(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)实用新型专利

(10)授权公告号 CN 203240840 U
(45)授权公告日 2013.10.16

(21)申请号 201320217348.7

(22)申请日 2013.04.25

(73)专利权人 新奥科技发展有限公司
地址 065001 河北省廊坊市经济技术开发区华祥路新奥科技园南区 B 座

(72)发明人 郭欣 李金来 李士雨

(74)专利代理机构 北京品源专利代理有限公司 11332
代理人 巩克栋

(51)Int.Cl.
F25B 39/00(2006.01)
F25B 15/06(2006.01)
B01D 53/14(2006.01)

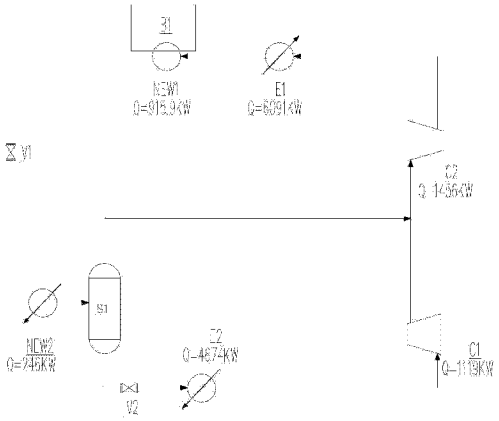
权利要求书1页 说明书7页 附图3页

(54)实用新型名称

一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统

(57)摘要

本实用新型涉及一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统，所述系统包括依次连接的一级丙烯压缩机(C1)、二级丙烯压缩机(C2)、丙烯水冷器(E1)、丙烯过冷器(NEW1)、换热器(NEW2)及分离器(S1)，所述分离器(S1)的底部通过蒸发器系统(E2)连接一级丙烯压缩机(C1)，所述分离器(S1)顶部连接二级丙烯压缩机(C2)；所述丙烯过冷器(NEW1)与溴冷机系统(B1)连通实现换热。本实用新型溴冷机系统的热源为来自低温甲醇洗工艺前一个工段即变换工段的富余低压蒸汽。通过使丙烯过冷器与溴冷机系统换热，为溴冷机系统提供热量，同时获得冷量，有效提高了制冷循环的制冷效率。



CN 203240840 U

1. 一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统，其特征在于，所述系统包括依次连接的一级丙烯压缩机（C1）、二级丙烯压缩机（C2）、丙烯水冷器（E1）、丙烯过冷器（NEW1）、换热器（NEW2）及分离器（S1），所述分离器（S1）的底部通过蒸发器系统（E2）连接一级丙烯压缩机（C1），所述分离器（S1）顶部连接二级丙烯压缩机（C2）；所述丙烯过冷器（NEW1）与溴冷机系统（B1）连通实现换热。

2. 如权利要求 1 所述的系统，其特征在于，所述丙烯过冷器（NEW1）的壳程入口与丙烯水冷器（E1）的壳程出口连通，所述丙烯过冷器（NEW1）的壳程出口与换热器（NEW2）的壳程入口连通。

3. 如权利要求 1 或 2 所述的系统，其特征在于，所述换热器（NEW2）的壳程出口与分离器（S1）连通。

4. 如权利要求 1 或 2 所述的系统，其特征在于，所述蒸发器系统（E2）的壳程入口与分离器（S1）的底部连通，所述蒸发器系统（E2）的壳程出口与一级丙烯压缩机（C1）入口连通。

5. 如权利要求 1 所述的系统，其特征在于，所述丙烯过冷器（NEW1）与换热器（NEW2）之间设有第一节流阀（V1）。

6. 如权利要求 1 所述的系统，其特征在于，所述分离器（S1）的底部与蒸发器系统（E2）之间设有第二节流阀（V2）。

7. 如权利要求 1 所述的系统，其特征在于，所述溴冷机系统（B1）包括依次连接的吸收器、蒸发器、节流阀、冷凝器，其中，用所述丙烯过冷器（NEW1）替换所述蒸发器，使所述丙烯过冷器（NEW1）的管程作为溴冷机系统（B1）循环管路中的一部分。

8. 如权利要求 7 所述的系统，其特征在于，所述丙烯过冷器（NEW1）的管程入口与溴冷机系统（B1）的节流阀出口连通，所述丙烯过冷器（NEW1）的管程出口与溴冷机系统（B1）的吸收器入口连通。

一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统

技术领域

[0001] 本实用新型涉及制冷及废热利用技术领域，尤其涉及一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统。

背景技术

[0002] 低温甲醇洗工艺是一种气体净化工艺。该工艺以冷甲醇为吸收溶剂，利用甲醇在低温下对酸性气体溶解度极大的优良特性，脱除原料气中的酸性气体。由于吸收、解吸及换热过程的不可逆性，以及泵在输送过程中会产生一定的温升，因此，低温甲醇洗工艺需要外供冷量。

[0003] 图 1 是现有低温甲醇洗的工艺流程图。其工艺流程如下：

[0004] 自变换来的 5.4MPa、40℃的变换气 1 与闪蒸气压缩机 C3001 送来的循环气 2 汇合，为防止变换气冷却到冰点以下出现结冰现象，喷入 1303kg/h 的贫甲醇液 23，然后经原料气换热器 E3001 与净化气 4、二氧化碳 5、尾气 6 换热冷却至 -20.15℃，再经水分离器 V3001 分离出甲醇水溶液后，干燥的原料气进入甲醇洗涤塔 T3001。

[0005] 甲醇洗涤塔 T3001 分上下两部分，下塔部分主要用于脱硫，上塔部分又可分为三段：顶段为精洗段，用 -54.99℃、358906kg/h 的贫甲醇流股 24 来吸收气体中尚存的少量 CO_2 和 H_2S，以确保去下游的净化气 4 中 $CO_2 \leqslant 3\%$，$H_2S \leqslant 0.1ppm$；中间两段为 CO_2 吸收段，用经循环甲醇冷却器 E3006 换热后的精洗段洗涤液 31，在 -35.75℃下进入 CO_2 吸收段吸收气体中的 CO_2；CO_2 吸收段的流出液 30 经 3# 甲醇激冷器 E3005、循环甲醇冷却器 E3006 冷却后，回流至 CO_2 吸收段吸收气体中的 CO_2；大约 52% 甲醇富液 25 从上塔底部塔盘取出，在甲醇冷却器 E3017 与净化气 4 换热，再经 2# 甲醇激冷器 E3004 冷却到 -31.65℃，经减至 1850kPa 进入 2# 循环气闪蒸罐 V3003，使溶解在甲醇液中的大部分 H_2 蒸出来。

[0006] 下塔脱硫时仅需上塔已吸收了 CO_2 的部分甲醇液，其量约为总量的 48%，经下塔洗涤后包含全部硫的甲醇液 26 从甲醇洗涤塔 T3001 塔底部流出，分别在甲醇换热器 E3007、1# 甲醇激冷器 E3003 换热冷却，经减压至 1850kPa 后，进入 1# 循环气闪蒸罐 V3002，使溶解在甲醇液中的大部分 H_2 闪蒸出来。1# 循环气闪蒸罐 V3002 和 2# 循环气闪蒸罐 V3003 闪蒸出来的 H_2 通过循环气压缩机 C3001，提压到 5560kPa 经压缩机水冷器 E3002 冷却到 -40℃，送回到入口的原料气管线上再利用。

[0007] 从 2# 循环气闪蒸罐 V3003 底部引出的含 CO_2 不含硫的甲醇液 32，经节流膨胀，压力降到 0.29MPa，进入 CO_2 解析塔 T3002 塔顶部，闪蒸出大部分 CO_2 气体，一部分作为 CO_2 解析塔 T3002 上部的回流液 37，一部分作为 H_2S 浓缩塔 T3003 上部的回流液 36。

[0008] 从 1# 循环气闪蒸罐 V3002 底部引出的含硫和 CO_2 甲醇液 33，经节流膨胀，压力降到 0.35MPa，进入 CO_2 解析塔 T3002 中部第 8 块塔板处，在此，部分 CO_2 和 H_2S 从甲醇液中解析出来，甲醇溶液 38 送入 H_2S 浓缩塔 T3003，闪蒸出部分 CO_2 和 H_2S 后经提压得到富甲醇液 34，依次经过 3# 贫甲醇冷却器 E3008、循环甲醇冷却器 E3006 进入甲醇闪蒸罐 V3007 分离，液体

部分 35 再经加压去甲醇换热器 E3007 换热，然后闪蒸气 13、液体部分 35 同时进入 CO_2 解析塔 T3002 塔下塔，因进塔甲醇液温度已由 -63.13℃升到 -28.88℃，随着温度的升高，CO_2 在甲醇中的溶解度降低，在 CO_2 解析塔 T3002 下塔解析出大量的 CO_2。从 CO_2 解析塔 T3002 底部的甲醇液 39 进入 H_2S 浓缩塔 T3003 塔中部后，进一步被低压氮气 15 气提出 CO_2，这部分 CO_2 随同气提氮与 CO_2 解析塔 T3002 塔顶气的二氧化碳 5 一起经原料气换热器 E3001 回收冷量。克劳斯加氢尾气 14 进入 H_2S 浓缩塔 T3003 塔底。H_2S 浓缩塔 T3003 底部甲醇液 41 温度为 -43.46℃，经加压，依次入 2# 贫甲醇冷却器 E3009 和 1# 贫甲醇冷却器 E3010 温度升高到 87.4℃，然后进入甲醇热再生塔 T3004 第 26 块塔板上。溶解于甲醇液中的全部 H_2S、CO_2 被再生塔再沸器 E3011 加热产生的甲醇蒸汽气提，同时由甲醇水 / 分离塔 T3005 塔顶蒸馏出的甲醇蒸汽 22 气提。加热出来的酸性气体夹带部分甲醇蒸汽的酸性气 / 甲醇 16 由塔顶引出，经酸性气水冷器 E3012 冷却后，大部分甲醇蒸气被冷凝，经回流液罐 V3006 分离出甲醇冷凝液 42 作为回流液，送回到甲醇热再生塔 T3004 塔顶部，离开回流液罐 V3006 顶部的富硫蒸汽 17，在 H_2S 馏分换热器 E3014 中被预冷，然后在甲醇热再生塔的酸性气激冷器 E3013 中进一步冷却。在此，几乎所有的甲醇蒸汽均被冷凝，再经酸性气分离器 V3005 分离，冷凝液 40 送到 H_2S 浓缩塔 T3003 塔底部加以处理，而酸性气 18 部分循环至 H_2S 浓缩塔 T3003 的第 25 块塔板上，部分经 H_2S 馏分换热器 E3014 回收冷量后送至界外硫回收。

[0009] 从甲醇热再生塔 T3004 底部取出再生甲醇 43，在 1# 贫甲醇冷却器 E3010 内被冷却后送到甲醇收集罐 V3004，然后加压到 6.5MPa，经甲醇水冷器 E3018 冷却后，除少量作为喷淋甲醇外，其余经 2# 贫甲醇冷却器 E3009、3# 贫甲醇冷却器 E3008 冷却到 -54.99℃后，送到甲醇洗涤塔 T3001 塔顶部作为精洗段洗涤液。

[0010] 从水分离器 V3001 来的甲醇 / 水 27 在甲醇 / 水分离塔进料加热器 E3016 中与由甲醇热再生塔 T3004 塔底经冷却后的贫甲醇 45 换热，温度升至 60.80℃经甲醇 / 水分离塔进料分离器 V3008 进入甲醇 / 水分离塔 T3005 塔的第 21 块塔板上，同时，洗涤尾气后的洗涤水 51 加压后，在水换热器 E3019 中升温送至甲醇水 / 分离塔 T3005 塔的第 13 块塔板上，它们共同参与蒸馏。塔底蒸汽由甲醇 / 水分离塔再沸器 E3015 换热产生，经 51 块塔板蒸馏后甲醇蒸汽直接送入甲醇热再生塔 T3004，而由甲醇水 / 分离塔进料加热器 E3016 冷却后的贫甲醇 45 送至甲醇水 / 分离塔 T3005 顶部作为回流液。塔底的废水 49 在水换热器 E3019 中回收热量后，排放至废水处理系统，其排放量为 2277kg/h。

[0011] 目前，低温甲醇洗工艺配套的冷冻站制冷方法主要有丙烯压缩制冷、氨压缩制冷、氨吸收制冷、氨压缩吸收混合制冷等。如果是用于生产合成氨，建议选用氨作制冷剂，否则推荐用丙烯作制冷剂。丙烯的制冷温度可以达到 -40℃，是常压下氨所不能达到的。另外，丙烯的压缩机进口为正压，压缩机的设计也较方便。

[0012] 现有的低温甲醇洗工艺配套丙烯冷冻站的压缩机的负荷量高，丙烯水冷器的负荷量也较高，丙烯消耗量大。

[0013] 变换工段由于过热产生很多低压蒸汽，这部分低压蒸汽可以通过增加废热锅炉变为高品质的蒸汽继续利用，即便是这样，在实际工厂中变换工段产生的低压蒸汽随着季节的变换波动较大，所以很难对这部分低品质的热源进行利用。

[0014] 溴冷机（溴化锂制冷机）的基本结构如图 4 所示。溴化锂制冷机是以蒸汽为热源，溴化锂溶液为吸收剂，以水为制冷剂，具有二次发生过程和一次吸收过程的制冷机。其详细

工作原理可参照杨维嵘发表于《广东化工》2009 年第 36 卷第 5 期的“溴化锂吸收式制冷机的结构及原理”。在工程上，溴冷机所用的热能一般为工业废热、余热、太阳能等低品质的热能，并且可以使用天然气、煤气等多种多样的能源形式，是一种节能型的设备。

实用新型内容

[0015] 本实用新型的目的在于提供一种新的变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统，即采用丙烯液体气化时吸热效应实现制冷，为低温甲醇洗工艺提供足够的冷量，同时能够与溴冷机系统换热，为其提供热量并获得冷量。

[0016] 丙烯液体在蒸发器系统内气化提供冷量，为了使蒸发过程不断进行，需要不断从蒸发器系统中抽出蒸汽，再不断的将液体补充进去。要使蒸汽在常温下冷凝，则需要将蒸汽压力提高到常温下的饱和压力，这就实现了制冷工质在低温低压下蒸发，产生制冷效应并在高温高压下冷凝，向外放出热量。液体气化制冷由气化、升压、冷凝、降压四个过程组成，丙烯压缩制冷循环连续的向低温甲醇洗工艺提供冷量。

[0017] 为达此目的，本实用新型采用以下技术方案 ：

[0018] 一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统，所述系统包括依次连接的一级丙烯压缩机、二级丙烯压缩机、丙烯水冷器、丙烯过冷器、换热器及分离器，所述分离器的底部通过蒸发器系统连接一级丙烯压缩机，所述分离器顶部连接二级丙烯压缩机 ；所述丙烯过冷器与溴冷机系统连通实现换热。

[0019] 本实用新型所述系统包括一级丙烯压缩机、二级丙烯压缩机、丙烯水冷器、丙烯过冷器、换热器、分离器及蒸发器系统 ；所述一级丙烯压缩机连接二级丙烯压缩机，二级丙烯压缩机连接丙烯水冷器，丙烯水冷器连接丙烯过冷器，丙烯过冷器连接换热器，所述换热器连接分离器，所述分离器的底部通过蒸发器系统接入一级丙烯压缩机，所述分离器顶部接入二级丙烯压缩机 ；所述丙烯过冷器与溴冷机系统连通实现换热。

[0020] 在本实用新型中，所述分离器的底部通过蒸发器系统接入一级丙烯压缩机，所述分离器的顶部与一级丙烯压缩机一同进入二级丙烯压缩机。

[0021] 来自蒸发器系统的丙烯蒸汽进入一级丙烯压缩机加压后，与来自分离器的气相一同进入二级丙烯压缩机加压，压缩后进入丙烯水冷器、丙烯过冷器，再进入换热器降低气相分率后进入分离器，分离出的液相进入蒸发器系统蒸发气化。在上述过程中，丙烯过冷器与溴冷机系统实现换热，为溴冷机系统提供热量，丙烯过冷器中的丙烯液体获得相应冷量。

[0022] 本实用新型所述的蒸发器系统是为低温甲醇洗工艺提供冷量，分别为 ：吸收塔塔底氨冷器、吸收塔中部氨冷器、吸收塔中部回流液氨冷器、热再生塔塔顶激冷器。

[0023] 本实用新型所述换热器是与热再生塔塔顶激冷器串联的换热器，原工艺中热再生塔塔顶激冷器负荷为 423KW，串联本实用新型的换热器后负荷变为 177KW，剩余 246kW 冷量由换热器提供。本实用新型所述蒸发器系统的前后变化是热再生塔塔顶激冷器负荷的变化。

[0024] 本实用新型相对于现有技术最大的区别在于增加了丙烯过冷器和换热器，并且丙烯过冷器与溴冷机系统连通实现换热，溴冷机利用变换工段的废热蒸汽。丙烯过冷器和换热器的设计可以降低丙烯压缩机及丙烯水冷器冷却水的负荷量，同时使丙烯的消耗量减少，更重要的是使得压缩机负荷减小。另外，丙烯过冷器通过与溴冷机系统的换热，为溴冷

机系统提供热量，同时获得冷量，有效提高了制冷循环的制冷效率。溴冷机的热源使用的是低温甲醇洗工艺前一个工段—变换工段的富余低压蒸汽，实现了低品质热源的再利用。

[0025] 本实用新型所述丙烯过冷器的壳程入口与丙烯水冷器的壳程出口连通，所述丙烯过冷器的壳程出口与换热器的壳程入口连通；所述丙烯过冷器的管程中通入溴冷机系统的水，壳程中为丙烯液体。所述丙烯过冷器的管程入口与溴冷机系统的节流阀连通，出口与溴冷机系统的吸收器连通。

[0026] 本实用新型所述换热器的壳程出口与分离器连通；所述换热器的管程中通入低温甲醇洗工艺中从回流液罐分离出的富硫蒸汽。在换热器中，丙烯液体与低温甲醇洗工艺中甲醇热再生塔顶部的回流液罐分离出的富硫蒸汽进行换热。

[0027] 本实用新型所述蒸发器系统的壳程入口与分离器的底部连通，所述蒸发器系统的壳程出口与一级丙烯压缩机入口连通。所述蒸发器系统的壳程中通入低温甲醇洗工艺中甲醇洗涤塔的 CO_2 吸收段流出液。在蒸发器系统中，来自分离器底部的液相（丙烯液体）与甲醇洗涤塔的 CO_2 吸收段流出液（甲醇溶液）进行换热，在换热过程中，丙烯液体得到气化，由于气化时的吸热效应，为 CO_2 吸收段流出液（甲醇溶液）提供冷量，实现制冷。

[0028] 本实用新型所述丙烯过冷器与换热器之间设有第一节流阀。本实用新型所述分离器的底部与蒸发器系统之间设有第二节流阀。第一节流阀和第二节流阀的作用均在于使丙烯流股进一步降压。

[0029] 所述溴冷机系统包括依次连接的吸收器、蒸发器、节流阀、冷凝器，其中，用所述丙烯过冷器替换所述蒸发器，使所述丙烯过冷器（NEW1）的管程作为溴冷机系统（B1）循环管路中的一部分。

[0030] 所述丙烯过冷器的管程入口与溴冷机系统的节流阀出口连通，所述丙烯过冷器的管程出口与溴冷机系统的吸收器入口连通。

[0031] 本实用新型所述一级丙烯压缩机和二级丙烯压缩机采用 2.5Mpa(G)、380℃的过热蒸汽驱动汽轮机。

[0032] 与已有技术方案相比，本实用新型具有以下有益效果：

[0033] 本实用新型是利用变换工段的废热蒸汽作为溴冷机的热源，为低温甲醇洗工艺冷冻装置提供零度以上的冷量，提高制冷循环的制冷效率。

[0034] 本实用新型增加了丙烯过冷器和换热器，并且将丙烯过冷器与溴冷机系统连通实现换热。丙烯过冷器和换热器的设计可以降低丙烯压缩机及丙烯水冷器冷却水的负荷量，同时使丙烯的消耗量减少。另外，丙烯过冷器通过与溴冷机系统的换热，为溴冷机系统提供热量，同时获得冷量，实现了热量的充分利用与丙烯液体的制冷，从而为低温甲醇洗工艺提供足够的冷量。换热器的安装是为了提供不同的制冷级别，使得制冷循环更节能化。

[0035] 由于压缩机采用 2.5Mpa（G）、380℃的过热蒸汽驱动汽轮机，所以降低压缩机的负荷可显著降低企业运行费用。

[0036] 以 60 万吨 / 年煤气化制甲醇项目为依托，在实际装置运行中至少有 5t/h，0.3Mpa(g)、143℃的蒸汽浪费。在本实用新型中将这部分蒸汽用作溴冷机的热源，一方面减少了浪费，另一方面溴冷机又可为冷冻装置提供 7℃冷冻水。本实用新型通过新增丙烯过冷器及溴冷机设备和换热器可以实现压缩机负荷降低 16.96%。丙烯制冷压缩循环冷却水消耗减少 1930KW，但是溴冷机设备冷却水消耗新增 983KW，最终冷却水消耗减少 947KW，丙烯消

耗减少 4.8%。

附图说明

[0037] 图 1 是原有低温甲醇洗的工艺流程图；

[0038] 图 2 是原丙烯压缩制冷工艺流程图；

[0039] 图 3 是本实用新型丙烯压缩制冷工艺流程图；

[0040] 图 4 是现有溴冷机(溴化锂制冷机)的结构示意图。

[0041] 图 2-4 中：C1- 一级丙烯压缩机；C2- 二级丙烯压缩机；E1- 丙烯水冷器；E2- 蒸发器系统；NEW1- 丙烯过冷器；NEW2- 换热器；S1- 分离器；V1- 第一节流阀；V2- 第二节流阀；B1- 溴冷机系统；1- 冷凝器；2- 发生器；3- 溶液泵；4- 溶液节流阀；5- 吸收器；6- 蒸发器；7- 节流阀。

[0042] 下面对本实用新型进一步详细说明。但下述的实例仅仅是本实用新型的简易例子，并不代表或限制本实用新型的权利保护范围，本实用新型的保护范围以权利要求书为准。

具体实施方式

[0043] 为更好地说明本实用新型，便于理解本实用新型的技术方案，本实用新型的典型但非限制性的实施例如下：

[0044] 一种变换工段废热回收与低温甲醇洗工艺冷冻站集成的节能系统，所述系统包括依次连接的一级丙烯压缩机 C1、二级丙烯压缩机 C2、丙烯水冷器 E1、丙烯过冷器 NEW1、换热器 NEW2、分离器 S1，所述分离器 S1 的底部通过蒸发器系统 E2 连接一级丙烯压缩机 C1，所述分离器 S1 顶部连接二级丙烯压缩机 C2；所述丙烯过冷器 NEW1 与溴冷机系统 B1 连通实现换热。

[0045] 所述丙烯过冷器 NEW1 的壳程入口与丙烯水冷器 E1 的壳程出口连通，所述丙烯过冷器 NEW1 的壳程出口与换热器 NEW2 的壳程入口连通；所述丙烯过冷器 NEW1 的管程中通入溴冷机系统 B1 的溴化锂水溶液。

[0046] 所述换热器 NEW2 的壳程出口与分离器 S1 连通；所述换热器 NEW2 的管程中通入低温甲醇洗工艺中从回流液罐分离出的富硫蒸汽。

[0047] 所述蒸发器系统 E2 的壳程入口与分离器 S1 的底部连通，所述蒸发器系统 E2 的壳程出口与一级丙烯压缩机 C1 入口连通。

[0048] 所述丙烯过冷器 NEW1 与换热器 NEW2 之间设有第一节流阀 V1。所述分离器 S1 的底部与蒸发器系统 E2 之间设有第二节流阀 V2。

[0049] 所述溴冷机系统 B1 包括依次连接的吸收器、蒸发器、节流阀、冷凝器，其中，用所述丙烯过冷器 NEW1 替换所述蒸发器，使所述丙烯过冷器(NEW1)的管程作为溴冷机系统(B1)循环管路中的一部分。

[0050] 所述丙烯过冷器 NEW1 的管程入口与溴冷机系统 B1 的节流阀出口连通，所述丙烯过冷器 NEW1 的管程出口与溴冷机系统 B1 的吸收器入口连通。

[0051] 所述一级丙烯压缩机 C1 和二级丙烯压缩机 C2 采用 2.5Mpa(G)、380℃的过热蒸汽驱动汽轮机。

[0052] 如图 2 所示，原丙烯压缩制冷工艺流程如下：

[0053] 来自蒸发器系统 E2 的气态丙烯流股（-40℃，1.41bar，49850kg/h）进冷冻站界区，经一级丙烯压缩机 C1 加压至 4.86bar、26.55℃，再与分离器 S1 气相（-5.68℃，4.86bar，22320kg/h）混合后进入二级丙烯压缩机 C2，压缩至 16.49bar、88.02℃，进入丙烯水冷器 E1。出丙烯水冷器 E1 的流股温度为 40℃，之后进入第一节流阀 V1，压力降低到 4.86bar。分离器 V1 的液相流股，温度为 -5.68℃，经过第二节流阀 V2 减压后送去蒸发器系统 E2 蒸发气化。

[0054] 如图 3 所示，本实用新型丙烯压缩制冷工艺流程如下：

[0055] 来自蒸发器系统 E2 的气态丙烯流股（-40℃，1.41bar，47360kg/h）进冷冻站界区，经一级丙烯压缩机 C1 加压至 4.86bar、26.55℃，再与分离器 S1 气相（-5.68℃，4.86bar，17000kg/h）混合后进入二级丙烯压缩机 C2，压缩至 16.49bar、89.48℃，进入丙烯水冷器 E1。出丙烯水冷器 E1 的流股温度为 40℃，之后进入丙烯过冷器 NEW1。

[0056] 丙烯过冷器 NEW1 是由溴冷机系统 B1 供与丙烯液体换热。出丙烯过冷器 NEW1 的流股温度为 18℃，然后进入第一节流阀 V1，压力降低到 4.86bar，再经过换热器 NEW2，流股的气相分率由 0.1504 降低到 0.1078。分离器 S1 的液相流股，温度为 -5.68℃，经过第二节流阀 V2 减压后送去蒸发器系统 E2 蒸发。

[0057] 表 1 原丙烯压缩制冷工艺与本实用新型工艺对比

[0058]

项目	原有工艺	本实用新型
丙烯流量/(kg/h)	49850	47360
溴冷机水消耗/KW	无	983

[0059]

丙烯水冷器E1热负荷/KW	8021	6091
冷却水消耗/KW	8021	7074
一级丙烯压缩机C1负荷/KW	1178	1119
一级丙烯压缩机C2负荷/KW	1923	1456
压缩机负荷合计/KW	3101	2575
NEW1/KW	无	915.9
NEW2/KW	无	246
蒸汽消耗	无	2.5t/h

[0060] 以60万吨/年煤气化制甲醇项目为例，通过本实用新型技术方案优选的实施方式，即通过新增丙烯过冷器及溴冷机设备和换热器可以实现压缩机负荷降低16.96%。丙烯制冷压缩循环冷却水消耗减少1930KW，虽溴冷机设备冷却水消耗新增983KW，但最终冷却水消耗减少947KW，丙烯消耗减少4.8%。

[0061] 申请人声明，本实用新型通过上述实施例来说明本实用新型技术装备的详细连接方式及结构特征，但本实用新型并不局限于上述连接方式及结构特征，即不意味着本实用新型必须依赖上述详细结构特征以及工艺方法才能实施。所属技术领域的技术人员应该明了，对本实用新型的任何改进，对本实用新型所选用部件的等效替换以及辅助部件的增加、具体方式的选择等，均落在本实用新型的保护范围和公开范围之内。

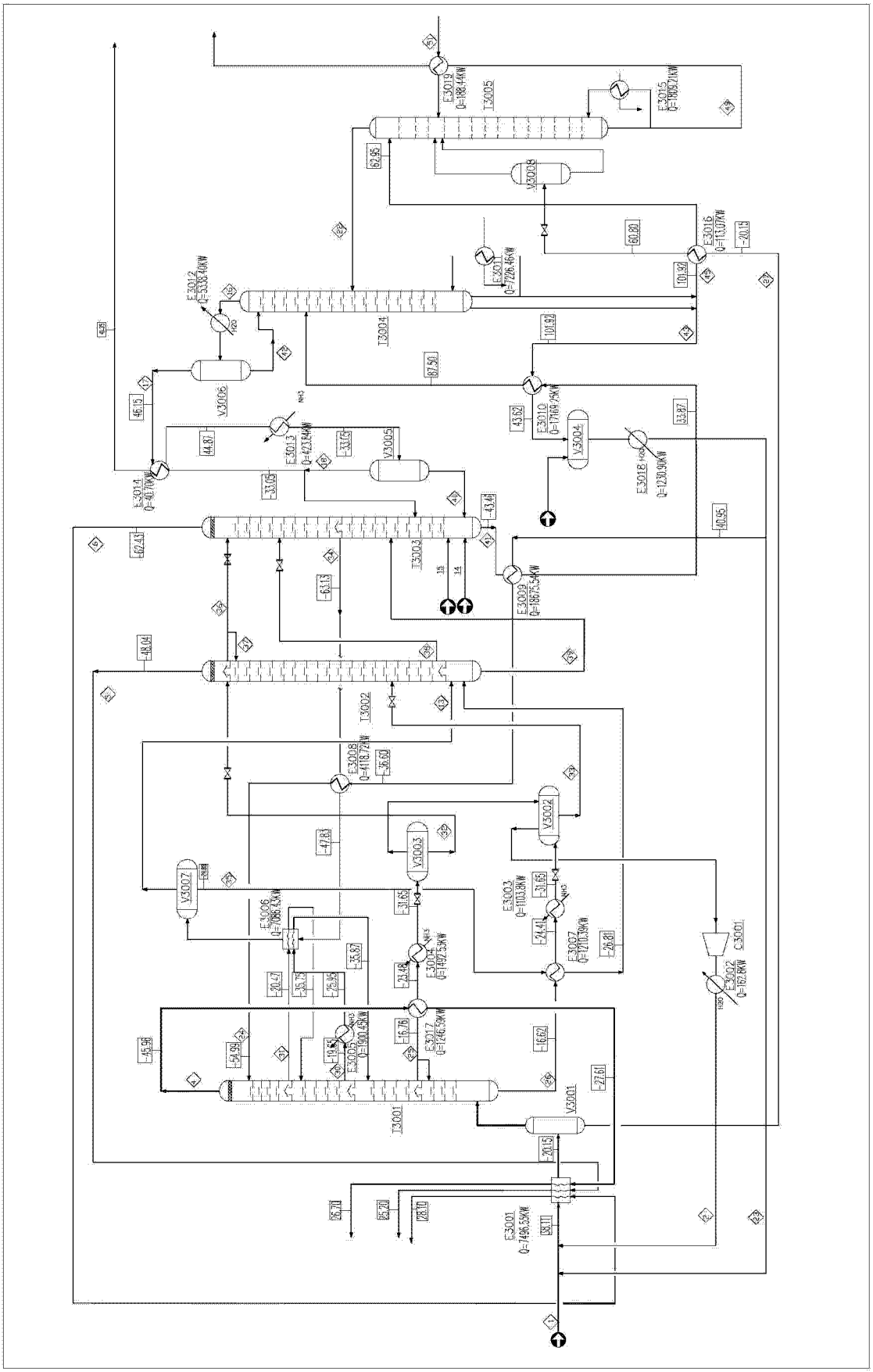

E3019
Q=-188.44KW
T3005
E3015
Q=1809.21KW
V3008
E3016
Q=-113.07KW
E3011
Q=7226.46KW
E3012
Q=5333.40KW
T3004
V3006
E3013
Q=-423.84KW
V3005
E3010
Q=-17169.75KW
V3004
E3018
Q=1230.90KW
E3014
Q=-40.76KW
T3003
E3009
Q=-18675.54KW
T3002
E3008
Q=-4118.72KW
V3002
V3003
V3007
E3006
Q=-1086.23KW
E3004
Q=-1492.53KW
E3003
Q=1103.8KW
E3007
Q=12103.39KW
C3001
E3002
Q=-162.8KW
E3017
Q=-1246.5KW
E3005
Q=-1900.46KW
T3001
V3001
E3001
Q=-7496.53KW

图 1

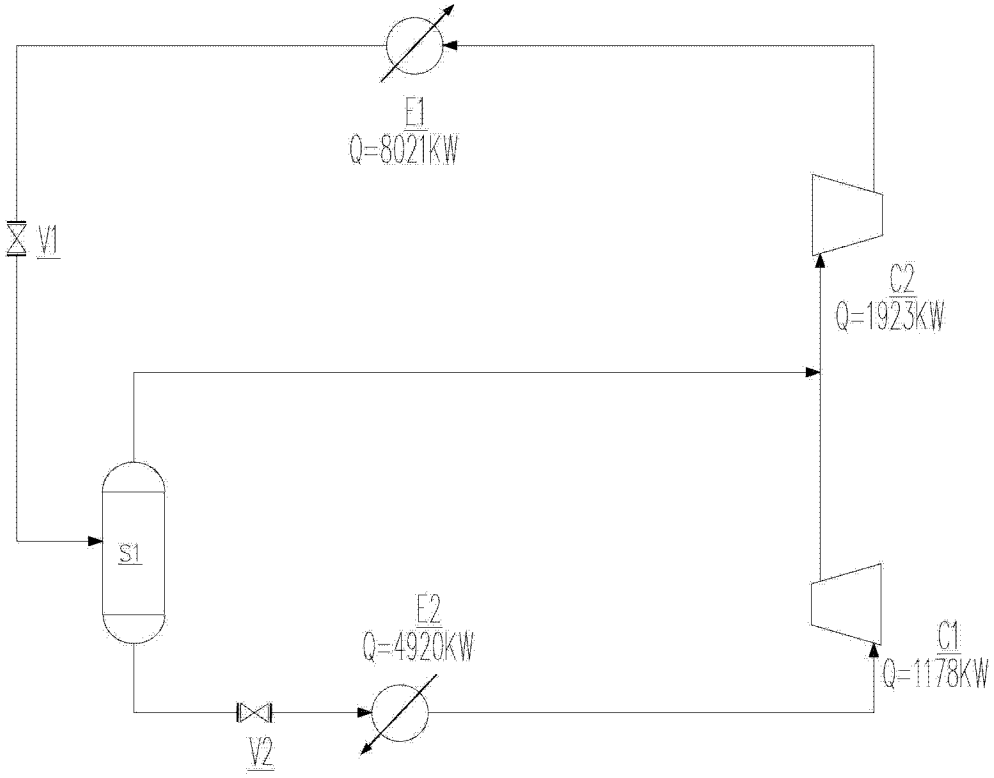


图 2

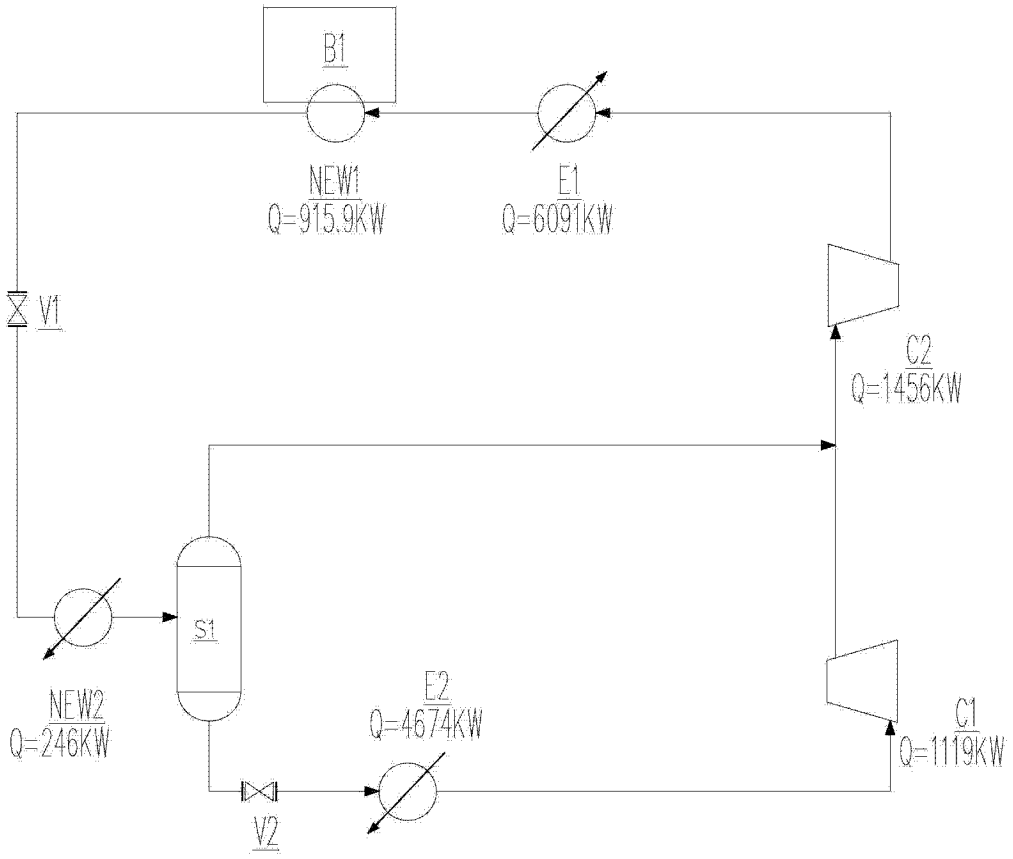

B1
NEW1
Q=915.9KW
E1
Q=6091KW
V1
C2
Q=1456KW
S1
NEW2
Q=246KW
E2
Q=4674KW
C1
Q=1119KW
V2

图 3

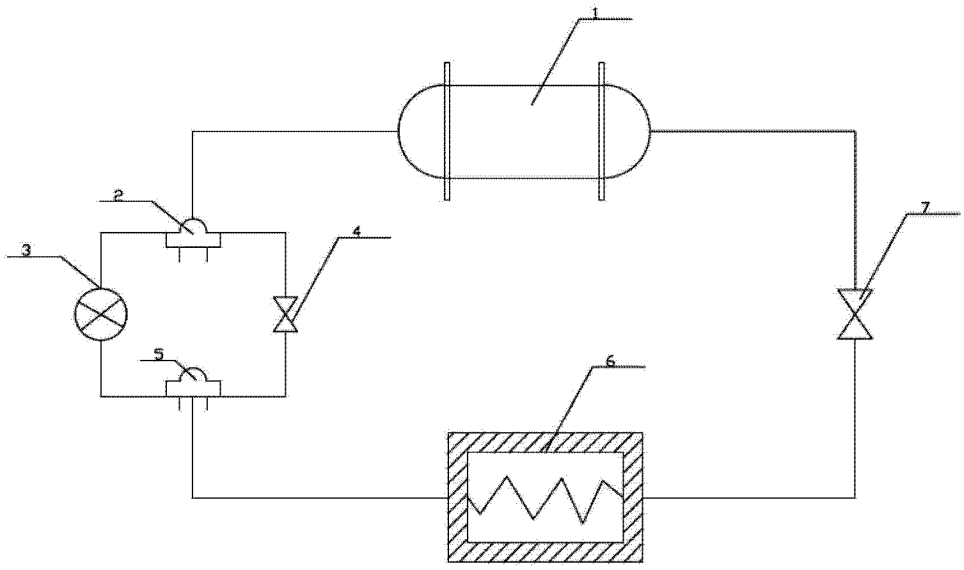

1
2
3
4
5
6
7

图 4