

# 化工装置的工艺设计

第 二 册

第 二 版

[美] E.E.路德维希 编著

化学工业出版社

81.18  
694(2)  
2:2

# 化工装置的工艺设计

第 二 册

第 二 版

〔美〕E.E.路德维希 编著  
化学工业部化工设计公司 组织翻译

352.08/17

化 学 工 业 出 版 社

## 内 容 提 要

全书原文共分三卷，主要介绍化工和石油化工装置的设计计算方法。译文分为四册出版，第一册为流体流动、液体输送、机械分离、液体混合、喷射器及真空装置、泄压装置等方面内容。第二册为蒸馏、填料塔等方面内容。第三册为传热、制冷装置。第四册为压缩设备、压缩缓冲罐和驱动装置等方面内容。书中每章都插入许多图表和例题，以帮助读者正确地理解和应用书中所述的设计方法。

本书可供石油、化学工业和其他有关工业部门的工艺设计人员、研究人员和生产技术人员参考，也可供石油、化工高等院校师生参考。

Ernest E. Ludwig  
**APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL  
AND PETROCHEMICAL PLANTS**

Vol. 2

Second Edition

Gulf Publishing Company

Houston, Texas (1979)

**化工装置的工艺设计**

第 二 册

第 二 版

化学工业部化工设计公司 组织翻译

\*

化学工业出版社出版

(北京和平里七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

\*

开本787×1092<sup>1</sup>/<sub>16</sub>印张21<sup>1</sup>/<sub>2</sub> 字数524千字印数1-10,610

1983年3月北京第1版1983年3月北京第1次印刷

统一书号15063·3448定价2.20元

## 出 版 说 明

本书是从美国海湾出版公司出版的欧内斯特·E·路德维希编著的《化工和石油化工装置实用工艺设计》(Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants)一书译出,译本书名简作:《化工装置的工艺设计》。原书共分三卷,于1964年至1966年刊行。1977年后陆续发行第二版。

这套书主要介绍化工和石油化工装置的化学工程设计计算方法,汇集资料较多,内容比较丰富,侧重实用,可供设计、生产和教学等方面的专业人员参考。

书中若干明显的排印错误及其他已发现的技术性错误,在翻译时已予以改正。

本书各册翻译工作由化工部化工设计公司(原化工设计院)组织。第一卷原由天津大学化工系化工原理教研室部分教师按1964年第一版译出,后由北京化工学院按1977年第二版补译新增订的内容;第二卷原由山东胜利石油化工总厂科研所和设计院按第一版译出,后由何庆锷、蒋楚生同志,按1979年第二版补译新增订的内容;第三卷译文分为两册,由化学工业部原化工设计院译成。全部译稿最后校订整理工作均由化学工业部化工设计公司担任。

## 再 版 前 言

当化学工程科学就基础理论作出新的和更为完善的解释时，工艺设计技术便随之得到进一步的发展。因此，本书第二版增补了一些技术成熟、并有相应的数据为基础的可靠的设计方法。自第一版问世以来，化工设备设计中选用的零部件的设计方法在标准化方面有了很大的进展，并且有了许多改进。这次的最新版本中尽可能多地编入了标准化方面的成果。大多数章节补充了新内容，同时也删除了一些过时的材料。第7章补充了多元蒸馏的内容。第8章在迅速发展的填料塔方面做了重大修改。同时，新版附录还提供了基础参考数据和换算用数据<sup>①</sup>。

工艺设计<sup>②</sup>由于客观上的需要已经发展成为化学工程广阔领域中的一个独特部门。从事化学和石油化学工厂工艺过程详细设计的工程技术人员，必须掌握工艺设计的多方面的知识，才能很好地完成其工作。

本书共分三卷，介绍工艺设计的方法，并根据其结果提出机械设备的具体结构。书中推荐的公式几乎均在工厂设备的设计实践中应用过，故著者认为这些公式是最合理的，而且对工程技术人员来说，不管其经验如何，都易于掌握。公式的理论推导则不予介绍。著者力图提出一些指导判断、决定和选择的准则，其中有些可在例题中见到。

本书可供具有专业基础的大学毕业生或同等程度的技术人员阅读，使读者能获得所需要的设计方法，即既能进行实际设计，又能提出机械设备的具体结构和技术要求。著者认为，除非根据设备的工艺计算的结果，能制造出经济合理的机械设备，同时其结构和功能均能符合预期的工艺过程的要求，否则设计人员就没有尽到职责。在各章中都适当地强调了这个观点。

本书各章是按设计人员的设计职能而编写，而非按以往的单元操作论述的。某些课题虽是每个设计人员必须熟悉的，但由于详细叙述上述题材，编写工作量颇大，不得不在本书中略去，有待其它著者专书论述。尽管在内容上作了如此省略，著者仍然期望，在石油化工和化工过程的许多设计工作中，设计人员将能在本书中查到所需资料的十之七、八。因此，力求使本书的作用介于手册和基础教材之间。

欧内斯特·E·路德维希

1979年

① 译本中附录从略。——译者

② 原文“process design”。内容范围大致包括：工艺物料的物料衡算和热量衡算，制定工艺流程图，具体设备的化学工程设计计算，向设备、土建、电气、自控等专业提条件，经济核算等。暂译作“工艺设计”。——译者

# 目 录

第七章 蒸馏 .....	1
第一部分 蒸馏过程的工艺设计 .....	1
平衡基本概念 .....	2
理想物系 (3); 非理想物系 (3); 恒沸物 (4);	
二元物系物料平衡: 塔板间为恒分子溢流 .....	6
操作条件 (通常是固定的) (7); 全凝器 (7); 分凝器 (7); 进料的热状态 (8); 全回流; 最少塔板数 (9); 芬斯克方程式: 采用全凝器时的总塔板数 (10); 相对挥发度 (11); 最小回流比; 塔板数无穷大 (12); 操作回流比下的理论板数 (13); 例7-1: 二元物系的图解设计 (14); 例7-2: 进料的热状态 (17); 例7-3: 全回流时的最小理论塔板数 (22); 塔板效率 (26)	
微分蒸馏: 二元混合物无塔板简单间歇蒸馏 .....	28
例 7-4: 二元间歇蒸馏 (28)	
微分蒸馏: 多元混合物无塔板简单间歇蒸馏 .....	29
例 7-5: 多元混合物间歇蒸馏 (30)	
蒸汽蒸馏: 二元或多元混合物的连续闪蒸 .....	31
例 7-6: 多元混合物蒸汽闪蒸 (32)	
蒸汽蒸馏: 二元或多元混合物连续简单蒸馏 .....	32
蒸汽蒸馏: 不溶于水的二元和多元混合物连续闪蒸 .....	33
有塔板的间歇蒸馏: 二元和多元混合物塔顶产品组成不变 .....	33
直接蒸汽蒸馏: 有塔板的二元混合物蒸馏 .....	35
包括热衡算的蒸馏计算 .....	36
非等分子溢流 .....	36
庞强—萨瓦里特法——二元混合物 .....	36
例 7-7: 庞强非等分子溢流算法 (39)	
多元混合物蒸馏 .....	42
关键组份 (42); 最小回流比—塔板数为无穷大 (43); 逐板代数算法 (43); 安德伍德代数法: 相邻关键组份物系 (43); 全塔计算— $\alpha$ 为常数 (43); 推荐的计算步骤 (44); 安德伍德代数法: 相邻关键组份物系, $\alpha$ 为变数 (44); 安德伍德代数法: 分隔关键组份物系, 相对挥发度为常数 (45); 最小回流比柯尔伯恩法: 恒组成温度 (46); 夏贝尔—蒙特罗斯经验式: 相邻关键组份物系, 相对挥发度为变数或常数 (49); 例8-8: 夏贝尔—蒙特罗斯最小回流比 (50); 最小塔板数: 全回流—相对挥发度为常数 (51); 在操作回流比下的理论板数 (51); 例 7-9: 操作回流比 (52); 实际塔板数 (53); 进料板位置 (54); 逐板计算 (54); 用电子数字计算机进行逐板计算 (56); 例 7-10: 多元混合物的逐板计算 (57); 热衡算: 容易分离的相邻关键组份物系, 恒分子溢流 (63);	
例 7-11: 用电子数字计算机进行多元混合物的逐板计算 .....	64
多元蒸馏计算机的打印输出 (65); 例 7-12: 多元蒸馏回流比和馏出液进料比的校验 (70)	
第一部分 蒸馏过程工艺设计的符号 .....	71

<b>第二部分 烃类的吸收和汽提</b> .....	74
克雷姆塞—布朗—舍乌德法——无吸收热 .....	74
吸收——在固定塔板数的吸收塔中确定组份的吸收 (75); 吸收——确定吸收指定产品的塔板数 (76); 汽提——确定回收某一组份所需的理论塔板数和汽提用的蒸气量或气体量 (77); 汽提——固定回收率的条件下确定汽提用介质的流量 (80); 吸收——埃德米斯特法 (80); 吸收塔的中间冷却器 (86); 吸收和汽提的效率 (88); 例 7-13: 确定吸收指定产品的塔板数 (88); 例 7-14: 确定固定塔板的吸收塔中组份的吸收率 (90)	
第二部分 吸收和汽提的符号 .....	93
<b>第三部分 塔板性能的机械设计</b> .....	94
塔板 .....	94
塔板类型及其应用的特点 (95)	
泡罩塔板的设计 .....	98
标准化 (98); 设计要求 (99); 泡罩塔的塔径 (99)	
塔板布置 .....	102
流道 (102); 塔板布置参考 (108); 液体短路挡板 (136); 排液孔或泪孔 (136); 底部塔板的液封盘 (137)	
泡罩 .....	137
尺寸 (137); 齿缝 (138); 齿缝尺寸 (138); 罩圈 (138)	
塔板的操作性能 .....	139
气-液负荷与塔板能力的关系 (139); 塔板平衡 (140); 塔板的弹性 (140); 塔板的稳定性 (140); 液泛 (141); 脉冲 (141); 吹汽 (141); 锥形吹汽 (141); 雾沫夹带 (141); 设计余量 (142); 塔板总压力降 (142); 出口堰上的液面高度 (142); 齿缝开度 (143); 横过塔板的液面梯度 (145); 升气管和折转通道的压力降 (151); 塔板的总压力降 (152); 降液管压力降 (152); 降液管内液面高度 (153); 降液管液封 (153); 塔板间距 (153); 降液管内的停留时间 (154); 泡罩塔板上的雾沫夹带 (154); 降液管内的自由高度 (155); 齿缝液封 (155); 液体抛过弓形出口堰的距离 (156); 蒸气分配比 (156)	
泡罩塔板的设计和计算 .....	156
例 7-15: 泡罩塔板的设计 (156)	
有降液管的筛板塔 .....	161
塔径 (162); 塔板间距 (163); 降液管 (164); 孔径和孔间距 (164); 出口堰上的液面高度 $h_{ow}$ (164); 液面梯度 $\Delta$ (164); 干板压力降 (164); 塔板的静液封或浸没深度 (165); 动液封 (165); 总湿板压力降 (165); 降液管内的压力降 $h_d$ (166); 降液管内的液面高度 (166); 降液管内的自由高度 (166); 最低蒸气速度; 漏液点 (166); 最高孔速; 液泛 (168); 设计孔速 (168); 塔板稳定性 (168); 板面布置 (168); 例 7-16: 有降液管的筛板塔设计 (170)	
无降液管的穿流塔板 .....	174
塔径 (175); 能力 (175); 压力降 (175); 干塔板压力降 (175); 有效液压头 $h_e$ (176); 总湿塔板压力降 (176); 孔径、孔间距、开孔面积百分率 (176); 塔板间距 (176); 雾沫夹带 (177); 倾流点 (即塔板活化点或载点) (178); 效率 (178); 泛点 (178); 塔板设计及布置 (178); 例 7-17: 无降液管穿流塔板的设计 (179)	
塔的规格明细表 .....	184
第三部分符号 .....	186
参考文献 .....	188
<b>第八章 填料塔</b> .....	190

外壳 (191) 填料 (193) 填料相对价格 (195)	
填料支承 .....	205
液体分布 .....	213
再分布器 (219); 固定栅板 (220)	
填料装填 .....	221
整砌 (221); 乱堆 (221)	
填料的选择和操作性能 .....	222
最小液体润湿率 (223); 载点——负荷区域 (224); 泛点 (225)	
填料因子 .....	225
推荐的设计能力和压力降 .....	230
设计的判据和指导 .....	233
乱堆填料: 在载液区以下的气-液物系(234); 乱堆填料: 载液区和泛点区域, 一般的设计关联式 (234); 乱堆填料: 液泛时的压力降(235); 乱堆填料: 在液体为连续相区域内, 低于液泛点和在液泛点时的压力降 (235); 通过填料支承和再分布板的压力降 (237); 例 8-1: 塔运转条件和压力降的计算(240); 例 8-2: 塔运转条件和压力降的另一个计算方法(242); 例 8-3: 在已有塔中其操作性能随填料的改变而变化(242); 例 8-4: 整砌填料的压力降 (243); 持液量 (246); 水以外的液体校正系数 (248); 填料润湿面积(248); 有效界面面积 (248); 填料表面的雾沫夹带 (251); 例 8-5: 在低流量操作时的持液量 (251)	
填料塔的传质和传热 .....	253
传质单元数 ( $N_{OG}$ 、 $N_{OL}$ )(253); 例 8-6: 稀溶液的传质单元数 (258); 例 8-7: 用科尔伯恩图直平衡曲线 (图 8-32) 求恒温操作时的传质单元 (259); 例 8-8: 浓溶液的传质单元数 (260); 气相和液相传质系数 ( $k_G$ 和 $k_L$ ) (262); $k_G$ 和 $k_L$ 的使用 (263); 传质单元高度 ( $H_{OG}$ 、 $H_{OL}$ , HTU)(263); 例 8-9: 氨吸收塔的设计, 见图8-40A、B (267); 有化学反应的传质过程 (276); 例 8-10: 用苛性钠从放空气中除去 $CO_2$ 的填料塔设计 (283)	
填料蒸馏塔 .....	291
理论板当量高度 (HETP) (291); HETP的应用准则 (295); 传质单元 (296); 例 8-11: 蒸馏的传质单元数 (296)	
凉水塔 .....	299
一般结构 (303)	
凉水塔技术术语 .....	303
规格明细表 (304)	
塔的工作原理 .....	306
占地面积与高度的关系(311); 压力损失(311); 机械抽风式凉水塔的风机轴功率 (312); 淋水密度及其分布 (312); 设计新塔的初步估算 (313); 另一个设计新塔的初步估算方法 (按参考文献12和16) (313); 现有塔的操作性能计算 (316); 例 8-12: 有湿空气回流的抽风式木质填料凉水塔 (316); 按 $K'a$ 数据计算凉水塔 (327) 开放式凉水塔和自然通风式凉水塔的操作性能 (329)	
符号 .....	329
参考文献 .....	332
人名译音对照 .....	334



# 第七章 蒸 馏

## 第一部分 蒸馏过程的工艺设计

蒸馏设备要经济而高效，这对许多生产过程来说都是很重要的。虽然蒸馏技术和科学已有多年的实践基础，但对多组分、恒沸、间断，多侧线抽出和多侧线进料，以及其它类型蒸馏的最佳设计方法仍不断在进行研究。一些简捷计算法对许多物系是适用的，但对其它一些物系仍有局限性。事实上，即使采用更详细的方法，可以说仍然存在同样的问题。

这一章提出的一些方法，在本章所述的条件下使用是合适的，但对一些特定的物系来说，这些通用方法可能并不适用。工艺人员经常另外用第二种计算方法对他的无法确切肯定的结果或被认为不适用于精确计算的简捷法进行重复核对。

采用计算机程序的现代设计技术对于复杂的多元蒸馏物系的计算，如恒沸蒸馏、富含氢的烃类以及高纯度的单一产品和多侧线产品的蒸馏，都能获得极为精确的操作性能的预测。当然，对简单的，不太复杂的物系来说，更易于获得同样精确的预测。计算机的使

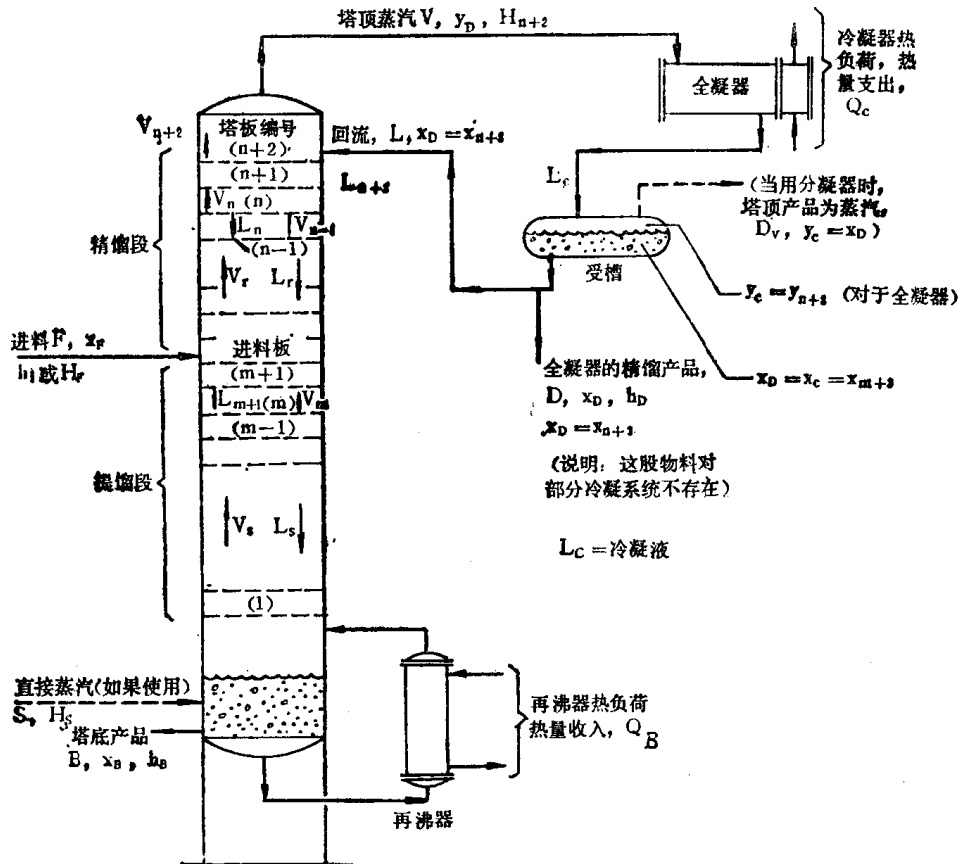


图 7-1 蒸馏过程示意图①

① 注意本书塔板编号自塔顶至塔底递减，以后操作线方程中汽相、液相浓度的脚标均以此为基准。——译注

用，提供了对有用的变数组的检验的可能性，而这些数组对于选择最优的或至少是适宜的操作方式或操作条件是极为有用的。

设备制造和安装费用毫无疑问取决于所选用方法的是否适合，同时也取决于在开始制造之前额外的校核的时间。图 7-1 的一般蒸馏过程示意图及其所用符号是本章所述物系及计算方法的基准。

### 平衡基本概念

蒸馏设计所依据的理论基础是，逐级（理论级）的热量和质量传递处于平衡状态。而实际操作的蒸馏塔塔板数的设计是用板效率的方法，即用板效率把由以下各节中所述计算方法算得的理论板或理论级换算为实际板或级。

通过计算、预测或实验取得汽液平衡数据是进行蒸馏计算所必需的。这些数据必须与物系的组成、温度和压力相关联。

物系主要有两类，即理想的和非理想的物系。这些物系的概念均用于简单的或二元物系蒸馏以及经常遇见的多元物系蒸馏中。

图7-2所示是典型的正常挥发度的汽液平衡曲线。曲线按所要进行分离的特定组份绘制，这个组份对二元物系来说是其中易挥发组份；或多元混合物中的关键组份。

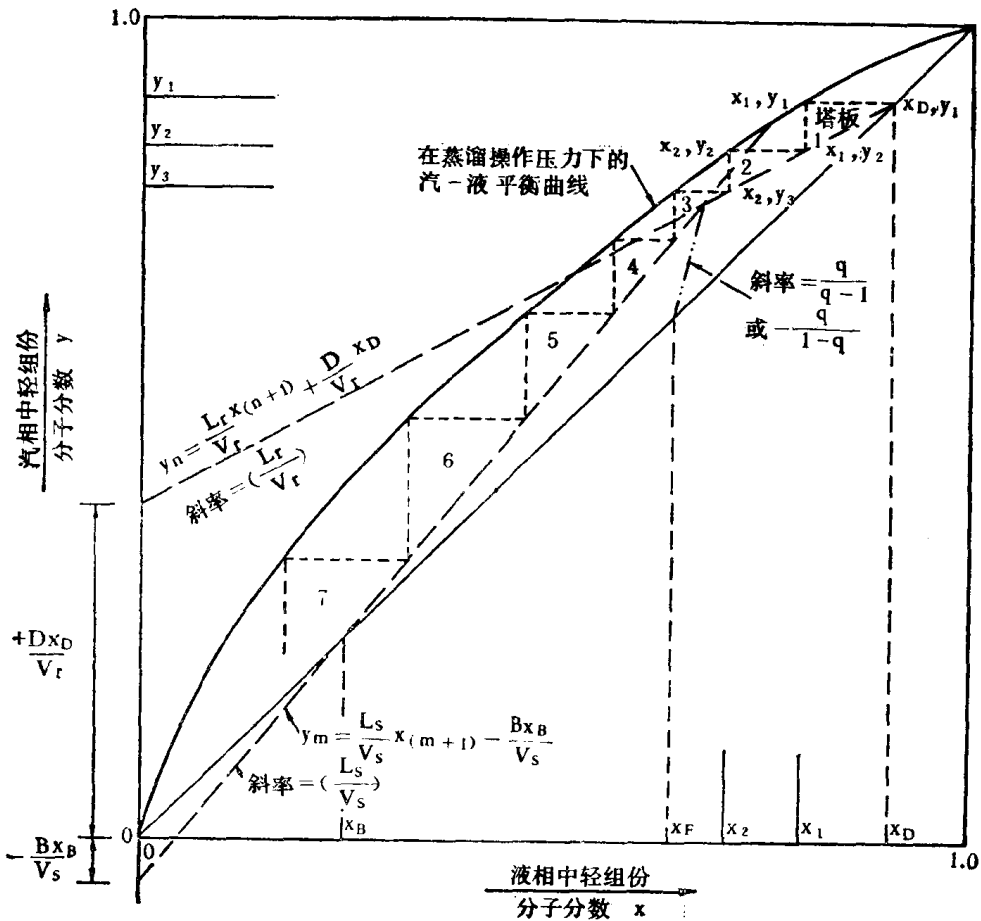


图 7-2 二元混合物连续蒸馏，采用全凝器时的麦凯布—西勒 (McCabe-Thiele) 图解法

## 理想物系

这一物系服从拉乌尔定律

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_i^*}{P}$$

式中:  $K_i$  = 物系中组份  $i$  的平衡常数

$p_i^*$  = 组份  $i$  在物系温度下的蒸气压

$P$  = 物系的总压

所谓理想物系通常是组份之间沸点比较接近的物系, 并且物系中的各组份都属于同一“族”的烃类或化合物; 例如烷属烃。当“别的”或不属于同族组份存在时, 或物系中各组份沸点范围太大时, 偏离理想物系的倾向就会增大。

通常在进行初步计算时可按理想物系进行计算, 然后再用一些比较严格的方法进行计算。特别是当各组份的活度等于1.0或接近这个值时, 第一次按理想物系进行的计算往往就可得到完全满意的结果。

在这一章里不打算对建立平衡关系的方法进行评价。设计者可从所列参考文献中进一步得到详细了解。这方面的论述已颇为详尽, 需要如普劳斯尼兹<sup>[54]</sup>那样的一些专门书刊进行适当参考。

很多组份在压力、体积和温度关系上不服从理想气体定律。所以, 当按理想物系进行计算时将会导致错误的结果, 有时由于偏离理想物系不大, 其结果误差并不严重, 但有时却会带来严重的错误。因此, 当已有的数据证实物系是理想的或是非理想的之后, 计算方法的选择就很容易, 计算也就很有把握。

## 非理想物系

由两种或更多烃类、其它化合物和水等组份组成的物系, 由于各种原因, 物系可能是非理想的。为了精确地测定这些物系的蒸馏性能, 必需取得正确的实验数据。其次, 是采用特定的经验公式, 可以在特定的温度、压力下对蒸气压—浓度关系的预测获得一定的准确性。

普劳斯尼兹<sup>[54]</sup>对于缺乏实验数据的情况下, 采用经验式的方法, 进行了详尽的分析。

非理想物系的核心问题是确定组份在气相和液相中的分配问题。逸度和活度的概念是阐述非理想物系的基础。对于纯理想气体, 逸度就等于压力, 而理想气体混合物中的组份  $i$ , 其分压等于  $y_i P$ , 此处,  $P$  是物系压力。当物系压力趋近于零时, 逸度可按理想物系考虑。对于多数物系来说, 当物系压力小于25磅/英寸<sup>2</sup>时, 逸度与压力的数值接近。

比值  $f/f^0$  称为活度  $a$ , 但要注意这并非活度系数。活度是一种物质的  $f$  与其标准态的  $f^0$  (并不要求是零压) 相比较时其“活性”如何的表示。这里, 标准态是一种可以任意选取的参考状态, 但通常是选定温度, 而压力与组成按需要变化。逸度是对特定组份偏离理想状态时的压力校正。逸度系数表示为

$$\Omega_i = \frac{f_i}{y_i P}$$

用于气体的维里状态方程一般用下式表示

$$Z = \frac{Pv}{RT} = 1 + \frac{B}{v} + \frac{C}{v^2} + \frac{D}{v^3} + \dots$$

式中：B, C, D等=维里系数，与压力或密度无关，对于纯组份只是温度的函数

$v$  = 分子体积

$Z$  = 压缩因子

逸度和活度可按上述概念确定。

雷德利奇一孔<sup>[36]</sup>和阚<sup>[10]</sup>提出了可以关联逸度和活度的另外一些重要状态方程，这些状态方程是对原雷德利奇一孔方程的改进，帕尔麦关于各种活度系数方法的摘要<sup>[51]</sup>也介绍了另一些这类方程。

对于理想溶液，其活度系数等于1.0，这时分子分数等于活度。在一定的温度、压力和组成的条件下，组份*i*的活度( $a$ )是组份*i*在这些条件下的逸度与该组份在标准状态下逸度的比值

$$a(T, P, x) = \frac{f_i(T, P, x)}{f_i(T, P^0, x^0)}, \text{液相}$$

(式中脚标零表示特定的压力和组成)

活度系数 $\gamma_i$ 为

$$\gamma_i = \frac{a_i}{x_i} = 1.0 \text{ (对于理想溶液)}$$

理想溶液定律，即亨利定律也用来确定理想和非理想溶液的特性。

雷德利奇一开斯特<sup>[55,57]</sup>方程是用来描述液相活度和区分溶液的较好方法。

吉布斯一杜亥方程可用来根据一组份的活度系数计算另一组份的活度系数。

威尔逊<sup>[77]</sup>方程在推算互溶液体物系的气液平衡关系和活度系数方面是比较准确的。只要有二元物系的数据，就可以据以推算多元物系的各个组份。这就使得威尔逊和雷依方程在对复杂的多元物系计算中显得很有价值，特别是当采用电子数字计算机进行计算时更为有用。

雷依<sup>[58]</sup>法用于推算部分互溶和完全互溶物系的气液平衡关系。见前述参考文献以及参考文献[54]。

还有其它一些特定的方法适用于特定的条件下，应当经常研究这些方法，从中选择物系的最可靠的气液平衡计算。这些方法通常用于物系中组份*i*的“ $K$ ”值计算。常用的一些方法为：赵一西德尔法，彭一鲁滨逊法，雷依法，雷德利奇一孔法，索埃弗一雷德利奇一孔法，威尔逊法等。

## 恒 沸 物

恒沸混合物是由两种或更多组份组成。恒沸混合物在蒸馏物系中是经常遇到的。因此，必须判断物系是否有存在恒沸物的可能性。好在当缺乏实验数据的情况下，有些很好的参考文献[20,28,43]可供查阅。这些文献列出已知的恒沸物系，并附有蒸气压数据。典型的恒沸组成曲线见图7-3和7-4。所示的物系为均相恒沸物，即在恒沸点时为一均一液相。图7-5为非均相的，有两个液相与一个气相相平衡。非均相物系的例子为丁醇—水物系，而氯仿与甲醇以及丙酮与氯仿分别为最低沸点和最高沸点的均相恒沸物。

最低沸点恒沸物如图7-6所示，平衡曲线与 $x = y$ 的45°线的交点处存在恒沸组成。其

沸点低于其中任一纯组份的沸点。这一类型的恒沸物对拉乌尔定律出现正偏差。同样，图7-7中所示的恒沸物，其沸点高于其中任一纯组份的沸点，对拉乌尔定律出现负偏差。在平衡曲线与45°线交点处的组成是恒定的，用正常的蒸馏方法不能得到分离。最低恒沸物和最高恒沸物都可通过改变物系压力，或添加第三个组份使其与前两种组份中的一种形成最低恒沸物的方法进行分离。要有效地得到分离，应使新的恒沸物沸点远低于或远高于原恒沸物沸点。用这种方法可将原两种组份中的一种组份作为纯产品蒸出，但仍留下第二种恒沸物有待另行分离精制。

最低沸点的恒沸物，各组份的分压较拉乌尔定律所算得的要低，活度系数也低于1.0。

就蒸馏条件而言，恒沸点表示物系中组份间相对挥发度发生相反变化的一点。这对最低和最高恒沸点均系如此，只是其方向的改变正好相反。例如图7-3， $x-y$ 图的下半部  $y_1 > x_1$ ，而上半部则  $y_1 < x_1$ 。在实际的蒸馏过程中，在不添加恒沸物的“破坏剂”或溶剂去改变物系特性的情况下，如果进料组成中30%为  $x_1$ ，则只能从塔底得到（或接近）纯产品  $x_2$ ，而在塔顶得到  $x_1$  为65%、 $x_2$  为35%的恒沸物。这种情况只有在以下条件下才会改变，即如果蒸馏塔的进料高于其恒沸点，则塔底产品为恒沸物。史密斯<sup>[65]</sup>对恒沸蒸馏有详尽的论述。

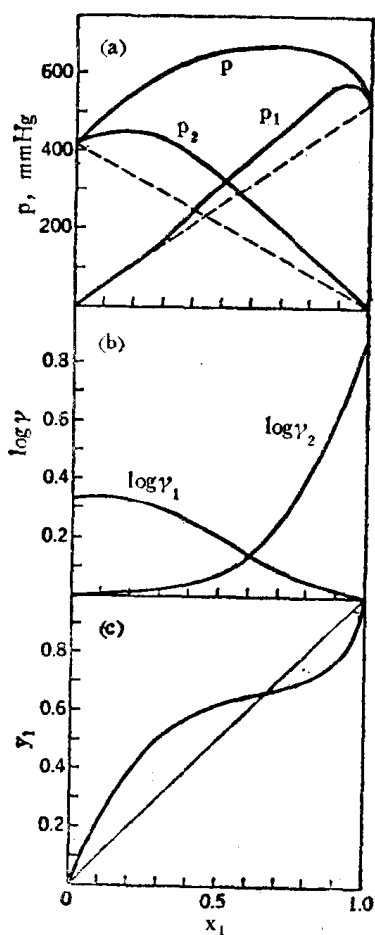


图 7-3 氯仿 (1) — 甲醇 (2) 物系 (在 50°C 时共恒沸物与拉乌尔定律 (虚线) 呈负偏差)

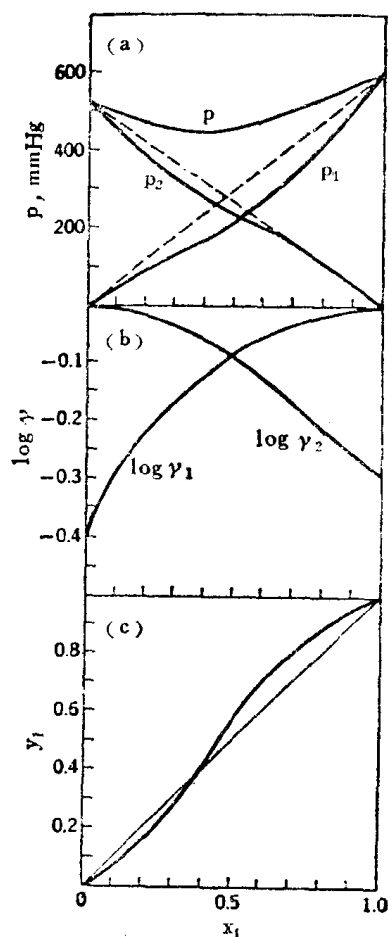


图 7-4 50°C 时的丙酮 (1) — 氯仿 (2) 物系 (恒沸物和拉乌尔定律 (虚线) 呈负偏差)

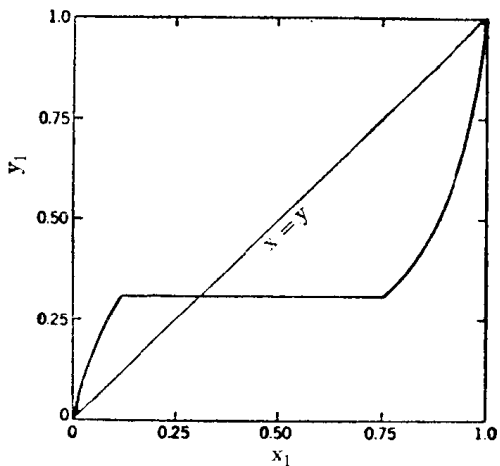


图 7-5 非均相恒沸物系 (两层液相与同一气相平衡)

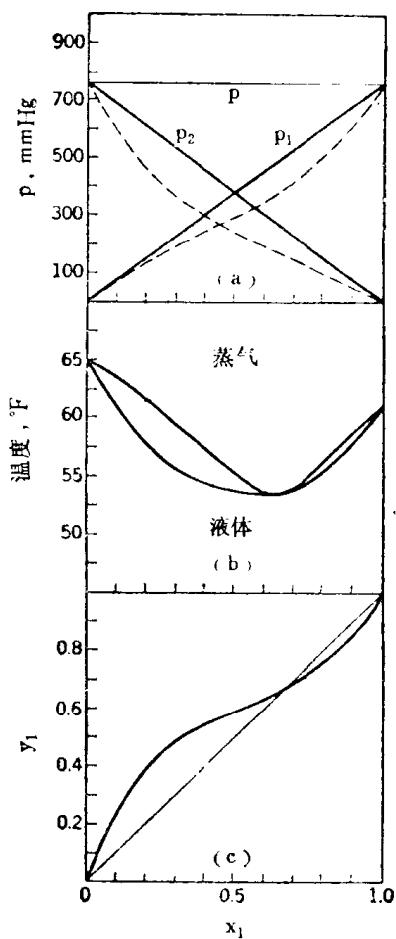


图 7-6 在757mmHg下的氯仿 (1)-甲醇 (2) 物系 (形成的最低沸点恒沸物与拉乌尔定律(虚线)呈正偏差)

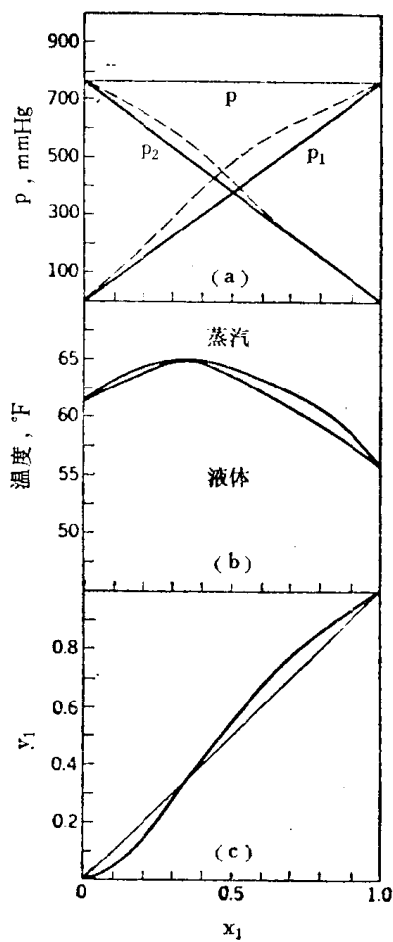


图 7-7 在760mmHg柱下的丙酮 (1)-氯仿 (2) 物系 (共恒沸物与拉乌尔定律(虚线)呈负偏差)

### 二元物系物料平衡: 塔板间为恒分子溢流

• 精馏段

$$V_r = L_r + D$$

(7-1)

当采用全凝器时，混合物中的任一组分的物料平衡（见图7-2和7-8）：

$$V_n y_{ni} = L_{(n+1)} x_{(n+1)i} + D x_{Di} \quad (7-2)$$

$$y_{ni} = \frac{L_{(n+1)}}{V_n} x_{(n+1)i} + \frac{D}{V_n} x_{Di} \quad (7-3)$$

• 操作线方程式：

$$y_{ni} = \frac{L_r}{V_r} x_{(n+1)i} + \frac{D}{V_r} x_{Di} \quad (7-4)$$

对于全凝器：

$$y_T(\text{顶部塔板}) = x_D$$

• 提馏段

$$L_s = V_s + B \quad (7-5)$$

$$L_{(m+1)} x_{(m+1)i} = V_m y_{mi} + B x_{Bi} \quad (7-6)$$

• 操作线方程式：

$$y_{mi} = \frac{L_s}{V_s} x_{(m+1)i} - \frac{B}{V_s} x_{Bi} \quad (7-7)$$

**操作条件(通常是固定的)**

1. 进料组份和进料量。
2. 回流比（开始计算时可能是未知数）。
3. 进料的热状态（沸点进料、全部为蒸气进料或过冷液体进料）。
4. 蒸馏或分离的程度、方式或数量，以及塔顶和塔底的组成。
5. 塔顶的冷凝压力和温度（由冷却介质的温度决定），包括冷凝方式，即全凝或部分冷凝。
6. 对于简单的理想物系的级到级（理想的）的恒分子溢流服从拉乌尔定律。对于非理想物系则要求更为复杂的技术。

### 全 凝 器

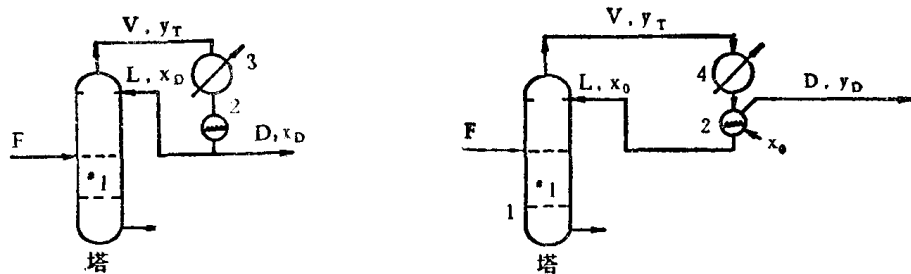
在全凝器中塔顶的全部蒸气均被冷凝。当冷凝器的全部热负荷与从塔顶蒸出的饱和或露点时的蒸气的潜热正好相等时，冷凝下来的液体也将是饱和的泡点下的液体。冷凝器和回流槽内的压力为冷凝液的总压。如果有惰性气体存在，物系的总压会相应的受到影响。当采用全凝器时，被冷凝的蒸气一部份作为塔的回流回到塔内，一部份作为蒸馏产品离开系统。

### 分 凝 器

分凝器的作用见图7-8或以上述精馏段和提馏段的方程式表示。关键在于产品是与回顶部塔板上的回流液呈平衡的蒸气。所以分凝器实质上是这个系统的“外部”塔板，在采用全回流条件下的各种公式时，应该把它作为一个顶部塔板来考虑。这在进行塔的分段计算时需稍加注意。

分凝器有两种操作方式：

1. 全部冷凝液都作为回流反回塔内；同时从回流槽出来的蒸气则出为塔顶产品。这时，气相 $y_c = y_D$ ，见图7-1和7-9。



**全凝器**  
 操作条件：  
 $y_T = x_D$   
 $y_T$ 与顶部塔板平衡  
 $D$ 为液体

**分凝器**  
 操作条件：  
 $y_D$ 与 $x_D$ 平衡  
 $y_D$ 为蒸气  
 $D$ 为蒸气  
 分凝器的作用同一块塔板  
 $y_T$ 与顶部塔板平衡

图 7-8 全凝器和分凝器操作示意图

1—蒸馏塔；2—受槽；3—全凝器；4—分凝器

2. 全部气相和部份液相物均作为产品取出，部份液相物料作为回流，回流液与液相产品组成相同。应注意，在汽液平衡图上，分凝器的液相和气相各自的组成呈平衡状态，但仅当操作线与45°对角线的交点处二者组成相同。

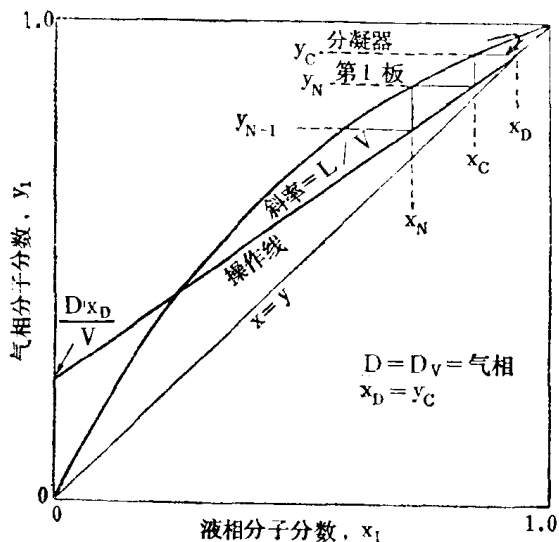


图 7-9 只有气相产品抽出的分凝器

**进料的热状态**

对一给定分离要求的蒸馏塔来说，进料的热状态会影响到塔板数、回流量和热负荷。图7-10示出几种可能的情况，即过冷液体进料，进料板沸点进料，部分蒸气和部分液体进料，全部蒸气但不过热的进料以及过热蒸气进料。热状态用“q”表示，并近似地等于在进料塔板条件下蒸发每分子进料所需热量除以进料的蒸发潜热。

$$L_s = L_r + qF \tag{7-8}$$

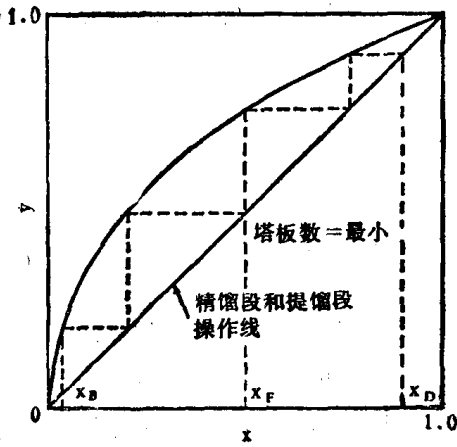
$$q = (L_s - L_r) / F \tag{7-8A}$$

图7-2中从进料组成 $x_F$ 与45°线的交点处引出的直线，其斜率为 $q/(q-1)$ 或 $-q/(1-q)$ 。实质上，此式给出进料板上由于进料后所形成的饱和液体的分子数近似值，但应记住，在某些热状态下，进料可以在进料板上蒸发液体，而不是冷凝任何蒸气。

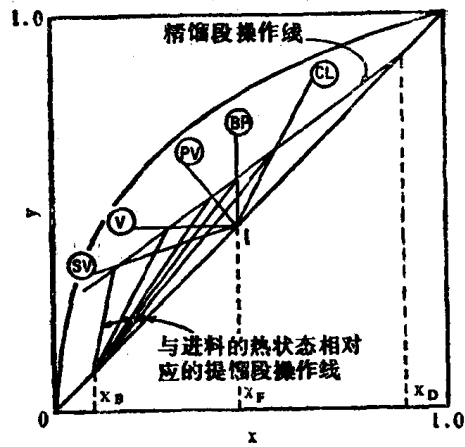
另一确定“q”线的方法，是在下述“q”线方程式中代入任意的 $x_i$ 值，并得出相应的 $y_i$ 值，连接这些点即可给出“q”线。这些线在图7-10中表示为SV—I, V—I, PV—I, BP—I以及CL—I。

$$y_i = -\frac{q}{1-q} x_i + \frac{x_F}{1-q} \tag{7-9}$$

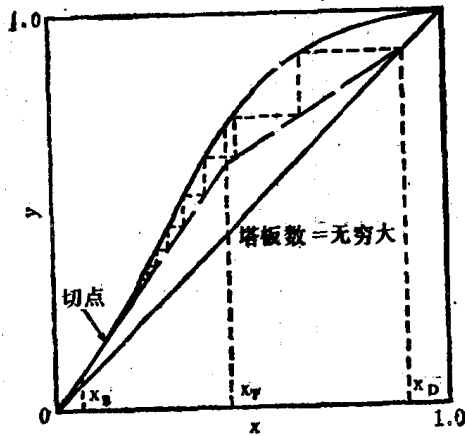




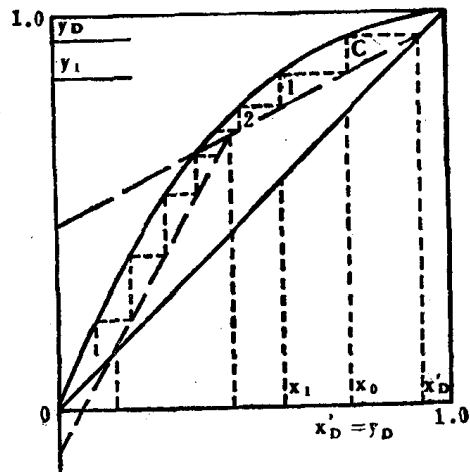
全回流



蒸馏塔进料的热状态  
 图中: CL=冷液体,  $q > 1.0$   
 BP=塔板液体为沸点  
 $q = 1.0$   
 PV=部分是蒸气  
 $0 < q < 1$   
 V=全部是蒸气,  $q = 0$   
 SV=过热蒸气,  $q < 0$



不规则平衡曲线的最小回流比



塔顶蒸气部分冷凝  
 图中: C=分凝器  
 D=产品为蒸气

图 7-10 蒸馏塔的操作特性图

### 全回流: 最少塔板数

无论是二元或多元蒸馏, 当从顶部塔板或塔顶部上出来的全部蒸气都被冷凝并回到顶部塔板时, 这个蒸馏塔即处于全回流状态。通常为了试验或生产上需要暂时中断进料的情况下采用全回流下的平衡状态操作。之所以不采取停车、排净、随后重新建立操作条件的做法, 是因为前一种做法通常比较方便, 并且为维持没有进料、没有塔顶塔底产品或出料的全回流状态, 就再沸器消耗热量和塔顶冷凝器消耗冷剂等形式能量消耗来说, 比停车后再开车操作为省。

塔的全回流状态也表示了在给定的分离条件下所需的最少塔板数。在此情况下, 塔的