



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104593057 B

(45)授权公告日 2016.10.05

(21)申请号 201510041393.5

审查员 孟令柱

(22)申请日 2015.01.27

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 104593057 A

(43)申请公布日 2015.05.06

(73)专利权人 华南理工大学

地址 510640 广东省广州市天河区五山路
381号

(72)发明人 李国庆 李若溪

(74)专利代理机构 广州粤高专利商标代理有限
公司 44102

代理人 何淑珍

(51)Int.Cl.

C10G 55/04(2006.01)

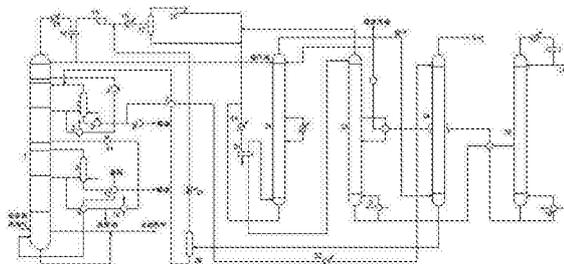
权利要求书1页 说明书5页 附图2页

(54)发明名称

一种低能耗的延迟焦化装置

(57)摘要

本发明公开了一种低能耗的延迟焦化装置,包括通过管路连接的生焦部分、主分馏塔和吸收稳定系统,所述吸收稳定系统包括吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔,所述吸收稳定系统还包括富吸收油气液分离罐,所述富吸收油气液分离罐的输入口通过管路连接再吸收塔的底部,所述富吸收油气液分离罐顶部的气体出口依次连接流量调节阀及一级压缩机输出口,所述富吸收油气液分离罐底部油品出口将油品输送至贫富柴油换热器与贫柴油换热后输至主分馏塔上部。本发明不但可以减少主分馏塔的回流量,降低其塔顶冷却负荷和一级富气压缩功耗,还有助于减少侧线柴油和蜡油的汽提蒸汽消耗,增加柴油回流和蜡油回流的有效热输出,结构简单、节能和经济效益明显。



1. 一种低能耗的延迟焦化装置,包括通过管路连接的生焦部分、主分馏塔(1)和吸收稳定系统,所述吸收稳定系统包括吸收塔(21)、解吸塔(23)、再吸收塔(24)和稳定塔(25),所述主分馏塔顶分出的油气,通过管路在经主分馏塔顶冷却器(13)冷凝冷却后进入主分馏塔顶分液罐(14),被分离成富气、粗汽油和水,富气经一级压缩机(15)、压缩机级间冷却器(16)、分液罐(17)、二级压缩机(18)、第一冷却器(19)、凝缩油罐(20)分液后,与经泵提压后的粗汽油输送至吸收稳定系统的吸收塔(21),其特征在于:

所述吸收稳定系统还包括富吸收油气液分离罐(26),所述富吸收油气液分离罐(26)的输入口通过管路连接再吸收塔(24)的底部,所述富吸收油气液分离罐(26)顶部的气体出口通过管路依次连接流量调节阀(27)及一级压缩机(15)的输出口,所述富吸收油气液分离罐(26)底部的油品出口通过管路将油品输送至贫富柴油换热器(7)与贫柴油换热后输至主分馏塔(1)上部。

一种低能耗的延迟焦化装置

技术领域

[0001] 本发明涉及石油加工领域,特别涉及一种低能耗的延迟焦化装置,意在优化其富吸收油流程,降低主分馏塔顶冷却负荷和富气压缩机功耗,并提高主分馏塔的有效热输出。

背景技术

[0002] 延迟焦化是以减压渣油为原料,在高温下进行深度热裂化反应,以部分原料缩合成焦炭以提供内部氢源,从而生产轻质油品的过程。由于辅助加热炉炉管内蒸汽提速,使生焦过程延迟在焦炭塔内进行。装置主要由生焦部分、主分馏塔1和吸收稳定系统三部分组成;主要产品为干气、液态烃、稳定汽油、柴油、蜡油和焦炭。

[0003] 生焦部分包括加热炉和焦炭塔,由于不涉及本发明,不多叙。图1则是主分馏塔1和吸收稳定系统的原理图。图中,来自焦炭塔的高温油气与换热后的原料渣油在主分馏塔1脱过热段接触,完成热、质交换后,油气进精馏段,液相则进提馏段,经辐射进料泵送加热炉,升温到~550℃进焦炭塔。

[0004] 主分馏塔1生产柴油和蜡油。产品柴油从中部侧线抽出,经柴油汽提塔2汽提出汽油馏分后,再经柴油产品蒸汽发生器5发生0.5MPa饱和蒸汽(绝压,下同),然后分成两路,一路经柴油产品换热器6发生热水后热出料,另一路则经贫富柴油换热器7换热和第二冷却器22冷却后做再吸收塔24的吸收剂(又称为贫柴油)。产品蜡油则从下部侧线抽出,经蜡油汽提塔8分离出柴油馏分后,再经蜡油产品\原料一次换热器12加热原料一次,然后热出料。为了消化过剩热,主分馏塔1中部设置了柴油回流,其一次做下游解吸塔23的解吸塔底再沸器3的热源,二次经柴油回流蒸汽发生器4发0.5MPa饱和蒸汽;下部设置了蜡油回流,其一次通过蜡油回流\原料二次换热器9加热原料,在向焦炭塔输出少量洗涤油后,二次做下游稳定塔25的稳定塔底再沸器10的热源,三次则经蜡油回流蒸汽发生器11发生1.1MPa饱和蒸汽。而从主分馏塔1顶分出的油气,在经主分馏塔顶冷却器13冷凝冷却后进主分馏塔顶分液罐14,被分离成富气、粗汽油和水,富气经一级压缩机15、压缩机级间冷却器16、分液罐17、二级压缩机18、第一冷却器19、凝缩油罐20分液后,与经泵提压后的粗汽油输送至吸收稳定系统的吸收塔21。

[0005] 吸收稳定系统由吸收塔21、解吸塔23、再吸收塔24和稳定塔25之四塔组成,其功能是将来自主分馏塔1的富气和粗汽油分离成满足质量要求的干气、液化气和稳定汽油。其中,再吸收塔24(塔顶压力约1.3MPa)又以来自主分馏塔1的贫柴油为吸收剂,在吸收来自吸收塔21塔顶贫气中的大部分C₃、C₄烃类后,饱和的富柴油(又称富吸收油)自塔底自压进贫富柴油换热器7,经与贫柴油一次换热升温后,返回主分馏塔1(塔顶压力约0.2MPa)。

[0006] 可见,现有流程中,富含C₃、C₄循环烃类的饱和富吸收油返回主分馏塔1,不但会增加塔顶富气量,导致塔顶冷却负荷和富气压缩功耗增加,还会由于塔顶分离难度加大,导致塔内热量向上转移(以提高塔顶冷回流量),从而减少其中、下部的柴油和蜡油回流取热,降低柴油回流蒸汽发生器4、柴油产品蒸汽发生器5和蜡油回流蒸汽发生器11的蒸汽产量。正是基于这一考虑,本发明提出设置富吸收油气液分离罐(即闪蒸罐)26,让闪出的循环C₃、C₄

轻烃不进主分馏塔1重复分离,而直接进二级压缩,以此降低主分馏塔系统的分离难度,而基本不含C₃、C₄烃类的闪蒸釜液则继续走原流程,在与贫柴油换热后返主分馏塔1(见图2)。

发明内容

[0007] 本发明的目的在于克服现有富吸收油流程的缺点,即饱和富吸收油随带大量的循环C₃、C₄轻烃重返主分馏塔而导致重复精馏,提供一种低能耗的延迟焦化装置,该装置不对现有工艺和产品分布(包括产品质量和数量)构成影响,相比原流程,它不但可以减少主分馏塔的塔顶冷却负荷,提高其中、下部位的回流热输出,同时还可以明显降低各压缩机的功耗。

[0008] 本发明的目的通过下述技术方案实现:

[0009] 一种低能耗的延迟焦化装置,包括通过管路连接的生焦部分、主分馏塔和吸收稳定系统,所述吸收稳定系统包括吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔,所述主分馏塔顶分出的油气,通过管路在经主分馏塔顶冷却器冷凝冷却后进入主分馏塔顶分液罐,被分离成富气、粗汽油和水,富气经一级压缩机、压缩机级间冷却器、分液罐、二级压缩机、第一冷却器、凝缩油罐分液后,与经泵提压后的粗汽油输送至吸收稳定系统的吸收塔,所述吸收稳定系统还包括富吸收油气液分离罐,所述富吸收油气液分离罐的输入口通过管路连接再吸收塔的底部,所述富吸收油气液分离罐顶部的气体出口通过管路依次连接流量调节阀及一级压缩机的输出口,所述富吸收油气液分离罐底部的油品出口通过管路将油品输送至贫富柴油换热器与贫柴油换热后输至主分馏塔上部。

[0010] 本发明通过设置富吸收油气液分离罐,并将其操作压力控制稍高于一级压缩机的出口压力,所述富吸收油气液分离罐分离出的气体自压送入压缩机级间冷却器入口;

[0011] 而富吸收油气液分离罐分离出的油品继续走原流程,自压进贫富柴油换热器,经与贫柴油一次换热后返主分馏塔。

[0012] 本发明的基本原理是:通过设置富吸收油气液分离罐(即闪蒸罐),以大幅度减少进入主分馏塔的循环C₃、C₄的量,从而降低主分馏系统的分离难度,减少其冷回流量和能耗。

[0013] 本发明相对于现有技术具有如下优点及有益效果:

[0014] 1)设置富吸收油气液分离罐,将饱和富吸收油中随带的绝大部分循环C₃、C₄轻烃直接闪出送二级压缩机,不但减少了主分馏系统的加工量,降低了分离难度,还降低了一级压缩机的负荷;

[0015] 2)闪蒸后的富吸收油,由于不凝气成分大大减少,其与贫柴油的换热效果将明显改善,而有利于提高富吸收油的返塔温度,改善塔的热输出,并降低贫柴油的冷却负荷;

[0016] 3)富吸收油气液分离罐的操作压力可在较宽范围内调节,增强了新流程的操作弹性;

[0017] 4)有助于主分馏塔系统的热量从上部向其中、下部位转移,增加柴油和蜡油分离段的热量,从而减少侧线柴油和蜡油中的轻馏分随带,减少其汽提蒸汽消耗;

[0018] 5)本发明仅新增了一个小体积、低压力等级的富吸收油气液分离罐和一根连接罐顶和一级压缩机出口的小直径气体管线,投资少、便于布置,且不改变生焦和分离系统的流程,因此不对产品方案构成影响,是本质安全的调整。

附图说明

[0019] 图1为现有延迟焦化装置流程示意图。

[0020] 图2为本发明的延迟焦化装置流程示意图。

[0021] 图中编号含义如下：

[0022] 1-主分馏塔；2-柴油汽提塔；3-解吸塔底再沸器；4-柴油回流蒸汽发生器；5-柴油产品蒸汽发生器；6-柴油产品换热器；7-贫富柴油换热器；8-蜡油汽提塔；9-蜡油回流\原料二次换热器；10-稳定塔底再沸器；11-蜡油回流蒸汽发生器；12-蜡油产品\原料一次换热器；13-主分馏塔顶冷却器；14-主分馏塔顶分液罐；15-一级压缩机；16-压缩机级间冷却器；17-分液罐；18-二级压缩机；19-第一冷却器；20-凝缩油罐；21-吸收塔；22-第二冷却器；23-解吸塔；24-再吸收塔；25-稳定塔；26-富吸收油气液分离罐；27-流量调节阀。

具体实施方式

[0023] 下面结合实施例和附图对本发明作进一步详细描述，但发明的实施方式不限于此。

[0024] 如图2所示，一种低能耗的延迟焦化装置，包括通过管路连接的生焦部分、主分馏塔1和吸收稳定系统，所述吸收稳定系统包括吸收塔21、解吸塔23、再吸收塔24和稳定塔25，所述主分馏塔顶分出的油气，通过管路在经主分馏塔顶冷却器13冷凝冷却后进入主分馏塔顶分液罐14，被分离成富气、粗汽油和水，富气经一级压缩机15、压缩机级间冷却器16、分液罐17、二级压缩机18、第一冷却器19、凝缩油罐20分液后，与经泵提压后的粗汽油输送至吸收稳定系统的吸收塔21，所述吸收稳定系统还包括富吸收油气液分离罐26，所述富吸收油气液分离罐26的输入口通过管路连接再吸收塔24的底部，所述富吸收油气液分离罐26顶部的气体出口通过管路依次连接流量调节阀27及一级压缩机15的输出口，所述富吸收油气液分离罐26底部的油品出口通过管路将油品输送至贫富柴油换热器7与贫柴油换热后输至主分馏塔1上部。

[0025] 比较例见图1，以某 200×10^4 t/a延迟焦化装置为例（装置年开工8400小时，小时原料减压渣油处理量240t/h、循环比0.28）。图1中，来自再吸收塔24底的富吸收油（50.2℃、1.32MPa、64.8t/h）自压进贫富柴油换热器7，被加热到145℃与柴油汽提塔2塔顶气一起进主分馏塔1（塔顶压力0.18MPa），相应贫柴油被冷却到70.7℃进第二冷却器22。此时，主分馏塔1塔顶冷回流量55.3t/h，塔顶油气冷却负荷17460.4kw；一级压缩机15和二级压缩机18轴功分别为1296.2kw和1277.5kw（压缩机效率取70%）；柴油汽提塔2和蜡油汽提塔8之0.5MPa汽提蒸汽消耗分别为0.2t/h和1.5t/h；柴油馏分0.5MPa柴油回流蒸汽发生器4和柴油产品蒸汽发生器5的有效热负荷分别为4404kw和4192.3kw（0.5MPa蒸汽饱和温度151.9℃），蜡油馏分1.1MPa蜡油回流蒸汽发生器11的有效热负荷为1019.9kw（1.1MPa蒸汽饱和温度184.2℃）；解吸塔23底的解吸塔底再沸器3和稳定塔25塔底的稳定塔底再沸器10的有效热负荷分别为3329.7kw和4347.4kw。

[0026] 本发明的实施例相较于比较例实施了如下改进：

[0027] 1)增设了富吸收油气液分离罐26，接受来自再吸收塔24底的饱和富吸收油；

[0028] 2)设置了连接富吸收油气液分离罐26顶和压缩机级间冷却器16入口的管线及流

量调节阀27;

[0029] 其他流程、设备及产品分布和控制参数与比较例一致。但其中,为了与比较例有完整可比性,假设改进前后贫富柴油换热器7的温度不变(均70.7℃)。

[0030] 图2中,来自再吸收塔24底的富吸收油(50.3℃、1.32MPa、64.8t/h)自压进新增的定压为0.5MPa的富吸收油汽液分离罐26,闪蒸出0.65t/h富含C₃、C₄的气体通过新增的连通线送压至压缩机级间冷却器16入口(压力约0.43MPa),剩余的64.15t/h液体则继续走原流程进贫富柴油换热器7,被加热到145℃与柴油汽提塔2塔顶气一起进主分馏塔1(塔顶压力0.18MPa),相应贫柴油被冷却到70.7℃进第二冷却器22。此时,主分馏塔1塔顶冷回流量45.3t/h,塔顶油气冷却负荷15659kw;第一压缩机15、第二压缩机18轴功分别为1263kw和1278kw(压缩机效率取70%);柴油汽提塔2和蜡油汽提塔8之0.5MPa汽提蒸汽消耗分别为0.1t/h和1.2t/h;柴油馏分0.5MPa柴油回流蒸汽发生器4和柴油产品蒸汽发生器5的有效热负荷分别为4728.9kw和4378.5kw,蜡油馏分1.1MPa蜡油回流蒸汽发生器11的有效热负荷为1787.2kw;解吸塔23底的解吸塔底再沸器3和稳定塔25塔底的稳定塔底再沸器10的有效热负荷分别为3288.4kw和4331.1kw。

[0031] 表1列出了比较例和实施例主要能耗及蒸汽产、耗情况。

[0032] 表1 比较例和实施例主要能耗及蒸汽产、耗情况:

No.	项目	比较例	实施例	变化值	
1	主分馏塔冷回流量A/h	55.3	45.3	-10	
2	塔顶冷却负荷/kw	17460.4	15659	-1801.4	
3	一级压缩机功耗/kw	1296.2	1263	-33.2	-32.7
	二级压缩机功耗/kw	1277.5	1278	0.5	
4	柴油汽提塔汽提蒸汽量A/h	0.2	0.1	-0.1	-0.4
	蜡油汽提塔汽提蒸汽量A/h	1.5	1.2	-0.3	
5	柴油回流蒸汽发生器有效热负荷/kw	4404	4728.9	324.9	1278.4
	柴油产品蒸汽发生器有效热负荷/kw	4192.3	4378.5	186.2	
	蜡油回流蒸汽发生器有效热负荷/kw	1019.9	1787.2	767.3	
6	解吸塔底再沸器有效热负荷/kw	3329.7	3288.4	-41.3	-57.6
	稳定塔底再沸器有效热负荷/kw	4347.4	4331.1	-16.3	

[0034] 从表1可以看出,由于减少了循环C₃、C₄的重复精馏,相较于比较例,实施例之主分馏塔1塔顶冷回流量减少了10t/h、降幅18.1%,导致:

[0035] 1)主分馏塔1塔顶冷却负荷下降1801.4kw、降幅10.3%,折减少8℃温差当量循环水消耗约193t/h;

[0036] 2)各压缩机总功耗减少32.7kw、降幅1.3%;

[0037] 3)0.5MPa汽提蒸汽总消耗减少0.4t/h、降幅23.5%;

[0038] 4)柴油和蜡油总产汽负荷增加1278.4kw、增幅13.3%,多产0.5MPa饱和蒸汽约

0.68t/h、1.1MPa饱和蒸汽约0.89t/h；

[0039] 5)解吸塔23和稳定塔25总塔底再沸负荷下降57.6kw,降幅0.8%。

[0040] 合计1~4项,实施例较比较例之延迟焦化装置总加工能耗下降约0.67kg标油/t原料,降幅约2.7%。按电价0.6元/kwh、平均低压蒸汽单价200元/t、循环水单价0.2元/t、装置年运行8400小时计算,可实现年节能效益约380万元。

[0041] 实施例中未提及的地方均为现有技术,不再赘述。

[0042] 上述实施例为本发明较佳的实施方式,但本发明的实施方式并不受上述实施例限制(如四塔流程的催化裂化、加氢裂化等吸收稳定系统均能适用),其他的任何未背离本发明的精神实质与原理下所作的改变、修饰、替代、组合、简化,均应为等效的置换方式,都包含在本发明的保护范围之内。

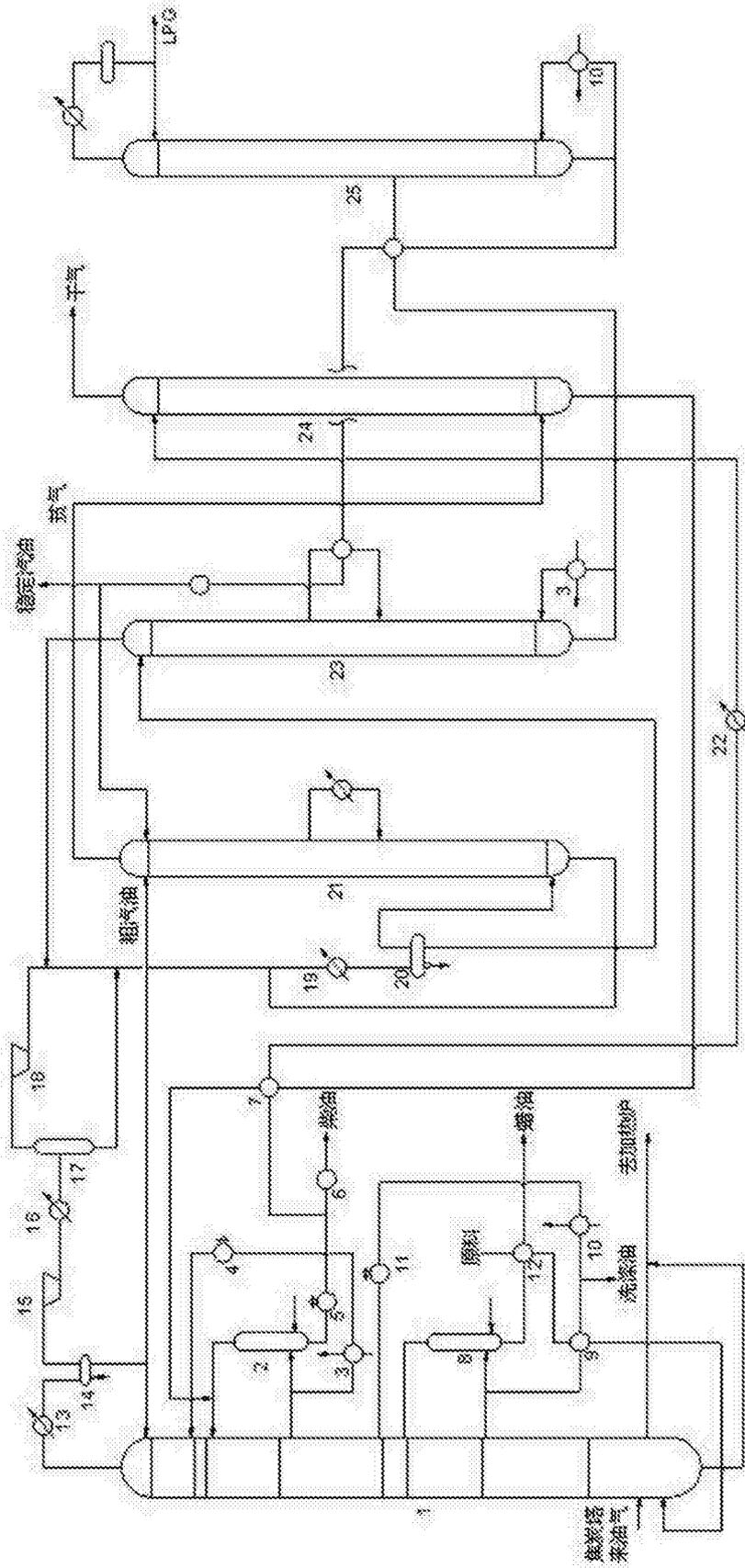


图1

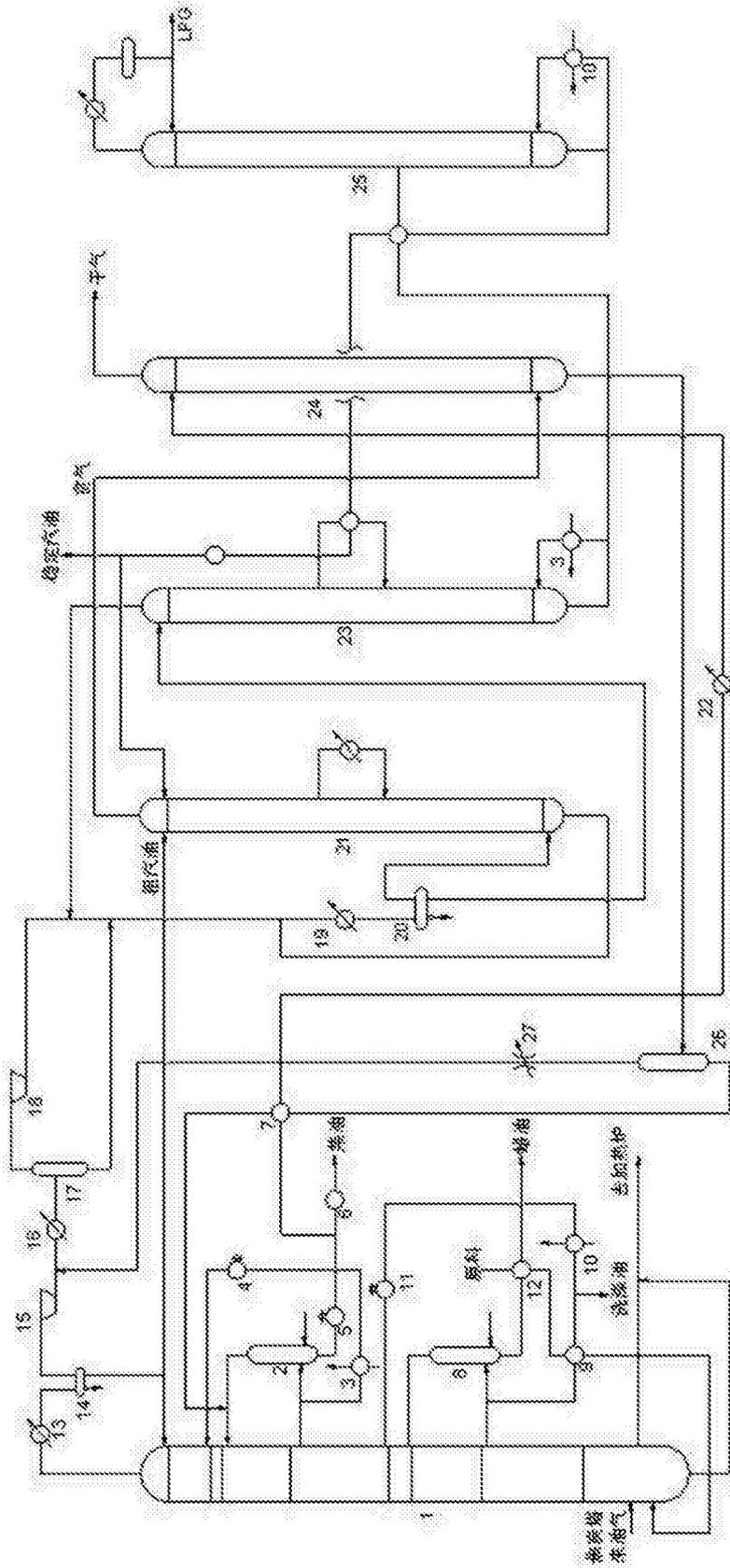


图2