

中华人民共和国行业标准

HG

国际通用设计体制和方法

HG/T 20570—95

---

# 工艺系统工程设计 技术规定

1996—05—02 发布

1996—09—01 实施

---

中华人民共和国化学工业部 发布

中华人民共和国行业标准

# 工艺系统工程设计技术规定

**HG/T 20570—95**

主编单位：化工部工艺系统设计技术中心站

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一 九 九 六 年 九 月 一 日

**化工部工程建设标准编辑中心**

1996 北 京

# 气-液分离器设计

**HG/T 20570.8—95**

编制单位：中国寰球化学工程公司

批准部门：化 学 工 业 部

实施日期：一九九六年九月一日

编制人：

中国寰球化学工程公司 王 文

审核人：

中国寰球化学工程公司 汪清裕

化工部工艺系统设计技术中心站 盛青萍 龚人伟

## 1 说 明

**1.0.1** 本规定适用于两种类型的气-液分离器设计:立式和卧式重力分离器设计和立式和卧式丝网分离器设计。

## 2 立式和卧式重力分离器设计

### 2.1 应用范围

2.1.1 重力分离器适用于分离液滴直径大于  $200\mu\text{m}$  的气液分离。

2.1.2 为提高分离效率,应尽量避免直接在重力分离器前设置阀件、加料及引起物料的转向。

2.1.3 液体量较多,在高液面和低液面间的停留时间在  $6\sim 9\text{min}$ ,应采用卧式重力分离器。

2.1.4 液体量较少,液面高度不是由停留时间来确定,而是通过各个调节点间的最小距离  $100\text{mm}$  来加以限制的,应采用立式重力分离器。

### 2.2 立式重力分离器的尺寸设计

#### 2.2.1 分离器内的气速

##### 2.2.1.1 近似估算法

$$V_t = K_s \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (2.2.1-1)$$

式中

$V_t$ ——浮动(沉降)流速,  $\text{m/s}$ ;

$\rho_L, \rho_G$ ——液体密度和气体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$K_s$ ——系数

$d^* = 200\mu\text{m}$  时,  $K_s = 0.0512$ ;

$d^* = 350\mu\text{m}$  时,  $K_s = 0.0675$ 。

近似估算法是根据分离器内的物料流动过程,假设  $Re = 130$ ,由图 2.5.1-1 查得相应的阻力系数  $C_w = 1$ ,此系数包含在  $K_s$  系数内,  $K_s$  按式(2.2.1-1)选取。由式(2.2.1-1)计算出浮动(沉降)流速( $V_t$ ),再设定一个气体流速( $u_c$ ),即作为分离器内的气速,但  $u_c$  值应小于  $V_t$ 。

真正的物料流动状态,可能与假设值有较大的出入,会造成计算结果不准确,因此近似估算法只能用于初步计算。

### 2.2.1.2 精确算法

从浮动液滴的平衡条件,可以得出:

$$V_t = \left[ \frac{4gd^*(\rho_L - \rho_G)}{3C_w\rho_G} \right]^{0.5} \quad (2.2.1-2)$$

式中

$V_t$ ——浮动(沉降)流速, m/s;

$d^*$ ——液滴直径, m;

$\rho_L, \rho_G$ ——液体密度和气体密度, kg/m<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度, 9.81m/s<sup>2</sup>;

$C_w$ ——阻力系数。

首先由假设的  $Re$  数, 从图 2.5.1-1 查  $C_w$ , 然后由所要求的浮动液滴直径( $d^*$ )以及  $\rho_L, \rho_G$  按式(2.2.1-2)来算出  $V_t$ , 再由此  $V_t$  计算  $Re$ 。

$$Re = \frac{d^* V_t' \rho_G}{\mu_G} \quad (2.2.1-3)$$

式中

$\mu_G$ ——气体粘度, Pa·s。

其余符号意义同前。

由计算求得  $Re$  数, 查图 2.5.1-1, 查得新  $C_w$ , 代入式(2.2.1-2), 反复计算, 直到前后两次迭代的  $Re$  数相等即  $V_t' = V_t$  为止。

取  $u_c \leq V_t$ , 即容器中的气体流速必须小于悬浮液滴的浮动(沉降)流速( $V_t$ )。

### 2.2.2 尺寸设计

尺寸图见图 2.2.2 所示。

#### 2.2.2.1 直径

$$D = 0.0188 \left( \frac{V_{G\max}}{u_c} \right)^{0.5} \quad (2.2.2-1)$$

式中

$D$ ——分离器直径, m;

$V_{G\max}$ ——气体最大体积流量, m<sup>3</sup>/h;

$u_c$ ——容器中气体流速, m/s。

由图 2.5.1-2 可以快速求出直径( $D$ )。

#### 2.2.2.2 高度

容器高度分为气相空间高度和液相高度, 此处所指的高度, 是指设备的圆柱体部分, 见图 2.2.2 所示。

低液位(LL)与高液位(HL)之间的距离,采用式(2.2.2-2)计算

$$H_L = \frac{V_L t}{47.1 D^2} \quad (2.2.2-2)$$

式中

$H_L$ ——液体高度,m;

$t$ ——停留时间,min;

$D$ ——容器直径,m;

$V_L$ ——液体体积流量, $\text{m}^3/\text{h}$ 。

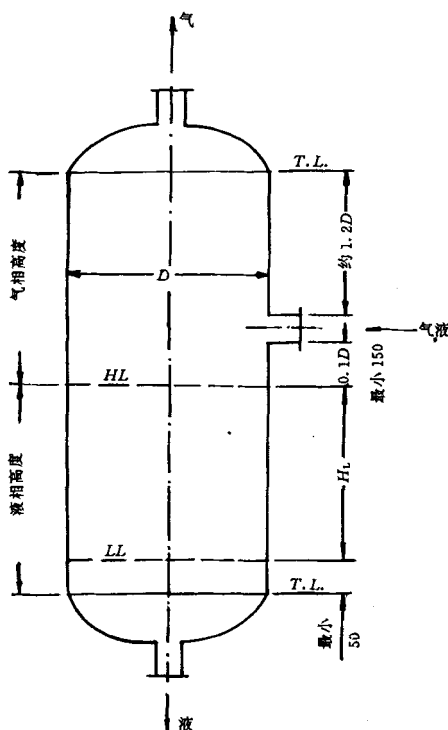


图 2.2.2 立式重力分离器



停留时间( $t$ )以及釜底容积的确定,受许多因素影响。这些因素包括上、下游设备的工艺要求以及停车时塔板上的持液量。当液体量较小时,规定各控制点之间的液体高度最小距离为 100mm。表示为:LL(低液位)–100mm–LA(低液位报警)–100mm–NL(正常液位)–100mm–HA(高液位报警)–100mm–HL(高液位)。

### 2.2.2.3 接管直径

#### (1) 入口接管

两相入口接管的直径应符合式(2.2.2-3)要求。

$$\rho_G u_p^3 < 1000 Pa \quad (2.2.2-3)$$

式中

$u_p$ ——接管内流速, m/s;

$\rho_G$ ——气体密度, kg/m<sup>3</sup>。

由此导出

$$D_p > 3.34 \times 10^{-3} (V_G + V_L)^{0.5} \rho_G^{0.25} \quad (2.2.2-4)$$

式中

$V_G, V_L$ ——分别为气体与液体体积流量, m<sup>3</sup>/h;

$D_p$ ——接管直径, m。

由图 2.5.1-3 可以快速求出接管直径。

#### (2) 出口接管

气体出口接管直径,必须不小于所连接的管道直径。液体出口接管的设计,应使液体流速小于等于 1m/s。

任何情况下,较小的出口气速有利于分离。

## 2.3 卧式重力分离器的尺寸设计

### 2.3.1 计算方法及其主要尺寸

设备尺寸计算的依据是液体流量及停留时间。按式(2.3.1)求出“试算直径” $D_T$ ,在此基础上,求得容器中液体表面上的气体空间,然后进行校核,验证是否满足液滴的分离。卧式重力分离器的尺寸见图 2.3.1 所示。

试算直径

$$D_T = \left( \frac{2.12 V_L t}{C \cdot A} \right)^{1/3} \quad (2.3.1)$$

式中

$$C = L_T / D_T = 2 \sim 4 (\text{推荐值是 } 2.5);$$

$D_T, L_T$ ——分别为圆柱部分的直径和长度, m;

$V_L$ ——液体的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$t$ ——停留时间, min;

$A$ ——可变的液体面积(以百分率计)即

$$A = A_{\text{TOT}} - (A_a + A_b), \text{均以百分率计}$$

其中  $A_{\text{TOT}}$ ——总横截面积, %;

$A_a$ ——气体部分横截面积, %;

$A_b$ ——液位最低时液体占的横截面积, %。

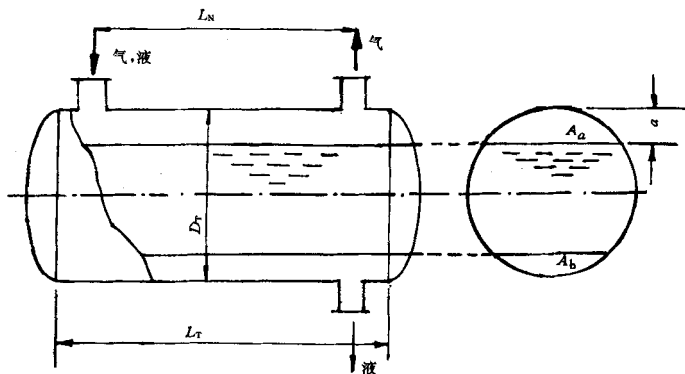


图 2.3.1 卧式重力分离器

通常开始计算时取  $A=80\%$ , 并假设气体空间面积  $A_a$  为  $14\%$ , 最小液体面积  $A_b$  为  $6\%$ 。

选择  $C$  值时, 须考虑容器的可焊性(壁厚)和可运输性(直径、长度)。

由  $D_T$  和  $A_a=14\%$ , 查图 2.5.1-4, 得出气体空间高度( $a$ ),  $a$  值应不小于  $300\text{mm}$ 。如果  $a < 300\text{mm}$ , 需用  $A < 80\%$  的数值, 再进行计算新的试算直径。

### 2.3.2 接管距离

两相流进口接管与气体出口接管之间的距离应尽可能大, 即  $L_N \approx L_T$  及  $L_T = C \cdot D_T$ 。

式中

$L_N$ ——两相流进口到气体出口间的距离, m;

$L_T$ ——圆筒形部分的长度, m。

根据气体空间( $A_g$ )和一个时间比值( $R$ ) (即液滴通过气体空间高度所需沉降时间与气体停留时间的比)来校核液滴的分离, 计算进口和出口接管之间的距离( $L'_N$ )。

$$L'_N = \frac{0.524a \cdot V_G}{D_T^2 A_g \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} R} \quad (2.3.2-1)$$

式中

$L'_N, D'_T, a$ ——分别为进出口接管间距离、卧式容器直径和气体空间高度, m;

$V_G$ ——气体流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$\rho_L, \rho_G$ ——分别为液体密度、气体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$A_g$ ——气体部分横截面积, %;

$R$  对于  $d^* = 350\mu\text{m}$ , 使用  $R = 0.167$

对于  $d^* = 200\mu\text{m}$ , 使用  $R = 0.127$

$$R = \tau_s / \tau_T$$

其中  $\tau_s$ ——直径为  $d^*$  的液滴, 通过气体空间高度( $a$ )所需要的时间, s;

$\tau_T$ ——气体停留时间, s。

两相流进口到气体出口间的距离( $L_N$ )不应小于  $L'_N$ 。

接管设计见 2.2.2.3 规定。

### 2.3.3 液位和液位报警点计算实例

已知:  $V_L = 120\text{m}^3/\text{h}$ ,  $t = 6\text{min}$ ,  $D_T = 2000\text{mm}$ ,  $L_T = 5000\text{mm}$ , 最低液位高度  $h_{LL} = 150\text{mm}$ 。

最低液位(LL)、低液位报警(LA)、正常液位(NL)、高液位报警(HA)、最高液位(HL)之间的时间间隔分别是 2、1、1、2min。要计算对应时间间距的各液位高度。

解题: 如图 2.3.3 所示。

最低液位, 即液面起始高度(计算时间为 0)的液位高度( $h_{LL}$ )为 150mm。

容器横截面积( $A_{TOT}$ ):

$$A_{TOT} = \frac{\pi D_T^2}{4} = \frac{\pi \times 2^2}{4} = 3.14\text{m}^2$$

相当于液体在容器中停留时间为 1min 所占的横截面积为:

$$A_1 = 120 \times 1 / (60 \times 5) = 0.4\text{m}^2$$

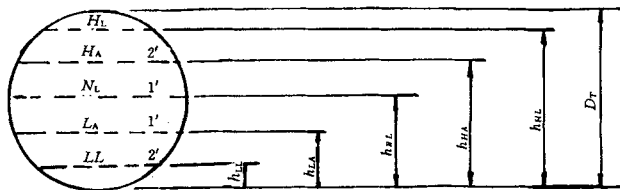


图 2.3.3 卧式重力分离器液位高度

其它几个高度按下述方法求出：

$h_{LL}/D_T = 150/2000 = 0.075$ ，由图 2.5.1-5 查得  $\frac{A_b}{A_{TOT}} = 0.034$  ( $h_{LL}$  即是图中  $h$ )。

$$A_b = 0.034 \times A_{TOT} = 0.034 \times 3.14 = 0.107 \text{ m}^2$$

得 
$$\frac{A_{LA}}{A_{TOT}} = \frac{A_b + 2A_1}{A_{TOT}} = \frac{0.107 + 2 \times 0.4}{3.14} = 0.289$$

查图 2.5.1-5 得  $\frac{h_{LA}}{D_T} = 0.333$ ，从最低液位经 2min 后得到液面高度为

$$h_{LA} = 0.333 \times D_T = 0.333 \times 2000 = 666 \text{ mm} \quad (h_{LA} \text{ 即是图中 } h)$$

得 
$$\frac{A_{NL}}{A_{TOT}} = \frac{A_b + 3A_1}{A_{TOT}} = \frac{0.107 + 3 \times 0.4}{3.14} = 0.416$$

查图 2.5.1-5 得  $\frac{h_{NL}}{D_T} = 0.434$ ，过 1min 后，液面高度为  $h_{NL} = 0.434 \times 2000 = 868 \text{ mm}$  ( $h_{NL}$  即是图中  $h$ )

得 
$$\frac{A_{HA}}{A_{TOT}} = \frac{A_b + 4A_1}{A_{TOT}} = \frac{0.107 + 4 \times 0.4}{3.14} = 0.544$$

查图 2.5.1-5 得  $\frac{h_{HA}}{D_T} = 0.535$ ，再过 1min 液面高度为  $h_{HA} = 0.535 \times D_T = 0.535 \times 2000 = 1070 \text{ mm}$  ( $h_{HA}$  即是图中  $h$ )

得 
$$\frac{A_{HL}}{A_{TOT}} = \frac{A_b + 6A_1}{A_{TOT}} = \frac{0.107 + 6 \times 0.4}{3.14} = 0.798$$

查图 2.5.1-5 得  $\frac{h_{HL}}{D_T} = 0.746$ ，再过 2min 液面高度为  $h_{HL} = 0.746 \times D_T = 0.746 \times 2000 = 1492 \text{ mm}$  ( $h_{HL}$  即是图中  $h$ )

## 2.4 立式分离器(重力式)计算举例

### 2.4.1 数据

$$V_L = 8.3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_G = 521.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_L = 762 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_G = 4.9 \text{ kg/m}^3$$

$$T = 318 \text{ K}$$

$$\mu_G = 14.6 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$P = 0.324 \text{ MPa}$$

$$d^* = 350 \times 10^{-6} \text{ m}$$

$$V_{\max} = 135\%$$

$$V_{\min} = 70\%$$

停留时间  $t = 6 \text{ min}$ , 要决定分离器尺寸。

## 2.4.2 解题

### 2.4.2.1 浮动流速( $V_t$ )

由式(2.2.1-2)计算

$$\begin{aligned} V_t &= \left[ \frac{4}{3} \times \frac{g d^* (\rho_L - \rho_G)}{C_w \rho_G} \right]^{0.5} \\ &= \left[ \frac{4}{3} \times \frac{9.81 \times 350 \times 10^{-6} \times (762 - 4.9)}{1 \times 4.9} \right]^{0.5} \\ &= 0.841 \text{ m/s} \end{aligned}$$

由式(2.2.1-3)计算

$$\begin{aligned} Re &= \frac{V_t d^* \rho_G}{\mu_G} \\ &= \frac{0.841 \times 350 \times 10^{-6} \times 4.9}{14.6 \times 10^{-6}} \\ &= 98.8 \end{aligned}$$

由图 2.5.1-1 查得  $C_w = 1.25$ , 由式(2.2.1-2)计算, 得  $V_t = 0.75$ , 再由式(2.2.1-3)计算, 得  $Re = 88.4$ , 由图 2.5.1-1 查得

$C_w = 1.25$ , 试算结束, 取  $u_c = V_t$ ,  $V_t = 0.75 \text{ m/s}$ 。

### 2.4.2.2 尺寸

$$\begin{aligned} \text{直径 } D_{\min} &= 0.0188 \left( \frac{V_{G, \max}}{V_t} \right)^{0.5} \\ &= 0.0188 \left( \frac{521.7 \times 1.35}{0.75} \right)^{0.5} \\ &= 0.576 \text{ m} \quad \text{取 } D = 0.6 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{高度 } H_L = \frac{V_L t}{47.1 D^2} = \frac{8.3 \times 1.35 \times 6}{47.1 \times (0.6)^2} = 3.96 \text{ m}$$

选用  $D = 1 \text{ m}$  (由于上述计算  $L/D$  不合适)

$$H_L = \frac{8.3 \times 1.35 \times 6}{47.1 \times 1^2} = 1.43 \text{ m}$$

每分钟停留时间相当于高度为:  $H = 1430/6 = 238 \text{ mm}$

## 2.5 附 图

### 2.5.1 附 图

2.5.1.1 雷诺数  $Re$  与阻力系数  $C_w$  的关系图,见图 2.5.1-1 所示。

2.5.1.2 快速确定  $D$  关系图,见图 2.5.1-2 所示。

2.5.1.3 接管直径的确定图,见图 2.5.1-3 所示。

2.5.1.4 容器横截面积的求法(一),见图 2.5.1-4 所示。

2.5.1.5 容器横截面积的求法(二),见图 2.5.1-5 所示。

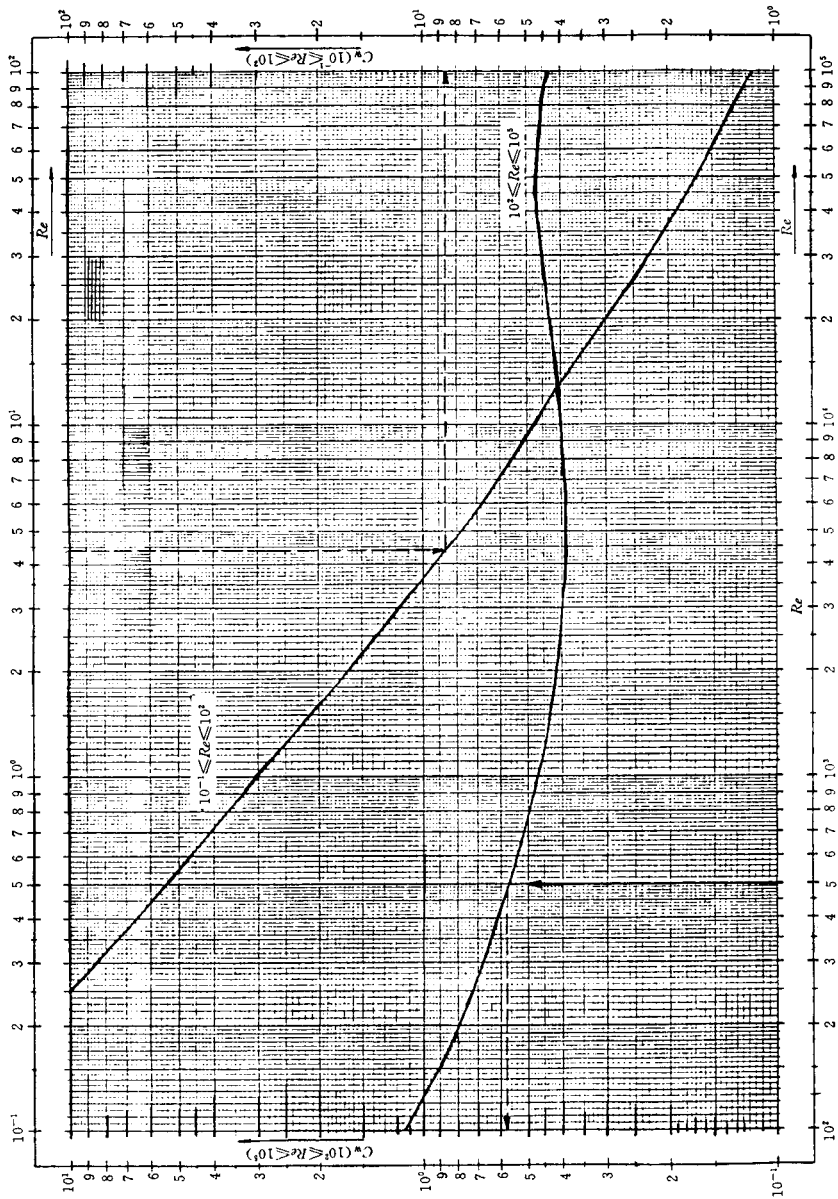


图 2.5.1-1  $Re$  数与阻力系数( $C_w$ )关系图

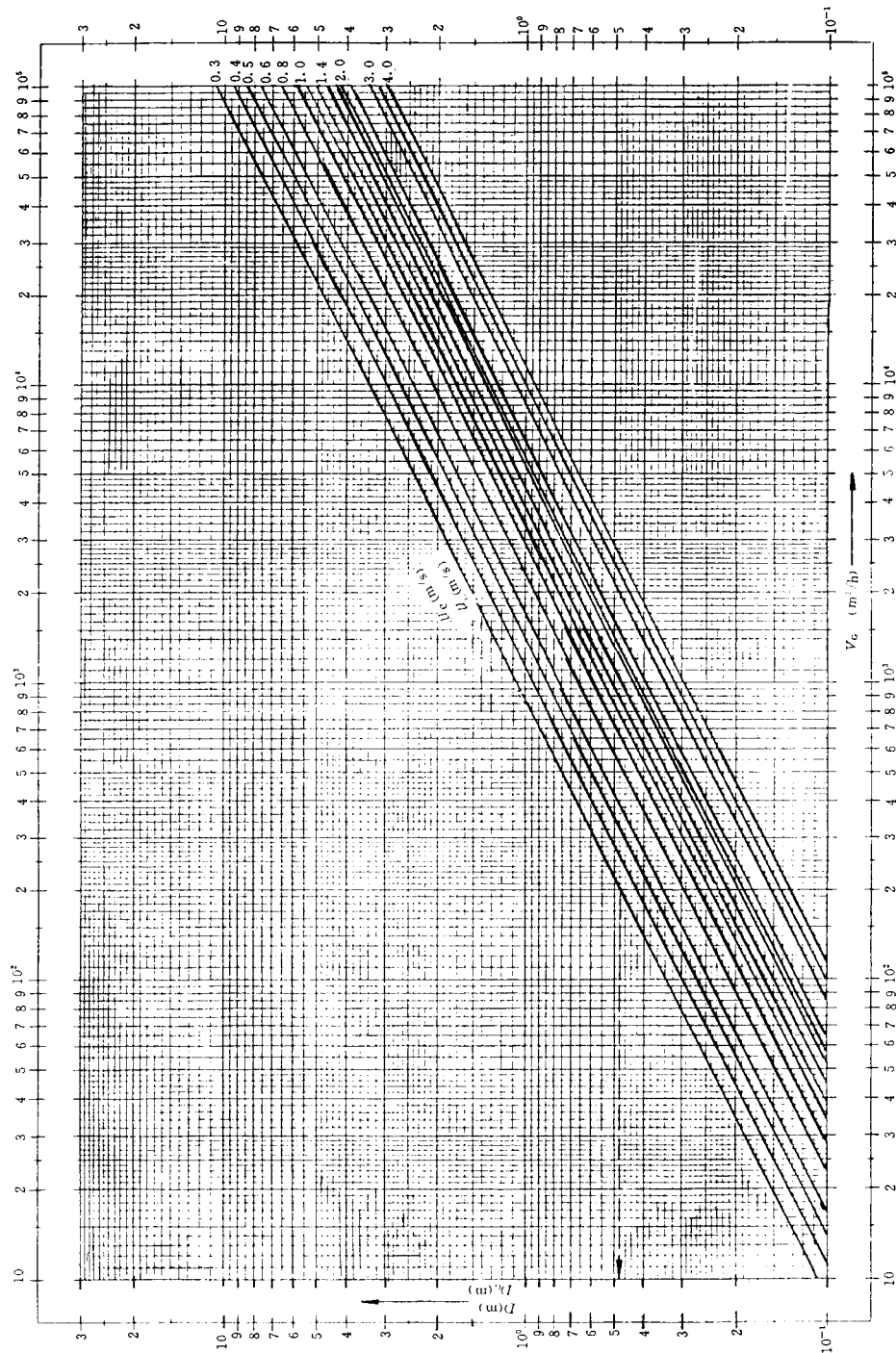


图 2.5.1-2 容器和丝网直径的确定



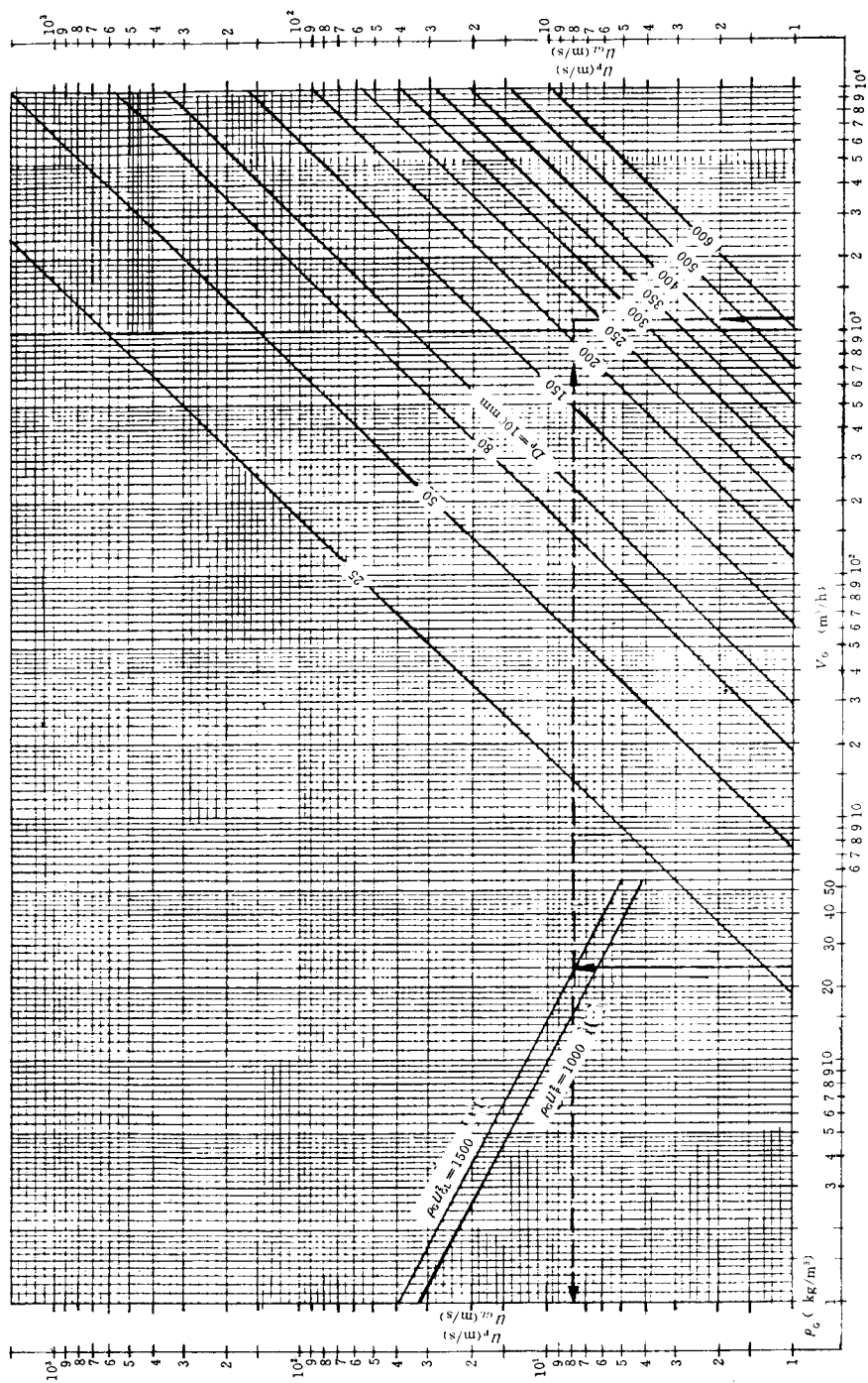


图 2.5.1-3 接管直径的确定

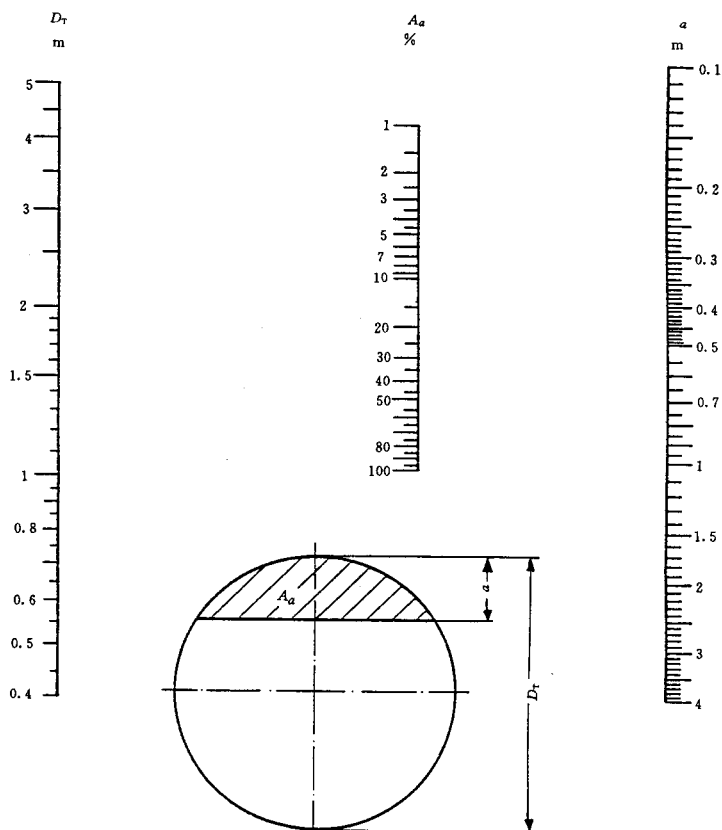


图 2.5.1-4 容器横截面积的求法(一)

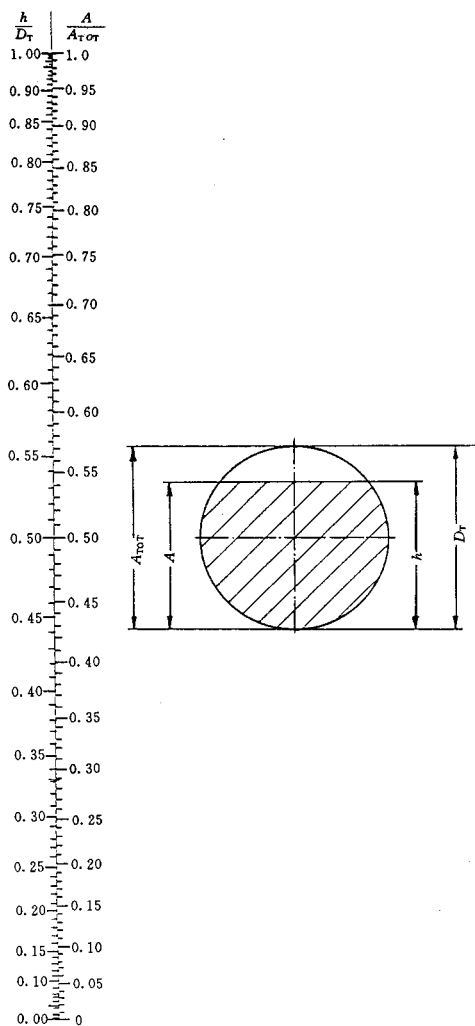


图 2.5.1-5 容器横截面积的求法(二)

### 3 立式和卧式丝网分离器设计

#### 3.1 应用范围

3.1.1 丝网分离器适用于分离气体中直径大于  $10\sim 30\mu\text{m}$  的液滴。

3.1.2 丝网分离器主要部件为一固定安装的丝网组件,由丝网和上下支承栅条组成。丝网材料可采用不同的金属或非金属材料。如:不锈钢、蒙乃尔合金、镍、铜、铝、碳钢、钽、耐腐蚀耐热镍合金、聚氯乙烯和聚乙烯等。

3.1.3 丝网分离器通常规格是丝网的丝直径为  $0.22\text{mm}\sim 0.28\text{mm}$ ,丝网的厚度约为  $100\text{mm}\sim 150\text{mm}$ 。

#### 3.2 立式丝网分离器的尺寸设计

##### 3.2.1 气体流速( $u_G$ )的确定

气体流速对分离效率是一个重要因素。如果流速太大,气体在丝网的上部将把液滴破碎,并带出丝网,形成“液泛”状态,如果气速太低,由于达不到湍流状态,使许多液滴穿过丝网而没有与网接触,降低了丝网的效率。气速对分离效率的影响见图 3.2.1 所示。

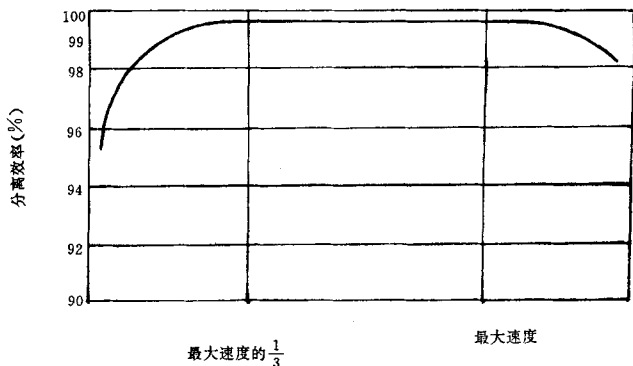


图 3.2.1 分离效率与气速的关系

### 3.2.1.1 计算方法(一)

用常数( $K_G$ )的计算方法

$$u_G = K_G \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (3.2.1-1)$$

式中

$u_G$ ——与丝网自由横截面积相关的气体流速, m/s;

$\rho_L, \rho_G$ ——分别为液体和气体的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$K_G$ ——常数, 通常  $K_G = 0.107$ 。

如果气流中有较大的液体量被分离, 则建议采用  $K_G = 0.075$ 。在高粘度液体、高压或高真空中工艺中,  $K_G$  可采用 0.06。

### 3.2.1.2 计算方法(二)

本方法适用于两相物料中含液体很少的物流, 假定两相中的液体全部被丝网截住, 通过本方法求得气体流速。

丝网自由横截面积上的气体流速( $u_G$ )

$$u_G = c \cdot m \cdot u_0 \quad (3.2.1-2)$$

$$u_0 = \left( \frac{N \cdot g \cdot \epsilon^3 \cdot \rho_L}{9.96 a' \mu_L^{0.2} \rho_G} \right)^{0.5} \quad (3.2.1-3)$$

式中

$c$ ——安全系数, 取 0.7~0.9;

$m$ ——校正系数, 由  $\frac{\rho_G}{\rho_L}$  和  $\frac{\sigma_L}{\sigma_{H_2O(20^\circ C)}}$  由图 3.5.1-2 查得;

$\sigma_L$ ——工作温度下液体表面张力, N/m, 烃类的  $\sigma_L$  可按式(3.2.1-4)计算:

$$\sigma_L = \left[ \frac{(2.64 M_L + 60)(\rho_L - \rho_G)^4}{3.9 M_L} \right] \quad (3.2.1-4)$$

$u_0$ ——临界流速, m/s;

$\mu_L$ ——液体粘度, Pa·s;

$\epsilon$ ——丝网空隙率;

$a'$ ——丝网比表面积, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>;

丝网参数见表 3.2.1。

$g$ ——重力加速度, 9.81m/s<sup>2</sup>;

$\sigma_{H_2O(20^\circ C)}$ ——20℃水的表面张力, 72.8×10<sup>-3</sup>N/m;

$\rho_L, \rho_G$ ——分别为液体和气体的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$M_L$ ——液体分子量;

$N$ ——系数,由  $M = \frac{\Delta W_L}{W_G} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$  由图 3.5.1-1 查得(当  $M < 0.00001$  时,取

$N = 0.7$  进行计算);

$\Delta W_L$ ——进出丝网的液体流量之差,kg/h;

$W_G$ ——气体质量流量,kg/h。

国内丝网分离器参数表

表 3.2.1

型 号	规 格	空隙率 ( $\epsilon$ )	丝网密度 kg/m <sup>3</sup>	丝径 mm
标准型	40~100 型	0.982	150	$\phi 0.23$
	60~150 型			
	140~400 型			
高效型	60~100 型	0.975	150	$\phi 0.23$
	80~100 型			$\phi 0.12$
高穿透型	20~100 型	0.990	160	$\phi 0.23$
	30~150 型			
	70~140 型			

注:表 3.2.1 摘自行业标准《丝网除沫器》(HG 5-1404-81、HG 5-1405-81 和 HG 5-1406-81)。

### 3.2.1.3 计算方法(三)

本方法适用于物流中液体含量较多时,首先假定被气流夹带的液量。根据本方法来计算夹带的液量,然后通过计算方法(二)求得气体流速。

(1) 当测得被气体夹带的液滴直径( $d^*$ )后,设定丝网自由横截面积上的气体流速( $u_G$ ),并计算  $Re$  数。

$$Re = \frac{u_G d^* \rho_G}{\mu_G} \quad (3.2.1-5)$$

式中

$\mu_G$ ——气体粘度,Pa·s;

$\rho_G$ ——气体密度,kg/m<sup>3</sup>。

其余符号意义同前。

(2) 由  $Re$  数查图 2.5.1-1,得阻力系数( $C_w$ );

(3) 由  $C_w$  校核  $u_G$

$$u_G = \sqrt{\frac{4d^* g (\rho_L - \rho_G)}{3C_w \rho_G}} \quad (3.2.1-6)$$

若与假定值不符,则改变  $u_G$  值,直到  $u_G$  值与假定值相近。

其余符号意义同前。

(4) 由  $d^*$ 、 $u_G$  值计算单位气体量带到丝网上的液体夹带量( $E$ )

$$E = \frac{\Delta W_L}{W_G} = \frac{0.06243 \rho_L \cdot \exp(4.2u_G - 5.34)}{0.1603u_G^{2.5} + 2} [(39.37d^*)^{(0.1603u_G^{2.5} + 2)}]$$

(3.2.1-7)

$$\text{及 } M = E \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

(3.2.1-8)

式中

$E$ ——单位气体量带到丝网上的液体夹带量；

$M$ ——辅助因子。

其余符号意义同前。

(5) 由  $M$  查图 3.5.1-1 得  $N$ 。 $M$ 、 $N$  为辅助系数；

(6) 按  $\frac{\rho_G}{\rho_L}$  及  $\frac{\sigma_L}{\sigma_{H_2O(20^\circ C)}}$  查图 3.5.1-2 得系数  $m$  值；

(7) 由式(3.2.1-3)得  $u_0$ 。

若  $u_0$  值小于  $u_G$ ，且差值不大，则可以用  $u_G$  进行 3.2.2 的尺寸设计，否则应选用其它参数( $a'$ 、 $\epsilon$ )的丝网。

若未测定液滴直径( $d^*$ )，则可用式(3.2.1-1)先定  $u_G$  值，然后再假定  $d^*$ ，求  $Re$  及  $C_w$ ，由式(3.2.1-5)验算  $d^*$  值，若不符合，重新假定  $d^*$  值，直至两值相近为止，然后再按 3.2.1.3 中(4)~(7)计算。

### 3.2.2 尺寸设计

#### 3.2.2.1 丝网直径

由式(3.2.1-1)求得的  $u_G$ ，按式(3.2.2-1)求  $D_G$ ：

$$D_G = 0.0188 \left( \frac{V_G}{u_G} \right)^{0.5}$$

(3.2.2-1)

式中

$u_G$ ——丝网自由截面积上的气体流速，m/s；

$D_G$ ——丝网直径，m；

其余符号意义同前。

由于安装的原因(如支承环约为 50/70×10mm)，容器直径须比丝网直径至少大 100mm。

由图 2.5.1-2 可以快速求出丝网直径( $D_G$ )。

#### 3.2.2.2 高度

容器高度分为气体空间高度和液体高度(指设备的圆柱体部分)。低液位(LL)和高液位(HL)之间的距离由式(3.2.2-2)计算:

$$H_L = \frac{V_L t}{47.1 D^2} \quad (3.2.2-2)$$

式中

$D$ ——容器直径,m;

$V_L$ ——液体流量, $m^3/h$ ;

$t$ ——停留时间,min;

$H_L$ ——低液位和高液位之间的距离,m。

液体的停留时间(以分计)是用邻近控制点之间的停留时间来表示的,停留时间应根据工艺操作要求确定,例如:

$LL-4-LA-2-NL-2-HA-2-HL$

上式表示:LL(最低液位)和(低液位报警)LA之间的停留时间为4min,LA和NL(正常液位)之间的停留时间为2min等内容。

气体空间高度的尺寸见图3.2.2所示。丝网直径与容器直径有很大差别时,尺寸数据要从分离的角度来确定。

### 3.2.2.3 接管直径

#### (1) 入口接管

两相混合物的入口接管的直径应符合式(3.2.2-3)要求:

$$\rho_G u_{GL}^2 < 1500 \text{ Pa} \quad (3.2.2-3)$$

式中

$u_{GL}$ ——接管内两相流速,m/s;

$\rho_G$ ——气相密度, $kg/m^3$ ;

由此导出

$$D_p > 3.02 \times 10^{-3} \times (V_L + V_G)^{0.5} \times \rho_G^{0.25} \quad (3.2.2-4)$$

式中

$D_p$ ——接管直径,m;

$V_L$ ——液体体积流量, $m^3/h$ ;

$V_G$ ——气体体积流量, $m^3/h$ ;

其余符号意义同前。

由图2.5.1-3可以快速求出接管直径( $D_p$ )。



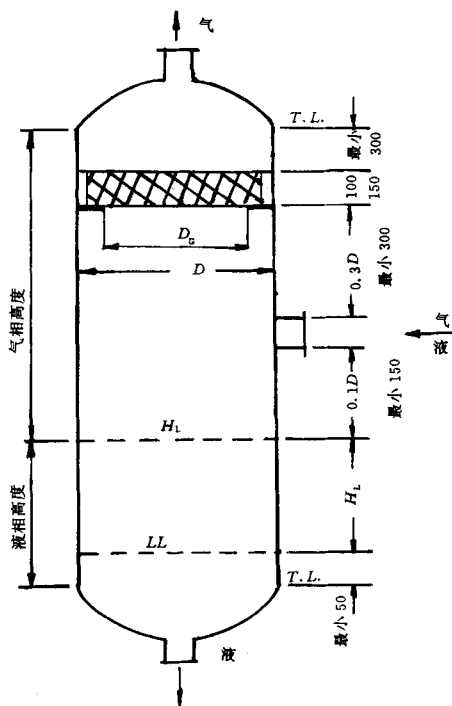


图 3.2.2 立式丝网分离器

## (2) 出口接管

液体、气体的出口接管的直径,不得小于连接管道的直径。液体出口接管可以用小于等于  $1\text{m/s}$  的流速来设计。

气体出口流速取决于气体密度,密度小时,最大出口流速  $u_{G,\max} \approx 20\text{m/s}$ 。密度大时,选用较小的气体出口流速。

任何情况下,较小的气体出口流速有利于分离。

## 3.2.3 丝网的装配

除考虑经济因素外,还应考虑工作温度、容器材料以及丝网本身的耐久性。采用聚丙烯或聚乙烯丝网时,应注意产生碳氢化合物的影响;采用聚四氟乙烯或不锈钢丝网时应考虑其受温度的限制;铝制容器内不能采用蒙乃尔丝网;在有水滴存在的条件

下,钢制容器内不能采用铝制丝网。

### 3.3 卧式丝网分离器的尺寸设计

**3.3.1** 如果经卧式分离器之后,临界液滴直径需要小于  $200\mu\text{m}$  时,分离器应带有丝网,丝网通常置于罐顶部的分离空间中。其设计方法,是把卧式重力分离器(参看第2章“立式和卧式重力分离器设计”中2.3规定)和立式丝网分离器的设计结合起来,从经济上考虑,应使气体空间尽可能地小。气体最小空间高度  $a_{\min}=300\text{mm}$ ,见图3.3.1所示。

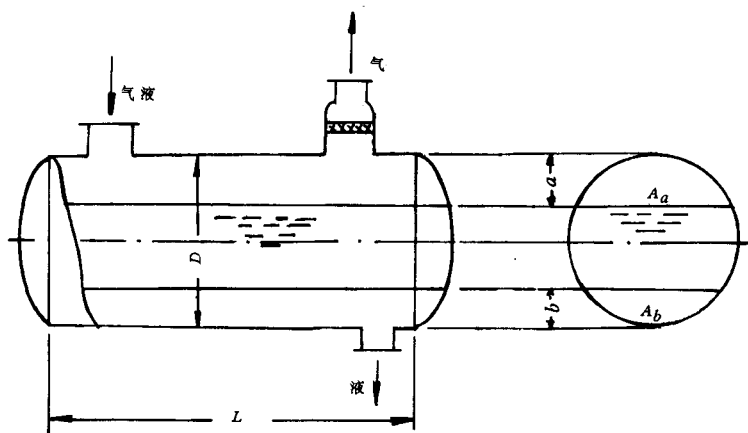


图 3.3.1 卧式丝网分离器

### 3.4 计算举例

#### 3.4.1 数据

$$V_L = 0.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_L = 878 \text{ kg/m}^3$$

$$T = 33^\circ\text{C}$$

$$V_{\max} = 135\%$$

$$V_G = 372.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_G = 5.95 \text{ kg/m}^3$$

$$P = 0.29 \text{ MPa}$$

$$V_{\min} = 70\%$$

要决定分离器尺寸

### 3.4.2 解题

#### 3.4.2.1 气体流速( $u_G$ )

由式(3.2.1-1)得:

$$\begin{aligned}u_G &= K_G \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \\&= 0.107 \left( \frac{878 - 5.95}{5.95} \right)^{0.5} = 1.3 \text{ m/s}\end{aligned}$$

#### 3.4.2.2 尺寸

(1) 丝网直径( $D_G$ )

由式(3.2.2-1)得:

$$\begin{aligned}D_G &= 0.0188 \left( \frac{V_G}{u_G} \right)^{0.5} \\&= 0.0188 \left( \frac{372.9 \times 1.35}{1.3} \right)^{0.5} = 0.370 \text{ m (370 mm)}\end{aligned}$$

(2) 容器直径( $D$ )至少要比丝网直径大 100mm (考虑安装固定,如支承环约为  $50/70 \times 10 \text{ mm}$ ),取容器直径为 500mm。

(3) 高度( $H_L$ )

由式(3.2.2-2)得:

$$H_L = \frac{V_L t}{47.1 D^2} = \frac{0.4 \times 1.35 \times 6}{47.1 \times 0.5^2} = 0.275 \text{ m}$$

(4) 接管

两相进口

由式(3.2.2-3)得  $\rho_G \cdot u_{GL}^2 < 1500 \text{ Pa}$

$$u_{GL} < \left( \frac{1500}{\rho_G} \right)^{0.5} = \left( \frac{1500}{5.95} \right)^{0.5} = 15.88 \text{ m/s}$$

再由式(3.2.2-4)得:

$$D_p > 3.02 \times 10^{-3} (V_L + V_G) \rho_G^{0.25}$$

$$D_p > 3.02 \times 10^{-3} [(372.9 + 0.4) \times 1.35]^{0.5} \times 5.95^{0.25}$$

$$D_p > 0.106 \text{ m (取 } 0.15 \text{ m)}$$

气相出口

气体出口流速 = 两相进口流速

选用  $D_p = 0.15 \text{ m}$

$$u = \frac{372.9 \times 1.35}{0.785 \times 3600 \times 0.15^2} = 7.92 \text{ m/s}$$

液体出口

选用管径  $DN40$ , 则流速为:

$$u_L = \frac{0.4 \times 1.35}{0.785 \times 3600 \times 0.04^2} = 0.12 \text{ m/s}$$

### 3.5 附 图

#### 3.5.1 附 图

3.5.1.1 由  $(\Delta W_L/W_G)(\rho_G/\rho_L)^{0.5}$  查得辅助系数 ( $N$ ), 见图 3.5.1-1 所示。

3.5.1.2 由  $\rho_G/\rho_L$  和  $\sigma_L/\sigma_{H_2O(20^\circ\text{C})}$  查得校正系数 ( $m$ ), 见图 3.5.1-2 所示。

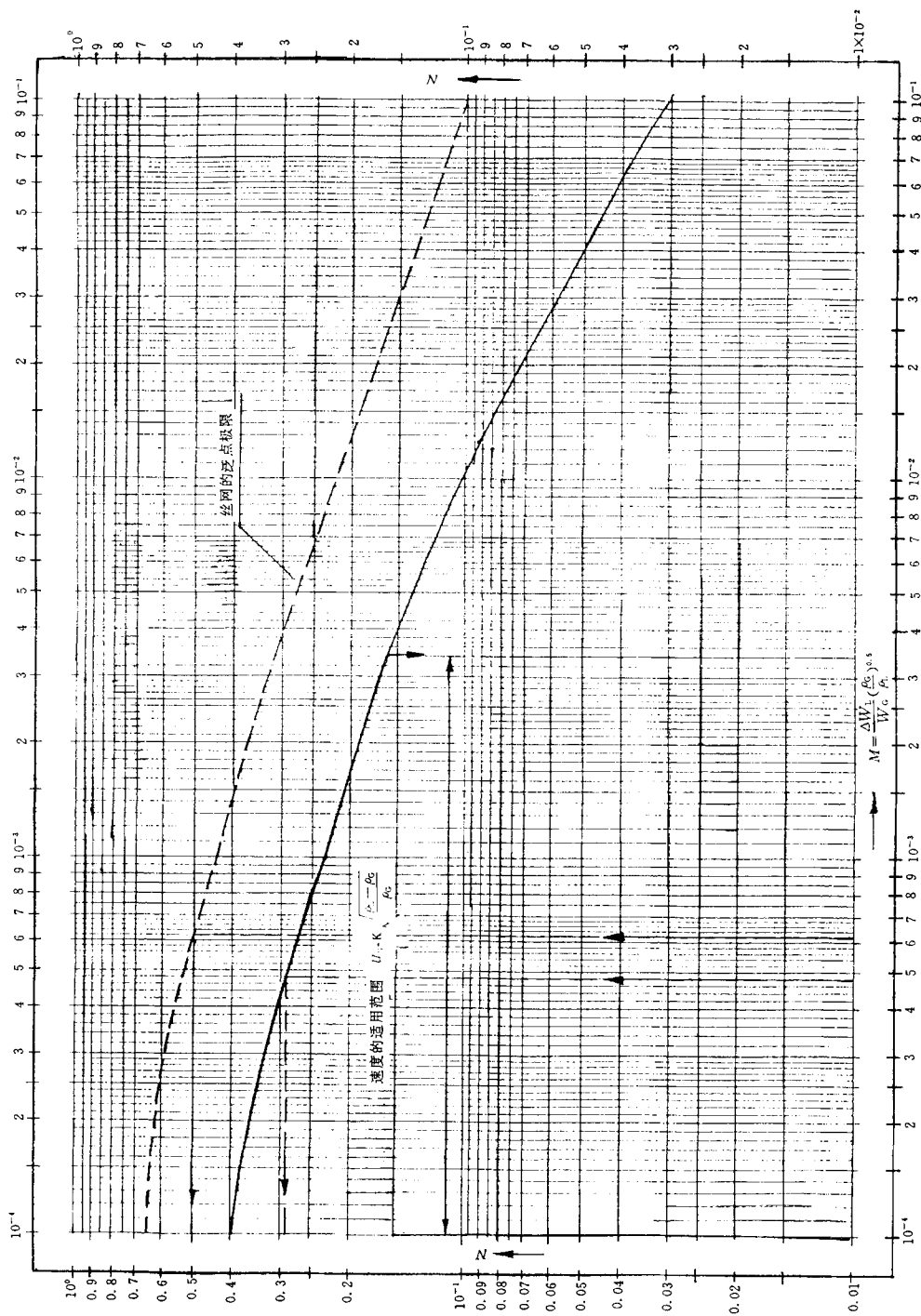


图 3.5.1-1  $\left( \frac{\Delta W_{L_1}}{\Delta W_G} \right) \left( \frac{\rho_s}{\rho_0} \right)^{0.5}$  与系数(N)的关系图

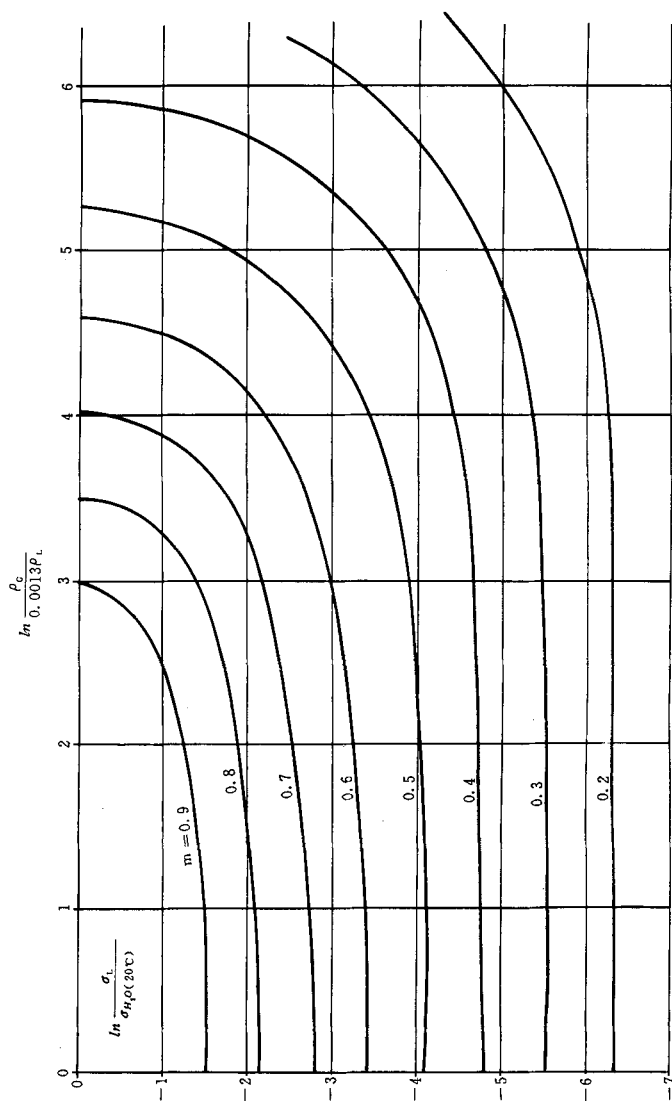


图 3.5.1-2  $\rho_c/\rho_L$  和  $\sigma_L/\sigma_{H,0.025^\circ\text{C}}$  与校正系数 ( $m$ ) 的关系图

### 3.6 符号说明

- $a$ ——气体空间高度, m;
- $a'$ ——丝网比表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;
- $A$ ——可变液体面积, %;
- $A_a$ ——气体部分横截面积;
- $A_b$ ——最小液面面积;
- $A_{\text{TOT}}$ ——容器横截面积;
- $A_a, A_b, A_{\text{TOT}}$ ——在式(2.3.1)、式(2.3.2-1)和式(2.3.2-2)中, 单位为%; 在2.3.3规定中, 计算举例单位为  $\text{m}^2$ 。
- $C$ ——容器高度与直径之比(第2章);
- $C$ ——安全系数(第3章);
- $C_w$ ——与流动状态有关的阻力系数;
- $d^*$ ——悬浮液滴直径, m(第2章);
- $d^*$ ——漂浮液滴直径, m(第3章);
- $D$ ——容器直径, m;
- $D_G$ ——丝网直径, m;
- $D_{\min}$ ——分离器最小直径, m;
- $D_p$ ——接管直径, m;
- $D_T$ ——圆柱部分的直径, m;
- $D'_T$ ——卧式容器直径, m;
- $E$ ——单位气体量带到丝网上的液体夹带量;
- $g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m/s}^2$ ;
- $H_L$ ——液体高度, m(第2章);
- $H_L$ ——低液位与高液位间的距离, m(第3章);
- $h$ ——可变液面高度, mm, m;
- $h_{LL}$ ——最低液面高度, mm, m;
- $h_{LA}$ ——低液位报警液面高度, mm, m;
- $L_{NL}$ ——正常液面高度, mm, m;
- $L_{HA}$ ——高液位报警液面高度, mm, m;

$L_{HL}$ ——最高液面高度, mm, m;  
 $K_G$ ——常数;  
 $K_S$ ——系数;  
 $L$ ——从切线到切线的容器长度, m;  
 $L_T$ ——从切线到切线的试算容器长度, m;  
 $L_N$ ——两相流进口到气体出口间距离, m;  
 $m$ ——校正系数;  
 $M$ ——辅助因子;  
 $N$ ——辅助系数;  
 $P$ ——压力, MPa;  
 $R$ ——时间比率;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $T$ ——温度, °C, K;  
 $t$ ——停留时间, min;  
 $u$ ——出口接管中气体流速, m/s;  
 $u_e$ ——气体在容器内的流速, m/s;  
 $u_G$ ——与丝网自由截面积相关的气体流速, m/s;  
 $u_{GL}$ ——接管中两相进口流速, m/s;  
 $u_{G, \max}$ ——气体出口最大流速, m/s;  
 $u_L$ ——出口接管中液体流速, m/s;  
 $u_0$ ——临界流速, m/s;  
 $u_p$ ——接管内的流速, m/s;  
 $V_G$ ——气相体积流量, m<sup>3</sup>/h;  
 $V_{G, \max}$ ——气体最大体积流量, m<sup>3</sup>/h;  
 $V_L$ ——液相体积流量, m<sup>3</sup>/h;  
 $V_{\max}$ ——最大体积流量的系数, %;  
 $V_{\min}$ ——最小体积流量的系数, %;  
 $V_t$ ——液滴在容器内的浮动流速, m/s;  
 $V_t'$ ——试差的浮动流速, m/s;  
 $W_G$ ——气体或汽体质量流量, kg/h;  
 $W_L$ ——液体质量流量, kg/h;



$\Delta W_L$ ——进出丝网的流体流量之差, kg/h;

$\sigma$ ——液体的表面张力, N/m;

$\sigma_{H_2O(20^\circ C)}$ ——20℃时水的表面张力,  $72.8 \times 10^{-3} \text{ N/m}$ ;

$\epsilon$ ——丝网空隙率;

$\mu_G$ ——气体粘度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$\mu_L$ ——液体粘度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$\rho_G$ ——气体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_L$ ——液体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\tau_s$ ——直径为  $d^*$  的液滴通过气体空间高度( $a$ )所需的沉降时间, s;

$\tau_r$ ——气体的停留时间, s;

压力——本规定除注明外,均为绝对压力。