



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 104830371 B

(45)授权公告日 2017.04.05

(21)申请号 201510013305.0

B01D 53/04(2006.01)

(22)申请日 2015.01.09

(56)对比文件

(65)同一申请的已公布的文献号

CN 103588604 A, 2014.02.19,

申请公布号 CN 104830371 A

CN 104031682 A, 2014.09.10,

(43)申请公布日 2015.08.12

CN 204607933 U, 2015.09.02,

(73)专利权人 北京燕山玉龙石化工程有限公司

审查员 王亭亭

地址 102500 北京市房山区燕山燕东路15号

(72)发明人 孙吉庆 杨清雨 何浩 郭建邦 宋以常

(74)专利代理机构 北京挺立专利事务所(普通合伙) 11265

代理人 王震秀

(51)Int. Cl.

C10G 70/04(2006.01)

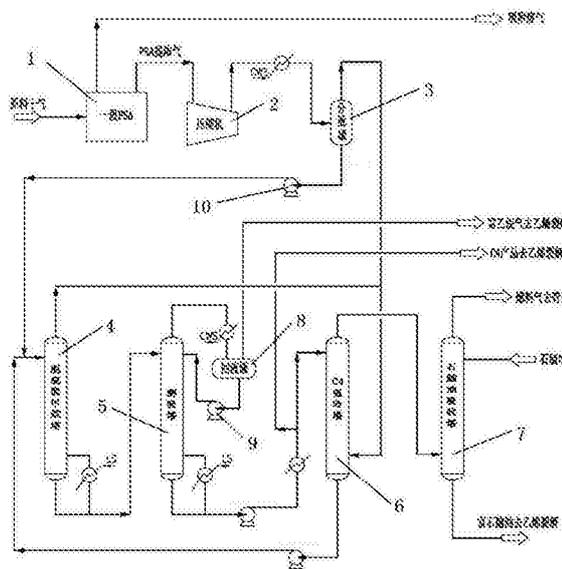
权利要求书2页 说明书4页 附图2页

(54)发明名称

一种回收炼厂干气中C2的装置和方法

(57)摘要

本发明公开一种回收炼厂干气中C2的装置,包括PSA单元、压缩单元和油吸收单元;所述PSA单元包括一段PSA装置;所述压缩单元包括压缩机、分液罐,其中所述一段PSA装置的入口与原料干气连通,所述一段PSA装置的出口与压缩机的入口连通,压缩机的出口与分液罐的入口连通。本发明的有益效果是:先利用低能耗的一段PSA对原料干气进行初步提浓,再利用高回收率、高产品纯度的吸收解吸方法对PSA提浓气进行进一步提纯,吸收单元的气体进料、吸收剂及塔顶回流温度均为40℃,采用循环冷却水即可达到该冷却冷凝温度,不需要制冷设备。采用压缩凝液作为吸收剂,不需要从其它装置引进C4吸收剂。本发明同时公开了一种回收炼厂干气中C2的方法。



1. 一种回收炼厂干气中C₂的装置,包括PSA单元、压缩单元和油吸收单元;其特征在于,所述PSA单元包括一段PSA装置,包括原料气缓冲罐、冷干机、一组PSA吸附器、真空泵、逆放气缓冲罐、提浓气缓冲罐,原料气缓冲罐通过管路与冷干机的入口连接,冷干机的出口与PSA吸附器连接,所述PSA吸附器的出口通过真空泵与提浓气缓冲罐连接,所述PSA吸附器的逆放气支路分别与逆放气缓冲罐和提浓气缓冲罐连接,所述逆放气缓冲罐的出口与提浓气缓冲罐连接,提浓气缓冲罐的出口与压缩机连接;

所述压缩单元包括压缩机、分液罐,其中所述一段PSA装置的入口与原料干气连通,所述一段PSA装置的出口与压缩机的入口连通,压缩机的出口与分液罐的入口连通;

所述油吸收单元包括脱氧脱甲烷塔、解吸塔、吸收塔、石脑油吸收塔,所述脱氧脱甲烷塔的入口通过管路与所述分液罐的底部压缩凝液出口连通,所述脱氧脱甲烷塔底部的液相出口通过管路与所述解吸塔的入口连通,所述脱氧脱甲烷塔顶部的气体出口、所述分液罐顶部的气体出口分别通过管路连接到所述吸收塔的气体入口,所述解吸塔底部的液相出口通过泵送管路连接到吸收塔的液体入口,所述吸收塔顶部的气体出口通过管路与石脑油吸收塔的入口连通,所述吸收塔底部的液相出口通过泵送管路与所述脱氧脱甲烷塔的入口连通。

2. 如权利要求1所述的一种回收炼厂干气中C₂的装置,其特征在于,所述石脑油吸收塔顶部出口的燃料气去管网连通,所述石脑油吸收塔底部出口的富石脑油去乙烯裂解。

3. 如权利要求1所述的一种回收炼厂干气中C₂的装置,其特征在于,在所述解吸塔底部的泵送管路上引出一个支路以供C₄产品去乙烯裂解。

4. 如权利要求1所述的一种回收炼厂干气中C₂的装置,其特征在于,所述解吸塔顶部出口通过管路与回流罐连接,回流罐的底部通过塔顶回流泵输送回解吸塔,回流罐的顶部设有管路使富乙烯气去乙烯裂解。

5. 如权利要求1所述的一种回收炼厂干气中C₂的装置,其特征在于,还包括凝液泵,所述凝液泵设在所述分液罐底部出口的管路上。

6. 如权利要求1所述的一种回收炼厂干气中C₂的装置,其特征在于,一组PSA吸附器包括10个PSA吸附器,每个PSA吸附器的工作过程按工艺顺序包括吸附、均压降、逆放、抽空、均压升、终充,10个PSA吸附器交替进入吸附工艺,并且在任一时间都有4台PSA吸附器处于吸附工艺,而其他6台PSA吸附器则分别处于均压降、逆放、抽空、均压升、终充工艺。

7. 一种回收炼厂干气中C₂的方法,包括以下步骤:

第1步,原料干气经过一段PSA提浓,通过吸附器对原料干气中的C₂及C₂₊组分进行吸附,而将不易吸附的氢气、甲烷、氮气组分从吸附器顶排出,然后通过逆放、抽真空使被吸附的C₂及C₂₊组分解吸,得到提浓解吸气;

第2步,将第1步获得的提浓解吸气经过压缩后进行冷却和分液,压缩过程的压力为2-5MPa,压缩气冷却至40℃后进入分液罐进行分液,分别是分液罐顶部收集的燃料不凝气和从罐底部收集的压缩凝液;

第3步,脱氧脱甲烷塔顶部的气体出口、所述分液罐顶部的气体出口分别通过管路连接到吸收塔的下部进行吸收,吸收塔内利用C₄吸收剂吸收气体中的C₂、C₃组分,得到富C₄的吸收剂,不被吸收的甲烷、氢燃料气从吸收塔的塔顶流出;

第4步,将第3步得到的富C₄的吸收剂和第2步得到的压缩凝液送入脱氧脱甲烷塔进行

气提,使富C4吸收剂和压缩凝液中所含的氧、甲烷得到脱除,之后将塔底的吸收剂送入解吸塔,将塔顶的含有C2、C3的气提气重复第3步;

第5步,将第4步塔底的吸收剂送入解吸塔,解吸塔的塔底通过低压蒸汽加热,使吸收剂中C2、C3组分得到解析,解吸塔的塔顶馏出物经冷却至40℃后进入回流罐进行分液,回流罐气相出料为富C2产品气,回流罐液相经塔顶回流泵输送回解吸塔塔顶;

第6步,将第3步获得从吸收塔的塔顶流出的不被吸收的甲烷、氢燃料气,进入石脑油吸收塔下部,与从塔上部进入的石脑油逆向接触,使燃料气中携带的C3、C4轻烃被石脑油所吸收,塔顶燃料气去燃料气管网,塔底富石脑油去乙烯装置做裂解料。

8.如权利要求7所述的一种回收炼厂干气中C2的方法,其特征在于,第5步中,解吸塔的塔底C4吸收剂经泵升压、换热、冷却至40℃后分为两股,一股为流量较小的C4产品送出装置,另一股为流量较大的循环C4吸收剂送至第3步的吸收塔上部做吸收剂。

一种回收炼厂干气中C2的装置和方法

技术领域

[0001] 本发明涉及的是一种回收炼厂干气中C2的装置和方法,具体的说,是关于对炼厂干气中的C2及C2+组分,利用PSA工艺进行初步提浓后,再利用常温油吸收方法进一步脱除提浓气中甲烷、氢气、氮气、氧气等轻组分,最终获得的产品做为乙烯生产原料的一种方法,属于石油炼厂尾气回收技术领域。

背景技术

[0002] 当前炼厂干气回收C2的方法主要有两段PSA法和浅冷油法。

[0003] 两段PSA法设有两段PSA,第一段PSA为主吸附单元,并采用PSA提浓气作为置换气来进一步置换完成吸附步骤后的吸附剂床层,以降低床层中残留的甲烷等非理想组分的浓度,达到提高提浓产品气纯度的目的。第二段PSA的作用是回收置换废气中C2及C2+组分,以提高总回收率。

[0004] 浅冷油法将原来干气压缩升压至约4.0MPa后,以炼厂C4为吸收剂,在10~15℃浅冷的温度下,在吸收塔中吸收干气中的C2、C3组分,达到脱除甲烷、氢气等组分的目的。然后再在解吸塔中对吸收了C2、C3组分的C4吸收剂进行解吸,从而得到富C2产品气。吸收塔顶的富甲烷氢燃料气中携带有C3、C4组分,再用汽油或石脑油吸收燃料气中C3、C4组分。浅冷油法需要通过溴化锂制冷机组提供冷量,将干气和吸收剂冷却至10~15℃。

[0005] 两段PSA法具有能耗低、操作压力低的优点,但同时也具有回收率较低、产品气纯度较低的缺点,其C2回收率约为84%~88%、产品气中甲烷含量约为10%(V)左右。

[0006] 浅冷油法具有回收率高(90%~93%)、产品气纯度高(产品气中甲烷含量小于5%(V))的优点,但同时具有能耗高、操作压力高、需要设置溴化锂制冷机组、需要从外装置引进C4吸收剂而与其它装置关联度大的缺点。

发明内容

[0007] 本发明的目的是提供一种回收炼厂干气中C2的装置和方法,在确保高回收率和高产品纯度的同时,较大幅度地降低了能耗水平。

[0008] 为达到上述目的,本发明通过以下技术方案来具体实现:

[0009] 一种回收炼厂干气中C2的装置,包括PSA单元、压缩单元和油吸收单元;

[0010] 所述PSA单元包括一段PSA装置;

[0011] 所述压缩单元包括压缩机、分液罐,其中所述一段PSA装置的入口与原料干气连通,所述一段PSA装置的出口与压缩机的入口连通,压缩机的出口与分液罐的入口连通;

[0012] 所述油吸收单元包括脱氧脱甲烷塔、解吸塔、吸收塔、石脑油吸收塔,所述脱氧脱甲烷塔的入口通过管路与所述分液罐的底部压缩凝液出口连通,所述脱氧脱甲烷塔底部的液相出口通过管路与所述解吸塔的入口连通,所述脱氧脱甲烷塔顶部的气体出口、所述分液罐顶部的气体出口分别通过管路连接到所述吸收塔的气体入口,所述解吸塔底部的液相出口通过泵送管路连接到吸收塔的液体入口,所述吸收塔顶部的气体出口通过管路与石脑

油吸收塔的入口连通,所述吸收塔底部的液相出口通过泵送管路与所述脱氧脱甲烷塔的入口连通。

[0013] 所述石脑油吸收塔的顶部出口的燃料气去管网连通,所述石脑油吸收塔的底部出口的富石脑油去乙烯裂解。

[0014] 在所述解吸塔底部的泵送管路上引出一个支路以供C4产品去乙烯裂解。

[0015] 所述解吸塔的顶部出口通过管路与回流罐连接,回流罐的底部通过塔顶回流泵输送回解吸塔,回流罐的顶部设有管路使富乙烯气去乙烯裂解。

[0016] 还包括凝液泵,所述凝液泵设在所述分液罐底部出口的管路上。

[0017] 组PSA吸附器包括10个PSA吸附器,每个PSA吸附器的工作过程按工艺顺序包括吸附、均压降、逆放、抽空、均压升、终充,10个PSA吸附器交替进入吸附工艺,并且在任一时间都有4台PSA吸附器处于吸附工艺,而其他6台PSA吸附器则分别处于均压降、逆放、抽空、均压升、终充工艺。

[0018] 一种回收炼厂干气中C2的方法,包括以下步骤:

[0019] 第1步,原料干气经过一段PSA提浓,通过吸附器对原料干气中的C2及C2+组分进行吸附,而将不易吸附的氢气、甲烷、氮气等组分从吸附器顶排出,然后通过逆放、抽真空使被吸附的C2及C2+组分解吸,得到提浓解吸气;

[0020] 第2步,将第1步获得的提浓解吸气经过压缩后进行冷却和分液,压缩过程的压力为2-5MPa,压缩气冷却至40℃后进入分液罐进行分液,分别是分液罐顶部收集的燃料不凝气和从罐底部收集的压缩凝液;

[0021] 第3步,脱氧脱甲烷塔顶部的气体出口、所述分液罐顶部的气体出口分别通过管路连接到所述吸收塔的下部进行吸收,吸收塔内利用C4吸收剂吸收气体中的C2、C3等组分,得到富C4的吸收剂,不被吸收的甲烷、氢等燃料气从吸收塔的塔顶流出;

[0022] 第4步,将第3步得到的富C4的吸收剂和第2步得到的压缩凝液送入脱氧脱甲烷塔进行气提,使富C4吸收剂和压缩凝液中所含的氧、甲烷得到脱除,之后将塔底的吸收剂送入解吸塔,将塔顶的含有C2、C3的气提气重复第3步;

[0023] 第5步,将第4步塔底的吸收剂送入解吸塔,解吸塔的塔底通过低压蒸汽加热,使吸收剂中C2、C3组分得到解析,解吸塔的塔顶馏出物经冷却至40℃后进入回流罐进行分液,回流罐气相出料为富C2产品气,回流罐液相经塔顶回流泵输送回解吸塔塔顶;

[0024] 第6步,将第3步获得从吸收塔的塔顶流出的不被吸收的甲烷、氢等燃料气,进入石脑油吸收塔下部,与从塔上部进入的石脑油逆向接触,使燃料气中携带的C3、C4等轻烃被石脑油所吸收。塔顶燃料气去燃料气管网,塔底富石脑油去乙烯装置做裂解料。

[0025] 第5步中,解吸塔的塔底C4吸收剂经泵升压、换热、冷却至40℃后分为两股,一股为流量较小的C4产品送出装置,另一股为流量较大的循环C4吸收剂送至第3步的吸收塔上部做吸收剂。

[0026] 本发明的有益效果是:先利用低能耗的一段PSA对原料干气进行初步提浓,再利用高回收率、高产品纯度的吸收解吸方法对PSA提浓气进行进一步提纯,吸收单元的气体进料、吸收剂及塔顶回流温度均为40℃,采用循环冷却水即可达到该冷却冷凝温度,不需要制冷设备。采用压缩凝液作为吸收剂,不需要从其它装置引进C4吸收剂。

[0027] 本发明在保证高回收率、高产品纯度(C2回收率93%、产品气甲烷含量3%~5%

(V))的前提下,能耗指标比浅冷油法低20~30%。

附图说明

[0028] 下面根据附图和实施例对本发明作进一步详细说明。

[0029] 图1为本发明的结构图。

[0030] 图2是一段PSA装置的结构图。

[0031] 图中:

[0032] 1、一段PSA装置;2、压缩机;3、分液罐;4、脱氧脱甲烷塔;5、解吸塔;6、吸收塔;7、石脑油吸收塔;8、回流罐;9、塔顶回流泵;10、凝液泵;11、原料气缓冲罐;12、冷干机;13、PSA吸附器;14、真空泵;15、逆放气缓冲罐;16、提浓气缓冲罐。

具体实施方式

[0033] 如图1-2所示,本实施例中,一种回收炼厂干气中C₂的装置,包括PSA单元、压缩单元和油吸收单元;

[0034] 所述PSA单元包括一段PSA装置1,包括原料气缓冲罐11、冷干机12、一组PSA吸附器13、真空泵14、逆放气缓冲罐15、提浓气缓冲罐16,原料气缓冲罐11通过管路与冷干机12的入口连接,冷干机12的出口与PSA吸附器13连接,所述PSA吸附器13的出口通过真空泵14与提浓气缓冲罐16连接,所述PSA吸附器13的逆放气支路分别与逆放气缓冲罐15和提浓气缓冲罐16连接,所述逆放气缓冲罐15的出口与提浓气缓冲罐16连接,提浓气缓冲罐16的出口与压缩机连接;

[0035] 所述压缩单元包括压缩机2、分液罐3,其中所述一段PSA装置1的入口与原料干气连通,所述一段PSA装置1的出口与压缩机2的入口连通,压缩机2的出口与分液罐3的入口连通;

[0036] 所述油吸收单元包括脱氧脱甲烷塔4、解吸塔5、吸收塔6、石脑油吸收塔7,所述脱氧脱甲烷塔4的入口通过管路与所述分液罐3的底部出口连通,所述脱氧脱甲烷塔4底部的液相出口通过管路与所述解吸塔5的入口连通,所述脱氧脱甲烷塔4顶部的气体出口、所述分液罐3顶部的气体出口分别通过管路连接到所述吸收塔6的气体入口,所述解吸塔5底部的液相出口通过泵送管路连接到吸收塔6的液体入口,所述吸收塔6顶部的气体出口通过管路与石脑油吸收塔7的入口连通,所述吸收塔6底部的液相出口通过泵送管路与所述脱氧脱甲烷塔4的入口连通。

[0037] 所述石脑油吸收塔7的顶部出口的燃料气去管网连通,所述石脑油吸收塔7的底部出口的富石脑油去乙烯裂解。

[0038] 在所述解吸塔5底部的泵送管路上引出一个支路以供C₄产品去乙烯裂解。

[0039] 所述解吸塔5的顶部出口通过管路与回流罐8连接,回流罐8的底部通过塔顶回流泵9输送回解吸塔5,回流罐的顶部设有管路使富乙烯气去乙烯裂解。

[0040] 还包括凝液泵10,所述凝液泵设在所述分液罐底部出口的管路上。

[0041] 一组PSA吸附器包括10个PSA吸附器,每个PSA吸附器的工作过程按工艺顺序包括吸附、均压降、逆放、抽空、均压升、终充,10个PSA吸附器交替进入吸附工艺,并且在任一时间都有4台PSA吸附器处于吸附工艺,而其他6台PSA吸附器则分别处于均压降、逆放、抽空、

均压升、终充工艺。

[0042] 来自界外的原料干气,经原料气缓冲罐进行缓冲及分液后,进入冷干机脱除原料干气中含有的饱和水和少量重烃。冷干后的原料气进入4个正处于吸附状态的PSA吸附器底部,气体中绝大部分C2以上有效组份被吸附剂选择性吸附,弱吸附组分H₂、N₂、CH₄等则通过吸附器床层从吸附器顶部作为吸附废气送出界外。其余6塔分别进行其它步骤(均压降、逆放、抽空、均压升、终充)的操作,10个塔交替切换操作,吸附器各步骤的切换由程控阀自动切换来完成。吸附在吸附剂上的C2以上有效组分(即提浓气)在逆放和抽空步骤排出吸附器。逆放步骤排出的逆放气(提浓气)压力高的部分先进入逆放气缓冲罐,缓冲减压后送入提浓气缓冲罐,压力低的部分直接进入提浓气缓冲罐,提浓气经缓冲稳压后送至压缩单元的压缩机。PSA装置的抽空由真空泵完成,抽出的抽空气(提浓气)经真空泵后冷却器冷却至常温后,也进入提浓气缓冲罐。

[0043] 一种回收炼厂干气中C₂的方法,包括以下步骤:

[0044] 第1步,原料干气经过一段PSA提浓,通过吸附器对原料干气中的C₂及C₂+组分进行吸附,而将不易吸附的氢气、甲烷、氮气等组分从吸附器顶排出,然后通过逆放、抽真空使被吸附的C₂及C₂+组分解吸,得到提浓解吸气;

[0045] 第2步,将第1步获得的提浓解吸气经过压缩后进行冷却和分液,压缩过程的压力为2-5MPa,压缩气冷却至40℃后进入分液罐进行分液,分别是分液罐顶部收集的燃料不凝气和从罐底部收集的压缩凝液;

[0046] 第3步,脱氧脱甲烷塔顶部的气体出口、所述分液罐顶部的气体出口分别通过管路连接到所述吸收塔的下部进行吸收,吸收塔内利用C₄吸收剂吸收气体中的C₂、C₃等组分,得到富C₄的吸收剂,不被吸收的甲烷、氢等燃料气从吸收塔的塔顶流出;

[0047] 第4步,将第3步得到的富C₄的吸收剂和第2步得到的压缩凝液送入脱氧脱甲烷塔进行气提,使富C₄吸收剂和压缩凝液中所含的氧、甲烷得到脱除,之后将塔底的吸收剂送入解吸塔,将塔顶的含有C₂、C₃的气提气重复第3步;

[0048] 第5步,将第4步塔底的吸收剂送入解吸塔,解吸塔的塔底通过低压蒸汽加热,使吸收剂中C₂、C₃组分得到解析,解吸塔的塔顶馏出物经冷却至40℃后进入回流罐进行分液,回流罐气相出料为富C₂产品气,回流罐液相经塔顶回流泵输送回解吸塔塔顶。

[0049] 第6步,将第3步获得从吸收塔的塔顶流出的不被吸收的甲烷、氢等燃料气,进入石脑油吸收塔下部,与从塔上部进入的石脑油逆向接触,使燃料气中携带的C₃、C₄等轻烃被石脑油所吸收。塔顶燃料气去燃料气管网,塔底富石脑油去乙烯装置做裂解料。

[0050] 第5步中,解吸塔的塔底C₄吸收剂经泵升压、换热、冷却至40℃后分为两股,一股为流量较小的C₄产品送出装置,另一股为流量较大的循环C₄吸收剂送至第3步的吸收塔上部做吸收剂。

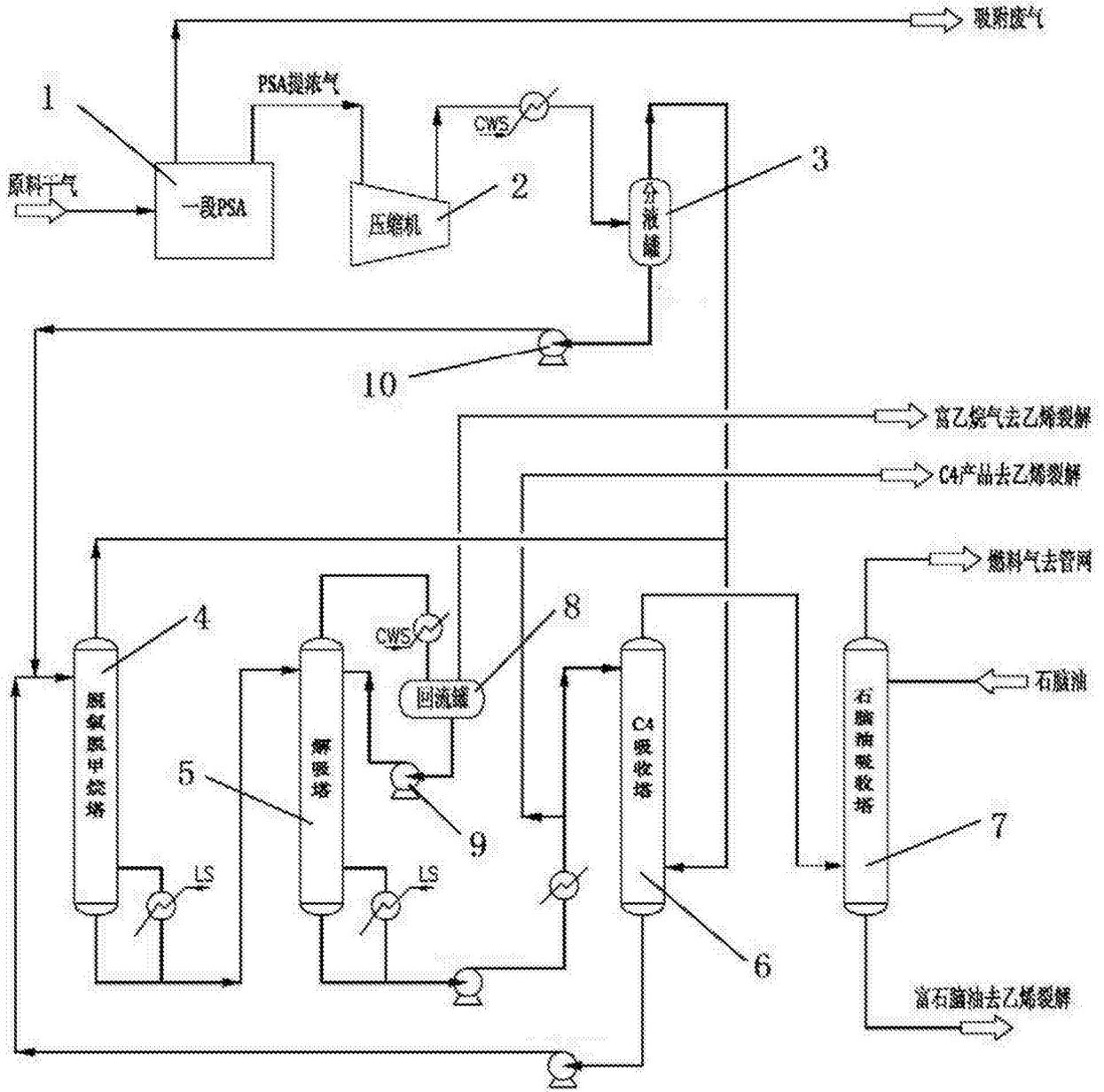


图1

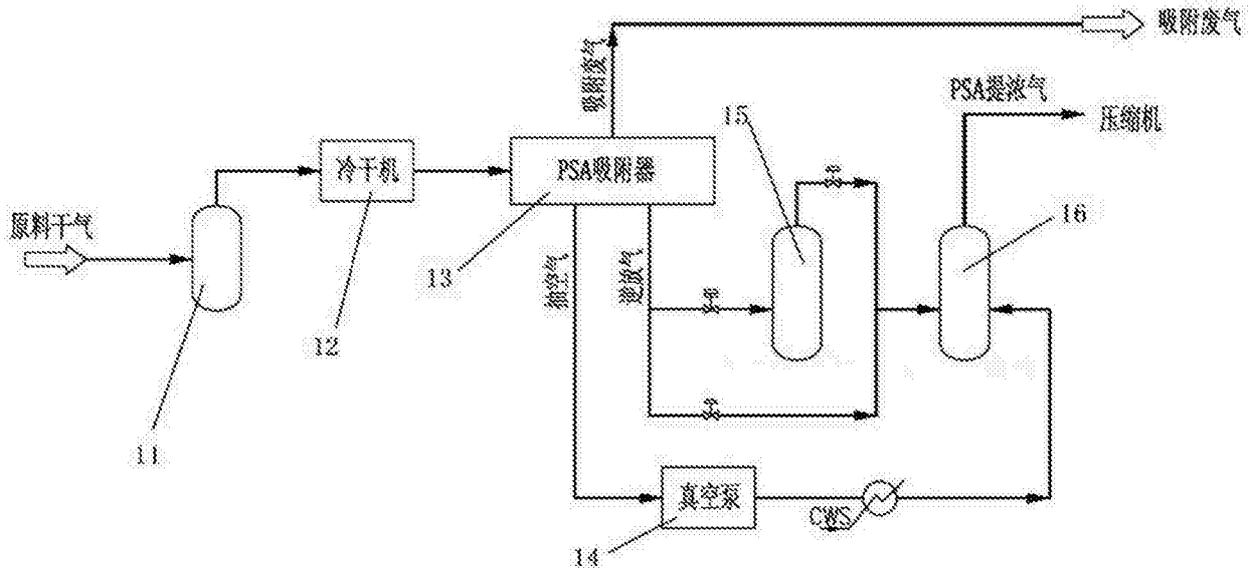


图2