



普通高等教育“十三五”规划教材

院校化学化工类系列教材

任永胜 田永华 于辉 王淑杰 陈丽丽 编著

# 化工原理 (下册)



Principles of Chemical  
Engineering (Unit 2)



清华大学出版社

普通高等院校化学化工类系列教材

任永胜 田永华 于辉 王淑杰 陈丽丽 编著

# 化工原理 (下册)

Principles of Chemical  
Engineering (Unit 2)

清华大学出版社  
北京

版权所有,侵权必究。侵权举报电话:010-62782989 13701121933

图书在版编目(CIP)数据

化工原理.下/任永胜等编著.一北京:清华大学出版社,2018  
(普通高等院校化学化工类系列教材)  
ISBN 978-7-302-50507-5

I. ①化… II. ①任… III. ①化工原理—高等学校—教材 IV. ①TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2018)第 139437 号

责任编辑:冯 昕  
封面设计:常雪影  
责任校对:刘玉霞  
责任印制:宋 林

出版发行:清华大学出版社

网 址: <http://www.tup.com.cn>, <http://www.wqbook.com>

地 址:北京清华大学学研大厦 A 座 邮 编:100084

社 总 机:010-62770175 邮 购:010-62786544

投稿与读者服务:010-62776969, [c-service@tup.tsinghua.edu.cn](mailto:c-service@tup.tsinghua.edu.cn)

质量反馈:010-62772015, [zhiliang@tup.tsinghua.edu.cn](mailto:zhiliang@tup.tsinghua.edu.cn)

印 装 者:北京密云胶印厂

经 销:全国新华书店

开 本:185mm×260mm 印 张:18 字 数:433 千字

版 次:2018 年 8 月第 1 版 印 次:2018 年 8 月第 1 次印刷

定 价:46.00 元

---

产品编号:077408-01



# 前言

化工原理是化学工程与工艺、制药工程、应用化学、食品科学与工程、环境工程、生物工程及相近和相关专业的主干课程,其主要任务是研究化工过程单元操作的基本原理、典型过程设备,进行过程工艺设计计算和设备选型及单元过程的操作分析。通过本门课程的学习,并结合“化工原理实验”“化工原理课程设计”等课程的训练,培养学生的工程素养以及分析和解决化工生产实际问题的能力。

本教材以教育部高等学校化工类专业教学指导委员会对化工工程师培养的基本要求为指导,吸取国内外同类教材的长处,并结合编者在多年课程教学实践中形成的认识和经验编写而成。全书分上、下两册出版。上册除绪论与附录外,包括流体流动、流体输送机械、非均相物系的分离、传热及蒸发等单元操作;下册包括吸收、蒸馏、萃取、干燥、结晶及其他分离过程等单元操作。

本书由任永胜统稿。参加上册各章编写的有:绪论(于辉、任永胜);流体流动(王淑杰);流体输送机械(王淑杰);非均相物系的分离(王淑杰、陈丽丽);传热(田永华);蒸发(田永华);附录(陈丽丽、田永华、任永胜)。参与下册各章编写的有:吸收(王淑杰)、蒸馏(于辉)、传质设备(陈丽丽、田永华)、萃取(田永华、陈丽丽)、干燥(陈丽丽、田永华)、其他分离方法(于辉)。校稿工作由任永胜、王淑杰、陈丽丽、田永华、于辉等老师承担。在本书的编写过程中,化工系主任李平及范辉、张晓光、董梅、蔡超、方芬、詹海鹃、麻晓霞、王晓中、冯雪兰等同事给予了无私的帮助和支持,在此一并表示衷心的感谢。

本书的出版得到了宁夏高等学校一流学科建设项目(宁夏大学化学工程与技术学科,编号:NXYLXK2017A04)的资助,同时获得了省部共建煤炭高效利用与绿色化工国家重点实验室、化学国家基础实验教学示范中心(宁夏大学)、化学化工学院和清华大学出版社等单位的大力支持,在此致以诚挚的谢意。

由于编者水平所限,书中不妥之处甚至错误在所难免,恳请读者批评指正。

编者

2017年12月



# 目录

第 6 章 气体吸收 .....	1
6.1 概述 .....	1
6.1.1 吸收过程及其应用 .....	1
6.1.2 吸收过程的分类 .....	2
6.1.3 吸收剂的选择 .....	3
6.1.4 吸收过程的技术经济评价 .....	4
6.1.5 吸收过程中气液相的接触方式 .....	4
6.2 吸收过程的气液相平衡 .....	5
6.2.1 混合物组成的表示方法 .....	6
6.2.2 平衡溶解度 .....	8
6.2.3 亨利定律 .....	11
6.2.4 相平衡与吸收过程的关系 .....	13
6.3 扩散和单相传质 .....	16
6.3.1 双组分混合物中的分子扩散 .....	16
6.3.2 扩散系数 .....	22
6.3.3 对流传质 .....	25
6.3.4 对流传质理论 .....	28
6.4 相际传质 .....	31
6.4.1 吸收相际传质速率 .....	31
6.4.2 传质速率方程的各种表达形式 .....	33
6.4.3 相际传质速率分析 .....	34
6.5 低浓度气体吸收 .....	36
6.5.1 低浓度气体吸收的特点 .....	37
6.5.2 低浓度气体吸收过程的数学描述 .....	37
6.5.3 填料层高度的计算 .....	40
6.5.4 吸收塔的设计型计算 .....	49
6.5.5 吸收塔的操作型计算 .....	55
6.5.6 吸收塔的操作和调节 .....	56
6.6 解吸 .....	60
6.6.1 气提解吸法 .....	60
6.6.2 其他解吸方法 .....	64

6.7	高浓度气体吸收	65
6.7.1	高浓度气体吸收的特点	65
6.7.2	高浓度气体吸收过程的数学描述	66
6.7.3	等温(绝热)高浓度气体吸收的计算	67
6.8	多组分气体吸收	70
6.8.1	多组分吸收的特点	70
6.8.2	多组分吸收的计算	70
6.9	化学吸收	71
6.9.1	化学吸收的特点	71
6.9.2	化学反应的数学描述	72
6.9.3	化学吸收传质高度的计算方法	73
6.10	吸收系数	74
6.10.1	吸收系数的实验测定	74
6.10.2	吸收系数的特征关联式	75
6.10.3	吸收系数的经验公式	76
	习题	77
<b>第7章</b>	<b>蒸馏</b>	<b>84</b>
7.1	概述	84
7.2	蒸馏过程的气液相平衡	85
7.2.1	二元理想物系的气液平衡	86
7.2.2	二元非理想物系的气液平衡	89
7.3	单级蒸馏过程和精馏原理	93
7.3.1	平衡蒸馏	93
7.3.2	简单蒸馏	95
7.3.3	精馏过程原理和流程	97
7.4	两组分连续精馏的分析和计算	99
7.4.1	计算的基本假定	100
7.4.2	物料衡算和操作线方程	100
7.4.3	进料热状况对精馏过程的影响	103
7.4.4	理论板层数的计算	106
7.4.5	回流比的影响及选择	111
7.4.6	简捷法求理论板层数	118
7.4.7	几种特殊类型两组分精馏过程分析	120
7.4.8	塔高和塔径的计算	127
7.4.9	连续精馏装置的热量衡算	132
7.4.10	精馏过程的操作型计算	134
7.4.11	精馏操作过程操作条件的选择和优化	136
7.5	间歇精馏和特殊精馏	138

7.5.1	间歇精馏	138
7.5.2	特殊精馏过程	144
7.6	多组分精馏过程	147
7.6.1	多组分精馏分离序列的选择	147
7.6.2	全塔物料衡算	148
7.6.3	简捷法求理论塔板数	150
	习题	153
<b>第 8 章</b>	<b>气液传质设备</b>	<b>159</b>
8.1	概述	159
8.2	板式塔	159
8.2.1	板式塔的结构	159
8.2.2	板式塔的流体力学性能	161
8.2.3	塔板类型	165
8.2.4	板式塔工艺设计	167
8.3	填料塔	182
8.3.1	填料及填料性能	182
8.3.2	填料塔的流体力学性能	184
8.3.3	填料塔的内件	188
	习题	191
<b>第 9 章</b>	<b>萃取</b>	<b>192</b>
9.1	概述	192
9.1.1	萃取过程原理	192
9.1.2	萃取剂的选择	193
9.2	液液相平衡	194
9.2.1	三角形坐标图及杠杆规则	194
9.2.2	平衡曲线	195
9.3	单级萃取	199
9.4	多级萃取	202
9.4.1	多级错流萃取过程的计算	202
9.4.2	多级逆流萃取的计算	203
9.5	完全不互溶物系萃取过程的计算	206
9.5.1	单级萃取	207
9.5.2	多级错流萃取	207
9.5.3	多级逆流萃取	209
9.6	其他萃取方式简介	210
9.6.1	微分接触逆流萃取的计算	210
9.6.2	回流萃取	211

9.7 液液萃取设备 .....	214
9.7.1 逐级接触式萃取设备 .....	214
9.7.2 微分接触式萃取设备 .....	216
习题 .....	219
<b>第 10 章 干燥 .....</b>	<b>223</b>
10.1 湿空气的性质及湿焐图 .....	223
10.1.1 湿空气的性质 .....	223
10.1.2 湿空气的湿焐图 .....	228
10.2 固体物料中的水分 .....	233
10.3 干燥过程速率 .....	235
10.3.1 干燥曲线及干燥速率曲线 .....	236
10.3.2 干燥过程分析 .....	237
10.4 物料衡算及热量衡算 .....	239
10.4.1 湿物料中水分含量的表示方法 .....	239
10.4.2 干燥系统的物料衡算 .....	240
10.4.3 干燥系统的热量衡算 .....	241
10.5 干燥时间的计算 .....	247
10.5.1 恒定干燥条件下的干燥时间 .....	247
10.5.2 变动干燥时间的计算 .....	249
10.6 干燥设备 .....	251
习题 .....	256
<b>第 11 章 其他传质与分离过程 .....</b>	<b>260</b>
11.1 结晶 .....	260
11.1.1 结晶的基本原理 .....	260
11.1.2 工业结晶方法与设备 .....	265
11.2 膜分离 .....	268
11.2.1 概述 .....	268
11.2.2 膜分离与分离膜 .....	270
习题 .....	274
参考文献 .....	275
附录 A 气体的扩散系数 .....	276
附录 B 几种气体溶于水时的亨利系数 .....	278



# 气体吸收

## 6.1 概述

在化工生产中会遇到各种流体混合物的分离问题,如各种气态或液态混合物的净化提纯以及产品的分离精制等过程。这些过程或者是将某一流体混合物分离成几个浓度不同的目标产品混合物的过程,或者是将流体混合物分离成单组分产品的过程。这类过程的本质都涉及混合物中各组分在某种推动力的作用下发生“迁移”,即当物系中的某组分存在浓度梯度时,将发生该组分由高浓度区向低浓度区的迁移过程。正是这种组分迁移的作用,使得混合物的浓度发生变化。控制过程发生的条件,使得混合物浓度分布达到预期的要求,即可获得所需要的目标产品。该过程称之为质量传递。促使系统内组分发生迁移的推动力可以是浓度差、温度差、压力差或场力等。由于化工生产中涉及的分离过程多数是以浓度差为推动力的传质过程,因此本章主要研究的传质过程是指具有浓度差的多元混合物中,一个组分相对于混合物从一处转移到另一处的过程。

### 6.1.1 吸收过程及其应用

在化工生产中,经常遇到需要将气体混合物中的各个组分(一种或一种以上)加以分离的问题,而吸收操作是常用的分离方法之一。该操作过程是将需要分离的混合气体与某种溶剂接触,利用混合气体中各组分在溶剂中溶解度(或化学反应活性)的差异,使易溶组分溶解于溶剂中而与气体分离的一种化工单元操作。通常吸收操作所用的溶剂称为吸收剂,以 S 表示;混合气体中,能够显著溶解的组分称为吸收物质或溶质,以 A 表示;几乎不被溶解的组分(或微量吸收溶解)统称为惰性组分(也称为惰气或载气),以 B 表示;吸收操作所得到的液体称为吸收液,是吸收剂吸收易溶组分后形成的溶液;吸收后排出吸收塔的气体称为尾气,主要成分为载气,但仍含有少量未被吸收的溶质 A。

气体吸收过程的实质是溶质从气相到液相的质量传递过程,通常在吸收塔内进行,图 6.1 所示为洗油脱除煤气中粗苯的吸收解吸联合流程简图。

图中左侧为吸收部分,右侧为解吸部分。含苯的常温常压煤气由吸收塔的底部进入,吸收用的吸收剂洗油从吸收塔的顶部喷淋,与煤气在塔内呈逆流流动接触。两股物流在逆流接触过程中,苯系化合物便溶解于洗油中,吸收了粗苯的洗油由吸收塔底部排出。吸收粗苯后的煤气由吸收塔塔顶排出,其苯的含量降至允许值以下,从而得到净化处理。为了使洗油能够再次使用,需要将苯系化合物与洗油分离,这一过程称之为溶剂的再生。解吸是溶剂再

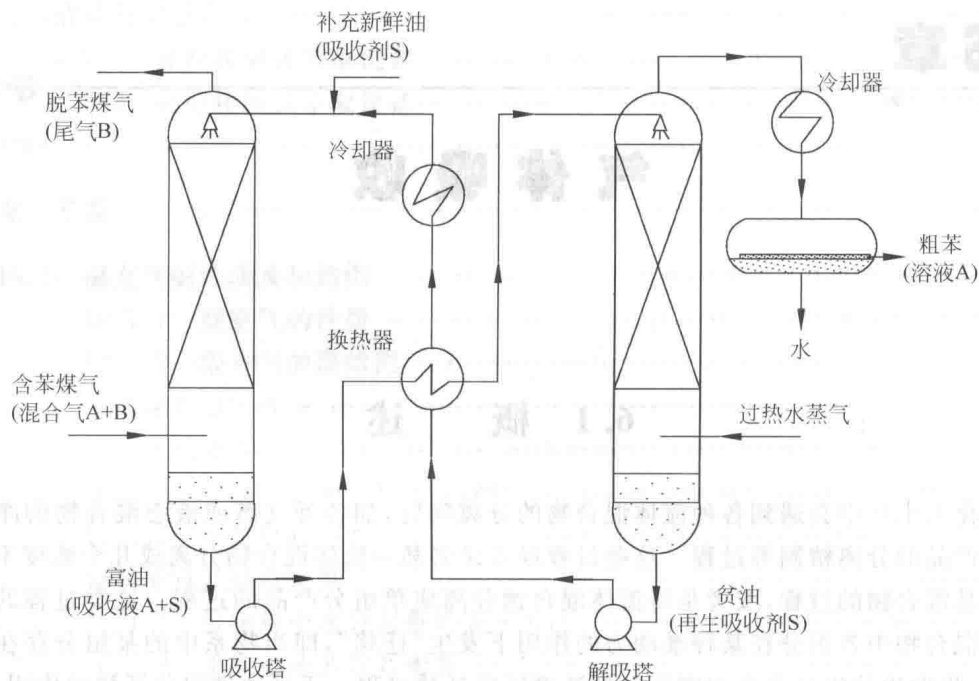


图 6.1 洗油脱除煤气中粗苯流程简图

生的一种方法。吸收苯系化合物的洗油吸收液经过加热后送入解吸塔上部,与塔内上升的过热蒸汽接触,苯系化合物从液相解吸至气相。因此,解吸操作是一个与吸收过程相反的操作。苯系化合物被解吸后,洗油得到再生,经过冷却后再重新作为吸收剂送入吸收塔循环使用。

由此可见,采用吸收操作实现气体混合物的分离必须解决下列问题:

- (1) 选择合适的吸收剂,使其能选择性地溶解某个(或某些)被分离组分;
- (2) 提供适当的传质设备以实现气液两相接触,使被分离组分能够自气相转移至液相(吸收)或相反(解吸);
- (3) 溶剂的再生,即脱除溶解于其中的被分离组分以便循环利用。

总之,一个完整的吸收分离过程通常包括吸收和溶剂的再生(解吸)两部分。

吸收单元操作是气体混合物分离常用的方法,在石油化工、无机化工、精细化工、环境保护等领域得到广泛应用。其目的主要有以下两个。

(1) 回收或捕获气体混合物中的有用物质,以制取产品。利用吸收过程分离出气体混合物中一个或几个组分来分离气体混合物的工业实例很多。例如在炼油生产中,用粗汽油回收富气中的  $C_3$ 、 $C_4$ ,以获得液化气;在合成氨生产中,用溶剂洗涤变换气,将  $CO_2$  从变换气中分离出来。

(2) 净化或精制工业气体,以便进一步加工处理或除去工业放空尾气的有害物,以免污染大气,而实际的过程往往同时兼有净化与回收的双重目的。

### 6.1.2 吸收过程的分类

由于实际生产中所遇到的情况比较复杂,所选用的吸收剂也多种多样,因而与之相适应

的吸收和解吸过程也就不尽相同,工业上的吸收过程可以从不同角度大致分类如下。

(1) **物理吸收和化学吸收** 吸收过程按溶质是否与吸收剂发生明显化学反应,分为物理吸收和化学吸收。若吸收过程中溶质仅是溶解在吸收剂中,没有与吸收剂发生明显化学反应,称为物理吸收,如水吸收二氧化碳、乙醇胺吸收含硫气体等吸收过程都属于物理吸收;若吸收过程中,溶质与吸收剂中的活性组分发生明显化学反应,则称为化学吸收,如用碱液来吸收二氧化碳就属于化学吸收。

(2) **单组分吸收和多组分吸收** 按吸收过程中溶质的数目可分为单组分吸收和多组分吸收。若吸收过程中仅有一种溶质被吸收,称为单组分吸收;若吸收过程中有两种以上的溶质被吸收,称为多组分吸收。如用水吸收氯化氢气体来制取盐酸属于单组分吸收;而用洗油处理焦炉气时,气体中的苯、甲苯、二甲苯等几种组分在洗油中都有明显的溶解,则属于多组分吸收。

(3) **等温吸收和非等温吸收** 若吸收过程中溶解热效应不明显,吸收过程系统温度基本保持不变,称为等温吸收;反之则为非等温吸收。

(4) **低浓度吸收和高浓度吸收** 若气体中溶质含量较低(通常指溶质组分在气液两相中的摩尔分数均不超过0.1),则在吸收过程中所引起的气相与液相流量变化不大,因此流经吸收塔的气、液流率均可视为常数,并且由溶解热而产生的热效应也不会引起液相温度的显著变化,可视为等温吸收,称为低浓度吸收;反之当混合物组分中溶质的摩尔分数高于0.1,且被吸收的数量又较多时,则称为高浓度吸收。

工业生产中的吸收过程主要以低浓度吸收为主,而且物理吸收中溶质与吸收剂的结合力较弱,解吸比较方便。因此,本章重点讨论单组分低浓度的等温物理吸收过程。

### 6.1.3 吸收剂的选择

吸收操作是气、液两相之间的接触传质,是利用溶质在吸收剂中的溶解度来实现的。吸收剂性能的优劣,往往成为决定吸收操作效果和工艺流程的关键,特别是吸收剂与气体混合物之间的相平衡关系。根据物理化学中有关相平衡的知识可知,好的吸收剂应满足以下几点要求。

(1) 吸收剂对溶质的溶解度应较大。对于一定的处理量和分离要求,若吸收剂对溶质的溶解度大,则所需吸收剂的用量少。从平衡的角度来说,吸收剂用量少,气体中溶质的极限残余浓度亦可降低;就传质过程速率来说,溶质平衡分压低,过程的传质推动力大,可提高吸收速率,同时降低塔设备的尺寸。

(2) 吸收剂应具有较高的选择性,吸收剂对混合气体中其他组分的溶解度要小。若吸收剂的选择性不高,它将同时吸收气体混合物中的其他组分,这样的吸收操作只能实现组分间的某种程度的增浓,却不能实现较为完全的分离。同时,吸收剂的高选择性,也可以减少惰性组分的损失,提高解吸后溶质气体的纯度。

(3) 不易挥发,吸收剂的蒸气压要低,以减少吸收和再生过程中吸收剂的挥发损失。

(4) 吸收剂应具有较好的化学稳定性,以免使用过程中发生变质。

(5) 吸收剂应具有较低的黏度。吸收剂在操作温度下的黏度越低,其在塔内的流动性越好,可以实现吸收塔内良好的气液接触和塔顶的气液分离,这有利于传质速率和传热速率的提高。

(6) 所选的吸收剂应尽可能无毒、无腐蚀性、不易燃易爆、不发泡、冰点低、价廉易得等。实际上很难找到一个理想的吸收剂能满足上述所有要求,因此,应对可供选择的吸收剂进行全面评价,以便作出经济合理的选择。

#### 6.1.4 吸收过程的技术经济评价

吸收过程的主要技术指标包括:

- (1) 吸收率,即溶解于吸收剂的某一溶质的量与混合气中该溶质的量的比值;
- (2) 产品质量,即产品浓度(以生产产品为目的)或净化后气体中某组分的浓度(回收或净化为目的);
- (3) 吸收剂单耗,即单位产品所消耗的吸收剂量;
- (4) 能耗,即单位产品所消耗的电能、热能、冷剂等。

吸收过程的主要操作费用包括:

- (1) 气、液两相流经吸收设备的能量消耗;
- (2) 吸收剂的挥发损失和变质损失;
- (3) 吸收剂的再生费用,例如解吸操作费用。

三者中尤其以再生费用所占的比例最大。

对吸收过程的主要经济指标包括:

- (1) 吸收过程的投资费用,包括设备、管道、仪表、土建等;
- (2) 吸收过程的操作生产成本,即生产单位产品的物料消耗、能耗、设备折旧、维修费用、人工工资等。

对吸收过程的评价主要包括:

- (1) 技术先进、可靠,主要反映在技术指标上,例如产品质量好、吸收率高、物料消耗与能耗低等;
- (2) 经济合理,主要反映在操作费用少。

需要指出,吸收的操作费用主要集中在解吸操作。常用的解吸方法有升温、减压、吹气,其中升温与吹气,特别是升温与吹气同时使用最为常见。吸收剂在吸收与解吸设备之间循环,其间的加热与冷却、泄压与加压必然消耗较多的能量。如果吸收剂的溶解能力差,离开吸收设备的吸收剂中的溶质浓度低,则所需的吸收剂循环量就大,再生时的能耗也大。同样,若吸收剂的溶解能力对温度变化不敏感,所需解吸温度较高,溶剂再生的能耗也将增大。若吸收了溶质后的溶液是吸收过程的产品,此时不再需要吸收剂的再生,这种吸收过程自然是最经济的。

因此,在经济技术评价中,要将吸收和解吸综合考虑。

#### 6.1.5 吸收过程中气液相的接触方式

吸收设备有多种形式,但以塔设备最为常用。按气、液两相接触方式的不同可将吸收设备分为级式接触与微分式接触两大类。图 6.2 为这两类设备中典型的吸收塔示意图。

在图 6.2(a)所示的板式吸收塔中,气体与液体为逐级逆流接触。气体自下而上通过板上小孔逐板上升,在每一板上与吸收剂接触,其中可溶组分被部分地溶解。在此类设备中,气体

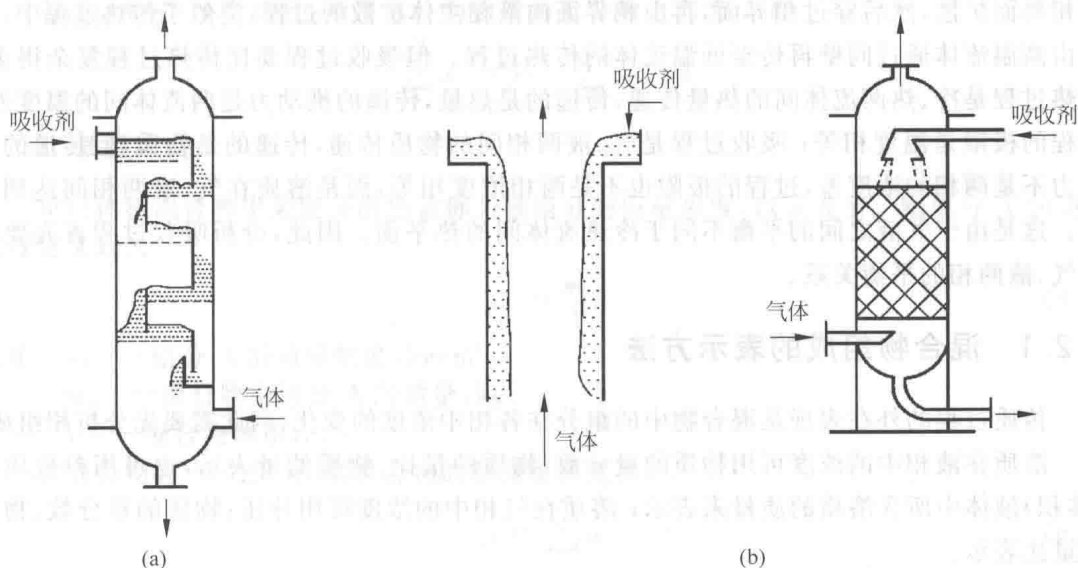


图 6.2 两类吸收设备

(a) 级式接触; (b) 微分式接触

每上升一块塔板,可溶组分的浓度阶跃式地降低;吸收剂逐板下降,其可溶组分的浓度则阶跃式地升高。但是,在级式接触过程中所进行的吸收过程不随时间而变,为定态连续过程。

在图 6.2(b)所示的设备中,液体呈膜状顺壁流下,此为湿壁塔或降膜塔。更常见的是在塔内装上诸如瓷环之类的填料,液体自塔顶均匀喷淋并沿填料表面下流,气体通过填料间的空隙上升并与液体作连续的逆流接触。在这种设备中,气体中的可溶组分不断地被吸收,其浓度自下而上连续地降低;液体则相反,其中可溶组分的浓度由上而下连续地增高,这是微分式接触的吸收塔设备。

级式与微分式接触两类设备不仅用于气体吸收,也可以用于精馏、萃取、干燥等其他传质单元操作。两类设备可采用完全不同的计算方法。本书将以气体吸收为例讲解微分式接触设备的计算方法,而以精馏和萃取为例展开级式接触设备的计算方法,并在气液传质设备一章中简要说明两种方法之间的关系。

本章讨论的气体吸收限于下列较为简单的情况。

(1) 气体混合物中只有一个组分溶于吸收剂,其余组分在吸收剂中的溶解度极低,可忽略不计,因而可视为一个惰性组分。

(2) 吸收剂的蒸气压很低,其挥发性损失可以忽略,即气体中不含吸收剂蒸气。

基于该假定,在气相中仅包括一个惰性组分和一个可溶组分;在液相中则包含可溶组分(溶质)与吸收剂。

## 6.2 吸收过程的气液相平衡

气体吸收过程实质上是溶质组分自气相通过界面转移到液相的过程。

将气体吸收中的传质过程与传热过程进行对照可知,吸收过程首先是溶质在气相主体

向相界面扩散,然后穿过相界面,再由相界面向液相主体扩散的过程,类似于传热过程中,热量由高温流体通过间壁再传至低温流体的传热过程。但吸收过程要比传热过程复杂得多:传热过程是冷、热两流体间的热量传递,传递的是热量,传递的推动力是两流体间的温度差,过程的极限是温度相等;吸收过程是气、液两相间的物质传递,传递的是物质,但传递的推动力不是两相的浓度差,过程的极限也不是两相浓度相等,而是溶质在气、液两相间达到平衡。这是由于气液之间的平衡不同于冷热流体间的热平衡。因此,分析吸收过程首先要研究气、液两相的平衡关系。

### 6.2.1 混合物组成的表示方法

传质过程的外在表现是混合物中的组分在各相中浓度的变化,因此需要先分析相组成。

溶质在液相中的浓度可用物质的量分数、物质的量比、物质的量表示,也可用单位质量(体积)液体中所含溶质的质量来表示;溶质在气相中的浓度可用分压、物质的量分数、物质的量比表示。

#### 1. 质量分数

混合物中某一组分的质量对该相的总质量之比(分量与总量之比),即

$$w_A = \frac{m_A}{m} \quad (6.1)$$

式中  $w_A$ ——组分 A 的质量分数;

$m_A$ ——混合物中组分 A 的质量,kg;

$m$ ——混合物总质量,kg。

若混合物有  $N$  个组分,则各组分的质量分数之和为 1,即

$$\sum_{i=1}^N w_i = 1$$

#### 2. 物质的量分数(摩尔分数)

混合物中某一组分的物质的量对该混合物总物质的量之比称为该组分的物质的量分数(摩尔分数)。通常液相用  $x$  表示,则组分 A 的物质的量分数定义为

$$x_A = \frac{n_A}{n} \quad (6.2)$$

式中  $x_A$ ——组分 A 在液相中的物质的量分数;

$n_A$ ——混合物中组分 A 的物质的量,mol;

$n$ ——气相各组分的总物质的量,mol。

气相用  $y$  表示,即

$$y_A = \frac{n_A}{n} \quad (6.3)$$

式中  $y_A$ ——组分 A 在气相中的物质的量分数;

$n_A$ ——气相中溶质的物质的量,mol;

$n$ ——气相各组分的总物质的量,mol。

若混合物有  $N$  个组分,则各组分的物质的量分数之和为 1,即

$$\sum_{i=1}^N x_i = 1, \quad \sum_{i=1}^N y_i = 1$$

### 3. 质量浓度

单位体积混合物中某组分的质量称为该组分的质量浓度,以  $\rho$  表示。则组分 A 的质量浓度定义式为

$$\rho_A = \frac{m_A}{V} \quad (6.4)$$

式中  $\rho_A$ ——组分 A 的质量浓度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $m_A$ ——混合物中组分 A 的质量,  $\text{kg}$ ;  
 $V$ ——混合物体积,  $\text{m}^3$ 。

若混合物有  $N$  个组分,则混合物的总质量浓度为

$$\rho = \sum_{i=1}^N \rho_i \quad (6.5)$$

### 4. 物质的量浓度(浓度)

单位体积混合物中某组分的物质的量称为该组分的物质的量浓度(浓度),以  $c$  表示。则组分 A 的浓度定义式为

$$c_A = \frac{n_A}{V} \quad (6.6)$$

式中  $c_A$ ——组分 A 的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;  
 $n_A$ ——混合物中组分 A 的物质的量,  $\text{kmol}$ 。

若混合物有  $N$  个组分,则混合物的总浓度为

$$c = \sum_{i=1}^N c_i \quad (6.7)$$

组分 A 的质量浓度和浓度之间的关系为

$$c_A = \frac{\rho_A}{M_A} \quad (6.8)$$

式中  $M_A$ ——组分 A 的摩尔质量,  $\text{kg}/\text{kmol}$ 。

### 5. 摩尔比

混合物中某组分的物质的量与溶剂或载体(惰性组分)的物质的量的比值称为该组分的摩尔比,以  $X$  或  $Y$  表示。若混合物中除组分 A 外,其余为惰性组分,则组分 A 的摩尔比定义式为

液相:

$$X_A = \frac{n_A}{n_B} = \frac{n_A}{n - n_A} = \frac{x_A}{1 - x_A} \quad (6.9)$$

气相:

$$Y_A = \frac{n_A}{n_B} = \frac{n_A}{n - n_A} = \frac{y_A}{1 - y_A} \quad (6.10)$$

式中  $X_A$ ——组分 A 的摩尔比;

$n_B$ ——混合物中惰性组分的物质的量,  $n_B = n - n_A$ ,  $\text{kmol}$ 。

摩尔比与摩尔分数之间的换算:



$$x = \frac{X}{1+X} \quad (6.11)$$

$$y = \frac{Y}{1+Y} \quad (6.12)$$

## 6. 质量比

混合物中某组分的质量与溶剂或载体(惰性组分)的质量的比值称为该组分的质量比,以  $\bar{X}$  或  $\bar{Y}$  表示。若混合物中除组分 A 外,其余为惰性组分,则

液相:

$$\bar{X}_A = \frac{m_A}{m_S} = \frac{m_A}{m - m_A} = \frac{w_A}{1 - w_A} \quad (6.13)$$

气相:

$$\bar{Y}_A = \frac{m_A}{m_B} = \frac{m_A}{m - m_A} = \frac{w_A}{1 - w_A} \quad (6.14)$$

以上为混合物中组成的表示方法,应用过程中可根据计算方便的原则确定采用哪种表示方法。

## 6.2.2 平衡溶解度

### 1. 相平衡

在一定的温度和压力下,使一定量的吸收剂和混合气体长期或充分接触后,气相中的溶质便会向液相中转移,直至液相的溶质组成达到饱和为止,即气、液两相趋于平衡。此时并非没有溶质分子进入液相,只是在任意时刻进入液相的溶质分子与从液相逸出的溶质分子数刚好相等,是一种动态平衡,简称相平衡或平衡。

平衡状态是传质过程进行的极限。平衡状态时的气、液两相组成称为平衡组成,一般用溶质 A 的浓度表示。

### 2. 饱和分压

平衡状态下气相中的溶质分压称为平衡分压或饱和分压。

### 3. 饱和浓度(溶解度)

液相中的溶质浓度,也即气体在液体中的溶解度。溶解度表明一定条件下吸收过程可能达到的极限程度,习惯上用单位质量(或体积)的液体中所含溶质的质量来表示。

### 4. 溶解度曲线

气体在液体中的溶解度大小表明了一定条件下吸收过程可能达到的极限程度。要确定吸收设备内任何位置上气液实际组成与其平衡组成的差距,从而计算过程进行的速率,需要知道系统的平衡关系。而任何平衡状态都是有条件的。一般而言,气体溶质在一定液体中的溶解度与整个物系的温度、压力及该溶质在气体中的组成密切相关。按相律分析,对于吸收过程,当系统气液相处于平衡态时,其自由度等于组分数,对于单组分物理吸收过程,涉及 A、B、S 三个组分,因而自由度为 3。所以,在一定的温度和总压下,气体溶质在液相中的



溶解度(组成)只取决于它在气相中的组成。但在总压不是很高时,可认为气体在液体中的溶解度只取决于该气体的分压而与总压无关。

若在一定温度下,将平衡时溶质在气相中的分压  $p_e$  与组分 A 在液相中的溶解度相关联,即得溶解度曲线。

气体的溶解度通过实验测定。不同的气体在同一溶剂中的溶解度有很大差异。图 6.3、图 6.4、图 6.5 分别为常压下氨、二氧化硫和氧在水中的溶解度与其在气相中的分压之间的关系(以温度为参数)。

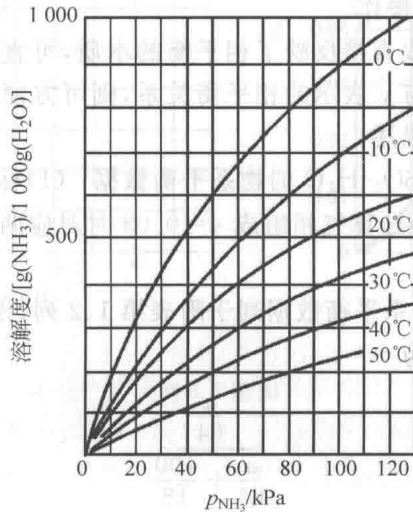


图 6.3 氨在水中的溶解度

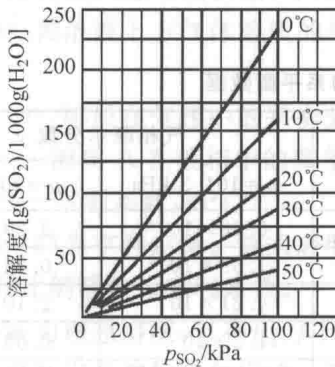


图 6.4 二氧化硫在水中的溶解度

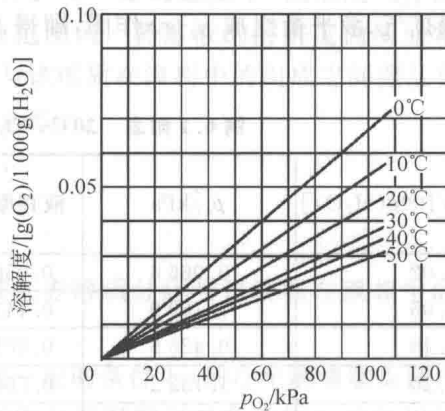


图 6.5 氧在水中的溶解度

图 6.3 是常压下氨在水中的溶解度。可以看出,同一溶质在相同的气相分压下,溶解度随温度降低而加大。例如,当氨的分压为 60 kPa 时,温度从 40°C 降至 10°C,每 1 000 g 水中溶解的氨从 220 g 增加至 490 g。

图 6.4 是二氧化硫在水中的溶解度,图 6.5 是氧在水中的溶解度,可以看出,在同一溶剂(水)中,不同气体的溶解度有很大差异。例如,当温度为 20°C、气相中溶质分压为 20 kPa 时,每 1 000 g 水中所能溶解的氨、二氧化硫和氧的质量分别为 170 g、25 g 和 0.009 g,这表