



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 102250658 A

(43) 申请公布日 2011. 11. 23

(21) 申请号 201010176002. 8

(22) 申请日 2010. 05. 19

(71) 申请人 上海标氢气体技术有限公司
地址 201315 上海市南汇区康桥镇康士路
17 号 183 室

(72) 发明人 尹冬梅

(74) 专利代理机构 上海东方易知识产权事务所
31121

代理人 欧阳俊立

(51) Int. Cl.

C10L 3/08(2006. 01)

C10L 3/10(2006. 01)

C10K 1/20(2006. 01)

C10K 1/32(2006. 01)

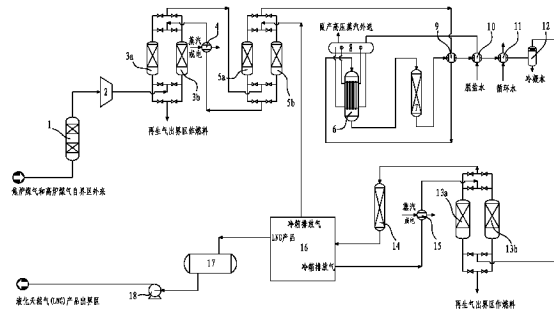
权利要求书 2 页 说明书 10 页 附图 1 页

(54) 发明名称

焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法

(57) 摘要

一种焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法。该工艺技术以焦炉煤气和高炉煤气为原料,经过原料常温常压干法脱硫、煤气压缩、煤气吸附净化、煤气等温-绝热串联式甲烷化、煤气吸附干燥与脱金属,冷冻液化分离等工艺过程,生产出纯度大于 99% 的高品质液化天然气。该工艺技术可将煤气中的硫、萘、焦油、苯、汞等有害杂质高效、简便、低成本地充分脱除,并将较低价值的 H₂、CO、CO₂ 等组份全部转化为所需要的高价值 CH₄ 成分,因而具有:原料气质量要求低,液化天然气产品产量大、产品纯度高,生产能耗低,无环境污染,流程可靠,投资省,操作简单、经济效益好的特点。



1. 一种高效简便的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:焦炉煤气与高炉煤气的混合煤气依次经过以下工艺步骤:常温常压干法脱硫、煤气压缩、煤气吸附净化、煤气等温-绝热串联式甲烷化、煤气吸附干燥与脱金属,冷冻液化分离,生产出纯度大于99%的高品质液化天然气。

2. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的原料可以是焦炉煤气与高炉煤气的混合煤气,也可以仅仅是焦炉煤气,只要原料煤气中含有1~30%的 CH_4 ,1~15%的 CO ,1~15%的 CO_2 和5~60%的 H_2 组份,均适用于本技术。

3. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的常温常压干法脱硫工艺中煤气干法精脱硫塔(1)在常温、常压下工作,通过脱硫塔内装填的固体 Fe_2O_3 脱硫剂一步将煤气中的 H_2S 脱到10ppm(v%)以下。

4. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的煤气压缩工艺中煤气压缩机(2)将煤气压缩到0.2~4.0MPa.G进入煤气吸附净化工序;煤气吸附净化工序采用TSA吸附塔(3a、3b)串联PSA吸附塔(5a、5b)工艺,TSA吸附塔和PSA吸附塔分别由2~3个吸附塔组成,吸附塔中同时装填高效的活性氧化铝、硅胶、活性碳和分子筛吸附剂将煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫杂质一次性全部吸附脱除下来,获得合格的净化煤气,TSA吸附塔和PSA吸附塔的吸附过程在常温下进行,属于纯粹的物理过程,TSA吸附塔的吸附剂再生在120~220℃下进行,PSA吸附塔的吸附剂再生在常温下进行。

5. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的等温-绝热串联式甲烷化工序中包括等温甲烷化反应器(6)和绝热甲烷化反应器(7),该两反应器串联组成,净化煤气先进入换热器(9)与甲烷化反应后的高温反应气换热、升温到250~320℃,再进入等温床甲烷化反应器(6)中,等温床甲烷化反应(6)采用列管式结构,在列管中装填镍系甲烷化催化剂,列管外通入脱盐水用于发生蒸汽,在列管中催化剂的催化下,煤气中的 CO 、 CO_2 均和 H_2 反应,转化为所需要的 CH_4 产品,反应所放出的热被列管外的脱盐水带走并产生3.0~10.0MPa.G蒸汽外送,经过等温甲烷化反应后的煤气再进入绝热甲烷化反应器(7)中,在其中装填的甲烷化催化剂催化下继续甲烷化反应,生产更多的 CH_4 ,最终使 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 全部转化成 CH_4 ,残余 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 的含量降到10ppm(v%)以下,完成了两级甲烷化反应后的煤气再经过换热器(9)、脱盐水预热器(10)回收热量后,经冷却器(11)冷却到常温,再经过分液罐(12)分离掉冷凝水去后工序。

6. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的甲烷化后煤气需经过吸附式干燥(13)将其中的 H_2O 含量降低到1ppm(v%)以下,吸附式干燥(13)可以由2~3个吸附塔组成,吸附塔内装填分子筛干燥剂,在常温下将甲烷化后气体中的 H_2O 吸附下来,再升温到160~220℃再生。

7. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的干燥后的甲烷化气体需要再经过一个脱金属反应器(14)脱除煤气中的汞。

8. 如权利要求1所述的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于:所述的冷冻液化分离工艺中将脱汞后的干燥的甲烷化后煤气直接进入LNG冷箱(16)中,利用 CH_4 和 N_2 、 H_2 等组份的沸点差,在低温下使 CH_4 、 C_2+ 等组份液化,从而与其他组份分

离开来,液化后的 CH_4 、 C_{2+} 等组份就是所需要的液化天然气 (LNG) 产品,在常压和 -163°C 温度下,送入 LNG 储罐 (17) 中储存起来,LNG 冷箱采用带预冷的混合制冷剂循环工艺。

焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法

【技术领域】

[0001] 本发明涉及一种综合利用焦炉煤气与高炉煤气转化生产大量液化天然气的工艺流程方法。

【背景技术】

[0002] 我国是世界上最大的焦炭生产国,在生产焦炭过程中会副产大量的焦炉煤气(每年超过 800 亿立方米),这些焦炉煤气除一半左右回炉作燃料外,剩余一半就需要另外利用,如作燃气、发电、生产合成氨、甲醇、二甲醚等。但由于这些利用方式普遍存在投资大或效益不高的问题,因此许多焦炭生产企业仍大量直接燃烧排放焦炉煤气,造成了资源的大量浪费和环境污染。我国同时又是世界上最大的钢铁生产大国,拥有最大的高炉炼铁生产能力,高炉炼铁的同时副产大量的高炉煤气,由于其热值很低,通常都是和高热值燃气混合后作燃料或发电,但由于高炉气量巨大,因此许多钢铁企业同时还需要放散相当多的高炉煤气,这也造成了资源的大量浪费和环境污染。

[0003] 而我国同时又是非常需要天然气的国家,每年大量进口管道天然气和液化天然气(LNG),因此如果能同时利用这些放散的焦炉煤气和高炉煤气生产液化天然气(LNG),不仅可缓解我国能源不足的状况,而且经济效益非常客观。

[0004] 到目前为止,有人尝试过利用焦炉煤气直接液化生产 LNG 的方案,这在专利 200820132075.5 中有所涉及,但是由于焦炉煤气中含有大量的 H_2S 、萘、焦油、 CO_2 、 H_2O 、金属汞等组份,因此直接液化事实上不可实现,会堵塞 LNG 冷箱,并且天然气质量不能达到国家标准,而且液化天然气的产量小、效益低。在专利 200810055168.7 中也提及了一种以焦炉煤气为原料生产液化天然气的方法,但是该方法存在以下的问题:1) 焦炉煤气在压缩前需要用鼓风机升压并作预处理,这样就延长了流程、增加了投资和运行成本;2) 焦炉煤气在压缩后需要设置水解工序,水解工序采用的是化学反应方式将有机硫转化成无机硫再脱除,投资大、能耗高,水解脱硫剂的寿命也短,而且流程复杂、设备多;3) 在水解工艺后还需要设置粗脱硫工段和精脱硫工段,粗脱硫工段采用低温甲醇洗、聚乙二醇醚甲醚法或 MDEA 工艺,也属于投资大、能耗高的工艺;精脱硫采用 ZnO 脱硫,脱硫剂价格高、硫容小、运行成本高;4) 其专利所采用的技术在粗脱硫时将 CO_2 也同时脱除了,而不是将其转化成 CH_4 ,因此该技术的 CH_4 产量小,经济性差;5) 其采用的甲烷化工艺为丹麦 Topsoe 或德国 Lurgi 的三段反应技术,反应温度高达 $500 \sim 600^\circ C$,流程复杂、投资高,操作负荷调节范围窄,更难以适应焦炉煤气配高炉煤气后含大量 CO 、 CO_2 (超过 20%) 的组份情况;6) 该专利在深冷前没有设置脱金属反应器,将导致冷箱换热设备因为煤气中存在的汞而迅速腐蚀,设备运行寿命短。

【发明内容】

[0005] 本发明所要解决的技术问题是克服上述现有技术中所存在的缺陷,提供一种更高效、简便、经济的焦炉煤气与高炉煤气转化生产大量液化天然气的工艺流程技术,同时可以

适应于任何含有 1 ~ 30% 的 CH_4 , 1 ~ 15% 的 CO , 1 ~ 15% 的 CO_2 和 5 ~ 60% 的 H_2 组份的混合煤气。

[0006] 本发明采用了下列技术方案解决了其技术问题:一种高效简便的焦炉煤气和高炉煤气原料转化制液化天然气的方法,其特征就在于焦炉煤气与高炉煤气的混合煤气依次经过以下工艺步骤:常温常压干法脱硫、煤气压缩、煤气吸附净化、煤气等温-绝热串联式甲烷化、煤气吸附干燥与脱金属,冷冻液化分离,生产出纯度大于 99% 的高品质液化天然气。

[0007] 本发明不需要在压缩前进行任何的预处理,也不需要升压,直接经过一个常温、常压的干法脱硫塔将 H_2S 脱到 10ppmv 以下就可以进入压缩工序了,压缩后也不需要进行化学反应的水解工序,不需要采用低温甲醇洗、聚乙二醇醚甲醚法或 MDEA 法的湿法粗脱硫工序,以及后续的精脱硫工序,直接采用简单的 TSA 吸附塔+PSA 吸附塔串联净化工艺,利用优良的吸附剂就将所有的萘、焦油、苯、残余的有机硫、无机硫等杂质一次性脱除干净,整个过程为完全的物理干法过程,与前述的化学和湿法过程相比,流程大幅度简化,操作简单、投资和运行费用也将大幅降低。

[0008] 本发明所采用的等温-绝热串联式甲烷化工艺,由于等温床可控制反应温度在 250 ~ 320°C 之间,因此无论原料煤气中的 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 含量高低,操作负荷如何变化,都不影响操作,这样既可适应焦炉煤气与高炉煤气的混合气,也可适应独立的焦炉煤气,而且比传统的三段反应流程少了一段反应器和二个蒸汽发生器,反应温度也大大降低,因此投资和运行成本大幅度下降,操作弹性则大大增加(可以达到 10-100%),而且将煤气中的 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 全部都转化成了 CH_4 产品,合理地配比焦炉煤气和高炉煤气比例还可以将焦炉煤气中的 H_2 也基本都转化为 CH_4 产品,因此大大提高了 CH_4 的产量和经济效益。

[0009] 本发明中,甲烷化后的煤气经过干燥和脱金属反应器脱除掉 H_2O 和汞后进入 LNG 冷箱,分离出常压、-163°C 的液化天然气,不凝的排放气则作为净化工序的再生气,最后送出界区作燃料。

[0010] 本工艺的主要优点:

[0011] 1) 压缩前没有原料气升压风机和复杂的预处理工序,压缩后没有水解反应工序和湿法粗脱硫、 ZnO 精脱硫工序,只通过简单的常温常压干法脱硫和吸附式物理净化过程,就将煤气净化干净,流程简单、操作简便、投资省、运行成本低。

[0012] 2) 由于没有了复杂的脱 CO_2 工序,而且在焦炉煤气中混合了适量的低价值高炉煤气,因此可以将焦炉煤气中 CO 、 CO_2 和 H_2 都转化为 CH_4 ,所以液化天然气产量大幅度增加(约 30%),经济效益更好。

[0013] 3) 甲烷化工艺采用自行开发的等温-绝热串联式甲烷化工艺,少了一段反应器和二个蒸汽发生器,流程大幅度简化,反应温度也大大降低,因此投资和运行成本大幅度下降,操作弹性则大大增加(可以达到 10-100%),对原料的适应性大大提高。

[0014] 4) LNG 冷箱前设置的脱金属反应器可将煤气中的汞脱除干净,避免冷箱中铝材的换热设备腐蚀,保证装置的长周期安全稳定运行。

【附图说明】

[0015] 附图为本发明的工艺流程图。

[0016] 图中各序号分别表示为:

- [0017] 1- 脱硫塔； 2- 压缩机； 3a-TSA 吸附塔；
[0018] 3b-TSA 吸附塔；4- 加热器； 5a-PSA 吸附塔；
[0019] 5b-PSA 吸附塔；6- 等温床甲烷化反应器；
[0020] 7- 绝热床甲烷化反应器；
[0021] 8- 汽包； 9- 换热器； 10- 脱盐水预热器；
[0022] 11- 冷却器； 12- 分液罐； 13a-TSA 干燥塔；
[0023] 13b-TSA 干燥塔；14- 脱金属反应器；15- 加热器；
[0024] 16-LNG 冷箱； 17-LNG 储罐； 18-LNG 装车泵。

【具体实施方式】

[0025] 以下结合实施例以及附图对本发明作进一步的描述。

[0026] 参照附图,本发明所采用的工艺步骤依次如下:

[0027] 1) 常温常压干法脱硫工序

[0028] 焦炉煤气和高炉煤气在接近常压的情况下直接进入干法脱硫塔 1 中,由于其中装填有高效的常温干法脱硫剂,因此煤气中的 H_2S 在脱硫剂的作用下,与煤气中含有的 O_2 直接反应生成单质硫,停留在脱硫塔中,从而使经过脱硫塔后的煤气中 H_2S 含量小于 10ppm(v%)。

[0029] 2) 压缩工序

[0030] 干法脱硫后的煤气通过压缩机 2 升压到 0.2 ~ 4.0MPa. G 后进入后序的吸附净化工序。

[0031] 3) 吸附净化工序

[0032] 吸附净化工序采用 TSA 吸附塔 3a、3b 串联 PSA 吸附塔 5a、5b 工艺, TSA 和 PSA 分别由 2-3 个吸附塔组成,吸附塔中同时装填高效的活性氧化铝、硅胶、活性炭和分子筛等吸附剂。

[0033] 压缩后的煤气首先进入 TSA 吸附塔 3a、3b 中正处于吸附状态的吸附塔内(在组成 TSA 净化的 2-3 个吸附塔中始终有一个吸附塔处于吸附状态),在高压和常温状态下,煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫等杂质被其中装填的吸附剂吸附下来,待吸附剂吸附饱和后,计算机自动切换到其他塔吸附,而已经吸附饱和的吸附塔则转入再生过程, TSA 吸附塔的再生过程如下:

[0034] a) 首先打开该吸附塔底部的程控阀门,逆着吸附方向将吸附塔压力降到煤气管网压力(30KPa. G 以下)。

[0035] b) 然后用来自 PSA 工序的再生气经过加热器 4 加热到 120 ~ 220℃后冲洗 TSA 床层,使吸附剂升温,被吸附的杂质就在高温下解吸出来。

[0036] c) 加热再生完成后,用来自 PSA 工序的再生气不通过加热器 4,直接以常温状态冲洗 TSA 床层,使吸附剂的温度重新降到常温。

[0037] d) 用净化后的煤气将 TSA 吸附塔重新升压到吸附压力。

[0038] 至此,该吸附塔就完成了全部的再生过程,又可以进行下一次吸附了,2-3 个 TSA 吸附塔交替进行以上的操作就可以实现煤气的连续净化。

[0039] 为了确保净化的精度,在 TSA 吸附塔后又串联有 PSA 吸附塔。经过 TSA 吸附塔净

化后的煤气进入 PSA 吸附塔 5a、5b 中正处于吸附状态的吸附塔内（在组成 PSA 净化的 2-3 个吸附塔中也始终有一个吸附塔处于吸附状态），在高压和常温状态下，煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫等被其中装填的吸附剂吸附下来，待吸附剂吸附饱和后，计算机自动切换到其他塔吸附，而已经吸附饱和的吸附塔则转入再生过程，PSA 吸附塔的再生过程如下：

[0040] e) 首先打开该吸附塔底部的程控阀门，逆着吸附方向将吸附塔压力降到煤气管网压力 (30KPa. G 以下)，降压的煤气就作为 TSA 吸附塔的再生气源。

[0041] f) 然后用来自 LNG 冷箱的不凝排放气的冲洗 PSA 吸附塔，使塔内的杂质分压降低，从而解吸出来，冲洗解吸气也作为 TSA 吸附塔的再生气源用。

[0042] g) 冲洗再生完成后，用净化后的煤气将 PSA 吸附塔重新升压到吸附压力。

[0043] 至此，该 PSA 吸附塔就完成了全部的再生过程，又可以进行下一次吸附了，2-3 个 PSA 吸附塔交替进行以上的操作就可以实现煤气的连续净化。

[0044] 通过以上简单的物理吸附 - 解吸过程就可将煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫等一次性全部吸附脱除干净，获得合格的净化煤气，其中萘 < 0. 1ppm，焦油 < 0. 1ppm，苯 < 1ppm，总硫 < 0. 1ppm。

[0045] 4) 等温 - 绝热串联式甲烷化工序

[0046] 经过吸附净化后的净化煤气，进入甲烷化工序后，首先通过换热器 9 与甲烷化反应后的高温反应气换热、升温到 250 ~ 320℃，再进入等温床甲烷化反应器 6 中，等温床甲烷化反应器 6 采用列管式结构，在列管中装填镍系甲烷化催化剂，列管外通入脱盐水用于发生蒸汽，在列管中催化剂的催化下，煤气中的 CO、CO₂ 和 H₂ 反应转化为所需要的 CH₄ 产品，反应所放出的热量被列管外的脱盐水带走并产生 3. 0-10. 0MPa. G 饱和蒸汽，饱和蒸汽经过汽包 8 缓冲稳定后外送，从而使甲烷化反应始终维持在 250 ~ 320℃ 温度范围内，经过等温甲烷化反应后的煤气再进入绝热床甲烷化反应器 7 中，在其中装填的甲烷化催化剂催化下继续甲烷化反应，最终使 CO+CO₂ 全部转化成 CH₄，残余 CO+CO₂ 的含量降到 10ppm(v%) 以下，合理的焦炉煤气和高炉煤气配比还可以使焦炉煤气中的 H₂ 也基本都转化成 CH₄，从而使最终天然气的产量达到最大，效益最高。完成了两级甲烷化反应后的煤气再经过换热器 9、脱盐水预热器 10 回收热量后，经冷却器 11 冷却到常温，再经过分液罐 12 分离掉冷凝水去后序吸附干燥与脱金属工序。

[0047] 5) 吸附干燥与脱金属工序

[0048] 吸附干燥与脱金属工序由 2-3 台干燥塔、1 台加热器和 1 台脱金属反应器组成。

[0049] 甲烷化后的煤气首先进入干燥塔 13a、13b 中正处于吸附干燥状态的吸附塔（在组成干燥工序的 2-3 个干燥塔中始终有一个干燥塔处于吸附干燥状态），在高压和常温状态下，甲烷化后煤气中的 H₂O 被其中装填的分子筛干燥剂吸附下来，待吸附饱和后，计算机自动切换到其他塔吸附，而已经吸附饱和的干燥塔则转入再生过程，干燥塔的再生过程如下：

[0050] h) 首先打开该吸附塔底部的程控阀门，逆着吸附方向将吸附塔压力降到煤气管网压力 (30KPa. G 以下)。

[0051] i) 然后用来自 LNG 冷箱的不凝低温排放气 (< 10℃) 经过加热器 15 加热到 180 ~ 220℃ 后冲洗干燥塔床层，使吸附剂升温，被吸附的 H₂O 就在高温下解吸出来。

[0052] j) 加热再生完成后,用来自 LNG 冷箱的不凝低温排放气不通过加热器 15,直接以低温状态冲洗干燥剂床层,使吸附剂的温度重新降到常温。

[0053] k) 用干燥后的甲烷化煤气将干燥塔重新升压到吸附压力。

[0054] 至此,该干燥塔就完成了全部的再生过程,又可以进行下一次干燥了,2-3 个干燥塔交替进行以上的操作就可以实现气体的连续干燥。干燥后气体的 H₂O 含量小于 1ppm。

[0055] 干燥后的甲烷化气体进入脱金属反应器 14 中,在常温下,煤气中的汞与其中装填的脱汞催化剂反应,将汞脱除干净,以免造成后续 LNG 冷箱中铝材的换热设备腐蚀。

[0056] 6) 冷冻液化分离工序

[0057] 由于经过前面的工序已经获得了干净(无萘、焦油、苯、NH₃、硫、汞等)、干燥且 CH₄ 含量很高天然气,因此液化就变的非常简单,甲烷化后煤气通过 LNG 冷箱 16 内部的换热器预冷和混合制冷剂制冷后,使煤气温度降低,利用 CH₄ 和 N₂、H₂ 等组份的沸点差,在低温下 CH₄、C₂₊ 等组份首先被液化,从而与其他不凝组份分离开来,液化后的 CH₄、C₂₊ 等组份就是所需要的液化天然气(LNG)产品,在常压和 -163℃ 温度下,送入 LNG 储罐 17 中储存起来,再通过 LNG 装车泵 18 外送装车,就可以作为产品输出了。

[0058] 不凝组份(主要是 N₂、Ar 等)则作为排放气去吸附净化工序和干燥工序作为再生气源。

[0059] 具体实施列如图所示,焦炉煤气(及高炉煤气)等原料气在接近常压和常温状态下,首先从底部进入脱硫塔 1 中,在其中的干法脱硫剂作用下将煤气中的 H₂S 脱到 10ppm(v%) 以下;从脱硫塔 1 中出来的煤气进入压缩机 2 中,被压缩机 2 加压到 0.2 ~ 4.0MPa.G;然后,煤气通过管道进入 TSA 吸附塔 3a、3b 中,利用 TSA 吸附塔中的吸附剂将煤气中的萘、焦油、苯和残余的有机硫、无机硫等杂质大部分吸附脱除掉,吸附饱和后的吸附剂则利用来自 PSA 吸附塔 5a、5b 的再生气通过加热器 4 升温后对 TSA 吸附塔进行加热再生;经过 TSA 吸附塔 3a、3b 净化后的煤气再通过管道进入 PSA 吸附塔 5a、5b 中,利用 PSA 吸附塔中的吸附剂进一步将萘、焦油、苯、有机硫、无机硫等杂质全部吸附脱除干净,得到完全净化的煤气;净化煤气再通过管道送到换热器 9 中,与甲烷化后的高温煤气换热,升温到 250 ~ 320℃,然后通过管道进入等温床甲烷化反应器 6 中,在其中装填的甲烷化催化剂的催化下,使煤气中的 CO、CO₂ 和 H₂ 反应生产出更多的甲烷,反应过程放出的热量则用于将反应器壳程中的热水加热成蒸汽,蒸汽汇集到汽包 8 中送出界区;出了等温床甲烷化反应器 6 之后的煤气通过管线再进入绝热床甲烷化反应器 7 中继续甲烷化反应,使 CO、CO₂ 的含量降低到 10ppm(v%) 以下;然后,完成彻底甲烷化后的煤气通过管道进入换热器 9 中,将热量传递给净化煤气;再通过管道进入脱盐水预热器 10 中,用剩余的热量加热脱盐水;再通过管道进入冷却器 11 中,被冷却水冷却到常温;然后通过管道进入分液罐 12 中分离掉冷凝液;然后,进入 TSA 干燥塔 13a、13b 中,被干燥塔中装填的干燥剂把水份吸附下来,吸附饱和的干燥塔利用冷箱排放气通过加热器 15 将干燥剂加热再生;出了 TSA 干燥塔 13a、13b 的干燥气再通过管道进入脱金属反应器 14 中,利用其中的脱金属催化剂在常温下将煤气中的汞脱掉;然后再通过管道送入 LNG 冷箱 16 中,通过低温制冷将煤气中的 CH₄、C₂₊ 等组份液化,液化了的 CH₄、C₂₊ 等组份就是我们所需要的产品:液化天然气(LNG);液化天然气再通过管道送 LNG 储罐 17 中储存,最后就可通过装车泵 18 装车外送了。

[0060] 实施例 1

[0061] 有焦炉煤气 8500Nm³/h, 组份如下 :

[0062]

物料名称	焦炉煤气	
组成	Nm ³ /h	mol%

[0063]

H ₂	4802.5	56.50
CH ₄	2082.5	24.50
CO	425	5.00
CO ₂	148.75	1.75
C _n H _m	212.5	2.50
N ₂	680	8.00
O ₂	148.75	1.75
H ₂ S	≤150	mg/Nm ³
焦油、灰尘	≤20	mg/Nm ³
萘	≤120	mg/Nm ³
氨	≤50	mg/Nm ³
苯	≤5000	mg/Nm ³
H ₂ O		饱和
合计	8500	100.00
压力	2KPa. G	

[0064] 为了生产出更多的焦炉煤气, 配入低价值的 1700Nm³/h 高炉煤气, 组成如下:

[0065]

物料名称	高炉煤气
------	------

[0066]

组成	Nm ³ /h	mol%
H ₂	8.5	0.50
CH ₄	13.6	0.80
CO	425.0	25.00
CO ₂	323.0	19.00
C _n H _m		
N ₂	929.9	54.70
O ₂		
H ₂ S	<0.1	mg/Nm ³
焦油、灰尘	0.1	mg/Nm ³
萘	0.1	mg/Nm ³
氨	5	mg/Nm ³
苯	20	mg/Nm ³
H ₂ O		饱和
合计	1700	100.00
压力	2Kpa. G	

[0067] 两种煤气混合后,直接在接近于常压的 2KPa. G 压力、常温 40℃ 下进入脱硫塔,将其中的 H₂S 脱到 10ppm 以下,然后进入往复式煤气压缩机,压缩到 1.6MPa. G,再进入 TSA+PSA 吸附式净化工序,将煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫等一次性全部吸附脱除

掉,获得萘 < 0.1 ppm,焦油 < 0.1 ppm,苯 < 1 ppm,总硫 < 0.1 ppm,压力 1.5 MPa.G,温度 40°C 的净化煤气去甲烷化工序。

[0068] 在甲烷化工序,通过等温-绝热串联式甲烷化反应,使混合煤气中的 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 全部转化成 CH_4 ,残余 $\text{CO}+\text{CO}_2$ 的含量 < 10 ppm(v%),残余 H_2 含量 1.44 (v%),压力为 1.4 MPa.G,温度 40°C ,进入干燥和脱金属工序,干燥后 H_2O 含量小于 1 ppm,脱金属后汞含量小于 0.1 ppm,再进入LNG冷箱分离出 CH_4 含量 93.29% , C_{2+} 含量 6.02% , N_2 含量 0.69% 的LNG产品,以 -163°C 温度、常压送LNG储罐储存。液化天然气(LNG)的产量为 $3478\text{Nm}^3/\text{h}$ 。

[0069] 由于高炉煤气为低热值排放气,其价值和价格都非常低,采用本技术转化成LNG后,大幅度提高了LNG产量,使其价值得到了极大的提高,因此经济效益非常好。

[0070] 实施例2

[0071] 同样有焦炉煤气 $8500\text{Nm}^3/\text{h}$,组份如下:

物料名称	焦炉煤气	
	Nm ³ /h	mol%
组成	Nm ³ /h	mol%
H_2	4802.5	56.50
CH_4	2082.5	24.50
CO	425	5.00

[0072]

[0073]

CO ₂	148.75	1.75
C _n H _m	212.5	2.50
N ₂	680	8.00
O ₂	148.75	1.75
H ₂ S	≤150	mg/Nm ³
焦油、灰尘	≤20	mg/Nm ³
萘	≤120	mg/Nm ³
氨	≤50	mg/Nm ³
苯	≤5000	mg/Nm ³
H ₂ O		饱和
合计	8500	100.00
压力	2KPa. G	

[0074] 在没有高炉煤气的情况下, 仅以焦炉煤气为原料, 同样可采用本技术。

[0075] 这时焦炉煤气直接在 2KPa. G 压力、常温 40℃ 下进入脱硫塔, 将其中的 H₂S 脱到 10ppm 以下, 然后进入往复式煤气压缩机, 压缩到 1.6MPa. G, 再进入 TSA+PSA 吸附式净化工序, 将煤气中的萘、焦油、苯、和残余的有机硫、无机硫等一次性全部吸附脱除掉, 获得萘 < 0.1ppm, 焦油 < 0.1ppm, 苯 < 1ppm, 总硫 < 0.1ppm, 压力 1.5MPa. G, 温度 40℃ 的净化煤气去甲烷化工序。在甲烷化工序, 通过等温 - 绝热串联式甲烷化反应, 使混合煤气中的 CO+CO₂ 全部转化成 CH₄, 残余 CO+CO₂ 的含量 < 10ppm(v%), 残余 H₂ 含量 42.65(v%), 压力为 1.4MPa. G, 温度 40℃, 进入干燥和脱金属工序, 干燥后 H₂O 含量小于 1ppm, 脱汞后汞含量小于 0.1ppm, 再进入 LNG 冷箱分离出 CH₄ 含量 91.59%, C₂₊ 含量 7.65%, N₂ 含量 0.76% 的 LNG 产品, 以 -163℃ 温度、常压送 LNG 储罐储存。液化天然气 (LNG) 的产量为 2672Nm³/h。

[0076] 在本实施例的条件下也可简便地生产出合格液化天然气产品, 但产量会比实施例 1 少 24% 左右。

