DOI: 10.19666/j.rlfd.202502010

燃煤电厂碳酸氢铵固体热解制氨系统研究

蒙　毅，刘逸芸，宋士林，刘玺璞
（西安西热锅炉环保工程有限公司，陕西　西安　710054）

［摘　　要］碳酸氢铵固体是一种潜在的脱硝还原剂，可以通过固体直接热解高效制取氨气。通过数值计算模拟了碳酸氢铵固体热解反应，并设计了适用于燃煤电厂的热解制氨系统，分析了碳酸氢铵热解制氨过程的经济性。模拟结果显示，碳酸氢铵热解过程适宜在常压下进行，反应温度在 100 ℃以上时热解转化率迅速提高。对 660 MW 机组的碳酸氢铵热解系统进行了设计计算，采用外热式热解反应器以实现余热利用和固体稳定进料，利用燃煤电厂蒸汽或烟气作为热解热源，在 110 ℃时碳酸氢铵进料在 10 min 内可以达到 95%转化率。相比尿素水解制氨工艺，碳酸氢铵固体热解工艺的设备成本、占地面积和运行费用均显著降低，具有良好的推广应用前景。

［关　键　词］碳酸氢铵；固体热解；制氨；模拟；燃煤电厂

［引用本文格式］蒙毅，刘逸芸，宋士林，等. 燃煤电厂碳酸氢铵固体热解制氨系统研究[J]. 热力发电，2025, 54(11): 76-82.
MENG Yi, LIU Yiyun, SONG Shilin, et al. Study on ammonium bicarbonate solid pyrolysis system for ammonia production in coal-fired power plants[J]. Thermal Power Generation, 2025, 54(11): 76-82.

Study on ammonium bicarbonate solid pyrolysis system for ammonia production in coal-fired power plants

MENG Yi, LIU Yiyun, SONG Shilin, LIU Xipu
(Xi'an Xire Boiler Environmental Protection Engineering Co., Ltd., Xi'an 710054, China)

Abstract: Ammonium bicarbonate is a potential denitrification reducing agent that can efficiently produce ammonia gas through direct solid pyrolysis. The pyrolysis reaction of ammonium bicarbonate solid is numerically simulated, a pyrolysis ammonia production system suitable for coal-fired power plants is designed, and the economic feasibility of the ammonium bicarbonate pyrolysis ammonia production process is analyzed. The simulation results show that, the pyrolysis process of ammonium bicarbonate favors the atmosphere pressure and the conversion rate of pyrolysis rapidly increases when the reaction temperature is above 110 ℃. The pyrolysis system of ammonium bicarbonate for a 660 MW unit has been designed and calculated. An external heating pyrolysis reactor is adopted to realize the utilization of waste heat and stable solid feeding. Steam or flue gas from the coal-fired power plant is used as the heat source for pyrolysis. At 110 ℃, a conversion rate of 95% can be reached within 10 minutes for ammonium bicarbonate feed. Compared with the urea hydrolysis process, the equipment cost, land occupation and operating cost of the ammonium bicarbonate solid pyrolysis process all significantly reduce, showing good prospects for promotion and application.
Key words: ammonium bicarbonate; solid pyrolysis; ammonia production; simulation; coal-fired power plant

NO_x 是造成大气污染、光化学烟雾、酸雨的主要根源之一。根据“超净排放”标准，燃煤锅炉的 NO_x 排放质量浓度必须降至 50 mg/m^3（标准工况，下同）以下，这对脱硝技术提出了严格的要求。在众多脱硝技术中，利用氨气作为还原剂的选择性催化还原（selective catalytic reduction，SCR）工艺脱硝效率高，构成简单，在燃煤电厂烟气脱硝系统中应用广泛[1]。目前，燃煤电厂脱硝系统常用的制氨

收 稿 日 期：2025-02-13
基 金 项 目：中国华能集团有限公司总部科技项目（HNKJ22-H124）
Supported by: Science and Technology Project of China Huaneng Group Co., Ltd. (HNKJ22-H124)
第一作者简介：蒙毅（1973），男，硕士，研究员，主要研究方向为火电厂燃料及燃烧特性等，mengyi@tpri.com.cn。
通信作者简介：刘逸芸（1995），女，博士，工程师，主要研究方向为环保技术，liuyiyun@tpri.com.cn。

试剂包括液氨、氨水和尿素 3 种。液氨法虽然具有成本低、系统简单，但液氨在运输和储存过程中易燃烧爆炸[2]，存在重大安全隐患。氨水也是一种危险化学品，且含氨量低，运输储存体积大成本高，制备时也需要消耗大量热能。尿素法的优点在于其运输储存的安全性高，燃煤电厂中多采用尿素热解或水解技术来制备氨气[3]。其中，热解法需要 600 ℃以上的热风加热，运行能耗成本高[4]；而尿素水解法反应温度低，长远来看更具竞争优势[5]。然而，尿素的原料成本高昂，且系统的投资和运行成本都要高于液氨系统[6]；此外，尿素分解可能生成异氰酸和缩二脲等副产物[7]，容易引起设备管道腐蚀。

随着燃煤电厂烟气净化技术的不断发展，为了积极响应国家对于脱硝还原剂提出的新要求，急需研究开发在满足安全要求的基础上更加高效经济的新型脱硝还原剂。碳酸氢铵常温常压下以固态颗粒储存，是我国除了尿素之外的第二大氮肥[8]，来源广泛。与液氨和氨水相比，碳酸氢铵在储存和运输方面不存在安全问题；与尿素相比，碳酸氢铵分解温度低[9]，100 ℃以下就可以从颗粒态直接热解生成氨气，且热解速度随温度升高迅速增大[9]，同时碳酸氢铵的市场价格大约为尿素价格的 1/3，使用碳酸氢铵制取脱硝用氨的原料成本更低。因此，利用碳酸氢铵制备脱硝氨气具有潜在的经济和应用价值。碳酸氢铵作为一种脱硝还原剂受到广泛研究，在选择性非催化还原（selective non-catalytic reduction，SNCR）工艺中应用时已经获得了较高的脱硝效率[10]，针对碳酸氢铵分解特性的研究也证实了其制取氨气的可行性[11-12]。

碳酸氢铵制氨的工艺可以分为湿法[13]和干法[14]2 种。湿法工艺中碳酸氢铵溶解度小导致水蒸发耗能大，且溶液量大导致系统复杂，若通过提高储存温度（~90 ℃）提高溶解度，则会造成碳酸氢铵溶液在储存时大量分解，导致氨气逸出和原料浪费。干法工艺直接热解碳酸氢铵固体技术避免了蒸发能耗，但现有工艺多通过文丘里混合器和送粉风机来实现碳酸氢铵进料控制，存在碳酸氢铵给料不均匀等问题，制备氨气容易出现波动，影响最终的脱硝效果。本文将针对干法碳酸氢铵制氨工艺，通过数值模拟方法探究碳酸氢铵固体热解制氨的适宜条件，设计适用于燃煤电厂的热解制氨系统，并结合经济性分析探究技术可行性，为碳酸氢铵固体热解制氨技术的开发应用提供借鉴与参考。

1 碳酸氢铵固体热解反应模型

1.1 碳酸氢铵热解性质

碳酸氢铵是一种白色化合物，化学式为 NH_4HCO_3，常作为食品工业中的发泡剂以及氮肥使用。与尿素相比，碳酸氢铵分解温度低[9,15]，100 ℃以下就可以从颗粒态直接热解生成氨气，且热解速度随温度升高迅速增大[9]。尿素与碳酸氢铵变温热解失重对比如图 1 所示。

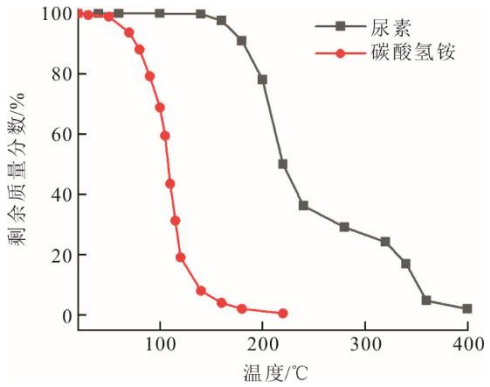

图 1 尿素与碳酸氢铵变温热解失重对比
Fig.1 Comparison of weight loss during variable temperature pyrolysis of urea and ammonium bicarbonate

碳酸氢铵大约在 60 ℃以上开始分解，100 ℃以上时分解速率达到峰值，达到 150 ℃时几乎完全分解。碳酸氢铵分解产生 NH_3、CO_2 和 H_2O，分解反应式如下：

$$NH_4HCO_3 \leftrightarrow CO_2 + H_2O + NH_3 \quad (1)$$

尿素在 170 ℃以上时才开始逐渐分解，第一个分解阶梯在 170~240 ℃，该阶段内尿素首先分解生成氨气 NH_3 和异氰酸 HNCO；第二步反应中异氰酸 NHCO 水解生成氨气 NH_3 氧化碳 CO_2。尿素分解反应式如下：

$$(NH_2)_2CO \rightarrow NH_3 + HNCO \quad (2)$$

$$NHCO + H_2O \rightarrow CO_2 + NH_3 \quad (3)$$

除了发生以上反应外，尿素和异氰酸还会发生副反应，生成缩二脲、氰尿酸、三聚氰氨酰胺等副产物，这些副产物在第二个分解阶梯（320~360 ℃）中会进一步分解生成 NH_3 和 CO_2，直到 400 ℃完全分解。

因此，若利用碳酸氢铵作为制氨原料，可以采用固体直接分解的反应方式，在较低温度下即可完全分解。而尿素分解温度高，且分解过程需要 H_2O 的参与（1:1），尿素热解技术在工程上多采用 600 ℃以上的加热风以控制热解炉内温度在 350~400 ℃。若不能达到该反应温度，或缺少 H_2O 参与反应，则

尿素分解过程会产生大量的异氰酸等副产物，导致制氨效率降低且对设备腐蚀严重。

1.2 碳酸氢铵热解反应动力学建模

文献[9,15]中采用变温实验方法研究了NH_4HCO_3固体的热分解机理，得出其反应级数为2/3，因此其热解的动力学方程为：

$$1-(1-\alpha)^{1/3}=kt \tag{4}$$

式中：α为碳酸氢铵固体的分解转化率；t为反应时间；k为反应的速率常数，单位由反应级数决定。k可以根据Arrhenius公式得到：

$$k=A\exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right) \tag{5}$$

式中：A为指前因子，单位与速率常数相同；E_a为反应的活化能，kJ/mol；R为理想气体常数，8.314 J/(mol·K)；T为热解反应温度，K。

文献[12]中通过热重分析研究碳酸氢铵固体在不同温度下的分解情况，并采用等温法得到碳酸氢铵分解的速率常数以及动力学数据。结合碳酸氢铵固体分解的动力学方程和Arrhenius公式得到热解反应的指前因子为$6.1\times10^9\ s^{-1}$，活化能为91.45 kJ/mol。

结合NH_4HCO_3分解的动力学反应方程和上述动力学参数，利用流程模拟软件建立了NH_4HCO_3热解制氨的数值模拟反应模型可以用于计算模拟碳酸氢铵固体的分解情况，也可以在一定程度上预测碳酸氢铵固体在其他温度、压力条件下的分解情况，从而进行碳酸氢铵固体热解制氨的模拟计算。数值模拟结果与实验结果的对比如图2所示，线和散点分别标识模拟结果和实验数据。可以看出数值计算可以较好地模拟碳酸氢铵固体的分解情况。在100 ℃以下时碳酸氢铵固体分解缓慢，10 min以上分解率才达到90%；而在120 ℃时NH_4HCO_3分解90%大约需要90~100 s的时间。

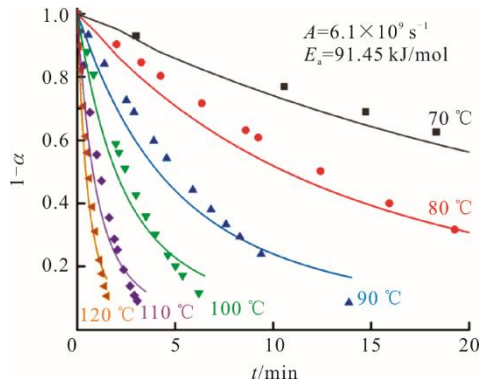

图2 碳酸氢铵固体热解数值模拟结果与实验数据对比

Fig.2 Comparison between simulation and experimental results for ammonium bicarbonate pyrolysis

1.3 碳酸氢铵热解性质模拟

在上述数值模型的基础上，进一步研究碳酸氢铵固体在不同条件下的分解情况。首先，分析反应压力对碳酸氢铵固体分解的影响，模拟计算了在120 ℃停留时间5 s的情况下，碳酸氢铵固体在1~10^6 Pa的反应压力下分解转化率的变化，结果如图3所示。

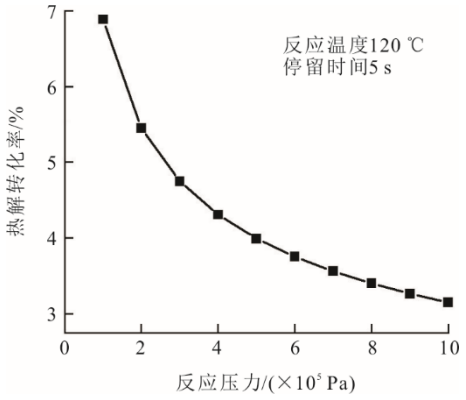

图3 碳酸氢铵固体的热解转化率随压力变化

Fig.3 Change of conversion rate of ammonium bicarbonate pyrolysis with pressure

从图3可以看出，随着反应压力的升高，碳酸氢铵在相同温度和停留时间下的热解转化率逐渐降低，说明升高压力不利于碳酸氢铵固体的分解。反应式(1)表明，碳酸氢铵分解过程为1 mol固态碳酸氢铵分解生成3 mol气体产物，平衡常数K_p仅与气体产物的分压有关：

$$K_p=p_{NH_3}\cdot p_{CO_2}\cdot p_{H_2O} \tag{6}$$

式中：p_{NH_3}为产物NH_3的分压；p_{CO_2}为产物CO_2的分压；p_{H_2O}为产物H_2O的分压。（所有变量均需解释）。

根据勒沙特列原理，压力升高时，反应会向气体物质的量较少的方向移动，因此对于碳酸氢铵热解过程，低压环境有利于反应平衡向正反应方向移动，促进碳酸氢铵分解，有利于CO_2和NH_3的产生，故碳酸氢铵固体热解反应适宜在常压下进行。

进一步研究了碳酸氢铵固体在常压下随温度变化的热解情况，停留时间为5 s后碳酸氢铵固体热解转化率随温度的变化如图4所示。由图4可以看出：碳酸氢铵固体在100 ℃以下的热解转化率很低，在停留时间内的分解率小于1%；直到温度上升至120 ℃时才开始有明显的分解，热解转化率为6.9%；150 ℃以上时开始迅速分解，热解转化率达到45%；在反应温度达到190 ℃时，热解转化率超

过 95%；而在达到 220 ℃以上时几乎在 5 s 内完全分解。

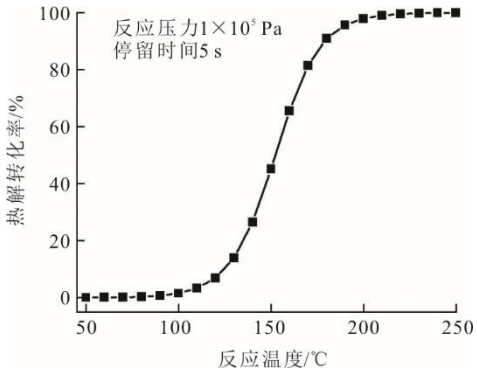

图 4 碳酸氢铵固体热解转化率随温度的变化
Fig.4 Change of conversion rate of ammonium bicarbonate pyrolysis with temperature

2 燃煤电厂碳酸氢铵固体热解系统

2.1 热解器反应模拟

从以上分析可以看出，若采用气化炉式反应器热解碳酸氢铵固体需要 200 ℃以上的反应温度，而在较低温度下碳酸氢铵固体热解需要较长的反应时间。因此选用外热式反应器来进行热解反应，一方面延长物料停留时间可以降低反应温度，并充分利用电厂系统余热；另一方面适宜固体进料，避免了粉料输送中的不稳定现象[14]。外热式热解反应器采用反应筒体外罩加热炉的外热式结构，加热介质不会与物料和产品气直接接触。图 5 为外热式热解反应器示意，图 6 为外热式热解反应器截面。碳酸氢铵固体颗粒储存在料仓中，制备氨气时直接通过输送机从料仓送入反应器内部，在反应筒体的倾斜和旋转作用下向出口移动。碳酸氢铵固体颗粒通过输料机输送进入反应筒体内部，而加热介质则通入外加热炉，在外加热炉与筒体之间流动换热，为内部碳酸氢铵固体分解提供所需热量。

以 660 MW 机组为例，制氨系统设计氨出力 315 kg/h，所需原料碳酸氢铵的处理量为 1 464 kg/h（18.53 kmol）。以 95%转化率为目标，常温常压进料（进料温度 25 ℃，压力 1×10^5 Pa），模拟研究了不同反应温度下，碳酸氢铵制氨达到额定转化率所需的反应停留时间和反应热耗，结果如图 7 所示。当温度达到 110 ℃以上时，碳酸氢铵固体可以在 10 min 完成分解。考虑到分解产物中有 H_2O，为使所有 H_2O 以蒸汽形式随产物排出，热解温度不宜过低。反应热耗随反应温度的上升而增加，120 ℃下反应达 95%转化率时反应热耗为 920 kW。

图 5 外热式热解反应器示意
Fig.5 Schematic diagram of the external heating pyrolysis reactor

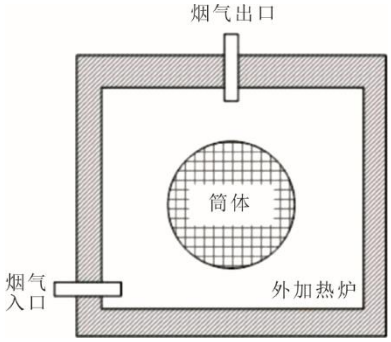

图 6 外热式热解反应器截面
Fig.6 Cross-section of the external heating pyrolysis reactor

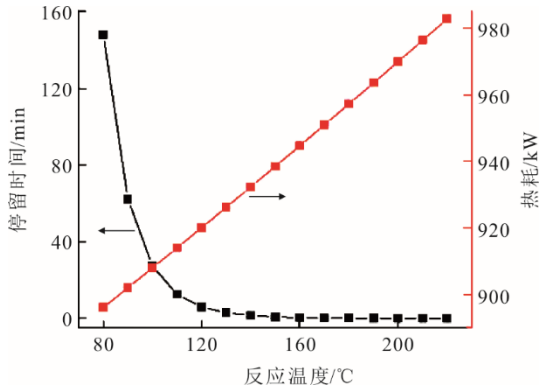

图 7 碳酸氢铵在反应器中热解所需停留时间与热耗（95%转化率）
Fig.7 The residence time and heat consumption required for the pyrolysis of ammonium bicarbonate in a reactor (95% conversion rate)

2.2 热解系统设计

对锅炉、热解制氨装置、氨空混合器进行综合换热设计，燃煤电厂碳酸氢铵热解制氨烟气加热和蒸汽加热系统示意如图 8 所示。碳酸氢铵固体颗粒储存在料仓中，制备氨气时直接通过输送机从料仓送入反应器内部。采用电厂余热提供碳酸氢铵固体分解所需热量，碳酸氢铵固体分解产生的氨气在负压作用下抽出热解反应器，经稀释后送至 SCR 反应器。热解装置内物料的停留时间在 10~20 min，热解装置内反应温度维持在 110 ℃以上，使碳酸氢铵固

体完全分解。该反应温度下可以防止碳酸氢铵分解产生的水蒸气在热解装置内凝结，同时防止产品 NH_3 和 CO_2 发生逆反应重新结晶形成碳酸氢铵。

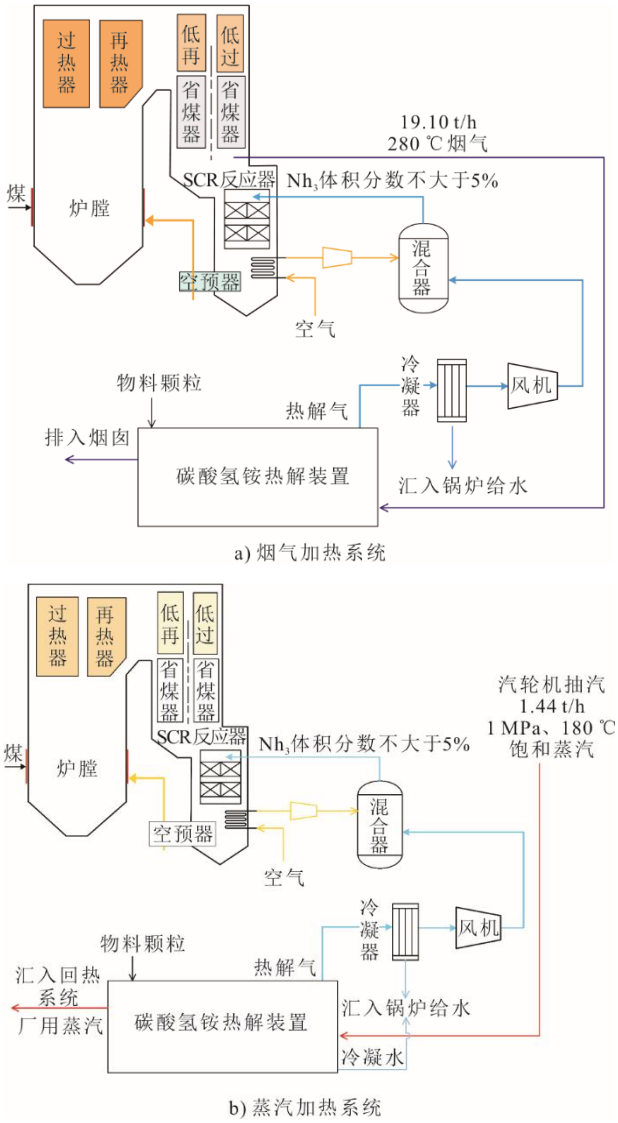

图 8 燃煤电厂碳酸氢铵热解制氨烟气加热和蒸汽加热系统示意

Fig.8 Schematic diagram of the fuel gas heating and steam heating system for ammonia production by ammonium bicarbonate pyrolysis in coal-fired power plants

以 660 MW 机组为例，为达到所需反应温度 110 ℃，热解反应器可以采取电厂蒸汽或烟气 2 种加热介质来提供热量。若抽取 SCR 反应器出口 280 ℃烟气，换热至 120 ℃，则需要 19.10 t/h 左右的烟气加热热解装置至 110 ℃。若采用蒸汽加热方案，对比尿素水解辅助蒸汽要求，选用温度不低于 180 ℃的热蒸汽，对应饱和蒸汽压力 1 MPa，换热至 120 ℃，则需要 1.44 t/h 的 180 ℃蒸汽加热热解装置至 110 ℃。

表 1 燃煤电厂碳酸氢铵热解制氨系统所需热源参数

Tab.1 The heat source parameters required for the ammonia production system by ammonium bicarbonate pyrolysis in coal-fired power plants

项目		蒸汽	烟气
抽取位置		辅汽	SCR 出口
抽取温度/℃		180	280
换热温度/℃		120	
成分/*wt*%	N_2		68.00
	O_2		3.42
	H_2O	100.00	8.16
	CO_2		20.37
	SO_2		0.04
	其余		0.01
所需流量/(t·h^{-1})		1.44	19.10

热解产品气通过调节阀使产品气中的 NH_3 体积分数降低至 5%以下，在空氨混合器内热空气与产品氨气混合，稀释后的气体通过喷氨格栅送入 SCR 反应器中。氨出力为 315 kg/h 时，需要约 11.6 t/h 的热空气作为稀释风，使 NH_3 体积分数由 30%降至 5%以下。参考尿素水解工程实施经验，可采用冷稀释风换热方案，即将冷稀释风由管道送至 SCR 脱硝反应器出口烟气中进行换热，升温后的稀释风送入空氨混合器。该方案初投资低，运行成本低，对脱硝效率也没有影响，被大多数水解改造案例所采用。稀释风烟气换热器安装在脱硝反应器出口与空气预热器入口之间的烟道内。初步计算当换热器入口冷风温度为 0 ℃，流量为 9 000 m^3/h，换热器出口热风温度大于 200 ℃时，烟气经过换热器后温度降低约 0.5 ℃，对空气预热器换热没有影响。

2.3 工程经济性评估

2.3.1 投资估算

碳酸氢铵固体热解制氨技术与目前推广的尿素水解制氨技术相比，主要区别在于制氨过程：碳酸氢铵固体热解过程在外热式热解装置内直接完成；而尿素水解制氨过程需要尿素溶解、储存、反应等多个步骤。因此，系统造价主要比较两者制氨过程所需设备的造价成本，并根据下式估算设备尺寸对造价的影响：

$$C_B = C_A \left(\frac{S_B}{S_A} \right)^{0.6} \tag{7}$$

式中：C_B 为体积 S_B 的设备造价；C_A 为已知体积为 S_A 的设备造价；S_B/S_A 为无量纲的体积因子。

以 660 MW 燃煤超临界机组为例，单台炉设计氨出力 315 kg/h。碳酸氢铵热解制氨系统直接采用

外热式热解装置实现碳酸氢铵固体分解，后接空氨混合器。每台碳酸氢铵热解装置的原料处理量为 1 464 kg/h，即 35 t/d。根据《化工回转窑设计规定》（HG/T 20566—1994），物料填充率 15%，停留时间 20 min，计算出达到该生产量的反应筒体尺寸为长度 L 约 6.0 m，直径约 0.7 m，材质采用 316L 耐腐蚀不锈钢。估算碳酸氢铵热解反应装置尺寸约 15.0 m×6.6 m，碳酸氢铵原料堆场尺寸约 10 m×5 m，控制室和电子间尺寸约 5 m×5 m，因此碳酸氢铵热解制氨系统总占地面积约 15.0 m×11.6 m=175 m^2（图 9）。

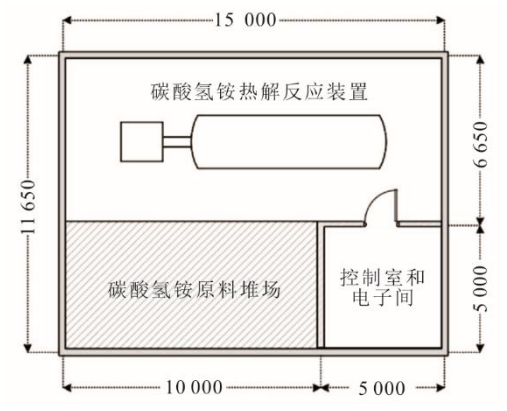

图 9 碳酸氢铵热解制氨系统平面布置（mm）
Fig.9 Layout of the ammonia production system by ammonium bicarbonate pyrolysis (mm)

同等规格的尿素水解过程设备包括尿素溶解罐、尿素溶液储罐、水解反应器、疏水箱和水泵等，后接空氨混合器。参考现有工程，尿素水解制氨系统除包括尿素水解车间和尿素原料堆场外，还需要配置尿素溶解车间和尿素溶液储罐间，粗略估算单台 660 MW 机组尿素水解制氨系统占地面积约为 390 m^2。因此，与尿素水解制氨过程相比，碳酸氢铵热解制氨的设备成本降低约 40%，占地面积仅为尿素系统的 50%。

2.3.2 运行成本估算与推广应用前景

以 660 MW 燃煤超临界机组为例，单台炉设计氨出力 315 kg/h，尿素消耗量 556 kg/h，碳酸氢铵消耗量 1 464 kg/h。原料价格按照市场价格计算，尿素价格为 3 200 元/t，碳酸氢铵价格为 950 元/t。根据尿素水解工程数据，在氨出力为 315 kg/h 时，尿素水解系统的辅助蒸汽消耗约为 1.6 t/h，主要用于加热溶解罐、储液罐和反应器，除盐水耗量 0.5 t/h，电耗 58 kW，主要用于炉体驱动（22 kW）和输料机给料（4 kW）。碳酸氢铵固体热解方案中碳酸氢铵固体分解反应温度低（110 ℃），可以充分利用电厂烟气余热，且不需要配置溶液，避免了废水的产生。

进一步分析对比了尿素水解和碳酸氢铵固体热解方案的运行经济性，结果如图 10 所示。按照年运行 4 500 h 计算，碳酸氢铵固体热解烟气方案年运行费用 634 万元，碳酸氢铵固体热解蒸汽方案年运行费用为 710 万元，均低于尿素水解制氨方案年运行费用 828 万元，分别降低了 23%、14%，说明采用碳酸氢铵作为制氨还原剂的运行成本均低于尿素方案。

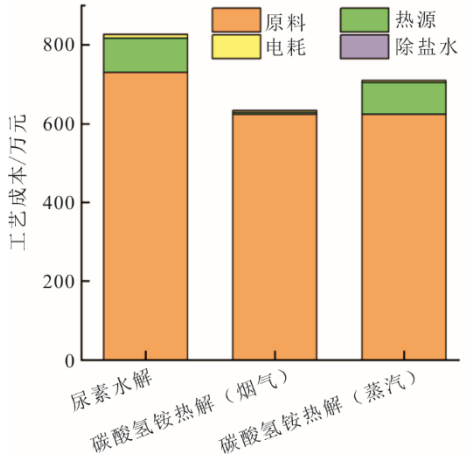

图 10 制氨工艺经济性对比
Fig.10 Economic comparison of the ammonia production processes

在推广应用前景方面，碳酸氢铵作为工业产品合成工艺简单，生产成本显著低于尿素，作为脱硝还原剂的原料成本更低；且碳酸氢铵可以采用固体热解方式直接制备氨气，热解能耗显著降低，同时可以利用电厂低品位热源，降低运行成本。综上，碳酸氢铵热解制氨技术预期具有良好的经济效益。

3 结　论

1）碳酸氢铵溶解度小，但固体在 100 ℃以下就可以分解，相较于尿素更适宜采用固体直接热解制取氨气。动力学分析测得，碳酸氢铵固体热解反应的指前因子为 6.1×10^9 s^{-1}，活化能为 91.45 kJ/mol。数值模拟结果显示，碳酸氢铵热解适宜在常压下进行，100 ℃以上时转化率迅速提高，但在 120 ℃以下完全分解仍需要较长时间。

2）综合考虑余热利用与固体进料要求，采用外热式反应器热解碳酸氢铵。以 660 MW 机组为例，设计氨出力 315 kg/h，利用燃煤电厂蒸汽或烟气作为热源，在 110 ℃时碳酸氢铵进料在 10 min 内转化率即可达到 95%，反应热耗 920 kW。

3）经济性评估显示，相比尿素水解制氨工艺，燃煤电厂采用碳酸氢铵固体热解工艺的设备成本降低约 40%，占地面积仅为尿素系统的 50%，采用烟气或蒸汽加热时的年运行费用分别降低 23%和 14%。

4）燃煤电厂采用碳酸氢铵固体热解工艺具有良好的经济性。碳酸氢铵替代尿素可以降低脱硝制氨还原剂的原料成本，固体热解的反应方式同时可以降低热解能耗和运行成本，具有良好的推广应用前景。

［参 考 文 献］

［1］ ASADZADEH S M, ANDERSEN N A. Model-based fault diagnosis of selective catalytic reduction for a smart cogeneration plant running on fast pyrolysis bio-oil[J]. IFAC-PapersOnLine, 2022, 55(6): 427-432.

［2］ WIBERG E, HOLLEMAN A F, WIBERG N. Inorganic chemistry[M]. New York: Academic Press, 2001: 1.

［3］ 喻小伟, 匡萃杰. 尿素热解制氨工艺在 1 000 MW 燃煤电厂的应用与优化[J]. 发电技术, 2022, 43(2): 367-372.
YU Xiaowei, KUANG Cuijie. Application and optimization of urea pyrolysis technology in 1 000 MW coal-fired power plant[J]. Power Generation Technology, 2022, 43(2): 367-372.

［4］ BEERBAUM D, BERNHARDT D, BECKMANN M. Modeling of the SNCR process: based on a semianalytical spray model approach[J]. Thermal Science and Engineering Progress, 2023, 43: 102008.

［5］ XIA C, ZHU Y Q, LIU D T, et al. Newly developed detailed urea decomposition mechanism by marine engine urea-SCR system crystallization test and DFT calculations[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, 470: 144176.

［6］ ZHANG Y Y, WEI L, GAO X, et al. Performance analysis of a waste-to-energy system integrated with the steam-water cycle and urea hydrolysis process of a coal-fired power unit[J]. Applied Sciences, 2022, 12(2): 866.

［7］ ZHU Z P, SONG X Z, SONG Y W, et al. Corrosion behavior of 15CrMo steel for water-wall tubes in thermal power plants in the presence of urea and its byproducts[J]. 2021, 39(1): 43-53.

［8］ BRONDI M, EISA M, BORTOLETTO-SANTOS R, et al. Recovering, stabilizing, and reusing nitrogen and carbon from nutrient-containing liquid waste as ammonium carbonate fertilizer[J]. Agriculture, 2023, 13(4): 909.

［9］ KOROBOV A. Experiment vs. theory in solid-state reaction kinetics: a discrete model for NH_4HCO_3 thermal decomposition[J]. Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, 2003, 74(1): 211-225.

［10］ 罗晨, 马素霞, 崔志刚, 等. 基于碳酸氢铵的 SNCR 低温脱硝实验研究[J]. 热能动力工程, 2022, 37(8): 128-134.
LUO Chen, MA Suxia, CUI Zhigang, et al. Experimental study on SNCR denitration at low temperature based on ammonium bicarbonate[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy and Power, 2022, 37(8): 128-134.

［11］ 马军彦. 固态铵 SCR 技术铵盐分解及 NO_x 低温还原特性研究[D]. 长春: 吉林大学, 2016: 1.
MA Junyan. Study on ammonium salt decomposition and low temperature NO_x reduction characteristic of solid SCR technology[D]. Changchun: Jilin University, 2016: 1.

［12］ 李文艳, 范永林, 张强. 碳酸氢铵用于 SCR 脱硝的试验研究[J]. 热力发电, 2010, 39(5): 27-30.
LI Wenyan, FAN Yonglin, ZHANG Qiang. Test study on using ammonium hydrogen carbonate for SCR denitrification[J]. Thermal Power Generation, 2010, 39(5): 27-30.

［13］ 刘逸芸, 牛国平, 蒙毅, 等. 一种碳酸氢铵溶液循环分解制氨系统及方法. ZL202211128740.4[P]. 2022-09-16 [2025-02-05].
LIU Yiyun, NIU Guoping, MENG Yi, et al. A system and method for ammonia production by recycling and decomposing ammonium bicarbonate solution: ZL202211128740.4[P]. 2022-09-16 [2025-02-05].

［14］ 张强. 一种碳酸氢铵热解制氨系统: ZL201020522779.0[P]. 2011-04-13[2025-02-05].
ZHANG Qiang. A system for ammonium bicarbonate pyrolysis to produce ammonia: ZL201020522779.0[P]. 2011-04-13[2025-02-05].

［15］ NOWAK P, SKRZYPEK J. The kinetics of chemical decomposition of ammonium bicarbonate and carbonate in aqueous solutions[J]. Chemical Engineering Science, 1989, 44(10): 2375.

（责任编辑 杨嘉蕾）