



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 107964424 B

(45)授权公告日 2020.02.11

(21)申请号 201711267832.X

审查员 李良伟

(22)申请日 2017.12.05

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 107964424 A

(43)申请公布日 2018.04.27

(73)专利权人 东营市俊源石油技术开发有限公司

地址 257345 山东省东营市广饶县丁庄镇广青路117号

(72)发明人 苗广发 王兵杰

(74)专利代理机构 济南泉城专利商标事务所 37218

代理人 李桂存

(51)Int.Cl.

C10G 67/00(2006.01)

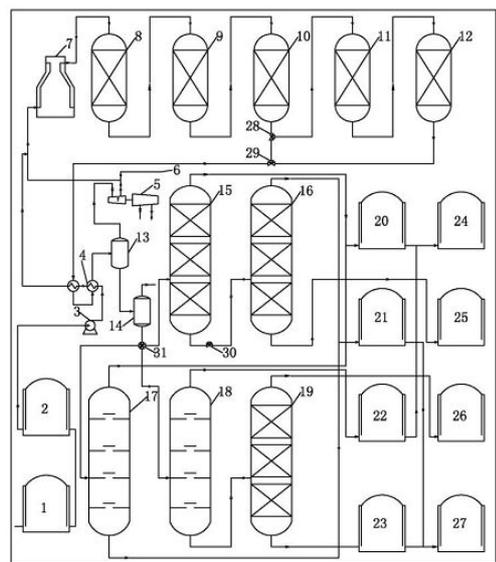
权利要求书3页 说明书9页 附图1页

(54)发明名称

一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法

(57)摘要

本发明公开了一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法,该装置包括原料调和单元、加氢反应单元、精馏分离单元及产品调和单元。其方法流程是:石脑油原料经调和后泵送反应物出口换热器组换热后与循环氢压缩机及新氢进料线氢气混合,升温后进入加氢反应单元,完成二次加氢、吸附、二次脱芳反应,反应物经低压分离器进入精馏分离单元;再按液相反应物成分组成三路进行产品生产定制石脑油原料产品。本发明装置设计合理、结构简单、实用性强。整套装置工艺流程简洁,操作简便快捷,氢耗、能耗低,三废排放少,所述产品适应定制石脑油原料要求,产品附加值高,经济效益较好。



1. 一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置,其特征在于:该装置包括原料调和单元、加氢反应单元、精馏分离单元及产品调和单元,所述原料调和单元由石脑油原料调和罐(1)、石脑油原料罐(2)和进料泵(3)组成;所述加氢反应单元由反应物出口换热器组(4)、循环氢压缩机(5)、新氢进料线(6)、加热炉(7)、预加氢反应器(8)、主加氢反应器(9)、吸附反应器(10)、第一脱芳反应器(11)、第二脱芳反应器(12)、高压分离器(13)和低压分离器(14)组成;所述精馏分离单元由脱轻塔A(15)、脱重塔A(16)、高效分离塔(17)、脱轻塔B(18)和脱重塔B(19)组成;所述产品调和单元由乙烯石脑油原料I产品罐(20)、PX石脑油原料I产品罐(21)、乙烯石脑油原料II产品罐(22)、PX石脑油原料II产品罐(23)、乙烯石脑油原料罐(24)、塔底重组分罐(25)、芳烃抽提石脑油原料罐(26)和PX石脑油原料罐(27)组成;石脑油原料调和罐(1)的输出端通过石脑油原料罐(2)、进料泵(3)和反应物出口换热器组(4)的物料通道连接至加热炉(7)的输入端、循环氢压缩机(5)的输出端及新氢进料线(6),加热炉(7)的输出端顺次通过预加氢反应器(8)和主加氢反应器(9)连接吸附反应器(10)的输入端,吸附反应器(10)的输出端连接第一三通阀(28)的第一端,第一三通阀(28)的第二端连接第二三通阀(29)的第三端,第一三通阀(28)的第三端顺次通过第一脱芳反应器(11)和第二脱芳反应器(12)连接第二三通阀(29)的第一端,第二三通阀(29)的第二端连接反应物出口换热器组(4)的介质输入端,反应物出口换热器组(4)的介质输出端连接高压分离器(13)侧部输入端,高压分离器(13)顶部输出端连接循环氢压缩机(5)的输入端,高压分离器(13)底部输出端连接低压分离器(14)侧部输入端,低压分离器(14)底部输出端连接四通阀(31)的第一端,四通阀(31)的第二端连接脱轻塔A(15)中部输入端,脱轻塔A(15)底部输出端通过控制阀(30)连接脱重塔A(16)中部输入端,四通阀(31)的第三端连接高效分离塔(17)中部输入端,四通阀(31)的第四端连接脱轻塔B(18)中部输入端,脱轻塔B(18)底部输出端连接脱重塔B(19)中部输入端,所述脱轻塔A(15)顶部输出端和高效分离塔(17)顶部输出端均连接乙烯石脑油原料I产品罐(20)的输入端,所述高效分离塔(17)底部输出端和脱重塔A(16)顶部输出端均连接PX石脑油原料I产品罐(21)的输入端,所述脱重塔A(16)底部输出端连接塔底重组分罐(25)的输入端,所述脱轻塔B(18)顶部输出端连接乙烯石脑油原料II产品罐(22)的输入端,脱重塔B(19)顶部输出端连接芳烃抽提石脑油原料罐(26)的输入端,脱重塔B(19)底部输出端连接PX石脑油原料II产品罐(23)的输入端,所述PX石脑油原料II产品罐(23)的输出端连接PX石脑油原料罐(27)的输入端及PX石脑油原料I产品罐(21)的输出端,所述乙烯石脑油原料II产品罐(22)的输出端连接乙烯石脑油原料I产品罐(20)的输出端及乙烯石脑油原料罐(24)的输入端。

2. 根据权利要求1所述的一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置,其特征在于:所述控制阀为电磁阀或电动阀。

3. 一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的方法,其特征在于:该方法流程是:1. 根据产品要求对石脑油原料进行调和及预处理,使原料主要指标符合加氢进料要求:以馏程在30-280℃之间的调和石脑油馏分为原料;石脑油原料经原料调和罐(1)调和后进入原料罐(2),经进料泵(3)泵送至反应物出口换热器组(4)换热后与来自循环氢压缩机(5)及新氢进料线(6)的氢气混合,进加热炉(7)升温后依次经过加氢反应单元的预加氢反应器(8)、主加氢反应器(9)、吸附反应器(10),后面分二路加工,一路是经第一脱芳反应器(11)、第二脱芳反应器(12)完成二次加氢、吸附、二次脱芳反应进入精馏分离单元;一路是不经脱芳反应直

接进入精馏分离单元;反应物经反应物出口换热器组(4)换热后进入高压分离器(13),分离出的氢气经循环氢压缩机(5)压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经过低压分离器(14)进入精馏分离单元;2.所述液相反应物进入精馏分离单元后,按液相反应物成分组成成分三路进行产品生产:一路不脱芳进脱轻塔A(15),塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I,塔底物进脱重塔A(16),塔顶采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I,塔底重组分进塔底重组分罐(25);另一路不脱芳进高效分离塔(17),塔顶采出23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料I,塔底采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I;再一路脱芳后进脱轻塔B(18),塔顶采出馏程在23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料II,塔底物进脱重塔B(19),塔顶采出馏程在67℃至90℃之间的芳烃抽提石脑油原料,塔底采出馏程在110℃至175℃之间的PX石脑油原料II;精馏分离所产乙烯石脑油原料I进乙烯石脑油原料I产品罐(20),乙烯石脑油原料II进乙烯石脑油原料II产品罐(22),两罐中的产品到乙烯石脑油原料罐(24)调和后即为出厂乙烯石脑油原料产品;精馏分离所产PX石脑油原料I进PX石脑油原料I产品罐(21),PX石脑油原料II进PX石脑油原料II产品罐(23),两罐中的产品到PX石脑油原料罐(27)调和后即为出厂PX石脑油原料产品;精馏分离所产芳烃抽提石脑油原料进芳烃抽提石脑油原料罐(26);

所述预加氢反应器(8)中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂,反应器底部采用粒径为6.0mm与13.0mm瓷球托底支撑;上述保护剂、催化剂及两种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:8:72:3:3的体积比进行装填;所述预加氢反应器(8)操作条件:压力设为1.4-1.8Mpa,入口温度设为135-170℃,出口温度设为185-210℃,氢油比1:200,空速为2.0-3.0h⁻¹,严格控制预加氢反应器温度,防止烯烃自聚;

所述主加氢反应器(9)中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂,反应器底部采用 ϕ 3.0mm、 ϕ 6.0mm和 ϕ 13.0mm瓷球托底支撑;上述的保护剂、催化剂及三种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:4:12:71:3:3:3的体积比进行装填;所述主加氢反应器(9)操作条件:压力设为1.8-2.5Mpa,入口温度设为230-240℃,出口温度设为260-290℃,氢油比1:200,空速为2.0-3.0h⁻¹;

所述第一脱芳反应器(11)中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为13.0mm的瓷球;上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按5:4:37:4:3:39:4:4的体积比进行装填;所述第一脱芳反应器(11)操作条件:压力设为1.9-2.5Mpa,入口温度设为140-170℃,出口温度设为160-200℃,空速为0.75h⁻¹;

所述第二脱芳反应器(12)中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径13.0mm的瓷球;上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按4:3:39:3:3:42:3:3的体积比进行装填;所述第二脱芳反应器操作条件:压力设为2.0-2.5Mpa,入口温度设为145-190℃,出口温度设为160-210℃,空速为0.75h⁻¹。

4.根据权利要求3所述的一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的方法,其特征在于:所述铝硅保护剂外形为三叶草状 ϕ 20.0mm \times 20.0mm,其堆积密度为820-870Kg/m³,压碎强度 \geq 103N/cm;所述镍钼保护剂的外形为齿轮环状 ϕ 10.0mm \times 10.0mm,其堆积密度为800-830Kg/m³,压碎强度 \geq 32N/cm;所述钴、钨、钼、镍催化剂的外形为五星环、拉西环状 ϕ 1.6mm

×1.6mm、Φ6.0mm×6.0mm,堆积密度为510-660Kg/m³,比表面积为110—140cm²/kg,压碎强度≥125N/cm。

5. 根据权利要求3所述的一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的方法,其特征在于:所述脱芳催化剂其活性中心为金属钴、钼、镍,外形为球形Φ2.0-4.0mm×2.0-4.0mm,堆积密度为810-830Kg/m³,压碎强度>96N/cm,孔容>0.3cm³/100g;所述第一脱芳反应器及第二脱芳反应器按前后7:13的质量比进行装填。

一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法,特别涉及PX、乙烯项目定制石脑油原料分离过程二次加氢、吸附、选择二次脱芳及精馏方法,属于石油烃加氢精馏提纯技术领域。

背景技术

[0002] PX、乙烯工业是下游化工的源头,其下游衍生品与人们的衣食住行息息相关,我国是人口大国,经过过去30年的经济高速发展,城乡居民消费能力迅速增强,促进了我国PX、乙烯项目产能的高速增长。目前国内乙烯产量从建国初的700吨/年激增至目前产能超过2100万吨/年的水平;国内的PX产能和产量翻了不止一番,据统计,2009年,国内PX产能已达每年725万吨,至2016年底,中国px总产能约为1356万吨。目前国内PX、乙烯供应远不能满足下游化工业扩张的需求,未来几年我国PX、乙烯消费还将保持良好的增长势头。

[0003] 我国的PX、乙烯项目主要以石脑油馏分为原料,由于PX、乙烯项目产能迅速扩张,加之重整、芳构化、环保溶剂等也是以石脑油为原料,导致一部分PX、乙烯项目石脑油原料供应紧张,价格上涨,产品利润空间受到压缩。同时,原料指标的稳定性对于PX、乙烯装置的平稳运行及产品质量至关重要:PX原料是普通石脑油拔除C5馏分后,馏程在75-175℃范围内的石脑油馏分;乙烯裂解原料是以C5为主要馏份的轻石脑油,同时两种原料都要求严格控制产品的硫、氮、氧、氯、硅等有害成分含量;石脑油原料指标的波动,直接导致生产装置运行波动,造成产品质量不合格,严重时,还会造成设备损坏,影响生产安全。石脑油产量大的炼厂为了延伸产业链,增加收益而新上重整项目或其它石脑油加工项目,以适应当前我国成品油升级、汽油消费量持续增长的市场现状。大型炼厂石脑油供应不能保证,倒逼PX、乙烯生产企业加大招标力度,多渠道招标采购石脑油原料,以解决原料稳定供应问题。

[0004] 民营炼厂的石脑油产量小,布局比较分散,石脑油质量参差不齐;其次,产品存在指标良莠不齐,硫含量偏高、比重偏大、产品来源混乱等现象。但主要问题表现为直馏、焦化、加氢界限不明,产品存在多种指标“混卖”的情况。由于混合石脑油产品档次低,附加值非常低。鉴于以上原因,民营炼厂的普通石脑油不能满足PX、乙烯生产企业的石脑油招标要求,丧失市场良机。

发明内容

[0005] 本发明的目的就是针对现有技术存在的缺陷,面对大型炼厂石脑油自用为主,外卖为辅;民营炼厂石脑油指标不稳定的现状,提供一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法,实现对PX、乙烯项目提供稳定的原料供应。

[0006] 其技术方案是:一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法,该装置包括原料调和单元、加氢反应单元、精馏分离单元及产品调和单元,所述原料调和单元由石脑油原料调和罐1、石脑油原料罐2和进料泵3组成;所述加氢反应单元由反应物出口换热器组4、循环氢压缩机5、新氢进料线6、加热炉7、预加氢反应器8、主加氢反应器9、吸附反应器10、

第一脱芳反应器11、第二脱芳反应器12、高压分离器13和低压分离器14组成；所述精馏分离单元由脱轻塔A 15、脱重塔A 16、高效分离塔17、脱轻塔B 18和脱重塔B 19组成；所述产品调和单元由乙烯石脑油原料I产品罐20、PX石脑油原料I产品罐21、乙烯石脑油原料II产品罐22、PX石脑油原料II产品罐23、乙烯石脑油原料罐24、塔底重组分罐25、芳烃抽提石脑油原料罐26和PX石脑油原料罐27组成；石脑油原料调和罐1的输出端通过石脑油原料罐2、进料泵3和反应物出口换热器组4的物料通道连接至加热炉7的输入端、循环氢压缩机5的输出端及新氢进料线6，加热炉7的输出端顺次通过预加氢反应器8和主加氢反应器9连接吸附反应器10的输入端，吸附反应器10的输出端连接第一三通阀28的第一端，第一三通阀28的第二端连接第二三通阀29的第三端，第一三通阀28的第三端顺次通过第一脱芳反应器11和第二脱芳反应器12连接第二三通阀29的第一端，第二三通阀29的第二端连接反应物出口换热器组4的介质输入端，反应物出口换热器组4的介质输出端连接高压分离器13侧部输入端，高压分离器13顶部输出端连接循环氢压缩机5的输入端，高压分离器13底部输出端连接低压分离器14侧部输入端，低压分离器14底部输出端连接四通阀31的第一端，四通阀31的第二端连接脱轻塔A 15中部输入端，脱轻塔A 15底部输出端通过控制阀30连接脱重塔A 16中部输入端，四通阀31的第三端连接高效分离塔17中部输入端，四通阀31的第四端连接脱轻塔B 18中部输入端，脱轻塔B 18底部输出端连接脱重塔B 19中部输入端，所述脱轻塔A 15顶部输出端和高效分离塔17顶部输出端均连接乙烯石脑油原料I产品罐20的输入端，所述高效分离塔17底部输出端和脱重塔A 16顶部输出端均连接PX石脑油原料I产品罐21的输入端，所述脱重塔A16底部输出端连接塔底重组分罐25的输入端，所述脱轻塔B 18顶部输出端连接乙烯石脑油原料II产品罐22的输入端，脱重塔B 19顶部输出端连接芳烃抽提石脑油原料罐26的输入端，脱重塔B 19底部输出端连接PX石脑油原料II产品罐23的输入端，所述PX石脑油原料II产品罐23的输出端连接PX石脑油原料罐27的输入端及PX石脑油原料I产品罐21的输出端，所述乙烯石脑油原料II产品罐22的输出端连接乙烯石脑油原料I产品罐20的输出端及乙烯石脑油原料罐24的输入端；

[0007] 其方法流程是：1. 根据产品要求对石脑油原料进行调和及预处理，使原料主要指标符合加氢进料要求：以馏程在30-280℃之间的调和石脑油馏分为原料。石脑油原料经原料调和罐1调和后进入原料罐2，经进料泵3泵送至反应物出口换热器组4换热后与来自循环氢压缩机5及新氢进料线6的氢气混合，进加热炉7升温后依次经过加氢反应单元的预加氢反应器8、主加氢反应器9、吸附反应器10，后面分二路加工，一路是经第一脱芳反应器11、第二脱芳反应器12完成二次加氢、吸附、二次脱芳反应进入精馏分离单元；一路是不经脱芳反应直接进入精馏分离单元。反应物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13，分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用，脱氢后的液相反应物经过低压分离器14进入精馏分离单元；2. 所述液相反应物进入精馏分离单元后，按液相反应物成分组成分三路进行产品生产：一路不脱芳进脱轻塔A 15，塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I，塔底物进脱重塔A 16，塔顶采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I，塔底重组分进塔底重组分罐25；另一路不脱芳进高效分离塔17，塔顶采出23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料I，塔底采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I；再一路脱芳后进脱轻塔B 18，塔顶采出馏程在23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料II，塔底物进脱重塔B 19，塔顶采出馏程在67℃至90℃之间的芳烃抽提石脑油原料，塔底采出馏程在110℃至175℃之间的PX

石脑油原料Ⅱ；精馏分离所产乙烯石脑油原料I进乙烯石脑油原料I产品罐20，乙烯石脑油原料Ⅱ进乙烯石脑油原料Ⅱ产品罐22，两罐中的产品到乙烯石脑油原料罐24调和后即为出厂乙烯石脑油原料产品；精馏分离所产PX石脑油原料I进PX石脑油原料I产品罐21，PX石脑油原料Ⅱ进PX石脑油原料Ⅱ产品罐23，两罐中的产品到PX石脑油原料罐27调和后即为出厂PX石脑油原料产品；精馏分离所产芳烃抽提石脑油原料进芳烃抽提石脑油原料罐26。

[0008] 所述控制阀为电磁阀或电动阀。

[0009] 所述预加氢反应器8中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂，反应器底部采用粒径为6.0mm与13.0mm瓷球托底支撑；上述保护剂、催化剂及两种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:8:72:3:3的体积比进行装填；所述预加氢反应器8操作条件：压力设为1.4-1.8Mp，入口温度设为135-170℃，出口温度设为185-210℃，氢油比1:200，空速为2.0-3.0h⁻¹，严格控制预加氢反应器温度，防止烯烃自聚。

[0010] 所述主加氢反应器9中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂，反应器底部采用φ3.0mm、φ6.0mm和φ13.0mm瓷球托底支撑；上述的保护剂、催化剂及三种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:4:12:71:3:3:3的体积比进行装填；所述主加氢反应器9操作条件：压力设为1.8-2.5Mp，入口温度设为230-240℃，出口温度设为260-290℃，氢油比1:200，空速为2.0-3.0h⁻¹。

[0011] 所述铝硅保护剂外形为三叶草状φ20.0mm×20.0mm，其堆积密度为820-870Kg/m³，压碎强度≥103N/cm；所述钼镍保护剂的外形为齿轮环状φ10.0mm×10.0mm，其堆积密度为800-830Kg/m³，压碎强度≥32N/cm；所述钴、钨、钼、镍催化剂的外形为五星环、拉西环状φ1.6mm×1.6mm、φ6.0mm×6.0mm，堆积密度为510-660Kg/m³，比表面积为110-140cm²/kg，压碎强度≥125N/cm。

[0012] 所述第一脱芳反应器11中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为13.0mm的瓷球；上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按5:4:37:4:3:39:4:4的体积比进行装填；所述第一脱芳反应器11操作条件：压力设为1.9-2.5Mp，入口温度设为140-170℃，出口温度设为160-200℃，空速为0.75h⁻¹。

[0013] 所述第二脱芳反应器12中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球的瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径13.0mm的瓷球；上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按4:3:39:3:3:42:3:3的体积比进行装填；所述第二脱芳反应器操作条件：压力设为2.0-2.5Mp，入口温度设为145-190℃，出口温度设为160-210℃，空速为0.75h⁻¹。

[0014] 所述脱芳催化剂其活性中心为金属钴、钼、镍，外形为球形φ2.0-4.0mm×2.0-4.0mm，堆积密度为810-830Kg/m³，压碎强度>96N/cm，孔容>0.3cm³/100g；所述第一脱芳反应器及第二脱芳反应器按前后7:13的质量比进行装填。

[0015] 本发明装置设计合理、结构简单、实用性强。工艺流程方法采用铝硅、钼镍双元素保护催化剂、低压高选择性钴、钨、钼、镍多金属加氢催化剂、高效吸附剂及高活性钴、钼、镍脱芳加氢催化剂，操作条件相对温和，对原料适应性强，脱硫、脱氮、脱氧、脱氯、脱芳效果好，并且原料易得造价低；充分优化换热器布局，使原料与反应产物进行换热，精馏分离采用新型高效填料塔与板式塔，提高装置能源综合利用率；整套装置工艺流程简洁，操作简便

快捷,氢耗、能耗低,三废排放少,所述产品适应定制石脑油原料要求,产品附加值高,经济效益较好。

附图说明

[0016] 图1是本发明一种实施例的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0017] 参照图1,一种加氢精馏分离联产定制石脑油原料的装置与方法,该装置包括原料调和单元、加氢反应单元、精馏分离单元及产品调和单元,所述原料调和单元由石脑油原料调和罐1、石脑油原料罐2和进料泵3组成;所述加氢反应单元由反应物出口换热器组4、循环氢压缩机5、新氢进料线6、加热炉7、预加氢反应器8、主加氢反应器9、吸附反应器10、第一脱芳反应器11、第二脱芳反应器12、高压分离器13和低压分离器14组成;所述精馏分离单元由脱轻塔A 15、脱重塔A 16、高效分离塔17、脱轻塔B 18和脱重塔B 19组成;所述产品调和单元由乙烯石脑油原料I产品罐20、PX石脑油原料I产品罐21、乙烯石脑油原料II产品罐22、PX石脑油原料II产品罐23、乙烯石脑油原料罐24、塔底重组分罐25、芳烃抽提石脑油原料罐26和PX石脑油原料罐27组成;石脑油原料调和罐1的输出端通过石脑油原料罐2、进料泵3和反应物出口换热器组4的物料通道连接至加热炉7的输入端、循环氢压缩机5的输出端及新氢进料线6,加热炉7的输出端顺次通过预加氢反应器8和主加氢反应器9连接吸附反应器10的输入端,吸附反应器10的输出端连接第一三通阀28的第一端,第一三通阀28的第二端连接第二三通阀29的第三端,第一三通阀28的第三端顺次通过第一脱芳反应器11和第二脱芳反应器12连接第二三通阀29的第一端,第二三通阀29的第二端连接反应物出口换热器组4的介质输入端,反应物出口换热器组4的介质输出端连接高压分离器13侧部输入端,高压分离器13顶部输出端连接循环氢压缩机5的输入端,高压分离器13底部输出端连接低压分离器14侧部输入端,低压分离器14底部输出端连接四通阀31的第一端,四通阀31的第二端连接脱轻塔A 15中部输入端,脱轻塔A 15底部输出端通过控制阀30连接脱重塔A 16中部输入端,四通阀31的第三端连接高效分离塔17中部输入端,四通阀31的第四端连接脱轻塔B 18中部输入端,脱轻塔B 18底部输出端连接脱重塔B 19中部输入端,所述脱轻塔A 15顶部输出端和高效分离塔17顶部输出端均连接乙烯石脑油原料I产品罐20的输入端,所述高效分离塔17底部输出端和脱重塔A 16顶部输出端均连接PX石脑油原料I产品罐21的输入端,所述脱重塔A 16底部输出端连接塔底重组分罐25的输入端,所述脱轻塔B 18顶部输出端连接乙烯石脑油原料II产品罐22的输入端,脱重塔B 19顶部输出端连接芳烃抽提石脑油原料罐26的输入端,脱重塔B 19底部输出端连接PX石脑油原料II产品罐23的输入端,所述PX石脑油原料II产品罐23的输出端连接PX石脑油原料罐27的输入端及PX石脑油原料I产品罐21的输出端,所述乙烯石脑油原料II产品罐22的输出端连接乙烯石脑油原料I产品罐20的输出端及乙烯石脑油原料罐24的输入端;

[0018] 其方法流程是:1. 根据产品要求对石脑油原料进行调和及预处理,使原料主要指标符合加氢进料要求:以馏程在30-280℃之间的调和石脑油馏分为原料。石脑油原料经原料调和罐1调和后进入原料罐2,经进料泵3泵送至反应物出口换热器组4换热后与来自循环氢压缩机5及新氢进料线6的氢气混合,进加热炉7升温后依次经过加氢反应单元的预加氢

反应器8、主加氢反应器9、吸附反应器10,后面分二路加工,一路是经第一脱芳反应器11、第二脱芳反应器12完成二次加氢、吸附、二次脱芳反应进入精馏分离单元;一路是不经脱芳反应直接进入精馏分离单元。反应物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13,分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经过低压分离器14进入精馏分离单元;2.所述液相反应物进入精馏分离单元后,按液相反应物成分组成成分三路进行产品生产:一路不脱芳进脱轻塔A 15,塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I,塔底物进脱重塔A 16,塔顶采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I,塔底重组分进塔底重组分罐25;另一路不脱芳进高效分离塔17,塔顶采出23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料I,塔底采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I;再一路脱芳后进脱轻塔B 18,塔顶采出馏程在23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料II,塔底物进脱重塔B 19,塔顶采出馏程在67℃至90℃之间的芳烃抽提石脑油原料,塔底采出馏程在110℃至175℃之间的PX石脑油原料II;精馏分离所产乙烯石脑油原料I进乙烯石脑油原料I产品罐20,乙烯石脑油原料II进乙烯石脑油原料II产品罐22,两罐中的产品到乙烯石脑油原料罐24调和后即为出厂乙烯石脑油原料产品;精馏分离所产PX石脑油原料I进PX石脑油原料I产品罐21,PX石脑油原料II进PX石脑油原料II产品罐23,两罐中的产品到PX石脑油原料罐27调和后即为出厂PX石脑油原料产品;精馏分离所产芳烃抽提石脑油原料进芳烃抽提石脑油原料罐26。

[0019] 所述控制阀30为电磁阀或电动阀。

[0020] 所述预加氢反应器8中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂,反应器底部采用粒径为6.0mm与13.0mm瓷球托底支撑;上述保护剂、催化剂及两种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:8:72:3:3的体积比进行装填;所述预加氢反应器8操作条件:压力设为1.4-1.8Mp,入口温度设为135-170℃,出口温度设为185-210℃,氢油比1:200,空速为2.0-3.0h⁻¹,严格控制预加氢反应器温度,防止烯烃自聚。

[0021] 所述主加氢反应器9中设有铝硅保护剂、镍钼保护剂及钴、钨、钼、镍催化剂,反应器底部采用 ϕ 3.0mm、 ϕ 6.0mm和 ϕ 13.0mm瓷球托底支撑;上述的保护剂、催化剂及三种粒径的瓷球按以上介绍顺序并按4:4:12:71:3:3:3的体积比进行装填;所述主加氢反应器9操作条件:压力设为1.8-2.5Mp,入口温度设为230-240℃,出口温度设为260-290℃,氢油比1:200,空速为2.0-3.0h⁻¹。

[0022] 所述铝硅保护剂外形为三叶草状 ϕ 20.0mm \times 20.0mm,其堆积密度为820-870Kg/m³,压碎强度 \geq 103N/cm;所述钼镍保护剂的外形为齿轮环状 ϕ 10.0mm \times 10.0mm,其堆积密度为800-830Kg/m³,压碎强度 \geq 32N/cm;所述钴、钨、钼、镍催化剂的外形为五星环、拉西环状 ϕ 1.6mm \times 1.6mm、 ϕ 6.0mm \times 6.0mm,堆积密度为510-660Kg/m³,比表面积为110-140cm²/kg,压碎强度 \geq 125N/cm。

[0023] 所述第一脱芳反应器11中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径为6.0mm的瓷球、粒径为13.0mm的瓷球;上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按5:4:37:4:3:39:4:4的体积比进行装填;所述第一脱芳反应器11操作条件:压力设为1.9-2.5Mp,入口温度设为140-170℃,出口温度设为160-200℃,空速为0.75h⁻¹。

[0024] 所述第二脱芳反应器12中设有粒径为13.0mm的瓷球、粒径为6.0mm瓷球的瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径4.0mm的瓷球、脱芳催化剂、粒径6.0mm的瓷球、粒径

13.0mm的瓷球;上述瓷球及催化剂按以上介绍顺序并按4:3:39:3:3:42:3:3的体积比进行装填;所述第二脱芳反应器12操作条件:压力设为2.0-2.5Mp,入口温度设为145-190℃,出口温度设为160-210℃,空速为0.75h⁻¹。

[0025] 所述脱芳催化剂其活性中心为金属钴、钼、镍,外形为球形 ϕ 2.0-4.0mm \times 2.0-4.0mm,堆积密度为810-830Kg/m³,压碎强度>96N/cm,孔容>0.3cm³/100g;所述第一脱芳反应器及第二脱芳反应器按前后7:13的质量比进行装填。

[0026] 实施例1

[0027] 将原料A(参照石脑油原料性质表)在原料调和单元经高效碱洗脱硫预处理后,经进料泵3泵送至反应物出口换热器组4换热后与氢气混合,经加热炉7升温到155℃进入加氢反应单元,执行实施例1优选操作条件(参照优选操作条件表),进行二次加氢、吸附反应,反应产物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13进行气液分离,分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经低压分离器14进入脱轻塔A 15,塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I,换热冷凝后泵送至乙烯石脑油原料I产品罐20,经与乙烯石脑油原料II调和出厂(乙烯石脑油原料指标表);塔底物进脱重塔A 16,塔顶采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I,换热冷凝后泵送至PX石脑油原料I产品罐21,经与PX石脑油原料II调和出厂(指标见:PX石脑油原料指标表);塔底重组分进塔底重组分罐。

[0028] 实施例2

[0029] 将原料B(参照石脑油原料性质表)在原料调和单元经高效碱洗脱硫预处理后,经进料泵3送至反应物出口换热器组4换热后与氢气混合,经加热炉7升温到160℃进入加氢反应单元,执行实施例2优选操作条件(参照优选操作条件表),进行二次加氢、吸附反应,反应产物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13进行气液分离,分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经低压分离器14进脱轻塔A 15,塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I,换热冷凝后泵送至乙烯石脑油原料I产品罐20,经与乙烯石脑油原料II调和出厂(乙烯石脑油原料指标表);塔底物进脱重塔A 16,塔顶采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I,换热冷凝后泵送至PX石脑油原料I产品罐21,经与PX石脑油原料II调和出厂(指标见:PX石脑油原料指标表);塔底重组分进塔底重组分罐。

[0030] 实施例3

[0031] 将原料C(参照石脑油原料性质表)在原料调和单元经高效碱洗脱硫预处理后,经进料泵3送入反应物出口换热器组4换热后与氢气混合,经加热炉7升温到155℃进入加氢反应单元,执行实施例3优选操作条件(参照优选操作条件表),进行二次加氢、吸附反应,反应产物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13进行气液分离,分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经低压分离器14进入高效分离塔17,塔顶采出馏程在23℃至80℃之间的乙烯石脑油原料I,换热冷凝后泵送至乙烯石脑油原料I产品罐20,经与乙烯石脑油原料II调和出厂(乙烯石脑油原料指标表);塔底采出馏程在85℃至175℃之间的PX石脑油原料I,换热冷凝后泵送至PX石脑油原料I产品罐21,经与PX石脑油原料II调和出厂(指标见:PX石脑油原料指标表)。

[0032] 实施例4

[0033] 将原料D(参照石脑油原料性质表)在原料调和单元经高效碱洗脱硫预处理后,经进料泵3送至反应物出口换热器组4换热后与氢气混合,经加热炉7升温到150℃进入加氢反应单元,执行实施例4优选操作条件(参照优选操作条件表),进行二次加氢、吸附、二次脱芳反应,反应产物经反应物出口换热器组4换热后进入高压分离器13进行气液分离,分离出的氢气经循环氢压缩机5压缩再次循环利用,脱氢后的液相反应物经低压分离器14进脱轻塔B 18,塔顶采出馏程在23℃至65℃之间的乙烯石脑油原料Ⅱ,换热冷凝后泵送至乙烯石脑油原料Ⅱ产品罐22,经与乙烯石脑油原料I调和出厂(乙烯石脑油原料指标表);塔底物进脱重塔B 19,塔顶采出馏程在67℃至90℃之间的芳烃抽提石脑油原料,换热冷凝后泵送至芳烃抽提石脑油原料罐26(芳烃抽提石脑油原料指标表);塔底采出馏程在110℃至175℃之间的PX石脑油原料Ⅱ,换热冷凝后泵送至PX石脑油原料Ⅱ产品罐23,经与PX石脑油原料I调和出厂(指标见:PX石脑油原料指标表)。

[0034] 石脑油原料性质表:

调和石脑油编号	A	B	C	D
密度 (20℃), g/cm ³	0.775	0.742	0.724	0.704
总硫含量, ppm	3000	3100	750	550
总氮含量, ppm	30-150	30-150	30-150	30-150
氯离子含量, ppm	10-100	10-100	10-100	10-100
初馏点℃	45	33	36	41
低于 60℃馏分%	2	7	8	4
60-80℃馏分%	38	12	23	21
80-120℃馏分%	26	27	31	41
120-140℃馏分%	19	7	21	26
140-200℃馏分%	11	22	17	8
200-220℃馏分%	4	13	0	0
220-240℃馏分%		8		
240-260℃馏分%		4		
260-280℃馏分%		0		
干点℃	210	275℃	172	165

[0035]

[0036] 优选操作条件表:

编号	实施例 1	实施例 2	实施例 3	实施例 4
原料油	A	B	C	D
预加氢反应器操作条件				
液体空速 h^{-1}	2.0	2.0	2.5	2.5
压力 MPa	1.6	1.65	1.55	1.52
入口温度 $^{\circ}C$	155	160	155	150
出口温度 $^{\circ}C$	190	195	190	185
氢油比	1: 200	1: 200	1: 200	1: 200
主加氢反应器操作条件				
压力 MPa	2.35	2.45	2.30	2.25
入口温度 $^{\circ}C$	225	230	220	220
出口温度 $^{\circ}C$	275	280	270	270
氢油比	1: 200	1: 200	1: 200	1: 200
空速 h^{-1}	2.0	2.0	2.5	2.5
第一脱芳反应器操作条件				
压力 MPa				1.9
入口温度 $^{\circ}C$				155
出口温度 $^{\circ}C$				175
空速 h^{-1}				1.0
第二脱芳反应器操作条件				
压力 MPa				2.05
入口温度 $^{\circ}C$				160
出口温度 $^{\circ}C$				180
空速 h^{-1}				1.0

[0037]

[0038] PX石脑油原料指标表

检测项目	控制指标	检测结果
外观	无色透明液体	无色透明液体
密度(20 $^{\circ}C$), Kg/m^3	实测	741
初馏点, $^{\circ}C$	≥ 70	94
终馏点, $^{\circ}C$	≤ 175	170
组成(芳潜), %	≥ 40	42.5
水含量, wt ppm	≤ 100	55
氧化物, wt ppm	≤ 100	41.15
硫, wt ppm	≤ 300	239.02
氮, wt ppm	≤ 2	1.1
氧, wt ppm	≤ 5	0.85
铜, wt ppb	≤ 10	8.6
铅, wt ppb	≤ 10	<1
砷, wt ppb	≤ 10	<1
汞, wt ppb	≤ 2	<1
溴指数, mgBr/100g	≤ 1500	686.63

[0039]

[0040] 乙烯石脑油原料指标表

检测项目	控制指标	检测结果
外观	无色透明液体	无色透明液体
机械杂质及水分	无	无
颜色, 赛波特号	≥ 20	30
密度(20℃), Kg/m ³	600-700	653
初馏点, ℃	报告	42
10%馏出温度, ℃	报告	45
30%馏出温度, ℃	报告	54
50%馏出温度, ℃	报告	67
70%馏出温度, ℃	报告	79
90%馏出温度, ℃	报告	85
终馏点, ℃	≤ 100	98
烷烃, wt%	≥ 85	93.50
正构烷烃, wt%	≥ 42	45.12
烯烃, wt%	≤ 1.0	0.36
芳烃, wt%	≤ 2.0	0.48
环烷烃, wt%	报告	5.66
氧化物, wt ppm	≤ 50	24.3
饱和蒸汽压, kPa	—	85
硫, wt ppm	≤ 500	15.6
铅, wt ppb	≤ 100	1.8
氯, wt ppm	≤ 1	0.5
汞, wt ppb	≤ 1	0.2
砷, wt ppb	≤ 20	1.2
硅, wt ppm	≤ 3	1.6

[0041]

[0042] 芳烃抽提石脑油原料指标表

检测项目	控制指标	检测结果
密度(20℃), Kg/m ³	实测	710
初馏点, ℃	≥ 60	70
干点, ℃	≤ 120	97
芳烃总量 wt %	≤ 20	10.08
总硫, wt ppm	≤ 200	158.9

[0043]

[0044] 本发明装置设计合理、结构简单、实用性强。工艺流程方法采用铝硅、钼镍双元素保护催化剂、低压高选择性钴、钨、钼、镍多金属加氢催化剂、高效吸附剂及高活性钴、钼、镍脱芳加氢催化剂,操作条件相对温和,对原料适应性强,脱硫、脱氮、脱氧、脱氯、脱芳效果好,并且原料易得造价低;充分优化换热器布局,使原料与反应产物进行换热,精馏分离采用新型高效填料塔与板式塔,提高装置能源综合利用率;整套装置工艺流程简洁,操作简便快捷,氢耗、能耗低,三废排放少,所述产品适应定制石脑油原料要求,产品附加值高,经济效益较好。

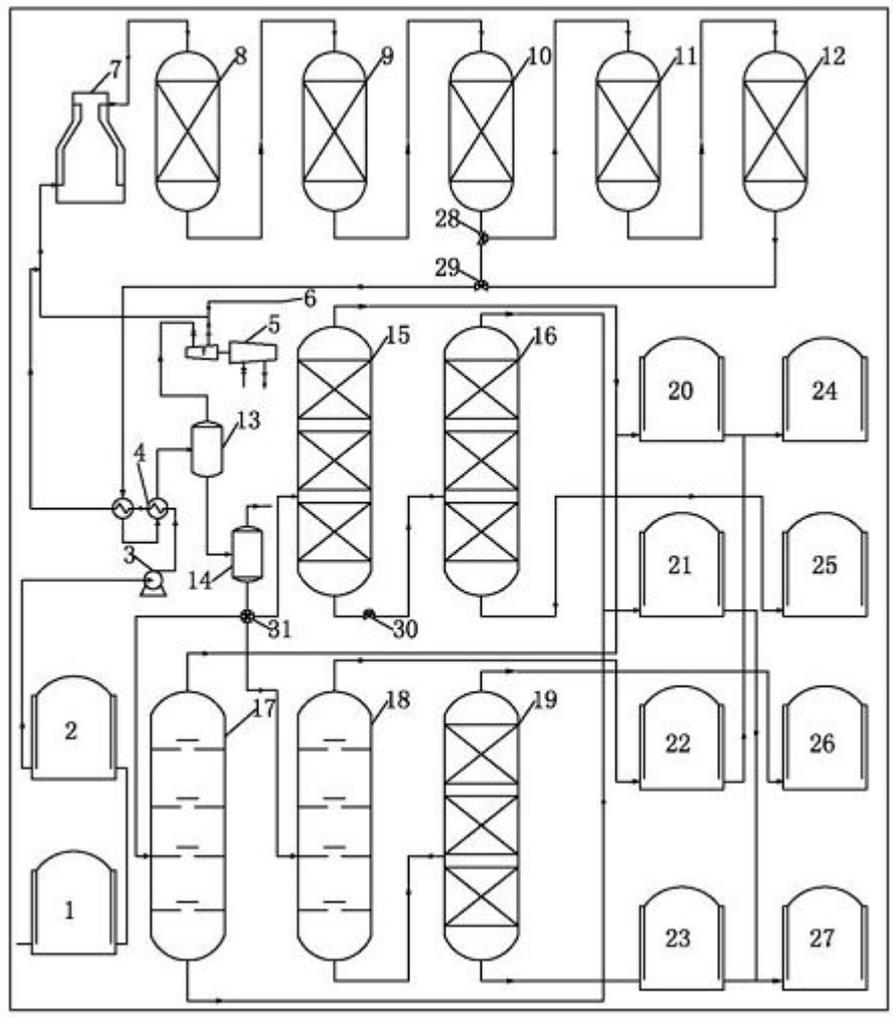


图1