

汽油降苯增产芳烃的工艺优化研究

杨涛*

(中海油石化工程有限公司, 山东 青岛 266101)

摘要:针对某公司 S-Zorb 装置脱硫后汽油中间馏分含有高达 40% 以上的 C₆~C₈ 芳烃组分且苯含量高的现状, 提出对汽油进行精密切割, 切割出中间馏分进而达到降苯增产芳烃的目的。对汽油精密切割的 3 种工艺方案进行模拟计算和分析对比, 包括设备投资、能耗和运行成本等, 最终确定了“分馏塔带汽提塔”的工艺流程技术。分馏塔带汽提塔的工艺具有设备投资小、能耗低、流程简单、运行成本低的优势。

关键词: 脱硫; 降苯; 汽油; 分馏; 芳烃

中图分类号: TE626

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2024)03-0221-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.03.039

Process optimization for reducing benzene in gasoline and increasing aromatics production

YANG Tao*

(CNOOC Petrochemical Engineering Co., Ltd., Qingdao 266101, China)

Abstract: The middle distillate of gasoline after desulfurization in a certain company's S-Zorb unit contains high content of benzene and over 40% C₆-C₈ aromatic components. Therefore, a gasoline precise cutting idea is proposed to cut out the middle distillate to achieve the goal of reducing benzene content and increasing aromatics production. Three kinds of process schemes for gasoline precision cutting are simulated, analyzed and compared in the aspects of equipment investment, energy consumption and operation cost. Through optimization and comparison, the "fractionation tower with stripping tower" process scheme is determined as the optimal one, which has the advantages of low equipment investment, low energy consumption, simple process, and low operation cost.

Key words: desulfurization; decrease of benzene content; gasoline; fractionation; aromatics

在当前国内炼油产能严重过剩, 成品油消费量增长乏力, 芳烃产品和乙烯原料市场仍存在缺口的环境下, 炼化企业生产过多汽柴油将影响企业效益。同时, 在绿色低碳发展、环保法规要求趋严的推动下, 我国加快了油品质量标准升级步伐, 继 2019 年全国实现国 V 成品油质量升级之后, 国 VIb 汽油也于 2023 年 7 月 1 日正式实施。国 VIb 汽油最明显的质量指标变化是烯烃含量由国 VIa 的 18% 降至 15%。国 VIb 汽油对苯和芳烃要求都很高, 要求苯体积分数不大于 0.8%, 芳烃体积分数不大于 35%^[1-2]。

汽油是成品燃料汽油的主要调和组分, 占市场成品汽油的比例超过 70%, 精制汽油性质的优劣对成品汽油质量升级的影响非常大, 在汽油质量升级的过程中始终对催化汽油降烯烃、降蒸汽压、降苯和提高辛烷值方面不断提高标准, 这也是当前应对国 VI 标准汽油的难题^[3-7]。

某公司催化裂化汽油经 S-Zorb 装置加氢精制后, 送至汽油池作汽油调和组分出厂。该汽油加氢装置按照国 V 汽油标准设计。在国 VI 汽油产品标准实施后, 对该股汽油进行组分分析, 发现汽油中苯组分的体积分数超过了 0.9%, 超出了国 VI 汽油苯体

积分数 0.8% 的要求, 苯含量超标问题一致困扰着该企业。通过对精制后汽油组分进行详细分析, 发现汽油中 70% 的烯烃集中在轻馏分中; 汽油中 30%~45% 的 C₆~C₈ 环烷烃和芳烃集中在中间馏分中。而中间馏分的芳潜含量高, 是良好的重整原料, 苯也主要存在于中间馏分中。

通过查阅文献和调研发现, 当前国内外的催化汽油质量升级技术几乎全部是将汽油粗略地分割成轻重 2 个馏分, 再对轻重组分分别进行后续处理, 目的是尽量保留高辛烷值的烯烃成分和深度加氢脱硫, 最终实现脱硫过程中减少辛烷值的损失, 未兼顾中间馏分作重整原料和降苯、降蒸汽压^[7-10]。

在此背景下, 本文中提出一种实现催化汽油降苯增产芳烃的工艺技术, 将催化汽油清晰分割成轻、中间、重 3 个馏分, 分别加以利用, 达到提高汽油质量, 降低成品汽油产量, 同时多产芳烃的目的^[11]。

1 汽油精密切割工艺选择

对该石化公司 S-Zorb 装置处理后的精制汽油进行组分分析, 不同馏分范围组分分析数据如表 1 所示。

表 1 精制汽油的沸点分布

性质	馏分段		
	≤65℃	65~155℃	>155℃
密度/(20℃)/(g·cm ⁻³)	0.65	0.76	0.85
烯烃体积分数/%	36.0	~20	1
环烷烃体积分数/%	2.0	~25	9
芳烃体积分数/%	0.5	~26	73
苯体积分数/%	0.4	~2	0
收率/%	~33	~43	~24

从表 1 中蒸馏数据可知,该精制汽油组分中间馏分约占据整个汽油组分的 43%,而中间馏分中含有 C₆~C₈ 芳烃组分又占比超过 40%。根据上述特点,提出对精制汽油进行精密分馏,分割成轻、中、重 3 个馏分。对富含 C₆~C₈ 芳烃的中间馏分送至该厂连续重整装置增产芳烃产品。将剩下的轻、重馏分与原精制汽油一起混合后送至汽油池作调和汽油产品。

对精制汽油馏分进行精密分馏成轻、中间、重组分 3 个组分,可以采用以下 3 种工艺方案。

2 汽油精密切割工艺流程

2.1 二塔先脱轻馏分工艺流程

来自 S-Zorb 装置稳定塔底的精制汽油一部分进入脱轻塔中,从塔顶抽出馏程小于 70℃ 的轻汽油馏分,塔底用泵升压后先与脱重塔底的重汽油进行换热,然后再进入脱重塔进行精馏。脱重塔顶得到馏程在 70~155℃ 之间的中间馏分产品,塔底得到馏程大于 155℃ 的重馏分,先与进料换热后与稳定塔底其余的精制油一起去原稳定塔底的空冷器进行冷却,然后与脱轻塔顶轻馏分混合成新的汽油产品。脱轻塔和脱重塔底设置再沸器,塔顶设置空冷器和水冷器及其他相关设备,中间馏分水冷后出装置。工艺流程示意图如图 1 所示。

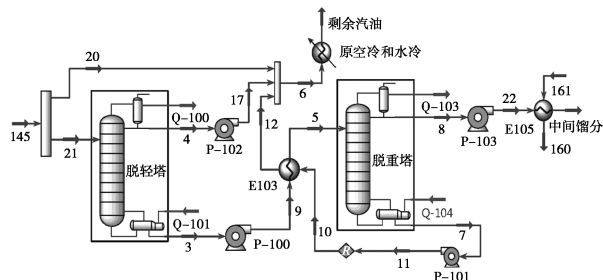


图 1 二塔先脱轻馏分工艺流程

2.2 二塔先脱重馏分工艺流程

来自 S-Zorb 装置稳定塔底的精制汽油一部分

进入脱重塔中,塔底得到馏程小于 155℃ 的重馏分,塔顶馏出产品由泵升压后先与塔底产品换热,然后进入脱轻塔。脱轻塔顶分馏得到小于 70℃ 的轻馏分,塔底得到馏程为 70~155℃ 的中间馏分产品。脱重塔底的重馏分与稳定塔底剩余的精制油一起去原稳定塔底空冷器冷却,然后再与轻馏分混合后成为新的汽油产品。脱轻塔和脱重塔底设置再沸器,塔顶设置空冷器和水冷器及其他相关设备,中间馏分设置空冷器和水冷器冷却。工艺流程示意图如图 2 所示。

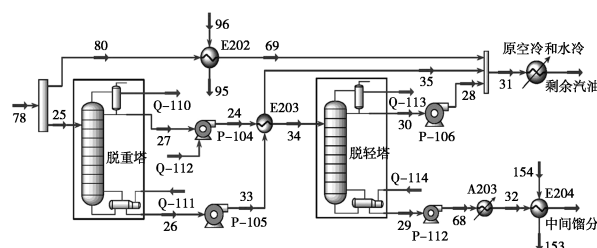


图 2 二塔先脱重馏分工艺流程

2.3 分馏塔带汽提塔工艺流程

来自 S-Zorb 装置稳定塔底的精制汽油一部分进入产品分馏塔中,分馏塔设置一个侧线及汽提塔,塔顶得到馏程小于 70℃ 的轻馏分,塔底得到馏程大于 155℃ 的重馏分,侧线产品经汽提塔重沸器汽提后,得到馏程在 70~155℃ 之间的中间馏分。汽提塔重沸器热源为来自分馏塔底的重馏分,重馏分换热后与来自稳定塔底剩余的精制汽油一起去原稳定塔底空冷器冷却。分馏塔顶设置空冷器和水冷器,塔底设置重沸器,中间馏分设置空冷器和水冷器冷却。工艺流程示意图如图 3 所示。

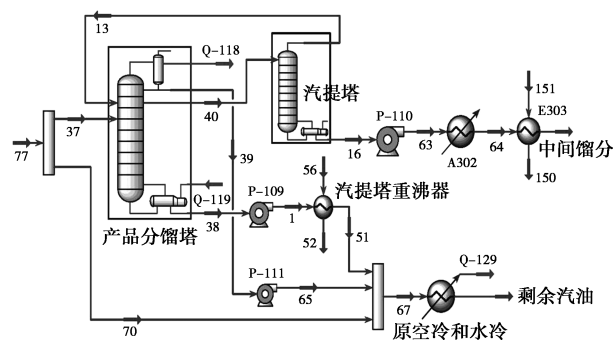


图 3 分馏塔带汽提塔工艺流程

3 汽油精密切割方案对比

3.1 工艺技术对比

首先,保证 3 种工艺方案都可以满足最终分离得到中间馏分产品的要求,但在设备投资和能耗上

有一定的差别,需要通过 Petro-SIM 流程模拟软件,对 3 种工艺方案进行工艺流程模拟计算,工艺优化和综合比选确定最好的工艺方案。

对 3 种工艺方案的优化主要有以下几个方面。

(1) 对分馏塔板数量和进料位置进行优化,确定一个经济的塔板数和最优的进料位置。

(2) 在保证塔顶冷却要求满足该厂公用工程的前提下,优化各分馏塔操作压力。

(3) 通过换热网络的集成和优化,对能量进行合理地利用,确定产品与原料在适当的位置换热。

(4) 保证产品质量前提下,对不同产品间分离精度进行优化,降低操作能耗。

各工艺方案优化后的主要工艺操作参数和能耗如表 2 所示。

表 2 各工艺流程操作技对比

	二塔先脱 轻馏分 工艺流程	二塔先脱 重馏分 工艺流程	分馏塔带 汽提塔 工艺流程
脱轻塔顶压力/MPa	0.21	0.23	0.23
脱轻塔塔板数	40	40	8
脱轻塔冷却负荷/kW	5236	3873	—
脱轻塔加热负荷/kW	2886	3360	1513
脱轻塔底温度/℃	139	120	122
脱重塔顶压力/MPa	0.16	0.17	0.22
脱重塔塔板数	40	40	50
脱重塔冷却负荷/kW	6471	8582	9321
脱重塔加热负荷/kW	4637	5384	6800
脱重塔底温度/℃	199	197	212
热集成/kW	1000	2240+2365	1513
净加热负荷/kW	7523	6379	6800

对以上结果说明如下。

(1) 对于单塔+汽提塔方案,脱轻塔各项为汽提塔参数,脱重塔各项为分馏塔参数。

(2) 方案 1 的热集成为脱重塔底产品与脱重塔进料换热;方案 2 的热集成为脱重塔底产品与脱轻塔进料的换热及来自稳定塔且不进入切割单元的剩余汽油(温度 151℃)用于加热脱轻塔底物料,后者的热集成 2 365 kW 减少了脱轻塔重沸器外部热量,脱轻塔重沸器还需要额外的约 995 kW (3 360 - 2 365) 热量(脱轻塔 2 台重沸器);方案 3 的热集成为分馏塔底产品作为汽提塔的重沸器热源。

(3) 3 个方案中,二塔先脱重方案的塔底重沸器

所需热量最多:因该方案中,轻馏分汽化和冷凝 2 次,但由于该方案的脱轻塔底温度低,可利用来自稳定塔的剩余汽油(151℃直接去空冷)的部分热量,使得净加热负荷反而最低;而其他方案中,由于温度不够,这部分热量没有利用,直接去空冷。

(4) 各产品间分馏进度根据分离能耗、处理量和热集成的需要做了适当的调整,产品间的脱空度在 0~5℃ 之间。

从表 2 可知,二塔方案中,先脱轻馏分方案和先脱重馏分方案在工艺流程、设备数量等方面基本相同,产品方案也基本一样。由于先脱重馏分方案中脱轻塔底温度低,利用来自稳定塔底其余精制油进行加热,节省了 2 365 kW 的热量,故总能耗比先脱轻馏分方案的能耗比约 1 150 kW。因此这 2 个方案中先脱重馏分方案更好,分馏塔带汽提塔方案中的能耗比先脱重馏分能耗高约 400 kW,但这个方案流程较简单,设备数量少,需要对这 2 个方案进行更多的对比和分析。

二塔先脱重馏分方案与分馏塔带汽提塔方案的主要设备计算选型如表 3 所示。

表 3 工艺方案设备选型对比

设备 类型	二塔先脱重馏分 工艺流程	分馏塔+汽提塔 工艺流程
塔	ID2.4×36 m T/T(脱重塔)	ID3.2/2.6×44 m T/T(分馏塔)
	ID2.2×36 m T/T(脱轻塔)	ID1.6×13 m T/T(分馏塔)
空冷器	9×3-6 管排 6 台(脱重塔空冷器)	9×3-6 管排 8 台(分馏塔顶空冷器)
	9×3-6 管排 4 台(脱轻塔空冷器)	9×3-4 管排 1 台(中间馏分空冷器)
	(中间馏分空冷利旧原 A202 1 台)	
换热器	DN1000 1 台(脱重塔再沸器)	DN1200 1 台(分馏塔后冷器)
	DN1300 1 台(脱轻塔再沸器 A)	DN1200 1 台(分馏塔重沸器)
	DN500 1 台(脱轻塔再沸器 B)	DN800 1 台(中间馏分水冷器)
	DN700 2 台(脱轻塔进料换热器)	DN900 1 台(汽提塔重沸器)
	DN800 1 台(中间馏分水冷器)	
	DN900 1 台(脱轻塔水冷器)	

续表

设备类型	二塔先脱重馏分 工艺流程	分馏塔+汽提塔 工艺流程
泵	8 台(10~30 kW)	6 台(10~30 kW)
容器	ID1. 6×5 m(脱轻塔顶 回流罐) ID2. 4×6 m(脱重塔顶 回流罐)	ID1. 6×5 m(分馏塔顶 回流罐)

3.2 方案投资对比

二塔先脱重馏分方案与分馏塔和汽提塔方案相比,能耗节省 420 kW,但是设备数量较多,装置投资较高,对这 2 个方案进行初步的经济评价,结果如表 4 所示。从表 4 可知,分馏塔带汽提塔工艺装置投资更低。

表 4 工艺方案装置投资对比 万元

工艺方案流程	设备购置费	主要材料费	安装工程费	合计
二塔先脱重馏分工艺	719.31	15.23	100.07	834.60
分馏塔带汽提塔工艺	612.95	12.83	81.72	707.5

4 结论

对精制汽油降苯增产芳烃 3 种工艺方案的模拟优化是建立在切割中间馏分后,保证剩余的轻、重馏分混合后的汽油中苯含量、烯烃含量、饱和蒸气压等满足国 VIb 汽油产品要求的基础上进行的。对 3 种工艺方案通过流程模拟软件优化和对比后,确定了最优的汽油精密切割的工艺流程。主要结论如下。

(1)精制汽油切割中间馏分后,剩下的精制汽

(上接第 220 页)

到 90% 以上,实现了浓盐水的高倍浓缩,操作压力较常规反渗透膜操作压力低,能耗低。同时,系统产水能够满足《城市污水再生利用工业用水水质》(GB/T 19923—2005)中循环冷却水系统补充水标准,全部回用至生产用水,实现了废水的资源化利用,节省当地宝贵水资源,带来了良好的社会效益和环境效益。HSRO[®]作为一项低能耗、低成本的极限膜浓缩技术,不仅可应用于脱硫废水领域取得了较好的工程验证,未来在高矿化度矿井水、煤化工浓盐水等浓盐水领域具有较广阔的应用前景和市场推广价值。

参考文献

[1] 邵骏,欧应钧,陈金凤,等.基于水贫乏指数的长江流域水资源安全

油苯体积分数降低至小于 0.69%,满足国 VIb 汽油产品质量要求。

(2)二塔方案中,先脱轻馏分方案和先脱重馏分方案在工艺流程、设备数量等方面基本相同,产品方案也基本一样。由于先脱重馏分方案总能耗比先脱轻馏分方案的能耗比约 1 150 kW。

(3)采用分馏塔和侧线汽提塔的工艺方案最优,具有设备投资少、能耗低、设备少的优势。

参考文献

- [1] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局,中国国家标准化管理委员会.GB 17930—2016 车用汽油[S].北京:中国标准出版社,2016:8-10.
- [2] 张浩,熊云,许世海.油品质量升级对车用汽油主要性能的影响分析[J].当代化工,2019,48(11):2646-2649.
- [3] 梁战桥,顾昊辉,刘维国,等.用裂解加氢汽油抽余油增产芳烃[J].现代化工,2010,30(7):79-81.
- [4] 赵鹏,焦峰,郭良,等.降低催化裂化汽油烯烃含量的操作手段及优化方向[J].中外能源,2019,24(7):74-78.
- [5] 边哲,范大申.提高 TSRFCC 柴汽比兼顾汽油改质的探究[J].石油化工应用,2020,39(11):97-100.
- [6] 闫鸿飞,孟凡东.降低汽油苯含量的苯烃化技术试验研究[J].现代化工,2020,30(7):79-81.
- [7] 王廷海,李文涛,常晓昕,等.催化裂化汽油清洁化技术研究开发进展[J].化工进展,2019,38(1):196-207.
- [8] 刘蕾,姚文君,赵新红,等.催化裂化汽油清洁化技术研究进展[J].炼油与化工,2021,32(4):1-5.
- [9] 姜永峰.满足国 V 汽油标准的汽油加氢脱硫工艺最新进展[J].山东化工,2016,45(18):38-43.
- [10] 董立霞,夏步田,罗凯威,等.清洁油品升级背景下加氢脱硫技术研究进展[J].化工进展,2019,38(1):208-215.
- [11] 杨涛,汤玉敏,费翔,等.一种脱硫汽油降苯增产芳烃的方法:CN202010457135.6[P].2022-04-05.■

评价——邵骏[J].长江流域资源与环境,2016,25(6):889-894.

- [2] 刘艇安,许勇毅,郭磊,等.火电厂湿法脱硫废水零排技术研究进展[J].应用化工,2021,50(8):2313-2316.
- [3] 国务院.水污染防治行动计划:国发[2015]17号[A/OL].(2015-04-02).[2018-08-01].
- [4] HJ 2301—2017.火电厂污染防治可行技术指南[S].北京:中国环境科学出版社,2017.
- [5] 环资司.关于推进污水资源化利用的指导意见:发改环资[2021]13号[A/OL].2021-1-11.
- [6] 熊日华,何灿,海玉琰,等.反渗透系统:CN207786353U[P].2018-08-31.
- [7] 何灿,熊日华,海玉琰,等.含盐水的反渗透处理方案和反渗透系统:CN111346512A[P].2020-06-30.
- [8] 熊日华,何灿,海玉琰,等.反渗透系统和反渗透水处理方法:CN109821420A[P].2019-05-31.
- [9] 刘立国,熊日华,侯春蕾,等.常温结晶和高盐反渗透在芳纶废水零排放中的应用[J].工业水处理,2022,42(10):166-170.
- [10] 王海棠,钟振成,王靖宇,等.高镁型脱硫废水零排放处理技术研究[J].应用化工,2022,51(9):2762-2766.■