



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109504476 A

(43)申请公布日 2019.03.22

(21)申请号 201811482122.3

(22)申请日 2018.12.05

(71)申请人 王爱珠

地址 365205 福建省三明市明溪县盖洋镇
画桥村湾溪坪28号

(72)发明人 王爱珠

(74)专利代理机构 北京乐知新创知识产权代理
事务所(普通合伙) 11734

代理人 李杏

(51) Int. Cl.

C10L 3/10(2006.01)

C10K 1/08(2006.01)

C10K 1/18(2006.01)

C10K 1/32(2006.01)

权利要求书2页 说明书6页 附图3页

(54)发明名称

一种液化天然气的生产系统及生产工艺

(57)摘要

本发明公开了一种液化天然气的生产系统及生产工艺,包括与炭化室依次连接的初冷器、电捕焦油器、预冷塔、脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器、终冷塔、洗苯塔、往复压缩机、第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元和液化单元;所述炭化室和初冷器之间通过气管连接,所述气管上连接有氨水喷洒装置和气液分离器;所述TSA净化单元包括依次连接的若干吸附塔、再生气加热器、再生冷却器、气液分离器和废液贮槽;所述深冷干燥单元包括分子筛三塔和溴化锂吸收式制冷机;所述液化单元包括冷箱、脱氢塔、甲烷精馏塔和过冷器。



1. 一种液化天然气的生产系统,其特征在于,包括与炭化室依次连接的初冷器、电捕焦油器、预冷塔、脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器、终冷塔、洗苯塔、往复压缩机、第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元和液化单元;

所述炭化室和初冷器之间通过气管连接,所述气管上连接有氨水喷洒装置和气液分离器;

所述TSA净化单元包括依次连接的若干吸附塔、再生加热器、再生冷却器、气液分离器和废液贮槽;

所述深冷干燥单元包括分子筛三塔和溴化锂吸收式制冷机;

所述液化单元包括冷箱、脱氢塔、甲烷精馏塔和过冷器。

2. 根据权利要求1所述的生产系统,其特征在于,所述脱硫塔的底部还通过管道连接有溶液循环槽,所述溶液循环槽分别连接有第一氨水槽、催化剂贮槽和再生塔,所述再生塔与所述脱硫塔的顶部连接。

3. 根据权利要求1所述的生产系统,其特征在于,所述硫铵饱和器包括喷淋室和与喷淋室连通的结晶室,所述结晶室连接有结晶槽,所述结晶槽连接有离心机,所述离心机与结晶槽均通过溢流管连接至硫铵饱和器,所述离心机通过螺旋输送机依次连接有振动流化床干燥器和硫铵贮斗。

4. 根据权利要求1所述的生产系统,其特征在于,所述第二脱硫装置包括依次连接的一级加氢预转化器、一级加氢转化器、中温脱硫槽组、二级加氢转化器、氧化锌脱硫槽。

5. 根据权利要求1所述的生产系统,其特征在于,所述分子筛三塔包括预干燥塔、第一干燥塔、第二干燥塔、加热器、冷却器和分离器。

6. 一种液化天然气的生产工艺,其特征在于,包括:

将含有占总重量45-65%长焰煤的混合煤除铁破碎后,捣实成煤饼,在炭化室950-1050℃下高温干馏一个结焦周期,制得焦炭和荒煤气;

所述荒煤气通过氨水喷洒装置喷洒冷却至78-87℃,经气液分离器过滤分离得到粗煤气;

所述粗煤气送至初冷器冷却,将经初冷器冷却后的所述粗煤气经电捕焦油器清除杂质,再对除杂质后粗煤气加压,并将加压后的所述粗煤气送入预冷塔调节温度至25-35℃;

将所述预冷塔内的粗煤气依次送经脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器进行处理,得到初步除杂的煤气;

将初步除杂的所述煤气送至终冷塔调节温度至25-35℃,再送经洗苯塔除苯,得到除苯的煤气;

将除苯的煤气经往复压缩机压缩后,依次送经第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元、液化单元处理得到过冷液化天然气。

7. 根据权利要求6所述的生产工艺,其特征在于,将所述预冷塔内的粗煤气送入脱硫塔,还包括:

所述脱硫塔喷洒脱硫液洗涤粗煤气,洗涤过粗煤气的所述脱硫液进入溶液循环槽,第一氨水槽向溶液循环槽输送浓氨水,所述催化剂贮槽向溶液循环槽输送催化剂溶液;

用溶液循环泵从溶液循环槽抽取溶液送入再生塔与压缩空气并流再生,得到再生脱硫液;

所述再生脱硫液从再生塔上部送至脱硫塔,所述脱硫塔喷洒再生脱硫液洗涤粗煤气。

8. 根据权利要求6所述的生产工艺,其特征在于,将所述预冷塔内的粗煤气依次送入煤气预热器、硫铵饱和器,包括:

将经脱硫塔处理的粗煤气通过煤气预热器加热至60-70℃,送入硫铵饱和器的喷淋室,所述喷淋室喷洒循环母液洗涤粗煤气,所述粗煤气进入除酸器;

所述循环母液进入结晶室饱和和结晶生成硫铵结晶,所述硫铵结晶和循环母液通过结晶泵送至结晶槽形成硫铵结晶分散液;

所述硫铵结晶分散液通过离心机分离得到硫铵结晶和循环母液,用水洗涤硫铵结晶后,将硫铵结晶由螺旋输送机送至振动流化床干燥器经热空气干燥,然后送入硫铵贮斗储存;

所述结晶室上部的循环母液、所述结晶槽溢流的循环母液和所述离心机分离的循环母液均通过管道回流至喷淋室作进行喷洒洗涤粗煤气。

9. 根据权利要求6所述的生产工艺,其特征在于,将除苯的煤气送经第二脱硫装置处理包括:

将除苯的煤气通过加热器加热到280-320℃后,依次送入一级加氢预转化器和一级加氢转化器加氢处理;

将经过一级加氢预转化器加氢处理的煤气送入中温脱硫槽进行脱硫处理;

将经过脱硫处理的煤气送入二级加氢预转化器加氢处理;

将经过二级加氢预转化器加氢处理的煤气送入氧化锌脱硫槽脱硫处理。

10. 根据权利要求6所述的生产工艺,其特征在于,将煤气送经深冷干燥单元处理包括:

将经过脱汞塔中载硫活性炭吸附剂脱汞处理的煤气经流量调节阀部分送入第一干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥;

将所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第二干燥塔通过吸附剂解吸进行第二干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第一干燥塔干燥;

当所述第二干燥塔的吸附剂完成再生时,将所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分送入第二干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥;

将所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第一干燥塔通过吸附剂解吸进行第一干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第二干燥塔干燥;

将干燥后的煤气通过溴化锂吸收式制冷机预冷。

一种液化天然气的生产系统及生产工艺

技术领域

[0001] 本发明涉及天然气生产工艺,特别涉及一种液化天然气的生产系统及生产工艺。

背景技术

[0002] 中国是焦化产品生产、消费以及出口大国,焦化产品广泛用与化学工业、医药工业、耐火材料工业和国防工业,近年来焦化产业得到快速发展。焦化一般指有机物质碳化变焦的过程,在煤的干馏中指高温干馏。长焰煤在中国煤炭分类国家标准中对煤化度最低的烟煤的称谓。它的挥发分特别高,燃烧时火焰长,因此而得名。长焰煤的粘结性很弱,一般不结焦,是非炼焦煤(见炼焦用煤),主要作为动力和化工用煤。然而在我国长焰煤产量大,价格低廉,因此,提高炼焦过程中长焰煤的含量能够有效的降低炼焦成本。

[0003] 炼焦的产品焦炭可作高炉冶炼的燃料;在炼焦过程中产生的化学产品经过回收、加工提取焦油、氨、萘、硫化氢、粗苯等产品。炼焦化学工业的产品已达数百种,中国炼焦化学工业已能从焦炉气、焦油和粗苯中制取一百多种化学产品,这对中国的国民经济发展具有十分重要的意义。但是这些焦炉气除了供炼焦装置自用和供应城市煤气、民用燃气外,每年还有大量的焦炉气直接燃烧排放至大气中,在浪费了资源的同时,也加剧了环境污染。为了将焦炉气加以合理利用,缓解国内能源不足的现状,又能减轻

[0004] 工业生产带来的环境压力。针对我国独立焦化企业,数量多、规模小、布局分散,技术相对落后,副产物焦炉气利用率较低,“只焦不化”的实际问题,提供一种焦炉气应用途径以避免焦炉气的浪费成了本领域亟待解决的技术问题。

发明内容

[0005] 本发明提供一种液化天然气的生产系统及生产工艺,对煤炭炼焦产生的焦炉气进行处理,得到液化天然气。本发明一方面提供一种液化天然气的生产系统,包括与炭化室依次连接的初冷器、电捕焦油器、预冷塔、脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器、终冷塔、洗苯塔、往复压缩机、第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元和液化单元;所述炭化室和初冷器之间通过气管连接,所述气管上连接有氨水喷洒装置和气液分离器;所述TSA净化单元包括依次连接的若干吸附塔、再生加热器、再生冷却器、气液分离器和废液贮槽;所述深冷干燥单元包括分子筛三塔和溴化锂吸收式制冷机;所述液化单元包括冷箱、脱氢塔、甲烷精馏塔和过冷器。

[0006] 在一种可实施方式中,所述脱硫塔的底部还通过管道连接有溶液循环槽,所述溶液循环槽分别连接有第一氨水槽、催化剂贮槽和再生塔,所述再生塔与所述脱硫塔的顶部连接。

[0007] 在一种可实施方式中,所述硫铵饱和器包括喷淋室和与喷淋室连通的结晶室,所述结晶室连接有结晶槽,所述结晶槽连接有离心机,所述离心机与结晶槽均通过溢流管连接至硫铵饱和器,所述离心机通过螺旋输送机依次连接有振动流化床干燥器和硫铵贮斗。

[0008] 在一种可实施方式中,所述第二脱硫装置包括依次连接的一级加氢预转化器、一级加氢转化器、中温脱硫槽组、二级加氢转化器、氧化锌脱硫槽。

[0009] 在一种可实施方式中,所述分子筛三塔包括预干燥塔、第一干燥塔、第二干燥塔、加热器、冷却器和分离器。

[0010] 本发明另一方面提供一种液化天然气的生产工艺,其特征在于,包括:将含有占总重量45-65%长焰煤的混合煤除铁破碎后,捣实成煤饼,在炭化室950-1050℃下高温干馏一个结焦周期,制得焦炭和荒煤气;所述荒煤气通过氨水喷洒装置喷洒冷却至78-87℃,经气液分离器过滤分离得到粗煤气;所述粗煤气送至初冷器冷却,将经初冷器冷却后的所述粗煤气经电捕焦油器清除杂质,再对除杂质后粗煤气加压,并将加压后的所述粗煤气送入预冷塔调节温度至25-35℃;将所述预冷塔内的粗煤气依次送经脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器进行处理,得到初步除杂的煤气;将初步除杂的所述煤气送至终冷塔调节温度至25-35℃,再送经洗苯塔除苯,得到除苯的煤气;将除苯的煤气经往复压缩机压缩后,依次送经第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元、液化单元处理得到过冷液化天然气。

[0011] 在一种可实施方式中,将所述预冷塔内的粗煤气送入脱硫塔,还包括:所述脱硫塔喷洒脱硫液洗涤粗煤气,洗涤过粗煤气的所述脱硫液进入溶液循环槽,第一氨水槽向溶液循环槽输送浓氨水,所述催化剂贮槽向溶液循环槽输送催化剂溶液;用溶液循环泵从溶液循环槽抽取溶液送入再生塔与压缩空气并流再生,得到再生脱硫液;所述再生脱硫液从再生塔上部送至脱硫塔,所述脱硫塔喷洒再生脱硫液洗涤粗煤气。

[0012] 在一种可实施方式中,将所述预冷塔内的粗煤气依次送入煤气预热器、硫铵饱和器,包括:将经脱硫塔处理的粗煤气通过煤气预热器加热至60-70℃,送入硫铵饱和器的喷淋室,所述喷淋室喷洒循环母液洗涤粗煤气,所述粗煤气进入除酸器;所述循环母液进入结晶室饱和和结晶生成硫铵结晶,所述硫铵结晶和循环母液通过结晶泵送至结晶槽形成硫铵结晶分散液;所述硫铵结晶分散液通过离心机分离得到硫铵结晶和循环母液,用水洗涤硫铵结晶后,将硫铵结晶由螺旋输送机送至振动流化床干燥器经热空气干燥,然后送入硫铵贮斗储存;所述结晶室上部的循环母液、所述结晶槽溢流的循环母液和所述离心机分离的循环母液均通过管道回流至喷淋室作进行喷洒洗涤粗煤气。

[0013] 在一种可实施方式中,将除苯的煤气送经第二脱硫装置处理包括:将除苯的煤气通过加热器加热到280-320℃后,依次送入一级加氢预转化器和一级加氢转化器加氢处理;将经过一级加氢预转化器加氢处理的煤气送入中温脱硫槽进行脱硫处理;将经过脱硫处理的煤气送入二级加氢预转化器加氢处理;将经过二级加氢预转化器加氢处理的煤气送入氧化锌脱硫槽脱硫处理。

[0014] 在一种可实施方式中,将煤气送经深冷干燥单元处理包括:将经过脱汞塔中载硫活性炭吸附剂脱汞处理的煤气经流量调节阀部分送入第一干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥;将所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第二干燥塔通过吸附剂解吸进行第二干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第一干燥塔干燥;当所述第二干燥塔的吸附剂完成再生时,将所述所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分送入第二干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥;将所述脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第一干燥塔通过吸附剂解吸进行第一干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第二干燥塔干燥;将

干燥后的煤气通过溴化锂吸收式制冷机预冷。

[0015] 通过采用本发明液化天然气的生产系统,能够对煤炭炼焦过程中产生的粗煤气进行液化天然气生产,避免了粗煤气直接排放而导致的环境危害。同时,本发明的生产系统的能耗较低,设备成熟可靠,制作工艺简单,国内设备即可满足要求,能够满足中小型企业的要求。

附图说明

[0016] 图1示出了本发明实施例一种液化天然气的生产系统的系统图;

[0017] 图2示出了本发明实施例脱硫塔使用喷洒液的再生系统图;

[0018] 图3示出了本发明实施例一种液化天然气的生产工艺的流程图。

具体实施方式

[0019] 为使本发明的目的、特征、优点能够更加的明显和易懂,下面将结合本发明实施例中的附图,对本发明实施例中的技术方案进行清楚、完整地描述,显然,所描述的实施例仅仅是本发明一部分实施例,而非全部实施例。基于本发明中的实施例,本领域技术人员在没有做出创造性劳动前提下所获得的所有其他实施例,都属于本发明保护的范围。

[0020] 图1示出了本发明实施例一种液化天然气的生产系统的系统图。

[0021] 参见图1,本发明实施例为一种液化天然气的生产系统,用于生产液化天然气。该系统装设煤炭焦化用的炭化室之后,包括依次连接在炭化室之后的初冷器、电捕焦油器、预冷塔、脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器、终冷塔、洗苯塔、往复压缩机、第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元和液化单元。

[0022] 其中,炭化室和初冷器之间通过气管连接,气管上连接有氨水喷洒装置和气液分离器。TSA净化单元包括依次连接的若干吸附塔、再生气加热器、再生冷却器、气液分离器和废液贮槽。深冷干燥单元包括分子筛三塔和溴化锂吸收式制冷机;液化单元包括冷箱、脱氢塔、甲烷精馏塔和过冷器。

[0023] 煤炭在炭化室焦化后,制得焦炭和荒煤气,焦炭留在炭化室,而荒煤气通过气管进入初冷器。并且通过在气管上连接的氨水喷洒装置对荒煤气进行冷却,使荒煤气中的焦油等杂质遇冷液化。之后通过气液分离器分离过滤已经液化的杂质,得到粗煤气。通过气管的粗煤气进入初冷器进一步冷却,再依次通过电捕焦油器清除煤气中的焦油雾滴及萘、预冷塔降温、脱硫塔脱硫、煤气预热器预热、硫铵饱和器除硫铵、除酸器除酸、终冷塔降温、洗苯塔除苯。经过上述对粗煤气的初步除杂,得到初步除杂的煤气。

[0024] 初步除杂的煤气经过往复压缩机压缩后,再依次通过第一脱硫装置、TSA净加热器、化单元、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、深冷干燥单元和液化单元处理,进一步除杂并实现液化,得到液化天然气。

[0025] 图2示出了本发明实施例脱硫塔使用喷洒液的再生系统图。

[0026] 参见图2,脱硫塔的底部还通过管道连接有溶液循环槽,溶液循环槽分别连接有第一氨水槽、催化剂贮槽和再生塔,再生塔与脱硫塔的顶部连接。

[0027] 从脱硫塔中吸收了荒煤气中杂质的脱硫液经管道液封后进入溶液循环槽。此处的

第一氨水槽可以用作在焦炼生产里所有需要用到氨水工序中产生的氨水废液的收集槽,此处不做限定。催化剂贮槽则用于储存能够使氨水再生的催化剂,此处同样对催化剂的具体种类不做限定。将第一氨水槽中的氨水废液、催化剂贮槽中的催化剂加入溶液循环槽后,用溶液循环泵抽送至再生塔,通过空气压缩机向再生塔内溶液输送压缩空气,再生塔内溶液与来自界外的压缩空气并流再生后,清液从再生塔上部返回脱硫塔顶作为脱硫塔的喷淋液喷洒脱硫,如此循环使用。

[0028] 参见图1,本发明实施例的硫铵饱和器包括喷淋室和与喷淋室连通的结晶室,结晶室连接有结晶槽,结晶槽连接有离心机,离心机与结晶槽均通过溢流管连接至硫铵饱和器,离心机通过螺旋输送机依次连接有振动流化床干燥器和硫铵贮斗。

[0029] 经过煤气预热器预热的荒煤气进入位于硫铵饱和器上段的喷淋室,在此煤气分成两股沿饱和器内壁与内除酸器外壁的环行空间流动,并与喷淋室的循环母液逆向喷洒,与循环母液充分接触,使其中的氨被循环母液中的硫酸所吸收,生成硫酸铵结晶,并与循环母液一同进入结晶室,硫酸铵结晶沉淀在结晶室底部。

[0030] 位于结晶室上部的循环母液用循环泵连续抽出送至喷淋室继续进行喷淋,吸收煤气中的氨。在结晶室通过搅拌桨循环搅动循环母液和硫酸铵结晶以改善硫铵的结晶过程,使结晶室中不断有硫铵结晶生成,用结晶泵将其连同部分循环母液一同送至结晶槽,在此分离的硫铵结晶及少量循环母液排放到离心机内进行离心分离,滤除循环母液,并用热水洗涤结晶。离心分离出的循环母液与结晶槽溢流出来的循环母液通过溢流管自流回硫铵饱和器。在此,溢流出来的循环母液可以直接送至喷淋室进行喷淋,也可送至结晶室,通过循环泵连续抽出送至喷淋室继续进行喷淋。

[0031] 经热水洗涤后的硫铵结晶由螺旋输送机送至振动流化床干燥器进行干燥,再经热空气干燥后进入硫铵贮斗进行初步储存,然后称量包装送入成品库。

[0032] 参见图1,本发明实施例的第二脱硫装置包括依次连接的一级加氢预转化器、一级加氢转化器、中温脱硫槽组、二级加氢转化器、氧化锌脱硫槽。

[0033] 经过TSA净化单元处理后的煤气,首先经过加热器提温。提温后的煤气经过一级加氢预转化器和一级加氢转化器,煤气中的有机硫在此转化为无机硫,另外,煤气中的氧也在此与氢反应生成水,不饱和烃加氢成为饱和烃。加氢转化后的气体进入中温脱硫槽组,进一步脱去无机硫。之后经过二级加氢转化器,将残余的有机硫进行转化成无机硫,再经中温氧化锌脱硫槽脱去无机硫,使气体中的总硫达到0.1ppm。

[0034] 中温脱硫槽组可以设置多台中温脱硫槽,在进行脱硫过程中,多台中温脱硫槽可串联也可以并联,本发明实施例在脱硫时,设置有三台中温脱硫槽,并将其中两台中温脱硫槽进行串联,另一台中温脱硫槽作为备用。氧化锌脱硫槽为两台,本发明实施例在脱硫时,两台氧化锌脱硫槽串联,当其中一台氧化锌脱硫槽需要更换触媒时,也可以仅适用一台氧化锌脱硫槽进行脱硫操作。

[0035] 分子筛三塔包括预干燥塔、第一干燥塔、第二干燥塔、加热器、冷却器和分离器。三台干燥塔轮流操作,冷吹和热吹交替进行。三台干燥器中第一干燥塔和第二干燥塔为主干燥器,预干燥塔为辅助干燥器。第一干燥塔和第二干燥塔的干燥及再生交替进行。具体工艺过程如下:

[0036] 首先,将经过脱汞塔脱汞后的煤气经流量调节阀分成两路;其中一路煤气直接去

第一干燥塔,第一干燥塔内装填的干燥剂将煤气中的水分吸附下来,使煤气得以干燥。

[0037] 其次,当第一干燥塔处于干燥的状态下,第二干燥塔处于再生过程。第二干燥塔的再生过程包括加热再生和吹冷两个步骤。当第二干燥塔处于加热再生过程中,另一路煤气首先经预干燥塔进行干燥,然后经加热器升温至260℃后进入第二干燥塔,使第二干燥塔的吸附剂升温,其中的水分得以解吸出来,解吸气经冷却和分液后进入第一干燥塔进行干燥。

[0038] 再次,当第二干燥塔处于吹冷过程中,另一路煤气直接进入第二干燥塔,将第二干燥塔温度降至常温,然后再经加热器加热第二干燥塔内的煤气,加热后的煤气去预干燥塔,对预干燥塔中的干燥剂进行加热再生,然后经冷却和分液后进入处于第一干燥塔进行干燥。

[0039] 每台干燥塔的吸附周期为8个小时,整个干燥过程的实施由程控阀的自动切换实现连续操作。具体的说,当第一干燥塔处于干燥状态时,第二干燥塔处于再生过程,持续8小时后,第一干燥塔的吸附剂需要再生,而第二干燥塔的吸附剂完成再生可用于干燥。此时,将第二干燥塔通过程控阀调整进入干燥状态,而第一干燥塔第一干燥塔调整进入再生过程。经干燥后的产品气体露点低于-70℃,整个工艺安全、稳定,可有效节约能源。

[0040] 图3示出了本发明实施例一种液化天然气的生产工艺的流程图。

[0041] 参见图3,本发明实施例还提供一种应用上述液化天然气生产进行液化天然气生产的生产工艺,包括如下步骤:

[0042] 步骤301,将含有占总重量45-65%长焰煤的混合煤除铁破碎后,捣实成煤饼,在炭化室950-1050℃下高温干馏一个结焦周期,制得焦炭和荒煤气。

[0043] 步骤302,荒煤气通过氨水喷洒装置喷洒冷却至78-87℃,经气液分离器过滤分离得到粗煤气。

[0044] 步骤303,粗煤气送至初冷器冷却,将经初冷器冷却后的粗煤气经电捕焦油器清除杂质,再对除杂质后粗煤气加压,并将加压后的粗煤气送入预冷塔调节温度至25-35℃。

[0045] 步骤304,将预冷塔内的粗煤气依次送经脱硫塔、煤气预热器、硫铵饱和器、除酸器进行处理,得到初步除杂的煤气。

[0046] 步骤305,将初步除杂的煤气送至终冷塔调节温度至25-35℃,再送经洗苯塔除苯,得到除苯的煤气。

[0047] 步骤306,将除苯的煤气经往复压缩机压缩后,依次送经第一脱硫装置、TSA净化单元、加热器、第二脱硫装置、甲烷化装置、煤气预热器、气液分离器、脱汞塔、深冷干燥单元、液化单元处理得到过冷液化天然气。

[0048] 其中步骤304中,将预冷塔内的粗煤气送入脱硫塔的处理还包括如下步骤:

[0049] 首先,脱硫塔喷洒脱硫液洗涤粗煤气,洗涤过粗煤气的脱硫液进入溶液循环槽,第一氨水槽向溶液循环槽输送浓氨水,催化剂贮槽向溶液循环槽输送催化剂溶液;

[0050] 其次,用溶液循环泵从溶液循环槽抽取溶液送入再生塔与压缩空气并流再生,得到再生脱硫液。

[0051] 再次,再生脱硫液从再生塔上部送至脱硫塔,脱硫塔喷洒再生脱硫液洗涤粗煤气。

[0052] 在步骤304中,将预冷塔内的粗煤气依次送入煤气预热器和硫铵饱和器的处理包括如下步骤:

[0053] 首先,将经脱硫塔处理的粗煤气通过煤气预热器加热至60-70℃,送入硫铵饱和器

的喷淋室,喷淋室喷洒循环母液洗涤粗煤气,粗煤气进入除酸器。

[0054] 其次,循环母液进入结晶室饱和结晶生成硫铵结晶,硫铵结晶和循环母液通过结晶泵送至结晶槽形成硫铵结晶分散液;

[0055] 然后,硫铵结晶分散液通过离心机分离得到硫铵结晶和循环母液,用水洗涤硫铵结晶后,将硫铵结晶由螺旋输送机送至振动流化床干燥器经热空气干燥,然后送入硫铵贮斗储存;

[0056] 再后,结晶室上部的循环母液、结晶槽溢流的循环母液和离心机分离的循环母液均通过管道回流至喷淋室作进行喷洒洗涤粗煤气。

[0057] 在步骤306中,将除苯的煤气送经第二脱硫装置的处理包括如下步骤:

[0058] 首先,将除苯的煤气通过加热器加热到280-320℃后,依次送入一级加氢预转化器和一级加氢转化器加氢处理。

[0059] 其次,将经过一级加氢预转化器加氢处理的煤气送入中温脱硫槽进行脱硫处理。

[0060] 然后,将经过脱硫处理的煤气送入二级加氢预转化器加氢处理。

[0061] 再后,将经过二级加氢预转化器加氢处理的煤气送入氧化锌脱硫槽脱硫处理。

[0062] 在步骤306中,将除苯的煤气送经深冷干燥单元的处理包括如下步骤:

[0063] 首先,将经过脱汞塔中载硫活性炭吸附剂脱汞处理的煤气经流量调节阀部分送入第一干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥。

[0064] 其次,经流量调节阀部分送入第一干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥。

[0065] 再次,将脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第二干燥塔通过吸附剂解吸进行第二干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第一干燥塔干燥。

[0066] 然后,当第二干燥塔的吸附剂完成再生时,将脱汞后的煤气经流量调节阀部分送入第二干燥塔通过吸附剂吸水进行煤气干燥。

[0067] 再后,将脱汞后的煤气经流量调节阀部分加温后送入第一干燥塔通过吸附剂解吸进行第一干燥塔再生,并得到再生气体,将再生气体通过第二干燥塔干燥。

[0068] 最后,将干燥后的煤气通过溴化锂吸收式制冷机预冷。

[0069] 在本说明书的描述中,参考术语“一个实施例”、“一些实施例”、“示例”、“具体示例”、或“一些示例”等的描述意指结合该实施例或示例描述的具体特征、结构、材料或者特点包含于本发明的至少一个实施例或示例中。而且,描述的具体特征、结构、材料或者特点可以在任一个或多个实施例或示例中以合适的方式结合。此外,在不相互矛盾的情况下,本领域的技术人员可以将本说明书中描述的不同实施例或示例以及不同实施例或示例的特征进行结合和组合。

[0070] 此外,术语“第一”、“第二”仅用于描述目的,而不能理解为指示或暗示相对重要性或者隐含指明所指示的技术特征的数量。由此,限定有“第一”、“第二”的特征可以明示或隐含地包括至少一个该特征。在本发明的描述中,“多个”的含义是两个或两个以上,除非另有明确具体的限定。

[0071] 以上,仅为本发明的具体实施方式,但本发明的保护范围并不局限于此,任何熟悉本技术领域的技术人员在本发明揭露的技术范围内,可轻易想到变化或替换,都应涵盖在本发明的保护范围之内。因此,本发明的保护范围应以权利要求的保护范围为准。

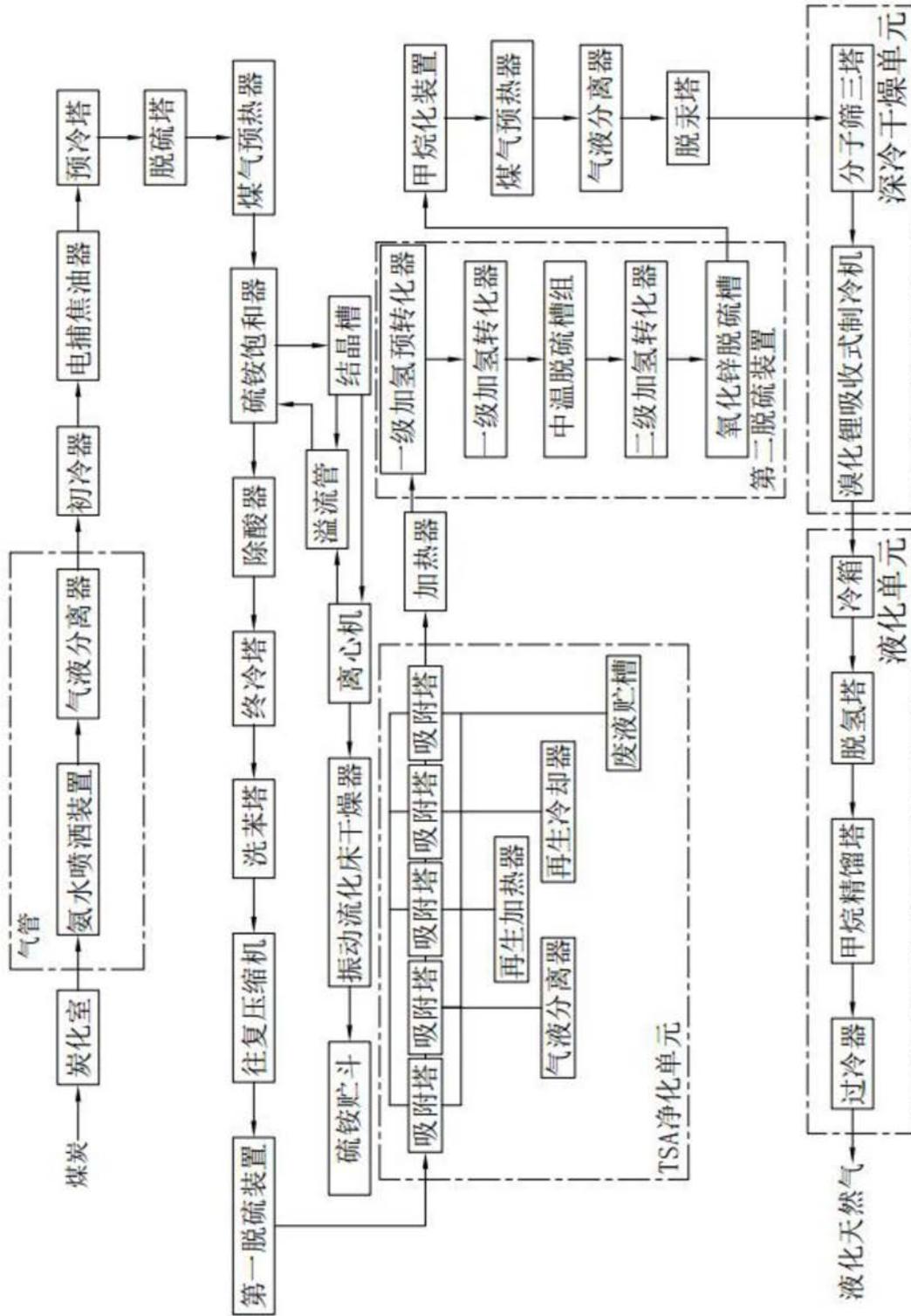


图1

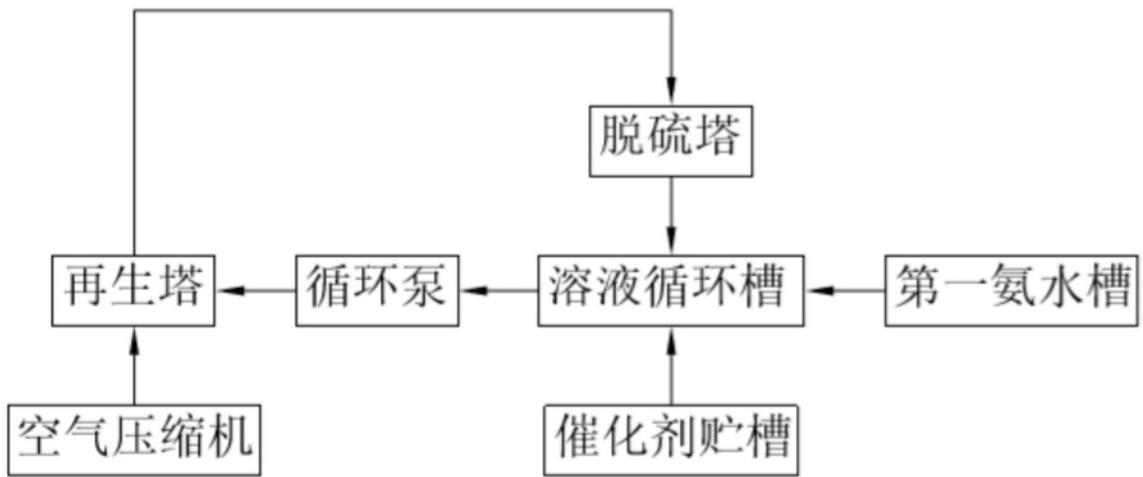


图2

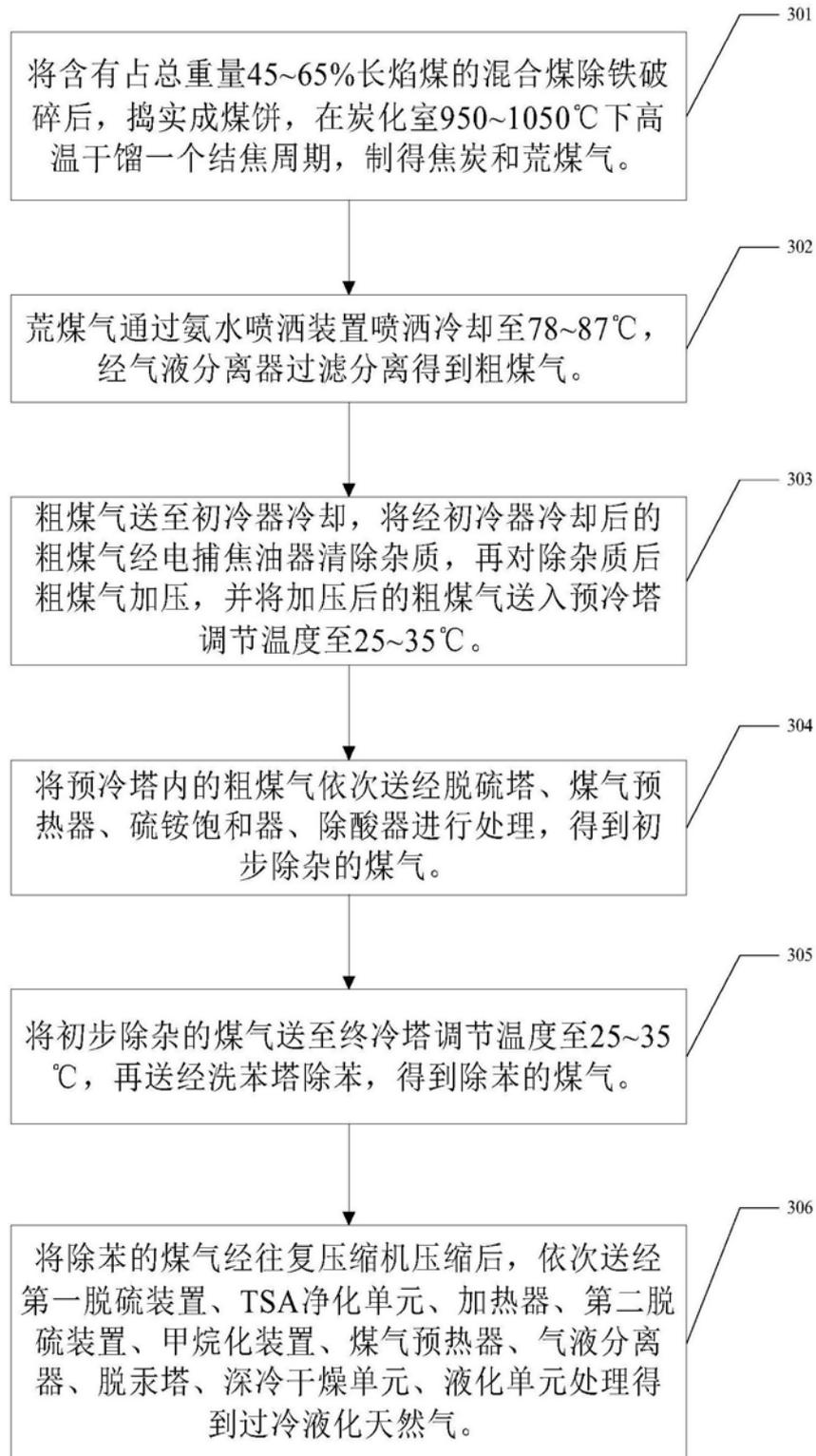


图3