



小型氮肥装置 新技术选编

化学工业部第四设计院
1992年2月·武汉

0.5
14

小型氮肥装置新技术选编

主 编 慕国蔚

副主编 汪寿建 林棣生

江苏工业学院图书馆
藏书章

化学工业部第四设计院

1992年2月·武汉

小型氮肥装置新技术选编

化学工业部第四设计院

主 编 慕国蔚 副主编 汪寿建 林棣生

责任编辑 王正喜

出版发行 《氮肥设计》编辑部

印刷 铁道部大桥工程局印刷厂

1992年2月印刷 印数 5000

开本 787×1092 1/16 印张 13 字数 316千字

(内部发行)

前 言

历年来,我国小型氮肥企业每年生产量约占全国总产量的一半,它为国民经济建设和农业生产发展作出了巨大的贡献。为适应化肥工业新形势发展的需要,我院工程设计人员针对目前国内上千家小型氮肥厂普遍面临扩大生产能力、节能降耗、产品更新换代为主体的技术改造的需要,结合各专业工程设计和生产实践之经验,组织撰写了50余篇论文,经过筛选,确定35篇具有推广应用和参考价值文章,编辑成册,定名为《小型氮肥装置新技术选编》。

《选编》容纳了造气余热回收、中低变流程、合成变换精炼第二换热网络、全厂热量与冷量自给、高净值低能耗的冷激-间冷式合成塔内件、提高自动化水平、优化生产、碳铵改产尿素以及氮磷复肥、联供城市煤气等。内容丰富,针对性强,应用范围广。可供从事小型氮肥工业的广大管理干部、生产技术人员、工人以及科研、设计人员等应用或参考。

《选编》的出版,是我院领导的关心和支持,技术部有关专家曹治勇、吴玉峰,陈道三、施星舜等认真校审,总工程师慕国蔚全面审定,小化肥室领导和各专业工程设计人员踊跃撰稿,以及《氮肥设计》编辑部庄秀妹、罗大薇、郭文娟、王正喜等积极进行编辑整理,共同劳动的结晶。在此一并致谢。

由于编者水平所限,且时间匆忙,书中难免出现不妥或谬误之处,诚望读者批评指正。

《氮肥设计》编辑部

1991-12-10

目次

实现以煤为原料的合成氨厂热量、冷量自给的几项新工艺	戎兴汉 (1)
造气节能技术	汪寿建 (5)
φ2260煤气炉配自动加焦机	何淑娥 (11)
小型氨厂造气废水处理技术和应用	周玉昆 (13)
变换工艺设计中若干问题的分析及处理	李仕禄 (17)
变换系统蒸汽消耗的分析	李仕禄 (22)
小型尿素厂变换气脱硫的改进	郑云华 (27)
用钴-钼系代替铜-锌系低变触媒的甲烷化净化新工艺	李仕禄 (32)
小型尿素厂碳丙富液的真空再生	彭为良 施梦莉 (38)
小型氨厂碳丙脱碳吸收压力的确定	彭为良 (42)
提高铜液吸收一氧化碳能力	瞿金民 (44)
高效节能型氨合成塔内件的设计与应用	戎兴汉 (47)
φ600-I型冷激-间冷式氨合成塔内件开车总结	汪寿建 (55)
φ600-II型冷激-间冷式氨合成塔内件开车总结	汪寿建 (58)
φ800-III型冷激-间冷式氨合成塔内件运行小结	瞿金民 (63)
冷激-间冷式氨合成塔内件结构设计	杨晓新 (65)
对自动放氨调节阀易损情况的分析及改进办法	陈捷 (68)
小型氨厂合成放空气和氨贮罐气中氢的回收及利用	郑云华 李仕禄 (73)
年产四万吨尿素装置(水溶液全循环法)通用设计总结	林棣生 肖志敏 (77)
年产四万吨尿素装置工艺的主要改进措施	林棣生 (87)
年产四万吨尿素非标准设备设计和应用	孙玉明 (90)
两级吸入式液-气喷射器的高效性能及其应用	
——脱硫液再生充氧、污水生化处理曝气、真空制取及喷射吸收喷射器的测定结果	王时珍 (97)
CO ₂ 转化率对尿素生产的影响算图	林棣生 (111)
中压联尿回收甲铵反应热的改进措施	林棣生 (122)
年产四万吨尿素造粒塔土建设计与施工	钱玉琨 吴祖鑫 戴莉丽 何毅柏 (136)
钢管混凝土结构在尿素主框架中的应用	钱玉琨 (140)
BKLF型同步电动机半控桥可控硅励磁装置及其在小型氮肥厂的应用	倪振华 彭春兴 (148)
小型氨厂造气微机控制技术	彭红 (153)
小型氨厂仪表使用综述	孔繁荣 (157)
小型尿素装置重要自控调节系统的实现和改进	孔繁荣 (161)
小型尿素厂脱盐水处理	汪士典 (169)
进一步提高小型尿素装置自动化水平	陈令强 (174)
合成塔系统扩建后闲置设备的利用——带有产氨和精制新鲜气的合成氨工艺	张凤葵 (182)
氮磷并茂——向小型氮肥厂推荐复混肥、磷铵、飼钙三种产品	林彭年 (186)
氮肥厂联供城市煤气	车维新 (196)

实现以煤为原料的合成氨厂热量 冷量自给的几项新工艺

戎 兴 汉

以煤焦为原料的中小型合成氨厂，要做到热量（蒸汽）、冷冻量自给，需同时在造气、合成两个工序作出重大努力才能解决问题，而这种努力至少应包括两种途径，途径之一是在现有装置上作出种种改进，降低消耗，增加回收以期最终达到热量、冷量自给；另一途径是采用能耗更低的新工艺、新流程、新设备。我们除了在第一条途径方面做了大量工作并已取得了明显进展外，而且在开发造气、合成新技术方面也做了有成效的努力，目前可提供的新工艺有：不用电制氧的固定层富氧连续气化；以新型合成塔内件为中心的高氨净值（ Y_{NH_3} ，% > 14%）、高蒸汽回收率（800 kg/t NH_3 ）合成系统；以合成-变换-精炼为换热网络的热量回收工艺。

一、造气新工艺

以煤焦为原料的中小型合成氨厂，扩建改造过程中，造气工段经常需要解决节能降耗和产气能力增加两个问题。如果将目前常用的固定层间歇气化改为富氧连续气化，就可以同时妥善地解决这两方面的问题。从节能角度来分析：富氧连续造气，煤的热气效率可达94%，冷煤气效率可达83%加上废热锅炉回收的余热，入炉煤的总热利用率可达90%；从生产能力角度看，富氧连续造气气化强度可达2000 m³半水煤气/m²·h， $\phi 2260$ mm煤气炉可产半水煤气约8000 m³/台·h， $\phi 2740 \sim \phi 3000$ mm煤气炉可产水煤气14000~15000 m³/台·h。对于那些想增加造气，而又没有位置增加煤气炉的工厂来说，改用富氧连续造气是解决问题的一个好办法。

富氧连续造气优点突出，但至今未能普遍推广，究其原因，这主要是因为制氧耗电过大。富氧连续气化无烟煤，生产1吨合成氨大约要消耗工业氧400 m³。制1 m³氧按耗电0.6 kW·h计，则每生产1吨氨要增加电约240 kW·h，而此电耗又非合成氨工业所绝对必要的，因而不但不符合国家能源政策，而且也不符合我国供电普遍紧张的国情，因此要克服推广富氧造气存在的障碍，就必须首先解决制氧的用电问题。

从目前已有的成就技术来看，选用（除电机以外的）其他动力机械来驱动制氧空压机的技术方案有几种：如蒸汽轮机、煤气发动机、自由活塞发动机、燃气轮机……。但从经济性和现实性两方面看，则以半水煤气为燃料的燃气轮机最为优越，这不仅因为在小容量（功率 < 5.0×10^4 kW）范围内，燃气轮机总的热利用率较蒸汽轮机高得多，而且运转的可靠性不仅比煤气发动机、自由活塞发动机高，甚至比蒸汽轮机也要高，因为没有相对比较脆弱的锅

炉及上煤下渣系统。

采用工业燃气轮机驱动制氧空压机，在技术上目前国内已具备成熟条件。在我国，用于陆地的各种中小型国产工业燃气轮机，差不多全部是由航空发动机改型而成，用航空机改型驱动制氧空压机，需解决两大问题：（1）运转周期和寿命；（2）改用热值远较石油制品低得多的煤气为燃料。以上两大问题，国内已进行了多年工作，并已取得许多应用成果。通过降转速、降初温、降功率，提高进气品质等有效措施。空中寿命仅300小时的歼击机发动机用于地面发电，无检修连续运行周期超过5400小时，无大修一次寿命超过3年（1987年数据）。而空中寿命为2000小时的运-7、运-8型运输机发动机经改型后，一次寿命可达几万小时（1985年使用至今尚未大修）。国产用于地面的航空发动机，只要使用条件恰当，运转周期和发动机寿命均已不成问题，燃气轮机改燃半水煤气的试验工作早在1985年便开始进行，改装后的燃烧系统先后通过北京航空学院实验室小规模模拟试验，内蒙古达拉特旗化肥厂半工业规模试验，湖北孝感化肥厂整机工业性试验，而且这些试验结果均已通过部级鉴定，所有这些试验结果均一致表明燃气轮机经适当改装后，燃用半水煤气在燃烧室效率、温度场、点火性能、火焰稳定性等主要指标均优于原来燃用液体石油制品。

国产工业燃气机用于中小型化肥厂的2个主要技术问题都已解决，已具备供工厂使用的条件，我院提出的燃气轮机驱动制氧空压机进行富氧连续造气的主体工艺流程见图1。采用此项新工艺主要消耗指标见表1、2。

目前常用的间歇法气化相对于年产3万吨合成氨的氮肥厂，本方案可减少 $\phi 2260$ 煤气3台（ $80 \times 3 = 240$ 万元），6.5 t/h锅炉1台（100万元），所以本方案净增加投资为605万元。间歇法造气两煤耗按1.5 t/tNH₃计，锅炉煤耗按1 t汽耗/140 kg标准煤计，则本方案节

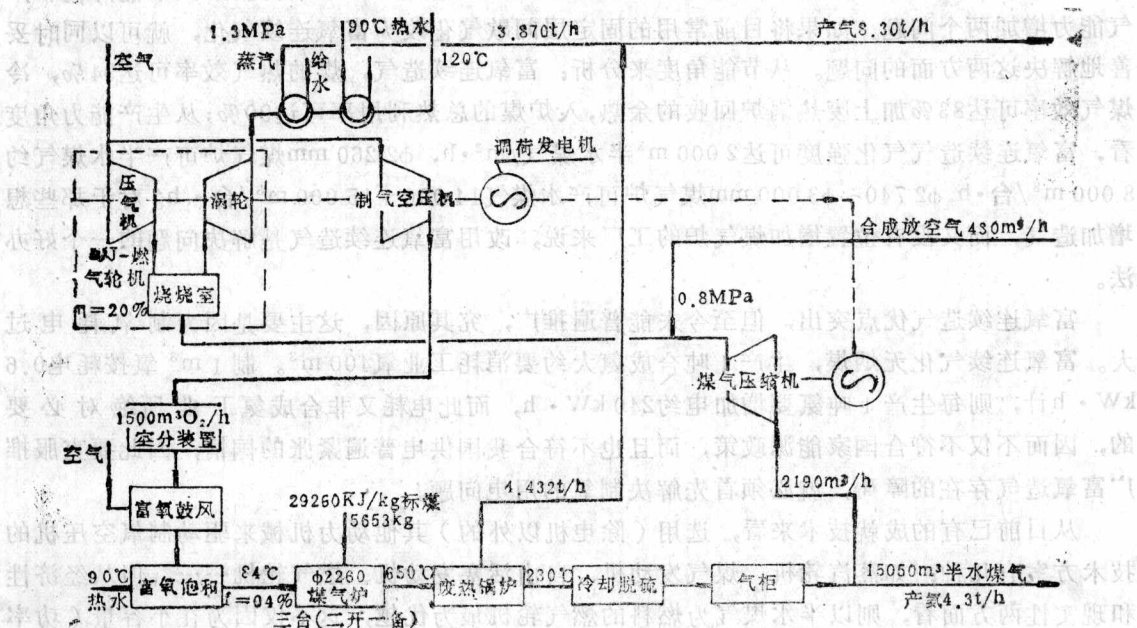


图1 燃气轮机—富氧气化流程图

表1 固定层富氧气化主要物料指标

项 目	规 格	用 量	消耗指标	备 注
		每小时	每吨氨	
入炉煤	粒度8~13mm无烟 煤、灰份<25%	5 653kg	1 315kg	
给 水	化学软水	15t	3.5t	
工业氧	O ₂ >95%	2 000m ³	465m ³	
半 水	CO ₂ : 14% O ₂ : 0.2%	17 240m ³	4 000	包括燃机
煤 气	H ₂ : 30.4% CO: 53% (N ₂ +Ar): 21%	15 050m ³	3 500m ³	合成氨 实际用
副产蒸汽	1.3MPa饱和	-8.30t	-1.93t	平衡后 外送量
合成氨生 产能力		4.3t		

表2 主要设备及投资估计

项 目	规 格	价格, 万元	备 注
燃气轮机	1 250kW	150	
WJ-5G			
燃机余热锅炉	4t/h	40	
1 500空分装置	产工业氧 2 000m ³ /h	465	无氧、氮压缩
φ2 260煤气炉		80×3=240	
3台			
燃料气压缩机	60m ³ /min, 0.8MPa 耐电机200kW	25×2=50	
2台			
合 计		945	

注: 上表投资估计系指1987年价格。

煤量为:

每吨氨节煤量: $1500 - (1315 - 1.93 \times 140) = 455.2 \text{ kg}$

年节煤量: $455.2 \times 4.3 \times 7440 / 1000 = 14563 \text{ t}$

标煤价按200元/t计, 每年可节省购煤费用291.26万元, 新方案需增加的605万元投资, 静态2年便可收回。

二、低能耗的新型合成塔

合成工序节能主要是从提高氨净值, 提高热回收率(主要是单位热能), 降低循环量, 减少自身冷冻量消耗, 减少循环圈内系统阻力等几方面着手。我院新设计的φ600、φ800、φ1000新型合成塔及合成系统各主要设备和工艺流程, 均贯彻了以上各节能措施, 并已取得实际运行的效果。合成工序工艺流程见图2, 新合成装置中主要设备的特点介绍如下:

1. 合成塔内件 鉴于冷管式内件存在着“床层内部温度的不可调性”和“冷管效应”两个致命缺陷。要想进一步提高冷管式内件的氨净值是很难的。我院新设计的内件较好地解决了上述问题, 该内件是三段触媒床, 一、二段间设激冷降温, 二、三段间设中间换热器间冷降温, 触媒总容量分别为1.5 m³、3.5 m³。按触媒中后期额定能力: φ600合成塔日产75~85吨液氨, φ800合成塔最大能力日产160吨液氨, 触媒初期氨净值大于15%, 触媒后期氨净值大于13.5% (入氨3%计);

2. 废热锅炉 将原来联箱式集气管改为管板式集气箱, 不仅增加了换热管的利用率而且方便了设备制造, 设备有效传热面积为77 m², 额定蒸发量为6.0 t/h, 不设给水预热器时每吨氨回收蒸汽大于800公斤。设给水预热器(省煤器)时每吨氨回收蒸汽大于900公斤。设计蒸发压力2.5 MPa;

3. 塔外换热器 为适应副产2.5 MPa中压蒸汽, 热气进口温度可达~260℃, 换热器内不仅设有冷气保护系统(冷壁), 而且换热管分为二段, 高温段为不锈钢管, 低温段为普通碳钢换热管, 设备内径φ650 mm, 有效换热面积为~180 m², 可满足日产氨140~160吨要求;

4. 氨蒸发器将传统的上下连箱立式盘管氨蒸发器改为管板集气箱卧式蒸发器, 这不仅

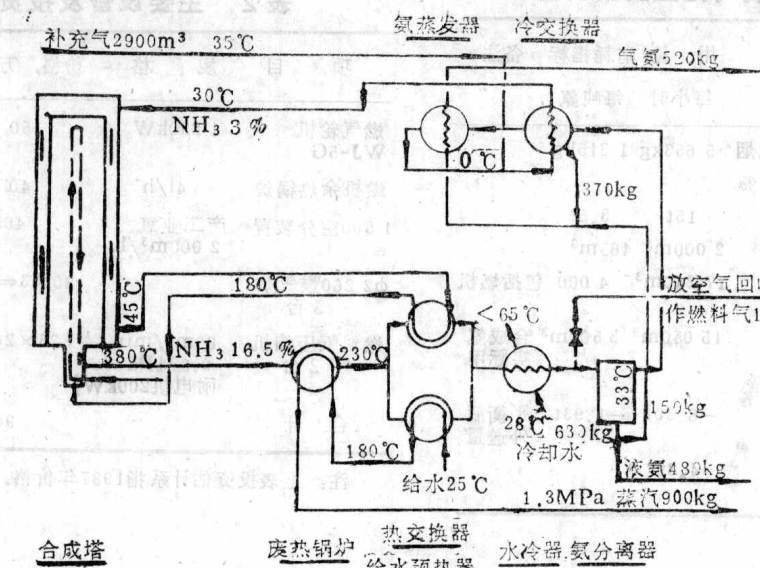


图2 合成工序工艺流程图

注：铜洗冷却用液氨300公斤(低变流程)尚可富裕液氨180公斤。

减少了系统阻力，而且提高了传热面积的利用率，减少了液氨带出，减少了设备制造的困难程度，新设计的氨蒸发器有效换热面积 $\sim 180\text{ m}^2$ ；

5. 循环机 触媒中、后期最低氨净值大于13.5%，因此每吨氨的气体循环量小于 $8\,500\text{ m}^3$ ，再加上多层绝热式内件不会出现“加大循环量压热点超温”而引起系统压力过低现象，循环机进口压力可始终保持在 28.5 MPa 以上的水平。当要求产氨量 $<5.0\text{ t/h}$ 时可选用 $1.8\sim 1.9\text{ m}^3/\text{min}$ 循环机3台，2开1备。当要求产氨量 $<6.5\text{ t/h}$ ，可选用 $1.8\sim 1.9\text{ m}^3/\text{min}$ 循环机4台，3开1备。循环机在循环圈中的位置应根据合成氨生产能力，循环打气能力，定出循环机富裕程度，以确定循环机能否为新鲜气加压，从而定出置于氨冷系统之前还是之后。在高氨净值低循环量的条件下，如果为了给新鲜气加压，而另外增开1台循环机，这在经济上无论如何是不合算的。

以上两项新工艺技术已具备使用条件，除燃气轮机外，富氧造气和合成装置的施工图均已完成，预计不久即可投产运行，今后如果在工程中同时采用以上两种新工艺，将可达到以下主要消耗指标：消耗原料煤 $1\,316\text{ kg/tNH}_3$ ，其中 820 kg 气氨， 180 kg 液氨，同时副产 1.3 MPa 饱和蒸汽 2.83 吨 ，扣除变换铜洗自用 0.800 吨 蒸汽外，还可提供 2 吨 蒸汽。蒸汽和冷冻量的富裕，对于产尿素的工厂来说，具有重要经济意义。

合成-变换-精炼换热网络目前已在若干 $1.5\sim 3\text{ 万吨}$ 合成氨厂使用，在使用低变触媒的蒸汽中，变换余热供精炼再生铜液使用，变换蒸汽消耗不大于 700 kg ；在无低变的生产装置中变换系统蒸汽消耗在 800 kg 以内。

在采用低变技术后，由于精炼系统铜液循环量下降，冷冻量也减少很多，只要合成系统氨净值 $>12\%$ ，全厂冷冻量可以平衡，我院设计的新合成塔在后期氨净值 $>13.5\%$ ，冷冻量的富余程度是相当大的。

造气节能技术

汪寿建

造气工段是合成氨生产中的龙头,其任务是制备合格的 $\text{CO} + \text{H}_2 \geq 70\%$ 的半水煤气,通过净化供氨合成使用。我国拥有丰富的煤炭资源,是为小型氨厂制备合成氨的主要原料,目前小型合成氨厂吨氨平均能耗约在 66.88 GJ/tNH_3 。先进厂的吨氨两煤耗(折标煤 84%)也在 $1571 \sim 1700 \text{ kg/tNH}_3$,而其中 60% 的能量消耗在造气工段。造气工段的节能技改,重点是以降低能耗,降低原料、燃料消耗,提高单炉发气量,余热逐级回收,能够达到蒸汽自给为重点,我院小化肥室在这方面做了大量工作,本文针对能耗损失中的有形或无形损失的某些方面进行论述。

一、气化过程的热损失及分析

气化过程中余热回收是相当可观的,我们知道小型氨厂的固定层间歇气化炉随燃料的性能不同、操作管理水平的高低、采用的技术水平优劣均会对气化过程中的有效能利用产生很大的差异。评价气化过程的优劣主要有三个方面:

1. 半水煤气的质量,即 $(\text{CO} + \text{H}_2 \text{ 含量})$ 、 $(\text{CO} + \text{H}_2) / \text{N}_2$ 及 O_2 成分,如果质量差,它对半水煤气的消耗,后续工段的处理会带来一系列问题,半水煤气成份好,消耗定额相对会降低;

2. 气化强度,即单炉每小时、每平方米炉截面生产半水煤气量。显然,气化强度越高,气化过程中的热损失越少,有效能利用越好;

3. 燃料和蒸汽消耗,燃料越接近理论消耗能耗,外供蒸汽越少,气化过程越好。

所有上述评价内容均可用气化效率来表示,即生成气体的发热量与所耗燃料的发热量之比值,也就是说热量的利用率,用下式表示为:

$$E_{\text{气}} = \frac{Q_{\text{半}}}{Q_{\text{燃}} + Q_{\text{蒸}}} \times 100\% \quad (1)$$

式中 $Q_{\text{半}}$ ——生成半水煤气的热值, kJ/tNH_3 ;

$Q_{\text{燃}}$ ——消耗燃料的热值, kJ/tNH_3 ;

$Q_{\text{蒸}}$ ——消耗蒸汽的焓值, kJ/tNH_3 。

上式 $Q_{\text{燃}}$ 指的是吹风和制气总的消耗燃料之和,式(1)中如 $Q_{\text{蒸}} = 0$ 时,式(1)可变为下式:

$$E'_{\text{气}} = \frac{Q_{\text{半}}}{Q_{\text{燃}}} \quad (2)$$

所谓 $Q_{\text{蒸}} = 0$,意味着造气工段取消外供蒸汽,如设计的“两煤变一煤装置”副产

蒸汽量能够满足造气工段蒸汽自给平衡,故 $Q_{\text{蒸}} = 0$ 在小型氨厂是能够实现的。

比较式(1)和式(2),显然 $E'_{\text{气}} > E_{\text{气}}$,由此可知,取消外供蒸汽时的气化效率要比外供蒸汽时气化效率高,但 $E_{\text{气}} \neq 1$,这是因为 $Q_{\text{燃}} > Q_{\text{半}}$,即燃料气化过程中的热量不可能百分之百转变为生成半水煤气的热量,但我们可假定在一种理想状态下进行气化过程,即蒸汽百分之百分解,吹风气不含CO,灰渣燃烧完全无热损失,在25℃基准下,原料煤(折纯碳)燃烧放出热量全部转化为半水煤气热值,则有:

$$WQ_{\text{燃}} = VQ_{\text{半}} \tag{3}$$

式中W、V分别为纯碳量,kg/tNH₃;半水煤气量,m³(Vn)/tNH₃。(Vn为标准体积)

设半水煤气中CO=28%,H₂=42%,25℃时, $Q_{\text{CO}} = 283\,183\text{ kJ/kmol}$, $Q_{\text{H}_2} = 241\,993\text{ kJ/kmol}$, $Q_{\text{C}} = 393\,777\text{ kJ/kmol}$ 。则

$$W = V \frac{12 \times (283\,183 \times 0.28 + 241\,993 \times 0.42)}{22.4 \times 393\,777} = 0.246V \tag{4}$$

或者折标煤计算时,式(4)变为:

$$W = 0.293V \text{ (kg/tNH}_3\text{)} \tag{5}$$

而实际生产过程中,蒸汽分解率不可能百分之百,灰渣中还含有未燃尽碳,一般可在(10~16)%左右。吹风气还含有可燃气体及各种热损失,因此式(5)在实际生产中应变为下式:

$$W_{\text{实}} = 0.293V + W_{\text{渣}} + W_{\text{吹}} + W_{\text{损}} \tag{6}$$

式(6)中W_渣、W_吹、W_损是我们进行造气节能改造的着眼点。

吨氨消耗半水煤气与公斤标煤制半水煤气之间的关系列于表1。

由表1可见,吨氨耗标煤与半水煤气消耗及单位发气量有关,消耗定额越低,标煤耗越低,成正比关系。

为了降低吨氨标煤耗,必须尽可能降低半水煤气消耗定额和提高单位标煤发气量,但在实际生产过程中做到上述2点,往往有较大的难度,这是因为:

表1 吨氨耗半水煤气、标煤产气量与吨氨耗标煤量的关系

(单位:kg)

(1)降低半水煤气消耗除与造气工段有关外,绝大部分取决于整个净化及合成系统,在后续工段里应该尽可能将有形损失降低到最低限度;

(2)标煤单位发气量与气化炉结构有密切关系,与气化条件有直接影响,即燃料的粒度、灰熔点、机械强度、热稳定性、反应活性对标煤单位发气量影响甚大;

(3)尽可能降低废渣中的残碳量,这是提高单位标煤发气量的一个重要方面。

下面以表1中单位标煤发气量2.5 m³(Vn)/kg和消耗定额3 400 m³(Vn)/tNH₃为例,分析气化效率、热量损失。

设半水煤气中CO+H₂≥70%,CO=29%,热值为8 095.5 kJ/m³(Vn),标煤热值为

半水煤气 m ³ (Vn)/tNH ₃	半水煤气m ³ (Vn)/标煤kg					
	2.2	2.3	2.4	2.5	2.6	2.7
3 100	1 409	1 347	1 291	1 240	1 192	1 148
3 200	1 454	1 391	1 333	1 280	1 230	1 185
3 300	1 500	1 434	1 375	1 320	1 269	1 222
3 400	1 545	1 478	1 416	1 360	1 307	1 259
3 500	1 590	1 521	1 458	1 400	1 346	1 296
3 600	1 636	1 565	1 500	1 440	1 384	1 333

28 000 kJ/kg, 查表 1, 对应的标煤耗为 1 360 kg/tNH₃。

当外供蒸汽热量等于零时,

$$Q_{\text{半}} = 8\,095.5 \times 3\,400 = 27.52 \text{ GJ/tNH}_3$$

$$\text{标煤发热量 } Q_{\text{燃}} = 28\,000 \times 1\,360 = 38.08 \text{ GJ/tNH}_3$$

$$\text{气化效率 } E' = \frac{Q_{\text{半}}}{Q_{\text{燃}}} = \frac{27.52}{38.08} \times 100\% = 72.28\%$$

显然在气化过程中损失的热量 $Q_{\text{损}}$ 为:

$$Q_{\text{损}} = Q_{\text{燃}} - Q_{\text{半}} = 38.08 - 27.52 = 10.56 \text{ GJ/tNH}_3$$

折成标煤量, 根据式 (6) 得:

$$Q_{\text{损}} \approx W_{\text{渣}} + W_{\text{吹}} + \sum W_{\text{损}} = W_{\text{实}} - 0.293V$$

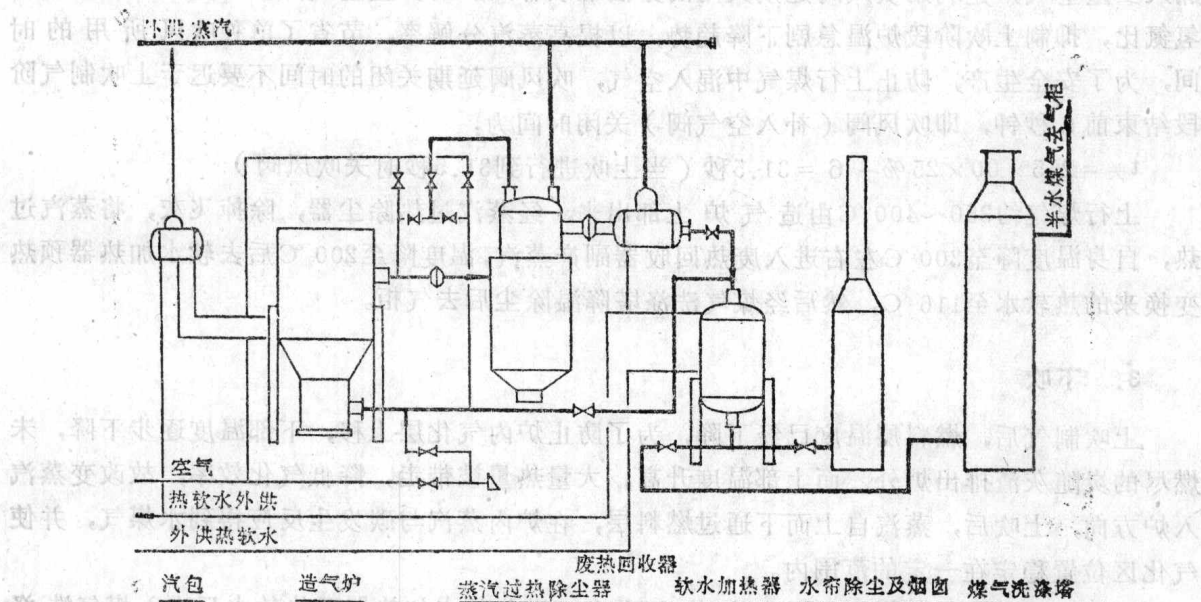
$$= 1\,360 - 0.293 \times 3\,400 = 363.8 \text{ kg/tNH}_3$$

$$= 10.186 \text{ GJ/tNH}_3$$

当外供蒸汽不为零时, 即 $Q_{\text{蒸}} \neq 0$, 根据一般厂情况, 吨氨补充蒸汽在 1.8~2.2 之间, 将蒸汽折成标煤, 发热量约在 7 GJ/tNH₃, 则气化效率 $E' \leq 60\%$, 可见, 造气蒸汽达自给时能将气化效率由 60% 提高至 70% 左右。

二、造气节能流程说明

见下图所示, 造气节能流程及回收装置主要是回收造气的余热, 提高造气炉单炉气量。



造气三级余热利用流程图

造气余热三级回收节能流程是以块煤（碳化煤球）为原料, 采用固定层间歇法制备半水煤气, 机械排渣自动上煤系统流程, 整个循环过程分为吹风、上吹、下吹、二次上吹、吹净五个步骤, 循环时间为 2.5 分钟, 每个步骤所占时间比例见表 2。

表2 不同燃料循环时间分配比例

燃料种类	粒 度	分 配 比 例, %				
	mm	吹风	上吹	下吹	二次上吹	吹除
晋城无烟煤	25~75	25~26	25~26	36~37	7~9	3~4
晋城无烟煤	8~25	28~29	24~25	24~35	7~9	3~4
焦炭	15~20	20~22	22~24	40~42	7~9	3~4

1. 吹风

空气经空气鼓风机送入煤气炉底部入炉, 通过碳与空气中的氧的化学反应放出大量的反应热, 贮存于燃料层中, 为制气阶段吸热反应提供热量。出炉气称为吹风气, 温度~400℃, 由于吹风气中含有(5~7)%左右的可燃物, 故吹风气经部分显热回收后送沸腾燃烧炉与废渣等一并燃烧予以回收

废热副产蒸汽(此装置本流程未予表示)。

吹风气先经蒸汽过热除尘器, 除掉飞灰, 将入炉蒸汽过热至150℃左右, 自身温度降至300℃, 当设置吹风气回收装置时, 吹风气直接去沸腾燃烧炉; 当不设吹风气回收装置时, 进废热回收器副产0.4 MPa饱和蒸汽吨氨能回收蒸汽360~410公斤, 供本段制气使用。经废热回收器后吹风气温度降至200℃, 去软水加热器预热变换工段来的80℃热软水至116℃, 供造气副产蒸汽使用, 经三级回收热量后吹风气去水帘除尘器后排入大气。

2. 上吹

吹风后开始一次上吹加氮, 由于燃料层具有较高的温度, 过热蒸汽和少量空气混合, 自下而上地通过燃料层, 碳与蒸汽、空气中氧反应, 生成水煤气(少量空气煤气)。制气阶段加入少量空气, 是利用吹风阀延期关闭的办法继续补入炉内少量空气, 目的是调节气体中的氢氮比, 抑制上吹阶段炉温急剧下降趋势, 以提高蒸汽分解率, 节省了单独吹风所用的时间, 为了安全生产, 防止上行煤气中混入空气, 吹风阀延期关闭的时间不要迟于上吹制气阶段结束前6秒钟, 即吹风阀(补入空气阀)关闭时间为:

$$t_{\text{关}} = 2.5 \times 60 \times 25\% - 6 = 31.5 \text{秒 (当上吹进行到31.5秒时关吹风阀)}$$

上行煤气约350~400℃由造气炉上部出来, 经蒸汽过热除尘器, 除掉飞灰, 将蒸汽过热, 自身温度降至300℃左右进入废热回收器副产蒸汽, 温度降至200℃后去软水加热器预热变换来的热软水至116℃, 然后经煤气洗涤塔降温除尘后去气柜。

3. 下吹

上吹制气后, 燃料层温度已经下降, 为了防止炉内气化层上移, 下部温度逐步下降, 未燃尽的炭随灰渣排出炉外, 而上部温度升高, 大量热量被带走, 降低气化效率, 故改变蒸汽入炉方向, 上吹后, 蒸汽自上而下通过燃料层, 在炉内蒸汽与碳发生反应得到水煤气, 并使气化区位置稳定在一定的范围内。

从炉底引出的下行煤气, 温度约250℃左右, 进入软水加热器预热软水后进入煤气洗涤塔除尘降温后进入气柜。

4. 二次上吹

同上吹一样, 但不加入空气, 由于下吹完后, 煤气炉下部和管道中残留一部分煤气, 此

时将蒸汽自下而上通过燃料层，即生产半水煤气，又排净煤气炉下部残留的半水煤气，为空气通过燃料层创造条件。

5. 吹净

二次上吹后，煤气炉上部、蒸汽过热除尘器、废热回收器、软水加热器及管道中残留一部分煤气，如直接转入吹气，将造成浪费，故增加一个空气吹净，自上而下通过燃料层，并送至气柜。

吹净后改为吹风阶段，从而完成一个循环过程。

三. 造气节能装置特点

1. 采用三级余热回收技术

由造气三级余热利用流程知，该套装置在余热回收过程中采用旋风除尘后，首先蒸汽过热高温回收，然后副产低压蒸汽，最后预热软水，使得吹风气、上行煤气的显热得到合理利用，下行煤气的低位能显热也得到合理的利用。逐级降温即回收了不同等级的余热又克服了管道中的热阻，这是该流程的主要特点。

吹风气、上行煤气一级余热，即气体由 $400\sim 420\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，降至 $300\sim 320\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，可利用的余热量为 0.7106 GJ/tNH_3 ，可用来过热蒸汽($140\text{ }^{\circ}\text{C}$ 过热到 $250\text{ }^{\circ}\text{C}$)，蒸汽量约在 $2.5\sim 3\text{ t/tNH}_3$ 。

吹风气、上行煤气二级余热，即气体由 $300\sim 320\text{ }^{\circ}\text{C}$ 降至 $200\sim 220\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，可利用的余热量为 0.7942 GJ/tNH_3 ，可用来副产 $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ 的饱和蒸汽 $320\sim 360\text{ kg/tNH}_3$ 。

吹风气、上、下行煤气三级余热，即气体由 $200\sim 220\text{ }^{\circ}\text{C}$ 降至 $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ 左右，可利用的余热约为 0.3344 GJ/tNH_3 ，可用来预热变换来的 $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ 热软水至 $116\text{ }^{\circ}\text{C}$ ，水量约为 $2\sim 2.5\text{ t/tNH}_3$ 。

造气炉夹套锅炉可回收废热 1.0032 GJ/tNH_3 ，副产 $142\text{ }^{\circ}\text{C}$ 饱和蒸汽 $420\sim 440\text{ kg/tNH}_3$ 。

余热总回收量 $=0.7106+0.7942+0.3344+1.0032=2.8424\text{ GJ/tNH}_3$ 。

2. 系统阻力低

造气炉是在高温低压工艺条件下进行生产的，系统阻力对造气炉气化强度影响十分大，本装置在设备布置、结构形式上均以降低系统阻力为原则进行设计。

系统管道设计 以增大流通面积，减少气体流向的改变和缩短气体流程为前提，上行煤气管，由于温度高、热阻大，故由气化炉至“三合一”余热回收装置，管道设计为 $\phi 920\times 8$ ，

“三合一”设备至洗涤塔总管为 $\phi 630\times 8$ ，下行煤气管改为 $\phi 530\times 8$ ，吹风气空气总管改为 $\phi 820\times 6$ 。由于管道流通截面积增大，可使管道阻力迅速下降。

设备结构联合设计 将旋风除尘器、蒸汽过热器、废热锅炉三个设备进行联合设计，设备与设备直接连接，以代替管道，从而减少管道的总长度和管道阻力，由于设备直接连接，还减少了不必要的管道弯头，由于旋风除尘好，减少了磨损和阻塞现象。

设备合并设计 将原造气工段单个的洗气塔合并为一个大洗气塔，克服了多塔小设备的阻力，提高了洗气、除尘效果，冷却水利用率提高，减少了污水处理的负荷。

由于采用上述措施, 管道阻力下降5 880~7 840 Pa。

3. 采用过热蒸汽制气

本设计中, 上、下行煤气余热经过回收, 过热蒸汽约250℃左右入炉, 由前所述, 一级余热回收可以预热蒸汽2.5~3 t/tNH₃, 足够生产1吨氨所需用汽量, 由于采用过热蒸汽减少了炭层提供蒸气升温到反应温度所需的热量, 缓和了炉内炭层制气过程中急剧降温的矛盾。与饱和蒸汽相比, 可缩短吹风时间2~5秒, 可节省原料及动力消耗, 更重要的是可以提高蒸汽分解率, 一般情况下, 当蒸汽过热至200℃以上时, 可提高蒸汽分解率达5%左右, 从而可减少蒸汽用量, 降低燃料煤消耗。

4. 采用上行制气加氮

当上吹制气时, 利用吹风阀延期关闭的方法, 在蒸汽中加入一部分空气进入炭层, 同时进行空气煤气反应和水煤气反应, 放热和吸热同时进行, 抑制炉温急剧下降, 一方面可以调节水煤气中的氮含量, 另一方面对于提高蒸汽分解率, 气体质量和产量均有明显的好处。由于采用上吹加氮, 每个循环炭层温度比单独回收要高, 可缩短吹风时间, 提高制气时间和效率。

5. 采用蒸汽自调和氢氮比自调

在炉内上、下行制气过程中, 加入蒸汽量对制气效率和质量均有十分明显的影响。随着蒸汽的加入, 炉温要逐渐降低, 气体质量和数量要发生变化。随着反应进行, 蒸汽分解率逐渐下降, 因此蒸汽加入量应随着炉温的变化、蒸汽分解率的变化逐步递减, 否则蒸汽量保持不变, 不仅影响蒸汽的消耗, 而且还将影响气体的质量, 还要增加吹风时间, 因此本设计采用蒸汽递减自调控制入炉蒸汽量。

合成氨氢氮比一般控制在2.8~3.1之间, 而这个调节手段是由造气工段完成的, 当温度高、气质好、氢氮比高时, 多加入空气量; 炉温低时、气质差、氮氢比低时, 少加空气量。

一般情况下要求循环气中氢气波动幅度不超过(3~4)%, 调节的方法是以增减煤气炉的加氮空气用量为主, 另外增加吹净时间和改制水煤气为辅。

综上所述, 我院新设计的小型氨厂造气节能装置具有造气废热回收逐级利用、系统阻力小、单炉发气量大、除尘效果好、设备结构安全可靠等优点, 在流程中尽量合理利用气体的显热, 该流程可与吹风气回收装置结合起来使用, 也可单独使用。

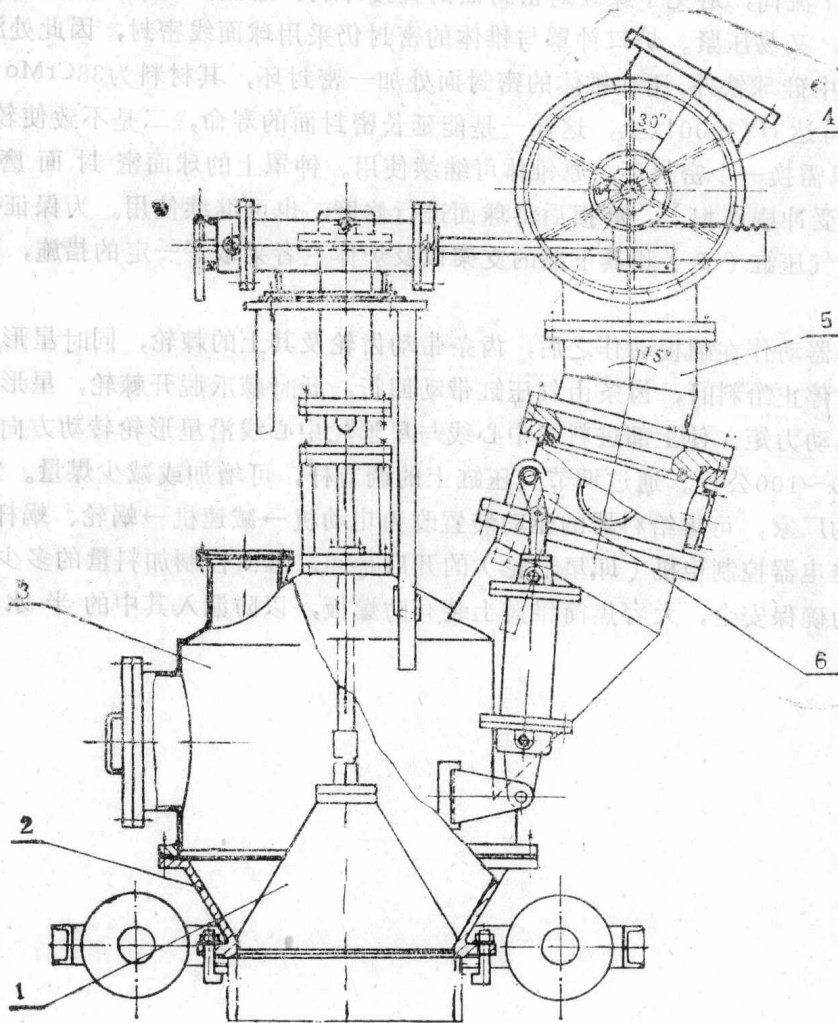
ϕ 2260煤气炉配自动加焦机

何淑娥

传统的间歇式半水煤气生产中，人工操作一般是十几个循环加料1次，1次加料多，易造成炉温不稳定，煤耗较大，且劳动环境差，工人劳动强度大。

自动加焦机每个循环加料1次，加碳均匀，炉床稳定，既可提高蒸汽分解率，造气炉内碳层稳定，且能保持较高的碳层（与人工操作相对而言），相应提高了炉子的生产能力。另外，加料时无须打开炉盖，且是在制气阶段间隙中加料，减少了热损失，增加了制气时间（每天约增加1.3小时），实际生产中还较之人工加料不易结疤。很明显，改善劳动环境、减轻工人的劳动强度也是自动加焦机一个更突出的优点。

我们根据中型厂生产经验和小厂操作情况，为 ϕ 2260煤气发生炉配套设计了这套自动加焦装置。加焦机结构见示意图。



自动加焦机结构示意图

1—钟罩； 2—锥体； 3—大容焦筒； 4—给料器； 5—小容焦筒； 6—翻板。

加焦机的钟罩、翻板及给料器的启动均与自动控制机相连，其开合情况与制气各阶段的关系见下表：

开合情况与制气各阶段的关系表

序 号	制气阶段	钟罩	翻板	给料机
1	吹 风	闭	开	开
2	上 吹	闭	闭	闭
3	下 吹	开	闭	闭
4	二次上吹及 吹净	闭	闭	闭

每个循环中，加焦机的动作顺序为(1)翻板开(与烟囱阀并联，由自动控制机3*缸带动)；(2)给料机开(与二次空气阀并联，由自动控制机4*缸带动)；(3)给料器关；(4)翻板关；(5)钟罩开(由自动控制机8*缸带动)；(6)钟罩关。加焦机下部锥体与造气炉口用勾头螺栓进行联接，下部有小车，可迅速实现机械、人工两种操作的转换。

加焦机的薄弱环节，主要在阀门的密封处，此处开启频繁、磨损严重，使用中往往很快就出现泄漏，所以在设计中，将小容焦筒的密封改为翻板式，翻板先加料器而动，使密封面的位置背向物料流向，避免了煤碳对密封面的直接冲刷、磨损。密封材料用柔性石墨，既能耐一定的温度，又易压紧。炉口钟罩与锥体的密封仍采用球面线密封，因此处温度较高，除二者采用耐热中硅球铁外，还在锥体的密封面处加一密封环，其材料为38CrMo Al A，表面渗氮处理，硬度可达HV1000以上，这样一是能延长密封面的寿命，二是不致使较大铸件报废，密封失效时，只需换一个密封环，原锥体可继续使用。钟罩上的球面密封面磨损情况相对好一些(因不受冲刷磨损)，磨损后将球面进行修磨，也可继续使用。为保证钟罩的对中，设计中对上部气压缸(I)和其下部的支架以及炉体三者采取了一定的措施，保证其同心度。

上部给料器动作在翻板动作之后，齿条带动齿轮及其上的棘轮，同时星形轮开始转动，即实现给料。停止给料时，齿条由气压缸带动回行，此时棘爪脱开棘轮，星形轮不动。为减小星形轮的启动力矩，使上部进料管中心线与星形轮中心线沿星形轮转动方向偏移30°。给料器每次加料80~100公斤。通过调节气压缸上的调节杆，可增加或减少煤量。对于给料量变化要求较大的厂家，可将给料器的驱动装置改为电动机→减速机→蜗轮、蜗杆→星形加料器，以时间继电器控制电机(即星形轮)的开启时间，继而控制加料量的多少。

另外，为确保安全，大容焦筒锥盖上装有防爆板，以防漏入其中的半水煤气引起爆炸。

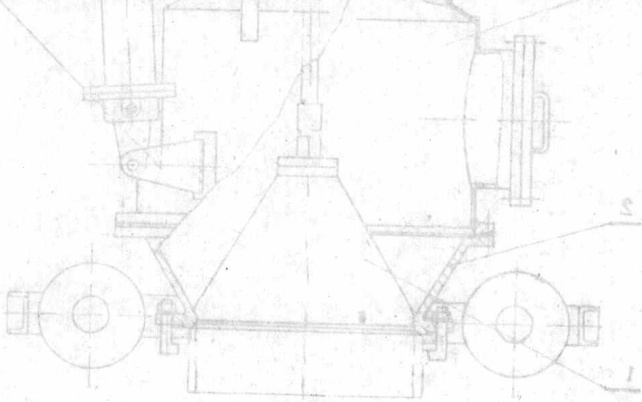


图 示 自 动 加 料 装 置 的 结 构