



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106731494 A

(43)申请公布日 2017. 05. 31

(21)申请号 201611095948.5

C10L 3/10(2006.01)

(22)申请日 2016.12.02

(71)申请人 山东省科学院能源研究所

地址 250014 山东省济南市历下区科院路  
19号

申请人 香山红叶建设有限公司  
山东宝力生物质能源股份有限公司

(72)发明人 金付强 张晓东 许海朋 华栋梁  
张杰 李岩 牧辉 田开艳  
赵玉晓 梁晓辉

(74)专利代理机构 济南舜源专利事务所有限公  
司 37205

代理人 曲志波

(51) Int. Cl.

B01D 53/14(2006.01)

权利要求书1页 说明书9页 附图4页

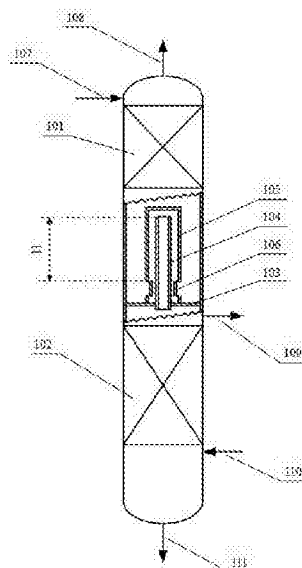
(54)发明名称

解吸气提耦合塔及加压吸收净化提纯沼气的  
的工艺方法

(57)摘要

一种解吸气提耦合塔,其特征是它由上下两段组成,上段为解吸段,下段为气提段,解吸段和气提段之间设置有隔板,在隔板上设置有贯穿隔板的排液管,在排液管外设置有液封管,液封管的顶部封闭底部固定于隔板。加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是它包括如下步骤:将沼气加压和冷却后送入吸收塔,吸收剂从吸收塔顶部进入,在吸收塔内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔的顶部排出,经干燥后储存;从吸收塔底部排出的溶液进入闪蒸塔将溶解的CH<sub>4</sub>和部分CO<sub>2</sub>释放出来,这部分混合气体回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔排出的溶液进入解吸气提耦合塔,解吸出来的二氧化碳从解吸段的顶部排出;之后从解吸段排出的溶液经排液管进入气提段,利用空气进行吹脱再生,之后作为吸收剂返回吸收塔。

CN 106731494 A



1. 一种解吸气提耦合塔,其特征是它由上下两段组成,上段为解吸段,下段为气提段,解吸段和气提段之间设置有隔板,在隔板上设置有贯穿隔板的排液管,在排液管外设置有液封管,液封管的顶部封闭底部固定于隔板,并且在液封管的下端设置有进液孔;在解吸段上部设置有进液口和出气口,在气提段上部设置有排气口底部设置有进气口和排液口。

2. 根据权利要求1所述的解吸气提耦合塔,其特征是液封管的进液孔上缘与排液管顶端的距离为0.5~3.0米。

3. 根据权利要求1所述的解吸气提耦合塔,其特征是所述解吸段采用板式塔,并在塔板的底面上设置有超声波振盒。

4. 一种使用权利要求1所述的解吸气提耦合塔进行加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是它包括如下步骤:将沼气加压和冷却后送入吸收塔,吸收剂从吸收塔顶部进入,在吸收塔内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富 $\text{CH}_4$ 气从吸收塔的顶部排出,经干燥后储存;从吸收塔底部排出的溶液进入闪蒸塔将溶解的 $\text{CH}_4$ 和部分 $\text{CO}_2$ 释放出来,这部分混合气体回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔排出的溶液进入解吸气提耦合塔,压力从闪蒸压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从解吸段的顶部排出;之后从解吸段排出的溶液经排液管进入气提段,利用空气进行吹脱再生,之后作为吸收剂返回吸收塔;所述吸收剂由水和降冰点剂组成。

5. 根据权利要求4所述的加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是所述降冰点剂为二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、二乙二醇二甲醚、三乙二醇二甲醚、四乙二醇二甲醚、1-(2-甲氧基-1-甲基乙氧基)异丙醇和双(2-甲氧基丙基)醚中一种或两种或多种的混合物。

6. 根据权利要求5所述的加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是所述降冰点剂为二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、三乙二醇二甲醚和四乙二醇二甲醚中一种或两种或多种的混合物。

7. 根据权利要求4所述的加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是水与降冰点剂的质量比为9:1~1:1。

8. 根据权利要求7所述的加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是水与降冰点剂的质量比为4:1~3:2。

9. 根据权利要求4所述的加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是所述解吸气提耦合塔的解吸段采用板式塔,并在塔板的底面上设置有超声波振盒。

## 解吸气提耦合塔及加压吸收净化提纯沼气的工艺方法

### 技术领域

[0001] 本发明属于化学工程与技术、可再生能源等领域,涉及一种净化提纯沼气技术,尤其涉及一种加压吸收净化提纯沼气的工艺方法。

### 背景技术

[0002] 沼气是一种重要的清洁可再生能源,不仅能够替代燃煤发电和供热,而且经过净化提纯后能够作为天然气的替代品。沼气净化提纯主要涉及脱硫、脱碳、脱水、除尘等工序,其中沼气脱碳是沼气净化提纯的关键步骤。脱碳方法主要有变压吸附、膜分离、物理吸收、化学吸收、深冷分离和原位提纯等,其中物理吸收法是利用 $\text{CO}_2$ 与烃类在物理溶剂中的溶解度的差异完成脱碳任务,常用的物理溶剂有水、甲醇、聚乙二醇二甲醚、碳酸丙烯酯、N-甲基吡咯烷酮、多乙二醇甲基异丙基醚和环丁砜等。

[0003] 在脱碳所采用的吸收剂中,聚乙二醇二甲醚化学性能稳定、热稳定性好、挥发损失小,具有沸点高、冰点低、蒸汽压低等诸多优点,是一种优良的有机溶剂,对 $\text{CO}_2$ 和 $\text{H}_2\text{S}$ 具有优良的选择吸收脱除功能,适用于煤制合成气的净化以及天然气、油田气、炼厂气和城市煤气中酸性气体的脱除,具有净化度高、能耗低、回收二氧化碳纯度高等优点,采用聚乙二醇二甲醚脱碳一般在较大压力下(例如7MPa)运行,吸收剂中有水会加重设备腐蚀,因此采用聚乙二醇二甲醚脱碳工艺要求聚乙二醇二甲醚的水含量控制在5%左右,最大水含量不能超过10%,而沼气的含水量很高,如采用聚乙二醇二甲醚提纯沼气则脱碳液的水含量升高很快,需要频繁对脱碳液进行脱水处理。另外,聚乙二醇二甲醚脱碳工艺运行一定时期后,脱碳液中会产生附着力极强的固体微粒,使溶液的粘度增大,溶液的颜色变深,脱碳系统电耗升高、溶液循环量大、处理气量下降、气体净化效果差,管道经常堵塞,故需要定期对脱碳液进行净化处理。

[0004] 加压水洗工艺是目前欧洲工业化使用较多的沼气脱碳方法,其原理是在加压条件下,将 $\text{CO}_2$ 溶解于水中而减小其在沼气中的含量,其过程通常为:将沼气加压后送入吸收塔,水作为吸收剂从顶部进入,在吸收塔内沼气自下而上与水流逆向接触,沼气中的大部分 $\text{CO}_2$ 和少量 $\text{CH}_4$ 被水溶解,富 $\text{CH}_4$ 气从吸收塔的顶部排出,进一步干燥后得到生物天然气;从吸收塔底部排出的水进入闪蒸塔将溶解在水中的 $\text{CH}_4$ 和大部分 $\text{CO}_2$ 从水中释放出来,这部分混合气体重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔排出的水进入解吸塔,利用减压或空气进行吹脱再生,之后作为吸收剂返回吸收塔。

[0005] 加压水洗提纯沼气工艺的优点包括:水的来源丰富,无毒,易再生; $\text{CO}_2$ 去除效率高,甲烷损失较少;可同时去除 $\text{CO}_2$ 和 $\text{H}_2\text{S}$ ;工艺简单,操作温度低,不消耗化学试剂和蒸汽,过程环保。但是加压水洗提纯沼气工艺也有缺点,例如 $\text{CO}_2$ 在水中的溶解度较低,需要加压和降低温度增大其溶解度,能耗和装置较大;水的比热较大,降温需要的能耗较大;水的冰点为零度,在我国北方地区冬季应用时,尤其在装置停产维修期间,设备与管道内存在结冰的可能,给设备运行带来安全风险。

[0006] 加压水洗提纯沼气工艺过程中,不采用气提的减压解吸法操作简单、动力消耗小,

且可以回收较高纯度的二氧化碳,然而减压解吸完成后吸收液中的二氧化碳仍处于饱和状态,如果脱吸液返回吸收塔重新利用将影响吸收的效率;201110459278.1公开了一种沼气净化方法,将沼气经过增压、过滤、生物脱硫、脱氧、吸收法脱碳、脱水后得到高甲烷含量气体,过程中将闪蒸后的液体进行解吸,利用空气吹脱可以将吸收液中的二氧化碳脱除完全,然而完全利用空气吹脱解吸则需要很大的空气流量,会增大风机的能耗,而且解吸出气为浓度较低的二氧化碳。CN101837227B公开了一种沼气提纯系统中吸收液解吸方法,吸收液通过第一级降压解吸,压力(本专利中均为绝对压力)从0.6~1.6 MPa降到0.1 MPa,脱除大部分二氧化碳,然后通过第二级空气吹脱解吸,解吸完成后吸收液中二氧化碳基本脱除完全,循环至吸收塔继续利用。但是,实际实验中发现在第一级降压解吸过程之后吸收液中的二氧化碳实际上是处于过饱和状态,需要很长时间解吸才能达到溶解平衡状态,在进行第二级空气吹脱解吸时仍需要较大的空气流量;如果能够强化第一级降压解吸过程使二氧化碳解吸得更彻底,则不仅能在第一级降压解吸时回收更多的二氧化碳,而且在第二级空气吹脱解吸时可以采用较小的空气流量就可以达到完全解吸的目的,减小风机的能耗。

## 发明内容

[0007] 本方案的目的在于弥补已有技术的不足,提供一种解吸气提耦合塔和使用解吸气提耦合塔进行加压吸收净化提纯沼气的工艺方法

一种解吸气提耦合塔,其特征是它由上下两段组成,上段为解吸段,下段为气提段,解吸段和气提段之间设置有隔板,在隔板上设置有贯穿隔板的排液管,在排液管外设置有液封管,液封管的顶部封闭底部固定于隔板,并且在液封管的下端设置有进液孔;在解吸段上部设置有进液口和出气口,在气提段上部设置有排气口底部设置有进气口和排液口。

[0008] 液封管的进液孔上缘与排液管顶端的距离为0.5~3.0米。

[0009] 一种使用如前所述的解吸气提耦合塔进行加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,其特征是它包括如下步骤:将沼气加压和冷却后送入吸收塔,吸收剂从吸收塔顶部进入,在吸收塔内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔的顶部排出,经干燥后储存;从吸收塔底部排出的溶液进入闪蒸塔将溶解的CH<sub>4</sub>和部分CO<sub>2</sub>释放出来,这部分混合气体回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔排出的溶液进入解吸气提耦合塔,压力从闪蒸压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从解吸段的顶部排出;之后从解吸段排出的溶液经排液管进入气提段,利用空气进行吹脱再生,之后作为吸收剂返回吸收塔。

[0010] 所述吸收剂由水和降冰点剂组成,其中水与降冰点剂的质量比为9:1~1:1;选择所述降冰点剂的指标要求包括降冰点剂物理性质稳定,挥发度低,并且由降冰点剂和水组成的吸收剂除具有低冰点外,降冰点剂本身还具有高沸点、高CO<sub>2</sub>溶解度、高CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>选择性、低比热、低腐蚀性、低粘度、低毒性;所述降冰点剂为二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、二乙二醇二甲醚、三乙二醇二甲醚、四乙二醇二甲醚、1-(2-甲氧基-1-甲基乙氧基)异丙醇和双(2-甲氧基丙基)醚中一种或两种或多种的混合物。

[0011] 优选的,所述降冰点剂为二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、三乙二醇二甲醚和四乙二醇二甲醚中一种或两种或多种的混合物。

[0012] 优选的,所述吸收剂由水和降冰点剂组成,其中水与降冰点剂的质量比为4:1~3:2。

[0013] 所述解吸气提耦合塔的解吸段采用板式塔,并在塔板的底面上设置有超声波振盒,以强化解吸过程。

[0014] 本方案的有益效果是:本方案采用的解吸气提耦合塔在解吸段和气提段之间设置隔板、排液管和液封管,能够使液体从解吸段经排液管直接进入气提段,并且由于液封的作用而使得气提段中的气体不能进入到解吸段,避免了采用阀门控制,操作简单;本方案采用的吸收剂具有低冰点,大大降低了设备与管道内结冰的可能性,增大了设备运行的安全系数,因此加压吸收净化提纯沼气工艺可以在低温下运行,而在温度较高时CO<sub>2</sub>在本方案采用的吸收剂中的溶解度依然较大,因此加压吸收净化提纯沼气工艺可以在较高温度下运行,从而使加压吸收净化提纯沼气工艺在不采用控制吸收塔进水温度的情况下可以一年四季都运行;与水相比,吸收剂对CO<sub>2</sub>的溶解度增大,使CO<sub>2</sub>向吸收剂中的传质推动力增大,吸收速率大,同样的吸收剂流量可以提纯更多的沼气;吸收剂的比热降低,降温需要的能耗降低;采用超声强化CO<sub>2</sub>解吸,不仅可以回收更多的二氧化碳,而且可以减小气提的空气流量,减小能耗。

## 附图说明

[0015] 图1为本发明的解吸气提耦合塔结构原理示意图。

[0016] 图2为本发明的加压吸收净化提纯沼气的工艺流程示意图。

[0017] 图3为现有技术的加压吸收净化提纯沼气的工艺流程示意图。

[0018] 图4为现有技术的加压吸收净化提纯沼气的工艺流程示意图。

[0019] 图中:101-解吸段;102-气提段;103-隔板;104-排液管;105-液封管;106-进液孔;107-进液口;108-出气口;109-排气口;110-进气口;111-排液口;201-沼气压缩机;202-换热器;203-吸收塔;204-阀门;205-干燥器;206-冷水机组;207-增压泵;208-阀门;209-闪蒸塔;210-阀门;211-阀门;212-解吸气提耦合塔;213-阀门;214-阀门;215-鼓风机;216-阀门;217-储液箱;218-阀门;301-气提塔;302-阀门;303-鼓风机;304-阀门;401-解吸塔;402-阀门;403-阀门;404-进料泵;405-气提塔;406-阀门;407-鼓风机;408-阀门;H-液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离。

## 具体实施方式

[0020] 下面结合附图并通过具体实施例对本方案作进一步详述,以下实施例只是描述性的,不是限定性的,不能以此限定本方案的保护范围。

[0021] 实施例1:

如图1所示,一种解吸气提耦合塔:它是由上下两段组成,上段为解吸段101,下段为气提段102,解吸段101和气提段102之间设置有隔板103,在隔板103上设置有贯穿隔板103的排液管104,在排液管104外设置有液封管105,液封管105的顶部封闭底部固定于隔板103上,并且在液封管105的下端设置有进液孔106;在解吸段101上部设置有进液口107和出气口108,在气提段102上部设置有排气口109,底部设置有排液口111,下部设置有进气口110。

[0022] 液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为1.0米,液封管105内径0.07米,排液管104内径0.03米。解吸段101为板式塔,高3.0米,塔内径0.12米,塔板数为6块,塔板间距0.2米;气提段102为填料塔,高3.0米,塔内径0.12米,装填直径和高都为10 mm的不

锈钢 $\theta$ 网环填料,填料段高1.5米。

[0023] 如图2所示,沼气净化提纯系统包括沼气压缩机201,换热器202,吸收塔203,阀门204、208、210、211、213、214、216、218,干燥器205,冷水机组206,增压泵207,闪蒸塔209,解吸气提耦合塔212,鼓风机215,储液箱217。

[0024] 其中:

吸收塔203为填料塔,塔内径0.1米,装填直径和高都为10毫米的不锈钢 $\theta$ 网环填料,填料段高2.0米;

闪蒸塔209为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块。

[0025] 本实施例采用的吸收剂为二乙二醇单甲醚水溶液,其中水与二乙二醇单甲醚的质量比为4:1。

[0026] 沼气中甲烷含量为53%(体积百分数),二氧化碳含量为47%(体积百分数)。

[0027] 外界温度为20 $\sim$ -10 $^{\circ}$ C。

[0028] 一种使用如前所述的解吸气提耦合塔进行加压吸收净化提纯沼气的工艺方法,沼气经沼气压缩机201加压至0.8 MPa、经换热器202降温至20 $^{\circ}$ C,之后进入吸收塔203,沼气流量为20 L/min。

[0029] 吸收剂经冷水机组206降温至10 $^{\circ}$ C、经增压泵207加压至0.8 MPa,之后从吸收塔203顶部进入,吸收剂流量为2.5 L/min,在吸收塔203内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部经阀门204排出,经干燥器205后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.50%(体积百分数),二氧化碳含量为2.49%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0030] 从吸收塔203底部排出的溶液经阀门208进入闪蒸塔209,闪蒸塔209内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔209内溶液将溶解的CH<sub>4</sub>和部分CO<sub>2</sub>释放出来,这部分混合气体经阀门210回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离。

[0031] 从闪蒸塔209底部排出的溶液经阀门211进入解吸气提耦合塔212,压力降到0.1 MPa(即在大气压下),在解吸段101解吸出来的二氧化碳从解吸段101的顶部经阀门213排出;解吸之后的溶液从解吸段101经排液管104直接进入气提段102,鼓风机215从气提段102下端以20 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与溶液逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从气提段102的顶部经阀门214排出。

[0032] 从气提段102底部排出的溶液经阀门216进入储液箱217,之后作为吸收剂返回吸收塔203,另外由阀门218控制补充自来水以维持储液箱217的液位。根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZ/T 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为10.20 mg/L。

[0033] 本实施例采用的吸收剂为二乙二醇单甲醚水溶液,大大降低了设备与管道内结冰的可能性,不仅可以在外界温度较高时运行,而且在外界温度为0 $\sim$ -10 $^{\circ}$ C时也能安全运行,增大了设备运行的安全系数;能够回收高纯度二氧化碳;解吸气提耦合塔在解吸段和气提段之间设置隔板、排液管和液封管,能够使液体从解吸段经排液管直接进入气提段,并且由于液封的作用而使得气提段中的气体不能进入到解吸段,避免了采用阀门控制,操作简单;与实施例2(对比例)相比,从吸收塔203获得的产品气中二氧化碳含量更低(在3%以下),能够满足车用压缩天然气技术标准要求。

[0034] 实施例2(对比例):

如图3所示,沼气净化提纯系统包括沼气压缩机201,换热器202,吸收塔203,阀门204、208、210、211、218、302、304,干燥器205,冷水机组206,增压泵207,闪蒸塔209,储液箱217,气提塔301,鼓风机303。

[0035] 其中:吸收塔203为填料塔,塔内径0.1米,装填直径和高都为10毫米的不锈钢θ网环填料,填料段高2.0米;

闪蒸塔209为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

气提塔301为填料塔,塔内径0.2米,装填直径和高都为10毫米的不锈钢θ网环填料,填料段高2.0米。

[0036] 本实施例采用的吸收剂为自来水。

[0037] 沼气中甲烷含量为53%(体积百分数),二氧化碳含量为47%(体积百分数)。

[0038] 外界温度为20~-5℃。

[0039] 沼气净化提纯过程:沼气经沼气压缩机201加压至0.8 MPa、经换热器202降温至20℃,之后进入吸收塔203,沼气流量为20 L/min;

吸收剂经冷水机组206降温至10℃、经增压泵207加压至0.8 MPa,之后从吸收塔203顶部进入,吸收剂流量为2.5 L/min,在吸收塔203内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部经阀门204排出,经干燥器205后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为93.60%(体积百分数),二氧化碳含量为6.39%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);

从吸收塔203底部排出的溶液经阀门208进入闪蒸塔209,闪蒸塔209内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔209内溶液将溶解的CH<sub>4</sub>和部分CO<sub>2</sub>释放出来,这部分混合气体经阀门210回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;

从闪蒸塔209底部排出的溶液经阀门211进入气提塔301,压力降到0.1 MPa(即在大气压下),鼓风机303从气提塔301下端以25 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与溶液逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从气提塔301的顶部经阀门302排出;

从气提塔301底部排出的溶液经阀门304进入储液箱217,之后作为吸收剂返回吸收塔203,另外由阀门218控制补充自来水以维持储液箱217的液位。根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZ/T 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提塔301底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为11.10 mg/L。

[0040] 本实施例采用的吸收剂为自来水,在外界温度低于0℃时需要严格控制工艺中的吸收剂温度高于0℃,在装置停产维修期间需要将水彻底排空,否则设备与管道内存在结冰的可能,给设备运行带来安全风险;从气提塔排出的气体为CO<sub>2</sub>与空气的混合物,不能够回收从解吸塔顶部释放的高纯度二氧化碳。

[0041] 实施例3(对比例):

如图4所示,沼气净化提纯系统包括沼气压缩机201,换热器202,吸收塔203,阀门204、208、210、211、218、402、403、406、408,干燥器205,冷水机组206,增压泵207,闪蒸塔209,储液箱217,解吸塔401,进料泵404;气提塔405,鼓风机407。

[0042] 其中:吸收塔203为填料塔,塔内径0.1米,装填直径和高都为10毫米的不锈钢θ网环填料,填料段高2.0米;

闪蒸塔209为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

解吸塔401为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块;

气提塔405为填料塔,塔内径0.2米,装填直径和高都为10毫米的不锈钢 $\theta$ 网环填料,填料段高2.0米。

[0043] 本实施例采用的吸收剂为自来水。

[0044] 沼气中甲烷含量为53%(体积百分数),二氧化碳含量为47%(体积百分数)。

[0045] 外界温度为20~-5℃。

[0046] 沼气净化提纯过程:

沼气经沼气压缩机201加压至0.8 MPa、经换热器202降温至20℃,之后进入吸收塔203,沼气流量为20 L/min;

吸收剂经冷水机组206降温至10℃、经增压泵207加压至0.8 MPa,之后从吸收塔203顶部进入,吸收剂流量为2.5 L/min,在吸收塔203内沼气自下而上与吸收剂逆向接触,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部经阀门204排出,经干燥器205后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为95.50%(体积百分数),二氧化碳含量为4.49%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);

从吸收塔203底部排出的溶液经阀门208进入闪蒸塔209,闪蒸塔209内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔209内溶液将溶解的CH<sub>4</sub>和部分CO<sub>2</sub>释放出来,这部分混合气体经阀门210回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;

从闪蒸塔209底部排出的溶液经阀门211进入解吸塔401,压力降到0.1 MPa(即在大气压下),解吸出来的二氧化碳从解吸塔401的顶部经阀门402排出;

从解吸塔401底部排出的溶液经阀门403和进料泵404进入气提塔405,鼓风机407从气提塔405下端以25 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与溶液逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从气提塔405的顶部经阀门406排出;

从气提塔405底部排出的溶液经阀门408进入储液箱217,之后作为吸收剂返回吸收塔203,另外由阀门218控制补充自来水以维持储液箱217的液位。根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZ/T 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提塔405底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为11.05 mg/L。

[0047] 本实施例采用的吸收剂为自来水,设备与管道内存在结冰的可能,给设备运行带来安全风险;能够回收CO<sub>2</sub>,但解吸塔和气提塔之间需要有进料泵,控制较为繁琐。

[0048] 实施例4:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为二乙二醇单甲醚水溶液,其中水与二乙二醇单甲醚的质量比为9:1,吸收剂经冷水机组206降温至15℃,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为0.5米,解吸段101高2.7米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.54%(体积百分数),二氧化碳含量为2.45%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);从解吸段101的顶部经阀门213排出气体的流量为4.95 L/min,CO<sub>2</sub>含量为97.05%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZ/T 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为12.08 mg/L。

[0049] 本实施例中吸收塔203的操作温度为15~17℃,获得的产品气中二氧化碳含量在



3%以下,能够满足车用压缩天然气技术标准要求。

[0050] 实施例5:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为三乙二醇单甲醚水溶液,其中水与三乙二醇单甲醚的质量比为7:3,吸收剂经冷水机组206降温至20℃,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为1.5米,解吸段101高3.5米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.42%(体积百分数),二氧化碳含量为2.57%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);从解吸段101的顶部经阀门213排出气体的流量为5.10 L/min,CO<sub>2</sub>含量为96.94%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为20.10 mg/L。

[0051] 本实施例中吸收塔203的操作温度为20~22℃,获得的产品气中二氧化碳含量在3%以下,能够满足车用压缩天然气技术标准要求。

[0052] 实施例6:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为四乙二醇单甲醚水溶液,其中水与四乙二醇单甲醚的质量比为3:2,不设置冷水机组206,外界温度为25℃,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为2.5米,解吸段101高4.4米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为96.95%(体积百分数),二氧化碳含量为3.04%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为16.85 mg/L。

[0053] 实施例7:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为二乙二醇二甲醚水溶液,其中水与二乙二醇二甲醚的质量比为1:1,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为3.0米,解吸段101高5米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.46%(体积百分数),二氧化碳含量为1.53%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);从解吸段101的顶部经阀门213排出气体的流量为4.99 L/min,CO<sub>2</sub>含量为97.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为28.40 mg/L。

[0054] 实施例8:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为三乙二醇二甲醚水溶液,其中水与三乙二醇二甲醚的质量比为4:1外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.70%(体积百分数),二氧化碳含量为1.29%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为15.41 mg/L。

[0055] 实施例9:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为四乙二醇二甲醚水溶液,其中水与四乙二醇二甲醚的质量比为4:1外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组

成为:甲烷含量为98.46%(体积百分数),二氧化碳含量为1.53%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为16.05 mg/L。

[0056] 实施例10:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为1-(2-甲氧基-1-甲基乙氧基)异丙醇水溶液,其中水与1-(2-甲氧基-1-甲基乙氧基)异丙醇的质量比为4:1外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.12%(体积百分数),二氧化碳含量为1.87%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为16.25 mg/L。

[0057] 实施例11:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为双(2-甲氧基丙基)醚水溶液,其中水与双(2-甲氧基丙基)醚的质量比为4:1外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.05%(体积百分数),二氧化碳含量为1.94%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为13.66 mg/L。

[0058] 实施例12:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为含有二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚的水溶液,其中水、二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚的质量比为8:1:1,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为1.5米,解吸段101高3.4米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.69%(体积百分数),二氧化碳含量为2.30%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为12.71 mg/L。

[0059] 实施例13:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为含有二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚的水溶液,其中水、二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚与四乙二醇单甲醚的质量比为7:1:1:1,外界温度为10~-10℃,液封管105的进液孔上缘与排液管104顶端的距离H为1.5米,解吸段101高3.4米外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.30%(体积百分数),二氧化碳含量为1.69%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为18.60 mg/L。

[0060] 实施例14:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为含有二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、二乙二醇二甲醚、三乙二醇二甲醚的水溶液,其中水、二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、二乙二醇二甲醚、三乙二醇二甲醚的质量比为6:1:1:1:1,外界温度为5~-15℃外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔

203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.64%(体积百分数),二氧化碳含量为1.35%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为22.53 mg/L。

[0061] 实施例15:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除所采用的吸收剂为含有二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、三乙二醇二甲醚和四乙二醇二甲醚的水溶液,其中水、二乙二醇单甲醚、三乙二醇单甲醚、四乙二醇单甲醚、三乙二醇二甲醚和四乙二醇二甲醚的质量比为14:2:1:1:1:1,外界温度为5~-15℃外,其它同实施例1,富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为98.72%(体积百分数),二氧化碳含量为1.27%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为25.29 mg/L。

[0062] 两种溶剂混溶到一起,它们的分子排布就会改变,不再是紧密的排列方式,而是间隔排列,所以更不容易结晶,即冰点降低。在实施例14~17所述的加压吸收净化提纯沼气过程中,添加两种或多种降冰点剂时比添加一种降冰点剂效果更为明显,降低了设备与管道内结冰的风险。

[0063] 实施例16:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

在解吸段101的每块塔板的底面上设置有超声波振盒,所述超声波振盒功率为10瓦,频率为40 kHz;超声波振盒在塔板上的安装方式与CN201520937365.7《用于加压水洗提纯沼气的解吸装置》中提到的超声波振盒安装方式相同。

[0064] 鼓风机215从气提段102下端鼓入空气的风速为14 L/min。

[0065] 富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.55%(体积百分数),二氧化碳含量为2.44%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);从解吸段101的顶部排出的二氧化碳流量为5.40 L/min;根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为9.60 mg/L。

[0066] 在本实施例所述的加压吸收净化提纯沼气过程中,利用超声波加速了解吸段101内溶液解吸CO<sub>2</sub>的过程,使进入气提段102的溶液中CO<sub>2</sub>浓度降低,因此从气提段102底部排出的溶液解吸得更好,不仅可以回收更多的二氧化碳,而且可以减小气提段102的空气流量。

[0067] 实施例17:本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

除只在解吸段101的最下边的两块塔板的底面上设置有超声波振盒外,其它同实施例16。富CH<sub>4</sub>气从吸收塔203的顶部引出经干燥后作为产品气储存,测定其组成为:甲烷含量为97.35%(体积百分数),二氧化碳含量为2.64%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数);从解吸段101的顶部排出的二氧化碳流量为5.25 L/min;根据中华人民共和国地质矿产行业标准DZT 0064.47-1993《地下水水质检验方法 滴定法测定游离二氧化碳》测定从气提段102底部排出的溶液的CO<sub>2</sub>含量为10.05 mg/L。

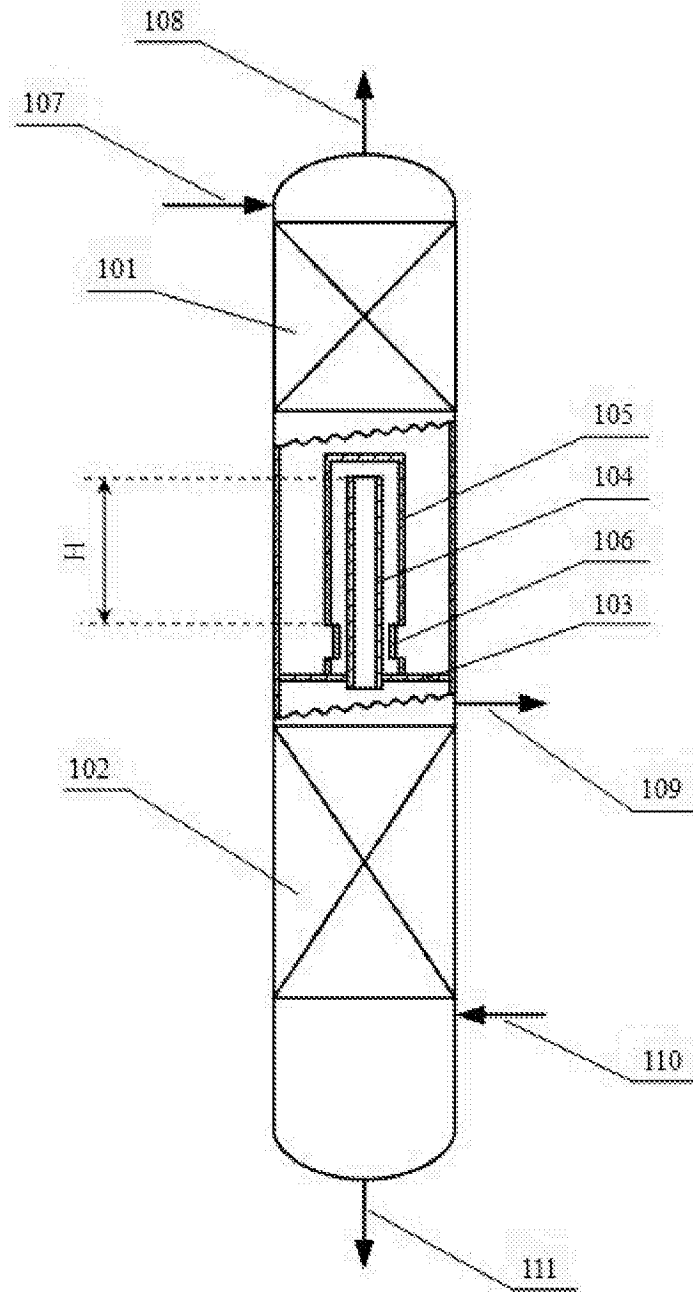


图1

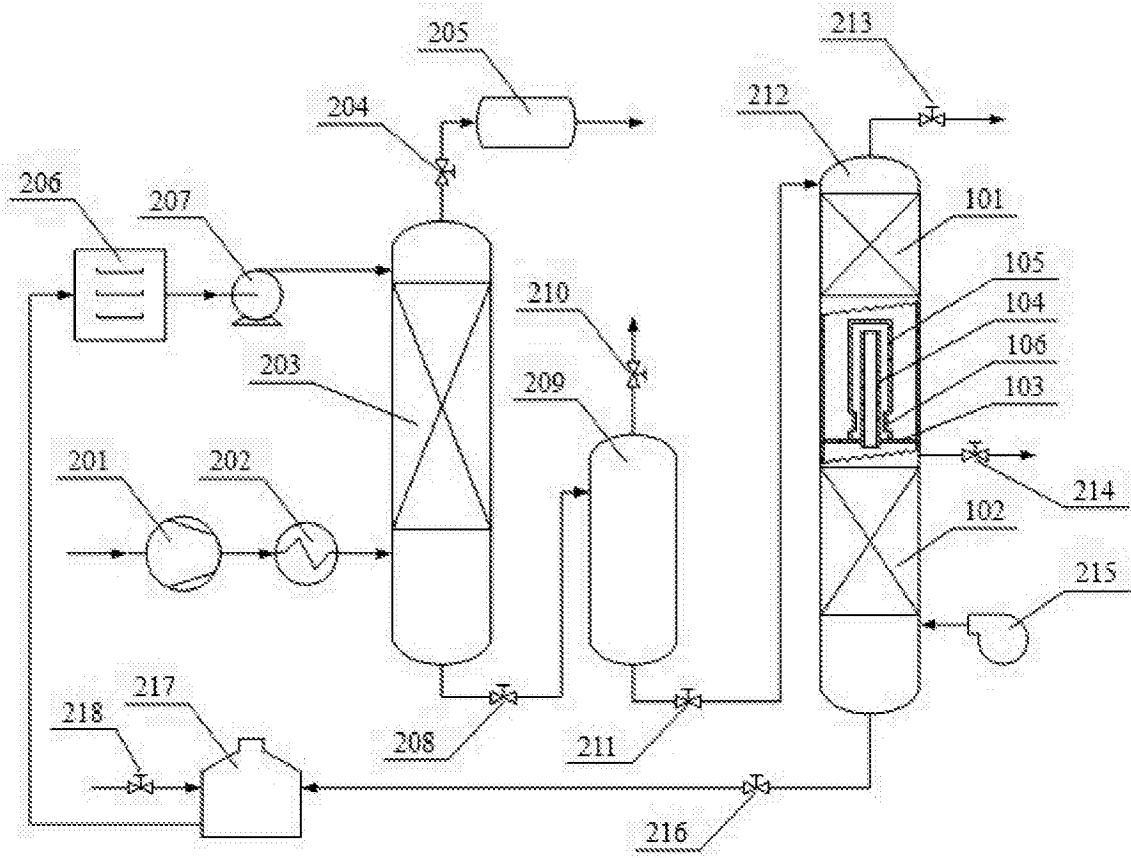


图2

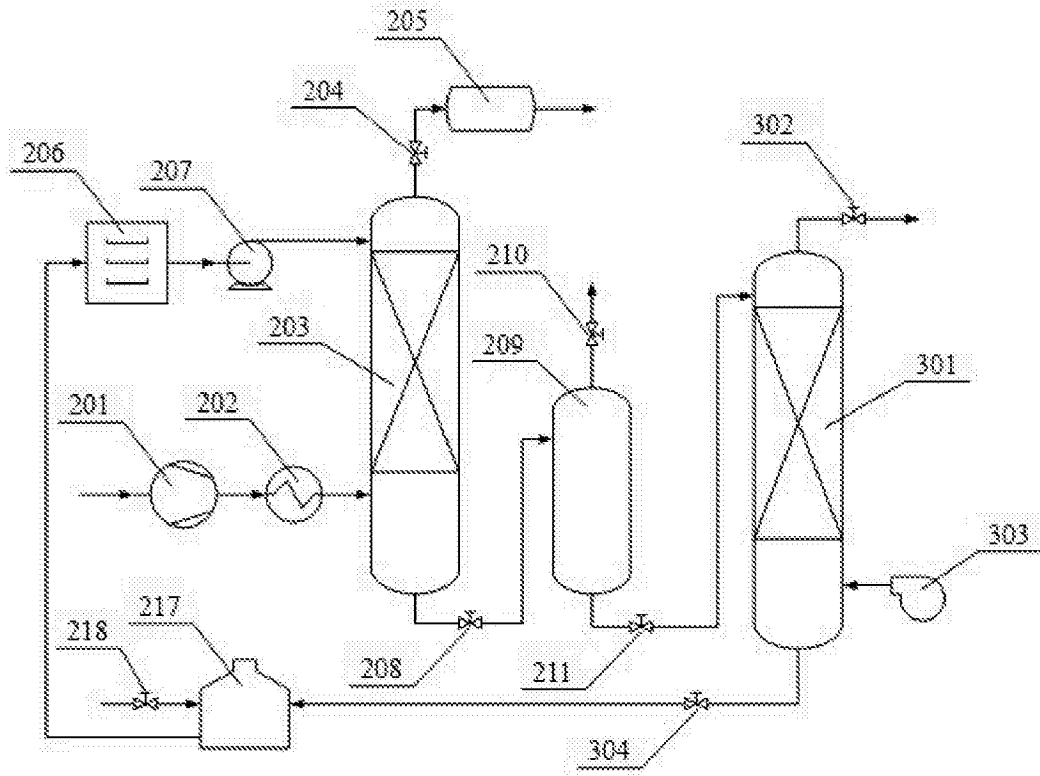


图3

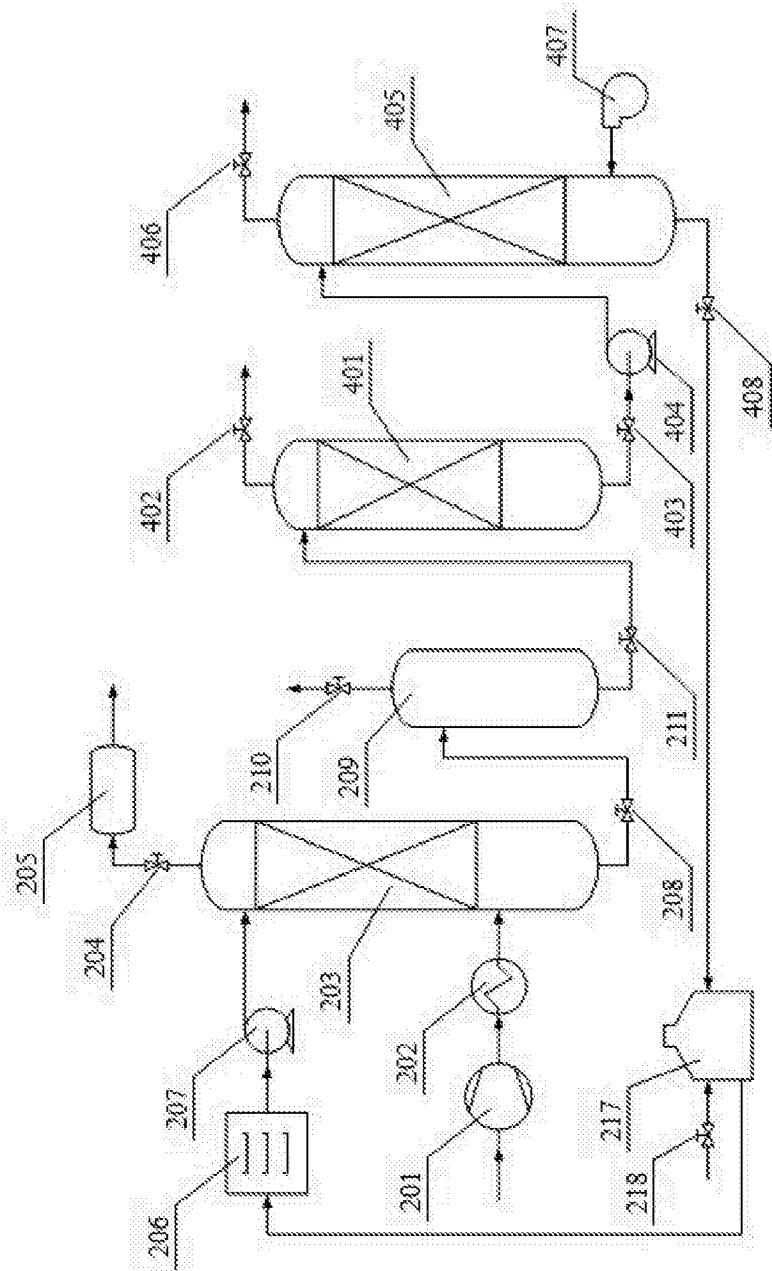


图4