



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109852448 A

(43)申请公布日 2019.06.07

(21)申请号 201910255325.7

(22)申请日 2019.04.01

(71)申请人 南京工业大学

地址 210000 江苏省南京市浦口区浦珠南路30号

(72)发明人 吴昊 任晓乾 姜岷 周俊

杜进泽 王云海 郭炼霞

(74)专利代理机构 南京苏高专利商标事务所

(普通合伙) 32204

代理人 肖明芳

(51)Int.Cl.

C10L 3/10(2006.01)

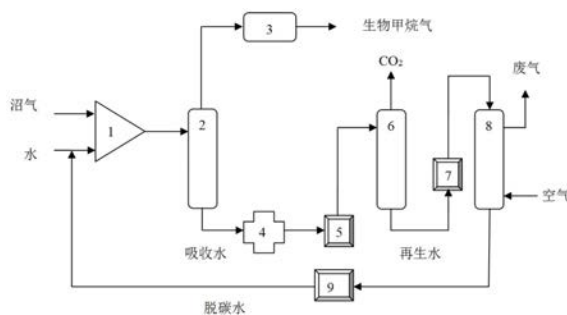
权利要求书2页 说明书7页 附图1页

(54)发明名称

一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置及方法

(57)摘要

本发明公开了一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置及方法,以水为唯一的CO₂吸收剂,将沼气与水在一定压力下分别按照一定的流速连续泵入微通道混合装置中进行吸收,呈乳化状态的气水混合物离开混合装置后进入气水分离塔,经过气水分离,使脱碳后的净化气溢出,经脱水后形成高纯度生物甲烷气体。含有高浓度CO₂的吸收水,通过减压和加热处理,使吸收水中的CO₂快速溢出并被回收,再生后的水经过加压换热后返回微通道混合装置循环使用。本发明具有脱碳效率高、设备紧凑、无环境污染等优点,可为沼气的脱碳净化提供一种低成本解决方案。



1. 一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置,其特征在于,包括微通道混合器(1)、气水分离塔(2)、气体脱水器(3)、减压阀(4)、第一换热器(5)、再生塔(6)、第二换热器(7)、鼓气塔(8)以及第三换热器(9);

其中,所述的微通道混合器(1)设有沼气进料口和加压水进料口,微通道混合器(1)的出料口与气水分离塔(2)连接,将沼气与加压水混合的气水混合物导入气水分离塔(2)中;

所述气水分离塔(2)顶部通过气体排出管路连接外部的甲烷气储罐,气体脱水器(3)位于所述的气体排出管路上;气水分离塔(2)底部通过排水管连接第一换热器(5),减压阀(4)位于所述的排水管上;

所述第一换热器(5)的出料口与再生塔(6)连接,将气水分离塔(2)内的吸收水升温后导入再生塔(6)内;

所述再生塔(6)的顶部通过气体排出管路连接外部的CO₂收集罐,底部通过排水管依次连接第二换热器(7)和鼓气塔(8),将再生塔(6)中的再生水降温后送入鼓气塔(8)内;

所述鼓气塔(8)底部侧面设有空气进气口,顶部侧面设有废气排气口,将空气鼓入鼓气塔(8)内与再生水进行接触;

所述鼓气塔(8)的底部通过排水管连接第三换热器(9),将鼓气塔(8)内排出的再生水降至常温后回收循环利用。

2. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述的微通道混合器(1)材质为不锈钢,其微通道结构为交叉指型、T型、Y型、心型或柱型,微通道横截面宽为40~200 μm ,高度为40~1000 μm 。

3. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述的气水分离塔(2)高径比为8:1~10:1,气水混合物由塔顶部侧面的塔壁引入塔内。

4. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述的气体脱水器(3)为吸附式脱水器,吸附剂为硅胶、氧化铝、分子筛中的一种或多种。

5. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述的再生塔(6)高径比为8:1~10:1,吸收水由塔顶部侧面通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋。

6. 根据权利要求1所述的装置,其特征在于,所述的鼓气塔(8)高径比为4:1~5:1,再生水由塔顶部通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋。

7. 采用权利要求所述装置对沼气进行加压水吸收脱碳的方法,其特征在于,包括如下步骤:

步骤一:将已经过脱硫处理的沼气与水分别增压至0.8~1.5Mpa,然后分别通入微通道混合器(1)中保持在5~25 $^{\circ}\text{C}$ 下进行混合,得到气水混合物;

步骤二:将步骤一得到的气水混合物导入气水分离塔(2)中,气水分离温度保持10~20 $^{\circ}\text{C}$,从气水混合物中溢出的净化气,经由水分离塔(2)顶部的气体排出管路排出,脱水后收集于甲烷气储罐内;调节减压阀,将压力降至0.11~0.12Mpa,使得吸收水经由水分离塔(2)底部的排水管进入第一换热器(5)并升温至37~40 $^{\circ}\text{C}$,然后送至再生塔(6)内;

步骤三:控制再生塔(6)内温度为37~40 $^{\circ}\text{C}$,吸收水由塔顶部侧面通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋,从吸收水中溢出的CO₂经由再生塔(6)顶部的气体排出管路排出并存储于CO₂收集罐中;再生塔(6)内的再生水经由塔底的排水管进入第二换热器(7)并温降至27~30 $^{\circ}\text{C}$,然后送至鼓气塔(8)内;

步骤四:再生水由塔顶部侧面通过泵送至鼓气塔(8)内,经过液体分布器自上而下喷淋,通过鼓入空气,除去水中残留的CO₂,并通过顶部侧面废气排气口排出;鼓气塔(8)的再生水经由塔底的排水管进入第三换热器(9)并温降至常温并回收循环利用。

8.根据权利要求7所述的方法,其特征在于,步骤二中,气水分离塔(2)中液体装填系数控制在40~50vt%范围内。

9.根据权利要求7所述的方法,其特征在于,步骤三中,再生塔(6)中液体装填系数控制在40~50vt%范围内。

10.根据权利要求7所述的方法,其特征在于,步骤四中,鼓气塔(8)内液体装填系数控制在30~40vt%范围内。

一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于环保领域,具体涉及一种利用微通道混合装置脱除沼气中CO₂的装置及方法。

背景技术

[0002] 沼气发酵是利用低劣废弃生物质生产生物能源的有效手段。但是沼气中CO₂含量较高(30~50%),因此不能完全替代天然气,其使用范围受到很大限制。为了提高沼气的品质,必须脱除沼气中的CO₂,使其含量≤3%(体积比),提升燃气品质。目前常用的沼气脱碳方法主要包括:变压吸附分离法、膜分离法、醇胺吸收法、高压水洗法等。变压吸附分离法的装置较为复杂、投资成本较高,而脱碳过程中的甲烷收率还有待提高。膜分离利用聚酰亚胺膜的渗透速率差异实现CO₂脱除,但是该法对原料气的质量要求较高,需要经过多级预处理,设备投资高且膜寿命较短,导致该法的脱碳成本较高。胺醇吸收法(化学吸收法)通过弱碱性醇胺溶剂吸收CO₂,但加热解吸能耗高,存在溶剂损耗和金属腐蚀,目前已很少用于沼气脱碳净化。同以上几种方法相比,高压水洗法是利用提升系统压力来增加水对CO₂的吸收能力,该法工艺简单,是一种环境友好的脱碳工艺。但是由于水洗塔中的气液传质效率较低,因此气水比仅为3:1~5:1,导致循环水用量高,运行能耗增加,因此亟待提高过程效率。

发明内容

[0003] 本发明所要解决的技术问题是针对现有技术的不足,利用微通道混合装置提高水对沼气脱碳过程的传质效率,从而高效脱除沼气中CO₂。

[0004] 为了达到上述发明目的,本发明采取的技术方案如下:

[0005] 一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置,包括微通道混合器、气水分离塔、气体脱水器、减压阀、第一换热器、再生塔、第二换热器、鼓气塔以及第三换热器;

[0006] 其中,所述的微通道混合器设有沼气进料口和加压水进料口,微通道混合器的出料口与气水分离塔连接,将沼气与加压水混合的气水混合物导入气水分离塔中;

[0007] 所述气水分离塔顶部通过气体排出管路连接外部的甲烷气储罐,气体脱水器位于所述的气体排出管路上;气水分离塔底部通过排水管连接第一换热器,减压阀位于所述的排水管上;

[0008] 所述第一换热器的出料口与再生塔连接,将气水分离塔内的吸收水升温后导入再生塔内;

[0009] 所述再生塔的顶部通过气体排出管路连接外部的CO₂收集罐,底部通过排水管依次连接第二换热器和鼓气塔,将再生塔中的再生水降温后送入鼓气塔内;

[0010] 所述鼓气塔底部侧面设有空气进气口,顶部侧面设有废气排气口,将空气鼓入鼓气塔内与再生水进行接触;

[0011] 所述鼓气塔的底部通过排水管连接第三换热器,将鼓气塔内排出的再生水降至常温后回收循环利用。

[0012] 具体地,所述的微通道混合器材质为不锈钢,其微通道结构为交叉指型、T型、Y型、心型或柱型,微通道横截面宽为40~200 μm ,高度为40~1000 μm ;微通道混合器外壁可以配有冷却装置,用于控制装置内的温度。

[0013] 所述的气水分离塔高径比为8:1~10:1,气水混合物由塔顶部侧面的塔壁引入塔内。

[0014] 所述的气体脱水器为吸附式脱水器,吸附剂为硅胶、氧化铝、分子筛中的一种或多种。

[0015] 所述的再生塔高径比为8:1~10:1,吸收水由塔顶部侧面通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋。

[0016] 所述的鼓气塔高径比为4:1~5:1,再生水由塔顶部通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋。

[0017] 本发明还提供上述装置对沼气进行加压水吸收脱碳的方法,包括如下步骤:

[0018] 步骤一:将已经过脱硫处理的沼气与水分别增压至0.8~1.5Mpa,然后分别通入微通道混合器中保持在5~25 $^{\circ}\text{C}$ 下进行混合,得到气水混合物;

[0019] 步骤二:将步骤一得到的气水混合物导入气水分离塔中,气水分离温度保持10~20 $^{\circ}\text{C}$,从气水混合物中溢出的净化气,经由水分离塔顶部的气体排出管路排出,脱水后收集于甲烷气储罐内;调节减压阀,将压力降至0.11~0.12Mpa,使得吸收水经由水分离塔底部的排水管进入第一换热器并升温至37~40 $^{\circ}\text{C}$,然后送至再生塔内;

[0020] 步骤三:控制再生塔内温度为37~40 $^{\circ}\text{C}$,吸收水由塔顶部侧面通过泵送至塔内,经过液体分布器自上而下喷淋,从吸收水中溢出的 CO_2 经由再生塔顶部的气体排出管路排出并存储于 CO_2 收集罐中;再生塔内的再生水经由塔底的排水管进入第二换热器并温降至27~30 $^{\circ}\text{C}$,然后送至鼓气塔内;

[0021] 步骤四:再生水由塔顶部侧面通过泵送至鼓气塔内,经过液体分布器自上而下喷淋,通过鼓入空气,除去水中残留的 CO_2 ,并通过顶部侧面废气排气口排出;鼓气塔的再生水经由塔底的排水管进入第三换热器并温降至常温并回收循环利用。

[0022] 优选地,步骤一中,所述的水为符合GB5749-2006的自来水;所述的沼气中 CO_2 含量(体积分数)为20~50%。

[0023] 步骤二中,通过调节底部的排水速度,将气水分离塔中液体装填系数控制在40~50vt%范围内。

[0024] 步骤三中,通过调节底部的排水速度,将再生塔中液体装填系数控制在40~50vt%范围内。

[0025] 步骤四中,通过调节底部的排水速度,将鼓气塔内液体装填系数控制在30~40vt%范围内。

[0026] 微通道混合器是一种微化工设备,其内部单元结构宽度的平均尺寸在微米级,在极小的设备内部含有大量直径在1000 μm 以下的流体通道,增加了比表面积,形成厚度极小的流体薄层。在微通道内,流体以层流为主,传质过程以分子间扩散为主,传质阻力远远低于常规塔器。利用微通道装置极高的界面面积,使 CO_2 和溶剂均呈微型气泡或液滴分散在整

个吸收液中,形成气液混合的乳化状态,有利于气液两相充分接触,强化气液传质过程。同时,微通道混合器中每个通道都是独立的混合器,其放大过程即是通道数目的叠加。可见,微通道混合器可以实现气-液吸收设备的小型化,通过提高水对CO₂的吸收效率,大幅降低循环水用量和相关能耗,有利于降低沼气净化的运行成本,并提升操作安全性。因此,将微通道混合器应用于沼气脱碳,有利于降低沼气净化的场地要求和运行成本,对推动生物能源生产和保护环境具有重要价值。

[0027] 有益效果:

[0028] 本发明通过微通道混合器,在中低压下显著提高了水对沼气脱碳过程的传质效率,与现有高压水洗脱碳技术相比,气液比可以从4:1~6:1增加到20:1~30:1,由于用水量减少了70~80%,使动力消耗及再生能耗大幅降低。混合器的体积小,仅为相同处理能力塔器的几分之一,连续操作便于管理,安全性提高。经过本装置脱碳净化处理后,获得的生物甲烷气中CO₂含量符合《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求(CO₂≤3%),可用于生产车用燃料。

附图说明

[0029] 下面结合附图和具体实施方式对本发明做更进一步的具体说明,本发明的上述和/或其他方面的优点将会变得更加清楚。

[0030] 图1为该脱碳装置的整体结构示意图。

[0031] 其中,1微通道混合器、2气水分离塔、3气体脱水器、4减压阀、5第一换热器、6再生塔、7第二换热器、8鼓气塔、9第三换热器。

具体实施方式

[0032] 根据下述实施例,可以更好地理解本发明。

[0033] 说明书附图所绘示的结构、比例、大小等,均仅用以配合说明书所揭示的内容,以供熟悉此技术的人士了解与阅读,并非用以限定本发明可实施的限定条件,故不具技术上的实质意义,任何结构的修饰、比例关系的改变或大小的调整,在不影响本发明所能产生的功效及所能达成的目的下,均应仍落在本发明所揭示的技术内容所能涵盖的范围内。同时,本说明书中所引用的如“上”、“下”、“前”、“后”、“中间”等用语,亦仅为便于叙述的明了,而非用以限定本发明可实施的范围,其相对关系的改变或调整,在无实质变更技术内容下,当亦视为本发明可实施的范畴。

[0034] 以下实施例采用如图1所示的装置对沼气进行加压水吸收脱碳。该装置包括微通道混合器1、气水分离塔2、气体脱水器3、减压阀4、第一换热器5、再生塔6、第二换热器7、鼓气塔8以及第三换热器9。

[0035] 其中,所述的微通道混合器1设有沼气进料口和加压水进料口,微通道混合器1的出料口与气水分离塔2连接,将沼气与加压水混合的气水混合物导入气水分离塔2中;所述气水分离塔2顶部通过气体排出管路连接外部的甲烷气储罐,气体脱水器3位于所述的气体排出管路上;气水分离塔2底部通过排水管连接第一换热器5,减压阀4位于所述的排水管上;所述第一换热器5的出料口与再生塔6连接,将气水分离塔2内的吸收水升温后导入再生塔6内;所述再生塔6的顶部通过气体排出管路连接外部的CO₂收集罐,底部通过排水管依次

连接第二换热器7和鼓气塔8,将再生塔6中的再生水降温后送入鼓气塔8内;所述鼓气塔8底部侧面设有空气进气口,顶部侧面设有废气排气口,将空气鼓入鼓气塔8内与再生水进行接触;所述鼓气塔8的底部通过排水管连接第三换热器9,将鼓气塔8内排出的再生水降至常温后回收循环利用。

[0036] 实施例1

[0037] 本实施例中,以CO₂含量达45%的沼气(甲烷含量51%)为净化处理对象,分别以水洗塔和微通道混合装置进行沼气脱碳性能的比较,具体脱碳处理按以下工艺条件进行。

[0038] (1) 沼气采用水洗塔脱碳,水洗塔高径比为8:1,容积为500mL,脱碳的操作压力为1.2Mpa,进气流速为150mL/min,进水流速为30mL/min,气水比为5:1,脱碳温度为20℃,连续处理40L沼气。

[0039] (2) 沼气采用交叉指型微通道混合器(微通道的横截面特征尺寸的宽(W)为50μm,高度(H)为150μm,设备体积为4.5cm³进行脱碳,进气流速为150mL/min,进水流速为5mL/min,气水比为30:1,其它条件与(1)相同。

[0040] 该例中两种脱碳方法中使用相同的气水分离塔(高径比8:1,容积500mL,分离温度20℃)、再生塔(高径比8:1,容积500mL,再生温度40℃)及鼓气塔(高径比4:1,容积200mL),操作工艺均相同。结果如表1所示。

[0041] 表1

[0042]

脱碳装置	水洗塔	微通道混合器
生物甲烷气中平均CO ₂ 含量(%)	4.3	1.1
甲烷损失率(%)	0.7	0.5
CO ₂ 脱除率(%)	95.16	98.76

[0043] 可见采用微通道混合器,沼气中CO₂脱除率由95.16%提高至98.76%,生物甲烷气中平均CO₂含量≤1.5%,达到《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求,甲烷损失率≤1%。而处理同样体积沼气所需要的用水量减少了83.3%。

[0044] 实施例2

[0045] 本实施例中,以CO₂含量达40%的沼气(甲烷含量55%)为净化处理对象,分别以水洗塔和微通道混合装置进行沼气脱碳性能的比较,具体脱碳处理按以下工艺条件进行。

[0046] (1) 沼气采用水洗塔脱碳,水洗塔高径比为10:1,容积为500mL,脱碳的操作压力为1.5Mpa,进气流速为180mL/min,进水流速为30mL/min,气水比为6:1,脱碳温度为15℃,连续处理20L沼气。

[0047] (2) 沼气采用Y型微通道混合器(微通道的横截面特征尺寸的宽(W)为200μm,高度(H)为100μm,设备体积为6cm³)进行脱碳,进气流速为180mL/min,进水流速为9mL/min,气水比为20:1,其它条件与(1)相同。

[0048] 该例中两种脱碳方法中使用相同的气水分离塔(高径比10:1,容积500mL,分离温度15℃)、再生塔(高径比10:1,容积500mL,再生温度37℃)及鼓气塔(高径比5:1,容积200mL),操作工艺均相同。结果如表2所示。

[0049] 表2

[0050]

脱碳装置	水洗塔	微通道混合器
生物甲烷气中平均CO ₂ 含量 (%)	5.1	1.8
甲烷损失率 (%)	0.75	0.33
CO ₂ 脱除率 (%)	93.04	97.53

[0051] 可见采用微通道混合器,沼气中CO₂脱除率由93.04%提高至97.53%,生物甲烷气中平均CO₂含量≤2%,达到《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求,甲烷损失率≤0.5%,而处理同样体积沼气所需要的用水量减少了70%。

[0052] 实施例3

[0053] 本实施例中,以CO₂含量达38%的沼气(甲烷含量60%)为净化处理对象,分别以水洗塔和微通道混合装置进行沼气脱碳性能的比较,具体脱碳处理按以下工艺条件进行。

[0054] (1) 沼气采用水洗塔脱碳,水洗塔高径比为9:1,容积为300mL,脱碳的操作压力为1.1Mpa,进气流速为160mL/min,进水流速为40mL/min,气水比为4:1,脱碳温度为10℃,连续处理30L沼气。

[0055] (2) 沼气采用心型微通道混合器(微通道的横截面特征尺寸的宽(W)为60μm,高度(H)为60μm,设备体积为5cm³)进行脱碳,进气流速为160mL/min,进水流速为6.4mL/min,气水比为25:1,其它条件与(1)相同。

[0056] 该例中两种脱碳方法中使用相同的气水分离塔(高径比10:1,容积300mL,分离温度10℃)、再生塔(高径比10:1,容积300mL,再生温度40℃)及鼓气塔(高径比4:1,容积200mL),操作工艺均相同。结果如表3所示。

[0057] 表3

脱碳装置	水洗塔	微通道混合器
[0058] 生物甲烷气中平均CO ₂ 含量 (%)	2.2	0.7
甲烷损失率 (%)	1.33	0.26
CO ₂ 脱除率 (%)	96.57	98.9

[0059] 可见采用微通道混合器,沼气中CO₂脱除率由96.57%提高至98.9%,生物甲烷气中平均CO₂含量≤1%,达到《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求,甲烷损失率≤1%,而处理同样体积沼气所需要的用水量减少了84%。

[0060] 实施例4

[0061] 本实施例中,以CO₂含量达43%的沼气(甲烷含量55%)为净化处理对象,分别以水洗塔和微通道混合装置进行沼气脱碳性能的比较,具体脱碳处理按以下工艺条件进行。

[0062] (1) 沼气采用水洗塔脱碳,水洗塔高径比为8:1,容积为200mL,脱碳的操作压力为0.8Mpa,进气流速为150mL/min,进水流速为30mL/min,气水比为5:1,脱碳温度为10℃,连续处理15L沼气。

[0063] (2) 沼气采用T型微通道混合器(微通道的横截面特征尺寸的宽(W)为200μm,高度(H)为800μm,设备体积为10cm³)进行脱碳,进气流速为150mL/min,进水流速为5mL/min,气

水比为30:1,其它条件与(1)相同。

[0064] 该例中两种脱碳方法中使用相同的气水分离塔(高径比8:1,容积200mL,分离温度10℃)、再生塔(高径比9:1,容积200mL,再生温度37℃)及鼓气塔(高径比4:1,容积200mL),操作工艺均相同。结果如表4所示。

[0065] 表4

	脱碳装置	水洗塔	微通道混合器
[0066]	生物甲烷气中平均CO ₂ 含量 (%)	2.0	1.5
	甲烷损失率 (%)	0.31	0.32
	CO ₂ 脱除率 (%)	97.45	98.09

[0067] 可见采用微通道混合器,沼气中CO₂脱除率由97.45%提高至98.09%,生物甲烷气中平均CO₂含量≤2%,达到《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求,甲烷损失率≤0.5%,而处理同样体积沼气所需要的用水量减少了83.3%。

[0068] 实施例5

[0069] 本实施例中,以CO₂含量达30%的沼气(甲烷含量65%)为净化处理对象,分别以水洗塔和微通道混合装置进行沼气脱碳性能的比较,具体脱碳处理按以下工艺条件进行。

[0070] (1) 沼气采用水洗塔脱碳,水洗塔高径比为10:1,容积为200mL,脱碳的操作压力为1.0Mpa,进气流速为200mL/min,进水流速为50mL/min,气水比为4:1,脱碳温度为15℃,连续处理25L沼气。

[0071] (2) 沼气采用柱型微通道混合器(微通道的横截面特征尺寸的宽(W)为100μm,高度(H)为1000μm,设备体积为10cm³)进行脱碳,进气流速为200mL/min,进水流速为10mL/min,气水比为20:1,其它条件与(1)相同。

[0072] 该例中两种脱碳方法中使用相同的气水分离塔(高径比8:1,容积200mL,分离温度15℃)、再生塔(高径比8:1,容积200mL,再生温度40℃)及鼓气塔(高径比4:1,容积200mL),操作工艺均相同。结果如表5所示。

[0073] 表5

	脱碳装置	水洗塔	微通道混合器
[0074]	生物甲烷气中平均CO ₂ 含量 (%)	2.3	0.9
	甲烷损失率 (%)	0.65	0.22
	CO ₂ 脱除率 (%)	95.05	98.05

[0075] 可见采用微通道混合器,沼气中CO₂脱除率由97.45%提高至98.09%,生物甲烷气中平均CO₂含量≤2%,达到《天然气》(GB17820-2012)中二类气的质量要求,甲烷损失率≤0.5%,而处理同样体积沼气所需要的用水量减少了83.3%。

[0076] 本发明提供了一种利用微通道混合装置对沼气进行加压水吸收脱碳的装置及方法的思路及方法,具体实现该技术方案的方法和途径很多,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,在不脱离本发明原理的前提下,还可以做出若干改进和润饰,这些改进和润饰也应视为本发明的保护范围。本实施例中未明确的各组成部分均可用现有技术加以实现。

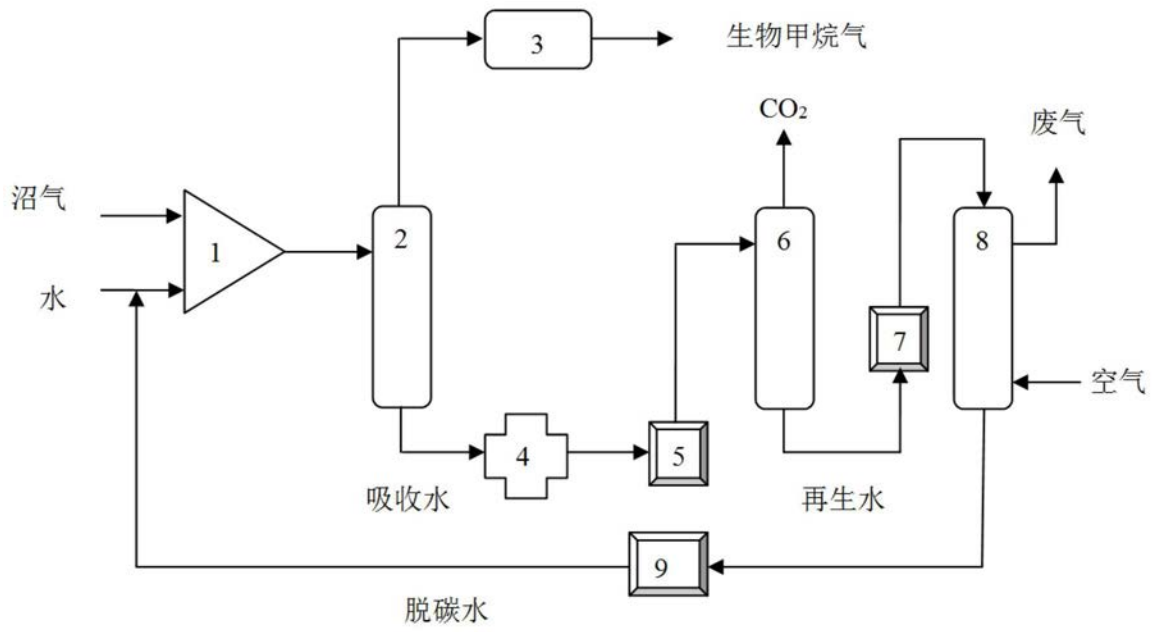


图1