



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 214223794 U

(45) 授权公告日 2021.09.17

(21) 申请号 202023343853.5

(22) 申请日 2020.12.31

(73) 专利权人 中国神华煤制油化工有限公司
地址 100011 北京市东城区安德路16号神
华大厦C座

专利权人 神华工程技术有限公司

(72) 发明人 张艳红 南海明 尹甜

(74) 专利代理机构 北京润平知识产权代理有限
公司 11283

代理人 刘依云 刘亭亭

(51) Int. Cl.

F27D 17/00 (2006.01)

F22B 1/18 (2006.01)

F22D 1/00 (2006.01)

C01B 3/32 (2006.01)

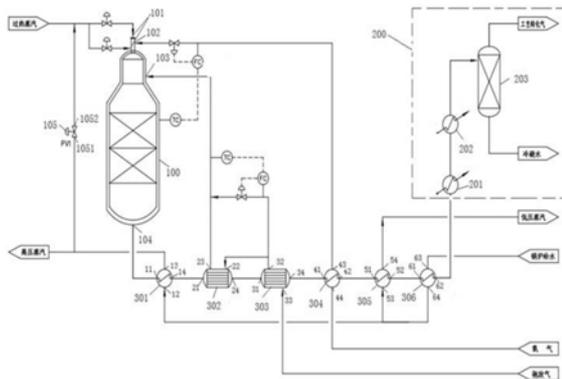
权利要求书2页 说明书9页 附图1页

(54) 实用新型名称

合成气制低碳混合醇装置排放弛放气的转化利用系统

(57) 摘要

本实用新型涉及化工领域,公开了合成气制低碳混合醇装置排放弛放气的转化利用系统,该系统包括:转化炉和气液分离装置,以及连通所述转化炉和气液分离装置的管线,所述管线上沿从所述转化炉到气液分离反应装置的方向依次设置多个热量回收设备,实现将所述转化炉产生的产物进行逐级换热,在冷却转化炉出口气体的同时,加热进转化炉的物料,满足弛放气转化利用过程的热量需求。该系统能够将作为废物或燃料气排放的弛放气中的多种组分转化为与合成低碳混合醇的原料组成相近的合成气,系统不需要外部热源供热,反应产物在合成气制低碳混合醇装置内部回用,从而降低了合成气制低碳混合醇过程的原料消耗。



1. 一种合成气制低碳混合醇装置排放弛放气的转化利用系统,其特征在于,该系统包括:转化炉和气液分离装置,以及连通所述转化炉和气液分离装置的管线,所述管线上沿从所述转化炉到气液分离反应装置的方向依次设置多个热量回收设备,实现将所述转化炉产出的产物进行逐级热量回收,其中,

所述转化炉上设置有第一过热蒸汽入口、第一氧气入口、第一弛放气入口和第一产品气出口,用于将输入所述转化炉中的第一弛放气、第一氧气和第一过热蒸汽混合后进行燃烧和催化转化反应,以得到第一产品气;

其中,所述弛放气来自合成气制低碳混合醇装置,经所述系统转化作为低碳混合醇装置的原料合成气。

2. 根据权利要求1所述的转化利用系统,其特征在于,所述多个热量回收设备包括依次连通的第一蒸汽发生器、第一弛放气预热器、第二弛放气预热器、氧气预热器、第二蒸汽发生器和锅炉给水加热器。

3. 根据权利要求2所述的转化利用系统,其特征在于,所述第一蒸汽发生器上设置有第一产品气入口、第一锅炉给水入口、第二高压蒸汽出口和第二产品气出口,且所述第一产品气入口与所述第一产品气出口相连;所述第一蒸汽发生器用于回收第一产品气的部分热量,以得到高压蒸汽和第二产品气。

4. 根据权利要求3所述的转化利用系统,其特征在于,所述第一弛放气预热器上设置有第二产品气入口、第二弛放气入口、第一弛放气出口和第三产品气出口,且所述第二产品气入口与所述第二产品气出口相连,所述第一弛放气出口与所述第一弛放气入口相连;所述第一弛放气预热器用于利用第二产品气的热量对通入所述第一弛放气预热器中的第二弛放气进行加热,以得到第一弛放气和第三产品气。

5. 根据权利要求4所述的转化利用系统,其特征在于,所述第二弛放气预热器上设置有第三产品气入口、第二弛放气出口、第三弛放气入口和第四产品气出口,且所述第三产品气入口与所述第三产品气出口相连,所述第二弛放气出口分别与第二弛放气入口和第一弛放气入口相连;所述第二弛放气预热器用于利用第三产品气的热量对通入第二弛放气预热器中的第三弛放气进行加热,以得到第二弛放气和第四产品气。

6. 根据权利要求5所述的转化利用系统,其特征在于,所述氧气预热器上设置有第四产品气入口、第五产品气出口、第一氧气出口和第二氧气入口,且所述第四产品气出口与所述第四产品气入口相连,所述第一氧气入口与所述第一氧气出口相连,在所述第一氧气入口与所述第一氧气出口之间还设置有氧气流量控制系统;所述氧气预热器用于利用第四产品气的热量对通入所述氧气预热器中的第二氧气进行加热,以得到第一氧气和第五产品气,所述氧气流量控制系统用于通过控制第一氧气的流量,调节转化器内部燃烧室的温度。

7. 根据权利要求6所述的转化利用系统,其特征在于,所述第二蒸汽发生器上设置有第五产品气入口、第六产品气出口、第二锅炉给水入口和饱和蒸汽出口,且所述第五产品气入口与所述第五产品气出口相连;所述第二蒸汽发生器用于利用第五产品气的热量对通入所述第二蒸汽发生器中的第二锅炉给水进行加热,以得到饱和蒸汽和第六产品气。

8. 根据权利要求7所述的转化利用系统,其特征在于,所述锅炉给水加热器上设置有第六产品气入口、第七产品气出口、第三锅炉给水入口和第二锅炉给水出口,且所述第六产品气入口与所述第六产品气出口相连,所述第二锅炉给水出口分别与所述第二锅炉给水入口

和所述第一锅炉给水入口相连;所述锅炉给水加热器用于利用第六产品气的热量对通入所述锅炉给水加热器中的第三锅炉给水进行加热,以得到第二锅炉给水和第一锅炉给水及第七产品气。

9. 根据权利要求8所述的转化利用系统,其特征在于,所述气液分离装置包括依次相连的空冷器、循环水冷却器和气液分离器,且所述空冷器与所述第七产品气出口相连;所述气液分离装置用于对输入所述气液分离装置中的第七产品气进行气液分离,脱除合成气中的水。

10. 根据权利要求3所述的转化利用系统,其特征在于,所述转化炉还包括降压设备,所述降压设备包括第二高压蒸汽入口和第四过热蒸汽出口,其中,所述第二高压蒸汽入口与所述第二高压蒸汽出口相连,所述第四过热蒸汽出口与所述第一过热蒸汽入口相连。

合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的转化利用系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及化工领域,具体涉及转化利用合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的系统。

背景技术

[0002] 以煤经合成气制混合醇技术是非石油路线合成液体燃料、油品添加剂及大宗化学品的途径之一,是近几十年的研究热点。在合成低碳混合醇主反应进行的同时伴随有副反应发生,产物中除含有需要的低碳混合醇,还有大量的 H_2O 、 CH_4 、 C_2H_6 、 C_3H_8 、 C_4H_{10} 、 C_5H_{12} 、 CO_2 、二甲醚、甲酸甲酯、甚至油、蜡等。各研究结果表明:合成气制低碳混合醇反应产物中CO转化成醇类产物的选择性在50-80%之间,生成醇类的产物中C2+含量在30-55%。其余的CO转化成烃类和 CO_2 。而生成烃类产物中甲烷、乙烷、丙烷等低碳烃的选择性较高,这些低碳烃的沸点较低,难于在冷却的过程中与未反应的合成气分离,导致合成回路排放的驰放气流量远大于合成气制甲醇技术的驰放气排放量,且驰放气的组成复杂,难于分离回收利用。国内外多个研究机构在研制催化剂的基础上,进行了合成气制低碳混合醇技术工业化生产方案的研究和探索工作,进行了中试放大、工业侧线装置的工业化应用研究,产物的选择性差、产品的成本高,限制了技术的工业推应用。

[0003] 合成气制低碳混合醇技术排放大量的驰放气,驰放气中合成气的摩尔含量占70%左右,伴随驰放气的排放过程损耗了大量的合成气,导致产品的原料消耗量大。驰放气的组成复杂,导致应用多种气体分离技术的应用受限,低碳混合醇装置排放驰放气中的甲烷、CO、氢气的沸点很低,甲烷的沸点 $-161.6^{\circ}C$,乙烷的沸点 $-88.6^{\circ}C$,驰入气中还含有少量的甲醇、二甲醚、丁烷、二氧化碳等杂质,难于采用深冷、变压吸附、膜分离等常用的气体分离技术将这些低沸点的反应产物与未反应的合成气进行低本地分离和进一步的利用。

[0004] 采用油吸收的技术模拟回收驰放气中烃类的结果表明,不仅无法回收烃类产物,而且会造成吸收剂返混进入驰放气系统的问题。采用深冷分离技术也存在操作成本高、需要多个步骤分离驰放气中的二氧化碳、丙烷、乙烷等,现有的生产技术难以实现甲烷与合成气组分的分离等问题。将合成气与低碳烃分离后,再采用甲烷水蒸汽转化技术进行利用,存在回收成本高、分离的纯度低等问题。驰放气中二甲醚等含量低的组分难以形成市场销售规模,只能作为废气排放。现有合成气制低碳混合醇技术中采用将驰放气排放到燃料气管网或火炬燃烧的方式处理,造成了严重的资源浪费。驰放气的排放量大是导致合成气制低碳醇成本高的一个重要因素,影响和制约合成气制混合醇技术的竞争力和工业化前景。

[0005] CN101735008A公开了一种合成气联产低碳醇和天然气的技术。将合成低碳混合醇的驰放气通过变压吸附技术将 CH_4 分离出来直接做为合成天然气使用,脱除 CH_4 的尾气一部分进入低碳醇合成反应循环应用,另一部分进入甲烷化反应。这种技术存在驰放气的分离成本高,合成天然气用于化工原料、燃料时仍属于高能耗的生产过程等问题。

[0006] CN105061141A公开了一种合成气制低碳醇并联产尿素和天然气的工艺。将合成低碳混合醇装置排放的驰放气送进膜分离系统,分离出的CO、 CO_2 返回低温甲醇洗装置,分离

得到的氢气与来自空分装置的氮气进入合成氨装置制得合成氨；低温甲醇洗装置分离出来的CO₂与制得的合成氨进入尿素单元，制得合成尿素。这种技术忽视了弛放气中乙烷、乙烯、甲醇等杂质的脱除问题，合成氨的生成量低，不能形成工业化应用规模。上述两种方法存在弛放气的分离成本高，低碳混合醇的原料消耗成本高等缺点。

[0007] 综上所述，目前缺乏成本低、流程简捷的低碳混合醇装置排放弛放气的处理技术。合成气制低碳混合醇排放的弛放气作为燃料时，工厂内部难以找到如此大量的燃料气消耗需求，弛放气直接排放会造成环境污染、CO中毒等事故，排放至火炬系统燃烧会造成严重的浪费。开发简捷有效的低碳混合醇装置排放弛放气利用技术对完善合成气制碳混合技术的工艺流程、降低合成气制低碳混合醇技术的成本意义重大。

实用新型内容

[0008] 本实用新型的目的在于为了克服现有技术存在的合成气制低碳混合醇装置排放弛放气处理成本高、流程复杂、能量需求高、直接排放造成环境污染和浪费的技术问题，提供合成气制低碳混合醇装置排放弛放气的转化利用系统，从而使合成气制低碳混合醇的原料气消耗降低23%左右。

[0009] 本实用新型的发明人提出，通过将弛放气、氧气和过热水蒸汽在转化炉中进行催化转化反应，能够将作为废物或燃料气排放的弛放气中的多种组分转化为与合成低碳混合醇的原料组成相近的合成气，并且，对转化炉出口气的能量进行逐级利用，分别加热锅炉给水副产5.5MPa左右的高压蒸汽、加热弛放气和氧气、加热水等，实现弛放气的入炉温度达到600℃以上、氧气的温度被加热至300-340℃、高压蒸汽降压至2.5MPa时成为过热蒸汽，满足转化炉平稳运行的要求。通过调节氧气的流量控制转化反应器的燃烧室和催化剂床层的温度，进而调节和控制弛放气中烃类的转化率。通过能量衡算，燃烧反应释放的能量能够满足弛放气中烃类催化转化反应的能量需求。回收转化炉出口气体的热量，能够满足弛放气的预热、氧气的预热、进入转化反应炉的蒸汽发生量等过程的能量需求，不需要外部提供热源。

[0010] 为了实现上述目的，本实用新型提供一种转化利用低碳混合醇装置排放弛放气的系统，该系统包括：转化炉和气液分离装置，以及连通所述转化炉和气液分离装置的管线，所述管线上沿从所述转化炉到气液分离反应装置的方向依次设置多个热量回收设备，实现将所述转化炉产出的产物进行逐级热量回收，其中，

[0011] 所述转化炉上设置有第一过热蒸汽入口、第一氧气入口、第一弛放气入口和第一产品气出口，用于将输入所述转化炉中的第一弛放气、第一氧气和第一过热蒸汽混合后进行燃烧和催化转化反应，以得到第一产品气；

[0012] 其中，所述弛放气来自合成气制低碳混合醇装置，经所述系统转化作为低碳混合醇装置的原料合成气。

[0013] 进一步地，所述多个热量回收设备，包括依次连通的第一蒸汽发生器、第一弛放气预热器、第二弛放气预热器、氧气预热器、第二蒸汽发生器和锅炉给水加热器。

[0014] 进一步地，所述第一蒸汽发生器上设置有第一产品气入口、第一锅炉给水入口、第二高压蒸汽出口和第二产品气出口，且所述第一产品气入口与所述第一产品气出口相连，所述第一蒸汽发生器用于回收所述第一产品气的部分热量副产温度高于270℃的高压蒸

汽,以得到第一过热蒸汽和第二产品气。

[0015] 进一步地,所述第一驰放气预热器上设置有第二产品气入口、第二驰放气入口、第一驰放气出口和第三产品气出口,且所述第二产品气入口与所述第二产品气出口相连,所述第一驰放气出口与所述第一驰放气入口相连,所述第一驰放气预热器用于利用第二产品气的热量对通入所述第一驰放气预热器中的第二驰放气进行加热,以得到第一驰放气和第三产品气。

[0016] 进一步地,所述第二驰放气预热器上设置有第三产品气入口、第二驰放气出口、第三驰放气入口和第四产品气出口,且所述第三产品气入口与所述第三产品气出口相连,所述第二驰放气出口分别与第二驰放气入口和第一驰放气入口相连,所述第二驰放气预热器用于利用第三产品气的热量对通入第二驰放气预热器中的所述第三驰放气进行加热,以得到第二驰放气和第四产品气。

[0017] 进一步地,所述氧气预热器上设置有第四产品气入口、第五产品气出口、第一氧气出口和第二氧气入口,且所述第四产品气出口与所述第四产品气入口相连,所述第一氧气入口与所述第一氧气出口相连,在所述第一氧气入口与所述第一氧气出口之间还设置有氧气流量控制系统;所述氧气预热器用于利用第四产品气的热量对通入所述氧预热器中的第二氧气进行加热,以得到第一氧气和第五产品气,所述氧气流量控制系统用于通过控制第一氧气的流量,调节转化炉内部燃烧室的温度。

[0018] 进一步地,所述第二蒸汽发生器上设置有第五产品气入口、第六产品气出口、第二锅炉给水入口和饱和蒸汽出口,且所述第五产品气入口与所述第五产品气出口相连,所述第二蒸汽发生器用于利用第五产品气的热量对通入所述第二蒸汽发生器中的第二锅炉给水进行加热,以得到饱和蒸汽和第六产品气。

[0019] 进一步地,所述锅炉给水加热器上设置有第六产品气入口、第七产品气出口、第三锅炉给水入口和第二锅炉给水出口,且所述第六产品气入口与所述第六产品气出口相连,所述第二锅炉给水出口分别与所述第二锅炉给水入口和所述第一锅炉给水入口相连,所述锅炉给水加热器用于利用第六产品气的热量对通入所述锅炉给水加热器中的第三锅炉给水进行加热,以得到第二锅炉给水和第一锅炉给水及第七产品气。

[0020] 进一步地,所述气液分离装置包括依次相连的空冷器、循环水冷却器和气液分离器,且所述空冷器与所述第七产品气出口相连;所述气液分离装置用于对输入所述气液分离装置中的第七产品气进行气液分离,脱除合成气中的水。

[0021] 进一步地,所述转化炉还包括降压设备,所述降压设备将高压蒸汽通过降压转变为满足转化器入口压力要求的过热蒸汽,所述降压设备包括第二高压蒸汽入口和第四过热蒸汽出口,其中,所述第二高压蒸汽入口与所述第二高压蒸汽出口相连,所述第四过热蒸汽出口与所述第一过热蒸汽入口相连。

[0022] 本实用新型提供的合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的转化利用系统,所达到的有益效果如下所述:

[0023] (1) 驰放气中的部分氢气、烃类、醇类与氧气在转化炉的顶部发生自热式燃烧反应,燃烧放出的热量用于剩余烃类的水蒸汽转化反应,转化炉出口的高温转化气首先进入高压蒸汽发生器,副产高压蒸汽;高压蒸汽发生器出口的气体加热进转化炉的驰放气和氧气;加热锅炉给水等方式回收热量,满足系统对转化炉入口的驰放气、氧气、蒸汽等物料升

温过程的热量需求,热量回收利用率达90%;因此该系统的能耗低,不需要外部热源供热。

[0024] (2) 驰放气中未发生氧化和燃烧反应的甲烷等低碳烃类在催化剂床层发生水蒸汽转化反应生成CO、氢气,转化炉出口气体中的甲烷含量低于1%,CO₂的量降低10%以上,驰放气中各组分的转化效率高。

[0025] (3) 合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的回收利用系统一次性地转化驰放气中的多种组分,解决了驰放气排放量大、驰放气中甲烷等低碳烃与合成气组分难于低成本地简单分离和提纯、分离出的副产品难以找到经济适用的应用渠道、直接排放造成环境污染等技术难题。

附图说明

[0026] 图1是本实用新型一个优选实施方式的合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的转化利用系统示意图。

[0027] 附图标记说明

[0028]	100转化炉	200气液分离装置	201空冷器
[0029]	202循环水冷却器	203气液分离器	104第一产品气出口
[0030]	101第一过热蒸汽入口	102第一氧气入口	103第一驰放气入口
[0031]	301第一蒸汽发生器	302第一驰放气预热器	303第二驰放气预热器
[0032]	304氧气预热器	305第二蒸汽发生器	306锅炉给水加热器
[0033]	11第一产品气入口	12第一锅炉给水入口	13第二高压蒸汽出口
[0034]	14第二产品气出口	21第二产品气入口	22第二驰放气入口
[0035]	23第一驰放气出口	24第三产品气出口	31第三产品气入口
[0036]	32第二驰放气出口	33第三驰放气入口	34第四产品气出口
[0037]	41第四产品气入口	42第五产品气出口	43第一氧气出口
[0038]	44第二氧气入口	51第五产品气入口	52第六产品气出口
[0039]	53第二锅炉给水入口	54饱和蒸汽出口	61第六产品气入口
[0040]	62第七产品气出口	63第三锅炉给水入口	64第二锅炉给水出口
[0041]	1051第二高压蒸汽入口	1052第四过热蒸汽出口	105降压设备

具体实施方式

[0042] 在本文中所披露的范围的观点和任何值都不限于该精确的范围或值,这些范围或值应当理解为包含接近这些范围或值的值。对于数值范围来说,各个范围的端点值之间、各个范围的端点值和单独的点值之间,以及单独的点值之间可以彼此组合而得到一个或多个新的数值范围,这些数值范围应被视为在本文中具体公开。

[0043] 本实用新型提供一种合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的转化利用系统,如图1所示,该系统包括:转化炉100和气液分离装置200,以及连通所述转化炉和气液分离装置的管线,所述管线上沿从所述转化炉到气液分离反应装置的方向依次设置多个热量回收设备,实现将所述转化炉产出的产物进行逐级热量回收,其中,转化炉100上设置有第一过热蒸汽入口101、第一氧气入口102、第一驰放气入口103和第一产品气出口104,驰放气、氧气和过热蒸汽混合后在转化炉100中进行燃烧和催化转化反应,以得到产品气。另外,进入转

化炉100的蒸汽管线上还包括降压设备105,降压设备105包括第二高压蒸汽入口1051和第四过热蒸汽出口1052,其中,第二高压蒸汽入口1051与第二高压蒸汽出口13相连,第四过热蒸汽出口1052与第一过热蒸汽入口101相连。

[0044] 多个换热装置按照能量由高到低包括依次连通的第一蒸汽发生器301、第一驰放气预热器302、第二驰放气预热器303、氧气预热器304、第二蒸汽发生器305和锅炉给水加热器306。

[0045] 具体地,第一蒸汽发生器301上设置有第一产品气入口11、第一锅炉给水入口12、第二高压蒸汽出口13和第二产品气出口14,且第一产品气入口11与第一产品气出口104相连,第一蒸汽发生器301用于利用产品气的热量加热通入第一蒸汽发生器301中的锅炉给水,以得到升温升压后的高压蒸汽(265℃左右,5.2MPa左右)和降温后的产品气。第一驰放气预热器302上设置有第二产品气入口21、第二驰放气入口22、第一驰放气出口23和第三产品气出口24,且第二产品气入口21与第二产品气出口14相连,第一驰放气出口23与第一驰放气入口103相连,第一驰放气预热器302用于利用第一蒸汽发生器301降温后的产品气的热量对通入第一驰放气预热器302中的驰放气进行加热,以得到加热后的驰放气和降温后的产品气。第二驰放气预热器303上设置有第三产品气入口31、第二驰放气出口32、第三驰放气入口33和第四产品气出口34,且第三产品气入口31与第三产品气出口24相连,第二驰放气出口32分别与第二驰放气入口22和第一驰放气入口103相连,第二驰放气预热器303用于利用第一驰放气预热器302降温后的产品气的热量对通入第二驰放气预热器303中的驰放气进行加热,以得到加热后的驰放气和降温后的产品气,并在第二驰放气预热器303与转化炉100之间设置有驰放气流量控制系统,以控制驰放气进入转化炉中的温度。氧气预热器304上设置有第四产品气入口41、第五产品气出口42、第一氧气出口43和第二氧气入口44,且第四产品气出口34与第四产品气入口41相连,第一氧气入口102与第一氧气出口43相连,另外,在第一氧气入口102与第一氧气出口43之间还设置有氧气流量控制系统;氧预热器304用于利用第二驰放气预热器303降温后的产品气的热量对通入氧预热器304中的第二氧气进行加热,以得到加热后的氧气和降温后的产品气,所述氧气流量控制系统用于控制第一氧气的流量。第二蒸汽发生器305上设置有第五产品气入口51、第六产品气出口52、第二锅炉给水入口53和饱和蒸汽出口54,且第五产品气入口51与第五产品气出口42相连,第二蒸汽发生器305用于利用氧预热器304产品气的热量对通入所述第二蒸汽发生器305中的锅炉给水进行加热,以得到过热蒸汽(小于等于2MPa)和产品气。锅炉给水加热器306上设置有第六产品气入口61、第七产品气出口62、第三锅炉给水入口63和第二锅炉给水出口64,且第六产品气入口61与第六产品气出口52相连,第二锅炉给水出口64分别与第二锅炉给水入口53和第一锅炉给水入口12相连,锅炉给水加热器306用于利用第二蒸汽发生器305产品气对通入锅炉给水加热器306中的锅炉给水进行加热,以得到加热后的锅炉给水及产品气。

[0046] 气液分离装置200包括依次相连的空冷器201、循环水冷却器202和气液分离器203,且空冷器201与第七产品气出口62相连,气液分离装置200用于对输入气液分离装置200中的产品气进行气液分离,以得到合成气和水。

[0047] 在本实用新型的一些实施方式中,为实现能源和资源的合理利用,将产生的高压的饱和蒸汽(压力在5.5MPa左右),所述转化炉上的高压蒸汽管线上还包括降压设备,所述降压设备包括第二高压蒸汽入口和第四过热蒸汽出口,其中,所述第二高压蒸汽入口与所

述第二高压蒸汽出口相连,所述第四过热蒸汽出口与所述第一过热蒸汽入口相连,以将高压蒸汽进行减压处理,得到第一过热蒸汽。本实用新型对降压设备的种类不做限制,优选地,所述降压设备为减压阀。

[0048] 实施例1

[0049] 在本实施例中,20万吨/年合成气制低碳混合醇装置的原料气流量为226001Nm³/h,排放驰放气的体积流量为33158.63Nm³/h,驰放气的组成和各组分的流量如表1所示。

[0050] 表1

[0051]

组分	组成/体积%	摩尔流量/kmol/h	体积/Nm ³ /h
总量	100	1480.3	33158.63
N ₂	3.06	45.74	1024.63
CO ₂	6.21	91.93	2059.29
CO	17.77	263.06	5892.51
H ₂	45.2	669.10	14987.77
H ₂ O	0	0.03	0.61
CH ₄	24.16	357.60	8010.14
C ₂ H ₄	0.04	0.58	13.07
C ₂ H ₆	2.77	41.03	919.12
C ₃ H ₆	0.14	2.07	46.31
C ₃ H ₈	0.53	7.86	176.07
C ₄ H ₈	0.00546	0.08	1.81
C ₄ H ₁₀	0.0678	1.00	22.47
CH ₃ OH	0.0131	0.19	4.34
C ₂ H ₅ OH	0.00145	0.02	0.48

[0052] 如图1,来自合成气制低碳混合醇装置的驰放气的流量为1480.4kmol/h(33158Nm³/h),压力为2MPa,温度为约80℃的驰放气经第二驰放气预热器303、第一驰放气预热器302加热至610-650℃,进入转化炉100上部的燃烧室。

[0053] 来自空分装置的氧气于第二氧气入口44处的流量为4412Nm³/h,压力为2.5MPa,温度约30℃左右,经氧气预热器304加热至330℃,进入转化炉100顶部的烧嘴。流量为12240kg/h、压力为2.5MPa的过热蒸汽从第一过热蒸汽入口101加入转化炉的顶部及烧嘴的环隙。

[0054] 驰放气中的氢气、烷烃、含氧有机物在转化炉100上部的燃烧室与氧气发生燃烧和部分氧化反应,使燃烧室的气体温度上升到1000℃以上,驰放气中的甲醇、二甲醚等有机物在高温下完全氧化为CO或CO₂。通过氧气流量控制系统的调节阀FC-45调节氧气的流量,调节进入转化炉100催化剂床层的气体温度在1100-1180℃,转化炉100出口温度在920℃左右。未发生氧化反应的甲烷和乙烷等烷烃进入转化炉100的催化剂床层,在烃类水蒸汽转化催化剂的作用下,未来发生气化反应的烃类与水蒸汽发生转化反应生成CO、氢气,以及CO与水发生水煤气变换反应生成CO₂和氢气。转化炉110出口气体中甲烷等烃类的含量降低到1%以下。转化炉110内壁有衬里,上部的内径800mm,外径1500mm,衬里的厚度350mm;下部的内径2000mm,外径2600mm,衬里的厚度300mm;催化剂床层装填Z204型水烃类蒸汽转化催化

剂4.8m³、装填Z205型水烃类蒸汽转化催化剂17.2m³。

[0055] 转化炉100出口的第一产品流量约3042.21kmol/h (68145.5Nm³/h), 温度930℃, 进入第一蒸汽发生器301回收利用转化产品气的热量, 副产5.5MPa的高压蒸汽12240Kg/h。

[0056] 第一蒸汽发生器301出口的转化产品气温度约670℃左右, 进入第一驰放气预热器302、第二驰放气预热器303加热合成气制低碳混合醇装置排放的驰放气, 使驰放气的温度升高至620℃左右, 满足转化炉100入口驰放气发生燃烧反应的点火温度要求。第二驰放气预热器303出口转化气的温度约387℃, 出第二驰放气预热器303的转化产品气进入氧气预热器304, 加热进入转化炉100的氧气, 使氧气的温度上升至330℃左右。

[0057] 氧气预热器304出口的转化产品气温度降至370℃左右, 进入第二蒸汽发生器305, 副产压力约2.6MPa的中压蒸汽7500Kg/h。

[0058] 转化产品气产品气出第二蒸汽发生器305的温度约182℃, 进入锅炉给水加热器306, 加热用于第一蒸汽发生器301、第二蒸汽发生器305的锅炉给水, 加热后的锅炉给水的温度104℃。

[0059] 锅炉给水加热器306的转化产品气经空冷器201、循环水冷却器202冷却至40℃左右, 进入气液分离器203, 分离出水11453Kg/h。脱水后的合成气流量为53892.4Nm³/h, 经过压缩机升压后, 补入合成低碳混合醇的原料合成气系统。

[0060] 经驰放气转化利用系统制得的合成气流量占合成低碳混合醇装置原料气消耗量的23.84%。系统副产的蒸汽除用于转化炉110内部烃类转化反应的蒸汽需求外, 可向系统外输送2.2MPa的饱和蒸汽7.2t/h。

[0061] 合成气制低碳混合醇装置排放驰放气的转化利用系统中各设备进出物料的流量及参数见表2。

[0062] 表2

[0063]

物流描述	物流始点	物流流向	温度	压力	摩尔流量
			℃	MPa	kmol/h
进转化炉 100 的驰放气	23 第一驰放气出口	103 第一驰放气入口	630	1.93	1480.3
进转化炉 100 的氧气	43 第一氧气出口	102 第一氧气入口	330	2.3	200
进转化炉 100 的过热蒸汽	1052 第四过热蒸汽出口	101 第一过热蒸汽入口	252	3.5	680
转化炉 100 的出口气	104 第一产品气出口	11 第一产品气入口	930	1.95	3042.21
第一蒸汽发生器 301 的出口产品气	14 第二产品气出口	21 第二产品气入口	670	1.95	3042.21
第二驰放气预热器 303 的出口驰放气	32 第二驰放气出口	22 第二驰放气入口	390	1.93	1480.3
从低碳混合醇装置排放的驰放气	界区	33 第三驰放气入口	80	1.93	1480.3
第二驰放气预热器 303 的出口转化气	34 第四产品气出口	41 第四产品气入口	377	1.95	3042.21

[0064]	第一驰放气预热器 302 的出口气	24 第三产品 气出口	31 第三产品 气入口	548	1.95	3042.21
	第二蒸汽发生器 305 的进口锅炉水	53 第二锅炉 给水入口	305 第二蒸 汽发生器	104	2.6	400
	第二蒸汽发生器 305 的副产蒸汽	305 第二蒸汽 发生器	54 第三饱和 蒸汽出口	215	2.1	400
	氧气预热器 304 的 氧气入口	界区	44 第一氧气 入口	35	2.3	200.0
	氧气预热器 304 的 转化气出口	42 第五产品 气出口	51 第五产品 气入口	370	1.95	3042.21
	第二蒸汽发生器 305 的出口转化气	52 第六产品 气出口	61 第六产品 气入口	182	1.95	3042.21
	锅炉给水加热器 306 的出口转化气	62 第七产品气	201 空冷器	147	1.95	3042.21
	界区来脱盐水	63 第三锅炉 给水入口	306 锅炉给 水加热器	26	2.6	1111.7
	锅炉给水加热器 306 加热的锅炉水	64 第二锅炉 给水出口	12 第一锅炉 给水入口和 53 第二锅炉 给水入口	104	2.6	1111.7
	第一蒸汽发生器 301 产生的蒸汽	13 第二高压蒸 汽出口	1051 第二高 压蒸汽入口	265	5.1	680

[0065] 20万吨/年合成低碳混合醇装置原料及驰放气转化利用系统制得的合成气的流量及组成见表3。

[0066] 表3

成分	低碳混合醇装置的原料气*		转化炉 100 出口气体(物流号 11)			从驰放气中回收的合成气#		
	摩尔组成/%	体积流量/ Nm ³ /h	摩尔组成/%	摩尔流量/ /kmol/h	体积流量/ /Nm ³ /h	摩尔组成/%	摩尔流量/ /kmol/h	体积流量/ /Nm ³ /h
总量	100	226001	1.0000	3042.21	68145.50	1.0000	2405.91	53892.4
N ₂	0.45	1035.8	0.0150	45.71	1023.904	0.0190	45.71	1023.904
CO ₂	2.1	4715.2	0.0368	112	2508.8	0.0466	112	2508.8
CO	30.16	68145.3	0.2271	691	15478.4	0.2872	691	15478.4
H ₂	67.24	151948	0.5026	1529	34249.6	0.6355	1529	34249.6
H ₂ O	0	0.672	0.2094	637	14268.8	0.0003	0.7	15.68
CH ₄	0.07	147.84	0.0090	27.5	616	0.0114	27.5	616
备注	无	无	转化炉入口补水蒸汽 680kmol/h			冷却分离出水量 636.3kmol/h		

[0068] 注:*代表原料气来自20万吨/年合成低碳混合醇装置;

[0069] #代表气液分离器203分离液体后补入原料气系统的合成气。

[0070] 从以上的描述中,可以看出,上述实施例实现了如下技术效果:

[0071] (1) 采用本实用新型的技术方案,合成气制低碳混合醇装置排放驰放气中的烃类转化成合成气的转化率93.2%左右,转化后气体中CO+H₂的含量90%左右,系统中随着合成原料气生产过程带入的氮气的累积量约2%。驰放气转化过程的能耗较低,驰放气转化后可以作为合成原料重新利用。

[0072] (2) 采用本实用新型的系统,通过氧化变换技术将作为废物或燃料气排放的驰放气回收利用,降低产品的合成气单耗,解决了驰放气排放量大、驰放气中甲烷等低碳烃与合成气组分难于低成本地简单分离的技术难题。

[0073] (3) 经过能量衡算,采用本实用新型的系统处理驰放气,催化转化反应中产生的能量能够满足驰放气处理的能量需求,不需要外部热源。

[0074] (4) 通过控制转化炉的催化剂床层、转化炉出口的气体温度控制转化后气体中残余甲烷的含量,具体包括:当转化炉内的温度上升接近催化剂的耐温限度时,通过氧气流量调节阀、DCS控制系统降低氧气的流量,能够降低转化炉内的温度,使转化炉内的温度降低至催化剂的最佳反应温度,防止催化剂出现高温烧结反应。

[0075] 以上详细描述了本实用新型的优选实施方式,但是,本实用新型并不限于此。在本实用新型的技术构思范围内,可以对本实用新型的技术方案进行多种简单变型,包括各个技术特征以任何其它的合适方式进行组合,这些简单变型和组合同样应当视为本实用新型所公开的内容,均属于本实用新型的保护范围。

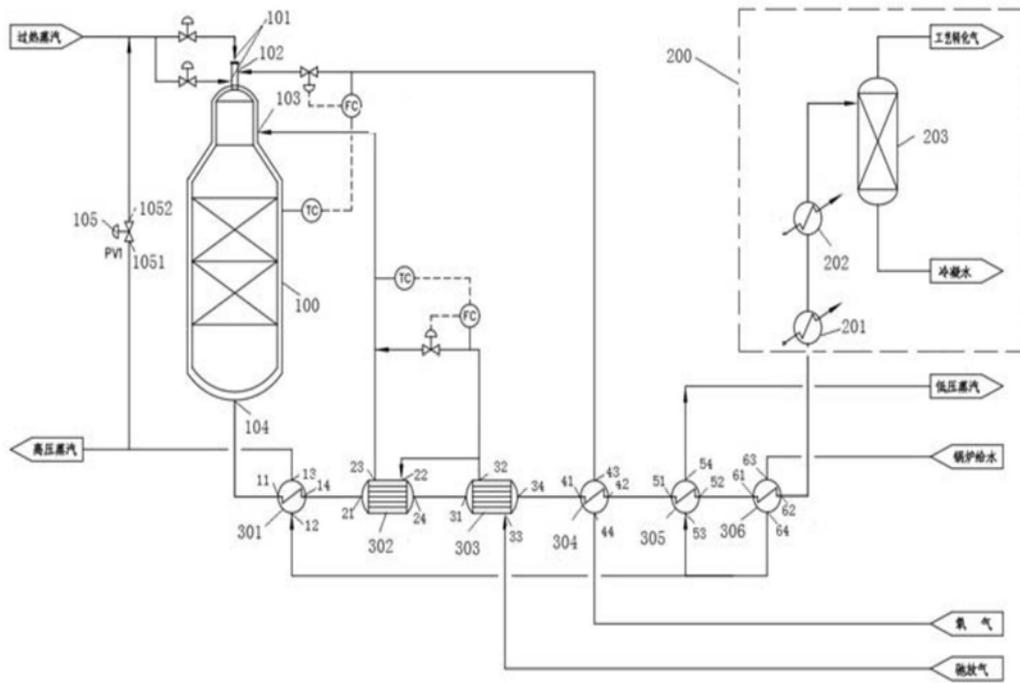


图1