



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 115340095 A

(43) 申请公布日 2022. 11. 15

(21) 申请号 202210883265.5

(22) 申请日 2022.07.26

(71) 申请人 江苏中能硅业科技发展有限公司  
地址 221004 江苏省徐州市经济技术开发区协鑫大道66号

(72) 发明人 付绪光 李磊 李啸天

(74) 专利代理机构 南京纵横知识产权代理有限公司 32224  
专利代理师 董建林

(51) Int. Cl.  
C01B 33/107 (2006.01)  
F28D 21/00 (2006.01)

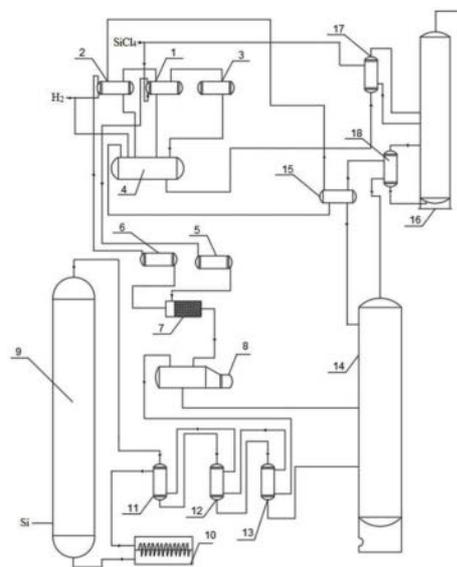
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54) 发明名称

一种冷氢化热能回收系统及方法

(57) 摘要

本发明公开了一种冷氢化热能回收系统及方法,包括原料气预热机构、原料气混合汽化组、混合气加热机构、流化床、急冷塔和粗分塔;原料气预热机构设有用于热交换的第一壳程流道和第一管程流道,混合气加热机构设有用于热交换的第二壳程流道和第二管程流道;第一管程流道的进口连接供气源,第一管程流道的出口连接原料气混合汽化组的进口,原料气混合汽化组的出口连接第二壳程流道的进口,第二壳程流道的出口连接流化床的气体进口,流化床出口连接第二管程流道的进口,第二管程流道的进口连接急冷塔的进口,急冷塔的出口连接第一壳程的进口,第一壳程的出口连接粗分塔。本发明实现了冷氢化热能回收,减少了热量浪费,降低了能源损耗和生产成本。



CN 115340095 A

1. 一种冷氢化热能回收系统,其特征在于,包括原料气预热机构、原料气混合汽化组、混合气加热机构、流化床、急冷塔和粗分塔;

所述原料气预热机构设有用于热交换的第一壳程流道和第一管程流道,所述混合气加热机构设有用于热交换的第二壳程流道和第二管程流道,所述流化床设有流化床气体进口和流化床出口;

所述第一管程流道的进口连接供气源,所述第一管程流道的出口连接原料气混合汽化组的进口,所述原料气混合汽化组的出口连接第二壳程流道的进口,所述第二壳程流道的出口连接流化床气体进口,所述流化床出口连接第二管程流道的进口,所述第二管程流道的出口连接急冷塔的进口,所述急冷塔的出口连接第一壳程的进口,所述第一壳程的出口连接粗分塔。

2. 根据权利要求1所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,所述原料气预热机构包括四氯化硅预热组和氢气预热组,所述四氯化硅预热组包括四氯化硅一级换热器,所述氢气预热组包括氢气一级换热器。

3. 根据权利要求2所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,所述四氯化硅预热组还包括四氯化硅二级换热器,所述四氯化硅一级换热器的管程进口连接四氯化硅供气源,所述四氯化硅一级换热器的管程出口连接四氯化硅二级换热器,所述四氯化硅二级换热器使用蒸汽加热;

所述氢气预热组还包括氢气二级换热器,所述氢气一级换热器的管程进口连接氢气供气源,所述氢气一级换热器的管程出口连接氢气二级换热器,所述氢气二级换热器使用蒸汽加热。

4. 根据权利要求1所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,所述原料气混合汽化组包括相连的静态混合器和汽化器。

5. 根据权利要求1所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,所述混合气加热机构包括混合气一级换热器、混合气二级换热器和混合气三级换热器;

所述混合气一级换热器的壳程进口连接原料气混合汽化组,所述混合气一级换热器的壳程出口连接混合气二级换热器的壳程进口,所述混合气二级换热器的壳程出口连接混合气三级换热器的壳程进口,所述混合气三级换热器的壳程出口连接流化床气体进口;

所述流化床出口连接混合气三级换热器的管程进口,所述混合气三级换热器的管程出口连接混合气二级换热器的管程进口,所述混合气二级换热器的管程出口连接混合气一级换热器的管程进口,所述混合气一级换热器的管程出口连接急冷塔的进口。

6. 根据权利要求5所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,还包括反应器进料过热器,所述反应器进料过热器连接于混合气三级换热器的壳程出口和流化床气体进口之间。

7. 根据权利要求2所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,还包括急冷塔回流罐、急冷单元储罐和急冷换热器;

所述急冷塔的出口连接急冷塔回流罐的进口,所述急冷塔回流罐设有回流罐气体出口和回流罐液体出口,所述回流罐液体出口连接急冷单元储罐;

所述回流罐气体出口连接氢气一级换热器的壳程进口,所述氢气一级换热器的壳程出口分别连接急冷单元储罐和四氯化硅一级换热器的壳程进口,所述四氯化硅一级换热器的壳程出口分别连接急冷单元储罐和急冷换热器,所述急冷换热器连接急冷单元储罐;

所述急冷单元储罐设有储罐气体出口和储罐液体出口,所述储罐气体出口连接氢气供气源,所述储罐液体出口连接粗分塔。

8. 根据权利要求7所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,还包括粗分塔釜热交换器,所述粗分塔釜热交换器的管程进口连接急冷塔的出口,所述粗分塔釜热交换器的管程出口连接急冷塔回流罐的进口,所述粗分塔釜热交换器的壳程进口连接粗分塔的中下部出口,所述粗分塔釜热交换器的壳程出口连接粗分塔底部。

9. 根据权利要求7所述的冷氢化热能回收系统,其特征在于,还包括粗分塔进料热交换器,所述粗分塔进料热交换器的管程进口连接储罐液体出口,所述粗分塔进料热交换器的管程出口连接粗分塔的进口,所述粗分塔进料热交换器的壳程进口连接粗分塔的中上部出口,所述粗分塔进料热交换器的壳程出口连接四氯化硅供气源。

10. 一种采用权利要求1~9任一项所述系统进行冷氢化热能回收的方法,其特征在于,包括以下步骤:

来自供气源的四氯化硅和氢气通入原料气预热机构的第一管程流道的进口,经原料气预热机构预加热后通过第一管程流道的出口进入原料气混合汽化组进行混合和汽化,获得混合气;

混合气通入混合气加热机构的第二壳程流道的进口,经混合气加热机构加热后通过第二壳程流道的出口、流化床气体进口通入流化床,向流化床中添加硅粉进行反应,反应生成粗三氯氢硅;

粗三氯氢硅经流化床出口、第二管程流道的进口进入混合气加热机构,混合气加热机构利用粗三氯氢硅加热来自原料气混合汽化组的混合气,同时,预降温后的粗三氯氢硅通过第二管程流道的出口和急冷塔的进口进入急冷塔进行二次降温;

二次降温后的粗三氯氢硅通过第一壳程的进口进入原料气预热机构,原料气预热机构利用二次降温后的粗三氯氢硅预加热来自供气源的四氯化硅和氢气,降温后的粗三氯氢硅经第一壳程的出口进入粗分塔进行分离。

## 一种冷氢化热能回收系统及方法

### 技术领域

[0001] 本发明属于多晶硅生产技术领域,具体涉及一种冷氢化热能回收系统及方法。

### 背景技术

[0002] 我国现阶段制备多晶硅的工艺技术基本上都为西门子工艺技术,该工艺中,一个很重要的环节是四氯化硅冷氢化生产三氯氢硅,三氯氢硅为制备多晶硅的原料之一。冷氢化系统是目前国内大多数厂家采用的系统。冷氢化法是以硅粉、氢气、四氯化硅为原料,采用铜基、镍基或铁基等催化剂,在流化床反应器中进行气固相反应,化学方程式为: $3\text{SiCl}_4+2\text{H}_2+\text{Si}=4\text{SiHCl}_3$ ,反应温度为 $500\sim 600^\circ\text{C}$ ,压力为 $2\sim 3\text{MPa}$ 。从氢化反应器出来的混合气体经急冷塔,除去夹带的催化剂和硅粉,再经过急冷单元和深冷单元将氢气回收利用,最后经粗分塔分离四氯化硅和三氯氢硅。此法的四氯化硅单程转化率为 $15\%\sim 35\%$ ,反应温度低,较热氢化能耗大大降低,在多晶硅生产中应用较多。

[0003] 但是该系统存在严重的热能浪费,如:(1)流化床反应器内出来的粗三氯氢硅经过水冷器直接进入急冷塔;(2)经过急冷塔冷却后的气体直接依次经过空冷器、水冷器以及氟利昂冷却器冷却形成氯硅烷溶液;(3)粗分塔采出的四氯化硅使用水冷器降温。

### 发明内容

[0004] 本发明的目的在于克服现有技术中的不足,提供一种冷氢化热能回收系统及方法,实现了冷氢化热能回收,减少了热量浪费,降低了能源损耗和生产成本。

[0005] 本发明提供了如下的技术方案:

第一方面,提供一种冷氢化热能回收系统,包括原料气预热机构、原料气混合汽化组、混合气加热机构、流化床、急冷塔和粗分塔;

所述原料气预热机构设有用于热交换的第一壳程流道和第一管程流道,所述混合气加热机构设有用于热交换的第二壳程流道和第二管程流道,所述流化床设有流化床气体进口和流化床出口;

所述第一管程流道的进口连接供气源,所述第一管程流道的出口连接原料气混合汽化组的进口,所述原料气混合汽化组的出口连接第二壳程流道的进口,所述第二壳程流道的出口连接流化床气体进口,所述流化床出口连接第二管程流道的进口,所述第二管程流道的出口连接急冷塔的进口,所述急冷塔的出口连接第一壳程的进口,所述第一壳程的出口连接粗分塔。

[0006] 进一步的,所述原料气预热机构包括四氯化硅预热组和氢气预热组,所述四氯化硅预热组包括四氯化硅一级换热器,所述氢气预热组包括氢气一级换热器。

[0007] 进一步的,所述四氯化硅预热组还包括四氯化硅二级换热器,所述四氯化硅一级换热器的管程进口连接四氯化硅供气源,所述四氯化硅一级换热器的管程出口连接四氯化硅二级换热器,所述四氯化硅二级换热器使用蒸汽加热;

所述氢气预热组还包括氢气二级换热器,所述氢气一级换热器的管程进口连接氢

气供气源,所述氢气一级换热器的管程出口连接氢气二级换热器,所述氢气二级换热器使用蒸汽加热。

[0008] 进一步的,所述原料气混合汽化组包括相连的静态混合器和汽化器。

[0009] 进一步的,所述混合气加热机构包括混合气一级换热器、混合气二级换热器和混合气三级换热器;

所述混合气一级换热器的壳程进口连接原料气混合汽化组,所述混合气一级换热器的壳程出口连接混合气二级换热器的壳程进口,所述混合气二级换热器的壳程出口连接混合气三级换热器的壳程进口,所述混合气三级换热器的壳程出口连接流化床气体进口;

所述流化床出口连接混合气三级换热器的管程进口,所述混合气三级换热器的管程出口连接混合气二级换热器的管程进口,所述混合气二级换热器的管程出口连接混合气一级换热器的管程进口,所述混合气一级换热器的管程出口连接急冷塔的进口。

[0010] 进一步的,还包括反应器进料过热器,所述反应器进料过热器连接于混合气三级换热器的壳程出口和流化床气体进口之间。

[0011] 进一步的,还包括急冷塔回流罐、急冷单元储罐和急冷换热器;

所述急冷塔的出口连接急冷塔回流罐的进口,所述急冷塔回流罐设有回流罐气体出口和回流罐液体出口,所述回流罐液体出口连接急冷单元储罐;

所述回流罐气体出口连接氢气一级换热器的壳程进口,所述氢气一级换热器的壳程出口分别连接急冷单元储罐和四氯化硅一级换热器的壳程进口,所述四氯化硅一级换热器的壳程出口分别连接急冷单元储罐和急冷换热器,所述急冷换热器连接急冷单元储罐;

所述急冷单元储罐设有储罐气体出口和储罐液体出口,所述储罐气体出口连接氢气供气源,所述储罐液体出口连接粗分塔。

[0012] 进一步的,还包括粗分塔釜热交换器,所述粗分塔釜热交换器的管程进口连接急冷塔的出口,所述粗分塔釜热交换器的管程出口连接急冷塔回流罐的进口,所述粗分塔釜热交换器的壳程进口连接粗分塔的中下部出口,所述粗分塔釜热交换器的壳程出口连接粗分塔底部。

[0013] 进一步的,还包括粗分塔进料热交换器,所述粗分塔进料热交换器的管程进口连接储罐液体出口,所述粗分塔进料热交换器的管程出口连接粗分塔的进口,所述粗分塔进料热交换器的壳程进口连接粗分塔的中上部出口,所述粗分塔进料热交换器的壳程出口连接四氯化硅供气源。

[0014] 第二方面,提供一种第一方面所述系统进行冷氢化热能回收的方法,包括以下步骤:

来自供气源的四氯化硅和氢气通入原料气预热机构的第一管程流道的进口,经原料气预热机构预加热后通过第一管程流道的出口进入原料气混合汽化组进行混合和汽化,获得混合气;

混合气通入混合气加热机构的第二壳程流道的进口,经混合气加热机构加热后通过第二壳程流道的出口、流化床气体进口通入流化床,向流化床中添加硅粉进行反应,反应生成粗三氯氢硅;

粗三氯氢硅经流化床出口、第二管程流道的进口进入混合气加热机构,混合气加热机构利用粗三氯氢硅加热来自原料气混合汽化组的混合气,同时,预降温后的粗三氯氢

硅通过第二管程流道的出口和急冷塔的进口进入急冷塔进行二次降温；

二次降温后的粗三氯氢硅通过第一壳程的进口进入原料气预热机构，原料气预热机构利用二次降温后的粗三氯氢硅预加热来自供气源的四氯化硅和氢气，降温后的粗三氯氢硅经第一壳程的出口进入粗分塔进行分离。

[0015] 与现有技术相比，本发明的有益效果是：

本发明包括原料气预热机构和混合气加热机构；其中，混合气加热机构能够利用来自流化床出口的粗产物加热来自原料气混合汽化组的混合气，并将升温后的混合气送至流化床气体进口进行反应，同时将预降温后的粗产物送至急冷塔进行二次降温；原料气预热机构能够利用来自急冷塔二次降温后的粗产物预加热来自供气源的原料气体，并将预加热后的原料气体送至原料气混合汽化组进行混合和汽化，同时将降温后的粗产物送至粗分塔进行分离；本发明提供的冷氢化热能回收系统及方法，实现了冷氢化热能回收，减少了热量浪费，降低了能源损耗和生产成本。

## 附图说明

[0016] 图1是本发明实施例中冷氢化热能回收系统的结构示意图；

图中标记为：1、四氯化硅一级换热器；2、氢气一级换热器；3、急冷换热器；4、急冷单元储罐；5、四氯化硅二级换热器；6、氢气二级换热器；7、静态混合器；8、汽化器；9、流化床；10、反应器进料过热器；11、混合气三级换热器；12、混合气二级换热器；13、混合气一级换热器；14、急冷塔；15、急冷塔回流罐；16、粗分塔；17、粗分塔进料热交换器；18、粗分塔釜热交换器。

## 具体实施方式

[0017] 下面结合附图对本发明作进一步描述。以下实施例仅用于更加清楚地说明本发明的技术方案，而不能以此来限制本发明的保护范围。

[0018] 需要说明的是，在本发明的描述中，术语“前”、“后”、“左”、“右”、“上”、“下”、“内”、“外”等指示的方位或位置关系为基于附图中所示的方位或位置关系，仅是为了便于描述本发明而不是要求本发明必须以特定的方位构造和操作，因此不能理解为对本发明的限制。

[0019] 实施例1

如图1所示，本实施例提供一种冷氢化热能回收系统，包括原料气预热机构、原料气混合汽化组、混合气加热机构、流化床9、急冷塔14和粗分塔16；原料气预热机构设有用于热交换的第一壳程流道和第一管程流道，混合气加热机构设有用于热交换的第二壳程流道和第二管程流道，流化床设有流化床气体进口和流化床出口；第一管程流道的进口连接供气源，第一管程流道的出口连接原料气混合汽化组的进口，原料气混合汽化组的出口连接第二壳程流道的进口，第二壳程流道的出口连接流化床气体进口，流化床出口连接第二管程流道的进口，第二管程流道的出口连接急冷塔14的进口，急冷塔14的出口连接第一壳程的进口，第一壳程的出口连接粗分塔16。

[0020] 实施例2

本实施例提供一种实施例1所述的系统进行冷氢化热能回收的方法，包括以下步骤：

来自供气源的四氯化硅和氢气通入原料气预热机构的第一管程流道的进口,经原料气预热机构预加热后通过第一管程流道的出口进入原料气混合汽化组进行混合和汽化,获得混合气;混合气通入混合气加热机构的第二壳程流道的进口,经混合气加热机构加热后通过第二壳程流道的出口、流化床气体进口通入流化床9,向流化床9中添加硅粉进行反应,反应生成粗三氯氢硅;粗三氯氢硅经流化床出口、第二管程流道的进口进入混合气加热机构,混合气加热机构利用粗三氯氢硅加热来自原料气混合汽化组的混合气,同时,预降温后的粗三氯氢硅通过第二管程流道的出口和急冷塔14的进口进入急冷塔14进行二次降温;二次降温后的粗三氯氢硅通过第一壳程的进口进入原料气预热机构,原料气预热机构利用二次降温后的粗三氯氢硅预加热来自供气源的四氯化硅和氢气,降温后的粗三氯氢硅经第一壳程的出口进入粗分塔16进行分离。

#### [0021] 实施例3

如图1所示,本实施例提供一种冷氢化热能回收系统,包括原料气预热机构、原料气混合汽化组、混合气加热机构、反应器进料过热器10、流化床9、急冷塔14、急冷塔回流罐15、急冷单元储罐4、急冷换热器3、粗分塔16、粗分塔釜热交换器18和粗分塔进料热交换器17。

[0022] 原料气预热机构包括四氯化硅预热组和氢气预热组,四氯化硅预热组包括四氯化硅一级换热器1,四氯化硅一级换热器1的管程进口连接四氯化硅供气源;氢气预热组包括氢气一级换热器2,氢气一级换热器2的管程进口连接氢气供气源。

[0023] 原料气混合汽化组包括同时与四氯化硅一级换热器1和氢气一级换热器2的管程出口相连的静态混合器7以及与静态混合器7相连的汽化器8。静态混合器7用于将四氯化硅和氢气混合均匀。汽化器8使用蒸汽进行加热,使四氯化硅和氢气混合物汽化,获得混合气。另外,由于使用循环氢气和循环四氯化硅,汽化器8需定期排渣,本实施例中,汽化器8与急冷塔14相连以实现汽化器8向急冷塔14排渣。

[0024] 混合气加热机构包括混合气一级换热器13、混合气二级换热器12和混合气三级换热器11。汽化器8的出口连接混合气一级换热器13的壳程进口,混合气一级换热器13的壳程出口连接混合气二级换热器12的壳程进口,混合气二级换热器12的壳程出口连接混合气三级换热器11的壳程进口,混合气三级换热器11的壳程出口连接反应器进料过热器10,反应器进料过热器10为电加热器,用于进一步加热四氯化硅和氢气的混合气。

[0025] 流化床9设有流化床气体进口和流化床出口;反应器进料过热器10连接流化床气体进口。流化床9设有硅粉进口,能够与通入流化床9的四氯化硅和氢气混合气反应制备三氯氢硅。流化床出口连接混合气三级换热器11的管程进口,混合气三级换热器11的管程出口连接混合气二级换热器12的管程进口,混合气二级换热器12的管程出口连接混合气一级换热器13的管程进口,混合气一级换热器13的管程出口连接急冷塔14的进口。

[0026] 急冷塔14的出口分为两支,一支直接连接急冷塔回流罐15的进口,另一支连接粗分塔釜热交换器18的管程进口。粗分塔釜热交换器18的管程出口连接急冷塔回流罐15的进口,粗分塔釜热交换器18的壳程进口连接粗分塔16的中下部出口,粗分塔釜热交换器18的壳程出口连接粗分塔16底部。

[0027] 急冷塔回流罐15设有回流罐气体出口和回流罐液体出口,回流罐液体出口连接急冷单元储罐4;回流罐气体出口连接氢气一级换热器2的壳程进口,氢气一级换热器2的壳程

出口分别连接急冷单元储罐4和四氯化硅一级换热器1的壳程进口,四氯化硅一级换热器1的壳程出口分别连接急冷单元储罐4和急冷换热器3,急冷换热器3连接急冷单元储罐4。

[0028] 急冷单元储罐4设有储罐气体出口和储罐液体出口,储罐气体出口连接氢气供气源,储罐液体出口连接粗分塔进料热交换器17的管程进口,粗分塔进料热交换器17的管程出口连接粗分塔16的进口,粗分塔进料热交换器17的壳程进口连接粗分塔16的中上部出口,粗分塔进料热交换器17的壳程出口连接四氯化硅供气源。

[0029] 本实施例中,四氯化硅一级换热器1的管程和氢气一级换热器2的管程构成原料气预热机构的第一管程流道,相连的四氯化硅一级换热器1的壳程、氢气一级换热器的壳程以及急冷换热器3的壳程或管程(用于降温的流道)构成原料气预热机构的第一壳程流道。

[0030] 本实施例中,相连的混合气一级换热器13的壳程、混合气二级换热器12的壳程和混合气三级换热器11的壳程构成混合气加热机构的第二壳程流道,相连的混合气三级换热器13的管程、混合气二级换热器12的管程和混合气一级换热器11的管程构成混合气加热机构的第二管程流道。

[0031] 实施例4

本实施例提供一种实施例3所述的系统进行冷氢化热能回收的方法,包括以下步骤:

来自四氯化硅供气源的四氯化硅经过四氯化硅一级换热器1的管程进行预加热后,进入静态混合器7;来自氢气供气源的氢气经过氢气一级换热器2的管程进行预加热后,同样进入静态混合器7。四氯化硅和氢气在静态混合器7混合均匀后进入汽化器8进行加热汽化,获得混合气。

[0032] 混合气依次流经混合气一级换热器13、混合气二级换热器12和混合气三级换热器11的壳程进行加热,加热后的混合气进入反应器进料预热器10继续加热,然后自流化床气体进口通入流化床9,同时向流化床9中添加硅粉进行反应,反应生成粗三氯氢硅。

[0033] 粗三氯氢硅自流化床出口输出并依次流经混合气三级换热器11、混合气二级换热器12和混合气一级换热器13的管程进行预降温,预降温后的粗三氯氢硅通入急冷塔14进行二次降温。

[0034] 二次降温后的粗三氯氢硅自急冷塔14顶部的出口分为两支,一支直接通入急冷塔回流罐15的进口,另一支通入粗分塔釜热交换器18,与自粗分塔16底部流入粗分塔釜热交换器18的工艺液体进行热交换后实现三次降温,之后再进入急冷塔回流罐15。

[0035] 急冷塔回流罐15的工艺液体自回流罐液体出口进入急冷单元储罐4,急冷塔回流罐15的工艺气体自回流罐气体出口进入氢气一级换热器2的壳程进口,其冷却下来的工艺液体从氢气一级换热器2的壳程出口进入急冷单元储罐15,未冷却的工艺气体从另一氢气一级换热器2的壳程出口进入四氯化硅一级换热器1的壳程进口,冷却下来的工艺液体从四氯化硅一级换热器1的壳程出口进入急冷单元储罐15,未冷却的工艺气体从另一四氯化硅一级换热器1的壳程出口进入急冷换热器3,得到的工艺液体同样进入急冷单元储罐4。

[0036] 从急冷单元储罐15出来的工艺气体主要成分是氢气,直接并入氢气供气源,循环使用。从急冷单元储罐15出来的工艺液体经过粗分塔进料热交换器17后进入粗分塔16。从粗分塔16出来的四氯化硅气体再进入粗分塔进料热交换器17进行换热降温,之后得到的四氯化硅液体并入四氯化硅供气源重新参与反应。

### [0037] 实施例5

如图1所示,本实施例提供一种冷氢化热能回收系统,与实施例3的不同之处在于,四氯化硅预热组还包括四氯化硅二级换热器5,四氯化硅一级换热器1的管程进口连接四氯化硅供气源,四氯化硅一级换热器1的管程出口连接四氯化硅二级换热器5,四氯化硅二级换热器5使用蒸汽加热;氢气预热组还包括氢气二级换热器6,氢气一级换热器2的管程进口连接氢气供气源,氢气一级换热器2的管程出口连接氢气二级换热器6,氢气二级换热器6使用蒸汽加热。静态混合器7同时与四氯化硅二级换热器5和氢气二级换热器6相连。

[0038] 本实施例中,相连的四氯化硅一级换热器1的管程和四氯化硅二级换热器5的管程/壳程(用于升温的流道)以及相连的氢气一级换热器2的管程和氢气二级换热器6的管程/壳程(用于升温的流道)构成原料气预热机构的第一管程流道。来自四氯化硅供气源的四氯化硅经过四氯化硅一级换热器1的管程和四氯化硅二级换热器5进行预加热后,进入静态混合器7;来自氢气供气源的氢气经过氢气一级换热器2的管程和氢气二级换热器6进行预加热后,同样进入静态混合器7。四氯化硅和氢气在静态混合器7混合均匀后进入汽化器8进行加热汽化,获得混合气。

### [0039] 实施例6

本实施例以年产25万吨三氯氢硅设施为例,采用实施例3中的冷氢化热能回收系统进行冷氢化热能回收。

[0040] 来自四氯化硅供气源的125t/h四氯化硅经过四氯化硅一级换热器1进行预加热后温度由55℃升至95℃,然后进入静态混合器7。来自氢气供气源的8.6t/h氢气经过氢气一级换热器2进行预加热后温度由40℃升至105℃,然后进入静态混合器7。经过静态混合器7后的四氯化硅和氢气混合气进入汽化器8加热汽化。

[0041] 汽化后的四氯化硅和氢气混合气经过混合气一级换热器13温度由145℃升至265℃,经过混合气二级换热器12温度由265℃升至380℃,经过混合气三级换热器11温度由380℃升至500℃。加热后的混合气进入反应器进料预热器10继续加热后,通入流化床9。同时来自硅粉源的硅粉进入流化床9参与反应,生成粗三氯氢硅。

[0042] 流化床9反应生成的粗三氯氢硅依次流经混合气三级换热器11、混合气二级换热器12和混合气一级换热器13温度由540℃降至200℃,然后进入急冷塔14,急冷塔14出来的工艺气体从急冷塔14顶部的出口进入粗分塔塔釜热交换器18,之后再进入急冷塔回流罐15。急冷塔回流罐15的工艺液体进入急冷单元储罐4,急冷塔回流罐15的工艺气体经过氢气一级换热器2温度由127℃降至115℃,再经过四氯化硅一级换热器1温度由115℃降至105℃,最后经过急冷换热器3,得到的工艺液体同样进入急冷单元储罐4。

[0043] 从急冷单元储罐4出来的工艺气体主要成分是氢气,直接并入氢气供气源,循环使用。从急冷单元储罐4出来的工艺液体经过粗分塔进料热交换器17后进入粗分塔16。从粗分塔16出来的四氯化硅气体再进入粗分塔进料热交换器17进行换热降温,之后得到的四氯化硅液体并入四氯化硅供气源重新参与反应。

[0044] 相比较于过去的冷氢化系统,蒸汽单耗由0.8t/t.TCS降为0.65t/t.TCS,即每条生产线节约18.75t/h蒸汽。每吨蒸汽按照150元计算,即2条冷氢化生产线每年可节约5000万余元/年。

[0045] 以上所述仅是本发明的优选实施方式,应当指出,对于本技术领域的普通技术人

员来说,在不脱离本发明技术原理的前提下,还可以做出若干改进和变形,这些改进和变形也应视为本发明的保护范围。

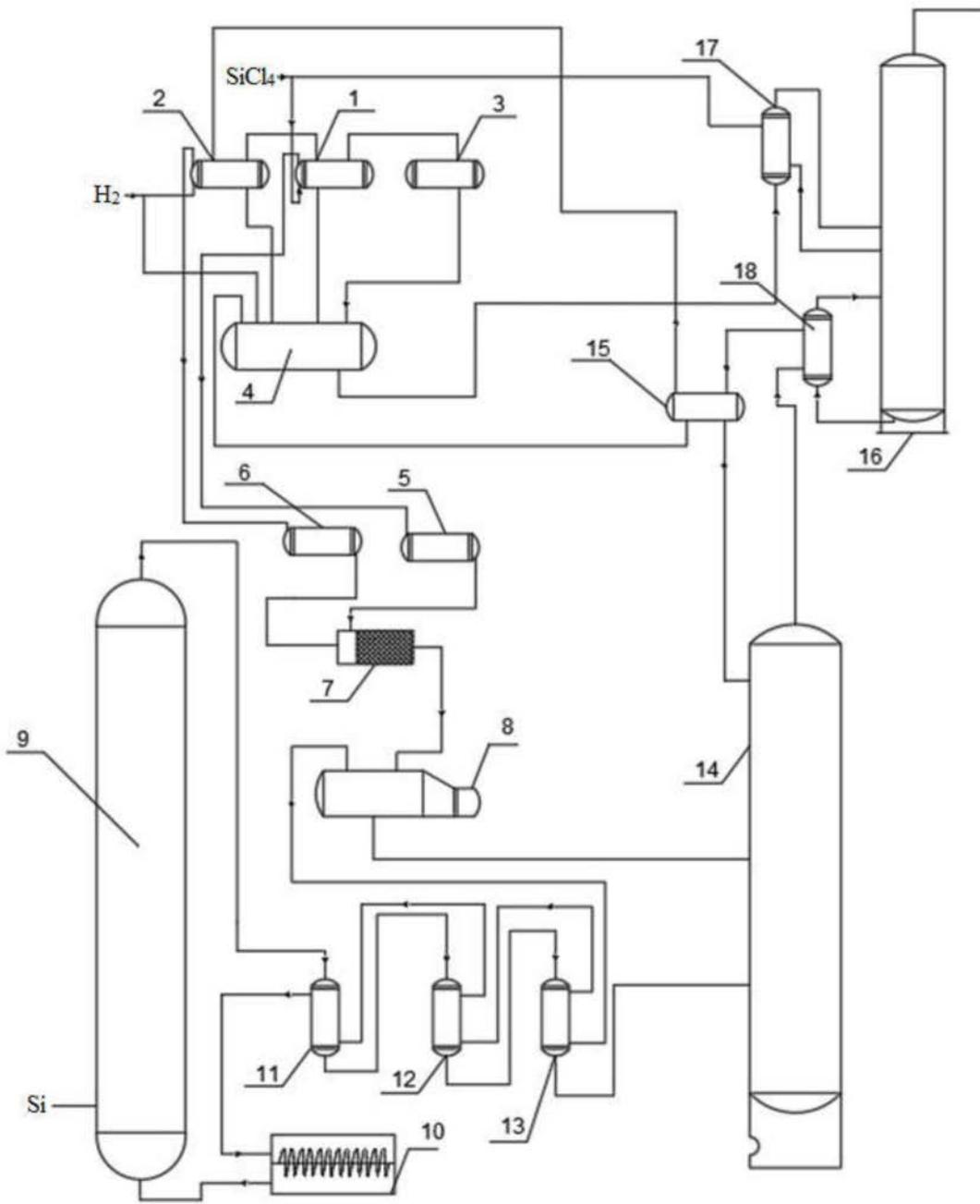


图1