

두 개의 가변 변수가 있는 냉매 증기압 상관식의 성능 평가

박 경 근[†]

국민대학교 기계시스템공학부

Performance Assessment of Refrigerant Vapor-Pressure Equations with Two Adjustable Parameters

Kyoung Kuhn Park[†]

School of Mechanical Engineering, Kookmin University, Seoul 136-702, Korea

(Received October 19, 2011; revision received November 29, 2011)

ABSTRACT: Performance of various temperature-dependent vapor-pressure equations with two adjustable parameters is assessed. These are Antoine, Miller, Zia-Thodos, Mejbri-Bellagi and other 10 equations. The equations are fitted to correlate the data from NIST Chemistry WebBook for 43 pure substance refrigerants from the critical point to the triple point. It was found that the Mejbri-Bellagi equation yields the lowest average absolute deviation of 0.37% compared with that of 0.58% of the Miller equation which is known to give better fit to experimental data than the Antoine equation(1.42%) does.

Key words: Refrigerant(냉매), Vapor pressure(증기압), Correlation(상관식)

기 호 설 명

그 리 스 문 자

A, B, C : 계수
 P : 포화 압력 [MPa]
 T : 포화 온도 [K]
 a, b, m : 계수
 e, n : 지수
 h_{fg} : 증발엔탈피 [kJ/kg]
 t : 포화 온도 [°C]
 v_{fg} : 증발시 비체적 변화량 [m³/kg]
 AAD : 평균절대편차 [%]
 DEV : 편차 [%]
 NDP : 데이터 점의 개수

ϕ : 목적 함수

상첨자

cal : 계산값
 db : 문헌값

하첨자

r : 환산 상태
 c : 임계 상태
 min : 최저값

[†] Corresponding author

Tel.: +82-2-910-4679; fax: +82-2-910-4839

E-mail address: pkk@kookmin.ac.kr

1. 서 론

냉매로 쓰이는 물질의 특성인 포화 증기압은 냉

동시시스템의 성능을 예측하거나 열역학적 상태량의 값을 계산할 때 중요한 역할을 한다. 냉매 증기압의 정확한 예측 수단이 되는 상관식의 개발 및 성능 개선은 지속적인 관심의 대상이다.

포화 증기압을 온도로 나타내는 가장 간단한 증기압 상관식인 Clausius-Clapeyron 식은 해당 물질의 실험 데이터에 의해 그 값이 정해지는 가변 변수(adjustable parameter)가 1개이며, 원칙적으로 낮은 온도에서만 쓸 수 있다. 가변 변수가 2개인 식으로는 대표적인 Antoine 식⁽¹⁾ 이외에도 여러 가지 식⁽²⁻¹⁴⁾이 있으며, Clausius-Clapeyron 식보다 복잡하지만 더 정확하다. 이들 2변수 식들 중 Antoine 식⁽¹⁾보다는 Miller 식⁽¹⁰⁾이 더 우수하다고 알려져 있다.⁽¹⁵⁾ 2변수 식은 대체로 임계점보다 낮은 특정 온도 이하의 제한된 온도 범위에서 사용되고 있다. Antoine 식의 경우 환산온도 0.75 이하의 온도에서만 증기압을 적절하게 나타낼 수 있음이 보고되었다.⁽¹⁶⁾

가변 변수가 3개 이상인 식은 임계점부터 삼중점까지 기-액 평형 전범위에 걸쳐 증기압을 나타내기 위하여 사용할 수 있다. 3변수 증기압 상관식으로는 Riedel 식,⁽¹⁷⁾ Xiang-Tan 식,⁽¹⁸⁾ Park 식⁽¹⁹⁾ 등이 있다. 가변 변수가 4개 이상인 식으로 Wagner 식⁽²⁰⁾을 대표로 들 수 있으며 비해석적인 항이 있는 다항식 형태의 상관식이다.

증기압 상관식은 가변 변수의 개수가 2, 3, 4로 늘어남에 따라서 예측성능이 향상되는 경향이 있으나 (a) 데이터의 정확도, (b) 식의 구조, (c) 식의 사용 용도 등에 따라서는 가변 변수가 많은 식이 유용하지 않을 수도 있다. 그러한 경우의 예를 차례로 들면 다음과 같다. (a) Park⁽¹⁹⁾은 정확도가 매우 높은 에탄 데이터를 이용하여 결정한 4변수 Wagner 식의 평균절대편차가 0.039%로 3변수 Park 식(0.579%)보다 우수하지만, 정확도가 낮은 R161 데이터를 이용하면 4변수 Wagner 식(0.312%)과 3변수 Park 식(0.313%)의 성능이 실질적으로 차이가 없음을 보였다. 따라서 상관식의 예측성능을 좌우하는 실험 데이터의 정확도를 반영하여 최소한의 가변 변수가 있는 적절한 상관식을 선택하여 사용할 필요가 있다. (b) Wagner⁽²⁰⁾는 식의 구조를 최적화한 4변수 증기압 상관식이, 5~8개의 가변 변수가 있는 다른 식들보다 오히려 성능이 우수함을 보였다. (c) Oscarson et al.⁽²¹⁾은 Wagner 식을 이용하여 에탄올의 물성치를 예측하는 경우에 항의 개수 즉 가변 변수의 개수를 4에서 5로 증가시키면 증기압의 예측성능은 다소 향상되는 반면에 액체 정압비열의 예측성능은 저온

에서 크게 떨어짐을 지적하였다.

본 연구에서는 2변수 상관식들 중에서 냉매 증기압을 가장 잘 나타내는 식을 파악하되, 상관식의 사용 온도 범위를 임계점부터 삼중점(또는 자료가 있는 최저 온도)까지 기-액 평형 전범위에 확대적용함으로써 상관식의 가용성을 제고하면서 성능을 비교하고자 한다. 냉매의 증기압 데이터로는 NIST Chemistry WebBook⁽²²⁾의 값을 이용한다.

2. 2변수 증기압 상관식

Fig. 1은 냉매 R134a에 대한 증기압 곡선을 나타낸다. 여기서 환산압력 $P_r = P/P_c$, 환산온도 $T_r = T/T_c$, P 는 포화압력, T 는 포화온도, P_c 는 임계압력, T_c 는 임계온도이다. Fig. 1에 나타난 $\ln P_r$ 과 $1/T_r$ 의 근사적인 선형 관계는 다음의 Clausius-Clapeyron 식으로 표현할 수 있다.

$$\ln P_r = a(1/T_r - 1) \quad (1)$$

여기서 a 는 계수이다. 식(1)은 $T_r = 1$ 일 때 $P_r = 1$ 인 임계점 조건을 만족한다. 식(1)은 다음의 Clapeyron 식

$$\frac{dP}{dT} = \frac{h_{fg}}{T v_{fg}} \quad (2)$$

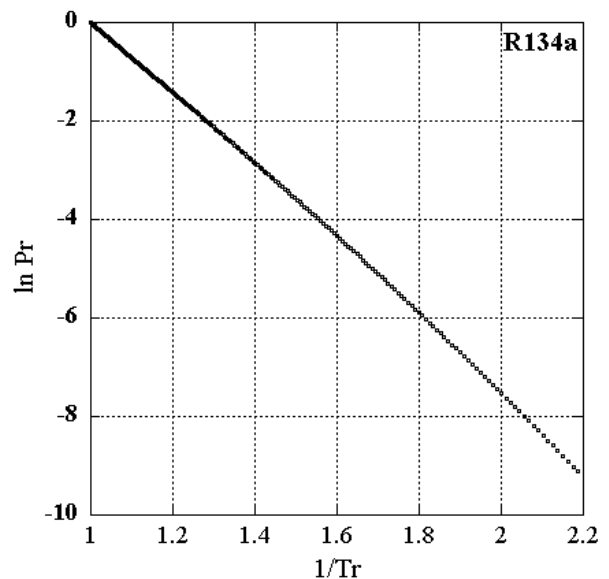


Fig. 1 The $\ln P_r$ vs $1/T_r$ vapor pressure plot.

을 증발엔탈피 h_{fg} 가 일정하고, 포화증기의 비체적에 비해 포화액체의 비체적을 무시할 수 있으며, 포화증기는 이상기체라는 가정 하에 적분하여 얻을 수 있다.

좀 더 정밀한 자료에 의하면 Fig. 1의 그래프는 직선이 아님이 알려져 있다. 이를 반영하기 위하여 여러 가지 다양한 시도가 오래 전부터 이루어졌으며, 본 연구의 주제인 2변수 상관식을 중심으로 그 시도의 내용을 알아보기로 한다. 모든 상관식은 원래의 형태가 아닌 임계점을 지나는 조건을 적용하여 표현하고자 한다.

1797년 Schmidt⁽²⁾가 제안한 식에 임계점 조건을 적용하면 다음과 같다.

$$\ln P_r = (1 - T_r)(a + b \ln T_r) \quad (3)$$

여기서 a 와 b 는 계수이며 물질에 따라서 값이 달라지는 가변 변수이다. 1807년 Young⁽³⁾이 제안한 식으로

$$\ln P_r = a \ln [1 + b(1 - T_r)] \quad (4)$$

이 있다. 이는 2003년에 Fisher⁽²³⁾가 사용한 다음의 식에 임계점 조건을 적용한 것과 같다.

$$P^e = b + m t \quad (5)$$

여기서 e 는 지수, b 와 m 은 계수, t [°C]는 온도이다. 1851년 Rankine⁽⁴⁾은 다음의 식을 제시하였다.

$$\ln P_r = a(1/T_r - 1) + b(1/T_r^2 - 1) \quad (6)$$

1858년 Kirchhoff⁽⁵⁾가 제안한 식은 다음과 같다.

$$\ln P_r = a(1/T_r - 1) + b \ln T_r \quad (7)$$

1886년 Unwin,⁽⁶⁾ 1921년 Henglein⁽²⁴⁾은 Clausius-Clapeyron 식을 다음과 같이 변형하였다.

$$\log P = A - B/T^n \quad (8)$$

여기서 계수 A , B 와 지수 n 은 가변 변수이다. 이 식에 임계점 조건을 적용하면 다음과 같다.

$$\ln P_r = a(1/T_r^n - 1) \quad (9)$$

1888년에 Antoine⁽¹⁾이 제안한 다음의 식을 현재에도, 제한된 온도 범위에서 많이 사용하고 있다.

$$\log P = A - B/(T + C) \quad (10)$$

여기서 A , B , C 는 계수이다. 식(10)에 임계점 조건을 적용하면 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\ln P_r = a(1 - T_r)/(T_r + b) \quad (11)$$

1919년 Carbonelli⁽⁷⁾가 제시한 식은 다음과 같다.

$$\ln P_r = (1/T_r - 1)(a + b \ln T_r) \quad (12)$$

1959년 Erpenbeck and Miller⁽⁸⁾가 제시한 식은 다음과 같다.

$$\ln P_r = a(1/T_r - 1) + \ln [1 + b(1 - T_r)] \quad (13)$$

1964년에 Miller⁽⁹⁾가 제시한 식은 RPM(Riedel-Plank-Miller) 식으로 칭하며 다음과 같다.

$$\ln P_r = [a(1 - T_r^2) + b(1 - T_r)^3]/T_r \quad (14)$$

1965년에 Miller⁽¹⁰⁾는 식(14)를 다음과 같이 수정하였으며 RPME 식으로 칭하였다.

$$\ln P_r = [a(1 - T_r^2) + b(3 + T_r)(1 - T_r)^3]/T_r \quad (15)$$

McGarry⁽²⁵⁾는 RPME 식이 Antoine 식보다 성능이 좋다고 보고하였다. 1964년에 Hall⁽¹¹⁾은 일정 증발엔탈피 조건에서 증발시 체적변화량을 압력의 함수로 나타내고 Clapeyron 식을 적분하여 다음과 같은 식을 얻었다.

$$\ln P_r = a \ln(1 + b \ln T_r) \quad (16)$$

2008년에 Mohammadzadeh and Zahedi⁽²⁶⁾가 사용한 다음의 식

$$P^n = A \log T + B \quad (17)$$

은 Hall 식(16)과 동일함이 보고되었다.⁽²⁷⁾ 1974년 Zia and Thodos⁽¹²⁾는 다음의 식을 제시하였고,

$$\ln P_r = a(3 - 4/T_r + 1/T_r^2) + b(T_r^8 - 64/T_r + 63) \quad (18)$$

1976년 Nath⁽¹³⁾는 이심인자(acentric factor)를 구하기 위한 수단으로 다음의 식을 이용하였다.

$$\ln P_r = \frac{a(1/T_r - 1)}{1 + \sqrt{1 - b(1/T_r - 1)}} \quad (19)$$

최근 들어 2005년에 Mejbri and Bellagi⁽¹⁴⁾는 포화 증기압 상관식으로 다음의 식을 고안하였다.

$$\ln P_r = a \left[\frac{1}{T_r} - \exp(1 - 1/T_r) \right] + b \left[\frac{1}{T_r^n} - \exp(1 - 1/T_r) \right] \quad (20)$$

여기서 a , b 는 계수이고, n 은 지수이다. Mejbri and Bellagi는 34개의 다양한 물질 대부분에 대하여 지수 n 값이 -0.5에 가까운 것을 발견하였다. 그러나 그들의 연구목적은 대응상태 원리를 이용하는 증기압 상관식의 일반화였으며, $n = -0.5$ 로 하여 얻어지는 다음의 2변수 상관식의 성능을 다른 상관식과 비교하지 않았다.

$$\ln P_r = a \left[\frac{1}{T_r} - \exp(1 - 1/T_r) \right] + b \left[\sqrt{\frac{1}{T_r}} - \exp(1 - 1/T_r) \right] \quad (21)$$

이상과 같이 검토한 14개 2변수 상관식 중 현재까지 지속적으로 쓰이고 있는 식들로는 Antoine, Kirchhoff, Miller(RPME) 등이 있다. 2개의 가변 변수 모두가 선형인 식은 Schmidt, Rankine, Kirchhoff, Carbonelli, Miller(RPM, RPME), Zia-Thodos, Mejbri-Bellagi 등 8개이며, 나머지 6개 식은 비선형 변수가 1개씩 들어있다.

3. 상관식의 성능비교

본 연구에서는 가변 변수가 2개 있는 14개 상관식의 성능을 비교 평가하였다. 각 냉매에 대한 증기

압 데이터로 NIST Chemistry WebBook⁽²²⁾의 값을 임계점부터 삼중점(또는 최저온도)까지 취득하여 활용하였다. Table 1에는 43개 냉매에 대하여 데이터 점의 개수(NDP), 상관식을 결정하는데 필요한 임계압력(P_c), 임계온도(T_c), 삼중점 또는 데이터의 최저온도(T_{min})를 나열하였다.

Table 1 The number of data points, critical properties, and minimum temperatures for 43 refrigerants studied

N	Substance	NDP*	P_c (MPa)	T_c (K)	T_{min} (K)
1	Water(R718)	374	22.064	647.096	273.16**
2	Nitrogen(R728)	126	3.3958	126.192	63.151**
3	Hydrogen(R702)	192	1.2964	33.145	13.957**
4	Parahydrogen(R702p)	192	1.28377	32.938	13.8
5	Oxygen(R732)	100	5.043	154.581	54.361**
6	CO2(R744)	175	7.3773	304.128	216.592**
7	Methane(R50)	100	4.5992	190.564	90.694**
8	Ethane(R170)	215	4.8718	305.33	90.352**
9	Ethene(R1150)	179	5.0418	282.35	103.986**
10	Propane(R290)	284	4.24766	369.825	85.48**
11	Propene(R1270)	266	4.6646	365.57	100
12	n-Butane(R600)	291	3.796	425.125	134.895**
13	i-Butane(R600a)	294	3.629	407.81	113.73**
14	Neon(R720)	199	2.6786	44.492	24.562**
15	Argon(R740)	134	4.863	150.687	83.806**
16	Ammonia(R717)	210	11.333	405.4	195.495**
17	R11	309	4.40764	471.11	162.68**
18	R12	269	4.1361	385.12	116.099**
19	R13	210	3.879	302	92
20	R14	130	3.75	227.51	98.94**
21	R21	252	5.1812	451.48	200
22	R22	254	4.99	369.295	115.73**
23	R23	181	4.832	299.293	118.02**
24	R32	215	5.782	351.255	136.34**
25	R41	143	5.897	317.28	175
26	R113	251	3.3922	487.21	236.93**
27	R114	145	3.257	418.83	274**
28	R115	178	3.12	353.1	173.76**
29	R116	120	3.048	293.03	173.1**
30	R123	291	3.6618	456.831	166
31	R124	276	3.6243	395.425	120
32	R125	167	3.6177	339.173	172.52**
33	R134a	205	4.05928	374.21	169.85**
34	R141b	308	4.212	477.5	169.68**
35	R142b	268	4.055	410.26	142.72**
36	R143a	184	3.761	345.857	161.34**
37	R152a	232	4.51675	386.411	154.56**
38	R218	220	2.64	345.02	125.45**
39	R227ea	229	2.999	375.95	146.35**
40	R236fa	219	3.2	398.07	179.52**
41	R245ca	245	3.925	447.57	200
42	R245fa	228	3.64	427.2	200
43	RC318	155	2.7775	388.38	233.35**

Note) * Data from NIST Chemistry WebBook.⁽²²⁾

** Triple point temperature.

상관식의 가변 변수인 계수 또는 지수의 값은 다음의 목적함수를 최소화하는 최적화 절차를 거쳐 결정하였다.

$$\phi = \frac{1}{NDP} \sum [\ln P_r^{cal} - \ln P_r^{db}]^2 \quad (22)$$

여기서 P_r^{cal} 은 상관식으로 계산한 환산압력이고, P_r^{db} 는 문헌⁽²²⁾ 값을 이용하여 계산한 환산압력이다. 비선형계수와 선형계수가 각각 1개씩 있는 상관식의 경우에는 수정 Levenberg-Marquardt algorithm⁽²⁸⁾을 적용하면서 내부적으로 최소자승법⁽²⁹⁾을 이용하였다. 선형계수만이 있는 상관식의 경우에는 최소자승법을 적용하였다.

계산결과를 비교평가하기 위하여 사용한 상대편차 (DEV)와 평균절대편차(AAD)는 각각 다음과 같다.

$$DEV = (P_r^{cal} - P_r^{db}) / P_r^{db} \times 100(\%) \quad (23)$$

$$AAD = \frac{1}{NDP} \sum |DEV| \quad (24)$$

Table 2 Average AAD's of 14 vapor pressure equations with two adjustable parameters

N	Name(Year)	Ref.	AAD*(%)
1	Schmidt(1797)	2	14.71
2	Young(1807)	3	5.08 [†]
3	Rankine(1851)	4	1.54
4	Kirchhoff(1858)	5	2.94
5	Unwin(1886)	6	1.97
6	Antoine(1888)	1	1.42
7	Carbonelli(1919)	7	2.47
8	Erpenbeck-Miller(1959)	8	4.76
9	Miller(1964)	9	0.78
10	Miller(1965)	10	0.58
11	Hall(1964)	11	3.93 [‡]
12	Zia-Thodos(1974)	12	0.62
13	Nath et al.(1976)	13	1.43
14	Mejbri-Bellagi(2005)	14	0.37

Note) * Average absolute deviation for 43 pure substance refrigerants.

† AAD calculated excluding 9 substances for which the Young equation does not converge properly.

‡ AAD calculated excluding propane for which the Hall equation does not converge properly.

각 상관식을 이용하여 계산한 결과와 문헌값을 비교하여 파악한 43개 냉매에 대한 평균 AAD를 Table 2에 나타내었다. Young 식과 Hall 식의 경우 로그함수의 인수가 양수이어야 하므로 (a) 일부 물질에 대하여 수렴성에 문제가 발생하며, (b) 식을 사용할 수 있는 온도범위가 한정⁽²⁷⁾되므로 주의를 요한다. 평균 AAD를 기준으로 판단하여 Mejbri-Bellagi (0.37%), Miller(0.58%), Zia-Thodos(0.62%) 순으로 성능이 우수하다.

이들 식과 Antoine 식의, 각 냉매에 대한 AAD를 Table 3에 나타내었다. Zia-Thodos, Mejbri-Bellagi, Miller 식이 각각 20개, 18개, 5개 냉매에 대하여 최소 AAD를 보이고 있다. Zia-Thodos 식은 9개 냉매에 대하여 AAD가 0.1% 이하로 작지만 7개 냉매에 대하여는 AAD가 1% 이상으로 커서 AAD 값이 물질에 따라서 많이 달라진다. 반면, Mejbri-Bellagi 식은 R290에 대해서만 1% 이상의 AAD를 보이고 있을 뿐 나머지 냉매에 대해서는 AAD 값이 평균치 근처에 주로 분포하고 있다. 한편, R290, R600a, R124에 대하여 4개 상관식 모두 비교적 큰 AAD 값을 보이고 있다. 그 이유는 해당 냉매의 최저 환산온도가 0.3 이하로 상당히 낮아, 넓은 기-액 평형 전체 구간에서 2개의 가변 변수만으로 증기압을 정확히 예측하는 데에는 한계가 있기 때문인 것으로 판단된다.

4. 결 론

두 개의 가변 변수가 있는 기존의 14개 증기압 상관식을 43개 냉매에 적용하여 성능을 비교 평가하였다. 냉매 증기압 데이터는 NIST Chemistry Web-Book에서 임계점부터 삼중점 또는 최저온도까지 즉 기-액 평형 전범위에서 데이터를 취득하여 활용하였다. 각 식의 가변 변수를 최적화하고 계산값과 데이터를 비교한 결과 Antoine 식은 1.42%의 상대적으로 큰 평균절대편차를 보였으며, 그보다 우수하다고 평가를 받아온 Miller 식이 0.58%, Zia-Thodos 식이 0.62%의 작은 평균절대편차를 보였다. Zia-Thodos 식은 편차의 크기가 냉매에 따라서 많이 달라지는 경향을 보였다. Mejbri-Bellagi 상관식은 0.37%의 가장 작은 평균절대편차를 안정적으로 보여 14개 상관식 중에서 가장 우수하다고 판단할 수 있다.

Table 3 AAD's of Antoine, Miller, Zia-Thodos and Mejbri-Bellagi equation for 43 refrigerants

N	Subst.	AAD(%)			
		Antoine ⁽¹⁾ Eq.(11)	Miller ⁽¹⁰⁾ Eq.(15)	Z-T ⁽¹²⁾ Eq.(18)	M-B ⁽¹⁴⁾ Eq.(21)
1	R718	1.506	0.594	0.363	0.538
2	R728	1.115	0.395	0.080	0.090
3	R702	1.389	0.474	0.875	0.552
4	R702p	1.401	0.472	0.896	0.571
5	R732	2.061	0.425	0.329	0.125
6	R744	0.372	0.145	0.069	0.075
7	R50	1.265	0.427	0.153	0.100
8	R170	1.754	0.766	0.525	0.328
9	R1150	1.806	0.421	0.129	0.120
10	R290	3.133	1.997	3.497	1.341
11	R1270	1.983	0.892	1.907	0.315
12	R600	1.623	0.776	0.961	0.311
13	R600a	2.063	1.152	2.145	0.448
14	R720	0.732	0.339	0.063	0.132
15	R740	0.789	0.316	0.046	0.108
16	R717	1.176	0.619	0.273	0.381
17	R11	1.464	0.641	0.615	0.296
18	R12	1.678	1.194	0.997	0.441
19	R13	1.658	1.013	1.100	0.370
20	R14	1.461	0.504	0.160	0.275
21	R21	1.250	0.482	0.358	0.523
22	R22	1.576	1.063	1.290	0.413
23	R23	1.508	0.391	0.378	0.426
24	R32	1.611	0.421	0.334	0.389
25	R41	1.046	0.314	0.035	0.159
26	R113	1.343	0.345	0.098	0.233
27	R114	0.567	0.233	0.088	0.074
28	R115	1.081	0.655	0.360	0.427
29	R116	0.895	0.274	0.067	0.143
30	R123	1.383	0.641	0.798	0.448
31	R124	2.191	1.187	2.383	0.626
32	R125	1.169	0.451	0.221	0.328
33	R134a	1.351	0.403	0.299	0.440
34	R141b	1.424	0.786	0.508	0.347
35	R142b	1.476	0.628	0.753	0.362
36	R143a	1.464	0.371	0.083	0.251
37	R152a	1.546	0.429	0.306	0.387
38	R218	1.400	0.503	1.113	0.720
39	R227ea	1.405	0.615	0.584	0.408
40	R236fa	1.323	0.265	0.442	0.563
41	R245ca	1.462	0.335	0.256	0.406
42	R245fa	1.189	0.406	0.442	0.581
43	RC318	0.874	0.326	0.144	0.188
Average		1.418	0.583	0.617	0.366

후 기

본 연구는 2010년도 국민대학교 교내연구비와 2011년도 지식경제부의 재원으로 한국에너지 기술평가원

(KETEP)의 지원을 받아 수행한 연구 과제입니다 (No. 20114010100070).

참고문헌

1. Antoine, C., 1888, Thermodynamics, vapor pressure : A new relation between vapor pressure and temperature, Comp. Rend., Vol. 107, p. 681, 836 and 1143-1145 as appear in Ref. 16.
2. Schmidt, 1797 as appear in Ref. 30.
3. Young, 1807 as appear in Ref. 30.
4. Rankine, W. J. M., 1851, On the centrifugal theory of elasticity, as applied to gases and vapors, Phil. Mag. Vol. 2, p. 509 as appear in Ref. 31.
5. Kirchhoff, G., 1858, On the tension of the vapor from mixtures of water and sulfuric acid (in German), Ann. Phys., Vol. 104, p. 612 as appear in Ref. 31.
6. Unwin, W. C., 1886, Phil. Mag., Vol. 21, p. 299 as appear in Ref. 31.
7. Carbonelli, C. E., 1919, Gazz. chim. ital., Vol. 49, pp. 151-153 as appear in Ref. 16.
8. Erpenbeck, J. J. and Miller, D. G., 1959, Semi-empirical vapor pressure relation based on Dieterici's equation of state, Ind. Eng. Chem., Vol. 51, pp. 329-331.
9. Miller, D. G., 1964, Derivation of two equations for the estimation of vapor pressures, J. Phys. Chem., Vol. 68, pp. 1399-1408.
10. Miller, D. G., 1965, A simple reduced equation for the estimation of vapor pressures, J. Phys. Chem., Vol. 69, pp. 3209-3212.
11. Hall, R. C., 1964, A new basic form for vapor pressure equations, Can. J. Chem. Eng., Vol. 42, pp. 152-154.
12. Zia, T. and Thodos, G., 1974, A generalized vapor pressure equation for hydrocarbons, Can. J. Chem. Eng., Vol. 52, pp. 630-635.
13. Nath, J., Das, S. S., and Yadava, M. L., 1976, On the choice of acentric factor, Ind. Eng. Chem. Fundam., Vol. 15, pp. 223-225.
14. Mejbri, K. H. and Bellagi, A., 2005, Corresponding states correlation for the saturated vapor

- pressure of pure fluids, *Thermochimica Acta*, Vol. 436, pp. 140-149.
15. Reid, R. C., Prausnitz, J. M., and Poling, B. E., 1987, *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, New York, p. 215.
 16. Thomson, G. W. M., 1946, The Antoine equation for vapor pressure data, *Chemical Reviews*, ACS Publications, pp. 1-39.
 17. Riedel, L., 1954, A new universal vapor pressure formula (in German), *Chemie Ingenieur Technik*, Vol. 26, pp. 83-89.
 18. Xiang, H. W. and Tan, L. C., 1994, A new vapor-pressure equation, *Int. J. Thermo-phys.*, Vol. 15, pp. 711-727.
 19. Park, K. K., 2010, A differential equation for vapor pressure as a function of temperature, *Fluid Phase Equilib.*, Vol. 290, pp. 158-165.
 20. Wagner, W., 1973, New vapour pressure measurements for argon and nitrogen and a new method for establishing rational vapour pressure equations, *Cryogenics*, Vol. 13, pp. 470-482.
 21. Oscarson, J. L., Rowley, R. L., Wilding, W. V., and Izatt, R. M., 2008, Industrial need for accurate thermophysical data and for reliable prediction methods, *J. Therm. Anal. Cal.*, Vol. 92, pp. 465-470.
 22. Lemmon, E. W., McLinden, M. O. and Friend, D. G., Thermophysical properties of fluid systems, in : Linstrom, P. J. and Mallard, W. G. Eds., 2005, NIST Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database Number 69, National Institute of Standards and Technology, Gaithersburg MD 20899(<http://webbook.nist.gov>).
 23. Fisher, C. H., 2003, Equations for correlating vapor pressures with temperature, *JAOCS*, Vol. 80, pp. 941-944.
 24. Henglein, F. A., 1921, *Z. Physik. Chem.*, Vol. 98, p. 1 as appear in Ref. 31.
 25. McGarry, J., 1983, Correlation and prediction of the vapor pressures of pure liquids over large pressure ranges, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 22, pp. 313-322.
 26. Mohammadzadeh, S. and Zahedi, G., 2008, A new vapor pressure equation for pure substances, *Korean J. Chem. Eng.*, Vol. 25, pp. 1514-1517.
 27. Park, K. K., 2010, On an old basic form for vapor pressure equations, *Korean J. Chem. Eng.*, Vol. 27, pp. 1284-1285.
 28. Garbow, B. S., Hillstrom, K. E., and Moré, J. J., 1980, MINPACK subroutine LMDIF1, Argonne National Lab.
 29. Moler, C., 1978, LINPACK, University of New Mexico, Argonne National Lab.
 30. Walas, S. M., 1985, *Phase Equilibrium in Chemical Engineering*, Butterworth-Heinemann, Boston, USA, p. 11.
 31. Wilsak, R. A. and Thodos, G., 1984, Critical assessment of four vapor pressure functions over the complete vapor-liquid coexistence region, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol. 23, pp. 75-82.