



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 106316750 A

(43)申请公布日 2017.01.11

| | |
|-------------------------------|---------------------|
| (21)申请号 201510334006.7 | C07C 9/06(2006.01) |
| (22)申请日 2015.06.16 | C07C 9/08(2006.01) |
| (71)申请人 中国石化工程建设有限公司 | C07C 9/10(2006.01) |
| 地址 100101 北京市朝阳区安慧北里安园 21号 | C07C 11/04(2006.01) |
| 申请人 中石化炼化工程(集团)股份有限公 司 | C07C 11/06(2006.01) |
| | C07C 11/08(2006.01) |
| | C01B 3/50(2006.01) |
| | F25J 3/02(2006.01) |

(72)发明人 赵百仁 王振维 赵明瑞 王鑫泉

(74)专利代理机构 北京英创嘉友知识产权代理
事务所(普通合伙) 11447

代理人 周建秋 王浩然

(51)Int.Cl.
 C07C 7/00(2006.01)
 C07C 7/04(2006.01)
 C07C 9/04(2006.01)

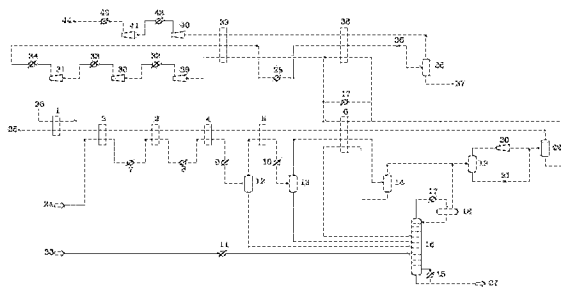
权利要求书3页 说明书8页 附图2页

(54)发明名称

一种费托合成尾气的回收装置

(57)摘要

本发明公开了一种费托合成尾气的回收装置,该装置包括费托合成尾气预处理单元和费托合成尾气回收单元。本发明装置的设备数量少、投资和占地节省,而且使用该装置进行费托尾气回收时,产品回收率高、综合能耗较低。



1. 一种费托合成尾气的回收装置,其特征在于,该装置包括费托合成尾气预处理单元和费托合成尾气回收单元;

所述费托合成尾气预处理单元包括水洗塔(46)、碱洗塔(48)、费托尾气增加机(51)、费托尾气干燥器进料深冷器(52)、干燥器进料分离罐(53)、费托尾气气相干燥器(54)以及费托尾气液相干燥器(55);

所述水洗塔(46)设置有费托合成尾气进料口和水洗塔出口;所述水洗塔出口与所述碱洗塔(48)的入口连通,所述碱洗塔(48)的出口与所述费托尾气增加机(51)的入口连通;所述费托尾气增加机(51)的出口与所述费托尾气干燥器进料深冷器(52)的入口连通,所述费托尾气干燥器进料深冷器(52)的出口与所述干燥器进料分离罐(53)的入口连通;所述干燥器进料分离罐(53)的气体出口与所述费托尾气气相干燥器(54)的入口连通,所述干燥器进料分离罐(53)的液体出口与所述费托尾气液相干燥器(55)的入口连通;

所述费托合成尾气回收单元包括1#氢气复热器(6)、2#氢气复热器(5)、3#氢气复热器(4)、4#氢气复热器(3)、5#氢气复热器(2)、6#氢气复热器(1)、费托尾气1#冷凝器(7)、费托尾气2#冷凝器(8)、费托尾气1#乙烯冷凝器(9)、费托尾气2#乙烯冷凝器(10)、脱甲烷塔第一进料分离罐(12)、脱甲烷塔第二进料分离罐(13)、脱甲烷塔第三进料分离罐(14)、脱甲烷塔(16)、脱甲烷塔冷凝器(17)、脱甲烷塔回流罐(18)、膨胀机进料罐(19)、尾气膨胀机(20)、液相节流阀(21)和氢/甲烷分离罐(22);

所述费托尾气气相干燥器(54)的出口与所述5#氢气复热器(2)的费托尾气入口连通,所述5#氢气复热器(2)的费托尾气出口与所述费托尾气1#冷凝器(7)的入口连通;所述费托尾气1#冷凝器(7)的出口与所述4#氢气复热器(3)的费托尾气入口连通,所述4#氢气复热器(3)的费托尾气出口与所述费托尾气2#冷凝器(8)的入口连通;所述费托尾气2#冷凝器(8)的出口与所述3#氢气复热器(4)的尾气入口连通,所述3#氢气复热器(4)的尾气出口与所述费托尾气1#乙烯冷凝器(9)的入口连通;所述费托尾气1#乙烯冷凝器(9)的出口与所述脱甲烷塔第一进料分离罐(12)的入口连通,所述脱甲烷塔第一进料分离罐(12)的气体出口与所述2#氢气复热器(5)的尾气入口连通,所述脱甲烷塔第一进料分离罐(12)的液体出口与所述脱甲烷塔(16)的第三进料板连通;所述2#氢气复热器(5)的尾气出口与所述费托尾气2#乙烯冷凝器(10)的入口连通,所述费托尾气2#乙烯冷凝器(10)的出口与所述脱甲烷塔第二进料分离罐(13)的入口连通,所述脱甲烷塔第二进料分离罐(13)的气体出口与所述1#氢气复热器(6)的尾气入口连通,所述脱甲烷塔第二进料分离罐(13)的液体出口与所述脱甲烷塔(16)的第二进料板连通;所述1#氢气复热器(6)的尾气出口与所述脱甲烷塔第三进料分离罐(14)的入口连通,所述脱甲烷塔第三进料分离罐(14)的气体出口与所述膨胀机进料罐(19)的入口连通,所述脱甲烷塔第三进料分离罐(14)的液体出口与所述1#氢气复热器(6)的液体入口连通;所述1#氢气复热器(6)的液体出口与所述脱甲烷塔(16)的第一进料板连通;

所述费托尾气液相干燥器(55)的出口通过费托尾气液相过冷器(11)与所述脱甲烷塔(16)的第四进料板连通;

其中,所述脱甲烷塔(16)的第一进料板、脱甲烷塔(16)的第二进料板、脱甲烷塔(16)的第三进料板和脱甲烷塔(16)的第四进料板由高到低分布;所述脱甲烷塔(16)设置有脱甲烷塔液体出口;

所述脱甲烷塔 (16) 的气体出口与所述脱甲烷塔冷凝器 (17) 的入口连通,所述脱甲烷塔冷凝器 (17) 的出口与所述脱甲烷塔回流罐 (18) 的入口连通;所述脱甲烷塔回流罐 (18) 的液体出口与所述脱甲烷塔 (16) 的液体入口连通,所述脱甲烷塔回流罐 (18) 的气体出口与所述膨胀机进料罐 (19) 的入口连通;所述膨胀机进料罐 (19) 的气体出口通过所述尾气膨胀机 (20) 与所述氢 / 甲烷分离罐 (22) 的入口连通,所述膨胀机进料罐 (19) 的液体出口通过液相节流阀 (21) 与所述氢 / 甲烷分离罐 (22) 的入口连通;所述氢 / 甲烷分离罐 (22) 设置有膨胀分离氢气气体出口和膨胀分离甲烷液体出口。

2. 根据权利要求 1 的回收装置,其特征在于,所述氢 / 甲烷分离罐 (22) 的膨胀分离氢气气体出口与所述 1# 氢气复热器 (6) 的氢气入口连通,所述 1# 氢气复热器 (6) 的氢气出口与所述 2# 氢气复热器 (5) 的氢气入口连通;所述 2# 氢气复热器 (5) 的氢气出口与所述 3# 氢气复热器 (4) 的氢气入口连通,所述 3# 氢气复热器 (4) 的氢气出口与所述 4# 氢气复热器 (3) 氢气入口连通;所述 4# 氢气复热器 (3) 氢气出口与所述 5# 氢气复热器 (2) 的氢气入口连通,所述 5# 氢气复热器 (2) 的氢气入口与 6# 氢气复热器 (1) 的氢气入口连通;所述 6# 氢气复热器 (1) 的氢气出口为粗氢产品出口。

3. 根据权利要求 1 的回收装置,其特征在于,该装置还包括天然气冷凝器 (28)、甲烷再压缩机一段 (29)、甲烷再压缩机二段 (30)、甲烷再压缩机三段 (31)、甲烷再压缩机第一后冷器 (32)、甲烷再压缩机第二后冷器 (33)、甲烷再压缩机第三后冷器 (34)、低温甲烷 JT 阀 (35)、天然气储罐 (36)、天然气 1# 换热器 (38) 和天然气 2# 换热器 (39);

所述氢 / 甲烷分离罐 (22) 的膨胀分离甲烷液体出口分别与所述 1# 氢气复热器 (6) 的甲烷入口、脱甲烷塔冷凝器 (17) 的甲烷入口以及天然气 1# 换热器 (38) 的第一入口连通;所述 1# 氢气复热器 (6) 的甲烷出口、脱甲烷塔冷凝器 (17) 的甲烷出口以及天然气 1# 换热器 (38) 的第一出口均与所述天然气 2# 换热器 (39) 的第一入口连通,所述天然气 2# 换热器 (39) 的第一出口依次通过甲烷再压缩机一段 (29)、甲烷再压缩机第一后冷器 (32)、甲烷再压缩机二段 (30)、甲烷再压缩机第二后冷器 (33)、甲烷再压缩机三段 (31) 以及甲烷再压缩机第三后冷器 (34) 同所述天然气 2# 换热器 (39) 的第二入口连通;所述天然气 2# 换热器 (39) 的第二出口通过所述天然气冷凝器 (28) 与所述天然气 1# 换热器 (38) 的第二入口连通,所述天然气 1# 换热器 (38) 的第二出口通过所述低温甲烷 JT 阀 (35) 同所述天然气储罐 (36) 的入口连通;所述天然气储罐 (36) 设置有产品出口和闪蒸气出口。

4. 根据权利要求 3 的回收装置,其特征在于,该装置还包括 BOG 压缩机一段 (40)、BOG 压缩机二段 (41)、BOG 压缩机第一后冷器 (42) 和 BOG 压缩机第二后冷器 (43);所述天然气储罐 (36) 的闪蒸气出口与所述天然气 1# 换热器 (38) 的第三入口连通,所述天然气 1# 换热器 (38) 的第三出口与所述天然气 2# 换热器 (39) 的第三入口连通;所述天然气 2# 换热器 (39) 的第三出口依次通过所述 BOG 压缩机一段 (40)、BOG 压缩机第一后冷器 (42)、BOG 压缩机二段 (41) 和 BOG 压缩机第二后冷器 (43) 同闪蒸气出口连通。

5. 根据权利要求 1 的回收装置,其特征在于,该装置还包括脱乙烷塔 (56)、乙烯精馏塔 (57)、脱乙烷塔釜冷却器 (58)、脱丙烷塔 (59)、丙烯精馏塔 (60) 和脱丁烷塔 (61);

所述脱甲烷塔 (16) 的脱甲烷塔液体出口与所述脱乙烷塔 (56) 的入口连通,所述脱乙烷塔 (56) 的气体出口与所述乙烯精馏塔 (57) 的入口连通,所述脱乙烷塔 (56) 的液体出口通过脱乙烷塔釜冷却器 (58) 与所述脱丙烷塔 (59) 的入口连通;所述乙烯精馏塔 (57) 设置

有乙烯出口和乙烷出口；

所述脱丙烷塔 (59) 的气体出口与所述丙烯精馏塔 (60) 的入口连通, 所述脱丙烷塔 (59) 的液体出口与所述脱丁烷塔 (61) 的入口连通; 所述丙烯精馏塔 (60) 设置有丙烯出口和丙烷出口, 所述脱丁烷塔设置有碳四烃类出口和汽油组分出口。

一种费托合成尾气的回收装置

技术领域

[0001] 本发明涉及一种费托合成尾气的回收装置。

背景技术

[0002] 中国的煤炭资源十分丰富,煤化工是我国的一个新兴战略领域,发展刚刚起步,方兴未艾。在煤制油的间接液化工艺中,一套 100 万吨 / 年低温费托合成装置产生的合成尾气超过 40 吨 / 小时,而一套 100 万吨 / 年高温 FT 合成装置产生的合成尾气更是超过 100 吨 / 小时,其中 H_2 、 CH_4 、 C_2H_4 和 C_3H_6 等烃类组分含量可观,进行有效的回收利用,经济价值显著。

[0003] FT 合成尾气除含有少量的含氧有机化合物和一定量的 CO_2 外,还含有非常高摩尔浓度的 H_2 、 N_2 、 CO 、 Ar 和 CH_4 等低沸点组分, C_2 ' s 及 C_2 ' s+ 烃类只占总气体体积的 10 ~ 13% (重量占 30 ~ 50%)。FT 合成尾气分离装置的处理目标,就是要脱除这些有害杂质,回收其中的有用组分,使乙烯和丙烯达到聚合级、甲烷达到 LNG (即液化天然气) 标准、粗氢送 PSA 精制,并尽可能多地分离出其它烃类产品。

[0004] 由于煤化工是一个新兴产业,FT 合成尾气同现有的各种轻烃气体 (如乙烯装置裂解气、甲醇制烯烃工艺气、丙烷脱氢反应气、炼厂干气、天然气和焦炉煤气等),组分及含量都相差很大,产品分离要求也没有这么全面,所以目前还没有一种现成的分离回收工艺技术可以直接采用。

发明内容

[0005] 本发明的目的是提供一种费托合成尾气的回收装置,该装置的设备数量少、投资和占地节省,而且使用该装置进行费托尾气回收时,产品回收率高、综合能耗较低。

[0006] 为了实现上述目的,本发明提供一种费托合成尾气的回收装置,其特征在于,该装置包括费托合成尾气预处理单元和费托合成尾气回收单元;所述费托合成尾气预处理单元包括水洗塔 46、碱洗塔 48、费托尾气增加机 51、费托尾气干燥器进料深冷器 52、干燥器进料分离罐 53、费托尾气气相干燥器 54 以及费托尾气液相干燥器 55;所述水洗塔 46 设置有费托合成尾气进料口和水洗塔出口;所述水洗塔出口与所述碱洗塔 48 的入口连通,所述碱洗塔 48 的出口与所述费托尾气增加机 51 的入口连通;所述费托尾气增加机 51 的出口与所述费托尾气干燥器进料深冷器 52 的入口连通,所述费托尾气干燥器进料深冷器 52 的出口与所述干燥器进料分离罐 53 的入口连通;所述干燥器进料分离罐 53 的气体出口与所述费托尾气气相干燥器 54 的入口连通,所述干燥器进料分离罐 53 的液体出口与所述费托尾气液相干燥器 55 的入口连通;所述费托合成尾气回收单元包括 1# 氢气复热器 6、2# 氢气复热器 5、3# 氢气复热器 4、4# 氢气复热器 3、5# 氢气复热器 2、6# 氢气复热器 1、费托尾气 1# 冷凝器 7、费托尾气 2# 冷凝器 8、费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9、费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10、脱甲烷塔第一进料分离罐 12、脱甲烷塔第二进料分离罐 13、脱甲烷塔第三进料分离罐 14、脱甲烷塔 16、脱甲烷塔冷凝器 17、脱甲烷塔回流罐 18、膨胀机进料罐 19、尾气膨胀机 20、液相节流阀

21 和氢 / 甲烷分离罐 22 ;所述费托尾气气相干燥器 54 的出口与所述 5# 氢气复热器 2 的费托尾气入口连通,所述 5# 氢气复热器 2 的费托尾气出口与所述费托尾气 1# 冷凝器 7 的入口连通 ;所述费托尾气 1# 冷凝器 7 的出口与所述 4# 氢气复热器 3 的费托尾气入口连通,所述 4# 氢气复热器 3 的费托尾气出口与所述费托尾气 2# 冷凝器 8 的入口连通 ;所述费托尾气 2# 冷凝器 8 的出口与所述 3# 氢气复热器 4 的尾气入口连通,所述 3# 氢气复热器 4 的尾气出口与所述费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9 的入口连通 ;所述费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9 的出口与所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的入口连通,所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的气体出口与所述 2# 氢气复热器 5 的尾气入口连通,所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的第三进料板连通 ;所述 2# 氢气复热器 5 的尾气出口与所述费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10 的入口连通,所述费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10 的出口与所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的入口连通,所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的气体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的尾气入口连通,所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的第二进料板连通 ;所述 1# 氢气复热器 6 的尾气出口与所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的入口连通,所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的气体出口与所述膨胀机进料罐 19 的入口连通,所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的液体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的液体入口连通 ;所述 1# 氢气复热器 6 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的第一进料板连通 ;所述费托尾气液相干燥器 55 的出口通过费托尾气液相过冷器 11 与所述脱甲烷塔 16 的第四进料板连通 ;其中,所述脱甲烷塔 16 的第一进料板、脱甲烷塔 16 的第二进料板、脱甲烷塔 16 的第三进料板和脱甲烷塔 16 的第四进料板由高到低分布 ;所述脱甲烷塔 16 设置有脱甲烷塔液体出口 ;所述脱甲烷塔 16 的气体出口与所述脱甲烷塔冷凝器 17 的入口连通,所述脱甲烷塔冷凝器 17 的出口与所述脱甲烷塔回流罐 18 的入口连通 ;所述脱甲烷塔回流罐 18 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的液体入口连通,所述脱甲烷塔回流罐 18 的气体出口与所述膨胀机进料罐 19 的入口连通 ;所述膨胀机进料罐 19 的气体出口通过所述尾气膨胀机 20 与所述氢 / 甲烷分离罐 22 的入口连通,所述膨胀机进料罐 19 的液体出口通过液相节流阀 21 与所述氢 / 甲烷分离罐 22 的入口连通 ;所述氢 / 甲烷分离罐 22 设置有膨胀分离氢气气体出口和膨胀分离甲烷液体出口。

[0007] 优选地,所述氢 / 甲烷分离罐 22 的膨胀分离氢气气体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的氢气入口连通,所述 1# 氢气复热器 6 的氢气出口与所述 2# 氢气复热器 5 的氢气入口连通 ;所述 2# 氢气复热器 5 的氢气出口与所述 3# 氢气复热器 4 的氢气入口连通,所述 3# 氢气复热器 4 的氢气出口与所述 4# 氢气复热器 3 氢气入口连通 ;所述 4# 氢气复热器 3 氢气出口与所述 5# 氢气复热器 2 的氢气入口连通,所述 5# 氢气复热器 2 的氢气入口与 6# 氢气复热器 1 的氢气入口连通 ;所述 6# 氢气复热器 1 的氢气出口为粗氢产品出口。

[0008] 优选地,该装置还包括天然气冷凝器 28、甲烷再压缩机一段 29、甲烷再压缩机二段 30、甲烷再压缩机三段 31、甲烷再压缩机第一后冷器 32、甲烷再压缩机第二后冷器 33、甲烷再压缩机第三后冷器 34、低温甲烷 JT 阀 35、天然气储罐 36、天然气 1# 换热器 38 和天然气 2# 换热器 39 ;所述氢 / 甲烷分离罐 22 的膨胀分离甲烷液体出口分别与所述 1# 氢气复热器 6 的甲烷入口、脱甲烷塔冷凝器 17 的甲烷入口以及天然气 1# 换热器 38 的第一入口连通 ;所述 1# 氢气复热器 6 的甲烷出口、脱甲烷塔冷凝器 17 的甲烷出口以及天然气 1# 换热器 38 的第一出口均与所述天然气 2# 换热器 39 的第一入口连通,所述天然气 2# 换热器 39

的第一出口依次通过甲烷再压缩机一段 29、甲烷再压缩机第一后冷器 32、甲烷再压缩机二段 30、甲烷再压缩机第二后冷器 33、甲烷再压缩机三段 31 以及甲烷再压缩机第三后冷器 34 同所述天然气 2# 换热器 39 的第二入口连通；所述天然气 2# 换热器 39 的第二出口通过所述天然气冷凝器 28 与所述天然气 1# 换热器 38 的第二入口连通，所述天然气 1# 换热器 38 的第二出口通过所述低温甲烷 JT 阀 35 同所述天然气储罐 36 的入口连通；所述天然气储罐 36 设置有产品出口和闪蒸气出口。

[0009] 优选地，该装置还包括 BOG 压缩机一段 40、BOG 压缩机二段 41、BOG 压缩机第一后冷器 42 和 BOG 压缩机第二后冷器 43；所述天然气储罐 36 的闪蒸气出口与所述天然气 1# 换热器 38 的第三入口连通，所述天然气 1# 换热器 38 的第三出口与所述天然气 2# 换热器 39 的第三入口连通；所述天然气 2# 换热器 39 的第三出口依次通过所述 BOG 压缩机一段 40、BOG 压缩机第一后冷器 42、BOG 压缩机二段 41 和 BOG 压缩机第二后冷器 43 同闪蒸气出口连通。

[0010] 优选地，该装置还包括脱乙烷塔 56、乙烯精馏塔 57、脱乙烷塔釜冷却器 58、脱丙烷塔 59、丙烯精馏塔 60 和脱丁烷塔 61；所述脱甲烷塔 16 的脱甲烷塔液体出口与所述脱乙烷塔 56 的入口连通，所述脱乙烷塔 56 的气体出口与所述乙烯精馏塔 57 的入口连通，所述脱乙烷塔 56 的液体出口通过脱乙烷塔釜冷却器 58 与所述脱丙烷塔 59 的入口连通；所述乙烯精馏塔 57 设置有乙烯出口和乙烷出口；所述脱丙烷塔 59 的气体出口与所述丙烯精馏塔 60 的入口连通，所述脱丙烷塔 59 的液体出口与所述脱丁烷塔 61 的入口连通；所述丙烯精馏塔 60 设置有丙烯出口和丙烷出口，所述脱丁烷塔设置有碳四烃类出口和汽油组分出口。

[0011] 本发明的装置能够对 H_2 、 N_2 、 CO 、 Ar 和 CH_4 等低沸点组分含量很高的 FT 合成尾气进行成功分离，脱除有害杂质，最大限度地回收了烃类组分，可使乙烯与丙烯达到聚合级、甲烷达到液化天然气标准。粗氢中的 H_2 收率 $\geq 99.9\%$ ；乙烯收率 $\geq 99.1\%$ ；其它重烃的收率几乎为 100%。采用尾气膨胀机驱动甲烷再压缩机，节约能耗。

[0012] 本发明的其他特征和优点将在随后的具体实施方式部分予以详细说明。

附图说明

[0013] 附图是用来提供对本发明的进一步理解，并且构成说明书的一部分，与下面的具体实施方式一起用于解释本发明，但并不构成对本发明的限制。在附图中：

[0014] 图 1 是本发明装置的费托合成尾气回收单元的示意图；

[0015] 图 2 是本发明装置的费托合成尾气预处理单元和脱甲烷液体后处理单元的示意图。

[0016] 附图标记说明

[0017] 1 6# 氢气复热器 2 5# 氢气复热器 3 4# 氢气复热器

[0018] 4 3# 氢气复热器 5 2# 氢气复热器 6 1# 氢气复热器

[0019] 7 费托尾气 1# 冷凝器 8 费托尾气 2# 冷凝器 9 费托尾气 1# 乙烯冷凝器

[0020] 10 费托尾气 2# 乙烯冷凝器 11 费托尾气液相过冷器

[0021] 12 脱甲烷塔第一进料分离罐 13 脱甲烷塔第二进料分离罐

[0022] 14 脱甲烷塔第三进料分离罐 15 脱甲烷塔再沸器 16 脱甲烷塔

[0023] 17 脱甲烷塔冷凝器 18 脱甲烷塔回流罐 19 膨胀机进料罐

- [0024] 20 尾气膨胀机 21 液相节流阀 22 氢 / 甲烷分离罐
[0025] 28 天然气冷凝器 29 甲烷再压缩机一段 30 甲烷再压缩机二段
[0026] 31 甲烷再压缩机三段 32 甲烷再压缩机第一后冷器
[0027] 33 甲烷再压缩机第二后冷器 34 甲烷再压缩机第三后冷器
[0028] 35 低温甲烷 JT 阀 36 天然气储罐 38 天然气 1# 换热器
[0029] 39 天然气 2# 换热器 40 BOG 压缩机一段 41 BOG 压缩机二段
[0030] 42 BOG 压缩机第一后冷器 43 BOG 压缩机第二后冷器
[0031] 46 水洗塔 47 费托尾气加热器 48 碱洗塔
[0032] 49 碱洗塔顶冷却器 50 费托尾气增加机吸入罐 51 费托尾气增加机
[0033] 52 费托尾气干燥器进料深冷器 53 干燥器进料分离罐
[0034] 54 费托尾气气相干燥器 55 费托尾气液相干燥器 56 脱乙烷塔
[0035] 57 乙烯精馏塔 58 脱乙烷塔釜冷却器 59 脱丙烷塔 60 丙烯精馏塔
[0036] 61 脱丁烷塔

具体实施方式

[0037] 以下结合附图对本发明的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是, 此处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本发明, 并不用于限制本发明。

[0038] 本发明提供一种费托合成尾气的回收装置, 其特征在于, 该装置包括费托合成尾气预处理单元和费托合成尾气回收单元; 所述费托合成尾气预处理单元包括水洗塔 46、碱洗塔 48、费托尾气增加机 51、费托尾气干燥器进料深冷器 52、干燥器进料分离罐 53、费托尾气气相干燥器 54 以及费托尾气液相干燥器 55; 所述水洗塔 46 设置有费托合成尾气进料口和水洗塔出口; 所述水洗塔出口与所述碱洗塔 48 的入口连通, 所述碱洗塔 48 的出口与所述费托尾气增加机 51 的入口连通; 所述费托尾气增加机 51 的出口与所述费托尾气干燥器进料深冷器 52 的入口连通, 所述费托尾气干燥器进料深冷器 52 的出口与所述干燥器进料分离罐 53 的入口连通; 所述干燥器进料分离罐 53 的气体出口与所述费托尾气气相干燥器 54 的入口连通, 所述干燥器进料分离罐 53 的液体出口与所述费托尾气液相干燥器 55 的入口连通; 所述费托合成尾气回收单元包括 1# 氢气复热器 6、2# 氢气复热器 5、3# 氢气复热器 4、4# 氢气复热器 3、5# 氢气复热器 2、6# 氢气复热器 1、费托尾气 1# 冷凝器 7、费托尾气 2# 冷凝器 8、费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9、费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10、脱甲烷塔第一进料分离罐 12、脱甲烷塔第二进料分离罐 13、脱甲烷塔第三进料分离罐 14、脱甲烷塔 16、脱甲烷塔冷凝器 17、脱甲烷塔回流罐 18、膨胀机进料罐 19、尾气膨胀机 20、液相节流阀 21 和氢 / 甲烷分离罐 22; 所述费托尾气气相干燥器 54 的出口与所述 5# 氢气复热器 2 的费托尾气入口连通, 所述 5# 氢气复热器 2 的费托尾气出口与所述费托尾气 1# 冷凝器 7 的入口连通; 所述费托尾气 1# 冷凝器 7 的出口与所述 4# 氢气复热器 3 的费托尾气入口连通, 所述 4# 氢气复热器 3 的费托尾气出口与所述费托尾气 2# 冷凝器 8 的入口连通; 所述费托尾气 2# 冷凝器 8 的出口与所述 3# 氢气复热器 4 的尾气入口连通, 所述 3# 氢气复热器 4 的尾气出口与所述费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9 的入口连通; 所述费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9 的出口与所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的入口连通, 所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的气体出口与所述 2# 氢气复热器 5 的尾气入口连通, 所述脱甲烷塔第一进料分离罐 12 的液体出口与所述

脱甲烷塔 16 的第三进料板连通；所述 2# 氢气复热器 5 的尾气出口与所述费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10 的入口连通，所述费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10 的出口与所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的入口连通，所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的气体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的尾气入口连通，所述脱甲烷塔第二进料分离罐 13 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的第二进料板连通；所述 1# 氢气复热器 6 的尾气出口与所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的入口连通，所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的气体出口与所述膨胀机进料罐 19 的入口连通，所述脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的液体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的液体入口连通；所述 1# 氢气复热器 6 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的第一进料板连通；所述费托尾气液相干燥器 55 的出口通过费托尾气液相过冷器 11 与所述脱甲烷塔 16 的第四进料板连通；其中，所述脱甲烷塔 16 的第一进料板、脱甲烷塔 16 的第二进料板、脱甲烷塔 16 的第三进料板和脱甲烷塔 16 的第四进料板由高到低分布；所述脱甲烷塔 16 设置有脱甲烷塔液体出口；所述脱甲烷塔 16 的气体出口与所述脱甲烷塔冷凝器 17 的入口连通，所述脱甲烷塔冷凝器 17 的出口与所述脱甲烷塔回流罐 18 的入口连通；所述脱甲烷塔回流罐 18 的液体出口与所述脱甲烷塔 16 的液体入口连通，所述脱甲烷塔回流罐 18 的气体出口与所述膨胀机进料罐 19 的入口连通；所述膨胀机进料罐 19 的气体出口通过所述尾气膨胀机 20 与所述氢 / 甲烷分离罐 22 的入口连通，所述膨胀机进料罐 19 的液体出口通过液相节流阀 21 与所述氢 / 甲烷分离罐 22 的入口连通；所述氢 / 甲烷分离罐 22 设置有膨胀分离氢气气体出口和膨胀分离甲烷液体出口。其中，所述复热器是指能够将低温流体通过换热而使其逐渐恢复常温的设备（多用板翅式换热器），所述制冷机是指可以将具有较低温度的被冷却物体的热量转移给环境介质从而获得冷量的机器，所使用的制冷剂可以是乙烯或丙烯等常用的制冷剂。所述尾气膨胀机是指利用高压的工业尾气膨胀降压时向外输出机械功使气体温度降低的原理以获得更多能量的机械，可以获得比直接节流减压更低的温度。

[0039] 根据本发明的一种优选具体实施方式，所述氢 / 甲烷分离罐 22 的膨胀分离氢气气体出口与所述 1# 氢气复热器 6 的氢气入口连通，所述 1# 氢气复热器 6 的氢气出口与所述 2# 氢气复热器 5 的氢气入口连通；所述 2# 氢气复热器 5 的氢气出口与所述 3# 氢气复热器 4 的氢气入口连通，所述 3# 氢气复热器 4 的氢气出口与所述 4# 氢气复热器 3 氢气入口连通；所述 4# 氢气复热器 3 氢气出口与所述 5# 氢气复热器 2 的氢气入口连通，所述 5# 氢气复热器 2 的氢气入口与 6# 氢气复热器 1 的氢气入口连通；所述 6# 氢气复热器 1 的氢气出口为粗氢产品出口。

[0040] 根据本发明的一种优选具体实施方式，该装置还包括天然气冷凝器 28、甲烷再压缩机一段 29、甲烷再压缩机二段 30、甲烷再压缩机三段 31、甲烷再压缩机第一后冷器 32、甲烷再压缩机第二后冷器 33、甲烷再压缩机第三后冷器 34、低温甲烷 JT 阀 35、天然气储罐 36、天然气 1# 换热器 38 和天然气 2# 换热器 39；所述氢 / 甲烷分离罐 22 的膨胀分离甲烷液体出口分别与所述 1# 氢气复热器 6 的甲烷入口、脱甲烷塔冷凝器 17 的甲烷入口以及天然气 1# 换热器 38 的第一入口连通；所述 1# 氢气复热器 6 的甲烷出口、脱甲烷塔冷凝器 17 的甲烷出口以及天然气 1# 换热器 38 的第一出口均与所述天然气 2# 换热器 39 的第一入口连通，所述天然气 2# 换热器 39 的第一出口依次通过甲烷再压缩机一段 29、甲烷再压缩机第一后冷器 32、甲烷再压缩机二段 30、甲烷再压缩机第二后冷器 33、甲烷再压缩机三段 31 以及甲烷再压缩机第三后冷器 34 同所述天然气 2# 换热器 39 的第二入口连通；所述天然气 2#

换热器 39 的第二出口通过所述天然气冷凝器 28 与所述天然气 1# 换热器 38 的第二入口连通,所述天然气 1# 换热器 38 的第二出口通过所述低温甲烷 JT 阀 35 同所述天然气储罐 36 的入口连通;所述天然气储罐 36 设置有产品出口和闪蒸气出口(即泡点气 BOG 出口)。

[0041] 根据本发明的一种优选具体实施方式,该装置还包括 BOG 压缩机一段 40、BOG 压缩机二段 41、BOG 压缩机第一后冷器 42 和 BOG 压缩机第二后冷器 43;所述天然气储罐 36 的闪蒸气出口与所述天然气 1# 换热器 38 的第三入口连通,所述天然气 1# 换热器 38 的第三出口与所述天然气 2# 换热器 39 的第三入口连通;所述天然气 2# 换热器 39 的第三出口依次通过所述 BOG 压缩机一段 40、BOG 压缩机第一后冷器 42、BOG 压缩机二段 41 和 BOG 压缩机第二后冷器 43 同闪蒸气出口连通。

[0042] 根据本发明的一种优选具体实施方式,该装置还包括脱乙烷塔 56、乙烯精馏塔 57、脱乙烷塔釜冷却器 58、脱丙烷塔 59、丙烯精馏塔 60 和脱丁烷塔 61;所述脱甲烷塔 16 的脱甲烷塔液体出口与所述脱乙烷塔 56 的入口连通,所述脱乙烷塔 56 的气体出口与所述乙烯精馏塔 57 的入口连通,所述脱乙烷塔 56 的液体出口通过脱乙烷塔釜冷却器 58 与所述脱丙烷塔 59 的入口连通;所述乙烯精馏塔 57 设置有乙烯出口和乙烷出口;所述脱丙烷塔 59 的气体出口与所述丙烯精馏塔 60 的入口连通,所述脱丙烷塔 59 的液体出口与所述脱丁烷塔 61 的入口连通;所述丙烯精馏塔 60 设置有丙烯出口和丙烷出口,所述脱丁烷塔设置有碳四烃类出口和汽油组分出口。

[0043] 下面将通过实施例来进一步说明本发明,但是本发明并不因此而受到任何限制。

[0044] 如图 2 所示,将含有氮气、氩气、一氧化碳、二氧化碳、氢气、甲烷、乙烷、乙烯、丙烷、丙烯、丁烷、丁烯和汽油组分的费托合成尾气依次经过费托合成尾气预处理单元的水洗塔 46、费托尾气加热器 47、碱洗塔 48、碱洗顶冷却器 49、费托尾气增加机 51、脱甲烷塔再沸器 15 和费托尾气干燥器进料深冷器 52 中依次进行脱二氧化碳处理、压缩处理、冷却处理后进入干燥器进料分离罐 53 中进行气液分离处理,分离为气相和液相的尾气进入费托尾气气相干燥器 54 以及费托尾气液相干燥器 55 进行干燥处理后,得到 15℃ 和 3.81 兆帕的气相费托合成尾气和液相费托合成尾气。

[0045] 如图 1 所示,将气相费托合成尾气依次经过 5# 氢气复热器 2 和费托尾气 1# 冷凝器 7 进行第一级丙烯冷凝,得到 -17℃ 和 3.79 兆帕的第一级丙烯冷凝产物;将第一级丙烯冷凝产物依次经过 4# 氢气复热器 3 和费托尾气 2# 冷凝器 8 进行第二级丙烯冷凝,得到 -32℃ 和 3.78 兆帕的第二级丙烯冷凝产物;将第二级丙烯冷凝产物依通过 3# 氢气复热器 4 和费托尾气 1# 乙烯冷凝器 9 进行第一乙烯激冷后送入脱甲烷塔第一进料分离罐 12 进行气液分离,得到 -55℃ 和 3.74 兆帕的第一乙烯激冷气体和第一乙烯激冷液体;将所述第一乙烯激冷气体依次经过 2# 氢气复热器 5 和费托尾气 2# 乙烯冷凝器 10 进行第二乙烯激冷后送入脱甲烷塔第二进料分离罐 13 进行气液分离,得到 -98℃ 和 3.7 兆帕的第二乙烯激冷气体和第二乙烯激冷液体;将上述第二乙烯激冷气体经过 1# 氢气复热器 6 后送入脱甲烷塔第三进料分离罐 14 进行气液分离,得到 -160℃ 和 3.68 兆帕的第一甲烷/氢分离气体和第一甲烷/氢分离液体;将第一甲烷/氢分离液体经过 1# 氢气复热器 6 升温到 -101.5℃ 和 3.19 兆帕,作为第一股脱甲烷进料。其中所述氢气复热器为板翅式。

[0046] 将液相费托合成尾气经过费托尾气液相过冷器 11 进行降温减压后,得到 -54℃ 和 3.3 兆帕的脱甲烷处理前液相费托合成尾气。将上述第一股脱甲烷进料、第二乙烯激冷液

体、第一乙烯激冷液体和脱甲烷处理前液相费托合成尾气依次送入脱甲烷塔 16 的第一进料分布板、第二进料分布板、第三进料分布板和第四进料分布板在 -101°C 和 3.10 兆帕（塔顶）下进行脱甲烷处理，得到脱甲烷塔顶气相和 52°C 和 3.13 兆帕的脱甲烷液体，将脱甲烷塔顶气相经过脱甲烷塔冷凝器 17 进行冷凝后送入脱甲烷塔回流罐 18 进行气液分离，得到 -103°C 和 3.1 兆帕且乙烯含量为 0.10mol% 的脱甲烷气体。其中，脱甲烷塔为单塔高压脱甲烷塔，塔压在 3.00 ~ 3.16MPaG 之间，其塔釜主要由 FT 尾气增加机出口气相提供再沸热量；塔顶回流比很小，但需要由尾气膨胀机系统提供 -106°C 以下的冷量，以有效控制乙烯损失。

[0047] 将脱甲烷气体与来自脱甲烷塔第三进料分离罐 14 的第一甲烷 / 氢分离气体混合后一起送入膨胀机进料罐 19，得到的液体产物通过液相节流阀 21 节流后和送入尾气膨胀机 20 制冷后的气体产物一起送入氢 / 甲烷分离罐 22 进行气液分离，得到 -177°C 和 0.29 兆帕的膨胀分离氢气和膨胀分离甲烷；将脱甲烷塔回流罐 18 得到的液体回流回脱甲烷塔 16 内。其中，膨胀分离甲烷的甲烷浓度为 93.3mol%（一般均应大于 92mol%）。将膨胀分离氢气依次经过 1# 氢气复热器 6、2# 氢气复热器 5、3# 氢气复热器 4、4# 氢气复热器 3、5# 氢气复热器 2 和 6# 氢气复热器 1 依次与第二乙烯激冷气体、第一乙烯激冷气体、第二级丙烯冷凝产物、第一级丙烯冷凝产物、气相费托合成尾气以及 39°C 的丙烯冷剂液体（用于吸收冷量）进行换热，得到常温的粗氢产品。

[0048] 将 52% 的膨胀分离甲烷送入 1# 氢气复热器 6 与第二乙烯激冷气体进行换热，得到第一股换热膨胀分离甲烷气体；将 22% 的膨胀分离甲烷送入脱甲烷塔冷凝器 17 与脱甲烷塔的塔顶冷凝换热，得到第二股换热膨胀分离甲烷气体；将剩余 26% 的膨胀分离甲烷送入天然气 1# 换热器 38 进行换热，得到第三股换热膨胀分离甲烷气体。将三股膨胀分离甲烷气体汇合后送入天然气 2# 换热器 39 进行进一步升温至常温后，再依次送入甲烷再压缩机一段 29、甲烷再压缩机第一后冷器 32、甲烷再压缩机二段 30、甲烷再压缩机第二后冷器 33、甲烷再压缩机三段 31 以及甲烷再压缩机第三后冷器 34 进行交替压缩和冷却处理，得到 39°C 和 5.7 兆帕的压缩冷却处理的膨胀分离甲烷气体；将压缩冷却处理的膨胀分离甲烷气体依次通过天然气 2# 换热器 39、天然气冷凝器 28 和天然气 1# 换热器 38 进行脱过热、重新液化和冷却处理后，再送入低温甲烷 JT 阀 35 进行节流减压，得到 -163°C 和 20 千帕的液化天然气（即 LNG）产品，存放于常压低温单包容型式的天然气储罐 36 内；将天然气储罐 36 所产生的闪蒸气（即泡点气 BOG）依次送入天然气 1# 换热器 38 和天然气 2# 换热器 39 升温后，再依次送入 BOG 压缩机一段 40、BOG 压缩机第一后冷器 42、BOG 压缩机二段 41 和 BOG 压缩机第二后冷器 43 进行交替升压和冷却后，用作燃料气。其中，甲烷再压缩机的驱动器为尾气膨胀机，BOG 压缩机的驱动器为电机；气相费托尾气最冷级冷凝、脱甲烷塔冷凝和 LNG 过冷所需要的冷量，全部由尾气膨胀机提供。

[0049] 如图 2 所示，将脱甲烷液体送入脱乙烷塔 56 在 -14°C 和 2.23 兆帕下进行脱乙烷处理，得到含有乙烯和乙烷的脱乙烷气体和含有丙烷、丙烯、丁烷、丁烯和汽油组分的脱乙烷液体；将脱乙烷气体送入乙烯精馏塔 57 进行乙烯精馏，得到乙烯和乙烷；将所述脱乙烷液体经过脱乙烷塔釜冷却器 58 降温后送入脱丙烷塔 59 在 15°C 和 0.76 兆帕进行脱丙烷处理，得到含有丙烷和丙烯的脱丙烷气体和含有丁烷、丁烯和汽油组分的脱丙烷液体；将脱丙烷气体送入丙烯精馏塔 60 进行丙烯精馏，得到丙烯和丙烷；将脱丙烷液体送入脱丁烷塔 61

在 48℃和 0.42 兆帕进行脱丁烷处理,得到液态的混合碳四产品和液态的汽油组分。

[0050] 该实施例中粗氢中的 H_2 收率 $\geq 99.9\%$; 乙烯收率 $\geq 99.1\%$; 其它乙烯以上重烃的收率几乎为 100%; 乙烯与丙烯达到聚合级、甲烷达到液化天然气 (即 LNG) 标准。用尾气膨胀机驱动甲烷再压缩机, 节约能耗。如处理一套 100 万吨 / 年高温 FT 合成的尾气, 每天可节电约 57000 度。

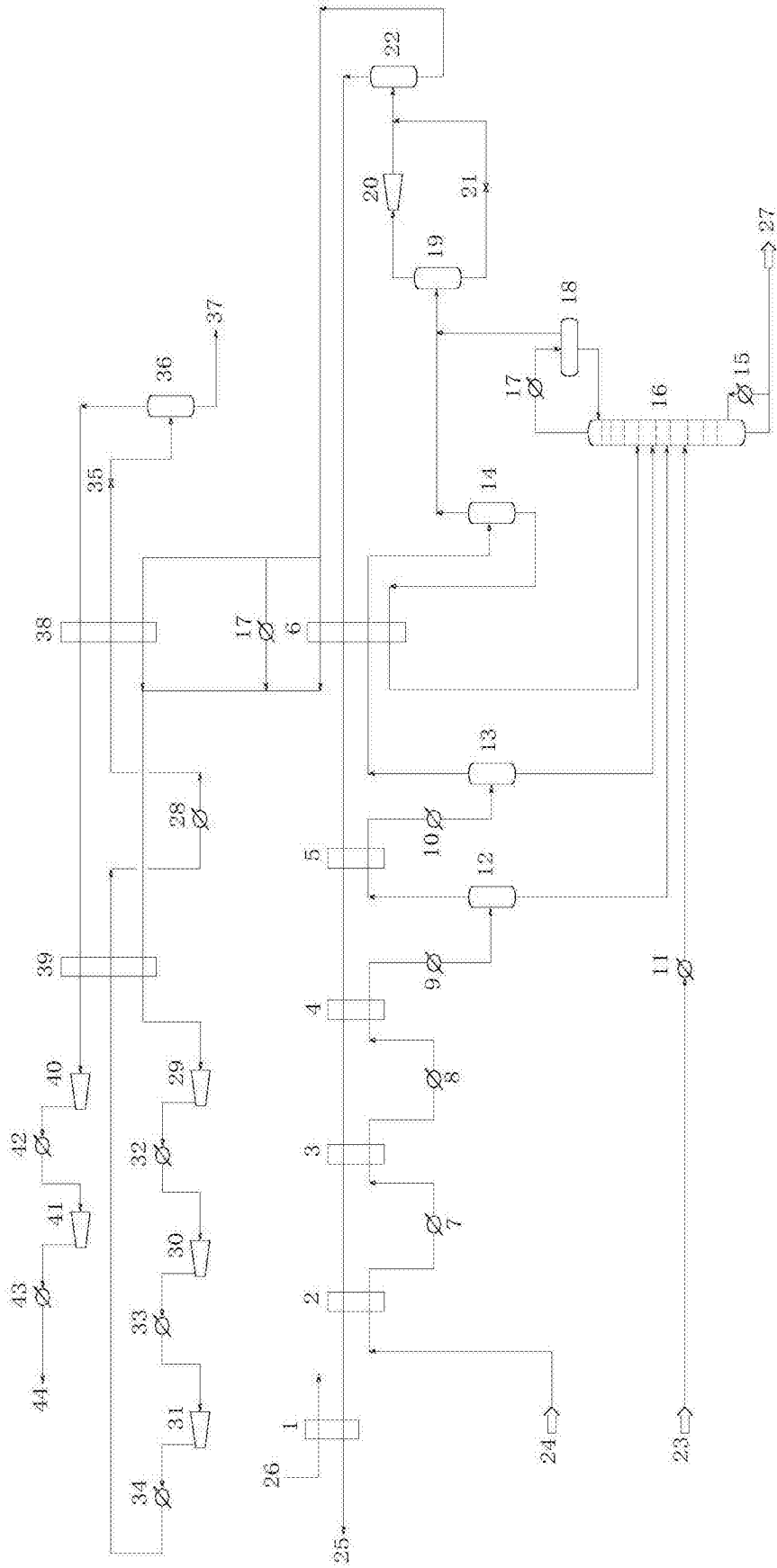


图 1

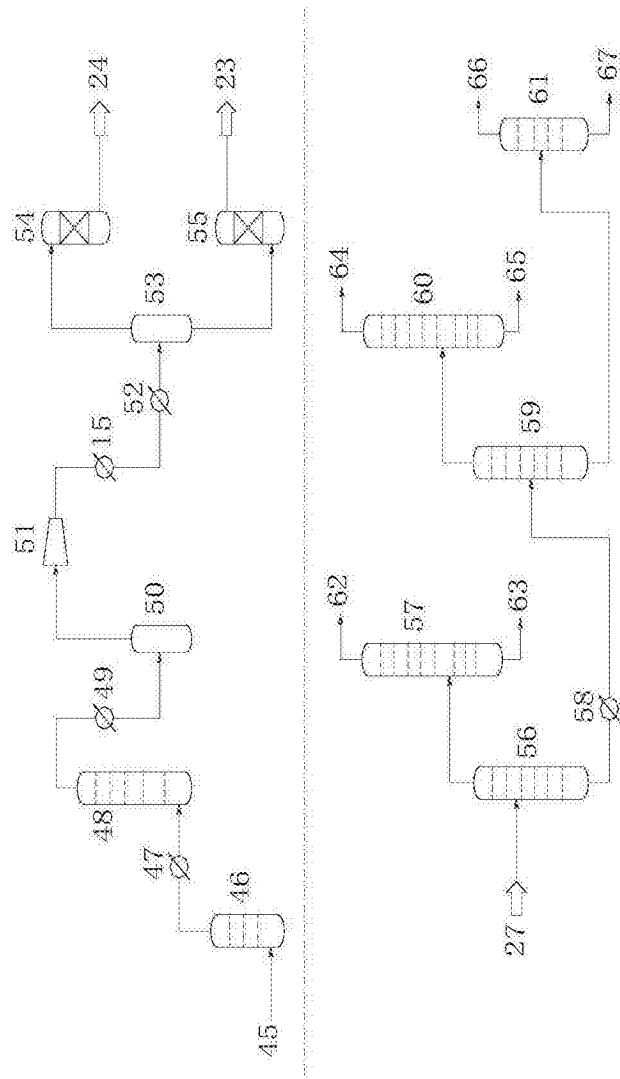


图 2