

# (12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织  
国际局



(43) 国际公布日  
2013年4月4日 (04.04.2013)

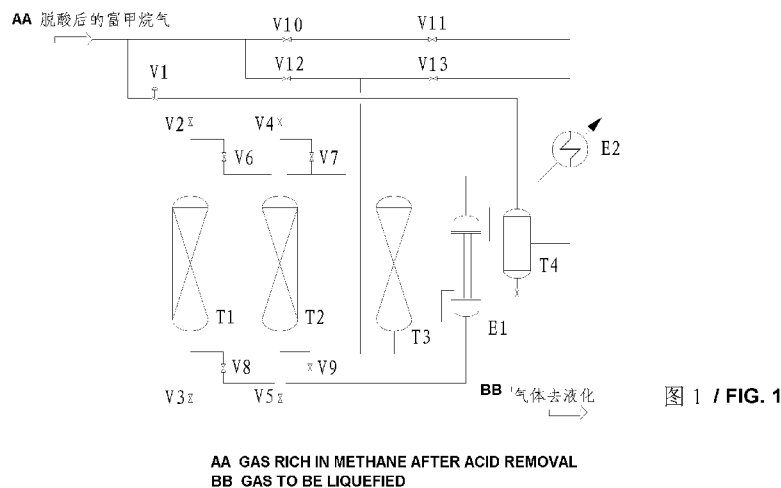
(10) 国际公布号  
WO 2013/044732 A1

- (51) 国际专利分类号:  
B01D 53/02 (2006.01) C10L 3/06 (2006.01)  
B01D 53/26 (2006.01)
- (21) 国际申请号: PCT/CN2012/081328
- (22) 国际申请日: 2012年9月13日 (13.09.2012)
- (25) 申请语言: 中文
- (26) 公布语言: 中文
- (30) 优先权:  
201110291607.6 2011年9月30日 (30.09.2011) CN
- (71) 申请人 (对除美国外的所有指定国): **新地能源工程技术有限公司 (XINDI ENERGY ENGINEERING TECHNOLOGY CO., LTD.)** [CN/CN]; 中国河北省廊坊市经济技术开发区金源道1号, Hebei 065001 (CN)。
- (72) 发明人; 及
- (75) 发明人/申请人 (仅对美国): **宣永根 (XUAN, Yong-gen)** [CN/CN]; 中国河北省廊坊市经济技术开发区金源道1号, Hebei 065001 (CN)。 **徐化周 (XU, Huazhou)** [CN/CN]; 中国河北省廊坊市经济技术开发区金源道1号, Hebei 065001 (CN)。
- (74) 代理人: **北京卓恒知识产权代理事务所 (特殊普通合伙) (BEIJING TROHENG INTELLECTUAL PROPERTY LAW FIRM)**; 中国北京市海淀区马甸东路19号楼金澳国际大厦25层2单元2918, Beijing 100088 (CN)。
- (81) 指定国 (除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT,

[见续页]

(54) Title: WATER REMOVAL AND HEAVY-HYDROCARBON REMOVAL PROCESS IN LIQUEFIED NATURAL GAS PRODUCTION FROM MIXED GAS RICH IN METHANE

(54) 发明名称: 从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺



(57) Abstract: A water removal and heavy-hydrocarbon removal process in liquefied natural gas production from a mixed gas rich in methane comprises the steps of: dividing a mixed gas rich in methane after acid removal treatment into two parts, wherein one part enters a drying procedure as a process gas, and the other part enters a regeneration procedure as a regeneration gas, the mixed gas rich in methane that enters the drying procedure is subjected to drying treatment, and moisture and heavy hydrocarbons C6 or higher in the gas are removed at the same time in a composite bed of an absorbent in a drying tower, and the moisture is removed to a normal-pressure dew point of lower than or equal to -76°C, the heavy hydrocarbons C6 or higher are removed to a concentration of lower than or equal to 217 ppm; after the regeneration process of the mixed gas rich in methane that enters the regeneration procedure as a regeneration gas of the drying tower is completed, returning this part of regenerated gas back into the system process gas flow. Also provided is a water removal and heavy-hydrocarbon removal unit in liquefied natural gas production from a mixed gas rich in methane. The unit comprises: a first drying tower (T1), a second drying tower (T2), a third drying tower (T3), a heater (E1), a gas-liquid separator (T4) and a cooler (E2), wherein the first drying tower (T1) and the second drying tower (T2) are in a drying procedure and a regeneration procedure alternately.

(57) 摘要:

[见续页]

WO 2013/044732 A1



QA, RO, RS, RU, RW, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW。

IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

- (84) **指定国** (除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU,

**本国际公布:**

- 包括国际检索报告(条约第 21 条(3))。

一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺, 其步骤包括: 经脱酸处理后的富含甲烷混合气体分成两部分, 一部分作为工艺气流进入干燥工序, 另一部分作为再生气进入再生工序, 进入干燥工序的富含甲烷混合气体经干燥处理, 在干燥塔吸附剂复合床层中同时脱除气体中的水分和 C6 以上的重烃, 水分脱除至常压露点  $\leq -76^{\circ}\text{C}$ , C6 以上的重烃组分脱除至  $\leq 217\text{ppm}$ ; 进入再生工序的富含甲烷混合气体作为干燥塔再生过程的再生气体, 完成再生过程后, 该部分再生气返回系统工艺气流中。还提供一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃装置, 该装置包括: 第一干燥塔 (T1) 和第二干燥塔 (T2), 第一干燥塔 (T1) 和第二干燥塔 (T2) 二者交替地处于干燥过程和再生过程, 第三干燥塔 (T3), 加热器 (E1), 气液分离器 (T4) 和冷却器 (E2)。

## 从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺

### 技术领域

本发明属于富甲烷气体低温液化的前端净化处理技术，具体涉及从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺及装置。

### 背景技术

迫于环保及能源成本压力，天然气作为一次能源在社会各个领域所占比例正逐渐提升，其市场需求量也正迅速增加。传统的管输供应方式仍为主流，但受原料条件及用户分布限制，有相当一部分资源无法进行管道长距离输送，需选择液化的方式，将甲烷转变为液体再采用灵活的运输方式将其送往用户终端。液化天然气（LNG）体积只有同量气体体积的 1/625，液化后可以降低贮存和运输成本，且可以提高单位体积的燃值。

对于从富含甲烷的混合气体中获得液化天然气（LNG）的工业化装置，在混合气进行深冷液化前均需将其中所含酸性气体组分、水及高碳烃( $\geq C_6$ )等脱除至液化所需精度，才能保证液化分离工艺及设备安全稳定运行。据国内已投运的几套 LNG 装置运行情况来看，前端混合气的净化部分多采用酸气脱除单元，干燥吸附单元及脱重烃单元等逐步脱除杂质组分，这种情况的缺点在于其设备投资费用较高，且正常工况下其系统能耗也较高。

### 发明内容

鉴于上述问题，本发明的一个目的是提供一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺，其特征在于：经脱酸处理后的富含甲烷的混合气体分成两部分，一部分作为系统工艺气(或气流，或称作原料气)进入干燥工序，另一部分作为再生用气进入再生工序，进入干燥工序的富含甲烷的混合气体经干燥处理，在干燥塔吸附剂复合床层中同时脱除气体中的水分和重烃，水分脱除至常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ， $C_6$  和  $C_6$  以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ (优选 $\leq 200\text{ppm}$ ，更优选 $\leq 100\text{ppm}$ ，进一步优选 $\leq 50\text{ppm}$ ，最优选 $\leq 10\text{ppm}$ )；进入再生工序的富含甲烷的气体作为干燥塔再生过程的再生气体，完成再生过程后，该部分再生气返回到(即将进入到处于吸附过程的干燥塔中)的系统工艺气中。

在本申请中，“工序”与“过程”可互换使用。

优选地，本发明提供了一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺，其特征在于：

经脱酸处理后的富含甲烷的混合气体首先经流量调节阀分成两路气流；其中第一路气体作为原料气(或工艺气)直接去处于干燥过程的第一干燥塔或第二干燥塔，其中第一干燥塔和

第二干燥塔交替进行干燥过程和再生过程，处于干燥过程的干燥塔中装填的干燥剂(3A 或 4A 分子筛、活性氧化铝)及重烃吸附剂(活性炭以及耐水硅胶)将气体中的水分和重烃吸附下来，经干燥处理后的产品气体常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ，C6 和 C6 以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ (优选 $\leq 200\text{ppm}$ ，更优选 $\leq 100\text{ppm}$ ，进一步优选 $\leq 50\text{ppm}$ ，更进一步优选 $\leq 30\text{ppm}$ ，再进一步优选 $\leq 20\text{ppm}$ ，最优选 $\leq 10\text{ppm}$ )；

第二路气体作为再生气(或称作再生用气)进入再生过程，其中干燥塔的再生过程包括加热再生和冷吹两个步骤，在加热再生步骤中，该第二路气体首先经第三干燥塔进行干燥，然后经加热器升温至例如  $200-300^{\circ}\text{C}$ (优选  $210-280^{\circ}\text{C}$ ，更优选  $220-260^{\circ}\text{C}$ ，再进一步优选  $240^{\circ}\text{C}$  左右)后加热需要再生的干燥塔(当第一干燥塔处于干燥过程时，第二干燥塔处于再生过程，反之亦然)，使吸附剂升温，其中的水分和重烃得以解吸出来，解吸气经冷却和分液后再与作为原料气的第一路气体混合，然后去处于干燥过程的干燥塔进行干燥；在冷吹过程中，来自原料气(或工艺气)的再生气体直接去处于再生过程的第二干燥塔或第一干燥塔，将干燥塔温度降至常温，然后再经加热器加热后去所述第三干燥塔，对第三干燥塔中的吸附剂进行加热干燥，再生气体然后经冷却和分液后与作为原料气(工艺气)的另一路气体混合，最后去处于干燥过程的第一干燥塔或第二干燥塔进行干燥。

一般情况下，3A 分子筛、4A 分子筛或活性氧化铝作为脱水吸附剂，活性炭或耐水硅胶作为脱重烃吸附剂。

本发明的另一个目的是提供用于实施上述工艺的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃装置，该装置包括：

第一干燥塔和第二干燥塔，第一干燥塔和第二干燥塔二者交替地处于干燥过程和再生过程，

第三干燥塔(即，辅助干燥塔)，

加热器，

气液分离器，和

冷却器，

每一个干燥塔具有一个或两个或多个吸附剂复合床层，例如 3-20 个床层，4-18 个床层，5-16 个床层，6-14 个床层或 8-12 个床层，

脱酸后的富含甲烷的气体(原料气或工艺气)的输送管被分成两个支路即第一支路和第二支路，其中在第一支路上设置第一个阀门(即流量调节阀)；在第一个阀门之后再分三路分别经由第二个阀门、第一干燥塔的导入管(指该塔处于干燥过程时的导入管)、第一干燥塔和第三阀门通向液化系统，经由第四个阀门、第二干燥塔的导入管、第二干燥塔和第五阀门通向液化系统，以及经由任选的阀门(未画出)、气液分离器的导出管、气液分离器、气液分离器的导入管连接到冷却器的导出端口；上述第二支路分别经由第十阀门和第十一阀门和经由第十二个阀门和第十三个阀门连接到冷却器的导入管；在第一个干燥塔与第三个阀门之间引出支管和在第二个干燥塔与第五个阀门之间引出支管，这两个支管分别经由第八个阀门和第九个阀门之后汇合连接到加热器的一端(上端口或下端口)，加热器的另一端连接到第三个干燥

塔的一端(上端口或下端口),干燥塔的另一端经由管道连接在第十二个阀门和第十三个阀门之间的管道上;在第一个干燥塔与第二个阀门之间引出支管和在第二个干燥塔与第四个阀门之间引出支管,这两个支管分别经由第六个阀门和第七个阀门之后汇合连接到在第十阀门和第十一阀门之间的管道上。

借助于各阀门来控制各个过程的进行。

每一个干燥塔的各吸附剂复合床层独立地装填选自 3A 或 4A 分子筛、活性氧化铝、活性炭以及耐水硅胶中的一种或两种或多种吸附剂,其中 3A 分子筛、4A 分子筛或活性氧化铝作为脱水吸附剂,活性炭或耐水硅胶作为脱重烃吸附剂。

优选,每一个干燥塔至少具有分别装填脱水吸附剂和脱重烃吸附剂的两个吸附剂复合床层,优选三个、四个、五个、六个、七个、八个、九个、十个、十一个、十二个、十三个、十四个、十五个或十六个床层。

本发明的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的干燥脱水复合脱重烃工艺,使本发明比常规工艺路线简单且达到很好的净化效果,并降低了净化过程能耗,而且各单元操作指标更加清晰明了、易控。

本发明提供的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的干燥脱水复合脱重烃工艺,采用复合床层同时脱水脱重烃;经脱酸处理后的富甲烷混合气体,经三塔等压干燥处理,采用吸附剂复合床层同时脱除气体中的水分和重烃,水分脱除至常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ,C6 以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ (优选 $\leq 200\text{ppm}$ ,更优选 $\leq 100\text{ppm}$ ,进一步优选 $\leq 50\text{ppm}$ ,更进一步优选 $\leq 30\text{ppm}$ ,再进一步优选 $\leq 20\text{ppm}$ ,最优选 $\leq 10\text{ppm}$ );以部分富甲烷气体作为再生气体,完成再生步骤后,这部分再生气返回系统工艺气中。

本发明的优点:

- 1、利用复合床层同时脱除水分和重烃,降低了设备投资费用及后期系统能耗。
- 2、采用等压干燥脱水脱重烃,干燥塔的吸附、加热和冷却过程几乎在同样的压力下操作,提高了程控阀门的寿命。
- 3、再生气不需单独的纯净气而是采用工艺气体,流程简单,同时由于是一个独立的系统,开停车方便;
- 4、采用三塔流程,冷吹时可将已加热的干燥塔的热量转移至下一塔,系统能耗低。

#### 附图说明

图 1 是复合脱水脱重烃工艺装置图。

#### 具体实施方式

本发明提供的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的干燥脱水复合脱重烃工艺,采用吸附剂复合床层脱水脱重烃;经脱酸处理后的富甲烷混合气体,经三塔等压干燥处理,采用复合床层同时脱除气体中的水分和重烃,水分脱除至常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ,C6 和 C6 以上的重

烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ (优选 $\leq 200\text{ppm}$ ,更优选 $\leq 100\text{ppm}$ ,进一步优选 $\leq 50\text{ppm}$ ,最优选 $\leq 10\text{ppm}$ );以部分富甲烷气体作为再生气体,完成再生步骤后,这部分再生气返回系统工艺气中。

参照附图 1,本发明的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃装置包括:

第一干燥塔(T1)和第二干燥塔(T2),第一干燥塔和第二干燥塔二者交替地处于干燥过程和再生过程,

第三干燥塔(T3)(即,辅助干燥塔),

加热器(E1),

气液分离器(T4),和

冷却器(E2),

每一个干燥塔具有一个或两个或多个吸附剂复合床层,例如 3-20 个床层,4-18 个床层,5-16 个床层,6-14 个床层或 8-12 个床层,

脱酸后的富含甲烷的气体(原料气或工艺气)的输送管被分成两个支路即第一支路和第二支路,其中在第一支路上设置第一个阀门 V1;在第一个阀门 V1 之后再分三路分别经由第二个阀门 V2、第一干燥塔 T1 的导入管(指该塔处于干燥过程时的导入管)、第一干燥塔 T1 和第三阀门 V3 通向液化系统,经由第四个阀门 V4、第二干燥塔 T2 的导入管、第二干燥塔 T2 和第五阀门 V5 通向液化系统,以及经由任选的阀门(未画出)、气液分离器 T4 的导出管、气液分离器 T4、气液分离器 T4 的导入管连接到冷却器 E2 的导出端口;上述第二支路分别经由第十阀门 V10 和第十一阀门 V11 和经由第十二个阀门 V12 和第十三个阀门 V13 连接到冷却器 E2 的导入管;在第一个干燥塔 T1 与第三个阀门 V3 之间引出支管和在第二个干燥塔 T2 与第五个阀门 V5 之间引出支管,这两个支管分别经由第八个阀门 V8 和第九个阀门 V9 之后汇合连接到加热器 E1 的一端(上端口或下端口),加热器的另一端连接到第三个干燥塔 T3 的一端(上端口或下端口),干燥塔 T3 的另一端经由管道连接在第十二个阀门 V12 和第十三个阀门 V13 之间的管道上;在第一个干燥塔 T1 与第二个阀门 V2 之间引出支管和在第二个干燥塔(T2)与第四个阀门(V4)之间引出支管,这两个支管分别经由第六个阀门 V6 和第七个阀门 V7 之后汇合连接到在第十阀门 V10 和第十一阀门 V11 之间的管道上。

下面参照附图 1 说明干燥脱水复合脱重烃工艺流程:

干燥脱水复合脱重烃的装置由三台干燥塔 T1、T2 和 T3、一台加热器 E1、一台冷却器 E2、一台气液分离器 T4 组成;三台干燥塔中两台为主干燥塔 T1、T2,一台辅助干燥塔 T3;主干燥塔干燥及再生交替进行;再生分加热和冷却两个步骤;经干燥复合脱重烃后的产品气体常压露点 $\leq -76^\circ\text{C}$ ,C6 和 C6 以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ (优选 $\leq 200\text{ppm}$ ,更优选 $\leq 100\text{ppm}$ ,进一步优选 $\leq 50\text{ppm}$ ,最优选 $\leq 10\text{ppm}$ )。

等压干燥脱水复合脱重烃工艺,再生气采用工艺气体,经再生过程后返回工艺气,相比传统工艺,降低了工艺气体损耗,提高了气体的液化率;干燥脱水复合脱重烃单元采用吸附剂复合床层,同时脱除水分和重烃,降低了设备投资费用及后期系统能耗;其干燥塔的吸附、加热和冷却过程几乎在同样的压力下操作,提高了设备寿命。。

现以干燥塔 T1 吸附为例,说明其操作过程:

脱除酸性气体后的富甲烷混合气首先分成两路，两路气流的流量通过流量调节阀 V1 调节：一路作为再生气，一路作为主流气体。其中主流气体经阀 V2 直接去干燥塔 T1，干燥塔 T1 中装填的干燥剂及重烃脱除剂将气体中的水分和重烃吸附下来，气体经阀 V3 完成净化去后序液化工序。

另一台干燥塔 T2 处于再生过程，干燥塔 T2 的再生过程包括加热和冷吹两个步骤：

在加热再生步骤中，再生气依次经阀 V12、干燥塔 T3、加热器 E1、阀 V9、干燥塔 T2、阀 V7、阀 V11、冷却器 E2、气液分离器 T4，再与即将进入到处于吸附过程的干燥塔 T1 中的工艺气体汇合，经阀 V2 进入正处于吸附过程的干燥塔 T1，完成对干燥塔 T2 的加热过程。

再生气取自工艺气体，加热再生过程中不需要外来的任何载气，经再生步骤后再生气返回工艺气体。在对干燥塔 T2 进行加热的同时，再生气体对预干燥塔 T3 进行了冷却，将干燥塔 T3 内吸附剂及材料蓄热带走再进入加热器 E1，降低加热再生所需的能量消耗。再生气在进入干燥塔 T2 以前，已经过干燥塔 T3 预干燥，再生气中的水分含量已很少(原料气中的水分含量通常减少了 80—99%)，降低干燥塔 T2 的干燥负荷。

在冷吹步骤中，再生气依次经阀 V10、阀 V7、干燥塔 T2、阀 V9、加热器 E1、干燥塔 T3、阀 V13、冷却器 E2、气液分离器 T4，再与即将进入到处于吸附过程的干燥塔 T1 中的工艺气体汇合，经阀 V2 进入正处于吸附过程的干燥塔 T1 中，完成对干燥塔 T2 的冷却过程。

同样，再生气取自工艺气体，加热再生过程中不需要外来的任何载气，经再生步骤后再生气返回工艺气体。在对干燥塔 T2 进行冷却的同时，再生气体对预干燥塔 T3 进行了加热，将干燥塔 T2 内吸附剂及材料蓄热带走再进入加热器 E1，降低加热再生所需的能量消耗。再生气在进入干燥塔 T3 以前，已经过干燥塔 T2 预干燥，再生气中的水分含量已很少，降低干燥塔 T3 的干燥负荷。

干燥塔 T2 经过上述加热和冷却过程后，等待进入下一次吸附操作。

干燥塔 T1 的再生过程与干燥塔 T2 的再生过程完全一样，只是需要动作的阀门编号不同。两台干燥塔交替吸附再生，实现连续操作处理气体。

每一个干燥塔的复合床层可装填 3A 或 4A 分子筛、活性氧化铝、活性炭以及硅胶等吸附剂中的一种或两种或多种。

接着，以干燥塔 T2 吸附为例，说明其操作过程：

脱除酸性气体后的富甲烷的混合气首先分成两路，两路气流的流量通过流量调节阀 V1 调节：一路作为再生气，一路作为主流气体。其中主流气体经阀 V4 直接去干燥塔 T2，干燥塔 T2 中装填的干燥剂及重烃脱除剂将气体中的水分和重烃吸附下来，气体经阀 V5 完成净化去后序液化工序。

另一台干燥塔 T1 处于再生过程，干燥塔 T1 的再生过程包括加热和冷吹两个步骤：

在加热再生步骤中，再生气依次经阀 V12、干燥塔 T3、加热器 E1、阀 V8、干燥塔 T1、阀 V6、阀 V11、冷却器 E2、气液分离器 T4，再与即将进入到处于吸附过程的干燥塔 T2 中的工艺气体汇合，经阀 V4 进入正处于吸附过程的干燥塔 T2，完成对干燥塔 T1 的加热过程。

再生气取自工艺气体，加热再生过程中不需要外来的任何载气，经再生步骤后再生气返

回工艺气体。在对干燥塔 T1 进行加热的同时，再生气体对预干燥塔 T3 进行了冷却，将干燥塔 T3 内吸附剂及材料蓄热带走再进入加热器 E1，降低加热再生所需的能量消耗。再生气在进入干燥塔 T1 以前，已经过预干燥塔 T3 预干燥，再生气中的水分含量已很少，降低干燥塔 T1 的干燥负荷。

在冷吹步骤中，再生气依次经阀 V10、阀 V6、干燥塔 T1、阀 V8、加热器 E1、干燥塔 T3、阀 V13、冷却器 E2、气液分离器 T4，再与即将进入到处于吸附过程的干燥塔 T2 中的工艺气体汇合，经阀 V4 进入正处于吸附过程的干燥塔 T2，完成对干燥塔 T1 的冷却过程。

同样，再生气取自工艺气体，加热再生过程中不需要外来的任何载气，经再生步骤后再生气返回工艺气体。在对干燥塔 T1 进行冷却的同时，再生气体对预干燥塔 T3 进行了加热，将干燥塔 T1 内吸附剂及材料蓄热带走再进入加热器 E1，降低加热再生所需的能量消耗。再生气在进入干燥塔 T3 以前，已经过干燥塔 T1 预干燥，再生气中的水分含量已很少，降低干燥塔 T3 的干燥负荷。

干燥塔 T1 经过上述加热和冷却过程后，等待进入下一次吸附操作。

每一个干燥塔的各复合床层可独立地装填 3A 或 4A 分子筛、活性氧化铝、活性炭以及耐水硅胶等吸附剂中的一种或两种或多种。优选，每一个干燥塔至少具有分别装填脱水吸附剂和脱重烃吸附剂的两个吸附剂复合床层，优选三个、四个、五个、六个、七个、八个、九个、十个、十一个、十二个、十三个、十四个、十五个或十六个。



1、一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺，其特征在于：经脱酸处理后的富含甲烷混合气体分成两部分，一部分作为工艺气流进入干燥工序，另一部分作为再生气进入再生工序，进入干燥工序的富含甲烷的混合气体经干燥处理，在干燥塔吸附剂复合床层中同时脱除气体中的水分和 C6 和 C6 以上重烃，水分脱除至常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ，C6 和 C6 以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ ；进入再生工序的富甲烷的气体作为干燥塔再生过程的再生气体，完成再生过程后，该部分再生气返回系统工艺气流中。

2、根据权利要求 1 所述的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺，其特征在于：

经脱酸处理后的富含甲烷的混合气体首先经流量调节阀(V1)分成两路气流；其中第一路气体作为工艺气直接去处于干燥过程的第一干燥塔(T1)或第二干燥塔(T2)，其中第一干燥塔和第二干燥塔交替进行干燥过程和再生过程，处于干燥过程的干燥塔(T1 或 T2)中装填的干燥剂及重烃吸附剂将气体中的水分和重烃吸附下来，经干燥处理后的产品气体常压露点 $\leq -76^{\circ}\text{C}$ ，C6 和 C6 以上的重烃组分脱除至 $\leq 217\text{ppm}$ ；

第二路气体作为再生气进入再生过程，其中干燥塔的再生过程包括加热再生和冷吹两个步骤，在加热再生步骤中，该第二路气体首先经第三干燥塔(T3)进行干燥，然后经加热器(E1)升温至例如  $200-300^{\circ}\text{C}$  后，加热需要再生的干燥塔(T2 或 T1)，使吸附剂升温，其中的水分和重烃得以解吸出来，解吸气经冷却(E2)和分液(T4)后再与作为原料气的第一路气体混合，然后去处于干燥过程的干燥塔进行干燥；在冷吹过程中，来自工艺气的再生气体直接去处于再生过程的第二干燥塔(T2)或第一干燥塔(T1)，将干燥塔温度降至常温，然后再经加热器加热后去所述第三干燥塔(T3)，对第三干燥塔中的吸附剂进行加热干燥，再生气体然后经冷却(E2)和分液(T4)后与作为工艺气的另一路气体混合，最后去处于干燥过程的第一干燥塔或第二干燥塔进行干燥。

3、根据权利要求 1 所述的从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃工艺，其特征在于：干燥塔吸附剂复合床层装填选自 3A 或 4A 分子筛、活性氧化铝、活性炭以及耐水硅胶中的一种或两种或多种吸附剂，其中 3A 分子筛、4A 分子筛或活性氧化铝为脱水吸附剂，活性炭或耐水硅胶为脱重烃吸附剂。

4、一种从富含甲烷的混合气体中生产液化天然气的脱水脱重烃装置，该装置包括：

第一干燥塔(T1)和第二干燥塔(T2)，第一干燥塔和第二干燥塔二者交替地处于干燥过程和再生过程，

第三干燥塔(T3)，

加热器(E1)，

气液分离器(T4)，和

冷却器(E2)，

每一个干燥塔具有一个或两个或多个吸附剂复合床层，

脱酸后的富含甲烷的气体的输送管被分成两个支路即第一支路和第二支路，其中在第一支路上设置第一个阀门(V1)；在第一个阀门(V1)之后再分三路分别经由第二个阀门(V2)、第一干燥塔(T1)的导入管、第一干燥塔(T1)和第三阀门(V3)通向液化系统，经由第四个阀门(V4)、第二干燥塔(T2)的导入管、第二干燥塔(T2)和第五阀门(V5)通向液化系统，以及经由任选的阀门、气液分离器(T4)的导出管、气液分离器(T4)、气液分离器(T4)的导入管连接到冷却器(E2)的导出端口；上述第二支路分别经由第十阀门(V10)和第十一阀门(V11)和经由第十二个阀门(V12)和第十三个阀门(V13)连接到冷却器(E2)的导入管；在第一个干燥塔(T1)与第三个阀门(V3)之间引出支管和在第二个干燥塔(T2)与第五个阀门(V5)之间引出支管，这两个支管分别经由第八个阀门(V8)和第九个阀门(V9)之后汇合连接到加热器(E1)的一端，加热器的另一端连接到第三个干燥塔(T3)的一端，干燥塔(T3)的另一端经由管道连接在第十二个阀门(V12)和第十三个阀门(V13)之间的管道上；在第一个干燥塔(T1)与第二个阀门(V2)之间引出支管和在第二个干燥塔(T2)与第四个阀门(V4)之间引出支管，这两个支管分别经由第六个阀门(V6)和第七个阀门(V7)之后汇合连接到在第十阀门(V10)和第十一阀门(V11)之间的管道上。

5、根据权利要求4所述的脱水脱重烃装置，其特征在于：每一个干燥塔的各吸附剂复合床层独立地装填选自3A或4A分子筛、活性氧化铝、活性炭以及耐水硅胶中的一种或两种或多种吸附剂，其中3A分子筛、4A分子筛或活性氧化铝作为脱水吸附剂，活性炭或耐水硅胶作为脱重烃吸附剂。

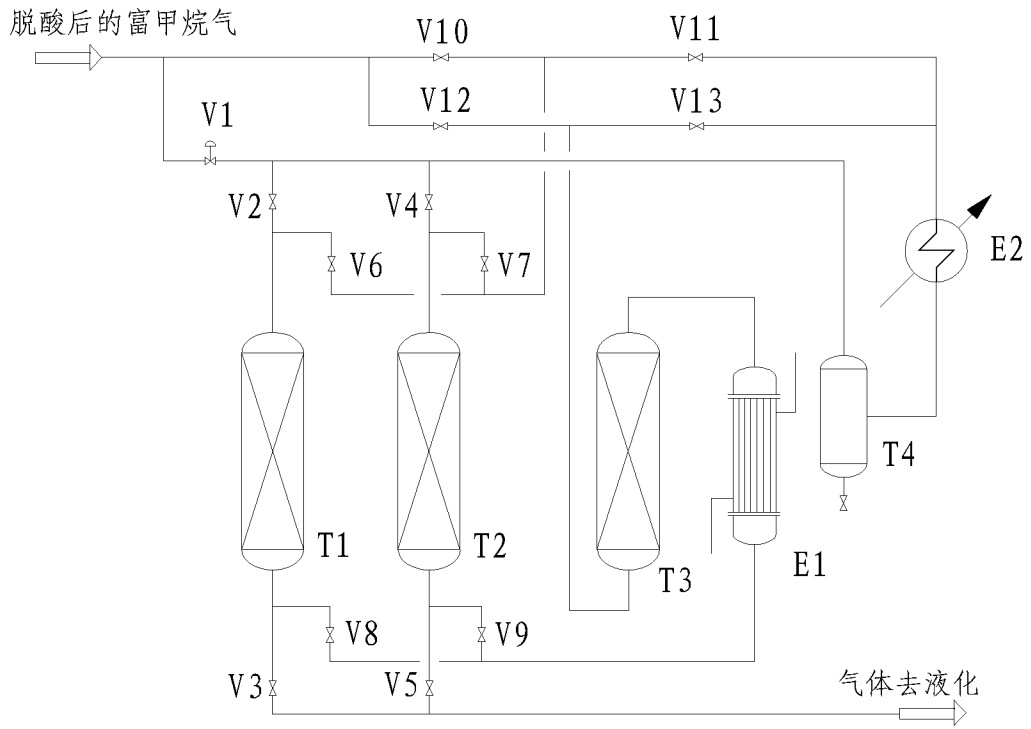


图 1

# INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.  
PCT/CN2012/081328

## A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

See the extra sheet

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

## B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC: B01D 53/-,C10L 3/06

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

CNPAT, CNKI, WPI, EPODOC: methane, CH<sub>4</sub>, natural gas, clean+, purif+, dry+, regenerat+, heat+, purge, H<sub>2</sub>O, water, heavy hydrocarbon, LNG

## C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
PX	CN 202297536 U (XINDI ENERGY ENG CO., LTD.) 04 July 2012 (04.07.2012) description, paragraphs [0004]-[0053], figure 1	1-5
X	CN 101260330A (CHENGDU WUHUAN XINRUI CHEM CO LTD) 10 September 2008 (10.09.2008) description, page 2, lines 19-23, page 4, lines 24- page 6, line 2, figure 3	1-5
A	CN 101596396 A (YANG, Hao) 09 December 2009 (09.12.2009) claims 1 to 4	1-5
A	WO 2008115079 A1 (FLOTECH LIMITED) 25 September 2008 (25.09.2008) page 3, line 15 to page 11, line 22, figure 2	1-5

Further documents are listed in the continuation of Box C.       See patent family annex.

<p>* Special categories of cited documents:</p> <p>“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance</p> <p>“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date</p> <p>“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)</p> <p>“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means</p> <p>“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed</p>	<p>“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention</p> <p>“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone</p> <p>“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art</p> <p>“&amp;”document member of the same patent family</p>
---	--

Date of the actual completion of the international search  
06 December 2012 (06.12.2012)

Date of mailing of the international search report  
27 December 2012 (27.12.2012)

Name and mailing address of the ISA  
State Intellectual Property Office of the P. R. China  
No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao  
Haidian District, Beijing 100088, China  
Facsimile No. (86-10) 62019451

Authorized officer  
HU, Xiuwen  
Telephone No. (86-10) 62085015

**INTERNATIONAL SEARCH REPORT**  
Information on patent family members

International application No.  
PCT/CN2012/081328

Patent Documents referred in the Report	Publication Date	Patent Family	Publication Date
CN 202297536 U	04.07.2012	None	
CN 101260330 A	10.09.2008	CN 100595263 C	24.03.2010
CN 101596396 A	09.12.2009	None	
WO 2008115079 A1	25.09.2008	NZ 553992 A	31.10.2008
		US 2010107872 A1	06.05.2010
		EP 2134446 A1	23.12.2009

# INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2012/081328

Continuation of: the second sheet A. classification of subject matter

B01D 53/02 (2006.01) i

B01D 53/26 (2006.01) i

C10L 3/06(2006.01) i

国际检索报告

国际申请号  
PCT/CN2012/081328

**A. 主题的分类**

参见附加页

按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和 IPC 两种分类

**B. 检索领域**

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

IPC: B01D53/-,C10L3/06

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))

CNPAT,CNKI,WPI,EPODOC: 甲烷, CH4, 天然气, 净化, 除杂, 干燥, 再生, 加热, 冷吹, 水, 重烃, methane, water, clean+, purif+, natural gas, LNG, dry+, regenerat+, H2O

**C. 相关文件**

类 型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求
PX	CN202297536U (新地能源工程技术有限公司) 04.7 月 2012 (04.07.2012) 说明书第【0004】-【0053】, 图 1	1-5
X	CN101260330A (成都五环新锐化工有限公司) 10.9 月 2008 (10.09.2008) 说明书第 2 页第 19 行-23 行, 说明书第 4 页第 24 行-说明书第 6 页第 2 行, 图 3	1-5
A	CN101596396A (杨皓) 09.12 月 2009 (09.12.2009) 权利要求 1-4	1-5
A	WO2008115079A1 (FLOTECH LIMITED) 25.9 月 2008 (25.09.2008) 第 3 页第 15 行-第 11 页第 22 行, 图 2	1-5

其余文件在 C 栏的续页中列出。

见同族专利附件。

\* 引用文件的具体类型:

“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件

“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利

“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的)

“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件

“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件

“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件

“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性

“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性

“&” 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期  
06.12 月 2012 (06.12.2012)

国际检索报告邮寄日期  
27.12 月 2012 (27.12.2012)

ISA/CN 的名称和邮寄地址:  
中华人民共和国国家知识产权局  
中国北京市海淀区蓟门桥西土城路 6 号 100088  
传真号: (86-10)62019451

受权官员  
胡修文  
电话号码: (86-10) 62085015

国际检索报告  
关于同族专利的信息

国际申请号  
**PCT/CN2012/081328**

检索报告中引用的 专利文件	公布日期	同族专利	公布日期
CN202297536U	04.07.2012	无	
CN101260330A	10.09.2008	CN100595263C	24.03.2010
CN101596396A	09.12.2009	无	
WO2008115079A1	25.09.2008	NZ553992A	31.10.2008
		US2010107872A1	06.05.2010
		EP2134446A1	23.12.2009



续：第 2 页 A. 主题的分类

B01D53/02 (2006.01) i

B01D53/26 (2006.01) i

C10L3/06(2006.01) i