



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103523749 A

(43) 申请公布日 2014. 01. 22

(21) 申请号 201310483427. 7

(22) 申请日 2013. 10. 16

(71) 申请人 西南化工研究设计院有限公司

地址 610225 四川省成都市高新区高朋大道
5号

(72) 发明人 陈耀壮 毛震波 谭平华 李洁
蒋贵仲

(74) 专利代理机构 成都九鼎天元知识产权代理
有限公司 51214

代理人 吴彦峰

(51) Int. Cl.

C01B 3/00(2006. 01)

C01B 3/16(2006. 01)

C01B 3/50(2006. 01)

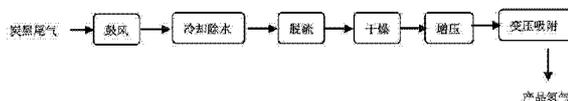
权利要求书1页 说明书7页 附图1页

(54) 发明名称

一种利用炭黑尾气制氢的工艺

(57) 摘要

本发明公开一种利用炭黑尾气制氢的工艺, 将炭黑尾气鼓风、冷却除水、脱硫、干燥、再进行增压、变压吸附分离即得氢气。本发明的有益效果: (1) 首次提出能工业规模化的炭黑尾气提纯氢气的工艺, 将目前大量排入大气的炭黑尾气制成氢气产品, 装置运行稳定, 可靠性高、热量利用率高, 达到工业排放气回收利用、节能减排、变废为宝的效果; (2) 利用炭黑厂生产过程中的高温放热, 综合考虑本工艺的用热及变换放出的热量, 通过对整个工艺流程的合理设计, 可实现各个操作单元热量的综合利用, 无需外界补充热源, 可节约能量; (3) 利用炭黑尾气原有的 H_2S 和水蒸气, 直接进行耐硫变换, 工艺流程简单; (4) 可生产高纯度的氢气产品作为化工所需的氢源。



1. 一种利用炭黑尾气制氢的工艺,其特征在于,将原料炭黑尾气经鼓风、冷却除水、脱硫、干燥、再增压后进行变压吸附分离即可制得氢气。

2. 如权利要求1所述的一种制氢的工艺,其特征在于,将原料炭黑尾气经鼓风、除尘、CO变换、冷却除水、脱硫、干燥、增压后进行变压吸附分离即可制得氢气。

3. 如权利要求1或2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述冷却采用换热器水冷或循环水直接冷激。

4. 如权利要求2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述除尘采用陶瓷过滤器过滤除尘或者采用布袋除尘器除尘,所述布袋除尘器优选多台并联的布袋除尘器。

5. 如权利要求1或2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述脱硫采用湿法脱硫或干法脱硫。

6. 如权利要求5所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述湿法脱硫采用低温甲醇洗涤法、聚乙二醇二甲醚法或者酞氰钴磺酸盐金属有机化合物脱硫法中的一种,所述干法脱硫采用铁锰矿脱硫或者氧化铁脱硫或者氧化锌脱硫中的一种。

7. 如权利要求1或2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,经脱硫后的炭黑尾气进入干燥器进行干燥,将水脱至100ppm以下,干燥采用固体吸附干燥法,干燥剂优选分子筛、氧化铝或者硅胶。

8. 如权利要求1或2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述干燥后的炭黑尾气增压至0.5-1.0MPa后进入变压吸附装置进行变压吸附提氢,所述变压吸附装置由多台吸附器组成。

9. 如权利要求2所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述CO变换采用耐硫变换工艺,变换反应器的进气温度200℃-250℃,变换反应为放热反应,利用变换后的气体预热变换原料进气,或将变换后的高温气体用作其它用途,初始的炭黑尾气进气利用炭黑厂原有的高温气换热来进行加热。

10. 如权利要求9所述的一种制氢的工艺,其特征在于,所述变换分级进料多级变换的方式实现。

一种利用炭黑尾气制氢的工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及制氢工艺,尤其涉及一种利用炭黑尾气制氢的工艺。

背景技术

[0002] 炭黑是气态或液态的碳氢化合物在空气不足的条件下进行不完全燃烧或热裂分解所生成的无定形碳,为疏松、质轻而极细的黑色粉末物质,具有高度分散性,不溶于各种溶剂,相对密度 1.8 ~ 2.1。其成分主要是元素碳,并含有少量氧、氢和硫以及其他杂质和水分等,其微晶具有准石墨结构。

[0003] 炭黑主要用作橡胶的补强剂和填料,橡胶用炭黑占炭黑总量的 90%,其中约 70% 用于轮胎制造,约 80% 的炭黑消耗量用于汽车工业。此外,也用作油墨的着色剂以及塑料制品的紫外光屏蔽剂。在许多其他制品,如电极、干电池、电阻器、炸药、化妆品及抛光膏中,炭黑也是重要的助剂。

[0004] 2012 年全球炭黑需求量达到 1160 万 t,预计未来 5 年内世界炭黑产量会逐年递增 4.6%。中国 2012 年炭黑产量达到 376 万吨,需求量约 385 万吨,比 2011 年增长 68 万吨,增速达 21%。2012-2015 年国内炭黑产量复合增速在 11% 左右,2015 年有望达到 540 万吨。

[0005] 炭黑的生产方法中技术较成熟的有槽法、炉法及热解法。其中油炉法收率最高、能耗最少,其产量占炭黑总产量的 95% 以上。油炉法炭黑原料油分为三类:炼油厂副产的催化裂化澄清油、乙烯焦油和煤焦油。欧洲和美国炭黑原料油以澄清油为主,我国炭黑原料以煤焦油和乙烯焦油为主。

[0006] 油炉法炭黑生产流程为:脱水后的燃料油经油泵升压,在蒸汽夹套油管内升温到 110 ~ 130°C,再经油嘴雾化喷射到反应炉内。冷空气经孔板流量计进入空气预热器加热到 350 ~ 400°C 进入喷燃器与油雾充分混合后进入反应炉内。在燃料油的加热下,反应炉温度维持在 1300 ~ 1600°C。原料油在此高温下裂解生成炭黑和含有 CO₂、H₂O、N₂、过剩 O₂ 以及少量 NO_x、SO_x 和 H₂S 等 1700°C 左右的高温烟气。烟气离开反应炉后,立即喷入水急冷至 900 ~ 1000°C,以终止反应。急冷后的烟气再经两级废热锅炉冷却至 600 ~ 650°C,随后进入列管式冷却器,使烟气冷却至 450 ~ 550°C,进入三级空气预热器,烟气与空气逆向流动,烟气温度降到 200 ~ 250°C,送入三级旋风分离器,分离出大部分炭黑,尾气经风冷器冷却至 80 ~ 140°C 后进入脉冲袋滤器中。经过滤后尾气由抽风机抽吸至烟囱排放。由旋风分离器和脉冲袋滤器中收集的炭黑,由气力输送系统送入湿法造粒机中。湿的粒状炭黑在回转式干燥器中干燥,然后送入贮罐,以散装或袋装方式运输。

[0007] 油炉法每生产 1 吨炭黑,产生 3500m³ 含尘尾气。按我国 2012 年炭黑产量 376 万吨计,炭黑尾气超过 130 亿 m³。目前炭黑企业对炭黑尾气都未进行处理,其利用主要是回收其中的高温热量,大量的尾气直接排入大气中,造成严重的环境污染。

[0008] 中国发明专利申请 102120120A 公开了一种炭黑尾气的处理方法。用水对炭黑尾气进行洗涤,除去水汽和部分 H₂S 气体,再经活性氧化铝干燥后,用活性炭或碳分子筛采用变温吸附装置脱除 H₂S 和 SO₂,再通过变压吸附提纯得到浓度 99% 的 N₂,剩余的废气供燃烧

使用。

[0009] 截止到目前为止,国内还无炭黑尾气提取或制备高纯度氢气的报道和使用。

发明内容

[0010] 本发明的目的是提供一种利用炭黑尾气制氢的工艺。

[0011] 本发明采用以下技术方案:

一种利用炭黑尾气制氢的工艺,原料炭黑尾气经鼓风、冷却除水、脱硫、干燥、再进行增压后进行变压吸附分离即可制得氢气。

[0012] 首先,为克服后续系统阻力,利用鼓风机将炭黑尾气增压至 50-80kpa 后,进行冷却,将温度降至常温并分离出游离水,冷却可以采用常用的换热器水冷,也可采用循环水直接冷激。

[0013] 由于炭黑尾气中水含量高,优选循环水直接冷激。

[0014] 冷却后炭黑尾气中的粉尘进入循环水中,经沉降后循环水可重复使用。

[0015] 除水后的炭黑尾气进入脱硫系统进行脱硫。脱硫优选采用目前工业上常用的湿法脱硫,也可采用干法脱硫。

[0016] 湿法脱硫优选采用低温甲醇洗涤法、NHD(聚乙二醇二甲醚)法或者 PDS 栲胶(酞氰钴磺酸盐金属有机化合物)脱硫法,这些脱硫方法均为目前工业上常用的湿法脱硫法,在采用上述方法脱硫的同时,CO₂ 也一并被脱除。干法脱硫法可选用铁锰矿脱硫、氧化铁或者氧化锌脱硫。由于炭黑尾气中含有 SO₂ 和 SO₃,优选湿法脱硫。

[0017] 经脱硫后的炭黑尾气进入干燥器,将水脱至 100ppm 以下,干燥采用目前工业上常用固体吸附干燥法,干燥剂优选分子筛、氧化铝或者硅胶。

[0018] 干燥后的炭黑尾气进入变压吸附装置进行变压吸附提氢,变压吸附由多台吸附器和一系列程序控制阀门组成,即利用吸附剂对吸附质在不同分压下有不同吸附容量,在加压的情况下吸附,用减压(抽真空)或常压解吸而分离气体的方法。在变压吸附提浓 H₂ 过程中, H₂ 作为最不易被吸附的组分最先穿透吸附床而被收集,通过程序控制即可得到浓度大于 99% 的高纯度氢气。

[0019] 炭黑尾气中含有约 10% 的 CO,同时含有大量的水蒸气,为提高氢气产量,本发明工艺还引入 CO 变换步骤来进行制氢。

[0020] 作为一种利用炭黑尾气制氢的优选工艺,将原料炭黑尾气经鼓风、除尘、CO 变换后、冷却除水、脱硫、干燥、增压后进入变压吸附系统分离即可制得氢气。

[0021] 除尘优选采用陶瓷过滤器过滤除尘或者采用布袋除尘,具体地说,炭黑尾气经陶瓷过滤器后,气体含尘量可降至 5 ~ 10mg/Nm³,陶瓷过滤器过滤与反吹交替进行,炭黑尾气的温度对陶瓷过滤器的工作温度无影响;布袋除尘器除尘是指炭黑尾气进入多台并联的布袋除尘器,除尘后的炉气含尘量可降到 50mg/Nm³ 以下。

[0022] 经除尘的炭黑尾气,进入 CO 变换反应器,进行变换反应,变换反应是指在催化剂作用下,CO 与水蒸气反应生成 CO₂ 和 H₂,炭黑尾气中水蒸气的量相对其中含有的 CO 量是足够的,无需补充水,变换后的炭黑尾气中 H₂ 含量大大增加,经提纯可得到更多的 H₂ 产品。变化反应方程式为:



CO变换是煤化工生产中的关键环节,是合成氨、甲醇及制氢工艺中重要的工艺过程。通过CO变换,在消耗CO的同时转换成有效气体 H_2 。

[0023] 上述变换采用本领域熟知的耐硫变换工艺,炭黑尾气中含有 $250 \sim 800\text{mg}/\text{m}^3$ 的 H_2S ,此含量正好用于耐硫变换,无需补硫,变换反应器的进气温度 $200^\circ\text{C} - 250^\circ\text{C}$,变换反应为放热反应,可利用变换后的气体预热变换原料进气,也可将变换后的高温气体用作其它用途,初始的炭黑尾气进气可以利用炭黑厂原有的高温气换热来进行加热。当变换处理气量大,致使反应床层温度高于催化剂允许温度时,可采用分级进料多级变换的方式实现。对于分级进料多级变换,是本领域成熟的技术,容易实现。

[0024] 经变换后的炭黑尾气经冷却,温度降至常温并除水后进入脱硫系统脱硫、干燥器进行干燥然后进入变压吸附装置进行变压吸附提氢得到浓度大于99%以上的氢气,这些步骤与工艺与上述相同。

[0025] 本发明的有益效果:

(1) 首次提出能工业规模化的炭黑尾气提纯氢气的工艺,可将目前大量排入大气的炭黑尾气制成氢气产品,装置运行稳定,可靠性高、达到工业排放气回收利用、节能减排、变废为宝的效果;

(2) 利用炭黑厂生产过程中的高温放热,综合考虑本工艺的用热及变换放出的热量,通过对整个工艺流程的合理设计,可实现各个操作单元热量的综合利用,无需外界补充热源,可节约能量。具体地说,反应开始阶段,利用炭黑厂高温气体加热原料进气,反应启动后,利用出变换反应器的高温混合气体预热原料进气,剩余的热量用来加热湿法脱硫的富液再生,或者加热干法脱硫进气温度,进一步回收热量。

[0026] (3) 采用本工艺,利用炭黑尾气原有的 H_2S 和水蒸气,直接进行耐硫变换,工艺流程简单;

(4) 炭黑尾气经本工艺技术后,可生产高纯度的氢气产品,作为化工所需的氢源。

附图说明

[0027] 本发明将通过例子并参照附图的方式说明,其中:

图1是本发明实施例1的工艺流程示意图。

[0028] 图2是本发明实施例2的工艺流程示意图。

具体实施方式

[0029] 本说明书中公开的所有特征,或公开的所有方法或过程中的步骤,除了互相排斥的特征和/或步骤以外,均可以以任何方式组合。

[0030] 本说明书(包括任何附加权利要求、摘要和附图)中公开的任一特征,除非特别叙述,均可被其他等效或具有类似目的的替代特征加以替换。即,除非特别叙述,每个特征只是一系列等效或类似特征中的一个例子而已。

[0031] 实施例1

来自炭黑厂约 80°C 的炭黑尾气(组成见表1)经鼓风至50kpa后进入水冷激管,循环冷却水与热炭黑尾气接触,温度降至常温,进入气水分离器分离出液态水,再进入脱硫系统脱硫,脱硫方法采用NHD(聚乙二醇二甲醚)法。

[0032] 气体从吸收塔下部进入,自下而上通过吸收塔;再生后的 NHD 溶液(贫液)从吸收塔上部进入,自上而下通过吸收塔,逆向流动的 NHD 和混合气体在吸收塔内充分接触,气体中的 H_2S 、 SO_2 、 SO_3 和 CO_2 被吸收。

[0033] 吸收了酸性气体的吸收剂称为富液,至再生塔加热再生。经再生后酸性气体从 NHD 富液中解析出来,经冷却后收集。

[0034] 再生后的 NHD 称为贫液,出再生塔底部的贫液经冷却后进入吸收塔顶部循环使用。经脱硫后总 S 含量低于 $1mg/m^3$, CO_2 含量低于 $100 mg/m^3$ 。

[0035] 脱硫后的气体进入干燥系统脱水,干燥系统由两塔组成,其中一台使用,另一台再生,干燥剂选用分子筛,经干燥后混合气体经增压至 0.5MPa 后进入变压吸附系统,从塔顶获得氢纯度 $\sim 99.9\%$ 的产品氢气。

[0036] 变压吸附系统由 10 台吸附器组成,任意时刻均有多台吸附器处于吸附步骤,其它吸附器处于再生的不同阶段。吸附结束的吸附器经多次均压降回收有效气,通过逆放将压力降至微正压,再用真空泵对吸附剂进行分组交错抽空再生。再生时先用大抽气量一组的真空泵迅速将塔内压力抽至 $-0.08MPa$,再用小抽气量一组的真空泵维持塔内高负压,以获得更长的高负压持续时间对吸附剂深度再生,吸附剂再生更彻底,真空泵利用效率更高。

[0037] 再生合格的吸附器经过多次均压升及最终升压将压力升至吸附压力,准备进行下一次吸附。如表 2 所示为各工序的物料平衡结果。

[0038] 表 1 实施例 1 的原料炭黑尾气的组成

组分	H_2	N_2	CO	CO_2	H_2O	压力 MPa	流量 Nm^3/h
v%	12.00	36.00	13.00	3.00	36.00	0.003	10000

表 2 实施例 1 的各工序物料平衡

序号	气流名称	单位	组份					合计
			H_2	N_2	CO	CO_2	H_2O	
1	原料气	v%	12.00	36.00	13.00	3.00	36.00	100.00
		Nm^3/h	2400.00	7200.00	2600.00	600.00	7200.00	20000.00
2	冷却后气体	v%	17.44	52.32	18.89	4.36	6.98	10.00
		Nm^3/h	2400.00	7200.00	2600.00	600.00	950.50	13750.50
3	脱硫干燥气	v%	17.45	52.1736	18.91	0.00	0.00	100.00
		Nm^3/h	2400.00	7200.00	2600.00	0.00	950.50	13750.50
4	产品 H_2	v%	99.90	0.05	0.05	0.00	0.00	100.00
		Nm^3/h	2040.00	1.02	1.02	0.00	0.00	2042.04

实施例 2

来自炭黑厂约 $140^\circ C$ 的炭黑尾气(组分见表 1)经鼓风机增压 50kpa 后,进入布袋除尘器除尘,进入变换反应预热器加热到 $200^\circ C$ 之后进入变换反应器,在催化剂作用下,气体中的 CO 与水蒸气发生变换反应(见反应式 1)。反应开始阶段,利用炭黑厂高温气体或电加热器加热原料进气,反应启动后,利用出变换反应器的高温混合气体预热原料进气,出变换预热器的混合气体主要成分为 CO、 CO_2 、 H_2 、 N_2 和水蒸气,该热气体用来加热脱硫脱碳的富液进一步回收热量。降温后的混合气体进入冷却器冷至常温后进入气水分离器分离出液态水,进入脱硫系统。

[0039] 脱硫方法采用低温甲醇洗涤法,操作方式与实施例 1 相同。经脱硫后总 S 含量低于 $1\text{mg}/\text{m}^3$, CO_2 含量低于 $100\text{ mg}/\text{m}^3$ 。

[0040] 脱硫后的气体进入干燥系统脱水,干燥系统由两塔组成,其中一台使用,另一台再生,干燥剂选用硅胶,经干燥后混合气体经增压至 1.0MPa 后进入变压吸附系统,从塔顶获得氢纯度 $\sim 99.9\%$ 的产品氢气。

[0041] 变压吸附系统由 8 台吸附器组成,任意时刻均有多台吸附器处于吸附步骤,其它吸附器处于再生的不同阶段。吸附结束的吸附器经多次均压降回收有效气,通过逆放将压力降至微正压,再用真空泵对吸附剂进行分组交错抽空再生。再生时先用大抽气量一组的真空泵迅速将塔内压力抽至 -0.08MPa ,再用小抽气量一组的真空泵维持塔内高负压,以获得更长的高负压持续时间对吸附剂深度再生,吸附剂再生更彻底,真空泵利用效率更高。

[0042] 再生合格的吸附器经过多次均压升及最终升压将压力升至吸附压力,准备进行下一次吸附。如表 3 所示为各工序的物料平衡结果。

[0043] 表 3 实施例 2 的原料炭黑尾气的组成

组份	H_2	N_2	CO	CO_2	H_2O	压力 MPa	流量 Nm^3/h
V%	12.00	36.00	9.00	3.00	40.00	0.003	10000

表 4 实施例 2 的各工序物料平衡

序号	气流名称	单位	组份					合计
			H_2	N_2	CO	CO_2	H_2O	
1	原料气	v%	12.00	36.00	9.00	3.00	40.00	100.00
		Nm^3/h	1200.00	3600.00	900.00	300.00	4000.00	10000.00
2	变换后气体	v%	21.00	36.00	0.00	12.00	31.00	100.00
		Nm^3/h	2100.00	3600.00	0.00	1200.00	3100.00	10000.00
3	冷却后气体	v%	28.31	48.53	0.00	16.18	6.98	100.00
		Nm^3/h	2100.00	3600.00	0.00	1200.00	517.78	7417.78
4	脱硫干燥气	v%	36.84	63.16	0.00	0.00	0.00	100.00
		Nm^3/h	2100.00	3600.00	0.00	0.00	0.00	5700.00
5	产品 H_2	v%	99.90	0.10	0.00	0.00	0.00	100.00
		Nm^3/h	1701.00	1.70	0.00	0.00	0.00	1701.70

实施例 3

来自炭黑厂约 120°C 的炭黑尾气(组分见表 5)经鼓风机增压至 70kPa 后,进入布袋除尘器除尘,进入变换反应预热器加热到 250°C ,之后进入变换反应器,在催化剂作用下,气体中的 CO 与水蒸汽发生变换反应,变换后的热气体进入变换预热器预热原料混合气,出变换反应系统的混合气体主要成分为 CO_2 、 H_2 、 N_2 和水蒸气,该混合气体进入冷却器冷至常温后进入气水分离器分离出液态水,进入脱硫系统。脱硫方法采用 PDS 法,操作方式与实施例 1 相同。经脱硫后总 S 含量低于 $1\text{mg}/\text{m}^3$, CO_2 含量低于 $100\text{ mg}/\text{m}^3$ 。

[0044] 脱硫后的气体进入干燥系统脱水,干燥系统由两塔组成,其中一台使用,另一台再生,干燥剂选用氧化铝,经干燥后混合气体经增压至 0.7MPa 后进入变压吸附系统,从塔顶获得氢纯度 $\sim 99.9\%$ 的产品气。

[0045] 变压吸附系统由 12 台吸附器组成,任意时刻均有多台吸附器处于吸附步骤,其它吸附器处于再生的不同阶段。吸附结束的吸附器经多次均压降回收有效气,通过逆放将压

力降至微正压,再用真空泵对吸附剂进行分组交错抽空再生。再生时先用大抽气量一组的真空泵迅速将塔内压力抽至 -0.08MPa,再用小抽气量一组的真空泵维持塔内高负压,以获得更长的高负压持续时间对吸附剂深度再生,吸附剂再生更彻底,真空泵利用效率更高。

[0046] 再生合格的吸附器经过多次均压升及最终升压将压力升至吸附压力,准备进行下一次吸附。如表 4 所示为各工序的物料平衡结果。

[0047] 表 5 实施例 3 的原料炭黑尾气的组成

组份	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	压力 MPa	流量 Nm ³ /h
V%	11.00	38.00	12.00	2.00	37.00	0.003	30000

表 6 实施例 3 的各工序物料平衡

序号	气流名称	单位	组份					合计
			H ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	
1	原料气	v%	11.00	38.00	12.00	2.00	37.00	100.00
		Nm ³ /h	3300.00	11400.00	3600.00	600.00	11100.00	30000.00
2	变换后气体	v%	23.00	38.00	0.00	14.00	25.00	100.00
		Nm ³ /h	3300.00	11400.00	3600.00	600.00	11100.00	30000.00
3	冷却后气体	v%	28.52	47.13	0.00	17.36	6.98	100.00
		Nm ³ /h	3300.00	11400.00	3600.00	600.00	1688.40	24174.35
4	脱硫干燥气	v%	30.84	63.16	0.00	0.00	0.00	100.00
		Nm ³ /h	3300.00	11400.00	0.00	0.00	0.00	14700.00
5	产品 H ₂	v%	99.80	0.20	0.00	0.00	0.00	100.00
		Nm ³ /h	12642.00	25.33	0.00	0.00	0.00	12667.33

实施例 4

操作过程与实施例 1 相同,只是脱硫部分选用铁锰矿脱硫,也可选用氧化铁或者氧化锌脱硫,效果一样。铁锰矿脱硫脱硫操作温度 200℃,经脱硫后炭黑尾气中总硫含量低于 5 mg/m³。

[0048] 表 7 实施例 4 的原料炭黑尾气的组成

组份	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	压力 MPa	流量 Nm ³ /h
V%	12.00	36.00	9.00	3.00	40.00	0.003	10000

表 8 实施例 4 的各工序物料平衡

序号	气流名称	单位	组份					合计
			H ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	
1	原料气	v%	12.00	36.00	9.00	3.00	40.00	100.00
		Nm ³ /h	1200.00	3600.00	900.00	300.00	4000.00	10000.00
2	变换后气体	v%	21.00	36.00	0.00	12.00	31.00	100.00
		Nm ³ /h	2100.00	3600.00	0.00	1200.00	3100.00	10000.00
3	冷却后气体	v%	28.31	48.53	0.00	16.18	6.98	100.00
		Nm ³ /h	2100.00	3600.00	0.00	1200.00	517.78	7417.78
4	脱硫干燥气	v%	30.43	52.14	0.00	17.39	0.00	100.00
		Nm ³ /h	2100.00	3600.00	0.00	1200	0.00	6900.00
5	产品 H ₂	v%	99.00	0.40	0.00	0.60	0.00	100.00
		Nm ³ /h	1575.00	6.36	0.00	9.55	0.00	1590.91

本发明并不局限于前述的具体实施方式。本发明扩展到任何在本说明书中披露的新特

征或任何新的组合,以及披露的任一新的方法或过程的步骤或任何新的组合。

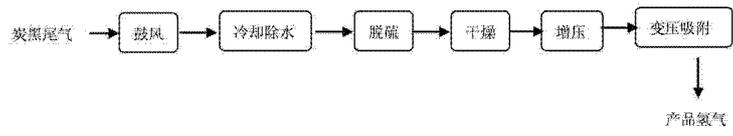


图 1

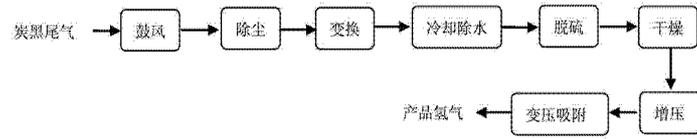


图 2