



分离过程与技术

Separation Processes and Technologies

刘家祺 主编



天津大学出版社

TIANJIN UNIVERSITY PRESS

分离过程与技术

刘家祺 主编

刘家祺 姜忠义 王春艳 编著

天津大学出版社

内 容 提 要

全书包括四章:第一章气液传质过程,内容包括间歇精馏、反应精馏、非平衡级模型和分子蒸馏;第二章结晶,介绍溶液和熔融结晶的原理、相平衡及动力学基础、工业结晶过程及装置;第三章吸附、离子交换和色谱,论述平衡和传质基础理论、分离过程及工艺计算、新型分离技术;第四章膜分离过程,介绍各类膜分离过程的用膜、传质机理、过程特点和工业应用。本教材包含了作为高层次化工科技人才必须掌握的分工程学科的知识。

本书可作为高等院校化工类专业高年级教材,并可供相关工程技术人员参考。

图书在版编目(C I P)数据

分离过程与技术/刘家棋主编;姜忠义,王春艳编著.
—天津:天津大学出版社,2001.12
ISBN 7-5618-1534-4

I.分… II.①刘…②姜…③王… III.化工过程—分
离—高等学校—教材 IV.TQ028

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2001)第 084989 号

出版发行 天津大学出版社
出版人 杨风和
地 址 天津市卫津路 92 号天津大学内(邮编:300072)
电 话 发行部:022-27403647 邮购部:022-27402742
印 刷 天津大学印刷厂
经 销 全国各地新华书店
开 本 787mm×1092mm 1/16
印 张 21
字 数 526 千
版 次 2001 年 12 月第 1 版
印 次 2001 年 12 月第 1 次
印 数 1—2000
定 价 32.00 元

序 言

分离过程是将混合物分离与提纯的工程科学,它既是化学工程学科的重要分支,又与化学工艺密切相关。分离过程是清洁工艺的重要组成部分,它一方面为化学反应提供符合质量要求的原料,清除对反应或催化剂有害的杂质,减少副反应和提高收率;另一方面对反应产物进行分离提纯,以得到合格的产品,并使未反应的物料循环利用,对生成的废物进行末端治理。分离过程与技术是提高生产过程的经济效益、社会效益和产品质量中起举足轻重的作用。

事实上,在医药、材料、冶金、食品、生化、原子能和环保等领域都广泛地应用到分离过程。例如,药物的精制和提纯,从矿产中提取和精选金属,食品的脱水、除去有毒或有害组分,抗生素的净制和病毒的分离,同位素的分离和重水的制备等都离不开分离过程。并且这些领域对产品的纯度要求越来越高,对分离、净化、精制等分离技术提出了更多、更高的要求。

在诸多类型的分离方法中,传统分离仍居首位,虽然某些过程的能耗比较高,但由于技术成熟和易于大型化,长期以来被广泛采用。随着科学技术的进步和学科的互相渗透,传统分离方法在基础研究与应用开发方面有了长足的进展,如反应精馏、熔融结晶、变压吸附等新技术的出现给传统分离方法注入了新的活力,反过来又促进了传统分离技术的新发展。同时,伴随着高新产业的兴起,新型分离技术如膜分离等不断得到研究、开发和实现工业化应用。特别是与吸收、精馏、萃取等过程集成在一起,可发挥各自的优点,从而有强大的竞争力和广阔的应用前景。

为深化和拓宽分离领域的知识,掌握和了解传统分离过程与新型分离技术的新成果和新进展,我们编写了本教材。本书共分四章:第一章气液传质过程,内容包括间歇精馏、反应精馏、非平衡级模型和分子蒸馏;第二章结晶,介绍溶液和熔融结晶的原理、相平衡及动力学基础、工业结晶过程及装置;第三章吸附、离子交换和色谱,论述平衡和传质基础理论、分离过程及工艺计算、新型分离技术;第四章膜分离过程,介绍各类膜分离过程的用膜、传质机理、过程特点和工业应用。本教材包含了作为高层次化工科技人才必须掌握的分离工程学科的知识。

本书由刘家祺教授主编。王春艳编写第一章,刘家祺编写第二、三章,姜忠义编写第四章。由于编者水平有限,书中难免有误,敬请读者批评指正。

编者
2000年11月
于天津大学

目 录

第一章 气液传质过程	(1)
第一节 间歇精馏	(1)
一 间歇精馏工艺	(1)
二 间歇精馏过程的模拟	(12)
第二节 反应精馏	(25)
一 反应精馏基本原理	(25)
二 反应精馏过程分析	(32)
三 催化精馏中催化剂的填充方式	(36)
四 反应精馏的概念设计	(40)
五 反应精馏过程数学模拟	(45)
第三节 多组分分离非平衡级模型	(51)
一 非平衡级速率模型	(51)
二 模型的原则解法	(58)
第四节 分子蒸馏	(65)
一 分子蒸馏的基本原理	(65)
二 分子蒸馏流程	(67)
三 分子蒸馏装置	(69)
四 分子蒸馏的应用	(71)
本章主要符号说明	(72)
主要参考文献	(74)
第二章 结 晶	(75)
第一节 基本概念	(75)
一 晶体	(75)
二 结晶过程	(76)
第二节 固液平衡	(77)
一 溶解度	(77)
二 固液平衡的类型和特征	(79)
第三节 结晶机理和动力学	(84)
一 溶液的过饱和,超溶解度曲线及介稳区	(84)
二 晶核形成和成核速率	(86)
三 结晶生长	(90)
四 结晶成核与生长的内在联系	(93)
五 添加剂、杂质和溶剂对结晶的影响	(93)

六	熔融结晶中的动力学影响	(93)
七	熔融结晶中的传质和传热	(95)
第四节	结晶的粒数衡算和粒度分布	(96)
一	粒数密度	(96)
二	基本的粒数衡算方程	(96)
三	与粒度无关的晶体生长的粒度分布	(97)
四	与粒度相关的晶体生长的粒度分布	(101)
五	平均粒度和变异系数	(103)
六	操作参数对粒度分布的影响	(103)
七	具有细晶粒排除的粒度分布	(104)
第五节	溶液结晶	(107)
一	溶液结晶类型和设备	(107)
二	收率计算	(110)
三	分离结晶	(111)
第六节	熔融结晶	(114)
一	悬浮结晶法	(115)
二	逐步冻凝法	(120)
第七节	结晶器设计简介	(123)
本章主要符号说明		(125)
主要参考文献		(128)
第三章	吸附、离子交换和色谱	(130)
第一节	吸附原理和吸附剂	(131)
一	吸附过程	(131)
二	吸附剂	(133)
第二节	吸附平衡和动力学	(137)
一	吸附平衡	(137)
二	动力学和传递	(147)
第三节	吸附分离过程	(153)
一	固定床吸附器	(153)
二	变温吸附(TSA)	(161)
三	变压吸附(PSA)	(170)
四	连续逆流吸附分离	(176)
第四节	离子交换过程	(180)
一	离子交换树脂	(181)
二	离子交换原理	(183)
三	离子交换过程的设备与操作方式	(194)
四	离子交换过程计算	(196)
第五节	色谱	(210)
一	固定相	(210)

二 色谱分离中的平衡和传质·····	(211)
三 色谱过程·····	(212)
四 色谱分离·····	(213)
本章主要符号说明·····	(217)
主要参考文献·····	(222)
第四章 膜分离 ·····	(223)
第一节 概述 ·····	(223)
一 膜分离过程的特点和分类·····	(223)
二 膜和膜分离过程的研究开发趋势·····	(224)
三 分离膜·····	(228)
四 膜组件和膜系统·····	(237)
第二节 反渗透 ·····	(242)
一 基本原理·····	(242)
二 反渗透的传质机理与模型·····	(244)
三 反渗透过程的浓差极化·····	(251)
四 反渗透的应用·····	(252)
第三节 纳滤、超滤和微滤 ·····	(254)
一 纳滤·····	(254)
二 超滤·····	(263)
三 微滤·····	(271)
第四节 气体膜分离 ·····	(277)
一 气体分离膜·····	(277)
二 气体膜分离机理·····	(281)
三 气体膜分离的应用·····	(286)
第五节 渗透蒸发 ·····	(288)
一 渗透蒸发基本原理、分类和特点·····	(288)
二 渗透蒸发过程传递机理·····	(291)
三 渗透蒸发膜·····	(293)
四 渗透蒸发过程的影响因素·····	(294)
五 渗透蒸发的应用·····	(295)
第六节 电渗析 ·····	(297)
一 电渗析的基本原理·····	(297)
二 离子交换膜·····	(299)
三 浓差极化·····	(301)
四 电渗析设备与流程·····	(303)
五 电渗析的应用·····	(304)
第七节 其他膜分离过程简介 ·····	(306)
一 膜蒸馏·····	(306)
二 膜接触器·····	(309)

三 液膜分离.....	(315)
本章主要符号说明.....	(321)
主要参考文献.....	(323)

第一章 气液传质过程

第一节 间歇精馏

间歇精馏是把特定量的液体混合物精馏成产品的过程。间歇精馏给人们的印象是一个古老的分离过程。20世纪50年代,化学工程师的任务之一是将间歇过程变成连续过程。的确,炼油和石油化工生产的特点是大吨位、连续运转,因此开发连续分离单元操作精馏过程是合适的。但是化学工业发展到今天,发达国家已经从大宗石油化工生产向精细化工进行战略转移。精细化工生产把注意力放在创新上,要求快速生产出市场上急需的新产品,其特点是小批量、多品种、产值高、以同一种过程采用不同操作条件得到一系列产品。因此,许多产品生产不采用连续过程,而且也有许多产品生产由连续改成间歇方法更为经济、使生产安排上更具有弹性。间歇精馏是应用最多的一种间歇过程,所以对这一古老过程应当刮目相看,应用近代化学工程的成就进一步研究间歇精馏过程。

间歇精馏适用于:①小规模、批量生产;②在同一设备中完成不同的分离任务,如根据季节不同处理不同的进料得到不同的产品,或出于评价的需要由同一进料得到不同纯度的产品;③进料组成时常变化,难以进行有效的连续操作;④处理含固体或易形成固体沉淀、焦油等污垢的物料。由于间歇精馏的适用性强,操作灵活,投资少,适于处理原料成分复杂的多元物系,在精细化工等部门得到了广泛的应用。

一、间歇精馏工艺

(一)间歇精馏流程

间歇精馏进行的是周期性操作过程,它包括加料、平衡(回流)、第一产品采出、中间馏分采出、第二产品采出等等,最后是釜液排放和塔的清洗

一个装备较为完善的间歇精馏系统流程图如图 1-1 所示。与塔相连的是一个容量的再沸器,内部装有螺旋管或外部设有夹套供蒸气加热用。在冷凝器后面排列着管网和阀门,它们可使产品馏分收集在不同的接受器中,通常是交替地收集产品和中间馏分。回流比或用手自动控制或根据塔中测温点的温度自动控制。

通过塔的压力控制塔的负荷,这是旨在维持最大流量而对塔负荷进行控制的常规方法。自动或手动控制再沸器加热水蒸气的流量,使塔在最大允许压降下操作

间歇精馏流程分为以下三种类型:

①常规间歇精馏也称精馏式流程,它是最常见的间歇精馏流程,如图 1-2(a)所示。塔釜内

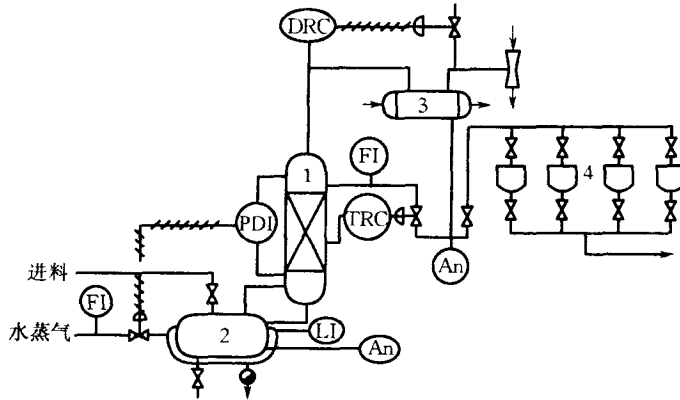


图 1-1 间歇精馏流程图

1—塔 2—再沸器 3—冷凝器 4—产品接收器

装有被分离料液，塔顶采出产品，很像连续精馏的精馏段。这种流程适用于除去重组分杂质而轻组分纯度要求较高的过程。对分离要求不高的除去轻组分杂质的分离过程，这种操作可节省时间。

②提馏式间歇精馏，如图 1-2(b)所示，其塔顶设有贮料罐，塔釜基本不存料液，从塔底馏出难挥发组分，类似于连续精馏的提馏段。适用于难挥发组分为目标产物或难挥发组分为热敏性物质的分离情况。

③带有中间贮罐的间歇精馏或称复杂间歇精馏，如图 1-3 所示。料液基本贮存于塔中部的贮罐内，塔顶、塔底同时采出易、难挥发组分，除了进料不是连续之外，与常规连续精馏相同。这种流程综合了常规间歇精馏和提馏式间歇精馏的优点，生产能力高，节能效果明显，并对某些热敏性物料的分离有特殊优异的效果，是一有潜在优势的间歇精馏过程。

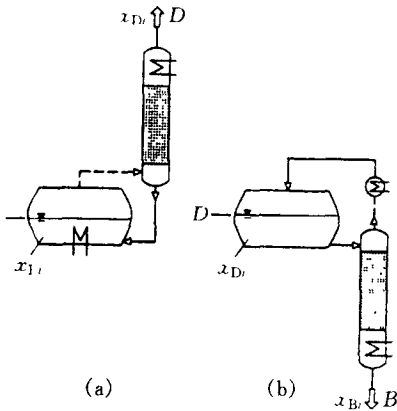


图 1-2 间歇精馏

(a)精馏式 (b)提馏式

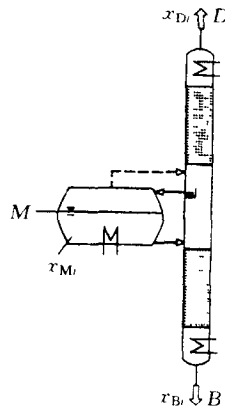


图 1-3 带中间贮罐的间歇精馏

间歇精馏流程除了以上三种常见的流程之外还有很多变化，分别在特定的条件下显出各自的优点，如单塔双回流罐结构（用于置换塔顶持液），单塔双加热釜结构（适于易分离物系，减少釜液混合），双塔共用一个加热釜结构（适于分离难分离物系，减少塔顶、塔身料液混合，提高

分离效率)等。

(二)间歇精馏过程分析

以常规间歇精馏流程为例说明间歇精馏过程操作特性。

1. 不同操作方式的间歇精馏过程特性

(1)恒回流比操作

在此操作中,当采出某一馏分时,回流比保持不变,而馏出物的浓度和流率随时间变化,产品组成为馏出时间内的平均组成。恒回流比操作比较容易实现,因而应用也较多,多元物系的间歇精馏,采出不同的产品可采用不同的恒回流比,整个过程为分段恒回流。

图 1-4 所示为理想三元物系甲醇-乙醇-异丙醇的间歇精馏分离过程塔顶馏出液组成 x_D 和釜液组成 x_B 随相对馏出液量 D/F (D 为进料量, F 为馏出液量)的变化关系。当平衡级数 N 足够大,回流比 R 足够高时,先得到纯的低沸点组分 a,釜液中该组分的组成降低,而中间组分 b 和高沸点组分 c 组成增加。当蒸出 a 后, b 为易挥发组分,为第二阶段的馏出物,此时 $D/F \approx x_{Fa}$, 馏出液浓度从 $x_{Dk} \approx 1$ 降至 $x_{Dk} \approx 0$; 而 $x_{Dk} \approx 0$ 升至 $x_{Dk} \approx 1$ 。蒸出 b 后,再蒸出 c。这样三组分顺序分别收集到不同的接收器中。在相邻两纯组分馏出液之间存在过渡区,过渡阶段的馏出物为不合格产品,需要返回重新精馏。过渡区的大小与回流比及平衡级数有关。

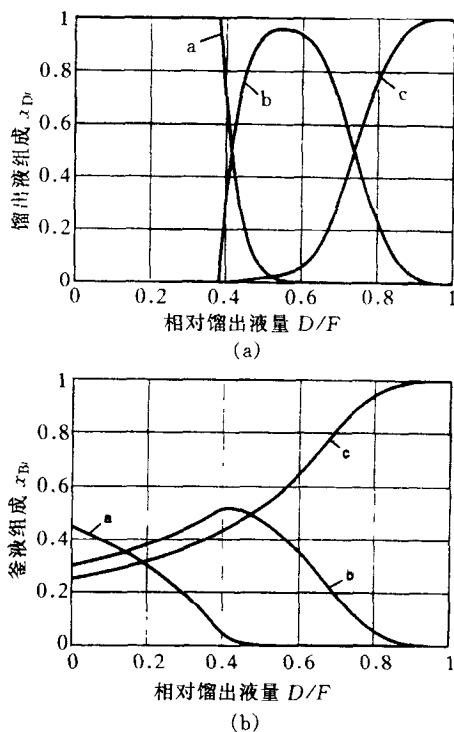


图 1-4 甲醇(a)-乙醇(b)-异丙醇(c)三元物系间歇精馏浓度曲线($R = 20, N = 30$)

(a) 馏出液组成—相对馏出液量关系 (b) 釜液组成—相对馏出液量关系

图 1-5 为理想二元混合物在无限多平衡级数情况下,间歇精馏最小能耗的理论计算结果。图中固定条件:进料组成 $x_F = 0.5$, 相对挥发度 $\alpha = 2.0$, 回流比 $R = \text{常数}$ 。纵坐标相对最小能耗 $Q_{\min}/(Fr)$ 中的 r 为单位进料的气化潜热。 \bar{x}_D 为平均馏出液组成。由图 1-5 可见,当

$D/F=0.6, x_D=0.8$ 时,则 $R=3.1, Q_{\min}/(F\tau)=2.5$ 在操作中 F 必须气化 2.5 次。当几乎全部低沸点组分从塔釜混合物中分出时,能耗急剧增加,在 $x_B=0$,即 $D/F=x_F/\bar{x}_D$ 时,能耗变成无限大。

(2)恒塔顶浓度操作

在这种操作中,回流比随过程的进行而逐渐增大,从而使塔顶馏出物的组成维持恒定。图 1-6 也为理想二元混合物在无限多平衡级数情况下的理论计算结果 图中固定条件:进料组成 $x_F=0.5$,相对挥发度 $\alpha=2.0, \tau_D=$ 常数。与恒回流比操作一样,当混合物中低沸点组分接近全部移出时,能耗急剧增加,因此对于两种间歇精馏,进行高收率分离是很困难的。比较两种情况可知,恒馏出液浓度比恒回流比操作能耗低,对于高纯度精馏这种差别更甚

图 1-7 所示为理想混合物当 $x_F=0.5, \alpha=2$ 时不同精馏模式能耗的比较。从图中可以看出:连续精馏模式最节能,随 D/F 增加,连续精馏能耗线性增加;而间歇精馏的能耗则急剧增大,特别当要求易挥发组分全部蒸出时,间歇精馏能耗太大,不能应用。

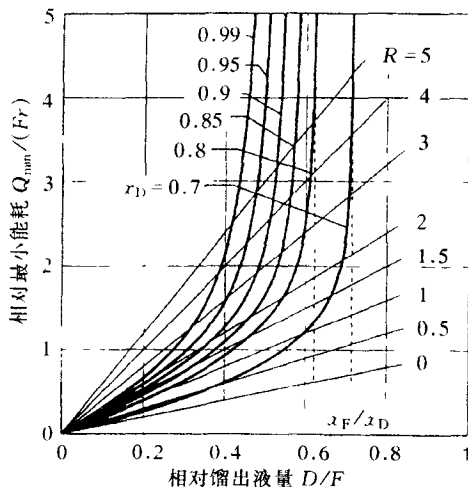


图 1-5 恒回流比间歇精馏操作最小能耗
固定条件: $\alpha=2.0, x_F=0.5$

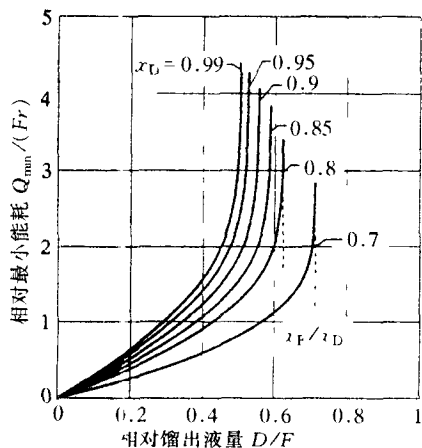


图 1-6 恒馏出液组成操作最小能耗
固定条件: $\alpha=2.0, x_F=0.5$

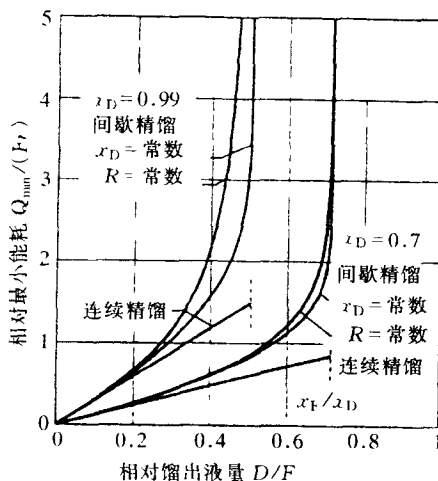


图 1-7 不同精馏模式最小能耗比较
固定条件: $\alpha=2.0, x_F=0.5$

2. 各种参数对间歇精馏操作的影响

(1)持液量

很多学者对间歇精馏塔内持液的影响做了研究,塔顶和塔身有少量的持液(如 5%)都对间歇精馏的动态特性有显著的影响,而实际间歇精馏塔内持液往往高于此值。故研究塔顶、塔身持液的作用是很重要的。除塔内压力过高的情况外(此时气体密度相对于液体密度来说是

不容忽视),一般常压和真空条件下的间歇精馏均只考虑塔内持液,即塔顶冷凝器内、回流罐和管线内持液以及塔身的塔板或填料上的持液等,而略去所持蒸气的影响。

塔内持液有如下三点作用:①由于塔内持液,使得沿塔身建立浓度梯度的过程需要一定时间,即必然需要一定的开工时间,持液量越大,开工时间越长;②由于塔内存在持液,使分离难度加大。由于开始馏出产品时,塔顶、塔身持液占有浓缩的易挥发组分,使釜液浓度比无持液情况降低,因此获得同样纯度产品所需浓缩倍数增加,分离难度加大;③由于塔内持液具有一定质量,具有组分的“吞吐”作用,宛如回转运动的飞轮,起着延缓塔内浓度变化的作用。例如,当馏出产品后期,釜液中易挥发组分(即产品组分)浓度已经很低了,但塔身持液内仍含有较多易挥发组分,使塔顶仍可馏出高浓度产品,从而优于无持液塔,这就是文献上所谓的“飞轮效应”(fly wheel effect)。它使塔顶与塔底的浓度差在某瞬时大大高于无持液情况,有利于分离。但飞轮效应的积极作用并不是永恒的,当 α 值较小或持液量过大时,积极作用将消失。因此,有利于分离的积极作用是在一定的条件下(物料、设备和操作条件的巧妙结合)才能出现的,而大量经常表现出来的行为还是消极作用。当间歇精馏过程进行到过渡馏分阶段后期,即将馏出下一合格产品时,由于持液的惯性作用而不断吐出残余的前一组分的含量(即为该产品的易挥发杂质),而使馏出物呈现轻杂质的“拖尾”现象,迟迟得不到合格产品,加大了过渡段数量,减小了产品收率。

图 1-8 表示甲醇-乙醇-丙醇三元物系在不同持液量下的 $x_{D_i} - D/F$ 关系。图中 H_L 定义为塔中持液量/塔釜持液量。可以看出,随着持液量的增加分离的清晰程度下降,过渡馏分增加。

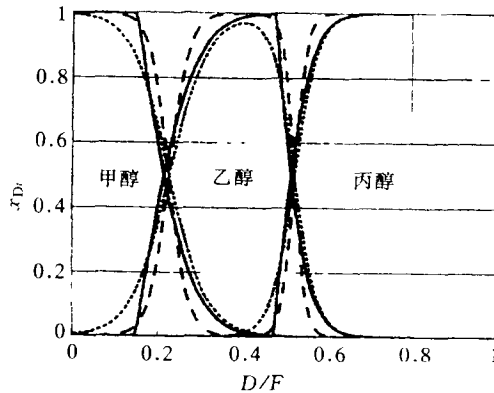


图 1-8 甲醇-乙醇-丙醇三元物系在不同持液量下间歇精馏的 $x_{D_i} - D/F$ 关系

..... $H_L = 20\%$; - - - $H_L = 10\%$; — $H_L = 0\%$

(2) 回流比和平衡级数

回流比和平衡级数对过渡区的影响如图 1-9 和图 1-10 所示。显然,回流比越高,平衡级数越大,过渡区越小,分离效果越好。当平衡级数大到一定数目后,如图中 $N = 10$,平衡级数对过渡区的影响不再明显。而且这里还未考虑平衡级数增加导致持液量增加给分离带来的不利影响,因而欲缩小过渡区,最有效的方法是增加回流比。

对于单一产品馏分,可能有不同的操作策略。对于全部馏分按恒定回流比操作,只要回流比选择适宜,则操作前期得到的馏分浓度比要求指标高,后期得到的馏分浓度比要求指标低。精馏过程中馏出物浓度是变化的,但接收器累积产品的浓度符合要求指标。

第二种策略是在精馏过程中不断改变回流比,使得到的产品浓度总是符合要求指标并当

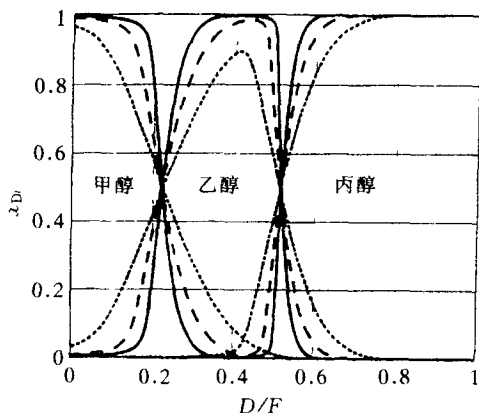


图 1-9 回流比对馏出液组成的影响 ($N = 10$)

..... $R = 5$; - - - $R = 10$; — $R = 20$

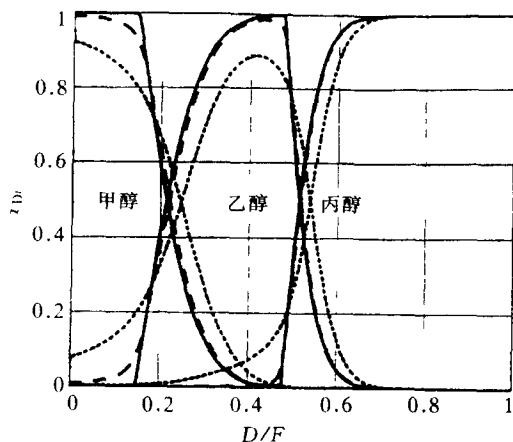


图 1-10 平衡级数对过渡区的影响 ($R = 10$)

..... $N = 5$; - - - $N = 10$; — $N = 20$

回流比大到某个被认为不经济的数值时停止操作。图 1-11 所示为最优回流比随 D/F 变化的关系曲线。操作过程中,回流比不断增加,但比恒定馏出液组成操作情况增加缓慢,并且开始时回流比远远低于恒回流比操作的情况,能耗可节约 15% 左右。由于这种操作复杂,只应用在个别情况下。若要求得到高纯度产品,则一般采用恒定馏出液组成操作。

如果欲分离的混合物有不互溶区和形成非均相共沸物,例如正丁醇-水系统,部分分离功能由分层器负担,回流比的变化随混合物的分离自动进行。

如图 1-12 所示,由于塔顶回流液为丁醇-水的饱和溶液,回流液浓度是不变的,上升蒸气的浓度处于操作线和饱和线的交点,因此蒸气冷凝后处于两相区,两液相在分层器分层,富水相作为回流,富丁醇相作为馏出液,这样,在整个过程中产品浓度不变。

产品的流率取决于塔顶上升蒸气的浓度,在操作初期,操作线的斜率小,塔顶上升蒸气的浓度高,其结果是馏出液流率 D 大,因 $D + L = \text{常数}$,回流 L 是小的,过程进行到最后,回流量高得多,而塔顶上升蒸气浓度比较小,冷凝以后总的液相浓度很接近于水相中醇的浓度。按照杠杆规则,产品 D 很小,因此回流流率很大,这样恒馏出液浓度和变回流比自动建立,不需任何外部的干预。

对中间馏分必须采用其他回流操作策略。一般经验是,在相当低的恒定回流比下快速取出中间馏分,但这样操作中间馏分采出量大,故循环量大;在高回流比下采出中间馏分,情况正好相反。

(3) 操作压力

操作压力的选择取决于欲分离物系各组分的沸点和沸点范围。对于沸点范围比较窄的物

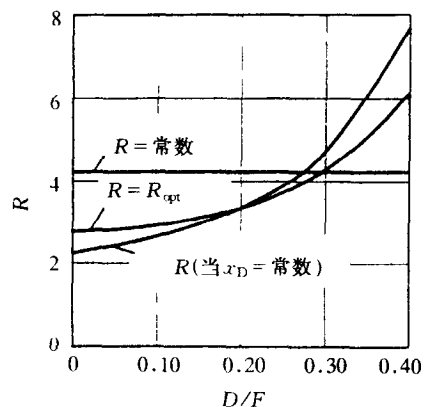


图 1-11 最优回流比随 D/F 变化的关系曲线

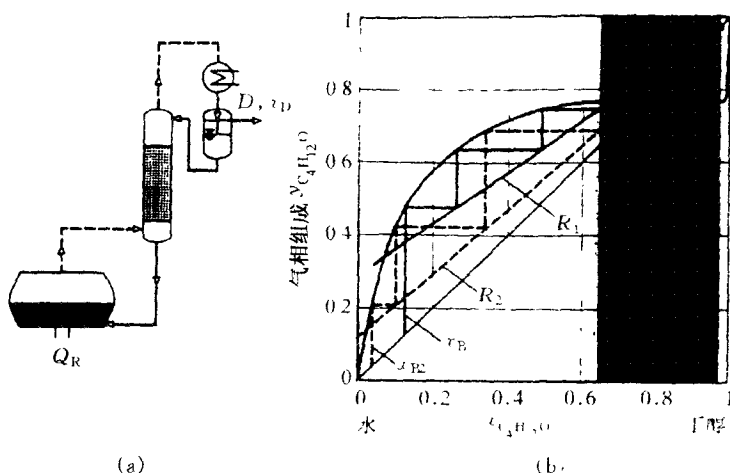


图 1-12 乙醇-水部分互溶物系间歇精馏

(a)流程 (b)相图

系采用恒定操作压力简便,对沸点适中物系采用常压操作,对沸点高或易分解的物系采用减压操作。

对于沸点差较大的多组分间歇精馏经常采用降低总压的操作方式。随着操作时间的增加,塔釜内液体沸点升高,液量减少(当使用夹套加热时,相应传热面减少),当水蒸气同塔釜的传热到达极限时,可降低系统总压,此时釜内液体沸点降低,增大了传热的温度梯度,有更多的热量传入,维持比较大的蒸发量。但由于操作压力降低,故塔的负荷降低。图 1-13 为操作压力变化的示意图。

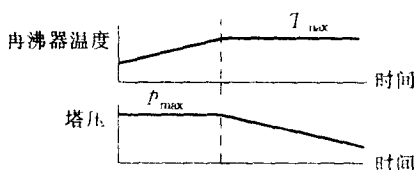


图 1-13 操作压力的选择

(三)间歇精馏分离过程

理想混合物的间歇精馏过程在上一小节中已有详尽的讨论。如果混合物系中存在共沸物,可能会出现精馏边界,精馏过程不能越过该边界。如图 1-14 所示的丙酮-氯仿-苯物系,精馏边界从高沸点组分苯至丙酮-氯仿二元最高共沸物,将相图分为两个精馏区域。如进料位于精馏边界之上的区域,则间歇精馏过程中塔顶首先得到纯组分丙酮,釜液浓度沿 aF 延伸线向下移动,当到达与精馏边界交点时,馏出液中丙酮的浓度突然降低,变至精馏边界的切线(图 1-14(a)中虚线)与 ab 边的交点。在第二阶段,釜液组成沿精馏边界变化,由于精馏边界为曲线,故塔顶丙酮组成继续降低至消失。

图 1-15 所示为起始浓度位于精馏边界以下区域的情形。此时,塔顶首先得到纯组分氯仿,釜液浓度沿经过氯仿顶点的直线变化。当釜液浓度到达精馏边界时,开始沿精馏边界变化。精馏过程中只能得到纯组分苯和部分氯仿,得不到纯丙酮。

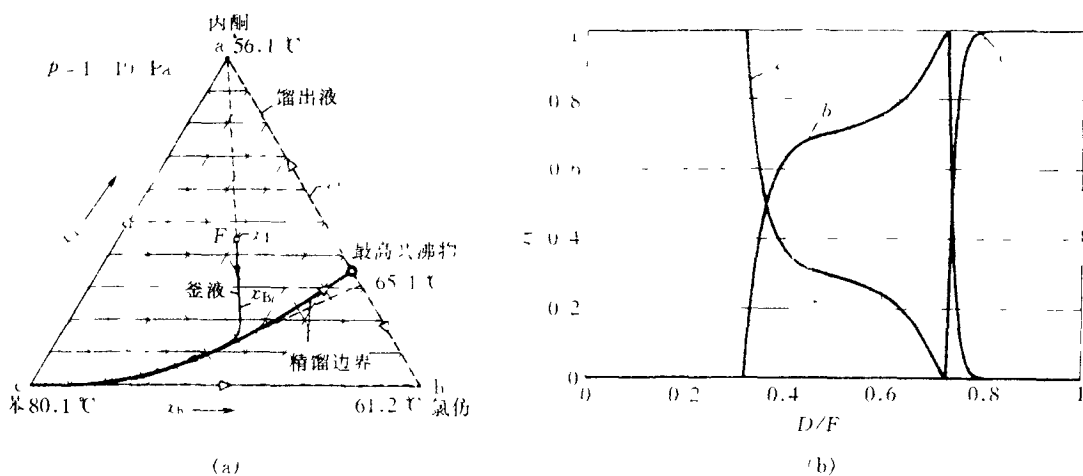


图 1-14 丙酮-氯仿-苯二元共沸物系间歇精馏(进料在上精馏区)
(a) 角相图 (b) 馏出液组成—相对馏出液量的关系

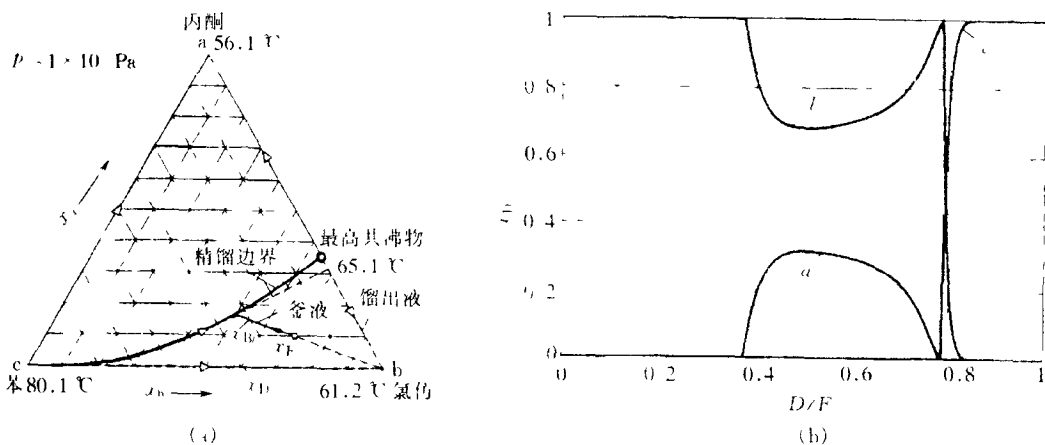


图 1-15 丙酮-氯仿-苯二元共沸物系间歇精馏(进料在下精馏区)
(a) 角相图 (b) 馏出液组成—相对馏出液量的关系

在间歇精馏操作中,一个塔在不同的时间间隔进行不同馏分的分离。这样,在连续精馏一系列塔中进行的分离可用单个间歇精馏塔中的一个周期操作代替,操作条件随时间变化。下面详细讨论间歇精馏塔在分离共沸物中的应用。

过程分三类:在一个精馏区域分离;在两个精馏区域分离;精馏与其他分离过程的组合,如倾析、吸收、解吸、萃取、吸附和膜过程等其他过程。

1. 在同一个精馏区域内分离

物系可形成一个二元最低或最高共沸物,共沸剂 e 与 a、b 处于同一精馏区。如果共沸剂的沸点处于 a、b 两组分沸点之间,该条件容易满足。另一种可能性是选择共沸剂与低沸点组分 a 形成中间沸点的最高共沸物或与高沸点组分 b 形成中间沸点的最低共沸物。

图 1-16 所示的过程是:a、b 形成最高共沸物,将 a 和 b 的混合物 F 与共沸剂 e 一起加到釜

中,其混合液组成为 $B1_w$ 点,低沸点纯组分 a 从塔顶蒸出,为 $D1$

当釜液中 a 耗尽后,釜液由 $B1_w$ 变成 $B1_w$ 。在第二阶段,中间沸点的共沸剂 e 成为塔顶馏分 $D2$,塔釜得到 $B2_w$ 为纯组分 b,完成一个操作周期

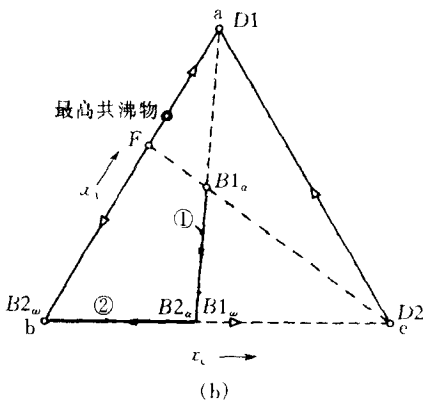
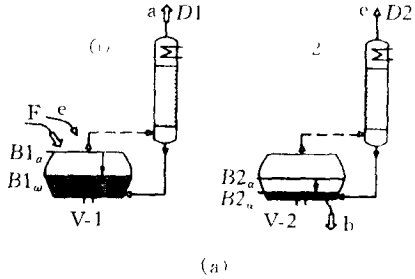


图 1-16 间歇共沸精馏分离最高共沸物
(a)操作流程 (b)釜液浓度变化

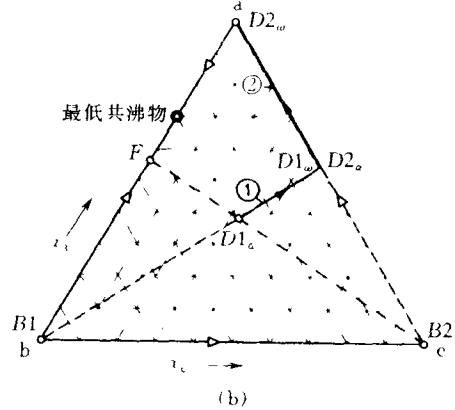
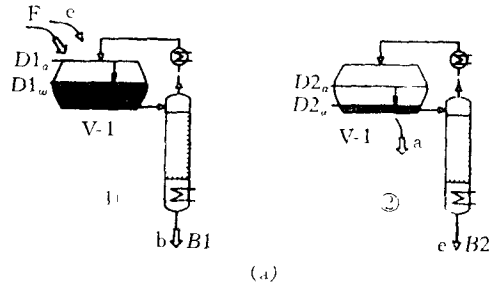


图 1-17 间歇共沸精馏分离最低共沸物
(a)操作流程 (b)釜液浓度变化

类似的过程是分离二元最低共沸物,如图 1-17 所示。料液罐放于提馏式塔顶,原料与中间沸点的共沸剂 e 混合为组成 $D1_w$ 的混合液。第一阶段,高沸点组分 b 从塔底分出,为 $B1$;第二阶段,当全部 b 被移出时,共沸剂 e 变成最高沸点组分从塔底分出,最后低沸点组分 a 留在料液罐中。

上述两例在具有中间容器的塔中完成更为有利,见图 1-18。该塔具有精馏段和提馏段,低沸点的 a 和高沸点 b 同时得到分离。操作过程中,中间罐中物料组成沿直线向共沸剂 e 的顶点变化,罐中得到浓缩的共沸剂 e,在下一个循环中不再需要补加共沸剂

这类分离共沸物的过程看起来简单完善,然而实际应用很少,因共沸剂 e 必须是中间沸点的组分,若形成共沸物的两组分沸点很接近,则在它们之间找到合适的共沸剂是很困难的,甚至是不可能的,故图 1-16 和 1-17 仅仅应用于 a、b 之间沸点差很大的情况。

2. 在两个精馏区域分离

这类过程,蒸馏边界线开始或终止于 a-b 共沸物,使 a 和 b 处于相邻的蒸馏区域中,对于最低共沸物,共沸剂应该是低沸点组分或能形成低沸点二元共沸物;对于形成最高共沸物的情况,共沸剂应是高沸点组分或能形成二元最高共沸物的组分

如图 1-19 所示,共沸剂是高沸点组分,精馏边界线从共沸剂 e 到 a-b 共沸物,相图被分为