



化学工程与工艺教学改革系列参考书

分离过程例题与习题集

叶庆国 钟立梅 主编



青岛科技大学

化工学院化学工程教研室

前 言

化学工程与工艺专业所在的化学工程与技术一级学科属于山东省“重中之重”学科，一直处于山东省领先地位，而分离工程是该专业二门重要的必修专业课程之一。该课程利用物理化学、化工原理、化工热力学、传递过程原理等基础知识中有关相平衡热力学、动力学、分子及共聚集状态的微观机理，传热、传质和动量传递理论来研究化工生产实际中复杂物系分离和提纯技术。传统的教学方法的突出的弊端就是手工计算工程量大，而且结果不准确。同时由于现代化化学工业日趋集成化、自动化、连续化，学生能学到的东西越来越少。所以，传统的教学模式不能满足现代化工业生产对高水平工业工程师的需求，开展分离工程课程教学方法与教学手段课题的研究与实践，对我们的学生能否承担起现代化化学工业的重任，与该课程的教学质量关系重大，因此对该门课程进行教学改革具有深远意义。

分离工程课程的改革主要包括多媒体辅助教学课件的开发、分离工程例题与习题集、分离工程试题库的编写等工作。目前全国各高校化学工程与工艺专业使用的教材一般均为由化学工程与工艺专业委员会组织编写的化工分离过程(陈洪钊主编，化学工业出版社)，其他类似的教材已出版了十余部。这些教材有些还未配习题，即便有习题，也无参考答案，而至今没有一本与该课程相关的例题与习题集的出版。因此编写这样一本学习参考书，既能发挥我校优势，又符合形势需要，填补参考书空白，具有良好的应用前景。

分离工程学习指导和习题集与课程内容紧密结合，习题贯穿目前已出版的相关教材，有解题过程和答案，部分题目提供多种解题思路及解题过程，为学生的课堂以及课后学习提供了有力指导。

编者

2006年3月

目录

第一章 绪论.....	1
第二章 单级平衡过程.....	5
第三章 多组分精馏和特殊精馏.....	18
第四章 气体吸收.....	23
第五章 液液萃取.....	26
第六章 多组分多级分离的严格计算.....	27
第七章 吸附.....	33
第八章 结晶.....	34
第九章 膜分离	35
第十章 分离过程与设备的选择与放大.....	36

第一章 绪论

1. 列出 5 种使用 ESA 和 5 种使用 MSA 的分离操作。

答：属于 ESA 分离操作的有精馏、萃取精馏、吸收蒸出、再沸蒸出、共沸精馏。

属于 MSA 分离操作的有萃取精馏、液-液萃取、液-液萃取（双溶剂）、吸收、吸附。

2. 比较使用 ESA 与 MSA 分离方法的优缺点。

答：当被分离组分间相对挥发度很小，必须采用具有大量塔板数的精馏塔才能分离时，就要考虑采用萃取精馏（MSA），但萃取精馏需要加入大量萃取剂，萃取剂的分离比较困难，需要消耗较多能量，因此，分离混合物优先选择能量媒介(ESA)方法。

3. 气体分离与渗透蒸发这两种膜分离过程有何区别？

答：气体分离与渗透蒸发式两种正在开发应用中的膜技术。气体分离更成熟些，渗透蒸发是有相变的膜分离过程，利用混合液体中不同组分在膜中溶解与扩散性能的差别而实现分离。

4. 海水的渗透压由下式近似计算： $\pi=RTC/M$ ，式中 C 为溶解盐的浓度， g/cm^3 ； M 为离子状态的各种溶剂的平均分子量。若从含盐 $0.035 \text{ g}/\text{cm}^3$ 的海水中制取纯水， $M=31.5$ ，操作温度为 298K 。问反渗透膜两侧的最小压差应为多少 kPa ？

答：渗透压 $\pi=RTC/M=8.314 \times 298 \times 0.035/31.5=2.753\text{kPa}$ 。

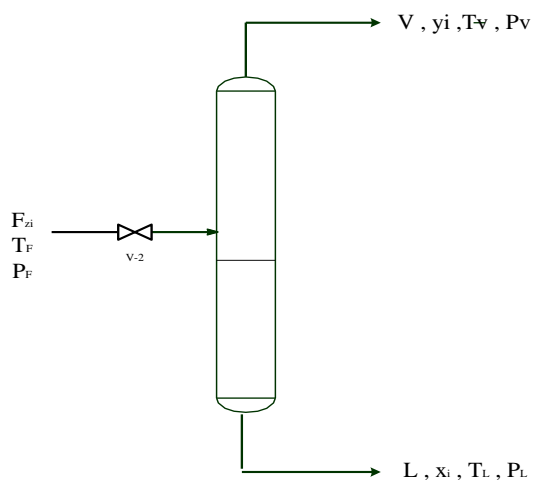
所以反渗透膜两侧的最小压差应为 2.753kPa 。

5. 假定有一绝热平衡闪蒸过程，所有变量表示在所附简图中。求：

- (1) 总变量数 N_v ;
- (2) 有关变更量的独立方程数 N_c ;
- (3) 设计变量数 N_i ;
- (4) 固定和可调设计变量数 N_x ,
 N_a ;
- (5) 对典型的绝热闪蒸过程，你将推荐规定哪些变量？

思路1：

3股物流均视为单相物流，
总变量数 $N_v=3(C+2)=3c+6$
独立方程数 N_c
物料衡算式 C 个



习题5附图

热量衡算式1个

相平衡组成关系式C个

1个平衡温度等式

1个平衡压力等式 共 $2C+3$ 个

故设计变量 N_i

$$=N_v-N_i=3C+6-(2C+3)=C+3$$

固定设计变量 $N_x=C+2$,加上节流后的压力,共 $C+3$ 个

可调设计变量 $N_a=0$

解:

$$(1) \quad N_v = 3(c+2)$$

(2) N_c	物	c
	能	1
	相	c
	内在(P, T)	2

$$N_c = 2c+3$$

$$(3) \quad N_i = N_v - N_c = c+3$$

$$(4) \quad N_{xu} = (c+2)+1 = c+3$$

$$(5) \quad N_{au} = c+3 - (c+3) = 0$$

思路2:

输出的两股物流看成是相平衡物流,所以总变量数 $N_v=2(C+2)$

独立方程数 N_c : 物料衡算式 C 个, 热量衡算式1个,共 $C+1$ 个

设计变量数 $N_i=N_v-N_c=2C+4-(C+1)=C+3$

固定设计变量 N_x :有 $C+2$ 个加上节流后的压力共 $C+3$ 个

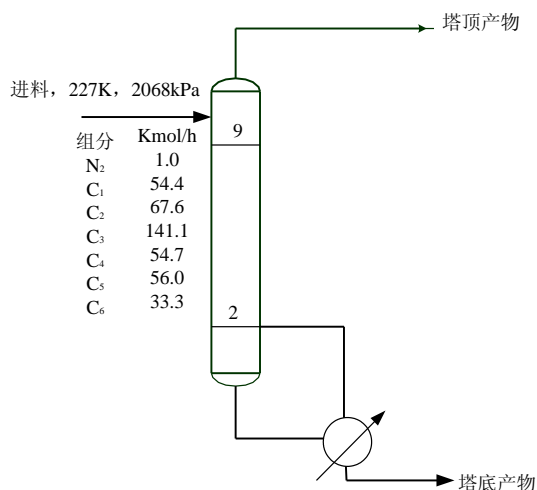
可调设计变量 N_a : 有 0

6. 满足下列要求而设计再沸汽提塔见附图, 求:

(1) 设计变更量数是多少?

(2) 如果有, 请指出哪些附加变量需要规定?

解: N_x^u	进料	$c+2$
	压力	9
		$c+11=7+11=18$
N_a^u	串级单元	1
	传热	1
	合计	2



习题6附图

$$N_V^U = N_x^u + N_a^u = 20$$

附加变量：总理论板数。

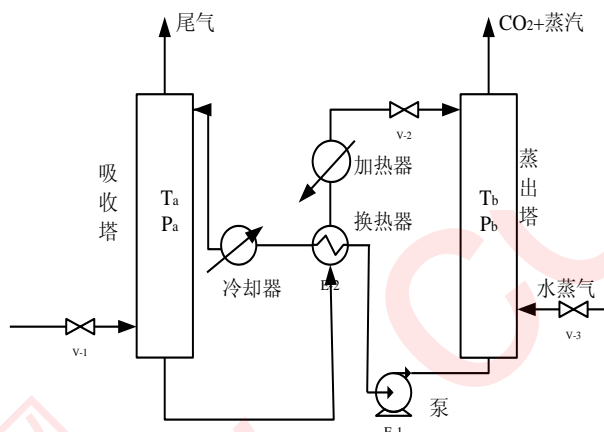
7. 附图7为热耦合精馏系统，进料为三组分混合物，采出三个产品。确定该系统：

(1) 设计变量数；

(2) 指定一组合理的设计变量。

解：

N_x^u	压力	$N+M+1+1$
	进料	$c+2$
	合计	$N+M+c+4$
		$(c=3)$
N_a^u	串级	6
	分配器	1
	侧线	3
	传热	2
		10



习题7附图

$$N_V^u = N+M+3+4 = N+M+19$$

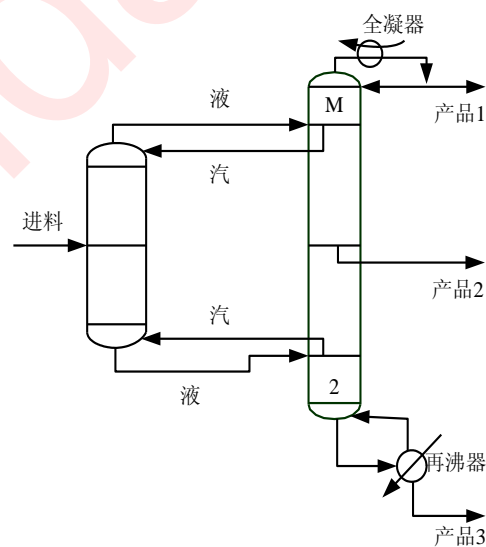
8. 利用如附图所示的系统将某混合物分离成三个产品。试确定：

(1) 固定设计变量数和可调设计变量数；

(2) 指定一组合理的设计变量

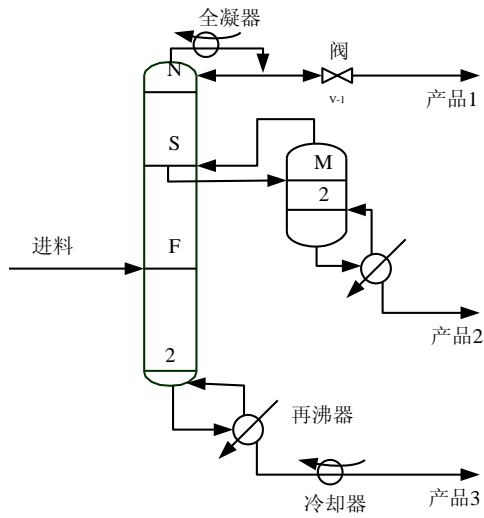
解：

N_x^u	进料	$c+2$
	压力	$N+M+1+1+1$
		$c+N+M+5$
N_a^u	串级	4
	分配	1
	侧线	1
	传热	4
		10

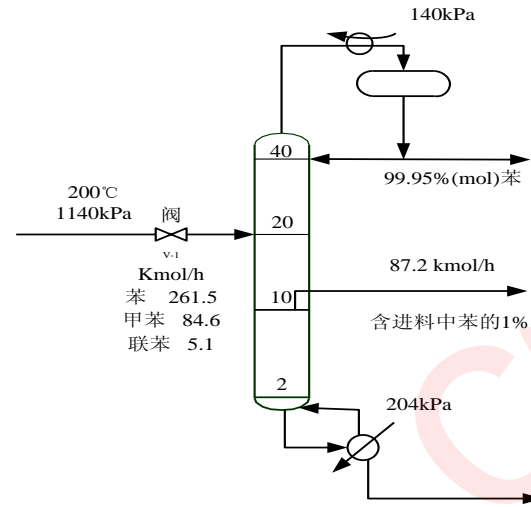


习题14附图

9. 采用单个精馏塔分离一个三组分混合



习题8附图



习题9附图

物为三个产品(见附图),试问图中所注设计变量能否使问题有唯一解?如果不,你认为还应规定哪个(些)设计变量?

解: N_X^U 进料 $c+2$

	压力	$40+1+1$
		$c+44 = 47$

N_a^u $3+1+1+2 = 7$

$N_v^u = 54$

设计变量: 回流比, 馏出液流率。

第二章 单级平衡过程

1. 计算在 0.1013MPa 和 378.47K 下苯(1)-甲苯(2)-对二甲苯(3)三元系, 当 $x_1=0.3125$, $x_2=0.2978$, $x_3=0.3897$ 时的 K 值。汽相为理想气体, 液相为非理想溶液。并与完全理想系的 K 值比较。已知三个二元系的 Wilson 方程参数。

$$\lambda_{12} - \lambda_{11} = -1035.33; \lambda_{12} - \lambda_{22} = 977.83$$

$$\lambda_{23} - \lambda_{22} = 442.15 \quad ; \quad \lambda_{23} - \lambda_{33} = -460.05$$

$$\lambda_{13} - \lambda_{11} = 1510.14 \quad ; \quad \lambda_{13} - \lambda_{33} = -1642.81 \quad (\text{单位: J/mol})$$

在 T=378.47K 时液相摩尔体积为:

$$v_1^L = 100.91 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kmol} \quad ; \quad v_2^L = 117.55 \times 10^{-3} \quad ; \quad v_3^L = 136.69 \times 10^{-3}$$

安托尼公式为:

$$\text{苯: } \ln P_1^s = 20.7936 - 2788.51/(T - 52.36);$$

$$\text{甲苯: } \ln P_2^s = 20.9065 - 3096.52/(T - 53.67);$$

$$\text{对二甲苯: } \ln P_3^s = 20.9891 - 3346.65/(T - 57.84); \quad (P^s : \text{Pa}; T : \text{K})$$

解 1: 由 Wilson 参数方程 $\Lambda_{ij} = \frac{v_j^L}{v_i^L} \exp[-(\lambda_{ij} - \lambda_{ii})/RT]$

$$\begin{aligned} \Lambda_{12} &= \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp[-(\lambda_{12} - \lambda_{11})/RT] \\ &= \frac{117.55 \times 10^{-3}}{100.91 \times 10^{-3}} \exp[-(-1035.33)/(8.314 \times 378.47)] \\ &= 1.619 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Lambda_{21} &= \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp[-(\lambda_{21} - \lambda_{22})/RT] \\ &= \frac{100.91 \times 10^{-3}}{117.55 \times 10^{-3}} \exp[-(977.83)/(8.314 \times 378.47)] \\ &= 0.629 \end{aligned}$$

$$\text{同理: } \Lambda_{13} = 0.838 \quad ; \quad \Lambda_{31} = 1.244$$

$$\Lambda_{23} = 1.010 \quad ; \quad \Lambda_{32} = 0.995$$

$$\text{由 Wilson 方程 } \ln \gamma_i = 1 - \ln \left(\sum_j \Lambda_{ij} x_j \right) - \sum_k \frac{\Lambda_{ki} x_k}{\sum_j \Lambda_{kj} x_j} :$$

$$\gamma_1 = 0.9184 \quad ; \quad \gamma_2 = 0.9718 \quad ; \quad \gamma_3 = 0.9930$$

根据安托尼方程:

$$P_1^s = 0.207 \text{ MPa} ; P_2^s = 8.693 \times 10^4 \text{ Pa} ; P_3^s = 3.823 \times 10^4 \text{ Pa}$$

由式(2-38)计算得:

$$K_1 = 1.88 ; K_2 = 0.834 ; K_3 = 0.375$$

如视为完全理想系, 根据式(2-36)计算得:

$$K_1 = 2.04 ; K_2 = 0.858 ; K_3 = 0.377$$

解 2: 在 $T=378.47\text{K}$ 下

$$\text{苯: } \ln P_1^s = 20.7936 - 2788.5 / (378.47 - 52.36) ; \therefore P_1^s = 207.48 \text{ KPa}$$

$$\text{甲苯: } \ln P_2^s = 20.9065 - 3096.52 / (378.47 - 53.67) ; \therefore P_2^s = 86.93 \text{ KPa}$$

$$\text{对二甲苯: } \ln P_3^s = 20.9891 - 3346.65 / (378.47 - 57.84) ; \therefore P_3^s = 38.23 \text{ KPa}$$

Wilson 方程参数求取

$$\Lambda_{12} = \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right) = \frac{100.91 \times 10^{-3}}{117.55 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{-1035.33}{8.314 \times 378.47}\right) = 1.193$$

$$\Lambda_{21} = \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{22}}{RT}\right) = \frac{117.55 \times 10^{-3}}{100.91 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{977.83}{8.314 \times 378.47}\right) = 0.854$$

$$\Lambda_{23} = \frac{v_2^L}{v_3^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{23} - \lambda_{22}}{RT}\right) = \frac{117.55 \times 10^{-3}}{136.69 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{442.15}{8.314 \times 378.47}\right) = 0.7472$$

$$\Lambda_{32} = \frac{v_3^L}{v_2^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{23} - \lambda_{33}}{RT}\right) = \frac{136.69 \times 10^{-3}}{117.55 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{-460.05}{8.314 \times 378.47}\right) = 1.346$$

$$\Lambda_{13} = \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{13} - \lambda_{11}}{RT}\right) = \frac{136.69 \times 10^{-3}}{100.91 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{1510.14}{8.314 \times 378.47}\right) = 0.457$$

$$\Lambda_{31} = \frac{v_3^L}{v_1^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{13} - \lambda_{33}}{RT}\right) = \frac{136.69 \times 10^{-3}}{100.91 \times 10^{-3}} \exp\left(-\frac{-1642.81}{8.314 \times 378.47}\right) = 2.283$$

$$\begin{aligned} \ln r_1 &= 1 - \ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2 + \Lambda_{13}x_3) - \left(\frac{x_1}{x_1 + \Lambda_{12}x_2 + \Lambda_{13}x_3} + \frac{\Lambda_{21}x_2}{\Lambda_{21}x_1 + x_2 + \Lambda_{23}x_3} + \frac{\Lambda_{31}x_3}{\Lambda_{31}x_1 + \Lambda_{32}x_2 + x_3} \right) \\ &= 1 - \ln(0.3125 + 1.193 \times 0.2978 + 0.457 \times 0.3897) - \left(\frac{0.3125}{0.3125 + 1.193 \times 0.2978 + 0.457 \times 0.3897} \right. \\ &\quad \left. + \frac{0.854 \times 0.2978}{0.854 \times 0.3125 + 0.2978 + 0.7472 + 0.3897} + \frac{2.283 \times 0.3125 + 1.346 \times 0.2978 + 0.3897}{2.283 \times 0.3125 + 1.346 \times 0.2978 + 0.3897} \right) \\ &= -0.09076 \end{aligned}$$

$$\therefore r_1 = 0.9132$$

$$\begin{aligned}\ln r_2 &= 1 - \ln(x_1 \wedge_{21} + x_2 + x_3 \wedge_{23}) - \left(\frac{x_1 \wedge_{12}}{x_1 + \wedge_{12}x_2 + \wedge_{13}x_3} + \frac{x_2}{\wedge_{21}x_1 + x_2 + \wedge_{23}x_3} + \frac{\wedge_{32}x_3}{\wedge_{31}x_1 + \wedge_{32}x_2 + x_3} \right) \\ &= 1 - \ln(0.3125 \times 0.854 + 0.2978 + 0.7472 \times 0.3897) - \left(\frac{0.2125 \times 1.193}{0.3125 + 1.193 \times 0.2978 + 0.457 \times 0.3897} \right. \\ &\quad \left. + \frac{0.2978}{0.854 \times 0.3125 + 0.2978 + 0.7472 + 0.3897} + \frac{0.3897 \times 1.346}{2.283 \times 0.3125 + 1.346 \times 0.2978 + 0.3897} \right) \\ &= 0.0188\end{aligned}$$

$$\therefore r_2 = 1.019$$

$$\begin{aligned}\ln r_3 &= 1 - \ln(x_1 \wedge_{31} + x_2 \wedge_{23} + x_3) - \left(\frac{x_1 \wedge_{13}}{x_1 + \wedge_{12}x_2 + \wedge_{13}x_3} + \frac{\wedge_{23}x_2}{\wedge_{21}x_1 + x_2 + \wedge_{23}x_3} + \frac{x_3}{\wedge_{31}x_1 + \wedge_{32}x_2 + x_3} \right) \\ &= 1 - \ln(0.3125 \times 0.457 + 0.2987 \times 1.346 + 0.3897) - \left(\frac{0.3125 \times 0.457}{0.3125 + 1.193 \times 0.2978 + 0.457 \times 0.3897} \right. \\ &\quad \left. + \frac{0.7472 \times 0.2978}{0.854 \times 0.3125 + 0.2978 + 0.7472 + 0.3897} + \frac{0.3897}{2.283 \times 0.3125 + 1.346 \times 0.2978 + 0.3897} \right) \\ &= 0.2431\end{aligned}$$

$$\therefore r_3 = 1.2752$$

故

$$K_1 = r_1 P_1^s / P = 0.9132 \times 207.48 / 101.3 = 1.87$$

$$K_2 = r_2 P_2^s / P = 1.019 \times 86.93 / 101.3 = 0.8744$$

$$K_3 = r_3 P_3^s / P = 1.2752 \times 38.23 / 101.3 = 0.4813$$

而完全理想系：

$$K_1 = P_1^s / P = 207.48 / 101.3 = 2.048$$

$$K_2 = P_2^s / P = 86.93 / 101.3 = 0.8581$$

$$K_3 = P_3^s / P = 38.23 / 101.3 = 0.3774$$

2. 一液体混合物的组成为：苯 0.50；甲苯 0.25；对二甲苯 0.25(摩尔分率)。分别用平衡常数法和相对挥发度法计算该物系在 100kPa 下的平衡温度和汽相组成。假设为完全理想系。

解 1：

(1)平衡常数法：

设 $T=368K$

用安托尼公式得：

$$P_1^s = 156.24 \text{ kPa} ; P_2^s = 63.28 \text{ kPa} ; P_3^s = 26.88 \text{ kPa}$$

由式(2-36)得：

$$K_1 = 1.562 ; K_2 = 0.633 ; K_3 = 0.269$$

$$y_1 = 0.78 ; y_2 = 0.158 ; y_3 = 0.067 ; \sum y_i = 1.006$$

由于 $\sum y_i > 1.001$ ，表明所设温度偏高。

由题意知液相中含量最大的是苯，由式(2-62)得：

$$K_1' = \frac{K_1}{\sum y_i} = 1.553 \quad \text{可得 } T' = 367.78K$$

重复上述步骤：

$$K_1' = 1.553 \quad ; \quad K_2' = 0.6284 \quad ; \quad K_3' = 0.2667$$

$$y_1' = 0.7765 \quad ; \quad y_2' = 0.1511 \quad ; \quad y_3' = 0.066675 \quad ; \quad \sum y_i = 1.0003$$

在温度为 367.78K 时，存在与之平衡的汽相，组成为：苯 0.7765、

甲苯 0.1511、对二甲苯 0.066675。

(2)用相对挥发度法：

设温度为 368K，取对二甲苯为相对组分。计算相对挥发度的：

$$\alpha_{13} = 5.80 \quad ; \quad \alpha_{23} = 2.353 \quad ; \quad \alpha_{33} = 1.000$$

组分 i	苯(1)	甲苯(2)	对二甲苯(3)	\sum
x_i	0.50	0.25	0.25	1.000
α_{ij}	5.807	2.353	1.000	
$\alpha_{ij} x_i$	2.9035	0.5883	0.2500	3.7418
$\frac{\alpha_{ij} \cdot x_i}{\sum \alpha_{ij} \cdot x_i}$	0.7760	0.1572	0.0668	1.0000

解 2：

(1)平衡常数法。假设为完全理想系。设 $t=95^\circ\text{C}$

$$\text{苯:} \quad \ln P_1^s = 20.7936 - 2788.5 / (95 + 273.15 - 52.36) = 11.96 ;$$

$$\therefore P_1^s = 1.569 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\text{甲苯:} \quad \ln P_2^s = 20.9065 - 3096.52 / (95 + 273.15 - 53.67) = 11.06 ;$$

$$\therefore P_2^s = 6.358 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\text{对二甲苯:} \quad \ln P_3^s = 20.9891 - 3346.65 / (95 + 273.15 - 57.84) = 10.204 ;$$

$$\therefore P_3^s = 2.702 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$K_1 = \frac{P_1^s}{P} = 1.569 \times 10^5 / 10^5 = 1.569 ; \quad K_2 = \frac{P_2^s}{P} = 0.6358$$

$$K_3 = \frac{P_3^s}{P} = 0.2702$$

$$\therefore \sum K_i x_i = 1.596 \times 0.5 + 0.2702 \times 0.25 + 0.6358 \times 0.25 = 1.011$$

选苯为参考组分： $K_{12} = \frac{1.569}{1.011} = 1.552$ ；解得 $T_2 = 94.61^\circ\text{C}$

$$\therefore \ln P_2^s = 11.05 ; \quad P_2^s = 6.281 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\ln P_3^s = 10.19 ; \quad P_3^s = 2.6654 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\therefore K_2 = 0.6281 \quad K_3 = 0.2665$$

$$\therefore \sum K_i x_i = 1.552 \times 0.5 + 0.6281 \times 0.25 + 0.2665 \times 0.25 = 0.9997 \approx 1$$

故泡点温度为 94.61°C ，且 $y_1 = 1.552 \times 0.5 = 0.776$ ；

$$y_2 = 0.6281 \times 0.25 = 0.157；y_3 = 0.2665 \times 0.25 = 0.067$$

(2)相对挥发度法

设 $t=95^\circ\text{C}$ ，同上求得 $K_1=1.569$ ， $K_2=0.6358$ ， $K_3=0.2702$

$$\therefore \alpha_{13} = 5.807，\alpha_{23} = 2.353，\alpha_{33} = 1$$

$$\therefore \sum \alpha_i x_i = 5.807 \times 0.5 + 2.353 \times 0.25 + 1 \times 0.25 = 3.74$$

$$\sum y_i = \sum \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_i x_i} = \frac{5.807 \times 0.5}{3.74} + \frac{2.353 \times 0.25}{3.74} + \frac{1 \times 0.25}{3.74} = 1.0$$

故泡点温度为 95°C ，且 $y_1 = \frac{5.807 \times 0.5}{3.74} = 0.776$ ；

$$y_2 = \frac{2.353 \times 0.25}{3.74} = 0.157；y_3 = \frac{1 \times 0.25}{3.74} = 0.067$$

3. 一烃类混合物含甲烷 5%(mol)，乙烷 10%，丙烷 30%及异丁烷 55%，试求混合物在 25°C 时的泡点压力和露点压力。

解 1：因为各组分都是烷烃，所以汽、液相均可以看成理想溶液， K_i 值只取决于温度和压力。可使用烃类的 P-T-K 图。

(1)泡点压力的计算：75348

假设 $P=2.0\text{MPa}$ ，因 $T=25^\circ\text{C}$ ，查图求 K_i

组分 i	甲烷(1)	乙烷(2)	丙烷(3)	异丁烷(4)	Σ
x_i	0.05	0.10	0.30	0.55	1.00
K_i	8.5	1.8	0.57	0.26	
$y_i = K_i x_i$	0.425	0.18	0.171	0.143	0.919

$\sum K_i x_i = 0.919 < 1$ ，说明所设压力偏高，重设 $P=1.8\text{MPa}$

组分 i	甲烷(1)	乙烷(2)	丙烷(3)	异丁烷(4)	Σ
x_i	0.05	0.10	0.30	0.55	1.00
K_i	9.4	1.95	0.62	0.28	
$y_i = K_i x_i$	0.47	0.195	0.186	0.154	1.005

$\sum K_i x_i = 1.005 \approx 1$ ，故泡点压力为 1.8MPa 。

(2)露点压力的计算：

假设 $P=0.6\text{MPa}$ ，因 $T=25^\circ\text{C}$ ，查图求 K_i

组分 i	甲烷(1)	乙烷(2)	丙烷(3)	异丁烷(4)	Σ
y_i	0.05	0.10	0.30	0.55	1.00
K_i	26.0	5.0	1.6	0.64	

$x_i = y_i / K$	0.0019	0.02	0.1875	0.8594	1.0688
-----------------	--------	------	--------	--------	--------

$\sum y_i / K_i = 1.0688 > 1.00$, 说明压力偏高, 重设 $P=0.56\text{MPa}$ 。

组分 i	甲烷(1)	乙烷(2)	丙烷(3)	异丁烷(4)	Σ
y_i	0.05	0.10	0.30	0.55	1.00
K_i	27.8	5.38	1.69	0.68	
$x_i = y_i / K$	0.0018	0.0186	0.1775	0.8088	1.006

$\sum y_i / K_i = 1.006 \approx 1$, 故露点压力为 0.56MPa 。

解 2: (1)求泡点压力:

设 $P_1=1000\text{KPa}$, 由 25°C , 1000KPa , 查 P-T-K 列线图得 K_i

$$K_1=16.5 \quad K_2=3.2 \quad K_3=1.0 \quad K_4=0.43$$

所以 $\sum y_i = 0.05 \times 16.5 + 0.1 \times 3.2 + 0.3 \times 1.0 + 0.55 \times 0.43 = 1.68 > 1$

选异丁烷为参考组分

$$K_{43} = \frac{K_{42}}{\sum y_i} = \frac{0.256}{0.907} = 0.282, \text{ 查得 } P=1771\text{KPa}$$

在此条件下求得 $\sum y_i = 1.02 \neq 1$, 继续调整

$$K_{44} = \frac{K_{43}}{\sum y_i} = \frac{0.282}{1.02} = 0.279, \text{ 查得 } P=1800\text{KPa}$$

求得: $\sum y_i = 1.001 \approx 1$, 故混合物在 25°C 的泡点压力为 1800KPa

序号	组分	x_i	1000KPa		2000KPa		1770KPa		1800KPa	
			K_i	y_i	K_i	y_i	K_i	y_i	K_i	y_i
1	甲烷	0.05	16.5	0.825	8.4	0.42	9.6	0.48	9.4	0.47
2	乙烷	0.10	3.2	0.32	1.75	0.175	1.95	0.195	1.92	0.192
3	丙烷	0.30	1.0	0.30	0.57	0.171	0.63	0.189	0.62	0.186
4	异丁烷	0.55	0.43	0.24	0.256	0.141	0.285	0.157	0.279	0.153
	Σ	1.00		1.68		0.907				1.001

(2)求露点压力

设 $P_1=1000\text{KPa}$, 由 25°C , 1000KPa , 查 P-T-K 列线图得 K_i

$$K_1=16.5 \quad K_2=3.2 \quad K_3=1.0 \quad K_4=0.43$$

所以 $\sum x_i = \sum y_i / K_i = 0.05 / 16.5 + 0.10 / 3.2 + 0.55 / 0.43 = 1.614$

选异丁烷为参考组分

$$K_{42} = K_{41} \cdot \sum x_i = 0.43 \times 1.614 = 0.694$$

由 25°C , $K_{42}=0.694$ 查得 $P=560\text{KPa}$, 查得各组分的 K_i 值

求得 $\sum x_i = 0.990 \approx 1$ 故混合物在 25℃ 时的露点压力为 560KPa

序号	组成	组成	1000KPa		560KPa	
			K_i	x_i	K_i	x_i
1	甲烷	0.05	16.5	0.003	27.5	0.002
2	乙烷	0.10	3.2	0.031	5.20	0.019
3	丙烷	0.30	1.0	0.30	1.70	0.176
4	异丁烷	0.55	0.43	1.28	0.694	0.793
	\sum			1.614		0.990

4. 含有 80%(mol)醋酸乙酯(A)和 20%乙醇(E)的二元物系, 液相活度系数用 Van Laar 方程计算, $A_{AE}=0.144$, $A_{EA}=0.170$ 。试计算在 101.3kPa 压力下的泡点温度和露点温度。

安托尼方程为:

$$\text{醋酸乙酯: } \ln P_A^S = 21.0444 - 2790.50 / (T - 57.15)$$

$$\text{乙醇: } \ln P_E^S = 23.8047 - 3803.98 / (T - 41.68) \quad (P^S: \text{Pa} ; T: \text{K})$$

解 1: (1)泡点温度

此时 $x_A = 0.8$, $x_E = 0.2$

$$\ln \gamma_A = \frac{A_{AE}}{\left(1 + \frac{A_{AE}x_A}{A_{EA}x_E}\right)^2} = \frac{0.144}{\left(1 + \frac{0.144 \times 0.8}{0.170 \times 0.2}\right)^2} = 0.007$$

$$\gamma_A = 1.007$$

$$\ln \gamma_E = \frac{A_{EA}}{\left(1 + \frac{A_{EA}x_E}{A_{AE}x_A}\right)^2} = \frac{0.170}{\left(1 + \frac{0.170 \times 0.2}{0.144 \times 0.8}\right)^2} = 0.101$$

$$\gamma_E = 1.1067$$

设 $T=350\text{K}$

$$\ln P_A^S = 21.0444 - 2790.50 / (T - 57.15) = 11.516$$

$$P_A^S = 100271 \text{ Pa}$$

$$\ln P_E^S = 23.8047 - 3803.98 / (T - 41.68) = 11.4669$$

$$P_E^S = 95505 \text{ Pa}$$

$$K_A = \frac{\gamma_A P_A^S}{P} = 0.997$$

$$K_E = \frac{\gamma_E P_E^S}{P} = 1.043$$

$$\sum K_i x_i = K_A x_A + K_E x_E = 0.9972 \times 0.8 + 1.0434 \times 0.2 = 1.006$$

$$\sum K_i x_i \approx 1$$

所以泡点温度为 350K。

(2)露点温度

此时 $y_A = 0.8$, $y_E = 0.2$

设 $T=350K$,

$$\ln P_A^S = 21.0444 - \frac{2790.50}{(T - 57.15)} = 11.516$$

$$P_A^S = 100271 \text{ Pa}$$

$$\ln P_E^S = 23.8047 - \frac{3803.98}{(T - 41.68)} = 11.4669$$

$$P_E^S = 95505 \text{ Pa}$$

设 $\gamma_A = 1$, $\gamma_E = 1$

$$K_A = \frac{\gamma_A P_A^S}{P} = 0.98984$$

$$K_E = \frac{\gamma_E P_E^S}{P} = 0.94279$$

$$x_A = \frac{y_A}{K_A} = 0.808$$

$$x_E = \frac{y_E}{K_E} = 0.2121$$

$$\ln \gamma_A' = \frac{A_{AE}}{\left(1 + \frac{A_{AE} x_A}{A_{EA} x_E}\right)^2} = \frac{0.144}{\left(1 + \frac{0.144 \times 0.8082}{0.170 \times 0.2121}\right)^2} = 0.00806$$

$$\gamma_A' = 1.0081$$

$$\ln \gamma_E' = \frac{A_{EA}}{\left(1 + \frac{A_{EA} x_E}{A_{AE} x_A}\right)^2} = \frac{0.170}{\left(1 + \frac{0.170 \times 0.2121}{0.144 \times 0.8082}\right)^2} = 0.0990$$

$$\gamma_E' = 1.104$$

$$K_A' = \frac{\gamma_A' P_A^S}{P} = \frac{1.0081 \times 100271}{101300} = 0.9978$$

$$K_E = \frac{\gamma_E' P_E^s}{P} = \frac{1.1042 \times 95505}{101300} = 1.04103$$

$$\sum \frac{y_i}{K_i} = \frac{y_A}{K_A} + \frac{y_E}{K_E} = 0.8017 + 0.1924 = 0.993$$

$$\sum \frac{y_i}{K_i} \approx 1$$

所以露点温度为 350K。

解 2: (1) 计算活度系数:

$$\ln r_A = \frac{A_{AE}}{(1 + A_{AE}x_A/A_{EA}x_E)^2} = \frac{0.144}{(1 + 0.144 \times 0.8 / 0.17 \times 0.2)^2} = 0.0075$$

$$r_A = 1.0075$$

$$\ln r_E = \frac{A_{EA}}{(1 + A_{EA}x_E/A_{AE}x_A)^2} = \frac{0.17}{(1 + 0.17 \times 0.2 / 0.144 \times 0.8)^2} = 0.10137$$

$$r_E = 1.107$$

(2) 计算泡点温度

设 $T = 353.15\text{K}(80^\circ\text{C})$

$$\ln P_A^s = 21.0444 - 2790.50 / (353.15 - 57.15) = 11.617$$

$$\therefore P_A^s = 1.1097 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\ln P_E^s = 23.8047 - 3808.98 / (353.15 - 41.68) = 11.5917$$

$$\therefore P_E^s = 1.082 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\therefore K_A = \frac{r_A P_A^s}{P} = \frac{1.0075 \times 1.1097 \times 10^5}{1.013 \times 10^5} = 1.1037$$

$$K_E = \frac{r_E P_E^s}{P} = \frac{1.107 \times 1.082 \times 10^5}{1.013 \times 10^5} = 1.1821$$

$$\therefore \sum K_i x_i = 1.1037 \times 0.8 + 1.1821 \times 0.2 = 1.1194$$

$$\text{调整 } K_{A2} = 1.1037 / 1.1194 = 0.98597$$

$$P_{A2}^s = \frac{K_{A2} P}{r_A} = \frac{0.98597 \times 1.013 \times 10^5}{1.0075} = \exp(21.0444 - \frac{2790.5}{T - 57.15})$$

解得 $T_2=349.65$ ，即 $T_2=76.50^\circ\text{C}$

$$\therefore \ln P_A^s=11.504 \quad P_A^s = 9.91 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\ln P_E^s=11.453 \quad P_E^s = 9.4175 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\therefore K_A=0.9857 \quad K_E=1.0288$$

$$\sum K_i x_i = 0.9857 \times 0.8 + 1.0288 \times 0.2 = 0.9943 \approx 1$$

故泡点温度为 76.5°C

(3) 计算露点温度

设 $T=353.15\text{K}(80^\circ\text{C})$

$$\therefore K_{A2} = 1.1037 \times 0.894 = 0.9867$$

$$P_{A2}^s = \frac{K_{A2} P}{r_A} = \frac{0.9867 \times 1.013 \times 10^5}{1.0075} = \exp\left(21.0444 - \frac{2790.5}{T - 57.15}\right)$$

解得 $T_2=349.67\text{K}(76.52^\circ\text{C})$

$$\therefore \ln P_A^s=11.505 \quad P_A^s = 9.92 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\ln P_E^s=11.454 \quad P_E^s = 9.425 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$K_A = \frac{1.0075 \times 0.992}{1.013} = 0.9866$$

$$K_E = \frac{1.107 \times 0.9425}{1.013} = 1.03$$

$$\sum x_i = 0.8 / 0.9866 + 0.2 / 1.03 = 1.005 \approx 1$$

故露点温度为 76.52°C

5. 设有 7 个组分的混合物在规定温度和压力下进行闪蒸。用下面给定的 K 值和进料组成画出 Rachford-Rice 闪蒸函数曲线图。

$$f\{\Psi\} = \sum_{i=1}^c \frac{z_i(1-K_i)}{1+\Psi(K_i-1)}$$

Ψ 的间隔取 0.1，并由图中估计出 Ψ 的正确根值。

组分	1	2	3	4	5	6	7
z_i	0.0079	0.1321	0.0849	0.2690	0.0589	0.1321	0.3151
K_i	16.2	5.2	2.0	1.98	0.91	0.72	0.28

解：计算过程如下表所示：

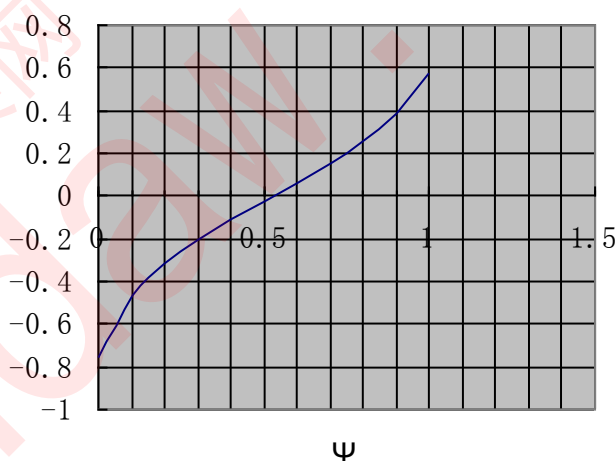
	1	2	3	4	5	6	7	Σ
--	---	---	---	---	---	---	---	----------

$\Psi=0$	-0.12008	-0.55482	-0.08490	-0.26362	0.00530	0.03899	0.22687	-0.7543
$\Psi=0.1$	-0.04765	-0.39072	-0.07718	-0.24009	0.00535	0.03805	0.24447	-0.4678
$\Psi=0.2$	-0.02972	-0.30153	-0.07075	-0.22042	0.00540	0.03918	0.26504	-0.3128
$\Psi=0.3$	-0.02160	-0.24550	-0.06530	-0.20373	0.00545	0.04038	0.28378	-0.2009
$\Psi=0.4$	-0.01696	-0.20702	-0.06064	-0.18938	0.00550	0.04165	0.31864	-0.1082
$\Psi=0.5$	-0.01396	-0.17897	-0.05660	-0.17693	0.00555	0.04301	0.35449	-0.0234
$\Psi=0.6$	-0.01187	-0.15762	-0.05306	-0.16601	0.00560	0.04446	0.39942	0.0609
$\Psi=0.7$	-0.01031	-0.14082	-0.04994	-0.15636	0.00566	0.04601	0.45740	0.1516
$\Psi=0.8$	-0.00913	-0.12725	-0.04717	-0.14777	0.00571	0.04767	0.53508	0.2571
$\Psi=0.9$	-0.00818	-0.11607	-0.04468	-0.14007	0.00577	0.04945	0.64452	0.3907
$\Psi=1$	-0.00741	-0.10670	-0.04245	-0.13314	0.00583	0.05137	0.81026	0.5778

根据上表所得数据画图：

由曲线图得： $\Psi=0.527$

6. 组成为 60%(mol)苯，25%甲苯和15%对二甲苯的 100kmol 液体混合物，在 101.3kPa 和 100℃下闪蒸。试计算液体和气体产物的量和组成。假设该物系为理想溶液。用安托尼方程计算蒸气压。



解：在 373K 下

苯 :

$$\ln P_1^S = 20.7936 - 2788.51/(T - 52.36) \quad P_1^S = 179.315 \text{ kPa}$$

$$K_1 = 1.77$$

甲苯: $\ln P_2^S = 20.9065 - 3096.52/(T - 53.67) \quad P_2^S = 73.834 \text{ kPa}$

$$K_2 = 0.729$$

对二甲苯: $\ln P_3^S = 20.981 - 3346.65/(T - 57.84) \quad P_3^S = 31.895 \text{ kPa}$

$$K_3 = 0.315$$

计算混合组分的泡点 $T_B \quad T_B=364.076\text{K}$

计算混合组分的露点 $T_D \quad T_D=377.83\text{K}$

$$\Psi_1 = \frac{373 - 364.076}{377.83 - 364.076} = 0.65$$

$$f(\Psi_1) = \sum \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + \Psi_1(K_i - 1)} = 0.040443$$

$$f'(\Psi_1) = -\sum \frac{z_i(K_i - 1)^2}{[1 + \Psi_1(K_i - 1)]^2} = -0.414$$

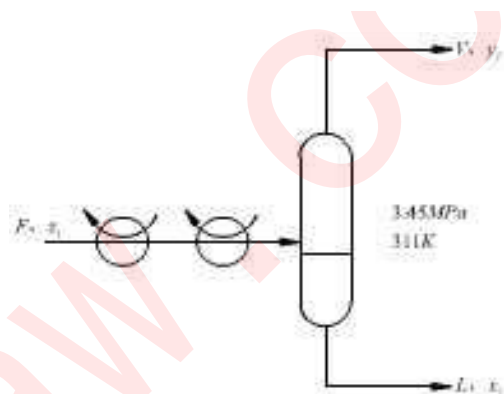
$$\Psi_2 = \Psi_1 - \frac{f(\Psi_1)}{f'(\Psi_1)} = 0.7477$$

$$f(\Psi_2) = -0.0024 \approx 0$$

此时: $x_1=0.38$, $x_2=0.3135$, $x_3=0.3074$, $L=74.77\text{kmol}$;

$y_1=0.6726$, $y_2=0.2285$, $y_3=0.0968$, $V=25.23\text{kmol}$ 。

7. 用图中所示系统冷却反应器出来的物料, 并从较重烃中分离轻质气体。计算离开闪蒸罐的蒸汽组成和流率。从反应器出来的物料温度 811K, 组成如下表。闪蒸罐操作条件下各组分的 K 值: 氢-80; 甲烷-10; 苯-0.01; 甲苯-0.004



解: 以氢为 1, 甲烷为 2, 苯为 3, 甲苯为 4。

总进料量为 $F=460\text{kmol/h}$,

$z_1 = 0.4348$, $z_2 = 0.4348$, $z_3 = 0.1087$, $z_4 = 0.0217$

又 $K_1=80$, $K_2=10$, $K_3=0.01$, $K_4=0.004$

由式(2-72)试差可得: $\Psi=0.87$,

由式(2-68)计算得:

$y_1=0.4988$, $y_2=0.4924$, $y_3=0.008$, $y_4=0.0008$;

$V=400.2\text{mol/h}$ 。

组分	流率, mol/h
氢	200
甲烷	200
苯	50
甲苯	10

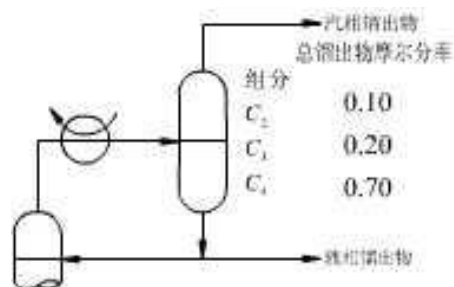
8. 下图所示是一个精馏塔的塔顶部分。图中以表示出总精馏物的组成, 其中 10%(mol)作为汽相采出。若温度是 311K, 求回流罐所用压力。给出该温度和 1379kPa 压力下的 K 值为: C_2 -2.7; C_3 -0.95;

C_4 -0.34, 并假设 K 与压力成正比。

解: 由图中可知 $z_{C_2}=0.10$, $z_{C_3}=0.20$, $z_{C_4}=0.70$;

由题意知: $K_i = \frac{P}{1379} K'_i$, $\Psi=0.1$,

由式(2-72)试差得: $P=2179\text{kPa}$ 。



9. 在 101.3kPa 下, 对组成为 45%(摩尔)正己烷, 25%正庚烷及 30%正辛烷的混合物。

(1)求泡点和露点温度

(2)将此混合物在 101.3kPa 下进行闪蒸, 使进料的 50%汽化。求闪蒸温度, 两相的组成。

解：(1)因为各组分都是烷烃，所以汽、液相均可看成理想溶液， K_i 只取决于温度和压力，可使用烃类的 P-T-K 图。

泡点温度计算得： $T_B=86^\circ\text{C}$ 。

露点温度计算得： $T_D=100^\circ\text{C}$ 。

(2)由式(2-76)求 T 的初值为 93°C ，查图求 K_i

组分	正己烷	正庚烷	正辛烷
z_i	0.45	0.25	0.30
K_i	1.92	0.88	0.41
$\frac{(K_i - 1)z_i}{1 + \Psi(K_i - 1)}$	0.2836	-0.0319	-0.2511

$$\sum \frac{(K_i - 1)z_i}{1 + \Psi(K_i - 1)} = 0.0006 \approx 0$$

所以闪蒸温度为 93°C 。

由式(2-77)、(2-68)计算得：

$$x_{C6}=0.308, \quad x_{C7}=0.266, \quad x_{C8}=0.426$$

$$y_{C6}=0.591, \quad y_{C7}=0.234, \quad y_{C8}=0.175$$

所以液相中含正己烷 30.8%，正庚烷 26.6%，正辛烷 42.6%；

汽相中含正己烷 59.1%，正庚烷 23.4%，正辛烷 17.5%。

第三章 多组分精馏和特殊精馏

1. 在一精馏塔中分离苯(B), 甲苯(T), 二甲苯(X)和异丙苯(C)四元混合物。进料量 200mol/h, 进料组成 $z_B=0.2, z_T=0.1, z_X=0.4$ (mol)。塔顶采用全凝器, 饱和液体回流。相对挥发度数据为: $\alpha_{BT}=2.25, \alpha_{TT}=1.0, \alpha_{XT}=0.33, \alpha_{CT}=0.21$ 。规定异丙苯在釜液中的回收率为 99.8%, 甲苯在馏出液中的回收率为 99.5%。求最少理论板数和全回流操作下的组分分配。

解: 根据题意顶甲苯(T)为轻关键组分, 异丙苯(C)为重关键组分, 则苯(B)为轻组分, 二甲苯(X)为中间组分。

以重关键组分计算相对挥发度。

$$\alpha_{BC} = 2.25 / 0.21 = 10.71$$

$$\alpha_{TC} = 1.0 / 0.21 = 4.762$$

$$\alpha_{XC} = 0.33 / 0.21 = 1.5714$$

$$\alpha_{CC} = 1$$

由分离要求计算关键组分在塔顶釜的分配。

$$W_C = 200 \times 0.4 \times 0.998 = 79.84 \text{ kmol/h}$$

$$D_C = 200 \times 0.5 - 79.84 = 0.16 \text{ kmol/h}$$

$$D_T = 200 \times 0.3 \times 0.995 = 59.7 \text{ kmol/h}$$

$$W_T = 200 \times 0.3 - 59.7 = 0.3 \text{ kmol/h}$$

$$\text{所以 } N_m = \frac{\lg \left[\frac{D_T}{D_C} \cdot \frac{W_C}{W_T} \right]}{\lg \alpha_{TC}} = \frac{\lg \left[\frac{59.7}{0.16} \times \frac{79.84}{0.3} \right]}{\lg 4.762} = 7.37$$

$$\text{由 } \frac{D_i}{W_i} = \alpha_{iH}^{N_m} \cdot \frac{D_H}{W_H} \text{ 与 } F_i = D_i + W_i \text{ 求出非关键组分的分布}$$

$$\text{苯: } \frac{D_B}{W_B} = 10.71^{7.37} \times \frac{0.16}{79.84} = 7.8 \times 10^4 \quad \therefore W_B = 0, \quad D_B = 200 \times 0.2 = 40 \text{ kmol/h}$$

$$\text{二甲苯: } \frac{D_X}{W_X} = 1.5714^{7.37} \times \frac{0.16}{79.84} = 0.056, \quad D_X + W_X = 200 \times 0.1 = 20$$

求得 $D_x=1.06$, $W_x=18.94$,

物料平衡结果见下表:

组分	x_{Fi}	D_i	x_{Di}	W_i	x_{Wi}
苯(B)	0.2	40	0.396	0	0
甲苯(T)	0.3	59.9	0.592	0.3	0.003
异丙苯(C)	0.4	0.16	0.002	79.84	0.806
Σ		100.92	1.00	99.08	1.00

2. 在 101.3Kpa 压力下氯仿(1)-甲醇(2)系统的 NRTL 参数为: $\tau_{12}=8.9665\text{J/mol}$, $\tau_{12}=-0.83665\text{J/mol}$, $\alpha_{12}=0.3$ 。试确定共沸温度和共沸组成。

安托尼方程(P^s : Pa; T: K)

$$\text{氯仿: } \ln P_1^s = 20.8660 - \frac{2696.79}{(T - 46.16)}$$

$$\text{甲醇: } \ln P_2^s = 23.4803 - \frac{3626.55}{(T - 34.29)}$$

解: 设 T 为 53.5°C

$$\text{则 } \ln P_1^s = 20.8660 - \frac{2696.79}{(326.65 - 46.16)}$$

$$\ln P_2^s = 23.4803 - \frac{3626.55}{(326.65 - 34.29)}$$

$$P_1^s=76990.1 \quad P_2^s=64595.6$$

$$\text{由 } G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij}\tau_{ij}), \quad \alpha_{ij}=\alpha_{ji}$$

$$G_{12} = \exp(-\alpha_{12}\tau_{12})=\exp(-0.3 \times 8.9665)=0.06788$$

$$G_{21} = \exp(-\alpha_{21}\tau_{21})=\exp(0.3 \times 0.8365)=1.2852$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_1 &= x_2^2 \left[\frac{\tau_{21} G_{21}^2}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \\ &= (1 - x_1)^2 \left[\frac{(-0.8365) \times 1.2852^2}{[x_1 + (1 - x_2) \times 1.2852]^2} + \frac{8.9665 \times 0.06788}{[(1 - x_1) + 0.06788x_1]^2} \right] \\ &= (1 - x_1)^2 \left[\frac{-1.3817}{(1.2852 - 0.2852x_1)^2} + \frac{0.6086}{(1 - 0.93212x_1)^2} \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln \gamma_2 &= x_1^2 \left[\frac{\tau_{12} G_{12}^2}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \\ &= x_1^2 \left[\frac{8.9665 \times 0.06788^2}{(1 - x_1 + 0.06788x_1)^2} + \frac{-0.8365 \times 1.2852}{[x_1 + 1.2852(1 - x_1)]^2} \right] \end{aligned}$$

$$=x_1^2 \left[\frac{0.04131}{(1-0.93212x_1)^2} + \frac{-1.07507}{(1.2852-0.2852x_1)^2} \right]$$

$$\ln \gamma_1 - \ln \gamma_2 = \ln \frac{P_1^S}{P_2^S} = \ln \frac{76990.1}{64595.6} = 0.1755$$

求得 $x_1=0.32$ $\gamma_1=1.2092$ $\gamma_2=0.8971$

$$\begin{aligned} \sum x_i P_i^S \gamma_i &= x_1 P_1^S \gamma_1 + x_2 P_2^S \gamma_2 \\ &= 0.32 \times 76990.1 \times 1.2092 + 0.68 \times 64595.6 \times 0.8971 \\ &= 69195.98 \text{ Pa} < 101.3 \text{ kPa} \end{aligned}$$

设 T 为 60°C

$$\text{则 } \ln P_1^S = 20.8660 - \frac{2696.79}{(333.15 - 46.16)}$$

$$\ln P_2^S = 23.4803 - \frac{3626.55}{(333.15 - 34.29)}$$

$$P_1^S = 95721.9 \quad P_2^S = 84599.9$$

$$\ln \gamma_1 - \ln \gamma_2 = \ln \frac{P_1^S}{P_2^S} = \ln \frac{95721.9}{84599.9} = 0.1235$$

设 T 为 56°C

$$\text{则 } \ln P_1^S = 20.8660 - \frac{2696.79}{(329.15 - 46.16)}$$

$$\ln P_2^S = 23.4803 - \frac{3626.55}{(329.15 - 34.29)}$$

$$P_1^S = 83815.2 \quad P_2^S = 71759.3$$

$$\ln \gamma_1 - \ln \gamma_2 = \ln \frac{P_1^S}{P_2^S} = \ln \frac{83815.2}{71759.3} = 0.1553$$

当 $\ln \gamma_1 - \ln \gamma_2 = 0.1553$ 时求得 $x_1=0.30$ $\gamma_1=1.1099$ $\gamma_2=0.9500$

$$\begin{aligned} \sum x_i P_i^S \gamma_i &= x_1 P_1^S \gamma_1 + x_2 P_2^S \gamma_2 \\ &= 0.30 \times 83815.2 \times 1.1099 + 0.70 \times 71759.3 \times 0.9500 \\ &= 75627.8 \text{ Pa} < 101.3 \text{ kPa} \end{aligned}$$

3. 某 1、2 两组分构成二元系，活度系数方程为 $\ln \gamma_1 = Ax_2^2$ ， $\ln \gamma_2 = Ax_1^2$ ，端值常数与温度的关系： $A=1.7884-4.25 \times 10^{-3}T$ (T, K)

蒸汽压方程为 $\ln P_1^S = 16.0826 - \frac{4050}{T}$

$$\ln P_2^S = 16.3526 - \frac{4050}{T} \quad (\text{P: kPa; T: K})$$

假设汽相是理想气体，试问99.75Kpa时①系统是否形成共沸物？②共沸温度是多少？

解：设T为350K

$$\text{则 } A=1.7884-4.25 \times 10^{-3} \times 350=1.7884-1.4875=0.3009$$

$$\ln P_1^S = 16.0826 - \frac{4050}{350} ; \therefore P_1^S = 91.0284 \text{ kPa}$$

$$\ln P_2^S = 16.3526 - \frac{4050}{350} ; P_2^S = 119.2439 \text{ kPa}$$

因为在恒沸点

$$\alpha_{12} = \frac{\gamma_1 P_1^S}{\gamma_2 P_2^S} = 1 \quad \text{由} \quad \frac{\gamma_1}{\gamma_2} = \frac{P_2^S}{P_1^S}$$

$$\therefore \ln \frac{\gamma_1}{\gamma_2} = \ln \frac{P_1^S}{P_2^S} = \ln \gamma_1 - \ln \gamma_2 = A (x_2^2 - x_1^2) = A (1 - 2x_1)$$

$$\ln \frac{91.0284}{119.2439} = 0.3009 (1 - 2x_1)$$

$$\text{解得： } x_1 = 0.9487 \quad x_2 = 0.0513$$

$$\therefore \ln \gamma_1 = 0.3009 \times 0.0513^2 ; \gamma_1 = 1.0008$$

$$\ln \gamma_2 = 0.3009 \times 0.9487^2 ; \gamma_2 = 1.3110$$

$$P = \sum \gamma_i x_i P_i^S = 1.0008 \times 0.9487 \times 91.0284 + 1.3110 \times 0.0513 \times 119.2439 \\ = 95.0692 \neq 99.75 \text{ kPa}$$

设 T 为 340K

$$\text{则 } A=1.7884-4.25 \times 10^{-3} \times 340=0.3434$$

$$\ln P_1^S = 16.0826 - \frac{4050}{340} ; P_1^S = 64.7695 \text{ kPa}$$

$$\ln P_2^S = 16.3526 - \frac{4050}{340} ; P_2^S = 84.8458 \text{ kPa}$$

$$\text{由} \quad \ln \frac{P_1^S}{P_2^S} = A (1 - 2x_1) ; \quad \ln \frac{64.7695}{84.8458} = 0.3434 (1 - 2x_1)$$

$$\text{解得： } x_1 = 0.8931 \quad x_2 = 1 - 0.8931 = 0.1069$$

$$\therefore \ln \gamma_1 = 0.3434 \times 0.1069^2 ; \gamma_1 = 1.0039$$

$$\ln \gamma_2 = 0.3434 \times 0.8931^2 ; \gamma_2 = 1.3151$$

$$P = \sum \gamma_i x_i P_i^S = 1.0039 \times 0.8931 \times 64.7695 + 1.3151 \times 0.1069 \times 84.8458$$

$$=69.9992 \neq 99.75 \text{ kPa}$$

设 T 为 352K

$$\text{则 } A=1.7884-4.25 \times 10^{-3} \times 352=0.2924$$

$$\ln P_1^s = 16.0826 - \frac{4050}{352} ; P_1^s = 97.2143 \text{ kPa}$$

$$\ln P_2^s = 16.3526 - \frac{4050}{352} ; P_2^s = 127.3473 \text{ kPa}$$

$$\text{由 } \ln \frac{P_1^s}{P_2^s} = A (1 - 2x_1) ; \ln \frac{97.2143}{127.3473} = 0.2924(1 - 2x_1)$$

$$\therefore x_1 = 0.9617 \quad x_2 = 1 - 0.9617 = 0.0383$$

$$\therefore \ln \gamma_1 = 0.2924 \times 0.0383^2 ; \gamma_1 = 1.0004$$

$$\ln \gamma_2 = 0.2924 \times 0.9617^2 ; \gamma_2 = 1.3105$$

$$P = \sum \gamma_i x_i P_i^s = 1.0004 \times 0.9617 \times 97.2143 + 1.3105 \times 0.0383 \times 127.3473 \\ = 99.9202 \approx 99.75 \text{ kPa}$$

说明系统形成共沸物，其共沸温度为 352K。

$$\text{判断} \therefore \frac{P_2^s}{P_1^s} = 99.13 / 75.6738 = 1.31, \text{ 而 } \gamma_1 = 1.313, \gamma_2 = 1.002$$

$$\therefore \gamma_1 > \frac{P_2^s}{P_1^s} > \gamma_2, \text{ 且 } P > P_1^s, P_2^s,$$

\therefore 故形成最低沸点恒沸物，恒沸物温度为 344.5K。

第四章 气体吸收

1. 某原料气组成如下：

组分	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	n-C ₅ H ₁₂	n-C ₆ H ₁₄
y ₀ (摩尔分率)	0.765	0.045	0.035	0.025	0.045	0.015	0.025	0.045

先拟用不挥发的烃类液体为吸收剂在板式塔吸收塔中进行吸收，平均吸收温度为 38℃，压力为 1.013Mpa，如果要求将 i-C₄H₁₀ 回收 90%。试求：

- (1) 为完成此吸收任务所需的最小液气比。
- (2) 操作液气比为组小液气比的 1.1 倍时，为完成此吸收任务所需理论板数。
- (3) 各组分的吸收分率和离塔尾气的组成。
- (4) 求塔底的吸收液量

解：(1) 最小液气比的计算：

在最小液气比下 $N=\infty$, $A_{\text{关}}=\varphi_{\text{关}}=0.85$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = K_{\text{关}} \cdot A_{\text{关}} = 0.56 \times 0.85 = 0.476$$

(2) 理论板数的计算：

操作液气比 $\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.2 \times 0.476 = 0.5712$

$$A_{\text{关}} = \frac{L}{K_{\text{关}} V_{\text{关}}} = \frac{0.5712}{0.56} = 1.02$$

$$N = \frac{\log\left(\frac{A-\varphi}{1-\varphi}\right)}{\log A} - 1 = \frac{\log\left(\frac{1.02-0.85}{1-0.85}\right)}{\log 1.02} - 1 = 5.32$$

(3) 尾气的数量和组成计算：

非关键组分的 $A_i = \frac{L}{VK_i}$

吸收率 $\varphi_i = \frac{A_i^{N+1} - A}{A_i^{N+1} - 1}$

被吸收的量为 $v_{N+1} \cdot \varphi_i$ ，塔顶尾气数量 $v_{N+1} \cdot (1 - \varphi_i) = v_i$

塔顶组成 $y_{li} = \frac{v_i}{V}$

按上述各式计算，将结果列于下表

组分	v_{N+1} Kmol/h	K_i	A_i	ϕ_i	$v_{N+1}\phi_i$	v_i	y_i
CH ₄	76.5	17.4	0.033	0.032	2.524	73.98	0.920
C ₂ H ₆	4.5	3.75	0.152	0.152	0.684	3.816	0.047
C ₃ H ₈	3.5	1.3	0.439	0.436	1.526	1.974	0.025
i-C ₄ H ₁₀	2.5	0.56	1.02	0.85	2.125	0.375	0.0047
n-C ₄ H ₁₀	4.5	0.4	1.428	0.95	4.275	0.225	0.0028
i-C ₅ H ₁₂	1.5	0.18	3.17	1.00	1.500	0.0	0.0
n-C ₅ H ₁₂	2.5	0.144	3.97	1.00	2.500	0.0	0.0
n-C ₆ H ₁₄	4.5	0.056	10.2	1.00	4.500	0.0	0.0
合计	100.0	-	-	-	19.810	80.190	

(4)塔底的吸收量 L_N

塔内气体平均流率: $v = \frac{100 + 80.37}{2} = 90.185$ Kmol/h

塔内液体平均流率: $L_{\text{均}} = \frac{L_0 + L_N}{2} = \left(\frac{L}{V}\right) \cdot V_{\text{均}} = 0.5712 \times 90.185 = 51.514$

而 $V_{N+1} + L_0 = V_1 + L_N$, 即 $100 + L_0 = 80.37 + L_N$

联立求解得 $L_N = 61.33$ Kmol/h. $L_0 = 41.70$ Kmol/h

解 2: 由题意知, i-C₄H₁₀ 为关键组分

由 $P=1.013$ Mpa, $t_{\text{平}}=38^\circ\text{C}$

查得 $K_{\text{关}}=0.56$ (P-T-K 图)

(1)在最小液气比下 $N=\infty$, $A_{\text{关}}=A_{\text{中关}}=0.9$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = K_{\text{关}} \cdot A_{\text{关}} = 0.56 \times 0.9 = 0.504$$

(2) $\frac{L}{V} = 1.1 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.1 \times 0.504 = 0.5544$

$$A_{\text{关}} = \frac{L}{K_{\text{关}} V_{\text{关}}} = \frac{0.5544}{0.56} = 0.99$$

所以 理论板数为

$$N = \frac{\log\left(\frac{A - \phi}{1 - \phi}\right)}{\log A} - 1 = \frac{\log\left(\frac{0.99 - 0.9}{1 - 0.9}\right)}{\log 0.99} - 1 = 9.48$$

(3) 它组分吸收率公式 $A_i = \frac{L}{VK_i}$, $\phi_i = \frac{A_i^{N+1} - A}{A_i^{N+1} - 1}$

计算结果如下:

组分	进料量	相平衡常数 K_i	A_i	ϕ_i	被吸收量	塔顶尾气	
						数量	组成
CH ₄	76.5	17.4	0.032	0.032	2.448	74.05	0.923
C ₂ H ₆	4.5	3.75	0.148	0.148	0.668	3.834	0.048
C ₃ H ₈	3.5	1.3	0.426	0.426	1.491	2.009	0.025
i-C ₄ H ₁₀	2.5	0.56	0.99	0.90	2.250	0.250	0.003
n-C ₄ H ₁₀	4.5	0.4	1.386	0.99	4.455	0.045	0.0006
i-C ₅ H ₁₂	1.5	0.18	3.08	1.00	1.500	0.0	0.0
n-C ₅ H ₁₂	2.5	0.144	3.85	1.00	2.500	0.0	0.0
n-C ₆ H ₁₄	4.5	0.056	9.9	1.00	4.500	0.0	0.0
合计	100.0	-	-	-	19.810	80.190	

以 CH₄ 为例:

$$A_i = \frac{L}{VK_i} = \frac{0.5544}{17.4} = 0.032$$

$$\phi_i = \frac{0.032^{9.48+1} - 0.99}{0.032^{9.48+1} - 1} = 0.32$$

$$V_1(\text{CH}_4) = (1 - \phi_i)VN + 1 = (1 - 0.032) \times 76.5 = 74.05$$

$$Y_{1(\text{CH}_4)} = \frac{V_{1(\text{CH}_4)}}{V_1} = \frac{74.05}{76.5} = 0.923$$

(3) 塔内气体平均流率: $v = \frac{100 + 80.190}{2} = 90.10 \text{ Kmol/h}$

塔内液体平均流率: $L = \frac{L_0 + (L_0 + 19.81)}{2} = L_0 + 9.905$

由 $\frac{1}{v} = 0.5544$

$\therefore L_0 = 40.05 \text{ Kmol/h}$

第五章 液液萃取

www.khdaw.com
课后答案网

第六章 多组分多级分离的严格计算

1. 某精馏塔共有三个平衡级，一个全凝器和一个再沸器。用于分离由 60% (mol) 的甲醇，20% 乙醇和 20% 正丙醇所组成的饱和液体混合物。在中间一级上进料，进料量为 1000 kmol/h。此塔的操作压力为 101.3 kPa。馏出液量为 600 kmol/h。回流量为 2000 kmol/h。饱和液体回流。假设恒摩尔流。用泡点法计算一个迭代循环，直到得出一组新的 T_i 值。

安托尼方程：

$$\text{甲醇: } \ln P_1^S = 23.4803 - 3626.5/(T - 34.29)$$

$$\text{乙醇: } \ln P_2^S = 23.8047 - 3803.98/(T - 41.68)$$

$$\text{正丙醇: } \ln P_3^S = 22.4367 - 3166.38/(T - 80.15) \quad (T: \text{K}; P^S: \text{Pa})$$

提示：为开始迭代，假定馏出液温度等于甲醇的正常沸点，而塔釜温度等于其它两个醇的正常沸点的算术平均值，其它级温按线性内插。

解：馏出液量 $D = U_1 = 600 \text{ kmol/h}$ ， $L_1 = 2000 \text{ kmol/h}$ ，由围绕全凝器的总物料衡算得 $V_2 = L_1 + U_1 = 2600 \text{ kmol/h}$ 。

由安托尼方程算出物料的沸点得：

$$T_{\text{甲醇}} = 337.65 \text{ K}, T_{\text{乙醇}} = 351.48 \text{ K}, T_{\text{正丙醇}} = 370.35 \text{ K}。$$

假定馏出液温度等于甲醇的正常沸点，而塔釜温度等于其它两个醇的正常沸点的算术平均值，其它级温按线性内插。

迭代变量的初值列于下表

级序号, j	V_j , mol/h	T_j , K	级序号, j	V_j , mol/h	T_j , K
1	0	337.65	4	2600	355.01
2	2600	343.44	5	2600	360.79
3	2600	349.22			

在假定的级温度及 101.3 kPa 压力下，由安托尼方程得到的 K 值为：

组分	K_{ij}				
	1	2	3	4	5
甲醇	1	1.25	1.55	1.91	2.33
乙醇	0.56	0.72	0.91	1.15	1.43
正丙醇	0.25	0.33	0.42	0.54	0.69

第 1 个组分甲醇的矩阵方程推导如下

当 $V_1 = 0$ ， $G_j = 0 (j=1, \dots, 5)$ 时，从式(4-19)可得

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m - U_m)$$

所以, $A_5 = V_5 + F_3 - U_1 = 2600 + 1000 - 600 = 3000$

类似得, $A_4 = 3000$, $A_3 = 2000$ 和 $A_2 = 2000$

当 $V_1 = 0$ 和 $G_j = 0$ 时, 由式(4-20)可得

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m) + U_j + V_j K_{ij} \right]$$

因此, $B_5 = -[F_3 - U_1 + V_5 K_{1,5}] = -[1000 - 600 + 2600 \times 2.33] = -6458$

同理, $B_4 = -7966$, $B_3 = -7030$, $B_2 = -5250$ 和 $B_1 = -2600$

由式(4-21)得: $D_3 = -1000 \times 0.60 = -600 \text{ kmol/h}$

相类似 $D_1 = D_2 = D_4 = D_5 = 0$

将以上数值代入式(4-23), 得到:

$$\begin{bmatrix} -2600 & 3250 & 0 & 0 & 0 \\ 2000 & -5250 & 4030 & 0 & 0 \\ 0 & 2000 & -7030 & 4966 & 0 \\ 0 & 0 & 3000 & -7966 & 6058 \\ 0 & 0 & 0 & 3000 & -6458 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{1,1} \\ x_{1,2} \\ x_{1,3} \\ x_{1,4} \\ x_{1,5} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ -600 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

用式(4-26)和(4-27)计算 p_j 和 q_j

$$p_1 = \frac{C_1}{B_1} = \frac{3250}{-2600} = -1.25$$

$$q_1 = \frac{D_1}{B_1} = \frac{0}{-2600} = 0$$

$$p_2 = \frac{C_2}{B_2 - A_2 p_1} = \frac{4030}{-5250 - 2000(-1.25)} = -1.465$$

按同样方法计算, 得消元后的方程

$$\begin{bmatrix} 1 & -1.25 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -1.465 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & -1.210 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & -1.397 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{1,1} \\ x_{1,2} \\ x_{1,3} \\ x_{1,4} \\ x_{1,5} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0.146 \\ 0.101 \\ 0.134 \end{bmatrix}$$

显然, 由式(4-28b)得 $x_{1,5} = 0.134$

依次用式(4-28a)计算, 得

$$x_{1,4} = 0.288, x_{1,3} = 0.494, x_{1,2} = 0.723, x_{1,1} = 0.904$$

以类似方式解乙醇和正丙醇的矩阵方程得到 $x_{i,j}$

组分	$x_{i,j}$
----	-----------

	1	2	3	4	5
甲醇	0.904	0.723	0.494	0.288	0.134
乙醇	0.155	0.216	0.223	0.189	0.138
正丙醇	0.035	0.106	0.214	0.329	0.450
Σ	1.094	1.045	0.931	0.806	0.722

在这些组成归一化以后，用式(4-3)迭代计算 101.3kPa 压力下的泡点温度并和初值比较。

	1	2	3	4	5
$T^{(1)}$	337.65	343.44	349.22	355.01	360.79
$T^{(2)}$	339.94	342.23	345.82	350.81	357.40

第 1 次迭代结束。

2. 分离苯(B)、甲苯(T)和异丙苯(C)的精馏塔，塔顶采用全凝器。分析釜液组成为： $x_B = 0.1(\text{mol})$ ， $x_T = 0.3$ ， $x_C = 0.6$ 。蒸发比 $V'/W = 1.0$ 。假设为恒摩尔流。相对挥发度 $\alpha_{BT} = 2.5$ ， $\alpha_{TT} = 1.0$ ， $\alpha_{CT} = 0.21$ ，求再沸器以上一板的上升蒸汽组成。

解：根据提馏段物料衡算得：

$$L' = W + V'$$

由 $V'/W = 1.0$

$L'/V' = 2.0$ ； $L'/W = 2.0$ 。

由式(4-12)得：

$y_B = 0.3698$ ； $y_T = 0.4438$ ； $y_C = 0.1864$ 。

由提馏段操作线方程：

$x_B = 0.2349$ ； $x_T = 0.3719$ ； $x_C = 0.3932$ 。

再沸器以上一板的上升蒸汽组成：

$$y_{i,j} = \frac{\alpha_{ir} x_{i,j}}{\sum \alpha_{ir} x_{i,j}}$$

$y_B = 0.5637$ ； $y_T = 0.3570$ ； $y_C = 0.0793$ 。

3. 精流塔及相对挥发度与习题 2 相同。进料板上升蒸汽组成 $y_B = 0.35(\text{mol})$ ， $y_T = 0.20$ ， $y_C = 0.45$ 。回流比 $L/D = 1.7$ ，饱和液体回流。进料板上二级下流液体组成为 $x_B = 0.24(\text{mol})$ ， $x_T = 0.18$ ， $x_C = 0.58$ 。求进料板以上第 2 板的上升蒸汽组成。

解：根据精馏段物料衡算得：

$$V = L + D;$$

由 $L/D = 1.7$

$V/L = 2.7/1.7 = 1.588$ ； $D/L = 1/1.7 = 0.588$ 。

根据精馏段操作线方程得：

$$x_{D,B}=0.537; \quad x_{D,T}=0.234; \quad x_{D,C}=0.229。$$

进料板上 1 板上升蒸汽组成为：

$$y_B=0.6653; \quad y_T=0.1996; \quad y_C=0.1351。$$

根据精馏段操作线方程得进料板上 2 板下流液体组成为：

$$x_B=0.74; \quad x_T=0.18; \quad x_C=0.08。$$

进料板上 2 板上升蒸汽组成为：

$$y_B=0.904; \quad y_T=0.088; \quad y_C=0.008。$$

4. 分离苯(B)、甲苯(T)和异丙苯(C)的精馏塔，操作压力为 101.3kPa。饱和液体进料，其组成为 25%(mol)苯，35%甲苯和 40%异丙苯。进料量 100kmol/h。塔顶采用全凝器，饱和液体回流，回流比 $L/D=2.0$ 。假设恒摩尔流。相对挥发度为常数 $\alpha_{BT}=2.5, \alpha_{TT}=1.0, \alpha_{CT}=0.21$ 。规定馏出液中甲苯的回收率为 95%，釜液中异丙烷的回收率为 96%。试求：

- (1) 按适宜进料位置进料，确定总平衡级数；
- (2) 若在第 5 级进料(自上而下)，确定总平衡级数。

解：①全塔物料衡算和计算起点的确定：

按清晰分割： $Fz_B=Dx_{B,D}=2.5$ ；

$$Dx_{T,D}=0.95(Fz_T)=33.25;$$

$$Dx_{C,D}=(1-0.96)(Fz_C)=1.6;$$

物料衡算表：

组分	馏出液		釜液	
	$Dx_{i,D}$	$x_{i,D}$	$Wx_{i,W}$	$x_{i,w}$
B	25	0.418	0	0
C	33.25	0.555	1.75	0.044
T	1.6	0.027	38.4	0.956
	59.85	1.0	40.15	1.0

②操作线方程

精馏段 $y_{i,j+1} = \frac{L}{V}x_{i,j} + \frac{D}{V}x_{i,D}$
 式中 $\frac{L}{V} = \frac{L+D}{L+D} = \frac{2}{3}; \quad D/V = \frac{1}{3}$

提馏段 $y_{i,j+1} = \frac{L'}{V'}x_{i,j} - \frac{W}{V'}x_{i,w}$

式中 $L'=2D+F=219.7;$

$$V'=V=L+D=3D=179.55$$

$$L'/V'=1.224; \quad W/V'=0.224。$$

③逐级计算

组分	第 1 级		第 2 级	
	$y_{i,1}=x_{i,D}$	$x_{i,1}$	$y_{i,2}$	$x_{i,2}$
B	0.418	0.193	0.268	0.084
T	0.555	0.655	0.622	0.497
C	0.027	0.151	0.110	0.419
	1.0	0.999	1.0	1.0

核实第 2 级是否为进料级：

按精馏段操作线计算 $y_{i,3}$ 得：

$$y_{B,3}=0.1953; y_{T,3}=0.5163; y_{C,3}=0.2883$$

按提馏段操作线计算 $y_{i,3}$ 得：

$$y_{B,3}=0.1028; y_{T,3}=0.5985; y_{C,3}=0.2987$$

$$\text{则 } \left[\frac{y_{T,3}}{y_{C,3}} \right]_R = 1.790 < \left[\frac{y_{T,3}}{y_{C,3}} \right]_S = 2.0037$$

所以第 2 级不是进料级。

$$\text{所以：} y_{B,3}=0.1953; y_T=0.5163; y_C=0.2883$$

核实第 3 级是否为进料级：

按精馏段操作线计算 $y_{i,4}$ 得：

$$y_{B,4}=0.166; y_{T,4}=0.360; y_{C,4}=0.474$$

按提馏段操作线计算 $y_{i,4}$ 得：

$$y_{B,4}=0.049; y_{T,4}=0.311; y_{C,4}=0.640$$

$$\text{则 } \left[\frac{y_{T,4}}{y_{C,4}} \right]_R = 0.759 < \left[\frac{y_{T,4}}{y_{C,4}} \right]_S = 0.486$$

故第 3 级为进料板，以下按提馏段操作线逐级计算：

组分	第 4 级		第 5 级	
	$y_{i,4}$	$x_{i,4}$	$y_{i,5}$	$x_{i,5}$
B	0.049	0.0058	0.007	0.0006
T	0.311	0.0920	0.103	0.0237
C	0.640	0.9021	0.890	0.9756
	1.0	0.9999	1.0	0.9999

因 $x_{C,5} > x_{C,W}$ 和 $x_{T,5} < x_{T,W}$

所以第 5 级(包括再沸器)为最后一级。

④估计值的校核

W 值应调整为：

$$\frac{1.75}{W} + \frac{38.4}{W} + 0.0006 = 1.0$$

解得： W=40.174；

D=59.826。

$$x_{T,D} = \frac{33.25}{59.826} = 0.5558$$

$$x_{C,D} = \frac{1.6}{59.826} = 0.0267$$

$$x_{B,D} = 0.4175; \quad \frac{|(x_{B,D})_{\text{估计}} - (x_{B,D})_{\text{计算}}|}{(x_{B,D})_{\text{计算}}} = \frac{|0.418 - 0.4175|}{0.4175} = 0.0012 < 0.01$$

满足准确度，不再重复逐级计算。

第七章 吸附

www.khdaw.com
课后答案网

第八章 结晶

www.khdaw.com
课后答案网

第九章 膜分离

www.khdaw.com
课后答案网

第十章 分离过程与设备的选择与放大

1. 一种精馏塔塔板性能测定如下：空气向上穿过单块塔板，塔板上横向流过大量的纯乙二醇。进料及整个塔板上的温度是均匀的，即 53°C 。在该温度下乙二醇的蒸汽压力为 133Pa 。实测表明，出口气体中乙二醇的摩尔分数为 0.001 ，操作压力是 101.3kPa 。
2. Hay 和 Johnson 在 0.2032m 直径 5 块塔板的设备中研究了用筛板塔精馏甲醇-水混合物的操作性能.由全回流时所作的测量测知气相 Murphree 效率 EMV 和点效率 EOC 的数值与平均气相组成的关系,结果如下:
3. 通过对丙稀-丙烷分离塔现场试验考察 AICHE 预计效率的方法对高压下轻质烃类系统的适用性以及关于传质单元的关联式对泡罩塔板意外的塔板有多大的适应性.
4. 从分离等质量百分数的甲醇和水二元混合物的精馏塔得到如下数据:
5. 在习题 4 的操作条件下测定了 Oldershaw 塔的 Murphree 气相平均点效率为 65% .估 EMV 和 EO 值。
6. 确定精馏苯/甲苯混合物的筛板塔板效率。操作压力为 101.3kPa ，气相流率 $V=0.05\text{kmol/s}$ ，液相流率 $L=0.034\text{kmol/s}$ 。
7. 糖密发酵生产乙醇过程中，放出含少量乙醇的富 CO_2 气，该气体送进筛板塔用水吸收乙醇。操作压力 110kPa ，操作温度 30°C 。进口气体流率 180kmol/h ，其中含 $\text{CO}_2 98\%(\text{mol})$ ，乙醇 $2\%(\text{mol})$ 。吸收剂(纯水)的流率为 151.5kmol/h 。相平衡常数 $K=0.57$ 。筛板塔塔径 0.914m ，相当于 7 块理论板，塔效率 $E_o=30\%$ 。估计平均 Murphree 气相板效率 EMV 和点效率所处的范围。
8. 习题 7 中塔径放大至 3.5m 。另外，因原塔效率太低，设计了新塔板，经实验测定其点效率 $\text{EOC}=55\%$ 。估计 Murphree 气相板效率 EMV 和塔效率 E_o 。
9. 计算 20°C 时用水从甲苯-丙酮稀溶液中萃取丙酮的转盘塔的直径。有机分散相的流率为 12247kg/h ，连续相水溶液的流率为 11340kg/h 。物性数据 $\mu_c=10^{-3}\text{Pa.s}$ ； $c=1000\text{kg/m}^3$ ； $\rho=140\text{kg/m}^3$ ； $\sigma=32\times 10^{-3}\text{N/m}$ 。
10. 绘制萃取塔在 $\phi=0.05$ 和 0.3 时的曲线，并分别求出临界滞液分率。
11. $3\%(\text{Wt})$ 的丙烯酸水溶液用异丙醚溶剂连续萃取醋酸。萃取温度 25°C 。流率和物性为
12. 估计习题 11RDC 塔的 HETS 值。