

(京)新登字039号

## 内 容 提 要

本书是根据美国著名的 ROBERT H. PERRY 所著的《PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK》(第六版)译出。

中译本分上、下两卷出版。全书共分27篇,下卷包括第13至27篇,主要内容有:蒸馏,传质与气体吸收,液液萃取,吸附和离子交换,新的分离过程,液-气系统,固体干燥和气固系统,固-固体系统和液-液体系,过程控制,结构材料,过程机器的传动,过程经济,废物管理,生化工程等。

本书为全化工各行业通用的工具书,是指导化工、轻工、冶金等领域的科研人员,生产人员、教学人员进行过程研究开发,生产设备设计计算的必备手册。

ROBERT H. PERRY

PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK

SIXTH EDITION

McGraw-Hill

1984

PERRY 化学工程手册

第 六 版

下 卷

责任编辑: 郭乃铎

陈 丽

封面设计: 韩 星

\*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里3号)

化学工业出版社印刷厂印刷

顺义寺上装订厂装订

新华书店北京发行所经销

\*

开本787×1092<sup>1</sup>/<sub>32</sub>印张118<sup>1</sup>/<sub>2</sub>字数3034千字

1993年8月第1版 1993年8月北京第1次印刷

印 数 1—3000

ISBN 7-5025-1037-0/TQ·604

定 价 150.00元

## 编辑说明

(1) 《PERRY化学工程手册》是一部在国际，国内具有较大影响的权威性工具书，对指导化工、轻工、冶金等行业的科研、设计和生产具有重要的参考价值。该书自1934年问世以来，经过五次修订再版。现将1984年第六版译成中文，介绍给广大读者。

(2) 由于计算机技术的迅速发展和被广泛采用，以及新的结构材料的开发利用，化学工程的理论和技术日益更新，新的分枝不断形成。为此，作者在第五版的基础上，对手册的内容作了大量修订和补充，不但对第五版的25篇逐一修正增补，并改写了经济、蒸馏、萃取和吸收各篇，还增加了生化工程技术和废物管理两篇新内容。另外，本版新收入的图、表、数据等都以SI单位制表示，并且增加了U. S. 制单位和SI单位的换算。

(3) 天津大学、浙江大学、清华大学、大连理工大学化工学院、石油大学、华南理工大学、成都科技大学、天津化工研究院的有关专家教授参加了翻译和审校工作。

(4) 参加本手册的编辑人员（以姓氏笔划为序）：刘哲、刘小蕻、李迟善、**李涌雪**、李洪勋、李建斌、朱振东、陈丽、陈逢阳、苗延秀、罗幼松、张红兵、张婉如、施承薇、周国庆、郭乃铎、徐世峰、梁虹、谢丰毅等。

## 第 六 版 序

在过去的十年中，化学工程学科对推动世界工业进步依然在多方面起着重要的作用，工艺和设备的设计方法已经取得了显著的进步。从某种程度上说，这一进步的取得要归功于计算机的推广应用和更为适宜的结构材料的开发利用。日益重要的能源问题，要求完善废物管理，这些因素也影响了设计的决策。然而，从根本上讲，可靠的化学工程实践仍旧建立在经验和理论这两方面合理结合应用的基础上。而从第五版出版以来，无论是在经验方面，还是在理论方面，都已取得了可喜的成绩。因此，本版对第五版的25篇内容都作了最新修订，而且重新编写了某些领域（如经济、蒸馏、萃取和吸收）的篇章，并增写了新兴的生化工程和废物管理技术两篇新内容。

本版还改变了对单位制的处理方法。大多数工程师都知道，世界上许多国家都采用了SI单位制，而美国仍主要使用U. S. 单位（虽然美国正在向扩大使用SI单位制过渡）。为了满足不同使用者的要求，《手册》作了兼可使用两种单位制的安排。本版中部分图表取自前几版，并进行了修订，但未重新绘制，因为这样并不切合实际。新增的图表一般使用SI单位制，只在某些情况下，兼用两种单位制。本版所有图表均附有换算系数，以便于两种单位制之间的换算。正文中出现的数值均使用SI和U. S. 两种单位，许多经验公式中出现的因次常量也是如此。笔者相信，《手册》对两种单位制的使用者一般都是适用的。

许多人士对本版《手册》的编纂给予了大力支持。要特别感谢Wanda S. Dekat, Georgea L. de Media和Guy L. Green等几位工程领域的前辈完成了繁重的索引编制工作。Jill A. Schoeling和Ruth R. Sleeper承担了本版《手册》的打字和秘书工作。

Raymond Genereaux是第六篇“流体运输和贮存”的分篇主编，也是《手册》先后六个版本全部编纂工作的唯一参加者。谨此对他长期坚持不懈地致力于《手册》的编纂工作和所作出的贡献深表感谢！

Bob Perry对《手册》的再版并保持《手册》优秀质量的传统倾注了全部精力，但在本版《手册》的编纂期间不幸去世，这是我们莫大的损失。他永远值得我们怀念。

Frank L. Evans, Jr. 和Theodore Vermeulen是《手册》的分篇主编，对《手册》的编纂做出了巨大的贡献。对他们的去世，我们一并表示哀悼。

DON W. GREEN

# 第15篇 液液萃取

---

作者:

Lanny A. Robbins

译者:

李以圭 审校

费维扬 翻译

364-61003  
3/4/9/0203

# 总 目 录

## 上 卷

单位换算因子和各种数据表 .....	1-1
数学 .....	2-1
物理和化学数据 .....	3-1
反应动力学, 反应器设计, 热力学 .....	4-1
流体与颗粒力学 .....	5-1
流体的输送和贮存 .....	6-1
粉粒体的输送及固体和液体的包装 .....	7-1
粉碎与团聚 .....	8-1
能的利用、转化与储存 .....	9-1
传热 .....	10-1
传热设备 .....	11-1
湿度测定法, 蒸发冷却, 致冷及深冷过程 .....	12-1

## 下 卷

蒸馏 .....	13-1
传质与气体吸收 .....	14-1
液液萃取 .....	15-1
吸附和离子交换 .....	16-1
新的分离过程 .....	17-1
液-气系统 .....	18-1
液-固系统 .....	19-1
固体干燥和气固系统 .....	20-1
固-固体系和液液体系 .....	21-1
过程控制 .....	22-1
结构材料 .....	23-1
过程机器的传动 .....	24-1
过程经济 .....	25-1
废物管理 .....	26-1
生化工程 .....	27-1
索引 .....	1

## 第13篇 蒸 馏

---

作者:

J.D. Seader 篇编辑<sup>①</sup>

Z.M. Kurtyka 恒沸学

译者:

王树楹 单级平衡-闪蒸的计算, 二元蒸馏的图解法, 多组元蒸馏的近似算法,  
多组元蒸馏分离类型的精确算法, 萃取蒸馏(13.4~13.8)

余国琮 连续蒸馏操作, 热力学数据, 自由度和设计变量(13.1~13.3), 篇审校  
人

袁孝竞 恒沸蒸馏, 石油和复杂混合物的蒸馏, 分批蒸馏, 动态蒸馏, 填充塔  
(13.9~13.13)

---

<sup>①</sup> 本篇某些部分大量引用了 Buford D. Smith 的工作, 他是这篇第五版的编辑。

# 第13篇 目 录

一般参考文献 .....	13-5	13.5.11 难度大的分离 .....	13-47
13.1 连续蒸馏操作 .....	13-6	13.5.12 级效率 .....	13-48
13.1.1 一般原理 .....	13-6	13.5.13 其它操作 .....	13-49
13.1.2 平衡级概念 .....	13-7	13.6 多组元蒸馏的近似计算法 .....	13-50
13.1.3 复合蒸馏操作 .....	13-7	13.6.1 导论 .....	13-50
13.1.4 有关的分离操作 .....	13-11	13.6.2 Smith-Brinkley法 .....	13-50
13.2 热力学数据 .....	13-13	例1 SB法的计算 .....	13-51
13.2.1 导论 .....	13-13	13.6.3 Fenske-Underwood-Gilliland (FUG)简捷法 .....	13-54
13.2.2 相平衡数据 .....	13-13	例2 FUG法的计算 .....	13-56
13.2.3 K值的关联列线图 .....	13-19	13.6.4 Kremser法 .....	13-58
13.2.4 解析的K值关联 .....	13-22	例3 Kremser法的计算 .....	13-60
13.3 自由度和设计变量 .....	13-28	13.7 多组元蒸馏分离类型的精确 计算法 .....	13-62
13.3.1 定义 .....	13-28	13.7.1 导论 .....	13-62
13.3.2 元素分析 .....	13-29	13.7.2 用于普通蒸馏的Thiele-Geddes逐 级法 .....	13-62
13.3.3 单元分析 .....	13-30	例4 TG法的计算 .....	13-63
13.3.4 其它单元和复合过程 .....	13-33	13.7.3 三对角矩阵算法的方程切割 程序 .....	13-68
13.4 单级平衡-闪蒸的计算 .....	13-34	一、三对角矩阵算法 .....	13-70
13.4.1 导论 .....	13-34	二、用于蒸馏的BP法 .....	13-72
13.4.2 泡点和露点 .....	13-34	例5 BP法的计算 .....	13-73
13.4.3 等温闪蒸 .....	13-35	三、用于吸收和汽提的SR法 .....	13-74
13.4.4 绝热闪蒸 .....	13-36	例6 SR法的计算 .....	13-76
13.4.5 其它的闪蒸指定变量 .....	13-36	13.7.4 同时修正程序 .....	13-76
13.4.6 三相闪蒸 .....	13-36	一、Naphtali-Sandholm SC法 .....	13-77
13.4.7 复杂混合物 .....	13-36	例7 Naphtali-Sandholm SC法的计算 .....	13-79
13.5 二元蒸馏的图解法 .....	13-38	二、级效率 .....	13-80
13.5.1 导论 .....	13-38	13.8 萃取蒸馏 .....	13-83
13.5.2 相平衡数据 .....	13-38	13.8.1 导论 .....	13-83
13.5.3 McCabe-Thiele法 .....	13-39	13.8.2 萃取蒸馏过程 .....	13-83
一、操作线 .....	13-39	13.8.3 溶剂的选择 .....	13-84
二、进料的热状态 .....	13-41	13.8.4 萃取蒸馏塔的设计 .....	13-86
13.5.4 平衡级图解 .....	13-42	例8 萃取蒸馏的计算 .....	13-86
13.5.5 全塔图解 .....	13-43		
13.5.6 进料级位置 .....	13-45		
13.5.7 最小级数 .....	13-46		
13.5.8 最小回流 .....	13-46		
13.5.9 中间再沸器和冷凝器 .....	13-47		
13.5.10 最宜回流比 .....	13-47		

<b>13.9 恒沸蒸馏</b> .....	13-89	<b>13.11 分批蒸馏</b> .....	13-127
13.9.1 导论.....	13-89	13.11.1 简单分批蒸馏 .....	13-127
13.9.2 恒沸蒸馏过程.....	13-89	13.11.2 有精馏段的分批蒸馏 .....	13-128
13.9.3 恒沸性.....	13-91	13.11.3 用于二元混合物的近似计算 步骤 .....	13-129
一、恒沸物的一般分类.....	13-91	13.11.4 固定回流的分批精馏 .....	13-130
二、恒沸现象的普遍性.....	13-97	13.11.5 固定塔顶组成的分批精馏 .....	13-131
三、恒沸范围.....	13-97	13.11.6 其它操作方法 .....	13-132
四、恒沸数据的预测.....	13-99	13.11.7 塔滞留量的影响 .....	13-133
五、压力对恒沸物组成的影响.....	13-106	13.11.8 以计算机为基础的精馏计算 程序 .....	13-133
13.9.4 恒沸剂的选择.....	13-106	例11 多组元分批蒸馏计算.....	13-138
13.9.5 恒沸蒸馏塔的设计.....	13-109	13.11.9 恒沸分批蒸馏 .....	13-141
例9 恒沸蒸馏的计算 .....	13-109	<b>13.12 动态蒸馏</b> .....	13-142
<b>13.10 石油和复杂混合物的蒸馏</b> .....	13-112	13.12.1 平衡闪急蒸发 .....	13-142
13.10.1 导论 .....	13-112	13.12.2 理想的二元蒸馏 .....	13-144
13.10.2 石油和石油馏分的特性 .....	13-112	13.12.3 多组元蒸馏 .....	13-147
13.10.3 石油蒸馏的应用 .....	13-118	<b>13.13 填充塔</b> .....	13-151
13.10.4 设计程序 .....	13-120	13.13.1 传质单元概念 .....	13-152
例10 常压塔的模拟计算.....	13-125		



## 命名和单位

符号	定义	SI单位	U.S.习惯单位	符号	定义	SI单位	U.S.习惯单位
$A$	吸收系数			$Z_p$	填充塔高度	m	ft
$A$	面积	m <sup>2</sup>	ft <sup>2</sup>	$a$	活度		
$C$	化学物质的数目			$b$	塔底组分的速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h
$D$	馏出液速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$d$	馏出液组分的速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h
$E$	与给定值的偏离			$f$	离开塔底的组分在进料组分中的分率		
$\bar{E}$	相平衡表达式的偏差	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$f$	逸度		
$F$	进料速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$\bar{g}$	能量平衡偏差	kW	Btu/h
$F$	级函数的矢量			$h$	SB法的系数		
$G$	液体的体积滞留量	m <sup>3</sup>	ft <sup>3</sup>	$h$	高度	m	ft
$H$	能量平衡偏差	kW	Btu/(lb·mol)	$l$	液体中组分的速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h
$H$	传质单元高度	m	ft	$p$	压力	kPa	psia
$H$	焓	J/(kg·mol)	Btu/(lb·mol)	$q$	表达进料热状态的参数		
$K$	气-液平衡比(K值)			$q_c$	冷凝器负荷	kW	Btu/h
$K_c$	控制器放大系数			$q_r$	再沸器负荷	kW	Btu/h
$K_D$	二聚作用化学平衡常数			$s$	液体-侧线馏分比		
$K_d$	液-液分配比			$t$	时间	s	h
$L$	液体流量	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$v$	蒸气中组分的速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h
$M$	组分物料平衡的偏差	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$w$	重量分率		
$M$	液体滞留量	kg·mol	lb·mol	$x$	液体的摩尔分率		
$N$	传质单元数			$y$	蒸气的摩尔分率		
$N$	平衡级数			$z$	进料的摩尔分率		
$N_c$	关系的数目			希腊符号			
$N_i$	设计变量数			$\alpha$	相对挥发度		
$N_m$	最小平衡级数			$\gamma$	活度系数		
$N_p$	相数			$\delta$	恒沸温度偏差	K	°F
$N_r$	重复变量数			$\Delta$	绝对沸点差	K	°F
$N_v$	变量数			$\Delta s$	摩尔蒸发焓	J/(kg·mol·K)	Btu/(lb·mol·°F)
$P$	压力	Pa	psia	$\epsilon$	收敛判据		
$P^{sat}$	蒸气压	Pa	psia	$\xi$	比例系数		
$Q$	传热量	kW	Btu/h	$\eta$	Mapbree级效率		
$Q_c$	冷凝器负荷	kW	Btu/h	$\theta$	蒸馏时间	s	h
$Q_r$	再沸器负荷	kW	Btu/h	$\theta$	Underwood方程式中的参数		
$R$	外回流比			$\lambda$	本征值		
$R_m$	最小回流比			$\tau$	偏差的平方和		
$S$	侧线馏分速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$\tau$	反馈复原的时间	s	h
$S$	汽提因数			$\phi$	纯组分的逸度系数		
$S$	蒸气-侧线馏分比			$\tilde{\phi}$	混合物的逸度系数		
$T$	温度	K	°R	$\phi_A$	进料蒸气中未被吸收的某一组分的分率		
$U$	液体-侧线馏分速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$\phi_s$	进入液体中未被解吸的某一组分的分率		
$V$	蒸气流量	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h	$\psi$	Gilliland关联式中的系数		
$W$	蒸气-侧线馏分速率	(kg·mol)/s	(lb·mol)/h				
$X$	级变量的矢量						
$Z$	恒沸范围	K	°F				
$Z_{11}$	恒沸范围的半值	K	°F				

## 一般参考文献

- Billet, *Distillation Engineering*, Chemical Publishing, New York, 1979. Fair and Bolles, "Modern Design of Distillation Columns," *Chem. Eng.*, **75**(9), 156 (Apr. 22, 1968). Fredenslund, Gmehling, and Rasmussen, *Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC, a Group Contribution Method*, Elsevier, Amsterdam, 1977. Friday and Smith, "An Analysis of the Equilibrium Stage Separation Problem—Formulation and Convergence," *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 698 (1964). Hengstebeck, *Distillation—Principles and Design Procedures*, Reinhold, New York, 1961. Henley and Seader, *Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981. Hoffman, *Azeotropic and Extractive Distillation*, Wiley, New York, 1964. Holland, *Fundamentals and Modeling of Separation Processes*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975. Holland, *Fundamentals of Multicomponent Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1981. King, *Separation Processes*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1950. Robinson and Gilliland, *Elements of Fractional Distillation*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1950. Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963. Treybal, *Mass Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1960. Van Winkle, *Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1967.

## 13.1 连续蒸馏操作

### 13.1.1 一般原理

达到分离操作的目的需要建立两个或多个在温度、压力、组成和（或）相状态各不相同的共存区。由于被分离的混合物中每种分子在这些区的不同环境下按独特的方式作用，故当系统趋于平衡时，每种分子在各个区建立不同的浓度，从而使得各种分子得到分离。

称为蒸馏的分离操作就是利用具有基本相同温度和压力的气相和液相两个共存区。为使两相密切接触，采用各种设施，例如乱堆的或规整的填料以及塔板或塔盘。这些塔盘一层一层地装在一个封闭的圆柱形壳体内构成一个塔。填料通常也是装在圆柱形壳体内的填料压圈和支承板之间。典型的板式蒸馏塔及其主要的外部附属设备示于简图13-1。

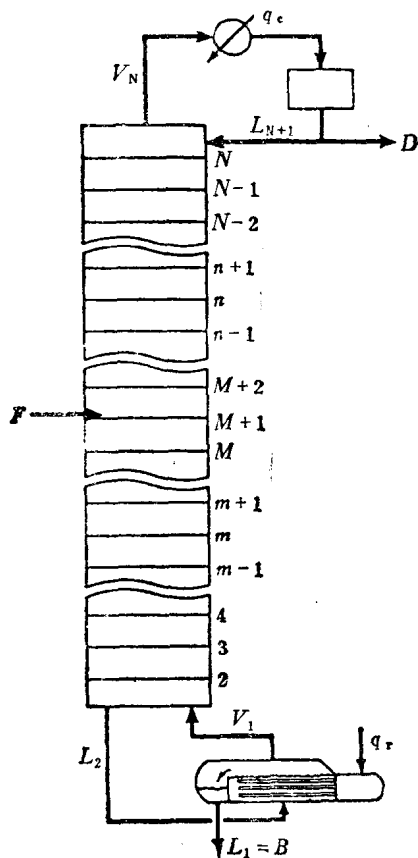


图 13-1 蒸馏塔的示意图及其各部分符号，有一个进料点、一个塔顶全凝器和一个部分再沸器

个端部产品之外，沿着塔高还抽出一个侧线产品的塔，上述的这些名称就变得不很明确。

需要分离为不同馏分的进料，沿塔体的某一点或几个点进入。由于气相和液相之间的重度不同，液体沿塔逐板流下，而蒸气则沿塔上升，并在每块塔板上与液体相接触。

到达塔底的液体，一部分在再沸器中被加热到沸腾，气化后返回塔中，而剩余部分的液体作为残液或塔底产品排出。到达塔顶的蒸气在塔顶冷凝器中冷却和冷凝，部分液体作为回流流入塔中沿塔流下，其余的塔顶物流则作为馏出液或塔顶产品排出。

在蒸馏塔中，这种流动型式形成了在全塔所有塔板上液流与气流的逆流接触。在一个给定的塔板上，气相和液相在热、压力和组成方面趋近于平衡的程度取决于该塔板的效率。

较轻（较低沸点）的组分倾向于在气相中增浓，而较重（较高沸点）的组分倾向于在液相中增浓。其结果是气相沿塔上升时轻组分变得较浓，而液相逐级下降时则重组分变得较浓。塔顶馏出液和塔底残液之间所达到的总的分离程度主要取决于组分的相对挥发度、两相接触的塔板数以及液相和气相流量的比例。

如果进料是沿着塔体的某一点进入，这时塔被分成通常称为精馏段的上部分和称为提馏段的下部分。在多进料点的塔中，以及除了两个端部产品之外，沿着塔高还抽出一个侧线产品的塔，上述的这些名称就变得不很明确。

### 13.1.2 平衡级概念

以任何直接的方式模拟一个实际蒸馏塔的能量和质量传递过程都将是十分复杂的。这个困难已被平衡级模型解决，在平衡级中，离开它的蒸气和液体流彼此完全平衡，这样就可以利用热力学关系确定它们的温度以及关联在给定压力下平衡流的浓度。设想一个由平衡级代替实际的接触塔板构成的假想塔以实现实际塔的给定分离任务，然后，再借助板效率把需要的平衡理论级数变成实际的塔板数。板效率表示一个实际塔板性能对一个平衡级性能的接近程度。

利用平衡级的概念，可以把蒸馏塔的设计分为三个主要步骤：(1)搜集预测平衡相组成所需的热力学数据和方法。(2)计算达到一个指定的分离任务需要的平衡理论级数，或者计算一个给定的理论级数下能达到的分离任务。(3)将平衡级数变换成当量的实际接触板数或填料高度，并且确定塔的直径。本篇主要论述第二个步骤，第18篇涉及第三个步骤，第3篇和第4篇涉及第一个步骤。但是，这些方法的概要和某些有用的数据也包括在本篇中。

### 13.1.3 复合蒸馏操作

所有的分离操作都需要以热或功的形式输入能量。在常规蒸馏操作中，如图13-1是典型的情况，分离物料需要的能量以热的形式加入到塔底再沸器中，这里的温度最高。同时，热量从塔顶冷凝器中移除，而这里的温度最低。这就常常导致巨大能量的输入以及低的热力学效率，当能量费用低时这关系还不小（深冷和高温过程除外），目前，随着能量费用显著地增加，具有较高热力学效率和需要较少输入能量的复合蒸馏操作正被开发。在某些情况下，全部或部分的能量输入是以功的形式。

复合蒸馏操作可以采用单塔，如图13-2所示，这些由Petterson和Wells[*Chem. Eng.*, 84(20), 78 (Sept. 26, 1977)]、Null[*Chem. Eng. Prog.*, 72(7), 58(1967)]以及Brannon和Marple[*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 76, 192, 10(1980)]作了讨论；或者采用热耦合的两个或更多的塔，如图13-3所示，这些由Petterson和Wells（见上面所引的文献中）以及Mah、Nicholas和Wodnik[*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 23, 651(1977)]进行了讨论。

当塔的两端存在大的温差时，图13-2 a 的操作特别有用，图中有中间再沸器在较低的温度下加入热量，同时（或者）有中间冷凝器在较高的温度下移走热量。如图13-2 b 所示，这些中间热交换器可与一个热泵耦合，热泵从中间冷凝器中取出能量，然后利用轴功把上述的能量提到足够高的温度再输送到中间再沸器中。

特别是当塔的两端温差不大时，可以考虑采用图13-2 c、d、e 三个热泵系统中的任何一个，这些系统包含了塔顶冷凝器和塔底再沸器的热耦合，它们几乎完全不需外部输入热量，而是以轴功作为进行分离的基本能量输入。另一方面，图13-3 a 所示的多塔或分馏塔的布置是众所周知的，它们与多效蒸发的节能的概念相同。在这种情况下，将进料分成大体上相等的量，送入并列操作的塔中，但各塔的压力不同，从左至右逐塔降低。合理选择塔的操作压力，可使高压塔的塔顶蒸气在低压塔的再沸器中冷凝。这样，仅在第一效的再沸器和最后一效的冷凝器中需要外界的热传递介质，而其需要量，对于有 $N$ 效的装置来说，大约为常规单效塔的 $1/N$ 。

在图13-3 b 所示的另一种方案中，精馏段的操作压力要比提馏段高得多，这样就可以在两段任何一对选定塔板间进行热量传递。这个技术由Mah等人（见上面所引的文献中）作了

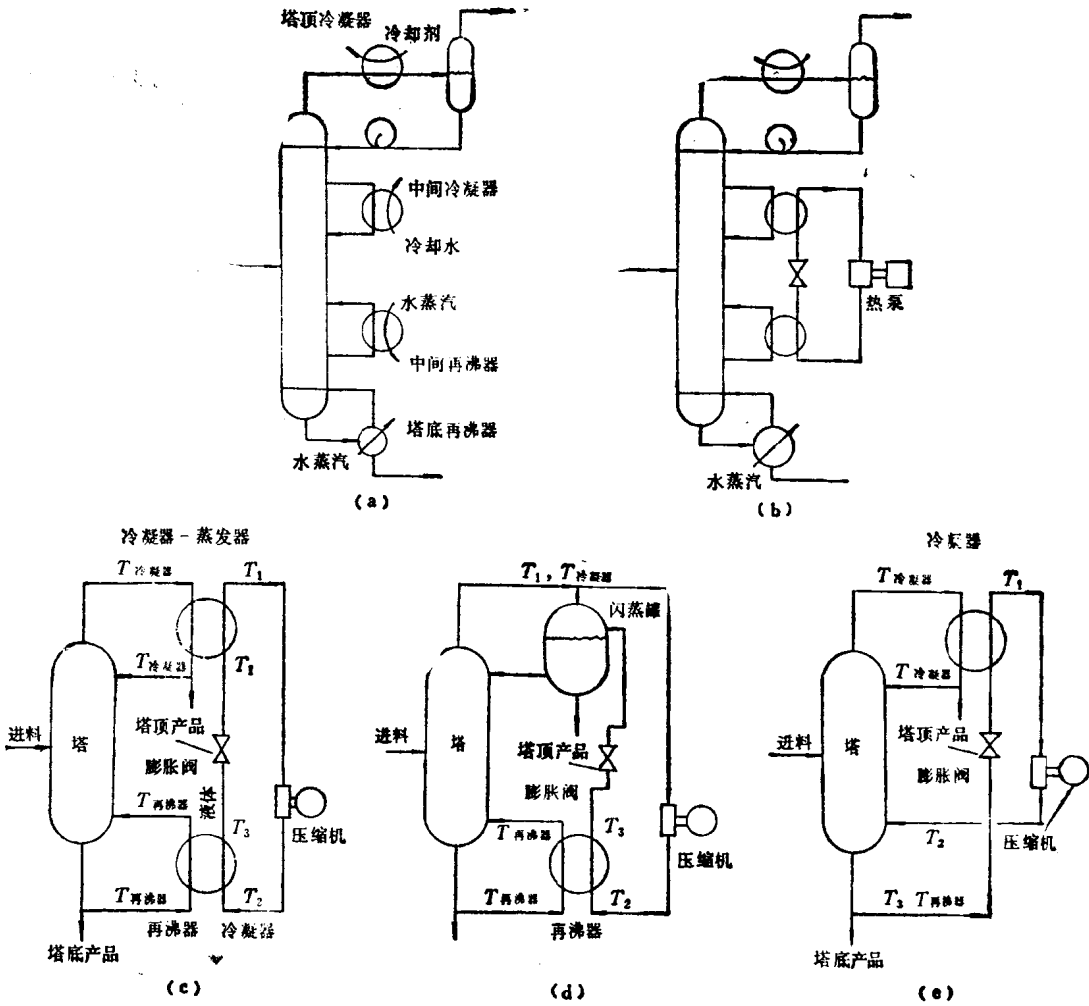
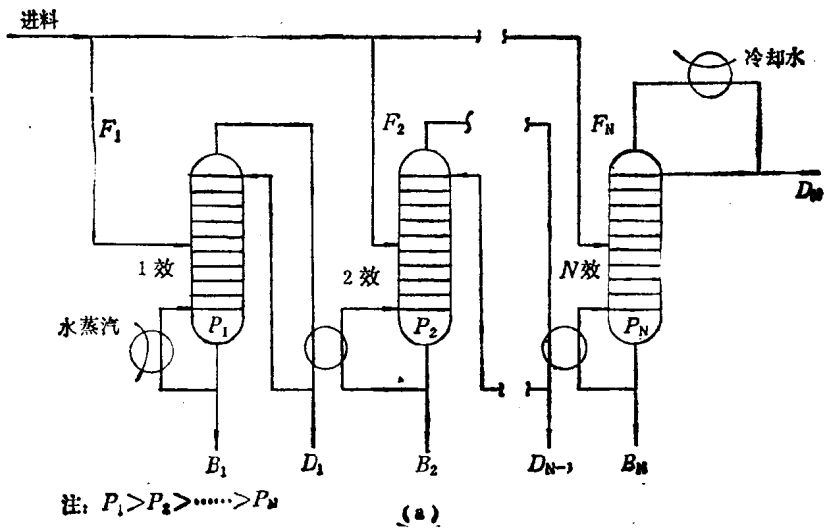


图 13-2 单塔的复合蒸馏操作

(a) 使用中间热交换器；(b) 与热泵耦合的中间热交换器；(c) 具有外部致冷剂的热泵；(d) 蒸气压缩热泵；(e) 塔底物料闪蒸热泵



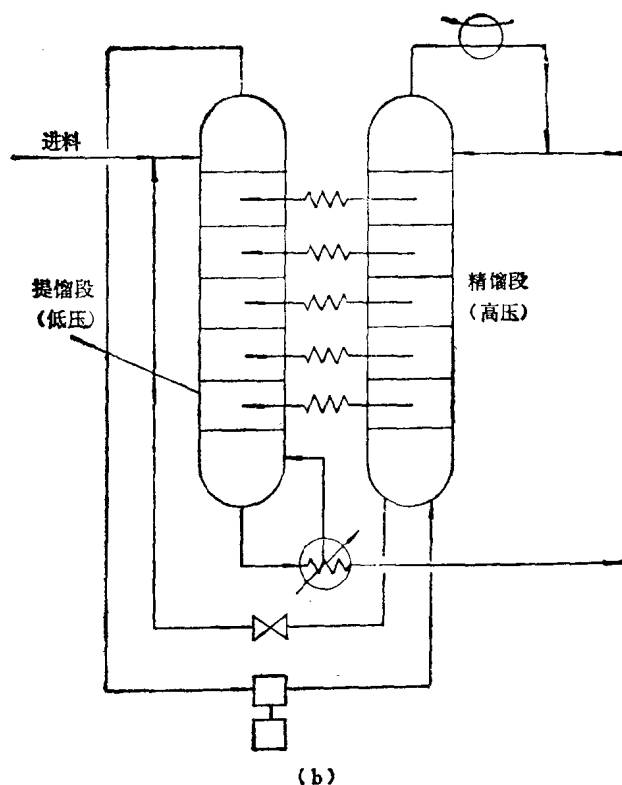


图 13-3 双塔或多塔的复合蒸馏操作  
(a) 多效蒸馏; (b) SRV 蒸馏

阐述，并且称为SRV（二次回流和气化）蒸馏，这可以大大降低塔顶冷凝器和塔底再沸器的传热介质需要量。

当多组元混合物需要分离成三个或多个产品时，通常采用如图13-1所示的普通蒸馏塔进行顺序分离。例如，如果一个三元混合物欲分离为三个比较纯的产品，可以采用图13-4中的两种顺序之一。在图13-4 a 表示的直接顺序中，除了最重的组分外，所有的产品作为塔顶馏出液依次排出；而对于图13-4 b 表示的间接顺序，则恰好相反。普通蒸馏塔可能的顺序数随着产品的数目增多而迅速增加。因此，对于一个分离成三个产品的混合物，虽然只有图13-4 表示的两种可能的顺序，而当分离为五个产品时，则可以合成14个不同的顺序，图13-5即为其中之一。Henley 和 Seader (*Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981) 研究了确定最佳顺序的方法。

Tedder和Rudd[*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 24, 303 (1978)]研究表明，如图13-4所表示的常规顺序不一定总是最佳的选择，特别是当进料中有大量居于中间挥发度的物质，或者不需要以高纯度回收的时候。热耦合系统是特别值得注意的，例如，在图13-6 a 中，不纯的蒸气侧线流由第一个塔中抽出，然后在侧线馏分精馏塔中提纯，该精馏塔中的残液再回到第一个塔中。Stupin和Lockhart[*Chem. Eng. Prog.*, 68(10), 71(1972)]研究了图 13-6 b 所示的热耦合系统，称为Petlyuk塔。当原始进料含有沸点接近的组分时，这种系统对于降低能耗是特别有用的。图13-6 b 表示一个三元混合物的进料，第一个塔是预分馏塔，它主要是把所有的轻组分和重组分分别送到馏出液和塔底残液处，而具有中间挥发度的组分则一部分被

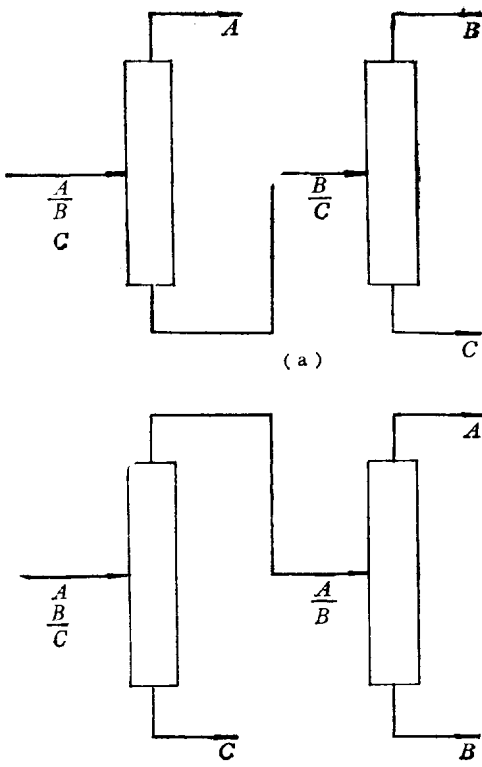


图 13-4 用于三组分分离的蒸馏顺序  
(a) 直接顺序; (b) 间接顺序

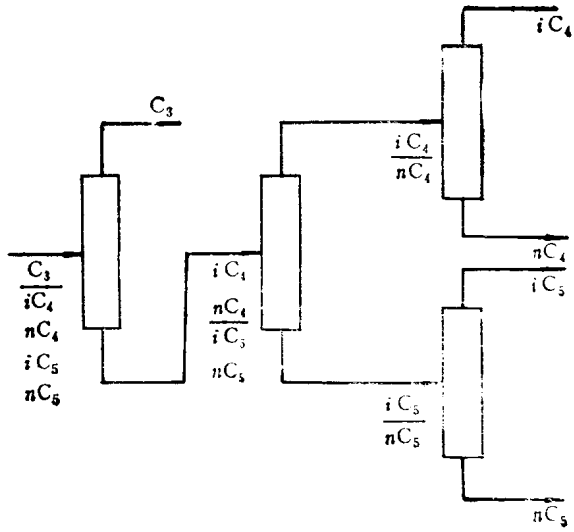


图 13-5 用普通蒸馏分离一个五组分混合物的 14 种不同顺序之一

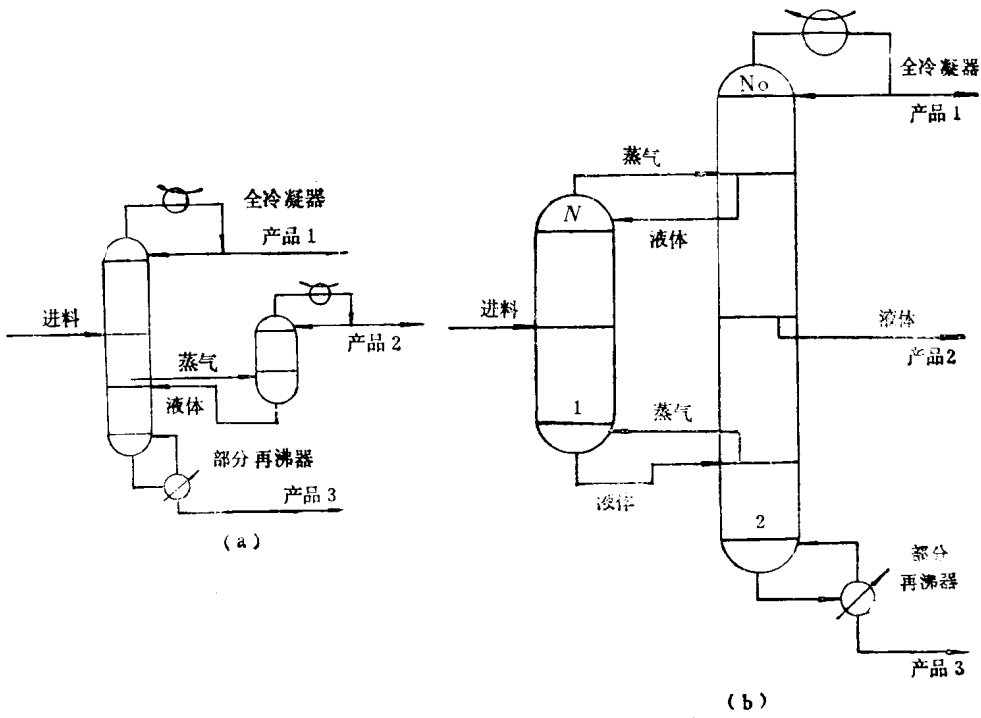


图 13-6 分离三个产品的热耦合系统  
(a) 带有蒸气侧线流和侧线精馏塔的分馏塔; (b) Patiyuk 塔

带到塔顶馏出液中，一部分被带到塔底残液中，从预分馏塔出来的产品送到第二个塔的适当进料板，在该塔中得到全部的三个产品，中间的产品由侧线取出。这样，仅需在第二个塔设置冷凝器和再沸器；预分馏塔的回流和上升蒸气由第二个塔供给。这个原理可容易地扩展到有多于三个产品的分离过程。

### 13.1.4 有关的分离操作

上面讨论的普通和复合的蒸馏操作有两个共同点：(1)精馏段和提馏段的设置使得挥发度相近的两个组分之间能实现分离；(2)分离的作用完全是由于能量的加入和移出，而不是像液-液萃取那样需要加入物质分离剂(MSA)。对于特殊的分离任务，采用如图13-7所示的单级或多级气-液分离操作的类型，有时可能比采用蒸馏更为合适。

如图13-7 a所示，一个单级闪蒸可适合于：(1)需要分离的两个组分间的相对挥发度非常大；(2)两个产品流中，只在其中之一回收一个组分而不考虑其它组分的分离；(3)只进行部分分离。一个普通的例子是轻气体的分离，例如从芳香烃中分离氢气和甲烷。通过使用热交换器、一个阀门、一个压缩机和(或)一个泵，把它们安置在用来分离产品气相和液相的容器前部以形成闪蒸需要的温度和压力。根据进料的原始状态，在闪蒸操作中，可以是部分冷凝或部分汽化。

如果仅要求回收一个组分而不是要求在挥发度接近的两个组分间有比较完全的分离，则采用由多个分离级组成的单一吸收段或单一汽提段就足够了。如果在分离条件下，进料是蒸气，则吸收操作可适用，或采用相对挥发度低的液态MSA吸收剂，如图13-7 b所示；或者当采用由塔顶部分冷凝器产生回流，如图13-7 c所示。这个选择通常取决于塔顶蒸气部分冷凝来得容易，还是回收和重复利用吸收剂来得容易。如果在分离条件下，进料是液体，则汽提操作可适用，或采用由外部供给的相对挥发度高的蒸气汽提剂，如图13-7 d所示，或采用由部分再沸器提供上升蒸气，如图13-7 e所示。这个选择取决于塔底残液部分再蒸发来得容易，还是回收和重复利用汽提剂来得容易。

如果两个相近挥发度组分之间要求相当完全的分离，而且不希望用塔的操作压力下用过低的温度产生回流，或者不希望用过高的温度产生上升蒸气时，那么可采用如图13-7 g所示的有回流的汽提或如图13-7 f所示的有再沸的吸收。在上述的任何一种情况下，MSA的选择可按简单吸收和汽提给出的相同的条件。

当需要分离的两个组分间的相对挥发度差很小，以致于需要非常多的级数时，应当考虑用图13-7 h所示的萃取蒸馏。这时选择一个物质分离剂(MSA)以增加其挥发度差，使需要的级数有效地减少到一个适当的数目。通常MSA是低挥发度的极性化合物，它存留在塔底液中，并可从残液中回收后再循环使用。在靠近塔顶的塔板处加入相当数量的MSA，以使挥发度差增大的影响在塔的绝大多数级中起作用。为了使MSA在馏出液中的含量降至最小值，采用一定的回流返回塔顶的塔板。也可选择恒沸蒸馏代替萃取蒸馏，图13-7 i中所示的仅仅是这类型式之一。在普通的型式式中，MSA与进料的一个或几个组分形成一个非均相、有最低沸点的恒沸物，该恒沸物从塔顶取出，再用倾析法把富集MSA的相作为回流返回塔顶。

可能有许多其它的多级形式。回流汽提塔就是图13-7 d所示的汽提塔的一个重要的变种，在这个塔中增加了一个塔顶冷凝器。这种形式有时用水蒸汽汽提含有 $\text{NH}_3$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、酚和HCN的酸性水。

所有表示在图13-7中的分离操作，以及前面叙述过的普通和复合的蒸馏操作，在这里统



称为蒸馏型分离，因为它们在下述计算方面，都有共同点：(1)热力学性质；(2)气-液平衡级数，(3)塔的尺寸。事实上，从本篇继续讨论的内容中，明显地看出计算趋势是朝着普遍的数字计算机程序软件发展。这些软件是用以计算许多或全部蒸馏型的分离操作。

本篇不从传质或传质单元观点出发来论述蒸馏分离。第14篇则详细论述传质单元在吸收和解吸方面的应用。

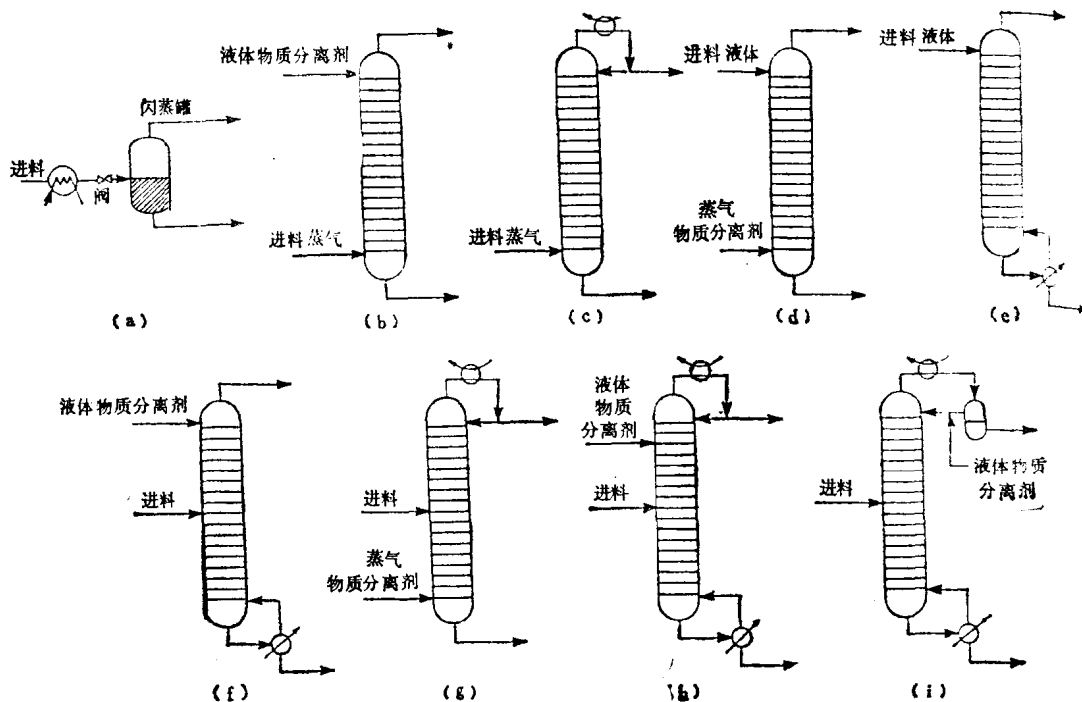


图 13-7 与蒸馏有关的分离操作

(a) 闪蒸或部分冷凝；(b) 吸收；(c) 精馏塔；(d) 汽提；(e) 再沸式汽提；(f) 再沸式吸收；  
(g) 有回流的汽提；(h) 萃取蒸馏；(i) 恒沸蒸馏