



(12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 103768895 A

(43) 申请公布日 2014. 05. 07

(21) 申请号 201210405126. 8

(22) 申请日 2012. 10. 23

(71) 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 210048 江苏省南京市六合区葛关路
699 号

申请人 南化集团研究院

(72) 发明人 景强 孔凡敏 苏豪

(74) 专利代理机构 南京天翼专利代理有限责任
公司 32112

代理人 汤志武

(51) Int. Cl.

B01D 53/14 (2006. 01)

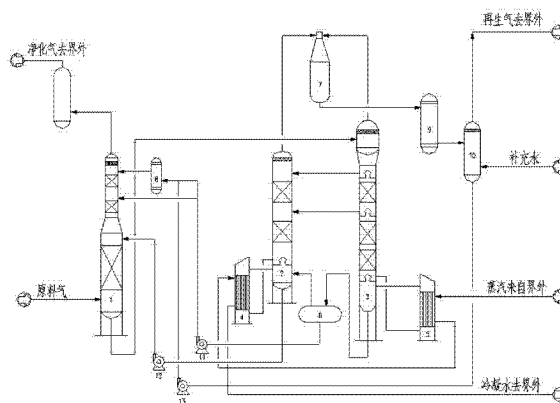
权利要求书1页 说明书5页 附图1页

(54) 发明名称

一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳的方法

(57) 摘要

本发明属气体净化领域,尤其涉及一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳方法,在热钾碱脱除二氧化碳系统达到水平衡的情况下降低脱碳能耗。采用三段吸收,脱碳溶液在高、低压力不同的两个再生塔中进行不同程度的再生。低压再生塔再生所得的溶液为半贫液,进入吸收塔中部对原料气进行初步吸收;高压再生塔中再生所得的溶液为贫液,进入吸收塔上部进一步脱除气体中的二氧化碳。再生气经冷却至低温 $20^{\circ}\text{C} \sim 60^{\circ}\text{C}$ 后进入再生气分离器,分离出来的冷却水、在考虑系统水平衡的条件下所需的补充水一起作为冷贫液的冷却介质。整个脱除二氧化碳系统热耗可降低 3% 左右,冷却量可降低 2% 左右,净化气的净化度提高 2.5% 左右。



1. 一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳的方法,其特征是热钾碱脱碳工艺采用三段吸收,脱碳溶液在高、低压力不同的两个再生塔中进行不同程度的再生,低压再生塔再生所得的溶液为半贫液,进入吸收塔中部对原料气进行初步吸收;高压再生塔中再生所得的溶液为贫液,进入吸收塔上部进一步脱除气体中的二氧化碳,保证脱除二氧化碳后的净化气中二氧化碳的含量达到要求。

2. 如权利要求1所述的方法,其特征是采用三段吸收:贫液经贫液泵加压后,分为冷、热贫液两部分,10%~60%的冷贫液经贫液冷却器降温到 60°C ~ 90°C 后进入吸收塔顶部,40%~90%的热贫液直接进入吸收塔中上部第二段填料上,半贫液经半贫液泵送入吸收塔中部;将少量溶液降低温度来降低液相二氧化碳分压,减少吸收塔顶出塔净化气中二氧化碳含量,同时降低净化气中水汽含量,降低脱碳系统的水损失。

3. 如权利要求1所述的方法,低压再生塔压力为 0.10MPa ~ 0.19MPa (绝压),高压再生塔顶压力为 0.14MPa ~ 0.24MPa (绝压);从低压再生塔底出来的半贫液温度为 95°C ~ 115°C ,半贫液量为脱碳溶液的20%~80%;从高压再生塔出来的贫液温度为 115°C ~ 145°C ,经过贫液闪蒸槽闪蒸后温度为 95°C ~ 115°C ,高压再生塔底溶液沸点与常压塔底溶液沸点相差 8°C ~ 20°C 。

4. 如权利要求1所述的方法,其特征是低压再生塔顶再生气温度为 85°C ~ 100°C ,高压再生塔顶再生气温度为 90°C ~ 110°C ;低压再生塔和高压再生塔出来的再生气经冷却至低温 20°C ~ 60°C 后进入再生气分离器。

5. 如权利要求1所述的方法,其特征是冷却后的再生气在再生气分离器中分离出来的冷却水、在考虑系统水平衡的条件下所需的补充水一起作为冷贫液的冷却介质,充分利用冷却水与补充水的低温,降低贫液的冷却量,同时,由于整个脱除二氧化碳系统冷却量降低,溶液再生热耗也会随之降低,并提高净化气的净化度。

一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳的方法

技术领域

[0001] 本发明属气体净化领域,尤其涉及一种低能耗热钾碱脱除二氧化碳方法,是对催化热钾碱溶液从工业原料混合气体中脱除二氧化碳工艺流程的改进。

背景技术

[0002] 加入各种催化剂的碳酸钾溶液被广泛地应用合成氨和制氢工业原料气、煤气和天然气、循环气等混合气体中脱除二氧化碳的生产过程。其工艺流程通常为:气体混合物与催化热钾碱溶液在吸收塔中逆流接触,二氧化碳及其他酸性杂质气体被溶液吸收,达到工艺其允许的杂质残留量后送往下道工序。吸收了二氧化碳的富液则进入再生塔顶部,由于该溶液中的二氧化碳分压高于气相二氧化碳分压而发生闪蒸,闪蒸后的溶液在再生塔中蒸汽提作用下进一步释放出二氧化碳达到工艺指标后由溶液泵打入吸收塔循环使用。由于此流程能耗高,国内外针对不同温度、压力和组成的混合气体发明了各种工艺流程来降低催化热钾碱脱碳能耗。

[0003] 南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”使溶液再生热耗降低至 $700\sim 800\text{kcal/Nm}^3\text{CO}_2$,但专利未在工艺流程中考虑到冷凝回水和补充水的加入对脱碳能耗的影响。

发明内容

[0004] 本发明目的是针对南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的改进,提供一种在热钾碱脱除二氧化碳系统达到水平衡的情况下降低脱碳能耗的方法。

[0005] 本发明的主要技术方案是:热钾碱脱碳工艺采用三段吸收,脱碳溶液在高、低压不同的两个再生塔中进行不同程度的再生。低压再生塔再生所得的溶液为半贫液,进入吸收塔中部对原料气进行初步吸收;高压再生塔中再生所得的溶液为贫液,进入吸收塔上部进一步脱除气体中的二氧化碳,保证脱除二氧化碳后的净化气中二氧化碳的含量达到要求。其特点是:

1、贫液经贫液泵加压后,分为冷、热贫液两部分,10%~60%的冷贫液经贫液冷却器降温到 $60^\circ\text{C}\sim 90^\circ\text{C}$ 后进入吸收塔顶部,40%~90%的热贫液直接进入吸收塔中上部第二段填料上,半贫液经半贫液泵送入吸收塔中部;将少量溶液降低温度来降低液相二氧化碳分压,减少吸收塔顶出塔净化气中二氧化碳含量,同时降低净化气中水汽含量,降低脱碳系统的水损失。

[0006] 2、低压再生塔压力为 $0.10\text{MPa}\sim 0.19\text{MPa}$ (绝压),高压再生塔顶压力为 $0.14\text{MPa}\sim 0.24\text{MPa}$ (绝压);从低压再生塔底出来的半贫液温度为 $95^\circ\text{C}\sim 115^\circ\text{C}$,半贫液量为脱碳溶液的 20%~80%;从高压再生塔出来的贫液温度为 $115^\circ\text{C}\sim 145^\circ\text{C}$,经过贫液闪蒸槽闪蒸后温度为 $95^\circ\text{C}\sim 115^\circ\text{C}$,高压再生塔底溶液沸点与常压塔底溶液沸点相差 $8^\circ\text{C}\sim 20^\circ\text{C}$ 。

[0007] 3、低压再生塔顶再生气温度为 $85^\circ\text{C}\sim 100^\circ\text{C}$,高压再生塔顶再生气温度为 $90^\circ\text{C}\sim 110^\circ\text{C}$ 。低压再生塔和高压再生塔出来的再生气经冷却至低温 $20^\circ\text{C}\sim 60^\circ\text{C}$ 后进入再生

气分离器。

[0008] 4、冷却后的再生气在再生气分离器中分离出来的冷却水、在考虑系统水平衡的条件下所需的补充水一起作为冷贫液的冷却介质,充分利用冷却水与补充水的低温,降低贫液的冷却量,同时,由于整个脱除二氧化碳系统冷却量降低,溶液再生热耗也会随之降低,并提高净化气的净化度。

[0009] 本发明的整个脱除二氧化碳系统,热耗可降低 3% 左右,冷却量可降低 2% 左右,同时净化气净化度提高 2.5% 左右。

附图说明

[0010] 附图为本发明实施例方法的工艺流程简图。

[0011] 附图 1 中,1:吸收塔;2:常压再生塔;3:加压再生塔;4:常压再生塔蒸汽煮沸器;5:加压再生塔蒸汽煮沸器;6:贫液闪蒸槽;7:喷射器;8:贫液冷却器;9:再生气冷却器;10:再生气分离器;11:贫液泵;12:半贫液泵;13:补充水泵。

具体实施方式

[0012] 下面结合实施例和附图对本发明加以详细描述。

[0013] 本发明实施例的具体实施方式:如附图 1,富含二氧化碳的原料气进入吸收塔(1)的底部,在吸收塔内部与塔顶、塔中上部与塔中部下来的吸收溶液逆流接触脱除二氧化碳,出口净化气中二氧化碳含量降到指标以下后经冷却分离后出脱碳单元。

[0014] 从吸收塔底出来的富液进入加压再生塔(3)上部闪蒸后的溶液分为两部分,一部分经管线进入常压再生塔(2)汽提段和塔底煮沸器(4)进一步解析再生形成半贫液,然后经半贫液泵(12)进入吸收塔中部;另一部分溶液则从集液盘降液管流入加压再生塔中部的汽提段和塔底煮沸器(5)煮沸再生形成贫液,贫液在贫液闪蒸槽(6)闪蒸,贫液闪蒸槽闪蒸出来的蒸汽经管线进入常压再生塔底部供半贫液汽提再生,闪蒸后的贫液经贫液泵(11)打入吸收塔,一部分贫液经贫液冷却器冷却(8)至低温后进入吸收塔顶部,一部分贫液则直接进入吸收塔中上部。

[0015] 从加压再生塔顶部出来的高压再生气作为动力气进入喷射器(7),抽吸常压再生塔顶部出来的再生气,喷射出来的全部再生气经再生气冷却器(9)冷却至低温后进入再生气分离器(10),分离后的再生气出脱碳单元,分离出来的冷却水和补充水经补充水泵(13)作为冷却介质直接进入冷贫液。

[0016] 实施例 1

某合成氨厂工艺气压力 2.85MPa (绝压);温度 127.0℃,气量 7043kmol/h,其中二氧化碳摩尔分数 16.04%。脱碳热钾碱溶液组分为:水 67% (wt),碳酸钾 30% (wt),DEA3% (wt),溶液循环量为 47355kmol/h,其中半贫液为 23880 kmol/h、热贫液为 9390 kmol/h、冷贫液为 14085 kmol/h。要求:净化气中二氧化碳摩尔分数小于 1%。

[0017] 采用本发明工艺流程:吸收塔顶采取三段吸收,塔底进入的工艺气与塔顶部、中上部和中部进来的冷、热贫液和半贫液逆流接触脱除二氧化碳,进入吸收塔顶部冷贫液温度为 60℃,进入吸收塔中上部的热贫液温度 106.4℃,进入吸收塔中部的半贫液温度为 111.3℃。采用双塔变压再生,加压再生塔顶压力为 0.2 MPa (绝压),塔顶温度为 110.9℃,

塔底热钾碱脱碳溶液沸点提高至 129℃, 加压再生塔底出来的贫液在 0.105 MPa (绝压) 闪蒸, 闪蒸后贫液温度降低至 106.4℃, 闪蒸出来的蒸汽作为常压再生塔热源供半贫液汽提再生。利用加压再生塔顶出来的再生气作为动力气抽提常压再生塔, 常压再生塔顶温度为 91.9℃。从喷射器出来的全部再生气经冷却至 45℃后进行气液分离, 分离后的冷却水与需要的补充水一起作为冷却介质直接加入冷贫液中, 为使脱碳系统达到水平衡, 需要加入 1203kmol/h 低温水。采用本发明工艺与南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的能耗比较详见表 1。

[0018] 实施例 2

某合成氨厂工艺气压力 2.85MPa (绝压); 温度 127.0℃, 气量 7043kmol/h, 其中二氧化碳摩尔分数 16.04%。脱碳热钾碱溶液组分为: 水 67% (wt), 碳酸钾 30% (wt), DEA3% (wt), 溶液循环量为 47355kmol/h, 其中半贫液为 23880 kmol/h、热贫液为 9390 kmol/h、冷贫液为 14085 kmol/h。要求: 净化气中二氧化碳摩尔分数小于 1%。

[0019] 采用本发明工艺流程: 吸收塔顶采取三段吸收, 塔底进入的工艺气与塔顶部、中上部和中部进来的冷、热贫液和半贫液逆流接触脱除二氧化碳, 进入吸收塔顶部冷贫液温度为 70℃, 进入吸收塔中上部的热贫液温度 106.4℃, 进入吸收塔中部的半贫液温度为 111.3℃。采用双塔变压再生, 加压再生塔顶压力为 0.2 MPa (绝压), 塔顶温度为 110.9℃, 塔底热钾碱脱碳溶液沸点提高至 129℃, 加压再生塔底出来的贫液在 0.105 MPa (绝压) 闪蒸, 闪蒸后贫液温度降低至 106.4℃, 闪蒸出来的蒸汽作为常压再生塔热源供半贫液汽提再生。利用加压再生塔顶出来的再生气作为动力气抽提常压再生塔, 常压再生塔顶温度为 91.9℃。从喷射器出来的全部再生气经冷却至 45℃后进行气液分离, 分离后的冷却水与需要的补充水一起作为冷却介质直接加入冷贫液中, 为使脱碳系统达到水平衡, 需要加入 1203kmol/h 低温水。采用本发明工艺与南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的能耗比较详见表 1。

[0020] 实施例 3

某合成氨厂工艺气压力 2.85MPa (绝压); 温度 127.0℃, 气量 7043kmol/h, 其中二氧化碳摩尔分数 16.04%。脱碳热钾碱溶液组分为: 水 67% (wt), 碳酸钾 30% (wt), DEA3% (wt), 溶液循环量为 47355kmol/h, 其中半贫液为 23880 kmol/h、热贫液为 9390 kmol/h、冷贫液为 14085 kmol/h。要求: 净化气中二氧化碳摩尔分数小于 1%。

[0021] 采用本发明工艺流程: 吸收塔顶采取三段吸收, 塔底进入的工艺气与塔顶部、中上部和中部进来的冷、热贫液和半贫液逆流接触脱除二氧化碳, 进入吸收塔顶部冷贫液温度为 90℃, 进入吸收塔中上部的热贫液温度 106.4℃, 进入吸收塔中部的半贫液温度为 111.3℃。采用双塔变压再生, 加压再生塔顶压力为 0.2 MPa (绝压), 塔顶温度为 110.9℃, 塔底热钾碱脱碳溶液沸点提高至 129℃, 加压再生塔底出来的贫液在 0.105 MPa (绝压) 闪蒸, 闪蒸后贫液温度降低至 106.4℃, 闪蒸出来的蒸汽作为常压再生塔热源供半贫液汽提再生。利用加压再生塔顶出来的再生气作为动力气抽提常压再生塔, 常压再生塔顶温度为 91.9℃。从喷射器出来的全部再生气经冷却至 45℃后进行气液分离, 分离后的冷却水与需要的补充水一起作为冷却介质直接加入冷贫液中, 为使脱碳系统达到水平衡, 需要加入 1203kmol/h 低温水。采用本发明工艺与南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的能耗比较详见表 1。

[0022] 实施例 4

某合成氨厂工艺气压力 2.85MPa (绝压);温度 127.0℃,气量 7043kmol/h,其中二氧化碳摩尔分数 16.04%。脱碳热钾碱溶液组分为:水 67% (wt),碳酸钾 30% (wt),DEA3% (wt),溶液循环量为 47355kmol/h,其中半贫液为 23880 kmol/h、热贫液为 9390 kmol/h、冷贫液为 14085 kmol/h。要求:净化气中二氧化碳摩尔分数小于 1%。

[0023] 采用本发明工艺流程:吸收塔顶采取三段吸收,塔底进入的工艺气与塔顶部、中上部和中部进来的冷、热贫液和半贫液逆流接触脱除二氧化碳,进入吸收塔顶部冷贫液温度为 70℃,进入吸收塔中上部的热贫液温度 106.4℃,进入吸收塔中部的半贫液温度为 111.3℃。采用双塔变压再生,加压再生塔顶压力为 0.2 MPa (绝压),塔顶温度为 110.9℃,塔底热钾碱脱碳溶液沸点提高至 129℃,加压再生塔底出来的贫液在 0.105 MPa (绝压)闪蒸,闪蒸后贫液温度降低至 106.4℃,闪蒸出来的蒸汽作为常压再生塔热源供半贫液汽提再生。利用加压再生塔顶出来的再生气作为动力气抽提常压再生塔,常压再生塔顶温度为 91.9℃。从喷射器出来的全部再生气经冷却至 20℃后进行气液分离,分离后的冷却水与需要的补充水一起作为冷却介质直接加入冷贫液中,为使脱碳系统达到水平衡,需要加入 1203kmol/h 低温水。采用本发明工艺与南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的能耗比较详见表 1。

[0024] 实施例 5

某合成氨厂工艺气压力 2.85MPa (绝压);温度 127.0℃,气量 7043kmol/h,其中二氧化碳摩尔分数 16.04%。脱碳热钾碱溶液组分为:水 67% (wt),碳酸钾 30% (wt),DEA3% (wt),溶液循环量为 47355kmol/h,其中半贫液为 23880 kmol/h、热贫液为 9390 kmol/h、冷贫液为 14085 kmol/h。要求:净化气中二氧化碳摩尔分数小于 1%。

[0025] 采用本发明工艺流程:吸收塔顶采取三段吸收,塔底进入的工艺气与塔顶部、中上部和中部进来的冷、热贫液和半贫液逆流接触脱除二氧化碳,进入吸收塔顶部冷贫液温度为 70℃,进入吸收塔中上部的热贫液温度 106.4℃,进入吸收塔中部的半贫液温度为 111.3℃。采用双塔变压再生,加压再生塔顶压力为 0.2 MPa (绝压),塔顶温度为 110.9℃,塔底热钾碱脱碳溶液沸点提高至 129℃,加压再生塔底出来的贫液在 0.105 MPa (绝压)闪蒸,闪蒸后贫液温度降低至 106.4℃,闪蒸出来的蒸汽作为常压再生塔热源供半贫液汽提再生。利用加压再生塔顶出来的再生气作为动力气抽提常压再生塔,常压再生塔顶温度为 91.9℃。从喷射器出来的全部再生气经冷却至 60℃后进行气液分离,分离后的冷却水与需要的补充水一起作为冷却介质直接加入冷贫液中,为使脱碳系统达到水平衡,需要加入 1203kmol/h 低温水。采用本发明工艺与南化集团研究院 ZL98100929.8 “低供热源的变压再生工艺”的能耗比较详见表 1。

[0026] 表 1 实施例与低供热源变压再生工艺能耗比较表

	传统工艺	实施例 1	实施例 2	实施例 3	实施例 4	实施例 5
再生 CO ₂ 量 (kmol/hr)	1068.04	1105.60	1094.58	1088.65	1094.58	1094.58
净化气中 CO ₂ 量 (kmol/hr)	61.66	24.10	35.12	41.05	35.12	35.12
热耗 (MJ/kmolCO ₂)	68.51	65.59	66.71	67.13	67.57	66.37
冷却量 (MJ/kmolCO ₂)	100.74	99.04	98.52	97.96	98.14	97.44

通过表 1 可发现,通过本发明的节能实施改造,降低了净化气中二氧化碳含量,并且,相比传统低供热源变压再生工艺,脱碳系统再生单位二氧化碳的热耗和冷却量均得到降低。

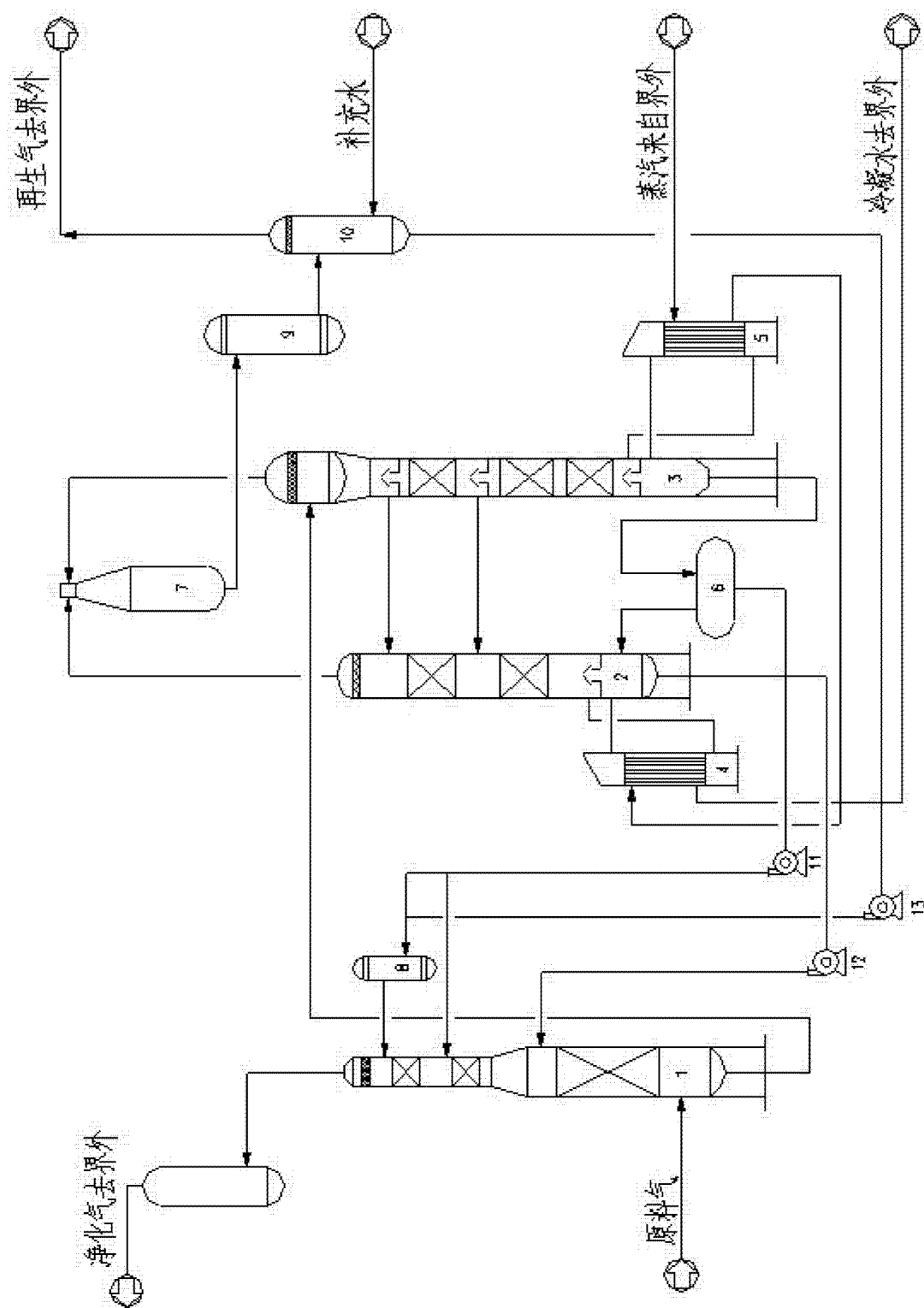


图 1