

[19]中华人民共和国国家知识产权局

[51]Int. Cl⁷

C10G 69/08

[12] 发 明 专 利 说 明 书

[21] ZL 专利号 95112427.7

[45]授权公告日 2000 年 9 月 27 日

[11]授权公告号 CN 1056870C

[22]申请日 1995.8.29 [24]颁证日 2000.7.7

[21]申请号 95112427.7

[73]专利权人 巴陵石化长岭炼油化工总厂

地址 414012 湖南省岳阳市北区

[72]发明人 党维孙

[56]参考文献

CN1068355 1993. 1.27 C10G4714

CN1077213 1993.10.13 C10G7/00

EP563226 1993.10. 6 C10G67/06

JP5230473 1993. 9. 7 C10G65/12

审查员 雷春海

[74]专利代理机构 湖南省专利服务中心

代理人 曹凤英

权利要求书 2 页 说明书 7 页 附图页数 2 页

[54]发明名称 催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法

[57]摘要

一种提高催化重整装置抽提溶剂油生产能力的工艺方法,其特点是作为重整装置原料的直馏汽油,在预分馏塔中切除<60℃馏分后,进行加氢精制,加氢后液体产物进入蒸馏脱水塔,塔底抽出>80℃馏分进入重整反应系统,塔顶切割出的 60~80℃馏分进入脱硫吸附精制缸,除去硫化氢等杂质,精制后油若存在<60℃馏分,再经蒸馏法分离,否则,直接出合格的抽提溶剂油产品,该工艺简单、投资少,是提高抽提溶剂油产量的有效途径。



ISSN 1008-4274

权 利 要 求 书

1、一种催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法，其特征是直馏汽油进入预分馏塔，塔顶拨出 $<60^{\circ}\text{C}$ 的馏分，而将 $60^{\circ}\text{C}-80^{\circ}\text{C}$ 的馏分保留在预分馏塔底油中，与其他馏分一并进入预加氢反应器，经加氢精制脱除油中硫、氮、氧和金属等杂质之后，反应物再进入蒸馏脱水塔；在蒸馏脱水塔将反应物切割成二部分：即 $>80^{\circ}\text{C}$ 的脱水精制油作为重整反应原料油进入重整反应系统，催化重整之后，生成油进入溶剂抽提系统，分离出非芳烃（抽余油）与芳烃两大类，非芳烃（抽余油）进入非芳烃分离塔，切割出6号抽提溶剂油与120号溶剂油等，芳烃部分进入芳烃分离塔，切割出苯、甲苯、二甲苯等产品；而在蒸馏脱水塔中切割的 $<80^{\circ}\text{C}$ 的那部分直馏馏分，在脱水塔顶部设的回流缸中或塔上部开设的侧线中被抽出，抽出馏分进入一具专设的脱硫吸附缸，使油品在常温温度下，靠自压通过这一装有高效脱硫剂的吸附缸进行精制，脱除油品中残少量硫化氢等杂质，脱硫吸附缸的操作温度一般为 $20\sim60^{\circ}\text{C}$ ，缸内压力控制在 $0.2\sim0.8\text{MPa}$ ，液时空速控制在 $0.15\sim1.0\text{h}^{-1}$ （体），若此精制油的馏程范围达到6号抽提溶剂油规格要求，脱硫精制油可直接送入产品缸，否则，可将脱硫后精制油再打入重整抽余油中，与其他组分一并送入非芳烃分离塔，再分离出6号抽提溶剂油，利用上述工艺，可在一套催化重整装置上，同时用抽余油和 $<80^{\circ}\text{C}$ 的直馏汽油馏分生产抽提溶剂油，从而使抽提溶剂油产量提高。

2、根据权利要求1所述的催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法，其特征是所说的从蒸馏脱水塔的塔顶回流缸中抽出 $<80^{\circ}\text{C}$ 的直馏馏分的作法是在回流缸上或回流缸油品入塔管线上开侧线抽出回流油即可，抽出的回流油送入脱硫吸附缸，对该馏分再行精制。

3、根据权利要求1所述的催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法，其特征是所说的从蒸馏脱水塔上部开侧线抽出 $<80^{\circ}\text{C}$ 直馏馏分的作法是侧线直接开于塔上部、位于塔盘的液相部位，抽出液控制在 $60\sim 80^{\circ}\text{C}$ 馏分范围，直接送入脱硫吸附缸，对该馏分进行精制。

4、根据权利要求1所述的催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法，其特征是所说脱硫吸附缸操作条件 为：反应温度 $20\sim 60^{\circ}\text{C}$ ，反应压力 $0.5\sim 0.8\text{MPa}$ ，液时空速 $0.15\sim 0.8\text{h}^{-1}$ (体)。

说 明 书

催化重整装置生产抽提溶剂油的工艺方法

本发明涉及催化重整装置生产抽提溶剂油的一种工艺方法，属于石脑油催化重整加工工艺技术领域。

在我国现有的以生产芳烃与溶剂油为目的的催化重整装置生产溶剂油的方法均是以重整抽余油(非芳烃)为原料，经非芳烃分馏塔切割分离，生产出抽提溶剂油与橡胶溶剂油，其工艺流程框图见图1。由图1可见，在此工艺过程中，在预分馏工序，要将原料油中 $<80^{\circ}\text{C}$ 的直馏汽油馏分除去，俗称“拔头”，因为 $<80^{\circ}\text{C}$ 的馏分若进入重整反应系统，不仅增加了重整反应系统的负荷与能耗，而且降低了重整反应过程的转化深度，使芳烃收率下降，对增产芳烃无益，反而有弊。在该工艺中，除去的 $<80^{\circ}\text{C}$ 的拔头油中的 $60^{\circ}\text{C}-80^{\circ}\text{C}$ 馏分一般作为氮肥厂的制氢原料，或经处理后仅作为70#汽油的调合组分使用，经济效益较差。随着我国工业的发展，目前国内对低沸点烷烃溶剂油的需求量不断扩大，尤其是6号抽提溶剂油与120号橡胶溶剂油二种产品最为短缺。我们知道，优质的6号抽提溶剂油其沸程范围规定为初馏点不低于 60°C ，终馏点不高于 85°C ，若我们能通过工艺技术改进，将拔头油中的 $60^{\circ}\text{C}-80^{\circ}\text{C}$ 直馏馏分转化为抽提溶剂油，将是一项十分有益的工作。针对这一问题，我国吉林化学工业公司炼油厂于1991年11月在其原有的生产高辛烷值汽油的催化重整装置上新开发了一条生产6号抽提溶剂油与120号橡胶溶剂油的新工艺，其工艺技术特点实施效

果曾在中国石油化工总公司技术经济情报站出版的《石油化工技术经济》，1992年第8卷第1期上有介绍，其工艺流程框图见图2。从图2可以看出，该工艺将原拔头油中60℃—80℃馏分保留在预分馏塔底油中，和其他重馏分一并进入预加氢系统，进行加氢精制，脱除硫、氮、氧、金属等杂质后，再进入蒸馏脱水塔进行脱水，脱水之后，便进入新工艺增设的一套溶剂油分馏系统，在溶剂油分馏塔切割出6号抽提溶剂油与120号溶剂油，将>120℃的重馏分在塔下抽出，再送入原重整反应系统，以生产高辛烷值汽油产品。可以看出，该工艺改变了传统工艺中仅将重整抽余油生产溶剂油的作法，无疑该工艺的特征是扩大了溶剂油的原料来源，对增产抽提溶剂油有利。但该工艺仍存在不足之处：1)、当原料油芳烃含量高时，120号溶剂油中的芳烃含量会>3%，将不符合石油化工行业标准规定的产品规格要求；2)将原料油中80℃—120℃馏分在重整反应系统之前被作为溶剂油抽走，虽增加了溶剂油产量，但势必降低了转化为苯和甲苯的组分，即降低了苯与甲苯的芳烃潜含量，也就降低了苯与甲苯的产量。从这一点来说，此工艺尤其不适合以生产芳烃与溶剂油为目的的催化重整工艺装置，否则，经济效益损失太大。

由此可见，上述工艺的适用范围是有局限性的。

本发明的目的是提供一种提高催化重整装置溶剂油生产能力的工艺方法，更具体地说，是提供一种在不降低催化重整装置芳烃产率的

前提下，既能扩大溶剂油原料来源、提高抽提溶剂油产量，又工艺过程简单的新工艺方法，以满足国内市场对溶剂油的需求。

本发明的工艺方法是这样实现的：在催化重整装置上，直馏汽油进入预分馏塔，塔顶拨出 $<60^{\circ}\text{C}$ 的馏分，而将 $60^{\circ}\text{C}-80^{\circ}\text{C}$ 的馏分保留在预分馏塔底油中，与其他馏分一起进入预加氢反应器，经加氢精制脱除油中硫、氮、氧和金属等杂质之后，反应物再进入蒸馏脱水塔。上述工艺过程与吉林化学工业公司炼油厂工艺相似，但不同的是，在本发明工艺中，在蒸馏脱水塔，将反应物切割成二部分：即 $>80^{\circ}\text{C}$ 的脱水精制油作为重整反应原料油依然进入重整反应系统，如传统工艺那样，经催化重整反应之后，生成油进入溶剂抽提系统，分离出非芳烃（抽余油）与芳烃两大类，非芳烃进入非芳烃分离塔，切割出6号抽提溶剂油与120号溶剂油等，芳烃部分进入芳烃分离塔，切割出苯、甲苯、二甲苯等产品；而在蒸馏脱水塔中切割的 $<80^{\circ}\text{C}$ 的那部分直馏馏分，在脱水塔顶部的回流缸中或塔上部开设的侧线中被抽出，抽出馏分进入一具专设的脱硫吸附缸，使油品在较低温度下，靠自压通过这一装有高效脱硫剂的吸附缸，将油品中残存的少量硫化氢及其他杂质除去，脱硫吸附缸的操作温度一般为 $20\sim60^{\circ}\text{C}$ ，缸内压力控制在 $0.2\sim0.8\text{MPa}$ ，液时空速控制在 $0.15\sim1.0\text{h}^{-1}$ （体），精制后油硫含量要求达到 0.5ppm 以下，若此精制油馏程范围达到6号抽提溶剂油规格要求，脱硫精制油可直接送入产品缸，否则，可将精制油再打入重整抽

余油中，与其他组分一并送入非芳烃分离塔，再切割出6号抽提溶剂油。从而，实现了在同一套催化重整装置上，同时用抽余油和 $<11^{\circ}\text{C}$ 的直馏汽油馏分生产抽提溶剂油的目的，使抽提溶剂油的产量明显提高。脱硫精制油的流量控制与蒸馏脱水塔、脱硫缸、以及非芳烃分馏塔的操作弹性有关，与脱硫剂性能也有关。由上述工艺过程可以看出，本发明工艺技术简便灵活，在不降低重整装置芳烃产率的前提下，可提高抽提溶剂油产量。

下面将结合本发明二种工艺流程框图图3和图4对本发明的实施方案再作进一步的描述：

图3是本发明从蒸馏脱水塔塔顶回流缸抽出 $<11^{\circ}\text{C}$ 馏分生产抽提溶剂油的工艺流程图，参看图3，将初馏点 $\sim 115^{\circ}\text{C}$ 的直馏汽油送入预分馏塔，塔顶拔出 $<60^{\circ}\text{C}$ 的组分，而将 $60\sim 110^{\circ}\text{C}$ 的馏分保留在预分馏塔底油中，塔底油进入预加氢分馏塔进入预加氢精制，脱除油中硫、氮、氧和金属等杂质，加氢精制油再进入蒸馏脱水塔脱除微量水份，控制操作，使脱水后的 $>110^{\circ}\text{C}$ 的馏分油从塔下抽出，送入重整反应系统，而脱水后的 $<110^{\circ}\text{C}$ 的馏分在塔顶设的回流缸上或回流缸油品入塔管线上开侧线抽出，抽出馏分送入一新增设的高效脱硫吸附缸，以脱除馏分油中残存的少量硫化氢及其它杂质，使油中硫降到0.5ppm以下，'腐蚀'项达产品质量指标要求。目前这种常温高效脱硫吸附剂有市售产品，可以购到，其硫容量可达10%以上，因而使用寿命长、效果好，

在本工艺中，脱硫吸附缸操作条件最好为：反应温度 $20 \sim 60^{\circ}\text{C}$ ，反应压力 $0.5 \sim 0.8\text{MPa}$ ，液时空速 $0.15 \sim 0.8\text{h}^{-1}$ （体）。从脱硫吸附缸出来的精制油若含有 $<60^{\circ}\text{C}$ 的轻组分，也就是说，若馏程范围超出抽提溶剂油规格，可将此油输入重整抽余油系统，与抽余油一起进入非芳烃分馏塔，切割出抽提溶剂油与其它溶剂油，抽提溶剂油产品可完全能达到我国现行的石油化工业标准SH0003—90规定要求，并使6号抽提溶剂油产量明显提高。实践证明，在年加工能力15万吨的催化重整装置上，根据原料油性质和操作情况，可使抽提溶剂油的产量每小时达 $0.5 \sim 2$ 吨左右，产量明显增高。图4是从蒸馏脱水塔上部开侧线抽出 $60 \sim 80^{\circ}\text{C}$ 馏分生产抽提溶剂油的工艺流程框图，从图4可以看出，前面流程与图3相同，只是在原蒸馏脱水塔上部开一侧线，侧线开于塔上部塔盘液相部位，由侧线抽出 $60 \sim 80^{\circ}\text{C}$ 馏分范围，抽出馏分同样如图3所示进入高效脱硫吸附缸，脱硫吸附缸操作条件与图3工艺相同，精制油硫含量达 0.5ppm 以下，‘腐蚀’项合格，而且馏程范围更容易满足6号抽提油规格要求，可以直接进入6号抽提溶剂油产品缸，达到增产目的，可见此工艺更为简单。在本发明图3、图4所示工艺中共同点是蒸馏脱水塔中 $>80^{\circ}\text{C}$ 的馏分均作为重整反应原料油依次进入重整反应系统—溶剂抽提系统，在芳烃分离塔和非芳烃分离塔，分别产出芳烃和溶剂油产品，在此，不再累赘。

实践证明，采用上述本发明工艺方法有三方面优点，其一，扩大

了抽提溶剂油原料来源，改变了传统工艺生产溶剂油仅是以重整抽余油为原料的作法；其二，本发明工艺方法简单，改进后的工艺投资少，费用低。吉林化学工业公司炼油厂改进的生产溶剂油的工艺新增固定资产200万元，并增加了运行过程中水、电气消耗，而本发明仅增设高效脱硫吸附精制系统，新增设备投资仅20万元，脱硫吸附剂费用也仅10万元/年；其三，更为重要的是本发明工艺在不减少芳烃产率的前提下，实现在同一装置上，同时用重整抽余油和 $<80^{\circ}\text{C}$ 直馏汽油馏份生产抽提溶剂油的目的，使抽提溶剂油产量提高，经济效益明显，达到了本发明的目的。此工艺很适合于催化重整装置的挖潜改造。在我国，若将同类型的催化重整装置按本发明工艺改造，其经济效益将是相当可观的。我们知道，6号抽提溶剂油是国内市场上一直紧俏的化工产品，粮食部大量需要，近几年供不应求，近期市场价达2950元/吨。未采用本发明工艺时，工厂一般将 $60\sim 80^{\circ}\text{C}$ 直馏汽油馏分作为氮肥厂制氢原料，或经处理作为70#汽油的调合组分使用，其价格是化肥原料1700元/吨，70#汽油2200元/吨。若按年加工能力15万吨的催化装置年产6号抽提溶剂油仅4000吨计(按每小时仅产0.5吨计)，按化肥原料差价计算，可增效益 $4000 \times (2950 - 1700) = 500$ 万元，按70#汽油差价计算，可增效益 $4000 \times (2950 - 2200) = 300$ (万元)，除去脱硫剂费用及设备折旧费用20万元/年，实际年增经济效益可达200万元以上，可见，实施本发明有着显著的企业效益与社会效益，在国内

推广应用该技术，有着广阔的前景。长岭炼油化工总厂催化重整置于95年4月份实施本发明，采用抽蒸馏脱水塔塔顶回流缸中油，经脱硫吸附缸精制后，控制操作，送入非芳烃分馏塔分离，达到增产6号抽提溶剂油的目的，产品各项指标均符合SH0003—90标准。为简化操作，减少6号抽提溶剂油组分在非芳烃分离塔中的损失，现正按本发明第二方案在实施，即从蒸馏脱水塔上部开一侧线，侧线直接开于塔上部塔盘的液相部位，抽出液经冷却，送入脱硫吸附缸，脱硫化氢等杂质，精制后油由于沸程范围控制较好，所以可直接送入6号抽提油产品缸，其效果更好。

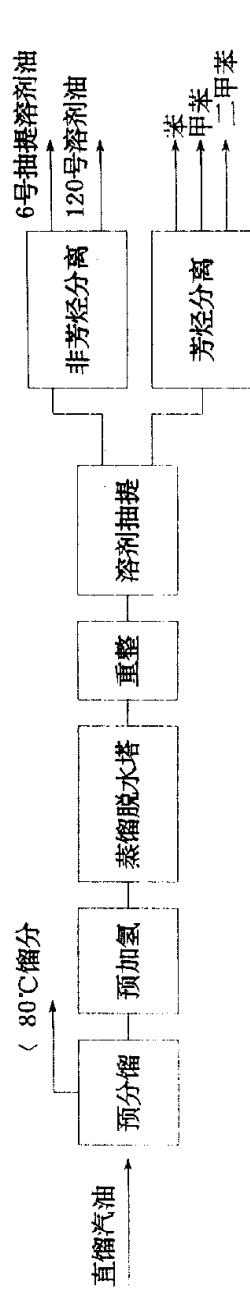


图1

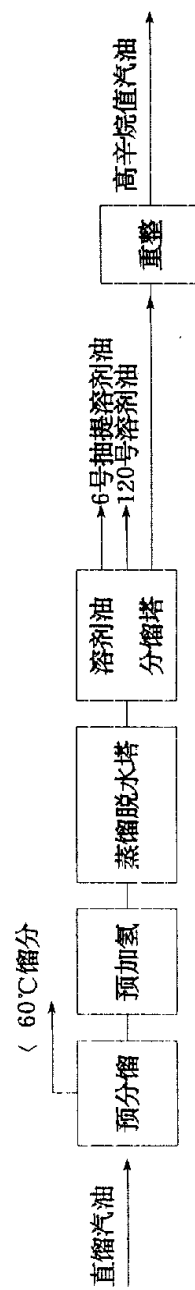


图2

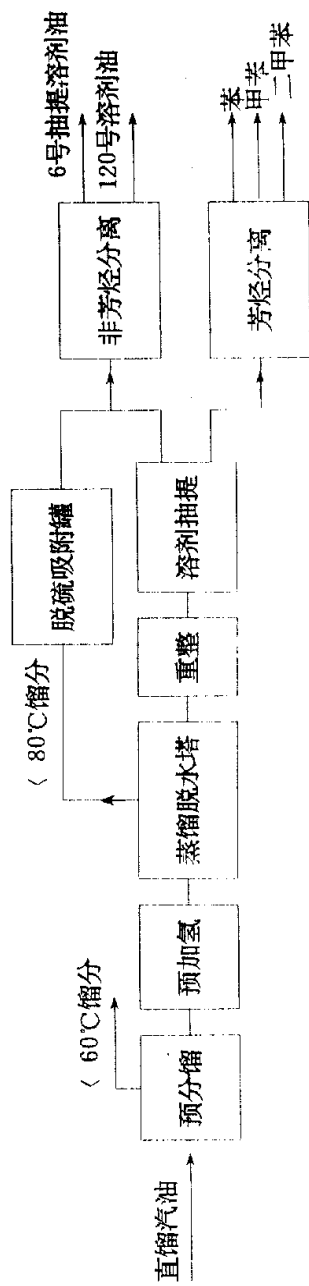


图3

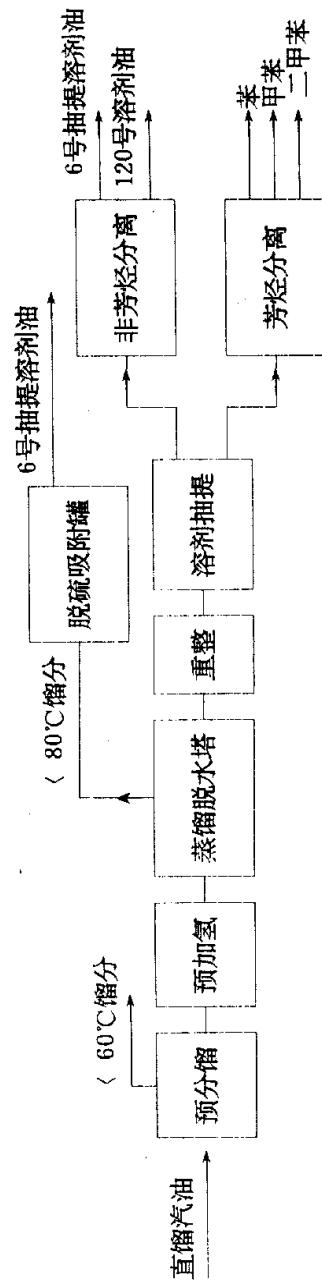


图4