



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 105733663 B

(45)授权公告日 2017.12.22

(21)申请号 201410732123.4

C10G 5/04(2006.01)

(22)申请日 2014.12.06

C10G 5/06(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 105733663 A

(43)申请公布日 2016.07.06

(73)专利权人 中国石油化工股份有限公司

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

专利权人 中国石油化工股份有限公司抚顺
石油化工研究院

(72)发明人 薄德臣 彭德强 张英 齐慧敏

陈建兵 高景山

(51)Int.Cl.

C10G 53/02(2006.01)

C10G 70/00(2006.01)

C10G 70/04(2006.01)

(56)对比文件

CN 105733676 A,2016.07.06,

EP 0023745 B1,1985.05.08,

CN 103239970 A,2013.08.14,

CN 101602959 A,2009.12.16,

DE 10333546 A1,2005.02.17,

US 8221528 B2,2012.07.17,

曹仲文等.“旋流器用于气体吸收的试验研究”.《环境工程学报》.2007,第1卷(第2期),第102-104页.

赵旭等.“离子液体在气体分离中的应用”.《化学进展》.2011,第23卷(第11期),第2258-2268页.

审查员 徐国锋

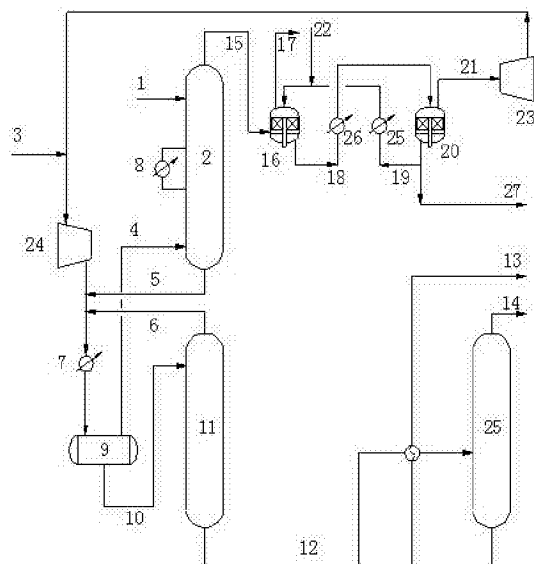
权利要求书2页 说明书5页 附图2页

(54)发明名称

一种吸收稳定工艺与系统

(57)摘要

本发明涉及一种吸收稳定工艺及系统,所述工艺为来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经冷凝后进入汽液分离罐;分离得到的液相进入解吸塔,解吸塔塔底物料进入稳定塔,分离后得到液化气和稳定汽油;分离得到的气相进入吸收塔,与一级吸收剂逆流接触反应,从吸收塔顶排出的贫气与二级吸收剂在二级吸收反应器内反应,反应得到的气相为干气,液相富吸收油进入解吸反应器实现二级吸收剂的再生,再生后的二级吸收剂部分外排或返回二级吸收反应器,解吸反应器排出的气相经真空泵返回富气压缩机。本发明取消了原吸收稳定系统的补充稳定汽油吸收剂这一内循环,使得系统的能耗大幅降低。



1. 一种节能型吸收稳定工艺,所述工艺包括以下内容:来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经冷凝冷却后进入汽液分离罐;经汽液分离罐分离后,分离得到的液相从解吸塔的上部进入解吸塔,解吸塔塔顶排出的解吸气经冷却后返回汽液分离罐,解吸塔塔底物料进入稳定塔,分离后得到液化气和稳定汽油;汽液分离罐分离得到的气相进入吸收塔的下部,与从吸收塔上部进入的一级吸收剂逆流接触反应,反应后的富吸收液经冷却后进入气液分离罐,从吸收塔顶排出的贫气与二级吸收剂在二级吸收反应器内接触反应,反应得到的气相为干气,液相富吸收油经加热后进入解吸反应器实现二级吸收剂的再生,再生后的二级吸收剂部分外排,部分经冷却后返回二级吸收反应器,解吸反应器排出的气相经真空泵返回富气压缩机入口;所述二级吸收反应器用的二级吸收剂为复合溶剂,所述复合溶剂为离子液体和助剂的混合物,其中助剂为醋酸钠、丙酸钠、醋酸钾中的一种或几种,所述离子液体的阳离子为咪唑阳离子或烷基咪唑阳离子,阴离子为四氟硼酸根阴离子、六氟磷酸根阴离子、氯离子或溴离子。

2. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经一级冷凝冷却后,物料温度为25~50℃。

3. 按照权利要求2所述的工艺,其特征在于:来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经一级冷凝冷却后,物料温度为35~40℃。

4. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述汽液分离罐温度为20~50℃,操作压力为1~2 Mpa。

5. 按照权利要求4所述的工艺,其特征在于:所述汽液分离罐温度为35~40℃,操作压力为1.2~1.5 Mpa。

6. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述吸收塔塔顶温度为40~45℃,吸收塔中段设置1~3个中间冷却器,使吸收塔的温度保持在30~50℃之间。

7. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述吸收塔用的一级吸收剂为粗汽油。

8. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述助剂的浓度为1wt%~10wt%。

9. 按照权利要求8所述的工艺,其特征在于:所述助剂的浓度为1wt%~5wt%。

10. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述复合溶剂中的离子液体的阳离子为1-丁基-3-甲基咪唑阳离子或1-戊基-3-甲基咪唑阳离子。

11. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述复合溶剂中的离子液体为1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐和/或1-丁基-3-甲基咪唑六氟硼酸盐。

12. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述二级吸收反应器为旋流器、超重力旋转床反应器或者吸收塔。

13. 按照权利要求12所述的工艺,其特征在于:所述二级吸收反应器为超重力旋转床反应器。

14. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述二级吸收反应器的操作条件为温度为30~50℃,液气比为5~40,操作压力为1.0~1.5Mpa。

15. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述解吸反应器为旋流器、超重力旋转床反应器或者闪蒸罐。

16. 按照权利要求15所述的工艺,其特征在于:所述解吸反应器为超重力旋转床反应器。

17. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述富吸收油加热后温度为50~100℃。

18. 按照权利要求17所述的工艺,其特征在于:所述富吸收油加热后温度为60~70℃。

19. 按照权利要求1所述的工艺,其特征在于:所述解吸反应器为真空操作,操作压力为5~50 Kpa。

20. 按照权利要求19所述的工艺,其特征在于:所述解吸反应器为真空操作,操作压力为15~20 Kpa。

21. 采用权利要求1至20中任一权利要求所述的吸收稳定工艺的节能型吸收稳定系统,所述系统包括富气压缩机、气液分离罐、吸收塔、解吸塔、稳定塔、二级吸收反应器、解吸反应器、真空泵;富气压缩机出口、吸收塔塔底液相出口、解吸塔塔顶出口分别经冷凝器与气液分离罐连接,气液分离罐液相出口经管线与解吸塔连接,解吸塔液相出口与稳定塔连接;气液分离罐气相出口与吸收塔下部连接,吸收塔塔顶出口经管线与二级吸收反应器连接,二级吸收反应器液相出口经换热器与解吸反应器连接,解吸反应器液相出口经冷却器与二级吸收反应器的二级吸收剂入口连接,解吸反应器气相出口经真空泵与富气压缩机入口连接。

22. 按照权利要求21所述的系统,其特征在于:所述二级吸收反应器为旋流器、超重力旋转床反应器或者吸收塔。

23. 按照权利要求22所述的系统,其特征在于:所述二级吸收反应器为超重力旋转床反应器。

24. 按照权利要求21所述的系统,其特征在于:所述解吸反应器为旋流器、超重力旋转床反应器或者闪蒸罐。

25. 按照权利要求24所述的系统,其特征在于:所述解吸反应器为超重力旋转床反应器。

26. 按照权利要求21所述的系统,其特征在于:吸收塔中段设有1~3个中间冷却器。

一种吸收稳定工艺与系统

技术领域

[0001] 本发明涉及石油炼制工业,特别是催化裂化、延迟焦化等装置吸收稳定工艺与系统。

背景技术

[0002] 吸收稳定系统是石油炼制工业中催化裂化装置和延迟焦化装置的后处理过程,其目的是利用吸收和精馏原理将分馏塔塔顶油气分离罐中的富气和粗汽油分割成干气(C₂以下)、液化气(C₃、C₄)和蒸汽压合格的稳定汽油。吸收稳定系统的装置和工艺流程优化对催化裂化和延迟焦化装置的节能增效起着十分重要的作用。

[0003] 目前普遍采用的吸收稳定系统流程中共有四个塔,即:吸收塔、解吸塔、再吸收塔和稳定塔,其典型工艺流程如附图1所示:吸收塔底的饱和吸收油6与来自富气压缩机出口的压缩富气5以及解吸塔顶出来的解吸气7混合并将冷却器19冷却后进入气液分离罐9,分离得到的液相经泵加压后进入解吸塔3,解吸塔塔底脱乙烷汽油先与稳定汽油经换热器20换热后再进入稳定塔4的中部,经稳定塔分离出稳定汽油和液化气10;稳定塔塔底得到的稳定汽油经过换热器20、21换热后部分作为产品12出装置,部分作为补充吸收剂11(稳定汽油)进入吸收塔1的上部,粗汽油14作为吸收剂进入吸收塔1的第四块板,吸收塔设有2个中段水冷器17、18,以取走吸收过程放出的热量,与来自气液分离罐的气相8进行逆流接触反应,吸收塔顶部引出的贫气直接进入再吸收塔2的下部,与从分馏塔来的柴油15在再吸收塔发生反应,进一步吸收贫气中夹带的重组分,富吸收油16返回主分馏塔。干气13从再吸收塔顶排出并入瓦斯管网。

[0004] 近年来随着低碳化工的快速发展和民用液化气需求量逐渐扩大,提高干气和液化气的分离精度,提高液化气产量,已经成为炼厂提升经济效益的一个重要手段,另外随着节能减排压力的日益增加,如何降低生产能耗也成为关注的焦点。目前炼厂吸收稳定系统普遍存在的共性问题主要表现为:①干气不干,干气中夹带大量的液化气,液化气含量在3%(v)以上,导致大量高附加值的液化气被当作燃料直接燃烧而造成资源的巨大浪费;②吸收塔吸收效果不理想,为了降低干气中的液化气浓度,又必须靠加大补充吸收剂(稳定汽油)循环量来提高吸收效果,补充吸收剂循环量的增加不仅导致解吸塔和稳定塔能耗的增加,还造成了系统实际处理能力的下降。

[0005] 虽然近年来公开了不少关于吸收稳定系统的专利,例如专利200910068555.9, 200910069667.6, 201110000183.3及200410083887.1等,但这些专利提出的工艺方案与传统工艺没有本质区别,都需要保留补充稳定汽油内循环来保证干气中的液化气含量,这些方案的工艺特点决定了保证干气干度和降低系统能耗这对矛盾无法同时解决。

发明内容

[0006] 本发明的目的在于克服现有工艺存在的不足,提供了一种吸收稳定新工艺及系统,在使干气中液化气浓度大幅降低的同时,大幅降低系统能耗。

[0007] 现有的吸收稳定工艺及系统都设置有补充稳定汽油内循环,为了保证干气的干度,还需要利用柴油补充吸收,柴油富吸收油再返回分馏塔中部,利用分馏塔的热量实现柴油与轻烃的分离。由于受分馏塔热平衡的限制,柴油吸收剂的量又不能太大,所以无法通过加大柴油吸收剂量以取消稳定汽油内循环。另外由于柴油属于易发泡体系,再吸收塔经常因柴油吸收剂发泡而发生突发性的液泛冲塔问题,威胁着装置长周期安全运行。

[0008] 本发明提供一种新型吸收稳定工艺,所述工艺包括以下内容:来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经冷凝冷却后进入汽液分离罐;经汽液分离罐分离后,分离得到的液相从解吸塔的上部进入解吸塔,解吸塔塔顶排出的解吸气经冷却后返回汽液分离罐,解吸塔塔底物料进入稳定塔,分离后得到液化气和稳定汽油;汽液分离罐分离得到的气相进入吸收塔的下部,与从吸收塔上部进入的一级吸收剂逆流接触反应,反应后的富吸收液经冷却后进入气液分离罐,从吸收塔顶排出的贫气与二级吸收剂在二级吸收反应器内接触反应,反应得到的气相为干气,液相富吸收油经加热后进入解吸反应器实现二级吸收剂的再生,再生后的二级吸收剂部分外排,部分经冷却后返回二级吸收反应器,解吸反应器排出的气相经真空泵返回富气压缩机入口。

[0009] 本发明吸收稳定工艺中,来自富气压缩机的压缩富气、解吸塔塔顶的解吸气和吸收塔塔底的富吸收液混合并经一级冷凝冷却后,物料温度为25~50℃,优选为35~40℃。

[0010] 本发明吸收稳定工艺中,所述汽液分离罐温度为20~50℃,优选为30~40℃,操作压力为1~2 Mpa,优选为1.2~1.5 Mpa。

[0011] 本发明吸收稳定工艺中,所述吸收塔塔顶温度为40~45℃,吸收塔中段设置1~3个中间冷却器,使吸收塔的温度保持在30~50℃之间。

[0012] 本发明吸收稳定工艺中,所述吸收塔用的一级吸收剂为粗汽油,如可以用来自于分馏塔的塔顶的粗汽油。

[0013] 本发明吸收稳定工艺中,所述二级吸收反应器用的二级吸收剂为复合溶剂,所述复合溶剂为离子液体和助剂的混合物,其中助剂为醋酸钠、丙酸钠、醋酸钾等中的一种或几种,所述助剂的浓度为1wt%~10wt%,优选为1wt%~5wt%。

[0014] 本发明吸收稳定工艺中,所述复合溶剂中的离子液体的阳离子为咪唑阳离子或烷基咪唑阳离子,如1-丁基-3-甲基咪唑阳离子或1-戊基-3-甲基咪唑阳离子,阴离子为四氟硼酸根阴离子、六氟磷酸根阴离子、氯离子或溴离子等;具体可以为1-丁基-3-甲基咪唑四氟硼酸盐和/或1-丁基-3-甲基咪唑六氟硼酸盐。

[0015] 本发明吸收稳定工艺中,所述二级吸收反应器可以为旋流器、超重力旋转床或者吸收塔,优选为超重力旋转床反应器。所述二级吸收反应器的操作条件为温度为30~50℃,液气比(吸收剂与贫气质量比)为5~40,操作压力为1.0~1.3 Mpa。

[0016] 本发明吸收稳定工艺中,所述解吸反应器可以为旋流器、超重力旋转床或者闪蒸罐,优选为超重力旋转床反应器。所述富吸收油加热后温度为50~100℃,优选为60~70℃,解吸反应器为真空操作,操作压力为5~50Kpa,优选为15~20 Kpa。

[0017] 本发明吸收稳定工艺中,所述的再生后的二级吸收剂冷却后温度为30~50℃。

[0018] 本发明吸收稳定工艺中,所述稳定塔的稳定汽油可以与稳定塔的进料换热后作为产品排出。

[0019] 本发明还提供一种节能型吸收稳定系统,所述系统包括富气压缩机、气液分离罐、

吸收塔、解吸塔、稳定塔、二级吸收反应器、解吸反应器、真空泵；富气压缩机出口、吸收塔塔底液相出口、解吸塔塔顶出口分别经冷凝器与气液分离罐连接，气液分离罐液相出口经管线与解吸塔连接，解吸塔液相出口与稳定塔连接；气液分离罐气相出口与吸收塔下部连接，吸收塔塔顶出口经管线与二级吸收反应器连接，二级吸收反应器液相出口经换热器与解吸反应器连接，解吸反应器液相出口经冷却器与二级吸收反应器的二级吸收剂入口连接，解吸反应器气相出口经真空泵与富气压缩机入口连接。

[0020] 本发明吸收稳定系统中，所述二级吸收反应器可以为旋流器、超重力旋转床或者吸收塔，优选为超重力旋转床反应器。

[0021] 本发明吸收稳定系统中，所述解吸反应器可以为旋流器、超重力旋转床或者闪蒸罐，优选为超重力旋转床反应器。

[0022] 本发明吸收稳定系统中，吸收塔中段设有1~3个中间冷却器。

[0023] 本发明吸收稳定系统中，所述的超重力旋转床吸收、解吸设备，可以使用现有技术中各种类型超重力旋转床，可以根据装置的规模和操作条件确定超重力旋转床的规模和形式，具体可以包括并流式、逆流式和错流式，而优先选用逆流式超重力旋转床。

[0024] 本发明采用咪唑类离子液体与助剂的混合物作为吸收剂，其中咪唑类离子液体对 C_3^+ 组分具有良好的吸收效果，并且对 C_1 和 C_2 吸收效果较差，因此具有良好的选择性；通过加入助剂与离子液体复配使用，大大提高了有机基团的浓度，大幅提高了溶剂对 C_3 、 C_4 组分的吸收效果；助剂的加入大大提高了吸收剂粘度，改善了吸收剂在填料层的分布形态，增加了停留时间，因此增强了吸收效果，同时显著加速了 C_3^+ 组分在溶剂中的解吸速率与解吸深度，大大简化了吸收剂再生系统，提高了再生吸收剂的质量；离子液体与助剂的复配大大降低了降低了吸收剂在系统中的循环量；助剂的加入并进一步降低了离子液体的挥发性，减少价格昂贵的离子液体的损失，降低了运行费用。另外咪唑类离子液体与助剂组成的复合溶剂具有熔点低、饱和蒸汽压低的优点，这使得吸收剂再生过程变得非常容易，因此再生能耗大幅降低。

[0025] 本发明采用超重力旋转床作为吸收稳定系统的吸收设备，超重力吸收设备利用转子旋转产生的超重力作用，将液体拉伸或撕裂，产生巨大的相接触面积，极大地提高了传质速率系数，相比于传统的填料或塔盘，传质系数可以提高1~3个数量级，使得吸收过程理论级大大提高，大大提高了吸收剂对液化气的吸收效果。本发明充分利用超重旋转床脱挥功能强的特点，将其用于富吸收油的解吸过程，大大提高了解吸效率和解吸深度，提高了再生吸收剂的质量，并使能耗大幅降低。

[0026] 本发明通过采用高效传质设备，建立了专有再吸收循环系统，取消了原吸收稳定系统的补充稳定汽油吸收剂这一内循环，使得系统的能耗大幅降低，并且使得气产品中液化气夹带率降低到1% (v) 以下，大大提高了装置的经济效益，另外对于老装置而言，还可以大幅提高装置处理能力。

附图说明

[0027] 图1为常规吸收稳定系统工艺流程图。

[0028] 图2为本发明吸收稳定系统工艺流程图。

具体实施方式

[0029] 本发明提供一种节能型吸收稳定系统,结合图2,所述系统包括富气压缩机24、气液分离罐9、吸收塔2、解吸塔11、稳定塔25、二级吸收反应器16、解吸反应器20、真空泵23;富气压缩机24出口、吸收塔2塔底液相出口、解吸塔11塔顶出口分别经冷凝器7与气液分离罐9连接,气液分离罐9液相出口经管线与解吸塔11连接,解吸塔11液相出口与稳定塔25连接;气液分离罐9气相出口与吸收塔2下部连接,吸收塔2塔顶出口经管线与二级吸收反应器16连接,二级吸收反应器16液相出口经换热器26与解吸反应器20连接,解吸反应器20液相出口经冷却器25与二级吸收反应器16的二级吸收剂入口连接,解吸反应器气相出口经真空泵与富气压缩机23入口连接。

[0030] 结合图2,对本发明吸收稳定工艺流程进一步说明,来自分馏塔的富气3经富气压缩机24增压后、与解吸塔11塔顶的解吸气6和吸收塔2塔底的富吸收液5混合并经冷却器7一级冷凝冷却后进入汽液分离罐9;经汽液分离罐分离后,分离得到的液相10从解吸塔的上部进入解吸塔11,解吸塔11塔顶排出的解吸气6经冷却后返回汽液分离罐9,解吸塔11塔底物料12进入稳定塔25,分离后得到液化气14和稳定汽油13;汽液分离罐9分离得到的气相4进入吸收塔2的下部,与从吸收塔2上部进入的一级吸收剂粗汽油1逆流接触反应,所述吸收塔中段设置一级中间冷凝器8,反应后的富吸收液5经冷却器7冷却后进气液分离罐9,从吸收塔2顶排出的贫气15与二级吸收剂22在二级吸收反应器16内接触反应,反应得到的气相为干气17,液相富吸收油18经换热器26升温后进入解吸反应器20实现二级吸收剂的再生,再生后的二级吸收剂19经冷却器25冷却后循环回二级吸收反应器,解吸反应器排出的气相21经真空泵23返回富气压缩机入口。

[0031] 下面的实施例将对本发明提供的方法予以进一步说明,但本发明并不因此而受任何限制。

[0032] 实施例1

[0033] 以国内某50万吨/年催化裂化装置的吸收稳定系统为例,采用成熟的ASPEN PLUS流程模拟软件分别对本发明工艺和传统工艺进行模拟:

[0034] 采用本发明工艺关键工艺参数如下:压缩机出口压力1.4 MPa,汽液分离罐操作温度35 °C,解吸塔液相进料温度35 °C,吸收塔设置一个中间再沸器返塔温度35 °C,解吸塔塔底脱油乙烷含量0.1%w,稳定塔定回流比2.2, 1-丁基-3-甲基咪唑六氟硼酸盐内循环量20 t/h,解吸床真空度15 KPa,干气产量2.5 t/h,液化气产量14 t/h,稳定汽油产量28 t/h。

[0035] 所用二级吸收剂为1-丁基-3-甲基咪唑六氟硼酸盐与乙酸钠的混合物,其中乙酸钠为5(w)%;

[0036] 比较例1

[0037] 与实施例1相同,不同之处为所用二级吸收剂为1-丁基-3-甲基咪唑六氟硼酸盐,没有加入乙酸钠。

[0038] 比较例2

[0039] 采用图1所述的传统流程,压缩机出口压力1.4 MPa,汽液分离罐操作温度35 °C,解吸塔液相进料温度35 °C,吸收塔设置一个中间再沸器返塔温度35 °C,解吸塔塔底脱油

乙烷含量0.1% (w), 稳定塔定回流比2.2, 稳定汽油内循环量25 t/h, 柴油吸收剂流量11 t/h, 干气产量2.5 t/h, 液化气产量14 t/h, 稳定汽油产量28 t/h。

[0040] 能耗比较结果如表1。

[0041] 表1 能耗比较

[0042]

项 目	实施例1	比较例1	比较例2
解吸塔再沸器	1798 KW	1798 KW	2543 KW
稳定塔再沸器	2755 KW	2755 KW	4933 KW
补充汽油吸收剂循环量	0 t/h	0 t/h	25 t/h
吸收剂流量	20 t/h	35 t/h	10 t/h
真空泵能耗	90 KW	150 KW	-
压缩机能耗	增加80 KW	增加80 KW	-
干气中C ₃ ⁺ 含量 (V%)	1.0%	1.0%	2.8%

[0043] 从表1可看出:采用本发明工艺,可以使干气中C₃⁺含量显著降低,并且系统能耗大幅降低。

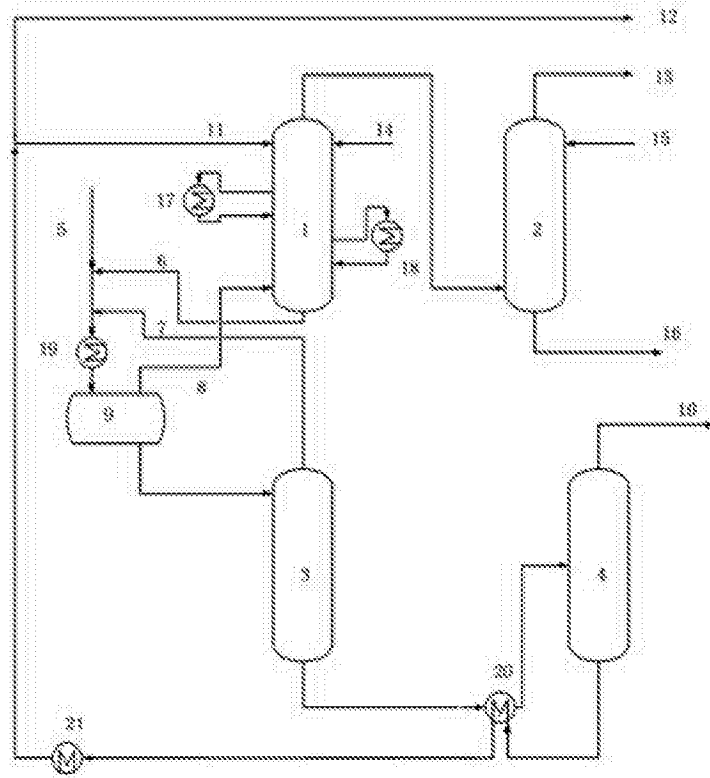


图1

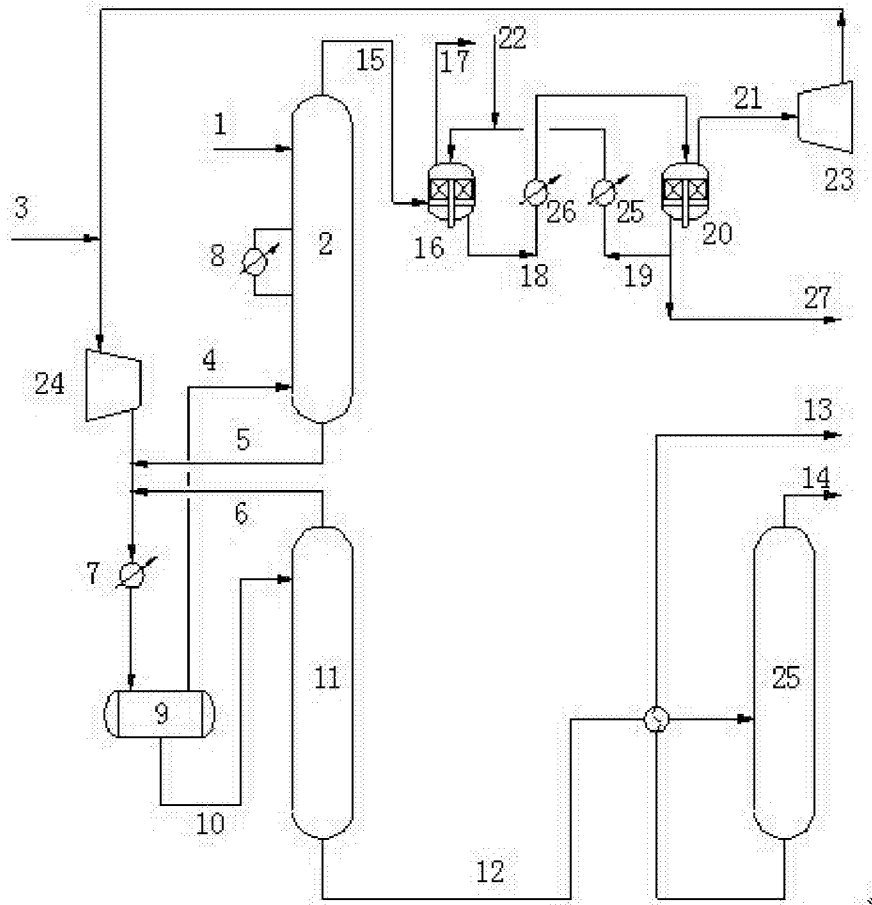


图2