

● 汪寿建 刘亦武 邓祥义 编

氨合成工艺及 节能技术



化学工业出版社

氨合成工艺及节能技术

汪寿建 刘亦武 邓祥义 编

化学工业出版社
·北 京·

(京) 新登字 039 号

图书在版编目(CIP)数据

氨合成工艺及节能技术/汪寿建 刘亦武 邓祥义编
北京 化学工业出版社, 2001.10
ISBN 7-5025-3379-6

I 氨 II ①汪 ②刘 ③邓 III 合成氨
生产 生产工艺 节能 IV TQ113.2

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2001) 第 045733 号

氨合成工艺及节能技术

汪寿建 刘亦武 邓祥义 编

责任编辑 周伟斌

责任校对 李 林

封面设计 蒋艳君

*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话: (010) 64918013

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京市彩桥印刷厂印刷

北京市彩桥印刷厂装订

开本 850×1168 毫米 1/32 印张 6 $\frac{3}{4}$ 插页 2 字数 180 千字

2001 年 10 月第 1 版 2001 年 10 月北京第 1 次印刷

印 数 1—4000

ISBN 7-5025-3379-6/TQ·1396

定 价 15.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页 倒页 脱页者, 本社发行部负责退换

前 言

氨合成工艺节能技术及氨合成塔内件在我国大中小氮肥厂得到了广泛的应用。展望国内氨合成塔内件可以说五花八门,大多数的氨厂合成操作压力为 31.36MPa。合成塔内件既有传统的冷管型内件如三套管、单管并流、双套管式内件,也有冷管改进型内件如Ⅲ J 型、YD 型、NC 型、轴径向、副产蒸汽式等。塔内换热器大部分为列管式,也有螺旋板式、波纹板式。传统型内件氨净值大部分在 8%~12% 之间,改进型内件在 12%~18% 之间。合成塔阻力降 0.6~1.2MPa。配置的余热回收装置吨氨副产蒸汽在 600~800kg/t NH_3 , 压力为 1.3~2.5MPa。此外,一批国外公司先进的氨合成塔技术也相继引进,如丹麦 Topsøe 内件,将层间冷激改为层间换热,以提高出口氨含量,节省冷冻功;瑞士 Casale 公司轴径混流型内件,采用了新的气流分布,提高催化剂的利用率;Braun 公司的多塔串联绝热合成塔等都达到了节能的目的。

随着合成氨工业技术的进步,氨合成塔均向低能耗,高效益的方向发展。对于氨合成塔内件如何适应高效节能增产的要求,已引起人们广泛的关注。近年来国内一些科研设计院所,高校开发设计了不少以节能降耗增产为中心的节能型内件。用于工业化生产,已取得了显著的效益。作者在上述背景下,根据参加工程设计的经验和体会编写了《氨合成工艺及节能技术》一书。本书旨在尽可能将目前在各大中小型氨厂使用的有特色的合成塔内件进行研究,博采众家之长,为吸收、改进、开发和推出更好的新内件尽微薄之力。

本书在编写过程中得到了许多内件开发单位及生产企业的大力

支持并提供了许多宝贵的资料，同时还得到许多专家的指导和帮助。在此书出版发行之际深表感谢。

作者

2001 年 3 月

内 容 提 要

随着合成氨工艺技术的进步，世界各国的氨合成工艺及合成塔技术均向低能耗方向发展。本书详细介绍了各种类型合成氨厂使用的低能耗合成工艺及内件、工艺流程、生产操作数据、设计主要控制指标及关键设备尺寸等技术。本书内容较新，取材较广，实用性较强，主要供从事化肥生产、设计及设备制造单位工程技术人员和管理人员使用，也可供院校相关专业师生参考。

目 录

第一章 总论	1
第一节 概述	1
第二节 设计原则	2
第三节 设计主要参数选择	3
第二章 氨合成塔及节能技术	9
第一节 引进型节能氨合成工艺	10
第二节 传统型氨合成工艺	11
第三节 传统改进型氨合成工艺	13
第四节 全冷激式节能氨合成工艺	19
第五节 多层换热式节能氨合成工艺	21
第三章 引进合成塔专利与节能技术	25
第一节 概述	25
第二节 凯洛格型氨合成工艺与节能	28
一、凯洛格传统型	28
二、凯洛格 K-T 型	33
三、凯洛格卧式节能型	35
第三节 托普索型氨合成工艺与节能	39
一、托普索 S-100 型	39
二、托普索 S-200 型	40
三、托普索 S-250 型	45
第四节 布朗型氨合成工艺与节能	46
第五节 伍德型氨合成工艺与节能	50
第六节 卡萨里改造型氨合成工艺与节能	53
一、卡萨里副产蒸汽氨合成塔	53
二、卡萨里改造瓶式氨合成塔	55
三、卡萨里改造多容器氨合成塔	65

第四章 传统型氨合成工艺	67
第一节 概述	67
第二节 单管并流式	68
一、单管并流特点	68
二、工艺流程及设备简图	69
三、工艺设计主要参数	75
四、生产运行数据	77
第三节 并流双套管	78
一、并流双套管特点	78
二、工艺流程及设备简图	79
三、工艺设计主要参数	81
四、生产运行数据	82
第四节 并流三套管	82
一、并流三套管特点	82
二、工艺流程及设备简图	83
三、工艺设计主要参数	84
四、温度分布	84
第五章 传统改进型氨合成工艺	87
第一节 概述	87
第二节 轴径向冷管型	89
一、主要特点	89
二、 $\phi 800$ 轴径向冷管改进型	90
三、 $\phi 1000$ 轴径向冷管改进型	92
四、HQ 冷管型	98
第三节 双层对向冷管型	111
一、概述	111
二、对向流动双绝热式	112
三、 $\phi 1000$ 双层并联式	119
第四节 IIIJ 型内冷分流式	123
一、概述	123
二、关键技术要素	124
三、 $\phi 1000$ IIIJ 型	131

四、 $\phi 1200$ III J 型	133
五、 $\phi 800$ ($\phi 600$) III J 型	137
第六章 全冷激式节能工艺	142
第一节 概述	142
第二节 YD 型冷激式	145
一、选择原则	145
二、内件主要特点	146
三、内件主要参数及流程	146
四、生产运行	147
第三节 多层轴向冷激节能式	149
一、塔型设计和选择	150
二、合成塔设计	151
三、合成圈工艺设计	151
四、生产运行	156
第四节 NC 型全冷激式	159
一、概述	159
二、NC-620 型	159
三、NC-840 型轴径向	161
第五节 三设径向全冷激式	162
一、改造内容	163
二、工艺流程简述	164
三、气流均匀分布	165
第七章 多层换热式节能氨合成工艺	167
第一节 概述	167
第二节 三段绝热冷激间冷式	168
一、设计中需注意解决的几个问题	169
二、工艺主要特点	170
三、工艺结构及主要参数	170
四、生产运行	173
第三节 轴径向增产节能型	176
一、概述	176
二、工艺设计要素选择	177

三、设备简图及流程	189
第四节 NC 型.....	190
一、概述	190
二、NC 型关键技术.....	191
三、NC-800 型	193
四、NC-1000 型	197
五、NC-1200 型	201

第一章 总 论

第一节 概 述

展望国内氨合成塔内件可以说形形色色，五花八门。国内现有小型氨厂近 500 家，中型氨厂近 50 家，大型氨厂近 30 家。绝大多数的氨厂合成操作压力为 31.36MPa。合成塔内件为传统的冷管型内件。其中三套管、单根并流、双套管式内件占大多数。另外，还有一批冷管改进型内件：如ⅢJ 型、YD 型、NC 型、轴径向、副产蒸汽式等。塔内换热器大部分为列管式。也有少数为螺旋板式、波纹板式。小型氨厂大部分采用 $\phi 600$ 、 $\phi 800$ 直径塔。日产合成氨 80t、100t、150t 等。中型氨厂大部分采用 $\phi 1000$ 、 $\phi 1200$ 直径塔。高压筒体高度为 13.5~16m。生产能力为日产合成氨 200t、250t、290t 等。传统型内件氨净值大部分在 9%~12% 之间，改进型内件在 12%~16% 之间。合成塔阻力降 0.6~1.2MPa。配置的余热回收装置吨氨副产蒸汽为 600~800kg/t NH_3 ，压力为 1.3~2.5MPa。

我国在 20 世纪 70 年代引进大化肥装置时，一批国外公司先进的氨合成塔技术也相继引进和投产。如丹麦 Topsøe-100，Topsøe-200，后者塔内件取代了前者，并将层间冷激改为层间换热，以提高出口氨含量，节省冷冻功，吨氨可降低能耗 $0.46 \times 10^6 \text{kJ}$ ；瑞士 Casale 公司轴径混流型内件，采用了新的气流分布，提高催化剂的利用率；Braun 公司的多塔串联绝热合成塔等都达到了节能的目的。

随着合成氨工业技术的进步，世界各国的氨合成塔均向低能耗，高效益的方向发展。对于合成氨心脏设备——氨合成塔内件如何适应高效节能增产的要求，已引起人们广泛的关注。近 10 年国

内不少科研设计院、高校开发设计了不少以节能降耗增产为中心的节能型内件。用于工业化生产，已取得了显著的效益。本书尽可能将目前在各大中小型氨厂使用的有特色的合成塔内件进行研究，博采众家之长，吸收和改进，开发和推进更新更好的新内件。

众所周知，合成工段节能有两条途径：其一是节约自身的水电和冷冻量消耗；其二是提高氨合成反应热的回收品位和利用率。实现这两条途径的关键在于提高氨净值。这是因为高氨净值能使吨氨气体循环量小，从而减少了循环机的负荷量，降低了电耗。如：当氨净值为 10% 左右时，开 1 台 $1.8 \sim 1.9 \text{ m}^3/\text{min}$ 的循环机，吨氨耗电约为 90kWh，生产能力约为 $1.5 \times 10^4 \text{ t NH}_3/\text{a}$ ；若氨净值提高到 15% 左右时，仍开 1 台 $1.8 \sim 1.9 \text{ m}^3/\text{min}$ 的循环机，生产能力可达 $(2.2 \sim 2.5) \times 10^4 \text{ t NH}_3/\text{a}$ ，此时吨氨耗电约 60kWh。由此可见，提高氨净值吨氨可降低 30kWh 电，对电耗的降低是十分明显的。此外，对冷却水消耗、冷冻量消耗也是十分明显的。当氨含量（入塔氨）为 3% 时，氨净值由 10% 提高到 20% 时的理论节电量约为 $176 \times 10^4 \text{ kJ/t NH}_3$ 。平均每增加一个百分点的氨净值约节约能量为 $18 \times 10^4 \text{ kJ/t NH}_3$ 。所以高氨净值对合成工段的节能有不可低估的影响。

第二节 设计原则

设计要求合成塔内件要达到节能降耗增产的目的，由于影响的因素较多，并不是一件容易做到的事情。它取决于原料气净化强度、催化剂的活性和使用寿命，工艺系统配置，还有一些其他的因素等。设计合成塔内件的原则要求如下。

(1) 容积利用率高，即在一定的外筒高压空间内尽可能多装催化剂，这意味着生产能力大。如设计的冷管型 $\phi 600$ 带中置式锅炉内件，装填量为 1.3 m^3 催化剂。当改进内件后可分别提高到 1.48 m^3 、 1.6 m^3 （外筒不变）。由此可见，在高压容积不变的前提下，容积利用率被提高了。显然此种内件比原内件要好，生产能力可提高 30% 左右。

(2) 反应热利用率高，氨合成是一个可逆放热反应，吨氨约能

放出 $3.2 \times 10^6 \text{kJ}$ 的热量。此部分热量应尽可能用来副产高品位蒸汽。

(3) 采用多层绝热式催化剂床，气体流动采用径向或横向流动，流通截面积大。既可减少阻力，又可装填小颗粒高活性的催化剂，提高氨的转化率。

(4) 反应气在催化剂床间的降温采用间接换热，提高出口氨浓度，减少气体分氨冷冻功及循环压缩功。

(5) 合理布置各部件，充分利用高压容器空间，改进气流分布，消除催化剂床的“死区”。

(6) 制造简单，内件在制造、安装、装卸催化剂方面简单易行、运行可靠、操作弹性大。

(7) 操作方便，内件流程简单，调节手段尽可能完善，工人操作方便，降低劳动强度。

(8) 压力降低，流体阻力低，气体分布均匀，催化剂表面积大，与气体接触多，反应充分，降低阻力。

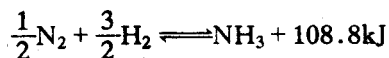
(9) 设计高效传热的塔内换热器，减少换热器所占容积。

第三节 设计主要参数选择

在满足设计原则的前提下，必须选择合适的参数。主要考虑的设计参数如下。

1. 压力等级选择

氨合成是一个放热反应。在恒压下体积随之缩小。其反应式为



所以在高压和低温下操作对生成高浓度的氨有利。

生产实践表明：经济的合成压力是 $13 \sim 30 \text{MPa}$ 。目前开发低温高活性催化剂的合成压力达 8MPa ，但使用最多的合成压力为 $13 \sim 15 \text{MPa}$ 。

氨合成压力 $8 \sim 15 \text{MPa}$ ， $t = 350 \sim 430^\circ\text{C}$ 为低压法； $20 \sim 35 \text{MPa}$ ， $t = 470 \sim 550^\circ\text{C}$ 为中压法； 45MPa 以上， $t = 500 \sim 600^\circ\text{C}$

为高压法。

对于中小型氨厂考虑中压合成法分氨较易，且系统设备的体积较小，因此选择 30.0MPa 的合成压力比较合适。对于大型氨厂采用 7.5~15.0MPa 的合成压力功耗可以降低，但考虑国产催化剂的现状，宜采用 15.0MPa 的合成压力。对于中等能力的氨厂，其合成压力选择 30.0MPa 或 15.0MPa 均可以。

2. 气流轴径向选择

绝热床轴向流动的阻力较大，但气体分布易均匀。径向流动的阻力小，但在塔径较小的情况下气体分布不易均匀。因此塔径在 $\phi 1000$ 以下的塔，宜采用轴向流；塔径在 $\phi 1000 \sim 1600$ 之间的塔，其第一床层宜采用轴向流，其余各层宜采用径向流；塔径在 $\phi 2000$ 以上的塔宜全部采用径向流。

3. 内件长径比选择

国内氨合成塔内件催化剂床层总的长径比均在 10 以上，外筒长径比均在 14 以上，高压空间利用率不到 50%。国外合成塔催化剂床的长径比一般为 5~6。根据国内设备的制造情况，催化剂床层总的长径比选择在 7~10 比较合适。若将下部换热器移至塔外，高压空间利用率可达 70% 左右。

4. 床层段数选择

对于多段绝热换热式合成器，从理论上讲催化剂的段数越多，其温度分布曲线就越接近最适宜操作曲线。但是段数越多层间换热器也越多，高压空间利用率低，结构过于复杂。段数少，每段催化剂绝热床所能获得的氨净值又受催化剂所能适用的绝热温升的限制，总的氨净值不高。因此小型塔宜采用二段绝热床，中大型塔宜采用三段绝热床，大型塔还可考虑采用四段绝热床或多塔串联。

5. 催化剂的生产强度、空速选择

而国内各种塔型催化剂的生产强度一般为 $45 \sim 55 \text{ t NH}_3 / (\text{d} \cdot \text{m}^3)$ 催化剂，使用寿命仅 3 年左右。而国外催化剂的生产强度一般仅有 $10 \sim 15 \text{ t NH}_3 / (\text{d} \cdot \text{m}^3)$ 催化剂，使用寿命可长达 10 年以上。根据国产催化剂的具体情况，对 30.0MPa 合成压力生产强度选择 25~30

$t \text{ NH}_3 / (d \cdot m^3)$ 催化剂为宜, 使用寿命 6~7 年; 对 15MPa 合成压力选择 $10 \sim 15 t \text{ NH}_3 / (d \cdot m^3)$ 催化剂为宜, 使用寿命可达 12~15 年。

目前国内低温高活性催化剂 A301 的活性指标为: 空速 $30\,000 h^{-1}$, 温度 $425^\circ C$, 在 15.0MPa 压力下出口氨含量可达 17.5% 以上, 在 30.0MPa 压力时出口氨含量可达 27%。在设计中考虑其他因素的影响, 对 15.0MPa 和 30.0MPa 压力的合成系统分别选择出口氨含量为 15%~17% 及 20%~22% 较为合适。

空速选择对于 30.0MPa 压力的合成系统为 $10\,000 h^{-1}$, 对于 15.0MPa 压力的合成系统为 $5000 h^{-1}$ 左右较为合适的。

6. 催化剂型号选择

国产 A201 及 A301 型催化剂是目前国内较理想的低温型高活性催化剂, 从其性能分析, 是能够满足多段绝热层间换热式合成塔设计要求的。

对催化剂粒度的选择当以小颗粒的球形催化剂为宜, 活性较高。但考虑大型塔的催化剂床层厚度比较大, 小颗粒催化剂的强度稍差, 宜采用中大颗粒为主。小型塔为减少阻力宜采用中小颗粒催化剂。

7. 催化剂床层调温方式选择

多段绝热层间换热式合成塔床层温度的调节: 一是通过副线冷气调节各床层入口气的温度; 二是提高废热锅炉出口气温度, 将整个塔的热平衡向上提, 以此来提高入床层的气体温度。

一段床的调温冷气由中心管直接加入床层入口气体中, 二段床的调温冷气由副线加至一段层间换热器的冷气入口前。三段床和四段床由于氨净值和绝热温升有限, 只要层间换热器的面积和床层温度设计合适, 其温度变化不会超出催化剂的使用范围。

在催化剂的使用后期, 由于活性的降低, 氨净值也会有所下降, 此时可以用提高废热锅炉出口气温度的方法来维持合成塔的自热平衡。

8. 反应热回收方式选择

氨合成的反应热现多采用副产蒸汽和加热锅炉给水的方式回

收。废热锅炉的形式有前置、中置、后置三种：前置废热锅炉的抽气温度较高，回收热能的品位较高，可产 2.5MPa 以上的饱和蒸汽，塔下部换热器可全部移出塔外，塔内流程和结构简单，高压空间利用率也较高；中置废热锅炉的抽气温度适中，可回收热能的品位也适中，可产 1.3~2.4MPa 的中压饱和蒸汽，塔下部换热器不能全部移出塔外，结构稍复杂，塔内高压空间利用率稍低；后置废热锅炉的抽气温度较低，可产生 0.5MPa 以下的饱和蒸汽，热能回收效果也差，但塔下部的换热器可以全部移出塔外，结构也较简单。

前置废热锅炉虽然是一种较理想的方式，但由于出塔气体的温度较高，设备制造有一定的难度，但塔的热平衡及热能回收效率不如中置废热锅炉好。因此采用中置废热锅炉回收热能较为合适。

9. 弛放气惰性气体含量选择

除合成压力和温度影响合成率外，合成气中的惰性气体主要是 $\text{CH}_4 + \text{Ar}$ ，它们来自新鲜补充气，其含量影响有效 ($\text{N}_2 + \text{H}_2$) 气体的分压，从而使合成率下降。若控制低惰性气含量，则弛放气量多，增加单位氨产品的气体消耗量。故一般中压法维持 $\text{CH}_4 + \text{Ar}$ 为 16%，低压法为 8% 左右。若新鲜补充气系深冷精制法，氨合成系统可不需弛放气体。

10. 工艺流程的选择

选择一个合适的流程，对发挥多段绝热层间换热式合成塔的能力和能耗非常重要。对于大型氨厂采用布朗两级氨冷流程或伍德一级氨冷流程或托普索两塔三床两废热锅炉流程。

(1) 布朗三塔三废热锅炉氨合成

由于采用三塔流程，塔最终出口氨含量可使由两塔的 16.5% 提高到 21%，减少循环气量，节省压缩功。合成气中氨含量高，露点提高，水冷分氨量多，节省冰机冷冻量，合成压力也由 20MPa 降为 15MPa，比两塔流程可节能 0.63GJ/t NH_3 。由于布朗流程采用天然气制氨深冷净化，故合成气无 H_2O 、 CO_2 、 CO 和 Ar ，催化剂使用寿命长，无惰性气弛放。

(2) 伍德两塔三床两废热锅炉氨合成

伍德在比利时建厂的氨合成圈系一塔径向三床层一废热锅炉流程，合成压力 18MPa，产氨能力 1800t/d，催化剂装量 140m³，换热器放置在塔的中央。催化剂堆放在塔内换热器周围。气体从四周流向中央。设计 1000t/d 的氨合成圈为两塔三床层径向合成塔，其合成压力为 16MPa，第一塔为双床层内换热器，径向流动，出塔合成气 473℃，经废热锅炉副产高压蒸汽后再入第二塔（即第三床层），出塔气为 442℃，入废热锅炉后再经水冷和氨冷分氨。三床两塔两废热锅炉比三床一塔一废热锅炉可多产 50% 蒸汽。

设计 $H_2/N_2 = 2.8$ ，一入塔气含氨 3.5%，最终出塔气含 NH_3 22.8%，合成压力 16MPa，催化剂 76m³，分氨温度 0℃。副产 10.2MPa 高压蒸汽 1.54t/t NH_3 。

(3) 托普索两塔三床两废热锅炉氨合成

托普索 S-250 系统采用无下部换热的 S-200 塔和 S-50 塔组成。

2 个合成塔均为径向流动催化剂床，采用 1.5~3mm 颗粒催化剂。这就可确保催化剂体积最大利用率。如再减小催化剂粒度无明显效果。S-200 径向塔阻力仅 0.2MPa。S-50 型向塔阻力降仅为 0.1MPa，实践证明在相同体积的合成塔中，小颗粒催化剂与大颗粒相比，活性要高 25%。催化剂床间间接冷却，这就免除激冷气稀释的不利。已工业生产 S-200 型塔，这种结构操作很稳定，床层温度控制在合乎要求的温度下，即 S-200 型塔出来的合成气经废热锅炉回收热量，并保证入 S-50 型塔合适温度，提高单程合成率。

(4) 对国内中小型氨厂可按下述规模选择

① 年产 3 万 t 合成氨 采用 $\phi 1200$ 的两段轴向合成塔，二轴向床装填约 4.3~5m³ 催化剂，合成系统压力 30.0MPa，空速 10 000h⁻¹ 左右，入塔氨含量 3%，惰气含量 15%，出口氨含量 18% 以上。

② 年产 5 万 t 合成氨 采用 $\phi 1200$ 合成塔，一轴两径，装填约 6.3~7m³ 催化剂，合成系统压力 30.0MPa，空速 10 000h⁻¹ 左右，进塔氨含量 3%，惰气含量 15%，出口氨含量 20% 以上。