



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 115790076 B

(45) 授权公告日 2023.05.23

(21) 申请号 202310077474.5

(22) 申请日 2023.02.08

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 115790076 A

(43) 申请公布日 2023.03.14

(73) 专利权人 杭氧集团股份有限公司

地址 311300 浙江省杭州市临安区青山湖

街道相府路799号

(72) 发明人 韩一松 谭芳 蒋云云 姚蕾

高毅 彭旭东 李良英

(74) 专利代理机构 杭州九洲专利事务所有限公

司 33101

专利代理师 陈琦

(51) Int. Cl.

F25J 3/02 (2006.01)

(56) 对比文件

EP 0503910 A1, 1992.09.16

US 2019331418 A1, 2019.10.31

审查员 马俊琳

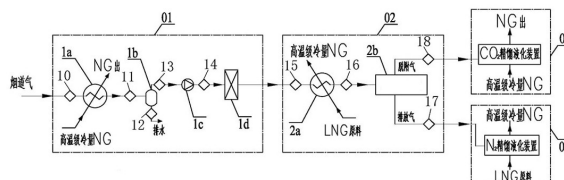
权利要求书3页 说明书9页 附图2页

(54) 发明名称

一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法

(57) 摘要

一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法,包括预处理系统、CO₂和N₂分离系统、N₂提纯液化系统和CO₂提纯液化系统。预处理系统包括高温级NG冷却器、气液分离器、增压风机和干燥机;CO₂和N₂分离系统包括低温级LNG冷却器和低温吸附装置;N₂提纯液化系统包括一套由压缩机、冷却器、换热器、气液分离器、精馏塔组成的N₂精馏液化装置;CO₂提纯液化系统包括一套由压缩机、冷却器、冷凝器、蒸发器、液化器、提纯塔构成的CO₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的脱附气进一步提纯液化。上述各个系统通过管路和阀门相连接。本装置及方法能够从烟道气中回收CO₂和N₂,并利用LNG冷能驱动液化CO₂和N₂,使得回收能耗和成本大幅度降低。



CN 115790076 B

1. 一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置,所述装置包括预处理系统(01)、CO₂和N₂分离系统(02)、N₂提纯液化系统(03)和CO₂提纯液化系统(04);相互之间通过管路和阀门相连接,其特征在于:所述预处理系统(01)包括高温级NG冷却器(1a)、气液分离器(1b)、增压风机(1c)和干燥机(1d),用于对烟道气进行除水和降温;所述CO₂和N₂分离系统(02)包括低温级LNG冷却器(2a)和低温吸附装置(2b),用于对预处理后的烟道气进一步降温、吸附,进而分离CO₂和N₂;所述的N₂提纯液化系统(03)包括一套由原料压缩机、换热器(3c)、冷却器(3b)、气液分离器(3i)、精馏系统(3m)组成的N₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化;所述CO₂提纯液化系统(04)包括一套由CO₂压缩机(4a)、冷却器(4b)、蒸发器(4c)、冷凝器(4f)、液化器(4d)、提纯塔(4e)构成的CO₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的脱附气进一步提纯液化;

所述预处理系统(01)的所述高温级NG冷却器(1a)的第一入口(10)与烟道气排放口相连,利用高温级冷量NG对烟道气进一步降温,降温后的烟道气经所述高温级NG冷却器(1a)的第一出口(11)经气液分离器(1b)对烟道气中大部分的水去除,水经所述气液分离器(1b)的水出口(12)排出;降温后的烟道气经所述气液分离器(1b)的气出口(13)经所述增压风机(1c)增压后经通道(14)进入所述干燥机(1d)中进一步干燥,所述预处理系统(01)中所述干燥机(1d)与低温级LNG冷却器(2a)入口(15)相连,利用LNG冷能将预处理后的干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;所述低温级LNG冷却器(2a)出口(16)与所述低温吸附装置(2b)入口相连,利用低温吸附原理将低温烟道气中的CO₂进行吸附捕集,在所述低温吸附装置(2b)的脱附气出口(18)中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在所述低温吸附装置(2b)的排放气出口(17)中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,进而达到碳氮分离的目的,所述低温吸附装置(2b)采用的吸附剂以分子筛、活性炭为主;

所述低温吸附装置(2b)排放气出口(17)与N₂提纯液化系统(03)的原料压缩机(3a)的入口(19)相连接,对含氮气进行增压;所述原料压缩机(3a)出口与所述冷却器(3b)的第一入口(20)相连,该冷却器(3b)的第一出口与所述换热器(3c)第一入口(21)相连,所述冷却器(3b)的第二入口(80)与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷却器(3b)的第二出口(90)与NG排出管线相连;所述换热器(3c)第一出口(22)与所述精馏系统(3m)相连,所述精馏系统(3m)氮气出口与所述换热器第二入口(33)相连,所述换热器(3c)第二出口(34)与循环压缩机(3k)入口相连,所述循环压缩机(3k)出口与所述换热器(3c)第三入口(35)相连,所述换热器第三出口(36)与所述气液分离器(3i)第一入口相连,在所述气液分离器(3i)底部获得液氮产品,并经所述气液分离器(3i)的第一出口(38)流出;所述气液分离器(3i)第二出口与所述换热器(3c)第六入口(37)相连,第六入口(37)与所述换热器(3c)第二出口(34)相连;所述精馏系统(3m)放空气出口与所述换热器第四入口(29)相连,所述换热器第四出口(30)与放空管线相连;LNG液体进口与所述换热器第五入口(39)相连,高温级冷量NG出口与所述换热器第五出口(40)相连,利用低温精馏原理对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化,得到高纯度液氮产品,所述精馏系统(3m)为单塔精馏或双塔精馏;

所述低温吸附装置(2b)脱附气出口(18)与CO₂提纯液化系统(04)的CO₂压缩机(4a)入口(41)相连,对粗二氧化碳气体进行增压;所述CO₂压缩机(4a)出口与所述冷却器(4b)第一入口(42)相连,所述冷却器(4b)第一出口(43)与所述蒸发器(4c)入口相连,所述冷却器(4b)第二入口(47)与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷却器(4b)第二出口(52)与NG排出管线

相连;所述蒸发器(4c)出口与所述液化器(4d)第一入口(44)相连,所述液化器(4d)第一出口(45)与所述提纯塔(4e)中部进口相连,所述液化器(4d)第二入口(48)与高温级冷量NG进口管线相连,所述液化器(4d)第二出口(53)与NG排出管线相连;所述冷凝器(4f)第一入口(46)与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷凝器(4f)第一出口(51)与NG出口管线相连;所述提纯塔(4e)底部获取工业级液体二氧化碳产品,通过所述提纯塔(4e)底部的第一出口(49)与存储系统连通,也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳,所述提纯塔(4e)的第二出口(50)与废气放空管线相连。

2. 根据权利要求1所述的回收烟道气中二氧化碳和氮气的方法,其特征在于:所述方法包括如下步骤:

步骤1. 烟道气预处理:

将常温常压烟道气进行降温干燥处理;

步骤2. CO₂和N₂分离

经干燥机干燥的气体通过低温级LNG冷却器和低温吸附装置(2b)将气体脱附出粗二氧化碳气体以及排放出含氮气的气体;

步骤3. 提纯液化得到CO₂和N₂产品

对粗二氧化碳气体以及排放出含氮气的气体通过CO₂精馏液化装置和N₂精馏液化装置进行提纯液化。

3. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于:所述步骤1中烟道气预处理的方法为:常温常压烟道气进入高温级NG冷却器(1a)的第一入口(10),在该冷却器(1a)中利用高温级冷量NG对烟道气进行降温,降温后的烟道气进入经高温级NG冷却器(1a)的第一出口(11)进入气液分离器(1b),烟道气中大部分的水经气液分离器水出口(12)排出;降温后的烟道气经气液分离器(1b)的气出口(13)排出,并经增压风机(1c)增压后经通道(14)进入干燥机(1d)中进一步干燥,直至露点满足相关要求。

4. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于:所述步骤2中 CO₂和N₂分离的方法为:经干燥机(1d)干燥的气体经低温级LNG冷却器(2a)入口(15)进入低温级LNG冷却器(2a),在低温级LNG冷却器(2a)中利用LNG冷能将干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;低温级LNG冷却器(2a)出口(16)与低温吸附装置(2b)入口相连,利用低温吸附原理将低温干燥烟道气中的CO₂进行吸附捕集,在低温吸附装置(2b)的脱附气出口(18)中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在低温吸附装置(2b)的排放气出口(17)中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,从而分别得到二氧化碳和氮气的提纯原料气,达到碳氮分离的目的。

5. 根据权利要求2所述的方法,其特征在于:所述步骤3中N₂提纯液化的方法为:来自低温吸附装置(2b)排放气出口(17)的排放气经管道与原料压缩机(3a)的入口(19)相连,对含氮气进行增压;原料压缩机(3a)出口与冷却器(3b)的第一入口(20)相连,冷却器(3b)的第一出口与换热器(3c)第一入口(21)相连,冷却器(3b)的第二入口(80)与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器(3b)的第二出口(90)与NG排出管线相连;增压冷却后的含氮气在换热器(3c)中与来自外部的LNG、精馏循环氮气、精馏放空气进行换热,经换热器(3c)第一出口(22)与精馏系统(3m)相连,并在精馏系统(3m)中进行分离提纯;精馏系统(3m)氮气出口与换热器(3c)第二入口(33)相连,该氮气作为循环氮气,经换热器(3c)第二出口(34)与循环压缩机(3k)入口相连,循环压缩机(3k)出口与换热器(3c)第三入口(35)相连,换热器(3c)

第三出口(36)与气液分离器(3i)相连,在气液分离器(3i)底部获得高纯度液氮产品,并经气液分离器(3i)的第一出口(38)流出;气液分离器(3i)的气体经气液分离器(3i)第二出口进入换热器(3c)第六入口(37),经换热器复热后经第二出口(34)进入循环压缩机(3k)压缩;精馏系统(3m)的放空气与换热器(3c)第四入口(29)相连,复热后经换热器(3c)第四出口(30)排出放空;LNG液体进口与换热器(3c)第五入口(39)相连,高温级冷量的NG经换热器(3c)第五出口(40)流出作为其他系统高温级冷量来源;所述步骤3中CO₂提纯液化的方法为:来自低温吸附装置(2b)的脱附气经脱附气出口(18)与CO₂压缩机(4a)入口(41)相连,对粗二氧化碳气体进行增压;CO₂压缩机(4a)出口与冷却器(4b)第一入口(42)相连,冷却器(4b)第二入口(47)与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器(4b)第二出口(52)与NG排出管线相连,在冷却器(4b)利用高温级冷量NG对压缩后的粗二氧化碳气体进行冷却;冷却器(4b)第一出口(43)与蒸发器(4c)入口相连,冷却后的粗二氧化碳气体作为蒸发器热源为液体二氧化碳气化提供热量;蒸发器(4c)出口与液化器(4d)第一入口(44)相连,液化器(4d)第二入口(48)与高温级冷量NG进口管线相连,液化器(4d)第二出口(53)与NG排出管线相连,在液化器(4d)中利用高温级冷量NG对粗二氧化碳进行液化冷凝;液化器(4d)第一出口(45)与提纯塔(4e)中部进口相连,进入提纯塔的粗二氧化碳在提纯塔内进行传热传质提纯;塔顶冷凝器(4f)第一入口(46)与高温级冷量NG进口管线相连,冷凝器(4f)第一出口(51)与NG出口管线相连,利用高温级冷量NG,将塔顶上升气进行冷凝回流,同时部分废气经提纯塔(4e)第二出口(50)排出放空,在提纯塔(4e)底部获得工业级液体二氧化碳,并通过提纯塔(4e)底部的第一出口(49)与存储系统连通,作为工业级液体二氧化碳产品;也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。

6. 根据权利要求5所述的方法,其特征在于:所述冷却器(4b)、所述液化器(4d)、所述冷凝器(4f)和N₂提纯液化系统(03)中的所述冷却器(3b)的冷源来自LNG汽化过程中产生的高温级冷量NG,相较于采用常规电驱制冷机制取冷量的方式,能耗更低、安全环保,还能实现LNG高温级冷量的回收利用。

7. 根据权利要求6所述的方法,其特征在于:所述N₂提纯液化系统(03)在所述换热器(3c)中采用LNG气化时释放的冷能驱动制取液氮产品,代替用电能压缩膨胀的常规冷量制取方式,大幅度降低了高纯度液氮产品的制取能耗;同时,LNG在N₂提纯液化系统(03)中气化释能时产生的高温级冷量NG可作为回收系统其他部机的冷源,实现LNG不同温度冷能的梯级利用。

一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法

技术领域

[0001] 本发明涉及一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法,属于低温技术领域。

背景技术

[0002] 在全球二氧化碳排放的总量中,化石燃料排放占40%,而我国多煤、缺油、少天然气的能源结构现状使燃煤烟道气成为我国二氧化碳的主排放源。因此,对燃煤烟道气进行碳减排具有重要的环保意义。在能源利用过程中,分离回收CO₂的主要技术有:吸收技术、吸附技术、膜分离技术和低温相变分离技术等。溶液吸收法是最为成熟的CO₂捕集方法,并在全世界的很多烟气中得到了较多的工程应用。不仅可以从常压低浓度的烟气中分离CO₂,而且处理量大,得到的CO₂纯度高,但是吸收后溶液的再生需要消耗大量的热量;同时吸收剂的制备不仅需要消耗资源,而且使用一段时间之后会失效,需要不断补充;化学吸收剂还具有一定的毒性和腐蚀性,对环境影响较大,制取与回收的代价也较高。膜分离法是利用聚合材料制成的薄膜对不同气体的渗透率的差异来分离气体,驱动力是压差,该技术在大规模应用方面较为受限。变压吸附技术因为其吸附剂易于再生、吸附剂使用寿命长、装备简单等诸多优点,但是针对低浓度二氧化碳的烟道气,常温变压吸附技术成本和能耗均很高。

[0003] 与此同时,中国是LNG进口大国。LNG是气态天然气通过低温工艺液化和净化得到的低温液体混合物,常压下温度为-162℃。LNG在接收站进行再气化过程中将释放大量冷能,传统再气化工序中,使用海水气化LNG,造成极大冷量浪费,同时又会对周围海域或站区的环境造成冷污染。若在LNG接收站附近建有燃煤电厂,将LNG气化时释放的冷能驱动回收烟道气中的CO₂和N₂,不仅可以降低LNG气化装置投资,还可以减少回收装置电能消耗,间接降低了温室气体排放,具有十分可观的经济效益和社会效益。

[0004] 中国专利CN107899376A公开了一种烟气中二氧化碳和氮气的液化捕集回收装置及方法,属于膜分离回收,但膜对气源洁净度要求高、使用寿命短、产品纯度低、膜价格较高、不适合工业化大规模生产。

[0005] 中国专利CN 210825439U公开了一种燃煤电厂锅炉烟气同步回收二氧化碳及氮气的系统,包括烟气预处理系统、PSA1系统、PSA2系统、二氧化碳压缩提纯系统、二氧化碳精馏贮存系统、PSA制高纯氮系统。该系统能最大程度的捕集二氧化碳和氮气,产品纯度较高,但是存在设备操作不灵活,能耗高的问题。

[0006] 中国专利CN 216481836 U公开了一种锅炉烟道气同步回收氮气和二氧化碳的系统,包括:烟道气预处理系统、碳氮分离系统、二氧化碳二次提纯系统和氮气浓缩提纯系统。该系统可以最大程度的回收二氧化碳和氮气,但是该系统的碳氮分离采用常温变压吸附技术,吸附压力高达0.2~0.4MPa,能耗相对较高。而且冷量的制取采用常规电驱动制冷,回收代价较大。

发明内容

[0007] 针对上述技术背景,本发明的目的在于提供一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法,利用LNG气化释放的冷能,结合低温吸附技术,低成本、低能耗的实现烟道气中CO₂和N₂的回收利用,具有较高的经济价值和社会价值。为实现上述目的,本发明采用如下技术:一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置,所述装置包括预处理系统、CO₂和N₂分离系统、N₂提纯液化系统和CO₂提纯液化系统;相互之间通过管路和阀门相连接,所述预处理系统包括高温级NG冷却器、气液分离器、增压风机和干燥机,用于对烟道气进行除水和降温;所述CO₂和N₂分离系统包括低温级LNG冷却器和低温吸附装置,用于对预处理后的烟道气进一步降温、吸附,进而分离CO₂和N₂;所述的N₂提纯液化系统包括一套由原料压缩机、换热器、冷却器、气液分离器、精馏系统组成的N₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化;所述CO₂提纯液化系统包括一套由CO₂压缩机、冷却器、蒸发器、冷凝器、液化器、提纯塔构成的CO₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的脱附气进一步提纯液化。

[0008] 作为优选:所述预处理系统的所述高温级NG冷却器的第一入口与烟道气排放口相连,利用高温级冷量NG对烟道气进一步降温,降温后的烟道气经所述高温级NG冷却器的第一出口经气液分离器对烟道气中大部分的水去除,水经所述气液分离器的水出口排出;降温后的烟道气经所述气液分离器的气出口经所述增压风机增压后经通道进入所述干燥机中进一步干燥,所述预处理系统中所述干燥机与低温级LNG冷却器入口相连,利用LNG冷能将预处理后的干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;所述低温级LNG冷却器出口与所述低温吸附装置入口相连,利用低温吸附原理将低温烟道气中的CO₂进行吸附捕集,在所述低温吸附装置的脱附气出口中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在所述低温吸附装置的排放气出口中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,进而达到碳氮分离的目的,所述低温吸附装置采用的吸附剂以分子筛、活性炭为主。

[0009] 作为优选:所述低温吸附装置出口排放气管道与N₂提纯液化系统的原料压缩机的入口相连接,对含氮气进行增压;所述原料压缩机出口与所述冷却器的第一入口相连,该冷却器的第一出口与所述换热器第一入口相连,所述冷却器的第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷却器的第二出口与NG排出管线相连;所述换热器第一出口与所述精馏系统相连,所述精馏系统氮气出口与所述换热器第二入口相连,所述换热器第二出口与所述循环压缩机入口相连,所述循环压缩机出口与所述换热器第三入口相连,所述换热器第三出口与所述气液分离器第一入口相连,在所述气液分离器底部获得液氮产品,并经所述气液分离器的第一出口流出;所述气液分离器第二出口与所述换热器第六入口相连,第六入口与所述换热器第二出口相连;所述精馏系统放空气出口与所述换热器第四入口相连,所述换热器第四出口与放空管线相连;LNG液体进口与所述换热器第五入口相连,高温级冷量NG出口与所述换热器第五出口相连。利用低温精馏原理对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化,得到高纯度液氮产品,所述精馏系统为单塔精馏或双塔精馏。

[0010] 作为优选:所述低温吸附装置出口脱附气管道与CO₂提纯液化系统的CO₂压缩机入口相连,对粗二氧化碳气体进行增压;所述CO₂压缩机出口与所述冷却器第一入口相连,所述冷却器第一出口与所述蒸发器入口相连,所述冷却器第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷却器第二出口与NG排出管线相连;所述蒸发器出口与所述液化器第一入口相

连,所述液化器第一出口与所述提纯塔中部进口相连,所述液化器第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,所述液化器第二出口与NG排出管线相连;所述冷凝器第一入口与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷凝器第一出口与NG出口管线相连;所述提纯塔底部获取工业级液体二氧化碳产品,通过所述提纯塔底部的第一出口与存储系统连通,也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。所述提纯塔的第二出口与废气放空管线相连。

[0011] 一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的方法,包括如下步骤:

[0012] 步骤1. 烟道气预处理:

[0013] 将常温常压烟道气进行降温干燥处理。

[0014] 步骤2. CO₂和N₂分离

[0015] 经干燥机干燥的气体通过低温级LNG冷却器和低温吸附装置将气体脱附出粗二氧化碳气体以及排放出含氮气的气体。

[0016] 步骤3. 提纯液化得到CO₂和N₂产品

[0017] 对粗二氧化碳气体以及排放出含氮气的气体通过CO₂精馏液化装置和N₂精馏液化装置进行提纯液化。

[0018] 作为优选:所述步骤1中烟道气预处理的方法为:常温常压烟道气进入高温级NG冷却器的第一入口,在该冷却器中利用高温级冷量NG对烟道气进行降温,降温后的烟道气进入经高温级NG冷却器的第一出口进入气液分离器,烟道气中大部分的水经气液分离器水出口排出;降温后的烟道气经气液分离器的气出口排出,并经增压风机增压后经通道进入干燥机中进一步干燥,直至露点满足相关要求。

[0019] 作为优选:所述步骤2中 CO₂和N₂分离的方法为:经干燥机干燥的气体经低温级LNG冷却器入口进入低温级LNG冷却器,在低温级LNG冷却器中利用LNG冷能将干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;低温级LNG冷却器出口与低温吸附装置入口相连,利用低温吸附原理将低温干燥烟道气中的CO₂等进行吸附捕集,在低温吸附装置的脱附气出口中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在低温吸附装置的排放气出口中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,从而分别得到二氧化碳和氮气的提纯原料气,达到碳氮分离的目的。

[0020] 作为优选:所述步骤3中N₂提纯液化的方法为:来自低温吸附装置排放气出口的排放气经管道与原料压缩机的入口相连,对含氮气进行增压;原料压缩机出口与冷却器的第一入口相连,冷却器的第一出口与换热器第一入口相连,冷却器的第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器的第二出口与NG排出管线相连;增压冷却后的含氮气在换热器中与来自外部的LNG、精馏循环氮气、精馏放空气进行换热,经换热器第一出口与精馏系统相连,并在精馏系统中进行分离提纯;精馏系统氮气出口与换热器第二入口相连,该氮气作为循环氮气,经换热器第二出口与循环压缩机入口相连,循环压缩机出口与换热器第三入口相连,换热器第三出口与气液分离器相连,在气液分离器底部获得高纯度液氮产品,并经气液分离器的第一出口流出;气液分离器的气体经气液分离器第二出口进入换热器第六入口,经换热器复热后经第二出口进入循环压缩机压缩;精馏系统的放空气与换热器第四入口相连,复热后经换热器第四出口排出放空;LNG液体进口与换热器第五入口相连,高温级冷量的NG经换热器第五出口流出作为其他系统高温级冷量来源;

[0021] 所述步骤3中CO₂提纯液化的方法为:来自低温吸附装置的脱附气经脱附气出口与

CO₂压缩机入口相连,对粗二氧化碳气体进行增压;CO₂压缩机出口与冷却器第一入口相连,冷却器第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器第二出口与NG排出管线相连,在冷却器利用高温级冷量NG对压缩后的粗二氧化碳气体进行冷却;冷却器第一出口与蒸发器入口相连,冷却后的粗二氧化碳气体作为蒸发器热源为液体二氧化碳气化提供热量;蒸发器出口与液化器第一入口相连,液化器第二入口与高温级冷量NG进口管线相连,液化器第二出口与NG排出管线相连,在液化器中利用高温级冷量NG对粗二氧化碳进行液化冷凝;液化器第一出口与提纯塔中部进口相连,进入提纯塔的粗二氧化碳在提纯塔内进行传热传质提纯;塔顶冷凝器第一入口与高温级冷量NG进口管线相连,冷凝器第一出口与NG出口管线相连,利用高温级冷量NG,将塔顶上升气进行冷凝回流,同时部分废气经提纯塔第二出口排开放空,在提纯塔底部获得工业级液体二氧化碳,并通过提纯塔底部的第一出口与存储系统连通,作为工业级液体二氧化碳产品;也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。

[0022] 作为优选:所述冷却器、所述液化器、所述冷凝器和N₂提纯液化系统中的所述冷却器的冷源来自LNG汽化过程中产生的高温级冷量NG,相较于采用常规电驱制冷机制取冷量的方式,能耗更低、安全环保,还能实现LNG高温级冷量的回收利用。作为优选:所述N₂提纯液化系统在所述换热器中采用LNG气化时释放的冷能驱动制取液氮产品,代替用电能压缩膨胀的常规冷量制取方式,大幅度降低了高纯度液氮产品的制取能耗;同时,LNG在N₂提纯液化系统中气化释能时产生的高温级冷量NG可作为回收系统其他部机的冷源,实现LNG不同温度冷能的梯级利用。

[0023] 本发明提供一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置及方法,具有以下有益效果:

[0024] 1)本装置及方法采用LNG为系统冷量来源,无需外界电制冷系统,更加节能,同时根据各个系统不同的温度要求,匹配LNG不同温度下的冷能,实现LNG冷量的高效利用。

[0025] 2)本装置及方法采用深低温吸附实现碳氮分离,在低压下即可分别得到含量较高的粗二氧化碳气和含氮气,后续提纯系统的增压功利用率更高,整体能耗低。

[0026] 3)本发明利用LNG冷能液化回收烟道气中的CO₂和N₂,利用低温吸附分离特性,高效分离CO₂和N₂,同时采用低温精馏法提纯液化CO₂和N₂,低能耗低成本的获取高纯度液体二氧化碳和高纯度液氮。

附图说明

[0027] 图1为本发明的流程示意图;

[0028] 图2为本发明中的N₂提纯液化结构示意图;

[0029] 图3为本发明中的CO₂提纯液化结构示意图;

[0030] 图4为本发明中的N₂另一种提纯液化结构示意图。

具体实施方式

[0031] 为使本发明需解决的技术问题、技术方案和有益效果更加清楚,下面结合附图1-4和具体实施方式对本发明作进一步详细说明。应当指出,对于本技术领域的普通技术人员来说,在不脱离本发明原理的前提下,还可以对本发明进行若干改进和修饰,这些改进和修

饰也落入本发明权利要求的保护范围内。

[0032] 如图1所示,一种回收烟道气中二氧化碳和氮气的装置,该装置包括预处理系统01、CO₂和N₂分离系统02、N₂提纯液化系统03和CO₂提纯液化系统04;相互之间通过管路和阀门相连接。所述预处理系统01包括高温级NG冷却器1a、气液分离器1b、增压风机1c和干燥机1d,用于对烟道气进行除水和降温;所述CO₂和N₂分离系统02包括低温级LNG冷却器2a和低温吸附装置2b,用于对预处理后的烟道气进一步降温、吸附,进而分离CO₂和N₂;所述的N₂提纯液化系统03包括一套由压缩机3a和3k、冷却器3b、换热器3c、气液分离器3i、精馏系统3m组成的N₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化;所述CO₂提纯液化系统04包括一套由CO₂压缩机4a、冷却器4b、蒸发器4c、冷凝器4f、液化器4d、提纯塔4e构成的CO₂精馏液化装置,用于对从CO₂和N₂分离系统中得到的脱附气进一步提纯液化。

[0033] 所述预处理系统01包括高温级NG冷却器1a、气液分离器1b、增压风机1c和干燥机1d。高温级NG冷却器1a的第一入口10与烟道气排放口相连,利用高温级冷量NG对烟道气进一步降温,降温后的烟道气经所述高温级NG冷却器1a的第一出口11经所述气液分离器1b对烟道气中大部分的水去除,水经所述气液分离器1b的水出口12排出;降温后的烟道气经所述气液分离器1b的气出口13经所述增压风机1c增压后经通道14进入所述干燥机1d中进一步干燥,直至露点满足相关要求。

[0034] 所述CO₂和N₂分离系统包括低温级LNG冷却器2a和低温吸附装置2b,低温级LNG冷却器2a入口15与预处理系统01中干燥机1d出口相连,利用LNG冷能将预处理后的干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;低温级LNG冷却器2a出口16与低温吸附装置2b入口相连,利用低温吸附原理将低温烟道气中的CO₂进行吸附捕集,在低温吸附装置的脱附气出口18中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在低温吸附装置的排放气出口17中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,进而达到碳氮分离的目的。

[0035] 如图2所示:所述的N₂提纯液化系统03的所述原料压缩机3a的入口19与所述低温吸附装置2b排放气出口17相连,对含氮气进行增压;所述原料压缩机3a出口与所述冷却器3b的第一入口20相连,所述冷却器3b的第一出口与所述换热器3c第一入口21相连,所述冷却器3b的第二入口80与高温级冷量NG进口管线相连,所述冷却器3b的第二出口90与NG排出管线相连;所述换热器3c第一出口22与所述精馏系统3m相连,所述精馏系统3m氮气出口与所述换热器第二入口33相连,所述换热器3c第二出口34与所述循环压缩机3k入口相连,所述循环压缩机3k出口与所述换热器3c第三入口35相连,所述换热器第三出口36与所述气液分离器3i第一入口相连,在所述气液分离器3i底部获得液氮产品,并经所述气液分离器3i的第一出口38流出;所述气液分离器3i第二出口与所述换热器3c第六入口37相连,第六入口37与所述换热器3c第二出口34相连;所述精馏系统3m放空气出口与所述换热器第四入口29相连,所述换热器第四出口30与放空管线相连;LNG液体进口与所述换热器第五入口39相连,高温级冷量NG出口与所述换热器第五出口40相连。利用低温精馏原理对从CO₂和N₂分离系统中得到的含氮气进一步提纯液化,得到高纯度液氮产品。

[0036] 如图3所示,所述CO₂提纯液化系统04包括一套由CO₂压缩机4a、冷却器4b、蒸发器4c、液化器4d、冷凝器4f、提纯塔4e构成的CO₂精馏液化装置。CO₂压缩机4a入口41与低温吸附装置2b的脱附气出口18相连,对粗二氧化碳气体进行增压;CO₂压缩机4a出口与冷却器4b第一入口42相连,冷却器4b第一出口43与蒸发器4c入口相连,冷却器4b第二入口47与高温

级冷量NG进口管线相连,冷却器4b第二出口52与NG排出管线相连;蒸发器4c出口与液化器4d第一入口44相连,液化器4d第一出口45与提纯塔4e中部进口相连,液化器4d第二入口48与高温级冷量NG进口管线相连,液化器4d第二出口53与NG排出管线相连;冷凝器4f第一入口46与高温级冷量NG进口管线相连,冷凝器4f第一出口51与NG出口管线相连;提纯塔4e底部获取工业级液体二氧化碳产品,通过提纯塔4e底部的第一出口49与存储系统连通,也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。提纯塔4e的第二出口50与废气放空管线相连。

[0037] 其具体实施方式包括如下步骤:

[0038] 步骤1:常温常压烟道气进入高温级NG冷却器1a的第一入口10,在该冷却器1a中利用高温级冷量NG对烟道气进行降温,降温后的烟道气进入经高温级NG冷却器1a的第一出口11进入气液分离器1b,烟道气中大部分的水经气液分离器水出口12排出;降温后的烟道气经气液分离器1b的气出口13排出,并经增压风机1c增压后经通道14进入干燥机1d中进一步干燥,直至露点满足相关要求。

[0039] 步骤2:经干燥机1d干燥的气体经低温级LNG冷却器2a入口15进入低温级LNG冷却器2a,在低温级LNG冷却器2a中利用LNG冷能将干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右;低温级LNG冷却器2a出口16与低温吸附装置2b入口相连,利用低温吸附原理将低温干燥烟道气中的CO₂等进行吸附捕集,在低温吸附装置2b的脱附气出口18中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在低温吸附装置2b的排放气出口17中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,从而分别得到二氧化碳和氮气的提纯原料气,达到碳氮分离的目的。

[0040] 步骤3:来自低温吸附装置2b排放气出口17的排放气经管道与原料压缩机3a的入口19相连,对含氮气进行增压;原料压缩机3a出口与冷却器3b的第一入口20相连,冷却器3b的第一出口与换热器3c第一入口21相连,冷却器3b的第二入口80与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器3b的第二出口90与NG排出管线相连;增压冷却后的含氮气在换热器3c中与来自外部的LNG、精馏循环氮气、精馏放空气进行换热,经换热器3c第一出口22与精馏系统3m相连,并在精馏系统3m中进行分离提纯;精馏系统3m氮气出口与换热器3c第二入口33相连,该氮气作为循环氮气,经换热器3c第二出口34与循环压缩机3k入口相连,循环压缩机3k出口与换热器3c第三入口35相连,换热器3c第三出口36与气液分离器3i相连,在气液分离器3i底部获得高纯度液氮产品,并经气液分离器3i的第一出口38流出;气液分离器3i的气体经气液分离器3i第二出口进入换热器3c第六入口37,经换热器复热后经第二出口34进入循环压缩机3k压缩;精馏系统3m的放空气与换热器3c第四入口29相连,复热后经换热器3c第四出口30排出放空;LNG液体进口与换热器3c第五入口39相连,高温级冷量的NG经换热器3c第五出口40流出作为其他系统高温级冷量来源。

[0041] 步骤4:来自低温吸附装置2b的脱附气经脱附气出口18与CO₂压缩机4a入口41相连,对粗二氧化碳气体进行增压;CO₂压缩机4a出口与冷却器4b第一入口42相连,冷却器4b第二入口47与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器4b第二出口52与NG排出管线相连,在冷却器4b利用高温级冷量NG对压缩后的粗二氧化碳气体进行冷却;冷却器4b第一出口43与蒸发器4c入口相连,冷却后的粗二氧化碳气体作为蒸发器热源为液体二氧化碳气化提供热量;蒸发器4c出口与液化器4d第一入口44相连,液化器4d第二入口48与高温级冷量NG进口管线相连,液化器4d第二出口53与NG排出管线相连,在液化器4d中利用高温级冷量NG对粗

二氧化碳进行液化冷凝;液化器4d第一出口45与提纯塔4e中部进口相连,进入提纯塔的粗二氧化碳在提纯塔内进行传热传质提纯;塔顶冷凝器4f第一入口46与高温级冷量NG进口管线相连,冷凝器4f第一出口51与NG出口管线相连,利用高温级冷量NG,将塔顶上升气进行冷凝回流,同时部分废气经提纯塔4e第二出口50排出放空,在提纯塔4e底部获得工业级液体二氧化碳,并通过提纯塔4e底部的第一出口49与存储系统连通,作为工业级液体二氧化碳产品;也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。

[0042] 所述低温吸附装置2b采用的吸附剂以分子筛、活性炭为主。

[0043] 所述N₂提纯液化系统03中的所述精馏系统3m可单塔精馏工艺,也可采用双塔精馏工艺。

[0044] 本装置及方法采用LNG汽化时释放的冷能为系统冷量来源,无需外界电制冷系统,更加节能。同时根据各个系统不同的温度要求,匹配LNG不同温度下的冷能,实现LNG不同梯度冷量的高效利用。

[0045] 本装置及方法采用低温吸附实现碳氮分离,在低压下即可分别得到含量较高的粗二氧化碳气和含氮气,整体能耗低。

[0046] 如附图4为所述装置和方法中的N₂提纯液化系统03的一种变形实例示意图所示,所述的N₂提纯液化系统03的精馏系统3m主要包括第一压力塔3d、第一冷凝蒸发器3e、过冷器3f、第二压力塔3g第二冷凝蒸发器3h和液氮泵3j。

[0047] 其具体实施步骤如下:

[0048] 换热器3c第一出口22与第一压力塔3d底部进口相连,第一压力塔3d底部出口液体与过冷器3f第一入口23相连,过冷器3f第一出口24与第一冷凝蒸发器3e入口相连,第一压力塔3d底部液体经过冷器3f过冷后进入第一冷凝蒸发器3e做冷源,第一冷凝蒸发器3e出口25与第二压力塔3g底部入口相连,第一压力塔3d顶部出口氮气与换热器第二入口33相连;第二压力塔3g底部出口与过冷器3f第二入口26相连,过冷器3f第二出口27与第二冷凝蒸发器3h入口相连,第二压力塔3g底部液体经过冷器3f过冷后进入第二冷凝蒸发器3h做冷源,第二冷凝蒸发器3h出口与过冷器3f第三入口28相连,过冷器3f第三出口与换热器第四入口29相连;第二压力塔3g顶部31抽取液氮经液氮泵3j增压返回第一压力塔3d顶部32。

[0049] 具体实施例:

[0050] 实施例一:

[0051] 如图1、图2和图3所示:1.达到国家超低排放标准的锅炉烟气常温常压烟道气10约50℃,0.1MPaA经管道进入高温级NG冷却器1a的入口,在该冷却器中利用高温级冷量NG对烟道气进一步降温至5℃左右,降温后的烟道气进入气液分离器1b第一入口11,烟道气中大部分的水经气液分离器的水出口12排出;降温后的烟道气经气液分离器气出口13排出,并经增压风机1c增压后经通道14约0.12MPaA进入干燥机1d中进一步干燥,直至露点满足相关要求。

[0052] 2.干燥机1d出口干燥气体与低温级LNG冷却器2a入口15相连,在该冷却器中利用LNG冷能将干燥烟道气降低至CO₂沸点温度左右-78℃,约0.11MPaA;低温级LNG冷却器2a出口16与低温吸附装置2b入口相连,利用低温吸附原理将低温烟道气中的CO₂等进行吸附捕集,在低温吸附装置2b的脱附气出口18中得到碳纯度较高的粗二氧化碳气,在低温吸附装置2b的排放气出口17中得到含二氧化碳1ppm以下的氮纯度较高的含氮气,从而分别得到二

氧化碳和氮气的提纯原料气,达到碳氮分离的目的。

[0053] 3. 来自低温吸附装置2b出口的排放气出口17约-70℃,0.1MPaA经管道与原料压缩机3a的入口19相连,对含氮气进行增压至约0.75MPaA;原料压缩机3a出口与冷却器3b的第一入口20相连,冷却器3b的第一出口约5℃与换热器3c第一入口21相连,冷却器3b的第二入口80与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器3b的第二出口90与NG排出管线相连;增压含氮气在换热器3c中与LNG、精馏循环氮气、精馏放空气进行换热,经换热器3c第一出口22约-172℃,0.72MPaA与精馏系统3m相连,在精馏系统中进行分离提纯;精馏系统3m出口氮气约0.71MPaA与换热器3c第二入口33相连,该氮气作为循环氮气,经换热器3c第二出口34约-121℃,0.7MPaA与循环压缩机3k入口相连,循环压缩机3k出口约-50℃,6.0MPaA与换热器3c第三入口35相连,换热器3c第三出口36与气液分离器3i相连,在气液分离器3i底部获得高纯度液氮产品,经气液分离器3i第一出口38约-191℃,0.6 MPaA排出;气液分离器3i中的气体经顶部第二出口与换热器3c第六入口37相连,第六入口37与换热器3c第二出口34相连,回到循环压缩机入口;精馏系统3m送出的放空气与换热器3c第四入口29约-178℃,0.14 MPaA相连,复热至常温后经换热器3c第四出口30排出放空;LNG液体进口约-140℃,10.0 MPaA与换热器3c第五入口39相连,约高温级冷量NG经换热器3c第五出口40约-70℃,9.7 MPaA流出作为其他系统高温级冷量来源。

[0054] 4. 来自低温吸附装置2b的脱附气出口18与CO₂压缩机4a入口41相连,对粗二氧化碳气体进行增压至约2.4MPaA;CO₂压缩机出口与冷却器4b第一入口42相连,冷却器4b第一出口43与蒸发器4c入口相连,冷却器4b第二入口47与高温级冷量NG进口管线相连,冷却器4b第二出口52与NG排出管线相连,在冷却器4b中利用高温级NG对压缩后的粗二氧化碳气体进行冷却;冷却器4b第一出口43约6℃与蒸发器4c入口相连,冷却后的粗二氧化碳气体作为蒸发器热源为液体二氧化碳气化提供热量;蒸发器4c出口约15℃与液化器4d第一入口44相连,液化器4d第一出口45与提纯塔4e中部进口相连,液化器4d第二入口48与高温级冷量NG进口管线相连,液化器4d第二出口53与NG排出管线相连,在液化器中利用高温级冷量NG对粗二氧化碳气进行液化冷凝;约进入提纯塔的粗二氧化碳在提纯塔内进行传热传质,进一步提纯;塔顶冷凝器4f第一入口46与高温级冷量NG进口管线相连,冷凝器4f第一出口51与NG出口管线相连,采用高温级冷量NG,将塔顶上升气进行冷凝回流,同时部分废气从提纯塔4e顶部第二出口排出放空,约提纯塔4e底部获取工业级液体二氧化碳产品,通过提纯塔4e底部的第一出口49约-17℃,2.3MPaA与存储系统连通,也可与二氧化碳精制系统连通,用于对CO₂进行二次提纯,获取食品级二氧化碳。

[0055] 实施例二:

[0056] 如图4所示:来自换热器3c第一出口22约-172℃,0.72MPaA与第一压力塔3d底部进口相连,在第一压力塔3d中进行分离提纯;第一压力塔3d底部出口液体与过冷器3f第一入口23相连,过冷器3f第一出口24约-175℃,0.72MPaA与第一冷凝蒸发器3e入口相连,第一压力塔3d塔底部液体经过冷器3f过冷后进入第一冷凝蒸发器3e做冷源,第一冷凝蒸发器3e出口25约-180℃,0.4MPaA与第二压力塔3g底部入口相连,冷源蒸发后进入第二压力塔3g进行二次分离提纯;第一压力塔3d顶部出口氮气约0.71MPaA与换热器3c第二入口33相连;第二压力塔3g底部出口约-180℃,0.4 MPaA与过冷器3f第二入口26相连,过冷器3f第二出口27与第二冷凝蒸发器3h入口相连,第二压力塔3g底部液体经过冷器3f过冷后进入第二冷凝蒸发

器3h做冷源,第二冷凝蒸发器3h出口与过冷器第三入口28相连,过冷器3f第三出口与换热器3c第四入口29约-178℃,0.14 MPaA相连;第二压力塔3g顶部31抽取液氮经液氮泵3j增压约1.0 MPaA返回第一压力塔3d顶部32。

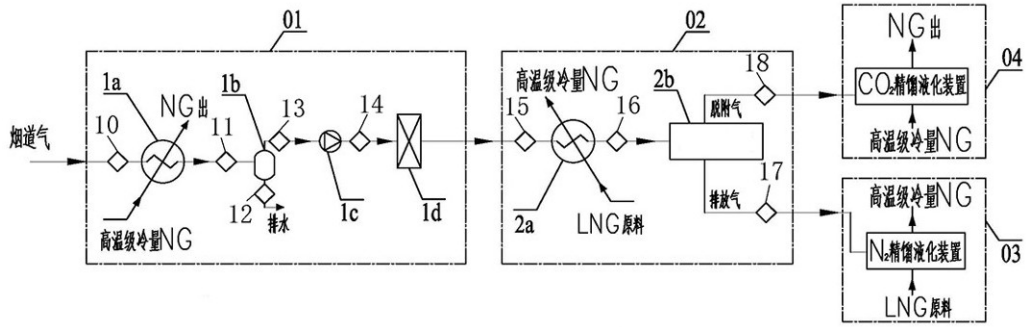


图1

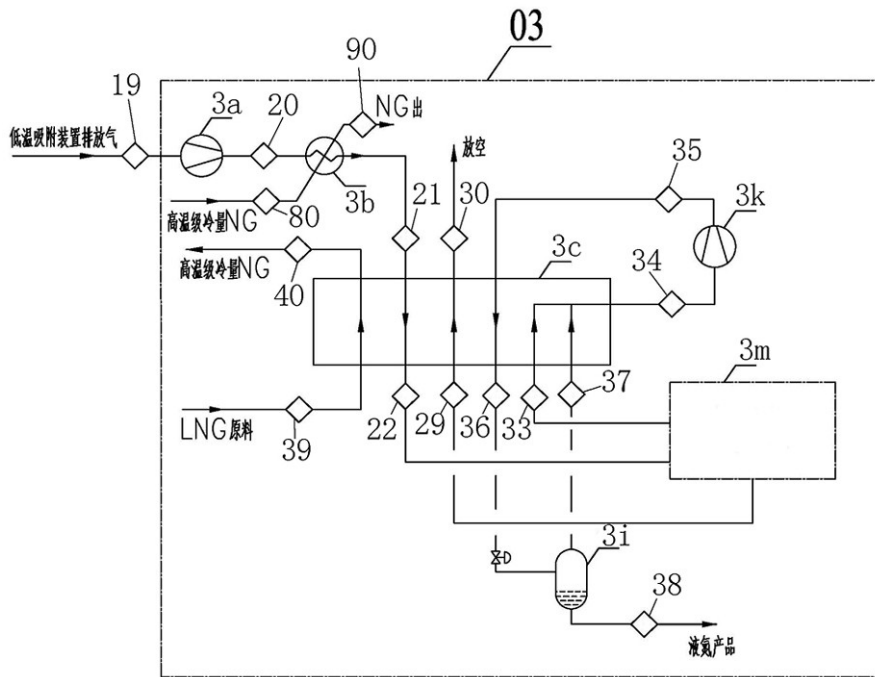


图2

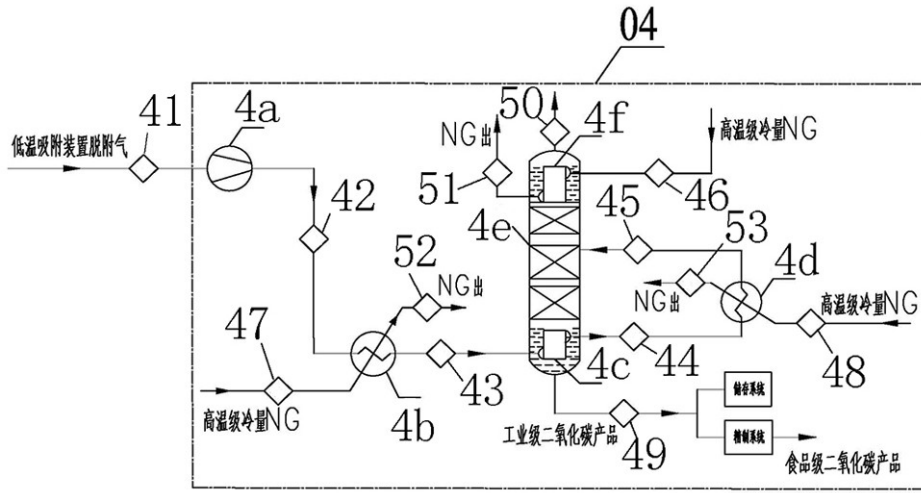


图3

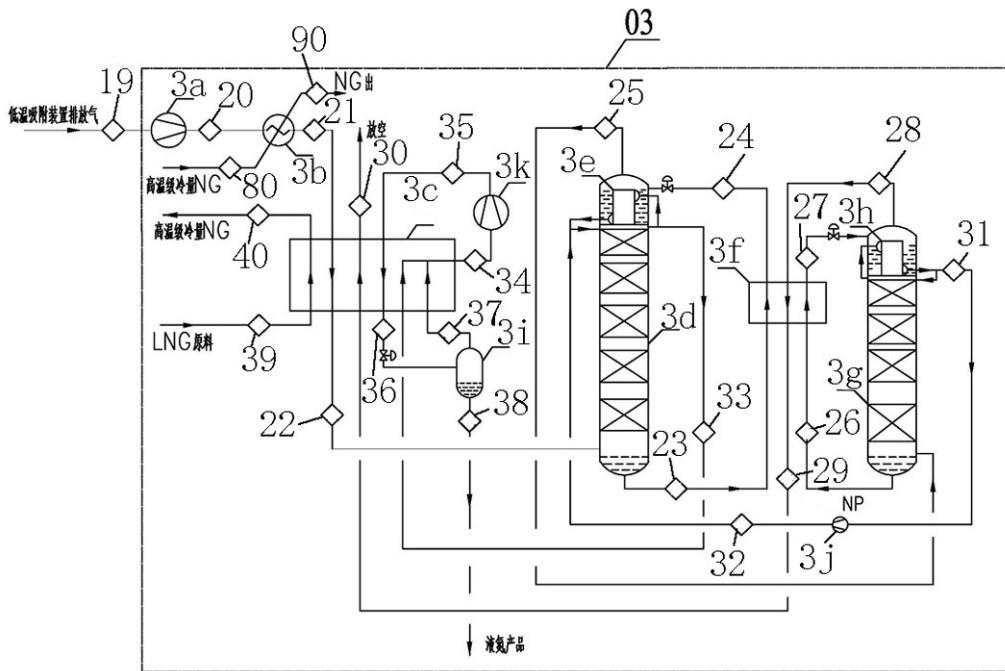


图4