



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102321676 A

(43) 申请公布日 2012. 01. 18

(21) 申请号 201110263903. 5

C12M 1/02 (2006. 01)

(22) 申请日 2011. 09. 07

C05F 5/00 (2006. 01)

(71) 申请人 乌鲁木齐市隆盛达环保科技有限公司

地址 830002 新疆维吾尔自治区乌鲁木齐市
头屯河区工业园银园泉街 32 号

(72) 发明人 陈叔平 安彭军 任永平 崔平直
魏明 韩勇

(74) 专利代理机构 乌鲁木齐合纵专利商标事务
所 65105

代理人 汤建武 周星莹

(51) Int. Cl.

C12P 5/02 (2006. 01)

C12P 1/00 (2006. 01)

C12M 1/107 (2006. 01)

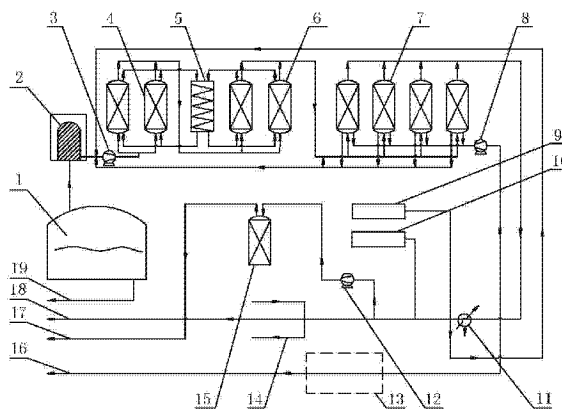
权利要求书 1 页 说明书 3 页 附图 2 页

(54) 发明名称

沼气工程两气一肥复合方法

(57) 摘要

一种沼气工程两气一肥复合方法,其按下述步骤进行:第一步,产生沼气和沼肥,沼气通过与沼气发酵罐上部相连通的管道输入存储罐中;第二步,存储罐中的沼气经加压后依次通过脱硫装置和脱水装置进行脱硫、脱水得到主要成分为甲烷和二氧化碳的沼气,再经分离提纯装置后分别得到甲烷和二氧化碳。本发明解决了现有沼气工程低经济价值和低社会价值利用的问题,并得到高纯度甲烷,其甲烷含量由 60%左右提升至 93%以上,热值由原来的 21542kJ/m³提升到 36417kJ/m³;并且得到了纯度较高的工业用二氧化碳。该方法不仅大大提高了沼气的热值,而且使二氧化碳也得到了利用,实现了沼气经济和社会价值共同利用的双价值利用模式,具有广阔的应用前景。



1. 一种沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于按下述步骤进行:第一步,沼气原料在沼气发酵罐内厌氧发酵,产生沼气和沼肥,沼肥从沼气发酵罐下部排出,沼气通过与沼气发酵罐上部相连通的管道输入存储罐中;第二步,存储罐中的沼气经加压后依次通过脱硫装置和脱水装置进行脱硫、脱水得到主要成分为甲烷和二氧化碳的沼气,再经分离提纯装置后分别得到甲烷和二氧化碳。

2. 根据权利要求1所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于厌氧发酵采用完全混合厌氧发酵罐,罐内设置搅拌器,罐内设置加热器。

3. 根据权利要求2所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于加热器的增温热源为高温循环水,高温循环水来自燃气锅炉,锅炉采用燃气锅炉,燃料为沼气或甲烷。

4. 根据权利要求1或2或3所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于脱硫装置采用变温吸附法,吸附剂为活性炭,解吸采用脱硫后的沼气,经加热到160℃至200℃时去再生吸附剂,再生沼气返回脱硫装置再次循环,再生沼气采用火焰炉直接加热,火焰炉燃料为沼气或甲烷。

5. 根据权利要求1或2或3所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于脱水装置采用变温吸附法,吸附剂为硅胶,解吸采用脱水后的干燥沼气,经压缩机加压、火焰炉加热后去再生干燥剂,这部分干燥沼气重新回流脱水装置入口再次循环。

6. 根据权利要求4所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于脱水装置采用变温吸附法,吸附剂为硅胶,解吸采用脱水后的干燥沼气,经压缩机加压、火焰炉加热后去再生干燥剂,这部分干燥沼气重新回流脱水装置入口再次循环。

7. 根据权利要求1或2或3所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于分离提纯装置采用变压吸附法,吸附剂为分子筛,解吸采用两组罗茨真空泵抽真空方法。

8. 根据权利要求6所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于分离提纯装置采用变压吸附法,吸附剂为分子筛,解吸采用两组罗茨真空泵抽真空方法。

9. 根据权利要求1或2或3所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于分离提纯装置得到的二氧化碳经过吸收法进行提纯。

10. 根据权利要求8所述的沼气工程两气一肥复合方法,其特征在于分离提纯装置得到的二氧化碳经过吸收法进行提纯。

沼气工程两气一肥复合方法

技术领域

[0001] 本发明涉及沼气产甲烷、二氧化碳、沼肥技术领域，是一种沼气工程两气一肥复合方法。

背景技术

[0002] 目前中国沼气工程的建设量和保有量不断增加，沼气使用领域不断拓宽，沼气热能利用设备的品种和数量也不断增多，比如沼气发电、沼气锅炉、干燥、烘烤、暖房、孵化和养蚕等生产领域，并逐步向产品的标准化、系列化和工厂化发展。因此，对沼气进行净化，使沼气的质量达到使用要求，十分必要。

[0003] 一般正常稳定发酵产生的沼气中含有 50% 至 70% 的甲烷，30% 至 40% 的二氧化碳，此外，还含有少量的一氧化碳、水、氢、硫化氢、氧和氮等气体。相关研究测试表明：沼气中甲烷含量分别为 50%、60%、70%，二氧化碳含量相应为 50%、40%、30% 时，沼气的热值依次为： $17937\text{kJ}/\text{m}^3$ 、 $21542\text{kJ}/\text{m}^3$ 、 $25111\text{kJ}/\text{m}^3$ ，即沼气中二氧化碳的含量较高时，其热值明显降低，严重影响燃烧特性；沼气中的硫化氢，会溶解于水形成酸性很强的雾状硫化氢水溶液，其存在会腐蚀沼气输送设备和燃烧设备；沼气中的水蒸气积累到一定程度时会溶解硫化氢而腐蚀管道，且在沼气中分离出的甲烷被加压储存时，凝结水会堵塞管道并冻坏存储罐。

[0004] 但是，我国大多数沼气工程所产沼气只经过简单脱硫、脱水、净化处理后即投入使用，处理后甲烷纯度不高、热值偏低，且将具有重要工业用途的二氧化碳直接排入大气。甲烷的低热值利用和二氧化碳的大量浪费，造成沼气的利用处于低经济价值阶段，二氧化碳直接排放产生的环境污染造成沼气的利用处于低社会价值阶段。

发明内容

[0005] 本发明提供了一种沼气工程两气一肥复合方法，其克服了现有技术之不足，解决了现有沼气热值偏低、二氧化碳的大量浪费的问题，其利用沼气分别得到甲烷、二氧化碳、沼肥，从而提高了沼气工程的有效利用。

[0006] 本发明的技术方案是这样来实现的：一种沼气工程两气一肥复合方法，其按下述步骤进行：第一步，沼气原料在沼气发酵罐内厌氧发酵，产生沼气和沼肥，沼肥从沼气发酵罐下部排出，沼气通过与沼气发酵罐上部相连通的管道输入存储罐中；第二步，存储罐中的沼气经加压后依次通过脱硫装置和脱水装置进行脱硫、脱水得到主要成分为甲烷和二氧化碳的沼气，再经分离提纯装置后分别得到甲烷和二氧化碳。

[0007] 下面对上述技术方案作进一步优化或 / 和选择：

上述厌氧发酵采用完全混合厌氧发酵罐，罐内设置搅拌器，罐内设置加热器。

[0008] 上述加热器的增温热源为高温循环水，高温循环水来自燃气锅炉，锅炉采用燃气锅炉，燃料为沼气或甲烷。

[0009] 上述脱硫装置采用变温吸附法，吸附剂为活性炭，解吸采用脱硫后的沼气，经加热到 160°C 至 200°C 时去再生吸附剂，再生沼气返回脱硫装置再次循环，再生沼气采用火焰炉

直接加热,火焰炉燃料为沼气或甲烷。

[0010] 上述脱水装置采用变温吸附法,吸附剂为硅胶,解吸采用脱水后的干燥沼气,经压缩机加压、火焰炉加热后去再生干燥剂,这部分干燥沼气重新回流脱水装置入口再次循环。

[0011] 上述分离提纯装置采用变压吸附法,吸附剂为分子筛,解吸采用两组罗茨真空泵抽真空方法。

[0012] 上述分离提纯装置得到的二氧化碳经过吸收法进行提纯。

[0013] 本发明解决了现有沼气工程低经济价值和低社会价值利用的问题,经过该方法提纯后得到高纯度甲烷,其甲烷含量由60%左右提升至93%以上,热值由原来的21542kJ/m³提升到36417 kJ/m³;并且得到了纯度较高的工业用二氧化碳。该方法不仅大大提高了沼气的热值,而且使二氧化碳也得到了利用,实现了沼气经济和社会价值共同利用的双价值利用模式,具有广阔的应用前景。

附图说明

[0014] 附图1为本发明最佳实施例的流程示意图。

[0015] 附图2为本发明的吸收法提纯二氧化碳的流程示意图。

[0016] 附图中编码分别为:1为沼气发酵罐,2为沼气存储罐,3为压缩机,4为脱硫装置,5为加热器,6为脱水装置,7为分离提纯装置,8为真空泵,9为分析测试仪,10为臭味添加器,11为冷凝器,12为压缩机组,13为吸收法提纯二氧化碳方法,14为天然气管网,15为高压储气瓶,16为二氧化碳管线,17为车用燃气管线,18为天然气用户管线,19为沼肥管线,20为甲烷管线,21为入口管线,22为吸收塔,23为冷却器,24为换热器,25为解吸塔,26为二氧化碳出口管线,27为高温循环水。

具体实施方式

[0017] 本发明不受下述实施例的限制,可根据上述本发明的技术方案和实际情况来确定具体的实施方式。下面结合具体实施例对本发明做进一步描述。

[0018] 实施例1,如附图1所示,该沼气工程两气一肥复合方法按下述步骤进行:第一步,沼气原料在沼气发酵罐内厌氧发酵,产生沼气和沼肥,沼肥从沼气发酵罐下部排出,沼气通过与沼气发酵罐上部相连通的管道输入存储罐中;第二步,存储罐中的沼气经加压后依次通过脱硫装置和脱水装置进行脱硫、脱水得到主要成分为甲烷和二氧化碳的沼气,再经分离提纯装置后分别得到甲烷和二氧化碳。

[0019] 上述实施例1可作进一步优化或/和选择:

上述实施例1的厌氧发酵采用完全混合厌氧发酵罐,罐内设置搅拌器,罐内设置加热器。

[0020] 上述实施例1的加热器的增温热源为高温循环水,高温循环水来自燃气锅炉,锅炉采用燃气锅炉,燃料为沼气或甲烷。

[0021] 上述实施例1的脱硫装置采用变温吸附法,吸附剂为活性炭,解吸采用脱硫后的沼气,经加热到160℃至200℃时去再生吸附剂,再生沼气返回脱硫装置再次循环,再生沼气采用火焰炉直接加热,火焰炉燃料为沼气或甲烷。

[0022] 上述实施例1的脱水装置采用变温吸附法,吸附剂为硅胶,解吸采用脱水后的干

干燥沼气,经压缩机加压、火焰炉加热后去再生干燥剂,这部分干燥沼气重新回流脱水装置入口再次循环。

[0023] 上述实施例 1 的分离提纯装置采用变压吸附法,吸附剂为分子筛,解吸采用两组罗茨真空泵抽真空方法。

[0024] 上述实施例 1 的分离提纯装置得到的二氧化碳经过吸收法进行提纯。

[0025] 实施例 2(最佳实施例),如附图 1 所示,该沼气工程两气一肥复合方法按下述步骤进行:沼气原料如青贮秸秆等在沼气发酵罐 1 内厌氧发酵,产生的沼肥通过沼肥管线 19 排出沼气发酵罐 1 外输送至用户。沼气经管线输送至沼气存储罐 2 内,经压缩机 3 加压至 $7 \sim 8 \times 10^5 \text{Pa}$,升温至 50°C 至 70°C (在压缩气体的过程中很容易使温度到达 50°C 以上)后送至脱硫装置 4 进行脱硫,脱硫完毕后进入脱水装置 6 进行脱水,加热器 5 提供脱硫剂、脱水剂再生所需热量。加热器 5 采用火焰炉,燃料为沼气,可直接加热再生气体。脱硫剂可采用活性炭或 / 和分子筛或 / 和氧化铁等,其中活性炭具有发达的比表面积、微孔结构、热稳定性、高吸附容量及价格低廉等优点而应用较多。脱水剂可采用硅胶或 / 和活性氧化铝或 / 和分子筛等,硅胶具有较高的活性和较好的稳定性,沼气脱水可采用硅胶。脱硫、脱水均为沼气的净化工序,净化后沼气中硫化氢含量 $< 15\text{mg}/\text{m}^3$,水蒸汽体积分数 $< 1 \times 10^{-6}$,可满足相关要求。净化后沼气主要成分是甲烷和二氧化碳,经分离提纯装置 7 处理后形成甲烷和二氧化碳。分离提纯装置最好采用四床形式,二床吸附二床解吸,分别错开 $1/2$ 周期。分离提纯用吸附剂可采用沸石分子筛或 / 和炭分子筛或 / 和活性碳等,可以用红外检测仪对各床分离的甲烷进行在线连续监测,如果从分离提纯装置出来的气体中甲烷含量在 93% 以下,气体需要返回分离提纯装置入口再次进行吸附以提高甲烷含量,如果甲烷含量在 93% 以上,通过冷凝器 11 后采用分析测试仪 9 进行成分检测,符合民用燃气标准后,经臭味添加器 10 加臭,经压缩机组 12 压缩,达到车用燃气压力 $20 \sim 25\text{MPa}$ 后可储存在高压储气瓶 15 中,最后通过车用燃气管线 17 可为燃气汽车加气;或者经臭味添加器 10 加臭后送入天然气管网 14,最后进入天然气用户管线 18 供气。如果分析测试仪 9 进行检测后,硫化氢、水蒸气成分不符合民用燃气标准和车用压缩天然气标准,则输送至压缩机 3 的入口管线中再次分离提纯。二氧化碳被分子筛吸附后留在吸附床内,采用真空泵抽真空的办法解吸,真空泵将吸附床抽至 1000Pa 时均压 10 分钟,抽出的二氧化碳送至二氧化碳管线 16,经液化存储后可作气肥使用,也可作食品级二氧化碳。

[0026] 如附图 2 所示,上述从真空泵 8 出来的二氧化碳,如果纯度有更高要求,可经过吸收法提纯二氧化碳方法 13 进一步提纯。该方法为:二氧化碳从入口管线 21 进入吸收塔 22 被 MEA 吸收液吸收,微量甲烷从甲烷管线 20 排出,吸收液经换热器 24 后进入解吸塔 25 中经加热后解吸,加热采用燃气锅炉出来的高温循环水 27,解吸后的二氧化碳进入二氧化碳出口管线 26。解吸液经过换热器 24 后再经过冷却器 23 降温,冷却器中冷却介质为自来水,进入吸收塔 22 后可再次循环吸收进入入口管线 21 的二氧化碳。是否使用此方法可根据市场所需二氧化碳纯度情况而定。

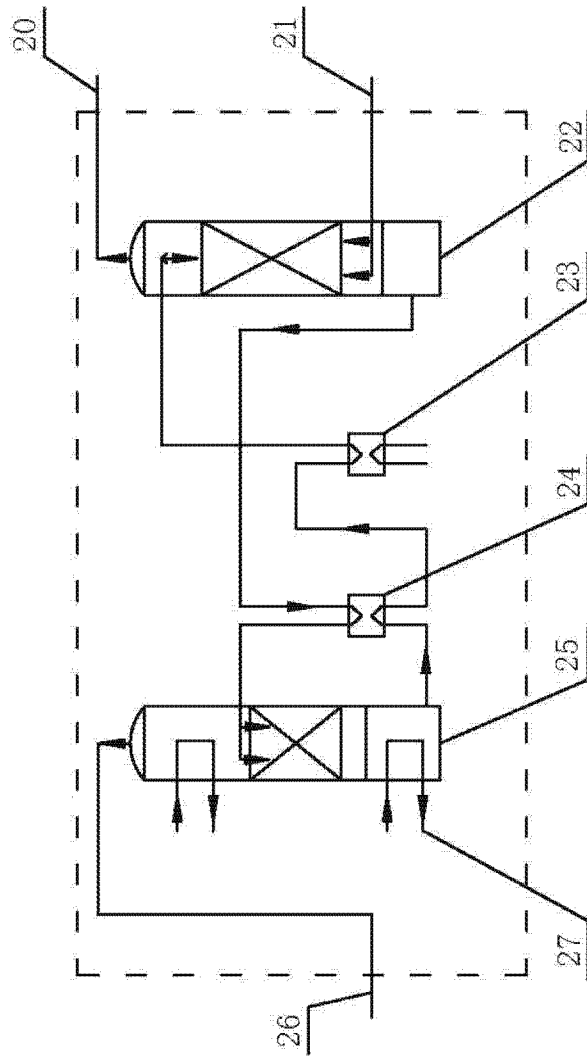


图 2