

2017“东华科技-陕鼓杯”

第十一届全国大学生化工设计竞赛



50000 m³/h 铅冶炼烟气深度脱硫项目

设计计算书

亮丽楠霏港团队

团队成员：张楠 魏亮亮 刘港姐 袁东丽

指导老师：马永鹏 张肖静 樊凯奇 韩光鲁 张宏忠

1 主要装置设计

1.1 主要设计参数

烟气处理量:	50000 Nm ³ /h
入塔二氧化硫浓度 :	2000 mg/m ³
一级处理后二氧化硫浓度:	200 mg/m ³
二级处理后二氧化硫浓度:	30 mg/m ³
一级脱硫效率:	90%
二级脱硫效率:	85%
脱硫总效率:	98.5%
一级处理液气比:	12 L/ m ³
二级处理液气比:	2 L/ m ³

1.2 物料衡算

主要物料平衡计算:

在设计情况下, 烟气流量 50000 Nm³/h, 烟气中 SO₂ 含量 2000mg/m³。

$$\text{脱硫率} = \frac{\text{原烟气中 SO}_2 \text{含量} - \text{净化烟气中 SO}_2 \text{的含量}}{\text{原烟气中 SO}_2 \text{含量}}$$

设计一级处理后烟气中 SO₂ 含量 200 mg/m³, 二级处理后 SO₂ 含量 30 mg/m³。

即一级脱硫率为:

$$\eta_1 = \frac{2000 - 200}{2000} \times 100\% = 90\% \quad (1-1)$$

二级脱硫率为:

$$\eta_2 = \frac{200 - 30}{200} \times 100\% = 85\% \quad (1-2)$$

总脱硫率为:

$$\eta = \frac{2000-30}{2000} \times 100\% = 98.5\% \quad (1-3)$$

$$\text{产生的 SO}_2 \text{的量} = \frac{50000 \times 2000}{10^6} = 100 \text{ Kg/h} \quad (1-4)$$

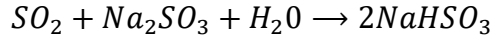
$$\text{一级处理去除掉的 SO}_2 \text{的量} = \frac{50000 \times 2000 \times 90\%}{10^6} = 90 \text{ Kg/h} \quad (1-5)$$

$$\text{二级处理去除掉的 SO}_2 \text{ 的量} = \frac{50000 \times 200 \times 85\%}{10^6} = 8.5 \text{ Kg/h} \quad (1-6)$$

$$\text{去除 SO}_2 \text{ 的总量} = 90 + 8.5 = 98.5 \text{ Kg/h} \quad (1-7)$$

对于一级处理:

根据 SO₂ 含量计算需要的吸收剂 Na₂SO₃ 的耗量和产生的 NaHSO₃ 的产量:



$$\text{Na}_2\text{SO}_3 \text{ 耗量} = \frac{126 \times 90}{64} = 177 \text{ Kg/h} \quad (1-8)$$

亚硫酸钠与亚硫酸氢钠在系统内发生氧化反应, 氧化消耗量为: 二氧化硫吸收量的 8-10%, 本设计取 10%, 则氧化的亚硫酸钠的量为:

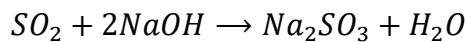
$$177 \times 10\% = 17.7 \text{ Kg/h} \quad (1-9)$$

则 Na₂SO₃ 的实际耗量为: 177+17.7=194.7 Kg/h

$$\text{NaHSO}_3 \text{ 产量} = \frac{104 \times 2 \times 90}{64} = 292 \text{ Kg/h} \quad (1-10)$$

对于二级处理:

根据 SO₂ 含量计算需要的吸收剂 NaOH 的耗量:



$$\text{NaOH 耗量} = \frac{40 \times 2 \times 8.5}{64} = 9.4 \text{ Kg/h} \quad (1-11)$$

1.3 吸收塔的设计计算

1.3.1 吸收塔的选择

吸收塔主要有喷淋塔、填料塔、鼓泡塔等。填料塔循环泵的能耗相对较低, 但塔内容易堵塞, 所以需要定时清洗, 而且维护费用也相对较高。鼓泡塔将氧化区和脱硫反应区设计为一体, 设计简洁, 但液相返混现象严重, 塔内阻力较大, 占地面积也较大。喷淋塔由于其内部简单, 因而塔内不易结垢和堵塞, 压力损失小, 因此, 本工艺选择喷淋塔脱硫技术。

烟气中的 SO₂ 吸收过程是在喷淋塔内完成的, 亚硫酸钠吸收液通过循环泵从吸收塔下部循环液槽送至塔上部的喷淋系统, 与烟气接触发生化学反应吸收烟气中的 SO₂。在吸收塔循环液槽中亚硫酸钠吸收二氧化硫生成的亚硫酸氢钠使浆液 pH 降低, 当循环液槽的 pH 值在 6.2 左右时, 亚硫酸氢钠外排至再生器再生。

本工程设计的喷淋塔, 由两级喷淋装置构成, 通过优化设计, 达到最佳的喷

淋和烟气吸收效果，使得 SO_2 达到并超过性能保证值。吸收塔为圆柱形塔，为了提高吸收效率，提高烟气入塔后分布均匀程度，在吸收塔烟气入口上方设置了旋流板；旋流板上部区域为一级喷淋区，一级喷淋区设 2 个喷淋层，由两台循环泵与各自对应的喷淋层连接；一级喷淋区上部为分区板，烟气经过一级喷淋区后通过分区板进入二级喷淋区，同时在二级喷淋区喷淋浆液在分区板中被收集；二级喷淋区为氢氧化钠吸收液，可深度吸收 SO_2 ，净化烟气。吸收塔顶部为除雾器，共 2 级；塔的下部为循环液槽。

1.3.2 喷淋塔内径设计

喷淋塔直径 D 可由吸收塔出口实际烟气体积流量和烟气流速确定。烟气速度增大，传质速率系数增大，体积有效传质面积增大。但烟气停留时间缩短，要求增大塔高。烟气的流行速度影响了脱硫效率。合适的流速范围为 2.5-5 m/s。本设计方案选取烟气流速 $u=3$ m/s。

吸收塔直径计算公式：

$$V=A \times u=\pi(D/2)^2 \times u \quad (1-1)$$

式中， V 为烟气体积流量 m^3/s ；

u 为烟气流速 m/s ；

D 为吸收塔直径 m ；

A 为烟气过流断面面积 m^2 。

设塔内的操作温度为 40°C ，则烟气流量为：

$$V=50000/3600 \times 313.15/293.15=14.84 \text{ m}^3/\text{s} \quad (1-2)$$

则吸收塔直径为：

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 14.84}{\pi \times 3}} = 2.51 \text{ m} \quad (1-3)$$

圆整后： $D=3$ m

1.3.3 吸收区高度及吸收浆液量

①吸收区的设计

吸收区的高度一般指烟气进口水平中心线到喷淋层中心线的距离。根据吸收塔高度参考表，吸收区高度一般为 5~15 m，烟气接触反应时间一般为 2-5 s。为了保证较高的脱硫效率，设计接触反应时间为 3.5 s，则吸收区高度为：

$$h_1 = u \times t = 3 \times 3.5 = 10.5 \text{ m} \quad (1-4)$$

②液气比 L/G 与脱硫效率有关，通常喷淋塔液气比在 $8 \sim 25 \text{ L/m}^3$ ，本工艺使用的吸收液固体成分较少，与烟气接触较充分，一级脱硫区液气比选为 12 L/m^3 ，则所需的亚硫酸钠吸收液量为：

$$Q_1 = V \cdot (L/G) \text{ m}^3/\text{h} \quad (1-5)$$

$$\text{则： } Q_1 = 12 \times 50000 \times 10^{-3} = 600 \text{ m}^3/\text{h} \quad (1-6)$$

设计二级脱硫区吸收液为氢氧化钠溶液，脱硫效率较高，则所需的液气比一般为 $1 \sim 4$ 之间，为保证去除率在 85% 以上，取二级脱硫区液气比为 2 L/m^3 ，则：

$$Q_2 = 2 \times 50000 \times 10^{-3} = 100 \text{ m}^3/\text{h} \quad (1-7)$$

1.3.4 循环液槽设计

循环液槽容量 V_1 的计算表达式： $V_1 = (L/G) \times V_N \times t_1$

式中： L/G ——液气比。液气比是指吸收剂亚硫酸钠的循环量与烟气流量之比 (L/m^3)。液气比增大，吸收剂的用量多，脱硫效率提高。但是亚硫酸钠循环液停留时间会减少，造成循环泵需提供的循环量增大，运行成本增大。

V_N ——烟气标准状态体积， m^3/h ； $V_N = 13.88 \text{ m}^3/\text{s}$ ；

t_1 ——浆液停留时间，经计算，脱硫液平均循环 4 min 后全部排出，取 $t_1 = 240 \text{ s}$ 。

可得喷淋塔循环液槽体积：

$$V_1 = (L/G) \times V_N \times t_1 = 12 \times 13.88 \times 240 = 40.0 \text{ m}^3 \quad (1-8)$$

循环液槽位于脱硫塔底部，选取浆液池内径 $D_2 = 5 \text{ m}$ ，

根据：

$$h_2 = \frac{4V_1}{\pi D^2} = \frac{4 \times 40.0}{\pi \times 5^2} = 2 \text{ m} \quad (1-9)$$

故可取浆液池的高度： $h_2 = 2.0 \text{ m}$

烟气进口底部至循环液槽液面的距离一般 $0.8 \sim 1.2 \text{ m}$ ，本设计取 0.8 m

故： $h_3 = 0.8 \text{ m}$

1.3.5 烟气进、出口设计

烟道进口与喷淋塔体有一定的夹角，一般为 $10^\circ \sim 15^\circ$ ；本设计取 15° 。为了能够充分利用吸收液提高去除效率，烟气进入吸收塔后应尽量均匀分布，故高度

尺寸取得较小，宽度也不宜过大，以保证烟气良好的稳定性。参考表取：入口宽度和直径之比为 0.6，出口宽度和直径之比为 0.7，则：

入口宽度： $L_{\lambda}=3\times 0.6=1.8\text{m}$ ； 出口宽度： $L_{\text{出}}=3\times 0.7=2.1\text{m}$ 。

在设计工况下，本设计中烟气进入吸收塔温度为 80°C ，出吸收塔温度为 20°C ，则烟气流量为：

$$V_{\lambda} = \frac{13.88 \times 353.15}{293.15} = 16.72\text{m}^3/\text{s} \quad (1-10)$$

$$V_{\text{出}} = \frac{13.88 \times 293.15}{293.15} = 13.88\text{m}^3/\text{s} \quad (1-11)$$

一般进出口烟气流速为 12~18m/s，本设计取 15m/s，由 $V=u\times h\times L$ 得：

$$\text{入口高度：} h_{\lambda}=16.72/(15\times 1.8)=0.6\text{m} \quad (1-12)$$

$$\text{出口高度：} h_{\text{出}}=13.88/(15\times 2.1)=0.4\text{m} \quad (1-13)$$

故：烟气入口尺寸为 $1.8\times 0.6\text{m}$ ；出口尺寸为 $2.1\times 0.4\text{m}$

1.3.6 旋流板

旋流板是设置在脱硫塔的喷淋层和烟气进口之间。该装置可使进口烟气均匀分布，同时将喷淋层喷淋到内向喷射汇流板上的脱硫液发生向心喷射，将脱硫液汇聚到内向喷射汇流板的中心，并由中心降液管导入至下层旋流板的盲板上，而进入脱硫塔的烟气通过外向喷射旋流板时会产生旋流喷射作用，将脱硫液由盲板处逐渐喷射到外向喷射旋流板的四周，增加气液接触时间，进行一次脱硫，而脱硫液经外向喷射旋流板作用后，沿外向喷射旋流板的内壁流至狭缝锥形底罩，并与进入罩内的烟气发生第三次喷射作用，再次进行气液接触脱硫。

本设计装置包括上下两端敞口的外筒体以及由下而上依次布设在外筒体中的狭缝锥形底罩、外向喷射旋流板及内向喷射汇流板，狭缝锥形底罩的侧壁上开设有供气流通的狭缝口，外向喷射旋流板的中心设有盲板，内向喷射汇流板的中心设有将脱硫液导入至盲板上的降液管。

设计外筒体由截面为正N边形的上筒体、圆柱形下筒体以及设置在上筒体与圆柱形下筒体之间的过渡管构成，其中， $3\leq N\leq 12$ ，且N为整数，取 $N=10$ 。

内向喷射汇流板位于上筒体的顶部，外向喷射旋流板位于圆柱形下筒体的底

部。内向喷射汇流板由第一支撑板筋以及与第一支撑板筋固定连接并呈正n边形布设的多片内向叶片构成，其中， $n=N$ 。内向叶片与水平面所呈仰角为 $20-40^\circ$ ，本设计取 30° 宽度为 $40-120\text{ mm}$ ，本设计取 80 mm 。多片喷射叶片呈扇形斜向逐片固定，喷射叶片中心与第二支撑板筋圆心之间的连线，与喷射叶片的夹角为 $20-60^\circ$ ，本设计取 30° 并且喷射叶片与水平面所呈仰角为 $20-40^\circ$ ，本设计取 30° 。

外向喷射旋流板的直径为正N边形的外接圆直径的 $0.6-0.9$ 倍，所述的内向喷射汇流板与外向喷射旋流板之间的高度差与正N边形的外接圆直径比 $1.5-2:1$ 。

狭缝锥形底罩的锥角为 $40-60^\circ$ 本设计取 50° ，并且所述的狭缝锥形底罩的底部开口直径与圆柱形下筒体的直径之比为 $1:3-4$ 。

狭缝锥形底罩的底部还设有锥形底罩降液管。狭缝锥形底罩的开孔率为 $35-60\%$ ，本设计取 50% ，所述的狭缝口的长度为 $80-120\text{ mm}$ ，本设计取 100 mm 。宽度为 $10-30\text{ mm}$ ，本设计取 20 mm 。狭缝的上沿留有内翻边叶片，翻边叶片的宽度为狭缝宽度的 40% ，翻边呈水平方向。盲板为实心盲板，该实心盲板的直径约为第二支撑板筋直径的 $0.2-0.4$ 倍。

该装置整体结构简单、紧凑，在不增加脱硫塔的塔高、不增加脱硫塔的喷淋层、不增加脱硫塔的液气比的条件下，实现脱硫增效，在浆液循环量不变的情况下，节约能耗。

1.3.7 一级喷淋层

喷淋塔喷淋层的喷嘴可分为切向、轴向和螺旋三种型式。本设计选择螺旋喷嘴，材质为 316 L ，设计每个喷嘴流量为 $q=45\text{ m}^3/\text{h}$ ，则一级喷淋层所需喷嘴个数为：

$$N=Q_1/q=600\div 45=13.33(\text{个}) \quad (1-14)$$

故取： $N=14$ (个)

一般设计每平方米一个喷嘴，则每层需安装个数为 n 个，则：

$$n=A/1=\pi(D/2)^2=3.14\times (3/2)^2=7.0(\text{个}) \quad (1-15)$$

则吸收塔内一级喷淋层的层数为：

$$n'=N/n=14\div 7=2(\text{层}) \quad (1-16)$$

各喷淋层喷嘴之间上下空间上错开布置,这样的目的是保证浆液的重叠覆盖率达到(170%~250%)。然后选好喷头数目,将喷头在塔内均匀布置。喷嘴喷头的喷洒角为90°,喷淋层间距一般为1m~2m,本设计选用1.6m。则一级喷淋层高度为:

$$h_4=(2-1)\times 1.6=1.6\text{ m} \quad (1-17)$$

一级喷淋层上部到分区板高度为: $h_5=0.5\text{ m}$

1.3.8 分区板

本次设计的吸收塔为一塔双区式深度脱硫塔,自下而上分为两级脱硫区,而且两级脱硫区采用的吸收液并不相同,因此需要在一级脱硫区和二级脱硫区之间设置分区板。分区板组件包括圆柱形气体流通管、浆液回流板和浆液回收管,该分区板使得烟气与喷淋层的浆液进行更加充分的接触反应,提高脱硫效果,同时,该设计更加巧妙合理,该分区板的倾斜角度为10°,能够使浆液顺利排出,避免了液体下漏。分区板示意图如下:

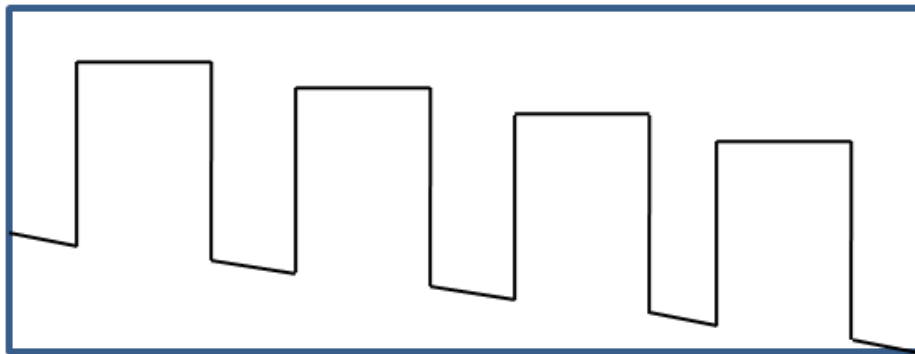


图 1-1 分区板示意图

分区板共设计12个圆柱形气体通道,圆柱形通道高0.8m,直径0.5m,如图3-2所示:

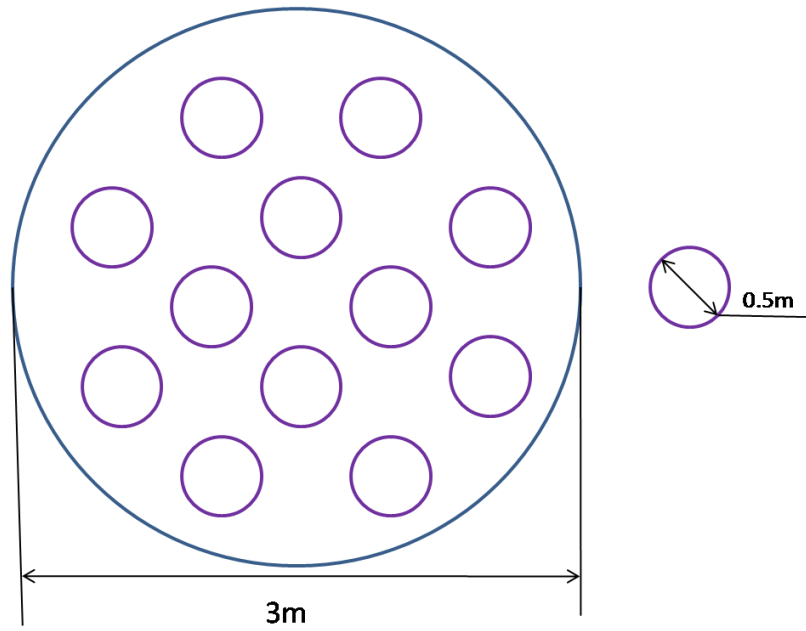


图 1-2 分区板气体通道布置图

圆柱形气体流通管道的侧面开有孔径为 0.1m 的圆孔。每个气体通道共设计 40 个孔，如图 3-3 所示。

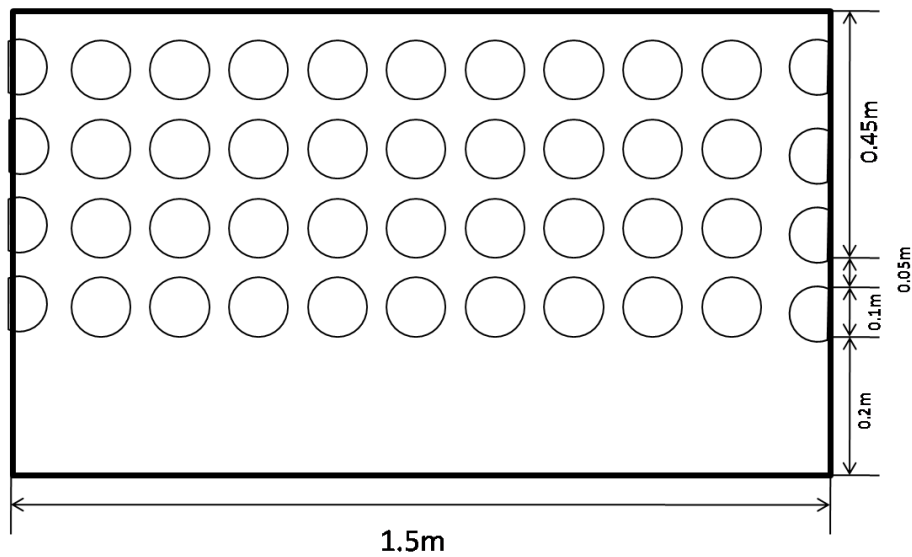


图 1-3 分区板气体通道出口孔布置图

本次设计分区板的高度：

$$h_6 = 3 \times \tan 15^\circ + 0.8 = 1.60 \text{ m} \quad (1-18)$$

1.3.9 二级喷淋层

吸收塔喷淋层的喷嘴可分为切向、轴向和螺旋 3 种型式，本设计中选择螺旋

喷嘴，材质为 316 L，设计每个喷嘴流量为 $q=7.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ，则二级喷淋层所需喷嘴个数为：

$$N=Q_2/q=100 \div 7.5=13.3(\text{个}) \quad (1-19)$$

故取： $N=14(\text{个})$

一般设计每平方米一个喷嘴，则每层需安装个数为 n 个，则：

$$n=A/1=\pi(D/2)^2=3.14 \times (3/2)^2=7.0 (\text{个}) \quad (1-20)$$

则吸收塔内喷淋层数为：

$$n'=N/n=14 \div 7=2(\text{层}) \quad (1-21)$$

各喷淋层布置方式、喷嘴数应能覆盖吸收塔截面积、喷洒角、喷淋层间距等与一级喷淋层的相同，则喷淋层高度为：

$$h_7=(2-1) \times 1.6=1.6\text{m} \quad (1-22)$$

下层喷淋层与分区板之间的高度为： $h_8=2\text{m}$

1.3.10 除雾器区的设计

除雾器通常安装在吸收塔的顶部，脱硫后的烟气通过除雾器来减少携带的水滴，除雾器出口的水滴携带量不大于 $75 \text{ mg}/\text{m}^3$ 。在吸收塔内，由上下两级除雾器及冲洗水系统组成。冲洗系统主要由冲洗喷嘴、冲洗泵、管路、阀门、压力仪表及电气控制部分组成。作用是定期清除脱硫塔除雾器叶片捕集的液滴、粉尘，保持叶片表面清洁，防止叶片结垢和堵塞。

烟气在流经两级除雾器后，其所携带的浆液微滴被除去。从烟气中分离出来的小液滴慢慢凝聚成较大的液滴，然后沿除雾器叶片往下滑落至浆液池。在一级除雾器的上、下部及二级除雾器的下部，各有一组带喷嘴的集箱。集箱内的除雾器清洗水经喷嘴依次冲洗除雾器中沉积的固体颗粒。经洗涤和净化后的烟气流吸收塔，最终通过烟气换热器和净烟道排入烟囱。

湿法烟气脱硫塔采用的除雾器类型主要有折流板除雾器与旋流板除雾器两种。为了适应塔内较高的烟气流速，达到较高的除雾效率，本设计选用折流板除雾器中的屋脊式除雾器。折流除雾器原理示意图如下图所示：

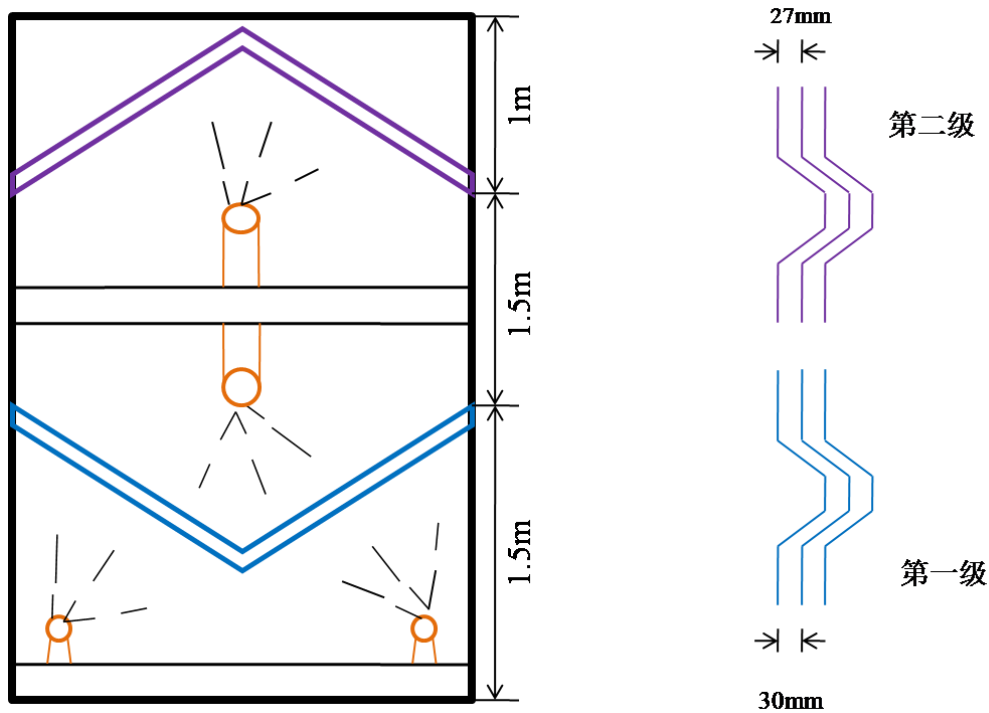


图 1-4 除雾器原理示意图

由于一级除雾器接触的烟气含液体量和固体颗粒比较多，因此，板片上会有较多的浆液和微粒要冲洗，所以，一级板距设计的宽些，通常在 30~75 mm 之间，本设计取 30 mm。二级除雾器为了去除更小的雾滴使除雾效率提高，所以板距通常窄些，一般在 20~30 mm 之间，本设计取 27 mm。本设计中两级除雾器之间的间距为 1.5 m。一级除雾器与喷淋塔最上层的喷淋管的距离为 $h_9=1.5$ m，二级除雾器的背面至喷淋塔的烟道开始变窄处的距离为 $h_{10}=1$ m。

通常一级除雾器去除液滴和固体颗粒较多，所以一级除雾器设计两层冲洗水，而二级除雾器只需设迎风面冲洗水。喷水的喷头到除雾器的间距按 0.5 m~0.6 m 计，再加上屋脊式除雾器的高度，最上部下冲水管至最底部上冲水管的距离一般为 1.5~3.5 m。本设计取 1.5 m。

则除雾器的高度：

$$h_{11}=1.5+1.5+1=4 \text{ m} \quad (1-23)$$

除雾区的高度为：

$$h_{12}=h_9+h_{10}+h_{11}=1.5+1+4=6.5 \text{ m} \quad (1-24)$$

1.3.11 喷淋塔总高度

喷淋塔的总高度包括循环液槽高度、一级吸收区高度、一级喷淋层中部到分区板高度、分区板高度、二级吸收区高度、除雾区高度以及烟气出口高度。

$$H=2.8+10.5+(1.6/2)+0.5+1.6+3.6+6.5+0.4=26.7\text{ m} \quad (1-25)$$

1.4 吸收液储备系统的设计

吸收液储备系统的作用是：储存再生的吸收液、配制质量分数为 20% 的吸收液、向喷淋塔供给吸收液，同时保证吸收液的 pH 值。

1.4.1 亚硫酸钠吸收液储备系统

本座喷淋塔设置 1 座亚硫酸钠吸收液储备系统。设计的吸收液储存罐可存储工况条件下 10 小时的吸收液用量，20% 的吸收液的密度为 1250 kg/m^3 ，则吸收液罐的体积：

$$V = \frac{194.7 \times 10}{20\% \times 1250} = 7.79\text{ m}^3 \quad (1-1)$$

设计浆液储存罐的直径为 2m，则浆液池的高度为：

$$H=7.79 \div (3.14 \times 1) = 2.5\text{ m} \quad (1-2)$$

取整，并使浆液罐上部留有 0.5 米余量，则吸收液罐的高度为 $H=3\text{ m}$ 。本吸收液罐内设有一台搅拌机，防止吸收液沉淀。

1.4.2 氢氧化钠吸收液储备系统

本座喷淋塔设置 1 座氢氧化钠吸收液储备系统。设计使吸收液储存罐可存储工况条件下 10 小时吸收液用量，20% 的氢氧化钠吸收液的密度为 1220 kg/m^3 ，则吸收液罐的体积：

$$V = \frac{10.63 \times 10}{20\% \times 1220} = 0.43\text{ m}^3 \quad (1-3)$$

设计浆液储存罐的直径为 1 m，则浆液池的高度为：

$$H=0.43 \div (3.14 \times 0.5^2) = 0.55\text{ m} \quad (1-4)$$

取整，并使浆液罐上部留有 0.3~0.5 米余量，最终取吸收液罐的高度为 $H=1\text{ m}$ 。本吸收液罐内设有一台搅拌机，防止吸收液沉淀。

1.5 再生器设计

1.5.1 再生器的组成及原理

在工业过程中，为了得到纯净的溶质或再生出吸收剂，大都要将吸收液进行解吸，因此，解吸操作和吸收操作具有同等的重要性。

在本系统的解吸过程中，主要为实现两个目的：获得所需的较纯净的 SO_2 气体组分；使亚硫酸氢钠溶液解吸再生为亚硫酸钠溶液并循环利用。

本设计的再生器为气升式的内循环结构的再生器，装置组成为：呈同心圆设置的再生器内筒及再生器外筒、位于再生器内筒与再生器外筒之间的内外筒的环隙、设置于再生器外筒底部的再生液储存槽、与再生液储存槽相连通的结晶槽、设置于再生器外筒顶部的再生 SO_2 混合气出口以及与再生 SO_2 混合气出口相连通的冷凝除雾器，再生器内筒、内外筒环隙及再生器外筒共同构成气升式内循环结构再生器；装置用于一级脱硫塔脱硫液的再生循环利用。

与现有技术相比，本设计利用热蒸汽与氮气联合气提为动力，采用气升式大通量内循环 SO_2 再生装置，这样设计的一个突出的优势是不需要增设循环泵，减少了设备投资费用。同时增加其对浆液或过饱和循环溶液再生的适应性，可明显降低再生温度和能量消耗。

气升式内循环再生器的原理为：当加热蒸汽由再生器的内筒底部向上喷射时，将推动内筒中的亚硫酸氢钠吸收液向上运动，同时对向上运动的该液体进行直接加热，使之快速升温，促进溶液中的亚硫酸氢根的分解，释放二氧化硫。为了使解吸更充分，再在内筒的中段通入氮气，来增加气提程度，使液相中的二氧化硫充分释放，由于这些气体对气相二氧化硫的稀释作用，有利于增加液相-气相二氧化硫解吸的驱动力，进一步促进二氧化硫的释放。

6.5.2 再生器的设备设计

1.5.2.1 处理量的设计与计算

原始吸收液质量浓度 $20\% \text{Na}_2\text{SO}_3$ ，溶液 pH 约 10~11。在吸收塔内吸收液循环多次后吸收剂吸收能力减弱，溶液 pH 下降，需要排出一部分进行再生。

在该工艺的吸收过程中，用 Na_2SO_3 吸收 SO_2 生成 NaHSO_3 ，该吸收液的 pH

值一直变化，pH 值的变化表明了吸收液的组成的变化。定义总碱比（C/S）表示吸收液的组成成分，该定义为溶液中阴离子摩尔浓度与阳离子摩尔浓度的比值。

当总碱比为 0.5 时，20%的吸收液为 Na_2SO_3 ，此时溶液 pH 值为 10.44；当总碱比为 1 时，20%的吸收液为亚硫酸氢钠，此时溶液 pH 值为 4.22。随着 Na_2SO_3 逐渐转化为 NaHSO_3 ，溶液 pH 值一直下降，因此，可以通过测循环液槽内吸收液的 pH 值来判断吸收液吸收的程度以及吸收液的物质的组成关系^[32]。

本设计我们选用循环吸收液 C/S=0.85 时进行排放，而此时溶液的 pH=6.2，所以我们可用 pH 值来控制排放吸收液并补充新鲜 Na_2SO_3 溶液。每次排放循环液量的 2/3 左右进行再生，同时补充 2/3 左右的新鲜再生液。

当吸收液的总碱比从 0.5 变化到 0.85 时，原吸收液的 70%的亚硫酸钠转化为亚硫酸氢钠，此时溶液 pH 值为 6.2。此时，该吸收液中反应掉的亚硫酸钠的质量为：

$$W = \frac{40 \times 7 \times 1250 \times 20\%}{10 \times 4} = 1750\text{Kg} \quad (1-1)$$

根据化学反应方程得到脱除掉的 SO_2 的量为：

$$W' = \frac{1750 \times 64}{126 \times 90\%} \times = 990\text{Kg} \quad (1-2)$$

则脱除 990 Kg 的 SO_2 需要的时间为：

$$t = \frac{990}{90} = 11\text{h} \quad (1-3)$$

由于去除 90 Kg 的 SO_2 需要 600 m^3 的吸收液，则去除 990 吨的 SO_2 需要的吸收液的量为：

$$W'' = \frac{990 \times 600}{90} = 6600\text{m}^3 \quad (1-4)$$

故需要排出的吸收液的流量为：

$$Q = \frac{6600 \times 2}{3 \times 11} = 400\text{m}^3/\text{h} \quad (1-5)$$

1.5.2.2 再生器的内外径设计

再生器外径 D_o 可由循环液槽的出口吸收富液的体积流量和吸收富液在再生

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要下载或阅读全文，请访问：<https://d.book118.com/456151041003011005>