



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 107890684 B

(45) 授权公告日 2023.06.16

(21) 申请号 201711401486.X

B01D 3/38 (2006.01)

(22) 申请日 2017.12.22

G07C 15/04 (2006.01)

G07C 7/05 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 107890684 A

(56) 对比文件

(43) 申请公布日 2018.04.10

CN 103382404 A, 2013.11.06

CN 103555377 A, 2014.02.05

(73) 专利权人 中冶焦耐(大连)工程技术有限公司

CN 101289633 A, 2008.10.22

CN 207734627 U, 2018.08.17

地址 116023 辽宁省大连市高新技术产业园区七贤岭高能街128号

CN 204265717 U, 2015.04.15

CN 104357096 A, 2015.02.18

(72) 发明人 孙景辉 张素利 王嵩林 刘静

CN 104927929 A, 2015.09.23

CN 104403704 A, 2015.03.11

(74) 专利代理机构 鞍山嘉讯科技专利事务所(普通合伙) 21224

CN 204162673 U, 2015.02.18

CN 101597517 A, 2009.12.09

专利代理师 张群

GB 368838 A, 1932.03.14

(51) Int. Cl.

审查员 杜赞玲

B01D 3/10 (2006.01)

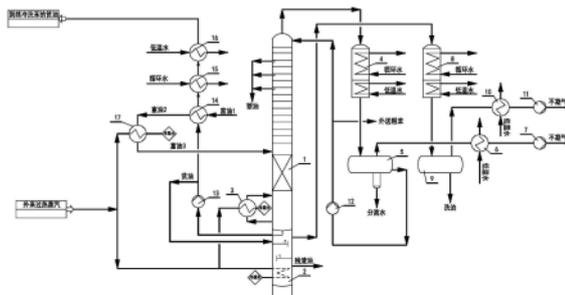
权利要求书1页 说明书3页 附图1页

(54) 发明名称

一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统

(57) 摘要

本发明涉及一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统,包括脱苯塔、再生器、再沸器、粗苯或轻苯冷凝冷却器、粗苯或轻苯回流槽、苯汽冷却器、脱苯真空泵或喷射器、洗油冷凝冷却器、油气分离器、油气冷却器及再生真空泵或喷射器;脱苯塔的上部为精馏段,采用塔盘结构,脱苯塔的下部为提留段,采用填料结构;与现有的粗苯蒸馏系统相比,本发明具有运行成本低、环保效果好等显著优点。



1. 一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统,其特征在于,包括脱苯塔、再生器、再沸器、粗苯或轻苯冷凝冷却器、粗苯或轻苯回流槽、苯汽冷却器、脱苯真空泵或喷射器、洗油冷凝冷却器、油气分离器、油气冷却器及再生真空泵或喷射器;所述再生器设于脱苯塔的下方,脱苯塔底部设热贫油出口;热贫油出口通过贫油管道依次连接热贫油泵、贫富油换热器、贫油一段冷却器和贫油二段冷却器,热贫油泵下游的贫油管道上设热贫油再生管连接再生器热贫油入口;脱苯塔的上部为精馏段,采用塔盘结构,脱苯塔的下部为提馏段,采用填料结构;精馏段底部的脱苯塔上设富油入口,贫富油换热器的富油出口通过富油管道经富油加热器连接脱苯塔的富油入口;富油加热器的过热蒸汽入口与再生器上的过热蒸汽入口分别连接过热蒸汽管道;过热蒸汽管道还与再沸器连接,再沸器另外通过再生洗油管道连接脱苯塔底部的再生洗油出口及再生洗油入口;脱苯塔顶的蒸汽出口通过蒸汽管道依次连接粗苯或轻苯冷凝冷却器、粗苯或轻苯回流槽,粗苯或轻苯回流槽的回流液出口通过回流液管道连接脱苯塔顶的回流液入口,回流液管道上设粗苯或轻苯泵;粗苯或轻苯回流槽的气体出口通过气体管道依次连接苯汽冷却器及脱苯真空泵或喷射器;再生器顶的油气出口通过油气管道依次连接洗油冷凝冷却器和油气分离器,油气分离器设洗油出口和不凝性气体出口,不凝性气体出口通过不凝性气体管道依次连接油气冷却器和再生真空泵或喷射器;所述脱苯塔的上部一侧设萘油采出口;粗苯或轻苯泵下游的回流液管道上设产品粗苯或轻苯出口;所述再生器设残渣油出口,通过残渣油管道和泵连接残渣槽。

一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统

技术领域

[0001] 本发明涉及炼焦化工产品回收技术领域,尤其涉及一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统。

背景技术

[0002] 为减少废水排放,近期焦化行业出现了无蒸汽法粗苯蒸馏工艺(蒸汽不直接参与蒸馏过程),此工艺是使用管式炉加热富油和循环热贫油,为脱苯塔提供热量的工艺,该工艺过程中粗苯分离水量很少,大大减少了废水的排放。但是,管式炉产生大量的废气却造成了一定的废气排放;同时使用焦炉煤气加热的管式炉废气很难满足炼焦化学工业污染物排放标准,必须有配套的废气处理装置,投资费用较高;使用高炉煤气加热的管式炉虽然可降低废气中SO₂含量,但设备较大,产生废气量多,环保效果差。同时,使用管式炉加热富油和洗油,会导致富油和洗油的大量凝聚、结焦,产生大量的残渣油,导致洗油的浪费,运行费用高。

[0003] 综上所述,现阶段的无蒸汽法粗苯蒸馏工艺在运行成本、环保等方面存在缺陷,急待解决。

[0004] 目前的焦化行业熄焦工艺多采用干熄焦工艺,该工艺过程产生了大量的高压过热蒸汽,此蒸汽常用于发电或在煤气净化工艺中使用。本发明是使用干熄焦产生的高温过热蒸汽加热富油和洗油的负压粗苯蒸馏系统。

发明内容

[0005] 本发明提供了一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统,与现有的粗苯蒸馏系统相比,具有运行成本低、环保效果好等显著优点。

[0006] 为了达到上述目的,本发明采用以下技术方案实现:

[0007] 一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统,包括脱苯塔、再生器、再沸器、粗苯或轻苯冷凝冷却器、粗苯或轻苯回流槽、苯汽冷却器、脱苯真空泵或喷射器、洗油冷凝冷却器、油气分离器、油气冷却器及再生真空泵或喷射器;所述再生器设于脱苯塔的下方,脱苯塔底部设热贫油出口和热贫油入口;热贫油出口通过贫油管道依次连接热贫油泵、贫富油换热器、贫油一段冷却器和贫油二段冷却器,热贫油泵下游的贫油管道上设热贫油再生管连接再生器热贫油入口;脱苯塔的上部为精馏段,采用塔盘结构,脱苯塔的下部为提留段,采用填料结构;精馏段底部的脱苯塔上设富油入口,贫富油换热器的富油出口通过富油管道经富油加热器连接脱苯塔的富油入口;富油加热器的过热蒸汽入口与再生器上的过热蒸汽入口分别连接过热蒸汽管道;过热蒸汽管道还与再沸器连接,再沸器另外通过再生洗油管道连接脱苯塔底部的再生洗油出口及再生洗油入口;脱苯塔顶的蒸汽出口通过蒸汽管道依次连接粗苯或轻苯冷凝冷却器、粗苯或轻苯回流槽,粗苯或轻苯回流槽的回流液出口通过回流液管道连接脱苯塔顶的回流液入口;粗苯或轻苯回流槽的气体出口通过气体管道依次连接苯汽冷却器及脱苯真空泵或喷射器;再生器顶的油气出口通过油气管道依次连接洗油冷凝冷却器和油

汽分离器,油汽分离器设洗油出口和不凝性气体出口,不凝性气体出口通过不凝性气体管道依次连接油气冷却器和再生真空泵或喷射器。

[0008] 所述脱苯塔的上部一侧设萘油采出口。

[0009] 粗苯或轻苯泵下游的回流液管道上设产品粗苯或轻苯出口。

[0010] 所述再生器设残渣油出口,通过残渣油管道和泵连接残渣槽。

[0011] 与现有技术相比,本发明的有益效果是:

[0012] 1) 运行成本低:与现有无蒸汽负压粗苯蒸馏系统相比,本发明使用蒸汽加热富油和洗油,操作温度低,有效遏制了洗油的结渣,降低了残渣油生产量和洗油的更新量,降低了运行成本;

[0013] 2) 环保效果好:与现有粗苯蒸馏系统相比,本发明不设置管式炉,不会产生管式炉废气,减少废气排放量;同时,本发明粗苯分离水产生量很少,大大降低了废水排量;

[0014] 3) 脱苯塔、再生器顶分离出来的苯汽、油气等送至煤气系统,保证了系统的环保性及苯类物质的有效回收。

附图说明

[0015] 图1是本发明所述一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统的结构示意图。

[0016] 图中:1.脱苯塔2.再生器3.再沸器4.粗苯或轻苯冷凝冷却器5.粗苯或轻苯回流槽6.苯汽冷却器7.脱苯真空泵或喷射器8.洗油冷凝冷却器9.油汽分离器10.油气冷却器11.再生真空泵或喷射器12.粗苯或轻苯泵13.热贫油泵14.贫富油换热器15.贫油一段冷却器16.贫油二段冷却器17.富油加热器

具体实施方式

[0017] 下面结合附图对本发明的具体实施方式作进一步说明:

[0018] 如图1所示,本发明所述一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统,包括脱苯塔1、再生器2、再沸器3、粗苯或轻苯冷凝冷却器4、粗苯或轻苯回流槽5、苯汽冷却器6、脱苯真空泵或喷射器7、洗油冷凝冷却器8、油汽分离器9、油气冷却器10及再生真空泵或喷射器11;所述再生器2设于脱苯塔1的下方,脱苯塔1底部设热贫油出口和热贫油入口;热贫油出口通过贫油管道依次连接热贫油泵13、贫富油换热器14、贫油一段冷却器15和贫油二段冷却器16,热贫油泵13下游的贫油管道上设热贫油再生管连接再生器的热贫油入口;脱苯塔1的上部为精馏段,采用塔盘结构,脱苯塔1的下部为提留段,采用填料结构;精馏段底部的脱苯塔1上设富油入口,贫富油换热器14的富油出口通过富油管道经富油加热器17连接脱苯塔1的富油入口;富油加热器17的过热蒸汽入口与再生器2上的过热蒸汽入口分别连接过热蒸汽管道;过热蒸汽管道还与再沸器3连接,再沸器3另外通过再生洗油管道连接脱苯塔1底部的再生洗油出口及再生洗油入口;脱苯塔顶的蒸汽出口通过蒸汽管道依次连接粗苯或轻苯冷凝冷却器4、粗苯或轻苯回流槽5,粗苯或轻苯回流槽5的回流液出口通过回流液管道连接脱苯塔顶的回流液入口;粗苯或轻苯回流槽5的气体出口通过油气管道依次连接苯汽冷却器6及脱苯真空泵或喷射器7;再生器2顶的油气出口通过油气管道依次连接洗油冷凝冷却器8和油汽分离器9,油汽分离器9设洗油出口和不凝性气体出口,不凝性气体出口通过不凝性气体管道依次连接油气冷却器10和再生真空泵或喷射器11。

[0019] 所述脱苯塔1的上部一侧设萘油采出口。

[0020] 粗苯或轻苯泵12下游的回流液管道上设产品粗苯或轻苯出口。

[0021] 所述再生器2设残渣油出口,通过残渣油管道和泵连接残渣槽。

[0022] 应用本发明所述一种再沸器法负压粗苯蒸馏系统的粗苯蒸馏工艺过程如下:

[0023] 1)从洗苯塔吸收煤气中苯类物质后的洗油送入贫富油换热器14,与脱苯塔底由热贫油泵13引出的210~245℃热贫油换热后进入富油加热器17,加热到190~220℃后进入脱苯塔1;换热后的贫油再经贫油一段冷却器15和贫油二段冷却器16冷却后送往终冷工段用于洗苯;

[0024] 2)脱苯塔1中,在-40~-70KPa的真空度下进行汽提、蒸馏,从脱苯塔底采出一部分循环洗油送往再沸器3,使用干熄焦系统来的300~550℃高压过热蒸汽加热后,再返回脱苯塔1,作为粗苯蒸馏的热源和汽提组分;

[0025] 3)脱苯塔1塔顶逸出的55~70℃粗苯蒸汽或轻苯蒸汽,经粗苯或轻苯冷凝冷却器4后进入粗苯或轻苯回流槽5进行分离,分离后的不凝性气体经苯汽冷却器6进一步冷却后,用脱苯真空泵或喷射器7送入煤气系统;分离后的液体在粗苯或轻苯回流槽5内进行油水分离,用粗苯或轻苯泵12将一部分分离出的粗苯或轻苯送至脱苯塔1塔顶作为回流,其余作为产品外送;

[0026] 4)在脱苯塔侧线引出萘油馏份,以降低贫油含萘量;引出的萘油馏份进入残渣槽,定期用泵外送;

[0027] 5)为保持循环洗油质量,引出1%~1.5%的循环洗油送入再生器2内,在200~230℃、-75~-95KPa的真空度下进行蒸馏再生,再生热源是来自干熄焦系统的高温过热蒸汽;

[0028] 6)脱苯塔底的再生残渣排入残渣槽,定期用泵外送;脱苯塔底的不凝性气体经洗油冷凝冷却器8、油气分离器9和油气冷却器10冷却后,用再生真空泵或喷射器11送至煤气系统;

[0029] 系统运行期间,脱苯塔1及再生器2的操作压力低于大气压,即处于负压状态。

[0030] 以上所述,仅为本发明较佳的具体实施方式,但本发明的保护范围并不局限于此,任何熟悉本技术领域的技术人员在本发明揭露的技术范围内,根据本发明的技术方案及其发明构思加以等同替换或改变,都应涵盖在本发明的保护范围之内。

