

# BOJING 博精 精馏装置的设计

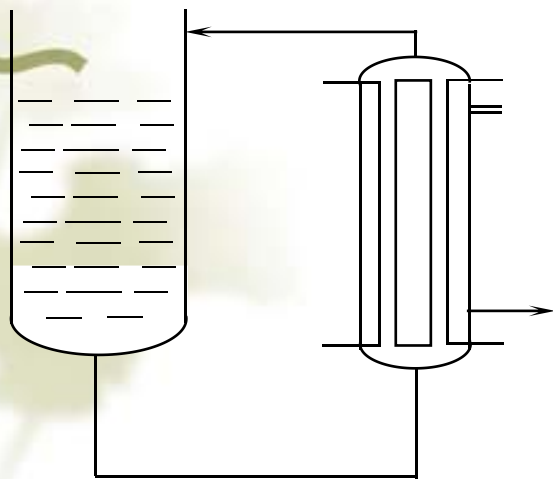
精馏装置设计的内容与步骤大致如下：

- ❖ 1、收集基础数据
- ❖ 设计所需的基础数据包括：
  - ❖ ①进料流量及组成。
  - ❖ ②分离要求。
  - ❖ ③原料的热力学状态。
  - ❖ ④冷却介质及其温度、加热介质及温度。
  - ❖ ⑤物性数据（如密度、表面张力等）。
- ❖ 上述基础数据中①、②两项由设计任务给出。③、④两项若任务中未曾给出，则应根据具体情况确定。物性数据可从有关资料中查取。

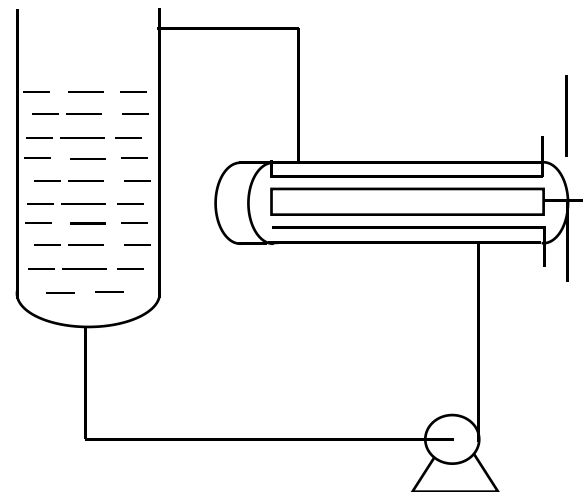
## ❖ 2、工艺流程的选择

- ❖ 精馏装置一般包括塔顶冷凝器，塔釜再沸器，原料预热器及流体输送泵等。流程选择应结合实际进行，考虑经济性、稳定性。如进料是否需要预热、冷凝器的型式及布置、及再沸器的型号等。
- ❖ 当塔顶需汽相出料时，采用分凝器，除此之外，一般均采用全凝器。对于小塔，通常将冷凝器放于塔顶，采用重力回流。对于大塔，冷凝器可放至适当位置，用泵进行强制回流。

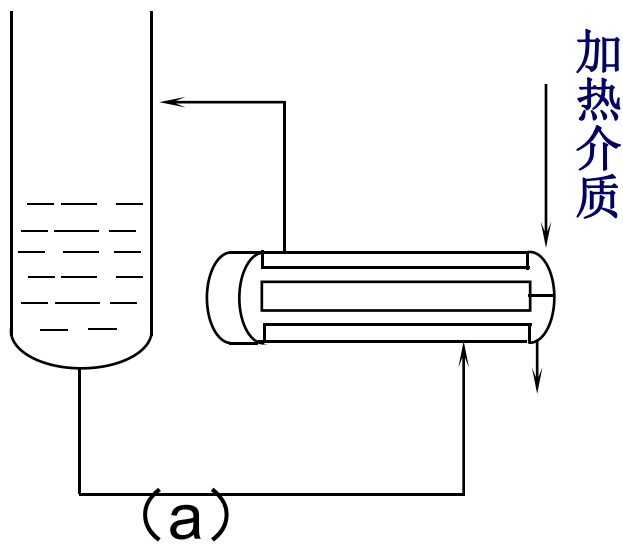
再沸器的型式有立式与卧式、热虹吸式与强制循环式之外。当传热量较小时，选用立式热式再沸器较为有利。传热量较大时，采用卧式热虹吸式再沸器。当塔釜物料粘度很大，或易受热分解时，宜采用泵强制循环型再沸器。几种再沸器型式如图1所示。



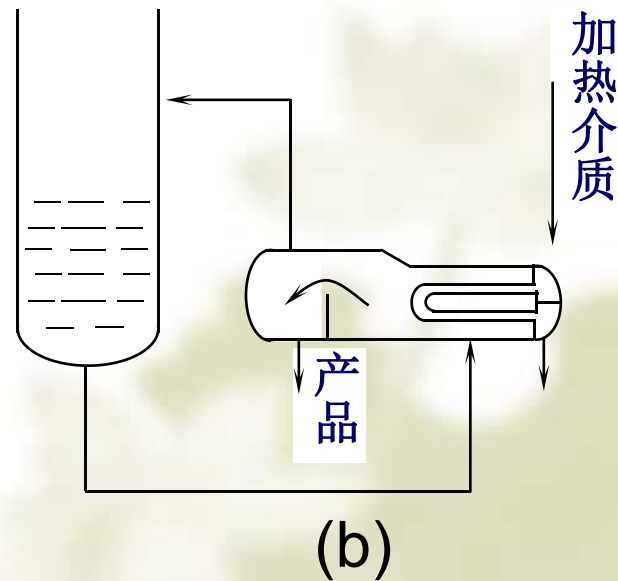
(1) 立式热虹吸型



(2) 泵强制循环型



(a)



(b)

(3) 卧式再沸器

图1 几种再沸器型式

### 3、做全塔物料衡算

对于双组分的连续精馏塔，由总物料平衡及分物料平衡有：

$$\begin{cases} q_{n,D} + q_{n,W} = q_{n,F} & (1) \\ q_{n,D}x_D + q_{n,W}x_W = q_{n,F}x_F \end{cases}$$

根据进料流量 $q_{n,F}$ 及组成 $x_F$ ，分离要求，解方程组

(1) 即可求得馏出液流率 $q_{n,D}$ 及残液流率 $q_{n,W}$ 。

#### 4、确定操作条件（压力、温度）

精馏操作最好在常压下进行，不能在常压下进行，可根据下述因素考虑加压或减压操作。

(1) 对热敏性物质，为降低操作温度，可考虑减压操作。

(2) 若常压下塔釜残液的泡点超过或接近 $200^{\circ}\text{C}$ 时，可考虑减压操作。因为加热蒸汽温度一般低于 $200^{\circ}\text{C}$ 。

(3) 最方便最经济的冷却介质为水。若常压下塔顶蒸汽全凝时的温度低于冷却介质的温度时可考虑加压操作。

还应该指出压力增大时，操作温度随之升高，轻、重组分相对挥发度减少，分离所需的理论板数增加。

在确定操作压力时，除了上面所述诸因素之外，尚需考虑设备的结构、材料等。

通常按下述步骤确定操作压力。

(1) 选择冷却介质，确定冷却介质温度。

最为方便、来源最广的冷却介质为水。设计时应了解本地区水的资源情况及水温。

(2) 确定冷却器及回流罐系统压力  $P_{\text{冷}}$ 。

塔顶蒸汽全部冷凝时的温度一般比冷却介质温度高  $10\sim 20^{\circ}\text{C}$ 。冷却器和回流罐系统压力即为该温度下的蒸汽压（平衡压力），可由泡点方程式得。

$$\sum_{i=1}^c K_i x_{Di} = 1$$

式中  $K_i$ —平衡指数。烃类  $K_i$  可由资料查得。

### (3) 确定塔顶和塔釜压力。

塔顶压力  $P_{\text{顶}}$  等于冷凝器压力  $P_{\text{冷}}$  加上蒸汽从塔顶至冷凝器的流动阻力  $\Delta P_{\text{顶} \rightarrow \text{冷凝器}}$ ，即

$$P_{\text{顶}} = P_{\text{冷}} + \Delta P_{\text{顶} \rightarrow \text{冷凝器}} \quad (3)$$

塔釜压力  $P_{\text{底}}$  等于塔顶压力加上全塔板阻力  $\Delta P_{\text{塔}}$ 。全塔阻力  $\Delta P_{\text{塔}}$  等于塔板阻力乘实际板数，即

$$P_{\text{底}} = P_{\text{顶}} + \Delta P_{\text{塔}} = P_{\text{顶}} + n\Delta P_{\text{板}} \quad (4)$$

式中： $\Delta P_{\text{板}}$ —塔板阻力，通常为3~5（mm汞柱）

在确定了操作压力之后，塔顶温度可由式（5）确定，塔釜温度由式（6）确定。

$$\sum_{t=1}^c \frac{y_t}{k_t} = \sum \frac{x_{Dt}}{k_t} = 1 \quad (5)$$

$$\sum_{i=1}^c K_i x_{wi} = 1 \quad (6)$$



## 5、确定回流比

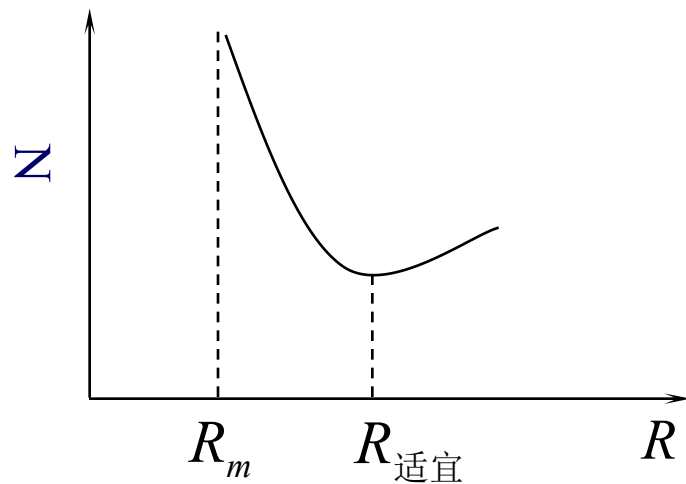
对于平衡线向下弯曲的物系，最小回流比的计算式为：

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{x_q - y_q}$$

式中： $x_q, y_q$  为操作线与平衡线交点坐标。

$$x_q, y_q - q$$

适宜回流比通常为最小回流比的1.2~2倍，设计时应根据理论板和回流比的关系图确定。



## 6、理论板数与实际板数

对于双组份精馏塔，求解理论板数可用图解法或简捷法。若理论板数较多，且溶液接近理论溶液时，可作简捷法计算。

简捷法求理论板数时，有吉利兰（Gilliland）。图解法和简捷法的具体操作法可参考参阅教材，此处不再讨论。

实际板数等于理论板数除以总板效率，即

$$N_{\text{实}} = \frac{N_{\text{理}}}{E_{\text{T}}} \quad (12)$$

式中：  $N_{\text{实}}$ ——实际板数

$N_{\text{理}}$ ——不包括分凝器、再沸器在内的理论板数。

$E_{\text{T}}$ ——总板效率（全塔效率）

影响总板效率的因素较多，目前尚无准确的关联式可用于计算，只能根据经验估计。对于双组份精馏塔，多在0.5~0.7左右。

## 7、确定冷凝器和再沸器的热负荷 $Q_C$ 、 $Q_r$

对于全凝器，由冷凝器热平衡可得：

$$Q_C = (R + 1)q_{n,D}(H_1 - h_D) \quad (13)$$

式中：  $R$ —回流比

$q_{n,D}$ —馏出液流率。

$H_1$ 、 $h_D$ —塔顶蒸汽、馏出液焓。

对全塔做热平衡有

$$Q_r = q_{n,D}h_D + q_{n,W}h_W + Q_C - q_{n,F}h_F \quad (14)$$

式中：  $h_W$ —塔釜残液焓。

## 8、初估冷凝器和再沸器的传热面积

传热面积A可由传热方程计算，即

$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} \quad (15)$$

式中：Q—热负荷。

K—传热系数。

$\Delta t_m$ —冷热流体平均温度差。

对于低沸点烃类，冷凝介质为水时，传热系数为390~980（千卡/ $m^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ ）。加热介质为水蒸汽时，再沸器的传热系数为390~880（千卡/ $m^2 \cdot \text{时} \cdot ^\circ\text{C}$ ）。

## 9、塔的有效高度和板间距的初选

### 9.1 塔的有效高度

板式塔的有效高度是指安装塔板部分的高度，可按下列式计算：

$$Z = \left( \frac{N_T}{E_T} - 1 \right) H_T \quad (9-1)$$

式中  $Z$ ——塔的有效高度， $m$ ；

$E_T$ ——全塔总板效率；

$N_T$ ——塔内所需的理论板层数；

$H_T$ ——塔板间距， $m$ 。

## 9.2 板间距的初选

板间距 $N_T$ 的选定很重要。选取时应考虑塔高、塔径、物系性质、分离效率、操作弹性及塔的安装检修等因素。

对完成一定生产任务，若采用较大的板间距，能允许较高的空塔气速，对塔板效率、操作弹性及安装检修有利；但板间距增大后，会增加塔身总高度，金属消耗量，塔基、支座等的负荷，从而导致全塔造价增加。反之，采用较小的板间距，只能允许较小的空塔气速，塔径就要增大，但塔高可降低；但是板间距过小，容易产生液泛现象，降低板效率。所以在选取板间距时，要根据各种不同情况予以考虑。如对易发泡的物系，板间距应取大一些，以保证塔的分离效果。板间距与塔径之间的关系，应根据实际情况，结合经济权衡，反复调整，已做出最佳选择。

设计时通常根据塔径的大小，由表9-1列出的塔板间距的经验数值选取。

表9-1 塔板间距与塔径的关系

塔径/ $D$ , $m$	0.3~0.5	0.5~0.8	0.8~1.6	1.6~2.4	2.4~4.0
板间距/ $H_T$ , $mm$	200~300	250~350	300~450	350~600	400~600

化工生产中常用板间距为：**200，250，300，350，400，450，500，600，700，800mm**。在决定板间距时还应考虑安装、检修的需要。例如在塔体人孔处，应留有足够的工作空间，其值不应小于**600mm**。

## 10 塔径

塔的横截面应满足汽液接触部分的面积、溢流部分的面积和塔板支承、固定等结构处理所需面积的要求。在塔板设计中起主导作用，往往是气液接触部分的面积，应保证有适宜的气体速度。

计算塔径的方法有两类：一类是根据适宜的空塔气速，求出塔截面积，即可求出塔径。另一类计算方法则是先确定适宜的孔流气速，算出一个孔

（阀孔或筛孔）允许通过的气量，定出每块塔板所需孔数，再根据孔的排列及塔板各区域的相互比例，最后算出塔的横截面积和塔径。



## 10.1 初步计算塔径

板式塔的塔径依据流量公式计算，即

$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} \quad (10-1)$$

式中  $D$  —— 塔径 $m$ ；

$V_s$  —— 塔内气体流量 $m^3/s$ ；

$u$  —— 空塔气速 $m/s$ 。

由式（10-1）可见，计算塔径的关键是计算空塔气速 $u$ 。设计中，空塔气速 $u$ 的计算方法是，先求得最大空塔气速 $u_{max}$ ，然后根据设计经验，乘以一定的安全系数，即

$$u = (0.6 \sim 0.8)u_{max} \quad (10-2)$$

最大空塔气速 $u_{max}$ 可根据悬浮液滴沉降原理导出，其结果为

$$u_{max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (10-3)$$

式中  $u_{max}$ ——允许空塔气速， $m/s$ ；

$\rho_V, \rho_L$ ——分别为气相和液相的密度， $kg/m_3$ ；

$C$ ——气体负荷系数， $m/s$ ，对于浮阀塔和泡罩塔可用图3确定；

图3中的气体负荷参数 $C_{20}$ 仅适用于液体的表面张力为 $0.02N/m$ ，若液体的表面张力为 $6N/m$ ，则其气体负荷系数 $C$ 可用下式求得：

$$C = C_{20} \left( \frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2} \quad (10-4)$$

所以，初步估算塔径为： $D' = \sqrt{\frac{V}{0.785u}}$  (10-5)

其中， $u$ ——适宜的空塔速度， $m/s$ 。

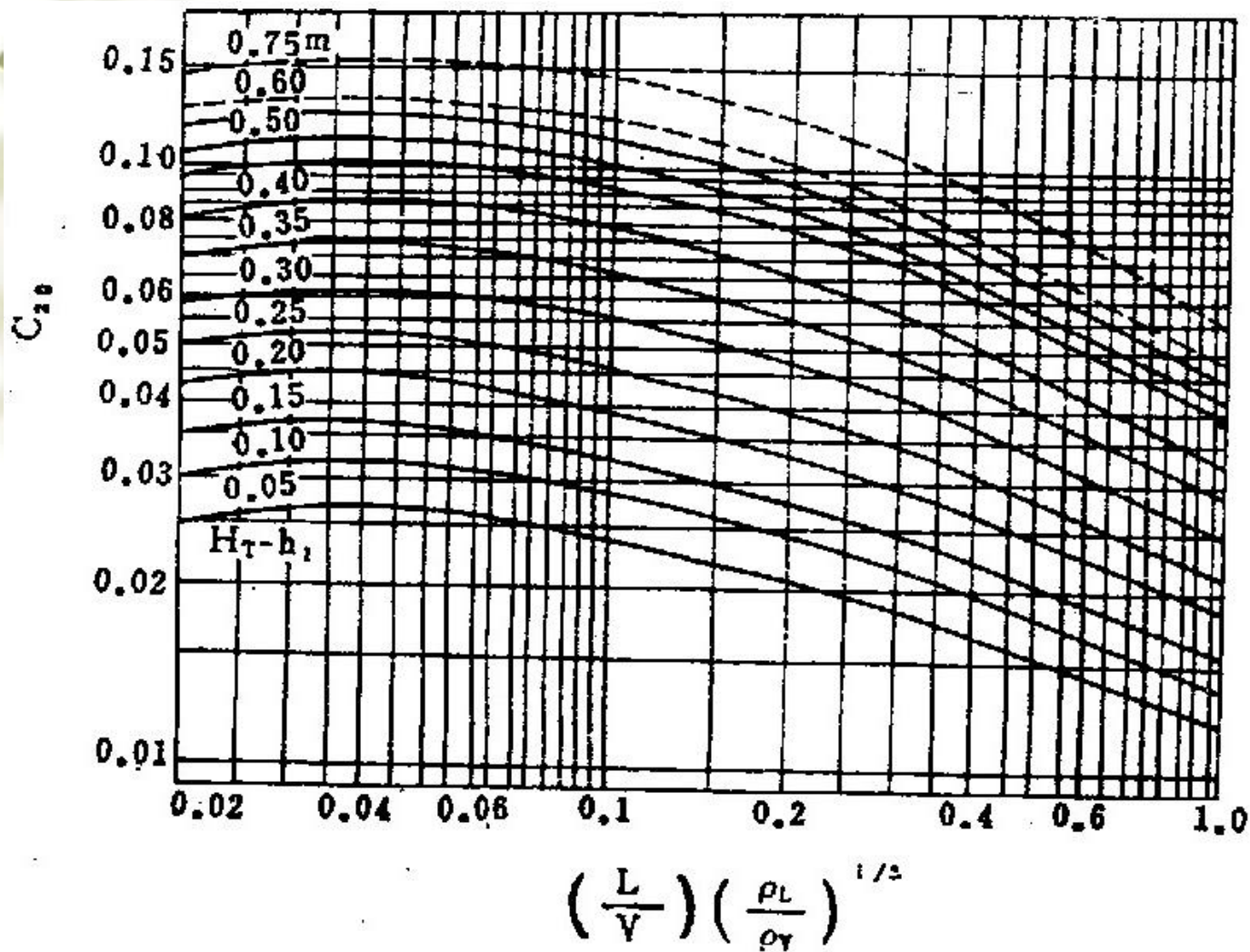


图3 经验系数 $C$ 图

图中： $V$ 、 $L$ —分别为汽相、液相流率（ $m^3/h$ ）。

$\rho_V$ 、 $\rho_L$ —分别为汽相、液相密度（ $Kg/m^3$ ）。

$C_{20}$ —表面张力为20（达因/厘米）时的系数 $C$ 。

$H_T$ 、 $h_L$ —分别为板间距、板上清液层高度（ $m$ ）。

## 10.2塔径的圆整 $D'$

目前，塔的直径已标准化。所求得的塔径必须圆整到标准值。塔径在1米以下者，标准化先按100mm增值变化；塔径在1米以上者，按200mm增值变化，即1000mm、1200mm、1400mm、1600mm.....

## 11 塔体总高度

板式塔的塔高如图11-1所示，塔体总高度（不包括裙座）由下式决定：

$$H = H_D + (N_p - 2 - S) \times H_T + S \times H_T' + H_F + H_B \quad (11-1)$$

式中  $H_D$ ——塔顶空间， $m$ ；

$H_B$ ——塔底空间， $m$ ；

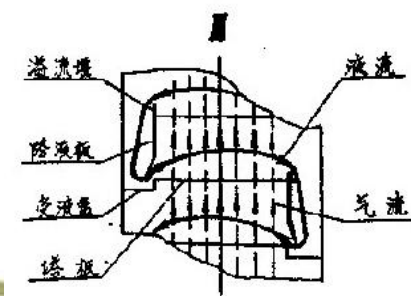
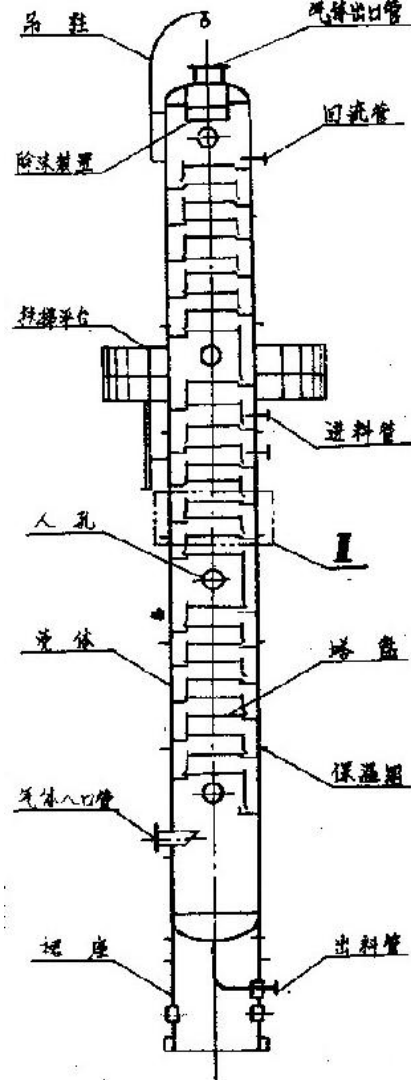
$H_T$ ——塔板间距， $m$ ；

$H_T'$ ——开有人孔的塔板间距， $m$ ；

$H_F$ ——进料段高度， $m$ ；

$N_p$ ——实际塔板数；

$S$ ——人孔数目（不包括塔顶空间和塔底空间的人孔）。



## 11.1 塔顶空间 $H_D$

塔顶空间指塔内最上层塔板与塔顶空间的距离。为利于出塔气体夹带的液滴沉降，其高度应大于板间距，通常取 $H_D$ 为 $(1.5\sim 2.0)H_T$ 。若图塔高示意图需要安装除沫器时，要根据除沫器的安装要求确定塔顶空间。

## 11.2 人孔数目

人孔数目根据塔板安装方便和物料的清洗程度而定。对于处理不需要经常清洗的物料，可隔8~10块塔板设置一个人孔；对于易结垢、结焦的物系需经常清洗，则每隔4~6块塔板开一个人孔。人孔直径通常为450mm。

### 11.3 塔底空间HB

塔底空间指塔内最下层塔板到塔底间距。其值视具体情况而定：当进料有15分钟缓冲时间的容量时，塔底产品的停留时间可取3~5分钟，否则需有10~15分钟的储量，以保证塔底料液不致流空。塔底产品量大时，塔底容量可取小些，停留时间可取3~5分钟；对易结焦的物料，停留时间应短些，一般取1~1.5分钟。



## 12、堰及降液管的设计

液体在塔板上的流动型式单溢流、双溢流和多溢流。当塔径小于2米时，通常采用单溢流，塔径在2米~4米时采用双溢流，塔径大于4米时，一般应考虑采用多溢流。

几种溢流型式如图4所示。由图可知，边上降液管呈弓形，中间降液管为矩形（或梯形）。

对于单溢流，溢流堰长度通常为  $(0.6\sim 0.8)D$ ，对双溢流（或溢流）两侧的降管，堰长取塔径 $D$ 的  $0.5\sim 0.7$ 倍。中间降液管的堰长通常为  $0.9D$ 左右，塔板上的总堰长为该板上各堰的长度之和。

## 化工原理课程设计（精馏装置）的内容：

- ❖ 1)、选择流程，画流程图。
- ❖ 2)、做物料衡算，列出物料衡算表。
- ❖ 3)、确定操作条件（压力、温度）。
- ❖ 4)、选择合适回流比，计算理论板数。
- ❖ 5)、做热量衡算，列出热量衡算表。
- ❖ 6)、选择换热器，计算冷却介质及加热介质用量。
- ❖ 7)、完成塔板设计。
- ❖ 8)、编写设计计算说明书。
- ❖ 设计结束时，学生应交的作业有：塔板结构图一张，设计说明书一份。