

600MW 机组脱硫系统设计与节能优化

第一章、绪论

1.1 研究背景及意义

21 世纪以来，我国经济不断增长，电力方面的建设也在快速发展。其中煤炭消费占比不断增长，排放的 SO_2 和 NO_x 也在随之不断增加，在这些气体的不断增加下，使得酸雨污染问题成为我国环境保护一个攻坚要点。于是环境保护日益收到国家有关部门的重视，电厂的烟气脱硫工作也随之提上日程，在国家的大力支持下取得了很大的成果，越来越多的烟气脱硫系统投产运行，但脱硫设施投运后暴露出很多问题，如在投运后投运率不高，并且其可靠性差，在投运后得不到应有的经济性等有些问题日益凸显，其成为发电企业一个新的运行问题。导致电厂脱硫设备出现此类问题的原因是多方面的，与国家法规对烟气脱硫设备生产安装的要求不完善、脱硫设施生产企业缺乏科学的评价体系、脱硫企业在管理上招标过程中恶性竞争导致脱硫设备生产性能质量差、施工过程中缺乏有效的质量监督有关。安装脱硫塔时，可能会聘请没有施工资质的小型施工队伍，可能会导致未按照工艺规范进行安装，而且不少问题的出现是由于脱硫设计不合理不规范引起的，电厂脱硫项目的决定和脱硫工艺的选择应以国家法规与相关政策为依据，脱硫系统的设计则必须从运行的可靠性和经济性出发。

目前电厂常用的烟气脱硫方法有石灰石-石膏湿法烟气脱硫技术和旋转喷雾干燥烟气脱硫技术。石灰石-石膏脱硫法是最常用的脱硫技术，发达国家火力发电厂使用的烟气脱硫设施中约有 90% 采用该技术。其工作原理是：将采购来的石灰石制成浆液，再通过脱硫塔内的喷嘴以一定速度喷出，与烟气进口扩散的烟气充分接触进行反应，

烟气中的 SO_2 与浆液中的 CaCO_3 反应生成 CaSO_3 ，未反应浆液与反应生成的 CaSO_3 将落入脱硫塔底部形成石膏。脱硫后，烟气将通过脱硫塔顶部的除雾器除去液滴，经加热器加热后，再通过烟囱排入大气。吸收塔中由碳酸钙制成的吸收剂浆液通过循环泵与烟气接触循环。吸收剂利用率很高，钙和硫含量相对较低，脱硫效率可大于 95%。

旋转喷雾干燥法是根据喷雾干燥规律，用石灰作为脱硫吸收剂，消化后与水混合制成消石灰乳。消石灰乳被泵入位于吸收塔中的雾化装置。在吸收塔中，被乳化液雾化成细小液滴的吸收剂会与烟气充分混合接触，与烟气中的 SO_2 反应生成 CaSO_3 ，反应结束后被除去。在反应的同时，吸收剂中的水分会随着温度的升高而蒸发，烟气温度也随之降低。反应产物和未使用的吸收剂以干燥颗粒的形式随烟道气流从吸收塔中取出，并在除尘器中收集。脱硫后的烟气经除尘器除尘后排入大气。在日常生产过程中，为了提高脱硫吸收剂的利用率，通常会在制浆系统中加入一些有用的除尘器进行回收。喷雾

干燥脱硫法技术成熟，工艺流程简单，系统可靠性较高，脱硫率一般可达 85%以上。因此，北美和一些欧洲国家的一些发电厂采用了这种工艺。这两种生产技术是目前常用的烟气脱硫方法，但与喷雾干燥法相比，湿法脱硫的建设成本更低、应用更广泛、更简单、更高效。

对于电厂来说，脱硫塔设计是电厂环保优化的重点，而目前石灰石-石膏脱硫法发展已到瓶颈，而烟气又是影响脱硫效率的重要因素，所以现在应将目光放至烟气方面，它的流速与入口角度还有烟气浓度会直接影响脱硫速度，还关乎电厂的经济性，因此有必要了解脱硫塔的和烟气的流动特性，对其优化设计，以提高脱硫塔整体的脱硫效果。

1.2 国内外研究现状 现在石灰石-石膏湿法脱硫工艺目前已经被国内外广泛用来控制燃煤造成的 SO₂ 污染。通常运用的计算流体力学 (computational fluid dynamic, CFD) 方法可对流场进行模拟,其数值模拟可以说在精度方面技术已经非常成熟,这个方法通常运用 fluent 进行模拟,对于实验记录与测量来说都非常方便,目前国外学者的研究主要还在针对脱硫原理或脱硫浆液的雾滴运动轨迹方面,针对脱硫塔进行流场等方面的研究很少,而国内对脱硫塔进行的数值模拟还仅限小规模脱硫塔上,而且这些数值模拟大多是二维的冷态流动,东南大学与河北工程大学目前也通过一些软件对烟气脱硫塔的流体动力学模拟也进行着重点研究。

1.3 本文研究主要内容

而本设计根据湿法脱硫工艺，对脱硫塔进行整体设计，通过研究脱硫塔本体的各项数据，选用最适合的设备。在设计完脱硫塔本体后，本文针对脱硫塔优化设计又进行研究，主要针对脱硫塔烟气进口处烟气进行改在，通过改变烟气进口角与烟气流速进行研究，在研究过程中发现加装导流板可以提高烟气接触面积，可有效提高系统脱硫率，这个改进对电厂经济性有很大的意义，且可改善烟气环境污染情况。作为湿法脱硫工艺的主要过程：喷淋塔内烟气与浆液对向流动时的反应情况以及进出口烟道周围的流场分布情况对于电厂内整个脱硫系统的运行效率以及电厂的经济性具有重要的意义。但是仅靠有限的试验往往难以真实反映系统内复杂的流场情况，采用计算流体力学 (CFD) 技术是一种有效的分析手段。为此，本设计为增强脱硫系统脱硫效率，以电厂脱硫塔为基础，用 ansys 软件模拟脱硫塔内烟气流场，分析塔内烟气流动情况，进而模拟在烟气入口处加装导流板。ansys 是在设计阶段就对设计的产品进行流场测试的软件，其可以使设计出来的产品最大可能满足设计目标。通过 ansys 软件对脱硫塔及烟气流场整体进行动力学仿真，运用 mesh 及 fluent 软件对脱硫塔分块及流场模拟，通过改变入口导流板对其进行结构优化，这是本设计比较创新的一个方面。

第二章、数值模拟方法

2.1 计算流体力学

计算流体力学 (Computational Fluid

Dynamics) 是通过计算机运用各种数学和流体力学的公式来模拟流场结果的综合学科, 其可以通过设定运算公式、边界材料、流体成分、运行步数等数据来模拟设计所需要的流场, 这对现在一些气态、液态的课题具有重要意义。

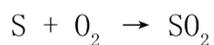
2.2 烟气成分计算

本设计为烟气脱硫塔设计优化, 由于基础参数只给到煤收到基成分, 所以要对煤进行烟气成分计算, 以及流体力学设计以确定脱硫塔入口烟气成分及烟气状况。锅炉排烟量是最重要的脱硫塔设计条件之一, 所以我采用《工业锅炉烟气脱硫实用技术设计》中所给出的公式进行烟气初步计算。

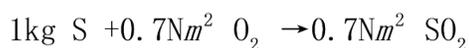
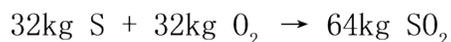
2.2.1 燃烧烟气成分计算

$$C + H + O + N + S + A + M = 100\%$$

煤中硫燃烧产生二氧化硫按此式计算



可得



即

煤在完全燃烧时, 会生成一部分 SO_2 , 并且在燃烧过程中产生的 SO_2 有 0.5%~2.0% 会与氧气进行反应生成 H_2SO_4 和 H_2SO_3 , 虽然 SO_3 占很小一部分, 但由于它可能会与烟气中的水分反应生成 H_2SO_4 和 H_2SO_3 , 虽

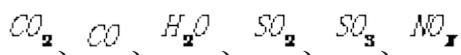
, 产生的硫酸会对脱硫设备产生严重的腐蚀,

这对脱硫塔的使用寿命以及发电厂的经济性都会产生不好的影响。蒸汽的凝结点温度成为露点, 此点与

烟气中 SO_3 浓度有关, 浓度高, 露点也高。所以脱硫塔及烟道必须选用强抗腐蚀性材料。

2.2.3 烟气组成成分

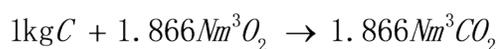
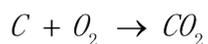
煤燃烧是煤中各种可燃成分与氧气激烈反应的过程, 所以煤的燃烧产物为



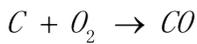
、 N_2 、 O_2 、 HCl 、 HF 、未燃尽的碳氢化合物等多种组分的混合气体。烟气假设为理想气体。

(1) 碳的燃烧

完全燃烧时:

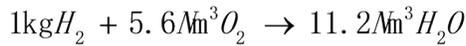
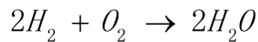


不完全燃烧时:



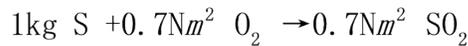
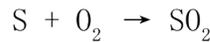
上两个反应式说明 1kgC 在完全燃烧时需要 1.866 Nm^3 的 O_2 ，并产生 1.866 Nm^3 的 CO 。1kgC 在不完全燃烧时需要

(1) 氢的燃烧



即 1kg H_2 燃烧需要 5.6 Nm^3 的 O_2 ，产生 11.2 Nm^3 的水蒸气。

(2) 硫的燃烧



表示每燃烧 1kgS 需要 0.7 Nm^3 的氧气，并生成 0.7 Nm^3 的二氧化硫。

(3) 煤燃烧时所需的理论空气量锅炉运行负荷设计为 90%

2.2.4 理论空气量

理论空气量为按照化学方程式计算

煤内 1kg 收到基含碳量为 $\frac{C_{ar}}{100}$ kg，完全燃烧所需氧气为 $1.866 \frac{C_{ar}}{100} Nm^3$

煤内 1kg 收到基含氢量为 $\frac{H_{ar}}{100}$ kg，完全燃烧时需氧气为 $5.56 \frac{H_{ar}}{100} Nm^3$

煤内 1kg 收到基含硫量为 $\frac{S_{ar}}{100}$ kg，完全燃烧时需氧气为 $0.7 \frac{S_{ar}}{100} Nm^3$ 。

煤内 1kg 收到基中含氧量为 $\frac{O_{ar}}{100}$ kg，在它的容积标准状态下可表示为

$$\frac{22.4}{32} \times \frac{O_{ar}}{100} Nm^3 = 0.7 \frac{O_{ar}}{100} Nm^3$$

所以 1kg 收到基煤完全燃烧需要的氧气量 (Nm^3)

$$1.866 \frac{C_{ar}}{100} + 5.56 \frac{H_{ar}}{100} + 0.7 \frac{S_{ar}}{100} - 0.7 \frac{O_{ar}}{100}$$

() 为

燃烧时所需空气量 V_0^0 ，在前文已求出 1kgC、H、S 完全燃烧所需氧气量，于是可以转化成空气量

$$= 1.1034074$$

空气是多种气体的混合物，在接下

来的计算中认为空气中 $O_2=21\%$ 、 $N_2=79\%$ ，其他少量组分忽略不计。所以，

1kg 煤燃烧所需理论空气量 $V_0^0 Nm^3$

$$\begin{aligned}
 V_0^{\text{v}} &= 0.21 \left(1.866 \frac{C_{\text{ar}}}{100} + 5.55 \frac{H_{\text{ar}}}{100} + 0.7 \frac{S_{\text{ar}}}{100} - 0.7 \frac{O_{\text{ar}}}{100} \right) \\
 &= 0.0889 (C_{\text{ar}} + 0.375S_{\text{ar}}) + 0.264H_{\text{ar}} - 0.0333O_{\text{ar}} \\
 &= 5.254320952
 \end{aligned}$$

由质量表示的理论空气量 L_0 (kg) 为

$$\begin{aligned}
 L_0 &= 1.293 V_0^{\text{v}} \\
 &= 0.115(C_{\text{ar}} + 0.375S_{\text{ar}}) + 0.342H_{\text{ar}} - 0.0431O_{\text{ar}} \\
 &= 6.793836991
 \end{aligned}$$

(1) 实际空气量及过量空气系数

煤在燃烧时由于外形及一些其他问题，与空气很难充分接触，因此通入的空气需要大于理论空气量，超过的部

分称为过量空气量。实际空气量 V_k 与理论空气量 V_0^{v} 之比称为过量空气系数，用 α 表示，即

$$\alpha = \frac{V_k}{V_0^{\text{v}}} = \frac{5.3}{5.254320952} = 1.008693615867263$$

$$\Delta V_g = V_k - V_0^{\text{v}} = V_0^{\text{v}}(\alpha - 1) = 0.045679048$$

式中 ΔV_k 为过量空气量 (m^3)

(2) 漏风系数

当锅炉处于负压工作状态时，锅炉可能会存在一些缝隙导致外界空气从这些地方进入，这会导致烟气中的过量空气量增加，对于 1kg 煤分来说，漏入的空气量 ΔV 与理论空气量 V_0^{v} 的比值称为漏风系数，用 $\Delta\alpha$ 表示，也就是

$$\Delta\alpha = \frac{\Delta V}{V_0^{\text{v}}}$$

2.2.5 煤燃烧产生的烟气量

(1) 理论烟气量

理论烟气量就是完全燃烧 1kg 煤所产生的烟气量，但前提是参加燃烧的干空气量等于理论空气量，记为 V_r^{v} 。理

论烟气量的成分有 CO_2 、 H_2O 、 SO_2 、 N_2 ，其相应的含量为 V_{CO_2} 、 V_{SO_2} 、 $V_{H_2O}^0$ 、 $V_{N_2}^0$ 。 =4.15467

$$V_y^0 = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{H_2O}^0 + V_{N_2}^0$$

式中 V_y^0 理论烟气量 (Nm^3 / kg)

$$V_{CO_2} \text{ } CO_2 \text{ 理论烟气量 (Nm}^3 / kg), \quad V_{CO_2} = 1.866 \frac{C_{ar}}{100} = 1.0242474$$

$$V_{SO_2} \text{ } SO_2 \text{ 理论烟气量 (Nm}^3 / kg), \quad V_{SO_2} = 0.7 \frac{S_{ar}}{100} = 0.00336$$

$$V_{N_2}^0 \text{ } N_2 \text{ 理论烟气量 (Nm}^3 / kg), \quad V_{N_2}^0 = 0.8 \frac{N_{ar}}{100} + 0.79V^0$$

$$V_{H_2O}^0 = 11.1 \frac{H_{ar}}{100} + 1.24 \frac{M_{ar}}{100} + 1.61d_k V^0$$

$$= 0.29415 + 0.092132 + 0.3141496 = 0.7 \text{ 于是可得:}$$

$$V_y^0 = 1.866 \frac{C_{ar}}{100} + 0.7 \frac{S_{ar}}{100} + 0.8 \frac{N_{ar}}{100} + 0.79V^0 + 11.1 \frac{H_{ar}}{100} + 1.24 \frac{M_{ar}}{100} + 1.61d_k V^0$$

V^0 燃烧 1kg 煤所需理论空气量 (Nm^3 / kg)

$1.61d_k$ $1 m^3$ 空气所含水蒸气体积 (m^3)

d_k 湿蒸汽的绝对湿度

$$(2) \text{ 脱硫前 } SO_2 \text{ 烟气含量: } M_{SO_2} = 2KB_k \times (1 - \frac{q_4}{100}) \times \frac{S_M}{100}$$

$$= 2 \times 0.9 \times 280 \times (1 - \frac{0.4}{100}) \times \frac{0.48}{100} = 2.41$$

K 为燃煤总的含硫量燃烧后氧化成 SO_2 的份额； B_k 为锅炉 BMCR 负荷时的燃煤量，t/b； q_4 为锅炉机械未完全燃烧的热损失，%； S_M 为燃料煤的收到基硫分，%。

$$= 5.8822774$$

2.3 空气和烟气的焓

本设计要对脱硫塔进行设计优化，这不仅涉及到结构设计，还要考虑热力计算以及经济性，所以空气与烟气的焓也要考虑。

在烟气脱硫系统设计中，经常会采用烟气升温或降温的方式满足脱硫工艺设计的要求，来降低电厂的建造需要，也可以延长材料的使用寿命。

在采用湿法脱硫时，出脱硫塔时的烟温已经达到烟气中水蒸气的饱和凝结温度，此时烟气中的酸和水都冷凝出来形成湿烟气，具有强腐蚀性。如果不改变温度，就要把烟道设计成抗强腐蚀性材料

的。如果烟温在 50℃时烟气呈现白色，烟气中含大量水蒸气，会严重影响烟气的抬升与扩散。采用烟气加热升温可以使烟气消除，减少冷凝酸和水泄出。

焓的物理意义：

焓是一个热力学参数，一般用 H 表示

$$H = U + pV \text{ (焓=内能+推动功)}$$

焓是工质内所有内能和推动功之和，且一个系统的焓取决于这个系统的状态。当一个系统因某种状况发生改变时，焓也就随之有一个微小变化。

将烟气变温过程看做等压状态，且烟气没有对外界做功，烟气传出或吸入的热量变为烟气的焓差。利用烟气流量与烟气焓值求得烟气温度变化所需要的热量。

2.4 气体吸收原理

气体吸收就是用某种液体处理气体混合物，从而使混合物分离开，根据气体混合物中各成分在液体中的溶解度，有选择地使各组分溶解于液体中，从而实现液体变成液体一部分的过程。

2.4.1 亨利定律

当气相总压力不高时，在温度一定条件下，气、液两相达到平衡时，在稀溶液中，溶质在气相中的平衡分压力与其在液体中的含量为成正比关系。

2.4.2 双膜理论

双膜理论模型假设为：

- 1) 当气液两相接触时，两相对流，中间存在一个界面，以分离两相，在界面两侧则存在着层流状态的气膜和液膜。
- 2) 吸收质（如 SO_2 ）必须以分子形式从气相主体连续通过两层这样的膜扩散至液相主体。气液两相自身移动速度的大小也会影响此膜的厚度。
- 3) 在相界面上，由于扩散的存在，两侧的浓度总是相互平衡的，也就是说扩散界面上不存在传质阻力。
- 4) 在气膜与液膜以外的气相和液相主体流态为湍流，吸收质浓度在流场内基本均匀分布，主流体内浓度基本一致没有梯度存在，浓度梯度全部存在于气膜和液膜内。当组分 SO_2 通过膜层传递时，所有阻力均存在于穿透液膜和气膜过程中。

双膜模型将复杂的气液传递过程简化为气液两膜之间的分子扩散过程，在两相之间的传递总阻力可以理解为穿透两膜所需要的阻力。这样的简化模型为求实际传递速率创造了方便。

2.4.3 传质速率

在吸收过程中，传质速率显示数值吸收的快慢程度，定义为单位时间内通过单位膜面积传递的物质

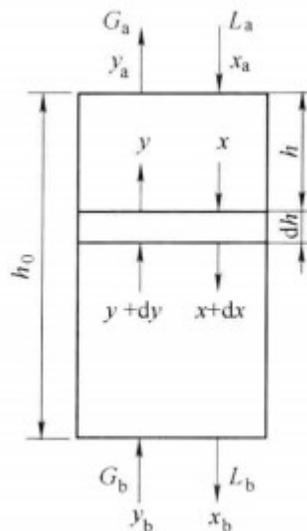
量。
气膜传质速率与气膜传质分系数和气相传质推动力成正比，液膜传质速率与液膜传质分系数和液相传质推动力成正比。

由上文可知， SO_2 的传递阻力主要在气膜和液膜内，也就是说明气液两相的传质速率主要由通过气膜和液膜时所受到的阻力决定，阻力与分子扩散速率成反比。所以可以采用减小气液膜的厚度来提高传质速率。减小气膜厚度可以提高气流速度，但是要考虑其他方面，所以也不能太快，要选取合理的最大流速，同时降低气流温度也可以提高传质速率。

2.4.4 脱硫塔吸收区高度

确定吸收区高度，是确定吸收速率的必要工作，必须要保证吸收塔的有效传质面积可以满足脱除 SO_2 的需要。

这就需要了解脱硫塔基本传质单元数。



传质单元式 N_G 表示气相侧单位平均传质推动力所能获得的 SO_2 浓度降低值。根据双膜理论，气相通过膜传递给液相的溶质等于气相损失的溶质，也等于液相获得的溶质。对于脱硫塔，可以将其想象为由多个微元体所组成的，而在脱硫塔取微小面积的截面上，可以用公式表示为：

$$N_A dA = G dy$$

其中 A 气相总传质界面面积

G 烟气流率

$$\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{(y - y^*)} = \ln \frac{y_b}{y_a} = N_{OG}$$

当吸收液吸收的 SO_2

y_a 烟气出口 SO_2 的摩尔分数

y_b 烟气进口 SO_2 的摩尔分数

$$N_{OG} = -\ln \frac{y_a}{y_b} = -\ln(1 - \eta_s)$$

不再产生蒸气压，便可适用此式。

由此式可知 N_{OG} 是计算脱硫 SO_2 效率的函数。由上述两式可知在相同烟气流率条件下，要提高脱硫效率，就必须提高 A ，而增大 A 可采取增大液气比 L/G 、减小雾化粒度、增大鼓泡的表面积等方式来实现。

所以在吸收区微元高度 dh 内，气相传递给液相的溶质等于气相损失的溶质，也就等于液相获得的溶质，
 $G(y - y_a) = L(x - x_a)$
 也就是

也就是单位面积，单位时间气相传入液相的 SO_2 为

$$N_A \cdot a \cdot F_b \cdot dh = G dy$$

经运算，可得下式

$$G(y_b - y_a) = K_{Ga} \cdot a \cdot h_0 \cdot F_h \cdot \Delta y_m$$

由此式可知，吸收塔由气侧平均传质推动力 Δy_m 、吸收区高度 h_0 、气相总体积传质系数 K_{Ga} 、横截面积 F_h 和单

位体积吸收塔中有效传质面积 a 影响 SO_2 吸收量。

第三章、烟气湿法脱硫工艺设计

3.1 提高脱硫效率途径

通过脱硫效率函数 $\eta_s = f(K_{Ga} a F_h h_0 \cdot \Delta y_m)$ 可得出提高脱硫效率的途径有：

- 1) 通过提高 η_s 来提高 K_{Ga}
- 2) 通过增大 F_h 和 a 来提高脱硫效率
- 3) 通过增高 h_0 ，随之增大总的有效传质面积，进而增加气液两相吸收 SO_2 的时间来提高脱硫效率
- 4) 通过增大 Δy_m 来提高脱硫效率。

3.2 脱硫塔本体设计

本设计脱硫塔采用空心喷雾脱硫塔，这种脱硫塔具有结构简单，流速损失少，脱硫效率高等优点。这种脱硫塔由多层喷淋层组成，需要对其吸收区高度、直径以及喷嘴间隔进行设计。

根据分析，可得到吸收区高度与气相总体积传质系数、单位体积吸收塔中的有效传质面积、吸收塔直径、吸收塔进口流量和吸收塔传质单元数相关的结论，而吸收塔直径可根据烟气量和塔内气流上升速度进行计算，于是脱硫塔本体便可求出。

(1) 由基础数据可知烟气量为 $608.488\text{m}^3/\text{s}$ ，且设计停留时间为 6-8 分钟，所以对脱硫塔高度设计为 40 米，脱硫塔直径设计为 13.5 米。

(2) 本设计为每台锅炉配置 2 台静叶可调轴流式引风机。引风机的风量为 $661.4\text{m}^3/\text{s}$ ，压升为 5665.8Pa ，风机的风量裕量为 15% 并加温度裕量，风压裕量为 25%。引风机对于脱硫塔脱硫具有重要作用，可以控制烟气流动速度，这对反应速率的快慢程度非常重要。

(3) 本设计共设 2 座吸收塔，每座吸收塔设 5 层喷淋层。每层喷淋层配 1 台浆液循环泵，其中扬程最高的 1 台浆液循环泵和最高 1 层的喷淋层为备用。循环泵应保证在烟气量增加 10%、污染度浓度增加 15% 的情况下可以使排放烟气二氧化硫浓度达到环保要求。

(4) 本设计共设 2 座吸收塔，一炉配一座，共设有 4 台氧化风机，2 台运行 2 备用，每座吸收塔正常运行所需氧化空气量为 $15200\text{Nm}^3/\text{h}$ (标态，湿基)，氧化风机采用罗茨风机。因要将石膏浆液送往石膏浆液旋流站进行一级脱水于是每座吸收塔配备 2 台石膏排浆泵，1 台运行 1 台备用，另外，如果需要将吸收塔排空时，也可以通过此泵将浆液送往事故浆罐。单台石膏排浆泵流量为 $135\text{m}^3/\text{h}$ 。

(5) 本设计的石膏脱水系统工艺为石膏浆液通过吸收塔浆液泵进入石膏旋流站，再通过溢流进入回流罐，通过回流泵回到吸收塔这样便成功与烟气反应；旋流站底部采用真空带式脱水机脱水，脱水过程中对石膏进行洗涤，以满足石膏综合利用的质量要求。石膏含水率要求不超过 10% (wt)，石膏要存放在石膏仓内。滤液要循环利用，作为补充水返回吸收塔，进行水分补充以维持液面平衡。部分回流水在经过废水旋流站浓缩后进入废水处理系统进行处理。于是对脱硫系统配备 1 个回流水箱用来接收石膏旋流器溢流浆液、皮带脱水机滤液和废水旋流站底流浆液，并配备 2 台回流水泵，1 台运行 1 台备用，每台回流水泵的流量为 $272\text{m}^3/\text{h}$ 用于将回流水送至吸收塔；设置两台废水旋流站给料泵，用于将回流水送至废水旋流站，每台废水旋流站给料泵的流量为 $9\text{m}^3/\text{h}$ 。整个流程均通过电厂监控系统实时监测，以防出现意外。

3.3 烟气工艺参数

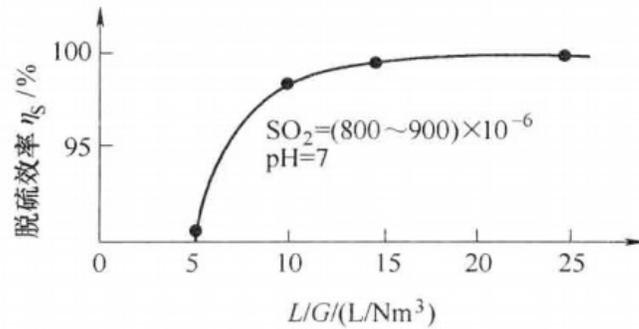
1) 钙硫比

由于不同的脱硫剂要求的达到脱硫率 95% 以上的钙硫比是不同的，因此本文采用 C_{Ca} / S 为 1.05，此式钙利用率为 95%。

1) 液气比 L / G

液气比是指进入脱硫塔的每标准立方米的烟气中喷淋循环吸收液的体积，下图为湿式石灰法的脱硫

$\eta_s - L / G$ 曲线



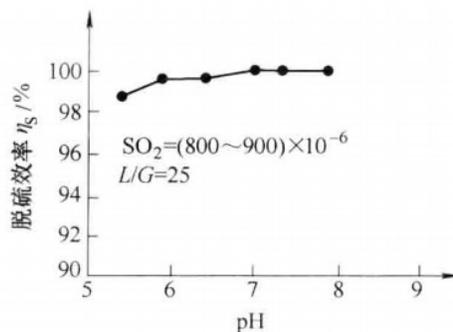
液气比的选取要既保证能够达到规定脱硫效率，又要尽量减少循环液的使用量。当液气比增大时，则循环浆液量增大，那么浆液吸收 SO_2 的面积就将增大，而且液气比较大时还可以防止结垢，因为当浆液浓度一定时，吸收的

SO_2 越少，其石膏的过饱和度就越低，也就可以防止结垢。

2) 浆液的 pH 值控制

脱硫浆液要保证酸碱度合适，当浆液中 OH^- 离子浓度高时 Ca^{2+} 或 Mg^{2+} 与它结合的等离子浓度也高，吸 HSO_3^- 就多，吸收 SO_2 的能力就强，脱硫效率就高；当浆液呈酸性时，说明 H^+ 浓度高，那么 的能力就弱。下图为

η_s 与 pH 值的关系



由图可知 pH 并不是越高越好，过高会增加吸收剂消耗量，并增加脱硫产物量，所以要选取合适的 pH 值，本文脱硫塔内循环浆液 pH 为 7.5。

2) 脱硫循环浆液浓度

当吸收塔内循环浆液吸收越来越多的 SO_2 后，将不断产生亚硫酸盐亚硫酸氢盐和硫酸盐，浆液的浓度就会不断升高，当浓度过高后就会产生沉淀，所以需要保持一定的浆液浓度来确保脱硫塔正常工作且有一定的脱硫效率。这

就需要控制循环槽排出量，还要适当返回产物过滤液并添加工业用水。本文采用的脱硫浆液浓度将控制在 12% -

15%。

3) 浆液在循环槽内停留时间

循环槽内要完成多项反应，循环槽内浆液能满足多长时间的循环喷雾运转也是影响脱硫效率的重要参数，停留时间过长将使循环槽体积过大；时间过短会导致反应不充分，使脱硫效率降低。本文停留时间设计为 4~6 分钟。

3.4、脱硫系统主要控制回路

- 1) 通过安装 pH 值传感器来实现控制电动调节阀进而改变脱硫剂添加量。
- 2) 通过安装液位传感器来获得输出信号进而控制电磁阀进行补水量的自动调节。
- 3) 由于 CaSO_4 浓度升高，需排除部分浆液，设置浆液密度传感器与电动调节阀联锁来控制浆液排出量。
- 4) 在塔的入口处设置温度传感器实现烟气温度在线监测及控制。
- 5) 除雾器设定反冲洗时间。
- 6) 在 CaO 搅拌槽及浆液储存槽内设置上、下液位节点传感器控制电磁阀来保持液位正常。

3.5、烟气脱硫装置

石灰石-石膏法烟气脱硫装置一般由吸收剂制备系统、烟气吸收及氧化系统、脱硫副产物处置系统、脱硫废水处理系统、烟气及烟气再热系统、自控和在线监测系统等等系统组成。

(1) 吸收剂制备系统

在本设计中因为石灰石的经济性与实用性选用石灰石作为吸收剂。为了保证脱硫石膏的质量以及减少脱硫废水

的排放量，用于脱硫的石灰石中 CaCO_3 的含量要求高于 90%。石灰石粉的细度也需要进行设计，其规格需要根据石灰石的各项物理特性和脱硫系统的综合性能进行设定。本设计煤粉属于高含硫量煤质，石灰石粉末的细度需要保证 325 目 90%过筛率。

制备石灰石吸收剂可以直接从市场选购适用本设计的石灰石颗粒，加水搅拌制成石灰石浆液。本设计两台脱硫塔两炉合用一套吸收剂浆液制备系统。

(2) 湿磨系统

湿磨制浆系统是磨制和制浆同时进行的，从场外运输来的石灰石经卸料斗、振动给料机进行冲洗、带式传动机传送、斗式提料机运输、料仓、给料机进行精确控制输送至湿式球磨机进行细磨，再由浆液循环箱、浆液循环泵运送至石灰石浆液箱。

此机组设置两台湿式球磨机，单台出力以 70%石灰石消耗量计算，并且不能少于 50%校核工况下的石灰石消耗量。石灰石浆液箱容量以不小于设计空况下 6-9 小时的消耗量计算。

5、烟气吸收及氧化系统

(1) 吸收塔

本设计采用一炉配一塔方案，吸收塔整体结构采用钢建造，内部结构则根据防腐耐磨规定进行设计，对其外形根据烟气流动特性进行设计，吸收塔内壁采用碳钢衬玻璃鳞片树脂铺设，底部喷涂防腐材料涂层以防从顶部坠落的浆液冲刷。

(2) 喷淋系统及除雾器

本设计采用喷淋吸收塔工艺，设置五层喷嘴，四用一备，喷嘴采用碳化硅材料，浆液循环泵按照单元制、每层喷嘴配一台循环泵要求进行设计，要将喷嘴设计为耐用、防堵，这就需要充分考虑到浆液浓度以及结垢情况。本设计在脱硫塔内装设除雾器，采用折流板除雾器，要求正常工况下出口烟气中雾滴浓度不超过 75mg/m³，并且对除雾器设置水冲洗装置。除雾器要采用三角板型除雾器以增加除雾性能。

(3) 氧化风系统

每座脱硫塔设置三台 50%容量氧化风机，其中一台风机备用，一台脱硫塔配备一台风机，风机容量为 6000m³/h。

第四章、导流板节能分析本文采用 FLUENT 对流场进行模拟，由于气体流场影响因素众多，本文将对其进行系统分析。

4.1 模型假设：

- 1) 烟速较低，假设为不可压缩性牛顿流体
- 2) 不考虑重力和烟温对流场的影响
- 3) 不考虑塔内喷嘴等小物件对流场的影响
- 4) 暂不考虑喷淋效果对烟气的影响

4.2 基本控制方程

基于以上假设以及守恒定律和雷诺方程可推导出以下公式

连续性方程：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = 0$$

动量守恒方程：

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} (\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = - \frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j}$$

式中 p 是静压， τ_{ij} 是应力张量， ρ 为流体密度， u_i 为沿 i 方向的速度分量

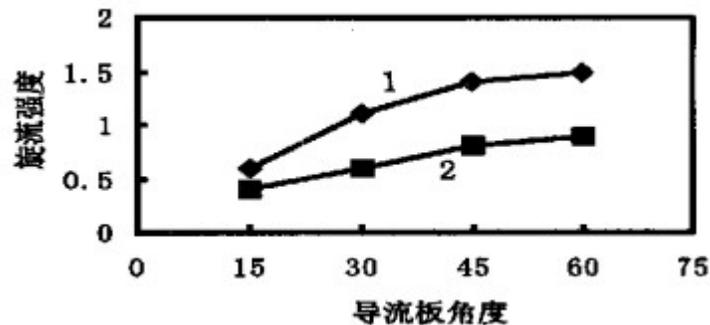
4.3、烟气流场初步分析

1) 加装导流板

在气体入口处设置导流板，可使气流旋转进入塔内，这种设计可消除进口旋流区，使塔内气体均匀分布，充分利用塔内空间，使流场变得平衡流畅。加装导流板后还可使气液接触时间变长，并在流速不变的情况下可以使气液解除增强，对于气体扩散有利，可以让气液接触面积增大，使气液反应更充分；加装导流板后使吸收塔在不同烟气流量时，塔内流场保持平滑流动，对提高系统调节能力有利。

通过一些论文用测压仪、测速仪等仪器对脱硫塔不同高度处进行测量。以导流板数量、角度以及是否对称放置作为自变量，可看出，当单个进口布置导流板角度 α 过小时，塔下部进口侧会产生回流区，截面轴向分布会极不均匀，其中进口对面的轴向速度会很大。

而当采用两面对切进口 $\alpha=30^\circ$ 布置导流板时，截面处没有产生回流区，但速度仍有较小趋势的不均匀，说明两面对切布置时可使塔内拥有平滑流动状态，改善流动充满度，使喷淋塔运行具有更好的可调节性。



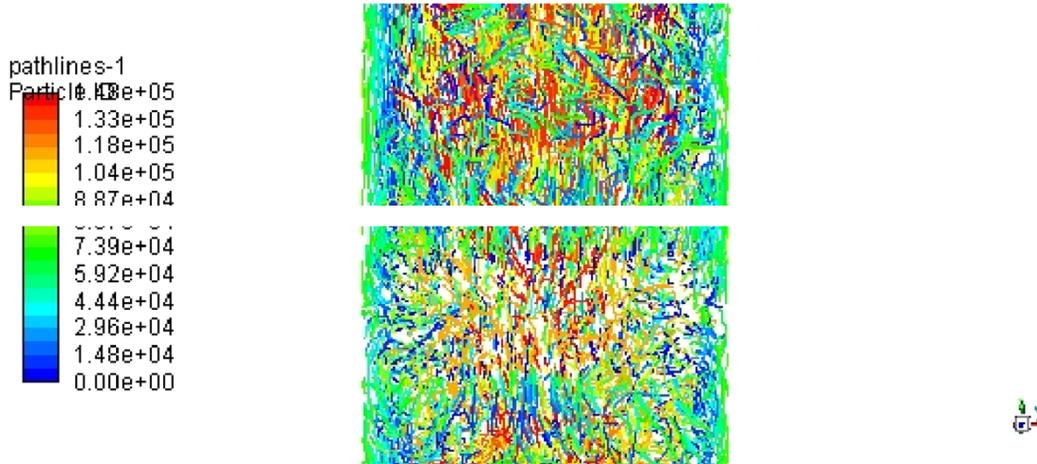
当对四个导流板采用相同角度时，截面上旋强度随角度变化如曲线 1 所示，且可以从图中看出当旋转角度过小时可以产生旋流，在 $\alpha > 45^\circ$ 后产生的旋流作用逐渐变弱，且流动压力损失增速过大，所以导流板旋转角度不能过大。

当将两个导流板关闭，剩余两个导流板转动时，产生的旋流强度如图中曲线 2 所示。如图可见这样不如四个导流板一致的情况，因此这样不如上面的设计方案。

2) 不同塔径的模拟结果

本设计采用 fluent 进行模拟，当塔径不同时对脱硫塔脱硫效率影响很大。塔径大小会影响塔内气体充满度以及流场状态，经数据模拟可以得出，塔径增加时，流场可能由均匀状态变为有冲壁现象，这就可能导致烟气短路，影响脱硫效率；且流场可能会由无旋涡变为有旋涡发生，并且烟气贴壁现象更为严重，这就可能造成除雾器堵塞结垢，所以在运行过程中要注意监测除雾器压降，来及时调

整除雾器冲洗系统；此外当塔径增加时，塔内烟气流速会相应减小，但中部旋涡会随之增大，这有利于延长烟气与浆液滴之间的接触，也就提高了脱硫效率，但是旋涡增大也会导致阻力增大。



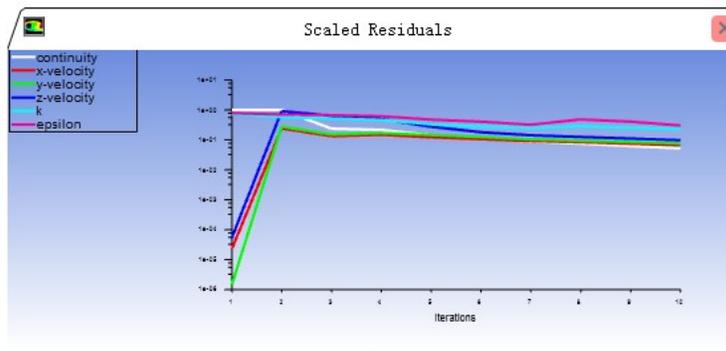
2) 不同负荷的模拟结果

本文针对负荷 30%~100%BMCR 之间烟气流场的变化进行了分析。由分析结果可以得到，随着负荷的增加，入口处烟气冲壁有明显增强，且拐角处的旋涡也随之增加。因此可以根据情况调整喷淋层模式，以此来降低运行成本。

3) 不同烟速模拟结果

当烟速由 4m/s 升至 7m/s 时，脱硫塔内流场湍流充满度变大，而烟气流场趋势一致，因此可判定吸收塔可以适应煤质在一定范围内变化的情况。虽然烟气流速高可以减小塔径，减少工程造价，但其会导致阻力的上升，并且烟气流速大会导致气液接触时间短，反应不充分，使脱硫效率下降，因此要多方面考虑烟气流速。

5.4 针对本设计脱硫塔进行脱硫塔流场模拟分析



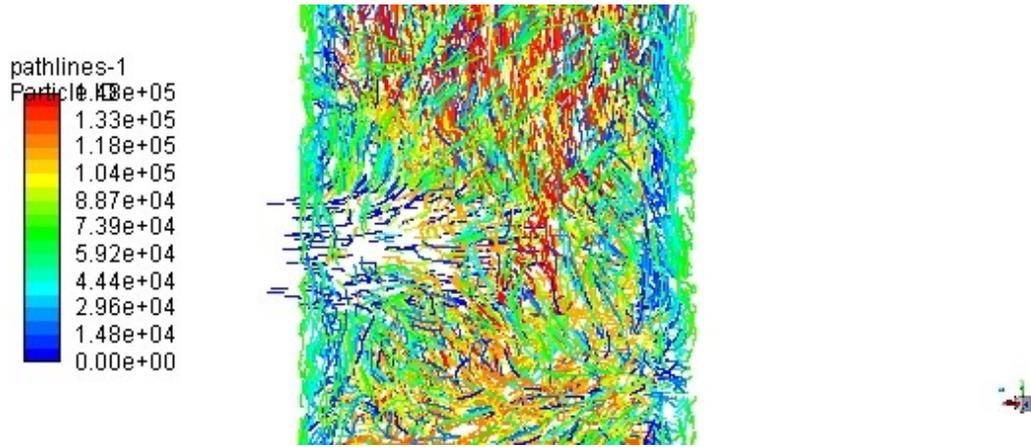


图 1 脱硫塔进口右侧 45° 流场



图 2 脱硫塔进口正面流场

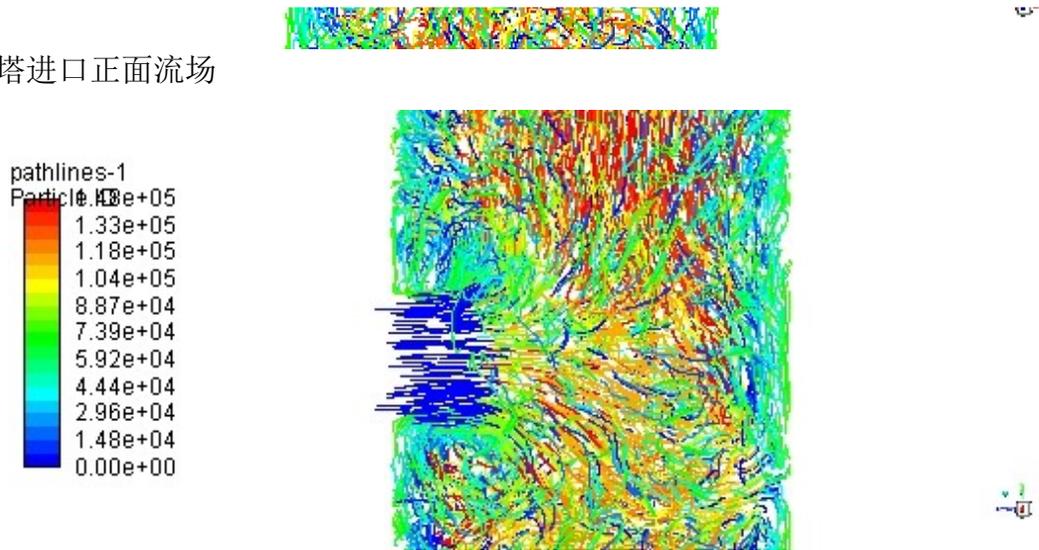


图 3 脱硫塔进口右侧流场



图 4 脱硫塔进口左侧流场

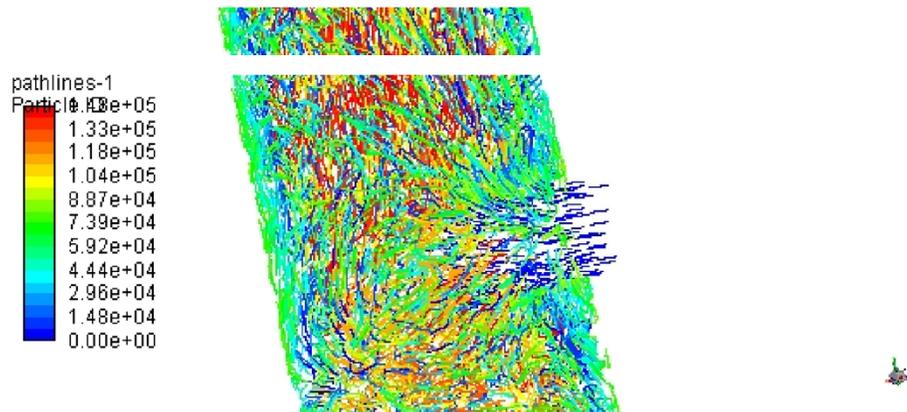
由模拟结果不难看出，脱硫塔内部流场由进口向上下两个方向分化，有约 $\frac{2}{5}$ 烟气经小于 180° 角度向上扩散，而

剩下 $\frac{3}{5}$ 向下扩散一定距离后由于向上的升力改变方向进而扩散至出口。

在不加装导流板的情况下，流场由于气流的不均匀性在进口处易产生拥堵，可能会导致脱硫塔进口处压力增加，这将使烟气难以进入，恶性循环下，可能将导致烟道堵塞，致使锅炉难以充分燃烧。在进口处压力增加的情况下可能还会导致向下流动的烟气难以返回脱硫塔上部，这将会引起烟气流速

下降，进而导致烟气跟浆液接触时间过长使烟气含水量过大以及浆液饱和度过高，这两种情况分别对烟气排放情况和石膏质量有影响，因此解决脱硫塔入口烟气流动方向对于脱硫塔经济效应非常重要。

在前两节已经对导流板加装效果进行了分析，针对本设计情况，要尽量使脱硫塔进口处下半部分烟气尽量向上流动，并且要使气流保持均匀流动，还要让烟气流速保持一致，这就可以采用与进口管壁夹角 30° 的方法进行加装导流板，这个角度是为了最大程度保持烟气



的均匀流速与脱硫塔内的流场平衡。为了使导流板不影响塔内气体流动，这个导流板需要整个部件位于烟道内，在上面的一些图中可以看到气流到了有转角的位置将产生一定程度的旋涡，在为了使烟气在与导流板接触时不会产生过强的旋涡效应，与烟道接触的部分应采用圆弧接触，这可以削弱烟道内的旋涡效应，使气流在改变方向时变得更加柔和。加装导流板后可以使脱硫塔进口下半部分烟气拥有向上的动能，不用经过向下的路径后再流向出口，并且这将极大减弱脱硫塔进口气流拥堵状况。在气流拥有稳定流速后，脱硫塔内浆液与烟气的反应将更加充分，这将提高脱硫塔脱硫率，并提高脱硫塔的经济性。

除此之外，可以看到在塔内进口烟道的上下方烟气均产生了旋涡，针对这一现象，可以采用加装弯板以使气体流动更加顺畅，减小气流遇到管壁时的冲力以及转向力。

总结

本文的脱硫塔设计是目前电厂设计中不可缺少的一项，其作为去除烟气中二氧化硫的步骤，对于保护自然环境有着重要的意义，因此脱硫塔的设计步骤很关键，既要考虑到充分吸收烟气中的有毒物质，还要兼顾效率与经济性的双重指标。目前针对电厂环境保护的措施已经有很多，而烟气吸收可以说是最后也是最关键的一步，所以对其的优化研究也需要进一步进行，本文所进行的脱硫塔进口处安装导流板研究可以说是比较简单的一项，通过对其内部流场进行改善，增强气液接触面积，进而增加吸收反应速率来强化脱硫塔吸收二氧化硫速率。

参考文献：

- [1]王飞,罗天园,罗丽梅. 12V240 燃气机燃料供给系统设计 [J]. 柴油机设计与制造, 2024, 30 (03): 13-17.
- [2]张浩杰. 城市轨道交通给排水及消防系统设计要点探究 [J]. 绿色建筑, 2024, (05): 124-128.
- [3]吴修玉,刘海,左学谦. 基于研华 MAS 控制器的鞋底磨边机控制系统设计 [J]. 机械管理开发, 2024, 39 (09): 205-206+209. DOI:10.16525/j.cnki.cn14-1134/th.2024.09.071.
- [4]申高文. 皮带机智能动态纠偏系统设计及应用分析 [J]. 机械管理开发, 2024, 39 (09): 244-246. DOI:10.16525/j.cnki.cn14-1134/th.2024.09.086.
- [5]郭迎锋. 基于无线传感器网络开发的液压支架电液控制系统设计 [J]. 机械管理开发, 2024, 39 (09): 247-249+252. DOI:10.16525/j.cnki.cn14-1134/th.2024.09.087.
- [6]李尚平,甘伟光,郑创锐,等. 甘蔗切种机多刀闭环协同控制系统设计与试验 [J/OL]. 农机化研究, 1-8[2024-09-10]. <https://doi.org/10.13427/j.issn.1003-188X.2025.06.023>.
- [7]李国保,曾蕙明,夏倩倩,等. 基于 FPGA 的压力管道泄漏声波信号采集系统设计 [J/OL]. 无线电工程, 1-10[2024-09-10].

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/845140314243012003>