

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Gas-Liquid Mass-Transfer Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.4 浮阀塔 (float valve tower)

8.5 塔板效率(Plate Efficiency)

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介(Introduction to packed tower)

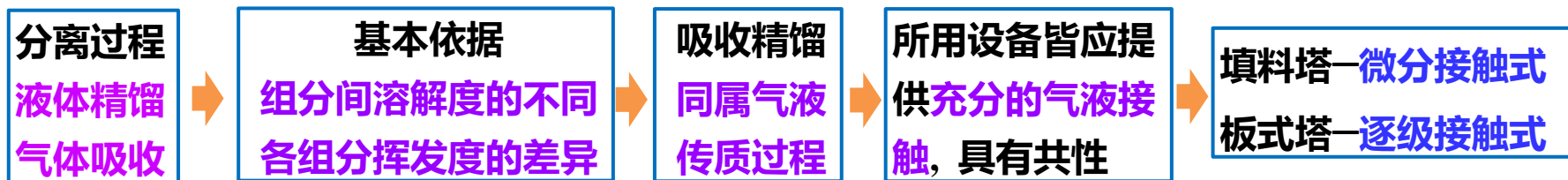
8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性 (Hydrodynamic behaviors in a packed tower)

8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)



气液传质设备在生产和结构上的基本要求:

- (1) **分离效率要高**。满足一定分离要求所需塔的高度低。
- (2) **生产能力在大**。单位塔截面积处理量大。
- (3) **操作弹性要高**。对某塔器, 操作时气液流量(气液负荷)的变化会影响分离效率。操作弹性 (flexibility) 是塔在一定液气比 L/V 操作时, 气相流量上、下操作极限之比值 V_{\max}/V_{\min} 。操作弹性大的塔必然 **适应性强**, 操作更稳定。
- (4) **气体阻力要小**。气体阻力小可使气体输送的功率消耗小。对真空精馏来说, 降低塔器对气流的阻力, 可减小塔顶、塔底间的压差, 降低塔底操作压强, 从而可降低塔底溶液泡点, 降低对塔釜加热剂的要求, 还可防止塔底物料的分解。
- (5) **结构要简单**。设备取材面广, 便于加工制造与维修, 价格低廉, 适用面广。

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介 (Introduction to packed tower)

- (1) 填料塔结构
- (2) 塔体形状与材质
- (3) 填料发展史
- (4) 填料材质
- (5) 填料作用
- (6) 沟流效应
- (7) 塔壁效应
- (8) 放大效应

8.1.1 填料塔简介

(1) 填料塔结构

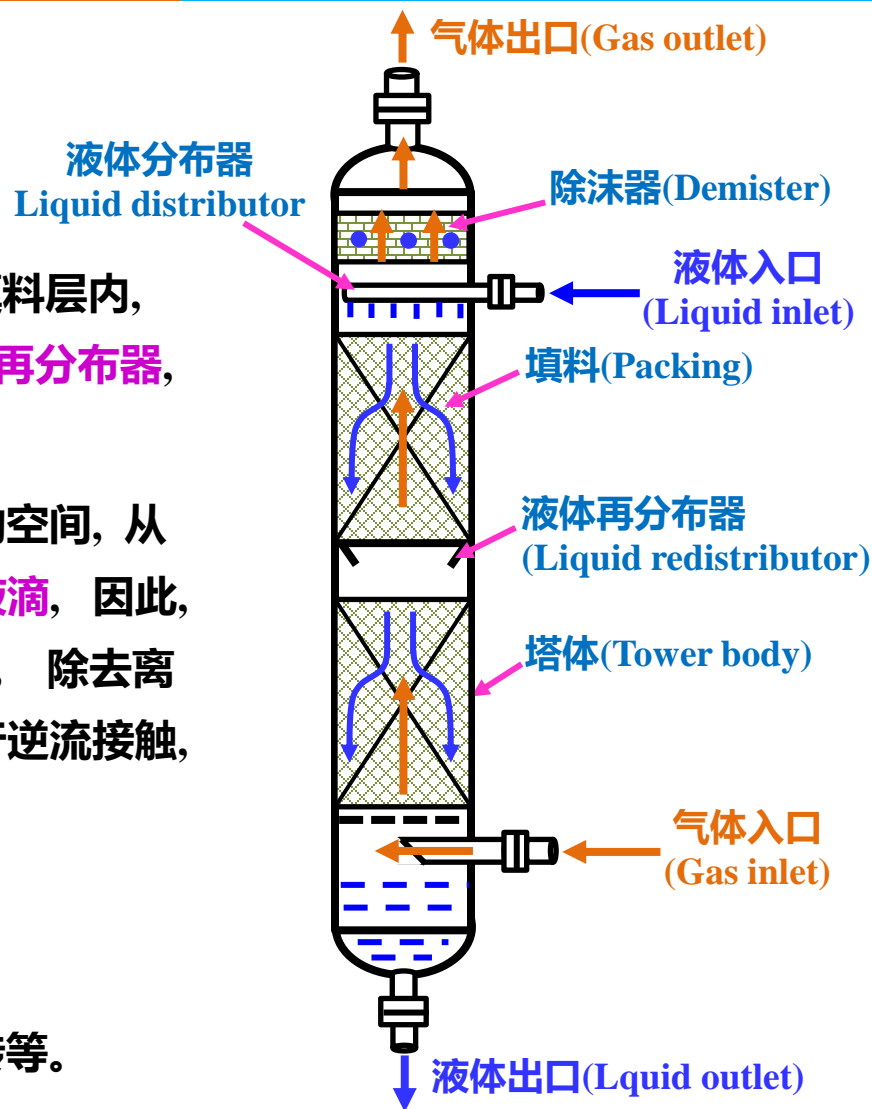
①**液体流动**。填料塔操作时，液体自塔上部进入，通过**液体分布器**均匀喷洒在塔截面的**填料层**上。在填料层内，液体沿填料表面呈**膜状**流下，各层填料之间设有液体**再分布器**，将液体重新均布于塔截面之后，进入下节填料。

②**气体流动**。气体自塔下部进入，穿过填料缝隙中的空间，从塔顶部排出。离开填料层的气体可能夹带少量雾状**液滴**，因此，需要在塔内顶部安装**除沫器**(与萃取精馏吸收段类似)，除去离开塔顶所体中的微小液滴。气液两相在填料塔内进行逆流接触，填料上的**液膜表面**即为气液两相的主要**传质表面**。

(2) 塔体形状与材质

塔体**截面**：圆形、矩形及多边形等；

塔壳**材质**：碳钢、不锈钢、聚氯乙烯、玻璃钢或砖等。



(3) 填料发展史

填料塔早期以**碎石**为填料，碎石比表面积小，空隙率低，堆积密度大，造成塔体很重。自20世纪初至20世纪中叶，先后出现了：

- ①拉西环(Rasching rings, 1914年)
- ②金属纱网规则填料(Stedman, 1937年)
- ③弧鞍形填料(Berl saddle, 1934年)
- ④鲍尔环(Pall rings, 1940S)
- ⑤阶梯环(Cascade ring, 1970S)
- ⑥矩鞍形填料(Intalox saddle, 1970S)等

这些新型填料的出现，使填料塔的操作性能得到显著改进。填料塔最初出现在19世纪中叶，在1881年用于精馏操作。

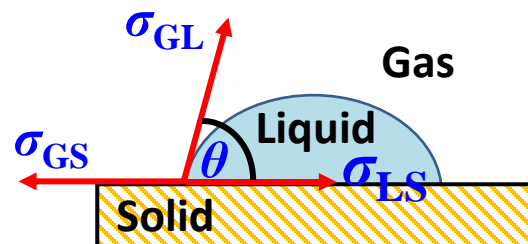
(4) **填料材质** 碳钢、不锈钢、陶瓷、聚丙烯、增强聚丙烯等，取材广，易解决物质腐蚀问题

(5) 填料的作用

①**提供气液接触表面**。气液在塔内逆流接触，下降液体润湿填料表面并形成液膜，液膜表面是气液两相**传热**的场所，填料润湿越充分，气液接触面积越大。液体在填料表面能否成膜，与填料表面润湿性有关。

液体自动**成膜**条件： $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} \times \cos\theta = \sigma_{GS}$

气相呈**湍动**、液相呈**膜状**流动时传质效果**较好**，而液相湍动传质效果较差。



- a) $\theta=0$, $\cos\theta=1$, $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} = \sigma_{GS}$, **完全润湿**
- b) $\theta<90^\circ$, $\cos\theta<1$, $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} < \sigma_{GS}$, **部分润湿**
- c) $\theta=90^\circ$, $\cos\theta=0$, $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} < \sigma_{GS}$, **是否分界线**
- d) $\theta>90^\circ$, $\cos\theta<0$, $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} < \sigma_{GS}$, **不能润湿**
- e) $\theta=180^\circ$, $\cos\theta=-1$, $\sigma_{LS} + \sigma_{GL} < \sigma_{GS}$, **完全不润湿**

(5) 填料作用

- ② **促进液相均匀分布**。当液体进入填料层，下降流动的路径是**随机**的，会自动呈**锥形**逐渐散开，具有自动均布液体的功能。
- ③ **促进液膜表面更新**。当液体从一个填料的表面流至下一个填料的表面过程中，在接触点处经历了液体**混合与再铺展**，原来在液膜**内层**的液体可能转而处于**表层**，而原来处于表层的液体可能转入内层，由此产生液膜表面更新现象，使液相传质显著增强。
- ④ **表面更新传质机理**。参看图8-1，当液体通过
- 在填料间的接触点刚流至下一个填料的表面 τ_0 时，只有在气液**界面处**因汽液平衡，液相**表面**浓度跃增为 C_s 以外，其余**液相主体**浓度仍保持为 C_0 ，如图8-1中 τ_0 时浓度分布曲线所示。
- 随着液体沿该填料表面向下流动，设气液界面处液相浓度 C_s 变，由于组分扩散，液相浓度逐渐变化，如 τ_1 、 τ_2 、 τ_3 等时刻的浓度分布曲线所示

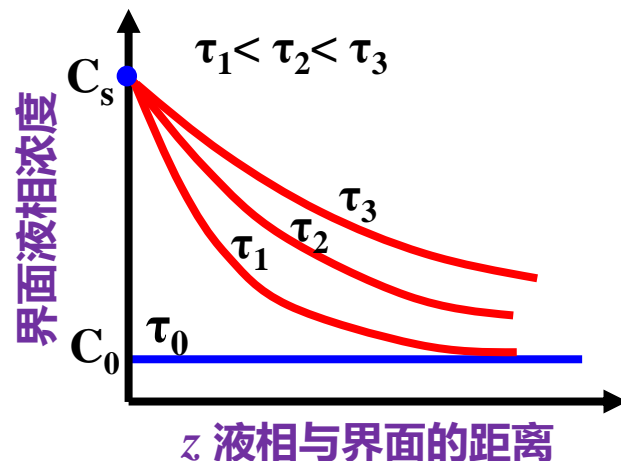
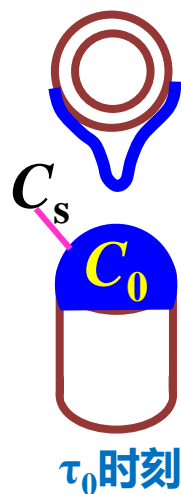
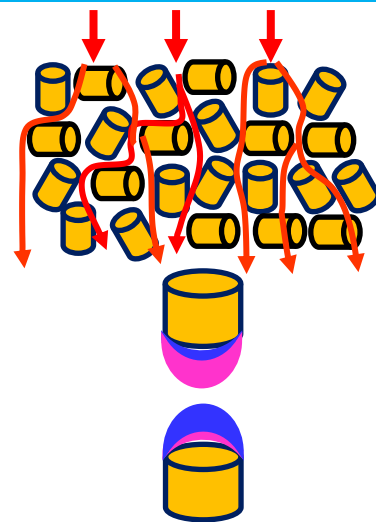


图8-1 填料表面液层内浓度随时间及与界面距离的变化

当液体流至该填料与下一个填料的接触点进行混合时，液体似受到一次强制性的扰动，气液界面处的组分迅速传递到液相内部，实现了液相浓度的均匀一致。第一次混合后的液相平均浓度 C_1 明显要高于 τ_0 时的液相平均浓度 C_0 。传质速率随着液体沿填料向下流动因浓差($C_s - C_i$)的减小而逐渐降低。

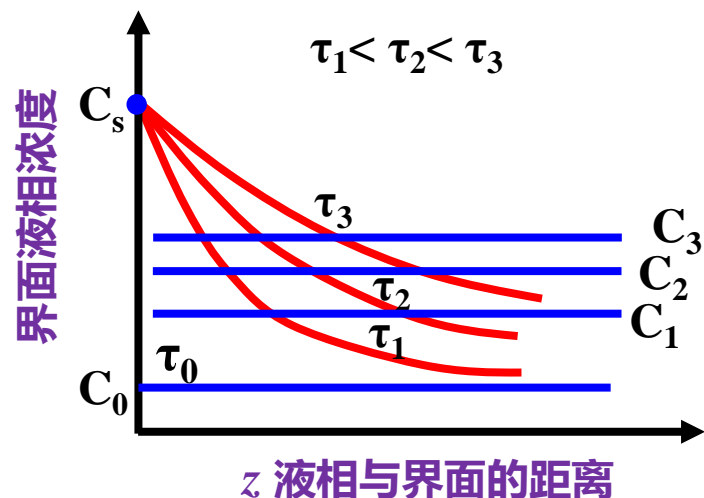
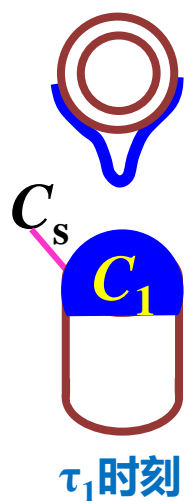
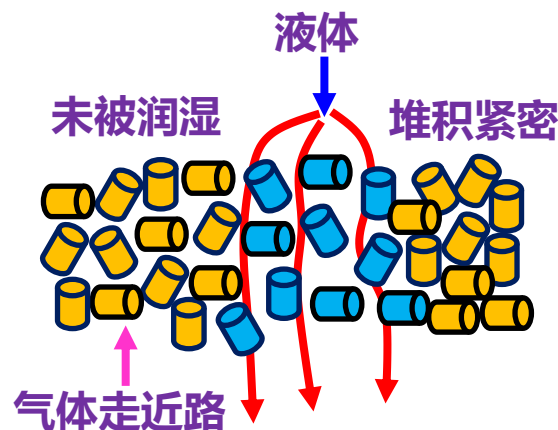


图8-1 填料表面液层内浓度随时间及与界面距离的变化

(6) 沟流现象

填料塔操作时，存在气液两相在塔横截面上分布不均匀的现象，即气液流动产生偏流，其结果必减少气液接触机会，影响传质效果。液体的偏流称为“沟流”(channeling)，其原因：

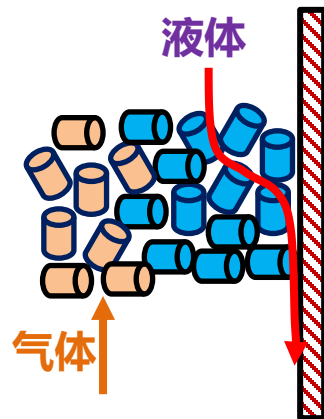
- ①一方面因液体并不能全部润湿填料表面，而液体只沿润湿表面流下，形成沟流；
- ②另一方面因填料自某些接触点得到液体，又从某些接触点流走液体，液体来去之间总优先走近路。即使填料表面全部润湿，仍存在液流不均匀问题。



(7) 塔壁效应

液体进入填料层后，有向四周流开的可能，液流方向是随机的。但液体通过填料流至塔壁后，即**顺塔壁**流下，基本上不再返回填料层中，有朝**塔壁汇集**的趋向，即存在“塔壁效应”，导致：

- ① 填料层**中心**部位液流量明显**减小**，甚至出现干填料区。
- ② 加剧了气体**优先**流过空隙大、阻力小的填料层区域的趋势。



(8) 放大效应

随着塔径的增大，塔内**气液分布不均**现象更趋严重，称为填料塔的“放大效应”。解决“放大效应”的常见措施有：

- ① 改进塔顶液体原始喷淋的均匀性，多设**喷淋点**；
- ② 在填料层中设置**液体再分布器**；
- ③ 控制塔径与填料尺寸的**比例**等；
- ④ 采用新型**高效填料**使气液分布情况得到改善，减小沟流现象。

由于采用多种有效措施，目前填料塔的放大问题已得到一定程度的解决，塔径超过10m的填料塔当前已并不鲜见。

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介(Introduction to packed tower)

✓8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

✓8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

8.1.2.1 填料种类

(1) 散堆填料(Dumped packings)

- ①拉西环及改进 ②鲍尔环 ③阶梯环 ④弧鞍形填料
- ⑤矩鞍形填料 ⑥环鞍形填料 ⑦共轭环填料

(2) 规整填料(Stacked packings, structured packings)

1)规整填料特点

2)规整填料类型

- ①波纹填料
- ②格栅填料
- ③脉冲填料

8.1.2.2 填料特性

8.1.2.1 填料的种类

(1) **散堆填料**—具有一定几何形状和尺寸的颗粒体，在塔内以散堆的方式堆积

① 拉西环及其改进型

a) **拉西环**。外径与高度相等(高径比1:1)的薄壁圆环。

材质：金属、塑料、陶瓷、石墨等。

优点：研究充分，数据资料多，可为新型填料提供借鉴。

缺点：拉西环乱堆时，容易产生**架桥**、**空穴**等现象，造成填料层内液体的**偏流**、**沟流**、**股流**甚至严重的**壁流**现象，基本被淘汰。



拉西环填料

b) **θ环**、**十字环**、**螺旋环**。拉西环的改进：采用增大填料**比表面积**的方法来提高分离效率。

θ环(勒辛环)：在拉西环内加一个**竖直**隔板；

十字环：在拉西环内加一个**十字形**隔板；

螺旋环：在拉西环内加单头、双头或三头**螺旋形**隔板



θ环



十字环



Double-spiral ring Triple-spiral ring

c) **短拉西环**。高径比是1:2，与同直径的拉西环相比，压降小和分离效率高。



短拉西环
(高径比1:2)



拉西环
(高径比1:1)

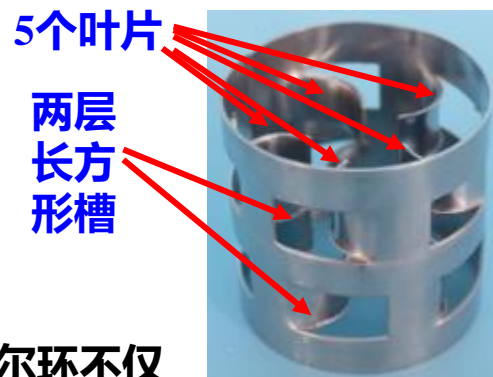
②**鲍尔环**：对拉西环的缺点改进，有金属、塑料和陶瓷等。

a) 在环周壁开两层**长方形槽**，每层有**5个槽**，每层槽的**5个叶片**一端与环壁相连，另一端弯向环中心并相搭。

b) 上下两层槽孔**交错**排列。开槽面积占整个壁面积的35%左右

c) 壁面开槽是填料史上一重大进展。气、液两相可以从长方形

槽中通过，环的内表面**润湿率**大大提高，气体**绕流**路径减短，因此，鲍尔环不仅具有较大的生产**能力**、较低的**压降**及较高的分离**效率**，性能全面优于拉西环。



鲍尔环

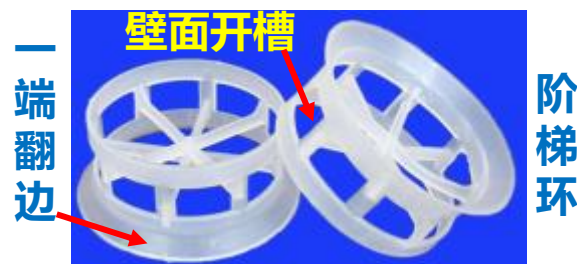
③**阶梯环**：结构类似鲍尔环，但高度减半，高径比小，填料一端为喇叭口形状的翻边。

a) **壁面开槽**：气体绕流路径**短**，阻力**低**，填料表面润湿率**高**。

b) **一端翻边**：翻边结构增加了填料的机械强度，增大了填料间的**空隙**，改善了液体分布。

c) **低高径比和翻边非对称性**：增加了填料投放时的**定向**概率，填料床层的**均一性**大大提高，减少了气液两相的不良分布。

d) 与鲍尔环相比，**通量**高：同样的液体流量下，气体液泛速度高10% ~ 20%；**压降低**：同样气速下，压降降低30%~40%；**效率高**：效率提高约5%~10%；**操作弹性**大：液气比L/G可在0.05~50范围内操作；**最小润湿速率**小。



阶梯环

第8章 塔设备 8.1填料塔—2.2填料种类与特性 .1填料的种类 (1)散堆填料

④**弧鞍形填料** 表面全部展开的具有**马鞍**形状的填料，应用不久被矩鞍形填料所取代。

a)**优点**：装填在塔内呈相互搭接状态，通道成弧形，**空隙率高**，**气体阻力小**，液体分布性能好，填料表面**润湿率高**，其流体力学和传质性能都优于拉西环。

b)**缺点**：易相互**套叠**而表面不能充分利用，影响传质效率



陶瓷
弧鞍
填料

⑤**矩鞍形填料** 与弧鞍形填料不同，矩鞍形填料的**两端由圆弧形改为矩形**，且两面**大小不等**，堆积时**不会套叠**，液体分布均匀。**瓷质矩鞍形填料**是采用最多的一种，还有**塑料矩鞍形填料**。



矩
鞍
环

⑥**环鞍形填料(IMTP)** 把环形、鞍形结构融于一起，集中了鲍尔环、矩鞍形、阶梯环三者优点，在散装填料中具有**低压降、高通量、液体分布性能好、传质效率高、操作弹性大**等优良的综合性能和优势。与鲍尔环相比，IMTP的**通量提高15%~30%**，**压降降低10%~70%**，**效率提高10%左右**



环鞍
形填
料

⑦**共轭环填料** 结合环形和鞍形填料优点，采用**共轭**曲线肋片结构、两端**外卷边**及合适的长径比，填料间、填料与塔壁间均为点接触，不产生叠套。**孔隙均匀，阻力小**，乱堆时取**定向排列**，具有规整填料的特点。有较好的流体力学和传质性能，由塑料、金属和陶瓷加工。

连续相切的一对曲线



外
卷

8.1.2 填料的种类与特性 (Types and characteristics of packings)

8.1.2.1 填料种类

(1) 散堆填料 (Dumped packings)

- ①拉西环及改进 ②鲍尔环 ③阶梯环 ④弧鞍形填料
- ⑤矩鞍形填料 ⑥环鞍形填料 ⑦共轭环填料

✓ (2) 规整填料 (Stacked packings, structured packings)

1) 规整填料特点

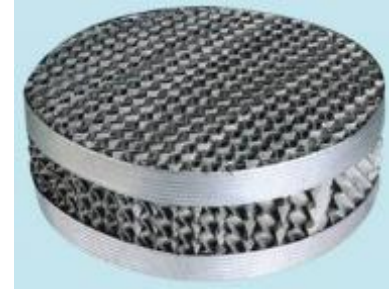
2) 规整填料种类

- ①波纹填料
- ②格栅填料
- ③脉冲填料

8.1.2.2 填料特性

1) 规整填料的特点 规整填料(结构填料)——由**丝网**、**薄板**或**栅格**等构件制成的、具有一定几何形状的单元体，在塔内规则、整齐地排放。规整填料的特点：

- ①**分离效率高**。规整填料具有较大的比表面积、高理论板数，如每米金属丝网填料的**理论板数**可达**10块**以上。
- ②**通量及操作弹性大**。规整填料允许的**气、液通量**较大，与相同塔径的板式塔相比，产量可大幅度增加。同时，规整填料的**弹性比**可高达**100**。
- ③**压降小**。规整填料显著特点是即使在**较大负荷**下的压降比较小。
- ④**放大效应低**。与散堆填料不同，规整填料用于大型塔时，其**效率**降低较少。



2) 规整填料的种类

1. 波纹填料 按结构分：**丝网**波纹和**板**波纹填料两大类。材质：金属、塑料和陶瓷等

① 波纹填料发展趋势

- a) 日趋**大型化**，最大直径已达 $\phi 10\text{m}$ ；
- b) **代替**其他填料及部分塔板，节能技术改造，提高产量与质量；
- c) 由**金属网**波纹填料发展到：**塑料网**波纹填料，塑料、金属及陶瓷等**板**波纹填料多品种类型；
- d) 适用于**真空精馏**发展到：用于**常压**和**加压**精馏、吸收、萃取、混合、反应、传热等单元操作及热泵精馏节能装置。

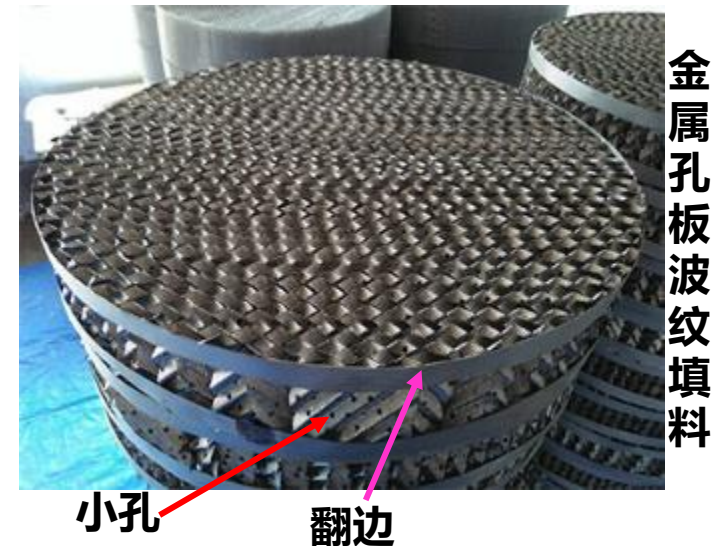
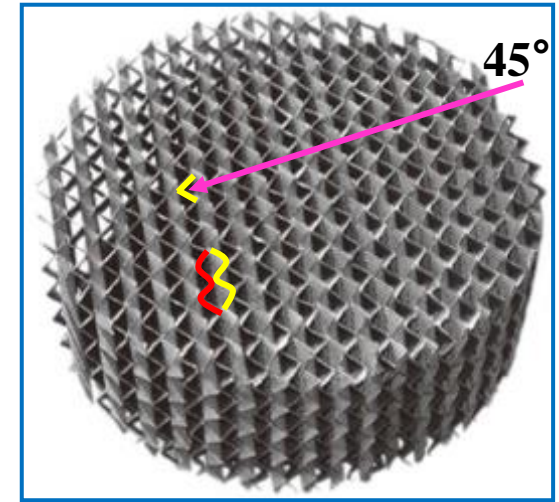
2) 规整填料的种类 1. 波纹填料

② 波纹填料结构、材质与型式:

a) **结构**。由彼此平行、垂直排列的**波纹状丝网**或**板条片**组成的一种盘状规则填料。每盘填料**高**40~200mm, 波纹方向与塔轴**倾斜角**为30°或45°, 相邻网片波纹方向**相反**, 在波纹片上隔一定距离可以开**小孔**。填料盘**直径**比塔径小几毫米, 紧密地装满塔截面, 每盘填料外侧有**翻边**, 相邻两盘**交错90°**排列起来。

b) **材质**。有不锈钢、铜、蒙乃尔(Monel)、铁、镍、塑料以及陶瓷等。

c) **型式**。主要有: AX型、BX型、CY型**金属丝网**波纹填料、**塑料丝网**波纹填料、墨拉帕克(Mellapak, Sulzer 苏尔寿公司)填料和凯雷帕克(Kerapak)填料等。



2) 规整填料的类型 1. 波纹填料

③ 金属丝网波纹填料

图8-3(a)。由金属丝网制成的。该类填料的压降低，分离效率很高，特别适用于精密精馏及真空精馏装置，为难分离物系、热敏性物系的精馏提供了有效的手段。

③ 金属丝网



④ 金属孔板

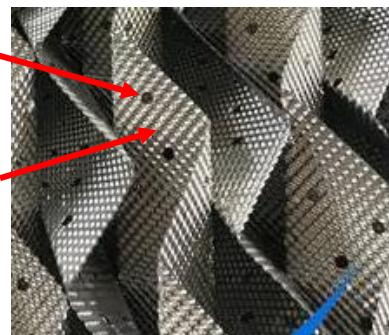


④ 金属孔板波纹填料

图8-3(b)。该填料的波纹板片上有许多 $\phi 5\text{mm}$ 左右的冲压小孔，可起到粗分配板片上的液体、加强横向混合的作用。波纹板片上轧有细小沟纹，可起到细分配板片上的液体、增强表面润湿性能的作用。金属孔板波纹填料强度高、耐腐蚀性强，特别适用于大直径塔及气液负荷较大的场合。

冲压小孔

细小沟纹

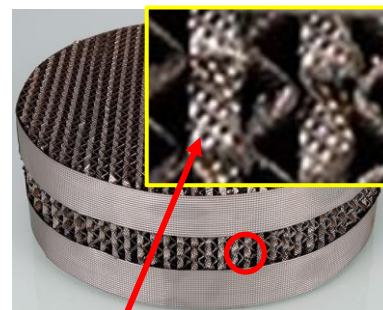


⑤ 金属压延刺孔板波纹填料

图8-3 (c)。是另一种有代表性的板波纹填料。它与金属孔板波纹填料的主要区别在于：板片表面不是冲压孔，用辗轧方式在板片上辗出很密的 $\phi 0.4\sim 0.5\text{mm}$ 的小刺孔。其分离能力类似于网波纹填料，但抗堵能力比板波纹填料强，且价格便宜，应用较为广泛。

⑤ 金属压延刺孔板波纹填料

辗轧小刺孔



2) 规整填料的类型

2. 格栅填料 (格里奇格栅、网孔格栅、蜂窝格栅等)

①**结构与气液流动**。格栅填料(grid packings)是以条状单元体经一定规则组合而成的, 具有多种结构形式。格栅填料主要是以板片作为主要传质构件, 板片垂直于塔截面, 与气流和液流方向平行, 上下两层呈 45° 旋转, 气体和液体有固定的通道, 流体在板片之间不断冲刷接触, 使得含有固体颗粒或含尘气体和液体不会在填料表面停滞、沉积、淤积和堵塞, 因此, 格栅填料是一种高效、大通量、低压降、不堵塔的新型规整填料。塑料格栅填料主要用于煤气的冷却除尘和水煤气、半水煤气等的脱硫塔中。

②**优点与不足**。格栅填料层整体性好, 空隙率高, 能防止气液急流突然冲击导致的变形与松动。又因构件可自由膨胀, 故适用于石油减压及催化裂化主精馏塔等易堵塞而温度又很高的场合, 缺点是比表面积较低。

格里奇格栅填料-1



格里奇格栅填料-2



蜂窝格栅填料

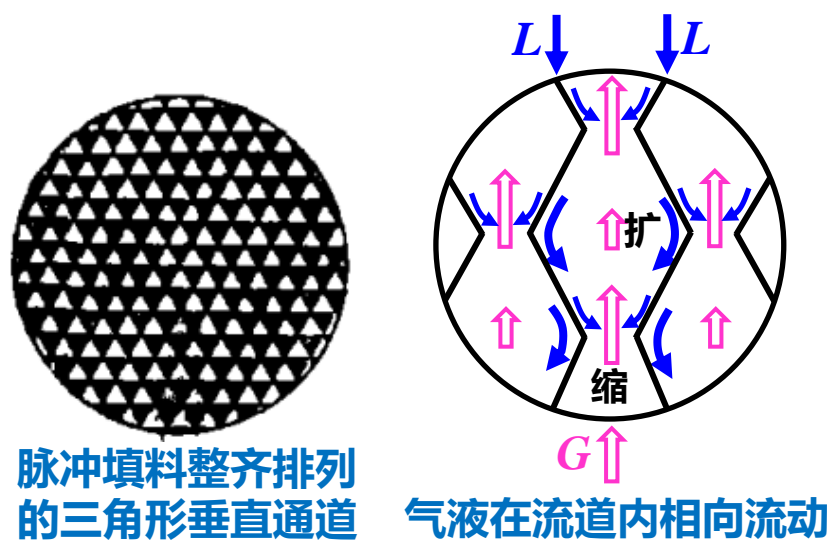
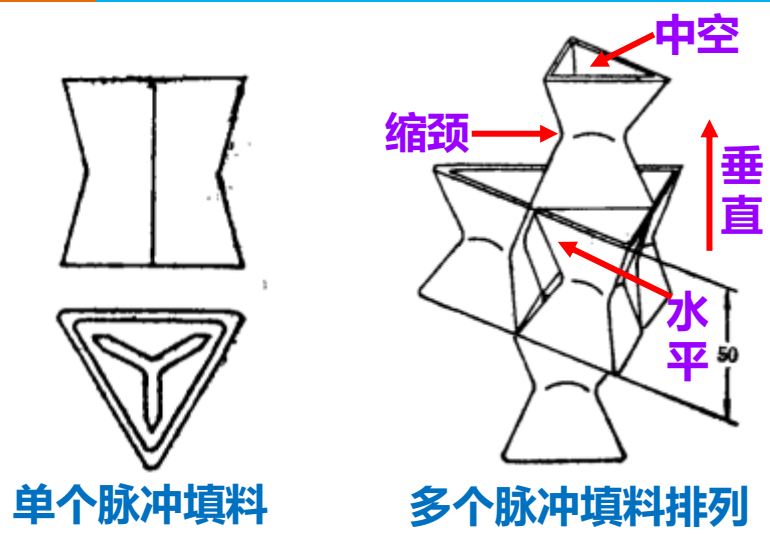


2) 规整填料的类型

3. 脉冲填料

结构。脉冲填料(pulsed packings)是由带缩颈的中空三棱柱形个体，在塔内水平和垂直方向相互交错排列的一种规整填料。脉冲填料组装后，会形成带缩颈的多孔棱形通道，其纵面流道交替收缩和扩大，气液两相通过时产生强烈的湍动，实现了“脉冲”传质过程。在缩颈段，流速最高，湍动剧烈，从而强化传质。在扩大段，流速减到最小，实现两相的分离。

特点。处理量大、压降小、液体分布性能优良、放大效应减少，是真空精馏塔和液液萃取分离塔的理想填料，特别适用于大塔径的场合。国内现已在苯乙烯、乙苯、丙烯酸、乙二醇、MTBE (甲基叔丁基醚)、甲醇、乙醇、1-丁烯、DMAC (N,N-二甲基乙酰胺)、三乙胺、丁辛醇等众多装置成功应用。



8.1.2.2 填料的特性

(1) **比表面积 a** 。塔内单位体积填料层具有的填料表面积，单位为 m^2/m^3 。填料比表面积的大小是气液传质比表面积大小的基础条件。 两点说明：

① **部分表面未润湿**。操作中有部分填料表面不被润湿，填料真正润湿的面积只占全部填料表面积的20%~50%；

② **液体停滞现象**。有些部位填料表面虽润湿，但液流不畅，甚至出现停滞。停滞液体与气体接触时间长而趋于平衡态，在塔内几乎不构成有效传质区，须把比表面积与有效传质比表面积加以区分。

比表面积

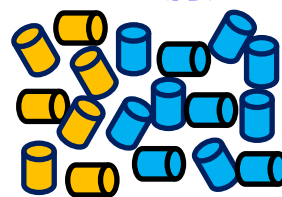


润湿比表面积



有效比表面积

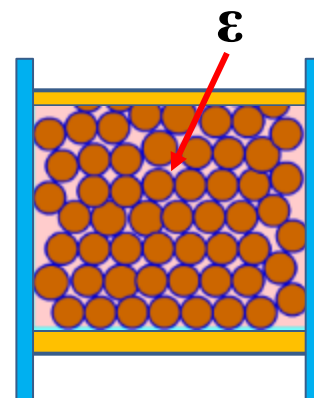
未润湿 润湿



(2) **空隙率 ε** 。塔内单位体积填料层具有的空隙体积，单位 m^3/m^3 。 ε 值大则气体通过填料层的阻力小，故 ε 值以高为宜。

① **填料层各向同性**。对散堆填料，当塔径 D 与填料尺寸 d 之比： $(D/d)>8$ 时，因每个填料在塔内的方位是随机的，填料层的均匀性较好，填料层可视为各向同性，填料层的空隙率 ε 就是填料层内任一横截面的空隙截面分率。

② **空塔气速与真正气速**。当气体以一定流量流过填料层时，按塔横截面积 A_T 计的气速 u 称为“空塔气速” (简称空速)，而气体在填料层孔隙内流动的真正气速为 u_1 ，二者： $u_1=u/\varepsilon$



第8章 塔设备 8.1填料塔—2.2填料种类与特性.2填料的特性

(3)单位塔内体积具有的填料数量 n 。根据塔径与填料层高度计算出：

填料层体积(m^3) \times 选填料的 n 值(个/ m^3)=填料数量

(4)塔径与填料尺寸比。一般要求塔径与填料尺寸之比：

$D/d > 8$ (在8~15为宜)，以便气、液分布均匀。

①填料尺寸偏大，如 $D/d < 8$ ，在近塔壁处填料层空隙率比填料层中心部位的空隙率明显偏高，会影响气液均匀分布。

②填料尺寸偏小，即 D/d 值过大，空隙率小，气流阻力大。

(5)常用填料的特性数据

表8-4 丝网波纹填料几何特性参量

填料型号	材质	峰高 h/mm	空隙率 $\epsilon/\%$	比表面积 $a/(\text{m}^2/\text{m}^3)$	倾斜角度 α	水力直径 mm	动能因子 F $/[(\text{m/s}) \cdot (\text{kg}/\text{m}^3)^{0.5}]$	压降/ (mmHg/m)	理论板数 (块/ m)
CY	不锈钢	4.3	87~90	700	45°	5	1.23~2.4	5	6~9
BX		6.3	95	500	30°	7.3	2~2.4	1.5	4~5

动能因子 F ：单位体积气体的动能的平方根，其数值大小表征了气体的流体力学状况，比单纯用空塔气速 u 表示更完善。

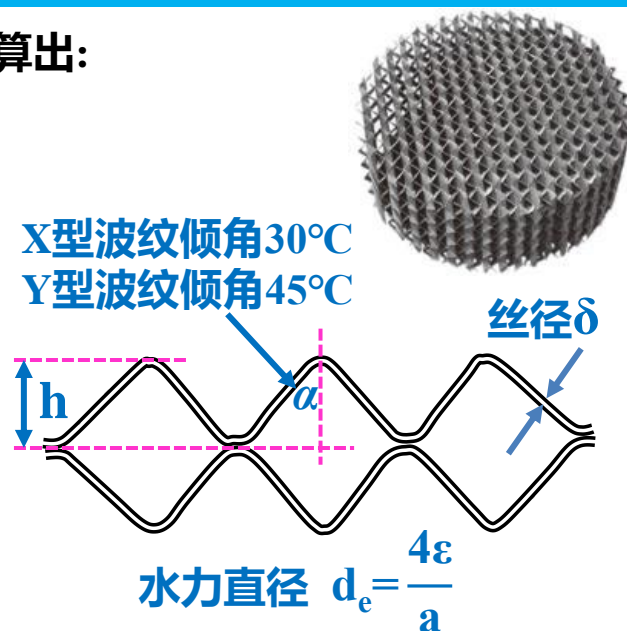


表8-2 共轭环填料的特性数据

名 称	高×径×厚/mm	比表面积 /(m ² /m ³)	空隙率 /(m ³ /m ³)	填料 /(个/m ³)	堆积密度 /(kg/m ³)	干填料因子 /(1/m)
不锈钢φ25	25×25×0.7	185	0.95	75001	363.6	216
塑料φ38I型	34×40×1.5	130	0.93	18650	61.3	162
陶瓷φ44	40×44×5.0	118	0.84	12132	380.2	199

干填料因子(a/ε³): 填料未被液体润湿时的 a/ε³ 称为干填料因子，反映填料的几何特性

表8-1 几种常用填料的特性数据

填料名称	尺寸/mm	材质及堆积方式	比表面积 a/ /(m ² /m ³)	空隙率 ε/(m ³ /m ³)	填料 /(个/m ³)	堆积密度 /(kg/m ³)	干填料因子 (a/ε³)/(1/m)	填料因子 φ/(1/m)	注
鲍尔环	25×25	瓷质乱堆	220	0.76	48×10³	505		300	(直径)×(高)
	25	塑料乱堆	209	0.90	51.1×10³	72.6		170	(直径)
	50×50×4.5	瓷质乱堆	110	0.81	6×10³	457		130	
	50×50×0.9	钢质乱堆	103	0.95	6.2×10³	355		66	
阶梯环	25×12.5×1.4	塑料乱堆	223	0.90	81.5×10³	97.8		172	(直径)×(高)
	33.5×19×1.0	塑料乱堆	132.5	0.91	27.2×10³	57.5		115	×(厚)
弧鞍形	25	瓷 质	252	0.69	78.1×10³	725		360	
	25	钢 质	280	0.83	88.5×10³	1400			
矩鞍形	25×3.3	瓷 质	258	0.775	84.6×10³	548		320	(名义尺寸)
	50×7	瓷 质	120	0.79	9.4×10³	532		130	×(厚)

填料因子φ: 填料被润湿后, 表面覆盖了一层液膜, a和ε均发生变化, 此时的a/ε³称为湿填料因子，数值越小, 表明流动阻力越小, 它表示填料的流体力学性能。

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介(Introduction to packed tower)

8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

✓8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

✓ 8.1.3.1 气液流速与填料层压降关系

- (1) 气体在填料层内的流动
- (2) 气速变化对压降的影响和载点(loading point)
- (3) 填料塔液泛(flooding)和泛点(flooding point)
- (4) 泛点气速(flooding velocity)与操作空速

8.1.3.2 泛点与压降经验关联图

8.1.3.3 填料塔逆流操作时的持液量

8.1.3.4 填料塔的操作范围

8.1.3.1 气液流速与填料层压降关系

(1) **气体在填料层内的流动** 气体在填料层内流动近似于流体在颗粒层内的流动，主要区别：

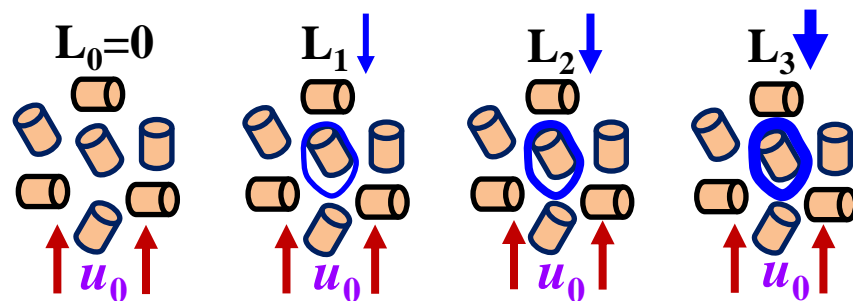
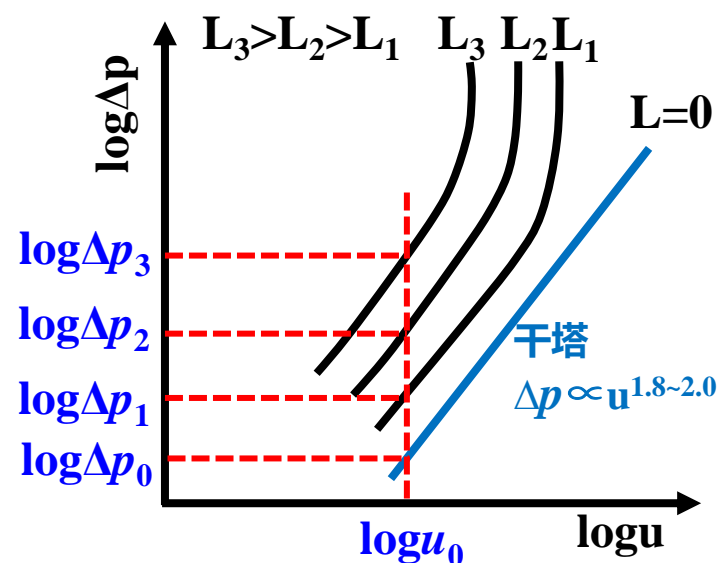
① **流体在颗粒层内层流**。流体在颗粒层内速度较低，常处于层流，流动阻力与流速： $\Delta p \propto u^1$ 。

② **气体在填料层内湍流**。散堆填料尺寸远比颗粒大，空隙率较大，规整填料 ϵ 更大，这些空隙提供了弯曲、带分支的复杂通道，促使气流发生扰动，气体处于湍流状态。

③ **气体通过干填料层**。当 $L[\text{m}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)]=0$ 时(干塔)，气体通过干填料层时的压降与空塔车速的关系：

$$\Delta p \propto u^{1.8 \sim 2.0}, \log \Delta p \sim \log u \text{ 直线斜率为 } 1.8 \sim 2.0$$

④ **气体通过湿填料层**。当塔内有一定量的液体喷淋密度 L_1 时，填料表面液膜有一定厚度，占据一定空间，自由截面 \downarrow ，在气速 u_0 相同的情况下，液膜的存在使气体在填料内的实际流速 $u_1 \uparrow$ ，压降 Δp_1 也相应 \uparrow 。随着喷淋密度 L_2 、 $L_3 \uparrow$ ，液膜厚度 \uparrow ，压降 Δp_2 、 Δp_3 也 \uparrow 。

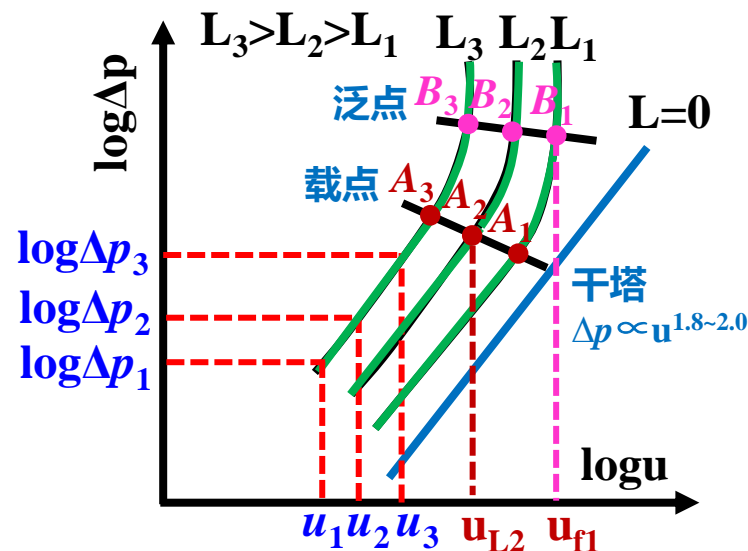


(2) 气流变化对压降的影响和载点

① 气流增大，附加压降增高。在干填料层内，压降按气速的1.8~2.0次方增长。当液体流量(如 L_3)一定时，湿填料层压降 Δp 随气速 u 增加的趋势要比干填料层大。因为气速增大，使液膜增厚，塔内自由截面减少，气体实际流速更大，造成的附加压降增高。

② 气流对压降曲线影响。如右图，气流较低时，膜厚随气流变化不大，液膜增厚所造成的附加压降增高并不显著，此时压降曲线基本与干填料层压降曲线平行。高气速时，气流增大引起的液膜增厚对压降有显著影响，此时压降曲线变陡，其斜率远 >2 。

③ 气液交互影响和载点。 A_1 、 A_2 、 A_3 三点表示在不同液体流量下，气液两相流动的交互影响开始变得显著，称为载点，对应的空塔气速称载点气速 u_L 。尽管载点位置不是非常明确，但自载点开始，气液两相流动的交互作用越来越强烈，已不容忽视。

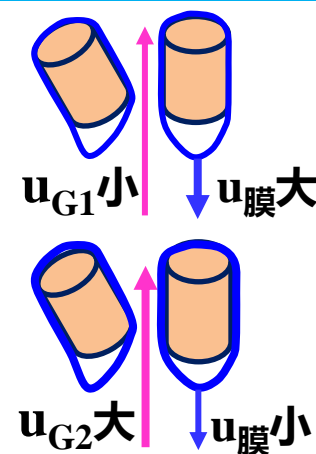


(3) 填料塔液泛和泛点

① 液泛现象。自载点后，当气液流量达到某一数值时，两相交互作用将引起填料层液泛现象，此时压降曲线近于垂直，曲线有明显的垂直转折点(B_1, B_2, B_3)称为泛点，对应的空塔气速称泛点气速 u_f 。

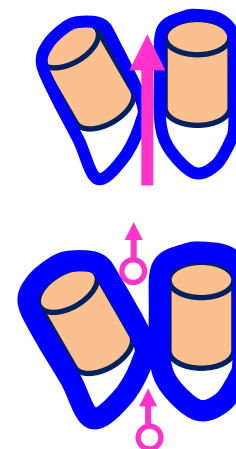
(3) 填料塔液泛和泛点

② **泛点前**，气相为连续相。在泛点前，液体流量一定时，**气速增大**，液膜受到的阻力也随之增大，**液膜**平均流速减小可由液膜**增厚**而抵消，进入和流出填料层的液体量**重新**达到**平衡**。每一个气速对应一个膜厚，此时尽管液膜很厚，但仍有自由截面，气体仍保持连续相



泛点前

③ **泛点后**，气相为分散相。当气速增大至泛点附近时，此时气量稍有**增加**，液膜相应增厚，实际气速将**进一步增加**，反过来促使液膜**进一步增厚**，气液两相流动的交互作用出现恶性循环。



泛点附近

达到**泛点时**，尽管气相流量 V 保持不变，可液膜增厚与实际气速增加循环作用无法达成新的平衡，填料层内持液量迅速增加，最终液膜**连成一片**，自由截面为0，**液相**转为**连续相**，而**气相**转为**分散相**，以气泡的形式穿过液层

泛点时

(4) 泛点气速与操作空速

正常操作时：**载点气速** u_L < **空速** u < **泛点气速** u_f ，但 u_L 的压降变化不明显，而 u_f 时压降变化明显，易于识别。在设计填料塔时，**设计点空速** u 取值范围： $u = (0.5 \sim 0.8)u_f$

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.3.1 气液流速与填料层压降关系

- (1) 气体在填料层内的流动
- (2) 气速变化对压降的影响和载点(loading point)
- (3) 填料塔液泛(flooding)和泛点(flooding point)
- (4) 泛点气速(flooding velocity)与操作空速

✓8.1.3.2 泛点与压降经验关联图

- (1) 通用关联图
- (2) 影响泛点因素
- (3) 填料层压降和塔径计算

8.1.3.3 填料塔逆流操作时的持液量

8.1.3.4 填料塔的操作范围

8.1.3.2 泛点与压降通用关联图

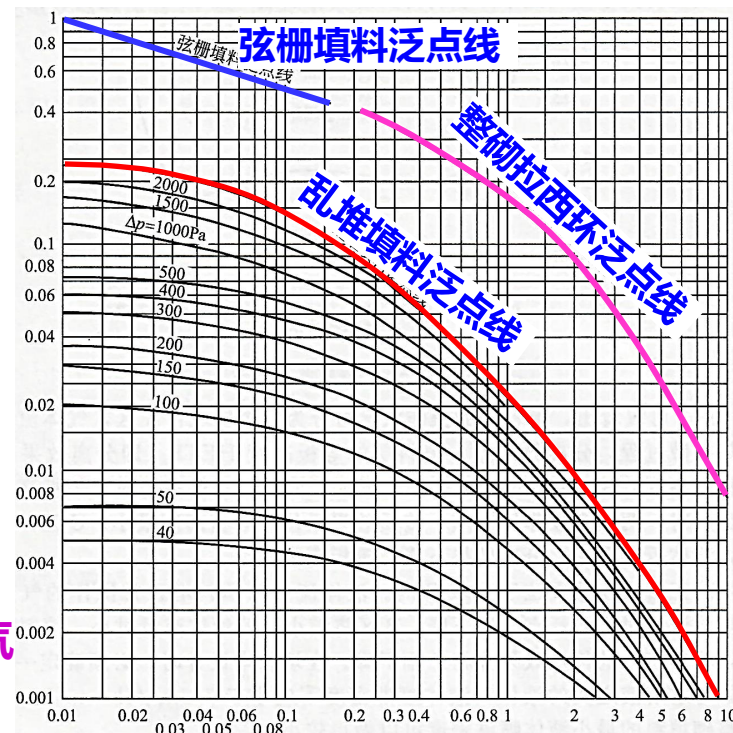
(1) 泛点与压降关联图

① **舍伍德(T.K.Sherwood)经验关联线图**。舍伍德等人主要根据水-空气系统的实验数据，以数组 $\frac{u^2}{g} \times \frac{a}{\varepsilon^3} \times \frac{\rho_V}{\rho_L} \mu_L^{0.2}$ 为纵坐标，两相流动参数 $\frac{G_L}{G_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5}$ 为横坐标，对泛点空塔气速进行了关联。纵坐标中包含了影响不同填料泛点气速的干填料因子(a/ε^3)。局限：主要关联水-空气系统的数据，应用范围受限，计算误差大。

② **利瓦(M.Leva)修正关联线图**。利瓦根据其它液体与空气系统的实验数据，对舍伍德的经验关联线图进行了修正，在纵坐标数组 $\frac{u^2 \psi^2}{g} \times \frac{a}{\varepsilon^3} \times \frac{\rho_V}{\rho_L} \mu_L^{0.2}$ 中增加了：水与实际液体密度比 ψ 参数，扩大了应用范围。

③ **埃克特(Eckert)泛点关联图**。埃克特对舍伍德和利瓦关联图的修正：

- 用液泛条件下测定的湿填料因子 ϕ 代替舍伍德纵坐标中的干填料因子(a/ε^3)，关联结果的准确性大为提高。 \because 在气液逆流条件下，填料层的实际比表面积和空隙率都发生了变化。
- 用 ψ 代替利瓦纵坐标中的 ψ^2 ，关联结果更符合实际情况。



8.1.3.2 泛点与压降通用关联图

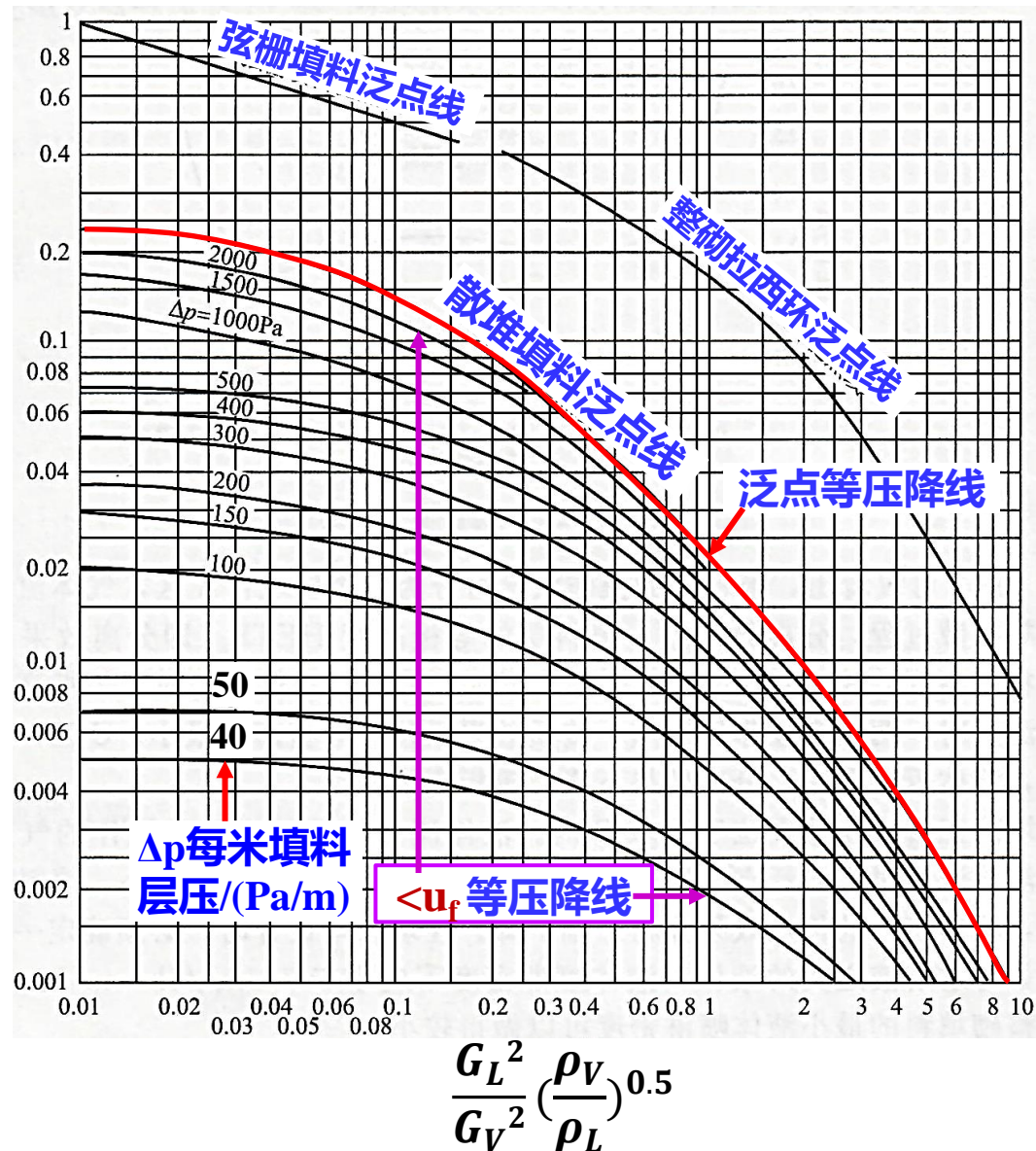
④ 通用关联图坐标

纵坐标, 横坐标

u_f — 空塔泛点气速, m/s;
 ψ — 水的密度与液体密度之比;
 ϕ — 填料因子, 1/m 或 m^2/m^3 ;
 ρ_V 、 ρ_L — 气体与液体密度, kg/m^3 ;
 μ_L — 液体粘度, $\text{mPa}\cdot\text{s}$;
 G_V 、 G_L — 气液质量流速, $\text{kg}/(\text{s}\cdot\text{m}^2)$

⑤ 等压降线 实验表明, 散堆填料液泛时, 单位填料层高度的压降基本为一恒值, 图中散堆填料泛点线为一等压降线。当操作气速低于泛速 u_f 时, 其它等压降线具有与泛点线相似的形状。

$$\frac{u_f^2 \psi \phi}{g} \times \frac{\rho_V}{\rho_L} \mu_L^{0.2} \quad \text{或} \quad \frac{G_V^2 \psi \phi}{g \rho_V \rho_L} \mu_L^{0.2}$$

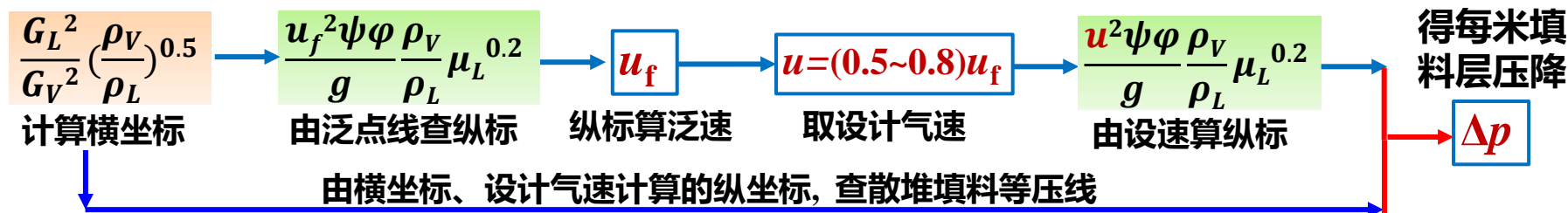


(2) 影响泛点因素 影响泛点的因素很多，主要包括填料种类和物性常数：

- ① **填料特性**。填料因子越小 $\phi \downarrow$ ，泛点气速越高 $u_f \uparrow$ ，不易液泛。
- ② **流体物性**。液体密度越大 $\rho_L \uparrow$ ，泛点气速越高 $u_f \uparrow$ ，不易液泛；
液体粘度越大 $\mu_L \uparrow$ ，泛点气速越小 $u_f \downarrow$ ，易液泛；
气体密度越大 $\rho_V \uparrow$ ，泛点气速越小 $u_f \downarrow$ ，易液泛。
- ③ **气液负荷**。液体流量增大 $G_L \uparrow$ ，填料层持液量增加，空隙率 $\varepsilon \downarrow$ ，泛点气速 $u_f \downarrow$ ，易液泛；
液气比 $(G_L/G_V) \uparrow$ ，泛点气速 $u_f \downarrow$ ，易液泛；

(3) 填料层压降 Δp 和塔径 D 计算

① **散堆填料层压降 Δp 计算步骤**



② **填料塔内径计算** 泛点是填料塔的操作极限，泛速是填料塔的设计和操作的依据。当空塔操作气速 u (设计气速) 确定后，就可计算填料塔直径：

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 u, \quad D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}, \quad V_s \text{ 为气体体积流量, } m^3/s, \quad u \text{ 为设计点空塔气速, } m/s$$

[例8-1] 求: u 、 Δp 和 D

① 计算横坐标: $\frac{G_L^2}{G_V^2} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = 1.043$

② 由横坐标交散堆填料
泛点线, 查得纵坐标:

$$\frac{u_f^2 \psi \phi}{g} \frac{\rho_V}{\rho_L} \mu_L^{0.2} = 0.021$$

③ 计算泛速: $u_f = 1.036 \text{ m/s}$

④ 取设计气速或操作气速:

$$u = 0.65 u_f = 0.673 \text{ m/s}$$

⑤ 由设计气速算新纵坐标:

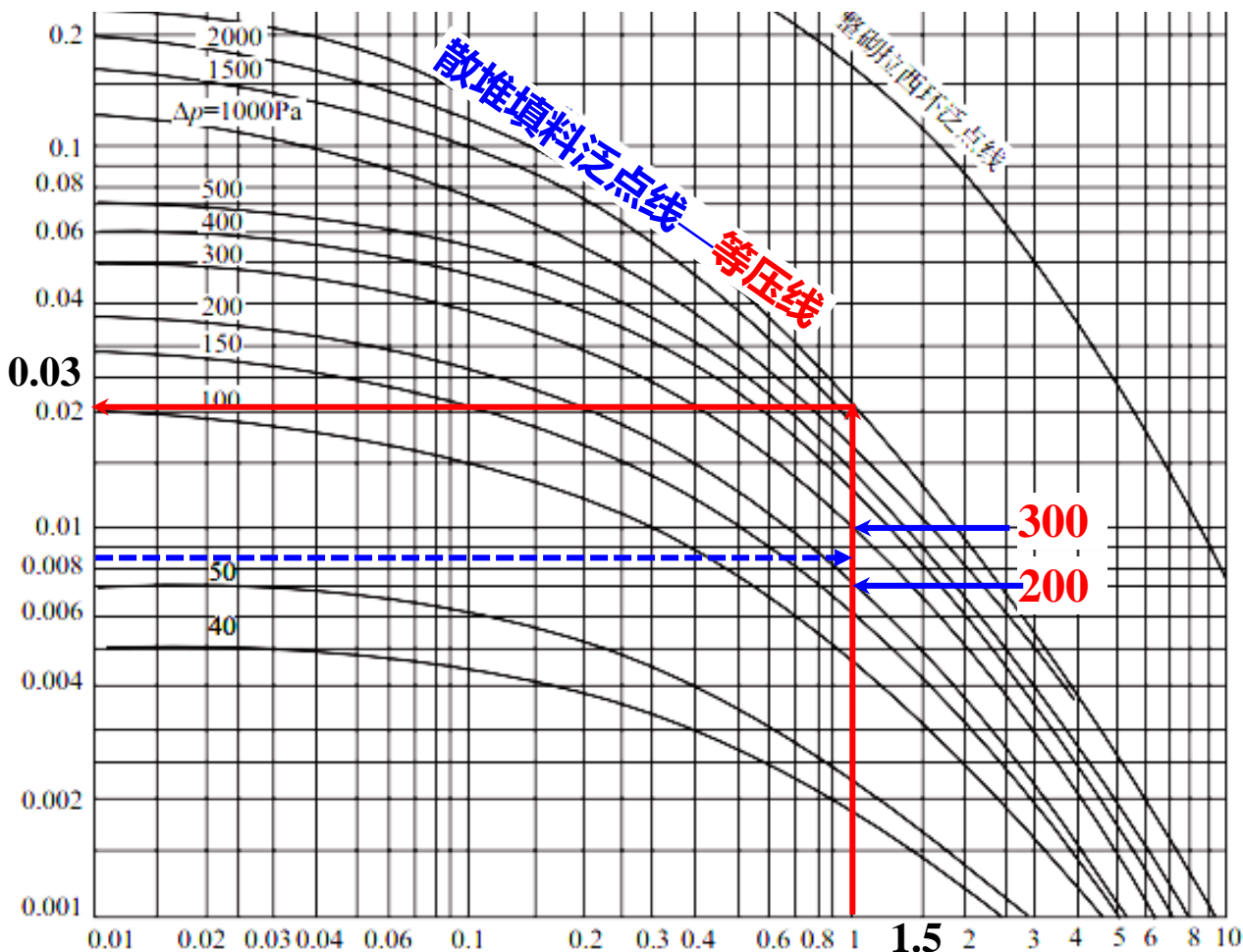
$$\frac{u^2 \psi \phi}{g} \frac{\rho_V}{\rho_L} \mu_L^{0.2} = 0.0089$$

⑥ 由横标1.043、新纵标0.0089交
散堆填料等压线, 位于200 ~ 300
两等压线之间, 插值:

$$\Delta p = 200 + 4.5/8 \times 100 = 256.25 \text{ Pa/m填料}$$

⑦ 计算塔径: $V = \frac{\pi}{4} \pi D^2 u$

$$D = 0.296 \text{ m, 圆整 } D = 0.3 \text{ m}$$



8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.3.1 气液流速与填料层压降关系

- (1) 气体在填料层内的流动
- (2) 气速变化对压降的影响和载点(loading point)
- (3) 填料塔液泛(flooding)和泛点(flooding point)
- (4) 泛点气速(flooding velocity)与操作空速

8.1.3.2 泛点与压降经验关联图

- (1) 通用关联图
- (2) 影响泛点因素
- (3) 填料层压降和塔径计算

✓8.1.3.3 填料塔逆流操作时的持液量

8.1.3.4 填料塔的操作范围

8.1.3.3 填料塔逆流操作时的持液量(Liquid holding capacity of the packing layer)

(1) **持液量**。填料塔在逆流操作时，在填料间的空隙中以及在填料表面所积存的液量称为**持液量**，

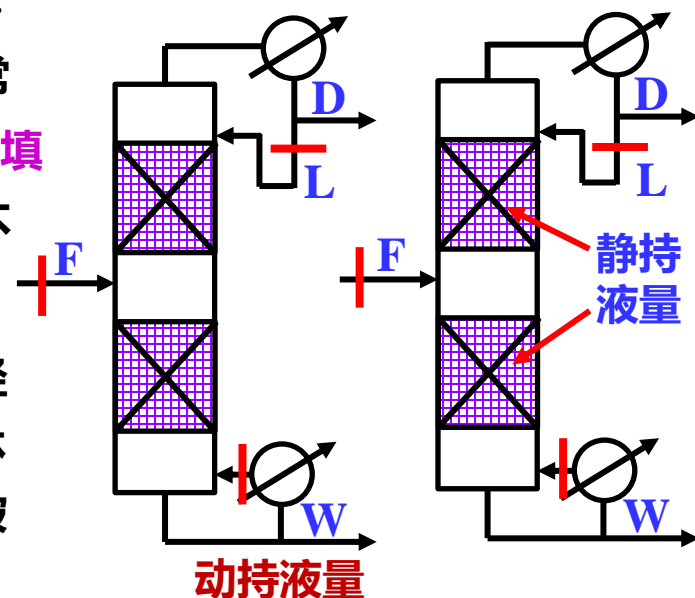
单位为： $\text{m}^3\text{液}/\text{m}^3\text{塔容积}$ 。持液量由两部分组成：

① **动持液量(dynamic liquid holdup)**——是指在填料塔正常操作时，突然**停止**气液进料，由填料层流出的**液体体积与填料层体积之比**。动持液量的液体能连续流过填料层，可不断地被上面流下来的液体置换。

② **静持液量(Static liquid holdup)**——是指当**停止**进料后经过**一段时间**，仍然**滞留**在填料层内的液体体积与填料层体积之比。静持液量的液体多数是不流动的，只能缓慢地被新鲜液体置换

(3) **持液传质能力**。**动持液量**液体对传质**有效**。而填料层中**静持液量**的液体因与气相接触时间长而趋近平衡，几乎**失去**传质效能。

(4) **持液量要小**。液体喷淋量大，填料表面液膜厚度增加，持液量也加大，塔体质量增加，气流通道变窄，流动阻力增大，而且会延长由开工至稳定的时间，故持液量以小为宜。



8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.3.1 气液流速与填料层压降关系

- (1) 气体在填料层内的流动
- (2) 气速变化对压降的影响和载点(loading point)
- (3) 填料塔液泛(flooding)和泛点(flooding point)
- (4) 泛点气速(flooding velocity)与操作空速

8.1.3.2 泛点与压降经验关联图

- (1) 通用关联图
- (2) 影响泛点因素
- (3) 填料层压降和塔径计算

8.1.3.3 填料塔逆流操作时的持液量

✓8.1.3.4 填料塔的操作范围

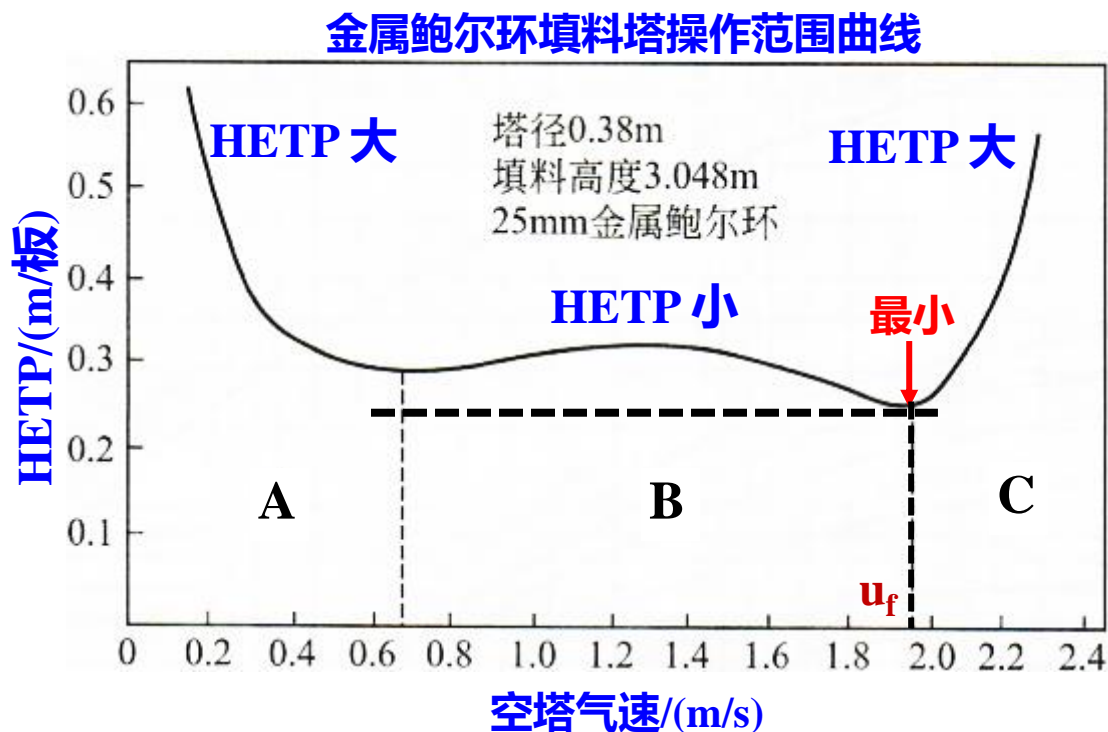
8.1.3.4 填料塔的操作范围

不同种类的填料操作范围不一样, Eckert对金属鲍尔环填料层的**等板高度(HETP)**—**空塔气速**关系进行了实验测定, 获得了**金属鲍尔环**填料塔的操作范围曲线。

(1) 填料的操作状况

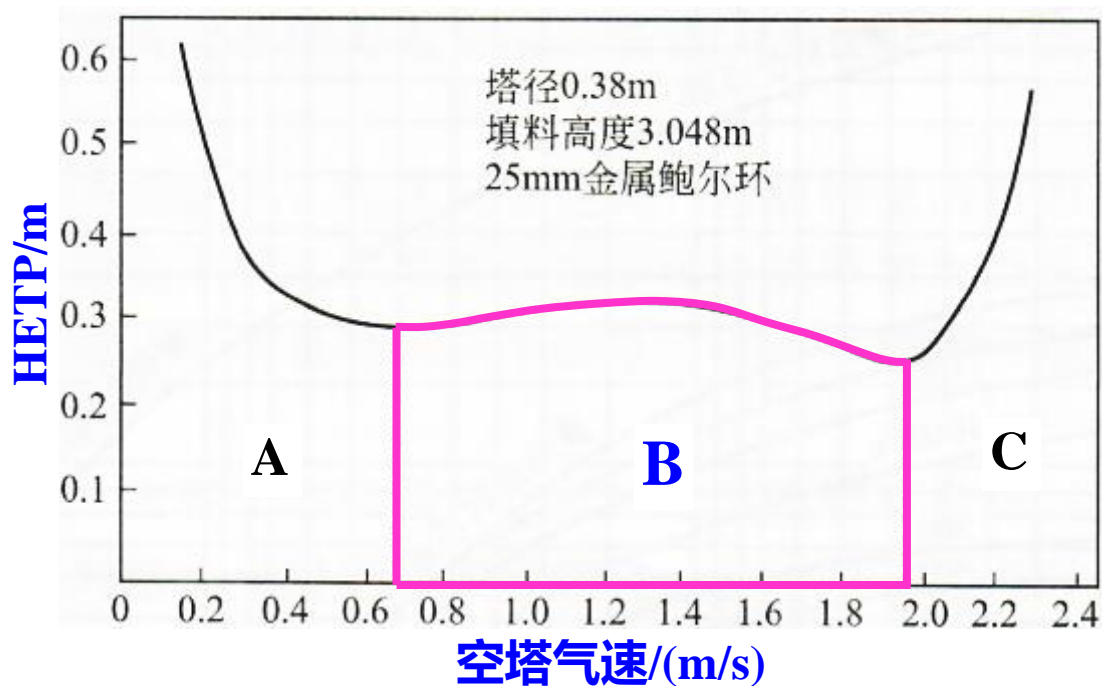
填料的操作状况分为三个区域:

- ①**A区**。气体流速很**低**, 气液两相传质主要靠**扩散**过程, 分离效果差, 填料层的HETP 较**大**。
- ②**B区**。气体速度增**大**, 液膜**湍动**促进传质, 等板高度**小**。当气速接**近于泛点**时, 两相交互作用剧烈, 传质效果最佳, HETP**最小**。
- ③**C区**。气速达到或**超过泛点**, 液体**返混**严重, 分离效果下降, HETP**剧增**



(2)填料塔正常操作范围

填料塔的正常操作范围在B区域内。液体流量对填料塔正常操作的气速范围有重要影响



①液体流量过大。若液体流量过大，泛点气速下降，B区将缩小。

②液体流量过小。若液体流量过小，填料表面润湿不充分，填料填内的传质效果将急剧下降。

③最小液体喷淋密度。在设计填料塔时，须确定一个最小液体喷淋密度。

对水溶液类的液体，液体喷淋密度不应小于 $7.3\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ 。当液体预分布较好时，整砌填料的最小液体喷淋密度可以做得较小。【实用技巧：新填料塔首次开车时，应进行淹塔操作】

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介(Introduction to packed tower)

8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

✓8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

8.1.4.1 气液传质面积

8.1.4.2 气液传质分系数经验关联式

- (1) 液相传质分系数 k_L 关联式
- (2) 气相传质分系数 k_G 关联式
- (3) 修正的恩田(Onda)液相传质分系数 k_L 关联式
- (4) 体积传质分系数

8.1.4.3 液体精馏HETP经验关联式

8.1.4.4 轴向混合对传质过程影响

8.1.4.1气液传质面积 a_w

干填料比表面积为 a ，实际操作中润湿的填料比表面积为 a_w ，由于只有在润湿的填料表面才可能发生气、液传质，故 a_w 值才具有实际意义。计算(a_w/a)的恩田 (Onda) 公式：

$$\frac{a_w}{a} = 1 - \exp[-1.45(\frac{\sigma_c}{\sigma})^{0.75} \times (\frac{G_L}{a\mu_L})^{0.1} \times (\frac{G_L^2 a}{\rho_L^2 g})^{-0.05} \times (\frac{G_L^2}{\rho_L \sigma a})^{0.2}] \tag{8-3}$$

公式(8-3)中各参量的单位

σ — 液体表面张力, N/m;
σ_c — 填料上液体铺展开的最大表面张力, N/m, 要求 $\sigma<\sigma_c$, σ_c 值见表8-5;
G_L —液体空塔质量流速, kg/(s·m ²);
μ_L —液体的黏度, Pa·s;
ρ_L —液体密度, kg/m ³ 。

表8-5 不同材质填料的临界表面张力 σ_c

材质	最大表面张力 /(mN/m)	材质	最大表面张力 /(mN/m)
碳	56	聚氯乙烯	40
陶瓷	61	钢	75
玻璃	73	涂石蜡的表面	20
聚乙烯	33		

8.1.4.2气液传质分系数经验关联式

恩田 (Onda)等关联了大量气相和液相传质数据，分别提出气、液两相传质系数的经验关联式。

(1) 液相传质分系数 k_L 关联式

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.0051 \left(\frac{G_L}{a_w \mu_L} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-\frac{1}{2}} (a d_p)^{0.4} \quad (8-4)$$

k_L —液相传质分系数, $\text{kmol}/[\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot (\text{kmol}/\text{m}^3)]$
 d_p —填料名义尺寸, m. 如1in的填料 $d_p=0.025\text{m}$
 G_L —液相质量流速, $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 。

(2) 气相传质分系数 k_G 关联式

$$k_G \left(\frac{RT}{a D_G} \right) = C \left(\frac{G_V}{a \mu_G} \right)^{0.7} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \right)^{\frac{1}{3}} (a d_p)^{-2} \quad (8-5)$$

k_G —气相传质分系数, $\text{kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{kPa})$;
 C —系数, 对大于15mm的填料, $C=5.23$; 小于15mm的填料, $C=2.0$;
 G_V —气相质量流速, $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 。

(3) 修正的Onda液相传质分系数 k_L 关联式

将系数0.0051改变为0.0095; ②将 $(a d_p)$ 改为由实验测定的各种填料的 ψ 数据(表8-6)

修正后的恩田公式: $k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{\frac{1}{3}} = 0.0095 \left(\frac{G_L}{a_w \mu_L} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{-\frac{1}{2}} \psi^{0.4} \quad (8-6)$

(4) 体积传质分系数

将上面算出的 k_L 、 k_G 乘以 a_w , 得到体积传质分系数: $k_x a_w = C_m k_L a_w$, $k_y a_w = P k_G a_w$, 可进一步计算传质单元高度 H_{OG} 和填料层高度 H 。

$$\frac{1}{K_y a_w} = \frac{1}{k_y a_w} + \frac{m}{k_x a_w}, \quad H_{OG} = \frac{G}{K_y a_w}$$

8.1.4.3液体精馏HETP经验关联式

(1)精馏塔填料层高度计算。填料塔常作为精馏操作的设备，所需的填料层高度 H 为：

$$H = (HETP) \times N_T \quad (8-7)$$

HETP—相当于一块理论板的填料层高度，即等板高度，m/板；
 N_T —理论板数。

(2)等板高度HEPT经验式。计算 HETP 的一个经验公式——默奇 (Murch) 式：

$$HETP = 38A(0.205G)^B(39.4D)^C(Z_0)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\uparrow \alpha \mu_L}{\rho_L}\right) \quad (8-8)$$

G —气相质量流速, $\text{kg}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$;

D —精馏塔塔径, m ;

Z_0 —每段填料(相邻两个液体再分布器之间)高度, m ;

α —被分离组分的相对挥发度;

μ_L —液相黏度, $\text{mPa} \cdot \text{s}$;

ρ_L —液相密度, kg/m^3 ;

A, B, C —系数, 表8-7所示。

式(8-8)适用范围

- ①常压操作。操作气速 $(0.25 \times 0.85) \times u_f$;
- ②塔径为500~800mm, 填料层高度为1-3m, 塔径与填料尺寸之比大于8;
- ③高回流比或全回流操作, 气、液相摩尔流量近似相等;
- ④体系的相对挥发度 α 在3~4以内, 组分的扩散系数相差不大。

8.1.4.4 返混对传质过程影响

(1) 气液在填料层内的理想流动状况

- ① **液相流动**。液体沿填料表面呈**膜状**流下，在填料层内任一塔截面上，各处液膜**流速相同**。
- ② **气相流动**。气相沿填料间的**孔隙**均匀向上流动，在填料层内任一塔截面上各处**车速相同**。

- (2) **气液返混现象**。实际操作中，液相存在沟流，气相在塔截面上分布不均匀，再加上涡流因素，部分气液反主流方向流动，即“**返混**” (back mixing) 或“**轴向混合**” (axial mixing) 现象发生。当上升**气流**夹带部分高浓度**液体**向上流动时，产生**液相返混**，下降**液体**夹带部分低浓度**气体**向下流动，产生**气相返混**。

(3) 返混对塔内气液浓度影响。逆流吸收为例：

液体进入**塔顶**后，填料层内**液相**因返混（**上升气流**夹带高浓度**液体**）而浓度**增大**；气体进入**塔底**后，填料层内**气相**因返混（**下降液体**夹带低浓度**气体**）而浓度**降低**。可见，返混使气、液相**浓差**变小，**传质推动力**减小，应设法减小返混程度。

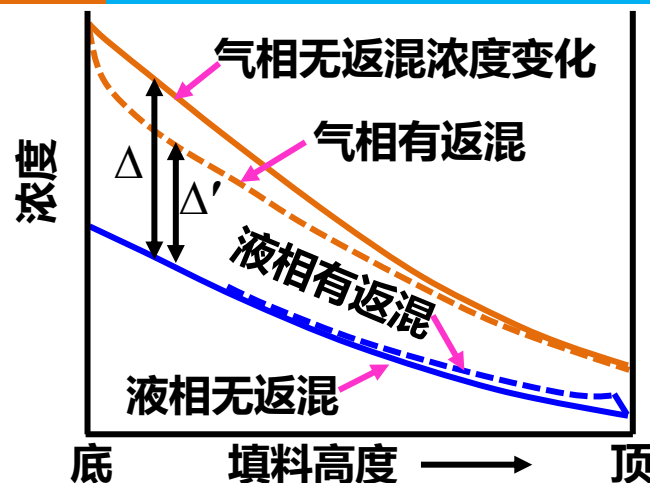
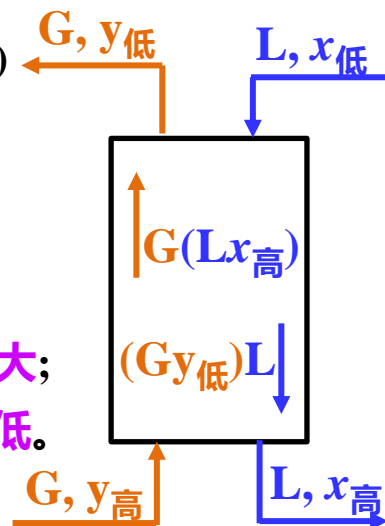


图8-6轴向混合对塔内气液浓度分布曲线的影响



第8章 塔设备(CHAPTER 8 Tower Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.1.1 填料塔简介(Introduction to packed tower)

8.1.2 填料的种类与特性(Types and characteristics of packings)

8.1.3 填料层内气液逆流的流体力学特性

8.1.4 填料层的气液传质(Gas-liquid mass transfer in packings)

✓8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

8.1.5 填料塔的附属设备(Accessory equipment for packed tower)

8.1.5.1 液体喷淋装置与除沫装置

(1) 液体喷淋装置

(2) 除沫装置

8.1.5.2 液体再分布器与填料支撑装置

(1) 液体再分布器

(2) 填料支撑装置

8.1.5.1 液体喷淋装置与除沫装置

(1) 液体喷淋装置

① **液体分布器对填料塔性能影响**。分布器设计不当, 单位塔面积上的**喷淋点太少**, **液体预分布不均匀**, 填料层有效润湿面积减小, 偏流和沟流现象增加, 从而造成填料塔放大困难。

② **喷淋点密集度**。为保证液体沿同一塔截面均匀分布, 液体在塔顶的**初始分布必须均匀**。

经验表明: 对填料塔塔径 $D > 0.75\text{m}$, 喷淋点密集度应有 $40 \sim 50$ 个/ m^2 塔截面;

对填料塔塔径 $D < 0.75\text{m}$, 喷淋点密集度至少有 160 个/ m^2 塔截面。

③ **常用液体喷淋装置**。多孔管式、槽式及挡板式。

a) **多孔管式分布器**, 液体从总管流至各**支管**, 再从支管**底部及侧面**的**小孔喷出**。此装置要求**液体洁净**, 以免发生小孔堵塞, 影响布液的均匀性。

b) **槽式分布器**, 不易堵塞, 布液较均匀, 但因液体由分槽的**V形缺口**流出, 对安装**水平度**有一定要求

c) **挡板式分布器**, 是将管内流出的液体经挡板**反溅**洒开, 结构简单, 不会堵塞, 但布液**不够均匀**。

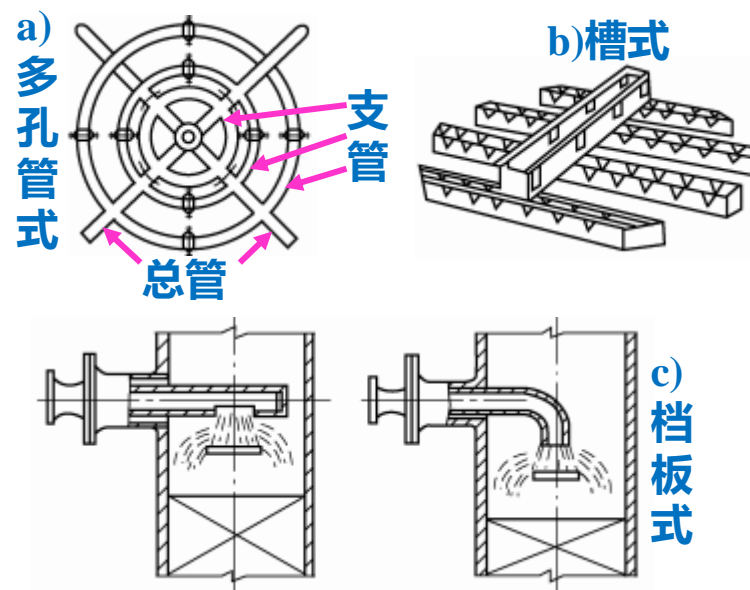


图8-7 液体分布器

8.1.5.1液体喷淋装置与除沫装置

(2)除沫装置

气体从塔顶流出时，总会带少量液滴出塔。为使气体挟带的液滴能重新返回塔内，一般在塔内液体喷淋装置上方装置除沫器。

①折流板式除沫器。气体流过曲折通道时，气流中挟带的液滴因惯性附于折流板壁，然后流回塔内。

②填料层式除沫器。当气流通过填料层时，气流中挟带的液滴附于填料表面流回塔内。过去曾用拉西环除沫，但其阻力大，效果不理想，现在一般采用金属丝网或尼龙丝网填料层，填料层高0.1~0.15m，压降小于245.2Pa (25mmH₂O)，可除去大于5μm 的液滴，效率达98%~99%。

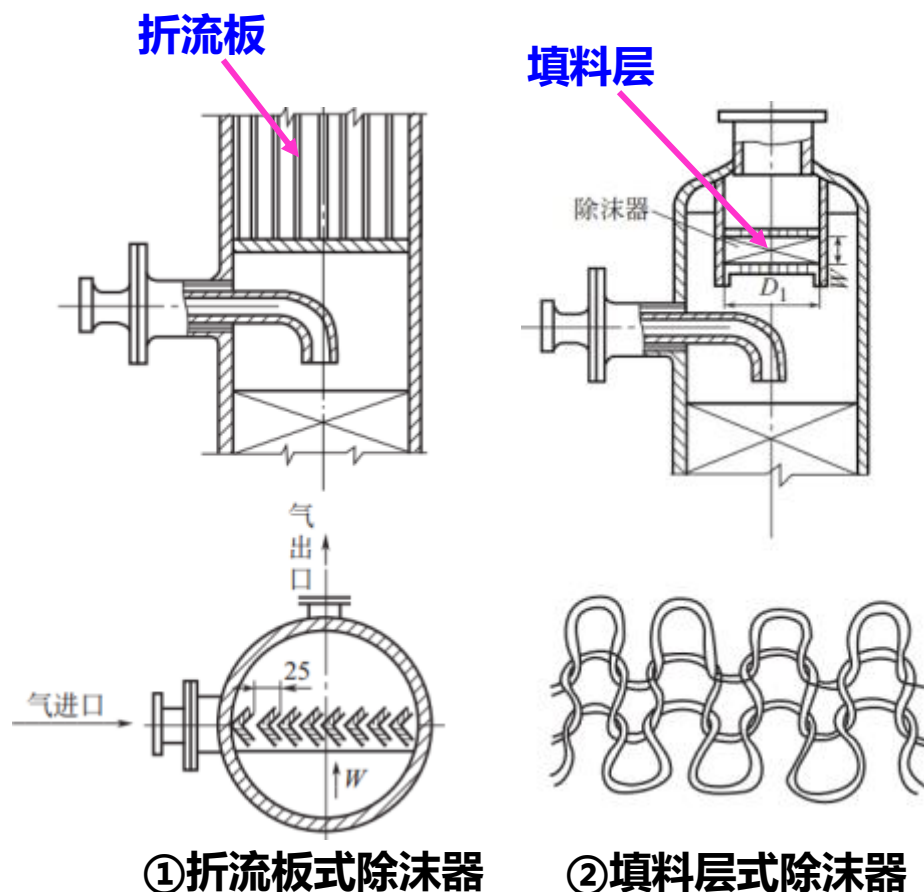


图8-8 除沫器

8.1.5.2 液体再分布器与填料支撑装置

(1)液体再分布器

①再分布器作用。为改善“塔壁效应”造成的液体分布不均匀，使流向塔壁的液体能重新流回塔中心部位，可在填料层内部每隔一定高度设置一液体再分布器。

②截锥式再分布器。液体再分布器形状如漏斗，如图8-9所示。在液体再分布器侧壁装有若干短管，使近塔壁的上升气流通过短管与中心气流汇合，以利气流沿塔截面均匀分布。

③填料层分段。通常将整个填料层分为若干段，段与段间设置液体再分布器。如令每段填料层高度为 Z ，塔径为 D ，对散堆拉西环，取 $Z/D \approx 3$ 。随着填料性能的改进， Z/D 值可增大，该值一般在3~10之间。

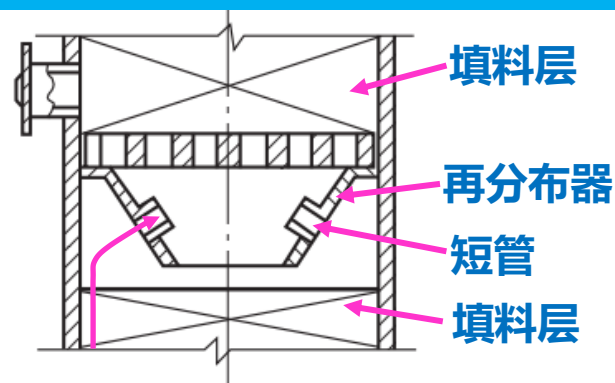
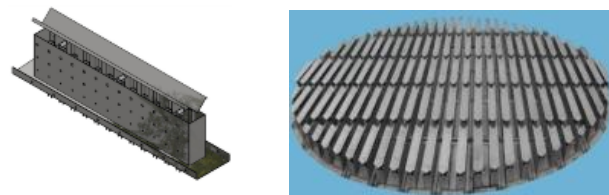
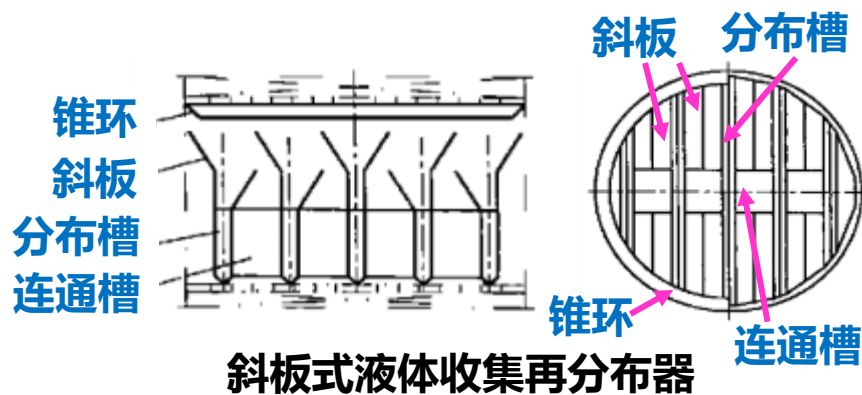


图8-9 截锥式液体再分布器



槽盘式气液再分布器



斜板式液体收集再分布器

(2) 填料支撑装置

- ① 栅板：在钢圈上焊竖立的扁钢。为防止在栅板处积液导致液泛，栅板的自由截面率应大于50%；
- ② 圆形升气管筛板式支承板；
- ③ 条形升气管筛板式支承板，液体从板上筛孔流下，气体通过升气管由管壁的小孔流出，气液分布较均匀，气液相各有通道，可避免因支承装置而引起的积液现象。

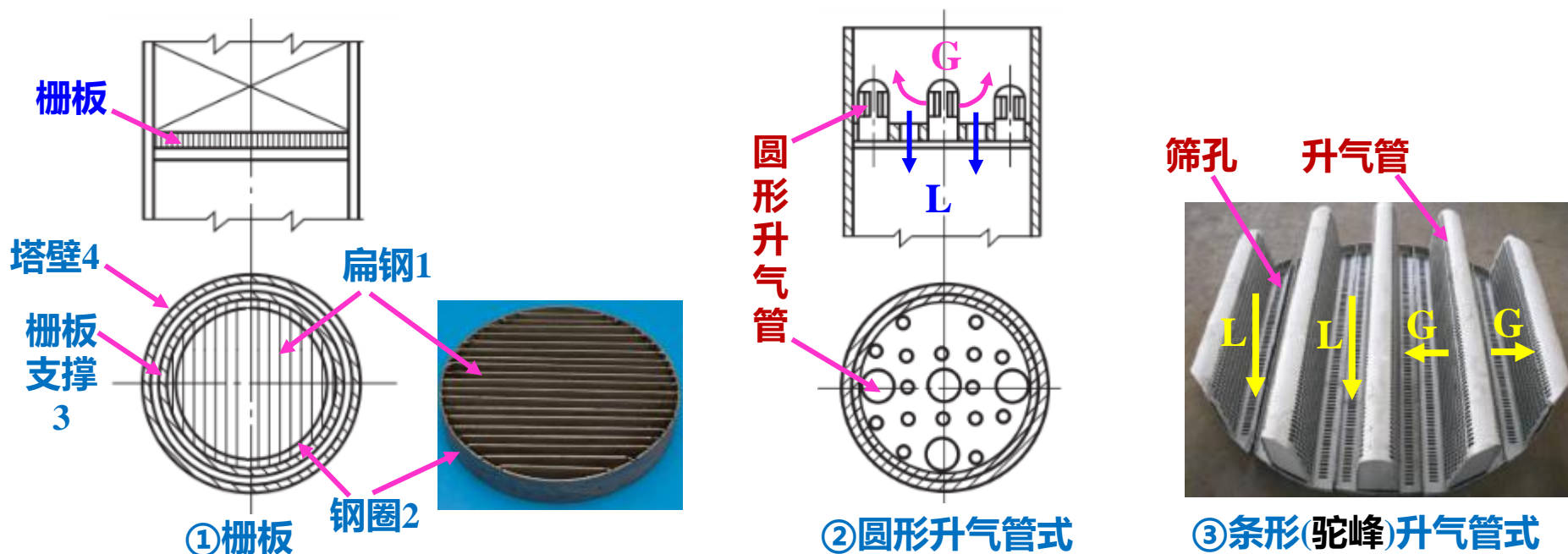


图8-10 填料支承装置

塔设备思考题 (一)填料塔

1.填料塔的“沟流”和“塔壁效应”如何产生？如何防止？

2.鲍尔环、拉环、阶梯环哪种填料压降最小？_____。

3.对填料塔中的填料，要求其比表面积要大，理由是_____。

4.为了减小气体通过填料塔的压降，应选_____大的填料。

5.气液两相在填料塔内逆流接触时，被润湿的填料表面是气液两相的主要_____。

6.若填料层高度较高，为了有效湿润填料，塔内应设置_____装置。一般而言，板式塔压降比填料塔的压降_____。

7.为保证操作过程中两相的良好接触，填料吸收塔顶部要有良好的_____装置。

8.当喷淋量一定时， 填料塔单位高度的填料层的压力降与空塔气速关系线上，存在两个转折点，其中下转折点为 _____， 上转折点为_____。

9.影响填料液泛速度大小的因素：①_____， ②_____， ③_____。

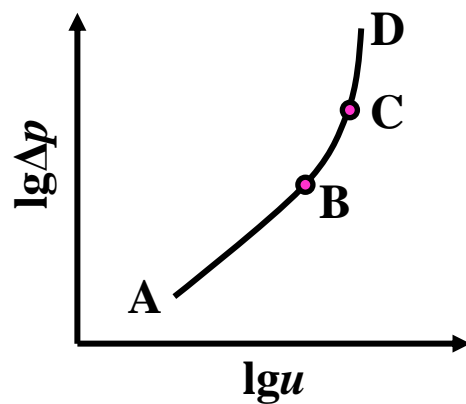
10. 填料塔是连续接触式气液传质设备，塔内液体为_____，气体为_____，为保证操作过程中两相的良好接触，故填料吸收塔顶部要有良好的_____装置。

11. 填料塔设计时，空塔气速一般取泛点气速的_____，理由是泛点气速是_____。

12. 当填料塔操作气速达到泛点气速时，_____充满全塔空隙，并在塔顶形成_____，因而_____急剧升高。

13. ①画出填料塔在一定液体流量下的压降 Δp 与空塔速度 u 关系曲线；②对曲线予以说明。

[解]：



第8章 塔设备(CHAPTER 8 Gas-Liquid Mass-Transfer Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

✓ 8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.4 浮阀塔 (float valve tower)

8.5 塔板效率(Plate Efficiency)

8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

8.2.1 板式塔的气液流动类型

- (1) 错流式
- (2) 逆流式

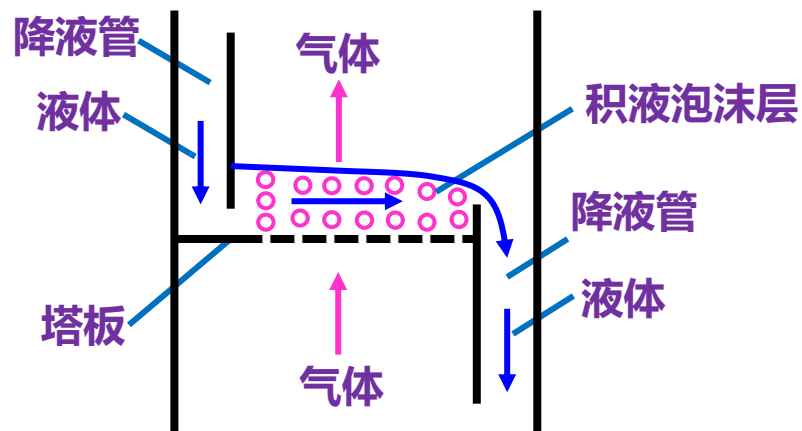
8.2.2 几种主要板式塔简介

- (1) 泡罩塔
- (2) 筛板塔
- (3) 浮阀塔

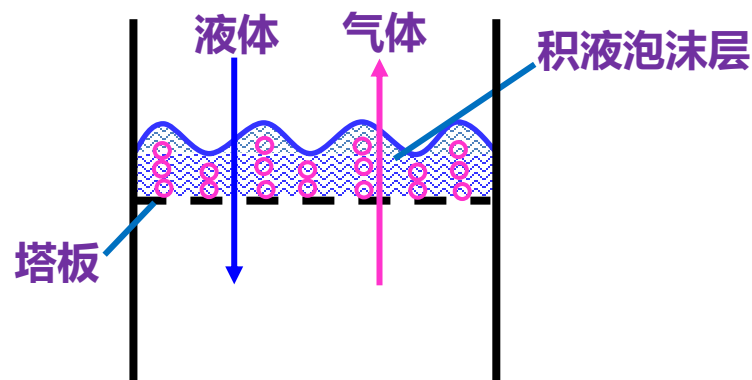
8.2.1 板式塔的气液流动类型

气液在塔板上的相对流向有两种类型：

- (1) **错流式**。液体**横向**流过水平塔板，气体沿与塔板**垂直**方向由下而上穿过塔板上的小孔，气液呈错流，筛板、浮阀及泡罩塔等的操作均属此类型。
结构特点：具有**降液管**，提供了液体从上一块塔板流至其下一块塔板的通道。
- (2) **逆流式**。气体向上，液体向下，气液呈逆流，均沿与水平塔板相**垂直**的方向，穿过塔板上的小孔，如淋降筛板塔。此类塔板无降液管。
- (3) **共同点**。全塔气液**总体**流向皆呈**逆流**。两种类型的塔在操作时板上都有积液，气体穿过板上小孔后在液层内生成气泡，板上**泡沫层**便是气液接触传质的区域。



(1)错流式

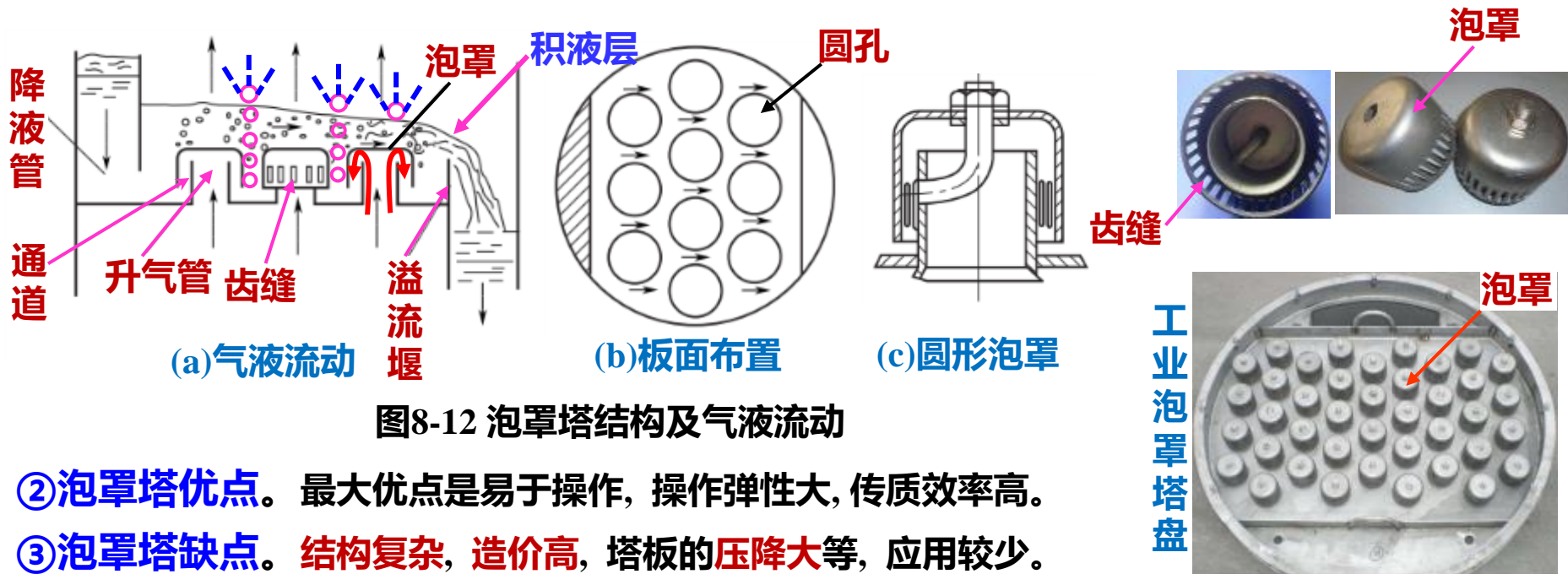


(2)逆流式

8.2.2主要板式塔型简介

(1) **泡罩塔** Cellier于1813年提出的最早工业规模应用的板式塔型式。

①**泡罩塔盘结构及气液流动**。液体通过**降液管**从上一块塔板流至下一塔板，为使在塔板上有一定的**积液层**，塔板上液体流出口处设置有**溢流堰**。在塔板上钻有若干规则排列的**圆孔**，每个孔均装有**升气管**，且固定有**泡罩**，泡罩下缘开有**齿缝**。操作时，气体向上沿升气管流动，遇到泡罩便转而向下流动，通过升气管外侧与泡罩内侧构成的**通道**，在泡罩齿缝处分散成许多小**气泡**进入塔板上的液层，浮升并与液体进行相际传质。当气体跃离液面时液膜破裂，便流至上一层塔板。



②**泡罩塔优点**。最大优点是易于操作，操作弹性大，传质效率高。

③**泡罩塔缺点**。结构复杂，造价高，塔板的**压降大**等，应用较少。

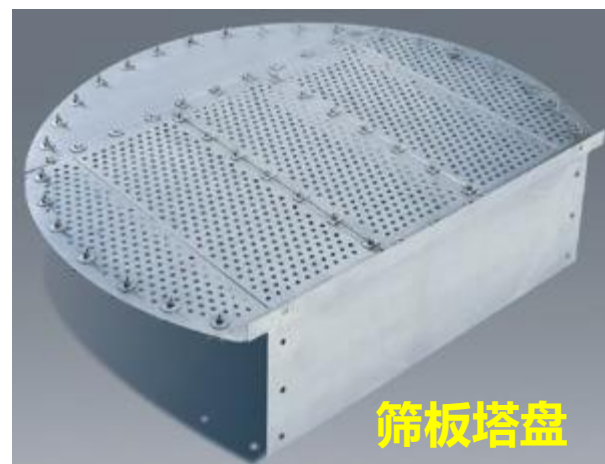
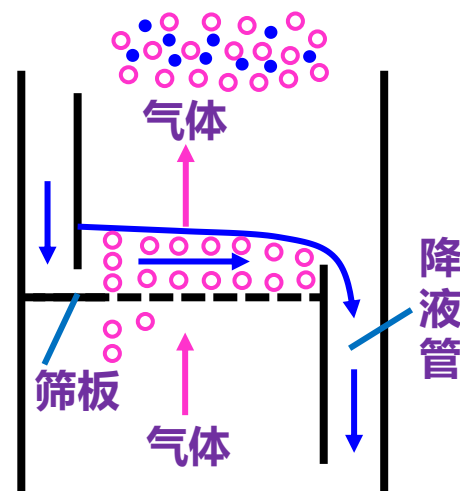
(2) **筛板塔** 筛板塔约于1832年开始用于工业生产。

①**筛板结构与气液流动**。筛板与泡罩塔相同点是都有降液管，塔板上都钻有若干小圆孔，无升气管及泡罩，操作时液体横过塔板，气体则自板上小孔(筛孔)鼓泡进入板上液层。

②**筛板塔存在的不足**。当气速过低时筛孔会漏液；若气速过高，气体会通过筛孔后穿过板上液体向上方冲出，造成过量液沫挟带即严重轴向返混。筛板塔长期以来被认为操作困难、操作弹性小而受到冷遇，但筛板塔具有结构简单明显优点。

③**筛板塔的改进**。美国Celanese公司于1949年对筛板塔进行了大量研究表明，只要设计合理，操作得当，筛板塔不仅可稳定操作，而且操作弹性可达2~3，能满足生产要求。自20世纪50年代至今，改进后的筛板塔一直是世界各国广泛应用的塔型。

④**筛板塔优点**。生产实践表明，筛板塔比泡罩塔生产能力增大10%~15%，板效率约提高15%，单板压降降低30%左右，造价降低20%~50%。



(3) 浮阀塔 对泡罩塔板改进，形成可变气道。

①**浮阀结构**。在塔板开孔上方设有**浮动的阀片**。浮阀根据气流量**自行调节**开度，进入液层的气速基本稳定。气体在阀片下侧水平方向进入液层，减少液沫挟带，延长气液接触时间，传质效果好。阀有3条带钩的**腿**，防止阀吹脱。阀边沿冲压出3块向下微弯的“**脚**”，阀片与塔板间保持一定**间隙**

③**浮阀优点**。生产能力比泡罩大，板效率比泡罩高，制造费用比泡罩塔低。

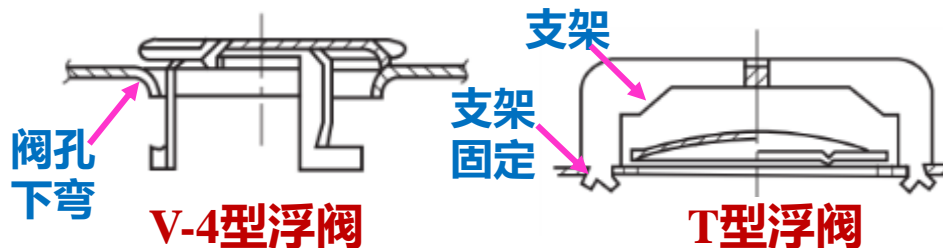
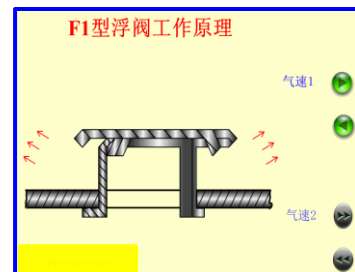
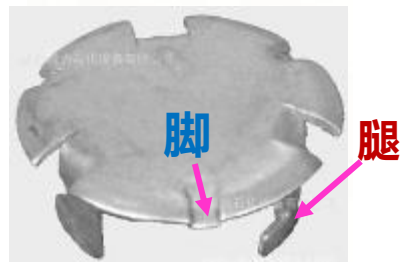
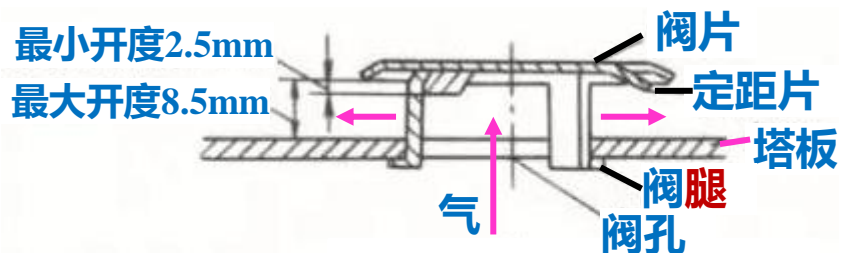
④**材质与种类**。用不锈钢制成。常用浮阀有3种：图8-13的**F1型**、图8-14的**V-4型**与**T型**。

a)**F1型浮阀**。**重阀**惯性大，操作稳定性好，使用多但气阻大；**轻阀**用于压降小的真空精馏。

b)**V-4型浮阀**。阀孔被冲压成向**下弯的喷嘴形**，气体通过阀孔时**流道形状渐变**可减小阻力。

c)**T型浮阀**。借助固定于塔板的**支架**限制阀片移动范围。**表8-8**是3种浮阀主要尺寸一览表。

图8-13 F1型浮阀



(4) **淋降筛板塔** 于1912年出现在炼油工业。

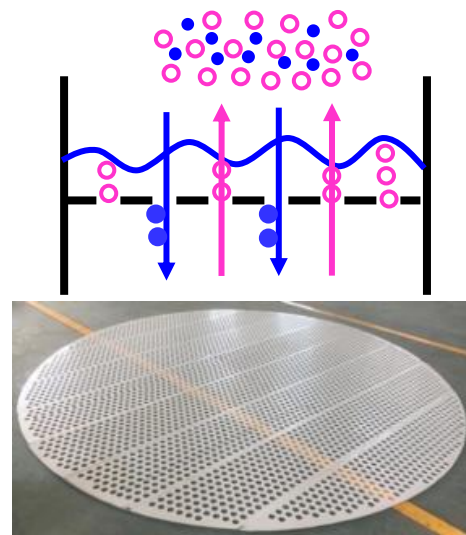
①**结构**。无降液管的筛板塔，又称**无溢流型筛板塔**。该塔内任一块塔板上气液均为逆流，气液都穿过筛孔，故又称为**穿流式筛板塔**。比筛板塔更简单的结构，造价更低。因节省降液管占据的塔截面积（占塔板面积15%~30%），**生产能力**比泡罩塔**大**20%~100%，**压降**比泡罩塔**小**40%~80%，特别**适合真空操作**。

②**操作弹性小**。塔板上液层厚度对气液流量变化甚敏感，当气体流量小时，板上液层薄，**漏液**严重；气体流量大时则板上液层厚，**液沫挟带**严重，故操作弹性较小

③**塔板材质**。一般为金属，亦可用塑料、石墨或陶瓷等。

④**改进型**。淋降筛板因其操作弹性小现已很少使用，通常使用的是其改进型的**波纹板塔**。

除以上介绍的4种塔型外，还有许多其他塔型。在各种塔型中，应用**最广**的是筛板塔与浮阀塔。表8-9是欧美日等国使用塔型情况的统计数据。



穿流式筛板

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Gas-Liquid Mass-Transfer Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

✓ **8.3 筛板塔** (Sieve Plate Tower)

8.4 浮阀塔 (float valve tower)

8.5 塔板效率(Plate Efficiency)

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

✓ 8.3.1 筛板塔的结构

8.3.1.1 筛板塔的主要部件

8.3.1.2 筛板塔的板面布置

8.3.1.3 塔板上的液流型式

8.3.1.4 板间距

8.3.2 筛板上的气液接触状态

8.3.3 气体通过筛板的阻力

8.3.4 筛板塔正常操作的气液流量范围

8.3.5 筛板塔的设计

第8章 塔设备 8.3筛板塔— .1筛板塔的结构.1筛板的主要部件

8.3.1.1 筛板塔的主要部件

(1) 筛板(Sieve-tray)

①**筛板作用**。开有筛孔的板叫筛板，起均匀**分散**气体的作用

②**筛孔大小**。孔径小，单位面积的孔数多，加工困难且易堵，但不易漏液，操作弹性大；孔径大则反之。一般孔径
 $d_0=3\sim 8\text{mm}$ 。

③**筛孔排列**。筛孔排列规则：气泡分布均匀，塔板强度好。
通常按**正三角形**(等边)方式排列。

④**开孔率 φ** 。筛孔总面积与开孔区面积之比称开孔率。

令孔径为 d_0 ，
孔心距为 t ，

$$\varphi = \frac{0.5 \times (\pi/4) d_0^2}{0.5 t^2 \sin 60^\circ} = 0.907 \left(\frac{d_0}{t} \right)^2 \quad (8-9)$$

a) t/d_0 过小，开孔**过密**，塔板强度下降，小气泡容易碰撞成大气泡，传质面积减小，对传质不利。

b) t/d_0 过大，板上产生气泡点分布**太疏**，塔板利用率过低。一般 $t/d_0=2.5\sim 5$ ，常用值**3~4**。

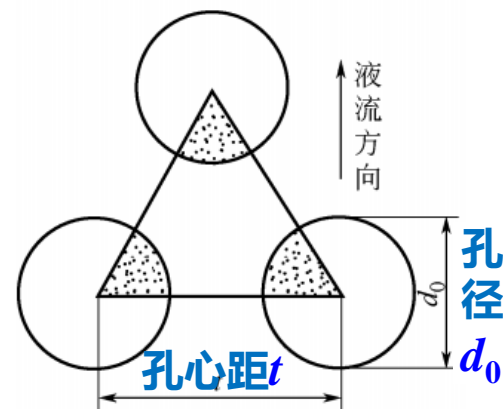
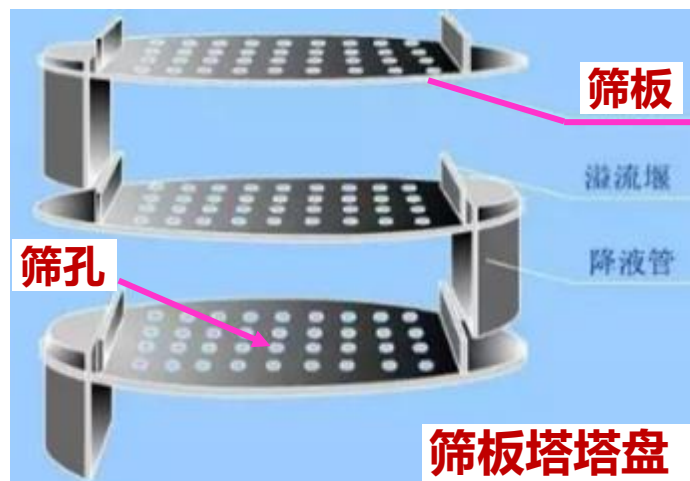


图8-15 筛孔排列

(2) 溢流堰(Weir)

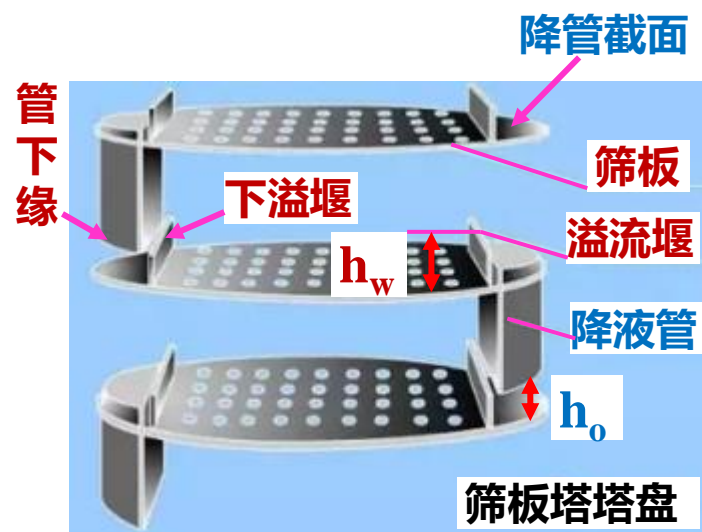
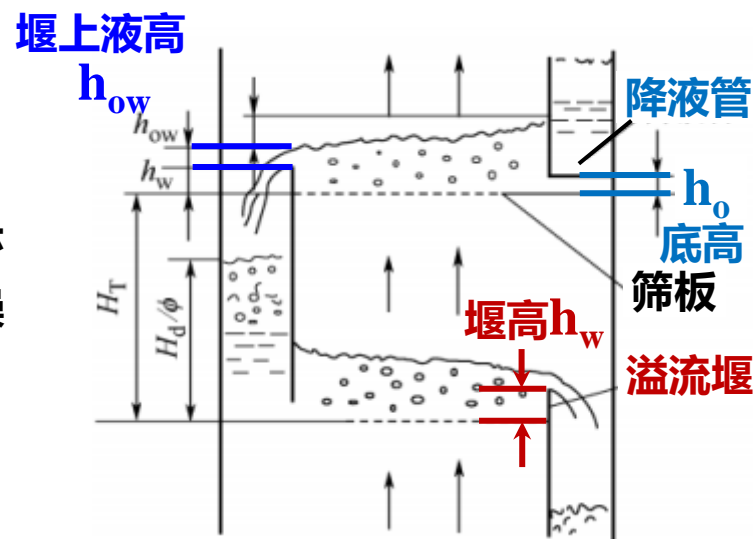
溢流堰在液体横向流过塔板的末端，是一块直板，溢流堰高 h_w 对板上积液高度 h_{ow} 起控制作用。 h_w 值大，则板上液层厚，气液接触时间长，对传质有利，气体通过塔板的压降亦大。常压操作 $h_w=20\sim50\text{mm}$ ，真空操作为 $10\sim20\text{mm}$ ，加压操作为 $40\sim80\text{mm}$ 。

(3) 降液管(Downcomer)

①横截面。降液管横截面有弓形与圆形两种。因塔体多数是圆筒体，弓形降液管可充分利用塔内空间。

②管下缘。降液管下边缘在操作时必须浸没在液层内，以保证液封，不允许气体通过降液管“短路”流至上一层塔板的液层上方空间。

③底隙高度 h_0 。降液管下缘与下一块塔板的距离称为底隙高度 h_0 ，为 $20\sim25\text{mm}$ ， h_0 过小则液体流过降液管底隙时阻力太大。为保证液封，要求： $(h_w-h_0)>6\text{mm}$ 。



8.3.1.2 筛板的板面布置 划分为5个区域。

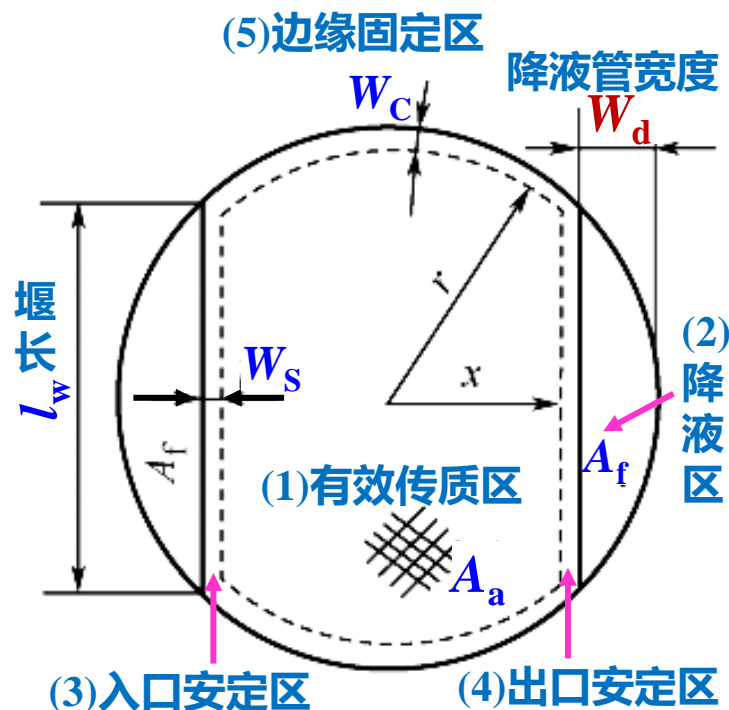
(1)有效传质区 A_a 。塔板上布置有筛孔的区域，称有效传质区，虚线以内的部分。 A_a 计算式：(8-10)

(2)降液区 A_f 。降液管占用的塔板区域为降液区，降液区内不开孔。已知堰长 l_w 、塔内径 D 、塔截面积 A_T ，则由 $l_w/D(=0.6\sim0.8)$ 从图8-17查取 A_f/A_T 。由图8-17还可查取弓形降液管最大宽度 W_d 与塔径 D 之比值。

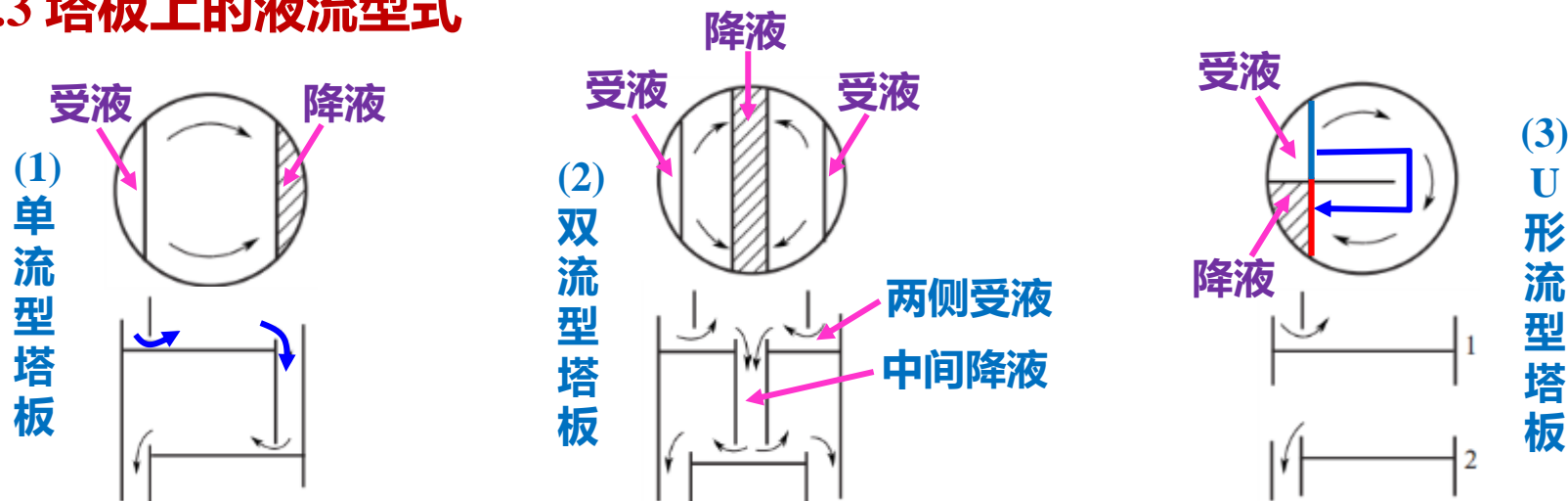
(3)入口安定区 W_s 。塔板上液流的上游部位有狭长的不开孔区称入口安定区，此区域是防止因这部位液层较厚而造成倾向性漏液，同时也防止气泡窜入降液管。一般 $W_s=50\sim100\text{mm}$ 。

(4)出口安定区 W_s 。在塔板上液流的下游靠近溢流堰部位也有狭长的不开孔区，叫出口安定区，其宽度亦为 W_s 。这部分不开孔是为了减小因流进降液管的液体中夹带气泡太多而增加液相在降液管内排气的困难。

(5)边缘固定区 W_c 。在塔板边缘有宽度为 W_c 的不开孔区域，用于塔板固定， $W_c=25\sim50\text{mm}$



8.3.1.3 塔板上的液流型式



- (1) **“单流型”塔板**。是最常见的型式。若液体流量及塔径都较大，“单流型”在塔板上形成较大的液面高度差异——**液面落差 Δ** ，导致板上**气体分布不均匀**，对传质不利。
- (2) **“双流型”塔板**。为减小 Δ ，该塔板中间安装降液管与两侧安装双降液管的两种塔板**相间**装置方式，液体在塔板上只流过半程距离，每侧液体流量只占总流量**之半**。
- (3) **“U形流型”塔板**。若液体流量很**小**，越过单位长度溢流堰的液体流量不足，易发生液体**偏流**，导致塔板上**液流分布不均匀**，可采用“U形流型”塔板。该型塔板的降液管置于一边，液相呈U字形流过塔板，溢流堰长度减小。
- (4) **液流型式选择表**。推荐的液体负荷、塔径与液流型式的关系**表8-10**。

8.3.1.4 板间距 H_T (Tray spacing)

(1)板间距概念。相邻两层塔板间的距离叫板间距 H_T 。

(2)板间距与气液流量、塔高。板间距的大小关系到正常操作气液流量的高限值，也和塔体高度相关。

若板间距取得大，允许的气液流量也大，塔板数一定时，需要的塔高增大。气液流量大意味着生产能力大，而塔的高度大意味着设备投资大。设计时应从生产能力和设备投资两方面综合考虑确定 H_T 。

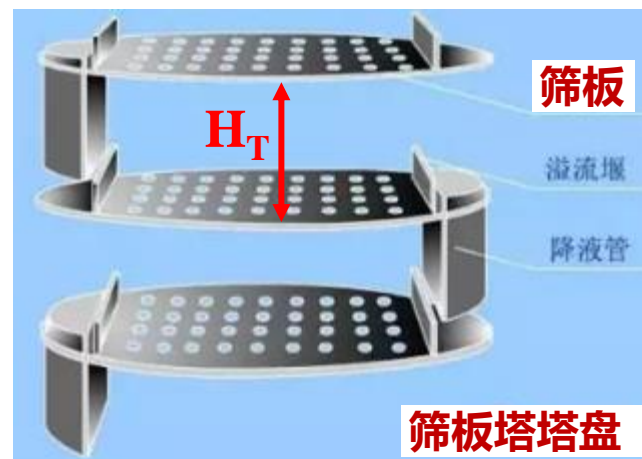
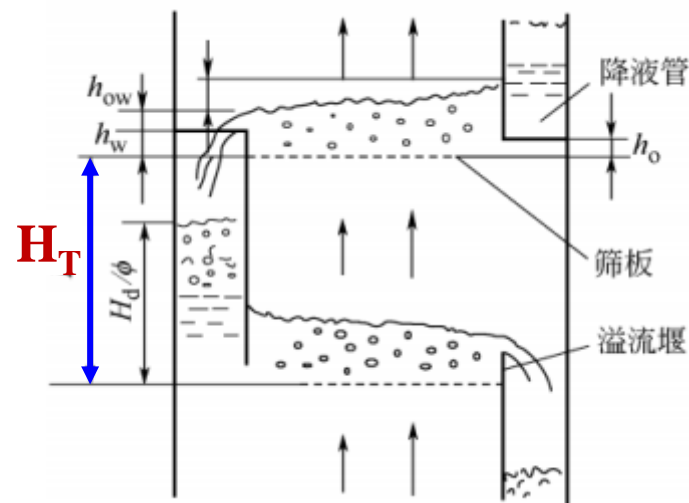
(3)单流型塔板板间距。如表8-11所示。

表8-11 板间距参考值(单流型)

塔径 D/m	0.6~1.0	1.2~1.6	1.8~2.4
板间距 H_T /mm	300~600	350~800	450~800

注：当 $H_T < 500\text{mm}$ ， H_T 按 50 mm 幅度变化；

当 $H_T \geq 500\text{mm}$ ， H_T 按 100mm 幅度变化。



8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.3.1 筛板塔的结构

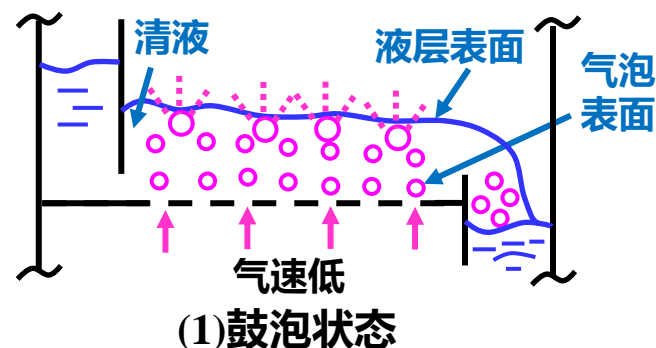
✓ 8.3.2 筛板上的气液接触状态

- (1) 鼓泡接触状态
- (2) 泡沫接触状态
- (3) 喷射接触状态

8.3.2 筛板上的气液接触状态 孔速不同时，气液两相在塔板的接触有3种典型状态

(1) 鼓泡接触状态

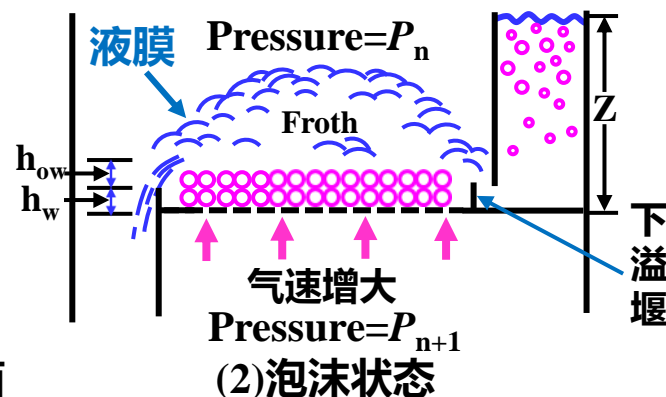
①**气泡形成与破裂**。当孔速很**低**时，通过筛孔的气流断裂成**气泡**在板上积液层中浮升，板上两相呈鼓泡接触状态。此时，塔板上存在着大量**清液**，气泡不密集，液层内气泡之间很少合并，板上**液层表面**十分清晰。只有在液层表面附近气泡才相互合并成大气泡并随之**破裂**。



②**传质表面**。鼓泡态的两相接触面积为**气泡表面**。因气泡不密集，比表面积小，气泡表面湍动程度很低，传质阻力较大。在鼓泡状态，液体为连续相，气体为分散相。

(2) 泡沫接触状态

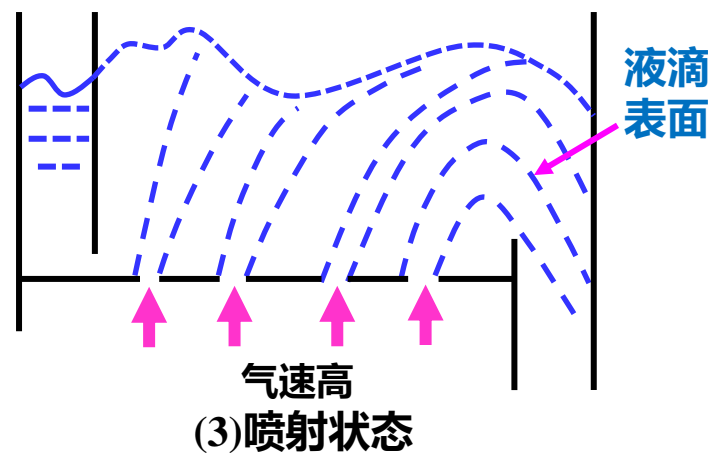
①**泡沫形成与破裂**。随孔速增**大**，气泡数量急剧增加，气泡表面连成一片并且不断发生**合并与破裂**形成泡沫。板上液体大部分以液膜的形式存在于气泡之间，仅靠塔板表面处才有少量清液，此接触状况称为泡沫接触状态。



②**传质表面**。泡沫态下的两相传质表面是面积很大、高度湍动的**液膜**，且不断合并和破裂，为两相传质提供了良好的流体力学条件。在泡沫态，液体仍为连续相，气体为分散相。

(3) 喷射接触状态

①**液滴形成**。若孔速继续**增大**，动能很大的气体从筛孔以**射流**形式穿过液层，将板上液体破碎成许多大小不等的**液滴**而抛洒于塔板上方空间。被喷射出去的液滴落下以后，在塔板上汇聚成很薄的液层并再次被破碎成液滴抛出。这种气液为两相接触状态称为喷射接触状态。



②**传质表面**。在喷射状态下，两相传质面积是**液滴表面**。液滴的多次形成与合并使传质表面不断更新

③**气液状况**。在喷射态，液体为分散相，气体为连续相，这是喷射与泡沫态的**根本区别**。

④**转相点**。由泡沫状态转为喷射状态的**临界点**称为转相点，转相点气速与筛孔直径、塔板开孔率以及板上滞液量等许多因素有关，筛孔直径和开孔率越大，转相点气速越低。

(4) 工业应用

生产实际应用中，筛板塔采用的气液两相接触状态



- ①不断更新**液膜**表面为特征的**泡沫状态**；✓
- ②不断更新**液滴**表面为特征的**喷射状态**；✓
- ③鼓泡态两相传质为**气泡**表面，很少采用 ✗

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.3.1 筛板塔的结构

8.3.2 筛板上的气液接触状态

✓ 8.3.3 气体通过筛板的阻力 (Vapor pressure drop)

- (1) 板压降(板总阻力) h_f (Total pressure drop per plate)
- (2) 干板阻力 h_d (friction loss for dry plate)
- (3) 液层阻力 h_L (equivalent head of liquid on plate)

8.3.3 气体通过筛板的阻力

(1) 板压降(总阻力) h_f

气体通过筛孔及板上积液层时必有阻力, 造成塔板上、下空间对应位置上的压强差称为板压降 $\Delta p = p_{n+1} - p_n$ 。在塔板流体力学中, 将气、液流动造成的压降或阻力损失用液柱高度表示 h_f (左压差计), 即:

$$\Delta p = \rho_L \times g \times h_f \quad \rho_L \text{ 为塔内液体密度, kg/m}^3$$

板压降的构成 $\left\{ \begin{array}{l} \text{① 气体通过筛孔的干板阻力损失 } h_d \\ \text{② 气体通过板上的液层阻力损失 } h_L \end{array} \right\} \Rightarrow \text{则: } h_f = h_d + h_L \text{ m液柱 (8-16)}$

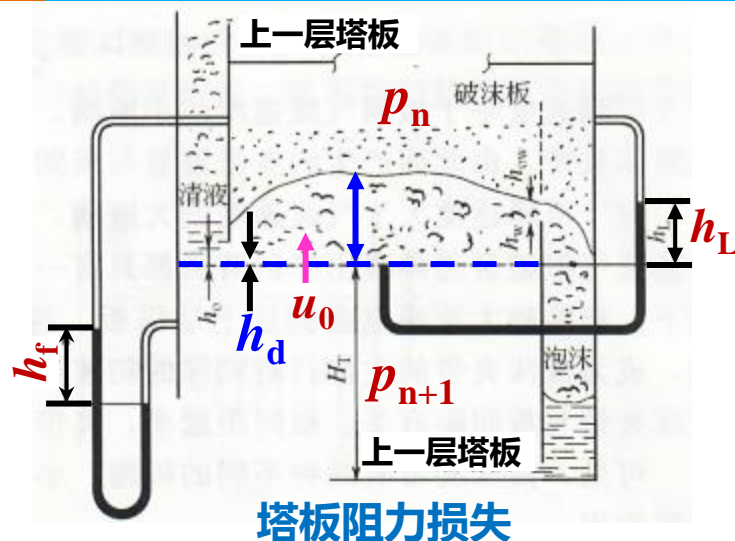
(2) 干板阻力 h_d 气体通过干板与通过孔板的情况相似, h_d 与孔速 u_0 之间的关系为:

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad \left[\begin{array}{l} R \text{ 压差计读数差即 } h_d, \text{ m} \\ \rho_V \text{ 为塔内气体密度, kg/m}^3 \\ \rho_V \ll \rho_L, \rho_L - \rho_V \approx \rho_L \end{array} \right] \Rightarrow h_d = \frac{1}{2g} \frac{\rho_V}{\rho_L} \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 \quad (8-17)$$

气体通过筛孔高度湍流, 孔流系数 C_0 与孔速无关的常数, h_d 与 u_0^2 成正比

(3) 液层阻力 h_L ①液层阻力的组成。
气体通过液层阻力损失 h_L 由三方面构成:

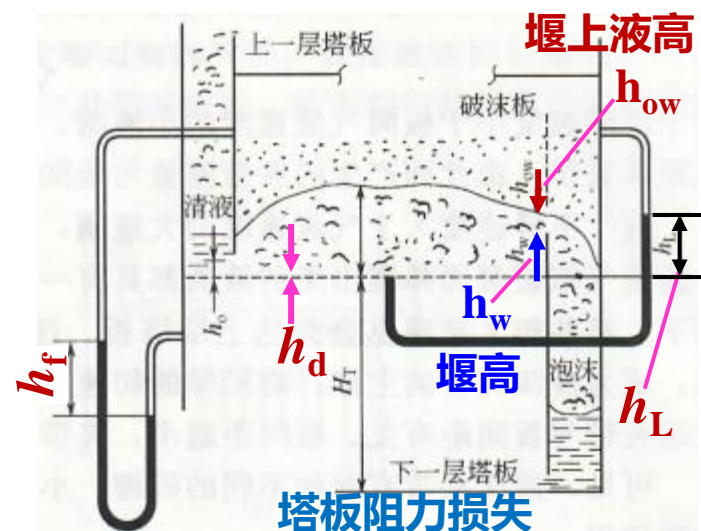
- a) 克服板上积液泡沫层静压造成的阻力损失, 比例大;
- b) 形成气液界面的能量消耗(表面张力阻力), 比例小;
- c) 通过液层的摩擦阻力损失, 比例小。



②**泡沫层静压阻力**。∵ $\rho_V \ll \rho_L$ ，忽略泡沫层中所含气体产生的静压。一定的泡沫层对应一个清液层，泡沫层含气率越高，相应的清液层高度越小。克服泡沫层静压的阻力损失 h_L 约等于该清液层的高度(右压差计)

$$\text{液层阻力: } h_L = \beta (h_w + h_{ow}) \quad (8-18)$$

β 充气系数, 图8-23查取; 横坐标气相动能因子 $F_a = u_a \sqrt{\rho_V}$, 其中 u_a 以面积 $(A_T - 2A_f)$ 计算的气速, m/s; ρ_V 气体密度, kg/m³



③**增大气速对泡沫层阻力、总阻力 h_f 的影响**。气速增大 $u_0 \uparrow$ 时, 因溢流堰的存在, 泡沫层高度无很大变化; 而泡沫层的含气率随之增大, 清液层高度 \downarrow 减小, 气体通过泡沫层的阻力损失降低 \downarrow 。但干板阻力 h_d 与气速平方 u_0^2 成正比, 总阻力损失 h_f 随气速增大而增加 \uparrow 。

$$\text{则板压降: } h_f = h_d + h_L = \frac{1}{2g} \frac{\rho_V}{\rho_L} \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 + \beta (h_w + h_{ow}), \text{ m液柱}$$

④**气速对 h_d 、 h_L 的影响**。低气速, 液层阻力 h_L 占比较大; 高气速, 干板阻力 h_d 占比增大。

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.3.1 筛板塔的结构

8.3.2 筛板上的气液接触状态

8.3.3 气体通过筛板的阻力

✓ 8.3.4 筛板塔正常操作的气液流量范围

8.3.5 筛板塔的设计

8.3.4 筛板塔正常操作的气液流量范围

8.3.4.1 液相流量下限

8.3.4.2 液相流量上限

8.3.4.3 漏液限

8.3.4.4 溢流溢泛限

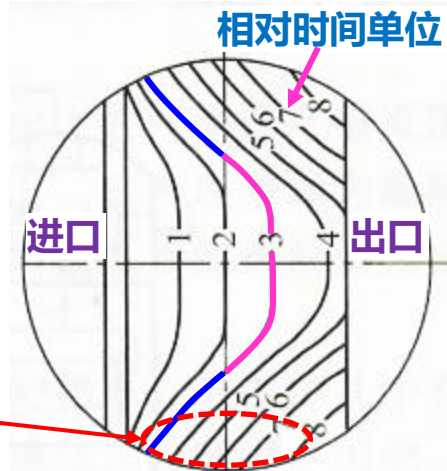
8.3.4.5 过量液沫夹带限

8.3.4.6 筛板塔操作负荷性能图

8.3.4.1 液相流量下限

(1)液体沿塔板的不均匀流动(非理想流动—空间上的不均匀流动)

①液体在塔板上的停留时间分布。液体自塔板一端流向另一端有多种路径。在塔板**中央**，液体行程较短而平直，阻力小而流速**大**。在塔板**边缘处**，行程长而弯曲，又受到塔壁摩擦影响，阻力大而流速**小**。图中相对停留时间表示了液体流量在各路径中的分配**不均匀**，会形成流动不畅的**滞留区**



②液体流量对不均匀性的影响

a)低流量时不均匀性突出：液流量很小时，堰上液高 h_{ow} 很小，因平溢流堰安装水平度的微小偏差，可能只在堰的一端有液体溢流，这部分液体速度相对较快，气液接触时间短，传质不充分；而另一端液面低于堰高，在塔板上形成很大的**死区**，近壁处液体会发生倒流而产生**旋涡**（环流），气液接触时间长，液体浓度近于平衡，液流量小对传质不利

b)高流量时不均匀性减弱：液流量增大到一定程度，液体越过溢流堰顶偏流现象减弱，塔板上的旋涡等反向流动消除，不均匀性明显改善。



液体在塔板上停留时间分布曲线

环流(旋涡)

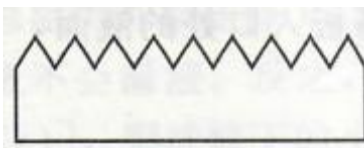


8.3.4.1液相流量下限

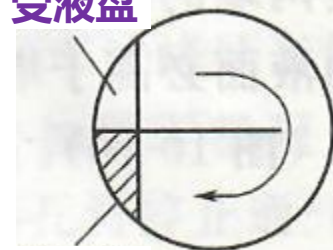
(2) 改善液流分布的措施

为避免液体沿塔板流动严重不均, 消除环流等与主流方向相反的液体流动现象(液相返混), 增强传质效果, 当堰上液层高度 $h_{ow} < 6\text{mm}$ 时, 宜采用**齿形堰**或**U形流型塔板**等改善液流分布的装置。

齿形堰



受液盘



降液管

U形流型堰塔板

(3) 正常操作液相流量下限

正常操作的液流量有下限值, 一般要求, 平溢流堰顶上的液层厚度: $h_{ow} > 6\text{mm}$ 。

计算 h_{ow} 半经验公式

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} E \left(\frac{L_h}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (8-11)$$

h_{ow} 平溢流堰顶上的液层厚度, m;
 E 圆筒塔壁的液流收缩系数, 查图8-19
 L_h 液相流量下限, m^3/h ; l_w 溢流堰长度, m

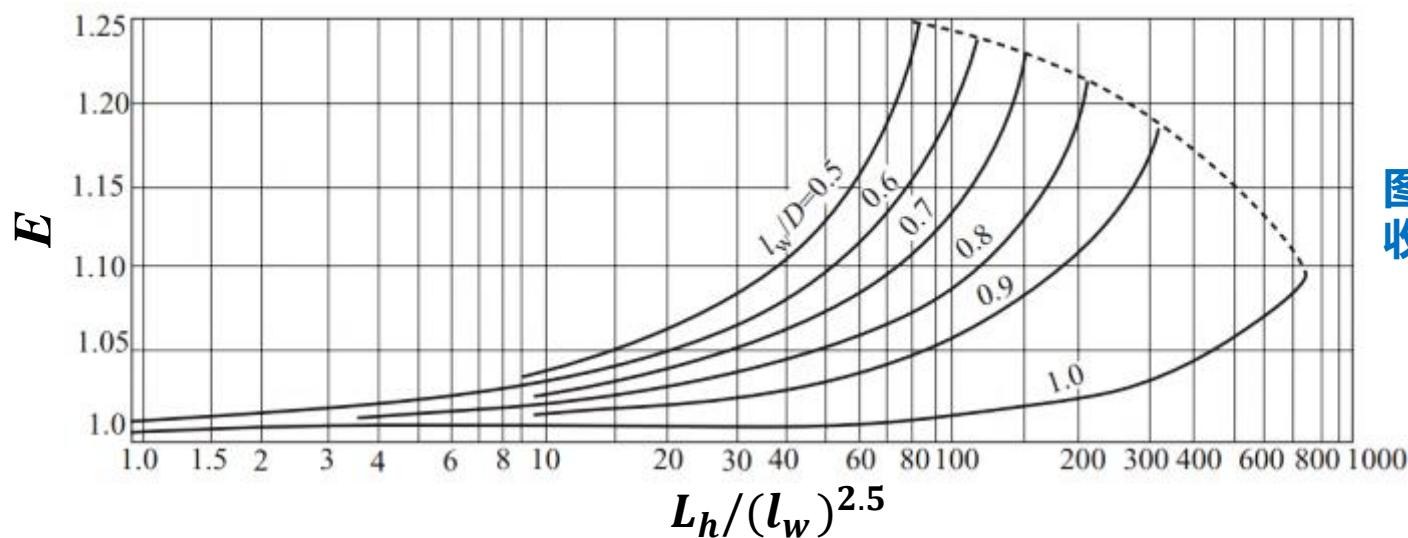


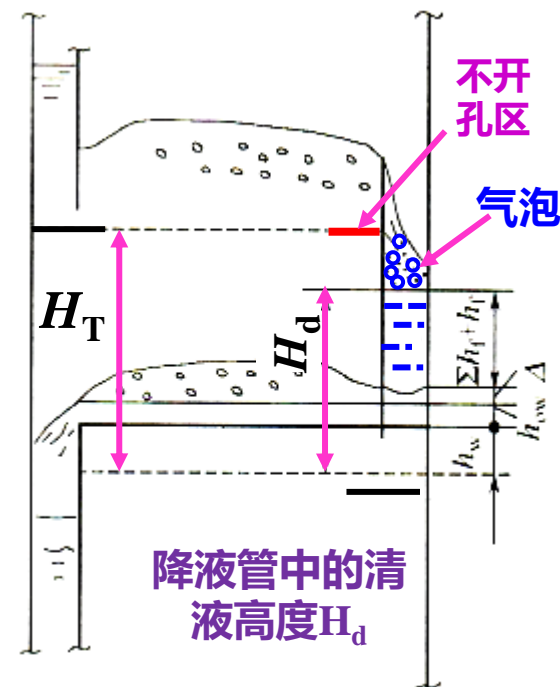
图8-19 液流收缩系数

8.3.4.2 液相流量上限

(1) 气泡夹带 (非理想流动—空间上的反向流动)

液体在塔板上与气体充分接触后，翻过溢流堰进入降液管时必夹带大量气泡，若液体在降液管内的停留时间太短，所含气泡来不及解脱，将被卷入下层塔板。这种现象称气泡夹带，是与主流方向相反的气体流动—**气相返混**，是一种有害因素。

(2) **气泡夹带危害** 虽然气泡夹带所产生气体夹带量与气体总流量相比很小，给传质带来的危害不大，但由于它降低了降液管内泡沫层的平均密度，使降液管的通过能力减小，严重时会造成**液泛**而破坏塔的正常操作。



(3) 减小气泡夹带措施

为避免严重的气泡夹带，通常在靠近溢流堰的狭长区域上**不开孔**，使液体在进入降液管前有一定时间脱除所含气体，减少进入降液管的气体量，不开孔狭长区域称出口安定区。

(4) 液体在降液管内的平均停留时间

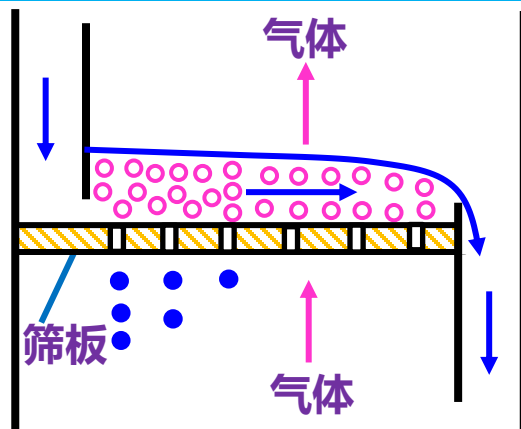
$$\tau = \frac{A_f H_d (H_T)}{L_{Smax}} \geq 3 \sim 5 \text{ s} \quad (8-12)$$

A_f —降液管截面积, m^2 ;
 H_d —降液管内清液高度, m ;
 L_{Smax} —液相流量**上限**, m^3/s

8.3.4.3 漏液限(气相流量下限)

(1) 漏液——不正常操作现象

沿塔板横向流动的液体在板上与垂直向上的气体进行错流接触，当气速较小时，部分液体会从筛孔直接落下，此现象称漏液。严重时导致筛板上不能积液而无法正常工作。

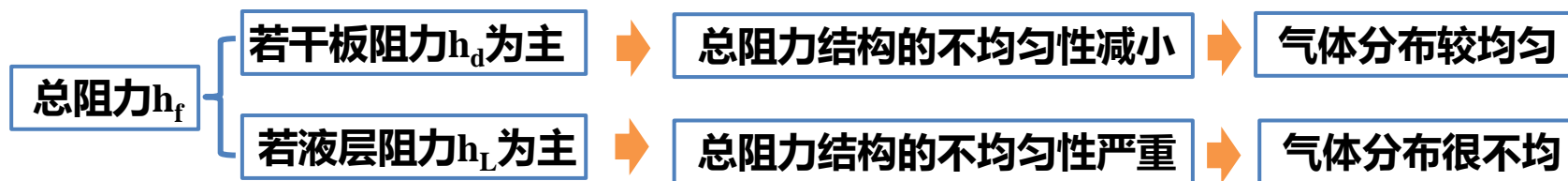


(2) 漏液与气体均布

单孔漏液实验表明，对普通筛孔及界面张力不是很小的体系，只要筛孔中有气体通过，就不会发生漏液，即一个筛孔不可能有气体和液体同时通过。因此，要避免漏液，必须使气体均匀分布，保证每个筛孔都有气体通过。

(3) 气体均布与流动阻力

气体是否均布与流动阻力有关。气体通过塔板的阻力由干板阻力 h_d 和液层阻力 h_L 组成。干板在结构上均匀，因而可促进气流的均布。而液层阻力不均匀，液面落差、特别是液层的起伏波动，会造成液层厚度的不均匀性，从而引起气流的不均匀分布。

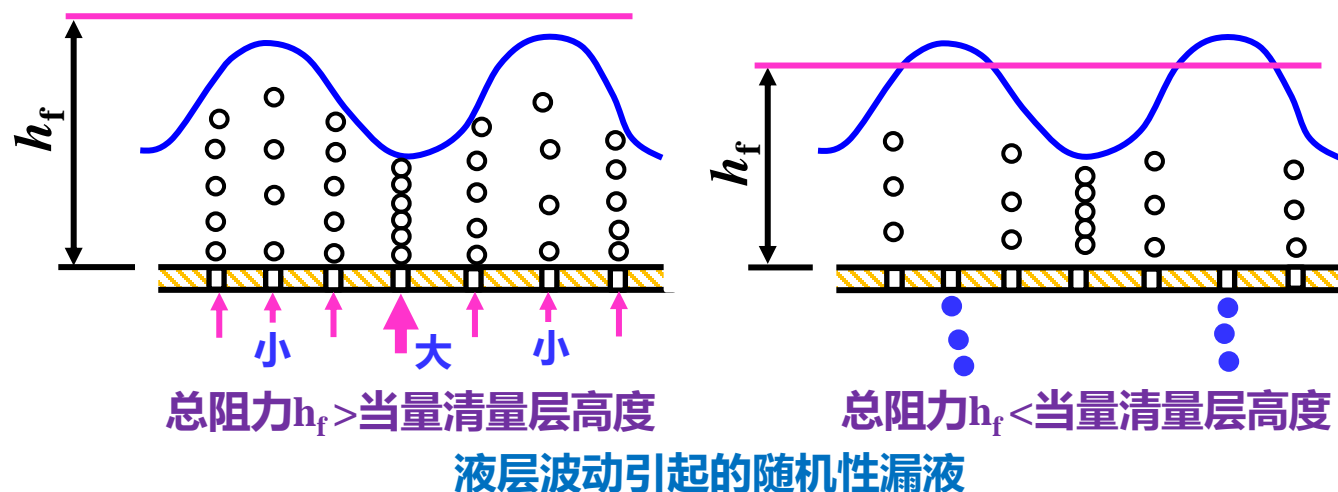


8.3.4.3 漏液限

(4)随机性漏液

①液层波动与气体分布。由于液层的波动，气体在各筛孔中的分布将不均匀，波峰下面的筛孔通气量小，而波谷下面的筛孔通气量大。但是，只要干板阻力足够大，使总阻力即板压降 h_f > 当量清量层高度，则各筛孔都有气体通过，塔板不漏液。反之，如果干板阻力较小，总阻力 h_f < 波峰处当量清液层高度，则波峰下的小孔将停止通气而漏液。

②随机性漏液。液层波动是随机的，由此引起的漏液也是随机的，时而一部分筛孔漏液，时而另一部分筛孔漏液，这种漏液称为随机性漏液。

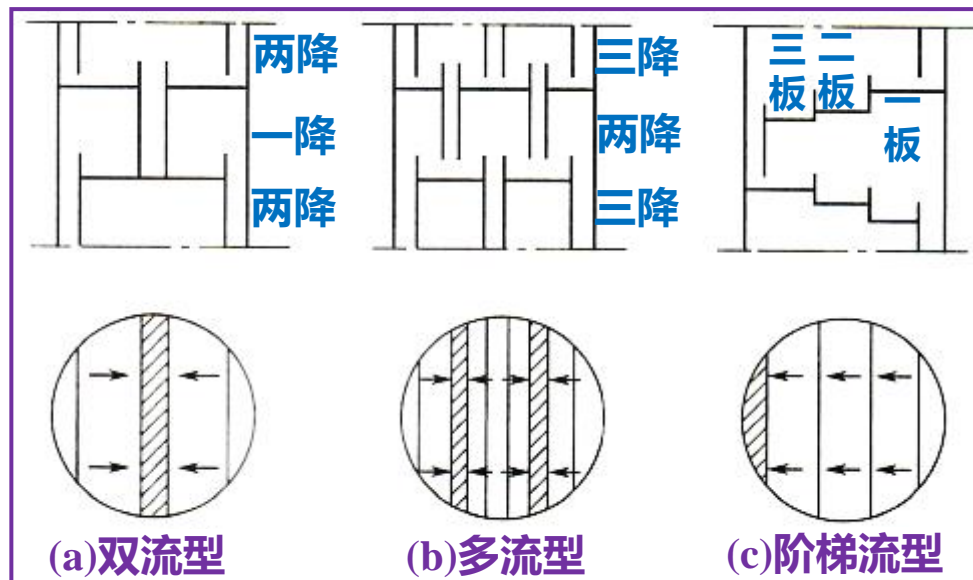
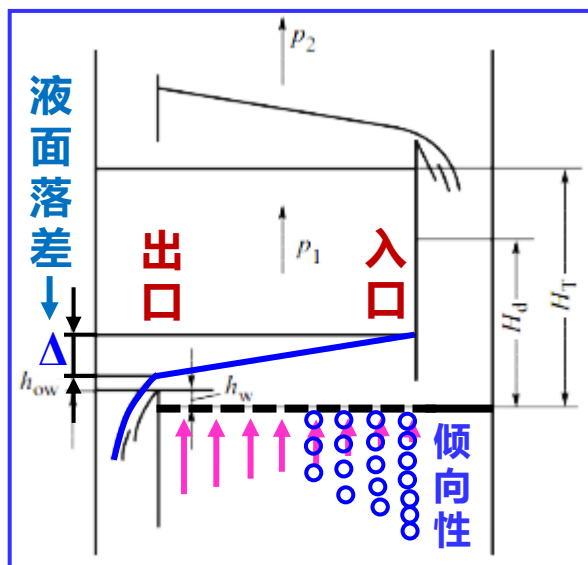


③阻力类型、大小与漏液。

干板阻力 h_d 越大，随机性漏液越少甚至完全消除。反之，液层阻力 h_L 越大即液层越厚，气体在筛孔中分布的不均匀性越大，随机性漏液越严重。

(5)倾向性漏液

液面落差造成的倾向性漏液



① **Δ与倾向性漏液**。与液层波动不同，Δ造成入口侧的液层厚度总是高于塔板出口侧，导致：塔板入口处， h_L 大，气速比平均值小；塔板出口处， h_L 小，气速比平均值大，产生气体沿塔板的不均匀流动。当 h_d 很小时，Δ会使气流偏向出口侧，而塔板入口侧的筛孔将无气体通过而持续漏液，称倾向性漏液

② **减少倾向性漏液的措施**。减少、避免倾向性漏液和气体分布不均匀的措施：

- a) 应使液面落差不超过干板阻力一半，即： $\Delta < h_d/2$
- b) 在塔板入口处，通常留出一条狭窄的不开孔区域：**入口安定区**；
- c) 当塔径或液体流量很大时，采用**双流型**、**多流型**或**阶梯流型**塔板。

(6)筛孔气速 u_0 对漏液的影响

除塔结构因素外，气速是决定塔板是否漏液的主要因素。 h_d 随气速 u_0 增大而急剧增加， h_L 则与 u_0 关系较小。

- a)低气速时，干板阻力往往很小，总阻力以液层阻力为主，塔板将出现漏液。
- b)高气速时，干板阻力迅速上升为主要阻力，漏液被制止。
- c)当气速 u_0 由高降低至某数值时，将发生明显漏液，该气速称：漏液点筛孔气速 $u_{0,w}$ 。
若气速继续降低，严重漏液会使塔板不能积液而破坏正常操作。

u_0 高低	分阻力大小	总阻力情况	漏液情况	$u_0=u_{0,w}$	$u_0<u_{0,w}$ ，继续降速
低气速	干板阻力 h_d 小 液层阻力 h_L 大	总阻以 h_L 为主	出现漏液	明显漏液 $u_{0,w}$ 漏液点筛孔气速	严重漏液, 不能积液 破坏正常操作
高气速	干板阻力 h_d 大 液层阻力 h_L 小	总阻以 h_d 为主	无漏液	—	—

(7)漏液点干板阻力 h_d' 与塔板当量清液层厚度 h_c 计算

Davies 提出了漏液点时的干板阻力 h_d' 与塔板当量清液层厚度 h_c 的经验关联式, 如图8-20所示。

①漏液点干板阻力 h_d' 计算式

$$h_d' = \frac{1}{2g} \times \frac{\rho_V}{\rho_{\text{水}}} \left(\frac{u_{0,w}}{C_0} \right)^2 \quad (8-13)$$

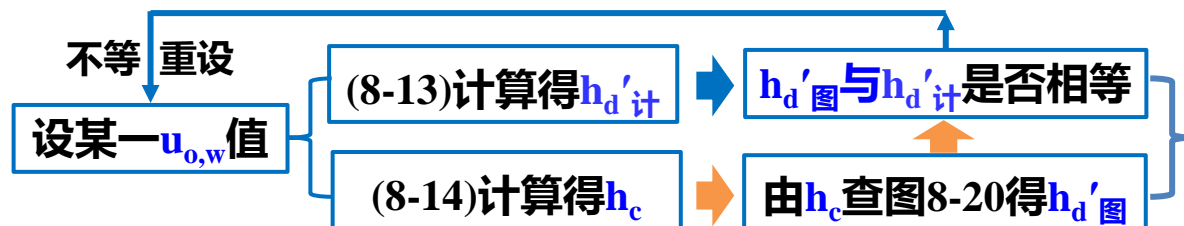
h_d' 干板阻力, mH_2O ;
 $u_{0,w}$ 漏液点筛孔气速, m/s ;
 C_0 干板孔流系数, 查图8-21

②漏液点当量清液层高度 h_c 计算式。 h_c 是漏液点时塔板上泡沫层厚度按等压降折算的清液层厚度(m), 计算式:

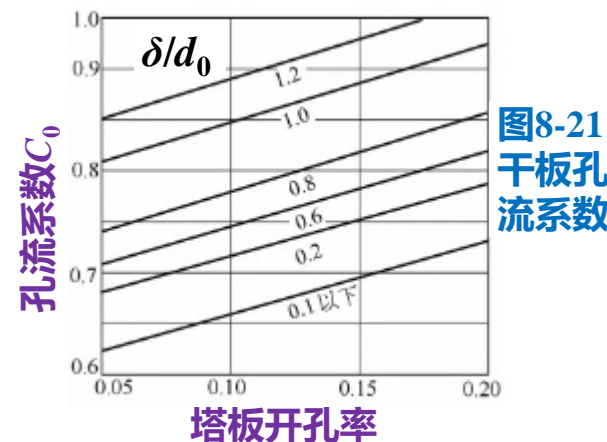
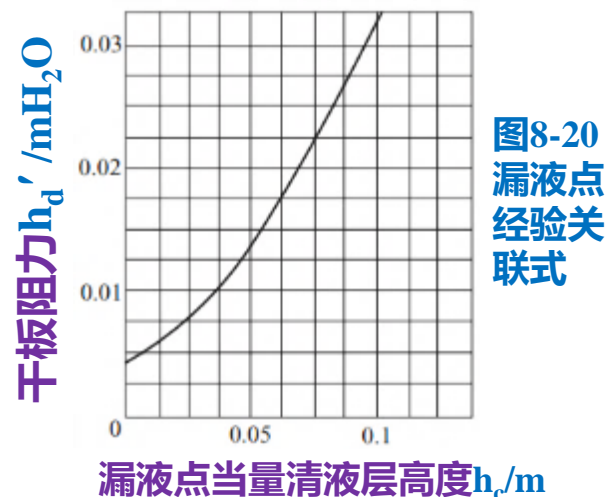
$$h_c = 0.0061 + 0.725h_w - 0.006F_a + 1.23(L_s/l_w) \quad (8-14)$$

h_w 溢流堰堰高, m ; F_a 气相动能因子, $F_a = u_{0,w} \sqrt{\rho_V}$
 $u_{0,w}$ 是以面积 $(A_T - 2A_f)$ 计的漏液点空塔气速, m/s ;
 L_s 漏液点时液相体积流量, m^3/s ; l_w 溢流堰堰长, m

③试差求漏液点时干阻 h_d' 和孔速 $u_{0,w}$ 。



通常设计孔速与漏液点孔速之比:
 筛板稳定系数 $(u_0/u_{ow}) \geq 1.5 \sim 2.0$



8.3.4.4 溢流液泛限(降液管通过能力限)

(1)溢流液泛——不正常操作现象。因降液管通过能力的限制而引起的液泛称溢流液泛。液泛时，塔内积液，气体通过塔板的压降 Δp 急剧上升，出塔气体大量带液，正常操作破坏。

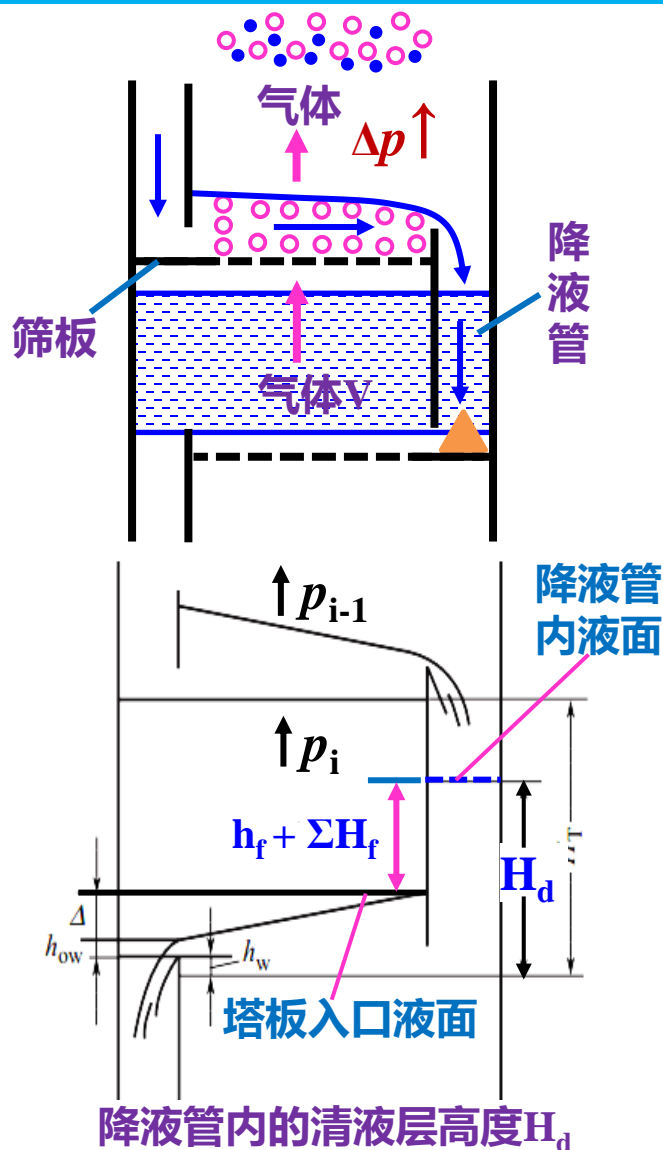
(2)液泛原因

- ①溢流液泛。气流 V 或液流 L 量过大，导致溢流液泛。
- ②夹带液泛。气体中夹带过量液体，增加了降液管的排液负荷。把液沫夹带量控制在允许的范围内。
- ③降液管堵塞。板降液管下端堵塞，造成该塔板以上塔段积液。对降液管清洗，对进料进行过滤。

(3)影响溢流液泛因素分析

- ①降液管内液面高度 H_d 。降液管是连接相邻两塔板间的液体通道，其两端压差即为板压降 $\Delta p = p_i - p_{i-1}$ ，液体借重力自上一塔板的低压空间流至下一塔板的高压空间。正常操作时，降液管内的液面 H_d 必高于塔板入口处液面，其差值为：

$$H_d - \text{塔板入口液面高度} = \text{板压降} h_f + \text{流体经过降液管阻力} \Sigma H_f$$



(3)影响溢流液泛因素分析

塔板入口处的液层高度 H_d 由三部分组成:

- a) 堰高 h_w ;
- b) 堰上液高 h_{ow} , 堰板上液面与堰板上缘的垂直距离;
- c) 液面落差 Δ 。

降液管内清液高度: $H_d = h_w + h_{ow} + \Delta + h_f + \Sigma H_f$ (8-15)

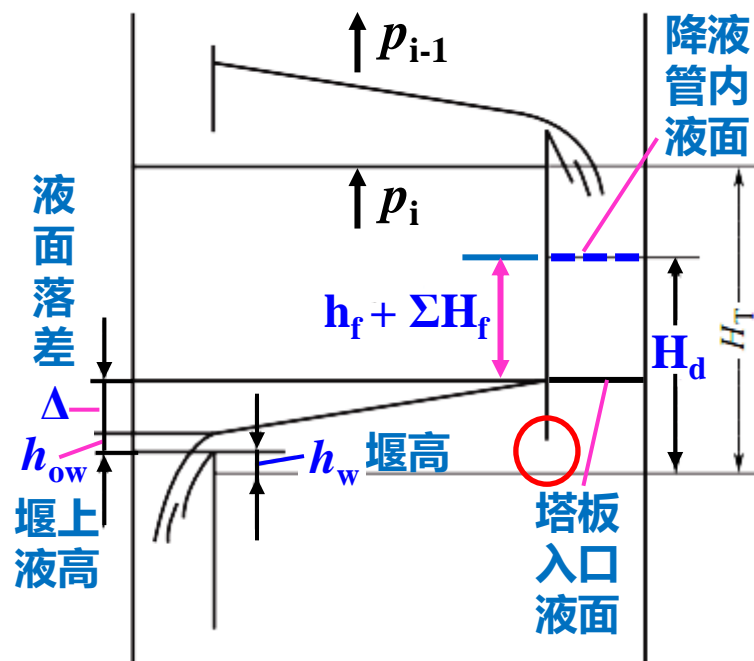
- ②降液管阻力 ΣH_f 。液体由降液管进入塔板的阻力 ΣH_f 主要集中在降液管底隙出口的流动阻力, 可当作小孔来处理, 阻力损失经验计算式:

$$\Sigma H_f = \frac{1}{2gC_0^2} \left(\frac{L_s}{l_w h_o} \right)^2 = 0.153 \left(\frac{L_s}{l_w h_o} \right)^2, \text{ m} \quad (8-19) \quad \text{其中} \quad \frac{L_s}{l_w \cdot h_o} = 0.07 \sim 0.25 \text{ m/s}$$

- ③液面落差 Δ 。液体沿筛板流动阻力小, Δ 可忽略不计。若塔径和液体流量大, 计算式:

$$\Delta = 0.0476 \frac{(b + 4H_f)^2 \mu_L L_s Z}{(b H_f)^3 (\rho_L - \rho_V)}, \text{ m}$$

b — 液流平均宽度, $b = (D + l_w)/2$, m; Z — 为液流长度, m;
 H_f — 塔板上泡沫层高度, m; L_s — 液体体积流量, m^3/s ;

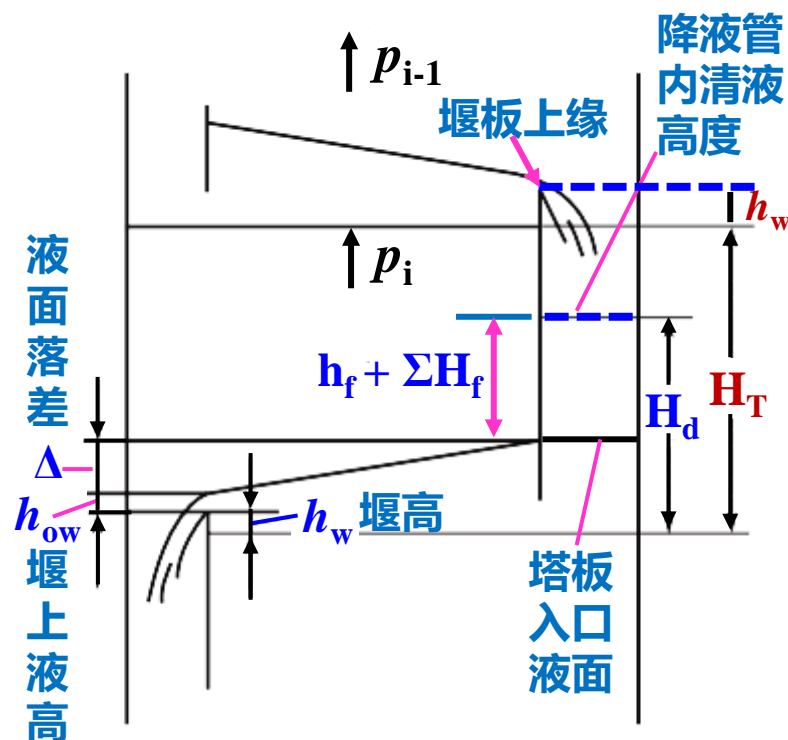


(3)影响溢流液泛因素分析

④液体流量 L 对 H_d 影响。

a)当 $H_d < (H_T + h_w)$, 塔板有自衡能力。维持塔内气速不变且 $H_d < \text{上层塔板溢流堰上缘}$ 时, 若增大液体流量 $L \uparrow$, 液面落差 Δ 、堰上液高 h_{ow} 、板压降 h_f 和液体在降液管内的流动阻力 ΣH_f 都将增大, 降液管内液面 H_d 必升高。可见, 当气速不变且 $H_d < (H_T + h_w)$ 时, 降液管内的液面高度 H_d 与液体流量 L 有一一对应关系, 塔板有自动平衡的能力。

b)当 $H_d = (H_T + h_w)$, 塔板失去自衡能力。当降液管液面 H_d 上升至上层塔板的堰板上缘 h_w 时, 再增大液体流量 $L \uparrow$, 降液管上方液面 H_d 将与塔板上的液面 h_{ow} 同时升高。此时, 降液管进口断面位能的增加 ΔH_d 刚好被板压降的增加 Δh_f 所抵消, 而降液管内的 L 不能再增加。因此, 当降液管液面 H_d 升至上层堰板上缘 $(H_T + h_w)$ 时的 L 为降液管的极限流量 L_{\max} 。 L 超过 L_{\max} , 塔板失去自衡能力, 塔板积液增大, 最终全塔充满液体而引起溢流液泛。



(3)影响溢流液泛因素分析

⑤**降液管内泡沫层高度 H** 。实际上, 降液管内的液体并非完全清液, 其上部是含气泡沫层。降液管内泡沫层高度 H 与清液高度 H_d 的关系为:

$$H = \frac{\rho_L H_d}{\rho_f} = \frac{H_d}{\phi} \quad (8-20)$$

ρ_f —降液管内泡沫层的平均密度, kg/m^3

$\varphi = (\rho_f / \rho_L)$ 降液管内液体的相对泡沫密度, kg/m^3

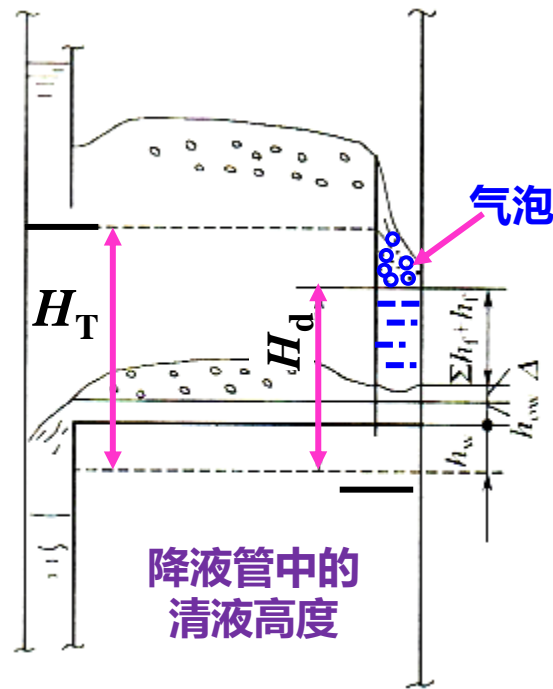
一般体系, $\varphi=0.5$; 对易起泡体系, $\varphi=0.3\sim 0.4$

对不易起泡体系, $\varphi=0.6\sim 0.7$;

当降液管内泡沫层高度 H 达到上层塔板的溢流堰上缘(H_T+h_w)时, 塔板便有可能失去自衡能力而发生溢流液泛。溢流液泛限关联式:

$$H=H_T+h_w=\frac{H_d}{\phi}=\frac{h_w+h_{ow}+\Delta+h_f+\Sigma H_f}{\phi} \quad (8-21)$$

求出溢流液泛时液体流量 L_{\max}



⑥降液管液面太高的原因。

a) 板压降 h_f 太大通常是降液管内液面 H 太高的主因，因此， h_f 很大的塔板都较易发生液泛。

b) 气速过大也会造成溢流液泛。

8.3.4.5过量液沫夹带限(气相流量上限)

(1)液沫夹带(空间上的反向流动, 液相返混)

1)液沫夹带现象

气流穿过板上液层时, 无论是喷射态还是泡沫态, 都会产生大量的尺寸不一的液滴。

在**泡沫型**操作中, 液滴因泡沫层表面的**气泡破裂**产生的; 在**喷射型**操作中, 液滴是液体是被**气流冲击**分散产生的;

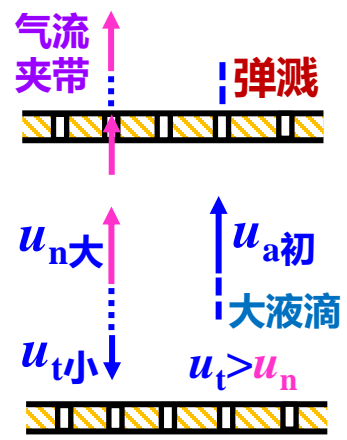
这些液滴一部分被上升的气流带至上层塔板, 此现象称**液沫夹带**

规定: 液沫夹带量 $e_v \geq 0.1$ kg液/kg干气时, 属**过量液沫夹带**

2)导致液沫夹带的因素 当 $Re_p=500 \sim 2 \times 10^5$, 液滴在塔板上方空间的沉降速度: $u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p(\rho_L - \rho_V)g}{\rho_V}}$

①当液滴沉降速度 $u_t < u_n$ 板间气流速度: 无论板间距多大, 都将被**气流夹带**至上层塔板, 造成液沫夹带, 由此而产生的夹带量与板间距无关。

②当液滴沉降速度 $u_t > u_n$ 板间气流速度: 单靠气流不会被夹带上去。但由于气流冲击或气泡破裂而**弹溅**出来的液滴, 都具有一定的**初速度**, 并有垂直向上分量, 有些较大液滴也会到达上层塔板, 造成的夹带液量远超过小液滴, 成为液沫夹带的主体。对同样的初速度, H_T 越小, 初速度所起的作用越大, 液沫夹带量越大



3)液沫夹带机理。小液滴是**气流夹带**; 大液滴是因液滴形成时的**弹溅作用**。

(2)液沫夹带量的三种表示方式

- 1)以1kg干气体所夹带的液体量 e_v 表示, kg液体/kg干气;
- 2)以每层塔板在单位时间内被气体夹带的液体量 e' 表示, kg液体/s或kmol液体/s;
- 3)以被夹带的液体流量占流经塔板总液体流量的分率 ψ 表示, kg液体/kg液体。

三种表示方式间的关系

$$\psi = \frac{e'}{L+e'} = \frac{e_v}{L/V+e_v} \quad e_v = \frac{\psi L}{(1-\psi)V}$$

L 液体质量流率或摩尔流率, kg/s或kmol/s;
 V 干气体质量流率或摩尔流率, kg/s或kmol/s

(3)液沫夹带不利影响

- 1)液体返混, 削弱传质。液沫夹带是一种与主流方向相反的液体流动, 属于返混现象, 是对传质不利的因素。
- 2)阻力增大, 夹带液泛。增大降液管负荷, 增加塔板上液层高度, 从而使气相通过塔板的阻力增大。液沫夹带严重时会造成过量液沫夹带液泛。
- 3)影响生产, 损伤设备。出塔气体带液, 可能对下一工序产生不良后果。如果出塔气体需要压缩, 气体带液会对压缩机的受力部件产生破坏性损伤, 并加剧振动。

(4) 液沫夹带分率 ψ 和液泛空塔气速 u_{nf} 计算

1) 费尔(Fair)关联图求液沫夹带分率 ψ

① 横坐标— F_{LV} 两相流动参数

$$F_{LV} = (L_S/V_S) \cdot \sqrt{\rho_L/\rho_V}$$

L_S 液相体积流量, m^3/s

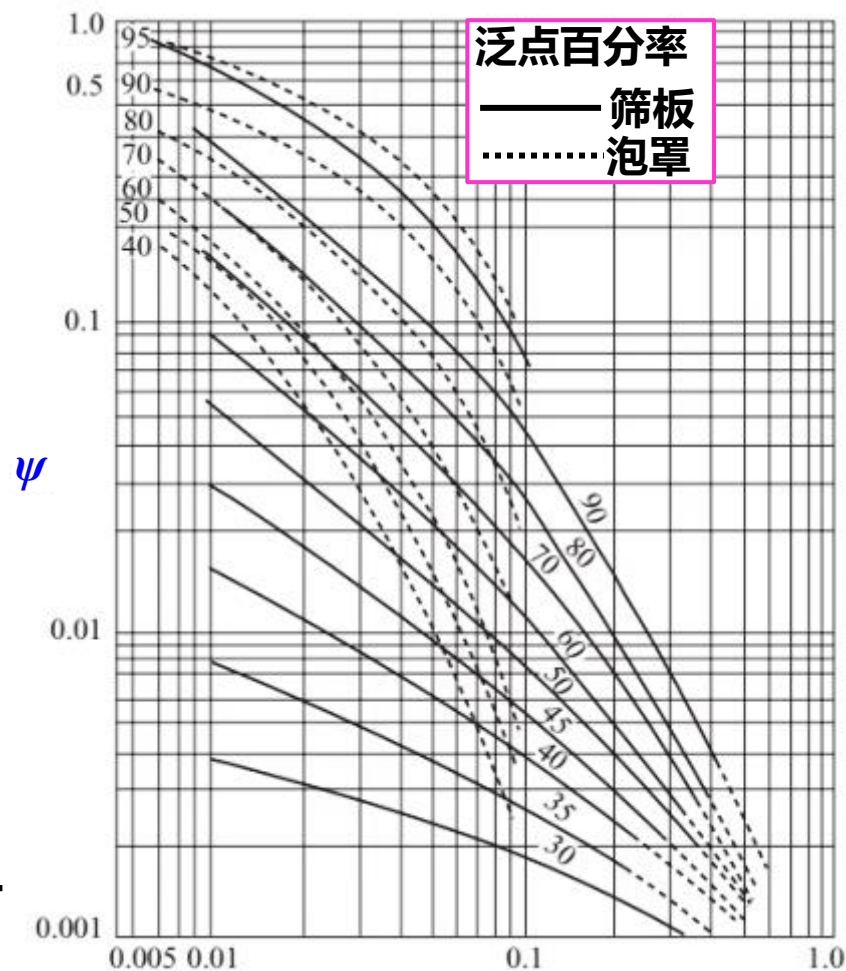
V_S 气相体积流量, m^3/s

② 泛点百分率—操作空塔气速与过量液沫夹带液泛空塔气速之比。一般情况下泛点百分率取80%~85%，易起泡体系可取75%。

③ 纵坐标— ψ 液沫夹带分率, $\text{kg液体}/\text{kg液体}$

2) 过量液沫夹带液泛时的空塔气速 u_{nf} 计算

① 分割球径。筛板塔操作时气相所夹带的液滴大小不一。为了便于计算，假设液滴都是球形，在液滴中有一个“分割球径”，凡是大于该分割粒径的液滴都返回原塔板，小于该分割粒径的液滴则被气流带走到上一块塔板。



$F_{LV} = (L_S/V_S) \cdot \sqrt{\rho_L/\rho_V}$
图8-24 液沫夹带费尔关联图

(4) 液沫夹带分率 ψ 和液泛空塔气速 u_{nf} 计算

2)过量液沫夹带液泛时的空塔气速 u_{nf} 计算

②液滴受力平衡。令刚发生过量液沫夹带液泛时的分割球径为 d_p ，Souders 和Brown对悬浮停留在空间、球径为 d_p 液滴给出了力平衡式：

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_L - \rho_V) g = \zeta \frac{\pi}{4} d_p^2 u_{nf}^2 \frac{\rho_V}{2} \quad (8-22)$$

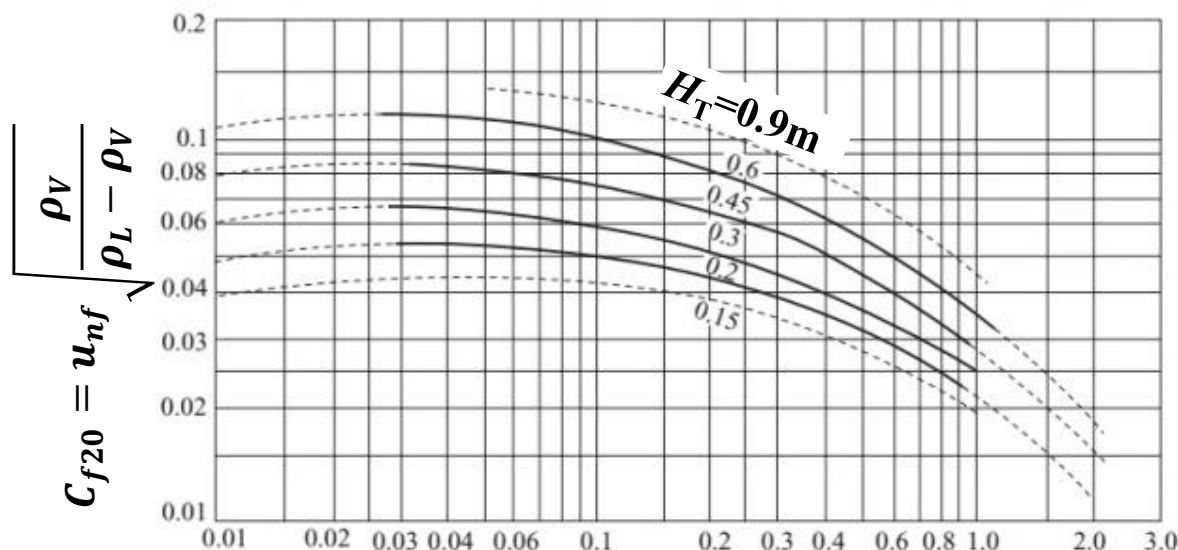
u_{nf} —以 $(A_T - A_f)$ 为流通截面的空塔液泛气速, m/s
 ζ —气相与液滴相对运动阻力系数。

③定义：液泛气相负荷因子 C_f 。

$$C_f = \sqrt{\frac{4d_p g}{3\zeta}} = u_{nf} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}}$$

④筛板塔泛点关联图求 C_f 。

图8-25是液相表面张力： $\sigma = 20$ mN/m 时的关联图， C_f 带下标 “20”。利用图8-25计算筛板塔、浮阀塔和泡罩塔的液泛气速时，注意事项如下：



$$F_{LV} = (L_S / V_S) \cdot \sqrt{\rho_L / \rho_V} \text{ (两相流动参数)}$$

图8-25 筛板塔泛点气相负荷因子费尔关联图

(4) 液沫夹带分率 ψ 和液泛空塔气速 u_{nf} 计算

2)过量液沫夹带液泛时的空塔气速 u_{nf} 计算

④筛板塔泛点关联图 使用注意事项如下:

a)若液相表面张力 $\sigma \neq 20 \text{ mN/m}$, 查图结果应按(8-23)校正: $\frac{C_f}{C_{f20}} = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2}$ (8-23)

b)堰高 h_w 不超过板间距的15%;

c)低发泡体系;

d)对于筛板塔, 筛孔孔径不大于6mm;

e)塔板开孔率 ϕ 不小于10%, 否则应将查得的 C_{f20} 乘以右表中的 k 值进行校正:

开孔率 ϕ	校正值 k
0.10	1.0
0.08	0.9
0.06	0.8

⑤计算液泛空塔气速 u_{nf}

由已知的气液两相流动参数 F_{LV} 和选定的板间距 H_T , 从图8-25查得后, 可按下式求出液泛气速:

$$u_{nf} = C_{f20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5} \text{ m/s}$$

8.3.4.6 筛板塔操作负荷性能图

(1)筛板塔的负荷性能图 当筛板塔结构、尺寸、体系、物性确定后, 气液两相的操作范围也随之确定

①液相下限线。正常操作的最低液相流量。

平顶堰堰上清液高度: $h_{ow}=0.006\text{m}$, 液流收缩系数: $E \approx 1$

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} E \left(\frac{3600 L_s}{l_w} \right)^{\frac{2}{3}} = 0.006 \quad \Rightarrow L_{s, \min}, \text{ m}^3/\text{s}$$

②液相上限线。正常操作的最大液相流量。

$$L_{s, \max} = \frac{A_f H_T}{\tau} = \frac{A_f H_T}{5}, \text{ m}^3/\text{s}$$

③漏液线。由刚发生漏液的气、液相流量的各点(V_s, L_s)_i连接而成。

避免试差, 用经验公式计算漏液点气速: $u_{ow} = 4.4 C_0 \sqrt{(0.0056 + 0.13 H_L - h_\sigma) \rho_L / \rho_V}, \text{ m}^3/\text{s} \dots (\text{a})$

塔板上清液高度: $H_L = h_w + h_{ow} = h_w + 0.00284 E (3600 L_s / l_w)^{2/3} = f(L_s^{2/3}), \text{ m} \dots (\text{b})$

克服筛孔处表面张力所产生的压降: $h_\sigma = \frac{0.004 \sigma (\text{液体表面张力, mN/m})}{\rho_L g d_0}, \text{ m} \dots (\text{c})$

漏液点气相流量: $V_{s, \min} = A_0 (\text{塔板开孔面积}) \times u_{ow}, \dots (\text{d})$

把(b)、(c)代入(a), (a)代入(d)速理得: $V_{s, \min}^2 = A + B L_s^{2/3}$

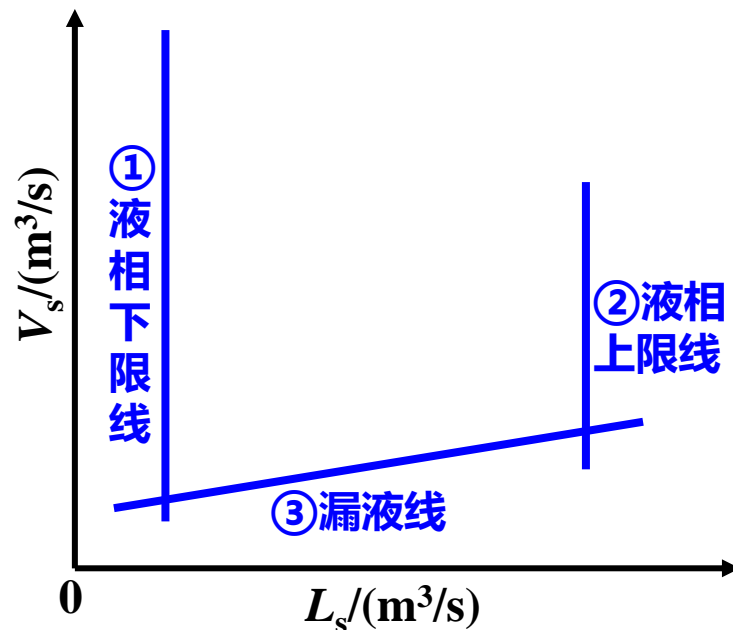


图8-26 筛板塔的负荷性能图

(1) 筛板塔的负荷性能图

④过量液沫夹带线。以 $e_v=0.1\text{kg/kg}$ 为依据,得两组 $(L_s, V_s)_i$ 数据点并连成直线。

液沫夹带量除了费尔关联图, 还可利用塔板参数直接计算:

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-6}}{\sigma} \left(\frac{u_n}{H_T - H_f} \right)^{3.2} = 0.1, \text{ kg液/kg汽} \dots (\text{e})$$

气体通过塔截面的速度: $u_n = \frac{V_s}{A_T(\text{塔截面积}) - A_f(\text{降管面积})}, \text{ m/s} \dots (\text{f})$

板上泡沫层高度: $H_f = 2.5h_L = 2.5(h_w + h_{ow}) = f(L_s^{2/3}), \text{ m} \dots (\text{g})$

把(f)、(g)代入(e), 整理得: $V_s = C - D L_s^{2/3}$

⑤溢流液泛线。降液管内液面达到上层塔板溢流堰顶时的各组液、气负荷组合 $(L_s, V_s)_i$ 点的连线。

降液管内泡沫层高度达到上层塔板的溢流堰上缘时 $H = H_T + h_w = \frac{h_w + h_{ow} + h_f + \Sigma H_f}{\phi(\text{相对泡沫密度} 0.5)} = 2(h_w + h_{ow} + h_d + h_L + \Sigma H_f) \dots (\text{h})$

堰上液层高度 $h_{ow} = 0.00284 E (3600 L_s / l_w)^{2/3} = f(L_s^{2/3}) \dots (\text{i})$

干板阻力: $h_d = \frac{1}{2g} \frac{\rho_v}{\rho_L} \left(\frac{u_0}{C_0} \right)^2 = 0.051 \frac{\rho_v}{\rho_L} \left(\frac{V_s}{C_0 A_0} \right)^2 = f(V_s^2) \dots (\text{j})$

液层阻力: $h_L = \beta (h_w + h_{ow}) = f(L_s^2) \dots (\text{k})$ 降液管阻力: $\Sigma H_f = 0.153 \left(\frac{L_s}{l_w h_o} \right)^2 = f(L_s^2) \dots (\text{l})$

把(i)、(j)、(k)、(l)代入(h), 整理得: $V_s^2 = A - B L_s^{2/3} - C L_s^2$

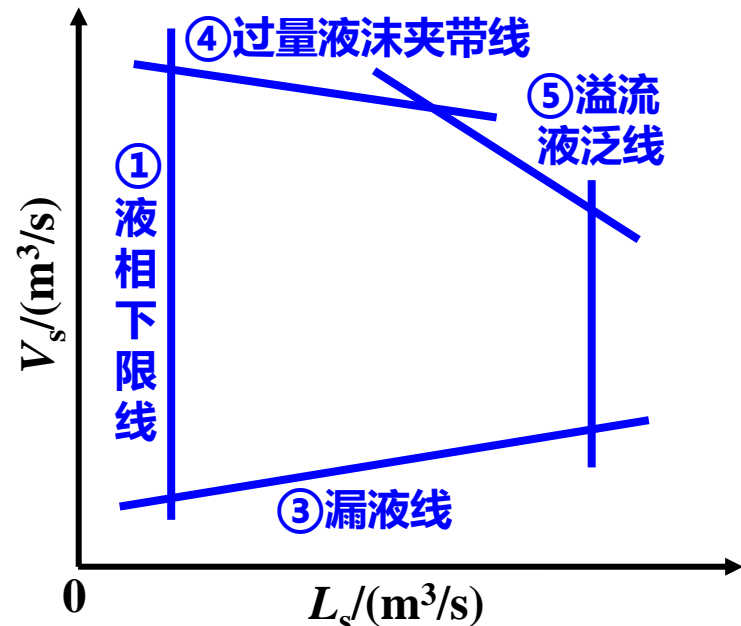
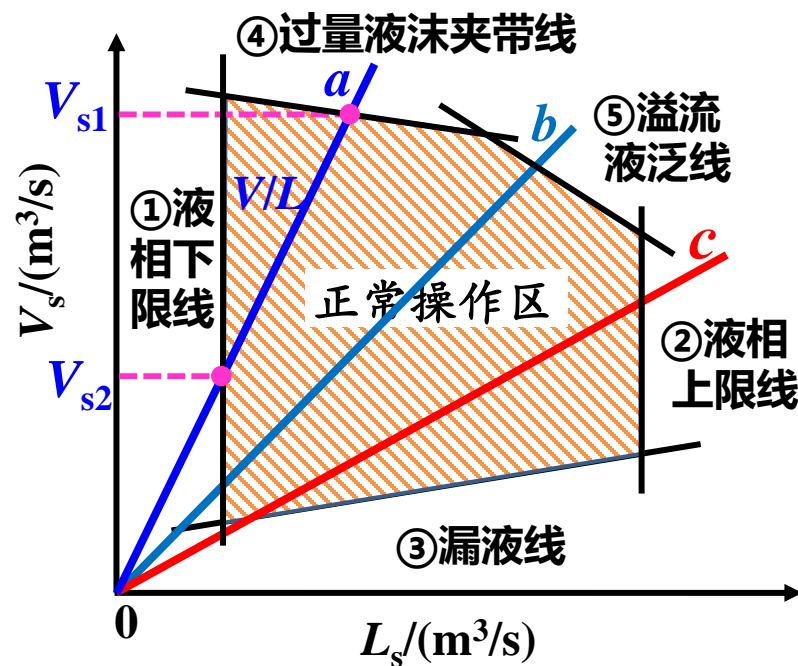


图8-26 筛板塔的负荷性能图

(2) 负荷性能图说明

①**正常操作区**。上述5条线所包围的区域为塔板**正常操作区**。在此区域内，气液两相流量的变化对**板效率**影响不大。塔板**设计点**和**操作点**都必须位于上述范围，才能获得合理的板效率。

②**操作弹性与生产能力限制**。若塔是在一定液气比 L/V 下操作的，塔内两相流量关系为通过**原点**、**斜率**为 V/L 的直线。此直线与负荷性能图的两个**交点**分别表示塔的上、下操作极限。**上、下操作极限**的气体流量之比(V_{s1}/V_{s2})称为塔板的**操作弹性**。



不同液气比下塔板的极限负荷

图中 a 、 b 、 c 三条直线表示三种典型不同液气比的气液流量间的关系：

在低液气比 L/V 操作线 a 时，塔的生产能力由**过量液沫夹带**控制；

在中液气比 L/V 操作线 b 时，塔的生产能力是由**溢流液泛**控制的；

在高液气比 L/V 操作线 c 时，塔的生产能力是由**气泡夹带**控制的

(2) 负荷性能图说明

③负荷性能图与塔板结构。当体系一定时，负荷性能图完全由塔板的结构尺寸决定。

a)塔板类型不同，负荷性能图自然不同；

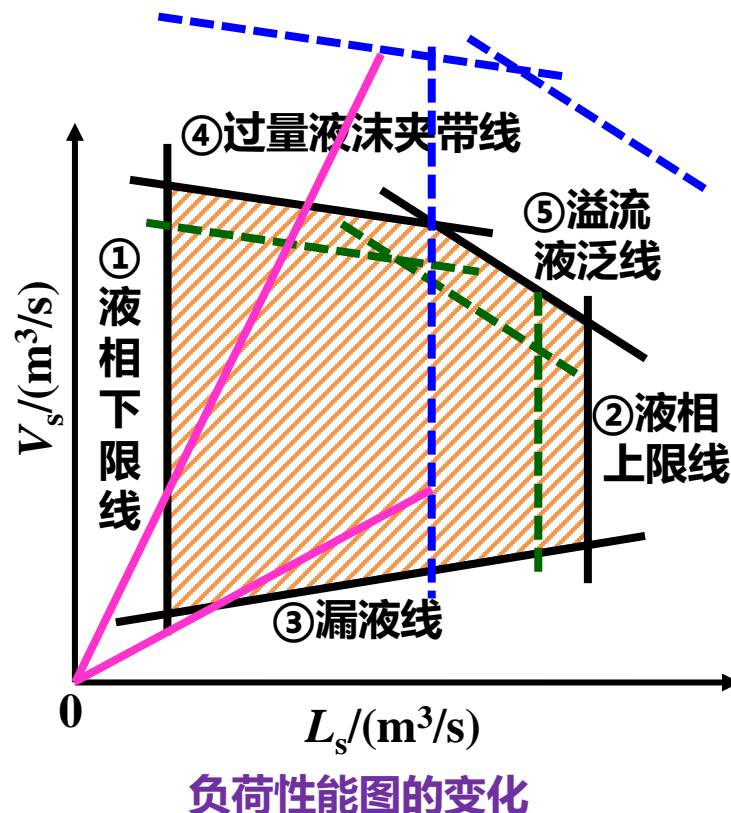
b)直径相等的同一类型塔板，若板间距、降液管面积、开孔率、溢流堰形式与高度等结构参数不同，其负荷性能图也不同。

c)若减小板间距 H_T ，过量液沫夹带线④、溢流液泛线⑤将下移，而液量上限线②左移，塔正常操作范围减小

d)若减小降液管面积 A_f ，过量液沫夹带线④、溢流液泛线⑤上移，液量上限线②左移可能与④线相交，而将液泛线划到正常操作范围之外。由图可知：

当液气比 L/V 较低时，降液管面积减少↓使塔的生产能力有所提高↑；

当液气比 L/V 较大时，降液管面积减少↓反而使塔的生产能力下降↓。



8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.3.1 筛板塔的结构

8.3.2 筛板上的气液接触状态

8.3.3 气体通过筛板的阻力

8.3.4 筛板塔正常操作的气液流量范围

✓ 8.3.5 筛板塔的设计

8.3.5筛板塔的设计

(一) 设计任务 (1)年产量 t/a; (2)产品纯度(wt%); (3)原料浓度(wt%)

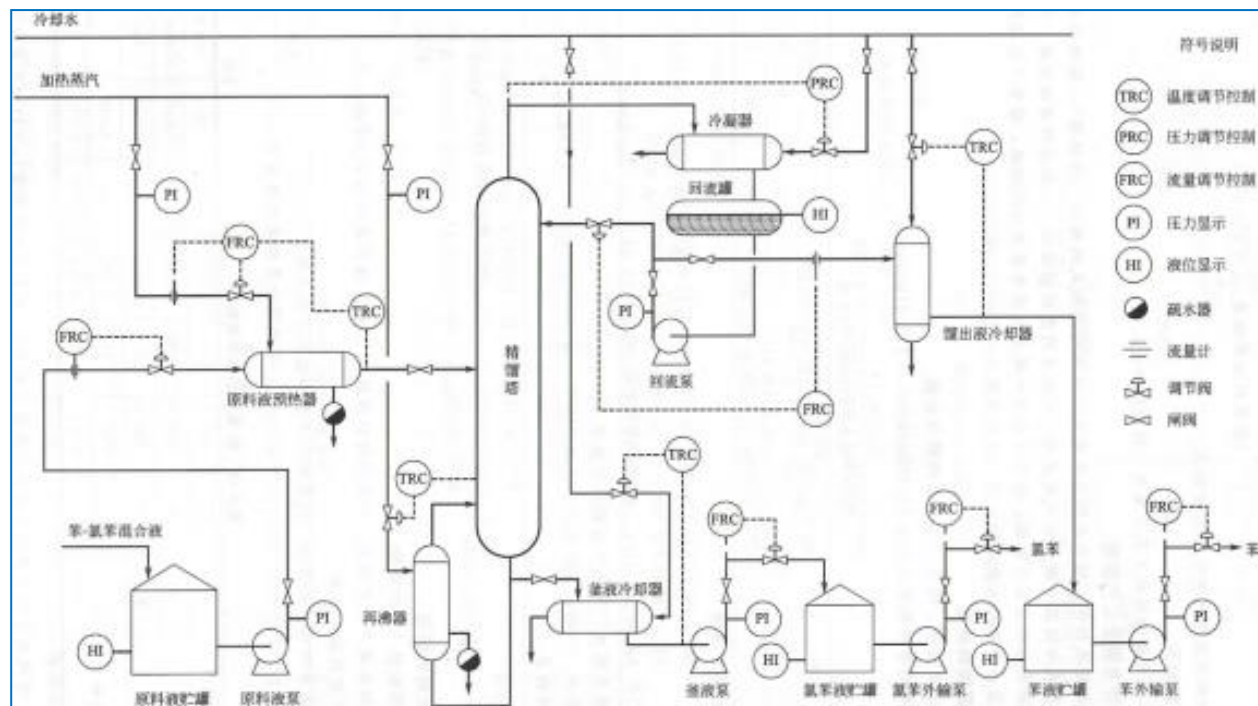
(二) 设计条件 (1)塔顶压力; (2)单板压降; (3)进料状态(自选); (4)回流比(自选); (5)塔釜加热蒸汽压力; (6)年工作日, 每天24h连续运行。

(三) 基础数据

- (1)组分饱和蒸汽压;
- (2)组分液相密度;
- (3)组分表面张力;
- (4)组分汽化潜热;
- (5)其它物性

(四) 工艺说明及流程

- (1)工艺说明;
- (2)工艺流程。



8.3.5筛板塔的设计

(五) 全塔物料衡算

(六) 全塔热量衡算 (1) Q_F ; (2) Q_C ; (3) Q_R ;

(七) 塔板数的确定 (1)理论塔板数 N_T 求取; (2)实际塔板数 N_P ;

(八) 筛板塔操作工艺条件及相关物性计算(精馏段与提馏段分别算)

(1)平均压力; (2)平均温度; (3)平均分子量; (4)平均密度; (5)液体平均表面张力;
(6)液体平均粘度。

(九) 精馏段与提馏段气液负荷计算

(十) 塔与塔板主要结构尺寸计算

(1)塔径;

(2)塔板结构尺寸设计计算: 1)溢流装置; 2)塔板布置; 3)开孔数与开孔率; 4)塔高计算

(十一) 塔板上的流体力学验算(校核)

(1)气体通过板压降计算; (2)过量液沫夹带校核; (3)漏液校核; (4)溢流液泛校核。

8.3.5筛板塔的设计

(十二) 筛板塔负荷性能图(精段与提段分别画)

- (1)过量液沫夹带线; (2)溢流液泛线; (3)液相负荷上限线; (4)漏液线; (5)液相负荷下限线; (6)操作线与操作弹性。

(十三) 筛板塔设计计算结果汇总一览表

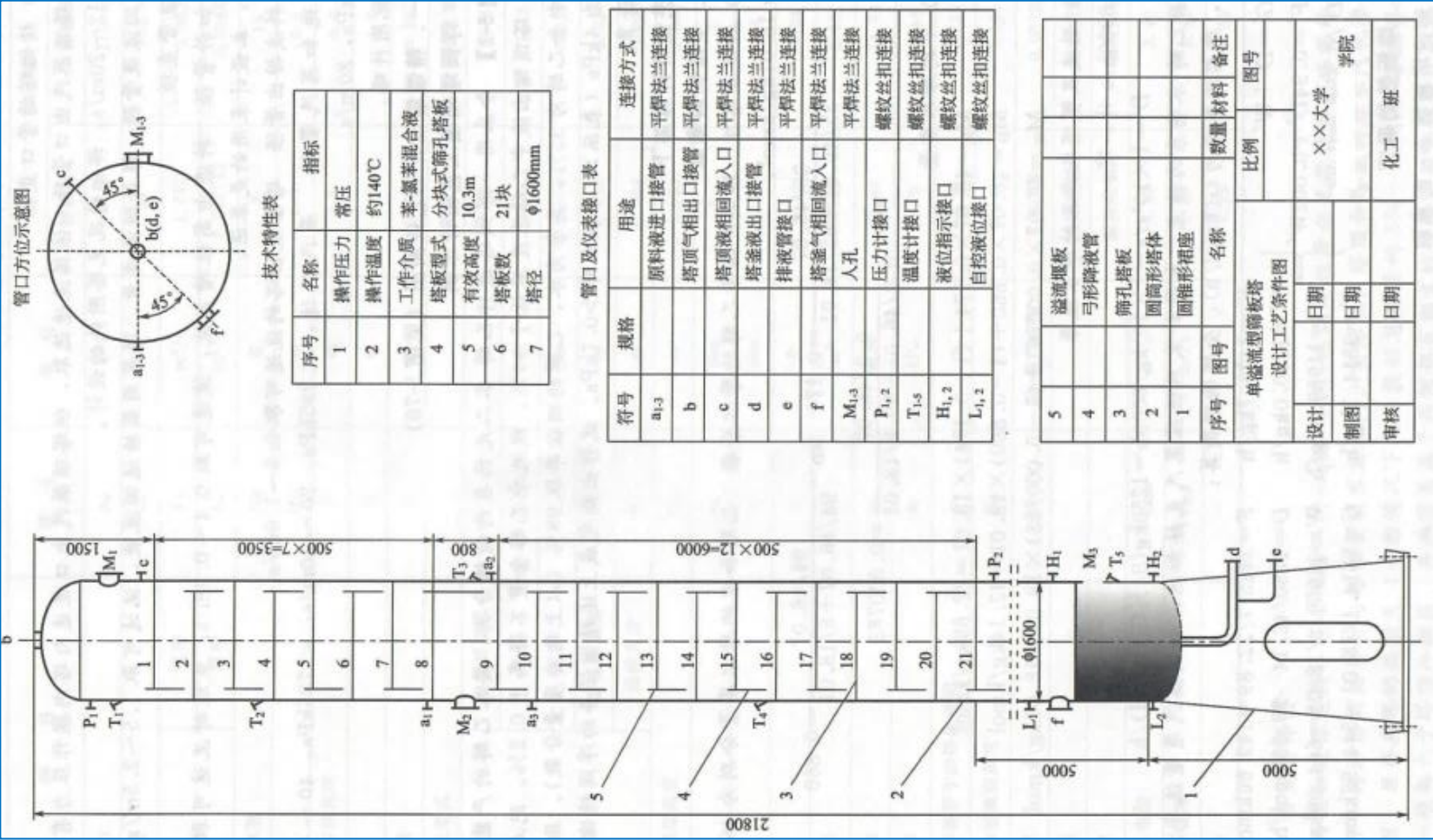
(十四) 精馏塔附属设备与接管尺寸计算

- (1)原料预热器面积及接管尺寸;
(2)塔顶全凝器面积及接管尺寸;
(3)塔釜再沸器面积及接管尺寸;
(4)精馏塔的管口直径:
1)塔顶蒸汽管;
2)回流管;
3)进料管;
4)釜液管等。
(5)进料泵、回流泵、釜液泵、产品泵等

项 目		符 号	单 位	计算结果	
				精馏段	提馏段
平均压力		p_m	kPa	108.1	115.45
平均温度		t_m	℃	84	109.9
平均流量	气相	V_v	m ³ /s	1.795	1.802
	液相	L_v	m ³ /s	0.002133	0.00867
实际塔板数		N_P	块	8	13
板间距		H_T	m	0.5	0.5
塔段的有效高度		Z	m	3.5	6.0
塔径		D	m	1.6	1.6
空塔气速		u	m/s	0.893	0.897
塔板液流型式				单流型	单流型
溢流装置	溢流管型式			弓形	弓形
	堰长	L_w	m	1.12	1.12
	堰高	h_w	m	0.050	0.033
	溢流堰宽度	W_d	m	0.224	0.224
	底隙高度	h_o	m	0.024	0.098
板上清液层高度		h_{L1}	m	0.060	0.060
孔径		d_o	mm	5	5
孔间距		t	mm	15	14
孔数		n	个	6711	7704
开孔面积		A_o	m ²	0.132	0.151
筛孔气速		u_o	m/s	13.60	11.93
塔板压降		h_f	kPa	0.70	0.68
液体在降液管中的停留时间		τ	s	42.46	10.33
降液管内清液层高度		H_d	m	0.144	0.144
雾沫夹带		e_v	kg 液/kg 气	0.00725	0.00725
负荷上限				液泛控制	液泛控制
负荷下限				漏液控制	漏液控制
气相最大负荷		$V_{v,max}$	m ³ /s	3.40	3.40
气相最小负荷		$V_{v,min}$	m ³ /s	0.80	0.80
操作弹性				4.25	4.25

8.3.5筛板塔的设计

(十五) 精馏塔设计工艺条件图



第8章 塔设备(CHAPTER 8 Gas-Liquid Mass-Transfer Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

✓ **8.4 浮阀塔** (float valve tower)

8.5 塔板效率(Plate Efficiency)

8.4 浮阀塔 (float valve tower)

8.4.1 浮阀塔的结构

8.4.2 浮阀塔正常操作的气液流量范围

- (1) 气相通过塔板阻力
- (2) 漏液线
- (3) 过量液沫夹带线

8.4.1 浮阀塔结构(F1型)

(1) **塔板结构**。F1型重阀的阀孔直径为 $\phi 39\text{mm}$ 。浮阀塔有关液流型式的分类、降液管型式、塔板上各区的分布及各区面积的计算方法均与筛板塔相同。

(2) **阀孔排列**。浮阀塔板开孔方式一般按三角形排列，其中又分叉排和顺排两种型式。阀孔的叉排方式比起顺排方式可使液相在流过塔板时有更充分的气液接触机会。

(3) **开孔方式**。筛板塔的筛孔均采用正三角形布置，而浮阀塔板的阀孔布置有两种方式：

① **等边三角形开孔**。若是**整块**塔板，采用正三角形布置开孔，孔中心距 t 为75mm, 125mm, 150mm等。

② **等腰三角形开孔**。若塔径较大，采用**分块**式塔板，则多采用**等腰**三角形布置方式，等腰三角形底边孔中心距 t 为75mm，三角形的高度 t' 可取为65mm, 70mm, 80mm, 90mm, 100mm, 110mm等。

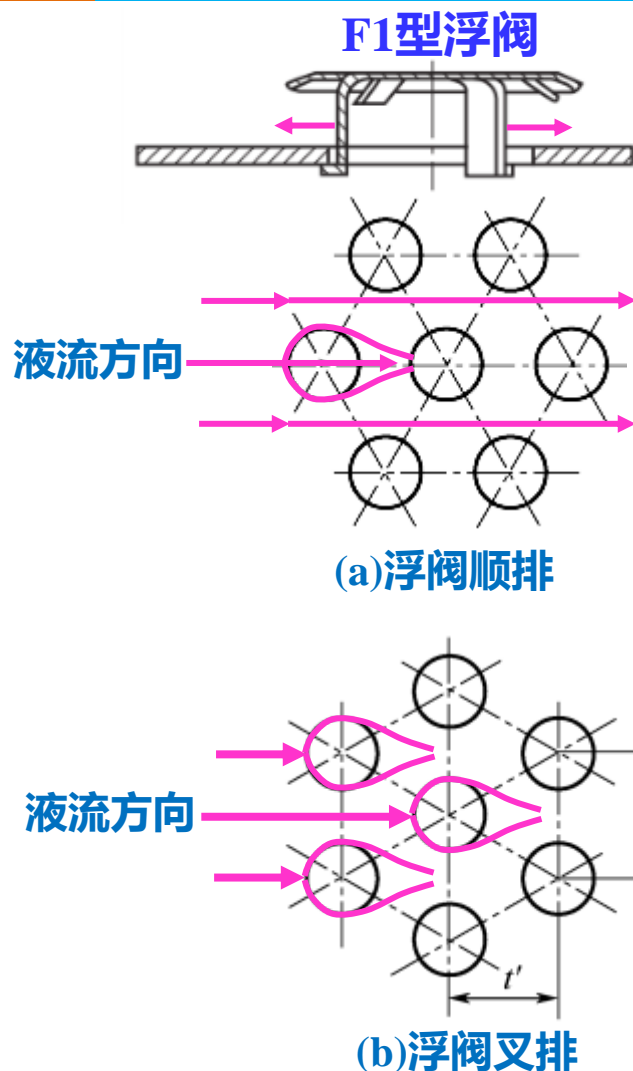


图 8 — 27 筛孔与阀孔的排列方式

(3)塔板阀孔数 N 的确定

①设计点。实践表明，浮阀处在刚升到**最大开度**时其操作**性能最佳**，此时漏液少、传质情况好、气液负荷有较大的变动余地，故将该操作状态定为“**设计点**”。

②计算动能因子 F_0 。浮阀开度与穿过阀孔的气相动压有关，该动压用气相动能因子表示：

$$F_0 = u_0 \sqrt{\rho_V}$$

u_0 — 阀孔气速 (m/s)。

F_0 — 气相动能因子，对F1型重阀刚全开时=9~12

③计算阀孔气速 u_0 。选定合适的 F_0 值后，计算出相应的阀孔气速：
$$u_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho_V}} \quad (8-24)$$

④塔板上阀孔数量 N 。塔板上阀孔数为：
$$N = \frac{4V_s}{\pi d_0^2 u_0} \quad (8-25)$$

8.4.2浮阀塔正常操作的气液流量范围

浮阀塔正常操作气液流量范围的表示方法与筛板塔相同，也用含**5条限制线**的负荷性能图表示，其中：



- ①**液相下限线**、**液相上限线**的作法与筛板塔相同；
- ②计算**溢流液泛线**亦用式(8-15)；
- ③但计算气相通过**塔板阻力**、**漏液线**及**过量液沫挟带线**的方法则与筛板塔**不同**。

8.4.2浮阀塔正常操作的气液流量范围

(1)气相通过塔板的阻力

操作时，气相通过一块塔板的阻力可由**干板阻力** h_d 、**液层阻力** h_L 及克服液相**表面张力阻力** h_σ 加和求得。一般因克服表面张力的阻力比其他阻力小得多，可略去。

①**干板阻力计算**。由实验结果知，对于 F1型**重阀**，干板阻力的经验计算式：

$$\text{浮阀全开前 } h_d = \frac{19.9u_0^{0.175}}{\rho_L} \quad (8-26-1)$$

$$\text{浮阀全开后 } h_d = \frac{5.34u_0^2\rho_V}{2g\rho_L} \quad (8-26-2)$$

两式联立求解

阀最高位置孔速
(临界孔速)

$$u_{0c} = \sqrt{\frac{1.825}{\rho_V} \frac{73.1}{\rho_V}} \quad (8-27)$$

若设计阀孔气速 $u_0 >$ 临界孔速 u_{0c} ，应按浮阀全开后状态下(8-26-2)计算干板压降。否则按全开前经验公式(8-26-1)计算干板阻力。

②**液层阻力计算**。塔板上液层阻力计算式：

$$h_L = \varepsilon (h_w + h_{ow}) \quad (8-28)$$

ε 为液层充气系数, 无量纲。液相为水: $\varepsilon=0.5$;
液相为油: $\varepsilon=0.2\sim0.35$; 液相为碳氢化合物: $\varepsilon=0.4\sim0.5$

(2)漏液线

浮阀塔要求漏液量小于正常液相流量的10%。由实验可知，漏液量为正常液流量的10%时，阀孔动能因子 $F_0=5\sim6$ ，故按 $F_0=u_{0w}\sqrt{\rho_V}=5\sim6$ 算出漏液线气速 u_{0w} 及气相流量 V_s 。

(3)过量液沫夹带线

浮阀塔的液沫挟带量通常以泛点百分率作为指标来控制， $e_v<0.1$ (kg液/kg 干气)相当于：

- a)大塔的泛点百分率 $\leq 80\%$,
- b) $D<0.9\text{m}$ 塔的泛点百分率 $\leq 70\%$,
- c)减压塔的泛点百分率 $\leq 75\%$ 。

通过以下计算式求出过量液沫夹带时气相流量 V_s 与液相流量 L_s 之间关系：

$$\text{泛点百分率} = \frac{V_s \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} + 1.36 L_s Z_1}{K C_f A_a'} \quad (8-29)$$

$$\text{泛点百分率} = \frac{V_s \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}}}{0.78 K C_f A_T} \quad (8-30)$$

作出两条
过量液沫
挟带线，取
其低限

Z_1 —板上液流长度，单流型塔板，
 $Z_1=D-2W_d$;
 A_T —塔板截面积， $A_T=\frac{\pi}{4}D^2$, m^2 ;
 A_a' — $A_a'=A_T-2A_f$;
 K —物性系数，由表8-12查得;
 C_f —泛点负荷系数，由图8-28查得

第8章 塔设备(CHAPTER 8 Gas-Liquid Mass-Transfer Equipment)

8.1 填料塔 (Packed Tower)

8.2 板式塔综述 (Overview of Plate Tower)

8.3 筛板塔 (Sieve Plate Tower)

8.4 浮阀塔 (float valve tower)

✓ **8.5 塔板效率** (Plate Efficiency)

8.5 塔板效率(Plate Efficiency)

8.5.1 塔板效率的表示方法及其应用

8.5.1.1 点效率 E_{OG}

8.5.1.2 默弗里板效率 E_m

8.5.1.3 总板效率 E_T

8.5.1.4 总板效率的经验图线

8.5.2 提高塔板效率的措施

8.5.1塔板效率的表示方法及其应用

筛板塔板上
气液两相的
非理想流动

- (1)空间上的
反向流动
- (2)空间上的
不均匀流动

①液沫夹带；②气泡夹带

①气体沿塔板不均匀流动
②液体沿塔板不均匀流动

偏离逆流原则，
平均推动力下降，对传质不利，
但能正常操作

对板式塔分级接触式设备，通常用**板效率**来概括上述各种因素对板上两相传质的影响。传质效率的定义主要有**三种**

板式塔不正常操作现象

- (1)液沫夹带液泛
- (2)溢流液泛
- (3)漏液

板式塔设计不良，操作不当，塔内会产生一些根本无法运行的不正常现象。

8.5.1.1点效率 E_{OG} (local efficiency)

(1)点效率定义 为考察塔板在不同位置的**局部**传质效率所采用的一种塔板效率，用于塔板结构研究

$$E_{OG} = \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} \quad (8-34)$$

y —离开第 n 板某点的气相组成(实测)，摩尔分数(下同)；
 \bar{y}_{n+1} —进入第 n 板的气相平均组成(实测)；
 y_n^* —与被考察点的液相浓度 x 成平衡的气相组成(最大)

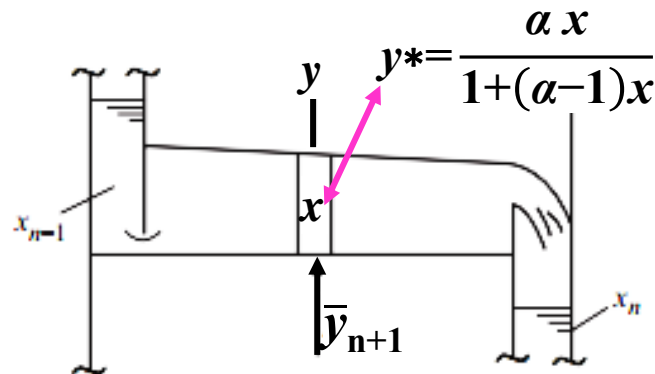


图8-31 点效率模型

(2) 气相浓度变化

$y - \bar{y}_{n+1}$ 为气相通过塔板某点所发生的**实际**浓度变化;

$y_n^* - \bar{y}_{n+1}$ 为气相通过塔板该点所达到的**最大**浓度变化;

点效率 E_{OG} 为两者比值, 其极限值为1。

(3) 垂直方向液层浓度 x 均匀。在点效率的定义中, 实际上

已经**认为**: 板上液层浓度在垂直方向混合均匀, 每一点只

有一个均匀的组成 x 。由于板上液层较薄且有**气体的强烈搅拌**, 上述假定一般符合实际情况。

(4) **某点传质速率方程**。离开板上某点液层的气体组成 y , 是平均组成为 \bar{y}_{n+1} 的气体与组成为 x 的液体, 在液层中接触传质、逐渐变化的结果, 因此, 点效率与塔板上各点的两相传质速率有关。设塔板上泡沫层高度为 H_f , 气体的摩尔流率为 G , 气相传质系数为 $K_y a$, 塔板上某点的传质速率方程为:

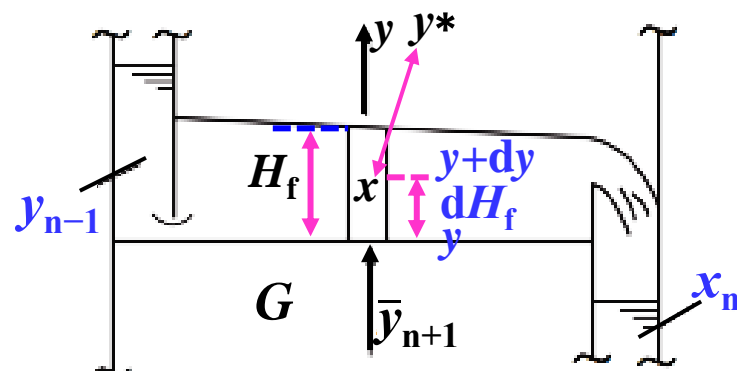


图8-31 点效率模型

$$GA (y + dy - y) = N_A A dH_f = K_y a (y^* - y) A dH_f \quad \Rightarrow \quad G dy = K_y a (y^* - y) dH_f \quad (8-35)$$

$$\frac{dy}{y^* - y} = \frac{K_y a}{G} dH_f \quad \Rightarrow \quad \frac{K_y a}{G} H_f = \int_{\bar{y}_{n+1}}^y \frac{dy}{y^* - y} = -\ln \frac{y^* - y}{y^* - \bar{y}_{n+1}} \quad \Rightarrow \quad \frac{y^* - y}{y^* - \bar{y}_{n+1}} = e^{-\frac{K_y a H_f}{G}}$$

(4)某点传质速率方程

$$E_{OG} = \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} = \frac{y_n^* - y_n^* + y - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} = \frac{(y_n^* - \bar{y}_{n+1}) - (y_n^* - y)}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} = 1 - \frac{y^* - y}{y^* - \bar{y}_{n+1}}$$

$$E_{OG} = 1 - \frac{y^* - y}{y^* - \bar{y}_{n+1}} = 1 - e^{-\frac{K_y a H_f}{G}} \quad (8-36)$$

(5)点效率的影响因素。由(8-36)可知,影响 E_{OG} 因素有气相传质系数为 $K_y a$ 、泡沫层高度为 H_f 和气体摩尔流率为 G 。

①增大 $K_y a$ 、 $H_f \uparrow$, 减小 $G \downarrow$, 有利于 E_{OG} 提高 \uparrow ;

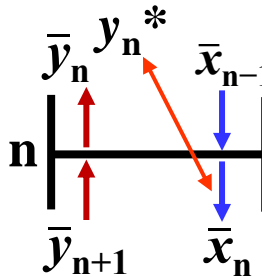
②当气体流量 G 一定时, E_{OG} 由两相接触状况决定:塔板上液层越厚,气泡越分散,表面湍动程度越高,点效率越高。

(6)点效率的局限。在精馏计算中,理论板是指离开同一理论板的汽液两相组成达到相平衡。为了计算实际板数,必须知道离开同一实际板的汽液两相平均组成之间的关系。而点效率 E_{OG} 只反映板面局部位置的两相传质状况,不能代表整个实际塔板传质效率,因而必须定义板效率,即默弗里板效率。

$$E_{OG} = \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}}$$

8.5.1.2 默弗里板效率 E_m (Murphree efficiency)

(1) 以气相浓度表示的默弗里板效率



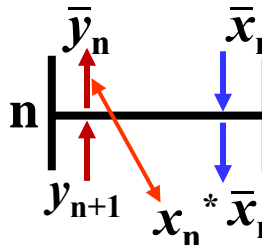
$$E_{mV} = \frac{\bar{y}_n - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}} \quad (8-32)$$

某点气相组成

$$E_{OG} = \frac{y - \bar{y}_{n+1}}{y_n^* - \bar{y}_{n+1}}$$

\bar{y}_n —离开第n板的气相平均组成(实测), 摩尔分数(下同);
 \bar{y}_{n+1} —离开第n+1板的气相平均组成(实测);
 y_n^* —与离开第n板液相平均组成 \bar{x}_n 呈平衡气相组成(最大)
 E_{mV} —离开同一塔板汽液两相平均组成之间的关系, 可适应实际塔板计算的需要。

(2) 以液相浓度表示的默弗里板效率



$$E_{mL} = \frac{\bar{x}_{n-1} - \bar{x}_n}{\bar{x}_{n-1} - x_n^*} \quad (8-33)$$

\bar{x}_{n-1} —离开第n-1板的液相平均组成(实测), 摩尔分数;
 \bar{x}_n —离开第n板的液相平均组成(实测), 摩尔分数;
 x_n^* —与离开第n板气相平均组成 \bar{y}_n 呈平衡液相组成(最小)
 \bar{y}_n —离开第n板的平均气相组成(未测取) 全回流 $\bar{y}_n = \bar{x}_{n-1}$

(3) 默弗里板效率与点效率的区别

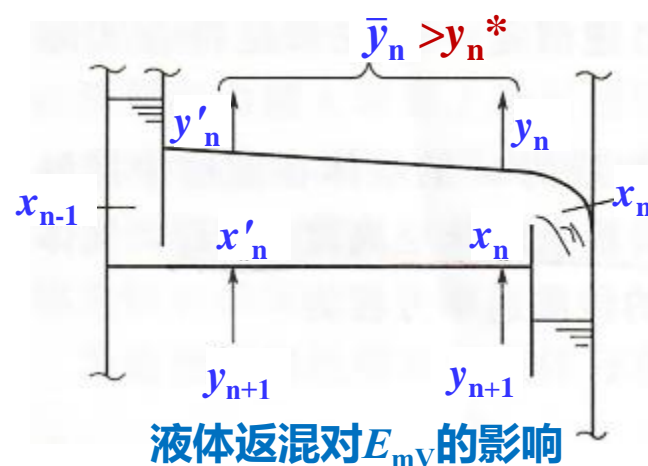
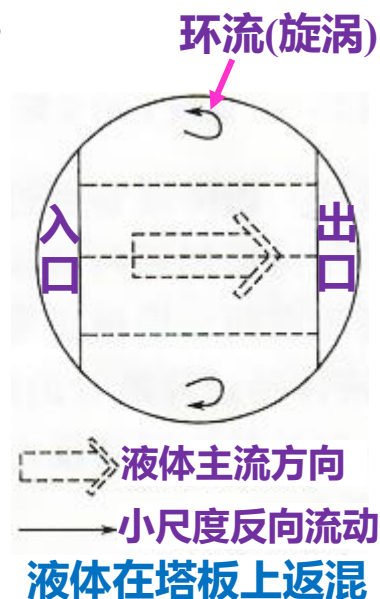
- ①平衡气相组成 y_n^* 的区别。 E_{mV} 中 y_n^* 为与离开塔板的液体平均组成 \bar{x}_n 成平衡的气相组成, 而 E_{OG} 中的 y_n^* 为与板上某点的液体组成 x 成平衡的气相组成。
- ②离开塔板气相组成的区别。 E_{OG} 中 y 为离开塔板某点的气相组成, E_{mV} 中的 \bar{y}_n 为塔板各点离开液层的气体的平均组成。

(4)影响单板效率的因素 默弗里板效率不仅与点效率即两相接触状况有关,减小塔板上的液体返混,增加气液流动的均匀性都能提高默弗里板效率。

①塔板上的液体返混。 液体在塔板上的主流方向是自液体入口端横向流往液体出口端。实际流动中,液体存在一定的返混,只有当返混极为严重时,板上液体才能混合均匀。在实际塔板特别是大型塔板上,液流行程长,返混不足以造成均匀混合,板上液体在其主流方向上会形成一定的浓度梯度,入口端的液相浓度 x'_n 将大于出口端的液相浓度 x_n 。

假设塔板上各处的点效率相同,液体入口端的气相组成 y'_n 将大于出口端的气相组成 y_n ,从而使离开塔板的气相平均组成 \bar{y}_n 增大。有趣的是,如果塔板各点处的效率很高,平均气相组成 \bar{y}_n 可能大于平衡组成 y_n^* ,即默弗里板效率可以大于1。也就是说,实际塔板原则上可以优于理论板,其原因在于理论板的定义是以液体完全返混为基础的。当然,由于点效率通常远小于1,大多实际塔板的默弗里板效率的数值是小于1的。可见,返混对传质不利因素,返混程度越大,默弗里板效率越低。

②塔板上气液两相的不均匀流动。 塔板上气液两相的不均匀分布,一般来说是说是有害的,严重的气液不均匀性会形成死区。



8.5.1.3 总板效率 E_T (Overall efficiency)

$$E_T = \frac{N_T}{N_A} \quad (8-31)$$

E_T —总板效率, 表示全塔平均效率;
 N_T —理论板数(the number of ideal plates);
 N_A —实际板数(the number of actual plates)。

(1) **求实际塔板数 N_A 。** 当全塔效率已知, 所需理论板数 N_T 已算出, 即可由(8-31)求得所需的实际板数 N_A 。

(2) **实验测定全塔效率 E_T 。** 全塔效率反映了板式塔综合分离性能, 它不仅与影响点效率、板效率的各种因素有关, 而且板效率随组成等的变化也包括在内, 这些因素与 E_T 的关系难定量, 因此, E_T 的可靠来源只能通过实验测定。

(3) **全塔效率与板效率的基准不同。**

全塔效率是以**所需理论板数**为基准定义的;
板效率是以**单板理论增浓度**为基准定义的;



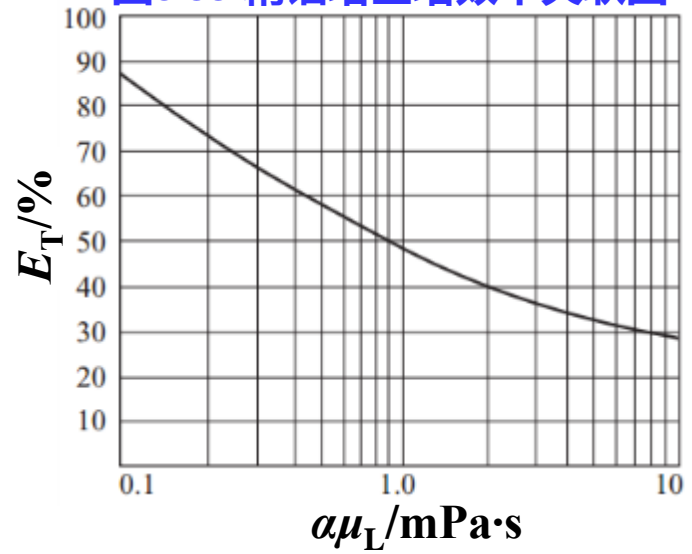
两者基准不同, 即使塔内各板效率相等, E_T 在数值上也不等于板效率

8.5.1.4 O'Connell 全塔效率的数据关联图

(1)精馏塔全塔效率关联图

由实验数据归纳得到的精馏操作的全塔效率关联图如图8-33所示。图中**横坐标**: $\alpha\mu_L$ 。 α 是塔顶、底平均温度下物系的相对挥发度, 如为多元精馏, α 是轻重关键组分间的相对挥发度。 μ_L 是塔顶、底平均温度下按进料组成计算的液相黏度(mPa·s)。该黏度按加和法估算: $\mu_L = \sum x_i \mu_{Li}$, 式中 x_i 是组分*i*的摩尔分 数, μ_{Li} 是*i*组分的液相黏度(mPa·s)

图8-33 精馏塔全塔效率关联图



(2)吸收塔全塔效率关联图

吸收操作全塔效率关联图如图8-34。图中**横坐标**: HP/μ_L , 其中 H 为溶质的溶解度系数: $p^* = c/H$, kmol/(m³·atm), P 为总压(atm), μ_L 液相黏度(mPa·s)

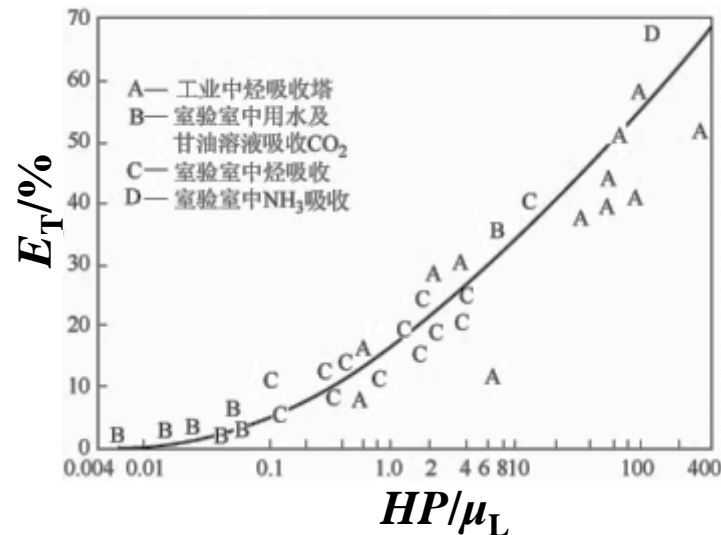
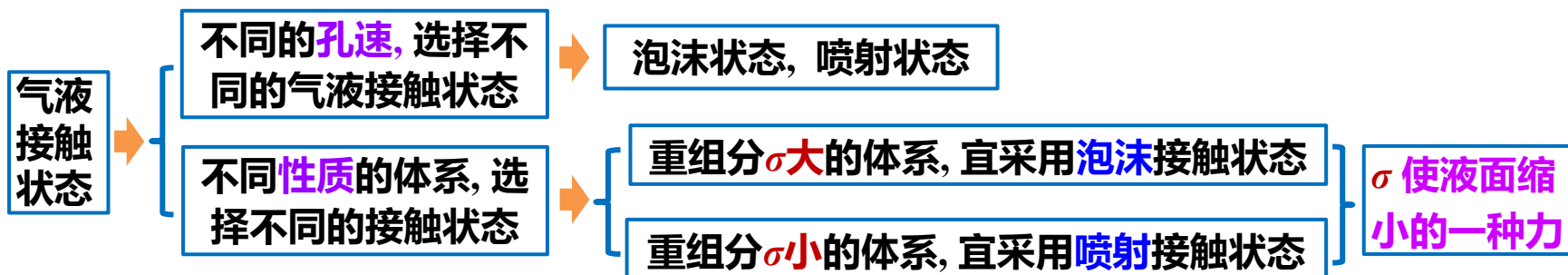


图8-34 吸收塔全塔效率关联图

8.5.2提高塔板效率的措施 为提高板效率，应根据被分离体系的性质，选择合适的**结构参数**和**操作参数**，促进相际传质，减少非理想流动。

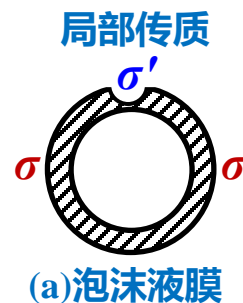
8.5.2.1 选择合适的结构参数 影响板效率的结构参数有很多：塔板、塔径、板间距、堰高、堰长、以及降液管尺寸等板效率皆有影响，其中塔板上的**孔径**与**开孔率**、设置进气装置影响较大。

(1)合理选择孔径与开孔率，保证气液接触状态适宜



①泡沫接触状态

在泡沫接触状态，板上液体呈液膜状而介于气泡之间，液膜是否稳定决定着实际相界面的大小。若液膜不稳定，则易被撕裂而发生气泡的合并，相界面将减少。设有液膜如图(a)所示，其表面张力为 σ 。若液膜的某一局部发生质量传递，该处膜厚减薄，轻组分浓度减小，重组分浓度增加，表面张力 σ' 发生变化。



(1)合理选择孔径与开孔率, 保证气液接触状态适宜

①泡沫接触状态

对重组分 $\sigma_{\text{重}}$ 较小的体系, 局部传质处的表面张力 $\sigma' < \sigma$, 液体被拉向四周, 导致液膜破裂气泡合并。

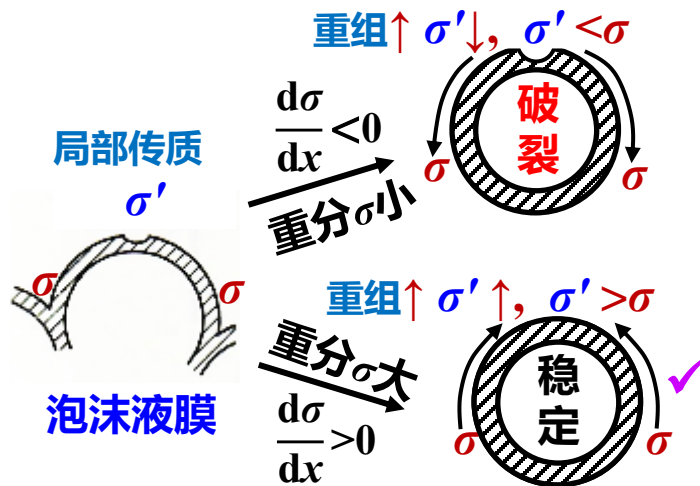
对重组分 $\sigma_{\text{重}}$ 较大的体系, 局部传质处的表面张力 $\sigma' > \sigma$, 周围的液体被拉向该处, 使液膜恢复且比较稳定。

因此, 对重组分 $\sigma_{\text{重}}$ 较大的体系, 宜采用**泡沫接触状态**。以 x 表示**重组分的浓度**, 这种体系的 $\frac{d\sigma}{dx} > 0$, 称为正系统。

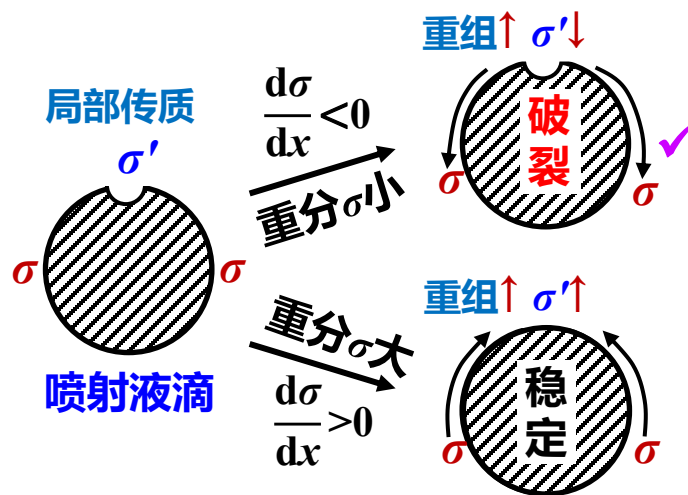
②喷射接触状态

在喷射状态中, 液相被分散成液滴而形成界面, 液滴的稳定性越差, 越容易分裂, 相界面越大。如图(b)所示, 由于局部质量传递, 液滴表面的某个局部将出现缺口, 此处重组分浓度增加, 表面张力发生变化。

对于负系统 $\frac{d\sigma}{dx} < 0$, 缺口处的表面张力 $\sigma' < \sigma$, 缺口自动扩展加深, 导致**液滴分裂**。对于正系统 $\frac{d\sigma}{dx} > 0$, 缺口处的表面张力 $\sigma' > \sigma$, 缺口得以弥合, **液滴稳定**不易分裂。因此, 负系统宜采用喷射接触状态。



(a) $\frac{d\sigma}{dx}$ 对液膜稳定性影响

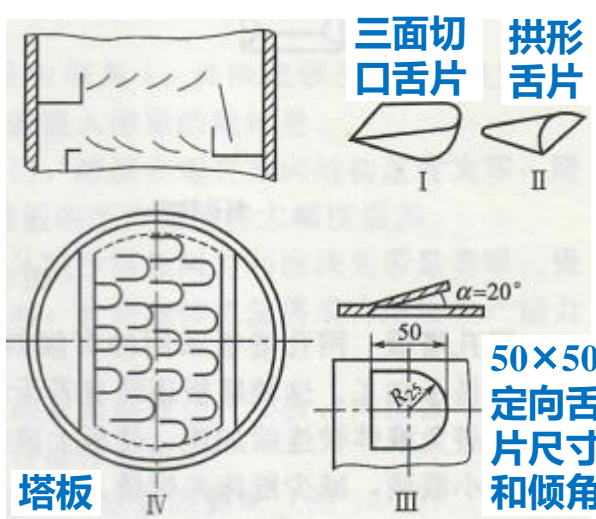


(b) $\frac{d\sigma}{dx}$ 对液滴稳定性影响

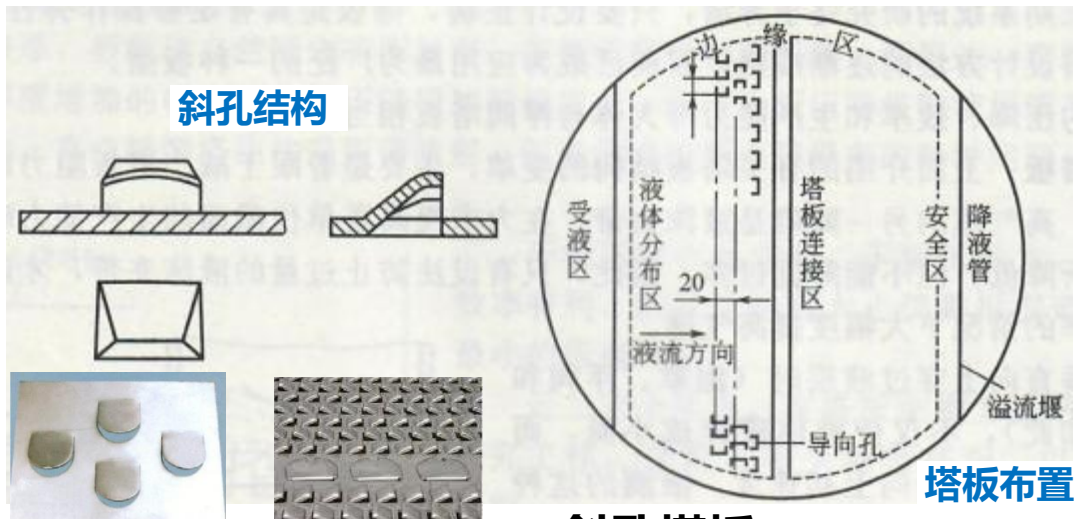
(2)设置倾斜进气装置，减少气液两相在塔板上的非理流动

在塔板上适当地设置倾斜进气装置，使部分或全部气体沿倾斜于液体流动的方向进入液层，可减少气液两相在塔板上的非理流动，提高塔板效率。

- ①促使气流均匀分布。斜向进气时，气体将给液体以部分动量，推动液体向前流动，而不必依靠液面落差。适当地分配斜向进入的气量，即可维持一定的液层厚度，又可消除液面落差，促成气流的均布。
- ②促使液体流动均匀。在塔板边缘处适当增加斜向进气装置，可使液体均匀流动。
- ③减小液沫夹带量。斜向进气时形成的液滴具有倾斜的初速度，其垂直分量小，液沫夹带量将有所下降
- ④斜向进气塔结构形式。全部气体斜向进入液层的塔结构形式有：(c)舌形塔板，(d)斜孔塔板，(e)网孔塔板等；部分气体斜向进入液层的塔结形式有：(f)林德筛板。

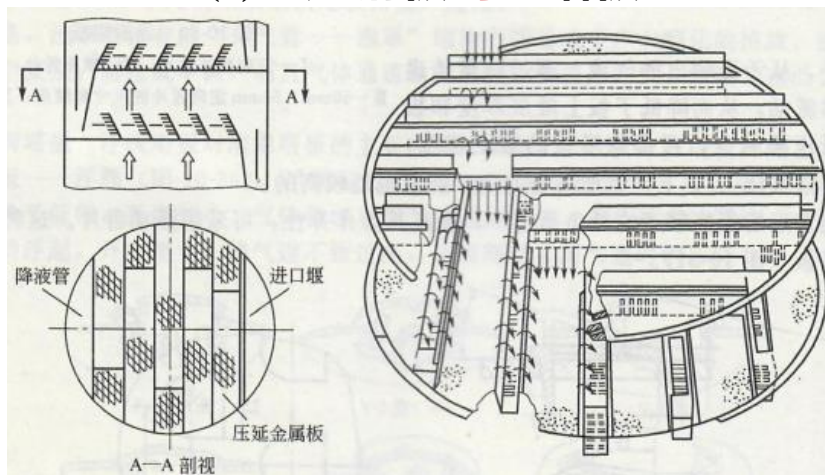


(c)舌形塔板

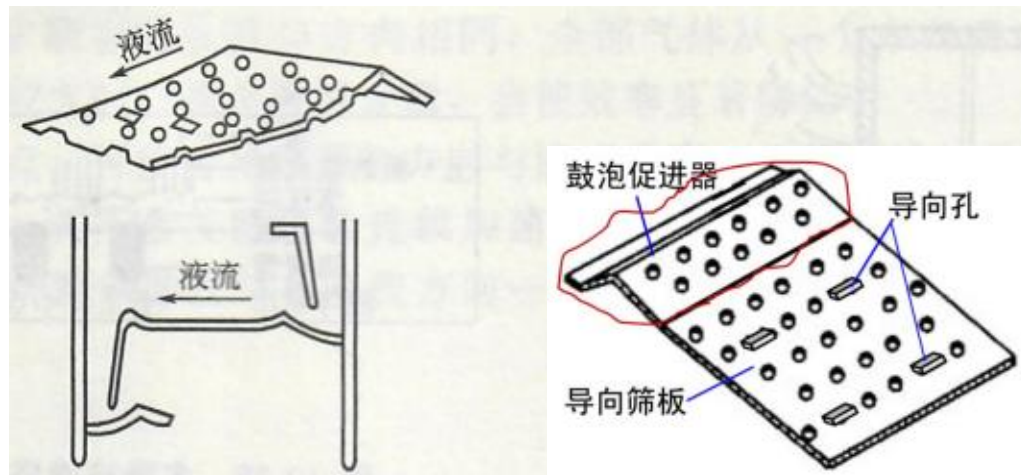


(d)斜孔塔板

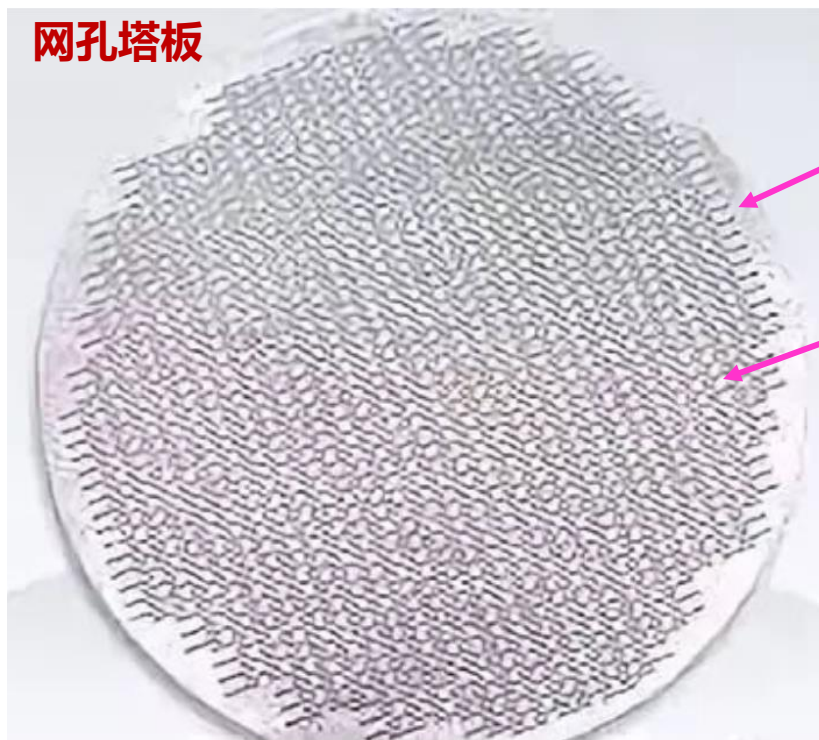
(e) 压延钢板网孔塔板



(f) 林德导向筛板



网孔塔板



冲有倾斜开孔的薄板

拦截液流的碎流板，阻止流体继续被加速

塔设备思考题 (二)板式塔

1.筛板精馏塔的结构设计参数有哪些？

2.平溢流堰堰高 h_w 一般为：_____。降液管底隙高度 h_0 的一般为：_____。为保证液封，在求 $(h_w - h_0)$ _____。

3.在精馏塔设计计算中，当 F 、 x_F 、 R 、 D 和 W 一定，并保持实际操作气速不变，进料状态 q_F 值减小，则精馏段塔径_____，提馏段塔径_____。

4.与泡罩塔相比，浮阀塔最主要的改进是_____。

5.塔板中溢流堰的作用是为了保证塔板上有_____。

6.板式塔的类型有_____、_____、_____和_____等。

7.在筛板塔、泡罩塔、浮阀塔三种塔型中，操作弹性最大的是_____，单板压降最小的是_____；造价最便宜的是_____。

8.在设计降液管尺寸时，堰长 l_w 太长则_____， l_w 太短则_____。

9. 降液管液泛的原因： ①_____； ②_____。
10. 气、液传质塔设备中，泛点气速应随液相量的增加而_____。
11. 板式塔气、液两相在总体上呈_____流动，在塔板上气液两相呈_____接触。
12. 板式塔中液面落差 Δ 表示：_____。为了减少 Δ ，可采用如下措施：_____。
13. 气体通过塔板的阻力可视为_____阻力与_____阻力之和。
14. 写出板式不正常操作情况： ①_____； ②_____； ③_____； ④_____；
⑤_____。
15. 板式塔汽液两相接触状态可分_____、_____和_____等三种。工业上常用的是_____。
16. 筛板塔结构中，板间距 H_T 设计偏大优点是： ①_____；
②_____。不足是：_____。
17. 评价塔板性能的标准是：_____、_____、_____、_____、_____。
18. 从塔板水力学性能的角度来看，引起塔板效率不高的原因，可能是_____、
_____、_____和_____等现象（至少三种原因）。

19.在浮阀塔设计中，哪些因素容易引起降液管液泛：①_____；②_____；
③_____。(至少三种)

20.影响板式塔塔板上液面落差的主要原因是①_____、②_____、③_____。
为减少液面落差可采用：④_____；⑤_____等办法。

21.如果板式塔设计不合理或操作不当，可能产生_____、_____及
等不正常现象，使塔无法正常工作。

22.在相同空塔气速和液体流量下，塔板开孔率增加：(对，错)

①其漏液量也增加()；

②压力降必减少()。

23.塔板上液流量越大：(对，错)

①则液面落差也越大()；

②而塔板上各处气体的压降也越不均匀()。

24.只要塔板间距足够高：(对，错)

①就可以消除雾沫夹带()；

②但不一定避免降液管液泛()。

25.板式塔负荷性能图中有____条线, 分别是: ①_____, ②_____, ③_____, ④_____, ⑤_____。

26.对判断下列命题是否正确:

- ①上升气速过大会使板效率下降。()
- ② H_T 减小, 雾沫夹带线下移。()
- ③ A_f 下降, 液相上限线左移。()
- ④ H_T 减小, 液泛线上移。()
- ⑤ A_f 下降, 液相下限线左移。()
- ⑥上升气速过大会引起漏液。()
- ⑦上升气速过大会引起液泛。()
- ⑧上升气速过大会造成过量的液沫夹带。()
- ⑨上升气速过大会造成过量的气泡夹。()