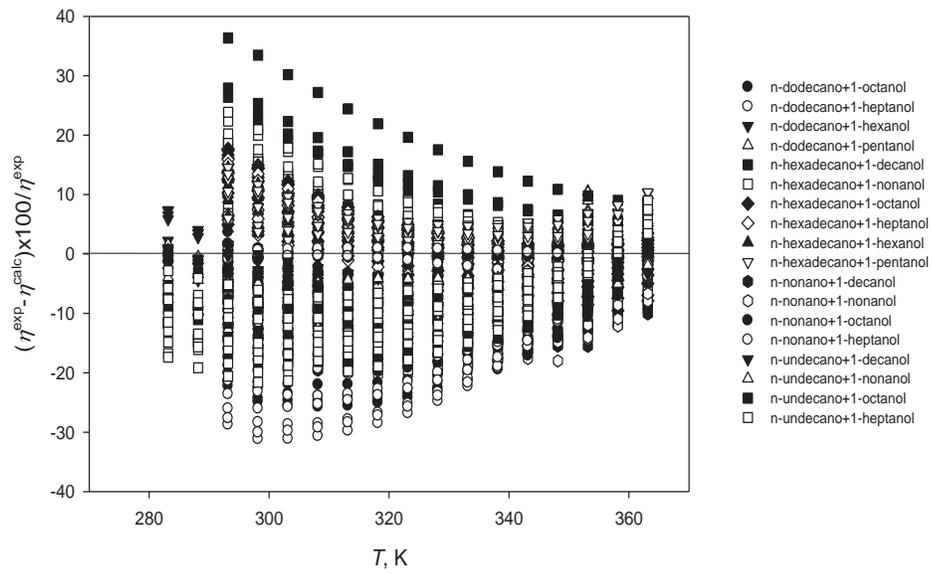


Figura 4.22. Desviación porcentual contra Temperatura de mezclas binarias de *n*-alcano+1-alcohol al aplicar la Ecuación 3.6 a los sistemas indicados.

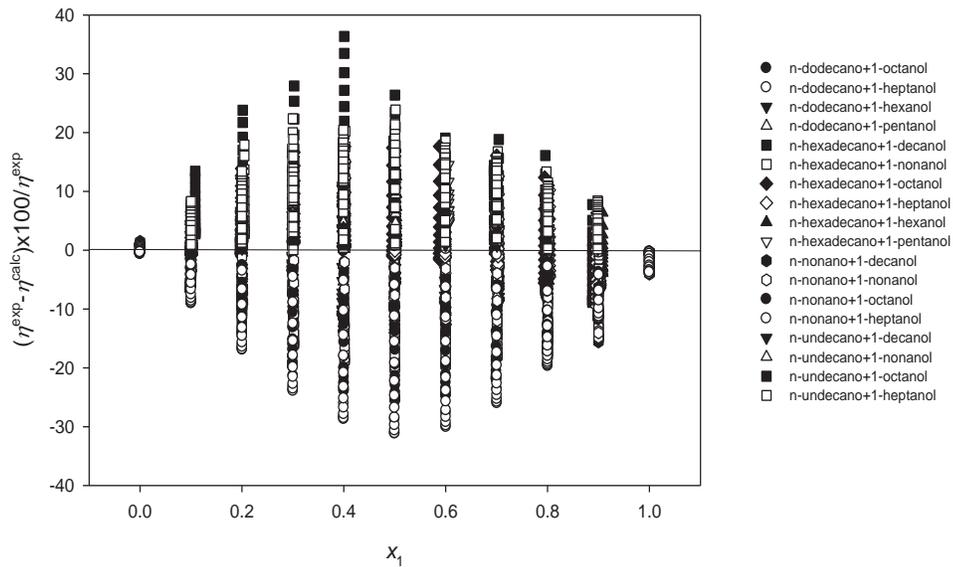
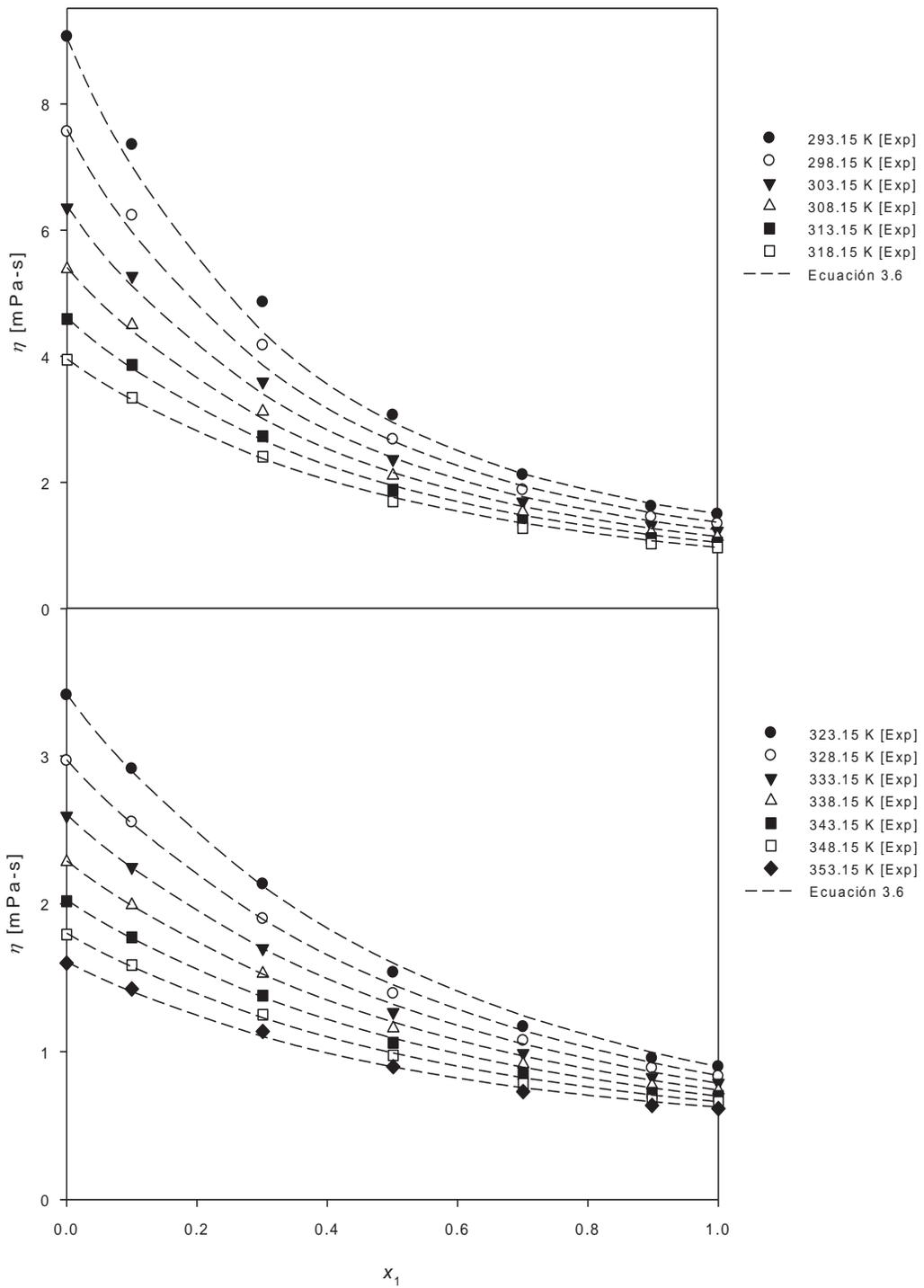
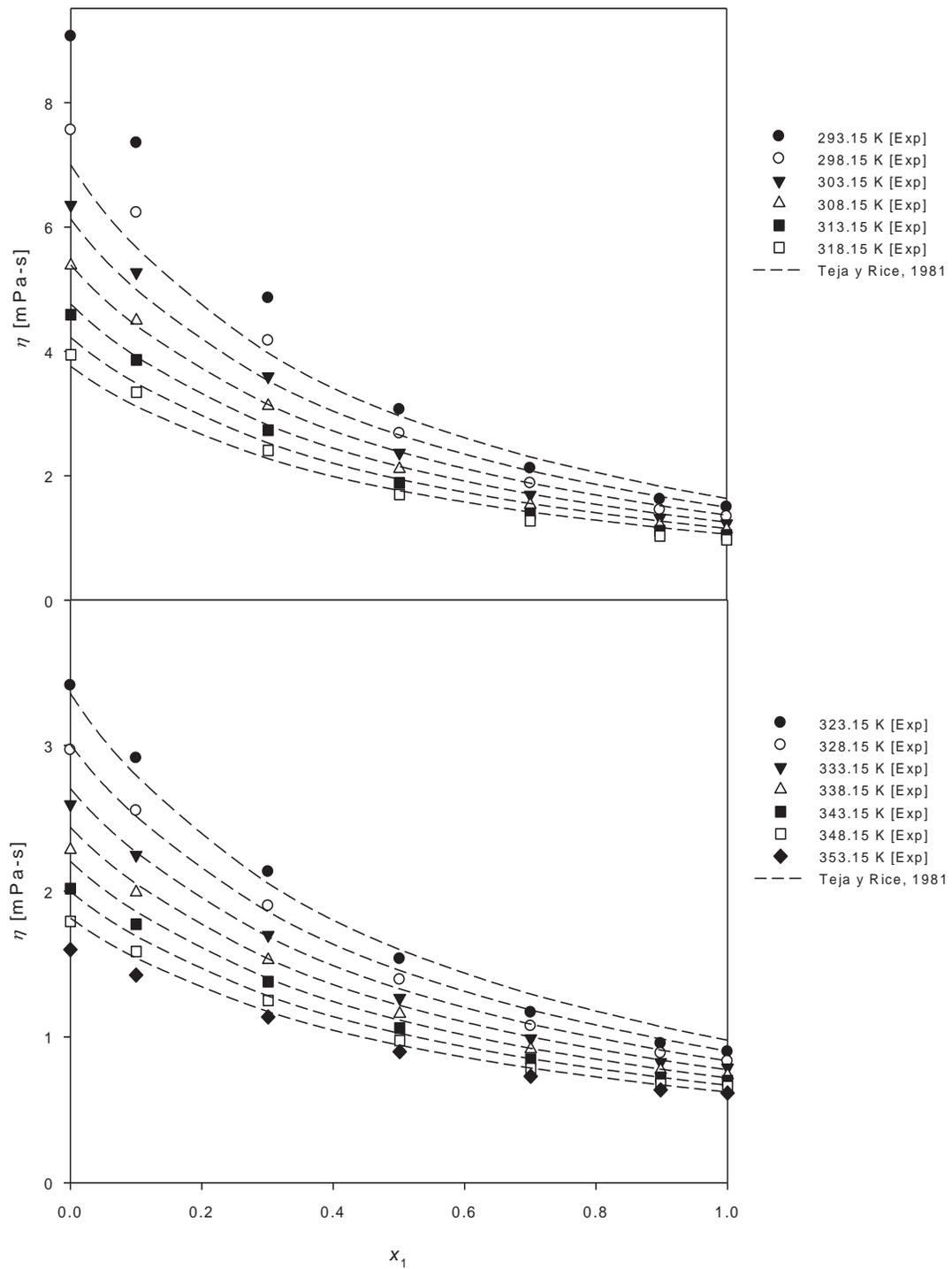


Figura 4.23. Desviación porcentual contra concentración de mezclas líquidas binarias de *n*-alcano +1-alcohol al aplicar la Ecuación 3.6 a los sistemas indicados.



**Figura 4.24.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.



**Figura 4.25.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+ 1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

## Capítulo 5. CONCLUSIONES

Dentro de la valoración de datos experimentales y correlaciones existentes en bibliografía de viscosidades líquidas de *n*-alcanos y 1-alcoholes puros, y de sus mezclas binarias a diversas temperaturas y presiones, se destaca la falta de mediciones de mezclas 1-alcohol+1-alcohol así como de mezclas líquidas 1-alcohol+*n*-alcano, a diversas temperaturas y composiciones.

Se llevó a cabo la medición experimental de viscosidad de las mezclas líquidas binarias, etanol+1-octanol, 1-nonanol y 1-decanol, *n*-dodecano+1-pentanol, 1-hexanol, 1-heptanol y 1-octanol y las mezclas *n*-hexadecano+ 1-pentanol, 1-hexanol, 1-heptanol, 1-octanol y 1-decanol a diferentes composiciones, en el intervalo de temperaturas de 293.15 K a 363.15 K con incrementos de 5 grados y presión atmosférica. Obteniéndose un error promedio en las mezclas 1-alcohol+1-alcohol de 8.8 y 1.26 % al ser comparados con las ecuaciones de Teja y Rice (1981) y McAllister (1960), respectivamente. En las mezclas *n*-alcano+1-alcohol se observó un error promedio de 0.48% con respecto a las predicciones obtenidas con la ecuación de McAllister.

Una ecuación simple para predicción de viscosidades de 1-alcoholes y *n*-alcanos puros a presión atmosférica, fue obtenida con ayuda de datos experimentales, variando los parámetros de ajuste de acuerdo a su aplicación. Se observó una desviación porcentual de  $\pm 2$  % con respecto a valores experimentales y de literatura de 1-alcoholes puros, la ecuación es válida en el intervalo de temperaturas de 283.15 K hasta 378.15 K y para alcoholes desde 1-propanol hasta 1-decanol. En la aplicación de la Ecuación 3.6 para *n*-alcanos la desviación porcentual obtenida es de  $\pm 2.5$ %, válida en el intervalo de temperaturas de 293.15 K hasta 373.28 K y para *n*-alcanos desde *n*-hexano hasta *n*-hexadecano y presión atmosférica en ambos casos.

Se realizó la aplicación de la ecuación obtenida a mezclas líquidas binarias 1-alcohol+1-alcohol, en datos recopilados de bibliografía obteniendo un error promedio de  $\pm 2.15$ %. Al probar la extrapolación de la misma en 1-alcoholes con un número mayor de 10 átomos de carbono la desviación porcentual obtenida es de -3.07%.

Durante la aplicación de la ecuación desarrollada, a mezclas líquidas binarias *n*-alcano+*n*-alcano, en datos recopilados de literatura se obtuvo un error promedio

de  $\pm 3.88$  %. Al probar la capacidad extrapolativa de la ecuación en *n*-eicosano, *n*-docosano y *n*-tetracosano, se observó una desviación porcentual de -9.5%.

En cuanto a su aplicación a mezclas *n*-alcano+1-alcohol, se analizaron cinco reglas de mezclado, seleccionando la relación de Van der Wyk (1976) como la que mejor describe la interacción entre los compuestos involucrados, ya que esta representa el comportamiento de las propiedades de los compuestos de forma logarítmica, así como las composiciones de las especies. Al aplicar la Ecuación 3.6 con la regla de mezclado de Van der Wyk, se observó una desviación porcentual promedio de  $\pm 7.24$ , respecto a datos experimentales obtenidos en nuestro laboratorio y recopilados de literatura.

Se aplicó la ecuación de Teja y Rice (1981) a mezclas medidas experimentalmente de *n*-hexadecano y *n*-dodecano + 1-alcoholes, obteniendo una desviación porcentual promedio de  $\pm 11.22$ , con lo cual podemos afirmar que la ecuación propuesta describe mejor el comportamiento de la viscosidad en mezclas binarias *n*-alcano+1-alcohol, además de que los parámetros que requiere para su aplicación son obtenidos con mayor facilidad, que las ecuaciones propuestas en la actualidad por diversas fuentes.

## BIBLIOGRAFIA

- Aiguo, X.; Yuanxin, W. Changjun, P.; Peisheng, M.; Cunwen, W; Ligangjum, Z. Correlation of viscosities for alkane, aromatic and alcohol family at high pressure by modified Tait equation. *Chinese J. Chem. Eng.* 14 (3), 364-370. **2006**.
- Aminabhavi, T. M.; and Gopalkrishna, B. Densities, Viscosities, Refractive Indices, and Speeds of Sound of the Binary Mixtures of Bis(2-methoxyethyl) Ether with Nonane, Decane, Dodecane, Tetradecane, and Hexadecane at 298.15, 308.15, and 310. *J. Chem. Eng. Data*, **1994**, 39, 529-34.
- Anonymous, R. Properties of hydrocarbon of high molecular weight. *Am. Pet. Inst. Res. Proj.* 42, Penn. State Univ., **1968**.
- Assael, M.J.; Dymond, J.H.; Papadaki, M.; Patterson, P.M. Correlation and Prediction of Dense Fluid Transport Coeficientes. I. n-Alkanes. *Int. J. Thermophys.* **1992**, 13, 269-281.
- Assael, M.J.; Dymond, J.H.; Papadaki, M.; Patterson, P.M. Viscosity coefficients of binary n-heptane+n-alkane mixtures. *Fluid Phase Equilibria*, 75. **1992**, 287-297.
- Barrufet, M. A.; Hall, K.R; Estrada-Baltazar A.; Iglesias-Silva G.A. Liquid Viscosity of Octane and Pentane+Octane Mixtures from 298.15 K to 373.15 K up to 25 MPa. *J. Chem. Eng. Data*. **1999**, 44, 1310-1314.
- Canosa, A.; Rodríguez, J; Tojo, J. Dynamic Viscosities of (Methyl Acetate or Methanol) with (Ethanol, 1-Propanol, 2-Propanol, 1-Butanol, and 2-Butanol) at 298.15 K. *J. Chem. Eng. Data*. **1998**, 43, 417-421.
- Chein-Hsiun Tu, Hsu-Chen Ku, Wen-Fang Wang, Yi-Ting Chou. Volumetric and Viscometric Properties of Methanol, Ethanol, Propan-2-ol, and 2-Methylpropan-2-ol with a Synthetic C6+ Mixture from 298.15 K to 318.15 K. *J. Chem. Eng. Data*. **2001**, 46, 317-321
- Christou, G.M.; Sadus, R.J.; Young, C.L. Phase behaviour of 1-alkanol+alkane mixtures: gas-liquid critical temperatures. *Fluid Phase Equilibria*, 67. **1991**, 259-271.

- 
- 
- Contreras, M.S. Densities and Viscosities of Binary Mixtures of 1,4-Dioxane with 1-Propanol and 2-Propanol at (25, 30, 35, and 40)°C *J. Chem. Eng. Data.* **2001**, *46*, 1149-1152.
  - D. L. Wakefield, K. N. Marsh, and B. J. Zwolinski, *Int. J. Thermophys.* 9:47 (**1988**).
  - DeLorenzi, L.; Fermeglia, M.; and Torriano, G. Densities and Viscosities of 1,1,1-Trichloroethane + Paraffins and + Cycloparaffins at 298.15 K. *J. Chem. Eng. Data*, **1994**, *39*, 483-7.
  - Design Institute for Physical Property Data, *DIPPR Database*, AIChE, New York (**1998**).
  - Díaz, C.E.; Robles, N.J.G. Viscosidad de diversos fluidos mediante la ecuación de Walter redefinida. Tesis de licenciatura. Instituto Tecnológico de Oaxaca. **2006**.
  - Estrada-Baltazar, A.; Alvarado, J; Iglesias-Silva, G.A.; Experimental liquid viscosities of decane and octane+decane from 298.15 K to 373.15 K and up to 25 MPa. *J. Chem. Eng. Data*; **1998**; *43*, 441-446.
  - Evans, E. B. The viscosities of hydrocarbons. Parts I-III. *J. Inst. Pet. Technol.* **1938**, *24*, 38.
  - Ferreira, M.E; Schaefer, C.R.; Arancibia, E.R. Densities and Viscosities of Binary Mixtures of Polyethylene Glycol 350 Monomethyl Ether with *n*-Butanol and *n*-Pentanol and Tetraethylene Glycol Dimethyl Ethers with *n*-Propanol, *n*-Butanol, and *n*-Pentanol from 278.15 K to 318.15 K. *J. Chem. Eng. Data.* **2002**, *47*, 144-148.
  - Franca, F.M.A.; F. de Sa, C.; Lima, G.R.; Filho, J.I.B.C.; Martins, R.J.; Cardoso, M.J.E de M.; Barcía, O.E. Measurement of density and viscosity of binary 1-alcanol systems (C<sub>8</sub>-C<sub>11</sub>) at 101 kPa and temperatures from (283.15 to 313.15 K). *J. Chem. Eng. Data.* **2005**. *50*, 1938-1943.
  - Frenkel, M.; Dong, Q.; Wilhoit, R. C.; Hall, K. R. TRC SOURCE Database: A. Unique Tool for Automatic Production of Data Compilations. *Int. J. Thermophys.* **2001**, *22*, 215-226.
  - Gonzales, B.; Dominguez, A.; Tojo, J. Dynamic viscosities of 2-butanol with alkanes (C<sub>8</sub>, C<sub>10</sub> and C<sub>12</sub>) at several temperatures. *J. Chem. Thermodynamics*, *36*, 267-275. **2004**.

- 
- 
- Gonzales, B.; Dominguez, A.; Tojo, J. Viscosities, densities and speeds of sound of the binary systems: 2-propanol with octane, or decane, or dodecane at  $T=(293.15, 198.15 \text{ and } 303.15)\text{K}$ . *J. Chem. Thermodynamics*, 35, 932-953. **2003**.
  - Guzmán-López, A. Densidades, viscosidades y propiedades derivadas a  $p=0.1 \text{ Mpa}$  de mezclas de n-undecano+1-alcoholes (c2-c10) en el intervalo de temperatura de 283.15 a 363.15 K. Tesis de maestría. Instituto Tecnológico de Celaya. **2007**.
  - Hogenboon, D. L.; Webb, W.; and Dixon, J. A. *J. Chem. Phys.*, **1967**, 46, 2586.
  - Huber, M.L.; Laesecke, A.; Xiang, H.W. Viscosity correlations for minor constituent fluids in natural. *Fluid Phase Equilibria*. **2005**, 228-229, 401-408.
  - Iglesias-Silva, G.A. y Kohler, F. An Improved Correlation for the Viscosity of Simple Fluids at High Densities. *International Journal of Thermophysics*. **1990**, Vol.11, No.6, 1047-1057.
  - Jiménez, E.; Franjo, C., Segade, L., Legido, J.L.; Paz Andrade, M.I.; Viscosities and densities for the 1-propanol+n-heptane system at several temperatures. *Journal of solution chemistry*, Vol. 27, No.6, **1998**.
  - Lewis, W.K.; Squires, L. *Refiner Nat. Gasoline Manuf.*, 13(12):448, **1934**.
  - Martins, R.J.; Cardoso, M.J.E de M.; Barcial, O.E. A new model for calculating the viscosity of pure liquids at ahigh pressures. *Ind. Eng. Chem.Res.* **2003**. 42, 3824-3830.
  - Mehra, r. Ultrasonic, volumetric and viscometric studies of molecular interactions in binary liquid mixtures of hexadecane with 1-pentanol, 1-hexanol and 1-heptanol at (298, 308 and 318)K. *Z. Phys. Chem.* 219; **2005**; 425-437.
  - Monnery, W.D.; Mehrotra, A.K.; Svrcek, W.Y. Viscosity prediction of nonpolar, polar and associating fluids over a wide  $P\rho T$  range from a modified square well intermolecular potential model. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1998**, 37, 652.
  - Neece, G.A. y Squire, D.R. On the Tait and related empirical equations of state. *The Journal of physical chemistry*. **1967**. 128-136.
  - Orge, B.; Iglesias, M.; Rodriguez, A.; Canosa, J.M.; Tojo, J. Mixing properties of (metanol, etanol or 1-propanol) with (n-pentane, n-hexane, n-heptane and n-octane) at 298.15 K. *Fluid Phase Equilibria*, 133. **1997**, 213-227.

- 
- 
- Papaioannou, D.; Panayiotou, C.; Viscosity of alkanol+alkane mixtures at moderately high pressures. *J.Chem. Eng. Data*; **1994**; 39, 463-466.
  - Passarello, J.P. y Tobaly, P. Modeling Some Alcohol/Alkane Binary Systems Using the SAFT Equation of State with a Semipredictive Approach. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2003**. 42, 5383-5391.
  - Poling, B.E y Prausnitz, J.M. The properties of gases and liquids. Fifth edition. McGraw-Hill.**2001**.
  - Queimada, A.J.; Marrucho, I.M.; Coutinho, J.A.P.; Stenby, E.H. Viscosity and Liquid Density of Asymmetric n-alkane Mixtures: Measurement and Modeling. *International Journal of Thermophysics*, Vol.26, No.1, January **2005**.
  - Queimada, A.J.; Quiñones-Cisneros, S.E.; Marrucho, I.M.; Coutinho, J.A.P; Stenby, E.H. Viscosity and liquid density of asymmetric hydrocarbon mixtures. *International Journal of thermophysics*, Vol. 24, No.5, **2003**.
  - Quiñones-Cisneros, S.E; Zeberg-Mikkelsen, C.K; Stenby, E.H. Accurate density and viscosity modeling of nonpolar fluids based on the “f-theory” and a noncubic equation of state. *International Journal of Thermophysics* Vol.23, No.1. **2002**.
  - Quiñones-Cisneros, S.E; Zeberg-Mikkelsen, C.K; Stenby, E.H. The friction theory for viscosity modeling: extension to crude oil systems. *Chemical Engineering Science* 56. **2001**. 7007-7015.
  - Ramos-Estrada, M.; Iglesias-Silva, G.A.; Hall, K.R.; Experimental measurements and prediction of liquid densities for n-alkane mixtures. *J. Chem. Thermodynamics*. **2006**, 38, 337-347.
  - Riazi, M.R.; Mahdi, K.A.; Alqallaf, M. Generalized for the viscosity of hydrocarbons based on corresponding states principles and molar refraction. *J. Chem. Eng. Data*. **2005**, 50, 1-5.
  - Sastry, N.V, Valans, m.K. Densities, viscosities and relative permittivities for pentane+1-alcohols (C<sub>1</sub> to C<sub>12</sub>) at 298.15 K. *J.Chem. Eng. Data*; **1998**; 43, 152-157.
  - Shan, Z. y Asfour, A.F.A. Viscosities and densities of eight binary 1-alkanol systems at 308.15 and 313.15 K. *Fluid Phase Equilibria*, 143, 253-262. **1998**.
  - Shan, Z. y Asfour, A.F.A. Viscosities and densities of nine binary 1-alkanol systems at 293.15 and 298.15 K. *J. Chem. Eng. Data*. **1999**.44, 118-123

- 
- 
- Smith, G.J.; Wilding, W.V.; Oscarson, J.L.; Rowley, R.L. Correlation of liquid viscosity at the normal boiling point. *Paper present at the Fifteenth Symposium on Thermophysical Properties*, June 22-27. **2003**. Boulder, Colorado, USA.
  - Teja, A.S., Rice, P.; A generalized corresponding states method for the prediction of the thermal conductivity of liquids and liquid mixtures. *Chem. Eng. Sci.* **1981**, Vol.36, Issue 2, 417-422.
  - Teja, A.S; Rice P. Generalized Corresponding States Method for the Viscosities of Liquid Mixtures. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* **1981a**, 20, 77-81.
  - Treszczanowicz , A.J. y Treszczanowicz, T. Prediction of the excess volume and isobaric thermal expansion for 1-alkanol+n-alkane systems in terms of an association model with a Flory contribution term. *Fluid Phase Equilibria BS.* **1997**, 179-192.
  - Vargaftik, N. B. *Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases in Normal and Dissociated States*, 2nd Ed. (John Wiley, New York, **1975**).
  - Wankhede, N.N; Lande, M.K.; Arbad,B.R Excess Molar Volumes and Viscosity Deviations of Binary Mixtures of 2,4,6-Trimethyl-1,3,5-trioxane + Ethanol, 1-Propanol, and 1-Butanol at (298.15, 303.15, and 308.15) K. *J. Chem. Eng. Data.* **2005**, 50, 969-972.
  - Weng W.L. Densities and Viscosities for Binary Mixtures of Butylamine with Aliphatic Alcohols. *J. Chem. Eng. Data.* **2000**, 45, 606-609.
  - Weng,W-L.; Chang, L.T.; Shiah, I.M. Viscosities and Densities for Binary Mixtures of Benzylamine with 1-Pentanol, 2-Pentanol, 2-Methyl-1-butanol, 2-Methyl-2-butanol, 3-Methyl-1-butanol, and 3-Methyl-2-butanol. *J. Chem. Eng. Data.* **1999**, 44, 994-997.
  - Yucel, H.G. The empirical and semi-theoretical methods for predicting viscosity of binary n-alkane mixtures. *International Journal of Thermophysics*, Vol.26, No.6. **2005**.
  - Zeberg-Mikkelsen, C.K.; Quiñones-Cisneros, S.E.; Stenby, E.H. Viscosity modeling of light gases at supercritical conditions using the friction theory. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2001**. 40, 3848-3854.
  - Zeberg-Mikkelsen, C.K.; Quiñones-Cisneros, S.E.; Stenby, E.H. Viscosity predictions of carbon dioxide+hydrocarbon mixtures using the friction theory. *Petroleum Science and Technology*, 20 (1&2) **2001**. 40, 3848-3854.

- Zeberg-Mikkelsen, C.K.; Quiñones-Cisneros, S.E.; Stenby, E.H. Viscosity modeling of associating fluids based on the friction theory: pure alcohols. *Fluid Phase Equilibria*, 1994-197. **2002**. 1191-1203.
- Zeberg-Mikkelsen, C.K.; Quiñones-Cisneros, S.E.; Stenby, E.H. Viscosity prediction of natural gas using the friction theory. *International Journal of Thermophysics*, Vol.23, No.2. **2002**.
- Zhang, H. y Ely, J.F. AVA model NEMD and EMD simulation of the shear viscosity of alkane and alcohol systems. *Fluid Phase Equilibria*, 217, 111-118. **2004**.

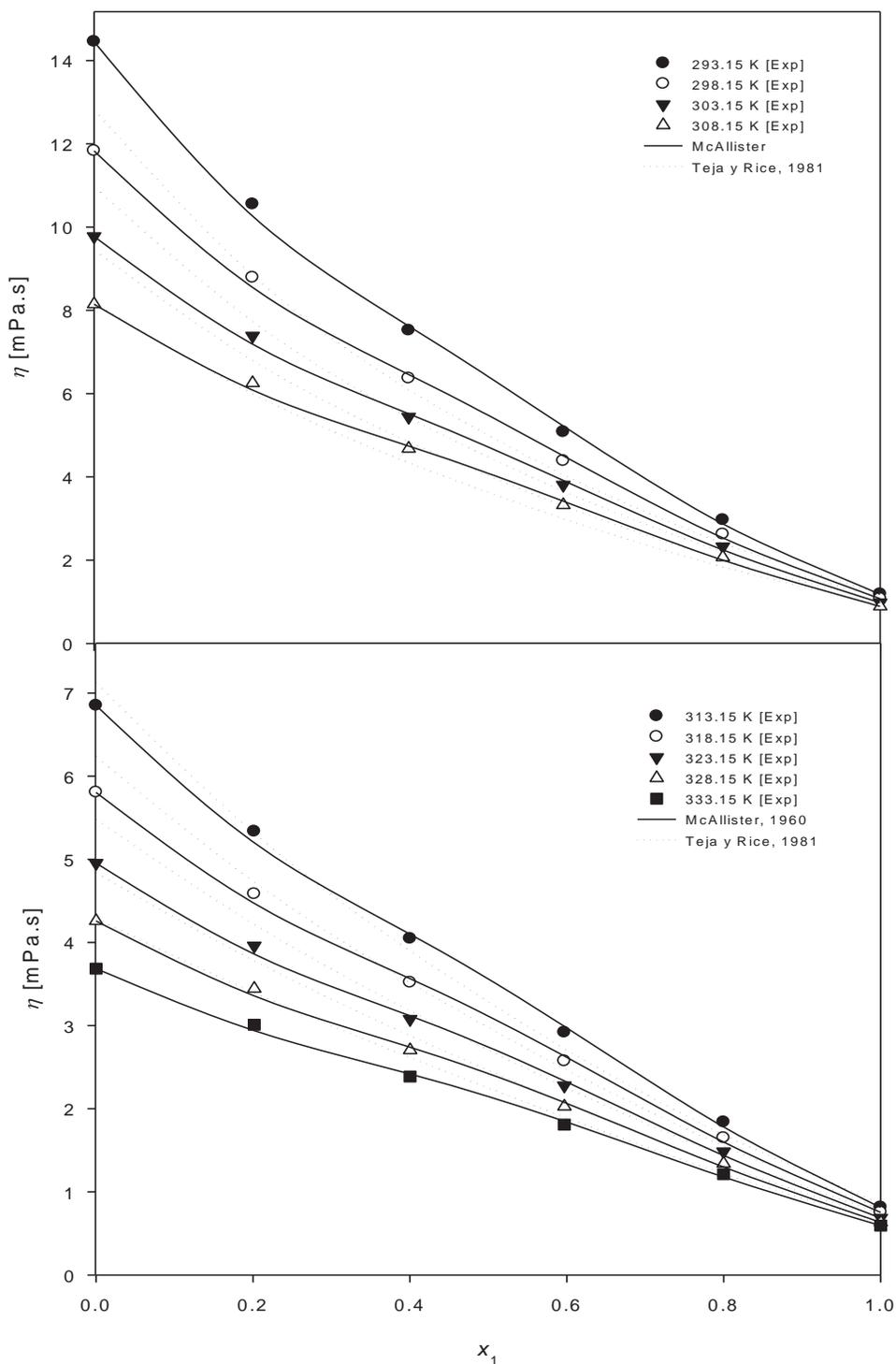
APENDICE A

**Tabla A.1.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol (1) +1-decanol (2).

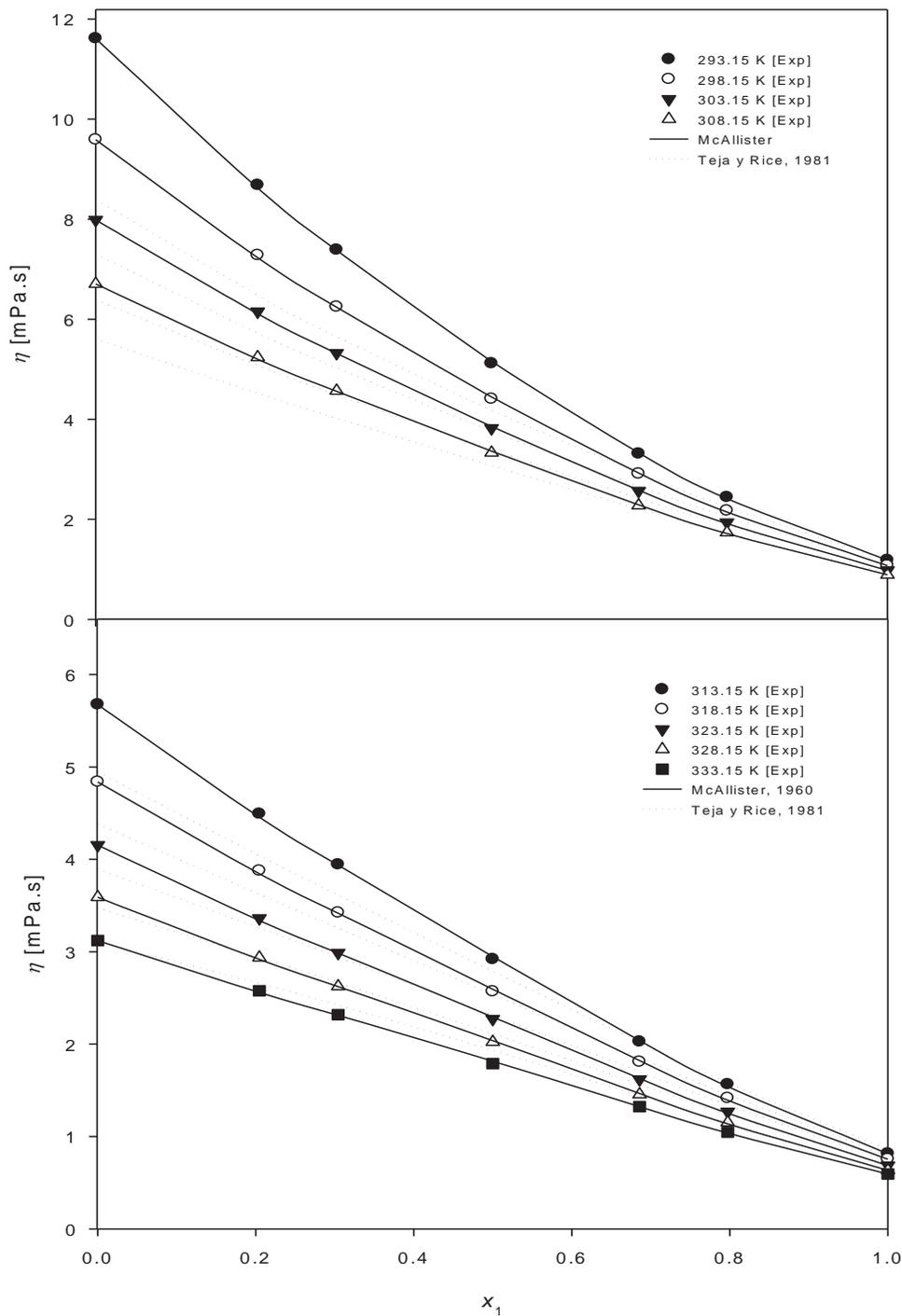
$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$	$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$
$T = 293.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
0.20177	0.8264	10.547	0.20177	0.7983	3.0113
0.40038	0.8225	7.5155	0.40038	0.7937	2.3869
0.59694	0.8173	5.0784	0.59694	0.7874	1.8092
0.79986	0.8069	2.9667	0.79986	0.7753	1.2128
$T = 298.15 \text{ K}$			$T = 323.15 \text{ K}$		
0.20177	0.7983	3.0113	0.20177	0.8055	3.9600
0.40038	0.7937	2.3869	0.40038	0.8012	3.0768
0.59694	0.7874	1.8092	0.59694	0.7952	2.2779
0.79986	0.7753	1.2128	0.79986	0.7835	1.4832
$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 328.15 \text{ K}$		
0.20177	0.7983	3.0113	0.20177	0.8019	3.4434
0.40038	0.7937	2.3869	0.40038	0.7975	2.7043
0.59694	0.7874	1.8092	0.59694	0.7913	2.0261
0.79986	0.7753	1.2128	0.79986	0.7794	1.3393
$T = 308.15 \text{ K}$			$T = 333.15 \text{ K}$		
0.20177	0.7983	3.0113	0.20177	0.7983	3.0113
0.40038	0.7937	2.3869	0.40038	0.7937	2.3869
0.59694	0.7874	1.8092	0.59694	0.7874	1.8092
0.79986	0.7753	1.2128	0.79986	0.7753	1.2128
$T = 313.15 \text{ K}$					
0.20177	0.7983	3.0113			
0.40038	0.7937	2.3869			
0.59694	0.7874	1.8092			
0.79986	0.7753	1.2128			

**Tabla A.2.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla etanol (1) +1-nonanol (2).

$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$	$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$
$T = 293.15 \text{ K}$			$T = 318.15 \text{ K}$		
0.20468	0.8246	8.6808	0.20468	0.8070	3.8749
0.30434	0.8226	7.3853	0.30434	0.8048	3.4225
0.49996	0.8178	5.1165	0.49996	0.7995	2.5684
0.68577	0.8110	3.3109	0.68577	0.7920	1.8073
0.79738	0.8055	2.4406	0.79738	0.7858	1.4145
$T = 298.15 \text{ K}$			$T = 323.15 \text{ K}$		
0.20468	0.8212	7.2804	0.20468	0.8033	3.3631
0.30434	0.8192	6.2474	0.30434	0.8011	2.9878
0.49996	0.8142	4.4077	0.49996	0.7957	2.2721
0.68577	0.8073	2.9095	0.68577	0.7881	1.6177
0.79738	0.8017	2.1707	0.79738	0.7818	1.2696
$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 328.15 \text{ K}$		
0.20468	0.8176	6.1547	0.20468	0.7997	2.9362
0.30434	0.8156	5.3247	0.30434	0.7974	2.6252
0.49996	0.8106	3.8210	0.49996	0.7919	2.0225
0.68577	0.8035	2.5682	0.68577	0.7841	1.4555
0.79738	0.7977	1.9387	0.79738	0.7776	1.1518
$T = 308.15 \text{ K}$			$T = 333.15 \text{ K}$		
0.20468	0.8141	5.2400	0.20468	0.7960	2.5777
0.30434	0.8121	4.5674	0.30434	0.7937	2.3191
0.49996	0.8069	3.3303	0.49996	0.7881	1.7895
0.68577	0.7997	2.2765	0.68577	0.7801	1.3238
0.79738	0.7938	1.7378	0.79738	0.7734	1.0478
$T = 313.15 \text{ K}$					
0.20468	0.8106	4.4914			
0.30434	0.8085	3.9423			
0.49996	0.8032	2.9176			
0.68577	0.7959	2.0252			
0.79738	0.7898	1.5629			



**Figura A.1.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+1-decanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).



**Figura A.2.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla etanol(1)+ 1-nonanol (2), Ecuación de Mc Allister (1960) y Ecuación de Teja y Rice (1981).

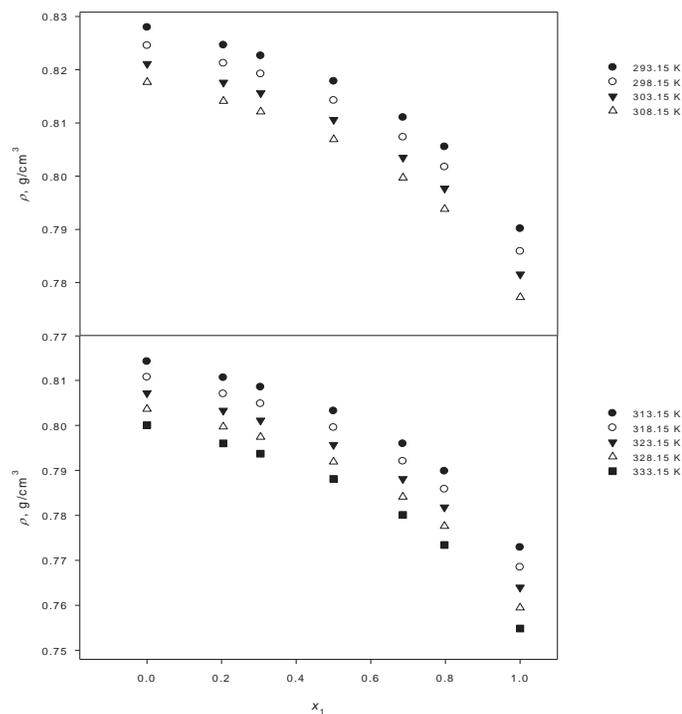


Figura A.3. Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-decanol(2) a diferentes temperaturas.

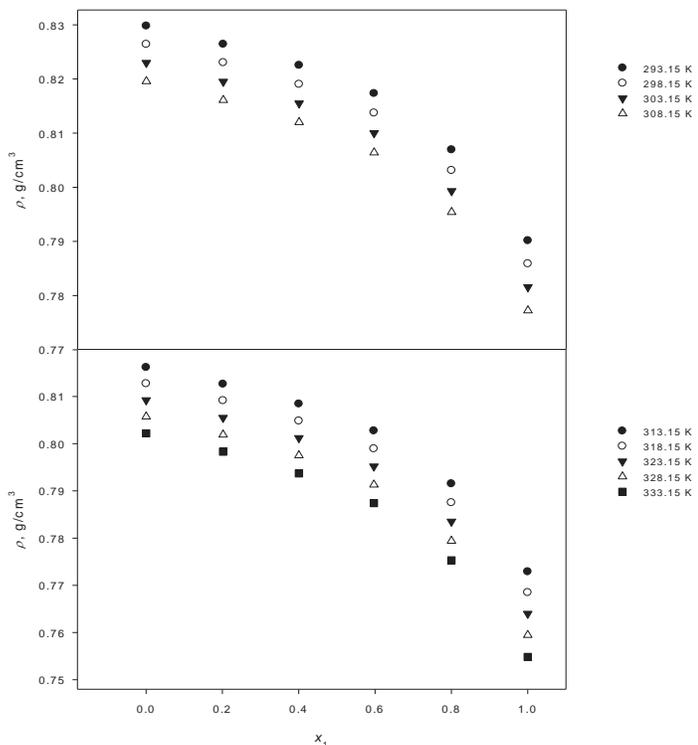


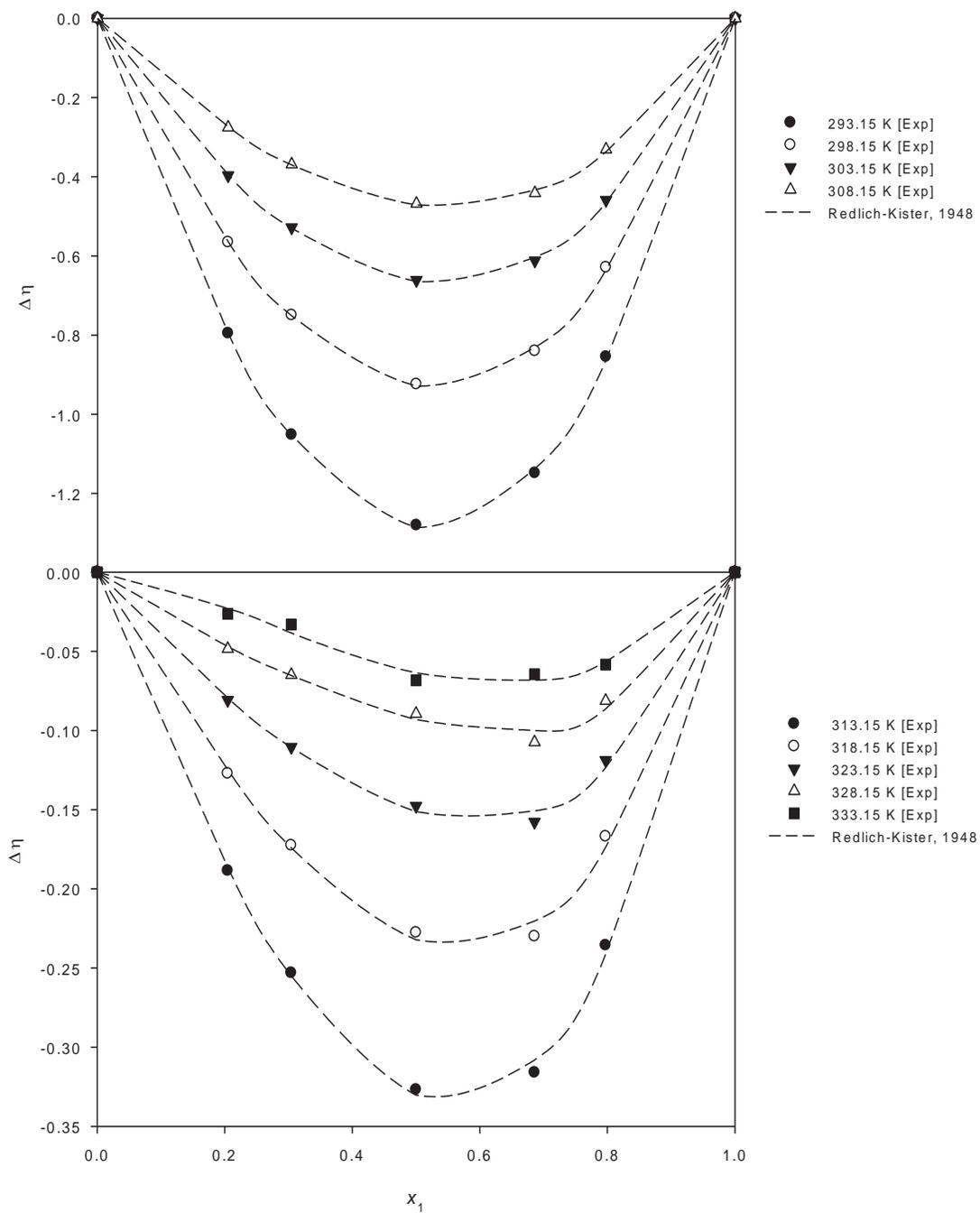
Figura A.4. Densidades experimentales de la mezcla etanol(1)+1-nonanol(2) a diferentes temperaturas.

**Tabla A.3.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-decanol.

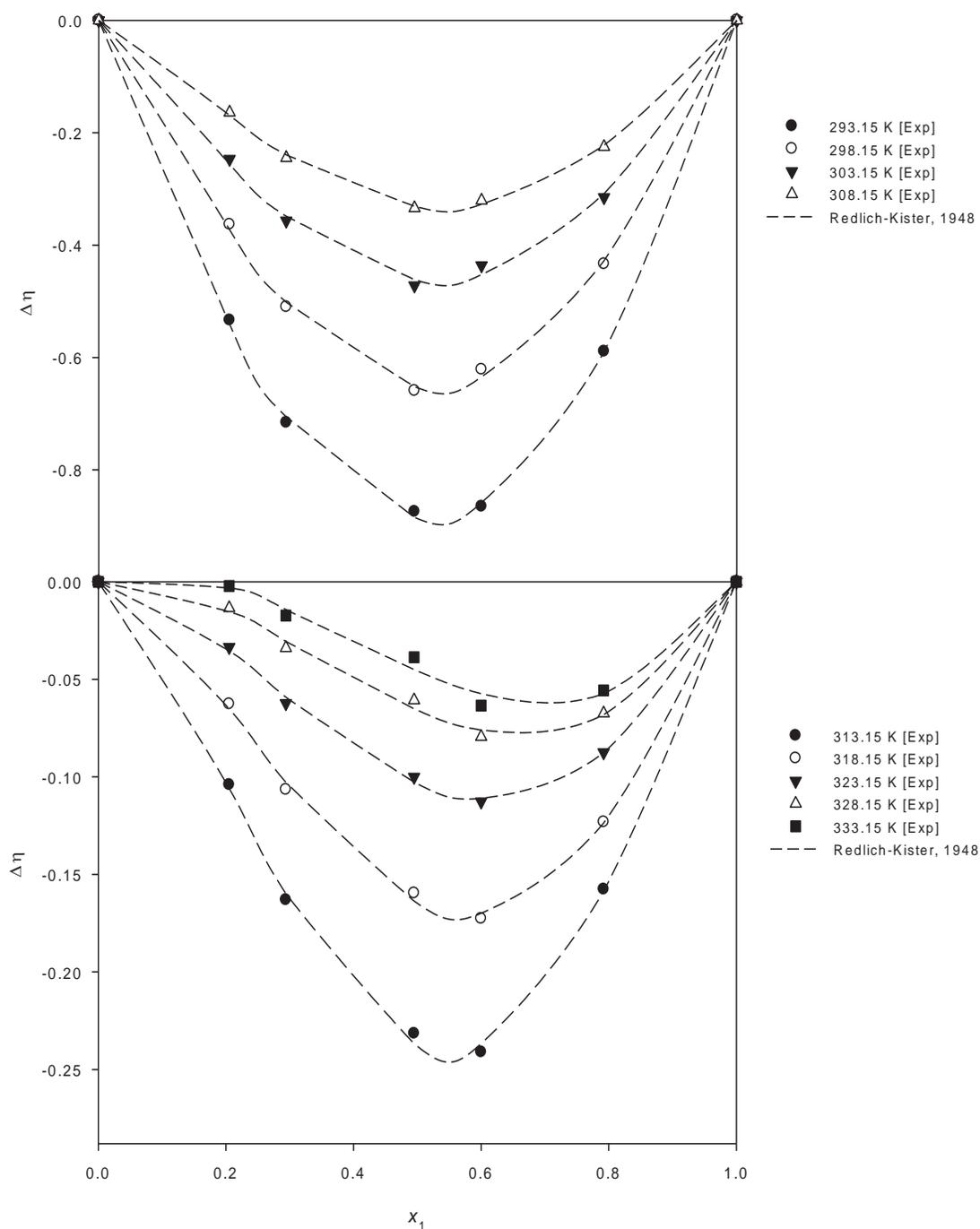
T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-6.377	1.822	-0.442	1.449E-03
298.15	-4.528	1.367	-0.197	2.153E-03
303.15	-3.176	1.025	-0.061	2.316E-04
308.15	-2.201	0.806	0.021	1.179E-03
313.15	-1.493	0.591	-0.021	2.591E-03
318.15	-1.002	0.453	0.021	2.954E-03
323.15	-0.619	0.401	0.078	2.099E-03
328.15	-0.362	0.337	0.101	2.103E-03
333.15	-0.194	0.273	0.103	3.420E-03

**Tabla A.4.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister para la mezcla etanol +1-nonanol.

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-5.146	-0.397	0.109	1.082E-02
298.15	-3.715	-0.402	0.051	8.979E-03
303.15	-2.659	-0.387	0.028	8.214E-03
308.15	-1.886	-0.343	0.016	7.654E-03
313.15	-1.321	-0.296	0.008	7.572E-03
318.15	-0.929	-0.262	0.024	9.176E-03
323.15	-0.605	-0.233	-0.060	6.527E-03
328.15	-0.373	-0.207	-0.109	6.871E-03
333.15	-0.255	-0.177	0.027	6.277E-03



**Figura A.5.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-nonanol (2).



**Figura A.6.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla etanol (1) + 1-octanol (2).

APENDICE B

**Tabla B.1.** Comparación entre datos experimentales y de viscosidad de *n*-dodecano y *n*-hexadecano puros.

<i>n</i> -dodecano			
<i>T</i> , K	$\eta$ [mPa.s]		%Error
	Exp.	Lit.	
293.15	1.49400		
298.15	1.34230	1.3520 <sup>a</sup>	0.72
303.15	1.23210	1.2280 <sup>b</sup>	0.33
308.15	1.13510	1.106 <sup>c</sup>	2.63
313.15	1.04830		
318.15	0.96979	0.969 <sup>b</sup>	0.08
323.15	0.89713		
328.15	0.83292		
333.15	0.78866	0.8026 <sup>d</sup>	1.74
338.15	0.73672		
343.15	0.70044		
348.15	0.66067	0.656 <sup>b</sup>	0.71
353.15	0.61581		
358.15	0.58342		
363.15	0.55933		
368.15	0.52731		

<i>n</i> -hexadecano			
<i>T</i> , K	$\eta$ [mPa.s]		%Error
	Exp.	Lit.	
293.15	3.4409	3.5220 <sup>b</sup>	2.30
298.15	3.0395	3.0240 <sup>a</sup>	0.51
303.15	2.7126	2.7820 <sup>b</sup>	2.49
308.15	2.4372	2.381 <sup>c</sup>	2.36
313.15	2.2027		
318.15	2.0017	1.9950 <sup>b</sup>	0.34
323.15	1.8282		
328.15	1.6771		
333.15	1.5447	1.5590 <sup>c</sup>	0.92
338.15	1.4278		
343.15	1.3239		
348.15	1.2312	1.2480 <sup>b</sup>	1.35
353.15	1.1478		
358.15	1.0725		
363.15	1.0041		

<sup>a</sup> DeLorenzi, et.al., (1994); <sup>b</sup> Evans (1938); <sup>c</sup> Aminabhavi y Gopalkrishna (1994);  
<sup>d</sup> Hogenboon, et.al., (1967); <sup>e</sup> Anonymous (1968).

**Tabla B.2.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-dodecano (1) +1-octanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 328.15 K		
0.1002	0.8158	7.3511	0.1002	0.7909	2.5508
0.3011	0.8006	4.8568	0.3011	0.7752	1.8981
0.5012	0.7837	3.0630	0.5012	0.7580	1.3919
0.7005	0.7673	2.1168	0.7005	0.7416	1.0734
0.8982	0.7539	1.6180	0.8982	0.7279	0.8872
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.1002	0.8124	6.2311	0.1002	0.7871	2.2480
0.3011	0.7971	4.1711	0.3011	0.7715	1.6985
0.5012	0.7802	2.6775	0.5012	0.7542	1.2676
0.7005	0.7638	1.8770	0.7005	0.7378	0.9901
0.8982	0.7502	1.4475	0.8982	0.7241	0.8272
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.1002	0.8089	5.2715	0.1002	0.7834	1.9917
0.3011	0.7936	3.5957	0.3011	0.7677	1.5273
0.5012	0.7766	2.3685	0.5012	0.7503	1.1582
0.7005	0.7602	1.6918	0.7005	0.7340	0.9149
0.8982	0.7466	1.3212	0.8982	0.7203	0.7723
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.1002	0.8054	4.4954	0.1002	0.7796	1.7732
0.3011	0.7900	3.1237	0.3011	0.7639	1.3793
0.5012	0.7730	2.1084	0.5012	0.7464	1.0614
0.7005	0.7565	1.5324	0.7005	0.7301	0.8471
0.8982	0.7429	1.2114	0.8982	0.7165	0.7229
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.1002	0.8018	3.8625	0.1002	0.7758	1.5858
0.3011	0.7863	2.7329	0.3011	0.7600	1.2503
0.5012	0.7693	1.8871	0.5012	0.7425	0.9754
0.7005	0.7528	1.3941	0.7005	0.7262	0.7847
0.8982	0.7391	1.1148	0.8982	0.7127	0.6776
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.1002	0.7982	3.3421	0.1002	0.7720	1.4241
0.3011	0.7827	2.4065	0.3011	0.7561	1.1373
0.5012	0.7655	1.6976	0.5012	0.7385	0.8988
0.7005	0.7491	1.2734	0.7005	0.7223	0.7299
0.8982	0.7354	1.0297	0.8982	0.7088	0.6369
<i>T</i> = 323.15 K					
0.1002	0.7945	2.9109			
0.3011	0.7790	2.1316			
0.5012	0.7618	1.5341			
0.7005	0.7454	1.1673			
0.8982	0.7317	0.9544			

**Tabla B.3.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-dodecano (1) +1-hexanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 328.15 K		
0.1001	0.8085	4.4596	0.1001	0.7826	1.7287
0.2987	0.7916	3.1592	0.2987	0.7653	1.3528
0.5015	0.7766	2.2972	0.5015	0.7502	1.1053
0.7045	0.7619	1.7493	0.7045	0.7357	0.9292
0.9044	0.7519	1.5161	0.9044	0.7259	0.8281
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.1001	0.8049	3.8321	0.1001	0.7787	1.5428
0.2987	0.7880	2.7367	0.2987	0.7615	1.2244
0.5015	0.7729	2.0196	0.5015	0.7463	1.0141
0.7045	0.7583	1.5595	0.7045	0.7318	0.8621
0.9044	0.7483	1.3576	0.9044	0.7221	0.7779
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.1001	0.8013	3.3061	0.1001	0.7748	1.3829
0.2987	0.7843	2.3976	0.2987	0.7575	1.1126
0.5015	0.7692	1.8039	0.5015	0.7424	0.9332
0.7045	0.7545	1.4168	0.7045	0.7279	0.8017
0.9044	0.7446	1.2406	0.9044	0.7182	0.7287
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.1001	0.7976	2.8702	0.1001	0.7708	1.2447
0.2987	0.7806	2.1143	0.2987	0.7535	1.0145
0.5015	0.7655	1.6204	0.5015	0.7384	0.8611
0.7045	0.7508	1.2927	0.7045	0.7239	0.7474
0.9044	0.7409	1.1373	0.9044	0.7144	0.6723
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.1001	0.7939	2.5068	0.1001	0.7668	1.1247
0.2987	0.7768	1.8758	0.2987	0.7495	0.9288
0.5015	0.7617	1.4630	0.5015	0.7344	0.7968
0.7045	0.7471	1.1843	0.7045	0.7200	0.6985
0.9044	0.7371	1.0444	0.9044	0.7105	0.6438
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.1001	0.7902	2.2027	0.1001	0.7628	1.0201
0.2987	0.7730	1.6738	0.2987	0.7454	0.8526
0.5015	0.7579	1.3271	0.5015	0.7303	0.7392
0.7045	0.7433	1.0889	0.7045	0.7160	0.6541
0.9044	0.7334	0.9593	0.9044	0.7067	0.6026
<i>T</i> = 323.15 K					
0.1001	0.7864	1.9464			
0.2987	0.7692	1.5012			
0.5015	0.7541	1.2089			
0.7045	0.7395	1.0044			
0.9044	0.7296	0.8835			

**Tabla B.4.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-dodecano (1) +1-pentanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 328.15 K		
0.2008	0.7912	2.7517	0.2008	0.7645	1.2062
0.3990	0.7748	2.0539	0.3990	0.7480	1.0028
0.6001	0.7630	1.6988	0.6001	0.7364	0.89984
0.8000	0.7545	1.5374	0.8000	0.7282	0.84911
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.2008	0.7876	2.3916	0.2008	0.7605	1.0936
0.3990	0.7711	1.8074	0.3990	0.7440	0.92178
0.6001	0.7593	1.5125	0.6001	0.7325	0.83479
0.8000	0.7509	1.3766	0.8000	0.7243	0.79185
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.2008	0.7838	2.1057	0.2008	0.7564	0.99517
0.3990	0.7673	1.6187	0.3990	0.7400	0.85010
0.6001	0.7556	1.3737	0.6001	0.7285	0.77635
0.8000	0.7471	1.2585	0.8000	0.7204	0.74034
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.2008	0.7800	1.8649	0.2008	0.7523	0.90854
0.3990	0.7635	1.4576	0.3990	0.7359	0.78621
0.6001	0.7518	1.2530	0.6001	0.7245	0.72337
0.8000	0.7434	1.1552	0.8000	0.7165	0.69367
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.2008	0.7762	1.6605	0.2008	0.7482	0.83219
0.3990	0.7597	1.3190	0.3990	0.7318	0.72821
0.6001	0.7480	1.1474	0.6001	0.7205	0.67492
0.8000	0.7396	1.0644	0.8000	0.7126	0.65094
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.2008	0.7723	1.4859	0.2008	0.7439	0.76468
0.3990	0.7558	1.1989	0.3990	0.7277	0.67576
0.6001	0.7442	1.0546	0.6001	0.7164	0.62986
0.8000	0.7359	0.98417	0.8000	0.7087	0.61105
<i>T</i> = 323.15 K					
0.2008	0.7684	1.3359			
0.3990	0.7519	1.0945			
0.6001	0.7403	0.97279			
0.8000	0.7320	0.91278			

**Tabla B.5.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-decanol (2).

$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$	$x_1$	$\rho[\text{g/cm}^3]$	$\eta[\text{mPa.s}]$
$T = 293.15 \text{ K}$			$T = 333.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8187	10.5250	0.2016	0.7907	3.0258
0.3027	0.8115	8.8129	0.3027	0.7833	2.6994
0.5004	0.7960	6.0678	0.5004	0.7678	2.1393
0.7040	0.7851	4.4281	0.7040	0.7567	1.7430
0.8879	0.7768	3.6321	0.8879	0.7486	1.5476
$T = 298.15 \text{ K}$			$T = 338.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8154	8.8248	0.2016	0.7871	2.6662
0.3027	0.8081	7.4569	0.3027	0.7796	2.3949
0.5004	0.7927	5.2370	0.5004	0.7641	1.9232
0.7040	0.7816	3.8615	0.7040	0.7531	1.5860
0.8879	0.7734	3.1878	0.8879	0.7451	1.4231
$T = 303.15 \text{ K}$			$T = 343.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8120	7.3962	0.2016	0.7834	2.3617
0.3027	0.8046	6.2999	0.3027	0.7760	2.1349
0.5004	0.7892	4.5181	0.5004	0.7604	1.7360
0.7040	0.7781	3.3857	0.7040	0.7495	1.4485
0.8879	0.7699	2.8250	0.8879	0.7415	1.3134
$T = 308.15 \text{ K}$			$T = 348.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8085	6.2561	0.2016	0.7797	2.1021
0.3027	0.8011	5.3708	0.3027	0.7723	1.9118
0.5004	0.7857	3.9275	0.5004	0.7567	1.5729
0.7040	0.7746	2.9892	0.7040	0.7458	1.3275
0.8879	0.7663	2.5204	0.8879	0.7379	1.2164
$T = 313.15 \text{ K}$			$T = 353.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8050	5.3349	0.2016	0.7760	1.8792
0.3027	0.7976	4.6165	0.3027	0.7685	1.7190
0.5004	0.7822	3.4378	0.5004	0.7530	1.4301
0.7040	0.7710	2.6557	0.7040	0.7422	1.2205
0.8879	0.7628	2.2624	0.8879	0.7343	1.1301
$T = 318.15 \text{ K}$			$T = 358.15 \text{ K}$		
0.2016	0.8015	4.5836	0.2016	0.7722	1.6866
0.3027	0.7941	3.9979	0.3027	0.7648	1.5515
0.5004	0.7786	3.0286	0.5004	0.7493	1.3045
0.7040	0.7675	2.3730	0.7040	0.7385	1.1257
0.8879	0.7593	2.0425	0.8879	0.7308	1.0528
$T = 323.15 \text{ K}$			$T = 363.15 \text{ K}$		
0.2016	0.7979	3.9652	0.2016	0.7684	1.5197
0.3027	0.7905	3.4860	0.3027	0.7610	1.4052
0.5004	0.7750	2.6835	0.5004	0.7455	1.1935
0.7040	0.7639	2.1312	0.7040	0.7348	1.0411
0.8879	0.7557	1.8535	0.8879	0.7272	0.9832
$T = 328.15 \text{ K}$					
0.2016	0.7943	3.4532			
0.3027	0.7869	3.0588			
0.5004	0.7714	2.3903			
0.7040	0.7603	1.9232			
0.8879	0.7522	1.6900			

**Tabla B.6.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-nonanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.2046	0.8134	8.2985	0.2046	0.7852	2.5331
0.2999	0.8080	7.2214	0.2999	0.7796	2.3297
0.5016	0.7957	5.3871	0.5016	0.7673	1.9547
0.7021	0.7842	4.1352	0.7021	0.7558	1.6582
0.8989	0.7762	3.5468	0.8989	0.7480	1.5220
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.2046	0.8101	7.0233	0.2046	0.7815	2.2464
0.2999	0.8046	6.1570	0.2999	0.7759	2.0775
0.5016	0.7922	4.6619	0.5016	0.7636	1.7629
0.7021	0.7808	3.6099	0.7021	0.7521	1.5123
0.8989	0.7728	3.1158	0.8989	0.7444	1.3998
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.2046	0.8067	5.9332	0.2046	0.7778	2.0019
0.2999	0.8011	5.2451	0.2999	0.7722	1.8609
0.5016	0.7887	4.0390	0.5016	0.7599	1.5960
0.7021	0.7772	3.1736	0.7021	0.7485	1.3841
0.8989	0.7693	2.7642	0.8989	0.7409	1.2919
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.2046	0.8031	5.0553	0.2046	0.7741	1.7921
0.2999	0.7975	4.5020	0.2999	0.7684	1.6738
0.5016	0.7852	3.5256	0.5016	0.7562	1.4500
0.7021	0.7737	2.8094	0.7021	0.7448	1.2711
0.8989	0.7657	2.4691	0.8989	0.7373	1.1959
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.2046	0.7996	4.3423	0.2046	0.7703	1.6109
0.2999	0.7940	3.8938	0.2999	0.7647	1.5114
0.5016	0.7817	3.0981	0.5016	0.7524	1.3218
0.7021	0.7702	2.5021	0.7021	0.7411	1.1711
0.8989	0.7622	2.2186	0.8989	0.7337	1.1104
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 358.15 K		
0.2046	0.7960	3.7579	0.2046	0.7665	1.4535
0.2999	0.7904	3.3912	0.2999	0.7609	1.3696
0.5016	0.7781	2.7395	0.5016	0.7486	1.2085
0.7021	0.7666	2.2410	0.7021	0.7374	1.0819
0.8989	0.7587	2.0048	0.8989	0.7301	1.0327
<i>T</i> = 323.15 K			<i>T</i> = 363.15 K		
0.2046	0.7924	3.2748	0.2046	0.7626	1.3161
0.2999	0.7868	2.9752	0.2999	0.7570	1.2450
0.5016	0.7745	2.4358	0.5016	0.7448	1.1079
0.7021	0.7630	2.0180	0.7021	0.7337	1.0023
0.8989	0.7551	1.8206	0.8989	0.7265	0.9618
<i>T</i> = 328.15 K					
0.2046	0.7888	2.8719			
0.2999	0.7832	2.6256			
0.5016	0.7709	2.1770			
0.7021	0.7594	1.8255			
0.8989	0.7515	1.6609			

**Tabla B.7.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-octanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.1995	0.8110	6.7533	0.1995	0.7824	2.1667
0.4015	0.7978	5.0949	0.4015	0.7691	1.8486
0.5881	0.7882	4.2287	0.5881	0.7596	1.6626
0.7943	0.7797	3.6743	0.7943	0.7512	1.5374
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.1995	0.8076	5.7523	0.1995	0.7787	1.9310
0.4015	0.7944	4.4021	0.4015	0.7654	1.6676
0.5881	0.7848	3.6834	0.5881	0.7559	1.5125
0.7943	0.7762	3.2194	0.7943	0.7476	1.4092
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.1995	0.8041	4.8948	0.1995	0.7749	1.7288
0.4015	0.7908	3.8138	0.4015	0.7617	1.5102
0.5881	0.7812	3.2297	0.5881	0.7522	1.3811
0.7943	0.7727	2.8476	0.7943	0.7439	1.2962
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.1995	0.8005	4.1997	0.1995	0.7711	1.5545
0.4015	0.7873	3.3293	0.4015	0.7579	1.3724
0.5881	0.7777	2.8518	0.5881	0.7485	1.2652
0.7943	0.7691	2.5354	0.7943	0.7403	1.1963
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.1995	0.7969	3.6309	0.1995	0.7673	1.4032
0.4015	0.7837	2.9260	0.4015	0.7541	1.2511
0.5881	0.7741	2.5334	0.5881	0.7447	1.1625
0.7943	0.7656	2.2709	0.7943	0.7366	1.1073
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 358.15 K		
0.1995	0.7933	3.1617	0.1995	0.7635	1.2711
0.4015	0.7801	2.5876	0.4015	0.7503	1.1439
0.5881	0.7705	2.2636	0.5881	0.7409	1.0712
0.7943	0.7620	2.0454	0.7943	0.7329	1.0278
<i>T</i> = 323.15 K			<i>T</i> = 363.15 K		
0.1995	0.7897	2.7713	0.1995	0.7596	1.1551
0.4015	0.7764	2.3017	0.4015	0.7465	1.0494
0.5881	0.7669	2.0328	0.5881	0.7372	0.9896
0.7943	0.7584	1.8515	0.7943	0.7292	0.9566
<i>T</i> = 328.15 K					
0.1995	0.7861	2.4436			
0.4015	0.7728	2.0578			
0.5881	0.7633	1.8344			
0.7943	0.7548	1.6836			

**Tabla B.8.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-heptanol (2).

$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.1990	0.8071	5.5390	0.1990	0.7781	1.8555
0.4011	0.7947	4.3634	0.4011	0.7658	1.6430
0.5988	0.7842	3.7121	0.5988	0.7554	1.5242
0.8034	0.7777	3.4702	0.8034	0.7492	1.4834
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.1990	0.8037	4.7405	0.1990	0.7743	1.6609
0.4011	0.7913	3.7780	0.4011	0.7620	1.4889
0.5988	0.7807	3.2461	0.5988	0.7517	1.3932
0.8034	0.7743	3.0479	0.8034	0.7455	1.3630
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.1990	0.8002	4.0612	0.1990	0.7705	1.4929
0.4011	0.7877	3.2915	0.4011	0.7582	1.3545
0.5988	0.7771	2.8650	0.5988	0.7479	1.2776
0.8034	0.7707	2.7042	0.8034	0.7419	1.2567
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.1990	0.7966	3.5064	0.1990	0.7666	1.3473
0.4011	0.7841	2.8881	0.4011	0.7544	1.2362
0.5988	0.7735	2.5450	0.5988	0.7442	1.1751
0.8034	0.7671	2.4147	0.8034	0.7382	1.1623
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.1990	0.7929	3.0489	0.1990	0.7627	1.2204
0.4011	0.7805	2.5511	0.4011	0.7506	1.1319
0.5988	0.7699	2.2744	0.5988	0.7404	1.0839
0.8034	0.7636	2.1688	0.8034	0.7346	1.0782
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 358.15 K		
0.1990	0.7893	2.6692	0.1990	0.7587	1.1104
0.4011	0.7768	2.2674	0.4011	0.7467	1.0393
0.5988	0.7663	2.0436	0.5988	0.7366	1.0021
0.8034	0.7600	1.9586	0.8034	0.7309	1.0030
<i>T</i> = 323.15 K			<i>T</i> = 363.15 K		
0.1990	0.7856	2.3514	0.1990	0.7547	1.0136
0.4011	0.7732	2.0264	0.5988	0.7328	0.9273
0.5988	0.7627	1.8453	0.8034	0.7272	0.9346
0.8034	0.7564	1.7776			
<i>T</i> = 328.15 K					
0.1990	0.7819	2.0832			
0.4011	0.7695	1.8205			
0.5988	0.7590	1.6736			
0.8034	0.7528	1.6206			

**Tabla B.9.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-hexanol (2).

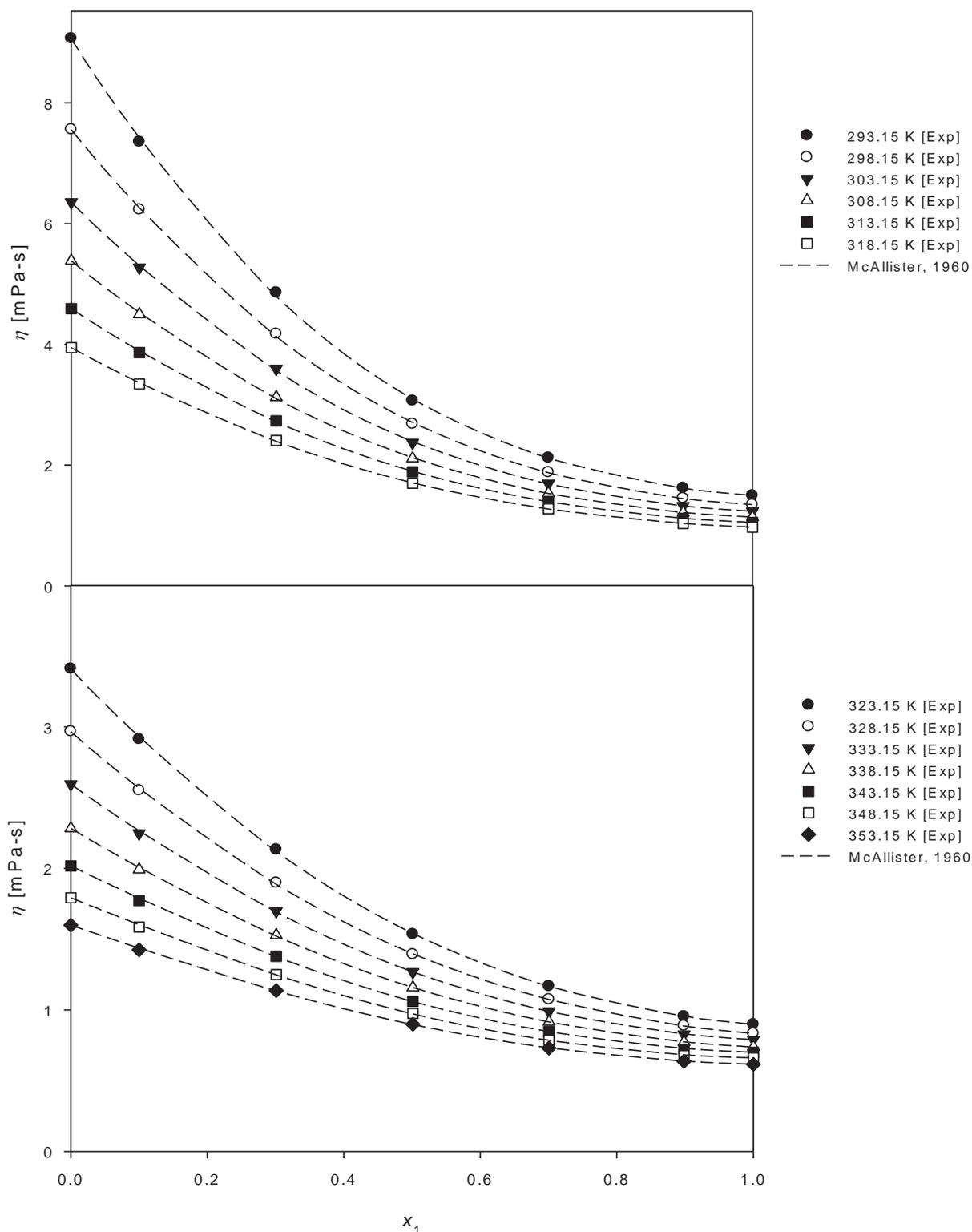
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.2006	0.8025	4.3525	0.2006	0.7729	1.5597
0.4017	0.7898	3.6550	0.4017	0.7607	1.4567
0.5953	0.7823	3.3975	0.5953	0.7533	1.4291
0.8020	0.7767	3.3419	0.8020	0.7481	1.4354
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.2006	0.7990	3.7435	0.2006	0.7691	1.4059
0.4017	0.7863	3.1813	0.4017	0.7569	1.3276
0.5953	0.7788	2.9778	0.5953	0.7496	1.3094
0.8020	0.7732	2.9392	0.8020	0.7444	1.3171
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 343.15 K		
0.2006	0.7953	3.2408	0.2006	0.7652	1.2723
0.4017	0.7827	2.7956	0.4017	0.7531	1.2139
0.5953	0.7752	2.6363	0.5953	0.7459	1.2023
0.8020	0.7696	2.6130	0.8020	0.7408	1.2106
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 348.15 K		
0.2006	0.7917	2.8255	0.2006	0.7612	1.1558
0.4017	0.7791	2.4733	0.4017	0.7492	1.1136
0.5953	0.7716	2.3497	0.5953	0.7421	1.1073
0.8020	0.7661	2.3364	0.8020	0.7371	1.1153
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 353.15 K		
0.2006	0.7880	2.4795	0.2006	0.7573	1.0538
0.4017	0.7755	2.2020	0.4017	0.7453	1.0246
0.5953	0.7680	2.1069	0.5953	0.7383	1.0223
0.8020	0.7625	2.1006	0.8020	0.7334	1.0297
<i>T</i> = 318.15 K			<i>T</i> = 358.15 K		
0.2006	0.7843	2.1902	0.2006	0.7532	0.9638
0.4017	0.7718	1.9716	0.4017	0.7414	0.9453
0.5953	0.7644	1.8994	0.5953	0.7345	0.9443
0.8020	0.7589	1.8978	0.8020	0.7297	0.9678
<i>T</i> = 323.15 K			<i>T</i> = 363.15 K		
0.2006	0.7805	1.9457	0.2006	0.7491	0.8842
0.4017	0.7681	1.7744	0.4017	0.7374	0.8743
0.5953	0.7607	1.7205	0.5953	0.7306	0.8724
0.8020	0.7553	1.7224	0.8020	0.7260	0.8971
<i>T</i> = 328.15 K					
0.2006	0.7767	1.7382			
0.4017	0.7644	1.6045			
0.5953	0.7570	1.5650			
0.8020	0.7517	1.5707			

**Tabla B.10.** Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-pentanol (2).

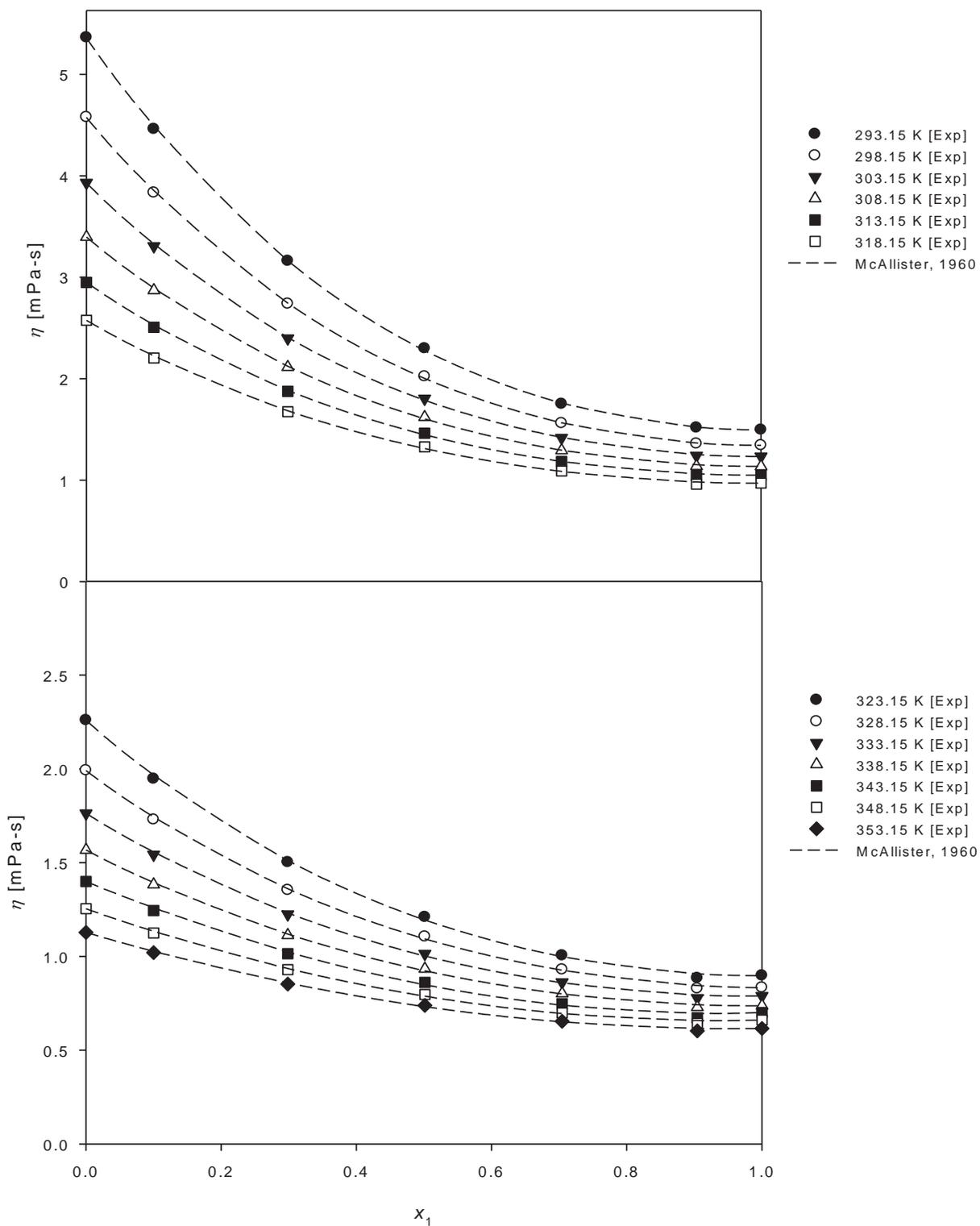
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 293.15 K			<i>T</i> = 318.15 K		
0.1001	0.8051	3.7574	0.1001	0.7865	1.9293
0.2004	0.7979	3.5444	0.2004	0.7795	1.8552
0.3003	0.7924	3.3803	0.3003	0.7739	1.8093
0.3999	0.7869	3.2406	0.3999	0.7685	1.7837
0.4992	0.7828	3.1811	0.6059	0.7617	1.8027
0.6059	0.7798	3.1733	0.6969	0.7597	1.8237
0.6969	0.7777	3.1935	0.8026	0.7579	1.8559
0.8026	0.7757	3.2387			
<i>T</i> = 298.15 K			<i>T</i> = 323.15 K		
0.1001	0.8015	3.2465	0.1001	0.7827	1.7160
0.2004	0.7944	3.0686	0.2004	0.7757	1.6584
0.3003	0.7888	2.9370	0.3003	0.7701	1.6255
0.3999	0.7833	2.8296	0.3999	0.7648	1.6111
0.4992	0.7792	2.7880	0.4992	0.7609	1.6178
0.6059	0.7762	2.7895	0.6059	0.7580	1.6372
0.6969	0.7742	2.8105	0.6969	0.7561	1.6582
0.8026	0.7722	2.8523	0.8026	0.7543	1.6892
<i>T</i> = 303.15 K			<i>T</i> = 328.15 K		
0.1001	0.7978	2.8268	0.1001	0.7788	1.5334
0.2004	0.7907	2.6815	0.2004	0.7719	1.4895
0.3003	0.7851	2.5778	0.3003	0.7663	1.4673
0.3999	0.7797	2.4981	0.3999	0.7610	1.4617
0.4992	0.7756	2.4723	0.4992	0.7571	1.4723
0.6059	0.7726	2.4793	0.6059	0.7543	1.4932
0.6969	0.7706	2.5005	0.6969	0.7524	1.5141
0.8026	0.7686	2.5393	0.8026	0.7506	1.5438
<i>T</i> = 308.15 K			<i>T</i> = 333.15 K		
0.1001	0.7941	2.4756	0.1001	0.7748	1.3762
0.2004	0.7870	2.3584	0.2004	0.7680	1.3437
0.3003	0.7814	2.2774	0.3003	0.7624	1.3299
0.3999	0.7760	2.2198	0.3999	0.7572	1.3313
0.4992	0.7719	2.2058	0.4992	0.7533	1.3452
0.6059	0.7690	2.2173	0.6059	0.7506	1.3670
0.6969	0.7670	2.2386	0.6969	0.7487	1.3876
0.8026	0.7651	2.2748	0.8026	0.7470	1.4165
<i>T</i> = 313.15 K			<i>T</i> = 338.15 K		
0.1001	0.7903	2.1797	0.1001	0.7708	1.2401
0.2004	0.7833	2.0859	0.2004	0.7640	1.2172
0.3003	0.7777	2.0243	0.3003	0.7585	1.2102
0.3999	0.7723	1.9845	0.3999	0.7533	1.2173
0.6059	0.7653	1.9941	0.4992	0.7495	1.2333
0.6969	0.7634	2.0153	0.6059	0.7468	1.2559
0.8026	0.7615	2.0492	0.6969	0.7450	1.2765

**Tabla B.10** (continuación). Datos de densidad y viscosidad de la mezcla *n*-hexadecano (1) +1-pentanol (2).

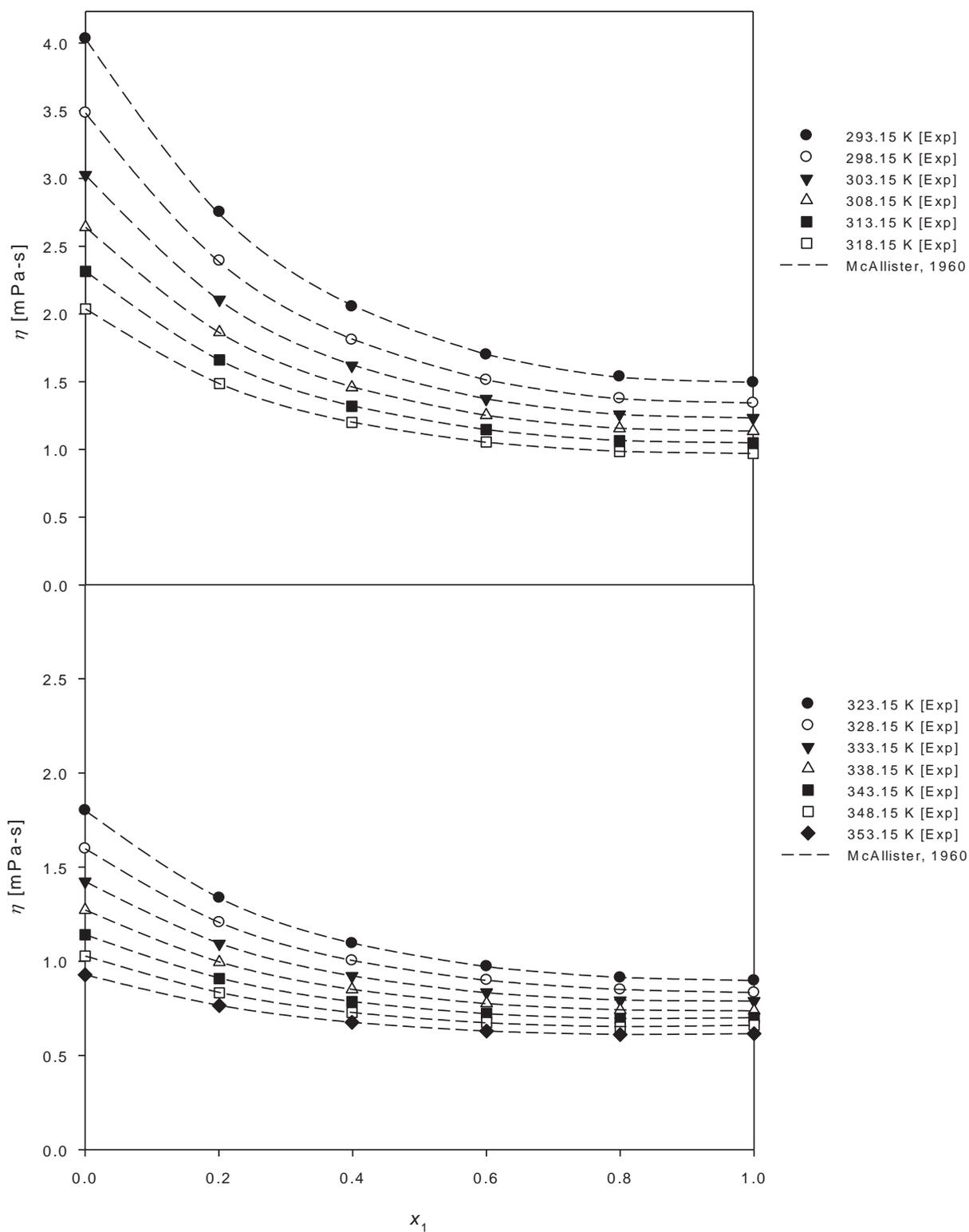
$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]	$x_1$	$\rho$ [g/cm <sup>3</sup> ]	$\eta$ [mPa.s]
<i>T</i> = 343.15 K			<i>T</i> = 358.15 K		
0.1001	0.7668	1.1217	0.1001	0.7543	0.8460
0.2004	0.7600	1.1066	0.2004	0.7477	0.8467
0.3003	0.7545	1.1051	0.3003	0.7423	0.8567
0.3999	0.7494	1.1166	0.3999	0.7375	0.8754
0.4992	0.7457	1.1343	0.4992	0.7340	0.8959
0.6059	0.7430	1.1572	0.6059	0.7315	0.9173
0.6969	0.7413	1.1774	0.6969	0.7300	0.9374
0.8026	0.7397	1.2045	0.8026	0.7286	0.9632
<i>T</i> = 348.15 K			<i>T</i> = 363.15 K		
0.1001	0.7627	1.0183	0.1001	0.7500	0.7740
0.2004	0.7559	1.0097	0.2004	0.7434	0.7779
0.3003	0.7505	1.0125	0.3003	0.7382	0.7898
0.3999	0.7455	1.0273	0.3999	0.7334	0.8088
0.4992	0.7418	1.0463	0.4992	0.7300	0.8303
0.6059	0.7392	1.0688	0.6059	0.7276	0.8528
0.6969	0.7375	1.0887	0.6969	0.7261	0.8721
0.8026	0.7360	1.1156	0.8026	0.7249	0.8972
<i>T</i> = 353.15 K					
0.1001	0.7585	0.9269			
0.2004	0.7519	0.9235			
0.3003	0.7464	0.9306			
0.3999	0.7415	0.9472			
0.4992	0.7379	0.9671			
0.6059	0.7354	0.9896			
0.6969	0.7337	1.0094			
0.8026	0.7323	1.0357			



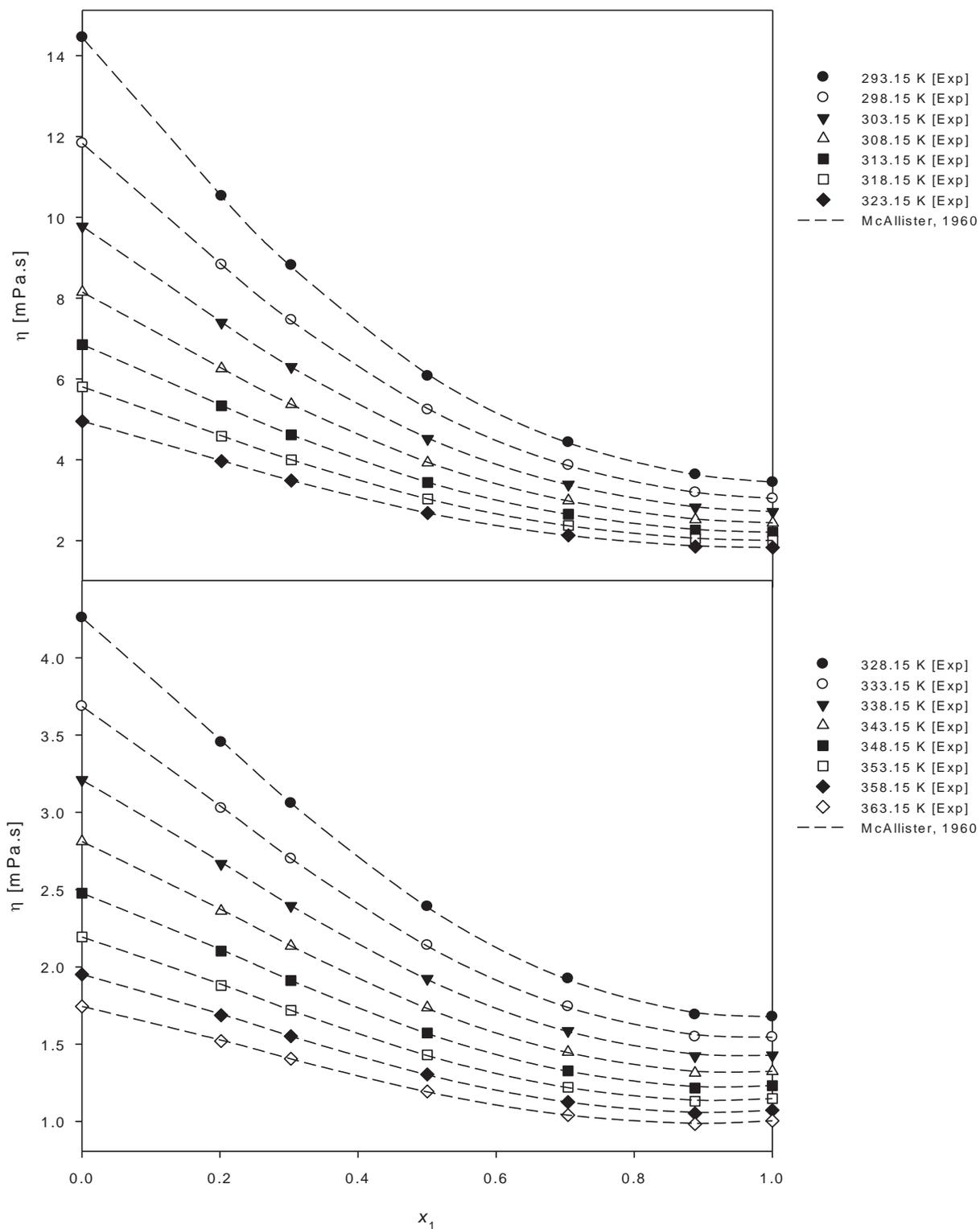
**Figura B.1.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-octanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



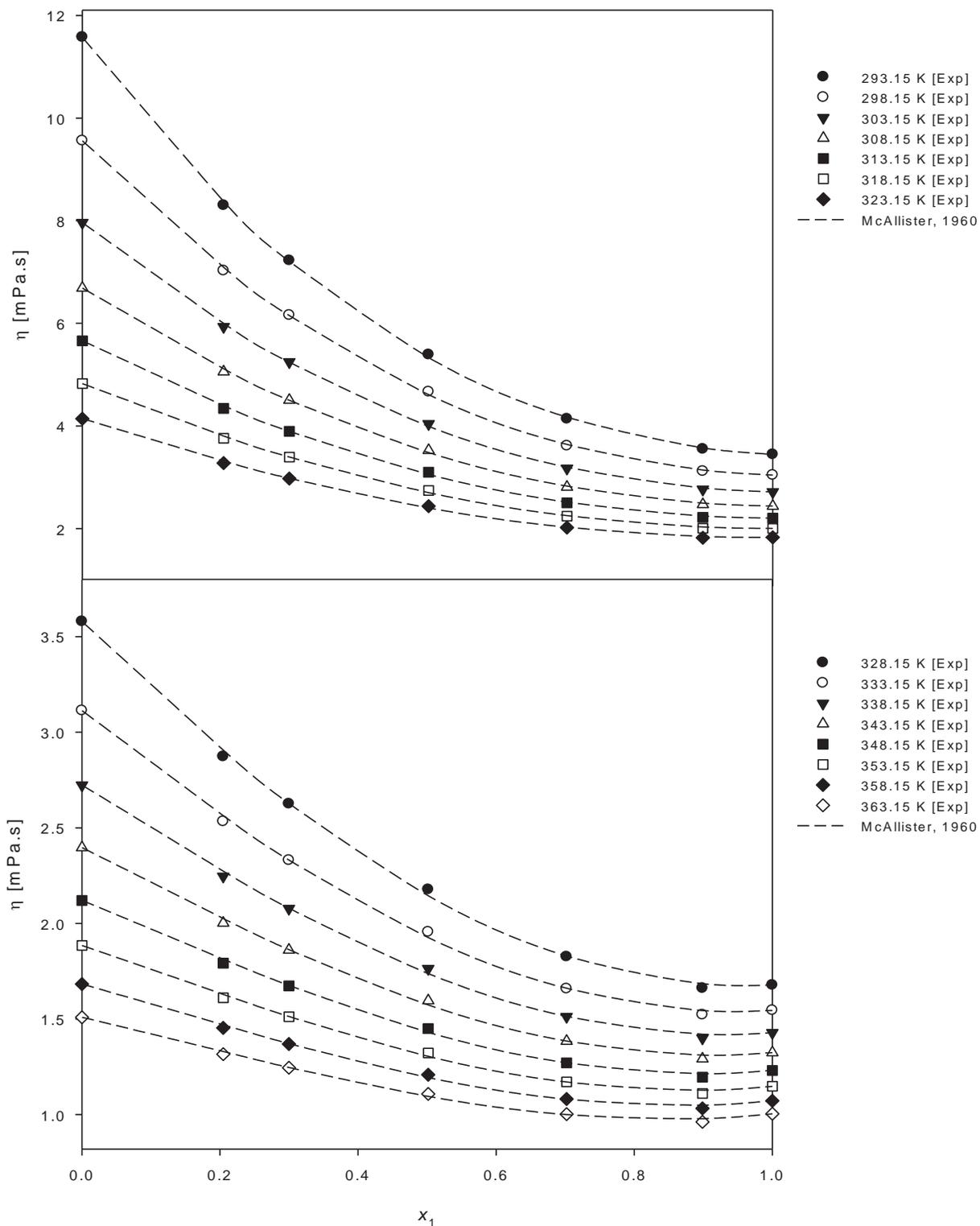
**Figura B.2.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-hexanol(2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



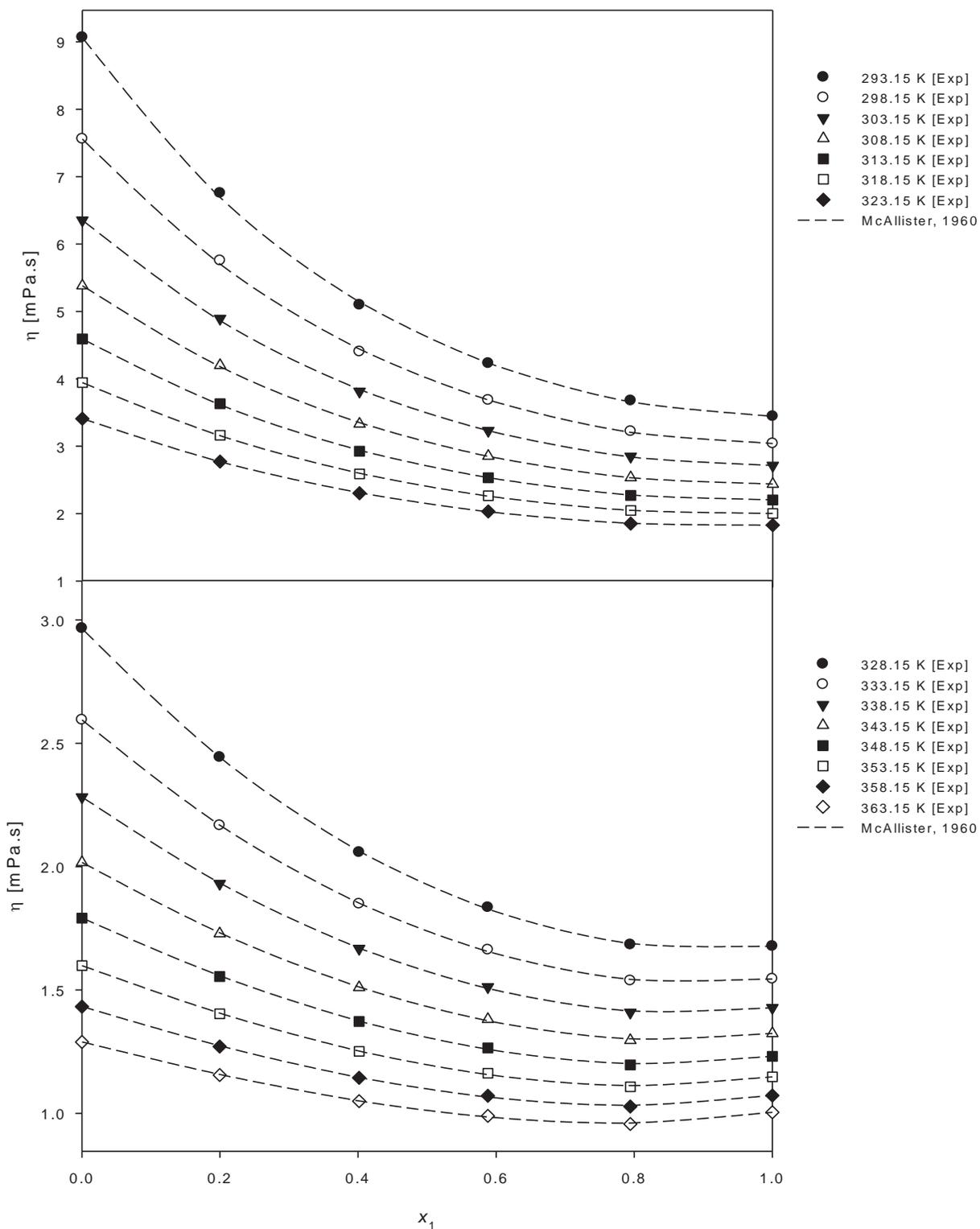
**Figura B.3.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1) + 1-pentanol(2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



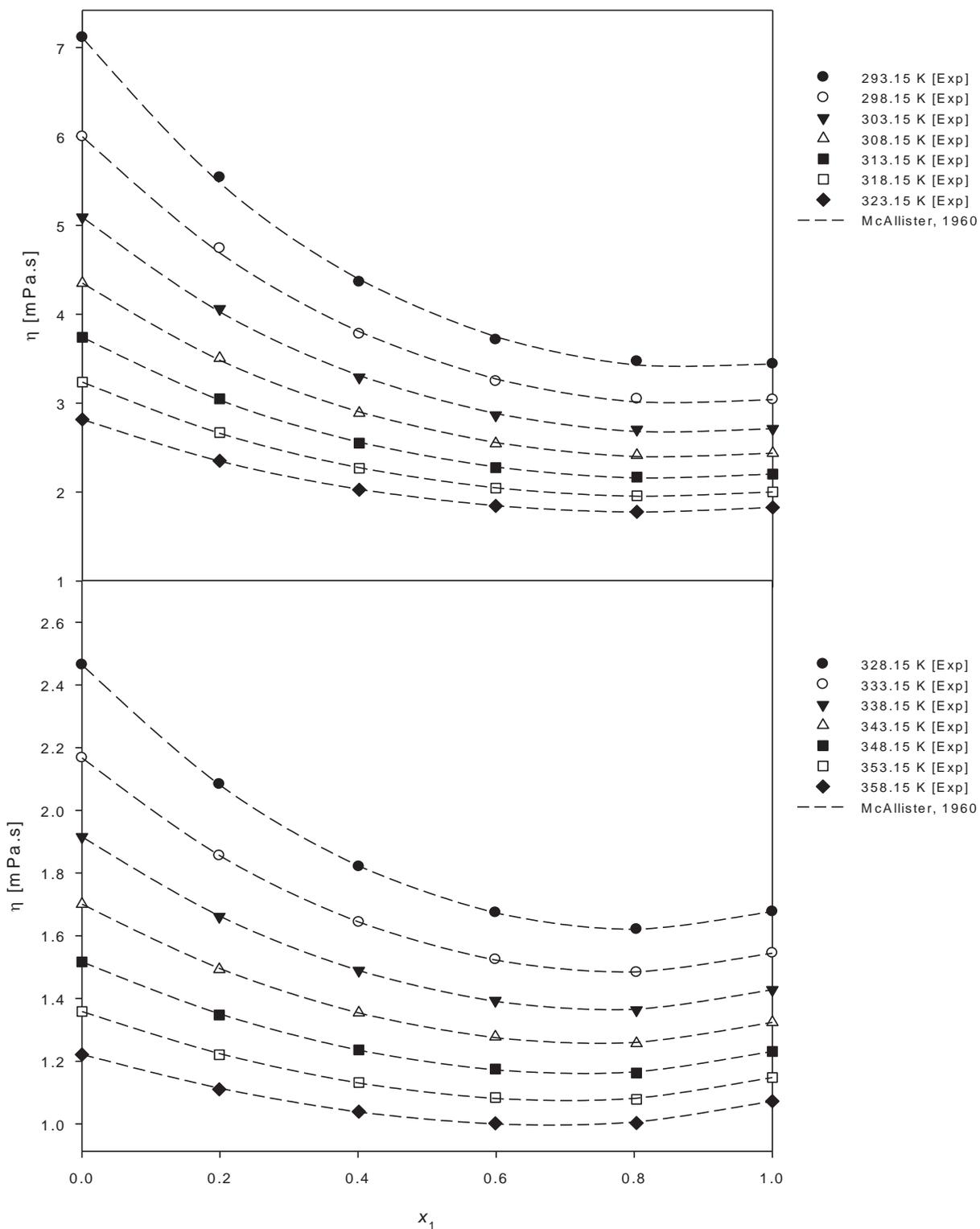
**Figura B.4.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-decanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



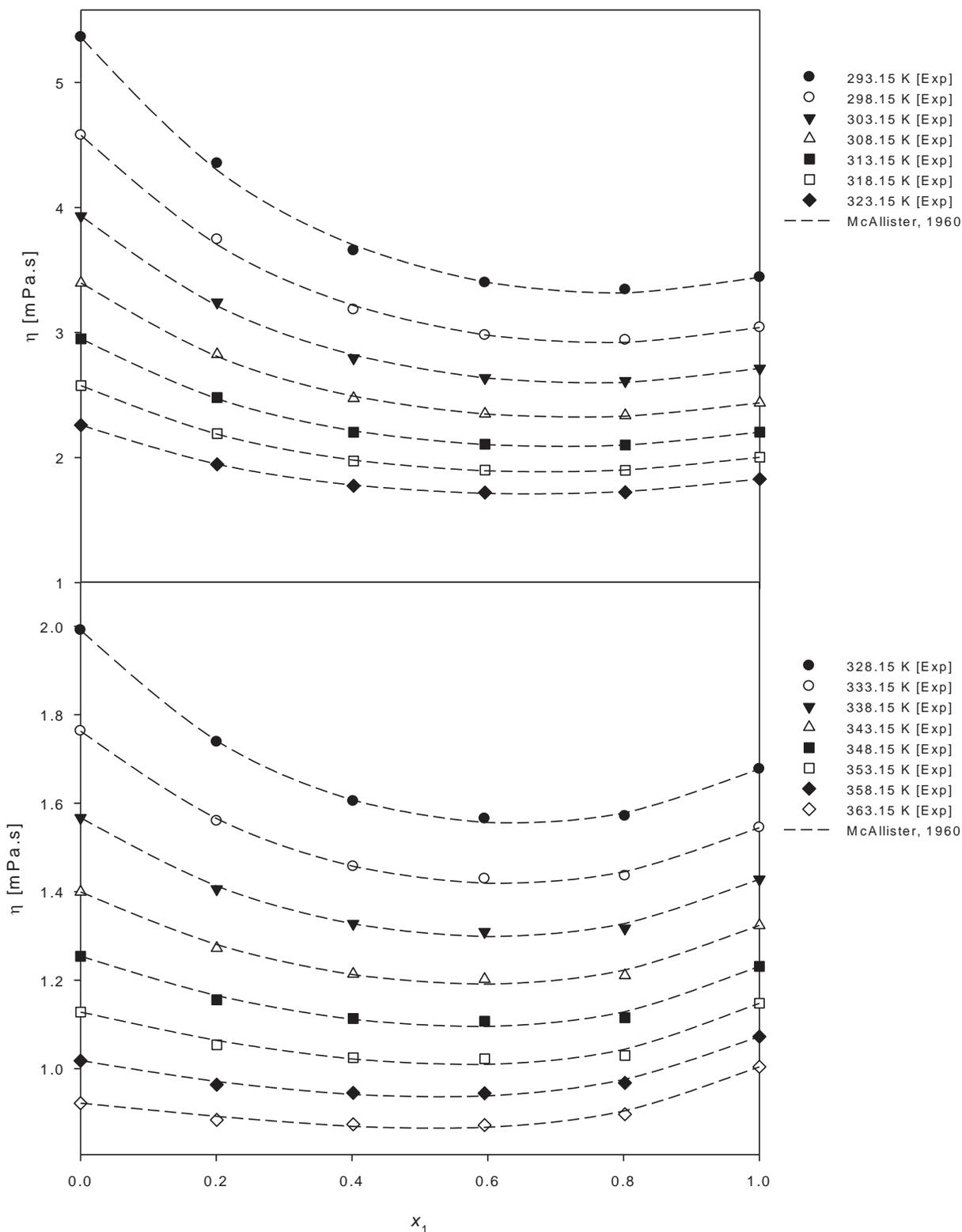
**Figura B.5.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-nonanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



**Figura B.6.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-octanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



**Figura B.7.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-heptanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).



**Figura B.8.** Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-hexanol (2) y Ecuación de Mc Allister (1960).

**Tabla B.11.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-octanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	1.784	4.848
298.15	1.580	4.216
303.15	1.441	3.614
308.15	1.320	3.125
313.15	1.214	2.725
318.15	1.123	2.391
323.15	1.046	2.108
328.15	0.975	1.870
333.15	0.890	1.689
338.15	0.829	1.519
343.15	0.757	1.388
348.15	0.699	1.266
353.15	0.663	1.145

**Tabla B.12.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-hexanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	1.508	3.073
298.15	1.352	2.658
303.15	1.240	2.315
308.15	1.141	2.034
313.15	1.052	1.804
318.15	0.970	1.615
323.15	0.900	1.453
328.15	0.850	1.301
333.15	0.784	1.186
338.15	0.736	1.079
343.15	0.664	1.009
348.15	0.633	0.917
353.15	0.600	0.843

**Tabla B.13.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-pentanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	1.480	2.012
298.15	1.335	1.750
303.15	1.229	1.555
308.15	1.134	1.393
313.15	1.050	1.256
318.15	0.977	1.138
323.15	0.915	1.036
328.15	0.857	0.948
333.15	0.789	0.879
338.15	0.740	0.812
343.15	0.684	0.759
348.15	0.639	0.707
353.15	0.604	0.657

**Tabla B.14.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-decanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.694	9.335
298.15	3.224	7.998
303.15	2.843	6.740
308.15	2.520	5.740
313.15	2.246	4.931
318.15	2.013	4.270
323.15	1.812	3.724
328.15	1.638	3.268
333.15	1.486	2.885
338.15	1.354	2.560
343.15	1.239	2.281
348.15	1.138	2.041
353.15	1.049	1.831
358.15	0.970	1.648
363.15	0.901	1.488

**Tabla B.15.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-nonanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.694	7.063
298.15	3.204	6.086
303.15	2.824	5.186
308.15	2.505	4.457
313.15	2.232	3.864
318.15	2.000	3.377
323.15	1.799	2.974
328.15	1.625	2.636
333.15	1.474	2.348
338.15	1.342	2.103
343.15	1.226	1.890
348.15	1.125	1.704
353.15	1.036	1.542
358.15	0.956	1.400
363.15	0.885	1.274

**Tabla B.16.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-octanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.551	5.438
298.15	3.090	4.742
303.15	2.736	4.078
308.15	2.436	3.539
313.15	2.194	3.082
318.15	1.959	2.733
323.15	1.767	2.428
328.15	1.601	2.169
333.15	1.456	1.948
338.15	1.329	1.758
343.15	1.217	1.593
348.15	1.118	1.448
353.15	1.031	1.319
358.15	0.953	1.205
363.15	0.885	1.104

**Tabla B.17.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-heptanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.189	4.641
298.15	2.796	4.028
303.15	2.496	3.475
308.15	2.239	3.026
313.15	2.018	2.657
318.15	1.826	2.352
323.15	1.658	2.096
328.15	1.511	1.881
333.15	1.382	1.697
338.15	1.268	1.537
343.15	1.167	1.399
348.15	1.077	1.277
353.15	0.997	1.169
358.15	0.925	1.074
363.15	0.858	0.987

**Tabla B.18.** Parámetros para el modelo de McAllister, para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-hexanol (2).

Parámetros de McAllister		
T/K	$v_{12}$	$v_{21}$
293.15	3.132	3.704
298.15	2.761	3.211
303.15	2.466	2.803
308.15	2.211	2.470
313.15	1.992	2.195
318.15	1.799	1.968
323.15	1.630	1.777
328.15	1.482	1.614
333.15	1.348	1.475
338.15	1.231	1.354
343.15	1.123	1.250
348.15	1.025	1.158
353.15	0.937	1.079
358.15	0.879	0.972
363.15	0.802	0.911

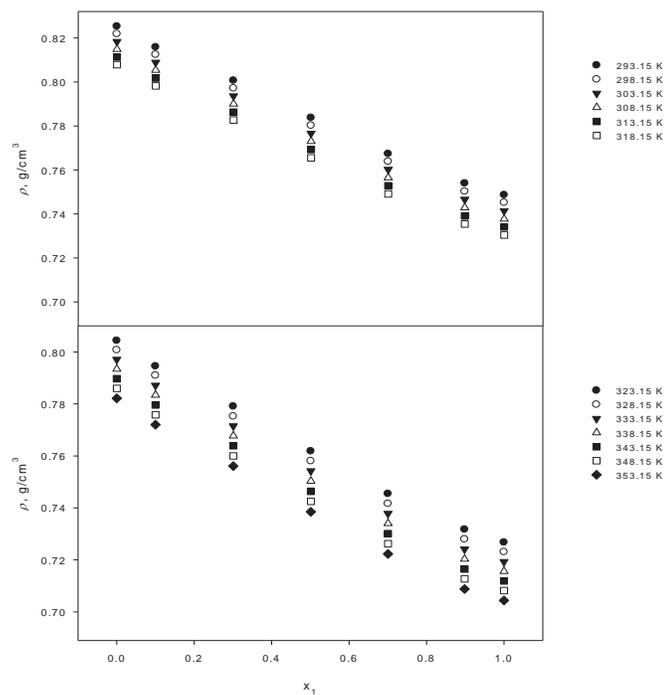


Figura B.9. Densidades experimentales de la mezcla *n*-dodecano (1)+1-octanol (2) a diferentes temperaturas.

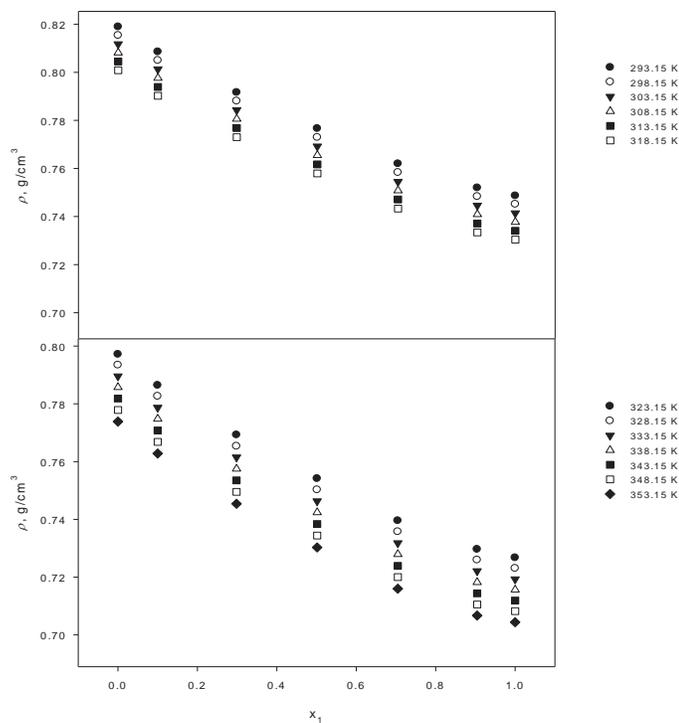


Figura B.10. Densidades experimentales de la mezcla *n*-dodecano (1)+1-hexanol (2) a diferentes temperaturas.

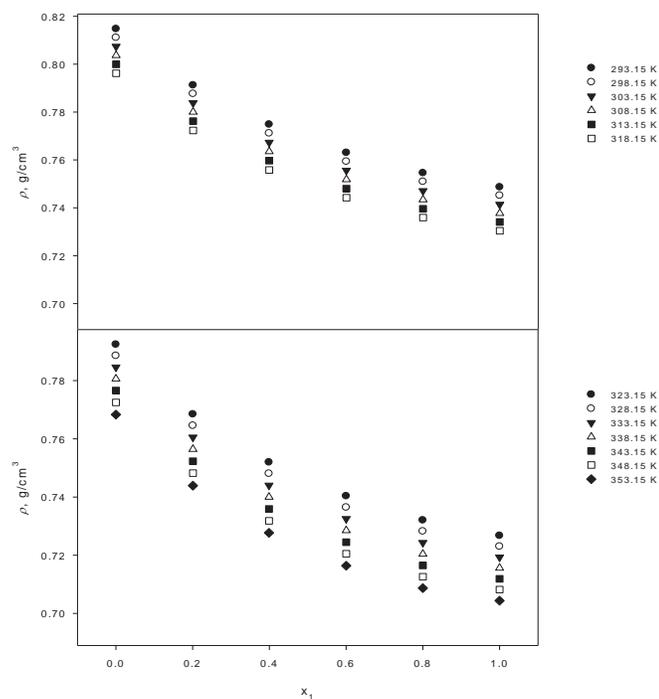


Figura B.11. Densidades experimentales de la mezcla *n*-dodecano (1)+1-pentanol (2) a diferentes temperaturas.

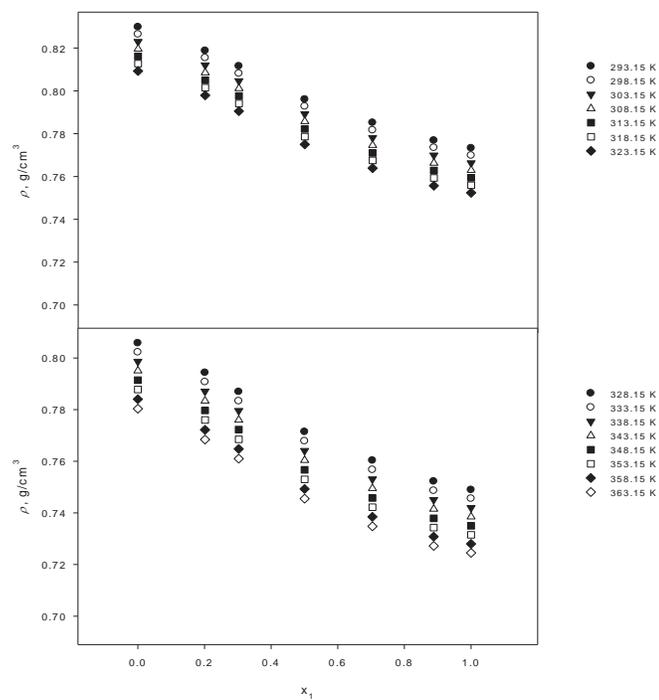


Figura B.12. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-decanol (2) a diferentes temperaturas.

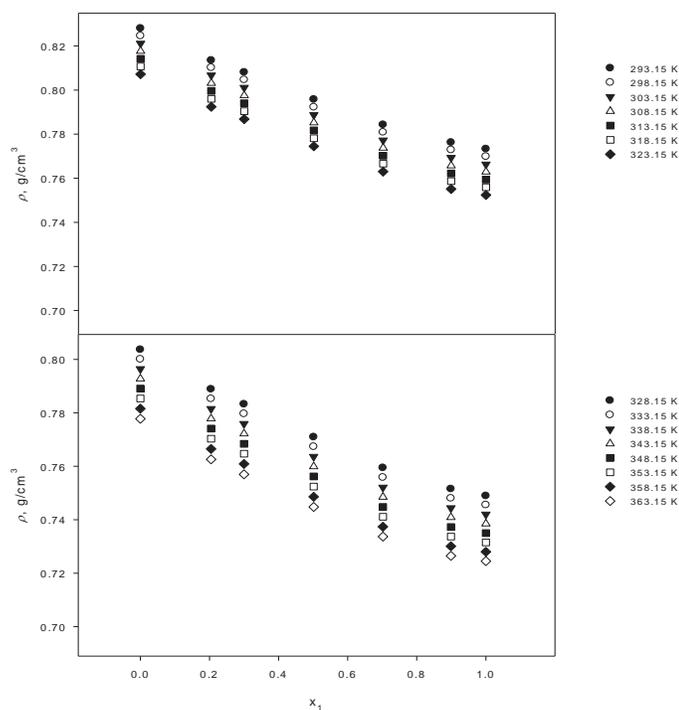


Figura B.13. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-nonanol (2) a diferentes temperaturas.

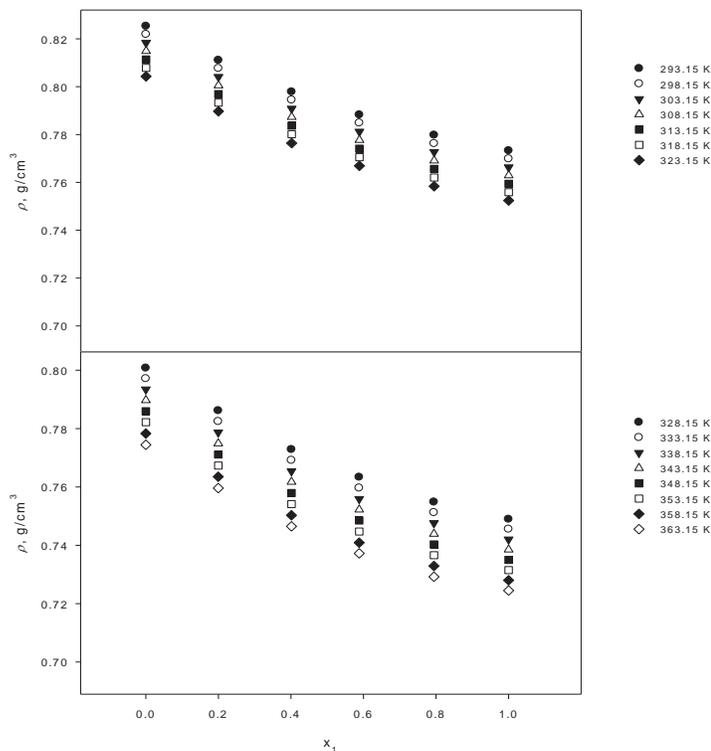


Figura B.14. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-octanol (2) a diferentes temperaturas.

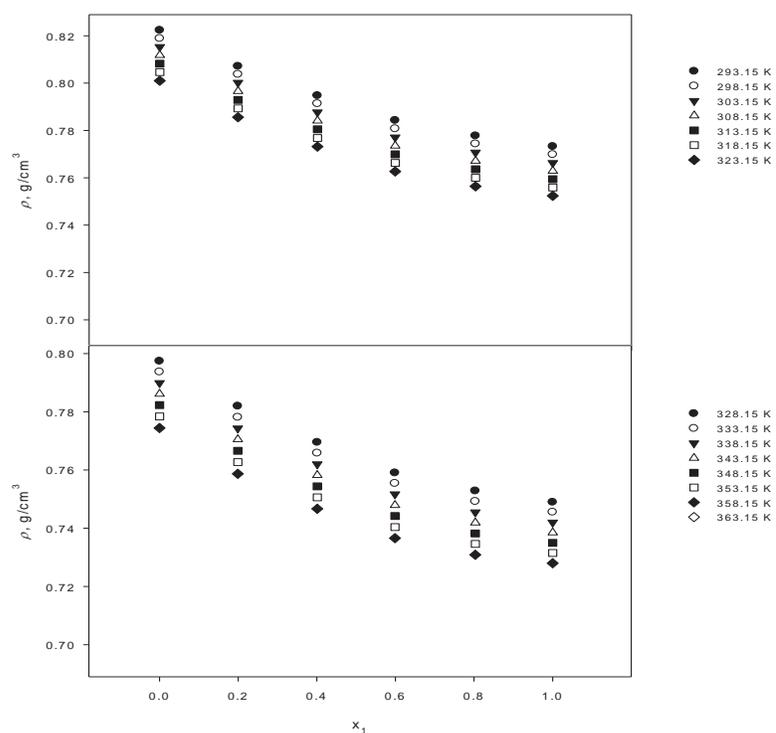


Figura B.15. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-heptanol (2) a diferentes temperaturas.

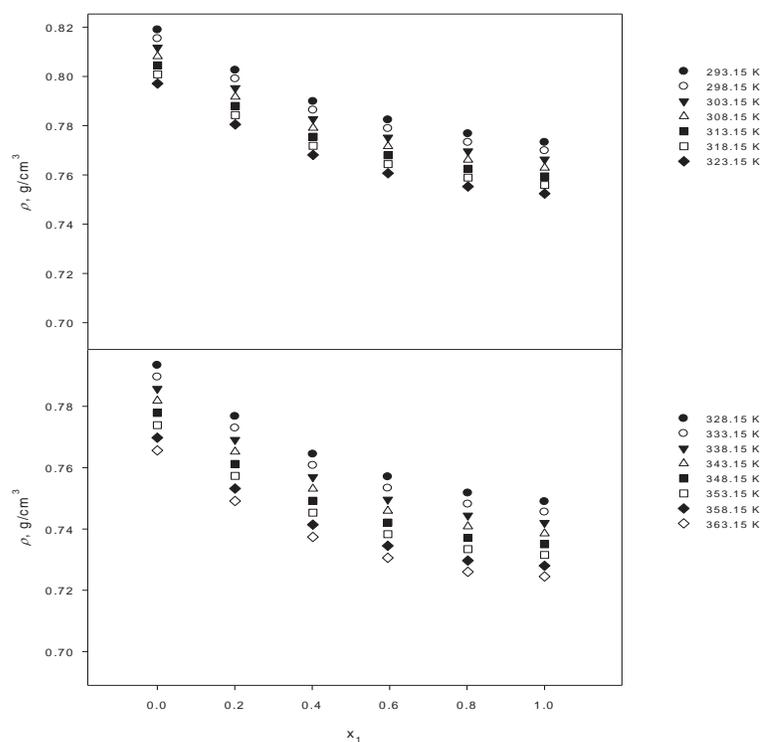


Figura B.16. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-hexanol (2) a diferentes temperaturas.

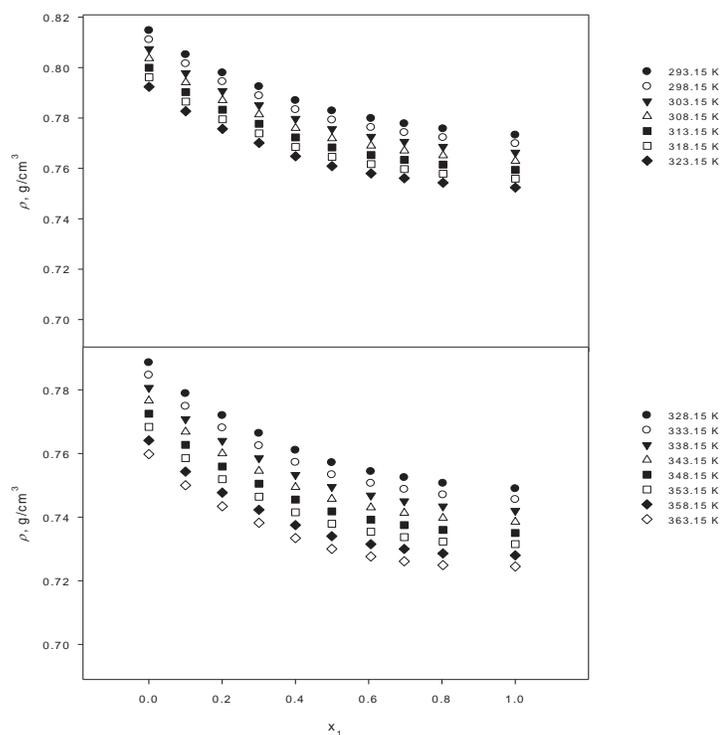


Figura B.17. Densidades experimentales de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-pentanol (2) a diferentes temperaturas.

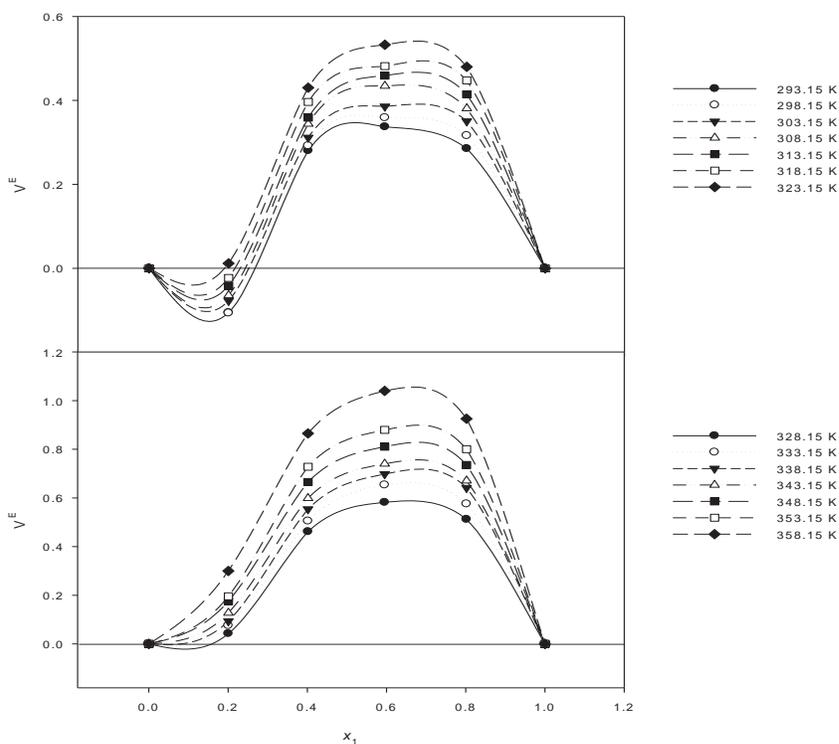


Figura B.18. Volúmenes de exceso de la mezcla *n*-hexadecano (1)+1-hexanol (2) a diferentes temperaturas.

**Tabla B.19.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-octanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-8.672	1.897	0.065	5.600E-02
298.15	-6.950	1.177	0.475	3.449E-02
303.15	-5.583	0.896	0.283	2.814E-02
308.15	-4.508	0.676	0.152	2.304E-02
313.15	-3.655	0.502	0.076	1.886E-02
318.15	-2.975	0.371	0.038	1.545E-02
323.15	-2.428	0.280	0.033	1.275E-02
328.15	-1.992	0.209	0.032	1.067E-02
333.15	-1.664	0.107	-0.031	8.254E-03
338.15	-1.380	0.060	-0.025	6.938E-03
343.15	-1.167	-0.019	-0.069	5.391E-03
348.15	-0.986	-0.063	-0.078	4.331E-03
353.15	-0.823	-0.057	-0.037	4.688E-03

**Tabla B.20.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-hexanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-4.521	0.974	-0.592	9.753E-03
298.15	-3.765	0.784	-0.476	6.373E-03
303.15	-3.113	0.658	-0.506	4.553E-03
308.15	-2.581	0.545	-0.526	3.095E-03
313.15	-2.140	0.442	-0.536	2.835E-03
318.15	-1.773	0.343	-0.543	5.120E-03
323.15	-1.465	0.266	-0.523	7.360E-03
328.15	-1.221	0.232	-0.402	4.551E-03
333.15	-1.043	0.153	-0.370	4.736E-03
338.15	-0.873	0.117	-0.304	4.313E-03
343.15	-0.744	0.016	-0.405	1.047E-02
348.15	-0.639	0.016	-0.269	5.539E-03
353.15	-0.536	0.042	-0.124	2.625E-03

**Tabla B.21.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-decanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-11.372	-0.110	2.062	4.046E-02
298.15	-8.684	-0.691	1.723	3.105E-02
303.15	-6.823	-0.724	1.243	2.439E-02
308.15	-5.402	-0.747	0.905	2.021E-02
313.15	-4.307	-0.753	0.654	1.713E-02
318.15	-3.459	-0.743	0.463	1.448E-02
323.15	-2.799	-0.723	0.315	1.211E-02
328.15	-2.284	-0.696	0.211	1.019E-02
333.15	-1.880	-0.664	0.137	8.602E-03
338.15	-1.562	-0.628	0.086	7.081E-03
343.15	-1.310	-0.588	0.052	5.773E-03
348.15	-1.110	-0.546	0.031	4.580E-03
353.15	-0.487	-0.030	-0.723	2.769E-01
358.15	-0.820	-0.457	0.010	2.769E-01
363.15	-0.715	-0.414	0.007	2.123E-03

**Tabla B.22.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-nonanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-8.549	1.487	-1.386	4.070E-02
298.15	-6.546	0.644	-0.972	2.877E-02
303.15	-5.189	0.409	-0.954	2.431E-02
308.15	-4.142	0.235	-0.913	1.943E-02
313.15	-3.330	0.096	-0.854	1.516E-02
318.15	-2.695	-0.011	-0.787	1.153E-02
323.15	-2.195	-0.099	-0.717	8.643E-03
328.15	-1.802	-0.164	-0.652	6.307E-03
333.15	-1.493	-0.209	-0.587	4.651E-03
338.15	-1.246	-0.240	-0.531	3.162E-03
343.15	-1.051	-0.257	-0.479	1.988E-03
348.15	-0.896	-0.263	-0.436	9.852E-04
353.15	-0.770	-0.262	-0.392	7.446E-04
358.15	-0.667	-0.259	-0.363	7.899E-04
363.15	-0.583	-0.252	-0.344	1.597E-03

**Tabla B.23.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-octanol (2).

T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-6.718	1.642	0.485	3.869E-02
298.15	-5.312	1.020	0.535	3.437E-02
303.15	-4.272	0.783	0.291	2.627E-02
308.15	-3.457	0.586	0.120	2.045E-02
313.15	-2.813	0.421	0.013	1.615E-02
318.15	-2.304	0.287	-0.053	1.319E-02
323.15	-1.900	0.177	-0.095	1.071E-02
328.15	-1.578	0.092	-0.123	9.076E-03
333.15	-1.319	0.024	-0.137	7.847E-03
338.15	-1.112	-0.029	-0.140	6.881E-03
343.15	-0.942	-0.069	-0.139	6.259E-03
348.15	-0.806	-0.097	-0.130	5.787E-03
353.15	-0.696	-0.114	-0.122	5.444E-03
358.15	-0.606	-0.123	-0.112	5.177E-03
363.15	-0.531	-0.127	-0.105	4.446E-03

**Tabla B.24.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-heptanol (2).

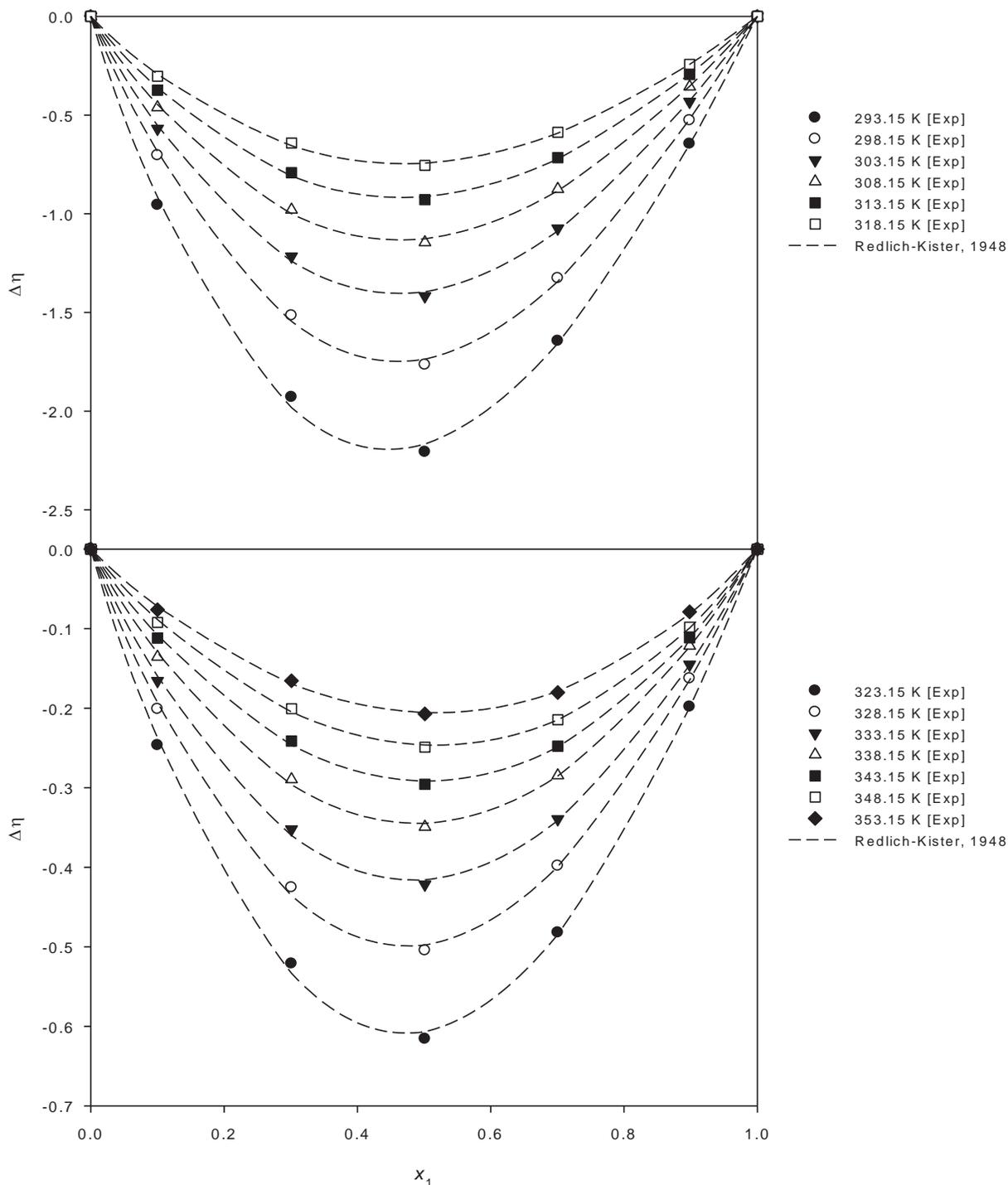
T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-5.199	0.755	0.975	2.478E-03
298.15	-4.223	0.481	0.851	5.668E-03
303.15	-3.448	0.404	0.538	4.103E-03
308.15	-2.831	0.325	0.317	3.318E-03
313.15	-2.334	0.251	0.157	2.859E-03
318.15	-1.933	0.182	0.047	2.516E-03
323.15	-1.609	0.120	-0.028	2.373E-03
328.15	-1.344	0.065	-0.079	1.996E-03
333.15	-1.129	0.019	-0.113	1.905E-03
338.15	-0.955	-0.017	-0.132	1.850E-03
343.15	-0.812	-0.045	-0.144	1.475E-03
348.15	-0.695	-0.066	-0.147	1.258E-03
353.15	-0.598	-0.079	-0.147	9.070E-04
358.15	-0.520	-0.092	-0.129	7.633E-04
363.15	-0.459	-0.105	-0.109	4.086E-08

**Tabla B.25.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-hexanol (2).

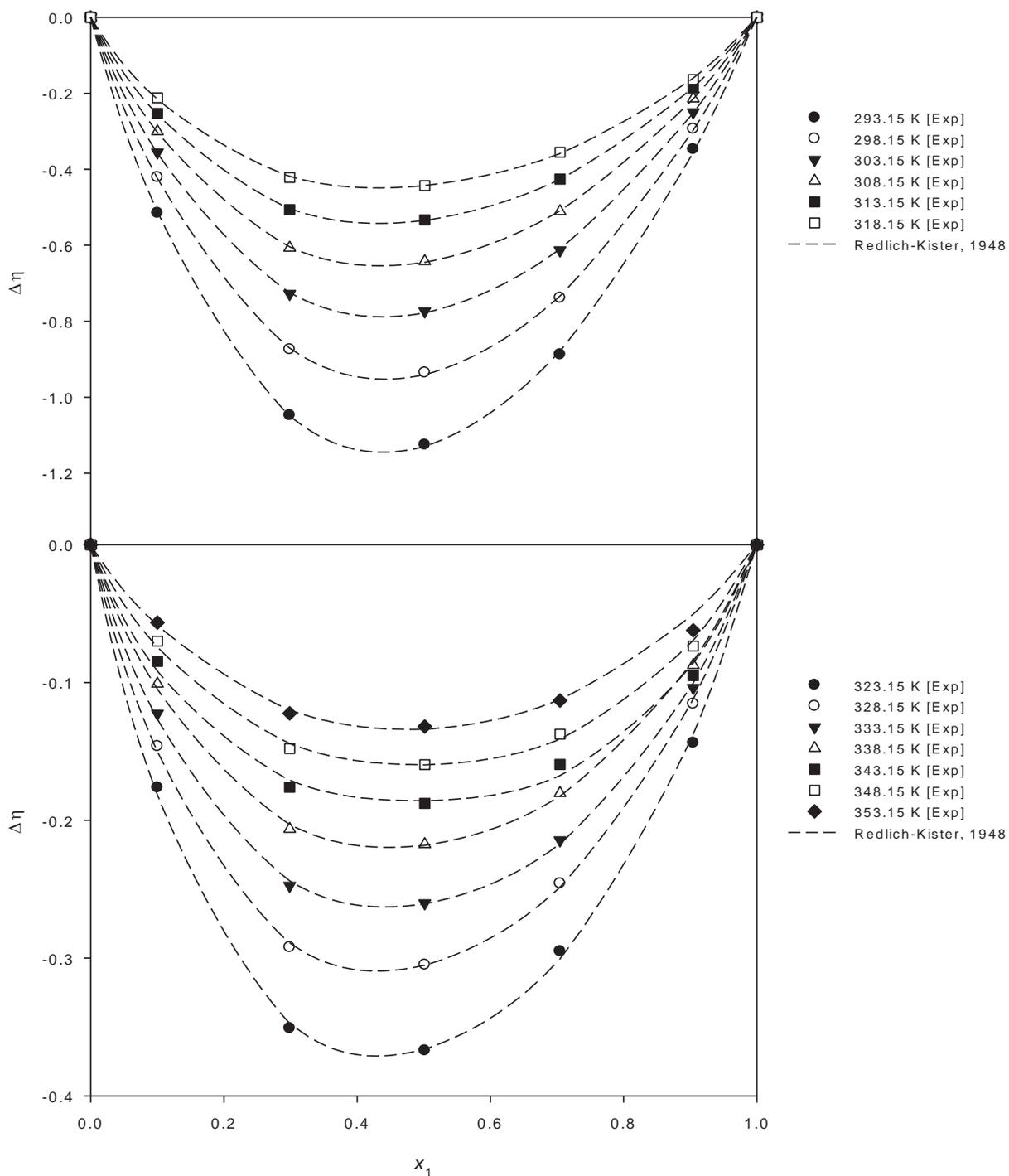
T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-3.668	0.824	0.580	3.146E-02
298.15	-3.050	0.684	0.375	2.547E-02
303.15	-2.531	0.587	0.178	1.850E-02
308.15	-2.106	0.486	0.021	1.417E-02
313.15	-1.753	0.389	-0.097	1.120E-02
318.15	-1.463	0.293	-0.179	9.646E-03
323.15	-1.224	0.205	-0.238	8.646E-03
328.15	-1.027	0.127	-0.264	7.716E-03
333.15	-0.866	0.054	-0.308	7.774E-03
338.15	-0.732	-0.007	-0.329	7.604E-03
343.15	-0.635	0.074	-0.039	2.945E-03
348.15	-0.536	-0.119	-0.375	7.346E-03
353.15	-0.461	-0.167	-0.392	7.431E-03
358.15	-0.408	-0.147	-0.250	1.785E-03
363.15	-0.363	-0.192	-0.252	2.136E-04

**Tabla B.26.** Parámetros de la ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-pentanol (2).

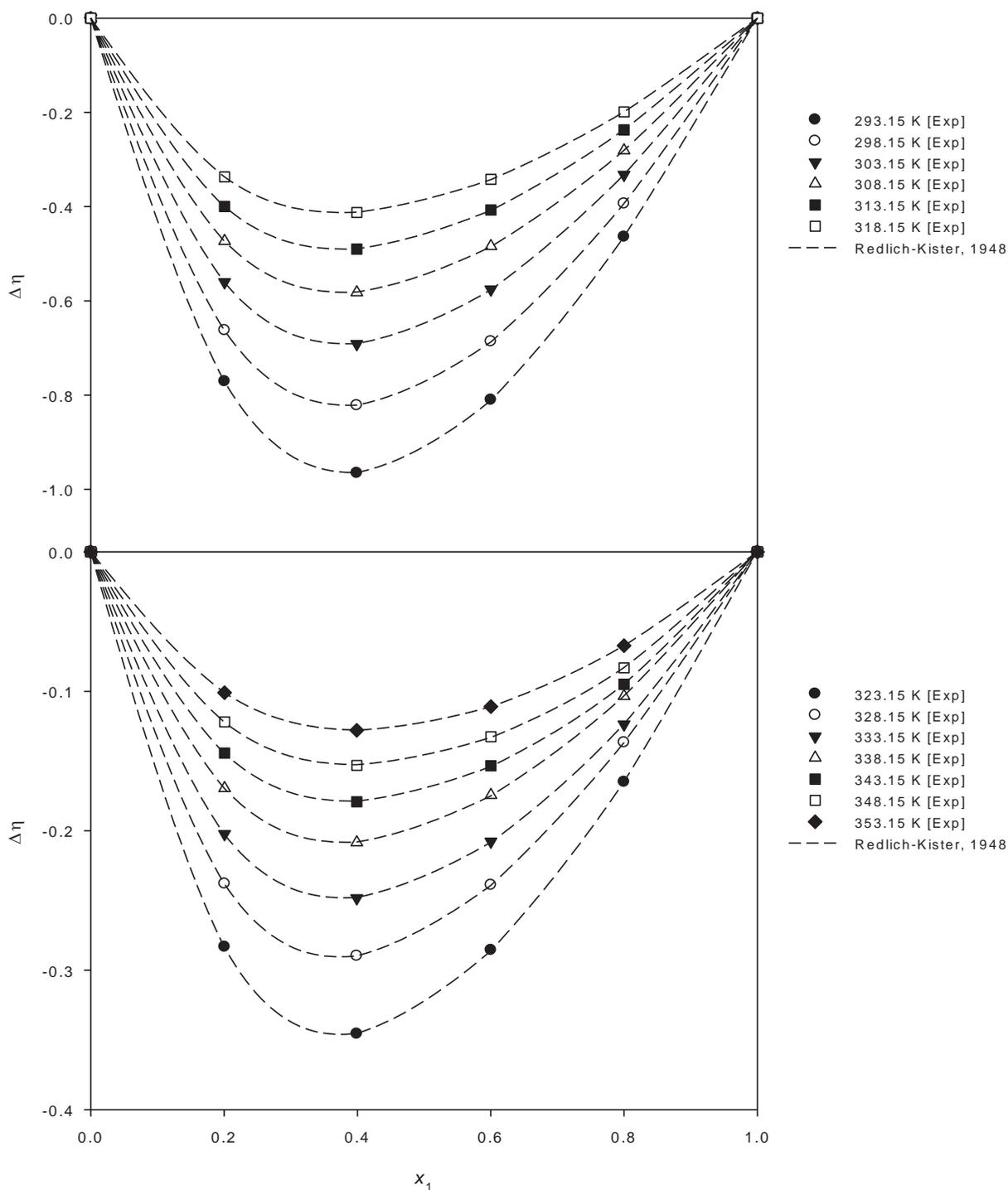
T/K	Parámetros de Redlich-Kister			Desviación estándar
	$a_0$	$a_1$	$a_1$	$\sigma$
293.15	-2.203	0.309	0.161	1.020E-02
298.15	-1.879	0.310	0.019	8.616E-03
303.15	-1.579	0.281	-0.081	7.089E-03
308.15	-1.326	0.239	-0.145	6.127E-03
313.15	-1.112	0.193	-0.198	5.384E-03
318.15	-0.935	0.147	-0.219	4.969E-03
323.15	-0.787	0.103	-0.225	4.681E-03
328.15	-0.662	0.061	-0.225	4.621E-03
333.15	-0.558	0.023	-0.219	4.657E-03
338.15	-0.470	-0.010	-0.206	4.746E-03
343.15	-0.397	-0.040	-0.196	4.838E-03
348.15	-0.338	-0.066	-0.185	4.745E-03
353.15	-0.289	-0.086	-0.175	4.563E-03
358.15	-0.249	-0.106	-0.164	4.504E-03
363.15	-0.218	-0.119	-0.146	4.787E-03



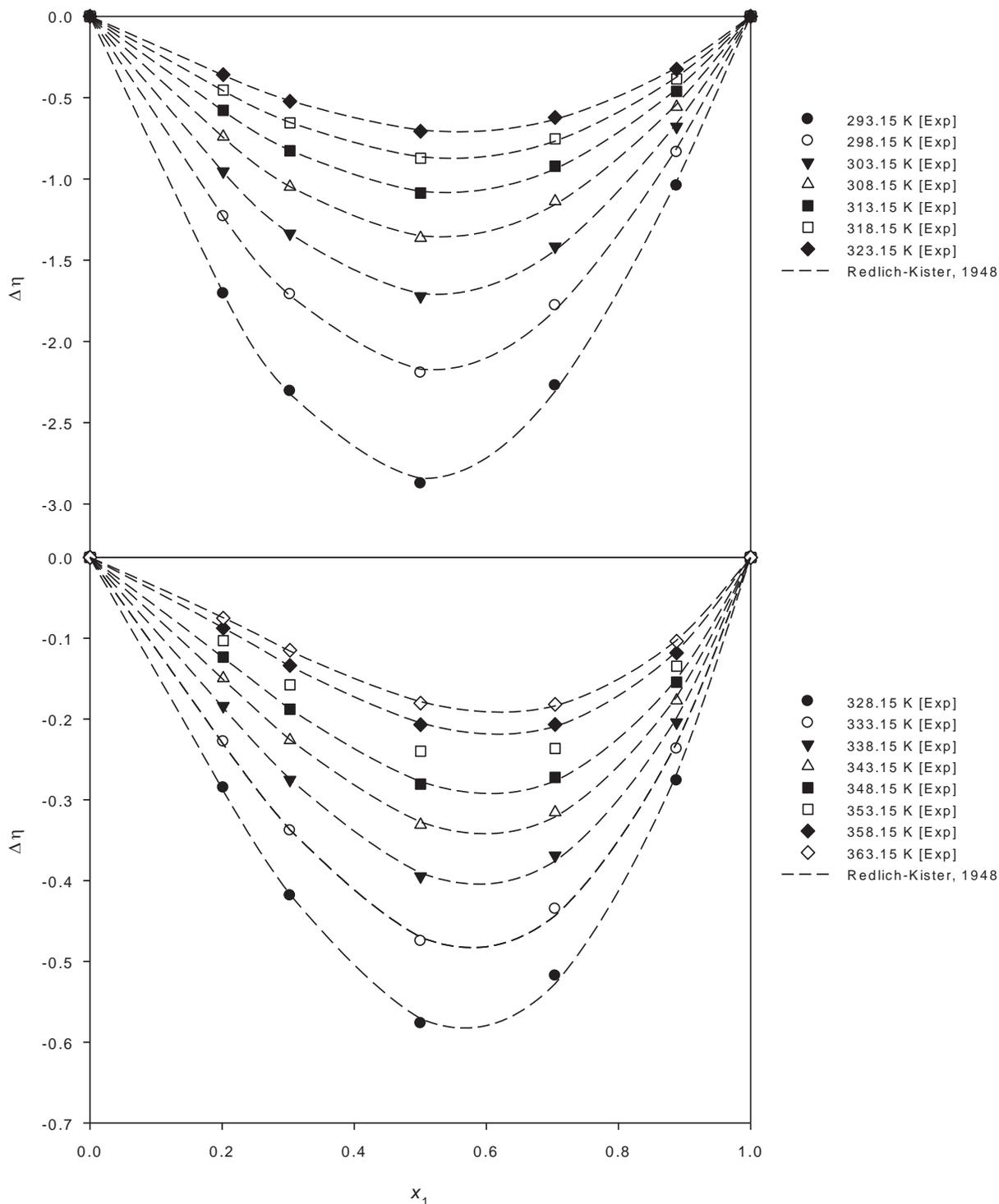
**Figura B.19.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-octanol (2).



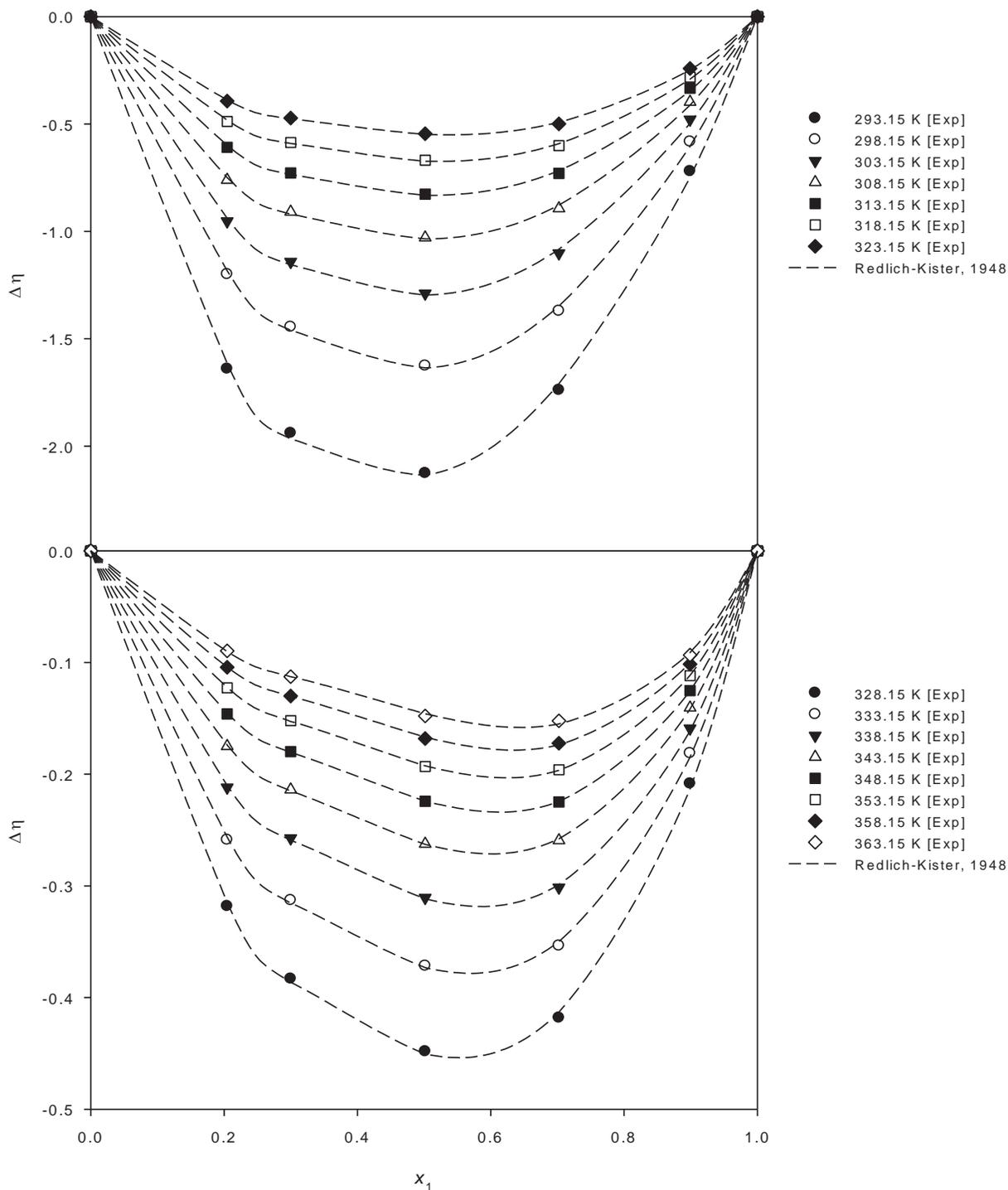
**Figura B.20.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-hexanol (2).



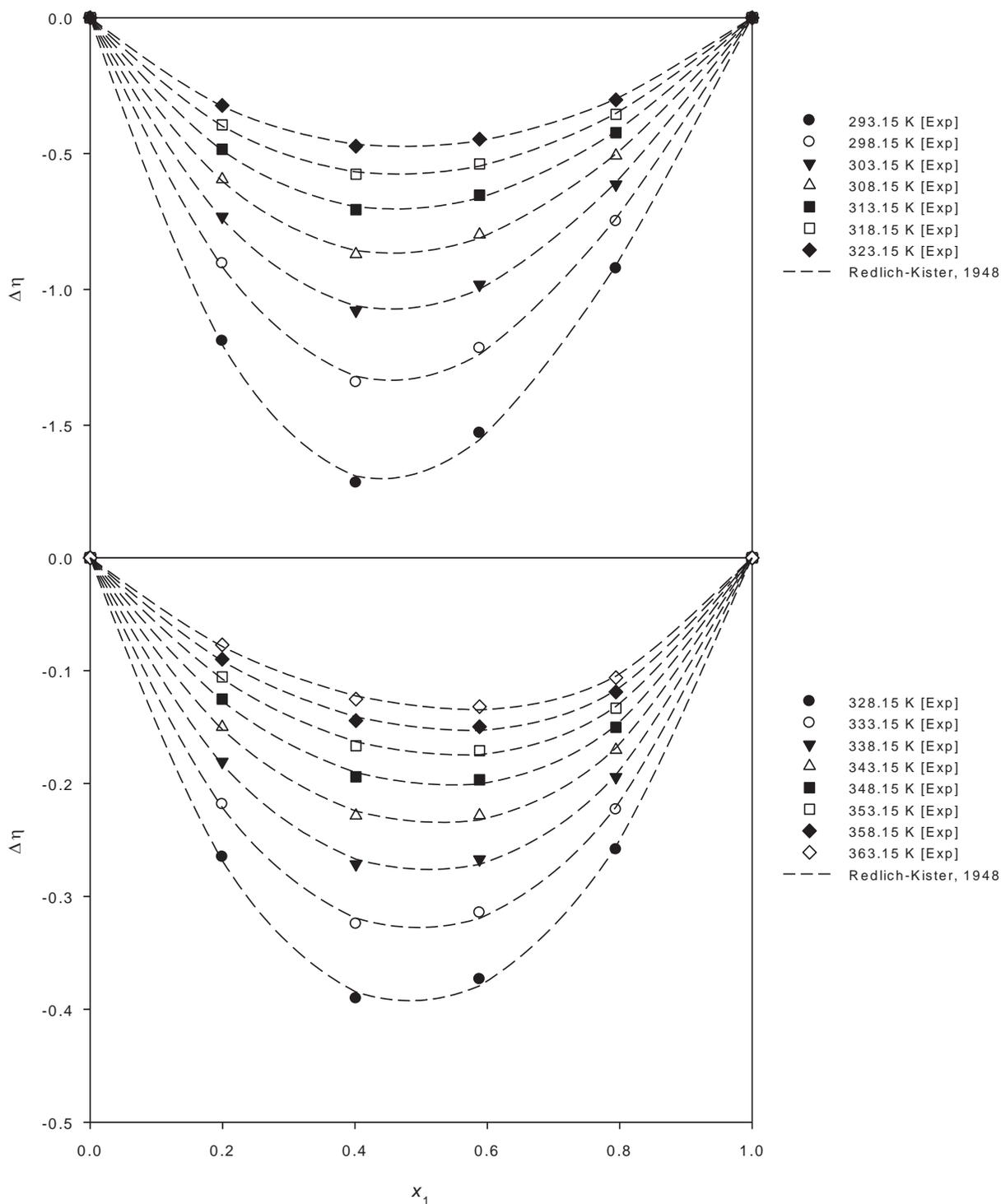
**Figura B.21.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-dodecano (1) + 1-pentanol (2).



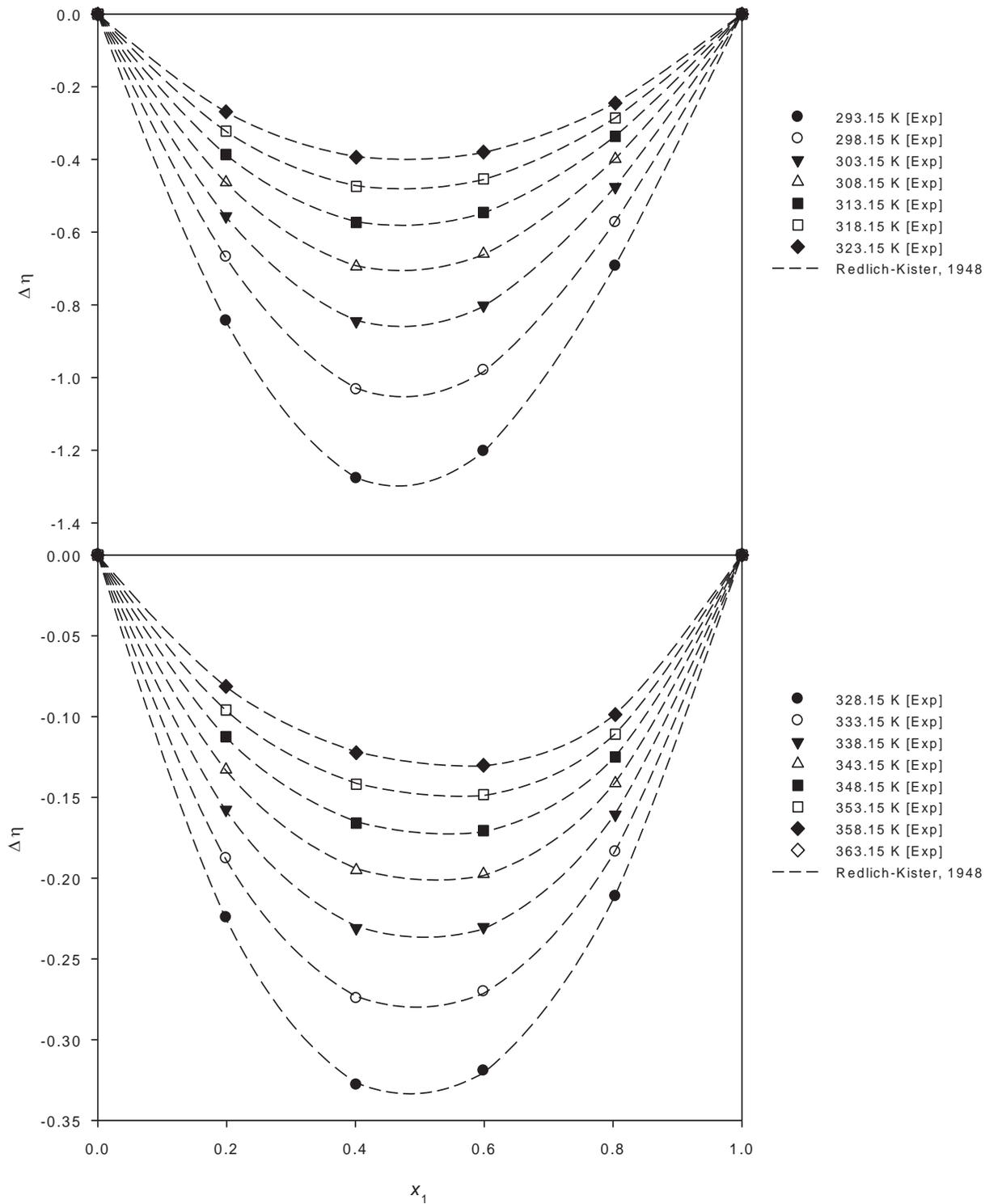
**Figura B.22.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-decanol (2).



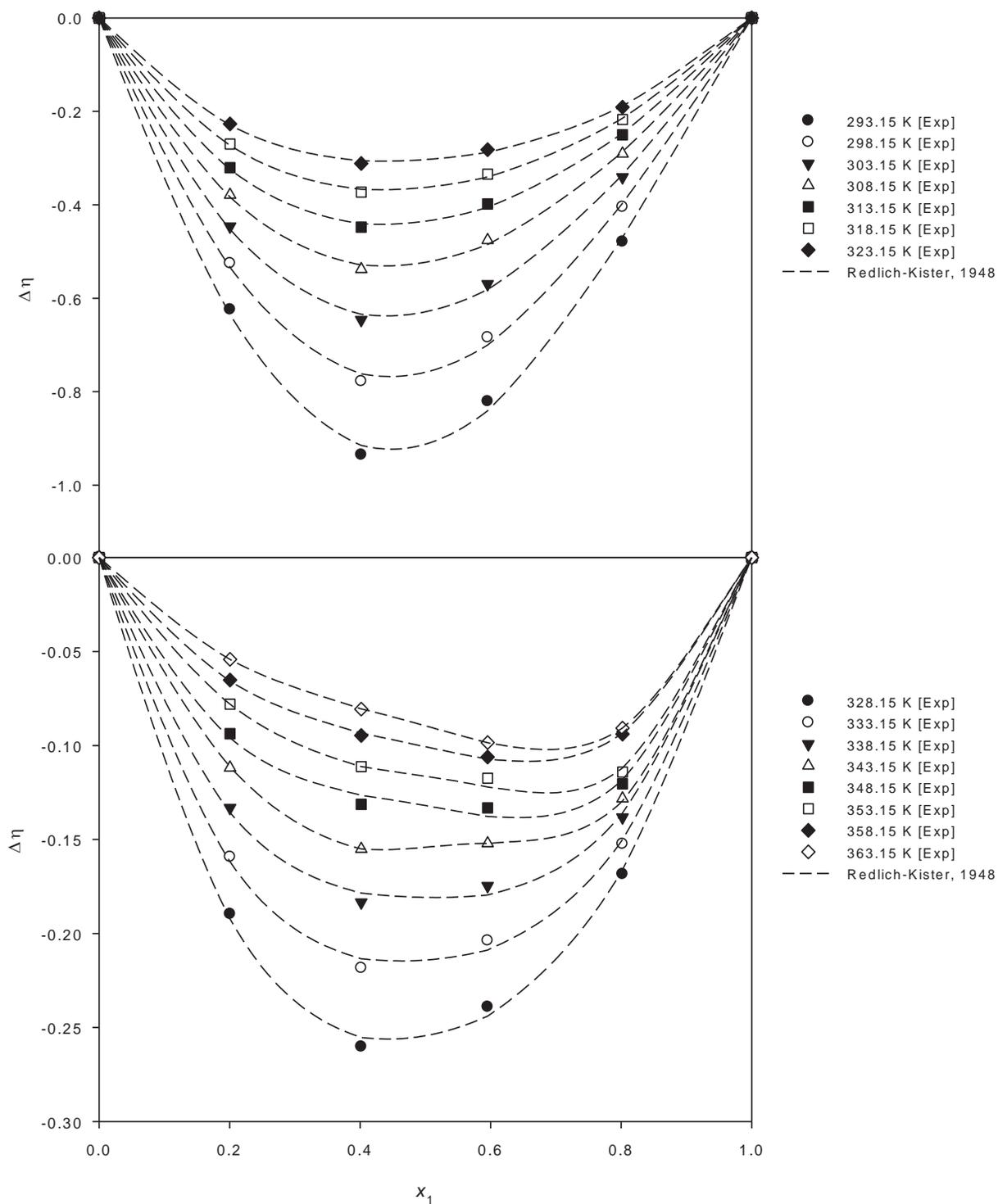
**Figura B.23.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-nonanol (2).



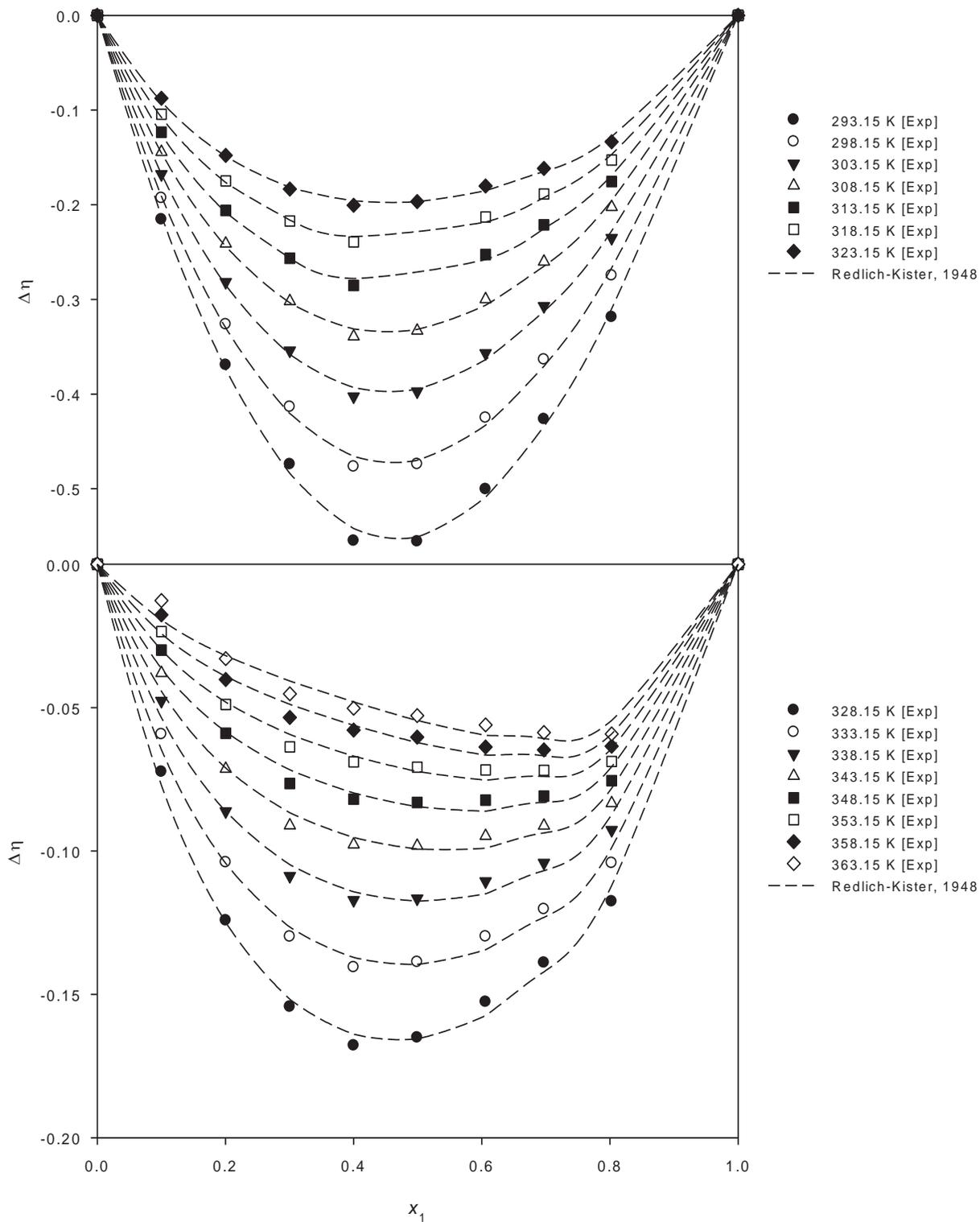
**Figura B.24.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-octanol (2).



**Figura B.25.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-heptanol (2).



**Figura B.26.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-hexanol (2).



**Figura B.27.** Desviaciones de viscosidad y Ecuación de Redlich-Kister (1948) para la mezcla *n*-hexadecano (1) + 1-pentanol (2).

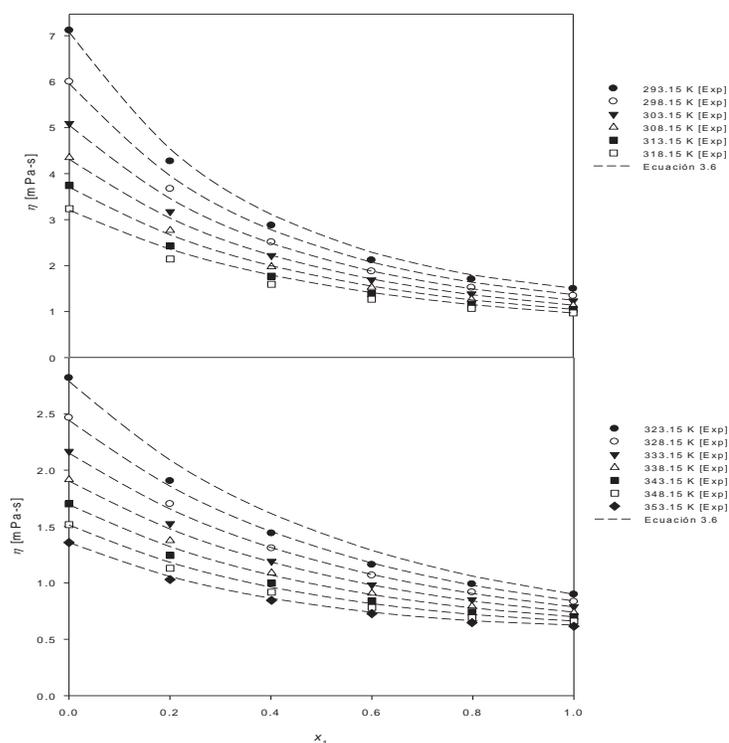


Figura B.28. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-heptanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

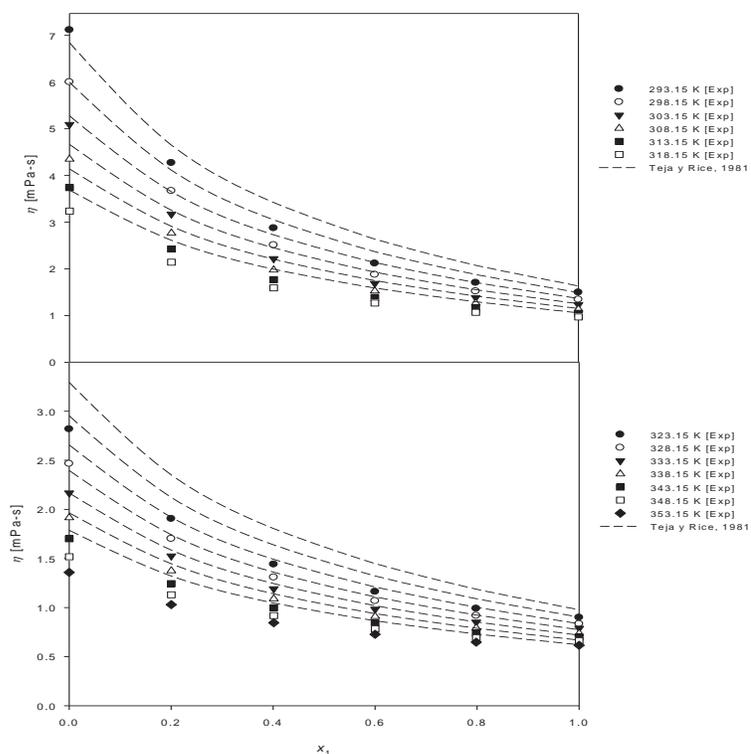


Figura B.29. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-heptanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

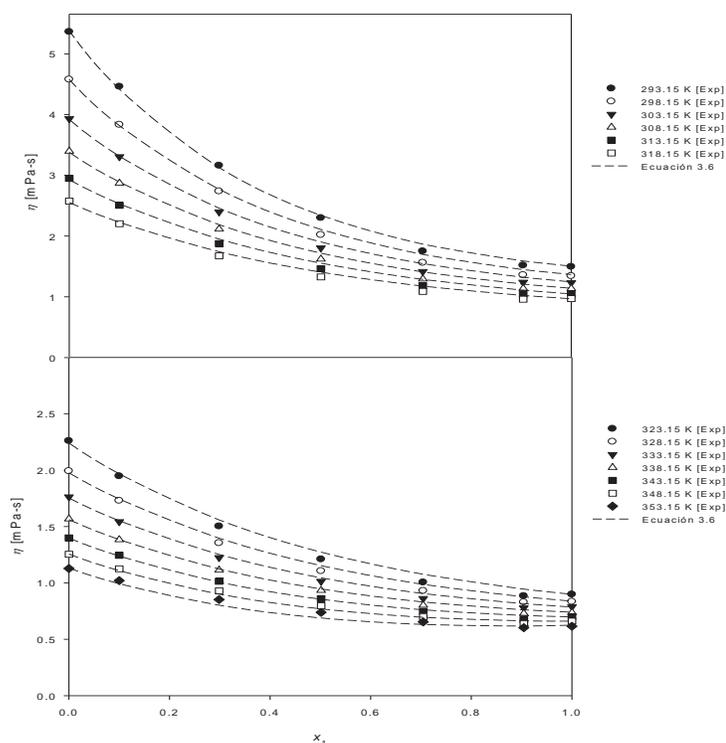


Figura B.30. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-hexanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

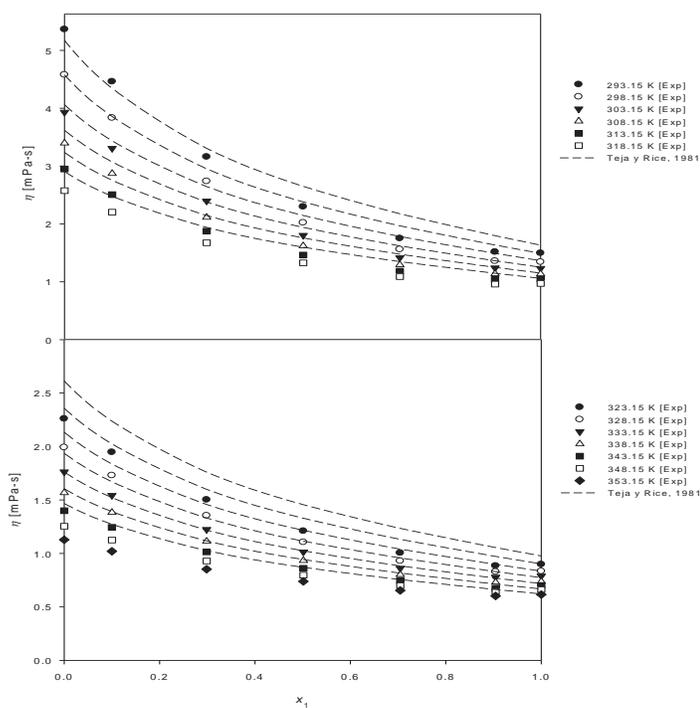


Figura B.31. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-hexanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

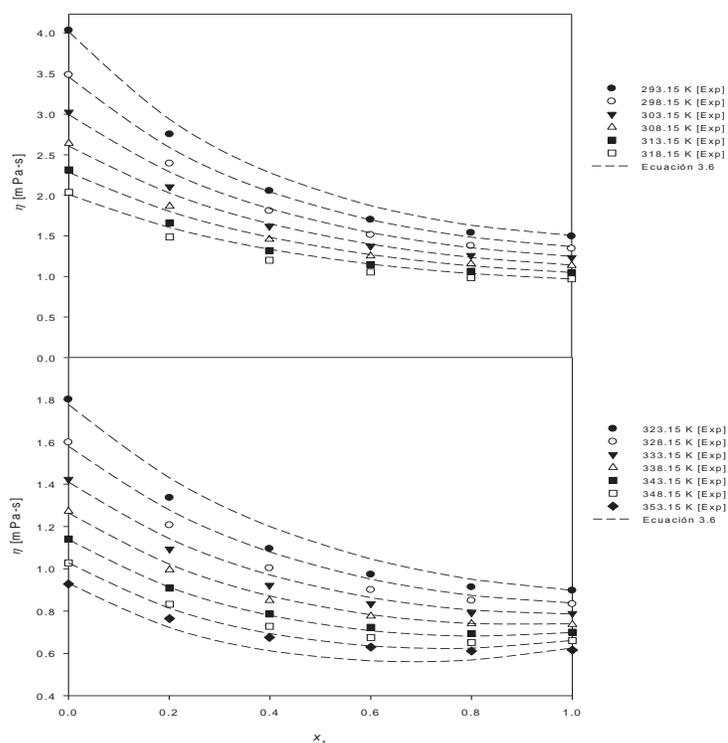


Figura B.32. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-pentanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

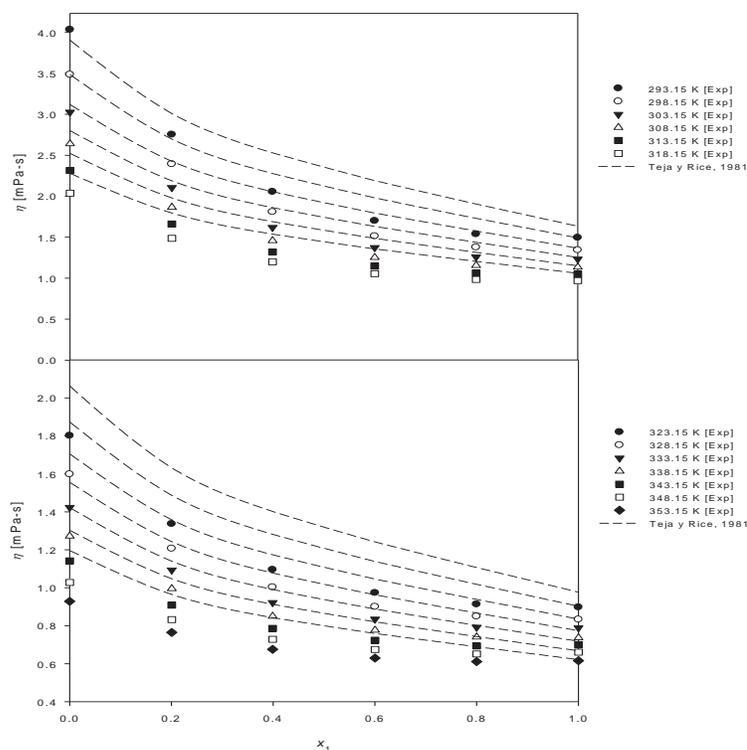


Figura B.33. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-dodecano(1)+1-pentanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

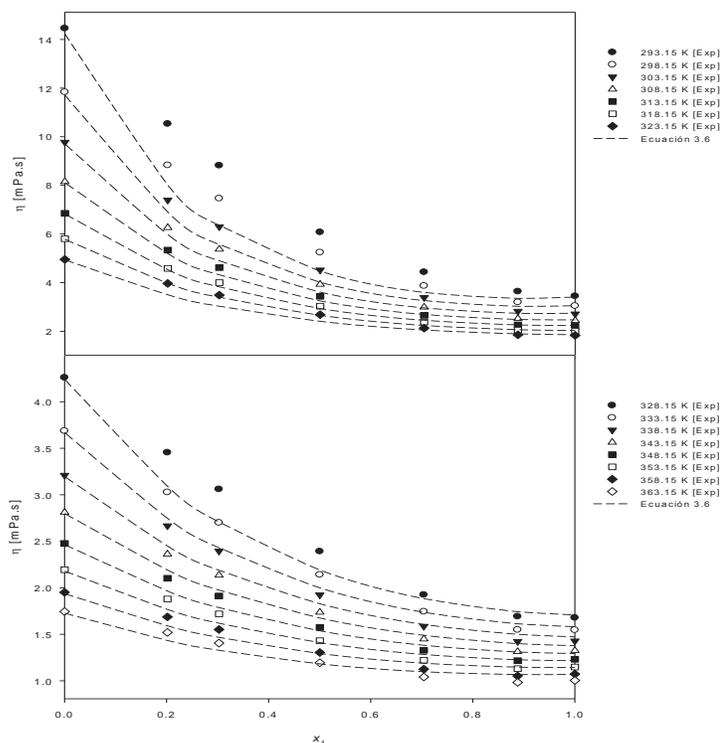


Figura B.34. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-decanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

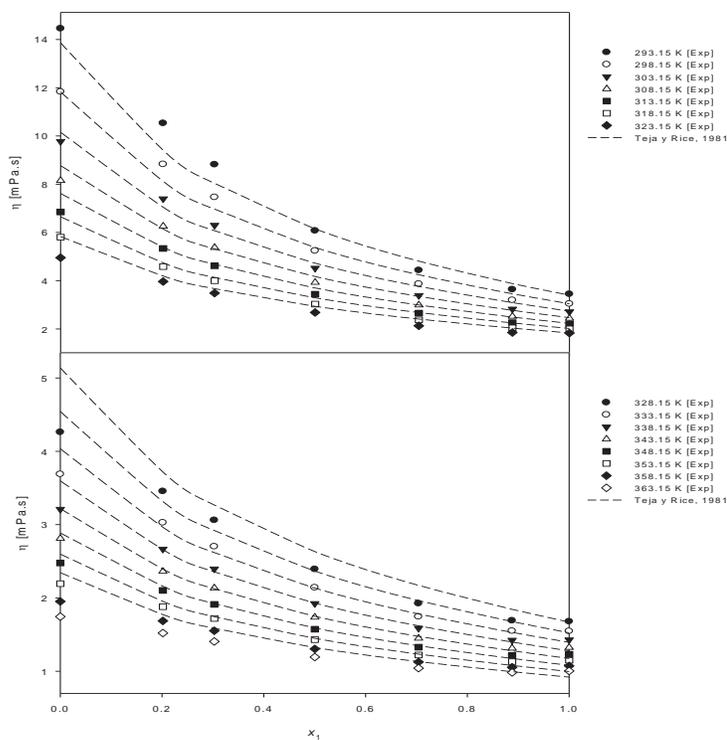


Figura B.35. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-decanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

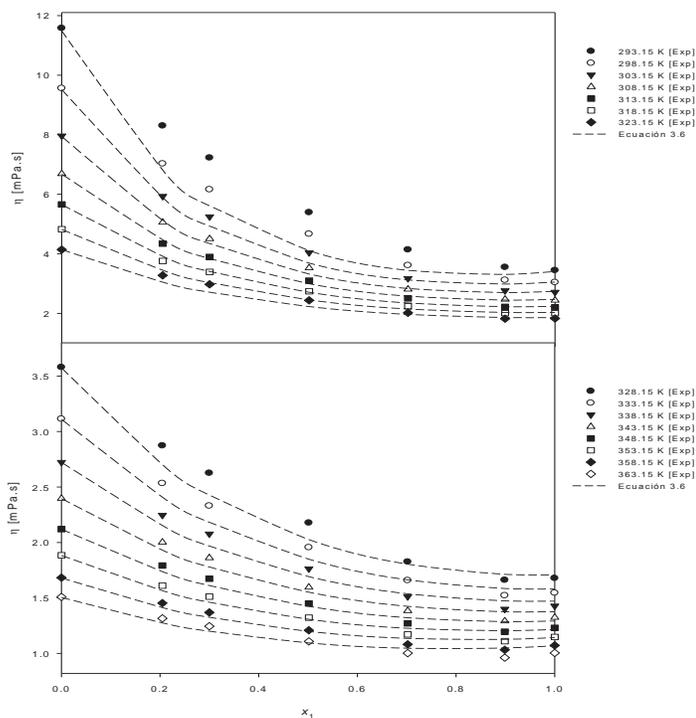


Figura B.36. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-nonanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

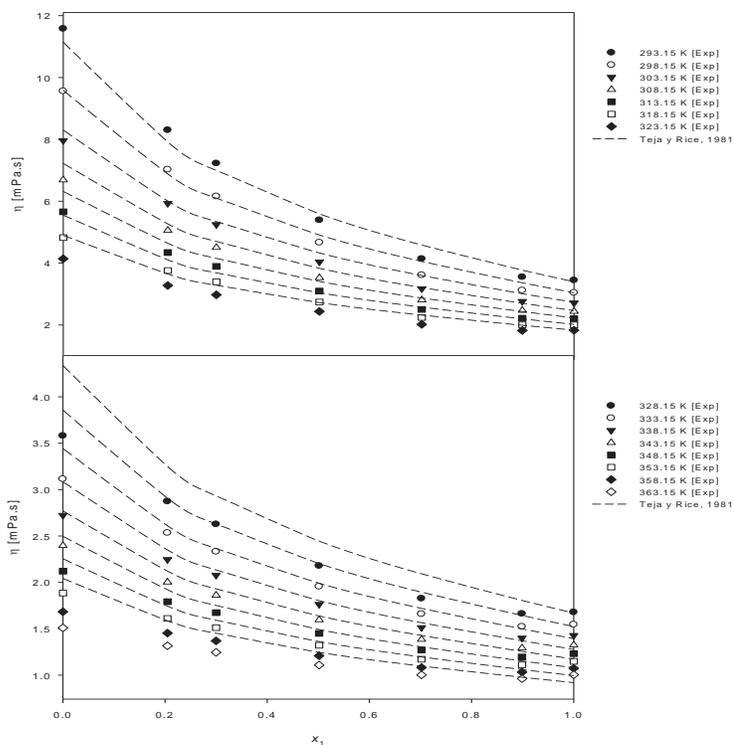


Figura B.37. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-nonanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

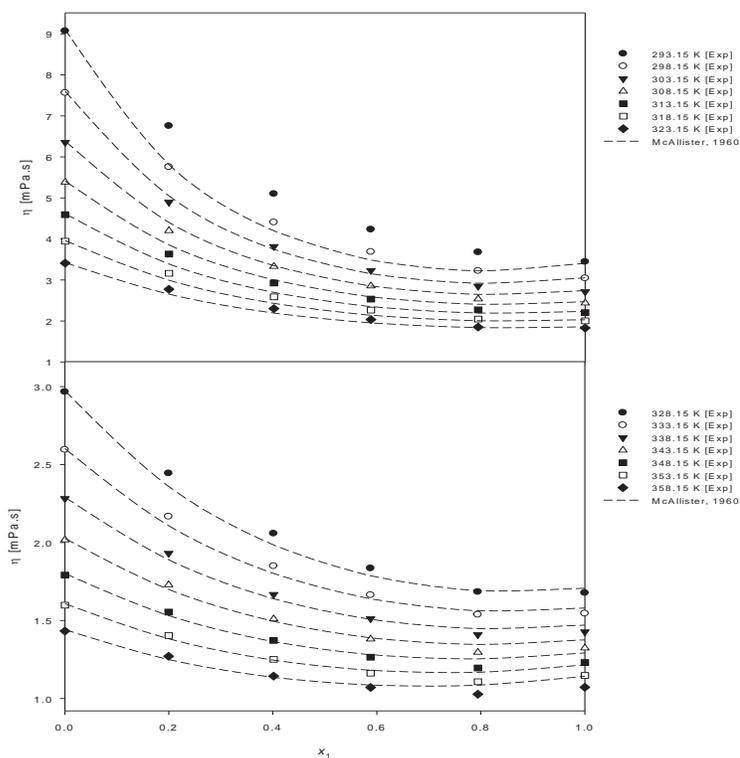


Figura B.38. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

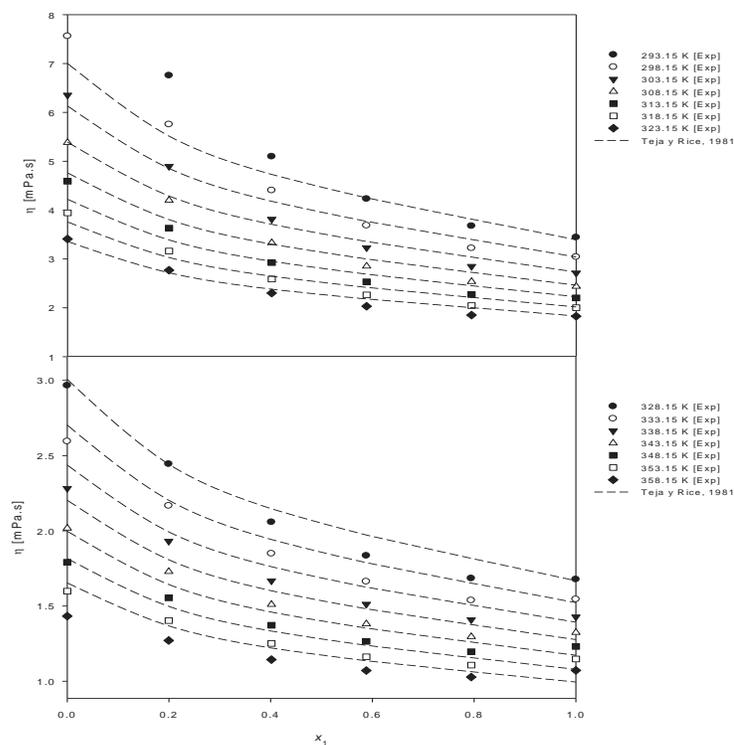


Figura B.39. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-octanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

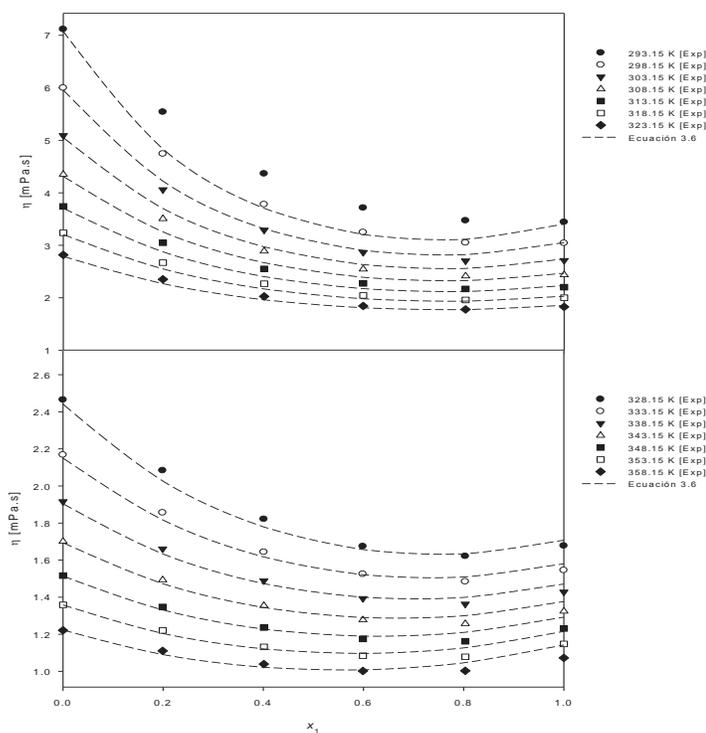


Figura B.40. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-heptanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

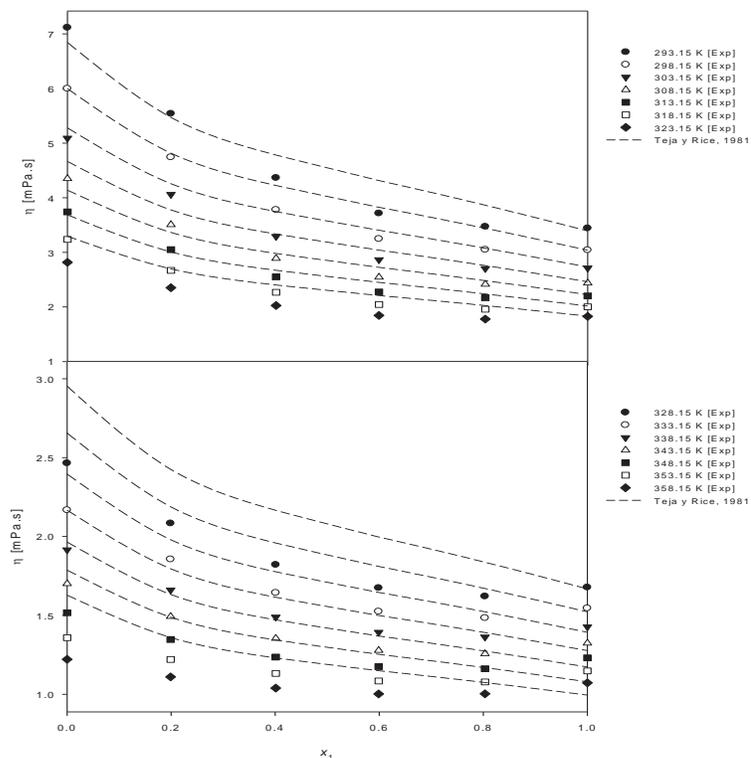


Figura B.41. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-heptanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

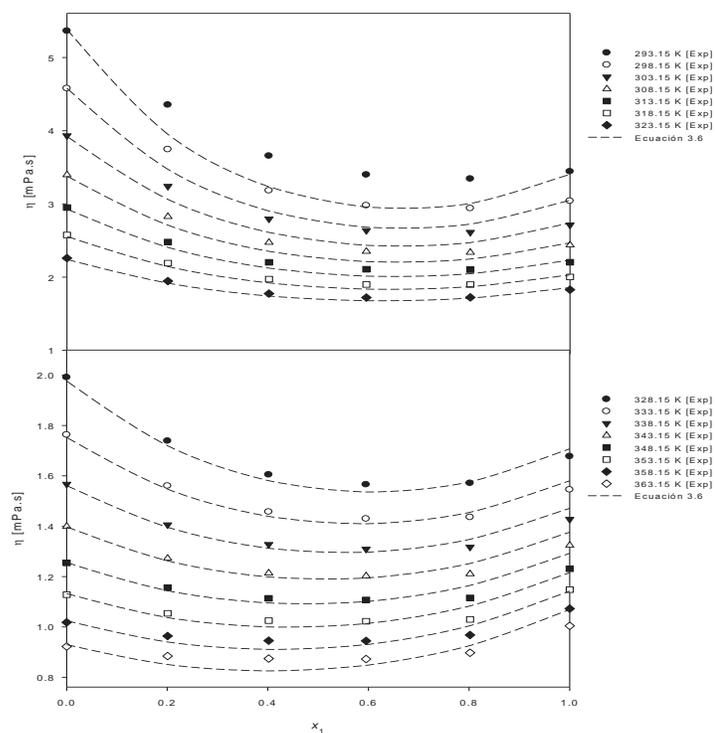


Figura B.42. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-hexanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

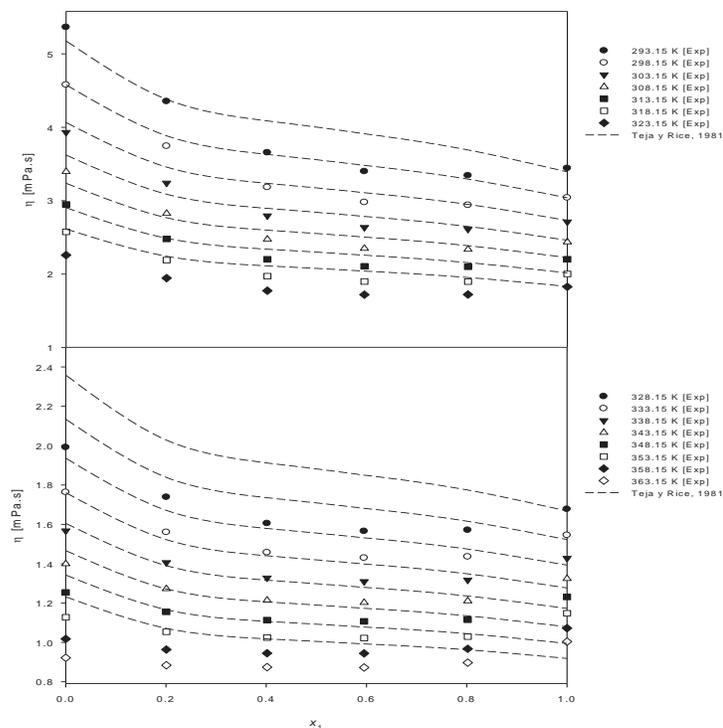


Figura B.43. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-hexanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

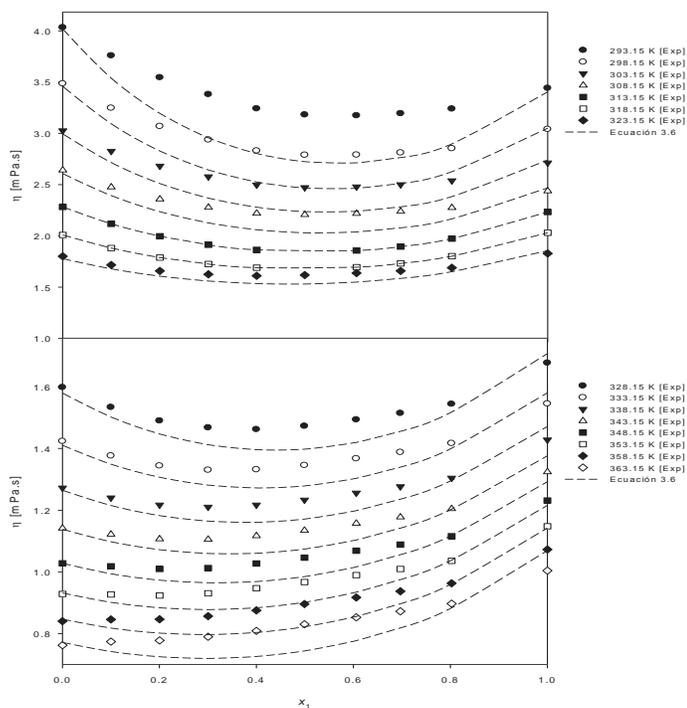


Figura B.44. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-pentanol (2) y su comparación con la Ecuación 3.6.

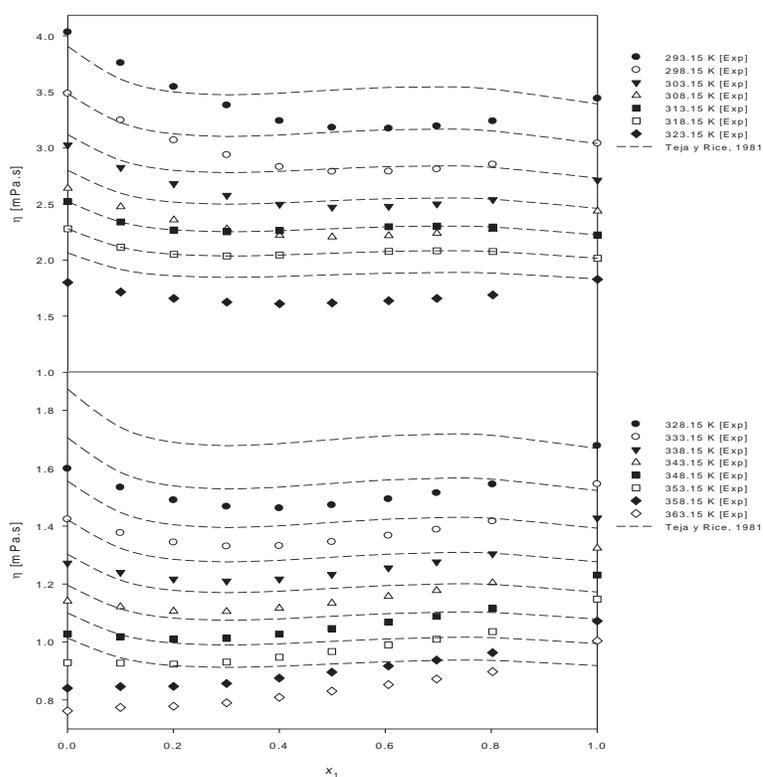


Figura B.45. Viscosidades dinámicas experimentales para la mezcla *n*-hexadecano(1)+1-pentanol (2) y su comparación con la Ecuación de Teja y Rice (1981).

**Tabla C.1.** Tensión Superficial de 1-alcoholes

<i>1-alcohol</i>	<i>T, K</i>	$\sigma$ [mN/m]		%Error
		Exp.	Lit.	
etanol	293.15	23.336 ±0.376	22.68 <sup>a</sup>	1.23
	298.15	23.110 ±0.154	22.70 <sup>b</sup>	1.13
	303.15	23.202 ±0.274	21.55 <sup>c</sup>	6.39
	308.15	23.066 ±1.039		
	313.15	22.580 ±0.422	20.90 <sup>d</sup>	6.02
1-propanol	293.15	24.139 ±0.260		
	298.15	23.323 ±0.097		
	303.15	23.738 ±0.149		
	308.15	23.463 ±0.171		
	313.15	23.648 ±0.498		
	318.15	24.390 ±0.514		
1-butanol	323.15	23.751 ±0.452		
	293.15	24.384 ±0.128	24.25 <sup>a</sup>	0.02
	298.15	24.194 ±0.150	24.20 <sup>e,f</sup>	0.60
	303.15	24.024 ±0.105	23.80 <sup>g</sup>	0.50
	308.15	23.927 ±0.096		
	313.15	23.663 ±0.263	23.00 <sup>g</sup>	1.74
1-pentanol	318.15	24.390 ±0.514		
	323.15	23.751 ±0.452	22.16 <sup>h</sup>	4.7
	293.15	25.006 ±0.035	25.30 <sup>i</sup>	0.79
	298.15	24.816 ±0.128	23.75 <sup>e</sup>	3.95
	303.15	24.555 ±0.069	24.70 <sup>g</sup>	0.31
	308.15	24.315 ±0.161		
1-hexanol	313.15	24.051 ±0.218	23.80 <sup>g</sup>	0.14
	318.15	24.017 ±0.167		
	323.15	23.965 ±0.053	23.10 <sup>g</sup>	3.52
	293.15	25.790 ±0.134	25.80 <sup>i</sup>	0.48
	298.15	25.557 ±0.119	25.80 <sup>j</sup>	0.48
	303.15	25.262 ±0.065	25.40 <sup>g</sup>	0.29
1-heptanol	308.15	24.969 ±0.065	25.04 <sup>j</sup>	0.02
	313.15	24.785 ±0.086	24.60 <sup>g</sup>	0.40
	318.15	24.500 ±0.128	24.24 <sup>j</sup>	0.54
	323.15	24.294 ±0.135	23.80 <sup>g</sup>	1.51
	293.15	26.638 ±0.098	26.90 <sup>g</sup>	0.61
	298.15	26.333 ±0.120	27.10 <sup>i</sup>	2.75
1-heptanol	303.15	25.989 ±0.170	26.10 <sup>g</sup>	0.23
	308.15	25.711 ±0.154		
	313.15	25.468 ±0.117	25.40 <sup>g</sup>	0.19
	318.15	25.262 ±0.140		
	323.15	25.029 ±0.129	24.60 <sup>g</sup>	1.22

a Richards, T. W. y Mathews, J. H. (1908); b Won, Y. S. et.al. (1981); c Ramkumar, D. H. S.y Kudchadker, A. P. (1989); d Konobeev, B. I.; and Lyapin, V. V. (1970); e Larson, R. G. y Hunt, H. (1939); f Papaioannou, D. y Panayiotou, C. G. (1994); g Efremov, Yu. V. (1966); h Bonnet, J. C. y Pike, F. P. (1972); i Baykut, S. y Tanrikulu, M. (1980); j Hovorka, F. et.al. (1938);