

烯烃分离装置开停车优化工艺及经济性分析

张 锐 (国能榆林化工有限公司, 陕西 榆林 719000)

摘 要: 本文介绍了烯烃分离装置开停车过程中的物料消耗与损失的主要原因与部位, 分析了烯烃分离装置开停车过程中降本、增效、减排的潜力, 通过工艺优化调整, 实现清洁生产的目的, 并产生良好的经济效益。

关键词: 烯烃分离; 开停工; 氮气循环; 丙烯回收

Abstract: This paper introduces the main reasons and parts of material consumption and loss in the process of start-up and shutdown of olefin separation unit, analyzes the potential of cost reduction, efficiency increase and emission reduction in the process of start-up and shutdown of olefin separation unit, and realizes the purpose of clean production through process optimization and adjustment, and produces good economic benefits.

Key words: olefin separation; start and stop work; nitrogen circulation; propylene recovery

1 烯烃分离装置流程简介

烯烃分离装置生产工艺主要由以下几个单元组成: 产品气压缩、酸性气体脱除、产品气干燥、脱丙烷、脱甲烷、脱乙烷、乙炔加氢、乙烯精馏、丙烯精馏、脱丁烷、丙烯制冷和公用工程系统。其中烯烃分离装置的生产任务是将来自 MTO 单元的产品气经产品气压缩机压缩升压、丙烯压缩机低温制冷, 分离出聚合级的乙烯和丙烯产品。对聚合级乙烯、丙烯产品分离精馏提纯, 同时生产碳四产品和煤基混合戊烯, 副产丙烷产品和燃料气, 年运行时间为 8000h。其流程概况如图 1。

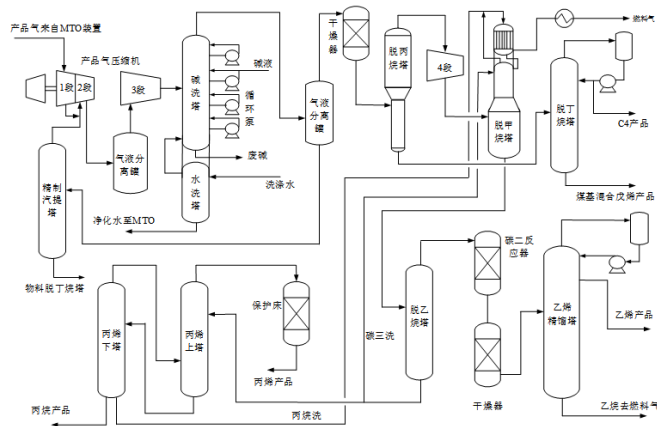


图 1 烯烃分离装置流程简介

2 烯烃分离装置工艺优化

烯烃分离装置流程长、工艺控制复杂, 开停车难度大, 开停工过程物料损失大, 产品合格时间长, 因此通过工艺优化挖掘潜力, 提高开停车效率, 降低物料能耗, 具有重要意义。

2.1 MTO 装置与烯烃分离装置开工氮气联合循环

2.1.1 MTO 装置升温现状

MTO 装置开工初期没有热量来源, 需用开工加热炉对反应器进行升温, 为甲醇反应提供初始热量, 达到反应条件。另外停工检修时对反应器脱落、损坏衬里进行修补, 新修补的衬里含有大量水分, 通过开工升温过程, 对新修补衬里的吸附水和结晶水慢慢脱除, 以免在开工过程中升温过快, 造成水分急剧蒸发而引起衬里损害和脱落。

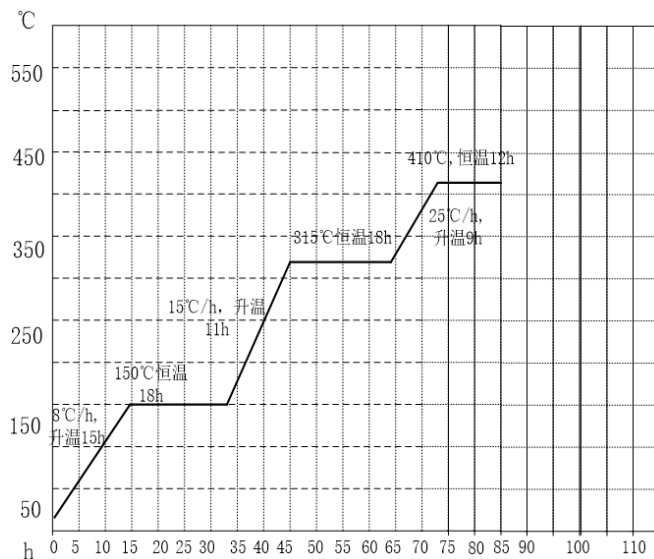


图 2 MTO 装置开工升温曲线

MTO 装置开工升温按图 2 进行, 第一阶段反应器温度按 8°C/h 升温至 150°C 后恒温 18h, 氮气使用量在 5000-10000Nm³/h。第二阶段反应器 150°C 恒温结束以后, 按照升温曲线以 15°C/h 继续升温至 315°C 后恒

温 18h, 氮气使用量在 10000–30000Nm³/h, 升温过程 11h。第三阶段反应器 315℃恒温结束以后, 按照升温曲线以 25℃/h 继续升温至 410℃, 开始恒温。

2.1.2 优化方案

在 MTO 装置和烯烃分离装置增加氮气循环线, 配合 MTO 装置两器升温。氮气循环线分别从产品气压缩机三段排出和四段排出抽出, 返至 MTO 装置开工加热炉入口。优化流程如图 3。

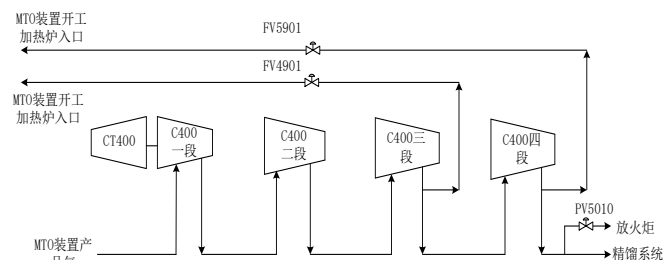


图 3 新增氮气循环线流程简图

工艺优化流程中增加流量调节阀 FV4901 控制产品气压缩机三段排出返至 MTO 开工加热炉入口流量; 增加流量调节阀 FV5901 控制产品气压缩机四段排出返至 MTO 开工加热炉入口流量。产品气压缩机首先氮气工况启机, 在转速达到最小可调后, 逐渐调整防喘振阀门开度, 将产品气压缩机各段排出温度和压力控制在合理范围内。

MTO 装置第一升温阶段, 由于升温过程氮气消耗量小, 利用氮气管网的氮气进行升温。第二升温阶段, MTO 装置反再两器 150℃恒温结束后, 在 150℃–315℃升温阶段使用新增氮气循环线升温, 升温和恒温过程为 29h。由于产品气压缩机氮气工况各段排出温度高, 产品气压缩机四段排出温压力一般控制在 0.5MPa (G), 第三升温阶段, 由于开工加热炉入口出口压差小, 氮气流速慢, 无法满足 410℃的升温速率, 需要将循环氮气改至管网氮气。产品气压缩机氮气循环工况运行参数如表 1:

表 1 产品气压缩机氮气循环工况运行参数

压缩机转速	rpm	4250	4450	4490	4624	4897	5426	5539
一段吸入压力	MPa	0.08	0.09	0.1	0.11	0.1	0.1	0.09
三段排出压力	MPa	0.22	0.28	0.37	0.36	0.39	0.38	0.39
四段排出压力	MPa	0.25	0.37	0.6	0.39	0.41	0.4	0.42

PC5010 OP	%	0	20	39	0	0	0	0
外补氮气流量	Nm ³ /h	11464	4833	3681	0	0	0	0
FC4901 PV	Nm ³ /h	-	-	-	0	3221	18077	34036
FC5901 PV	Nm ³ /h	-	-	-	31196	38378	42610	44842
UV4002 (防喘阀开度)	%	100	72	39	31	19	16	10
UV5005 (防喘阀开度)	%	100	78	33	25	19	18	14
N ₂ 总循环量	Nm ³ /h	-	-	-	3 万	4 万	6 万	8 万

2.1.3 经济性分析

产品气压缩机提前氮气运转, 可检验检修期间压缩机维修质量, 提前发现问题, 避免产品气压缩机在进料启机过程中发生异常问题、影响全场开工进度的风险; 另一方面产品气压缩机提前运转有利于缩短 MTO 装置与烯烃分离装置开工衔接时间, 减少 MTO 装置排火炬物料损失, 并不增加额外成本。

在 150℃–310℃升温过程中, 循环氮气使用 29h, 此阶段若不使用氮气循环线, 需从公司氮气管网补充氮气约 30000Nm³/h, 共计 870000Nm³ 氮气。由于开工期间全厂氮气使用量大, 空分装置无法满足 MTO 装置升温氮气消耗量需求, 需使用液氮补充氮气管网, 此项工艺优化节省的氮气效益按照液氮价格计算, 可节约成本 = 液氮消耗量 × 液氮价格 = 870000Nm³ × 0.75 元 / Nm³ = 65.25 万元。

2.2 丙烯精馏系统停工丙烯回收

2.2.1 丙烯精馏塔停工现状

烯烃分离装置停工时, 丙烯精馏塔逐渐提高采出量, 通过减少回流量将液相丙烯集中收集在丙烯回流罐中, 通过丙烯产品采出泵将液相丙烯回收至丙烯储罐。但由于丙烯精馏塔系统体积较大, 同时附属设备及管道数量较多, 停工后丙烯精馏塔系统内部的丙烯物料无法回收, 只能放火炬处理, 物料损失严重。

2.2.2 优化方案

在丙烯精馏塔系统低点增加排放线, 如再沸器、机泵、回流管道、塔釜等, 将所有排放线汇集在一根总管, 总管连接到丙烯制冷压缩机, 液相丙烯返至丙烯制冷压缩机三段吸入罐, 气相丙烯返至丙烯制冷压缩机一段吸附罐。

烯烃分离装置停工后丙烯制冷压缩机循环运转, 丙烯精馏塔降负荷回收物料完成后, 将丙烯精馏塔系

统所有低点液相物料排入排放总管,利用压差将丙烯精馏塔系统液相丙烯导入丙烯制冷压缩机系统,最后利用丙烯机倒液泵将丙烯送至界外丙烯储罐。

液相回收完成后,利用丙烯精馏塔系统与丙烯制冷压缩机一段吸入的压差,将丙烯精馏塔系统气相丙烯返至丙烯制冷压缩机一段吸入,经压缩、冷凝后变成液相,由丙烯机倒液泵将丙烯送至界外丙烯罐区。丙烯精馏塔系统气相压力降至 0.5MPa (G) 后,不再回收丙烯,丙烯制冷压缩机停止运行。

丙烯制冷压缩机停机后将一段吸入罐隔离,将丙烯制冷压缩机系统其他设备、管道低点液相全部排入一段吸入罐(罐顶泄压产生压差),利用丙烯机倒液泵送至罐区。

2.2.3 经济性分析

此项优化,可将丙烯精馏塔系统内的大部分丙烯回收,不再直接排火炬处理,单次停工可回收丙烯物料约 300t,丙烯产品按照 7000 元/t 计算,可增加经济效益为: $300\text{t} \times 7000 \text{ 元/t} = 210 \text{ 万元}$ 。

2.3 丙烯精馏塔开工置换

2.3.1 丙烯精馏塔开工现状

丙烯精馏塔在开工过程中,首先用氮气进行置换、干燥,置换干燥合格后,将丙烯精馏塔内氮气压力泄至 0.03MPa (G),丙烯精馏塔内留存的氮气会影响塔顶冷凝器的换热效率,而且大量氮气集中在塔顶,气相丙烯无法冷凝,丙烯精馏塔无法建立气液平衡,所以丙烯精馏塔在开工时需要利用气相丙烯将系统内部的氮气置换出去。丙烯精馏塔系统较大,每次置换需消耗大量丙烯,表 2 是根据烯烃分离装置丙烯精馏塔开工期间生产数据整理所得。

表 2 丙烯精馏塔系统置换丙烯用量

置换次数	丙烯用量
第 1 次置换	23t
第 2 次置换	26t
第 3 次置换	31t
总计	80t

2.3.2 优化方案

丙烯精馏塔的作用是利用精馏原理,将丙烯与丙烷分离,丙烯自塔顶采出,丙烷自塔釜采出。若在烯烃分离装置停工时预留一定数量的丙烷产品,在烯烃

分离装置开车时,利用丙烷产品代替丙烯作为丙烯精馏塔实气置换的介质,可降低丙烯损失。丙烯精馏塔建立全循环后,利精馏效果将塔内丙烷提存至塔釜,丙烯精馏塔开工进料时,不会产生不合丙烯产品。

2.3.3 经济性分析

以表 2 数据为计算依据,丙烯精馏塔单次开工消耗 80t 丙烯,丙烯价格约 7000 元/t,丙烷价格约 3000 元/t,利用丙烷代替丙烯进行实气置换可节约成本 $80\text{t} \times (7000 \text{ 元/t} - 3000 \text{ 元/t}) = 28 \text{ 万元}$ 。

3 结语

烯烃分离装置属于比较成熟的工艺技术,全国范围内有多套烯烃分离装置在生产,但在节能降耗方面仍有挖掘的潜力,通过不断总结开停车经验,找准物料损失部位,并提出合理的工艺优化措施,是企业高质量发展的必然要求。本文根据生产经验提出了工艺优化措施,并得到具体实施,其中优化方式、生产数据及参数,对国内其他同类装置有积极的借鉴意义。

参考文献:

- [1] 贾金秋,王志军.煤制烯烃项目烯烃分离装置开工工艺介绍及优化研究[J].神华科技,2015,13(6):75-78+83.
- [2] 孙冬冬,李松波.烯烃分离装置开停工过程优化研究[J].山东化工,2020,49(6):135-146+140.
- [3] 杨浩.烯烃分离装置工艺流程及其优化分析[J].云南化工,2018,45(4):1.
- [4] 张云涛.烯烃分离装置工艺流程及其优化[J].山西化工,2017,37(3):3.
- [5] 彭浩,张俊.煤制烯烃项目烯烃分离装置工艺流程优化探讨[J].中国石油和化工标准与质量,2022,42(6):3.
- [6] 刘勃辰.减少烯烃分离装置开工损失的措施以及流程上的优化[J].中国化工贸易,2017,9(26).
- [7] 王少哲.烯烃分离装置工艺流程及其优化探究[J].中国化工贸易,2017,9(15):71-72.
- [8] 佟福新.烯烃分离装置工艺流程及其优化方法研究[J].化工管理,2019(5):2.
- [9] 杜振国.减少烯烃分离装置开工损失的措施[J].化工设计通讯,2018(11):21.
- [10] 刘建荣.煤制烯烃项目烯烃分离装置工艺流程优化研究[J].中国石油石化,2016,21(35):108-110.
- [11] 董晨.煤制烯烃项目烯烃分离装置工艺流程优化分析[J].华东科技(综合),2021(9):1.