

文章编号:0253 – 4339(2018) 06 – 0017 – 07
doi:10. 3969/j. issn. 0253 – 4339. 2018. 06. 017

三元混合制冷剂 R32 + R161 + R1234yf 气液相平衡实验研究

杨 焘 胡晓振 孟现阳 吴江涛

(西安交通大学热流科学与工程教育部重点实验室 西安 710049)

摘 要 本文研究了含 R1234yf 的三元混合制冷剂的气液相平衡性质和模型,利用基于液相单相循环法搭建的气液相平衡实验装置,对温度范围为 283. 15 ~ 323. 15 K 的三元混合制冷工质 R32 + R161 + R1234yf 进行了实验研究,共得到 45 组实验数据。同时采用 Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) 状态方程结合 Wong-Sandler (WS) 混合法则和 Non-Random Two-Liquid (NRTL) 活度系数模型,在前期工作得到的二元混合工质的模型参数的基础上,对三元混合工质气液相平衡性质进行推算。最后将模型推算结果与实验数据进行对比,结果表明系统压力平均绝对偏差 AAD_p 为 0. 34%,系统组分 R32 和 R161 的气相摩尔分数平均绝对偏差 $AAD_{y,1}$ 和 $AAD_{y,2}$ 分别为 0. 002 和 0. 001。

关键词 混合制冷剂;热物理性质;气液相平衡;实验

中图分类号:TB61⁺2; TK124

文献标识码: A

Measurement of Vapor Liquid Equilibrium for Difluoromethane (R32) +
Fluoroethane (R161) + 2,3,3,3-Tetrafluoroprop-1-ene (R1234yf)

Yang Tao Hu Xiaozhen Meng Xianyang Wu Jiangtao

(Key Laboratory of Thermo-Fluid Science and Engineering of Ministry of Education, Xi'an Jiaotong University, Xi'an, 710049, China)

Abstract In the study, we focused on the vapor-liquid equilibrium property of the ternary system of R32 + R161 + R1234yf. The vapor-liquid equilibrium data was measured via a liquid-circulation apparatus at temperatures from 283. 15 K to 323. 15 K. The standard uncertainties of temperature, pressure, and mole fractions were 10 mK, 0. 5 kPa, and 0. 005, respectively. The Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) equation of state (EOS) combined with the Wong-Sandler (WS) mixing rule and non-random two-liquid (NRTL) activity coefficient model were employed to predict the ternary vapor-liquid equilibrium properties by using the parameters of the binary mixture (i. e. , R32 + R161 , R32 + R1234yf, and R161 + R1234yf). The average absolute deviation of pressure AAD_p (average absolute deviation) is 0. 34%. Additionally, the average absolute deviation of vapor phase mole fractions for R32 ($AAD_{y,1}$) and R161 ($AAD_{y,2}$) are 0. 002 and 0. 001, respectively, and thus the predicted values for the ternary system exhibit good agreement with the experimental results.

Keywords mixed refrigerants; thermophysical properties; vapor-liquid equilibrium; experiment

氢氟烯烃类制冷剂 R1234yf,其臭氧消耗潜能值 (ODP)为零,且具有极低的全球变暖潜能值 ($GWP < 1$)^[1-2],符合美国温室气体相关法规 (EPA 2014/2)^[3] 和欧盟温室氟化气体 F-gas 法规 (EU-517/2014)^[4] 的要求,是最具有前景的新型替代制冷剂之一,受到人们的广泛关注。但 A. Mota-Babiloni 等^[5] 研究发现,R1234yf 的热力学性能和传输特性并不理想,它的汽化潜热较低,且具有微可燃性,能效低于常规的 HFCs 类制冷剂。因此,为了克服上述缺点,可

以采用“优势互补,取长补短”的思路,即 R1234yf 与 R32、R161 等热力学性能较好的 HFCs 工质组成混合工质^[4,6-9]。与二元混合工质相比,三元混合制冷工质具有更多的组合方案,其热力学性能的可调性更大,更有望获得性能优良的新型替代制冷剂^[10]。

对于混合制冷工质而言,气液相平衡是制冷系统循环热力学分析的重要参数,反映了混合工质在达到气液两相平衡状态时,体系温度 T 、压力 p 与气液相组分 x (液相)、 y (气相)之间的关系。高精度的相平

衡数据基本依靠实验测量,需要耗费大量的人力物力。而对于三元甚至多元组分的混合制冷工质,通过实验研究相平衡性质的难度和工作量更加巨大。因此对多组分混合工质,建立合适的气液相平衡性质推算模型十分必要。本文通过基于液相单相循环法搭建了气液相平衡实验装置^[11],测量了温度为 283.15~323.15 K 时,R32 + R161 + R1234yf 三元混合制冷工质的气液相平衡数据。同时利用 PRSV 状态方程结合 WS 混合法则和 NRTL 活度模型对三元混合制冷工质的气液相平衡性质进行推算。

表 1 R32、R161、R1234yf 制冷剂样品信息
Tab.1 Refrigerant sample information of R32, R161, and R1234yf

名称	CAS 编号	来源	标称纯度	色谱面积比	临界温度 ^a T_c /K	临界压力 ^a p_c /MPa	偏心因子 ^a ω
R32	75-10-5	浙江蓝天	>0.998	>0.999 3	351.26	5.782	0.277
R161	353-36-6	浙江蓝天	>0.997	>0.999 6	375.25	5.046	0.217
R1234yf	754-12-1	霍尼韦尔	>0.995	>0.999 5	367.85	3.382	0.276

注:a 临界参数来自文献[12]。

本文基于液相单相循环法搭建的混合制冷剂气液相平衡实验系统^[11](如图 1 所示),目前已研究了多种二元混合工质^[11,13-14]和三元混合工质^[15]的气液相平衡性质。该装置主要由平衡釜、循环泵、取样阀、色谱仪、恒温槽及相应的温度、压力控制测量系统构成。温度测量采用 25 Ω 标准铂电阻温度计(型号:5683,Fluke),电阻信号由高精度测温仪(型号:F500,ASL)采集,其温度测量的标准不确定度约为 10 mK。压力测量用石英传感器(工作范围:0~6.9 MPa,型号:31K-101,Paroscientific)与差压变送器(工作范围:-60~60 kPa,型号:Rosemount 3051CD,Emerson)采集,压力测量的标准不确定度约为 0.5 kPa。样品组分用气相色谱仪(型号:7 820 A,Agilent)配毛细管色谱柱(型号:GC-GasPro,60 m $\times$ 0.32 mm)进行分析,在实验测量之前需用已知组分的样品进行色谱柱标定,组分测量的标准不确定度为 0.005。

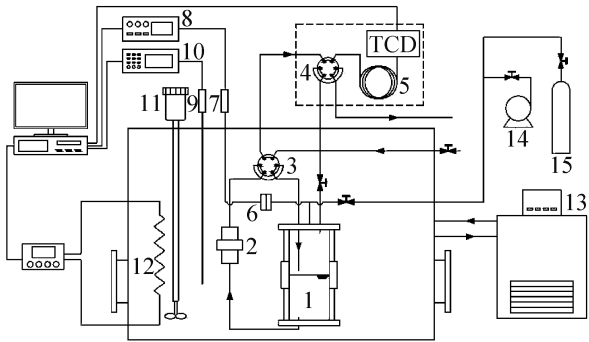
1.2 实验过程

与二元混合工质的气液相平衡相比,三元混合工质的操作步骤略有不同,具体操作为:1)采用乙醇或丙酮对平衡釜进行多次清洗,以清除残留在内壁上的杂质,确保平衡釜的清洁;2)对实验装置抽真空持续至少 2 h,将少许饱和蒸汽压较低的 R1234yf 充入釜内,经过一段时间后,排放抽真空再充灌,重复操作 3~4 次后,可确定实验装置内杂质

1 实验部分

1.1 试剂与仪器

实验采用的制冷剂样品信息如表 1 所示。实验前,采用液氮冷冻-抽真空-解冻循环操作对上述 3 种制冷剂样品分别进行提纯,去除样品收集罐中的不凝性杂质气体。将提纯后的制冷剂样品 R32、R161、R1234yf 用气相色谱仪分别进行纯度检验,结果表明色谱峰面积比均大于 0.999 3,满足实验精度要求。



1 平衡釜;2 液相循环泵;3 液相四通阀;4 气相六通阀;
5 气相色谱仪;6 差压变送器;7 压力传感器;8 数字万用表;
9 标准铂电阻;10 测温仪;11 搅拌器;12 加热器;
13 辅助恒温槽;14 真空泵;15 试剂瓶。

图 1 气液相平衡实验装置^[11]

Fig.1 The apparatus of vapor-liquid equilibrium

气体已基本清除;3)对实验装置和配套管路抽真空,按照预先设置好的配比,将适量的 R1234yf、R161、R32 依次注入平衡釜内;4)打开恒温水浴,设置温度为 283.15 K,打开液相循环泵,促使平衡釜内加快达到气液相平衡状态,打开温度和压力测量仪器,当测量的温度和压力稳定至少 1.5 h 后,可认为平衡釜内体系已达到气液相平衡状态。分别切换液相四通阀和气相六通阀,将微量样品通过定量管随载气进入气相色谱仪进行组分分析,重复上述取样测量操作至少 5 次,对测量得到的液相和气相

的峰面积比取平均值,再经过标定公式计算即可得到测量的液相和气相实验组分;5)从 283.15 K 开始,每隔 10 K 测得一组气液相平衡数据,直至 323.15 K。实验得到 5 组三元混合工质的气液相平衡实验数据后,重新充灌样品,改变三元混合工质的配比,并将恒温水浴温度降至 283.15 K,重复上述步骤获取实验数据。

2 结果与讨论

2.1 实验结果

1)实验结果
温度范围为 283.15 ~ 323.15 K 时,测量了 9 组不同配比的 R32 + R161 + R1234yf 三元混合工质的气液相平衡数据,共获得 45 组实验数据,如表 2 所示。

表 2 三元混合制冷剂 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3)^a 气液相平衡数据
Tab.2 Vapor-liquid equilibrium data for R32(1) + R161(2) + R1234yf(3)^a

实验数据					PRSV + WS + NRTL 模型推算结果					
$p_{\text{exp}}/\text{MPa}$	$x_{1,\text{exp}}$	$x_{2,\text{exp}}$	$y_{1,\text{exp}}$	$y_{2,\text{exp}}$	$p_{\text{cal}}/\text{MPa}$	$y_{1,\text{cal}}$	$y_{2,\text{cal}}$	$\delta_p^{\text{b}}/\%$	Δy_1^{c}	Δy_2^{c}
$T = 283.15\text{ K}$										
0.611 9	0.088 0	0.578 1	0.164 7	0.574 7	0.609 8	0.163 2	0.574 8	0.34	0.001 5	-0.000 1
0.657 4	0.176 5	0.392 6	0.321 8	0.368 2	0.653 2	0.314 5	0.366 9	0.64	0.007 3	0.001 3
0.688 8	0.182 8	0.692 8	0.286 0	0.617 0	0.686 4	0.289 7	0.616 5	0.35	-0.003 7	0.000 5
0.668 6	0.222 7	0.129 0	0.423 2	0.115 8	0.661 8	0.415 8	0.118 5	1.01	0.007 4	-0.002 7
0.755 7	0.307 1	0.445 7	0.461 5	0.365 3	0.748 4	0.460 2	0.367 8	0.96	0.001 3	-0.002 5
0.779 4	0.366 4	0.155 6	0.567 2	0.120 0	0.772 0	0.562 5	0.123 4	0.95	0.004 7	-0.003 4
0.880 3	0.522 3	0.290 4	0.660 2	0.217 0	0.873 9	0.666 4	0.210 9	0.73	-0.006 2	0.006 1
0.891 7	0.543 4	0.204 1	0.690 9	0.145 6	0.885 2	0.692 8	0.145 5	0.74	-0.001 9	0.000 1
1.027 4	0.808 5	0.082 6	0.869 9	0.055 4	1.022 0	0.872 9	0.054 6	0.52	-0.003 0	0.000 8
$T = 293.15\text{ K}$										
0.816 8	0.086 9	0.578 8	0.157 5	0.575 8	0.814 8	0.155 9	0.576 7	0.24	0.001 6	-0.000 9
0.874 3	0.174 6	0.392 6	0.300 6	0.369 2	0.870 4	0.302 1	0.369 8	0.45	-0.001 5	-0.000 6
0.918 5	0.181 6	0.693 3	0.278 1	0.624 0	0.915 3	0.280 9	0.622 9	0.34	-0.002 8	0.001 1
0.885 2	0.220 6	0.128 9	0.399 1	0.118 3	0.880 3	0.399 5	0.119 6	0.55	-0.000 4	-0.001 3
1.003 5	0.305 9	0.445 8	0.449 3	0.372 8	0.996 1	0.448 7	0.373 6	0.74	0.000 6	-0.000 8
1.030 8	0.364 2	0.155 9	0.544 2	0.125 9	1.025 4	0.547 7	0.126 0	0.53	-0.003 5	-0.000 1
1.167 7	0.520 0	0.291 5	0.651 7	0.219 5	1.161 0	0.655 6	0.216 8	0.57	-0.003 9	0.002 7
1.180 2	0.539 3	0.205 7	0.678 2	0.151 5	1.174 7	0.680 5	0.150 4	0.46	-0.002 3	0.001 1
1.365 8	0.807 5	0.083 1	0.866 4	0.057 3	1.361 7	0.868 6	0.056 4	0.30	-0.002 2	0.000 9
$T = 303.15\text{ K}$										
1.070 1	0.086 3	0.578 3	0.150 6	0.577 3	1.068 5	0.149 2	0.577 3	0.15	0.001 4	0
1.138 7	0.172 5	0.392 7	0.290 6	0.372 6	1.136 4	0.288 8	0.372 9	0.21	0.001 8	-0.000 3
1.200 8	0.180 9	0.693 5	0.270 2	0.630 1	1.197 9	0.272 2	0.629 0	0.24	-0.002 0	0.001 1
1.149 1	0.218 4	0.129 3	0.380 7	0.122 2	1.147 8	0.382 0	0.121 3	0.11	-0.001 3	0.000 9
1.306 9	0.304 3	0.446 7	0.436 8	0.379 6	1.300 3	0.435 8	0.380 6	0.5	0.001 0	-0.00 1
1.335 9	0.361 1	0.156 7	0.528 0	0.130 9	1.334 6	0.530 5	0.129 4	0.1	-0.002 5	0.001 5
1.519 2	0.518 5	0.292 4	0.641 9	0.224 9	1.514 0	0.644 2	0.223 2	0.34	-0.002 3	0.001 7

续表 2

实验数据					PRSV + WS + NRTL 模型推算结果					
$p_{\text{exp}}/\text{MPa}$	$x_{1,\text{exp}}$	$x_{2,\text{exp}}$	$y_{1,\text{exp}}$	$y_{2,\text{exp}}$	$p_{\text{cal}}/\text{MPa}$	$y_{1,\text{cal}}$	$y_{2,\text{cal}}$	$\delta_p^{\text{b}}/\%$	Δy_1^{c}	Δy_2^{c}
1.532 9	0.535 9	0.207 1	0.666 2	0.156 8	1.530 1	0.667 3	0.155 7	0.19	-0.001 1	0.001 1
1.779 2	0.805 9	0.084 1	0.861 6	0.059 7	1.778 8	0.863 3	0.058 8	0.02	-0.001 7	0.000 9
$T=313.15\text{ K}$										
1.376 7	0.085 4	0.578 3	0.143 1	0.578 1	1.376 8	0.141 8	0.578 4	-0.01	0.001 3	-0.000 3
1.459 1	0.170 8	0.392 9	0.276 9	0.376 7	1.459 8	0.275 1	0.376 2	-0.05	0.001 8	0.000 5
1.542 8	0.179 7	0.694 4	0.261 4	0.636 5	1.540 9	0.262 3	0.636 5	0.12	-0.000 9	0
1.465 2	0.216 3	0.128 9	0.361 8	0.123 7	1.469 8	0.363 4	0.122 2	-0.32	-0.001 6	0.001 5
1.673 3	0.302 8	0.447 4	0.424 0	0.386 6	1.668 3	0.421 8	0.388 1	0.30	0.002 2	-0.001 5
1.700 5	0.358 0	0.156 9	0.509 9	0.134 4	1.705 8	0.511 6	0.132 6	-0.32	-0.001 7	0.001 8
1.942 2	0.515 8	0.293 6	0.630 3	0.231 4	1.939 7	0.630 3	0.230 9	0.13	0	0.000 5
1.954 6	0.531 9	0.208 5	0.651 2	0.163 6	1.957 9	0.652 0	0.161 8	-0.16	-0.000 8	0.001 8
2.280 7	0.804 9	0.084 0	0.856 4	0.062 2	2.287 0	0.857 5	0.060 8	-0.28	-0.001 1	0.001 4
$T=323.15\text{ K}$										
1.744 5	0.085 0	0.577 6	0.136 1	0.578 9	1.747 4	0.134 6	0.578 6	-0.17	0.001 5	0.000 3
1.840 5	0.168 8	0.393 0	0.262 2	0.380 6	1.844 8	0.260 1	0.379 5	-0.23	0.002 1	0.001 1
1.950 8	0.178 8	0.694 7	0.252 4	0.643 1	1.951 9	0.252 1	0.643 7	-0.06	0.000 3	-0.000 6
1.841 0	0.214 1	0.129 1	0.342 4	0.125 7	1.852 7	0.342 9	0.123 8	-0.64	-0.000 5	0.001 9
2.109 8	0.301 8	0.447 5	0.409 9	0.394 4	2.107 9	0.406 7	0.395 8	0.09	0.003 2	-0.001 4
2.134 7	0.355 7	0.157 0	0.491 0	0.138 0	2.148 4	0.491 0	0.136 1	-0.64	0	0.001 9
2.447 4	0.514 2	0.294 8	0.616 7	0.239 4	2.449 1	0.615 1	0.239 7	-0.07	0.001 6	-0.000 3
2.457 9	0.529 0	0.209 3	0.636 2	0.169 4	2.469 0	0.635 1	0.168 4	-0.45	0.001 1	0.001 0
2.879 9	0.803 6	0.084 7	0.850 1	0.065 2	2.895 9	0.850 3	0.064 0	-0.55	-0.000 2	0.001 2

注:a) $u(T)=10\text{ mK}$, $u(p)=0.5\text{ kPa}$, $u(x_1)=u(y_1)=0.005$;b) $\delta_p=(p_{\text{exp}}-p_{\text{cal}})/p_{\text{exp}}\times100\%$;c) $\Delta y_1=y_{1,\text{exp}}-y_{1,\text{cal}}$, $\Delta y_2=y_{2,\text{exp}}-y_{2,\text{cal}}$

2) 工质配比

相比于二元混合制冷工质,三元混合制冷工质的配比方案更多。现以 303.15 K 温度条件下的相平衡实验结果为例,将气液两相的摩尔分数在平面三角坐标图中表示,如图 2 所示。由图 2 可知,气相和液相组分均匀的分布在三角坐标系中,可认为实验测得的数据点具有代表性。

3) 模型推算

笔者^[11,14]通过实验得到 R32 + R161, R32 + R1234yf 和 R161 + R1234yf 二元气液相平衡数据,并利用 PRSV 状态方程^[16]结合 WS 混合法则^[17]和 NRTL 活度系数模型^[18]对二元混合工质的气液相平衡数据进行关联拟合,得到了二元交互参数 k_{12} 、 τ_{12} 、 τ_{21} ,如表 3 所示。在此基础上,利用拟合得到的二元

交互参数 k_{12} 、 τ_{12} 、 τ_{21} 推算三元混合工质在给定温度 T 和液相组成 x_1 、 x_2 条件下的体系压力 p 及气相组分 y_1 、 y_2 。图 3 所示为三元混合工质 R32 + R161 + R1234yf 实验值与推算值的压力偏差图,可知压力偏差约为 $\pm 1\%$ 。图 4 所示为三元混合工质中 R32 和 R161 实验值与推算值的气相组分偏差图,结果表明 R32 和 R161 的组分偏差分别为 ± 0.008 和 ± 0.006 ,且气相组分较为均匀的分布在横轴的两侧,说明此模型推算结果合理可靠。

2.2 讨论

用二元混合工质关联得到的参数 k_{12} 、 τ_{12} 、 τ_{21} ,对 R32 + R161 + R1234yf 三元混合工质的气液相平衡性质进行推算,推算结果与实验数据相比,系统压力平均绝对偏差 AAD_{*p*} 为 0.34%、系统组分 R32 和 R161

气相摩尔分数的平均绝对偏差 AAD_{y_1} 和 AAD_{y_2} 分别为 0.002、0.001,说明该关联模型具有较高的推算精度,可以满足工程应用的要求。

表 3 二元混合制冷剂 R32(1) + R161(2), R32(1) + R1234yf(2)和 R161(1) + R1234yf(2)的 PRSV + WS + NRTL 模型参数 k_{12} 、 τ_{12} 、 τ_{21} ^a

Tab. 3 Parameters k_{12} 、 τ_{12} 、 τ_{21} ^a of PRSV + WS + NRTL model for R32(1) + R161(2), R32(1) + R1234yf(2) and R161(1) + R1234yf(2)

名称	k_{12}	τ_{12}	τ_{21}	AAD_p ^b /%	AAD_{y_1} ^c	温度范围/K
R32(1) + R161(2)	-0.112 2	1.227 0	-0.449 7	0.12	0.001 1	
R32(1) + R1234yf(2)	0.146 0	0.778 4	-0.103 1	0.57	0.001 8	283.15 ~ 323.15
R161(1) + R1234yf(2)	-0.062 5	0.961 1	-0.365 0	0.14	0.000 8	

注: a) 二元交互参数来自文献 [11,14]; b) $AAD_p = (100/N) \sum_{i=1}^N |(p_{exp,i} - p_{cal,i})/p_{exp,i}| \times 100\%$; c) $AAD_{y_1} = (1/N) \sum_{i=1}^N |y_{1,exp,i} - y_{1,cal,i}| \times 100\%$ 。

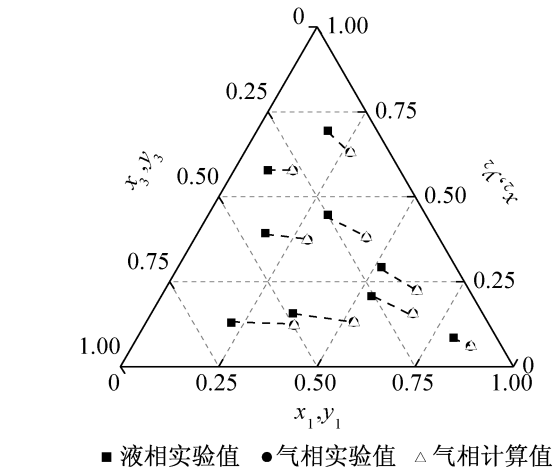


图 2 温度为 303.15 K 时 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) 的气液相组分分布

Fig. 2 Liquid and vapor mole fractions for R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) at 303.15 K

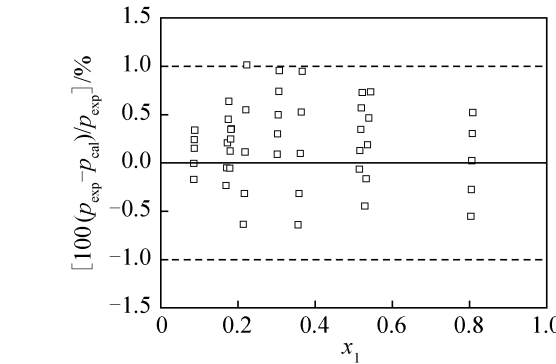


图 3 三元混合制冷剂 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) 实验值与推测值压力偏差

Fig. 3 Deviations of the experimental pressure (p_{exp}) from the calculated results of PRSV + WS + NRTL model (p_{cal}) for R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) at temperatures from 283.15 K to 323.15 K

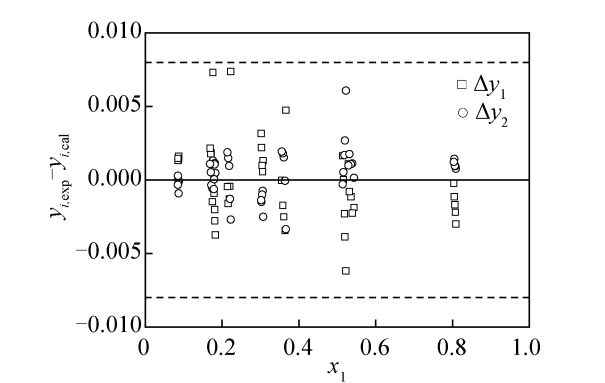


图 4 三元混合制冷剂 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) 实验值与推测值气相组分偏差

Fig. 4 Deviations of the experimental vapor phase mole fractions (y_{exp}) from the calculated results of PRSV + WS + NRTL model (y_{cal}) for R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) at temperatures from 283.15 K to 323.15 K

通过此推算模型可以更全面的了解 R32 + R161 + R1234yf 三元混合工质的气液相平衡性质,对寻找合适配比的三元混合制冷剂具有指导意义。现以 303.15 K 为例,对这一混合制冷工质等压线进行分析,如图 5 所示。图中液相线的左侧为液相区,气相线的右侧为气相区,气液两相线中间为气液两相区。图 6 所示为该三元混合制冷剂的气液两相三维曲面图,由图 5 和图 6 均可知,三元混合工质 R32 + R161 + R1234yf 属于非共沸混合工质。

3 结论

本文利用液相单相循环法相平衡实验装置对三元混合工质 R32 + R161 + R1234yf (温度范围为 283.15 ~ 323.15 K) 的气液相平衡性质进行实验测

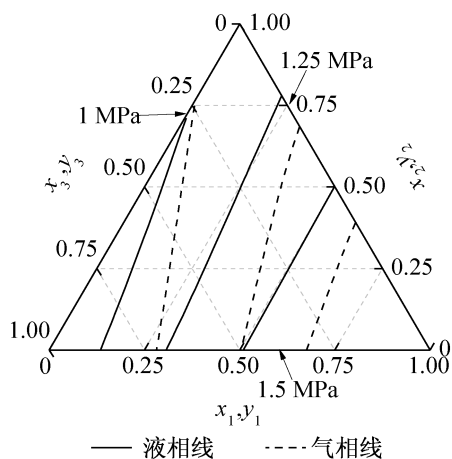


图 5 温度为 303.15 K 时 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) 的等压特性

Fig. 5 Calculated isobaric property by PRSV + WS + NRTL model for R32 + R161 + R1234yf at 303.15 K

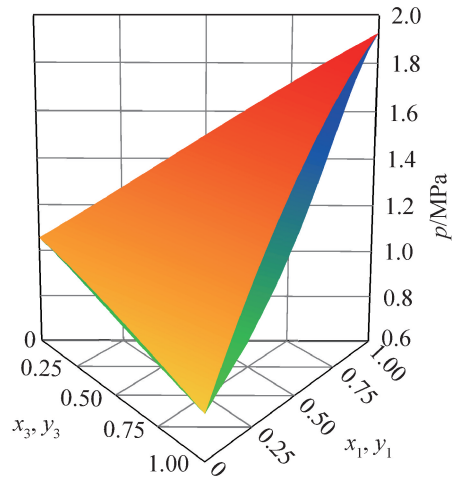


图 6 温度为 303.15 K 时 R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) 的气液两相三维曲面

Fig. 6 The vapor-liquid equilibrium surface from the calculated results of PRSV + WS + NRTL for R32(1) + R161(2) + R1234yf(3) ternary system at 303.15 K

量,共获得 45 组气液相平衡数据。同时利用 PRSV 方程结合 WS 混合法则和 NRTL 活度模型推算三元混合工质的相平衡性质,其中推算模型中的参数均由二元混合工质的气液相平衡实验数据关联得到。R32 + R161 + R1234yf 实验数据与推算结果相比,系统压力的平均绝对偏差 AAD_p 为 0.34%,系统组分 R32 和 R161 的气相摩尔分数的平均绝对偏差 AAD_{y1} 和 AAD_{y2} 分别为 0.002、0.001。结果表明:预测模型推算结果合理可靠,为三元非共沸混合工质 R32 + R161 + R1234yf 的应用研究提供基础数据。

本文受高等学校学科创新引智计划(B16038)项目资助。

(The project was supported by the programme of Introducing Talents of Discipline to Universities (No. B16038).)

参考文献

- [1] CALM J M. The next generation of refrigerants-historical review, considerations, and outlook[J]. International Journal of Refrigeration, 2008, 31(7):1123 - 1133.
- [2] HODNEBROG Ø, ETMINAN M, FUGLESTVEDT J S, et al. Global warming potentials and radiative efficiencies of halocarbons and related compounds: a comprehensive review[J]. Reviews of Geophysics, 2013, 51(2): 300 - 378.
- [3] EPA. Protection of stratospheric ozone: change of listing status for certain substitutes under the significant new alternatives policy program [EB/OL]. (2015-07-20) [2018-8-13]. <https://www.gpo.gov/fdsys/pkg/FR-2015-07-20/pdf/2015-17066.pdf>.
- [4] MOTA-BABILONI A, NAVARRO-ESBRÍ J, BARRAGÁN Á, et al. Analysis based on EU Regulation No 517/2014 of new HFC/HFO mixtures as alternatives of high GWP refrigerants in refrigeration and HVAC systems[J]. International Journal of Refrigeration, 2015, 52: 21 - 31.
- [5] MOTA-BABILONI A, NAVARRO-ESBRÍ J, BARRAGÁN Á, et al. Drop-in energy performance evaluation of R1234yf and R1234ze(E) in a vapor compression system as R134a replacements[J]. Applied Thermal Engineering, 2014, 71(1):259 - 265.
- [6] 李连生. 制冷剂替代技术研究进展及发展趋势[J]. 制冷学报, 2011, 32(6): 53 - 58. (LI Liansheng. Research progress on alternative refrigerants and their development trend[J]. Journal of Refrigeration, 2011, 32(6): 53 - 58.)
- [7] 陈光明, 高能, 朴春成. 低碳制冷剂研究及应用最新进展[J]. 制冷学报, 2016, 37(1): 1 - 11. (CHEN Guangming, GAO Neng, PIAO Chuncheng. State of the art of research and applications of low-carbon refrigerants[J]. Journal of Refrigeration, 2016, 37(1): 1 - 11.)
- [8] MOTA-BABILONI A, NAVARRO-ESBRÍ J, BARRAGÁN Á, et al. Commercial refrigeration-an overview of current status[J]. International Journal of Refrigeration, 2015, 57:186 - 196.
- [9] 杨昭, 吴曦, 尹海蛟, 等. 低温室效应 HCFCs 替代物性能分析[J]. 制冷学报, 2011, 32(1):1 - 6. (YANG Zhao, WU Xi, YIN Haijiao, et al. Analysis on alternatives for HCFCs with low greenhouse effect[J]. Journal of Refrigeration, 2011, 32(1):1 - 6.)
- [10] HU Peng, ZHU Wanbao, CHEN Longxiang, et al. Vapor-liquid equilibria measurements of 1,1,1,2-tetrafluoroethane (HFC-134a) + 2,3,3,3-tetrafluoroprop-1-ene (HFO-

- 1234yf) + isobutane (HC-600a) ternary system[J]. *Fluid Phase Equilibria*, 2016, 414: 111 – 116.
- [11] HU Xiaozhen, YANG Tao, MENG Xianyang, et al. Vapor-liquid equilibrium measurements for difluoromethane (R32) + 2,3,3,3-tetrafluoroprop-1-ene (R1234yf) and fluoroethane (R161) + 2,3,3,3-tetrafluoroprop-1-ene (R1234yf)[J]. *Fluid Phase Equilibria*, 2017, 438: 10 – 17.
- [12] LEMMON E W, HUBER M L, MCLINDEN M O. NIST standard reference database 23: NIST reference fluid thermodynamic and transport properties database (refprop)-version 9.1[DB]. National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg, MD, 2013.
- [13] HU Xiaozhen, MENG Xianyang, WU Jiangtao. Isothermal vapor-liquid equilibrium measurements for difluoromethane (R32) + trans-1,3,3,3-tetrafluoropropene (R1234ze(E))[J]. *Fluid Phase Equilibria*, 2017, 431: 58 – 65.
- [14] MENG Xianyang, HU Xiaozhen, YANG Tao, et al. Vapor-liquid equilibria for difluoromethane (R32) + fluoroethane (R161) and fluoroethane (R161) + trans-1,3,3,3-tetrafluoropropene (R1234ze(E)) binary mixtures[J]. *The Journal of Chemical Thermodynamics*, 2017, 118: 43 – 50.
- [15] HU Xiaozhen, YANG Tao, MENG Xianyang, et al. Isothermal vapor-liquid equilibrium measurements for difluoromethane (R32) + fluoroethane (R161) + trans-1,3,3,3-tetrafluoropropene (R1234ze(E)) ternary mixtures[J]. *International Journal of Refrigeration*, 2017, 79: 49 – 56.
- [16] STRYJEK R, VERA J H. PRSV: an improved Peng-Robinson equation of state for pure compounds and mixtures[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1986, 64(2): 323 – 333.
- [17] WONG D S H, SANDLER S I. A theoretically correct mixing rule for cubic equations of state[J]. *Aiche Journal*, 1992, 38(5): 671 – 680.
- [18] RENON H, PRAUSNITZ J M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures[J]. *Aiche Journal*, 1968, 14(1): 135 – 144.

通信作者简介

吴江涛,男,教授,博士生导师,西安交通大学热流科学与工程教育部重点实验室,(029)82666875,E-mail:jtwu@mail.xjtu.edu.cn。研究方向:热力学及流体热物性。

About the corresponding author

Wu Jiangtao, male, professor, Ph. D. supervisor, Key Laboratory of Thermo-Fluid Science and Engineering of Ministry of Education, Xi'an Jiaotong University, +86 29-82666875, E-mail: jtwu@mail.xjtu.edu.cn. Research fields: thermodynamics and fluid thermophysical properties.