

重汽油萃取精馏制溶剂油工艺设计与模拟

王祥瑞, 杨 扬, 邹 雄, 董宏光*
(大连理工大学化工学院, 辽宁 大连 116033)

摘要:提出了以汽油加氢装置的切轻重汽油为原料产重芳烃溶剂油新工艺,从而提高资源利用效率。采用萃取精馏的方法,首先确定环丁砜作为重芳烃与非芳组分分离的基础溶剂,并通过复配萘的方法降低萃取溶剂的沸点,解决了萃取溶剂高温分解的问题,实现了重芳烃分离过程的平稳运行。随后利用 Aspen Plus 软件模拟计算并设计加氢重汽油制重芳烃溶剂油产品工艺流程,确定了萃取剂配比及用量,并优化萃取精馏塔和溶剂回收塔工艺参数,最终获得满足溶剂油产品指标的重芳烃产品。

关键词:溶剂油;重汽油;萃取精馏;模拟;优化

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2022)02-0229-07

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.02.046

Process design and simulation for production of solvent oil by extractive distillation of heavy gasoline

WANG Xiang-rui, YANG Yang, ZOU Xiong, DONG Hong-guang*
(School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116033, China)

Abstract:To achieve a higher resource utilization efficiency, a novel heavy aromatics solvent oil production process is proposed, which takes heavy gasoline from gasoline hydrogenation plant as raw material, tetramethylene sulfone as base solvent and the extractive distillation method as the way to separate heavy aromatics and non-aromatics. A light component, naphthalene, is added to reduce the boiling point of the extraction solvent to solve the problem of weak thermal stability, and the process operates in a stable way. The process is simulated and optimized by Aspen Plus software, and the ratio and dosage of the compound solvent are determined. The optimal parameters of the extractive distillation tower and solvent recovery tower are obtained through optimization, and qualified heavy aromatics solvent oil is obtained.

Key words: solvent oil; heavy gasoline; extractive distillation; simulation; optimization

目前国内炼厂产能过剩,化工品存在缺口^[1]。为了解决这一问题,需将炼油向化工的生产转变,化解过剩产能同时提高化工品供给^[2]。我国原油馏分偏重且原油重质化劣质化趋势不可逆转,因此利用重油生产化工品成为技术关键^[3]。

目前炼厂的重汽油主要用来调油,作为燃料油使用。而燃料油生产税较高,且国家严控芳烃含量^[4],这些重汽油不仅会降低汽油品质,还带来了资源的浪费。关于提高重汽油利用价值,有学者提出将重汽油进行催化和裂化反应后提高芳潜值作为重整原料和通过加氢裂化生产烯烃的处理方案。但是在进行应用时,需要综合考虑技术经济的问题^[5]。

炼厂汽油加氢装置副产重汽油,这些重汽油组分复杂,含有大量芳烃,具有很好的利用价值^[6]。由于重汽油的芳烃含量较高,适合于生产附加值较高的芳烃溶剂油^[7]。芳烃溶剂油主要来源于催化重整产出的 C₉+组分^[8],其中芳烃含量很高(可达

97.84%),直接进行沸点切分即可获得溶剂油产品。相比之下若使用重汽油作原料,由于芳烃含量不足以达到芳烃溶剂油的指标,故以重汽油为原料生产溶剂油需要对传统工艺进行进一步的改进。

综上所述,本文中提出采用萃取精馏-溶剂油精制联合的重汽油制溶剂油工艺,以环丁砜-萘复配溶剂作为萃取剂对原料中重芳烃进行提浓,并采用流程模拟软件 Aspen Plus 对该生产流程进行模拟和优化,本工艺的提出为重汽油综合利用开发了新途径,并对重汽油生产芳烃溶剂油工业化提供了重要指导。

1 原料产品分析

传统重芳烃溶剂油生产原料来自重整装置 C₉+重芳烃组分^[9]。某炼厂重整后芳烃溶剂油装置原料芳烃含量 97.84%,沸程 163~195℃。直接进行切轻切重即可。

加氢重汽油的组成以 C₇~C₁₀ 为主,芳烃含量在

收稿日期:2021-03-26;修回日期:2021-12-22

基金项目:国家自然科学基金项目(21276039)

作者简介:王祥瑞(1996-),男,硕士生;董宏光(1963-),男,博士,教授,研究方向为化工系统工程,通讯联系人,hgdong@dlut.edu.cn。

48%左右。由于 $C_7 \sim C_8$ 组分可以用来生产甲苯、二甲苯^[10],且组分较轻,会影响溶剂油产品的沸程。本文中所选原料为切除 C_8 及轻组分后的重汽油。切轻重汽油的组成如表 1 所示,其中部分痕量组分未包含在内。主要包含 $C_9 \sim C_{10}$,芳烃含量 55%,较传统重芳烃溶剂油生产原料变低,沸程 149~250℃,较传统重芳烃溶剂油生产原料较高。

表 1 原料组成

| 组分 | 质量分数 | 组分 | 质量分数 |
|------------|--------|--------------|--------|
| 3-甲基-1-己烯 | 0.0416 | 正十烷 | 0.0320 |
| 2,2-二甲基庚烷 | 0.1079 | 1,2,3-三甲基苯 | 0.0322 |
| 异丙基环己烷 | 0.0457 | 茚满 | 0.0580 |
| 1-壬烯 | 0.0111 | 正十一烯 | 0.0071 |
| 正壬烷 | 0.0402 | 1-甲基-3-丙基苯 | 0.0166 |
| 异丙基苯 | 0.0047 | 1-甲基-4-丙基苯 | 0.0071 |
| 1-癸烯 | 0.0283 | 对二乙苯 | 0.0877 |
| 正丙基苯 | 0.0192 | 1-甲基-2-丙基苯 | 0.0088 |
| 间甲乙苯 | 0.0672 | 正戊基苯 | 0.0204 |
| 对甲乙苯 | 0.0259 | 正十一烷 | 0.0645 |
| 1,3,5-三甲基苯 | 0.0328 | 己基环戊烷 | 0.0002 |
| 5-甲基壬烷 | 0.0743 | 1,2,4,5-四甲基苯 | 0.0093 |
| 邻甲乙苯 | 0.0235 | 1,2,3,5-四甲基苯 | 0.0114 |
| 异丁基环己烷 | 0.0023 | 1,2,3,4-四甲基苯 | 0.0026 |
| 1,2,4-三甲基苯 | 0.1176 | 萘 | 痕量 |

高沸点芳烃溶剂产品要求由 C_9 +重芳烃馏分切割得,分为 SA-1000 和 SA-1500 2 类,2 种产品的芳烃含量都不小于 95%,其中 SA-1000 的馏程为 149~180℃,SA-1500 的馏程为 177~215℃。

2 考虑重汽油原料特点的溶剂油生产工艺改进

2.1 传统重整重芳烃溶剂油生产工艺

如图 1 所示,传统重芳烃溶剂油生产工艺为三塔进行组分切割。 $C-1101$ 塔为切轻塔,切除部分轻组分。 $C-1201$ 塔为切重塔,切除过重组分。 $C-1301$ 塔为溶剂油精制塔,对不同沸点的组分进行更细致的切分,塔顶采出馏程为 149~180℃的溶剂油

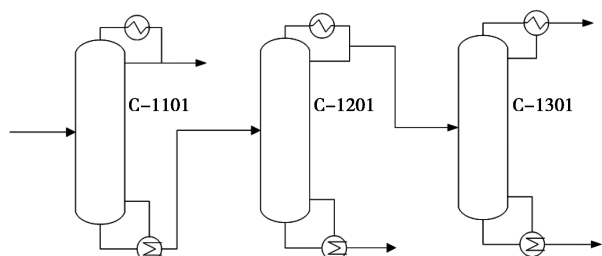


图 1 传统芳烃溶剂油生产流程

产品 SA-1000,塔底采出馏程为 177~215℃的溶剂油产品 SA-1500。由于传统溶剂油生产工艺的原料芳烃含量很高,直接进行沸点切分即可满足产品对于芳烃含量的需求。表 2 展示了该流程的设计参数。

表 2 传统芳烃溶剂油设计工艺参数表

| 项目 | 脱重塔 C-1101 | 脱轻塔 C-1201 | 溶剂油精制塔 C-1301 |
|--------|------------|------------|---------------|
| 压力/kPa | | | |
| 塔顶 | 6 | 40 | 40 |
| 塔底 | 7 | 50 | 50 |
| 温度/℃ | | | |
| 塔顶 | 105.0 | 113.7 | 134.0 |
| 塔底 | 162.0 | 136.5 | 152.5 |
| 回流比 | 4.0 | 17.5 | 2.0 |

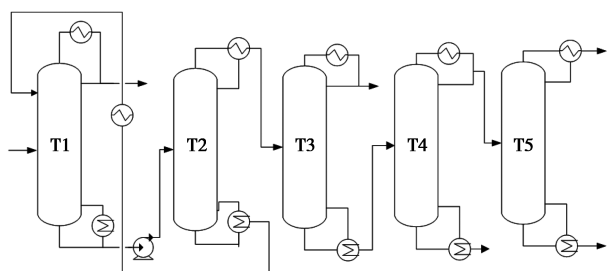
2.2 重汽油为原料的重芳烃溶剂油生产新工艺

对于加氢重汽油而言,芳烃含量降低,直接进行沸点切割无法满足芳烃溶剂油对于芳烃含量的要求。因此需要将重汽油中芳烃含量进一步提浓,再进行切轻切重操作。对于 $C_9 \sim C_{10}$ 芳烃和非芳来说,各组分沸点相差小,芳烃与非芳间沸点相互交织,普通精馏难以分离,因而需引入萃取精馏方法^[11]。相比于传统芳烃抽提工艺而言,由于加氢重汽油组分较重,采用常规环丁砜溶剂会使得溶剂回收塔塔底温度过高,在进行萃取精馏的溶剂选择时,对传统分离较轻的芳烃和非芳烃的萃取溶剂的热稳定性具有一定的要求^[12]。

考虑上述问题,本工作根据给定重芳烃为原料针对原有溶剂油生产工作进行进一步改进。

如图 2,切重后的重汽油原料进入萃取精馏塔 T1 中部,萃取剂从塔顶进入。为了防止萃取剂从塔顶过多跑损,萃取剂将会从第一块板以下几块板进入萃取精馏塔。在萃取精馏塔中,芳烃选择性溶解于萃取剂而被分离出来。剩下的非芳烃从塔顶除去,经冷凝冷却后,一部分返回到萃取精馏塔塔顶作为回流,其余作为调油流股出界区。萃取精馏塔塔底的含芳烃富溶剂进入溶剂回收塔 T2 中部,沸点较低的芳烃及少量非芳烃被蒸出,塔顶得到粗芳烃油,塔底萃取剂经冷却后送至萃取精馏塔循环使用。溶剂回收塔塔顶的粗芳烃油流股进入切轻塔 T3,塔顶切除部分轻组分,塔顶流股送出界区调油。切轻塔塔底的流股进入切重塔 T4 切除部分过重组分,由塔底送出界区调油。塔顶切重粗芳烃油进入溶剂油精制塔 T4 中部进行馏程切割。通过控制切割点,溶剂油精制塔塔顶采出馏程为 149~180℃的溶剂油产品

SA-1000,塔底采出馏程为 177~215℃ 的溶剂油产品 SA-1500。



T1—萃取精馏塔;T2—溶剂回收塔;T3—切轻塔;
T4—切重塔;T5—溶剂油精制塔

图2 重汽油生产芳烃溶剂油工艺流程

本流程关键在于经萃取精馏单元后的物料能否满足后续溶剂油精制单元的要求,因而本工作主要聚焦于萃取精馏溶剂的开发以及萃取精馏单元的优化。

3 重芳烃萃取剂筛选设计与优化

3.1 萃取剂初筛

萃取精馏单元中,溶剂的选择直接影响重汽油中芳烃的分离,以及溶剂回收塔塔底温度的控制。对于萃取剂的选择,由于体系沸点较高,为方便烃类与萃取剂的分离,所选萃取剂沸点不能过低。而由于所选原料中芳烃较重,需要选取对于重芳烃体系仍具有较高选择性的萃取剂。目前工业常用溶剂有环丁砜、糠醛、*N*-甲基吡咯烷酮、二甲亚砜、*N*-甲酰吗啉、甘醇和酯。袁倩等^[13]针对重石脑油物料对上述溶剂的性能进行了比较,选取糠醛、二甲亚砜、环丁砜、*N*-甲酰吗啉、甘醇和酯作为初步溶剂,邻苯二甲酸二甲酯及 *N*-甲基吡咯烷酮对芳烃选择性较差,而四甘醇溶剂黏度较大,流动性不好,初步筛选后的萃取剂为糠醛、二甲亚砜、环丁砜和 *N*-甲酰吗啉。考虑到沸点要求,最终满足要求的溶剂仅为环丁砜。

3.2 热力学方法选择

对于化工流程模拟来说,选择合适的热力学方法对于得到准确的模拟结果至关重要。由于本文中选择的萃取溶剂主要组分为环丁砜,模拟处理的体系为环丁砜-芳烃-非芳烃体系,对该萃取精馏馏程的模拟,关键在于选择合适的热力学模型^[14]。Aspen Plus 软件的物性数据库包含萃取精馏体系所有物质的基本物性参数,其中的热力学模型包括大部分二元交互作用参数。状态方程模型对于大多数非极性或者极性较弱的碳氢化合物的性质预测比较

可靠,但对于环丁砜-芳烃、环丁砜-非芳烃这样具有强极性的体系,应选择活度系数法^[15]。对于环丁砜与烃类体系,已有较多学者对气液相平衡做了研究。

Yu 等^[16]分别测定了邻二甲苯、间二甲苯、对二甲苯、1,2,4-三甲基苯与环丁砜的二元气液相平衡数据。使用 Aspen Plus 中 UNIFAC 的模拟结果最大误差为 4.33%。Wang 等^[17]分别测定了甲苯、乙苯、异丙苯与环丁砜的二元气液相平衡数据,并用 Herington method 进行了热力学一致性检验。使用 Aspen Plus 中 UNIFAC 的模拟结果最大误差为 3.79%。黄垒^[18]基于实验和文献报道的 $C_6 \sim C_9$ 碳氢化合物与环丁砜的气液相平衡数据,与 Aspen Plus 中的 UNIFAC 计算的气液相平衡数据吻合较好,误差均在 4% 以内。由于 UNIFAC 方法对含环丁砜-芳烃体系的模拟结果较为可靠,因此,对于该体系流程模拟采用 UNIFAC 方法。表 3 为文献实验数据与在 Aspen Plus 中计算得到模拟数据的误差。

表3 各体系的最大误差(101.33 kPa)

| 体系 | 平衡温度 (计算值)/K | 平衡温度 (文献值)/K | 最大误差/ % |
|----------------|-----------------|-----------------|------------|
| 苯-环丁砜 | 439.66 | 448.50 | 1.97 |
| 甲苯-环丁砜 | 401.27 | 416.07 | 3.56 |
| 乙苯-环丁砜 | 463.60 | 481.15 | 3.65 |
| 对二甲苯-环丁砜 | 452.65 | 467.26 | 3.13 |
| 异丙苯-环丁砜 | 443.35 | 439.52 | 0.87 |
| 1,2,4-三甲基苯-环丁砜 | 473.23 | 488.68 | 3.16 |

3.3 复配溶剂筛选

由于环丁砜在高温下会分解,生产过程中的温度不能超过 180℃^[19]。而重汽油组分较重,在萃取精馏过程中塔底温度较高,因而需要对环丁砜进行组分复配以降低溶剂回收塔塔底温度,维持稳定生产。

设计复配萃取剂时,复配组分应符合以下要求:

①加入复配组分后,复配萃取剂的沸点应降低到环丁砜分解温度以下;②复配组分对分离效果的影响应尽量小,且总溶剂跑损量应尽量小;③为了便于萃取剂和芳烃油的分离,复配组分的沸点要比芳烃油高;④少量的复配组分会进入芳烃油,复配组分不应影响溶剂油产品的品质。

基于以上要求,本文中筛选了 15 种符合要求的烃类作为复配组分(见表 4),这些组分存在于原有进料中,不会影响最终溶剂油品质。

表 4 待选复配组分

| 编号 | 物质 | 编号 | 物质 |
|----|--------------|----|--------------|
| 1 | 1-甲基-3-异丙苯 | 9 | 1,2,3,4-四甲基苯 |
| 2 | 1-甲基-4-异丙苯 | 10 | 萘 |
| 3 | 1-甲基-2-异丙苯 | 11 | 1,2,4,5-四甲基苯 |
| 4 | 4-乙基邻二甲苯 | 12 | 1,2,3,5-四甲基苯 |
| 5 | 对二乙苯 | 13 | 正十一烷 |
| 6 | 2-乙基对二甲苯 | 14 | 正-1-十一碳烯 |
| 7 | 正丁苯 | 15 | 正十二烷 |
| 8 | 反式-2-苯基-2-丁烯 | | |

为确定最终复配溶剂组分,本文中给定一标准工况,并在该工况下探究上述复配组分的优劣,各组分分离效果如图 3 所示,标准工况如下:原料量

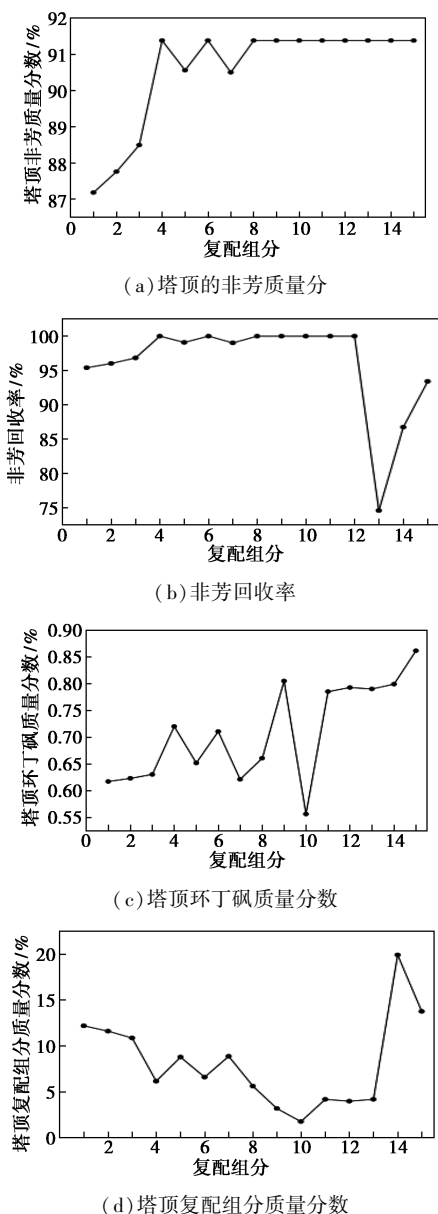


图 3 不同复配组分时萃取精馏塔塔顶的各组分含量

1 000 kg/h, 环丁砜量 3 500 kg/h, 复配烃类 500 kg/h, 萃取精馏塔馏出量 300 kg/h, 回流比 1, 塔板数 50, 原料进料位置 25, 溶剂进料位置 2, 塔压 15 kPa。溶剂回收塔采出量 700 kg/h, 回流比 1, 塔板数 20, 进料位置 10, 塔压 5 kPa。

图 3(a)为萃取精馏塔塔顶的非芳质量分数,图 3(b)为萃取精馏塔塔顶的非芳回收率,可以看出,4、6、8、9、10、12 号组分复配的溶剂的分离效果(选择性)足够好,能够将 99.99%以上的非芳烃从塔顶采出。

图 3(c)为萃取精馏塔塔顶环丁砜的质量分数,图 3(d)为萃取精馏塔塔顶复配组分的质量分数。其中 10 号复配组分复配的溶剂对环丁砜和复配组分自身的跑损量最低。因此,选择 10 号组分萘作为复配溶剂能够使得溶剂的选择性最大,溶剂跑损量最低。

4 工艺参数优化

4.1 溶剂复配比例优化

复配溶剂间的组分含量直接影响后续芳烃的分离,基于前节的标准工况,本节在保证溶剂回收塔塔釜不超温前提下,首先针对溶剂复配比例进行优化。使用不同复配比例的环丁砜/萘复配溶剂,在保证相同非芳回收率的情况下,分别观察复配比例对分离效果和操作温度的影响,结果如图 4、图 5 所示。

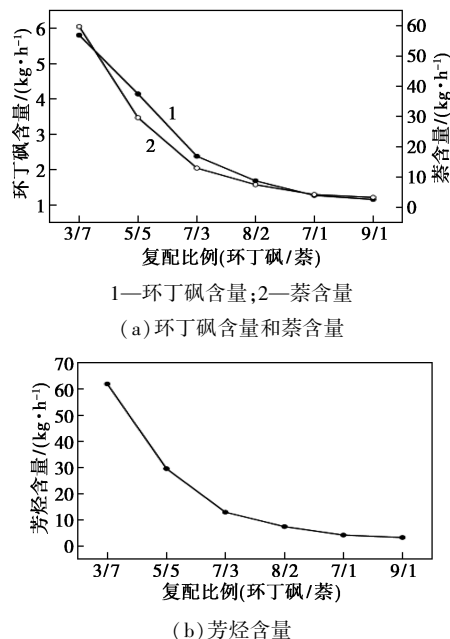


图 4 复配比例对分离效果的影响

图 4(a)为萃取精馏塔塔顶的环丁砜含量,图 4(b)为萃取精馏塔塔顶的芳烃含量。环丁砜/萘的比例越大,萘含量越少,对芳烃/非芳的选择性越高,分离效果越好,塔顶的溶剂跑损量越少。图 5 为溶

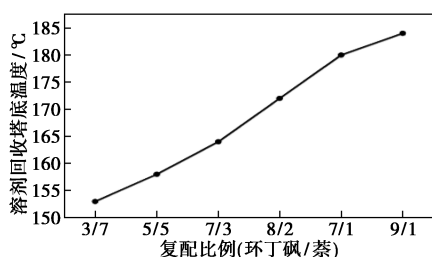


图5 复配比例对塔底温度的影响

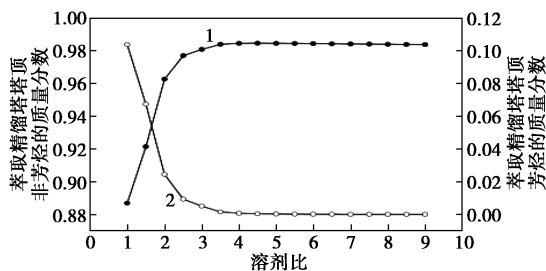
剂回收塔塔底温度随复配比例的变化。环丁砜/萘的比例越大,塔底温度越高。

应在保证塔底温度能够保持环丁砜不分解,装置平稳运行的条件下,尽可能保证环丁砜/萘的比例大,以达到最好的分离效果。在塔底温度 180℃ 时,复配比例为环丁砜:萘=7:1,此复配比例为最优。

4.2 剂油比优化

所选萃取剂为环丁砜与萘的复配萃取剂(环丁砜:萘=7:1)。由于萃取精馏过程通过改变芳烃与非芳的相对挥发度进行分离,故各操作参数对相对挥发度的影响很关键^[20]。剂油比为进塔萃取剂量与重汽油量之比。萃取精馏通过加入萃取剂,使得关键组分间的相对挥发度增大,从而达到分离的效果。当萃取剂用量增大时,剂油比升高,萃取剂在塔内的浓度升高,分离能力也就越强。如果剂油比过低,萃取剂量过小,分离效果会达不到目标要求。但过大的萃取剂用量、过高的溶剂比会使得塔内萃取剂循环量增大,设备费用和操作费用(热量消耗、动力消耗)过高,影响流程经济性。

图6考察了萃取精馏塔理论板数为50,原料进料板为26,溶剂进料板为4,回流比为0.35时,溶剂比对分离效果的具体影响。当溶剂比小于3时,分离效果随着溶剂比的增加而显著增强,萃取精馏塔塔顶的芳烃含量明显降低,非芳烃含量明显升高。当溶剂比大于3时,分离效果增强趋势变缓,溶剂比对分离效果的影响已不再显著。综合考虑分离效果和经济学,合适的溶剂比为3。



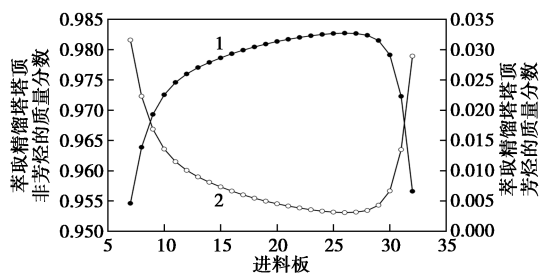
1—萃取精馏塔塔顶非芳烃的质量分数;
2—萃取精馏塔塔顶芳烃的质量分数

图6 溶剂比的优化

4.3 萃取精馏塔参数优化

4.3.1 原料进料位置

图7中显示了总理论板数为35时,重汽油进料位置对分离效果的影响。随着进料位置的下移,塔顶组成的非芳烃含量先变大后变小,芳烃含量先减小后增大,即分离效果先变好后变差。最优的进料板数为26。

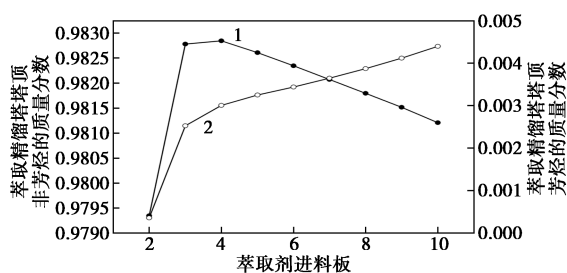


1—萃取精馏塔塔顶非芳烃的质量分数;
2—萃取精馏塔塔顶芳烃的质量分数

图7 原料进料位置的优化

4.3.2 溶剂进料位置

图8中显示了溶剂进料位置对分离效果的影响。溶剂进料位置太靠近塔顶时,会有部分溶剂从塔顶跑出,分离效果并不理想。因此溶剂进料位置应在塔顶以下的几块板处,在塔顶留出洗溶剂段,防止溶剂从塔顶跑损。由图可知,溶剂进料位置在第4块板时,分离效果最好。

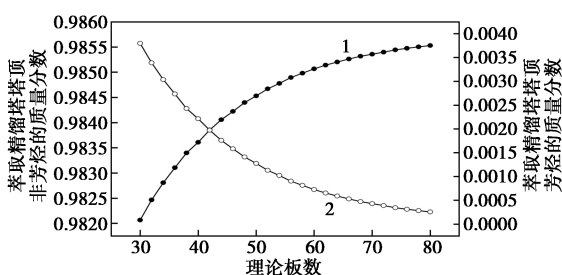


1—萃取精馏塔塔顶非芳烃的质量分数;
2—萃取精馏塔塔顶芳烃的质量分数

图8 萃取剂进料位置的优化

4.3.3 理论塔板数

萃取精馏塔塔板数对分离效果的影响如图9所示。由图可知,随着理论塔板数增加,塔顶组成的非芳烃含量逐渐增多,芳烃含量逐渐减少,即分离效果逐渐变好。但增加塔板数对分离效果的影响并不大,对设备投资费用的影响却很大,且溶剂油产品仅需要芳烃含量为95%。所以从经济性考虑,在保证最终产品质量达标的情况下,使用尽量少的理论板数,选取理论板数为33。

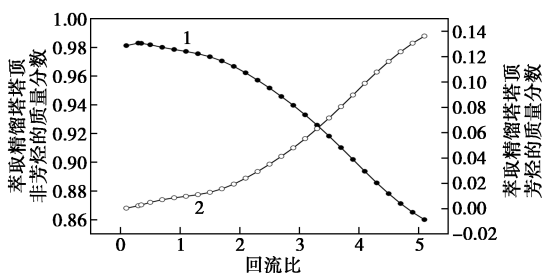


1—萃取精馏塔塔顶非芳烃的质量分数;
2—萃取精馏塔塔顶芳烃的质量分数

图 9 理论板数的优化

4.3.4 回流比

对于萃取精馏来说,过大的回流比反而会使得分离效果变差。因为过大的回流比会使塔内的重汽油浓度升高,萃取剂的浓度下降,使分离效果变差。图 10 展示了分离效果随回流比的增大而先变好后变差,因此取分离效果最好的回流比为 0.3。



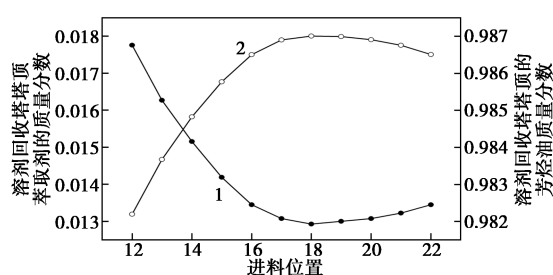
1—萃取精馏塔塔顶非芳烃的质量分数;
2—萃取精馏塔塔顶芳烃的质量分数

图 10 回流比的优化

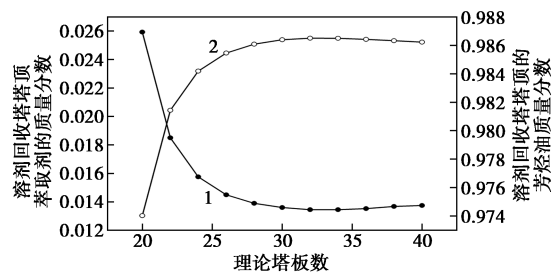
4.4 溶剂回收塔参数优化

溶剂回收塔的作用是将芳烃油和萃取剂分离。应尽量减少萃取剂从塔顶出的量。本部分以塔顶萃取剂组分的含量为指标,对溶剂回收塔的进料位置、理论板数、回流比进行了优化。

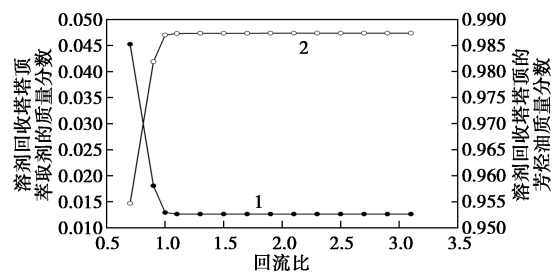
图 11(a)是当塔板数为 32 时,进料位置对分离效果的影响。随着进料位置的下移,塔顶的芳烃油含量先升高后降低,溶剂含量先降低后升高。所以合适的进料位置为第 18 块板。图 11(b)是理论塔板数对分离效果的影响,当塔板数从 20 增加到 32 时,塔顶流股中芳烃油含量迅速升高,萃取剂的含量迅速降低。当塔板数超过 32 时,增加塔板数对分离效果产生的影响已经很小,所以塔板数应为 32。图 11(c)是回流比对分离效果的影响。当回流比大于 1 时,增大回流比对分离效果的影响很小,综合考虑分离效果和操作费用,合适的回流比应为 1。



(a) 进料位置的优化



(b) 理论板数的优化



(c) 回流比的优化

1—溶剂回收塔塔顶萃取剂的质量分数;
2—溶剂回收塔塔顶芳烃油的质量分数

图 11 溶剂回收塔参数优化

4.5 工艺计算结果

优化后的萃取精馏塔 T1 和溶剂回收塔 T2 参数结果见表 5。溶剂回收塔塔顶流股的芳烃含量为 97.78%。在处理量 24 460 kg/h,保证溶剂产品芳烃含量 95%的情况下,对塔的参数进行优化,与未优化前进行对比,总能耗降低了 1 703 kW。对此两塔来说,芳烃回收率 99.97%。后续经脱重塔,溶剂油精制塔后,获得的芳烃油中的芳烃含量达到

表 5 优化后的两塔参数

| 参数 | T1 | T2 |
|---------|-------|-------|
| 理论板数 | 33 | 40 |
| 溶剂进料位置 | 4 | — |
| 进料位置 | 26 | 21 |
| 回流比 | 0.3 | 1 |
| 塔压/kPa | 15 | 5 |
| 塔顶温度/℃ | 73.0 | 81.0 |
| 塔釜温度/℃ | 147.0 | 181.0 |
| 塔顶负荷/kW | -1476 | -2836 |
| 塔釜负荷/kW | 5136 | 3472 |

95%, 沸程也满足国家对芳烃溶剂油的指标。最终的溶剂油产品性能参数见表 6。

表 6 最终产品性能

| 指标 | SA-1000 | SA-1500 |
|--------|---------|---------|
| 初馏点/°C | 159.5 | 177.2 |
| 终馏点/°C | 177.2 | 209.9 |
| 芳烃含量/% | 99.8 | 95.2 |

5 结论

(1) 以重汽油综合利用为背景, 提出了以重汽油为原料的溶剂油生产工艺, 即先通过萃取精馏将原料中芳烃提浓, 再通过后续溶剂油精制单元生产满足牌号的溶剂油产品。

(2) 对萃取精馏单元的溶剂进行了筛选与设计, 首先确定使用环丁砜为基础溶剂, 并通过筛选进一步确定苯为复配组分。

(3) 针对该工艺优化操作参数, 根据现有原料, 优化得出混合溶剂复配比为环丁砜: 苯 = 7:1, 溶剂比为 3, 萃取精馏塔原料进料位置为第 26 块板, 萃取剂进料位置为第 4 块板, 理论塔板数 33, 回流比 0.3, 溶剂回收塔理论板数为 32, 进料位置为第 18 块板, 回流比为 1, 为后续重汽油制芳烃溶剂油工业生产提供指导。

参考文献

- [1] 陈晓响. 利用炼厂轻烃拓展化工产业链方案[J]. 现代化工, 2019, 39(7): 1-5.
- [2] 门秀杰, 孙海萍, 雷强. 我国芳烃行业前景展望及发展建议[J]. 现代化工, 2019, 39(3): 1-4, 6.
- [3] 宋昌才, 邓中活, 牛传峰. 重油生产低碳烯烃等化工品技术研究进展[J]. 化工进展, 2019, 38(S1): 86-94.
- [4] 叶芳芳, 张帅, 李长刚, 等. 生产清洁汽油技术的研究进展[J]. 现代化工, 2019, 39(7): 71-74, 76.

(上接第 228 页)

低至 86.0%。在运行过程中及时排放脱硫废水可有效降低脱硫塔出口氨逃逸量。

(4) 降低湿法脱硫系统浆液 pH 有利于提高氨脱除效率。当浆液 pH 由 5.8 升高至 6.4 时, 氨脱除效率由 94% 降低至 67%。

参考文献

- [1] 河北水泥工业大气污染物排放标准(征求意见稿)[EB/OL]. <http://huanbao.bjx.com.cn/news/20191010/1011776.shtml>.
- [2] 周荣, 吴建, 朱俊. 水泥厂超低排放标准及技术研究[J]. 环境污染与防治, 2020, 42(6): 788-794.

- [5] 刘毓敏, 牟永波, 乔海燕, 等. 乙炔焦油综合利用研究进展[J]. 现代化工, 2020, 40(6): 42-46.
- [6] 方向晨, 郭蓉, 仝玉军, 等. 典型炼化一体化企业生产低硫船用燃料油的重油加工方案比较[J]. 化工进展, 2021, 40(7): 3703-3710. DOI: 10.16085/j.issn.1000-6613.2020-1616.
- [7] 臧甲忠, 郭春垒, 范景新, 等. C₉+重芳烃增产 BTX 技术进展[J]. 化工进展, 2017, 36(4): 1278-1287.
- [8] 唐卫东. 连续重整重芳烃综合利用工艺的探讨[J]. 石油炼制与化工, 2006, (11): 35-39.
- [9] 任慧勇, 杨卫兰, 张蓓. 中国重整 C₉+重芳烃分离和利用机会分析[J]. 现代化工, 2020, 40(8): 11-14, 20.
- [10] 杨明磊, 徐志海, 李智. 芳烃生产工艺改进与经济性分析[J]. 现代化工, 2020, 40(10): 207-211.
- [11] 王祥祥, 韩东敏, 张倩, 等. 低共熔溶剂萃取精馏分离乙醇-水共沸物的研究[J]. 现代化工, 2019, 39(3): 223-226.
- [12] 翟建, 刘育良, 李鲁闽, 等. 萃取精馏分离苯/环己烷共沸体系模拟与优化[J]. 化工学报, 2015, 66(9): 3570-3579.
- [13] 袁倩, 陈冰, 公茂柱, 等. 重石脑油萃取脱芳烃技术基础研究[J]. 应用化工, 2015, (S1): 69-72.
- [14] Qin Wang, Jing Y Chen, Ming Pan, et al. A new sulfolane aromatic extractive distillation process and optimization for better energy utilization[J]. Chemical Engineering and Processing-Process Intensification, 2018, 128: 80-95.
- [15] Renon H, Prausnitz J M. Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures[J]. AIChE Journal, 1968, 14(1): 135-144.
- [16] Yu Y X, He M Y, Gao G H, et al. Boiling points for five binary systems of sulfolane with aromatic hydrocarbons at 101.33 kPa[J]. Fluid Phase Equilibria, 2001, 190(1/2): 61-71.
- [17] Wang Z, Huang L, Xia S, et al. Isobaric (vapour+liquid) equilibria for sulfolane with toluene, ethylbenzene, and isopropylbenzene at 101.33 kPa[J]. The Journal of Chemical Thermodynamics, 2011, 43(12): 1865-1869.
- [18] 黄垒. 以环丁砜为溶剂的芳烃抽提体系相平衡研究及流程模拟[D]. 天津: 天津大学, 2010.
- [19] 李鹏, 李晗. 重整抽提装置环丁砜在线再生技术应用[J]. 现代化工, 2014, 34(10): 135-138.
- [20] Habaki H, Yoshimura Y, Egashira R. Separation of aromatic components from light cycle oil by solvent extraction[J]. Separation Science and Technology, 2019, 54(7): 1159-1166. ■
- [3] 程滕, 杨林军, 孙稚权. 湿法脱硫系统对脱硝产生逃逸氨的脱除特性[J]. 东南大学学报: 自然科学版, 2020, 50(3): 530-536.
- [4] 马双忱, 邓悦, 吴文龙, 等. SCR 脱硝过程中硫酸氢铵形成特性实验研究[J]. 动力工程学报, 2016, 36(2): 143-150.
- [5] 李小龙, 朱法华, 段玖祥, 等. 600MW 燃煤机组逃逸氨迁移规律与排放特性[J]. 中国电机工程学报, 2021, 41(19): 1-9.
- [6] 杨建国, 杨伟樱, 郑方栋, 等. NH₃ 和 SO₃ 对硫酸氢铵和硫酸铵生成的影响[J]. 燃料化学学报, 2018, 46(1): 92-98.
- [7] Cheng T, Zheng C, Yang L J, et al. Effect of selective catalytic reduction denitrification on fine particulate matter emission characteristics[J]. Fuel, 2019, 238: 18-25.
- [8] 余其俊, 陈容, 张同生, 等. 水泥工业烟气脱硫脱硝技术研究进展[J]. 硅酸盐通报, 2020, 39(7): 2015-2032.
- [9] Brendel G F, Bonetti J E, Rarhbone R F, et al. Investigation of NH₃ adsorption on fly ash due to installation of selective catalytic reduction systems[R]. US Department of Energy, 2000. ■