

(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 101254388 B

(45) 授权公告日 2010.08.04

(21) 申请号 200810103322.3

审查员 张庆慧

(22) 申请日 2008.04.03

(73) 专利权人 清华大学

地址 100084 北京市 100084 信箱 82 分箱清华大学专利办公室

(72) 发明人 费维扬 汤志刚 陈健 骆广生 余立新 朱兵

(51) Int. Cl.

B01D 53/14 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 1028011 C, 1995.03.29, 全文.

WO 2007094675 A1, 2007.08.23, 全文.

艾宁, 李保红等. CO₂ 在碳酸二甲酯溶剂中溶解度的测定. 化工学报 33 3. 2005, 33(3), 第 51-54 页.

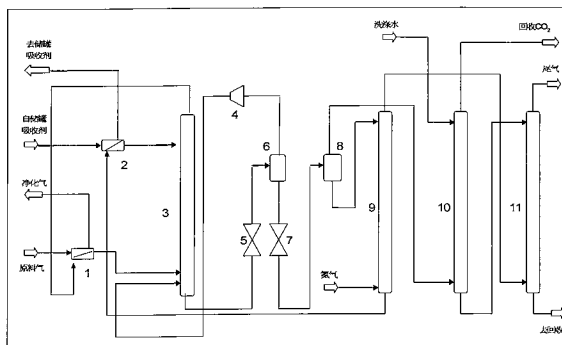
权利要求书 1 页 说明书 8 页 附图 1 页

(54) 发明名称

一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺

(57) 摘要

一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺, 该工艺首先将含有 CO₂ 的原料气经过碳酸二甲酯吸收脱碳, 然后使吸收 CO₂ 后的吸收剂富液经过两级节流膨胀和氮气解吸再生, 节流膨胀产生的 CO₂ 气体经过水洗以及解吸后氮气经过尾气净化排出界区。本发明开发的碳酸二甲酯脱碳工艺与目前工业上成熟应用的碳酸丙烯酯法相比, 能耗可降低 30% 以上, 与聚乙二醇二甲醚法相比, 溶剂价格更低, 聚合损失降低 50% 以上; 与低温甲醇洗工艺相比, 操作温度更加温和, 设备投资降低 30% 以上。本发明的 CO₂ 脱除效率可达到 95% 以上。



1. 一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺,其特征在于该工艺包括如下步骤:

1) 碳酸二甲酯吸收

含有 CO_2 的原料气与从吸收塔 (3) 顶部出来的净化气在第一换热器 (1) 中换热后,从下部进入吸收塔,来自储罐的碳酸二甲酯与来自解吸塔 (9) 底部的吸收剂贫液在第二换热器 (2) 中换热后从吸收塔上部进入吸收塔,原料气与碳酸二甲酯在吸收塔内逆流接触并发生吸收传质;吸收塔温度控制在 $14 \sim 38^\circ\text{C}$,压力控制在 $2800 \sim 3500\text{KPa}$;脱除 CO_2 后的净化气与原料气换热后降温至 $20 \sim 30^\circ\text{C}$ 后排出界区,吸收了 CO_2 的吸收剂富液经过一级节流阀 (5) 和二级节流阀 (7) 膨胀降压;

2) 节流膨胀

吸收剂富液经过一级节流阀 (5) 膨胀降压至 $800 \sim 1000\text{KPa}$,温度降至 $26 \sim 33.5^\circ\text{C}$,然后经过一级气液分离罐 (6) 进行气液分离,汽相经过压缩机 (4) 压缩后返回吸收塔,液相经过二级节流阀 (7) 膨胀,压力降至 $120 \sim 150\text{KPa}$,温度降至 $13.5 \sim 23.5^\circ\text{C}$,然后经过二级气液分离罐 (8) 进行气液分离,气相送入水洗塔 (10) 回收尾气中的碳酸二甲酯,液相送入解吸塔 (9) 再生吸收剂;

3) 氮气解吸

来自二级气液分离罐 (8) 的液相从解吸塔上部送入,与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触,解吸塔温度控制在 $4.0 \sim 14.5^\circ\text{C}$,压力控制在 $101.3 \sim 103.3\text{KPa}$,塔顶解吸气送入尾气净化塔 (11),解吸塔底部流出的吸收剂贫液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 $23.5 \sim 25.5^\circ\text{C}$,然后再送回吸收剂储罐作为吸收剂循环使用;

4) 水洗

来自二级气液分离罐 (8) 的气相从水洗塔 (10) 下部进入水洗塔,与从水洗塔上部加入的洗涤水在塔内逆流接触,水洗塔温度控制在 $22.0 \sim 31.5^\circ\text{C}$,压力控制在 $101.3 \sim 103.3\text{KPa}$;洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯后,气相排出界区,液相进入尾气净化塔;

5) 尾气净化

解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔 (11),与从该塔上部进入的来自水洗塔底部的水洗富液在塔内逆流接触,尾气净化塔温度控制在 $13.5 \sim 25.5^\circ\text{C}$,压力控制在 $101.3 \sim 103.3\text{KPa}$,气相经过水洗进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区,液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯。

一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及一种从中高压气体混合物中,包括合成气、变换气以及 IGCC 气体,吸收脱除 CO₂ 工艺,属化学工程技术领域。

[0002] 背景技术

[0003] 全球气候变暖已经成为毫无争议的事实。温室气体 CO₂ 的排放是造成气候变暖的一个主要因素。如何从富含 CO₂ 的气体混合物中,包括合成气、变换气以及 IGCC 气体中捕集、分离 CO₂ 极为重要。

[0004] 根据不同的应用场合和原料气的压力高低,脱碳方法可分为干法和湿法。干法包括吸附法和膜法,一般适用于 CO₂ 浓度较低场合;湿法可分为化学吸收法和物理吸收法,化学吸收法多用于原料气压力较低场合。

[0005] 本发明所针对的原料气,如合成气、变换气以及 IGCC 气体,含有 30 ~ 50% 的 CO₂, 浓度较高,压力较高,一般大于 2000KPa, 适合采用物理吸收法吸收 CO₂ 气体。

[0006] 目前国内外工业上较为成熟的物理吸收法脱碳工艺有低温甲醇洗法(国外称为 Rectisol 法, CN 94101447.9)、碳酸丙烯酯法(国外称为 Flour 法, CN 91101928) 和聚乙二醇二甲醚法(国外称为 Selexol 法, CN 200710015805)。

[0007] 低温甲醇洗法具有吸收能力大、选择性好、气体净化度高、吸收剂稳定性好的特点,但是存在工艺流程长、设备投资大(需要耐 -30℃ 以下的低温材质)、吸收剂毒性大和需要支付国外高额专利技术等缺点;由于碳酸丙烯酯具有在较高的分压下能有效地吸收 CO₂, 而在较低的压力下可以不需要热量而容易解吸的特点,其工艺流程,尤其是解吸工艺可以得到相当的简化,但是由于吸收容量有限,吸收剂循环量较大,能耗较大;聚乙二醇二甲醚法具有吸收能力强、吸收剂损失小(蒸汽压低)的特点,但是聚乙二醇二甲醚必须通过人工合成,吸收剂成本高,而且该吸收剂分子量较大,在再生过程容易发生聚合而造成损失。

[0008] 发明内容

[0009] 针对现有低温甲醇洗法工艺流程长、设备投资大,碳酸丙烯酯法吸收剂吸收容量小、循环量大,以及聚乙二醇二甲醚法成本高、容易发生聚合损失的不足和缺陷,本发明提供一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺,以进一步简化工艺,降低成本。

[0010] 本发明的技术方案如下:

[0011] 一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺,其特征在于该工艺包括如下步骤:

[0012] 1) 碳酸二甲酯吸收

[0013] 含有 CO₂ 的原料气与从吸收塔顶部出来的净化气在第一换热器中换热后,从下部进入吸收塔,来自储罐的碳酸二甲酯与来自解吸塔底部的吸收剂贫液在第二换热器中换热后从吸收塔上部进入吸收塔,原料气与碳酸二甲酯在吸收塔内逆流接触并发生吸收传质;吸收塔温度控制在 14 ~ 38℃,压力控制在 2800 ~ 3500KPa;脱除 CO₂ 后的净化气与原料气换热后降温至 20 ~ 30℃ 后排出界区,吸收了 CO₂ 的吸收剂富液经过一级节流阀和二级节流阀膨胀降压;

[0014] 2) 节流膨胀

[0015] 吸收剂富液经过一级节流阀膨胀降压至 800 ~ 1000KPa, 温度降至 26 ~ 33.5℃, 然后经过一级气液分离罐进行气液分离, 汽相经过压缩机压缩后返回吸收塔, 液相经过二级节流阀膨胀, 压力降至 120 ~ 150KPa, 温度降至 13.5 ~ 23.5℃, 然后经过二级气液分离罐进行气液分离, 气相送入水洗塔回收尾气中的碳酸二甲酯, 液相送入解吸塔再生吸收剂;

[0016] 3) 氮气解吸

[0017] 来自二级气液分离罐的液相从解吸塔上部送入, 与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触, 解吸塔温度控制在 4.0 ~ 14.5℃, 压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa, 塔顶解吸气送入尾气净化塔 (11), 解吸塔底部流出的吸收剂贫液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 23.5 ~ 25.5℃, 然后再送回吸收剂储罐作为吸收剂循环使用;

[0018] 4) 水洗

[0019] 来自二级气液分离罐 (8) 的气相从水洗塔下部进入水洗塔, 与从水洗塔上部加入的洗涤水在塔内逆流接触, 水洗塔温度控制在 22.0 ~ 31.5℃, 压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa; 洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯后, 气相排出界区, 液相进入尾气净化塔;

[0020] 5) 尾气净化

[0021] 解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔, 与从该塔上部进入的来自水洗塔底部的水洗富液在塔内逆流接触, 尾气净化塔温度控制在 13.5 ~ 25.5℃, 压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa, 气相经过水洗进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区, 液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯。

[0022] 本发明开发的碳酸二甲酯脱碳工艺与目前工业上成熟应用的碳酸丙烯酯法相比, 能耗可降低 30% 以上; 与聚乙二醇二甲醚法相比, 溶剂价格更低, 聚合损失降低 50% 以上; 与低温甲醇洗工艺相比, 操作温度更加温和, 设备投资降低 30% 以上。

[0023] 附图说明

[0024] 图 1 为采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺原则流程图。

[0025] 图中: 1—第一换热器; 2—第二换热器; 3—吸收塔; 4—压缩机; 5—一级节流阀; 6—一级气液分离罐; 7—二级节流阀; 8—二级气液分离罐; 9—解吸塔; 10—水洗塔; 11—尾气净化塔。

[0026] 具体实施方式

[0027] 下面结合附图和实施例对本发明提供的工艺作进一步的说明。

[0028] 本发明提供了一种采用碳酸二甲酯作为吸收剂的脱碳工艺, 包括如下步骤:

[0029] 1) 含有 CO₂ 的原料气与从吸收塔 3 顶部出来的净化气在第一换热器 1 中换热后, 从下部进入吸收塔, 来自储罐的碳酸二甲酯与来自解吸塔 9 底部的吸收剂贫液在第二换热器 2 中换热后从吸收塔上部进入吸收塔, 原料气与碳酸二甲酯在吸收塔内逆流接触并发生吸收传质; 吸收塔温度控制在 14 ~ 38℃, 压力控制在 2800 ~ 3500KPa; 脱除 CO₂ 后的净化气与原料气换热后降温至 20 ~ 30℃ 后排出界区, 吸收了 CO₂ 的吸收剂富液经过一级节流阀 5 和二级节流阀 7 膨胀降压;

[0030] 2) 节流膨胀

[0031] 吸收剂富液经过一级节流阀 5 膨胀降压至 800 ~ 1000KPa, 温度降至 26 ~ 33.5℃,

然后经过一级气液分离罐 6 进行气液分离,汽相经过压缩机 4 压缩后返回吸收塔,液相经过二级节流阀 7 膨胀,压力降至 120 ~ 150KPa,温度降至 13.5 ~ 23.5℃,然后经过二级气液分离罐 8 进行气液分离,气相送入水洗塔 10 回收尾气中的碳酸二甲酯,液相送入解吸塔 9 再生吸收剂;

[0032] 3) 氮气解吸

[0033] 来自二级气液分离罐的液相从解吸塔上部送入,与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触,解吸塔温度控制在 4.0 ~ 14.5℃,压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa,塔顶解吸气送入尾气净化塔 11,解吸塔底部流出的吸收剂贫液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 23.5 ~ 25.5℃,然后再送回吸收剂储罐作为吸收剂循环使用;

[0034] 4) 水洗

[0035] 来自二级气液分离罐 8 的气相从水洗塔 10 下部进入水洗塔,与从水洗塔上部加入的洗涤水在塔内逆流接触,水洗塔温度控制在 22.0 ~ 31.5℃,压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa;洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯后,气相排出界区,液相进入尾气净化塔;

[0036] 5) 尾气净化

[0037] 解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔 11,与从该塔上部进入的来自水洗塔底部的水洗富液在塔内逆流接触,尾气净化塔温度控制在 13.5 ~ 25.5℃,压力控制在 101.3 ~ 103.3KPa,气相经过水洗进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区,液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯。

[0038] 实施例 1:

[0039] 含有 CO₂ 的混合气体,温度 30℃,压力 2800KPa,组成(摩尔分率)如下:

[0040] 1-CO₂ 0.3980

[0041] 2-H₂ 0.5572

[0042] 3-DMCARB 0.0000

[0043] 4-CO 0.0141

[0044] 5-A 6.2000E-03

[0045] 6-METHANE 3.0000E-04

[0046] 7-N₂ 0.0237

[0047] 8-H₂S 5.0000E-04

[0048] 9-H₂O 0.0000

[0049] 与吸收塔塔顶除去 CO₂ 的净化气换热后降至 20℃从下部进入吸收塔,来自吸收剂储罐 30℃的碳酸二甲酯与解吸后循环吸收剂贫液换热后至 15℃后从上部进入吸收塔,两相在塔内逆流接触并发生吸收传质。气相流量 20217.5039KG-MOL/HR,液相流量 53376.3621KG-MOL/HR。吸收塔塔顶温度 14.0℃,压力 2800KPa;塔底温度 29.8℃,压力 2820KPa。脱除 CO₂ 后的净化气与原料气换热后降温至 20℃排出界区,其组成(摩尔分率)如下:

[0050] 1-CO₂ 5.4339E-04

[0051] 2-H₂ 0.9250

[0052] 3-DMCARB 1.5281E-03

[0053] 4-CO 0.0232

[0054]	5-A	0.0101
[0055]	6-METHANE	4.4776E-04
[0056]	7-N2	0.0392
[0057]	8-H2S	1.3205E-10
[0058]	9-H2O	0.0000

[0059] 吸收 CO₂ 的吸收剂富液经过两级节流膨胀降压。

[0060] 一级节流膨胀降压至 1000KPa, 温度降至 26.0℃, 然后经过气液分离。汽相经过压缩后返回吸收塔, 液相进行二级节流膨胀, 压力进一步降至 150KPa, 温度进一步降至 13.5℃, 然后经过气液分离。气相送入水洗塔回收尾气中的碳酸二甲酯, 液相送入解吸塔解吸再生吸收剂。

[0061] 来自二级气液分离罐的液相从解吸塔上部送入, 与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触。解吸气的流量为 9715.3284KG-MOL/HR, 温度 30℃, 压力 103.3KPa。解吸塔顶温度 4.4℃, 压力 101.3KPa; 塔底温度 4℃, 压力 103.3KPa。塔顶解吸气送入尾气净化塔, 解吸塔底部的吸收剂富液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 25.5℃送回吸收剂储罐循环使用。

[0062] 二级气液分离后气相从水洗塔下部进入水洗塔, 与从塔顶加入的洗涤水在塔内逆流接触。洗涤水的流量为 12589.3011KG-MOL/HR, 温度 30℃, 压力 103.3KPa。水洗塔塔顶温度 30.7℃, 压力 101.3KPa; 塔底温度 22.0℃, 压力 103.3KPa。水洗塔洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯, 气相排出界区, 其组成(摩尔分率)如下:

[0063]	1-CO2	0.9519
[0064]	2-H2	1.8863E-03
[0065]	3-DMCARB	5.5202E-15
[0066]	4-CO	4.9806E-04
[0067]	5-A	3.5147E-04
[0068]	6-METHANE	9.0559E-05
[0069]	7-N2	3.7729E-04
[0070]	8-H2S	8.0147E-04
[0071]	9-H2O	0.0441

[0072] 液相进入尾气净化塔。

[0073] 解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔, 与从塔顶进入的水洗塔富液在塔内逆流接触。尾气净化塔塔顶温度 18.7℃, 压力 101.3KPa; 塔底温度 13.5℃, 压力 103.3KPa。尾气经过水洗富液进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区, 组成(摩尔分率)如下:

[0074]	1-CO2	0.1484
[0075]	2-H2	2.6596E-06
[0076]	3-DMCARB	1.6194E-04
[0077]	4-CO	2.7026E-06
[0078]	5-A	2.5429E-06
[0079]	6-METHANE	1.6677E-06
[0080]	7-N2	0.8296

[0081] 8-H₂S 3.8962E-04

[0082] 9-H₂O 0.0214

[0083] 液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯,脱碳效率为96.55%。

[0084] 实施例 2:

[0085] 含有 CO₂ 的混合气体,温度 30℃,压力 3000KPa,组成(摩尔分率)如下:

[0086] 1-CO₂ 0.3980

[0087] 2-H₂ 0.5572

[0088] 3-DMCARB 0.0000

[0089] 4-CO 0.0141

[0090] 5-A 6.2000E-03

[0091] 6-METHANE 3.0000E-04

[0092] 7-N₂ 0.0237

[0093] 8-H₂S 5.0000E-04

[0094] 9-H₂O 0.0000

[0095] 与吸收塔塔顶除去 CO₂ 的净化气换热后降至 24.73℃从下部进入吸收塔,来自吸收剂储罐 30℃的碳酸二甲酯与解吸后循环吸收剂贫液换热后至 20℃后从上部进入吸收塔,两相在塔内逆流接触并发生吸收传质。气相流量 20217.5039 KG-MOL/HR,液相流量 58411.8679KG-MOL/HR。吸收塔塔顶温度 19.8℃,压力 2980KPa;塔底温度 33.2℃,压力 3000KPa。脱除 CO₂ 后的净化气与原料气换热后降温至 25℃排出界区,其组成(摩尔分率)如下:

[0096] 1-CO₂ 5.2290E-04

[0097] 2-H₂ 0.9247

[0098] 3-DMCARB 2.0109E-03

[0099] 4-CO 0.0231

[0100] 5-A 0.0101

[0101] 6-METHANE 4.4186E-04

[0102] 7-N₂ 0.0391

[0103] 8-H₂S 1.4153E-10

[0104] 9-H₂O 0.0000

[0105] 吸收 CO₂ 的吸收剂富液经过两级节流膨胀降压。

[0106] 一级节流膨胀降压至 900KPa,温度降至 29.81℃,然后经过气液分离。汽相经过压缩后返回吸收塔,液相进行二级节流膨胀,压力进一步降至 135KPa,温度进一步降至 17.87℃,然后经过气液分离。气相送入水洗塔回收尾气中的碳酸二甲酯,液相送入解吸塔解吸再生吸收剂。

[0107] 来自二级气液分离罐的液相从解吸塔顶送入,与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触。解吸气的流量为 9715.3284 KG-MOL/HR,温度 30℃,压力 103.3KPa。解吸塔顶温度 9.3℃,压力 101.3KPa;塔底温度 8.3℃,压力 103.3KPa。塔顶解吸气送入尾气净化塔,解吸塔底部的吸收剂富液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 24.82℃送回吸收剂储

罐循环使用。

[0108] 二级气液分离后气相从水洗塔下部进入水洗塔,与从塔顶加入的洗涤水在塔内逆流接触。洗涤水的流量为 12589.3011 KG-MOL/HR,温度 30℃,压力 103.3KPa。水洗塔塔顶温度 30.9℃,压力 101.3KPa;塔底温度 25.0℃,压力 103.3KPa。水洗塔洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯,气相排出界区,其组成(摩尔分率)如下:

[0109]	1-CO2	0.9508
[0110]	2-H2	2.2674E-03
[0111]	3-DMCARB	1.1526E-14
[0112]	4-CO	5.6667E-04
[0113]	5-A	3.8523E-04
[0114]	6-METHANE	1.0011E-04
[0115]	7-N2	4.2714E-04
[0116]	8-H2S	8.1216E-04
[0117]	9-H2O	0.0447

[0118] 液相进入尾气净化塔。

[0119] 解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔,与从塔顶进入的水洗塔富液在塔内逆流接触。尾气净化塔塔顶温度 21.8℃,压力 101.3KPa;塔底温度 18.4℃,压力 103.3KPa。尾气经过水洗富液进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区,组成(摩尔分率)如下:

[0120]	1-CO2	0.1459
[0121]	2-H2	3.5355E-06
[0122]	3-DMCARB	2.6023E-04
[0123]	4-CO	3.2790E-06
[0124]	5-A	2.9117E-06
[0125]	6-METHANE	1.9251E-06
[0126]	7-N2	0.82788
[0127]	8-H2S	3.8347E-04
[0128]	9-H2O	0.0257

[0129] 液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯,脱碳效率为 95.32%。

[0130] 实施例 3:

[0131] 含有 CO₂ 的混合气体,温度 30℃,压力 3500KPa,组成(摩尔分率)如下:

[0132]	1-CO2	0.3980
[0133]	2-H2	0.5572
[0134]	3-DMCARB	0.0000
[0135]	4-CO	0.0141
[0136]	5-A	6.2000E-03
[0137]	6-METHANE	3.0000E-04
[0138]	7-N2	0.0237
[0139]	8-H2S	5.0000E-04

[0140] 9-H₂O 0.0000

[0141] 与吸收塔塔顶除去 CO₂ 的净化气换热后降至 30℃ 从下部进入吸收塔, 来自吸收剂储罐 30℃ 的碳酸二甲酯与解吸后循环吸收剂贫液换热后至 25℃ 后从上部进入吸收塔, 两相在塔内逆流接触并发生吸收传质。气相流量 20217.5039KG-MOL/HR, 液相流量 62943.8232KG-MOL/HR。吸收塔塔顶温度 24.8℃, 压力 3480KPa; 塔底温度 38℃, 压力 3500KPa。脱除 CO₂ 后的净化气与原料气换热后降温至 30℃ 排出界区, 其组成 (摩尔分率) 如下:

[0142] 1-CO₂ 6.0843E-04

[0143] 2-H₂ 0.9240

[0144] 3-DMCARB 2.6163E-03

[0145] 4-CO 0.0231

[0146] 5-A 0.0101

[0147] 6-METHANE 4.4024E-04

[0148] 7-N₂ 0.0391

[0149] 8-H₂S 1.8531E-10

[0150] 9-H₂O 0.0000

[0151] 吸收 CO₂ 的吸收剂富液经过两级节流膨胀降压。

[0152] 一级节流膨胀降压至 800KPa, 温度降至 33.50℃, 然后经过气液分离。汽相经过压缩后返回吸收塔, 液相进行二级节流膨胀, 压力进一步降至 120KPa, 温度进一步降至 23.5℃, 然后经过气液分离。气相送入水洗塔回收尾气中的碳酸二甲酯, 液相送入解吸塔解吸再生吸收剂。

[0153] 来自二级气液分离罐的液相从解吸塔顶送入, 与塔下部通入的氮气在塔内逆流接触。解吸气的流量为 9715.3284 KG-MOL/HR, 温度 30℃, 压力 103.3KPa。解吸塔顶温度 14.5℃, 压力 101.3KPa; 塔底温度 12.4℃, 压力 103.3KPa。塔顶解吸气送入尾气净化塔, 解吸塔底部的吸收剂富液与进入吸收塔的碳酸二甲酯换热后温度升高至 23.5℃ 送回吸收剂储罐循环使用。二级气液分离后气相从水洗塔下部进入水洗塔, 与从塔顶加入的洗涤水在塔内逆流接触。洗涤水的流量为 12589.3011 KG-MOL/HR, 温度 30℃, 压力 103.3KPa。水洗塔塔顶温度 31.5℃, 压力 101.3KPa; 塔底温度 28.3℃, 压力 103.3KPa。水洗塔洗涤水洗去气相中的碳酸二甲酯, 气相排出界区, 其组成 (摩尔分率) 如下:

[0154] 1-CO₂ 0.9496

[0155] 2-H₂ 2.4674E-03

[0156] 3-DMCARB 2.6744E-14

[0157] 4-CO 5.8431E-04

[0158] 5-A 3.8242E-04

[0159] 6-METHANE 1.0160E-04

[0160] 7-N₂ 4.3716E-04

[0161] 8-H₂S 8.2552E-04

[0162] 9-H₂O 0.0456

[0163] 液相进入尾气净化塔。

[0164] 解吸塔顶的气相从尾气净化塔的下部进入尾气净化塔,与从塔顶进入的水洗塔富液在塔内逆流接触。尾气净化塔塔顶温度 25.5℃,压力 101.3KPa;塔底温度 23.3℃,压力 103.3KPa。尾气经过水洗富液进一步脱去碳酸二甲酯后排出界区,组成(摩尔分率)如下:

[0165]	1-CO ₂	0.1418
[0166]	2-H ₂	4.2004E-06
[0167]	3-DMCARB	4.2404E-04
[0168]	4-CO	3.5599E-06
[0169]	5-A	2.9815E-06
[0170]	6-METHANE	2.0143E-06
[0171]	7-N ₂	0.8258
[0172]	8-H ₂ S	3.7428E-04
[0173]	9-H ₂ O	0.0315

[0174] 液相送出界区后经过后续分离过程分离回收水洗液中的碳酸二甲酯,脱碳效率为 95.08%。

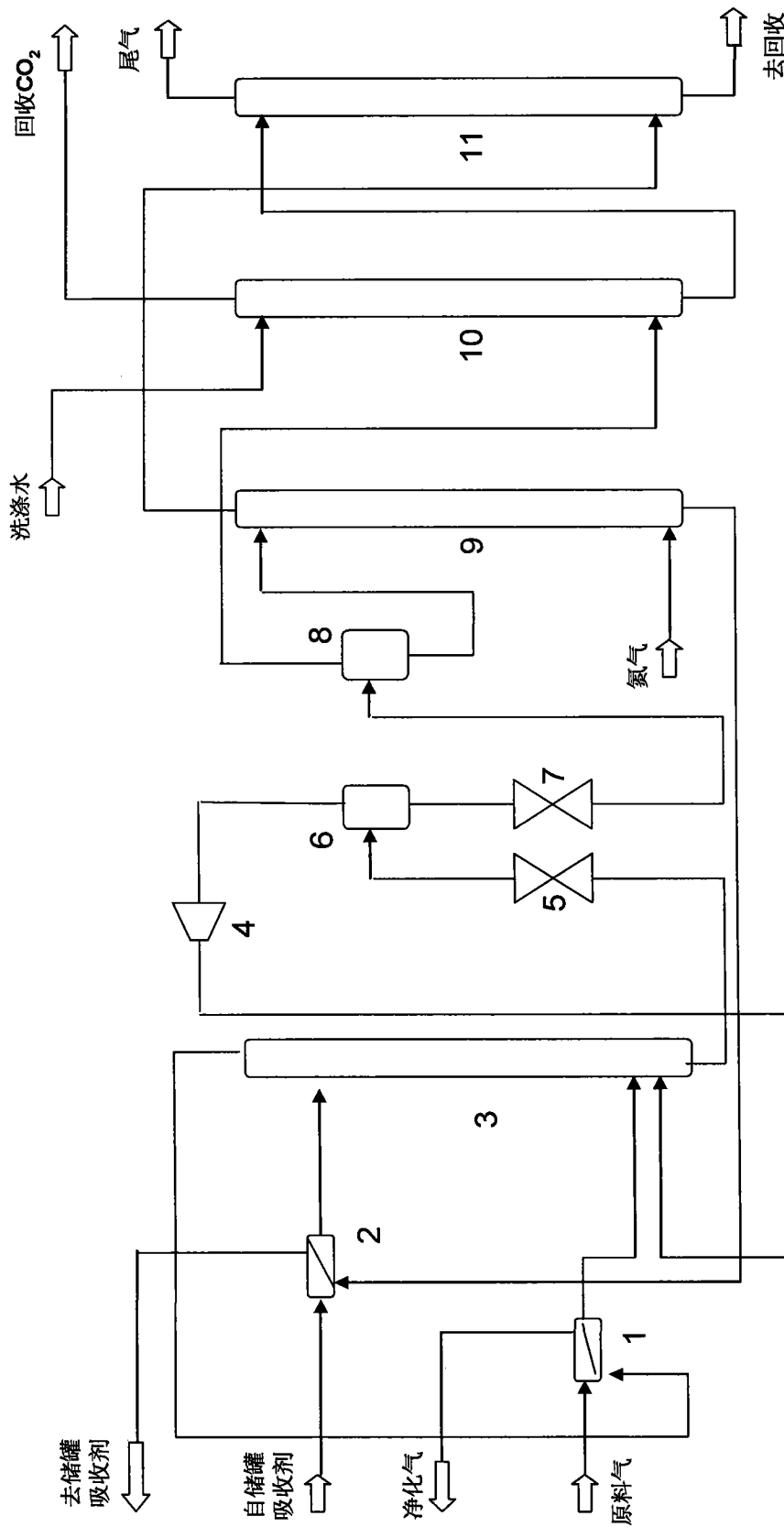


图 1