

# 第13篇 气液传质设备

编写人 萧成基 于鸿寿

审校人 余国琮 沈复

11/15/0304

## 13.1 气液传质设备概述

气液传质设备是化工类型生产过程中用以进行蒸馏、吸收、洗涤、增减湿（气液间的同时传热传质过程）、以及气液的直接接触换热等过程的单元设备。这些过程大部分受相平衡关系的控制，因此要求设备中气液两相能得到良好的接触。在工业应用时应根据具体情况，选用合适的设备。此外，还有许多工程上的问题需要考虑：如压降，操作弹性，耐腐蚀材料，耐污垢及堵阻，安装及检修情况等。

### 13.1.1 气液传质设备的主要类型

#### (1) 类型

气液传质设备的类型很多，特别是近三十年以来，发展尤快。这里按气液接触基本构件特点分类，其中有工业使用价值的大致可分为三类。

##### (1.1) 填料塔

填料塔属于微分接触逆流操作，塔内以填料作为气液接触的基本构件。填料又可分为通用型填料及精密填料两大类。拉西环、鲍尔环、矩鞍填料等属于通用型填料。 $\theta$ 网环、波纹网填料等属于精密填料。通用型填料效率较低，但适应性较好。精密填料效率较高，但要求也苛刻，在很多场合下其适应性就受到许多限制。

##### (1.2) 板式塔

板式塔属于逐级接触逆流操作，塔内以塔板作为气液接触的基本构件。塔板又可分为有降液管和无降液管两种，在有降液管的塔板上气相与液相流向相互垂直，属于错流型。无降液管的塔板（穿流型）则属于逆流型。这两类里又包括了许多不同型式的板上气液接触部件，如筛孔、栅条、浮阀、泡罩、浮板等。

##### (1.3) 特种接触塔型

此外，还有一些不属于填料或塔板型的特种气液接触设备，例如并流喷射塔，文氏管，卧式塔，喷雾塔等，在工业生产上较有用的是并流喷射塔，将在本篇第13.15.1节中介绍，文氏管及喷雾塔将分别在第21及第15篇中介绍，卧式塔可参阅有关资料<sup>[2,3]</sup>。

表 1-1 板式塔与填料塔对比

序号	填 料 塔	板 式 塔
1	$\phi 800\text{mm}$ 以下造价一般比板式塔便宜，直径大则价昂	$\phi 600\text{mm}$ 以下时，安装较为困难
2	用小填料时小塔效率高，塔的高度低。但直径增大，效率下降，所需填料高度急增	效率稳定，大塔板效率比小塔有所提高
3	空塔速度（生产能力）低	空塔速度高
4	大塔检修清理费用大、劳动量大	检修清理比填料塔易
5	压降小，对阻力要求小的场合较适用（例如真空操作）	压降比填料塔大
6	对液相喷淋量有一定要求	液气比的适应范围较大
7	内部结构简单，便于用非金属材料制作，可用于腐蚀较严重场合	多数不便于用非金属材料制作
8	持液量小	持液量大

## (2) 板式塔与填料塔的对比如

板式塔与填料塔的使用场合，可参见表1-1。

## 13.1.2 塔型的选用原则

塔型的选用，涉及因素甚多，必须结合具体情况作具体考虑。在同时存在几种矛盾因素时，应该用辩证法的观点进行分析，根据矛盾的主次情况，确定取舍，以最大限度地适应生产的需要为原则。表1-2中列出一些工程中常遇到的因素及选择塔型的优先考虑顺序，这些仅能作为初步考虑时的参考，对于每一种特定情况，均要作具体分析。

表 1-2 塔型选用顺序

因素	选择顺序	因素	选择顺序
1.塔径 小于800mm ≥800mm	填料塔 有降液管板式塔	5.真空塔	(1)填料塔 (2)浮阀板塔 (3)筛板塔 (4)泡罩板塔 (5)其他斜喷式板塔(斜孔板塔、钢板网塔等)等
2.有强腐蚀性物料	(1)填料塔 (2)穿流板塔 (3)筛板塔 (4)固舌板塔等	6.大液气比	(1)导向筛板塔 (2)多降液管板式塔 (3)填料塔 (4)浮阀板塔 (5)筛板塔 (6)条形泡罩板塔
3.污垢物料	(1)大孔筛板塔 (2)穿流板塔 (3)固舌板塔 (4)浮阀板塔 (5)泡罩板塔等	7.液相分层	(1)穿流板塔 (2)填料塔
4.高弹性比	(1)浮阀板塔 (2)泡罩板塔 (3)筛板塔		

## 参 考 文 献

- [1] 化工部第六设计院化学工程组；气液传质设备设计(1973)。  
 [2] 兰州化工机械研究所；化学工程，No. 4, 57(1972)。  
 [3] 化工设备设计专业技术中心站；塔设备调查(1971)。

## 13.2 填料塔 (一)——拉西环及其衍生型

### 13.2.1 概 述

填料塔是化工类型工业中最常用的气液传质设备之一(图 2-1 a), 在塔体内设置填料使气液两相能够达到良好传质所需的接触状况。填料塔具有结构简单、便于用耐腐蚀材料制造、适于小直径塔的场所以及压降小等优点, 但用于大直径的塔时则有效率低、重量大、造价高以及清理检修麻烦且填料损耗大等缺点。在五十至六十年代时, 多用各种高效的板式塔来取代老式的填料塔。但近年来又倾向于认为在一定塔径范围内(例如1.5米以下时), 采用新型高效填料(如鲍尔环或鞍形填料)可以得到很好的经济效果。总之, 根据不同的具体情况(特别是在小直径塔, 或压降有一定限制, 或有腐蚀情况时), 填料塔还是具有很多适用性的。

工业填料塔所用的填料, 大致可分为实体填料和网体填料两大类。在实体填料中包括拉西环及其衍生型、鲍尔环、鞍形填料、波纹填料等。网体填料则包括由丝网体制成的各种填料, 如鞍形网、 $\theta$ 网环填料等。

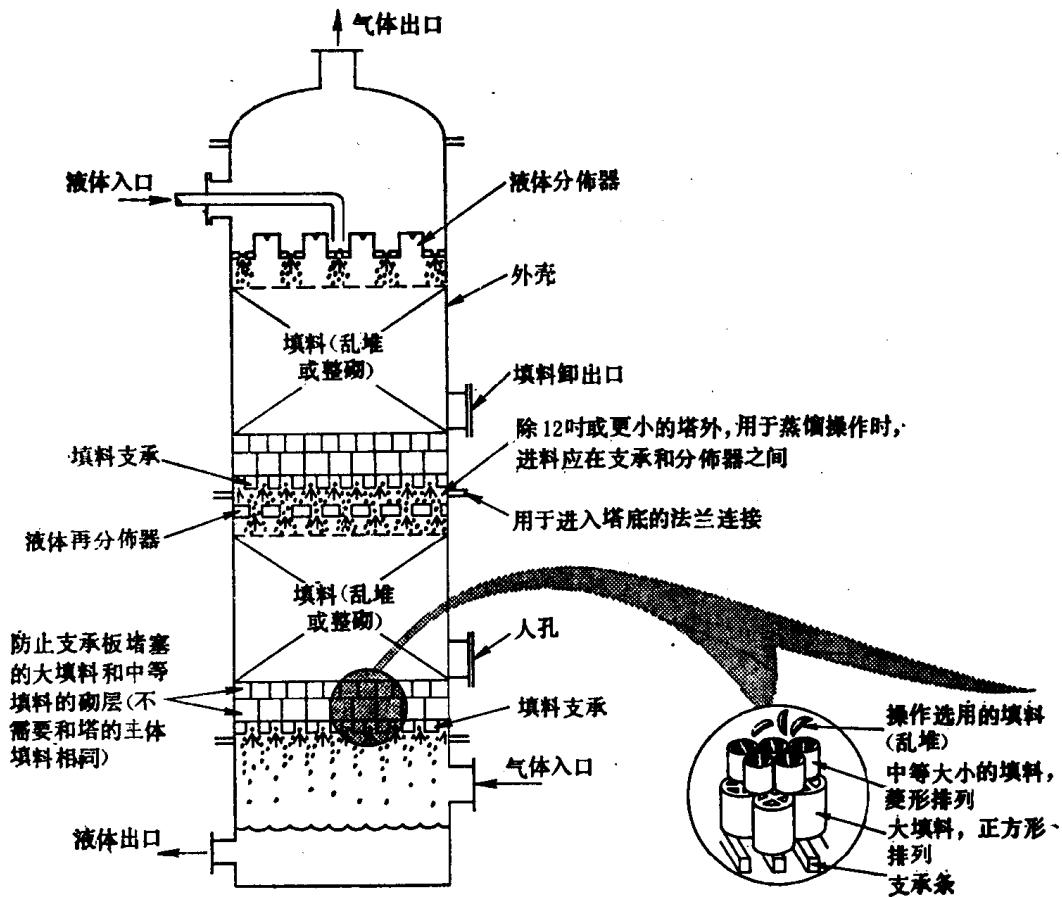


图 2-1(a) 填料塔结构示意图

另一种分类方法是分为乱堆填料及整砌填料。属于乱堆者是各种颗粒型填料，如拉西环、鞍形填料、鲍尔环、 $\theta$ 网环等；属于整砌者是各种组合型填料，如实体波纹板、波纹网、平行板等。两类均有各自的流体力学（压降、气液分布情况等）及传质规律。

此外还有一些结构特殊的塔，如多管塔、湍球塔、乳化塔，也属于填料塔的范围。

本章将以拉西环填料为典型，介绍常用工业填料塔的一般特性和一般设计计算方法。拉西环虽是最老的一种工业填料，但其基本数据及流体力学和传质规律研究得比较完善，这些规律在填料塔中具有代表性，故予以较详细的介绍。鲍尔（Pall）环与矩鞍形（Intalox）填料阻力小，效率高，是性能较好的工业填料。如果用它们来替换现有生产装置中旧的拉西环，则生产能力及效率均可提高许多。根据其性能特点，鲍尔环可以用金属或塑料制作（陶瓷鲍尔环的性能不如陶瓷矩鞍形，故不宜发展推广）；矩鞍填料可以用塑料或陶瓷制作。此外还有一些正在发展中的通用填料，如阶梯环等。

关于填料塔的计算方法和数据，过去较为紊乱，有的直接套用国外的规格数据，有的将所谓“转折点、乳化点”公式套用于正常的湍流操作状态中，等等。现根据工业使用的实际情况，整理成可供设计及生产部门使用的系统资料。

### 13.2.2 拉西环及填料塔的一般特性和设计

拉西环是最老最典型的一种填料。本身形状简单。常用的拉西环为外径与高相等的空心圆柱体（图2-1b）。其壁厚在机械强度允许的情况下，宜尽量薄。此外，国外还曾研究过所谓“短拉西环”，即高为直径的一半左右的圆柱环。国内曾对其性能作过测定，结果不如鲍尔环和矩鞍，而强度差易碎，故不作为推广使用的品种。

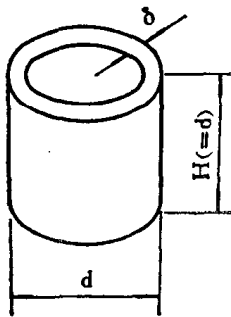


图 2-1(b) 拉西环

拉西环在塔内有两种填充方式：乱堆及整砌。乱堆填料装卸较便，但压力降大，一般直径50mm以下的填料用乱堆。整砌法适用于直径50mm以上的填料，压力降小。

拉西环的材质，最常用的为陶瓷。在处理碱液及高温操作等对陶瓷不适宜的情况下，亦可用金属拉西环。最近更有用塑料制作填料的。

#### (1) 基本特性数据

拉西环填料的特性数据主要有下列几项。

##### (1.1) 单位体积中的填料个数 $n$

对于乱堆填料来说， $n$ 是一个统计数字，它与塔径、装填方法（干装填、充水装填等）、使用时间长短等均有关系。因此各种资料上的填料特性数据往往都有出入（一般在10~15%间）。表2-1至2-3中列出瓷环及钢环的一些推荐数据。当某些填料缺乏数据时， $n$ 可用下式作近似估计<sup>[1~3]</sup>：

对于乱堆拉西环，

$$n = 0.77/d^3 \quad (2-1)$$

对于整砌拉西环，

$$n = 0.98/d^3 \quad (2-2)$$

式中  $n$ ——每立方米中的填料个数；

$d$ ——填料外径，m。

式(2-1)及(2-2)只适用于塔径 $D > 10d$ 的情况。

### (1.2) 比表面 $a$

单位体积的填料中的填料表面积称为比表面。

$$a = na_0 \quad (2-3)$$

式中  $a$  ——比表面,  $m^2/m^3$ ;

$a_0$  ——一个填料的表面积,  $m^2/个$ ;

$n$  ——填料个数,  $个/m^3$ 。

对于外径及高相等 ( $H = d$ )、壁厚为 $\delta$ 的拉西环 (图2-1),

$$a_0 = \pi dH + \pi(d - 2\delta)H + 2 \left[ \frac{\pi}{4}d^2 - \frac{\pi}{4}(d - 2\delta)^2 \right] = 2\pi(d^2 - \delta^2)$$

$$故 \quad a = 2\pi n(d^2 - \delta^2) \quad (2-4)$$

表2-1至2-3中列有各种拉西环的比表面数据。

对于薄壁拉西环 ( $\delta \ll d$ ), 缺乏实际数据时, 比表面可用下式近似估计<sup>[2]</sup>:

乱堆拉西环,

$$a = 4.8/d \quad (2-5)$$

整砌拉西环,

$$a = 6.2/d \quad (2-6)$$

### (1.3) 空隙率 $e$

空隙率系指干塔状态时, 塔的填料床层内净空间所占的分率。

$$e = 1 - nv_0 \quad (2-7)$$

式中  $v_0$  ——一个拉西环的环体体积,  $m^3$ 。

在操作时, 由于填料壁上附有液体层, 故实际空隙率将小于上述的干空隙率。

$e$  的数据列于表2-1至2-3中。

### (1.4) 干填料因子 $a/e^3$ 及填料因子 $\phi$

干填料因子  $a/e^3$  ( $m^{-1}$ ) 为表示填料流体力学特性的数群。

关于实测的填料因子  $\phi$  值将在以后(13.2.2.(3)节中)另予讨论。

### (1.5) 拉西环的特性数据表

目前一般资料上所列举的瓷环特性数据多系转引自英美<sup>[4,5]</sup>或苏联<sup>[3]</sup>的书本上的, 其中有些规格不符合我国情况。在表2-1及2-2中凡直径16mm以上的瓷环一律按照国产规格<sup>[6]</sup>重行推算其特性数据, 15mm以下的瓷环, 国内尚未有定型规格, 故仍参照一般常用资料<sup>[3,4]</sup>提供一些设计参考数据。前已提及, 乱堆填料的特性数据本身是一个与很多因素有关的统计数字, 因此表中数值亦只能视为供设计计算采用的平均值。

除了常用的瓷环和钢环外, 有时还有用其他材质的, 例如石墨、塑料或有色金属, 石墨环的特性数据可大致参照表2-1及2-2, 金属环及塑料环 (除堆积重度一项外) 可大致参照表2-3。

## (2) 泛点

### (2.1) 填料塔内的流体力学特性

在逆流操作的填料塔内, 如果在对数坐标上标绘压降  $\Delta P$  对气体速度  $w$  的关系, 并以不同的液体喷淋量  $L$  ( $L_1 = 0, L_2 < L_3$ ) 作为第三参数, 则可得如图2-2所示的流体力学关系。当干塔时 ( $L_1 = 0$ ), 所得关系为一直线, 其斜率为  $1.8 \sim 2$ , 即  $\Delta P \propto w^{1.8 \sim 2}$ 。当有液体喷淋

表 2-1 瓷拉西环的特性(乱堆)

外径 (d) mm	高×厚 (H×δ) mm	比表面 (a) m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	空隙率 (ε) m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	个数 (n) m <sup>-3</sup>	堆积重度 (γ <sub>p</sub> ) kg/m <sup>3</sup>	干填料因子 (a/ε <sup>3</sup> ) m <sup>-1</sup>	填料因子 <sup>c</sup> (φ) m <sup>-1</sup>	备注
6.4	6.4×0.8	789	0.73	3,110,000	737	2,030	2,400	
8	8×1.5	570	0.64	1,465,000	600 <sup>a</sup>	2,170	2,500	
10	10×1.5	440	0.70	720,000	700	1,280	1,500	
15	15×2	330	0.70	250,000	690	960	1,020	
16	16×2	305	0.73	192,500	730	784	900	
25	25×2.5	190	0.78	49,000 <sup>b</sup>	505	400	400	
40	40×4.5	126	0.75	12,700	577	305	350	
50	50×4.5	93	0.81	6,000	457	177	220	
80	80×9.5	76	0.68	1,910	714	243	280	不常用

注: a 此数值偏小, 疑应为750~800kg/m<sup>3</sup>。

b 国内产品样本<sup>(6)</sup>中的数字为43,000, 似偏小, 现暂改作49,000, 以使所推算的其他数据比较合理。

c 根据国产瓷环的参数推测的数值。

表 2-2 瓷拉西环的特性(整砌)

外径 <sup>b</sup> (d) mm	高×厚 <sup>b</sup> (H×δ) mm	比表面 (a) m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	空隙率 (ε) m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	个数 (n) m <sup>-3</sup>	堆积重度 (γ <sub>p</sub> ) kg/m <sup>3</sup>	干填料因子 (a/ε <sup>3</sup> ) m <sup>-1</sup>	备注
25	25×2.5	241	0.73	62,000	720	629	不常用
40	40×4.5	197	0.60	19,800	898	891	不常用
50	50×4.5	124	0.72	8,830	673	339	
80	80×9.5	102	0.57	2,580 <sup>a</sup>	962	564	
100	100×13	65	0.72	1,060	930	172	
125	125×14	51	0.68	530	825	165	
150	150×16	44	0.68	318	802	142	

注: a 2,580之数值系根据宜兴陶瓷厂样本所载数字<sup>(6)</sup>, 此值似偏大(应为2,000左右), 因而推算出来的比表面可能偏大, 空隙率可能偏小。

b 本表的瓷环尺寸, n及γ<sub>p</sub>均系根据样本<sup>(6)</sup>, 各厂稍有不同。

表 2-3 钢拉西环的特性(乱堆)<sup>(3~3)</sup>

外径 (d) mm	高×厚 (H×δ) mm	比表面 (a) m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	空隙率 (ε) m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	个数 (n) m <sup>-3</sup>	堆积重度 (γ <sub>p</sub> ) kg/m <sup>3</sup>	干填料因子 (a/ε <sup>3</sup> ) m <sup>-1</sup>	填料因子 <sup>a</sup> (φ) m <sup>-1</sup>
6.4	6.4×0.8	789	0.73	3,110,000	2,100	2,030	2,500
8	8×0.3	630	0.91	1,550,000	750	1,140	1,580
10	10×0.5	500	0.88	800,000	960	740	1,000
15	15×0.5	350	0.92	248,000	660	460	600
25	25×0.8	220	0.92	55,000	640	290	390
35	35×1	150	0.93	19,000	570	190	260
50	50×1	110	0.95	7,000	430	130	175
76	76×1.6	68	0.95	1,870	400	80	105

注: a 推测值。

b 钢拉西环国内尚未有统一的规格, 本表系参照常用薄钢板的规格编制的。

时, 则所得关系为一折线, 如ABCD及A'B'C'D'。在AB及A'B'段仍为直线, 且斜率为2 (对整砌填料则略小于2)。超过B (或B') 点则斜率显著上升, 表示塔内持液量不断增大。到达C点 (或C') 时, 则压降直线上升, 表示塔内已发生液泛现象。B及B'点称为载点, C及C'点称为泛点。

到泛点后的流体力学性能与填料特点有关。对于网体填料, 则一般首先在塔顶形成液体的连续相, 且压降急剧上升<sup>[14]</sup>。对于一般的实体填料, 则塔内由下而上形成液体的连续相, 液面到达塔顶后, 事实上已变成气相为分散相的充液鼓泡塔的操作了 (CD及C'D'线的虚线部分)<sup>[14, 22, 24]</sup>。有人曾对 $\phi 20\sim 38\text{mm}$ 的拉西环及弧鞍形填料进行测定<sup>[23, 7]</sup>, 并认为在虚线部分 $\Delta P \propto w^{0.8\sim 1.0}$ 。

目前一般认为填料塔的正常操作状态只到泛点以下为止。至于像以液相为连续相, 气相为分散相的充液填充塔, 则是属于另一类情况, 并采取其他结构措施来维持其稳定操作。

一般的填料塔设计均应在泛点以下操作 (对于一般的乱堆填料, 当每米高的填料层压降达到 $200\sim 250\text{mmH}_2\text{O}$ 左右时, 即产生液泛, 参见图2-4)。如果要求压降很稳定, 则宜在载点以下。但关于载点的规律性目前尚未充分阐明, 在很多场合下 (特别是在液量大时) AB与BC之间往往是渐变关系, 没有明显的转折点, 难以精确地计算确定之。而泛点则已有较准确的关联式, 因此在塔的设计中一般均先计算泛点速度 $w_F$ 然后乘以负荷系数 (一般在 $0.6\sim 0.8$ 之间) 作为实际操作速度。

### (2.2) 泛点速度的计算

关于填料塔的泛点速度, 过去研究者很多<sup>[3~5, 8~12]</sup>, 其数据基本上能用统一的方式加以关联, 可以作为设计计算之用:

$$\log \left[ \frac{w_F^2}{g} \left( \frac{a}{\epsilon^3} \right) \cdot \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \cdot \mu_L^{0.2} \right] = 0.022 - 1.75 \left( \frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \right)^{\frac{1}{8}} \quad (2-8)$$

式中  $w_F$ ——泛点空塔气速, m/s;  
 $g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m/s}^2$ ;  
 $a/\epsilon^3$ ——干填料因子 (见表2-1~2-3),  $\text{m}^{-1}$ ;  
 $\gamma_G, \gamma_L$ ——气相及液相重度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 $\mu_L$ ——液相的粘度, cP;  
 $L, G$ ——液相及气相的流量, kg/h。

此关联形式最早为Sherwood及Holloway<sup>[26]</sup>等所提出, 式2-8为Bain及Hougen<sup>[10]</sup>的最后整理形式。其后苏联Илановский及Кафаров在1946年曾提出“可容许速度” $\textcircled{\bullet}$  ( $w_0$ ) 的概念<sup>[11]</sup>, 在该最大速度下操作时, 开始拦液上涨, 但还未到液泛点。 $w_0$ 按下式计算:

$$\log \left[ \frac{w_0^2}{g} \left( \frac{a}{\epsilon^3} \right) \cdot \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \cdot \mu_L^{0.16} \right] = A - 1.75 \left( \frac{L}{G} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \right)^{\frac{1}{8}} \quad (2-9)$$

$\textcircled{\bullet}$  有的书上按原文直译为《最适宜速度》, 似欠妥, 今按资料[11]第14章的命名。

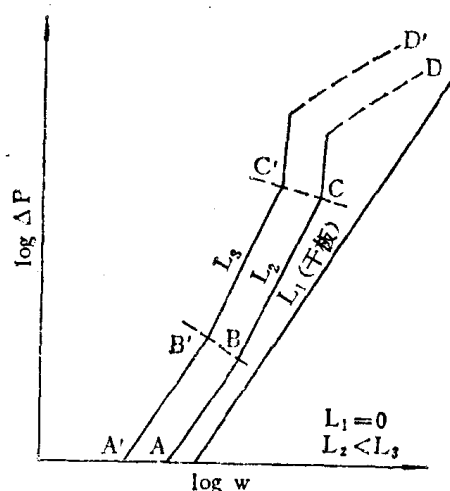


图 2-2 填料塔的流体力学特性



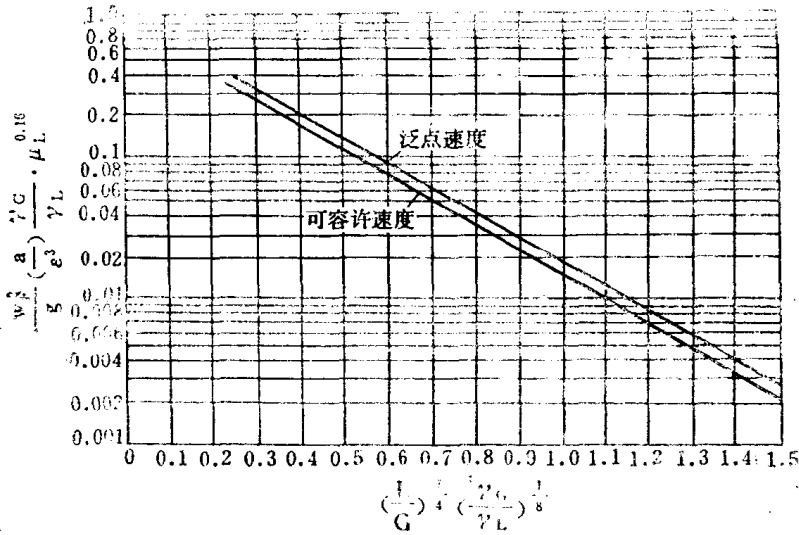


图 2-3 泛点速度计算图

式中  $w_0$ ——可容许空塔气速, m/s;

$A$ ——常数, 蒸馏时为  $-0.125$ , 吸收时则为  $-0.073$ ;

其余符号同式2-8。

图2-3为上述二式的图解, 图中上面直线即为式2-8 (图中粘度项的指数为0.16, 但在一般液体的粘度范围内,  $\mu_L^{0.16}$ 与 $\mu_L^{0.2}$ 的数值相差极小), 下面直线为式2-9 ( $A = -0.073$ , 用下面线时纵座标函数中 $w_0$ 应改为 $w_c$ )。

事实上式(2-8)与(2-9)等号右边第一项的常数各家虽略有差别, 但对计算出来的气速数值影响不大。有的作者且取消这项常数 (即 $A=0$ )<sup>[12]</sup>, 即在图2-3的二线中间另作一线作为泛点线, 其结果亦很相近。此外用计算压降的通用关联图 (图2-4), 亦可以计算泛点, 实际上亦是接近于式2-8的一种图解方式。

式2-8及2-9反映了填料塔内气液二相逆流流动的基本规律。国内近年来的测定研究结果<sup>[12]</sup>表明, 该式除了对于拉西环外, 对于其他的新颖填料 (鲍尔环、矩鞍、阶梯环), 以及对于一些精密的丝网型填料的泛点数据, 只要调整系数 $A$ 的数值后, 都能得到很好的关联结果。

上述关联式中考虑了汽液相重度, 液相粘度等因素的影响。从物理概念上来看, 表面张力对于液泛应该是有一定影响的 (尤其是在易起泡沫的物系中), 但这方面的研究结果极少。虽亦有人提过一些考虑<sup>[13, 29]</sup>, 但尚不成熟, 有待于进一步做工作。

### (3) 填料层阻力

由图2-2可见到, 填料层的压降 (阻力), 可以区分为干填料及喷淋填料的情况。在干填料时, 其压降实际上即为流体通过多孔层的阻力问题, 在湍流时, 压降基本上与气速的平方成正比。在喷淋时由于填料表面被覆了液膜层, 比表面及空隙率均发生变化, 还有气液相的相对流动等问题, 流体力学状态亦在不断变化 (图2-2), 情况比较复杂。其计算方法亦很多, 有的先计算干塔压降, 然后加入喷淋时的修正系数, 有的则直接加以关联。本书将主要介绍通用关联图方法, 该法只要用一个参数 (填料因子 $\phi$ ), 即可关联每一种填料的泛点速度及压降值的全部数据, 物理概念清楚, 简便实用, 计算结果的精确程度, 能满足工程实用的要求。

而且通过 $\phi$ 值的大小,便很容易定量的比较不同填料的流体力学性能。通用关联图目前在国际上也是公认为填料塔流体力学性能的较好表达方式。此外,还将介绍阻力系数法及Leva法。

应予指出:(a)前已述及,填料塔(特别是乱堆填料)的特性数据本身是一个宏观的统计数值,所以填料塔的压降亦不是一个绝对固定的数值,填料的不同装填方式,装填的快慢,塔径大小,使用时间之久暂,操作是否注意平稳等,都会影响压降数值。(b)在安装及操作中,如果填料因故造成部分破碎(例如骤冷骤热,或者突然增大气速等),则压降将大为增加。有的资料认为,如填料破碎2%,则压降增大约20%。(c)对于整个填料塔的压降,除了填料层本身外,如果支承板设计(将在13.2.2.(6.1)中另述)不妥,则支承板所引起的阻力亦将占很大数值。特别在小塔中容易有此问题,设计时应注意。

### (3.1) 填料层压降的通用关联图

填料层的压降的通用关联图,以 $\frac{I_L}{G} \left( \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \right)^{1/2}$ 为横坐标,纵坐标则最早Sherwood及Lobo等采用 $\frac{w^2}{g} \left( \frac{a}{e^3} \right) \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \mu_L^{0.2}$ 数群<sup>[9]</sup>,后来Leva提出在该数群中再乘以液相重度校正系数 $\psi^{[4]}$ ,并正式提出等压降线的概念,近年来Eckert<sup>[13]</sup>又提出校正系数采用 $\phi$ 比 $\psi^2$ 可更符合多数的数据,且用一个由试验实测得的填料因子 $\phi$ 来代替计算得的干填料因子 $(a/e^3)$ 。

这样的通用图,可比较清楚地显示出压降与泛点、填料因子、气液比等参数的关系,而且也可以用于其他的乱堆填料,如鲍尔环、鞍形填料等。在设计中还便于选定合适的压降后计算相应的气速。

图2-4是参照Eckert的通用图,并将图中的等压降线改用公制参数重新绘制而成。此外并将关于整砌拉西环及弦栅填料的二根泛点线<sup>[4]</sup>亦绘在图上,以便参考。

Eckert曾对各种填料通过试验测定其有效的填料因子 $\phi$ <sup>[13]</sup>,但这些填料都是英制规格的。我国化工工作者参照这些 $\phi$ 值并根据国内拉西环的规格,估算了国产填料的 $\phi$ 值,列于表2-1及2-3中,供目前设计时用。今后仍宜结合国内情况,进一步测定和积累这方面的数据。

到目前,图2-4的等压降线尚只用于乱堆填料,整砌填料的 $\phi$ 值尚有待于今后进行测试研究工作(计算整砌填料的压降可采用下一节的阻力系数法)。使用图2-4中的整砌拉西环泛点线时,纵坐标中 $\phi$ 项改用表2-2中的 $(a/e^3)$ 值。

使用图2-4时,先根据工艺条件及选定的空塔速度 $w$ ,分别定出纵、横坐标值,其垂直线与水平线交点所在的等压降线(或其内插值)即为压降。

[例]已知:液量 $=4\text{m}^3/\text{h}$ , 气量 $=900\text{m}^3/\text{h}$ ,  
 $\gamma_G=1.3\text{kg}/\text{m}^3$ ,  $\gamma_L=850\text{kg}/\text{m}^3$ ,  
 $\mu_L=0.8\text{cP}$ 。

塔径 $D=800\text{mm}$ 。采用乱堆的 $\phi 25\text{mm}$ 瓷拉西环填料,层高 $5\text{m}$ ,试计算其压降。

解:空塔气速 $w = \frac{900}{3600 \times 0.785(0.8)^2} = 0.5\text{m}/\text{s}$

由表2-1填料因子 $\phi = 450\text{m}^{-1}$

液相重度校正系数 $\psi = \frac{1000}{850} = 1.18$ ,

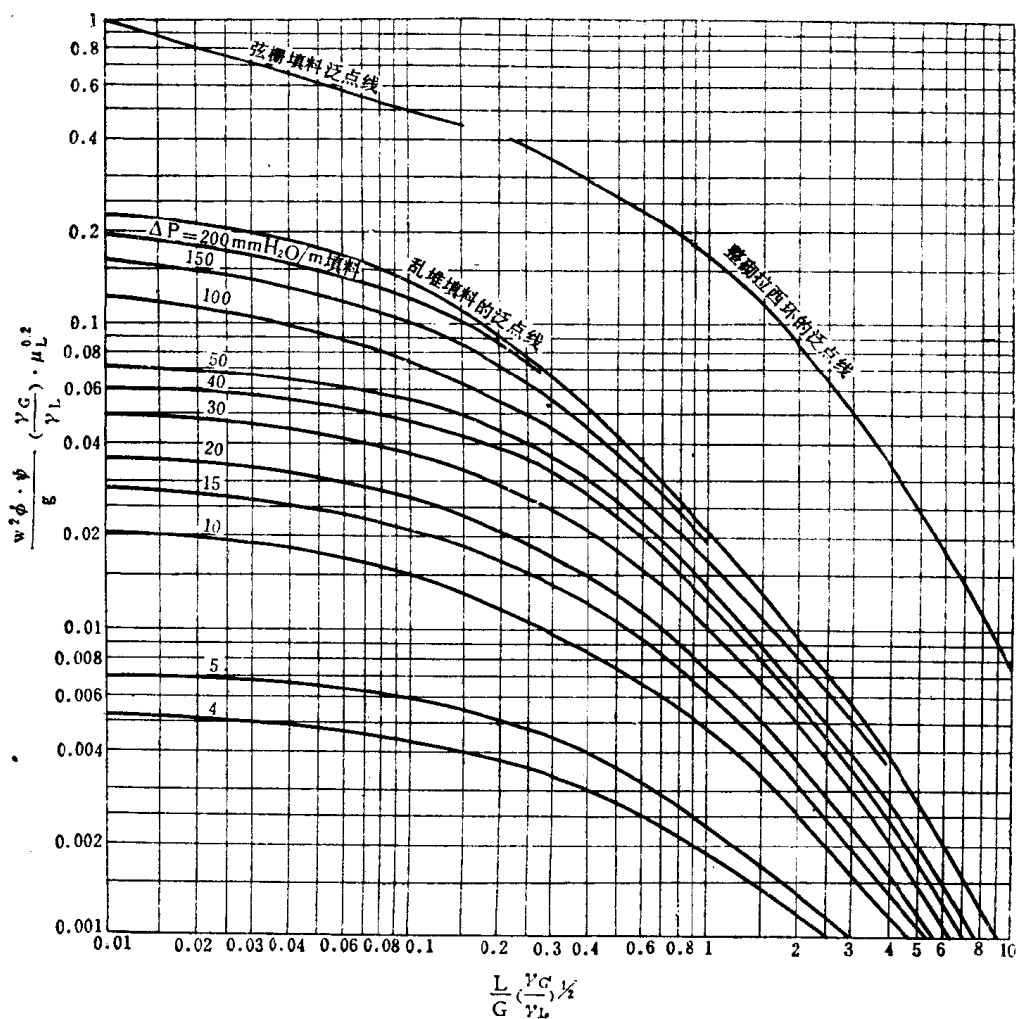


图 2-4 填料层压降的通用关联图

- L—液相流量, kg/h;
- G—气相流量, kg/h;
- $\gamma_G, \gamma_L$ —气相及液相重度,  $\text{kg/m}^3$ ;
- w—空塔气速, m/s;
- g—重力加速度,  $9.81\text{m/s}^2$ ;
- $\mu_L$ —液相粘度, cp;
- $\phi$ —填料因子 (见表2-1~2-3),  $\text{m}^{-1}$ ;
- $\psi$ —液相重度校正系数, 即水的重度与液相重度之比,  $\psi = \gamma_{*} / \gamma_L$ 。

$$\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\gamma_G}{\gamma_L}} = \frac{4 \times 850}{900 \times 1.3} \sqrt{\frac{1.3}{850}} = 0.114$$

$$\frac{w^2 \cdot \phi \cdot \psi}{g} \left( \frac{\gamma_G}{\gamma_L} \right) \cdot \mu_L^{0.2} = \frac{(0.5)^2 \times 450 \times 1.18}{9.81} \left( \frac{1.3}{850} \right) \cdot (0.8)^{0.2} = 0.0198$$

由图2-4  $\Delta P' = 14.5\text{mmH}_2\text{O/m}$ 填料  
 故填料层的总压降为  $14.5 \times 5 = 72.5\text{mmH}_2\text{O}$

(3.2) 阻力系数法<sup>[5]</sup>求压降

填料层的压降, 可用流体力学中常用的阻力系数形式来表达:

$$\Delta P = \zeta \cdot Z \cdot \frac{w^2 \gamma_G}{2g} = 0.051 \cdot \zeta \cdot Z \cdot w^2 \gamma_G \quad (2-10)$$

式中  $\Delta P$ ——填料层的压降,  $\text{kg}/\text{m}^2$ ;

$\zeta$ ——阻力系数;

$Z$ ——填料层的高度,  $\text{m}$ ;

$w$ ——空塔气速,  $\text{m}/\text{s}$ ;

$\gamma_G$ ——气体重度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m}/\text{s}^2$ 。

由式2-10显然可见, 阻力系数 $\zeta$ 的物理意义就是每米高的填料层所损耗的速度头数。 $\zeta$ 为填料尺寸与液体润湿率 $L_w$ 的函数, 可由图2-5及2-6求得。

液体润湿率 $L_w$ 的定义为: 单位周边上的液体流量, 对于普通的填料, 可以认为单位塔截面的周边即等于单位体积的表面积 (即比表面 $a$ )。

曲线编号	填料规格, mm
平 栅 条	
1	25×25×1.6
2	25×50×1.6
3	25×25×6
4	25×50×6
齿 形 栅 条	
5	100×100×13
6	50×50×9.5
7	38×38×5
正 砌 瓷 环	
8	100×100×9.5
9	76×76×9.5
10	76×76×6
11	50×50×6
12	50×50×5
乱 堆 金 属 环	
13	50×50×1.6
14	25×25×1.6
15	13×13×0.8
乱 堆 瓷 环	
16	76×76×9.5
17	50×50×6
18	50×50×5
19	38×38×5
20	25×25×2.5
22	13×13×1.6
乱 堆 石 墨 环	
17	50×50×6
24	25×25×5
22	13×13×1.6
石 英 石	
29	50
30	13~30

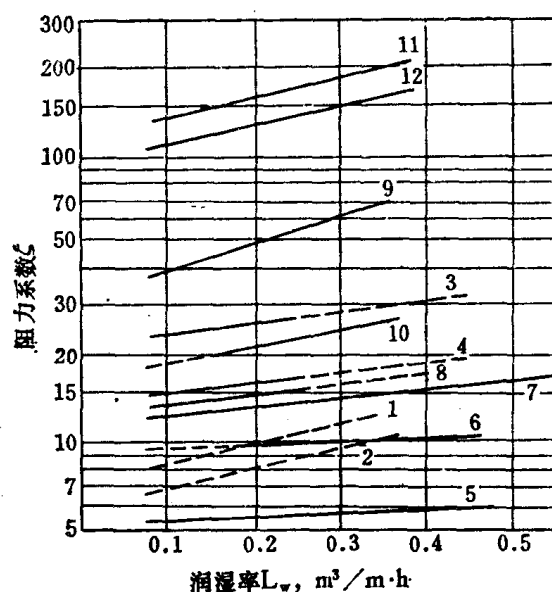


图 2-5 整砌填料的阻力系数

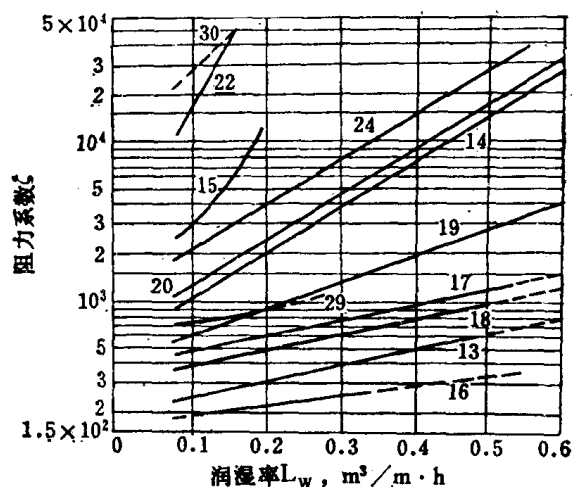


图 2-6 乱堆填料的阻力系数<sup>(3)</sup>

$$L_w = \frac{L' \cdot A}{l} = \frac{L'}{a} \quad (2-11)$$

式中  $L_w$ ——润湿率,  $m^3/m \cdot h$ ;  
 $L'$ ——喷淋密度,  $m^3/m^2 \cdot h$ ;  
 $A$ ——塔截面,  $m^2$ ;  
 $l$ ——周边,  $m$ ;  
 $a$ ——填料的比表面,  $m^2/m^3$ 。

用此法计算压降, 比较简便, 但与前法比较, 不足之处是没有反映液相重度 $\gamma_L$ 的效应, 一般情况下对结果的影响不大, 当液相重度与水相差很大时, 则应注意校正。

[例]同上例题, 试用本法求压降。

由表2-1  $\phi 25$ 瓷环的比表面为 $190m^2/m^3$ 。

$$\text{喷淋密度 } L' = \frac{4}{0.785 \times (0.8)^2} = 8m^3/m^2 \cdot h$$

$$\text{由式 2-11 润湿率 } L_w = \frac{8}{190} = 0.0421m^3/m \cdot h$$

由图2-5将第20曲线外延, 可得 $\zeta=850$ 。由式2-10,

$$\Delta P = 0.051 \times 850 \times 5 \times 0.5^2 \times 1.3 = 70.5mmH_2O。$$

### (3.3) Leva<sup>[4]</sup>法求压降

Leva对湍流条件下压降的关联式如下:

$$\Delta P = \alpha \cdot 10^{\beta L} \frac{G^2}{\gamma_G} Z \quad (2-12)$$

式中  $\Delta P$ ——填料层压降,  $kg/m^2$ ;  
 $L$ ——液体的质量流速,  $kg/m^2 \cdot s$ ;  
 $G$ ——气体的质量流速,  $kg/m^2 \cdot s$ ;  
 $\gamma_G$ ——气体重度,  $kg/m^3$ ;  
 $\alpha$ 、 $\beta$ ——常数见表2-4;  
 $Z$ ——填料层高度,  $m$ 。

表 2-4 拉西环的 $\alpha$ 、 $\beta$ 值 (乱堆)

填料直径 mm	$\alpha$	$\beta$	液相的质量流速 $kg/m^2 \cdot s$	填料直径 mm	$\alpha$	$\beta$	液相的质量流速 $kg/m^2 \cdot s$
10	264	0.0837	0.966~5.8	32	32	0.047	0.966~14.5
15	173.5	0.0837	0.386~11.6	40	21.9	0.047	0.966~19.32
20	75.4	0.053	2.42~14.5	50	13.5	0.0347	0.966~27
25	54.5	0.051	0.483~36.2				

表2-4中的 $\alpha$ 及 $\beta$ 值是国外文献上的数字, 对于国内规格的拉西环, 计算结果可能稍有出入, 仅作参考使用。

Leva式事实是式2-10的另一种表达方式, 当图2-5或2-6中的 $\zeta$ 线为直线时, 代入式2-10中, 即可导出式2-12。当需要由局部条件下的测定数据导出规律性的关联时, 这类方法是

有用的。

#### (4) 持液量

填料层操作时在填料空隙中及填料表面上所积存的液量称为持液量，其表示单位为 $\text{m}^3$ 液体/ $\text{m}^3$ 塔容积。持液量可分为二部分：(a) 静持量：当填料塔停止喷淋液体及停止排滴后塔内所积持的液量称为静持量。静持量只取决于填料特性及液体性质，而与液体喷淋量无关。

(b) 动持量：当填料塔停止喷淋液体后排滴出来的液量称为动持量。动持量除了与填料及液体特性有关外，还与液体喷淋密度有关，但在载点以下时，与气速无关。静持量与动持量之和，即为总持液量。

在一般情况下，填料塔设计时不一定需要计算持液量，但持液量对过程传质则有较大关系，一般希望持液量小为好，大则增加塔的重量，减少塔的空隙率，增加压降。对于间歇蒸馏或过渡过程，当填料层持液量达到一定数量时（例如大于塔釜持液量的5%时），则对过程本身有影响：一方面能降低塔的分率，增大中间馏份数量，在精密精馏中还会增长所需开工时间；但亦有有利方面，例如具有“惯性效应”，并使操作线往下挠曲，在一定的回流比范围内，增大持液量可以改善分离效率。持液量的总效应是不利抑有利，取决于具体情况下是哪一因素起主导作用。

持液量至今未有较完善的计算方法。Leva综合了一些乱堆填料的试验数据，如图2-7，适用于载点以下的情况，可供参考<sup>[4]</sup>。另外，亦可按后述的式2-69估算之。

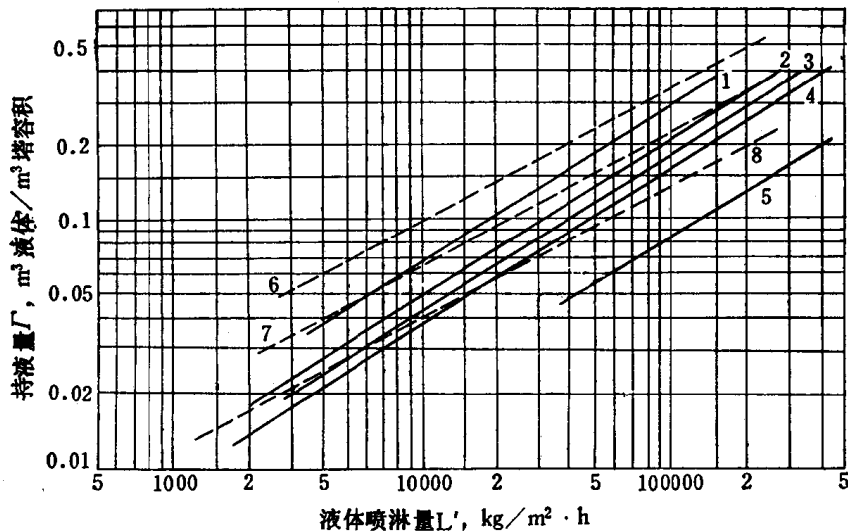


图 2-7 拉西环与鞍形填料的持液量<sup>[4]</sup>

1— $\phi 9.5$ 瓷拉西环；2— $\phi 13$ 瓷拉西环；3— $\phi 16$ 瓷拉西环；4— $\phi 25$ 瓷拉西环；5— $\phi 50$ 金属拉西环；6—6mm鞍型填料；7—13mm鞍型填料；8—1"鞍型填料

#### (5) 传质及塔高计算

##### (5.1) 填料塔的传质

确定填料塔的塔高，就是确定所需要的传质设备容量，当传质负荷（即传质量，或传质单元数，或理论板数）已定后（这一般是由工艺要求提出的），问题就变成求取单位传质面所能传递的质量（传质系数），或每个传质单元所需的塔高（传质单元高度），或相当于每个

理论板所需的填料高度（等板高度）。这些问题实质上就是研究填料设备的传质规律。填料层的传质是一个比较复杂的问题，至今还不断有人提出新的理论问题（例如有关传质机理的溶质渗透论和表面更新论等各种学说）和新的计算概念（例如考虑由于塔内液体分布而引起的不均匀有效表面率等问题），而很多传质研究的数据至今未能有很好的统一关联方式。本节将只介绍几种设计中使用的计算方法——

传质系数法、传质单元高度法及等板高度法，而重点介绍较有实用价值的后二种方法。

应当注意，由于上述的复杂因素，在确定传质设备容量时，应当尽量有分析地参考实际数据（当然也要注意有些生产装置，由于原设计的欠妥或者操作的因素，所得出的表观数据有时是偏保守的或者是估计不足的，实际应可达到更好情况，对此应采取科学的分析方法）。在缺乏适应于所处理的具体条件的数据时，才用这些通用方法予以估计，并对所得结果仍要结合具体情况加以分析，避免照套。

现将几个基本参数作简要的说明，这

里只定量地介绍一些必须用到的定义，以便进行设计计算。如欲进一步研究其详细的理论分析和推导，请参阅专书<sup>[5,9,11]</sup>。

### (5.1.1) 传质系数和传质单元

#### 1. 用传质系数表示的填料高度计算式

在一个逆流接触的填料塔内，设气相及液相流量为  $G_M$  及  $L_M$ ，传质组份的液相及气相浓度为  $x$  及  $y$ ，填料层高度为  $Z$ 。（图2-8），则：

$$dW = G_M \cdot dy \quad (2-13)$$

$$\text{又} \quad dW = K_G \cdot a \cdot A_T \cdot dZ (y - y^*) \quad (2-14)$$

将上述二式联立，可得：

$$dZ = \frac{G_M}{K_G \cdot a \cdot A_T} \cdot \frac{dy}{y - y^*} = \frac{G_M'}{K_G \cdot a} \cdot \frac{dy}{y - y^*} \quad (2-15)$$

在同一个塔内  $G_M' / K_G \cdot a$  的数值一般变化不大，可取其平均值而视作定数，故可将上式积分而求得填料层高：

$$Z = \frac{G_M'}{K_G \cdot a} \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (2-16)$$

式中  $W$ ——传质过程中被传递的组分量， $\text{kgmol/h}$ ；

$G_M$ ——气相总流量， $\text{kgmol/h}$ ；

$G_M'$ ——气相质量流速， $\text{kgmol/m}^2 \cdot \text{h}$ ；

$y, x$ ——被传递组分在气相及液相中的摩尔分率；

$y^*$ ——与液相浓度  $x$  平衡的气相浓度，摩尔分率；

$A_T$ ——塔的截面， $\text{m}^2$ ；

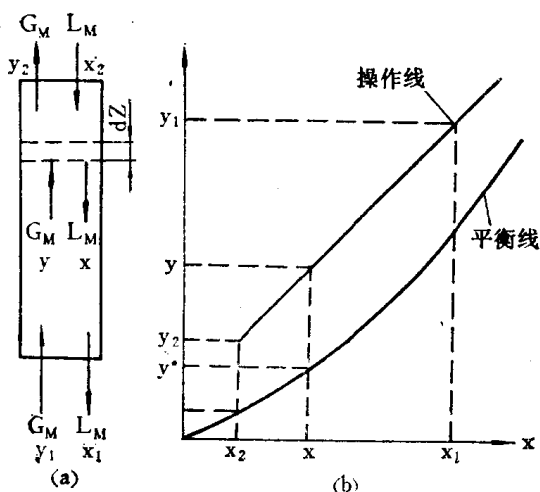


图 2-8 逆流塔内的物料平衡

- $a$  ——填料的比表面,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $Z$  ——填料层高,  $\text{m}$ ;  
 $K_G$  ——按气相计算的传质总系数,  $\text{kgmol}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \Delta y$ 。资料上有时用分压表示的气相总传质系数  $K_G''$ ,  $\text{kgmol}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{atm}$ 。

$$K_G = K_G'' \cdot P \quad (2-17)$$

上式中  $P$  为系统压力。

根据传质的双膜理论, 气相传质总系数  $K_G$  (或液相总系数  $K_L$ ) 系由气膜传质系数  $k_G$  及液膜传质系数  $k_L$  所组成, 总系数与膜系数之间有下列关系:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \quad (2-18)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{mk_G} + \frac{1}{k_L} \quad (2-19)$$

$m$  为气液平衡常数,  $m = y/x$ , 对于符合亨利定律的稀溶液, 平衡线为一直线, 则  $m$  即为其斜率。

式2-16一般需用图解积分法解算 (参阅图2-9)。但当平衡线与操作线均为直线时, 式2-16可积分成下式:

$$Z = \frac{W}{K_G \cdot a \cdot A_T \cdot \Delta y_{av}} \quad (2-20)$$

此时过程的推动力可用塔顶和塔底的对数平均浓度差  $\Delta y_{av}$  来表示:

$$\Delta y_{av} = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{2.303 \log \frac{y_1 - y_1^*}{y_2 - y_2^*}} \quad (2-21)$$

播磨、笠井<sup>[23]</sup>对于传质分系数  $k_G''$  及  $k_L$  提出如下的计算公式:

$$k_G'' = 1.195 \left[ \frac{D_P G}{\mu_G (1 - \varepsilon)} \right]^{-0.36} \left( \frac{\gamma_G D_G}{\mu_G} \right)^{2/3} \left( \frac{G_M}{P_{BM}} \right) \quad (2-22)$$

$$k_L = 0.015 \left( \frac{L}{a \mu_L} \right)^{1/2} \left( \frac{\mu_L}{\gamma_L D_L} \right)^{-1/2} \left( \frac{\mu_L g}{\gamma_L} \right)^{1/3} (a D_P)^{0.4} \quad (2-23)$$

对于按气相和液相计算的传质总系数  $K_{G,c}$  及  $K_{L,c}$ :

$$\frac{1}{K_{G,c}} = \frac{1}{\beta k_L H} + \frac{1}{k_G''} \quad (2-24)$$

$$\frac{1}{K_{L,c}} = \frac{1}{\beta k_L} + \frac{H}{k_G''} \quad (2-25)$$

式中  $k_G''$  ——气膜传质系数,  $\text{kgmol}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{atm}$ ;

$k_L$  ——液膜传质系数,  $\text{m}/\text{h}$ ;

$\gamma_L, \gamma_G$  ——液体、气体重度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\mu_L, \mu_G$  ——液体、气体粘度,  $\text{kg}/\text{m} \cdot \text{h}$ ;

$L, G$  ——液体、气体质量流速,  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ;

$D_L, D_G$  ——液体、气体扩散系数,  $\text{m}^2/\text{h}$ ;

$G_M$  ——气体质量流速,  $\text{kgmol}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ;



- $g$ ——重力加速度,  $m/h^2$ ;  
 $a$ ——填料的比表面积,  $m^2/m^3$ ;  
 $D_p$ ——填料的公称直径,  $m$ ;  
 $\beta$ ——对于化学吸收过程的八田数 (参见第1篇表2-1), 对于物理吸收过程  $\beta = 1$ ;  
 $\epsilon$ ——填料空隙率 (干填料);  
 $P_{BM}$ ——气相中惰性气体分压的对数平均值,  $atm$ ;  
 $H$ ——亨利系数,  $kgmol/m^3 \cdot atm$ ;  
 $K_{G,c}$ ——按气相推动力计算的传质总系数,  $kgmol/m^2 \cdot h \cdot atm$ ;  
 $K_{L,c}$ ——按液相推动力计算的传质总系数,  $m/h$ 。

上述传质总系数  $K_{G,c}$  及  $K_{L,c}$  均系按照塔内的有效传质面积  $a_c$  计算的, 当代入按照填料比表面积  $a$  计算的  $K_G$ 、 $K_L$  的式中时 (式2-13至2-20), 应作如下校正:

$$K_G'' = K_{G,c} \left( \frac{a_c}{a} \right), \quad K_L = K_{L,c} \left( \frac{a_c}{a} \right) \quad (2-25 a)$$

$$a_c = \frac{0.11}{D_p (Fr_L)^{0.5}} (We)^{2/3} \quad (2-25 b)$$

$$Fr_L = \frac{L^2}{\gamma_L^2 \cdot g \cdot D_p} \quad (2-25 c)$$

$$We = \frac{D_p \cdot L^2}{\gamma_L \cdot \sigma \cdot g} \quad (2-25 d)$$

- 式中  $a_c$ ——有效传质面积,  $m^2/m^3$ ;  
 $\sigma$ ——液相表面张力,  $kg/m$ ;  
 其他符号的单位及定义同式2-22及2-23。

## 2. 用传质单元表示的填料高度计算式

上节所述的传质系数方法中, 传质系数的数值随操作参数 (如物性及流速等) 而变化很大, 使用不便, 因此在实际设计工作中常将其变换成为传质单元的形式, 较便于实用。

将式2-16的右边视为二项数字的乘积: 其中积分项  $\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*}$  之值表示此系统的分离难易程度, 称为“传质单元数”, 而  $\frac{G'_M}{K_G \cdot a}$  一项则视为相应于每个传质单元所需的填料高度, 称为“传质单元高度”。

$$\text{令 } H_{OG} = \frac{G'_M}{K_G \cdot a} \quad (2-26)$$

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \quad (2-27)$$

$$\text{则 } Z = H_{OG} \cdot N_{OG} \quad (2-28)$$

式中  $H_{OG}$ ——按气相计算的传质总系数  $K_G$  计算的传质单元高度, 简称《气相总传质单元高度》,  $m$ ;

$N_{OG}$ ——气相总传质单元数。

由同样情况, 可得: