



普通高等教育“十二五”规划教材

化工分离工程

刘红 张彰 主编

HUAGONGFENLI
GONGCHENG

中国石化出版社

[HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM](http://www.sinopec-press.com)

普通高等教育“十二五”规划教材

化工分离工程

刘 红 张 彰 主编

中国石化出版社

内 容 提 要

本书是应各类高等学校“短学期”制课程改革的需要而编写的教材。本书除绪论外共分6章,详细介绍了单级气液平衡、多组分精馏与特殊精馏、多组分吸收、液液萃取、吸附分离以及新型分离方法等内容。各章均附有适量的例题和习题,以利于对本书内容的理解和运用。本书内容由浅入深、循序渐进、层次分明、便于自学。

本书可作为高等院校化学工程与工艺及相关专业的“少学时”化工分离工程课程的教材,也可供化工、石化、冶金、轻工、环境保护等部门从事科研、设计、生产的工程技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工分离工程/刘红,张彰主编. —北京:中国石化出版社,2013. 10
普通高等教育“十二五”规划教材

ISBN 978 - 7 - 5114 - 2330 - 6

I. ①化… II. ①刘… ②张… III. ①化工过程 - 分
高 - 高等学校 - 教材 IV. ①TQ028

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2013)第 197049 号

未经本社书面授权,本书任何部分不得被复制、抄袭,或者以任何形式或任何方式传播。版权所有,侵权必究。



中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail:press@sinopec.com

北京柏力行彩印有限公司印刷

全国各地新华书店经销

*

787 × 1092 毫米 16 开本 13 印张 323 千字

2014 年 1 月第 1 版 2014 年 1 月第 1 次印刷

定价:30.00 元

前 言

分离工程是研究过程工业中物质分离与纯化的工程技术学科。许多天然物质以混合物的形式存在,要从其中获得具有使用价值的一种或几种产品,必须对其进行分离。化工、炼油、医药、食品、生化、冶金、材料、原子能等工业过程中大量采用分离技术,以获得符合使用要求的产品。分离过程还是环境工程中用于污染物清除的一个重要手段。因此,分离工程对现代化学工业和相关工业领域的技术进步和持续发展起着至关重要的作用。

化工分离工程是高等学校化学工程及工艺专业的一门专业基础课,是学生在具备了物理化学、化工原理、化工热力学等技术基础知识后的专业主干课。化工分离工程课程具有应用性和实践性强、内容涉及面广、跨度大、知识点多、计算过程复杂等特点。现行的化工分离工程的教材有多种,不同教材的使用对象、讲授的内容以及章节的编排均存在一定的差异。随着教学体系的改革以及对化工分离工程课时的压缩,尤其是近年来“短学期”制的兴起,优化现行教材内容,编写适合于“短学期”制(或少学时)的化工分离工程教材显得尤为必要。

本教材以分离过程的计算为主线,按分离方法顺序编排,保留了成熟与经典的内容,增加了各种分离过程的研究动向,同时对近年来出现的新分离技术也作了一定的介绍。本教材内容由浅入深、循序渐进,力求概念清晰、层次分明、便于自学。本书可作为高等院校化学工程与工艺及相关专业的教材,也可供化工、石化、冶金、轻工、环境保护等部门从事科研、设计、生产的工程技术人员参考。

本书内容共分七章,分别介绍了单级气液相平衡过程、多组分精馏和特殊精馏、多组分吸收、液液萃取、吸附分离和新型分离技术等内容。其中,本书第1、2、3、4及第6章由刘红编写,第5章由刘红、张彰编写,第7章由张彰编写。全书由刘红统稿。

由于编者水平所限,书中疏漏、错误之处在所难免,敬请广大读者和有关专家批评指正。

编者

目 录

1 绪 论	(1)
1.1 分离过程在工业生产中的地位和作用	(1)
1.2 分离过程的分类和特征	(3)
1.3 分离过程的设计变量	(5)
2 单级气液平衡过程	(15)
2.1 气液相平衡及其计算	(15)
2.2 泡点和露点的计算	(26)
2.3 多组分单级分离	(31)
3 多组分精馏与特殊精馏	(39)
3.1 常规多组分精馏	(39)
3.2 复杂精馏	(59)
3.3 特殊精馏	(69)
4 多组分吸收	(94)
4.1 概述	(94)
4.2 多组分吸收过程的计算	(95)
4.3 解吸的方法及解吸过程的计算	(102)
5 液液萃取	(108)
5.1 液液萃取过程	(108)
5.2 液液相平衡	(110)
5.3 萃取过程计算	(115)
5.4 其他萃取技术	(121)
6 吸附分离	(132)
6.1 概述	(132)
6.2 吸附理论	(136)
6.3 固定床吸附分离	(142)
6.4 移动床吸附分离	(150)
6.5 模拟移动床吸附分离	(160)
7 新型分离方法	(164)
7.1 膜分离技术	(164)
7.2 泡沫分离技术	(182)
7.3 其他新分离方法	(190)
参考文献	(200)

1 绪 论

1.1 分离过程在工业生产中的地位和作用

分离过程是将混合物分成组成互不相同的两种或几种产品的操作。化工分离工程是化学工程学科的重要组成部分，是研究化工及其它相关过程中物质的分离和纯化方法的一门技术科学。

化工生产原料来源广泛，产品种类繁多，生产方法各异。虽然化工生产的主要特征是化学变化，但是分离过程是其中必不可少的环节。化工生产流程中，除了有反应器之外，通常都有若干分离设备。这些分离设备用于原料的预处理和反应产物的分离、提纯。在化学反应中，原料如果达不到一定的纯度要求，将会引起各种副反应，有时甚至会导致主反应无法进行。例如，在催化反应中，原料中的杂质会使催化剂中毒而失去活性，导致催化反应无法进行。因此，需要将反应原料进行预处理，使之达到一定的浓度或纯度要求。此外，绝大多数有机化学反应转化率都有一定的限度，而且存在着副反应，所以，出反应器的产物往往是由目的产物、副产物和未反应的原料所组成的混合物。为了回收未反应的原料，分离副产物，使目的产物达到规定的纯度要求，需要将粗产物进行分离、提纯。在实际化工生产中，尽管反应器是至关重要的设备，但在整个化工生产流程中，分离设备不仅在数量上远远超过反应设备，在投资上也不亚于反应设备，消耗于分离工程的能量和操作费用一般为总成本的60%~90%。

对二甲苯是一种重要的石油化工产品，主要用于生产对苯二甲酸，图1-1为对二甲苯生产流程简图。将沸程在120~230℃的石脑油送入重整反应器使烷烃转化为苯、甲苯、二甲苯和高级芳烃的混合物。该混合烃首先经脱丁烷塔以除去丁烷和轻组分。塔底出料进入液-液萃取塔。在此，烃类与不互溶的溶剂(如乙二醇)相接触。芳烃选择性地溶解于溶剂中，而烷烃和环烷烃则不溶。含芳烃的溶剂被送入再生塔中，在此将芳烃从溶剂中分离，溶剂则循环回萃取塔。在流程中，继萃取之后还有两个精馏塔。第一塔用以从二甲苯和重芳烃中脱除苯和甲苯，第二塔是将混合二甲苯中的重芳烃除去。从二甲苯回收塔塔顶馏出的混合二甲苯，经冷却后在结晶器中生成对二甲苯的晶体。通过离心分离或过滤分出晶体，所得的对二甲苯晶体经融化后便是产品。滤液则被送至异构化反应器，在此得到三种二甲苯异构体的平衡混合物，可再循环送去结晶。用这种方法几乎可将二甲苯馏分全部转化为对二甲苯。在对二甲苯生产流程中，有四种不同类型的分离过程：(1)气-液分离(回收氢气)；(2)精馏(脱丁烷塔、再生塔、甲苯-二甲苯分离塔、二甲苯回收)；(3)萃取(芳香族选择性地溶解于乙二醇中)；(4)结晶(对二甲苯回收)。

图1-2为乙烯水合生产乙醇的工艺流程图，其核心设备是固定床反应器，反应器中进行的主反应为 $\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ 。此外，乙烯还会发生若干副反应，生成乙醚、异丙醇、乙醛等副产物。由于热力学平衡的限制，乙烯的单程转化率一般仅为5%，因此原料乙

烯必须循环使用。通常，水合反应后的产物先经分凝器及水吸收塔将未反应的乙烯分离出来，乙烯返回反应系统，反应产物则需进一步处理以获得合格产品。反应产物由吸收塔出来后先送入闪蒸塔，由该塔出来的闪蒸气体再用水吸收，以防止乙醇损失；由闪蒸塔底出来的产物进入粗馏塔。从粗馏塔塔顶蒸出含有乙醚及乙醛的浓缩乙醇，再经气相催化加氢将其中的乙醛转化成乙醇。乙醚在脱轻组分塔被蒸出，并送入水吸收塔回收其中夹带的乙醇。最终产品是在产品塔得到的，在距产品塔塔顶数块板处引出浓度为 93% 的含水乙醇产品，产品塔塔顶引出的轻组分送至催化加氢反应器，废水由塔釜排出。此外尚有一些其它设备，用来浓缩原料乙烯，以除去对催化剂有害的杂质以及回收废水中有价值的组分等。由上述流程可以看出，这一生产中所涉及的分离操作很多，有分凝、吸收、闪蒸和精馏等。

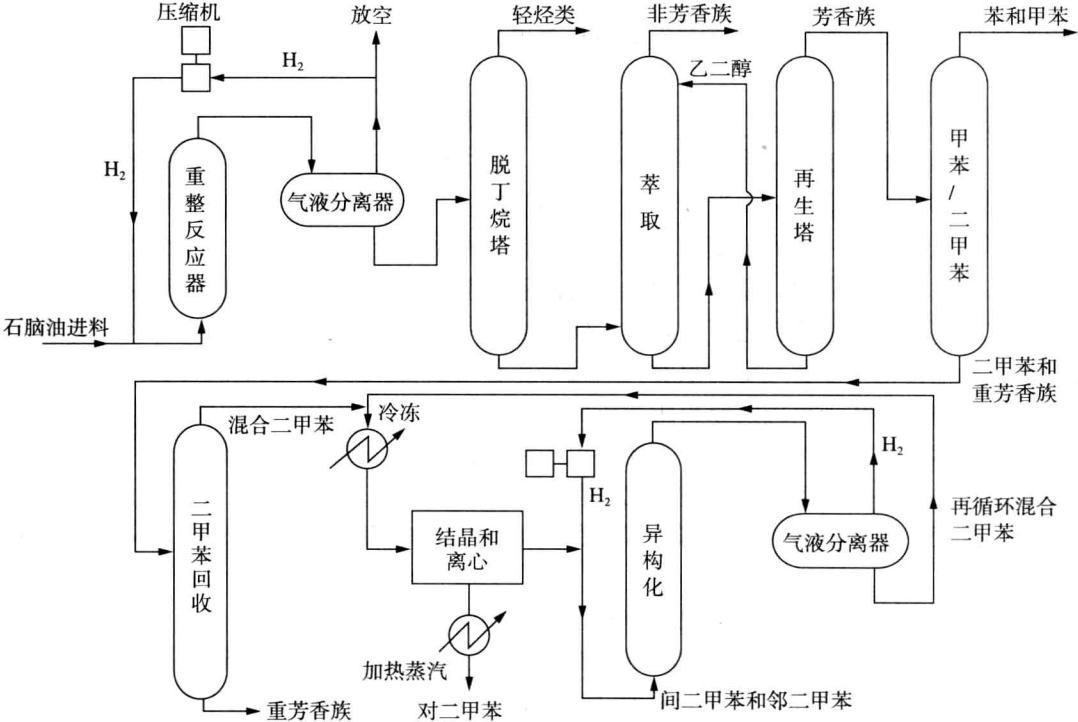


图 1-1 对二甲苯生产流程

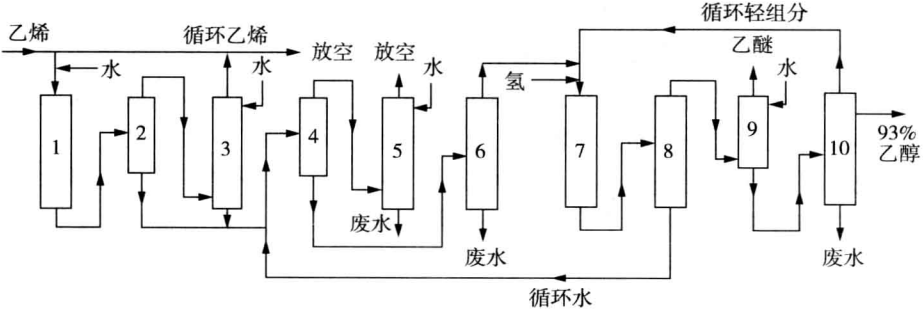


图 1-2 乙烯水合生产乙醇的工艺流程

1—固定床催化反应器；2—分凝器；3，5，9—吸收塔；4—闪蒸塔；
6—粗馏塔；7—催化加氢反应器；8—脱轻组分塔；10—产品塔

上述两个例子说明了分离过程在化学工业中的重要地位和作用。

炼油和石油化工是现代人类文明中最重要的基础加工工业之一，为现代人类文明提供了重要的能源和工业原料。各种分离操作是炼油和石油化工生产过程必不可少的组成部分，在其设备投资和操作费用中占据了相当大的份额。精馏是炼油和石化工业的最主要的基本操作过程之一，至今，原油仍借常压精馏及减压精馏按沸程不同进行分离。天然气的深冷分离技术可用于分离回收湿性天然气中 C_2 以上烃类；也可用于生产液化天然气，以便于天然气的贮存和运输；还可用于富氮天然气的脱氮，以提高热值。在现代炼油和石化工业中，还广泛应用着其它分离单元操作，例如，萃取用于溶剂脱蜡、润滑油精制、溶剂脱沥青和芳烃抽提过程；吸附用于分子筛脱蜡、 C_8 芳烃分离、烯烃和烷烃的分离。

分离过程不仅在石油和化学工业中具有重要的地位，还广泛应用于冶金、环保、食品、轻工、医药、生化和原子能工业。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，抗菌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，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。随着现代工业趋向大型化生产，所产生的大量废气、废水、废渣更需集中处理和排放，处理三废不仅涉及物料的综合利用，而且还关系到环境污染和生态平衡。三废处理时，分离过程起着重要作用。例如，废水中的微量同位素物质、废气中所含二氧化硫、氧化氮、硫化氢、制碱废渣等等，都必须采用有效的分离过程化废为宝，变害为利。综上所述，分离过程在国计民生中具有重要的地位和作用，现代社会离不开分离技术。

1.2 分离过程的分类和特征

图 1-3 为一般分离过程的示意图。

其中，分离剂（也称分离媒介）分为两类：一类为能量分离剂（Energy Separating Agent，简称 ESA），另一类为物质分离剂（Mass Separating Agent，简称 MSA），有时也可两种同时应用。ESA 包括热、压力、电、磁、离心、辐射等能量。MSA 包括过滤介质、吸收剂、溶剂、吸附剂、表面活性剂、离子交换树脂、液膜和固膜材料等。



图 1-3 分离过程的示意图

根据分离原理的不同，分离过程可分为机械分离和传质分离两大类。机械分离过程的对象是两相或两相以上的非均相混合物，只要用简单的机械方法就可将两相分离，而两相间并无物质传递发生。例如过滤、沉降、离心分离、旋风分离和静电除尘等。虽然这类分离过程在工业上十分重要，但不是本课程要讨论的内容。传质分离过程用于各种均相混合物的分离，其特点是存在相间传质，其中传质可以在均相中进行，也可在非均相中进行。按所依据的物理化学原理不同，工业上常用的传质分离过程又可分为两类，即平衡分离过程和速率分离过程。

1.2.1 平衡分离过程

平衡分离过程是利用两相平衡组成不相等的原理将物料分开。平衡分离过程中，传质在非均相中进行。基于平衡分离过程的单元操作主要有蒸发、精馏、吸收、萃取、结晶、浸取、吸附、离子交换、泡沫吸附等。表 1-1 列出了工业上常用的平衡分离单元操作。

表 1-1 工业上常用的平衡分离单元操作过程

过程名称	原料	分离剂	产品	分离原理
蒸发	液体	热量	液体 + 蒸气	蒸气压不同
精馏	液体	热量	液体 + 蒸气	蒸气压不同
吸收	气体	不挥发性液体	液体 + 气体	溶解度不同
萃取	液体	不互溶液体	两种液体	溶解度不同
干燥	湿物料	热量	固体 + 蒸气	湿分蒸发
结晶	液体	冷量或热量	液体 + 固体	利用过饱和度
吸附	气体或液体	固体吸附剂	固体 + 液体或气体	吸附差别
离子交换	液体	固体树脂	液体 + 固体	质量作用定律
浸取	固体	溶剂	固体 + 液体	溶解度
泡沫吸附	液体	表面活性剂与鼓泡	两种液体	表面吸附

这些基本的平衡分离过程经历了长时间的应用实践，随着科学技术的进步和高新产业的兴起，日趋完善，不断发展，演变出多种各具特色的新型分离技术。

1.2.2 速率分离过程

速率分离过程是在某种推动力(浓度差、压力差、温度差、电位差等)的作用下，有时在选择性透过膜的配合下，利用各组分扩散速率的差异来实现组分的分离。这类过程所处理的物料和产品通常属于同一相态，仅有组成上的差别，传质在均相中进行。

速率分离可分为膜分离和场分离两大类。

(1) 膜分离 膜分离是利用液体中各组分对膜的渗透速率的差别而实现组分分离的单元操作。膜可以是固态或液态，所处理的流体可以是气体或液体，过程的推动力可以是压力差、浓度差或电位差。表 1-2 对几种主要的膜分离过程作了简单描述。

表 1-2 几种主要的膜分离过程

过程名称	分离原理	推动力	膜类型	应 用
超滤	按粒径选择分离溶液中所含的微粒和大分子	压力差	非对称性膜	溶液过滤和澄清，以及大分子溶质的分级
反渗透	对膜一侧的料液施加压力，当压力超过它的渗透压时，溶剂就会逆着自然渗进的方向反向渗透	压力差	非对称性膜或复合膜	海水淡化、废水处理、乳品和果汁的浓缩、生物制剂的分离和浓缩
渗析	利用膜对溶质的选择透过性，实现不同性质溶质的分离	浓度差	非对称性膜、离子交换膜	人工肾、废酸回收、溶液脱酸和碱液精制等方面
电渗析	利用离子交换膜的选择透过性，从溶液中脱除或富集电解质	电位差	离子交换膜	海水淡化
气体渗析分离	利用各组分渗透速率的差别，分离气体混合物	分压差	均匀膜、复合膜、非对称性膜	从合成氨废气中或其他气体中回收氨
液膜分离	以液膜为分离介质分离两个液相	浓度差	液膜	烃类分离、废水处理、金属离子的提取和回收等

微滤、超滤、反渗透、渗析和电渗析为较成熟的膜分离技术，已有大规模的工业应用。气体分离和渗透汽化是两种正在开发应用中的膜技术。其中，气体分离技术更成熟，工业规模的应用有空气中氧、氮的分离，从合成氨厂混合气中分离氢，以及天然气中二氧化碳与甲烷的分离等。渗透汽化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。由于它能用于脱除有机物中的微量水、水中的微量有机物，以及实现有机物之间的分离，应用前景广阔。

乳化液膜是液膜分离技术的一个分支，是以液膜为分离介质，以浓度差为推动力的膜分离操作。液膜分离涉及三相液体：含有被分离组分的原料相、接受被分离组分的产品相、处于上述两相之间的膜相。液膜分离应用于烃类分离、废水处理和金属离子的提取和回收等。

正在开发中的新的膜分离过程有：①支撑液膜，即将膜相溶液牢固地吸附在多孔支撑体的微孔中，在膜的两侧则是原料相和透过相，以浓度差为推动力，通过促进传递来分离气体或液体混合物；②蒸汽渗透，与渗透汽化过程相近，但原料和透过物均为气相，过程的推动力是组分在原料侧和渗透侧之间的分压差，依据膜对原料中不同组分化学亲和力的差别而实现分离，该过程能有效地分离共沸物或沸点相近的混合物；③渗透蒸馏，也称等温膜蒸馏，以膜两侧的渗透压差为推动力，实现易挥发组分或溶剂的透过，达到混合物分离和浓缩的目的，该过程特别适用于药品、食品和饮料的浓缩或微量组分的脱除；④气态膜，是由充于疏水多孔膜空隙中的气体构成的，膜只起载体作用，由于气体的扩散速率远远大于液体或固体，因而气态膜有很高的透过速率。该技术可从废水中除去 NH_3 、 H_2S 等，从水溶液中分离 HCN 、 CO_2 、 Cl_2 等，工艺简单，节省能量。

(2) 场分离 场分离包括电泳、热扩散、高梯度磁力分离等。

综上所述，传质分离过程中的精馏、吸收、萃取等一些具有较长历史的单元操作已经应用很广泛，膜分离和场分离等新型分离操作在产品分离、节约能耗和环保等方面已显示出它们的优越性。

1.3 分离过程的设计变量

在分离过程的设计与模拟计算中，对多组分、多级、多相的分离问题，常常涉及数以百计的变量和方程，必须采用联立或迭代方法进行求解。在求解时，应规定足够多的设计变量，以满足未知变量数等于独立方程的数，才能获得唯一解。如果确定设计变量数不正确，很可能出现多解、不合理的解或无解。尽管设计变量数可以规定，但若设计变量选择不合理，会使求解难度增加，以致不收敛。因此，设计变量数是在对一个分离单元、设备或分离流程进行设计之前必须首先确定的，这对于复杂的分离设备或流程的设计尤为重要。

过程系统的设计变量 N_D ，也就是过程系统的自由度，等于过程系统有关的全部变量总数 N_V 减去与变量相关的独立方程总数(约束数) N_C ，即

$$N_D = N_V - N_C \quad (1-1)$$

约束数是在这些变量间列出的独立方程数和给定条件的总数。在分离过程中约束关系数目应包括：

- (1) 物料平衡方程式 对于 C 个组分的系统，可写出 C 个物料衡算方程式。
- (2) 能量衡算式 对于 C 个组分的系统，只能写出 1 个能量衡算式。
- (3) 相平衡关系式 对 C 个组分系统， π 个相态，可写出 $C(\pi - 1)$ 个相平衡方程式。

(4)化学平衡关系式 由于我们仅讨论无化学反应的分离系统,故不考虑化学平衡约束数。

(5)内在关系式 即约定的关系,如已知的等量、比例关系等。

因此设计者确定 N_D 个独立设计变量后,所设计过程便被确定,其它非独立变量的数值也就随之被确定了。

为确定一个复杂过程系统的自由度,可以将系统划分为若干个简单的单元,如平衡级、冷凝器、再沸器以及物流的分配器、混合器等。首先确定各单元的设计变量,然后组合成全过程系统的设计变量 N_D 。在组合过程中有些变量会发生重叠,必须扣除;同时组合过程需要对系统加以限制,还需要增加一定的自由度。

1.3.1 单元的设计变量

对于任意简单单元均有物流的流入、流出,因此,我们首先确定每股物流的设计变量个数。每股物流所含的变量数 N_D 可由相律规定,即

$$f = C - \pi + 2 \tag{1-2}$$

式中 f ——自由度;

C ——组分数;

π ——相数。

每一个单相物流处于平衡状态的自由度为 $C - 1 + 2 = C + 1$ 。这里自由度,也就是描述系统所需的独立变量数,所指定的独立变量数是指强度性质,如温度、压力、浓度等因素,这些都与系统数量无关,而实际的分离过程中,处理的物系是流动系统,对一个物流还必须加上描述物流大小的物理量(流率),所以,对每一个单相的物流有

$$N_D = f + 1 = C - \pi + 2 + 1 = C - 1 + 2 + 1 = C + 2$$

对于由两个平衡相所构成的物流,应加上两相的流率,即

$$N_D = f + 2 = C - \pi + 2 + 2 = C - 2 + 2 + 2 = C + 2$$

因此,不管是单相物流还是含有互成平衡的两相物流都需要 $C + 2$ 个独立变量来描述。

(1)分配器 分配器是一个简单的单元,用于将一股物流分成两股或多股组成相同的物流,如图 1-4 所示,其最典型的例子为精馏塔塔顶的蒸气经冷凝器冷凝的物流分为回流和塔顶馏出液。

分配器一共有三股物流,每股物流有 $C + 2$ 个变量,则总变量为 $N_V = 3 \times (C + 2) = 3C + 6$

单元的约束关系数目如下:

约束方程	变量	变量数
物料平衡关系式	$Fx_{i,F} = L_1x_{i,L_1} + L_2x_{i,L_2}$	C
能量平衡关系式	$Fh_F = L_1h_{L_1} + L_2h_{L_2}$	1
内在关系	$P_{L_1} = P_{L_2}$	1
	$T_{L_1} = T_{L_2}$	1
	$x_{i,L_1} = x_{i,L_2}$	$C - 1$
合计		$2C + 2$

因此,分配器单元的设计变量数为

$$N_D = N_V - N_C = (3C + 6) - (2C + 2) = C + 4$$

设计变量数 N_D 可进一步区分为固定设计变量数 N_X 和可调设计变量数 N_a 。前者是指描述进料物流的那些变量(如进料的组成和流量等)以及系统的压力。这些变量常常是由单元在整个装置中的地位,或设备在整个流程中的地位所决定的;也就是说,是事实已被给定或最常被给定的变量。而可调设计变量则是由设计者来决定的。例如,对分配器来说,固定设计变量数为

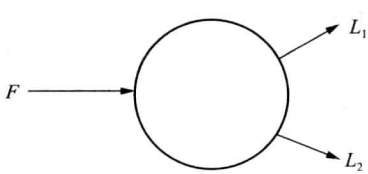


图 1-4 分配器

N_X	变量数
进料(F)	$C + 2$
压力	1
合计	$C + 3$

则可调设计变量数 $N_a = N_D - N_X = (C + 4) - (C + 3) = 1$, 这一可调设计变量可以定为 L_1/L_2 的值, 如精馏塔中塔顶回流与馏出液之比 R 。

(2)绝热平衡级 绝热操作的简单平衡级, 如图 1-5 所示。该单元有两股进料和两股出料, 单元与环境没有能量交换, 故总变量为

$$N_V = 4(C + 2) = 4C + 8$$

单元的约束关系数目如下:

约束方程	变量	变量数
物料平衡关系式	$L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} = L_jx_{i,j} + V_jy_{i,j}$	C
能量平衡方程	$L_{j-1}h_{j-1} + V_{j+1}H_{j+1} = L_jh_j + V_jH_j$	1
相平衡关系	$y_{i,j} = K_{i,j}x_{i,j}$	C
压力平衡关系	$P_{Vj} = P_{Lj}$	1
温度平衡关系	$T_{Vj} = T_{Lj}$	1
合计		$2C + 3$

因此, 简单绝热平衡级的设计变量数为

$$N_D = N_V - N_C = (4C + 8) - (2C + 3) = 2C + 5$$

简单绝热平衡级的固定设计变量数如下:

N_X	变量数
进料变量(V_{j+1}, L_{j-1})	$2(C + 2)$
压力	1
合计	$2C + 5$

可调设计变量数为:

$$N_a = N_D - N_X = (2C + 5) - (2C + 5) = 0$$

同理, 可以得出非绝热操作的平衡级设计变量。与绝热平衡级设计变量相比, 非绝热平衡级单元与环境有热量交换, 故该单元的总变量应增加 1。因单元的约束关系数未变, 故相应设计变量数也增加 1。又因固定设计变量数未变, 所以非绝热操作的平衡级可调设计变量

数也增加 1，为交换的热量。

(3) 带进料和侧线采出的非绝热平衡级 带进料和侧线的非绝热平衡级，如图 1-6 所示。该单元有三股进料和三股出料，单元与环境有能量交换，故总变量数为

$$N_v = 6(C + 2) + 1 = 6C + 13$$

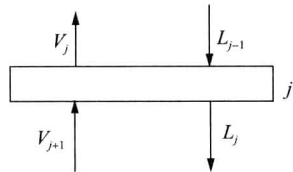


图 1-5 单级绝热平衡级

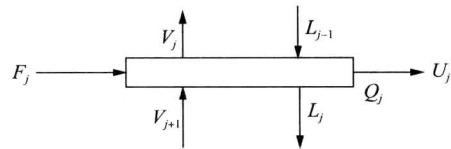


图 1-6 带有进料和侧线的非绝热平衡级

单元的约束关系数目如下：

约束方程	变量	变量数
物料平衡关系式	$F_j x_{i,j} + L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} = (L_j + U_j) x_{i,j} + V_j y_{i,j}$	C
能量平衡方程	$F_j h_F + L_{j-1} h_{j-1} + V_{j+1} H_{j+1} + Q_j = (L_j + U_j) h_j + V_j H_j$	1
相平衡关系式	$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j}$	C
压力平衡关系	$P_{V_j} = P_{L_j} = P_{U_j}$	2
温度平衡关系	$T_{V_j} = T_{L_j} = T_{U_j}$	2
浓度内在关系	$(x_{i,j})_{L_j} = (x_{i,j})_{U_j}$	$C - 1$
合计		$3C + 4$

因此，简单绝热平衡级的设计变量数为：

$$N_D = N_v - N_C = (6C + 13) - (3C + 4) = 3C + 9$$

固定设计变量数为：

N_x	变量数
进料变量(F_j, V_{j+1}, L_{j-1})	$3(C + 2)$
级压力	1
级温度	1
合计	$3C + 8$

可调设计变量数为

$$N_a = N_D - N_x = (3C + 9) - (3C + 8) = 1 (U_j \text{ 变量或 } U_j/L_j \text{ 变量})$$

(4) 部分冷凝和部分汽化换热器 部分冷凝和部分汽化换热器如图 1-7 所示。对于这两种单元的变量分析是相同的，所得的设计变量数是一致的。

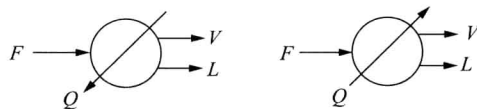


图 1-7 部分冷凝和部分汽化换热器

单元的总变量 $N_v = 3(C + 2) + 1 = 3C + 7$

单元的约束关系数目为

约束方程	变量	变量数
物料平衡关系式	$Fx_{i,F} = Lx_i + Vy_i$	C
能量平衡方程	$Fh_F + Q = Lh_L + VH_V$	1
相平衡关系式	$y_i = K_i x_i$	C
内在关系	$P_L = P_V$	1
	$T_L = T_V$	1
合计		$2C + 3$

因此，单元的设计变量数为

$$N_D = N_V - N_C = (3C + 7) - (2C + 3) = C + 4$$

固定设计变量数为：

N_X	变量数
进料变量(F)	$C + 2$
压力	1
合计	$C + 3$

可调设计变量数为

$$N_a = N_D - N_X = (C + 4) - (C + 3) = 1(Q \text{ 变量})$$

在分离过程中经常遇到的各种单元的设计变量数的分析结果汇总于表 1-3。

表 1-3 各种单元的设计变量

序 号	单元名称	简图	N_V	N_C	N_D	N_X	N_a
1	分配器		$3C + 6$	$2C + 2$	$C + 4$	$C + 3$	1
2	混合器		$3C + 6$	$C + 1$	$2C + 5$	$2C + 5$	0
3	分相器		$3C + 6$	$2C + 3$	$C + 3$	$C + 3$	0
4	泵		$2C + 5$	$C + 1$	$C + 4$	$C + 3$	1 ^①
5	加热器		$2C + 5$	$C + 1$	$C + 4$	$C + 3$	1
6	冷却器		$2C + 5$	$C + 1$	$C + 4$	$C + 3$	1

续表

序 号	单元名称	简图	N_V	N_C	N_D	N_X	N_a
7	换热器		$4C + 8$	$2C + 1$	$2C + 7$	$2C + 6$	1
8	全凝器		$2C + 5$	$C + 1$	$C + 4$	$C + 3$	$1^{(2)}$
9	全蒸发器		$2C + 5$	$C + 1$	$C + 4$	$C + 3$	$1^{(2)}$
10	全凝器 (凝液为两相)		$3C + 7$	$2C + 3$	$C + 4$	$C + 3$	$1^{(2)}$
11	分凝器		$3C + 7$	$2C + 3$	$C + 4$	$C + 3$	1
12	再沸器		$3C + 7$	$2C + 3$	$C + 4$	$C + 3$	1
13	简单平衡级		$4C + 8$	$2C + 3$	$2C + 5$	$2C + 5$	0
14	带有传热的 平衡级		$4C + 9$	$2C + 3$	$2C + 6$	$2C + 5$	1
15	进料级		$5C + 10$	$2C + 3$	$3C + 7$	$3C + 7$	0
16	有侧线出料的 平衡级		$5C + 10$	$2C + 4$	$2C + 6$	$2C + 5$	1

①取泵出口压力等于后继单元的压力。

②规定全凝器和全蒸发器的单相液或两相物流的温度分别为泡点和露点。

1.3.2 装置的设计变量

一个分离装置，如多元混合物的多级连续精馏塔，是由若干个单元组合而成的复杂系统，要确定该系统的设计变量，可将其所含单元的变量数 N_{Vi} 及约束方程数 N_{Ci} 分别进行加和。但在加和过程中有许多物流可能重复，从而导致变量以及方程数重复计数。为此，应从变量总数 ΣN_{Vi} 中扣除 N_R 股重复物流的变量 $N_R(C + 2)$ ，从方程总数 ΣN_{Ci} 中扣除多余的方程

数 N_R 。此外，如果对装置内重复物流变量未加规定，则必须增加 N_A 个附加变量对各组物流重复加以限制。组合单元装置的设计变量可按以下步骤确定。

装置所含变量总数

$$N_{VT} = \sum_{i=1}^m N_{Vi} - N_R(C + 2) + N_A \tag{1-3}$$

装置方程式总数

$$N_{CT} = \sum_{i=1}^m N_{Ci} \tag{1-4}$$

装置设计变量

$$\begin{aligned} N_{DT} &= N_{VT} - N_{CT} = \left(\sum_{i=1}^m N_{Vi} - \sum_{i=1}^m N_{Ci} \right) - N_R(C + 2) + N_A \\ &= \sum_{i=1}^m N_{Di} - N_R(C + 2) + N_A \end{aligned} \tag{1-5}$$

式中 N_{Vi} —— i 单元总变量数；
 N_{Ci} —— i 单元方程式数；
 N_{Di} —— i 单元设计变量数；
 m ——装置所含单元数。

(1) N 级平衡级串联装置 图 1-8 为 N 级平衡级串联且各级与外界无能量交换的装置。

由表 1-3 中查得简单平衡级单元所含变量数 N_{Vi} 为 $4C + 8$ ，所含约束数 N_{Ci} 为 $2C + 3$ 。在该串联装置中有 $2(N - 1)$ 股物流重复，必须增加一个变量 N_A 来限定重复的物流数，则 N_A 为 1，该装置的设计变量可由式(1-3)、式(1-4)和式(1-5)求得。

$$N_{VT} = N(4C + 8) - 2(N - 1)(C + 2) + 1 = 2CN + 2C + 4N + 5 \tag{1-6}$$

$$N_{CT} = N(2C + 3) = 2CN + 3N \tag{1-7}$$

$$N_{DT} = N_{VT} - N_{CT} = 2C + N + 5 \tag{1-8}$$

固定设计变量数和可调设计变量数分别为

N_{XT}	变量数
两股进料	$2C + 4$
每级压力	N
合计	$2C + N + 4$

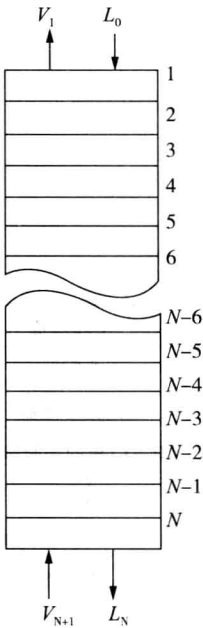


图 1-8 N 级平衡级串联且各级与外界无能量交换的装置

因此， $N_{aT} = N_{DT} - N_{XT} = (2C + N + 5) - (2C + N + 4) = 1$ ，可调设计变量为 1，即理论级数 N 。

如果平衡级为非绝热平衡级，且各级与外界有能量交换的装置，则变量数 N_{Vi} 为 $4C + 9$ ，所含约束数不变，其它与上述过程一致，可调设计变量为 $N + 1$ ，也就是可调设计变量为理论级数 N 与 N 个级的热量交换 Q_i 。

(2) 简单精馏塔 设有一连续精馏塔，有一股进料，精馏塔塔顶为全凝器，塔底带再沸器，每一级均与外界无热量交换，如图 1-9 所示。首先确定该装置含有的单元，然后根据所含单元从表 1-3 中查得相应的 N_{Vi} 及 N_{Ci} ，组合计算该系统的设计变量，如表 1-4 所示。

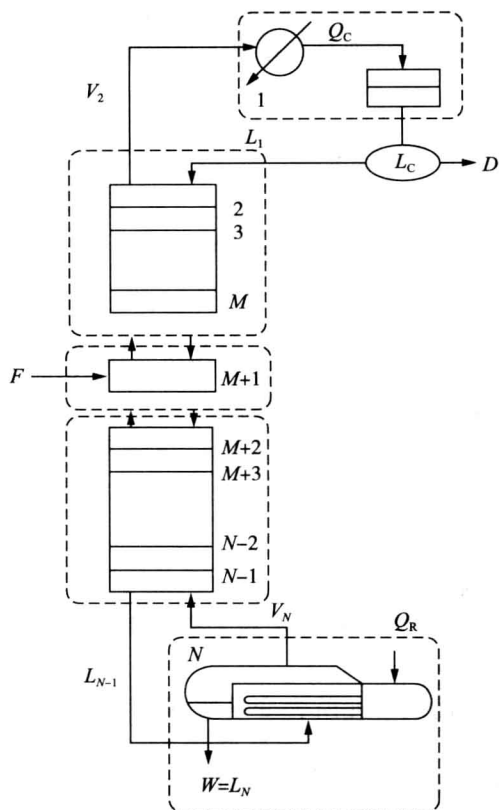


图 1-9 简单精馏塔

表 1-4 精馏塔各单元的变量数与约束数

序号	单元设备	变量数 N_{Vi}	约束数 N_{Ci}
1	全凝器	$2C + 5$	$C + 1$
2	回流分配器	$3C + 6$	$2C + 2$
3	$(M-1)$ 板的平衡串级 *	$2C(M-1) + 4(M-1) + 2C + 5$	$(M-1)(2C + 3)$
4	进料级	$5C + 10$	$2C + 3$
5	$N - (M+1)$ 板的平衡串级 *	$2C(N-M-1) + 4(N-M-1) + 2C + 5$	$(N-M-1)(2C + 3)$
6	再沸器	$3C + 7$	$2C + 3$
合计		$2CN + 4N + 13C + 30$	$2CN + 3N + 3C + 3$

注：根据 N 级平衡级串联中总的变量数得出，见式(1-6)；约束数由式(1-7)计算。

由以上组合可见，本装置含 6 个单元，如图 1-9 中划分所示。每个单元连接时，总共有 9 股物流重复，故 N_R 等于 9。因各部分无未规定的重复变量，所以 N_A 等于 0，于是可得

$$N_{VT} = \sum_{i=1}^N N_{Vi} - 9(C + 2) = 2CN + 4N + 4C + 12$$

$$N_{CT} = 2CN + 3N + 3C + 3$$

本装置的设计变量为

$$N_{DT} = N + C + 9$$

简单精馏塔的设计变量一般可按以下规定：