

第 14 篇 气液传质设备

主稿人 余国琮 天津大学 教授 中国科学院 院士
编写人 王树楹 天津大学 教授
黄 洁 天津大学 教授
朱慧铭 天津大学 讲师

符号说明	14-2	3	各种塔板的结构	14-31
1 概述	14-3	3.1	塔板的结构参数	14-31
1.1 气液传质过程和设备	14-3	3.2	泡罩塔板	14-31
1.2 板式塔和填料塔的选型原则	14-4	3.2.1	圆泡罩主要参数	14-33
一般参考文献	14-4	3.2.2	负荷性能图	14-37
参考文献	14-5	3.2.3	允许气相负荷	14-39
2 板式塔	14-5	3.2.4	塔板压降	14-39
2.1 板式塔分类	14-5	3.3	筛板	14-40
2.2 塔板上气液两相操作状态	14-6	3.3.1	筛孔孔径	14-40
2.2.1 操作状态分类	14-6	3.3.2	孔间距与开孔率	14-40
2.2.2 相转变点	14-7	3.3.3	溢流堰高度	14-41
2.3 鼓泡层高度和清液层高度	14-8	3.4	浮阀塔板	14-41
2.3.1 鼓泡层高度和清液层高度	14-8	3.4.1	F1 型浮阀	14-42
2.3.2 堰上液流液头	14-9	3.4.2	V-4 型浮阀	14-43
2.3.3 液面梯度	14-11	3.4.3	十字架型浮阀	14-43
2.4 塔板压降	14-11	3.4.4	条形浮阀	14-43
2.5 操作极限与负荷性能图	14-12	3.4.5	高弹性浮阀	14-44
2.5.1 最大允许气相负荷	14-12	3.5	网孔塔板	14-45
2.5.2 最小允许气相负荷	14-15	3.5.1	塔板	14-45
2.5.3 最大允许液相负荷	14-16	3.5.2	塔径与塔板间距	14-46
2.5.4 最小允许液相负荷	14-17	3.6	垂直筛板	14-46
2.5.5 负荷性能图和操作弹性	14-17	3.6.1	垂直筛板	14-46
2.6 塔板液流不均匀性	14-18	3.6.2	高气速塔板	14-47
2.6.1 液流不均匀性	14-18	3.7	无降液管塔板	14-48
2.6.2 对塔板效率的影响	14-18	3.7.1	穿流式栅板或筛板	14-48
2.7 塔板效率	14-19	3.7.2	波楞穿流板	14-49
2.7.1 几种塔板效率的定义	14-19	3.8	导向筛板	14-50
2.7.2 板效率计算	14-20	3.8.1	概述	14-50
2.8 浮阀塔板计算示例	14-26	3.8.2	结构参数	14-50
一般参考文献	14-30	3.8.3	流体力学计算	14-51
参考文献	14-30	3.9	多降液管塔板	14-52

3.9.1	概述	14-52	5.1.3	阶梯环	14-84
3.9.2	结构	14-52	5.1.4	弧鞍、矩鞍	14-85
3.10	斜喷型塔板	14-54	5.1.5	金属 Intalox	14-85
3.10.1	舌形塔板	14-54	5.1.6	其他填料	14-86
3.10.2	斜孔塔板	14-56	5.1.7	实验室填料	14-86
3.10.3	浮动舌形塔板	14-57	5.2	规整填料	14-87
3.10.4	浮动喷射塔板	14-58	5.2.1	丝网波纹填料	14-88
一般参考文献		14-59	5.2.2	板波纹填料	14-88
参考文献		14-59	5.2.3	其他	14-88
4	填料塔的性能	14-60	5.3	填料的选用	14-89
4.1	引言	14-60	5.4	填料塔内件	14-90
4.2	填料流体力学性能	14-60	5.4.1	填料支承	14-90
4.2.1	持液量	14-61	5.4.2	填料压紧和限位装置	14-91
4.2.2	载点	14-63	5.4.3	液体分布与再分布装置	14-91
4.2.3	泛点	14-63	5.4.4	气体分布器	14-96
4.2.4	压降	14-65	一般参考文献		14-97
4.3	填料塔流体分布	14-69	参考文献		14-97
4.3.1	填料的自分布性能	14-69	6	塔设备的优化设计	14-97
4.3.2	液体不良分布及其对传质的影响	14-69	6.1	塔设备的经济性	14-97
4.3.3	液体分布模型	14-72	6.2	蒸馏塔的优化设计	14-99
4.3.4	气体分布	14-73	6.2.1	塔板与塔径	14-99
4.4	填料塔端效应	14-73	6.2.2	回流比与塔板数	14-99
4.4.1	端部气液接触	14-73	6.3	吸收塔的优化设计	14-100
4.4.2	物料热状态的影响	14-74	6.3.1	塔体与填料	14-100
4.5	填料的传质性能	14-74	6.3.2	操作压力	14-100
4.5.1	有效相际接触面积	14-74	6.3.3	液气比	14-100
4.5.2	填料传质效率	14-77	6.3.4	塔径(或气速)	14-100
一般参考文献		14-81	6.3.5	塔高(或出口气体浓度)	14-101
参考文献		14-81	6.3.6	提馏塔液体出口最宜浓度	14-101
5	填料及塔内件	14-83	6.3.7	吸收塔入塔溶剂的温度	14-101
5.1	散装填料	14-83	6.3.8	多组分系统的最宜条件	14-101
5.1.1	拉西环及其衍生型	14-83	参考文献		14-101
5.1.2	鲍尔环及其改进型	14-83			

符号说明

A	面积, m^2 ;	d_0	孔径, mm
a	长度, mm; 或填料比表面积, m^2/m^3 ;	E	效率; 或液流收缩系数;
b	宽度, mm;	e_v	雾沫夹带量, kg/kg, mol/mol;
C	负荷因子, m/s 、 m^3/s ;	F	气体动能因子, $(m/s) \cdot (kg/m^3)^{1/2}$;
C_0	流量系数;	Fr	弗鲁德数;
D	塔径, m; 或分子扩散系数, m^2/s ;	F_1	泛点率;
D_E	涡流扩散系数, m^2/s ;	G	气相质量流率, $kg/m^2 \cdot s$;
D_r	填料液体径向分散系数, m;	g	重力加速度, $9.8m/s^2$;
		H	传质单元高度, m; 或填料高度, m;

第 14 篇 气液传质设备

主稿人 余国琮 天津大学 教授 中国科学院 院士
编写人 王树楹 天津大学 教授
黄 洁 天津大学 教授
朱慧铭 天津大学 讲师

符号说明	14-2	3	各种塔板的结构	14-31
1 概述	14-3	3.1	塔板的结构参数	14-31
1.1 气液传质过程和设备	14-3	3.2	泡罩塔板	14-31
1.2 板式塔和填料塔的选型原则	14-4	3.2.1	圆泡罩主要参数	14-33
一般参考文献	14-4	3.2.2	负荷性能图	14-37
参考文献	14-5	3.2.3	允许气相负荷	14-39
2 板式塔	14-5	3.2.4	塔板压降	14-39
2.1 板式塔分类	14-5	3.3	筛板	14-40
2.2 塔板上气液两相操作状态	14-6	3.3.1	筛孔孔径	14-40
2.2.1 操作状态分类	14-6	3.3.2	孔间距与开孔率	14-40
2.2.2 相转变点	14-7	3.3.3	溢流堰高度	14-41
2.3 鼓泡层高度和清液层高度	14-8	3.4	浮阀塔板	14-41
2.3.1 鼓泡层高度和清液层高度	14-8	3.4.1	F1 型浮阀	14-42
2.3.2 堰上液流液头	14-9	3.4.2	V-4 型浮阀	14-43
2.3.3 液面梯度	14-11	3.4.3	十字架型浮阀	14-43
2.4 塔板压降	14-11	3.4.4	条形浮阀	14-43
2.5 操作极限与负荷性能图	14-12	3.4.5	高弹性浮阀	14-44
2.5.1 最大允许气相负荷	14-12	3.5	网孔塔板	14-45
2.5.2 最小允许气相负荷	14-15	3.5.1	塔板	14-45
2.5.3 最大允许液相负荷	14-16	3.5.2	塔径与塔板间距	14-46
2.5.4 最小允许液相负荷	14-17	3.6	垂直筛板	14-46
2.5.5 负荷性能图和操作弹性	14-17	3.6.1	垂直筛板	14-46
2.6 塔板液流不均匀性	14-18	3.6.2	高气速塔板	14-47
2.6.1 液流不均匀性	14-18	3.7	无降液管塔板	14-48
2.6.2 对塔板效率的影响	14-18	3.7.1	穿流式栅板或筛板	14-48
2.7 塔板效率	14-19	3.7.2	波楞穿流板	14-49
2.7.1 几种塔板效率的定义	14-19	3.8	导向筛板	14-50
2.7.2 板效率计算	14-20	3.8.1	概述	14-50
2.8 浮阀塔板计算示例	14-26	3.8.2	结构参数	14-50
一般参考文献	14-30	3.8.3	流体力学计算	14-51
参考文献	14-30	3.9	多降液管塔板	14-52

3.9.1	概述	14-52	5.1.3	阶梯环	14-84
3.9.2	结构	14-52	5.1.4	弧鞍、矩鞍	14-85
3.10	斜喷型塔板	14-54	5.1.5	金属 Intalox	14-85
3.10.1	舌形塔板	14-54	5.1.6	其他填料	14-86
3.10.2	斜孔塔板	14-56	5.1.7	实验室填料	14-86
3.10.3	浮动舌形塔板	14-57	5.2	规整填料	14-87
3.10.4	浮动喷射塔板	14-58	5.2.1	丝网波纹填料	14-88
一般参考文献		14-59	5.2.2	板波纹填料	14-88
参考文献		14-59	5.2.3	其他	14-88
4	填料塔的性能	14-60	5.3	填料的选用	14-89
4.1	引言	14-60	5.4	填料塔内件	14-90
4.2	填料流体力学性能	14-60	5.4.1	填料支承	14-90
4.2.1	持液量	14-61	5.4.2	填料压紧和限位装置	14-91
4.2.2	载点	14-63	5.4.3	液体分布与再分布装置	14-91
4.2.3	泛点	14-63	5.4.4	气体分布器	14-96
4.2.4	压降	14-65	一般参考文献		14-97
4.3	填料塔流体分布	14-69	参考文献		14-97
4.3.1	填料的自分布性能	14-69	6	塔设备的优化设计	14-97
4.3.2	液体不良分布及其对传质的影响	14-69	6.1	塔设备的经济性	14-97
4.3.3	液体分布模型	14-72	6.2	蒸馏塔的优化设计	14-99
4.3.4	气体分布	14-73	6.2.1	塔板与塔径	14-99
4.4	填料塔端效应	14-73	6.2.2	回流比与塔板数	14-99
4.4.1	端部气液接触	14-73	6.3	吸收塔的优化设计	14-100
4.4.2	物料热状态的影响	14-74	6.3.1	塔体与填料	14-100
4.5	填料的传质性能	14-74	6.3.2	操作压力	14-100
4.5.1	有效相际接触面积	14-74	6.3.3	液气比	14-100
4.5.2	填料传质效率	14-77	6.3.4	塔径(或气速)	14-100
一般参考文献		14-81	6.3.5	塔高(或出口气体浓度)	14-101
参考文献		14-81	6.3.6	提馏塔液体出口最宜浓度	14-101
5	填料及塔内件	14-83	6.3.7	吸收塔入塔溶剂的温度	14-101
5.1	散装填料	14-83	6.3.8	多组分系统的最宜条件	14-101
5.1.1	拉西环及其衍生型	14-83	参考文献		14-101
5.1.2	鲍尔环及其改进型	14-83			

符号说明

A	面积, m^2 ;	d_0	孔径, mm
a	长度, mm; 或填料比表面积, m^2/m^3 ;	E	效率; 或液流收缩系数;
b	宽度, mm;	e_v	雾沫夹带量, kg/kg, mol/mol;
C	负荷因子, m/s 、 m^3/s ;	F	气体动能因子, $(m/s) \cdot (kg/m^3)^{1/2}$;
C_0	流量系数;	Fr	弗鲁德数;
D	塔径, m; 或分子扩散系数, m^2/s ;	F_1	泛点率;
D_E	涡流扩散系数, m^2/s ;	G	气相质量流率, $kg/m^2 \cdot s$;
D_r	填料液体径向分散系数, m;	g	重力加速度, $9.8m/s^2$;
		H	传质单元高度, m; 或填料高度, m;

H_d	降液管内液层高度, m;
H_T	塔板间距, m;
$HETP$	填料等板高度, m;
h	相应压降或阻力的液柱高度, m; 或填料持液量, m^3/m^3 ;
h_L	塔板上液层高度, m;
h_1	塔板上清液层高度, m;
h_{ow}	堰上液流液头, m;
K	汽液平衡常数; 或总传质系数, $kmol/[s \cdot m^2 \cdot (kmol/m^3)]$ 、 $kmol/(s \cdot m^2 \cdot Pa)$; 或物性系数;
k	单相传质系数 $kmol/[s \cdot m^2 \cdot (kmol/m^3)]$ 、 $kmol/(s \cdot m^2 \cdot Pa)$;
K_C	泡罩局部阻力, Pa;
L	液相流量, m^3/s 、 mol/s 、 $kg/m^2 \cdot s$;
L_w	液流强度, $m^3/m \cdot h$;
l	挡沫板间距, m;
l_w	堰长, m;
m	平衡线斜率;
m_b	每板泡罩数;
N	塔板数; 或传质单元数;
n	筛孔数;
R	回流比;
Re	雷诺数;
r	梯形齿缝顶边与下边之比;
S	长度, m;
Sc	施密特 (Schmidt) 数;
t	孔间距, mm;
U_L	液体喷淋密度, $m^3/m^2 \cdot s$;
u	液相流速, m/s;
V	气相流量, m^3/s 、 mol/s ;
w	气相流速, m/s;
W_d	板上弓形区宽度, m;
x	液相分子分率;
y	气相分子分率;
Z_1	内外堰间距离, m.

希腊字母

α	相对挥发度;
β	充气系数;
Δ	液面梯度, m;
δ	塔板厚度, mm;
λ	平衡线斜率与操作线斜率之比; 或容量因子 (式 2-3);
μ	粘度, $Pa \cdot s$;

ν	动力粘度, m^2/s ;
ρ	密度, kg/m^3 ;
σ	表面张力, mN/m ;
τ	停留时间, s;
φ	填料因子, m^{-1} ;
ψ	开孔率;
ψ'	泡沫层相对密度;
Ψ	雾沫夹带分数。

下标

a	塔板鼓泡面积;
G	气相;
g	气相;
L	液相;
l	液相;
m	漏液点;
max	最大;
min	最小;
m	塔板编号;
o	筛孔;
s	全塔截面积。

上标

*	平衡浓度。
---	-------

1 概述

1.1 气液传质过程和设备

气液传质过程是指在气(汽)相和液相两相间进行的质量传递过程。化工生产中最常应用的气液传质过程有蒸馏和吸收,其他还有洗涤、闪蒸、抽提、蒸发、增湿、减湿、喷雾干燥等,这些过程的进行都受气液之间相平衡关系和质量传递的制约^[1]。

用以进行气液传质过程的设备是气液传质设备。在气液传质设备中,除进行传质过程外,有时还伴以传热过程,也可用这类设备只进行直接接触的传热操作。在一些场合,气液传质设备中还产生化学反应过程。气液传质设备类型很多,但蒸馏和吸收过程主要应用板式塔和填料塔,其他亦可用喷淋塔、卧式塔、鼓泡塔、湿壁塔等设备,文丘里管、静态混合器等也可用来进行某些气液传质过程。

为了有效和经济地运行,气液传质设备应满足以下基本要求:

①相际传质面积大和气液两相充分接触。气液之间的相际传质只有在两相充分接触的情况下才能有效地进行,气液传质设备应具备尽可能大的两相接触面积,并使

之有效地充分利用,才能得到高的传质效率。

②生产能力大。当一定的塔径在较大的气相或液相负荷时仍能保证设备正常有效地操作,传质设备可减小体积,更加紧凑。

③操作稳定,操作弹性大。当气相或液相负荷发生一定的变化或波动时,设备仍能正常有效地进行操作。

④阻力小。气体通过设备时阻力较小,可以明显节省能耗。此外,阻力较小的气液传质设备对热敏物料的处理更为必要。

⑤结构简单,制造、安装方便,加工费少,以减少设备投资。

⑥耐腐蚀,不堵塞,易检修。

考虑了上述要求,最广泛应用的气液传质设备是板式塔和填料塔。本篇将主要介绍这两类设备。

1.2 板式塔和填料塔的选择原则

板式塔是一种逐级(板)接触型的气液传质设备(图1-1),塔内以塔板作为基本构件,气体以鼓泡或喷射的形式穿过塔板上的液层,使气液两相密切接触进行传质。

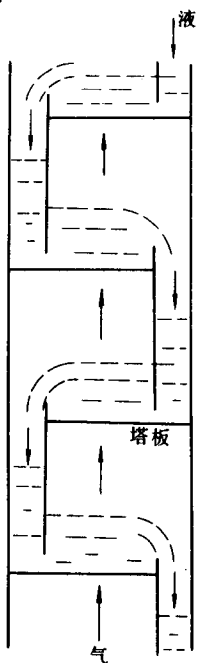


图 1-1 板式塔示意图

填料塔属于微分接触型的气液传质设备。塔内以填料作为气液接触和传质的基本构件,液体在填料表面呈膜状向下流动,气体呈连续相自下而上流动,并进行气液两相间的传质。

板式塔和填料塔均可用作蒸馏、吸收等气液传质过程,但在两者之间进行比较和选择时,应考虑多方面的因

素。过去,填料塔多推荐用于0.6~0.7m以下塔径的塔,大直径的塔优先考虑和选用板式塔。近年来,由于填料的改进,许多大直径的塔也开始采用各种新型填料作为传质构件,并显示了明显的优越性。表1-1给出板式塔和填料塔主要的比较情况^[2]。

表 1-1 板式塔和填料塔的比较

塔型	板式塔	填料塔
项目		
压降	较大	小尺寸填料较大;大尺寸填料及规整填料较小
空塔气速	较大	小尺寸填料较小;大尺寸填料及规整填料较大
塔效率	较稳定,效率较高	传统填料低;新型乱堆及规整填料高
持液量	较大	较小
液气比	适应范围较大	对液量有一定要求
安装检修	较易	较难
材质	常用金属材料	金属及非金属材料均可
造价	大直径时较低	新型填料投资较大

在进行板式塔和填料塔选型比较时,下列情况应优先选用填料塔:

①有的新型填料具有很高的传质效率,在分离程度要求高的情况下,采用新型填料可降低塔的高度。

②新型填料的压降较低,对节能有利;加之新型填料具有较小的持液量,很适于热敏物料的蒸馏分离。

③对腐蚀性物料,填料塔可选用非金属材料的填料。

④易于发泡的物料也宜选填料塔,因为在填料塔内气相主要不以气泡形式通过液相,可减少发泡危险。

在下列情况下应优先考虑板式塔:

①板式塔内液体滞料量较大,操作负荷范围较宽,操作易于稳定,对进料浓度的变化也不甚敏感。

②液相负荷较小的情况。这时填料塔会由于填料表面湿润不充分难以保证分离效率。

③对易结垢、有结晶的物料,板式塔堵塞的危险小。

④需要设置内部换热元件如蛇管,或需要多个进口或多个侧线出料口时,板式塔的结构易于实现。

⑤安装、检修、清洗较方便。

生产实践表明,高压操作蒸馏塔仍多采用板式塔,因为在高压时,塔内气液比过小,以及由于气相返混剧烈等原因,应用填料塔时分离效果往往不佳。近年,一些学者^[3,4]对这种情况进行了研究与分析。

一般参考文献

[1] R. H. Perry 著,《Perry 化学工程手册》(第六版),化学工业出版社,1993年。

[2] 化工设备设计全书编辑委员会,《塔设备设计》,上海科学

技术出版社, 1988年。

参考文献

- [1] R. H. Perry 著, 《Perry 化学工程手册》(第六版), 化学工业出版社, 1993年。
 [2] 化工设备设计全书编辑委员会, 《塔设备设计》, 上海科学技术出版社, 1988年。
 [3] Zuiderweg, F. J., D. E. Nutter, *I Chem E Symp. Series*, No. 128, A429 (1992).
 [4] Chelfi, L., et al., *I Chem E Symp. Series*, No. 128, B103 (1992).

2 板式塔

2.1 板式塔分类

板式塔种类繁多, 通常可分类如下:

①按塔板结构分: 有泡罩板、筛板、浮阀板、网孔板、舌形板等等。历史上应用最早的有泡罩塔及筛板塔, 50年代前后, 开发了浮阀塔板。目前应用最广的是筛板和浮阀塔板, 其他不同型式的塔板也有应用。一些新型塔板或传统塔板的改进型也在陆续开发和研究中。

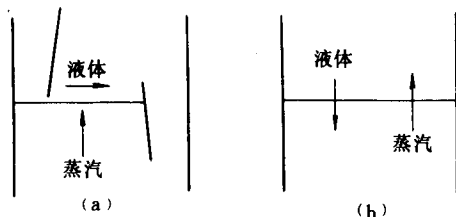


图 2-1 错流式和逆流式塔板

(a) 错流式; (b) 逆流式

[Perry, 《Perry 化学工程手册》(第六版), 化学工业出版社, 1993年]

②按气液两相的流动方式分: 有错流式塔板和逆流式塔板, 或称有降液管塔板和无降液管塔板, 图 2-1 为两者的示意图。图 1-1 为有降液管的筛板塔(错流式)工作情况, 图 2-2 为无降液管的穿流式波纹板塔(逆流式)工作情况。有降液管塔板应用极广, 它们具有较高的传质效率和较宽的操作范围; 无降液管的逆流式塔板也常称为穿流式塔板, 气液两相均由塔板上的孔道通过, 塔板结构简单, 整个塔板面积利用较充分。目前常用的有穿流式筛板、穿流式栅板、穿流式波纹板等。

③按液体流动型式分: 有单溢流型、双溢流型、U形流型及其他流型(如四溢流型、阶梯形、环流型等), 示意图见图 2-3。

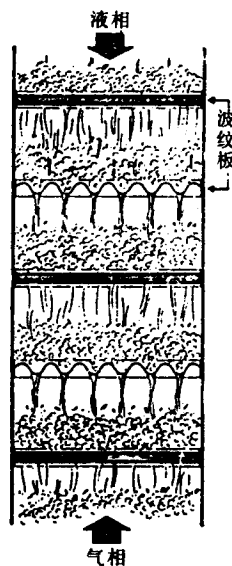


图 2-2 逆流式塔板工作情况

[三井造船, 别册化学工业, 24, 10, 77 (1980)]

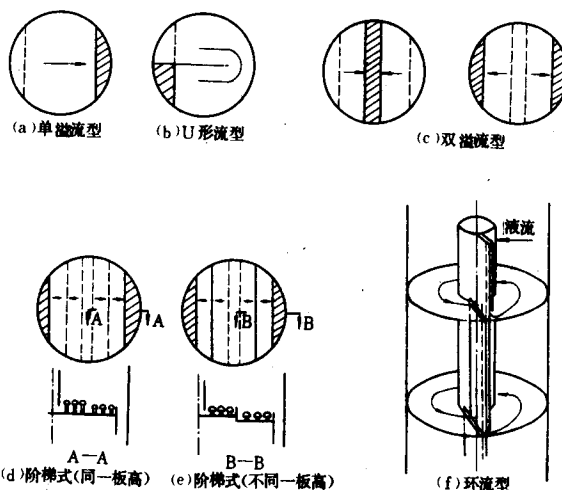


图 2-3 各种液体流型的塔板

[《化学工程手册》编辑委员会, 《化学工程手册》(第 13 篇), 化学工业出版社, 1979年]

1. 单溢流型塔板应用最为广泛, 它结构简单, 液流行程长, 有利于提高塔板效率。但当塔径或液量过大时, 塔板上液面梯度会较大, 导致气液分布不均, 或造成降液管过载, 影响塔板效率和正常操作。

双溢流型塔板宜用于塔径较大及液流量较大时, 此时, 液体分流为两股, 可以减少溢流堰的液流强度和降液管负荷, 同时, 也减小了塔板上的液面梯度, 但塔板的降液管要相间的置于塔板的中间或两边, 多占一些塔板传质面积。

U形流型的塔板进出口堰均置于塔板的同一侧,其间置有高于液层的隔板,以控制液流呈U形流,从而延长液流行程,此种板型在小直径塔及低液量时采用。

四溢流型、阶梯流型则适于更大直径的塔和很大的液量情况。

在选择塔板流型时,可根据塔径和液相负荷参考表2-1初选。

表 2-1 液相负荷与塔型选择

塔径 mm	液相负荷, m ³ /h			
	U形流型	单溢流型	双溢流型	阶梯流型
900	7以下	7~45		
1200	9以下	9~70		
1800	11以下	11~90	90~160	
2400	11以下	11~110	110~180	
3600	11以下	11~110	110~200	200~310
3600	11以下	11~110	110~230	230~350
4500	11以下	11~110	110~250	250~400
6000	11以下	11~110	110~250	250~450

不同结构型式的塔板可适用于不同的生产工艺过程,同时,塔板的性能也存在一定差异。表2-2^[1]给出几种主要塔板性能的比较。

2.2 塔板上气液两相操作状态

塔板上气液两相的操作状态对于气液传质是十分重

要的,并且它与操作条件、塔板结构和性能有密切关系。

2.2.1 操作状态分类

目前大部分研究和讨论是针对筛板进行的,根据气液相负荷的大小可有三种不同的操作状态^[2]:

①鼓泡态——塔板上形成鼓泡的液层,气相以分散相(气泡)通过鼓泡层,而液相为连续相,这种状态常在筛板中、高液负荷和相对的低气负荷时出现。

②喷射态——液相形成喷散的液滴,以分散相通过塔板,此时,气相为连续相,这种状态常在低液负荷和高气负荷时出现。

③泡沫态——这是鼓泡态和喷射态之间的一种过渡状态,有的也称之为混合态,此时气泡和一部分液滴共存于塔板上。

应予指出,关于不同操作状态的判断和分类方法各国学者的结果不尽相同,如Ho等^[3]认为在某一液速下,随着气速的增加,筛板上可出现四种不同的流动状态:鼓泡态、蜂窝态、泡沫态和喷射态。Lockett^[4]则将塔板上两相流动状态分为五种状态(图2-4):蜂窝泡态(a)、鼓泡态(b)、乳化态(c)、泡沫态(d)和喷射态(e)。在各种大同小异的分类中,其共同点是都有喷射态,此时气相为连续相,液相为分散相;而其余各态皆可合并为泡沫态,它们均以气相为分散相、液相为连续相为其特征,故通常可将塔板上气液两相的操作状态分为截然不同的两种状态:泡沫态和喷射态。

不同的操作状态其流体力学和传质性能是有差异的,如塔板上泡沫层密度、雾沫夹带量计算等均将采用不

表 2-2 板式塔结构性能比较

塔盘类型	板上蒸气的 相对负荷		效 率		操作弹性 (最大蒸气负 荷对最小蒸气 负荷比)	最大负荷的 85%时的压 力降, Pa	塔板间距 mm	与泡罩塔 相比的相 对价格	塔盘重量 N/m ²
			85%最大 负荷时	在允许可变 负荷之下					
	低值	中等值							
泡罩	1		80	60~80	4~5	450~800	400~800	1	900~1400
槽形泡罩	0.7	0.8	60~70	55~60	3~4	500~850	400~600	0.8	800~1400
S形泡罩	1.1	1.2	80~90	60~80	4~5	450~800	400~800	0.6	400~700
Thormann 泡罩	1.1	1.2	85	70~90	4~6	450~600	300~600	0.8	400~700
盘式浮阀	1.2	1.3	80	70~90	5~8	450~600	300~600	0.7	400~700
重盘式浮阀	1.2	1.5	80	70~90	5~8	400~600	300~600	0.7	400~600
A. P. V. — West *	1.2	1.3	80	80	4~5	400~600	200~300	1.2	1100~1500
筛板	1.2	1.3	80	70~80	2~3	300~500	400~800	0.7	300~400
舌形	1.1	1.35	80	60~80	3~4.5	400~700	400~600	0.7	500~800
Kittel 塔板	1.1	1.4	80	70~80	2~3	200~500	300~400	0.6	300~500
穿流式筛板	1.2	1.4	75	60~80	2~3	300~400	300~400	0.5	300~500
穿流式栅板	1.5	2.0	70	60~80	1.5~2.5	250~400	200~400	0.5	300~500
波纹筛板	1.2	1.6	70	60~75	2~3	200~300	300~400	0.5	300~500

* 系泡罩筛孔型复合塔盘。

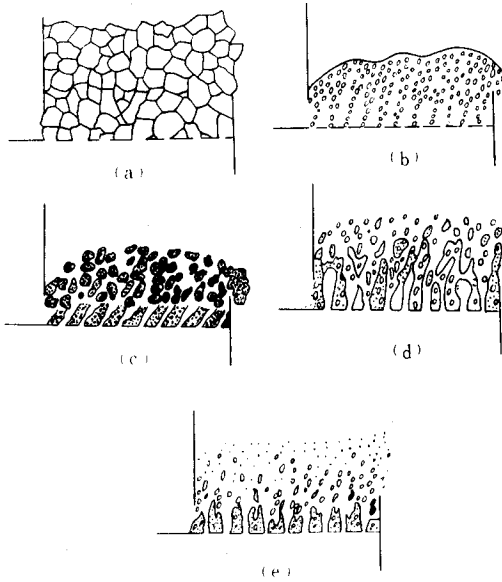


图 2-4 塔板上不同的两相状态
(Lockett, "Distillation Tray Fundamentals",
Cambridge Univ. Press, 1986)

同的计算公式。图 2-5^[3]是较典型的三种不同操作状态时塔板上泡沫层密度离塔板高度变化的情形,其中 1、2、3 分别代表鼓泡态、泡沫态和喷射态。

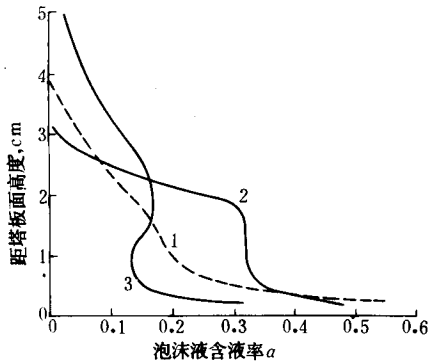


图 2-5 不同操作状态时的鼓泡层密度
(Lockett, "Distillation Tray Fundamentals",
Cambridge Univ. Press, 1986)

2.2.2 相转变点

塔板喷射态和泡沫态之间转变的工况称为相转变点。许多研究已对筛板的相转变点作了大量工作,证明在较高的气速、较低的液相负荷或较大的筛孔孔径情况下容易发生喷射态。

Perry 手册^[5]建议用 Johnson 以空气和矿物油、甘油-水混合物及水等液相进行试验得到的相转变点计算公式:

$$F_s^0 = 0.0567 \rho_l^{0.692} \sigma^{0.06} (A_0/A_s)^{0.25} L_w^{0.05} d_0^{-0.10} \quad (2-1)$$

式中 F_s^0 ——相转变点时的动能因子, $w_s \rho_s^{1/2}$;
 w_s ——塔板鼓泡面积计的气速, m/s;
 ρ_s 、 ρ_l ——气相和液相密度, kg/m³;
 A_0 、 A_s ——筛孔面积和塔板鼓泡面积, m²;
 L_w ——液流强度, m³/m·s;
 σ ——表面张力, mN/m;
 d_0 ——筛孔直径, mm。

上式是在堰高为 50mm 时得到的。对 25mm 堰高, 应将 F_s^0 乘以 0.92; 对 100mm 堰高, 乘以 1.12。

Hofhuis 和 Zuiderweg^[6]关联了不同作者的数据, 提出了式 (2-2), 并给出了图 2-6。他们的研究发现, 表面张力、粘度等物性参数的影响很小; 孔径有一定影响。上式适于 6.3mm 孔径, 对于大孔径如 12.6mm, 式中常数应为 1.2。

$$\frac{h_l}{d_0} = \frac{1.1 w_s}{\varphi (g h_l)^{1/2}} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (2-2)$$

式中 h_l ——清液层高度, mm;
 d_0 ——筛孔直径, mm;
 φ ——基于塔板鼓泡面积的开孔率;
 w_s ——塔板鼓泡面积计气速, m/s。

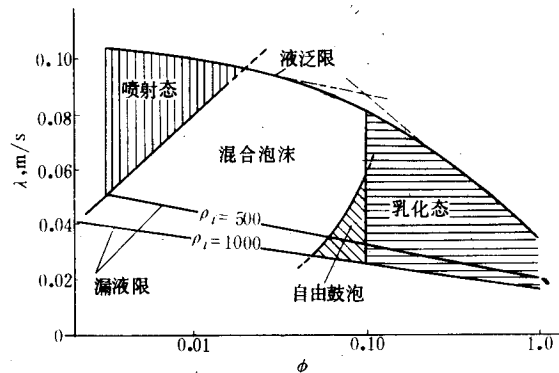


图 2-6 塔板流态
[Hofhuis and Zuiderweg, *I Chem E Symp. Ser.*,
No. 56, 2, 2/1, (1979)]

在图 2-6 中分别以流动参数 ϕ 和容量因子 λ 为坐标, 分别定义为:

$$\phi = \frac{u_1}{w_s} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (2-3)$$

和
$$\lambda = w_a \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{1/2} \quad (2-4)$$

式中 u_l ——以塔截面积计的液相流速, m/s;
 w_a ——塔板鼓泡面积计气速, m/s;
 ρ_g, ρ_l ——气、液相密度, kg/m³。

需要指出, 在计算相变点时, 无论式 (2-1) 或式 (2-2) 都是在有限数据下关联得到的, 何者为准目前尚无定论, 如两式所给出结果一致时, 则应该认为是可信的; 如果计算结果不一致, 则需根据实验结果来确定。

对浮阀塔板两相流状态和相转变点的研究甚少, 其中主要有 Dhulesia^[7]、Weiss 和 Langer^[8] 以及沈复等^[9] 的工作。Dhulesia 对 Glitsch V-1 型浮阀板空气-水进行的测定表明, 浮阀塔板也存在着不同的两相流状态: 低气速时鼓泡态、高气速下的喷射态及介于两者之间的混合态, 其流动状态的分区可以表示如图 2-7, 但其中 λ 用式 (2-4) 时应代入 W_a , 流动参数 ϕ 为:

$$\phi = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{1/2} \quad (2-5)$$

式中 L ——液相流量, kmol/s;
 G ——气相流量, kmol/s。

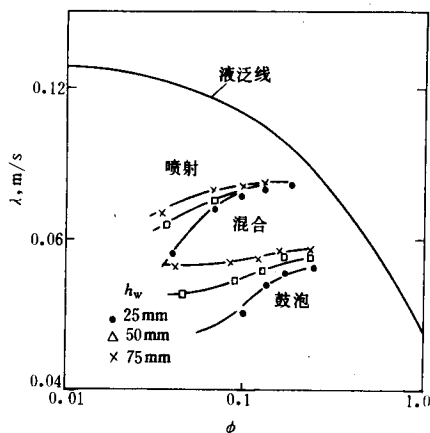


图 2-7 浮阀塔板流态图

[Dhulesia, Chem. Eng. Res. Des., 61, 329 (1983)]

同时, 可得到以下两相状态转变点的公式:

鼓泡态-混合态转变:

$$\frac{h_{1,T}}{d_0} = 2.5w_0 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (2-6)$$

混合态-喷射态转变:

$$\frac{h_{1,T}}{d_0} = 1.5w_0 \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (2-7)$$

式中 $h_{1,T}$ ——相转变点时的清液层高度, m;
 d_0 ——浮阀阀孔孔径, m;
 w_0 ——孔速, m/s;
 ρ_g, ρ_l ——气相和液相密度, kg/m³。

上两公式用于其他型式的浮阀或除空气-水以外的其他物系时, 应由实验进行必要的修正。

2.3 鼓泡层高度和清液层高度

塔板气液两相处于泡沫态或喷射态时的鼓泡层高度和清液层高度对塔板操作与性能有重要影响。多年来, 许多学者用 γ 射线吸收等技术对此进行了研究与测定, 得出了塔板鼓泡层中所含液体分数和离塔板距离 H 的变化规律如图 2-8。由图可见, 在筛板操作时, 当气速较低时, 液体密度与距板面高度 H 近似呈直线关系; 当气速较高时, 曲线形状成为反 S 形, 此时将转入喷射态。

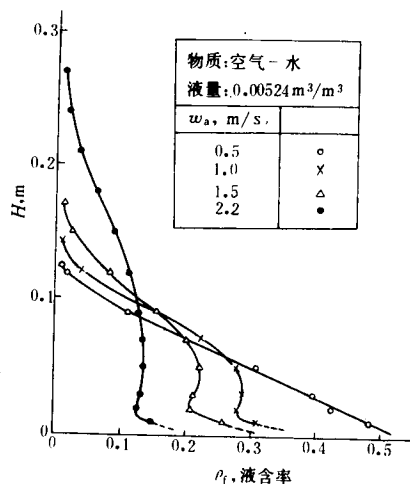


图 2-8 筛板上液含率分布

[Hofhuis and Zuiderweg, IChE symp. Ser., No. 56, 2, 2/1 (1979)]

2.3.1 鼓泡层高度和清液层高度

Zuiderweg^[10] 得出了筛板上鼓泡层中平均密度的计算公式为:

喷射态:

$$\frac{1}{\bar{\rho}_l} = 265 \left[\frac{w_a}{(gh_l)^{0.5}} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \right]^{1.7} + 1 \quad (2-8)$$

泡沫态:

$$\frac{1}{\bar{\rho}_l} = 40 \left[\frac{w_a}{(gh_l)^{0.5}} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \right]^{0.8} + 1 \quad (2-9)$$

式中 $\bar{\rho}_l$ ——两相鼓泡层中平均液体分率或称液含率;

w_a ——以塔板鼓泡面积计气速, m/s;

h_1 ——清液层高度, m。

对图 2-8 积分可得清液层高度为:

$$h_1 = 0.6 h_w^{0.5} t^{0.25} \psi^{0.25} \quad (2-10)$$

其中
$$\psi = \frac{L \cdot A_a}{V \cdot l_w} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}}$$

式中 h_w ——堰高, m;

t ——筛孔间距, m;

A_a ——塔板鼓泡面积, m^2 ;

L ——液相流率, m^3/s ;

V ——气相流率, m^3/s ;

l_w ——堰长, m。

上式适用于出口堰高为 0.025~0.1m, 孔径 0.007~0.01m。

鼓泡层高度可为:

$$h_t = \frac{h_1}{\rho_l} \quad (2-11)$$

Dhulesia^[7]用空气-水系统进行了测定, 给出 V_1 浮阀塔板鼓泡和混合态时清液层高度计算式为:

$$h_1 = 0.42 h_w^{2/3} \psi^{1/3} \quad (2-12)$$

上式符号说明如式 (2-10), 其应用范围是堰高 $h_w = 0.025 \sim 0.075m$, $\psi = 0.03 \sim 0.3m$, 孔间距是标准的。

Weiss 和 Langer^[8]在 0.4m 直径的浮阀塔上用四种物系试验, 也归纳出一个计算清液层高度的公式, 并与几位学者的结果进行了比较。

2.3.2 堰上液流液头

堰上液流液头 h_{ow} (见图 2-9) 有时也称为堰上液流高度, 常用 Francis 公式及其对各种堰的修正公式来

计算。

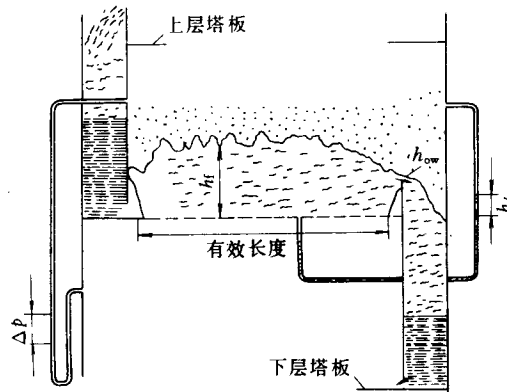


图 2-9 筛板上液层示意图

(Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes", McGraw-Hill, New York, 1963)

(1) 平堰

$$h_{ow} = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L}{l_w} \right)^{2/3} \quad (2-13)$$

式中 h_{ow} ——堰上液流高度, m;

L ——液相流量, m^3/h ;

l_w ——堰长, m;

E ——液流收缩系数, 由图 2-10 查出, 图中 D 为塔径, m。一般情况下, 可取 $E \approx 1$, 对计算结果影响不大, 此时 h_{ow} 可由图 2-11 直接查出。

当流过塔板的液量较小时, h_{ow} 将减小, 为保证塔板正常操作, h_{ow} 应不小于 6mm, 如果达不到时, 可考虑改

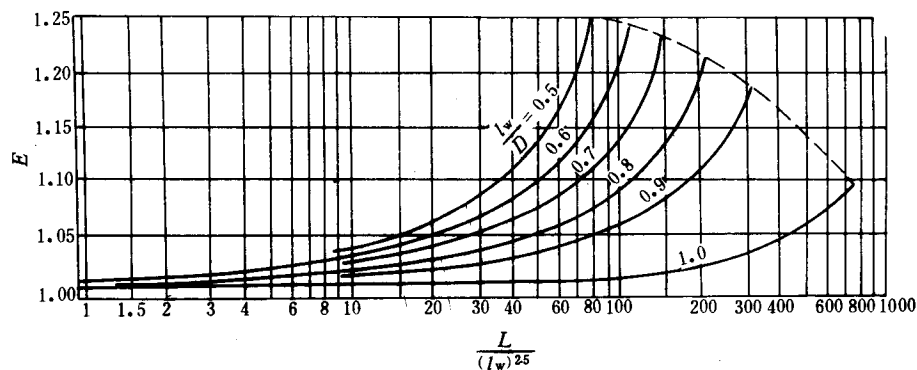


图 2-10 液流收缩系数

[Bolles, Pet. Refiner, 25, 613 (1946)]

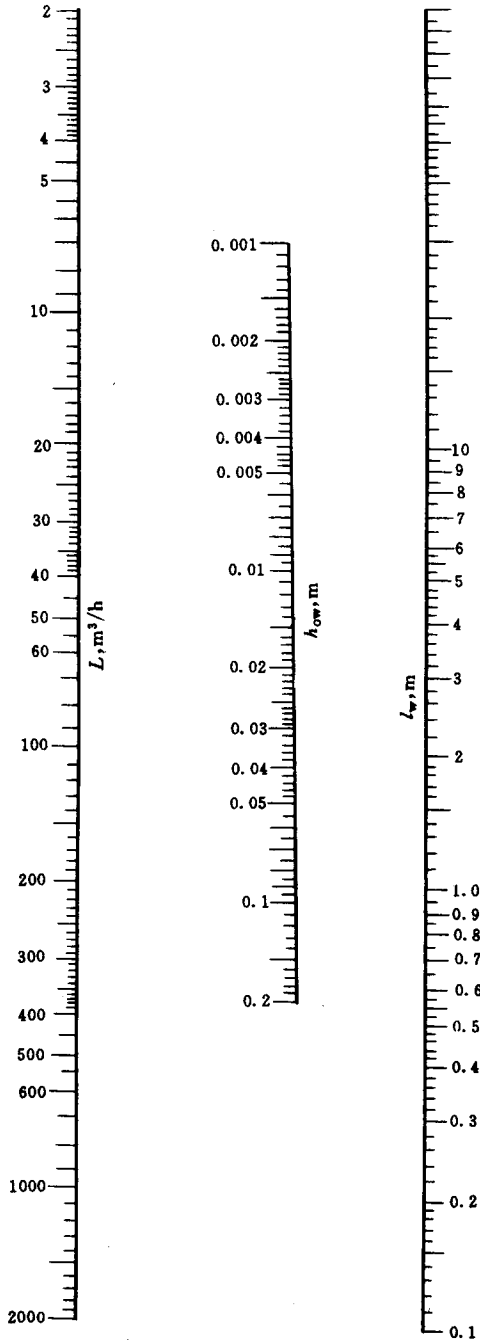


图 2-11 求 h_{ow} 的列线图

用齿形堰。

(2) 齿形堰

齿形堰 (图 2-12) 的齿深 h_n 一般在 15mm 以下, 当液流未超过齿顶时 (图 2-12 (a)), h_{ow} 为:

$$h_{ow} = 1.17 \left(\frac{L_s h_n}{l_w} \right)^{2/5} \quad (2-14)$$

当液流浸没齿顶时 (图 2-12 (b)), 液体流量应为:

$$L_s = 0.735 \left(\frac{l_w}{h_n} \right) [h_{ow}^{5/2} - (h_{ow} - h_n)^{5/2}] \quad (2-15)$$

上两式中 L_s —— 液相流量, m^3/s ;

l_w —— 堰长, m ;

h_n —— 齿深, m ;

h_{ow} —— 液流高度, m 。

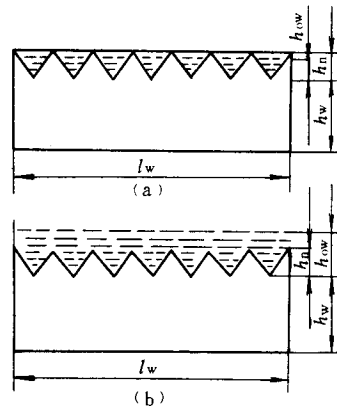


图 2-12 齿形堰

用式 (2-15) 计算时需用试差法, 或由图 2-13 查出。

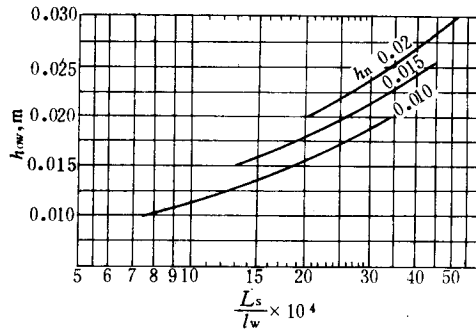


图 2-13 溢流层超过齿顶时的 h_{ow}

(3) 圆形降液管

当塔径不大或液量很小时, 亦可采用圆形降液管, 此时 h_{ow} 可按式计算:

$$h_{ow} = 0.14 \left(\frac{L}{d} \right)^{0.704} \quad (2-16)$$

式中 h_{ow} —— 液流高度, m ;

L —— 每个圆降液管的流量, m^3/h ;

d —— 降液管直径, mm 。

式(2-16)只适用于 $h_{ow} < 0.2d$ 的情况,当 $h_{ow} > 0.2d$ 时易发生液泛, 应予以避免。

以上计算堰上液流液头的公式都是以堰上流过的是清液出发的, 实际堰上流过的是由两相形成的泡沫液。Hofhuis 和 Zuiderweg^[6] 采用通过测出的筛板上鼓泡层密度曲线(图 2-8), 并从堰高以上至泡沫液层顶积分的办法来求 h_{ow} , 可以认为这样的结果更为合理。

2.3.3 液面梯度

液体流过塔板由于阻力将在塔板上形成一定的液面梯度 Δ (图 2-20), 也称液面落差。对筛板讲, 一般液面梯度不大, 可以忽略不计, 当液量特别大及液相流程较长时, 可按下式计算^[11]:

$$\Delta = \frac{0.215(250b + 1000h_f)^2 \mu_l \times 10^3 \times LZ_1}{(1000bh_f)^3 \rho_l} \quad (2-17)$$

式中 Δ ——液面梯度, m;

b ——平均液流宽度, $b = \frac{D+l_w}{2}$, m;

D ——塔径, m;

l_w ——堰长, m;

h_f ——鼓泡层高度, m;

μ_l ——液相粘度, $N \cdot s/m^2$;

L ——液相流量, m^3/h ;

Z_1 ——内外堰间距离, m;

ρ_l ——液相密度, kg/m^3 。

Perry 手册^[5]则推荐采用 Hughmark 和 O'Connell 的公式计算筛板的液面梯度, 其式是 1957 年公布的, 而且应用时也稍为复杂。

浮阀塔板的液面梯度也不过大, 可认为接近或稍大于筛板。对于塔径较大且液量较大时, 过大的液面梯度会导致塔板进口处漏液增加, 气体分布不均, 从而影响塔板效率, 一般要求液面梯度不超过干板压降的 40%。

2.4 塔板压降

塔板的压降可以分解为几个组成部分, 其分解方式不尽相同, 通常用加和原理计算:

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_l + \Delta p_s \quad (2-18)$$

式中 Δp ——塔板总压降, Pa;

Δp_c ——干板压降, Pa;

Δp_l ——由于塔板液层高的压降, Pa;

Δp_s ——由于液相表面张力的压降, Pa。

有的则建议总压降只为干板压降和塔板上液层压降之和。

按 Zuiderweg^[10]的推荐, 筛板的干板压降以下式计算:

$$\Delta p_c = \frac{1}{2} \rho_g \left(\frac{w_0}{C_0} \right)^2 \quad (2-19)$$

式中 ρ_g ——气相密度, kg/m^3 ;

w_0 ——筛孔孔速, m/s;

C_0 ——筛孔流量系数。

在塔板上有液层时筛孔流量系数 C_0 是孔速的函数, 并与板上液层高度有关, 只在孔速很高时, C_0 才与无液层的干板时相一致。建议用下式求之:

$$C_0 = 0.7 \left[1 - 0.14 \left(\frac{g h_l \rho_l}{w_0^2 \rho_g} \right)^{2/3} \right] \quad (2-20)$$

过去, 一般推荐的干板压降计算公式亦与式(2-19)相同^[11], 但其中的筛孔流量系数 C_0 规定用图 2-14 查出。同时还规定, 当将此图用于大孔筛板时, 即 $d_0 \geq 12mm$, C_0 应乘以校正系数 β , β 值可取为 1.15。

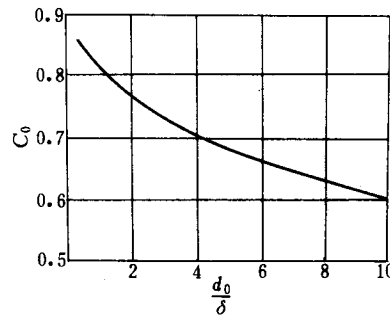


图 2-14 干筛孔的流量系数

δ —板厚, mm; d_0 —孔径, mm

[Hughmark and O'Connell, CEP, 53, 3, 127 (1957)]

筛板上因液层高度产生的压降 Δp_l , 可直接应用计算式(2-10)求 h_l , 再求 Δp_l , 即:

$$\Delta p_l = g \rho_l h_l \quad (2-21)$$

式中 Δp_l ——因板上液层产生的压降, Pa;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

ρ_l ——液相密度, kg/m^3 ;

h_l ——塔板上清液层高度, m。

筛板的 Δp_s 可由下式求出:

$$\Delta p_s = \frac{4\sigma}{d_0} \quad (2-22)$$

式中 σ ——液相表面张力, N/m;

d_0 ——筛孔直径, m。

国内通用的 F1 型浮阀塔板的干板压降可按式计算^[11]:

阀片全开前:

$$\Delta p_c = 19.9 g w_0^{0.175} \quad (2-23)$$

阀片全开后:

$$\Delta p_c = 5.34 \frac{\rho_g}{2} w_0^2 \quad (2-24)$$

式中 Δp_c ——干板压降, Pa;
 g ——重力加速度, m/s²;
 w_0 ——阀孔气速, m/s;
 ρ_g ——气相密度, kg/m³。

浮阀由部分打开转为全开的临界孔速为:

$$w_{oc} = \frac{10.5}{\rho_g^{1/1.825}} \quad (2-25)$$

以上三式均是对阀重为 34g 及阀孔直径为 39mm 的浮阀测定的, 对其他阀重应予以修正。

浮阀塔板的 Δp_L 亦参照式 (2-21), 但其中清液层高度 h_L 应按式 (2-12) 计算。有时 h_L 亦推荐采用以下较简单的公式计算:

$$h_L = \beta (h_w + h_{ow}) \quad (2-26)$$

式中 β ——充气系数;
 h_w ——堰高, m;
 h_{ow} ——堰上液流高度, m。

在一些资料中, 也常将 $(h_w + h_{ow}) = h_L$ 称之为塔板上液层高度 (如图 2-15), 严格讲这是不合理的。充气系数在若干浮阀塔板设计中常取为常数, 如 $\beta = 0.5$ [11]。Klein [12] 根据发表的实验数据, 整理出适用于各种浮阀塔板的充气系数关联曲线。沈复等 [13] 将这些曲线回归得以下方程式:

当 $F_a = 0.1 \sim 2.70$ 时:

$$\beta = \frac{1}{1.60 F_a^{0.138}} \quad (2-27)$$

当 $F_a > 2.70$ 时, $\beta = 0.545$ 。

其中 F_a 为以塔板鼓泡面积计的气相动能因子。

浮阀塔板的 Δp_L 可用类似式 (2-22) 的方法来计算, 此时不用筛孔孔径而要应用浮阀开度。但是, 一般此值很小, 计算时可以略去。

2.5 操作极限与负荷性能图

一般说来, 板式塔较填料塔有较大的操作弹性, 但它对气相和液相负荷也有一定的要求。

2.5.1 最大允许气相负荷

最大允许气速直接影响塔的直径, 最大气速主要受板式塔的液泛制约。液泛有两种: 一是过量雾沫夹带, 可称为夹带液泛; 一是降液管内充满含气泡沫液体, 直至上层塔板, 称为降液管液泛。无论哪种情况都使板式塔的压降增大, 效率下降, 最后无法正常操作。通常在真空和常压操作时, 液相负荷较小, 易发生夹带液泛; 高压和高液

相负荷时易发生降液管液泛。

(1) 由夹带液泛而确定的最高气速

板式塔由夹带液泛而确定的最大气速通常采用 Souders-Brown 公式, 即:

$$w_{n,max} = C \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (2-28)$$

式中 $w_{n,max}$ ——以塔板面积 A_n 计的夹带液泛气速, m/s;

A_n ——塔板面积, $A_n = A_t - A_d = A_a + A_d$, m²;

A_t ——塔截面积, m²;

A_d ——每个降液管所占塔板面积, m²;

A_a ——塔板鼓泡面积, m²;

C ——气相负荷因子, m/s。

此式是根据雾沫夹带得出的关联式。对于筛板、泡罩板, 式中的 C 可从 Smith 图 [14] 查得, 后此图又推广用于浮阀塔板, 现给出的图 2-15 是结合 Smith 图归纳而成的。此图是由液体表面张力 $\sigma = 2 \times 10^{-2}$ N/m 的经验数据绘出的, 若塔内为其他液体时, 应将图上查出的 C 值按下式进行校正:

$$\frac{C}{C_0} = \left(\frac{2 \times 10^{-2}}{\sigma} \right)^{0.2} \quad (2-29)$$

式中 C ——由图 2-15 查出的数值, m/s;

C_0 ——表面张力为 σ 时的 C 值, m/s;

σ ——液相表面张力, N/m。

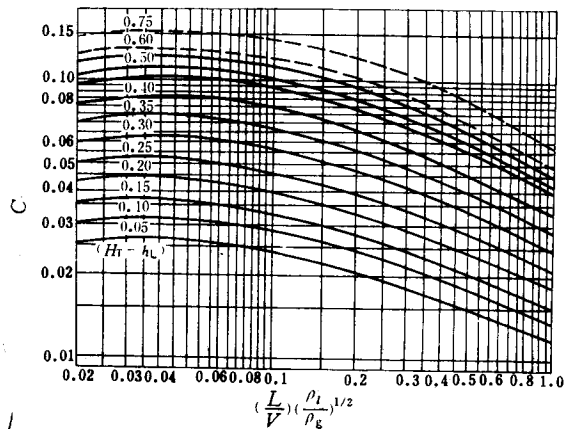


图 2-15 不同分离空间下的负荷因子与动能参数
 H_T —板间距, m; h_L —板上液层高度 ($h_w + h_{ow}$), m;
 L, V —液相、气相流量, m³/h;
 ρ_l, ρ_g —液相、气相密度, kg/m³
 (Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes",
 McGraw-Hill, New York, 1963)

应用式(2-28)时需先假定塔板间距和板上液层高度,为此可在推荐的板间距和堰高的范围内进行初选,在进一步进行塔板流体力学核算后,方能作为最后的结果。

在液泛气速确定后,设计的空塔气速可以由下式求之:

$$w = (0.6 \sim 0.8) w_{n,\max} \quad (2-30)$$

对浮阀塔板可采用 Glitsch 设计手册中验算泛点率的方法来确定最大允许气速^[15],这是一种间接判断雾沫夹带量的方法。

泛点率的含义是指设计负荷与泛点负荷之比,以百分率表示。泛点率由以下公式求出,并取其中较大的数值:

$$F_1 = \frac{100C_v + 136LZ_1}{A_s K C_F} \quad (2-31)$$

或

$$F_1 = \frac{100C_v}{0.78A_s K C_F} \quad (2-32)$$

其中 $C_v = V \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g}}$

式中 F_1 —— 泛点率, %;

C_v —— 气相负荷因子, m^3/s ;

V, L —— 气相及液相流量, m^3/s ;

Z_1 —— 液相流程长度, m ;

A_s —— 塔截面积, m^2 ;

A_s —— 塔板鼓泡面积, m^2 ;

K —— 物性系数, 见表 2-3;

C_F —— 泛点负荷因子, 见图 2-16。

表 2-3 物性系数 K

系 统	K
无泡沫, 正常系统	1.0
氟化物(如 BF_3 、氟里昂)	0.9
中等起泡沫(如油吸收塔、胺及乙二醇再生塔)	0.85
重度起泡沫(如胺和乙二醇吸收塔)	0.73
严重起泡沫(如甲乙酮装置)	0.60
形成稳定泡沫系统(如碱再生塔)	0.30

若根据要求, 雾沫夹带量需控制在 0.1 kg/kg 以下时, F_1 的数值规定如下:

对一般大塔, $F_1 < 80 \sim 82\%$; 对负压操作的塔, $F_1 < 75 \sim 77\%$; 对直径小于 900 mm 的塔, $F_1 < 65 \sim 75\%$ 。

除上述方法计算外, Zuideweg^[10]对筛板的液泛界限还提出了以下的计算方法, 可作为参考。

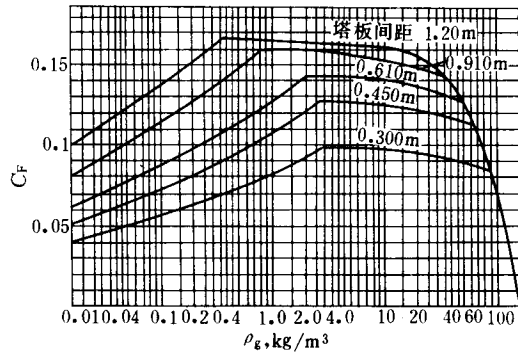


图 2-16 泛点负荷因子

[徐亦方, 杨国威, 石油译丛—油气加工, 4, 17 (1965)]

喷射态发生雾沫夹带液泛的上限为:

$$C_{\max} = w_a \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = 0.037g^{0.5} \frac{(H_T - h_1)^{0.59}}{h_1^{0.09}} \quad (2-33)$$

泡沫态时, 主要考虑降液管液泛, 则:

$$C_{\max} = \left(\frac{H_T}{h_{t,i}} \right)^{1/5} C_i \quad (2-34)$$

其中

$$h_{t,i} = h_1 + 40 \frac{h_1^{3/5}}{g^{2/5}} C_i \quad (2-35)$$

$$C_i = 0.032 \left[g^{1/3} \left(\frac{A_d}{A_s} \right)^{1/3} b_c^{1/6} \psi_a^{1/5} \right] \left(\frac{h_1^{1/3}}{\phi^{7/12}} \right) \left(\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_g} \right)^{1/6} \left(\frac{\sigma}{\mu_l} \right)^{1/3}$$

式中 C_{\max} —— 塔板液泛时的负荷因子, m/s ;

w_a —— 以塔板鼓泡面积计的气速, m/s ;

H_T —— 塔板间距, m ;

h_1 —— 清液层高度, m ;

$h_{t,i}$ —— 开始液泛时的鼓泡层高度, m ;

C_i —— 开始液泛时的负荷因子, m/s ;

A_d —— 一个降液管的面积, m^2 ;

A_s —— 塔板鼓泡面积, m^2 ;

b_c —— 单位鼓泡面积的堰长, m^{-1} ;

ψ_a —— 塔板开孔率 (以鼓泡面积计);

ϕ —— 流动参数, $u_1/w_a (\rho_l/\rho_g)^{0.5}$;

u_1 —— 塔板鼓泡面积上的液速, m/s ;

μ_l —— 液体粘度, $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$;

σ —— 表面张力, N/m 。

(2) 雾沫夹带量计算:

在板式塔操作中, 当气速过大, 雾沫夹带量超过一定

界限时,塔板效率将显著下降,塔将无法正常工作,一般规定雾沫夹带量的上限为 $e_v < 0.1 \text{ kg/kg}$ 气,为此,下面介绍计算雾沫夹带量的方法。

较早采用 Hunt 等的公式来计算筛板的雾沫夹带量^[11],即:

$$e_v = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma} \right) \left(\frac{w_n}{12(H_T - h_f)} \right)^{3.2} \quad (2-36)$$

式中 h_f ——鼓泡层高度, m;

w_n ——基于 $(A_s - A_d)$ 的气速, m/s;

A_s ——塔截面积, m^2 ;

A_d ——一个降液管的面积, m^2 ;

σ ——液体表面张力, mN/m。

式(2-36)也可按图 2-17 求取。

用 Hunt 法计算时,曾发现当 $\frac{w_n}{H_T - h_f}$ 大于 12 时, e_v 不再显著上升,因此,图 2-17 上的曲线在后来倾向于水平。

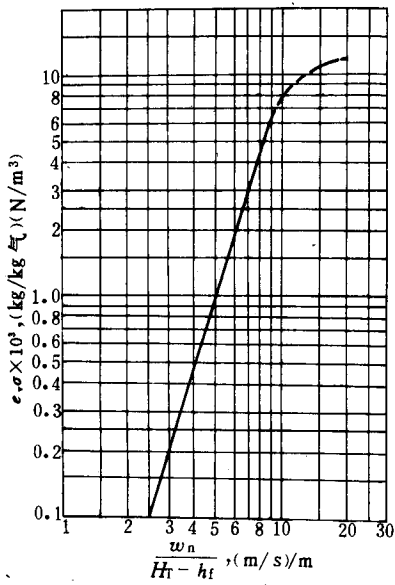


图 2-17 筛板雾沫夹带量

[Hunt, Hanson and Wilke, *AICHE J.* 1, 441 (1955)]

另一类雾沫夹带量的计算方法是利用相对的液泛来关联。较流行的是 Fair 法^[11],该法先由下式求出泛点气速:

$$w_F = 0.305 C_{SB} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (2-37)$$

式中 w_F ——泛点气速, m/s;

ρ_l, ρ_g ——液相及气相密度, kg/m^3 ;

C_{SB} ——由图 2-18 求得,当筛孔面积与鼓泡区面积 $A_0/A_s < 0.10$ 时, C_{SB} 应乘以校正系数 β_c (表 2-4)。

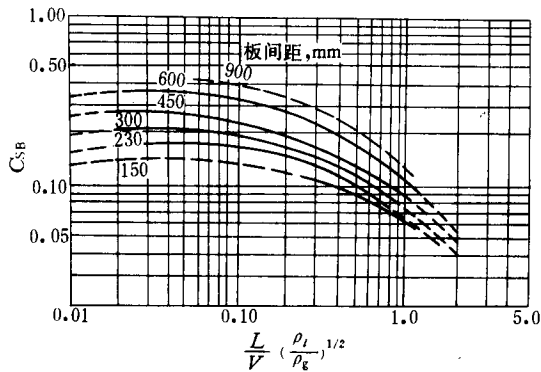


图 2-18 C_{SB} 系数

(Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes", McGraw-Hill, New York, 1963)

表 2-4 β_c 值

A_0/A_s	β_c
0.10	1.00
0.08	0.90
0.06	0.80

图 2-18 适用于孔径 $d_0 < 6 \text{ mm}$, 液相表面张力 $\sigma = 20 \times 10^{-3} \text{ N/m}$ 及 $h_w < 0.15 H_T$ 的情况。当液相表面张力不等于 $20 \times 10^{-3} \text{ N/m}$ 时,查得的 C_{SB} 值应乘以 $(\sigma/20 \times 10^{-3})^{0.2}$ 进行校正。

将操作气速与式(2-37)求出的泛点气速之比 $w/w_F \times 100\%$ 作为液泛%,由图 2-19 可求得雾沫夹带分数 ψ ,再得到雾沫夹带量 e_v :

$$\psi = \frac{e}{L_m + e} = \frac{L'}{G' + e}$$

或

$$e_v = \frac{L' \psi}{(1 - \psi) G'} \quad (2-38)$$

式中 e_v ——雾沫夹带量, kg/kg 气;

L_m ——液相流量, kmol/h ;

G', L' ——气相和液相流量, kg/h ;

e ——雾沫夹带量, kmol/h ;

ψ ——雾沫夹带分数, kmol/kmol 总液流量。

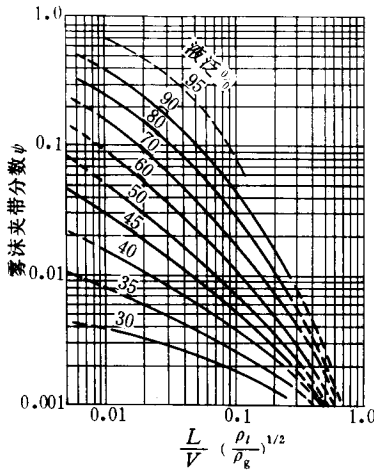


图 2-19 雾沫夹带分数

(Smith, "Design of Equilibrium Stage Processes", McGraw-Hill, New York, 1963)

为计算筛板的雾沫夹带量, Zuideweg 将 FRI 的数据进行了关联, 并认为只在喷射态时雾沫夹带才较为严重, 为此给出计算喷射态时雾沫夹带量的公式为:

$$e_v = 1.0 \times 10^{-8} \left(\frac{h_f}{H_T} \right)^3 \left(\frac{w_0}{u_1} \right)^2 \quad (2-39)$$

式中 e_v ——雾沫夹带量, mol/mol 液;

h_f ——鼓泡层高度, m;

H_T ——塔板间距, m;

w_0 ——孔速, m/s;

u_1 ——塔板鼓泡面积上液速, m/s。

以上计算筛板雾沫夹带量的三种计算方法中, Hunt 法出现最早, 形式简单、易用, 在作粗略估算时仍多采用。当计算要求较高时, 可用 Fair 法。较新出现的 Zeiderweg 法在我国应用尚不多, 但可作为参考。

浮阀塔板的雾沫夹带量的计算, 国内外作过不少研究, 但适用于工业装置的计算仍宜采用验算泛点率的概念, 即式 (2-31) 和式 (2-32), 作为间接判断雾沫夹带量的方法。

(3) 由降液管液泛而确定的最高气速

见 2.5.3 节。

2.5.2 最小允许气相负荷

浮阀塔板和筛板等均存在一个最小允许气速, 当通过筛孔或阀孔的气速过低时, 由此产生的压降不足以支持塔板孔上的液层, 液体会由筛(阀)孔流下, 形成塔板漏液, 这时液体未经与气体在塔板上充分接触传质而形成短路, 严重降低塔板效率, 因此, 过量的塔板漏液是不

允许的。此外, 过小的气速也会造成塔板上鼓泡不均, 影响塔板效率。

筛板要求下限气速为 w_{om} , 当孔速低于此值时, 液体开始从筛孔泄漏, 此称为漏液点。 w_{om} 可按以下经验公式计算^[11]:

$$w_{om} = 4.4 C_0 \sqrt{\frac{(0.0056 + 0.13h_L - h_s) \rho_l}{\rho_g}} \quad (2-40)$$

当 h_L 小于 30mm, 或筛孔直径小于 3mm 时, 可用:

$$w_{om} = 4.4 C_0 \sqrt{\frac{(0.0051 + 0.05h_L) \rho_l}{\rho_g}} \quad (2-41)$$

对于孔径大于 12mm 的大孔筛板, 可用:

$$w_{om} = 4.4 \beta C_0 \sqrt{\frac{(0.01 + 0.13h_L - h_s) \rho_l}{\rho_g}} \quad (2-42)$$

以上三式中 w_{om} ——漏液点筛孔气速, m/s;

h_L ——塔板清液层高度, 以 $(h_w + h_{ow})$ 计, m;

h_w ——堰高, m;

h_{ow} ——堰上液流高度, m;

h_s ——与液体表面张力相当的液柱, m;

β ——修正系数, 可取 $\beta = 1.15$;

C_0 ——筛孔流量系数, 见图 2-14。

实际孔速 w_0 与下限孔速 w_{om} 之比称为稳定系数 K , 即:

$$K = \frac{w_0}{w_{om}} \quad (2-43)$$

K 值应大于 1。当操作要求较大弹性时, K 可取为 1.5~2.0 以上。

对筛板的漏液点, Zuideweg^[10] 根据 FRI 和 Mayfield 的数据, 对塔板两种不同的两相流状态给出了以下结果, 可作漏液点计算的参考。

混合态:

$$C_m = \psi_s (gh_1)^{1/2} \left[1 - 0.15 \frac{\psi}{b_c h_1} \right] \quad (2-44)$$

泡沫态:

$$C_m = 0.45 \psi_s (gh_1)^{1/2} \quad (2-45)$$

上两式中 C_m ——漏液点时的 C 因子, m/s;

C —— $w_s (\rho_g / \rho_l)^{0.5}$, m/s;

h_1 ——清液层高度, m;