

DCC 装置“干气不干”原因分析及处理

王国庆（中海油东方石化有限责任公司，海南 东方 572600）

摘要：DCC 装置工艺流程与常规催化装置相似，但工艺要求要有较高的反应温度、较低的反应压力、较多的反应注汽量和较低的反应床层空速。此种工艺造成了 DCC 装置转化率高，产物气体量约为常规催化裂化 3~4 倍；产物液体收率相对较低，品质差，尤其是催化柴油密和粘度大，芳烃含量高，性质恶劣。结合相似相容原理，在富气吸收再吸收过程中，仍采用催化柴油作为再吸收剂，从中探讨“干气不干”的原因，寻找 DCC 柴油的替代品，在解决干气带液问题的同时，降低装置能耗，增加经济效益。

关键词：DCC 装置；催化柴油；干气；再吸收塔；液体夹带

中海油东方石化有限责任公司催化裂解装置采用北京石油化工研究院开发的多产丙烯的专利技术（即 DCC 技术），以重质烃为原料、以丙烯为主要目的产品、复产轻芳烃的化工型炼油工艺技术。该技术最初由中国石化济南炼油厂改造和工业试验，于 1994 年开始投产使用，后中国内地其他炼厂陆续建成 5 套 DCC 装置。DCC 装置工艺流程与常规催化装置相似，与常规催化工艺相比，DCC 工艺要求较高的反应温度、较低的反应压力、较多的反应注汽量和较低的反应床层空速。DCC 装置转化率高，产物气体量约为常规催化裂化的 3~4 倍。

1 DCC 装置干气简要流程

装置的干气简要流程为：分馏塔顶油气冷却至 40℃ 后，进入油气分离器进行气、液、水三相分离。分离出的富气进入气压机进行压缩后进入吸收塔与来自油气分离器的粗汽油进行逆向接触吸收。吸收后的贫气至再吸收塔底部，来自分馏塔的轻柴油作再吸收剂进一步吸收，干气指标控制碳三以上（含碳三）含量 ≤ 3%（v/v），具体流程见图 1。

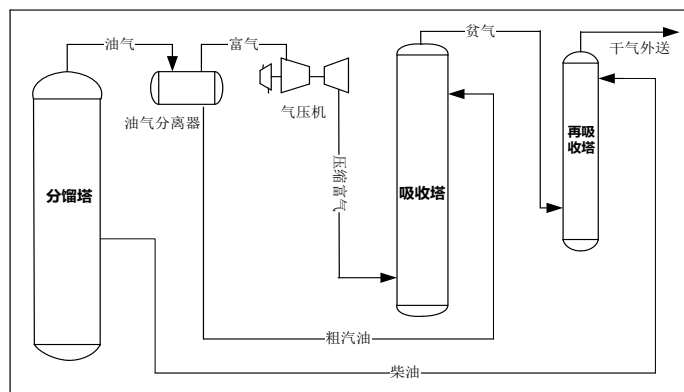


图 1 干气流程

2 吸收基本原理

催化吸收塔的吸收过程属于物理吸收，是利用气体混合物中各组分在液体吸收剂中的溶解度不同，而将气体混合物中溶解度大的组分被部分吸收溶解于吸收溶剂中而得到分离。该吸收过程的吸收的推动力是该组分在气相的分压与组分在液相中的分压之差，此差值在达到平衡状态时为零，传质的方向取决于气相中组分的分压是大于还是小于溶液中的平衡分压。由于提高操作压力

有利于提高溶质的气相分压，而降低温度则可降低液相溶剂中溶剂组份的平衡分压，提高压力和降低操作温度，有利于提供吸收推动力。

3 DCC 装置干气不干的危害及影响

干气不干使再吸收塔内液相流动性差，造成再吸收塔压降大、雾沫夹带严重，干气带液严重影响下游装置运行。干气不干即干气带液，更通俗的解释是干气中碳三及以上含量超标，大多数炼厂将干气作为燃料，如果碳三及以上含量超标，将液态烃作为燃料烧掉，造成经济损失；作为燃料的干气如果带液很可能造成加热炉熄火。干气带液会造成再吸收塔压降大，雾沫夹带等问题，不利于再吸收塔平稳操作，严重时会出现冲塔等情况，引起装置波动或停工。干气作为下游乙苯装置的原料，该工艺要求严格控制干气中的碳三含量。干气中碳三含量超标会有下列影响：①副反应增多，增加丙苯、异丙苯、甲苯和二甲苯的生成；②增加苯的单耗；③引起反应温度升高；④减少催化剂的再生周期和使用寿命。

4 DCC 装置干气带液原因分析

东方石化 DCC 作为国内首套增强型催化裂解（DCC-plus）装置，自 2015 年 2 月开工以来，干气和液化气产品收率明显低于设计值，汽柴油产量偏大，高附加值产品产量少，未达到预期运行效果。另外由于干气和液化气作为下游化工装置的原料，产量偏低直接影响乙苯、苯乙烯等装置生产，导致苯乙烯和 MTBE 装置一直达不到满负荷运行。根据原料性质及生产实际，经过深入探讨 DCC 装置当前实际运行情况和瓶颈，最终确定改进催化剂配方，达到增产低碳烯烃目的。

新配方催化剂到厂后，生产操作逐步置换催化裂解装置新型催化剂，调整一反、二反温度、三反催化剂藏量和轻汽油回炼量等各操作参数，降低催化原料残碳，实现了液化气收率增长 1% 和干气产量增长 7%。催化干气产量大幅升高，同时受海南气温过高影响，干气中碳三含量超标，正常指标控制在碳三含量不大于 3%（v/v），最大值甚至达到 4%（v/v），碳三含量过高增加了气压机负荷，导致能耗上升；另外，下游乙苯装置由于碳三含量高，影响催化剂使用寿命。

在设计压力及操作指标范围内，通过操作调整贫吸

收油量,适当降低或者提高贫吸收油量即调整液体量得到干气中碳三及以上含量仍超标。再次调整贫吸收油温度,尽量控制低一点,同样干气带液现象没有好转。适当提高压缩机出口压力,降低解吸塔底温度,增加补充吸收剂流量等一系列措施后干气仍带液。操作调整没有解决问题,很可能是塔盘内件出了问题,对再吸收塔停工检修时,未发现上述问题。

经过查找设计资料,再吸收塔设计贫吸收油流量 119539kg/h,密度 900.11kg/m³;气相流量 18979Nm³/h,而目前 DCC 装置再吸收塔当前贫吸收油流量为 30000~40000kg/h,气相 17000Nm³/h,各项实际值均在设计指标内,同时温度、压力等操作参数同样没有出现超标情况。故干气不干原因不是再吸收塔超负荷导致。

经过对比发现 DCC 装置柴油的密度要比设计柴油密度大的多。随着重油催化裂化技术的发展,催化裂化装置反应深度不断增加,催化裂化柴油中芳烃含量及密度都有明显增加,特别是采用高转化深度的工艺(如 MIP、DCC 等)后,柴油的性质更差,密度更高,而再吸收塔的水力学核算设计中,柴油吸收剂的性质大多数是根据以往的数据及经验,如果实际运行中柴油的性质较设计有较大变化,就可能导致干气再吸收塔带液。

为了从根本上分析干气带液问题,经过借鉴其他单位经验,结合相关研究院的建议,初步判断由于催化柴油密度过大,再吸收塔内液相流动性差,造成再吸收塔压降增大、雾沫夹带、干气带液严重等。我们委托设计单位选取了不同质量的柴油作再吸收剂进行试验,根据试验结果一一记录数据对比,不同油品作吸收剂时干气中碳三含量见下图:

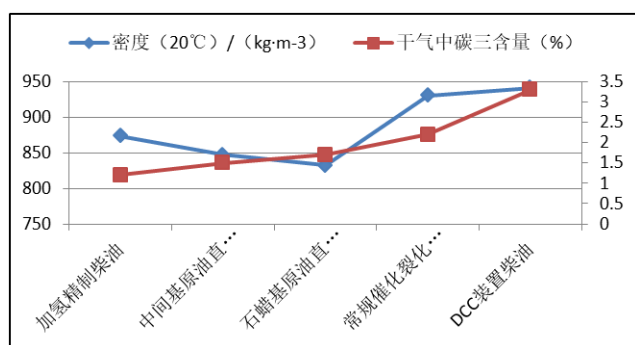


图2 不同密度的柴油作再吸收时干气中碳三含量

经过试验,DCC工艺的柴油密度最高,并且运动粘度较大,用DCC装置作再吸收剂时干气带液也最严重,所以寻找代替DCC柴油为再吸收剂的组分为解决干气带液问题的根本。数据分析,只有加氢柴油相对比较合适,柴油加氢后会进行芳烃饱和,降低密度和粘度,是较为理想的再吸收物质。

5 建议及措施

用加氢柴油做再吸收剂需要催化柴油经过加氢后再去DCC装置作再吸收剂,改动流程较大,且液化气及汽油组分被柴油吸收,造成经济损失;另外此部分柴油持续循环,会增加下游装置能量消耗,种种因素叠加,

所以加氢柴油改造不适宜。由于改动流程较大,耗费财力较多,而且经济性不强,公司暂无此改造计划。在现有流程下,为降低干气中碳三含量,通过调整吸收塔和再吸收塔中吸收剂补充量,降低吸收塔一中和二中回流温度,尽量保持循环水温白天和夜间浮动不要过大,虽然干气中的碳三含量稍有好转,但仍存在个别超标情况。

为了彻底解决干气带液的问题,根据吸收的原理,吸收剂的选择要按照“相似相溶”的原则,对于以吸收汽油组分为主的再吸收塔,重石脑油较轻柴油更为合适。中国石化上海石油化工股份有限公司350万t/a重油催化裂化装置于在开工投产初期,装置产品质量出现干气带液的问题,严重影响下游装置正常运行。选择使用顶循环油作为再吸收塔吸收剂的方案。经过改造,彻底解决了再吸收塔压降大、雾沫夹带,干气带液严重影响下游装置操作等问题,提高液化气及汽油的收率。使用催化分馏塔顶循环油作为再吸收塔吸收剂,从根本上解决因柴油粘度、流动性缺陷造成再吸收塔雾沫夹带的操作问题,取得较好吸收效果。干气产品质量恢复正常后,干气中的碳三含量降低至正常指标内,干气中乙烯含量也可大幅度升高,增加高附加值产品的产率,获得较高的经济效益,提高下游乙苯装置安全稳定性。

中国石油化工股份有限公司将80万t/aDCC-II装置于气再吸收塔吸收剂由轻柴油改造为分馏塔顶循环油,解决了由富吸收油返塔引起的分馏塔操作波动和干气倒串问题,并提高汽柴油分割精度。催化分馏塔顶循环油作再吸收剂时,建议干气增加密度在线远传,通过密度可以更快反映出干气是否带液,改造流程见图3。

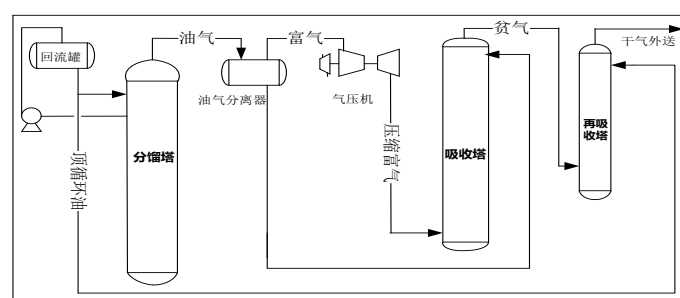


图3 用顶循作再吸收剂改造流程

综上所述,DCC柴油比常规催化裂化柴油密度和运动粘度更大,性质更差,用DCC柴油作再吸收剂时,干气带液情况更加严重,故DCC柴油不适于作干气再吸收剂。用顶循环油作为再吸收塔吸收剂时,可解决再吸收塔压降大、雾沫夹带,干气带液严重等问题,建议用顶循环油取代柴油作再吸收剂,不仅流程改动小,更能增加经济效益,保证装置平稳运行。

参考文献:

- [1] 王巍,谢朝钢.催化裂解(DCC)新技术的开发与应用[J].石油化工技术与经济,2005.
- [2] 朱亚东.催化裂化装置干气再吸收塔带液问题分析及对策[J].石油炼制与化工,2014.