

说明书

发明名称: 一种分级吸收氨法脱碳装置及方法

技术领域

[0001] 本发明属于环保技术领域，具体涉及一种分级吸收氨法脱碳装置及方法。

背景技术

[0002] 气候变暖是影响整个人类发展的问题，CO₂是气候变暖的主要贡献者，化工行业生产活动产生的工业气体含有大量的CO₂。任何想要大规模控制CO₂的排放，应对气候变暖，都必须着力于研发高效捕集CO₂的技术。

[0003] 以氨水作为吸收液的化学吸收法具有吸收能力强、腐蚀性小、再生能耗低、补充成本低，不易被烟气中其它组分降级，可同时脱除多种酸性气体污染物等特点，得到国内外学者进行了大量的研究。

[0004] 专利申请公开CN108144428A提出分段控制、多点加氨的工艺，主要分为预洗段、吸收段、细微颗粒物控制段，预洗段、吸收段、细微颗粒物控制段各设置若干喷淋层，预洗段对烟气降温的同时浓缩预洗段循环洗涤液，吸收段吸收、脱除烟气中二氧化硫，控制各段氨逃逸、气溶胶的生成。同样的，该方法也缺乏对工业气体中CO₂的脱除控制排放。

[0005] 专利CN101524621B提供一种分级吸收再生的烟气脱碳系统，由吸收系统、再生系统和热交换系统组成，比传统技术更具低能耗，然而该系统仅适用于乙醇胺作为脱硫剂的系统，通过对多级再生液返回吸收系统的控制达到节能效果。

[0006] 专利申请CN200880122376.2公开了一种处理烟道气流的多级CO₂去除系统和方法，使用吸收器容器，在0-20℃低温条件下使烟道气流与含有氨的离子溶液接触，同时第一吸收级的溶液比第三吸收级的溶液具有更高的温度和更低的氨碳比。通过控制较低温度，且第三级有更低的温度可以降低氨逃逸，但第三级具有更高的氨碳比会使氨逃逸增加。该工艺仍存在脱碳效率低、能耗高、氨逃逸严重的问题。

[0007] 发明内容

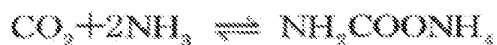
[0008] 一种分级吸收氨法脱碳的方法，用含有铵盐的吸收循环液脱除气体中的二氧化碳，通过分级溶液成分控制和反应条件控制，实现高效脱碳的同时控制氨逃逸。

[0009] 在10-30℃、一个大气压情况下，CO₂与氨水反应主要产物是氨基甲酸铵和碳酸铵，此反应为可逆反应。

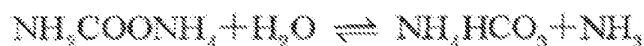
[0010] 总化学反应式：



[0011] 在实际的反应过程中，存在许多中间反应，大概过程如下：



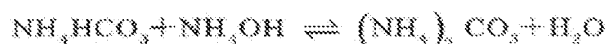
[0012] 氨基甲酸铵水解：



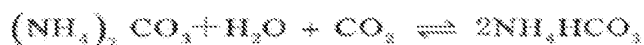
[0013] NH₃和H₂O反应：



[0014] 水解产生的碳酸氢铵与氨水反应生成碳酸铵：



[0015] 碳酸铵吸收二氧化碳形成碳酸氢铵：



[0016] 通过以上反应可以看出，二氧化碳和氨存在着复杂的各种化学反应，而且多为可逆反应，溶液成分复杂。想要提高CO₂与氨的反应效率，同时减少氨逃逸，需要合理的分级溶液成分控制和反应条件控制。

[0017] 分级溶液成分控制包括碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵、氨或其组合的浓度梯度控制，通过总氨与总CO₂摩尔比来表征。

[0018] 反应条件控制包括温度控制、pH控制、压力控制。

[0019] 降温后的烟气依次与碳铵生成液、脱碳吸收液接触，实现碳铵生成、碳铵结晶、二氧化碳吸收、氨逃逸的协同控制，其中

- [0020] 碳铵生成液至少设置1级气液接触，溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1-2，所述的总氨包括氨和铵根；所述的总CO₂包括游离CO₂和碳化CO₂；
- [0021] 脱碳吸收循环液至少设置2级气液接触，第一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.2-4，优选1.4-3.5，更优选1.6-3，最优选1.8-2.5。在第一级和最后一级之间溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.5-4.5，优选1.8-4，更优选2-3.5，最后一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1.2-2.8，更优选1.5-2.5，最优选1.6-2。
- [0022] 碳酸氢铵生成液的气液接触形式优选为喷淋式、填料式、鼓泡式，脱碳吸收液的气液接触形式优选为喷淋式、填料式。
- [0023] 温度控制通过冷源降低溶液温度，溶液与烟气接触，降低烟气温度。冷源可以采用制冷机制得冷冻水，冷冻水通过换热器或盘管给溶液降温。控制碳铵生成液温度10-30℃，优选12-28℃，优选15-25℃，最优选16-22℃，第一级脱碳吸收液温度高于碳铵生成液温度，高的溶液温度有利于降低冷却设备的投资，在第一级和最后一级之间的脱碳吸收液温度通常高于第一级脱碳吸收液和最后一级脱碳吸收液的温度，最后一级脱碳吸收液温度低于碳铵生成液温度，可以控制氨逃逸。优选地，控制碳铵生成循环液温度为15至25℃，第一级脱碳吸收循环液温度高于碳铵生成循环液温度，最后一级脱碳吸收循环液温度低于碳铵生成循环液温度。
- [0024] pH控制通过加氨或级间的溶液置换来实现。
- [0025] 氨主要加入脱碳吸收液，可从脱碳吸收液多级分别加入。碳铵生成液不加氨或少加氨，最后一级脱碳吸收液加氨量低于前一级或不加氨。优选地，氨加入到第一级和第二级脱碳吸收循环液且第二级脱碳吸收循环液加氨量占加入总氨量的80-50wt%，优选75-55wt%，更优选72-57wt%，最优选60-65wt%，最后级脱碳吸收循环液和碳铵生成循环液不加氨。通过多级加氨，有利于溶液成分控制，并调节溶液pH值，在保证脱碳吸收效率的同时，控制氨逃逸量。碳铵生成液不加氨或少加氨，以保证生产碳酸氢铵。最后一级脱碳吸收液加氨量低于前一级或不加氨，可以有效控制氨逃逸。

- [0026] 溶液置换通过管道溢流或泵输送，将上一级溶液输送至下一级，可控制溶液成分和pH值。碳铵生成液中pH值低于脱碳吸收液，且碳酸氢铵含量大于脱碳吸收液。
- [0027] 脱碳吸收液中pH值 ≥ 8.0 ，优选 ≥ 8.2 ，更优选 ≥ 8.5 ，最优选 ≥ 9.0 。
- [0028] 压力控制通过在氨法脱碳系统中设置控制阀或液封等手段实现。在脱碳吸收区后或氨逃逸控制系统后气体管路上设置控制阀或液封装置，可根据需要保持系统内压力。
- [0029] 氨法脱碳装置保持常压 $\pm 50\text{kPa}$ ，优选常压 $\pm 40\text{kPa}$ ，更优选常压 $\pm 30\text{kPa}$ ，最优选常压 $\pm 25\text{kPa}$ 。
- [0030] 一种分级吸收氨法脱碳的装置，包括脱碳系统、氨逃逸控制系统、碳酸氢铵处理系统、氨供应系统、冷却系统。
- [0031] 脱碳系统采用分区控制，包括碳铵生成区、脱碳吸收区，其中碳铵生成区至少设置1级气液接触器，脱碳吸收区至少设置2级气液接触器，各区、各级之间设有只允许气体通过的设备/部件。
- [0032] 脱碳吸收区最后一级后设1层或多层除雾器，其余各层根据需要不设置、设1层或多层除雾器，除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式，或其组合形式。
- [0033] 氨逃逸控制系统采用多级洗涤循环，至少设置一层酸性溶液洗涤。
- [0034] 冷却系统用于降低碳铵生成循环液和脱碳吸收循环液温度。
- [0035] 碳酸氢铵处理系统包括碳酸氢铵结晶设备、固液分离设备。
- [0036] 脱碳之前工艺气体中 CO_2 含量为6–50v%；优选8–40v%；更优选10–30v%。
- [0037] 在经过本发明的分级吸收氨法处理之后气体中的 CO_2 含量为0–10v%；优选0–8v%；优选0–6v%。
- [0038] 净烟气 $\text{SO}_2 \leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，优选 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，更优 $\leq 2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。
- [0039] 净烟气氨逃逸 $\leq 20\text{ppm}$ ，优选15ppm，更优10ppm。
- [0040] CO_2 脱除效率 $\geq 60\%$ ，优选 $\geq 70\%$ ，更优选 $\geq 80\%$ 。
- [0041] 本发明还涉及如下实施方案：

- [0042] 1.一种分级吸收氨法脱碳的方法，其特征在于，用含有铵盐的吸收循环液脱除气体中的二氧化碳，通过分级溶液成分控制和反应条件控制，实现高效脱碳的同时控制氨逃逸。
- [0043] 2.如实施方案1所述的方法，分级溶液成分控制通过总氨与总CO₂摩尔比来表征，溶液成分包括碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵、氨或其组合。
- [0044] 3.如实施方案1所述的方法，反应条件控制包括温度控制、pH控制、压力控制。
- [0045] 4.如实施方案2所述的方法，降温后的烟气依次与碳酸氢铵生成循环液、脱碳吸收循环液接触，实现碳铵生成、碳铵结晶、二氧化碳吸收、氨逃逸的协同控制，其中
- [0046] 碳酸氢铵生成液至少设置1级气液接触，溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1-2，所述的总氨包括氨和铵根；所述的总CO₂包括游离CO₂和碳化CO₂；
- [0047] 脱碳吸收液至少设置2级气液接触，第一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.2-4，优选1.4-3.5，更优选1.6-3，最优选1.8-2.5，在第一级和最后一级之间溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.5-4.5，优选1.8-4，更优选2-3.5，最后一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1.2-2.8，更优选1.5-2.5，最优选1.6-2。
- [0048] 5.如实施方案4所述的方法，碳酸氢铵生成液的气液接触形式可以为喷淋式、填料式、鼓泡式，脱碳吸收液的气液接触形式可以为喷淋式、填料式。
- [0049] 5.如实施方案4所述的方法，碳铵生成液中pH值低于脱碳吸收液，且碳酸氢铵含量大于脱碳吸收液。
- [0050] 6.如实施方案4所述的方法，脱碳吸收液中pH值大于8.0，优选 ≥ 8.2 ，更优选 ≥ 8.5 ，最优选 ≥ 9.0 。
- [0051] 7.如实施方案4所述的方法，氨主要加入脱碳吸收液，碳铵生成液不加氨或少加氨，最后一级脱碳吸收液加氨量低于前一级或不加氨。
- [0052] 8.如实施方案7所述的方法，氨从脱碳吸收液多级分别加入。
- [0053] 9.如实施方案3所述的方法，碳铵生成液温度10-30℃，优选12-28℃，优选15-25℃，最优选16-22℃，第一级脱碳吸收液温度高于碳铵生成液温度，最后一级脱碳吸收液温度低于碳铵生成液温度。

- [0054] 10.如实施方案4所述的方法，氨法脱碳装置保持常压 $\pm 50\text{kPa}$ ，优选常压 $\pm 40\text{kPa}$ ，更优选常压 $\pm 30\text{kPa}$ ，最优选常压 $\pm 25\text{kPa}$ 。
- [0055] 11.如实施方案1所述的方法，其特征在于，净烟气 $\text{SO}_2 \leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，优选 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，更优选小于 $2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。
- [0056] 12.如实施方案1所述的方法，其特征在于，净烟气氨逃逸 $\leq 20\text{ppm}$ ，优选 15ppm ，更优 10ppm 。
- [0057] 13.如实施方案1所述的方法，其特征在于， CO_2 脱出效率 $\geq 60\%$ ，优选 $\geq 80\%$ 。
- [0058] 14.一种分级吸收氨法脱碳的装置，其特征在于，包括脱碳系统、氨逃逸控制系统、碳酸氢铵处理系统、氨供应系统、冷却系统。
- [0059] 15.如实施方案14所述的装置，脱碳系统采用分区控制，包括碳铵生成区、脱碳吸收区，其中碳铵生成区至少设置1级气液接触，脱碳吸收区至少设置2级气液接触，各区、各级之间设有只允许气体通过的设备/部件。
- [0060] 16.如实施方案14所述的装置，脱碳吸收区最后一级后设1层或多层除雾器，其余各层根据需要不设置、或设1层或多层除雾器，除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式，或其组合形式。
- [0061] 17.如实施方案14所述的装置，氨逃逸控制系统采用多级洗涤循环控制，至少设置一层酸性溶液洗涤。
- [0062] 18.如实施方案14所述的装置，冷却系统用于降低碳铵生成液和脱碳吸收液温度。
- [0063] 19.如实施方案14所述的装置，碳酸氢铵处理系统包括碳酸氢铵结晶设备、固液分离设备。
- [0064] 20.如实施方案3所述的方法，烟气依次与碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液接触，实现碳铵生成、碳铵结晶、二氧化碳吸收、氨逃逸的协同控制，其中
- [0065] 温度控制通过冷源降低碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液温度，碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液与烟气接触，降低烟气温度，
- [0066] pH控制通过加氨或级间的溶液置换，

[0067] 压力控制通过在氨法脱碳系统中设置控制阀或液封等手段实现，常压运行时不设压力控制装置。21.如实施方案1所述的方法，脱碳之前工艺气体中CO₂含量为6–50v%；优选8–40v%；更优选10–30v%；处理之后气体中的CO₂含量为0–10v%；优选0–8v%；优选0–6v%。

[0068] 22.如实施方案1所述的方法，其特征在于，该气体是氨法脱硫后的工艺气体。

附图说明

[0069] 图1为实施例

[0070] 工艺气体1、碳铵生成区2、碳铵生成区循环泵3、碳铵生成区换热器4、氨5、脱碳吸收区6、第一级脱碳吸收区7、集液器8、第二级脱碳吸收区9、集液器10、第三级脱碳吸收区11、第一级脱碳吸收区循环泵12、第一级脱碳吸收区换热器13、第二级脱碳吸收区循环泵14、第二级脱碳吸收区换热器15、第三级脱碳吸收区循环泵16、第三级脱碳吸收区换热器17、氨逃逸控制系统18、氨逃逸控制系统水洗区19、集液器20、氨逃逸控制系统酸洗区21、氨逃逸控制系统水洗区循环泵22、脱硫循环液回液23、来自氨法脱硫系统循环液24、烟气排放25、碳酸氢铵排出泵26、结晶器27、固液分离设备28、包装机29、固体碳酸氢铵30

具体实施方式

[0071] 本发明方法中要处理的气体是任何合适的气体，优选是氨法脱硫后的工艺气体。

[0072] 经过本发明的分级吸收氨法使气体中的CO₂含量显著下降。具体地在脱碳之前工艺气体中CO₂含量为6–50v%；优选8–40v%；更优选10–30v%。

[0073] 在经过本发明的分级吸收氨法处理之后气体中的CO₂含量为0–10v%；优选0–8v%；优选0–6v%。

[0074] 本发明所保护的一种分级吸收氨法脱碳的方法优选在本发明所限定的一种分级吸收氨法脱碳的装置中进行。

[0075] 本发明的有益效果主要体现在脱碳效率，氨逃逸、碳酸氢铵化肥(简称碳铵)生产。根据本发明的方法所达到的脱碳效率为至少60%，优选至少70%，更优选至少80%。脱碳后氨逃逸更小(800–5000ppm之间)，可以减少氨逃逸控制系统的负

荷,从而降低投资成本和运行费用。通过氨逃逸控制系统后的氨逃逸 $\leq 20\text{ppm}$,优选 15ppm ,更优 10ppm 。碳铵生成区中碳铵固体含量大于 $2\text{wt}\%$,优选大于 $5\text{wt}\%$,更优大于 $8\text{wt}\%$ 。同时,该脱碳装置可以部分吸收污染物 SO_2 ,得到更低的 SO_2 浓度,小于 $10\text{mg}/\text{Nm}^3$,优选小于 $5\text{mg}/\text{Nm}^3$,更优选小于 $2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。

- [0076] 脱碳效率 $= (Q1 \cdot w1 - Q2 \cdot w2) / (Q1 \cdot w1) \cdot 100\%$
- [0077] $Q1$ 为脱碳装置入口标准状态下干烟气流量, m^3/h ;
- [0078] $w1$ 为仪器测得的脱碳装置入口烟气中二氧化碳体积分数, %;
- [0079] $Q2$ 为脱碳装置出口标准状态下干烟气流量, m^3/h ;
- [0080] $w1$ 为仪器测得的脱碳装置出口烟气中二氧化碳体积分数, %。
- [0081] 本发明中气体中 SO_2 含量测试方法为HJ 629-2011固定污染源废气.二氧化硫的测定.非分散红外吸收法;
- [0082] CO_2 含量测试方法为HJ 870-2017固定污染源废气二氧化碳的测定非分散红外吸收法;
- [0083] NH_3 含量测试方法为HJ 533-2009环境空气和废气氨的测定纳氏试剂分光光度法。
- [0084] 本发明提供如下实施例1及对比例1和2以进一步说明本发明分级吸收氨法脱碳的方法和装置的有益技术效果和经济效果。
- [0085] 实施例1
- [0086] 氨法脱硫后的工艺气体1进入碳铵生成区2,溶液通过碳铵生成区循环泵3和碳铵生成区换热器4降温,并与烟气接触反应生成碳酸氢铵。碳酸氢铵溶液/浆液通过碳酸氢铵排出泵26打入结晶器27,再经过固液分离设备28和包装机29得到固体碳酸氢铵30。
- [0087] 气体继续进入脱碳吸收区6,脱碳吸收区自下而上包括第一级脱碳吸收区7、第二级脱碳吸收区9、第三级脱碳吸收区11,各区之间通过集液器隔开,集液器采用塔板、气帽结构,允许气体自下而上通过,并收集上部区域的循环液。在第一级脱碳吸收区7,循环液通过第一级脱碳吸收区循环泵12和第一级脱碳吸收区换热器13降温,并与烟气接触吸收二氧化碳,部分循环液去碳铵生成区2。气体通过集液器8进入第二级脱碳吸收区9,循环液通过第二级脱碳吸收区循环泵14和

第二级脱碳吸收区换热器15降温，并与烟气接触吸收二氧化碳，部分循环液去第一级脱碳吸收区7。氨5通过管道加入第一级脱碳吸收区7和第二级脱碳吸收区9。气体通过集液器10进入第三级脱碳吸收区11，循环液通过第三级脱碳吸收区循环泵16和第三级脱碳吸收区换热器17降温，并与烟气接触吸收二氧化碳，部分循环液去第二级脱碳吸收区9。

[0088] 气体继续进入氨逃逸控制系统18，氨逃逸控制系统自下而上包括氨逃逸控制系统水洗区19、氨逃逸控制系统酸洗区21，两区之间通过集液器隔开，集液器采用塔板、气帽结构，允许气体自下而上通过，并收集上部区域的循环液。在氨逃逸控制系统水洗区19，循环液通过氨逃逸控制系统水洗区循环泵22洗涤，并与烟气接触吸收游离氨。气体通过集液器20进入氨逃逸控制系统酸洗区21，采用来自氨法脱硫系统的循环液24，并与烟气接触吸收游离氨，反应后的溶液(即脱硫循环液)23回脱硫系统。除氨后的烟气排放25。

[0089] 温度控制通过冷源降低循环液温度，循环液与烟气接触，降低烟气温度。冷源采用制冷机制得冷冻水，冷冻水通过板式换热器给循环液降温。循环液与烟气喷淋接触，降低烟气温度。控制碳铵生成循环液温度为20至25℃，优选22℃，第一级脱碳吸收循环液温度高于碳铵生成循环液温度，最后一级脱碳吸收循环液温度低于碳铵生成循环液温度。

[0090] pH控制通过加氨和级间的溶液置换。

[0091] 氨加入到第一级和第二级脱碳吸收循环液且第二级脱碳吸收循环液加氨量占加入总氨量的80-50%，优选60%，第三级脱碳吸收循环液和碳铵生成循环液不加氨。

[0092] 溶液置换通过管道溢流，将上一级循环液输送至下一级，可控制溶液成分和pH值。碳铵生成循环液中pH值低于脱碳吸收循环液，且碳酸氢铵含量大于脱碳吸收循环液。

[0093] 脱碳吸收循环液中

[0094] pH值 ≥ 8.0 ，优选 ≥ 8.2 ，更优选 ≥ 8.5 ，最优选 ≥ 9.0 。

[0095] 。

[0096] 系统常压操作(实际压力略高于大气压，具体压力如下表所示)，不设置压力控制装置。

[0097] 其中，溶液成分及控制条件见下表：

项目	碳铵生成区	第一级脱碳吸收区	第二级脱碳吸收区	第三级脱碳吸收区
氨与总 CO ₂ 摩尔比	1.7	2.3	2.5	1.8
温度(°C)	22	25	26	20

pH	9.3	9.4	9.7	9.4
压力 Pa(表压)	2000	1600	1300	1000

[0098] 氨法脱碳采用99.6%的液氨作为吸收剂，工艺气体1参数见下表1：

[0099] 表1

序号	项目	数值
1	气量，Nm ³ /h	78710
2	温度，°C	18
3	SO ₂ 含量，mg/Nm ³	35
4	CO ₂ 含量，v%	13.5
5	H ₂ O 含量，v%	2.5

[0100] 经脱碳吸收区6处理后工艺气体主要参数见下表2：

[0101] 表2

序号	项目	数值
1	脱碳塔出口气量, Nm ³ /h	75333
2	脱碳塔出口 CO ₂ 含量, v%	5.26
3	脱碳塔出口 NH ₃ 含量, ppm	1000
4	脱碳效率, %	60
5	副产碳酸氢铵量, t/h	22.5
6	99.6%的液氨消耗量, t/h	4.86

[0102] 经洗氨塔18处理后工艺气体主要参数见下表:

序号	项目	数值
1	洗氨塔出口气量, Nm ³ /h	77754
2	洗氨塔出口 CO ₂ 含量, v%	5.26
3	洗氨塔出口 NH ₃ 含量, ppm	10
4	洗氨塔出口 SO ₂ 含量, mg/Nm ³	5

[0103] 对比例1

[0104] 相对于实施例1, 仅温度控制不同, 第一、二级脱碳吸收区温度控制与第三级相同, 均设置为20℃。

[0105] 由于第一、二级脱碳吸收区温度控制较低, 与冷源的温差减小, 所以换热器13、换热器14所需换热面积增大, 增加设备投资成本。而且, 当环境温度为20℃时, 实施例1中第一、二级脱碳吸收区换热器13和换热器15的冷源可以采用低温环境空气通过空冷器冷却, 以节省运行费用, 对比例1由于环境温度与目标温度相同, 均设置为20℃, 所以无法实现用空冷器冷却, 只能用能耗较高的冷冻水进行冷却。

[0106] 对比例2, 相对于实施例1, 仅加氨不同, 碳铵生成区和第一、二、三级脱碳吸收区均加氨, 四级加氨量相当。

[0107] 由于碳铵生成区加氨量达到25%, 导致溶液中无法生成碳酸氢铵, 也得不到碳酸氢铵结晶。第三级脱碳吸收区加氨量达到25%, 会导致脱碳氨逃逸量大增, 脱碳吸收区6处理后工艺气体氨逃逸达到6000ppm。

[0108] 从以上本发明实施例和对比例的比较可以看出，经过本发明方法和装置处理的通过分级溶液成分控制和反应条件控制，能够实现高效脱碳的同时控制氨逃逸，从而实现了优异的技术效果和经济效果。

[0109] 唯以上所述者，仅为本发明的较佳实施例而已，举凡熟悉此项技艺的专业人士在了解本发明的技术手段之后，自然能依据实际的需要，在本发明的教导下加以变化。因此凡依本发明申请专利范围所作的同等变化与修饰，都应仍属本发明专利涵盖的范围内。

权利要求书

- [权利要求 1] 一种分级吸收氨法脱碳的方法，其特征在于，用含有铵盐的吸收循环液脱除气体中的二氧化碳，通过分级溶液成分控制和反应条件控制，实现高效脱碳的同时控制氨逃逸。
- [权利要求 2] 如权利要求1所述的方法，分级溶液成分控制通过总氨与总CO₂摩尔比来表征，溶液成分包括碳酸铵、碳酸氢铵、氨基甲酸铵、氨或其组合。
- [权利要求 3] 如权利要求1所述的方法，反应条件控制包括温度控制、pH控制、压力控制。
- [权利要求 4] 如权利要求2所述的方法，降温后的烟气依次与碳酸氢铵生成循环液、脱碳吸收循环液接触，实现碳铵生成、碳铵结晶、二氧化碳吸收、氨逃逸的协同控制，其中
碳酸氢铵生成液至少设置1级气液接触，溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1-2，所述的总氨包括氨和铵根；所述的总CO₂包括游离CO₂和碳化CO₂；
脱碳吸收液至少设置2级气液接触，第一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.2-4，优选1.4-3.5，更优选1.6-3，最优选1.8-2.5，在第一级和最后一级之间溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1.5-4.5，优选1.8-4，更优选2-3.5，最后一级溶液中总氨与总CO₂的摩尔比1-3，优选1.2-2.8，更优选1.5-2.5，最优选1.6-2。
- [权利要求 5] 如权利要求4所述的方法，碳酸氢铵生成液的气液接触形式可以为喷淋式、填料式、鼓泡式，脱碳吸收液的气液接触形式可以为喷淋式、填料式。
- [权利要求 6] 如权利要求4所述的方法，脱碳吸收液中pH值大于8.0，优选 ≥ 8.2 ，更优选 ≥ 8.5 ，最优选 ≥ 9.0 。
- [权利要求 7] 如权利要求4所述的方法，氨主要加入脱碳吸收液，碳铵生成液不加氨或少加氨，最后一级脱碳吸收液加氨量低于前一级或不加氨。

- [权利要求 8] 如权利要求7所述的方法，氨从脱碳吸收液多级分别加入。
- [权利要求 9] 如权利要求3所述的方法，碳铵生成液温度10–30℃，优选12–28℃，优选15–25℃，最优选16–22℃，第一级脱碳吸收液温度高于碳铵生成液温度，最后一级脱碳吸收液温度低于碳铵生成液温度。
- [权利要求 10] 如权利要求4所述的方法，氨法脱碳装置保持常压 $\pm 50\text{kPa}$ ，优选常压 $\pm 40\text{kPa}$ ，更优选常压 $\pm 30\text{kPa}$ ，最优选常压 $\pm 25\text{kPa}$ 。
- [权利要求 11] 如权利要求1所述的方法，其特征在于，净烟气 $\text{SO}_2 \leq 10\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，优选 $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$ ，更优选小于 $2\text{mg}/\text{Nm}^3$ 。
- [权利要求 12] 如权利要求1所述的方法，其特征在于，净烟气氨逃逸 $\leq 20\text{ppm}$ ，优选15ppm，更优10ppm。
- [权利要求 13] 如权利要求1所述的方法，其特征在于， CO_2 脱出效率 $\geq 60\%$ ，优选 $\geq 80\%$ 。
- [权利要求 14] 一种分级吸收氨法脱碳的装置，其特征在于，包括脱碳系统、氨逃逸控制系统、碳酸氢铵处理系统、氨供应系统、冷却系统。
- [权利要求 15] 如权利要求14所述的装置，脱碳系统采用分区控制，包括碳铵生成区、脱碳吸收区，其中碳铵生成区至少设置1级气液接触，脱碳吸收区至少设置2级气液接触，各区、各级之间设有只允许气体通过的设备/部件。
- [权利要求 16] 如权利要求14所述的装置，脱碳吸收区最后一级后设1层或多层除雾器，其余各层根据需要不设置、或设1层或多层除雾器，除雾器选用折流板、屋脊、填料及丝网型式，或其组合形式。
- [权利要求 17] 如权利要求14所述的装置，氨逃逸控制系统采用多级洗涤循环控制，至少设置一层酸性溶液洗涤。
- [权利要求 18] 如权利要求14所述的装置，冷却系统用于降低碳铵生成液和脱碳吸收液温度。
- [权利要求 19] 如权利要求14所述的装置，碳酸氢铵处理系统包括碳酸氢铵结晶设备、固液分离设备。

- [权利要求 20] 如权利要求3所述的方法，烟气依次与碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液接触，实现碳铵生成、碳铵结晶、二氧化碳吸收、氨逃逸的协同控制，其中
温度控制通过冷源降低碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液温度，碳酸氢铵生成液、脱碳吸收液与烟气接触，降低烟气温度，
pH控制通过加氨或级间的溶液置换，
压力控制通过在氨法脱碳系统中设置控制阀或液封等手段实现，常压运行时不设压力控制装置。
- [权利要求 21] 如权利要求1所述的方法，脱碳之前工艺气体中CO₂含量为6-50v%；优选8-40v%；更优选10-30v%；处理之后气体中的CO₂含量为0-10v%；优选0-8v%；优选0-6v%。
- [权利要求 22] 如权利要求1所述的方法，其特征在于，该气体是氨法脱硫后的工艺气体。
- [权利要求 23] 如权利要求4所述的方法，碳铵生成液中pH值低于脱碳吸收液，且碳酸氢铵含量大于脱碳吸收液。