

# 甲醇制烯烃开工氮气系统存在的问题及改造措施

徐春华\*, 赵代胜, 董宇涵

(中国神华煤制油化工有限公司北京工程分公司, 北京 100011)

**摘要:** 讨论了甲醇制烯烃工业装置在开工反应器升温过程中存在的氮气消耗量大、能源利用率不高等问题, 提出并实施了相应的技术改造措施, 降低了装置公用工程消耗, 节省了生产运行成本。

**关键词:** 甲醇制烯烃; 开工; 氮气循环; 后备系统

**中图分类号:** TQ211

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2016)11-0159-04

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2016.11.037

## Problems in start-up system of methanol-to-olefins and process optimization

XU Chun-hua\*, ZHAO Dai-sheng, DONG Yu-han

(China Shenhua Coal to liquid and Chemical Beijing Engineering Company, Beijing 100011, China)

**Abstract:** The problems that occur during the industrialization of start-up system of methanol-to-olefins, including large consumption of nitrogen, low energy utilization efficiency, etc, are discussed. The optimization solutions are put forward and conducted. The results show that the remarkable effect and considerable economic benefits are achieved. It is of great significance for size selection of nitrogen backup system and reducing the project investment.

**Key words:** methanol to olefins; start-up; nitrogen cycle; nitrogen backup system

甲醇制烯烃(MTO)是指由甲醇制造低碳烯烃(乙烯、丙烯等)的技术,主要反应原理是甲醇首先脱水生成二甲醚(DME),然后二甲醚与原料甲醇的平衡混合物脱水继续转化为以乙烯、丙烯为主的低碳烯烃。低碳烯烃是现代社会不可或缺的基本有机化工原料,市场需求旺盛,对国民经济发展有着至关重要的影响<sup>[1]</sup>。由于石油资源日益枯竭,传统的低碳烯烃生产路线(石脑油、轻柴油及加氢尾油蒸汽裂解技术制备低碳烯烃)将面临原料供应紧张的挑战。甲醇制烯烃技术的成功工业化开辟了一条崭新的以煤基甲醇为原料制备低碳烯烃的现代煤化工技术路线,具有资源优势和经济优势,对消化当前过剩的煤炭及甲醇产能<sup>[2]</sup>、能源的清洁替代利用等方面具有重要意义。

但是,甲醇制烯烃技术经过近几年商业化应用,也暴露出了一些问题。例如,某新建1 800 kt/a 甲醇制烯烃装置在开工投料前的反应器升温 and 催化剂流化过程中,需要消耗大量的低压氮气。按照专利商提供数据和实际开工经验,开工反应器升温过程中需消耗约 80 000 m<sup>3</sup>/h 的氮气量。而且,按照现有运行甲醇制烯烃装置的开工流程方案,该部分氮气在完成对反应器的升温后直接通过反应器、水洗塔上部的放空阀排放到大气,无法回收利用,造成能

源的浪费。

本工作通过对某新建1 800 kt/a 甲醇制烯烃装置开工氮气系统的流程分析、研究,确定了改造方案,并经生产运行实践,验证了开工过程氮气循环利用的良好效果,同时对合理配置公用工程设施——空分装置氮气后备系统优化方案进行了分析。

## 1 甲醇制烯烃装置常规开工程序

自2008年世界首套、全球最大工业化规模的神华包头煤制烯烃项目甲醇制烯烃示范装置一次投料开车成功以来,经过一代煤化工人的共同努力,摸索出了一套经济、安全、可靠的甲醇制烯烃装置的开工程序及方法。目前普遍采用的甲醇制烯烃装置开工程序如下:投料试车条件准备→反再系统、急冷塔、水洗塔、污水汽提塔气密→急冷塔、水洗塔、污水汽提塔三塔系统水联运→反再两器升温、反应器氮气置换→反再两器加、转催化剂→投甲醇蒸汽气化器,反应器进甲醇→调整工艺操作产出合格产品气。

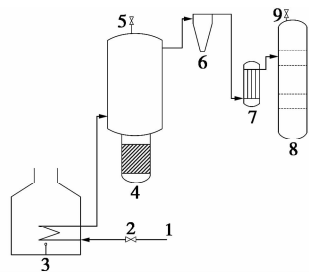
以上甲醇制烯烃装置的开工过程,是从冷态到正常反应状态(反应温度495℃、反应压力0.12 MPa)的过程。开工初期需要首先对反再两器进行预热升温,并且反再两器的开工升温过程与传统炼油行业类似的流化床装置开工程序相比有很大差异。例如

传统石油催化裂解装置开工过程中可以向再生器喷轻柴油,利用柴油的燃烧放热使装置升温。这种方法优点在于能使装置快速升温,从而大大缩短了开工时间<sup>[3]</sup>。但甲醇制烯烃装置无法采用这种方式,因此热量的来源便成了很大的问题<sup>[4]</sup>。为此,常规甲醇制烯烃装置开工设计了反应器引热氮气流程,来满足反应器升温要求。

## 2 甲醇制烯烃装置反应器升温引热氮气流程

甲醇制烯烃装置再生器的升温主要依靠主风机和再生器辅助燃烧室流程,通过调节主风量和辅助燃烧室负荷来达到再生器升温要求。而对于甲醇制烯烃装置反应器,密相床层直径 11.8 m,稀相床层直径 15.6 m,存在床层体积较大、藏量多、热交换速率慢等问题。同时,在后续加、转催化剂过程中,由于开工装填的催化剂高达数百吨,催化剂蓄热慢,大量常温催化剂加入到反应器后会造成反应温度急剧下降,致使开工过程中反应器升温比较困难。为此,在开工初期对反应器的升温过程通常采取引入热氮气流,并保证装置开车过程中所需要的氮气量不小于 80 000 m<sup>3</sup>/h,以保证升温效果和防止催化剂跑损的线速要求。

常规反应器升温引热氮气流程是:首先利用主风机提供的主风将甲醇制烯烃反应器升温到一定温度;在反应器升温不明显的情况下开始引入低压氮气,同时建立氮气→开工加热炉→反应器→氮气排放流程,利用开工加热炉加热氮气使反应器升温到预定温度。



1—引开工氮气;2—氮气总管切断阀;3—开工加热炉;  
4—甲醇制烯烃反应器;5—反应器放空阀;  
6—反应气三级旋风分离器;7—甲醇-反应气换热器;  
8—急冷水洗塔;9—急冷水洗塔顶放空

图1 甲醇制烯烃装置常规开工引热氮气流程

升温过程以反应器密相中部床层温度为基准,稀相温度为参考。按照反应器升温曲线要求逐渐增补氮气量和提高开工加热炉出口氮气温度。升温过程中通过调节反应气三旋后的放空阀或水洗塔顶放

火炬阀门开度来控制氮气的排放量,达到控制反应器各点的升温要求。当反应器升温缓慢时要及时加大开工加热炉热负荷,同时配合提高氮气流量,使升温速度达到预定的反应器升温曲线要求。当反应器密相温度恒温到 450℃,再生器密相温度到 550℃,标志着反应器升温基本完成,达到加、转催化剂条件。随着常温催化剂大量加入反应器,反应床层温度开始下降,此时需调整好添加催化剂速度,并增加开工加热炉燃料供应以提高其负荷,控制开工加热炉出口氮气温度和氮气量以维持反应器床层温度直至大型加剂完成。

## 3 存在的问题及改造措施

按照上述常规反应器升温开工引热氮气流程,该部分氮气在完成对反应器的热交换后,直接通过反应器顶部放空阀、下游急冷水洗塔顶部的放空阀排放到大气,同时需不断按照 80 000 m<sup>3</sup>/h 的消耗量补充新鲜热氮气,造成对能源和投资成本的浪费。

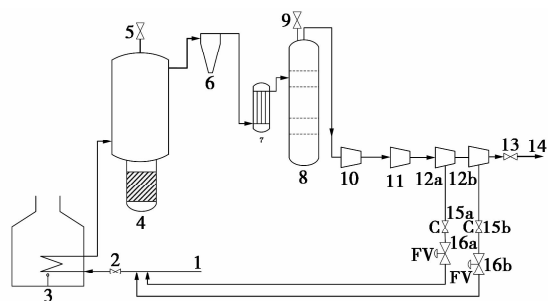
另外,对于像江浙等沿海地区的中小规模化工企业,出于对总体投资成本的控制考虑,往往不会配套相应规模的空分设施,只能依托工业园区外购一定量氮气来满足甲醇制烯烃装置的开工氮气需求。因此,实现对氮气能源的合理有效利用以节约企业成本至关重要。

为此,对常规反应器升温引热氮气流程进行分析、改造,考虑利用下游烯烃分离装置现有的产品气压缩机建立氮气闭路循环,使引入的热氮气能够循环利用,不断为反应器加热,而不是直接放空排放,从而有效节省低压氮气的消耗量。改造后的工艺流程是,首先建立引开工氮气→开工加热炉→反应器流程,关闭反应器顶部放空阀和急冷水洗塔顶部放空阀,开工氮气以一定流量经开工加热炉加热后进入反应器,对反应器进行升温。后经反应气三级旋风分离器和甲醇-反应气换热器进入急冷水洗塔,通过水洗塔出口产品气管线进入下游烯烃分离装置。经过烯烃分离产品气压缩机的压缩,使这部分氮气循环返回甲醇制烯烃装置开工加热炉,经加热后继续对反应器升温,使氮气在整个闭路循环过程中被重复利用。

其中,烯烃分离装置产品气压缩机为四段压缩,根据产品气压缩机氮气工况数据表,压缩机三段出口的压力约为 0.85 MPa,压缩机四段出口压力约为 1.18 MPa。考虑低压氮气规格、管道压降损失,以及开工所需氮气流量等因素,在压缩机三段出口和四

段出口处分别设置一条 DN350 的氮气管线,并配备截止阀门和控制流量开度的调节阀,2 条氮气管线一直铺设到开工加热炉入口处。在开工阶段关闭压缩机三段、四段正常的下游产品气出口阀门,打开氮气线截止阀门,不断调整氮气调节阀开度,使符合规格要求的低压氮气通过循环返回开工加热炉,经加热后继续进入反应器对其升温。新增的 2 条氮气管线只在甲醇制烯烃装置开工时对反应器升温使用,升温结束转入生产正常运行后关闭此线。

改造后的开工引氮气循环流程如图 2。



1—引开工氮气;2—氮气总管切断阀;3—开工加热炉;4—甲醇制烯烃反应器;5—反应器放空阀;6—反应气三级旋风分离器;7—甲醇-反应气换热器;8—急冷水洗塔;9—急冷水洗塔顶放空阀;10—压缩机一段;11—压缩机二段;12a—压缩机三段;12b—压缩机四段;13—切断阀;14—至烯烃分离下游;15a—三段出口氮气管线切断阀门(正常关闭);15b—四段出口氮气管线切断阀门(正常关闭);16a—三段出口氮气管线流量阀;16b—四段出口氮气管线流量阀

图 2 改造后的开工引氮气循环流程

下面以改造后的某新建 1 800 kt/a 甲醇制烯烃装置的实际开工过程为例,简要介绍氮气的投用及切出步骤。

(1) 甲醇制烯烃装置氮气置换合格后,控制开工加热炉氮气进气量,准备向烯烃分离装置并入氮气。

(2) 按照烯烃分离压缩机启机程序调整透平转速,缓慢打开烯烃分离原料气管线切断阀,逐渐引入氮气,保证甲醇制烯烃装置水洗塔出口压力满足压缩机一段输入压力条件,使压缩机一段吸入压力稳定。烯烃分离根据甲醇制烯烃水洗塔顶出口放火炬阀门开度变化,调整压缩机转数及返回线开度,直至水洗塔顶出口放火炬全部关闭,上游氮气全部引入烯烃分离装置。

(3) 打通烯烃分离至甲醇制烯烃开工加热炉氮气流,烯烃分离逐渐打开四段排出返回线调节阀 16b 及三段排出返回线调节阀 16a 直至自带放火炬阀门全部关闭,此时由于烯烃分离进氮气量的增加,需

配合逐渐提高压缩机转数。

(4) 根据图 3 中升温曲线要求,甲醇制烯烃装置逐渐调整补入氮气量,烯烃分离逐渐提高压缩机转数并逐渐开大四段排出调节阀 16b 及三段排出调节阀 16a。此时甲醇制烯烃装置停止补气,调整开工加热炉出口温度,保证两器升温至 150℃ 恒温 12 h。

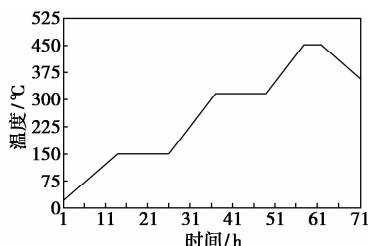


图 3 甲醇制烯烃开工反应器升温曲线

(5) 根据升温速率 15℃/h 逐渐补入氮气量,及时调整开工加热炉出口温度,升至 315℃ 恒温 12 h,此时烯烃分离氮气循环量约为 75 000 m<sup>3</sup>/h,甲醇制烯烃装置逐渐停止补气。

(6) 根据升温速率 15℃/h 逐渐补入氮气量,及时调整开工加热炉出口温度,两器向 450℃ 升温,恒温 4 h 后逐渐加入催化剂。此时氮气循环总量虽已达到 80 000 m<sup>3</sup>/h,但反应器降温明显,需要不断补入新鲜热氮气,并通过水洗塔塔顶放火炬,以保证反应器维持高的温度。当反应器密相温度升到 350℃ 以上时,反应器具备进甲醇条件。此时逐渐关闭烯烃分离原料气管线切断阀直至完全退出氮气循环,将烯烃分离返回至开工炉前氮气切断阀 15a 和 15b 全关,切出开工引氮气流程。

(7) 甲醇制烯烃开工反应器升温各阶段注入/补充氮气量见图 4,可以得知流程改造后整个开工周期实际消耗的氮气量。

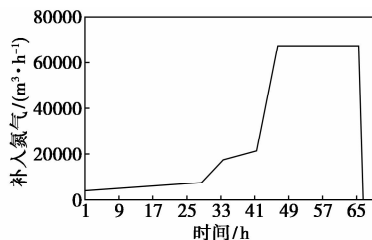


图 4 甲醇制烯烃开工反应器升温阶段注入/补充氮气量

## 4 对配套空分装置氮气后备系统设置方案的思考

国内某新建 1 800 kt/a 甲醇制烯烃项目配套空

分装置为全厂提供氮气、仪表空气和工厂空气。其中氮气系统包括1套生产规模为35 000 m<sup>3</sup>/h的高纯氮气空分装置(空分主系统),1套生产能力为150 t/d的氮气外液化系统,和1套包含3台5 000 m<sup>3</sup>液氮储罐、液氮气化系统、液氮自增压储存系统和液氮装卸车系统的液氮储存和液化系统(后备系统)。因甲醇制烯烃装置开工投料前的反应器升温 and 催化剂流化过程中,大量消耗的是低压氮气,因此本文中只考虑空分装置各工况下低压氮气主要来源及产品规格(表1)。

表1 空分装置低压氮气的主要来源及规格

产品名称	流量/ (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	出界区压 力/MPa	出界区 温度/℃	备注
低压氮气	正常 35000 开车 100000	≥0.85	常温	空分主系 统生产能力
副产液氮	1000(折气)	0.30	-190	进液氮储罐
液氮产品 (外液化)	5000(折气)	0.30	-191	进液氮储罐

由表1可以看出,在全厂正常运行工况下,空分装置提供的低压氮气最大能力为35 000 m<sup>3</sup>/h,主要来自空分主系统。在开车工况下生产低压氮气能力为100 000 m<sup>3</sup>/h,这部分低压氮气的来源,一部分来自空分主系统冷箱气化后的氮气,另一部分来自后备系统气化后的氮气。其中后备系统设置了3台5 000 m<sup>3</sup>的液氮储罐,液氮由空分主系统副产液氮和外液化系统生产的液氮共同供给。当空分主系统开车正常后,外液化系统同时投用,进液氮储罐储存,为后备系统储备液氮,供工艺装置开车使用。

在甲醇制烯烃装置开车过程中,如选用常规反应器升温引热氮气流,甲醇制烯烃装置开工过程消耗的低压氮气流最大约为80 000 m<sup>3</sup>/h,占到了全厂装置开车所用氮气流量的90%。低压氮气管网正常只能提供25 000 m<sup>3</sup>/h氮气,其余依靠空分装置提前一个半月开工储备液氮或外购足够液氮来满足开工需要,因此对空分装置氮气后备系统规模提出了一定要求。可以说,甲醇制烯烃装置开车所用氮气流直接关系到空分装置氮气后备系统的设计规模和能力。

采用上述改造流程后,通过增加2条氮气循环线建立氮气循环为甲醇制烯烃反应器升温,在开车

过程中能够有效节省氮气的消耗量,减小空分装置氮气后备系统规模。对于今后在项目可研阶段、定义阶段确定空分装置氮气后备系统设置方案,从而降低项目投资成本具有重要参考意义。

## 5 改造后的效益分析

通过增加甲醇制烯烃装置反应器开工氮气循环线,改变了反应器升温氮气排放火炬的传统工艺,实现了开工氮气的循环利用。根据某新建1 800 kt/a甲醇制烯烃装置近期实际开车运行数据,在一个开工周期内,共消耗低压氮气约200 × 10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>,较改造之前节约氮气360 × 10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>,按照每650 m<sup>3</sup>氮气约500元经济效益计算,共节省开工使用氮气的成本约280万元。

在节约氮气使用成本的同时,改造也为全厂氮气平衡做出贡献。本次实际开工共消耗低压氮气约200 × 10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>,折合液氮量约2 500 t,按照全厂配置的3台5 000 m<sup>3</sup>液氮罐约储存4 000 t/台液氮考虑,空分装置氮气后备系统可减少现有2台液氮储罐的规模设计,可节约近8 000万元的项目投资成本。同时,间接缩短了空分装置提前开工储备液氮时间,或降低外购液氮量,节省了空分装置提前开工的蒸汽消耗、电耗及循环水消耗等,降低了工厂开车的公用工程消耗费用。

## 6 结语

通过对甲醇制烯烃装置开工氮气利用流程进行改造,采用一条氮气闭路循环流程,能够节省装置开工时的氮气用量,具有良好的可行性及可观的经济效益。同时,对于控制配套公用工程设施空分装置氮气后备系统规模能力、优化设置方案、有效降低项目投资具有重要意义,在今后同类型煤化工项目中值得借鉴。

## 参考文献

- [1] 刘中民,刘昱,叶茂,等. 1.80 Mt/a 甲醇进料 DMT0 工艺技术及其装置特点[J]. 炼油技术与工程,2014,44(7):1-6.
- [2] 李明. 中国煤制甲醇的发展研究[J]. 洁净煤技术,2011,17(4):41-43.
- [3] 刘中民,吕志辉,何长青,等. 制取低碳烯烃流态化催化反应装置的开工方法:CN,101130466B[P]. 2008-02-27.
- [4] 武兴彬,闫国春,关丰忠,等. 一种甲醇制低碳烯烃装置的开工方法:CN,103588606A[P]. 2014-02-19. ■