



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 102321494 B

(45) 授权公告日 2013. 11. 27

(21) 申请号 201110136093. 7

审查员 郑森

(22) 申请日 2011. 05. 24

(73) 专利权人 北京惟泰安全设备有限公司
地址 100195 北京市海淀区闵庄路3号26号楼

(72) 发明人 魏厚瑗 丁琦洋

(74) 专利代理机构 北京三聚阳光知识产权代理有限公司 11250
代理人 彭秀丽

(51) Int. Cl.
C10L 3/10(2006. 01)

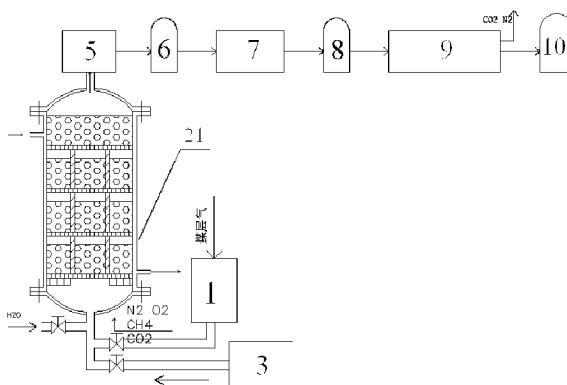
(56) 对比文件
CN 101921642 A, 2010. 12. 22,
CN 101301611 A, 2008. 11. 12,
CN 101322942 A, 2008. 12. 17,
CN 2851253 Y, 2006. 12. 27,

权利要求书3页 说明书17页 附图3页

(54) 发明名称
一种煤层气分离系统及工艺

(57) 摘要

本发明属于混合气体的分离领域,具体涉及一种煤层气尤其是含低CH₄量煤层气的分离系统及工艺。本发明所述的煤层气分离系统包括压缩净化装置、O₂脱除装置、净化除油装置、CH₄分离系统和产品集送系统。所述煤层气经过O₂脱除装置完全除去其中含有的O₂,而最大限度的保留的煤层气中的CH₄,所述CH₄分离系统选用变压吸附系统或膜分离系统,不仅能够将煤层气中的各组分离,而且能耗较低,不仅解决了煤层气开采过程中的安全隐患,同时可以最大限度的利用煤层气中含有的CH₄。



1. 一种煤层气分离系统,包括顺次连接的:

压缩净化装置(1):用于将所述煤层气进行净化压缩预处理;

O₂脱除装置:用于脱除预处理后的煤层气中的O₂,得到无O₂煤层气;

净化除油装置:用于除去无O₂煤层气中含有的微量油雾;

CH₄分离系统:用于将无O₂煤层气中的CH₄与其他组分分离;

产品集送系统:用于收集并输送浓缩后的CH₄;

其特征在于:所述O₂脱除装置包括顺次连接的第一脱除器(21)和第三脱除器(23);

所述O₂脱除装置包括第一脱除器(21),所述第一脱除器(21)内填充有活性还原铁;所述活性还原铁附着于活性物质载体骨架的外表面,所述煤层气中的O₂与设置于所述第一脱除器内的活性还原铁发生反应,脱除其中的O₂;

所述第三脱除器(23)内填充有以氧化铈纳米复合物或Au、Pt/Co₃O₄或钨为活性组分的催化剂,所述催化剂涂覆于以活性氧化铝和粘结剂粘结而成的骨架载体外表面;所述煤层气中残余的O₂与部分CH₄于500-600℃发生无明火反应。

2. 根据权利要求1所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述活性物质为活性氧化铝和/或活性炭。

3. 根据权利要求2所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第一脱除器(21)内设有多层滤网,所述活性还原铁填充于所述多层滤网的各层处。

4. 根据权利要求3所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述活性还原铁与所述活性物质载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增。

5. 根据权利要求4所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第一脱除器(21)的外部设有冷却水循环装置。

6. 根据权利要求5所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第一脱除器(21)的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。

7. 根据权利要求6所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第一脱除器(21)至少为并列连接的两个。

8. 根据权利要求7所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述O₂脱除装置还包括与所述第一脱除器(21)相连通的水煤气生成罐(3),通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气,用于所述活性还原铁的再生,并通过控制阀控制与所述第一脱除器(21)的连通及工作。

9. 根据权利要求8所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第三脱除器(23)内部设有加热装置(4),将所述煤层气加热至所需的反应温度。

10. 根据权利要求9所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第三脱除器(23)的煤层气进气口处设有加热装置(4),将所述煤层气加热至所需的反应温度。

11. 根据权利要求1-10任一所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述CH₄分离系统为膜分离系统或变压吸附系统(9)。

12. 根据权利要求11所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述膜分离系统包括多级膜分离装置,利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现

各组分的逐级分离,得到 CH_4 产品。

13. 根据权利要求 11 所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述变压吸附系统(9)包括多个吸附塔和真空泵,所述吸附塔设有对 CH_4 优先选择的分子筛实现 CH_4 同其他气体的分离,所述真空泵用于分子筛的解吸附,得到 CH_4 产品。

14. 根据权利要求 1-13 任一所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述 O_2 脱除装置还包括连接于所述第一脱除器之后,第三脱除器之前的第二脱除器(22);

所述第二脱除器(22)内填充有含水硫代硫酸钠,所述含水硫代硫酸钠附着于活性物质载体骨架的外表面,所述经过第一脱除器(21)的煤层气中残余的 O_2 与硫代硫酸钠反应,脱除其中的 O_2 。

15. 根据权利要求 14 所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述活性物质为活性氧化铝和 / 或活性炭。

16. 根据权利要求 15 所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第二脱除器(22)内设有多层滤网,所述含水硫代硫酸钠设于所述多层滤网的各层处。

17. 根据权利要求 16 所述的煤层气分离系统,其特征在于:

所述第二脱除器(22)的底端煤层气进气口与所述第一脱除器的顶端剩余气体出气口相连通。

18. 一种煤层气分离工艺,其特征在于,包括如下步骤:

(1) 原料气预处理:将煤层气净化压缩,去除煤层气中含有的水蒸气、灰尘和含硫物质;

(2) 脱除 O_2 :净化后的煤层气通入所述第一脱除器(21),煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器内的活性还原铁发生反应,脱除其中的 O_2 而其他成分无损失;

(2'') 将通过脱氧之后的所述煤层气通入所述第三脱除器(23)当所述第三脱除器(23)内,煤层气中的残余 O_2 在氧化铈纳米复合物或 Au、Pt/ Co_3O_4 或钨为活性组分,并涂覆于以活性氧化铝和粘结剂粘结而成的骨架载体的结构时,于 $500-600^\circ\text{C}$ 与部分 CH_4 发生无明火反应,进一步脱除其中的 O_2 ;

(3) 净化除油:将脱除 O_2 后的煤层气进行净化除油处理,去除煤层气中含有的微粒、水及油雾;

(4) CH_4 分离:将净化后的剩余煤层气中的 CH_4 分离;

(5) 产品运输收集:将分离得到的 CH_4 收集并传输。

19. 根据权利要求 18 所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(2)中,所述煤层气从所述第一脱除器(21)的底部煤层气进气口进入,并从顶部剩余气体出气口排出。

20. 根据权利要求 19 所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(2)中,还包括所述活性还原铁再生的步骤,通入水煤气使得反应后的所述还原铁得以再生利用。

21. 根据权利要求 18 所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(2'')中,所述煤层气在所述第三脱除器(23)中加热至所需反应温度。

22. 根据权利要求 18 所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(2'')中,所述煤层气在所述第三脱除器(23)的煤层气进气口处加热至所需反应温度。

23. 根据权利要求 18-22 任一所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(4)中,净化后的剩余煤层气通入所述变压吸附系统,通过对 CH_4 具有优先选择性的分子筛的筛选实现 CH_4 的分离,并通过真空泵加压的方式实现 CH_4 的解吸附,得到 CH_4 产品。

24. 根据权利要求 18-22 任一所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(4)中,净化后的剩余煤层气通入所述膜分离系统,通过多级膜分离装置的分离,利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现各组分的逐级分离,得到 CH_4 产品。

25. 根据权利要求 18-22 任一所述的煤层气分离工艺,其特征在于:

所述步骤(2)中,所述煤层气在从所述第一脱除器(21)出来之后,进入所述第三脱除器(23)之前,还包括将所述煤层气通入第二脱除器(22)的步骤(2'),所述煤层气中剩余的 O_2 与设置于所述第二脱除器(22)内的活性硫代硫酸钠发生反应,进一步脱除 O_2 而其他成分无损失。

一种煤层气分离系统及工艺

技术领域

[0001] 本发明属于混合气体的分离纯化领域,具体涉及一种煤层气的分离系统及工艺,特别适合于含低 CH_4 量煤层气的分离。

背景技术

[0002] 煤层气俗称“瓦斯”,与煤炭伴生、以吸附状态储存于煤层内的非常规天然气,热值是通用煤的 2-5 倍,煤层气的主要成分为甲烷,其产生的温室效应是 CO_2 的 21 倍,对臭氧层的破坏力是 CO_2 的 7 倍。据有关部门估算,全国煤矿瓦斯对空排放量占全部工业生产 CH_4 排放量的 1/3 左右。2005 年 2 月《京都议定书》生效,我国面临“减排”的压力越来越大。同时煤层气作为一种不可再生的资源,世界各国已开始直接利用或者浓缩富集加以利用。我国对煤矿瓦斯制定了抽采的强制性措施即“先抽后采”,推出了“煤气共采、鼓励利用、超标严惩”的政策,突出了瓦斯作为宝贵资源的重要地位,为瓦斯规模化、产业化、工业化开发利用铺平了道路。

[0003] 煤层气有两种抽采方式:一种是地面抽采,其甲烷纯度高(98%左右),利用价值较高,可直接加压进行管网输运,也可直接进行液化储运。但更为广泛的是在已经进行煤炭开采生产的矿井下抽采。这种方式抽采出来的煤层气甲烷含量较低,通常在 30%-70%之间,甚至更低。我国煤矿开采一直以煤炭开采为主要目的,煤层气(瓦斯气)的抽放处理仅是出于煤矿安全生产的要求而进行的。从矿井煤层气中分离提纯甲烷对于扩展和提高煤层气的有效利用率和经济价值具有重要意义。而我国煤层气具有数量巨大、产地分散、单井规模小、井下抽采气浓度低并含氧等特点,一般除就近使用外,还没有其他有效的利用途径,放空浪费情况非常严重。如果把煤层气中的甲烷和空气分离出来并将提纯后的甲烷液化灌装,这就极大的方便了运输和利用。

[0004] 目前可应用于从煤层气中分离提纯甲烷的方法一般有低温液化分离、变压吸附及膜分离等工艺方案,每种方案均具有自己的特色和应用范围。然而对于变压吸附及膜分离等工艺,在分离工艺流程中均需要对原料气进行加压,这显然扩大了煤层气的爆炸浓度范围,因此在分离处理矿井煤层气这种含氧可燃混合物时,安全问题是所有分离技术必须考虑的。

[0005] 根据燃烧理论,甲烷等可燃气体在空气内燃爆,存在一个最小的燃爆氧浓度,其对应的点称为燃爆临界点,与可燃气体的爆炸上、下限浓度点构成了一个三角形,通常称为 Coward 爆炸三角形,只要当混合物浓度范围处于此爆炸三角形内,系统极易发生爆炸。

[0006] 如图 1 所示,其中区域 I 为爆炸三角区;区域 II 为欠氧区,即增加氧气(空气)可爆炸;区域 III 为欠甲烷区,即增加甲烷可爆炸;区域 IV 为安全区,不发生爆炸。在常温常压下,甲烷与空气混合爆炸的浓度范围为 5%-15%。这个范围会随压力和温度的变化而改变,温度升高和压力升高均会使爆炸浓度范围扩大。由于煤矿抽出的瓦斯浓度一般在爆炸极限之内,采取高压流程,则将使爆炸下限降低,存在不安全因素,因此从矿井煤层气(空气和甲烷的混合物)中分离提纯甲烷,无论起始混合物中甲烷浓度有多高,随着甲烷的分

离减少,在系统内均会穿过爆炸浓度范围,这对任何分离提纯系统均是非常危险的。因此,在对煤层气进行处理的过程中,必须要时刻考虑到可能出现的安全问题,控制甲烷和空气的含量,以达到开采过程的绝对安全。

[0007] 中国专利 CN101104825A 公开了一种矿井瓦斯气的液化天然气生产方法,该专利所述的方法首先将煤层气中所含有的氧气分离,使煤层气远离爆炸三角形的爆炸范围,其所述的脱氧方法是采用催化剂强氧化方法或变压吸附法进行脱氧处理,所述的催化剂强氧化脱氧工艺是在常压下、控制温度 600-700℃,将煤层气通过氧化反应器中的催化剂床的金属性催化剂,使煤层气中的氧气和甲烷发生无明火的氧化反应,并生成 CO₂ 和水;所述的变压吸附方法是选用空穴直径大于氧分子直径而小于甲烷分子直径的分子筛,吸附煤层气中的氧气。脱氧后的煤层气的含氧量控制在 0.5% 以下。

[0008] 该专利所述的方法将氧气脱出后可以通过加压浓缩的方式得到液化天然气,然而该专利所述的脱氧方法中,催化剂强氧化脱氧方法只适用于含甲烷浓度较高的煤层气之用,对于甲烷浓度较低的煤层气而言,很有可能在燃烧过程中将甲烷全部消耗掉,这样也就无法达到制备液化天然气的目的,即便是在燃烧过后依然存有少量的甲烷,但整个燃烧过程毕竟消耗的大部分的甲烷,均是与环保目的或是最大限度的利用资源的目的相违背的,因此通过催化剂强氧化燃烧的方式并不适合煤层气的开发利用,尤其是低浓度甲烷煤层气的开发。该专利所述的另外一种方法即变压吸附脱氧的方法,该方法虽然最大限度的保存了甲烷的含量,但是受爆炸三角形理论的限制,该方法只能在极低的压力下进行,这样会使得该方法的分离效率极低,另一方面由于煤层气中会含有其他的混合气体,单纯采用空穴直径大于氧分子直径而小于甲烷分子直径的分子筛可能导致分离效果不理想,这样使得后续的处理程序依然存在极大的安全隐患。

[0009] 中国专利 CN101659890A 公开了一种煤层气的脱氧方法及其催化剂,该专利所述的方法是在催化剂的作用下,将煤层气与 FeSO₄ 水溶液进行反应脱氧,所述催化剂为铁金属或铁金属与碱金属氢氧化物的混合物。该专利所述的方法在常温常压下即可进行,但方法虽然通过将氧气与 FeSO₄ 水溶液反应而除氧,但受制于氧气的溶解度有限,使得此种除氧方式的效率也有待商榷。由于在煤层气处理工艺中,安全问题成为首要的考虑要点,因此必须选择能够将氧气完全脱除的工艺进行处理,确保实施的安全。另一方面,经过 FeSO₄ 水溶液的煤层气在进行后续处理时还需要脱除在此步骤中引入的水蒸气,否则可能会污染后续设备。

发明内容

[0010] 为此,本发明所要解决的技术问题在于现有技术中含低浓度甲烷的煤层气不适于使用燃烧法脱氧的问题,进而提供一种脱 O₂ 完全、而 CH₄ 损失最低、且 CH₄ 分离效果较好的煤层气分离设备;

[0011] 本发明进一步提供了一种使用上述煤层气分离设备进行煤层气 CH₄ 分离的工艺。

[0012] 为解决上述技术问题,本发明所述的煤层气分离提纯的系统,包括顺次连接的:

[0013] 压缩净化装置:用于将所述煤层气进行净化压缩预处理;

[0014] O₂ 脱除装置:用于脱除预处理后的煤层气中的 O₂,得到无 O₂ 煤层气;

[0015] 净化除油装置:用于除去无 O₂ 煤层气中含有的微量油雾;

- [0016] CH₄ 分离系统：用于将无 O₂ 煤层气中的 CH₄ 与其他组分分离；
- [0017] 产品集送系统：用于收集并输送浓缩后的 CH₄；
- [0018] 所述 O₂ 脱除装置包括填充有活性还原铁的第一脱除脱除器，所述活性还原铁附着于活性物质载体骨架的外表面，所述煤层气中的 O₂ 与设置于所述第一脱除器内的活性还原铁发生反应，脱除其中的 O₂。
- [0019] 所述活性物质为活性氧化铝和 / 或活性炭。
- [0020] 所述第一脱除器内设有多个滤网，所述活性还原铁填充于所述多个滤网的各层处。
- [0021] 所述活性还原铁与所述活性物质载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增。
- [0022] 所述第一脱除器的外部设有冷却水循环装置。
- [0023] 所述第一脱除器的煤层气进气口位于底部，剩余气体出气口位于顶部。所述第一脱除器至少为并列连接的两个。
- [0024] 所述 O₂ 脱除装置还包括与所述第一脱除器相连通的水煤气生成罐，通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气，用于所述活性还原铁的再生，并通过控制阀控制与所述第一脱除器的连通及工作。
- [0025] 所述 CH₄ 分离系统为膜分离系统或变压吸附系统。
- [0026] 所述膜分离系统包括多级膜分离装置，利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现各组分的逐级分离，得到 CH₄ 产品。
- [0027] 所述变压吸附系统包括多个吸附塔和真空泵，所述吸附塔设有对 CH₄ 优先选择的分子筛实现 CH₄ 同其他气体的分离，所述真空泵用于分子筛的解吸附，得到 CH₄ 产品。
- [0028] 所述 O₂ 脱除装置还包括连接于所述第一脱除器之后的第二脱除器；
- [0029] 所述第二脱除器内填充有含水硫代硫酸钠，所述含水硫代硫酸钠附着于活性物质载体骨架的外表面，所述经过第一脱除器的煤层气中残余的 O₂ 与硫代硫酸钠反应，脱除其中的 O₂。
- [0030] 所述活性物质为活性氧化铝和 / 或活性炭。
- [0031] 所述第二脱除器内设有多个滤网，所述含水硫代硫酸钠设于所述多个滤网的各层处。
- [0032] 所述第二脱除器的底端煤层气进气口与所述第一脱除器的顶端剩余气体出气口相连通。
- [0033] 所述 O₂ 脱除装置还包括连接于所述第二脱除器之后的第三脱除器；
- [0034] 所述第三脱除器内设有催化剂，所述煤层气经加热后在所述催化剂的作用下，所述煤层气中残余的 O₂ 与 CH₄ 发生无明火反应，完全除去煤层气中所含的 O₂。
- [0035] 所述 O₂ 脱除装置还包括连接于所述第一脱除器之后的第三脱除器；
- [0036] 所述第三脱除器内设有催化剂，所述煤层气经加热后在所述催化剂的作用下，所述煤层气中残余的 O₂ 与部分 CH₄ 发生无明火反应，完全除去煤层气中所含的 O₂。
- [0037] 所述催化剂以 Fe₂O₃、Co₃O₄、MnO₂ 作为活性组分并涂覆于堇青石材料载体外表面，所述煤层气中残余的 O₂ 与部分 CH₄ 于 200-250℃ 发生无明火反应。
- [0038] 所述催化剂以氧化铜、氧化铈纳米复合物或 Au、Pt/Co₃O₄ 或钯为活性组分，并涂覆于以活性氧化铝和粘结剂粘结而成的骨架载体外表面，所述煤层气中残余的 O₂ 与部分 CH₄

于 500–600℃发生无明火反应。

[0039] 所述第三脱除器内部设有加热装置,将所述煤层气加热至所需的反应温度。

[0040] 所述第三脱除器的煤层气进气口处设有加热装置,将所述煤层气加热至所需的反应温度。

[0041] 本发明还提供了一种煤层气分离提纯工艺,包括如下步骤:

[0042] (1) 原料气预处理:将煤层气净化压缩,去除煤层气中含有的水蒸气、灰尘和含硫物质;

[0043] (2) 脱除 O₂:净化后的煤层气通入所述第一脱除器,煤层气中的 O₂ 与设置于所述第一脱除器内的活性还原铁发生反应,脱除其中的 O₂ 而其他成分无损失;

[0044] (3) 净化除油:将脱除 O₂ 后的煤层气进行净化除油处理,去除煤层气中含有的微粒、水及油雾;

[0045] (4) CH₄ 分离:将净化后的剩余煤层气中的 CH₄ 分离;

[0046] (5) 产品运输收集:将分离得到的 CH₄ 收集并传输。

[0047] 所述步骤 (2) 中,所述煤层气从所述第一脱除器的底部煤层气进气口进入,并从顶部剩余气体出气口排出。

[0048] 所述步骤 (2) 中,还包括所述活性还原铁再生的步骤,通入水煤气使得反应后的所述还原铁得以再生利用。

[0049] 所述步骤 (4) 中,净化后的剩余煤层气通入所述变压吸附系统,通过对 CH₄ 具有优先选择性的分子筛的筛选实现 CH₄ 的分离,并通过真空泵加压的方式实现 CH₄ 的解吸附,得到 CH₄ 产品。

[0050] 所述步骤 (4) 中,净化后的剩余煤层气通入所述膜分离系统,通过多级膜分离装置的分离,利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现各组分的逐级分离,得到 CH₄ 产品。

[0051] 在所述步骤 (2) 之后、步骤 (3) 之前还包括将经过初步脱 O₂ 之后的所述煤层气通入第二脱除器的步骤 (2'),所述煤层气中剩余的 O₂ 与设置于所述第二脱除器内的活性硫代硫酸钠发生反应,进一步脱除 O₂ 而其他成分无损失。

[0052] 所述步骤 (2') 之后、步骤 (3) 之前还包括将经过进一步脱氧之后的所述煤层气通入第三脱除器的步骤 (2''),所述煤层气经加热后在所述催化剂的作用下,残余的 O₂ 与 CH₄ 发生无明火反应,完全除去煤层气中含有的 O₂。

[0053] 所述步骤 (2) 之后、步骤 (3) 之前还包括将经过进一步脱氧之后的所述煤层气通入第三脱除器的步骤 (2''),所述煤层气经加热后在所述催化剂的作用下,残余的 O₂ 与 CH₄ 发生无明火反应,完全除去煤层气中含有的 O₂。

[0054] 所述步骤 (2'') 中,当所述第三脱除器内的所述催化剂为以 Fe₂O₃、Co₃O₄、MnO₂ 作为活性组分并涂覆于堇青石材料载体外表面的结构时,所述煤层气加热至 200–250℃发生反应。

[0055] 所述步骤 (2'') 中,当所述第三脱除器内的所述催化剂为以氧化铜、氧化铈纳米复合物或 Au、Pt/Co₃O₄ 或钯为活性组分,并涂覆于以活性氧化铝和粘结剂粘结而成的骨架载体的结构时,所述煤层气加热至 500–600℃发生反应。

[0056] 所述步骤 (2'') 中,所述煤层气在所述第三脱除器中加热至所需反应温度。

[0057] 所述步骤(2”)中,所述煤层气在所述第三脱除器的煤层气进气口处加热至所需反应温度。

[0058] 本发明的上述技术方案相比现有技术具有以下优点:

[0059] 1、本发明所述的第一脱除器以活性还原铁吸收煤层气中的 O_2 ,可以高效的脱除煤层气中所含的 O_2 ,避免了煤层气加压浓缩时的安全隐患,该反应缓和高效且完全不会消耗煤层气中的 CH_4 ,尤为适用于含低浓度 CH_4 煤层气的开采与利用;

[0060] 2、所述活性还原铁占所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增,因此从底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触,并逐层得到高效吸附,因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 ;

[0061] 3、所述 O_2 脱除装置脱除装置还设有水煤气生成罐,焦炭与水在高温条件下生成水煤气,并通入所述 O_2 脱除装置脱除装置实现所述活性还原铁的再生与循环重复利用,而且由于在煤矿中焦炭很多,焦炭的采集工作很容易完成;

[0062] 4、本发明所述的第二脱除器以活性硫代硫酸钠吸附煤层气中的 O_2 ,利用硫代硫酸钠较强的还原性质使其与 O_2 发生氧化反应,可以高效的脱除煤层气中所含的 O_2 ,该反应缓和且完全不会消耗煤层气中的 CH_4 ,尤为适用于含低浓度 CH_4 煤层气的开采与利用,同时由于使用硫代硫酸钠成本较低,也可以降低煤层气分离操作的成本;

[0063] 5、本发明所述的第一脱除器和第二脱除器均是针对性吸收煤层气中含有的 O_2 ,一方面完全保留了煤层气中的 CH_4 ,另一方面也避免了燃烧法中产生的氮氧化物污染空气,本方法不仅高效且清洁环保;

[0064] 6、本发明所述的第三脱除器内涂覆有以堇青石作为载体,以 Fe_2O_3 、 Co_3O_4 、 MnO_2 作为活性组分的催化剂,使得煤层气中的 CH_4 和 O_2 在加热至 $200^\circ C$ 左右时即可发生无明火反应,由于反应温度较低,因此该反应在一般的设备中即可完成,同时将煤层气加热至 $200^\circ C$ 所需的耗能也较小,具有节能环保的优点;

[0065] 7、选用变压吸附系统实现 CH_4 与其他组分气体的分离,通过选用对有优先选择权的分子筛可以高效准确将 CH_4 与其他组分气体分离;

[0066] 8、选用膜分离系统实现 CH_4 与其他组分气体的分离,具有分离效率高、设备紧凑、占地面积小、能耗较低、操作简便、维修保养容易、投资较少等优点;

[0067] 9、实际应用中,可以根据待分离煤层气中 O_2 和 CH_4 的含量合理选择三个所述的脱除器组合,即可针对性的高效实现煤层气的分离。

附图说明

[0068] 为了使本发明的内容更容易被清楚的理解,下面根据本发明的具体实施例并结合附图,对本发明作进一步详细的说明,其中

[0069] 图1为爆炸三角形理论示意图;

[0070] 图2为本发明实施例1所述的设备流程图;

[0071] 图3为本发明实施例2所述的设备流程图;

[0072] 图4为本发明实施例3所述的设备流程图;

[0073] 图5为本发明实施例4所述的设备流程图;

[0074] 图6为本发明实施例5所述的设备流程图;

[0075] 图中附图标记表示为：1- 压缩净化装置，21- 第一脱除器，22- 第二脱除器，23- 第三脱除器，3- 水煤气生成罐，4- 加热装置，5- 空压机，6- 混合气储气罐，7- 混合气净化装置，8- 洁净气储气罐，9- 变压吸附系统，10- 产品储气罐，11- 一段膜处理器，12- 二段膜处理器。

具体实施方式

[0076] 实施例 1

[0077] 如图 2 所示，本发明所述的煤层气分离的系统，包括压缩净化装置 1、 O_2 脱除装置、净化除油装置、 CH_4 分离系统以及产品集送系统；

[0078] 所述压缩净化装置 1 用于将所述煤层气进行预处理，所述压缩净化装置包括除尘设备、除硫设备和除水设备，用于将所述煤层气进行预处理。所选除尘设备为水幕或折返式水槽；除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽；除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0079] 所述 O_2 脱除装置用于脱除净化后的煤层气中所含的 O_2 ，而煤层气中的其他组分气体无损失；所述 O_2 脱除装置包括至少两个设有多层滤网的第一脱除器 21，所述第一脱除器 21 为罐体结构，所述多层滤网设置于所述第一脱除器 21 的中上层部分，滤网上填充有活性氧化铝载体骨架，所述载体骨架外附着有 100-200 目的活性还原铁，所述活性还原铁与所述活性氧化铝载体骨架的比例为 1.5-3 : 1，且所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增，形成薄床层结构。所述第一脱除器 21 的煤层气进气口位于底部，剩余气体出气口位于顶部。在所述煤层气进气口处接有水汽入口，并设有阀门自动调节水汽流量，其目的是控制反应速度以防反应过于激烈。在所述第一脱除器 21 的外部设有冷却水循环装置，用来吸收反应热和控制反应速率。罐壁上有开孔法兰结构可以安装测温传感器并输出电信号给 PLC 的处理器，通过接口，控制水汽入口阀门和循环水装置阀门，实现对第一脱除器 21 内反应速率的控制。

[0080] 所述 O_2 脱除装置还包括与所述第一脱除器 21 相连通的水煤气生成罐 3，通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气，用于所述活性还原铁的再生，并通过控制阀控制与所述第一脱除器 21 的连通及工作。

[0081] 所述净化除油装置用于除去煤层气中含有的微量油雾，避免煤层气中所含的微量油雾污染后续的分选设备，所述净化除油装置包括为混合气加压的空压机 5，对混合气进行缓冲以平衡系统压力的混合气储气罐 6，以及混合气净化装置 7。所述混合气净化装置 7 包括顺次连接且过滤精度逐渐提升的粗过滤器、精过滤器和超精过滤器，分别设置于所述精过滤器和超精过滤器之前为混合气体降温的第一控温器和第二控温器，以及吸附油脂的活性炭脱除器，并将净化后的混合气收集入洁净气储气罐 8，以进入下一级分离系统。

[0082] 所述 CH_4 分离系统用于将煤层气中的 CH_4 与其他组分分离，所述 CH_4 分离系统选用变压吸附系统 9 进行 CH_4 的分离，所述变压吸附系统 9 包括顺次连接的 3-4 个吸附塔、控制各个吸附塔之间管道内气体流量的管道式气动阀、排气消音器以及实现分子筛解吸附得到 CH_4 产品的真空泵。

[0083] 所述产品集送系统用于输送浓缩后的 CH_4 并收集，所述产品集送系统包括无油螺杆压缩机、产品存储罐 10、流量传感器、压力传感器和产品浓度传感器。该系统一方面向吸附塔提供产品气，以清洗分子筛之间空隙中的不纯气体，为吸附塔的变压吸附提供最佳环

境；另一方面向产品存储罐输送浓缩后的 CH_4 产品；三是可以检测 CH_4 产品气的流量、纯度和压力。

[0084] 利用上述煤层气分离设备对煤层气中的 CH_4 气进行分离提取的工艺流程为：

[0085] (1) 原料气预处理：将煤层气依次经过罗茨泵在 1atm 大气压下加压进入高效除尘、除水、除硫设备中净化，脱去气体中大量的水蒸气、灰尘和含硫物质。所选除尘设备为水幕或折返式水槽；除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽；除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0086] (2) 脱除 O_2 ：将净化后的含有剩余气体 O_2 、 N_2 、 CH_4 、 CO_2 等气体的煤层气从所述第一脱除器 21 底部的煤层气进气口通入所述第一脱除器 21 内，煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器 21 内的活性还原铁发生反应脱除 O_2 ，而其他成分无损失。由于所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增的薄床层结构，因此从底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触，并逐层得到高效吸附，因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 ，脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第一脱除器 21 顶部的剩余气体出气口排出，进入所述净化除油装置。

[0087] 当其中一个所述第一脱除器 21 内的所述活性还原铁被氧气氧化为氧化铁而影响吸附效率时，停止通入煤层气，同时启动水煤气生成罐 3，通过焦炭和水在高温下反应生成水煤气，并将其通入所述第一脱除器 21，可以实现活性还原铁的再生，同时启动其他第一脱除器 21 完成连续的脱 O_2 工作。由于在煤矿中焦炭很多，焦炭的采集工作很容易完成。

[0088] (3) 净化除油：将脱除 O_2 后的煤层气通过螺杆式空压机 5 进行加压，并输送至混合气储气罐 6，采用混合气储气罐 6 是为了对进气进行缓冲，使压力均衡，降低气流脉冲，减小系统压力波动，实现系统平稳用气；混合气储气罐 6 内的煤层气进入混合气净化装置 7 进行净化，以除去混合气中的油，避免进入脱除器后会毒化分子筛，造成分子筛永久性失效；所述煤层气通过粗过滤器除去大于 $1\mu\text{m}$ 的微粒及大部分水，并进入第一控温器将煤层气降温至 5°C 左右，使其中的水汽凝结成水，并将之分离排出系统；所述煤层气再经过精过滤器滤去大于 $0.01\mu\text{m}$ 的颗粒及油水；利用第二控温器使混合气降至 -10°C 左右后进入所述超精过滤器滤去大于 $0.001\mu\text{m}$ 的油水，最后再经活性炭脱除器吸附剩余微量油雾；将净化后的煤层气通入洁净气储气罐 8 连接，以备进入 CH_4 分离系统分离得到产品。

[0089] (4) CH_4 分离：将净化后的煤层气通入所述变压吸附系统 9，实现 CH_4 气与其他组分气体的分离。所述变压吸附系统 9 是利用压力和分子筛对混合气进行分离，为了使分离的甲烷气有较高的浓度，吸附器内装有对甲烷优先选择的分子筛，所述分子筛选用孔径为 0.5nm 的 5A 分子筛，25atm 下于 $20\text{--}50^\circ\text{C}$ 工作，所述分子筛在 760mm 汞柱压力下的 N_2 分离率为 1.37。这是因为混合气中甲烷所占比例较小，分子筛体积占反应器容积比例较大，使得反应器中剩余空间较小。反应器采用这种分子筛是以吸附甲烷为主，其余混合气组分均作为富集气连续排出吸附塔。完成作业后的分子筛通过真空泵于 0.5mm 汞柱压力下、 20°C 等温解吸附，将吸附于分子筛孔穴内的 CH_4 分子抽出来，实现吸附塔内分子筛的解吸附，而经分离后得到 CH_4 气产品。

[0090] (5) 产品运输收集：将分离得到的 CH_4 产品无油螺杆压缩机加压浓缩，并输送至产品存储罐 10 收集，并通过流量传感器、压力传感器、产品浓度传感器检测 CH_4 产品气的流量、压力及浓度。同时部分产品气被输送至变压吸附塔处提供产品气，以清洗分子筛之间空

隙中的不纯气,为吸附塔的吸附提供最佳环境。

[0091] 实施例 2

[0092] 如图 3 所示,本发明所述的煤层气分离的系统,包括压缩净化装置 1、O₂ 脱除装置、净化除油装置、CH₄ 分离系统以及产品集送系统;

[0093] 所述压缩净化装置 1 用于将所述煤层气进行预处理,所述压缩净化装置包括除尘设备、除硫设备和除水设备,用于将所述煤层气进行预处理。所选除尘设备为水幕或折返式水槽;除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽;除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O₂、N₂、CH₄ 和 CO₂ 等气体。

[0094] 所述 O₂ 脱除装置用于脱除净化后的煤层气中所含的 O₂,而煤层气中的其他组分气体无损失。所述 O₂ 脱除装置包括顺次连接的第一脱除器 21 和第二脱除器 22。所述第一脱除器 21 至少为两个,且所述第一脱除器 21 和所述第二脱除器 22 均为设有多层滤网的罐体结构,所述多层滤网设置于所述罐体的中上层部分。

[0095] 所述第一脱除器 21 的多层滤网上填充活性炭载体骨架,所述载体外表面附着有 100-200 目的活性还原铁,所述活性还原铁与所述活性炭载体骨架的比例为 1.5-3 : 1,且所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性炭载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增,形成薄床层结构。也可以提高所述第一脱除器 21 罐体的长径比,延长所述煤层气在所述第一脱除器 21 内的停留时间,提升吸附效率。所述第一脱除器 21 的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。在所述煤层气进气口处接有水汽入口,并设有阀门自动调节水汽流量,其目的是控制反应速度以防反应过于激烈。在所述第一脱除器 21 的外部设有冷却水循环装置,用来吸收反应热和控制反应速率。罐壁上有开孔法兰结构可以安装测温传感器并输出电信号给 PLC 的处理器,通过接口,控制水汽入口阀门和循环水装置阀门,实现对第一脱除器 21 内反应速率的控制。

[0096] 所述 O₂ 脱除装置还包括与所述第一脱除器 21 相连通的水煤气生成罐 3,通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气,用于所述活性还原铁的再生,并通过控制阀控制与所述第一脱除器 21 的连通及工作

[0097] 所述第二脱除器 22 的结构与第一脱除器 21 相同,但其多层滤网填充的是以氧化铝为载体骨架并附着含水硫代硫酸钠的结构。所述含水硫代硫酸钠与所述活性载体骨架的比例为 2-5 : 1。所述第二脱除器 22 的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。所述第二脱除器的底部煤层气进气口与所述第一脱除器 21 的顶部剩余气体出气口相连通。所述第二脱除器 22 的目的是将从第一脱除器 21 漏过的 O₂ 做进一步的吸收,或当第一脱除器 21 对氧气的吸附效率下降时作为补充设备完成操作。

[0098] 所述净化除油装置用于除去煤层气中含有的微量油雾,避免煤层气中所含的微量油雾污染后续的分选设备,所述净化除油装置包括为混合气加压的空压机 5,对混合气进行缓冲以平衡系统压力的混合气储气罐 6,以及混合气净化装置 7。所述混合气净化装置 7 包括顺次连接且过滤精度逐渐提升的粗过滤器、精过滤器和超精过滤器,分别设置于所述精过滤器和超精过滤器之前为混合气体降温的第一控温器和第二控温器,以及吸附油脂的活性炭脱除器,并将净化后的混合气收集入洁净气储气罐 8,以进入下一级分离系统。

[0099] 所述 CH₄ 分离系统用于将煤层气中的 CH₄ 与其他组分分离,所述 CH₄ 分离系统选用膜分离系统实现 CH₄ 气与其他组分气体的分离。所述膜分离系统根据煤层气组分及流量的

不同设置多级多段式膜分离装置,利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现各组分的逐级分离,得到 CH_4 产品。

[0100] 所述产品集送系统用于输送浓缩后的 CH_4 并收集,所述产品集送系统包括无油螺杆压缩机、产品存储罐 10、流量传感器、压力传感器和产品浓度传感器。该系统向产品存储罐输送浓缩后的 CH_4 产品;同时可以检测 CH_4 产品气的流量、纯度和压力。

[0101] 利用上述煤层气分离设备对煤层气中的 CH_4 气进行分离提取的工艺流程为:

[0102] (1) 原料气预处理:将煤层气依次经过罗茨泵在 1atm 大气压下加压进入高效除尘、除水、除硫设备中净化,脱去气体中大量的水蒸气、灰尘和含硫物质。所选除尘设备为水幕或折返式水槽;除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽;除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0103] (2) 脱除 O_2 :将净化后的含有剩余气体 O_2 、 N_2 、 CH_4 、 CO_2 等气体的煤层气从所述第一脱除器 21 底部的煤层气进气口通入所述第一脱除器 21 内,煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器 21 内的活性还原铁发生反应脱除 O_2 ,而其他成分无损失。由于所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增的薄床层结构,因此从底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触,并逐层得到高效吸附,因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 ,脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第一脱除器 21 顶部的剩余气体出气口排出,进入所述第二脱除器。

[0104] 当其中一个所述第一脱除器 21 内的所述活性还原铁被氧气氧化为氧化铁而影响吸附效率时,停止通入煤层气,同时启动水煤气生成罐 3,通过焦炭和水在高温下反应生成水煤气,并将其通入所述第一脱除器 21,可以实现活性还原铁的再生,同时启动其他第一脱除器 21 完成连续的脱 O_2 工作。由于在煤矿中焦炭很多,焦炭的采集工作很容易完成。

[0105] (2') 二次脱除 O_2 :将经过所述第一脱除器 21 吸附去除 O_2 的煤层气从所述第二脱除器 22 底部的煤层气进气口通入所述第二脱除器 22,剩余的 O_2 与设置于所述第二脱除器 22 内的活性硫代硫酸钠发生反应,进一步吸收其中的 O_2 而其他成分无损失。脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第二脱除器 22 顶部的剩余气体出气口排出,进入所述净化除油系统。

[0106] (3) 净化除油:将脱除 O_2 后的煤层气通过螺杆式空压机 5 进行加压,并输送至混合气储气罐 6,采用混合气储气罐 6 是为了对进气进行缓冲,使压力均衡,降低气流脉冲,减小系统压力波动,实现系统平稳用气;混合气储气罐 6 内的煤层气进入所述混合气净化装置 7 进行净化,以除去混合气中的油,避免进入膜分离系统后影响滤膜的使用寿命;所述煤层气通过粗过滤器除去大于 $1\mu\text{m}$ 的微粒及大部分水,并进入第一控温器将煤层气降温至 5°C 左右,使其中的水汽凝结成水,并将之分离排出系统;所述煤层气再经过精过滤器滤去大于 $0.01\mu\text{m}$ 的颗粒及油水;利用第二控温器使混合气降至 -10°C 左右后进入所述超精过滤器滤去大于 $0.001\mu\text{m}$ 的油水,最后再经活性炭脱除器吸附剩余微量油雾;将净化后的煤层气通入洁净气储气罐 8,以备进入 CH_4 分离系统分离得到产品。

[0107] (4) CH_4 分离:将净化后的煤层气通入所述膜分离系统,实现 CH_4 气与其他组分气体的分离,此时煤层气的主要成分为 N_2 、 CO_2 和 CH_4 。将所述煤层气通过螺杆式空压机加压,并将加压后的煤层气通入一级一段膜处理器 11,因为在混合气里 CO_2 属于快气,作为渗透气通过膜被分离出来。包括 N_2 和 CO_2 的渗余气进入二段膜处理器 12,相比较而言 N_2 为快气,故 N_2 作为渗透气透过,而 CH_4 成为渗余气体而得到分离。 CH_4 气经减压阀减压后进入产品集送

系统。所述膜分离系统应根据实际的煤层气的不同流量和不同的组分采取不同的级联方案,如采取一级多段并联的方式提高产能和分离精度,或采取循环的方法以提高分离纯度。

[0108] (5) 产品运输收集:将分离得到的 CH_4 产品无油螺杆压缩机加压浓缩,并输送至产品存储罐 10 收集,并通过流量传感器、压力传感器、产品浓度传感器检测 CH_4 产品气的流量、压力及浓度。

[0109] 实施例 3

[0110] 如图 4 所示,本发明所述的煤层气分离的系统,包括压缩净化装置 1、 O_2 脱除装置、净化除油装置、 CH_4 分离系统以及产品集送系统;

[0111] 所述压缩净化装置 1 用于将所述煤层气进行预处理,所述压缩净化装置 1 包括除尘设备、除硫设备和除水设备,用于将所述煤层气进行预处理。所选除尘设备为水幕或折返式水槽;除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽;除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0112] 所述 O_2 脱除装置用于脱除净化后的煤层气中所含的 O_2 ,而煤层气中的其他组分气体无损失。所述 O_2 脱除装置包括顺次连接的第一脱除器 21、第二脱除器 22 和第三脱除器 23。所述第一脱除器 21 至少为两个,且所述第一脱除器 21 和所述第二脱除器 22 均为设有 多层滤网的罐体结构,所述多层滤网设置于所述罐体的中上层部分。

[0113] 所述第一脱除器 21 的多层滤网上填充有活性炭载体骨架,所述载体外表面附着有 100-200 目的活性还原铁,所述活性还原铁与所述活性炭载体骨架的比例为 1.5-3 : 1,且所述多层滤网中所述活性还原铁占所述活性炭载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增,形成薄床层结构。所述第一脱除器 21 的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。在所述煤层气进气口处接有水汽入口,并设有阀门自动调节水汽流量,其目的是控制反应速度以防反应过于激烈。在所述第一脱除器 21 的外部设有冷却水循环装置,用来吸收反应热和控制反应速率。罐壁上有开孔法兰结构可以安装测温传感器并输出电信号给 PLC 的处理器,通过接口,控制水汽入口阀门和循环水装置阀门,实现对第一脱除器 21 内反应速率的控制。

[0114] 所述 O_2 脱除装置还包括与所述第一脱除器 21 相连通的水煤气生成罐 3,通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气,用于所述活性还原铁的再生,并通过控制阀控制与所述第一脱除器 21 的连通及工作。

[0115] 所述第二脱除器 22 的结构与第一脱除器 21 相同,但其多层滤网填充的是以活性氧化铝为骨架并混合含水硫代硫酸钠的结构。所述活性还原铁与所述活性载体骨架的比例为 2-5 : 1。所述第二脱除器 22 的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。所述第二脱除器 22 的底部煤层气进气口与所述第一脱除器 21 的顶部剩余气体出气口相连通。所述第二脱除器 22 的目的是将从第一脱除器 21 漏过的 O_2 做进一步的吸收,或当第一脱除器 21 对氧气的吸附效率下降时作为补充设备完成操作。

[0116] 所述第三脱除器 23 为罐体结构,其内部充填有催化剂,所述催化剂以 Fe_2O_3 、 Co_3O_4 、 MnO_2 作为活性组分并涂覆于堇青石蜂窝陶瓷外部,所述 Fe_2O_3 、 Co_3O_4 、 MnO_2 活性组分中各组分的比例为 1.5-2 : 1-2 : 1-2,经加热后的所述煤层气中的 O_2 与 CH_4 在所述催化剂的作用下发生无明火反应,即可消耗掉煤层气中含有的 O_2 ,所述第三脱除器 23 的煤层气进气口与所述第二脱除器 22 的顶部剩余气体出气口相连通,在所述煤层气进气口处设有电加热装

置 4, 并且其外部设有冷却水循环装置以控制反应速率。

[0117] 所述净化除油装置用于除去煤层气中含有的微量油雾, 避免煤层气中所含的微量油雾污染后续的分选设备, 所述净化除油装置包括为混合气加压的空压机 5, 对混合气进行缓冲以平衡系统压力的混合气储气罐 6, 以及混合气净化装置 7。所述混合气净化装置 7 包括顺次连接且过滤精度逐渐提升的粗过滤器、精过滤器和超精过滤器, 分别设置于所述精过滤器和超精过滤器之前为混合气体降温的第一控温器和第二控温器, 以及吸附油脂的活性炭脱除器, 并将净化后的混合气收集入洁净气储气罐 8, 以进入下一级分选系统。

[0118] 所述 CH_4 分离系统用于将煤层气中的 CH_4 与其他组分分离, 所述 CH_4 分离系统选用膜分离系统实现 CH_4 气与其他组分气体的分离。所述膜分离系统包括多级多段式膜分离装置, 利用煤层气中不同组分的传递速度的差异实现各组分的逐级分离, 得到 CH_4 产品。

[0119] 所述产品集送系统用于输送浓缩后的 CH_4 并收集, 所述产品集送系统包括无油螺杆压缩机、产品存储罐 10、流量传感器、压力传感器和产品浓度传感器。该系统向产品存储罐输送浓缩后的 CH_4 产品; 同时可以检测 CH_4 产品气的流量、纯度和压力。

[0120] 利用上述煤层气分离设备对煤层气中的 CH_4 气进行分离提取的工艺流程为:

[0121] (1) 原料气预处理: 将煤层气依次经过罗茨泵低压加压进入高效除尘、除水、除硫设备中净化, 脱去气体中大量的水蒸气、灰尘和含硫物质。所选除尘设备为水幕或折返式水槽; 除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽; 除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0122] (2) 脱除 O_2 : 将净化后的含有剩余气体 O_2 、 N_2 、 CH_4 、 CO_2 等气体的煤层气从所述第一脱除器 21 底部的煤层气进气口通入所述第一脱除器 21 内, 煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器 21 内的活性还原铁发生反应脱除 O_2 , 而其他成分无损失。由于所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增的薄床层结构, 因此从底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触, 并逐层得到高效吸附, 因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 , 脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第一脱除器 21 顶部的剩余气体出气口排出, 进入所述第二脱除器 22。

[0123] 当其中一个所述第一脱除器 21 内的所述活性还原铁被氧气氧化为氧化铁而影响吸附效率时, 停止通入煤层气, 同时启动水煤气生成罐 3, 通过焦炭和水在高温下反应生成水煤气, 并将其通入所述第一脱除器 21, 可以实现活性还原铁的再生, 同时启动其他第一脱除器 21 完成连续的脱 O_2 工作。由于在煤矿中焦炭很多, 焦炭的采集工作很容易完成。

[0124] (2') 二次脱除 O_2 : 将经过所述第一脱除器 21 吸附去除 O_2 的煤层气从所述第二脱除器 22 底部的煤层气进气口通入所述第二脱除器 22, 剩余的 O_2 与设置于所述第二脱除器 22 内的活性硫代硫酸钠发生反应, 进一步吸收其中的 O_2 而其他成分无损失。脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第二脱除器 22 顶部的剩余气体出气口排出, 进入所述第三脱除器 23。

[0125] (2'') 深层脱除 O_2 : 将经过所述第二脱除器 22 吸附去除 O_2 的煤层气从所述第三脱除器 23 的煤层气进气口通入所述第三脱除器内 23, 所述煤层气在所述进口处通过电加热装置 4 加热至 200-250 $^{\circ}\text{C}$, 此时通入所述第三脱除器 23 的煤层气中的 O_2 与 CH_4 在催化剂的作用下发生无明火反应, 而煤层气中的其他组分气体并不参与反应, 由于 CH_4 与 O_2 的燃烧反应比例为 1 : 2, 因此可进一步完全除去煤层气中含有的 O_2 , 而保留大部分的 CH_4 气, 脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第三脱除器 23 的剩余气体出气口排出, 进入所述净化除油装置。

[0126] (3) 净化除油 : 将脱除 O_2 后的煤层气通过螺杆式空压机 5 进行加压, 并输送至混合气储气罐 6, 采用混合气储气罐 6 是为了对进气进行缓冲, 使压力均衡, 降低气流脉冲, 减小系统压力波动, 实现系统平稳用气; 混合气储气罐 6 内的煤层气进入混合气净化装置 7 进行净化, 以除去混合气中的油, 避免进入膜分离系统后影响滤膜的使用寿命; 所述煤层气通过粗过滤器除去大于 $1\mu m$ 的微粒及大部分水, 并进入第一控温器将煤层气降温至 $5^\circ C$ 左右, 使其中的水汽凝结成水, 并将之分离排出系统; 所述煤层气再经过精过滤器滤去大于 $0.01\mu m$ 的颗粒及油水; 利用第二控温器使混合气降至 $-10^\circ C$ 左右后进入所述超精过滤器滤去大于 $0.001\mu m$ 的油水, 最后再经活性炭脱除器吸附剩余微量油雾; 将净化后的煤层气通入洁净气储气罐 8, 以备进入 CH_4 分离系统分离得到产品。

[0127] (4) CH_4 分离 : 将净化后的煤层气通入所述膜分离系统, 实现 CH_4 气与其他组分气体的分离, 此时煤层气的主要成分为 N_2 、 CO_2 和 CH_4 。将所述煤层气通过螺杆式空压机加压, 并将加压后的煤层气通入一级一段膜处理器 11, 因为在混合气里 CO_2 属于快气, 作为渗透气通过膜被分离出来。包括 N_2 和 CO_2 的渗余气进入二段膜处理器 12, 相比较而言 N_2 为快气, 故 N_2 作为渗透气透过, 而 CH_4 成为渗余气体而得到分离。 CH_4 气经减压阀减压后进入产品集送系统。所述膜分离系统应根据实际的煤层气的不同流量和不同的组分采取不同的级联方案, 如采取一级多段并联的方式提高产能和分离精度, 或采取循环的方法以提高分离纯度。

[0128] (5) 产品运输收集 : 将分离得到的 CH_4 产品无油螺杆压缩机加压浓缩, 并输送至产品存储罐 10 收集, 并通过流量传感器、压力传感器、产品浓度传感器检测 CH_4 产品气的流量、压力及浓度。

[0129] 实施例 4

[0130] 如图 5 所示, 本发明所述的煤层气分离的系统, 包括压缩净化装置 1、 O_2 脱除装置、净化除油装置、 CH_4 分离系统以及产品集送系统;

[0131] 所述压缩净化装置 1 用于将所述煤层气进行预处理, 所述压缩净化装置 1 包括除尘设备、除硫设备和除水设备, 用于将所述煤层气进行预处理。所选除尘设备为水幕或折返式水槽; 除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽; 除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0132] 所述 O_2 脱除装置用于脱除净化后的煤层气中所含的 O_2 , 而煤层气中的其他组分气体无损失。所述 O_2 脱除装置包括顺次连接的第一脱除器 21、第二脱除器 22 和第三脱除器 23。所述第一脱除器 21 至少为并列连接的两个, 且所述第一脱除器 21 和所述第二脱除器 22 均为设有多层滤网的罐体结构, 所述多层滤网设置于所述罐体的中上层部分。

[0133] 所述第一脱除器 21 的多层滤网上填充有活性炭和活性氧化铝载体骨架, 所述载体的外表面附着有 100-200 目的活性还原铁, 所述活性还原铁与所述活性炭和活性氧化铝载体骨架的比例为 1.5-3 : 1, 且所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性炭和活性氧化铝载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增, 形成薄床层结构。所述第一脱除器 21 的煤层气进气口位于底部, 剩余气体出气口位于顶部。在所述煤层气进气口处接有水汽入口, 并设有阀门自动调节水汽流量, 其目的是控制反应速度以防反应过于激烈。在所述第一脱除器 21 的外部设有冷却水循环装置, 用来吸收反应热和控制反应速率。罐壁上有开孔法兰结构可以安装测温传感器并输出电信号给 PLC 的处理器, 通过接口, 控制水汽入口阀门和循环水装置阀门, 实现对第一脱除器 21 内反应速率的控制。

[0134] 所述 O_2 脱除装置还包括与所述第一脱除器 21 相连通的水煤气生成罐 3, 通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气, 用于所述活性还原铁的再生, 并通过控制阀控制与所述第一脱除器 21 的连通及工作。

[0135] 所述第二脱除器 22 的结构与第一脱除器 21 相同, 但其多层滤网填充的是以活性氧化铝为骨架并混合含水硫代硫酸钠的结构。所述含水硫代硫酸钠与所述活性载体骨架的比例为 2-5 : 1。所述第二脱除器 22 的煤层气进气口位于底部, 剩余气体出气口位于顶部。所述第二脱除器 22 的底部煤层气进气口与所述第一脱除器 21 的顶部剩余气体出气口相连通。所述第二脱除器的目的是将从第一脱除器漏过的 O_2 做进一步的吸收, 或当第一脱除器 21 对氧气的吸附效率下降时作为补充设备完成操作。

[0136] 所述第三脱除器 23 为罐体结构, 所述第三脱除器 23 内充填有以活性氧化铝和粘结剂粘结而成的骨架, 所述骨架内部设有封闭电加热装置 4, 所述骨架外涂覆有催化剂, 所述催化剂为氧化铜、氧化铈纳米复合物或 Au、Pt/ Co_3O_4 或 JHDO 型钯催化剂。经加热后的所述煤层气中的 O_2 与 CH_4 在所述催化剂的作用下发生无明火反应, 即可消耗掉煤层气中含有的 O_2 , 所述第三脱除器 23 的煤层气进气口与所述第二脱除器 23 的顶部剩余气体出气口相连通, 并且其外部设有冷却水循环装置以控制反应速率。

[0137] 所述净化除油装置用于除去煤层气中含有的微量油雾, 避免煤层气中所含的微量油雾污染后续的分选设备, 所述净化除油装置包括为混合气加压的空压机 5, 对混合气进行缓冲以平衡系统压力的混合气储气罐 6, 以及混合气净化装置 7。所述混合气净化装置 7 包括顺次连接且过滤精度逐渐提升的粗过滤器、精过滤器和超精过滤器, 分别设置于所述精过滤器和超精过滤器之前为混合气体降温的第一控温器和第二控温器, 以及吸附油脂的活性炭脱除器, 并将净化后的混合气收集入洁净气储气罐 8, 以进入下一级分离系统。

[0138] 所述 CH_4 分离系统用于将煤层气中的 CH_4 与其他组分分离, 所述 CH_4 分离系统选用变压吸附系统 9 进行 CH_4 的分离, 所述变压吸附系统 9 包括顺次连接的 3-4 个吸附塔、控制各个吸附塔之间管道内气体流量的管道式气动阀、排气消音器以及实现分子筛解吸附得到 CH_4 产品的真空泵。

[0139] 所述产品集送系统用于输送浓缩后的 CH_4 并收集, 所述产品集送系统包括无油螺杆压缩机、产品存储罐 10、流量传感器、压力传感器和产品浓度传感器。该系统一方面向吸附塔提供产品气, 以清洗分子筛之间空隙中的不纯气体, 为吸附塔的变压吸附提供最佳环境; 另一方面向产品存储罐输送浓缩后的 CH_4 产品; 三是可以检测 CH_4 产品气的流量、纯度和压力。

[0140] 利用上述煤层气分离设备对煤层气中的 CH_4 气进行分离提取的工艺流程为:

[0141] (1) 原料气预处理: 将煤层气依次经过罗茨泵低压加压进入高效除尘、除水、除硫设备中净化, 脱去气体中大量的水蒸气、灰尘和含硫物质。所选除尘设备为水幕或折返式水槽; 除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽; 除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0142] (2) 脱除 O_2 : 将净化后的含有剩余气体 O_2 、 N_2 、 CH_4 、 CO_2 等气体的煤层气从所述第一脱除器 21 底部的煤层气进气口通入所述第一脱除器 21 内, 煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器 21 内的活性还原铁发生反应脱除 O_2 , 而其他成分无损失。由于所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增的薄床层结构, 因此从

底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触,并逐层得到高效吸附,因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 ,脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第一脱除器21顶部的剩余气体出气口排出,进入所述第二脱除器。

[0143] 当其中一个所述第一脱除器内的所述活性还原铁被氧气氧化为氧化铁而影响吸附效率时,停止通入煤层气,同时启动水煤气生成罐,通过焦炭和水在高温下反应生成水煤气,并将其通入所述第一脱除器,可以实现活性还原铁的再生,同时启动其他第一脱除器完成连续的脱 O_2 工作。由于在煤矿中焦炭很多,焦炭的采集工作很容易完成。

[0144] (2') 二次脱除 O_2 :将经过所述第一脱除器吸附去除 O_2 的煤层气从所述第二脱除器底部的煤层气进气口通入所述第二脱除器,剩余的 O_2 与设置于所述第二脱除器内的活性硫代硫酸钠发生反应,进一步吸收其中的 O_2 而其他成分无损失。脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第二脱除器22顶部的剩余气体出气口排出,进入所述第三脱除器。

[0145] (2'') 深层脱除 O_2 :将经过所述第二脱除器吸附去除 O_2 的煤层气从所述第三脱除器的煤层气进气口通入所述第三脱除器内,所述煤层气在所述第三脱除器内通过电加热装置加热至 $500-600^{\circ}C$,此时煤层气中残余的 O_2 与 CH_4 在催化剂的作用下发生无明火反应,而煤层气中的其他组分气体并不参与反应,由于 CH_4 与 O_2 的燃烧反应比例为1:2,因此可进一步完全除去煤层气中含有的 O_2 ,而保留大部分的 CH_4 气,脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第三脱除器23的剩余气体出气口排出,进入所述净化除油装置。

[0146] (3) 净化除油:将脱除 O_2 后的煤层气通过螺杆式空压机5进行加压,并输送至混合气储气罐6,采用混合气储气罐6是为了对进气进行缓冲,使压力均衡,降低气流脉冲,减小系统压力波动,实现系统平稳用气;混合气储气罐6内的煤层气进入混合气净化装置7进行净化,以除去混合气中的油,避免进入脱除器后会毒化分子筛,造成分子筛永久性失效;所述煤层气通过粗过滤器除去大于 $1\mu m$ 的微粒及大部分水,并进入第一控温器将煤层气降温至 $5^{\circ}C$ 左右,使其中的水汽凝结成水,并将之分离排出系统;所述煤层气再经过精过滤器滤去大于 $0.01\mu m$ 的颗粒及油水;利用第二控温器使混合气降至 $-10^{\circ}C$ 左右后进入所述超精过滤器滤去大于 $0.001\mu m$ 的油水,最后再经活性炭脱除器吸附剩余微量油雾;将净化后的煤层气通入洁净气储气罐8,以备进入 CH_4 分离系统分离得到产品。

[0147] (4) CH_4 分离:将净化后的煤层气通入所述变压吸附系统9,实现 CH_4 气与其他组分气体的分离。所述变压吸附系统9是利用压力和分子筛对混合气进行分离,为了使分离的甲烷气有较高的浓度,吸附器内装有对甲烷优先选择的分子筛,所述分子筛选用孔径为 $0.5nm$ 的5A分子筛,25atm下于 $20-50^{\circ}C$ 工作,所述分子筛在760mm汞柱压力下的 N_2 分离率为1.37。这是因为混合气中甲烷所占比例较小,分子筛体积占反应器容积比例较大,使得反应器中剩余空间较小。反应器采用这种分子筛是以吸附甲烷为主,其余混合气组分均作为富集气连续排出吸附塔。完成作业后的分子筛通过真空泵于 $0.5mm$ 汞柱压力下、 $20^{\circ}C$ 等温解吸附,将吸附于分子筛孔穴内的 CH_4 分子抽出来,实现吸附塔内分子筛的解吸附,而经分离后得到 CH_4 气产品。

[0148] (5) 产品运输收集:将分离得到的 CH_4 产品无油螺杆压缩机加压浓缩,并输送至产品存储罐10收集,并通过流量传感器、压力传感器、产品浓度传感器检测 CH_4 产品气的流量、压力及浓度。同时部分产品气被输送至变压吸附塔处提供产品气,以清洗分子筛之间空隙中的不纯气,为吸附塔的吸附提供最佳环境。

[0149] 实施例 5

[0150] 如图 6 所示,本发明所述的煤层气分离的系统,包括压缩净化装置 1、O₂ 脱除装置、净化除油装置、CH₄ 分离系统以及产品集送系统;

[0151] 所述压缩净化装置 1 用于将所述煤层气进行预处理,所述压缩净化装置 1 包括除尘设备、除硫设备和除水设备,用于将所述煤层气进行预处理。所选除尘设备为水幕或折返式水槽;除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽;除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O₂、N₂、CH₄ 和 CO₂ 等气体。

[0152] 所述 O₂ 脱除装置用于脱除净化后的煤层气中所含的 O₂,而煤层气中的其他组分气体无损失。所述 O₂ 脱除装置包括顺次连接的第一脱除器 21 和第三脱除器 23。所述第一脱除器 21 至少为两个,且所述第一脱除器 21 为设有多层滤网的罐体结构,所述多层滤网设置于所述罐体的中上层部分。

[0153] 所述第一脱除器 21 的多层滤网上填充有活性炭载体骨架,所述载体外表面附着有 100-200 目的活性还原铁,所述活性还原铁与所述活性炭载体骨架的比例为 1.5-3 : 1,且所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性炭载体骨架的比例按从上至下的顺序逐层递增,形成薄床层结构。所述第一脱除器 21 的煤层气进气口位于底部,剩余气体出气口位于顶部。在所述煤层气进气口处接有水汽入口,并设有阀门自动调节水汽流量,其目的是控制反应速度以防反应过于激烈。在所述第一脱除器 21 的外部设有冷却水循环装置,用来吸收反应热和控制反应速率。罐壁上有开孔法兰结构可以安装测温传感器并输出电信号给 PLC 的处理器,通过接口,控制水汽入口阀门和循环水装置阀门,实现对第一脱除器 21 内反应速率的控制。

[0154] 所述 O₂ 脱除装置还包括与所述第一脱除器 21 相连通的水煤气生成罐 3,通过焦炭与水在高温条件下生成水煤气,用于所述活性还原铁的再生,并通过控制阀控制与所述第一脱除器 21 的连通及工作。

[0155] 所述第三脱除器 23 为罐体结构,其内部充填有催化剂,所述催化剂以 Fe₂O₃、Co₃O₄、MnO₂ 作为活性组分并涂覆于堇青石陶瓷球外部,所述 Fe₂O₃、Co₃O₄、MnO₂ 活性组分的中各组分的比例为 1.5-2 : 1-2 : 1-2,所述堇青石蜂窝陶瓷内部设有封闭电加热装置 4,加热后的所述煤层气中的 O₂ 与 CH₄ 在所述催化剂的作用下发生无明火反应,即可消耗掉煤层气中含有的 O₂。所述第三脱除器 23 的煤层气进气口与所述第一脱除器 21 的顶部剩余气体出气口相连通,并且其外部设有冷却水循环装置以控制反应速率。所述第三脱除器的目的是将从第一脱除器 21 漏过的 O₂ 做进一步的吸收,或当第一脱除器 21 对 O₂ 的吸附效率下降时作为补充设备完成操作。

[0156] 所述净化除油装置用于除去煤层气中含有的微量油雾,避免煤层气中所含的微量油雾污染后续的分选设备,所述净化除油装置包括为混合气加压的空压机 5,对混合气进行缓冲以平衡系统压力的混合气储气罐 6,以及混合气净化装置 7。所述混合气净化装置 7 包括顺次连接且过滤精度逐渐提升的粗过滤器、精过滤器和超精过滤器,分别设置于所述精过滤器和超精过滤器之前为混合气体降温的第一控温器和第二控温器,以及吸附油脂的活性炭脱除器,并将净化后的混合气收集入洁净气储气罐 8,以进入下一级分离系统。

[0157] 所述 CH₄ 分离系统用于将煤层气中的 CH₄ 与其他组分分离,所述 CH₄ 分离系统选用变压吸附系统 9 进行 CH₄ 的分离,所述变压吸附系统 9 包括顺次连接的 3-4 个吸附塔、控制

各个吸附塔之间管道内气体流量的管道式气动阀、排气消音器以及实现分子筛解吸附得到 CH_4 产品的真空泵。

[0158] 所述产品集送系统用于输送浓缩后的 CH_4 并收集,所述产品集送系统包括无油螺杆压缩机、产品存储罐 10、流量传感器、压力传感器和产品浓度传感器。该系统一方面向吸附塔提供产品气,以清洗分子筛之间空隙中的不纯气体,为吸附塔的变压吸附提供最佳环境;另一方面向产品存储罐输送浓缩后的 CH_4 产品;三是可以检测 CH_4 产品气的流量、纯度和压力。

[0159] 利用上述煤层气分离设备对煤层气中的 CH_4 气进行分离提取的工艺流程为:

[0160] (1) 原料气预处理:将煤层气依次经过罗茨泵加压进入高效除尘、除水、除硫设备中净化,脱去气体中大量的水蒸气、灰尘和含硫物质。所选除尘设备为水幕或折返式水槽;除硫设备为干式碱性催化剂滤罐或湿式硫酸铜水洗槽;除水设备为有机硅胶吸附和脱吸罐。使得煤层气中仅含有 O_2 、 N_2 、 CH_4 和 CO_2 等气体。

[0161] (2) 脱除 O_2 :将净化后的含有剩余气体 O_2 、 N_2 、 CH_4 、 CO_2 等气体的煤层气从所述第一脱除器 21 底部的煤层气进气口通入所述第一脱除器 21 内,煤层气中的 O_2 与设置于所述第一脱除器 21 内的活性还原铁发生反应脱除 O_2 ,而其他成分无损失。由于所述多层滤网中所述活性还原铁与所述活性氧化铝的比例按从上至下的顺序逐层递增的薄床层结构,因此从底部进入的煤层气有充分的时间与活性还原铁接触,并逐层得到高效吸附,因此可高效除去煤层气中含有的 O_2 ,脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第一脱除器 21 顶部的剩余气体出气口排出,进入所述第三脱除器。

[0162] 当其中一个所述第一脱除器内的所述活性还原铁被 O_2 氧化为氧化铁而影响吸附效率时,停止通入煤层气,同时启动水煤气生成罐,通过焦炭和水在高温下反应生成水煤气,并将其通入所述第一脱除器,可以实现活性还原铁的再生,同时启动其他第一脱除器 21 完成连续的脱 O_2 工作。由于在煤矿中焦炭很多,焦炭的采集工作很容易完成。

[0163] (2'') 深层脱除 O_2 :将经过所述第一脱除器吸附去除 O_2 的煤层气从所述第三脱除器 23 的煤层气进气口通入所述第三脱除器 23 内,所述煤层气通过设置于所述第三脱除器 23 内部的电加热装置 4 加热至 $200\text{--}250^\circ\text{C}$,此时煤层气中的 O_2 与 CH_4 在催化剂的作用下发生无明火反应,而煤层气中的其他组分气体并不参与反应,由于 CH_4 与 O_2 的燃烧反应比例为 $1:2$,因此可进一步完全除去煤层气中含有的 O_2 ,而保留大部分的 CH_4 气,脱除 O_2 后的剩余煤层气从所述第三脱除器 23 的剩余气体出气口排出,进入所述净化除油装置。

[0164] (3) 净化除油:将脱除 O_2 后的煤层气通过螺杆式空压机 5 进行加压,并输送至混合气储气罐 6,采用混合气储气罐 6 是为了对进气进行缓冲,使压力均衡,降低气流脉冲,减小系统压力波动,实现系统平稳用气;混合气储气罐 6 内的煤层气进入混合气净化装置进行净化,以除去混合气中的油,避免进入脱除器后会毒化分子筛,造成分子筛永久性失效;所述煤层气通过粗过滤器除去大于 $1\ \mu\text{m}$ 的微粒及大部分水,并进入第一控温器将煤层气降温至 5°C 左右,使其中的水汽凝结成水,并将之分离排出系统;所述煤层气再经过精过滤器滤去大于 $0.01\ \mu\text{m}$ 的颗粒及油水;利用第二控温器使混合气降至 -10°C 左右后进入所述超精过滤器滤去大于 $0.001\ \mu\text{m}$ 的油水,最后再经活性炭脱除器吸附剩余微量油雾;将净化后的煤层气通入洁净气储气罐 8,以备进入 CH_4 分离系统分离得到产品。

[0165] (4) CH_4 分离:将净化后的煤层气通入所述变压吸附系统 9,实现 CH_4 气与其他组

分气体的分离。所述变压吸附系统 9 是利用压力和分子筛对混合气进行分离,为了使分离的甲烷气有较高的浓度,吸附器内装有对甲烷优先选择的分子筛,所述分子筛选用孔径为 0.5nm 的 5A 分子筛,25atm 下于 20-50℃工作,所述分子筛在 760mm 汞柱压力下的 N₂ 分离率为 1.37。这是因为混合气中甲烷所占比例较小,分子筛体积占反应器容积比例较大,使得反应器中剩余空间较小。反应器采用这种分子筛是以吸附甲烷为主,其余混合气组分均作为富集气连续排出吸附塔。完成作业分子筛通过真空泵于 0.5mm 汞柱压力下、20℃等温解吸附,将吸附于分子筛孔穴内的 CH₄ 分子抽出来,实现吸附塔内分子筛的解吸附,而经分离后得到 CH₄ 气产品。

[0166] (5) 产品运输收集:将分离得到的 CH₄ 产品无油螺杆压缩机加压浓缩,并输送至产品存储罐 10 收集,并通过流量传感器、压力传感器、产品浓度传感器检测 CH₄ 产品气的流量、压力及浓度。同时部分产品气被输送至变压吸附塔处提供产品气,以清洗分子筛之间空隙中的不纯气,为吸附塔的吸附提供最佳环境。

[0167] 显然,上述实施例仅仅是为清楚地说明所作的举例,而并非对实施方式的限定。对于所属领域的普通技术人员来说,在上述说明的基础上还可以做出其它不同形式的变化或变动。这里无需也无法对所有的实施方式予以穷举。而由此所引伸出的显而易见的变化或变动仍处于本发明创造的保护范围之内。

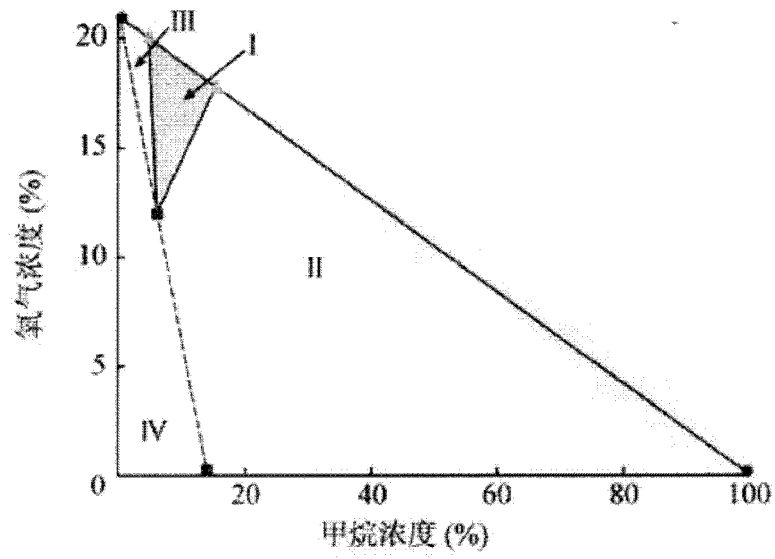


图 1

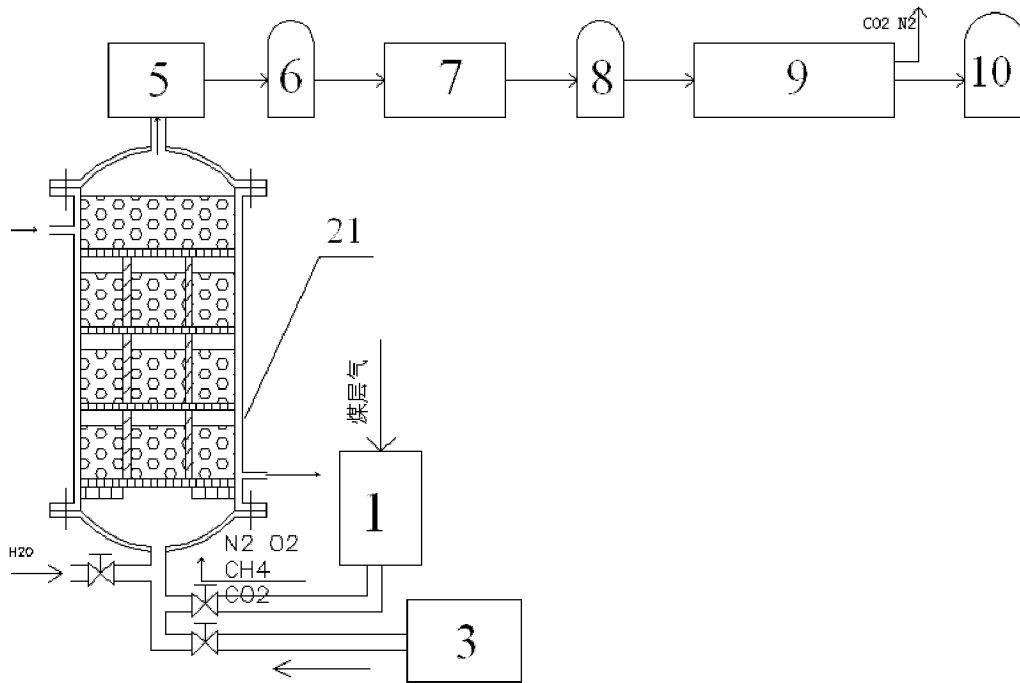


图 2

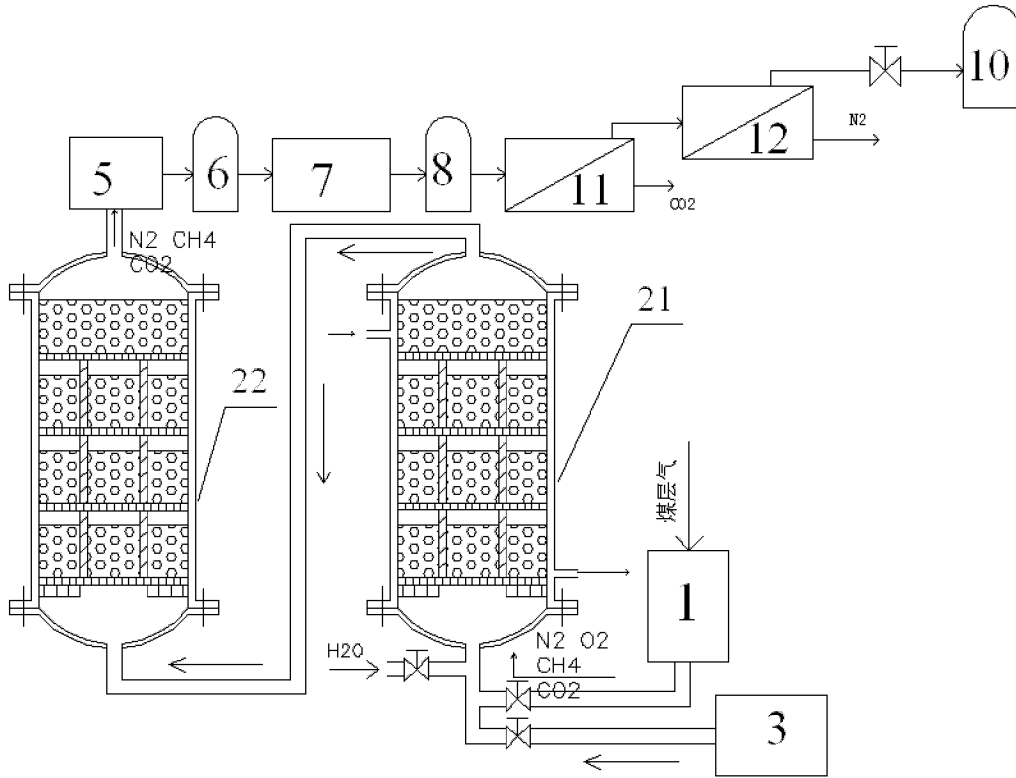


图 3

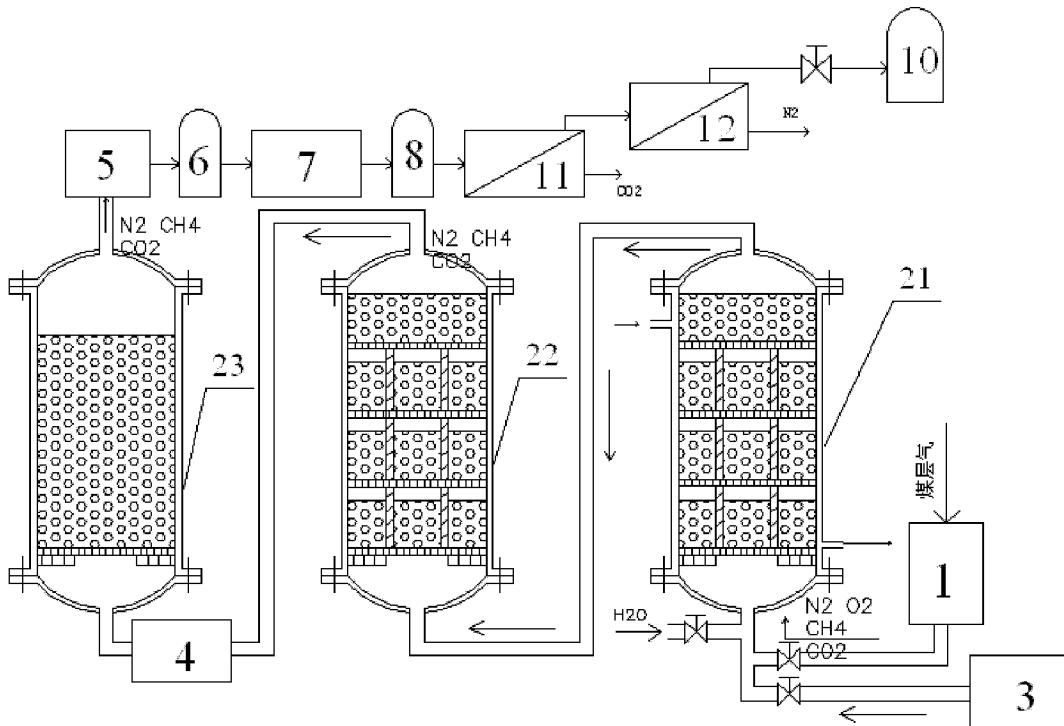


图 4

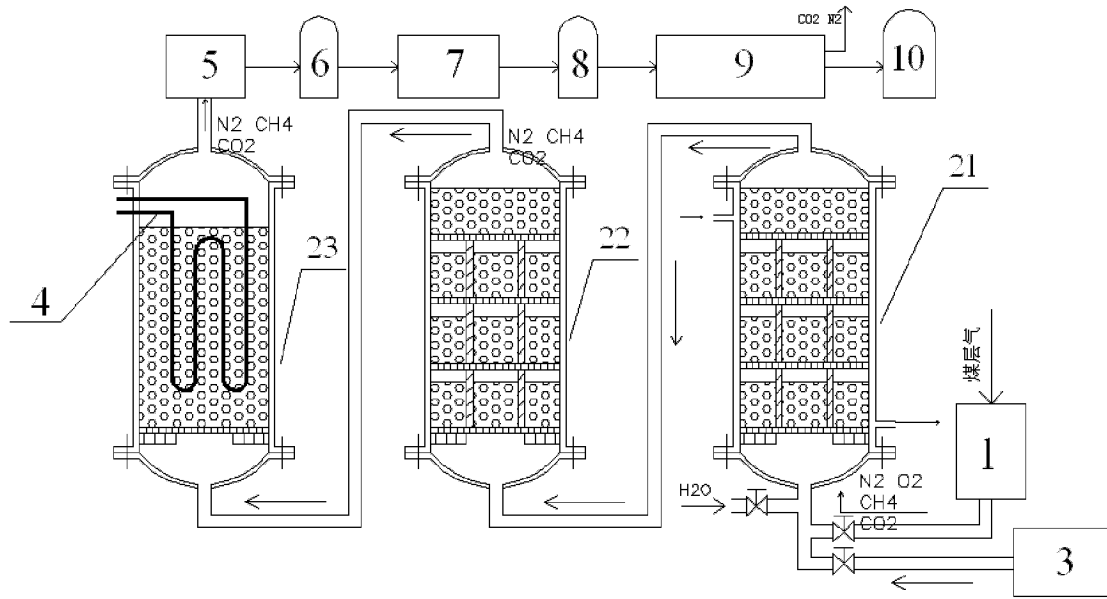


图 5

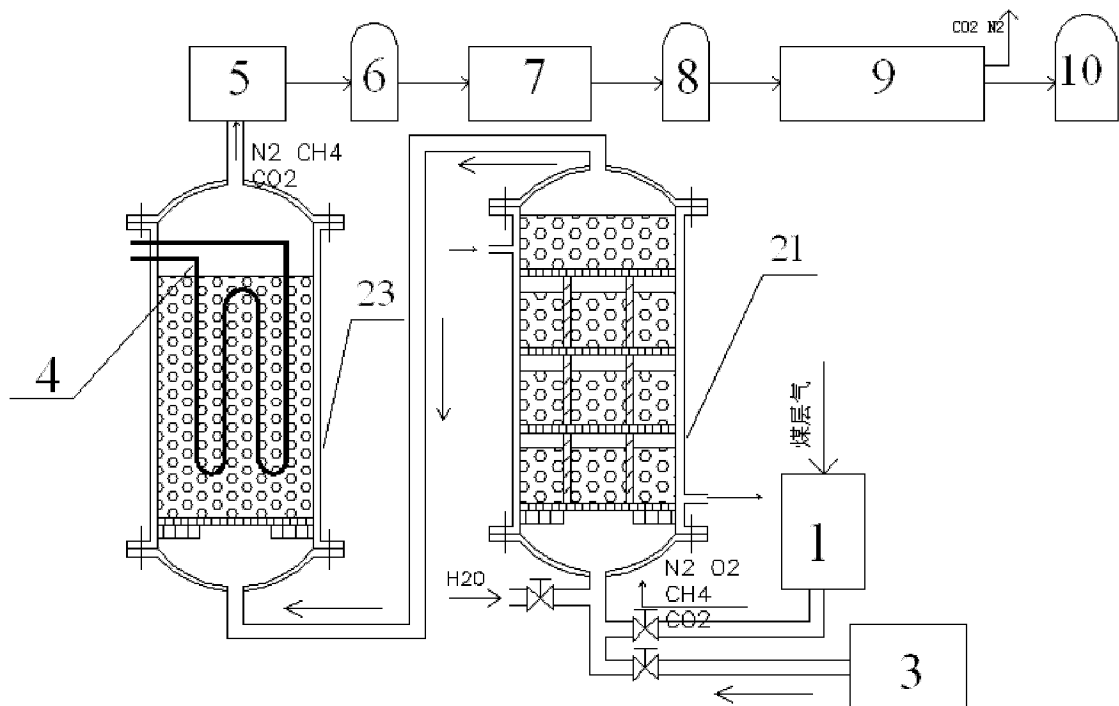


图 6