



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 107019995 A

(43)申请公布日 2017.08.08

(21)申请号 201710427813.2

B01D 53/18(2006.01)

(22)申请日 2017.06.08

C10L 3/10(2006.01)

(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 乐陵胜利新能源有限责任公司
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
李岩 赵玉晓 牧辉 司洪宇
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)

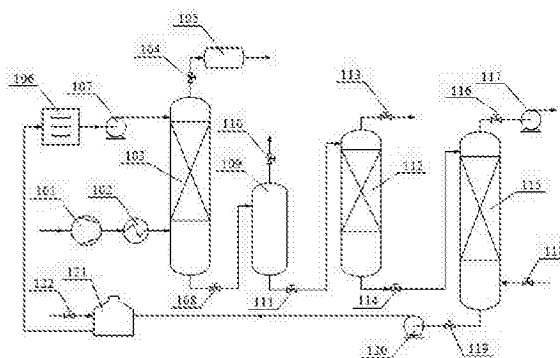
权利要求书3页 说明书9页 附图3页

(54)发明名称

用于加压水洗提纯沼气的方法及真空解吸
出料系统

(57)摘要

一种用于加压水洗提纯沼气的方法及真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机,换热器,干燥器,增压泵,闪蒸塔,降压塔,解吸塔,储水箱,解吸塔真空泵,解吸塔真空出料泵;将沼气经沼气压缩机加压经换热器冷却之后送入吸收塔;水经冷水机组降温、经增压泵加压之后从吸收塔上部进入,在吸收塔内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔的顶部排出;从吸收塔底部排出的水进入闪蒸塔,释放出的CH₄和CO₂混合气体回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔底部排出的水进入降压塔,解吸出来的二氧化碳从降压塔的顶部排出;之后从降压塔底部排出的水进入解吸塔,解吸出来的气体从解吸塔顶部排出,从解吸塔底部排出的水经解吸塔真空出料泵进入储水箱。



CN 107019995 A

1. 一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机,换热器,干燥器,增压泵,闪蒸塔,降压塔,解吸塔,储水箱,解吸塔真空泵,解吸塔真空出料泵;与沼气压缩机出口连通的换热器,与换热器出口连通的吸收塔,在吸收塔顶部与干燥器连通;储水箱出水口通过增压泵与吸收塔连通,吸收塔底部通过管路与闪蒸塔上部连通,闪蒸塔顶部与储气罐连通,闪蒸塔底部通过管路与降压塔的上部连通;降压塔顶部与大气连通,降压塔底部通过管路与解吸塔上部连通;其特征是解吸塔顶部与解吸塔真空泵连通,解吸塔真空泵与大气连通;解吸塔下部送入空气,解吸塔底部与解吸塔真空出料泵连通,解吸塔真空出料泵通过管路与储水箱连通。

2. 根据权利要求1所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是,还包括有冷水机组,储水箱出水口与冷水机组连通,冷水机组通过增压泵与吸收塔连通。

3. 根据权利要求1所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是解吸塔为填料塔,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。

4. 根据权利要求1所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是吸收塔为填料塔,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;闪蒸塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;降压塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块。

5. 一种用于加压水洗提纯沼气的的方法,它包括如下步骤:

将沼气经沼气压缩机加压至0.8 MPa、经换热器冷却至20℃,之后送入吸收塔,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组降温至10℃、经增压泵加压至0.8 MPa,之后从吸收塔上部进入,水流量为2.5 L/min,在吸收塔内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔的顶部经阀门排出,经干燥器干燥后作为产品气储存;

从吸收塔底部排出的水经阀门进入闪蒸塔,闪蒸塔内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔内,水将溶解的CH₄和部分CO₂释放出来,这部分混合气体经阀门回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔底部排出的水经阀门进入降压塔,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔的顶部经阀门排出;

之后从降压塔底部排出的水经阀门进入解吸塔,解吸出来的气体从解吸塔顶部经阀门排出,之后经解吸塔真空泵排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa,另外经阀门向解吸塔以1.2 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与水逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从解吸塔的顶部经阀门排出;

从解吸塔底部排出的水经阀门和解吸塔真空出料泵进入储水箱,之后经过冷水机组降温和增压泵增压后返回吸收塔,另外由阀门控制补充自来水以维持储水箱的液位。

6. 一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机,换热器,干燥器,增压泵,闪蒸塔,降压塔,解吸塔,储水箱,解吸塔真空泵,第一出料罐和第二出料罐;与沼气压缩机出口连通的换热器,与换热器出口连通的吸收塔,在吸收塔顶部与干燥器连通;储水箱出水口通过增压泵与吸收塔连通,吸收塔底部通过管路与闪蒸塔上部连通,闪蒸塔顶部与储气罐连通,闪蒸塔底部通过管路与降压塔的上部连通;降压塔顶部与大气连通,降压塔底部通过管路与解吸塔上部连通;解吸塔顶部与解吸塔真空泵连通,解吸塔真空泵与大气连通;

在第一出料罐的顶部设置有第一出料罐进液口,在第一出料罐的上部设置有第一出料罐进气口和第一出料罐排气口,在第一出料罐的底部设置有第一出料罐排液口;第一出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第一进气阀,在第一出料罐排液口之后的管路上设置有第一排液阀,在第一出料罐排气口之后的管路上设置有第一排气阀;

在第二出料罐的顶部设置有第二出料罐进液口,在第二出料罐的上部设置有第二出料罐进气口和第二出料罐排气口,在第二出料罐的底部设置有第二出料罐排液口;第二出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第二进气阀,在第二出料罐排液口之后的管路上设置有第二排液阀,在第二出料罐排气口之后的管路上设置有第二排气阀;

在解吸塔顶部设置有解吸塔出气口,在解吸塔的上部设置有解吸塔进料口,在解吸塔的下部设置有解吸塔引气口,在解吸塔的底部设置有解吸塔出料口;

解吸塔出料口之后的管路分为两路,一路通过第一出料阀与第一出料罐进液口连通;另一路通过第二出料阀与第二出料罐进液口连通;

第一出料罐和第二出料罐的出料管路汇合后与储水箱连通;

第一出料罐排气口之后的管路和第二出料罐排气口之后的管路汇合后与解吸塔引气口连通;

在解吸塔进料口之前的管路上设置解吸塔进料阀门,在解吸塔出气口之后的管路上依次设置解吸塔出气阀门和解吸塔真空泵。

7. 根据权利要求6所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是,还包括有冷水机组,储水箱出水口与冷水机组连通,冷水机组通过增压泵与吸收塔连通。

8. 根据权利要求6所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是所述第一出料罐和第二出料罐的高度均为0.2米,内径均为0.15米。

9. 根据权利要求6所述的用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,其特征是吸收塔为填料塔,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;闪蒸塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

降压塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块;解吸塔为填料塔,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。

10. 一种用于加压水洗提纯沼气的方法,它使用上述系统设备并包括如下步骤:将沼气经沼气压缩机加压至0.8 MPa、经换热器冷却至20℃,之后送入吸收塔,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组降温至10℃、经增压泵加压至0.8 MPa,之后从吸收塔上部进入,水流量为2.5 L/min,在吸收塔内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔的顶部排出,经干燥器干燥后作为产品气储存;

从吸收塔底部排出的水进入闪蒸塔,闪蒸塔内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔内,水将溶解的CH₄和部分CO₂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;从闪蒸塔底部排出的水进入降压塔,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔的顶部排出;

之后从降压塔底部排出的水进入解吸塔,解吸出来的气体从解吸塔顶部排出,之后经解吸塔真空泵排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa;

在第一出料阀、第一排气阀、第二进气阀和第二排液阀为打开状态,第一进气阀、第一

排液阀、第二出料阀和第二排气阀为关闭状态时,水从解吸塔底部的解吸塔出料口排出经第一出料阀进入第一出料罐,第一出料罐中的空气经第一排气阀进入解吸塔并与水进行气液传质以促进解吸,而第二出料罐中的水经第二排液阀排出,外界的空气经第二进气阀进入第二出料罐;

在第一出料阀、第一排气阀、第二进气阀和第二排液阀为关闭状态,第一进气阀、第一排液阀、第二出料阀和第二排气阀为打开状态时,水从解吸塔底部的出料口排出经第二出料阀进入第二出料罐,第二出料罐中的空气经第二排气阀进入解吸塔并与水进行气液传质以促进解吸,而第一出料罐中的水经第一排液阀排出,外界的空气经第一进气阀进入第一出料罐;

依次交替切换阀门的开关状态,每一次开关状态保持1分钟,实现真空解吸出料。

用于加压水洗提纯沼气的方法及真空解吸出料系统

技术领域

[0001] 本方案涉及气液传质技术领域,尤其涉及一种用于加压水洗提纯沼气的方法及真空解吸出料系统。

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CO₂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、多乙二醇二甲醚、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,而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,而后几种溶剂多用于天然气脱硫脱碳。

[0003] 加压水洗提纯沼气的原理是在加压条件下,将CO₂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CO₂和少量CH₄被水溶解,富CH₄气从吸收塔的上端被引出,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CH₄和大部分CO₂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气提塔进行解吸,利用减压或空气进行吹脱再生(吹脱也称为气提),之后作为吸收剂返回吸收塔。

[0004] 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;CO₂去除效率高,甲烷损失较少;可同时去除CO₂和H₂S;工艺简单,操作温度低,不消耗化学试剂和蒸汽,过程环保。

[0005] 沼气提纯系统中,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;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。因此CN101837227A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。该工艺虽然可以回收较高纯度的二氧化碳,但也采用了空气吹脱解吸的方法,引入了大量空气,并将空气中的大量热量传递给水,这些水需要在降温后再进入吸收塔,而降温过程需要消耗大量能量。

[0006] ZL201520937365.7公开了一种用于加压水洗提纯沼气的解吸装置,设置有超声波振盒以强化解吸过程,用于加压水洗提纯沼气制备生物天然气工艺时,解吸彻底,能够避免常规流程中采用的吹脱过程。但是,实际实验中发现由于受到气液平衡的限制,即使采用了超声波强化解吸过程,解吸后的水中仍然含有少量的CO₂,即解吸仍然不彻底。

发明内容

[0007] 本发明的目的在于弥补已有技术的不足,提供一种用于加压水洗提纯沼气的方法及真空解吸出料系统,以降低由于解吸过程引起的沼气提纯工艺能耗高的问题。

[0008] 一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机,换热器,干燥器,增压泵,闪蒸塔,降压塔,解吸塔,储水箱,解吸塔真空泵,解吸塔真空出料泵。与沼气压缩机出口连通的换热器,与换热器出口连通的吸收塔,在吸收塔顶部通过阀门与干燥器连通。储水箱出水口通过增压泵与吸收塔连通,吸收塔底部通过管路和阀门与闪蒸塔上部连通,闪蒸塔顶部设置有阀门与储气罐连通,闪蒸塔底部通过管路及阀门与降压塔的上部连通;降压塔顶部设置有阀门与大气连通,降压塔底部通过管路与解吸塔上部连通。在解吸塔顶部与解吸塔真空泵连通,解吸塔真空泵与大气连通;解吸塔下部设置有阀门用以送入空气,解吸塔底部与解吸塔真空出料泵连通,解吸塔真空出料泵通过管路与储水箱连通。

[0009] 本方案的具体特点还有,还包括有冷水机组,储水箱出水口与冷水机组连通,冷水机组通过增压泵与吸收塔连通。

[0010] 在储水箱上设置有补水阀门。

[0011] 解吸塔为填料塔,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。

[0012] 吸收塔为填料塔,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。

[0013] 闪蒸塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块。

[0014] 降压塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块。

[0015] 本发明还提供一种用于加压水洗提纯沼气的方法,它包括如下步骤:

将沼气经沼气压缩机加压至0.8 MPa、经换热器冷却至20℃,之后送入吸收塔,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组降温至10℃、经增压泵加压至0.8 MPa,之后从吸收塔上部进入,水流量为2.5 L/min,在吸收塔内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔的顶部经阀门排出,经干燥器干燥后作为产品气储存;

从吸收塔底部排出的水经阀门进入闪蒸塔,闪蒸塔内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔内,水将溶解的CH₄和部分CO₂释放出来,这部分混合气体经阀门回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔底部排出的水经阀门进入降压塔,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔的顶部经阀门排出;

之后从降压塔底部排出的水经阀门进入解吸塔,解吸出来的气体从解吸塔顶部经阀门排出,之后经解吸塔真空泵排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa,另外经阀门向解吸塔以1.2 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与水逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从解吸塔的顶部经阀门排出;

从解吸塔底部排出的水经阀门和解吸塔真空出料泵进入储水箱,之后经过冷水机组降温和增压泵增压后返回吸收塔,另外由阀门控制补充自来水以维持储水箱的液位。

[0016] 本发明还提供一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机,换热器,干燥器,增压泵,闪蒸塔,降压塔,解吸塔,储水箱,解吸塔真空泵,第一出料罐和

第二出料罐。与沼气压缩机出口连通的换热器,与换热器出口连通的吸收塔,在吸收塔顶部通过阀门与干燥器连通。储水箱出水口通过增压泵与吸收塔连通,吸收塔底部通过管路和阀门与闪蒸塔上部连通,闪蒸塔顶部设置有阀门与储气罐连通,闪蒸塔底部通过管路及阀门与降压塔的上部连通;降压塔顶部设置有阀门与大气连通,降压塔底部通过管路和解吸塔上部连通。在解吸塔顶部与解吸塔真空泵连通,解吸塔真空泵与大气连通。

[0017] 在第一出料罐的顶部设置有第一出料罐进液口,在第一出料罐的上部设置有第一出料罐进气口和第一出料罐排气口,在第一出料罐的底部设置有第一出料罐排液口。第一出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第一进气阀,在第一出料罐排液口之后的管路上设置有第一排液阀,在第一出料罐排气口之后的管路上设置有第一排气阀。

[0018] 在第二出料罐的顶部设置有第二出料罐进液口,在第二出料罐的上部设置有第二出料罐进气口和第二出料罐排气口,在第二出料罐的底部设置有第二出料罐排液口。第二出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第二进气阀,在第二出料罐排液口之后的管路上设置有第二排液阀,在第二出料罐排气口之后的管路上设置有第二排气阀。

[0019] 在解吸塔顶部设置有解吸塔出气口,在解吸塔的上部设置有解吸塔进料口,在解吸塔的下部设置有解吸塔引气口,在解吸塔的底部设置有解吸塔出料口。

[0020] 解吸塔出料口之后的管路分为两路,一路通过第一出料阀与第一出料罐进液口连通;另一路通过第二出料阀与第二出料罐进液口连通。

[0021] 第一出料罐和第二出料罐的出料管路汇合后与储水箱连通。

[0022] 第一出料罐排气口之后的管路和第二出料罐排气口之后的管路汇合后与解吸塔引气口连通。

[0023] 在解吸塔进料口之前的管路上设置解吸塔进料阀门,在解吸塔出气口之后的管路上依次设置解吸塔出气阀门和解吸塔真空泵。

[0024] 本方案的具体特点还有,还包括有冷水机组,储水箱出水口与冷水机组连通,冷水机组通过增压泵与吸收塔连通。

[0025] 所述第一出料罐和第二出料罐的高度均为0.2米,内径均为0.15米。

[0026] 在储水箱上设置有补水阀门。

[0027] 吸收塔为填料塔,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;

闪蒸塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

降压塔为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块;

解吸塔为填料塔,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。

[0028] 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)。

[0029] 外界温度为28~30℃。

[0030] 本发明还提供一种用于加压水洗提纯沼气的办法,它使用上述系统设备并包括如下步骤:

将沼气经沼气压缩机加压至0.8 MPa、经换热器冷却至20℃,之后送入吸收塔,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组降温至10℃、经增压泵加压至0.8 MPa,之后从吸收塔上部进入,水流量

为2.5 L/min,在吸收塔内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔的顶部经阀门排出,经干燥器干燥后作为产品气储存;

从吸收塔底部排出的水经阀门进入闪蒸塔,闪蒸塔内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔内,水将溶解的CH₄和部分CO₂释放出来,这部分混合气体经阀门回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔底部排出的水经阀门进入降压塔,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔的顶部经阀门排出;

之后从降压塔底部排出的水进入解吸塔,解吸出来的气体从解吸塔顶部经解吸塔出气阀门排出,之后经解吸塔真空泵排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa。

[0031] 在第一出料阀、第一排气阀、第二进气阀和第二排液阀为打开状态,第一进气阀、第一排液阀、第二出料阀和第二排气阀为关闭状态时,水从解吸塔底部的解吸塔出料口排出经第一出料阀进入第一出料罐,第一出料罐中的空气经第一排气阀进入解吸塔并与水进行气液传质以促进解吸,而第二出料罐中的水经第二排液阀排出,外界的空气经第二进气阀进入第二出料罐;

在第一出料阀、第一排气阀、第二进气阀和第二排液阀为关闭状态,第一进气阀、第一排液阀、第二出料阀和第二排气阀为打开状态时,水从解吸塔底部的出料口排出经第二出料阀进入第二出料罐,第二出料罐中的空气经第二排气阀进入解吸塔并与水进行气液传质以促进解吸,而第一出料罐中的水经第一排液阀排出,外界的空气经第一进气阀进入第一出料罐;

依次交替切换阀门的开关状态,每一次开关状态保持1分钟,实现真空解吸出料。

[0032] 之后从第一出料罐和第二出料罐排出的水进入储水箱,储水箱将水输送至冷水机组降温和增压泵增压后返回吸收塔。

[0033] 本方案的有益效果是:本方案采用真空解吸的加压水洗提纯沼气工艺方法,解吸彻底,并且系统引入的空气量大大减少,引入的热量大大减少,真空也会造成部分水蒸发达而具有制冷效果,因此系统中的水不需要降温或者稍稍降温后即可进入吸收塔提纯沼气,大大降低了制冷能耗;采用切换阀门开关的方法进行真空出料,避免了使用真空出料泵,能耗降低;空气进入出料罐之后又从解吸塔下部进入解吸塔并与水进行气液传质以促进解吸,使水解吸彻底。

附图说明

[0034] 图1为用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统示意图。

[0035] 图2为现有技术的加压吸收净化提纯沼气的工艺流程示意图。

[0036] 图3为用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统真空解吸部分示意图。

[0037] 图4为用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统示意图。

[0038] 图中:101-沼气压缩机;102-换热器;103-吸收塔;104-阀门;105-干燥器;106-冷水机组;107-增压泵;108-阀门;109-闪蒸塔;110-阀门;111-阀门;112-降压塔;113-阀门;114-解吸塔进料阀门;115-解吸塔;116-解吸塔出气阀门;117-解吸塔真空泵;118-阀门;119-阀门;120-解吸塔真空出料泵;121-储水箱;122-补水阀门;201-进料泵;202-鼓风机;301-第一出料阀;302-第一进气阀;303-第一出料罐;304-第一排液阀;305-第一排气阀;306-第二出料阀;307-第二进气阀;308-第二出料罐;309-第二排液阀;310-第二排气阀。

具体实施方式

[0039] 下面结合附图并通过具体实施例对本方案作进一步详述。

[0040] 实施例1:

如图1所示,一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机101,换热器102,干燥器105,冷水机组106,增压泵107,闪蒸塔109,降压塔112,解吸塔115,储水箱121,解吸塔真空泵117,解吸塔真空出料泵120。与沼气压缩机101出口连通的换热器102,与换热器102出口连通的吸收塔103,在吸收塔103顶部通过阀门104与干燥器105连通。储水箱121出水口与冷水机组106连通,冷水机组106通过增压泵107与吸收塔103连通,吸收塔103底部通过管路和阀门108与闪蒸塔109上部连通,闪蒸塔109顶部设置有阀门110与储气罐连通,闪蒸塔109底部通过管路及阀门111与降压塔112的上部连通;降压塔112顶部设置有阀门113与大气连通,降压塔112底部通过管路和解吸塔进料阀门114与解吸塔115上部连通。在解吸塔115顶部通过解吸塔出气阀门116与解吸塔真空泵117连通,解吸塔真空泵117与大气连通;解吸塔下部设置有阀门118用以送入空气,解吸塔115底部通过阀门119与解吸塔真空出料泵120连通,解吸塔真空出料泵120通过管路与储水箱121连通。

[0041] 在储水箱121上设置有补水阀门122。

[0042] 其中:吸收塔103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109为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

降压塔112为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块;

解吸塔115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。

[0043] 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)。

[0044] 外界温度为28~30℃。

[0045] 一种用于加压水洗提纯沼气的方法,它包括如下步骤:

将沼气经沼气压缩机101加压至0.8 MPa、经换热器102冷却至20℃,之后送入吸收塔103,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组106降温至10℃、经增压泵107加压至0.8 MPa,之后从吸收塔103上部进入,水流量为2.5 L/min,在吸收塔103内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔103的顶部经阀门104排出,经干燥器105干燥后作为产品气储存;

从吸收塔103底部排出的水经阀门108进入闪蒸塔109,闪蒸塔109内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔109内,水将溶解的CH₄和部分CO₂释放出来,这部分混合气体经阀门110回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔109底部排出的水经阀门111进入降压塔112,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔112的顶部经阀门113排出;

之后从降压塔112底部排出的水经解吸塔进料阀门114进入解吸塔115,解吸出来的气体从解吸塔115顶部经解吸塔出气阀门116排出,之后经解吸塔真空泵117排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa,另外经阀门118向解吸塔115以1.2 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与水逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从解吸塔115的顶部经解吸塔出气阀门116排出;

从解吸塔115底部排出的水经阀门119和解吸塔真空出料泵120进入储水箱121,之后经过冷水机组106降温和增压泵107增压后返回吸收塔103,另外由补水阀门122控制补充自来水以维持储水箱121的液位。

[0046] 冷水机组106能耗为0.1 kW/h;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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为11.05 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成为:甲烷含量为96.40%(体积百分数),二氧化碳含量为3.59%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0047] 本实施例采用真空解吸的加压水洗提纯沼气工艺方法,与实施例3对比,解吸更彻底,产品气中甲烷含量更高,所需制冷能耗更低。

[0048] 实施例2:

本实施例与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

外界温度为15~18℃;从解吸塔115底部排出的水经阀门119和解吸塔真空出料泵120进入储水箱121,之后不经冷水机组106降温而只经过增压泵107增压后返回吸收塔103,水温维持在9.5~10.5℃。

[0049] 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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为11.20 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成为:甲烷含量为96.35%(体积百分数),二氧化碳含量为3.64%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0050] 本实施例采用真空解吸的加压水洗提纯沼气工艺方法,与实施例4对比,解吸更彻底,产品气中甲烷含量更高,没有采用冷水机组,降低了制冷能耗。

[0051] 实施例3(对比例):

如图2所示,现有技术的加压吸收净化提纯沼气的工艺流程,包括沼气压缩机101,换热器102,吸收塔103,干燥器105,冷水机组106,增压泵107,闪蒸塔109,降压塔112,解吸塔115,储水箱121,进料泵201;鼓风机202。

[0052] 本实施例采用的沼气压缩机101、换热器102、吸收塔103、干燥器105、冷水机组106、增压泵107、闪蒸塔109、降压塔112、解吸塔115、储水箱121与实施例1相同。

[0053] 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)。

[0054] 外界温度为28~30℃。

[0055] 沼气净化提纯过程与实施例1相同之处不再赘述,不同之处在于:

从降压塔112底部排出的水经解吸塔进料阀门114和进料泵201进入解吸塔115,解吸出来的气体从解吸塔115顶部经解吸塔出气阀门116排出,另外经鼓风机202向解吸塔115以25 L/min的风速鼓入空气,空气自下而上与水逆向接触后与解吸出来的二氧化碳一起从解吸塔115的顶部经解吸塔出气阀门116排出;从解吸塔115底部排出的水经阀门119进入储水箱121,之后经过冷水机组106降温和增压泵107增压后返回吸收塔103。

[0056] 冷水机组106能耗为0.35 kW/h;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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为13.70 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成为:甲烷含量为96.00%(体积百分数),二氧化碳含量为3.99%(体积百分数),水蒸气含量为

0.01%(体积百分数)。

[0057] 实施例4(对比例):

本实施例与实施例3相同之处不再赘述,不同之处在于:外界温度为15~18℃。

[0058] 冷水机组106能耗为0.28 kW/h;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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为13.50 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成为:甲烷含量为96.05%(体积百分数),二氧化碳含量为3.89%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0059] 实施例5:

如图4所示,一种用于加压水洗提纯沼气的真空解吸出料系统,它包括沼气压缩机101,换热器102,干燥器105,冷水机组106,增压泵107,闪蒸塔109,降压塔112,解吸塔115,储水箱121,解吸塔真空泵117,第一出料罐303和第二出料罐308。与沼气压缩机101出口连通的换热器102,与换热器102出口连通的吸收塔103,在吸收塔103顶部通过阀门104与干燥器105连通。储水箱121出水口与冷水机组106连通,冷水机组106通过增压泵107与吸收塔103连通,吸收塔103底部通过管路和阀门108与闪蒸塔109上部连通,闪蒸塔109顶部设置有阀门110与储气罐连通,闪蒸塔109底部通过管路及阀门111与降压塔112的上部连通;降压塔112顶部设置有阀门113与大气连通,降压塔112底部通过管路和解吸塔进料阀门114与解吸塔115上部连通。在解吸塔115顶部通过解吸塔出气阀门116与解吸塔真空泵117连通,解吸塔真空泵117与大气连通。

[0060] 在储水箱121上设置有补水阀门122。

[0061] 如图3所示,在第一出料罐303的顶部设置有第一出料罐进液口,在第一出料罐303的上部设置有第一出料罐进气口和第一出料罐排气口,在第一出料罐303的底部设置有第一出料罐排液口。第一出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第一进气阀302,在第一出料罐排液口之后的管路上设置有第一排液阀304,在第一出料罐排气口之后的管路上设置有第一排气阀305。

[0062] 在第二出料罐308的顶部设置有第二出料罐进液口,在第二出料罐308的上部设置有第二出料罐进气口和第二出料罐排气口,在第二出料罐308的底部设置有第二出料罐排液口。第二出料罐进气口之前的管路上设置与外界相通的第二进气阀307,在第二出料罐排液口之后的管路上设置有第二排液阀309,在第二出料罐排气口之后的管路上设置有第二排气阀310。

[0063] 在解吸塔115顶部设置有解吸塔出气口,在解吸塔的上部设置有解吸塔进料口,在解吸塔的下部设置有解吸塔引气口,在解吸塔的底部设置有解吸塔出料口。

[0064] 解吸塔出料口之后的管路分为两路,一路通过第一出料阀301与第一出料罐进液口连通;另一路通过第二出料阀306与第二出料罐进液口连通。

[0065] 第一出料罐303和第二出料罐308的出料管路汇合后与储水箱121连通。

[0066] 第一出料罐排气口之后的管路和第二出料罐排气口之后的管路汇合后与解吸塔引气口连通。

[0067] 在解吸塔进料口之前的管路上设置解吸塔进料阀门114,在解吸塔出气口之后的管路上依次设置解吸塔出气阀门116和解吸塔真空泵117。

[0068] 所述第一出料罐303和第二出料罐308的高度均为0.2米,内径均为0.15米。

[0069] 吸收塔103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109为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为5块;

降压塔112为板式塔,塔内径0.12米,塔板数为8块;

解吸塔115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。

[0070] 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)。

[0071] 外界温度为28~30℃。

[0072] 一种用于加压水洗提纯沼气的方法,它使用上述系统设备并包括如下步骤:

将沼气经沼气压缩机101加压至0.8 MPa、经换热器102冷却至20℃,之后送入吸收塔103,沼气流量为20 L/min;

水经冷水机组106降温至10℃、经增压泵107加压至0.8 MPa,之后从吸收塔103上部进入,水流量为2.5 L/min,在吸收塔103内沼气自下而上与水逆向接触,富CH₄气从吸收塔103的顶部经阀门104排出,经干燥器105干燥后作为产品气储存;

从吸收塔103底部排出的水经阀门108进入闪蒸塔109,闪蒸塔109内的压力控制在0.35 MPa,在闪蒸塔109内,水将溶解的CH₄和部分CO₂释放出来,这部分混合气体经阀门110回储气罐重新与原料气混合再次参与洗涤分离;从闪蒸塔109底部排出的水经阀门111进入降压塔112,压力降到0.1 MPa,解吸出来的二氧化碳从降压塔112的顶部经阀门113排出;

之后从降压塔112底部排出的水经解吸塔进料阀门114进入解吸塔115,解吸出来的气体从解吸塔115顶部经解吸塔出气阀门116排出,之后经解吸塔真空泵117排出,解吸塔内真空保持在-0.08 MPa。

[0073] 在第一出料阀301、第一排气阀305、第二进气阀307和第二排液阀309为打开状态,第一进气阀302、第一排液阀304、第二出料阀306和第二排气阀310为关闭状态时,水从解吸塔115底部的解吸塔出料口排出经第一出料阀301进入第一出料罐303,第一出料罐303中的空气经第一排气阀305进入解吸塔115并与水进行气液传质以促进解吸,而第二出料罐308中的水经第二排液阀309排出,外界的空气经第二进气阀307进入第二出料罐308;

在第一出料阀301、第一排气阀305、第二进气阀307和第二排液阀309为关闭状态,第一进气阀302、第一排液阀304、第二出料阀306和第二排气阀310为打开状态时,水从解吸塔115底部的出料口排出经第二出料阀306进入第二出料罐308,第二出料罐308中的空气经第二排气阀310进入解吸塔115并与水进行气液传质以促进解吸,而第一出料罐303中的水经第一排液阀304排出,外界的空气经第一进气阀302进入第一出料罐303;

依次交替切换阀门的开关状态,每一次开关状态保持1分钟,实现真空解吸出料。

[0074] 之后从第一出料罐303和第二出料罐308排出的水进入储水箱121,储水箱121将水输送至冷水机组106降温和增压泵107增压后返回吸收塔103,另外由补水阀门122控制补充自来水以维持储水箱121的液位。

[0075] 冷水机组106能耗为0.11 kW/h;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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为9.89 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成

为:甲烷含量为96.60%(体积百分数),二氧化碳含量为3.39%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0076] 本实施例采用真空解吸的加压水洗提纯沼气工艺方法,与实施例3对比,解吸更彻底,产品气中甲烷含量更高,所需制冷能耗更低,而且避免了采用真空出料泵。

[0077] 实施例6:

本实施例与实施例5相同之处不再赘述,不同之处在于:

外界温度为15~18℃;从解吸塔115底部排出的水经阀门119进入储水箱121,之后不经冷水机组106降温而只经过增压泵107增压后返回吸收塔103,水温维持在9.5~10.5℃。

[0078] 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》测定从解吸塔115底部排出的水中CO₂含量为9.95 mg/L;由武汉四方Gasboard-3200型沼气分析仪测定产品气其组成为:甲烷含量为96.55%(体积百分数),二氧化碳含量为3.44%(体积百分数),水蒸气含量为0.01%(体积百分数)。

[0079] 本实施例采用真空解吸的加压水洗提纯沼气工艺方法,与实施例4对比,解吸更彻底,产品气中甲烷含量更高,没有采用冷水机组,降低了制冷能耗,而且避免了采用真空出料泵。

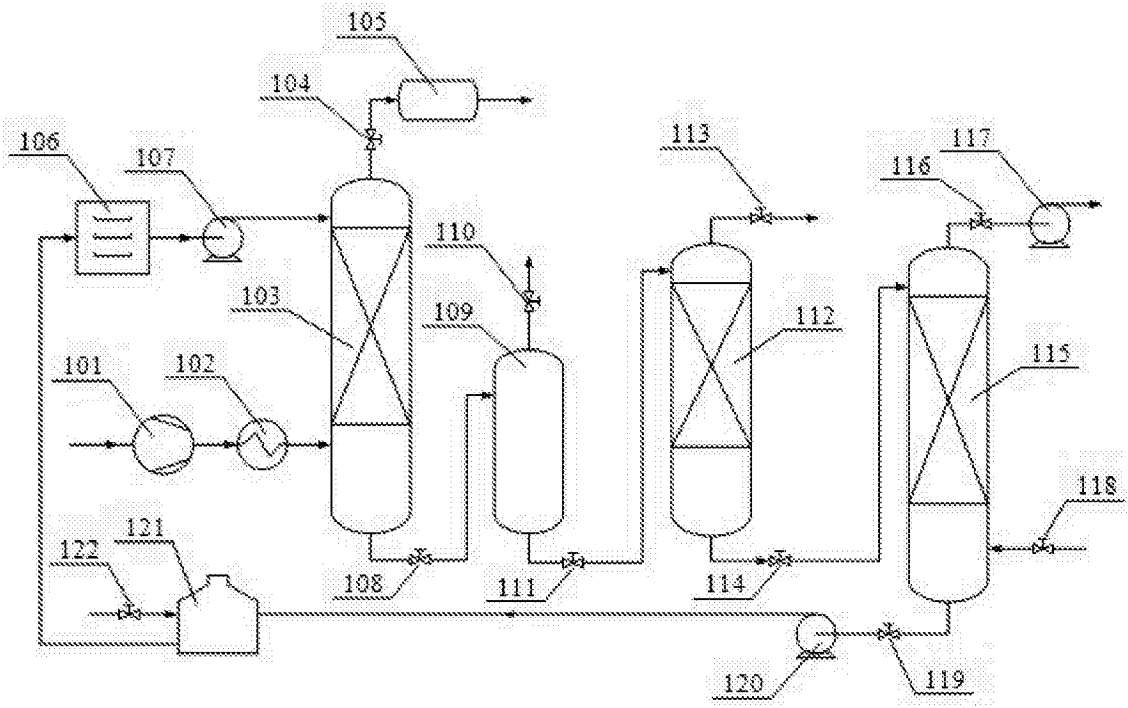


图1

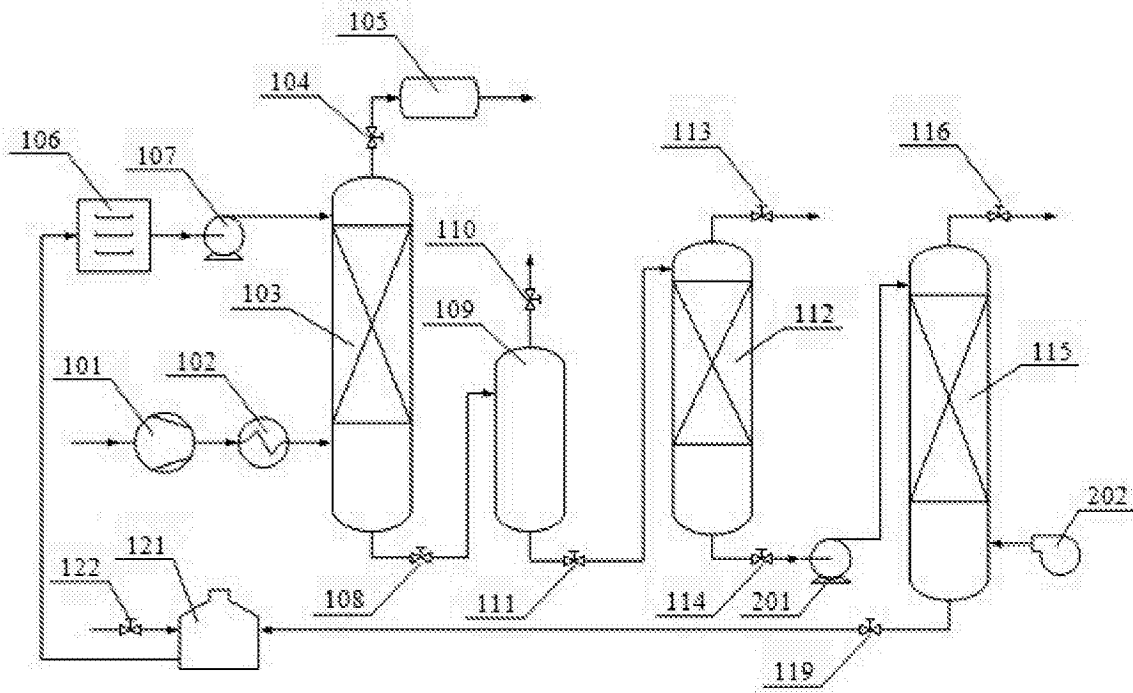


图2

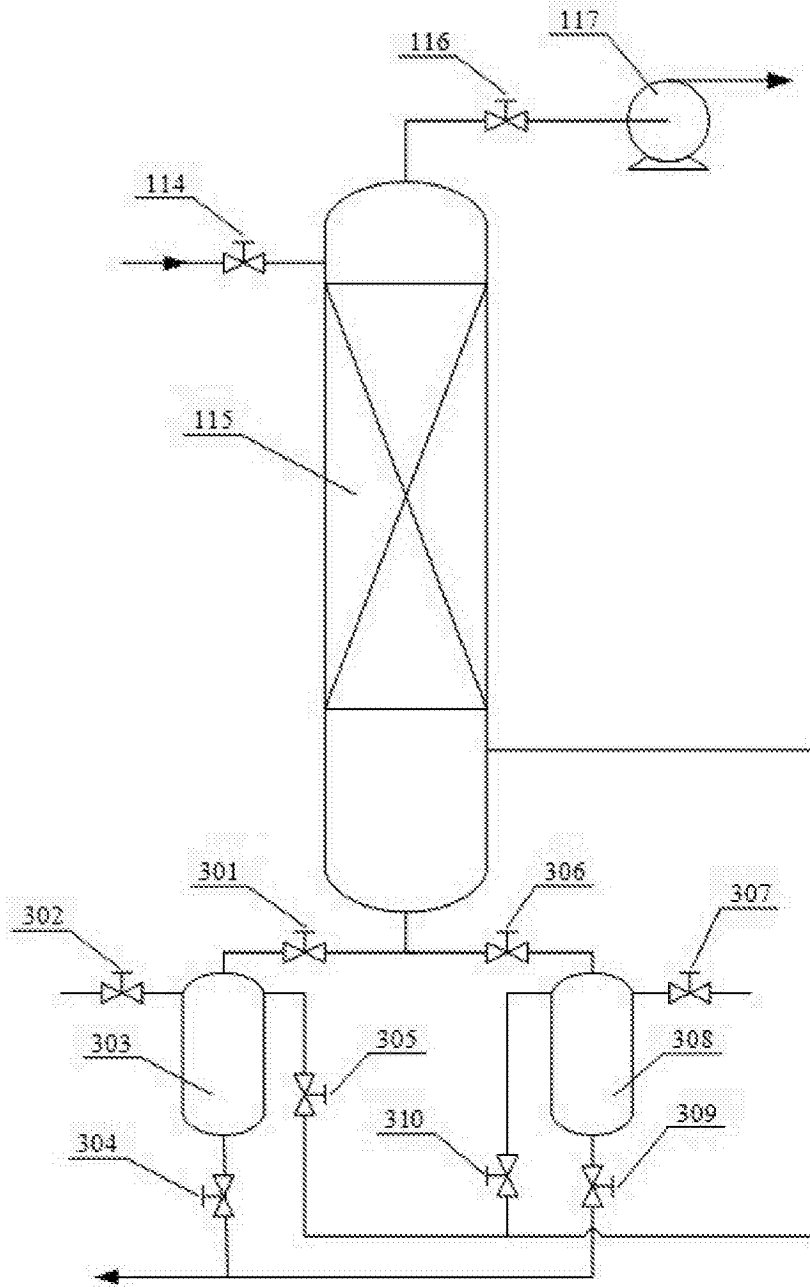


图3

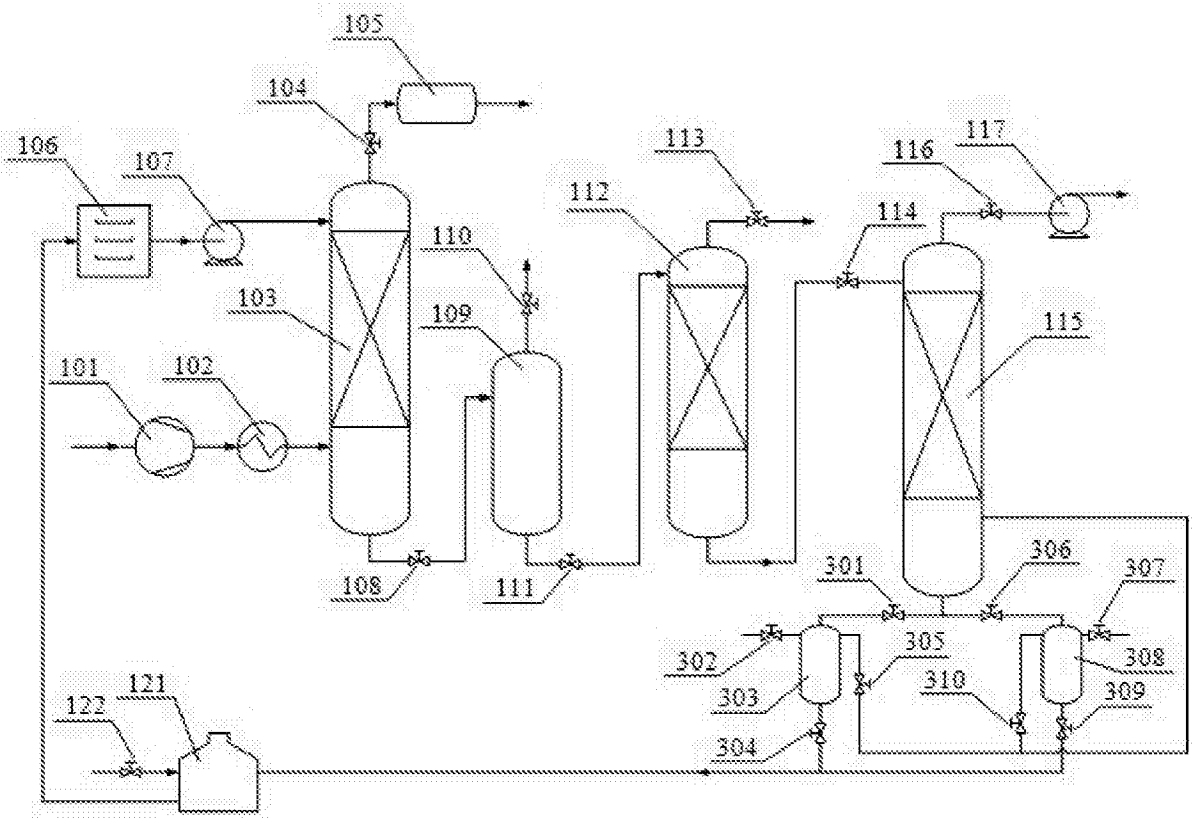


图4