



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 107940896 B

(45)授权公告日 2019.06.18

(21)申请号 201711062613.8

(22)申请日 2017.11.02

(65)同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 107940896 A

(43)申请公布日 2018.04.20

(73)专利权人 河南大学

地址 475001 河南省开封市明伦街85号

(72)发明人 汤雁婷 孟松涛 郭泉辉 马新起

李娟 赵静静

(74)专利代理机构 郑州联科专利事务所(普通

合伙) 41104

代理人 时立新

(51)Int.Cl.

F25J 3/04(2006.01)

F25J 5/00(2006.01)

(56)对比文件

CN 1038514 A,1990.01.03,全文.

CN 102003867 A,2011.04.06,全文.

US 4137056 A,1979.01.30,全文.

US 4784677 A,1988.11.15,全文.

CN 103759500 A,2014.04.30,全文.

审查员 邓敏鑫

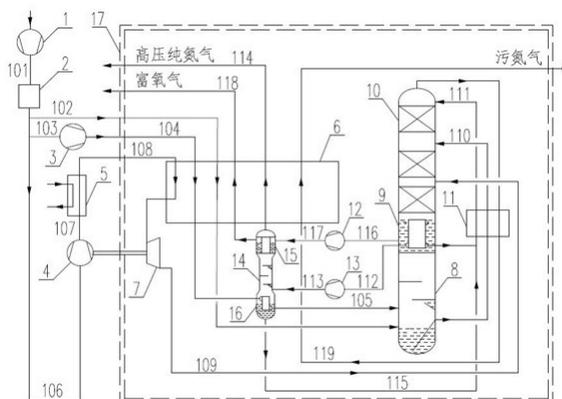
权利要求书2页 说明书5页 附图1页

(54)发明名称

一种利用热泵技术生产富氧气和高压高纯氮气的装置及方法

(57)摘要

本发明公开了一种利用热泵技术生产富氧气和高压高纯氮气的装置,包括空气压缩系统、预冷纯化系统、膨胀机、水冷却器和冷箱,所述空气压缩系统包括空压机及空气增压机,所述冷箱内设置有主换热器、过冷器、液氧泵、液氮泵、精馏塔及纯氮塔,所述精馏塔包括下塔和上塔,上塔和下塔之间设有冷凝蒸发器,所述纯氮塔内底部设置有蒸发器,纯氮塔内顶部设有冷凝器。本发明的目的在于克服现有技术中下塔氮气过度精馏以及高压氮气需要用到的氮气压缩机等问题,利用热泵技术提供一种能耗低、投资少、占地面积小,且经济合理的深冷分离获得富氧气和高压、高纯氮气的装置及方法。



1. 一种利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,其特征在于:包括空气压缩系统、预冷纯化系统、膨胀机、水冷却器和冷箱,所述空气压缩系统包括空压机及空气增压机,所述冷箱内设置有主换热器、过冷器、液氧泵、液氮泵、精馏塔及纯氮塔,所述精馏塔包括下塔和上塔,上塔和下塔之间设有冷凝蒸发器,所述纯氮塔内底部设置有蒸发器,纯氮塔内顶部设有冷凝器;

所述空压机的出口与预冷纯化系统的进口相连接,预冷纯化系统的气体出口连通有第一管路、第二管路及第三管路;所述第一管路经主换热器后与下塔下部相连,所述第二管路依次经空气增压机及主换热器后与蒸发器相连,蒸发器的冷凝侧出口与下塔的中部相连接,所述第三管路依次经膨胀机的增压端、水冷却器、主换热器及膨胀机的膨胀端后与上塔中部相连;

所述下塔底部的液体出口连接有第四管路,所述第四管路经过冷器后与上塔的中部相连;冷凝蒸发器的冷凝侧液体出口分别连接有第五管路及第六管路,所述第五管路经过冷器后与上塔的顶部相连,所述第六管路经液氮泵后与纯氮塔下部相连;纯氮塔底部的液体出口连接有第七管路,所述第七管路经过冷器后与上塔的顶部相连;

所述上塔顶部的污氮气出口连接有第八管路,所述第八管路依次经过冷器及主换热器后延伸至冷箱外;所述纯氮塔顶部的气体出口连接有第九管路,所述第九管路经主换热器后延伸至冷箱外;所述冷凝蒸发器的液氧侧出口连接有第十管路,所述第十管路依次经液氧泵、冷凝器及主换热器后延伸至冷箱外。

2. 根据权利要求1所述的利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,其特征在于:所述下塔理论塔板数为15~20或对应实际塔盘数为22~30盘的筛板塔。

3. 根据权利要求1所述的利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,其特征在于:所述上塔为理论塔板数为30~40或对应实际塔盘数为52~68盘的规整填料塔。

4. 根据权利要求1所述的利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,其特征在于:所述纯氮塔为理论塔板数为18~25或对应实际塔盘数为26~36盘的筛板塔。

5. 利用权利要求1至4任一所述装置生产富氧气和高压、高纯氮气的方法,其特征在于:空气经压缩、预冷纯化后分为三个支路;第一支路进去主换热器,被返流气体冷却后进入下塔下部;第二支路进入空气增压机进一步压缩,经主换热器冷却后进入纯氮塔底部的蒸发器作为热源,出蒸发器冷凝侧后进入下塔中部;第三支路经膨胀机的增压端增压以及水冷却器冷却后进入主换热器,冷却到120~170 K后从主换热器中部抽出进入膨胀机的膨胀端,经膨胀后送入上塔中部;

下塔底部产生富氧液空、顶部产生污液氮:所述富氧液空节流进入上塔,作为回流液;污液氮分三部分:一部分在过冷器中过冷后送入上塔顶部作回流液;一部分从下塔内部管道向下流,作为下塔回流液;一部分被液氮泵加压后送到纯氮塔精馏获得高压、高纯氮气,再经主换热器复热后作为高压、高纯氮气产品送出冷箱;

上塔从上到下产生以下产品:顶部产生污氮气、底部产生富液氧,污氮气从上塔顶部抽出后经过冷器和主换热器复热后出冷箱再利用;富液氧从冷凝蒸发器的液氧侧出口抽出,在液氧泵中被压缩,然后进入纯氮塔顶部的冷凝器,被加热后进入主换热器复热到常温,作为富氧气产品送出冷箱。

6. 根据权利要求5所述生产富氧气和高压、高纯氮气的方法,其特征在于:所述下塔工

作压力0.35~0.45 MPa。

7.根据权利要求5所述生产富氧气和高压、高纯氮气的方法,其特征在于:所述纯氮塔工作压力0.7~2.5 MPa。

一种利用热泵技术生产富氧气和高压高纯氮气的装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于空气分离技术领域,具体涉及一种利用热泵技术生产富氧气和高压高纯氮气的装置及方法。

背景技术

[0002] 随着科技不断发展,新的工业领域不断开拓,对工业气体氧气、氮气的要求不断变化。一些行业如石化、冶炼等领域,出现了同时要求生产富氧气和部分高纯度氮气的要求,产品富氧气压力2~6 bar,氮气压力要求较高7~25 bar。

[0003] 针对此类产品要求的空分装置,如果采用变压吸附方案,目前变压吸附设备只生产单一产品,且不宜用于大规模工业用气,所以需要设置多套变压吸附装置,且不能制取液体产品。投资大,能耗高,占地面积大,不科学不合理。

[0004] 如果采用传统或之前已有的深冷空分装置,最优化的选择是富氧气选用内压缩流程,设置液氧蒸发器用增压空气汽化液氧;高压、高纯氮气采用空分下塔精馏抽取压力氮气,复热出冷箱后设置氮压缩机压缩的方式获得产品。此方案需要留意两个问题:一、产品氮气从下塔抽取,下塔需要将流程中需要的所有气、液氮(包含产品氮气和上、下塔精馏所需的回流液氮)全部精馏至高纯度,其中产品氮气占的比例仅有不到1/20,造成过度精馏,使下塔塔板数翻倍,塔高增加,相应的冷箱高度增加,下塔阻力增加造成空气压缩机排气压力提高,能耗增加。二、从下塔抽取的压力氮气操作压力在3.5~4.5 bar,并不能满足氮气产品的压力要求,还要增加氮压缩机压缩。这两点都增加了能耗、投资、占地及运行费用。

发明内容

[0005] 基于现有技术的不足,本发明的目的在于提供了一种利用热泵技术生产富氧气和高压高纯氮气的装置,通过该装置可实现能耗低且经济合理的深冷分离。

[0006] 本发明还公开了利用上述装置获得富氧气和高压、高纯氮气的方法。

[0007] 为了实现上述目的,本发明采用的技术方案为:

[0008] 一种利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,包括空气压缩系统、预冷纯化系统、膨胀机、水冷却器和冷箱,所述空气压缩系统包括空压机及空气增压机,所述冷箱内设置有主换热器、过冷器、液氧泵、液氮泵、精馏塔及纯氮塔,所述精馏塔包括下塔和上塔,上塔和下塔之间设有冷凝蒸发器,所述纯氮塔内底部设置有蒸发器,纯氮塔内顶部设有冷凝器;

[0009] 所述空压机的出口与预冷纯化系统的进口相连接,预冷纯化系统的气体出口连通有第一管路、第二管路及第三管路;所述第一管路经主换热器后与下塔下部相连,所述第二管路依次经空气增压机及主换热器后与蒸发器相连,蒸发器的冷凝侧出口与下塔的中部相连接,所述第三管路依次经膨胀机的增压端、水冷却器、主换热器及膨胀机的膨胀端后与上塔中部相连;

[0010] 所述下塔底部的液体出口连接有第四管路,所述第四管路经过冷器后与上塔的中部相连;冷凝蒸发器的冷凝侧液体出口分别连接有第五管路及第六管路,所述第五管路经过冷器后与上塔的顶部相连,所述第六管路经液氮泵后与纯氮塔下部相连;纯氮塔底部的液体出口连接有第七管路,所述第七管路经过冷器后与上塔的顶部相连;

[0011] 所述上塔顶部的污氮气出口连接有第八管路,所述第八管路依次经过冷器及主换热器后延伸至冷箱外;所述纯氮塔顶部的气体出口连接有第九管路,所述第九管路经主换热器后延伸至冷箱外;所述冷凝蒸发器的液氧侧出口连接有第十管路,所述第十管路依次经液氧泵、冷器及主换热器后延伸至冷箱外。

[0012] 优选地,所述下塔理论塔板数为15~20或对应实际塔盘数为22~30盘的筛板塔。

[0013] 优选地,所述上塔为理论塔板数为30~40或对应实际塔盘数为52~68盘的规整填料塔。

[0014] 优选地,所述纯氮塔为理论塔板数为18~25或对应实际塔盘数为26~36盘的筛板塔。

[0015] 利用上述装置生产富氧气和高压、高纯氮气的方法,空气经压缩、预冷纯化后分为三个支路;第一支路进去主换热器,被返流气体冷却后进入下塔下部;第二支路进入空气增压机进一步压缩,经主换热器冷却后进入纯氮塔底部的蒸发器作为热源,出蒸发器冷凝侧后进入下塔中部;第三支路经膨胀机的增压端增压以及水冷却器冷却后进入主换热器,冷却到120~170 K后从主换热器中部抽出进入膨胀机的膨胀端,经膨胀后送入上塔中部;

[0016] 下塔底部产生富氧液空、顶部产生污液氮;所述富氧液空节流进入上塔,作为回流液;污液氮分三部分:一部分在过冷器中过冷后送入上塔顶部作回流液;一部分从下塔内部管道向下流,作为下塔回流液;一部分被液氮泵加压后送到纯氮塔精馏获得高压、高纯氮气,再经主换热器复热后作为高压、高纯氮气产品送出冷箱;

[0017] 上塔从上到下产生以下产品包括:顶部产生污氮气、底部产生富液氧,污氮气从上塔顶部抽出后经过冷器和主换热器复热后出冷箱再利用;富液氧从冷凝蒸发器的液氧侧出口抽出,在液氧泵中被压缩,然后进入纯氮塔顶部的冷器,被加热后进入主换热器复热到常温,作为富氧气产品送出冷箱。

[0018] 优选地,所述下塔工作压力0.35~0.45 MPa。

[0019] 优选地,所述纯氮塔工作压力0.7~2.5 MPa。

[0020] 本发明的技术方案产生的积极效果如下:同时得到富氧气和高压、高纯氮气产品,氧气采用内压缩,省去氧压机,安全性好,得到的富氧气产品纯度85%~95%,高压、高纯氮气产品纯度 $\geq 99.99\%$ 。

[0021] 本发明与现有的内压缩流程生产富氧方案区别在于:用压力液氧作为纯氮塔冷器的冷源,再经主换热器复热后送出冷箱作为压力氧气产品。

[0022] 本发明另一重要改进点在于生产高压高纯氮气方面。在常规深冷空分中,氮气的来源主要有两个,即上塔和下塔。上塔的操作压力是考虑反流阻力,一般在30~40 KPa;下塔的操作压力是从上塔压力通过主冷凝蒸发器的温差映射而来,一般在3.5~4.5 bar,下塔的压力也决定了空压机的排气压力,同时决定了空分的主要能耗。传统的外压缩制氮气即从上塔或下塔抽氮气复热后加压缩机增压;传统的内压缩制氮气即从下塔抽液氮,用泵加压后复热出冷箱。在本方案产品要求条件下,比较已有的几种方案,从下塔抽氮气再外压缩制

压力纯氮气的方案从能耗及投资考虑最为合理。与外压缩方案比,本发明在冷箱内设置了高压的纯氮塔,直接从纯氮塔精馏得到高压高纯氮气复热出冷箱,省掉了氮压缩机。原有内压缩流程是从下塔抽取纯液氮,经液氮泵加压后复热出冷箱,本发明是从下塔抽取需要的部分污液氮,经泵加压后进入纯氮塔精馏得到高压高纯氮气,再复热出冷箱。为了保证纯氮塔冷凝器的温差,纯氮塔的操作压力要高于产品富氧的压力。

[0023] 本发明还有一个优势是大大地减少了下塔的投资。现有的所有方案都需要下塔精馏得到纯氮,下塔需要将流程中需要的所有气、液氮(包含产品氮气和上、下塔精馏所需的回流液氮)全部精馏至高纯度,而产品氮气占的比例可以不到1/20,造成过度精馏。本发明只需要下塔精馏得到污液氮即可,使下塔塔板数减半,塔高减半,相应的冷箱高度减少。从投资上看,下塔处理气量及直径要远大于本方案新增加的纯氮塔。同时下塔阻力减少也使空气压缩机排气压力降低,能耗减少。

[0024] 综上,本发明采用一套空分装置同时获得多种产品,解决了多套装置才能实现的问题;降低下塔及整个冷箱的高度;降低了空压机排气压力;省掉氮压缩机。不仅可以做到减少投资和占地,降低能耗,降低生产成本,还能节约人力资源、节省投资,科学合理。该发明对提高经济效益具有重要意义,对节约社会资源,创建低碳、环保的社会环境起到积极的作用。

附图说明

[0025] 图1是本发明所述利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置的结构示意图。

具体实施方式

[0026] 为了使本发明的技术目的、技术方案和有益效果更加清楚,下面结合具体实施例对本发明的技术方案作出进一步的说明,但所述实施例旨在解释本发明,而不能理解为对本发明的限制,实施例中未注明具体技术或条件者,按照本领域内的文献所描述的技术或条件或者按照产品说明书进行。

[0027] 实施例1

[0028] 如图1所示,一种利用热泵技术生产富氧气和高压、高纯氮气的装置,包括空气压缩系统、预冷纯化系统2、膨胀机、水冷却器5和冷箱17,所述空气压缩系统包括空压机1及空气增压机3,所述膨胀机包括增压端4和膨胀端7,所述膨胀机的膨胀端7伸入冷箱17内,所述冷箱17内设置有主换热器6、过冷器11、液氧泵12、液氮泵13、精馏塔及纯氮塔14,所述精馏塔包括下塔8和上塔10,上塔10和下塔8之间设有冷凝蒸发器9,所述纯氮塔14内底部设置有蒸发器16,纯氮塔14内顶部设有冷凝器15。

[0029] 所述空压机1的出口通过第一管道101与预冷纯化系统2的进口相连接,预冷纯化系统2的气体出口连通有3个支路,即第一支路、第二支路及第三支路。所述第一支路包括第二管道102,所述第二管道102经主换热器6后与下塔8的下部相连。所述第二支路依次经空气增压机3、主换热器6及蒸发器16后与下塔8的中部相连接;所述第二支路包括第三管道103、第四管道104及第五管道105,所述预冷纯化系统2的气体出口通过第三管道103与空气增压机3的进口相连,所述空气增压机3的出口通过第四管道104与纯氮塔14内的蒸发器16

相连,所述蒸发器16的液相出口通过第五管道105与下塔8的中部相连。所述第三支路依次经膨胀机的增压端4、水冷却器5、主换热器6及膨胀机的膨胀端7后与上塔10的中部相连;所述第三支路包括第六管道106、第七管道107、第八管道108及第九管道109,所述预冷纯化系统2的气体出口通过第六管道106与膨胀机的增压端4相连,所述膨胀机的增压端4通过第七管道107与水冷却器5相连,所述水冷却器5通过第八管道108与膨胀机的膨胀端7相连,所述膨胀机的膨胀端7通过第九管道109与上塔10相连。

[0030] 所述下塔8底部的液体出口连接有第十管道110,所述第十管道110经过冷器11后与上塔10的中部相连;冷凝蒸发器9的冷凝侧液体出口分别连接有第十一管道111及第十二管道112,所述第十一管道111经过冷器11后与上塔10的顶部相连,所述第十二管道112与液氮泵13相连,所述液氮泵13通过第十三管道113与纯氮塔14下部相连。

[0031] 纯氮塔14顶部的气体出口连接有第十四管道114,所述第十四管道114经主换热器6后延伸至冷箱17外;纯氮塔14底部的液体出口连接有第十五管道115,所述第十五管道115在第十一管道111经过过冷器11前与第十一管道111相连通(随第十一管道111一起经过冷器11后与上塔10的顶部相连)。所述冷凝蒸发器9的液氧侧出口通过第十六管道116与液氧泵12相连,所述液氧泵12通过第十七管道117连接纯氮塔14内的冷凝器15,冷凝器15连接有第十八管道118,所述第十八管道118经主换热器6后延伸至冷箱17外;上塔10的顶部连接有第十九管道119,所述第十九管道119依次经过冷器11及主换热器6后延伸至冷箱17外。

[0032] 其中,所述下塔8为实际塔盘数22盘的筛板塔,所述上塔10为实际塔盘数52盘的规整填料塔,所述纯氮塔14为实际塔盘数26盘的筛板塔。

[0033] 利用上述装置生产富氧气和高压、高纯氮气的方法如下:空气先经空压机1压缩至0.39 MPa,然后经预冷纯化系统2预冷纯化(所述预冷纯化采用空分领域现有技术的控制手段即可)后,分为三个支路;第一支路通过第二管道102进去主换热器6,被返流气体冷却至饱和温度后进入下塔8;第二支路先进入空气增压机3进一步压缩至0.7 MPa,然后通过第四管道104经主换热器6冷却至饱和温度后,进入纯氮塔14底部的蒸发器16作为热源,出液氧蒸发器16后通过第五管道105进入下塔8中部;第三支路先经膨胀机的增压端4增压至0.65 MPa,然后再经水冷却器5冷却至环境温度(所述环境温度指常温)后,通过第八管道108进入主换热器6,冷却到140 K后,从主换热器6中部抽出进入膨胀机的膨胀端7,经膨胀至0.04 MPa后通过第九管道109送入上塔10。

[0034] 下塔8底部产生富氧液空,所述富氧液空节流进入上塔10,作为回流液。下塔8顶部产生污液氮分成三部分,一部分通过第十一管道111在过冷器11中过冷后送入上塔10顶部作回流液,一部分从下塔8内部管道向下流(图中未示意),作为下塔8回流液;一部分被液氮泵13加压后送到纯氮塔14精馏获得高压、高纯氮气,纯氮塔14的塔顶通过第十四管道114经主换热器6复热至环境温度后作为高压、高纯氮气产品送出冷箱17。

[0035] 上塔10从上到下产生以下产品包括:顶部产生污氮气、底部产生富液氧;污氮气从上塔10顶部通过第十九管道119抽出后经过冷器11和主换热器6复热至环境温度后,出冷箱17再利用;富液氧从上塔10底部抽出,在液氧泵12中被压缩至0.2 MPa,然后进入纯氮塔14顶部的冷凝器15,被加热汽化后通过第十八管道118进入主换热器6,复热到常温后作为富氧气产品送出冷箱17。

[0036] 其中,所述下塔8工作压力0.35 MPa,所述纯氮塔14工作压力0.7 MPa。

[0037] 实施例2

[0038] 采用与实施例1流程相同的装置,不同在于:所述下塔8为实际塔盘数30盘的筛板塔,所述上塔10为实际塔盘数68盘的规整填料塔,所述纯氮塔14为实际塔盘数36盘的筛板塔;所述下塔8工作压力0.45 MPa,所述纯氮塔14工作压力2.5 MPa。

[0039] 经检测,实施例1及实施例2得到的富氧气产品纯度均达到85%~95%,高压、高纯氮气产品纯度均大于99.99%。

[0040] 本发明不受上述实施例的限制,上述实施例和说明书中描述的只是说明本发明的原理,在不脱离本发明精神和范围的前提下本发明还会有各种变化和改进,这些变化和改进行都落入要求保护的本发明范围内。

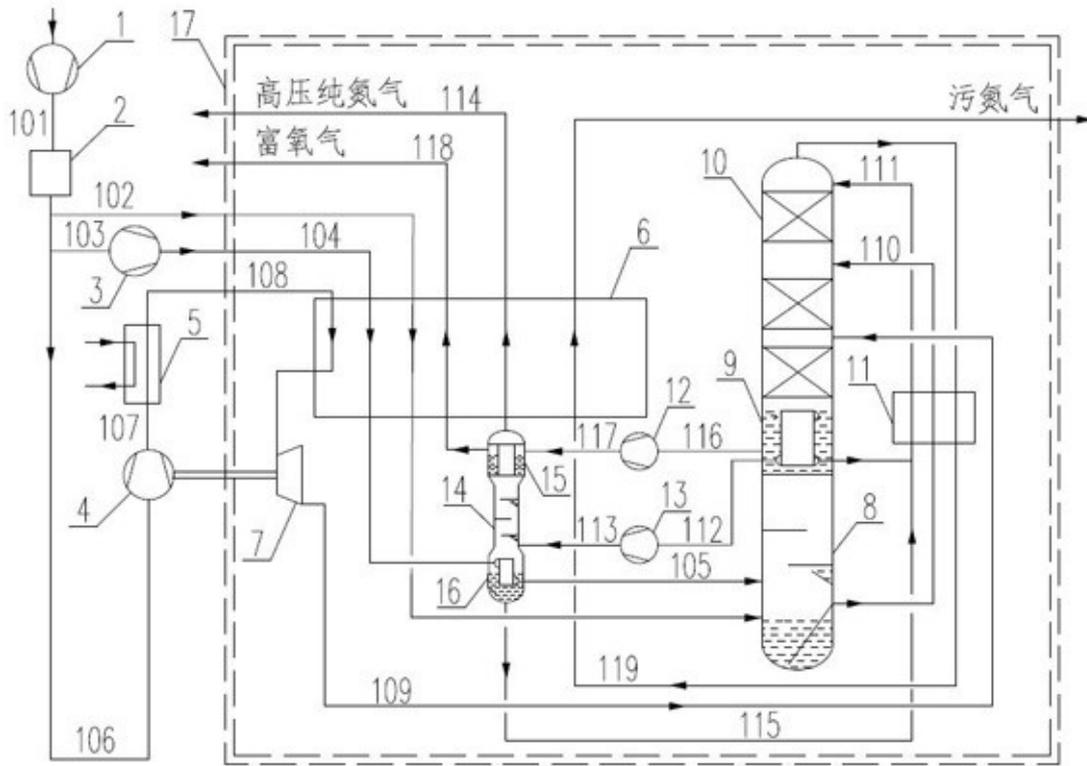


图1