



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 109420417 B

(45) 授权公告日 2021.04.06

(21) 申请号 201710715572.1

B01D 53/52 (2006.01)

(22) 申请日 2017.08.20

B01D 53/96 (2006.01)

(65) 同一申请的已公布的文献号

G01B 17/32 (2006.01)

申请公布号 CN 109420417 A

G01B 17/22 (2006.01)

(43) 申请公布日 2019.03.05

(56) 对比文件

(73) 专利权人 中国石油化工股份有限公司

CN 103480275 A, 2014.01.01

地址 100728 北京市朝阳区朝阳门北大街
22号

CN 104785085 A, 2015.07.22

专利权人 中国石油化工股份有限公司大连
石油化工研究院

CN 101530719 A, 2009.09.16

CN 1537667 A, 2004.10.20

CN 1702157 A, 2005.11.30

WO 2010137399 X, 2012.11.12

(72) 发明人 孟凡飞 王海波 彭德强 陈新

审查员 崔辉

王璐瑶 廖昌建

(51) Int. Cl.

B01D 53/75 (2006.01)

B01D 53/78 (2006.01)

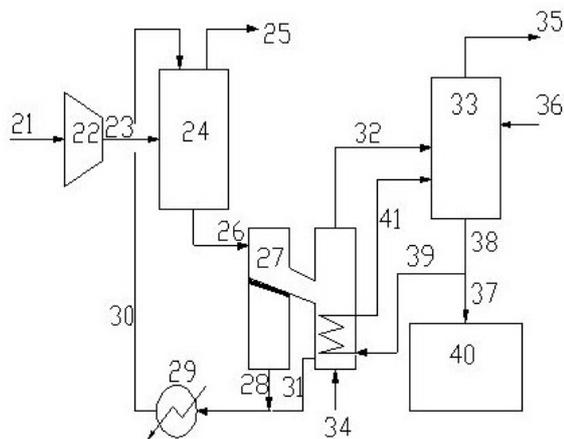
权利要求书4页 说明书9页 附图1页

(54) 发明名称

一种水合法分离酸性气工艺及装置

(57) 摘要

本发明公开了一种水合法分离酸性气工艺及装置,所述装置包括水合反应器、水合物分解器、吸收反应器和产品罐;酸性气进料管线与水合反应器的气相入口连接,水合反应器的液相出口与水合物分解器的水合物浆液入口连接,水合物分解器的冷清液出口和再生水合物工作液出口经冷却器后与水合反应器的液相入口连接;水合物分解器气相出口与吸收反应器的液相入口连接,吸收反应器的液相入口与碱液入口管线连接。本发明对整体工艺过程中的能量进行了充分利用,将水合物分解的吸热和碱法吸收的反应放热合理匹配,极大降低了能耗。



1. 一种水合法分离酸性气装置,所述装置包括水合反应器、水合物分解器、吸收反应器和产品罐;酸性气进料管线与水合反应器的气相入口连接,水合反应器的液相出口与水合物分解器的浆液分离单元的水合物浆液入口连接,水合物分解器的冷清液出口和再生水合物工作液出口经冷却器后与水合物反应器的液相入口连接;水合物分解器顶部的气相出口与吸收反应器的气相入口连接,吸收反应器的气相出口与净化气出口管线连接,吸收反应器的液相出口分两路,第一路与产品罐连接,第二路经水合物分解器中的换热设备与吸收反应器循环液入口连接,吸收反应器的液相入口与碱液入口管线连接;其中所述水合物分解器包括浆液分离单元和分解单元,所述浆液分离单元和分解单元通过连接通道连通;所述浆液分离单元经滤网隔板组件分成上下两部分,上部自上而下依次设置有水合物浆液入口、清洗液入口、连接通道接口,下部为冷清液储液槽,储液槽底部设有冷清液出口;所述分解单元自上而下依次设置有水合物分解气出口、连接通道接口和再生液储液槽,再生液储液槽内设置有换热单元、汽提气入口、再生水合物工作液出口。

2. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,酸性气进料管线上设置压缩机,用于保证酸性气压力与水合反应器操作压力相匹配。

3. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,所述吸收反应器为气液传质反应设备。

4. 按照权利要求1或3所述的水合法分离酸性气装置,其中,所述吸收反应器为鼓泡塔反应器、填料塔反应器、撞击流反应器、旋转床反应器和文丘里反应器中的一种。

5. 按照权利要求1或3所述的水合法分离酸性气装置,其中,所述吸收反应器为旋转床反应器。

6. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,当倾斜设置时,使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口,倾斜角度与水平面成 $10^{\circ}\sim 60^{\circ}$ 。

7. 按照权利要求1或6所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,当倾斜设置时,使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口,倾斜角度与水平面成 $15^{\circ}\sim 45^{\circ}$ 。

8. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的连接通道的下平面置于浆液分离单元垂直高度的 $1/2\sim 3/4$ 处。

9. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的滤网隔板组件水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,滤网隔板组件的上平面与连接通道的下平面呈同一平面布置。

10. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的冷清液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/3\sim 2/3$ 。

11. 按照权利要求1或10所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的再生液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/2\sim 5/6$ 。

12. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的换热单元内设置有间壁式换热设备,热流体走管程通过盘管形式对水合物浆液进行加热。

13. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的分解单元内换热设备的盘管间设置多组折流挡板。

14. 按照权利要求1所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/5\sim 1$ 。

15. 按照权利要求1或14所述的水合法分离酸性气装置,其中,水合物分解器中的分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/3\sim 1/2$ 。

16. 一种水合法分离酸性气工艺,所述工艺包括如下内容:

(1) 原料酸性气进入水合反应器,与水合物工作液发生反应,酸性气中的 H_2S 气体与水合物工作液反应,进入水合物相形成水合物浆液, CO_2 在气相富集,并排出水合反应器;

(2) 步骤(1)中得到的富含 H_2S 气体的水合物浆液进入水合物分解器,在水合物分解器的浆液分离单元处理后得到冷清液和富水合物相浆液,冷清液进入下方的冷清液储液槽;

(3) 步骤(2)中得到富水合物相浆液经清洗液作用进入分解单元,在再生液储液槽内与来自吸收反应器的产品液进行换热,并与分解单元底部通入的汽提气逆流接触,分解释放出 H_2S 气体,同时水合物分解得到再生工作液,再生水合物工作液与冷清液混合并降温处理后,返回水合反应器循环使用;

(4) 步骤(3)得到的 H_2S 气体进入吸收反应器,与碱液进行反应,处理后的尾气排放,得到的产品液分两路,第一路进入水合物分解器作为热源换热后返回吸收反应器,第二路进入产品罐;

所述水合物分解器采用具有如下结构的水合物分解器,所述水合物分解器包括浆液分离单元和分解单元,所述浆液分离单元和分解单元通过连接通道连通;所述浆液分离单元经滤网隔板组件分成上下两部分,上部自上而下依次设置有水合物浆液入口、清洗液入口、连接通道接口,下部为冷清液储液槽,储液槽底部设有冷清液出口;所述分解单元自上而下依次设置有水合物分解气出口、连接通道接口和再生液储液槽,再生液储液槽内自上而下依次设置有换热单元、汽提气入口、再生水合物工作液出口。

17. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(1)所述酸性气的压力与水合反应器的操作压力相匹配,酸性气压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 3.0\text{Mpa}$,酸性气压力不足时,通过压缩机进行增压。

18. 按照权利要求16或17所述的工艺,其中,步骤(1)所述酸性气的压力与水合反应器的操作压力相匹配,酸性气压力为 $0.3\text{Mpa}\sim 1.5\text{Mpa}$,酸性气压力不足时,通过压缩机进行增压。

19. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(1)所述水合物工作液用量与酸性气体积比为 $5\sim 100\text{L}/\text{m}^3$ 。

20. 按照权利要求16或19所述的工艺,其中,步骤(1)所述水合物工作液用量与酸性气体积比为 $10\sim 50\text{L}/\text{m}^3$ 。

21. 按照权利要求16所述的工艺,其中,水合反应器的操作条件为:压力 $0.1\text{Mpa}\sim 3.0\text{Mpa}$,温度 $0\sim 15^\circ\text{C}$ 。

22. 按照权利要求16或21所述的工艺,其中,水合反应器的操作条件为:压力 $0.3\text{Mpa}\sim 1.5\text{Mpa}$,温度 $3\sim 10^\circ\text{C}$ 。

23. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(1)所述水合反应器内,水合物浆液指已形成水合物与未反应生成水合物工作液的混合溶液,反应控制水合物占水合物浆液中的体积比为30%~80%。

24. 按照权利要求16或23所述的工艺,其中,步骤(1)所述水合反应器内,水合物浆液指已形成水合物与未反应生成水合工作液的混合溶液,反应控制水合物占水合物浆液中的体积比为50%~70%。

25. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(2)所述水合物分解器的操作条件为:压力0.02Mpa~2.0Mpa,浆液分离单元温度0~10℃。

26. 按照权利要求16或25所述的工艺,其中,步骤(2)所述水合物分解器的操作条件为:压力0.05Mpa~1.0Mpa,浆液分离单元温度10~40℃。

27. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(3)所述汽提气是不与后续加工过程发生反应的任意气体。

28. 按照权利要求16或27所述的工艺,其中,步骤(3)所述汽提气是氮气或惰性气体。

29. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(3)所述汽提气是分解单元得到的分解气。

30. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(3)所述再生水合物工作液与冷清液经冷却后温度控制在0~15℃,返回水合反应器循环使用。

31. 按照权利要求16或30所述的工艺,其中,步骤(3)所述再生水合物工作液与冷清液经冷却后温度控制在3~10℃,返回水合反应器循环使用。

32. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述吸收反应器操作条件为:压力0.02Mpa~2.0Mpa,温度70~95℃。

33. 按照权利要求16或32所述的工艺,其中,所述吸收反应器操作条件为:压力0.1Mpa~1.0Mpa,温度80~90℃。

34. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述碱液为NaOH溶液,质量浓度为20%~60%。

35. 按照权利要求16或34所述的工艺,其中,所述碱液为NaOH溶液,质量浓度为32%~48%。

36. 按照权利要求16所述的工艺,其中,步骤(4)所述吸收反应器反应得到的产品液分两路,第一路进入水合物分解器作为热源使用,第二路进入产品罐,所述第一路与第二路的产品液流量比为20/1~1/1。

37. 按照权利要求16或36所述的工艺,其中,步骤(4)所述吸收反应器反应得到的产品液分两路,第一路进入水合物分解器作为热源使用,第二路进入产品罐,所述第一路与第二路的产品液流量比为10/1~2/1。

38. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,当倾斜设置时,使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口,倾斜角度与水平面成10°~60°。

39. 按照权利要求16或38所述的工艺,其中,所述连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,当倾斜设置时,使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口,倾斜角度与水平面成15°~45°。

40. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述滤网隔板组件水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,滤网隔板组件的上平面要保持与连接通道的下平面呈同一平面布置。

41. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述冷清液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/3 \sim 2/3$ 。

42. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述再生液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/2 \sim 5/6$ 。

43. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述换热单元内设置有间壁式换热设备,热流体走管程通过盘管形式对水合物浆液进行加热。

44. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述分解单元内换热设备的盘管间设置多组折流挡板。

45. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/5 \sim 1$ 。

46. 按照权利要求16或45所述的工艺,其中,所述分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/3 \sim 1/2$ 。

47. 按照权利要求16所述的工艺,其中,所述的水合物工作液为添加有助剂的水溶液,所述助剂包括助剂A,所述助剂A为十二烷基硫酸钠、十二烷基苯磺酸钠、线性烷基磺酸钠、烷基多苷中的一种或几种,其质量分数 $0.005\% \sim 1.0\%$ 。

48. 按照权利要求16或47所述的工艺,其中,所述的水合物工作液为添加有助剂的水溶液,所述助剂包括助剂A,所述助剂A为十二烷基硫酸钠、十二烷基苯磺酸钠、线性烷基磺酸钠、烷基多苷中的一种或几种,其质量分数 $0.01\% \sim 0.5\%$ 。

49. 按照权利要求47所述的工艺,其中,所述的水合物工作液中添加助剂B,所述助剂B为煤油、柴油和硅油中的一种或几种,助剂B的添加量与水合物工作液中水的体积比为 $1/5 \sim 2/1$ 。

50. 按照权利要求47或49所述的工艺,其中,所述的水合物工作液中添加助剂B,所述助剂B为煤油、柴油和硅油中的一种或几种,助剂B的添加量与水合物工作液中水的体积比为 $1/3 \sim 1/1$ 。

51. 按照权利要求49所述的工艺,其中,当所述的水合物工作液中添加助剂B时添加乳化剂,所选乳化剂是亲水性的乳化剂,形成油包水(o/w)型乳液,或者是亲油性的乳化剂,形成水包油(w/o)型乳液,乳化剂的添加量与水合物工作液中水的摩尔比为 $0.5\% \sim 3\%$ 。

52. 按照权利要求51所述的工艺,其中,所述的水合物工作液中包括助剂C,所述助剂C为N-甲基吡咯烷酮、碳酸丙烯酯、环丁砜、N-甲酰吗啉、聚乙二醇中的一种或几种,所述助剂C的质量分数为 $2\% \sim 30\%$ 。

53. 按照权利要求51所述的工艺,其中,所述的水合物工作液中包括助剂C,所述助剂C为N-甲基吡咯烷酮、碳酸丙烯酯、环丁砜、N-甲酰吗啉、聚乙二醇中的一种或几种,所述助剂C的质量分数为 $5\% \sim 20\%$ 。

一种水合法分离酸性气工艺及装置

技术领域

[0001] 本发明涉及一种酸性气的处理方法及装置,特别是涉及一种含二氧化碳和硫化氢的酸性气体净化和污染物资源化回收利用技术。

背景技术

[0002] 炼厂酸性气是在石油加工过程中产生的一种加工尾气,其主要成分为 H_2S 和 CO_2 。炼厂酸性气主要来自于酸性水汽提、循环氢脱硫以及干气和液化气脱硫等装置。大型炼厂酸性气量较大(年产硫磺 $>5000t/a$),一般都建立生产硫磺的酸性气处理装置,对 H_2S 进行回收利用。而对于中小炼厂(年产硫磺 $<5000t/a$),由于酸性气量小,建立硫磺装置成本较高,大部分小炼厂基本都将酸性气采用燃烧排放的方式处理,这种方法不但造成资源的浪费,而且燃烧生成的 SO_2 给环保带来了巨大的压力。

[0003] 目前炼厂酸性气治理根据回收制得产品的不同,可分为制取硫磺、制硫酸及制亚硫酸盐、 $NaHS$ 等化产品。

[0004] 制取硫磺产品主要有两种成熟技术,一种是二级Claus+尾气加氢还原+溶剂吸收工艺技术;另一种是美国Merichem公司气体技术产品公司开发的LO-CAT工艺技术。二级Claus+尾气加氢还原+溶剂吸收技术工艺成熟,产品硫磺质量稳定,但由于流程长、投资大、能耗高、装置安全控制要求高,并且Claus工艺只能处理高浓度的酸性气体,对于小炼厂酸性气治理并无优势。LO-CAT工艺采用多元螯合的铁催化剂使 H_2S 直接转化为元素硫,能够适合酸性气量波动较大的工况, H_2S 的脱除率高,但是由于LO-CAT存在操作费用高、硫磺纯度和色泽略差于克劳斯工艺,且在生产过程中产生的硫磺颗粒会发生堵塞现象,加之催化剂和专利使用费较高等问题,使得该技术在中小炼厂酸性气治理上较难推广。

[0005] 酸性气制酸技术可以直接利用酸性气体制酸,该技术投资省、成本低、适应性强、生产过程易操作。但硫酸生产工艺较复杂、占地面积大,且硫酸的运输、储存均有一定难度,成为其限制因素。酸性气生产亚硫酸盐工艺流程简单、可采用不同的吸收剂实现产品多样化,但其生产过程中存在设备腐蚀严重、维修费用较高、且产品销路不畅等问题,具有一定的局限性。

[0006] 酸性气的综合利用,可以采用投资较少的新型吸收法脱硫工艺技术,生产化工产品硫化碱($Na_2S/NaHS$)。硫化碱可广泛应用于选矿、农药、染料、制革生产及有机合成等工业。炼厂酸性气中除了含有 H_2S 气体外,还含有一定量的 CO_2 气体,在生产硫化碱的过程中, CO_2 气体会与原料碱液生产 $Na_2CO_3/NaHCO_3$ 杂质,造成生产过程中工艺管道堵塞,导致生产装置无法长周期连续运行,并且存在碱耗高、产品纯度差等问题。CN103551018A公开了一种含硫尾气净化与回收利用方法,利用硫化钡对气体中 CO_2 进行脱除,得到的 H_2S 气体可生产出高品质的 $NaHS$ 产品,但却产生亚硫酸钡和碳酸钡沉淀,难以处理。专利CN1109020A公开的一步法制备 $NaHS$ 的方法,采用石灰和硫酸钠的含固浆液对含 CO_2 的 H_2S 气体进行处理,有碳酸钙等沉淀产生。专利CN101186280A和CN101337661A所述的制备 $NaHS$ 方法中,同样面临废渣处理的问题。专利CN103754833A公开了一种利用炼厂干气生产 $NaHS$ 的装置及方法,利用超重力

技术对干气进行选择性脱硫处理,得到99%的 H_2S 气体生产的NaHS纯度可达42%以上,但该技术原料气预处理流程长,生产装置复杂,富吸收液再生能耗较高。CN103446849A、CN103466559A和CN103638802A所述的NaHS生产技术同样面临流程复杂,酸性气预处理中胺液再生能耗较高等问题。

[0007] 综上所述,对于小型炼厂酸性气的治理需要综合考虑安全、环保、经济性等因素,这就需要一种流程短,投资少,操作简单,能耗及运行成本低并且有一定经济效益的综合治理方式。

[0008] 水合物分离技术是近年来国内外研究的热点,该技术凭借流程简单、条件温和、操作灵活、绿色无污染等优点受到大量关注。水合物技术分离混合气的原理是不同气体形成水合物的压力相差很大,利用不同气体形成水合物的压力差异,通过控制生成条件,即可实现混合气体组分的分离。酸性气中的 H_2S 气体与 CO_2 气体与水形成水合物时的相平衡条件差异较大,因此可以利用该技术对酸性气体进行分离。但水合物在生成和分解时的放热和吸热能耗问题,是制约该技术应用的主要因素。此外,传统水合物法分离气体的液相采用水溶液,生成的水合物一般为结晶形态,形成的水合物流动性较差,容易聚集堵塞,直接制约了水合物相关技术的连续性、规模化应用。尽管有相关技术为解决水合物的流动性问题,采用造粒和水合物浆液形式进行输送,但造粒技术,需要进行脱水工序,再利用造粒机对脱水后的水合物进行加工,流程复杂;而水合物浆液形式,是将水合物和未反应生成水合物的溶液一起循环输送来解决流动性问题,却造成水合物分解时需要将混合浆液整体升温,分解释放气体后再进行整体降温,极大增加了能耗,提高了运行成本。

发明内容

[0009] 针对现有技术的不足,本发明提供一种水合法分离酸性气工艺及装置,可以对酸性气体进行处理的同时,生产出 Na_2S 或NaHS化工产品,将环境治理与化工生产有机结合为一体化过程。与现有技术相比,本发明方法可在较温和条件下,经济高效的对含 CO_2 气体和 H_2S 气体的酸性气进行预处理,保证水合法分离单元中水合物良好的流动性,控制碱法吸收单元的 $Na_2CO_3 / NaHCO_3$ 含量,确保装置连续、长周期稳定运行;对整体工艺过程中的能量进行了充分利用,将水合物分解的吸热和碱法吸收的反应放热合理匹配,极大降低了能耗;整个处理过程环保、可靠、无“三废”产生。

[0010] 本发明提供一种水合法分离酸性气装置,所述装置包括水合反应器、水合物分解器、吸收反应器和产品罐;酸性气进料管线与水合反应器的气相入口连接,水合反应器的液相出口与水合物分解器的浆液分离单元的水合物浆液入口连接,水合物分解器的冷清液出口和再生水合物工作液出口经冷却器后与水合物反应器的液相入口连接;水合物分解器顶部的气相出口与吸收反应器的气相入口连接,吸收反应器的气相出口与净化气出口管线连接,吸收反应器的液相出口分两路,第一路与产品罐连接,第二路经水合物分解器中的换热设备与吸收反应器循环液入口连接,吸收反应器的液相入口与碱液入口管线连接;其中所述水合物分解器包括浆液分离单元和分解单元,所述浆液分离单元和分解单元通过连接通道连通;所述浆液分离单元经滤网隔板组件分成上下两部分,上部自上而下依次设置有水合物浆液入口、清洗液入口、连接通道接口,下部为冷清液储液槽,储液槽底部设有冷清液出口;所述分解单元自上而下依次设置有水合物分解气出口、连接通道接口和再生液储液

槽,再生液储液槽内设置有换热单元、汽提气入口、再生水合物工作液出口。

[0011] 上述酸性气装置中,酸性气进料管线上设置压缩机,用于保证酸性气压力与水合反应器操作压力相匹配。

[0012] 上述酸性气装置中,所述水合反应器为利于气液传质且具有良好传热效果的设备,形式不限,可以是搅拌式、喷雾式、鼓泡式、筛板式、填料式、超重力或撞击流式等中的一种,优选以液相为连续相的反应设备。水合反应器根据混合气分离要求可设置为一级或多级。

[0013] 上述酸性气装置中,所述吸收反应器为气液传质反应设备,具体为鼓泡塔反应器、填料塔反应器、撞击流反应器、旋转床反应器和文丘里反应器中的一种,优选为旋转床反应器。吸收反应器根据反应产物要求可设置为一级或多级。

[0014] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,当倾斜设置时,使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口,倾斜角度与水平面成 $10^{\circ}\sim 60^{\circ}$,优选 $15^{\circ}\sim 45^{\circ}$ 。连接通道的下平面置于浆液分离单元垂直高度的 $1/2\sim 3/4$ 处。

[0015] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的滤网隔板组件可以水平设置或者是呈一定角度倾斜设置,滤网隔板组件的上平面与连接通道的下平面呈同一平面布置。所述滤网隔板组件采用填料结构、丝网结构或筛网结构中的任一种,实现对水合物浆液进行过滤处理,将过滤后的富水合物相浆液(或颗粒结晶状)输送至分解单元,滤液(冷清液)进入下方的储液槽。滤网隔板组件的孔径、孔隙率、填充厚度等参数需要针对混合气体体系、添加剂种类及形成何种结构水合物而进行确定。

[0016] 上述酸性气装置中,水合物分解器中水合物浆液入口连接有喷淋组件,所述喷淋组件可采用本领域公知的液体分布器,能够实现将水合物浆液喷淋并均匀分布,保证覆盖域为整个浆液分离单元截面。

[0017] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的清洗液入口连接有喷嘴,所述喷嘴可采用本领域公知的任意形式,能够将清洗液高速喷射至滤网隔板组件,覆盖面积占整个滤网隔板组件面积的70%以上,实现对滤网隔板组件的洗涤冲刷作用,喷嘴呈一定倾角布置,倾斜方向朝向连接通道,倾斜角度与垂直中线成 $5\sim 45^{\circ}$,优选 $10\sim 30^{\circ}$ 。

[0018] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的冷清液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/3\sim 2/3$ 。

[0019] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的再生液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/2\sim 5/6$ 。

[0020] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的换热单元内设置有间壁式换热设备,热流体走管程通过盘管形式对水合物浆液进行加热,盘管外可增设翅片用于强化换热。

[0021] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的分解单元内换热设备的盘管间设置多组折流挡板,起到支撑盘管及强化换热效果的作用。

[0022] 上述酸性气装置中,水合物分解器以吸收反应器产出的产品液作为换热设备热源,将富含 H_2S 气体的水合物工作液升温后,返回吸收反应器。

[0023] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的汽提气入口连接有气体分布器,气体分布器与分解单元的截面呈最大均匀分布,使汽提气在分解单元与富水合物浆液逆向流动接

触,该气体分布器可采用本领域公知的气体分布器,所述汽提气可以为本单元分解的再生气循环,也可以为不与后续加工过程发生反应的任意气体。

[0024] 上述酸性气装置中,水合物分解器中的分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/5\sim 1$,优选 $1/3\sim 1/2$ 。

[0025] 本发明提供一种水合法分离酸性气工艺,所述工艺包括如下内容:

[0026] (1)原料酸性气进入水合反应器,与水合物工作液发生反应,酸性气中的 H_2S 气体与水合物工作液反应,进入水合物相形成水合物浆液, CO_2 在气相富集,并排出水合反应器;

[0027] (2)步骤(1)中得到的富含 H_2S 气体的水合物浆液进入水合物分解器,在水合物分解器的浆液分离单元处理后得到冷清液和富水合物相浆液,冷清液进入下方的冷清液储液槽;

[0028] (3)步骤(2)中得到富水合物相浆液经清洗液作用进入分解单元,在再生液储液槽内与来自吸收反应器的产品液进行换热,并与分解单元底部通入汽提气逆流接触,分解释放出 H_2S 气体,同时水合物分解得到再生工作液,再生水合物工作液与冷清液混合并降温处理后,返回水合反应器循环使用;

[0029] (4)步骤(3)得到的 H_2S 气体进入吸收反应器,与碱液进行反应,处理后的尾气排放,得到的产品液分两路,第一路进入水合物分解器作为热源换热后返回吸收反应器,第二路进入产品罐。

[0030] 本发明工艺中,步骤(1)所述酸性气的压力与水合反应器的操作压力相匹配,酸性气压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 3.0\text{Mpa}$,优选为 $0.3\text{Mpa}\sim 1.5\text{Mpa}$,酸性气压力不足时,可通过压缩机进行增压。

[0031] 本发明工艺中,步骤(1)所述水合物工作液用量与酸性气体积比(标况)为 $5\sim 100\text{L}/\text{m}^3$,优选为 $10\sim 50\text{L}/\text{m}^3$ 。

[0032] 本发明工艺中,步骤(1)所述水合反应器为利于气液传质且具有良好传热效果的设备,形式不限,可以是搅拌式、喷雾式、鼓泡式、筛板式、填料式、超重力或撞击流式等的一种,优选以液相为连续相的反应设备。水合反应器根据混合气分离要求可设置为一级或多级。

[0033] 本发明工艺中,在水合反应器内,利用 H_2S 和 CO_2 气体形成水合物的相平衡差异,通过控制生成条件,实现混合气体的分离。水合反应器的操作条件为:压力 $0.1\text{Mpa}\sim 3.0\text{Mpa}$,优选 $0.3\text{Mpa}\sim 1.5\text{Mpa}$,温度 $0\sim 15^\circ\text{C}$,优选 $3\sim 10^\circ\text{C}$ 。

[0034] 本发明工艺中,步骤(1)所述水合反应器内,水合物浆液指已形成水合物与未反应生成水合物工作液的混合溶液,反应控制水合物占水合物浆液中的体积比为 $30\%\sim 80\%$,优选 $50\%\sim 70\%$ 。

[0035] 本发明工艺中,步骤(1)所述水合反应器的尾气中 H_2S 体积分数控制在 $1\%\sim 20\%$, CO_2 体积分数高于 80% ,可以并入炼厂酸性气上游的炼厂气脱硫系统集中处理。

[0036] 本发明工艺中,步骤(2)所述水合物分解器的操作条件为:压力 $0.02\text{Mpa}\sim 2.0\text{Mpa}$,优选 $0.05\text{Mpa}\sim 1.0\text{Mpa}$,浆液分离单元温度 $0\sim 10^\circ\text{C}$,分解单元温度 $10\sim 40^\circ\text{C}$ 。

[0037] 本发明工艺中,步骤(2)浆液分离单元将水合物浆液分为冷清液和富水合物相浆

液, 冷清液中的水合物体积含量低于10%, 富水合物相浆液中的水合物体积含量高于80%。

[0038] 本发明工艺中, 步骤(3)所述汽提气可以是不与后续加工过程发生反应的任意气体, 如氮气, 惰性气体, 也可以是分解单元得到的分解气部分循环。

[0039] 本发明方法中, 步骤(3)所述再生水合物工作液与冷清液经冷却后温度控制在0~15℃, 优选3~10℃, 返回水合反应器循环使用。

[0040] 本发明工艺中, 步骤(3)所述水合物分解器释放出的气体中H₂S体积分数高于95%, CO₂体积分数低于5%。

[0041] 本发明工艺中, 所述吸收反应器为气液传质反应设备, 优选以气相为连续相的反应设备, 具体为鼓泡塔反应器、填料塔反应器、撞击流反应器、旋转床反应器和文丘里反应器中的一种, 优选为旋转床反应器。吸收反应器根据反应产物要求可设置为一级或多级。

[0042] 本发明工艺中, 所述吸收反应器操作条件为: 压力0.02Mpa~2.0Mpa, 优选0.1Mpa~1.0Mpa, 温度70~95℃, 优选80~90℃。

[0043] 本发明工艺中, 所述碱液为NaOH溶液, 质量浓度为20%~60%, 优选为32%~48%, 其用量根据步骤(4)释放出的H₂S含量调节。

[0044] 本发明工艺中, 步骤(4)所述出吸收反应器反应得到的产品液分两路, 第一路进入水合物分解器作为热源使用, 第二路进入产品罐, 所述第一路与第二路的产品液流量比为20/1~1/1, 优选10/1~2/1。

[0045] 本发明工艺中, 所述水合物分解器采用具有如下结构的水合物分解器, 所述水合物分解器包括浆液分离单元和分解单元, 所述浆液分离单元和分解单元通过连接通道连通; 所述浆液分离单元经滤网隔板组件分成上下两部分, 上部自上而下依次设置有水合物浆液入口、清洗液入口、连接通道接口, 下部为冷清液储液槽, 储液槽底部设有冷清液出口; 所述分解单元自上而下依次设置有水合物分解气出口、连接通道接口和再生液储液槽, 再生液储液槽内设置有换热单元、汽提气入口、再生水合物工作液出口。

[0046] 上述水合物分解器中, 所述连接通道为水平设置或者是呈一定角度倾斜设置, 当倾斜设置时, 使浆液分离单元连接通道接口高于分解单元连接通道接口, 倾斜角度与水平面成10°~60°, 优选15°~45°。连接通道的下平面置于浆液分离单元垂直高度的1/2~3/4处。

[0047] 上述水合物分解器中, 所述滤网隔板组件可以水平设置或者是呈一定角度倾斜设置, 滤网隔板组件的上平面与连接通道的下平面呈同一平面布置。所述滤网隔板组件采用填料结构、丝网结构或筛网结构中的任一种, 实现对水合物浆液进行过滤处理, 将过滤后的富水合物相浆液(或颗粒结晶状)输送至分解单元, 滤液(冷清液)进入下方的储液槽。滤网隔板组件的孔径、孔隙率、填充厚度等参数需要针对混合气体体系、添加剂种类及形成何种结构水合物而进行确定。

[0048] 上述水合物分解器中, 所述水合物浆液入口连接有喷淋组件, 所述喷淋组件可采用本领域公知的液体分布器, 能够实现将水合物浆液喷淋并均匀分布, 保证覆盖域为整个浆液分离单元截面。

[0049] 上述水合物分解器中, 所述清洗液入口连接有喷嘴, 所述喷嘴可采用本领域公知的任意形式, 能够将清洗液高速喷射至滤网隔板组件, 覆盖面积占整个滤网隔板组件面积的70%以上, 实现对滤网隔板组件的洗涤冲刷作用, 喷嘴呈一定倾角布置, 倾斜方向朝向连

接通道,倾斜角度与垂直中线成 $5\sim 45^\circ$,优选 $10\sim 30^\circ$ 。

[0050] 上述水合物分解器中,所述冷清液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/3\sim 2/3$ 。

[0051] 上述水合物分解器中,所述再生液储液槽持液量为储液槽体积的 $1/2\sim 5/6$ 。

[0052] 上述水合物分解器中,所述换热单元内设置有间壁式换热设备,热流体走管程通过盘管形式对水合物浆液进行加热,盘管外可增设翅片用于强化换热。

[0053] 上述水合物分解器中,所述分解单元内换热设备的盘管间设置多组折流挡板,起到支撑盘管及强化换热效果的作用。

[0054] 上述水合物分解器中,所述汽提气入口连接有气体分布器,气体分布器与分解单元的截面呈最大均匀分布,使汽提气在分解单元与富水合物浆液逆向流动接触,该气体分布器可采用本领域公知的气体分布器,所述汽提气可以为本单元分解的再生气循环,也可以为不与后续加工过程发生反应的任意气体。

[0055] 上述水合物分解器中,所述分解单元底部的再生水合物工作液出口分两路,其中一路经管线与所述清洗液入口连接,将部分分解单元底部排出的再生水合物工作液作为内循环清洗液使用,所述作为内循环清洗液使用的再生水合物工作液体积流量占总再生水合物工作液体积流量的 $1/5\sim 1$,优选 $1/3\sim 1/2$ 。

[0056] 本发明工艺中,所述的水合物工作液为添加有助剂的水溶液,所述助剂包括助剂A,所述助剂A为十二烷基硫酸钠(SDS)、十二烷基苯磺酸钠(SDBS)、线性烷基磺酸钠(LAB-SA)、烷基多苷(APG)中的一种或几种,其质量分数优选 $0.005\%\sim 1.0\%$,更优选质量分数 $0.01\%\sim 0.5\%$ 。

[0057] 本发明工艺中,所述的水合物工作液中还可以添加助剂B,所述助剂B为煤油、柴油和硅油中的一种或几种,助剂B的添加量与水合物工作液中水的体积比为 $1/5\sim 2/1$,优选 $1/3\sim 1/1$ 。当所述的水合物工作液中添加助剂B时,优选添加乳化剂,所选乳化剂可以是亲水性的乳化剂,形成油包水(o/w)型乳液,也可以是亲油性的乳化剂,形成水包油(w/o)型乳液,乳化剂的添加量与水合物工作液中水的摩尔分率为 $0.5\%\sim 3\%$ 。

[0058] 本发明工艺中,所述的水合物工作液中还可以包括助剂C,所述助剂C为N-甲基吡咯烷酮、碳酸丙烯酯、环丁砜、N-甲酰吗啉、聚乙二醇中的一种或几种,所述助剂C的质量分数为 $2\%\sim 30\%$,优选为 $5\%\sim 20\%$ 。

[0059] 本发明工艺中,所述酸性气可以是各种来源的酸性气,优选适用于 H_2S 体积含量为 $60\%\sim 95\%$ 、 CO_2 含量为 $5\%\sim 40\%$ 、气量在 $50\sim 1000\text{ Nm}^3/\text{h}$ 的中小型炼厂酸性气。

[0060] 本发明工艺中,通过分离单元处理后得到的高浓度 H_2S 气体,可以根据产品需要,控制吸收反应器的级数,与原料碱液生产 Na_2S 或 $NaHS$ 化工产品。

[0061] 与现有技术相比,本发明所述水合法分离酸性气工艺及装置具有如下优点:

[0062] (1) 本发明工艺将环境治理与化工生产有机结合为一体化过程。利用不同条件下, H_2S 气体与 CO_2 气体与水形成水合物时有较大相平衡差异的特性,通过控制水合条件使 H_2S 气体与水合物工作液优先生成水合物进入水合物相, CO_2 气体不生成或少生成水合物而在气相富集并排出,从而实现酸性气中 H_2S 气体与 CO_2 气体的分离。整个过程操作条件较为温和,分离效果好,操作弹性大,处理后的酸性气可分为高浓度 CO_2 气体(体积分数 $>80\%$)和高浓度 H_2S 气体(体积分数 $>95\%$);富含 H_2S 气体分子的水合物在水合物分解器内分解并释放出高纯度 H_2S 气体,碱法吸收单元以高纯度 H_2S 气体为原料,通过与原料碱液反应,生产出 Na_2S

或NaHS化工产品。整个处理过程环保、可靠,无废渣及含盐废水等“三废”产生。

[0063] (2)本发明中,采用的水合物工作液为多种组分复配的工作液,并以水合物浆液形式输送,通过助剂A、B、C三者之间的复配互相作用,不仅可以降低气液界面张力,增加气体在液相中的溶解度和扩散系数,而且增加了工作液对H₂S的溶解吸收能力,大大促进了液相中气体形成水合物的生成,有效的提升了水合物生成速率,增加了水合物储气密度,并保证了水合物相的流动性,提高H₂S和CO₂气体的分离效果的同时,保证了装置的连续平稳运行。

[0064] (3)本发明工艺及装置对整个酸性气处理过程的能量进行了合理优化及充分利用。将碱液吸收法产生的富余热量充分用于水合物分解器中水合物的分解,同时利用换热后的产品液回流,实现吸收单元反应温度场的均化与控制,合理的利用了体系能量,极大的降低了装置能耗。

[0065] (4)本发明提供的水合物分解器具有浆液分离单元和分解单元,分别对水合物浆液进行过滤分离和深度分解。浆液分离单元将水合物浆液分为富水合物相和冷清液相:冷清液相中的水合物含量极低,不必进行升温,可以维持较低的温度回用;富水合物相中的水合物占有量高于80%,在分解单元进行加热分解处理,同时配合了高效换热和汽提手段强化水合物分解,再生工作液引出部分用于浆液分离单元滤网隔板组件的洗涤冲刷。此种方式的分解器能够对具有流动性的水合物浆液进行高效分解,水合物分解效率高,具有自清洗功能,易于维护,且极大降低了水合物浆液加温分解和分解后工作液降温回用的能耗。

附图说明

[0066] 图1为本发明水合法分离酸性气工艺及装置示意图。

[0067] 图2为本发明水合法分离酸性气工艺及装置中水合物分解器结构示意图。

具体实施方式

[0068] 以下结合附图说明和实施例对本发明的酸性气的处理方法及装置做详细说明,但并不因此限制本发明。

[0069] 如图2所示,本发明所述水合物分解器包括浆液分离单元和分解单元,所述浆液分离单元和分解单元通过连接通道12连通;所述浆液分离单元经滤网隔板组件5分成上下两部分,上部自上而下依次设置有水合物浆液入口1、清洗液入口3、连接通道接口19,下部为冷清液储液槽6,储液槽底部设有冷清液出口13;所述分解单元自上而下依次设置有水合物分解气出口11、连接通道接口20和再生液储液槽7,所述再生液储液槽7内自上而下依次设置有换热单元10、汽提气入口8、再生水合物工作液出口14。其中所述的分离单元水合物浆液入口1连接有喷淋组件2;所述内循环清洗液入口3连接有洗涤喷嘴4;所述深度分解单元汽提气入口8连接有汽提气分布器9;所述换热设备10一端为热媒入口15,另一端为热媒出口16;所述再生液储液槽7内换热单元的盘管间设置多组折流挡板17。

[0070] 所述水合物分解器工作过程如下:水合物浆液经过水合物分解器水合物浆液入口1引入分解器,通过喷淋组件2向下喷淋,喷淋而下的水合物浆液经过滤网隔板组件5过滤处理,将水合物浆液分为富水合物相和冷清液相,滤网隔板组件5上方的洗涤喷嘴4通过不断喷射内循环清洗液实现对滤网隔板组件5的洗涤冲刷,过滤后的冷清液下落至冷清液储液槽6,冷清液在储液槽底部的冷清液出口13循环至水合物反应器循环使用,富水合物经过连

接通道12进入再生液储液槽7,富水合物在再生液储液槽7内与换热设备10进行换热并依次通过折流挡板17形成的通道,富水合物在下落的过程中不断受热分解并释放气体,同时在再生液储液槽7底部通过汽提气入口8通入汽提气,汽提气经汽提气分布器9均匀分布后与水合物浆液逆流接触,水合物分解释放出高浓度的被吸收气体由下至上,最终通过水合物分解气出口11排出,分解后的再生水合物工作液经过再生液储液槽7底部的再生水合物工作液出口14排出,部分再生水合物工作液18作为内循环洗涤液进入浆液分离单元对滤网隔板组件5进行洗涤,剩余再生工作液经降温处理后,输送至水合物反应器。

[0071] 如图1所示,本发明提供一种水合法分离酸性气装置,所述装置包括水合反应器24、水合物分解器27、冷却器29、吸收反应器33和产品罐40;酸性气进料管线21经压缩机22与水合物反应器24气相入口连接;水合反应器24的液相出口经管线26与水合物分解器27的水合物浆液入口连接,水合反应器24气相出口与分离尾气管线25连接;所述水合物分解器27的冷清液出口管线28和再生工作液出口管线31与换热设备29入口连接,换热设备29的出口经管线30与水合反应器24的液相入口连接;所述水合物分解器27的顶部的气相出口经管线32连接与吸收反应器33的气相入口连接,水合物分解器27底部的汽提气入口与汽提气管线34连接;吸收反应器33的气相出口与净化气管线35连接,吸收反应器33还与碱液供给管线36连接,吸收反应器33的液相出口管线38分两路,第一路经管线37与产品罐40连接,第二路经管线39与水合物分解器27的换热单元的入口连接,水合物分解器27的换热单元的出口经管线41与吸收反应器33的产品液回流入口连接。

[0072] 本发明水合法分离酸性气工艺流程如下:来自进料管线21的酸性气经压缩机22增压后进入水合反应器24,在水合反应器24内,易于生成水合物的 H_2S 气体进入水合物相(固液相)形成浆液,不易于生成水合物的 CO_2 气体在气相富集,并通过尾气管线25排出,实现酸性气中 CO_2 的分离。将水合反应器24中富含 H_2S 气体的水合物浆液经管线26引入水合物分解器27的浆液分离单元,水合物浆液经水合物浆液入口1进入,通过喷淋组件2向下喷淋,喷淋而下的水合物浆液经过滤网隔板组件5过滤处理,将水合物浆液分为富水合物相和冷清液相,滤网隔板组件5上方的洗涤喷嘴4通过不断喷射内循环清洗液实现对滤网隔板组件5的洗涤冲刷,过滤后的冷清液下落至冷清液储液槽6,富水合物在经过连接通道12进入再生液储液槽7,富水合物在再生液储液槽7内通过换热设备10与吸收单元的高温产品液进行换热,并依次通过折流挡板17形成的通道,富水合物在下落的过程中不断受热分解并释放气体,同时在再生液储液槽7底部通过汽提气入口8通入汽提气,汽提气经汽提气分布器9均匀分布后与水合物浆液逆流接触,水合物分解释放出高浓度的 H_2S 气体由下至上,最终通过水合物分解气出口11排出,分解后的再生工作液经过再生液储液槽7底部的再生工作液出口14排出,部分再生工作液18作为内循环洗涤液进入浆液分离单元对滤网隔板组件5进行洗涤,剩余再生工作液与冷清液一起进入换热设备29经降温后,返回水合反应器24循环使用,释放出的 H_2S 气体通过管线32进入吸收反应器33,与来自碱液管线36的碱液进行反应,反应处理后得到的剩余乏气通过净化气出口管线35排放,反应得到的产品液分两路,第一路经管37进入产品罐40储存,第二路经管线39进入水合物分解器27作为热源对水合物进行加热处理,换热后的产品液经管线41返回吸收反应器33。

[0073] 实施例1

[0074] 某炼厂酸性气量 $Q=400Nm^3/h$,压力0.7Mpa,其中 H_2S 体积分数为84%, CO_2 体积分数

为16%，剩余为烃类等物质。采用图1所示的处理方法及装置对酸性气进行处理。其中，水合物分解器采用图2所述的分解器结构。

[0075] 处理过程中的操作条件和处理效果如下：酸性气21经压缩机22增压至1.2Mpa后引入水合反应器24，在水合反应器24内与水合物工作液发生反应，反应条件为：压力1.2Mpa、温度5℃，水合物工作液由水、占水溶液质量分数0.03%的SDS、占水溶液质量分数10%的聚乙二醇、与水体积比为1/4的柴油、与水摩尔比为0.8%的司盘(脱水山梨醇脂肪酸酯)乳化剂组成，反应控制水合物生成量占水合物浆液总体积量的60%左右，在水合反应器24中， H_2S 气体优先与工作液生成水合物而被富集到水合物相， CO_2 及惰性气体在气相富集并做为尾气排出，尾气中的 CO_2 浓度为85%左右，并入炼厂酸性气上游的炼厂气脱硫系统集中处理；将水合物浆液26输送至水合物分解器27，水合物分解器27条件为压力0.5Mpa，水合物浆液6在浆液分离单元被分为占浆液总量70%的富水合物相和30%的冷清液相，其中，冷清液中水合物含量约10%左右进入冷清液储液槽，富水合物中水合物含量高于80%进入分解单元的再生液储液槽7，再生液储液槽7通过调整高温产品液流量维持温度在22℃左右，富水合物浆液被加热后释放出高浓度 H_2S 气体，同时得到再生工作液，再生工作液与冷清液一起进入换热设备29经降温后，返回水合反应器24循环使用，再生液储液槽7底部采用氮气作为汽提气，水合物分解器中释放的气体中 CO_2 含量 $< 3\%$ ；得到的高浓度 H_2S 气体进入吸收反应器33与48%的NaOH溶液反应生成 Na_2S 产品，吸收反应器操作条件为：压力0.4Mpa，温度95℃，吸收反应器33处理后的净化尾气排放，得到的 Na_2S 产品液引出部分进入水合物分解器7进行加热，换热后作为内循环液返回吸收反应器33，剩余产品液进入产品罐40存储。通过上述工艺对炼厂酸性气进行处理不但实现了酸性气的净化处理，而且生产出了 Na_2S 产品，将酸性气变废为宝，提高了产品附加值，将环境治理转化为化工产品的生产过程。本工艺过程经济高效的对含 CO_2 和 H_2S 的酸性气进行预处理，保证水合法分离单元中水合物良好的流动性，控制碱法吸收单元的 $Na_2CO_3 / NaHCO_3$ 含量，确保装置连续、长周期稳定运行。此外，通过流程优化和本发明水合物分解器对整体工艺过程中的能量进行了充分利用，极大降低了能耗。

[0076] 比较例1

[0077] 与实施例1相同，不同之处在于，水合物分解器采用常规的单塔形式，达到相同处理效果时，由于实施例1中采用的双塔分级式分解器将水合物浆液先经过分离单元分解为70%的富水合物相和30%的冷清液相，然后仅对占总体浆液70%的富水合物相进行深度分解处理，而本比较例中采用常规分解塔，需要将水合物和未反应生成水合物的溶液整体升温，分解释放气体后得到的再生液再进行整体降温，极大增加了能耗，提高了运行成本。与实施例1相比，本比较例的水合物浆液加温分解和分解后工作液降温总体能耗增加40%以上。

[0078] 比较例2

[0079] 与实施例1相同，不同之处在于采用传统的醇胺法“吸收-再生”工艺对酸性气进行预处理，吸收液采用质量分数30%的MDEA溶液，吸收温度30℃，再生温度118℃。达到相同处理效果时，由于胺液再生的温度较高导致能耗较大，而实施例1中水合物分解的热量可完全由碱法吸收产生的反应热提供，与实施例1相比，本比较例的酸性气预处理能耗增加20%以上。

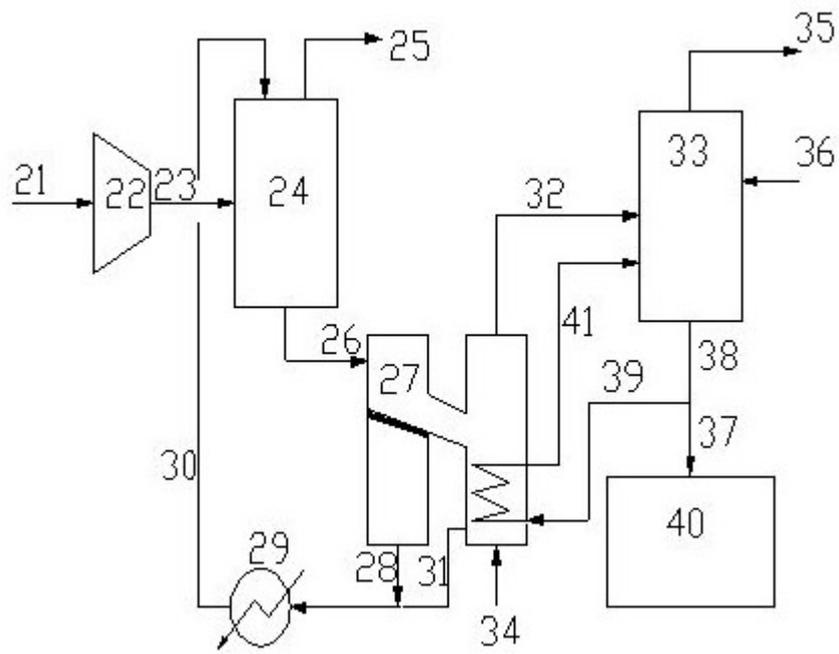


图1

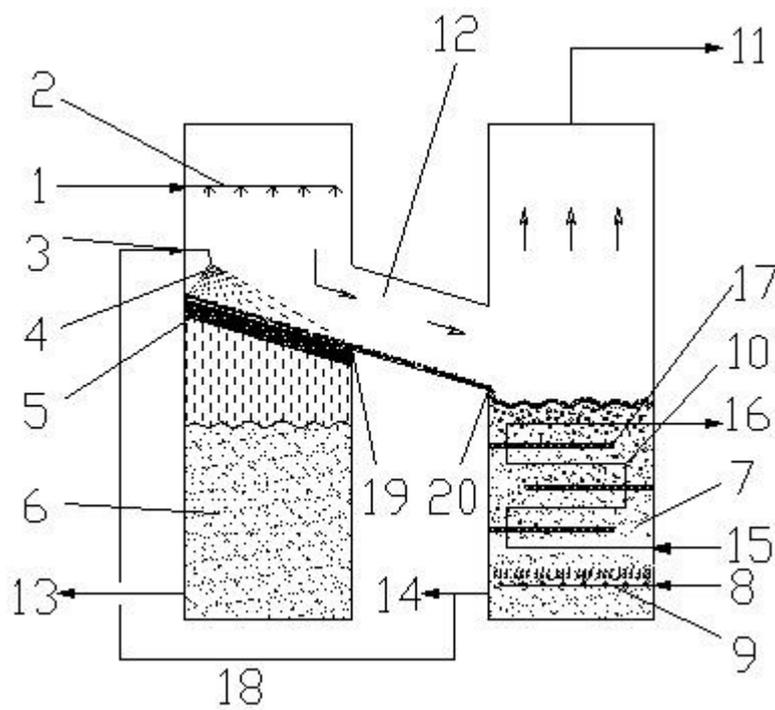


图2