

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 R. E. Emmart博士和R. 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 \widehat{K}_Ga 和 \widehat{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_{o}, 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	$kmol \cdot m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
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_1	液相中惰性溶质的扩散系数	m^2/s	ft^2/h
D_i	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^s	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_i	亨利定律常数	$kPa/(液相中溶质的摩尔分率)$	$(lb_f/in^2)/(液相中溶质的摩尔分率)$
H'	亨利定律常数	$kPa/[kmol/(液相中的溶质, m^3)]$	$(lb_f/in^2)/[(lb \cdot mol)/(液相中的溶质, ft^3)]$ 或 $atm/[(lb \cdot mol)/(液相中的溶质, ft^3)]$
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}_i	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	$kmol/[(s \cdot m^2) (kmol/m^3)]$ 或 m/s	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2) (lb \cdot mol/ft^3)]$ 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 值 = y°/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	塔填料的最小润湿流量	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_{H_a}	八田数 $(\sqrt{k_1 D_A} / k_L^\circ)$	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_{P_r}	普兰特数 $(C_p \mu / k)$	无因次	无因次
N_{Re}	雷诺数 (Gd / μ_a)	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 $(\hat{k}_G RTd / D_{ABPr})$	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 (\hat{k}_G/G_M) 或 (\hat{k}_L/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_0	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_f	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	以一摩尔脱溶质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_f	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

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篇以及下表中所列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	8-	
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。

11.1.4 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, 而后的内容可参见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^{-5}	kg/(s·m ²)	ft ²	9.290×10^{-2}	m ²
(lb·mol)/(h·ft ²)	1.356×10^{-5}	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^{-3}	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

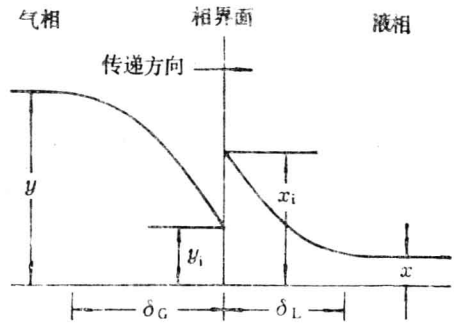


图 14-1 气-液相界面毗邻处的浓度梯度

而变化的。

如两个传质分系数的比值为已知，则上述方程可以用来找出与任何一组 x 、 y 值相对应的相界面浓度，即

$$(y - y_i)/(x_i - x) = k_L/k_G = k'_L \bar{\rho}_L/k'_G p_T = L_M H_G/G_M H_L \quad (14-5)$$

式中 L_M = 液体的摩尔质量流速， G_M = 气体的摩尔质量流速， H_L = 以液相传质阻力为准的传质单元高度，及 H_G = 以气相传质阻力为准的传质单元高度。式(14-5)中的最后一项是由式(14-26)和式(14-28)导出的。

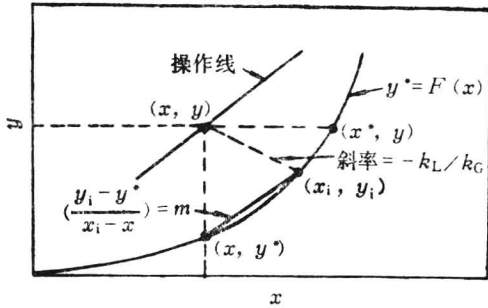


图 14-2 逆流操作的吸收塔中点浓度的识别图

如对蒸气和液体平衡组成进行标绘，并将表示液相主流浓度和气相主流浓度的点 x 、 y 标绘在上述线图上的时，式(14-5)也可以采用图解法求解。图14-2为上述线图的构成，该图表示气体吸收时的情况。

在进行设备设计时，需根据已知的或预测的传质系数和主流浓度值来推算传质速率，这种推算可以先联解式(14-5)和平衡关系式 $y_i^0 = F(x_i)$ ，求得 y_i 和 x_i ，然后再根据式(14-2)计算传质速率。

假如平衡关系 $y_i^0 = F(x_i)$ 非常简单，例如， y_i^0 对 x_i 的标绘线为一条直线（无需规定必须通过原点）时，于是传质速率即与下述浓度差成正比：即与一相的主流浓度减去与第二相主流浓度成平衡时原来相所应具有浓度两者之差成正比。这样的浓度差其一为 $(y - y^0)$ ，另一个浓度差为 $(x^0 - x)$ 。在此情况下，由下面的推导可以看出，无需求解相界面处的组成。

传质速率可根据下式定义

$$N_A = K_G(y - y^0) = k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x) = K_L(x^0 - x) \quad (14-6)$$

式中 K_G = 气相总传质系数， K_L = 液相总传质系数， y^0 = 与 x 成平衡时蒸气相的组成， x^0 = 与蒸气相组成 y 成平衡时液相的组成。考虑到式(14-5)的存在，上式可整理成下式

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} \left(\frac{y - y^0}{y - y_i} \right) = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_G} \left(\frac{y_i - y^0}{y - y_i} \right) = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L} \left(\frac{y_i - y^0}{x_i - x} \right) \quad (14-7)$$

将上式最后一项括弧中的量与图14-2中的线图进行比较，得知该量应该等于 (x, y^0) 、 (x_i, y_i) 两点连线的斜率。如平衡线为一条直线，则连线的斜率可用 m 表示，可得

$$1/K_G = (1/k_G + m/k_L) \quad (14-8)$$

对于多数气体或对于某些气体在相当广泛的浓度范围内，当其浓度较稀时，该类气体的平衡关系可采用如下两个亨利定律式之一表示，这两个亨利定律式都能将液体溶剂 B 中溶质 A 的分压表示出来：

$$p_A = H x_A \quad (14-9)$$

$$p_A = H' c_A \quad (14-10)$$

式中 H = 以SI单位制表示的亨利定律系数，单位为 $\text{kPa}/(\text{液相中单位摩尔分率溶质})$ ， $H' =$ 以SI单位制表示的亨利定律系数，单位为 $\text{kPa}/(\text{kmol} \cdot \text{m}^3)$ 。

如亨利定律适用，则斜率 m 可依照下述关系式计算

$$m = H/p_T = H \bar{\rho}_L/p_T \quad (14-11)$$

式中的 m 可以采用摩尔分率推动力来定义，它可以通过式(14-8)与式(14-2)相适应，亦即与

k_L 、 k_G 和 K_G 的定义相适应。

有时需要根据以主流液体浓度为准的总浓度差($x^0 - x$)来计算传质速率, 此时, 即需采用液相总传质系数 K_L , 它与传质分系数的关系如下式

$$1/K_L = (1/k_L + 1/mk_G) \quad (14-12)$$

如直接将式(14-3)和(14-4)代入上述诸式, 则可以很容易地将这些式子转换成为以 k'_G 、 k'_L 为准的式子。

有时人们会在文献报道中发现以m/s这种SI单位表示的 k_L 或 K_L 的值, 它们单位的正确写法应该是 $\text{kmol}/[(\text{s}\cdot\text{m}^2)(\text{kmol}/\text{m}^3)]$, 对于将 k'_L 、 K'_L 转换成以摩尔分率为准的值时, 可用式(14-4)来校正。

如文献报道中, k'_G 和 K'_G 的SI单位表示成为 $\text{kmol}/[(\text{s}\cdot\text{m}^2)(\text{kPa})]$ 的形式时, 当需将 k'_G 、 K'_G 转化成以摩尔分率为准的值时, 必须小心, 此时, 相乘的值应该是原实验中实际的总压, 而非系统设计时的总压。上述这种转换对于遵循道尔顿分压定律($p = \sum y_i p_i$)的系统也是正确的。

将式(14-8)、(14-12)进行比较得知, 对于平衡线为直线的系统, 两个总传质系数 K_L 、 K_G 之间的关系可用下式表达

$$K_L = mK_G \quad (14-13)$$

当平衡线不为直线时, 在使用总传质系数方面, 没有一个合乎逻辑的准则, 其原因是, 在此情况下, 可由图14-2看出, m 的值将随设备的位置而变。此时, 传质速率的求算只有按前述的方法在求解出相界面处的组成之后才可能。

即使平衡线为曲线, 在气体吸收设备中由实验测得的传质速率也常常以总传质系数的形式表达。理论上, 在上述情况下, 即使传质速率在各个单独相中都与各自的浓度差, 即 $(x_i - x)$ 和 $(y - y_i)$ 成比例, 传质速率也不可能在所有的浓度范围内随总主流浓度差 $(y - y^0)$ 和 $(x^0 - x)$ 成正比关系而变化, 所以上述表达方法完全是纯经验的。

多数形式的气体吸收设备, 如填充塔或喷雾塔中, 传质过程中十分重要的因素之一, 即相界面面积是不可能精确地确定出来的, 因此习惯上多报道实验上测得的传质速率, 这类传质速率是以单位体积设备的传质系数为准的, 而不是以单位相界面面积为准的。此种体积传质系数记为 $K_G a$ 、 $k_L a$ 等, 符号中的 a 表示单位体积设备的相界面面积。经实验测定, 上述体积传质系数的值随气、液相流率、填料种类等的变化而变化。就变化的大小而言, 可能 a 的有效值的变化量与 k 的变化量相等。如欲根据分体积传质系数计算总体积传质系数时, 可以通过下述两式

$$1/K_G a = (1/k_G a + m/k_L a) \quad (14-14)$$

$$1/K_L a = (1/k_L a + 1/mk_G a) \quad (14-15)$$

由于气体在液体中的溶解度变化很大, 所以在对设备进行选型时, 针对不同的系统, m 值的变化可能产生重要的影响。例如, 若将不易溶的气体, 如氧气溶于水时, 因对此系统而言, m 值很大, 于是会使喷雾塔中总传质阻力的液相阻力部分变得非常之大, 而在该类型的塔中, k_L 是较小的。但是, 具有不同溶解度的气体通常是在不同的操作条件下进行吸收操作的, 所以进行上述方式的推理时, 必须小心从事。由此可知, 当气、液流率发生变化时, 气体溶解度的变化使总传质阻力发生变化的这种影响可能部分地为传质分比阻的变化所抵销。

14.3.2 传质原理: 浓相系统

当气相和液相中的溶质浓度较大时, 上述针对稀相系统导出的方程就不再适用。针对浓相系统所采用的正确方程如下:

$$\begin{aligned} N_A &= \hat{k}_G(y - y_i)/y_{BM} = \hat{k}_L(x_i - x)/x_{BM} \\ &= \hat{K}_G(y - y^0)/y_{BM}^0 = \hat{K}_L(x^0 - x)/x_{BM}^0 \end{aligned} \quad (14-16)$$

$$\text{式中 } y_{BM} = \frac{(1-y) - (1-y_i)}{\ln[(1-y)/(1-y_i)]} \quad (14-17)$$

$$y_{BM}^0 = \frac{(1-y) - (1-y^0)}{\ln[(1-y)/(1-y^0)]} \quad (14-18)$$

$$x_{BM} = \frac{(1-x) - (1-x_i)}{\ln[(1-x)/(1-x_i)]} \quad (14-19)$$

$$x_{BM}^0 = \frac{(1-x) - (1-x^0)}{\ln[(1-x)/(1-x^0)]} \quad (14-20)$$

式中的 \hat{k}_G 和 \hat{k}_L 为浓相系统的气相传质系数与液相传质系数, \hat{K}_G 和 \hat{K}_L 为浓相系统的气相总传质系数与液相总传质系数。上述这些系数的定义可参见后述的“传质系数 \hat{k}_G 和 \hat{k}_L 的定义”小节。

y_{BM} 和 x_{BM} 之所以出现是由于溶质通过第二个不溶性流体的停滞层而扩散时, 其扩散阻力随不溶性停滞流体浓度的大小而成正比变化, 当不溶性流体的浓度趋近于零时, 扩散阻力亦趋近于零。

由于 y_{BM}^0 和 x_{BM}^0 的存在是以总传质阻力为基础的, 所以这两个因数的来源不能根据流体的动力学理论来加以证实。由此可知, 这两个因数完全可以根据与相应的气膜方程、液膜方程相类似的方法写出类似的方程后导出。

对于稀相系统而言, 不溶性气体和不挥发液体两者浓度的对数平均值均趋近于1, 则式(14-16)即还原成稀相系统公式。对双组分蒸馏而言, 由于两个组分同时进行扩散, 故上述这些对数平均因数应该略去(例如, 再沸吸收器或汽提器中即存在此种情况)。

将式(14-17)至(14-20)代入式(14-16)中, 可得如下简化的式子

$$\left. \begin{aligned} N_A &= \hat{k}_G \ln[(1-y_i)/(1-y)] \\ &= \hat{K}_G \ln[(1-y^0)/(1-y)] \\ &= \hat{k}_L \ln[(1-x)/(1-x_i)] \\ &= \hat{K}_L \ln[(1-x)/(1-x^0)] \end{aligned} \right\} \quad (14-21)$$

注意式中 \hat{k}_G 、 \hat{K}_G 、 \hat{k}_L 和 \hat{K}_L 的单位彼此是相同的, 即在SI单位制中均为 $\text{kmol}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$ 。

浓相系统中, 计算界面处气体组成和液体组成的方程为

$$\begin{aligned} (y - y_i)/(x_i - x) &= \hat{k}_L y_{BM} / \hat{k}_G x_{BM} \\ &= L_M H_G y_{BM} / G_M H_L x_{BM} = k_L / k_G \end{aligned} \quad (14-22)$$

由于 $\hat{k}_G = k_G y_{BM}$ 和 $\hat{k}_L = k_L x_{BM}$, 故上式与稀相系统的方程相同。但应该指出的是, 由于 x_{BM} 中含有 x_i 和 y_{BM} 中含有 y_i , 故当给定 \hat{k}_G 和 \hat{k}_L 时, 上式必须采用试差法才能求解。

浓相系统的气相总传质系数与液相总传质系数可根据下述两式求算

$$\frac{1}{\widehat{K}_G} = \frac{y_{BM}}{y_{BM}^0} \frac{1}{\widehat{k}_G} + \frac{x_{BM}}{y_{BM}^0} \frac{1}{\widehat{k}_L} \left(\frac{y_i - y^0}{x_i - x} \right) \quad (14-23)$$

$$\frac{1}{\widehat{K}_L} = \frac{x_{BM}}{x_{BM}^0} \frac{1}{\widehat{k}_L} + \frac{y_{BM}}{x_{BM}^0} \frac{1}{\widehat{k}_G} \left(\frac{x_0 - x_i}{y - y_i} \right) \quad (14-24)$$

当平衡线为直线时，如前所述，上两式括号中的项可用线的斜率 m 代替，在此情况下，浓相系统的两个总传质系数彼此之间的关系可采用下式表达

$$\widehat{K}_L = m \widehat{K}_G (x_{BM}^0 / y_{BM}^0) \quad (14-25)$$

如以流体中的摩尔分率为单位来表达惰性组分的浓度时，则当惰性组分浓度趋近于 1，所有上述浓相系统的这些方程均可简化成稀相系统的相应方程。

14.3.3 HTU (传质单元高度)

经常遇到如下情况，即传质分系数的值强烈地受着气、液两相流率的影响，但若将每一个分系数除以相应相的流率时，所得之值和系数本身相比较又较为接近一常值。利用此法所得之值称为传质单元高度。之所以如此，是由于对于完成一个标准难度的分离程度而言，上述量值可以表示成为简单长度因次，即设备高度的形式。

传质系数和 HTU 值两者之间存在下述关系

$$H_G = G_M / k_G a y_{BM} = G_M / \widehat{k}_G a \quad (14-26)$$

$$H_{OG} = G_M / K_G a y_{BM}^0 = G_M / \widehat{K}_G a \quad (14-27)$$

$$H_L = L_M / k_L a x_{BM} = L_M / \widehat{k}_L a \quad (14-28)$$

$$H_{OL} = L_M / K_L a x_{BM}^0 = L_M / \widehat{K}_L a \quad (14-29)$$

将传质分阻力和和所得方程表示成为 HTU 的形式，这些方程既适用于稀相系统，也适用于浓相系统，它们是

$$H_{OG} = \frac{y_{BM}}{y_{BM}^0} H_G + \frac{m G_M}{L_M} \frac{x_{BM}}{y_{BM}^0} H_L \quad (14-30)$$

$$H_{OL} = \frac{x_{BM}}{x_{BM}^0} H_L + \frac{L_M}{m G_M} \frac{y_{BM}}{x_{BM}^0} H_G \quad (14-31)$$

如前所指出的，只有当 m 值，亦即平衡线的斜率为常量时，上述方程才可以说是正确的。

14.3.4 NTU (传质单元数)

完成给定分离要求所需的 NTU 是与级式设备或板式设备中完成相同分离要求所需的理论级数或理论板数密切相关的。对于等分子反方向扩散，例如在二组分系统蒸馏中，将蒸气相流股的组成由 y_1 变至 y_2 所需的气相总传质单元数 N_{OG} 可用下式表达

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^0} \quad (14-32)$$

如同由一个不溶性气体中吸收可溶性组分那样，扩散仅朝一个方向进行时，则 N_{OG} 可表为

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{BM}^0 dy}{(1-y)(y-y^0)} \quad (14-33)$$

于是所需填料的总高度为

$$h_T = H_{OG} N_{OG} \quad (14-34)$$