

基于 CFD 数值模拟的外取热器管束爆裂原因分析

周三平*, 谷平

(西安石油大学机械工程学院, 陕西 西安 710065)

摘要:某厂催化裂化装置外取热器管束出气管根部与三通连接位置接连发生爆裂, 此处发生爆裂尚属首次。为找出管束爆裂的主要原因, 运用了计算流体力学软件 Fluent 中的 DPM 模型对该处气液两相流场、管壁的冲蚀情况及水蒸汽中水滴分率对管壁冲蚀的影响进行了数值模拟。结果表明, 管束爆裂处混合流体速度最大, 冷凝水滴浓度最高, 致使冲刷最严重, 且水滴的分率越大, 冲刷越严重。腐蚀及冲刷的交替恶性循环是造成外取热器管束爆裂的主要原因。

关键词:外取热器; 管束爆裂; 冲蚀; 数值模拟

中图分类号:TE965

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)03-0196-03

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2017.03.047

Cause analysis of tube bundle burst in external heat exchanger based on CFD numerical simulation

ZHOU San-ping*, GU Ping

(Mechanical Engineering Institute, Xi'an Shiyou University, Xi'an 710065, China)

Abstract: The tube bundles burst has taken place firstly at the root of the external heat exchanger and the three way pipe bundle connection position. In order to find out the main reasons for the burst of tube bundles, numerical simulation for the movement of liquid-vapor two-phase flow in pipe bundle, erosion of pipe wall and the influence of water drop fraction in vapor on erosion of pipe wall is performed by using the DPM model in CFD Fluent. The results show that the velocity of the mixed fluid at the burst position is the largest and the concentration of condensed water droplets is highest, resulting in the most serious erosion of the pipe wall. More water drop fraction gives rise to more serious erosion. The vicious cycle of corrosion and erosion is the main cause of the burst of the external heat exchanger tubes.

Key words: external heat exchanger; burst of tube bundle; erosion; numerical simulation

20世纪80年代, 由于我国渣油催化裂化技术的迅速发展, 装置的烧焦量比过去的蜡油催化裂化有了很大的提高, 导致产生大量的过剩热量。为了平衡烧焦过程中的过剩热量, 防止温度过高而损坏设备, 外取热器在催化裂化装置中应用十分广泛, 是催化裂化装置中重要设备之一, 其安全平稳运行牵涉到催化裂化装置的平稳操作、安全运行及节能降耗。然而由于该设备地处高温环境, 操作条件十分复杂、恶劣, 导致外取热器发生各种各样的安全问题, 如爆裂、焊缝拉裂、磨损、腐蚀穿孔、泄露等各种安全事故^[1-5]。

针对外取热器的安全事故, 国内学者有过不少的研究, 但大多基于定性分析^[1-5]。本文中另辟蹊径, 运用计算流体力学(CFD)数值模拟软件 Fluent 对外取热器事故处的流场及冲蚀情况进行 CFD 数

值模拟, 以期找到外取热器管束爆裂的原因。

1 外取热器管束结构及管束爆裂情况介绍

目前我国外取热器主要有2种型式, 即下流式密相传热外取热器和上流式稀相传热外取热器。某公司催化裂化装置外取热器属于下流式密相外取热器, 其结构如图1所示, 取热器安装于密相段, 如图2所示。来自再生器密相段的高温催化剂自外取热器上部流入、自下部排出, 与取热器换热管内的水进行换热。水自换热管内套管从上而下流入, 吸收热量后, 部分水气化为饱和蒸汽, 和水的混合物自内外套管之间从下而上流出, 从而带走热量, 实现取热。取热器内有一定高度的密相床层, 流化风自下部通入, 床层处于流化状态。取热器的传热管为联箱组合管式, 每个联箱带5根传热管, 构成一组独立的单

元传热元件。



图1 外取热器管束结构实物

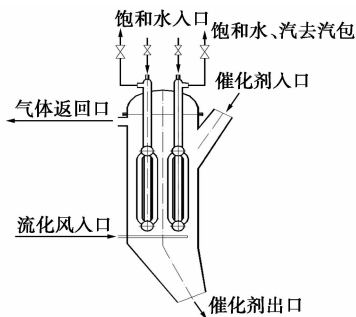


图2 外取热器结构及安装位置

该公司催化裂化装置外取热器传热管在 2015 年 2 月中旬,数根先后发生爆管,发生部位位于水平出气管根部上表面靠近三通附近,如图 3 所示。经调研和与外取热器生产厂家沟通发现,此位置发生爆裂尚属首见,并无可参考借鉴案例。根据爆口位置和爆口材质表面特征—表面光滑,与周边对比明显减薄,初步判断为冲蚀造成。冲蚀磨损是指材料受到小而松散的流动粒子冲击时表面出现破坏的一类磨损现象,是设备和管道破坏的重要原因之一^[6]。外取热器管束气相出口与竖管 90°连接,类似于弯管结构。弯管由于其结构的特殊性,是冲蚀磨损的重灾区^[7]。

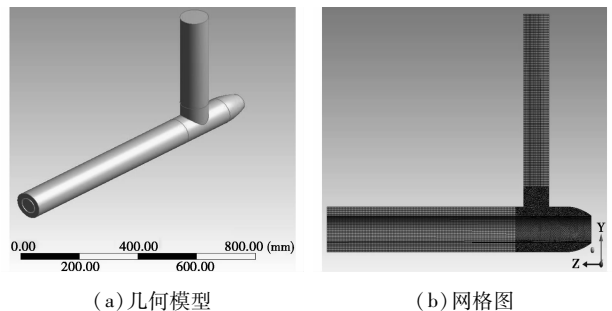


图3 管束结构和管束爆裂位置图

考虑到外取热产生的饱和水蒸汽中含有少量的冷凝水液滴,会造成管束冲蚀,本文中运用计算流体力学数值模拟软件 Fluent,研究了外取热器传热管爆管处的冲蚀情况。

2 几何建模及网格划分

建模采用 ANSYS Workbench 的几何建模模块 Design Modeler,建立的三维几何模型如图 4(a)所示。为了克服端面效应的影响,各进口段直管长度取为管径的 5 倍,尺寸如表 1 所示。网格划分采用 ANSYS Workbench 的网格划分模块 Meshing,为了提高网格的质量,建立 3 个区域,几何形状规则的圆柱段采用结构网格,弯管处因结构复杂采用四面体网格。考虑到计算精度和计算资源之间的矛盾,以进出口压降为目标函数进行了网格的无关性检测,结果表明,当网格单元数到达 20 万以后,结果随单元数的变化很小,最终划分的网格节点数 212 979,单元数为 401 148,如图 4(b)所示。



(a)几何模型

(b)网格图

图4 管束几何模型及网格图

表1 管束模型尺寸

部位	上水管	出气管	套管	出气管长
尺寸	Φ76 × 10	Φ114 × 8	Φ133 × 114	500

3 数学模型

管内流动介质是水蒸汽及部分冷凝的水滴,水滴的体积分数为 5%,可以采用 DPM 模型。其中的连续相是水蒸汽,分散相是水滴。

3.1 连续相流体流动数学模型

管束内流体流动遵循流体流动的连续性方程(1)和动量守恒方程(2)。

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + (\frac{\partial}{\partial x_i})(\rho u_i) = S_m \quad (1)$$

$$\begin{aligned} (\frac{\partial}{\partial t})(\rho u_i) + (\frac{\partial}{\partial x_j})(\rho u_i u_j) = \\ - \partial p / \partial x_i + \partial \tau_{ij} / \partial x_j + \rho g_i + F_i \end{aligned} \quad (2)$$

式中, ρ 为流体密度; p 为静压; τ_{ij} 为应力张量; ρg_i 和 F_i 分别为 i 方向上的重力体积力和外部体积力(这里是颗粒相互作用产生的上升力)。此次分析忽略重力和外部体积力的影响。

3.2 颗粒相模型

水滴的体积分数 5%,较为稀疏,可以采用稳态

离散项模型(DPM)进行模拟,可以忽略颗粒相水滴-水滴之间的相互作用,主要考虑流体曳力、升力、湍流脉动等作用对颗粒轨迹的影响。颗粒的追踪采用随机轨道模型,可较为清楚地追踪到颗粒的运动细节。

3.3 冲蚀模型

所有的壁面都可以监视颗粒的冲蚀与沉积情况。冲蚀速率可按式(3)计算。

$$R_{\text{erosion}} = \sum_{p=1}^{N_p} [m_p C(d_p) f(\alpha) v^{b(v)} / A_{\text{face}}] \quad (3)$$

式中, m_p 为颗粒的质量流; $C(d_p)$ 为颗粒直径的函数; α 为颗粒对壁面的冲击角; $f(\alpha)$ 为冲击角的函数; v 为颗粒相对于壁面的速度; $b(v)$ 为相对速度的函数,为 A_{face} 颗粒在壁面的投影面积。

3.4 初始和边界条件

连续相为水蒸汽,操作绝压 3.7 MPa,温度为 250℃,此时水蒸汽的密度为 18.548 kg/m³,动力黏度为 1.73 × 10⁻⁵ Pa·s。离散相为水滴,简化为球状颗粒,颗粒密度在 240℃ 条件下为 813.6 kg/m³。

入口边界采用速度入口,入口速度根据外取热器发气量除以入口截面积计算得出,结果为 7.411 m/s,出口选择的是 outflow,壁面施加无滑移固壁的边界条件。颗粒流的入口采用面射流源,入口速度与水蒸汽相同,壁面采用 trap 壁面条件,入口和出口采用 escape 边界条件。控制方程组采用 Quick 差分格式,压力速度耦合选择 SIMPLE 算法。数值模拟时,采用 RNG k-ε 湍流模型,先进行连续相的模拟,收敛以后,注入离散相,运用随机轨道模型进行耦合流动求解。

4 管束内数值模拟结果及分析

通过数值模拟获得了管束管壁上的冲蚀率云图,如图 5 所示。由图 5 可以发现,水平出气管根部与三通连接处的外侧冲蚀最为严重。为了分析原因,图 6 示出了根据模拟获得的轴截面汽、水混合流体流动的速度分布云图。由图 6 可见,汽、水混合流体流动速度的最大位置区域位于该部位,这一定会使得该处管壁冲刷比别处严重。不仅如此,由图 7 所示的管壁上冷凝水滴的分布浓度云图可以发现,大量的水滴流向该处的管壁,该处管壁上的水滴浓度较大,使得该处的管壁承受着更大的剪切应力,如图 8 所示,因此必然造成该处管壁的冲刷进一步加剧。更为严重的是,根据监测的外取热器炉水 pH 历史采样数据,2014 年开始,外取热器中炉水 pH 较

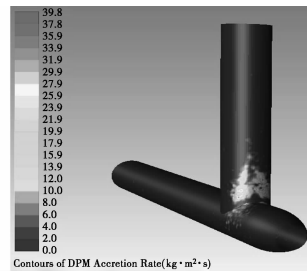


图 5 管壁冲蚀率云图

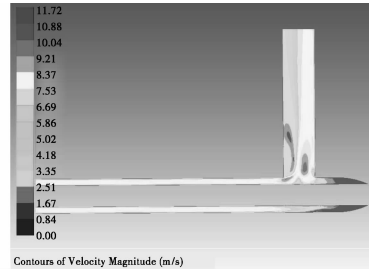


图 6 轴截面速度分布云图

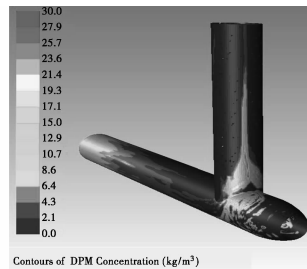


图 7 管壁冷凝水滴浓度分布云图

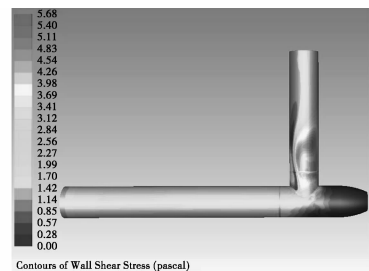
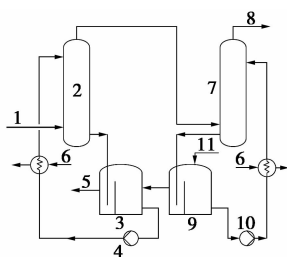


图 8 管壁剪切应力分布云图

低,从 2014 年 8 月份开始炉水 pH 长期低于规定值 8.8~9.1,特别严重的 2014 年 11—12 月炉水 pH 长期在 5.0 左右,而水蒸汽中的冷凝水中因其量少,酸性浓度必然更大,其中的 pH 只会更小,对设备的腐蚀较大。正常的腐蚀情况下,金属表面会产生一层腐蚀产物,该层腐蚀产物会起到一定的保护膜的作用,减缓腐蚀的进一步深入。但是在高速流动的汽水两相流的严重冲刷作用下,使得该处的表面腐蚀产物或金属离子这一层保护膜迅速离开金属表面,

(下转第 200 页)

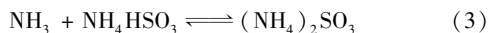
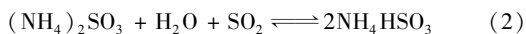
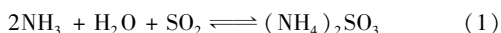
级吸收塔过程,以制备亚硫酸氢铵为目的。过程为:含 SO_2 的烟气进入第一吸收塔下部,与由第一循环泵送到第一吸收塔上部的吸收液体逆流接触, SO_2 大部分被吸收。吸收 SO_2 后的吸收液部分供循环泵抽吸循环,其余部分从第一循环桶溢流出,作为亚硫酸氢铵中间品。从第一吸收塔上部送出的含 SO_2 的气体进入第二吸收塔,与由第二循环泵送来的循环液相遇,在该塔中 SO_2 几乎全部被吸收,余气经过塔顶捕雾后排出。第二吸收塔下部的吸收液流入第二循环桶,大部分供循环泵抽走循环,少部分向第一循环桶溢流。生产过程中需向第二循环桶中不断补加氨或氨水。另外对两吸收塔的循环吸收液冷却降温,以控制吸收液体温度,保证吸收效果。工艺过程如图 1 所示。



1—含 SO_2 烟气;2—第一吸收塔;3—第一循环桶;4—第一循环泵;5—含硫酸氢铵吸收液;6—冷却水;7—第二吸收塔;8—排放尾气;9—第二循环桶;10—第二循环泵;11— NH_3

图 1 工艺过程示意图

吸收过程反应式如下:



在吸收液循环使用过程中,式(2)是吸收 SO_2 最有效的反应。通过补充新鲜氨水[式(3)]可保持亚硫酸铵溶液的质量浓度^[7]。

1.2 数值模拟

运用 Aspen Plus 软件对含 SO_2 烟气进行建模和数值模拟考察。采用的主要物性方法为 ELEC-NRTL,吸收塔采用的模块为 RADFRAC^[8-9],具体试验内容如下。

(1)烟气中 SO_2 质量含量 $2\,000\text{ mg/m}^3$,以质量分数为 28% 的氨水为吸收剂,吸收剂中的氨摩尔量不变,第二吸收塔温度为 25°C 。取一级吸收温度分别为 $25、30、35、40、45、50^\circ\text{C}$,考察第一吸收塔温度对烟气脱硫效果的影响。

(2)烟气中 SO_2 质量含量 $2\,000\text{ mg/m}^3$,以质量分数为 28% 的氨水为吸收剂,吸收剂中的氨摩尔量不变,第一吸收塔温度为 40°C 。取第二吸收塔温度分别为 $15、20、25、30、35、40^\circ\text{C}$,考察第二吸收塔温度对烟气脱硫效果的影响。

(3)烟气中 SO_2 质量含量 $2\,000\text{ mg/m}^3$,第一吸收塔温度为 40°C ,第二吸收塔温度为 25°C 时吸收剂氨水的质量分数分别为 5%、10%、20%、25%、28%、33%、40%,考察氨水质量分数对烟气脱硫效果的影响。

(上接第 198 页)

内部的新鲜金属被暴露在酸性的腐蚀性冷凝水滴中,进一步加速了腐蚀的进行,如此恶性循环,使得该处管壁迅速减薄,造成爆管,这与现场管束爆裂位置吻合。

为了分析水滴分率对冲蚀的影响,还分别模拟了水滴分率等于 1%、2%、4%、6%、10% 时管束折弯位置的冲蚀。结果表明,水蒸汽中悬浮的水滴越多,冲刷腐蚀速度越快。

5 结论及改进措施

腐蚀及高速流动的汽、水合流体对管束水平管靠近三通根部的冲刷是造成外取热器管束爆裂的主要原因。为减少此类事故发生,可采取加强平稳操作,降低蒸汽含液率;对冲刷集中的位置补强和改善材质或出口由焊接三通改为拔制三通,取消角接接

头,减少内部缺陷等措施。

参考文献

- [1] 刘锦州,张勤,曲国君,等. 怎样提高外取热器管束的使用寿命[J]. 石油化工设备,1995,24(4):52-53.
- [2] 周辉. 催化裂化外取热器损坏原因分析及改进措施[J]. 石油化工设备技术,2001,22(2):8-10,3.
- [3] 孙福广,翟绪斌,杨秀芝,等. 外取热器管束的失效分析及对策[J]. 压力容器,2004,21(4):47-49.
- [4] 王家辉. 外取热器热交换管裂纹成因分析[J]. 理化检验:物理分册,2008,44(11):643-645.
- [5] 傅世昭,张建民,耿东波. RFCC 装置外取热器管束失效分析与预防[J]. 化学工程与装备,2011,168(1):103-107.
- [6] 张少峰,曹会敏,刘燕,等. 弯管中液固两相流及壁面碰撞磨损的数值模拟[J]. 河北工业大学学报,2008,37(3):48-54.
- [7] 阎超,宋淑娟,等. 计算流体力学方法及应用[M]. 北京:航空航天大学出版社,2006:15-33. ■