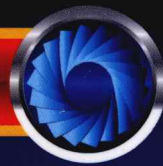




石油化工设备设计选用手册



TAQI

塔 器

中国石化集团上海工程有限公司 组织编写

俞晓梅 袁孝竞 等编



化学工业出版社



石油化工设备设计选用手册



TAQI

塔 器

中国石化集团上海工程有限公司 组织编写

俞晓梅 袁孝竞 等编



化学工业出版社

· 北 京 ·

塔器是化学工程领域的重要组成部分，是目前化工分离工程的首选装置。它涉及精馏、吸收、解吸、萃取、洗涤、增湿以及冷却等化工过程，涉足石油化工、炼油、化肥、精细化工、轻化工、环境保护，甚至冶炼、原子能等工业领域。本书是《石油化工设备设计选用手册》的一个分册，全套《手册》由中国石化集团上海工程有限公司组织编写。《塔器》邀请了国内化学工程界知名专家参与编写，具有很高的权威性。内容突出工程性、工艺性和实用性，可供从事化工分离工程的技术人员（包括设计、制造、操作运行、安检等人员）、高等院校师生和科研人员参考。

图书在版编目（CIP）数据

塔器/中国石化集团上海工程有限公司组织编写；俞晓梅，
袁孝竞等编。—北京：化学工业出版社，2010.4
（石油化工设备设计选用手册）
ISBN 978-7-122-07799-8

I. 塔… II. ①中…②俞…③袁… III. 塔器-技术手册
IV. TQ053.5-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2010）第 027745 号

责任编辑：辛 田

文字编辑：陈 喆

责任校对：边 涛

装帧设计：张 辉

出版发行：化学工业出版社（北京市东城区青年湖南街 13 号 邮政编码 100011）

印 刷：北京永鑫印刷有限责任公司

装 订：三河市前程装订厂

787mm×1092mm 1/16 印张 26 3/4 字数 717 千字 2010 年 6 月北京第 1 版第 1 次印刷

购书咨询：010-64518888（传真：010-64519686） 售后服务：010-64518899

网 址：<http://www.cip.com.cn>

凡购买本书，如有缺损质量问题，本社销售中心负责调换。

定 价：68.00 元

版权所有 违者必究

前 言

《石油化工设备设计选用手册》(以下简称《手册》)由中国石化集团上海工程有限公司组织编写。《手册》着眼于工程,强调设计、选用,目的是使工程公司、生产企业中的工艺、设备技术人员能据此设计、选用到最佳设备。本《手册》突出工程性、工艺性、实用性。

为保证《手册》的工程实用性,中国石化集团上海工程有限公司成立了编委会,确定了《手册》的编写要求,组织全国知名专家参与撰写,并由编委会负责《手册》的审稿及协调工作。

《手册》对每一类设备的作用、适用场合、分类与形式、选用要求进行阐述,主要介绍该类设备选用的工艺计算、结构设计、强度计算,以及本类设备的制造检验特殊要求,同时也涉及该类设备的标准及零部件标准(重点在于如何应用)以及相关应用软件。

本《手册》包括工艺型设备,如《换热器》、《反应器》、《塔器》、《干燥器》、《除尘器》、《工业炉》、《机泵选用》等;材料结构型设备,如《石化设备用钢》、《承压容器》、《储存容器》、《有色金属制容器》、《搪玻璃容器》,共12个分册。

本书为《塔器》分册,以工程应用、设计选用为主,介绍了多种类型塔器的结构设计及应用实例。本书可供从事塔器工程的工艺和设备技术人员(包括设计、制造、操作运行、安检等人员)、高等院校师生以及科研人员参考。

本书主要由浙江工业大学俞晓梅教授和天津市新天进科技发展有限公司袁孝竞教授编写。具体编写人员如下:第1章:浙江工业大学祝铃钰、俞晓梅;天津市新天进科技发展有限公司袁孝竞。第2章:浙江工业大学俞晓梅、祝铃钰、姚克俭、朱菊香、计建炳;河北工业大学李春利;浙江大学谭天恩;华侨大学林新波。第3章:天津市新天进科技发展有限公司袁孝竞、蓝仁水、黄贵明、孙灵栋、张春彪;上海化工研究院张丽雅、肖斌、魏建华;厦门大学沙勇;清华大学费维扬。附录一:中国石化集团北京石化工程公司孙希瑾。附录二:天津大学李鑫刚(F2.1、F2.2);清华大学费维扬(F2.3);天津市新天进科技发展有限公司袁孝竞(F2.4);上海化工研究院刘乃鸿(F2.5)。

本书由袁孝竞统稿,叶文邦审核定稿。

希望《手册》对读者的工作能起到促进作用,据此设计、选用到高效、节能、环保的工程设备,为我国的工程建设添砖加瓦,也深切希望读者对本《手册》不足之处提出宝贵意见,以便再版时修正。

叶文邦

目 录

第 1 章 塔器的类型和选用	1
1.1 塔器综述	1
1.2 气液传质过程对塔器的要求	6
1.3 塔器的发展和分类	8
1.4 塔器的比较和选用	9
参考文献	17
第 2 章 板式塔	18
2.1 筛孔塔板	18
2.1.1 筛孔塔板的结构特点	18
2.1.2 筛孔塔板的流体力学性能	20
2.1.3 筛板的效率	30
2.1.4 筛板塔的工程设计	38
2.1.5 其他新型筛板类塔板	42
2.2 浮阀塔板	51
2.2.1 概述	51
2.2.2 浮阀的种类和研究进展	52
2.2.3 浮阀塔板的设计方法	58
2.3 泡罩塔板	66
2.3.1 概述	66
2.3.2 泡罩塔板的结构	66
2.3.3 泡罩塔板的流体力学性能	68
2.3.4 泡罩塔板的传质性能	73
2.3.5 泡罩塔板的工程设计	74
2.4 穿流塔板	76
2.4.1 穿流塔板的结构	77
2.4.2 穿流塔板的流体力学性能	77
2.4.3 穿流塔板的传质效率	83
2.4.4 改进型的穿流塔板	83
2.4.5 穿流塔板的设计	85
2.5 复合型塔板	88
2.5.1 概述	88
2.5.2 穿流型复合塔板	89
2.5.3 全溢流型复合塔板	93
2.5.4 复合型塔板的工业应用实例	94
2.5.5 其他类型的复合塔板	96
2.6 立体传质塔板	97
2.6.1 立体喷射型塔板的发展	97

2.6.2	立体传质塔板的结构与特点	98
2.6.3	立体传质塔板的流体力学性能	99
2.6.4	立体传质塔板的传质性能	102
2.6.5	立体传质塔板的工程设计	103
2.6.6	立体传质塔板的工程设计实例	104
2.7	高速塔	105
2.7.1	概述	105
2.7.2	旋流塔板	106
2.7.3	波形挡板塔	123
	参考文献	126

第3章	填料塔	132
3.1	散装填料	132
3.1.1	概述	132
3.1.2	环形填料	133
3.1.3	鞍形填料	146
3.1.4	环鞍形填料	149
3.1.5	球形填料	157
3.1.6	其他类型填料	158
3.2	规整填料	161
3.2.1	概述	161
3.2.2	金属板波纹填料	164
3.2.3	非金属板波纹填料	186
3.2.4	网波纹填料	193
3.2.5	其他规整填料	217
3.3	塔内件	235
3.3.1	液体分布装置	235
3.3.2	填料压紧器与床层定位器	249
3.3.3	填料支承装置	251
3.3.4	液体收集再分布装置及液体进料装置	254
3.3.5	气相入塔装置及分布装置	260
3.3.6	除雾沫装置	263
3.4	填料吸收塔的设计	265
3.4.1	吸收过程概述	265
3.4.2	填料塔内气液流动流体力学	266
3.4.3	填料塔内气液传质状况	278
3.4.4	填料吸收塔的设计计算	290
3.4.5	设计举例	298
3.5	填料精馏塔的设计	303
3.5.1	填料精馏塔的结构设计	304
3.5.2	散装填料塔的设计计算	309
3.5.3	规整填料塔的设计计算	315
3.6	填料萃取塔的设计	322
3.6.1	设计原理	322

3.6.2	设计计算步骤	325
3.6.3	设计举例	331
3.7	填料增湿塔与冷却塔的设计	334
3.7.1	概述	334
3.7.2	填料增湿塔与减湿塔的设计	335
3.7.3	冷却塔的设计	341
3.7.4	冷却塔设计举例	352
	参考文献	354

附录		360
附录 1	塔故障诊断及处理	360
附录 2	填料塔的典型案例分析	377

第1章

塔器的类型和选用

1.1 塔器综述

目前化工分离的方法很多,如蒸馏、吸收、萃取、吸附、结晶、离子交换、热扩散、色谱、质谱、场效应以及膜分离等。其中,蒸馏历史悠久,是量大面广的分离过程,从技术和应用的成熟程度考虑,蒸馏目前仍是首选的分离方法。蒸馏市场的经济效益至今仍是可观的。1992年9月举行的第五届国际蒸馏与吸收会议(Distillation and Absorption 1992)上,Darton指出,在1991年,全世界精馏塔的产量情况为:

① 炼油:一次蒸馏能力大于37亿吨,约每天1千万吨,其中部分还要经过再次或多次蒸馏,炼油装置实际总蒸馏能力超过50亿吨。

② 化工及石油化工:乙烯、丙烯、丁烯等重要化工原料可从催化裂化或热裂化再经蒸馏分离获得,而苯、甲苯、二甲苯等则可从原油经蒸馏和萃取分离获得。这些基本化工原料年产量达1亿3千万吨。

③ 天然气加工:到1992年的20年来,世界天然气产量几乎增长一倍,仅1991年天然气消耗量达14亿吨。

④ 制药及农药:吨位虽不能与石化产品相比,但每年产值达3200亿美元。

⑤ 每桶原油按70美元计,世界范围的精馏塔年产值至少为20380亿美元。若按目前的产量计算,这个数字将更为惊人。

第二次世界大战以后,有机化工都转向石油化工。截至2005年底,我国原油一次加工能力达到3.28亿吨/年,居世界第2位。据报道,到2006年底,我国乙烯产量已经达到941万吨,居世界第2位,已超越日本成为仅次于美国的全球第二大乙烯生产国。预计到2010年我国乙烯产能将达到1700万~1800万吨,产量为1450万吨/年,但我国又是世界上最大的石化产品消费市场,2010年我国乙烯自给率也才达到58%。

我国2005年医药工业总产值为4595.311亿元人民币,其中化学原料制造业1162.77亿元,化学制剂制造业1258.94亿元。

20世纪80年代后,全球气温明显上升。其主要原因是人类在近一个世纪以来大量使用矿物燃料(如煤、石油等),排放出大量的CO₂等多种气体,导致全球气候变暖。这既危害自然生态系统的平衡,更威胁人类的食物供应和居住环境。因此,从烟气中除去CO₂以及酸分HCl、SO₂已是面临的一个重大课题。随着煤的气化技术的提高,从合成气中脱除CO₂也显得越来越重要。吸收技术在环保等领域有广阔的天地,可充分发挥其积极作用。

在化工生产中,蒸馏是耗能大户。20世纪70年代初出现能源危机后,蒸馏节能技术应运而生。新型塔板和填料迅速发展,并在国内外大型塔器中得到了广泛应用,产生了巨大的经济效益和社会效益。近年来,高效节能型塔器的研究和开发取得了长足进步,有了很多新成果,这是现代塔器技术的主要发展趋势,也标志着塔器的综合设计技术进入了一个新阶段。

某些场合蒸馏也有一定的局限性,如对共沸物的分离或对相对挥发度很小的物系的分离,要花费高昂的代价。混合物组分之一的临界温度低于50℃时,冷凝器要采用冷冻液或深冷蒸馏。任何一种方法都将导致高额成本。产量不大的情况下,采用吸附或气体膜分离较

佳。如空分装置,当每天产量在 200t 以下时,宜采用变压吸附;深冷蒸馏适宜于每天 2000t 以上。临界温度低于 50℃ 的物质(分子量小于 40)总共有 18 种。物系中含有这种物质,通常采用蒸馏以外的分离方法,减压蒸馏同样会增加成本。对于分子量较大的物系,为避免物料热分解或热聚合,往往采用真空蒸馏,可降低操作温度。操作压力取决于分子量,实际可行的最低操作压力为 20mbar。在某些精细化工分离过程中,有时精馏塔操作绝压很低,如维生素 E 用常规蒸馏方法精制,塔顶绝压为 0.5mbar。当分子量大于 150,通常宜采用其他分离方法。对某些生物合成制品,能满足分离要求并不计成本,也会采用蒸馏技术。

蒸馏分离最经济的范围是分子量在 40~150。超出此范围,蒸馏成本增加,更昂贵的分离方法将成为竞争对手,这将迫使蒸馏降低成本。蒸馏塔设计必须从目前依赖经验设计,走向依赖流体机理和分子科学的发展进行科学设计。表 1-1 介绍了各种分离方法的适用范围。

表 1-1 各种分离方法的适用范围

方 法	附 加 物 料	分 子 量 范 围	说 明
气相吸附	固体	2	用于气体分离,临界温度一般小于 50℃
气相吸收	液体	↓	
气膜分离	固体	40	
加压蒸馏	—	50	加压蒸馏用于较小分子量的物系,加压后可在冷凝器中用普通冷却水 真空蒸馏用于较大分子量的物系,减压可降低再沸器温度,防止物料热分解或聚合
萃取蒸馏	液体	↓	
常压蒸馏	—	↓	
共沸蒸馏	液体	↓	
真空蒸馏	—	150	
液-液萃取	液体	大分子量	大分子量物系的分离,标准沸点一般大于 250℃
超临界萃取	流体		
液膜分离	固体		
液相吸附	固体		
色层分离	液体		
结晶	—		

常规蒸馏包括简单蒸馏、分批蒸馏、连续蒸馏和多侧线蒸馏,非常规蒸馏包括特殊蒸馏(萃取蒸馏、共沸蒸馏、反应蒸馏、吸附蒸馏、催化蒸馏、膜蒸馏等)、热泵蒸馏、多效蒸馏、热偶蒸馏等。现就常规蒸馏过程予以说明。

(1) 分批蒸馏

分批蒸馏又称间歇蒸馏,通常用于产量小而附加值高或所处理物料需要分批进行,或原料或产品纯度经常改变,或一塔多用仅改变操作压力的场合。要从多组分混合物中分离出多个纯组分产品,采用连续蒸馏则需要多个分离塔,而采用分批蒸馏则在一个塔中进行即可。分批蒸馏过程是不稳定过程,塔内组成、温度都随时间而变化。其操作可以恒定压力改变回流比或以恒定塔釜温度改变操作压力,控制釜温略低于物料热分解或聚合的温度。也可多参数最优化控制,即对回流比、操作压力和气相负荷进行优化控制。

分批蒸馏采用填料塔,其持液量为板式塔的 $\frac{1}{4} \sim \frac{1}{3}$ 。这一特点可使各主馏分间切割清晰,过渡中间馏分减少,使主馏分有较高的回收率。中间馏分往往还要返回塔内再次分离,较少中间馏分,使得单位产品输入的总能量降低。表 1-2 列出了甲醇/水/二甲基甲酰胺混合物分离时持液量影响的模拟结果。

(2) 连续蒸馏

连续蒸馏是化工分离过程中最常见的蒸馏方法。根据其物系挥发难易程度及对产品回收率要求等,又可分下列各种流程。

表 1-2 持液量对分批蒸馏的影响（甲醇/水/二甲基甲酰胺系统）

项 目	计量单位	塔 板	规整填料
1# 主馏分	kmol	45.6	47.1
1# 中间馏分	kmol	7.8	5.6
2# 主馏分	kmol	22.1	23.7
2# 中间馏分	kmol	0.8	0.2
残液	kmol	19.6	19.4
操作周期	h	8.3	7.7
能耗	kJ	7.9×10^6	6.7×10^6

① 只有精馏段的精馏塔 如图 1-1(a) 所示，产品为易挥发组分，回收率也无需特别提高。如空气分离中的粗氩塔，在空分主精馏塔的上塔靠下部位，从氩含量约 10% 处抽出一股气相物料进入粗氩塔底部，粗氩塔回流的液相从底部流出，仍返回空分上塔。因此，这是一个只有精馏段的精馏塔。

粗氩塔塔顶气相是与来自空分主精馏塔下塔底部的富氧液空换热，从而粗氩塔塔顶温度也即塔顶压力是确定的。这样，粗氩塔的压差也是固定不变的。在此压差下，对于筛板塔，只能是 40~70 块理论塔板，塔顶粗氩中含氧量为 2%~5%。大多数使用氩气的场合都要求为几

乎无氧和氮的高纯度氩。因此，从粗氩塔顶得到的粗氩，还需要进行催化加氢除氧，生成的水再用分子筛吸附干燥，然后再进入精氩塔精馏，以去除其中的杂质氮和过量的氧，在精氩塔底部获得氧含量小于 2×10^{-6} 的高纯氩气产品。在粗氩塔的压差下，若采用低压降的高效规整填料，则有可能安装相当于 180 多块理论塔板的填料，粗氩塔顶气体再经精氩塔，即可获得氧含量低于 2×10^{-6} 的高纯氩。这就可以取消传统制氩时的下游加氢脱氧工艺，既节省投资，又消除了加氢工艺存在的危险性，从而实现无氢制氩。

② 只有提馏段的精馏塔 如图 1-1(b) 所示，适用于产品为难挥发组分，且回收率要求不高。例如通过水的蒸馏获得重水的塔。重水在普通水中是难挥发组分，且原料水的价格低廉，无需特别提高回收率以节省原料。

③ 具有精馏段和提馏段的精馏塔 如图 1-1(c) 所示，在塔中某一位置，其液相组分与进料组分大致相同，连续进料。塔顶、塔底同时连续引出合格产品。进料口以上称精馏段，进料口以下称提馏段。精馏段使易挥发组分得以提纯，提馏段使易挥发组分从液相中提馏出来，增加易挥发组分的回收率。对于难挥发组分，正好相反，在提馏段中提高其纯度，在精馏段中提高其回收率。

④ 精馏塔级联装置 对于进料浓度低以及相对挥发度接近 1 的物系，当要获得高纯度产品时，需要相当多的理论塔板数。这种情况可以采用一系列的塔系或称为级联装置，如图 1-2 所示。级联装置的特点是各塔的直径可依次缩小，即进料的塔最大，最后出产品的塔最小。级联装置的总体积要比单塔的总体积小，但理论板数要比单塔所需理论板数多。

级联装置各塔间连接方式可以有不同方案，设计时应根据具体情况加以选择。图 1-3 列出了三种方案，即塔底液体作为下塔进料 [图 1-3(a)、(b)]；塔釜蒸汽冷凝后作为下塔进料 [图 1-3(c)、(d)]；塔釜液体作为下塔进料 [图 1-3(e)、(f)]。这些不同的级间连接方

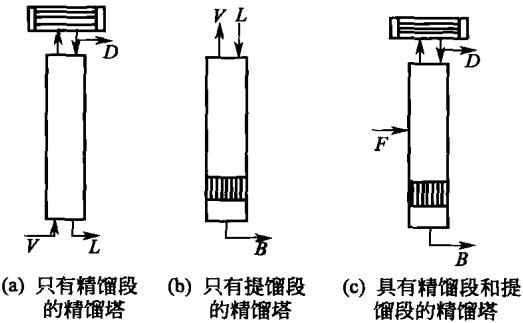


图 1-1 连续蒸馏流程

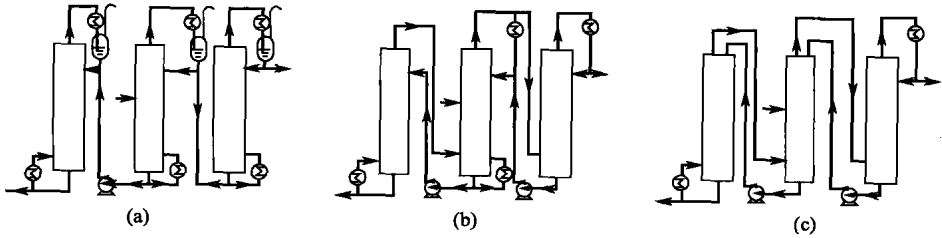


图 1-2 级联装置

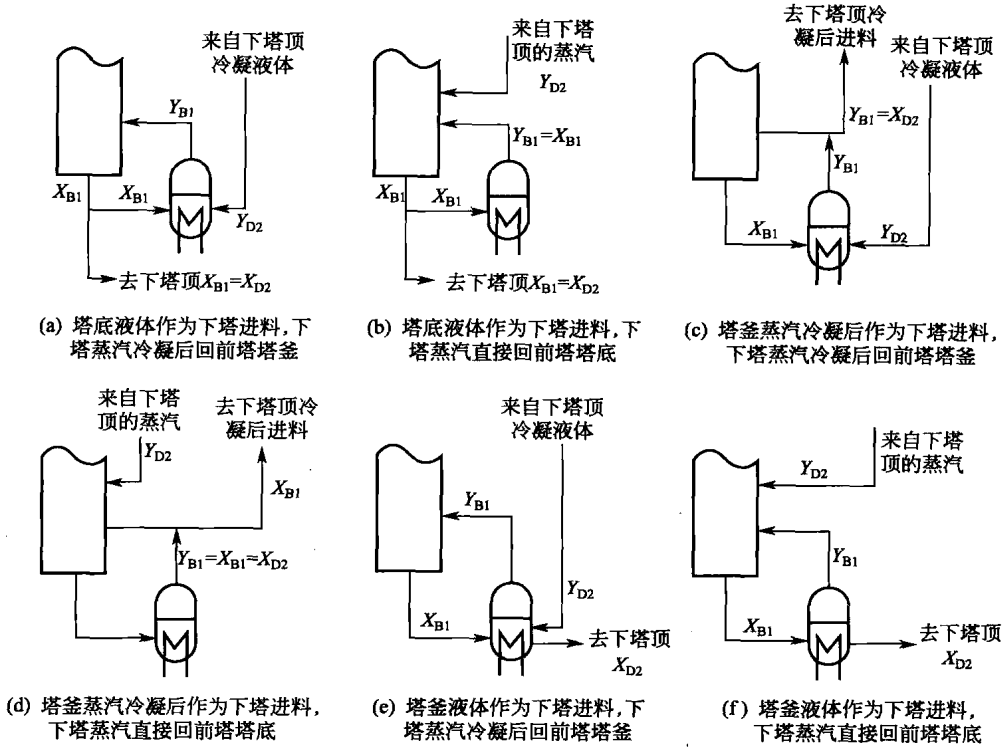


图 1-3 级联装置各塔间的连接方式

式，严格说来，在 X - Y 图上能显示出区别，但实际上对于相对挥发度接近 1 的物系，其差别极小。

(3) 多侧线蒸馏

在实际过程中，精馏塔可能有多个进料或者多个侧线产品，或者有中间冷凝、中间再沸、侧线汽提，或者中间泵循环等。炼油厂的常减压蒸馏最为典型。其分离精度往往并不高，但在同一个塔内可以有多个侧线产品，侧线产品常设有水蒸气汽提塔，使侧线产品中含有的轻组分返回蒸馏塔中。进料中带入的大量热量一般不会全部由塔顶冷凝器取出，而是依靠中间泵循环冷却取热，以使全塔气液相负荷分布均匀，也使能源得以经济合理的利用。

(4) 热泵蒸馏

热泵是将低品位的蒸汽压缩到较高品位，使其能在过程中再利用。热泵蒸馏是将精馏塔顶蒸汽压缩后再作为塔底再沸器的热源。这样回收了塔顶低压蒸汽潜在的热能，起到显著节能的效果。

图 1-4(a) 为常规精馏塔能流图，塔底再沸器需要输入大量加热蒸汽，而塔顶冷凝器的冷却介质要带走大量热能，故其热效率很低。图 1-4(b) 为采用热泵后蒸馏装置的能流图，塔顶蒸汽的热能被继续利用，整个系统只需补充少量的能量即可。此外，热泵还是减少 CO_2 排放和热污染的有效环保方法之一。

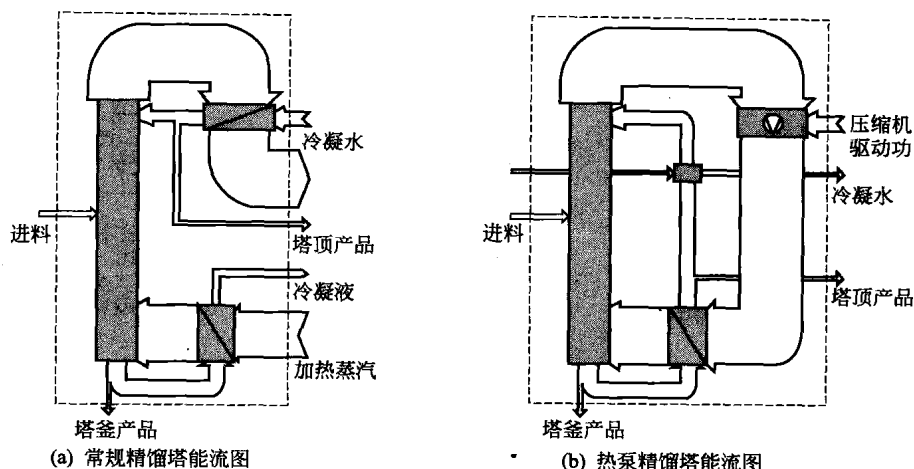


图 1-4 精馏塔能流图

热泵蒸馏有直接蒸汽压缩和间接蒸汽压缩两种，如图 1-5 所示，图 1-5(a) 为直接蒸汽压缩，塔顶物料蒸汽经压缩后直接送入本塔塔釜作为热源，此法节能效果明显，但对热泵的密封性能要求较高，以免塔内物系受污染。图 1-5(b) 为间接蒸汽压缩，它采用中间循环介质，不会污染塔内物系，但降低节能效果，且增加一套塔顶冷凝器。

热泵蒸馏最适宜于难分离物系，采用热泵蒸馏再配以高效低压降填料，其塔顶和塔底的温差不大，塔顶蒸汽稍加压缩即可用于塔釜加热，节能效果可达 80% 以上。图 1-6 为异丁醛 (IBAD) 与正丁醛 (NBAD) 的分离，由图可见，常规蒸馏能耗 9600kW，板式塔热泵蒸馏能耗 1560kW，规整填料塔热泵蒸馏能耗 920kW。

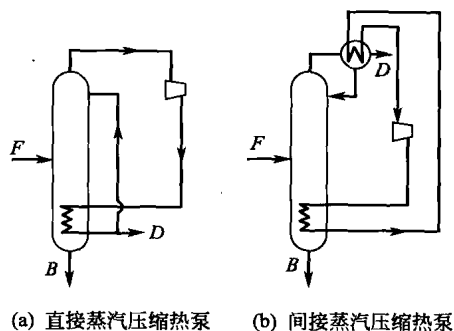


图 1-5 热泵蒸馏

(5) 多效蒸馏

图 1-7 为多效蒸馏的原理及简单流程，其原理与多效蒸发相似，即将前级塔塔顶蒸汽作为下级塔塔釜的加热蒸汽。各塔操作于不同压力，只有第一效需要外部加热，末效需要塔顶冷凝。多效蒸馏的关键是选择适宜的各塔操作压力。它一般受到第一效加热蒸汽压力和末效冷却介质温度的限制。通常采用双效蒸馏。

低温空气分离的主精馏塔是典型的双效蒸馏，下塔操作压力为 600kPa 左右，上塔接近常压。两塔连接部分的冷凝蒸发器，将下塔顶部的氮气冷凝，同时将上塔底部的液氧蒸发。

如图 1-8 所示为填料塔双效蒸馏。该流程是环己酮和环己醇的分离，第一塔主要在塔顶脱除原料中较轻杂质，第二塔将环己酮和环己醇分离。第一塔分离效率提高，回流比减小，能耗降低，重组分收率提高，塔顶温度降低。第二塔全塔压降降低，塔釜温度降低，分离效率提高，使塔顶温度降低。两塔之间就有可能利用第一塔塔顶物料蒸汽作为第二塔塔釜热源，从而两塔总能耗只需 5.2MW。与板式塔相比，节能达 78%。

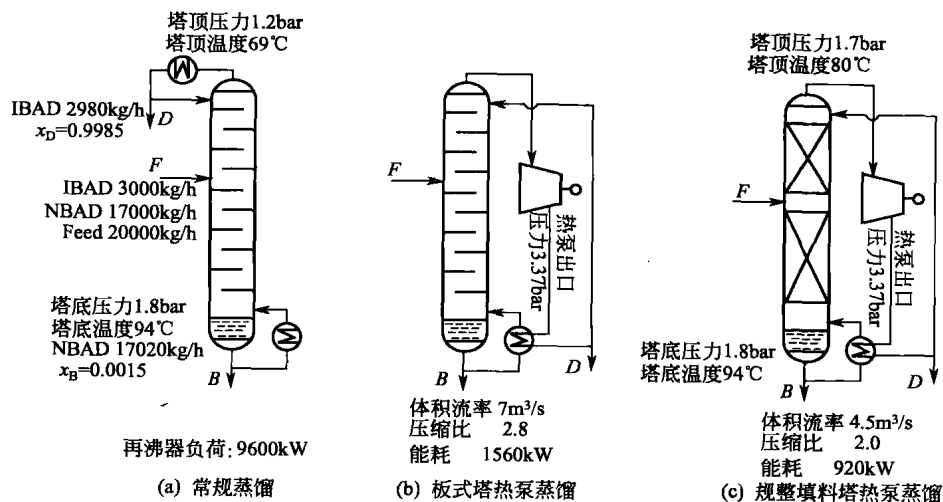


图 1-6 热泵蒸馏与常规蒸馏的比较

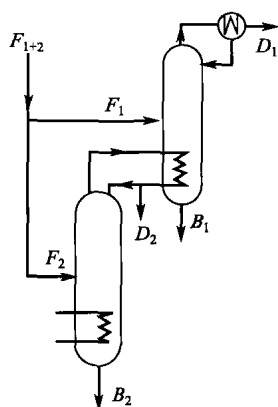


图 1-7 多效蒸馏原理

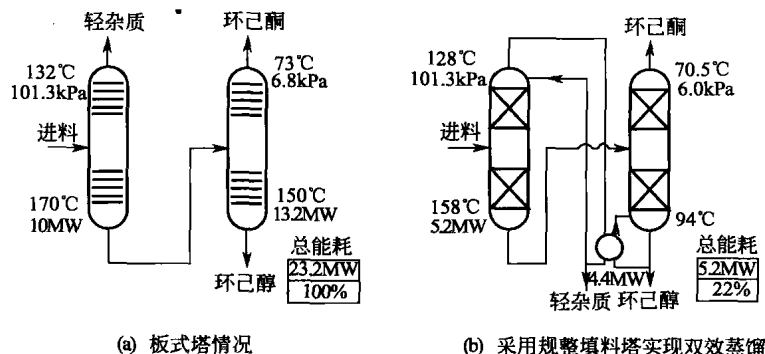


图 1-8 采用填料塔实现双效蒸馏

1.2 气液传质过程对塔器的要求

气液传质过程是指在气（汽）相和液相之间进行的质量传递过程。工业设备中最常用于气液传质过程的设备就是塔器，塔器是结构简单的多级操作设备，没有高速运动部件。气液两相在塔体内可以很容易地保持分离所需的最佳压力、温度，在壳体的内构件上可以实现流动、接触和分离，可以通过改造塔内构件来满足分离所需要的最佳时间、空间、传热和传质条件。由于塔器具有效率高、操作方便和稳定可靠等特点，可以应用于炼油、石油化工、化肥和精细化工等过程工业。在大型炼油和化工装置中，塔器往往和反应器、压缩机等大型设备投资比例相当，是流程中的重要设备。

塔器要满足气液传质过程两相传质和充分分离的要求，必须首先具备以下基本性能。

- ① 相际传质面积大、气液两相充分接触。
- ② 两相分离效果好。
- ③ 气相和液相的通过能力大，单位体积设备的生产能力高。
- ④ 操作弹性大，能够在较大的气液变化范围内维持稳定操作，容易控制，效率高。
- ⑤ 流体流动阻力小，能量损失少。

⑥ 结构简单、可靠，制造成本低。

⑦ 易于安装、维修和清洗。

(1) 塔器的传质效率和处理能力需求

气液传质过程的首要任务是使两相充分接触进行传质，然后使两相尽可能分离，避免相互夹带。因此首先塔内构件上设计要求相际传质面积大、给两相提供充分接触的場所，并且两相在传质面积上有足够的停留时间进行传质。所以塔设备的内构件应该尽可能向两相接触面积大的方向设计，但又不能增加设备投资成本，要求单位体积塔内件的传质面积较大，停留时间较长。同时，还要给两相提供合适的分离空间，使气液两相能够较好的分离。如果塔内件传质性能很好但不能让气液两相有效分离，就会出现气相中夹带液沫或者液相中夹带气泡的返混现象，积累到一定程度就会影响分离效果。因此传质与分离的综合效果是通过塔器的分离效率来表示的，通常塔内件选型的首要目标就是分离效率高，高效塔内件的研究一直是塔器研究的一个重点方向。

除了提高效率以外，大通量的塔内件也是塔器研究的重点。单位体积传质设备的处理能力大，达到同样生产能力的装置设备投资和占地面积都会降低，因此在设计时采用大通量的塔内件可以大幅度降低设备的投资。如果在改造时采用高效大通量的塔内件替换原有普通内件，就可以用较低的设备投资实现扩能改造，也可以避免新增和扩大设备而造成的设备布局上的难题。

(2) 塔器的操作性能需求

工业装置的操作特点是波动频繁，进料和操作条件的扰动、控制系统的响应都会发生不可预见的短期波动，间歇反应器和连续流程的匹配也会造成生产的周期性变化。塔器会在不同的工况点操作，设备内的气液相负荷发生明显的不确定的变化或波动，这就要求塔内件具备较大的操作弹性。在较低和较高的气液相负荷条件下都能够维持相对稳定的设备效率，尽可能在单台设备内消化负荷波动引起的分离效果变化。如果扰动波及产品，自动控制的响应措施有时会反过来加速塔内气液相流量的波动，导致操作恶化。因此，塔内件的设计应该具有较大的操作弹性，能够在较大范围内稳定操作。

(3) 塔器的节能降耗需求

塔器的节能降耗是设备性能的一个综合体现。要求塔器在各方面都具有良好的性能。塔内件分离效率高，获得同样产品纯度的操作费用就低，直接表现在生产操作时降低分离剂的用量，如精馏降低回流比，减少冷凝器和再沸器的冷热量输入，降低吸收剂用量和再生能量。这是利用高效塔内件进行节能，但有时高效塔内件往往会压降较大，压降本身也是能量损耗。尤其是对减压操作设备，为了维持装置最高压力点的真空度，要求高效塔内件同时具有压降低的特点，以节约获得真空所需要消耗的能量。降低塔压降就意味着真空系统负荷降低，是很重要的系统节能手段。以前忽视加压系统的设备压降，实际上与真空系统类似，加压系统的压力是由增压设备产生的，同样是保证系统最低压力点达到气体输送的要求，压降小的系统，增压设备的出口压力就要低很多，可以直接节省能量。设备的操作弹性大也不仅仅是操作上的方便，控制系统如果始终处于不稳定的调控状态，整个装置的能量损失也是很大的。产品稳定的输出也有利于提高产品质量，减少排放，可以在保持产品质量时不断地提高处理能力，实现装置的节能降耗。

(4) 塔器的特殊需求

针对某些特殊工程和化学条件，还会对塔器有一些特殊的要求，包括：

① 精密分离 由于产品要求的不断提高，针对难以分离的同系物、纯度要求很高的产品和其他特殊精密分离过程，要求塔器具有很高的效率。

② 特殊停留时间要求 精细化工很多行业中普遍存在产品热稳定性很差或者易分解的

情况，要求相应的热敏产品在塔内件内停留时间短以及塔内件压降小。

③ 大型化和小型化要求 炼油和化工等行业为体现规模效应而提高装置的大型化程度，相应的塔设备直径不断增加；相反地，精细化工和制药等行业为了生产高附加值产品，灵活调整产品结构，开发各种适用于小规模产品的小型装置，专门要求低压、高效的小直径塔。

④ 缩短检修时间 增加设备的有效运行时间是企业提高效益的重要手段，塔器没有备用设备，要求稳定工作时间长，可靠性好，不允许经常检修，要求在保持其他性能的同时尽可能使结构简单。

1.3 塔器的发展和分类

(1) 按塔器结构分类

塔器最常用的分类方法是按塔内件的结构分类，主要有板式塔和填料塔两大类，还有塔板填料复合塔、喷淋塔、鼓泡塔、湿壁塔以及机械运动构件的塔，也就是有补充能量的塔，如脉动塔和转盘塔等。

板式塔（图 1-9）是一种逐级（板）接触型的气液传质设备，塔内以塔板作为基本构

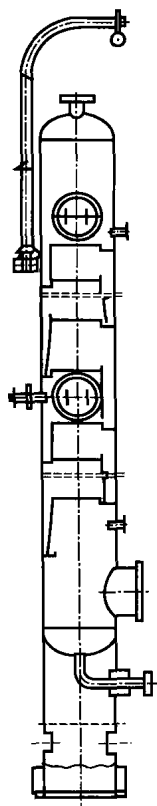


图 1-9 板式塔结构示意图

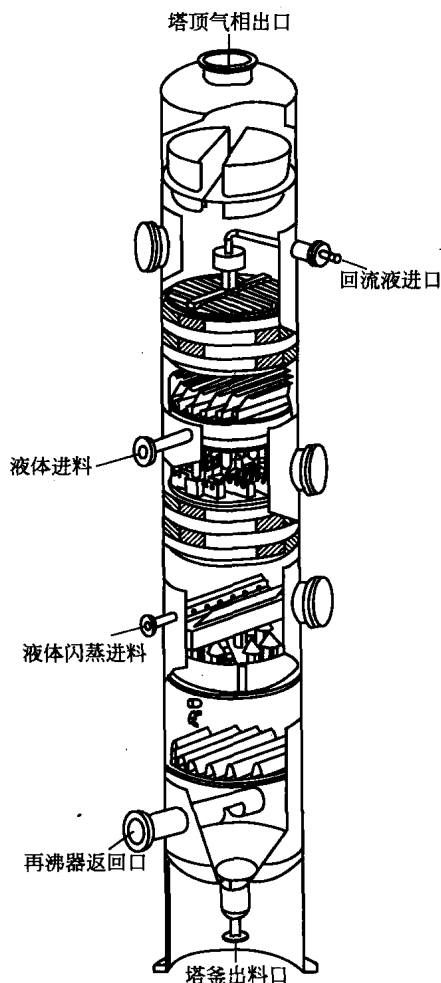


图 1-10 填料塔结构示意图

件, 气体以鼓泡或喷射的形式穿过塔板上的液层, 气液两相密切接触达到气液两相总体逆流、板上错流的效果。气液两相的组分浓度沿塔高呈阶梯式变化。板式塔主要包括传统的筛板塔、泡罩塔、浮阀塔、舌片塔板与浮舌塔板、穿流塔板和各种改进型浮阀塔板、多种传质元件混排塔板和造成板上大循环的立体喷射塔板等。

填料塔(图 1-10)内装填一定高度的填料, 液体沿填料表面呈膜状向下流动, 气体自下向上流动。气液两相在填料表面作逆流微分传质, 组分浓度沿塔高呈连续变化。填料分段安装, 每段填料安放在支承装置上, 上段下行的液相通过液体收集装置和(再)分布器重新分布。填料塔主要包括规整填料和散装填料两大类。传统的规整填料分为板波和丝网型, 散装填料则有拉西环、鲍尔环、阶梯环、弧鞍环、矩鞍环和各种花环等。

塔板和填料复合型的塔内件类型很多, 主要包括填料安装在塔板上方和塔板下方两大类。部分复合型塔板将填料安装在塔板下面, 利用了塔板的分离空间, 使气液两相进行二次传质, 提高塔板的分离效率。另外一些则将填料安装在塔板上, 起到细化气泡、增加泡沫层湍动的作用, 可以降低雾沫夹带, 提高传质效率。

(2) 按塔内件气液流向分类

塔内件按塔器轴向的气液两相流动方式分类可以分为错流塔和逆流塔内件两类, 填料塔都是逆流操作的, 塔板则有板上错流和板上逆流两种, 或称有降液管塔板和无降液管塔板。有降液管的塔板具有较高的传质效率和较宽的操作范围; 无降液管的塔板也常称为穿流式塔板, 气液两相均由塔板上的孔道通过, 塔板结构简单, 整个塔板面积利用较为充分。目前常用的有穿流式筛板、栅板、波纹板等。

如图 1-11 所示, 按塔板板面上的液体流动形式可将塔板分类成单溢流塔板 [图 1-11(a)]、U 形流塔板 [图 1-11(b)]、双溢流塔板 [图 1-11(c)] 及其他流型(如四溢流型、阶梯流型、环流型等)塔板。单溢流塔板应用最为广泛, 它结构简单, 液流行程长, 有利于提高塔板效率。但当塔径或液量过大时, 塔板上液面梯度会变大, 导致气液分布不均匀, 或造成降液管过载, 影响塔板效率和正常操作。双溢流塔板适合用于塔径较大及液流量较大的情况。液体分为两股, 可以减少溢流堰的液流强度和降液管负荷, 同时也减小了塔板上面的液面梯度, 但塔板的降液管要相间地置于塔板的中间或两边, 多占一些塔板传质面积。

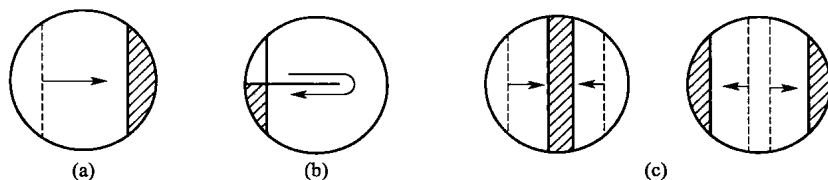


图 1-11 各种流动形式塔板板面布置示意图

1.4 塔器的比较和选用

(1) 板式塔与填料塔的比较

填料塔和板式塔的结构差异较大, 适用的范围也不尽相同, 所以单纯地比较传质效率并没有太大的意义, 必须在特定环境下进行分析对比。在进行气液设备设计时, 首先要合理选择塔型。选择时应综合考虑物料性质、操作条件、塔设备的性能及加工、安装、维修、经济性等多种因素。评价性能主要是指处理能力、操作弹性、板效率、板压降和设备费用等。设计者要根据介质性质、通量大小、允许压力降等要求通过技术经济比较合理选择塔内件, 并尽可能采用经工业装置验证过的高通量、高效、节能的塔内件。

工业生产中塔型的比较和选择是较为复杂的问题，它直接影响分离任务的完成、设备投资和操作费用。设计者需要对板式塔和填料塔的性能有一个全面的认识。为方便对这个问题的考虑，表 1-3 列出了主要的比较情况，仅供参考。

表 1-3 塔型选择

塔 型 对比条件	板 式 塔		散装填料塔	规整填料塔
	浮阀、筛板、泡罩	MD 塔板		
腐蚀性介质	B	B	A	C
易发泡物料	D	D	B	A
热敏性物料	D	D	B	A
高黏性物料	C	C	A	B
含有固体颗粒的物料	A	A	C	B
难分离或高纯度物料	C	C	B	A
气膜控制的吸收	C	D	B	A
液膜控制的吸收	C	B	A	D
真空精馏	C	D	B	A
常压精馏	A	D	C	B
高压精馏	B	A	C	D
高液相负荷	B	A	C	D
低液相负荷	B	D	C	A
液气比波动大	A	B	C	D
小塔径	C	D	A	B
大塔径	A	A	B	A
塔内换热多	A	B	C	D
间歇精馏	C	D	B	A
节能操作	D	D	B	A
老塔改造	D	B	C	A
多侧线塔	A	B	C	C

注：A—优，B—良，C—中，D—差。

(2) 板式塔的比较

评价板式塔的性能主要是指处理能力、操作弹性、板效率、板压降和设备费用等。各种塔板由于气液接触情况不同，板效率各有高低，板效率高的塔板说明它的结构比较合理。另外，板效率的高低还要与操作弹性结合起来，弹性大而板效率又高，则说明该塔能在较宽的操作范围内保持高效率。若塔板效率很高而弹性很小时，则这种塔板只能在很狭窄的范围内操作，气液略有波动或生产能力需提高时，其塔板效率立即下降。塔板按传质元件的种类主要分为泡罩型、筛孔型、浮阀型、斜喷型、立体喷射型和多降液管型等。

泡罩型塔板是最古老的形式之一，它的典型特征是塔板上有升气管，而升气管上覆盖一泡罩。由于升气管有一定高度，并与溢流堰相配合使板面上保持一定的液层。这种结构特征保证了塔板基本无泄漏，具有较低的操作下限和较大的操作弹性，可以承受较为剧烈的负荷波动，塔板效率变化较小，可以保证相当稳定的分离能力。但由于它结构复杂、造价高和压降大，通常只在要求塔板无泄漏或液相负荷很小时才选用。

筛孔型塔板是一种应用历史很长的塔板。它结构非常简单，加工方便，易检修而且造价低，因此工业应用最为广泛。只要结构设计合理，在一定的操作弹性范围之内，筛板塔的效率 and 稳定性还是较高的。但是在气速比较小时，有较为严重的塔板倾向性漏液，所以应用受