

## 三成分系 等温氣液平衡値로부터 定壓氣液平衡値 誘導에 關한 研究

林 鎭 男 · 朴 聖 信

漢陽大學校 化學工學科

(접수 1975. 4. 17)

## A Study on the Derivation of Isobaric Vapor-liquid Equilibrium Data from Isothermal Vapor-liquid Equilibrium Data for Ternary Systems

Jin Nam Rhim and Sung Sin Park

*Department of Chemical Engineering, Hanyang University, Seoul 133, Korea*

(Received April 17, 1975)

### 要 約

二成分系 acetone-methanol, acetone-ethanol, acetone-benzene, ethanol-benzene, methanol-benzene 等에 對하여 15°C, 25°C, 35°C, 45°C, 55°C 에서 全壓을 測定하였다. 測定한 全壓으로부터 objective function  $\sum (P_{exp} - P_{cal})_i$  을 nonlinear regression method 에 依해 Wilson 式과 Redlich-Kister 式에서 處理하여 平衡蒸氣의 組成을 求하였으며, 全壓測定値를 溫度에 對하여 cross plotting 하므로써 定壓氣液平衡値를 推算했다. one parameter Wilson 式을 利用하여 acetone-benzene-ethanol, acetone-methanol-benzene 三成分系의 定壓氣液平衡値를 推算했으며 實驗値와 比較 檢討하므로써 推算方法의 妥當性을 確認하였다.

### Abstract

Isothermal vapor-liquid equilibria were measured for the binary systems, acetone-methanol, acetone-ethanol, acetone-benzene, ethanol-benzene, and methanol-benzene, at 15°C, 25°C, 35°C, 45°C, and 55°C using the total pressure method. Vapor compositions were obtained by the Wilson equation and the Redlich-Kister equation, minimizing the objective function  $\sum (p_{exp} - p_{cal})_i$  by a nonlinear regression method. For these systems, isobaric vapor-liquid equilibria were estimated by cross plotting isothermal vapor-liquid equilibrium data which were obtained from the total pressure method. Also isobaric vapor-liquid equilibria in the ternary systems of acetone-benzene-ethanol, acetone-methanol-benzene were estimated from the results for the corresponding binary systems. The predicted isobaric data were found to be in a good agreement with the experimental data taken at 760 mmHg.

## 1. 序 論

氣液平衡에 있어서 全壓法에 의한 研究는 最近 많이 이루어지고 있으며, 특히 local volume fraction 개념의 Wilson<sup>1)</sup>, Heil<sup>2)</sup>, NRTL<sup>3)</sup> 등에 관한 研究가 大部分을 차지하고 있다. 이들을 區分하여 보면 全壓測定值로부터 각 式의 parameter를 求하는 過程에서 使用되는 optimization technique, objective function 등이 氣相의 組成에 미치는 영향<sup>4,5)</sup>, 각 parameter의 物性的意味<sup>6)</sup> 등壓에 있어서 二成分系 氣液平衡值로부터 多成分系 氣液平衡值의 擴張에 관한 研究<sup>7,8)</sup> 등이다.

그러나 全壓法에서는 氣液平衡值를 손쉽게 얻을 수 있으며, local volume fraction 계통의 式들로 부터 氣相의 組成을 正確히 얻을 수 있는 利點은 있으나, 等溫 氣液平衡值를 物質傳達裝置의 設計 및 運轉의 基礎 data로써 使用하기 위해서는 이들로 부터 實際利用性이 높은 定壓 氣液平衡值를 推算하는 方法이 必要하게 된다.

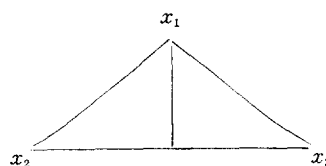
이러한 必要性에 의해 本 研究에서는 二成分系에 對한 前報의 論文<sup>15)</sup>에 이어 三成分系에 對하여 modified Wilson equation<sup>9,10)</sup>을 使用하여 全壓法에 의한 total pressure 測定值로부터 定壓氣液平衡值를 推算하는 方法을 模索하였다.

## 2. 實驗裝置 및 方法

前報<sup>15)</sup>에서 使用하였던 Smith menizies의 isotenisc-

ope를 變型하여 sample 瓶內에서 degassing을 할 수 있도록 改造하였으며, acetone-benzene, acetone-methanol, acetone-ethanol, benzene-methanol, benzene-ethanol, 5個의 二成分系에 對하여 全組成 범위에 걸쳐 15°C, 25°C, 35°C, 45°C, 55°C 下에서 全壓를 測定하였다(Table 2. 참조).

또한 三成分 acetone-benzene-ethanol, acetone-methanol-benzene 系에 對한 氣液平衡實驗을 760 mmHg 下에서 Othmer still로 行하였으며 三成分系의 液相組成을  $x_2/(x_2+x_3)=0.5$ 가 되는 點들로 取하였다.



以上的 實驗에서 使用된 試料의 物性定數는 Table 1과 같으며 實驗結果는 Fig. 8, 9에 나타냈다.

## 3. 結果 및 考察

### 3-1 二成分系의 平衡蒸氣組成 및 定壓氣液平衡值의 推算

前報<sup>15)</sup>에서와 같이  $\sum(p_{exp} - p_{calc})_i$

을 objective function으로 하여 nonlinear regression

Table 1. Properties of materials.

Material	Source	Density		Refractive Index	
		Measured	Literature <sup>23)</sup>	Measured	Literature <sup>23)</sup>
Acetone	Merck Regent Grade	$d^{25}=0.7849$	0.7848	$n_d^{25}=1.3562$	1.3561
Benzene	Merck Regent Grade	$d^{15}=0.8785$	0.8787	$n_d^{20}=1.5010$	1.5016
Ethanol	Showa Chemicals Regent Grade	$d^{20}=0.7913$	0.7915	$n_d^{20}=1.3293$	1.3292
Methanol	"	$d^{25}=0.7958$	0.7960	$n_d^{20}=1.3609$	1.361

method에 의하여 Wilson equation과 Redlich-Kister equation<sup>11)</sup> 각各을 使用하여 平衡蒸氣組成을 求하였으며, 氣相의 非理想性을 考慮하여서는 Scatchard-Raymond<sup>12)</sup>에 의해 提示된 式

$$\ln \gamma_i = \ln(p y_i / p_i^0 x_i) + \{(v_i - \beta_{ii})(p_i^0 - p) + p \delta_{ii}(1 - y_i)^2\} / RT \quad (1)$$

$$\delta_{ij} = 2\beta_{ij} - \beta_{ii} - \beta_{jj}$$

을 使用하였다.

各 二成分系에 對하여 計算한 Redlich-Kister 常數 및 Wilson parameter을 Table 3, 4에 나타내었다.

定壓氣液平衡值는 前報에서와 같은 方法으로 計算했고, 또한 文獻<sup>13,14)</sup>에서 얻은 Wilson-parameter (760 mmHg 下에서)로부터 Newton-Raphson 法에 의해 二成分系의 沸點을 求하고 이로부터 平衡蒸氣의 組成을 求하였으며, 위의 두 方法에 의해 얻어진 計算結果들을 Fig. 1에서부터 Fig. 5에 걸쳐 表示하였다.

Table 2-a. Experimental data for the methanol-benzene system.

$X_1$	$P$ (mmHg)				
	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
0.0982	63.0	102.5	157.0	244.5	365.0
0.1546	65.5	105.5	164.0	255.5	387.0
0.2201	67.0	108.5	170.0	266.5	402.0
0.3252	69.5	112.0	177.0	281.5	422.5
0.424	70.5	114.5	182.0	290.0	435.0
0.5512	71.0	116.0	185.5	300.5	454.0
0.6850	71.5	118.0	189.0	309.5	467.0
0.7906	72.0	120.0	192.0	316.0	476.5
0.9107	72.5	122.5	197.0	323.0	490.0

Table 2-b. Experimental data for the Acetone-Benzene system.

$X_1$	$P$ (mmHg)				
	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
0.0892	69.0	113.0	174.5	266.5	391.5
0.1745	78.0	127.0	197.0	300.5	439.5
0.2301	82.5	136.0	209.5	318.0	465.0
0.3811	96.5	157.5	242.5	361.0	523.0
0.4521	102.5	166.5	256.5	381.0	549.0
0.5111	107.0	173.0	268.0	397.5	567.5
0.6803	120.5	194.5	300.0	440.0	617.5
0.7594	127.0	204.0	313.5	458.0	640.0
0.8496	134.0	214.0	328.5	478.5	663.5
0.9223	139.5	222.0	340.5	495.5	682.0

Table 2-c. Experimental data for the Acetone-Methanol system.

$X_1$	$P$ (mmHg)				
	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
0.0512	81.5	134.0	220.5	353.0	531.0
0.1093	91.0	147.0	237.5	380.5	561.5
0.2410	107.5	169.5	269.0	425.5	623.0
0.3722	121.0	188.5	298.0	459.0	662.0
0.4614	127.5	199.5	314.5	476.0	681.5
0.5703	133.5	210.0	328.0	491.5	700.5
0.6621	137.5	217.5	339.5	499.5	712.5
0.7892	140.0	224.0	348.0	509.0	722.0
0.8553	141.5	227.0	349.5	511.5	725.0
0.9302	143.0	229.0	351.0	513.5	726.5

Table 2-d. Experimental data for the Acetone-Ethanol system.

$X_1$	$P$ (mmHg)				
	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
0.0765	57.5	91.0	147.5	226.0	352.0
0.1652	75.0	117.5	181.0	279.0	418.5
0.2801	96.0	144.5	219.5	329.0	484.5
0.3652	106.0	159.0	238.0	358.5	523.0
0.4430	115.0	168.0	254.5	384.0	552.5
0.5706	126.0	185.5	281.5	422.0	601.0
0.6350	131.0	194.5	294.0	438.0	619.5
0.7741	137.5	210.0	315.5	468.5	661.0
0.8512	140.5	217.5	329.0	486.5	685.0
0.9109	141.5	221.0	336.5	495.5	704.5

Table 2-e. Experimental data for the Benzene-Ethanol system.

$X_1$	$P$ (mmHg)				
	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
0.0712	51.0	87.5	137.0	221.5	351.5
0.1511	68.5	111.0	164.5	253.0	395.0
0.2650	83.5	129.0	189.0	281.0	431.5
0.3422	88.0	135.5	200.0	291.5	446.0
0.4344	91.5	139.5	207.5	302.0	455.5
0.5092	94.0	141.5	210.0	305.0	458.0
0.6502	94.5	1743.5	211.5	307.5	458.0
0.7813	94.0	142.0	210.0	304.5	454.5
0.8492	89.5	136.0	204.0	296.0	441.0
0.9321	76.5	123.0	181.5	274.5	407.0

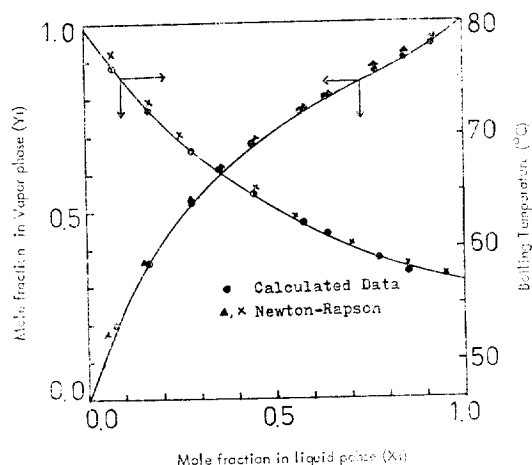


Fig. 1 Comparison of calculated data with Newton Raphson method data for the acetone-ethanol system at 760 mmHg.

Table 3. Redlich-Kister coefficients of the binary systems.

Temp.		15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
System						
Acetone-Ethanol	A	1.1130	0.8642	0.7523	0.6971	0.6274
	B	0.1429	0.0026	-0.0280	0.0204	-0.0818
	C	0.1349	0.0554	0.0813	0.0401	-0.0419
Acetone-Methanol	A	0.6334	0.4796	0.4897	0.5155	0.4079
	B	0.0210	0.1658	0.2108	0.0193	0.0136
	C	-0.2245	-0.0613	-0.0182	-0.0770	-0.1664
Acetone-Benzene	A	0.2415	0.2476	0.2776	0.2924	0.3357
	B	-0.1854	0.0012	0.0311	0.0148	-0.2125
	C	-0.0606	0.0004	0.1164	0.5067	-0.1850
Benzene-Ethanol	A	2.4465	2.1920	1.8774	1.6309	1.5872
	B	0.7406	0.5167	0.4507	0.3012	0.2257
	C	-0.1906	-0.0557	-0.0798	0.1646	0.2062
Methanol-Benzene	A	0.3054	0.2016	0.1761	0.2891	0.2967
	B	-0.2136	-0.2531	-0.2584	-0.1394	-0.2634
	C	-0.0943	-0.0944	-0.3640	-0.1304	-0.1531

Table 4. Calculated Wilson parameters of the binary systems.

System $\left(\frac{g_{12}-g_{11}}{g_{12}-g_{22}}\right)$	15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
Acetone-Benzene	877.08	220.37	-31.36	509.60	1094.45
	-475.23	-50.92	272.61	-239.78	-503.84
Acetone-Ethanol	-2024.24	-2002.64	-2081.53	-2282.14	-2113.74
	2827.08	2586.34	2595.20	2771.96	2592.33
Acetone-Methanol	-155.60	-493.54	-577.54	-520.84	-269.78
	536.05	905.35	1078.81	594.79	563.54
Methanol-Benzene	1346.60	1232.15	1200.41	1190.65	1650.86
	-794.34	710.72	-803.62	-812.31	-970.23
Benzene-Ethanol	302.14	262.45	241.20	147.10	178.00
	1845.22	1722.17	1659.13	1399.74	1310.70

Table 5 Second virial coefficients of pure components.

Temp.		Second Virial Coefficients				
Component		15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
Benzene		-1700.89	-1532.03	-1391.73	-1273.38	-1172.16
Acetone		-1842.07	-1681.25	-1638.07	-1410.45	-1294.71
Ethanol		-2268.74	-2011.35	-1787.25	-1591.57	-1420.32
Methanol		-2099.40	-1863.63	-1657.05	-1475.70	-1361.23

Table 6. Second virial coefficients of binary mixtures.

System	Temp.	$B_{12}$				
		15°C	25°C	35°C	45°C	55°C
Acetone-Ethanol		-2048.00	-1841.38	-1659.75	-1499.18	-1356.54
Acetone-Methanol		-1967.93	-1770.88	-1597.02	-1442.83	-1305.44
Acetone-Benzene		-1770.54	-1605.49	-1463.87	-1340.74	-1232.42
Benzene-Ethanol		-1971.20	-1760.83	-1581.25	-1426.56	-1292.27
Methanol-Benzene		-1893.16	-1692.42	-1520.53	-1372.05	-1242.81

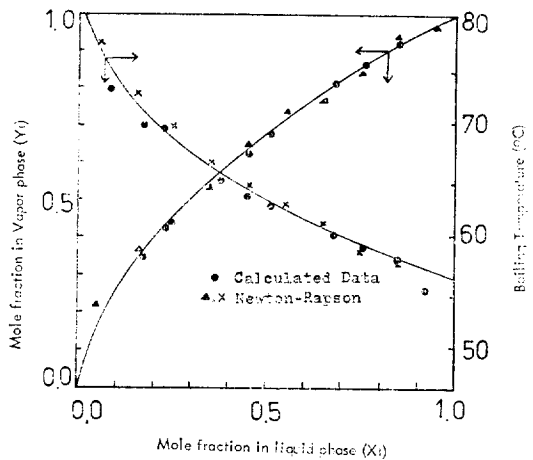


Fig. 2. Comparison of calculated data with Newton Raphson method data for the acetone-benzene system at 760 mmHg.

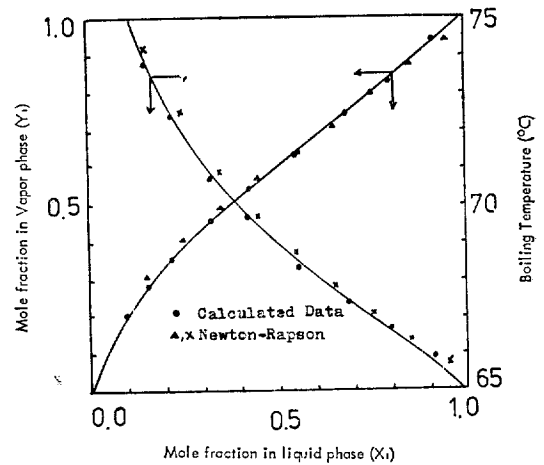


Fig. 4. Comparison of calculated data with Newton Raphson method data for the methanol-benzene system at 760 mmHg.

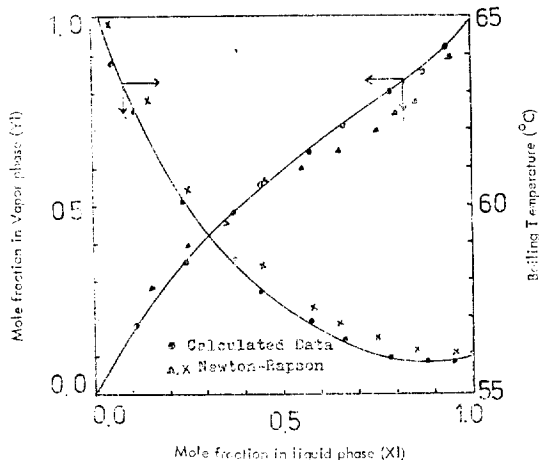


Fig. 3. Comparison of calculated data with Newton Raphson method data for the acetone-methanol system at 760mmHg.

Fig. 1~5에서 관찰되는 것과 같이 좋은一致를 보였으나 共沸混合物인 acetone-methanol, acetone-benzene系에는 약간의 誤差를 수반하고 있다. 이는 計算中 smooth curve fitting 과정에서 개입되는 誤差로 생각되며 어의 改善에 對한 研究가 必要하다고 본다.

計算에서 使用되는 second virial 係數는 前報<sup>15)</sup>의 Black<sup>16)</sup>, Battino 方法<sup>17)</sup> 대신에 polar gas 및 association을 同伴하는 alcohol 類에 對하여 특히 좋은 近似値를 나타내는 Prausnitz의 方法<sup>18)</sup>으로 求하였다.

各 成分의 溫度에 따른 second virial 係數는 Table 5에서 Table 6에 걸쳐 표시한 바와 같다.

### 3-2 三成分系의 定壓氣液平衡値의 推算

等溫下에서 求해진 Wilson parameter를 利用하여 三成分系 一定組成下에서의 total pressure와 溫度와의關係<sup>19)</sup>를

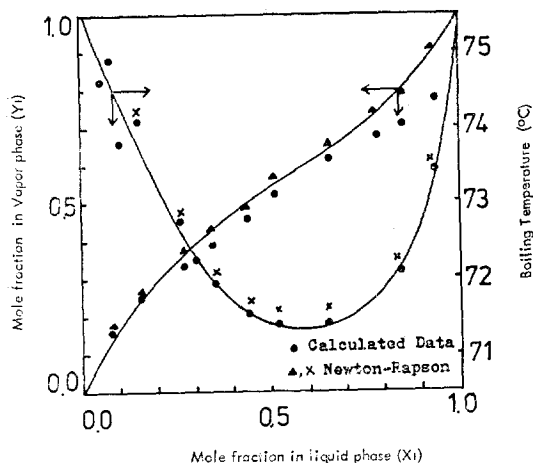


Fig. 5. Comparison of calculated data with Newton Raphson method for the benzene-ethanol system at 760 mmHg.

$$\ln P = \alpha + \beta \left( \frac{1}{T} \right) + \theta \left( \frac{1}{T} \right)^2 \quad (2)$$

같이 보고 상수  $\alpha, \beta, \theta$ 를求한다. 얻어진 total pressure와 溫度의 一般式에서 부터, 設定壓力  $P'$ 에 해당되는 各組成에 따른 沸點  $T_a, T_b, T_c$ 를 얻는다.

Fig. 6의  $A'$ 點에서 의 蒸氣相의 組成을 求하기 위하여  $A'$ 點에서 從軸에 平行인 垂線을 그으면 溫度  $T_a$ 에서 各組成에 따른 全壓을 얻을 수 있으며 따라서 三成分系 等溫下의 全壓으로부터 蒸氣相의 組成을 求하는 方法에 歸着하게 된다.

三成分系 等溫下에서 全壓으로부터 蒸氣相의 組成을 求하는 方法에 對하여는 Redlich-Kister 式을 使用한 Bui Van Tam의 研究論文<sup>20)</sup>과 Wilson 式을 使用한 Nagati의 報文<sup>21)</sup> 등이 있으나 Redlich-Kister 式을 使用할 경우 三成分系 補定常數  $C$ 를 數值解法을 通해 얻어야 하는 難點이 있으며 Wilson 式의 경우에는 6個의 parameter를 求해야 하는 複雜性이 있어 實際에 對한 많은 研究은 이루어져 있지 않다. 本 研究에서는 이러한 點들을 考慮하여 最近 대두되고 있는 one parameter Wilson 式<sup>9)</sup>을 三成分系에 適用하여 蒸氣相의 組成을 求했다.

이 式에서는 Wilson parameter

$$V_{ij} = \frac{V_j}{V_i} \exp \left( - \frac{g_{ij} - g_{ji}}{RT} \right)$$

의  $g_{ii}$  값을 Hildebrand의 regular solution theory<sup>22)</sup>에서 正義한 cohesive energy에 根據하여 混合溶液의 溫

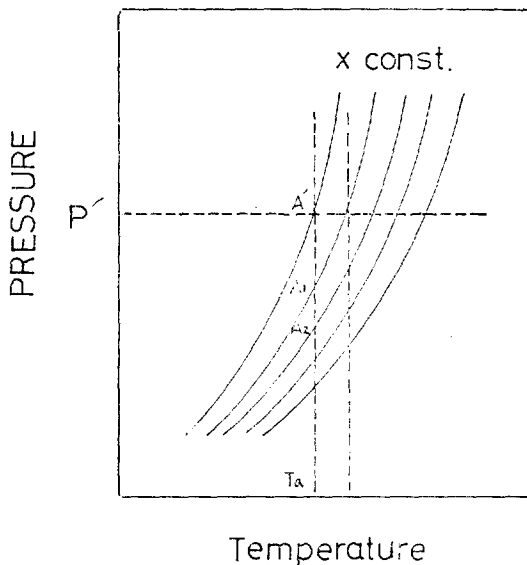


Fig. 6. Illustration of the method for calculation.

度  $T$ 에 해당되는 純成分  $i$ 의 蒸發潛열로 생각하고 純成分  $i$ 의 物性值로부터 求한다. 그러므로 二成分系에서는  $g_{12}$  한개의 parameter, 三成分系에서는  $g_{12}, g_{23}, g_{13}$ , 3個의 parameter로써 活動度係數를 定義하게 된다.

$g_{ii}$ 의 값은 다음과 같은 熱力學的 關係에서

$$\Delta U = \Delta H - RT \quad (4)$$

$$\frac{d \ln P}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2} \quad (4)$$

얻어지는 蒸發潛열의 式

$$\Delta U = RT^2 \left[ \frac{d \ln P}{dT} \right] - RT \quad (5)$$

으로부터

$$\Delta U = -g_{ii} \quad (6)$$

에서 求한다.

純成分溶液에서 溫度와 壓力과의 關係는

$$\ln P(\text{atm}) = C_1 + \frac{C_2}{C_3 + T} + C_4 T + C_5 T^2 + C_6 \ln T \quad (7)$$

라 表示되고 여기서  $d \ln P / dT$ 을 求하여 (5)式에 置換하면

$$\Delta U = -g_{ii} = RT^2 \left[ \frac{-C_2}{(C_3 + T)^2} + C_4 + \frac{C_5 - 1}{T} + 2C_5 T \right] \quad (8)$$

가 된다. 以上の 關係에서 三成分系의 活動度係數의 一般式을  $g_{12}, g_{22}, g_{23}$  3個의 parameter로 表示하면 다음과 같다.

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + aG_1 x_2 + cG_2 x_3) + 1$$

$$\begin{aligned}
 & - \left[ \frac{x_1}{x_1 + aG_1x_2 + cG_2x_3} + \frac{bG_1x_2}{x_2 + bG_1x_1 + eG_3x_3} \right. \\
 & \left. + \frac{aG_2x_3}{x_3 + dG_2x_1 + fG_3x_2} \right] \quad (9-a) \\
 \ln \gamma_2 = & -\ln(x_2 + bG_1x_1 + eG_3x_3) + 1 \\
 & - \left[ \frac{x_2}{x_2 + bG_1x_1 + eG_3x_3} + \frac{aG_1x_1}{x_1 + aG_1x_2 + cG_2x_3 + x_3} \right. \\
 & \left. + \frac{fG_3x_3}{x_3 + dG_2x_1 + fG_3x_2} \right] \quad (9-b) \\
 \ln \gamma_3 = & -\ln(x_3 + dG_2x_1 + fG_3x_2) + 1 \\
 & - \left[ \frac{x_3}{x_3 + dG_2x_1 + fG_3x_2} + \frac{eG_3x_2}{x_2 + bG_1x_1 + eG_3x_3} \right. \\
 & \left. + \frac{cG_2x_1}{x_1 + aG_1x_2 + cG_2x_3} \right] \quad (9-c) \\
 a = & \frac{V_2^L}{V_1^L} \exp\left(\frac{g_{11}}{RT}\right), \quad b = \frac{V_1^L}{V_2^L} x p \left(\frac{g_{22}}{RT}\right) \\
 c = & \frac{V_3^L}{V_1^L} \exp\left(\frac{g_{11}}{RT}\right), \quad d = \frac{V_1^L}{V_3^L} \exp\left(\frac{g_{33}}{RT}\right) \\
 e = & \frac{V_3^L}{V_2^L} \exp\left(\frac{g_{22}}{RT}\right), \quad f = \frac{V_2^L}{V_3^L} \exp\left(\frac{g_{33}}{RT}\right) \\
 G_1 = & \exp\left(-\frac{g_{12}}{RT}\right), \quad G_2 = \exp\left(-\frac{g_{13}}{RT}\right) \\
 G_3 = & \exp\left(-\frac{g_{23}}{RT}\right)
 \end{aligned}$$

이와 같이 表示된 活動度係數의 式으로부터

$$\Sigma(P_{exp} - P_{cal})_i$$

을 objective function 으로 하여 nonlinear regression method 에 의하여 parameter  $g_{12}$ ,  $g_{23}$ ,  $g_{13}$  求하고 이에 對應되는 蒸氣相의 組成을 얻었다.

以上에서 얻어진 計算結果를 實驗値와 比較하여 Fig. 8~9 에 表示하였다. 또 지금까지의 計算過程을 flow sheet 로 表示하였다(Fig. 7 참조).

one parameter Wilson 式에서 Hildebrand의 regular solution theory가 polar solution에 對하여는 잘 맞지 않는 點으로 미루워 多少의 誤差가 發生했음을 알 수 있으나 三成分 以上の 多成分系에서 原來의 Wilson 式을 使用할 경우 多數의 parameter를 求하여야 하는 복잡성을 감안하여 볼 때 이 式의 便利性이 있다고 본다

또한 760 mmHg 下의 三成分系의 Wilson parameter 文獻值<sup>13,14)</sup>를 利用 Newton-Raphson 法에 依해 氣液平衡值를 求하였다. 前者方法에 依한 計算結果및 實驗値와의 比較(Fig. 8, 9)에서 볼 수 있드시 前者의 方法보다 實驗値에 近似하였다.

그러나 이 方法에서는 二成分系 全壓測定値로부터 出發할 경우 二成分系 定壓氣液平衡值 및 Wilson parameter를 求하여야 하는 中間段階가 必要하여 많은 computer time이 所要되는 缺點이 있다.

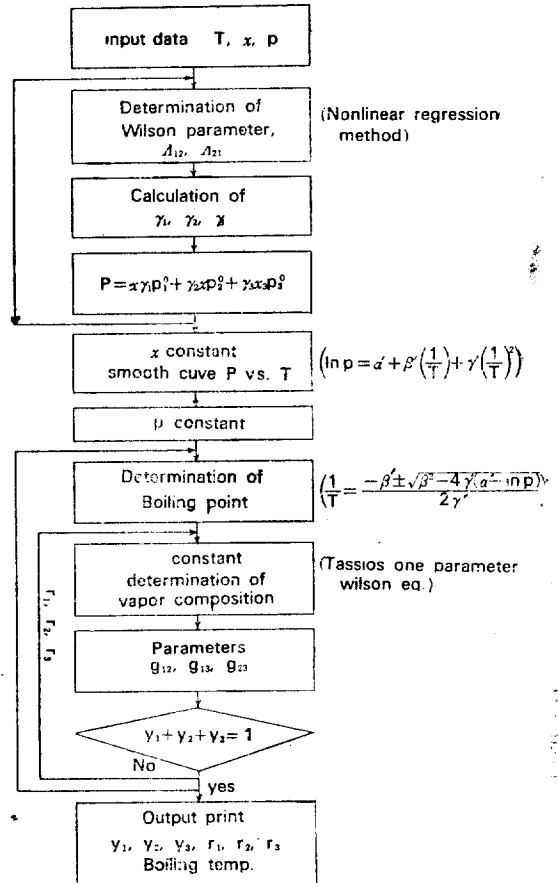


Figure 11. Flow sheet of estimating isobaric data in the ternary system

Fig. 7. Flow sheet for estimating isobaric data in ternary systems.

따라서 多少의 誤差는 개입되나 二成分系 全壓測定値로부터 三成分系 定壓氣液平衡值를 손쉽게 얻을 수 있는 前者의 方法이 바람직하다고 본다.

以上の 모든 計算은 CYBER 72 (KIST) computer 로 處理했다.

## 4. 結 論

二成分系 全壓測定値로부터 Redlich-Kister 式과 Wilson 式 각각을 使用하여 平衡蒸氣의 組成을 求하였으며 定壓氣液平衡值를 推算했다.

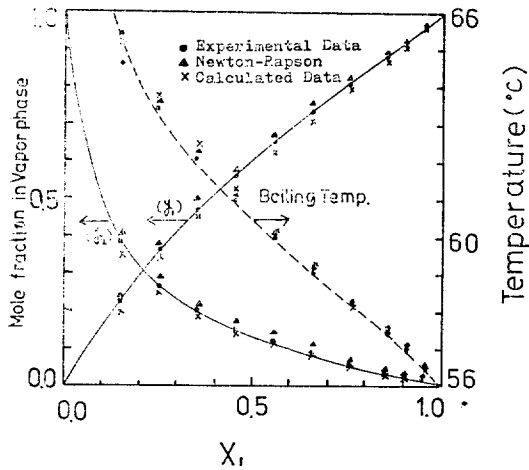


Fig. 8. Comparison of calculated data with experimental data for the acetone-benzene-ethanol.

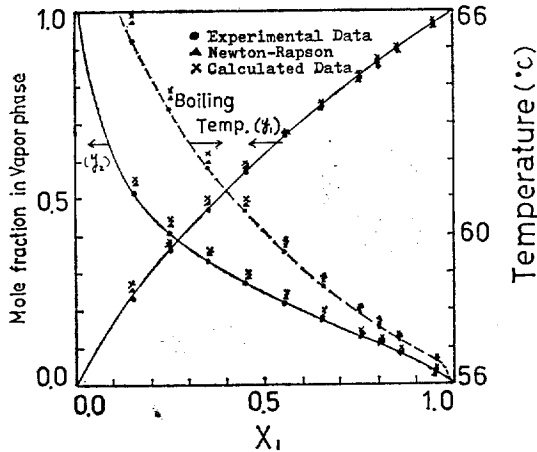


Fig. 9. Comparison of calculated data with experimental data for the acetone-methanol-benzene.

또 二成分系 全壓測定値로부터 one parameter Wilson 式을 適用하여 nonlinear regression method로부터 三成分系 定壓氣液平衡値를 推算했으며 그 方法의 妥當性이 確認되었다.

### 謝 意

本研究論文을 위하여 研究費를 支給하여 주신 産學 協同財團에 對하여 感謝를 드립니다.

### 使用記號

- $x$  Mole fraction in liquid phase  
 $y$  Mole fraction in vapor phase

- $P$  Total pressure (mmHg)  
 $T$  Absolute temperature ( $^{\circ}K$ )  
 $\lambda_{12}, \lambda_{21}$  Wilson parameter (-)  
 $g_{ij}-g_{ii}$  Wilson parameter (cal/g-mole  $^{\circ}K$ )  
 $\beta_{ii}$  Second virial coefficient of pure component  $i$  (cm<sup>3</sup>/g-mole)  
 $\beta_{ij}$  Cross virial Coefficient of binary mixture (cm<sup>3</sup>/g-mole)  
 $\alpha, \beta, \gamma$  Constants in Eq. (2)  
 $\Delta U$  Latent heat of vaporization (cal/g-mole)  
 $g_{12}, g_{13}, g_{23}$  Parameters in the one parameter Wilson equation (cal/g-mole  $^{\circ}K$ )  
 $\gamma_i$  Activity coefficient of component  $i$   
 $R$  Gas constant  
 $C_1, C_2, C_3, C_4, C_5, C_6$  Constants in Eq. (7)

### Subscripts

- $i$  component  $i$   
 1, 2, 3 Component 1, 2, and 3, respectively,

### 引用文獻

- G. M., Wilson, *J. of Amer. Chem. Soc.* **86** (1964), 127.
- J. F. Heil and J. M., Prausnitz, *A. I. Ch. E. J.*, **12** (1966), 678.
- H. Renon and J. M., Prausnitz, *A. I. Ch. E. J.*, **14** (1968), 135.
- I. Nagata and T. Yamada, *J. of Chem. Eng. of Japan*, **6** (1973), 215.
- J. H. Weber, L. C. Tas and N. D., Brinkmann, *Canadian J. of Chem. Eng.*, **52** (1974), 397.
- R. V. Orye and J. M., Prausnitz, *I. E. C.*, **57** (1965), 19.
- D. P. Tassios and J. M. Marina, *I. E. C. Process Desgn. Develop.*, **12** (1973), 271.
- D. P. Tassios and O. D., Larson, *I. E. C. Process Desgn. Develop.*, **11** (1972), 35.
- D. P. Tassios, *A. I. Ch. E. J.* **17** (1971), 1367.
- J. M. Prausnitz and S. Bruin, *I. E. C. Process Desgn. Develop.*, **10** (1971), 562.
- O. Redlich and A. T. Kisten, *I. E. C.*, **40** (1948),



- 345.
12. G. Scatchand and G.L. Raymond, *J. of Amer. Chem. Soc.*, 50(1938), 1278.
13. M.J. and Holmes M. V. Wnikle, *I. E. C.*, 62(1970) 21.
14. J. M. Prausnitz, R. V. Orye, C. A. Ecrort and J. P. O Connell, "Computer Calculatoin for Multi component Vapor-liquid Equilbria," Englewood cliffs, N. J, 1967.
15. J. N. Rhim, S. H. Park and H. O. Lee, *Hwahak Konghak*, 12(1974), 179.
16. C. Black, *I. E. C.*, 50 (1958), 391
17. R., Battino, *J. of Phys. Chem*, 70(1966), 3048.
18. J. M. Prausnitz and J. P. O' connell, *I. E. C. Process Desgn. Develop*, 6(1967)., 245.
19. R. Maurice and D. C. Mink, *J. of Chem. Engn. Data*, 8(1973), 41.
20. Bui Van Tam, "Ternary Nonideal Solution," M. S. thesis, Lanal University, 1969.
21. I. Nagata, *J. of Chen Eng. of Japan*, 6(1973), 25.
22. J. M. Prausnitz, "Molecular Thermodynamics of Fluid phase Equilibria," Englewood cliffs, N. J, 1969.
23. Lange, "Hand book of Chemistry", 10th Ed., McGraw-Hill, N. Y., 19.

