



高等学校教材

化工分离过程

陈洪钊 刘家祺 编

化学工业出版社

高等学校教材

化工分离过程

陈洪钊 刘家祺 编

化学工业出版社

·北京·

(京)新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

化工分离过程/陈洪钆,刘家祺编·—北京:化学工业出版社,1995.5 (1999.7 重印)

高等学校教材

ISBN 7-5025-1453-8

I. 化… II. ①陈…②刘… III. 分离-化工过程-高等学校-教学参考资料 IV. TQ 028

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (95) 第 05572 号

高等学校教材

化工分离过程

陈洪钆 刘家祺 编

责任编辑:骆文敏 徐世锋

封面设计:郑小红

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

新华书店北京发行所经销

北京市彩桥印刷厂印刷

北京市彩桥印刷厂装订

*

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 18 $\frac{1}{4}$ 字数 455 千字

1995 年 5 月第 1 版 1999 年 7 月北京第 5 次印刷

印数 15901—21900

ISBN 7-5025-1453-8/G·365

定 价: 22.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者,本社发行部负责调换

内 容 提 要

本书为高等学校化学工程专业指导委员会根据化学工程专业的教学计划,组织编写的化学工程专业基础课教材。

书中从分离过程的共性出发,按单级平衡、多组分多级分离过程的分析及简捷计算、多组分多级分离过程的严格计算的系统,讨论了常用分离过程的基本理论、过程特点、数学模型及其求解方法。然后讨论了分离设备的处理能力和效率,分离过程的节能技术和分离流程的选择。在对膜分离、吸附等其它分离技术作简要介绍后,论述了分离过程的选择原则。全书共七章,各章均有一定数量的例题和习题,附录中收有常用计算程序,以利于对本书内容的理解和运用。

本书可作为高等院校化学工程专业及相近的化工类各专业大学本科教材,也可供化工领域中从事科研、设计和生产的科技人员参考。

本书由陈洪钊、刘家祺教授编写,朱自强教授审定。

目 录

第一章 绪论	1
第一节 分离操作在化工生产中的重要性.....	1
第二节 传质分离过程的分类和特征.....	3
1.2.1 平衡分离过程.....	3
1.2.2 速率分离过程.....	10
第三节 本课程的任务和内容.....	11
参考文献.....	12
第二章 单级平衡过程	13
第一节 相平衡.....	13
2.1.1 相平衡关系.....	13
2.1.2 相平衡常数的计算.....	14
第二节 多组合物系的泡点和露点计算.....	26
2.2.1 泡点温度和压力的计算.....	26
2.2.2 露点温度和压力的计算.....	35
第三节 闪蒸过程的计算.....	38
2.3.1 等温闪蒸和部分冷凝过程.....	40
2.3.2 绝热闪蒸过程.....	44
本章符号说明.....	49
参考文献.....	50
习题.....	50
第三章 多组分多级分离过程分析与简捷计算	53
第一节 设计变量.....	53
3.1.1 单元的设计变量.....	54
3.1.2 装置的设计变量.....	55
第二节 多组分精馏过程.....	58
3.2.1 多组分精馏过程分析.....	59
3.2.2 最小回流比.....	63
3.2.3 最少理论塔板数和组分分配.....	65
3.2.4 实际回流比和理论板数.....	70
第三节 萃取精馏和共沸精馏.....	73
3.3.1 萃取精馏.....	73
3.3.2 共沸精馏.....	81
第四节 吸收和蒸出过程.....	92
3.4.1 吸收和蒸出过程流程.....	93
3.4.2 多组分吸收和蒸出过程分析.....	93

3.4.3	多组分吸收和蒸出的简捷算法	97
3.4.4	化学吸收	102
第五节	萃取过程	110
3.5.1	萃取流程	110
3.5.2	逆流萃取计算的集团法	113
	本章符号说明	113
	参考文献	114
	习题	115
第四章	多组分多级分离的严格计算	120
第一节	平衡级的理论模型	120
第二节	逐级计算法	124
第三节	三对角线矩阵法	128
4.3.1	方程的解离方法和三对角线矩阵方程的托玛斯解法	128
4.3.2	泡点法(BP法)	130
4.3.3	流率加和法(SR法)	138
4.3.4	等温流率加和法	144
	本章符号说明	147
	参考文献	147
	习题	148
第五章	分离设备的处理能力和效率	150
第一节	气液传质设备的处理能力和效率	150
5.1.1	气液传质设备处理能力的影晌因素	150
5.1.2	气液传质设备的效率及其影晌因素	150
5.1.3	气液传质设备效率的估计方法	157
第二节	萃取设备的处理能力和效率	161
5.2.1	萃取设备的处理能力和塔径	161
5.2.2	影晌萃取塔效率的因素	167
5.2.3	萃取塔效率	171
第三节	传质设备的选择	176
5.3.1	气液传质设备的选择	176
5.3.2	萃取设备的选择	178
	本章符号说明	180
	参考文献	181
	习题	181
第六章	分离过程的节能	184
第一节	分离的最小功和热力学效率	184
6.1.1	等温分离的最小功	184
6.1.2	非等温分离和有效能	187
6.1.3	净功消耗和热力学效率	188
第二节	精馏的节能技术	190

6.2.1	精馏过程的热力学不可逆性分析	190
6.2.2	多效精馏	191
6.2.3	低温精馏的热泵	193
6.2.4	设置中间冷凝器和中间再沸器的精馏	195
第三节	分离顺序的选择	196
6.3.1	简单分离顺序的合成	196
6.3.2	复杂塔的分离顺序	199
	本章符号说明	201
	参考文献	202
	习题	202
第七章	其它分离技术和分离过程的选择	204
第一节	膜分离技术	204
7.1.1	分离用膜和膜分离设备	205
7.1.2	反渗透	207
7.1.3	超滤	211
7.1.4	电渗析	214
7.1.5	气体膜分离	218
7.1.6	液膜分离	221
第二节	吸附分离	225
7.2.1	吸附原理和吸附剂	225
7.2.2	吸附平衡	226
7.2.3	吸附速率	228
7.2.4	吸附分离工艺简介	230
第三节	反应精馏	236
7.3.1	反应精馏过程分析	237
7.3.2	反应精馏过程的数学模拟	241
第四节	分离过程的选择	241
7.4.1	可行性	241
7.4.2	分离过程的类型	243
7.4.3	生产规模	244
7.4.4	设计的可靠性	244
7.4.5	分离过程的独立操作性能	246
	本章符号说明	247
	参考文献	248
附录	250
一、	多组分闪蒸过程计算源程序	250
二、	多组分精馏塔的简捷计算源程序	256
三、	多组分精馏塔的泡点法计算源程序	261
四、	吸收和蒸出计算的流率加和法源程序	273

第一章 绪 论

第一节 分离操作在化工生产中的重要性

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。一个典型的化工生产装置通常是由一个反应器(有时多于一个)和具有提纯原料、中间产物和产品的多个分离设备以及机、泵、换热器等构成。分离操作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起着分离提纯的作用,以得到合格的产品,并使未反应的反应物得以循环利用。此外,分离操作在环境保护和充分利用资源方面起着特别重要的作用。因此,分离操作在化工生产中占有十分重要的地位,在提高生产过程的经济效益和产品质量中起举足轻重的作用。对大型的石油工业和以化学反应为中心的石油化工生产过程,分离装置的费用占总投资的 50~90%。

图 1-1 为乙烯连续水合生产乙醇的工艺流程简图,其核心设备是一台固定床催化反应器,

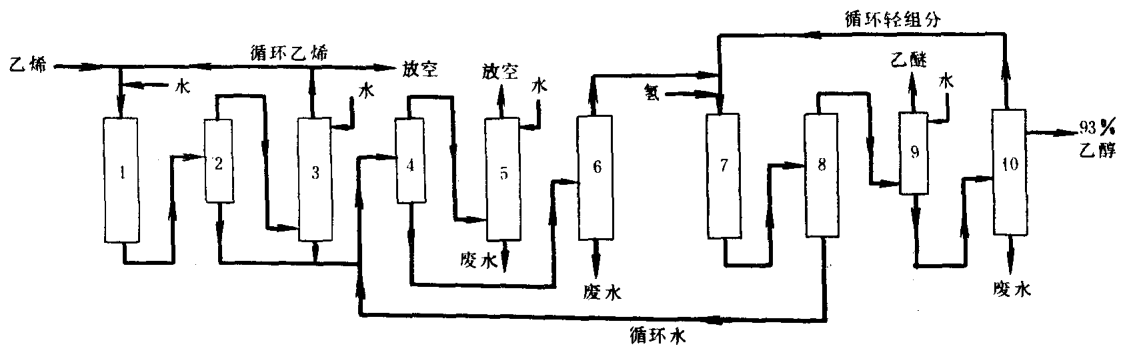


图 1-1 乙烯水合生产乙醇的工业过程

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

操作温度约为 300℃,压力为 6.5MPa,反应器中进行的主反应为 $C_2H_4 + H_2O \rightarrow C_2H_5OH$ 。此外,乙烯原料中的一些杂质还进行若干副反应,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%。因此必须有较大的循环比。通常,反应产物先经分凝器及水吸收塔与未反应的乙烯分离。后者返回反应系统。由分凝器及水吸收塔所得到的反应产物需进一步处理以获得所需产品。先送入闪蒸塔,由该塔出来的气体用水洗涤,以防止乙醇损失。由粗馏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乙醛转化成乙醇。乙醚在脱轻组分塔蒸出,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;在距产品塔顶数块板处引出浓度为 93% 的含水乙醇产品,塔顶引出的轻组分送至催化加氢反应器,废水由塔釜排出。此外尚有一些设备,以浓缩原料乙烯,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

吸收、闪蒸和精馏等。

在某些化工生产装置中,分离操作就是整个过程的主体部分。例如,石油裂解气的深冷分离,碳四馏分分离生产丁二烯,芳烃分离等过程。图 1-2 所示为对二甲苯生产流程简图。对二甲苯是一种重要的石油化工产品,主要用于制造对苯二甲酸。将沸程在 120~230K 之间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,便是本装置的原料。该混合烃首先经脱丁烷塔以除去丁烷和轻组分。塔底的物料进入液-液萃取塔。在此,烃类与一不互溶的溶剂(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出,溶剂则循环回萃取器。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。

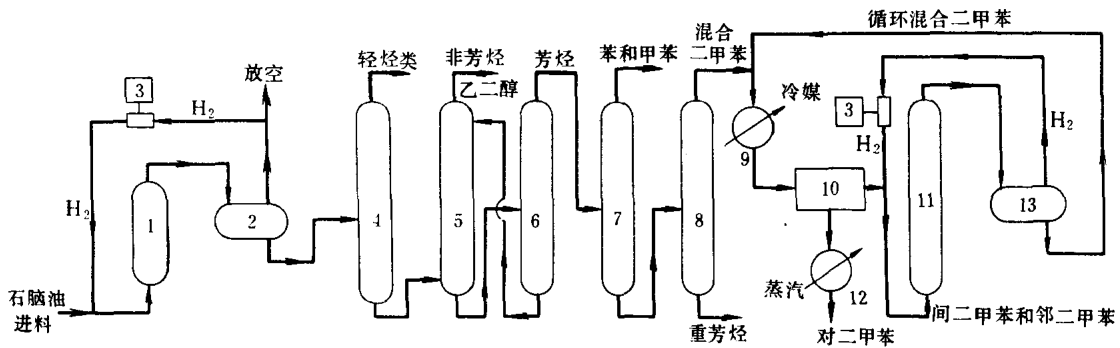


图 1-2 二甲苯生产流程

1—重整反应器;2、13—汽液分离器;3—压缩机;4—脱丁烷塔;5—萃取塔;6—再生塔;
7—甲苯塔;8—二甲苯回收塔;9—冷却器;10—结晶器;11—异构化反应器;12—融熔器

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。

上述两例说明了分离过程在石油和化学工业中的重要性。事实上,在冶金、食品、生化和原子能等工业也都广泛地应用到分离过程。例如,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。

随着现代工业趋向大型化生产,所产生的大量废气、废水、废渣更加集中排放。对它们的处理不但涉及物料的综合利用,而且还关系到环境污染和生态平衡。如原子能废水中微量同位素物质,很多工业废气中的硫化氢、二氧化硫、氧化氮等都需妥善处理。

近年来,由于能源紧张,石油提价,对分离过程的能耗要求就越来越苛刻。随之对设备性能要求也越来越高。

上述种种原因都促使对常规分离过程如蒸发、精馏、吸收、吸附、萃取、结晶等不断进行改进和发展;同时新的分离方法,如固膜与液膜分离、热扩散、色层分离等也不断出现和得到工业化。

第二节 传质分离过程的分类和特征

分离过程可分为机械分离和传质分离两大类。机械分离过程的分离对象是由两相以上所组成的混合物。其目的只是简单地将各相加以分离。例如,过滤、沉降、离心分离、旋风分离和静电除尘等。这类过程在工业上是重要的,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,其特点是有质量传递现象发生。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大类,即平衡分离过程和速率分离过程。

1.2.1 平衡分离过程

该过程是借助分离媒介(如热能、溶剂和吸附剂),使均相混合物系统变成两相系统,再以混合物中各组分在处于相平衡的两相中不等的分配为依据而实现分离。

分离媒介可以是能量媒介(ESA)或物质媒介(MSA),有时也可两种同时应用。ESA 是指传入系统或传出系统的热;还有输入或输出的功。MSA 可以只与混合物中的一个或几个组成部分互溶。此时,MSA 常是某一相中浓度最高的组分。例如,吸收过程中的吸收剂,萃取过程中的萃取剂等等。MSA 也可以和混合物完全互溶。当 MSA 与 ESA 共同使用时,还可选性地改变组分的相对挥发度,使某些组分彼此达到完全分离,例如萃取精馏。

表 1-1 列出了工业上常用的基于平衡分离过程的分离单元操作。简图中符号 V 、 L 和 S 分别表示进入或流出单元设备的气相、液相和固相。

表 1-1 平衡分离过程的分离单元操作

名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或 MSA 的相态	分离原理	工业应用实例
(1) 闪蒸		液体	减压	气体	挥发度(蒸汽压)有较大差别	由海水淡化生产纯水
(2) 部分冷凝		气体	热量(ESA)	液体	挥发度(蒸汽压)有较大差别	由氨中回收氢气和氮气

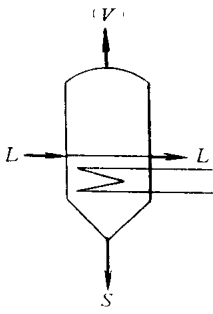
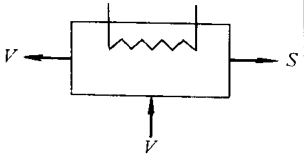
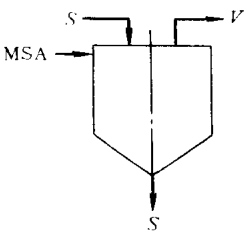
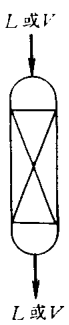
名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或MSA的相态	分离原理	工业应用实例
(3) 精馏		汽、液 或汽液 混合物	热量 (ESA); 有 时机械功	气体和液 体	挥发度(蒸汽 压)有差别	石油裂解气的深冷分 离
(4) 萃取精馏		汽、液 或汽液 混合物	液体溶剂 (MSA) 和 塔釜加热 (ESA)	气体和液 体	溶剂改变原 溶液组分的相 对挥发度	以苯酚作溶剂由沸点 相近的非芳烃中分离甲 苯
(5) 吸收蒸出		气体 或液体	液体吸收 剂(MSA); 加入热量 (ESA)	气体和液 体	溶解度不同	由催化裂化装置主蒸 馏塔顶产物中回收乙烷 及较轻的烃
(6) 吸收		气体	液体吸收 剂(MSA)	液 体	溶解度不同	用乙醇胺类吸收以除 去天然气中的 CO ₂ 和 H ₂ S


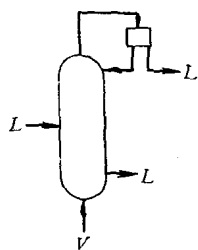
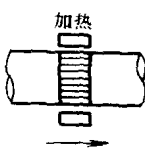
续表

名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或MSA的相态	分离原理	工业应用实例
(7) 蒸出		液体	气提气 (MSA)	气体	溶解度不同	原油蒸馏塔的侧线抽出的石脑油、煤油和柴油馏分的气提
(8) 带有回流的蒸出(水蒸汽蒸馏)		气、液 或气液 混合物	气提蒸汽 (MSA) 和 热量(ESA)	气体和液 体	溶解度不同	原油的减压蒸馏(水蒸汽为气提剂)
(9) 再沸蒸出		液体	热量 (ESA)	气体	溶解度不同	从石脑油馏分中脱除轻组分
(10) 共沸精馏		气、液 或汽液 混合物	液体共沸 剂(MSA) 和热量 (ESA)	气体和液 体	共沸剂改变 原溶液组分的 相对挥发度	以醋酸丁酯作共沸剂 从稀溶液中分离醋酸

名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或MSA的相态	分离原理	工业应用实例
(11) 液-液萃取		液体	液体萃取剂(MSA)	液体	不同组分在两液相中的溶解度不同	以丙烷作萃取剂从重渣油中脱除沥青
(12) 液-液萃取 (双溶剂)		液体	两个萃取剂(MSA ₁ 和MSA ₂)	液体	不同组分在不同萃取剂中的溶解度不同	以丙烷、甲酚为双溶剂,从芳烃和环烷烃原料中分离链烷烃
(13) 干燥		液体, 更常见是固体	气体(MSA); 热量(ESA)	气体	水分蒸发	用热空气脱除聚氯乙烯中的水分
(14) 蒸发		液体	热量	气体	蒸汽压不同	由氢氧化钠的水溶液中蒸出水分

续表

名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或MSA的相态	分离原理	工业应用实例
(15) 结晶		液体	冷量或热量	固体	利用过饱和度	由二甲苯混合物中结晶分离对二甲苯
(16) 凝聚		蒸汽	冷量	固体	选择性地凝华	邻苯二甲酸酐的精制
(17) 浸取		固体	液体溶剂	液体	固体的溶解度	用水浸取矿渣中的硫酸铜
(18) 吸附		气体或液体	固体吸附剂	固体	吸附作用的差别	通过分子筛吸附空气中的水分

名称	简图	原料相态	分离媒介	产生相态或MSA的相态	分离原理	工业应用实例
(19) 离子交换		液体	固体树脂	固体	质量作用定律	水的软化
(20) 泡沫分离		液体	表面活性剂与鼓泡	液体(两种)	气泡的气液界面吸附	清除废水中的洗涤剂; 矿石浮选
(21) 区域熔炼		固体	热量	液体	凝固趋势的差别	金属的超提纯

当被分离混合物中各组分的相对挥发度相差较大时,闪蒸或部分冷凝即可充分满足所要求的分离程度。见表 1-1 中(1)和(2)。

如果组分之间的相对挥发度差别不够大,则通过闪蒸及部分冷凝就不能达到所要求的分离程度,而应采用精馏(3)才可能达到所要求的分离程度。

当被分离组分间相对挥发度很小,必须采用具有大量塔板数的精馏塔才能分离时,就要考虑采用萃取精馏(4)。在萃取精馏中采用 MSA 有选择地增加原料中一些组分的相对挥发度,从而将所需要的塔板数降低到比较合理的程度。一般说来,MSA 应比原料中任一组分的挥发度都要低。MSA 在接近塔顶的塔板引入,塔顶需要有回流,以限制 MSA 在塔顶产品中的含量。

如果由精馏塔顶引出的气体不能完全冷凝,可从塔顶加入吸收剂作为回流,这种单元操作叫做吸收蒸出(或精馏吸收)(5)。如果原料是气体,又不需要设蒸出段,便是吸收(6)。通常,吸收是在室温和加压下进行的,无需往塔内加入 ESA。气体原料中的各组分按其不同溶解度溶于吸收剂中。

蒸出(7)是吸收的逆过程,它通常是在高于室温及常压下,通过蒸出气体(MSA)与液体原料接触,来达到分离的目的。由于塔釜不必加热至沸腾,因此当原料液的热稳定性较差时,这一特点显得很重要。如果在加料板以上仍需要有气液接触才能满足所要求的分离程度,则可采用带有回流的蒸出过程(8)。如果蒸出塔的塔釜液体是热稳定的,可不用 MSA 而仅靠加热沸腾,则称为再沸蒸出(9)。

能形成最低共沸物的系统,采用一般精馏是不合适的,常常采用共沸精馏(10)。例如,为使醋酸和水分离,选择共沸剂醋酸丁酯(MSA),它与水所形成的最低共沸物由塔顶蒸出,经分层后,酯再返回塔内,塔釜则得到纯醋酸。

液液萃取(11)和(12)是工业上广泛采用的分离技术,有单溶剂和双溶剂之分,在工业实际应用中有多钟不同形式。

干燥(13)则是通过液体的蒸发,将固体中的液体除去。干燥的设计和操是一复杂的课题,因为将平衡热力学原理用于典型的干燥过程是比较困难的。干燥过程中,气体中蒸汽的浓度远未达到饱和状态,固体上的浓度梯度是导致质量传递的动力,但过程还并不清楚。因此,与其说是传质,还不如说是传热限制了干燥的速度。

蒸发(14)一般是指通过热量传递,引起汽化使液体转变为气体的过程。增湿和蒸发在概念上是同义的,但采用增湿或减湿一词往往是指有意往气体中加入或除去蒸汽。

结晶(15)是多种有机产品以及几乎全部无机产品的生产装置中常用的一种单元操作,用于生产小颗粒状固体产品。结晶实质上也是提纯过程。因此,结晶的条件是要使杂质留在溶液里,而所希望的产品则由溶液中分离出来。

升华就是物质由固体不经液体状态直接转变成气体的过程,一般是在高真空下进行。主要应用于由难挥发的物质中除去易挥发的组分。例如硫的提纯,苯甲酸的提纯,食品的熔融干燥。其逆过程就是凝聚(16),在实际中也被广泛采用,例如由反应的产品中回收邻苯二甲酸酐。

浸取(17)广泛用于冶金及食品工业。操作方式分间歇、半间歇和连续。浸取的主要问题是促进溶质由固相扩散到液相,对此最为有效的方法是把固体减小到可能的最小颗粒。固液和液液系统间的主要差别在于前者存在级与级间输送固体或固体泥浆的困难。

吸附(18)的应用一般仍限于除去低浓度的组分。近年来由于吸附剂及工程技术的进展,使吸附的应用扩大了,已工业化的过程有多种气体和有机液体的脱水和净化分离过程。

离子交换(19)也是一种重要的单元操作。它采用离子交换树脂有选择性地除去某组分,而树脂本身能够再生。一种典型的应用是水的软化。采用的树脂是钠盐形式的有机或无机聚合物,通过钙离子和钠离子的交换,可除去水中的钙离子。当聚合物的钙离子达饱和时,可与浓盐水接触而再生。

泡沫分离(20)是基于物质有不同的表面性质,当惰性气体在溶液中鼓泡时,某组分可被选择性地吸附在从溶液底部上升的气泡表面上,直至带到溶液上方泡沫层内浓缩并加以分离。为了使溶液产生稳定的泡沫,往往加入表面活性剂。表面化学和鼓泡特征是泡沫分离的基础。该单元操作可用于吸附分离溶液中的痕量物质。

区域熔炼(21)是根据液体混合物在冷凝结晶过程中组分重新分布的原理,通过多次熔融

和凝固,制备高纯度的金属、半导体材料和有机化合物的一种提纯方法。目前已经用于制备铝、镓、铋、铜、铁、银等高纯金属材料。

在新技术方面,络合吸收、盐析蒸馏、变压吸附、超临界流体萃取等都是原来某些分离单元操作的改进和发展。

1.2.2 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,利用各组分扩散速度的差异实现组分的分离。这类过程所处理的原料和产品通常属于同一相态,仅有组成上的差别。

膜分离是利用流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液体或气体,过程的推动力可以是压力差、浓度差或电位差。

超滤是一种以压力差为推动力,按粒径选择分离溶液中所含的微粒和大分子的膜分离操作。超滤将液体混合物分成滤液和浓缩液两部分:滤液为溶液或在其中含有粒径较小的微粒的悬浮液;浓缩液中保留原料液中所有较大的微粒。超滤的用途主要是溶液过滤和澄清,以及大分子溶质的分级。

反渗透又称逆渗透,也是以压力差为推动力,从溶液中分离出溶剂的膜分离操作。对膜一侧的料液施加压力,当压力超过它的渗透压时,溶剂会逆着自然渗透的方向作反向渗透。从而在膜的低压侧得到透过的溶剂,即渗透液;高压侧得到浓缩的溶液,即浓缩液。该操作已大规模应用于海水和苦咸水淡化和废水处理,并开始用于乳品、果汁的浓缩以及生化和生物制剂的分离和浓缩等。

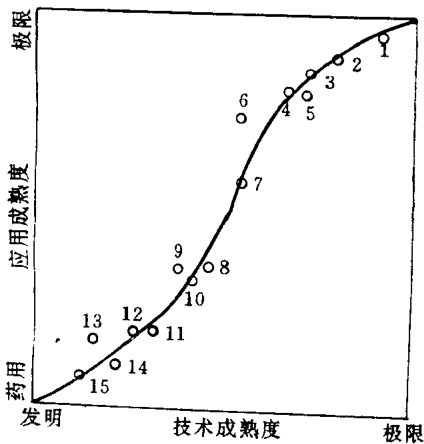


图 1-3 分离过程发展现状

- 1—精馏;2—吸收;3—结晶;4—萃取;
5—共沸(或萃取)精馏;6—离子交换;7—吸附(气体进料);
8—吸附(液体进料);9—膜(液体进料);10—膜(气体进料);
11—色层分离;12—超临界萃取;13—液膜;
14—场感应分离;15—亲和分离

渗析是一种以浓度差为推动力的膜分离操作,利用膜对溶质的选择透过性,实现不同性质溶质的分离。操作时,膜的一侧流过料液,另一侧流过接受液,料液中的渗析组分透过膜而进入接受液中。渗析现在主要用于人工肾;还应用于废酸回收、溶液脱酸和碱液精制等方面。

电渗析是一种以电位差为推动力,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的膜分离操作。电渗析是电解质离子在两股液流间的传递,其中一股液流失去电解质,成为淡化液,另一股液流接受电解质,成为浓缩液。海水经过电渗析,所得到的淡化液是脱盐水,浓缩液是卤水。

气体渗透分离是一种以分压差作为推动力,利用各组分渗透速率的差别,分离气体混合物的膜分离操作。工业用的气体渗透