

静态油气分离器数值模拟及试验研究

董 斌¹, 刘文文¹, 杨正薇¹, 臧 军²

(1. 中国船舶重工集团公司第七〇三研究所, 黑龙江 哈尔滨 150036

2. 中国船舶重工集团公司第七〇三研究所 无锡分部, 江苏 无锡 214151)

摘 要:研究了应用于燃气轮机润滑系统中的静态油气分离器,其无需外部动力、结构紧凑且分离效率高。通过对静态油气分离器的内部气相流场进行数值模拟,得到不同进气速度、不同进气腔和壳体间通道数目,找出内部速度场的分布,确定分配器喷射速度应控制在 40 m/s 以下。通过试验调整分离器本体中滤网的层数和滤网处速度大小,得到其对分离效率和阻力损失的影响,滤网处流速应在 5~6 m/s 为宜。工程设计中综合应用惯性分离和过滤捕集两种方法,采用多种类网组成的多排过滤器,能够强化油微粒收集能力,设计出总体性能优良的产品。

关 键 词:静态油气分离器; 速度场; 过滤器网; 分离效率

中图分类号: TK478.9 文献标识码: A

引 言

油气分离器被广泛应用于现代工业的各行各业中,如燃气轮机、内燃机、压缩机、加油站、炼油厂和油田等。本研究所的油气分离器被应用于燃气轮机润滑系统,在燃气轮机润滑系统中,由于密封装置漏气、滑油蒸发等原因,滑油腔室内充满含油气体。通常,为了保持滑油腔室内的压力,需要将含油气体通风引出,在通风管路上设置油气分离器,对油气混合物内的滑油进行分离回收,减少滑油损耗量,降低机组的运行成本^[1],减少对环境 的污染。一般情况,燃气轮机油气分离器为电驱动或自身机械动力驱动型式,而本研究采用的是静态油气分离器,无须外部动力,利用滑油腔室内油气混合物压头产生流动和分离,该静态油气分离器是惯性分离和过滤捕集的有机综合体,具体结构如图 1 所示。

静态油气分离器的工作原理为:油气混和气进入分配器,以射流的形式流出,沿环腔形成绕流。在此过程中除去大于 20 μm 的油滴,分离出的油滴经过旁排孔流入集油槽,从这里经由泄放管接头排出。仅含细小油滴的油气混合物经过通道继续流入过滤

器,在这里直径小于或等于 1 μm 的细油滴能够被分离出来,凝聚形成尺寸较大的油滴,从过滤器中吹出之后进入型板组,在型板上形成油膜,油膜沿型板上的泄放槽流下,经由泄放孔流入集油槽。净化之后的空气经由排气分配器排出。

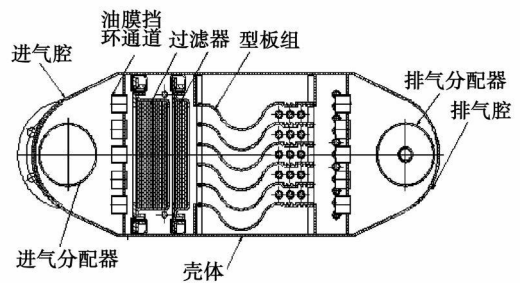
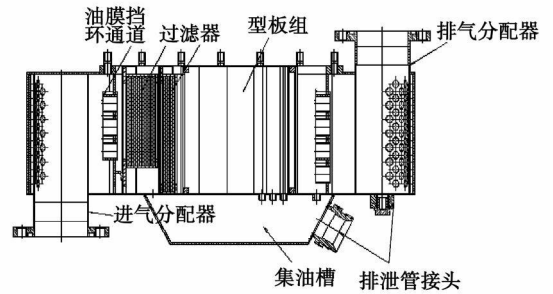


图 1 静态油气分离器结构

1 数值计算

1.1 控制方程及湍流模型^[2]

由于静态油气分离器内速度较低,设气相流体不可压;不考虑由于摩擦产生的热效应,设流场恒温,同时不考虑能量传递。运用 RSM 湍流模型对方程进行封闭。

连续性方程:

$$\partial \rho / \partial x_i = 0 \tag{1}$$

收稿日期: 2009-06-16 修订日期: 2010-03-12

基金项目: 哈尔滨市对俄科技合作基金资助项目 (2007AA2DE042)

作者简介: 董 斌 (1972-) 男, 黑龙江建三江人, 中国船舶重工集团公司第七〇三研究所高级工程师。

动量方程:

$$\frac{\partial u_i}{\partial t} + u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x_i} + \nu \frac{\partial^2 u_i}{\partial x_j^2} + \frac{1}{\rho} \frac{\partial (-\rho \overline{u_i' u_j'})}{\partial x_j} \quad (2)$$

RSM湍流方程:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \overline{u_i' u_j'}) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\rho u_k \overline{u_i' u_j'}) = D_{ij} + P_{ij} + \Pi_{ij} - \epsilon_{ij} \quad (3)$$

式中: D_{ij} —扩散项; P_{ij} —产生项; Π_{ij} —压力应变项; ϵ_{ij} —耗散项。

1.2 边界条件及网格划分

静态油气分离器的整体结构呈较好的对称性,但仍较为复杂,故仅进行二维流场模拟。取分离器的某一横截面作为研究对象,将分离器中的过滤器网简化为错排的小方块,整个模型采用三角形网格进行划分,网格总数为126万,局部网格放大如图2所示。

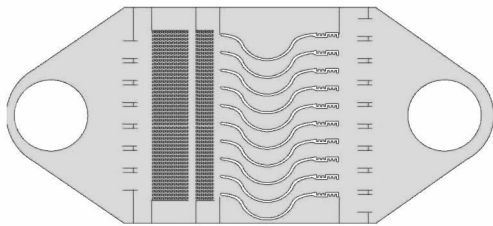


图2 静态分离器网格划分示意图

静态油气分离器计算域流场进口设为速度进口,速度分别取为5、10、20、30、40 m/s;出口为自由出口,出口流面上的流动情况由区域内部外推得到,对上游流动无影响;壁面为无滑移边界。

1.3 计算结果及分析

当分配器出口处初始速度为5 m/s时,分配器中气流喷射后碰到左右对称的壁面障碍,气流流动方向发生强烈转折,转弯后在通道计算区域的开始立刻产生周期性对称涡流区域(分配器左部和右部),其贴紧主流并封堵通道截面,通道壁处的流速增加至11 m/s,如图3所示。当分配器出口处初始速度为10 m/s时,射流展开区工作通道内的最大速度达到24 m/s。

随着分配器出口处初始速度的增大过滤器内部速度和通道壁处的速度也相应增大,根据分离器的分离机理可知,通道壁处速度的增加必然会引起粗粒径油滴沉积过程的加剧,即随着初始速度的增大,分离器对于粗粒径油滴的分离效率将明显增大。同时,随着初始速度的增大,在工作通道中心处出现补

充涡流,此涡流区域随着速度的提高而扩大,按照气溶胶传质理论,该涡流在其分布空间内具有分离作用^[3]。

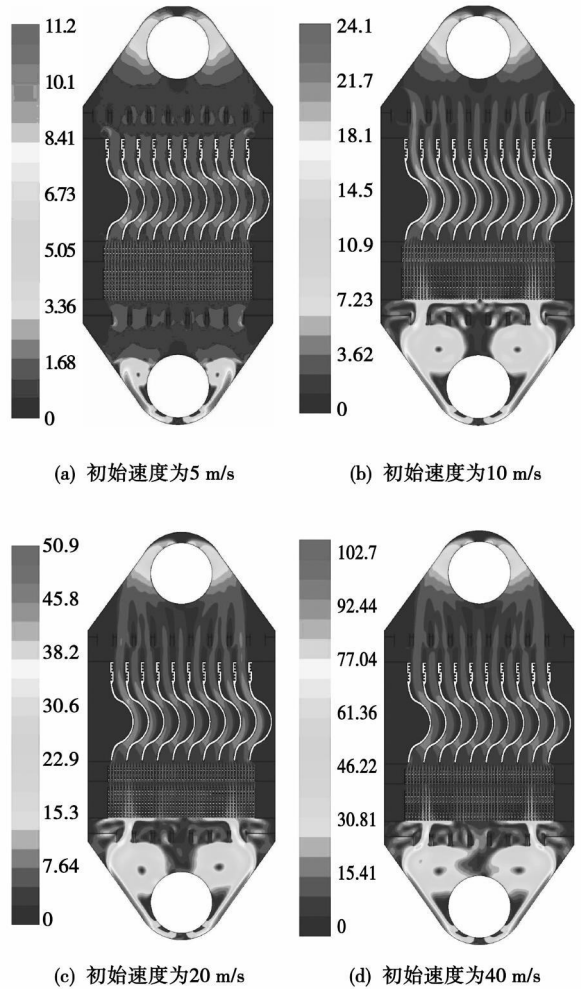


图3 不同初始速度条件下分离器内的速度分布

当气流喷射速度上升到40 m/s以上时,分配器两边涡流区发生变形,流场畸变,分离效果变差,同时使通过挡环的气流速度分布不均匀,必然导致后续过滤器对细颗粒油滴的分离效率的降低。

在分配器出口处相同初始速度条件下,分离器进气腔与本体之间的通道数目不同时,分离器内部速度分布略有不同,如图4所示。当有9个通道时,气流经由两壁面处直接导向过滤器,分配器两侧并没有形成大规模的涡流,不利于粗颗粒的沉积。但是过滤器进口速度分布均匀度有所提升,这就提高了过滤器对于细油滴颗粒的收集能力。另外,过滤器内部速度的大小对过滤器的收集能力也有明显的影响,速度的增加导致能量损失增长,并可能携带和移走已经凝聚的油滴颗粒。

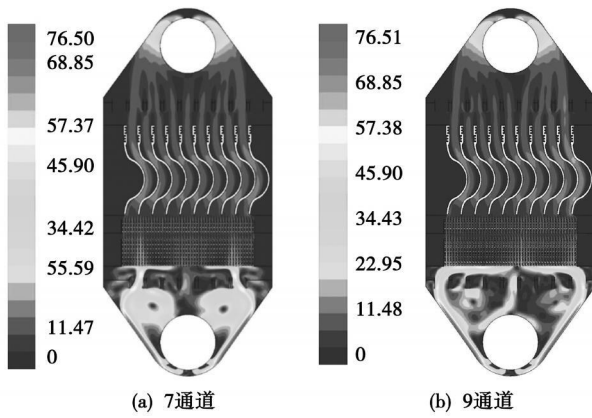


图 4 初始速度为 30 m/s 不同通道数目情况下分离器内的速度分布

当分配器出口处初始速度 10 m/s 时, 过滤器中心速度平均值为 $U=7\sim 9\text{ m/s}$ 。计算表明, 纵向速度大小取决于网的直径和网格的尺寸。凝结器网格后形成的涡流加速粒子沉积, 此后速度沿通道面积随着横截面面积的增大而减小。当含油气流经过通道和过滤器网时流体在整个面积上的分布均匀度降低, 但考虑到网的直径和网孔尺寸越小, 流速越均匀, 增加网的排数有助于形成额外的湍流能量。然后, 含油气流流经型板组时, 此处速度分布不均匀度增强, 气流沿型板半径转弯后速度增大同时形成涡流, 强化油滴颗粒捕获。本研究工作可通过试验情况来说明。

2 试验研究

由于多层过滤网组的数学模型的建立仍存在困难, 所采用各种简化模型如多孔介质模型等的计算结果不甚理想, 因此针对分离器的本体进行了试验研究, 重点试验研究过滤网组, 其过滤、捕捉和分离效果对整个静态油气分离器的分离效果有重要影响。试验是在专用的试验台上进行, 分离器本体试验段图如图 5 所示。

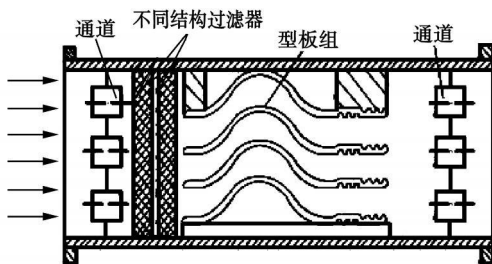


图 5 分离器本体试验段

试验主要是研究过滤器网组的不同层数和气流通过过滤器的不同流速对分离器本体分离效率和压力损失的影响, 分别对层数为 12、24、40 的过滤器进行了试验, 试验结果如图 6~图 8 所示。

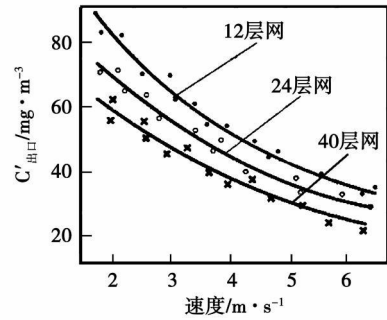


图 6 分离器本体出口浓度 $C'_{出口}$

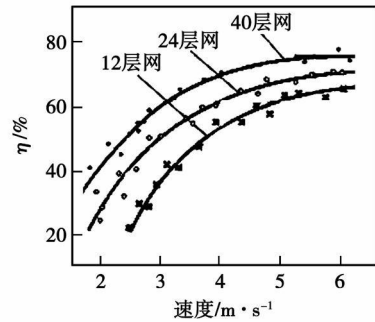


图 7 分离器本体的分离效率 η

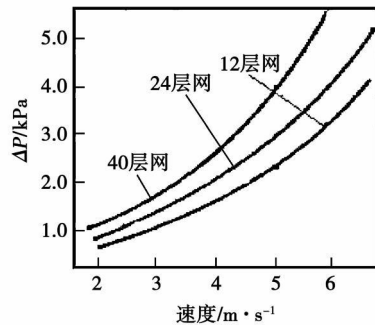


图 8 分离器本体的阻力损失 ΔP

在进口气流滑油含量相同情况下, 由图 6~图 8 可以看出, 当过滤器网组层数为 12 时, 随着通过过滤器网组的气流流速的增加, 分离器出口气流滑油含量大幅减少, 由 2 m/s 时的 80 mg/m³ 降低到 6 m/s 时的 37 mg/m³; 分离器的分离效率大幅提升, 由 2 m/s 时的 10% 提高到 6 m/s 时的 62%; 分离器本体的阻力损失大幅增加, 由 2 m/s 时的 0.7 kPa 增大到 6 m/s 时的 3.3 kPa。

随着过滤器网组由 12 层增加到 24 层和 40 层, 在同样的气流流速时, 分离器出口气流滑油含量持

续降低,分离器的分离效率持续增加,同时,分离器本体的阻力损失大幅增加。当气流流速增加时,24层和40层过滤器网组的上述参数变化趋势同12层的情况。

在同样滑油进口浓度下,当速度为4~6 m/s时,分离收集效率达75%以上,并且24层和40层的过滤器效率差别不大。当流速小于4 m/s时,过滤网层数对过滤器收集效率的影响较为显著。速度为2 m/s时,24层过滤器网组的捕集能力比12层高20%,而40层的凝结器比24层的捕集能力高15%。速度的提高和过滤器网层数的增加迅速提高了气动阻力损失,当速度为5~6 m/s时,带有40层凝结器的阻力损失接近12层时的两倍,较之24层时则接近提高了1.5倍。

为使设备分离效率和压损在理想范围值内,采用以下凝结器:由依次放置多排不同网丝直径和网孔尺寸的网组成。进口放置大直径和网孔尺寸网,之后其直径和网孔尺寸依次减小,这样气动阻力较小的网分离小于4 μm的颗粒,对于小于1 μm的颗粒使用网格细密的更为有效的过滤网。在过滤器的输出排上,使用和进口处同样的网格较为合理,形成滤出凝结颗粒的条件,同时避免油滴破碎及二次逸出。

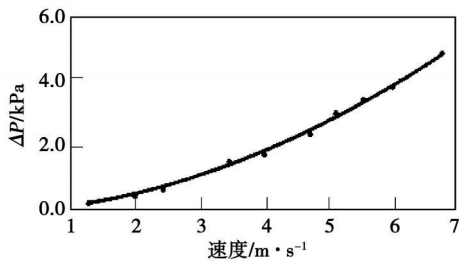


图 9 30层网的阻力损失 ΔP随速度的变化

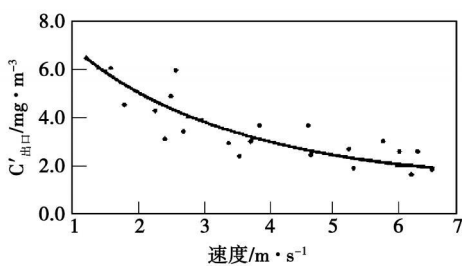


图 10 30层网的出口浓度 C'_{出口} 随速度变化

基于上述结果,单独对过滤器网组进行试验研究,该过滤器由30层网组成,从进口到出口依次为8层大尺寸网,12层小尺寸网,4层更小尺寸的网和6层大尺寸网。测试结果如图9和图10所示。当流经过滤器的气流速度为6 m/s,进口气流含油浓度为150 mg/m³、油滴颗粒平均直径为0.3 μm的条件下,气动阻力达到4 kPa,出口气流含油浓度约为2 mg/m³。

3 结 论

(1)数值模拟表明,不同初始速度和不同通道数条件下,在初始速度为5~40 m/s的范围内,速度分布具有类似特征,随着初始速度的增大,分离器对于粗粒径油滴的收集效率提高,但也使进入过滤器的气流速度分布不均匀,导致过滤器对细颗粒油滴的分离效率的降低,分配器喷射速度应控制在40 m/s以下。

(2)在同样的滑油进口浓度下,过滤分离效果与流动阻力损失之间是一对矛盾,滤网层数和气流通过速度增加可以提高过滤器效率,但流动阻力损失增加,反之亦然。当滤网处流速达到和超过5~6 m/s时,滤网过滤分离效果变化缓慢,流动阻力损失变化较为显著,成为主要因素,因此滤网处流速应予以限制在5~6 m/s。

(3)使用由多种类网组成的多排过滤器,能够强化油微粒收集能力,应合理布置以寻求最佳效果。

(4)工程设计中应结合数值模拟和试验研究,综合应用惯性分离和过滤捕集两种方法,以使研制的产品满足总体性能要求。

参 考 文 献:

- [1] 航空发动机设计手册总编委员会. 航空发动机设计手册第十二册[M]. 北京: 航空工业出版社, 2002
- [2] 帕坦卡 S V 传热与流体流动的数值计算[M]. 张政, 译. 北京: 科学出版社, 1992
- [3] 向晓东. 现代除尘理论与技术[M]. 北京: 冶金工业出版社, 2002
- [4] 哈尔滨市对俄科技合作课题组. 静态油气分离器研制报告[R]. 哈尔滨: 中国船舶重工集团公司第七〇三研究所, 2009

(编辑 何静芳)

静态油气分离器数值模拟及试验研究 = Numerical Simulation and Experimental Study of a Static Oil-gas Separator [刊, 汉] / DONG Bin, LU Wenwen, YANG Zhengwei (CSIC No. 703 Research Institute Harbin, China, Post Code 150036), ZANG Jun (Wuxi Subsidiary CSIC No. 703 Research Institute Wuxi, China, Post Code 214151) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power — 2010, 25(3). — 297~300

Studied was a static oil-gas separator for use in a gas turbine lubrication system, which needs no outside driving power and features a compact structure as well as a high separation efficiency. Through a numerical simulation of the gas phase flow field inside the separator, the inner velocity field distribution at various inlet air speeds and passage numbers between the air inlet chamber and the separator body was obtained, specifying that the oil jet speed outgoing from the distributor should be controlled at below 40 m/s. Through the test, the number of the strainer layers and the speed at the strainer in the separator body were adjusted and their influence on the separation efficiency and drag force loss obtained. The flow velocity at the strainer should preferably range from 5 to 6 m/s. In the engineering design, both inertia separation and filtration capturing methods should be used jointly. The use of a multiple row filter consisting of strainers of several kinds can enhance the oil particle collection capacity and foster the design of a product with excellent overall performance. Key words: static oil and gas separator; velocity field; filter strainer; separation efficiency

煤热解动力学的单一反应模型和分布活化能模型比较 = A Comparison of a Single Reaction Model with a Distributed Activation Energy One Based on Coal Pyrolysis Kinetics [刊, 汉] / YANG Jingbiao (Guangdong Provincial Special Equipment Inspection and Testing Institute Guangzhou, China, Post Code 510655), ZHANG Yanwen (Beijing Shenhua Zhongji Energy Source and Environment Protection Technology Co. Ltd., Beijing, China, Post Code 100011), CAINingsheng (Education Ministry Key Laboratory on Thermal Science and Power Engineering, Department of Thermal Energy Engineering, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power — 2010, 25(3). — 301~305

By utilizing a program controlled temperature rise thermogravimetry technology, studied was the pyrolysis related weight loss process of Baorixile originated lignite and Baotou originated bituminous coal with the adaptability of a single reaction model and DAEM (distributed activation energy model) to their kinetic analysis being compared and analyzed. The single reaction model needs only a single weight loss curve to obtain the kinetic parameters. However, generally, the curve needs to be processed section by section and only the average value of the activation energy within a temperature range can be obtained. The Miura integration method can be used for the DAEM to directly obtain the activation energy distribution and the values of the frequency factor from at least three weight loss curves at different rates of temperature rise, requiring no prior assumption of the activation energy distribution of coal pyrolysis and the frequency factor assuming a fixed value. The results obtained by using the Miura method show that the activation energy produced from the pyrolysis of Baorixile originated lignite and Baotou originated bituminous coal will increase with an increase of the weight loss rate and will be distributed within a range from 250 to 400 kJ/mol. The frequency factor will first increase with a growth of the activation energy. When the activation energy is above 300 kJ/mol, the frequency factor will tend to level off. The DAEM model can be used to describe a whole process of a non-isothermal pyrolysis from a low temperature to a high one and enjoys a broad adaptability to the change of coal ranks and temperature growth rates. Key words: coal pyrolysis; kinetics; distributed activation energy model (DAEM)

等温热源微通道单相液体层流换热特性 = Heat Exchange Characteristics of the Single-Phase Laminar Flow in Micro-passages of an Isothermal Heat Source [刊, 汉] / MIAO Hui, HUANG Yong, WANG Fang (Key Laboratory on Aeroengine Aerodynamics and Thermodynamics, College of Energy Source and Power Engineering, Beijing University of Aeronautics and Astronautics, Beijing, China, Post Code 100191) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power — 2010, 25(3). — 306~311