

回路热管反应器传热性能的研究及其工业应用

王志亮^{1,2}, 张红¹, 庄骏¹

(1. 南京工业大学机械与动力工程学院, 江苏 南京 210009;
2. 山东科技大学化学与环境工程学院, 山东 青岛 266510)

摘要: 将热管技术与反应器耦合, 开发了高效节能的回路热管反应器。研究了回路热管蒸发段的启动性能、热管内工作介质的汽液两相流动状态以及热管蒸发段在填充床内的流动传热性能, 获得了强化热管传热和改善填充床温度分布的工艺条件, 以及填充床对热管外壁对流传热系数的准数关联式。回路热管固定床反应器已经成功应用于合成甲基叔丁基醚生产工艺。

关键词: 回路热管反应器; 蛇形回路热管; 传热; 甲基叔丁基醚

中图分类号: TQ05

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2007)07-0045-05

Study on heat transfer performance of loop heat pipe reactor and its industrial application

WANG Zhi-liang^{1,2}, ZHANG Hong¹, ZHUANG Jun¹

(1. School of Mechanical and Power Engineering, Nanjing University of Technology, Nanjing 210009, China;
2. College of Chemistry and Environmental Engineering, Shandong University of Science and Technology, Qingdao 266510, China)

Abstract: A kind of loop heat pipe reactor with high efficiency and energy saving is developed by means of coupling heat pipe technology with chemical reactor. Many tests, including experiment of convective heat transfer performance in the catalytic bed, characteristics of the flow pattern of the heat pipe working medium inside the heat pipe as well as the start-up feature of the heat pipe are separately carried out in this study with use of different experimental equipments. Process conditions and parameters are obtained for intensifying heat pipe performance of heat transfer and improving temperature distribution of the catalytic bed within the reactor. Besides, a correlation formula for convective heat transfer coefficient between the catalytic bed and outside wall of the heat pipe has been obtained with regressive statistics of a number of test results. The loop heat pipe chemical reactor is successfully used into the synthesis of methyl-*tert*-butyl ether (MTBE) industry with use of isobutylene and menthol.

Key words: loop heat pipe reactor; snakelike loop heat pipe; heat transfer; methyl-*tert*-butyl ether

由于固定床反应器结构简单、操作方便、催化剂机械磨损小, 床层内流体的流动接近活塞流, 可以用少量的催化剂和较小的反应器容积获得较大的生产能力, 当伴有串联副反应时, 可获得较高的选择性而被广泛应用^[1-2]。分析目前运行的用于放热反应的固定床反应器, 通常采用物料外循环冷却或列管式反应器来实现反应热的外移。由于化学反应的放热与床层温度的关系是非线性的, 而应用于移热过程的冷却规律是线性的, 两者结合使得固定床反应器中的床层温度呈现非线性分布, 具体表现为床层中出现“热点”温度和多变行为。反应器的速率和效率将受到严格限制, 进料速度必须控制在防止出现“热点”温度、产生飞温、影响催化剂的活性和寿命的

范围内。因此积极寻找和利用各种高效换热元件, 降低床层“热点”温度的峰值, 拓宽高反应活性的稳定区, 对提高固定床反应器的生产能力、反应效率, 进一步节约能源, 提高经济效益有着重要意义。

热管是以相变方式传热的高效传热元件, 具有传热能力大、沿程温度均匀、热流密度可变等特点^[3]。把热管与固定床反应器相结合, 充分利用热管的高效传热能力, 能降低反应区的热点峰值, 拓宽较佳反应区域。

1 回路热管反应器的结构与工作原理

结合固定床反应器的技术要求, 重力式回路热管固定床反应器成为较理想的结构形式, 其工作原

理如图 1 所示。

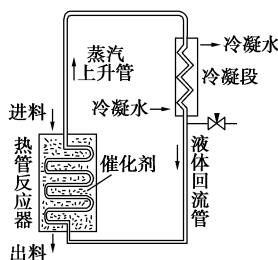


图 1 热管反应器基本原理简图

工业应用的反应器属于压力容器,其外壳为圆筒形。因此将热管蒸发段设计成螺距相同、纵向高度相同,而横向宽度不同的若干根蛇形热管等距离平行排列的内取热构件,安装在圆筒形反应器内,形成催化剂包埋热管的状态,构成热管反应器,其横截面如图 2 所示。当反应物流过催化剂床层发生化学反应并放出热量时,则反应热通过催化床层传递给热管内的热管蒸发段,然后工作介质以相变方式吸收

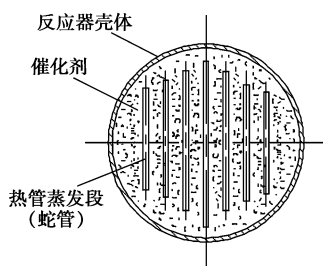


图 2 热管反应器横截面图

(上接第 44 页)

在预留的脱氧系统中,取消了干燥系统。主要是因为如果产品气中要求 H_2O 体积分数 $\leq 6 \times 10^{-5}$, 则脱氧系统放在 PSA- H_2 二段后面,不需要干燥系统;如果产品气中要求 H_2O 体积分数 $\leq 1 \times 10^{-5}$, 则脱氧系统放在 PSA-C/R 和 PSA- H_2 二段之间,同样不需要干燥系统。

2 不足之处及整改措施

(1)在对冷凝系统及除油器进行蒸汽再生时,其再生蒸汽导淋插入高低位水池(系统伴热导淋和脱氧器导淋也排入池内),系统再生废热直接进入水池,致使池内废油液位被不断加热至局部沸腾。池内含大量的苯,苯被挥发出去(苯、萘沸点约为 $80^\circ C$)而导致周围环境受到污染。

(2)制冷机组冰机制冷量不够。从目前冬季运行情况来看,环境温度较低,而且生产处于半负荷状

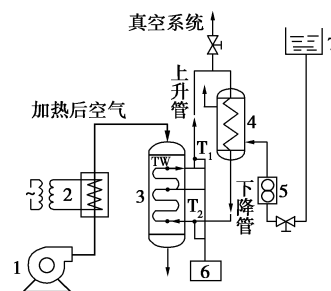
热量并产生蒸汽,蒸汽迅速到达位于化学反应器外部的冷凝段,在外部冷却下,凝结后的工作介质经下降管道通过重力回流到蒸发段实现自然循环,达到向外移热的目的,实现反应热的转换和利用。

2 回路热管蒸发段可视化试验

可视化试验的目的是为了定性地了解不同充液率和热流密度下回路热管蛇形蒸发段内气-液两相流的流动特性和传热特性,获得改善传热的措施。

2.1 试验装置及试验方法

试验装置如图 3 所示。



1—风机;2—空气预热器;3—蒸发器;4—冷凝器;
5—流量计;6—温度测量系统;7—高位水槽

图 3 回路热管可视化试验装置示意图

小型鼓风机将空气吹入电加热器加热后,自上而下流过回路热管的蒸发段,加热蛇形管。蛇形回路热管蒸发段(如图 4)由 $\Phi 10 \text{ mm} \times 1 \text{ mm}$ 的玻璃管制成,图 4(a)所示为水平蛇形管,图 4(b)所示为具有

态,暂时可以满足生产,夏季高负荷生产时可能达不到预期的制冷效果。

(3)水质问题,该公司使用的水是焦化公司提供的二次水,某些指标达不到工业用水的要求,而且循环水冷却塔所处位置距煤加工场太近,易带入大量粉尘,会造成水质严重污染。

该公司准备增加一套苯、萘回收装置,以解决环境污染问题;增加一台制冷量较大的冰机和强制性风冷却塔。

3 装置运行情况

该装置自 2006 年 10 月 26 日运行至今,在试生产过程中,工艺、设备、仪表、电气等方面虽然也出现了不少问题,但整个运行情况是稳定的,没有出现大的缺陷。装置投产以来大大缓解了河南神马尼龙化工公司对氢气的需求,同时也充分利用了天宏焦化公司的焦炉煤气资源,是一个多方收益的工程。■

一定倾斜角度的蛇形管。

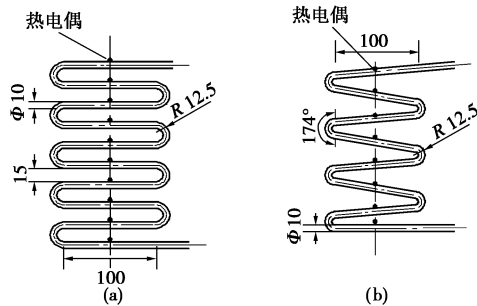


图4 蛇形回路热管蒸发段尺寸结构图

热管工作介质为乙醇(加微量红墨水)。Φ 0.2 mm 的测温热电偶分别布置在蛇形热管蒸发段的进、出口管壁和水平直管正中上壁面处。

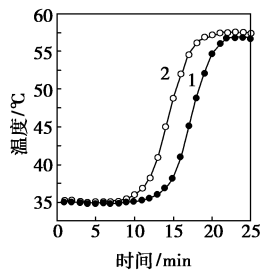
试验观察了不同充液量、输入功率时的流型变化情况及回路热管蛇形蒸发段管壁的温度分布情况和热管的启动性能。

试验参数:热空气进口温度分别为 60、70℃ 和 80℃。充液率(工作介质和蒸发段管内总容积的比)分别为 50%、70% 和 90%。

2.2 试验现象及讨论

2.2.1 热管倾斜角对热管启动性能的影响

试验首先观察了图 4 所示的 2 种不同结构热管的启动性能。图 5 是在 70% 充液率,加热空气进口温度为 80℃ 时 2 种不同结构热管的启动性能曲线图。



1—结构(a);2—结构(b)

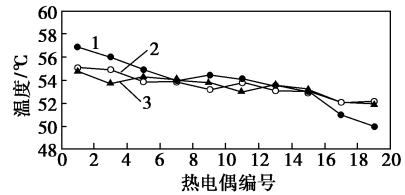
图5 不同结构参数蛇形回路热管的启动性能曲线图

由图 5 可知,2 种不同结构形式的蒸发段的启动性能表现出较明显的差异。图 4(a) 结构形式蒸发段的热管明显比图 4(b) 结构形式蒸发段的热管要启动得慢,这是因为图 4(b) 结构形式的蒸发段内气泡在受热生成的过程中所受到的向上的浮力使气泡向上运动的趋势要较图 4(a) 结构形式强烈,从而易于形成热管管内的自然对流循环。

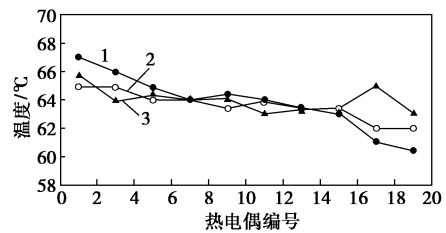
2.2.2 热管壁温分布

可视化试验主要观察了热管内不同充液率条件下,管外流过不同热风温度时,蛇形热管蒸发段沿热

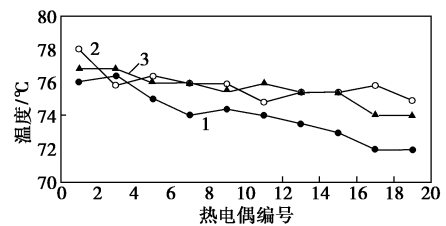
气流轴向管壁表面温度的分布情况。每个蛇形管的水平段上壁面的中点布有热电偶共 10 个点,热电偶自上而下编号。测试结果如图 6 所示。



(a) 热风温度为 60℃



(b) 热风温度为 70℃



(c) 热风温度为 80℃

充液率:1—90%;2—70%;3—50%

图6 蒸发段管壁温度示意图

根据试验观察,在充液率相同的条件下,管壁温度随热流密度的增大而上升,且在同一时刻,随着管层数的上升,观察到壁温会产生幅度逐渐增大的波动,这些点基本上处于柱塞状流区域和分层流区域。温度较高的点位于柱塞状流区的气柱区;温度较低的点位于柱塞状流区的液柱区。这是因为液柱与管壁面间的液膜由于强制对流换热而很快被蒸干,导致壁面温度升高。提高充液率、降低热流密度,壁温波动减小直至消失。

试验观察到最上面几层管的管壁温度最高,主要是由于管内呈现不对称的分层流,导致壁温升高。处于泡状流及单相流的下面几层管的壁温最低。

2.2.3 热管蒸发段蛇形管内的汽-液两相流

笔者试验观察到具有一定倾斜角度的热管蒸发段蛇形管内的流型分布与充液率和热流密度有关,从下层到上层蛇形管内依次可以观察到 4 种流型:单相流、泡状流、柱塞状流和分层流。上述几种流型并非在各种工况条件下同时出现,而是随着充液率与热流密度的不同而有所差异。

单相流大部分分布在下层管路上,随着充液率的增加和热流密度的降低,所占区域增加。

泡状流产生于大充液率和低热流密度条件下,且处于下层管路中,分布区域很窄。这是由于下层管路在大充液率和低热流密度条件时,壁面过热度较低、气泡脱离直径较小所致。而事实上,下层管路壁面温度明显低于上层管路壁面温度。

柱塞状流在小充液率时,由单相液体的自然对流发展而成,此时壁面温度较高,相应的过热度亦高,足以使气泡的脱离直径大到充斥整个管腔而产生柱塞状流。而在大充液率时,柱塞状流是由泡状流转换而成,这是因为此时的壁面温度较低,液体的过热度亦较低,产生的气泡直径较小。随着两相流沿管路层数的升高,温度逐渐上升,而使气液交界面液体的蒸发而聚集增大为气泡,从而发展为柱塞状流。柱塞状流在各种充液率和热流密度条件下,均可以稳定存在,且所占区域大。

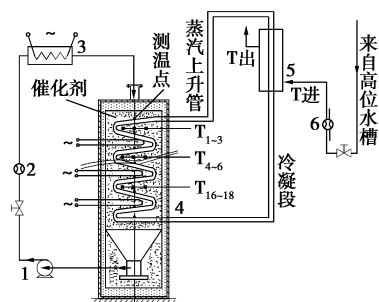
分层流在小充液率条件下能够存在,并且所占区域也很小。试验表明,具有一定倾斜角度的蛇形热管可抑制对传热不利的分层流的产生,与文献[4]的研究结论相符。分层流大部分是由柱塞状流发展而成,而且主要发生在上部几层管路。这是因为气液两相混合物在沿管路流动上升过程中,热管内两相流体的质量流速保持一定,气相速度不断增加,在重力作用下导致气-液分层。

在一定充液率下,增大热流密度即提升加热空气温度,可使单相流体自然对流向泡状流流型转换的位置和泡状流向柱塞状流流型转换的位置向下一层管路移动。

3 回路热管反应器蒸发段的流动传热试验

3.1 试验设备及试验方法

试验设备和流程如图 7 所示。



1—循环泵;2,6—流量计;3—水加热器;4—回路热管反应器;
5—水夹套

图 7 传热试验装置流程示意图

试验反应器是用厚钢板做成的矩形容器(2 100 mm × 770 mm × 80 mm)。反应器内装有大孔磺酸树脂催化剂,器壁及循环管路用绝热性能良好的硅酸盐保温材料隔热,热管的蛇形蒸发段埋在矩形容器内的树脂床层中。模拟反应放热的电热棒与侧温管交替插入热管之间。测温点 $T_{1\sim 18}$ 布置在床层的不同位置上,具体位置如图 8 所示,采用 PT100 热电阻检测器,然后与惠普数据采集仪及 PC 机相连。

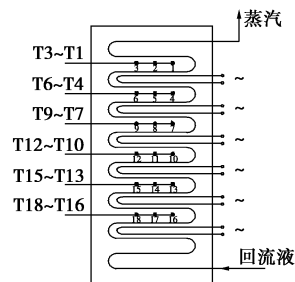


图 8 热电偶及电热棒布置图

模拟循环物料为预热到一定温度的水。调节输入电热棒的功率,模拟反应放热量。热管蒸发段的工质吸收热后汽化,流入热管的冷凝段,从而携带走床层中的热量。通过调节冷凝水流量达到控制床层温度的目的。试验过程中共采集了充液率分别为 50%、70%、90% 条件下的试验结果。

3.2 试验结果与分析

在保持水流量不变的条件,测得不同输入功率和充液率条件下、从反应器出口至入口不同床层高度的温度分布结果见图 9。

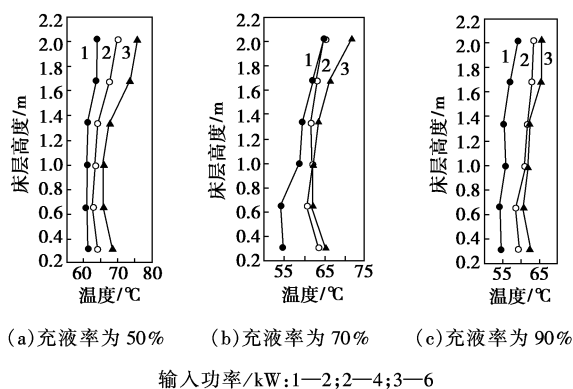


图 9 不同充液率条件下反应器内床层温度分布图

从试验结果可以看出,在输入功率相同的条件下,加大热管的充液率则床层温度分布较为均匀,且床层平均温度也较低。而在相同充液率情况下,热流密度增大,床层温度分布的不均匀性变大。在该试验范围内,反应器内上部床层温度均比下部床层温度高。在 50% 充液率、加热功率达 6 kW 时床层

温度最高,床层上部温度接近 80℃;而在 90% 充液率、加热功率达 2 kW 时,床层温度最低,为 55℃ 左右。这说明充液率大、有利于降低床层温度。

3.3 热管外壁对流换热系数的测定

试验过程中,保持循环水的入口温度不变,通过改变水流量和加热功率,测定记录床层的温度分布、进出口温度和管壁温度。流量变化范围为 0.386 ~ 6.000 m³/h,输入功率分别为 2、4、6 kW。

利用试验数据拟合传热系数的关联式与反应器的数学模型有直接关系^[5]。若采用拟均相一维数学模型,则假定整个床层的传热热阻集中在换热壁面边界层,忽略床层的导热热阻。传热速率方程为:

$$Q = A_o \alpha_{HP} (\bar{t}_f - \bar{t}_{wo}) \quad (1)$$

式中: A_o 为蒸发段蛇形管管外表面积(m²); α_{HP} 为热管管外换热系数[W/(m²·℃)]; \bar{t}_f 、 \bar{t}_{wo} 分别代表流体的平均温度和管壁的平均温度。

若采用拟均相二维数学模型,则假定整个床层的传热热阻由两部分构成,包括换热壁面边界层的热阻和床层的导热热阻,属于两参数模型。传热速率方程为:

$$Q = A_o \alpha_{HP} (\bar{t}_{fw} - \bar{t}_{wo}) \quad (2)$$

式中: \bar{t}_{fw} 、 \bar{t}_{wo} 分别代表管壁处流体的温度和管壁的平均温度。通常 \bar{t}_{fw} 难以测定准确,采用拟均相二维数学模型估算传热系数产生的误差有时更大。故笔者采用拟均相一维数学模型的方法,假定整个床层的传热热阻集中在换热壁面边界层,忽略床层的导热热阻。

流体通过填料中的热管时,传热系数可采用如下形式的准数关联式^[6]:

$$Nu_d = n_1 Pe_d^{0.5} Re_p^{n_2} \quad (3)$$

式中: $Pe_d = Pr_d \cdot Re_d$; $Re_d = \frac{d_o \cdot u_f \cdot \bar{\rho}_f}{\mu_f}$; $Pr_d = \frac{\bar{C}_{pf} u_f}{\lambda_f}$;

$$Nu_d = \frac{\alpha_{HP} \cdot d_o}{\lambda_f}; Re_p = \frac{d_p \cdot u_f \cdot \bar{\rho}_f}{\mu_f}$$

其中: d_o 为蛇形热管的外径(m); u_f 为模拟物料流动截面的平均流速(m/s); $\bar{\rho}_f$ 为模拟物料平均温度下的密度(kg/m³); μ_f 为模拟物料平均温度下的动力黏度(N·s/m²); \bar{C}_{pf} 为模拟物料的平均定压比热(kJ/kg·℃); d_p 为填料颗粒平均直径(m); λ_f 为模拟物料的导热系数(W/m·℃)。

用最小二乘法^[7]参数估值得到 n_1 、 n_2 的数值,则:

$$Nu_d = 2.658 Pe_d^{0.5} Re_p^{-0.1134} \quad (4)$$

上述准数方程的适用范围: $Pe_d = 100 \sim 1580$, $Re_p = 1.264 \sim 120$ 。

4 应用

目前,合成甲基叔丁基醚生产行业运行的反应器大部分是固定床外循环取热反应器,此类反应器内部结构简单、催化剂装卸方便,然而由于反应物料的大量返混,催化剂的利用率降低,需消耗大量的动力,且由于反应压力较高,物料输送泵容易产生泄漏。为此笔者利用本文的研究结果,设计制造了工业规模的回路热管反应器,并应用于 2 万 t/a 甲基叔丁基醚(MTBE)生产装置中^[8-9]。回路热管反应器的运行结果表明:①床层“热点”温度峰值得以降低,高反应活性的区域得以拓宽,回路热管反应器床层轴向温度分布有利于平衡转化率的提高;床层平均温度较改造前下降 5 ~ 8℃,反应的转化率提高 2% ~ 3%;副产物降低了 50%;②同等规模的生产装置,热管反应器与外循环取热固定床反应器相比,由于反应物料一次通过催化剂床层,取消了反应物料的大量返混,所以催化剂的利用率提高 40%;同时节省动力消耗 62 kW。

综上所述,蛇形回路热管反应器启动速度快、床层轴向温度分布合理、操作平稳,是一种高效节能的反应器,值得在工业应用中推广。

参考文献

- [1] 李绍芬. 化学与催化反应工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 1986.
- [2] 塔汉 M O. 催化反应器设计[M]. 阚道悠, 刘虹, 唐文生, 译. 北京: 烃加工出版社, 1989.
- [3] 庄骏, 张红. 热管技术及其工程应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2000.
- [4] Taitel Y, Barnea D. Countercurrent gas-liquid vertical flow, model for flow pattern and pressure drop[J]. J Multiphase Flow, 1983(9): 637 - 647.
- [5] 袁乃驹, 丁富新. 化学反应工程基础[M]. 北京: 清华大学出版社, 1988.
- [6] Chi S W. Heat pipe theory and practice[M]. New York: McGraw-Hill, 1976.
- [7] Ketter R L, Prawel S P. Modern methods of engineering computation[M]. New York: McGraw-Hill, 1969.
- [8] 王志亮, 张红, 庄骏. 新型热管反应器在轻烃醚化中的研究及应用[J]. 现代化工, 2006, 26(5): 50 - 53.
- [9] 王志亮, 张红, 庄骏. 甲基叔丁基醚热管反应器的数学模拟与分析[J]. 石油化工, 2006, 35(9): 846 - 850. ■