

甲烷化装置反应器单独运行工况下的工艺优化研究

张伟

内蒙古大唐国际克什克腾煤制天然气有限责任公司

摘要: 本文针对某化工企业一期甲烷化装置在第二大量甲烷化反应器 C103A/B 隔离检修过程中采用 C102A/B 反应器单独运行的特殊工况, 分析了其运行模式、热量平衡问题及循环瓶颈等技术挑战。通过调整运行参数、优化换热路径及控制设备膨胀方向, 有效提升了装置在低负荷下的稳定性与安全性。研究为甲烷化装置在非设计工况下的运行提供了实践参考。

关键词: 甲烷化装置; C102A/B 单独运行; 热量控制; 循环瓶颈; 运行优化

甲烷化反应器作为气体净化系统的核心设备, 其运行稳定性对全流程影响显著。某企业为应对设备检修及系统风险, 阶段性采用 C102A/B 单独运行模式, 虽满足基本生产需求, 但暴露出热不均、气路受限等问题。本文结合该运行模式实际, 分析关键影响因素并提出优化对策, 旨在提升装置适应非常规工况的能力。

1 装置概况与原始运行模式

1.1 一期甲烷化装置工艺流程简述

甲烷化装置的一期工程主要由精脱硫、大量甲烷化、补充甲烷化、蒸汽系统和冷凝液系统等环节组成。原料气首先经脱硫槽进行精脱硫, 再分别进入第一大量甲烷化反应器 (C102A/B) 和第二大量甲烷化反应器 (C103A/B) 进行甲烷化反应, 进 C102A/B 的原料气与循环气混合后进入催化剂床层进行甲烷化反应; 进 C103A/B 的原料气与 C102A/B 出口工艺气混合进入催化剂床层进行甲烷化反应。C102A/B 和 C103A/B 出口分别设置有一台废热锅炉 W103 和 W105 用来回收反应热, 产出

过热中压蒸汽送入蒸汽管网, 实现能量梯级利用。经换热后的工艺气一股进入循环压缩机 V101, 循环至 C102A/B 入口; 另一股工艺气先后进入第一补充甲烷化反应器 C104 和第二补充甲烷化反应器 C105 进行深度甲烷化反应, 最终生成甲烷含量大于 91.5% 的产品气。整体工艺以热效率高、反应过程稳定为设计目标, 具备良好的热量自循环能力^[1]。

1.2 原运行方式中 C102A/B 作用

在原运行模式下, C102A 与 C102B 为并联运行的甲烷化反应器, 承担主要反应任务。此结构不仅增强了系统冗余度, 提高了装置的运行灵活性, 还可根据不同负荷状况进行动态调配, 优化反应热管理。两器并联运行使得系统具备较强的适应性与稳定性, 有效控制反应温升及出口气体成分, 同时保障催化剂床层的均匀热分布。

1.3 原运行状态下的热量及气量分布特点

在正常工况下, 装置内的热量由反应器反应热提供, 辅以废热锅炉等换热设备进行梯级热回收。中压蒸汽作为重要的热能输出形式在系统中广泛应用。

气量方面, 循环气通过 DN750 主管回送至反应器, 确保反应热可及时带走, 维持系统热平衡。整个流程通过合理的气量与热量分配, 达到了节能降耗、反应高效的运行目标。

2 C102A/B 单独运行模式的实施背景

2.1 装置停车检修及开车过程回顾

在此次运行调整前, 一期甲烷化装置因系统老化及关键设备异常, 进行了一次全面停车检修。检修内容涵盖 C103A/B、W104、W105 等核心设备的状态评估与局部改造。为保障装置后续平稳启动, 采取了分阶段开车策略, 在确保系统密封性、热工条件和安全连锁正常的前提下, 逐步恢复流程气体输送及催化反应, 为后续 C102A/B 单独运行提供了基础保障^[2]。

2.2 选择 C102A/B 单独运行的原因与目标

甲烷化工艺大量甲烷化反应器 (C102A/B) 单独运行如图 1 所示, 基于装置结构特性与运行可靠性考虑, 运行方选择暂不启用全部换热与反应路

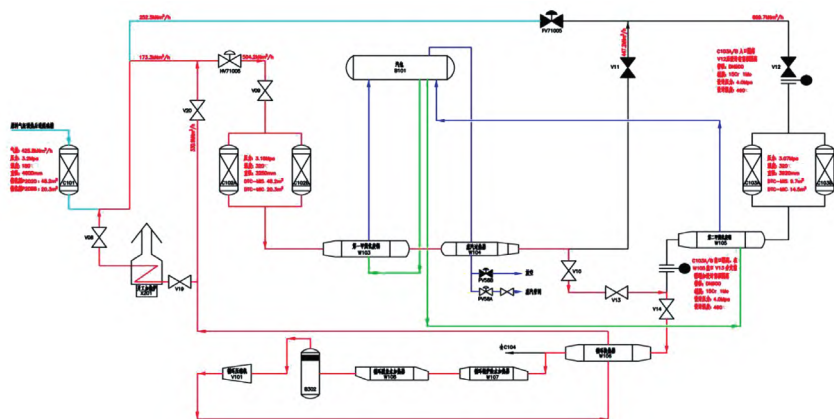


图1 甲烷化工艺大量甲烷化反应器 (C102A/B) 单独运行示意图

径, 仅启用 C102A/B 反应器独立运行, 主要出于两方面原因: 一是 C103A/B 单独隔离检修过程周期长, 严重影响公司整体经济效益, 通过优化 C102A/B 单独运行模式, 实现“检修不停产”开创了同类装置检修运行新模式; 二是通过单独运行模式探索低负荷运行的工艺稳定性与热量调节能力, 优化运行参数, 为后续全系统运行积累实践经验, 提升系统的柔性与经济性的。

2.3 当前运行负荷及方式简述

在当前阶段, 装置以 16 万 Nm^3/h 的工艺气量进行中低负荷运行, 主要通过循环气压缩机与 C102A/B 反应器协同工作。通过开工加热炉原有管线与部分换热单元 (如 W104), 废热回收功能部分开启, 系统以热量平衡与催化剂床层温度控制为核心调控目标。此运行方式在兼顾反应效率与热工安全的基础上, 为装置稳定过渡至满负荷运行积累

了关键数据。

3 C102A/B 单独运行中存在的主要问题分析

3.1 系统热量不平衡带来的问题

在 C102A/B 单独运行模式下, 热量分布不再均衡, 系统出现明显的热量过剩问题。首先, 中压过热蒸汽温度明显升高, 超出设计控制范围, 导致部分管线及换热设备承压过大。W104 的高温换热能力在未能完全匹配负荷变化的情况下, 出口温度异常抬升, C102A/B 反应器本体及出口温度亦连续走高, 甚至出现短时超温现象。第一补充甲烷化反应器 C104, 其温度控制能力亦受前端热扰动影响, 难以维持在稳定状态^[3]。由于热量富余, 循环气系统温度普遍升高, 开工加热炉的控温精度下降, 炉膛温度出现波动, 影响反应热调节的灵活性。这些热工不平衡不仅削弱了系统的

热效率, 还增加了设备过温与材料疲劳的风险, 需通过加强系统热量调节与换热流程优化加以应对。

3.2 管径限制带来的循环气量瓶颈

在当前运行配置下, 循环气路径中存在明显的管径瓶颈问题。尤其是在 C102A/B 循环管路中, 部分管道采用 DN500 规格, 而原设计中部分系统已为 DN750, 导致不同管径接驳处形成局部阻力增大。该差异限制了气体流量的提升空间, 使得循环气在高负荷运行下出现流速升高但气量受限的现象。由于 C102A/B 反应器需要充足的循环气以带走反应热, 管径不足直接影响其换热能力, 导致热量滞留, 加剧温升趋势。

气体流动受限还可能引发流速不均、局部积热甚至床层局部结焦风险。即便提升前端压缩机负荷, 由于管道通径物理限制, 仍难以有效提升循环气总量。因此, 解决该问题需从工艺结构改造角度考虑, 如后续优化为更大通径或增加并联通路, 以提升整体循环气流通能力。

3.3 废热锅炉热膨胀方向不一致问题

在 C102A/B 单独运行条件下, W103 与 W105 废热锅炉的热膨胀方向出现不一致现象, 带来了结构位移差异的问题。由于热负荷分布不均, W103 与 W105 的进出口温差及热膨胀速率发生变化, 进而引起锅炉基础与本体之间的热位移不协调。这种差异导致设备连接处出现应力集中风险, 长期运行可能

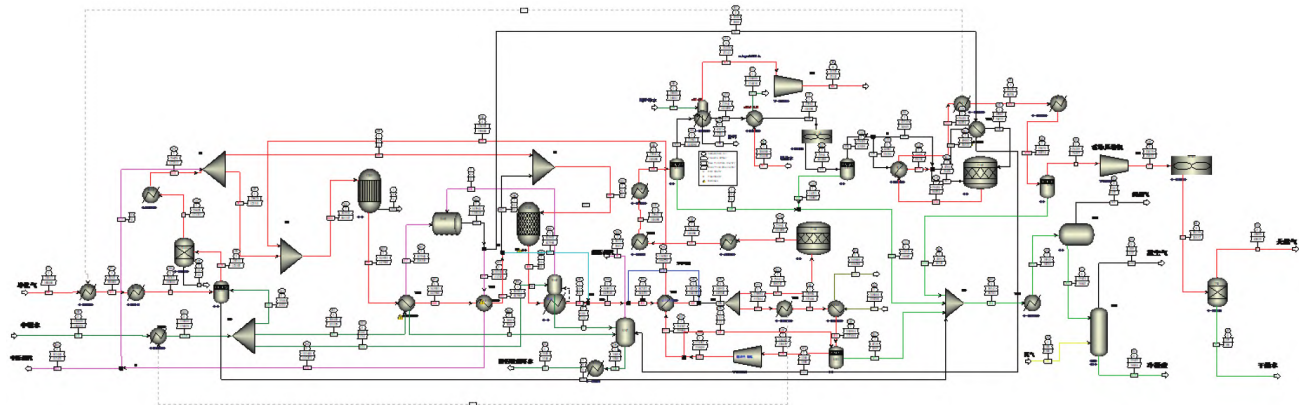


图2 甲烷化 C102 单独运行模拟计算

诱发法兰渗漏、焊缝疲劳甚至结构失稳隐患^[4]。

为避免结构性损伤,运行中采取了加强排水与提温策略,一方面通过锅炉底部持续排水减少冷凝积水,提升整体温度均衡性;另一方面调整气量与热流方向,使W103与W105热位移趋于协调,从而缓解结构受力不均问题。该问题的存在暴露出当前模式下热负荷分布与设备适配性存在偏差,需在后续运行优化中考虑热胀协调路径与支撑结构灵活性设计。

4 热量控制与参数优化策略

4.1 关键运行指标限定值设定

为确保C102A/B单独运行模式下系统热工安全与反应稳定,必须明确并严格执行各关键设备的运行温度限定值。首先,开工加热炉应将炉膛出口温度控制在合理区间内,一般限定 $\leq 360^{\circ}\text{C}$,以避免热冲击及炉管过热。W104作为中间高温换热器,其出口温度应维持在 430°C 以内,防止后续C104因过热引发反应器超温风险,C104入口温度需保持在 298°C 以下。对于中压蒸汽系统,过热蒸汽温度应不超过 465°C 。催化剂床层作为反应核心,温度控制尤为关键,应稳定在 $590\sim 600^{\circ}\text{C}$,避免温度过高导致催化剂失活或析碳风险增大。以上限定值在现场通过分布式控制系统实时监测与调节,实现多点联动控制,确保整体运行处于受控安全状态。

4.2 运行策略与调控手段

甲烷化C102单独运行模拟计算如图2所示,在C102A/B单独运行条件下,维持系统热量平衡需依赖科学的调节路径与动态运行策略。首先,通过W103与W104两级换热器分段调节系统余热分布,协调反应器进出口温差,确保热流分布合理。床层温度控制逻辑采用闭环控制方式,稳定维持在 $590\sim 600^{\circ}\text{C}$,避免局部温度过高引发催化剂碳积或热失控问题。在负荷匹

配方面,运行中依据工艺产气负荷动态调整气体循环量,确保催化剂处于最佳反应热状态,同时辅以碳安全系数控制,当前运行条件下碳安全系数设定为1.35,表明催化剂仍具备一定的耐碳裕度,运行具有相对安全冗余。通过热量调节路径与负荷联动控制,系统实现动态热平衡与反应稳定性双重目标。

5 运行效果评价与可行性分析

5.1 实际运行数据回顾与对比

在C102A/B单独运行模式下,通过回顾近期16万 Nm^3/h 负荷下的实际运行数据可见,系统各关键点温度和压力均保持在控制限值以内,床层温度稳定在 595°C 左右,循环气量达标,未出现明显波动。与双反应器并行运行状态对比,热负荷集中度虽提高,但系统表现出较好的响应能力和换热效率,特别是C102B温控精度显著改善。蒸汽系统输出稳定,未出现过热失控问题,表明本次运行调整在参数设定与实际控制间达成了较高契合度,运行质量总体良好。

5.2 运行稳定性与热工安全性分析

在现行运行模式下,系统整体稳定性较高。各主要设备(如W104、C104、C102A/B)运行未超限,热负荷分布趋于合理。过热中压蒸汽控制良好,未对下游设备造成热冲击,催化剂床层温度波动小,未出现析碳、压降异常等问题,安全性有保障。通过提高控制系统对热量变化的响应速度,避免了大幅热扰动造成的运行风险,实现了热工系统的有效闭环调控。从热稳定性和设备安全角度看,C102A/B单独运行具备较强的工程可控性和操作可预见性^[5]。

5.3 经济性与适用性初步评估

采用C102A/B单独运行模式在设备维修过程中具有较强的经济适用性,一方面避免了装置检修周期长装置整体停车,经济效益严重降低问题,另一方

面也为反应系统的低负荷稳定运行积累了宝贵参数。但在热量回收利用方面,由于热量富余且分布不均,部分换热单元运行效率降低,系统整体热效率未达到设计最优状态。适用于阶段性、过渡运行期,但若长期维持该模式,需考虑能源利用偏低与设备热疲劳的经济影响。因此,该模式作为临时或灵活运行方案较具可行性,长期应用仍需系统优化与经济测算支持。

6 结论

本文围绕甲烷化装置C102A/B反应器单独运行的特殊工况,深入分析了运行模式、热量平衡及循环气瓶颈等关键技术问题。通过合理设定运行参数、优化热量调节路径及解决设备热膨胀不协调问题,有效提升了装置在低负荷条件下的运行稳定性和安全性。实际运行数据表明,该运行方式不仅保障了系统的热工安全和反应效率,也为后续全装置恢复运行积累了宝贵经验。研究成果为甲烷化装置在检修及非常规工况下的灵活运行提供了有力的技术支持和实践指导,具有较好的推广应用价值。未来可结合新型换热技术和自动化控制手段,进一步提升装置的运行智能化水平和经济效益。

参考文献:

- [1] 白帆,徐向亚,刘东兵,等.甲烷转化制乙烯技术研究进展[J].工业催化,2023,31(12):16-24.
- [2] 刘亚新,郭建宏,王露.基于气相色谱法测定气体中甲烷、一氧化碳、乙烷、丙烷、正丁烷含量[J].聚酯工业,2023,36(04):20-23.
- [3] 本刊.一氧化碳与氯甲烷高选择性制取芳烃新策略[J].大氮肥,2022,45(02):80.
- [4] 翟占虎.一氧化碳甲烷化反应试验与数值模拟研究[D].哈尔滨:哈尔滨工业大学,2021.