(19)国家知识产权局

(12)实用新型专利

(10)授权公告号 CN 220736979 U
(45)授权公告日 2024.04.09

(21)申请号 202320618122.1

(22)申请日 2023.03.27

(73)专利权人 北京市燃气集团有限责任公司
地址 100035 北京市西城区西直门南小街22号

(72)发明人 姜鑫 铁宇 蔡昊 毛祥 郭蕙心

(74)专利代理机构 北京天方智力知识产权代理有限公司 11719
专利代理师 朱晓蕾

(51)Int.Cl.
B01D 53/14(2006.01)
B01D 53/18(2006.01)
B01D 53/04(2006.01)
B01D 3/32(2006.01)
B01D 3/14(2006.01)

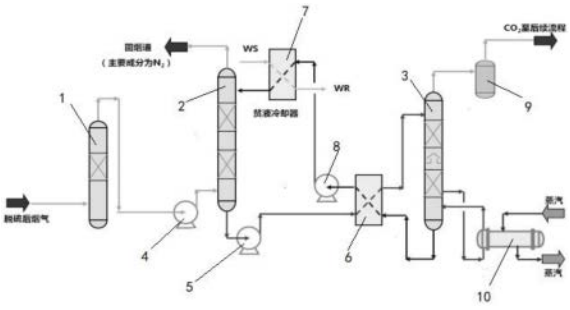
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54)实用新型名称

一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置

(57)摘要

本实用新型属于氧化碳资源化利用领域,具体涉及一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置包括依次连通的脱硫装置、碱洗塔、吸收塔和再生塔;所述的脱硫装置前端与烟道连通;所述的吸收塔的富液出口通过第一管道与所述的再生塔的进液口连通;所述的再生塔的出液口通过第二管道与所述的吸收塔的贫液进口连通;所述的第一管道与所述的第二管道通过贫富液换热器进行换热;所述的再生塔的出气口与气液分离器连通。本实用新型的装置通过热交换降低了吸收能耗。



CN 220736979 U

1.一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置包括依次连通的脱硫装置、碱洗塔、吸收塔和再生塔;所述的脱硫装置前端与烟道连通;

所述的吸收塔的富液出口通过第一管道与所述的再生塔的进液口连通;所述的再生塔的出液口通过第二管道与所述的吸收塔的贫液进口连通;所述的第一管道与所述的第二管道通过贫富液换热器进行换热;所述的再生塔的出气口与气液分离器连通。

2.根据权利要求1所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,所述的吸收塔上设有气体出口,所述的气体出口与烟道连通。

3.根据权利要求2所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,所述的第二管道上设有贫液冷却器。

4.根据权利要求2所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,还包括溶液再沸器,所述的溶液再沸器与再生塔通过循环管道连通。

5.根据权利要求2所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,还包括二氧化碳处理装置,所述的二氧化碳处理装置与所述的气液分离器的出气口连通。

6.根据权利要求5所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,所述的二氧化碳处理装置包括依次连通的预冷装置、压缩装置、吸附装置、干燥装置、冷凝装置和提纯装置。

7.根据权利要求2所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,其特征在于,所述的气液分离器的出液口与所述的再生塔连通。

一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置

技术领域

[0001] 本实用新型涉及二氧化碳资源化利用领域,具体涉及一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置。

背景技术

[0002] 本实用新型对于背景技术的描述属于与本实用新型相关的相关技术,仅仅是用于说明和便于理解本实用新型的实用新型内容,不应理解为申请人明确认为或推定申请人认为是本实用新型在首次提出申请的申请日的现有技术。

[0003] 烟气中二氧化碳的捕集和资源化处理一直是社会关注的热点,然而目前的二氧化碳的吸收缺乏系统的处理装置和工艺,二氧化碳的吸收和解析过程中会出现耗能高和吸收效果差的问题。

实用新型内容

[0004] 本实用新型实施例的目的是提供一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,本实用新型的装置通过热交换降低了吸收能耗。

[0005] 本实用新型实施例的目的是通过如下技术方案实现的:

[0006] 一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置包括依次连通的脱硫装置、碱洗塔、吸收塔和再生塔;所述的脱硫装置前端与烟道连通;

[0007] 所述的吸收塔的富液出口通过第一管道与所述的再生塔的进液口连通;所述的再生塔的出液口通过第二管道与所述的吸收塔的贫液进口连通;所述的第一管道与所述的第二管道通过贫富液换热器进行换热;所述的再生塔的出气口与气液分离器连通。

[0008] 进一步的,所述的吸收塔上设有气体出口,所述的气体出口与烟道连通。

[0009] 进一步的,所述的第二管道上设有贫液冷却器。

[0010] 进一步的,还包括溶液再沸器,所述的溶液再沸器与再生塔通过循环管道连通。

[0011] 进一步的,还包括二氧化碳处理装置,所述的二氧化碳处理装置与所述的气液分离器的出气口连通。

[0012] 进一步的,所述的二氧化碳处理装置包括依次连通的预冷装置、压缩装置、吸附装置、干燥装置、冷凝装置和提纯装置。

[0013] 进一步的,所述的气液分离器的出液口与所述的再生塔连通。

[0014] 本实用新型实施例具有如下有益效果:

[0015] 富液从再生塔上部和中部分流进入,通过汽提解吸部分CO_2,然后进入再沸器,使其中的CO_2进一步解吸。解吸CO_2后的贫液(105℃)由再生塔底流出,经闪蒸罐闪蒸出部分蒸汽加压回收回到解吸塔回收热量;闪蒸罐流出贫液经贫富液换热器回收热量后降温至60℃,用泵送至贫液冷却器,冷却至40℃后进入吸收塔。溶剂往返循环构成连续吸收和解吸CO_2的工艺过程,CO_2的捕集率在90%以上。

[0016] 压缩与精馏提纯单元气源来源于CO2捕集装置CO2再生气,其中主要杂质为含硫物及其他微量杂质,主要通过优质活性炭在吸附器中进行吸附脱除,从根本上保证产品指标符合食品级质量标准,生产过程中无大量废水、废液排放,排放的尾气中基本不含危害物质,完全满足排放要求。

附图说明

[0017] 图1为本实用新型捕集工艺原理流程图。

具体实施方式

[0018] 下面结合实施例对本申请进行进一步的介绍。

[0019] 为了更清楚地说明本实用新型实施例或现有技术中的技术方案,在下述说明中,不同的“一实施例”或“实施例”指的不一定是同一实施例。不同实施例之间可以替换或者合并组合,对于本领域普通技术人员来讲,在不付出创造性劳动的前提下,还可以根据这些实施例获得其他的实施方式。

[0020] 结合附图1,一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置,所述的适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收装置包括依次连通的脱硫装置、碱洗塔1、吸收塔2和再生塔3;所述的脱硫装置前端与烟道连通;(碱洗塔1和吸收塔2之间采用引风机4将烟气送入吸收塔2);

[0021] 所述的吸收塔2的富液出口通过第一管道与所述的再生塔3的进液口连通;所述的再生塔3的出液口通过第二管道与所述的吸收塔2的贫液进口连通;所述的第一管道与所述的第二管道通过贫富液换热器6进行换热;所述的再生塔3的出气口与气液分离器9连通。

[0022] 在本实用新型的一些实施例中,所述的吸收塔2上设有气体出口,所述的气体出口与烟道连通。

[0023] 在本实用新型的一些实施例中,所述的第二管道上设有贫液冷却器7。

[0024] 在本实用新型的一些实施例中,还包括溶液再沸器10,所述的溶液再沸器10与再生塔3通过循环管道连通。

[0025] 在本实用新型的一些实施例中,还包括二氧化碳处理装置,所述的二氧化碳处理装置与所述的气液分离器9的出气口连通。

[0026] 在本实用新型的一些实施例中,所述的二氧化碳处理装置包括依次连通的预冷装置、压缩装置、吸附装置、干燥装置、冷凝装置和提纯装置。

[0027] 在本实用新型的一些实施例中,所述的气液分离器9的出液口与所述的再生塔3连通。

[0028] 为了改善吸收效果,申请人自主研发了一种适用于天然气锅炉排放烟气的二氧化碳捕集吸收剂,并在此基础上,设计了燃气锅炉二氧化碳捕集工艺流程。

[0029] 申请人经过大量研究得出吸收剂效果:MEA-DETA溶液的最佳浓度比为5:5,MEA-TETA复配溶液的最佳浓度比为6:4,MEA-TEPA复配溶液的最佳浓度比为6:4,MEA-PEHA复配溶液的最佳浓度比为5:5。比较四种复配溶液的吸收解吸性质,得出最佳溶剂配方。

[0030] 分析各条曲线能够发现,MEA-PEHA溶液的吸收量随时间的变化曲线明显高于其它三条曲线,MEA-DETA溶液的吸收量曲线最低。四种溶液的二氧化碳吸收量大小顺序依次为

MEA-PEHA溶液＞MEA-TEPA溶液＞MEA-TETA溶液＞MEA-DETA溶液。

[0031] 从图中可以看到,MEA-PEHA溶液的吸收速率变化曲线明显高于另外几条曲线,其变化规律与吸收量随时间的变化规律是一致的。

[0032] 如前所述,四种配方溶剂溶液解吸速率随时间的变化关系曲线呈现高度的重合性,其变化规律均为试验初期解吸速率迅速增大,而后逐渐减小,四种配方溶剂的解吸速率基本一致。

[0033] MEA-DETA溶液的解吸率最高,MEA-PEHA溶液的解吸率最低。

[0034] 四种配方溶剂解吸实验的结果,见表1。从表中可以得到,MEA-PEHA溶液的解吸温度最低,为68℃,恒沸温度最低,为102℃。

[0035] 表1不同吸收剂溶液解吸实验结果

[0036]

实验组别	吸收剂配方	浓度比	解吸温度（℃）	恒沸温度（℃）
1	MEA-DETA	5:5	70	102.5
2	MEA-TETA	6:4	73	103.5
3	MEA-TEPA	6:4	70	102
4	MEA-PEHA	5:5	68	102

[0037] 根据小试实验结果,综合各溶液吸收效果、解吸效果以及解吸能耗,MEA-PEHA复配溶液的浓度比为5:5时,实验效果最佳。因此,小试实验条件下的最佳二元复配溶剂为浓度比5:5的MEA-PEHA溶液。

[0038] 复合溶液的抗硫抗硝分析

[0039] 烟气中SO_2对捕集性能的影响研究

[0040] 试验条件:原料气SO_2～1000ppm,CO_2～12％,原料气～3.5Nm^3/h。

[0041] 表2不同吸收剂溶液解吸实验结果

[0042]

溶液总硫（g/L）	CO_2吸收率（％）	SO_2吸收率（％）	再生气SO_2（ppm）
0	92.80	/	/
2.76	92.06	99.99	0.11

[0043]

16.23	89.43	99.99	0.10
18.395	80.58	99.98	0.10

[0044] 复合胺溶液对SO_2的吸收率接近100％。随溶液中总硫含量的增加,CO_2吸收率下降。再生气中SO_2含量一直小于1ppm,说明SO_2在试验条件下很难再生。

[0045] 烟气中NO_x对捕集性能的影响研究

[0046] 试验条件:原料气CO_2～12％,原料气～3.5Nm^3/h。

[0047] 表3不同吸收剂溶液解吸实验结果

[0048]

原料气 NO_x 含量（ppm）		NO_x 脱除率		再生气 NO_x 含量（ppm）	
NO_2	NO	NO_2	NO	NO_2	NO
228	102	89.37	87.40	20	未检出

[0049] 为了验证NO_x在溶剂中的积累对碳吸收的影响,进行高浓度的氮氧化物的强化吸收试验,研究其对CO_2吸收性能的影响。

[0050] 表4不同吸收剂溶液解吸实验结果

[0051]

吸收时间(h)	NO_3^-（mg/L）	NO_2^-（mg/L）	CO_2 捕集率
18	33.9	243.8	95.1%
33	139.8	603.4	94.2%
59	689.3	2630.2	93.1%
72	1893.2	5576.6	92.7%
113	2984.3	7695.4	92.1%
160	4010.6	8314.1	91.7%

[0052] 通过CO_2捕集的小试实验研究,能够得到以下结论:

[0053] 无论是单组分吸收剂溶液还是二元复配吸收剂溶液,吸收量在实验初期会迅速增加,而后增加幅度逐渐减小,吸收速率和解吸速率均呈现出先增大后减小的变化规律。

[0054] 综合吸收和解吸实验的结果,可以得出各组二元复配吸收剂溶液的最佳浓度配比:MEA-DETA溶液的最佳浓度比为5:5,MEA-TETA复配溶液的最佳浓度比为6:4,MEA-TEPA复配溶液的最佳浓度比为6:4,MEA-PEHA复配溶液的最佳浓度比为5:5。

[0055] 仅从实验效果角度考虑,比较四种二元复配吸收剂溶液得出最佳药剂配方为浓度比5:5的MEA-PEHA溶液。

[0056] 有机胺法造成设备腐蚀严重的主要原因是由有机胺与CO_2反应生成的氨基甲酸盐及有机胺的化学降解产物所引起。国内外对此做了大量研究,虽在防腐剂开发方面有一定进展,但未能从降低有机胺降解而减少设备腐蚀方面彻底解决。经过大量的试验研究,首先加入抗氧化剂和活性胺解决了有机胺的化学降解,在前述吸收体系的基础上研发了一组防腐剂配入复合胺溶液中,使溶液对设备的腐蚀速率小于0.076mm/a,从根本上解决了有机胺法对设备腐蚀性严重的技术问题。

[0057] 工艺过程概述

[0058] 来自脱硫吸收塔2出口的烟道气(65℃,常压),经碱洗预处理后降温至40℃,进入捕集纯化装置进行脱碳处理。采用有机胺复合吸收剂吸收烟气中的CO_2,烟道气由塔底进入吸收塔2,与吸收液逆向接触,利用级间冷却工艺降低反应热、提高吸收效率,吸收CO_2后的富液由塔底经泵5送入贫富液换热器6,回收热量后送入再生塔3。解吸出的CO_2连同水蒸气分离除去水分后得到纯度99.5%(干基)以上的产品CO_2气,进入后序压缩流程。再生气中被冷凝分离出来的冷凝水回地下槽,采用补液泵定期给再生塔3补液。

[0059] 富液从再生塔3上部和中部分流进入,通过汽提解吸部分CO_2,然后进入再沸器10,使其中的CO_2进一步解吸。解吸CO_2后的贫液(105℃)由再生塔3底流出,经闪蒸罐闪蒸出部分蒸汽加压回收回到解吸塔回收热量;闪蒸罐流出贫液经贫富液换热器6回收热量后降温至60℃,用泵8送至贫液冷却器7,冷却至40℃后进入吸收塔2。溶剂往返循环构成连续吸收和解吸CO_2的工艺过程,CO_2的捕集率在90%以上。

[0060] 要求30wt%复合胺吸收剂再生能耗≤3.0GJ/t CO_2,循环吸收负荷≥23LCO_2/L溶液。

[0061] 压缩与精馏提纯单元气源来源于CO_2捕集装置CO_2再生气,其中主要杂质为含硫物及其他微量杂质,主要通过优质活性炭在吸附器中进行吸附脱除,从根本上保证产品指标符合食品级质量标准,生产过程中无大量废水、废液排放,排放的尾气中基本不含危害物质,完全满足排放要求。

[0062] 本项目采用预冷、吸附、干燥及低温精馏组合工艺。

[0063] (1)预冷:使用加预冷器,降低二氧化碳温度,使出口温度在15℃左右。

[0064] (2)压缩:本装置选用中压法生产液体二氧化碳,根据二氧化碳相图的热力学条件,纯二氧化碳只要能保持2.1MPa,-20℃的二氧化碳液化区的条件,就能获得液体二氧化碳。由于进本装置原料气二氧化碳纯度为99%(干基)以上,其余为不凝性气体,为了减少提纯过程中的二氧化碳损失,故需把原料气二氧化碳经无油润滑的三级压缩把终压提至2.5MPa,用R22在-28~-31℃下蒸发,间接冷却被压缩的二氧化碳气至-25℃,使其液化。

[0065] (3)吸附:吸附器里面装填活性炭,吸附原料气中含有的含硫杂质和压缩机可能带来的含油杂质。

[0066] (4)干燥:干燥器里面装填分子筛,主要是为了满足:①满足液体二氧化碳产品水分≤20ppm的质量指标;②为了保证二氧化碳在液化及提纯过程中,不因二氧化碳气源中的饱和水分在低温下结冰堵塞管道及设备,而使生产不能延续;利用分子筛吸附剂对水的吸附,将气体中的微量水脱除,确保经预冷干燥后的二氧化碳原料气水分≤20ppm。分子筛吸附饱和后加热再生,循环使用。干燥塔采用一开一备形式。

[0067] (5)冷凝、液化:含二氧化碳99%的排放气,经过压缩、预冷、吸附、干燥等净化工序处理后的二氧化碳气,进入冷凝器冷凝、液化。用液R22在-25~-30℃下蒸发,间接冷却压缩的二氧化碳气体,使二氧化碳气冷凝、液化成液体二氧化碳。

[0068] (6)提纯:液化后的液体二氧化碳要进行提纯,采用复合型精馏提纯塔,根据二氧化碳与杂质组分的沸点不同,利用低温精馏原理,在特定条件下将杂质加以分离,既提高二氧化碳纯度,得到合格的液体二氧化碳产品,又降低产品的气耗。

[0069] (7)辅助设施:

[0070] R507冷凝系统:本工艺装置选用中压法生产液体二氧化碳。二氧化碳气体的冷却、液化,提纯塔塔顶放空气的冷却均通过制冷机组。以R507为制冷剂,通过R507的低温蒸发,传递冷量给二氧化碳使之液化,然后把气态R507通过冰机的压缩,蒸发冷凝器的冷凝,把气态R507冷凝成液R507,然后再去冷凝器蒸发吸热,完成制冷循环。

[0071] 应当说明的是,上述实施例均可根据需要自由组合。以上介绍仅为本实用新型的优选实施例而已,并不用于限制本实用新型,对于本领域的技术人员来说,本实用新型可以有各种更改和变化。凡在本实用新型的精神和原则之内,所作的任何修改、等同替换、改进

等,均应包含在本实用新型的保护范围之内。

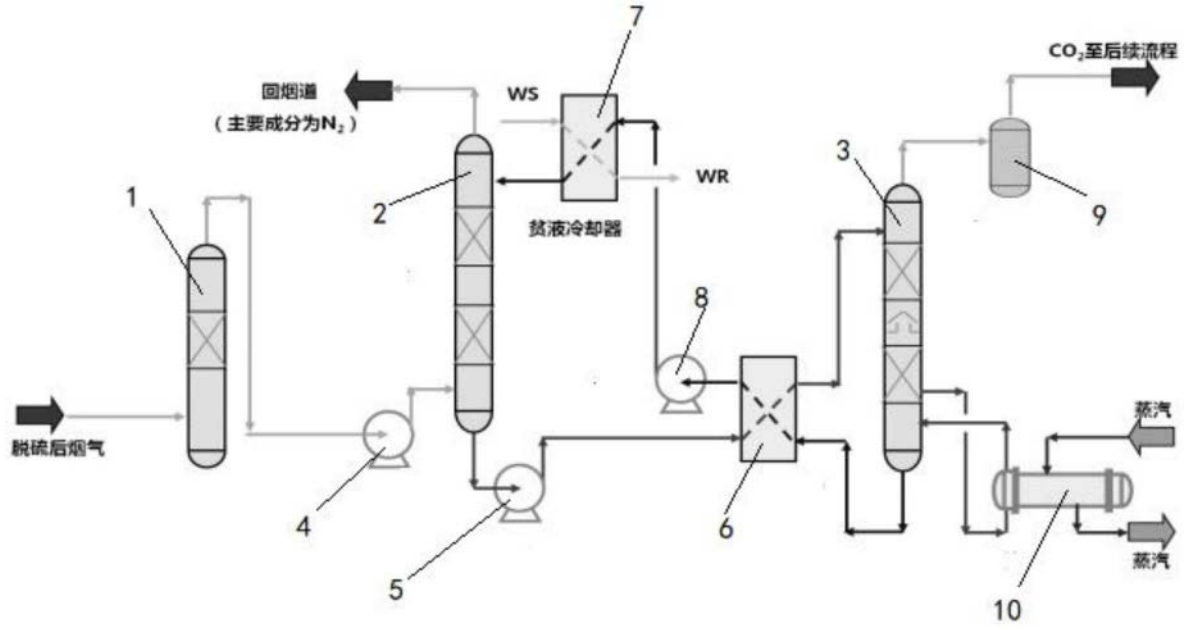


图1