

## 柴油加氢切换航煤加氢生产操作应用

王燕坡

山东京博石油化工有限公司, 山东 滨州 256500

**[摘要]** 本论文通过 30 万吨/年柴油升级国六装置改产航煤加氢生产操作应用, 利用调整常减压装置的直馏煤油作为原料, 原料油与氢气混合后, 在催化剂 Nebula 20 的作用下, 把原料中硫醇、氮、硫等杂质脱除, 改善直馏煤油颜色, 调整反应操作参数和分馏操作参数, 生产出达到国家标准的 3 号喷气燃料产品。

**[关键词]** 直馏煤油; 反应操作; 分馏操作; 3 号喷气燃料

DOI: 10.33142/ec.v8i2.15354

中图分类号: TE96

文献标识码: A

## Application of Diesel Hydrogenation Switching to Aviation Coal Hydrogenation Production Operation

WANG Yanpo

Shandong Chambroad Petrochemicals Co., Ltd., Binzhou, Shandong, 256500, China

**Abstract:** This paper applies the production operation of aviation kerosene hydrogenation in the upgraded National VI Unit with a capacity of 300,000 tons/year diesel. The straight run kerosene from the adjusted atmospheric and vacuum distillation unit is used as the raw material. After mixing the raw oil with hydrogen gas, impurities such as mercaptan, nitrogen, and sulfur are removed from the raw material under the action of catalyst Nebula 20, improving the color of straight run kerosene, adjusting reaction and fractionation operating parameters, and producing the No. 3 jet fuel product that meets national standards.

**Keywords:** straight run kerosene; reaction operation; fractionation operation; jet fuel No. 3

### 引言

随着民航运输业迅速发展,我国机场主要生产指标持续平稳较快增长,并带动航煤需求量的快速增长,而受公路运输成本高、工业经济增速放缓等因素的影响,现阶段柴油消费大幅下降,柴油市场已处于供大于求的状态,柴油销售疲软,同时航煤产品与柴油或石脑油产品相比,利润上更有优势,因此国内各大炼厂都在积极减产柴油,增产航煤,以满足市场对航煤产品的需求<sup>[1]</sup>。

本装置原设计为汽柴油加氢精制装置,2019 年改造升级为 30 万吨/年柴油升级国六装置,同时兼产航煤。催化剂采用雅保最新一代,活性最高的全体相金属催化剂 Nebula 20,充分保证其加氢效果及产品质量,操作要求:反应器设计空速为  $1.1\text{h}^{-1}$ ,入口氢分压 6.8MPa,入口氢油比(体积)  $\leq 250:1$ ,循环氢纯度  $\leq 88\%$ ,产品为精制柴油、3 号喷气燃料和精制石脑油。

### 1 切换过程

#### 1.1 工艺方案

装置反应部分采用炉前混氢方案,提高换热器效率和减缓结焦程度,热高分工艺流程,优化换热流程,充分利用回收反应热及产品剩余热量。反应器采用热壁结构反应器,保护反应器内设 1 个催化剂床层,主反应器内设 3 个催化剂床层,主反应器入口设有冷氢,床层间设有两个冷氢箱,分馏部分采用分馏塔、侧汽提塔(兼产航煤)和稳定塔,即分馏塔底出柴油或航煤(全产航煤),稳定塔底出石脑油的流程,工艺流程示意图见图 1。

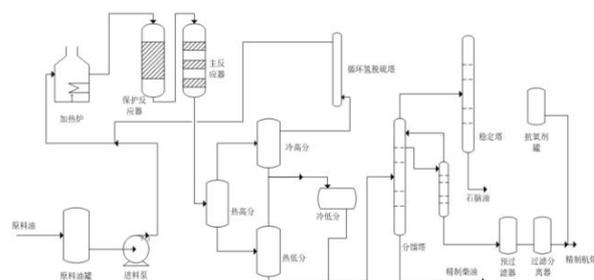


图 1 工艺流程示意图

#### 1.1.1 反应部分

加氢原料油在液位控制下经原料油反冲洗过滤器过滤后进入原料油缓冲罐,经加氢进料泵升压后经反应流出物/原料油换热器换热后,与混合氢混合,依次经多组反应流出物/反应进料换热器,再经反应进料加热炉加热至反应温度后,进入加氢保护反应器和主反应器在催化剂作用下进行脱硫、脱氮、烯烃饱和、芳烃饱和等反应。自反应器出来的反应流出物依次经反应流出物/反应进料换热器、反应流出物/低分油换热器和多组反应流出物/原料油换热器换热后进入热高压分离器进行闪蒸。热高分气经反应流出物空冷器、反应流出物水冷器冷却至  $45^{\circ}\text{C}$  进入冷高压分离器中进行油、气、水三相分离。为了防止反应流出物中的铵盐在低温部位析出,通过注水泵将除盐水注入热高分气上游的管线中。

自冷高分下部出来的油相在液位控制下减压后进入冷低压分离器。冷高分底部排出的酸性水与分馏部分分馏

塔顶回流罐排出的酸性水合并后送出装置。

自热高压分离器底部出来的热高分油在液位控制下进入热低压分离器，热低分气经热低分气冷却器冷却到45℃后与冷高分油混合进入冷低压分离器。自冷低压分离器底部出来的冷低分油与热低分底部热低分油混合后经精制柴油/低分油换热器和反应流出物/低分油换热器换热后进入分馏塔。冷低分气与冷高分气混合后去焦化脱硫系统，分馏塔顶气、稳定塔顶气、含硫污水闪蒸罐顶气、富胺液闪蒸罐顶气合并后送至焦化富气压机入口。

自装置外来的新氢经新氢压缩机入口分液罐分液后进入新氢压缩机，经两级升压后与循环氢压缩机出口的循环氢混合成为混合氢。

### 1.1.2 脱硫部分

冷高分气经循环氢脱硫塔入口分液罐分液后，进入循环氢脱硫塔底部。自贫胺液缓冲罐来的贫胺液经贫胺液泵升压后进入循环氢脱硫塔顶部。脱硫后的循环氢自塔顶出来，经循环氢压缩机入口分液罐分液后进入循环氢压缩机升压。升压后循环氢分成两路，一路作为急冷氢去精制反应器控制反应器床层温升，另一路与来自新氢压缩机出口的新氢混合成为混合氢。自循环氢脱硫塔底部出来的富胺液在塔液位控制下进入富胺液闪蒸罐闪蒸出酸性气后出装置。

### 1.1.3 分馏部分

低分油经反应流出物/低分油换热器换热后进入产品分馏塔，该塔由产品分馏塔底重沸炉汽提。塔顶气相经分馏塔顶气/除盐水换热器、产品分馏塔顶空冷器、产品分馏塔顶后冷器冷却到40℃进入产品分馏塔顶回流罐。分馏塔顶回流罐顶含硫气体与低分气、富胺液闪蒸罐顶气、含硫污水闪蒸罐顶气、稳定塔顶气合并后送出装置。分馏塔顶回流罐石脑油经产品分馏塔顶回流泵升压后分为三路，一路作为塔顶回流，一路作为稳定塔进料，一路返回分馏回流罐。

分馏塔底精制柴油分为两路，一路经分馏炉循环泵返回分馏塔，另一路在精制柴油泵升压后依次经航煤汽提塔底重沸器、稳定塔底重沸器、精制航煤/低分油换热器、精制航煤/除盐水换热器、航煤空冷器、精制航煤水冷却器冷却至50℃后出装置。精制航煤经过柴油工况线后进入精制航煤脱硫罐、航煤产品经过预过滤器、航煤产品过滤器、航煤接力泵后在线加入抗氧化剂后出装置进入精制航煤罐区。

产品分馏塔顶石脑油经稳定汽油/粗汽油换热器换热后进入稳定塔，塔顶油气经稳定塔水冷却器冷却至40℃后进入稳定塔顶回流罐进行气、油、水三相分离。闪蒸出的气体与分馏塔顶气、含硫污水闪蒸罐顶气、富胺液闪蒸罐顶酸性气合并后送出装置，塔顶含硫污水与产品分馏塔顶污水、冷高分含硫污水合并后进入含硫污水闪蒸罐，油相经稳定塔顶回流泵升压后，全部作为稳定塔回流。

稳定塔底稳定汽油在液位控制下依次经稳定汽油/粗汽油换热器、稳定汽油空冷器、稳定汽油水冷却器冷却至40℃后出装置。为了抑制硫化氢对塔顶管道和冷换设备的腐蚀，在分馏塔顶管道注入缓蚀剂。

航煤加氢精制技术可以显著改善产品质量，对原料适应性较强。但是加氢精制过程中将破坏油品中的许多天然抗氧化、抗磨性组分，降低油品贮存安定性、橡胶相容性和抗磨润滑性等性能，这些是航煤重要的使用性能，通常在加氢精制航煤中加入各种添加剂解决这些问题<sup>[2]</sup>。所以，为了保证精制航煤安定性和防止被氧化，需要在航煤外送线上加注抗氧化剂，抗磨剂和抗静电剂在罐区加注。

## 1.2 原料切换调整

### 1.2.1 原料性质

常压装置使用符合航煤生产标准的原油，其中常一线油作为航煤加氢精制工艺原料，加氢装置在一定反应温度和反应压力下，对原料油进行加氢精制，大幅度降低航煤产品的硫醇硫含量，并提高航煤烟点，降低芳烃含量，但对航煤的冰点、密度、馏程等指标没有明显的改善作用<sup>[3]</sup>。公司全产航煤产品时，其主要原料为常减压蒸馏装置常一线油，性质见表1。

表1 常一线油性质

样品名称	直馏航煤
密度 (20℃), kg/m <sup>3</sup>	806
总硫 (质量分数), %	0.297
氮含量, mg/kg	14.6
芳烃含量 (体积分数), %	15.7
烯烃含量 (体积分数), %	0.8
冰点, °C	-61.6
闪点 (闭口), °C	24
总酸值 (以KOH计), mg/g	0.086
烟点, mm	22.7
溴价, gBr/100g	2.2
初馏点, °C	105
10%回收温度, °C	171.4
50%回收温度, °C	204
90%回收温度, °C	233.3
95%回收温度, °C	240.5
终馏点, °C	248.7
残留量 (体积分数), %	1.2
损失量 (体积分数), %	0.4

### 1.2.2 调整原料

在装置实际生产过程中，柴油生产期间加工量控制50t/h，在生产航煤期间控制加工量37.5t/h，柴油加氢模式改航煤加氢模式过程时首先逐渐降低常柴进料量，生产柴油装置以10~15t/h的速度降量至加氢进料泵出口至37.5t/h左右。此时开始惨炼常一线油原料，在逐渐降低常柴提高常一线航煤原料的过程当中，关注原料性质变化，直到将常柴全停表明原料切换完成<sup>[4]</sup>。

### 1.2.3 调整反应温度

随着装置开工周期的延长或处理原料性质变化，反应器入口温度会逐步上升，初期控制较低的反应温度、较高的氢

油比有利于减缓催化剂的结焦速率,防止催化剂较快失活,延长催化剂的使用周期,因此不同生产模式下操作温度也不一样。航煤生产切换原料完成后,需要调整反应系统主要工艺参数,保证装置运行平稳<sup>[5]</sup>。调整温度过程中,每2小时间断分析柴油闪点和冷滤点指标,低于60℃时将产品柴油改进不合格航煤罐区。切换过程中反应系统温度的调整见表2。

表2 反应系统主要操作条件

项目	柴油生产	航煤生产
原料进料量/(t/h)	50.2	37.5
氢油比	285	313
保护反应器入口温度/℃	353.5	310.2
保护反应器入口压力/Mpa	6.39	6.45
保护反应器床层温升/℃	25.4	10.1
主反应器入口温度/℃	378.9	320.3
主反应器出口温度/℃	384.5	332.2
主反应器床层温升/℃	5.6	11.9
主反应器压差/kpa	297	165
注水量/(t/h)	1.4	1.1
反应进料加热炉炉膛温度/℃	578.9	541.8
反应进料加热炉出口温度/℃	353.5	310.2

### 1.3 产品调整

#### 1.3.1 分馏塔调整

分馏塔调整的原则是保证产品质量、成本控制和不影响正常工况运行,降低分馏炉负荷,降低分馏塔航煤生产负荷和温度调整,分馏塔顶温和底温由柴油工况降至航煤工况,调整期间做好产品闪点分析,其分馏系统主要操作参数见表3。

表3 分馏系统主要操作条件

项目	柴油生产	航煤生产
分馏塔进料温度/℃	230.2	204.3
分馏塔塔顶温度/℃	150.7	119.9
分馏塔塔底温度/℃	262.8	218.9
分馏塔塔顶压力/Mpa	0.13	0.1
分馏塔液位%	49.5	49.8
塔顶回流/(t/h)	4.3	1.8
分馏塔底重沸炉循环量/(t/h)	68.5	58.4
分馏塔底重沸炉炉膛温度/℃	501.4	328.5
分馏塔底重沸炉出口温度/℃	271.5	221.7

分馏塔系统温度调整正常后,稳定2个小时后,将产品外送流程改成航空煤油专用流程,同时将航煤预过滤器和过滤分离器投用,每4小时进行过滤器底部排沉,并观察航空煤油外观及杂质情况,每2小时分析航空煤油关键性指标:闪点、烟点、芳烃含量、冰点、密度和赛波特颜色,待关键性指标都在要求范围之内后准备改进合格航空煤油罐区,改进合格前将抗氧剂加注至航空煤油外送管线,抗磨剂和抗静电剂在罐区进罐之前按照比例加注完成<sup>[6]</sup>。

#### 1.3.2 航煤产品性质

利用柴油加氢装置,保持主体工艺流程不变,切换原料生产航空煤油,生产其产品主要性质列于表4,馏程147.7℃~237.6℃,铜片腐蚀为1a,冰点-59.2℃~-60.6℃,密度782.4℃~783.8℃,硫醇硫<0.0003%,颜色30,烟点28mm~28.5mm,芳烃含量10.1%~12.6%等各项性质均满足航煤标准质量要求。

#### 1.4 过程问题及措施

(1)柴油加氢切换航煤加氢时,原料发生变化,原料过滤器压差升高较快,反冲频繁。通过采取切换反冲洗气源,保证充足高压备压气源,延长冲洗时间,并增加组原料过滤器方案等措施<sup>[7]</sup>。(2)航煤切换过程中反应炉及分馏炉负荷偏低,加热炉的火焰检测器检测信号偏低,造成DCS火焰检测器报警。在调整反应炉和分馏炉时,每个火嘴进行均匀调整,不要产生偏烧现象,同时对火焰检测器探头调整,确保探头检测在火焰位置。(3)航煤产品取样时出现外观有黑色杂质或者密闭取样底部有杂质。在航煤产品外送入口管线、航煤罐区循环管线上均增设预过滤器及过滤分离器,同时新增在线安装便携式颗粒污染物分析仪,能直观地反映航煤产品中颗粒污染物的情况。(4)抗氧剂加注泵在保持某一行程运行一段时间后,注入量会缓慢变化,抗氧剂加注不均,导致精制航煤存在抗氧剂含量不合格的现象。根据装置加工量及时调整抗氧剂加注泵行程,保证抗氧剂加注合理,航煤产品合格。

### 2 结论

(1)通过柴油加氢精制切换航煤加氢生产,实现一套装置两种模式生产,生产方式切换十分灵活,提升装置生产功能和产品附加值。(2)为了保证航煤产品闪点、烟点、芳烃、冰点、腐蚀和赛波特颜色合格,需要控制好反应温度和分馏系统操作参数精准操作。(3)装置生产模式切换过程,反应入口温度降至310℃,反应出口温度降至332℃,氢油比基本不变,分馏塔顶温度降至120℃,分馏塔底温度降至221℃,反应压力控制6.5Mpa。

#### [参考文献]

- [1]吴岳林.柴油加氢精制装置改产航煤的工程实例[J].安徽化工,2017(6):70-74.
  - [2]王慧琴,段永亮,张静,等.航空煤油生产技术发展现状[J].国家能源集团,2021(1):128-132.
  - [3]李林,朱玉新,张伟伟,等.焦化汽柴油加氢装置改航煤加氢装置的技术改造[J].石油与天然气化工,2016(2):17-22.
  - [4]何剑英,屈建新.催化重汽油加氢装置改航煤加氢的生产控制[J].石油化工技术与经济,2015(6):25-28.
  - [5]王智杰,朱玉琴,白峰,等.柴油加氢装置生产航空煤油的工艺改进[J].石化技术与应用,2019(9):319-322.
- 作者简介:王燕坡(1987—),男,汉族,山东菏泽,本科,工程师,化工工程。