

(京)新登字039号

内 容 提 要

本书是根据美国著名的 ROBERT H. PERRY 所著的《PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK》(第六版)译出。

中译本分上、下两卷出版。全书共分27篇,下卷包括第13至27篇,主要内容有:蒸馏,传质与气体吸收,液液萃取,吸附和离子交换,新的分离过程,液-气系统,固体干燥和气固系统,固-固体体系和液-液体系,过程控制,结构材料,过程机器的传动,过程经济,废物管理,生化工程等。

本书为全化工各行业通用的工具书,是指导化工、轻工、冶金等领域的科研人员,生产人员、教学人员进行过程研究开发,生产设备设计计算的必备手册。

ROBERT H. PERRY
PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK
SIXTH EDITION
McGraw-Hill

1984

PERRY 化学工程手册

第 六 版

下 卷

责任编辑: 郭乃铎
陈 丽

封面设计: 韩 星

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里1号)

化学工业出版社印刷厂印刷

顺义寺上装订厂装订

新华书店北京发行所经销

开本787×1092¹/₁₆印张118¹/₂字数3034千字

1993年8月第1版 1993年8月北京第1次印刷

印 数 1—3000

ISBN 7-5025-1037-0/TQ·604

定 价 150.00元

编辑说明

(1) 《PERRY化学工程手册》是一部在国际，国内具有较大影响的权威性工具书，对指导化工、轻工、冶金等行业的科研、设计和生产具有重要的参考价值。该书自1934年问世以来，经过五次修订再版。现将1984年第六版译成中文，介绍给广大读者。

(2) 由于计算机技术的迅速发展和被广泛采用，以及新的结构材料的开发利用，化学工程的理论和技术日益更新，新的分枝不断形成。为此，作者在第五版的基础上，对手册的内容作了大量修订和补充，不但对第五版的25篇逐一修正增补，并改写了经济、蒸馏、萃取和吸收各篇，还增加了生化工程技术和废物管理两篇新内容。另外，本版新收入的图、表、数据等都以SI单位制表示，并且增加了U. S. 制单位和SI单位的换算。

(3) 天津大学、浙江大学、清华大学、大连理工大学化工学院、石油大学、华南理工大学、成都科技大学、天津化工研究院的有关专家教授参加了翻译和审校工作。

(4) 参加本手册的编辑人员（以姓氏笔划为序）：刘哲、刘小蘋、李迟善、李涌雪、李洪勋、李建斌、朱振东、陈丽、陈逢阳、苗延秀、罗幼松、张红兵、张婉如、施承薇、周国庆、郭乃铎、徐世峰、梁虹、谢丰毅等。

第 六 版 序

在过去的十年中，化学工程学科对推动世界工业进步依然在多方面起着重要的作用，工艺和设备的设计方法已经取得了显著的进步。从某种程度上说，这一进步的取得要归功于计算机的推广应用和更为适宜的结构材料的开发利用。日益重要的能源问题，要求完善废物管理，这些因素也影响了设计的决策。然而，从根本上讲，可靠的化学工程实践仍旧建立在经验和理论这两方面合理结合应用的基础上。而从第五版出版以来，无论是在经验方面，还是在理论方面，都已取得了可喜的成绩。因此，本版对第五版的25篇内容都作了最新修订，而且重新编写了某些领域（如经济、蒸馏、萃取和吸收）的篇章，并增写了新兴的生化工程和废物管理技术两篇新内容。

本版还改变了对单位制的处理方法。大多数工程师都知道，世界上许多国家都采用了SI单位制，而美国仍主要使用U. S. 单位（虽然美国正在向扩大使用SI单位制过渡）。为了满足不同使用者的要求，《手册》作了兼可使用两种单位制的安排。本版中部分图表取自前几版，并进行了修订，但未重新绘制，因为这样并不切合实际。新增的图表一般使用SI单位制，只在某些情况下，兼用两种单位制。本版所有图表均附有换算系数，以便于两种单位制之间的换算。正文中出现的数值均使用SI和U. S. 两种单位，许多经验公式中出现的因次常量也是如此。笔者相信，《手册》对两种单位制的使用者一般都是适用的。

许多人士对本版《手册》的编纂给予了大力支持。要特别感谢Wanda S. Dekat, Georgea L. de Media和Guy L. Green等几位工程领域的前辈完成了繁重的索引编制工作。Jill A. Schoeling和Ruth R. Sleeper承担了本版《手册》的打字和秘书工作。

Raymond Genereaux是第六篇“流体运输和贮存”的分篇主编，也是《手册》先后六个版本全部编纂工作的唯一参加者。谨此对他长期坚持不懈地致力于《手册》的编纂工作和所作出的贡献深表感谢！

Bob Perry对《手册》的再版并保持《手册》优秀质量的传统倾注了全部精力，但在本版《手册》的编纂期间不幸去世，这是我们莫大的损失。他永远值得我们怀念。

Frank L. Evans, Jr. 和Theodore Vermeulen是《手册》的分篇主编，对《手册》的编纂做出了巨大的贡献。对他们的去世，我们一并表示哀悼。

DON W. GREEN

总 目 录

上 卷

单位换算因子和各种数据表	1-1
数学	2-1
物理和化学数据	3-1
反应动力学, 反应器设计, 热力学	4-1
流体与颗粒力学	5-1
流体的输送和贮存	6-1
粉粒体的输送及固体和液体的包装	7-1
粉碎与团聚	8-1
能的利用、转化与储存	9-1
传热	10-1
传热设备	11-1
湿度测定法, 蒸发冷却, 致冷及深冷过程	12-1

下 卷

蒸馏	13-1
传质与气体吸收	14-1
液液萃取	15-1
吸附和离子交换	16-1
新的分离过程	17-1
液-气系统	18-1
液-固系统	19-1
固体干燥和气固系统	20-1
固-固体系和液液体系	21-1
过程控制	22-1
结构材料	23-1
过程机器的传动	24-1
过程经济	25-1
废物管理	26-1
生化工程	27-1
索引	1

第14篇 传质与气体吸收^①

作者:

William M. Edwards

译者:

王绍亭

^① 谨感谢Robert L. Pigford 教授和 Alan P. Colburn 教授对本篇早期版本的形成所作出的巨大贡献。也感谢 K. E. Emmart博士和K. N. Maddox博士分别对本篇第4版和第5版的内容所作出的贡献。

第14篇 目 录

导论	14-8	14.4.4 液气比的计算	14-29
定义	14-8	14.4.5 设备的选择	14-30
设备	14-8	14.4.6 塔径与压力降	14-30
设计步骤	14-8	14.4.7 塔高的计算	14-31
14.1 气体吸收关键数据出处指南	14-9	14.4.8 汽提塔操作条件的选择	14-31
14.1.1 平衡数据	14-9	14.4.9 吸收塔-汽提塔系统的设计	14-32
14.1.2 热物性数据	14-10	14.4.10 设计线图的重要意义	14-32
14.1.3 传递数据	14-10	14.5 填充塔的设计	14-34
14.1.4 填充塔与板式塔数据	14-11	14.5.1 传质速率表达式的应用	14-34
14.2 术语命名与单位换算	14-12	例3	14-35
14.3 相际间的传质	14-13	14.5.2 操作线的应用	14-35
14.3.1 传质原理: 稀相系统	14-13	14.5.3 传质单元的计算	14-36
14.3.2 传质原理: 浓相系统	14-16	14.5.4 汽提方程	14-37
14.3.3 HTU (传质单元高度)	14-17	14.5.5 HTU数据和 K_{Ga} 数据的应用	14-38
14.3.4 NTU (传质单元数)	14-17	14.5.6 气体流率与液体流率的 总效果	14-39
14.3.5 HETP (理论板当量高度)	14-18	14.5.7 HTU关联结果的某些典型 实例	14-39
14.3.6 传质系数 k_G 和 k_L 的定义	14-18	例4	14-40
14.3.7 总压力对 k_G 和 k_L 的影响	14-20	14.5.8 良好液体分布的重要意义	14-41
14.3.8 温度对 k_G 和 k_L 的影响	14-20	14.5.9 轴向混合的影响	14-41
14.3.9 系统物理性质对 k_G 和 k_L 的影响	14-21	14.5.10 应用HETP数据进行吸收塔的 设计	14-42
14.3.10 高溶质浓度对 k_G 和 k_L 的影响	14-22	14.6 板式塔的设计	14-43
14.3.11 化学反应对 k_G 和 k_L 的影响	14-22	14.6.1 图解设计步骤	14-43
14.3.12 有效相际传质面积 a	14-23	14.6.2 稀气相设计的代数方法	14-43
14.3.13 体积传质系数 \hat{K}_{Ga} 和 \hat{K}_La	14-24	14.6.3 浓气相设计的代数方法	14-44
14.3.14 Chilton-Colburn类似律	14-25	14.6.4 汽提方程	14-44
14.3.15 渗透理论	14-25	14.6.5 板式吸收塔与汽提塔的板 效率	14-45
14.3.16 表面更新理论	14-26	例5	14-45
14.4 气体吸收系统的设计	14-27	14.7 气体吸收中的热效应	14-47
14.4.1 一般设计步骤概要	14-27	14.7.1 总论	14-47
14.4.2 溶剂的选择	14-27	14.7.2 操作变量的影响	14-48
14.4.3 汽-液平衡数据或溶解度数据的 选择	14-27	14.7.3 设备上的考虑	14-49
例1	14-28	14.7.4 传统等温条件的设计方法	14-49
例2	14-28	14.7.5 传统绝热条件的设计方法	14-50
		14.7.6 严格的设计方法	14-50

14.7.7 设计方法的直接比较.....	14-50	14.10.3 物理设计方法的适用性	14-64
例6	14-50	14.10.4 传统的设计方法	14-66
例7	14-51	14.10.5 实验室数据或中试装置数据的 放大	14-69
14.8 多组分系统	14-53	14.10.6 吸收塔严格设计的原理	14-71
例8	14-53	14.10.7 不可逆反应条件下 k_L 的 估算	14-72
14.8.1 稀相系统的图解设计方法.....	14-53	14.10.8 可逆反应条件下 k_L 的估算 ...	14-74
14.8.2 稀相系统的代数设计方法.....	14-54	14.10.9 两反应气体同时进行吸收的 过程	14-74
例9	14-55	14.10.10 伴有化学反应的解吸.....	14-75
14.8.3 稀相多组元系统的汽提方程...	14-56	14.10.11 针对指定系统有关文献的利用 问题.....	14-75
14.9 吸收系统的经济设计.....	14-57	14.11 其它类型的气体吸收器	14-77
14.9.1 设备选择.....	14-57	14.11.1 导论	14-77
14.9.2 操作压力.....	14-57	14.11.2 搅拌槽	14-77
14.9.3 液气比.....	14-58	14.11.3 鼓泡塔	14-77
14.9.4 塔径(气体流速)	14-59	14.11.4 喷雾室或喷雾塔	14-78
14.9.5 塔高(出口气体浓度)	14-60	14.11.5 文丘里洗涤器	14-79
14.9.6 解吸溶剂(贫溶液)的温度...	14-60	14.11.6 降膜式吸收器	14-80
14.9.7 多组分系统的最优化.....	14-60		
例10.....	14-61		
14.10 伴有化学反应的吸收	14-64		
14.10.1 导论	14-64		
14.10.2 推荐的总体设计策略	14-64		

符号名称与单位

符号	定义	SI 单位	美国惯用单位
a	单位体积塔设备的有效相际传质面积或相界面面积	m^2/m^3	ft^2/ft^3
a_p	单位体积塔填料的填料外表面积	m^2/m^3	ft^2/ft^3
A	吸收因数 (L_M/mG_M)	无因次	无因次
A°	多组分稀相系统的吸收因数 (L_M^S/mG_M^0)	无因次	无因次
$A_{e, A'}$	Edmister 的有效吸收因数, 方程 (14-103)	无因次	无因次
B	以方程 (14-127) 定义的函数	无因次	无因次
B°	液体反应物的主体浓度	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
C	主流液相中溶质的浓度	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
C_1	气-液相界面处液相中溶质的浓度	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
C_p	比热	$kJ/(kg \cdot K)$	$Btu/(lb \cdot ^\circ F)$
C_i	方程 (14-127) 中经济设计计算中的成本因数, 通过式 (14-136) 的计算		
d	与所研究系统的几何形状相当的定性长度	m	ft
d_b	滴泡直径	m	ft
d_s	Sauter 平均直径	m	ft
d_T	塔径	m	ft
D_A	液相中反应物 A 的扩散系数	m^2/s	ft^2/h
D_{AB}	溶质 A 在惰性气体 B 中的气相扩散系数	m^2/s	ft^2/h
D_B	液体反应物 B 的扩散系数	m^2/s	ft^2/h
D_i	液相中惰性溶质的扩散系数	m^2/s	ft^2/h
D_f	应用简化的设计方程时, 为了校正方程假设存在的偏差所加的设计安全因数	无因次	无因次
E	板式塔的总板效率	无因次	无因次
f	流体流动的摩擦因数	无因次	无因次
f_H	塔中液体挂料量分率	m^3/m^3	ft^3/ft^3
$F(x)$	组分 X 的平衡函数		
G	气相质量流速	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
G_{opt}	最佳气体质量流速	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
G_M	气相摩尔质量流速	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
G_M'	惰性气体的摩尔质量流速	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
G_M°	单位时间被处理的富溶质进料气体的摩尔数	$kmol/s$	$(lb \cdot mol)/h$
h	填料塔高度方向上的坐标	m	ft
h'	传热系数	$W/(m^2 \cdot K)$ $= J/(s \cdot m^2 \cdot K)$	$Btu/(h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$
h_T	所需的塔填料总高度	m	ft
H	亨利定律常数	$kPa/(\text{液相中溶质的摩尔分率})$	$(lb_f/in^2)/(\text{液相中溶质的摩尔分率})$
H'	亨利定律常数	$kPa/[(kmol)/(\text{液相中的溶质, } m^3)]$	$(lb_f/in^2)/[(lb \cdot mol)/(\text{液相中的溶质, } ft^3)]$ 或 $atm/[(lb \cdot mol)/(\text{液相中的溶质, } ft^3)]$
H_G	以气相阻力为准的一个传质单元的高度	m	ft
H_{OG}	一个总气相传质单元的高度	m	ft
H_L	以液相阻力为准的一个传质单元的高度	m	ft
H_{OL}	一个总液相传质单元的高度	m	ft
HTU	一个传质单元的高度 (通称)	m	ft
$HETP$	与一块理论板相当的高度	m	ft
j_H	Chilton-Colburn 传热 j 因数	无因次	无因次
j_M	Chilton-Colburn 传质 j 因数	无因次	无因次
k	导热系数	$(J \cdot m)/(s \cdot m^2 \cdot K)$ $= W/(m \cdot K)$	$Btu/(h \cdot ft \cdot ^\circ F)$

符号	定 义	SI 单 位	美国惯用单位
k_1	一级反应速率系数	s^{-1}	h^{-1}
k_2	二级反应速率系数	$m^3/(s \cdot kmol)$	$ft^3/(h \cdot lb \cdot mol)$
k_G	稀相系统的气相传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (溶质的摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (溶质的摩尔分率)}]$
k_G'	稀相系统的气相传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (溶质的分压, kPa)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (溶质的分压, lbf/in}^2)]$
\hat{k}_G	浓相系统的气相传质系数	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
$k_{G,a}$	稀相系统的气相体积传质系数	$kmol/[(s \cdot m^3) \text{ (摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3) \text{ (摩尔分率)}]$
K_G	稀相系统的气相总传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (摩尔分率)}]$
\hat{K}_G	浓相系统的气相总传质系数	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
$K_{G,a}$	稀相系统的气相总体积传质系数	$kmol/[(s \cdot m^3) \text{ (气相中溶质的摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3) \text{ (气相中溶质的摩尔分率)}]$
$K_{G',a}$	稀相系统的气相总体积传质系数	$kmol/[(s \cdot m^3) \text{ (溶质的分压, kPa)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3) \text{ (溶质的分压, lbf/in}^2)]$
$\hat{K}_{G,a}$	浓相系统的气相总体积传质系数	$kmol/(s \cdot m^3)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^3)$
k_L	稀相系统的液相传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (液相中溶质的摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (液相中溶质的摩尔分率)}]$
k_L'	稀相系统的液相传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (kmol/m}^3)]$ 或 m/s	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (lb} \cdot \text{mol/ft}^3)]$ 或 ft/h
\hat{k}_L	浓相系统的液相传质系数	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
\hat{k}_L°	纯物理吸收时的液相传质系数 (用于化学反应系统的设计中)	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
$k_{L,a}$	稀相系统的液相体积传质系数	$kmol/[(s \cdot m^3) \text{ (摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3) \text{ (摩尔分率)}]$
K_L	稀相系统的液相总传质系数	$kmol/[(s \cdot m^2) \text{ (摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) \text{ (摩尔分率)}]$
\hat{K}_L	浓相系统的液相总传质系数	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
$K_{L,a}$	稀相系统的液相总体积传质系数	$kmol/[(s \cdot m^3) \text{ (液相中溶质的摩尔分率)}]$	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3) \text{ (液相中溶质的摩尔分率)}]$
$\hat{K}_{L,a}$	浓相系统的液相总体积传质系数	$kmol/(s \cdot m^3)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^3)$
K	汽-液相平衡比, $K \text{ 值} = y^\circ/x$	无因次	无因次
L	液相质量流速	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
L_M	液相摩尔质量流速	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
L_M'	惰性液体溶剂的摩尔质量流速	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
L_M°	以单位时间计的脱溶质溶剂的摩尔数	$kmol/s$	$(lb \cdot mol)/h$
m	平衡曲线的斜率, $=dy^\circ/dx$, (气相中溶质的摩尔分率/液相中溶质的摩尔分率)	无因次	无因次
M	分子量	$kg/kmol$	$lb/(lb \cdot mol)$
MWR	塔填料的最小润湿速率	m^2/s	ft^2/h
n_A	溶质的传递速率	$kmol/s$	$(lb \cdot mol)/h$
N	板式吸收器或汽提器中的理论级数	无因次	无因次
N_A	以单位相界面积计的溶质 A 的相际传质速率	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
N_G	气相传质单元数	无因次	无因次
N_{Ha}	八田数 ($\sqrt{h_1 D_A} / h_L^\circ$)	无因次	无因次
N_{OG}	气相总传质单元数	无因次	无因次
N_L	液相传质单元数	无因次	无因次
N_{OL}	液相总传质单元数	无因次	无因次
NTU	传递单元数 (传质单元数)	无因次	无因次
N_{Pr}	普兰特数 ($C_p \mu / k$)	无因次	无因次
N_{Re}	雷诺数 (Gd / μ_G)	无因次	无因次
N_{Sc}	施米特数 ($\mu_G / \rho_G D_{AB}$) 或 ($\mu_L / \rho_L D_L$)	无因次	无因次
N_{Sh}	舍伍德数 ($k_G RTd / D_{ABPT}$)	无因次	无因次

符 号	定 义	SI 单 位	美 国 惯 用 单 位
N_{St}	斯坦顿数 (k_c/G_M) 或 (k_r/L_M)	无因次	无因次
p	主流气体中溶质的分压	kPa	lbf/in ²
p_A°	纯溶质组分 A 的蒸汽压	kPa	lbf/in ²
p_i	气-液相界面处溶质的分压	kPa	lbf/in ²
p_T	系统总压力	kPa	lbf/in ²
Δp	压力降	kPa	lbf/in ²
r_A	以单位相界面面积计的吸收速率	kmol/(s·m ²)	(lb·mol)/(h·ft ²)
R	气体常数	8314 J/(kmol·K) = 8.314 m ³ kPa/(kmol·K)	(10.73 ft ³ ·psia)/(lb·mol·°R)
R_A	体积反应速率	kmol/(s·m ³)	(lb·mol)/(h·ft ³)
s	表面更新速率分率	s ⁻¹	h ⁻¹
S	塔截面积, $=\pi d^2/4$	m ²	ft ²
S	汽提因数 (mG_M/L_M)	无因次	无因次
S_o	Edmister “有效” 汽提因数	无因次	无因次
S°	汽提因数 (mG_M°/L_M°)	无因次	无因次
t	接触时间	s	h
T	温 度	K	°R
u_L	垂直方向液体的空塔流速	m/s	ft/h
V	塔中填料充填体积	m ³	ft ³
V_L	液体的体积流速	m ³ /(s·(m ² 塔截面积))	ft ³ /(h·(ft ² 塔截面积))
x	液相主流中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol液体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol液体)
x°	与气相主流溶质浓度 y 成平衡时液相主流中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol液体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol液体)
x_{BM}	惰性溶剂在液相主体与相界面两处浓度的对数平均值	(kmol溶剂)/(kmol液体)	(lb·mol溶剂)/(lb·mol液体)
x_{BM}°	惰性溶剂在液相主体中的浓度和与气相主体成平衡时的浓度两者的对数平均值	(kmol溶剂)/(kmol液体)	(lb·mol溶剂)/(lb·mol液体)
x_r	来的流液体溶剂中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol液体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol液体)
x_i	气-液相界面处液相中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol液体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol液体)
X	以一摩尔脱溶剂溶剂计的液相中溶质的摩尔数	(kmol溶质)/(kmol溶剂)	(lb·mol溶质)/(lb·mol溶剂)
y	气相主流中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol气体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol气体)
y°	与液相主流溶质浓度 x 成平衡时气相主流中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol气体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol气体)
y_{BM}	惰性气体在气相主体与相界面两处浓度的对数平均值	(kmol惰性气体)/(kmol气体)	(lb·mol惰性气体)/(lb·mol气体)
y_{BM}°	惰性气体在气相主体中的浓度和与液相主体成平衡时的浓度两者的对数平均值	(kmol惰性气体)/(kmol气体)	(lb·mol惰性气体)/(lb·mol气体)
y_i	进料气体中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol进料气体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol进料气体)
y_i	气-液相界面处气相中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol气体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol气体)
y_i°	与液相界面处溶质浓度 x_i 成平衡时相界面处气相中溶质的摩尔分率	(kmol溶质)/(kmol气体)	(lb·mol溶质)/(lb·mol气体)
Y	一摩尔待处理的含溶质的进料气体 (富气) 中溶质的摩尔数	(kmol)/(kmol)	(lb·mol)/(lb·mol)

希 腊 文 符 号

α	方程(14-130)中的常数		
β	方程(14-130)中的常数		
γ	液相活度系数	无因次	无因次
δ	停滞膜层的有效厚度	m	ft
ϵ	气体流动的孔隙率或气体挂料量分率	m ³ /m ³	ft ³ /ft ³

续表

符号	定 义	SI 单 位	美国惯用单位
θ	每年过程操作的时间	s/年	s/年
θ'	每年过程操作的时间	h/年	h/年
ρ_G	气相密度	kg/m ³	lb/ft ³
ρ_L	液相平均摩尔密度	kmol/m ³	(lb·mol)/ft ³
μ_G	气相粘度	kg/(s·m)	lb/(h·ft)
μ_L	液相粘度	kg/(s·m)	lb/(h·ft)
ν	与一摩尔A进行反应时B的摩尔数, 化学计量系数	无因次	无因次
ϕ	比率 k_L/k_L° , 无因次的反应因数或增强因数	无因次	无因次
ϕ	比率 k_L/k_L° (当 $N_{Ha} = \infty$ 时)	无因次	无因次

下 标

1	塔底 (吸收塔或汽提塔)
2	塔顶 (吸收塔或汽提塔)
A	液相或气相中的溶质组分
B	惰性气体或惰性溶剂组分
a	例题中的丙酮溶质
G	气相
L	液相

一般参考文献

Astarita, G., *Mass Transfer with Chemical Reaction*, Elsevier, New York, 1967. Coulson, J. M., and J. F. Richardson, *Chemical Engineering*, vol. 2: *Unit Operations*, 3d ed., Pergamon, Oxford, 1978. pp. 529-584. Danckwerts, P. V., *Gas-Liquid Reactions*, McGraw-Hill, New York, 1970. Geankoplis, C. J., *Mass Transport Phenomena*, Holt, New York, 1972. Hobbler, T., *Mass Transfer and Absorbers*, Pergamon, Oxford, 1966. Kohl, A. L., and F. C. Riesenfeld, *Gas Purification*, 3d ed., Gulf, Houston, 1979. Leva, M., *Tower Packings and Packed Tower Design*, U.S. Stoneware Co., Akron,

Ohio, 1953. Norman, W. S., *Absorption, Distillation and Cooling Towers*, Wiley, New York, 1961. Shah, Y. T., *Gas-Liquid-Solid Reactor Design*, McGraw-Hill, New York, 1979. Sherwood, T. K., and R. L. Pigford, *Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York, 1952. Sherwood, T. K., R. L. Pigford, and C. R. Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975. Treybal, R. E., *Mass Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980.

导 论

定义 气体吸收是气体混合物中的可溶组分溶解于液体中的一种单元操作。与此单元操作相反的操作称为汽提或解吸，这类操作是在需将挥发性组分由液体混合物移入气相中时才应用。本篇主要针对连续进行上述这两类操作时的有关工业设备设计问题进行论述。

设备 为使液体流与气体流进行连续接触而使用的设备可以是：充填有规整或不规整固体填料的填充塔、装有许多泡罩板或筛板的板式设备、其中喷洒液体的空塔或空室、湿壁塔，也可以是搅拌容器或鼓泡容器。通常，气体和液体两流股相互呈逆流状态通过设备，以便使设备获得最大的吸收速率。

设计步骤 本篇中，将通过对工业实际中典型性问题的解说性计算来描述获得气体吸收设备主要尺寸所必须遵循的步骤，其中，将对进行上述计算所需的实验数据进行讨论，并针对如何查找这些实验数据问题提供适当的参考文献或指出它们在本手册其它各篇中的出处。

设计吸收塔或汽提塔包括如下三个主要步骤：

1. 系统的气-液平衡关系数据，以便用来确定：(a)从气体中吸收一定的可溶组分量所需的液量，或(b)由液体中汽提出一定的易挥发组分量所需的气量。欲查找详细的数据可参阅第3篇以及下表中所述的补充数据出处指南。

2. 所考察的设备的液、气处理量数据。这些数据是用来确定液、气流股流过设备时设备需要多大的截面和直径。所考察的内容还包括经济因素，它可以告诉人们在所能使用的最大速度值之下，应该如何规定流体流速才算最好。有关这一问题的详细数据可参见第18篇。

3. 平衡数据与物料衡算。这两者可以用来确定达到指定分离要求所需的平衡级数（理论板数或传质单元数）。分离方面的困难与所期望达到的最经济的回收率有关。在气、液两相传质过程中，若有可以利用的表示成板效率或传质单元高度的比物质传递速率数据，则气、液两流股间所需的接触时间或所需的塔高即可计算出来。

14.1 气体吸收关键数据出处指南

表14-1是一张供迅速查找数据和资料文献出处的指南表，指南表中的内容刊载在本手册的其它各篇中。某些补充文献将在以下的章节中进行讨论。

表 14-1 气体吸收关键数据出处指南

数据的形式	本手册中的参考文献		数据的形式	本手册中的参考文献	
	篇	页 码		篇	页 码
平衡数据			密 度		
气体溶解度	3	3-	液 体	3	3-
纯组分的蒸气压、	3	3-	气 体	3	3-
平衡常数K的值	13	13-	填充塔数据		
热物性数据			压力降与泛点	18	18-
溶解热	3	3-	传质系数	18	18-
比 热	3	3-	HTU:物理吸收	18	18-
潜 热	3	3-	HTU:伴有化学反应的吸收	14	14-
传递数据			HETP	18	18-
扩散系数			塔和填料的费用	18	18-
液 体	3	3-	板式塔数据		
气 体	3	3-	压力降与泛点	18	18-
粘 度			塔板效率	18	18-
液 体	3	3-	塔和塔盘的费用	18	18-
气 体	3	3-			

14.1.1 平 衡 数 据

寻找可靠的气体溶解度数据也许是最耗时间和乏味的工作，但是它却是开发气体吸收系统的可靠设计中所遇到的最重要的工作。经严格评价过的有关气体溶解度数据，新的和极为可靠的出处可查阅Kertes等人编辑由Pergamon出版社出版的“*Solubility Data Series*”(溶解度数据丛书)的多卷本(1979, 对开本)。在该书各卷的导论中，均载有卓越的讨论内容以及在文献中已经发表过的有关气体溶解度数据各种研究方法的定义，如Bunsen系数、Kuenen系数、Ostwald系数、吸收系数以及亨利定律常数等，并且载有联系上述这些参数之间关系的公式。Reid、Prausnitz和Sherwood曾经对“*The Properties of Gases and Liquids*”(气体与液体的物性)一书进行了全面的改写，并发行了第三版(McGraw-Hill, New York, 1977)，对于热力学平衡数据本身的应用而言，这是一本很好的查找实际数据和资料出处的书。本手册的第13篇中还针对平衡常数K值进行了有益的讨论。

Prausnitz与Shair曾经针对低压条件下气体溶解度的热力学问题进行过探讨[*Am. Inst. Chem. Eng. J.* 7, 682(1961)]。最近, Schulze与Prausnitz又曾获得了气体在水中溶解度的数据，并且将它们表达成关系式，数据和关系式是在高温(0—300℃)条件下得到的，并且被表达成亨利定律常数的形式(*Ind. Eng. Chem. Fundam.* 20, 175 (1981))。他们指出，亨利常数并非温度的单值函数，因此，采用简单的外推方法求算亨利常数会导致较大的误差。

对于在液相中伴有化学反应平衡关系的系统而言, Rivas和Prausnitz曾经针对它的恰当定义以及热力学平衡关系、亨利定律常数及化学平衡关系等的应用问题进行了很好的讨论, 并且还讨论了如何针对温度和压力将上述这些数据加以内插和外推使用的问题 [Am. Inst. Chem. Eng. J., 25, 975(1979)]。

下面列出的文献为纯组分的蒸气压数据和气体溶解度数据的汇编:

- Battino, R, et al. : *Chem. Rev.*, 66, 395(1966)。本出处提供了有关气体溶解度的原始资料。
- Kertes, A. S. et al. : “*Solubility Data Series*”(溶解度数据丛书), Pergamon出版社出版, Oxford(牛津), 1979, 对开本。
- Linke, W. F., et al. : “*Solubilities of Inorganic and Metal Organic Compounds*”(无机化合物和金属有机化合物的溶解度), 4th ed., vol. I (第四版, 第I卷), Van Nostrand, New York, 1958。
- Linke, W. F., et al. : “*Solubilities of Inorganic and Metal Organic Compounds*”(无机化合物和金属有机化合物的溶解度), American Chemical Society (美国化学学会), Washington, 1965。
- Stephen, H.; et al. : “*Solubilities of Inorganic and Organic Compounds*”(无机化合物和有机化合物的溶解度), Pergamon出版社出版, Oxford(牛津), 1963。
- Vargaftic, N. B. : “*Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*”(液体与气体的热物性表), Wiley, New York, 1975。
- Wilhelm, E., et al. : *Chem. Rev.*, 73, 1(1973)。“Solubility of Gases in Nonaqueous Solvents”(气体在非水溶剂中的溶解度)。
- Wilhelm, E., et al. : *Chem. Rev.*, 77, 219(1977)。“Solubility of Gases in Water”(气体在水中的溶解度)。
- Yaws, C. L. : “Physical Properties: A Guide to the Physical, Thermodynamic and Transport Property Data of Industrially Important Chemical Compounds” in *Chemical Engineering*(化学工程中的物性: 工业重要化合物物理性质、热力学性质及传递性质的数据出处指南), McGraw-Hill, New York, 1977。

14.1.2 热物性数据

针对气化潜热、气体和液体的热容量及生成热而言, 前述的Reid、Prausnitz和Sherwood的书(参见已引证的文献)对于提供有关情报和数据是很好的资料之一。此外, Prausnitz和Shair(参见已引证的文献)、Wilhelm、Battino和Wilcock [*Chem. Rev.*, 77, 219(1977)]对于溶解热也进行了有用的讨论。

14.1.3 传递数据

除Reid、Prausnitz和Sherwood的文献(参见已引证的文献)外, 人们也大力推荐S. Bretsznajder所编写的一本书, 即“*Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids*”(流体传递及其它物性的推算) [Pergamon出版社出版, Oxford(牛津), 1971]。这两套参考文献在估算粘度、扩散系数、密度、导热系数以及表面张力方面, 不仅能够给出实际数据, 而且同样能够给出方法。

14.1.4 填充塔与板式塔数据

对于纯物理吸收系统，本课题绝大多数的重要文献可参照本手册的第18篇。对伴有化学反应的气体吸收系统，有关参考文献将在本篇后面的章节中加以说明。

14.2 术语命名与单位换算

本篇中所使用的术语命名和单位是与美国化学工程师学会(American Institute of Chemical Engineers)所批准的SI制相一致的,而后者内容可参见E. Buck在化工进展杂志上所发表的文章(*Chem. Eng. Prog.*, October 1978, p. 73),同时,在可能的条件下,本篇中也使用了美国惯用单位系统(U. S. Customary System)。为了便于进行吸收器的设计工作,表14-2中列出了某些较为常用的由美国惯用单位换算成SI单位时所需的复合换算因数。在本篇前面,列出了一张载有本篇所使用的术语命名表,该表可作为指南供气体吸收领域中的工作人员参考。

表 14-2 常用的复合换算因数^①

美国惯用单位	应乘因数	得SI单位	美国惯用单位	应乘因数	得SI单位
lb/h	1.260×10^{-4}	kg/s	atm	101.3	kPa
(lb·mol)/h	1.260×10^{-4}	kmol/s	ft	0.3048	m
lb/(h·ft ²)	1.356×10^{-7}	kg/(s·m ²)	ft ²	9.290×10^{-2}	m ²
(lb·mol)/(h·ft ²)	1.356×10^{-7}	kmol/(s·m ²)	ft ³	2.832×10^{-2}	m ³
(lb·mol)/(h·ft ² ·atm)	1.339×10^{-5}	kmol/(s·m ² ·kPa)	ft ² /ft ³	3.281	m ² /m ³
(lb·mol)/(h·ft ³)	4.450×10^{-3}	kmol/(s·m ³)	cm ² /cm ³	100	m ² /m ³
(lb·mol)/(h·ft ³ ·atm)	4.391×10^{-5}	kmol/(s·m ³ ·kPa)	Btu/(lb·°R)	4.187	kJ/(kg·K)
lb/ft ³	16.02	kg/m ³	Btu/(lb·mol)	2.326	kJ/kmol
(lb·mol)/ft ³	16.02	kmol/m ³	cal/(g·mol)	4.187	kJ/kmol
ft ² /h	2.581×10^{-5}	m ² /s	Btu/(h·ft ² ·°R)	5.678×10^{-3}	kJ/(s·m ² ·K)
cm ² /s	1.000×10^{-4}	m ² /s	(Btu·ft)/(h·ft ² ·°R)	1.731×10^{-3}	(kJ·m)/(s·m ² ·K)

① 基准: 1kJ/s=1kW; 1Btu=1.05506kJ (ISO/TC12)。

14.3 相际间的传质

在多数含有气相和液相的分离过程中，相际间的物质传递至关重要。当纯液体蒸发进入气相时，则仅需计算气相传质问题，亦即纯液相中不存在传质问题。反之，当纯气体为液体吸收进入液相中时，则仅需考虑液相传质问题。有时，即使是吸收系统并非由纯组分组成，也可以忽略两相之一的传质问题，例如，一相中的传质阻力远较另一相的为大时即属于此种情况。对上述这些阻力的性质和大小有所了解是进行可靠的气体吸收问题计算的关键之一。在不伴有化学反应系统的有关气相和液相传质系数的具体数据可参见第18篇。伴有化学反应系统的问题将在本篇以后的章节中进行讨论。

14.3.1 传质原理：稀相系统

当物质经过两相分离界面由一相传递至另一相时，则各相中的传质阻力会使各相产生相应的浓度梯度，如图14-1所示。相界面毗邻处两相中扩散物质的浓度，即使是表示成为相同的单位，它们的数值一般也并不相等，但是通常可以假设它们彼此之间的关系符合热力学平衡定律。由此可知，当气体与液体相互接触时，可以假设在气液两相界面处，气液两相的浓度关系几乎立即达到平衡。

对于气相和液相中溶质的浓度较稀的系统而言，传递速率方程可以表示成为传质速率与主流浓度和气液界面浓度两者之差成正比的的形式，即

$$N_A = k'_G(p - p_i) = k'_L(c_i - c) \quad (14-1)$$

式中 N_A = 传质速率， k'_G = 气相传质系数， k'_L = 液相传质系数， p = 主流气体中溶质的分压， p_i = 相界面处气体中溶质的分压， c = 主流液体中溶质的浓度，及 c_i = 相界面处液体中溶质的浓度。

按照定义，传质系数 k'_G 和 k'_L 应该分别等于摩尔质量通量 N_A 与浓度推动力 $(p - p_i)$ 、 $(c_i - c)$ 的比率。此外，稀相系统传质速率还可以写成另外一种形式的表达式如下：

$$N_A = k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x) \quad (14-2)$$

式中 N_A = 传质速率， k_G = 气相传质系数， k_L = 液相传质系数， y = 主流气相中溶质的摩尔分率， y_i = 相界面处气体中溶质的摩尔分率， x = 主流液相中溶质的摩尔分率，及 x_i = 相界面处液体中溶质的摩尔分率。

式(14-1)和(14-2)定义的传质系数，它们彼此之间具有如下关系

$$k_G = k'_G p_T \quad (14-3)$$

$$k_L = k'_L \bar{\rho}_L \quad (14-4)$$

式中 p_T = 实验确定 k'_G 值时系统的总压力， $\bar{\rho}_L$ = 液相的平均摩尔密度。相对于 k'_G 而言，系数 k_G 与系统总压力关系不大，因此在实际应用上较 k'_G 更为方便，而后者是与系统总压力成反比

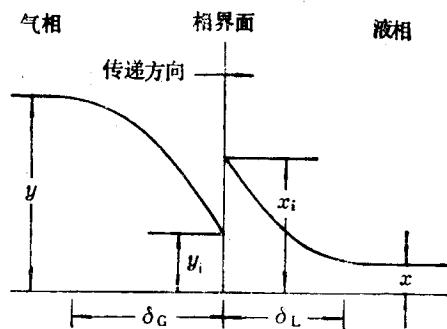


图 14-1 气-液相界面毗邻处的浓度梯度