

化工原理 (下册)

叶世超 夏素兰 易美桂 杨雪峰 等 编

科学出版社

内 容 简 介

本书是四川大学化工原理教研室在总结多年教学经验与资料积累的基础上,吸取多次全国“面向 21 世纪化工类人才培养方案及课程体系改革”教材建设研讨会的精神,按“厚基础、宽专业”的原则编写的。本书内容包括传递过程理论基础和化工单元操作两部分。以较少的篇幅简明扼要地阐述了传递过程的物理本质、主要规律及其表达方式。在此基础上,系统介绍各类化工单元操作的原理、特点和过程与设备的计算。本书力图体现基本理论与工程实践相结合的观点和方法。全书分上、下两册。下册内容包括气体吸收、蒸馏、气液传质设备、干燥、萃取和其他传质分离方法等六章,每章末附有精选的习题。

本书可作为高等院校化工及相关专业的本科生教材,也可供相关领域科研与工程技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理(下册)/叶世超等编. —北京:科学出版社,2002
(21 世纪高等院校教材)

ISBN 7-03-010442-0

I. 化… II. 叶… III. 化工原理-高等学校-教材 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2002)第 035591 号

科学出版社 出版

北京东黄城根北街16号

邮政编码:100717

<http://www.sciencep.com>

新蕾印刷厂 印刷

科学出版社发行 各地新华书店经销

*

2002 年 8 月第 一 版 开本:720×1000 1/16

2002 年 8 月第一次印刷 印张:21

印数:1—5 000 字数:399 000

定价:25.00 元

(如有印装质量问题,我社负责调换〈北燕〉)

前 言

编写本教材之时,正值世纪交替之际,“高科技时代”已成为新世纪的代名词,化工领域正在发生深刻的变化,“化工原理”作为大学本科基础课程也面临着新的挑战。

“化工原理”的问世曾被称作是世界化学工程发展史上的一块里程碑,一个世纪以来一直是世界各国大学本科化工学科的主修课程,是为学生奠定工程基础的重要教学环节。“化工原理”具有理论与实践并重的特点,而且直接反映科技进步对化工技术发展的影响。国际化工界知名学者、美国普林斯顿大学 James Wei 教授在纵观化工高等教育百年历史、展望未来发展方向的专论中指出,化学工程学科与生物、材料、能源、环境等领域交叉,其工程基础学科的重要性必将有进一步的发挥;大学要相应加强知识核心(intellectual core)课程如流体力学、传递过程和热力学、反应工程等的教学,并且要加强在相关课程中的应用。我国化工界针对培养面向 21 世纪的化工人才,在教育部支持下组织了多次全国范围的化工高等教育新模式、新体系、新教材专题研讨会,提出“厚基础、宽专业、重创新能力培养”方针。可见,注重基础理论、拓宽应用领域、加强工程实践是国际国内化工高等教育界为培养迎接 21 世纪挑战的化工类人才的共识。

本教材的编写力图体现上述教育思想。尝试以“传递过程”理论基础为开篇,以有限的篇幅和授课学时突出化工过程的物理本质和工程分析方法,注重融会贯通、举一反三;避免艰深的数学内容而力求不失“动量传递、热量传递、质量传递”基本理论体系的完整性。以此来加强“化工原理”的理论基础,进入“单元操作”教学阶段时学生应具有更大的主动性和过程分析的能力。“单元操作”各章仍保持国内大部分“化工原理”教材所采用的结构,但各章节涉及的原理性内容不再分别阐述,而直接从已经学习过的传递过程有关章节中引用。如此既可巩固理论基础,又便于使“单元操作”更加突出过程特征及应用特点。可望使学生在“学习“化工原理”的过程中对化工技术发展有更深入的认识和更大的展望空间,有利于激发其创新思维。

本教材将原来分属两门课程的“传递过程”和“单元操作”的内容以新的体系合二为一,但计划中总的教学时数有所减少。毋庸讳言,教与学两个方面的难度都有所增加,但期望学生从中获得更为坚实的“化工原理”理论基础和工程分析的能力,有利于创新能力的发展。

本书上册由朱家骅统稿,下册由叶世超统稿,全书由马克承教授审稿。参加编写的人员有:朱家骅(绪论、第一、二、三章),叶世超(第七、八、十二章),夏素兰(第四、五、九、十、十一章),易美桂(第六、十三章),杨雪峰(第十四章),周勇(第一、二章习题),傅晓蓉(第九、十章习题)。四川大学将本书列为重点教材建设给予资助。本书的编写汲取了我校化工原理教研室编写、张洪沅先生主审并数度修订再版的《化工原理》教材的精华并广泛参考了国内外现行多种版本同类教材,还与化工原理教研室同事们多次讨论、集思广益,编者在此一并致谢。

特别要感谢马克承教授细致地审读全书,他以多年化工原理教学中积累的渊博学识和丰富经验提出了许多宝贵的修改意见而使本书增色不少。

由于编者学识和经验所限,疏漏之处在所难免,恳望使用这本新教材的师生不吝赐教,将教与学的宝贵经验、心得体会和对本书的指正意见馈寄编者或科学出版社,以作为本书再版时的重要参考资料。

编 者

目 录

前言

第九章 气体吸收	1
9.1 概述	1
9.2 吸收过程的气液相平衡关系	4
9.2.1 气体在液体中的溶解度	4
9.2.2 亨利定律	5
9.2.3 气液相际传质过程的方向、限度及推动力	9
9.3 吸收传质理论及传质速率方程	11
9.3.1 吸收传质理论	11
9.3.2 传质速率方程	13
9.4 吸收塔的计算	20
9.4.1 物料衡算与吸收操作线方程	21
9.4.2 吸收剂用量的确定	23
9.4.3 填料层高度的基本计算式	26
9.4.4 低浓度气体吸收填料层高度的计算	28
9.4.5 高浓度气体吸收填料层高度的计算	34
9.4.6 吸收塔的调节与操作型计算	40
9.5 解吸塔的计算	44
9.5.1 解吸塔的最小气液比	44
9.5.2 填料层高度的计算	45
9.6 传质系数	46
9.6.1 传质系数的实验测定	47
9.6.2 传质系数的经验公式	47
9.6.3 传质系数的准数关联式	49
9.7 化学吸收	51
9.7.1 液膜中的浓度分布	52
9.7.2 化学吸收速率与增强因子	53
第十章 蒸馏	60
10.1 概述	60

10.2	双组分溶液的汽液相平衡	61
10.2.1	理想溶液的汽液相平衡——拉乌尔定律	61
10.2.2	汽液相平衡图	63
10.2.3	汽液平衡关系式的表示方法	65
10.3	平衡蒸馏与简单蒸馏	68
10.3.1	平衡蒸馏	68
10.3.2	简单蒸馏	71
10.4	精馏	73
10.4.1	精馏原理	73
10.4.2	理论板和板效率	75
10.4.3	板式塔精馏过程的基本计算式	77
10.5	双组分连续精馏塔的计算	80
10.5.1	物料衡算与操作线方程	81
10.5.2	进料状态的影响	83
10.5.3	理论板数的求法	87
10.5.4	回流比的选择	91
10.5.5	其他类型精馏塔理论板数的确定	96
10.5.6	连续精馏装置的热量衡算	100
10.5.7	精馏塔的调节与操作型计算	102
10.6	间歇精馏	105
10.6.1	馏出液组成保持恒定的间歇精馏	106
10.6.2	回流比保持恒定的间歇精馏	108
10.7	恒沸精馏与萃取精馏	111
10.7.1	恒沸精馏	111
10.7.2	萃取精馏	112
10.8	多组分精馏	113
10.8.1	多组分精馏流程方案的选择	114
10.8.2	多组合物系的汽液相平衡	115
10.8.3	多组分精馏的计算	118
第十一章	气液传质设备	129
11.1	概述	129
11.2	板式塔	130
11.2.1	塔板类型	130
11.2.2	浮阀塔板的流体力学性能	135

11.2.3 浮阀塔的设计	140
11.3 填料塔	158
11.3.1 填料	159
11.3.2 填料的流体力学性能	163
11.3.3 填料塔塔径与塔高的计算	167
11.3.4 填料塔的附属结构	170
第十二章 干燥	176
12.1 概述	176
12.2 湿气体的性质	177
12.2.1 湿气体的干球温度和总压	178
12.2.2 湿分的表示方法——湿分分压、绝对湿度和相对湿度	178
12.3 干燥过程的基本规律	181
12.3.1 物料湿分的表示方法	181
12.3.2 湿分在气体和固体间的平衡关系	182
12.3.3 对流干燥的基本规律	184
12.3.4 影响干燥过程的主要因素	188
12.4 干燥过程的物料衡算和热量衡算	190
12.4.1 物料衡算	190
12.4.2 热量衡算	191
12.4.3 干燥系统的热效率和干燥效率	194
12.4.4 干燥过程中的物料温度	197
12.4.5 气体进出口状态的确定	201
12.4.6 露点温度及气体出口温度的校核	202
12.4.7 干燥过程中气体状态的变化	204
12.5 恒定干燥条件下物料的干燥时间	208
12.5.1 恒速干燥段的干燥时间	208
12.5.2 降速干燥段的干燥时间	210
12.6 气体湿度图	212
12.6.1 空气湿度图的绘制	212
12.6.2 空气湿度图的应用	214
12.7 干燥器	220
12.7.1 气流干燥器	221
12.7.2 流化床干燥器	223
12.7.3 转筒干燥器	226

12.7.4	喷雾干燥器	227
12.7.5	厢式干燥器	229
12.7.6	带式干燥器	231
第十三章 萃取		236
13.1	概述	236
13.1.1	萃取的基本概念	236
13.1.2	萃取操作的基本流程	237
13.2	液-液相平衡	239
13.2.1	三角形坐标图	239
13.2.2	三角形坐标图表示的液-液平衡关系	241
13.2.3	直角坐标系表示的相平衡关系	243
13.2.4	萃取在三角形坐标图上的表示法	244
13.3	液-液萃取的动力学特性	245
13.3.1	液滴的分散、凝聚、界面扰动	245
13.3.2	液滴的传质特性	246
13.4	萃取分离效果及其主要影响因素	247
13.4.1	萃取剂的选择	247
13.4.2	温度对萃取过程的影响	249
13.5	萃取过程的计算	250
13.5.1	单级萃取的计算	250
13.5.2	多级错流萃取计算	253
13.5.3	多级逆流萃取的计算	255
13.5.4	溶剂比对逆流萃取理论级数的影响	260
13.5.5	微分接触式逆流萃取	262
13.5.6	回流萃取	263
13.6	液-液萃取设备	264
13.6.1	概述	264
13.6.2	常见工业萃取设备	265
13.6.3	萃取设备的选择	270
13.7	超临界萃取	271
第十四章 其他传质分离方法		278
14.1	结晶	278
14.1.1	概述	278
14.1.2	基本概念和操作原理	278

14.1.3	结晶操作的一些特点	282
14.1.4	结晶动力学	283
14.1.5	结晶过程的物料衡算和热量衡算	285
14.1.6	结晶方法与设备	288
14.1.7	其他结晶方法	292
14.2	吸附	292
14.2.1	概述	292
14.2.2	吸附剂	293
14.2.3	吸附的基本规律	295
14.2.4	吸附过程的计算	299
14.2.5	吸附分离设备	306
14.3	膜分离	308
14.3.1	概述	308
14.3.2	膜分离过程	312
14.3.3	膜分离设备	321

第九章 气体吸收

9.1 概 述

根据传递过程原理,若多组分均相混合流体内部存在浓度梯度则必将产生浓度差推动下的质量扩散,使组分从浓度高处转移到浓度低处,称为相内传质。若在均相混合流体的主体流与相界面间造成浓度梯度使之发生某些组分的相内扩散,并在相界面处使这些组分转移到另一相,则可实现流体混合物的分离。因此,均相混合流体的分离操作,可通过构成具有足够相界面且两相充分接触的分散体系,利用物系中不同组分间的某些物性差异使得一些组分能在界面处由一相转移到另一相,且伴随着这一转移在相内建立起浓度梯度,则组分的转移将不断进行从而达到分离的目的。

吸收就是一种分离操作。由待分离的混合气体和与之适配的液体构成两相物系,当两相充分接触时,利用混合气体中各组分在液体中溶解度的差异,使某些易溶组分进入液相形成溶液,不溶或难溶组分仍留在气相,从而实现混合气体的分离。因此,气体吸收是混合气体中某些组分在气液相界面上溶解、在气相和液相内由浓度差推动的传质过程。图 9.1 所示是某吸收组分(溶质)

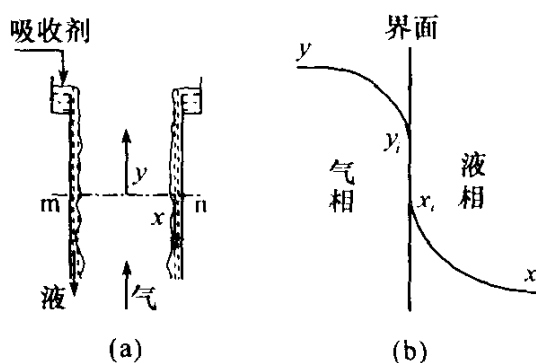


图 9.1 m-n 截面上可溶组分的浓度分布

从气相转移到液相,在传质方向上的浓度分布。图中 y 和 x 分别代表溶质在气、液相主体中的浓度; y_i 和 x_i 代表界面上的浓度。

吸收过程是溶质在气、液两相间的传质过程。造成足够的相界面使两相充分接触是吸收设备的主要功能。工业吸收操作一般采用塔器设备,其中使用最为广泛的是填料塔和板式塔,如图 9.2(a)、(b)所示。在一些情况下也用喷雾塔、鼓泡塔和降膜塔。

填料塔内的填料为气、液两相接触传质提供分布表面。液体自塔顶喷淋而下,分布于填料的表面往下流动,气体则在填料空隙形成的不规则通道中往上流动,气、液两相在塔内连续接触(也称微分接触),塔内气、液两相的浓度呈连续变化。填料塔内气、液两相的流动方式原则上可分为逆流与并流,一般采用逆流,即液体

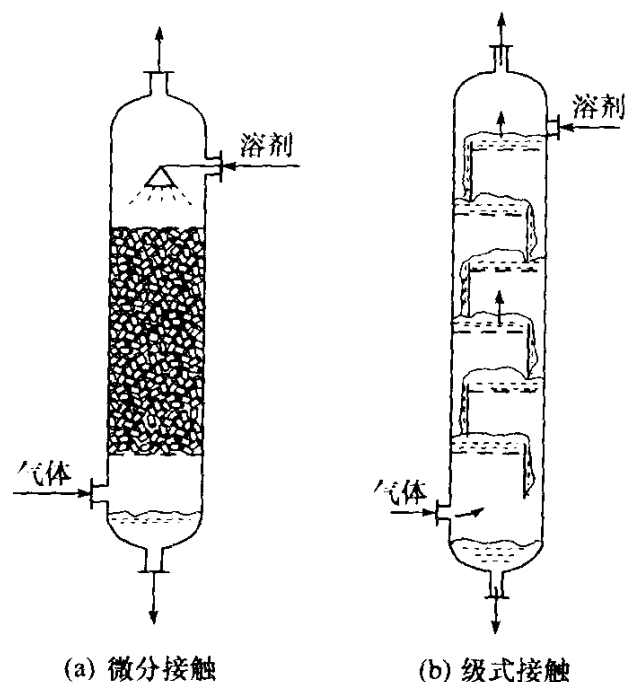


图 9.2 填料塔和板式塔

作为分散相自上而下流动,气体作为连续相自下往上流动。

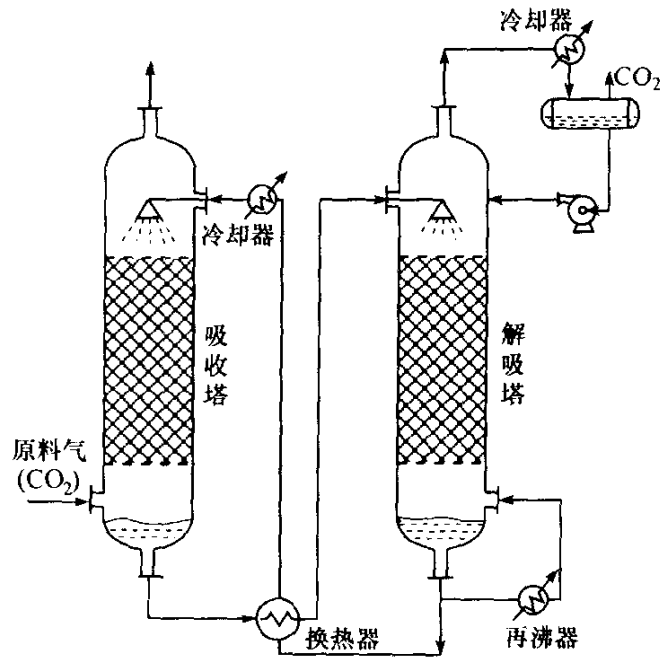
板式塔内沿塔高装有若干层塔板。液体靠重力作用逐板往下流动,并在各板上形成流动的液层。气体则靠压强差推动自下依次穿过塔板上的液层而向上流动,气、液两相在塔内逐级接触传质,因此两相的组成沿塔高呈阶跃变化。

混合气体中的溶解组分称为吸收质或溶质,以 A 表示,不溶或近似可视为不溶的难溶组分称为惰性气体或载体,以 B 表示。吸收操作中所用的溶剂称为吸收剂,以 S 表示;吸收操作得到的溶液称为吸收液,其主要成分为溶剂 S 和溶质 A;排出的气体称为尾气,其主要成分为惰性气体 B 和少量的溶质 A。

与吸收相反的过程,即溶质从液相中分离而转移到气相的过程,称为解吸或脱吸。吸收与解吸均是溶质在气、液两相间的传质过程,仅传质的方向不同而已。因此,解吸过程所依据的原理和计算方法与吸收过程类似。

工业吸收操作中,吸收剂一般都是再生后循环使用,所谓再生即是使溶质从吸收剂中分离,所以吸收和解吸常常相伴存在。常用的解吸方法有升温、降压、气(汽)提。图 9.3 所示为吸收剂循环使用的升温汽提解吸流程示意图,以乙醇胺水溶液为吸收剂,吸收某原料气中的 CO_2 后,再用水蒸气汽提 CO_2 。

若吸收过程溶质与溶剂不发生显著的化学反应,可视为单纯的气体溶解于液相的过程,称为物理吸收;若溶质与溶剂有显著的化学反应发生,则为化学吸收。用水吸收二氧化碳、用水吸收乙醇或丙醇蒸气、用洗油吸收芳烃等过程属物理吸收;而用氢氧化钠或碳酸钠溶液吸收二氧化碳、用稀硫酸吸收氨等过程属化学吸收。一般而言,化学反应能大大提高单位体积液体所能吸收的气体量并加快吸收

图 9.3 乙醇胺水溶液吸收 CO_2 流程

速率。但由于发生了化学反应,溶液解吸再生较难。

若混合气体中只有单一组分被液相吸收,其余组分因溶解度甚小其吸收量可忽略不计,称为单组分吸收;有两个或两个以上组分被吸收则称为多组分吸收。

气体溶解于液体时,通常有溶解热放出。化学吸收时,还会有反应热。因而随着吸收过程的进行,体系的温度会升高。体系温度发生明显变化的吸收过程称为非等温吸收;体系温度变化不显著的吸收过程,如混合气体中的溶质含量低、吸收剂用量相对较大时,可视为等温过程,称为等温吸收。

上述各种吸收过程在工业中应用极为广泛,按其目的主要分为

(1) 制取产品 用吸收剂吸收气体中某些组分而获得产品。如硫酸吸收 SO_3 制浓硫酸,水吸收甲醛制福尔马林液,碳化氨水吸收 CO_2 制碳酸氢氨等。

(2) 分离混合气体 吸收剂选择性地吸收气体中某些组分以达到分离目的。如从焦炉气或城市煤气中分离苯,从乙醇催化裂解气中分离丁二烯等。

(3) 气体净化 气体净化可分为两大类:一类是原料气的净化,即除去混合气体中的杂质,如合成氨原料气脱 H_2S 、 CO_2 等;另一类是尾气处理和废气净化以保护环境,如燃煤锅炉烟气,冶炼废气等脱除 SO_2 ,硝酸尾气脱除 NO_2 等。

吸收过程的种类、体系多种多样,本章从单组分物理吸收出发,着重讨论其共性的原理及计算。

9.2 吸收过程的气液相平衡关系

9.2.1 气体在液体中的溶解度

物质在相互接触的两相间由一相转移到另一相的过程称为相际传质。相际传质过程涉及到物质传递的方向、限度和推动力大小的问题。相平衡是指相间传质已达到动态平衡,从宏观上观察传质已不再进行。相平衡关系表达的就是在相平衡状态下,同一组分在两相中互成平衡的组成关系。因此,相平衡关系是分析、判断相间传质问题的一个重要依据,在吸收剂的选择和传质过程及设备的计算中不可缺少。

气液相平衡关系是化工热力学研究的重点,近年来随着分子模拟理论和计算机化学的迅速发展,越来越多的体系已经有了详细的计算结果可供设计参考,但数据仍要进行实验验证。

对单组分物理吸收,气、液两相体系是由溶质 A、惰性组分 B 和溶剂 S 三个组分构成。根据相律可知其自由度为 3,即在温度、压力和气、液相组成四个变量中,有三个独立变量。在温度和压力一定的条件下,平衡时的气、液相组成具有一一对应关系。无论改变溶质在气相或液相中的组成,都将打破平衡,经过一段时间后两相达到新的平衡。测定每次平衡后溶质在气相和液相中的浓度,就可获得在此温度、压力下的若干组一一对应的、气、液相平衡数据,其结果可用列表、图线或关系式表示。平衡状态下溶质在气相中的分压称为平衡分压或饱和分压,与之对应的液相浓度称为平衡浓度或称为气体在液体中的溶解度。图 9.4 和图 9.5 分别给出了气压不是很高时,不同温度下 NH_3 和 SO_2 在水中的溶解度与其气相分压之间的关系,即溶解度曲线。

对比图 9.4 与图 9.5,可看出 NH_3 和 SO_2 在水中的溶解度相差较大。例如在 30°C 下,溶质的分压同为 40kPa 时, NH_3 和 SO_2 在 1kg 水中的饱和溶解质量分别为 220g 和 35g 。显然,在此相同条件下, NH_3 在水中的溶解度较 SO_2 大得多。因此,用水作吸收剂时,通常称 NH_3 为易溶气体, SO_2 为中等溶解气体,而溶解度远远较之为小的气体则为难溶气体(如 O_2 在上述相同条件下, 1kg 水中溶解的质量仅为 0.014g)。吸收正是利用了在同一种吸收剂(溶剂)中不同溶质溶解度的差异得以使混合气体分离。

对一定的气、液两相物系,在一定总压下,温度升高,平衡曲线变陡,即在同一气相溶质分压下,气体在液体中的溶解度随温度升高而减小,如图 9.4 和图 9.5 所示。总压增加,溶质在气相中的分压相应增加,溶解度增大。当总压不太高(一般约小于 0.5MPa)时,可认为用分压表示气相组成的相平衡关系(如 $p\text{-}c$, $p\text{-}x$ 曲线)

与总压关系不大,即不随总压而变。但应注意,当气相组成不以分压而以其他浓度表示时,相平衡关系要随总压的改变而变。如 $y-x$ 平衡曲线,若保持气相中溶质的摩尔分数 y 为定值,总压增加时,溶质分压增加($p=Py$),溶解度 x 增大,这时 $p-x$ 关系曲线不变,但 $y-x$ 关系曲线向 x 轴靠近。

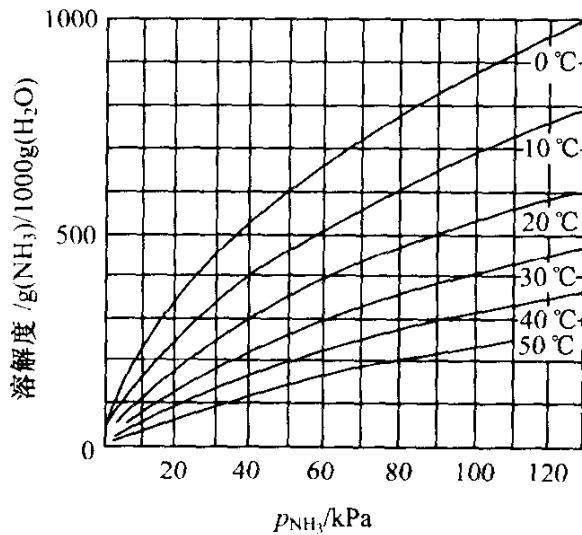


图 9.4 氨在水中的溶解度

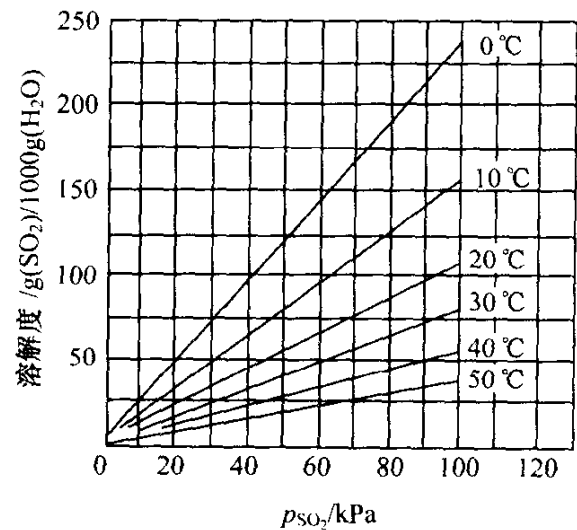


图 9.5 二氧化硫在水中的溶解度

由上述讨论可知,气、液相平衡数据(溶解度数据)是吸收剂选择的基本依据,而溶解度随温度、压力改变的关系,则对吸收过程操作条件的确定有着指导作用。显然,采用溶解度大选择性好的溶剂,以及降低操作温度、提高操作压强,都对吸收有利。

9.2.2 亨利定律

已知表征气、液两相平衡关系的溶解度曲线随物系的温度及压强不同而异。但当总压不太高时,一定温度下的稀溶液的溶解度曲线几乎都近似为一直线,即溶质在液相中的溶解度与其在气相中的分压成正比。这一关系称为亨利定律,其数学表达式为

$$p^* = Ex \quad (9.2.1)$$

式中 p^* ——溶质在气相中的平衡分压, kPa;

x ——溶质在液相中的摩尔分数;

E ——亨利系数, kPa。

亨利系数的值随物系的特性及温度而异。物系一定, E 值一般随温度的上升而增大。 E 值的大小代表了气体在该溶剂中溶解的难易程度。在同一种溶剂中,难溶气体 E 值很大,易溶气体 E 值则很小。 E 的单位与气相分压的压强单位一致。表 9.1 列出了某些气体-水溶液物系的亨利系数。

表 9-1 几种气体溶于水时的亨利系数

气体	温度/°C															
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
$E \times 10^{-3} / \text{MPa}$																
H ₂	5.87	6.16	6.44	6.7	6.92	7.16	7.38	7.52	7.61	7.7	7.75	7.75	7.71	7.65	7.61	7.55
N ₂	5.36	6.05	6.77	7.48	8.14	8.76	9.36	9.98	10.5	11	11.4	12.4	12.7	12.8	12.8	12.8
空气	4.38	4.94	5.56	6.15	6.73	7.29	7.81	8.34	8.81	9.23	9.58	10.2	10.6	10.8	10.9	10.8
CO	3.57	4.01	4.48	4.95	5.43	5.87	6.28	6.68	7.05	7.38	7.71	8.32	8.56	8.56	8.57	8.57
O ₂	2.58	2.95	3.31	3.69	4.06	4.44	4.81	5.14	5.42	5.7	5.96	6.37	6.72	6.96	7.08	7.1
CH ₄	2.27	2.62	3.01	3.41	3.81	4.18	4.55	4.92	5.27	5.58	5.85	6.34	6.75	6.91	7.01	7.1
NO	1.71	1.96	1.96	2.45	2.67	2.91	3.14	3.35	3.57	3.77	3.95	4.23	4.34	4.54	4.58	4.6
C ₂ H ₆	1.27	1.91	1.57	2.9	2.66	3.06	3.47	3.88	4.28	4.69	5.07	5.72	6.31	6.7	6.96	7.01
$E \times 10^{-2} / \text{MPa}$																
C ₂ H ₄	5.58	6.61	7.78	9.07	10.3	11.5	12.9									
N ₂ O		1.19	1.43	1.68	2.01	2.28	2.62	3.06								
CO ₂	0.737	0.887	1.05	1.24	1.44	1.66	1.88	2.12	2.36	2.6	2.87	3.45				
C ₂ H ₂	0.729	0.85	0.97	1.09	1.23	1.35	1.48									
Cl ₂	0.271	0.334	0.339	0.461	0.537	0.604	0.67	0.738	0.8	0.86	0.9	0.97	0.99	0.97	0.96	
H ₂ S	0.271	0.319	0.372	0.418	0.489	0.552	0.617	0.685	0.755	0.825	0.895	1.04	1.21	1.37	1.46	1.062
E / MPa																
Br ₂	2.16	2.79	3.71	4.72	6.01	7.47	9.17	11.04	13.47	16	19.4	25.4	32.5	40.9		
SO ₂	1.67	2.02	2.45	2.94	3.55	4.13	4.85	5.67	6.6	7.63	8.71	11.1	13.9	17	20.1	

当气、液相溶质浓度用其他组成表示法表示时,通过浓度换算可得其他形式的亨利定律。常用的形式有

$$y^* = mx \quad (9.2.2)$$

$$p^* = \frac{1}{H} c \quad (9.2.3)$$

式中 y^* ——与组成为 x 的液相呈平衡的气相中溶质的摩尔分数;

c ——溶质在液相中的物质的量浓度, kmol/m^3 ;

m ——相平衡常数;

H ——溶解度系数, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。

比较式(9.2.1)、式(9.2.2)及式(9.2.3)不难导出三个比例系数之间的关系,

$$\text{即} \quad m = \frac{E}{P} \quad (9.2.4)$$

$$H = \frac{c_m}{E} \quad (9.2.5)$$

式中 c_m 为溶液的总浓度(kmol/m^3)。对于稀溶液,因溶质的浓度很小,因此 $c_m \approx \rho/M_s$, 其中 ρ 为溶液的密度, M_s 为溶剂的摩尔质量。

由以上几个不同形式的亨利定律表达式可看出, E 、 m 值越大或 H 值越小,它们表示的相平衡关系直线则越陡,表明溶质的溶解度越小,气体越难溶。

在低浓度气体吸收计算中,通常采用基准不变的比摩尔分数 Y (或 X)表示

$$Y = \frac{\text{气相中溶质 A 的物质的量}}{\text{气相中惰气 B 的物质的量}} = \frac{y}{1-y} \quad (9.2.6)$$

$$X = \frac{\text{液相中溶质 A 的物质的量}}{\text{液相中溶剂 S 的物质的量}} = \frac{x}{1-x} \quad (9.2.7)$$

将 $y=Y/(1+Y)$ 和 $x=X/(1+X)$ 代入式(9.2.2),经整理得比摩尔分数表示组成的平衡关系

$$Y^* = \frac{mX}{1+(1-m)X} \quad (9.2.8)$$

式中 X ——溶质在液相中的比摩尔分数;

Y^* ——与组成为 X 的液相呈平衡的气相中溶质的比摩尔分数。

当 m 趋近 1 或当 X 很小时,式(9.2.8)可近似写为

$$Y^* = mX \quad (9.2.9)$$

【例 9.1】 现将总压为 101.3 kPa, 温度为 30°C 时 SO₂-水的相平衡数据列于附表第 1、2 列中。试根据此数据作出总压在 101.3kPa 和 303.9kPa 下以摩尔分数表示的气、液相平衡关系曲线, 并计算气相组成 $y=0.05$ 时, 两总压下所对应的液相平衡组成。

解:(1)由下式将附表第 1 列的 SO₂ 在水中的溶解度换算为摩尔分数 x

$$x = \frac{\frac{a}{64}}{\frac{a}{64} + \frac{100}{18}}$$

式中 64(kg/kmol) 为 SO₂ 的摩尔质量。其换算结果列入附表第 3 列。

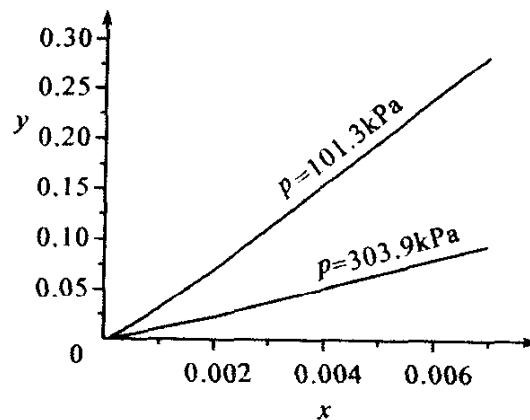
因总压较低时, 由分压 p 表示气相组成的相平衡关系可认为与总压无关, 所以, 两总压下的以摩尔分数 y 表示的气相平衡浓度均可由第 2 列的平衡分压 p^* 通过下式换算。

$$y^* = \frac{p^*}{p}$$

所得数据列入附表第 4、5 列。根据气、液平衡组成 $y^* - x$ 作图得 30°C 下 SO₂ -水的平衡曲线, 如附图 9.1 所示。

例 9.1 附表 30°C 下 SO₂ -水平衡组成

$a / (\text{kg}/100\text{kg})$	p^* / kPa	x	y^*	
			$p = 101.3 \text{ kPa}$	$p = 303.9 \text{ kPa}$
0.05	0.2269	0.00014	0.00224	0.000747
0.10	0.6260	0.00028	0.00618	0.00206
0.30	2.624	0.00084	0.0259	0.00863
0.50	4.802	0.00140	0.0474	0.0158
0.70	6.929	0.00196	0.0684	0.0228
1.50	16.61	0.00420	0.164	0.0547
2.50	28.77	0.00698	0.284	0.0947



例 9.1 附图

当气相组成 $y=0.05$ 时, 由附图查得

$$p=101.3 \text{ kPa 时} \quad x^* = 0.0015$$

$$p=303.9 \text{ kPa 时} \quad x^* = 0.0040$$