



(12) 实用新型专利

(10) 授权公告号 CN 212560132 U

(45) 授权公告日 2021. 02. 19

(21) 申请号 202021754802.9

B01D 3/06 (2006.01)

(22) 申请日 2020.08.20

B01D 3/42 (2006.01)

(73) 专利权人 新地能源工程技术有限公司

(ESM) 同样的发明创造已同日申请发明专利

地址 065001 河北省廊坊市经济技术开发区
华祥路118号新奥科技园B楼

(72) 发明人 张晓哲 李占越 李翠 王立森

杨涛 杨立雨 邓巍巍 张帅

贾田刚 吴海燕 任冬波 宋志波

(74) 专利代理机构 北京卓恒知识产权代理事务
所(特殊普通合伙) 11394

代理人 唐曙晖

(51) Int. Cl.

C10L 3/10 (2006.01)

B01D 53/18 (2006.01)

B01D 53/14 (2006.01)

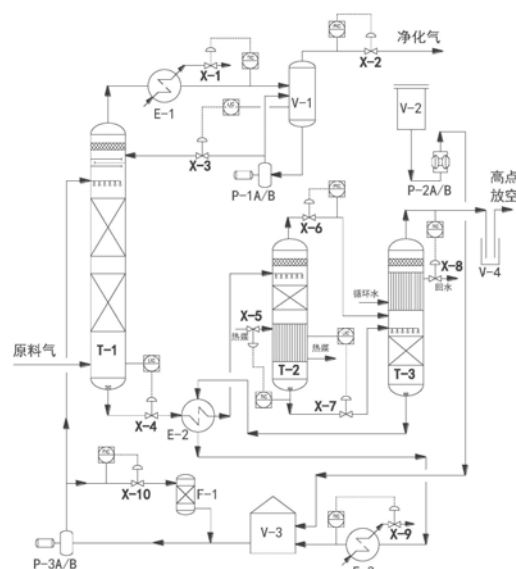
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54) 实用新型名称

含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置

(57) 摘要

本实用新型公开一种含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置。该装置包括吸收塔、胺液一级闪蒸塔、胺液二级闪蒸塔、净化气冷却器、贫/富胺液换热器、贫胺液冷却器、胺液过滤器、吸收塔清洗泵、加料泵、胺液循环泵、净化气气液分离器、加料罐、溶液缓冲罐、液封罐、调节阀。适用于酸气含量高达35% (mole%) 的高酸天然气或合成气脱碳后胺液再生的工艺,净化气含碳量控制为不高于2.5% (mole%)。本实用新型的装置用胺液一级闪蒸塔和二级闪蒸塔取代再生塔,仅在一级闪蒸塔下部提供部分热量,取热量大大降低,降低装置能耗;一级闪蒸塔取代传统的富胺液闪蒸罐,二级闪蒸塔使流程无需设置二氧化碳气液分离器和再生塔回流泵,大大削减设备数量,极大的简化流程。



1. 一种含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置,其特征在于,该装置包括一个用于净化高酸原料气的吸收塔、对富胺液进行初步解吸的胺液一级闪蒸塔、对富胺液进行二次解吸的胺液二级闪蒸塔、用于对净化气降温的净化气冷却器、用于加热富胺液和初步冷却贫胺液的贫/富胺液换热器、对贫胺液进行二次降温的贫胺液冷却器、用于暂存贫胺液的溶液缓冲罐、用于将溶液缓冲罐中的胺液泵入吸收塔的胺液循环泵、对进入吸收塔的贫胺液进行净化的胺液过滤器、用于分离净化气携带的游离水的净化气气液分离器、用于将净化气气液分离器输出的液体泵入吸收塔的吸收塔清洗泵、用于对酸性气体进行放空的液封罐及调节阀;

吸收塔的气相进口与高酸原料气输入管道连接,吸收塔顶部的净化气出口经管道连接于净化气冷却器的热通道进口,净化气冷却器的热通道出口经管道连接于净化气气液分离器的入口,净化气气液分离器的罐顶气相出口连接至其上设有第一调节阀的净化气输出管线,净化气气液分离器的罐底液相出口经管道连接至吸收塔清洗泵的进口,吸收塔清洗泵的输出管道分为两个支管,一个支管返回至净化气气液分离器,另一支管经第二调节阀后连接至吸收塔上部;

吸收塔底部的液相出口经第三调节阀后连接至贫/富胺液换热器的冷流通道进口,贫/富胺液换热器的冷流通道出口经管道连接至胺液一级闪蒸塔上部的进料口,胺液一级闪蒸塔底部的液相输出管道经第四调节阀后连接至胺液二级闪蒸塔的液相入口,胺液一级闪蒸塔顶部的气相出口经第五调节阀后连接至胺液二级闪蒸塔的气相入口,胺液二级闪蒸塔顶气相出口经管道连接至液封罐后高点放空;

胺液二级闪蒸塔底部的液相出口经管道连接至贫/富胺液换热器的热流通道进口,贫/富胺液换热器的热流通道出口连接至贫胺液冷却器的热流通道进口,贫胺液冷却器的热流通道出口经管道连接至溶液缓冲罐,溶液缓冲罐的胺液输出管道经胺液循环泵之后分为连个支管,一个支管连接于吸收塔的液相进口,另一支管依次经第六调节阀、胺液过滤器后连接至从溶液缓冲罐到胺液循环泵的进口管道上。

2. 根据权利要求1所述的脱碳和胺液再生装置,其特征在于,吸收塔的气相进口位于吸收塔底部,吸收塔的液相进口位于吸收塔的上部。

3. 根据权利要求1所述的脱碳和胺液再生装置,其特征在于,其进一步包括用于储存消泡剂或吸收剂的加料罐、用于对消泡剂或吸收剂提供动力并将其泵入溶液缓冲罐的加料泵;加料罐底部的液相输出管道经加料泵后与溶液缓冲罐连接。

4. 根据权利要求1-3中任一项所述的脱碳和胺液再生装置,其特征在于,加料泵为气动隔膜泵。

5. 根据权利要求1-3中任一项所述的脱碳和胺液再生装置,其特征在于,净化气冷却器、贫/富胺液换热器、贫胺液冷却器为采用循环水冷却系统或空冷冷却系统的板式或管壳式换热器。

6. 根据权利要求1-3中任一项所述的脱碳和胺液再生装置,其中,胺液一级闪蒸塔下部内设用于加热富胺液且热媒为导热油或蒸汽的换热管束或板束,胺液二级闪蒸塔上部内设用于冷却酸性气体且冷媒为循环水的换热管束或板束。

7. 根据权利要求1-3中任一项所述的脱碳和胺液再生装置,其中,净化气冷却器和贫胺液冷却器分别在各自的冷流输出管线侧设置第七调节阀和第八调节阀;胺液一级闪蒸塔下

部内设用于加热富胺液且热媒为导热油或蒸汽的换热管束或板束,且在热流输入管线侧设置第九调节阀;胺液二级闪蒸塔上部内设换热管束或板束,且在循环水输出管线侧设置了第十调节阀。

含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及一种脱碳和胺液再生的装置,尤其涉及一种含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置,适用于天然气或合成气中CO₂含量 $\leq 35\%$ (mole%)的气体脱碳处理过程,处理后的净化气中CO₂含量 $< 2.5\%$ (mole%)。

背景技术

[0002] 合成气和由地层采出的天然气通常含有一些CO₂等酸性气体。根据我国商品天然气指标要求,CO₂含量需小于3% (mole%)才能外输给民用用户,因此高含CO₂天然气需要进行脱碳处理。目前,国内外常用的脱碳方法有低温分离法、膜分离法、吸附分离法、溶剂吸收法,以及以上各方法的联合分离法等。

[0003] 低温分离法适用酸气含量高但净化度要求不高的场合,且工艺复杂、大幅降温导致能耗较高。膜分离法适用于从高含碳天然气中粗脱酸气和水,一般工业上首先适用膜分离法对高含碳天然气进行粗脱,再应用化学溶剂法进行精脱,这样可以达到高净化度且较经济。膜分离法虽然具有能耗低、占地面积小、维修保养方便、高效环保节能等优点,但采用该法烃损失率较大。吸附分离法适用于处理量小、含碳量不大且净化度要求高的场合。

[0004] 溶剂吸收法仍然是目前应用最成熟广泛的脱碳方法之一。溶剂吸收法又分为化学吸收法、物理吸收法和混合溶剂法。在各类溶剂吸收法中,醇胺法应用最为广泛。在各类醇胺法中,又以活化的MDEA工艺最受推崇,因具备高使用浓度、高酸气负荷、低腐蚀性、不易降解、挥发损失小等特性。

实用新型内容

[0005] 本实用新型提供了一种含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置及工艺,适用于天然气或合成气中CO₂含量 $\leq 35\%$ (mole%)的气体脱碳处理过程,净化气CO₂含量 $< 2.5\%$ (mole%)。本实用新型的装置设有胺液一级闪蒸塔和二级闪蒸塔,不设置再生塔、富胺液闪蒸罐、CO₂气液分离器和再生塔回流泵。本实用新型针对MDEA再生时采取降压为主、升温为辅的特性,提出了一种高含CO₂气体脱碳的新工艺,相较传统的活化MDEA脱碳工艺,本实用新型提出的工艺重点将胺液再生流程进行了优化,采取的新工艺具备能耗低、设备数量少,流程简单、酸气负荷大的多重优势。

[0006] 根据本实用新型的第一个方面,提供一种含高浓度CO₂气体脱碳和胺液再生的装置,该装置包括一个用于净化高酸原料气的吸收塔、对富胺液(吸收酸性气体的胺液)进行初步解吸的胺液一级闪蒸塔、对富胺液进行二次解吸的胺液二级闪蒸塔、用于对净化气降温的净化气冷却器、用于加热富胺液和初步冷却贫胺液(解吸之后胺液)的贫/富胺液换热器、对贫胺液进行二次降温的贫胺液冷却器、用于暂存贫胺液的溶液缓冲罐、用于将溶液缓冲罐中的胺液泵入吸收塔的胺液循环泵、对进入吸收塔的贫胺液进行净化的胺液过滤器、用于分离净化气携带的游离水的净化气气液分离器、用于将净化气气液分离器输出的液体泵入吸收塔的吸收塔清洗泵、用于对酸性气体进行放空的液封罐及调节阀。

[0007] 吸收塔的气相进口与高酸原料气输入管道连接,吸收塔顶部的净化气出口经管道连接于净化气冷却器的热通道进口,净化气冷却器的热通道出口经管道连接于净化气气液分离器的入口,净化气气液分离器的罐顶气相出口连接至其上设有第一调节阀的净化气输出管线,净化气气液分离器的罐底液相出口经管道连接至吸收塔清洗泵的进口,吸收塔清洗泵的输出管道分为两个支管,一个支管返回至净化气气液分离器,另一支管经第二调节阀后连接至吸收塔上部;

[0008] 吸收塔底部的液相出口经第三调节阀后连接至贫/富胺液换热器的冷流通道进口,贫/富胺液换热器的冷流通道出口经管道连接至胺液一级闪蒸塔上部的进料口,胺液一级闪蒸塔底部的液相输出管道经第四调节阀后连接至胺液二级闪蒸塔的液相入口,胺液一级闪蒸塔顶部的气相出口经第五调节阀后连接至胺液二级闪蒸塔的气相入口,胺液二级闪蒸塔顶气相出口经管道连接至液封罐后高点放空;

[0009] 胺液二级闪蒸塔底部的液相出口经管道连接至贫/富胺液换热器的热流通道进口,贫/富胺液换热器的热流通道出口连接至贫胺液冷却器的热流通道进口,贫胺液冷却器的热流通道出口经管道连接至溶液缓冲罐,溶液缓冲罐的胺液输出管道经胺液循环泵之后分为连个支管,一个支管连接于吸收塔的液相进口,另一支管依次经第六调节阀、胺液过滤器后连接至从溶液缓冲罐到胺液循环泵的进口管道上。

[0010] 本文所述的高酸原料气是指其中CO₂含量在15% (mole%) 以上且≤35% (mole%) 的天然气或合成气。

[0011] 进一步地,吸收塔的气相进口位于吸收塔底部,吸收塔的液相进口位于吸收塔的上部。

[0012] 进一步地,该装置包括用于储存消泡剂或吸收剂的加料罐、用于对消泡剂或吸收剂提供动力并将其泵入溶液缓冲罐的加料泵;加料罐底部的液相输出管道经加料泵后与溶液缓冲罐连接,加料泵优选为气动隔膜泵。进一步地,净化气冷却器、贫/富胺液换热器、贫胺液冷却器为采用循环水冷却系统或空冷冷却系统的板式或管壳式换热器。

[0013] 进一步地,胺液一级闪蒸塔下部内设用于加热富胺液且热媒为导热油或蒸汽的换热管束或板束,胺液二级闪蒸塔上部内设用于冷却酸性气体且冷媒为循环水的换热管束或板束。

[0014] 进一步地,净化气冷却器和贫胺液冷却器分别在各自的冷流输出管线侧设置第七调节阀和第八调节阀;胺液一级闪蒸塔下部内设用于加热富胺液且热媒为导热油或蒸汽的换热管束或板束,且在热流输入管线侧设置第九调节阀;胺液二级闪蒸塔上部内设(用于冷却酸性气体且优选冷媒为循环水的)换热管束或板束,且在循环水输出管线侧设置了第十调节阀。

[0015] 进一步地,第一调节阀受设置在净化气输出管线上的压力指示控制器反馈调节;第二调节阀受设置在净化气气液分离器内的液位指示控制器调节;第三调节阀受设置在吸收塔内的液位控制器调节;第四调节阀受设置在胺液一级闪蒸塔内的液位指示控制器调节;第五调节阀受设置在胺液一级闪蒸塔顶部的气相出口管道上的压力指示控制器调节;第六调节阀受设置在溶液缓冲罐的胺液输出管道分出的另一支管上的流量指示控制器调节;第七调节阀受设置在净化气冷却器到净化气气液分离器之间的管道上的温度指示控制器调节;第八调节阀受设置在贫胺液冷却器到液缓冲罐之间的管道上的温度指示控制器调

节;第九调节阀受设置在胺液一级闪蒸塔底部的液相输出管道上的温度指示控制器调节;第十调节阀受设置在胺液二级闪蒸塔顶气相出口管道上的温度指示控制器调节。

[0016] 根据本实用新型的第二个方面,进一步提供了使用本实用新型的装置进行脱碳和胺液再生的工艺,包括CO₂吸收和胺液再生两大部分,具体流程如下:

[0017] (1) 高酸原料气从吸收塔的底部进入;贫胺液自吸收塔上部淋入,贫胺液和高酸原料气在塔内传热传质后,从吸收塔顶部输出CO₂浓度低于2.5% (mole%) 的净化气;

[0018] (2) 净化气经净化气冷却器冷却后,输送至净化气气液分离器进行气液分离,净化气气液分离器顶部输出的气体作为产品输出装置,底部分离得到的液相返回至吸收塔顶部;

[0019] (3) 吸收塔底部输出的富胺液,经节流降压、贫/富胺液换热器升温后,进入胺液一级闪蒸塔,闪蒸出部分CO₂气体的富胺液经胺液一级闪蒸塔下部的换热管束或板束加热后,自胺液一级闪蒸塔底输出,经节流减压,然后自胺液二级闪蒸塔上部进入,进一步解吸出CO₂气体,胺液二级闪蒸塔底部输出贫胺液,贫胺液冷却至40-50℃后输送至溶液缓冲罐,

[0020] (4) 溶液缓冲罐底抽出的贫胺液经胺液循环泵增压后分两路,第一路即大部分胺液(例如全部贫胺液的60-80%) 增压后直接泵送至吸收塔上部,另一路经过滤后返回胺液循环泵入口管线,

[0021] (5) 自胺液一级闪蒸塔顶部闪蒸出部分含CO₂的气体,经减压至0.01-0.06MPa (G) ,优选0.02-0.05MPa (G) ,然后输送至胺液二级闪蒸塔冷却至35-45℃,经液封罐后高点放空。

[0022] 在一个优选实施方案中,该工艺包括:

[0023] (1) CO₂吸收:含碳量≤35% (mole%)、温度为35-45℃的高酸原料气从吸收塔的底部进入,自下而上流动;40-50℃左右的胺液(20~40%wt的MEDA水溶液) 自吸收塔上部淋入(优选,高酸原料气与胺液的体积流量比在24:1~37:1之间),自上而下通过吸收塔,逆向流动的胺液和高酸原料气在塔内充分接触传热传质后,高酸原料气中的CO₂被贫胺液吸收,从吸收塔顶部输出CO₂浓度低于2.5% (mole%) 的净化气;

[0024] (2) 自吸收塔顶部输出的净化气经净化气冷却器冷却后(冷却至例如36~40℃,进一步约38℃),进入净化气气液分离器分离出携带的游离水,自净化气气液分离器顶部输出的气体作为产品输出装置,自净化气气液分离器底部分离得到的液相经吸收塔清洗泵增压后返回至吸收塔顶部;

[0025] (3) 胺液再生:吸收酸性气体的富胺液从吸收塔底部输出,经第三调节阀节流降压至0.2-0.6MPa (G) ,优选0.3-0.5MPa (G) ,经贫/富胺液换热器升温至例如65-75℃,进一步约70℃,然后经胺液一级闪蒸塔的上部进入并闪蒸出部分CO₂气体,闪蒸出部分CO₂气体的富胺液经胺液一级闪蒸塔下部的换热管束或板束加热至95-105℃,进一步约99℃),自胺液一级闪蒸塔底输出,经第四调节阀节流减压至0.01-0.06MPa (G) ,优选0.02-0.05MPa (G) 后自胺液二级闪蒸塔上部进入,进一步解吸出CO₂气体,充分解吸之后得到的贫胺液(约20-40%wt的MDEA水溶液) 自胺液二级闪蒸塔底部输出,依次经贫/富胺液换热器、胺液冷却器冷却至40-50℃后输送至溶液缓冲罐;

[0026] (4) 溶液缓冲罐底抽出的贫胺液经胺液循环泵增压后分两路,第一路即大部分胺液(例如全部贫胺液的60-80%) 增压后直接泵送至吸收塔上部,另一路经过滤后返回胺液循环泵入口管线;

[0027] (5) 自胺液一级闪蒸塔顶部闪蒸出部分含CO₂的气体,经第五调节阀减压至0.01-0.06MPa (G),优选0.02-0.05MPa (G),然后输送至胺液二级闪蒸塔,胺液二级闪蒸塔上部内设有换热管束或板束(管束或板束内走循环水),将最终解析后的CO₂气体冷却至35-45℃,经液封罐后高点放空。

[0028] 进一步地,考虑到操作不当、胺液过滤不达标或原料气组分变化可能导致胺液发泡,为防止胺液发泡,并补充操作过程中的胺液损失,需通过加料罐、加料泵将消泡剂或吸收剂补入溶液缓冲罐。

[0029] 本实用新型的优点:

[0030] 1、采取半贫液吸收脱除原料气中的CO₂,相较于传统的脱酸工艺,设置胺液一级闪蒸塔和胺液二级闪蒸塔,不设置再生塔、富胺液闪蒸罐、CO₂气液分离器和再生塔回流泵,流程得到极大的简化;

[0031] 2、仅在胺液一级闪蒸塔下部内置换热管束或板束,胺液二级闪蒸塔上部内置换热管束或板束,无需另设换热器壳体,减少了设备投资,且胺液取热量相比传统流程大大减小,从而有效降低了装置能耗;

[0032] 3、采取半贫液有利于吸收塔温度的控制,防止吸收塔内飞温。

[0033] 4、适用于高酸气负荷的工况,原料气中最高含碳量可达35% (mole%),净化气CO₂含量<2.5% (mole%)。

附图说明

[0034] 图1是本实用新型的脱碳和胺液再生的装置结构示意图。

[0035] 其中,T-1、吸收塔 T-2、胺液一级闪蒸塔 T-3、胺液二级闪蒸塔 E-1、净化气冷却器 E-2、贫/富胺液换热器 E-3、贫胺液冷却器 F-1、胺液过滤器 P-1A/B、吸收塔清洗泵 P-2A/B、加料泵 P-3A/B、胺液循环泵 V-1、净化气气液分离器 V-2、加料罐 V-3、溶液缓冲罐 V-4、液封罐

[0036] X-2、第一调节阀 X-3、第二调节阀 X-4、第三调节阀 X-7、第四调节阀 X-6、第五调节阀 X-10、第六调节阀 X-1、第七调节阀 X-9、第八调节阀 X-5、第九调节阀 X-8、第十调节阀。

具体实施方式

[0037] 下面结合附图和实施例进一步说明本实用新型。

[0038] 如图1所示,一种含高浓度CO₂气体脱碳及胺液再生的装置,其包括一个用于净化高酸原料气的吸收塔T-1、对富胺液(吸收酸性气体的胺液)进行初步解吸的胺液一级闪蒸塔T-2、对富胺液进行二次解吸的胺液二级闪蒸塔T-3、用于对净化气降温的净化气冷却器E-1、用于加热富胺液和初步冷却贫胺液(解吸之后胺液)的贫/富胺液换热器E-2、对贫胺液进行二次降温的贫胺液冷却器E-3、对进入吸收塔的贫胺液进行净化的胺液过滤器F-1、用于将净化气气液分离器输出的液体泵入吸收塔的吸收塔清洗泵P-1A/B、用于将溶液缓冲罐中的贫胺液泵入吸收塔的胺液循环泵P-3A/B、用于分离净化气携带的游离水的净化气气液分离器V-1、用于暂存贫胺液的溶液缓冲罐V-3、用于对酸性气体进行放空的液封罐V-4、调节阀X-1~10。

[0039] 吸收塔T-1的气相进口与高酸原料气输入管道连接,吸收塔T-1顶部的气相出口经管道连接于净化气冷却器E-1的热通道进口,净化气冷却器E-1的热通道出口经管道连接于净化气气液分离器V-1入口,净化气气液分离器V-1的罐顶气相出口连接至其上设有第一调节阀X-2的净化气输出管线,净化气气液分离器V-1的罐底液相出口经管道连接至吸收塔清洗泵P-1A/B的进口,吸收塔清洗泵P-1A/B的输出管道分为两个支管,一个支管返回至净化气气液分离器V-1,另一支管经第二调节阀X-3后连接至吸收塔T-1上部;

[0040] 吸收塔T-1底部液相出口经第三调节阀X-4后连接至贫/富胺液换热器E-2的冷流通道进口,贫/富胺液换热器E-2的冷流通道出口经管道连接至胺液一级闪蒸塔T-2上部的进料口,胺液一级闪蒸塔T-2底部的液相输出管道经第四调节阀X-7后连接至胺液二级闪蒸塔T-3的液相入口,胺液一级闪蒸塔T-2顶部的气相出口经第五调节阀X-6后连接至胺液二级闪蒸塔T-3的气相入口,胺液二级闪蒸塔T-3顶气相出口经管道连接至液封罐V-4后高点放空;

[0041] 胺液二级闪蒸塔T-3底部的液相出口经管道连接至贫/富胺液换热器E-2热流通道进口,贫/富胺液换热器E-2的热流通道出口连接至贫胺液冷却器E-3的热流通道进口,贫胺液冷却器的热流通道出口经管道连接至溶液缓冲罐V-3,溶液缓冲罐V-3的胺液输出管道经胺液循环泵P-3A/B之后分为两个支管,一个支管连接于吸收塔T-1的液相进口,另一支管依次经第六调节阀X-10、胺液过滤器F-1后连接至从溶液缓冲罐V-3到胺液循环泵P-3A/B的进口管道上。

[0042] 其中净化气冷却器E-1、贫/富胺液换热器E-2、贫胺液冷却器E-3为采用循环水冷却系统或空冷冷却系统的板式或管壳式换热器,净化气冷却器E-1和贫胺液冷却器E-3分别在各自的冷流输出管线侧设置第七调节阀X-1和第八调节阀X-9;胺液一级闪蒸塔T-2下部内设用于加热富胺液且热媒为导热油或蒸汽的换热管束或板束,且在热流输入管线侧设置第九调节阀X-5;胺液二级闪蒸塔上部内设(用于冷却酸性气体且优选冷媒为循环水的)换热管束或板束,且在循环水输出管线侧设置了第十调节阀X-8。

[0043] 吸收塔T-1的气相进口位于吸收塔底部,吸收塔的液相进口位于吸收塔的上部。

[0044] 该装置可进一步包括一个用于储存消泡剂或吸收剂的加料罐V-2和用于对消泡剂或吸收剂提供动力并将其泵入溶液缓冲罐的加料泵P-2A/B,其中加料罐V-2底部的液相输出管道经加料泵P-2A/B后与溶液缓冲罐V-3连接,加料泵优选为气动隔膜泵。

[0045] 优选地,第一调节阀X-2受设置在净化气输出管线上的压力指示控制器PIC反馈调节。

[0046] 优选地,第二调节阀X-3受设置在净化气气液分离器V-1内的液位指示控制器LIC调节。如内部液位高,则阀门开度相应变大。

[0047] 优选地,第三调节阀X-4受设置在吸收塔T-1内的液位控制器LIC调节。

[0048] 优选地,第四调节阀X-7受设置在胺液一级闪蒸塔T-2内的液位指示控制器LIC调节。

[0049] 优选地,第五调节阀X-6受设置在胺液一级闪蒸塔T-2顶部的气相出口管道上的压力指示控制器PIC调节。

[0050] 优选地,第六调节阀X-10受设置在溶液缓冲罐V-3的胺液输出管道分出的另一支管上的流量指示控制器FIC调节。

[0051] 优选地,第七调节阀X-1受设置在净化气冷却器E-1到净化气气液分离器V-1之间的管道上的温度指示控制器TIC调节。

[0052] 优选地,第八调节阀X-9受设置在贫胺液冷却器E-3到液缓冲罐V-3之间的管道上的温度指示控制器TIC调节。

[0053] 优选地,第九调节阀X-5受设置在胺液一级闪蒸塔T-2底部的液相输出管道上的温度指示控制器TIC调节。

[0054] 优选地,第十调节阀X-8受设置在胺液二级闪蒸塔T-3顶气相出口管道上的温度指示控制器TIC调节。

[0055] 实施例1

[0056] (1) CO₂吸收:含碳量25% (mole%)、温度为40℃左右的天然气(高酸原料气的组分主要是CH₄、CO₂,另外含有少量H₂或N₂)从吸收塔T-1的底部进入,自下而上流动;46℃左右的胺液(约为35wt%MDEA水溶液)自吸收塔T-1上部淋入(高酸原料气与胺液的体积流量比约在30:1),自上而下通过吸收塔T-1,逆向流动的胺液和天然气在塔内充分接触传热传质后,天然气中的CO₂被胺液吸收,从吸收塔顶部输出CO₂浓度降低到2.5% (mole%)以下的净化气。

[0057] (2) 自吸收塔T-1顶部输出的净化气经净化气冷却器E-1冷却(通常至约38℃),然后进入净化气气液分离器V-1分离出携带的游离水,自净化气气液分离器V-1顶部输出的净化气(CO₂含量低于2.5% mole的天然气或合成气)作为产品送出装置,自净化气气液分离器V-1底部分离得到的液相经吸收塔清洗泵P-1A/B增压后返回至吸收塔T-1顶部。

[0058] (3) 胺液再生:吸收酸性气体的富胺液从吸收塔T-1底部输出,经第三调节阀X-4节流降压至约0.4MPa (G),经贫/富胺液换热器E-2升温至约99℃,然后进入胺液一级闪蒸塔T-2闪蒸出部分CO₂气体,胺液一级闪蒸塔T-2下部内设换热管束,采用导热油将胺液升温至约99℃。自胺液一级闪蒸塔T-2底输出,经第四调节阀X-7节流减压至约0.03MPa (G),后自胺液二级闪蒸塔T-3上部进入,进一步解吸出CO₂气体,充分解吸之后得到的贫胺液自胺液二级闪蒸塔T-3底部输出,依次经贫/富胺液换热器E-2、贫胺液冷却器E-3冷却至45℃左右后送至溶液缓冲罐V-3。通过加料罐V-2、加料泵P-2A/B将消泡剂或吸收剂(胺液)补入溶液缓冲罐V-3,为防止胺液发泡,消泡剂在运行初期一次性加入,其质量浓度小于万分之一。

[0059] (4) 溶液缓冲罐V-3底抽出的胺液经胺液循环泵P-3A/B增压后分两路,第一路即全部贫胺液的60%增压后直接泵送至吸收塔T-1上部,另一路经过滤后返回胺液循环泵P-3A/B入口管线。

[0060] (5) 自胺液一级闪蒸塔T-2顶部闪蒸出部分含CO₂的气体,经第五调节阀X-6减压至约0.03MPa (G)后送至胺液二级闪蒸塔T-3,胺液二级闪蒸塔T-3上部设有换热管束或板束,管束或板束内走循环水,将最终解析后的CO₂气体冷却至40℃左右,经液封罐后高点放空。

[0061] 相较于传统的脱除气体高浓度CO₂后胺液再生的工艺,用胺液一级闪蒸塔和二级闪蒸塔取代了再生塔,仅在一级闪蒸塔下部通过热媒提供部分热量,取热量大大降低,降低了装置能耗;一级闪蒸塔同时取代了传统流程中的富胺液闪蒸罐,二级闪蒸塔的存在使得流程无需设置二氧化碳气液分离器和再生塔回流泵,从而大大削减了设备数量,极大的简化了流程。

[0062] 实施例2

[0063] (1) CO₂吸收:含碳量或CO₂含量35% (mole%)、温度为40℃左右的合成气(高酸原料气的组分主要是CH₄、CO₂,另外含有少量H₂或N₂)从吸收塔T-1的底部进入,自下而上流动;46℃左右的贫胺液(浓度约为35wt%MDEA水溶液;胺液喷淋密度在15~20m³/m²*h之间)自吸收塔T-1上部淋入(高酸原料气与胺液的体积流量比约在27:1),自上而下通过吸收塔T-1,逆向流动的胺液和天然气在塔内充分接触传热传质后,天然气中的CO₂被胺液吸收,从吸收塔顶部输出CO₂浓度降低到2.5% (mole%)以下的净化气。

[0064] (2) 自吸收塔T-1顶部输出的净化气经净化气冷却器E-1冷却至约38℃,然后进入净化气气液分离器V-1分离出携带的游离水,自净化气气液分离器V-1顶部输出的净化气(脱除CO₂之后的天然气或合成气,CO₂残留量不高于2.5% (mole%))作为产品送出装置,自净化气气液分离器V-1底部分离得到的液相经吸收塔清洗泵P-1A/B增压后返回至吸收塔T-1顶部。

[0065] (3) 胺液再生:吸收酸性气体的富胺液从吸收塔T-1底部输出,经第三调节阀节流降压至约0.35MPa (G),经贫/富胺液换热器E-2升温至约69℃,然后经胺液一级闪蒸塔的上部进入并闪蒸出部分CO₂气体,胺液一级闪蒸塔T-2下部内设换热管束,采用导热油将胺液升温至约99℃。自胺液一级闪蒸塔T-2底输出,经第四调节阀X-7节流减压至约0.035MPa (G),后自胺液二级闪蒸塔T-3上部进入,进一步解吸出CO₂气体,充分解吸之后得到的贫胺液自胺液二级闪蒸塔T-3底部输出,依次经贫/富胺液换热器E-2、贫胺液冷却器E-3冷却至45℃左右后送至溶液缓冲罐V-3。通过加料罐V-2、加料泵P-2A/B将消泡剂或吸收剂补入溶液缓冲罐V-3。

[0066] (4) 溶液缓冲罐V-3底抽出的贫胺液经胺液循环泵P-3A/B增压后分两路,第一路即全部贫胺液的80%增压后直接泵送至吸收塔T-1上部,另一路经过滤后返回胺液循环泵P-3A/B入口管线。

[0067] (5) 自胺液一级闪蒸塔T-2顶部闪蒸出部分含CO₂的气体,经第五调节阀X-6减压至约0.035MPa (G)后送至胺液二级闪蒸塔T-3,胺液二级闪蒸塔T-3上部设有换热管束或板束,管束或板束内走循环水,将最终解析后的CO₂气体冷却至40℃左右,经液封罐后高点放空。

[0068] 以上详细说明了本实用新型的具体实施方案,然而应该理解的是,以上的说明为示例性的,不构成对本实用新型范围的任何限制。本实用新型保护范围应当根据所附权利要求来确定。

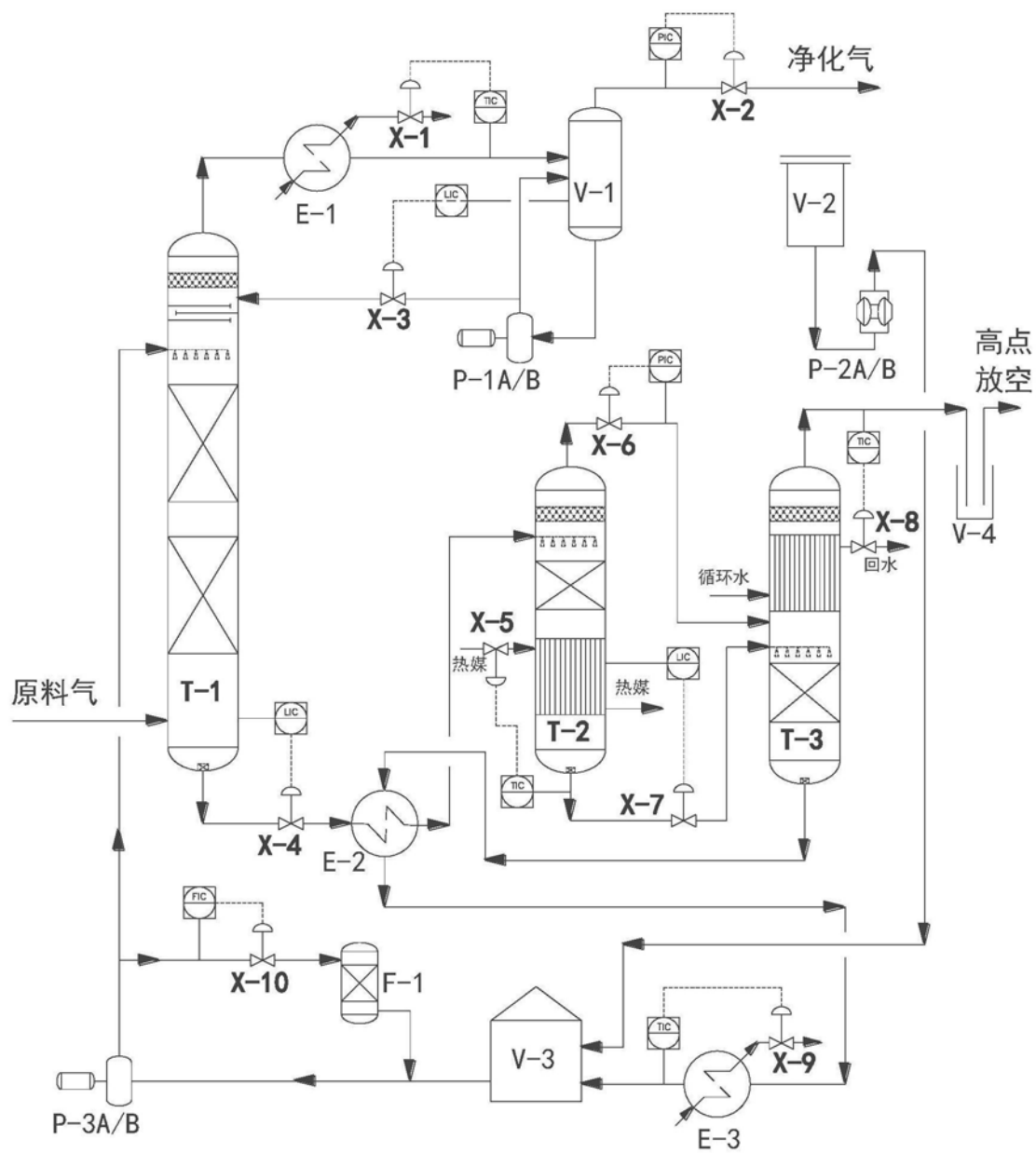


图1