

# GE 水煤浆加压气化中粗煤气洗涤工艺的优化和设计

周 鹏<sup>1,2\*</sup>, 郎中敏<sup>2</sup>

(1. 神华包头煤化工有限责任公司, 内蒙古 包头 014030;

2. 内蒙古科技大学, 内蒙古 包头 014010)

**摘要:**结合神华包头煤化工有限责任公司 GE 水煤浆气化炉的实际生产运行情况,就洗涤塔排水管线堵塞磨损、激冷水泵磨损、向气化后系统带水带灰等方面介绍了粗煤气洗涤效果不佳带来的问题,说明了煤气除尘优化的必要性,并设计了一款旋风分离器,改变并优化了原有的粗煤气净化流程,在现有的工况下,计算旋风分离器的各项参数,经验证可以满足目前的生产需要。

**关键词:**GE 气化炉;煤气净化;带灰带水;磨损;旋风分离器;设计

中图分类号:TQ546.5

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)07-0194-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.07.045

## Optimization and design of purification process for crude gas in pressurized gasification of GE coal-water slurry

ZHOU Peng<sup>1,2\*</sup>, LANG Zhong-min<sup>2</sup>

(1. Shenhua Baotou Coal Chemicals Co., Ltd., Baotou 014030, China;

2. Inner Mongolia University of Science & Technology, Baotou 014010, China)

**Abstract:** Based on the practical production and operation conditions of GE coal-water slurry gasifier in Shenhua Baotou Coal Chemicals Co., Ltd., the problems caused by bad washing efficiency of crude coal gas are introduced from the aspects that the drainage pipelines in the washing tower are clogged and worn, the chilled water pump is worn, and water and ash are carried into the post gasification system. The necessity to optimize the gas dedusting is explained clearly and a cyclone separator is hence designed to change and optimize the original crude gas purification process. All parameters of the cyclone separator are worked out under the existing conditions and can meet the current production needs after practical verification.

**Key words:** GE gasifier; purification of coal gas; with water and ash; abrasion; cyclone separator; design

GE 水煤浆气化技术是当前被广泛采用的新一代先进洁净煤气化技术之一。目前煤化工行业 GE 水煤浆加压气化通常采用激冷流程,本文中前段结合现有 GE 水煤浆气化技术,从洗涤塔排水管线堵塞磨损、激冷水泵磨损向气化后系统带水带灰等方面介绍粗煤气洗涤效果不佳带来的问题。

本文中后段设计了一种轴径向旋风分离器并针对粗煤气离心分离净化进行工艺计算,计算结果表明该旋风分离系统适用于粗煤气的净化除尘。

### 1 粗煤气净化除尘存在的问题

GE 水煤浆气化系统在运行过程中会出现较多影响稳定运行的难题,尤其是粗煤气除尘效果不佳导致的黑水管线、激冷水泵磨损堵塞等问题已成为

影响稳定生产的重要因素<sup>[1]</sup>。粗煤气洗涤后的固体颗粒多数集中在洗涤塔中,激冷水泵又从洗涤塔中取水泵送到气化炉激冷室,这就导致了洗涤塔排水管线和激冷水泵磨损和泄漏严重,阻碍了正常生产。

#### 1.1 洗涤塔排水管线问题

洗涤塔底部的黑水排放管线是磨损泄漏最严重的区域,本区域水质最差,水中夹带着固体灰渣颗粒,高流速下,对管线造成了严重的磨损,在大颗粒集中通过时,还会造成管线堵塞。

图 1 是在气化炉停车,打开黑水管线堵板后管线的堵塞情况。表 1 为 2014—2016 年 3 年时间内洗涤塔排水管线出现的堵塞和磨损泄漏次数。当出现该类问题时,气化炉必须减负荷退气或停车处理,

直接影响了装置的安全稳定运行。

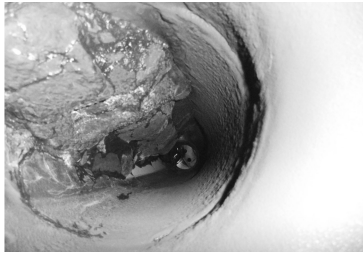


图1 洗涤塔排水管线的堵塞情况

表1 洗涤塔排水堵塞及磨损统计

管线问题	2014年	2015年	2016年
堵塞次数	4	4	5
磨损泄漏次数	5	6	5

### 1.2 激冷水泵和激冷水管线的问题

洗涤塔内的水经激冷水泵后作为激冷水送至气化炉,洗涤塔水浴固含量高,而激冷水泵需要持续泵送洗涤塔的黑水,会造成激冷水泵机封泄漏和激冷水管线的堵塞,进而导致激冷水流量因管线堵塞而下降,严重时可能导致气化炉停车。图2是激冷水管线的堵塞情况。表2是近3年因激冷水问题造成的装置停车次数和经济损失。



图2 激冷水泵及激冷水管线的堵塞情况

表2 激冷水问题造成的停车次数及经济损失

事故统计及经济损失	2014年	2015年	2016年
激冷泵机封泄漏停车次数	5	6	1
激冷水流量低停车的次数	1	4	2
事故造成经济损失/万元	240	400	100

### 1.3 洗涤塔至后系统带水带灰问题

气化产生的粗煤气的主要洗涤场所发生在洗涤塔内。如果洗涤塔的洗涤效果不佳,就会造成粗煤气向后变换系统带水带灰严重,甚至会影响变换系统催化剂活性。造成这一现象的因素主要包括洗涤塔内水质变差、洗涤塔内件脱落或损坏、系统热负荷过高导致水循环温度上涨等,其中洗涤塔水质差是导致往后系统带水带灰严重的主要因素。图3是洗

涤塔内因系统水质差导致的结垢现象。



图3 洗涤塔内因水质差导致的结垢现象

## 2 粗煤气除尘优化的必要性

气化炉来粗煤气进入洗涤塔洗涤后会导致洗涤塔内水质变差,进而会引起一系列影响气化装置稳定运行的因素。从目前的实际运行来看,亟需优化洗涤工艺,加大粗煤气的除尘和洗涤力度,避免因水煤气除尘洗涤不彻底而造成的气化炉无法长周期运行。丁振伟等<sup>[2]</sup>提出通过降低热流强度、扩大上升管直径、加大激冷室液面上部分分离空间及气化炉合成气出口增设气水分离器的改进措施来缓解合成气带水问题。本文中设计一种新型的轴径向旋风分离器并将其应用于现有GE水煤浆气化工过程中,试图彻底解决水煤气洗涤不彻底的问题。

## 3 旋风分离器的设计及原理

旋风分离器中颗粒分离的机理是颗粒由于离心力的作用克服气流的阻力向壁面运动,到达壁面附近后,由于边界层内较小的湍流,颗粒会沿着壁面进入灰斗中,从而得到分离。对于微细颗粒(粒径小于 $5\mu\text{m}$ ),由于其所受到的离心力小于气流对其的阻力,因此,一般来说,这一类颗粒很难得到分离。随着工业装置生产规模的提高以及操作条件变得更为苛刻,对旋风分离器性能的要求也不断提高。一方面要求旋风分离器有更强的捕集细粉的能力;另一方面要求旋风分离器的压降进一步减少,以降低能耗<sup>[3-4]</sup>。所以,迫切需要研究出高效能且低能耗的新型旋风分离器。

本文中设计的气-液-固分离系统和方法从源头上克服了现有粗煤气净化技术中存在的除尘效率偏低、能耗大、用水量大、喷淋装置和管道易堵塞等问题,对粗煤气的净化起到了超前效果。

## 4 2种煤气洗涤工艺对比

### 4.1 原粗煤气洗涤流程简述

水煤浆和氧气在工艺烧嘴中充分混合雾化后进

入气化炉的燃烧室内进行气化反应。生成以 CO 和 H<sub>2</sub> 为有效成分的粗合成气。粗合成气与熔融态灰渣一起向下,经过均匀分布激冷水的下降管进入激冷室的水浴中。激冷水泵从洗涤塔黑水排放管上部抽取黑水,加压作为激冷水和文丘里洗涤器的洗涤水。从气化炉出来的饱和合成气进入文丘里洗涤器,在这里与激冷水泵送来的工艺水混合,使合成气中夹带的固体颗粒完全润湿,以便在洗涤塔内能尽可能完全沉降。

从文丘里洗涤器出来的气液混合物进入洗涤塔内,沿下降管进入塔底部的水浴中。合成气向上穿过水层,大部分固体颗粒沉降到塔底部与合成气分离。上升的合成气沿下降管和导气管的环隙向上穿过 4 层固阀式塔板,与变换冷凝液泵送来的高温高压变换冷凝液进行逆向接触,进一步洗涤除掉固体颗粒。合成气在洗涤塔顶部经过旋流板除沫器,除去夹带在气体中的雾沫,然后离开洗涤塔到下游的变换装置。

#### 4.2 新粗煤气洗涤流程简述

粗合成气从下降管和导气管的环隙间上升,出激冷室去初级旋风分离器,气固分离后,分离后的粗煤气从出气口进入到文丘里洗涤器,与激冷水泵加压后的激冷水进行洗涤。原有的从激冷室出来的粗煤气洗涤水不变。携带一定含水量及灰尘量的粗煤气通过轴径向初级旋风分离器的离心分离作用和重力沉降作用实现粗煤气中液滴、灰尘与煤气的初步分离;净化气从升气管顶部经二级雾化喷淋装置喷淋雾化后进入后续除尘系统,分离出的固液混合物从初级分离器底部排出,经加入一定剂量水处理剂的静态混合器后与水处理剂作用进入次级旋液分离器,经过二级离心分离及重力沉降后,上清液从排液管送入碳洗塔塔盘,固含量较高的成分经锁斗集渣系统排入渣收集池。流程如图 4 所示。

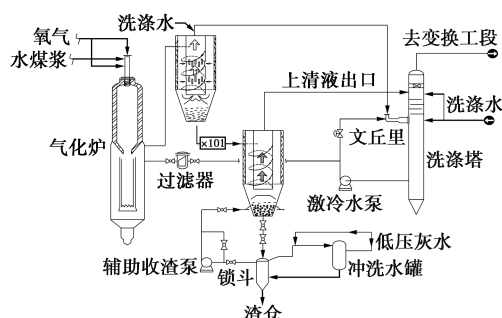


图 4 新粗煤气洗涤工艺流程简图

## 5 旋风分离器的设计计算

设计的新型气液固旋风分离系统中,集渣回收系统和旋液分离器都是较成熟的系统,目前在 GE 水煤浆加压气化中普遍使用,已在工业化流程中实践,能够在实际生产中使用并大型化,但是旋风分离器从未在水煤浆加压气化中实现工业化和大型化,需要结合粗煤气和灰渣的特性,定量计算和分析在工业上的可行性,为工业化提供理论依据,以下是结合实际生产状况进行的数据计算。

粗煤气的工艺条件: $t = 242^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 6.1 \text{ MPa}$ ,量计显示  $V_{\text{标}} = 30 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,通过管道的直径  $\text{DN} = 600 \text{ mm}$ ,管壁厚度  $28 \text{ mm}$ ,粗煤气中所含灰渣密度  $\rho_s = 1200 \text{ kg/m}^3$ 。

(1) 工艺管道流量  $V$  的计算(分离器入口流量)  
根据克拉伯龙公式计算:

$$PV = nRT \quad (1)$$

$$PV/T = P_{\text{标}} V_{\text{标}} / T_{\text{标}} \quad (2)$$

式中, $P$  为工艺条件下的压力,MPa; $V$  为工艺条件下的流量, $\text{m}^3/\text{h}$ ; $T$  为工艺条件下的温度,K。

由公式(2)可算得: $V = 9277 \text{ m}^3/\text{h} = 2.57 \text{ m}^3/\text{s}$ ,圆整得  $V = 2.6 \text{ m}^3/\text{s}$ 。

(2) 工艺管道内流速  $u_i$  的计算(分离器进口流速)

$$u_i = V/A \quad (3)$$

式中, $A$  为管道内的截面积, $\text{m}^2$ 。

已知  $\text{DN} = 600 \text{ mm}$ ,厚度  $28 \text{ mm}$ ,可计算得知管道内径  $= 544 \text{ mm}$ ,代入公式(3)可得  $u_i = 11.2 \text{ m/s}$ 。

(3) 工艺管道内粗煤气密度  $\rho$  的计算

实际测得水煤气中的气体体积组成,  $\text{H}_2 : \text{CO} : \text{CO}_2 : \text{其他} = 0.39 : 0.41 : 0.19 : 0.01$ ,又测得水煤气中的水气比  $= 1.3$ ,可计算得:

$$V_{\text{干气}} = 1/2.3 = 43.48\%$$

$$V_{\text{水蒸汽}} = 1.3/2.3 = 56.52\%$$

水煤气的平均摩尔质量:

$$\sum n_i = M_i * V_i = 19.14 \text{ g/mol}$$

水煤气标况下的密度:

$$\rho_{\text{标}} = 19.14 \text{ g/mol} * 22.4 \text{ L/mol} = 0.8544 \text{ kg/m}^3$$

引用公式(1)可得:

$$\rho = \rho_{\text{标}} * T_{\text{标}} / T = 27.63 \text{ kg/m}^3$$

(4) 粗煤气黏度  $\mu$  的测定

在工况  $P = 6.1 \text{ MPa}$ ,  $t = 242^{\circ}\text{C}$  的条件下,无法直接测得气体的黏度,所以利用 Aspen 软件计算得出,

$\mu = 0.023CP = 2.3 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

(5) 分离器尺寸的计算

一般旋风分离器以圆筒直径  $D$  为参数,其他尺寸都与  $D$  呈一定比例,如图 5 所示。

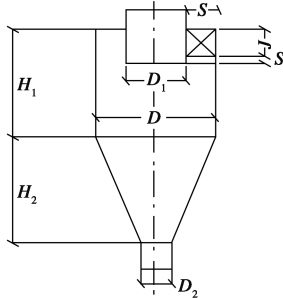


图 5 旋风分离器设备尺寸

$$\begin{aligned} h &= D/2, B = D/4, D_1 = D/2, H_1 = 2D, \\ H_2 &= 2D, S = D/8, D_2 = D/4 \\ A &= V/u_i \end{aligned} \quad (4)$$

进口截面积  $A = h \times B = D^2/8$ , 代入公式(4)可得:

$D = \sqrt{8V/u_i} = 1.363 \text{ m}$ 。圆整后得  $D = 1.4 \text{ m}$ 。

$h = 0.7 \text{ m}, B = 0.35 \text{ m}, D_1 = 0.7 \text{ m}, H_1 = 2.8 \text{ m},$

$H_2 = 2.8 \text{ m}, S = 0.175 \text{ m}, D_2 = 0.35 \text{ m}$

若设计为双进气,则  $B_{\text{双}} = B/2 = 0.175$ ,其余参数不变。

(6) 固体颗粒在分离器内的离心沉降速度  $u_r$

粗煤气中固体颗粒的粒径分布见表 3。

表 3 粗煤气中固体颗粒的粒径分布

粒径范围/ $\mu\text{m}$	5~10	10~45	45~75	75~150
质量分率/%	5	30	6	59

$$u_r = d^2 \rho_s u_i^2 / 18 \mu R_m \quad (5)$$

式中,  $d$  为颗粒的直径,分离的灰渣中  $75 \mu\text{m}$  以上的颗粒占比最大,此处取值  $75 \times 10^{-6} \text{ m}$ ;  $R_m$  为旋转半径近似取  $R, R = D/2 = 0.7 \text{ m}$ 。

代入公式(5)可得  $u_{r(d75)} = 2.91 \text{ m/s}$ 。

将直径  $50 \mu\text{m}$  和  $100 \mu\text{m}$  的颗粒代入公式(5)中可得  $u_{r(d50)} = 1.29 \text{ m/s}, u_{r(d100)} = 5.17 \text{ m/s}$ 。

(7) 气体在分离器内的旋转圈数  $Ne$  的计算

气流的有效旋转圈数为  $Ne$ ,在分离器内的运行距离是  $2\pi RNe$ ,则停留时间:

$$\theta = 2\pi RNe/u_i \quad (6)$$

离心沉降时间:

$$\theta_r = H_1/u_r \quad (7)$$

式中,  $H_1$  为气室的高度,  $H_1 = 2D = 2.8 \text{ m}$ 。

令  $\theta_r = \theta$ ,可计算得:

$$Ne = H_1 u_i / 2\pi R u_r = 2.45$$

计算得出有效旋转圈数为 2.45 圈。

(8) 临界粒径  $d_c$

所谓临界粒径,是理论上在旋风分离器中能完全分离下来的最小粒径,是判断分离效率高低的的重要依据。

$$d_c = \sqrt{9\mu B / \pi Ne \rho_s u_i} \quad (8)$$

得出  $d_c = 26.5 \times 10^{-6} \text{ m} = 26.5 \mu\text{m}$ ,则理论上可将  $26.5 \mu\text{m}$  以上的颗粒全部除去。

(9) 固体颗粒在分离器 and 管道中重力沉降速度  $u_i$

根据量纲为 1 的数群  $K$  值判别固体颗粒在管道中的沉降类型:

$$K = d \sqrt[3]{\rho(\rho_s - \rho)g/\mu^2} \quad (9)$$

分别取直径  $50, 75, 100 \mu\text{m}$  的固体颗粒代入公式(9)可得:

$$K_{d50} = 4.21, K_{d75} = 6.3, K_{d100} = 8.43$$

由于  $K$  值大于 2.62、小于 69.1,所以粗煤气中固体颗粒多数沉降在过渡区,所以可用艾伦公式计算沉降速度:

$$u_i = 0.27 \sqrt[3]{d(\rho_s - \rho)g/\rho * Re_i^{0.6}} \quad (10)$$

$$Re_i = du_i \rho / \mu \quad (11)$$

将公式(11)代入公式(10),则固体粒径  $75 \mu\text{m}$  颗粒的沉降速度  $u_{i(d75)} = 0.089 \text{ m/s}$ ;粒径  $50 \mu\text{m}$  的颗粒沉降速度  $u_{i(d50)} = 0.056 \text{ m/s}$ ;粒径  $100 \mu\text{m}$  的颗粒沉降速度  $u_{i(d100)} = 0.12 \text{ m/s}$ 。

(10) 旋风分离器出口到下一设备管道长度  $l$  的选择

为了让固体颗粒驶出分离器后进入下一洗涤塔前,不在或少在管道内沉降,需要确定最佳的管道距离。

分别取管道内粒径占比最大的直径  $50, 75, 100 \mu\text{m}$  固体颗粒进行计算。

已知目前水煤气管道的内壁直径 =  $544 \text{ mm}$ ,则以管道中央计算  $r_i = 0.272 \text{ m}$ 。

沉降时间  $\theta_i = r_i/u_i$ ,触壁时间  $\theta = l/u_i$ ;若满足固体颗粒不在管道上沉降,则要求  $\theta < \theta_i$ ,计算可得:

$$l_{d50} < 55 \text{ m}, l_{d75} < 34 \text{ m}, l_{d100} < 25 \text{ m}$$

若在未增加旋风分离器前,管道的长度最好要小于  $25 \text{ m}$ ,才能有效阻止大颗粒沉降。在增加分离器后,由于  $75, 100 \mu\text{m}$  颗粒已基本被分离,所以管道的长度小于  $55 \text{ m}$  即可满足要求,增加了管线的布置弹性,但是需要注意的是,要根据现场的情况,尽

可能地缩短管线长度和弯头数量,这样可以减少热量损失、避免弯头处积灰。

(11) 分离效率  $\eta_0$ 、 $\eta_p$

旋风分离器的分离效率有 2 种表示法:一是总效率,以  $\eta_0$  表示;一是分效率,又称粒级效率,以  $\eta_p$  来表示。总效率是指进入旋风分离器的全部颗粒中被分离下来的质量分数,总效率表示方法的缺点是不能表明分离器对各种尺寸粒子的不同分离效果。

含尘气流中的颗粒通常是大小不均的,通过旋风分离器之后,各尺寸的颗粒被分离下来的百分率互不相同。按各种粒度分别表明其被分离下来的质量分数,称为粒级效率。

粒级效率  $\eta_p$  与颗粒直径  $d_i$  的对应关系可用曲线表示,称为粒级效率曲线。这种曲线可通过实测旋风分离器进、出气流中所含尘粒的浓度及粒度分布而获得,如图 6 所示。

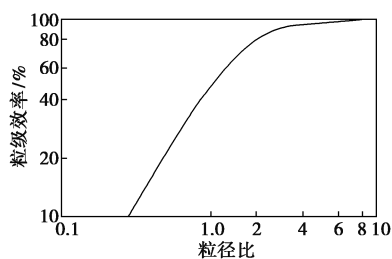


图 6 粒径比与粒级效率关系曲线

工程上常把旋风分离器的粒级效率  $\eta_p$  标绘成粒径比  $d/d_{50}$  的函数曲线。 $d_{50}$  粒级效率恰为 50% 的颗粒直径,称为分割粒径。

$$d_{50} \approx 0.27 \sqrt{\mu D / u_i (\rho_s - \rho)} \quad (12)$$

将已知数据代入公式可得  $d_{50} \approx 13.3 \mu\text{m}$ 。

$$\eta_0 = \sum_{i=1}^4 x_i \eta_{pi} = 0.89$$

计算得出除尘总效率为 89%。

不同粒径粒子的质量分布见表 4。

表 4 不同粒径粒子的质量分布

粒径范围/ $\mu\text{m}$	平均粒径/ $\mu\text{m}$	质量分数 $x_i$	粒径比 $d_i/13.3$	粒级效率 (由 $d/d_{50}$ 查图)	$x_i \eta_{pi}$
5~10	7.5	0.05	0.56	0.20	0.01
10~45	30	0.30	2.26	0.80	0.24
45~75	60	0.06	4.51	0.96	0.06
75~150	100	0.59	7.52	0.99	0.58

(12) 阻力系数  $\xi$  的计算

$\xi$  是颗粒与流体相对运动时的雷诺数  $Re_i$  的函数:

$$Re_i = du_i \rho / \mu \quad (13)$$

取管道内粒径占比最大的直径 50、75、100  $\mu\text{m}$  固体颗粒进行计算:

$$Re_{i(d50)} = 5.0, Re_{i(d75)} = 7.8, Re_{i(d100)} = 10.8$$

因为  $1 < Re_i < 100$ , 则以上颗粒都处于过渡区或艾伦定律区,可用:

$$\xi = 18.5 / Re_i \quad (14)$$

代入可计算得:

$$\xi_{100} = 4.45, \xi_{75} = 5.39, \xi_{50} = 7.06$$

结合粒径所占比例,可近似取  $\xi = 5$ 。

(13) 压力降  $\Delta P$  的计算

气体经过旋风分离器时,由于进气管和排气管及主壁所引起的摩擦阻力、流动时的局部阻力以及气体旋转运动产生的动能损失,造成气体的压力降。

$$\Delta p = \xi \rho u_i^2 / 2 \quad (15)$$

将已知数据代入可得  $\Delta p = 8\ 664 \text{ Pa} = 8.66 \text{ kPa}$ , 小于 20 kPa, 满足工程实际操作的要求。

6 结论

粗煤气净化除尘不佳导致的磨损及泄漏问题,在增加旋风分离器后会得到有效的改善,在分离器定性设计的基础上,利用基础化工原理,定量地进行了计算,通过实际工况,分别对粗煤气密度、黏度、流速、流量进行了计算,确定了旋风分离器入口的实际工况条件,并主要对涉及的主要参数如临界粒径、分离效率、除尘率、有效旋转圈数、阻力系数、压力降进行理论计算,得出的数据显示完全可以满足和符合实际的生产需求,为工业化的实现夯实了理论基础。

参考文献

[1] 许世森,王保民,王恩民.一种煤气洗涤净化装置及工艺:CN, 101302446A[P].2008-11-12.  
 [2] 丁振伟,王伟.德士古煤气化合成气带水问题的分析与探讨[J].化肥工业,2003,30(3):52-54.  
 [3] 李志祥,武兵元,刘泽.GE 气化炉上升管环隙堵渣的原因分析及调整措施[J].煤化工,2015,43(5):31-33.  
 [4] Alex C Hoffmann, Louis E Stein. Gas cyclones and swirl tubes: Principles, design and operation [M]. Berlin Heidelberg: Springer Verlag, 2002: 37. ■