



(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 108138592 B

(45)授权公告日 2020.09.08

(21)申请号 201680061070.5

(22)申请日 2016.08.22

(65)同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 108138592 A

(43)申请公布日 2018.06.08

(30)优先权数据

62/209,217 2015.08.24 US

62/209,147 2015.08.24 US

62/209,188 2015.08.24 US

62/209,223 2015.08.24 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2018.04.18

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2016/048078 2016.08.22

(87)PCT国际申请的公布数据
W02017/035093 EN 2017.03.02

(73)专利权人 沙特阿拉伯石油公司

地址 沙特阿拉伯达兰市

(72)发明人 马哈茂德·巴希耶·马哈茂德·努
尔丁
哈尼·穆罕默德·阿尔赛义德

(74)专利代理机构 中科专利商标代理有限责任
公司 11021

代理人 吴胜周

(51)Int.Cl.

F01K 13/00(2006.01)

F01K 27/00(2006.01)

C10G 59/00(2006.01)

C10G 61/00(2006.01)

C10G 63/00(2006.01)

C10G 99/00(2006.01)

审查员 靳文强

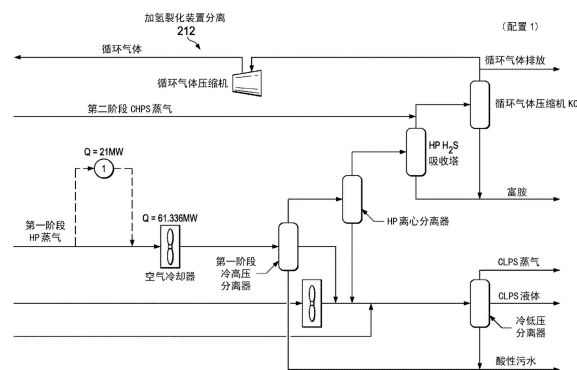
权利要求书12页 说明书29页 附图117页

(54)发明名称

工业设备中废弃能量的回收和再利用

(57)摘要

描述了直接或间接装置间(或两者)加热系统的配置和相关加工方案,其整合用于草根中级原油半转化精炼厂以提高来自低级废热源的特定部分的能量效率。还描述了直接或间接装置间(或两者)加热系统的配置和相关加工方案,其整合用于综合中级原油半转化精炼厂和芳烃联合装置以提高来自低级废物源的特定部分的能量效率。



1. 一种在原油精炼设备中实施的方法,所述方法包括:

在包括多个炼油装置的原油精炼设备中,各个炼油装置被配置为进行至少一个炼油过程,各个炼油装置包括多个互相连接的炼油子系统,其中处于各自温度的多个流股在所述多个互相连接的炼油子系统之间流动:

使来自所述多个炼油装置的加氢裂化装置的加氢裂化装置流股流动到第一热交换器;

使来自所述多个炼油装置的第一炼油装置的流股流动到所述第一热交换器,所述第一炼油装置与所述加氢裂化装置不同,其中所述第一热交换器将热量从所述加氢裂化装置流股转移至来自所述第一炼油装置的流股;和

在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置是硫回收装置,所述来自所述第一炼油装置的流股是胺再生塔塔底产物流股,所述加氢裂化装置流股是进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股还包括:

使用所述进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料加热所述胺再生塔塔底产物流股;和

使经加热的所述胺再生塔塔底产物流股流动通过所述硫回收装置的硫回收装置胺再生塔塔底产物。

3. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置是酸性污水汽提塔装置,所述来自所述第一炼油装置的流股是酸性污水汽提塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料和煤油产物流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股;

在第三热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物;和

使经加热的所述酸性污水汽提塔装置塔底产物流股流动通过所述酸性污水汽提塔装置。

4. 根据权利要求3所述的方法,其中所述第一热交换器、所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地流体连接。

5. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置包括气体分离装置和硫回收装置,其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底产物流股、在所述硫回收装置中的硫回收装置塔底冷流股和在所述气体分离装置中的脱乙烷塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股是进料到第二冷高压分离器流股的第二反应阶段进料流股、进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应进料流股和煤油产物流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述进料到第二冷高压分离器流股的第二反应阶段进料流股加热在所述气体分离装置中的所述C3/C4分割塔塔底产物流股；

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应进料流股加热在所述硫回收装置中的所述硫回收装置塔底冷流股；

在第三热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷塔塔底产物流股；

使经加热的所述硫回收装置塔底冷流股流动到所述硫回收装置；

使经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置；和

使经加热的所述C3/C4分割塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置。

6. 根据权利要求1所述的方法，其中所述第一炼油装置包括石脑油加氢处理装置和硫回收装置，其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述石脑油加氢处理装置中的石脑油分割塔塔底产物流股和在所述硫回收装置中的胺再生塔塔底产物流股，其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、产物汽提塔塔顶产物流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股和到进料第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股，并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括：

分别在第一热交换器、第二热交换器、第三热交换器和第四热交换器中使用所述柴油产物流股、所述产物汽提塔塔顶产物流股、所述煤油循环回流流股和所述煤油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的石脑油分割塔塔底产物流股；

在第五热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股；

使经加热的所述石脑油分割塔塔底产物流股流动到所述石脑油加氢处理装置；和

使经加热的所述胺再生塔塔底产物流股流动到所述硫回收装置。

7. 根据权利要求6所述的方法，其中所述第一热交换器、所述第二热交换器、所述第三热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

8. 根据权利要求1所述的方法，其中所述第一炼油装置包括酸性污水汽提塔装置和气体分离装置，其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括酸性污水汽提塔塔底冷流股、在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底产物流股和脱乙烷塔塔底产物流股，其中所述加氢裂化装置流股包括第二反应段第二阶段冷高压分离器进料流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股、产物汽提塔塔顶流股和煤油产物流股，并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括：

在所述第一热交换器中使用所述第二反应段第二阶段冷高压分离器进料流股加热在所述气体分离装置中的所述C3/C4分割塔塔底产物流股；和

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第一支流；

在第三热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第二支流；

在第四热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷

塔塔底产物流股；

使经加热的所述第一支流和经加热的所述第二支流流动到所述酸性污水汽提塔装置；
和

使经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股和经加热的所述C3/C4分割塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置。

9. 根据权利要求8所述的方法，其中所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地流体连接。

10. 根据权利要求1所述的方法，其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段，其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物流股，其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股，并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括：

在第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流；

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流；

在第三热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股第三支流；

使所述第一支流、所述第二支流和所述第三支流流动到胺再生装置分离段酸性气体再生塔塔底。

11. 根据权利要求10所述的方法，其中所述第一热交换器、所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地连接。

12. 根据权利要求1所述的方法，其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段，其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物流股，其中所述加氢裂化装置流股包括进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股、产物汽提塔塔顶流股和煤油产物流股，并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括：

在所述第一热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流；

在第二热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流；

在第三热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股第三支流；

使所述第一支流、所述第二支流和所述第三支流流动到所述胺再生装置分离段酸性气体再生塔塔底。

13. 根据权利要求12所述的方法，其中所述第一热交换器、所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地连接。

14. 根据权利要求1所述的方法，其中所述第一炼油装置包括石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置，其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述石脑油加氢处理装

置中的石脑油分割塔塔底产物流股和在所述酸性污水汽提塔装置中的酸性污水汽提塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第一支流;

在第三热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶产物流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第二支流;

在第四热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热所述石脑油分割塔塔底产物流股的第二支流;

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述石脑油分割塔塔底产物流股的第三支流;

使所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述酸性污水汽提塔装置;和

使所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流、经加热的第二支流和经加热的第三支流流动到所述石脑油加氢处理装置。

15. 根据权利要求14所述的方法,其中所述第一热交换器、所述第四热交换器和所述第五热交换器彼此并联地流体连接。

16. 根据权利要求14所述的方法,其中所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地流体连接。

17. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置包括硫回收装置和酸性污水汽提塔装置,其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述硫回收装置中的胺再生塔塔底产物流股和酸性污水汽提塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括煤油产物流股、柴油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第四热交换器中使用煤油产物流塔顶流股加热所述胺再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应进料流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第一支流;

在第三热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶产物流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第二支流;

使所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述酸性污水汽提塔装置;和

使所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述硫回收装置。

18. 根据权利要求17所述的方法, 其中所述第一热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

19. 根据权利要求17所述的方法, 其中所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地流体连接。

20. 根据权利要求1所述的方法, 其中所述第一炼油装置包括石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置, 其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述石脑油加氢处理装置中的石脑油分割塔塔底产物流股、在所述酸性污水汽提塔装置中的酸性污水汽提塔塔底产物流股、在所述气体分离装置中的脱乙烷塔塔底产物流股和在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底产物流股, 其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油循环回流流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股、产物汽提塔塔顶产物流股和煤油产物流股, 并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第一支流;

在第三热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶产物流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第二支流;

在第四热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热石脑油分割塔塔底产物装置流股的第二支流;

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷塔塔底产物流股;

在第六热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底流股;

使所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述酸性污水汽提塔装置;

使所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述石脑油加氢处理装置; 和

使经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股和经加热的所述C3/C4分割塔塔底流股流动到所述气体分离装置。

21. 根据权利要求20所述的方法, 其中所述第一热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

22. 根据权利要求20所述的方法, 其中所述第二热交换器和所述第三热交换器彼此并联地流体连接。

23. 根据权利要求1所述的方法, 其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段和气体分离装置, 其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物流股、在所述气体分离装置中的脱乙烷塔塔底产物流股和C3/C4分割

塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第三热交换器中使用煤油循环回流流股加热在所述气体分离装置中的所述C3/C4分割塔塔底产物流股;

在第四热交换器中使用所述煤油产物流股加热胺再生单元塔底流股的第三支流;

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷塔塔底产物流股;和

使经加热的所述第一支流、经加热的所述第二支流和经加热的所述第三支流流动到所述气体分离装置;和

使经加热的所述C3/C4分割塔塔底产物流股和经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置。

24. 根据权利要求23所述的方法,其中所述第一热交换器、所述第二热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

25. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段和硫回收装置,其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述硫回收装置中的胺再生塔塔底产物流股和在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油产物流股、进料到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、汽提塔塔顶流股和进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述硫回收装置中的硫回收装置尾气处理流股的第二支流;和

在第二热交换器中使用所述进料到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第四热交换器中使用所述汽提塔塔顶流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第三热交换器中使用进料到第一阶段冷高压的第一阶段反应进料流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第三支流;

使所述硫回收装置流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流流动到所述硫回收装置;和

使所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流、经加热的第二支流和经加热的第三支流流动到所述胺再生装置分离段。

26. 根据权利要求25所述的方法, 其中所述第一热交换器和所述第五热交换器彼此并联地流体连接。

27. 根据权利要求25所述的方法, 其中所述第二热交换器、所述第三热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

28. 根据权利要求1所述的方法, 其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段和石脑油加氢处理装置, 其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述石脑油加氢处理装置中的石脑油分割塔塔底产物流股和在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物流股以及在所述胺再生装置分离段中的酸性气体去除流股, 其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、汽提塔塔顶流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、产物汽提塔塔顶流股和煤油产物流股, 并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用所述柴油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述汽提塔塔顶流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底流股的第二支流;

在第三热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第三支流;

在第四热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第四支流;

在第五热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第六热交换器中使用所述产物汽提塔塔顶流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第七热交换器中使用所述煤油产物流股加热在所述胺再生装置分离段中的酸性气体去除支流流股;

使所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流、经加热的第二支流、经加热的第三支流和经加热的第四支流流动到所述石脑油加氢处理装置; 和

使所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和经加热的第二支流以及经加热的所述酸性气体去除支流流股流动到所述胺再生装置分离段。

29. 根据权利要求28所述的方法, 其中所述第五热交换器、所述第六热交换器和所述第七热交换器彼此并联地流体连接。

30. 根据权利要求28所述的方法, 其中所述第一热交换器、所述第二热交换器、所述第三热交换器和所述第四热交换器彼此并联地流体连接。

31. 根据权利要求28所述的方法, 其中所述第二热交换器和所述第六热交换器彼此串联地流体连接。

32. 根据权利要求1所述的方法, 其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置, 其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述硫回收装置中的胺再生塔塔底产物流股、在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔塔底产物

流股和在所述酸性污水汽提塔装置中的塔底流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、柴油产物流股、汽提塔塔顶流股、煤油循环回流流股和柴油汽提塔塔顶流股,其中柴油加氢处理装置流股包括柴油产物流股和汽提塔塔顶流股,并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股和所述柴油加氢处理装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用加氢裂化装置柴油产物流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第三热交换器中使用加氢裂化装置汽提塔塔顶流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第一支流;

在第四热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第二支流;

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述胺再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第六热交换器中使用柴油加氢处理装置柴油汽提塔塔顶流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第三支流;

在第七热交换器中使用柴油加氢处理装置柴油产物流股加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流;和

使所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第二支流流动到所述胺再生装置分离段;

使所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第二支流流动到所述硫回收装置;和

使所述塔底流股的经加热的第一支流、所述塔底流股的经加热的第二支流和所述塔底流股的经加热的第三支流流动到所述酸性污水汽提塔装置。

33. 根据权利要求32所述的方法,其中所述第一热交换器和所述第五热交换器彼此并联地流体连接。

34. 根据权利要求32所述的方法,其中所述第二热交换器和所述第七热交换器彼此并联地流体连接。

35. 根据权利要求32所述的方法,其中所述第三热交换器、所述第四热交换器和所述第六热交换器彼此并联地流体连接。

36. 根据权利要求1所述的方法,其中所述第一炼油装置包括胺再生装置分离段、硫回收装置、气体分离装置和酸性污水汽提塔装置,其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述硫回收装置中的胺再生塔塔底产物流股、在所述胺再生装置分离段中的酸性气体再生塔流股、在所述酸性污水汽提塔装置中的塔底流股、在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底产物流股和在所述气体分离装置中的脱乙烷塔塔底产物流股,其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油产物流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、汽提塔塔顶流股、煤油循环回流流股,并且柴油加氢处理装置包括柴油汽提塔

塔底流股和汽提塔塔顶流股以及要在所述原油精炼设备中的制氢装置中被冷却的热流股，并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股、加氢处理装置流股和制氢装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括：

在第一热交换器中使用加氢裂化装置柴油产物流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股的第一支流；

在第二热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股加热在所述胺再生装置分离段中的所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第一支流；

在第三热交换器中使用加氢裂化装置汽提塔塔顶流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第一支流；

在第四热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热在所述气体分离装置中的所述C3/C4分割塔塔底产物流股的第一支流；

在第五热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述胺再生塔塔底产物流股的第二支流；

在第六热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔顶流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第三支流；

在第七热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔底产物加热所述酸性气体再生塔塔底产物流股的第二支流；

在第八热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔底流股加热所述C3/C4分割塔塔底产物流股的第二支流；

在第九热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔底加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷塔塔底产物流股；

使所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第二支流流动到所述硫回收装置；

在第十热交换器中使用要在制氢装置中被冷却的热流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的第四支流；

使所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流和所述酸性气体再生塔塔底产物流股的经加热的第二支流流动到所述胺再生装置分离段；

使在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的经加热的第一支流、在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的经加热的第三支流和在所述酸性污水汽提塔装置中的所述塔底流股的经加热的第四支流流动到所述酸性污水汽提塔装置；和

使所述C3/C4分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流、所述C3/C4分割塔塔底产物流股的经加热的第二支流和经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置。

37. 根据权利要求36所述的方法，其中所述第一热交换器和所述第五热交换器彼此并联地流体连接。

38. 根据权利要求37所述的方法，其中所述第二热交换器和所述第七热交换器彼此并联地流体连接。

39. 根据权利要求37所述的方法，其中所述第三热交换器、所述第六热交换器和所述第十热交换器彼此并联地流体连接。

40. 根据权利要求37所述的方法，其中所述第七热交换器和所述第八热交换器彼此串

联地流体连接。

41. 根据权利要求37所述的方法, 其中所述第四热交换器和所述第八热交换器彼此并联地流体连接。

42. 根据权利要求37所述的方法, 其中所述第八热交换器和所述第九热交换器彼此串联地流体连接。

43. 根据权利要求1所述的方法, 其中所述第一炼油装置包括酸性气体去除装置、硫回收装置、气体分离装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置, 其中所述来自所述第一炼油装置的流股包括在所述石脑油加氢处理装置中的石脑油分割塔塔底产物流股、在所述酸性气体去除装置中的塔底流股、在所述酸性气体去除装置中的硫装置胺再生塔塔底产物流股、在所述酸性污水汽提塔装置中的酸性污水汽提塔塔底产物流股、在所述气体分离装置中的C3/C4分割塔塔底产物流股、在所述气体分离装置中的脱乙烷塔塔底产物流股, 其中所述加氢裂化装置流股包括柴油产物流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股、柴油汽提塔塔顶流股、进料到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股和柴油加氢处理装置汽提塔塔底产物流股、汽提塔塔顶流股以及要在原油设备中的制氢装置中被冷却的热流股, 并且其中在所述第一炼油装置的炼油过程中利用通过所述加氢裂化装置流股、柴油加氢处理装置流股和制氢装置流股加热的来自所述第一炼油装置的流股包括:

在所述第一热交换器中使用加氢裂化装置柴油产物流股加热在所述石脑油加氢处理装置中的所述石脑油分割塔塔底产物流股的第一支流;

在第二热交换器中使用所述加氢裂化装置柴油产物流股加热在所述硫回收装置中的所述胺再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第三热交换器中使用所述进料到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股加热所述胺再生塔塔底产物流股的第二支流;

在第四热交换器中使用所述进料到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股加热在胺再生装置分离段中的塔底流股;

在第五热交换器中使用加氢裂化装置汽提塔塔顶流股加热在所述酸性污水汽提塔装置中的所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第一支流;

在第六热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热所述石脑油分割塔塔底产物流股的第二支流;

在第七热交换器中使用所述煤油循环回流流股加热在所述气体分离装置中的所述C3/C4分割塔塔底产物流股的第一支流;

在第八热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述石脑油分割塔塔底产物流股的第三支流;

在第九热交换器中使用所述煤油产物流股加热所述硫装置胺再生塔塔底产物流股的第一支流;

在第十热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔底产物流股加热所述石脑油分割塔塔底产物流股的第四支流;

在第十一热交换器中使用所述柴油汽提塔塔顶流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第二支流;

在第十二热交换器中使用所述汽提塔塔底产物流股加热所述胺再生塔塔底产物流股的第二支流；

在第十三热交换器中使用柴油汽提塔塔底流股加热所述C3/C4分割塔塔底产物流股的第二支流；

在第十四热交换器中使用所述柴油加氢处理装置汽提塔塔底产物流股加热在所述气体分离装置中的所述脱乙烷塔塔底产物流股；

在第十五热交换器中使用要在制氢装置中被冷却的热流股加热所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的第三支流；

使所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流、所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第二支流、所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第三支流和所述石脑油分割塔塔底产物流股的经加热的第四支流流动到所述石脑油加氢处理装置；

使所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第一支流、所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第二支流和所述胺再生塔塔底产物流股的经加热的第三支流流动到所述硫回收装置；

使所述酸性气体去除装置胺再生塔塔底流股的经加热的第一支流和所述酸性气体去除装置胺再生塔塔底流股的经加热的第二支流流动到所述酸性气体去除装置；

使所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第一支流、所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第二支流和所述酸性污水汽提塔塔底产物流股的经加热的第三支流流动到所述酸性污水汽提塔装置；和

使所述C3/C4分割塔塔底产物流股的经加热的第一支流、所述C3/C4分割塔塔底产物流股的经加热的第二支流和经加热的所述脱乙烷塔塔底产物流股流动到所述气体分离装置。

44. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第一热交换器、所述第六热交换器、所述第八热交换器和所述第十热交换器彼此并联地流体连接。

45. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第一热交换器和所述第二热交换器彼此串联地流体连接。

46. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第八热交换器和所述第九热交换器彼此串联地连接。

47. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第四热交换器和所述第十二热交换器彼此并联地流体连接。

48. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第十热交换器和所述第十一热交换器彼此串联地流体连接。

49. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第五热交换器、所述第十一热交换器和所述第十五热交换器彼此并联地流体连接。

50. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第六热交换器和所述第七热交换器彼此串联地流体连接。

51. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第七热交换器和所述第十三热交换器彼此并联地流体连接。

52. 根据权利要求43所述的方法，其中所述第十二热交换器和所述第十三热交换器彼此串联地流体连接。

53. 一种在原油精炼设备中实施的系统,所述系统被配置为实施根据权利要求1所述的方法。

54. 根据权利要求53所述的系统,其中所述系统包括流动控制系统。

工业设备中废弃能量的回收和再利用

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请要求于2015年8月24日提交的美国临时专利申请号62/209,217、于2015年8月24日提交的美国临时专利申请号62/209,147、于2015年8月24日提交的美国临时专利申请号62/209,188和于2015年8月24日提交的美国临时专利申请号62/209,223的优先权。将这些在先申请中的每一个的整个内容以它们各自的整体通过引用并入本文。

技术领域

[0003] 本说明书涉及运行工业设备(工业设施, industrial facilities), 例如, 原油精炼设备或包括运行产生热量的装置(plant)的其他工业设备。

[0004] 背景

[0005] 石油精炼过程(工艺, process)是在石油精炼厂(refineries)中用于将原油转化为产物, 例如, 液化石油气(LPG)、汽油、煤油、喷气燃料、柴油、燃料油和其他产物的化工过程和其他设备。石油精炼厂是涉及许多不同加工单元和辅助设备例如公用工程(utility)单元、储罐和其他辅助设备的大型工业联合装置(industrial complex)。各个精炼厂都可以具有例如通过精炼厂位置、所需产物、经济考虑或其他因素决定的其自身独特的精炼过程的布置和组合。被实施(执行, implement)以将原油转化为产物如先前列举的那些的石油精炼过程可以产生可能不被再利用的热量, 和可能污染大气的副产物, 例如温室气体(GHG)。据信, 世界环境已经受部分由于GHG释放到大气中造成的全球变暖负面影响。

[0006] 概述

[0007] 本说明书描述与用于来自工业设备中的废弃能量(waste energy)的能量消耗减少的特定直接或间接装置间以及混合型装置内和装置间联合(集成或一体化, integration)相关的技术。

[0008] 本说明书中描述的主题的一种或多种实施方式的细节在附图和之后的描述中提出。所述主题的其他特征、方面和优点根据该描述、附图和权利要求书将变得明显。

[0009] 附图简述

[0010] 图1A-1B举例说明了用于加热在原油精炼设备中的硫回收装置中的硫回收装置流股的配置和相关方案细节。

[0011] 图1C-1G举例说明了用于加热酸性污水汽提塔装置流股的配置和相关方案细节。

[0012] 图1H-1M举例说明了用于加热在气体分离装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案细节。

[0013] 图1N-1S举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案细节。

[0014] 图1T-1Y举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案细节。

[0015] 图1Z-1AH举例说明了用于加热在胺再生装置中的流股的配置和相关方案细节。

[0016] 图1AI-1AN举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置中

的流股的配置和相关方案细节。

[0017] 图1AO-1AT举例说明了用于加热在硫回收装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。

[0018] 图1AU-1BA举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置中的流股的配置和相关方案。

[0019] 图1BB-1BG举例说明了用于加热在胺再生装置和气体分离装置中的流股的配置和相关方案。

[0020] 图1BH-1N举例说明了用于加热在胺再生装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案。

[0021] 图1BO-1BT举例说明了用于加热在胺再生装置和石脑油加氢处理装置中的流股的配置和相关方案。

[0022] 图1BU-1CB举例说明了用于在胺再生装置、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。

[0023] 图1CC-1CL举例说明了用于在胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。

[0024] 图1CM-1CX举例说明了用于在胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。

[0025] 详述

[0026] 工业废热是在许多工业设备,例如原油精炼厂、石化和化学联合装置以及其他工业设备中用于可能的无碳发电的来源。例如,对于沿原油和芳烃位置延伸的空气冷却器的网络,具有多达4000MM Btu/h(百万英热单位/小时)(Million British Thermal Units per hour)的芳烃的中等尺寸综合原油精炼厂可能是浪费的。废热中的一些可以被再利用以加热在该原油精炼厂的精炼子单元中的流股(流或物流,stream),由此减少在其他方面将需要被使用以加热这些流股的热量的量。以此方式,可以降低被原油精炼厂消耗的热量的量。另外,也可以降低温室气体(GHG)排放的量。在一些实施方式中,在不影响原油精炼厂的经营理念的情况下,可以实现加热公用工程消耗的约34%的减少和冷却公用工程消耗的约20%的减少。

[0027] 此处描述的废热回收和再利用技术可以在中级原油精炼半转化设备以及综合中级原油精炼半转化炼油和芳烃设备中实施。这些实施方式可以导致可以消耗由现有和新的原油精炼设备的现有技术设计所消耗的加热公用工程的约66%的能量高效系统。这些实施方式还可以导致相对于来自现有和新的原油精炼设备的现有技术设计的GHG排放的约三分之一的污染和GHG排放的降低。

[0028] 在某些现有炼油设备中,装置(例如,石脑油加氢处理装置、酸性污水(含硫的污水,sour water)汽提塔装置或其他装置)中的流股使用蒸汽再沸器(steam reboiler)加热。在此处描述的主题的一些实施方式中,所述装置中的流股可以使用由另一装置(例如,加氢裂化装置、加氢处理装置、制氢装置或其他装置)中的另一流股携带的废热加热。通过这样做,可以减少或消除在蒸汽再沸器中产生的热能。换言之,蒸汽再沸器不需要是用于加热所述装置中的流股的热能的唯一来源。由其他装置中的其他流股携带的废热可以替代蒸汽再沸器中产生的热能或者补充热能,由此减少来自蒸汽再沸器的所需热能的量。

[0029] 此处描述的主题可以以不同装置的特定操作模式实施,并且可以在不需要改变原油精炼厂中的现有热交换器设计的网络设计的情况下进行改造。在废热回收和再利用过程中使用的最小接近温度可以低至3。在一些实施方式中,在初始阶段以较少的废弃热量/能量回收为代价可以使用较高的最小接近温度,同时在后续阶段在使用对于特定热源使用的最小接近温度时实现相对较好的节能。

[0030] 总之,本公开内容描述了多种用于提高加热/冷却公用工程的能效的原油精炼厂领域的分离/蒸馏网络、配置和加工方案。通过再利用全部或部分废热,例如由多个分散的低级能量品质过程流股携带的低级废热,实现了能效提高。

[0031] 原油精炼厂装置的实例

[0032] 1. 制氢装置 (hydrogen Plant)

[0033] 氢通常在精炼厂中用于烃产物的硫去除和质量改善。随着对汽油和柴油的硫限制变得严格,对于氢的精炼需求持续增长。在特地产氢装置中采用两种过程方案-常规过程和基于变压吸附 (PSA) 的过程。氢制备可以包括加氢脱硫、蒸汽重整、变换 (shift conversion) 和纯化。常规过程制得中等纯度的氢,而基于PSA的过程将氢回收并且纯化至高纯度,例如大于99.9%的纯度。

[0034] 2. 芳烃联合装置 (aromatics complex)

[0035] 典型的芳烃联合装置包括用于使用利用连续催化重整 (CCR) 技术的石脑油的催化重整来制备苯、甲苯和二甲苯 (BTX) 的基础石化中间体的过程单元的组合。

[0036] 3. 气体分离装置

[0037] 气体分离装置包括脱乙烷塔和脱丙烷塔,其是分别用于分离在气体装置和精炼厂中的天然气液体 (NGL) 和轻端馏分中的乙烷和丙烷的蒸馏塔。脱乙烷塔从丙烷、丁烷和其他较重组分的混合物中去除乙烷。将脱乙烷塔的输出进料到脱丙烷塔中以从该混合物中分离丙烷。

[0038] 4. 胺再生装置

[0039] 硫化氢和二氧化碳是天然气中存在的最常见污染物,并且与其他污染物 (如果未去除可能负面影响天然气加工设备) 相比以相对较大的量存在。胺在酸性气体吸收塔 (acid gas absorber) 和再生塔 (再生器, regenerator) 中用于使化学过程中的酸性气体脱臭 (脱硫, sweeten), 在所述化学过程中弱碱 (例如, 胺) 与弱酸如硫化氢和二氧化碳反应而形成弱盐。

[0040] 5. 加氢裂化装置

[0041] 加氢裂化是将催化裂化和氢化进行组合的两阶段过程。在该过程中,重质原料 (进料, feedstock) 在氢的存在下裂化而产生更理想的产物。该过程采用高压、高温、催化剂和氢。加氢裂化用于难以通过催化裂化或重整进行加工的原料,因为这些原料的特征通常在于高的多环芳烃含量或高浓度的两种主要催化剂毒物,即硫和氮化合物 (或它们的组合)。

[0042] 加氢裂化过程依赖于原料的性质和两种竞争性反应 (氢化和裂化) 的相对速率。重质芳烃原料在宽范围的高压力和高温度下在氢和特殊催化剂的存在下转化为较轻的产物。当原料具有高的烷烃含量时,氢防止多环芳烃化合物的形成。氢还减少焦油形成并且防止炭在催化剂上的积聚。氢化另外将在原料中存在的硫和氮化合物转化为硫化氢和氨。加氢裂化产生用于烷基化原料的异丁烷,以及进行异构化用于倾点控制和烟点控制,它们两者

在高品质喷气燃料中都是重要的。

[0043] 6. 柴油加氢处理装置

[0044] 加氢处理是用于减少硫、氮和芳烃同时提高十六烷值、密度和烟点的精炼过程。加氢处理帮助精炼工业的工作以符合严格的清洁燃料规格的全球趋势、运输燃料的增长需求和朝向柴油的转变。在该过程中,将新鲜的进料加热并与氢混合。反应器流出物与合并的进料交换热量并且加热循环气和汽提塔装填物。然后将硫化物(例如,二硫化铵和硫化氢)从进料中去除。

[0045] 7. 酸性污水汽提塔公用工程装置(SWSUP)

[0046] SWSUP接收来自酸性气体去除、硫回收和燃烧单元(放空单元,flare unit)的酸性污水流股,以及经汽提且由烟灰水闪蒸容器释放的酸性气体(sour gas)。SWSUP汽提来自酸性污水流股的酸性组分,主要为二氧化碳(CO₂)、硫化氢(H₂S)和氨(NH₃)。

[0047] 8. 硫回收装置

[0048] 精炼厂中的硫回收设备工作调节硫化物至大气的排放以满足环境规章。在硫回收装置中,可以例如通过加热、用冷凝器冷却、使用硫转化催化剂、以及通过其他加工技术来加工包括硫的燃烧产物。一种技术是使用胺提取(抽提,extract)硫和其他酸性气体化合物。

[0049] 9. 石脑油加氢处理装置和连续催化重整装置

[0050] 石脑油加氢处理(NHT)产生101研究法辛烷值(RON)重整油(reformate),其具有最大4.0psi雷德蒸气压(Reid Vapor Pressure)(RVP),作为汽油总合中的调合料。其通常具有用于加工来自原油蒸馏装置(Crude Unit)、气体冷凝物分割塔(Gas Condensate Splitter)、加氢裂化装置(Hydrocracker)、轻质直馏石脑油(Light Straight-Run Naphtha)(LSRN)和减粘裂化装置(VisbreakerPlant)的石脑油的共混物的灵活性。NHT加工石脑油以产生用于CCR铂重整装置(platformer)和汽油共混的脱硫进料。

[0051] 热交换器(换热器,heat exchanger)

[0052] 在本公开内容中描述的配置中,热交换器用于将热量从一种介质(例如,流动通过原油精炼设备中的装置的流股、缓冲流体或其他介质)转移至另一种介质(例如,缓冲流体或流动通过原油设备中的装置的不同流股)。热交换器是典型地将热量从较热的流体流股转移(交换)至相对较不热的流体流股的装置。热交换器可以用于加热和冷却应用,例如用于冰箱、空调或其他冷却应用。热交换器可以基于其中液体流动的方向区分彼此。例如,热交换器可以是并流、错流或逆流。在并流热交换器中,所涉及的两种流体在相同方向上的移动,并排地进入和离开热交换器。在错流热交换器中,流体路径彼此垂直地行进。在逆流热交换器中,流体路径以相反方向流动,其中一种流体离开而另一流体进入。逆流热交换器有时比其他类型的热交换器更有效。

[0053] 除了基于流体方向分类热交换器之外,热交换器还可以基于它们的构造分类。一些热交换器由多个管构成。一些热交换器包括具有用于流体在其间流动的空间的板。一些热交换器能够实现液体至液体的热交换,同时一些热交换器能够实现使用其他介质的热交换。

[0054] 在原油精炼和石化设备中的热交换器通常是包括液体流动通过的多个管的壳管型热交换器。管分为两组-第一组容纳待加热或冷却的液体;第二组容纳负责激发热交换的

液体,即通过将热量吸收和传送离开而从第一组管移出热量或者通过将其自身的热量传送至内部的液体而使第一组升温的流体。当设计此类型的换热器时,必须注意确定适当的管壁厚度以及管径,以允许最佳的热交换。就流动而言,壳管式热交换器可以采取三种流路方式中的任一种。

[0055] 在原油精炼和石化设备中的热交换器也可以是板框型热交换器。板式热交换器包括其间具有通常通过橡胶衬垫保持的少量空间的结合在一起的薄板。表面积大,并且各个矩形板的角落以流体可以在板间流动通过的开口为特征,随着其流动从板提取热量。流体通道本身使热和冷的液体交替,意味着热交换器可以有效地冷却以及加热流体。因为板式热交换器具有大的表面积,所以它们有时可以比壳管式热交换器更有效。

[0056] 其他类型的热交换器可以包括再生热交换器(回热式热交换器,regenerative heat exchanger)和绝热轮式热交换器。在再生热交换器中,相同的流体沿着热交换器的两侧通过,所述热交换器可以是板式热交换器或壳管式热交换器。因为流体可以变得非常热,所以离开的流体被用于使进入的流体升温,保持接近恒温。在再生热交换器中节省能量,因为该过程是循环的,其中几乎所有相关的热量从离开的流体转移至进入的流体。为了保持恒温,需要少量的额外能量以升高和降低整体流体温度。在绝热轮式热交换器中,中间流体被用于储存热量,该热量然后转移至热交换器的相对侧。绝热轮由具有旋转穿过液体(热和冷的两者)以提取或转移热量的线状体(threats)的大轮组成。本公开内容中描述的热交换器可以包括先前描述的热交换器、其他热交换器或它们的组合中的任一种。

[0057] 在每种配置中的各个热交换器都可以与各自的热负荷(热力负荷)相关联。热交换器的热负荷可以定义为可以由热交换器从热流股转移至冷流股的热量的量。热量的量可以由热和冷流股两者的条件和热性质计算。从热流股的角度看,热交换器的热负荷是热流股流速、热流股比热和在至热交换器的热流股入口温度与来自热交换器的热流股出口温度之间的温度差的乘积。从冷流股的角度看,热交换器的热负荷是冷流股流速、冷流股比热和在来自热交换器的冷流股出口温度与来自热交换器的冷流股入口温度之间的温度差的乘积。在多种应用中,假定对于这些单元没有至环境的热量损失,特别地,在这些单元良好绝热的情况下,可以认为这两个量相等。可以以瓦(W)、兆瓦(MW)、百万英热单位/小时(Btu/h)或百万千卡/小时(Kcal/h)测量热交换器的热负荷。在此处描述的配置中,热交换器的热负荷作为“约X MW”提供,其中“X”表示数字热负荷值。数字热负荷值不是绝对的。即,热交换器的实际热负荷可以大致等于X、大于X或小于X。

[0058] 其中热交换器被描述为串联的配置可以具有多种实施方式。在一些实施方式中,热交换器可以以一种顺序(例如,按顺序的第一热交换器、第二热交换器和第三热交换器)串联布置,而在其他实施方式中,热交换器可以以不同顺序(例如,按顺序的第三热交换器、第一热交换器和第二热交换器)串联布置。换言之,在一个实施方式中被描述为与第二热交换器串联且在其下游的第一热交换器在第二种不同的实施方式中可以与第二热交换器串联且在其上游。

[0059] 流动控制系统

[0060] 在之后描述的配置的每一种中,过程流股(也称作“流股”)在原油精炼设备中的各个装置内以及在原油精炼设备中的装置之间流动。可以使用在整个原油精炼设备实施的一个或多个流动控制系统使过程流股流动。流动控制系统可以包括一个或多个用于泵送过程

流股的泵、一个或多个过程流股流动通过的流动管和一个或多个用于调节流股穿过管的流动的阀门。

[0061] 在一些实施方式中,流动控制系统可以手动操作。例如,操作人员可以设定各个泵的流速(流率,flow rate)并且设定阀门打开或关闭位置以调节过程流股穿过流动控制系统中的管的流动。一旦操作人员已经设定分布在原油精炼设备上的所有流动控制系统的流速和阀门打开或关闭位置,流动控制系统就可以使流股在装置内或在装置之间在恒流条件例如恒定体积速率或其他流动条件下流动。为了改变流动条件,操作人员可以例如通过改变泵流速或者阀门打开或关闭位置来手动地操作流动控制系统。

[0062] 在一些实施方式中,流动控制系统可以自动操作。例如,流动控制系统可以连接至计算机系统以操作流动控制系统。计算机系统可以包括存储由一个或多个处理器可执行的指令(如流动控制指令和其他指令)的计算机可读介质以进行操作(如流动控制操作)。操作人员可以使用计算机系统来设定分布在原油精炼设备上的所有流动控制系统的流速和阀门打开或关闭位置。在这样的实施方式中,操作人员可以通过经由计算机系统提供输入而手动改变流动条件。另外,在这样的实施方式中,计算机系统可以例如使用在一个或多个装置中实施且连接至计算机系统的反馈系统自动(即,无需手动干预)控制所述流动控制系统中的一个或多个。例如,传感器(如压力传感器、温度传感器或其他传感器)可以连接至过程流股流动通过的管道。传感器可以监测并提供过程流股的流动条件(如压力、温度或其他流动条件)至计算系统。响应于超过阈值(如阈值压力值、阈值温度值或其他阈值)的流动条件,计算机系统可以自动进行操作。例如,如果管道中的压力或温度分别超过阈值压力值或阈值温度值,则计算机系统可以向泵提供用于降低流速的信号,提供用于打开阀门以释放压力的信号,提供用于关闭过程流股流的信号,或提供其他信号。

[0063] 本公开内容描述了用于中级半转化原油精炼设备的新型能量高效的基于加氢裂化的配置和相关加工方案。

[0064] 半转化中级原油精炼设备是不包括芳烃联合装置的原油精炼设备。本公开内容描述了用于这样的精炼设备的废热回收和再利用网络。如之后描述的,可以从精炼设备中的一个或多个单元回收废热。这样的精炼厂典型地在加热公用工程中消耗几百兆瓦的能量(例如,约400MW)。实施此处描述的配置不仅可以减少能量消耗,而且可以减少基于能量的温室气体(GHG)排放。特别地,本公开内容描述了在原油精炼设备中实施以使用在原油精炼设备中的加氢裂化装置中的加氢裂化装置流股加热在原油精炼设备的装置中的流股的方法。下文参照以下附图来描述用于这样做的过程方案的多种配置。

[0065] 配置1

[0066] 图1A-1B举例说明了用于加热在原油精炼设备中的硫回收装置中的硫回收装置流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的第二流股直接加热在第一装置中的第一流股。在一些实施方式中,第一装置是硫回收装置;第一流股是胺再生塔(再生器,regenerator)塔底产物流股(bottoms stream);第二装置是加氢裂化装置;并且第二流股是(进料或流动)到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料。

[0067] 图1A-1B中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置和硫回收装置从而减少原油精炼设备的能量消耗(例如,加热和冷却公用工程)。例如,约21MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约6%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程

流股(例如,硫回收装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)。

[0068] 如图1A中所示,在加氢裂化装置212中的到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料在第一热交换器中直接加热硫回收装置胺再生塔塔底流股,所述第一热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,21MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料返回到加氢裂化装置212用于进一步加工(处理,processing)。

[0069] 图1B示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。经加热的(加热后的,heated)胺再生塔塔底流股流动到硫回收装置202。如图1B中所示,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径(流程,flow path)可以满足用于该塔的操作(运行,operation)的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0070] 以此方式,使用加氢裂化装置直接加热硫回收装置,从而节省约21MW的热能。

[0071] 配置2

[0072] 图1C-1G举例说明了用于加热酸性污水汽提塔装置流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在第一装置中的第一流股。在一些实施方式中,第一装置是硫回收装置;第一流股是胺再生塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物、到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料和煤油产物流股。

[0073] 图1C-1G中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗(例如,加热和冷却公用工程)。例如,约32MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约8%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,酸性污水汽提塔装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)。

[0074] 图1C-1F示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1G示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1C中所示,在加氢裂化装置212中的柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,10MW)的热负荷。另外,如图1D中所示,在加氢裂化装置212中的到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料在第二热交换器中直接加热酸性污水汽提塔塔底流股,所述第二热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,19.7MW)的热负荷。如图1F中所示,在加氢裂化装置212中的煤油产物流股在第三热交换器中直接加热酸性污水汽提塔塔底流股,所述第三热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,2.3MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第一、第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股、到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应段进料和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0075] 然后使经加热的第一、第二和第三酸性污水汽提塔塔底流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1G中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中

公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔装置的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0076] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热直接加热酸性污水汽提塔装置,从而节省约32MW的热能。

[0077] 配置3

[0078] 图1H-1M举例说明了用于加热在气体分离装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是硫回收装置和气体分离装置;多个第一流股是胺再生塔塔底产物、C3/C4分割塔塔底产物和脱乙烷塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是进料到第二冷高压分离器的第二反应阶段进料流股、到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股和煤油产物流股。

[0079] 图1H-1M中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、气体分离装置和硫回收装置从而减少原油精炼设备的能量消耗(例如,加热和冷却公用工程)。例如,约35MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约9%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生塔流股或其他过程流股)。

[0080] 图1H-1K示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1L示出了原油精炼设备中的气体分离装置204。图1M示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。如图1H中所示,在加氢裂化装置212中的到第二冷高压分离器流股的第二反应阶段进料流股在第一热交换器中直接加热C3/C4分割塔塔底流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,9.9MW)的热负荷。如图1I中所示,在加氢裂化装置212中的到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应进料流股在第二热交换器中直接加热胺再生塔塔底流股,所述第二热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,21MW)的热负荷。如图1K中所示,在加氢裂化装置212中的煤油产物流股在第三热交换器中直接加热脱乙烷塔塔底流股,所述第三热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第二冷高压分离器流股的第二反应阶段进料流股、到第一阶段冷高压分离器流股的第一阶段反应进料流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0081] 然后使经加热的胺再生塔塔底流股流动到硫回收装置202。如图1M中所示,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0082] 使经加热的C3/C4分割塔塔底流股和脱乙烷塔塔底流股流动到气体分离装置204。如图1L中所示,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。还示出了,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于

C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0083] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热直接加热气体分离装置和硫回收装置,从而节省约35MW的热能。

[0084] 配置4

[0085] 图1N-1S举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是硫回收装置和石脑油加氢处理装置;多个第一流股是胺再生塔塔底产物和石脑油分割塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、产物汽提塔塔顶产物流股(product stripper overheads stream)、煤油循环回流(中段回流,pumparound)流股、煤油产物流股和到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股。

[0086] 图1N-1S中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、石脑油加氢处理装置和硫回收装置从而减少原油精炼设备的能量消耗(例如,加热和冷却公用工程)。例如,约42MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约11%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生塔流股或其他过程流股)。

[0087] 图1N-1Q示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1R示出了原油精炼设备中的石脑油加氢处理装置214。图1S示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。石脑油分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、产物汽提塔塔顶流股、煤油循环回流流股和煤油产物流股。柴油产物流股、产物汽提塔塔顶产物流股、煤油循环回流流股和煤油产物流股各自分别在第一热交换器(如图1N中所示)、第二热交换器(如图1P-1中所示)、第三热交换器(如图1P-3中所示)和第四热交换器(如图1Q中所示)中直接加热第一、第二、第三和第四石脑油分割塔塔底产物流股。第一热交换器、第二热交换器、第三热交换器和第四热交换器的热负荷分别可以为约1MW至10MW(例如,6.6MW)、约1MW至10MW(例如,3.4MW)、约1MW至10MW(例如,5.7MW)和约1MW至10MW(例如,5.4MW)。相对于石脑油分割塔塔底产物的流动,第一、第二、第三和第四热交换器彼此并联地连接。另外,如图10中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股在第五热交换器中直接加热胺再生塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,21MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股、产物汽提塔塔顶产物流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股和到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0088] 然后使第一、第二、第三和第四经加热的石脑油分割塔塔底流股流动到石脑油加氢处理装置214。如图1R中所示,可以减少用于石脑油分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于石脑油分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0089] 然后使经加热的胺再生塔塔底流股流动到硫回收装置202。如图1S中所示,用于胺

再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0090] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热石脑油加氢处理装置和硫回收装置,从而节省约42MW的热能。

[0091] 配置5

[0092] 图1T-1Y举例说明了用于加热在酸性污水汽提塔装置和气体分离装置中的流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是酸性污水汽提塔装置和气体分离装置;多个第一流股是酸性污水汽提塔塔底产物和石脑油分割塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是第二反应段第二阶段冷高压分离器进料流股、煤油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股。

[0093] 图1T-1Y中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。约46MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约12%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生塔流股或其他过程流股)。

[0094] 图1T-1W示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1X示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。图1Y示出了原油精炼设备中的气体分离装置204。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1T中所示,在加氢裂化装置212中的第二反应段第二阶段冷高压分离器进料流股在第一热交换器中直接加热C3/C4分割塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,9.9MW)的热负荷。如图1W中所示,在加氢裂化装置212中的煤油产物流股在第四热交换器中直接加热脱乙烷塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使第二反应段第二阶段冷高压分离器进料流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0095] 使经加热的C3/C4分割塔塔底产物流股和经加热的脱乙烷塔塔底产物流股各自流动到气体分离装置204。如图1Y中所示,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。同样,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0096] 另外,加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股。如图1U中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底流股,所述第二热交换器具有

可以为约15MW至25MW(例如,20.5MW)的热负荷。如图1V-2中所示,产物汽提塔塔顶产物流股在第三热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.5MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一反应阶段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0097] 然后使经加热的第一和第二酸性污水汽提塔塔底流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1X中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0098] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热酸性污水汽提塔装置和气体分离装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约46MW的热能。

[0099] 配置6

[0100] 图1Z-1AH举例说明了用于使用加氢裂化装置加热在胺再生装置中的酸性气体再生塔塔底产物流股的配置和相关方案细节。例如,约48MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约12%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,酸性气体再生塔流股或其他过程流股)。

[0101] 配置6-方案A

[0102] 图1Z-1AD中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置和胺再生装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在第一装置中的第一流股。在一些实施方式中,第一装置是胺再生装置;第一流股是酸性气体再生塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股。

[0103] 图1Z-1AC示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AD示出了原油精炼设备中的胺再生装置。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212具有柴油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股,所述流股分别直接加热第一、第二和第三酸性气体再生塔塔底产物流股。如图1Z中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.6MW)的热负荷。如图1AA中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股在第二热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底流股,所述第二热交换器具有可以为约20MW至30MW(例如,24.2MW)的热负荷。如图1AC中所示,煤油产物流股在第三热交换器中直接加热第三酸性气体再生塔塔底流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,12MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第一、第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0104] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1AD中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0105] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热胺再生装置,从而节省约48MW的热能。

[0106] 配置6-方案B

[0107] 图1AE-1AH中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置和胺再生装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流通股直接加热在第一装置中的第一流通股。在一些实施方式中,第一装置是胺再生装置;第一流通股是酸性气体再生塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流通股是进料到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股、产物汽提塔塔顶产物流股和煤油产物流股。

[0108] 图1AE-1AG示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AH示出了原油精炼设备中的胺再生装置。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流通股流入到装置中并且分裂成多个流通股,或者其可以作为多个流通股流入到装置中。加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股、产物汽提塔塔顶产物流股和煤油产物流股。如图1AE中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股在第一热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底流通股,所述第一热交换器具有可以为约25MW至35MW(例如,27.8MW)的热负荷。如图1AF(由图1AF-1和图1AF-2共同代表)中所示,产物汽提塔塔顶产物流股在第二热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底流通股,所述第二热交换器具有可以为约10MW至20MW(例如,14.8MW)的热负荷。如图1AG中所示,煤油产物流股在第三热交换器中直接加热第三酸性气体再生塔塔底流通股,所述第三热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.2MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第一、第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股、产物汽提塔塔顶产物流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0109] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性气体塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1AH中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0110] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热胺再生装置,从而节省约48MW的热能。

[0111] 配置7

[0112] 图1AI-1AN举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案细节。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流通股直接加热在多个第一装置中的多个第一流通股。在一些实施方式中,多个第一装置是石脑

油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置；多个第一流股是石脑油分割塔塔底产物和酸性污水汽提塔塔底产物流股；第二装置是加氢裂化装置；并且第二多个流股是柴油产物、煤油循环回流、煤油产物、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股。

[0113] 图1AI-1AN中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。约50MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约13%的能量消耗。如之后描述的，在某些方案中，过程流股（例如，加氢裂化装置流股或其他过程流股）可以用于直接加热另一过程流股（例如，酸性污水汽提塔流股或其他过程流股）。

[0114] 图1AI-1AL示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AM示出了原油精炼设备中的石脑油加氢处理装置214。石脑油分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股，或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、煤油循环回流流股和煤油产物流股。如图1AI中所示，柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一石脑油分割塔塔底流股，所述第一热交换器具有可以为约5MW至10MW（例如，6.6MW）的热负荷。如图1AK（由图1AK-1和图1AK-2共同代表）中所示，煤油循环回流流股在第四热交换器中直接加热第二石脑油分割塔塔底流股，所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW（例如，5.7MW）的热负荷。如图1AL中所示，煤油产物流股在第五热交换器中直接加热第三石脑油分割塔塔底流股，所述第五热交换器具有可以为约1MW至10MW（例如，5.4MW）的热负荷。相对于石脑油分割塔塔底产物的流动，第一、第四和第五热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股、煤油循环回流流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0115] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三石脑油分割塔塔底产物流股流动到石脑油加氢处理装置214。如图1AM中所示，可以减少用于石脑油分割塔的蒸汽热输入，因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中，用于石脑油分割塔的蒸汽热输入可以是0MW，因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0116] 图1AN示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股，或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212还包括到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股。如图1AJ中所示，到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底流股，所述第二热交换器具有可以为约15MW至25MW（例如，20.5MW）的热负荷。如图1AK中所示，产物汽提塔塔顶产物流股在第三热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底流股，所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW（例如，11.5MW）的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动，第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0117] 然后使经加热的第一和经加热的第二酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性

污水汽提塔装置210。如图1AN中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0118] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约50MW的热能。

[0119] 配置8

[0120] 图1A0-1AT举例说明了用于加热在硫回收装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是硫回收装置和酸性污水汽提塔装置;多个第一流股是胺再生塔塔底产物和酸性污水汽提塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物、煤油产物、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股。

[0121] 图1A0-1AT中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约53MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约13%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生塔流股或其他过程流股)。

[0122] 图1A0-1AR示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AT示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。胺再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股和煤油产物流股。如图1A0中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一胺再生塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,10.4MW)的热负荷。如图1AR中所示,煤油产物流股在第四热交换器中直接加热第二胺再生塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,10.6MW)的热负荷。相对于硫回收装置胺再生塔塔底产物的流动,第一和第四热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0123] 使经加热的第一和经加热的第二胺再生塔塔底产物流股流动到硫回收装置202。如图1AT中所示,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0124] 图1AS示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212还包括到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和柴油产物汽提塔塔顶产物流股。如图1AP中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第二热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,20.5MW)的热负荷。如图1AQ(由图1AQ-1和图1AQ-2共同代表)

中所示,产物汽提塔塔顶流股在第三热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.5MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和产物汽提塔塔顶产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0125] 然后使经加热的第一和经加热的第二酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1AS中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0126] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热酸性污水汽提塔装置和硫回收装置胺。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约53MW的热能。

[0127] 配置9

[0128] 图1AU-1BA举例说明了用于加热在石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置;多个第一流股是石脑油分割塔塔底产物、酸性污水汽提塔塔底产物、脱乙烷塔塔底产物和C3/C4分割塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物、煤油循环回流、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股、产物汽提塔塔顶产物、煤油循环回流流股。

[0129] 图1AU-1BA中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置和气体分离装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约59MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约15%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,酸性污水汽提塔流股或其他过程流股)。

[0130] 图1AU-1AX示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AY示出了原油精炼设备中的石脑油加氢处理装置214。石脑油分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股和煤油循环回流流股。如图1AU中所示,柴油产物流股用于在第一热交换器中直接加热第一石脑油分割塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,6.6MW)的热负荷。如图1AW(由图1AW-1和图1AW-2共同代表)中所示,煤油循环回流流股用于在第四热交换器中直接加热第二石脑油分割塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.7MW)的热负荷。相对于石脑油分割塔塔底产物的流动,第一和第四热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0131] 然后使经加热的第一和经加热的第二石脑油分割塔塔底产物流股流动到石脑油加氢处理装置214。如图1AY中所示,可以减少用于石脑油分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于石脑油分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以

满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0132] 图1AZ示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流通股,或者其可以作为多个流通股流入到装置中。加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股和产物汽提塔塔顶产物流股。如图1AV中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股用于在第二热交换器中直接加热酸性污水汽提塔塔底流通股的第一支流,所述第二热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,20.5MW)的热负荷。如图1AW中所示,产物汽提塔塔顶产物流股用于在第三热交换器中直接加热酸性污水汽提塔塔底流通股的第二支流,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.5MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第二和第三热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流通股和产物汽提塔塔顶产物流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0133] 然后使经加热的第一和经加热的第二酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1AZ中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0134] 另外,如图1AW中所示,煤油循环回流流通股用于在第五热交换器中直接加热气体分离装置脱乙烷塔塔底流通股,所述第五热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。相对于煤油循环回流流股的流动,第五热交换器与第四热交换器串联地连接,并且在第四热交换器下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。在一个备选实施方案中,煤油循环回流流股的冷却需求可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该分馏塔的操作的煤油循环回流流股的整个冷却需求。使煤油循环回流流通股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0135] 图1BA示出了原油精炼设备中的气体分离装置210。然后使经加热的脱乙烷塔塔底流通股流动到气体分离装置204。如图1BA中所示,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0136] 如图1AX中所示,煤油产物流股用于在第六热交换器中加热气体分离装置C3/C4分割塔塔底流通股,所述第六热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,9.9MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使煤油产物流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0137] 然后使经加热的C3/C4分割塔塔底流通股流动到气体分离装置204。如图1BA中所示,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0138] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热石脑油加氢处理装置、酸性污水汽提塔装置、气体分离装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约59MW的

热能。

[0139] 配置10

[0140] 图1BB-1BG举例说明了用于加热在胺再生装置和气体分离装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是胺再生装置和气体分离装置;多个第一流股是酸性气体再生塔塔底产物、脱乙烷塔塔底产物和C3/C4分割塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股、煤油产物和煤油循环回流流股。

[0141] 图1BB-1BG中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、胺再生装置和气体分离装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约62MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约16%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,气体分离装置流股或其他过程流股)。

[0142] 图1BB-1BE示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1AY示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股和煤油产物流股。如图1BB中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.6MW)的热负荷。如图1BC中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股在第二热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第二热交换器具有可以为约20MW至30MW(例如,24.2MW)的热负荷。如图1BE中所示,煤油产物流股在第四热交换器中直接加热第三酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,12MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第一、第二和第四热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和到第一阶段冷高压分离器的第一反应段进料流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0143] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1BF中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0144] 加氢裂化装置212包括煤油循环回流流股。如图1BD(由图1BD-1和图1BD-2共同代表)中所示,煤油循环回流流股在第三热交换器中直接加热C3/C4分割塔塔底流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,9.9MW)的热负荷。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。在一个备选实施方案中,煤油循环回流流股的冷却需求可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该分馏塔的操作的煤油循环回流流股的整个冷却需求。使煤油循环回流流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0145] 图BG示出了原油精炼设备中的气体分离装置204。然后使经加热的C3/C4分割塔塔

底产物流股流动到气体分离装置204。如图1BG中所示,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0146] 如图1BE中所示,煤油产物流股在第五热交换器中直接加热脱乙烷塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。相对于煤油产物流股的流动,第五热交换器与第四热交换器连接,与第四热交换器串联,并且在第四热交换器下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使煤油产物流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0147] 然后使经加热的脱乙烷塔塔底产物流股流动到气体分离装置204。如图1BG中所示,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0148] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热胺再生装置和气体分离装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约62MW的热能。

[0149] 配置11

[0150] 图1BH-1BN举例说明了用于加热在胺再生装置和硫回收装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是胺再生装置和硫回收装置;多个第一流股是酸性气体再生塔塔底产物和胺再生塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、煤油产物流股、到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、产物汽提塔塔顶产物流股和到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。

[0151] 图1BH-1N中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、胺再生装置和硫回收装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约69MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约17%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生塔流股或其他过程流股)。

[0152] 图1BH-1BL示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1BM示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。胺再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212具有柴油产物流股和煤油产物流股。如图1BH中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一胺再生塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,10.4MW)的热负荷。如图1BL中所示,煤油产物流股在第五热交换器中直接加热第二胺再生塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11MW)的热负荷。相对于胺再生塔塔底产物的流动,第一和第五热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0153] 然后使经加热的第一和经加热的第二胺再生塔塔底产物流股流动到硫回收装置

202。如图1BM中所示,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0154] 图1BN示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、产物汽提塔塔顶流股和到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。如图1BI中所示,到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第二热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5MW)的热负荷。如图1BK(由图1BK-1和图1BK-2共同代表)中所示,产物汽提塔塔顶流股在第四热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约10MW至20MW(例如,14.9MW)的热负荷。如图1BJ中所示,到第一阶段冷高压的第一阶段反应进料流股在第三热交换器中直接加热第三酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第三热交换器具有可以为约25MW至35MW(例如,27.9MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第二、第三和第四热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、产物汽提塔塔顶流股和到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0155] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1BN中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0156] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热硫回收装置和胺再生装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约69MW的热能。

[0157] 配置12

[0158] 图1B0-1BT举例说明了用于加热在胺再生装置和石脑油加氢处理装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是胺再生装置和石脑油加氢处理装置;多个第一流股是酸性气体再生塔塔底产物和石脑油分割塔塔底产物流股;第二装置是加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、产物汽提塔塔顶流股、煤油循环回流流股、煤油产物流股和到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。

[0159] 图1B0-1BT中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、胺再生装置和石脑油加氢处理装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约69MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约17%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,胺再生装置流股或其他过程流股)。

[0160] 图1B0-1BR示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1BT示出了原油精炼设

备中的石脑油加氢处理装置214。石脑油分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流通股,或者其可以作为多个流通股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、产物汽提塔塔顶流通股、煤油循环回流流通股和煤油产物流股。如图1B0中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一石脑油分割塔塔底流通股,所述第一热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,6.6MW)的热负荷。如图1BQ(由图1BQ-1和图1BQ-2共同代表)中所示,产物汽提塔塔顶流通股在第二热交换器中直接加热第二石脑油分割塔塔底流通股,所述第二热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,3.4MW)的热负荷。另外,如图1BQ中所示,煤油循环回流流通股在第三热交换器中直接加热第三石脑油分割塔塔底流通股,所述第三热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.7MW)的热负荷。如图1BR中所示,煤油产物流股在第四热交换器中直接加热第四石脑油分割塔塔底流通股,所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.4MW)的热负荷。相对于石脑油分割塔塔底产物的流动,第一、第二、第三和第四热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和煤油循环回流流通股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0161] 然后使经加热的第一、经加热的第二、经加热的第三和经加热的第四石脑油分割塔塔底产物流股流动到石脑油加氢处理装置214。如图1BT中所示,可以减少用于石脑油分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于石脑油分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0162] 图1BT示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流通股,或者其可以作为多个流通股流入到装置中。加氢裂化装置212还包括到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流通股、产物汽提塔塔顶流通股和煤油产物流股。如图1BP中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流通股在第五热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约25MW至35MW(例如,29.5MW)的热负荷。如图1BQ中所示,产物汽提塔塔顶流通股在第六热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第六热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,12MW)的热负荷。相对于产物汽提塔塔顶流股的流动,第六热交换器与第二热交换器连接,与第二热交换器串联,并且在第二热交换器下游。如图1BR中所示,煤油产物流股在第七热交换器中直接加热第三酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第七热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,6.3MW)的热负荷。相对于煤油产物流股的流动,第七热交换器与第四热交换器连接,与第四热交换器串联,并且在第四热交换器下游。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第五、第六和第七热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流通股、产物汽提塔塔顶流通股和煤油产物流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0163] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1BS中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0164] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热胺再生装置和石脑油加氢处理装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约69MW的热能。

[0165] 配置13

[0166] 图1BU-1CB举例说明了用于在胺再生装置、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在多个第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是胺再生装置、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置;多个第一流股是酸性气体再生塔塔底产物、胺再生塔塔底产物和酸性污水汽提塔塔底产物流股;多个第二装置是柴油加氢处理装置和加氢裂化装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、煤油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、柴油汽提塔塔底产物流股、产物汽提塔塔顶产物流股、煤油循环回流流股和柴油汽提塔塔顶产物流股。

[0167] 在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅一个直接加热多个第一装置中的一个,而多个第二装置中的所述仅一个向多个第一装置中的多于一个提供热量。

[0168] 图1BU-1CB中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、柴油加氢处理装置、胺再生装置、硫回收装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约109MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约27%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,硫回收装置流股或其他过程流股)。

[0169] 图1BU-1BX示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1BZ示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。胺再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股和煤油产物流股。如图1BU中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一胺再生塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,10.4MW)的热负荷。如图1BX中所示,煤油产物流股在第五热交换器中直接加热第二胺再生塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11MW)的热负荷。相对于胺再生塔塔底产物的流动,第一和第五热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0170] 然后使经加热的第一和经加热的第二胺再生塔塔底产物流股流动到硫回收装置202。如图1BZ中所示,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0171] 加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。图1BY示出了原油精炼设备中的柴油加氢处理装置200。图1CA示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底产物流股。如图1BV中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第二热交换器具有可以为约25MW至

35MW (例如, 27.9MW) 的热负荷。如图1BY中所示, 柴油汽提塔塔底流股在第七热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底产物流股, 所述第七热交换器具有可以为约15MW至25MW (例如, 19.9MW) 的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动, 第二和第七热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。使柴油汽提塔塔底流股返回到柴油加氢处理装置200用于进一步加工。

[0172] 然后使经加热的第一和经加热的第二酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1CA中所示, 用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW, 因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中, 可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入, 因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0173] 图1CB示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股, 或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212还包括产物汽提塔塔顶流股和煤油循环回流流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔顶流股。如图1BW (由图1BW-1和图1BW-2共同代表) 中所示, 产物汽提塔塔顶流股在第三热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底产物流股, 所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW (例如, 11.8MW) 的热负荷。另外, 如图1BW中所示, 煤油循环回流流股在第四热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底产物流股, 所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW (例如, 4.3MW) 的热负荷。如图1BY中所示, 柴油汽提塔塔顶流股在第六热交换器中直接加热第三酸性污水汽提塔塔底产物流股, 所述第六热交换器具有可以为约10MW至20MW (例如, 15.9MW) 的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动, 第三、第四和第六热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使产物汽提塔塔顶流股和煤油循环回流流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。使柴油汽提塔塔顶流股返回到柴油加氢处理装置200用于进一步加工。

[0174] 使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1CB中所示, 用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW, 因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中, 可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入, 因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0175] 以此方式, 使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热硫回收装置。同样, 使用从加氢裂化装置和柴油加氢处理装置两者回收和再利用的废热加热胺再生装置和酸性污水汽提塔装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约109MW的热能。

[0176] 配置14

[0177] 图1CC-1CL举例说明了用于在胺再生、硫回收装置、气体分离装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中, 可以使用在多个第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中, 多个第一装置是胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置和酸性污水汽提塔装置; 多个第一流股是酸性污水汽提塔塔底产物流股、酸性气体再生塔塔底产物流股、胺再生塔塔底产物流股以及脱

乙烷塔塔底产物流股和C3/C4分割塔塔底产物流股;多个第二装置是加氢裂化装置、柴油加氢处理装置和天然气蒸汽重整制氢装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、煤油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、柴油汽提塔塔底流股、产物汽提塔塔顶流股、柴油汽提塔塔顶流股、低温变换 (LTS) 转化塔产物流股和煤油循环回流流股。

[0178] 在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅一个直接加热多个第一装置中的一个,而多个第二装置中的所述仅一个向多个第一装置中的多于一个提供热量。在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅两个直接加热多个第一装置中的至少一个,而多个第二装置中的所述仅两个向多个第一装置中的多于一个提供热量。在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅三个直接加热多个第一装置中的至少一个,而多个第二装置中的两个向多个第一装置中的多于一个提供热量,并且多个第二装置中的一个向多个第一装置中的仅所述至少一个提供热量。

[0179] 图1CC-1CL中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、柴油加氢处理装置、天然气蒸汽重整制氢装置 (H2装置)、胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约115MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约29%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股 (例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股) 可以用于直接加热另一过程流股 (例如,气体分离装置流股或其他过程流股)。

[0180] 图1CC-1CF示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。图1CI示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。胺再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股和煤油产物流股。如图1CC中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一胺再生塔塔底流股,所述第一热交换器具有可以为约5MW至15MW (例如,10.4MW) 的热负荷。如图1CF中所示,煤油产物流股在第五热交换器中直接加热第二胺再生塔塔底流股,所述第五热交换器具有可以为约5MW至15MW (例如,10.6MW) 的热负荷。相对于胺再生塔塔底产物的流动,第一和第五热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0181] 然后使经加热的第一和经加热的第二胺再生塔塔底产物流股流动到硫回收装置202。如图1CI中所示,用于硫回收装置胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于硫回收装置胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0182] 加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。图1CG示出了原油精炼设备中的柴油加氢处理装置212。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底流股。图1CJ示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CD中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股在第二热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底流股,所述第二热交换器具有可以为约25MW至35MW (例如,27.9MW) 的热负荷。如图1CG中所示,柴油汽提塔塔底在第七热交换器中直接加热第二酸

性气体再生塔塔底流股,所述第七热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,19.9MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第二和第七热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0183] 然后使经加热的第一和经加热的第二酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1CJ中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0184] 加氢裂化装置212包括产物汽提塔塔顶流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔顶流股。图1CH示出了原油精炼设备中的天然气蒸汽重整制氢装置208。天然气蒸汽重整制氢装置208包括低温变换(LTS)转化塔产物流股。图1CK示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CE(由图1CE-1和图1CE-2共同代表)中所示,产物汽提塔塔顶流股在第三热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,11.8MW)的热负荷。另外,如图1CG中所示,柴油汽提塔塔顶流股在第六热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第六热交换器具有可以为约10MW至20MW(例如,15.9MW)的热负荷。如图1CH中所示,LTS转化塔产物流股在第十热交换器中直接加热第三酸性污水汽提塔塔底流股,所述第十热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第三、第六和第十热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使产物汽提塔塔顶流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。使柴油汽提塔塔顶流股返回到柴油加氢处理装置200用于进一步加工。使LTS转化塔产物流股返回到天然气蒸汽重整制氢装置208用于进一步加工。

[0185] 使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1CK中所示,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0186] 加氢裂化装置212包括煤油循环回流流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底流股。图1CL示出了原油精炼设备中的气体分离装置204。C3/C4分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CE中所示,煤油循环回流流股在第四热交换器中直接加热第一C3/C4分割塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.2MW)的热负荷。如图1CG中所示,柴油汽提塔塔底流股在第八热交换器中直接加热第二C3/C4分割塔塔底产物流股,所述第八热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.7MW)的热负荷。相对于柴油汽提塔塔底流股的流动,第八热交换器与第七热交换器串联地连接并且在第七热交换器的下游。相对于C3/C4分割塔塔底产物流股的流动,第四和第八热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使煤油循环回流流股返回到加氢裂

化装置212用于进一步加工。

[0187] 然后使经加热的第一和第二C3/C4分割塔塔底产物流股流动到气体分离装置204。如图1CL中所示,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0188] 柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底流股。另外,如图1CG中所示,柴油汽提塔塔底产物流股200在第九热交换器中直接加热脱乙烷塔塔底流股,所述第九热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。相对于柴油汽提塔塔底流股的流动,第九热交换器与第八热交换器和第七热交换器串联地连接并且在第八热交换器和第七热交换器的下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油汽提塔塔底流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0189] 使经加热的脱乙烷塔塔底流股流动到气体分离装置204。如图1CL中所示,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0190] 以此方式,使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热硫回收装置。使用从加氢裂化装置和柴油加氢处理装置两者回收和再利用的废热加热胺再生装置和气体分离装置两者。使用从加氢裂化装置、柴油加氢处理装置和天然气蒸汽重整制氢装置回收和再利用的废热加热酸性污水汽提塔装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约115MW的热能。

[0191] 配置15

[0192] 图1CM-1CX举例说明了用于在胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置中的流股的配置和相关方案。在一些实施方式中,可以使用在多个第二装置中的多个第二流股直接加热在多个第一装置中的多个第一流股。在一些实施方式中,多个第一装置是胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置;多个第一流股是石脑油分割塔塔底产物流股、酸性污水汽提塔塔底产物流股、酸性气体再生塔塔底产物流股、胺再生塔塔底产物流股以及脱乙烷塔塔底产物流股和C3/C4分割塔塔底产物流股;多个第二装置是加氢裂化装置、柴油加氢处理装置和天然气蒸汽重整制氢装置;并且第二多个流股是柴油产物流股、煤油产物流股、到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股、到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股、柴油汽提塔塔底流股、产物汽提塔塔顶流股、柴油汽提塔塔顶流股、低温变换(LTS)转化塔产物流股和煤油循环回流流股。

[0193] 在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅一个直接加热多个第一装置中的一个,而多个第二装置中的所述仅一个向多个第一装置中的多于一个提供热量。在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅两个直接加热多个第一装置中的至少一个,而多个第二装置中的所述仅两个向多个第一装置中的多于一个提供热量。在一些实施方式中,通过多个第二装置中的仅三个直接加热多个第一装置中的至少一个,而多个第二装置中的两个向多个第一装置中的多于一个提供热量,并且多个第二装置中的一个向多个第一装置中的仅

所述至少一个提供热量。

[0194] 图1CM-1CX中举例说明的配置热联合在原油精炼设备中的加氢裂化装置、柴油加氢处理装置、天然气蒸汽重整制氢装置(H₂装置)、胺再生装置、硫回收装置、气体分离装置、石脑油加氢处理装置和酸性污水汽提塔装置从而减少原油精炼设备的能量消耗。例如,约129MW的能量消耗减少可以转换为原油精炼设备中约32%的能量消耗。如之后描述的,在某些方案中,过程流股(例如,加氢裂化装置流股或其他过程流股)可以用于直接加热另一过程流股(例如,气体分离装置流股或其他过程流股)。

[0195] 图1CM-1CQ示出了原油精炼设备中的加氢裂化装置212。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、煤油循环回流流股和煤油产物流股。图1CR示出了原油精炼设备中的柴油加氢处理装置200。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔过热(overheat)流股。图1CT示出了原油精炼设备中的石脑油加氢处理装置214。石脑油分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CM中所示,柴油产物流股在第一热交换器中直接加热第一石脑油分割塔塔底产物流股,所述第一热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,6.6MW)的热负荷。如图1CP(由图1CP-1和图1CP-2共同代表)中所示,煤油循环回流流股在第六热交换器中直接加热第二石脑油分割塔塔底产物流股,所述第六热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.7MW)的热负荷。如图1CQ中所示,煤油产物流股在第八热交换器中直接加热第三石脑油分割塔塔底产物流股,所述第八热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5.4MW)的热负荷。如图1CR中所示,在柴油加氢处理装置200中的柴油汽提塔塔顶流股在第十热交换器中直接加热第四石脑油分割塔塔底产物流股,所述第十热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,7.5MW)的热负荷。相对于石脑油分割塔塔底产物的流动,第一、第六、第八和第十热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。

[0196] 使经加热的第一、经加热的第二、经加热的第三和经加热的第四石脑油分割塔塔底产物流股流动到石脑油加氢处理装置214。如图1CT中所示,可以减少用于石脑油分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于石脑油分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0197] 图1CT示出了原油精炼设备中的硫回收装置202。胺再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括柴油产物流股、到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股和煤油产物流股。如图1CM中所示,柴油产物流股在第二热交换器中直接加热第一胺再生塔塔底产物流股,所述第二热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,3.8MW)的热负荷。相对于柴油产物流股的流动,第二热交换器与第一热交换器串联地连接并且在第一热交换器的下游。如图1CN中所示,到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股在第三热交换器中直接加热第二胺再生塔塔底产物流股,所述第三热交换器具有可以为约5MW至15MW(例如,6.5MW)的热负荷。如图1CQ中所示,煤油产物流股在第九热交换器中直接加热第三胺再生塔塔底产物流股,所述第九热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5MW)的热负荷。相对于煤油产物流股的流动,第九热交换器与第八热交换器串联地连接并且在第八热交换器的下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油产物流股、

到第二阶段冷高压分离器的第二阶段反应进料流股和煤油产物流股各自返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0198] 使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三胺再生塔塔底产物流股流动到硫回收装置202。如图1CU中所示,可以减少用于胺再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于胺再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0199] 图1CV示出了原油精炼设备中的胺再生装置206。酸性气体再生塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。加氢裂化装置212包括到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底流股。如图1C0中所示,到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股在第四热交换器中直接加热第一酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第四热交换器具有可以为约25MW至35MW(例如,27.9MW)的热负荷。如图1CR中所示,在柴油加氢处理装置200中的汽提塔塔底流股在第十二热交换器中直接加热第二酸性气体再生塔塔底产物流股,所述第十二热交换器具有可以为约15MW至25MW(例如,19.9MW)的热负荷。相对于酸性气体再生塔塔底产物的流动,第四和第十二热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使到第一阶段冷高压分离器的第一阶段反应进料流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0200] 使经加热的第一和经加热的酸性气体再生塔塔底产物流股流动到胺再生装置206。如图1CV中所示,用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于酸性气体再生塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0201] 加氢裂化装置212包括产物汽提塔塔顶流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔顶流股。图1CS示出了原油精炼设备中的天然气蒸汽重整制氢装置208。天然气蒸汽重整制氢装置208包括低温变换(LTS)转化塔产物流股。图1CW示出了原油精炼设备中的酸性污水汽提塔装置210。酸性污水汽提塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CP中所示,产物汽提塔塔顶流股在第五热交换器中直接加热第一酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第五热交换器具有可以为约10MW至20MW(例如,11.8MW)的热负荷。如图1CR中所示,柴油汽提塔塔顶流股在第十一热交换器中直接加热第二酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第十一热交换器具有可以为约10MW至20MW(例如,8.4MW)的热负荷。相对于柴油汽提塔塔顶流股的流动,第十一热交换器与第十热交换器串联地连接并且在第十热交换器的下游。如图1CS中所示,LTS转化塔产物流股在第十五热交换器中直接加热第三酸性污水汽提塔塔底产物流股,所述第十五热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,6.2MW)的热负荷。相对于酸性污水汽提塔塔底产物的流动,第五、第十一和第十五热交换器彼此并联地连接。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使产物汽提塔塔顶流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。使柴油汽提塔塔顶流股返回到柴油加氢处理装置200用于进一步加工。使LTS转化塔产物流股返回到天然气蒸汽重整制氢装置208用于进一步加工。

[0202] 然后使经加热的第一、经加热的第二和经加热的第三酸性污水汽提塔塔底产物流股流动到酸性污水汽提塔装置210。如图1CW中所示,可以减少用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。在一个备选实施方案中,用于酸性污水汽提塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。

[0203] 加氢裂化装置212包括煤油循环回流流股。柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底产物流股。图1CX示出了原油精炼设备中的气体分离装置204。C3/C4分割塔塔底产物流股可以作为单一流股流入到装置中并且分裂成多个流股,或者其可以作为多个流股流入到装置中。如图1CP中所示,煤油循环回流流股在第七热交换器中直接加热第一C3/C4分割塔塔底流股,所述第七热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,5MW)的热负荷。相对于煤油循环回流流股的流动,第七热交换器与第六热交换器串联地连接,并且在第六热交换器的下游。如图1CP中所示,煤油循环回流流股的冷却需求可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该分馏塔的操作的煤油循环回流流股的整个冷却需求。如图1CR中所示,柴油汽提塔塔底流股在第十三热交换器中直接加热第二C3/C4分割塔塔底产物流股,所述第十三热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.5MW)的热负荷。相对于C3/C4分割塔塔底产物的流动,第七和第十三热交换器彼此并联地连接。相对于柴油汽提塔塔底流股的流动,第十三热交换器与第十二热交换器串联地连接并且在第十二热交换器的下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使煤油循环回流流股返回到加氢裂化装置212用于进一步加工。

[0204] 使经加热的第一和经加热的第二C3/C4分割塔塔底产物流股流动到气体分离装置204。如图1CX中所示,用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于C3/C4分割塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0205] 柴油加氢处理装置200包括柴油汽提塔塔底产物流股。如所示的,柴油汽提塔塔底流股在第十四热交换器中直接加热脱乙烷塔塔底流股,所述第十四热交换器具有可以为约1MW至10MW(例如,4.3MW)的热负荷。相对于柴油汽提塔塔底流股的流动,第十四热交换器与第十三热交换器和第十二热交换器串联地连接并且在其下游。热量直接至另一过程流股的转移捕获否则将被排出到环境中的热量。使柴油汽提塔塔底产物流股返回到柴油加氢处理装置200用于进一步加工。

[0206] 使经加热的脱乙烷塔塔底流股流动到气体分离装置204。如图1CX中所示,用于脱乙烷塔的蒸汽热输入可以是0MW,因为在该配置中公开的备选流动路径可以满足用于该塔的操作的整个热负荷。在一个备选实施方案中,可以减少用于脱乙烷塔的蒸汽热输入,因为在该配置中公开的备选流动路径可以部分地满足用于该塔的操作的热负荷。

[0207] 以此方式,使用从加氢裂化装置和柴油加氢处理装置回收和再利用的废热加热石脑油加氢处理装置、胺再生装置和气体分离装置。使用从加氢裂化装置回收和再利用的废热加热硫回收装置。使用从加氢裂化装置、柴油加氢处理装置和天然气蒸汽重整制氢装置回收和再利用的废热加热酸性污水汽提塔装置。这样的废热的回收和再利用可以导致节省约129MW的热能。

[0208] 总之,本公开内容描述了直接或间接装置间(或两者)加热系统的配置和相关加工方案,其整合用于草根中级原油半转化精炼厂以提高从而自低级废热源的特定部分的能量效率。本公开内容还描述了用于直接或间接装置间(或两者)加热系统的配置和相关加工方案,其整合用于综合中级原油半转化精炼厂和芳烃联合装置以提高来自低级废物源的特定部分的能量效率。

[0209] 对于所有工业,工业生产的经济性、全球能量供应的局限性和环境保护的现实都是关注点。据信,世界环境已经受部分由GHG到大气中的释放造成的全球变暖负面影响。此处描述的主题的实施方式可以缓解这些问题中的一些,并且在一些情况下,防止在减少它们的GHG排放方面有困难的某些精炼厂不得不关闭。通过实施此处描述的技术,可以通过来自低级废热源的特定部分的回收和再利用使精炼厂中的特定装置或精炼厂作为整体更高效并且污染性更低。

[0210] 因此,已经描述了所述主题的特定实施方式。其他实施方式在所附权利要求的范围内。

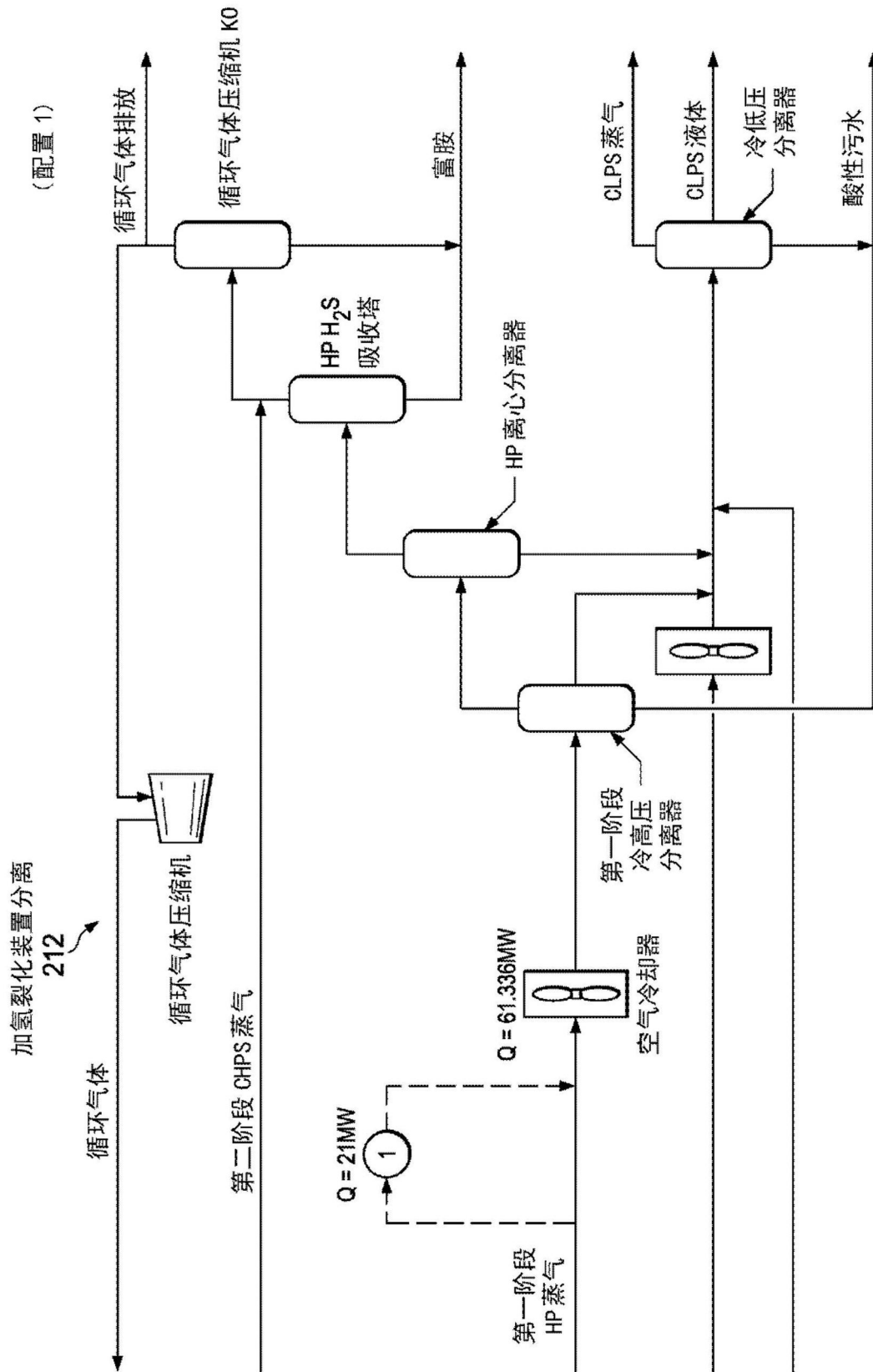


图1A

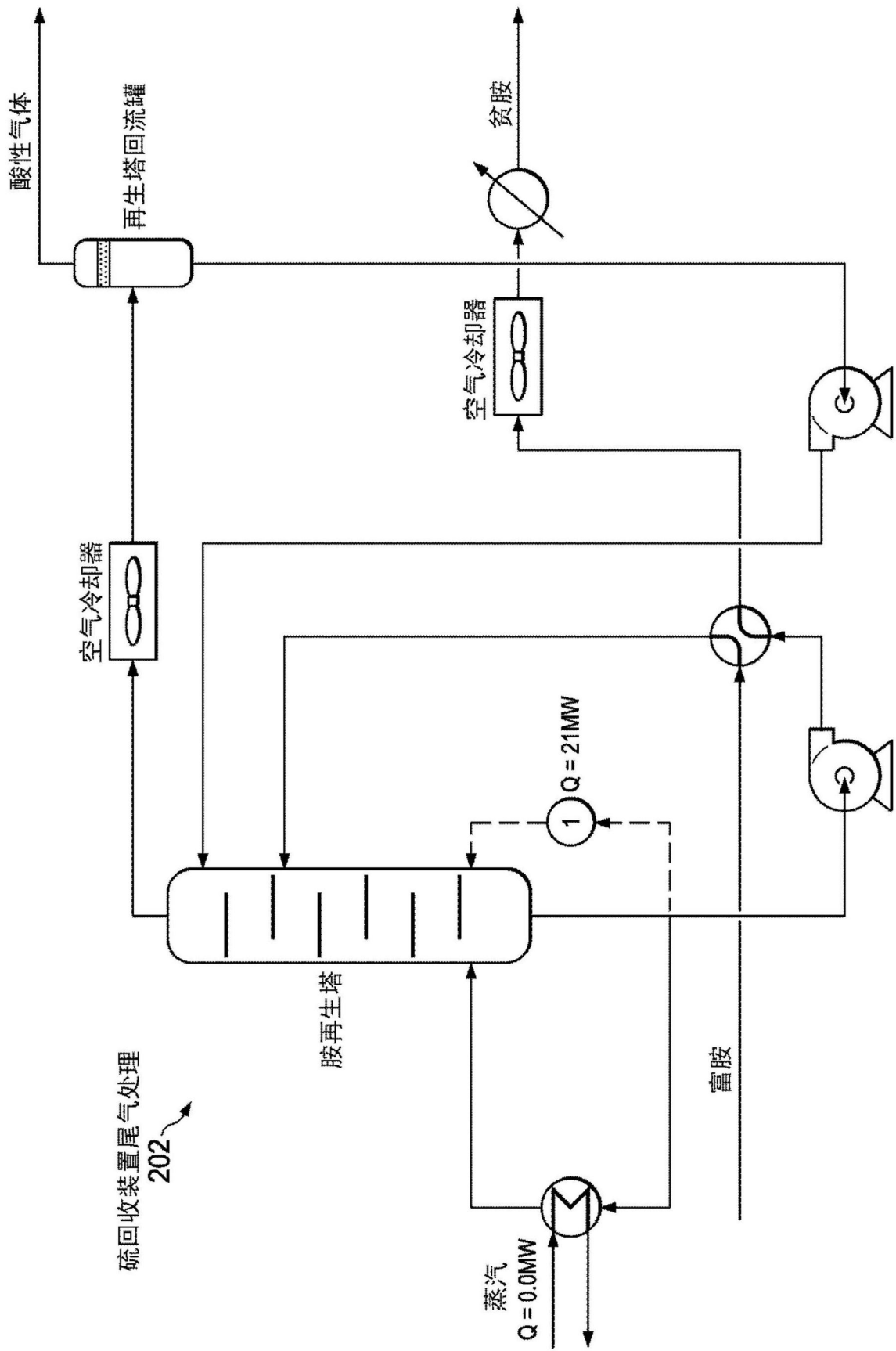


图1B

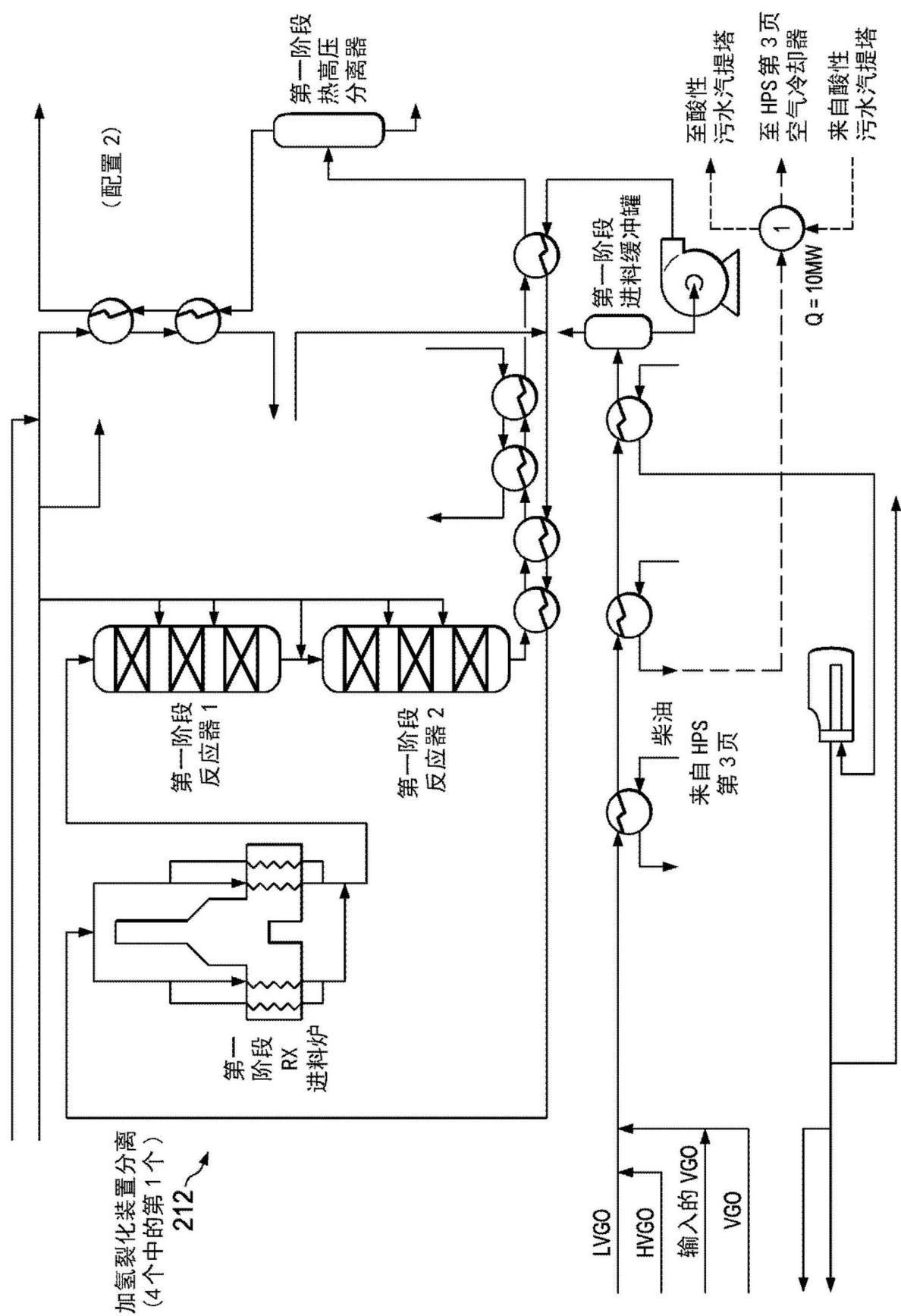


图1C

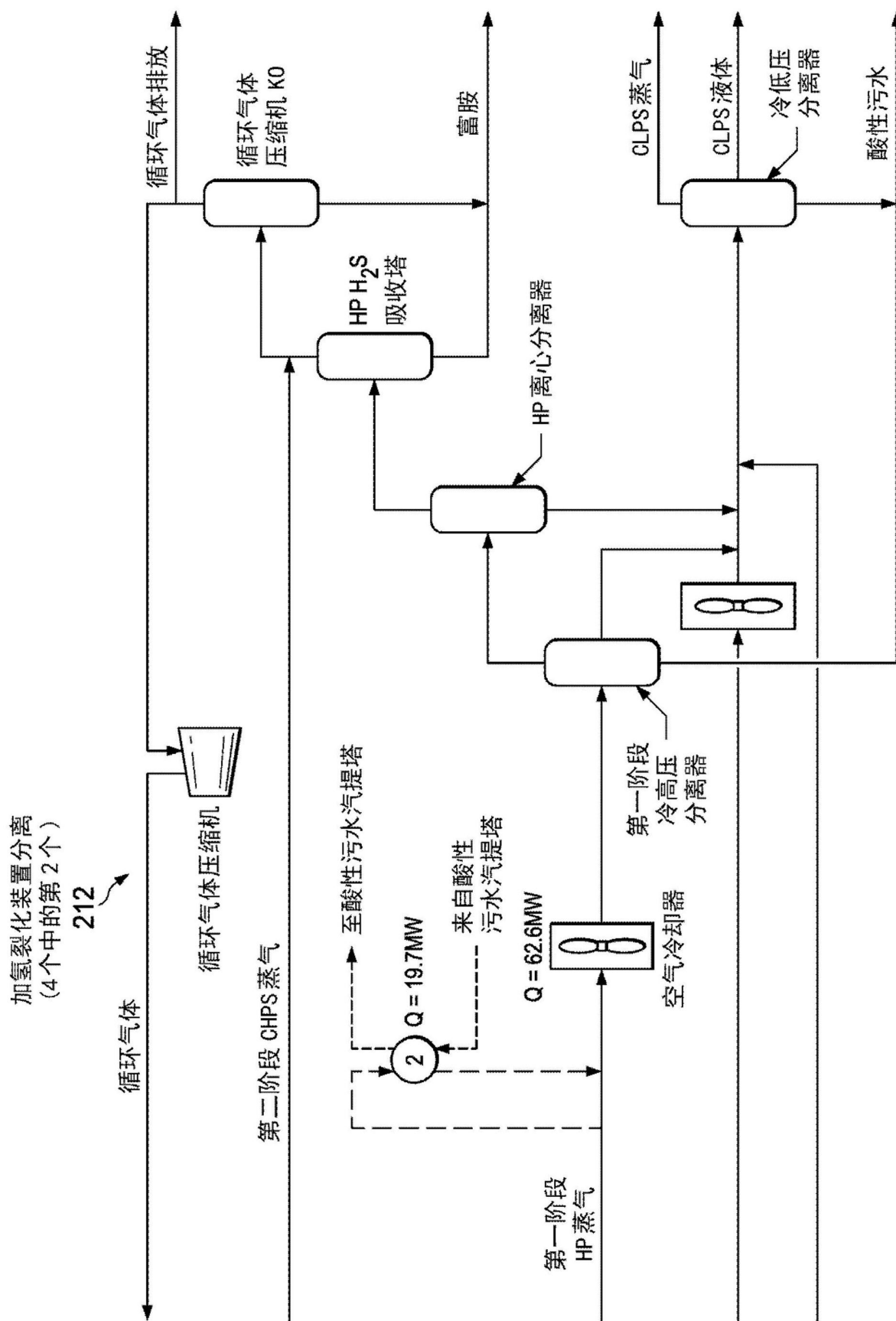


图1D

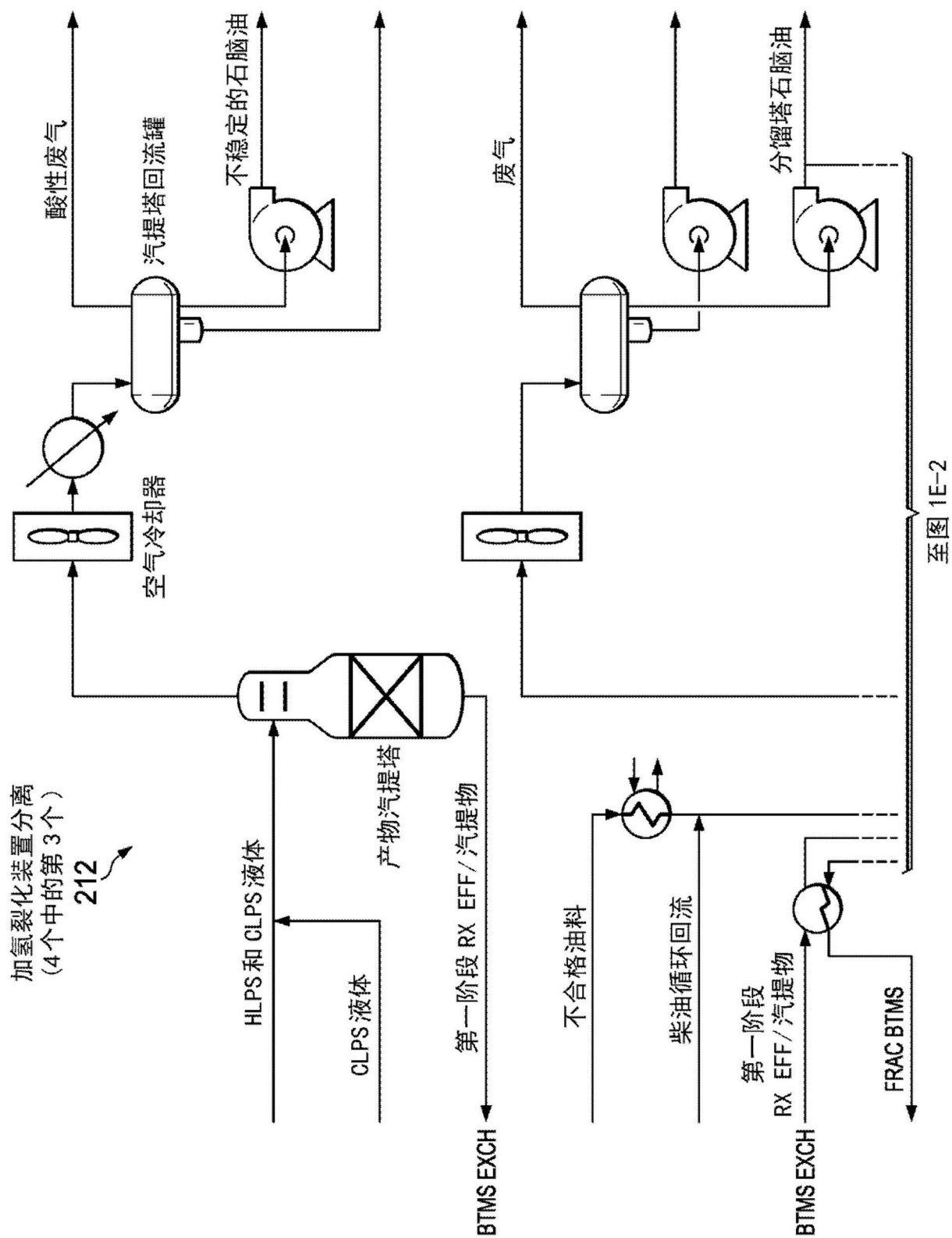


图 1E-1

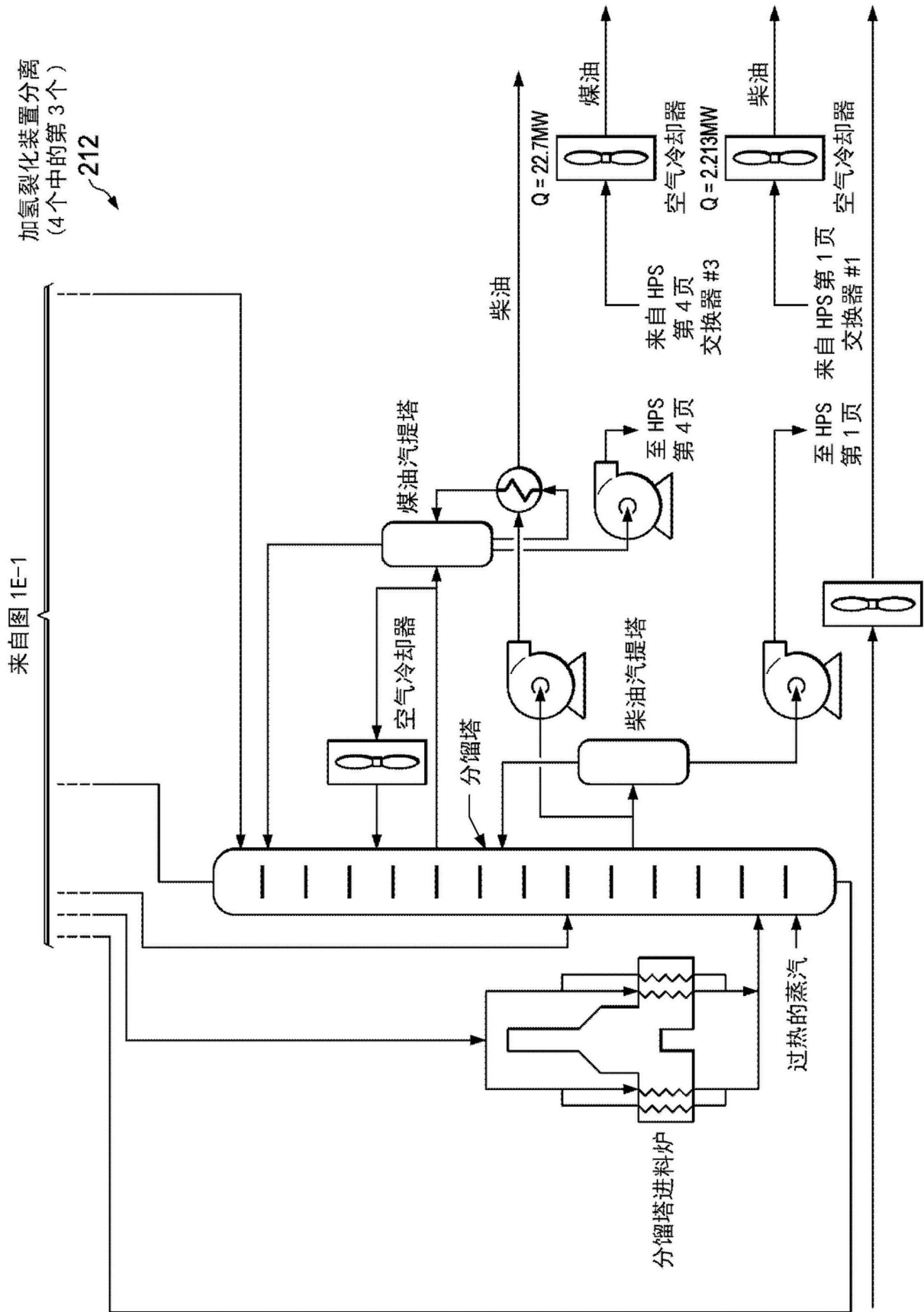


图1E-2

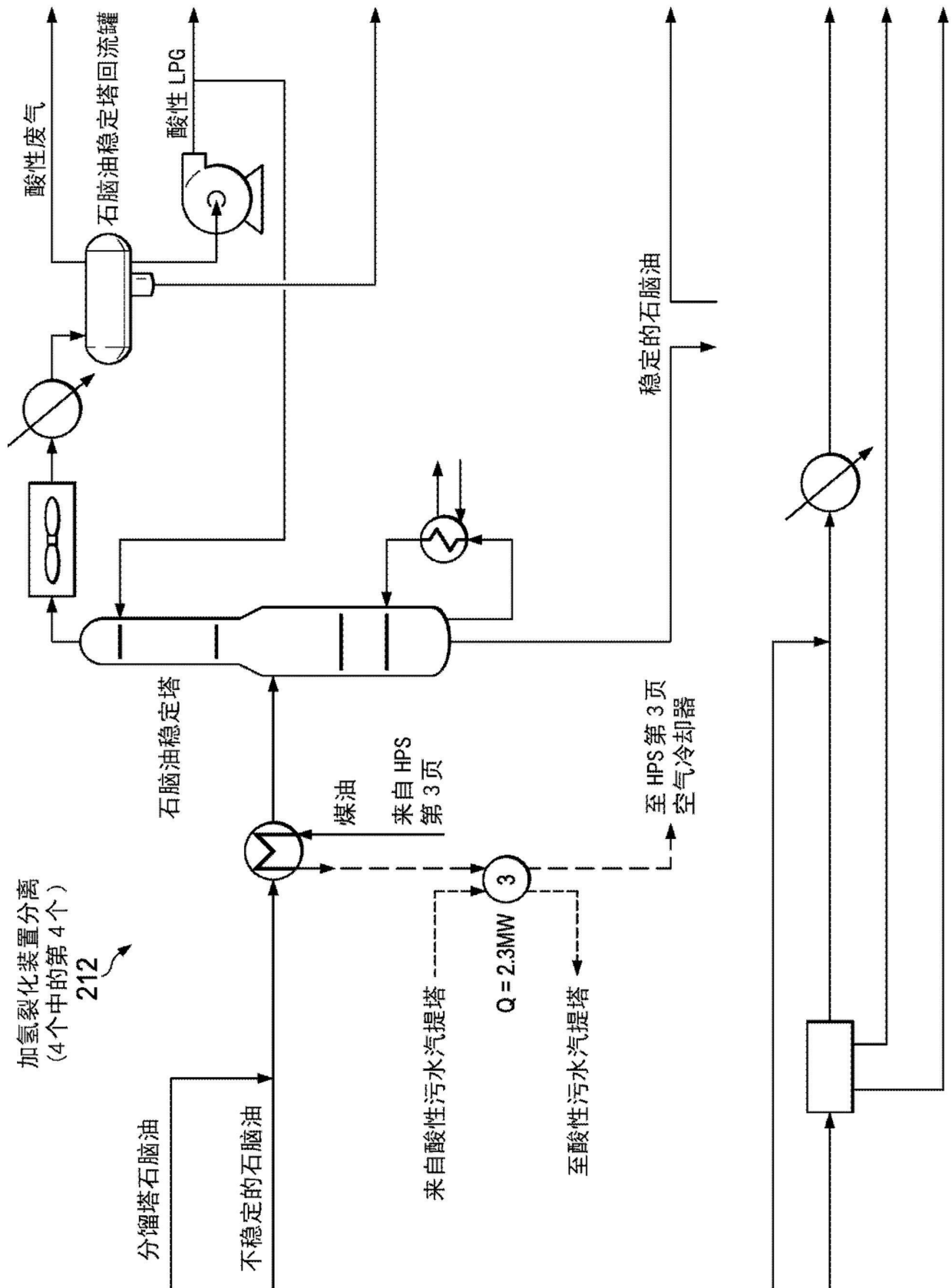


图1F

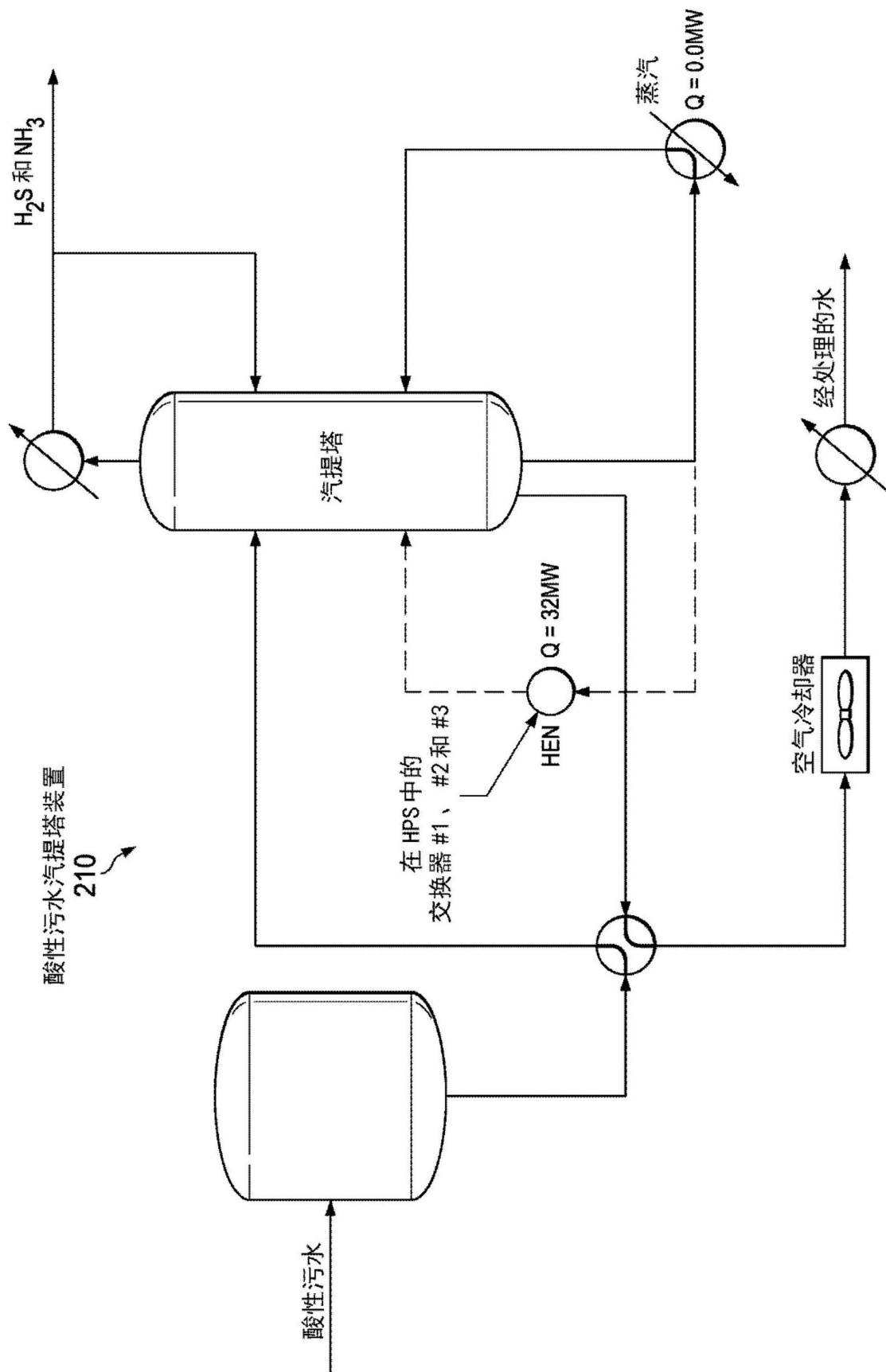


图1G

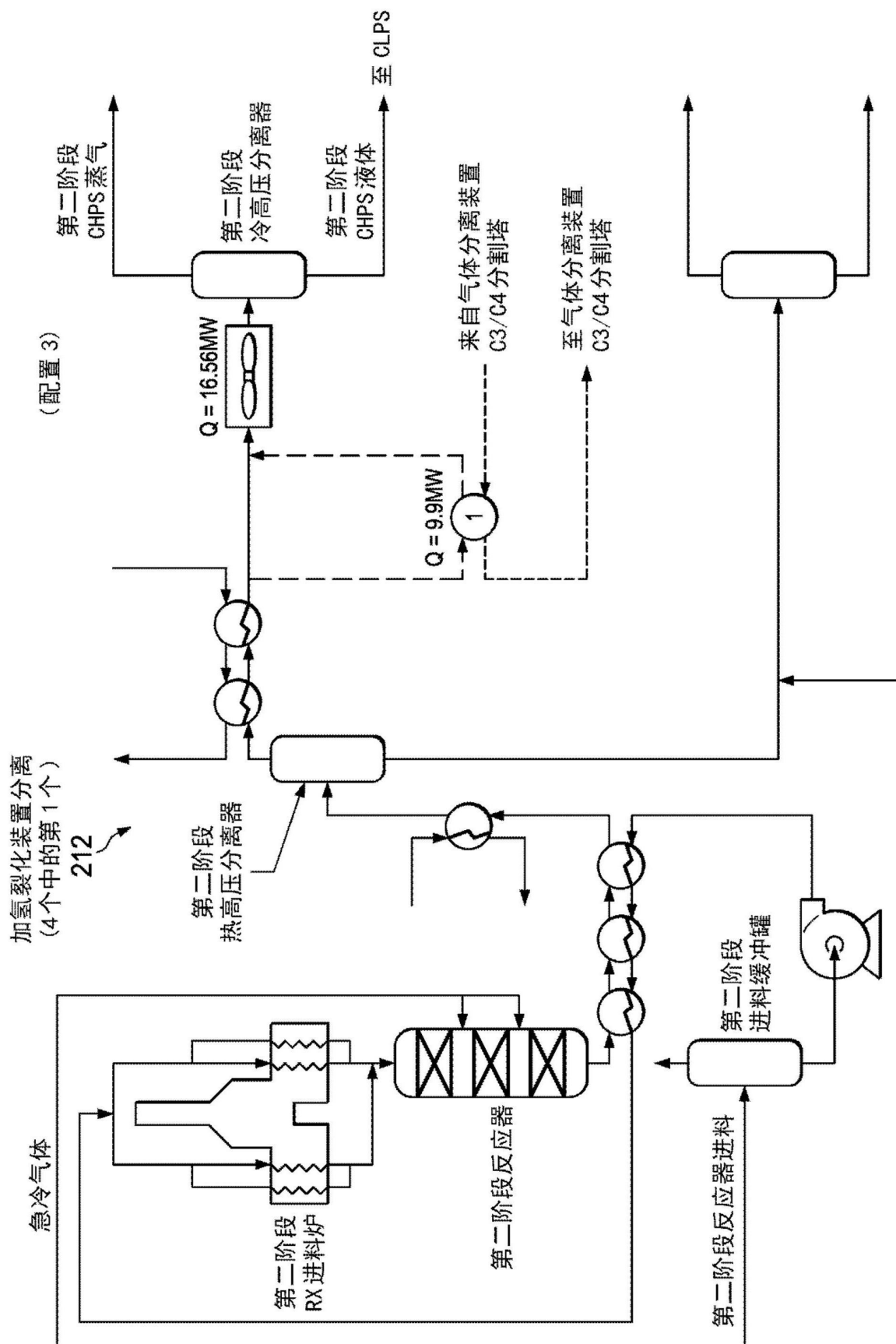


图1H

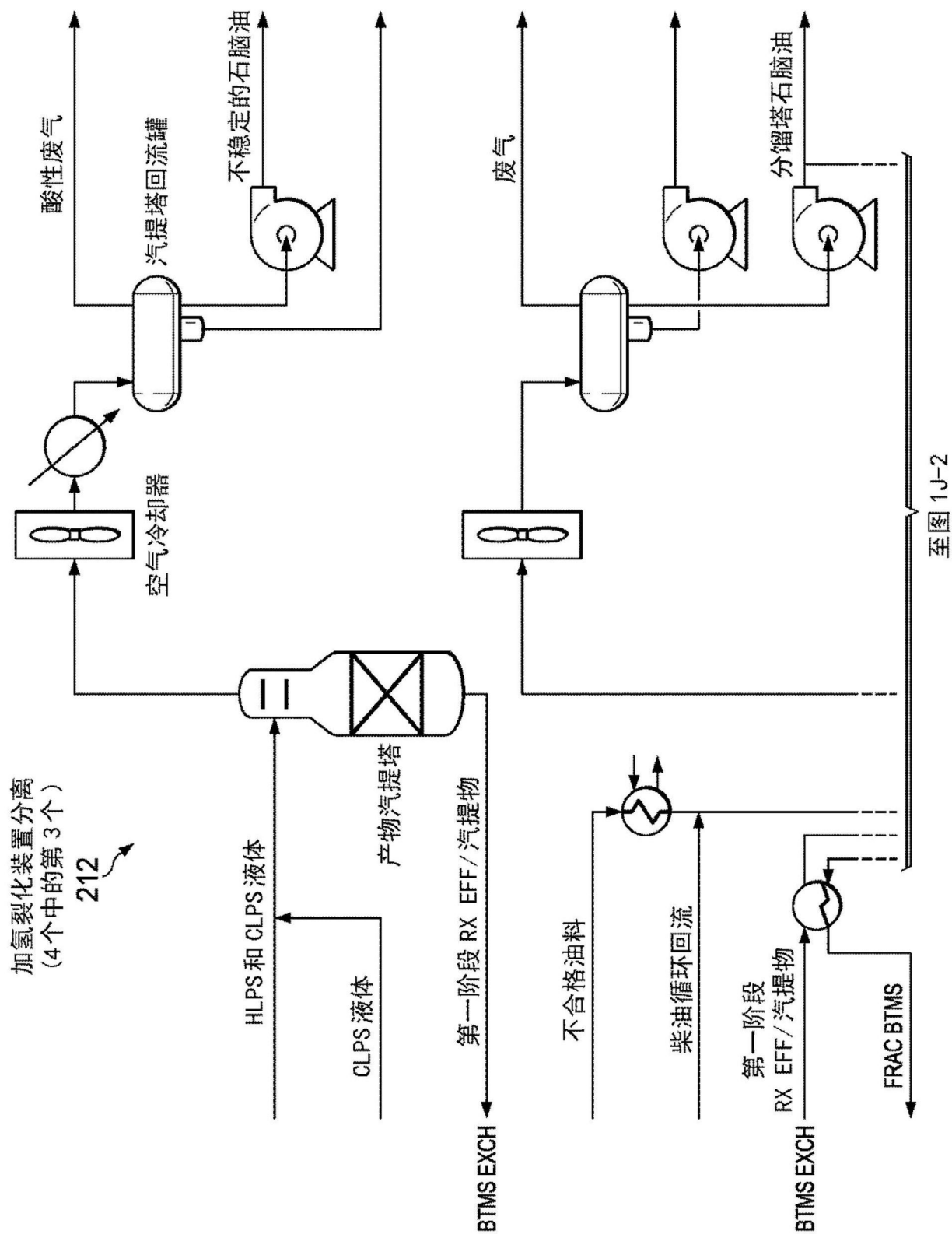


图1J-1

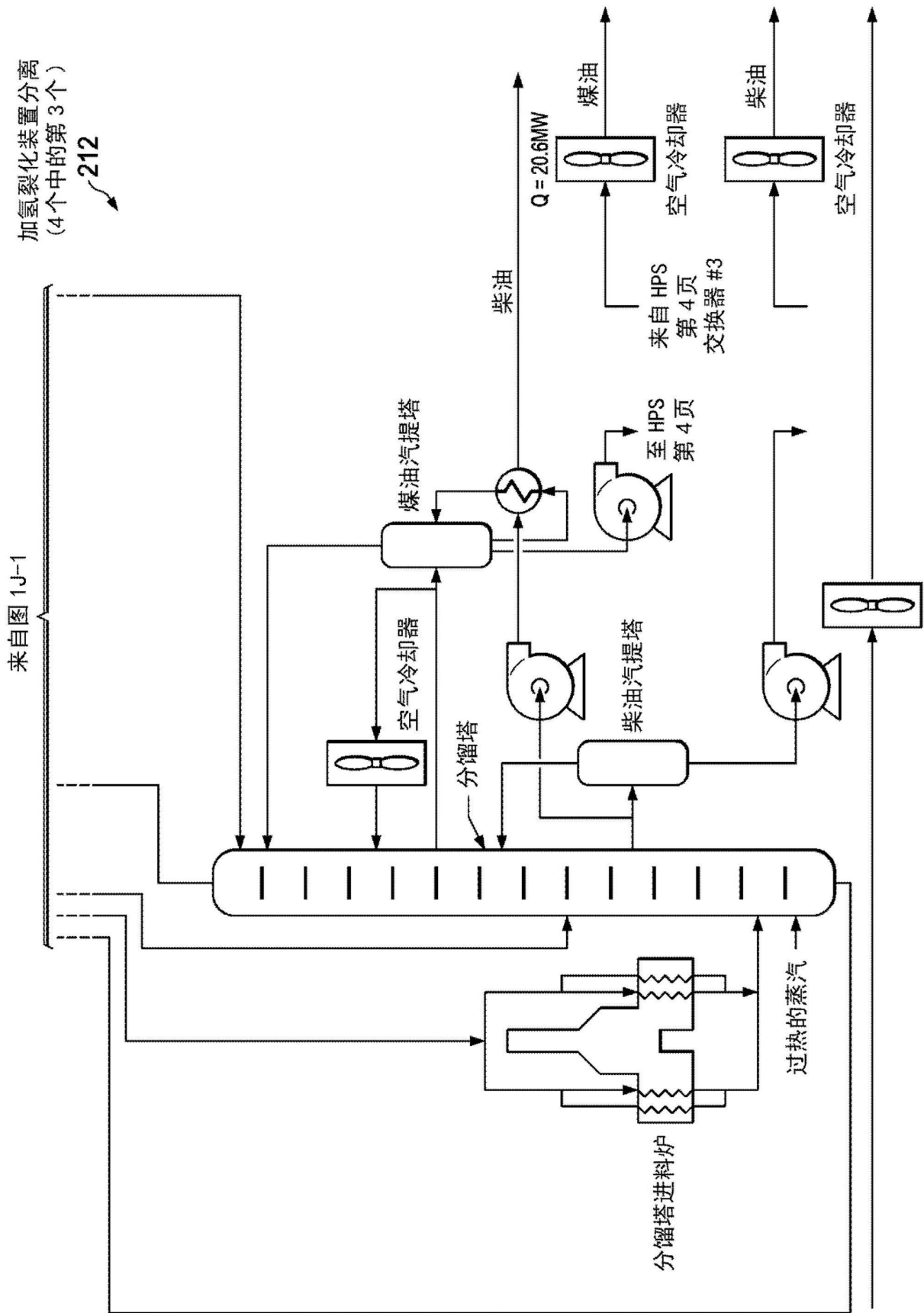


图1J-2

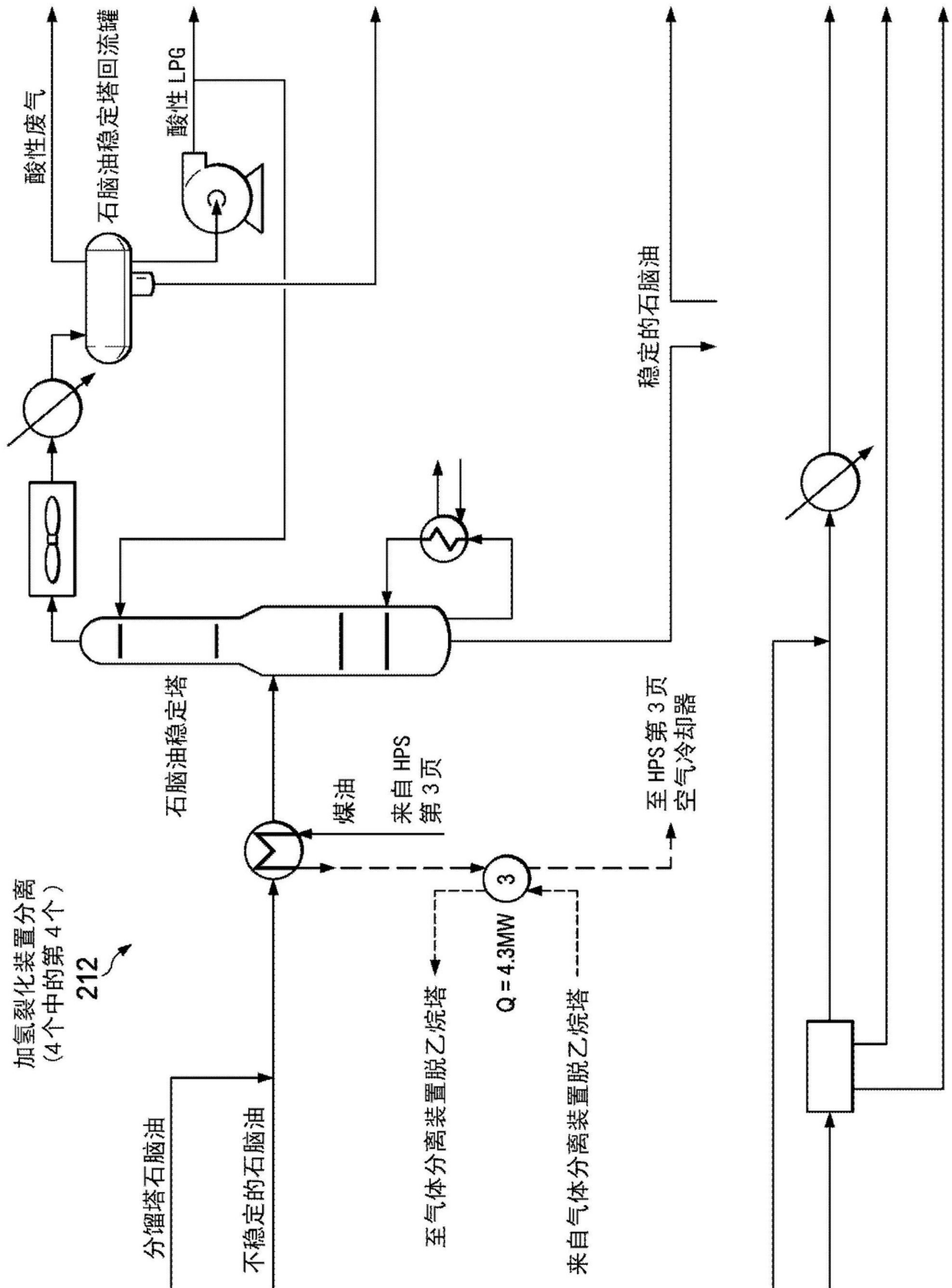


图1K

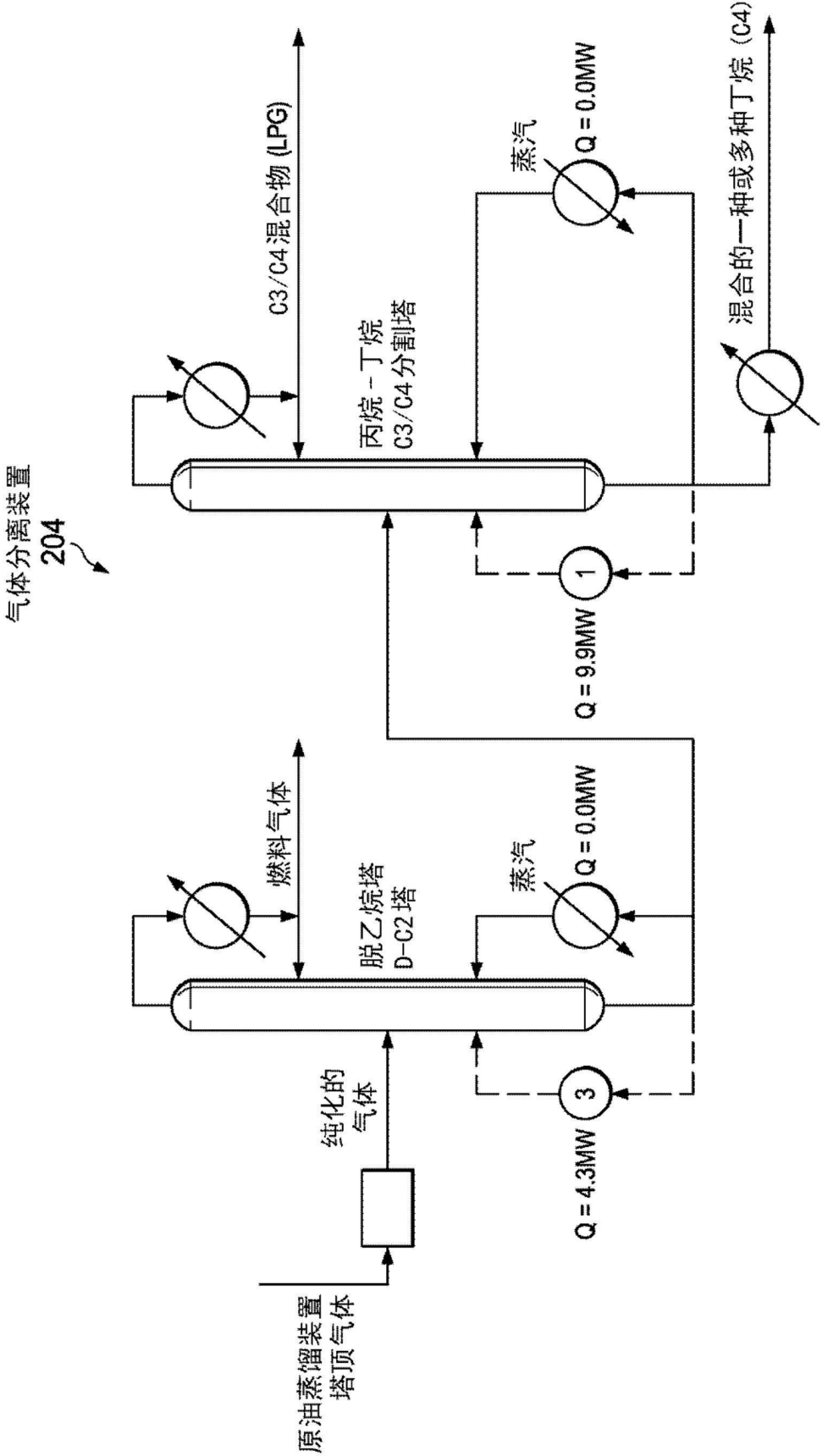


图1L

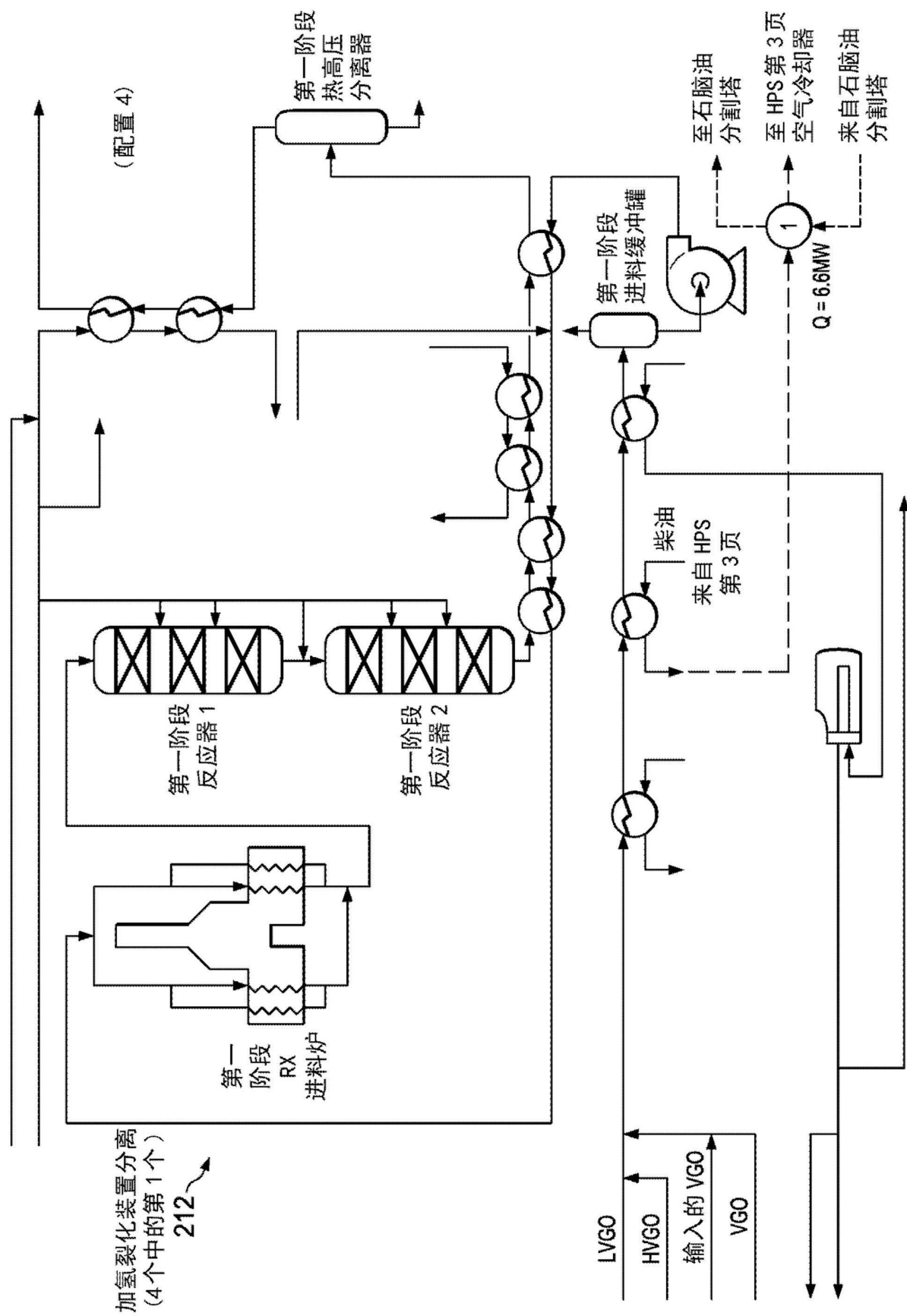


图 1N

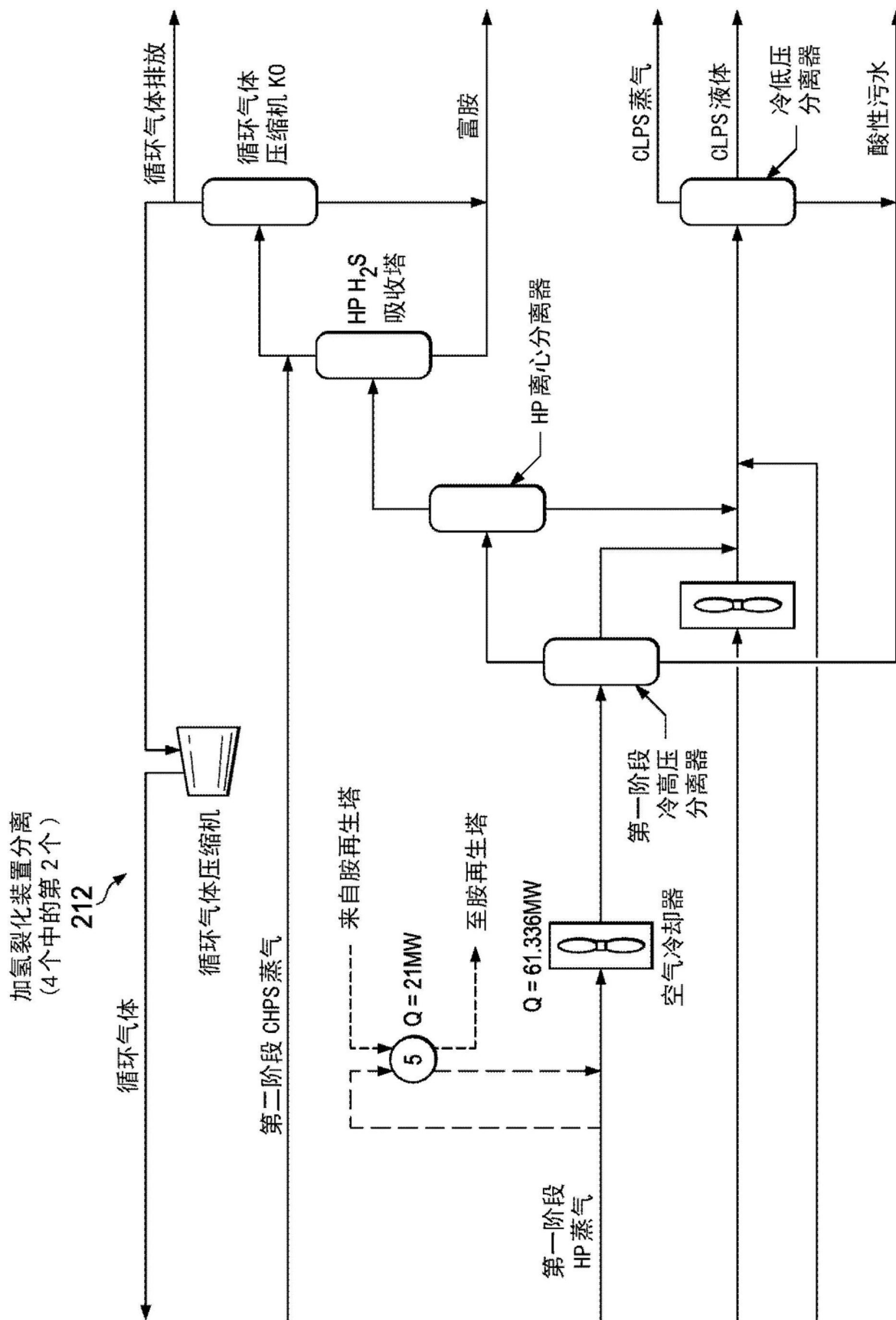


图10

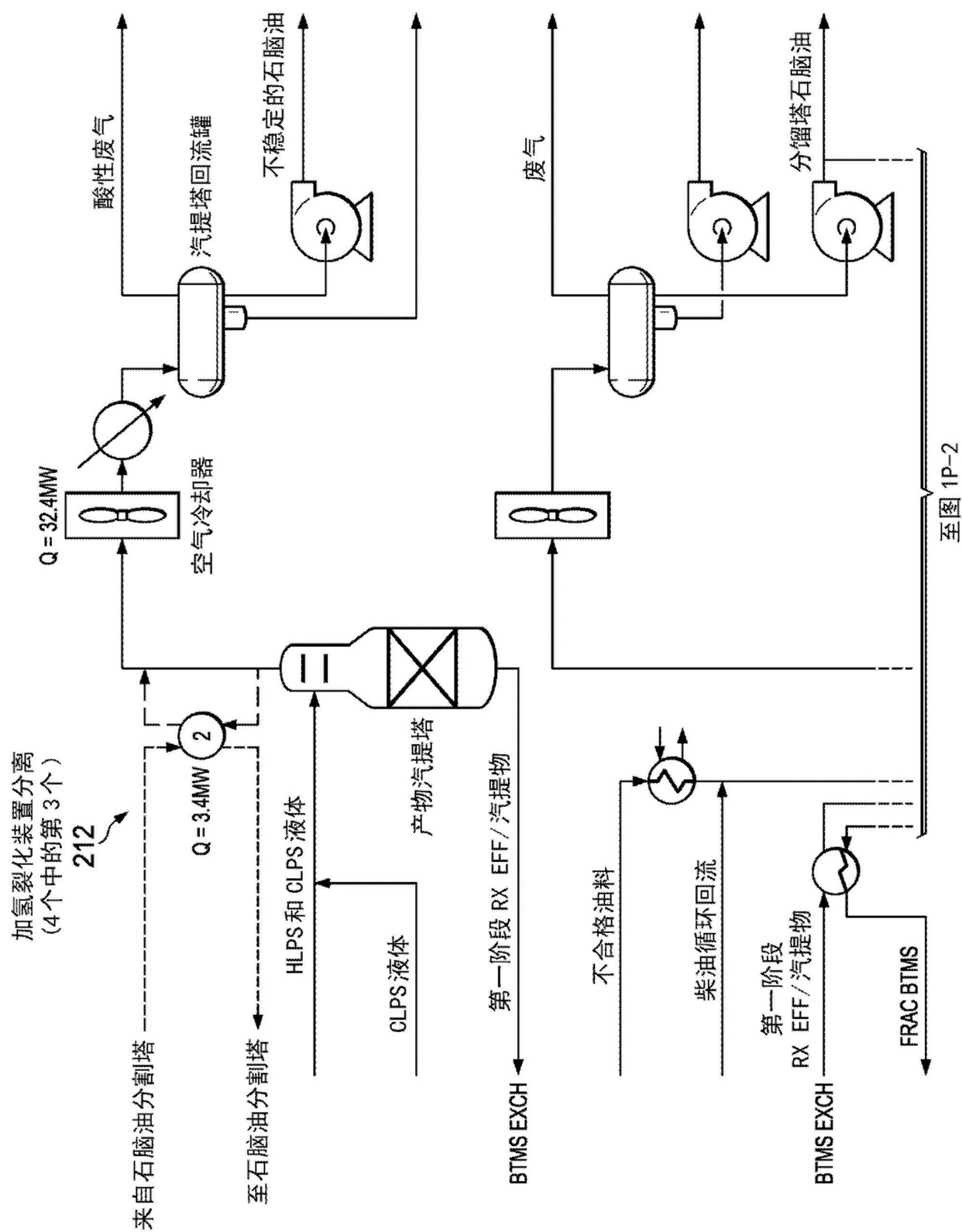


图1P-1

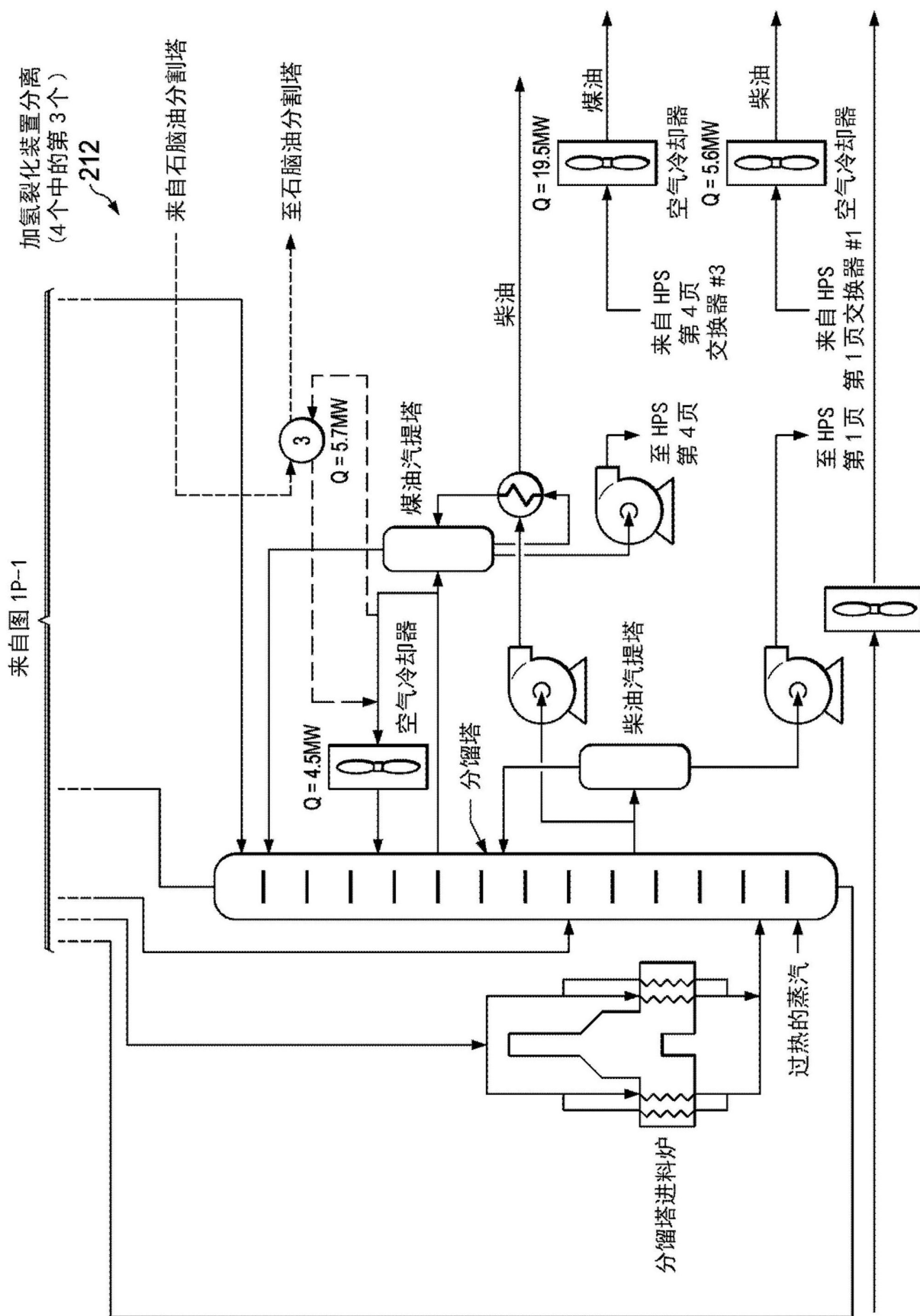


图1P-2

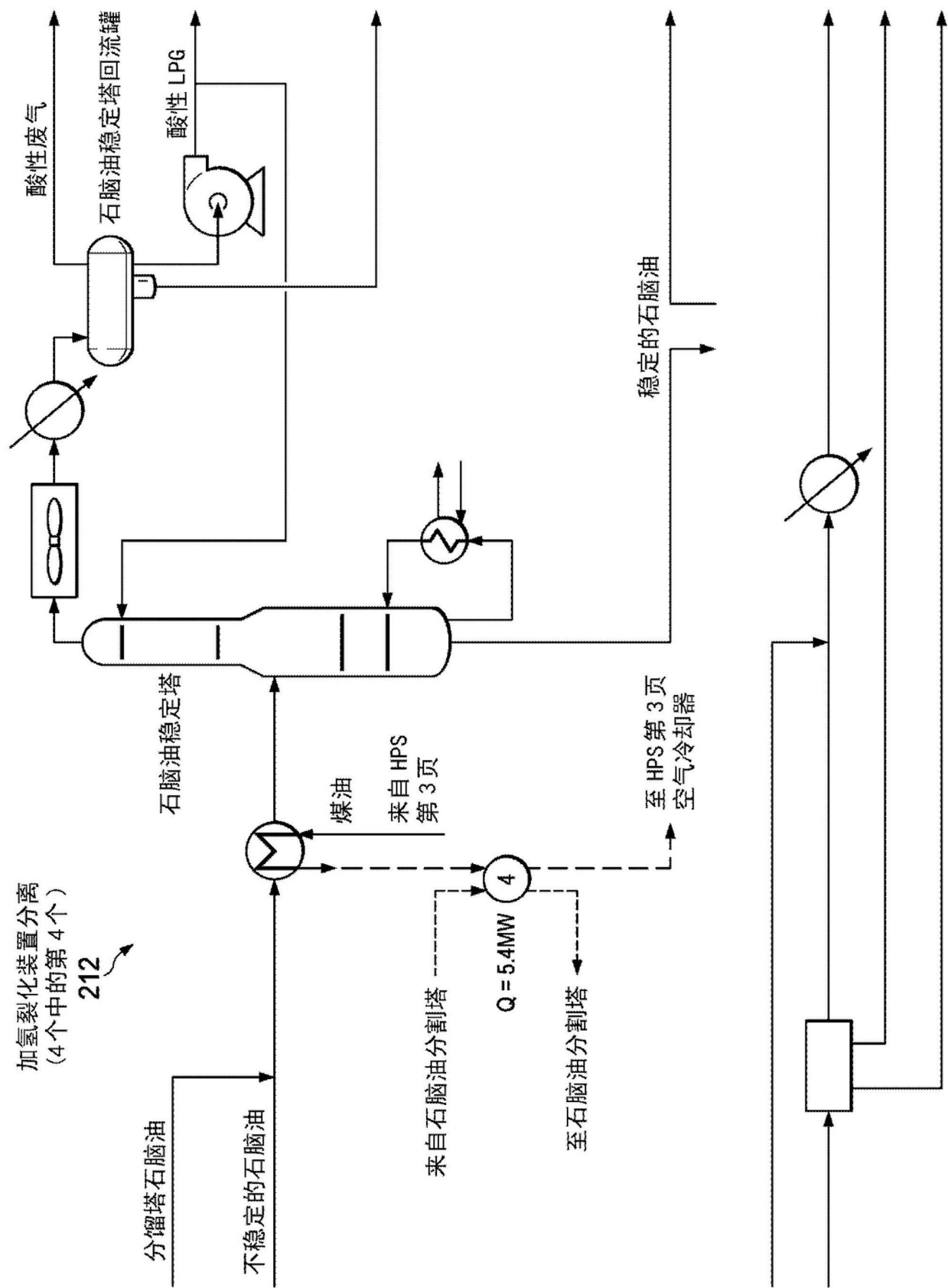


图1Q

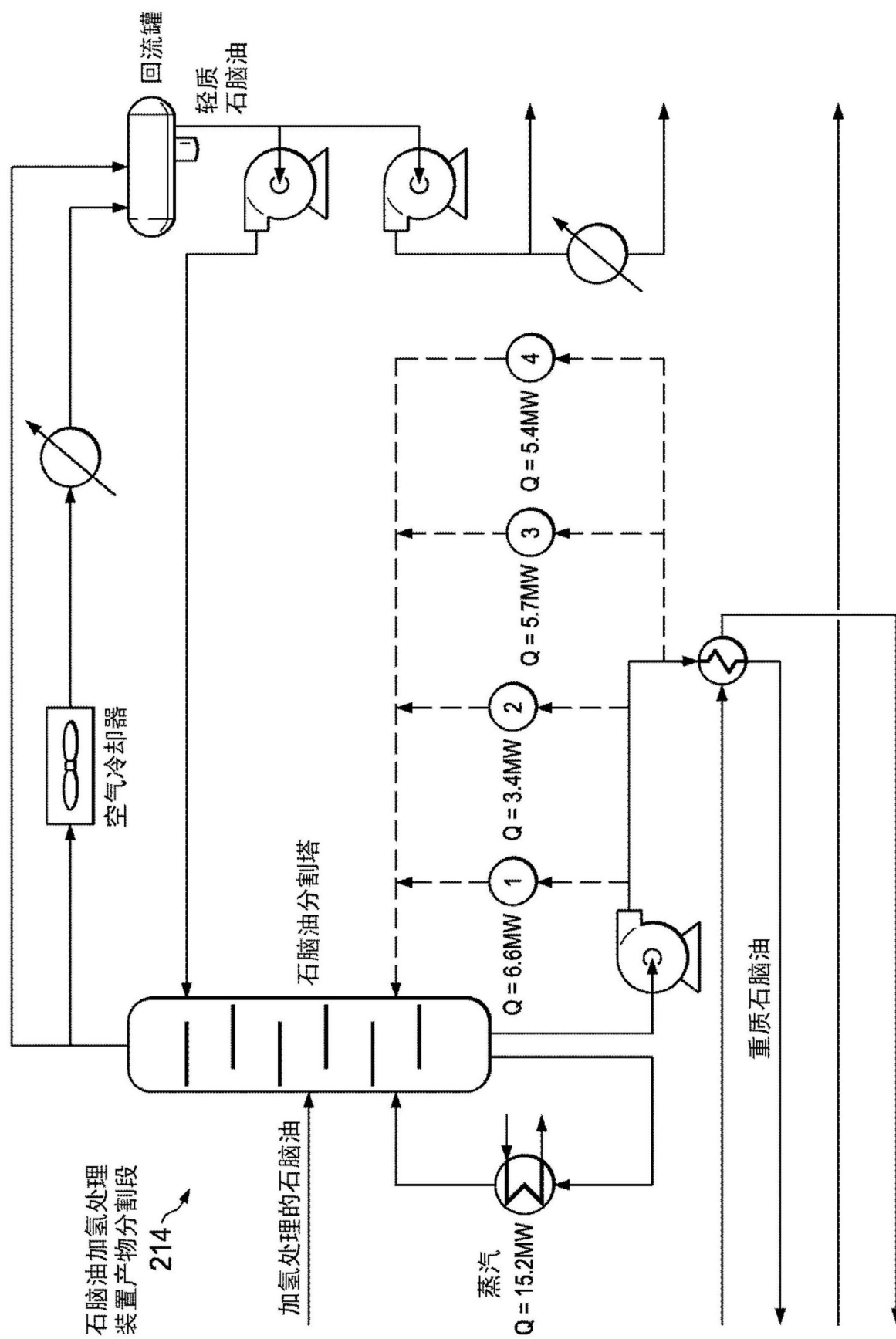


图 1R

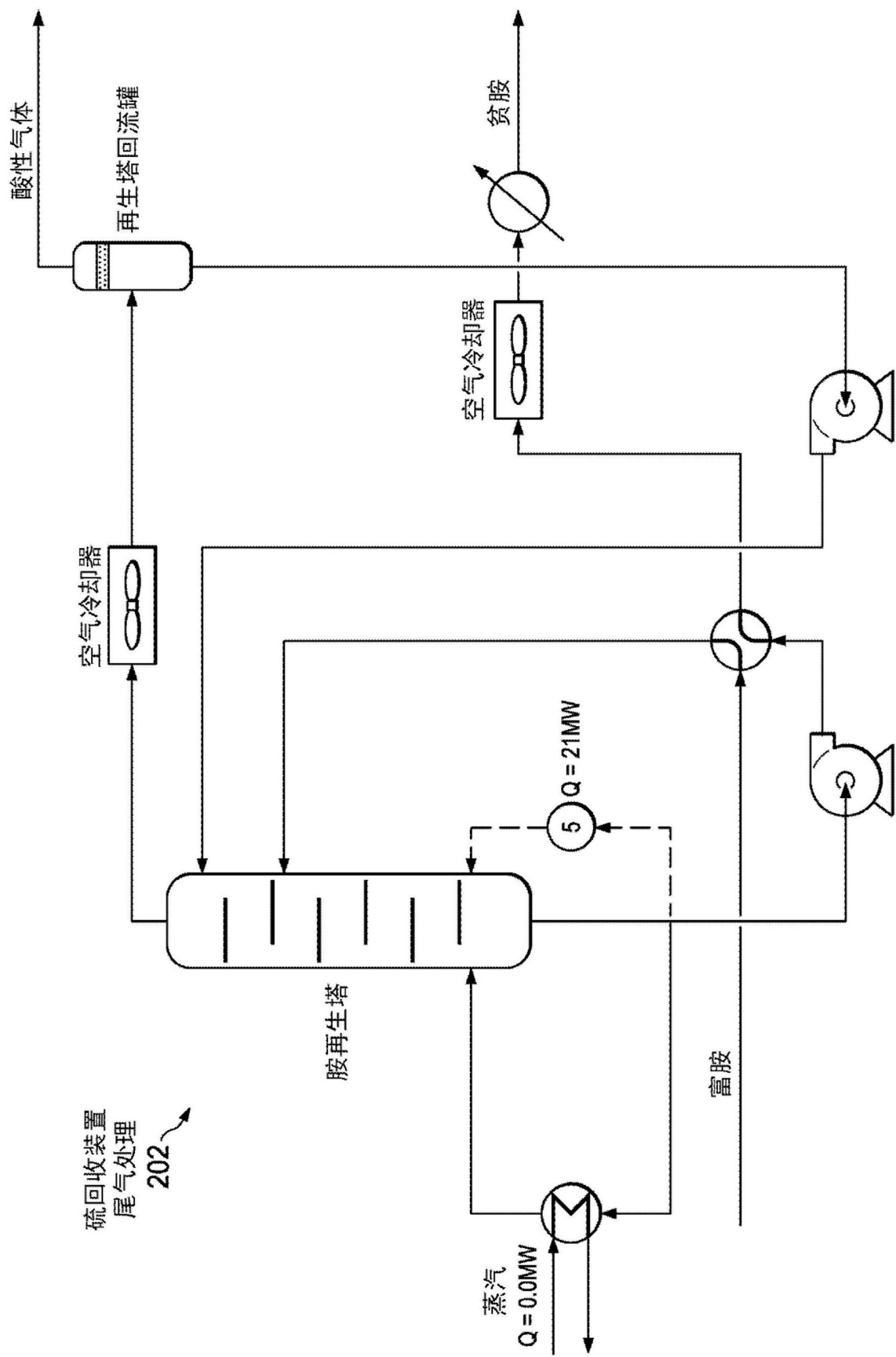


图1S

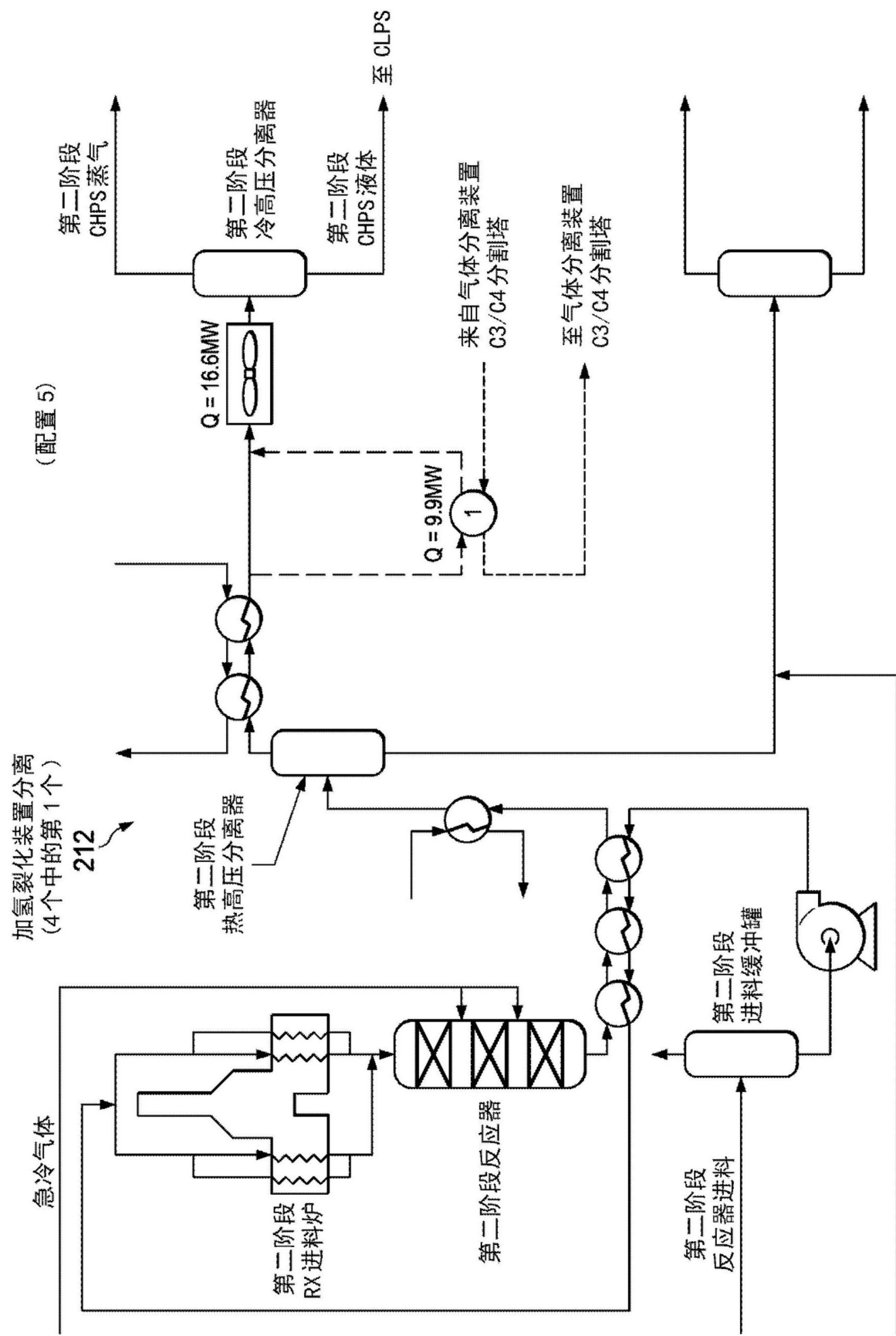


图1T

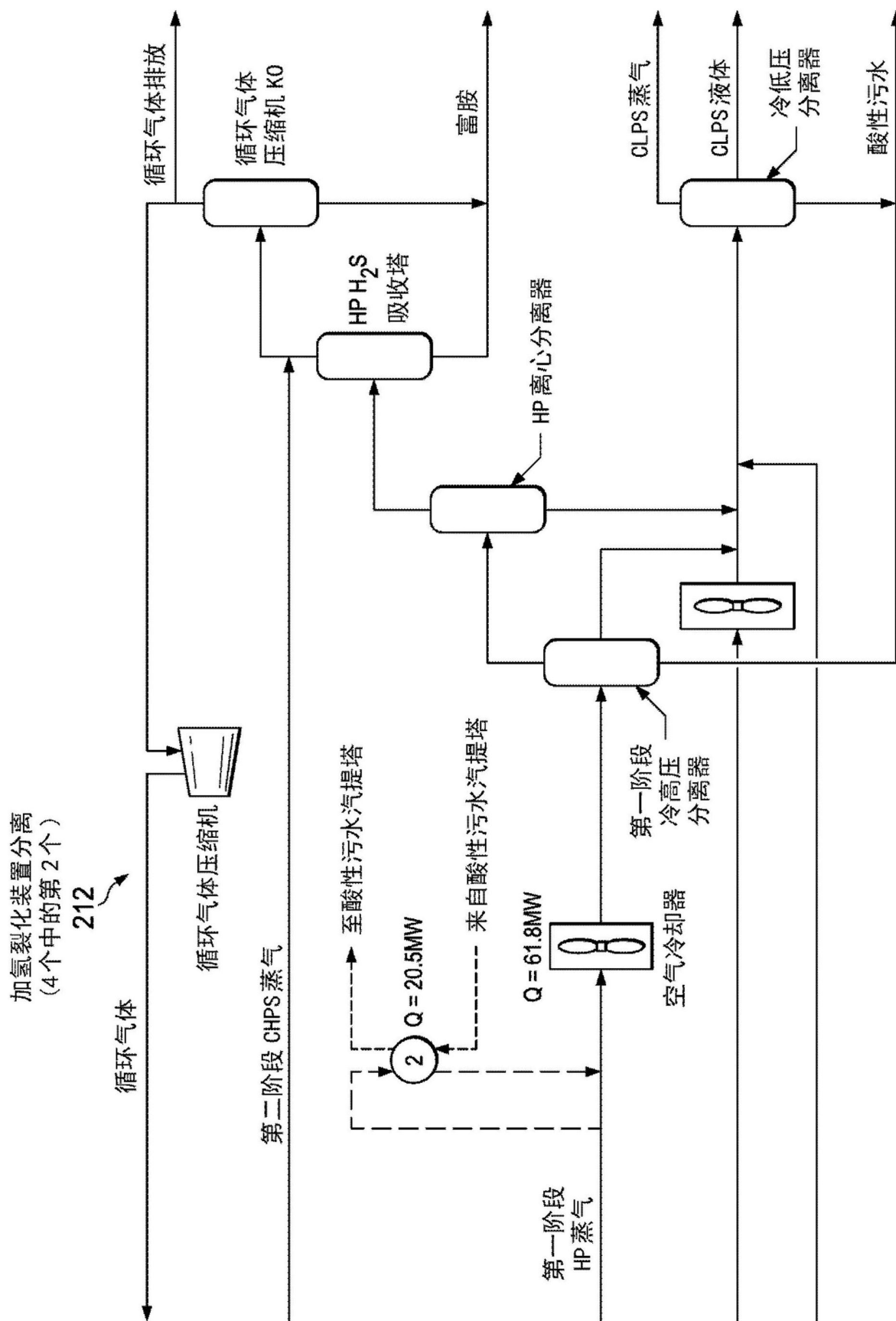


图1U

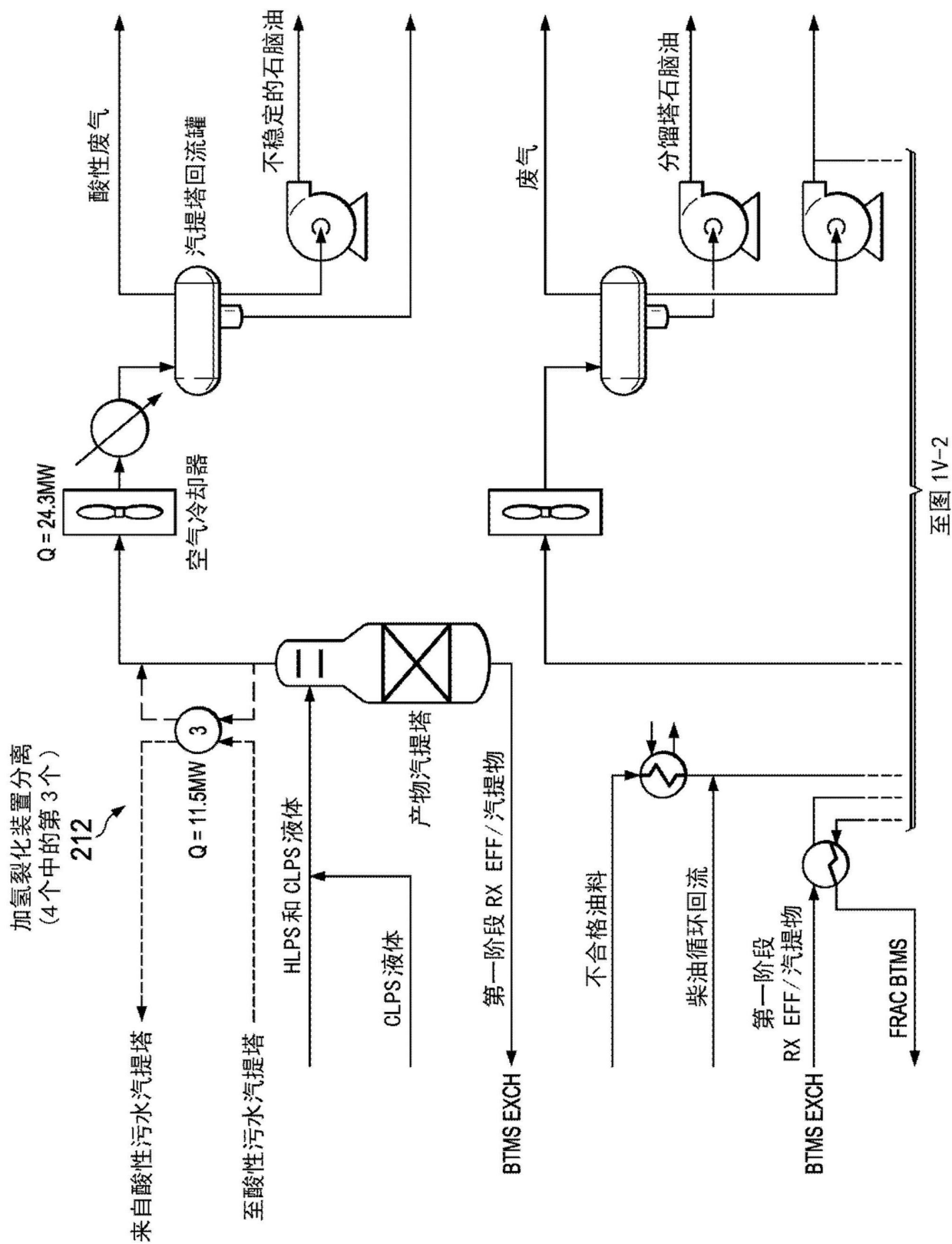


图1V-1

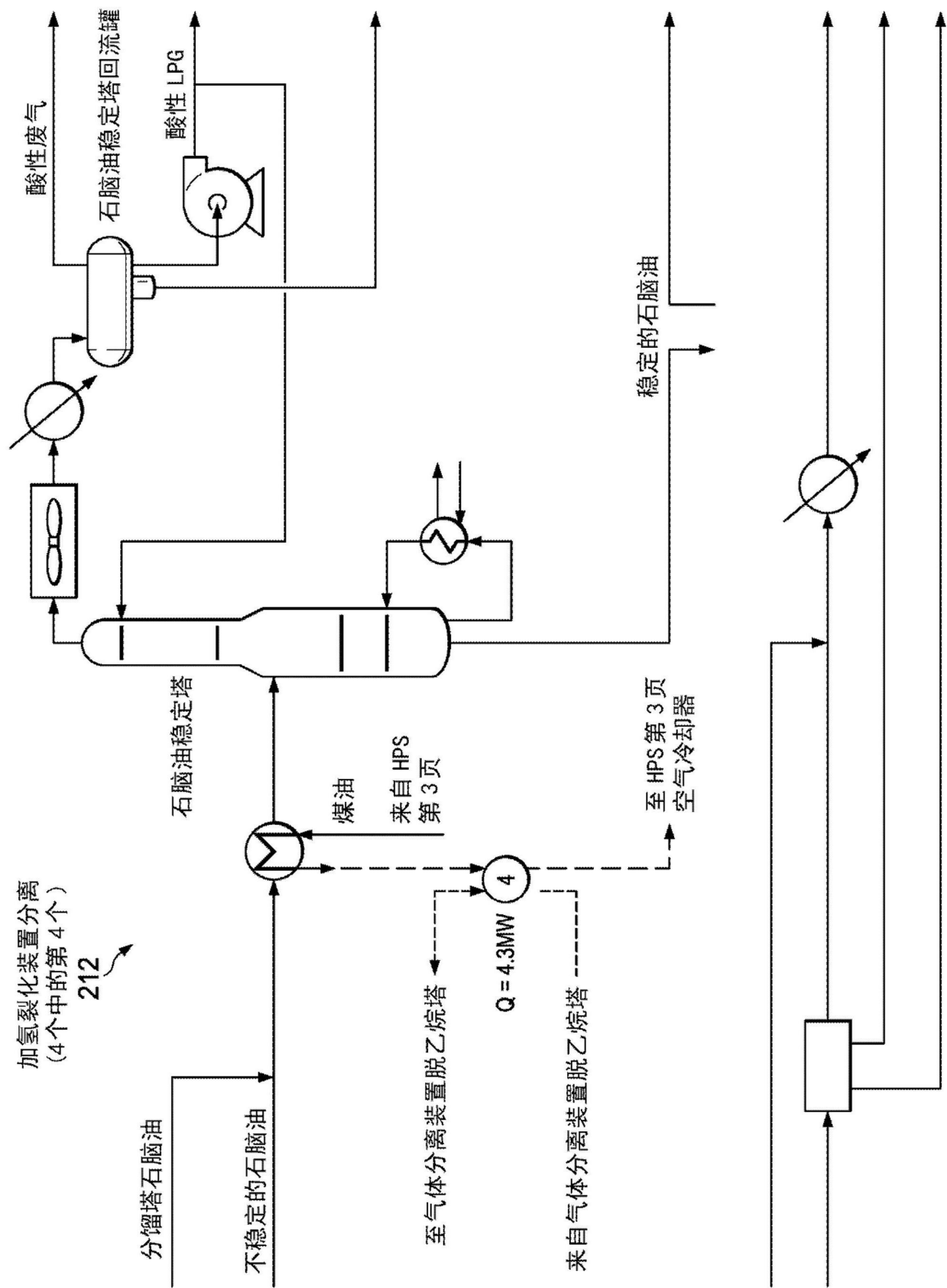


图1W

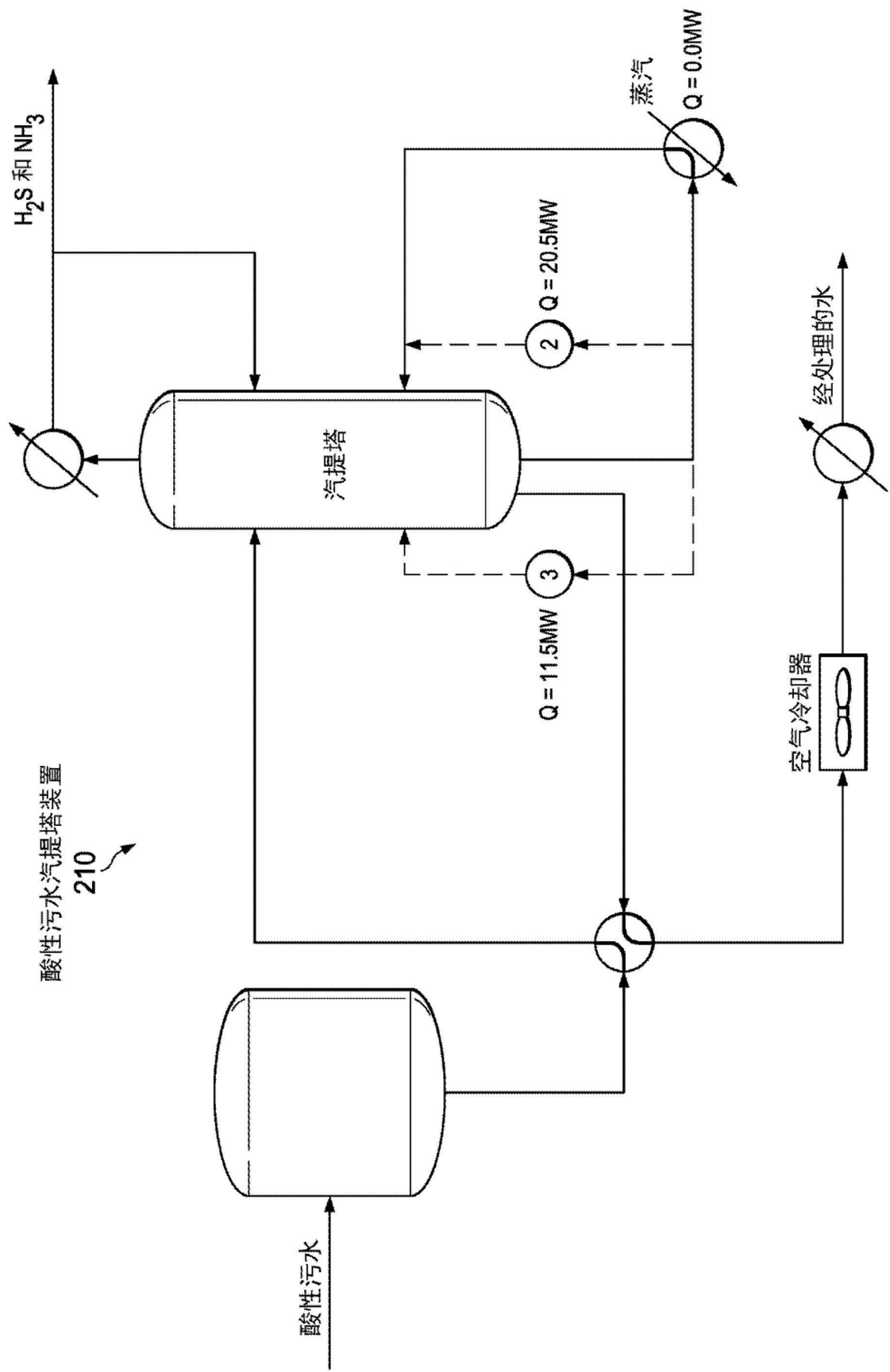


图1X

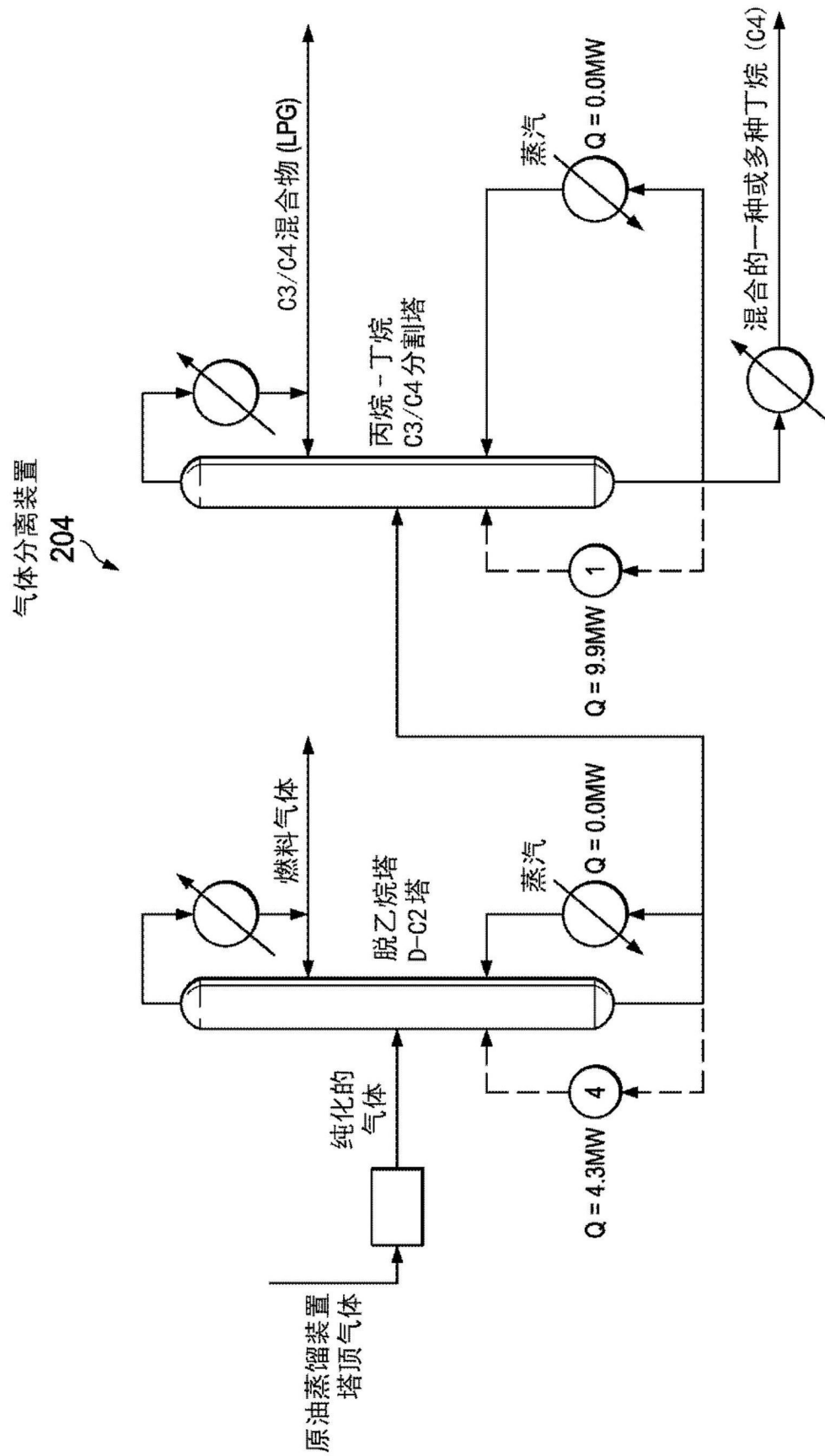


图1Y

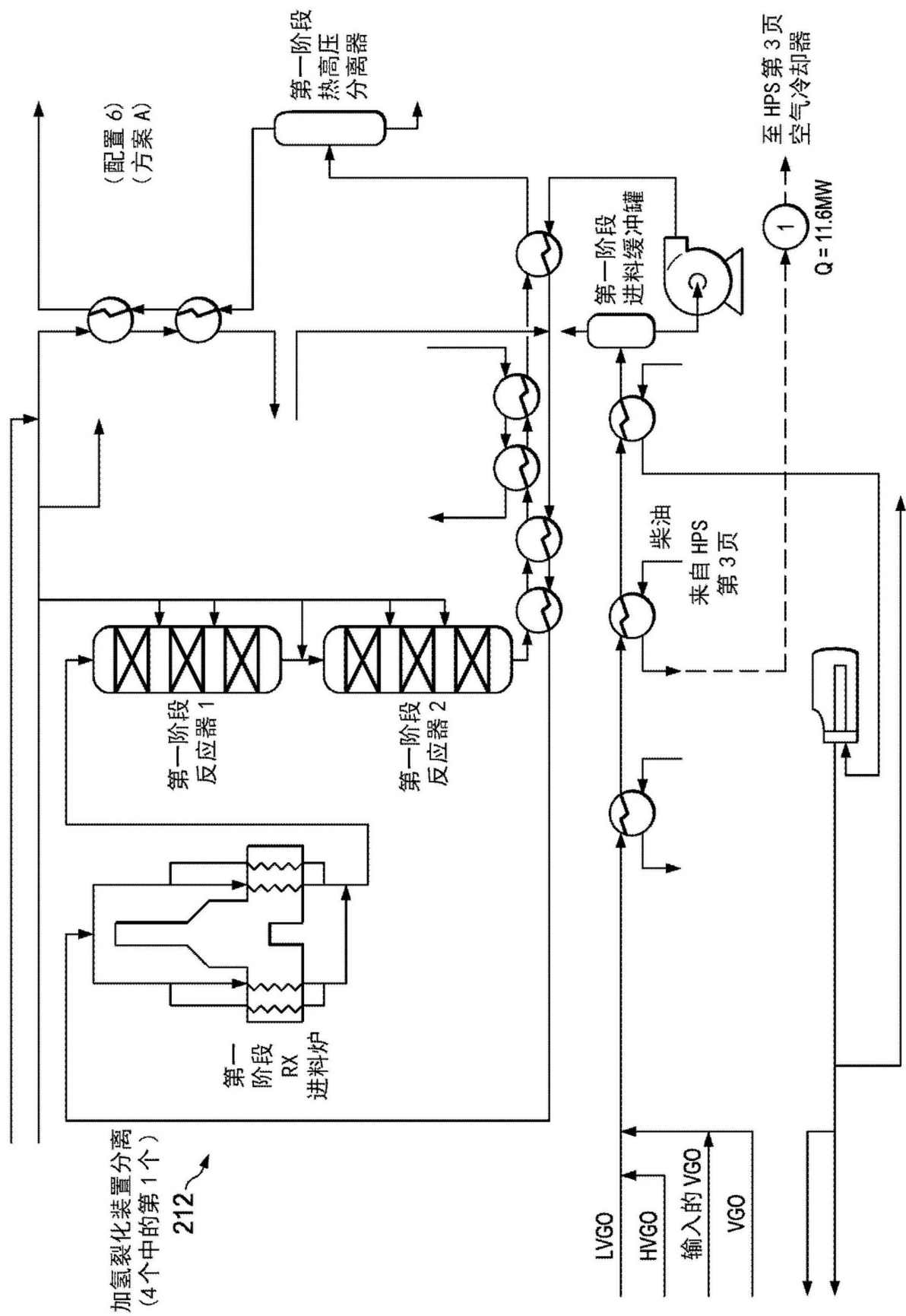


图12

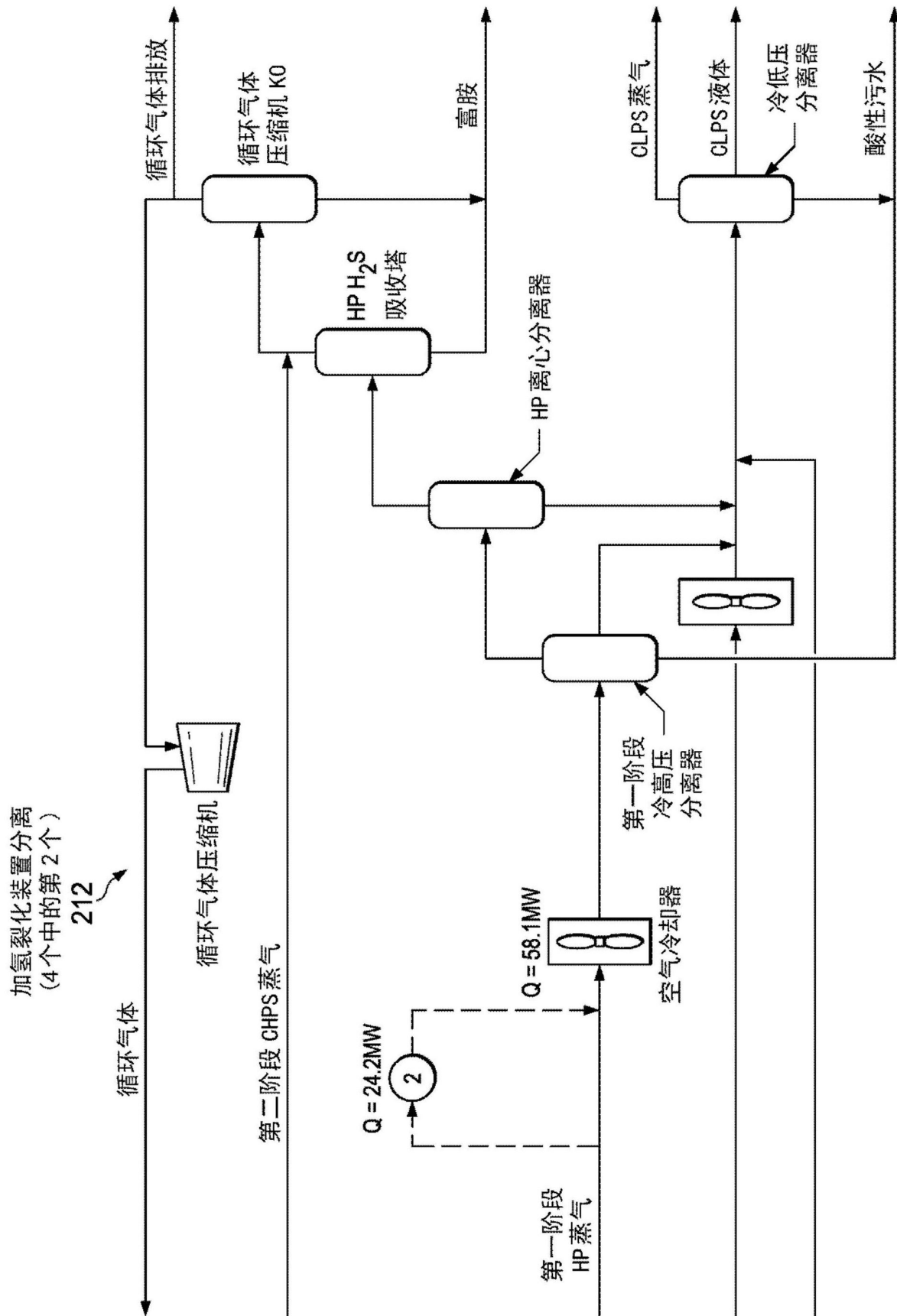
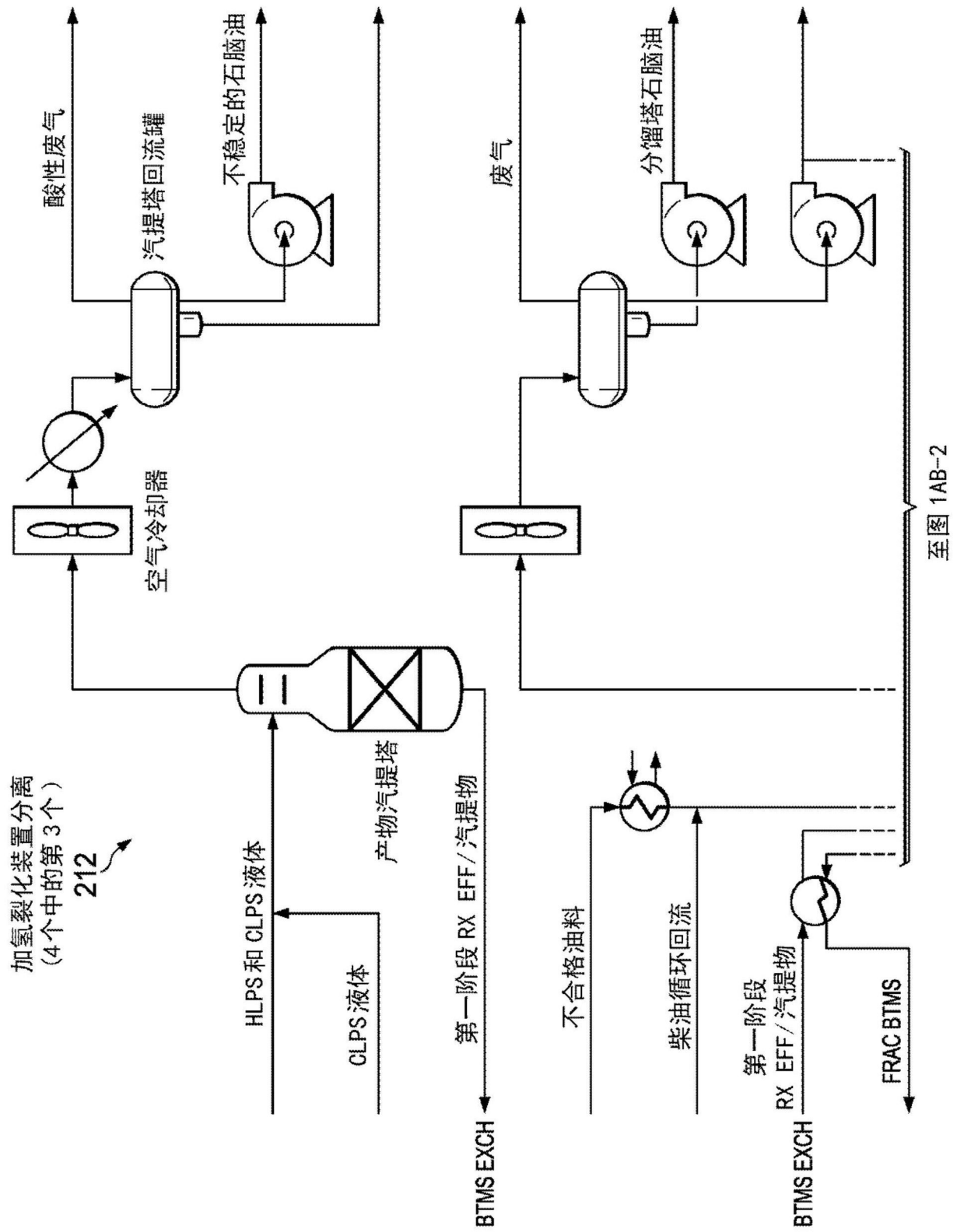


图1AA



至图 1AB-2

图1AB-1

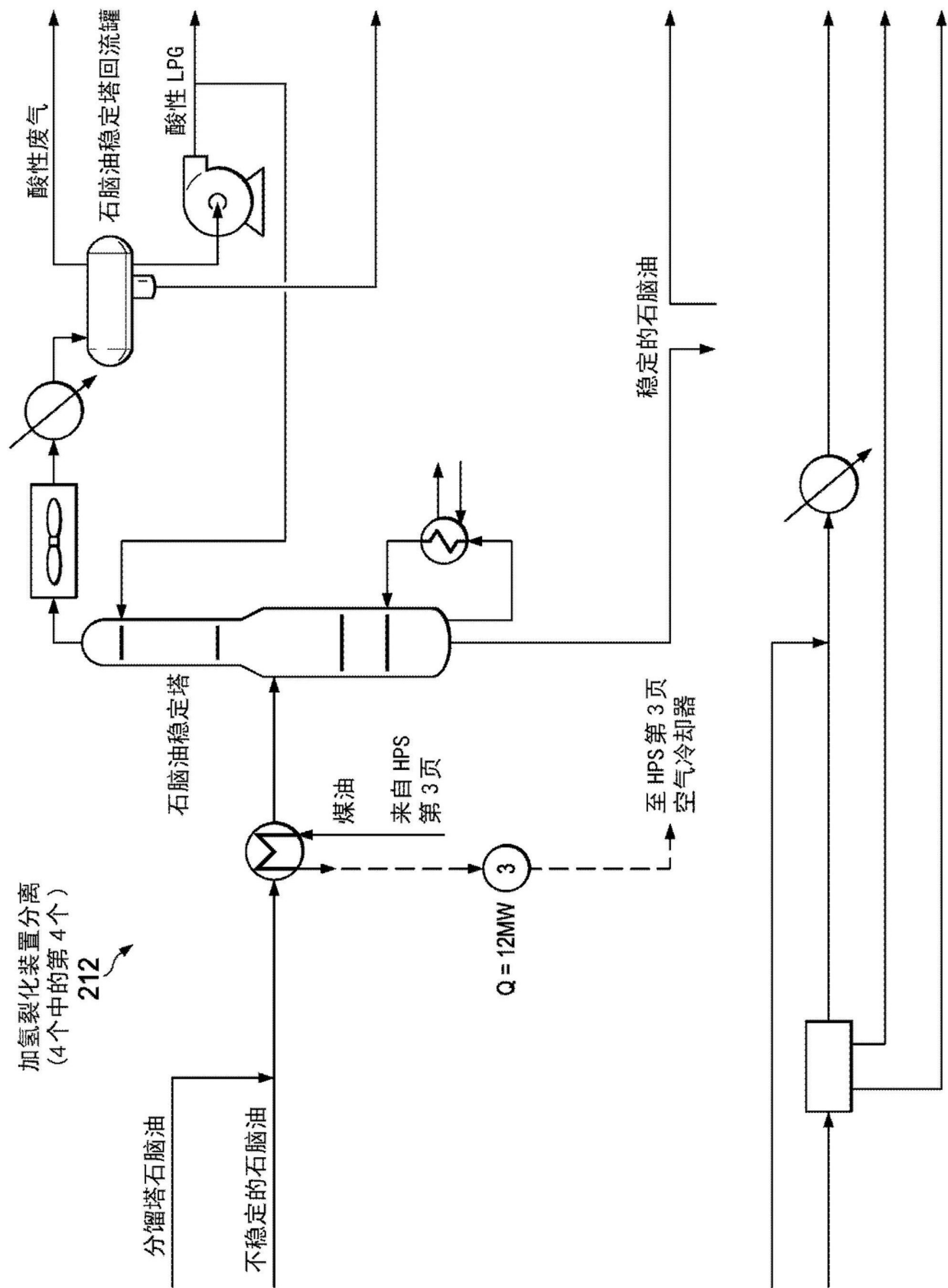


图1AC

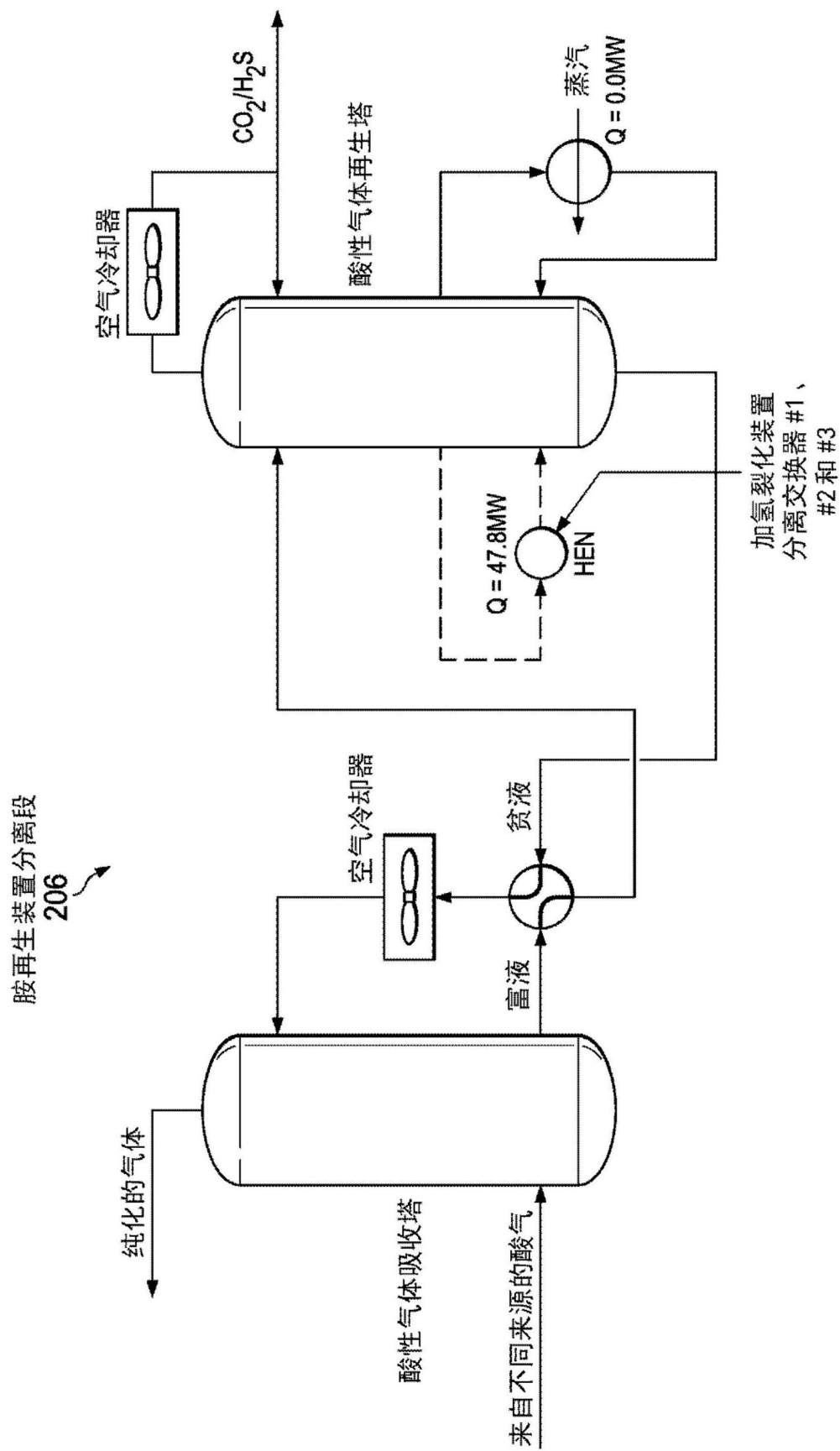


图1AD

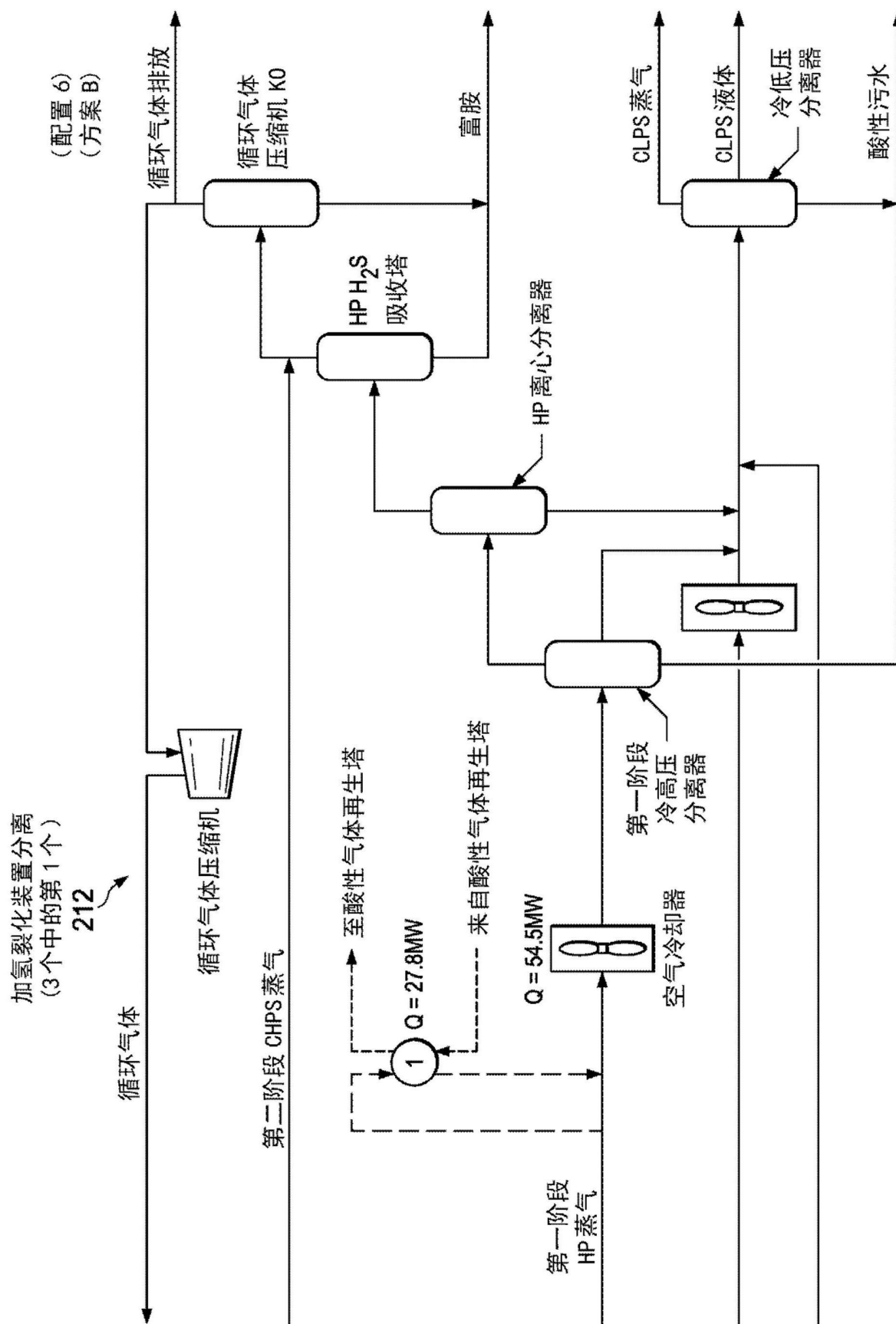


图1AE

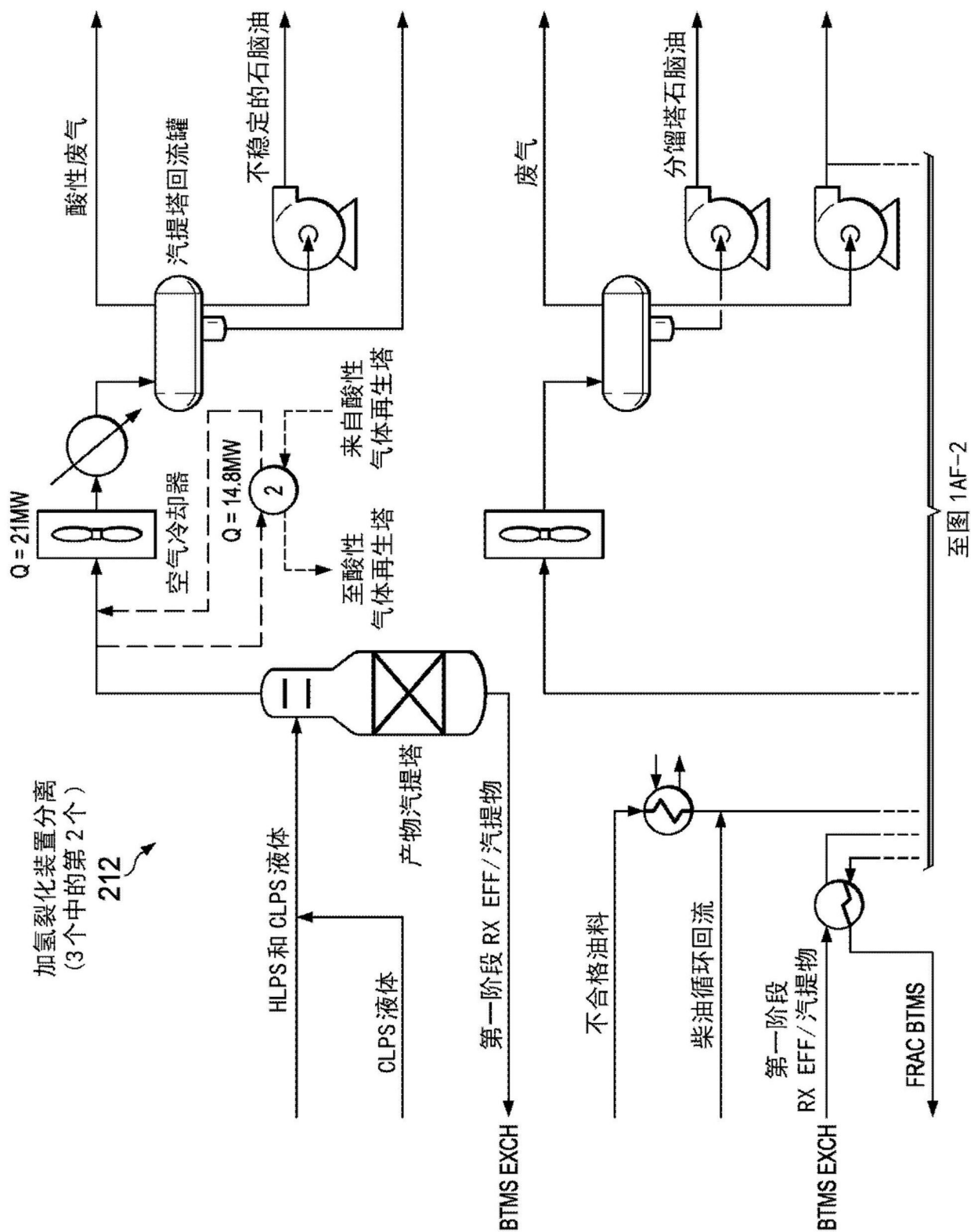


图 1AF-1

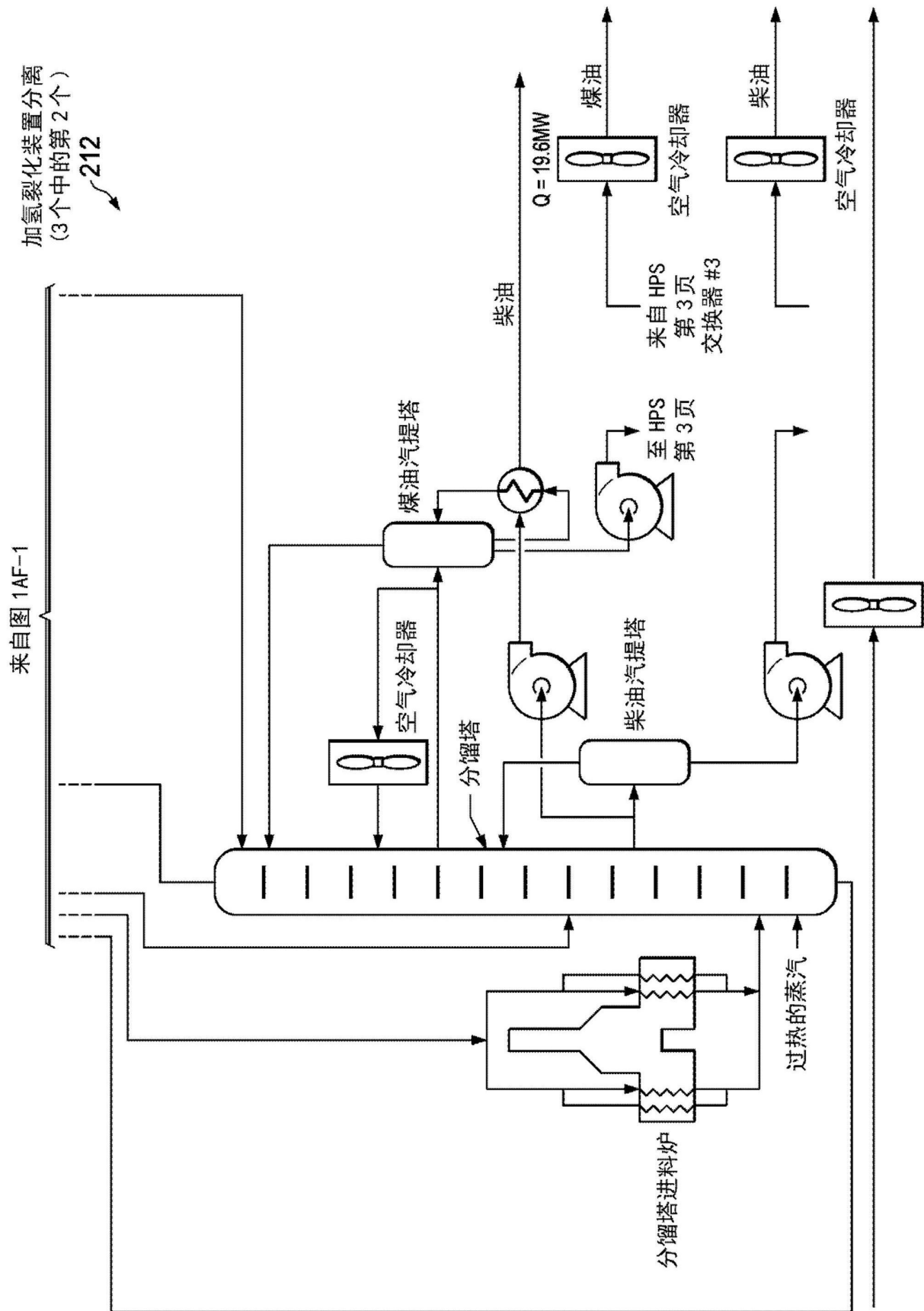


图1AF-2

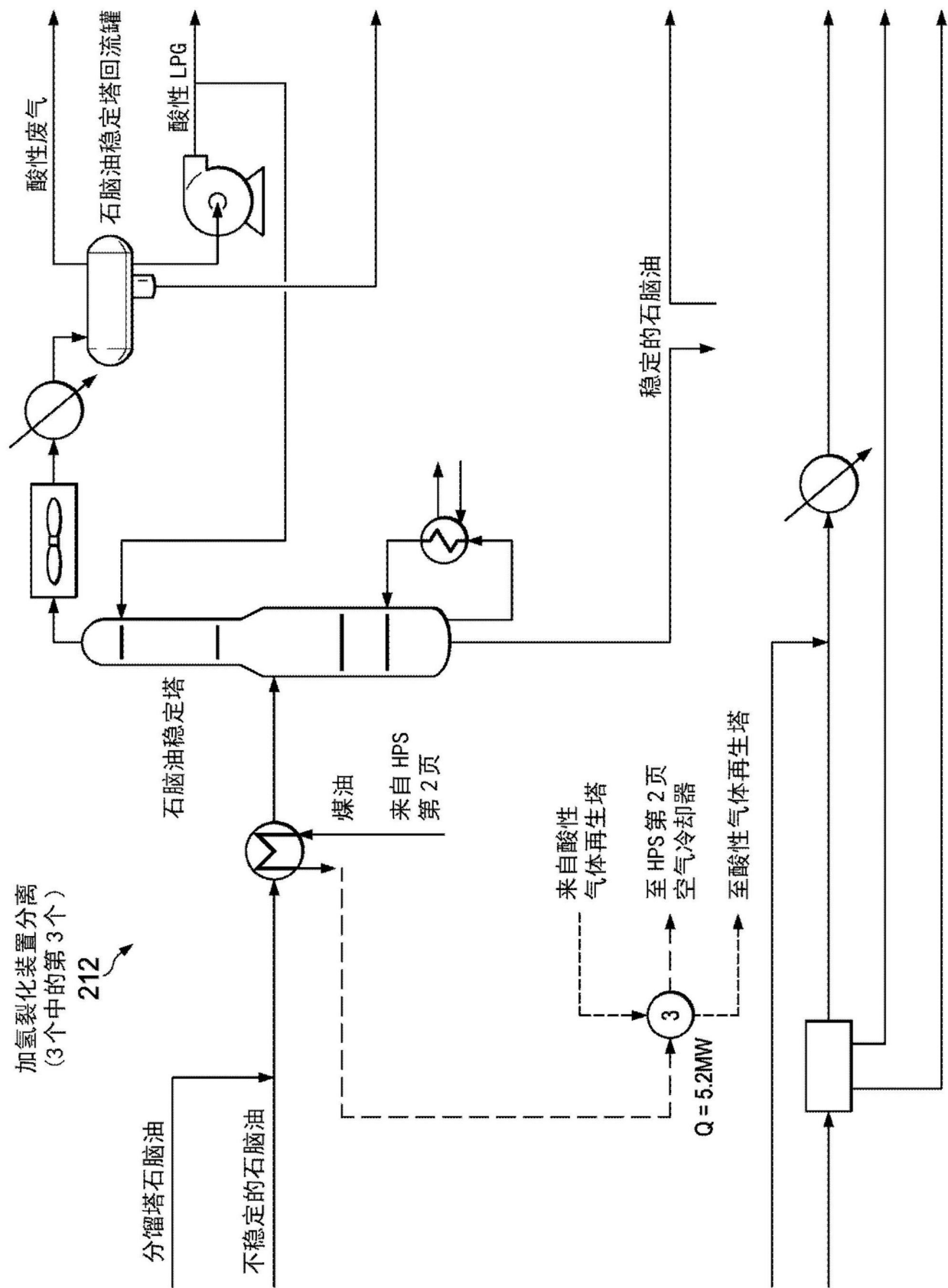


图1AG

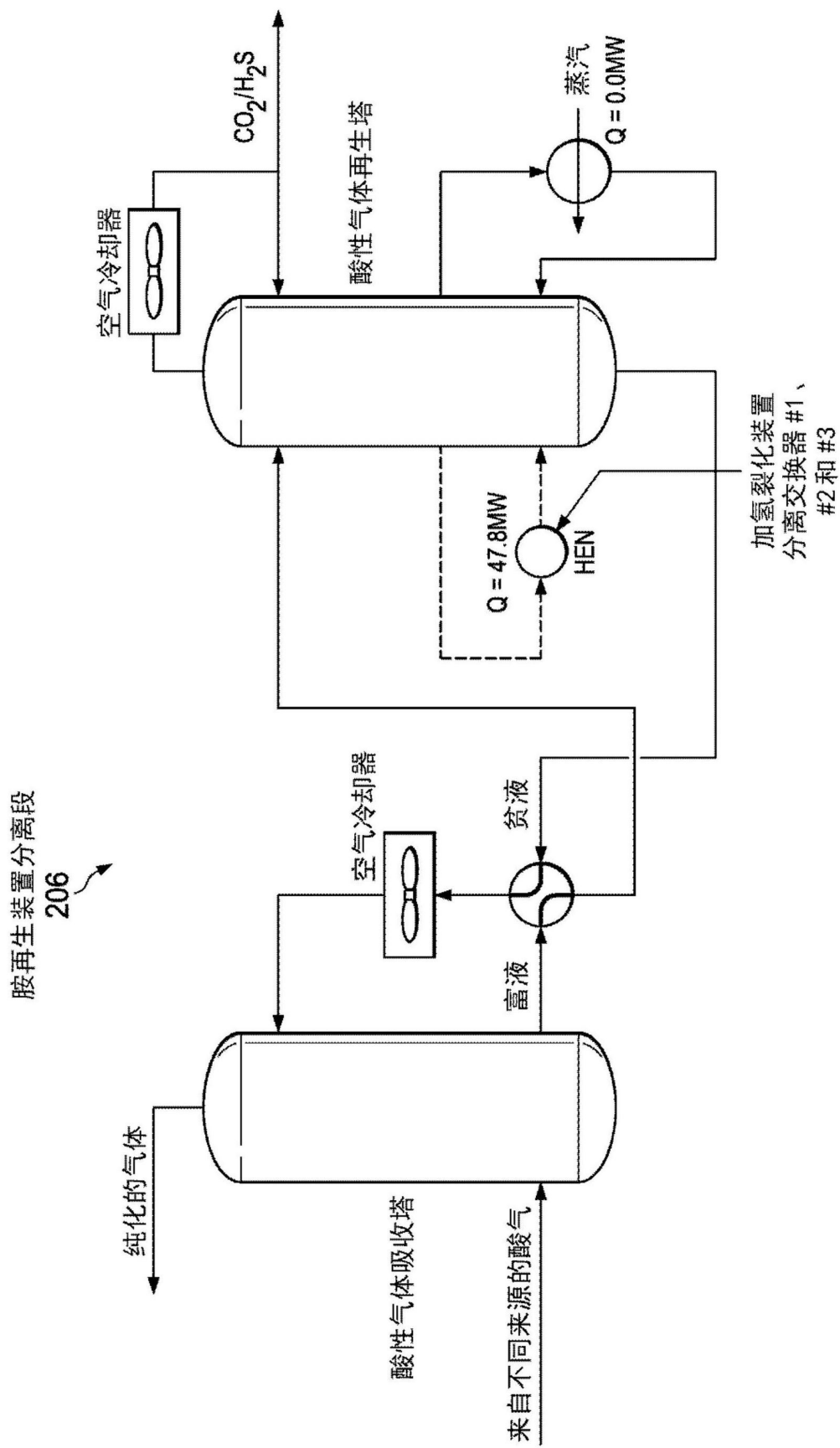


图1AH

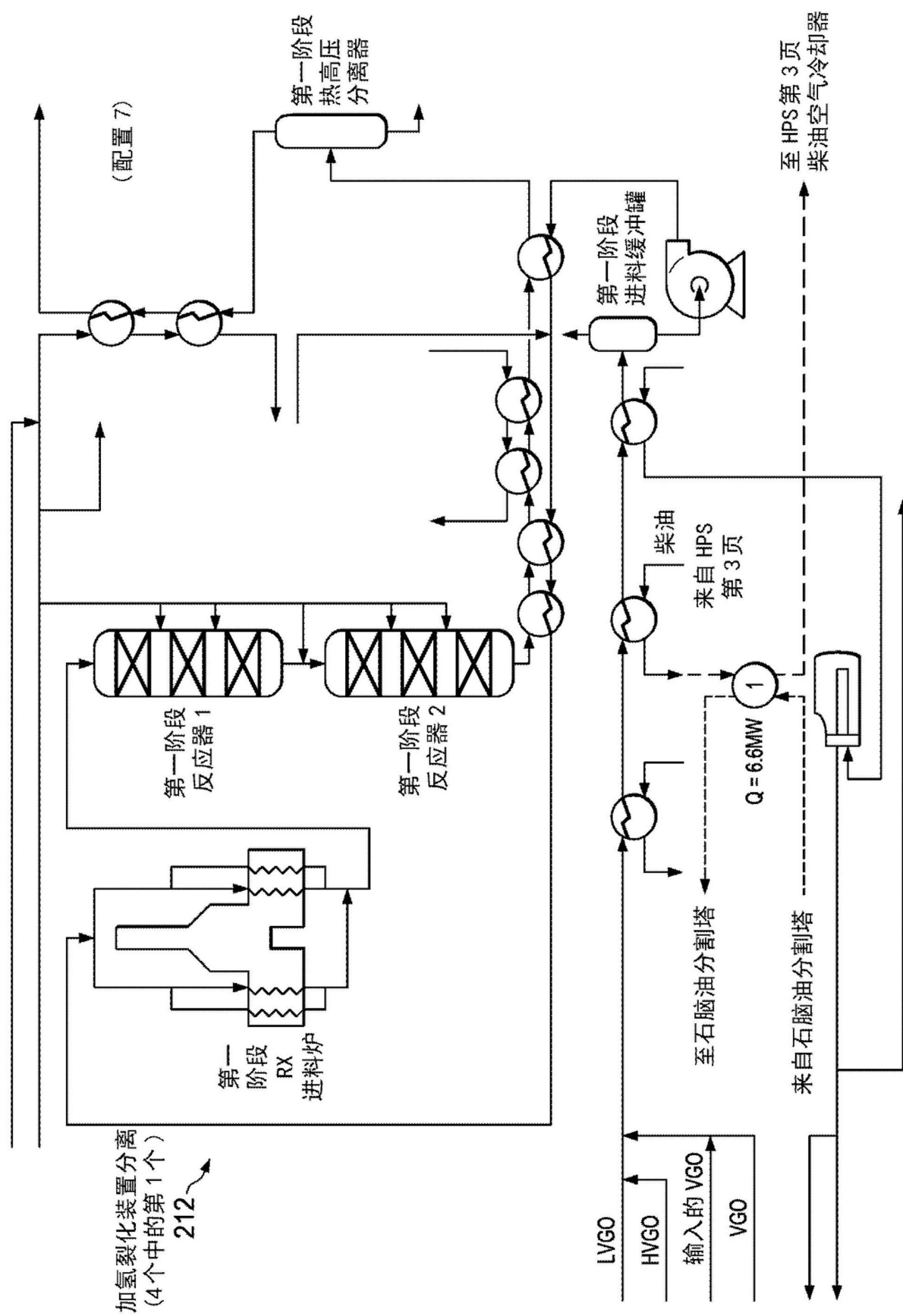


图1AI

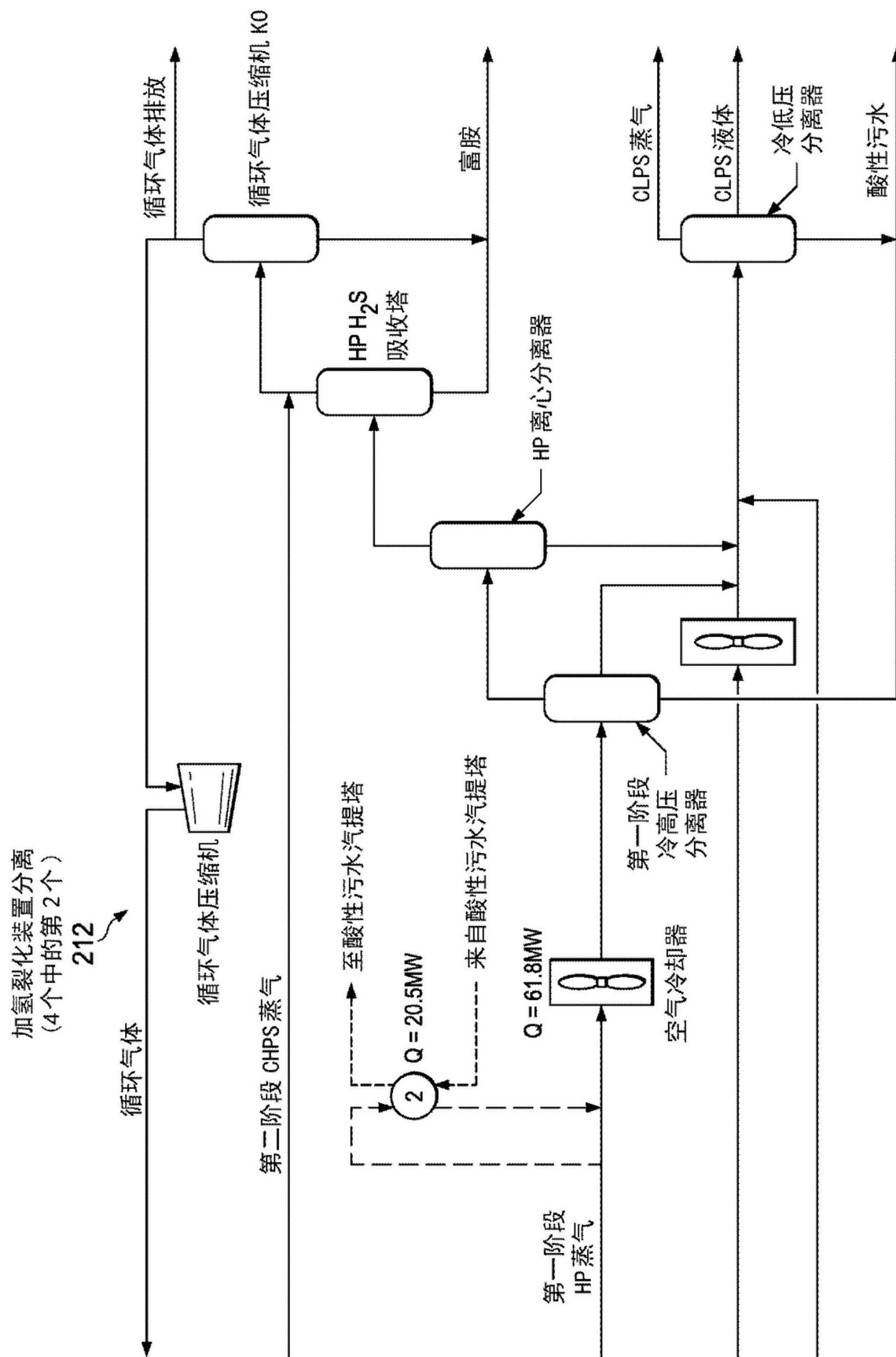


图1AJ

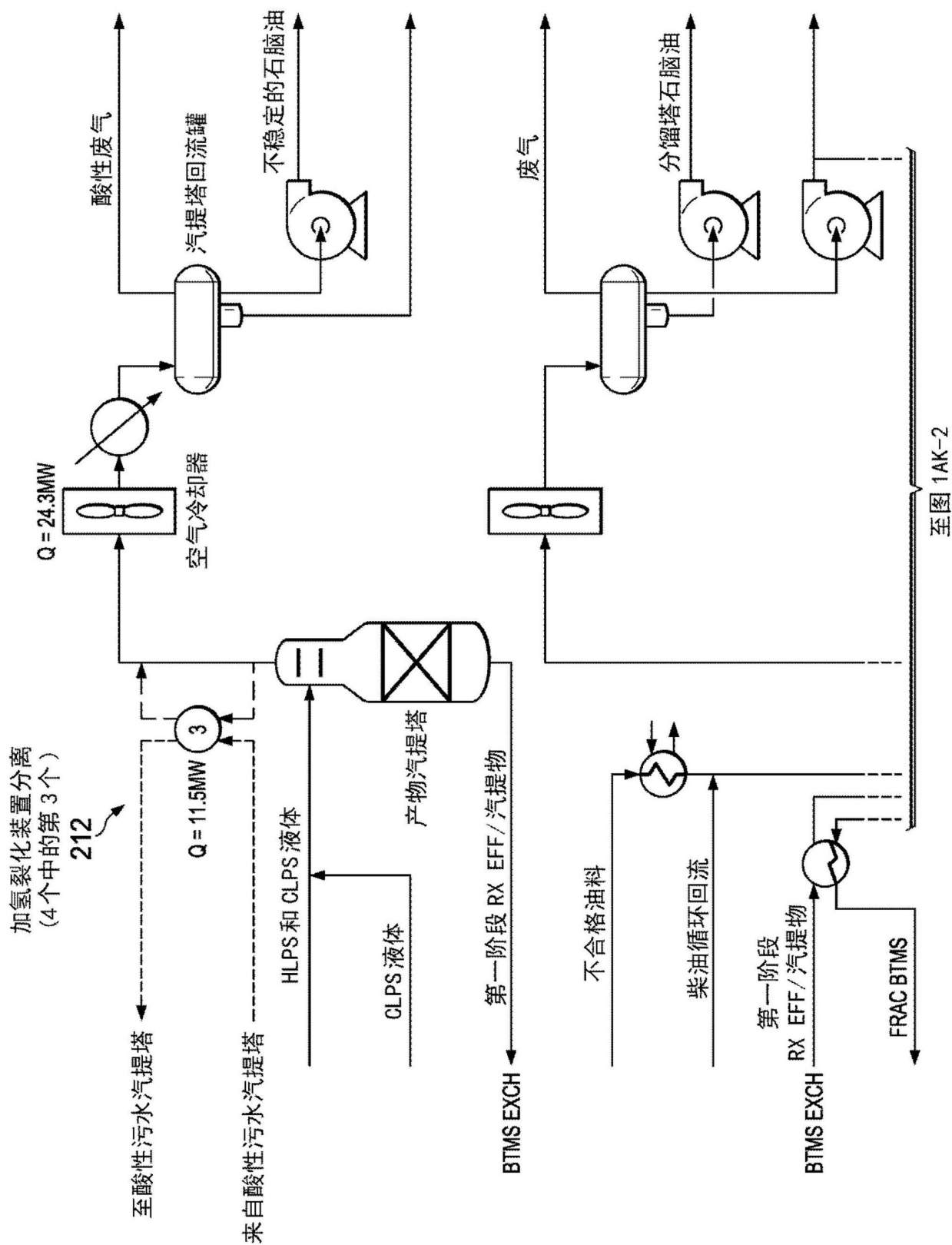


图 1AK-1

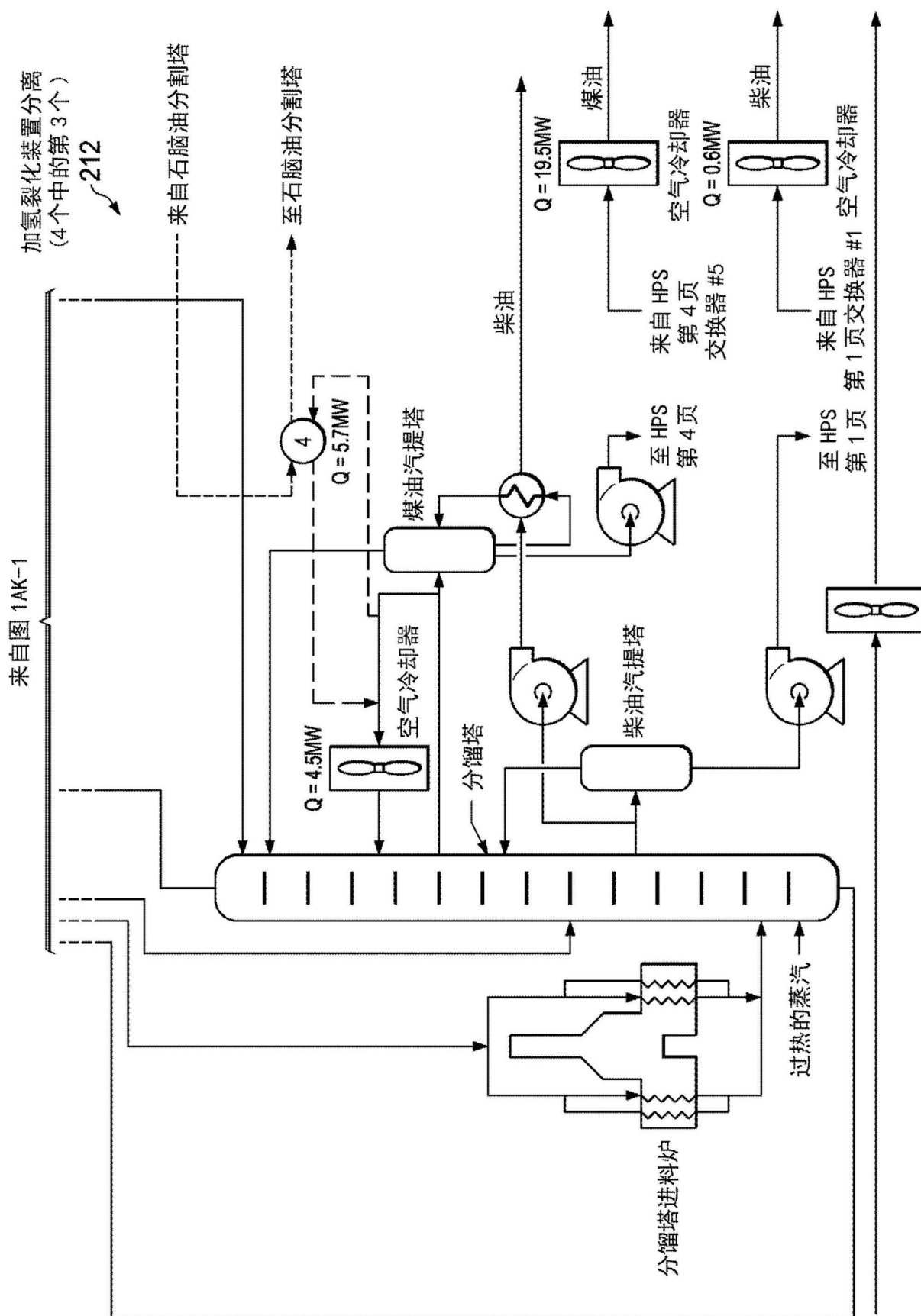


图1AK-2

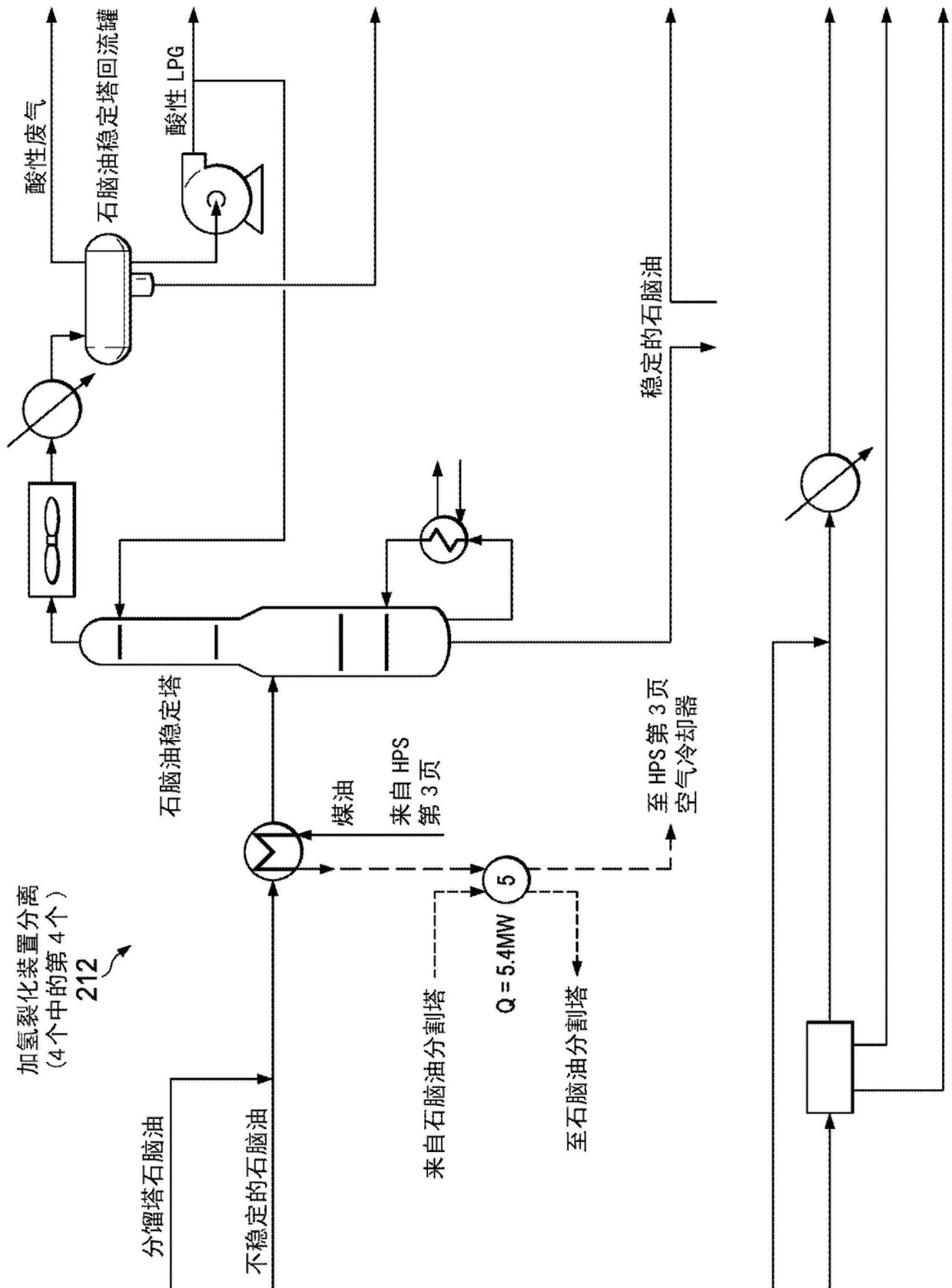


图1AL

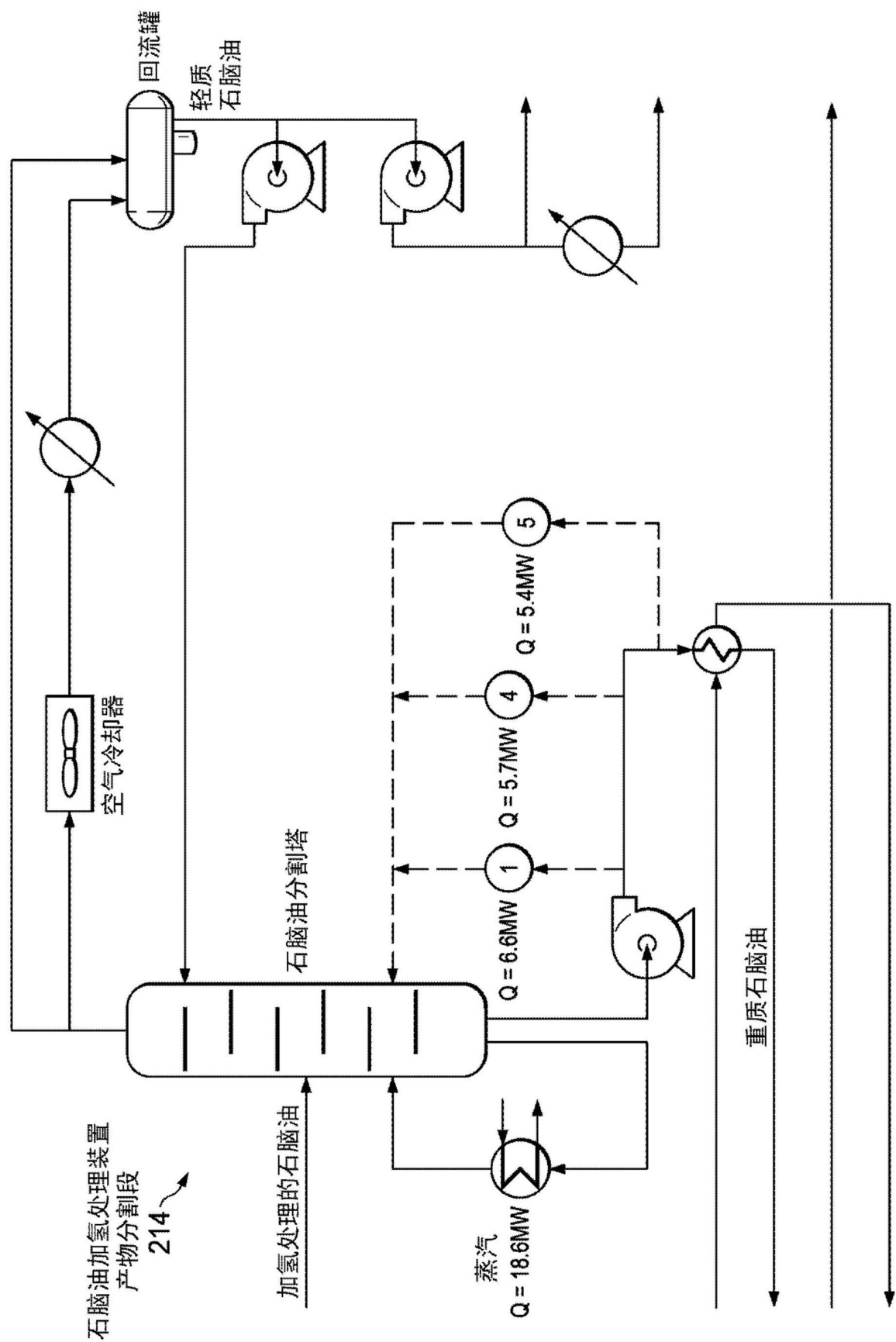


图1AM

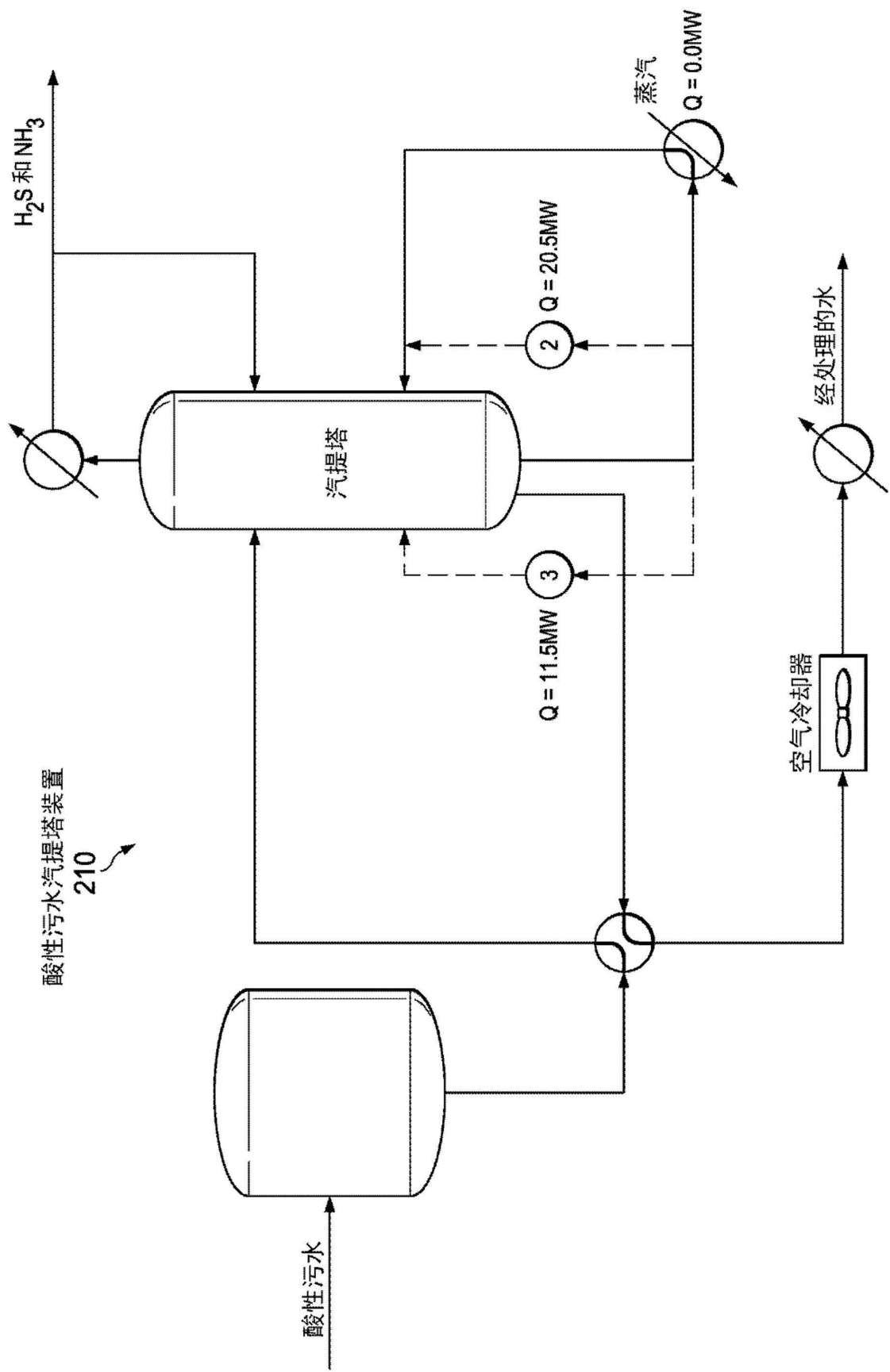


图1AN

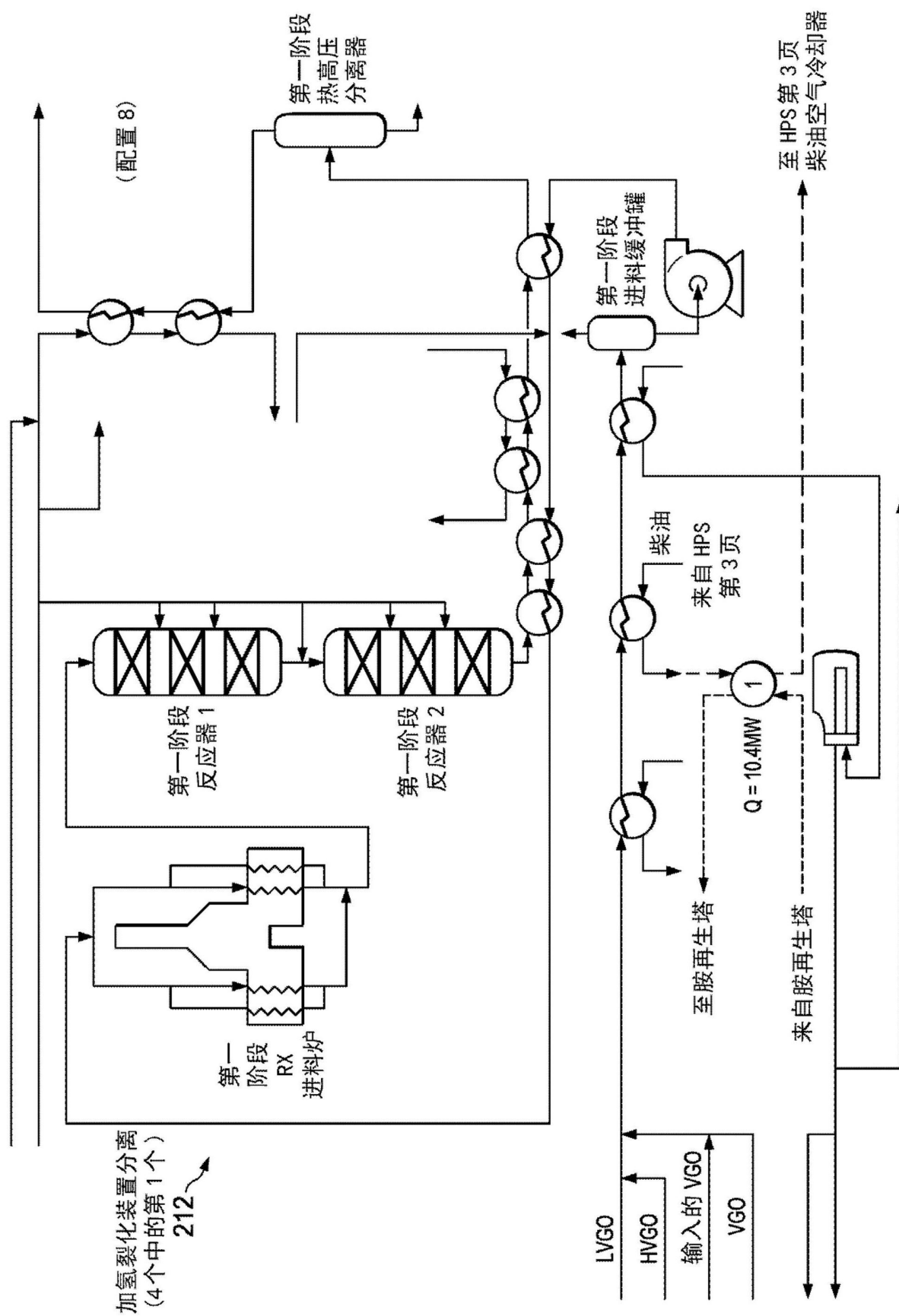


图1A0

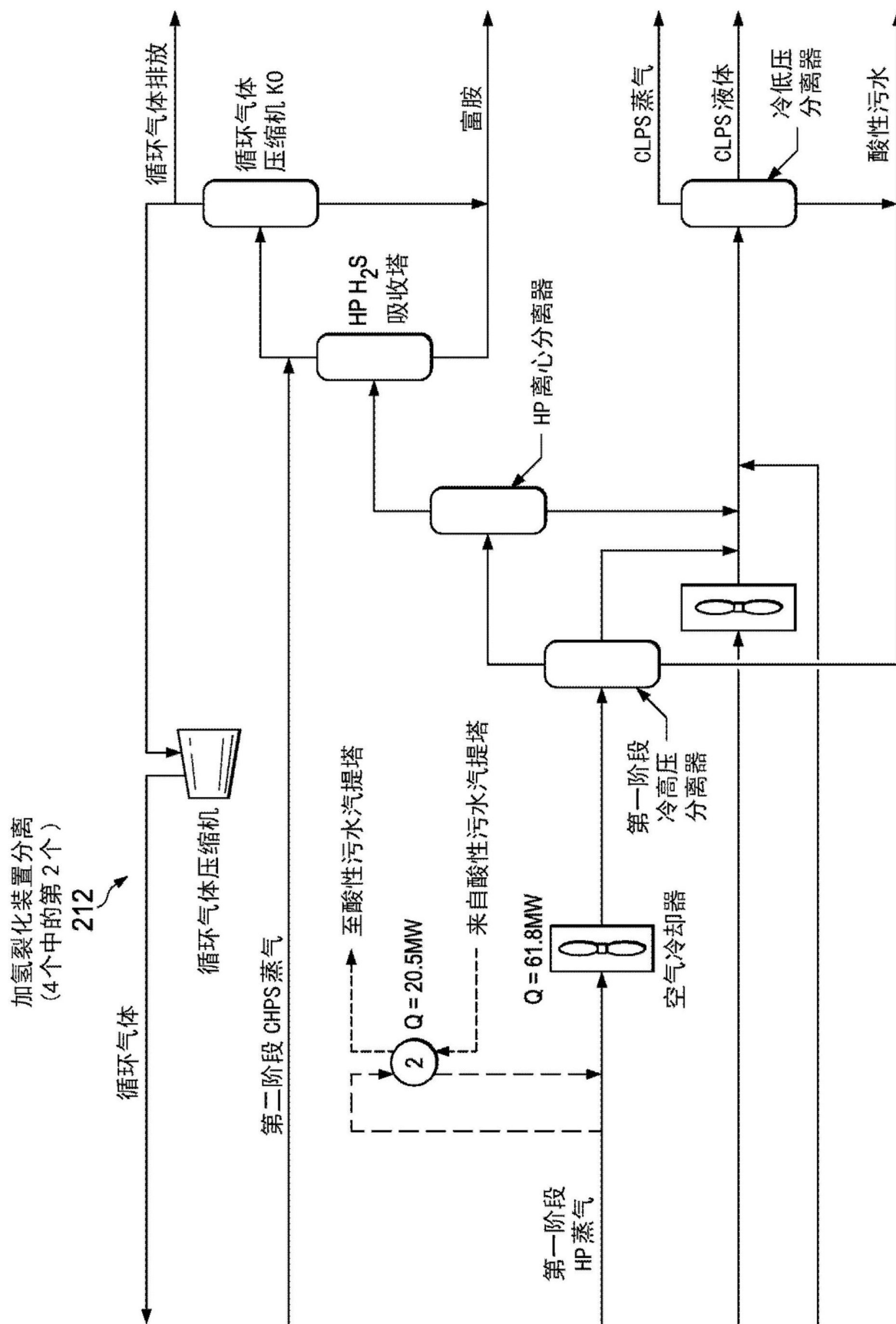


图1AP

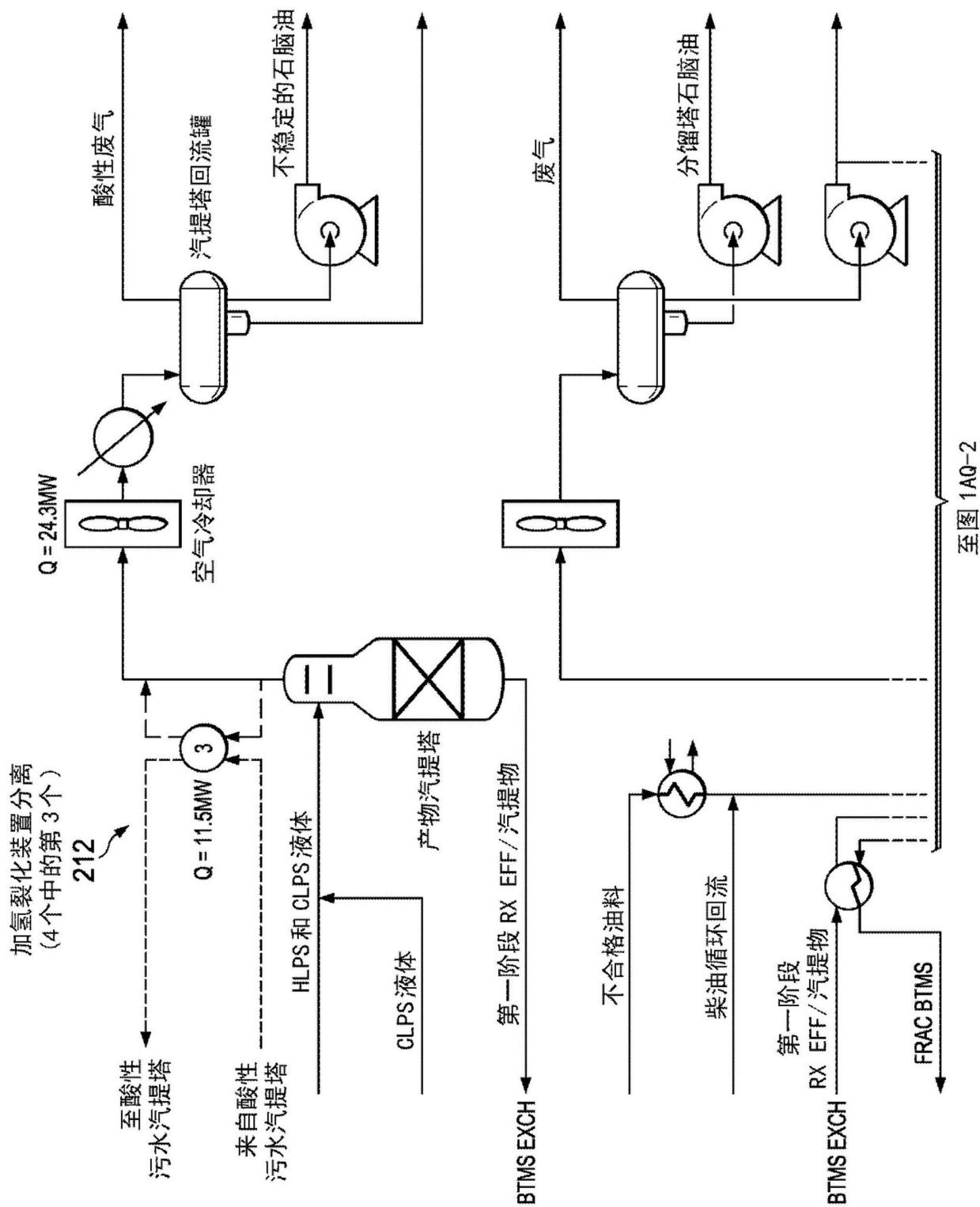


图1AQ-1

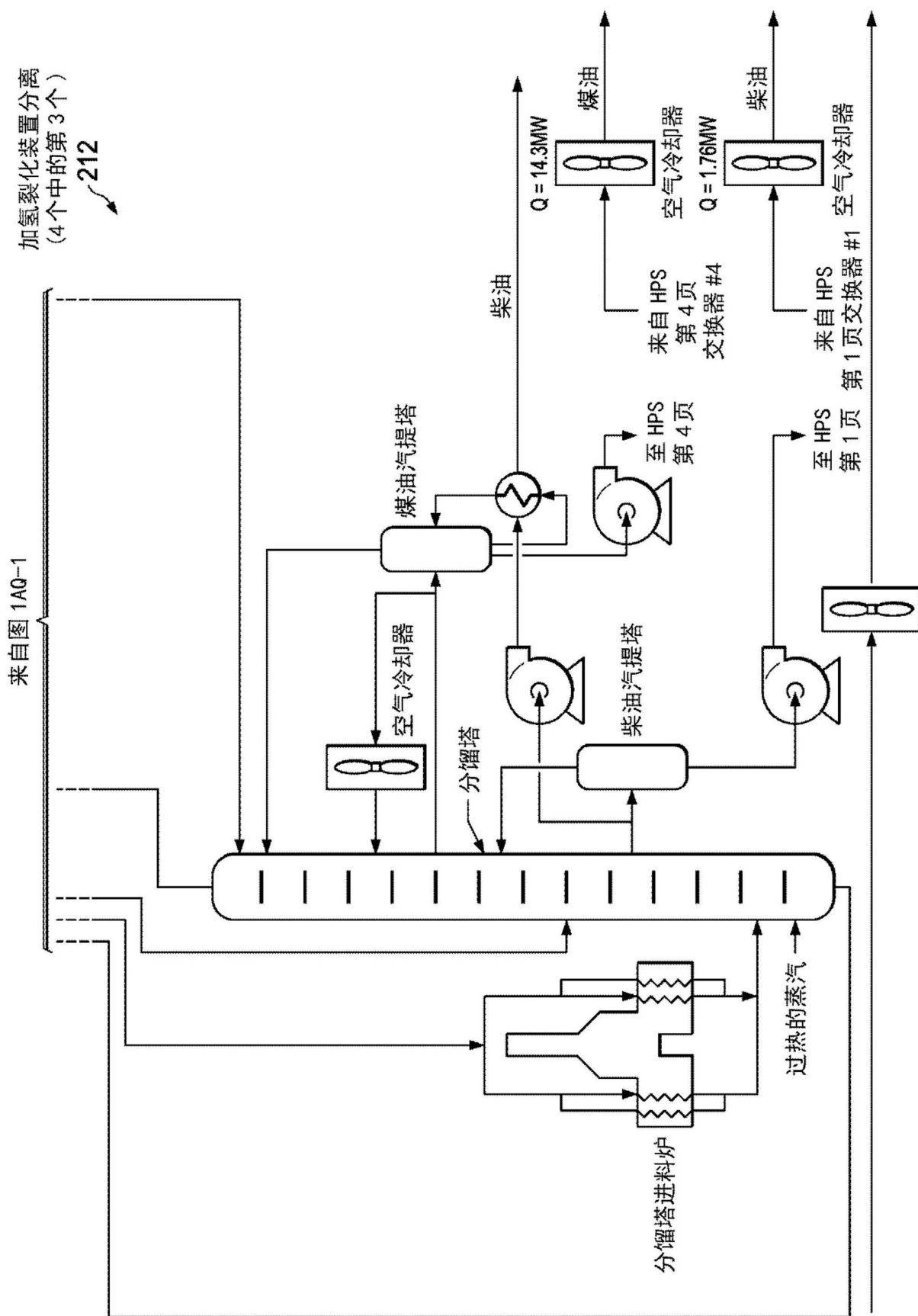


图1AQ-2

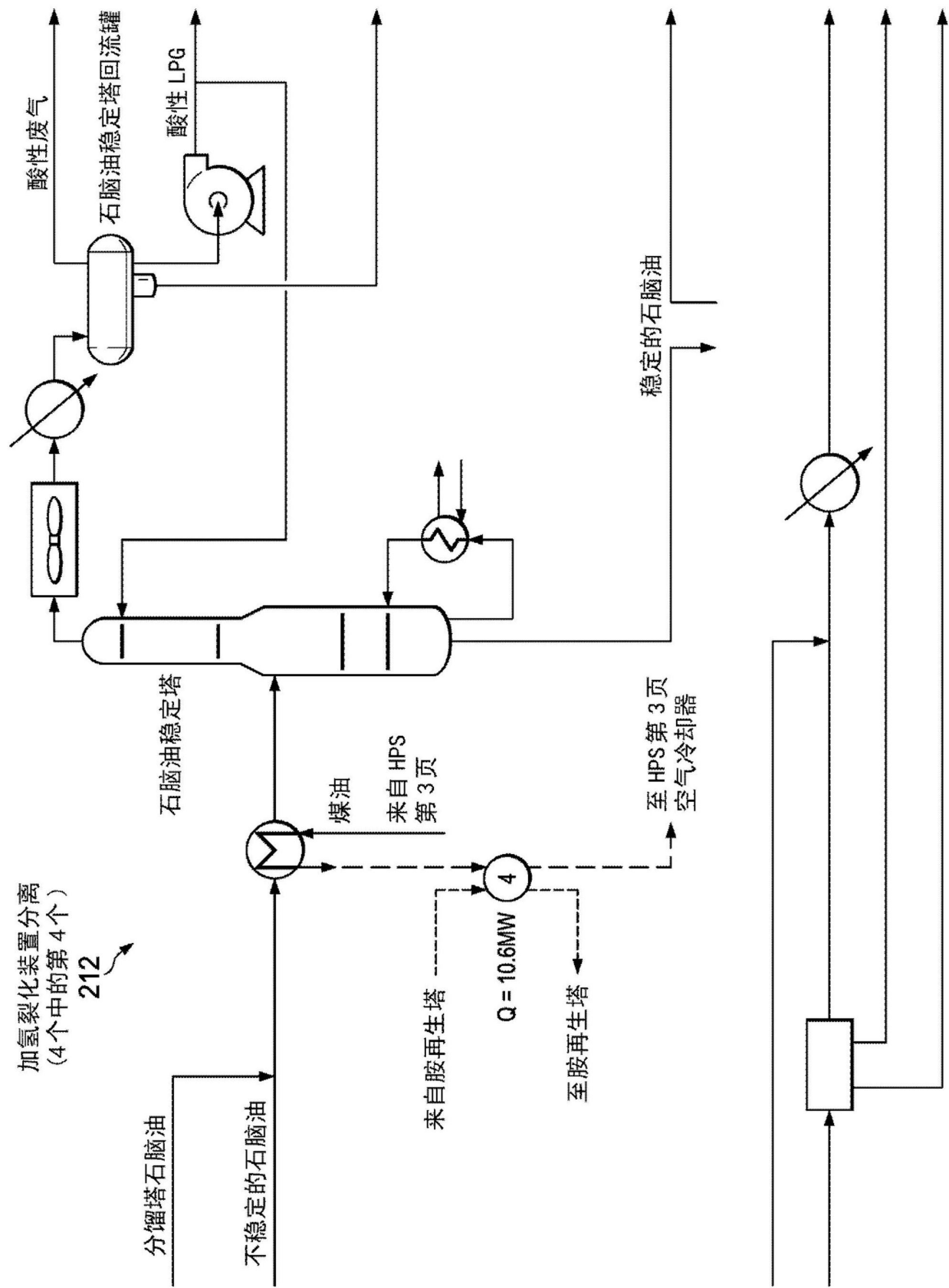


图1AR

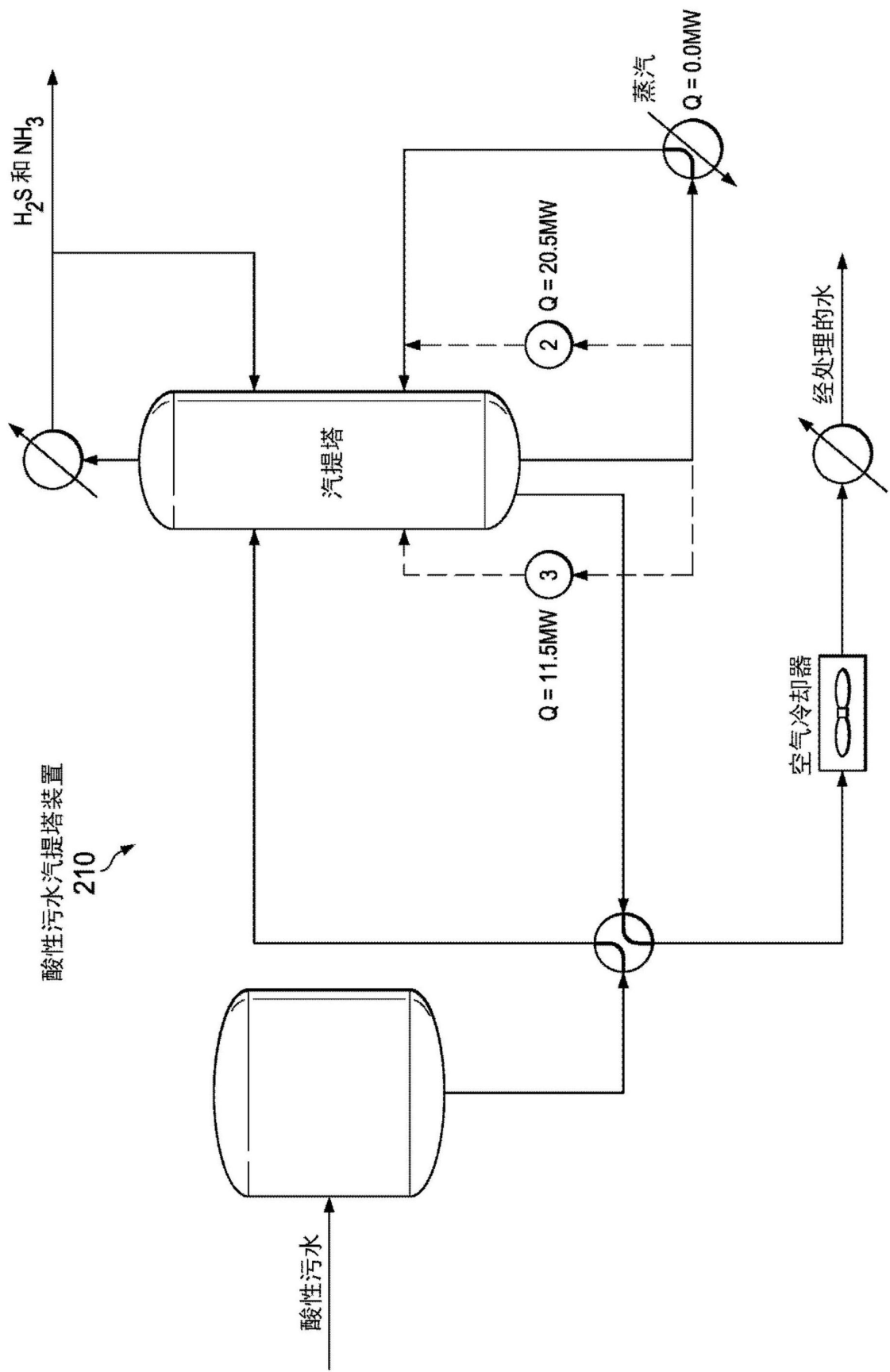


图1AS

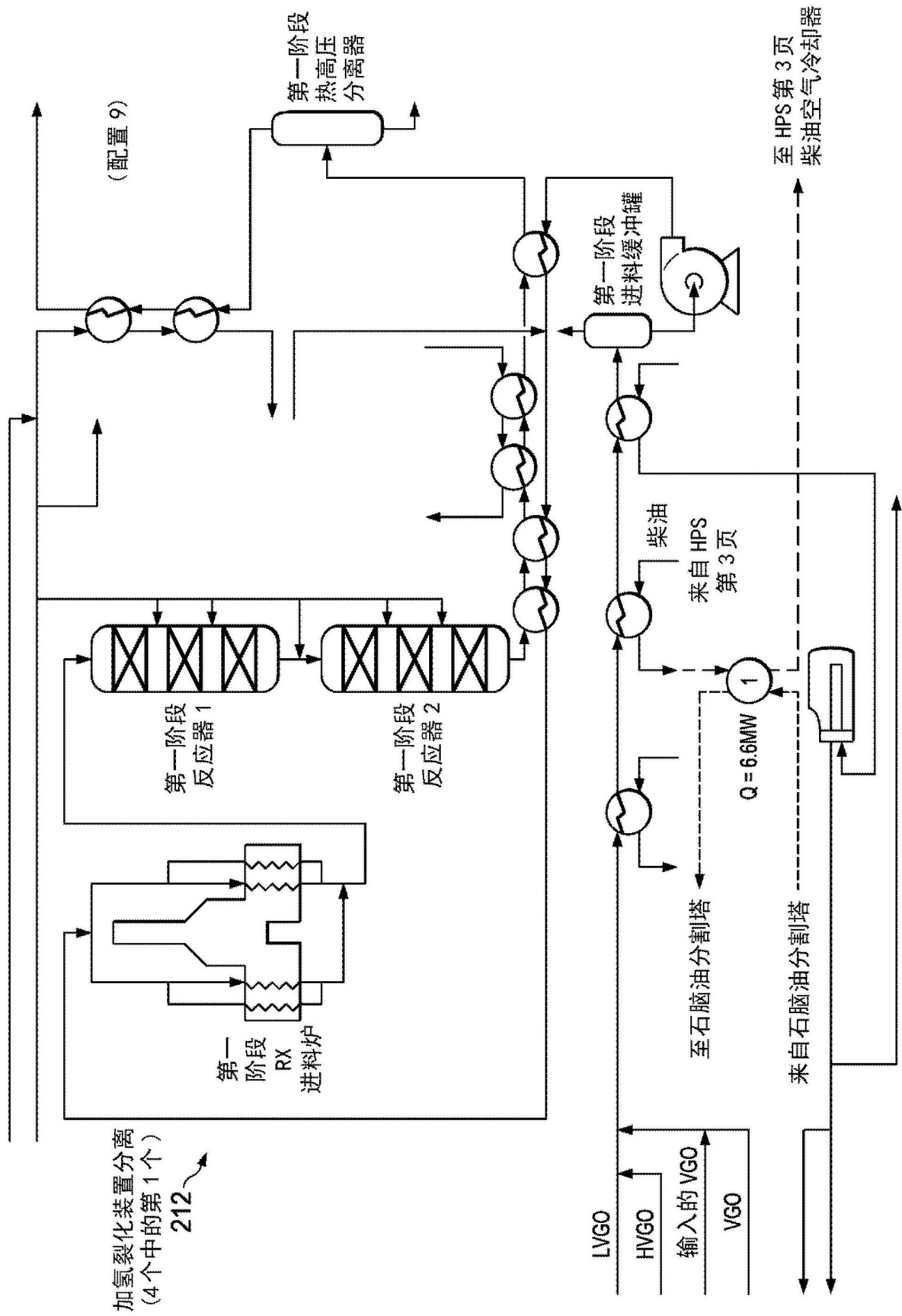


图 1AU

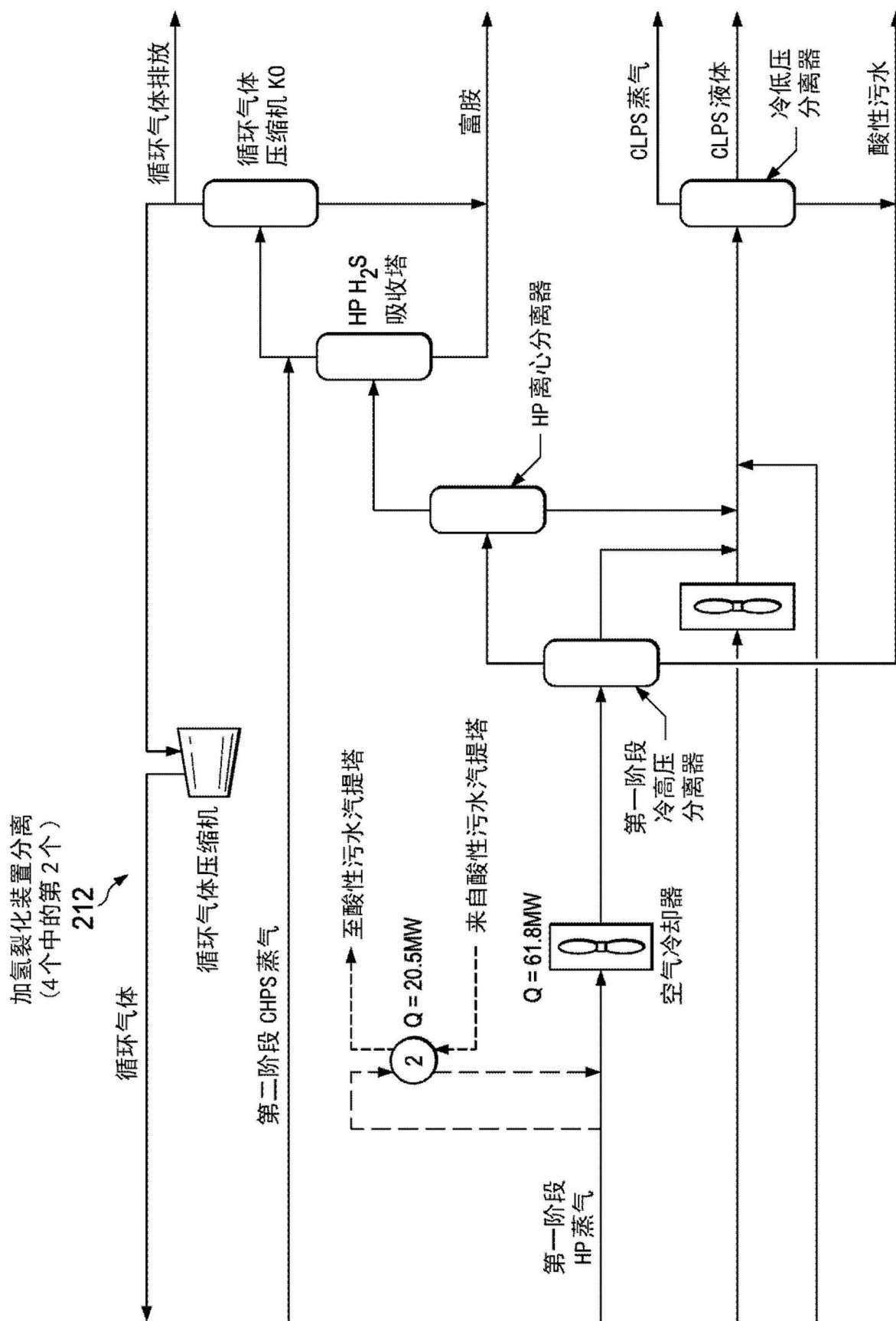


图1AV

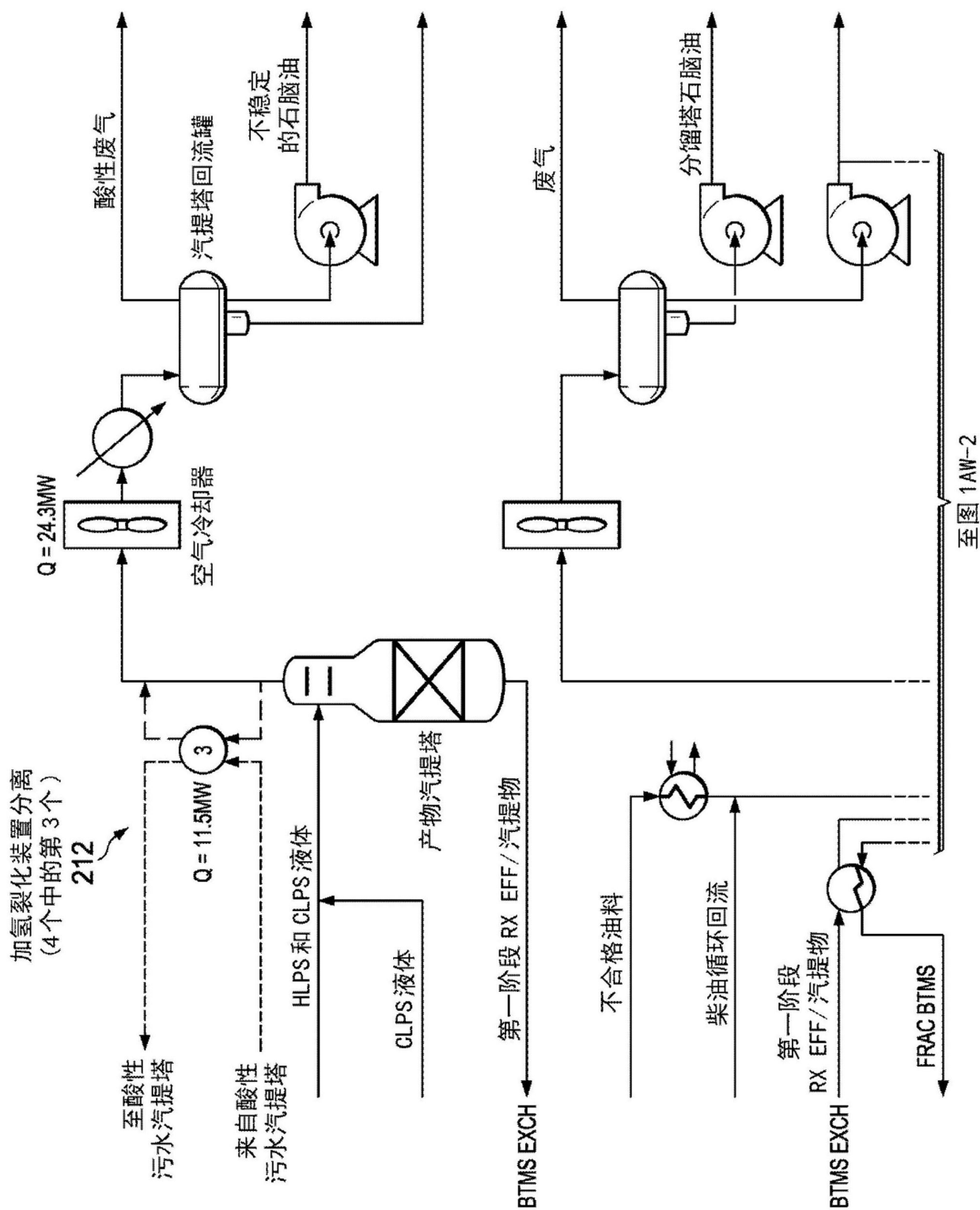


图1AW-1

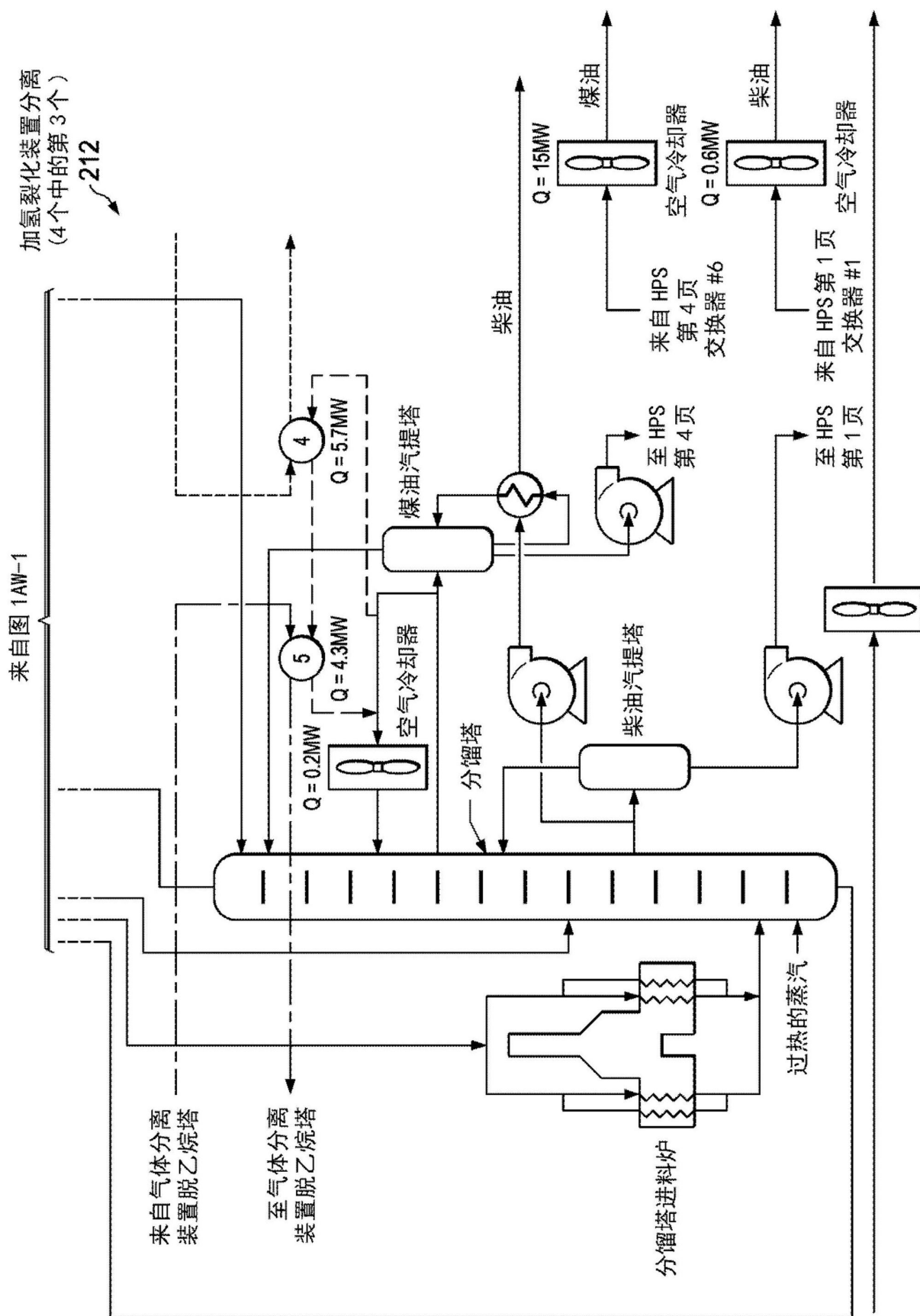


图1AW-2

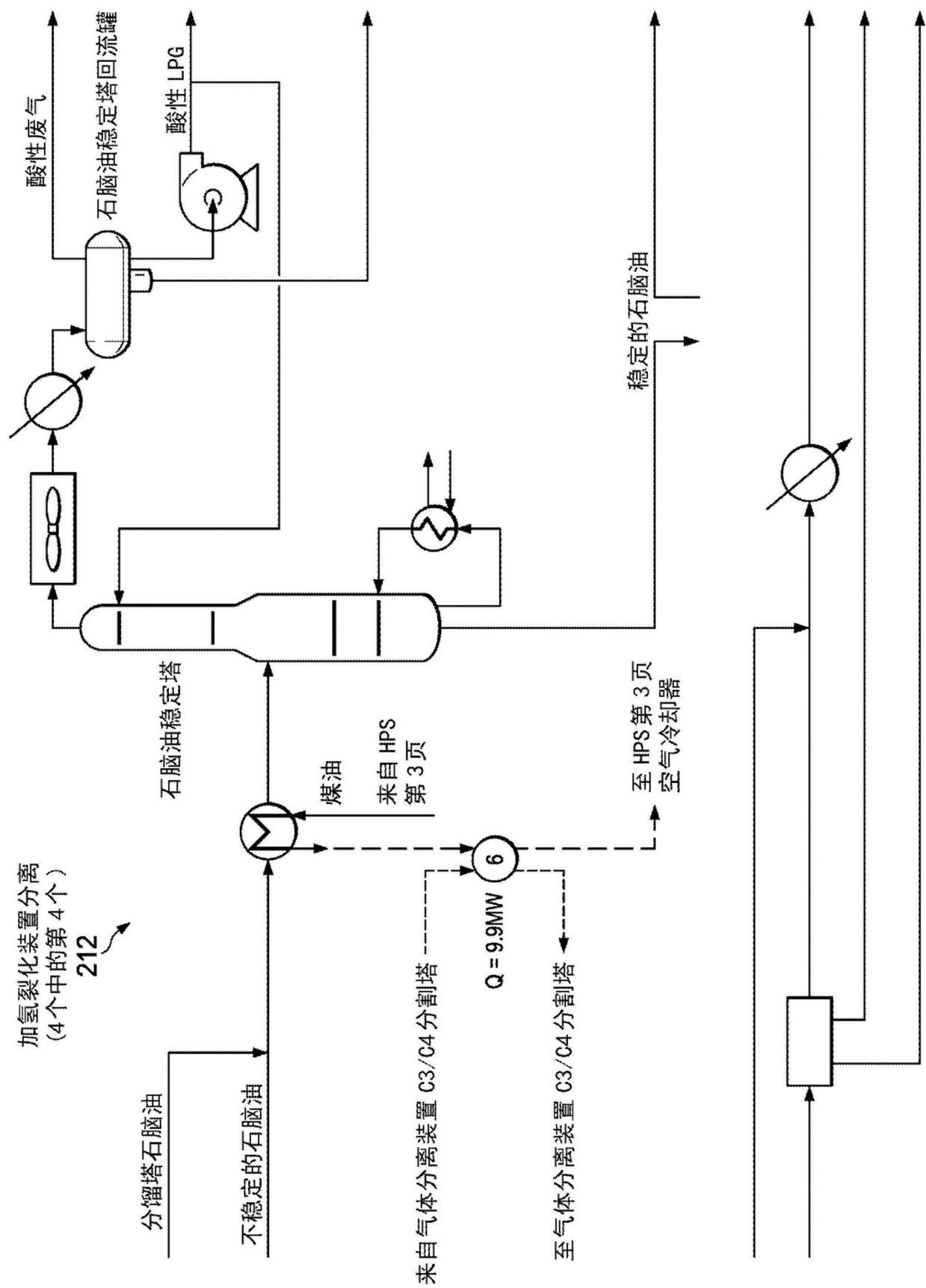


图1AX

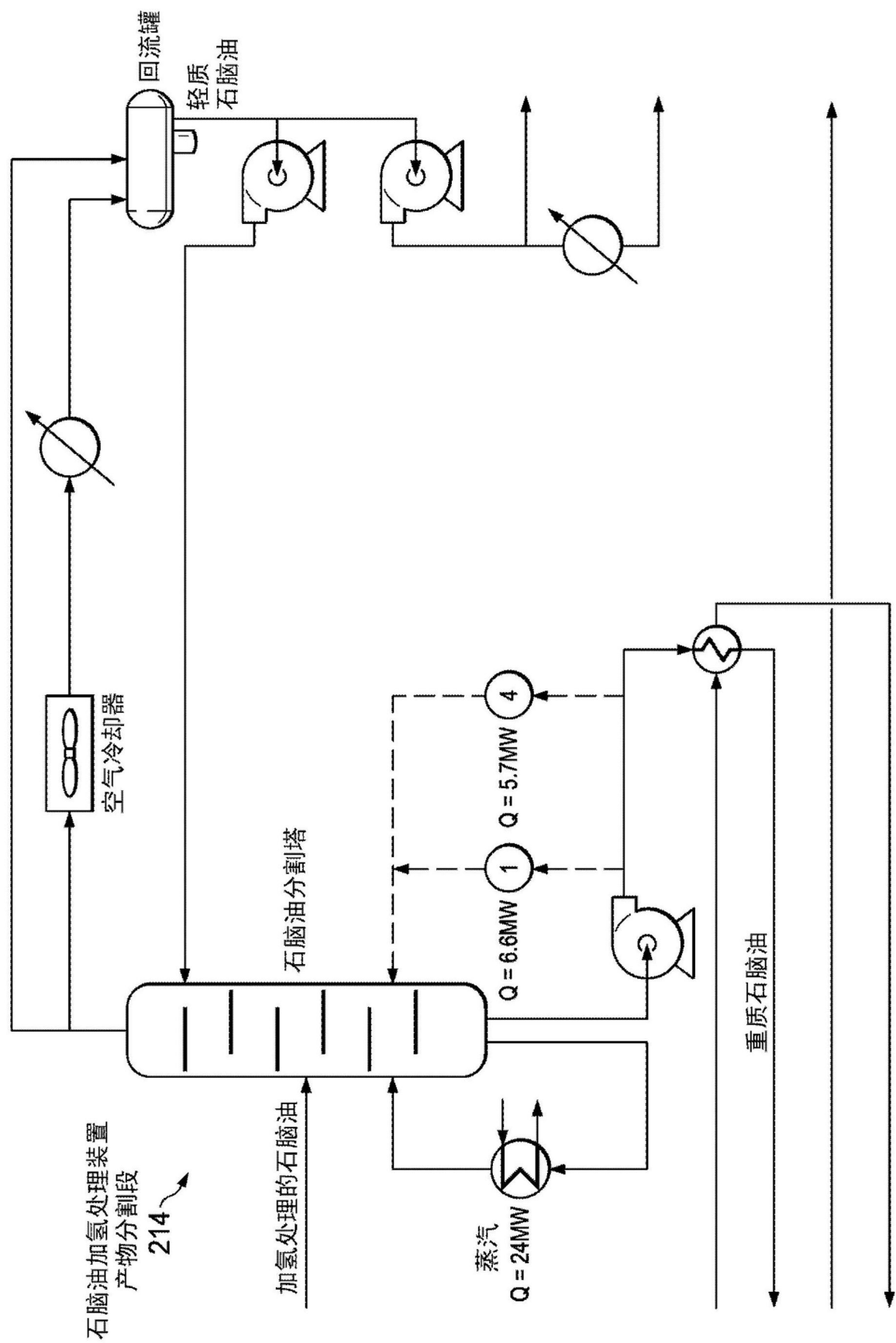


图1AY

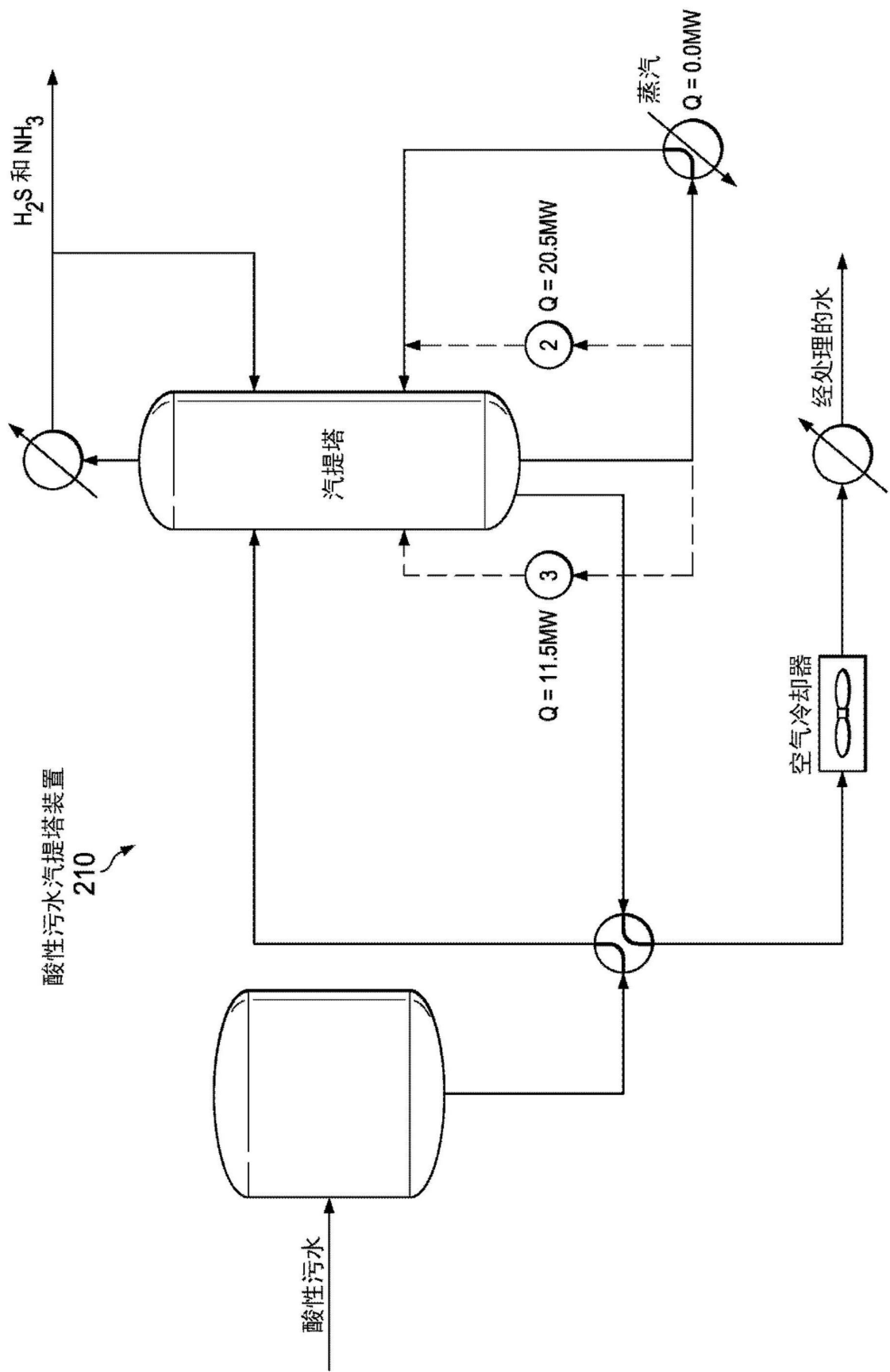


图1AZ

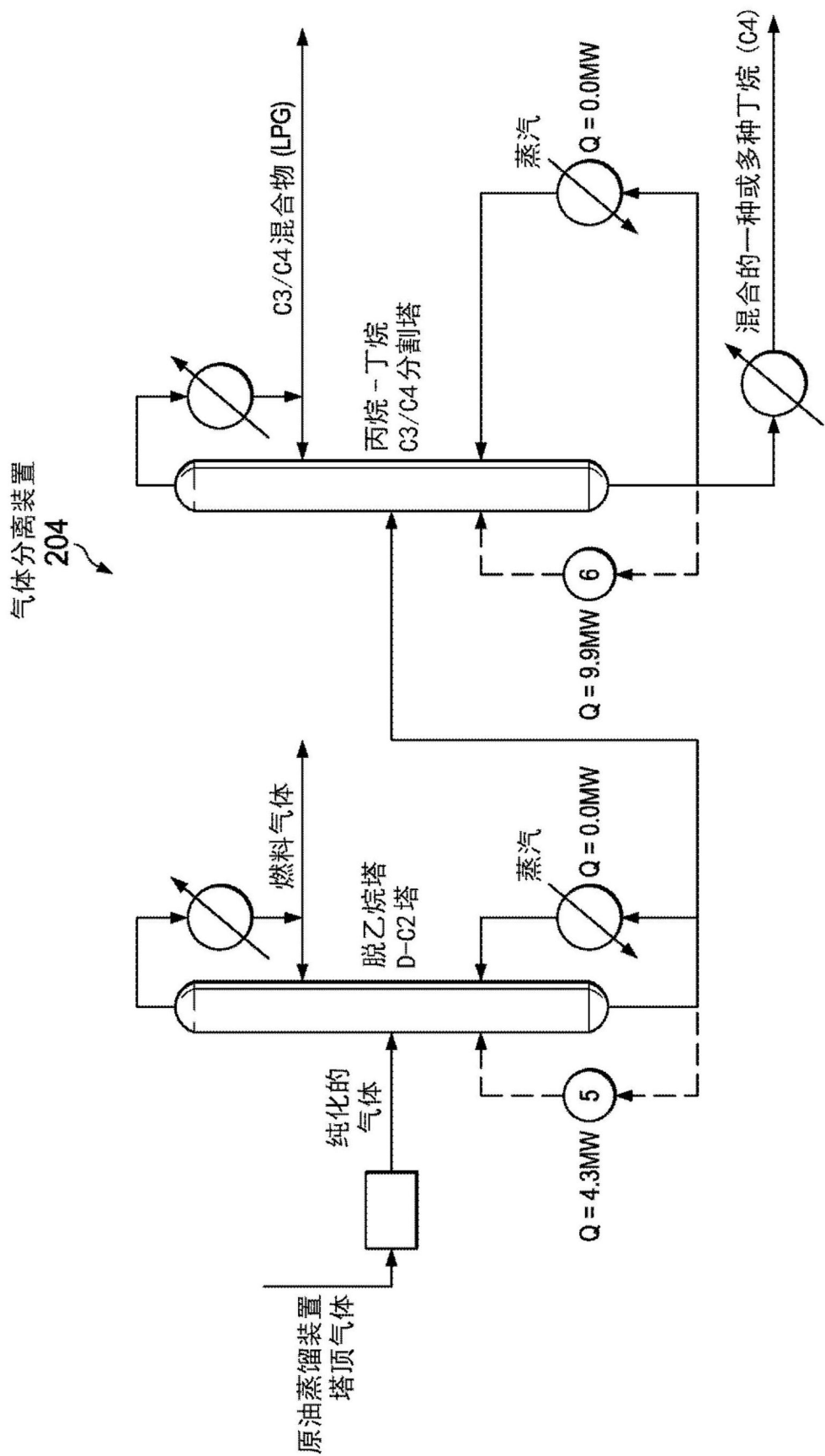


图1BA

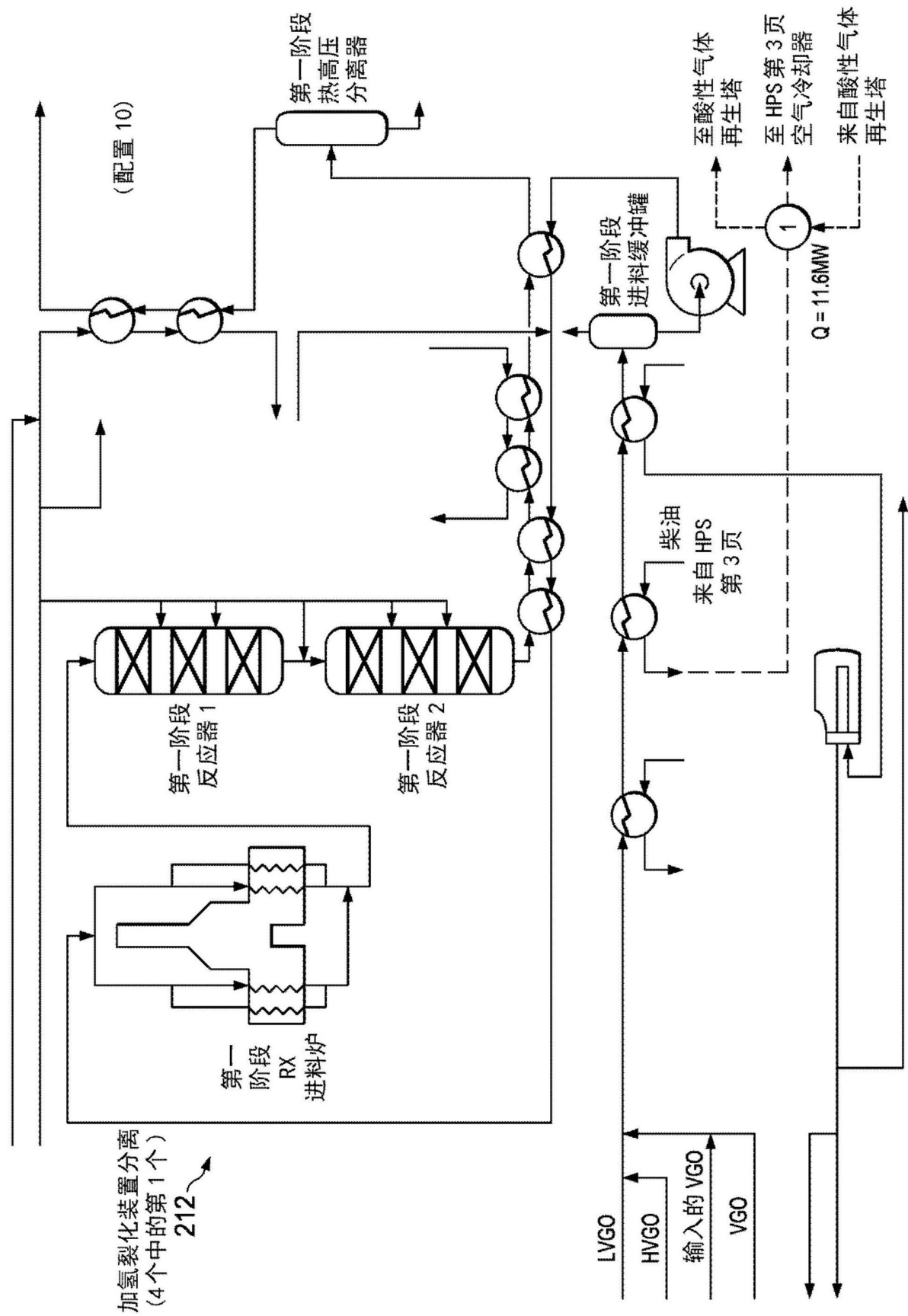


图1BB

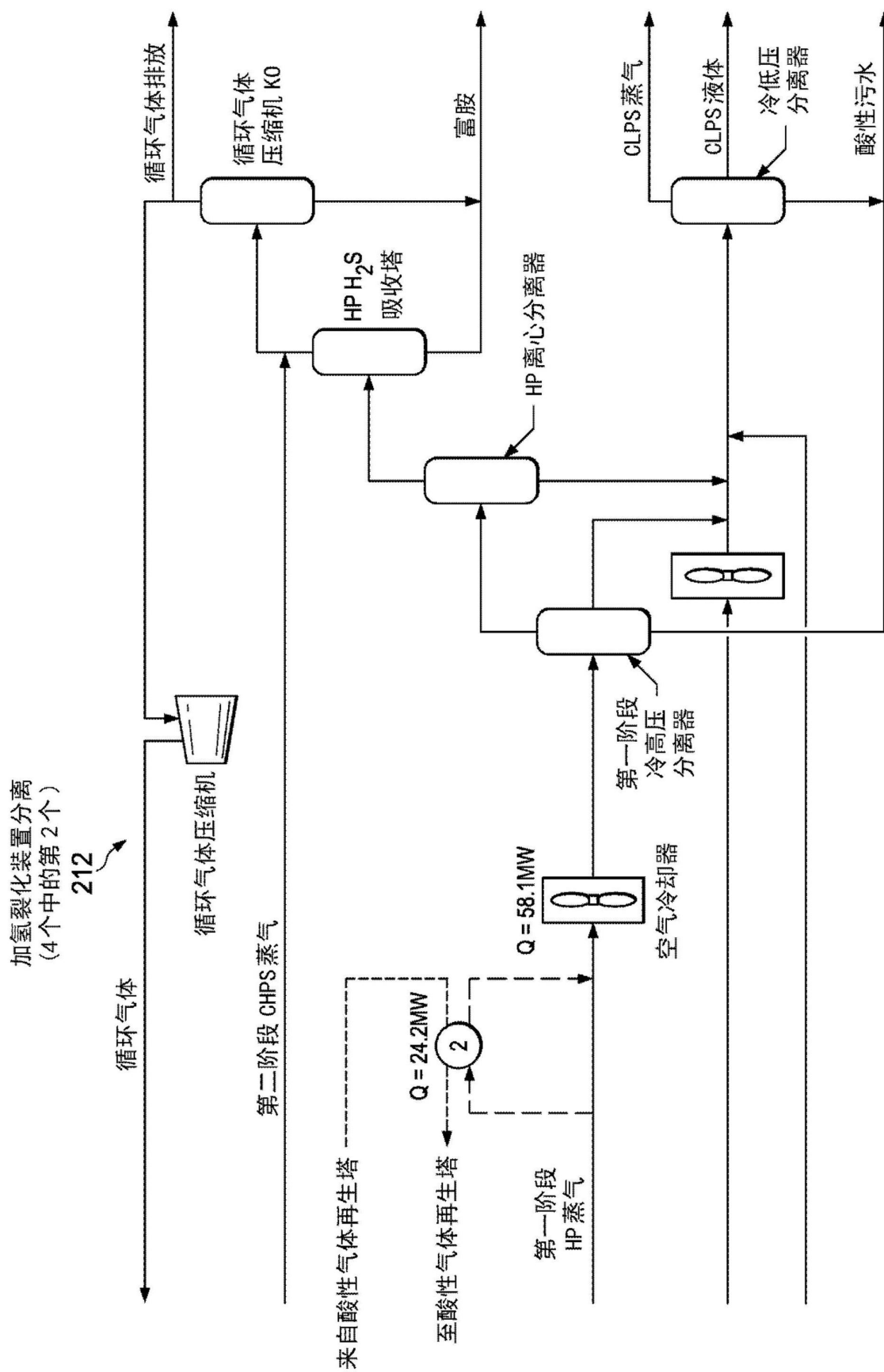


图 1BC

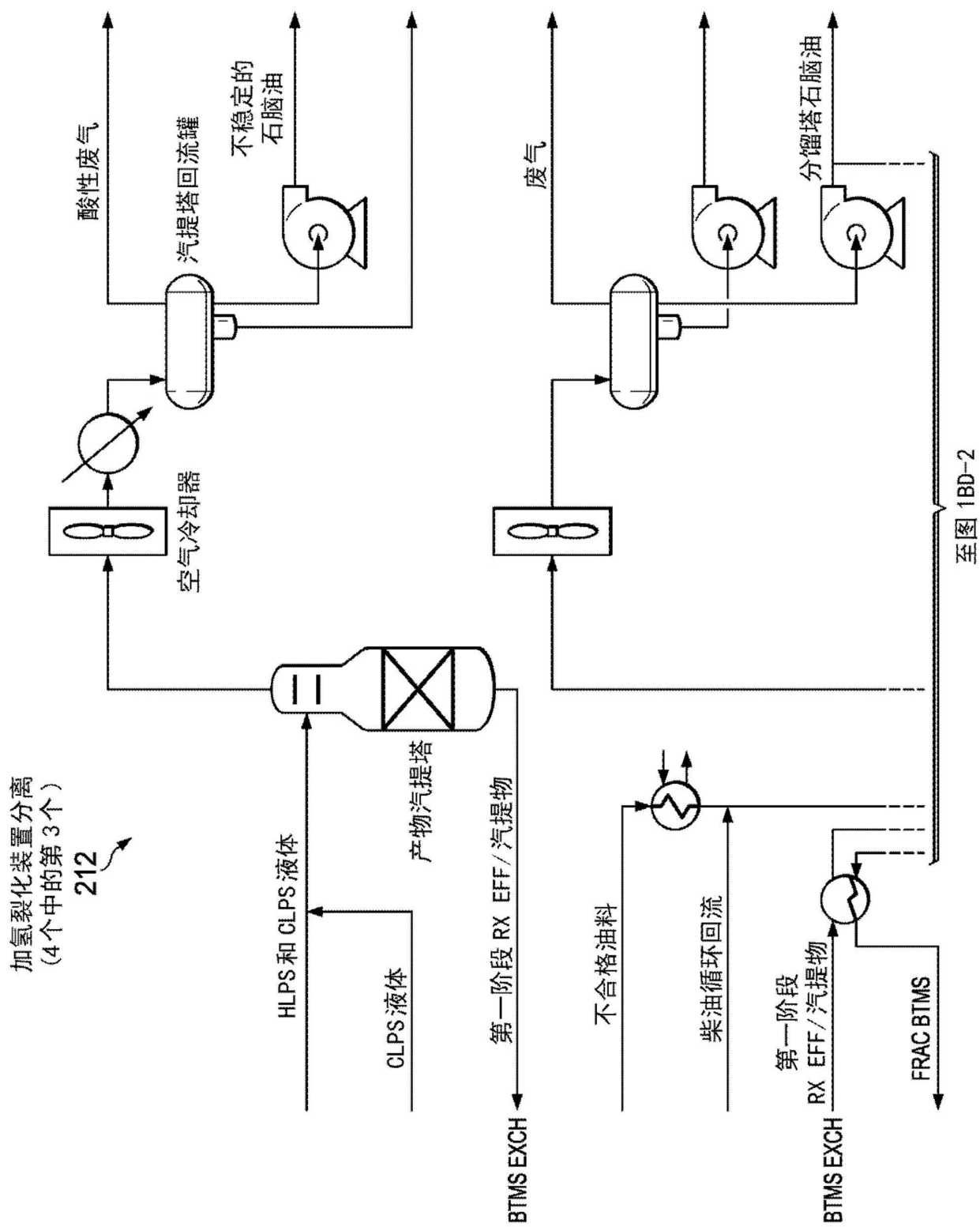


图 1BD-1

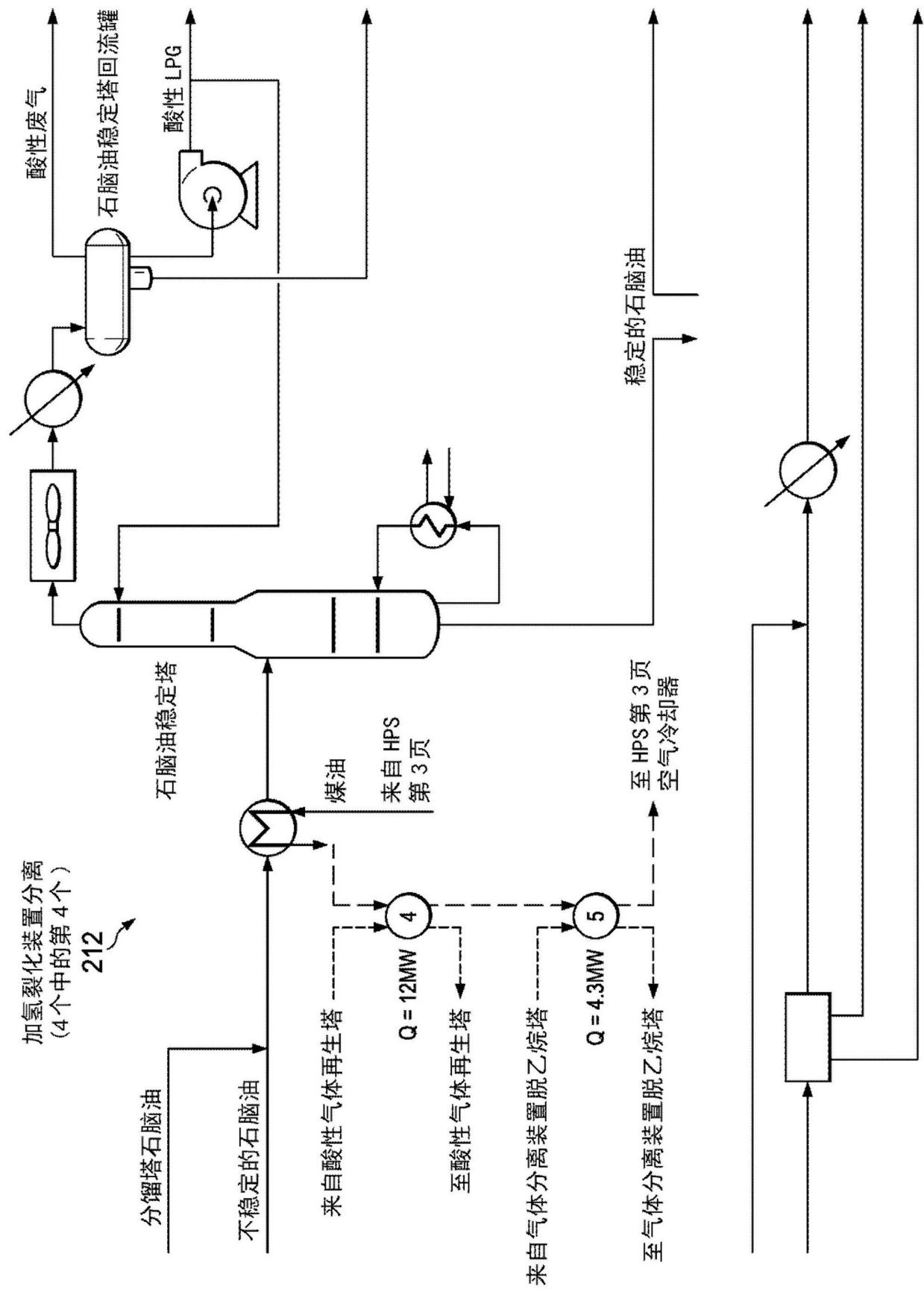


图1BE

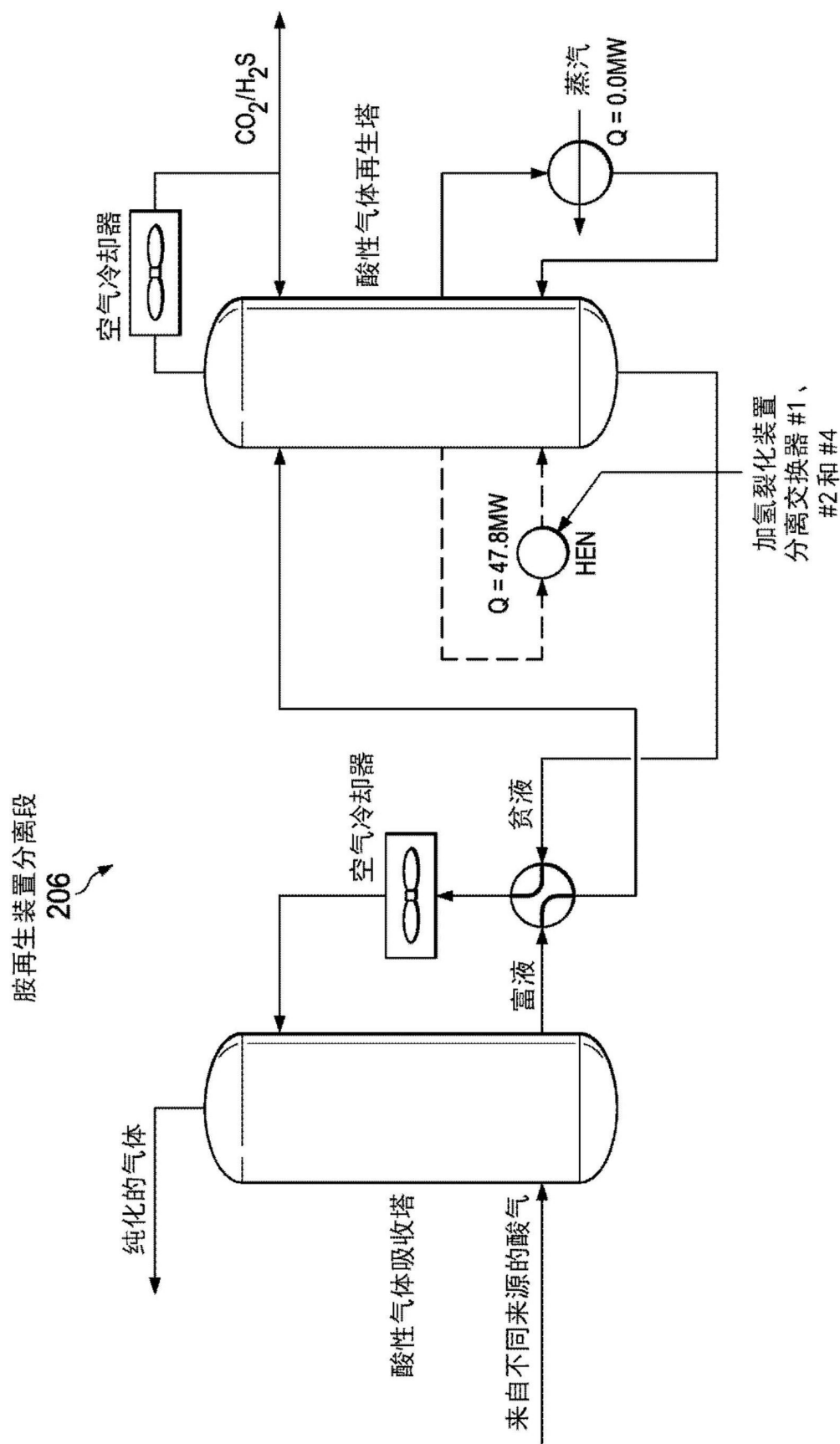


图1BF

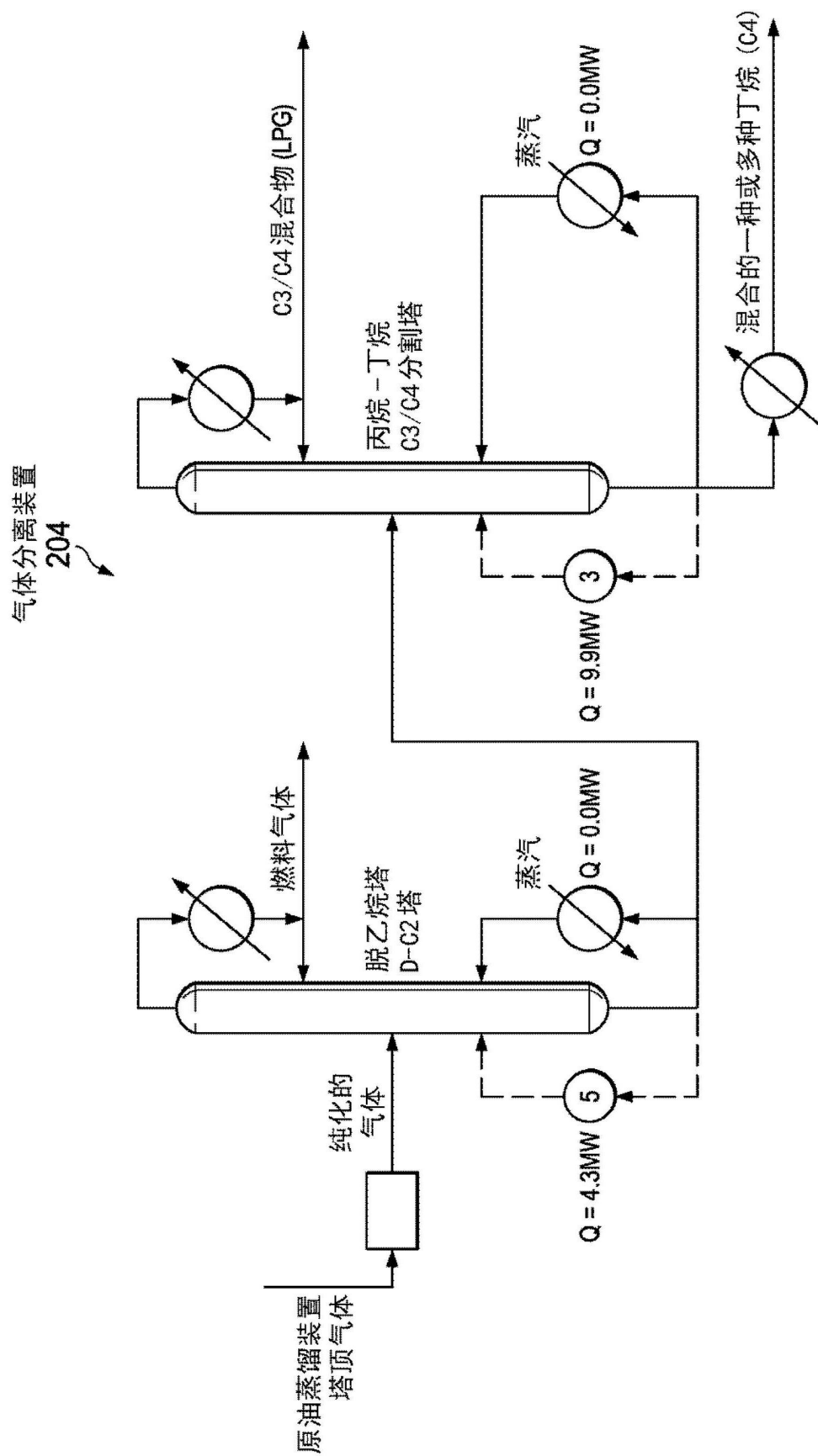


图1BG

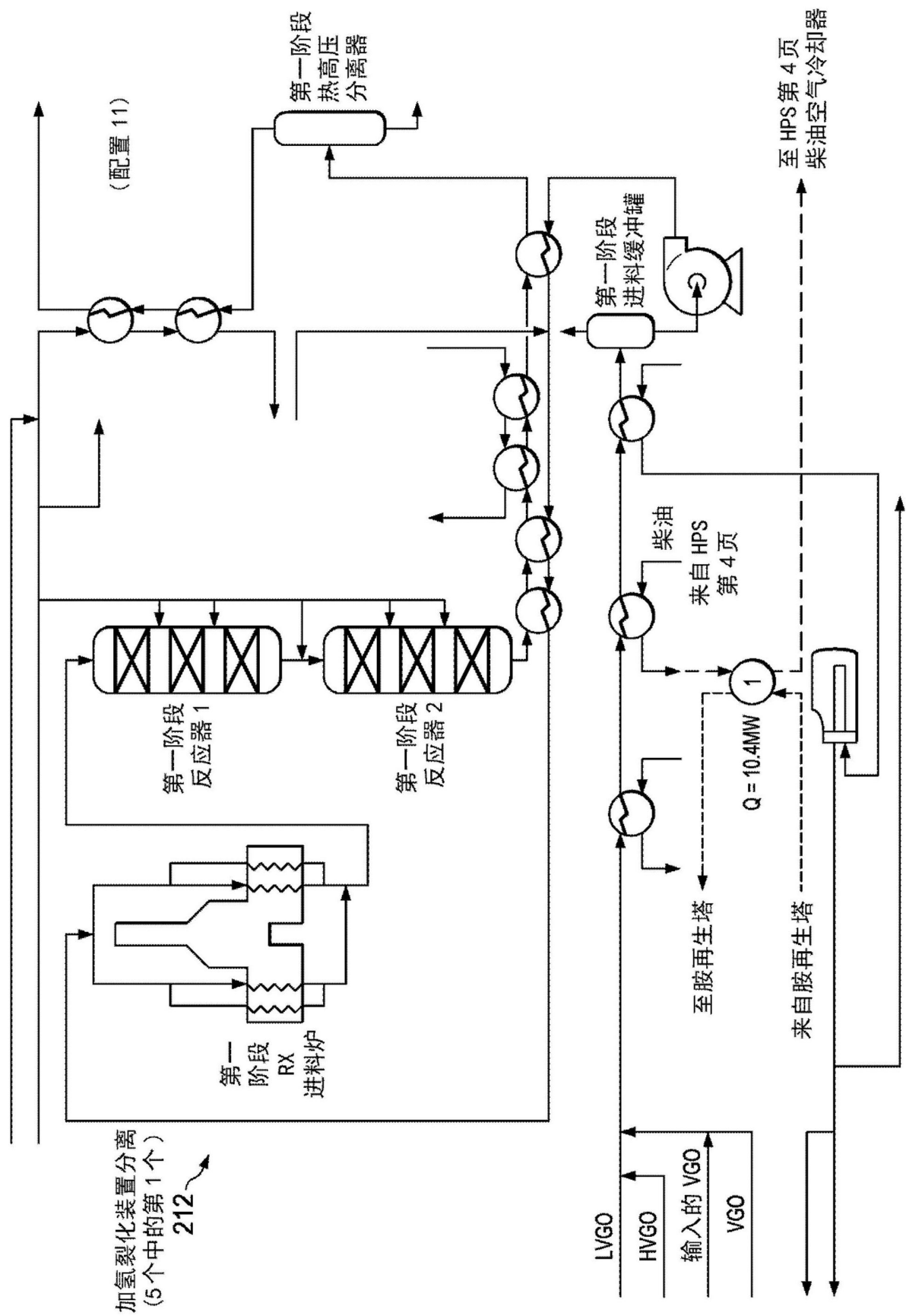


图1BH

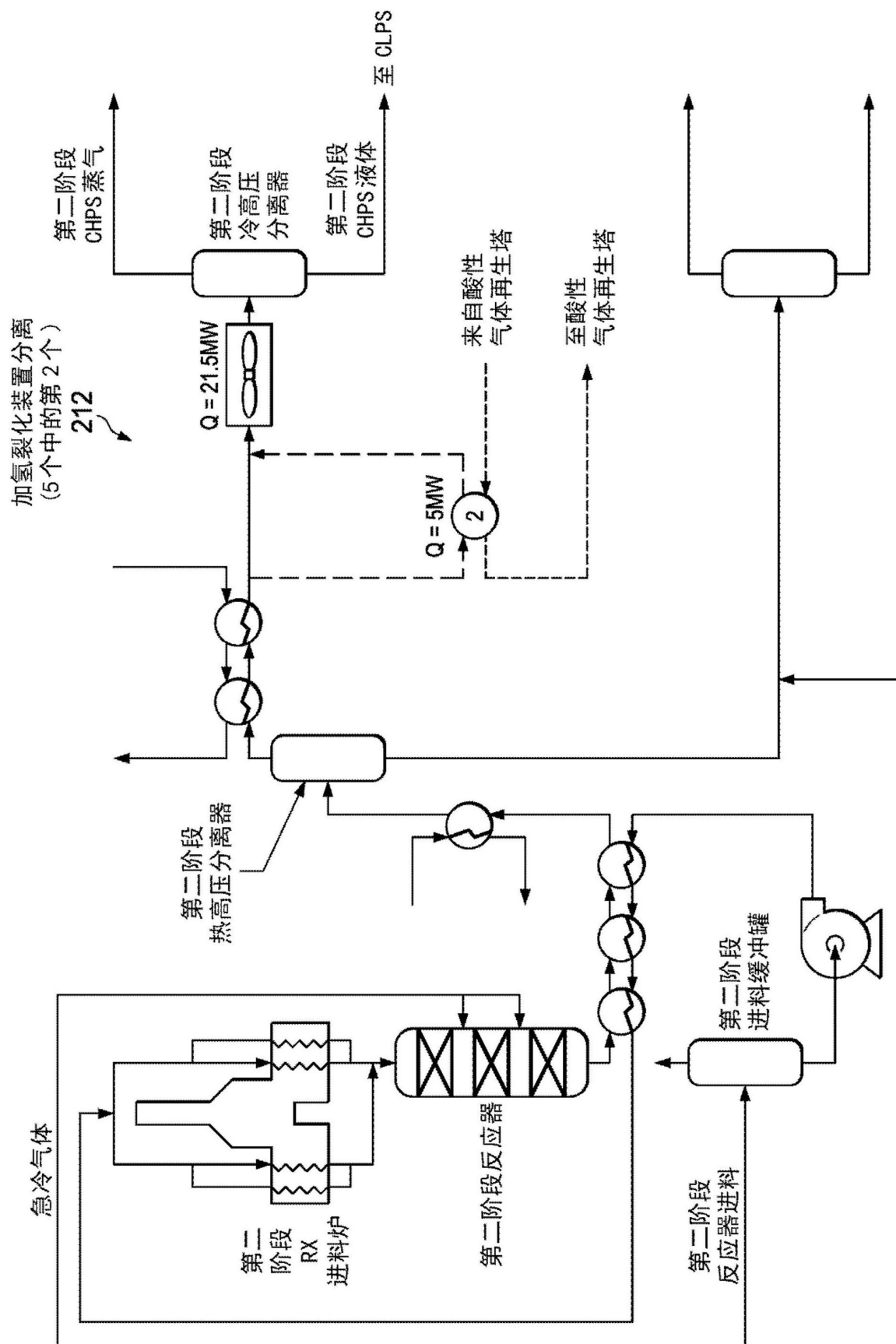


图1BI

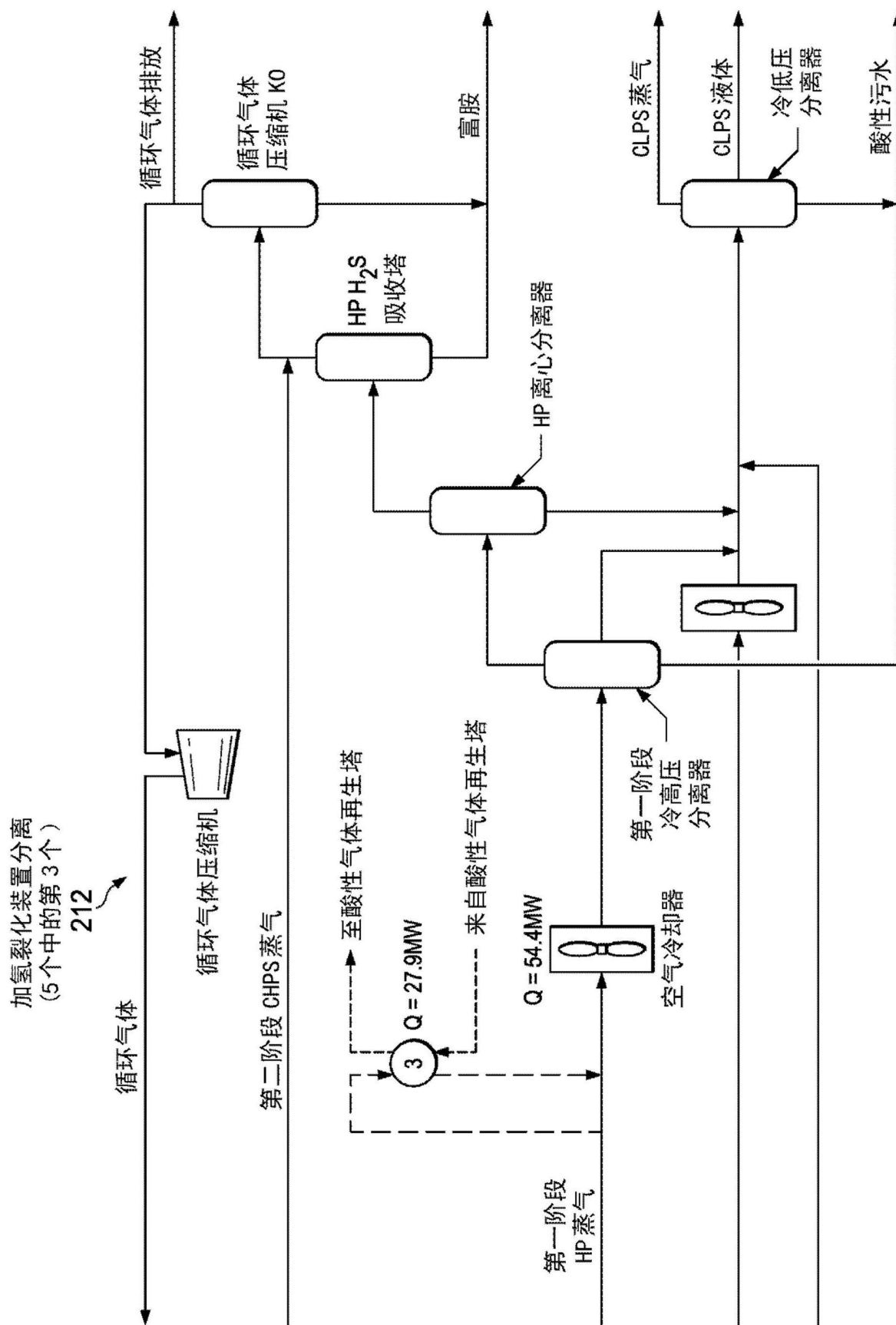


图1BJ

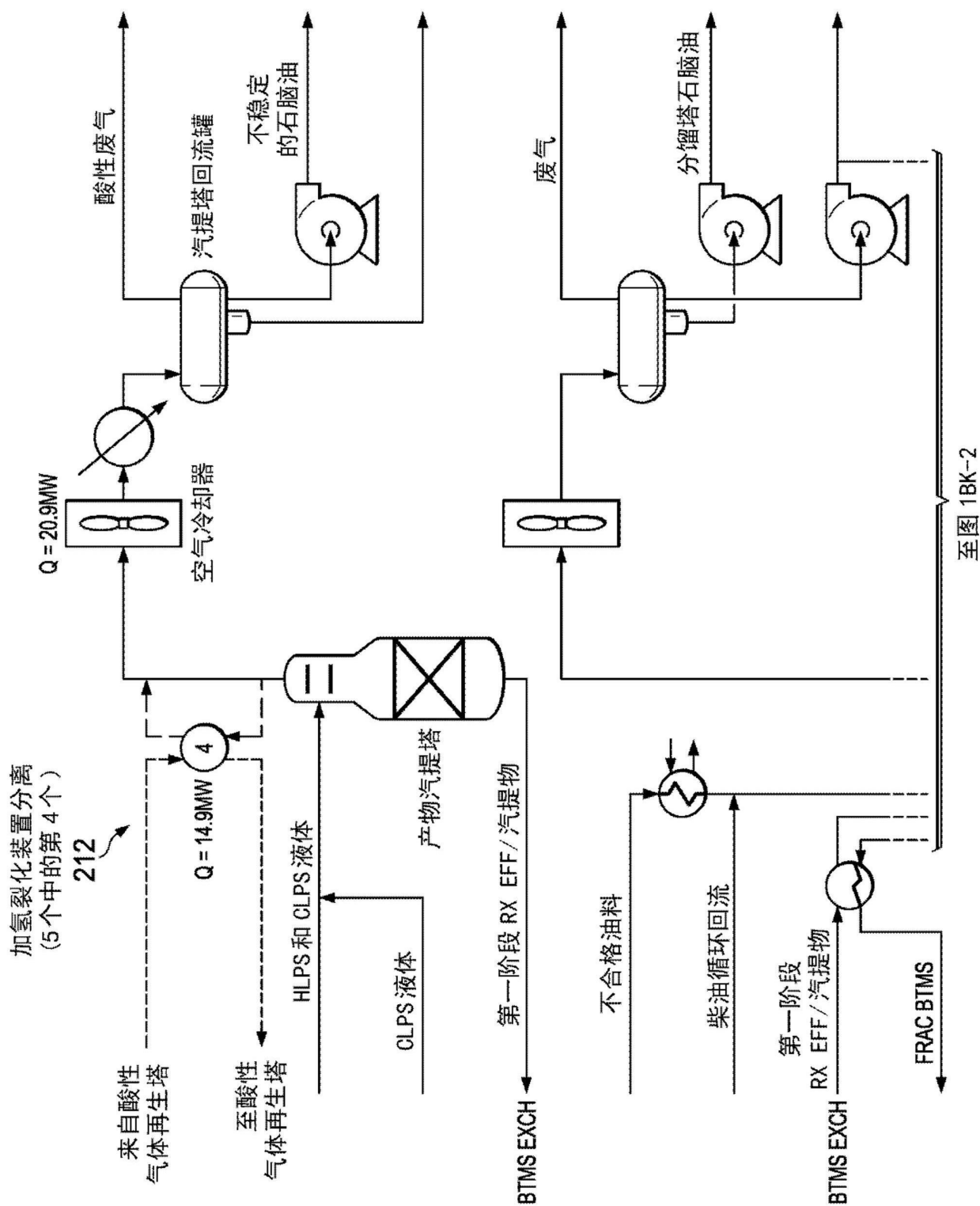


图1BK-1

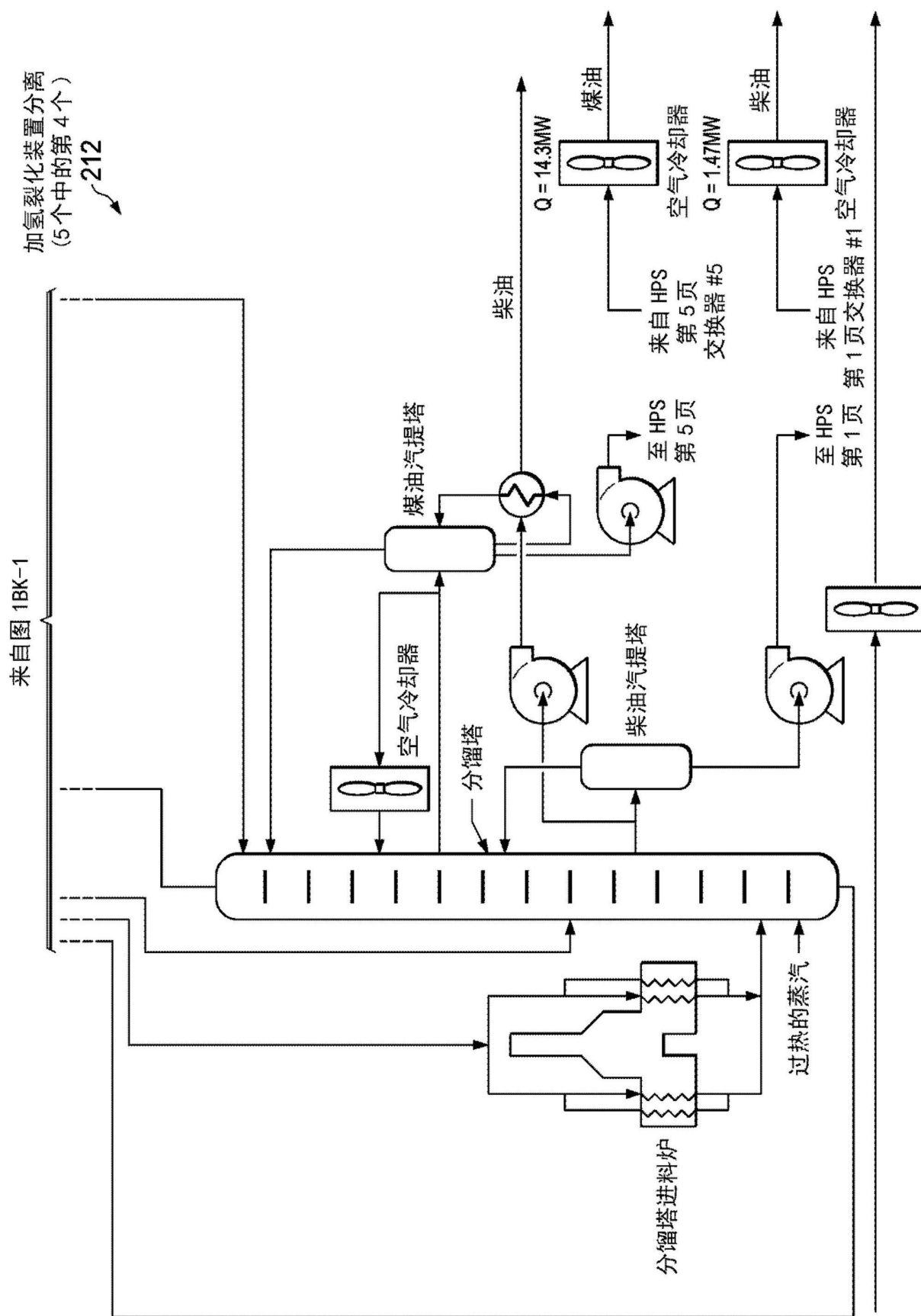


图 1BK-2

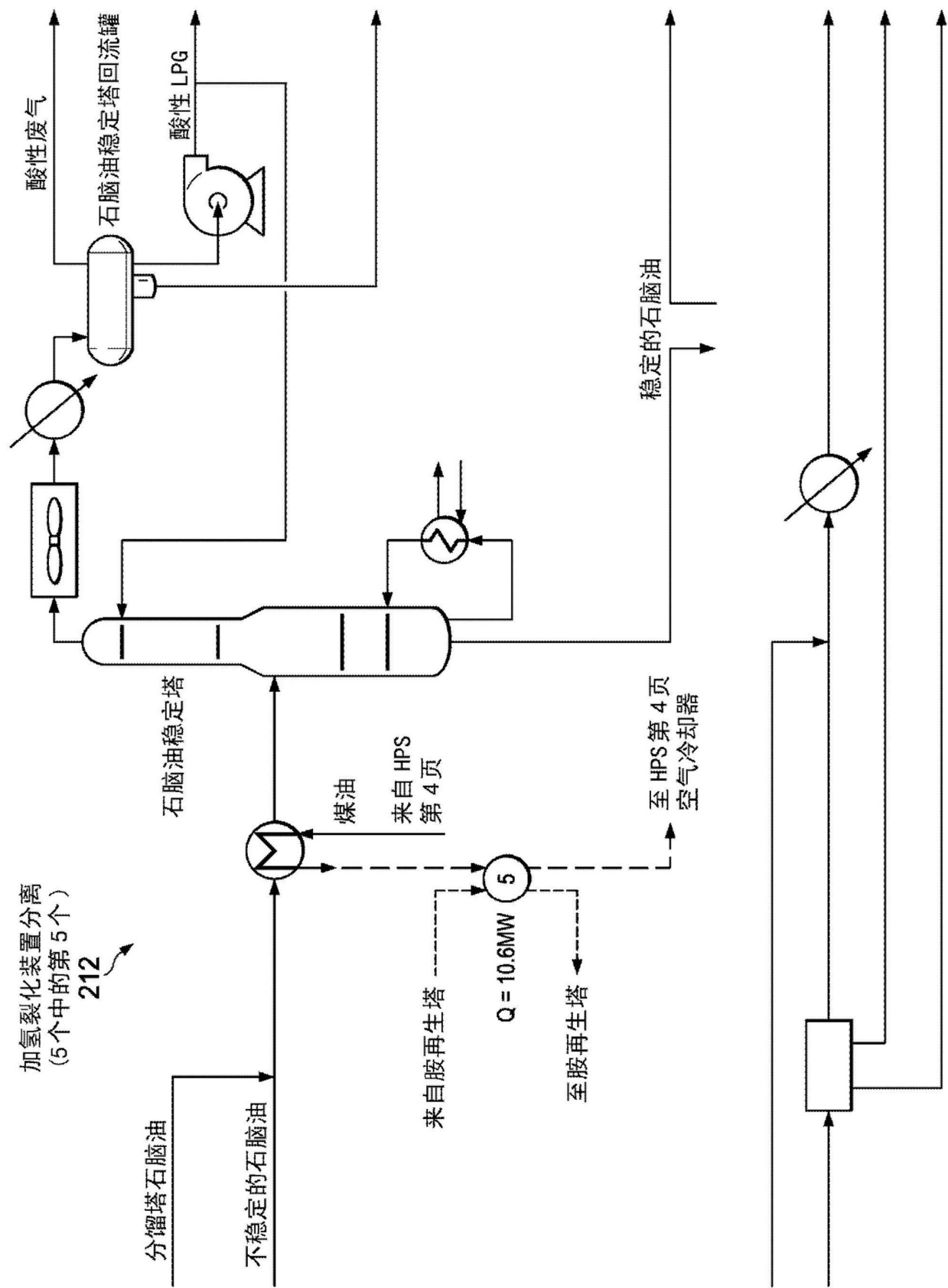


图1BL

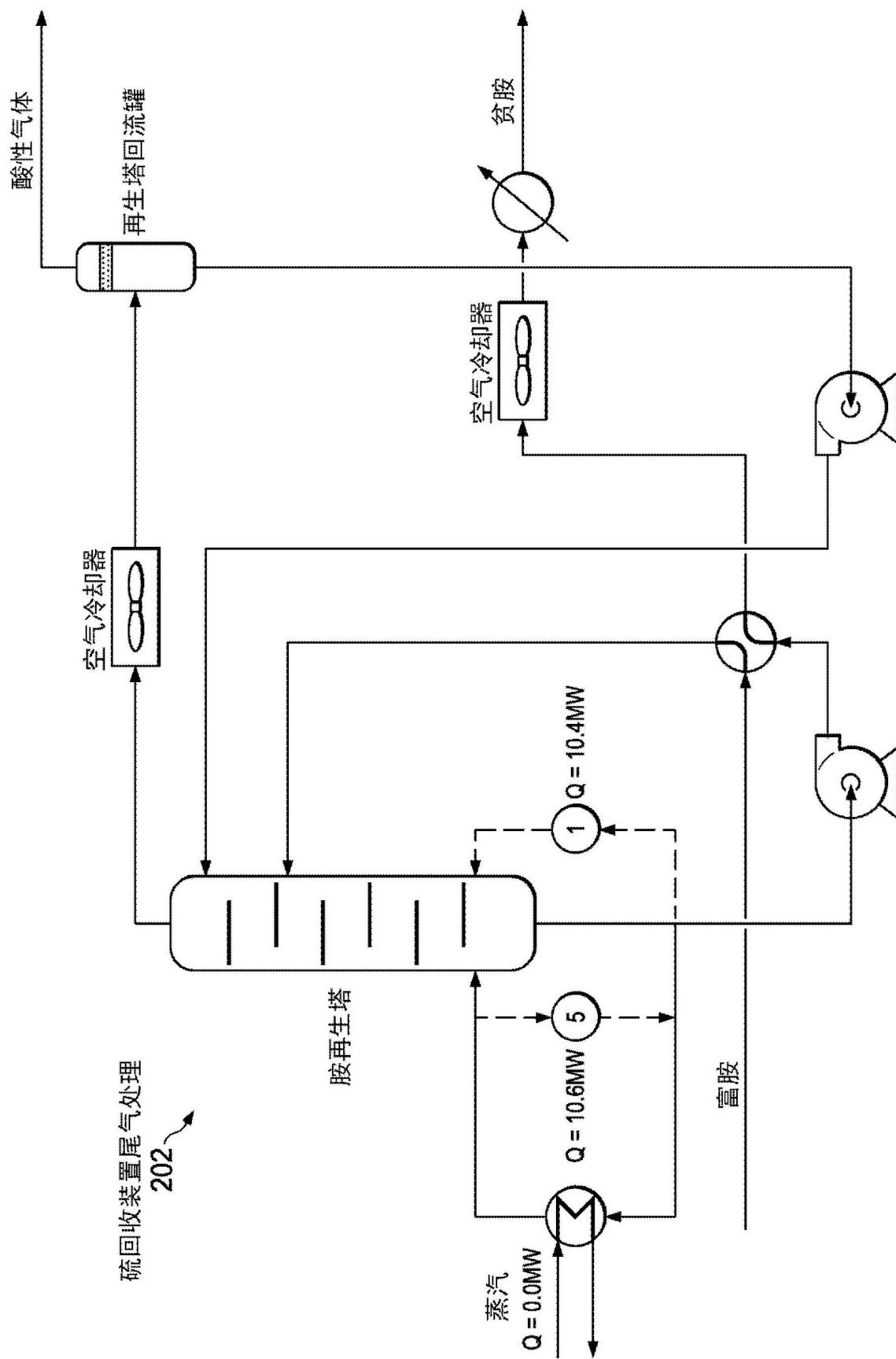


图1BM

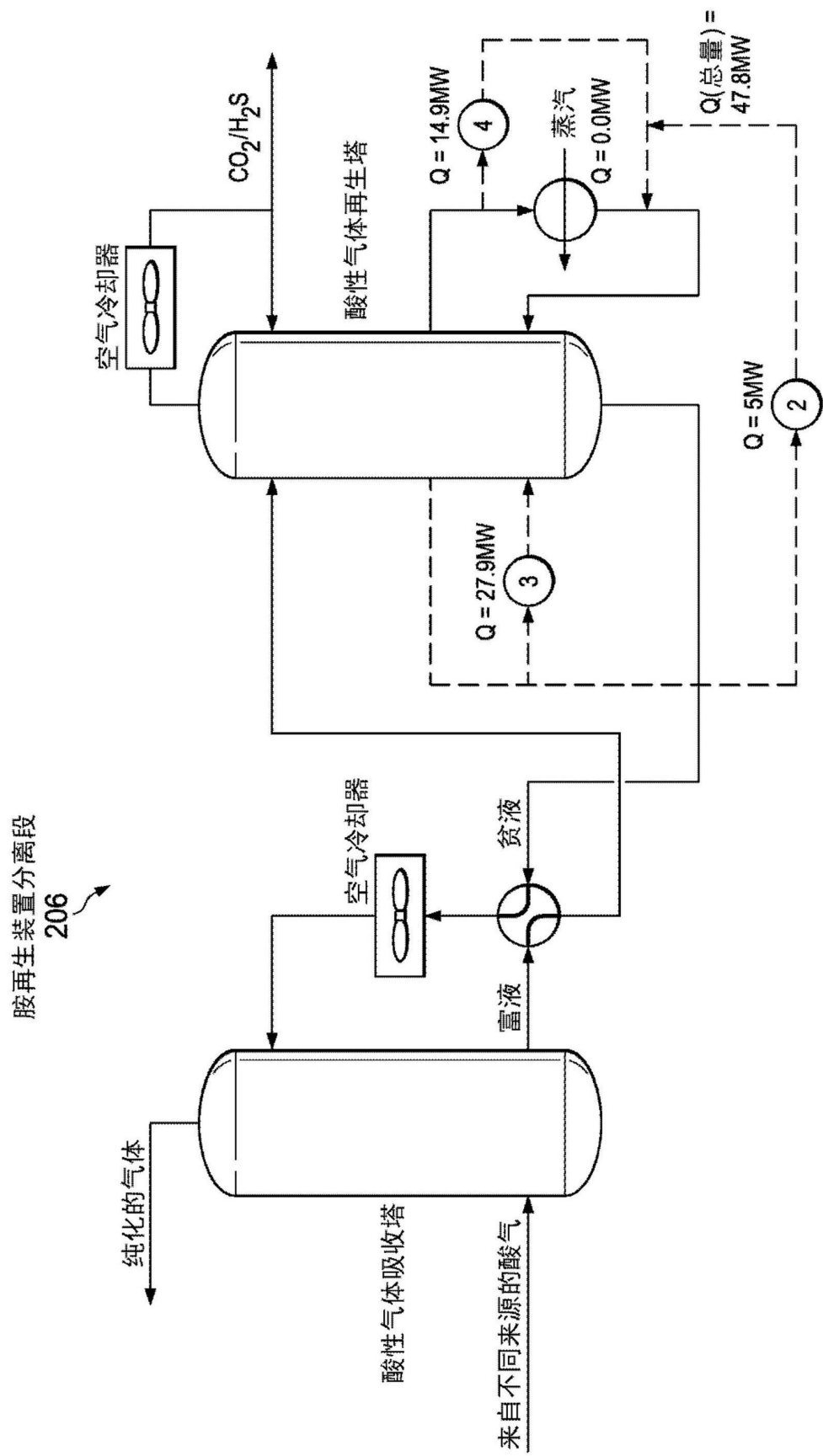


图1BN

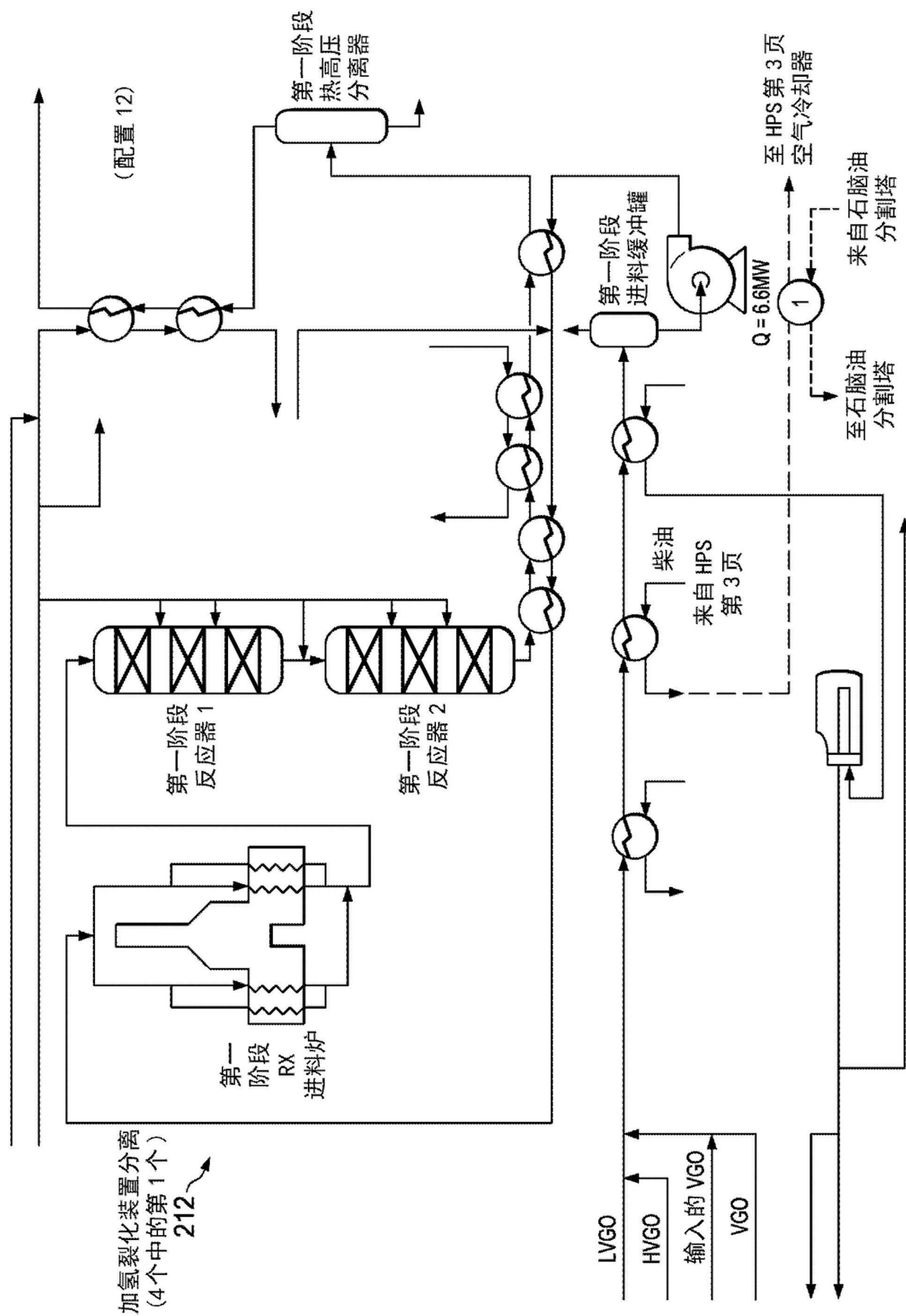


图1B0

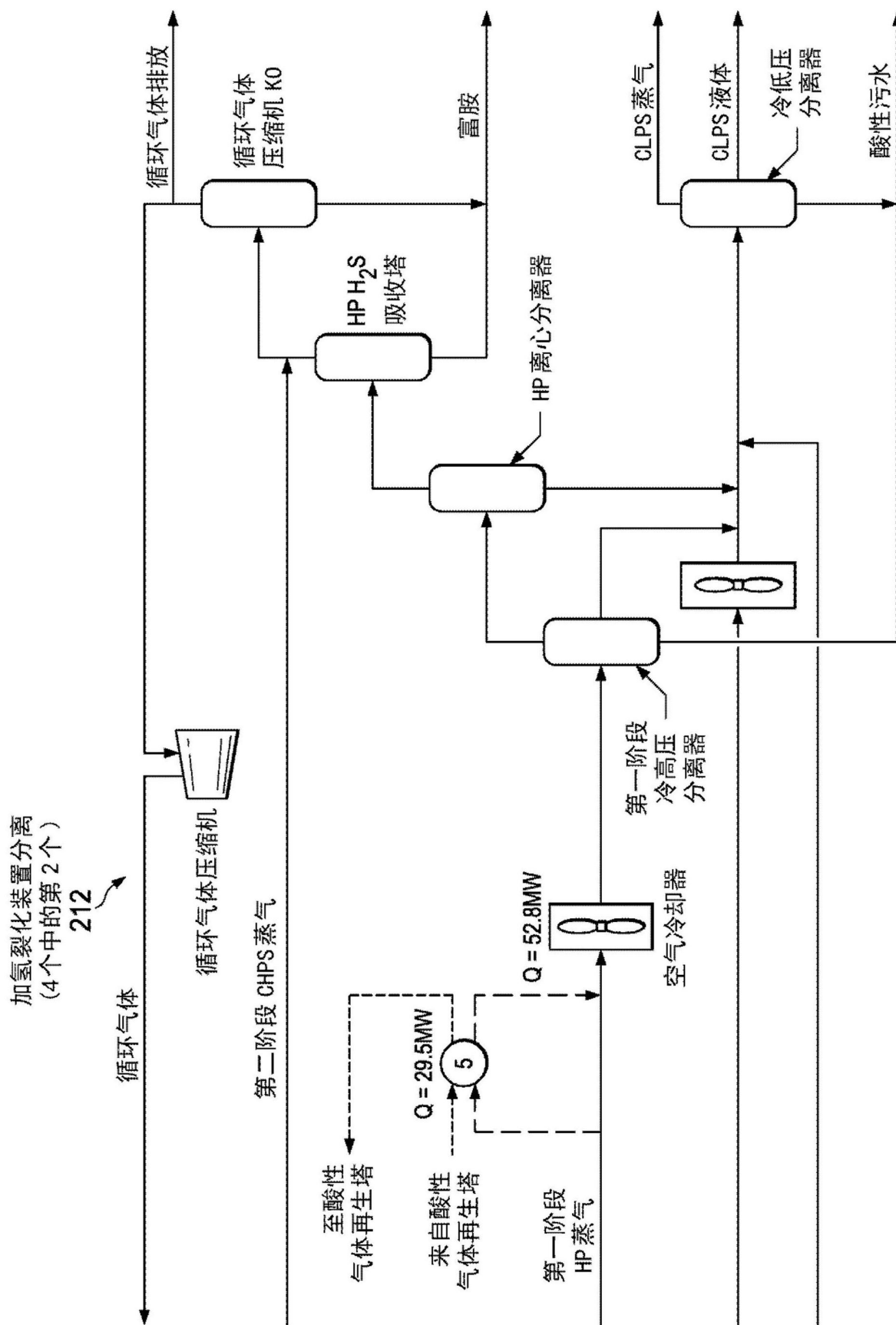


图1BP

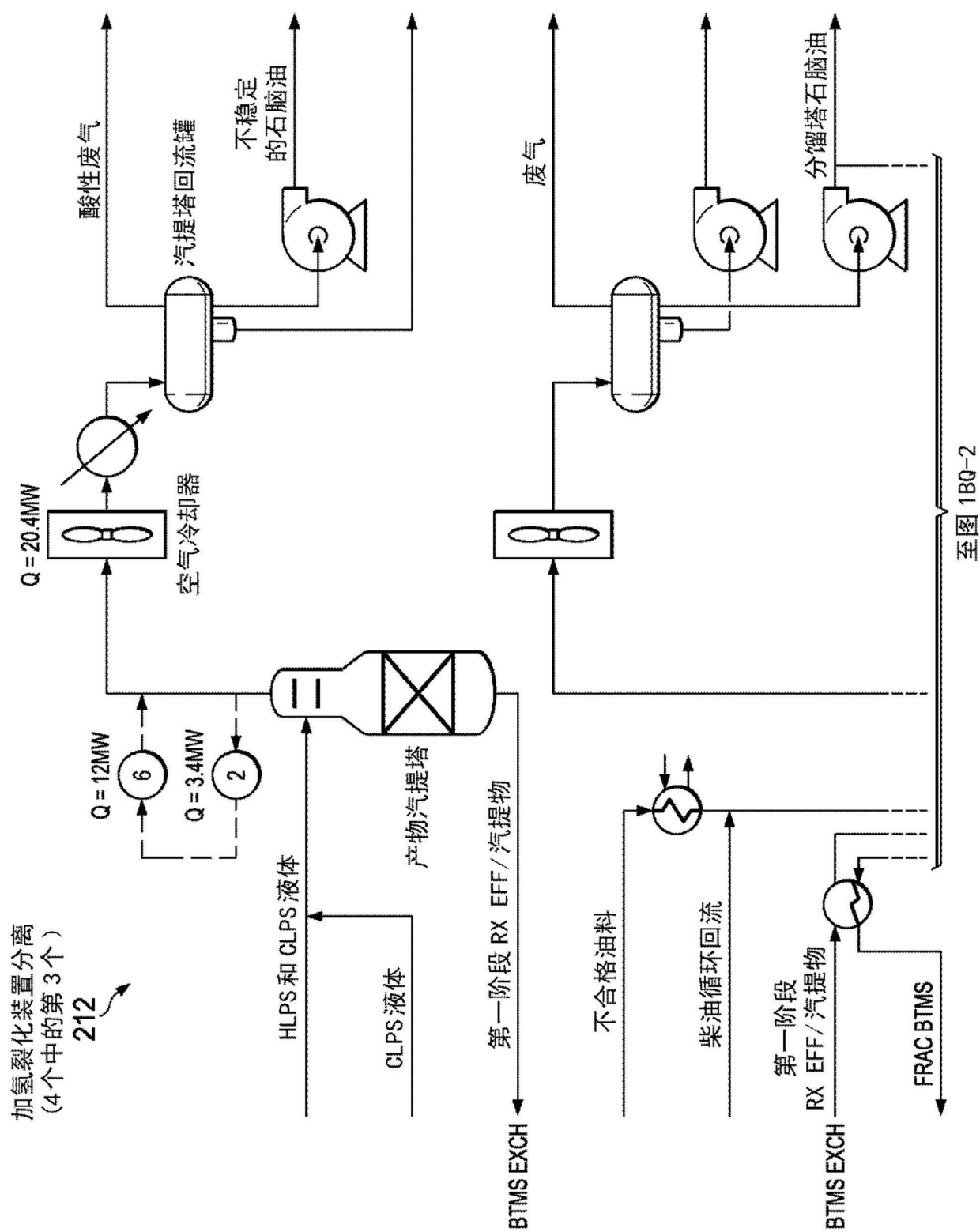


图1BQ-1

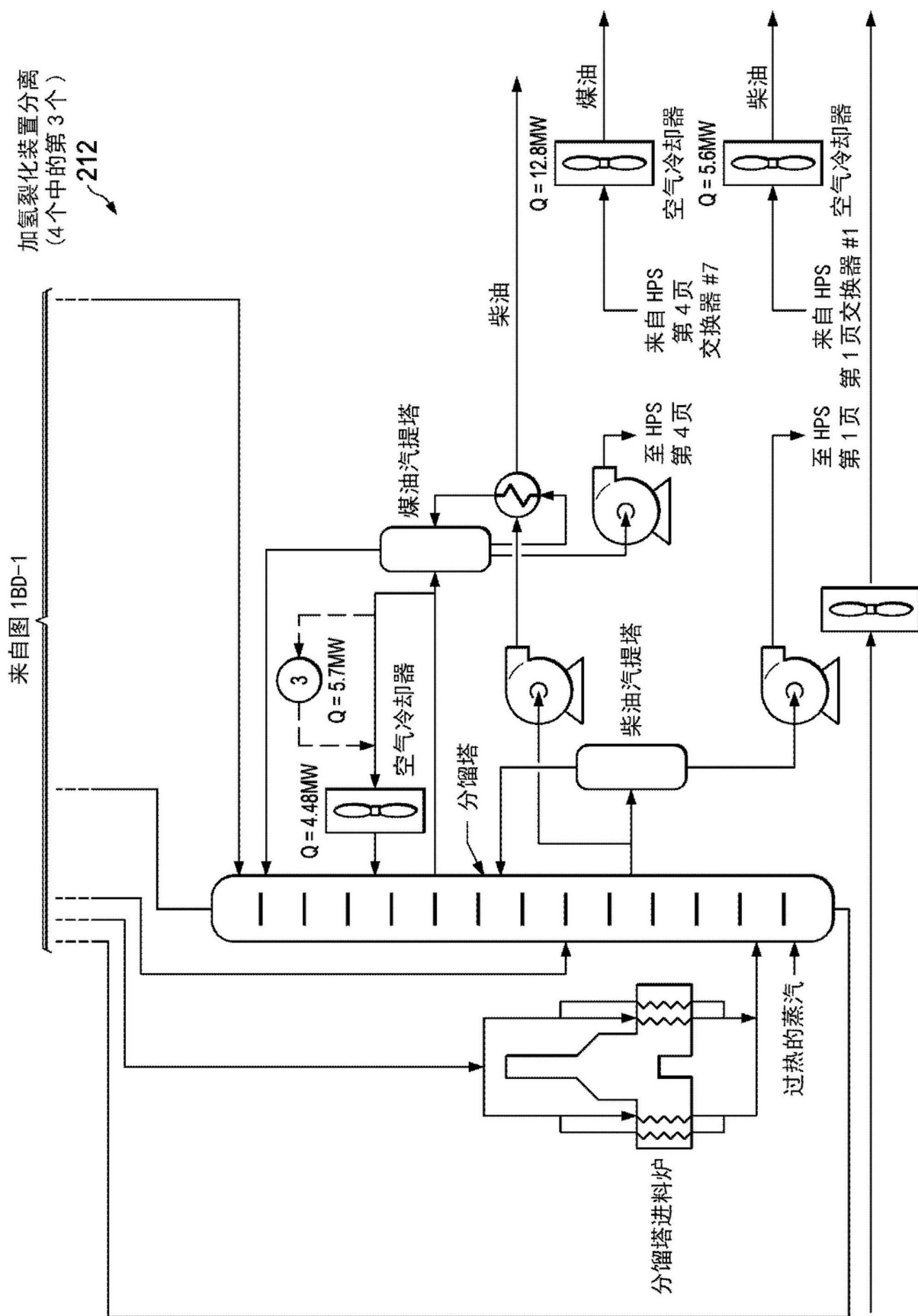


图1BQ-2

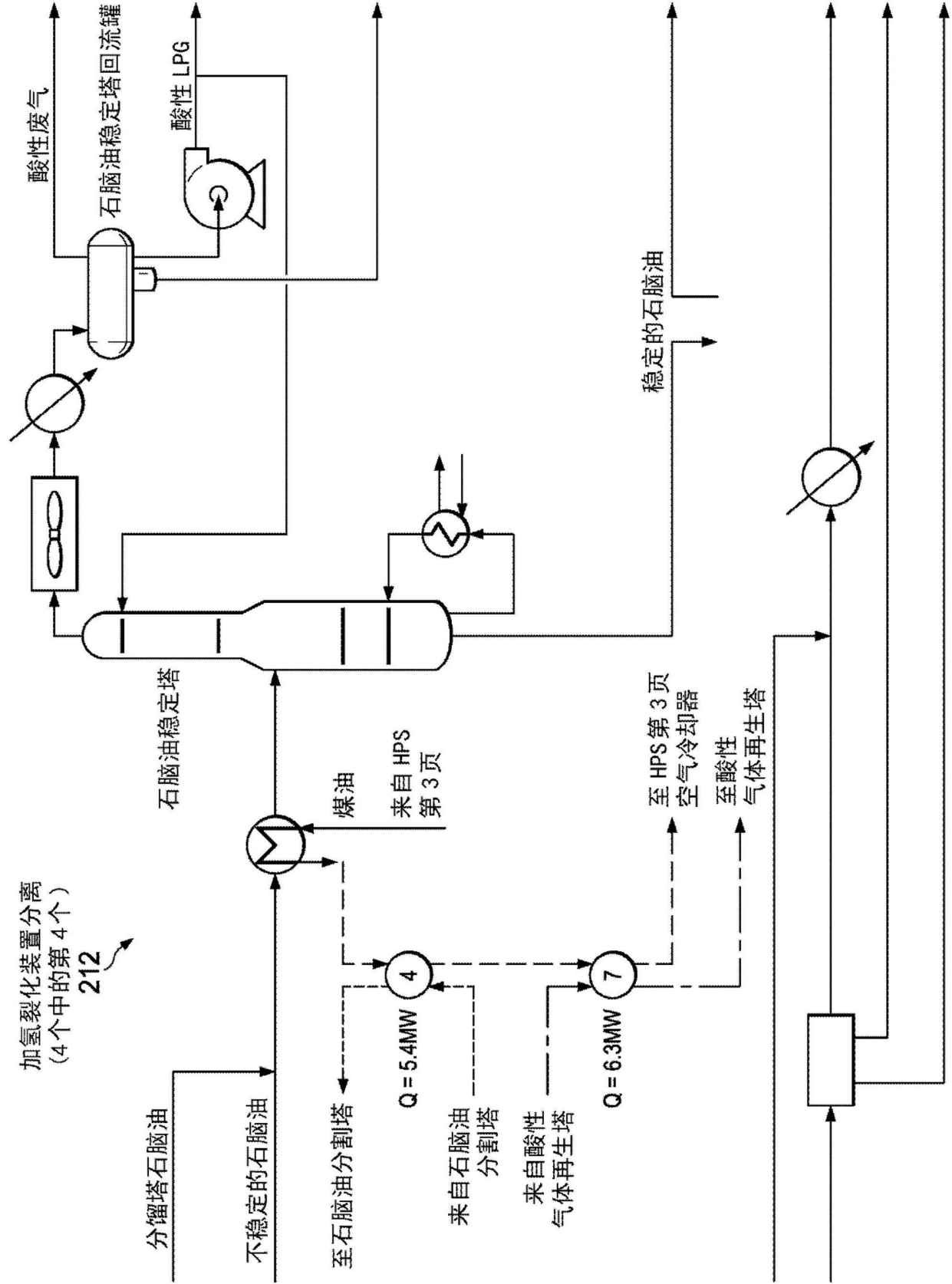


图1BR

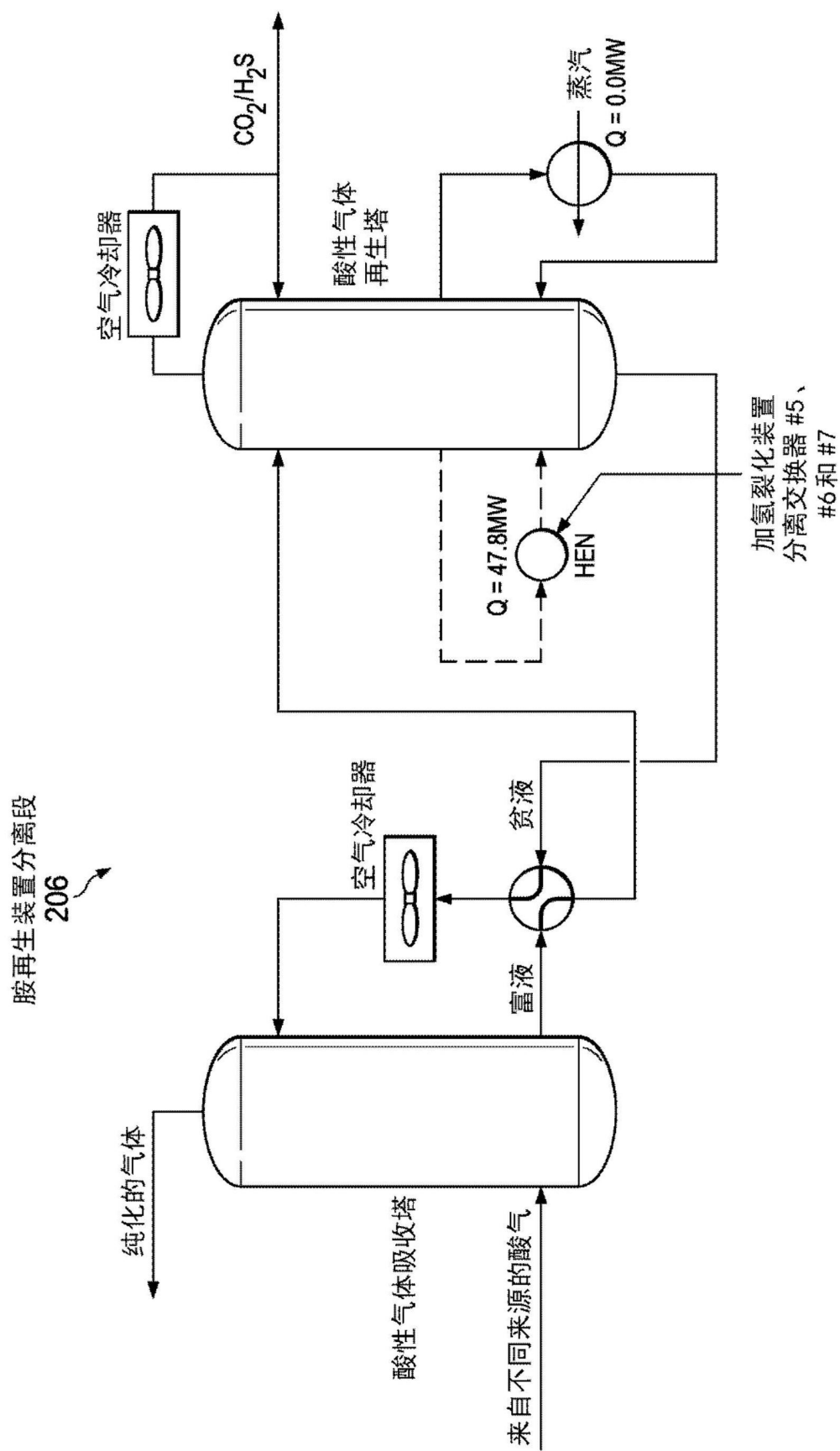


图1BS

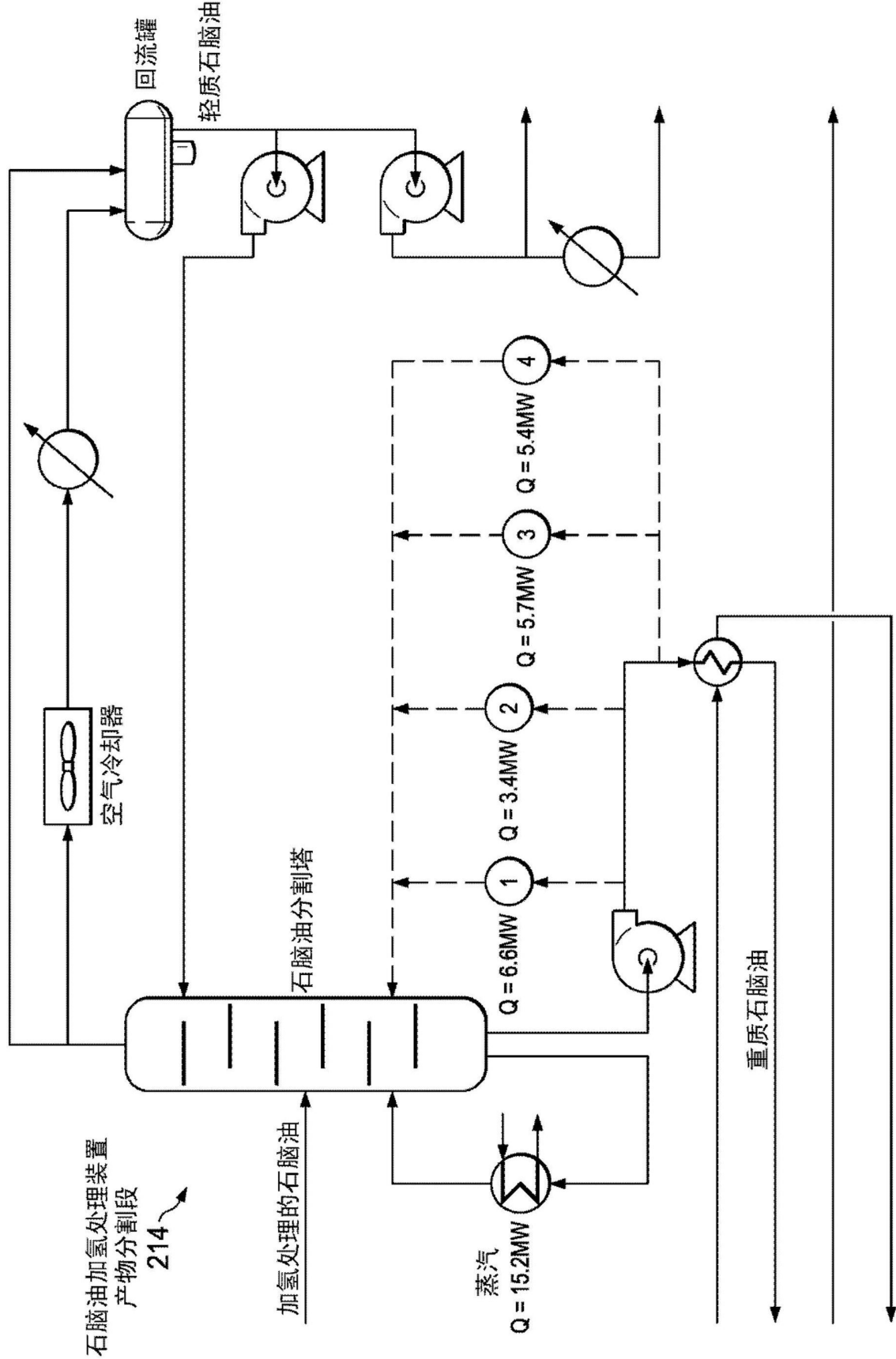


图1BT

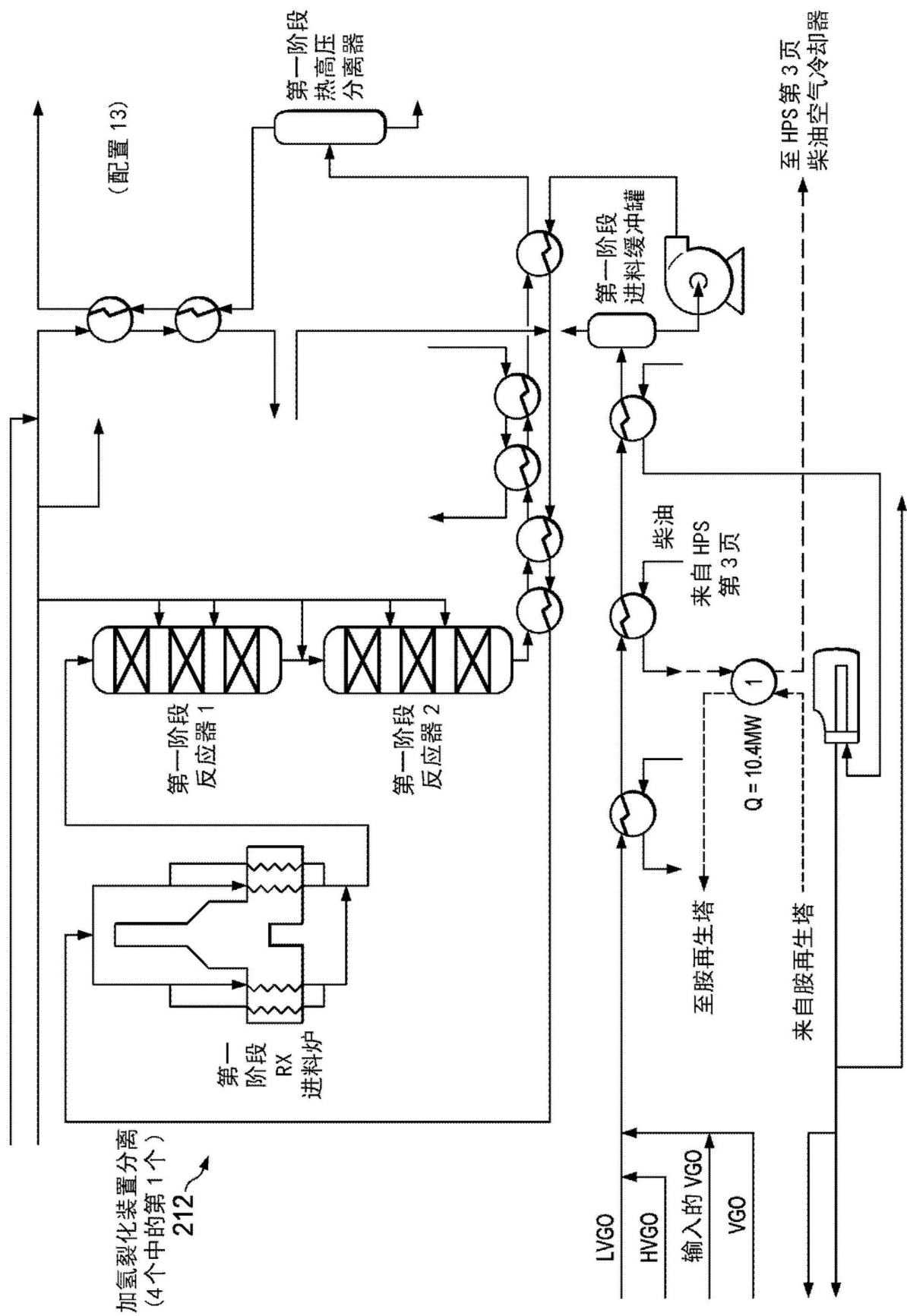


图1BU

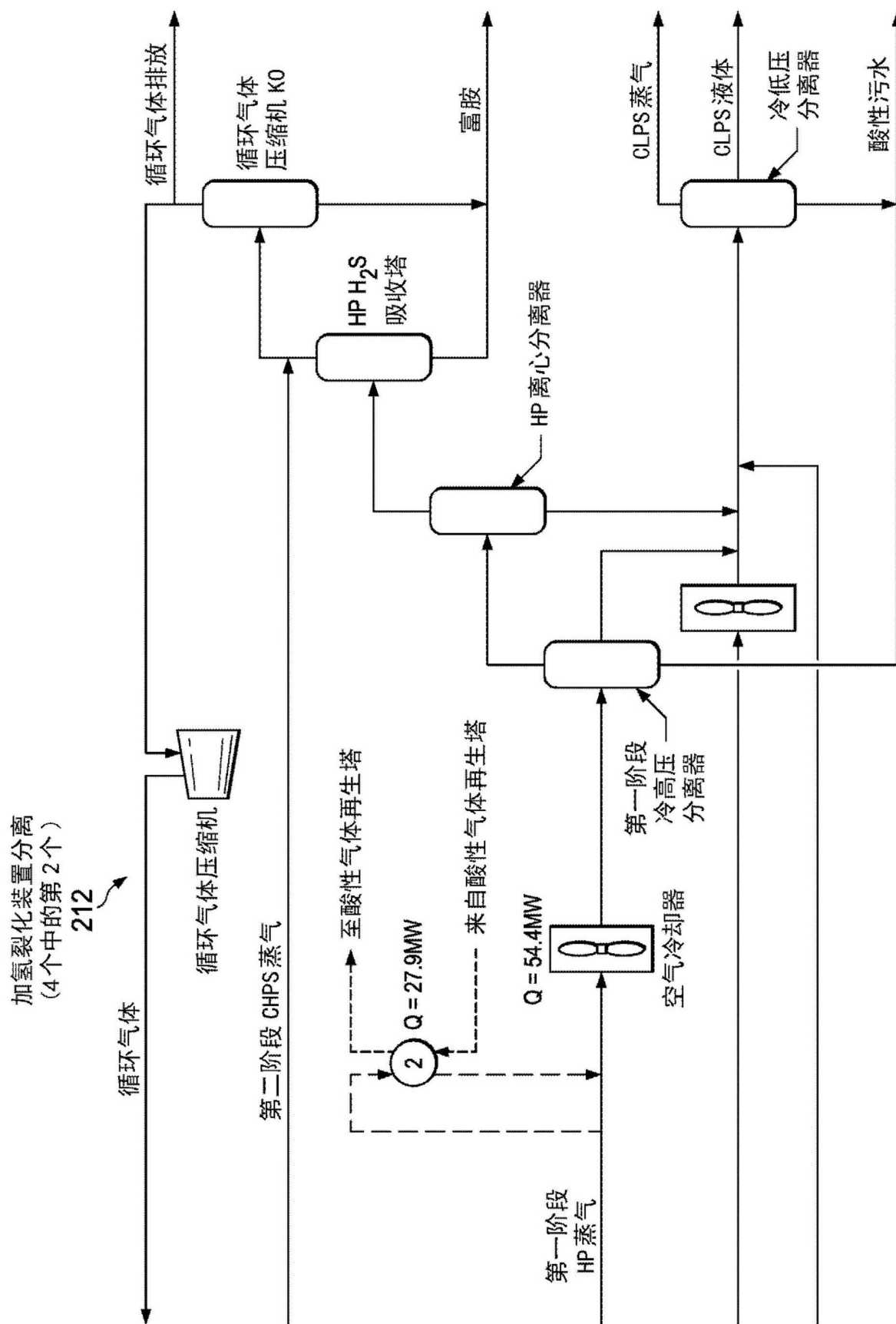


图1BV

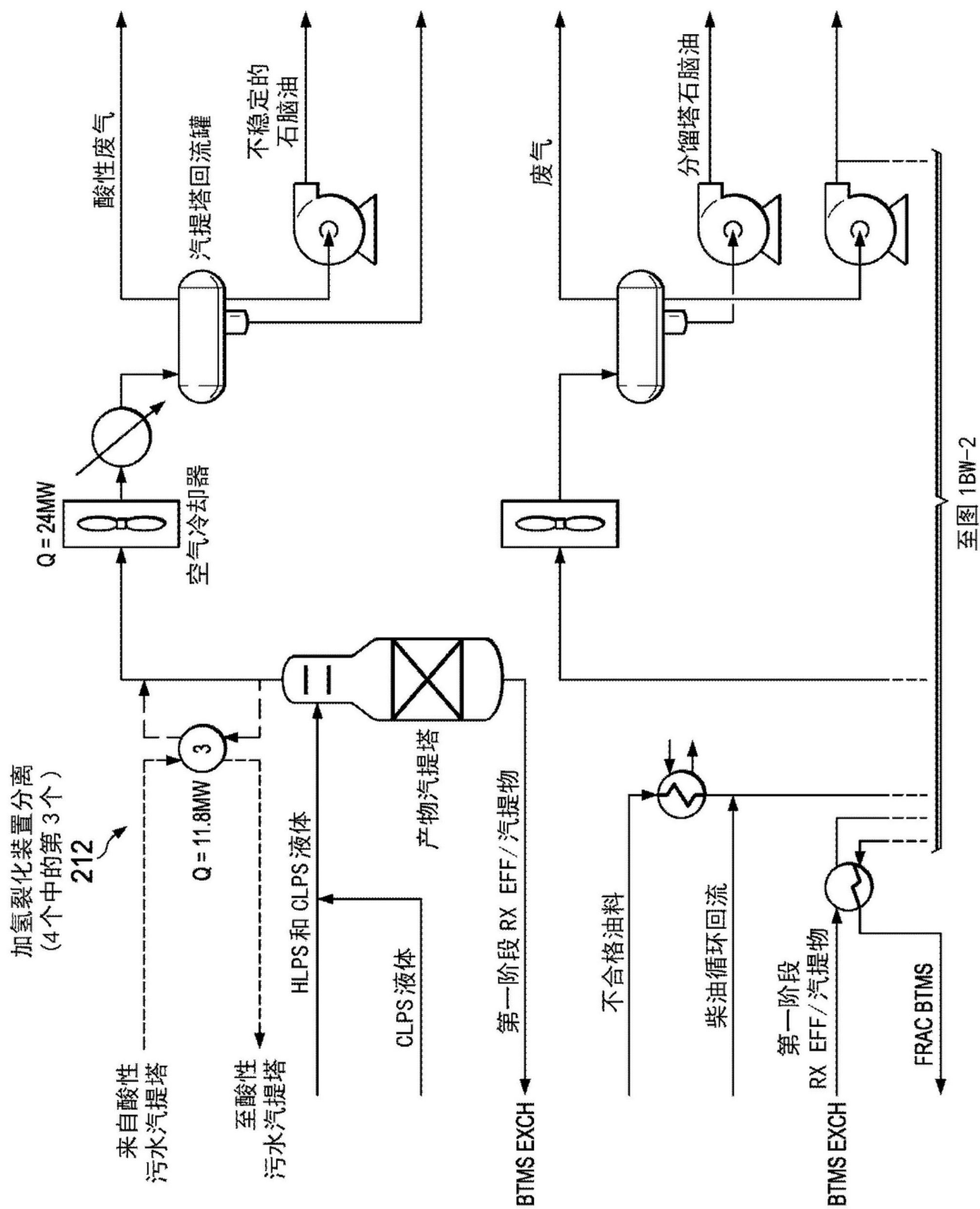


图1BW-1

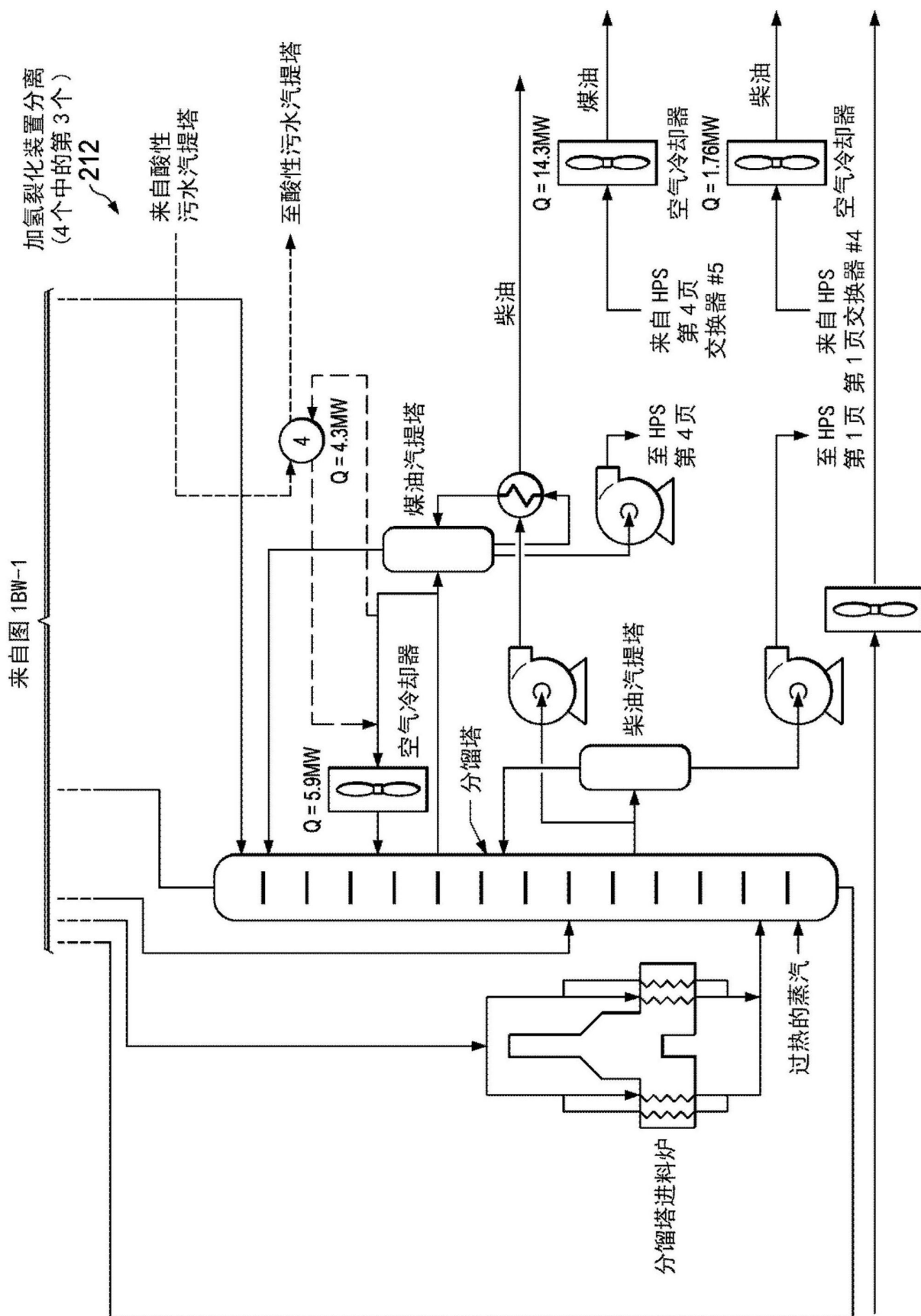


图1BW-2

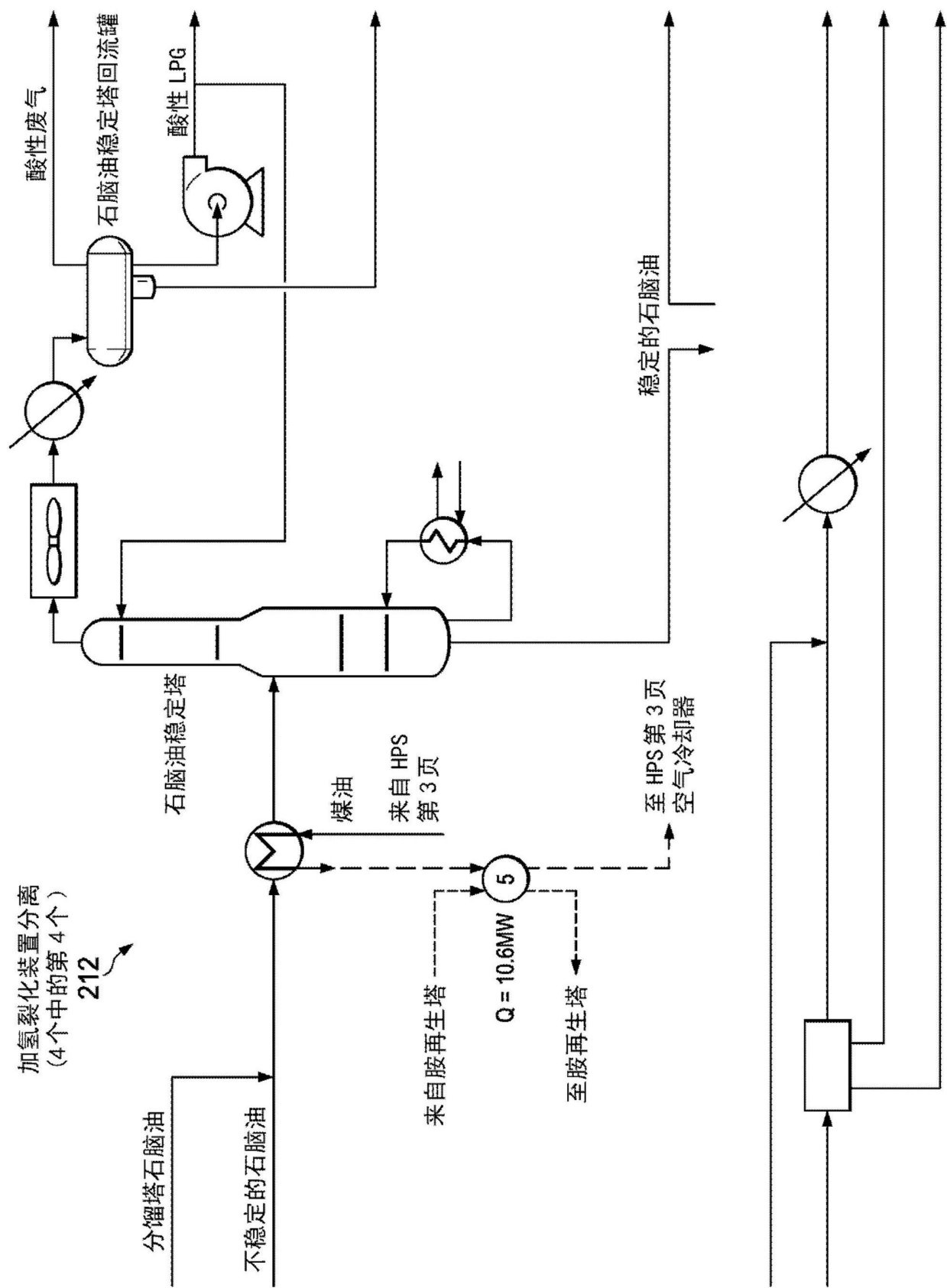


图1BX

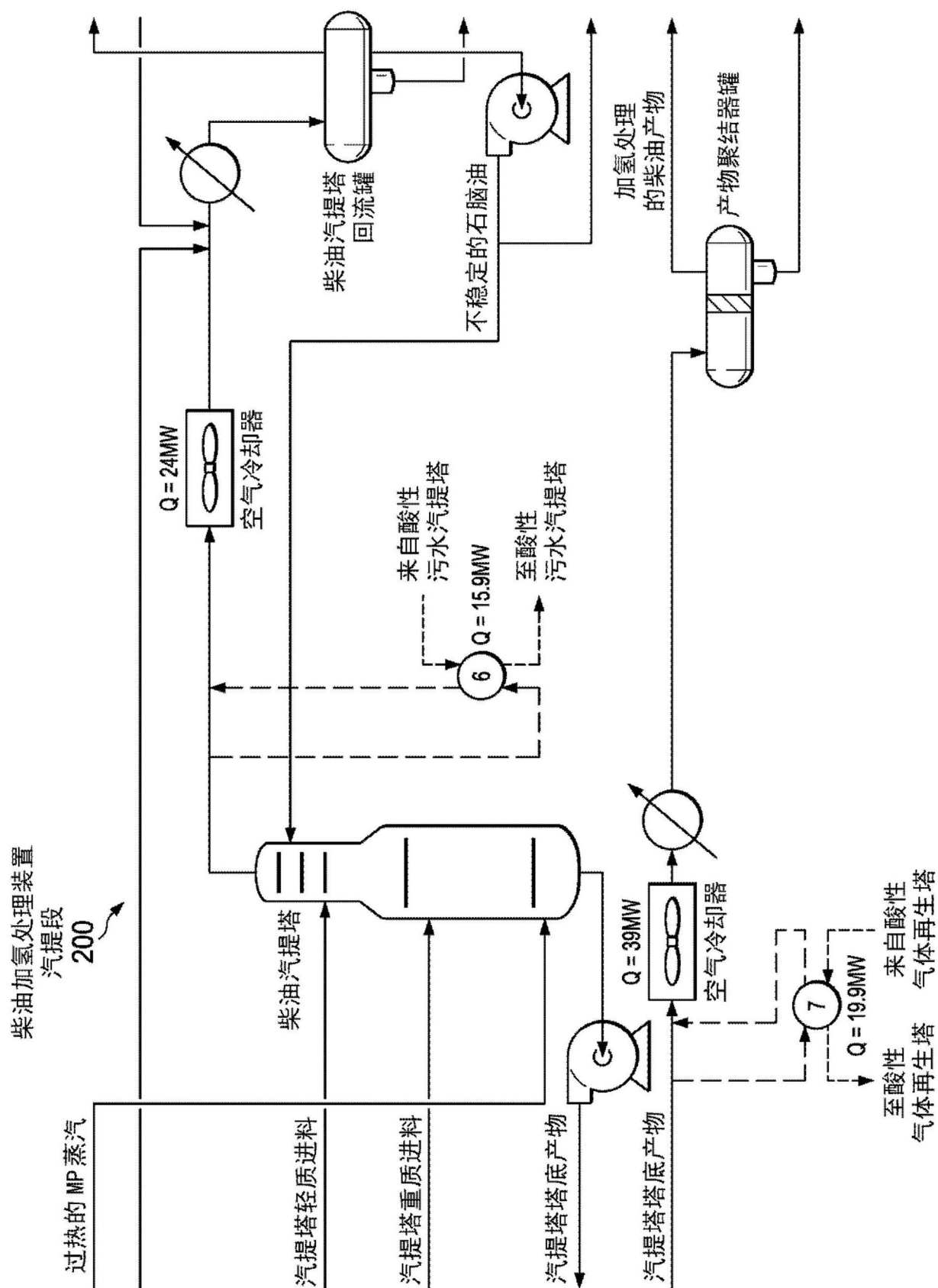


图1BY

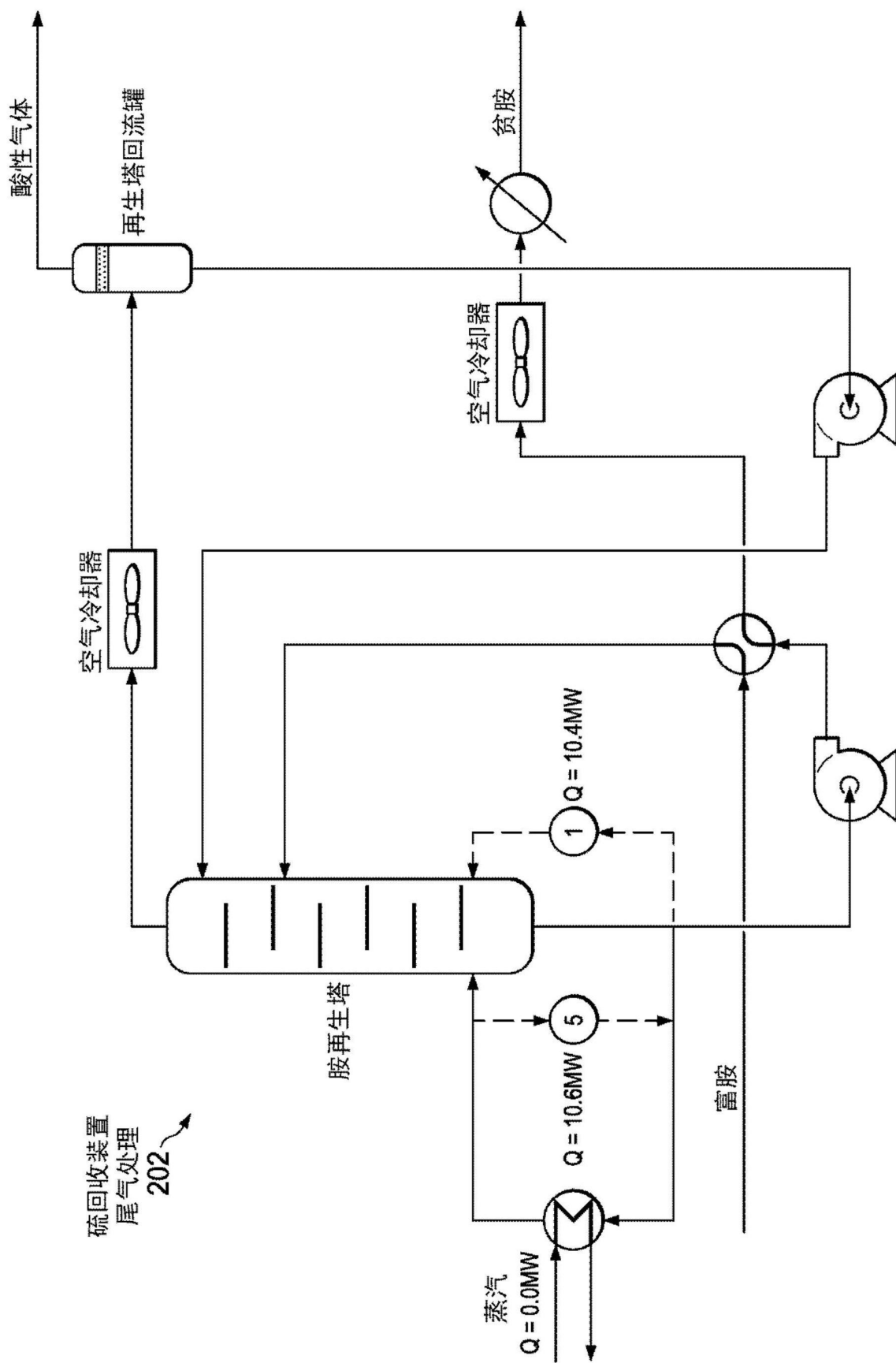


图1BZ

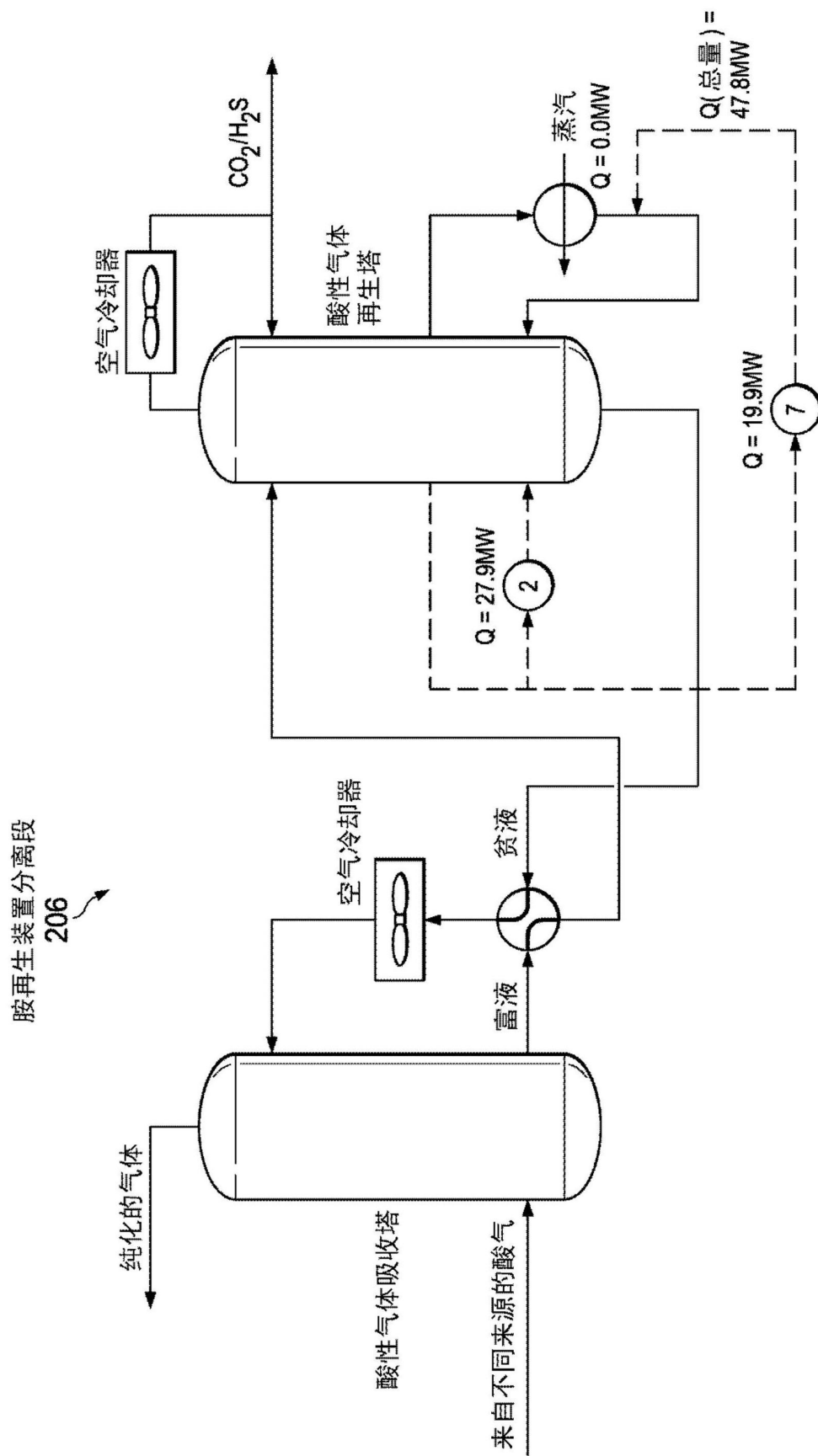


图1CA

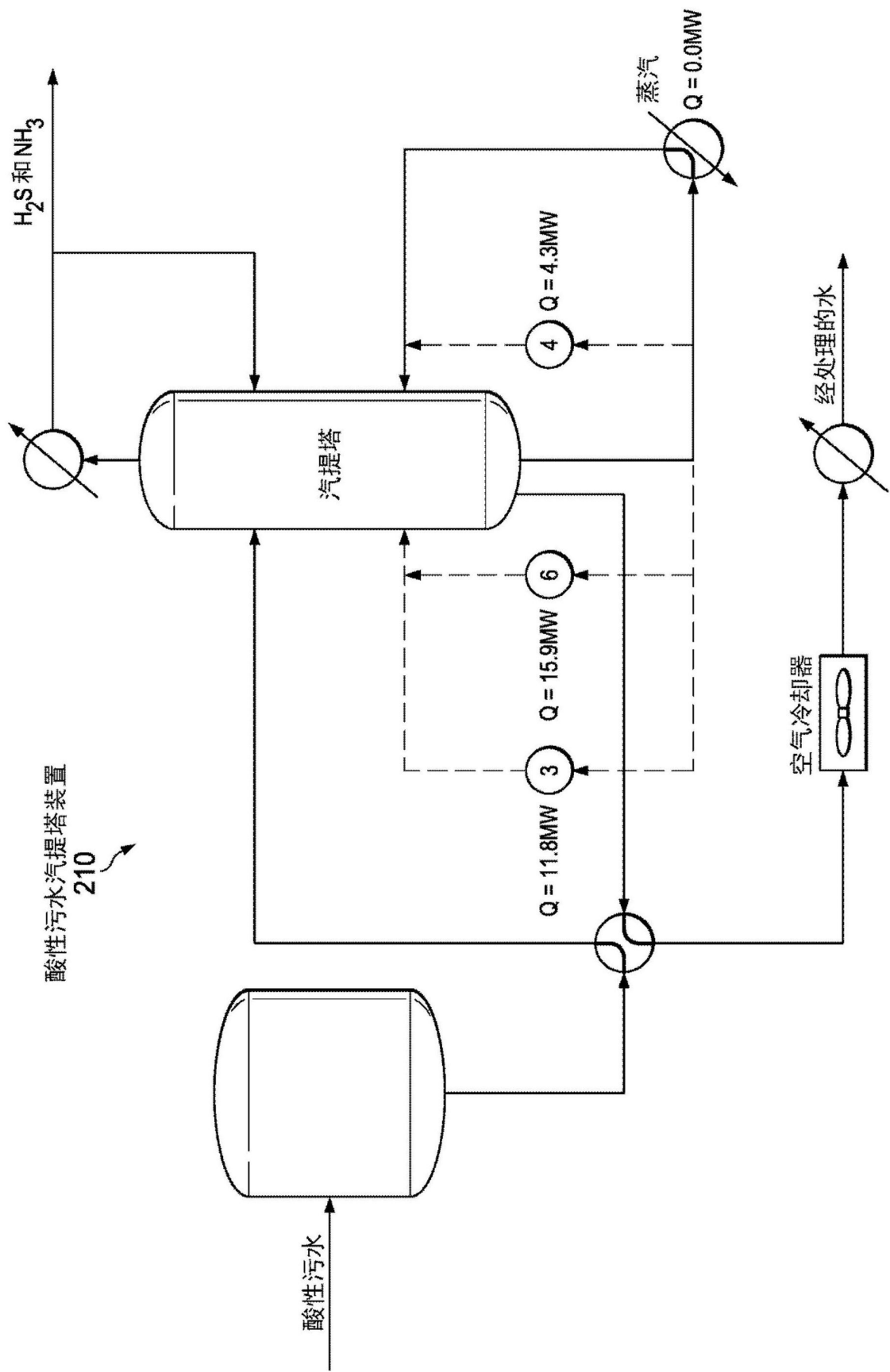


图1CB

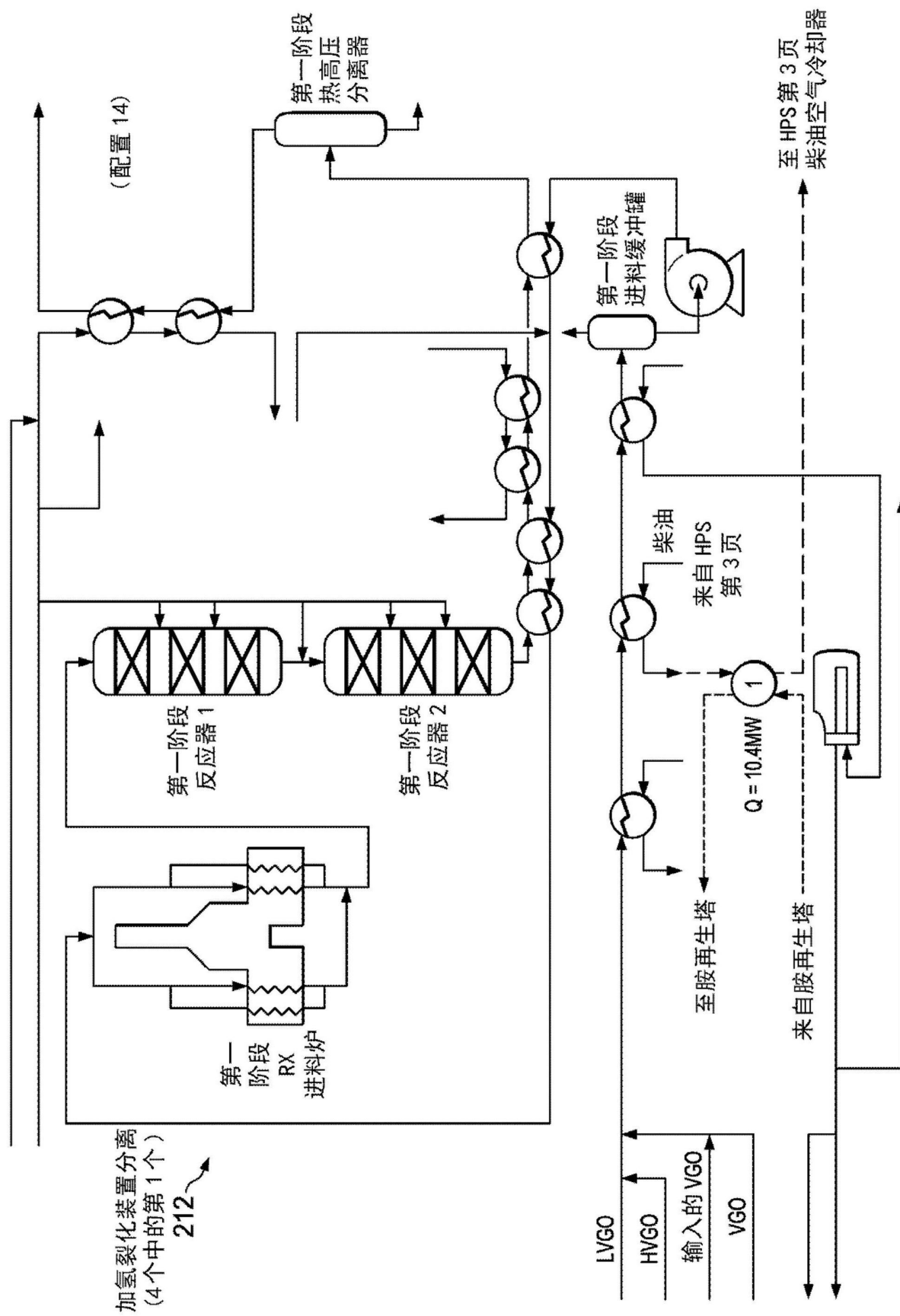


图1CC

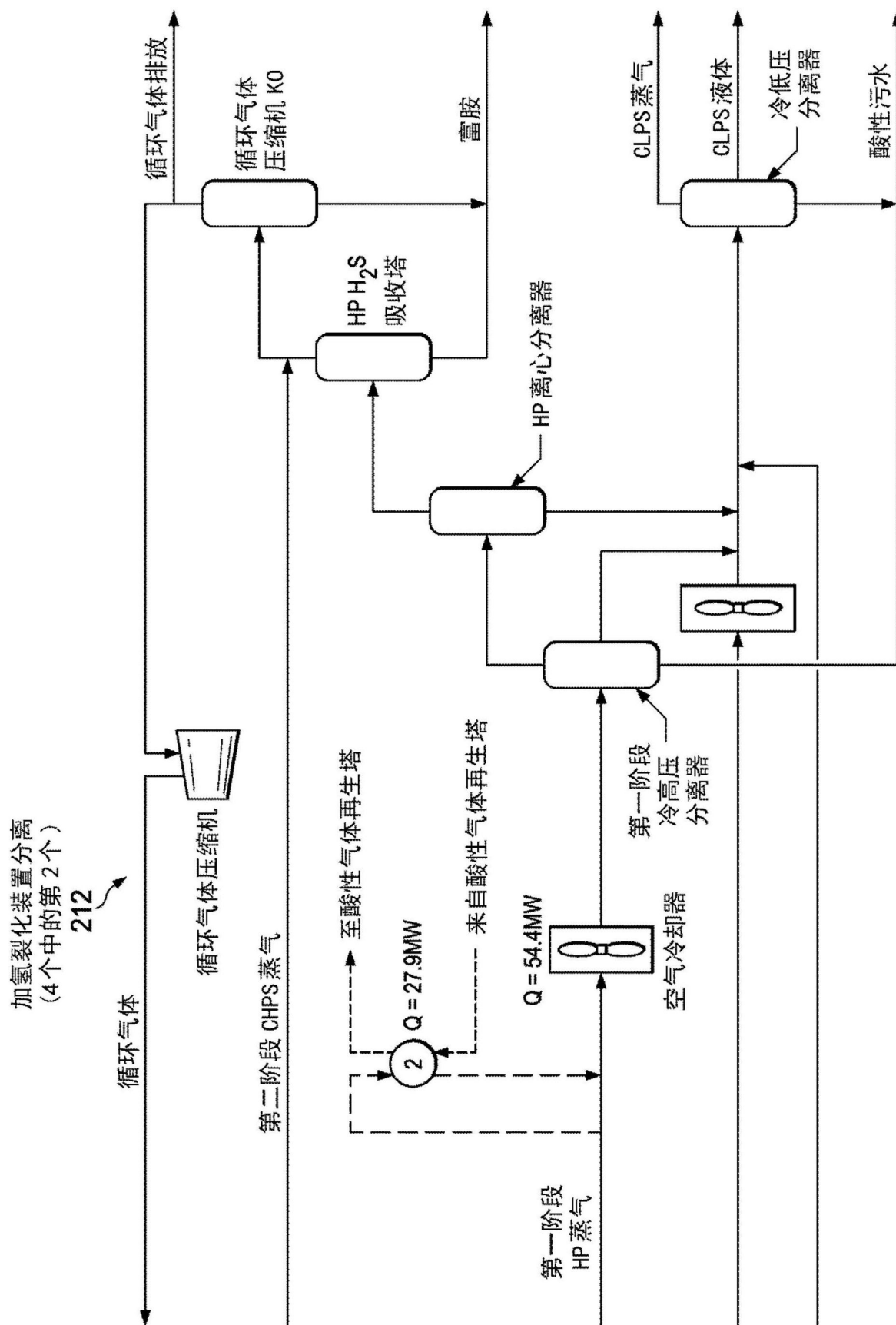


图1CD

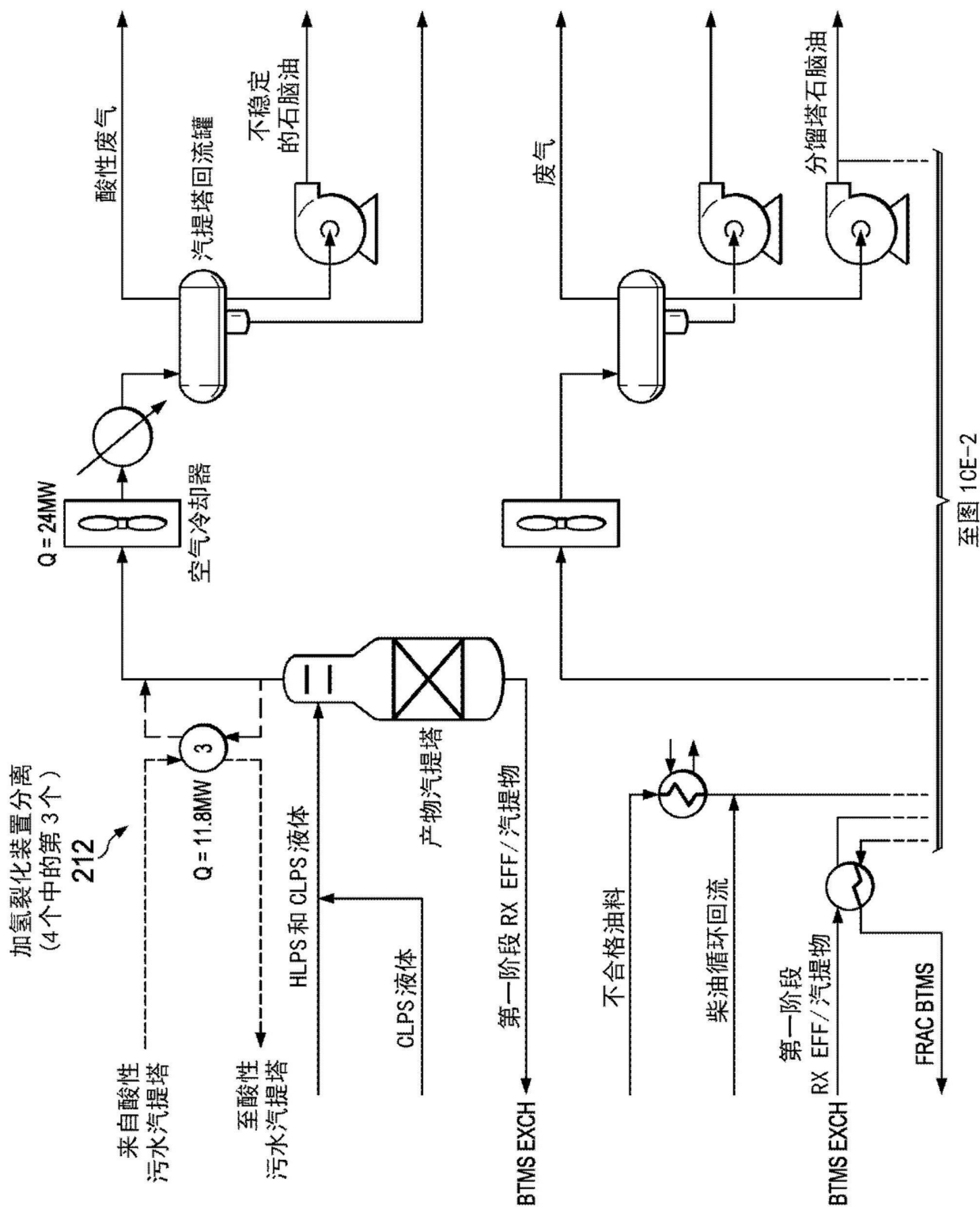


图1CE-1

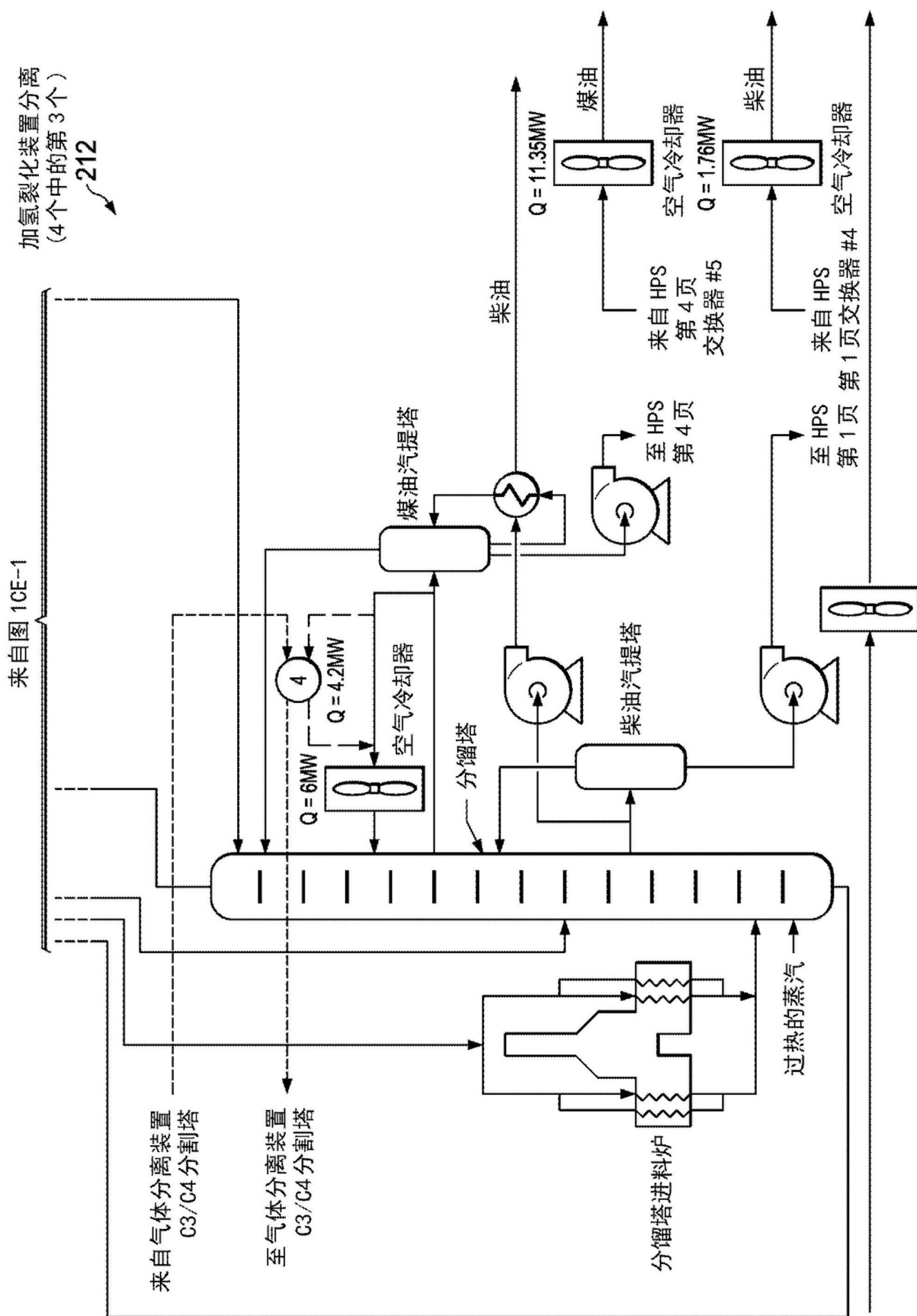


图1CE-2

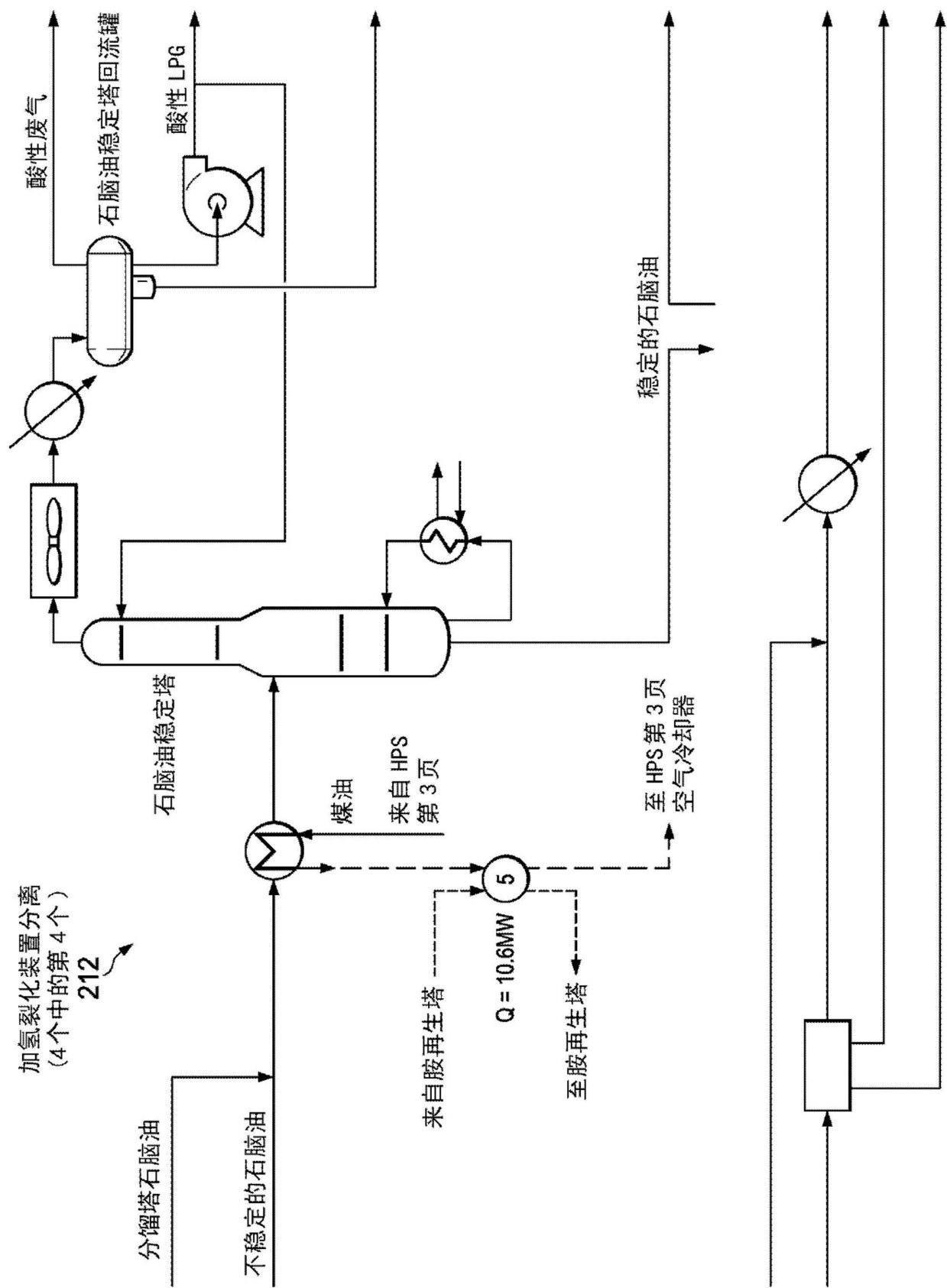


图1CF

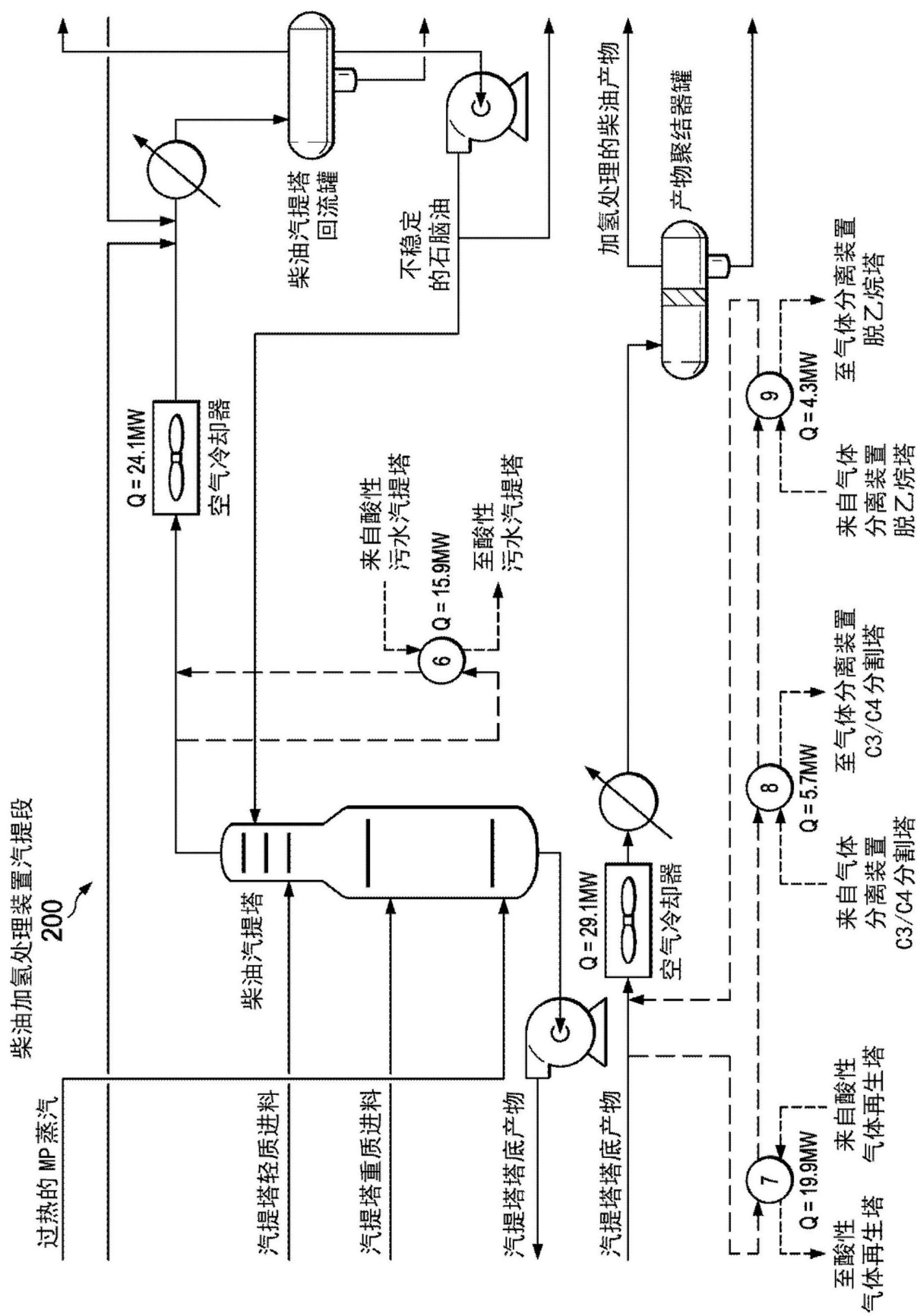


图 1CG

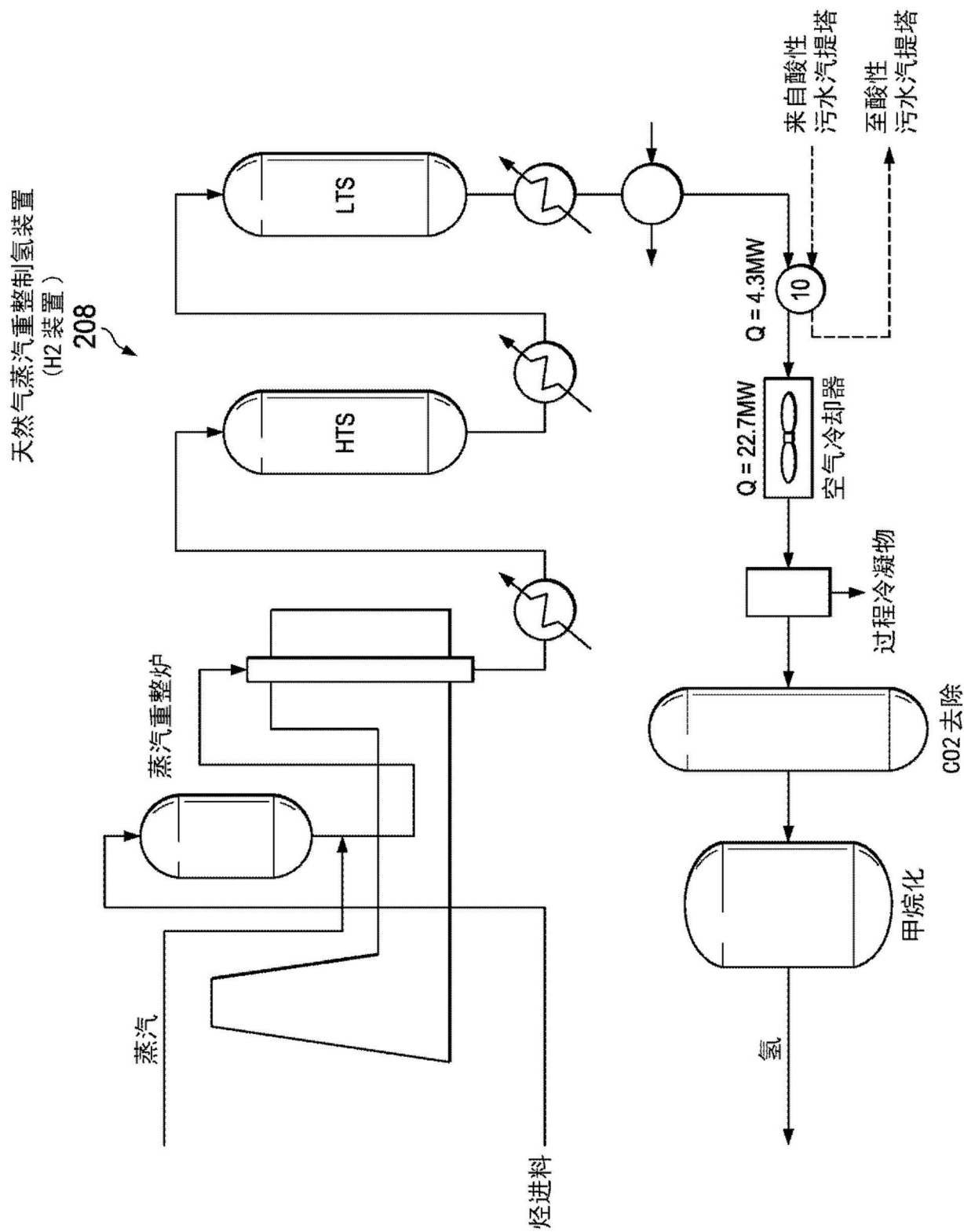


图1CH

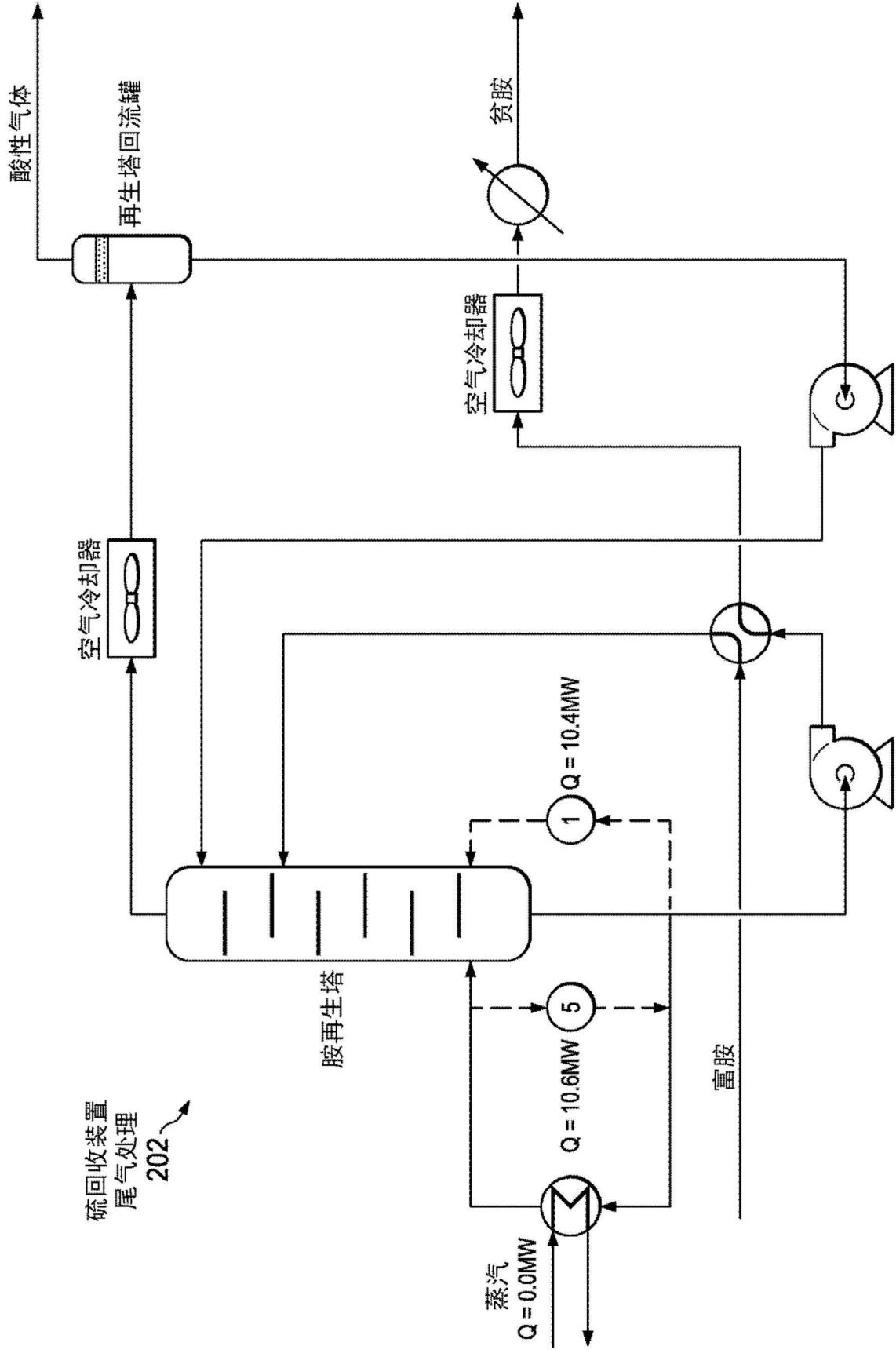


图1CI

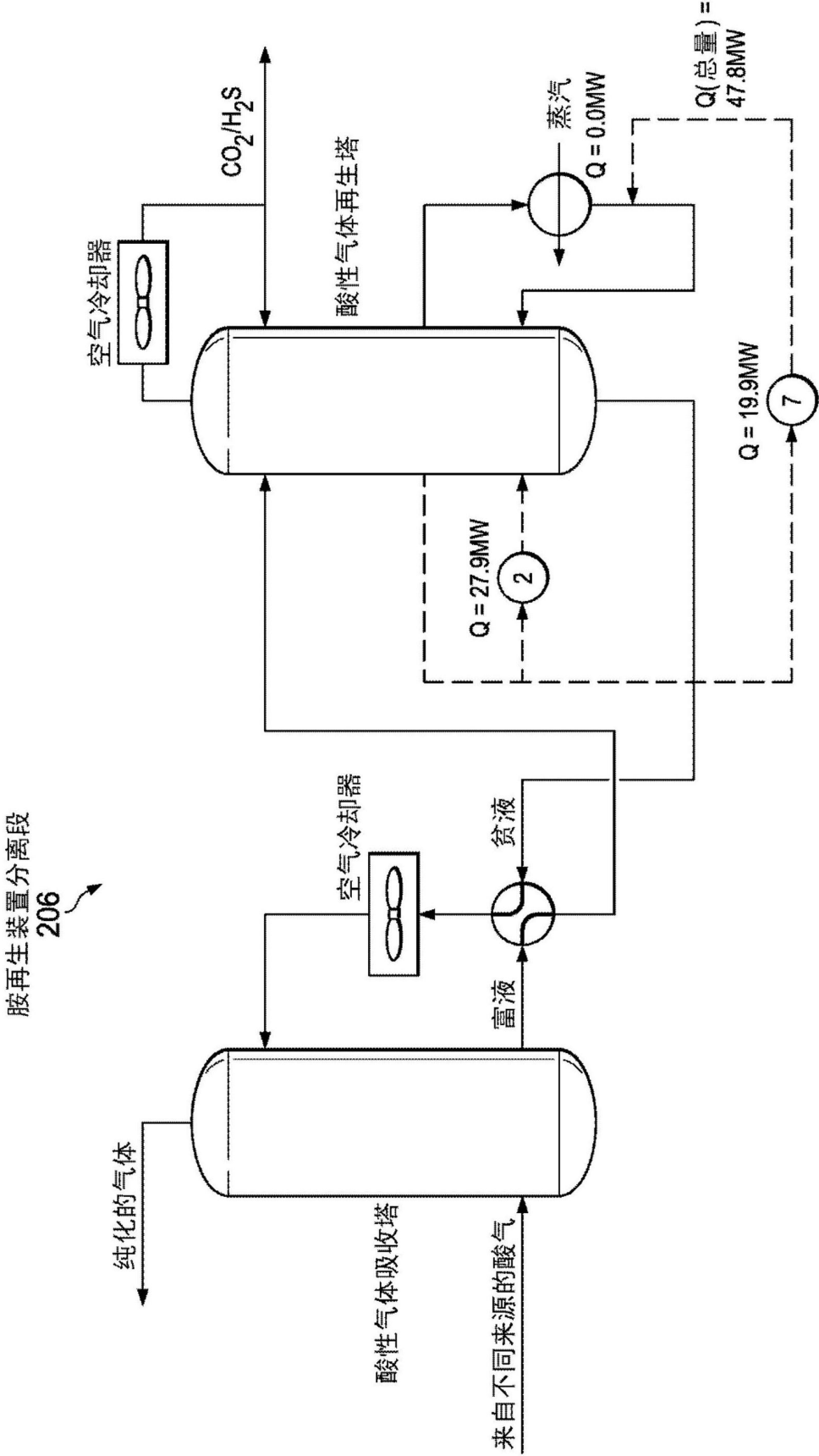


图1CJ

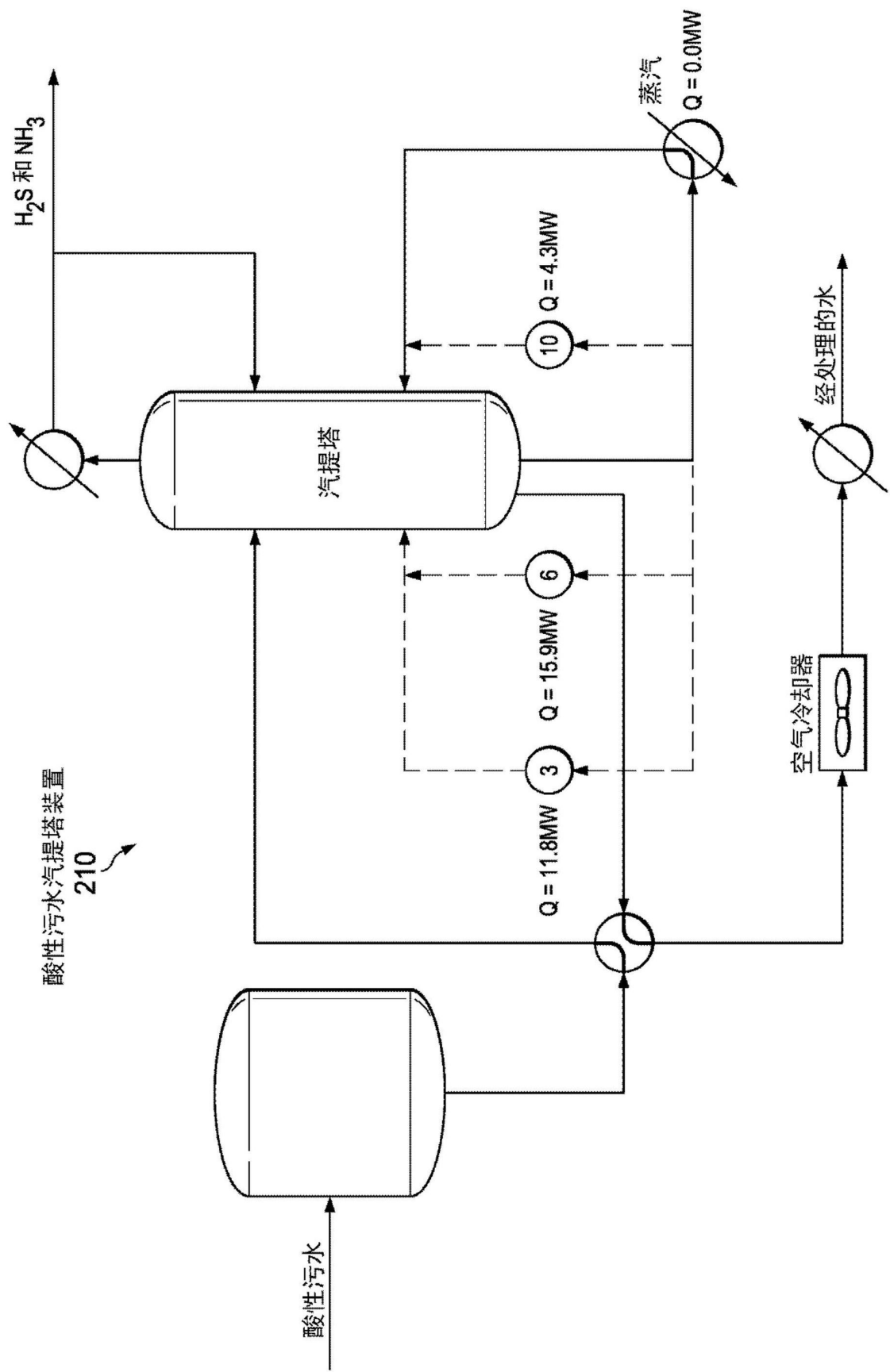


图1CK

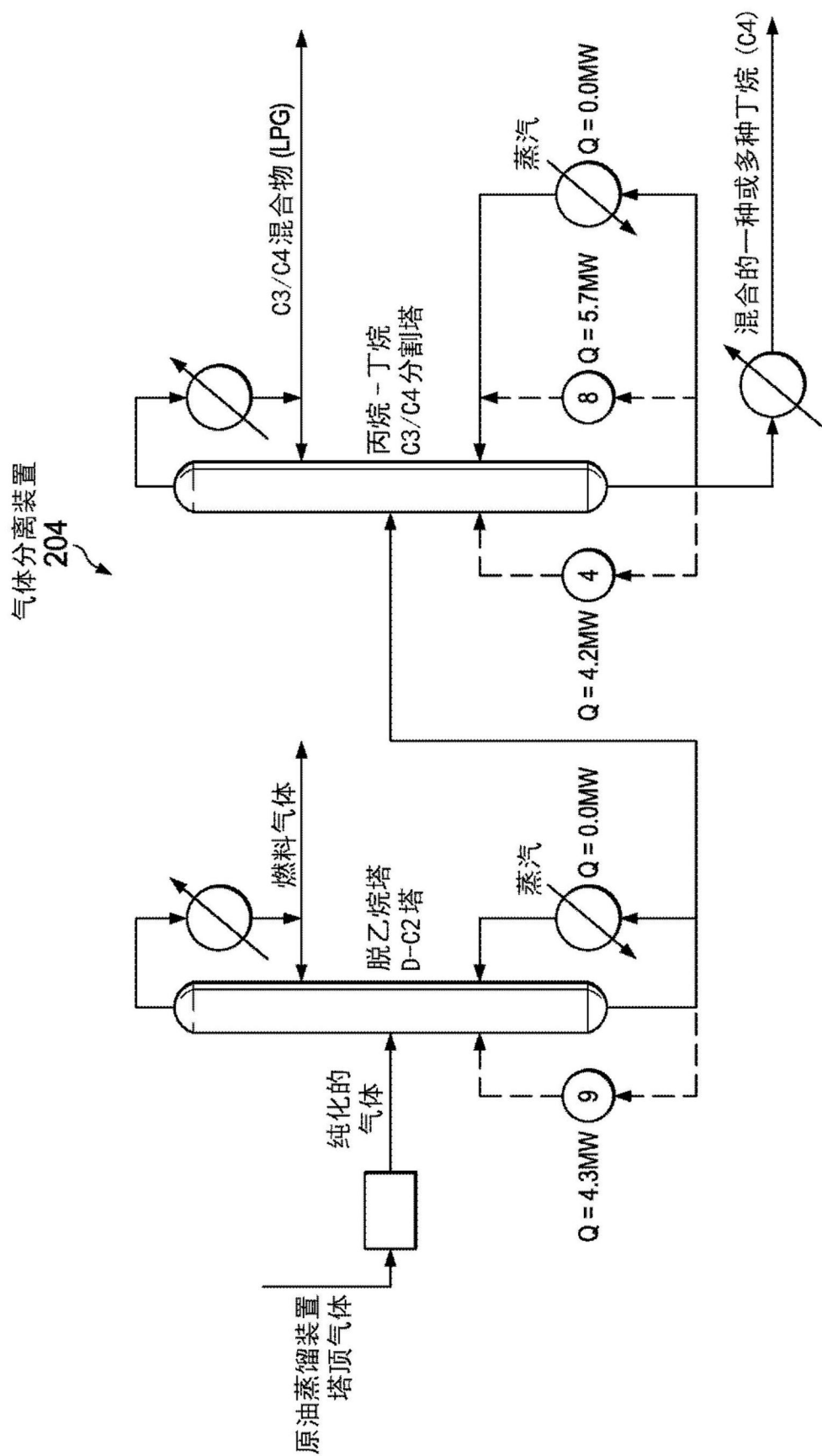


图1CL

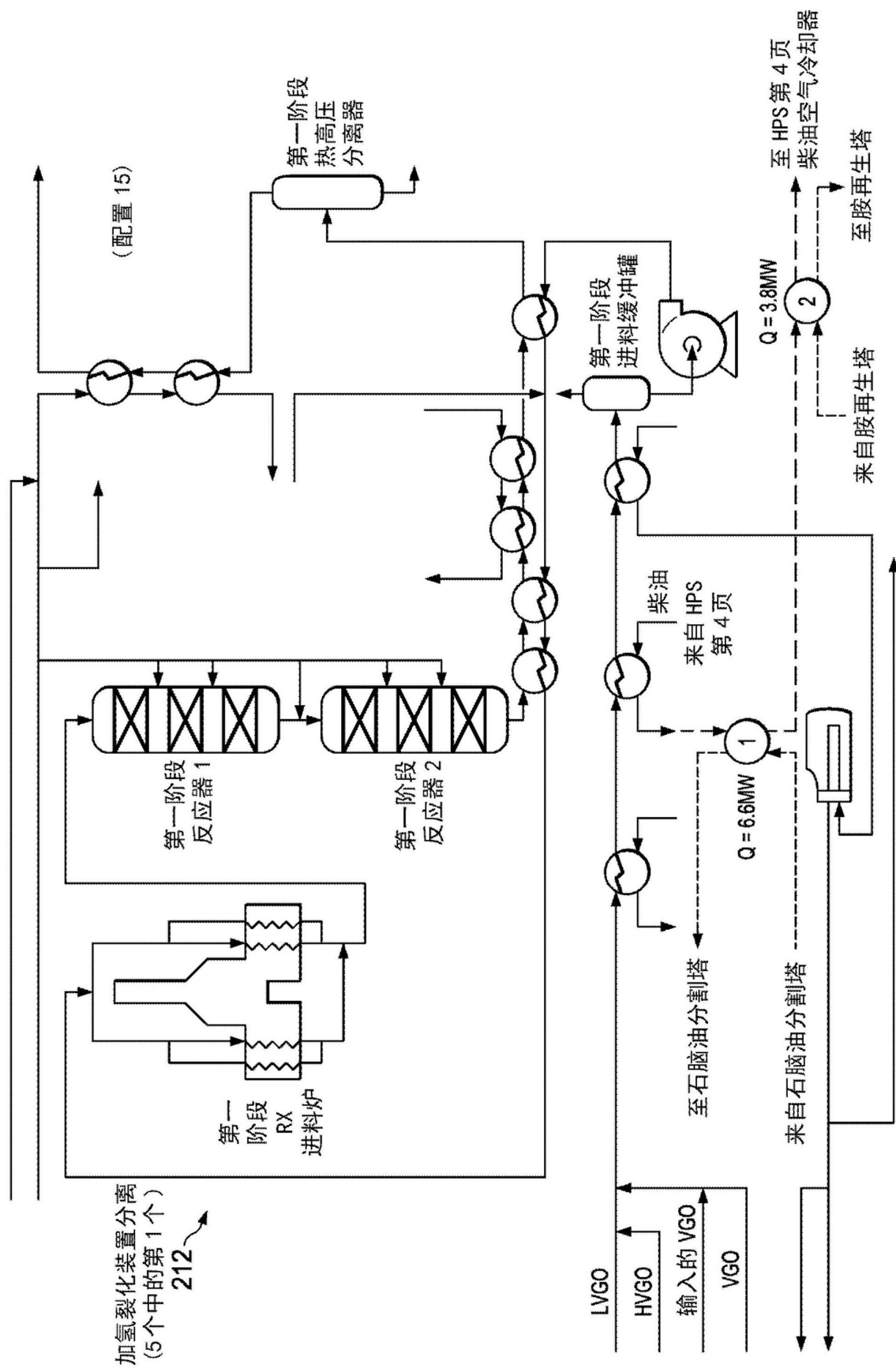


图 1CM

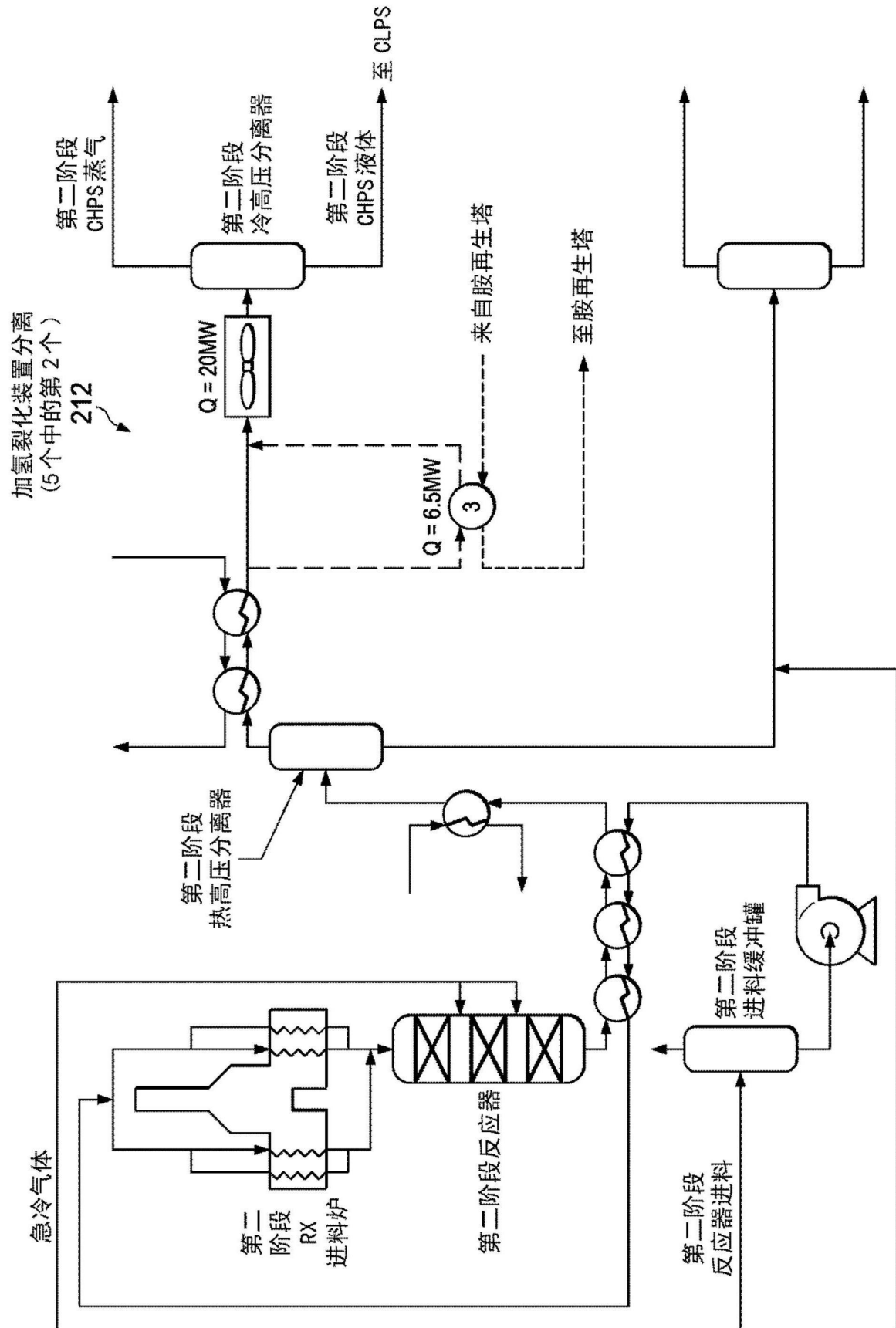


图1CN

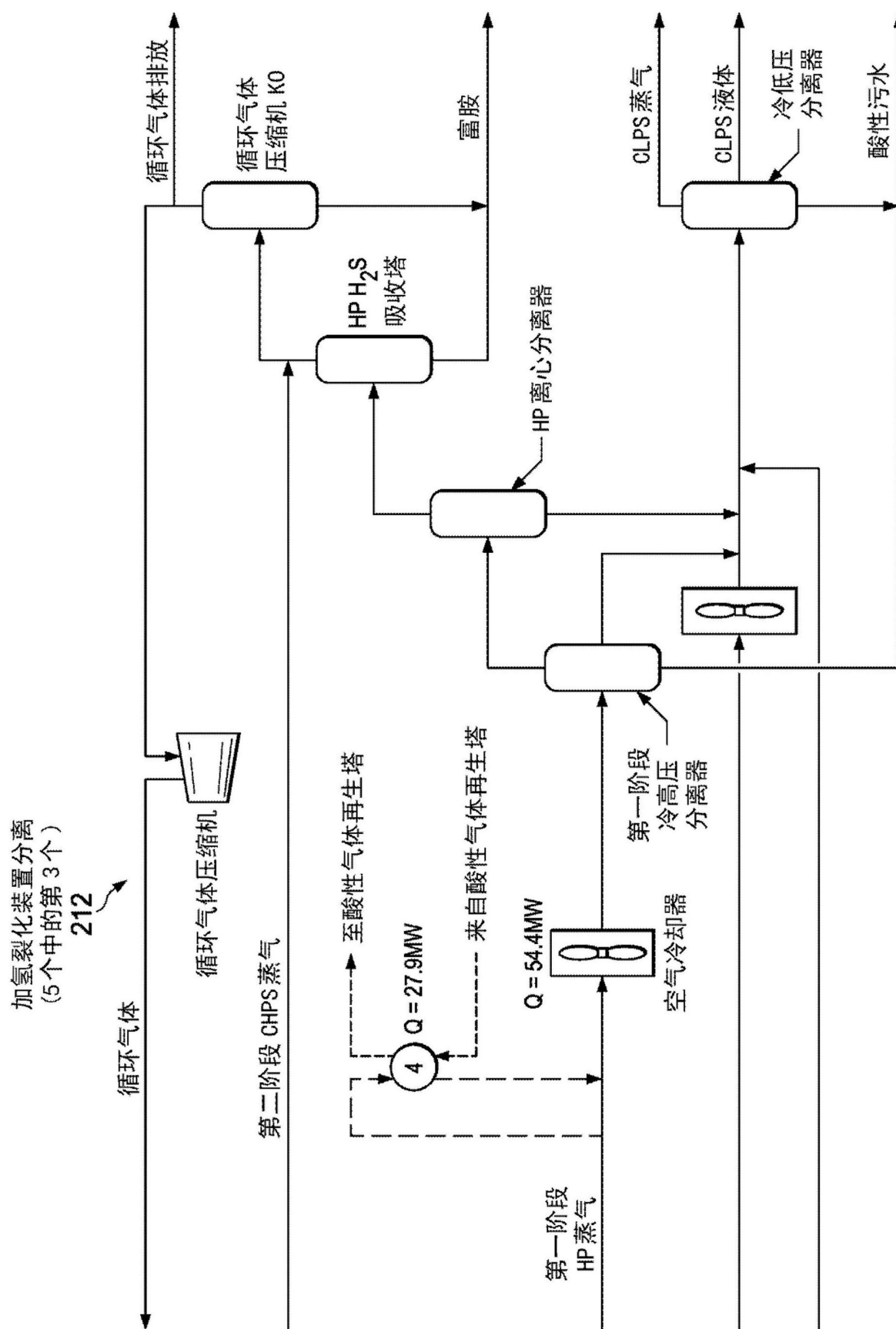


图1C0

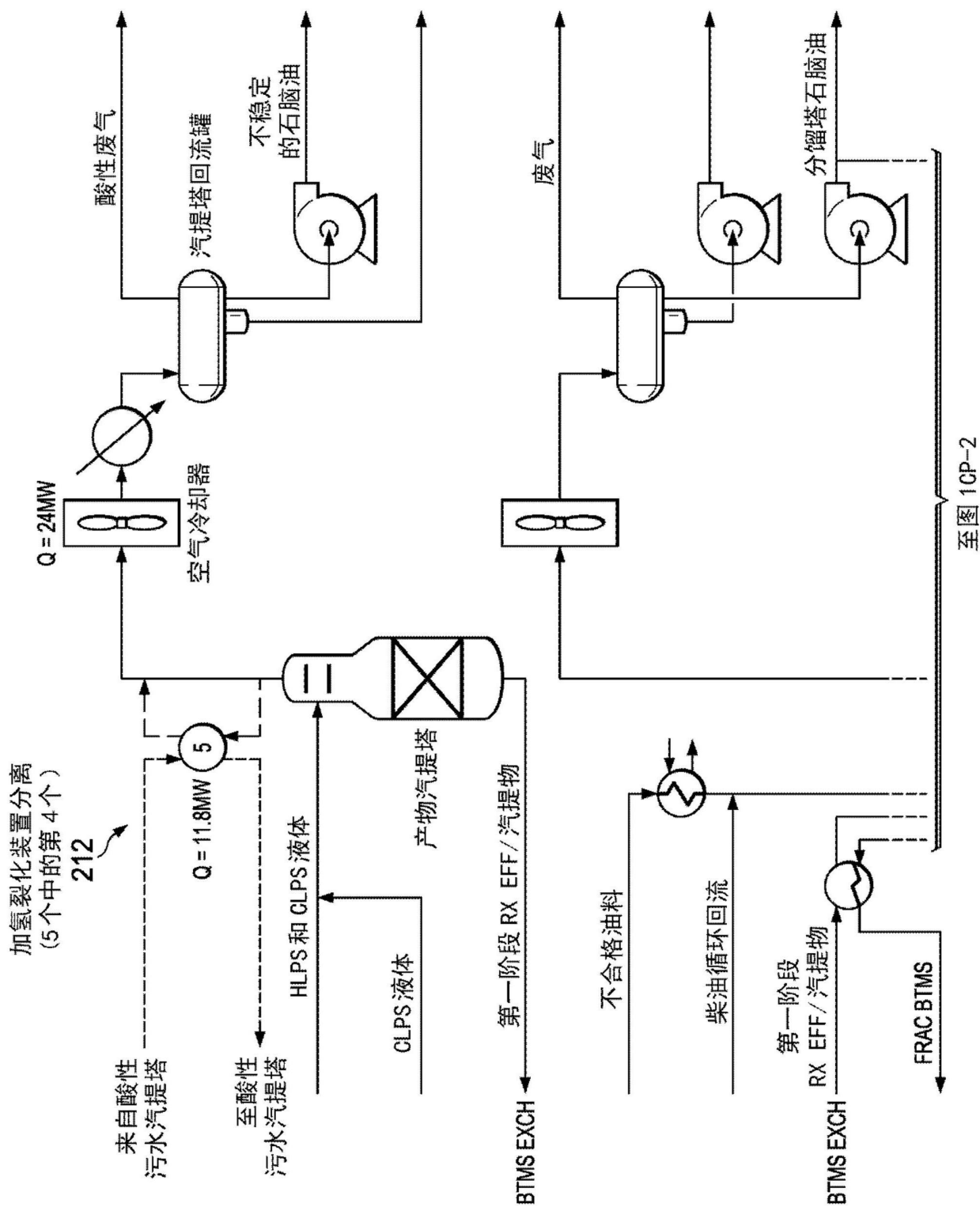


图1CP-1

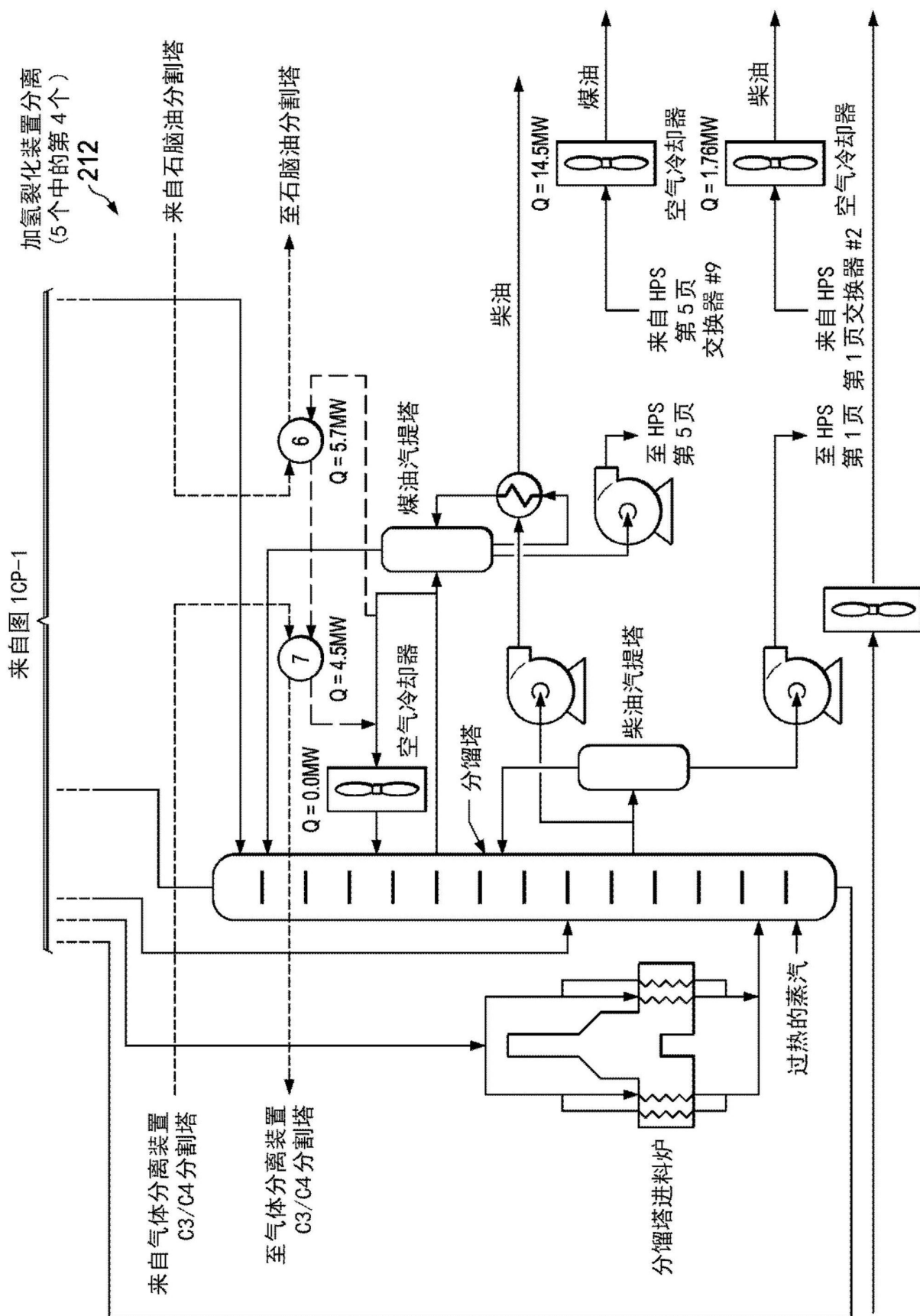


图 1CP-2

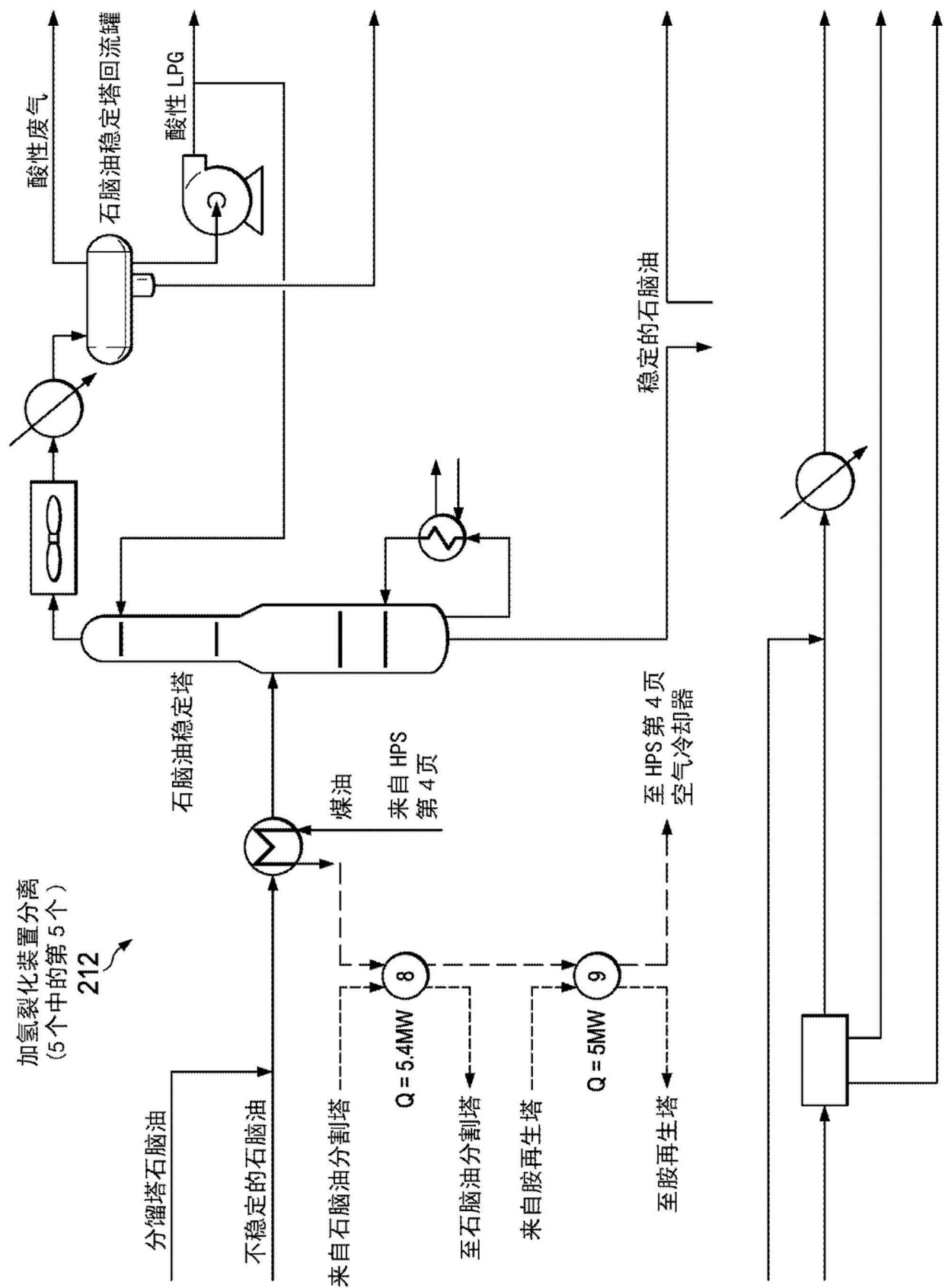


图1CQ

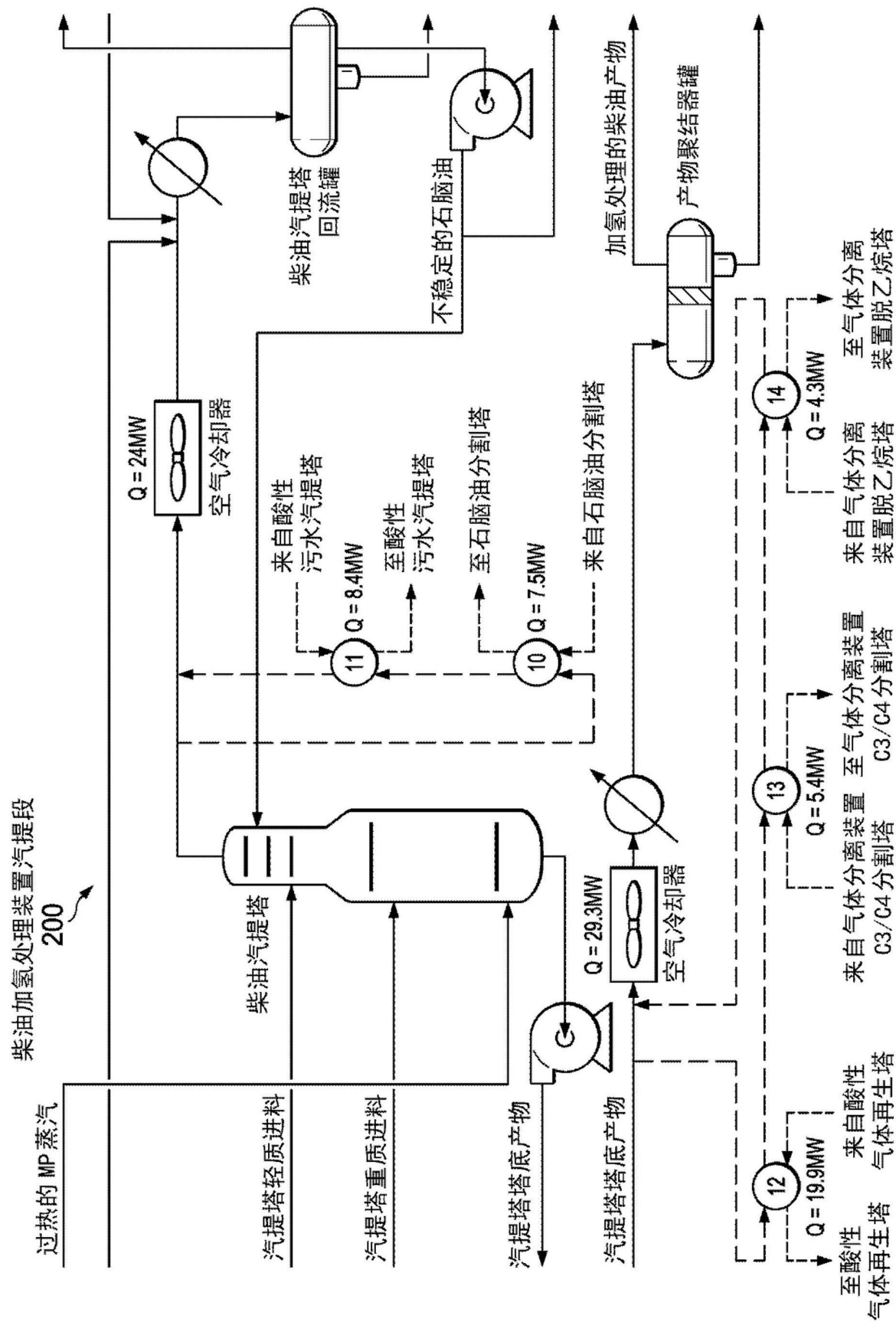


图1CR

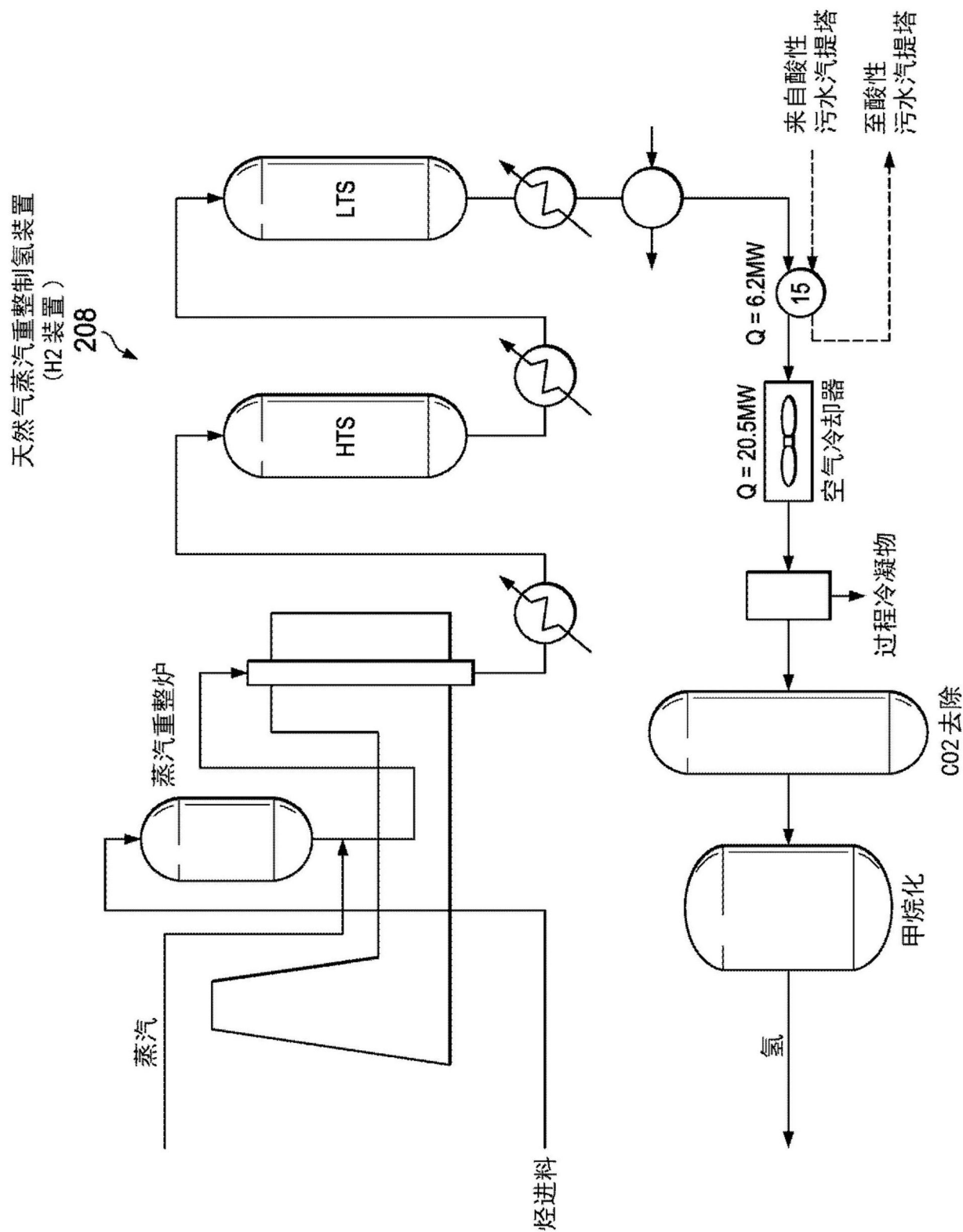


图1CS

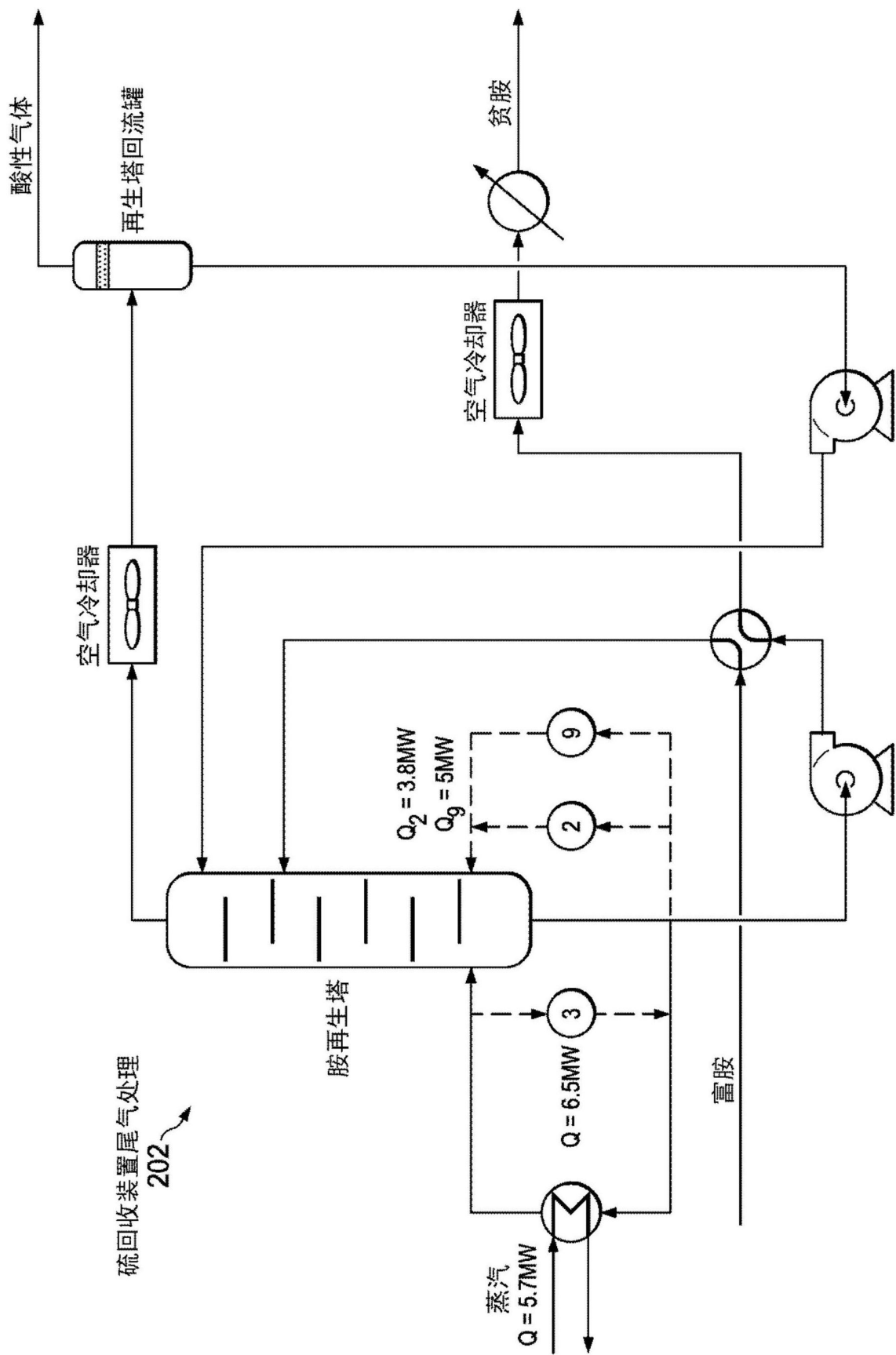


图1CU

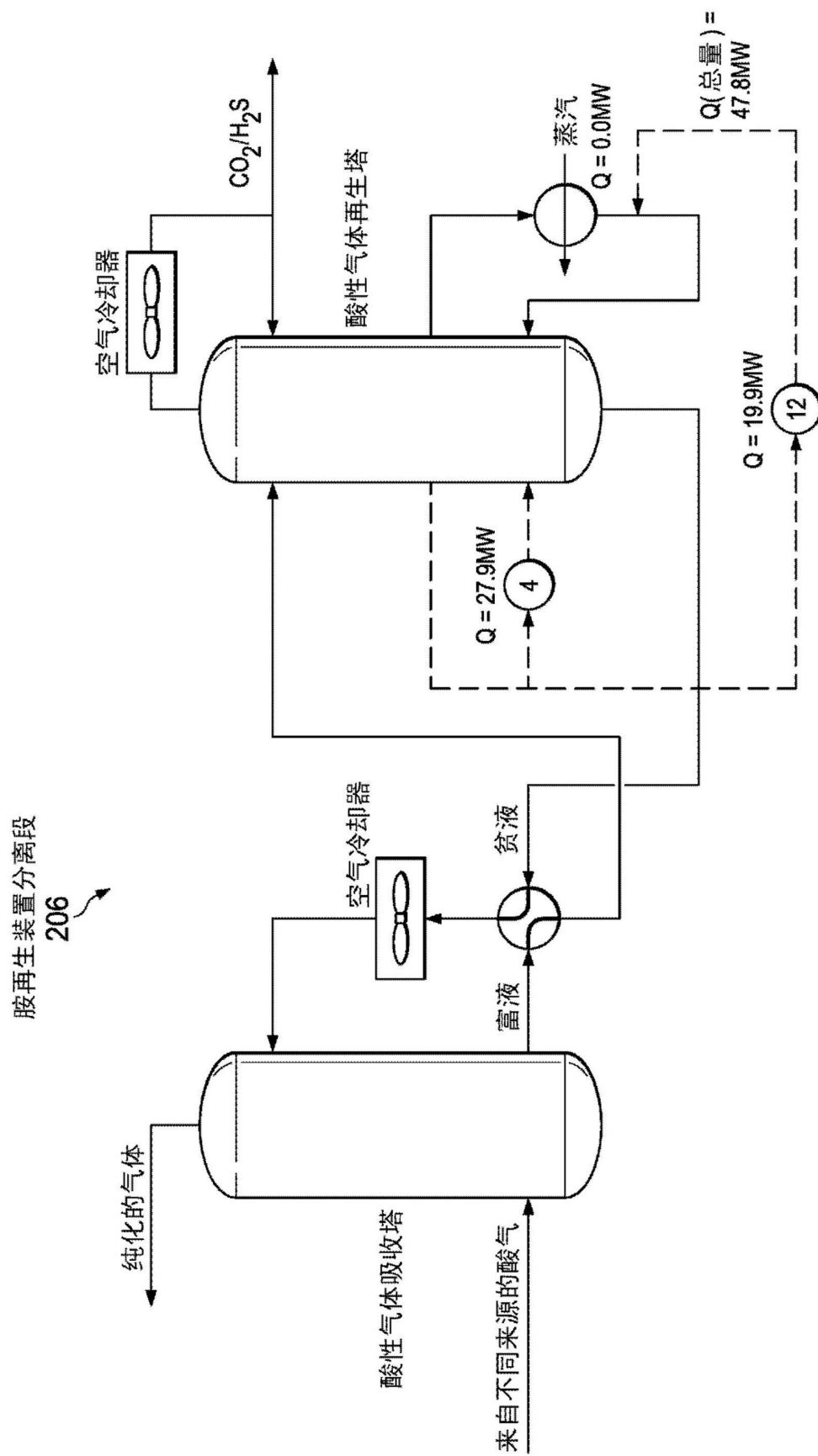


图1CV

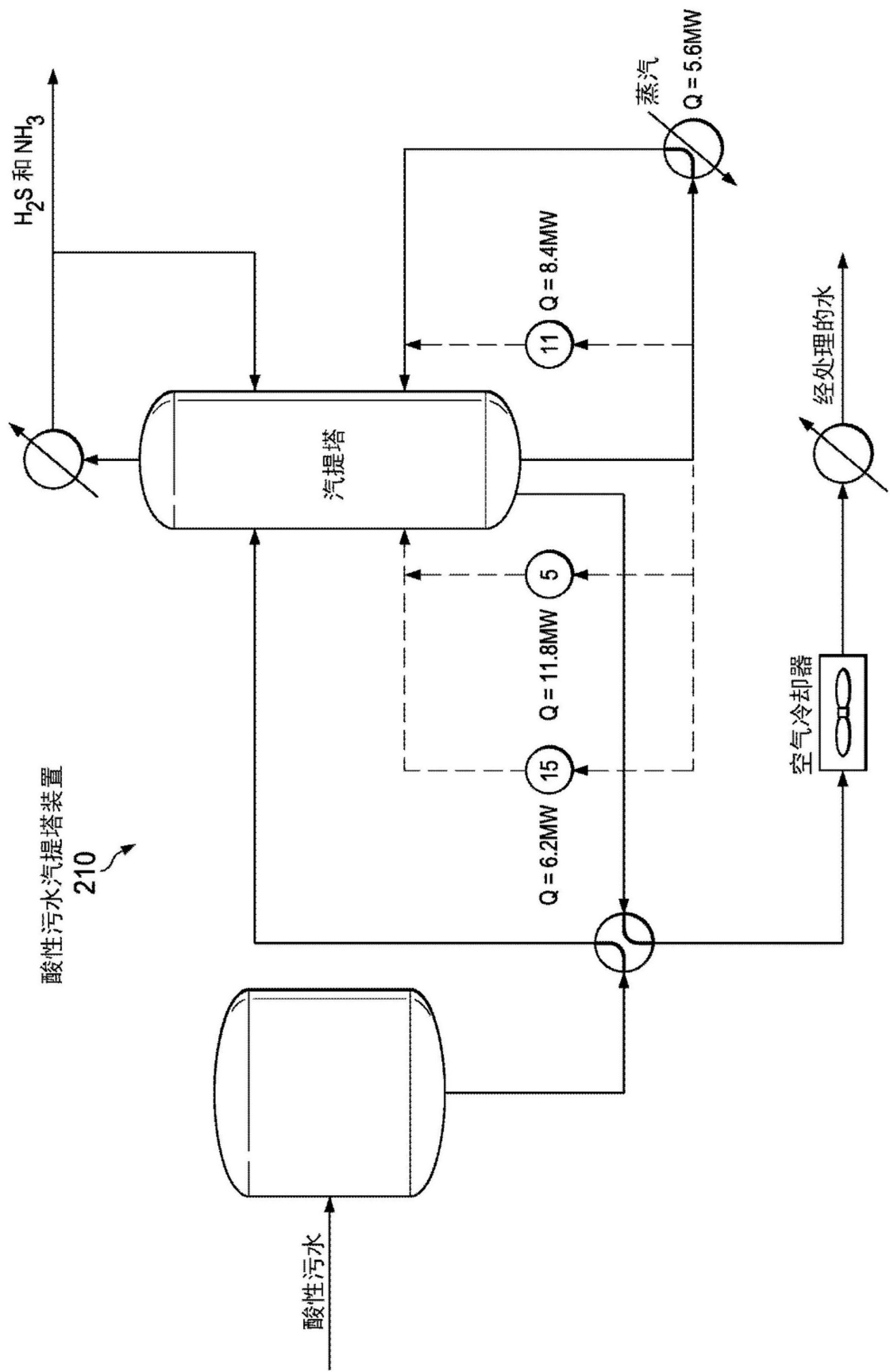


图1CW

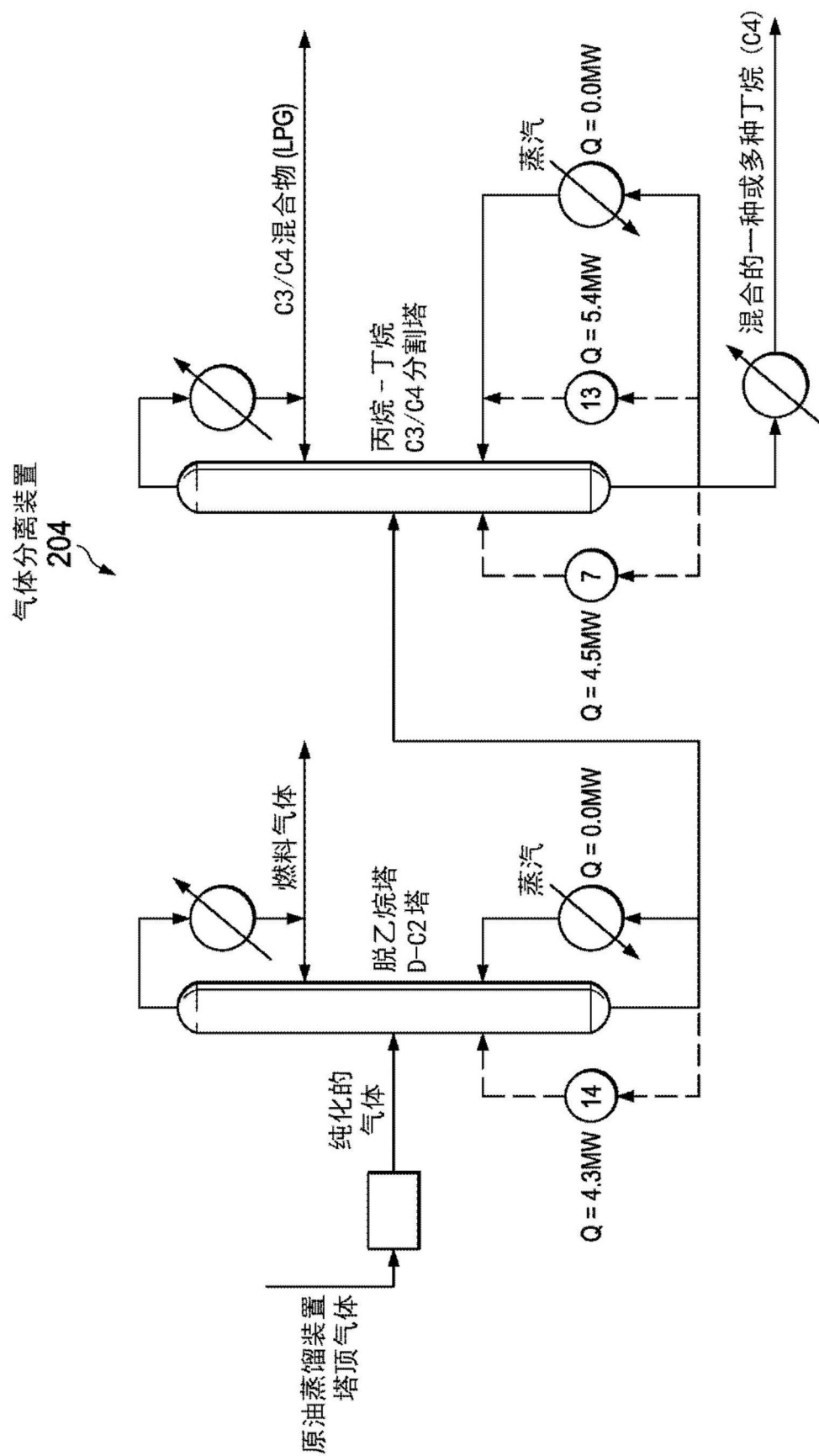


图1CX