

[研究·设计]

DOI:10.3969/j.issn.1005-2895.2014.05.002

基于正交法的进口分布器内 分布管的结构优化

冯 贺, 虞 斌, 纪鹏飞

(南京工业大学 机械与动力工程学院, 江苏 南京 210009)

摘 要: 气体进口分布器是炭黑急冷器的关键部件。若进入换热管内的炭黑烟气分布不均匀, 有可能导致烟气在某些管子内结焦而发生堵塞, 因而改变急冷器的操作状态。针对这种现象, 以炭黑急冷器进口分布器内的分布管为对象, 通过数值模拟及正交分析研究其结构参数对烟气分布均匀度的影响, 得出影响最大的因素并求得最优值。

关 键 词: 分布管, 正交分析, 结构优化, 数值模拟

中图分类号: TK172.4

文献标志码: A

文章编号: 1005-2895(2014)05-0005-04

Structural Optimization of Distribution Tubes in Inlet Distributor Based on Orthogonal Analysis

FENG He, YU Bin, JI Pengfei

(School of Mechanical and Power Engineering, Nanjing Tech University Nanjing 210009, China)

Abstract: Gas inlet distributor is the key part to carbon black quencher. If the carbon black smoke distribution was uneven, some tubes in carbon black quencher would be blocked because of coking, which would change operation state of quencher. Aiming at the phenomenon, tubes in distributor is taken as an object, and the effect of structural parameters on evenness of carbon black smoke is analyzed based on numerical simulation and orthogonal analysis, and the largest effect factor and the optimal value are obtained.

Key words: distribution tubes; orthogonal analysis; structural optimization; numerical simulation

为使裂解气均匀地流入各换热管, 进口管箱内设使气体转向、增强湍流作用的气体分布器, 其结构对裂解气在废热锅炉中的流动状况和换热效果具有重要影响^[1]。分布器中分布管的结构参数是影响裂解气在换热管内入口流量均匀度的重要参数, 因此合理地选择分布管的结构参数, 使进入各换热管的裂解气分布趋于均匀, 是保证裂解气在急冷器内急冷效果的关键, 是急冷器设计研究的重要内容。

1 分布管的结构

文中提到的炭黑急冷器的分布器是采用两排正三角形错排排列的结构。分布管的相对距离为 a (分布管到扩压器出口的距离与分配空间区的高度之比), 相对直径为 b (分布管板外形大小的当量直径与椭圆形管板的纵向直径之比)。根据工程实践中有关此数

据的经验选择, 本文选取了 $a = 2.1, b = 0.5$ 。许多研究者对气体横掠圆形与椭圆形管束进行了研究, 结果表明采用椭圆管能减小阻力系数、降低流动损失^[2-4]。以综合考虑分配器内涡量、湍流耗散率和气体分配不均匀性进行综合评价显示分布管截面的椭圆度 e 在 $1.12 \sim 1.20$ 之间, 具有较佳的综合性能。本文采用 e 为 1.20 的椭圆管进行分析, 椭圆形分布管机构示意图见图 1。

2 评价指标及正交试验设计

2.1 评价指标

采用换热管内体积流量的标准方差 σ_{STD} 作为各换热管内出口流量不均匀度的评价指标

$$\sigma_{\text{STD}} = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (Q_i - \bar{Q})^2} \quad (1)$$

收稿日期: 2014-03-013; 修回日期: 2014-04-14

作者简介: 冯贺 (1989), 男, 江苏徐州人, 硕士研究生, 研究方向为高效传热传质设备。E-mail: fengtone@126.com

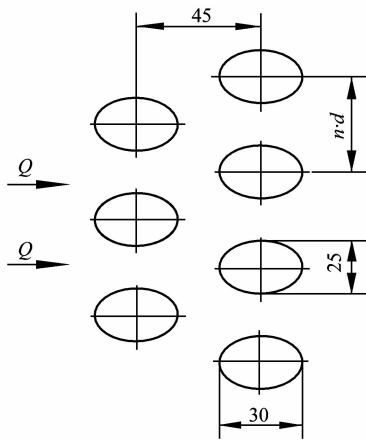


图1 椭圆形分布管结构示意图

Figure 1 Schematic diagram of elliptic gas distributor of tubes

式中: n 是研究的换热管根数(此处取 1/4 模型的换热管根数,为 34); Q_i 是第 i 跟换热管内的体积流量; $\bar{Q}$ 是所有换热管内的流量的平均值。由式 1 可知, σ_{STD} 的值越小,炭黑烟气的分布性就越好。

2.2 正交试验设计^[5]

为了得到较好的分配器的结构,采用正交设计的方法对分布器结构进行分析,每个因素有 3 个水平,为 3 因素 3 水平问题,使用正交表 $L_9(3^4)$,因素水平见表 1。

表1 因素及水平

Table 1 Factors and levels

水平	因素		
	纵向间距 A/mm	横向间距 B/mm	分布管短轴 C/mm
1	40	40	22
2	50	50	25
3	60	60	30

从表 1 可知,9 个试验中,每个因素的每个水平都做了 3 次试验,各因素的每个水平搭配是均衡的,每两个因素的每种水平都做了一次试验,虽然只做了 9 个试验,但是仍然能全面了解情况,能够代表全部试验。

2.3 结果分析

计算方案及试验结果见表 2,具体分析结果如表 3 所示, K_1, K_2, K_3 为因素各水平对应的 σ_{STD} 值的和,各水平所对应的平均值为 k_1, k_2, k_3 ,极差为平均值中最大值减去最小值所得值。极差越大,则因素对试验指标的影响越大。由表 3 可以知道, A 因素影响最大,是主要因素, C 因素影响最小。可见,对于该进口分配器,因素的影响程度依次为分布管的纵向间距、分布管的

管子直径、分布管的横向间距。影响最大的因素是分布管的纵向间距。

表2 正交试验计算方案及试验结果

Table 2 Calculation procedure of the orthogonal test

序号	因素			不均匀度
	A	B	C	$\sigma_{STD}/(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$
1	1	1	1	8.60
2	1	2	2	8.30
3	1	3	3	12.86
4	2	1	2	5.09
5	2	2	3	6.95
6	2	3	1	5.48
7	3	1	1	6.88
8	3	2	1	7.68
9	3	3	2	6.69

表3 计算结果

Table 3 Calculation results $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

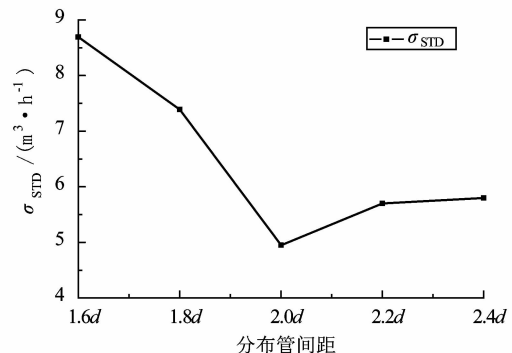
因素	K_1	K_2	K_3	$k_1(K_1/3)$	$k_2(K_2/3)$	$k_3(K_3/3)$	极差
A	29.76	17.52	21.25	9.92	5.84	7.08	4.08
B	20.57	22.93	25.03	6.86	7.64	8.34	1.48
C	21.76	20.08	26.69	7.25	6.69	8.90	1.65

文中对结果影响最大的因素 A 进行取值分析,以期得到最优结果。

3 取值分析及数值模拟

3.1 取值分析

对图 1 中的间距 $n \cdot d$ 取不同的值对其结果进行比较,观察不同的间距下的 σ_{STD} 的大小。本文取 $1.6d, 1.8d, 2.0d, 2.2d$ 和 $2.4d$,其中 d 为椭圆管短轴长度 25 mm 。经计算得出不同间距的情况下,不同管间距的分布器得到的 σ_{STD} 大小如图 2 所示、各换热管内流量与平均值的相对偏差如图 3 所示。

图2 不同管间距的 σ_{STD} 值Figure 2 Value of σ_{STD} in different tube pitch

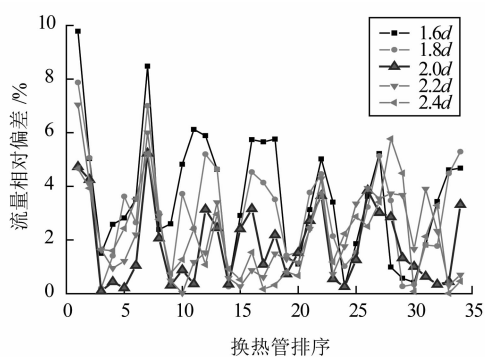


图3 不同管间距下各换热管内流量
与平均值的相对偏差

Figure 3 Relative deviations of rate of flow in
heat transfer tubes in different tube pitch

按管间距递增下的 σ_{STD} 值经计算得出分别为: 8.69, 7.39, 4.95, 5.70, 5.80。此外从图2、图3可以得出结论:在分布器管间距在 $2.0d$ 的前提下, 体积流量的 σ_{STD} 最小, 各换热管内流量与平均值的相对偏差亦最小。

3.2 数值模拟

在分布器管间距在 $2.0d$ 时, 换热管出口截面的速度分布云图如图4所示, 从图中可以看出换热管出口端的速度分布大致均匀。

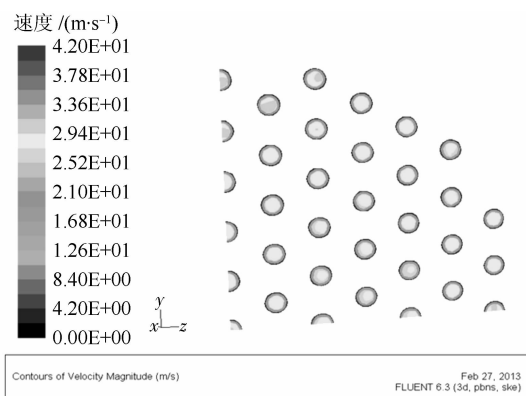


图4 出口速度分布图

Figure 4 Velocity distribution of outlet nozzles

为了进一步研究每根换热管出口之间流量的差距, 列出表4来表明每根换热管出口的烟气流量(整根换热管的流量)。

此时烟气的均匀度 $\sigma_{STD} = 4.95$ 。

图5给出了1/4模型34根换热管内的流量分布与换热管内流量总平均值的相对偏差, 由图可见绝大多数的换热管流量相对偏差控制在3%以内, 最大的为5.23%, 这说明经过进口分配器后烟气得到了很好的均布, 能达到工艺的要求。

表4 每根管内的流量

Table 4 Volumetric flow rate of each tube

管子序号	流量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	管子序号	流量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)
1	217.78	18	208.98
2	212.11	19	204.77
3	202.30	20	198.76
4	199.03	21	194.28
5	194.58	22	192.88
6	196.54	23	206.20
7	216.03	24	199.82
8	207.98	25	198.82
9	201.11	26	195.36
10	194.37	27	191.54
11	196.99	28	194.88
12	212.40	29	201.35
13	211.27	30	201.20
14	202.41	31	198.23
15	196.90	32	205.47
16	192.75	33	210.93
17	193.54	34	212.58

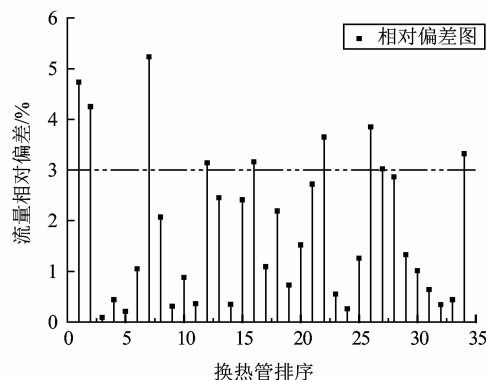


图5 各换热管内流量与平均值的相对偏差

Figure 5 Relative deviations of rate of
flow in heat transfer tubes

4 结论

本文对椭圆度为1.2的椭圆分布管、分布管的相对距离 $a=2.1$ 及相对直径 $b=0.5$ 进行研究。同时对分析了不同分布管间距的情况下烟气的体积流量的标准方差 σ_{STD} , 得出分布管间距为 $2.0d$ (d 为椭圆管短轴) 时的进口分配器为较理想结构形式, 结果显示每根换热管内的烟气流量大致相同, 体积流量的标准方差 σ_{STD} 为4.95, 流量相对偏差控制在3%以内。换热管内的烟气分布一致, 这样可以有效改善管板结焦与管板中心部位冲刷严重的问题, 不仅能延长设备的使用寿命, 同时还提高了换热管的换热效率, 产生明显的经济效益。

(下转第11页)