



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103013598 B

(45) 授权公告日 2014. 07. 16

(21) 申请号 201310000949. 7

CN 101508922 A, 2009. 08. 19, 权利要求

(22) 申请日 2013. 01. 04

1-4.

(73) 专利权人 大唐国际化工技术研究院有限公司

CN 102010767 A, 2011. 04. 13, 权利要求

1-10.

地址 100070 北京市丰台区南四环西路 188 号 12 区 20 号楼

CN 101649232 A, 2010. 02. 17, 实施例 1.

专利权人 中石化洛阳工程有限公司

审查员 师蕙

(72) 发明人 李安学 李志禹 肖娜娜 李春启  
左玉帮 刘永健 余铭程 丁万友  
刘学武 梅长松 孔凡贵 刘佳男

(74) 专利代理机构 北京泛华伟业知识产权代理有限公司 11280

代理人 郭广迅

(51) Int. Cl.

C10L 3/08 (2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101812339 A, 2010. 08. 25, 说明书第 46-52、54-59 段、附图 1.

CN 101293812 A, 2008. 10. 29, 权利要求 1-3.

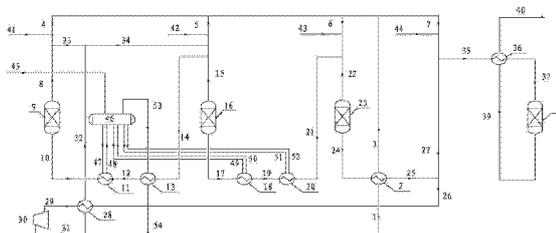
权利要求书2页 说明书13页 附图5页

(54) 发明名称

一种合成天然气的生产方法和装置

(57) 摘要

本发明提供一种合成天然气的方法和装置。本发明是以煤或生物质气化产物为原料生产含甲烷摩尔百分比为 94% 以上的富甲烷气体的连续工艺流程。本发明提供的生产工艺不仅能够较好地控制甲烷化反应器的操作温度, 避免因原料波动较大或事故引起的催化剂飞温烧结等问题, 并且提供了甲烷化反应放热利用体系, 提高了能量综合利用效率。



1. 一种生产合成天然气的方法,所述方法包括以下步骤:

a) 原料气(1)经第一换热设备(2)升温至 150 ~ 350℃后按体积比 1: (0.5 ~ 5): (0 ~ 0.5): (0 ~ 0.5) 分成第一股原料气(4)、第二股原料气(5)、第三股原料气(6)和第四股原料气(7);

b) 将步骤 a) 中的第一股原料气(4)与第一蒸汽(41)和第一循环气(33)混合得到温度为 230 ~ 400℃的第一混合气(8),将第一混合气(8)通入第一段甲烷化反应器(9)中发生反应,得到温度为 450 ~ 750℃的第一段产品气(10),该第一段产品气(10)经第二换热设备(11,11',11'',11^∧)和第三换热设备(13,13',13'',13^∧)降温至 250 ~ 400℃得到降温后的第一段产品气(14);

c) 将步骤 b) 得到的降温后第一段产品气(14)与第二股原料气(5)、第二蒸汽(42)和第二循环气(34)混合得到温度为 230 ~ 400℃的第二混合气(15),将第二混合气(15)通入第二段甲烷化反应器(16)中发生反应,得到温度为 450 ~ 750℃的第二段产品气(17),该第二段产品气(17)经第四换热设备(18,18',18'',18^∧)和第五换热设备(20,20',20'',20^∧)降温至 250 ~ 400℃得到降温后的第二段产品气(21);

d) 将步骤 c) 得到的降温后第二段产品气(21)与第三股原料气(6)、第三蒸汽(43)混合得到温度为 230 ~ 400℃的第三混合气(22),将第三混合气(22)通入第三段甲烷化反应器(23)中发生反应,得到温度为 350 ~ 550℃的第三段产品气(24),该第三段产品气(24)经第一换热设备(2)降温至 200 ~ 400℃的降温后的第三段产品气(25);

e) 将步骤 d) 得到的降温后的第三段产品气(25)按体积比(0.3 ~ 5):1 分成循环气(26)和第二股第三段产品气(27),所述循环气(26)经第六换热设备(28)降温后得到 100 ~ 250℃的降温后的循环气(29),将降温后的循环气(29)送入循环压缩机(30)增压得到增压后的循环气(31),增压后的循环气(31)经第六换热设备(28)升温,得到温度为 200 ~ 320℃的增压后的循环气(32),将增压后的循环气(32)按照体积比(0.5 ~ 1):(0 ~ 0.5)分成第一循环气(33)和第二循环气(34);

f) 将步骤 e) 得到的第二股第三段产品气(27)与所述第四股原料气(7)、第四蒸汽(44)混合得到温度为 60 ~ 200℃的第四混合气(35),所述第四混合气(35)经第七换热设备(36)升温至 200 ~ 350℃,得到升温后的第四混合气(37),将其通入第四段甲烷化反应器(38)中发生反应,得到温度为 250 ~ 400℃的第四段产品气(39);

g) 将步骤 f) 得到的第四段产品气(39)经第七换热设备(36)降温并进行气液分离后得到温度为 20 ~ 80℃的产品气(40),

其中,所述方法还包括通过以下方式利用甲烷化反应放热:使来自界区的锅炉给水(45,45',45'',45^∧)进入汽包(46,46',46'',46^∧),使来自汽包(46,46',46'',46^∧)的第一锅炉给水(47,47',47'',47^∧)进入第二换热设备(11,11',11'',11^∧)或第三换热设备(13,13',13'',13^∧)产生 3 ~ 10MPa 的第一饱和蒸汽(48,48',48'',48^∧),使来自汽包(46,46',46'',46^∧)的第二锅炉给水(49,49',49'',49^∧)进入第三换热设备(13,13',13'',13^∧)或第四换热设备(18,18',18'',18^∧)产生 3 ~ 10MPa 的第二饱和蒸汽(50,50',50'',50^∧),使来自汽包(46,46',46'',46^∧)的第三锅炉给水(51,51',51'',51^∧)进入第四换热设备(18,18',18'',18^∧)或第五换热设备(20,20',20'',20^∧)产生 3 ~ 10MPa 的第三饱和蒸汽(52,52',52'',52^∧),来自汽包(46,46',46'',46^∧)的第四饱

和蒸汽(53,53',53",53<sup>^</sup>)经第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)或第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>),得到温度为300~550℃的过热蒸汽(54,54',54",54<sup>^</sup>)。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中,所述原料气的摩尔百分比组成如下:一氧化碳5~50%,二氧化碳0~30%,氢气20~80%,甲烷0~20%。

3. 根据权利要求1或2所述的方法,在所述步骤a)中,将所述原料气(1)分成的第一股原料气(4)、第二股原料气(5)、第三股原料气(6)和第四股原料气(7)的体积比为1:(0.5~2):(0~0.3):(0~0.3)。

4. 根据权利要求1或2所述的方法,在所述步骤c)中,将所述降温后的第三段产品气(25)分成的循环气(26)和第二股第三段产品气(27)的体积比为(0.3~3):1。

5. 根据权利要求3所述的方法,在所述步骤c)中,将所述降温后的第三段产品气(25)分成的循环气(26)和第二股第三段产品气(27)的体积比为(0.3~3):1。

6. 用于权利要求1至5中任一项所述方法的装置,其包括:

甲烷化反应器,包括用于进行甲烷化反应的第一段甲烷化反应器(9)、第二段甲烷化反应器(16)、第三段甲烷化反应器(23)和第四段甲烷化反应器(38);

换热设备,包括用于加热和/或冷却气体的第一换热设备(2)、第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)、第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)、第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)、第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)、第六换热设备(28)和第七换热设备(36);

循环压缩机,包括用于将循环气增压的循环压缩机(30)。

7. 根据权利要求6所述的装置,其中所述第一段甲烷化反应器(9)、第二段甲烷化反应器(16)、第三段甲烷化反应器(23)和第四段甲烷化反应器(36)均为绝热固定床甲烷化反应器。

8. 根据权利要求6所述的装置,其中,所述装置还包括汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>),用于为换热设备提供锅炉给水并接受换热设备产生的饱和蒸汽,同时将饱和蒸汽输送至换热设备。

9. 根据权利要求7所述的装置,其中,所述装置还包括汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>),用于为换热设备提供锅炉给水并接受换热设备产生的饱和蒸汽,同时将饱和蒸汽输送至换热设备。

10. 根据权利要求6至9中任一项所述的装置,其中,所述换热设备选自废锅和蒸汽过热器。

11. 根据权利要求6至9中任一项所述的装置,其中,所述装置还包括脱硫反应器,用于对原料气进行深度脱硫。

12. 根据权利要求6至9中任一项所述的装置,其中,所述装置还包括脱氧反应器,用于对原料气进行深度脱氧。

13. 根据权利要求6至9中任一项所述的装置,其中,所述装置还包括气液分离器,用于分离工艺气中的冷凝水。

## 一种合成天然气的生产方法和装置

### 技术领域

[0001] 本发明涉及一种生产合成天然气的方法和装置,具体地涉及以煤或生物质气化产物为原料生产合成天然气的方法和装置,属于合成天然气技术领域。

### 背景技术

[0002] 上世纪七十年代以来,伴随着石油危机,煤制甲烷(合成天然气或代用天然气)得到较快发展。煤制甲烷的主要方法包括煤加氢气化直接生产甲烷和经合成气间接生产甲烷。

[0003] 煤加氢气化生产甲烷的主要问题有:碳转化率低、甲烷收率低、气体组成复杂、甲烷浓度低以及得不到高质量的合成天然气等。相对来说,煤经合成气生产甲烷的工艺具有技术成熟度高、碳利用率高及甲烷浓度高的显著优势。上世纪80年代初,德国鲁奇公司结合巴斯夫公司的甲烷化催化剂完成了甲烷化工艺的开发,并成功应用于美国大平原工厂389万立方米/天的煤制天然气工厂;英国煤气公司针对BGL气化炉的合成气特点开发了HICOM工艺及相应催化剂,并建立了2832m<sup>3</sup>/d的中试装置;丹麦托普索公司成功研制了最高能耐700℃高温的宽温型催化剂,并开发了TREMP完全甲烷化工艺。

[0004] 在我国,以利用煤生产城市煤气为目的,在上世纪已建立较成熟的煤气部分甲烷化技术;如中科院大连化学物理研究所研发了“常压水煤气部分甲烷化生产城市煤气”技术;化工部化肥研究所开发了以常压半水煤气为原料气的RHM-266型镍系甲烷化催化剂及工艺;煤炭科学研究院开发了两段炉水煤气甲烷化工艺。

[0005] 随着可持续发展的需要,节能降耗、提高能源利用效率成为各技术发展的方向和趋势。对甲烷化过程而言,高温、高压操作、宽温型催化剂有利于设备及过程强化,进而降低能耗,并提高甲烷化反应副产热品位及回收利用率。鉴于此,宽温型甲烷化催化剂,高温、高压完全甲烷化技术已成为当前甲烷化技术的发展趋势。目前世界上仅有美国大平原一家甲烷化商业化工厂,且为中、低温甲烷化技术,对于甲烷化发展趋势的高温、高压完全甲烷化技术,尚没有工业化应用的先例。国内甲烷化技术目前仅停留于部分甲烷化,且催化剂适应温度范围窄,极大限制了能量的综合利用效率;另外常压下进行的部分甲烷化技术不利于反应和设备强化,缺乏反应器设计和物质-能量的集成优化。

### 发明内容

[0006] 因此,本发明的目的在于提供一种生成合成天然气(Synthetic Natural Gas, SNG)的方法和装置。

[0007] 本发明是采用以下技术方案来实现的。

[0008] 本发明提供一种生产合成天然气的方法。参照图1、图2、图3和图4,所述方法包括以下步骤:

[0009] a) 原料气(1)经第一换热设备(2)升温至150~350℃后按体积比1:(0.5~5):(0~0.5):(0~0.5)分成第一股原料气(4)、第二股原料气(5)、第三股原料气(6)和第四股

原料气(7)；

[0010] b) 将步骤 a) 中的第一股原料气(4)与第一蒸汽(41)和第一循环气(33)混合得到温度为 230~400℃的第一混合气(8),将第一混合气(8)通入第一段甲烷化反应器(9)中发生反应,得到温度为 450~750℃的第一段产品气(10),该第一段产品气(10)经第二换热设备(11,11',11",11^ )和第三换热设备(13,13',13",13^ )降温至 250~400℃得到降温后的第一段产品气(14)；

[0011] c)将步骤 b)得到的降温后第一段产品气(14)与第二股原料气(5)、第二蒸汽(42)和第二循环气(34)混合得到温度为 230~400℃的第二混合气(15),将第二混合气(15)通入第二段甲烷化反应器(16)中发生反应,得到温度为 450~750℃的第二段产品气(17),该第二段产品气(17)经第四换热设备(18,18',18",18^ )和第五换热设备(20,20',20",20^ )降温至 250~400℃得到降温后的第二段产品气(21)；

[0012] d)将步骤 c)得到的降温后第二段产品气(21)与第三股原料气(6)、第三蒸汽(43)混合得到温度为 230~400℃的第三混合气(22),将第三混合气(22)通入第三段甲烷化反应器(23)中发生反应,得到温度为 350~550℃的第三段产品气(24),该第三段产品气(24)经第一换热设备(2)降温至 200~400℃的降温后的第三段产品气(25)；

[0013] e) 将步骤 d) 得到的降温后的第三段产品气(25)按体积比(0.3~5):1分成循环气(26)和第二股第三段产品气(27),所述循环气(26)经第六换热设备(28)降温后得到 100~250℃的降温后的循环气(29),将降温后的循环气(29)送入循环压缩机(30)增压得到增压后的循环气(31),增压后的循环气(31)经第六换热设备(28)升温,得到温度为 200~320℃的增压后的循环气(32),将增压后的循环气(32)按照体积比(0.5~1):(0~0.5)分成第一循环气(33)和第二循环气(34)；

[0014] f) 将步骤 e) 得到的第二股第三段产品气(27)与所述第四股原料气(7)、第四蒸汽(44)混合得到温度为 60~200℃的第四混合气(35),所述第四混合气(35)经第七换热设备(36)升温至 200~350℃,得到升温后的第四混合气(37),将其通入第四段甲烷化反应器(38)中发生反应,得到温度为 250~400℃的第四段产品气(39)；

[0015] g) 将步骤 f) 得到的第四段产品气(39)经第七换热设备(36)降温并进行气液分离后得到温度为 20~80℃的产品气(40)。

[0016] 优选地,所述原料气(1)的摩尔百分比组成如下:一氧化碳 5~50%,二氧化碳 0~30%,氢气 20~80%,甲烷 0~20%。

[0017] 优选地,在所述步骤 a)中,将所述原料气(1)分成的第一股原料气(4)、第二股原料气(5)、第三股原料气(6)和第四股原料气(7)的体积比可以为 1:(0.5~2):(0~0.3):(0~0.3)。

[0018] 优选地,在所述步骤 c)中,将所述降温后的第三段产品气(25)分成的循环气(26)和第二股第三段产品气(27)的体积比可以为(0.3~3):1。

[0019] 在本发明的一种优选的实施方案中,所述方法还包括通过以下方式利用甲烷化反应放热:使来自界区的锅炉给水(45,45',45",45^ )进入汽包(46,46',46",46^ ),使来自汽包(46,46',46",46^ )的第一锅炉给水(47,47',47",47^ )进入第二换热设备(11,11',11",11^ )或第三换热设备(13,13',13",13^ )产生 3~10MPa 的第一饱和蒸汽(48,48',48",48^ ),使来自汽包(46,46',46",46^ )的第二锅炉给水(49,49',49",49^ ),

49<sup>^</sup>) 进入第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)产生 3~10MPa 的第二饱和蒸汽(50,50',50",50<sup>^</sup>),使来自汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>)的第三锅炉给水(51,51',51",51<sup>^</sup>)进入第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)产生 3~10MPa 的第三饱和蒸汽(52,52',52",52<sup>^</sup>),来自汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>)的第四饱和蒸汽(53,53',53",53<sup>^</sup>)经第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)或第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>),得到温度为 300~550℃的过热蒸汽(54,54',54",54<sup>^</sup>)。

[0020] 上述利用甲烷化反应放热的方式的一种实施方案如图 1 所示,当第四饱和蒸汽(53)进入第三换热设备(13)时,第一锅炉给水(47)进入第二换热设备(11),第二锅炉给水(49)进入第四换热设备(18),第三锅炉给水(51)进入(20)。在如图 2 所示的另一种实施方案中,当第四饱和蒸汽(53')进入第二换热设备(11')时,第一锅炉给水(47')进入第三换热设备(13'),第二锅炉给水(49')进入第四换热设备(18'),第三锅炉给水(51')进入第三换热设备(20')。在如图 3 所示的又一种实施方案中,当第四饱和蒸汽(53")进入第四换热设备(18")时,第一锅炉给水(47")进入第二换热设备(11"),第二锅炉给水(49")进入第三换热设备(13"),第三锅炉给水(51")进入第五换热设备(20")。在如图 4 所示的再一种实施方案中,当第四饱和蒸汽(53<sup>^</sup>)进入第五换热设备(20<sup>^</sup>)时,第一锅炉给水(47<sup>^</sup>)进入第二换热设备(11<sup>^</sup>),第二锅炉给水(49<sup>^</sup>)进入第三换热设备(13<sup>^</sup>),第三锅炉给水(51<sup>^</sup>)进入第四换热设备(18<sup>^</sup>)。

[0021] 根据本发明提供的生产合成天然气的方法,该方法以煤或生物质气化产物为原料,生产合成天然气,所得的合成天然气产物中含有甲烷的摩尔百分比为 94% 以上。

[0022] 另一方面,本发明还提供了用于本发明提供的上述方法的装置,该装置包括:

[0023] 甲烷化反应器,包括用于进行甲烷化反应的第一段甲烷化反应器(9)、第二段甲烷化反应器(16)、第三段甲烷化反应器(23)和第四段甲烷化反应器(38);

[0024] 换热设备,包括用于加热和/或冷却气体的第一换热设备(2)、第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)、第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)、第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)、第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)、第六换热设备(28)和第七换热设备(36);

[0025] 循环压缩机,包括用于将循环气增压的循环压缩机(30)。

[0026] 本发明提供的生产合成天然气的设备用于实施本发明提供的生产合成天然气的方法。

[0027] 在本发明设备的优选实施方案中,所述第一段甲烷化反应器(9)、第二段甲烷化反应器(16)、第三段甲烷化反应器(23)和第四段甲烷化反应器(36)均为绝热固定床甲烷化反应器。

[0028] 优选地,所述装置还包括汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>),用于为换热设备提供锅炉给水并接受换热设备产生的饱和蒸汽,同时将饱和蒸汽输送至换热设备。具体地,所述汽包(46,46',46",46<sup>^</sup>)用于为第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)或第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)提供第一锅炉给水(47,47',47",47<sup>^</sup>)并接受第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)或第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)产生的第一饱和蒸汽(48,48',48",48<sup>^</sup>),为第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)提供第二锅炉给水(49,49',49",49<sup>^</sup>)并接受第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设

备(18,18',18",18<sup>^</sup>)产生的第二饱和蒸汽(50,50',50",50<sup>^</sup>),为第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)提供第三锅炉给水(51,51',51",51<sup>^</sup>)并接受第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)产生的第三饱和蒸汽(52,52',52",52<sup>^</sup>),同时将第四饱和蒸汽(53,53',53",53<sup>^</sup>)输送至第二换热设备(11,11',11",11<sup>^</sup>)或第三换热设备(13,13',13",13<sup>^</sup>)或第四换热设备(18,18',18",18<sup>^</sup>)或第五换热设备(20,20',20",20<sup>^</sup>)进行升温。

[0029] 优选地,所述换热设备选自废锅和蒸汽过热器。

[0030] 优选地,所述装置还包括脱硫反应器,用于对原料气进行深度脱硫。

[0031] 优选地,所述装置还包括脱氧反应器,用于对原料气进行深度脱氧。

[0032] 优选地,所述装置还包括气液分离器,用于分离工艺气中的冷凝水。

[0033] 本发明提供了一种以煤或生物质气化产物为原料生产含甲烷 94mol% 以上的合成天然气的连续工艺流程及装置。本发明提供的工艺流程如下:原料气经预热后分成四股,其中第一股原料气与蒸汽、第一股循环气混合后进入第一段甲烷化反应器发生反应;第一段产品气、第二股原料气、蒸汽、第二股循环气混合进入第二段甲烷化反应器发生反应;第二段产品气、第三股原料气、蒸汽混合进入第三段甲烷化反应器发生反应;第三段产品气分成两股,循环气和第二股第三段产品气,循环气经循环压缩机升压后分成两股,第一股循环气和第二股循环气;第二股第三段产品气、第四股原料气、蒸汽混合进入第四段甲烷化反应器发生反应,第四段产品气经气液分离后得到产品气。

[0034] 本发明工艺中含有独立蒸汽体系,将蒸汽分别与原料气混合进入相应的甲烷化反应器,可以较好地控制反应器出口温度,该蒸汽的流量可调变,一方面与原料气混合,降低原料气中 CO 含量,控制反应温度,另一方面可优化工艺,降低循环气量,降低系统能耗,提高能量利用效率,还可在原料气大幅波动的条件下,控制反应温度,保护催化剂。蒸汽至少一部分来源于换热设备副产的蒸汽。

[0035] 本发明工艺中含有利用甲烷化反应热的蒸汽生产体系,可根据实际需要生产不同等级的饱和蒸汽和过热蒸汽。锅炉给水进入汽包,汽包通过降液管为换热设备输送锅炉给水并通过升气管收集换热设备产生的饱和蒸汽,并将饱和蒸汽输送至换热设备升温得到过热蒸汽。

[0036] 本发明的产品气中若仍含有少量的一氧化碳和二氧化碳,可以将气体进一步反应得到最终产品。

[0037] 与现有的技术相比,本发明实现了将煤或生物质气化产物经净化后的合成气完全甲烷化来生产合成天然气,具有工艺流程合理,具备可操作性;能量利用率高,节约能源,环境友好等优点。

## 附图说明

[0038] 以下,结合附图来详细说明本发明的实施方案,其中:

[0039] 图 1 为本发明生产合成天然气方法的一种实施方案的工艺流程图;

[0040] 图 2 为本发明生产合成天然气方法的另一种实施方案的工艺流程图;

[0041] 图 3 为本发明生产合成天然气方法的再一种实施方案的工艺流程图;

[0042] 图 4 为本发明生产合成天然气方法的又一种实施方案的工艺流程图;

[0043] 图 5 为与本发明提供的生产合成天然气方法进行对比的传统中低温甲烷化工艺流程图。

### 具体实施方式

[0044] 下面结合具体实施方式对本发明进行进一步的详细描述,给出的实施例仅为了阐明本发明,而不是为了限制本发明的范围。

#### [0045] 实施例 1

[0046] 本实施例为本发明提供的合成天然气的生产方法的一种优选实施方式,本实施例的工艺流程图如图 1 所示。

[0047] a) 煤或生物质经过气化单元、变换单元和净化单元得到满足要求的原料气。原料气 1 经过第一换热设备 2 升温至 240~260℃后得到升温后的原料气 3。升温后的原料气 3 被分为四股物流,即:第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7。

[0048] b) 将第一股原料气 4 与第一蒸汽 41 和第一循环气 33 混合,得到温度为 260~280℃的第一混合气 8,将其通入第一段甲烷化反应器 9 中进行甲烷化反应,得到温度为 650~670℃的第一段产品气 10。第一段产品气 10 经过第二换热设备 11 和第三换热设备 13 降温至 290~310℃,得到降温后的第一段产品气 14。

[0049] c) 将降温后的第一段产品气 14 与第二股原料气 5、第二蒸汽 42、第二循环气 34 混合得到 270~290℃的第二混合气 15,将其通入第二段甲烷化反应器 16 中发生反应,得到温度为 630~650℃的第二段产品气 17,该第二段产品气 17 经第四换热设备 18 和第五换热设备 20 降温至 290~310℃,得到降温后的第二段产品气 21;

[0050] d) 将降温后的第二段产品气 21 与第三股原料气 6、第三蒸汽 43 混合得到温度为 290~310℃的第三混合气 22,将第三混合气 22 通入第三段甲烷化反应器 23 中进行反应,得到温度为 460~480℃的第三段产品气 24,该第三段产品气 24 经第一换热设备 2 降温至 280~300℃,得到降温后的第三段产品气 25;

[0051] e) 将降温后的第三段产品气 25 分为循环气 26 和第二股第三段产品气 27,循环气 26 经第六换热设备 28 降温至 170~190℃后得到降温后的循环气 29,将降温后的循环气 29 送入循环压缩机 30 进行增压,循环压缩机功率为 1099kW,增压后的循环气 31 经第六换热设备 28 升温,得到 250~270℃的增压后的循环气 32,将其分成第一循环气 33 和第二循环气 34;

[0052] f) 将第二股第三段产品气 27 与第四股原料气 7、第四蒸汽 44 混合得到温度为 70~90℃的第四混合气 35,第四混合气 35 经第七换热设备 36 升温至 250~270℃,得到升温后的第四混合气 37,将其通入第四段甲烷化反应器 38 中发生反应,得到温度为 350~370℃的第四段产品气 39;

[0053] g) 将第四段产品气 39 经第七换热设备 36 降温并进行气液分离后得到温度为 20~80℃的产品气 40。

[0054] 其中,甲烷化反应放热的利用工艺包括:来自界区的锅炉给水 45 进入汽包 46,使来自汽包 46 的第一锅炉给水 47 进入第二换热设备 11 产生 3~10MPa 的第一饱和蒸汽 48,来自汽包 46 的第二锅炉给水 49 进入第四换热设备 18 产生 3~10MPa 的第二饱和蒸汽 50,来自汽包 46 的第三锅炉给水 51 进入第五换热设备 20 产生 3~10MPa 的第三饱和蒸汽 52,来自汽

包 46 的第四饱和蒸汽 53 经第三换热设备 13 升温,得到温度为 440~460℃的过热蒸汽 54。

[0055] 其中,第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7 的体积比为 1:1:0:0,循环气 26 和第二股第三段产品气 27 的体积比为 0.54:1,第一循环气 33 和第二循环气 34 的体积比为 1:0.05。

[0056] 以下通过表 1 中的各物流的气体组成参数,直观地描述了图 1 所示的工艺流程中各个工段甲烷化反应的实际发生情况。

[0057] 表 1

[0058]

物流编号	1	8	10	15	17	22	24	37	39	29	40	54
温度 °C	30	270	658	282	639	300	477	260	366	180	40	450
压力 MPag	3.50	3.44	3.39	3.37	3.32	3.30	3.25	3.11	3.06	3.13	2.98	4.85
体积流量 KNm <sup>3</sup> /h	483.2	401.8	343.3	584.9	503.7	503.7	463.2	198.8	187.6	160.2	173.4	
质量流量 t/h	219.6	225.7	225.7	335.4	335.4	335.4	335.4	135.8	135.8	115.9	124.3	322.8
摩尔 百分比 组成 %	H <sub>2</sub>	65.00	42.55	24.04	40.95	22.26	22.26	8.59	13.01	1.95	8.69	2.11
	CO	15.00	9.05	2.28	7.54	1.81	1.81	0.09	0.13	0.01	0.09	0.01
	CO <sub>2</sub>	5.00	3.85	4.30	4.59	4.21	4.21	2.08	3.15	0.47	2.11	0.51
	CH <sub>4</sub>	14.50	30.18	43.84	31.72	44.89	44.89	53.20	80.55	88.36	53.82	95.60
	H <sub>2</sub> O	0.00	13.75	24.81	14.57	26.09	26.09	35.24	1.95	7.92	34.48	0.37
	O <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	N <sub>2</sub>	0.50	0.62	0.73	0.64	0.74	0.74	0.80	1.22	1.29	0.81	1.39

[0059] 物流编号的说明:1 为原料气;8 为第一混合气;10 为第一段产品气;15 为第二混合气;17 为第二段产品气;22 为第三混合气;24 为第三段产品气;37 为第四混合气;39 为第四段产品气;29 为循环气;40 为产品气 SNG;54 为过热蒸汽。

[0060] 实施例 2

[0061] 本实施例为本发明提供的合成天然气的生产方法的一种优选实施方式,本实施例的工艺流程图如图 2 所示。

[0062] a) 煤或生物质经过气化单元、变换单元和净化单元得到满足要求的原料气。原料气 1 经过第一换热设备 2 升温至 220~240℃后得到升温后的原料气 3。升温后的原料气 3 被分为四股物流,即:第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7。

[0063] b) 将第一股原料气 4 与第一蒸汽 41 和第一循环气 33 混合,得到温度为 290~310℃的第一混合气 8,将其通入第一段甲烷化反应器 9 中进行甲烷化反应,得到温度为 720~740℃的第一段产品气 10。第一段产品气 10 经过第二换热设备 11 和第三换热设备 13 降温至 300~320℃,得到降温后的第一段产品气 14。

[0064] c) 将降温后的第一段产品气 14 与第二股原料气 5、第二蒸汽 42、第二循环气 34 混

合得到 280~300℃的第二混合气 15,将其通入第二段甲烷化反应器 16 中发生反应,得到温度为 690~710℃的第二段产品气 17,该第二段产品气 17 经第四换热设备 18 和第五换热设备 20 降温至 310~330℃,得到降温后的第二段产品气 21;

[0065] d) 将降温后的第二段产品气 21 与第三股原料气 6、第三蒸汽 43 混合得到温度为 310~330℃的第三混合气 22,将第三混合气 22 通入第三段甲烷化反应器 23 中进行反应,得到温度为 520~540℃的第三段产品气 24,该第三段产品气 24 经第一换热设备 2 降温至 280~300℃,得到降温后的第三段产品气 25;

[0066] e) 将降温后的第三段产品气 25 分为循环气 26 和第二股第三段产品气 27,循环气 26 经第六换热设备 28 降温至 180~200℃后得到降温后的循环气 29,将降温后的循环气 29 送入循环压缩机 30 进行增压,增压后的循环气 31 经第六换热设备 28 升温,得到 250~270℃的增压后的循环气 32,将其分成第一循环气 33 和第二循环气 34;

[0067] f) 将第二股第三段产品气 27 与第四股原料气 7、第四蒸汽 44 混合得到温度为 80~100℃的第四混合气 35,第四混合气 35 经第七换热设备 36 升温至 230~250℃,得到升温后的第四混合气 37,将其通入第四段甲烷化反应器 38 中发生反应,得到温度为 370~390℃的第四段产品气 39;

[0068] g) 将第四段产品气 39 经第七换热设备 36 降温并进行气液分离后得到温度为 30~50℃的产品气 40。

[0069] 其中,甲烷化反应放热的利用工艺包括:来自界区的锅炉给水 45' 进入汽包 46',使来自汽包 46' 的第一锅炉给水 47' 进入第三换热设备 13' 产生 3~10MPa 的第一饱和蒸汽 48',来自汽包 46' 的第二锅炉给水 49' 进入第四换热设备 18' 产生 3~10MPa 的第二饱和蒸汽 50',来自汽包 46' 的第三锅炉给水 51' 进入第五换热设备 20' 产生 3~10MPa 的第三饱和蒸汽 52',来自汽包 46' 的第四饱和蒸汽 53' 经第二换热设备 11' 升温,得到温度为 470~490℃的过热蒸汽 54'。

[0070] 其中,第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7 的体积比为 1:0.87:0.06:0,循环气 26 和第二股第三段产品气 27 的体积比为 1.22:1,第一循环气 33 和第二循环气 34 的体积比为 1:0.10。

[0071] 以下通过表 2 中的各物流的气体组成参数,直观地描述了图 2 所示的工艺流程中各个工段甲烷化反应的实际发生情况。

[0072] 表 2

[0073]

物流编号		1	8	10	15	17	22	24	37	39	29	40	54'
温度 °C		30	300	729	287	703	318	534	240	378	190	40	480
压力 MPag		6.20	6.14	6.09	6.07	6.02	6.00	5.95	5.81	5.76	5.83	5.68	5.85
体积流量 KNm <sup>3</sup> /h		683.2	687.0	580.0	887.5	750.8	771.3	696.5	205.3	190.6	331.7	173.2	
质量流量 t/h		266.8	372.9	372.9	492.9	492.9	500.9	500.9	138.4	138.4	234.2	124.4	625.7
摩尔 百分比 组成 %	H <sub>2</sub>	75.00	44.50	26.45	43.27	24.27	25.62	10.26	15.65	1.82	11.84	2.00	
	CO	23.00	12.02	3.63	10.34	2.69	3.23	0.22	0.34	0.01	0.26	0.01	
	CO <sub>2</sub>	1.40	2.06	3.89	3.03	4.04	3.97	2.39	3.64	0.43	2.76	0.47	
	CH <sub>4</sub>	0.00	28.19	42.54	27.80	41.92	40.81	50.55	77.16	86.94	58.37	95.65	
	H <sub>2</sub> O	0.00	12.44	22.68	14.82	26.28	25.58	35.70	1.88	9.37	25.76	0.29	100.00
	O <sub>2</sub>	0.20	0.10	0.00	0.07	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
	N <sub>2</sub>	0.40	0.69	0.82	0.67	0.80	0.79	0.87	1.33	1.43	1.01	1.58	

[0074] 物流编号的说明：1 为原料气；8 为第一混合气；10 为第一段产品气；15 为第二混合气；17 为第二段产品气；22 为第三混合气；24 为第三段产品气；37 为第四混合气；39 为第四段产品气；29 为循环气；40 为产品气 SNG；54' 为过热蒸汽。

### [0075] 实施例 3

[0076] 本实施例为本发明提供的合成天然气的生产方法的一种优选实施方式，本实施例的工艺流程图如图 3 所示。

[0077] a) 煤或生物质经过气化单元、变换单元和净化单元得到满足要求的原料气。原料气 1 经过第一换热设备 2 升温至 200~220°C 后得到升温后的原料气 3。升温后的原料气 3 被分为四股物流，即：第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7。

[0078] b) 将第一股原料气 4 与第一蒸汽 41 和第一循环气 33 混合，得到温度为 280~300°C 的第一混合气 8，将其通入第一段甲烷化反应器 9 中进行甲烷化反应，得到温度为 610~630°C 的第一段产品气 10。第一段产品气 10 经过第二换热设备 11 和第三换热设备 13 降温至 310~330°C，得到降温后的第一段产品气 14。

[0079] c) 将降温后的第一段产品气 14 与第二股原料气 5、第二蒸汽 42、第二循环气 34 混合得到 280~300°C 的第二混合气 15，将其通入第二段甲烷化反应器 16 中发生反应，得到温度为 600~620°C 的第二段产品气 17，该第二段产品气 17 经第四换热设备 18 和第五换热设备 20 降温至 290~310°C，得到降温后的第二段产品气 21；

[0080] d) 将降温后的第二段产品气 21 与第三股原料气 6、第三蒸汽 43 混合得到温度为 290~310°C 的第三混合气 22，将第三混合气 22 通入第三段甲烷化反应器 23 中进行反应，得到温度为 430~450°C 的第三段产品气 24，该第三段产品气 24 经第一换热设备 2 降温至 320~340°C，得到降温后的第三段产品气 25；

[0081] e) 将降温后的第三段产品气 25 分为循环气 26 和第二股第三段产品气 27，循环气

26 经第六换热设备 28 降温至 140~160℃后得到降温后的循环气 29,将降温后的循环气 29 送入循环压缩机 30 进行增压,增压后的循环气 31 经第六换热设备 28 升温,得到 270~290℃ 的增压后的循环气 32,将其分成第一循环气 33 和第二循环气 34;

[0082] f) 将第二股第三段产品气 27 与第四股原料气 7、第四蒸汽 44 混合得到温度为 90~110℃的第四混合气 35,第四混合气 35 经第七换热设备 36 升温至 220~240℃,得到升温后的第四混合气 37,将其通入第四段甲烷化反应器 38 中发生反应,得到温度为 300~320℃ 的第四段产品气 39;

[0083] g) 将第四段产品气 39 经第七换热设备 36 降温并进行气液分离后得到温度为 30~50℃的产品气 40。

[0084] 其中,甲烷化反应放热的利用工艺包括:来自界区的锅炉给水 45 " 进入汽包 46 ",使来自汽包 46 " 的第一锅炉给水 47 " 进入第二换热设备 11 " 产生 3~10MPa 的第一饱和蒸汽 48 ",来自汽包 46 " 的第二锅炉给水 49 " 进入第三换热设备 13 " 产生 3~10MPa 的第二饱和蒸汽 50 ",来自汽包 46 " 的第三锅炉给水 51 " 进入第五换热设备 20 " 产生 3~10MPa 的第三饱和蒸汽 52 ",来自汽包 46 " 的第四饱和蒸汽 53 " 经第四换热设备 18 " 升温,得到温度为 470~490℃的过热蒸汽 54 "。

[0085] 其中,第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7 的体积比为 1:1.16:0.04:0.02,循环气 26 和第二股第三段产品气 27 的体积比为 1.22:1,第一循环气 33 和第二循环气 34 的体积比为 1:0.05。

[0086] 以下通过表 3 中的各物流的气体组成参数,直观地描述了图 3 所示的工艺流程中各个工段甲烷化反应的实际发生情况。

[0087] 表 3

[0088]

物流编号	1	8	10	15	17	22	24	37	39	29	40	54 "	
温度 °C	30	290	616	286	613	299	437	230	307	150	40	480	
压力 MPag	4.60	4.54	4.49	4.47	4.42	4.40	4.35	4.21	4.16	4.23	4.08	5.85	
体积流量 KNm <sup>3</sup> /h	473.8	466.8	404.8	651.2	564.7	574.2	536.0	190.3	182.9	253.6	171.1		
质量流量 t/h	210.8	276.4	276.3	386.0	386.0	390.2	390.2	132.9	132.9	181.5	123.4	346.2	
摩尔 百分比 组成 %	H <sub>2</sub>	64.20	32.50	15.11	33.68	15.80	16.60	5.04	7.98	0.81	5.85	0.86	
	CO	18.00	8.24	1.24	7.58	1.15	1.42	0.03	0.49	0.00	0.03	0.00	
	CO <sub>2</sub>	2.50	1.92	2.85	2.72	3.09	3.08	1.24	1.63	0.20	1.44	0.21	
	CH <sub>4</sub>	14.70	49.13	64.28	45.52	60.13	59.38	67.17	85.51	90.93	78.06	97.22	
	H <sub>2</sub> O	0.00	7.33	15.55	9.67	18.92	18.60	25.56	3.15	6.78	13.49	0.32	100.00
	O <sub>2</sub>	0.10	0.05	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
	N <sub>2</sub>	0.50	0.84	0.97	0.79	0.91	0.91	0.97	1.24	1.29	1.13	1.38	

[0089] 物流编号的说明:1 为原料气;8 为第一混合气;10 为第一段产品气;15 为第二混合气;17 为第二段产品气;22 为第三混合气;24 为第三段产品气;37 为第四混合气;39 为第四段产品气;29 为循环气;40 为产品气 SNG;54 为过热蒸汽。

#### [0090] 实施例 4

[0091] 本实施例为本发明提供的合成天然气的生产方法的一种优选实施方式,本实施例的工艺流程图如图 4 所示。

[0092] a) 煤或生物质经过气化单元、变换单元和净化单元得到满足要求的原料气。原料气 1 经过第一换热设备 2 升温至 170~190℃后得到升温后的原料气 3。升温后的原料气 3 被分为四股物流,即:第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7。

[0093] b) 将第一股原料气 4 与第一蒸汽 41 和第一循环气 33 混合,得到温度为 270~290℃的第一混合气 8,将其通入第一段甲烷化反应器 9 中进行甲烷化反应,得到温度为 620~640℃的第一段产品气 10。第一段产品气 10 经过第二换热设备 11 和第三换热设备 13 降温至 300~320℃,得到降温后的第一段产品气 14。

[0094] c) 将降温后的第一段产品气 14 与第二股原料气 5、第二蒸汽 42、第二循环气 34 混合得到 270~290℃的第二混合气 15,将其通入第二段甲烷化反应器 16 中发生反应,得到温度为 580~600℃的第二段产品气 17,该第二段产品气 17 经第四换热设备 18 和第五换热设备 20 降温至 310~330℃,得到降温后的第二段产品气 21;

[0095] d) 将降温后的第二段产品气 21 与第三股原料气 6、第三蒸汽 43 混合得到温度为 310~330℃的第三混合气 22,将第三混合气 22 通入第三段甲烷化反应器 23 中进行反应,得到温度为 430~450℃的第三段产品气 24,该第三段产品气 24 经第一换热设备 2 降温至 350~370℃,得到降温后的第三段产品气 25;

[0096] e) 将降温后的第三段产品气 25 分为循环气 26 和第二股第三段产品气 27,循环气 26 经第六换热设备 28 降温至 160~180℃后得到降温后的循环气 29,将降温后的循环气 29 送入循环压缩机 30 进行增压,增压后的循环气 31 经第六换热设备 28 升温,得到 270~290℃的增压后的循环气 32,将其分成第一循环气 33 和第二循环气 34;

[0097] f) 将第二股第三段产品气 27 与第四股原料气 7、第四蒸汽 44 混合得到温度为 100~120℃的第四混合气 35,第四混合气 35 经第七换热设备 36 升温至 220~240℃,得到升温后的第四混合气 37,将其通入第四段甲烷化反应器 38 中发生反应,得到温度为 310~330℃的第四段产品气 39;

[0098] g) 将第四段产品气 39 经第七换热设备 36 降温并进行气液分离后得到温度为 30~50℃的产品气 40。

[0099] 其中,甲烷化反应放热的利用工艺包括:来自界区的锅炉给水 45<sup>^</sup> 进入汽包 46<sup>^</sup>,使来自汽包 46<sup>^</sup> 的第一锅炉给水 47<sup>^</sup> 进入第二换热设备 11<sup>^</sup> 产生 3~10MPa 的第一饱和蒸汽 48<sup>^</sup>,来自汽包 46<sup>^</sup> 的第二锅炉给水 49<sup>^</sup> 进入第三换热设备 13<sup>^</sup> 产生 3~10MPa 的第二饱和蒸汽 50<sup>^</sup>,来自汽包 46<sup>^</sup> 的第三锅炉给水 51<sup>^</sup> 进入第四换热设备 18<sup>^</sup> 产生 3~10MPa 的第三饱和蒸汽 52<sup>^</sup>,来自汽包 46<sup>^</sup> 的第四饱和蒸汽 53<sup>^</sup> 经第五换热设备 20<sup>^</sup> 升温,得到温度为 410~430℃的过热蒸汽 54<sup>^</sup>。

[0100] 其中,第一股原料气 4、第二股原料气 5、第三股原料气 6 和第四股原料气 7 的体积比为 1:0.70:0.04:0.02,循环气 26 和第二股第三段产品气 27 的体积比为 0.82:1,第一循

环气 33 和第二循环气 34 的体积比为 1:0。

[0101] 以下通过表 4 中的各物流的气体组成参数,直观地描述了图 4 所示的工艺流程中各个工段甲烷化反应的实际发生情况。

[0102] 表 4

[0103]

物流编号	1	8	10	15	17	22	24	37	39	29	40	54 <sup>^</sup>	
温度 °C	30	280	632	277	585	318	446	230	324	170	40	420	
压力 MPag	3.30	3.24	3.19	3.17	3.12	3.10	3.05	2.91	2.86	2.93	2.78	4.85	
体积流量 KNm <sup>3</sup> /h	445.8	468.2	406.4	584.7	513.0	522.0	490.1	201.0	191.5	214.1	172.2		
质量流量 t/h	203.2	271.0	271.0	352.3	352.3	356.3	356.3	139.3	139.3	155.1	123.7	317.3	
摩尔 百分比 组成 %	H <sub>2</sub>	62.00	36.79	20.86	33.40	16.58	17.35	6.67	10.31	1.37	6.87	1.52	
	CO	17.00	9.25	1.78	6.42	0.87	1.15	0.04	0.44	0.00	0.05	0.00	
	CO <sub>2</sub>	2.70	2.23	3.88	3.52	3.49	3.48	1.63	2.25	0.34	1.68	0.38	
	CH <sub>4</sub>	17.70	37.66	50.95	40.81	53.48	52.87	59.55	80.23	86.68	61.35	96.42	
	H <sub>2</sub> O	0.00	13.36	21.78	15.14	24.81	24.38	31.29	5.67	10.45	29.21	0.39	100.00
	O <sub>2</sub>	0.10	0.05	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
	N <sub>2</sub>	0.50	0.66	0.76	0.68	0.77	0.77	0.82	1.11	1.16	0.84	1.29	

[0104] 物流编号的说明:1 为原料气;8 为第一混合气;10 为第一段产品气;15 为第二混合气;17 为第二段产品气;22 为第三混合气;24 为第三段产品气;37 为第四混合气;39 为第四段产品气;29 为循环气;40 为产品气 SNG;54<sup>^</sup> 为过热蒸汽。

[0105] 对比例 1

[0106] 为与实施例 1 进行对比,在相同的设计基础条件下,采用传统中低温甲烷化技术生产合成天然气,具体工艺流程图如图 5 所示。

[0107] a) 煤或生物质经过气化单元、变换单元和净化单元得到满足要求的原料气。原料气 501 经过第一换热设备 502 升温至 140~160°C 后得到升温后的原料气 503。升温后的原料气 503 被分为三股物流,即:第一股原料气 504、第二股原料气 505 和第三原料气 506。

[0108] b) 将第一股原料气 504 与第一蒸汽 532、第一循环气 526 混合,得到温度为 270~290°C 的第一混合气 507,将其通入第一段甲烷化反应器 508 中进行甲烷化反应,得到温度为 490~510°C 的第一段产品气 509。第一段产品气 509 经过第二换热设备 510 和第三换热设备 512 降温,得到温度为 300~320°C 的降温后的第一段产品气 513;

[0109] c) 将降温后的第一段产品气 513 与第二股原料气 505、第二蒸汽 533、第二循环气 527 混合,得到温度为 270~290°C 的第二混合气 514,将其通入第二段甲烷化反应器 515 中进行甲烷化反应,得到温度为 490~510°C 的第二段产品气 516。第二段产品气 516 经第四换热设备 517 降温至 230~250°C 后得到降温后的第二段产品气 518。

[0110] d) 将降温后的第二段产品气 518 分为两股：循环气 519 和第二股第二段产品气 520。循环气 519 经第五换热设备 521 降温至 30~50℃ 后得到降温后的循环气 522。降温后的循环气 522 进入循环压缩机 523 增压，得到循环气 524，循环压缩机功率为 1940kW。循环气 524 经第五换热设备 521 升温，得到温度为 190~210℃ 的升温后的循环气 525。将升温后的循环气 525 分成两股，即：第一循环气 526 和第二循环气 527；

[0111] e) 第二股第二段产品气 520 与第三股原料气 506、第三蒸汽 534 混合，得到温度为 230~250℃ 的第三混合气 528，将其送入第三段甲烷化反应器 529 中进行甲烷化反应，得到温度为 290~310℃ 的第三段产品气 530。第三段产品气 530 经第一换热设备 502 降温并经气液分离后得到温度为 30~50℃ 的产品气 531。

[0112] 其中，甲烷化反应放热的利用工艺包括：来自界区的锅炉给水 535 经预热后送入汽包 536，来自汽包 536 内的第一锅炉给水 537 和第二锅炉给水 539 通过降液管分别进入第三换热设备 512 和第四换热设备 517 生产第一饱和蒸汽 538 和第二饱和蒸汽 540，第一饱和蒸汽 538 和第二饱和蒸汽 540 经过升气管进入汽包 536，汽包 536 产生的第三饱和蒸汽 541 经第二换热设备 510 升温，得到温度为 440~460℃ 的过热蒸汽 542 送出界区。

[0113] 其中，第一股原料气 504、第二股原料气 505、第三股原料气 506 的体积比为 1:1.38:0.02，循环气 519 和第二股第二段产品气 520 的体积比为 1:0.30，第一循环气 526 和第二循环气 527 的体积比为 1:0.05。

[0114] 以下通过表 5 中的各物流的气体组成参数，直观地描述了图 5 所示的工艺流程中各个工段甲烷化反应的实际发生情况。

[0115] 表 5

[0116]

物流编号	501	507	509	514	516	528	530	522	531	542
温度 °C	30	280	500	277	499	237	301	40	40	450
压力 MPag	3.50	3.46	3.41	3.39	3.34	3.30	3.25	3.26	3.17	4.85
体积流量 KNm <sup>3</sup> /h	483.2	823.3	739.1	1019.4	918.4	211.2	204.4	620.4	171.8	
质量流量 t/h	219.6	523.9	523.9	651.3	651.3	149.8	149.8	431.8	123.6	299.4
摩尔 百分比 组成 %	H <sub>2</sub>	65.00	22.38	6.22	22.38	7.40	7.40	1.15	8.44	1.37
	CO	15.00	3.87	0.22	4.29	0.20	0.20	0.00	0.23	0.00
	CO <sub>2</sub>	5.00	2.68	1.38	2.37	1.69	1.69	0.28	1.93	0.33
	CH <sub>4</sub>	14.50	69.69	83.34	64.41	77.00	77.00	81.26	87.75	96.65
	H <sub>2</sub> O	0.00	0.27	7.61	5.52	12.56	12.56	16.13	0.35	0.25
	O <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	N <sub>2</sub>	0.50	1.11	1.23	1.03	1.14	1.14	1.18	1.30	1.41

[0117] 物流编号的说明：501 为原料气；507 为第一混合气；509 为第一段产品气；514 为第二混合气；516 为第二段产品气；528 为第三混合气；530 为第三段产品气；522 为循环气；531 为产品气 SNG；542 为过热蒸汽。

[0118] 与对比例 1 相比,在相同的设计基础下,实施例 1 比热量利用率高、消耗低:实施例 1 循环压缩机功率为 1099kW,对比例 1 为 1940kW,实施例 1 的能耗比对比例 1 低 43.4%;实施例 1 副产过热蒸汽 322.8t/h,对比例 1 副产过热蒸汽 299.4t/h,实施例 1 的副产过热蒸汽量比对比例 1 高 7.8%。因此,发明提供的生产合成天然气的方法能量利用率高,消耗低。

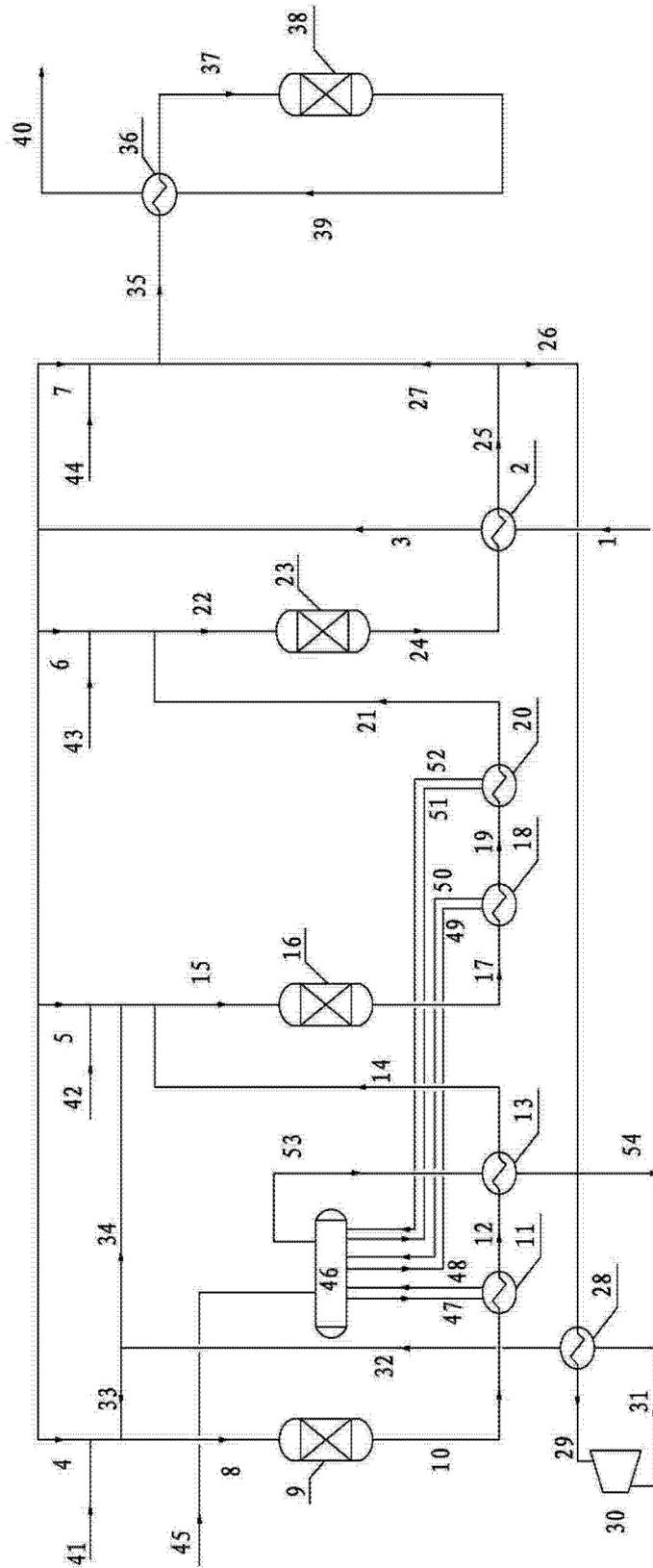


图 1

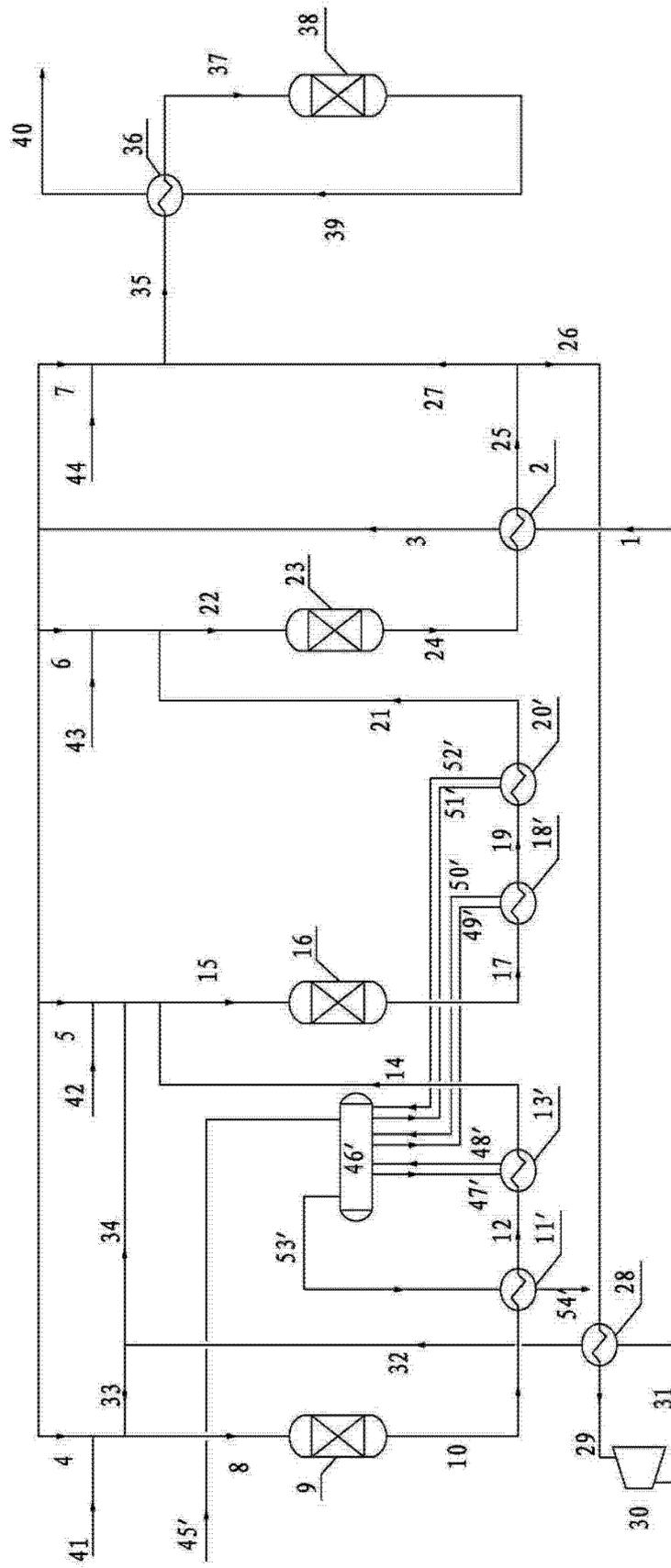


图 2



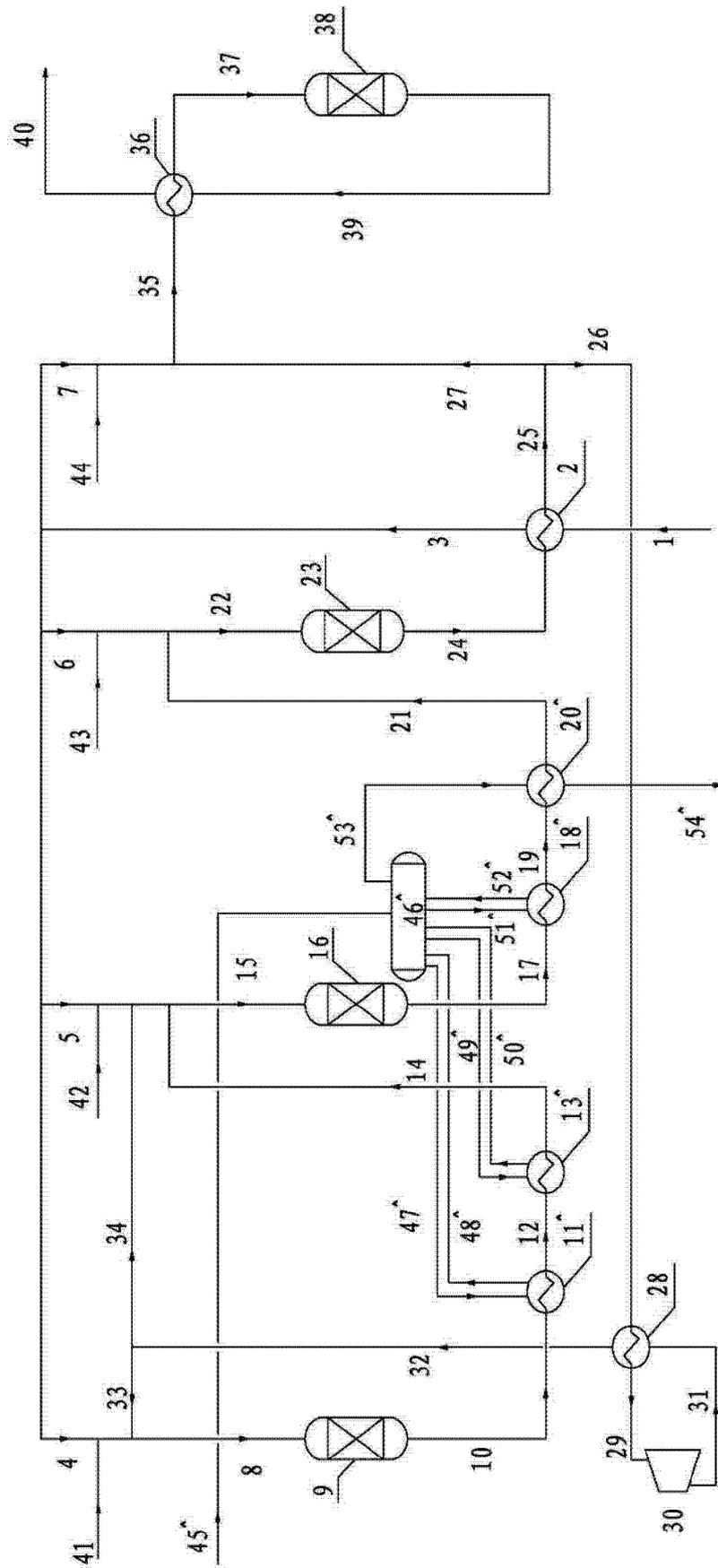


图 4

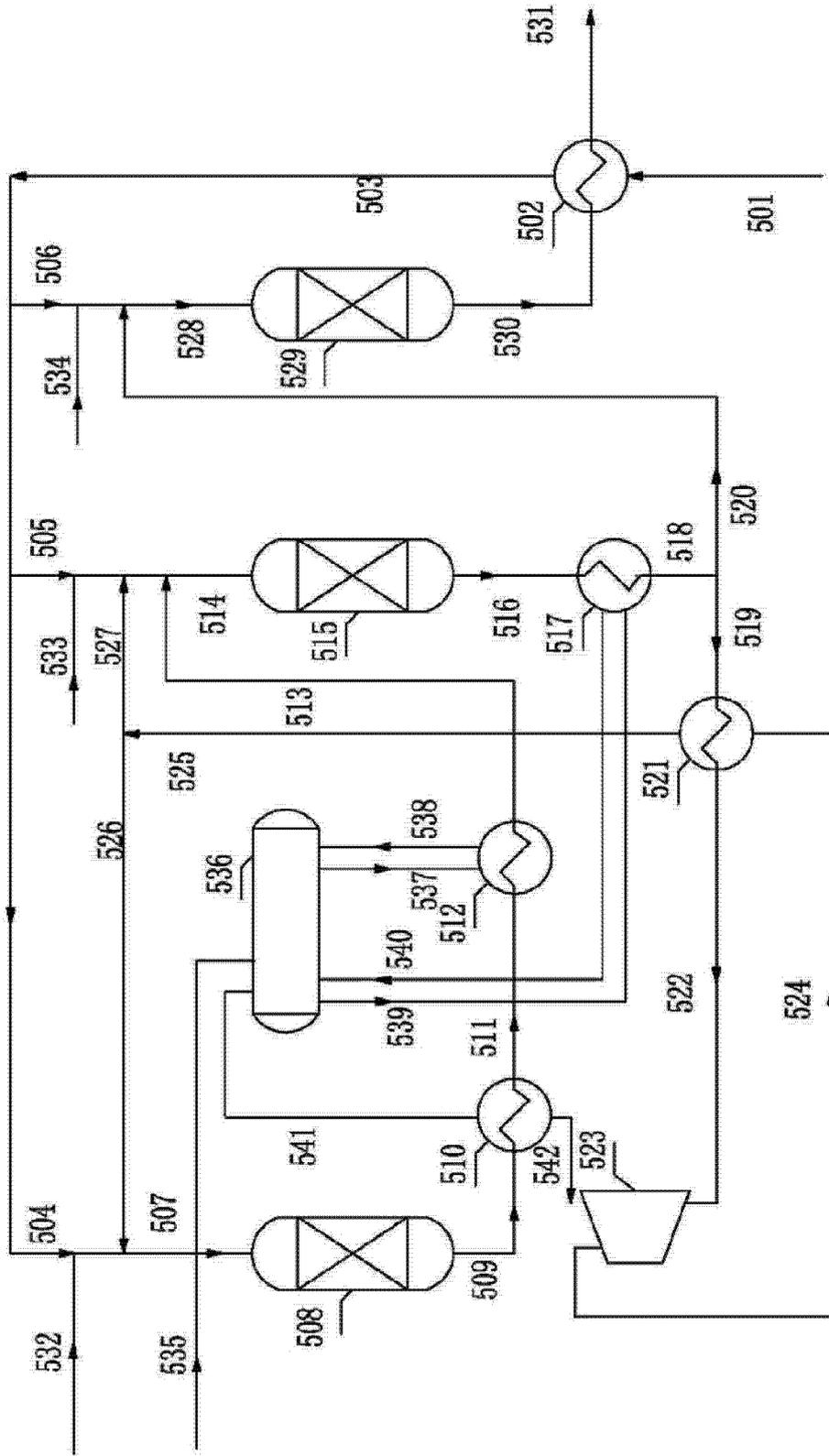


图 5