

第18篇 液-气系统

作者:

J.R.Fair 气-液接触, 本篇编者

P.E.Steinmeyer 液体在气体中分散

N.R.Penney 气体在液体中分散

B.B.Crocker 相分离

译者:

麦本熙 气-液接触: 填充塔至气液塔的经济, 本篇审校人

姚玉英 气-液接触: 板式塔

柳作良 相分散, 相分离

(3k449/0706)

3k449/0706

第18篇 目 录

引言	18-5	18.2 相分散	18-78
18.1 气-液接触	18-7	18.2.1 液体在气体中的分散	18-78
18.1.1 板式塔	18-7	一、液柱的破碎	18-78
一、塔板类型	18-7	二、液片的破碎	18-79
二、板式塔的生产能力	18-10	三、小滴的破碎	18-80
三、板面布置	18-13	四、雾化器	18-81
四、压力降	18-15	五、压力喷嘴	18-83
五、相转变	18-21	六、物理性质的影响	18-83
六、雾沫夹带	18-22	七、流率,压力降和孔尺寸的影响	18-85
七、板效率	18-24	八、喷雾角的影响	18-85
18.1.2 填充塔	18-35	九、旋转喷雾器	18-85
一、引言	18-35	十、双流体系雾化器	18-86
二、填充塔与板式塔的比较	18-35	十一、小滴尺寸分布	18-87
三、填充塔水力学	18-36	十二、气体鼓泡通过液体的雾沫 夹带	18-88
四、液泛与载液	18-37	十三、冷凝成雾	18-90
五、压力降	18-38	18.2.2 气体在液体中的分散	18-92
六、支承板	18-44	一、气体分散的目的	18-93
七、持液量	18-44	二、气泡和泡沫的形成理论	18-94
八、液体分布	18-48	三、分散的特性	18-98
九、分布不匀	18-49	四、气体分散的方法	18-101
十、端效应	18-50	五、设备选择	18-109
十一、界面面积	18-50	六、界面现象的可能影响	18-112
十二、液相传递	18-51	18.3 相分离	18-117
十三、气相传递	18-55	18.3.1 气相连续系统	18-117
十四、各种系统与填料的性能	18-60	一、定义:雾和喷雾	18-117
十五、蒸馏应用	18-65	二、气体采样	18-118
18.1.3 液体分散的接触器	18-66	三、颗粒尺寸的分析	18-119
一、引言	18-66	四、收集机理	18-119
二、传热应用	18-66	五、选择和设计收集装置的步骤	18-119
三、理论传递模型	18-67	六、收集设备	18-120
四、经验处理方法:喷雾	18-68	七、对惯性撞击效率的能量需要	18-136
五、经验处理方法:折流板	18-69	八、细雾的收集	18-136
18.1.4 湿壁塔	18-69	九、纤维雾沫净除器	18-136
18.1.5 气-液塔的经济	18-73	十、静电沉积器	18-137
一、内件价格	18-73	十一、电增强收集器	18-138
二、塔价格	18-73	十二、颗粒成长和成核	18-138
三、塔板与填料的比较	18-73	十三、其他收集器	18-138
四、最优化	18-76		

18.3.2 液相连续系统	18-139
一、气体在液体中分散的类型.....	18-139
二、不稳定系统的分离.....	18-139
三、泡沫的分离.....	18-140

四、物理消泡技术	18-141
五、化学消泡技术	18-142
六、泡沫的防止	18-144
七、自动泡沫控制	18-144



第18篇 液-气系统

作者:

J.R.Fair 气-液接触, 本篇编者

P.E.Steinmeyer 液体在气体中分散

N.R.Penney 气体在液体中分散

B.B.Crocker 相分离

译者:

麦本熙 气-液接触: 填充塔至气液塔的经济, 本篇审校人

姚玉英 气-液接触: 板式塔

柳作良 相分散, 相分离

(3k449/0706)

3k449/0706

第18篇 目 录

引言	18-5	18.2 相分散	18-78
18.1 气-液接触	18-7	18.2.1 液体在气体中的分散	18-78
18.1.1 板式塔	18-7	一、液柱的破碎	18-78
一、塔板类型	18-7	二、液片的破碎	18-79
二、板式塔的生产能力	18-10	三、小滴的破碎	18-80
三、板面布置	18-13	四、雾化器	18-81
四、压力降	18-15	五、压力喷嘴	18-83
五、相转变	18-21	六、物理性质的影响	18-83
六、雾沫夹带	18-22	七、流率,压力降和孔尺寸的影响	18-85
七、板效率	18-24	八、喷雾角的影响	18-85
18.1.2 填充塔	18-35	九、旋转喷雾器	18-85
一、引言	18-35	十、双流体系雾化器	18-86
二、填充塔与板式塔的比较	18-35	十一、小滴尺寸分布	18-87
三、填充塔水力学	18-36	十二、气体鼓泡通过液体的雾沫 夹带	18-88
四、液泛与载液	18-37	十三、冷凝成雾	18-90
五、压力降	18-38	18.2.2 气体在液体中的分散	18-92
六、支承板	18-44	一、气体分散的目的	18-93
七、持液量	18-44	二、气泡和泡沫的形成理论	18-94
八、液体分布	18-48	三、分散的特性	18-98
九、分布不匀	18-49	四、气体分散的方法	18-101
十、端效应	18-50	五、设备选择	18-109
十一、界面面积	18-50	六、界面现象的可能影响	18-112
十二、液相传递	18-51	18.3 相分离	18-117
十三、气相传递	18-55	18.3.1 气相连续系统	18-117
十四、各种系统与填料的性能	18-60	一、定义:雾和喷雾	18-117
十五、蒸馏应用	18-65	二、气体采样	18-118
18.1.3 液体分散的接触器	18-66	三、颗粒尺寸的分析	18-119
一、引言	18-66	四、收集机理	18-119
二、传热应用	18-66	五、选择和设计收集装置的步骤	18-119
三、理论传递模型	18-67	六、收集设备	18-120
四、经验处理方法:喷雾	18-68	七、对惯性撞击效率的能量需要	18-136
五、经验处理方法:折流板	18-69	八、细雾的收集	18-136
18.1.4 湿壁塔	18-69	九、纤维雾沫净除器	18-136
18.1.5 气-液塔的经济	18-73	十、静电沉积器	18-137
一、内件价格	18-73	十一、电增强收集器	18-138
二、塔价格	18-73	十二、颗粒成长和成核	18-138
三、塔板与填料的比较	18-73	十三、其他收集器	18-138
四、最优化	18-76		

18.3.2 液相连续系统	18-139
一、气体在液体中分散的类型.....	18-139
二、不稳定系统的分离.....	18-139
三、泡沫的分离.....	18-140

四、物理消泡技术	18-141
五、化学消泡技术	18-142
六、泡沫的防止	18-144
七、自动泡沫控制	18-144



命名与单位

下表中,对本篇所用符号按普通方式作了定义,并列出其适当的SI单位与美国习用单位。这些单位特别适用于变量的无因次群及因次一致的方程式(没有专门的有因次常数的方程式)。特殊变量的意义,例如注有下标者,则在文中使用之处给出。本篇所用的有些符号只在使用之处下定义。只要是正文中已对单位作了规定,则应采用该规定来代替本表中所列出者。

符号	定义	SI 单位	美国习用单位	符号	定义	SI 单位	美国习用单位
A	面积	m^2	ft^2	N_{Pe}	彼列克数	无因次	无因次
a	每单位体积的 表面积	m^2/m^3	ft^2/ft^3	N_{Pr}	普兰德数	无因次	无因次
C	比热	$J/(kg \cdot K)$	$Btu/(lb \cdot ^\circ F)$	N_{Re}	雷诺数	无因次	无因次
c	比热	$J/(kg \cdot K)$	$Btu/(lb \cdot ^\circ F)$	N_{Sc}	斯密特数	无因次	无因次
D	直径	m	ft	N_{We}	韦伯数	无因次	无因次
D	扩散系数即扩 散度	m^2/s	ft^2/h	P	压力	kPa	lbf/in^2
d	直径, 尺寸	m	ft	Q	体积流率	m^3/s	ft^3/s
E	效率	无因次	无因次	q	流率	m^3/s	ft^3/s
G	气体质量速率	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$	T	温度	$^{\circ}C, K$	$^{\circ}F, ^{\circ}R$
g	重力常数	$9.807 m/s^2$	$32.18 ft/s^2$	t	时间	s	s, h
g_c	换算因数	$1.0(kg \cdot m)/(N \cdot s^2)$	$32.22(lb \cdot ft)/(lbf \cdot s^2)$	U	气或液速度	m/s	ft/s
H	高度	m	ft	u	气或液速度	m/s	ft/s
h_c	传递单元高度	m	ft	v	速度	m/s	ft/s
h	长度, 高度	m	ft	V	体积	m^3	ft^3
k	传热系数	$J/(s \cdot m^2 \cdot K)$	$Btu/(h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$	x	液相分率, 质 量或摩尔	无因次	无因次
k	热传导度	$J/(m \cdot s \cdot K)$	$Btu/(ft \cdot h \cdot ^\circ F)$	y	气相分率, 质 量或摩尔	无因次	无因次
k	传热系数	正文中规定	正文中规定	z	长度, 高度	m	ft
L	液体速率	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$	希腊符号			
L	长度	m	ft	α	热扩散度	m^2/s	ft^2/h
M	分子量	$kg/(kg \cdot mol)$	$lb/(lb \cdot mol)$	Γ	单位周边的流 率	$kg/(s \cdot m)$	$(lb/s \cdot ft)$
N	级数或板数	无因次	无因次	μ	粘度	$Pa \cdot s$	$lb \cdot (ft \cdot s)$
N	速率	$1/s$	$1/s$	ν	运动粘度	m^2/s	ft^2/s
N_{ca}	毛细管数	无因次	无因次	ρ	密度	kg/m^3	lb/ft^3
N_{Fr}	佛鲁德数	无因次	无因次	σ	表面张力或界 面张力	mN/m	dyn/cm

基本单位换算表

$$1in = 25.4mm$$

$$1ft = 0.3048m$$

$$1lb = 0.4536kg$$

$$1lbf = 4.448N$$

$$1gal = 1cm^3/s^2$$

$$1lbf/in^2 = 6.875kPa$$

$$1dyn = 10^{-5}N$$

引 言

液-气接触系统常用来进行相际间的质量、热量和动量的传递，这种传递受到物理和化学平衡的制约。为这种系统设计的过程设备应能完成能量消耗少、投资小的适宜的传递操作。

本篇重点放在质量传递上。典型的液-气质量传递系统为：

蒸馏	蒸发
闪蒸	增湿
精馏	减湿
吸收	分凝
汽提	喷雾干燥

蒸馏操作是液体混合物通过部分气化并将蒸气和残液分别收集，而使各组分分离的过程。通常气化过程是微分性质的。

闪蒸是一种蒸馏过程，其中被移除的全部蒸气与余留下的液体趋于平衡。

精馏是通过接连的蒸馏（部分气化和部分冷凝）将液体混合物分离成组分的过程，并用积分或微分过程而实现的。用这个方法可以得到非常纯的组分。

汽提或解吸是把溶于液体中的气体传递到气流中的过程。这个名词也应用于分馏塔进料塔板以下部分。

吸收是气相混合物中可溶组分传递到液体吸收剂中的过程，在操作条件下吸收剂的挥发度较低。

蒸发一般是指通过气化操作从不挥发物质的水溶液中除去水份的过程。

增湿和减湿是指在气流和水流之间水份的传递。

分凝或部分冷凝是指蒸气流股被冷却到希望的温度，使流股中一部分难挥发组分借冷凝作用从蒸气中被除去的过程。

喷雾干燥是蒸发过程的引伸，在此过程中几乎能从含不挥发固体的液体中移出全部液体。

所有这些过程的共同之处都是液-气质量传递操作，故从相平衡及传质动力学等方面来讲，需要采用相类似的方法。对于许多类型的液-气系统用的设备的流体力学分析也是相类似的。

用来进行液-气接触的过程设备都是以三种类型的操作原理的综合为依据：

流股的流动模式

逆流

顺流

错流

传递的总体机理

微分

积分

连续相

气体^①

液体

用于各种类型的过程设备中的这些特性的综合情况列于表18-1中。

表 18-1 液-气系统的特性

设备名称	流动模式	总体机理	连续相	主要应用过程
板式塔	错流, 逆流	积分的	液体和(或)气体	吸收, 精馏, 汽提
填料塔	逆流, 顺流	微分的	液体和(或)气体	吸收, 精馏, 汽提, 增湿, 减湿
显壁(降膜)塔	逆流, 顺流	微分的	液体和(或)气体	吸收, 精馏, 汽提, 蒸发
喷雾室	顺流, 错流, 逆流	微分的	气体	吸收, 汽提, 增湿, 减湿
热量交换器	顺流, 逆流	微分的	气体	蒸发, 分凝
搅拌容器	完全混合	积分的	液体	吸收
线型混合器	顺流	微分的	液体或气体	吸收, 汽提

① 本篇中名词“气体”和“蒸气”可以互换使用。后者常用于蒸馏，其中气相平衡蒸气表示。

18.1 气-液接触

18.1.1 板式塔

一、塔板类型

用于液-气接触的板式塔，可以按照流体在其内部接触装置上流动方式来分类：

- 1. 错流塔板
- 2. 逆流塔板

错流塔板（图18-1 a）采用一根降液管，因为它的传递效率高和操作范围广，故比逆流塔板（图18-1 b）应用广泛。为了达到希望的稳定性和传递效率，错流塔板上液体流动方式可以通过降液管的布置来控制。常被采用的流动布局如图18-2所示。可供初步选择流动方式的参考示于表18-2中。

应注意，当采用一个以上降液管时，可供气体分散器（筛孔，泡盖）用的塔的有效截面积就减小。因此，塔板的优化设计要在液体流动方式的调节与供气体流动的有效面积之间作权衡。

许多新设计的错流塔板采用开孔，使分散的气体进入板上液体中。这些开孔可以是简单的圆孔，或者包括有可活动的“阀”使其成为可变动的非圆形孔口。这些开孔的塔板称为筛

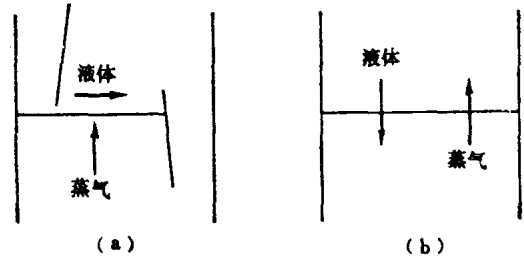


图 18-1 (a) 错流塔板 (侧视图) (b) 逆流塔板 (侧视图)

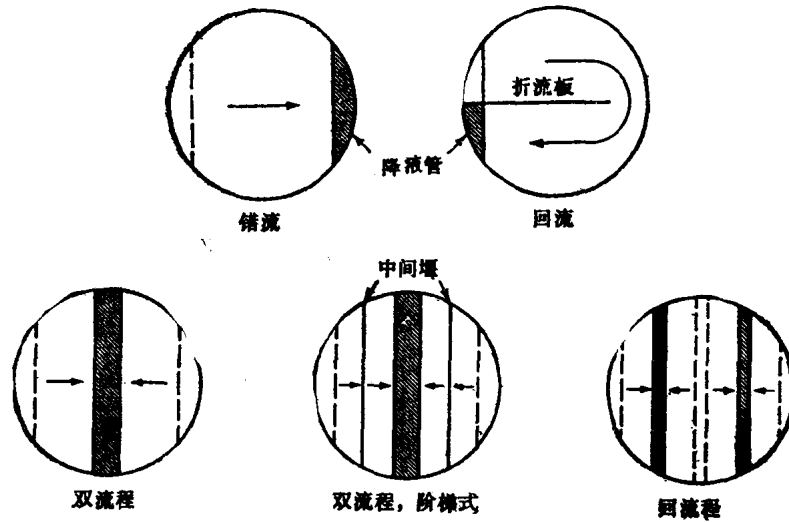


图 18-2 常见的液体流动方式，错流塔板 (Smith, Design of Equilibrium Process, McGraw-Hill, New York, 1963.)

表 18-2 错流塔板上流动方式的择选①

估计的塔径 ft	液体生产能力的范围, gal/min				估计的塔径 ft	液体生产能力的范围, gal/min			
	回流	错流	双流程	双流程 (阶梯式)		回流	错流	双流程	双流程 (阶梯式)
3	0~30	30~200			10	0~50	50~500	500~900	900~1400
4	0~40	40~300			12	0~50	50~500	500~1000	1000~1600
6	0~50	50~400	400~700		15	0~50	50~500	500~1100	1100~1800
8	0~50	50~500	600~800		20	0~50	50~500	500~1100	1100~2000

① Bolles, Chap. 14 in Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill New York, 1963.

板(图18-3)或浮阀塔板(图18-4)。对筛板, 由于气体的流动作用, 液体被阻止从开孔中流过, 因此当气体流量低时, 有些或全部液体有可能经过开孔漏掉, 事实上是绕过了接触区的一部分。浮阀塔板的设计可以减少这种泄漏或“泪滴状泄漏”, 因为当气体流量较低时, 浮阀趋于关闭, 用孔口的总面积变化来维持跨过塔板的动压平衡。

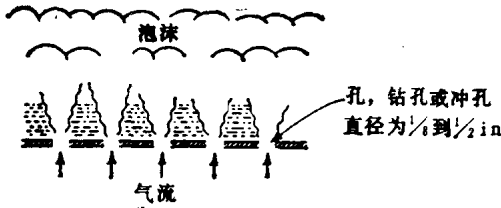


图 18-3 筛板分散器

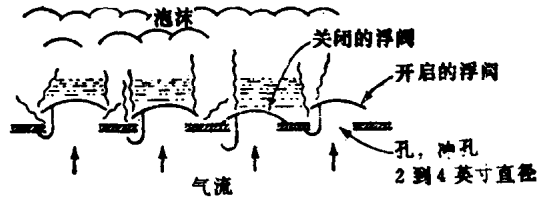


图 18-4 浮阀塔板的分散器

过去, 错流塔板上最通用的气体分散器是泡盖。这种装置的内部装有密封, 在低的气流速率下, 密封可以阻止液体泄漏。典型的泡盖示于图18-5中。气体经过中央升气管向上流过, 然后在泡盖的下方作反向流动, 即在升气管与泡盖间的环隙中向下流动, 最后经过泡盖底边的许多开孔或“长方形开孔”而进入液体中。

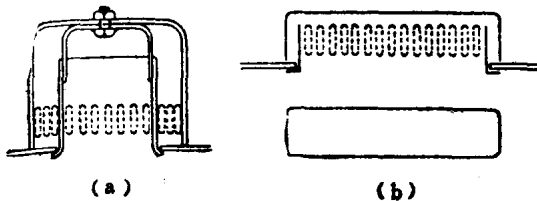


图 18-5 (a)圆形或钟罩形泡盖(b)条形泡盖

泡盖几乎是唯一的作为错流塔板的分散器, 直到1950年才大量地为简单的筛孔和浮阀型开孔所代替。许多不同类型的泡盖设计曾被采用过(所以仍存在许多操作塔中), 但在大多数情况下, 直径为75到150mm(3到6in)的钟形泡罩最常用。

在逆流塔板上, 液体和气体于同一开孔中流过。因此, 没有降液管。通常开孔为范围在3到13mm(1/8到1/2in)的简单圆形孔, 或宽度为6到13mm(1/4到1/2in)的长方形孔(格栅塔盘)。塔板材料应能被加工成波纹型(波纹塔盘), 使一部分气体和液体分隔开流动。一般来讲, 气体和液体是交替地以脉冲方式流过特定的开启流径。

常用于气体和含有固体的液体相接触的逆流塔板是折流板或“喷淋板”(图18-6)。这类塔板的典型形状为半月形, 并沿液流方向略为倾斜。当液体从板上淋下时气体与之接触,

板边缘上的齿形堰或堰能够改善淋洒下液体的分散状况。

折流板操作时是以液体为分散相，气体为连续相，主要用于热量传递操作中。

总之，液体错流流动的开孔板（“筛板”）是专为新设计用的普通类型。图 18-7 是这种塔板的示意图。图中符号的名称为：高度 h_{li} 、 h_t 、 h_{lo} 以及 h_l 分别为液体进口高度、泡沫层高度、液体出口高度 + 泡沫层高度以及流过塔板的当量清液层平均高度。对平面图，面积表示如下： A_t = 塔的总截面积； A_a = 作用面积； A_d = 单根降液管的面积； A_n = 蒸气流过的净截面积（通常为总截面积减去降液管占去的面积）；及 A_h = 孔或筛孔的面积。对于单流程错流塔板表示为：

$$A_t = A_a + 2A_d$$

$$A_n = A_a + A_d = A_t - A_d$$

当降液管是斜的，或者当开孔基本上没有占满两根降液管之间全部面积时，就不能用这些简单的关系。但是，从所涉及的几何图形来看，它们之间的配合是很明显的。

在图 18-7 中，名词“泡沫”意味着在连续的液体相中充有气体。在特定条件下，能出现气体为连续区的相反情况，即“喷雾”。喷雾有其本身的相界面，相当于图 18-7 中所示的泡沫边界。

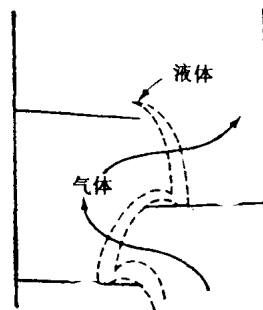


图 18-6 折流板（淋洒板）

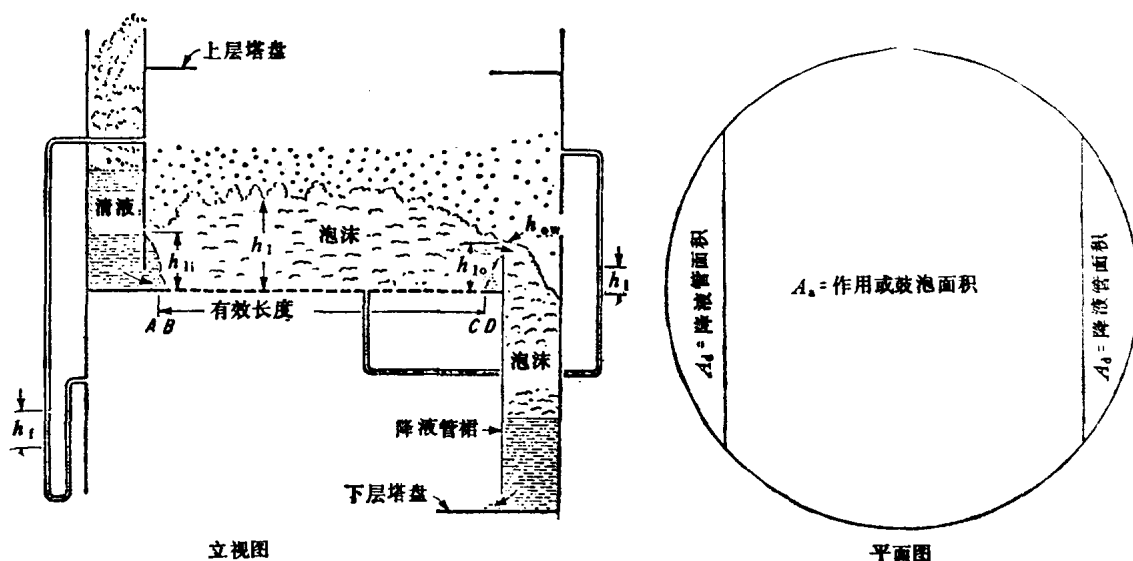


图 18-7 筛板塔 (Smith, Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill, New York, 1963.)

二、板式塔的生产能力

1. 引言

塔板处理气体和液体的最大允许生产能力是十分重要的，因为它确定了塔的最小可能直径。当液体速率一定时，增加气体速率最后可引起过量的雾沫挟带和液泛。在泛点下，难于获得液体向下的净流动，加入塔内的任何液体都为上头的气流挟带出。再者，塔的液体负载增加，全塔的压力降变得十分高，难于控制操作。合理的设计要求塔在低于这种最大允许条件的安全限度内操作。

保持气速恒定而提高液速，亦可造成液泛，过量的液流可使降液管及其他通道负荷过度，最终导致液体存留量增加，提高压力降以及泛塔的特点。

当估算塔板生产能力时，通常应将这两类液泛分开考虑。为了区分起见，它们分别称为挟带液泛(或“飞沫”)及溢流液泛。当逆流作用被任一种液泛破坏时，传质效率散失，合理设计亦被突破。

塔的最小允许生产能力由相间的有效分散和接触的要求而决定。各类塔板处理低流量液体和气体的能力不同。错流塔板能在气体流量减小到使液体经过筛孔而泄漏的情况下操作，而气体分散程度不足以达到良好效率。浮阀塔板能在很低的气体速率下操作，因为这时浮阀关闭。泡盖塔板由于它们的密封装置，能在很低的气体速率下操作。各种装置都有确定的最小气体速率，低于此值就分散不充分，对紧密接触不利。同样，也存在一个最小的液体流

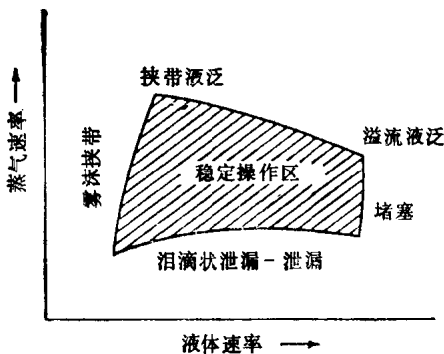


图 18-8 稳定操作区，塔板。(Smith, Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill, New York, 1963.)

率，低于此值时，不可能有良好的分散，不过回流塔板(图18-2)能适应十分低的液体流量。

逆流板式塔操作时也受过量雾沫挟带、降液管能力和有效分散的同样制约。各种板式装置的负荷性能图如图18-8所示。图18-8中满意的操作区形状和范围随塔板装置的类型而变。图18-9所示的为常用的错流装置实际试验数据图，可作为一个专门的例子。在低的气体速率下，不良的气体分散对板效率的影响是明显的。同样，在高的气体速率下，雾沫挟带会使效率下降。

图18-9横标的参变数为气相动能项，即“F因子”，常为关联目的而被采用：

$$F_{gt} = U_t \rho_g^{0.5}$$

式中 U_t = 以塔的总截面积 A_t 为准的气体表观速度，m/s (或如图18-9所示的ft/s)

ρ_g = 气体密度，kg/m³ (或如图18-9所示的lb/ft³)

应注意图18-9包括的装置的液泛点在 $F_{gt} = 1.4$ 到 1.6 (ft/s) (lb/ft³)^{1/2} 的范围内。

2. 挟带液泛

Souders和Brown[*Ind. Eng. Chem.*, 26, 98(1934)]的早期工作是以对“平均”悬浮液滴作力的平衡为基础，从而引导出负荷参数 C_{sb} 的定义为：

$$C_{sb} = U_n \sqrt{\frac{\rho_l}{(\rho_l - \rho_g)}} \quad (18-1)$$

式中 U_n = 以净面积 A_n 为准的气体线速度，m/s (或如图18-10中的lb/s)

ρ_g = 气体的密度，kg/m³ (或lb/ft³)

ρ_l = 液体的密度, kg/m^3 (或 lb/ft^3)

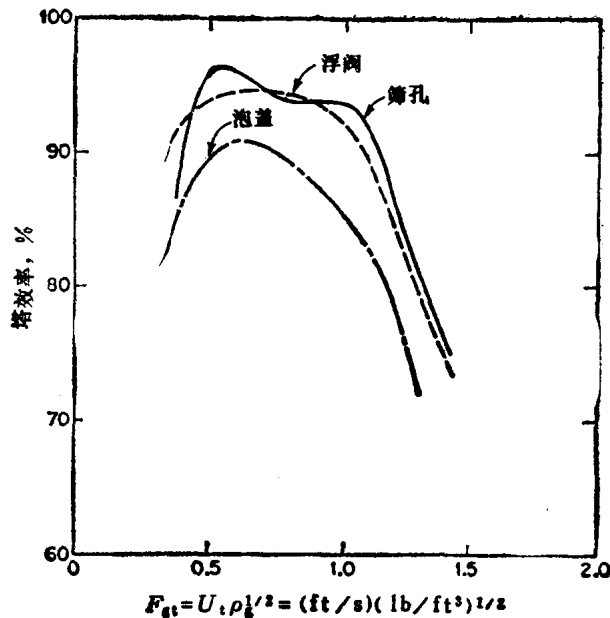


图 18-9 塔板特性图

甲醇-水, 塔径为3.2ft; U_t = 气体的表现速度; ρ_g = 气体的密度。(From Kastansk et al., Proc. Int. Symp. Distill., Brighton, England, 1969; Institution of Chemical Engineers, London, 1969)

对错流塔板, 净面积是塔截面积减去单根或多根降液管所占据的面积。对装有喷淋挡板 (图18-7) 的单流程塔板, 应从塔的截面积中减去两根降液管面积才得到净面积。对逆流塔板, 净面积是塔的截面积。

负荷参数 $C_{ab, \text{max}}$ 的最大允许值对流量参数 F_{1g} 的关联如图18-10所示。图18-10可用于确定筛板、浮阀塔板和泡盖塔板的液泛-气体速度:

$$U_{nt} = C_{ab, \text{max}} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \quad (18-2)$$

式中 U_{nt} = 液泛时气体经过净面积的速度, m/s (或为图18-10中的 ft/s)

$C_{ab, \text{max}}$ = 负荷参数, m/s (或为图18-10中的 ft/s)

σ = 液体的表面张力, mN/m (dyn/cm)

ρ_l = 液体的密度, kg/m^3 (或 lb/ft^3)

ρ_g = 气体的密度, kg/m^3 (或 lb/ft^3)

在下面的限制下, 图18-10给出的液泛-气体速度误差为 $\pm 10\%$:

(1) 为低泡沫或无泡沫系统。

(2) 堰的高度低于15%的板间距。

(3) 筛板开孔直径为13mm (1/2in) 或更小。

(4) 长方形开孔 (泡盖板)、筛孔 (筛板) 或全开启的浮阀 (浮阀板) 的面和 A_h 与作用面积 A_s 之比为0.1或更大。否则, 从图18-10得到的 U_{nt} 值应作以下的修正:

表中 A_h = 板上长方形开孔、筛孔或开启浮阀的总面积。

A_h/A_s	U_{mf}/U_{mf}
0.1	1.00
0.08	0.90
0.06	0.80

对逆流塔板，如双流程板或格栅板，图18-10的曲线可以用于开孔面积为20%或更大的情况。对开孔面积为15%的塔板，其负荷参数值约为曲线值的85%。开孔面积小于85%时不推荐使用。应注意，逆流塔板的净面积项〔方程式(18-1)〕等于总的横截面积。对切去50%

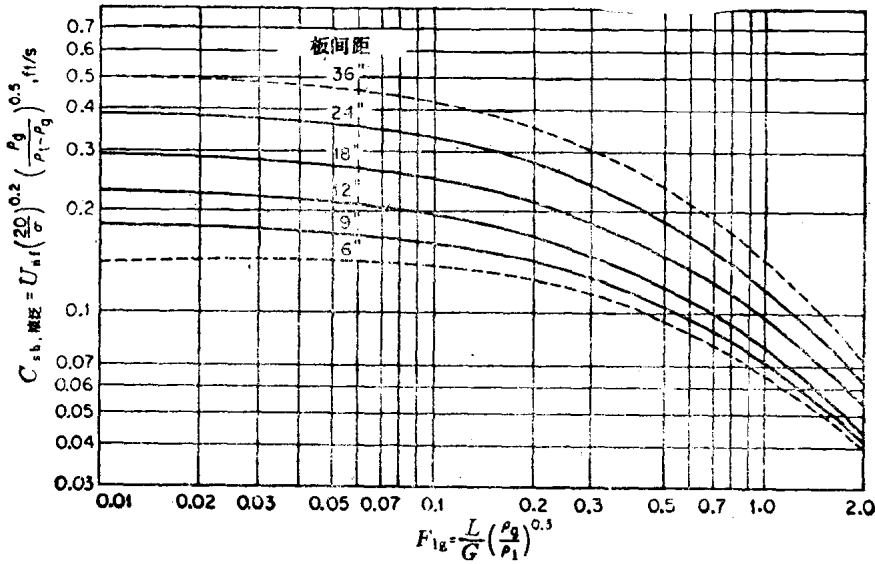


图 18-10 泡盖板和筛板的液泛极限

L/G = 所考虑条件下的液-气比。图中带有符号“ μ ”的数据为英制单位(in)。[Fair, Pet., /Chem. Eng., 33(10), 45(September 1969).]

的圆缺形折流板的逆流板式塔，当折流板间的垂直距离等于图示的塔盘间距时，允许的 C_s 值约较图18-10所示的大15%。

3. 泪滴状泄漏

经过筛孔的气体压力降不足以形成鼓泡表面以及支承筛孔上方泡沫层的静压头时，就发生液体流经筛孔的现象。泪滴状泄漏是有害的，因为液体存在在主要接触区走短路趋势。

从另一方面来看，会发生有些物质从泄漏的液体中传入和传出的现象。通常的设计主要是根据诸如图18-11所示的曲线，使不发生有害的泪滴状泄漏。

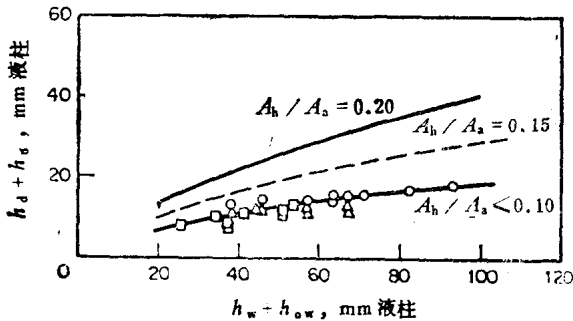


图 18-11 筛板塔的泪滴状泄漏。(Smith, Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill, New York, 1963.)

在图18-11中， h_d = 气体经过开孔的压头损失，mm液柱〔见方程式(18-6)〕及 h_s = 由于形成气泡的压头损失，mm液柱。后者的损失是以形成气泡所需的能量为准的：

$$\Delta\phi = 4\sigma/d_h$$

图18-11可采用更方便的因次形式, 即:

$$h_o = 409(\sigma/\rho_1 d_h) \quad (18-2a)$$

式中 σ = 表面张力, mN/m

ρ_1 = 液体的密度, kg/m³

d_h = 开孔的直径, mm

h_o = 由于形成鼓泡而致的压头损失, mm液柱

若设计条件在图18-11中相应曲线的上方, 泪滴状泄漏对塔板性能的影响不会象所测得的板效率突然下降那样有害(图18-9)。

4. 溢流液泛

由于塔没有能力处理大量液体, 就会出现液泛。对错流塔板, 这种对液体速率的限制由降液管反顶到上层塔板所证实。为了防止溢流液泛, 人们必须依一定尺寸设计降液管, 使不发生过量的反顶。

降液管内的反顶由压力平衡方程式计算:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + h_{hg} \quad (18-3)$$

式中 h_{dc} = 降液管内液体的高度, mm液柱

h_t = 跨过塔板的总压力降, mm液柱

h_w = 塔板出口处的堰高, mm液柱

h_{ow} = 堰上液层高度, mm液柱

h_{da} = 液体流经降液管裙的压头损失, mm液柱

h_{hg} = 跨过塔板的液体梯度, mm液柱

方程式(18-3)中各种高度和压头损失应是一致单位。例如, 在塔板的操作条件下的毫米液柱或英寸液柱。

如上所述, 用当量清液计算 h_{dc} 。实际上, 降液管内液体可能是充气的, 实际的反顶是:

$$h_{dc}' = h_{dc}/\phi_{dc} \quad (18-4)$$

式中 ϕ_{dc} 是降液管中的平均相对泡沫密度(泡沫密度和液体密度之比)。设计时不允许 h_{dc}' 超过板间距, 否则就促使发生液泛。事实上, 可用某些安全方法计算 h_{dc}' 值, 然后确定板间距。

ϕ_{dc} 值随降液管中气体和液体的分离(泡沫消失)趋势而变化。对有利于气泡的快速上升(低气体密度, 低液体粘度, 低发泡能力的系统)的情况, 泡沫消失很快, 清液充满降液管底部(图18-7)。对这样的情况, 实际常取 $\phi_{dc}=0.5$ 。对有利于气泡缓慢上升(高气体密度, 高液体粘度, 高发泡能力的系统)的情况, 应采取 $\phi_{dc}=0.2$ 到 0.3 。在高压蒸馏和吸收操作中, 当接近临界点时, 降液管的尺寸要遵循特别措施, 可以采用倾斜的降液管裙, 以提供更多的分离表面(但是牺牲了开孔的截面积)。即使这样, 可以预料有些气体在降液管下部循环流动。

三、板面布置

错流塔板, 无论是泡盖塔板, 筛板, 或是浮阀塔板, 其上布置是类似的(图18-12a和b)。塔板上包括:

- (1) 作用蒸气-分散区
- (2) 周边加强和支承区

- (3) 分离区
- (4) 分布区
- (5) 降液区

降液区通常占总截面的百分之10到30。

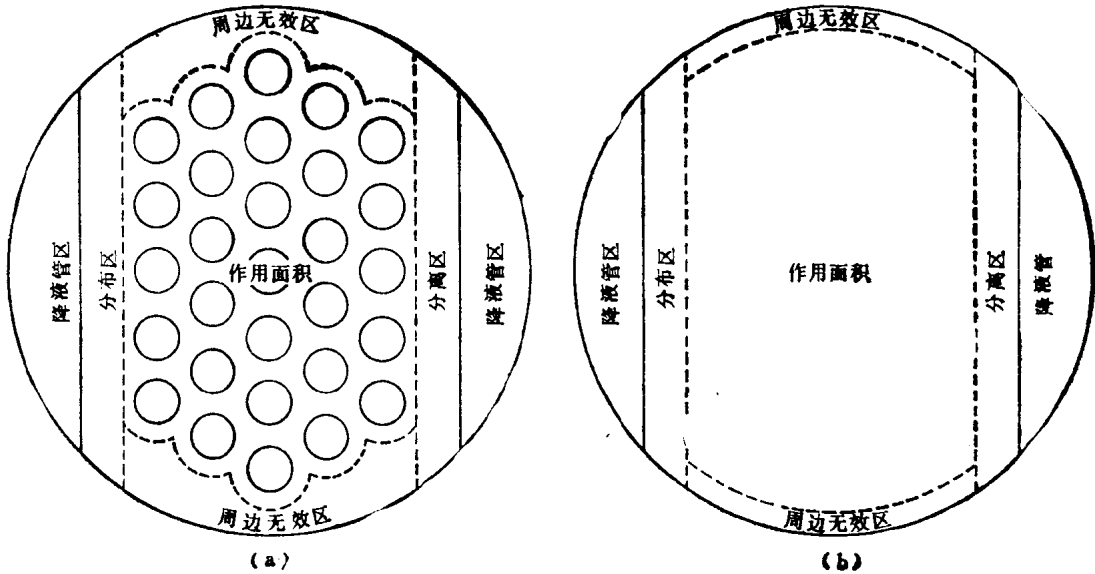


图 18-12 区域分布
(a) 泡盖塔板 (b) 筛板或浮阀板

通常周边加强区的宽度为20到50mm (1到2in)，占总截面积的百分之2到5，该百分数随塔板的直径加大而减小。

分离区和分布区占的面积为总截面积的百分之5到20。对有些筛板的设计，完全取消这些区域。

对弓形降液管，堰长范围为塔径的百分之60到80，所以塔板每端降液管区占总截面积的百分之5到15。

由于无法使泡盖的布置适合于圆形塔板，故周边无效区（图18-12）主要出现在泡盖塔盘上。浮阀和筛孔能够靠近塔壁而设置，没有引起多少死区。对堰的弦长为塔径75%的错流塔板，供蒸气分散和与液体接触的有效面积占总面积的百分数的典型数值列于表18-3中。

表 18-3 典型的塔板作用面积

塔 径 m	泡盖直径 mm	作用面积, 占总截面的 分率		塔 径 m	泡盖直径 mm	作用面积, 占总截面的 分率	
		泡 盖	筛孔和浮阀			泡 盖	筛孔和浮阀
0.9	75	0.60	0.65	2.4	100	0.70	0.76
1.2	100	0.57	0.70	3.0	150	0.74	0.78
1.8	100	0.66	0.74				

泡盖塔板厚度通常由机械设计因素来确定，它不影响压力降。但是，对筛板塔，塔板是