

◆ 高等学校教学用书

●● 修订版

化工原理 下册

HUAGONG

○ 天津大学化工原理教研室

陈常贵 刘邦孚 刘国维 柴诚敬 姚玉英 编

姚玉英 主编

天津科学技术出版社

化 工 原 理

下 册 （修订版）

天津大学化工原理教研室

陈常贵 刘邦孚 刘国维

编

柴诚敬 姚玉英

姚玉英 主编

图书在版编目(CIP)数据

化工原理.(下册)/姚玉英主编.-2版(修订版).-天津:天津科学技术出版社,2005
ISBN 7-5308-3648-X

I.化... II.姚... III.化工原理 IV.TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2004)第 070707 号

责任编辑:丁文红

版式设计:雒桂芬

责任印制:张军利

天津科学技术出版社出版

出版人:胡振泰

天津市西康路 35 号 邮编 300051 电话(022)23332393

网址:www.tjkjbs.com.cn

新华书店经销

天津市永源印刷有限公司印刷

开本 787×1092 1/16 印张 20 字数 484 000

2005 年 1 月第 2 版第 21 次印刷

定价:24.00 元

内 容 提 要

本书重点介绍化工单元操作的基本原理、典型设备及其计算。本书对基本概念的阐述力求严谨,注意理论联系实际,并突出工程观点。全书分上下两册。上册包括绪论、流体流动、流体输送机械、非均相物系的分离和固体流态化、传热、蒸发及附录。下册包括蒸馏、吸收、蒸馏和吸收塔设备、萃取、干燥。每章均编入较多的例题,章末有习题,并附有参考答案。

本书可作为高等院校化工系及有关专业的教材,也可供有关部门从事科研、设计及生产的技术人员参考。

本书由姚玉英任主编,陈常贵任副主编。参加上册编写工作的有姚玉英(绪论、蒸发及附录)、黄凤廉(流体流动)、陈常贵(流体输送机械和传热)、柴诚敬(非均相物系的分离和固体流态化)。参加下册编写工作的有陈常贵(蒸馏)、刘邦孚(吸收)、刘国维(蒸馏和吸收塔设备)、柴诚敬(萃取)及姚玉英(干燥)。

目 录

第一章 蒸馏	(1)
本章符号说明	(1)
第一节 两组分溶液的气液平衡	(2)
1-1-1 相律和相组成	(2)
1-1-2 两组分理想物系的气液平衡	(3)
1-1-3 两组分非理想物系气液平衡	(6)
第二节 平衡蒸馏和简单蒸馏	(10)
1-2-1 平衡蒸馏	(10)
1-2-2 简单蒸馏	(12)
第三节 精馏原理和流程	(14)
1-3-1 精馏原理	(14)
1-3-2 精馏操作流程	(15)
第四节 两组分连续精馏的计算	(16)
1-4-1 理论板的概念及恒摩尔流假定	(16)
1-4-2 物料衡算和操作线方程	(17)
1-4-3 进料热状况的影响	(20)
1-4-4 理论板层数的求法	(23)
1-4-5 几种特殊情况时理论板层数的求法	(28)
1-4-6 回流比的影响及其选择	(32)
1-4-7 简捷法求理论板层数	(37)
1-4-8 塔高和塔径的计算	(39)
1-4-9 连续精馏装置的焓衡算	(41)
1-4-10 精馏塔的操作和调节	(44)
第五节 间歇精馏	(46)
1-5-1 回流比恒定时的间歇精馏计算	(46)
1-5-2 馏出液组成恒定时的间歇精馏计算	(48)
第六节 恒沸精馏和萃取精馏	(52)
1-6-1 恒沸精馏	(52)
1-6-2 萃取精馏	(53)
第七节 多组分精馏	(54)
1-7-1 流程方案的选择	(54)
1-7-2 多组分物系的气液平衡	(55)

1-7-3 关键组分概念及各组分在塔顶和塔底产品中的分配	(60)
1-7-4 最小回流比	(64)
1-7-5 简捷法确定理论板层数	(65)
习题	(67)
思考题	(70)
第二章 吸收	(71)
本章符号说明	(71)
第一节 气—液相平衡	(73)
2-1-1 气体的溶解度	(73)
2-1-2 亨利定律	(75)
2-1-3 吸收剂的选择	(81)
第二节 传质机理与吸收速率	(81)
2-2-1 分子扩散与菲克定律	(81)
2-2-2 气相中的稳定分子扩散	(83)
2-2-3 液相中的稳定分子扩散	(88)
2-2-4 扩散系数	(88)
2-2-5 对流传质	(94)
2-2-6 吸收过程的机理	(96)
2-2-7 吸收速率方程式	(98)
第三节 吸收塔的计算	(105)
2-3-1 吸收塔的物料衡算与操作线方程	(106)
2-3-2 吸收剂用量的决定	(107)
2-3-3 塔径的计算	(110)
2-3-4 填料层高度的计算	(111)
2-3-5 理论板层数的计算	(123)
第四节 吸收系数	(128)
2-4-1 吸收系数的测定	(128)
2-4-2 吸收系数的经验公式	(129)
2-4-3 吸收系数的特征数关联式	(130)
第五节 脱吸及其他条件下的吸收	(135)
2-5-1 脱吸	(135)
2-5-2 高浓度气体吸收	(137)
2-5-3 非等温吸收	(143)
2-5-4 多组分吸收	(144)
2-5-5 化学吸收	(146)
习题	(147)
思考题	(149)
第三章 蒸馏和吸收塔设备	(150)
本章符号说明	(150)

第一节 板式塔.....	(151)
3-1-1 板式塔的结构	(151)
3-1-2 塔板类型	(152)
3-1-3 板式塔的工艺设计	(156)
3-1-4 塔板效率	(179)
第二节 填料塔.....	(183)
3-2-1 填料的特性及类型	(183)
3-2-2 填料塔的流体力学性能	(189)
3-2-3 填料塔的工艺设计	(192)
3-2-4 填料塔附件	(195)
习题.....	(198)
思考题.....	(199)
第四章 液—液萃取	(200)
本章符号说明.....	(200)
第一节 三元体系的液—液相平衡.....	(202)
4-1-1 组成在三角形相图上的表示方法	(202)
4-1-2 液—液相平衡关系在三角形相图上的表示	(203)
4-1-3 萃取剂的选择	(206)
第二节 萃取过程的计算.....	(209)
4-2-1 单级萃取的计算	(210)
4-2-2 多级错流接触萃取的计算	(213)
4-2-3 多级逆流接触萃取的计算	(218)
4-2-4 微分接触逆流萃取	(223)
4-2-5 回流萃取	(226)
第三节 其他萃取分离技术.....	(227)
4-3-1 化学萃取	(227)
4-3-2 超临界(流体)萃取	(229)
4-3-3 双水相萃取技术	(231)
第四节 液—液萃取设备.....	(232)
4-4-1 萃取设备的主要类型	(233)
4-4-2 液—液传质设备的流体流动和传质特性	(238)
4-4-3 萃取设备的选择	(240)
习题.....	(241)
思考题.....	(244)
第五章 干燥	(245)
本章符号说明.....	(245)
第一节 湿空气的热力学性质及湿度图.....	(247)
5-1-1 湿空气的热力学性质	(247)
5-1-2 湿空气的 $H-I$ 图	(254)

第二节 干燥过程的物料衡算与焓衡算.....	(258)
5-2-1 湿物料中含水量的表示方法	(258)
5-2-2 干燥系统的物料衡算	(258)
5-2-3 干燥系统的焓衡算	(259)
5-2-4 空气通过干燥器的状态变化	(263)
第三节 固体物料在干燥过程中的平衡关系与速率关系.....	(268)
5-3-1 固体物料与物料中的水分	(268)
5-3-2 干燥时间的计算	(271)
第四节 干燥器.....	(282)
5-4-1 干燥器的主要形式	(283)
5-4-2 干燥器的选型	(295)
5-4-3 干燥器的工艺设计	(296)
习题.....	(309)

第一章 蒸 馏

本章符号说明

英文字母

a ——质量分数;
 c ——比热容, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 或 $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$;
 C ——独立组分数;
 D ——塔顶产品(馏出液)流量, kmol/h ;
 D ——塔内径, m ;
 E ——塔效率, %;
 F ——自由度;
 $HETP$ ——理论板当量高度, m ;
 I ——物质的焓, kJ/kg ;
 L ——塔内下降的液体流量, kmol/h ;
 m ——提馏段理论板层数;
 M ——摩尔质量, kg/kmol ;
 n ——精馏段理论板层数;
 N ——理论板层数;
 p ——组分的分压, Pa ;
 P ——总压或外压, Pa ;
 q ——进料热状况参数;
 Q ——热负荷或传热速率, kJ/h 或 kW ;
 r ——汽化热, kJ/kg ;
 R ——回流比;
 t ——温度, $^\circ\text{C}$;
 T ——热力学温度, K ;
 u ——气相空塔速度, m/s ;
 v ——组分的挥发度, Pa ;
 V ——塔内上升蒸气的流量, kmol/h ;
 W ——塔底产品(釜残液)液量, kmol/h ;
 x ——液相中易挥发组分的摩尔分数;
 y ——气相中易挥发组分的摩尔分数;
 z ——填料塔中填料层有效高度, m 。

希腊字母

α ——相对挥发度;
 ϕ ——相数;
 μ ——黏度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;
 ρ ——密度, kg/m^3 。
下标
 A ——易挥发组分;
 B ——再沸器;
 B ——难挥发组分;
 c ——冷却或冷凝;
 C ——冷凝器;
 D ——馏出液;
 e ——最终;
 F ——原料液;
 h ——加热;
 L ——液相;
 m ——平均或塔板序号;
 m ——提馏段;
 $\min$ ——最小或最少;
 n ——塔板序号;
 n ——精馏段;
 σ ——直接蒸汽;
 $\circ$ ——标准状况;
 P ——实际的;
 q —— q 线与平衡线的交点;
 T ——理论的;
 V ——气相;
 W ——釜残液。
上标
 $^\circ$ ——纯态;
 $*$ ——平衡状态;
 $'$ ——提馏段。

化工生产中所处理的原料、中间产物和粗产品等几乎都是由若干组分组成的混合物,而且其中大部分是均相物系。例如,石油是由许多种碳氢化合物组成的液体均相混合物;空气是由氧气、氮气等组分组成的气体混合物。生产中为了满足贮存、运输、加工和使用的要求,时常需要将这些混合物分离成为较纯净或几乎纯态的物质(组分)。

对于均相物系,必须要造成一个两相物系,才能将均相混合物分离,并且是根据物系中不同组分间某种物性的差异,使其中某个组分或某些组分从一相向另一相转移以达到分离的目的。通常将物质在相间的转移过程称为传质过程或分离操作。化学工业中常见的传质过程有蒸馏、吸收、萃取及干燥等单元操作。

蒸馏是分离液体混合物的典型单元操作。这种操作是将液体混合物部分汽化,利用各组分的挥发度不同的特性以实现分离的目的。这种分离操作是通过液相和气相间的质量传递来实现的。例如,加热苯和甲苯的混合液,使之部分汽化,由于苯的沸点较甲苯的低,即其挥发度较甲苯的高,故苯较甲苯易于从液相中汽化出来。若将汽化的蒸气全部冷凝,即可得到苯组成高于原料的产品,从而使苯和甲苯得以分离。通常,将沸点低的组分称为易挥发组分,高的称为难挥发组分。

蒸馏过程可以按不同方法分类,例如,按照操作流程可分为间歇蒸馏和连续蒸馏,生产中多以后者为主。间歇蒸馏主要应用于小规模生产或某些有特殊要求的场合。按蒸馏方式可分为简单蒸馏、平衡蒸馏(闪蒸)、精馏和特殊精馏等。对一般较易分离的物系或对分离要求不高时,可采用简单蒸馏或闪蒸;较难分离的可采用精馏;很难分离的或用普通精馏方法不能分离的可采用特殊精馏。工业中以精馏的应用最为广泛。按操作压强可分为常压、加压或减压精馏,在一般情况下,多采用常压精馏。若在常压下,不能进行分离或达不到分离要求的,如在常压下为气态混合液,则可采用加压蒸馏;如沸点较高又是热敏性的混合液,则可采用减压精馏。按待分离混合物中组分的数目可分为两(双)组分和多组分精馏。工业生产中以多组分精馏为常见,但多组分和两组分精馏的基本原理、计算方法等均无本质的区别。因两组分精馏计算较为简单,故常以两组分溶液的精馏原理为计算基础,然后引申用于多组分精馏的计算中。所以本章重点讨论常压下两组分连续精馏。

蒸馏在化学工业中应用十分广泛,其历史也最为悠久,因此它是分离(传质)过程中最重要的单元操作。

第一节 两组分溶液的气液平衡

前已述及,蒸馏是气液两相间的传质过程,因此常用组分在两相中的浓度(组成)偏离平衡的程度来衡量传质推动力的大小。传质过程是以两相达到相平衡为极限的。由此可见,气液相平衡关系是分析蒸馏原理和进行蒸馏设备计算的理论基础。故在讨论蒸馏过程的计算前,首先简述气液相平衡关系。相平衡是物理化学课程的基本内容,本节侧重于论述其在化学工程中的应用,且重点讨论两组分理想溶液。

1-1-1 相律和相组成

相律是研究相平衡的基本规律。相律表示平衡物系中的自由度、相数及独立组分数间的关系,即

$$F = C - \phi + 2$$

$$(1-1)$$

式中 F ——自由度；
 C ——独立组分数；
 ϕ ——相数。

式 1-1 中的数字 2 表示外界只有温度和压强这两个条件可以影响物系的平衡状态。

对两组分的气液平衡,其中组分数为 2,相数为 2,故由相律可知该平衡物系的自由度数为 2。由于气液平衡中可以变化的参数有四个,即温度 t 、压强 P 、一组分在液相和气相中的组成 x 和 y (另一组分的组成不独立),因此在 t 、 P 、 x 和 y 四个变量中,任意规定其中两个变量,此平衡物系的状态也就被惟一地确定了。又若再固定某个变量(例如压强,通常蒸馏可视为恒压下操作),则该物系仅有一个独立变量,而其他变量都是它的函数。所以两组分的气液平衡可以用一定压强下的 $t-x$ (或 y) 及 $x-y$ 的函数关系或相图表示。

气液平衡数据可由实验测定,也可由热力学公式计算得到。

应指出,蒸馏计算中相组成多用摩尔分数表示。组分 A 的摩尔分数是指混合物中组分 A 的摩尔数占混合物总摩尔数的分数,以 x_A 表示。对两组分(A 和 B)的混合液,则有

$$x_A + x_B = 1 \quad (1-2)$$

通常可省略下标 A、B,将易挥发组分的摩尔分数以 x 表示,而难挥发组分的摩尔分数则为 $(1-x)$ 。气相中易挥发组分摩尔分数以 y 表示。相组成也可用质量分数表示。组分 A 的质量分数是指组分 A 的质量占混合物总质量的分数,以 a_A 表示。同样,对两组分混合物,则有

$$a_A + a_B = 1 \quad (1-2a)$$

质量分数和摩尔分数间的换算关系为

$$x_A = \frac{a_A/M_A}{a_A/M_A + a_B/M_B} \quad (1-3)$$

$$\text{或} \quad a_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B} \quad (1-3a)$$

式中 M ——组分的摩尔质量, kg/kmol。

1-1-2 两组分理想物系的气液平衡

所谓理想物系是指液相和气相应符合以下条件。

(1)液相为理想溶液,遵循拉乌尔定律。根据溶液中同分子间与异分子间作用力的差异,可将溶液分为理想溶液和非理想溶液。严格地说,理想溶液是不存在的,但对于性质极相近、分子结构相似的组分所组成的溶液,例如苯—甲苯、甲醇—乙醇、烃类同系物等都可视为理想溶液。

(2)气相为理想气体,遵循道尔顿分压定律。当总压不太高(一般不高于 10^4 kPa)时气相可视为理想气体。

一、用饱和蒸气压表示气液平衡关系

根据拉乌尔定律,理想溶液上方的平衡分压为

$$p_A = p_A^\circ x_A \quad (1-4)$$

$$p_B = p_B^\circ x_B = p_B^\circ (1 - x_A) \quad (1-4a)$$

式中 p ——溶液上方组分的平衡分压, Pa;

p° ——在溶液温度下纯组分的饱和蒸气压, Pa;

x ——溶液中组分的摩尔分数。

下标 A 表示易挥发组分, B 表示难挥发组分。

当溶液沸腾时, 溶液上方的总压等于各组分的蒸气压之和, 即

$$P = p_A + p_B \quad (1-5)$$

联立式 1-4 和式 1-5, 可得

$$x_A = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} \quad (1-6)$$

式 1-6 表示气液平衡下液相组成与平衡温度间的关系。

当外压不太高时, 平衡的气相可视为理想气体, 遵循道尔顿分压定律, 即

$$y_A = \frac{p_A}{P} \quad (1-7)$$

于是
$$y_A = \frac{p_A^\circ}{P} x_A \quad (1-7a)$$

将式 1-6 代入式 1-7a 可得

$$y_A = \frac{p_A^\circ}{P} \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} \quad (1-8)$$

式 1-8 表示气液平衡时气相组成与平衡温度间的关系。

式 1-6 和式 1-7a 即为两组分理想物系的用饱和蒸气压表示的气液平衡函数关系式。

对任一的两组分理想溶液, 利用一定温度下纯组分的饱和蒸气压数据, 即可求得平衡的气液相组成。反之, 若已知一相组成, 也可求得与之平衡的另一相组成和温度, 但一般需用试差法计算。

纯组分的饱和蒸气压 p° 和温度 t 的关系通常用安托因方程表示, 即

$$\lg p^\circ = A - \frac{B}{t + c} \quad (1-9)$$

式中 A、B、C 为组分的安托因常数, 可由有关手册查得, 其值因 p 、 t 的单位而异。

二、用相对挥发度表示气液平衡关系

在两组分蒸馏的分析和计算中, 应用相对挥发度来表示气液平衡函数关系更为简便。前已指出, 蒸馏是利用混合液中各组分的挥发度差异达到分离的目的。通常, 纯液体的挥发度是指该液体在一定温度下的饱和蒸气压。而溶液中各组分的蒸气压因组分间的相互影响要比纯态时的低, 故溶液中各组分的挥发度 v 可用它在蒸气中的分压和与之平衡的液相中的摩尔分数之比表示, 即

$$v_A = \frac{p_A}{x_A} \quad (1-10)$$

$$v_B = \frac{p_B}{x_B} \quad (1-10a)$$

式中 v_A 和 v_B 分别为溶液中 A、B 两组分的挥发度。

对于理想溶液, 因符合拉乌尔定律, 则有

$$v_A = p_A^\circ \quad v_B = p_B^\circ$$

由此可知, 溶液中组分的挥发度是随温度而变的, 因此在使用上不甚方便, 故引出相对

挥发度的概念。

习惯上将溶液中易挥发组分的挥发度对难挥发组分的挥发度之比,称为相对挥发度,以 α 表示,即

$$\alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} \quad (1-11)$$

若操作压强不高,气相遵循道尔顿分压定律,故上式可改写为

$$\alpha = \frac{Py_A/x_A}{Py_B/x_B} = \frac{y_A x_B}{y_B x_A} \quad (1-12)$$

通常,将式 1-12 作为相对挥发度的定义式。相对挥发度的数值可由实验测得。对理想溶液,则有

$$\alpha = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ} \quad (1-13)$$

式 1-13 表明,理想溶液中组分的相对挥发度等于同温度下两纯组分的饱和蒸气压之比。

由于 p_A° 和 p_B° 均随温度沿相同方向变化,因而两者的比值变化不大,故一般可将 α 视为常数,计算时可取操作温度范围内的平均值。

对于两组分溶液,当总压不高时,由式 1-12 可得

$$\frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B} \quad \text{或} \quad \frac{y_A}{1-y_A} = \alpha \frac{x_A}{1-x_A}$$

由上式解出 y_A ,并略去下标,可得

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (1-14)$$

若 α 为已知,可利用式 1-14 求得 $x-y$ 关系,故式 1-14 称为气液平衡方程。

相对挥发度 α 值的大小可以用来判断某混合液是否能用蒸馏方法加以分离以及分离的难易程度。若 $\alpha > 1$,表示组分 A 较 B 容易挥发, α 愈大,挥发度差异愈大,分离愈易。若 $\alpha = 1$,由式 1-14 可知 $y = x$,即气相组成等于液相组成,此时不能用普通精馏方法分离该混合液。

三、用相图表示气液平衡关系

气液平衡用相图来表达比较直观、清晰,应用于两组分蒸馏中更为方便,而且影响蒸馏的因素可在相图上直接反映出来。蒸馏中常用的相图为恒压下的温度—组成图和气相、液相组成图。

(一)温度—组成($t-x-y$)图

蒸馏操作通常在一定的外压下进行,溶液的平衡温度随组成而变。溶液的平衡温度—组成图是分析蒸馏原理的理论基础。

在总压为 101.33 kPa 下,苯—甲苯混合液的平衡温度—组成图如图 1-1 所示。图中以 t 为纵坐标,以 x 或 y 为横坐标。图中有两条曲线,上曲线为 $t-y$ 线,表示混合液的平衡温度 t 和气相组成 y 之间的关系。此曲线称为饱和蒸气线。下曲线为 $t-x$ 线,表示混合液的平衡温度 t 和液相组成 x 之间的关系。此曲线称为饱和液体线。上述的两条曲线将 $t-x-y$ 图分成三个区域。饱和液体线以下的区域代表未沸腾的液体,称为液相区;饱和蒸

气线上方的区域代表过热蒸气,称为过热蒸气区;二曲线包围的区域表示气液两相同时存在,称为气液共存区。

若将温度为 t_1 、组成为 x_1 (图中点 A 表示) 的混合液加热,当温度升高到 t_2 (点 J) 时,溶液开始沸腾,此时产生第一个气泡,相应的温度称为泡点温度,因此饱和液体线又称泡点线。同样,若将温度为 t_4 、组成为 y_1 (点 B) 的过热蒸气冷却,当温度降到 t_3 (点 H) 时,混合气开始冷凝产生第一滴液体,相应的温度称为露点温度,因此饱和蒸气线又称露点线。

由图 1-1 可见,气、液两相呈平衡状态时,气、液两相的温度相同,但气相组成大于液相组成。若气、液两相组成相同,则气相露点温度总是大于液相的泡点温度。

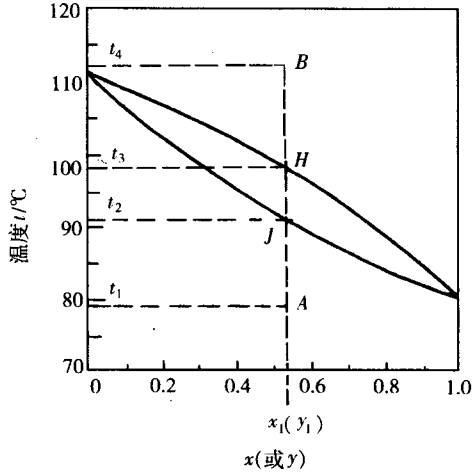


图 1-1 苯—甲苯混合液的 $t-x-y$ 图

(二) $x-y$ 图

蒸馏计算中,经常应用一定外压下的 $x-y$ 图。图 1-2 为苯—甲苯混合液在 $P = 101.33 \text{ kPa}$ 下的 $x-y$ 图。图中以 x 为横坐标, y 为纵坐标,曲线表示液相组成与之平衡的气相组成间的关系。例如,图中曲线上任意点 D 表示组成为 x_1 的液相与组成为 y_1 的气相互成平衡,且表示点 D 有一确定的状态。图中对角线 $x=y$ 的直线,作查图时参考用。对于大多数溶液,两相达到平衡时, y 总是大于 x ,故平衡线位于对角线上方,平衡线偏离对角线愈远,表示该溶液愈易分离。

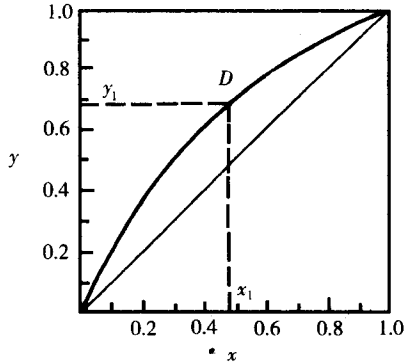


图 1-2 苯—甲苯混合液的 $x-y$ 图

$x-y$ 图可以通过 $t-x-y$ 图作出。图 1-2 就是依据图 1-1 上相对应的 x 和 y 的数据标绘而成。许多常见的两组分溶液在常压下实测出的 $x-y$ 平衡数据,需要时可从物理化学或化工手册中查取。

$x-y$ 平衡关系虽然是在恒定压强下测得的,但实验也表明,总压对平衡曲线的影响不大。若总压变化范围为 20%~30%, $x-y$ 平衡线的变动不超过 2%,因此在总压变化不大时,外压的影响可忽略。但 $t-x-y$ 线随压强变化较大,可见蒸馏计算中使用 $x-y$ 图较 $t-x-y$ 图更为方便。

1-1-3 两组分非理想物系气液平衡

化工生产中遇到的物系大多为非理想物系。非理想物系可能有以下几种情况。

- (1) 液相为非理想溶液,气相为理想气体。
- (2) 液相为理想溶液,气相为非理想气体。
- (3) 液相为非理想溶液,气相为非理想气体。

对非理想溶液,其表现是溶液中各组分的平衡分压与拉乌尔定律发生偏差,此偏差可正可负,分别称为正偏差溶液和负偏差溶液。实际溶液中以正偏差溶液为多。各种实际溶液与理想溶液的偏差程度可能不同,例如,乙醇—水、正丙醇—水等物系是具有很大正偏差溶液的典型例子;硝酸—水、氯仿—丙酮等物系是具有很大负偏差溶液的典型例子。

非理想溶液的平衡分压可用修正的拉乌尔定律表示,即

$$p_A = p_A^\circ x_A \gamma_A \quad (1-15)$$

$$p_B = p_B^\circ x_B \gamma_B \quad (1-15a)$$

式中 γ 为组分的活度系数。各组分的活度系数还与其组成有关,一般可用热力学公式和少量实验数据求得。

当总压不高时,气相为理想气体,则平衡气相组成为

$$y_A = \frac{p_A^\circ x_A \gamma_A}{P} \quad (1-16)$$

当蒸馏操作在高压或低温下进行时,平衡物系的气相不是理想气体,则应对气相的非理想性进行修正,此时应用逸度代替压强,以进行相平衡计算。

两组分非理想物系的气液平衡也可用相图表示。

对于非理想溶液,若非理想程度不严重,其 $t-x-y$ 图和 $x-y$ 图与理想溶液的相仿,若非理想程度较严重,则可能出现恒沸组成。

图 1-3 为乙醇—水混合液的 $t-x-y$ 图。由图可见,液相线和气相线在点 M 重合,即点 M 所示的两相组成相等。常压点 M 的组成为 0.894,称为恒沸组成;相应的温度为 78.15°C ,称为恒沸点。此溶液称为恒沸液。因点 M 的温度较任何组成下溶液的泡点都低,故这种溶液称为具有最低恒沸点的溶液。图 1-4 是其 $x-y$ 图,平衡线与对角线的交点 M 与图 1-3 的点 M 相对应,该点溶液的相对挥发度等于 1。

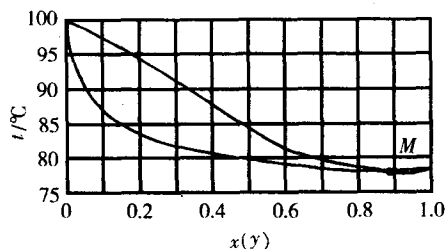


图 1-3 常压下乙醇—水溶液的 $t-x-y$ 图

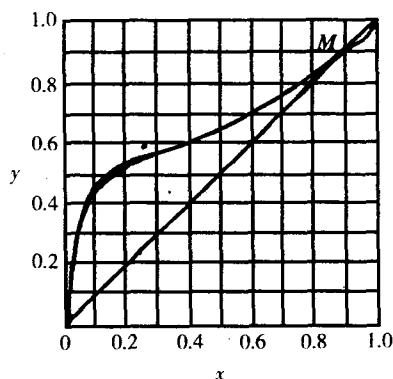


图 1-4 常压下乙醇—水溶液的 $x-y$ 图

图 1-5 为硝酸—水混合液的 $t-x-y$ 图。该图与图 1-3 的相似,不同的是在恒沸点 N 处的温度(121.9°C)比任何组成下该溶液的泡点都高,故这种溶液称为具有最高恒沸点的溶液。图中点 N 所对应的恒沸组成为 0.383。图 1-6 是其 $x-y$ 图,平衡线与对角线的交点与图 1-5 中的点 N 相对应,该点溶液的相对挥发度等于 1。

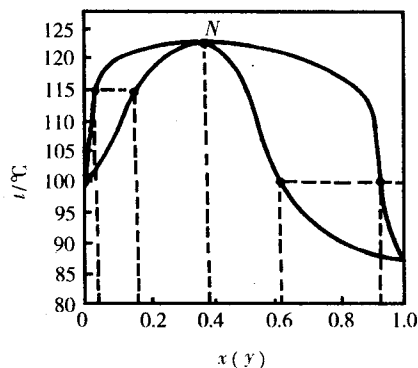


图 1-5 常压下硝酸—水溶液的 $t-x-y$ 图

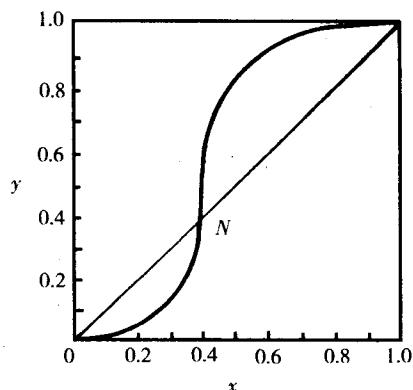


图 1-6 常压下硝酸—水溶液的 $x-y$ 图

同一种溶液的恒沸组成随压强而变,乙醇—水系统的变化情况如表 1-1 所示。由表可见,在理论上可以用改变压强的方法来分离恒沸液,但是实际使用时,则应考虑经济性和操作可能性。

各种恒沸液的恒沸组成的数据,可由有关手册中查得。

表 1-1 乙醇—水溶液的恒沸组成随压强变化情况

压 强/Pa	恒 沸 点/℃	恒沸液中乙醇的摩尔分数
13.33	34.2	0.992
20.0	42.0	0.962
26.66	47.8	0.938
53.32	62.8	0.914
101.33	78.15	0.894
146.6	87.5	0.893
198.3	95.3	0.890

【例 1-1】苯(A)与甲苯(B)的饱和蒸气压和温度的关系数据如本题附表 1 所示。试利用拉乌尔定律和相对挥发度,分别计算苯—甲苯混合液在总压 P 为 101.33 kPa 下的气液平衡数据,并作出温度—组成图。该溶液可视为理想溶液。

例 1-1 附表 1

温 度/℃	80.1	85	90	95	100	105	110.6
p_A°/kPa	101.33	116.9	135.5	155.7	179.2	204.2	240.0
p_B°/kPa	40.0	46.0	54.0	63.3	74.3	86.0	101.33

【解】(1)利用拉乌尔定律,计算气液平衡数据 在某一温度下由本题附表 1 可查得该温度下纯组分苯与甲苯的饱和蒸气压 p_A° 与 p_B° ,由于总压 P 为定值,即 $P=101.33$ kPa,则应用式 1-6 求液相组成 x ,再应用式 1-7a 求平衡的气相组成 y ,即可得到一组标绘平衡温度—组成($t-x-y$)图的数据。

以 $t=95$ °C 为例,计算过程如下:

$$x = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.33 - 63.3}{155.7 - 63.3} = 0.412$$

和 $y = \frac{p_A^\circ}{P} x = \frac{155.7}{100.33} \times 0.412 = 0.633$

其他温度下的计算结果列于本题附表 2 中。

例 1-1 附表 2

$t/^\circ\text{C}$	80.1	85	90	95	100	105	110.6
x	1.000	0.780	0.581	0.412	0.258	0.130	0
y	1.000	0.900	0.777	0.633	0.456	0.262	0

根据以上数据,即可标绘得到如图 1-1 所示的 $t-x-y$ 图。

(2)利用相对挥发度,计算气液平衡数据 因苯—甲苯混合液为理想溶液,故其相对挥发度可用式 1-13 计算,即

$$\alpha = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ}$$

以 95°C 为例,则

$$\alpha = \frac{155.7}{63.3} = 2.46$$

其他温度下的 α 值列于题附表 3 中。

通常,在利用相对挥发度法求 $x-y$ 关系时,可取温度范围内的平均相对挥发度,在本题条件下,附表 3 中两端温度下的 α 数据应除外(因对应的是纯组分,即为 $x-y$ 曲线上两端点),因此可取温度为 85°C 和 105°C 下的 α 平均值,即

$$\alpha_m = \frac{2.54 + 2.37}{2} = 2.46$$

将平均相对挥发度代入式 1-1 中,即

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.46x}{1 + 1.46x}$$

并按附表 2 中的各 x 值,由上式即可算出气相平衡组成 y ,计算结果也列于附表 3 中。

比较本题附表 2 和附表 3,可以看出两种方法求得的 $x-y$ 数据基本一致。对两组分溶液,利用平均相对挥发度表示气液平衡关系比较简便。

例 1-1 附表 3

$t/^\circ\text{C}$	80.1	85	90	95	100	105	110.6
α		2.54	2.51	2.46	2.41	2.37	
x	1.000	0.780	0.581	0.412	0.258	0.130	0
y	1.000	0.897	0.773	0.633	0.461	0.269	0