

HFC-32/143a와 HFC-143a/134a계의 기-액상평형 실험에 관한 연구

Investigation of vapor-liquid equilibrium of HFC-32/143a and HFC-143a/134a systems

김 창 년*, 박 영 무**
C. N. Kim, Y. M. Park

Key words : Vapor-liquid equilibrium(기-액상평형), Binary interaction parameter(2성분 상호작용 계수), Equation of state(상태방정식), HFC-32/143a, HFC-143a/134a

Abstract

Vapor-liquid equilibrium apparatus is designed and set up. The equilibrium data of two binary systems, HFC-32/143a and HFC-143a/134a, are measured. Fifteen equilibrium data for HFC-32/143a and HFC-143a/134a systems are measured over the temperature range 263.15~283.15K at 10K interval and the composition range 0.10~0.80, respectively.

And vapor-liquid equilibrium data are calculated using equation of state and correlation of activity coefficient and compared with the present data. Equation of state is used CSD and RKS equations and correlation of activity coefficient is used Margules' and Van Ness and Abbott's correlations.

Real behavior of HFC-32/143a system has very large deviation with Raoult's rule which is ideal behavior. But real behavior of HFC-143a/134a system is similar to ideal behavior.

The calculated data from CSD equation are compared with the data in the open literatures and the calculated data from REFPROP. In the results for REFPROP, the relative deviations of bubble point pressure for HFC-32/143a system are within -2.16~-0.84% for CSD equation and within -0.20~1.10% for RKS equation. And the relative deviations of bubble point pressure for HFC-143a/134a system are within -0.45~0.12% and -0.20~2.8% for CSD and RKS equations, respectively.

기 호 설 명

A_{12}, A_{21} : 활동도 계수 상관식의 계수

* 정희원, 아주대학교 대학원 기계공학과
** 정희원, 아주대학교 기계 및 산업공학부

A, B, D : 활동도 계수 상관식의 계수
a, b : 상태방정식의 계수
f : 퓨가시터, kPa
G : Gibbs 에너지, kJ/kmol
 k_{12} : 상호작용계수
n : 몰수

P	: 압력, kPa
x	: 액체 성분
y	: 기체 성분
z	: 임의 변수

그리스문자

γ	: 활동도 계수
Γ	: 목적함수
Δ	: 차이 값

상첨자

E	: 과잉
l	: 포화액
v	: 포화증기

하첨자

1	: 성분1
2	: 성분2
bub	: 기포점
cal	: 계산
exp	: 실험
i, j	: 성분

1. 서 론

공조기 등의 냉매로 사용해 오던 R-22의 사용규제에 따라 현재 대체냉매에 대한 연구가 활발히 진행되고 있으며, R-22의 대체냉매로서 혼합냉매인 R-407C와 R-410A가 유력시되고 있다. 또한 저온 냉매로 사용해 오던 R-502의 사용도 규제되어 대체냉매로는 R-22와 마찬가지로 염소가 포함되어 있지 않은 HFC계열 냉매의 혼합물이 대두되고 있다.⁽¹⁾

새로운 대체냉매가 개발되면 정확한 물성치가 필요하다. 이런 물성치를 계산하기 위해서는 기-액상평형 실험자료, PVTx 실험자료 및 임계 실험자료등과 같은 기초 실험자료가 필요하다.

따라서 현재 대체냉매로 대두되고 있는 HFC 혼합냉매에 대한 기-액상평형 실험, PVTx 실험 및 임

계점 측정실험 등이 활발히 진행되고 있다. 그 중 대표적인 기-액상평형 실험에 대한 기존연구를 살펴보면 다음과 같다.

Fujiwara 등⁽²⁾은 273.15K에서 HFC-32/125, HFC-32/134a, HFC-32/143a, 그리고 HFC-32/152a 4종류의 2성분 혼합냉매에 대한 상평형실험을 수행하여 HFC-32/125의 혼합냉매가 최저공비혼합물이고 HFC-32/143a가 최대 공비혼합물이라는 것을 밝혀 내었다. Nagel과 Bier^(3,4)는 HFC-32/125/134a 및 HFC-125/143a/134a의 2성분 및 3성분 혼합물의 기-액상평형 실험을 205K에서 임계온도까지 넓은 온도범위에서 수행하였으며 여러 상태방정식을 이용하여 각각의 상호작용계수를 계산 비교하였다. 그러나 Nagel과 Bier는 넓은 온도범위에서 실험을 수행하였으나 등온조건에서 실험을 수행하지 않아 온도에 따른 상호작용계수의 영향을 살펴볼 수 없었다. 정의엽⁽⁵⁾은 263.15K~323.15K의 온도범위에서 HFC-32/134a의 2성분 혼합냉매에 대한 기-액상평형 실험을 수행하였다. 또한 PR 상태방정식과 RKS 상태방정식을 이용하여 상호작용계수를 계산하였으며, 온도변화에 따른 상호작용계수의 변화를 제시하였다. Kubota와 Matsumoto⁽⁶⁾는 278.15~333.15K의 온도범위에서 HFC-143a/134a의 2성분 혼합냉매에 대한 기-액상평형 실험을 수행하였다.

이와같이 HFC계열 혼합물에 대한 기-액상평형 실험이 수행되었으나 아직까지 HFC계열 혼합냉매의 기-액상평형 실험자료가 충분하지 않으며 특히 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 실험자료는 거의 없는 상태이다. 따라서 본 연구에서는 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 기-액상평형 실험을 263.15~283.15K의 온도범위에서 수행하여 보다 더 많은 상평형 자료를 제시하고자 한다.

2. 실험장치

상평형 실험방법에는 크게 정지법, 유동법, 순환법이 있다.⁽⁷⁾ 본 연구에서는 이들 방법 중 순환법을 기초로 하여 실험장치를 구성하였으며, Fig.1은 혼합물의 기-액상평형을 측정하기 위한 실험장치의 개략도이다. 실험장치는 크게 평형장치, 시료 채집 및 분석장치, 냉매공급장치로 구성되어 있다. 이 중 가장

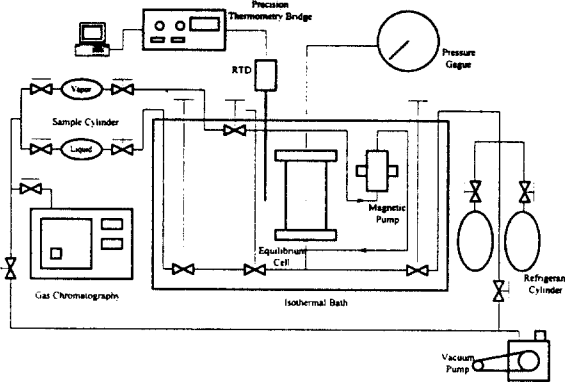


Fig.1 Schematic diagram of the vapor-liquid equilibrium apparatus

핵심부분은 평형장치이며, 평형셀과 마그네틱 펌프로 구성되어 있다.

평형셀은 셀내부를 관찰할 수 있도록 파이렉스관으로 제작하였다. 셀의 내경은 20mm, 길이는 80mm로 체적이 대략 25ml이다. 마그네틱 펌프는 혼합냉매의 평형이 빠르게 그리고 잘 이루어지도록 기체와 액체 냉매를 순환시켜주는 역할을 한다. 평형셀과 마그네틱 펌프는 항온조에 설치되어 있으며 항온조의 온도는 외부 온도제어장치에 의해 조절된다. 항온조 내의 열전달 매체로는 실리콘 오일이 사용되었다.

온도는 25Ω 표준백금저항선센서(ISOTECH)를 온도측정브리지(Model F700, automatic system laboratories)에 연결하여 측정하였다. 온도계는 ITS-90에 의거하여 교정하였으며 온도측정의 불확도는 ±0.02K로 평가되었다. 압력은 브르돈관형 압력계(HEISE)를 이용하여 측정하였으며, 압력계의 정밀도는 2kPa이다. 그리고 압력측정의 불확도는 약 ±0.1% (3kPa)로 평가되었다.

기상과 액상 시료를 분석하기 위하여 채집실린더를 설치하였으며, 시료의 물분율은 가스분석기(HP 5890 II)를 이용하여 계산하였다. 가스분석에 사용된 검출기는 열전도도 검출기(TCD, thermal conductivity detector)이며 컬럼은 Porapak-Q Packed column을 사용하였다. 사용된 컬럼은 80/100mesh이며, 길이 1.83m(6ft), 외경 3.18mm(1/8in)인, 스테인레스강관으로 되어 있다. 가스분석기는 순수냉매를 이용하여 교정하였으며 물분을 측정의 불확도

는 ±0.3mole%로 평가되었다.

3. 기-액상평형 계산

같은 온도, 같은 압력에서 다성분계의 기-액상평형 조건은 다음과 같다.⁽⁸⁾

$$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^l \quad (1)$$

이 평형조건을 계산하기 위해서는 여러 가지 방법이 있으나 대표적인 방법으로는 상태방정식을 이용하는 방법과 활동도 계수 상관식을 이용하는 방법이 있다.

3.1 상태방정식

상태방정식에는 여러 가지 방정식이 있으나 본 연구에서는 Carnahan-Starling-DeSantis(CSD)⁽⁹⁾와 Redlich-Kwong-Soave(RKS)⁽¹⁰⁾ 상태방정식을 이용하여 혼합냉매의 기-액상평형을 계산하였다. 그리고 상태방정식에 사용된 혼합법칙은 다음과 같다.^(8,9)

$$a = \sum \sum x_i x_j a_{ij} \quad (2)$$

$$b = \sum \sum x_i x_j b_{ij} \quad (3)$$

$$a_{12} = (1 - k_{12})(a_{11}a_{22})^{1/2} \quad (4)$$

$$b_{12} = \frac{(b_{11}^{1/3} + b_{22}^{1/3})^3}{8} \quad (5)$$

여기서 k_{12} 는 상호작용계수로서 기-액상평형 실험자료로부터 계산된다.

3.2 활동도 계수

활동도 계수를 이용한 기-액상평형을 계산하기 위하여 다음과 같은 두 종류의 상관관계식을 사용하였다. 즉 하나는 Margules⁽⁸⁾의 과잉 Gibbs 에너지 상관식이고 다른 하나는 Van Ness와 Abbott⁽¹¹⁾의 과잉 Gibbs 에너지 상관식이다.

$$\frac{G^E}{x_1 x_2 RT} = A_{21} x_1 + A_{12} x_2 \quad (6)$$

$$\frac{G^E}{x_1x_2RT} = Ax_2 + Bx_1 - Dx_1x_2 \quad (7)$$

여기서 파인 Gibbs에너지와 활동도 계수와의 관계는 다음과 같다.

$$\ln \gamma_i = \left[\frac{\partial(nG^E/RT)}{\partial n_i} \right]_{P, T, n_j} \quad (8)$$

3.3 계산방법

상태방정식과 활동도 계수 상관식을 이용한 기-액상평형을 계산하기 위하여 기포점 압력 반복계산법을 사용하였다. 기포점 압력 반복계산법은 Smith 등⁽¹²⁾의 저서에 자세히 기술되어 있다. 이 계산법을 이용하여 기-액상평형을 계산하기 위해서는 기-액상평형 실험자료 중 온도와 액체 물분을 자료가 초기 입력자료로 필요하며 반복계산의 수렴조건은 다음과 같은 목적함수가 최소화될 때이다.

$$\Gamma = \sum \left(\frac{P_{cal,i} - P_{exp,i}}{P_{exp,i}} \right)^2 \quad (9)$$

계산이 수렴되면 상태방정식의 경우 계산된 압력과 기체 물분을 그리고 상호작용계수(k_{12})가 출력되며, 활동도 계수 상관식의 경우에는 압력과 기체 물분을 그리고 활동도 계수 상관식의 계수값들(A_{12} , A_{21} 혹은 A, B, D)이 출력된다.

4. 결과 및 토론

4.1 시료의 순도

순수냉매 HFC-32, HFC-134a, 그리고 HFC-143a의 순도는 제조자의 정보에 의하면 99.9%이다. 따라서 본 연구에서는 별도의 정제과정없이 그대로 사용하였다.

4.2 기-액상평형

HFC-32/143a 2성분 혼합물의 기-액상평형 자료를 HFC-32의 액체 물분율을 대략 0.10, 0.16, 0.29, 0.42, 0.57로 변화시켜 가면서 263.15~283.15K의 온도범위에서 10K 간격으로 총 15점 측정하였다. 측정자료는 Table 1에 제시하였으며 Fig.2에 도시하였다.

Table 1 Vapor-liquid equilibrium data for HFC-32/143a system

T(K)	P(kPa)	Mole fraction of HFC-32	
		Liquid	Vapor
263.15	447.4	0.0821	0.1119
	494.4	0.1617	0.2084
	524.1	0.2938	0.3513
	545.5	0.4189	0.4798
	565.1	0.5664	0.6112
273.15	663.7	0.1009	0.1241
	679.7	0.1646	0.2094
	721.8	0.2849	0.3514
	753.8	0.4162	0.4822
	782.9	0.5653	0.6125
283.15	895.9	0.1017	0.1334
	922.8	0.1645	0.2122
	970.8	0.2894	0.3524
	1,015.1	0.4197	0.4810
	1,056.3	0.5564	0.6119

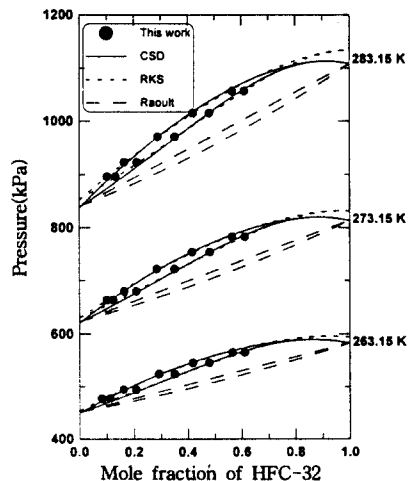


Fig.2 Vapor-liquid equilibrium for HFC-32/143a system from equation of state

또한, HFC-143a/134a 2성분 혼합물의 기-액상평형 자료도 HFC-143a의 액체 물분율을 대략 0.20, 0.36, 0.52, 0.65, 0.80로 변화시켜 가면서 263.15~283.15K의 온도범위에서 10K 간격으로 총 15점 측

Table 2 Vapor-liquid equilibrium data for HFC-143a/134a system

T(K)	P(kPa)	Mole fraction of HFC-143a	
		Liquid	Vapor
263.15	249.8	0.1999	0.3449
	287.4	0.3629	0.5396
	327.0	0.5208	0.6878
	360.0	0.6520	0.7796
	395.9	0.7957	0.8811
273.15	350.5	0.1781	0.2745
	397.1	0.3219	0.4566
	446.1	0.4779	0.6171
	506.8	0.6642	0.7720
	554.2	0.7946	0.8721
283.15	482.1	0.1644	0.2654
	560.3	0.3602	0.5018
	627.6	0.5171	0.6516
	688.6	0.6606	0.7694
	755.8	0.8116	0.8768

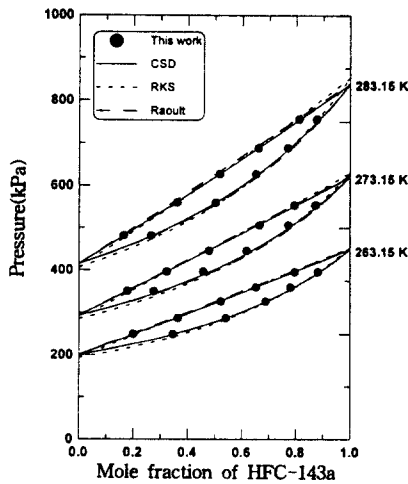


Fig.3 Vapor-liquid equilibrium data for HFC-143a/134a system from equation of state

정하였다. 마찬가지로, 측정자료는 Table 2에 제시하였으며 Fig.3에 도시하였다.

4.3 상태방정식

실험에서 측정된 VLE 자료를 이용하여 CSD 및 RKS 상태방정식으로 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 상호작용계수를 계산하였다. 이들 결과를 Fig.4와 5에 각각 나타내었으며 이들 상호작용계수를 이용하여 계산한 기-액상평형 자료를 Fig.2와 3에 각각 도시하였다. 또한 이상거동 모형인 Raoult의 법칙으로 계산한 결과도 같이 도시하였다.

Fig.2와 3을 살펴보면, HFC-32/143a계의 실제 거동은 이상거동으로부터 큰 이탈도를 보이고 있으나 HFC-143a/134a계의 경우 실제 거동이 거의 이상거동을 하고 있다.

Fig.4를 살펴보면, HFC-32/143a계에 대해 CSD

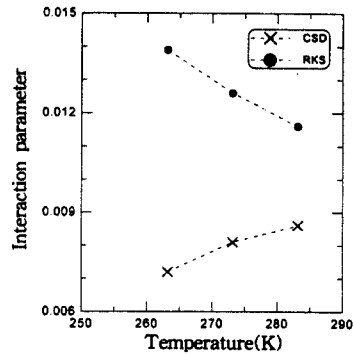


Fig.4 Binary interaction parameters of CSD and RKS equations for HFC-32/143a system

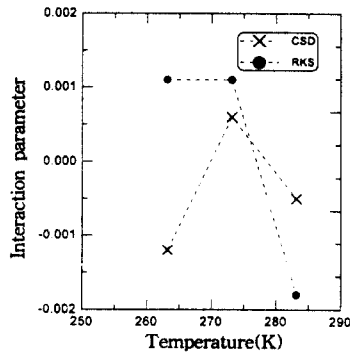


Fig.5 Binary interaction parameters of CSD and RKS equations for HFC-143a/134a system

및 RKS 상태방정식으로 계산한 상호작용계수는 온도변화에 따라 일정한 경향을 보이고 있다. 즉, CSD 상태방정식으로 계산한 상호작용계수는 온도가 증가할수록 증가하는 경향을 보이고 있다. 반면, RKS 상태방정식으로 계산한 상호작용계수는 온도가 증가할수록 감소하는 경향을 보이고 있다.

반면 Fig.5에서 HFC-143a/134a계에 대한 상호작용계수는 HFC-32/143a계와 다르게 온도변화에 따라 일정한 경향을 보여주고 있지 않다. 참고로 REFPROP⁽¹³⁾의 경우 상태방정식 중 CSD 상태방정식이 선택되어 물성치가 계산될 때 HFC-32/143a계의 경우는 -0.0001이, HFC-143a/134a계의 경우는 -0.0009가 고정된 상호작용계수로 사용되고 있다.

CSD 및 RKS 상태방정식을 이용하여 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 기포점 압력과 기체 물분율을 계산하였다. 이들 계산결과를 기존의 자료와 비교해 보았으며 REFPROP⁽¹³⁾으로 계산한 결과와도 비교해 보았다.

실험자료와 CSD 및 RKS 상태방정식으로 계산한 자료와의 평균상대오차를 계산하여 Table 3에 제시하였다. HFC-32/143a계의 경우 CSD 상태방정식으로 계산한 기체물분율과 실험자료와의 평균상대오

차가 5.64%이며, RKS 상태방정식으로 계산한 값과의 상대오차는 4.47%로 CSD 상태방정식보다 약간 작다.

반면, HFC-143a/134a계의 경우 CSD 상태방정식으로 계산한 기체물분율과의 평균상대오차는 3.27%이며, RKS 상태방정식으로 계산한 값과의 평균상대오차는 5.15%로 CSD 상태방정식보다 크다. 또한 전반적으로 HFC-32/143a계보다 HFC-143a/134a계의 계산자료가 실험자료와 더 잘 일치하는 것을 알 수 있다. 이것은 HFC-143a/134a계의 실제 거동이 이상거동과 더 유사하기 때문에 발생한 것이라고 생각된다.

기존자료와 REFPROP으로 계산한 자료와의 비교 결과는 Fig.6과 7에 나타내었다. 여기서 비교기

Table 3 Average deviations between calculated and measured data for HFC-32/143a and HFC-143a/134a systems from equation of state

Equation of state	RMS			
	ΔP_{bub}^* (kPa)	ΔP_{bub}^{**} (%)	Δy	y (%)
HFC-32/143a system				
CSD	3.8055	0.52	0.0104	5.64
RKS	2.1199	0.32	0.0088	4.47
HFC-143a/134a system				
CSD	1.2098	0.26	0.0140	3.27
RKS	3.6468	0.83	0.0218	5.15

$$* RMS(\Delta) = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (z_{i,cal} - z_{i,exp})^2}$$

$$** RMS(\%) = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left(\frac{z_{i,cal} - z_{i,exp}}{z_{i,exp}} \right)^2} \times 100$$

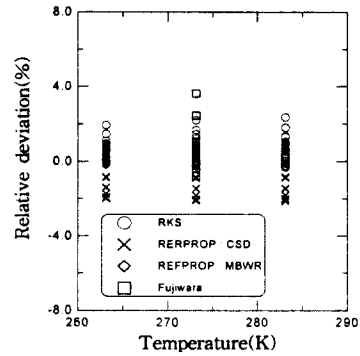


Fig.6 Relative deviations of bubble point pressure from CSD equation for HFC-32/143a system with respect to temperature

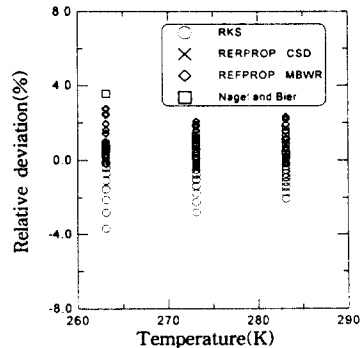


Fig.7 Relative deviations of bubble point pressure from CSD equation for HFC-143a/134a system with respect to temperature

준은 기존자료와 실험자료의 조건이 다르기 때문에 CSD 상태방정식으로 계산한 자료를 기준으로 하였다.

Fig.6은 HFC-32/143a계의 기존연구와 REFPROP의 계산 결과를 본 연구의 결과와 비교한 것이다. 여기서 기존자료는 Fujiwara 등⁽²⁾의 결과뿐이며 본 연구와의 기포점 압력의 상대오차가 -0.81~3.62% 내에 있었다. 또한 REFPROP의 CSD 및 MBWR 상태방정식으로 계산한 값과의 기포점 압력 상대오차는 각각 -2.16~-0.84%와 -0.20~1.10%내에 있었다.

Fig.7에서 HFC-143a/134a계의 기존연구는 Nagel과 Bier⁽⁴⁾의 결과뿐이며 기포점 압력의 상대오차는 0.32와 3.6%이었다. 그리고 REFPROP의 계산결과에서는 CSD 상태방정식으로 계산하는 경우 기포점 압력의 상대오차가 -0.45~0.12%로 본 연구와 잘 일치하고 있으며, MBWR의 경우는 -0.2~2.8%내에 있었다.

4.4 활동도 계수 상관식

활동도 계수 상관식을 이용하여 기-액상평형 자료를 계산하였다. 상관관계식은 Margules 및 Van Ness와 Abbott이 제시한 상관식이 사용되었다. 각 상관식의 계수는 기포점 압력 반복계산법에 의해 계산되었으며 계산결과는 Table 4에 제시되었다.

실험에서 측정된 자료와 계산으로부터 얻은 자료 사이의 기포점 압력과 기체 물분율의 평균상대오차를

각각 계산하여 Table 5에 제시하였으며 계산자료와 실험자료를 Fig.8과 9에 도시하였다.

Table 5를 보면, 활동도계수를 Margules의 상관식을 이용하여 계산하였을 경우 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 기체 물분율의 평균오차는 각각 5.56%와 3.74%이었다. 또한 활동도 계수를 Van Ness와 Abbott의 상관식을 이용하여 계산하였을 경

Table 5 Average deviations between calculated and measured data for HFC-32/143a and HFC-143a/134a systems from correlation of activity coefficient

Correlation of activity coefficient	RMS			
	ΔP_{bub} (kPa)	P_{bub} (%)	Δy	y(%)
HFC-32/143a system				
Margules	1.4899	0.22	0.0115	6.56
Van Ness and Abbott	1.2794	0.20	0.0131	6.77
MFC-143a/134a system				
Margules	0.8188	0.18	0.0164	3.74
Van Ness and Abbott	0.6757	0.16	0.0183	4.33

Table 4 Coefficients of correlations of activity coefficient for HFC-32/143a and HFC-143a/134a systems

T(K)	Margules		Van Ness and Abbott		
	A ₁₂	A ₂₁	A	B	D
HFC-32/143a system					
263.15	0.2525	0.2932	0.2064	0.2748	-0.0245
273.15	0.2093	0.3010	0.3649	0.3647	0.0837
283.15	0.2188	0.2412	0.0327	0.1653	-0.1000
HFC-143a/134a system					
263.15	0.0365	-0.0341	0.1072	0.0028	0.0369
273.15	0.0373	-0.0009	-0.1162	-0.0836	-0.0812
283.15	0.0201	0.0006	-0.0144	-0.0185	-0.0187

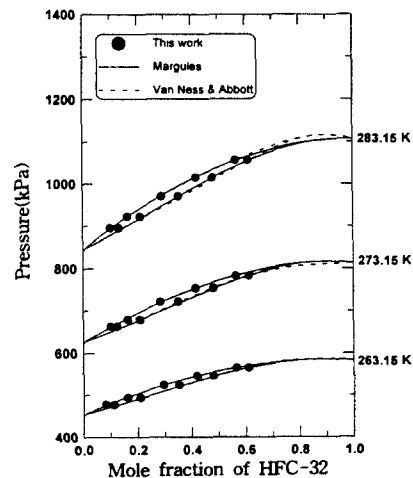


Fig.8 Vapor-liquid equilibrium data for HFC-32/143a system from correlations of activity coefficient

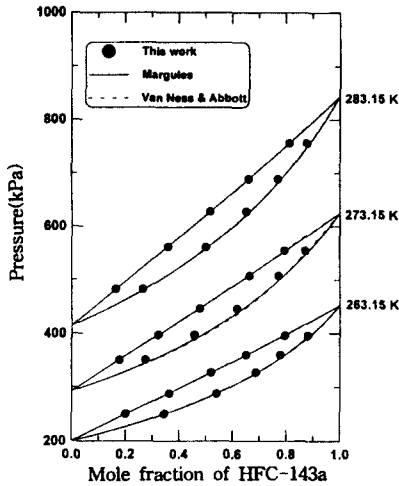


Fig.9 Vapor-liquid equilibrium data for HFC-143a/134a system from correlations of activity coefficient

우 HFC-32/143a계 및 HFC-143a/134a계의 기체 물분율의 평균오차는 각각 6.77%와 4.33%이었다.

위의 결과를 보면 Margules의 상관식을 이용하는 것이 Van Ness와 Abbott의 상관식을 이용하는 것보다 오차가 더 작은 것으로 보이나 실제로는 어느 것이 더 작은 오차를 보이고 있는지를 알 수 없다. 왜냐하면 기포점 압력의 오차에 차이가 있기 때문에 기체 물분율만 가지고 실험자료와의 오차의 크고 작음을 말할 수 없다. 그러나 만약 기포점 압력의 오차가 같다면 기체 물분율의 오차를 이용하여 어느 상관식이 더 정확히 각계의 평형상태를 계산할 수 있는지를 알 수 있을 것이다.

5. 결 론

본 연구에서는 기-액상평형 실험장치를 구성하여 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계에 대한 기-액상평형 실험을 수행하여 5가지의 물분율에 대하여 263.15~283.15K의 온도범위에서 각각 총 15점의 기-액상평형 자료를 얻었다.

또한 상태방정식, CSD와 RKS 및 활동도 계수 상관식, Margules 상관식과 Van Ness와 Abbott 상관식을 이용하여 기-액상평형을 계산하여 실험자료와 비교하였다. CSD 및 RKS 상태방정식으로 계산

한 기체물분율과 실험자료의 평균상대오차는 HFC-32/143a계의 경우 5.64%와 4.47%로 RKS 상태방정식으로 계산한 자료의 오차가 더 작았으며 반면 HFC-143a/134a계의 경우에는 3.27%와 5.15%로 CSD 상태방정식으로 계산한 자료의 오차가 더 작았다. 그리고 활동도 계수 상관식을 Margules 상관식으로 하여 기-액상평형을 계산하였을 경우 HFC-32/143a계와 HFC-143a/134a계의 기체 물분율의 평균오차는 각각 5.56%와 3.74%이었으며 Van Ness와 Abbott 상관식으로 계산하였을 경우에는 각각 6.77%와 4.33%이었다.

HFC-32/143a계의 실제거동은 이상거동인 Raoult의 법칙과 큰 차이를 보였으나 HFC-143a/134a계의 경우에는 실제거동이 이상거동과 유사하였다.

CSD 상태방정식으로 계산한 자료와 기존연구자료 및 REFPROP의 계산결과를 비교하였다. HFC-32/143a계의 기존연구는 Fujiwara 등의 연구결과이며 본 연구와의 기포점 압력의 상대오차가 -0.81~3.62%내에 있었다. 반면 HFC-143a/134a계의 기존연구는 Nagel과 Bier의 연구결과이며 기포점 압력의 상대오차는 0.32와 3.6%이었다. REFPROP의 계산결과에서 기포점 압력의 상대오차는 CSD 및 MBWR 상태방정식에 따라 HFC-32/143a계의 경우 각각 -2.16~-0.84%와 -20~1.10%내에 있었으며 HFC-143a/134a계의 경우는 각각 -0.45~0.12%와 -0.2~2.8%내에 있었다.

후 기

본 연구는 교육부 기계공학분야의 지원(과제번호 ME97-A-08)으로 수행되었습니다. 이에 관계자 여러분께 감사드립니다.

참 고 문 헌

1. 김만희, 박윤서, 1996, "신냉매 개발 동향", 공기조화·냉동공학, Vol. 25, No. 6, pp. 489~505.
2. Fujiwara, K. Momoto, H., and Noguchi, M. 1992, "Vapor-liquid equilibria of HFC-32 mixtures", Proc. of the 13th Japanese

- Symp. on Thermophys. Prop., pp. 61~64.
3. Nagel, M. and Bier, K., 1995, "Vapor-liquid equilibrium of ternary mixtures of the refrigerants R32, R125 and R134a", *Int. J. Refrig.*, Vol. 18, No. 8, pp. 534~543.
 4. Nagel, M. and Bier, K., 1996, "Vapor-liquid equilibrium of ternary mixtures of the refrigerants R125, R143a and R134a", *Int. J. Refrig.*, Vol. 19, No. 4, pp. 264~271.
 5. 정의엽, 1997, "HFC-32/134a 혼합냉매의 기상-액상 평형에 관한 실험적 연구", 석사학위논문, 서울대학교
 6. Kubota and Matsumoto, 1993, "High-pressure vapor-liquid equilibria for the system HFC-134a+HFC-143a", *J. of Chem. Eng. of Japan*, Vol. 26, No. 3, pp. 320~322.
 7. 김선욱, 1989, "고압 상평형 측정 실험", 화학공업과 기술, 제7권, 제4호, pp. 10~18.
 8. Prausnitz, J. M., Lichtenthaler, R. N. and de Azevedo, E. G., 1986, *Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria*, 2nd ed., Prentice-Hall.
 9. Morrison, G. and McLinden, M. O., 1986, "Application of a hard sphere equation of state to refrigerants and refrigerant mixtures", NBS Technical Note, 1226.
 10. Soave, G., 1972, "Equilibrium constants from a modified redlich-kwong equation of state", *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 27, pp. 1197~1203.
 11. H. C. Van Ness and M. M. Abbott, 1975, "Vapor-liquid equilibrium: Part III. Data reduction with precise expressions for G^E ", *AIChE J.*, Vol. 21, No. 1, pp. 62~71.
 12. Smith, J. M. and Van Ness, H. C., 1987, *Introduction to chemical engineering thermodynamics*, 4th ed., McGraw-Hill.
 13. Huber, M. Gallager, J., McLinden, M., and Morrison, G., 1996, "NIST thermodynamic properties of refrigerants and refrigerant mixture(REFPROP), Version 5.0", National Institute of Standards and Technology, Boulder, CO, U.S.A.