(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国 际 局

(43) 国际公布日
2012 年 6 月 14 日 (14.06.2012)

WIPO | PCT

(10) 国际公布号
WO 2012/075923 A1

(51) 国际专利分类号:
C10J 3/00 (2006.01) *C10J 3/86* (2006.01)
C10J 3/20 (2006.01) *C10J 3/78* (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2011/083506

(22) 国际申请日: 2011 年 12 月 6 日 (06.12.2011)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(30) 优先权:
201010576309.7 2010 年 12 月 7 日 (07.12.2010) CN
201120031648.7 2011 年 1 月 30 日 (30.01.2011) CN
201120053828.5 2011 年 3 月 3 日 (03.03.2011) CN
201110094388.2 2011 年 4 月 11 日 (11.04.2011) CN
201120110271.4 2011 年 4 月 11 日 (11.04.2011) CN

(72) 发明人; 及
(71) 申请人: **李宁 (LI, Ning)** [CN/CN]; 中国四川省成都市锦江区静宁路 9 号蓝谷地 2 栋 2 单元 701 号, Sichuan 610066 (CN)。 **刘红 (LIU, Hong)** [CN/CN]; 中国四川省成都市锦江区静宁路 9 号蓝谷地 2 栋 2 单元 701 号, Sichuan 610066 (CN)。

(74) 代理人: 成都虹桥专利事务所 (CHENGDU HONGQIAO PATENT LAW OFFICE); 中国四川省成都市武侯区一环路南一段 22 号 KEN 商务写字楼 3 层 13、15、16 号, Sichuan 610041 (CN)。

(81) 指定国 (除另有指明，要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国 (除另有指明，要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

[见续页]

(54) Title: COAL GAS WASTE HEAT RECOVERY AND UTILIZATION APPARATUS AND RECOVERY PROCESS

(54) 发明名称 : 煤气余热回收利用装置和回收工艺

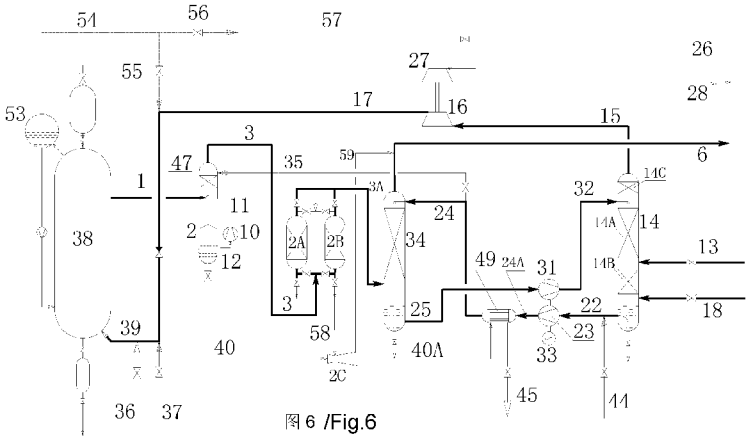

图 6 /Fig.6

(57) **Abstract**: A coal gas waste heat recovery and utilization apparatus and recovery process are provided. The coal gas waste heat recovery process employs a heat transfer method for transferring the coal gas heat to water, the water is heated and vaporized into steam, characterized in that, in a high pressure mass transfer/ heat transfer device (34) with the same pressure as the coal gas, water and hot damp coal gas are in direct counter current contact, transferring the heat in the coal gas into heat in the hot water; in another low pressure mass transfer/heat transfer device(14) with lower pressure than the coal gas, hot water and oxygen, or oxygen-rich air, or air, or carbon dioxide, or nitrogen or a mixture of the gases needed for coal gasification are in direct counter current contact and gas stripping, transferring the heat in the hot water via water molecule evaporation and diffusion mass transfer/heat transfer methods directly into steam in oxygen, or oxygen-rich air, or air or nitrogen, or carbon dioxide, or a mixture of the gases, and becoming a steam-rich gasifying agent. The coal gas waste heat recovery and utilization apparatus and recovery process can decrease the external steam lost and steam supply, the amount of coal gas waste water, the cost of coal gas waste water treatment, and the energy consumption and the costs of pressured moving-bed coal gasification.

[见续页]

WO 2012/075923 A1

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第 21 条(3))。

(57) 摘要:

提供了煤气余热回收利用装置和回收工艺。煤气余热回收工艺采用热传递方式将煤气热量传给水，水被加热后气化为水蒸汽，其特征在于，在一与煤气相同压力的高压传质传热设备（34）中，采用水与湿热煤气直接逆流接触，将煤气中的热量转化为热水的热量；在另一比煤气压力更低的低压传质传热设备（14）中，让热水与煤气化所需的氧气、或富氧空气、或空气、或二氧化碳、或氮气、或这些气体的混合物直接逆流接触气提，将热水的热量通过水分子蒸发、扩散的传质传热方式直接转化为氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物中的水蒸汽，成为富含水蒸汽的气化剂。所述煤气余热回收利用装置和回收工艺可降低外供蒸耗蒸汽，还可降低煤气污水的量和煤气废水处理费用，以及降低加压移动床煤气化能耗和成本。

煤气余热回收利用装置和回收工艺

技术领域

本发明属于热交换技术领域，特别涉及煤气余热回收利用装置和回收工艺。

背景技术

众所周知，煤制化学合成产品，如 H_2、NH_3、CH_4、CH_3OH、油等等，采用加压移动床进行煤气化，不仅具有单位粗煤气氧气耗量最低的优点，而且还具有可以采用相对廉价的高水份、高灰份的各种原料煤的优点。

然而，由于加压移动床炉内的煤炭气化时的最高温度，必须低于或等于入炉原料煤的灰熔点温度。有的原料煤灰熔点在 1200℃，有的原料煤灰熔点则可达到 1500℃。由于煤气化的主要反应是强吸热的 $C+H_2O=CO+H_2$ 反应，其化学反应平衡常数与反应温度成正比，即气化温度越高，平衡常数越大，生成物越多，蒸汽分解率越高，蒸汽利用率越高，煤气化成本就越低。目前设计 3.0MPa 压力的碎煤移动床加压气化工艺，蒸汽分解率通常在 20～40%。

当采用水份高达 40%，灰熔点在 1200℃的煤，或灰熔点低于 1100℃的煤为原料时，用于煤气化反应 $C+H_2O=CO+H_2$ 和 CO 变换反应 $CO+H_2O=CO_2+H_2$ 的水蒸汽分解率，仅为炉底入炉总水汽量的 30%多，若再加上褐煤在气化炉中干燥段蒸发出来水蒸汽，则总的蒸汽分解率仅为 20%左右。由此导致出炉煤气中的水汽高达 55%左右。

当采用低水份、高灰熔点贫瘦煤、洗精煤等煤为原料时，虽然用于 $C+H_2O=CO+H_2$ 和 $CO+H_2O=CO_2+H_2$ 的气化蒸汽分解率可达近 40%。由于当煤气化温度低于 700℃，不仅化学反应受动力学控制，化学反应速率低，平衡常数低，蒸汽分解率低，和原料煤在炉内干燥层水蒸发少、干馏层中干馏产物少，热量消耗少，从而使出炉煤气的温度高达 600℃以上。为防止护炉顶的加煤装置等设备被高温损坏，还经常采取向炉内喷水来降低出炉煤气温度。

再则，即使采用白煤、贫瘦煤为原料，由于加压气化压力远比常压气化高得多，干馏产物中还是有一定数量的焦油和粉尘。所以在煤气的余热回前，都必须向煤气喷水，进行初步的除尘、洗涤，以大幅降低煤气中的焦油和粉尘，使煤气具有 100%的湿度条件。否则，煤气中的焦油就会附着在流程下游的废锅等换热设备表面，严重降低换热效果。因此，3.0MPa 的碎煤移动床加压气化工艺煤气出炉后，无论是否回收煤气余热，都必须首先用水对高温煤气进行喷淋冷却、洗涤，使煤气温度降到喷水后的的露点温度 200℃左右，其湿煤气中的水汽含量也达到 50%以上，再进行余热的回收或直接冷却。

现行的加压移动床煤气余热的回收装置如附图 1 和化学工业出版社《合成气工艺技术与设计手册》2002 年第一版 139 页所示，是采用废热锅炉将压力约 3.0 煤气中的余热转化为 0.5MPa 压力的低压饱和蒸汽，煤气中的水蒸气则被冷凝为处理成本很高的煤气

水。富含 50～60%%左右饱和水蒸汽的高压煤气走管内，管外为被加热产生蒸汽的锅炉软水，其蒸汽通常用于其它工艺之需。由于这种低压蒸汽产量很大，几乎达到与入炉蒸汽总量相当的数量，由于压力太低，不可能再作为煤气化所需的原料水蒸汽，从而大大增加了煤气及其产品成本。废热锅炉产生的大量煤气冷凝水，由于成份复杂，净化处理难度大，不净化处理排入环境，既导致环境污染，又会大量增加水资源的消耗，净化处理又大大增加处理费用，在政府严厉的环保法规制约下，企业只好投入巨额费用，进行煤气冷凝水的处理。这已成为加压移动床煤气化工艺的一个最主要缺点。

如采用加压移动床气化工艺，以贫瘦煤、洗精煤为原料生产合成氨粗煤气。吨氨除耗用气化炉夹套蒸汽 800kg 外，还需额外提供 3.8MPa，400℃中压蒸汽 1600kg，氧气 520Nm^3、原料标煤 1300kg；产生煤气污水 2700kg，同时吨氨煤气余热回收 0.5MPa 低压饱和蒸汽 2300kg，吨氨耗用软水总量达 5 吨。以每吨中压蒸汽 100 元、吨氨仅外供蒸汽成本就达 160 元，年产 30 万吨合成氨厂，每年增加蒸汽成本 4800 万元。

如采用加压移动床气化工艺，以水份含量约 40%的褐煤为原料生产合成天然气。每 1000 标方天然气产品耗用除夹套蒸汽约 1000kg 外，还需外供 3.8MPa，400℃中压蒸汽达 2000kg，氧气 500Nm^3、热值 13.44MJ（3210 千卡）原料褐煤 4000kg，产生煤气污水 3000kg 左右，同时每 1000 标方天然气的煤气余热，回收 0.5MPa 低压饱和蒸汽 2500kg，耗用软水总量达 6 吨。以每吨中压蒸汽 100 元、每 1000 标方天然气外供蒸汽成本达 200 元，年产 10 亿立方米的天然气厂，每年增加蒸汽成本 2 亿元。

鉴于现行煤气余热回收工艺的不足，本案提出以下改进的煤气余热回收利用工艺予以完善。

发明内容

鉴于现行煤气余热回收利用工艺装置，只能将煤气余热回收成为低低价值的低压蒸汽，同时又不能减少煤气废水，导致煤气及产品能耗高、环境污染治理难度大，成本高的不足，本案提供以下改进的煤气余热回收利用工艺装置和，予以完善。

煤气余热回收方法，采用热传递方式将煤气热量传给水，水被加热后气化为水蒸汽，其特征在于，在一与煤气相同压力的高压传质传热设备（34）中，采用水与湿热煤气直接逆流接触，将煤气中的热量转化为热水的热量；在另一比煤气压力更低的低压传质传热设备（14）中，让热水与煤气化所需的氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物直接逆流接触气提，将热水的热量通过水分子蒸发、扩散的传质传热方式直接转化为氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物中的水蒸汽，成为富含水蒸汽的气化剂。

作为优选的方案，低压传质传热设备（14）中产生的富含水蒸汽的气化剂通过加压机（16），达到可进入气化炉（38）的压力的气化剂（17）后，再通过蒸汽管线（36）添加适量水蒸汽，成为合格的煤气化用气化剂（39）。

作为优选的方案，高压传质传热设备（34）中出来的无氧高温循环热水（25），通

过一动力回收装置（31）将一部份压力内能转化为机械能后，再进入低压传质传热设备（14）。

作为优选的方案，低压传质传热设备（14）中出来的富氧低温循环热水（21），再进入气提脱氧塔（19）上部，与从其下部通入的无氧气体（18）进行逆流传质，将热水（21）中溶解、夹带的氧气气提出来。

作为优选的方案，气提脱氧塔（19）底部出来的贫氧低温循环热水（22）通过循环热水加压泵（23）加压后，送入高压传质传热设备（34）中。

作为优选的方案，一套煤气余热回收装置可通过(A)、(B)、(N)气化剂接口和对应的(a)、(b)、(n)煤气接口，与对应的气化炉连接，同时为多套气化炉提供煤气余热回收。

作为优选的方案，传热设备（5a）中水与湿热煤气换热采用间壁逆流，将煤气中的热量转化为热水的热量。

作为优选的方案，合成氨煤气生产时，送入低压设备（19）中的无氧气体采用氮气、或二氧化碳、或氮气与二氧化碳的混合物。

作为优选的方案，甲醇、合成油、天然气的煤气生产时，送入低压设备（19）中的无氧气体采用二氧化碳、或二氧化碳与少量氮气的混合物。

实施上述方案具有以下积极效果：

碎煤移动床加压气化工艺，含水 40%的高水份褐煤为原料生产天然气。采用本发明回收煤气余热时，可减少 75%的外供蒸汽消耗，减少 60%的造气污水处理量。年产 10 亿立方米的天然气厂，每年节约外供蒸汽 200 万吨，降低蒸汽成本 2 亿元。每年减少造气污水 260 万吨，降低污水处理成本 1.3 亿元。

碎煤移动床加压气化工艺，洗精煤为原料生产合成氨。采用本发明回收煤气余热时，可减少 75%的外供蒸汽消耗，减少 60%的造气污水处理量。年产 30 万吨合成氨厂，每年节约外供蒸汽 48 万吨，降低蒸汽成本 4800 万元。每年减少造气污水 60 万吨，降低污水处理成本 3000 万元。

南非的萨索尔公司的 97 台鲁奇加压气化炉炉，即通常俗称的鲁奇加压气化炉，年耗用 4300 万吨长焰煤，年产 750 万吨燃油，若其煤气余热回收采用本工艺，每小时可减少外供蒸汽 2000 吨，全年可节约标煤 250 万吨，减排二氧化碳 500 万吨，每年减少煤气污水 2400 万吨，每年降低成本 2 亿美元。

将来全球 1000 余台鲁奇加压气化炉的煤气余热回收采用本发明，将具有 10 倍的南非萨索尔公司的节能、环保和经济效益。

本案在利用鲁奇加压气化工艺的低氧耗和可用任意原料煤的基础上，成功解决了蒸汽利用率低、煤气污水量巨大、耗水量大的难题，为中国和全世界的新一代的以煤为原料制油和天然气等等煤化工产业提供了关键的技术支撑。

本发明还可用于恩德炉煤气余热回收，常压移动床富氧煤造气的煤气余热回收和流

化床煤气化的煤气余热回收。

第二个方案：

发明人对上述方案进行了改进，改进后的煤气余热回收装置，由传热传质设备等组成，其特征在于，高压传质传热设备（34）筒体下部，依秩通过管线（25），分离器（29），管线（30），动力回收装置（31），管线（32），与低压传质传热设备（14）筒体上部连接；低压传质传热设备（14）筒体下部，依秩通过管线（21），脱氧塔（19），管线（22），循环热水加压泵（23），管线（24），与高压传质传热设备（34）筒体上部连接；低压传质传热设备（14）顶部，依秩通过低压蒸汽管线（15），加压机（16），高压富氧水蒸汽管线（17），与合格气化剂管线（39）连接；洗涤水提汽塔（41）顶部通过管线（42）与低压蒸汽管线（15）连接。

作为优选的方案，高压传质传热设备（34）顶部与湿煤气出口管线（6）连接，上部筒体与循环水进口管线（24）连接，下部筒体与湿煤气进口管线（3）连接和无氧高温循环热水管线（25）连接。

作为优选的方案，低压传质传热设备（14）顶部与低压富氧蒸汽管线（15）连接，上部筒体与低压高温循环水管线（32）连接，下部筒体与氧气管线（13）和富氧低温循环水管线（21）连接。

作为优选的方案，脱氧塔（19）顶部与提氧气管线（20）连接，上部筒体与富氧低温循环热水管线（21）连接，底部与贫氧低温循环热水管线（22）连接，下部筒体与无氧气体管线（18）连接。

作为优选的方案，洗涤水提汽塔（41）顶部与洗涤水气提蒸汽管线（42）连接，上部筒体与高温洗涤水管线（40）连接，下部筒体与无氧气提剂管线（43）连接，底部与排向焦油回收工序的煤气水管线（45）连接。

作为优选的方案，加压机（16）设置在低压富氧水蒸汽管线（15）和高压富氧水蒸汽管线（17）之间；循环热水加压泵（23）设置在贫氧低温循环热水管线（22）和加压后的贫氧低温循环热水管线（24）之间；动力回收装置（31）设置无氧高温循环热水管线（30）和低压高温循环水管线（32）之间。

作为优选的方案，分离器（29）设置在无氧高温循环热水管线（25）和无氧高温循环热水管线（30）之间。

作为优选的方案，高压传质传热设备（34）、低压传质传热设备（14）、脱氧塔（19）、洗涤水提汽塔（41）、分离器（29）为垂直筛板塔，或浮阀塔，或旋流板，或波纹板塔，或泡罩塔，或填料塔，或空塔结构。

作为优选的方案，加压机（16）为螺杆压缩机，或轴流压缩机，或离心压缩机，或活塞压缩机。

本方案由于增加洗涤水提汽塔（41），

由于洗涤水带走的热量大约占到湿煤气热量的 6～10%，本案增设洗涤水提汽塔（41）后，就可将这部份热量转化为煤气化所需的蒸汽，进一步增加回收蒸汽的总量，提高其经济效益。

第三个方案：

发明人进一步分析可知，由于上述实用新型采用气提工艺直接从洗涤水提汽塔（41）中富含焦油的洗涤水中气提水蒸汽，将有一定数量的焦油等油类产品会被气提进入气相；另外，喷淋洗涤冷却器煤气（2），采用原简单的单段文氏喷射循环洗涤，其焦油类、酚、烃等物质分离净化度不高，从而会增加此类物质通过循环水气提系统进入气提蒸汽，鉴于上述两项原因，均会减少高附加值的焦、油类等产品的产量收得率。为此，本实用新型提出以下改进措施：

加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，加压移动床煤气余热回收装置由喷淋洗涤冷却器（2）内气相侧、高压传质传热设备（34）内气相侧及有关管路依秩连接构成的湿煤气回路结构；换热器（49）液相侧、小循环热水泵（46）、高压传质传热设备（34）内液相侧、低压传质传热设备（14）内液相侧、脱氧塔（19）内液相侧、分离器（29）内液相侧、动力回收装置（31）、循环热水加压泵（23）及有关管路依秩连接构成的液相回路结构；低压传质传热设备（14）内气相侧、加压机（16）、蒸汽轮机（27）及管路依秩连接构成的蒸汽回路结构，共同组成。

作为优选的方案，由小循环热水泵（46）与换热器进水管线（51）、换热器（49）液相侧、换热器出水管线（52）、脱氧塔（19）、小循环热水泵进口管线（50）、依秩连接构成连通结构。

作为优选的方案，换热器（49）采用间壁结构。

作为优选的方案，脱氧塔（19）内的上部的提汽段（48）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构结构。

作为优选的方案，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构。

该方案在上述方案的基础上进行了改进，除具有上述优点外，还具有以下积极效果：

通过换热器（46）从外排的高温洗涤煤气水（40）中获得的热量，在提汽段（48）转化为入塔气提介质二氧化碳（18）中的水蒸汽，避免了采用洗涤水提汽塔（41）直接从洗涤水中提取水蒸汽带来的焦油等高附加值产品的损失。

用在脱氧塔（19）内提取氧气后的含氧湿二氧化碳气体，直接升入脱氧塔（19）内的提汽段（48），具有充分利用二氧化碳和氧气不凝气降低气相水蒸汽分压，更多提取小循环热水中的水蒸汽的作用，其提取的水蒸汽量将比直接从洗涤水中提取高 30%以上。

由于含氧湿二氧化碳气体进入提汽段（48）前，其中氧气含量小于 10%，加之小循环热水量不及主循环热水 10%，所以溶入小循环水中的氧气损失量，将小于脱氧塔回收氧气量的 1%。

外排的高温洗涤煤气水（40）压力高，且最终进入常压油水分离工序，其在换热器内（49）的流速可以设计在 10m/s，以上，从而将大大减少污物沉积和传热热阻，数倍提高传热对数平均温差，进而大幅减少换热面积和设备投资。

喷淋洗涤冷却器（2）内的上部，设置气液逆流洗涤段（47），并采用喷淋洗涤冷却补充水管线（35）送来的，焦油、酚含量比循环洗涤水少得多的，主循环热水作为逆流洗涤段的洗涤用水，不仅减少进入高压传质传热设备（34）的湿煤气中的焦油、酚、氨、尘含量，进而减少进入气化剂中的焦油、酚、氨、尘含量，还将增加具有高附加值的焦油、酚、氨产量。

采用该方案，日产 400 万立方米天然气的生产线，每年节约外供蒸汽 300 万吨，减少造气污水 300 万吨。

碎煤移动床加压气化工艺，洗精煤为原料生产合成氨。采用本发明回收煤气余热时，可减少 80%的外供蒸汽消耗，减少 75%的造气污水处理量。年产 30 万吨合成氨厂，每年节约外供蒸汽 52 万吨减少造气污水 75 万吨。

第四个方案：

煤气余热回收利用装置，由传质传热设备、管路等构成，其特征在于，由喷淋洗涤冷却器（2）、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）、循环水加压泵（23）、加压机（16）、混合器（2C）、换热器（49）及管路构成煤气余热回收利用装置。

作为优选的方案，低压传质传热设备（14）内设置第一提汽段（14A）和第二提汽段（14B）及雾沫分离段（14C）；低压高温循环水管（32）接在雾沫分离段（14C）壳体下部，含氧气提介质管（13）接在第一提汽段（14A）壳体下部，CO_2等无氧气提介质管（18）接在第二提汽段（14B）壳体下部。

作为进一步优选的方案，低压传质传热设备（14）液相出口、循环水加压泵（23）、换热器（49）管程、高压传质传热设备（34）液相进口，分别通过低温循环水管（22）、低温循环水管（24A）、低温循环水管（24）相连接；高压传质传热设备（34）液相出口、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）液相进口，分别通过高压高温循环水管（25）和低压高温循环水管（32）相连接；喷淋洗涤冷却器（2）底口、混合器（2C）、换热器（49）壳程，分别通过含焦油煤气水管（40）、高温煤气水管（40A）连接，换热器（49）壳程出口与含焦油煤气水管（45）连接。

作为进一步优选的方案，高压传质传热设备（34）内件、低压传质传热设备（14）内件，采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上填料在下的组合结构、或板式内件在下填料在上的组合结构，或旋转填料结构、或旋转板式结构、或旋转板式加填料的组合结构。

作为进一步优选的方案，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构。

作为进一步优选的方案，喷淋洗涤冷却器（2）气相出口、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）气相进口，分别通过高温湿煤气管（3）、高温湿煤气管（3A）相连，高压传质传热设备（34）顶部气相出口与高温湿煤气管（6）连接。

作为进一步优选的方案，低压传质传热设备（14）顶部气相出口、加压机（16）、气化炉（38）气化剂进口，分别通过低压气提蒸汽管（15）、高压气提蒸汽管（17）及合格气化剂管（39）相连。

作为进一步优选的方案，加压机（16）为螺杆压缩机、或轴流压缩机、或离心压缩机、或活塞压缩机、或混流压缩机。

作为进一步优选的方案，动力回收装置（31）为轴流式水力透平、或灌流式水力透平、或混流式水力透平、或离心式水力透平。

第五个方案：

本案还提供了采用上述煤气余热回收利用装置进行煤气余热回收利用的工艺，其特征在于：它是由传质传热设备、分离器及管路构成，其特征在于，由喷淋洗涤冷却器（2）、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）、循环热水加压泵（23）、加压机（16）、混合器（2C）、换热器（49）、含氧气提介质（13）、CO_2等无氧气提介质（18）及管路共同组成煤气余热回收利用工艺。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，低压传质传热设备（14）内设置第一提汽段（14A）和第二提汽段（14B）及雾沫分离段（14C）；低压高温循环水（32）由雾沫分离段（14C）下部入塔，含氧气提介质（13）由第一提汽段（14A）下部入塔，CO_2等无氧气提介质（18）由第二提汽段（14B）下部入塔；气液逆流接触，通过水的蒸发扩散气提水蒸汽；含氧气提介质（13）中氧的体积百分浓度ａ：0.5%≥ａ≤100%，CO_2等无氧气提介质（18）中氧的体积浓度＜0.5%；含氧气提介质（13）的流量与CO_2等无氧等无氧气（18）流量之比为0～10。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，采用循环热水加压泵（23）出口的低温水循环水（24A），进入换热器（49）回收喷淋洗涤冷却器（2）排出的含焦油煤气水（40）、再生过程解吸水（58）的高温煤气水（40A）中的热量后，低温循环热水（24）再在高压传质传热设备（34）内，与高温湿煤气（3A）逆流接触，吸收湿煤气中的热量后，成为出塔的高温循环水（25）。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，高压传质传热设备（34）内件、低压传质传热设备（14）内件，采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上，填料在下的组合结构、或板式内件在下，填料在上的组合结构，或旋转填料结构、或旋转板式结构、或旋转板式加填料的组合结构。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上，填料在下的组合结构、或板式内件在下，填料在上的组合结构。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，采用吸附塔（2A）和（2B）轮流吸附分离，喷淋洗涤冷却器（2）出口湿煤气中的部份焦油、油、粗酚等大分子有机化合物；采用中压过热蒸汽（57）轮流再生吸附塔（2A）和（2B）；再生过程解吸出来的水、焦油、油、粗酚、水蒸汽（58）进入混合器（2C）溶解、汇入高温煤气水（40）之中；混合器（2C）出口的高温煤气水（40A）经换热器（49）降低温度后的含油煤气水（45）排向焦油回收工序。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，加压机（16）为螺杆压缩机、或轴流压缩机、或离心压缩机、或活塞压缩机、或混流压缩机。

煤气余热回收利用的工艺优选的是，动力回收装置（31）为轴流式水力透平、或灌流式水力透平、或混流式水力透平、或离心式水力透平。

采用上述发明内容，加压移动床气化工艺，以含水40%的高水份褐煤、或洗精煤、或其它煤为原料生产天然气等产品时，不仅可省下全部外供入炉蒸汽消耗，还可外送夹套蒸汽100t/h，减少60%以上的造气污水处理量。

喷淋洗涤冷却器（2）内的上部，设置气液逆流洗涤段（47），并采用喷淋洗涤冷却补充水管线（35）送来的，焦油、酚含量比循环洗涤水少得多的，主循环热水作为逆流洗涤段的洗涤用水，不仅减少进入高压传质传热设备（34）的湿煤气中的焦油、酚、氨、尘含量，进而减少进入气化剂中的焦油、酚、氨、尘含量，还将增加具有高附加值的焦油、酚、氨产量。

尤其是吸附塔（2A）、（2B）变温吸附工艺，分离掉煤气中部份焦油、油、粗酚等大分子有机化合物，既减少了通过循环热水最终进入低压气提水蒸汽（15）中的焦油等可燃物组份，又通过蒸汽再生回收了焦油等可燃物组份。

采用换热器（49），将喷淋洗涤冷却器（2）排出的高温洗涤煤气水（40）、吸附塔排出的再生解吸水（58）中的热量，通过高温洗涤煤气水（40A）转移到低温热水（24）中，不仅增加气提水蒸汽（15）回收量，又避免了采用CO_2直接气提高温洗涤煤气水（40）中的蒸汽，带来的焦油等可燃组份进入回收蒸汽的可能，还减少了焦油等高附加值产物的损失。

在低压传质传热设备（14）内设置第一提汽段（14A）和第二提汽段（14B）及雾沫分离段（14C）后，具有以下优点：

含氧气提介质（13）由第一提汽段（14A）下部入塔，与从第二提汽段（14B）上来的含有CO_2等无氧气提介质（18）的蒸汽混合后，将大大降低含氧气体，尤其是氧气的分压，从而减少溶入循环水中的氧其数量；

CO_2等无氧气提介质（18）由第二提汽段（14B）下部入塔，不仅可气提出溶解在循环水中的少量氧气，减少氧气最终进入煤气的数量，而无氧气提介质（18）与含氧气提介质（13）共同存在于第一提汽段（14A）内，将有利于降低气相水蒸汽的分压，并增加气提水蒸汽（15）的产量；

由于在低压传质传热设备（14）出口气量大于进口气量多倍，出口蒸汽雾沫夹带量不可忽略，在塔上部设置雾沫分离段（14C），既可充分利用塔顶空间，减少设备及管线，又可回收分离的液体，还可减少投资及占地。

含氧气提介质（13）中氧的体积浓度在0.5～100%之间的调节，可满足不同灰熔点的原料煤对汽氧比的的需求；

含氧气提介质（13）的流量与CO_2等无氧等无氧气（18）流量之比在0～10之间的调节，可满足终端产品对煤气中的碳氢比CO:H_2的需求。

采用本案上述方案，采用上述发明内容，加压移动床气化工艺，以含水40%的高水份褐煤、或洗精煤、或其它煤为原料生产天然气等产品时，不仅可减全部外供入炉蒸汽消耗，还可外送夹套蒸汽100t/h，减少60%以上的造气污水处理量。日产400万立方米天然气的生产线，每年节约外供蒸汽300万吨，减少造气污水300万吨。

加压移动床气化工艺，洗精煤为原料生产合成氨。采用上述方案回收煤气余热时，可减少80%的外供蒸汽消耗，减少75%的造气污水处理量。年产30万吨合成氨厂，每年节约外供蒸汽52万吨减少造气污水75万吨。

南非的萨索尔公司的97台鲁奇加压气化炉炉，即通常俗称的鲁奇加压气化炉，年耗用4300万吨长焰煤，年产750万吨燃油，若其煤气余热回收采用本工艺，每小时可减少外供蒸汽2000吨，全年可节约标煤250万吨，减排二氧化碳500万吨，每年减少煤气污水2400万吨。

未来全球1000余台鲁奇加压气化炉的煤气余热回收采用本发明，将具有10倍的南非萨索尔公司的节能、环保和经济效益。

本案在利用加碎煤移动床压气化工艺的低氧耗和可用任意原料煤的基础上，成功解决了蒸汽利用率低、煤气污水量巨大、水资源耗量大的难题，为中国和全世界的新一代的以煤为原料制油和天然气等等煤气化化工产业提供了关键的技术支撑。

本案还可用于恩德炉煤气余热回收，常压移动床富氧煤造气的煤气余热回收和流化床煤气化的煤气余热回收。

附图说明

附图1，现行的移动床加压气化煤气余热回收装置示意图。

附图2，采用间壁式换热方式提高循环温热水的煤气余热回收装置示意图。

附图3，本案所述的煤气回收利用装置示意图

附图4，本案所述的另一个煤气回收利用装置示意图

附图5，本案所述的另一个煤气回收利用装置示意图

附图6，本案所述的另一个煤气回收利用装置示意图

图中：

1 来自煤气炉的热煤气管线；

2 煤气喷淋洗涤冷凝器；

2A 吸附塔及吸附剂；

2B 吸附塔及吸附剂

2C 混合器

3 洗涤冷却后的高温湿煤气管线；

3A 吸附分离了部份气态焦油、油、粗酚类等有机大分子后的高温湿煤气及管线；

4 废热锅炉下部的气液分离段；

5 回收热量的废热锅炉；

5a 回收热量的间壁换热器；

6 被回收热量，温度降低后的低温湿煤气管线；

7 加入废热锅炉的软水管线；

8 废热锅炉回收热量输出低压蒸汽的管线；

9 煤气冷凝水及管线；

10 循环水泵；

11 加压后的高温洗涤水及管线；

12 洗涤煤气后的高温洗涤水及管线；

13 来自制外装置的氧气、或富氧空气、或含氧氮气、或含氧 CO_2 气体及管线；

14 采用气液直接接触的逆流低压传质传热设备，作用是将热水中的热量转化为氧气、或富氧空气、或氮气、或 CO_2 中的蒸汽；

14A 低压传质传热设备第一提汽段；

14B 低压传质传热设备第二提汽段；

14C 雾沫分离段；

15 低压气提蒸汽及管线；

16 加压机，作用是将气提的蒸汽等混合气体加到能够进入煤气炉的压力；

17 加压后的高压气提蒸汽及管线；

18 无氧气体，二氧化碳、或氮气管线；

19 脱氧塔，作用是气提分离热水中溶解、夹带的氧气；

20 提氧气管线，管内是气提了热水中的氧气的气体，是无氧气（N_2、CO_2 等）、水蒸汽、氧气三者的混合气体；

21 低温循环水管线；

22 低温循环水及管线；

23 循环水加压泵；

24 加压后的低温循环水及管线；

24A 循环热水加压泵(23)出口低温循环水及管线；

25 收热量煤气中的热量温度升高后的，高压高温循环热水及管线；

26 动力蒸汽管线；

27 汽轮机，作用是为加压机提供械能的，小型的动力也可以采用电机；

28 汽轮机乏汽管线，管内蒸汽去蒸汽冷凝装置；

29 分离器，除去热水中的尘粒、胶体、杂物微粒；

30 除去杂物的无氧高温循环热水；

31 动力回收装置；

32 低压高温循环水及管线；

33 动力补偿电机（也可以为其它动力机械设备）；

34 采用气液直接接触的高压传质传热设备；

35 喷淋洗涤冷却补充水管线；

36 来自夹套、或锅炉、或二者混合共用的蒸汽管线；

37 来自制氧装置的氧气管线；

38 气化炉；

39 合格气化剂管线；

40 外排的高温洗涤煤气水及管线；

40A 溶解、汇入了解吸水、焦油、油、粗酚、水蒸汽的高温洗涤煤气水及管线；

41 洗涤水提汽塔；

42 输送洗涤水气提蒸汽的管线；

43 输送无氧气提剂 CO_2、或氮气的管线；

44 补充脱除焦油等油类后的含酚煤气水管线；

45 含焦油煤气水排向焦油回收工序的管线；

46 小循环热水泵；

47 喷淋洗涤冷却器内上部增设的逆流洗涤段；

48 脱氧塔内上部增设的提汽段；

49 换热器；

50 小循环热水泵进口管线；

51 换热器进水管线；

52 换热器出水管线。

A、B、N，分别为去第 A 套气化炉、第 B 套气化炉、第 N 套气化炉的高压富氧水蒸汽管线；

a、b、n 分别为来自第 A 套气化炉、第 B 套气化炉、第 N 套气化炉的湿煤气管线。

53 气化炉夹套汽包；

54 气化炉夹套自产蒸汽及管线；

55 自产蒸汽补入气化剂总管（17）的蒸汽及管线；

56 自产蒸汽外送蒸汽及管线；

57 过热蒸汽及管线；

58 解吸水、焦油、油、粗酚、水蒸汽及管线；

59 不凝气及管线。

具体实施方式

采用热传递方式将煤气热量传给水，水被加热后气化为水蒸汽，其特征在于，在一与煤气相同压力的高压传质传热设备（34）中，采用水与湿热煤气直接逆流接触，将煤气中的热量转化为热水的热量；在另一比煤气压力更低的低压传质传热设备（14）中，让热水与煤气化所需的氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物直接逆流接触气提，将热水的热量通过水分子蒸发、扩散的传质传热方式直接转化为氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物中的水蒸汽，成为富含水蒸汽的气化剂。

下面根据附图 3 的结构，以低位热值 13.44MJ/kg，含水 40%的高水份，灰熔点 1200℃的褐煤为原料，采用碎煤移动床加压气化工艺，日产 400 万方天然气共需配置 16 台气化炉的项目为例，说明应用本发明回收煤气余热的具体实施方式的主要参数：

湿煤气总量：154 万 Nm^3/h；温度 230℃；水蒸汽含量 55%；压力 3.0MPa。

氧气总量： 80000Nm^3/h；压力 1.6MPa。

CO_2 总量： 10000 Nm^3/h；压力 1.6MPa。

静止设备： 高压传质传热设备 1 台；低压传质传热设备 1 台。
气提脱氧塔 1 台；分离器 1 台。

转动设备： 动力回收涡轮机 1 台；循环热水泵 2 台（一开一备）。
蒸汽透平驱动的增压机 1 台。

动力消耗： 3.82MPa，435℃动力蒸汽 100t/h。
10KV 动力电源 900kw。

气化剂总量：60 万 Nm^3/h；温度 250℃；压力 3.2MPa。

回收蒸汽： ～410t/h。

第二个方案：

根据附图 4 的结构，以低位热值 13.44MJ/kg，含水 40%的高水份，灰熔点 1200℃的褐煤为原料，采用碎煤移动床加压气化工艺，日产 400 万方天然气共需配置 16 台气化炉的项目为例，说明应用本发明的具体实施方式：

每四台气化炉共用一套煤气余热回收装置，共四套。每一套煤气余热回收装置的设备方面：由于入塔液相介质悬浮物相对较高，高压传质传热设备（34）、洗涤水提汽塔（41）和低压传质传热设备（14）塔内件采用垂直筛板结构，以减小平面阻力差别和传

质传热端差，其余各塔采用散装不锈钢矩鞍环填料，以便卸出清洗；动力回收装置（31）采用机械能转换效率大于 78%的高温混流式水力回收涡轮机；循环热水加压泵（23）采用双吸入的效率大于 80%的高温循环热水泵；加压机（16）采用效率大于 82%的双螺杆高温压缩机。

实施顺序：（一），依秩进行工艺包设计，施工图设计；（二），按照施工图进行设备加工和管路构件采购订货和设备基础、厂房等土建施工施工；（三），按照施工图进行设备及管路系统安装；（四），开车、调试；（五）正式运行，回收煤气余热。

由于本案增设了洗涤水提汽塔（41），就可将洗涤水中的热量转化为煤气化所需的蒸汽，从而使蒸汽回收量达到 450t/h 左右。

第三个方案：采用附图 5 的连接关系结构；

设备内：高压传质传热设备（34）、低压传质传热设备（14）、脱氧塔（19）、分离器（29）、喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构；换热器（49）采用列管换热结构；

高压传质传热设备（34）、低压传质传热设备（14）、脱氧塔（19）、分离器（29）、汽轮机（27）和加压机（16）及其相关管路组成本案的余热回收装置大循环装置结构；

小循环热水泵（46）和换热器（49）及其相关管路组成本案的余热回收装置小循环装置结构；

实施过程如下：

1. 按附图 5 进行带控制点的工艺流程图设计；各控制点工艺参数计算与确定。

2. 根据工艺流程控制点的工艺确定值，设计设备、管路、电气、仪表控制装置的采购设备的技术规格、条件、要求、数量。

3. 进行本实用新型的设备平面和立面布置图设计、工艺配管图设计、设备土建基础及地沟地坪等设计、安全消防环保防雷设计；编制含开停车方案在内的完整操作手册。

4. 进行本案装置的建设安装；同时进行技术人员、管理人员、操作人员培训；

5. 按操作手册进行本案装置化工开车：装置场地清扫干净；化工设备吹出、清洗、试漏试压合格；电气仪表显示控制系统单体调试合格；运转设备清洗、注滑油、单体试车、调试合格；向各传质传热设备注入清水进行常压、常温联动试车合格；采用氮气进行系统置换至气体中氧含量小于 0.5%合格后；用氮气升压，并通过控制动力回收涡轮机转速来逐步控制，高压传质传热设备和低压传质传热设备之间的压差达到规定值后，进行常温加压试车合格后；缓慢卸压放掉装置内的氮气至表压 0.02MPa。

6. 按操作手册要求同时进行如下操作：a.缓慢引入高压湿煤气煤气，以每分钟 0.2MPa 的速率，将高压传质传热设备（34）内的压力升至工艺要求压力；b.缓慢引入 CO_2 气体，以每分钟 0.2MPa 的速率，将低压传质传热设备（14）和脱氧塔（19）的压力升至工艺要求压力；c.调节动力回收装置（31）和循环热水加压泵（23）控制高压传质传热设备（34）与低压传质传热设备（14）之间的压差在工艺指标范围值内。

7. 在高压传质传热设备（34）与低压传质传热设备（14）内温度达到工艺要求温度后，启动汽轮机（27）和加压机（16）向气化炉（30）送入回收的蒸汽。

8. 启动小循环热水泵（46），运行小循环热水装置。

9. 按操作手册进一步优化调节装置各控制点的温度、压力、流量、液位、成份等工艺参数。实现加压移动床煤气余热回收装置的目的。

投运正常后，在前述方案煤气总量等条件下，回收煤气化工艺蒸汽：～500t/h。

第四个方案：

在喷淋洗涤器（2）内的上部设置逆流洗涤段（47），用来自低温循环水管线（24）的，干净得多的低温循环水通过管线（35），在逆流洗涤段（47）上对湿煤气进行二次洗涤，优化喷淋洗涤效果；高温湿煤气管线（3）的煤气在进入高压传质传热设备（34）前，设置变温吸附塔（2A）和（2B），利用吸附剂将湿煤气该温度、压力下处于饱和浓度的如焦油、中油、石脑油、酚类等有机物，部份分离出湿煤气系统，以减少这些有机物在高压传质传热设备（34）内循环水中的溶解度（液化量），①减少回收蒸汽中的可燃物浓度，②增加焦油等副产物回收率；湿煤气管（3A）内的湿煤气进入高压传质传热设备（34），与来自低温循环水管线（24）的循环水自上而下的逆流接触，湿煤气中的蒸汽冷凝液化在循环水中，湿煤气温度降低，蒸汽含量减少 70%，湿煤气从塔顶出来，进入后续工序；出高压传质传热设备（34）的循环水经管线（25），经动力回收装置（31）减压后，通过管线（32）进入低压传质传热设备（14），与自下而上的 CO_2 气体逆流接触，循环热水中的热量以蒸发形式大量进入气相，循环水温度降低出塔，依次通过管线（22）、循环水加压泵（23）换热器（49）再次进入高压传质传热设备（34）开始新一轮的煤气余热回收循环；在低压传质传热设备（14）内进入气相的蒸汽，与 CO_2 一道经塔内的雾沫分离段（14A）除沫后，从塔顶出塔后，经管线（15）进入加压机（16）升压至工艺要求压力，通过管线（17）、（39）即可进入气化炉（38）成为本案所述的煤气回收利用装置，利用煤气余热获得煤气化工艺需要的气化剂。从而实现大规模节约锅炉蒸汽、并大量减少煤气废水的目的。

下面以低位热值 13.44MJ/kg，含水 40%，灰熔点 1200℃的褐煤原料，采用鲁奇加压气化工艺，蒸汽氧气比为 6，$CO_2/O_2 \approx 1$，日产 400 万方天然气的工程能力为例，说明应用本案的主要参数：

湿煤气总量：142 万 Nm^3/h；温度 230℃；水蒸汽含量 53%；压力 3.0MPa。

氧气总量： 83000Nm^3/h；压力 1.6MPa。

CO_2 总量： 83000Nm^3/h；压力 1.6MPa。

静止设备： 高压传质传热设备 1 套；

低压传质传热设备 1 套。

变温吸附塔 1 套。

换热器 1 套；

含逆流洗涤段的喷淋洗涤冷却器 1 套。

转动设备： 动力回收涡轮机 1 套；

循环热水泵 1 套；。

蒸汽透平驱动或电动的加压机 1 套。

动力消耗： 3.82MPa，435℃动力蒸汽 200t/h。

10KV 动力电源 900kw。

吸附塔再生用 3.82MPa，435℃蒸汽：10t/h

回收蒸汽： ～480t/h。

外送 3.0MPa 夹套饱和蒸汽：80t/h

减少煤气水：480 吨/h。

另一个实施例，以低位热值 13.44MJ/kg，含水 40%的高水份，灰熔点 1200℃的褐煤原料 645t/h，采用碎煤移动床加压气化工艺，汽氧比为 6，CO_2/O_2=1，总汽氧比为 7，日产 400 万方天然气的工程能力为例，说明应用本发明回收煤气余热的具体实施方式的主要参数：

湿煤气总量：142 万 Nm^3/h；温度 230℃；水蒸汽含量 53%；压力 3.0MPa。

氧气总量： 83000Nm^3/h；压力 3.6MPa。氧气在来自制氧制造管线（36）处加入。

CO_2 总量： 83000Nm^3/h；压力 1.6MPa。

静止设备： 高压传质传热设备 1 套；

低压传质传热设备 1 套。

变温吸附塔一套。

换热器 1 套；

含逆流洗涤段的喷淋洗涤冷却器一套。

转动设备： 动力回收涡轮机 1 套；

循环热水泵 1 套；。

蒸汽透平驱动或电动的加压机 1 套。

动力消耗： 3.82MPa，435℃动力蒸汽 200t/h。

10KV 动力电源 900kw。

吸附塔再生用 3.82MPa，435℃蒸汽蒸汽：10t/h

回收蒸汽： ～480t/h。

外送 3.0MPa 夹套饱和蒸汽：80t/h。

权利要求书

1.煤气余热回收工艺，采用热传递方式将煤气热量传给水，水被加热后气化为水蒸汽，其特征在于，在一与煤气相同压力的高压传质传热设备（34）中，采用水与湿热煤气直接逆流接触，将煤气中的热量转化为热水的热量；在另一比煤气压力更低的低压传质传热设备（14）中，让热水与煤气化所需的氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物直接逆流接触气提，将热水的热量通过水分子蒸发、扩散的传质传热方式直接转化为氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物中的水蒸汽，成为富含水蒸汽的气化剂。

2. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，低压传质传热设备（14）中产生的富含水蒸汽的气化剂通过加压机（16），达到可进入气化炉（38）的压力的气化剂（17）后，再通过蒸汽管线（36）添加适量水蒸汽，成为合格的煤气化用气化剂（39）。

3. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，高压传质传热设备（34）中出来的无氧高温循环热水（25），通过一动力回收装置（31）将一部份压力内能转化为机械能后，再进入低压传质传热设备（14）。

4. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，低压传质传热设备（14）中出来的富氧低温循环热水（21），再进入气提脱氧塔（19）上部，与从其下部通入的无氧气体（18）进行逆流传质，将热水（21）中溶解、夹带的氧气气提出来。

5. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，气提脱氧塔（19）底部出来的贫氧低温循环热水（22）通过循环热水加压泵（23）加压后，送入高压传质传热设备（34）中。

6. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，一套煤气余热回收装置可通过(A)、(B)、(N)气化剂接口和对应的(a)、(b)、(n)煤气接口，与对应的气化炉连接，同时为多套气化炉提供煤气余热回收。

7. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，传热设备（5a）中水与湿热煤气换热采用间壁逆流，将煤气中的热量转化为热水的热量。

8. 根据权利要求 1 所述的煤气余热回收工艺，其特征在于，合成氨煤气生产时，送入低压设备（19）中的无氧气体采用氮气、或二氧化碳、或氮气与二氧化碳的混合物。

9.根据权利要求 1 所述的煤气余热回收方法，其特征在于，甲醇、合成油、天然气的煤气生产时，送入低压设备（19）中的无氧气体采用二氧化碳、或二氧化碳与少量氮气的混合物。

10.煤气余热回收装置，由废热锅炉等组成，其特征在于，高压传质传热设备（34）筒体下部，依秩通过管线（25），分离器（29），管线（30），动力回收装置（31），管线（32），与低压传质传热设备（14）筒体上部连接；低压传质传热设备（14）筒体下部，依秩通过管线（21），脱氧塔（19），管线（22），循环热水加压泵（23），管线（24），与高压传质传热设备（34）筒体上部连接；低压传质传热设备（14）顶部，依秩通过低

压蒸汽管线（15），加压机（16），高压富氧水蒸汽管线（17），与合格气化剂管线（39）连接；洗涤水提汽塔（41）顶部通过管线（42）与低压蒸汽管线（15）连接。

11. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，高压传质传热设备（34）顶部与湿煤气出口管线（6）连接，上部筒体与循环水进口管线（24）连接，下部筒体与湿煤气进口管线（3）连接和无氧高温循环热水管线（25）连接。

12. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，低压传质传热设备（14）顶部与低压富氧蒸汽管线（15）连接，上部筒体与低压高温循环水管线（32）连接，下部筒体与氧气管线（13）和富氧低温循环水管线（21）连接。

13. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，脱氧塔（19）顶部与提氧气管线（20）连接，上部筒体与富氧低温循环热水管线（21）连接，底部与贫氧低温循环热水管线（22）连接，下部筒体与无氧气体管线（18）连接。

14. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，洗涤水提汽塔（41）顶部与洗涤水气提蒸汽管线（42）连接，上部筒体与高温洗涤水管线（40）连接，下部筒体与无氧气提剂管线（43）连接，底部与排向焦油回收工序的煤气水管线（45）连接。

15. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，加压机（16）设置在低压富氧水蒸汽管线（15）和高压富氧水蒸汽管线（17）之间；循环热水加压泵（23）设置在贫氧低温循环热水管线（22）和加压后的贫氧低温循环热水管线（24）之间；动力回收装置（31）设置无氧高温循环热水管线（30）和低压高温循环水管线（32）之间。

16. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，分离器（29）设置在无氧高温循环热水管线（25）和无氧高温循环热水管线（30）之间。

17. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，高压传质传热设备（34）、低压传质传热设备（14）、脱氧塔（19）、洗涤水提汽塔（41）、分离器（29）为垂直筛板塔，或浮阀塔，或旋流板，或波纹板塔，或泡罩塔，或填料塔，或空塔结构。

18. 根据权利要求 10 所述的煤气余热回收装置，其特征在于，加压机（16）为螺杆压缩机，或轴流压缩机，或离心压缩机，或活塞压缩机。

19. 加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，加压移动床煤气余热回收装置由喷淋洗涤冷却器（2）内气相侧、高压传质传热设备（34）内气相侧及有关管路依秩连接构成的湿煤气回路结构；换热器（49）液相侧、小循环热水泵（46）、高压传质传热设备（34）内液相侧、低压传质传热设备（14）内液相侧、脱氧塔（19）内液相侧、分离器（29）内液相侧、动力回收装置（31）、循环热水加压泵（23）及有关管路依秩连接构成的液相回路结构；低压传质传热设备（14）内气相侧、加压机（16）、蒸汽轮机（27）及管路依秩连接构成的蒸汽回路结构，共同组成。

20. 根据权利要求 19 所述的加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，由小循环热水泵（46）与换热器进水管线（51）、换热器（49）液相侧、换热器出水管线（52）、脱氧塔（19）、小循环热水泵进口管线（50）、依秩连接构成连通结构。

21. 根据权利要求 19 所述的加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，换热器（49）采用间壁结构。

22. 根据权利要求 19 所述的加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，脱氧塔（19）内的上部的提汽段（48）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构结构。

23. 根据权利要求 19 所述的加压移动床煤气余热回收装置，其特征在于，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构。

24. 煤气余热回收利用装置，由传质传热设备、管路等构成，其特征在于，由喷淋洗涤冷却器（2）、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）、循环水加压泵（23）、加压机（16）、混合器（2C）、换热器（49）及管路构成煤气余热回收利用装置。

25. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，低压传质传热设备（14）内设置第一提汽段（14A）和第二提汽段（14B）及雾沫分离段（14C）；低压高温循环水管（32）接在雾沫分离段（14C）壳体下部，含氧气提介质管（13）接在第一提汽段（14A）壳体下部，CO_2 等无氧气提介质管（18）接在第二提汽段（14B）壳体下部。

26. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，低压传质传热设备（14）液相出口、循环水加压泵（23）、换热器（49）管程、高压传质传热设备（34）液相进口，分别通过通过低温循环水管（22）、低温循环水管（24A）、低温循环水管（24）相连接；高压传质传热设备（34）液相出口、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）液相进口，分别通过高压高温循环水（25）和低压高温循环水管（32）相连接；喷淋洗涤冷却器（2）底口、混合器（2C）、换热器（49）壳程，分别通过含焦油煤气水管（40）、高温煤气水管（40A）连接，换热器（49）壳程出口与含焦油煤气水管（45）连接。

27. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，高压传质传热设备（34）内件、低压传质传热设备（14）内件，采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上填料在下的组合结构、或板式内件在下填料在上的组合结构，或旋转填料结构、或旋转板式结构、或旋转板式加填料的组合结构。

28. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构。

29. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，喷淋洗涤冷却器（2）气相出口、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）气相进口，分别通

过高温湿煤气管（3）、高温湿煤气管（3A）相连，高压传质传热设备（34）顶部气相出口与高温湿煤气管（6）连接。

30. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，低压传质传热设备（14）顶部气相出口、加压机（16）、气化炉（38）气化剂进口，分别通过低压气提蒸汽管（15）、高压气提蒸汽管（17）及合格气化剂管（39）相连。

31. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，加压机（16）为螺杆压缩机、或轴流压缩机、或离心压缩机、或活塞压缩机、或混流压缩机。

32. 根据权利要求 24 所述的煤气余热回收利用装置，其特征在于，动力回收装置（31）为轴流式水力透平、或灌流式水力透平、或混流式水力透平、或离心式水力透平。

33. 煤气余热回收利用工艺，由传质传热设备、管路等构成，其特征在于，由喷淋洗涤冷却器（2）、吸附塔（2A）和（2B）、高压传质传热设备（34）、动力回收装置（31）、低压传质传热设备（14）、循环热水加压泵（23）、加压机（16）、混合器（2C）、换热器（49）、含氧气提介质（13）、CO_2 等无氧气提介质（18）及管路共同组成煤气余热回收利用工艺。

34. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，低压传质传热设备（14）内设置第一提汽段（14A）和第二提汽段（14B）及雾沫分离段（14C）；低压高温循环水（32）由雾沫分离段（14C）下部入塔，含氧气提介质（13）由第一提汽段（14A）下部入塔，CO_2 等无氧气提介质（18）由第二提汽段（14B）下部入塔；气液逆流接触，通过水的蒸发扩散气提水蒸汽；含氧气提介质(13)中氧的体积百分浓度 a：0.5% ≥ a ≤100%，CO_2 等无氧气提介质（18）中氧的体积浓度＜0.5%；含氧气提介质（13）的流量与 CO_2 等无氧等无氧气（18）流量之比为 0～10。

35. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，采用循环热水加压泵（23）出口的低温水循环水（24A），进入换热器（49）回收喷淋洗涤冷却器（2）排出的含焦油煤气水（40）、再生过程解吸水（58）的高温煤气水（40A）中的热量后，低温循环热水（24）在高压传质传热设备（34）内，与高温湿煤气（3A）逆流接触，吸收湿煤气中的热量后，成为出塔的高温循环水（25）。

36. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，高压传质传热设备（34）内件、低压传质传热设备（14）内件，采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上，填料在下的组合结构、或板式内件在下，填料在上的组合结构，或旋转填料结构、或旋转板式结构、或旋转板式加填料的组合结构。

37. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，喷淋洗涤冷却器（2）内设置气液逆流洗涤段（47）采用采用垂直筛板结构、或浮阀塔板结构、或旋流板结构、或填料结构、或板式内件在上，填料在下的组合结构、或板式内件在下，填料在上的组合结构。

38. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，采用吸附塔（2A）和（2B）轮流吸附分离，喷淋洗涤冷却器（2）出口湿煤气中的部份焦油、油、粗酚等大分子有机化合物；采用中压过热蒸汽（57）轮流再生吸附塔（2A）和（2B）；再生过程解吸出来的水、焦油、油、粗酚、水蒸汽（58）进入混合器（2C）溶解、汇入高温煤气水（40）之中；混合器（2C）出口的高温煤气水（40A）经换热器（49）降低温度后的含油煤气水（45）排向焦油回收工序。

39. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，加压机（16）为螺杆压缩机、或轴流压缩机、或离心压缩机、或活塞压缩机、或混流压缩机。

40. 根据权利要求 33 所述的煤气余热回收利用工艺，其特征在于，动力回收装置（31）为轴流式水力透平、或灌流式水力透平、或混流式水力透平、或离心式水力透平。

附 图

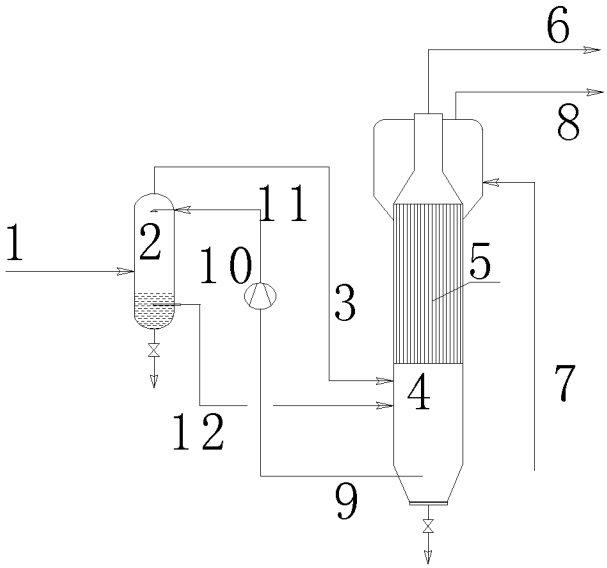
6
8
11
1
2
10
5
3
4
7
12
9

图 1

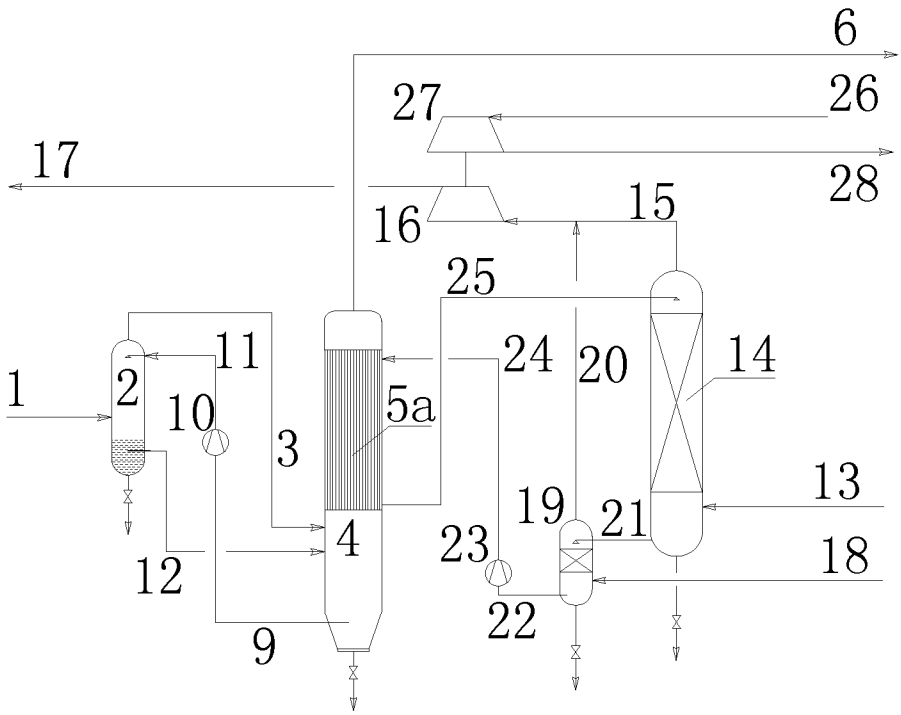
6
27
26
17
28
16
15
25
11
24
20
14
1
2
10
5a
3
13
19
21
4
23
18
12
22
9

图 2

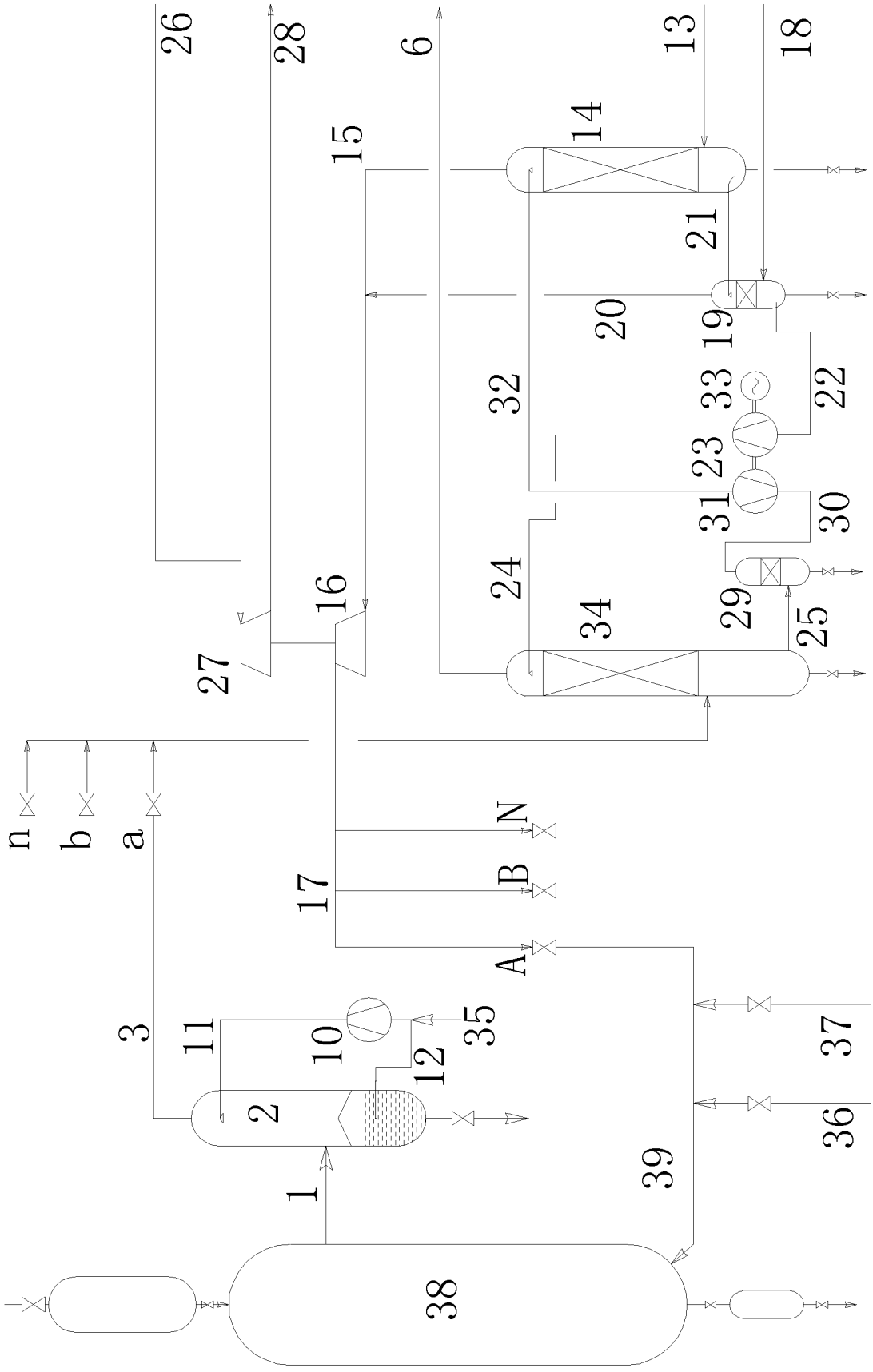
26
28
6
13
18
15
14
21
20
19
32
33
22
23
31
30
24
29
25
34
16
27
n
b
a
N
B
17
A
3
11
10
35
12
37
2
36
1
39
38

图 3

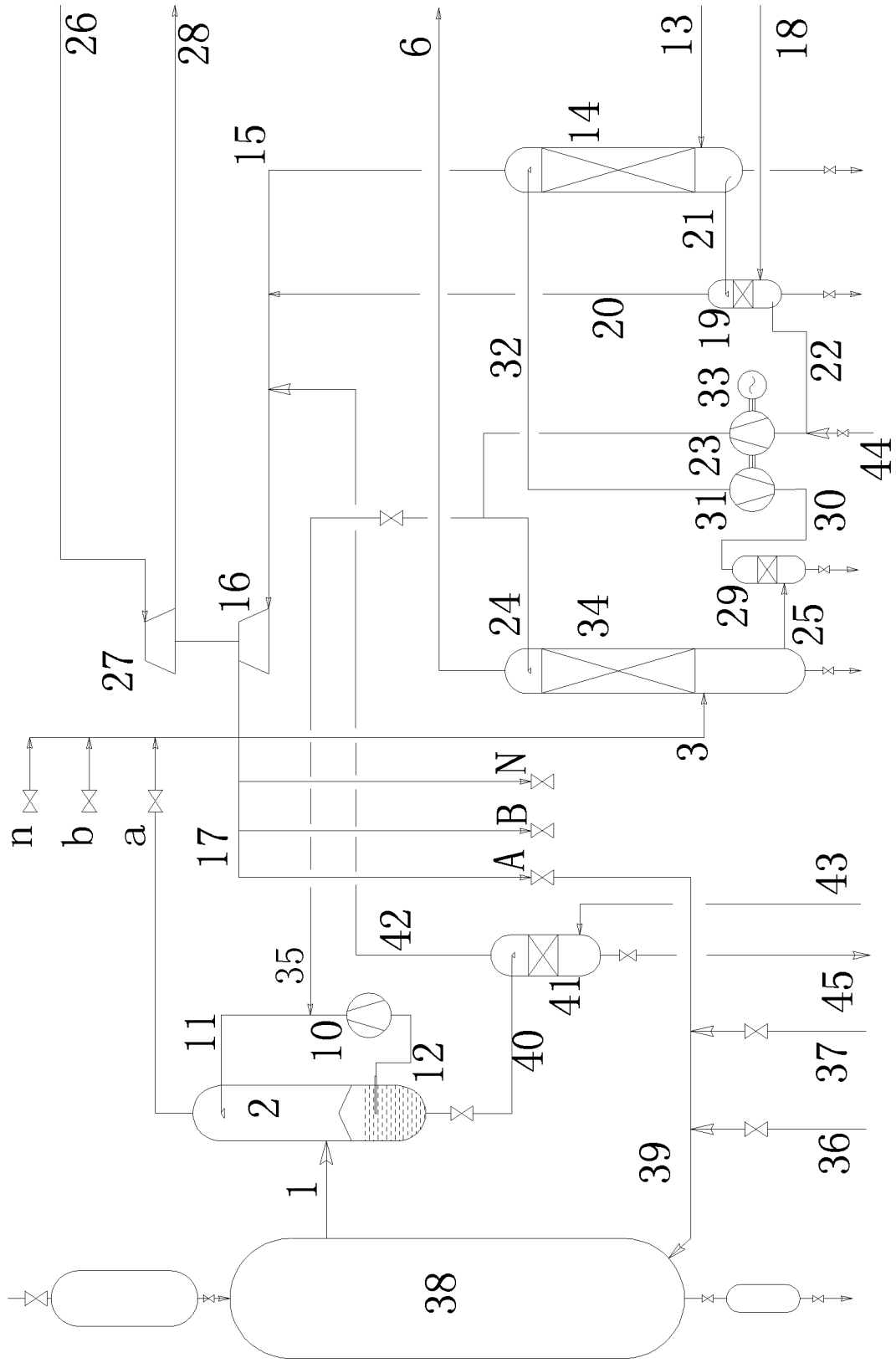
26
28
6
13
18
15
14
21
20
19
22
32
33
23
44
31
30
16
24
34
29
25
27
3
N
B
A
n
b
a
17
43
42
35
41
45
11
10
12
40
37
2
1
39
36
38

图 4

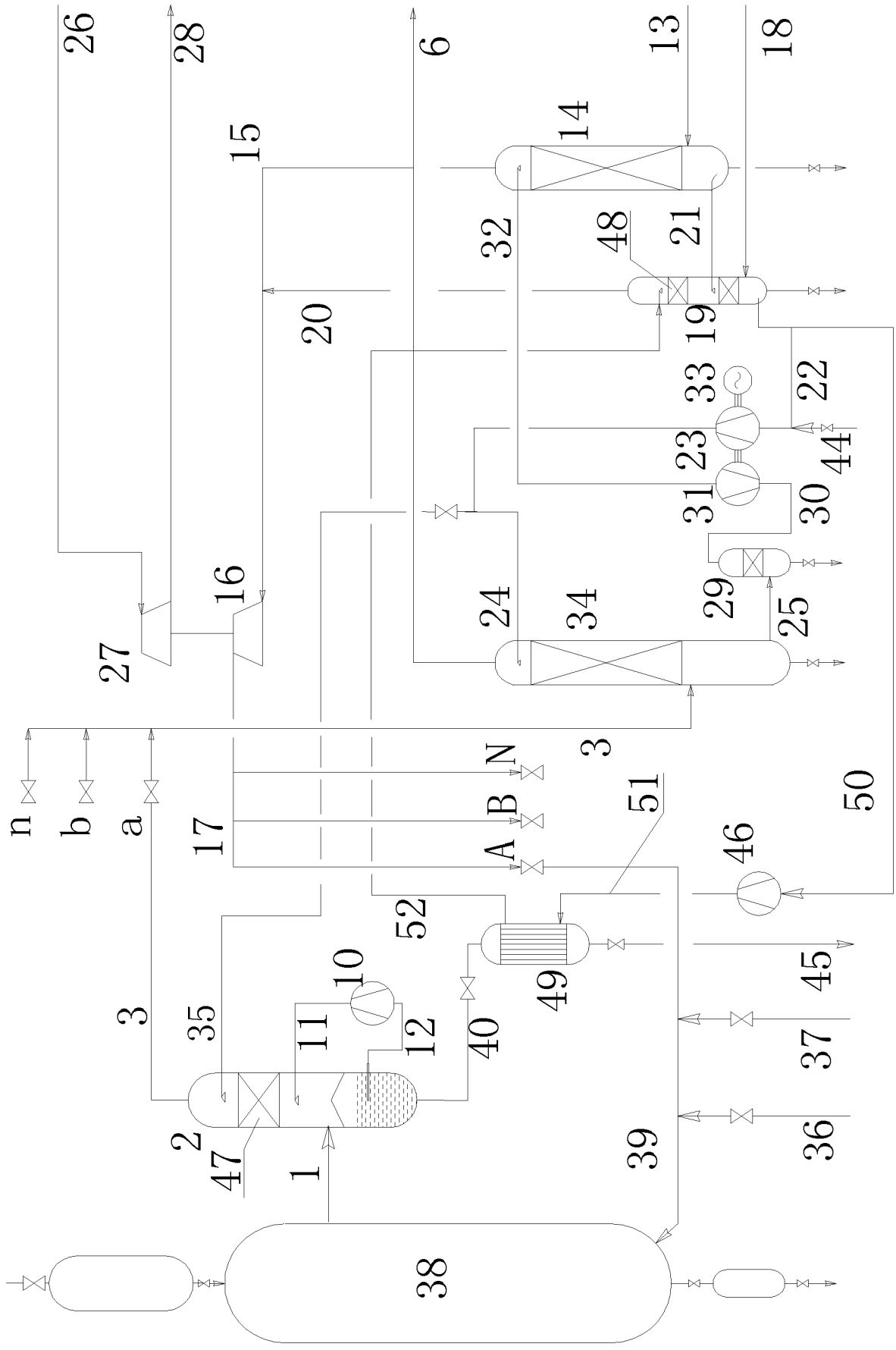
26
28
6
13
18
14
15
32
48
21
20
19
33
22
23
44
31
30
29
25
24
34
16
27
3
N
B
A
n
b
a
17
51
50
46
52
49
10
45
3
35
11
12
40
37
2
47
1
39
36
38

图 5

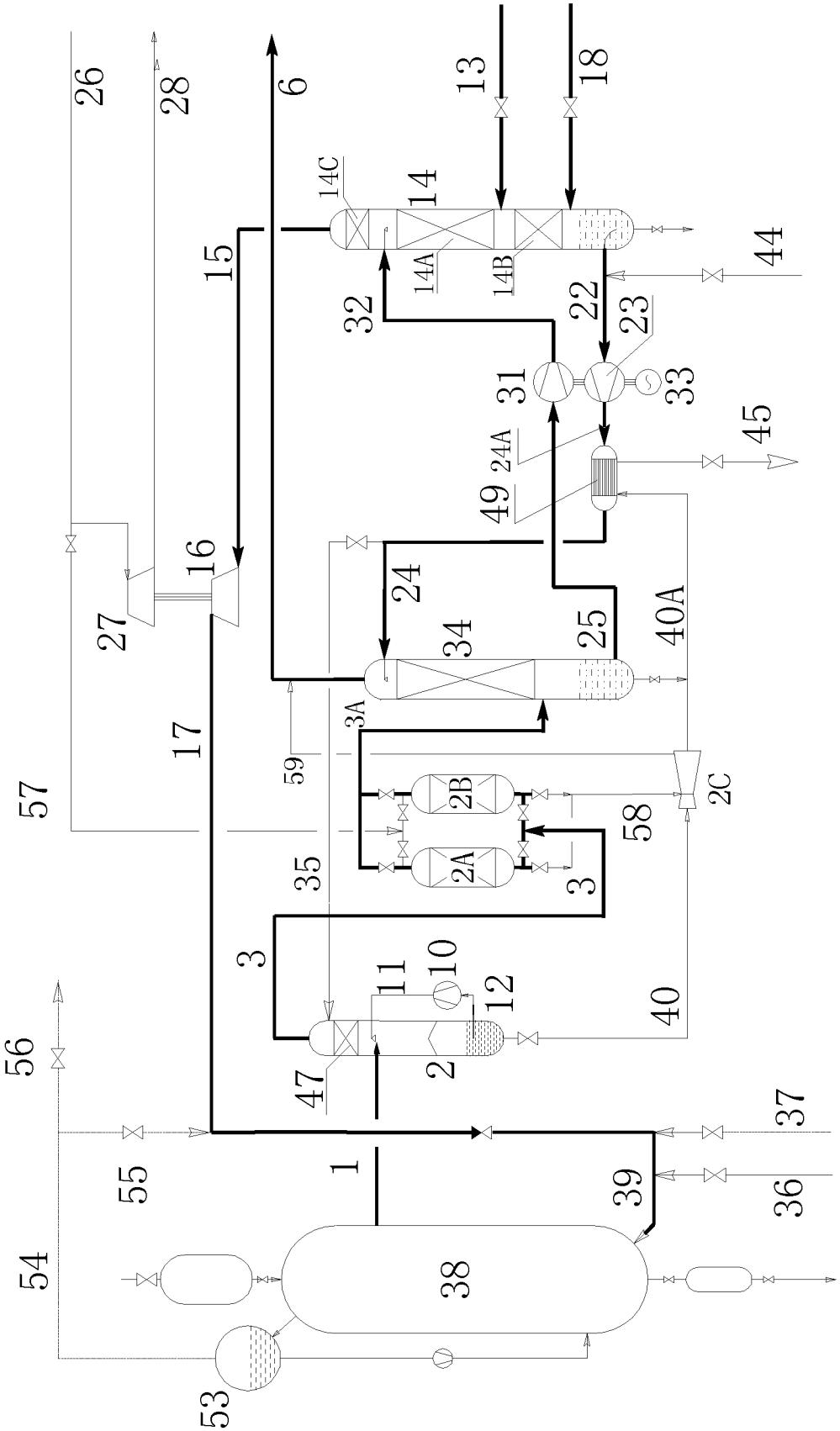
26
28
6
13
18
14C
14
15
14A
14B
44
32
22
23
31
33
45
24A
49
16
24
34
25
40A
27
17
3A
59
57
2B
2C
58
2A
35
3
3
11
10
12
40
56
47
2
37
55
1
39
36
54
38
53

图 6

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2011/083506

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

See the extra sheet

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC: C10J

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

CNPAT, CNKI, WPI, EPODOC: coal, gas, gasify+, fuel, heat, exchang+, water, steam, vapor, recover+, reus+

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	CN101063050A (FOSHAN KEDA ENERGY SOURCE MACH) 31 Oct. 2007 (31.10.2007) description, page 1, line 16 - page 3, line 9, embodiment, figure 1	1-9
X	CN1156754A（JIN, Qunying etl.）13 Aug. 1997（13.08.1997） description, page 1, lines 15-24, figure 1	1-9
X	CN1831094A（UNIV JIANGSU）13 Sep. 2006（13.09.2006）claim 1	1-9
X	US5937652A（ABDELMALEK FAWZY T）17 Aug. 1999（17.08.1999） description, column 4, line 35 - column 5, line 40, figure 1	1-9

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☒ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:

"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date

"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art

"&"document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search	Date of mailing of the international search report
08 Feb. 2012 (08.02.2012)	15 Mar. 2012 (15.03.2012)

Name and mailing address of the ISA
State Intellectual Property Office of the P. R. China
No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao
Haidian District, Beijing 100088, China
Facsimile No. (86-10)62019451

Authorized officer
WANG, Xutao
Telephone No. (86-10)62084761

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2011/083506

Box No. II Observations where certain claims were found unsearchable (Continuation of item 2 of first sheet)

This international search report has not been established in respect of certain claims under Article 17(2)(a) for the following reasons:

1. ☐ Claims Nos.:
because they relate to subject matter not required to be searched by this Authority, namely:

2. ☐ Claims Nos.:
because they relate to parts of the international application that do not comply with the prescribed requirements to such an extent that no meaningful international search can be carried out, specifically:

3. ☐ Claims Nos.:
because they are dependent claims and are not drafted in accordance with the second and third sentences of Rule 6.4(a).

Box No. III Observations where unity of invention is lacking (Continuation of item 3 of first sheet)

This International Searching Authority found multiple inventions in this international application, as follows:

See the extra sheet

1. ☐ As all required additional search fees were timely paid by the applicant, this international search report covers all searchable claims.

2. ☐ As all searchable claims could be searched without effort justifying additional fees, this Authority did not invite payment of additional fees.

3. ☐ As only some of the required additional search fees were timely paid by the applicant, this international search report covers only those claims for which fees were paid, specifically claims Nos.:

4. ☒ No required additional search fees were timely paid by the applicant. Consequently, this international search report is restricted to the invention first mentioned in the claims; it is covered by claims Nos.: 1-9

Remark on protest

☐ The additional search fees were accompanied by the applicant's protest and, where applicable, the payment of a protest fee.

☐ The additional search fees were accompanied by the applicant's protest but the applicable protest fee was not paid within the time limit specified in the invitation.

☐ No protest accompanied the payment of additional search fees.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2011/083506

C (Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	CN201102951Y (ZIBO YUJIANG ENTPR CO LTD) 20 Aug. 2008 (20.08.2008) the whole document	1-9

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.
PCT/CN2011/083506

Patent Documents referred in the Report	Publication Date	Patent Family	Publication Date
CN101063050A	31.10.2007	CN101063050B	26.05.2010
CN1156754A	13.08.1997	CN1057322C	11.10.2000
CN1831094A	13.09.2006	CN100410352C	13.08.2008
US5937652A	17.08.1999	US5321946A	21.06.1994
		US5403569A	04.04.1995
		US5466270A	14.11.1995
		US5607011A	04.03.1997
CN201102951Y	20.08.2008	None	

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2011/083506

CONTINUATION OF SECOND SHEET A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

C10J3/00 (2006.01)i
C10J3/20 (2006.01)i
C10J3/86 (2006.01)i
C10J3/78 (2006.01)i

CONTINUATION OF: CONTINUATION OF FIRST SHEET (2), BOX NO. III OBSERVATIONS WHERE UNITY OF INVENTION IS LACKING

The present application was found to include five inventions, as follows:

Item (1): the subject of independent 1 relates to a process for recovering coal gas waste heat, which involves transferring heat of coal gas to water, with the water being heated and then vaporized, producing steam in oxygen, oxygen-rich air, air, nitrogen, carbon dioxide, or the mixture thereof, and forming a steam-rich gasifying agent.

Item (2): the subject of independent 10 relates to an apparatus for recovering coal gas waste heat, which comprises a high pressure mass and heat transfer device, a pipline, a separator, a piplene for oxygen-rich steam at high pressure, a pipline for qualified gasifying agent, a stripper for wash water and the like connected in a specific manner.

Item (3): the subject of independent 19 relates to an apparatus for recovering coal gas waste heat using pressured moving bed, which comprises a cooler using spray rinse, a high pressure mass and heat transfer device, a pipline, a separator, a pressure machine, a steam turbine and the like connected in a specific manner.

Item (4): the subject of independent 24 relates to an apparatus for recovering coal gas waste heat, which comprises a cooler using spray rinse, a adsorption tower, a high pressure mass and heat transfer device, a pipline, a mixer and the like connected in a specific manner.

Item (5): the subject of independent 33 relates to a process for recovering coal gas waste heat, which comprises a cooler using spray rinse, a high pressure mass and heat transfer device, a mixer, an exchanger and the like connected in a specific manner, as well as an oxygen-containing stripping medium, CO_2(i.e. stripping medium free of oxygen) and piplines.

The same or corresponding special technical features between item (1) and any one of items (2)-(5) are recovery of coal gas waste heat, and use of a high pressure mass and heat transfer device and a low pressure mass and heat transfer device. However, as well known in the art, coal gas waste heat is recovered for use in producing, e.g., a gasifying agent useful in syngas production, and both the high pressure mass and heat transfer device and the low pressure mass and heat transfer device are used in such recovery and reuse. Accordingly, item (1) and any one of items (2)-(5) do not share a same or corresponding technical feature and are not so linked as to form a single general inventive concept , and therefore do not meet the requirement of unity.

Although each of items (2)-(5) relates to certain same devices, the devices are commonly used in the art. Additionally, each of the inventions comprises their respective specific devices in order to solve different technical problem, and the devices are connnected in different manner. For example, the invention of item (2) involves a piplene for oxygen-rich steam at high pressure, a pipline for qualified gasifying agent, and a stripper for wash water; the invention of item (3) involves a pressure machine and a steam turbine; the invention of item (4) involves a mixer; and the invention of item (5) involves an oxygen-containing stripping medium, CO_2 and the like. Accordingly, items (1)-(5) do not share a same or corresponding technical feature with each other and are not so linked as to form a single general inventive concept , and therefore do not meet the requirement of unity.

The application therefore does not meet the requirement of unity of invention as defined in PCT Rule 13.1.

国际检索报告

国际申请号
PCT/CN2011/083506

A. 主题的分类

见附加页

按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和 IPC 两种分类

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

IPC: C10J

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称，和使用的检索词（如使用）)

CNPAT, CNKI, WPI, EPODOC: 煤，可燃气，燃料气，气化，分解，气化剂，水，蒸气，蒸汽，热交换，换热，余热，废热，回收，循环，再用，再利用，coal, gas, gasify+, fuel, heat, exchang+, water, steam, vapor, recover+, reus+

C. 相关文件

类　型*	引用文件，必要时，指明相关段落	相关的权利要求
X	CN101063050A（佛山市科达能源机械有限公司）31.10 月 2007（31.10.2007） 说明书第 1 页第 16 行到第 3 页第 9 行，具体实施方式，图 1	1-9
X	CN1156754A（金群英 等）13.8 月 1997（13.08.1997） 说明书第 1 页第 15 行到第 24 行，图 1	1-9
X	CN1831094A（江苏大学）13.9 月 2006（13.09.2006）权利要求 1	1-9
X	US5937652A（ABDELMALEK FAWZY T）17.8 月 1999（17.08.1999） 说明书第 4 栏第 35 行到第 5 栏第 40 行，图 1	1-9
A	CN201102951Y（淄博禹江实业有限公司）20.8 月 2008（20.08.2008）全文	1-9

☐ 其余文件在 C 栏的续页中列出。　　☒ 见同族专利附件。

* 引用文件的具体类型：

"A" 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件

"E" 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利

"L" 可能对优先权要求构成怀疑的文件，或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件（如具体说明的）

"O" 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件

"P" 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件

"T" 在申请日或优先权日之后公布，与申请不相抵触，但为了理解发明之理论或原理的在后文件

"X" 特别相关的文件，单独考虑该文件，认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性

"Y" 特别相关的文件，当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时，要求保护的发明不具有创造性

"&" 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期	国际检索报告邮寄日期
08. 2 月 2012 (08.02.2012)	**15.3 月 2012 (15.03.2012)**
ISA/CN 的名称和邮寄地址： 中华人民共和国国家知识产权局 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路 6 号 100088 传真号：　(86-10)62019451	受权官员 王旭涛 电话号码：(86-10) **62084761**

国际检索报告

国际申请号
PCT/CN2011/083506

第II栏　某些权利要求被认为是不能检索的意见(续第 1 页第 2 项)

根据条约第 17 条(2)(a)，对某些权利要求未做国际检索报告的理由如下：

1. ☐ 权利要求：
因为它们涉及不要求本单位进行检索的主题，即：

2. ☐ 权利要求：
因为它们涉及国际申请中不符合规定的要求的部分，以致不能进行任何有意义的国际检索，
具体地说：

3. ☐ 权利要求：
因为它们是从属权利要求，并且没有按照细则 6.4(a)第 2 句和第 3 句的要求撰写。

第III栏　缺乏发明单一性的意见(续第 1 页第 3 项)

本国际检索单位在该国际申请中发现多项发明，即：

见附加页

1. ☐ 由于申请人按时缴纳了被要求缴纳的全部附加检索费，本国际检索报告涉及全部可作检索的权利要求。

2. ☐ 由于无需付出有理由要求附加费的劳动即能对全部可检索的权利要求进行检索，本单位未通知缴纳任何附加费。

3. ☐ 由于申请人仅按时缴纳了部分被要求缴纳的附加检索费，本国际检索报告仅涉及已缴费的那些权利要求。
具体地说，是权利要求：

4. ☒ 申请人未按时缴纳被要求缴纳的附加检索费。因此，本国际检索报告仅涉及权利要求书中首先提及的发明；包含该发明的权利要求是：1-9

关于异议的说明：
☐ 申请人缴纳了附加检索费，同时提交了异议书，适用时，缴纳了异议费。
☐ 申请人缴纳了附加检索费，同时提交了异议书，但未在通知书规定的时间期限内缴纳异议费。
☐ 缴纳附加检索费时未提交异议书。

国际检索报告

关于同族专利的信息

国际申请号 **PCT/CN2011/083506**

检索报告中引用的专利文件	公布日期	同族专利	公布日期
CN101063050A	31.10.2007	CN101063050B	26.05.2010
CN1156754A	13.08.1997	CN1057322C	11.10.2000
CN1831094A	13.09.2006	CN100410352C	13.08.2008
US5937652A	17.08.1999	US5321946A	21.06.1994
		US5403569A	04.04.1995
		US5466270A	14.11.1995
		US5607011A	04.03.1997
CN201102951Y	20.08.2008	无	

续：第 2 页 A. 主题的分类

C10J3/00 (2006.01)i

C10J3/20 (2006.01)i

C10J3/86 (2006.01)i

C10J3/78 (2006.01)i

续：第 1 页续页(2) 第 III 栏 缺乏发明单一性的意见

本申请有 5 项请求保护的发明：

第(1)项：独立权利要求 1，其涉及一种煤气余热回收工艺，采用热传递方式将煤气热量传给水，水被加热后气化为水蒸汽，从而在氧气、或富氧空气、或空气、或氮气、或二氧化碳、或这些气体的混合物中产生水蒸汽，成为富含水蒸汽的气化剂。

第(2)项：独立权利要求 10，其涉及一种煤气余热回收装置，包含以特定方式连接的高压传质传热设备、管线、分离器、高压富氧水蒸汽管线、合格气化剂管线、洗涤水提汽塔等设备。

第(3)项：独立权利要求 19，其涉及一种加压移动床煤气余热回收装置，包含以特定方式连接的喷淋洗涤冷却器、高压传质传热设备、管线、分离器、加压机、蒸汽轮机等设备。

第(4)项：独立权利要求 24，其涉及一种煤气余热回收利用装置，其包含以特定方式连接的喷淋洗涤冷却器、吸附塔、高压传质传热设备、管线、混合器等设备。

第(5)项：独立权利要求 33，其涉及一种煤气余热回收利用工艺，其包含以特定方式连接的喷淋洗涤冷却器、高压传质传热设备、混合器、换热器等设备，并且包含含氧气提介质、CO2 等无氧气提介质及管路。

第(1)项与第(2)-(5)中任一项的相同或相应的技术特征是煤气余热回收以及使用高压传质传热设备和低压传质传热设备，然而对煤气余热进行回收利用以产生用于例如合成气工艺的气化剂，以及在回收利用中采用高压传质传热设备和低压传质传热设备在本领域中都是众所周知的。因此第(1)项与第(2)-(5)中任一项之间不具有相同或相应的特定技术特征，不属于一个总的发明构思，不具备单一性。

第(2)-(5)各项中尽管涉及到相同的设备，但是这些设备均是本领域中的常用设备；此外，每项发明针对要解决的不同技术问题都包含各自的特定设备并且各设备之间的连接方式不同，例如第(2)项发明中包含了高压富氧水蒸汽管线、合格气化剂管线、洗涤水提汽塔，第(3)项发明中包含加压机、蒸汽轮机，第(4)项发明中包括混合器，第(5)项中包括含氧气提介质、CO2 等气提介质。因此，第(2)-(5)中各项之间也不具有相同或相应的特定技术特征，不属于一个总的发明构思，不具备单一性。

因此，本申请不满足发明单一性的要求，不符合 PCT 实施细则 13.1 的规定。