

1 总则

1.1 适用范围

1.2 引用标准

2 容器分类

2.1 容器划分

2.2 容器选用

3 工艺设计

3.1 用于气液分离的容器

3.2 用于液液分离的容器

3.3 用于缓冲的容器

4 结构型式

4.1 接口嘴子

4.2 防涡流挡板

4.3 挡板

4.4 破沫网

4.5 人孔和手孔

附录 A 编制说明

1 总则

1.1 适用范围

本标准适用于炼油装置用容器的工艺计算与选用。

1.2 引用标准

在使用本标准时，尚应符合下列标准的规定：

- a) 《钢制压力容器》
- b) 《钢制化工容器结构设计规定》

2 容器分类与选用

2.1 容器划分

按用途划分为三类：

a) 用于气液分离的容器

这类容器是用来分离气体和液体的，同时使气体中夹带的雾滴在容器的气体空间自然沉降下来，以减少液沫夹带。属于这类容器的有油气分离器、压缩机入口分液罐、瓦斯罐（燃料气分液罐）、紧急放空罐等。油气分离器一般用来分离呈平衡状态的气体 and 液体；压缩机入口分液罐、瓦斯罐等用来分离气体中夹带的液体；紧急放空罐用于装置发生紧急事故时接受和分离从设备中放出的液体和气体。

b) 用于液液分离的容器

这类容器用来分离互不相溶的液体，主要有油水分离罐、洗涤沉降罐等。油水分离罐用于分离油品和水，如原油脱水罐、塔顶回流罐等；洗涤沉降罐用于油品的酸洗、碱洗、水洗等过程。

c) 用于缓冲的容器

这类容器用于上下工序之间的缓冲或储存装置所需的原料油、燃料油、化学药剂、溶剂等。紧急放空罐也是缓冲罐，分轻馏分放空罐和重馏分放空罐两类。

2.2 容器选用

卧式容器中的液体运动方向与重力作用方向垂直，有利于沉降分离，液面稳定性好；但其气液分离空间小，占地面积大，高位架设不方便。塔顶回流罐、汽油煤油洗涤沉降罐、液体中间缓冲罐、油水分离罐推荐采用这类卧式容器。

立式容器的气液分离空间大，有利于中间混合层的连续分离，占地小，高位架设方便；但其液面稳定性不如卧式容器。气体缓冲罐、气体洗涤罐、气体分液罐、柴油洗涤沉降罐推荐采用这类容器。

3 工艺设计

3.1 用于气液分离的容器

3.1.1 气体速度

为使通过容器的气体中所夹带的液滴得以沉降，必须确定气体在容器的气体空间的临界速度。

$$u_c = 0.048 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (3.1.1)$$

式中：

u_c ——临界速度，m/s；

ρ_l ——操作条件下的液体密度，kg/m³；

ρ_v ——操作条件下的气体密度，kg/m³。

对于允许有一定液沫夹带的容器（如油气分离器、燃料气分液罐、紧急放空罐等），容器中不装破沫网时，气体速度可取临界速度的 170%。对液沫夹带限制严格的容器（压缩机入口分液罐等），不装破沫网时，气体速度可取 80% 临界速度；装破沫网时，可取 100%~150% 临界速度。

3.1.2 气体空间

卧式容器的气体空间截面积是指高液面以上与液面垂直的弓形截面积，立式容器的气体空间截面积指水平截面积。计算方法按式（3.1.2-1）。

$$s = \frac{V}{a \times u_o} \quad (3.1.2-1)$$

$$D_i = 1.129 \sqrt{s} \quad (3.1.2-2)$$

式中：

s ——容器截面积，m²；

u_o ——允许气速， $u_o = (80\% \sim 170\%) u_c$ ，m/s；

V ——操作条件下气体流率，m³/s；

D_i ——容器内径，m；

a ——结构系数。对于立式容器，此系数为 1；对于卧式容器，则为高液面以上弓形面积与圆截面积之比，见图 3.1.2。

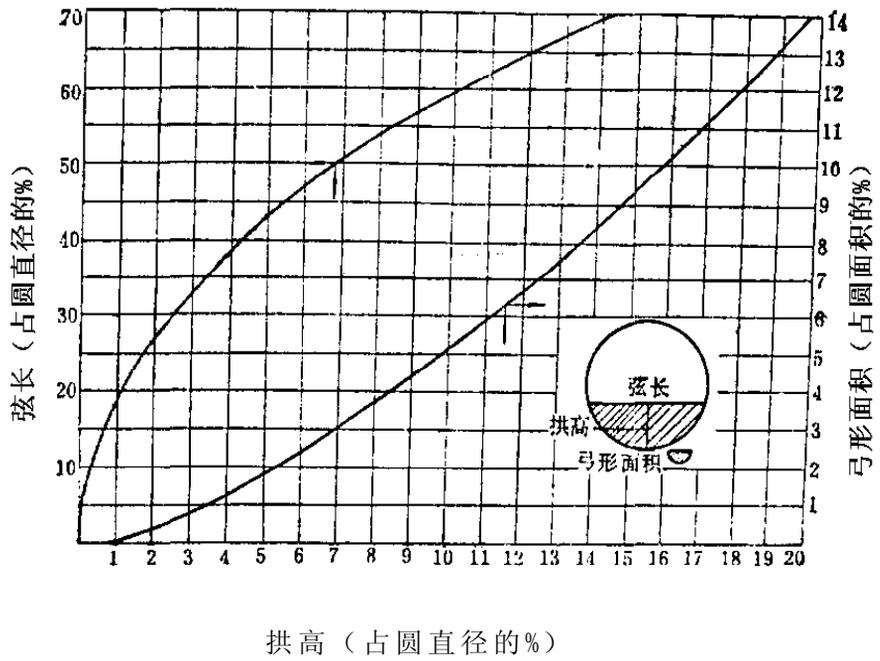
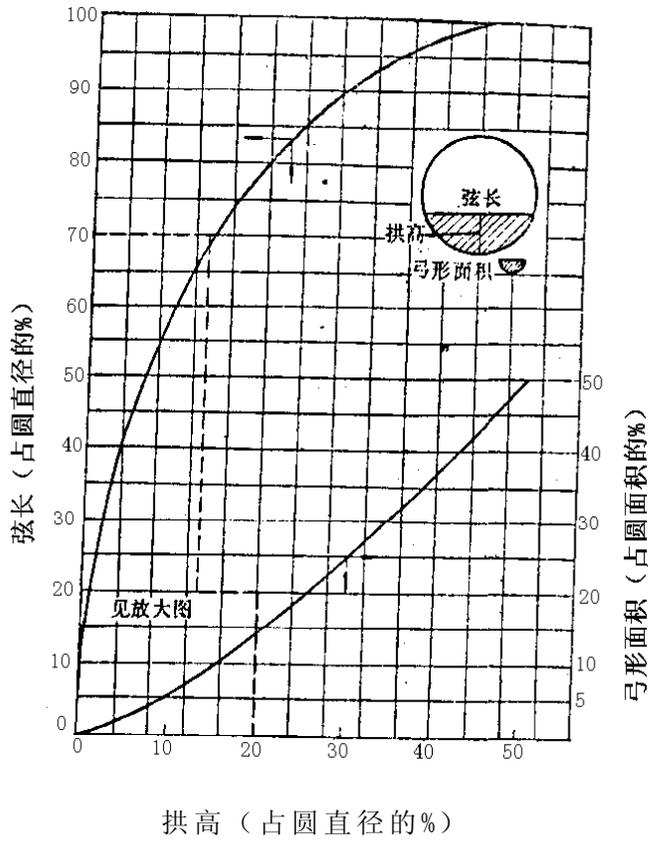


图 3.1.2 圆的弓形面积与拱高的关系图

对于某些容器，当全部产品放入炼厂燃料气系统或其它系统时，若气体产品中带有液体会对系统造成潜在危险时，气体流率应按正常流率的二倍考虑，并且使气体空间的容积不小于相当于 10min 液体产品流量的容积。

容器气体空间高度按式 (3.1.2-3) 计算：

$$H \geq c \times D_i \quad (3.1.2-3)$$

式中：

c ——系数；卧式容器为 0.2~0.25，立式容器为 1.5。

对于卧式容器还必须保证气体空间高度不低于 0.3m；立式容器无挡板时气体空间高度不低于 1.2m~1.5m。

3.1.3 液体空间

3.1.3.1 塔顶馏出液回流罐

液体空间包括油品所占空间和水所占空间。容器中油品最高液面与最低液面之间的容积由油品所需停留时间决定。

a) 卧罐油品空间容积可按式 (3.1.3.1-1) 计算，立罐油品空间容积可按式 (3.1.3.1-2) 计算。

$$V = (s - a \times s - s_w) \times L \quad \text{或} \quad V = 60 \times t \times Q \quad (3.1.3.1-1)$$

$$V = s \times H_l \quad \text{或} \quad V = 60 \times t \times Q \quad (3.1.3.1-2)$$

式中：

H_l ——液体空间高度，m；

Q ——操作条件下的液体流率（油品、液体产品或回流流率）， m^3/s ；

L ——罐长（切线至切线距离），m；

s ——容器（罐）截面积， m^2 ；

s_w ——低液面以下空间截面积（弓形面积）， m^2 。一般取低液面高出罐底 150mm，如罐底装有分水斗，则 s_w 可不考虑；

a ——结构系数。对于立式容器，此系数为 1；对于卧式容器则为高液面以上弓形面积与圆截面积之比，见图 3.1.2；

t ——停留时间，min。由工艺、操作和自动控制要求决定，下列是容器设计时的最少停留时间。

- 1) 当塔顶油品去下一工序时，停留时间按液体产品 15min 或回流 5min 考虑，取二者中较大值。当塔顶产品为汽油、煤油时，为保证分水，停留时间按油品（产品

量和回流量之和)5min 流量考虑;当塔顶产品为柴油时,按沉降速度为 0.15m/min 考虑。

- 2) 当塔顶液体去储罐时,按液体产品 3min 或回流 5min 考虑,取二者中较大值。
- 3) 作为其它装置进料,按照 20min~30min 考虑。
- 4) 减压塔顶馏出油按馏出油量 30min 考虑。

b) 水空间容积是指产品低液面以下的容积。卧罐一般在罐底装分水斗,这样有利于油水分层和用仪表控制液面。分水斗的直径在不影响机械设计的要求下应取大一些。当罐直径不小于 1.5m 时,分水斗直径应不大于罐直径的 1/3,罐直径小于 1.5m 时,分水斗直径不大于罐直径的 1/2。分水斗的直径一般不小于 300mm。

采用液面控制仪表时,卧罐分水斗高度应不小于 1m,分水斗中低水位至高水位的高度按水流率 5min 来考虑。立式容器一般取水层高度的 0.7~0.8(包括垫水层高 0.3m)。

3.1.3.2 压缩机入口分液罐

压缩机入口分液罐按压缩机前的最大单个生产设备 10min 液体流量考虑。对于两级之间的缓冲罐,按两级之间 10min 之内最大冷凝液量考虑。合适的场合,可以利用其他用途的容器作压缩机入口分液罐,可以节省设备和投资。

3.1.3.3 燃料气分液罐

燃料气分液罐必须能够分离气体中直径大于 0.3mm 的液滴,卧罐的存液量为容积的 30%;立罐的存液量根据流量和液面仪表的控制要求确定,且液面高度不得小于 500mm,立罐的气体线速度取液滴沉降速度的 80%。燃料气分液罐通常不设波状金属筛网。卧罐气体出入口嘴子间的距离按罐直径的 2.5~3 倍计算,警报液面在入口嘴子底部之下 300mm。为使液体气化,通常在储液容量内装有蒸汽加热管。

3.2 用于液液分离的容器

在液液分离的容器中,一般情况下,油品等轻相为连续相,水或酸碱等重相为分散相。根据液体在罐内呈缓流状态或适宜的流速和自然沉降定律及沉降时间来计算罐的容积和结构尺寸。

3.2.1 分散相液滴沉降速度

3.2.1.1 最小液滴直径

液滴直径随混合强度、沉降条件下液体的物理性质、化学组成或化学特性等因素而变化。对于经过孔板或喷射混合器混合后(混合能为 0.035MPa~0.07MPa)的大多数常见沉降分离过程,可采用下列指导性数据(如有可能,设计时采用实验室或工厂的实际数据):

轻相比重, $d_{15.6}^{15.6}$	重相	最小液滴直径, m
≤ 0.85	水或碱	0.000127
> 0.85	水或碱	0.00089

3.2.1.2 液滴沉降速度

假设液滴雷诺数后, 根据雷诺数范围分别计算沉降速度。

当 $Re < 2$ 时, 适用于斯托克斯定律:

$$u_d = 5.43 \times 10^5 \times \frac{d^2 \times \Delta\gamma}{\mu_c} \quad (3.2.1.2-1)$$

当 $2 \leq Re < 500$ 时, 适用于中间定律:

$$u_d = 124.3 \times \frac{d^{1.14} \times \Delta\gamma^{0.71}}{\mu_c^{0.43} \times \gamma_c^{0.29}} \quad (3.2.1.2-2)$$

当 $Re \geq 500$ 时, 适用于牛顿定律:

$$u_d = 5.45 \times \sqrt{\frac{d \times \Delta\gamma}{\gamma_c}} \quad (3.2.1.2-3)$$

对于较轻的碳氢化合物, 计算的沉降速度可能会超过 0.0042m/s , 但设计时建议最大沉降速度不大于 0.0042m/s 。

式中:

d ——液滴直径, m;

u_d ——液滴沉降速度, m/s。设计时建议最大取 0.0042m/s , 较轻的碳氢化合物, 计算出来的沉降速度可能会超过此值, 但仍以此值计算;

γ_c ——操作温度下连续相相对密度;

γ_d ——操作温度下分散相(液滴)相对密度;

μ_c ——操作温度下连续相粘度, Cp;

μ_d ——操作温度下分散相(液滴)粘度, Cp;

$\Delta\gamma$ ——两相相对密度差。

3.2.1.3 确定液滴的雷诺数

根据计算的液滴速度, 按式(3.2.1.3)核算是否在假设范围内。

$$Re = \frac{d \times u_d \times \gamma_d}{\mu_c} \times 10^6 \quad (3.2.1.3)$$

式中:

Re ——液滴雷诺数; 无因次;

d ——液滴直径, m;

u_d ——液滴沉降速度，m/s；

μ_c ——操作温度下连续相粘度，Cp；

γ_d ——操作温度下分散相（液滴）相对密度。

3.2.2 卧式沉降罐尺寸确定

3.2.2.1 沉降罐直径计算与液体性质有关。对于非粘性液体，取液体在罐内流速

0.003m/s~0.005m/s，按式（3.2.2.1-1）计算罐的直径。

$$D = 1.129 \times K_d \times \sqrt{\frac{Q}{u_l}} \quad (3.2.2.1-1)$$

粘性液体（如原油等）按液体在罐内呈层流状态考虑，按式（3.2.2.1-2）计算罐直径。

$$D = \frac{K_d \times Q \times \gamma_l}{1.82 \times \mu_l} \times 10^3 \quad (3.2.2.1-2)$$

式中：

K_d ——安全系数，一般取 1.2；

Q ——液体流率， m^3/s ；

γ_l ——操作温度下液体相对密度；

μ_l ——操作温度下液体粘度，Cp；

D ——容器直径，m；

u_l ——液体在罐内流速，m/s。

3.2.2.2 对于非粘性液体，按液体在罐内的停留时间计算罐的长度，液体停留时间一般规定为：回流罐为 5min~10min；汽油水洗、碱洗为 25min~40min；轻柴油水洗、碱洗为

30min~40min。按式（3.2.2.2-1）计算罐的长度。

$$L = K_l \times \frac{76.4 \times Q \times t}{D^2} \quad (3.2.2.2-1)$$

对于粘性液体，按式（3.2.2.2-2）计算。

$$L = K_l \times \frac{Q}{0.785 \times u_d \times D} \quad (3.2.2.2-2)$$

式中：

K_l ——安全系数，一般取 1.25；

Q ——液体流率， m^3/s ；

u_d ——液滴沉降速度，m/s；

D ——容器直径，m；

t ——停留时间，min。

计算出直径和长度后，通常要满足长径比在 3~4 之间，否则应重新计算。

3.2.3 立式沉降罐尺寸确定

3.2.3.1 立式沉降罐的直径按式（3.2.3.1）计算。

$$D = 1.13 \sqrt{\frac{Q}{u_l}} \quad (3.2.3.1)$$

式中：

u_l ——液体在罐内的流速，取 0.002m/s~0.005m/s（粘性液体取小值，非粘性液体取大值）。

3.2.3.2 立式沉降罐的高度示意图见 3.2.3.2，总高度按式（3.2.3.2-1）和式（3.2.3.2-1）计算。

$$H = H_0 + H_1 + H_2 + H_3 \quad (3.2.3.2-1)$$

$$H_1 = 60 \times u_l \times t \quad (3.2.3.2-2)$$

式中：

H ——罐的总高度，m；

H_0 ——罐顶空间高度，m。一般取 0.8m；

H_1 ——油层高度，m；

H_2 ——液层（水层）高度，m。一般取 0.4m~0.5m；

H_3 ——垫水层高度，m。一般取 0.3m；

t ——沉降分离所需要的时间，min。回流罐取 5min~10min；对于汽油水洗、碱洗取 25min~40min；轻柴油水洗、碱洗取 30min~40min；重柴油水洗、碱洗取 30min~45min。

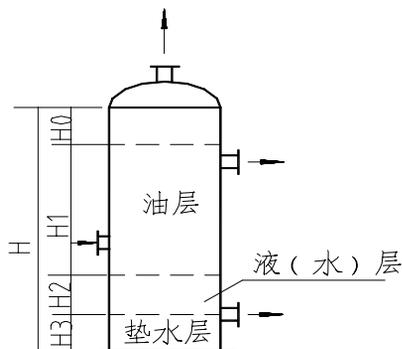


图 3.2.3.2 立式沉降罐高度示意图

3.3 用于缓冲的容器

3.3.1 缓冲罐

油品的上下工序缓冲罐一般采用卧式罐，可按下列条件设计：

- a) 罐内液体贮量按 15min~30min 液体流率考虑；
- b) 罐内空间缓冲容积取 50%罐总容积；
- c) 液体在罐内的流速取 0.003m/s~0.005m/s。

燃料油、溶剂、化学药剂储罐则根据装置的需要和炼厂全厂燃料油系统、化学药剂设施的供应情况确定其容积。

3.3.2 轻馏分紧急放空罐

轻馏分紧急放空罐是在轻馏分（ $C_1\sim C_5$ 馏分）装置发生事故时用来接受和分离装置放出的液化气和油气的安全设施，一般采用卧式容器，并按下列条件设计：

a) 罐的气体 and 液体负荷按“最大一次危险”负荷考虑。任何一项事故所牵涉的设备称为“一次危险”。“一次危险”事故对安全设施引起的最大负荷称为“最大一次危险”负荷。例如发生火灾危险时，距火源外壁水平距离不大于 6m 的所有容器，一般均属于“一次危险”。因此，罐的气体负荷应按“一次危险”面积内所有容器的油气量考虑；在罐的高液位自动切断设施液位以下的液体贮量，按“一次危险”面积内容器放入放空罐的正常液体量考虑。

b) 放空罐的压力需考虑系统压力降和水封罐的水封高度。

c) 为防止液化气的蒸发结冰，可在罐内设置公称直径 50mm 的蒸汽盘管。在罐上不得连接任何水流。

3.3.3 重馏分紧急放空罐

重馏分紧急放空罐是在装有安全阀密闭排出系统的装置（如热裂化装置）发生事故时，接受并冷凝冷却自该装置中大多数阀门排出常压下为液态的热油蒸汽的安全设施，一般为立式容器，并按下列条件设计：

a) 放空罐的最大油气负荷按最大一次危险的安全阀或其他阀放出量考虑。

b) 放空罐的压力需考虑系统压力降和水封罐的水封高度。

c) 为使气体和液体出口温度降低到 65°C 以下，在放空罐底部安装两位式温度调节器，以驱动供水管线的调节阀，调节阀应带有旁路，以 2.5m³/s~4.5m³/s 的流率连续向罐内供冷却水。

d) 放空罐出口管的液封高度应不小于罐最高压力的 150% 或 3m，取二者中的较大值。

4 结构型式

4.1 接口嘴子

容器的出入口嘴子一般应与连接的管线相同，如需减少通过出口嘴子的压降，或者是避免产生涡流，可采用比连接管线大的出口嘴子。为使分离效果更好，可将开口嘴子延伸到容器内。气液混合物入口嘴子应尽量远离气相出口嘴子。

4.1.1 卧式容器的进口嘴子延伸进容器内，需用一个 90°弯头指向容器端部。当处理气液混合物时，嘴子延伸到高液面以上；处理液体时，需延伸到液面以下。或者用图 4.1.1-1 所示结构，图中尺寸 w 的计算按式（4.1.1-1）。

$$w = \frac{2d^2}{D - 300} \quad (4.1.1-1)$$

立式容器的进口嘴子结构形式如图 4.1.1-2 所示。

4.1.2 底部有水积聚或有分水斗的卧式容器，容器底部的油品出口嘴子采用延伸直管，延伸管应高出水面 150mm~300mm。

4.1.3 对于要求将液沫夹带降到最底的容器，入口应装分配器。分配管下部开槽位置不超过分配管中心水平线以下 30°的范围，并且不得开在正对入口管的地方。嘴子连接形式见表

4.1.3。

表 4.1.3 入口嘴子连接形式

容器名称	常用形式	嘴子连接形式		
		入口	油气出口	液体出口
液体缓冲罐	卧式	90°弯管	平接	平接式延伸直管
馏出液罐				
回流油罐				
沉降罐	卧式	90°弯管	-	平接
压缩机入口分液罐	立式	分配器	平接	平接
燃料气分液罐	立式	平接	平接	平接
油水分离罐	卧式	90°弯管	平接	平接
轻油放空罐	卧式	平接	平接	平接
重油放空罐	立式	90°弯管	平接	平接
蒸汽分水罐	立式	分配器	平接	平接

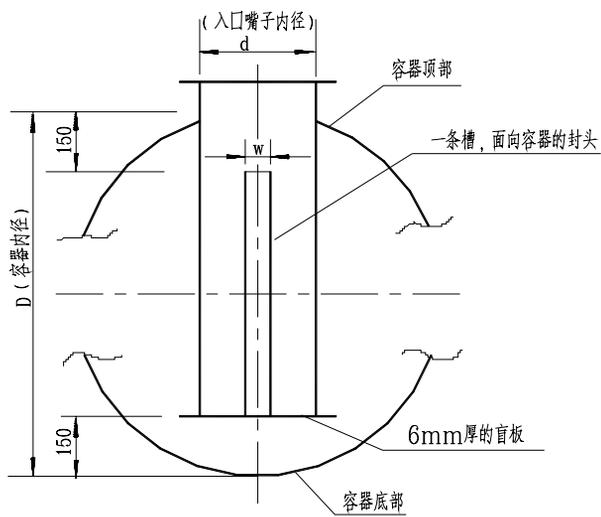


图 4.1.1-1 卧式容器进口嘴子结构图

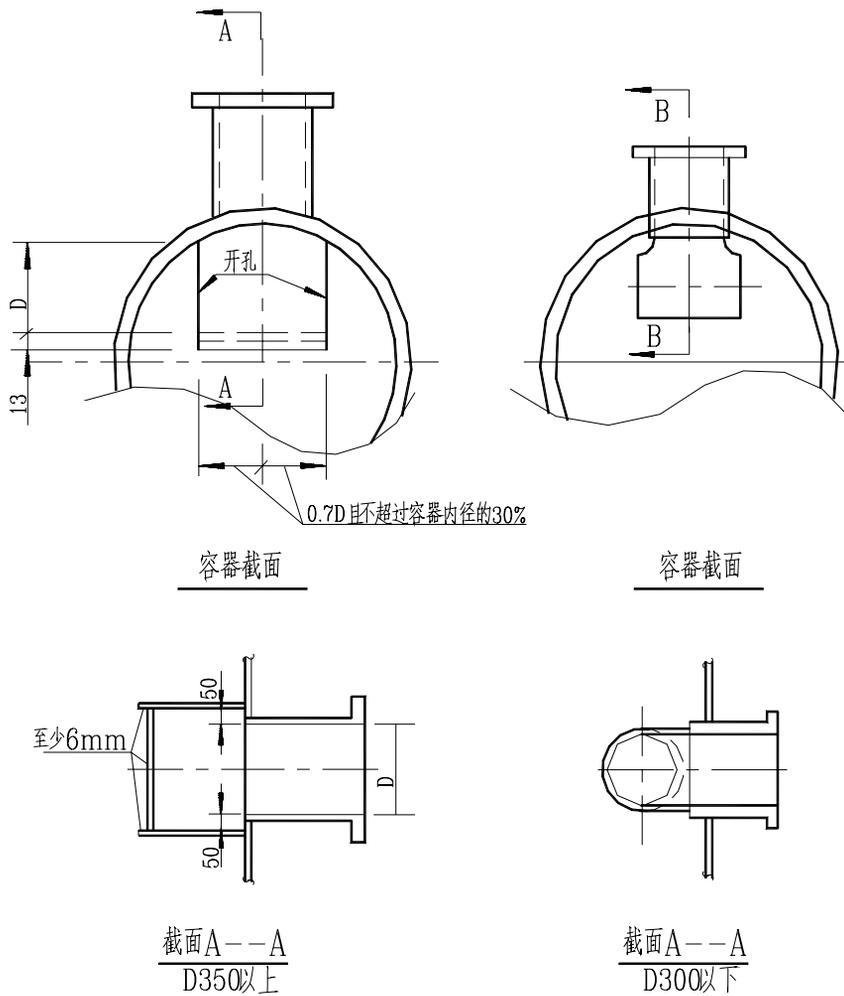


图 4.1.1-2 立式容器进口嘴子结构图

4.2 防涡流挡板

当容器底部液体出口嘴子较大，出口嘴子以上液层不够高时，为防止形成下旋涡流，影响操作，装设防涡流挡板；当液体出口管与离心泵连接，出口管径大于50mm，最低液面至出口管嘴距离符合式（4.2）时，需设防涡流挡板。

$$H_r \leq 0.051 + \frac{12 \times D_N}{6 - 3.28 \times u} \quad (4.2)$$

式中：

H_r ——最低液面高出出口管嘴的距离，m；

D_N ——出口管公称直径，m；

u ——液体通过出口管的流速，m/s。

防涡流挡板的形式如图4.2。当 $50\text{mm} < \text{DN} < 150\text{mm}$ 时，可用图4.2中的a)和b)的形式；当 $\text{DN} = 150\text{mm}$ 时，可用图4.2中的d)的形式； $\text{DN} > 150\text{mm}$ 时，可用图4.2中的c)的形式（挡板厚可由10mm减为6mm，其余尺寸不变）。

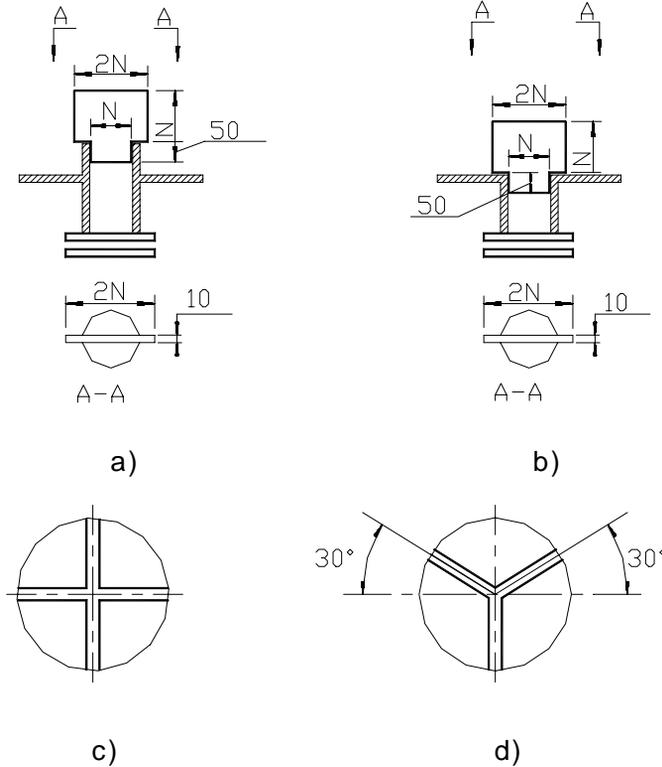


图4.2 防涡流挡板形式图

4.3 挡板

卧式油气分离器当分水量较大，且分水斗的采用受到限制时，则在容器上加挡板，挡板的高度取正常液面的高度，以挡板隔开的缓冲区，其储液量按3min~5min液体流率考虑，见图4.3-1。

压缩空气分水罐及蒸汽分水器入口处多装有垂直挡板。以使气体与水更好地分离。蒸汽分水器中除加挡板外，还可加孔板，以进一步脱水，见图4.3-2。

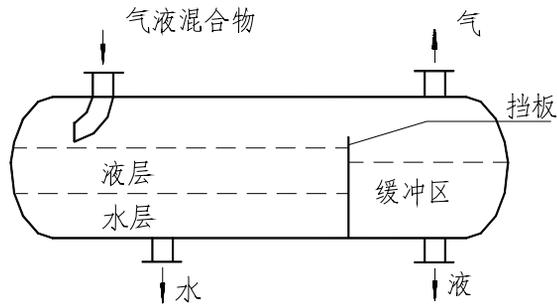


图4.3-1 卧式油气分离器挡板

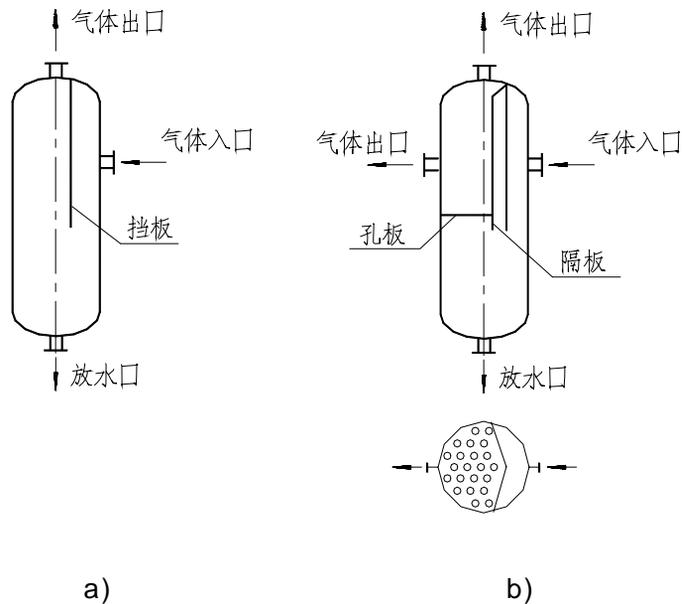


图4.3-2 立式容器挡板

4.4 破沫网

4.4.1 对于液沫夹带限制严格的气液分离器，在气体出口处多装有金属丝破沫网。破沫网在罐内安装位置和形式如图4.4.1。

4.4.2 确定破沫网面积之前，首先需确定气体经过破沫网时的速度。速度按式(4.4.2-1)计算；破沫网面积按照式(4.4.2-2)计算。

$$u_v = K_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (4.4.2-1)$$

$$S_w = \frac{V}{u_v} \quad (4.4.2-2)$$

式中：

u_v ——气体通过破沫网自由截面的流速，m/s；

ρ_l ——操作条件下的液体密度，kg/m³；

ρ_v ——操作条件下的气体密度，kg/m³；

K_v ——常数，一般取0.107。若液体含量较多，建议采用0.075；高粘度、高压或高真空工艺中，可用0.06；

V ——操作条件下气体流量，m³/s；

S_w ——破沫网截面积，m²。

4.4.3 破沫网的厚度一般为100mm或150mm。立式容器的直径在1m以下时，入口嘴子的顶端距破沫网的距离应不小于300mm；容器的直径大于1m时，应不小于450mm。容器的直径在1m以下时破沫网顶至罐顶的距离取300mm；当容器的直径大于1m时，取450mm。

4.5 人孔和手孔

4.5.1 容器直径不小于800mm，且筒体与封头为不可拆卸时，应设人孔。人孔直径与容器直径的关系应符合表4.5.1。当公称压力不小于4MPa时，人孔直径宜相应减小。

表 4.5.1 容器直径与人孔直径的关系

容器直径，mm	$800 \leq D_l < 1000$	$1000 \leq D_l < 1600$	$1600 \leq D_l < 3200$	$D_l > 3200$
人孔直径，mm	400	≤450	≤500	≤600

4.5.2 容器直径小于800mm，且筒体与封头为不可拆卸时，应设有手孔。手孔直径有150mm和250mm两种规格。

4.5.3 人孔和手孔的位置以检修时便于进入或方便操作为原则，一般设置在容器顶部或侧面。

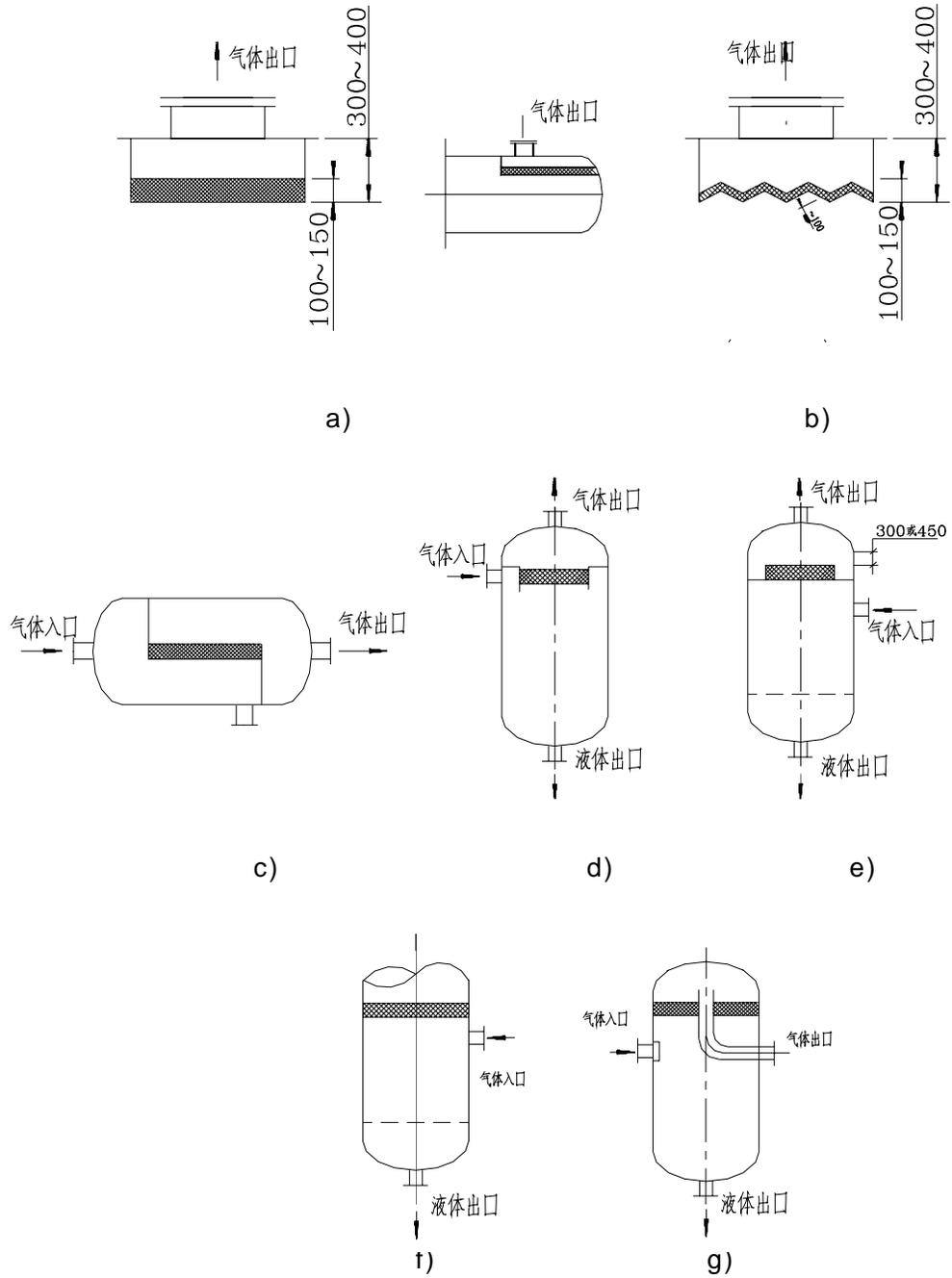


图 4.4.1 破沫网形式和安装位置图

A1 本标准主要依据石油工业部规划设计总院组织编写的《容器和液液混合器的工艺设计》，对其中部分内容进行了修改，并参考目前的设计方法丰富了原书的内容。

A2 图3.1.2（圆的弓形面积与拱高的关系图），源自北京石油设计院编写的《石油化工工艺计算图表》。

A3 图4.1.1-1和图4.1.1-2（容器进口嘴子结构图）见UOP的容器设计结构。

A4 破沫网的设计依据化学工业部标准《气-液分离器设计》。

A5 放空罐部分参见《石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范》