



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 106799112 B

(45)授权公告日 2019.11.08

(21)申请号 201710006865.2

(51)Int.Cl.

(22)申请日 2017.01.05

B01D 53/00(2006.01)

F23G 7/06(2006.01)

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 106799112 A

审查员 裴雪菲

(43)申请公布日 2017.06.06

(73)专利权人 中石化上海工程有限公司

地址 200120 上海市静安区南京西路1910
号-3幢

专利权人 中石化炼化工程(集团)股份有限
公司

(72)发明人 杨军 顾静苒 祁冰 施竞怡

黄承明 张斌 李真泽 何琨

(74)专利代理机构 上海硕力知识产权代理事务
所(普通合伙) 31251

代理人 王法男

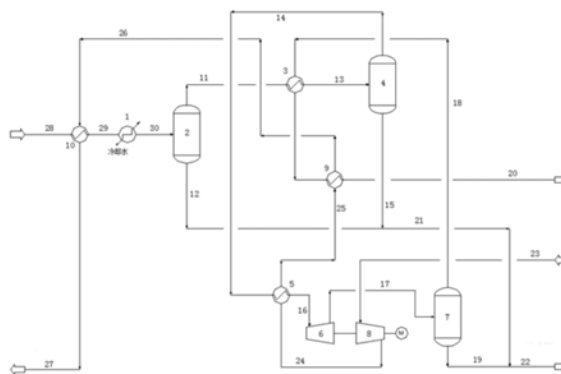
权利要求书1页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法

(57)摘要

本发明涉及一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,主要解决现有技术中能耗较高的问题。本发明通过采用一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,将高温尾气经过五级换热器和三级分液罐进行气液分离,气相尾气进入膨胀机将热能转化为机械能带动空压机以减少空压机部分电耗,更加合理地回收了热量,提高了换热效率,降低苯酚丙酮装置能耗9.73~10.75千克标油/吨苯酚的技术方案,较好地解决了上述问题,可用于苯酚丙酮装置中。



1. 一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法, 苯酚丙酮装置中的氧化反应塔顶排出的高温氧化尾气 (28) 首先通过一级换热器 (10) 降温, 然后经过二级换热器 (1) 冷凝后进入一级分液罐 (2) 进行气液分离, 分离出的气相 (11) 进入三级换热器 (3) 进一步冷凝后通过二级分液罐 (4) 进行气液分离, 分离出的气相 (14) 进入四级换热器 (5) 加热升温后进入膨胀机 (6) 膨胀制冷; 膨胀过程热能转化为机械能作为带动空压机 (8) 的动力, 空压机 (8) 动力不足部分由电动机补充; 膨胀机 (6) 出口尾气 (17) 进入三级分液罐 (7) 进行气液分离, 分离出的气相 (18) 返回三级换热器 (3) 换热并升温后, 再进入五级换热器 (9) 进一步换热升温, 最后已经加热的尾气 (20) 外送排至焚烧处理系统; 常温空气 (23) 首先进入空压机 (8) 增压并升温至压缩空气 (24), 然后进入四级换热器 (5) 加热尾气后形成物流 (25), 再进入五级换热器 (9) 进一步加热尾气形成物流 (26), 最后通过一级换热器 (10) 换热升温后, 压缩空气 (27) 去氧化反应塔; 一级分液罐 (2) 分离出的液相 (12) 和二级分液罐 (4) 分离出的液相 (15) 混合为物流 (21) 后与三级分液罐 (7) 分离出的液相 (19) 合并为液相物料 (22) 返回氧化进料系统; 一级换热器 (10) 热侧操作温度为 $120\sim 75^{\circ}\text{C}$, 冷侧操作温度为 $35\sim 80^{\circ}\text{C}$; 二级换热器 (1) 热侧操作温度为 $95\sim 35^{\circ}\text{C}$, 冷侧操作温度为 $30\sim 43^{\circ}\text{C}$; 三级换热器 (3) 热侧操作温度为 $55\sim -5^{\circ}\text{C}$, 冷侧操作温度为 $-40\sim 35^{\circ}\text{C}$; 四级换热器 (5) 热侧操作温度为 $105\sim 55^{\circ}\text{C}$, 冷侧操作温度为 $-5\sim 55^{\circ}\text{C}$; 五级换热器 (9) 热侧操作温度为 $75\sim 35^{\circ}\text{C}$, 冷侧操作温度为 $15\sim 65^{\circ}\text{C}$; 一级分液罐 (2) 操作温度为 $35\sim 55^{\circ}\text{C}$, 操作表压为 $0.22\sim 0.42\text{MPa}$; 二级分液罐 (4) 操作温度为 $-5\sim 15^{\circ}\text{C}$, 操作表压为 $0.19\sim 0.39\text{MPa}$; 三级分液罐 (7) 操作温度为 $-40\sim -20^{\circ}\text{C}$, 操作表压为 $0.01\sim 0.09\text{MPa}$; 膨胀机 (6) 入口操作温度为 $35\sim 55^{\circ}\text{C}$, 入口操作表压为 $0.16\sim 0.36\text{MPa}$, 出口操作温度为 $-40\sim -20^{\circ}\text{C}$, 出口操作表压为 $0.01\sim 0.09\text{MPa}$; 空压机 (8) 入口操作温度为常温, 入口操作表压为常压, 出口操作温度为 $85\sim 105^{\circ}\text{C}$, 出口操作表压为 $0.70\sim 0.90\text{MPa}$ 。

高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法。

背景技术

[0002] 苯酚与丙酮是用途广泛的基本有机化工原料。生产苯酚和丙酮的苯酚丙酮装置首先采用异丙苯与空气在氧化塔中反应制备过氧化氢异丙苯,然后将过氧化氢异丙苯分解为苯酚和丙酮。在异丙苯与空气氧化反应过程中,氧化塔顶排出含有多种有机物的氧化尾气,需要进行无害化处理,达标排放。专利申请号CN200810039311.3苯酚丙酮装置尾气的催化氧化处理工艺,采用催化氧化处理技术,将氧化尾气所含微量有机物和有害物转化为二氧化碳和水,处理后的高温高压尾气用于加热待处理的氧化尾气,换热后直接排放。专利申请号CN200910032946.5处理大气量工业废气中有机物的方法,采用对工业尾气进行洗涤、膨胀做功、吸附、解吸、催化燃烧、碱洗的处理方法,去除尾气中含有的卤素化合物。专利申请号CN200910081333.0氧化尾气处理工艺,采用催化剂处理尾气,尾气达标后直接排放,未进行能量回收。专利申请号CN201310411665.7苯酚丙酮装置氧化尾气能量综合利用副产蒸汽的方法,通过焚烧将氧化尾气所含微量有机物和有害物转化为二氧化碳和水,焚烧处理后的高温尾气进入余热锅炉发生过热蒸汽,回收能量后尾气排放至大气。专利申请号CN201310411699.6苯酚丙酮装置催化氧化尾气节能减排的方法,将氧化尾气通过多级冷凝、换热、分液后,气相进入废气处理器,处理后尾气经过换热后进入膨胀机做功带动空压机,从而节省空压机电耗。专利申请号CN201510654415.5苯酚丙酮装置氧化尾气能量回收的方法,将氧化塔排出的氧化尾气经过三级换热器进行部分冷凝并通过三级分液罐冷凝分离出的液相有机物返回氧化进料系统,额外回收有机物1.0-5.0%左右。同时气相氧化尾气进入膨胀机将热能转化为机械能带动空压机,由此减少空压机电耗,降低苯酚丙酮装置能耗7.40~9.32千克标油/吨苯酚。

[0003] 由于人们对能耗和环保的要求日益提高,化工行业尾气处理引起越来越多的重视。含有机物和有毒有害物的尾气若直接排放至大气,必然造成环境污染和能源浪费。如果对其回收利用,必须除去其中的杂质。传统的有机物尾气净化方法包括洗涤、吸附、冷凝、直接燃烧等方法,易产生二次污染,且处理效率低、能耗大,易受尾气浓度和温度的限制。

[0004] 苯酚丙酮装置氧化尾气中大多含有异丙苯、甲烷、甲醇、非芳烃等有毒有害物质。现有装置在尾气处理过程中,通过多级冷凝、冷冻、分液的方法液化分离部分尾气,未液化的尾气通入催化焚烧炉处理后排放至大气。待催化焚烧的尾气仍含有大量异丙苯等有机物,且能量未进行充分回收利用,直接消耗燃料气进行焚烧,存在能量利用不合理的问题。

[0005] 现有技术中,专利申请号CN200810039311.3存在能量回收利用率不高的问题;专利申请号CN200910032946.5仅仅去除工业尾气中含有的卤素化合物,存在工艺流程长,操作运行复杂,难以在苯酚丙酮装置上应用等问题;专利申请号CN200910081333.0也存在能量回收利用率不高的问题;专利申请号CN201310411665.7需要使用燃料气来加热氧化尾气,存在燃料消耗大、生产运行成本高等问题;专利申请号CN201310411699.6采用催化氧化

方法将氧化尾气中的微量有机物转化为二氧化碳和水,使氧化尾气达标排放并回收热能转化为机械能,但是氧化尾气中的微量有机物是有用的物料,无法回收再使用,存在有机物料损失大的问题;专利申请号CN201510654415.5经过三级换热器和三级分液罐冷凝额外回收有机物,气相氧化尾气将热能转化为机械能,但能耗降低幅度有限,存在换热效率低,装置能耗高等问题。

发明内容

[0006] 本发明所要解决的技术问题是现有技术中能耗较高的问题,提供一种新的高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法。该方法具有能耗较低的优点。

[0007] 为解决上述问题,本发明采用的技术方案如下:一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,苯酚丙酮装置中的氧化反应塔顶排出的高温氧化尾气(28)首先通过一级换热器(10)降温,然后经过二级换热器(1)冷凝后进入一级分液罐(2)进行气液分离,分离出的气相(11)进入三级换热器(3)进一步冷凝后通过二级分液罐(4)进行气液分离,分离出的气相(14)进入四级换热器(5)加热升温后进入膨胀机(6)膨胀制冷;膨胀过程热能转化为机械能作为带动空压机(8)的动力,空压机(8)动力不足部分由电动机补充;膨胀机(6)出口尾气(17)进入三级分液罐(7)进行气液分离,分离出的气相(18)返回三级换热器(3)换热并升温后,再进入五级换热器(9)进一步换热升温,最后已经加热的尾气(20)外送排至焚烧处理系统;常温空气(23)首先进入空压机(8)增压并升温至压缩空气(24),然后进入四级换热器(5)加热尾气后形成物流(25),再进入五级换热器(9)进一步加热尾气形成物流(26),最后通过一级换热器(10)换热升温后,压缩空气(27)去氧化反应塔;一级分液罐(2)分离出的液相(12)和二级分液罐(4)分离出的液相(15)混合为物流(21)后与三级分液罐(7)分离出的液相(19)合并为液相物料(22)返回氧化进料系统。

[0008] 上述技术方案中,优选地,一级换热器(10)热侧操作温度为120~75℃,冷侧操作温度为35~80℃;二级换热器(1)热侧操作温度为95~35℃,冷侧操作温度为30~43℃;三级换热器(3)热侧操作温度为55~-5℃,冷侧操作温度为-40~35℃;四级换热器(5)热侧操作温度为105~55℃,冷侧操作温度为-5~55℃;五级换热器(9)热侧操作温度为75~35℃,冷侧操作温度为15~65℃。

[0009] 上述技术方案中,优选地,一级分液罐(2)操作温度为35~55℃,操作表压为0.22~0.42MPa;二级分液罐(4)操作温度为-5~15℃,操作表压为0.19~0.39MPa;三级分液罐(7)操作温度为-40~-20℃,操作表压为0.01~0.09MPa。

[0010] 上述技术方案中,优选地,膨胀机(6)入口操作温度为35~55℃,入口操作表压为0.16~0.36MPa,出口操作温度为-40~-20℃,出口操作表压为0.01~0.09MPa。

[0011] 上述技术方案中,优选地,空压机(8)入口操作温度为常温,入口操作表压为常压,出口操作温度为85~105℃,出口操作表压为0.70~0.90MPa。

[0012] 本发明将氧化反应塔排出的高温尾气经过五级换热器和三级分液罐进行气液分离,液相物料返回氧化进料系统,气相尾气进入膨胀机通过膨胀制冷,同时将热能转化为机械能带动空压机以减少空压机部分电耗,降低苯酚丙酮装置能耗9.73~10.75千克标油/吨苯酚,提高了换热效率,合理地回收了热量,降低了装置能耗,取得了较好的技术效果。

附图说明

[0013] 图1为本发明所述方法的流程示意图。

[0014] 下面通过实施例对本发明作进一步的阐述,但不仅限于本实施例。

具体实施方式

[0015] 【实施例1】

[0016] 一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,如图1所示,氧化反应塔顶排出的高温氧化尾气(28)首先通过一级换热器(10)降温,然后经过二级换热器(1),利用冷却水部分冷凝后进入一级分液罐(2)进行气液分离,分离出的气相(11)进入三级换热器(3)进一步冷凝后物流(13)通过二级分液罐(4)进行气液分离,分离出的气相(14)进入四级换热器(5)加热升温后物流(16)进入膨胀机(6)膨胀制冷。膨胀过程热能转化为机械能作为部分动力带动空压机(8),空压机(8)动力不足部分由电动机补充。膨胀机(6)出口尾气(17)进入三级分液罐(7)进行气液分离,分离出的气相(18)返回三级换热器(3)换热并升温后,再进入五级换热器(9)进一步换热升温,最后已经加热的尾气(20)外送排至焚烧处理系统。常温空气(23)首先进入空压机(8)增压并升温至压缩空气(24),然后进入四级换热器(5)加热尾气后的物流(25)再进入五级换热器(9)进一步加热尾气形成物流(26),最后通过一级换热器(10)换热升温后,压缩空气(27)去氧化反应塔。一级分液罐(2)分离出的液相(12)和二级分液罐(4)分离出的液相(15)混合为物流(21)后与三级分液罐(7)分离出的液相(19)合并为液相物料(22)返回氧化进料系统。

[0017] 采用本发明一种高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,以生产规模为10万吨/年苯酚丙酮工艺装置为例,将氧化反应塔排出的高温尾气经过五级换热器和三级分液罐进行气液分离,液相物料返回氧化进料系统,气相尾气进入膨胀机通过膨胀制冷,同时将热能转化为机械能作为部分动力带动空压机的技术方案以达到降低苯酚丙酮装置能耗的技术效果。

[0018] 氧化反应塔顶排出的操作温度为112℃高温氧化尾气(28)首先通过一级换热器(10)降温至87℃,然后经过二级换热器(1),利用冷却水降温至45℃,部分物料冷凝后进入一级分液罐(2)进行气液分离,分离出的气相(11)进入三级换热器(3)进一步降温至5℃,部分物料冷凝后通过二级分液罐(4)进行气液分离,分离出的气相(14)进入四级换热器(5)加热升温至47℃后进入膨胀机(6)膨胀制冷。膨胀机(6)出口-30℃尾气(17)进入三级分液罐(7)进行气液分离,分离出的气相(18)返回三级换热器(3)换热并升温至27℃后,再进入五级换热器(9)进一步换热升温至57℃,最后已经加热的尾气(20)外送排至焚烧处理系统。

[0019] 常温空气(23)首先进入空压机(8)增压至表压0.80MPa并升温至97℃的压缩空气(24),然后进入四级换热器(5)换热降温至67℃,再进入五级换热器(9)换热降温至47℃,通过一级换热器(10)换热升温至72℃,最后压缩空气(27)去氧化反应塔。

[0020] 一级分液罐(2)分离出的液相(12)和二级分液罐(4)分离出的液相(15)以及三级分液罐(7)分离出的液相(19)合并为液相物料(22)返回氧化进料系统。

[0021] 上述技术方案中:

[0022] 一级换热器(10)热侧物料操作温度从112℃降低到87℃,冷侧物料操作温度从47℃升高到72℃;

[0023] 二级换热器 (1) 热侧物料操作温度从87℃降低到45℃,冷侧物料操作温度从33℃升高到43℃;

[0024] 三级换热器 (3) 热侧物料操作温度从45℃降低到5℃,冷侧物料操作温度从-30℃升高到27℃;

[0025] 四级换热器 (5) 热侧物料操作温度从97℃降低到67℃,冷侧物料操作温度从5℃升高到47℃;

[0026] 五级换热器 (9) 热侧物料操作温度从67℃降低到47℃,冷侧物料操作温度从27℃升高到57℃;

[0027] 一级分液罐 (2) 操作温度为45℃,操作表压为0.32MPa;

[0028] 二级分液罐 (4) 操作温度为5℃,操作表压为0.29MPa;

[0029] 三级分液罐 (7) 操作温度为-30℃,操作表压为0.03MPa;

[0030] 膨胀机 (6) 入口操作温度为47℃,入口操作表压为0.26MPa,出口操作温度为-30℃,出口操作表压为0.04MPa;

[0031] 空压机 (8) 入口操作温度为常温,入口操作表压为常压,出口操作温度为97℃,出口操作表压为0.80MPa。

[0032] 由此,生产规模为10万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率241.8千瓦,节省冷冻水消耗37.3吨/小时,节省循环冷却水消耗60.1吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗77.4千克标油/小时,折合9.90千克标油/吨苯酚。

[0033] **【实施例2】**

[0034] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,工艺参数同**【实施例1】**,仅仅苯酚丙酮工艺装置生产规模改为20万吨/年。

[0035] 由此,生产规模为20万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率502.5千瓦,节省冷冻水消耗77.6吨/小时,节省循环冷却水消耗124.8吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗160.8千克标油/小时,折合10.29千克标油/吨苯酚。

[0036] **【实施例3】**

[0037] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,工艺参数同**【实施例1】**,仅仅苯酚丙酮工艺装置生产规模改为35万吨/年。

[0038] 由此,生产规模为35万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率889.9千瓦,节省冷冻水消耗137.4吨/小时,节省循环冷却水消耗221.0吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗284.8千克标油/小时,折合10.42千克标油/吨苯酚。

[0039] **【实施例4】**

[0040] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,工艺参数同**【实施例1】**,仅仅苯酚丙酮工艺装置生产规模改为40万吨/年。

[0041] 由此,生产规模为40万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率1027.0千瓦,节省冷冻水消耗158.6吨/小时,节省循环冷却水消耗255.1吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗328.7千克标油/小时,折

合10.52千克标油/吨苯酚。

[0042] 【实施例5】

[0043] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,工艺参数同**【实施例1】**,仅仅苯酚丙酮工艺装置生产规模改为60万吨/年。

[0044] 由此,生产规模为60万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率1555.5千瓦,节省冷冻水消耗240.2吨/小时,节省循环冷却水消耗386.4吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗497.8千克标油/小时,折合10.62千克标油/吨苯酚。

[0045] 【实施例6】

[0046] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,苯酚丙酮工艺装置生产规模同**【实施例4】**,仍然为40万吨/年。仅仅工艺参数改变。上述技术方案中:

[0047] 一级换热器(10)热侧物料操作温度从100℃降低到75℃,冷侧物料操作温度从35℃升高到60℃;

[0048] 二级换热器(1)热侧物料操作温度从75℃降低到35℃,冷侧物料操作温度从30℃升高到40℃;

[0049] 三级换热器(3)热侧物料操作温度从35℃降低到-5℃,冷侧物料操作温度从-40℃升高到15℃;

[0050] 四级换热器(5)热侧物料操作温度从85℃降低到55℃,冷侧物料操作温度从-5℃升高到35℃;

[0051] 五级换热器(9)热侧物料操作温度从55℃降低到35℃,冷侧物料操作温度从15℃升高到45℃;

[0052] 一级分液罐(2)操作温度为35℃,操作表压为0.22MPa;

[0053] 二级分液罐(4)操作温度为-5℃,操作表压为0.19MPa;

[0054] 三级分液罐(7)操作温度为-40℃,操作表压为0.01MPa;

[0055] 膨胀机(6)入口操作温度为35℃,入口操作表压为0.16MPa,出口操作温度为-40℃,出口操作表压为0.01MPa;

[0056] 空压机(8)入口操作温度为常温,入口操作表压为常压,出口操作温度为85℃,出口操作表压为0.70MPa。

[0057] 由此,生产规模为40万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率950.0千瓦,节省冷冻水消耗146.7吨/小时,节省循环冷却水消耗236.0吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗304.0千克标油/小时,折合9.73千克标油/吨苯酚。

[0058] 【实施例7】

[0059] 采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,苯酚丙酮工艺装置生产规模同**【实施例4】**,仍然为40万吨/年。仅仅工艺参数改变。上述技术方案中:

[0060] 一级换热器(10)热侧物料操作温度从120℃降低到95℃,冷侧物料操作温度从55℃升高到80℃;

[0061] 二级换热器(1)热侧物料操作温度从95℃降低到55℃,冷侧物料操作温度从38℃升高到43℃;

[0062] 三级换热器(3)热侧物料操作温度从55℃降低到15℃,冷侧物料操作温度从-20℃升高到35℃;

[0063] 四级换热器(5)热侧物料操作温度从105℃降低到75℃,冷侧物料操作温度从15℃升高到55℃;

[0064] 五级换热器(9)热侧物料操作温度从75℃降低到55℃,冷侧物料操作温度从35℃升高到65℃;

[0065] 一级分液罐(2)操作温度为55℃,操作表压为0.42MPa;

[0066] 二级分液罐(4)操作温度为15℃,操作表压为0.39MPa;

[0067] 三级分液罐(7)操作温度为-20℃,操作表压为0.09MPa;

[0068] 膨胀机(6)入口操作温度为55℃,入口操作表压为0.36MPa,出口操作温度为-20℃,出口操作表压为0.09MPa;

[0069] 空压机(8)入口操作温度为常温,入口操作表压为常压,出口操作温度为105℃,出口操作表压为0.90MPa。

[0070] 由此,生产规模为40万吨/年苯酚丙酮工艺生产装置采用本发明高效回收苯酚丙酮装置氧化尾气能量的方法,增加膨胀机输出功率1050.0千瓦,节省冷冻水消耗162.1吨/小时,节省循环冷却水消耗260.8吨/小时;降低苯酚丙酮装置能耗336.0千克标油/小时,折合10.75千克标油/吨苯酚。

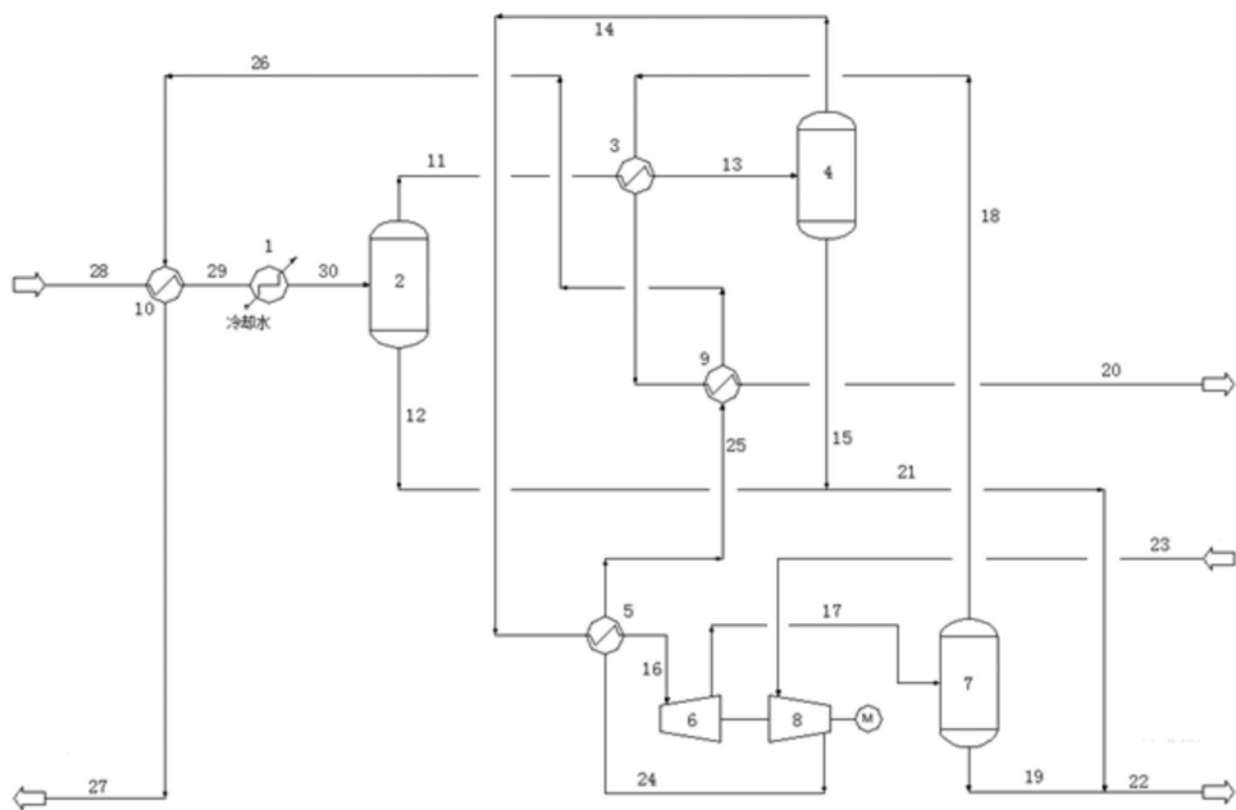


图1