加氢裂化装置开车升温过程研究

关宝安　丁秀涛　谭淅铭　崔恒嘉　　辽阳石化公司炼油厂

【摘　要】加氢裂化装置在开车过程中主要经历升压气密、升温循环、硫化变油等过程，不同的加氢裂化装置分馏系统有较大区别，但反应系统基本相同，本文介绍的加氢裂化装置为单段串联一次通过流程，主要阐述开车升温阶段的操作难点和相应原理，最终确定最佳的升温方案。

【关键词】加氢裂化；升温；硫化

该套加氢裂化装置采用一次通过、单段串联工艺，2017年经过改造，由多产中间馏分油品（柴油）变为多产轻组分油品（石脑油），催化剂由中等裂化活性（少分子筛）改为较高活性，柴油及其以上产品收率由90%提高到95%，尾油（粗白油）进一步减少。分馏系统改造工作量较多，新增石脑油汽提塔，换热流程变化较大，压缩机部分对循环氢压缩机进行了转子改造，额定流量由原20万NM^3/h扩容至25万NM^3/h，提高了冷氢的供给量，但开工炉部分并未改造，对开车升温过程带来困难。

从图1可知，蜡油通过进料泵升压后与循环氢混合进入高压换热器E8101壳程，继而进入反应炉F8101升温后，进入精制反应器脱金属，脱硫、氮、氧，然后进入裂化反应器，重油裂化、加氢生成各种轻组分，反应生成的物料进入高压换热器管程给原料供热，继而到下游空冷冷却进入高分，分离出循环氢，再进入分馏系统分离出各产品。

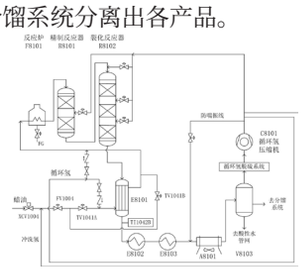

图1 反应系统循环流程

开工注硫前，系统需要升温、升压，开工炉负荷较小，额定功率5.76MW，炉膛温度最高750℃。初始升温阶段，系统压力在5MPa以下，循环氢量8万NM^3/h左右，系统受高换管程出口温度135℃限制（系统压力超过5MPa，高换管程出口温度必须大于135℃），必须先将反应器、高换温度升高至135℃以上，为缩短升温时间，循环氢防喘振线阀门只保留3%开度，冷氢阀全关，高换全开循环氢付线，正线关闭，循环氢不通过高换壳程直接进入反应炉升温后进入反应器，然后进入高换管程，反应器温度、高换管程出口温度逐渐升高，受循环氢压缩机机体耐受温度的限制，空冷后温度（循环氢温度）最高为55℃，整个反应系统的热源为反应炉，取热部分在反应器和空冷，$Q_{炉}=Q_{反应器}+Q_{空冷}$（不考虑热损失），此阶段反应炉的任务就是将55℃的循环氢尽快加热到135℃（反应器升温速率不大于15℃/h），循环氢流量越大越好，循氢机转速尽量接近9000rpm/min,关注喘振点位置，避免发生喘振，一般此时的反应炉达到40%的负荷。

待高换管程出口温度达到135℃，系统继续升温、升压，反应器入口温度目标为150℃，反应系统压力目标为14.0MPa。压力达到目标后，循环氢流量可达17万NM^3/h左右，加热炉负荷已至70%，虽然温度只需要升高15℃，但加热炉负荷却大幅增加，因为循环氢量随系统压力的增加而增大一倍以上。此时逐渐打开高换正线阀门，使一部分循环氢进入高换壳程取热以升高反应器温度，热平衡仍为$Q_{炉}=Q_{反应器}+Q'_{空冷}$。高换的操作并不等于增加了系统的热源,只是减少了系统热量损失中原Q空冷的一部分。受高换出口温度限制,达到135℃时,高换正线不再开大,反应器温度基本在150℃，此时系统开始准备建立低氮油循环，准备进一步升温，目标160℃。

系统进低氮油循环后目标循环油量为70t/h，若保持循环氢流量不变，即使保持反应器入口温度150℃不变，加热炉负荷也需提至100%，整个循环系统的热损失Q＇空冷比之前升压阶段更大（系统的热损失除了循环氢部分还增加了循环油部分）。但在进油过程中存在吸附热，且吸附热较缓和，一般不超过10℃的温升，当吸附热伴随循环氢从反应器带出后，通过开大TV1041A，将吸附热回收回来，以提高反应器入口温度，开大TV1041A的同时需关小TV1041B最终将循环油全部切入高换壳程，系统热平衡为$Q_{炉}+Q_{吸附热}=Q_{反应器}+Q'_{空冷}$。

下一阶段即为硫化过程，升温最终目标为290℃，进一步的升温非常艰难，借助硫化剂的吸附热和硫化反应热，继续调节高换的循环氢侧正、副线可使反应器温度持续上升，但在270℃时，升温可能达到瓶颈，吸附热和反应热不再增加，反应器出入口温度相同，系统热平衡变为$Q_{炉}=Q_{空冷}$，加热炉的热量完全被空冷取走，系统达到平衡，反应器得不到热量。此时可通过降低循环油的流量，或开大防喘振线降低循环氢流量的方法以继续升温，这样既减小了加热炉的负担，也减小了系统热量损失。一般降低循环油量效果较好，且防喘振线开度不能太大，以免冷氢储备不足，影响变油过程冷氢的流量。

变油过程需要将精制反应器入口温度升至315℃，裂化反应器入口温度340℃，初始变油量为30t/h，逐渐提高至60t/h，最终目标120t/h。精制反应器的升温过程需要尽量快些，达到反应条件后，脱硫、氧、氮，以防止裂化催化剂中毒，但升温速度又不能太快，以防初活性过高，引起飞温。这阶段的升温仍然缺少有效手段，各参数都接近临界条件，循环氢量不能再降，以防冷氢量不足，反应器飞温。一般借助蜡油进反应器的吸附热，配合调节高换，升高反应器温度，但蜡油穿透催化剂床层较慢，这部分热量不好利用，且长时间的等待易使裂化催化剂中毒，最终的手段还是升炉温，尽快将精制催化剂温度提起来，一旦开始反应，有温升就利用反应热逐渐升高下一床层的温度，当精制反应器温升稳定后，慢慢的升高裂化床层温度，最终调整好转化率，反应开车完成。

由于初始温度很难升高，操作员容易急躁，一旦出现温升，不会马上用冷氢去降温，往往因为判断不准确，或打冷氢不及时，不果断，忽略了提高循环氢流量（忘记关防喘振线），导致温度波动剧烈，催化剂活性又比较高，一旦出现温度异常升高，容易形成热点。改造前的中等活性催化剂，出现过单点飞温的情况，裂化反应器二床层第三层温度点超过850℃，对催化剂造成很大影响，改造后的催化剂活性高，面临的风险更大，由于反应炉负荷较低，开车各阶段必须经过严密的升温操作才可顺利进行。

参考文献：

[1] 加氢裂化装置掺炼催化柴油技术工业应用实践[J].王玉东，谷国栋.山东化工.2019(10).

[2] 广西石化220万吨加氢裂化装置开车[J]. 张一峰.石化技术 . 2010(12)