

# 重芳烃综合利用常规工艺与隔壁塔工艺对比分析

侯国新, 杨 扬, 朱炜玄, 董宏光\*, 王克峰  
(大连理工大学化工学院, 辽宁 大连 116033)

**摘要:**提出了一种新型隔壁塔两塔精馏工艺流程在重芳烃综合利用中的应用,并以某炼厂重芳烃为原料,研究了隔壁塔工艺中侧线采出位置、进料位置、气液分配量等操作参数的影响并对其进行优化,最后在相同的产品指标下,对3种工艺进行了对比。结果表明,当产品指标要求较高且原料中甲苯占比较大时,传统三塔工艺不论在能耗还是设备投资方面都优于侧线采出四塔工艺;但隔壁塔工艺相比传统三塔工艺,再沸器负荷可减少2 684 kW,节能占比约13%,总理论板数可减少40块。新型隔壁塔两塔流程既提高了热力学效率、降低能耗,又大幅降低设备投资,经济性优势明显。

**关键词:**重芳烃;隔壁塔;优化;节能;经济性

**中图分类号:**TE624

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2022)05-0224-05

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.05.043

## Comparison analysis of conventional process and DWC process for comprehensive utilization of heavy aromatics

HOU Guo-xin, YANG Yang, ZHU Wei-xuan, DONG Hong-guang\*, WANG Ke-feng  
(School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116033, China)

**Abstract:**A new type of dividing wall column (DWC) process is proposed for the comprehensive utilization of heavy aromatic hydrocarbons. Heavy aromatics from a certain refinery is selected as raw material, the influences of operation parameters such as side-line production position, feed position and gas-liquid distribution in the DWC process are studied and optimized. On the premise of same product index, three processes are compared. Results show that if both the requirements to the product index and the concentration of methyl ethylbenzene in raw materials are higher, traditional three-column process is superior to side-line extraction four-column process in both energy consumption and equipment investment. Compared with traditional three-column process, the new DWC process can reduce 2,684 kW of load in reboiler, save energy by 13%, and reduce 40 pieces of total theoretical plates. The new DWC process improves thermodynamic efficiency, reduces energy consumption and greatly reduces equipment investment, showing an obvious economic advantage.

**Key words:**heavy aromatics; dividing wall column; optimization; energy conservation; economy

炼厂的催化重整装置二甲苯塔釜副产大量的C<sub>9</sub>重芳烃,是十分宝贵的资源<sup>[1]</sup>。早期重整重芳烃一般作为油品调和组分,但是国VI汽柴油标准对于车用汽油中芳烃含量进一步严格要求,限制了C<sub>9</sub>重芳烃作为调和油产品<sup>[2]</sup>。重整C<sub>9</sub>芳烃中富含均三甲苯、偏三甲苯等重要的精细化工产品,可作为基本有机化工原料、染料中间体等<sup>[3-5]</sup>。将炼厂C<sub>9</sub>重芳烃综合利用分离均三甲苯、偏三甲苯产品具有很高附加值,对于提高炼厂的经济效益具有十分重要的意义。

目前得到高纯度偏三甲苯产品与均三甲苯富集液都采用连续精馏的分离流程。典型的工艺流程有

传统的三塔连续精馏流程、侧线四塔精馏流程。三塔连续精馏流程由天津大学和南京工业大学计算提出<sup>[6]</sup>,锦州石化精细化工有限公司曾应用该流程<sup>[7-8]</sup>。对于此流程,韩刚等<sup>[9]</sup>应用PRO/II软件模拟流程指导装置开车,取得不错的效果。姚晓东等<sup>[10]</sup>通过模拟探究了偏三甲苯差压热耦合分离工艺,节能率达40%。徐振凯等<sup>[11]</sup>通过模拟探究了重芳烃综合利用装置多效热集成分离工艺。朱留琴<sup>[12]</sup>利用Aspen Plus模拟软件探究了技术改造降低装置能耗的可行性。侧线精馏塔流程在重芳烃回收中也被广泛研究,顾正桂等<sup>[13]</sup>利用侧线精馏流程回收裂解C<sub>9</sub>中的三甲苯馏分,提高分离效率并且降

收稿日期:2021-06-03;修回日期:2022-03-17

基金项目:国家自然科学基金项目(21276039)

作者简介:侯国新(1997-),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。

低能耗。黄健雄等<sup>[14]</sup>利用单塔侧线流程回收重芳烃中三、四甲苯,侧线得到富集的四甲苯。刘辛兴等<sup>[15]</sup>提出了一种高效节能的重芳烃侧线分离工艺,节能45%以上。

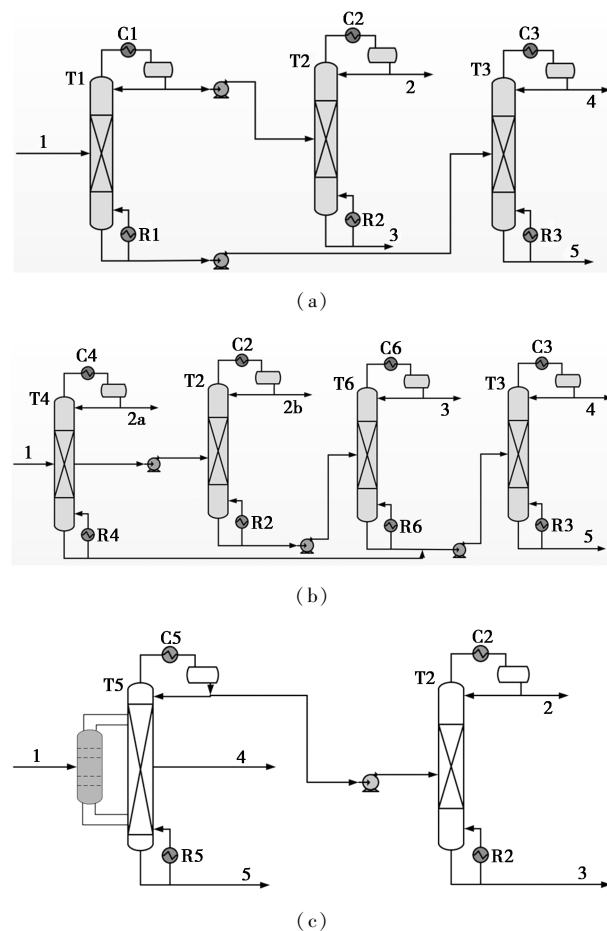
近些年来,隔壁塔技术由于具有能耗低、设备投资少等特点被广泛关注<sup>[16]</sup>,相关研究表明,隔壁塔技术降低能耗可达15%以上<sup>[17-18]</sup>。目前,将隔壁塔技术应用在不同体系反应分离中均有相关报道,包括烃类、醛、醇、酮等体系<sup>[19-20]</sup>。Kiss等<sup>[21]</sup>将隔壁塔技术应用用于萃取精馏分离水-乙醇体系,对比常规工艺,降低17%的能耗。Wu等<sup>[22]</sup>将隔壁塔技术应用用于共沸精馏分离水-吡啶体系,降低蒸汽费用29.5%。彭珂等<sup>[23]</sup>利用隔壁塔技术分离戊烷混合物,比常规工艺节能18.1%。王永威等<sup>[24]</sup>探究了将隔壁塔应用于合成氯乙酸酯反应精馏中,结果表明,与常规反应精馏工艺相比节约能耗19.6%。

考虑到分隔隔壁塔技术的经济性,本工作提出一种新型隔壁塔两塔流程应用于重芳烃综合利用回收。运用 Aspen Plus 流程模拟对传统三塔精馏流程、侧线采出四塔流程以及新型隔壁塔两塔流程进行模拟与优化,进行3种工艺能耗分析与比较。

## 1 流程简述

图1为3种重芳烃综合利用工艺流程。图1(a)为传统的重芳烃综合利用三塔流程,该流程重芳烃先进入预分馏塔将偏三甲苯及其重组分与较轻组分分离,较轻组分进入脱轻塔在塔釜得到均三甲苯富集液,偏三甲苯及其重组分进入脱重塔在塔顶得到偏三甲苯产品。图1(b)为侧线四塔精馏流程,相比于传统的三塔分离流程,该工艺采用侧线采出塔得到富集的均三甲苯液,为得到合格的均三甲苯富集液,侧线液体需再经过脱轻脱重得到合格的均三甲苯富集液,采用侧线采出目的在于得到的富集的均三甲苯液中仅含有少部分比均三甲苯轻和比邻三甲苯重的组分,再进行脱轻脱重会起到节能降耗的作用,但该流程节能效果会受到轻重组分含量以及分离指标影响。预分馏塔与均三甲苯脱重塔得到的重组分进入偏三甲苯塔在塔顶得到偏三甲苯产品。图1(c)为本文中提出的一种新型隔壁塔两塔流程,该流程采用隔壁塔分离技术获得偏三甲苯产品,重芳烃原料进入隔壁塔在塔顶得到轻组分,侧线采出高纯度偏三甲苯产品,塔釜为重组分液,塔顶得到的轻组分进入均三甲苯脱轻塔在塔底得到均三甲苯富集液。该工艺采用隔壁塔技术提高了分离过程的热

效率与分离效率,起到节能降耗作用。



1—重芳烃原料;2—轻组分;3—均三甲苯富集液;4—偏三甲苯产品;5—重组分;T1—预分馏塔;T2—均三甲苯脱轻塔;T3—偏三甲苯塔;T4—侧线采出塔;T5—隔壁塔;T6—均三甲苯脱重塔;C1-6—冷凝器;R1-6—再沸器

图1 3种重芳烃回收装置预分离段及偏三甲苯单元流程

## 2 参数选取及流程模拟

对重芳烃综合利用回收装置中三塔精馏流程、侧线采出四塔流程以及隔壁塔两塔流程进行模拟与优化,采用 SRK 作为全局物性方法<sup>[9,25]</sup>精馏塔选择 RadFrac 塔,隔壁塔模拟选择 Petlyuk 塔。表1为催化重整重芳烃原料组成<sup>[2]</sup>,表2为产品指标要求。模拟计算时保证3种流程的产品回收率与分离指标完全相同,各塔的塔顶塔底温度也为固定参数。

表1 重芳烃原料组成

组分	质量分数/%	质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	沸点/°C
C <sub>8</sub> A	1.3	169	—
间甲乙苯	13.3	1729	161.3
对甲乙苯	5.7	741	162.0

续表

组分	质量分数/%	质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	沸点/°C
均三甲苯	6.4	832	164.7
邻甲苯	6.4	832	165.1
偏三甲苯	36.0	4680	169.4
连三甲苯	10.2	1326	176.1
其他 C9A	3.2	416	—
C <sub>10</sub> A	10.8	1404	—
C <sub>10</sub> +A	6.7	871	—

表 2 产品分离指标

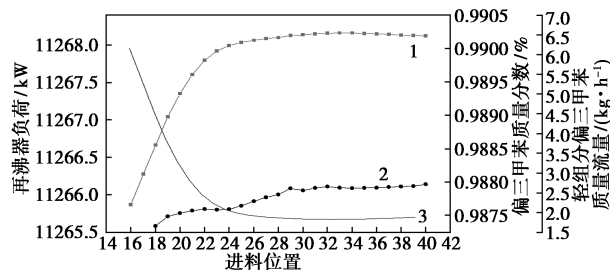
产品名称	偏三甲苯产品	均三甲苯富集液
质量回收率	0.98	0.91
质量分数/%	99.0	56.0
甲苯杂质质量分数/%	—	0.185
偏三甲苯杂质质量分数/%	—	0.20

## 2.1 新型隔壁塔两塔流程

隔壁塔(DWC)具有减少设备投资和降低能耗的突出优势。隔壁塔中垂直隔板将塔分成预分馏塔和主塔,在侧线得到高纯度的偏三甲苯产品。对分离效果及能耗影响较大的进料位置、回流比、侧线采出位置、气液相分配流量进行灵敏度分析,确定隔壁塔 T5 最优工艺参数。

### 2.1.1 隔壁塔进料位置优化

原料从预分馏塔进料,进料位置不同会影响预分离效果,进而影响全塔分离效果及能耗。其他变量固定不变,考察进料板位置对产品质量分数及再沸器负荷影响。如图 2 所示,随着进料位置增加,在 15~30 块板之间时偏三甲苯产品质量分数逐渐升高,轻组分中的偏三甲苯质量流量逐渐减少,这是因为随着进料位置下移,预分馏塔精馏段理论塔板数



1—偏三甲苯产品质量分数;2—再沸器负荷;  
3—轻组分偏三甲苯质量流量

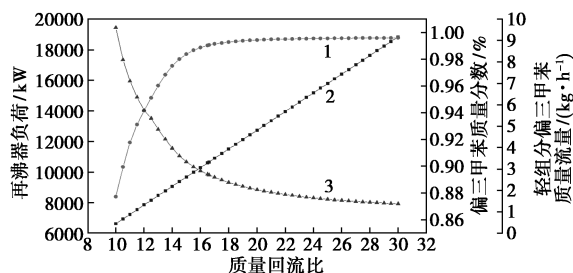
图 2 进料位置灵敏度分析

增多,进料以上精馏段分离效果变好,塔顶轻组分中非关键组分偏三甲苯质量流量逐渐减少,预分馏塔分离效率提高,侧线偏三甲苯产品纯度变高。但是随着进料板进一步增加,在 30~40 块板之间分离效果保持平稳,并且塔釜再沸器负荷变化不大,第 32 块板时具有最佳的分离效果,能耗又最低,因此选择第 32 块板为最优进料位置。

### 2.1.2 回流比优化

对于隔壁塔精馏过程,回流比对产品的质量分数以及塔釜再沸器负荷的影响至关重要。回流比过小,会导致产品不合格,回流比过大,可能导致过度分离,投入大量不必要的能量。

如图 3 所示,其他变量固定不变,探究回流比对分离效果及能耗的影响。随着回流比的增大,侧线采出偏三甲苯质量分数增大,塔顶轻组分中偏三甲苯质量流量降低,再沸器负荷不断升高,分离效果变好。当回流比处于 16~30 时,侧线偏三甲苯质量分数与塔顶偏三甲苯质量流量变化幅度趋于平缓,但是再沸器负荷还在不断升高,为保证分离效果及低能耗,回流比为 16.5 时最优。



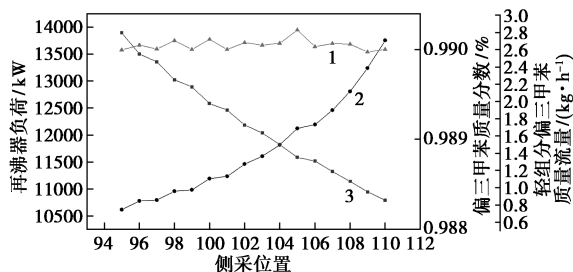
1—偏三甲苯产品质量分数;2—再沸器负荷;  
3—轻组分偏三甲苯质量流量

图 3 质量回流比灵敏度分析

### 2.1.3 隔壁塔侧线采出位置优化

由于隔壁塔侧线采出的偏三甲苯产品纯度固定,并且塔顶采出的轻组分中偏三甲苯杂质含量要符合均三甲苯富集液要求,因此侧线采出量固定。隔壁塔中公共提馏段塔板数会影响隔壁塔侧线采出位置,而侧线采出位置直接影响产品的纯度与能耗,因为侧线位置的改变,会改变主塔精馏段与提馏段塔板数分配。其他变量固定不变,考察侧采位置对偏三甲苯产品纯度及轻组分中偏三甲苯质量流量与能耗影响。如图 4 所示,偏三甲苯产品质量分数在规定的 99% 时,随着侧采位置下移,能耗升高,塔顶轻组分中偏三甲苯质量流量降低,分离效果变好。本工作中规定均三甲苯富集液中偏三甲苯质量分数低于 0.185%,即质量流量低于 2.7 kg/h,因此综合看

选择侧采位置为 96 块板时,即满足塔顶偏三甲苯质量流量要求,能耗又最低,侧采位置优选为 96 块塔板。



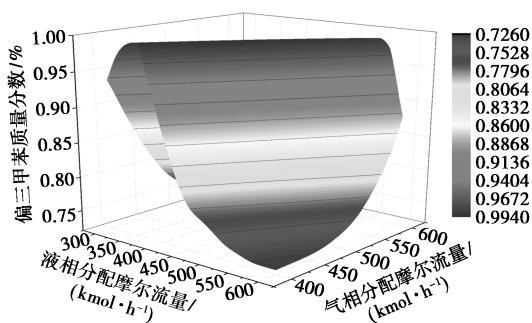
1—偏三甲苯产品质量分数;2—再沸器负荷;  
3—轻组分偏三甲苯质量流量

图 4 侧采位置灵敏度分析

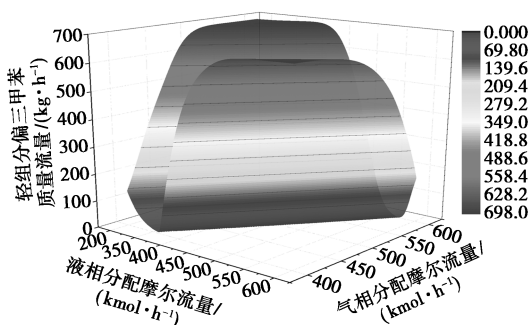
#### 2.1.4 隔壁塔气液相分配流量优化

在隔壁塔精馏过程中,预分馏塔与主塔的气液相分配量会直接影响分离效果和能耗,若预分馏塔气相量分配过少,会造成预分馏塔干板现象,分配过多,则需要再沸器提供更多的热量维持分配比<sup>[20]</sup>,并且气液分配量对分离效果很敏感,因为分配量变化会造成预分馏塔与主塔内液气比变化很大。因此找到最优气液分配量,在实际操作中对于隔壁塔正常运行格外重要。

如图 5,其他变量固定不变,探究了适宜的气液



(a) 偏三甲苯产品质量分数



(b) 轻组分偏三甲苯质量流量

图 5 气液分配流量对偏三甲苯产品质量分数、轻组分偏三甲苯质量流量分析

分配流量范围内对偏三甲苯产品纯度与轻组分中偏三甲苯质量流量的影响。如图可见,不同的气液相分配流量对于偏三甲苯产品纯度与轻组分中偏三甲苯质量流量影响很大,由于本文中对于偏三甲苯产品质量分数具有严格要求(99%),均三甲苯富集液中偏三甲苯质量流量 $<2.7 \text{ kg/h}$ ,既要保证塔顶轻组分中偏三甲苯质量流量,又要保证偏三甲苯纯度足够高。综合来看,当预分馏塔气相分配流量为  $480 \text{ kmol/h}$ ,液相分配流量  $448 \text{ kmol/h}$  时,即保证塔顶轻组分中偏三甲苯质量流量符合要求,偏三甲苯产品纯度又最高。预分馏塔最佳的气液相分配流量为气相分配流量为  $480 \text{ kmol/h}$ ,液相分配流量  $448 \text{ kmol/h}$ 。

#### 2.1.5 脱轻塔进料位置优化

当分离指标一定时对脱轻塔进料位置进行灵敏度分析,找到最佳进料位置。图 6 为均三甲苯脱轻塔 T2 进料位置灵敏度分析,可见,当进料位置为 43 块时能耗最低,因此均三甲苯脱轻塔 T2 进料位置选择 43 块板。

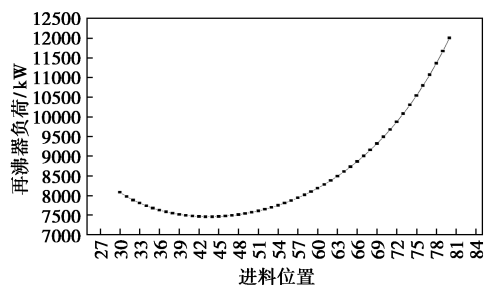


图 6 脱轻塔进料位置灵敏度分析

## 2.2 其他流程模拟及优化

使用相同的办法,对三塔精馏流程单元及侧线四塔精馏流程单元进行模拟优化。保证均三甲苯富集液与偏三甲苯产品指标与新型隔壁塔两塔流程完全相同,确定各塔最优进料位置、侧采位置、回流比等,以此作为 3 种流程对比基准。

## 3 3 种分离流程能耗对比及分析

### 3.1 3 种分离流程能耗对比

各流程能耗、总理论塔板数、分离得到的产品纯度及杂质质量流量结果见表 3。由表 3 可知,当得到的均三甲苯富集液、偏三甲苯产品的回收率以及纯度完全相同时,侧线塔流程总理论塔板数最多,能耗最高,隔壁塔两塔流程总理论塔板数最少,能耗最低。

表 3 各流程能耗、总理论塔板数、分离得到的产品纯度及杂质质量流量

流程	三塔精馏 流程	侧线采出 四塔流程	隔壁塔 两塔流程
总理论塔板数	345	465	305
富集液均三甲苯质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	761	758	760
富集液甲乙苯质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	2.50	2.50	2.50
富集液偏三甲苯质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	2.72	2.70	2.70
偏三甲苯产品质量分数/%	99.00	99.00	99.00
冷凝器负荷/kW	15142	15651	13569
再沸器负荷/kW	20810	21461	18126

### 3.2 3 种分离流程能耗分析

三塔精馏流程是目前国内主要的重芳烃综合利用回收偏三甲苯与均三甲苯富集液流程。计算结果表明,在本文中原料组成情况下,三塔精馏流程再沸器负荷对比侧线采出四塔流程节省 651 kW,并且节省 1 座理论板数 120 块的塔。侧线采出四塔流程主要节能方式是侧线抽出的液体中主要为均三甲苯与邻甲乙苯,含有部分轻组分和重组分,轻组分主要为甲乙苯,重组分主要为偏三甲苯,这样再进行脱轻脱重就能大量降低脱轻脱重塔处理量,从而起到节能优化作用。但是该流程的节能效果会受到原料组成与均三甲苯富集液指标影响,本文中要求富集均三甲苯液中甲乙苯轻组分质量分数不超过 0.185%,重组分不超过 0.2%,这样就要求脱轻脱重塔分离非常苛刻,如果原料中的甲乙苯与偏三甲苯质量流量比例较大,侧线抽出的液体中甲乙苯与偏三甲苯质量流量就会占比增加,并且三塔流程均三甲苯损失从 1 个脱轻塔损失,而侧线流程均三甲苯从侧线塔与脱轻塔 2 个塔损失,大部分从侧线塔损失,极少部分从脱轻塔损失,保证相同的回收率,这就造成了侧线流程的脱轻塔分离要求增大,本文中分离要求塔顶轻非关键组分均三甲苯质量分数从 1.74%降低到 0.98%,脱轻塔回流比大幅度增加,最终整体能耗较高。综合来看,此时侧线四塔流程失去了节能效果。

隔壁塔在侧线直接得到了偏三甲苯产品,相对于单个精馏塔侧线出料达到的纯度要高。本文中原料中中间组分偏三甲苯质量分数为 36%,超过 20%,并且轻重组分质量分数相当,轻组分 30.9%,重组分 33.1%,是采用隔壁塔比较理想的体系。从计算结果看,隔壁塔两塔流程总理论板数比三塔精馏流程少 40 块情况下,再沸器负荷少 2 684 kW,节

能占比约 13%。返混是造成精馏塔能耗高的一个重要原因,隔壁塔减小中间组分偏三甲苯的返混,大幅度提高分离过程的热力学效率,对比常规精馏,降低了能耗,并节省了设备投资。

## 4 结论

(1) 提出一种新型隔壁塔两塔精馏工艺流程,并通过 Aspen Plus 模拟软件对 3 种重芳烃综合利用工艺流程进行模拟与优化,确定了各流程在给定进料下的工艺参数,得到质量分数 99% 的偏三甲苯产品,合格的均三甲苯富集液。

(2) 结合文中优化后的三塔精馏工艺、侧线采出四塔工艺以及新型隔壁塔两塔工艺,对 3 种流程能耗进行对比,并对流程的节能效果进行探讨分析。与常规流程相比,新型隔壁塔两塔流程减小中间组分偏三甲苯的返混,大幅度提高分离过程的热力学效率,降低能耗,节省设备投资。

(3) 计算结果表明,在保证分离要求完全相同情况下,新型隔壁塔两塔流程总理论板数比三塔精馏流程少 40 块,再沸器负荷少 2 684 kW,节能占比约 13%,并且相关设备投资有所减少,具有广阔的应用前景,为新型隔壁塔两塔精馏流程的实际应用提供了一定的参考依据。

## 参考文献

- [1] 肖文,周大军.重整 C<sub>9</sub> 芳烃中提取高纯度均三甲苯的实验研究[J].石油学报:石油加工,2010,26(S1):93-97.
- [2] 任慧勇,杨卫兰,张蓓.中国重整 C<sub>9</sub>+重芳烃分离和利用机会分析[J].现代化工,2020,40(8):11-14.
- [3] 宋彬彬,刘海涛.重整 C<sub>9</sub> 芳烃制取偏三甲苯,均三甲苯的技术与产品市场[J].化学工业,2016,34(3):36-39.
- [4] 杨国庆,彭俊卿.偏三甲苯装置改扩建联产均三甲苯[J].石油化工应用,2010,(8):82-84.
- [5] 米多.连续重整 C<sub>9</sub> 重芳烃的综合利用技术[J].石油化工技术与经济,2010,(6):46-50.
- [6] 杨胜凯,顾正桂.一种新的重整 C<sub>9</sub> 芳烃生产均三甲苯的原料预处理方法[J].南京师范大学学报:工程技术版,2004,(3):61-63.
- [7] 卢喧.从催化重整副产 C<sub>9</sub> 芳烃分离制取偏三甲苯、均三甲苯技术[J].化学工业,2010,(12):35-38.
- [8] 刘杰,刘岗.国外 C<sub>9</sub>+C<sub>10</sub> 混合宽馏分重芳烃生产偏三甲苯与富集均三甲苯技术研讨[J].化工中间体导刊,2005,(5):28-32.
- [9] 韩刚,张建辉,管浩,等.PRO/II 模拟软件在重芳烃分离装置开车中的应用[J].甘肃石油和化工,2009,23(3):43-45.
- [10] 姚晓东,张立文.偏三甲苯分离工艺的能量优化[J].当代化工,2007,(6):641-645.

(下转第 232 页)

由表 5 试验结果可见,以原料油-2 为原料时,在反应压力 6.5 MPa、体积空速 1.0~1.5 h<sup>-1</sup>、氢油体积比 400、平均反应温度达到 375℃ 的条件下,精制柴油硫含量难以达到小于 10 μg/g 的要求;将反应压力提高到 7.5 MPa 后,体积空速 1.0 h<sup>-1</sup>、氢油体积比 400、平均反应温度 375℃ 的条件下,精制柴油的硫含量 7.8 μg/g,满足国 VI 柴油标准的要求。这说明原料油-2 与原料油-1 相比,虽然终馏点仅高出 11℃,但加氢脱硫难度大幅度提高,需要在较苛刻的工艺条件下,精制柴油硫含量才能满足要求。在上述的操作工况下,单独加工沸腾床加氢柴油原料油-2 生产国 VI 标准柴油,工业装置难以满足长周期运行的要求,可能会影响炼油企业柴油的物料平衡。因此,如加工馏程较重的沸腾床加氢柴油馏分时,建议按一定比例掺炼到现有柴油精制加氢装置或柴油改质装置,降低加工难度。

### 3 结论

(1) 沸腾床加氢柴油随着馏程变重,硫含量、氮含量和芳烃含量等均有所增加,特别是硫化物中结构复杂,难以脱除的 4,6-二甲基二苯并噻吩等硫化物含量大幅度提高,深度加氢脱硫难度也相应增大。

(2) 工艺研究结果表明,以沸腾床加氢柴油馏分为原料,在反应压力 6.5~7.5 MPa、体积空速 1.0~1.5 h<sup>-1</sup>、反应温度 350~375℃、氢油体积比 400

工艺条件下,精制柴油各项指标(除十六烷值外)可以满足国 VI 标准柴油的要求。

(3) 对 2 种不同馏程沸腾床加氢柴油试验结果表明,当终馏点为 331℃ 时,可以在较缓和工艺条件下,实现深度加氢脱硫,精制柴油硫含量达到国 VI 柴油标准;当终馏点提高到 342℃ 时,需要在较苛刻的工艺条件下,才能达到相同的效果。

(4) 当沸腾床加氢柴油馏分加氢生产国 VI 标准柴油时,建议终馏点控制在不超过 340℃。如果需要加工馏程较重的沸腾床渣油加氢柴油馏分时,建议按一定比例掺炼到现有柴油精制加氢装置或柴油改质装置中,降低加工难度。

### 参考文献

- [1] 方向晨.国内外渣油沸腾床加氢处理技术发展现状及分析[J].化工进展,2011,30(1):95-104.
- [2] 贾丽,杨涛,胡长禄.国内外渣油沸腾床加氢技术的比较[J].炼油技术与工程,2009,39(4):16-19.
- [3] 朱赫礼,朱宇.沸腾床渣油加氢技术的工业应用及展望[J].石化技术,2014,21(2):58-63.
- [4] 王喜斌,贾丽,刘建坤,等.沸腾床渣油加氢影响因素及催化剂失活分析[J].炼油技术与工程,2012,48(8):42-45.
- [5] 姜来.渣油沸腾床加氢技术现状及操作难点[J].炼油技术与工程,2014,44(12):8-12.
- [6] 徐大海,牛世坤,刘建锟,等.柴油加氢装置掺炼沸腾床渣油加氢柴油馏分生产国 V 柴油可行性研究[J].石油炼制与化工,2018,49(2):35-39. ■
- [7] 孙诗瑞,杨傲,石涛,等.特殊精馏热耦合强化技术研究进展[J].化工学报,2020,71(10):4575-4589.
- [8] Hai Long, Jennifer Clark, Hassiba Benyounes, et al. Optimal design and economic evaluation of dividing-wall columns [J]. Chemical Engineering & Technology, 2016, 39(6): 1077-1086.
- [9] Anton A Kiss, Radu M Ignat. Innovative single step bioethanol dehydration in an extractive dividing-wall column [J]. Separation and Purification Technology, 2012, 98: 290-297.
- [10] Wu Y C, Lee H Y, Huang H P, et al. Energy-saving dividing-wall column design and control for heterogeneous azeotropic distillation systems [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, 53(4): 1537-1552.
- [11] 徐振凯,马海洪.偏三甲苯多效热集成分离工艺的模拟研究[J].石油炼制与化工,2011,42(6):73-76.
- [12] 朱留琴.偏三甲苯装置的节能技术改造[J].化学工程,2009,37(12):70-74.
- [13] 顾正桂,詹其伟,林军,等.精馏集成技术在 C<sub>9</sub> 芳烃资源综合利用过程中的应用[J].现代化工,2010,30(S1):15-20.
- [14] 黄健雄,孙桂阳,束锡林,等.重芳烃一步法单塔连续生产三、四甲苯的装置及方法;CN101362672[P].2009-02-11.
- [15] 刘辛兴,潘玉生,岳向波,等.一种高效节能的重芳烃分离工艺;CN112047800A[P].2020-12-08.
- [16] Michael A Schultz, Dennis E O'Brien, Richard K Hoehn, et al. Innovative flowschemes using dividing wall columns [J]. Computer Aided Chemical Engineering, 2006, 21(6): 695-700.
- [17] Anton A Kiss, Hans Pragt, Cornald van Strien. Overcoming equilibrium limitations in reactive dividing-wall columns [J]. Computer Aided Chemical Engineering, 2007, 24: 467-472.
- [18] Anton A Kiss, Pragt J J, van Strien C J G. Reactive dividing-wall columns-defying equilibrium restrictions [J]. Chemical Product & Process Modeling, 2009, 4(5): 1-13.
- [19] 彭珂,胡本源,王克峰.隔壁萃取精馏塔分离戊烷混合物的模拟研究[J].现代化工,2020,40(10):221-225.
- [20] 王永威,张雷,张焯.反应精馏隔壁塔合成氯乙酸甲酯的研究[J].现代化工,2020,40(4):222-225.
- [21] 李杨.重整 C<sub>9</sub> 中偏三甲苯分离过程模拟研究[D].上海:华东理工大学,2012. ■

(上接第 228 页)