

小化肥多种经营
技术方案介绍

中国武汉化工工程公司

(化工部第四设计院)

湖北省化学化工学会化肥专业委员会

前 言

小氮肥厂生产碳酸氢铵,是1958年以后我国氮肥工业的一个创举。从其生产技术特点看,由于脱碳与氨加工产品碳酸氢铵的生产过程结合在一起,具有工艺流程短、设备少、建厂快、投资省、成本低、技术容易掌握、单位产品能耗特低于加工其它产品等优点;同时它对零星资源劣质煤具有就地使用、就地生产、就地销售等特点,这些优点和特点,尤其适合我国国情,这就是碳铵生产赖以生存且能得到发展的客观有利条件。26年来在党中央、国务院、化工部各级领导的关怀下,经过小氮肥工业战线全体同志同心协力,自力更生,艰苦奋斗,胜利闯过了工艺技术关、原料关和经济关。

据1984年统计全国已投产的小氮肥厂已有1189个,合成氨产量已突破1000万吨以上,占我国合成氨总产量57.4%,年盈利七亿零四百万元,取得了历史上最好的水平。26年来,碳铵对支援农业生产发挥了具有历史意义的巨大作用,在国际上也引起了联合国工业开发组织的重视。

与此同时,我们应该充分认识到,多年来,小氮肥生产消耗了大量能源,国家曾以几十亿元的代价,予以扶持。直至近几年,通过调正、改革、整顿与提高,不断地加强企业管理,并积极开展,以节能为中心,提高经济效益为重点的技术改造,在降低能耗,扭亏增盈,提高经济效益等各方面才取得了显著效果。1985年初由于多种原因影响,尤其过多的进口化肥(估计2000万吨),使国内化肥市场急剧变化,单一碳铵产品结构的小氮肥工业受到严重的冲击,至同年底产品积压高达3000万吨左右,资金无法周转,致使三分之一的厂家先后被迫停产。

面对时代的挑战,小氮肥厂何去何从?前途如何?许多人为之担心。

氮肥工业是关系到国计民生的基本工业,国家不可能没有它。考虑到社会的安定和国家的利益,1986年以来国务院对小化肥实行临时降价、免税和补贴政策,对化肥进口正加以控制;“民以食为天”,全党注重农业的大好局面已在形成,因此化肥生产有所好转。但应该估计到,从1984~1985两年化肥进口量和目前国内化肥的库存量预测,我国小氮肥生产1936年仍属康复之年。

目前我国施肥水平仅9.5公斤/亩左右,未达到世界水平20公斤/亩的一半。事实说明,作为全国氮肥生产量占57%的小氮肥厂仍是有发展前途的。预计到2000年我国小氮肥厂仍是一支不可忽视的力量而继续生存并发展下去。当然,在其产品结构和服务内容等方面肯定将有所变动。

为了小氮肥争生存、求发展,改变单一产品结构,增强市场应变能力,渡过难关,创造新的效益,全国不少省、市、地、县开展了“以肥为主,多种经营”的活动作了尝试并收到一定的成效。

小氮肥厂本身具有原料优势, H_2 、 CO 、 CO_2 、 NH_3 等气体;有较完好的水、电、汽公用

工程等设施，高温高压设备装置，较高的自动化水平和经验丰富的技术人才；有较广阔的市场和畅通的供销渠道等优势；充分利用这些有利条件，根据市场需求，开发化工产品，这是我们搞多种经营必不可少的物质基础。从国外历史看，企业单一产品向多种产品发展，这是历史的必然，单一产品的化肥企业要适应瞬息万变的市场是困难的，且缺乏竞争能力。唯有走一业为主多种经营的道路，才能使企业逐渐发展成为具备多产品，多功能的性质，从原来仅为农业生产服务，逐步发展到为全社会服务，这样才能有生命力，才能使其立于不败之地。

基于上述目的，我们组织有丰富设计和生产实践经验的同志编写了对工艺技术成熟，市场需要又有较好的经济效益，国内已有生产实践经验并确有发展前途的，为工业部门配套和社会服务的产品改造方案，汇编成：《小化肥多种经营技术方案介绍》一书作为各地方小化肥厂产品改造方案参考选用。

本书介绍多种经营的主要产品有：联尿、联碱、联醇、联合生产汽油、联产城镇煤气、联产硝酸钠、亚硝酸钠、联产磷铵及尿素—磷铵系混合肥料等。此外，我们还介绍了有关节能技术、能耗预测及钾肥等资料。各地可根据具体条件因地制宜考虑之。但必须指示，进行小化肥产品改造务必充分考虑到产品原料来源、市场、销路、企业经济效益、社会经济效益、预测前景……总之，欲上新产品要切实结合本企业、本地区的人力、物力、财力等条件，做好可行性技术经济比较，量力而行，切忌饥不择食，避免事与愿违。

本院愿为全国小化肥厂产品改造和最新节能技术提供设计资料、有关技术咨询以及工程承包等业务，为企业、社会和国家三者利益而共同努力做出新的贡献。

本书由本院技术情报室主编。在编写过程中曾得到院领导陈以楹等同志关怀与支持，“氮肥设计”编辑组全体同志协力完成编辑工作，这对保证和提高本书的质量起了一定的作用；铁道部大桥工程局印刷厂全体职工在酷暑缺电的情况下大力支持；最后由“氮肥设计”责任编辑王正喜等同志负责编辑出版，在此一并致谢。

由于编写时间仓促和水平所限，缺点和错误之处在所难免，希望广大读者予以批评指正。

化工部第四设计院技术情报室主任工程师 刘伯举

1986年8月

目 录

小氮肥厂中压联尿方案介绍.....	(1)
小型尿素——磷铵系混合肥料厂的设计方案.....	(9)
氮肥厂联产城市煤气.....	(16)
小氨厂——甲醇联产方案介绍.....	(20)
推荐常温甲醇洗脱硫技术以改善小氮肥联醇流程的合成气净化.....	(27)
甲醇——汽车代用燃料的应用情况.....	(38)
小氨厂浓气联合制碱介绍.....	(41)
小氨厂变换气联合制碱方案介绍.....	(48)
对碳酸氢铵和氯化钠复分解制碱的看法.....	(51)
氮肥厂副产合成油方案介绍.....	(58)
小氨厂联产硝酸钠、亚硝酸钠的技术经济探讨.....	(60)
小氮肥厂CO ₂ 的应用介绍.....	(65)
小氮肥厂改建磷铵的方案.....	(68)
氮磷结合发展磷铵生产	
——介绍湖北省光化磷肥厂磷铵建设生产情况.....	(76)
硫磷铵生产新工艺简介.....	(82)
钾肥生产综述.....	(86)
开拓农化服务工作的新局面.....	(93)
KMM微电脑应用于合成氨厂的节能效益	(97)
小氮肥厂能耗预测	(101)
φ800合成塔余热回收装置的设计与应用	(112)
小氮肥厂增设低变的节能效果	(119)
小氮肥厂技改动向	(128)

小氮肥厂中压联尿方案介绍

中国武汉化工工程公司 刘伯举

编者按 1986年4月12日化工部基本建设局以(86)化基设字第209号文“关于安排小尿素装置通用设计的函”下达我公司。

根据中央领导和部领导的指示精神,在“七五”期间改造一部分小化肥厂,建设小尿素和小磷铵各若干套,今年准备,明、后两年要陆续建成投产,安排我公司承担年产约一万吨(在总结六合的基础上)和年产四万吨(在总结成都化肥厂的基础上)两种规模的中压联尿装置通用设计。……并解决好以煤、天然气和重油三种原料的氨和 CO_2 的平衡问题。本文对60公斤/厘米²(表)变换气气提合成氨——尿素联合法(简称中压联尿)生产尿素的特点、生产流程、设计、生产情况、建厂指标及技术展望等方面作一详细介绍,对小化肥厂产品改造单位具有一定参考价值。

一、情况介绍:

我国对“联尿”流程的开发研究,开始于1965年底是继1963年10月碳化流程在江苏省丹阳县化肥厂试生产成功之后,当时由化学工业部侯德榜副部长在上海主持讨论了“联尿”流程方案,明确以变换气气提联尿为研究开发的方向,并决定由上海化工研究院负责中压(45~125表压)变换气气提联尿试验(规模为日产2.2吨尿素)以及相同的应用基础研究,我院参加了此项试验研究工作。

我院在1968~1969年期间曾根据上海化工研究院45~60表压变换气气提法联尿中间试验的科研成果,为延安氮肥厂设计了生产规模为42吨/日尿素(年产万吨规模)工业装置的施工图。1969年底江苏六合化肥厂邀请化工部上海化工研究院,化工部第四设计院和江苏化工安装公司设计室(现为江苏化工设计院)等单位,采用化工部第四设计院,在延安氮肥厂联尿装置施工图设计基础上根据六合化肥厂的具体情况,因地制宜地作了一万吨规模的修改设计,六合和延安这两套

联尿工业装置于1974年和1975年建成试车。

为了推动试生产和测定工作的进行,确保科研成果的及时推广;按国家科技开发暂行条例规定需编制出开发项目的基础设计上报成果,申请专利。80年5月化工部下达,关于中压联尿试生产和编制基础设计的任务,明确:1.关于60公斤/厘米²变换气气提尿素42吨/日,装置试生产和测定工作;2.关于基础设计的编制问题。1980年7月化工部科技局、基建局和江苏化工厅与六合化肥厂、上海化工研究院、化工部第四设计院签署了中压联尿试生产专业技术合同,提出了试生产专业技术合同,以及试生产要求和考核指标,按部规定考核指标要求应达到①满负荷连续运转15天以上,去头截尾在其中最优惠的操作条件下进行为期7天的全面测定;②试生产累计运转时间为三个月以上(指81年试生产测定期间);③尿素的平均氨耗为<600公斤氨/吨尿素;④尿素平均蒸汽耗<320公斤/吨尿素,经过我们共同努力协作攻关,克服种种困难,终于在1981年12月底,按技术合同要求完成生产测定任

务。

通过连续运转和测定,证实中压联尿生产工艺是完全可以实现的,不仅验证了中间试验而且提供了工艺参数、积累了联尿生产的实践经验、测得工业装置的物料组成、设备热负荷、消耗定额和有关化工数据,为工程设计及其它技术经济评价提供设计依据。

82年10月我院与上海化工研究院,联合编制出“日产140吨尿素变换气提法合成氨——尿素联合生产尿素装置”基础设计。82年底在上海通过国家技术鉴定。四川成都市化肥厂根据上海化工研究院的科研资料和我院提供的基础设计以及江苏六合化肥厂中压联尿装置试生产经验,采用了这个新工艺,并依靠自己技术力量,克服了重重困难,已于84年10月正式建成投产。目前该厂日产尿素100吨以上。1986年3月化工部秦部长曾到该厂参观对该厂联尿生产取得的成绩给予肯定和鼓励,并对全国小氮肥厂碳铵产品改造尿素寄予很大希望。

江苏无锡化肥厂在产品改造中亦拟用此工艺。河北任丘化肥厂以油田伴生气为原料,由于氨多于 CO_2 ,拟将碳铵产品改为尿素,采用联尿新工艺更合适。

去年9月化工部秦仲达部长视察了延安氮肥厂,对该厂小联尿恢复生产做了指示,我院正着手进行恢复生产施工图设计工作。

福建长乐县合成氨厂,现年产合成氨7500吨,碳铵3万吨,由于进口尿素冲击市场,急需转产。因该县地处沿海地区尿素紧缺,迫切要求转产尿素,其规模为12000吨/年,通过该县人民政府曾委托我院安排工程设计并承包。

此外,云南氮肥厂和攀枝花钢铁公司焦化厂等单位亦已请上海化工研究院分别编制年产四万吨和一万吨“中压联尿”装置的可行性研究。

以上这些说明联尿第一代流程的生产已

渐趋成熟各项技术经济指标是合理的,其经济效益对国家、集体和个人已逐步体现出来。

二、“中压联尿法”生产尿素有如下特点

(一)联尿车间在生产合格成品尿素的同时还起到气体脱碳净化的作用。因此生产任务有双重性。

(二)取消 CO_2 专用压缩机,传统的尿素生产方法都是将合成氨车间生产中的脱碳和再生工段出来的 $>98\%$ 纯度的 CO_2 ,用 CO_2 压缩机从常压压缩到220公斤/厘米²表压以上,送入尿素合成塔,而中压联尿只需用合成氨车间的氮气压缩机将含有 $\text{CO}_2 < 18\%$ 的变换气压缩到45~60公斤/厘米²表压,送入联尿车间的气提塔内,作为气提介质,从而取消了价格昂贵用材要求高的 CO_2 专用压缩机及其附属设备

(三)取消脱碳工段或只设半脱碳工段,以天然气或油田伴生气为原料的合成氨厂,由于原料气经变换后变换气中 CO_2 含量 $\sim 18\%$,这样氨和 CO_2 恰好平衡,则可取消脱碳及再生工段;对以煤、焦和重油为原料的合成氨厂,由于原料气经变换后,变换气中 CO_2 含量23~30%不等。这样 NH_3 少 CO_2 多,则需设置半脱碳工段,即将23~30%的 CO_2 半脱至 $< 18\% \text{CO}_2$,以满足生产要求。

(四)取消尿素低压分解和回收系统,由于采用45~60公斤/厘米²(表压) $\sim 18\% \text{CO}_2$ 的变换气作气提介质,把来自尿素合成塔的尿素熔融液中未转化的甲铵和未反应的过剩 NH_3 、 CO_2 分解和气提出来,变换气中 $\sim 18\% \text{CO}_2$ 则全部被氨吸收,并以甲铵溶液型式用甲铵泵提压送回尿素合成塔,由于气提时氨和 CO_2 的蒸出率和分解率都较 CO_2 气提法为高。例如中压变换气气提法甲铵分解率 $> 85\%$,总 NH_3 蒸出率为96.5%; CO_2 气提法甲铵分解率为 $\sim 75\%$,总 NH_3 蒸

出率~85%,因而取消低压分解和回收系统,减少了设备10多台,又简化了尿素生产。

(五)降低铜洗生产负荷,减少氨耗及铜耗,合成氨车间来的~18%CO₂的变换气,其中CO₂在联尿装置中全部被吸收、冷凝、净化后又返回合成氨车间压缩机6段进口,压缩至130公斤/厘米²(表压)进入铜洗工段,由于联尿气中CO₂含量<100PPm, NH₃<2克/标米³ O₂<0.3%,总硫<0.1毫克/标米³因而大大减轻了铜洗负荷,生产中氨耗可节省5公斤/吨NH₃,铜耗可保证在0.1公斤/吨NH₃以下。

但应该指出联尿气体中O₂含量0.3%比传统脱碳气中O₂含量0.2%高出0.1%,这样将影响铜比下降,因此,生产操作中应采取措施,例如增设再生系统下加热器,铜液走主阀,降低进入再生器的温度等,以增加铜液停留时间,延长还原反应,提高铜比。

(六)O₂含量0.3%以下时,对甲烷化流程的温升影响不大,传统三触媒流程,原料气进甲烷化以前CO+CO₂<0.7%,联尿气CO+CO₂<0.3%,但O₂含量相对高出0.2%,按理论计算温升相对高出8.65℃,为了取得氧含量对甲烷化操作温升的真实影响,1984年4月23日四川成都化肥厂做了向脱碳气中配氧的试验测定,从测定的结果可以看出催化剂床层的温度随氧含量的增加而升高,但氧含量在0.3%以下时,床层温升不很明显。所以中压联尿工艺可以满足甲烷化流程。

(七)中压联尿尿素生产较安全,与其它方法比较,相对来说O₂含量少,惰性气多,无爆炸危险,水溶液全循环法在中压循环惰性气冷凝器上部排出的惰性气体中组份O₂含量高达25%(体积%)左右,又有氨~40%存在是爆炸性气体;CO₂气提法中尾气离开高压洗涤器直接放空,其组成(体积%)大致为O₂14.3%、H₂22.8%亦是爆炸

性气体。上述两法的惰性气都在爆炸限之内,当遇到引爆源,如:火花、撞击、摩擦、静电和雷击等情况,就有可能发生燃爆,造成着火爆炸事故。

(八)碳铵生产中,为了防止主副碳化塔碳铵沉淀结垢堵塞,每班8小时生产后要定期进行倒塔清洗,要更换10多个阀门,联尿生产则不需要变动阀门,因此大大改善了操作劳动强度与劳动条件。

(九)生产操作技术比较容易掌握,与水溶液全循环法及CO₂气提法相比较,联尿生产操作容易,开车、停车、生产控制等都较上述两法简单。

(十)年操作天数可保证与全循环法、CO₂气提法一样。

有些人认为联尿流程限制了合成氨产品加工上的灵活性;合成氨与尿素的生产紧密地串联一起,一环脱扣将影响全局,工厂生产几乎没有回旋余地,这对大型化单机组装置,计划保持长周期,较好的开工率是大有影响的。

但我们认为对开工率问题,联尿法与上述两法都具有同样的灵活性和独立性。都能保持长周期较好的开工率。以煤、焦、重油为原料的合成氨厂对脱碳装置的设计要考虑全脱碳设计能力,并同他法一样,扩大了氨库容量。这样在正常生产时,保持着联尿流程的优点,在工厂开车或联尿发生故障时,合成氨车间仍可以在80%负荷上单独生产。据说70年代后期意大利Snam公司对联尿生产已提出这个方案。

(十一)合成氨与尿素传统的并联生产改为串联生产,由合成氨车间提供含~18%CO₂的变换气及液氨作为原料,把含有~CO₂18%的变换气作为尿素生产流程中的气提介质,在CO₂吸收塔中又起到氨生产流程中脱除CO₂的作用,两者串联生产,使得氨与尿素的现有工艺流程都得到简化。

三、生产流程

(一) 合成氨和联尿生产流程 (参见图 1 合气氨和联尿生产示意图)

以碳化煤球为原料采用氨加工尿素产品的中压变换气气提法尿素——合成氨联合生产尿素装置与传统的水溶液全循环尿素生产流程相比较,在合成氨生产部份最主要的区别是在变换气中 CO_2 气体净化处理和 CO_2 气体压缩上。传统的尿素生产,合成氨变换气脱除 CO_2 是采用全部脱碳方法,把变换气中的 CO_2 脱至1~2% (体积%),然后把脱碳的溶液减压再生,解吸出 $\geq 98\%$ 浓度的 CO_2 气体,经 CO_2 脱碳,加空气和 CO_2 压缩机压缩,供尿素车间使用。中压联尿流程(以“L”改型高压机为例)高压机二段出口压力7.5 (绝)中变,三段出口压力15 (绝)半脱碳,把变换气中的 CO_2 从25~30%脱至17~18% (体积%)左右,不专设 CO_2 压缩机,然后把半脱碳的气体再返回原来高压机四段、五段继续压缩至60 (绝)后送去联尿车间气提塔作为气提介质,通过 CO_2 吸收塔把全部 NH_3 、 CO_2 冷凝吸收下来,生成浓甲铵溶液,用甲铵泵打进甲铵预热器、尿素合成塔进行脱水转化为尿素。

(二)、中压联尿概略工艺流程 (参见图 2)

45~60 (绝) 半脱碳的17~18% CO_2 变换气来自合成氨车间压缩工段“L”改型高压机五段,不经水冷器送入联尿车间气提塔底部,先经两块筛板的绝热气提,由下而上与塔顶淋洒下来的合成尿素熔融物在降膜式气提塔管束中逆流接触,使氨的分压降低,同时气提塔采用蒸汽管外加热、控制一定温度,这样使尿素熔融液中过量氨和未反应的甲铵在气提塔内随液体的下降而蒸出与分解。

从气提塔塔顶导出的气体 (其成份:

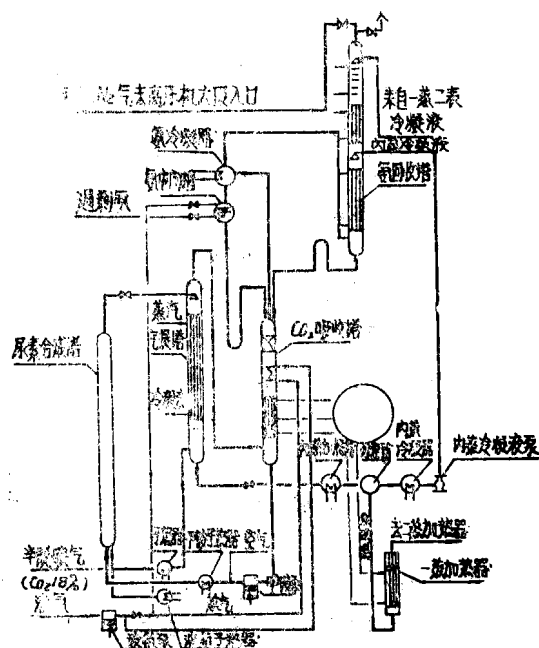


图2 中压联尿概略流程图

NH_3 、 CO_2 、 H_2O 、及 H_2 、 N_2 、 CO 、 CH_4 等气体)送入 CO_2 吸收塔的底部分气盒内,在浸没式列管换热器里鼓泡、冷凝吸收,压力为60 (绝),温度 $\geq 125^\circ\text{C}$,在此绝大部分的 NH_3 和 CO_2 得以冷凝吸收与此同时反应生成浓甲铵液并放出大量反应热。气相中残余的少量 CO_2 在塔的中段盘管鼓泡继续吸收,在上部空间塔料层来自氨回塔的浓氨水 ($\geq 50\%$) 与液氨中间贮缸回流下来的液氨汇合后淋洒而下,与上升气体作逆流接触,控制出塔顶的气体温度,以达到清除微量 CO_2 的目的。

自塔底排出的浓甲铵液,通过液位自调由高压甲铵泵增压经甲铵预热器加热至 180°C 左右,最后进入尿素合成塔脱水,生成尿素。

自 CO_2 吸收塔塔顶引出的混合气,其中 NH_3 含量~60%, $\text{CO}_2 \leq 100\text{PPm}$,在温度 75°C ,压力60公斤/厘米²(表)条件下导入两个串联的氨冷凝器,冷凝回收,其中大部份氨、液氨流经中间贮缸作为吸收塔回流氨用,

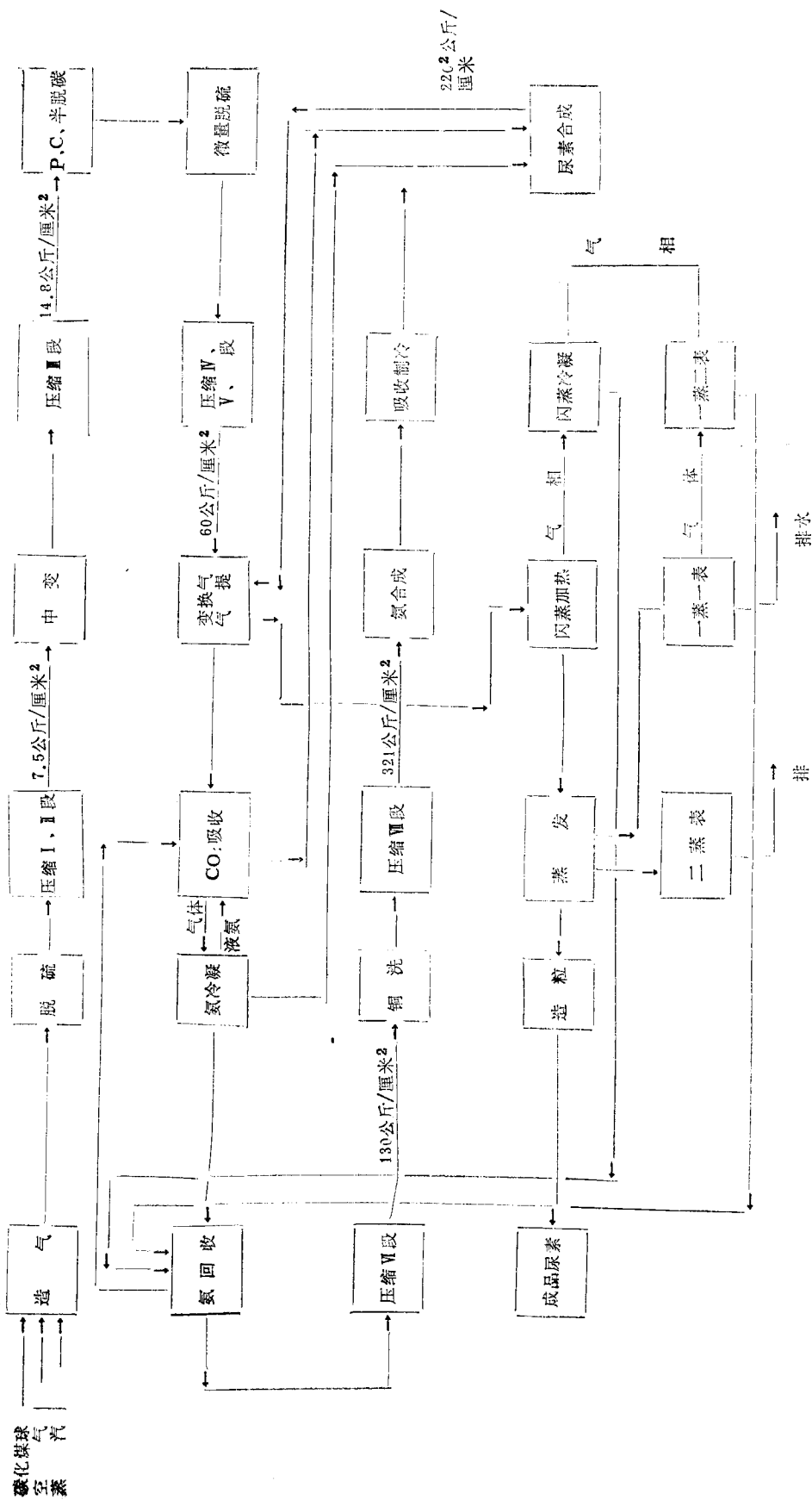


图 1 合成氨和联尿生产流程示意图

一小部份过剩氨则减压返回合成氨车间液氨贮槽，作为原料氨一起进入高压液氨泵增压。出氨冷凝器的混合气中仍会有相当数量的气氨，进入氨回收塔底部气体分布器与塔顶加入的一段蒸发第二表面冷凝器的冷凝液和由塔中部加入的闪蒸冷凝器的冷凝液逆流接触，经二段列管鼓泡吸收反应回收了气体中绝大部分气氨，最后在塔的顶部泡罩段引出。气体中微量氨清除到 ~ 2 克/标米³、 $\text{CO}_2 \leq 100\text{PPm}$ ，最后返回合成氨车间，经压缩后，进入铜洗工段和氨合成工段合成氨。

来自合成车间的液氨 ≥ 16 (表)，由高压液氨泵增压后，通过 CO_2 吸收塔，再经液氨加热器加热至 $\sim 180^\circ\text{C}$ 入尿素合成塔，由合成塔塔顶引出的尿素合成液进入气提塔顶部，通过分布器分配到各管束中去。从气提塔塔底排出的稀尿素液中，氨降至 $\sim 4\%$ (重量)， $\text{CO}_2 4.4\%$ (重量) 尿素 56.3% (重量) 温度降至 $< 130^\circ\text{C}$ ，通过液位自动调节阀进行第二次节流膨胀，并顺次通过闪蒸加热器和闪蒸分离器，由于压力接近常压和闪蒸加热器的下部加热，好尿液中残余的 NH_3 、 CO_2 、 H_2O 等进一步逐出，尿液含氨降至 $\sim 0.6\%$ ， $\text{CO}_2 \sim 0.9\%$ ，尿液浓度增至 $\sim 70\%$ ，最后经过蒸发、造粒得到最终成品——尿素。

氨回收塔底部排出的浓氨水 $> 50\%$ ，靠静压头(或由接力泵)压力压入 CO_2 吸收塔顶部，作为淋洒液，精洗微量的 CO_2 使用。

闪蒸冷凝液含 $\text{NH}_3 \sim 21\%$ (重量)，送入氨回收塔作为吸收剂以回收氨，一段蒸发系统第二表面冷凝器冷凝下来的稀氨水，入氨回收塔作为吸收剂，进一步将尾气中的氨全部回收。

四、中压联尿设计及工业化生产厂应用情况：

目前我院对小氮肥厂碳铵产品改造尿素

可提供三种不同生产规模类型的设计。

(一)年产尿素10000吨型设计：

合成氨生产能力为7200吨，目前生产厂有江苏省六合县化肥厂(尿素成本见附表)，

附表 六合化肥厂尿素成本结算

序号	项目名称	金 额, 元		
		1981年12月	1983年元月	1986年元月
1	原材料			
	液 NH_3	164.34	158.1	213.12
	CO_2	12.84		
	自 来 水	0.35		
2	动 力			
	蒸 汽	22.35	44.34	54.0
	电	14.78		
3	车间经费			
	折旧大修	17.18	59.54	23.99
	维 修	17.16		
	劳 保	0.65		
	办公费用	2.70		
4	包 装	30.83	35.57	41.13
5	工资及附加费	5.34	14.60	9.08
6	企业管理费	19.22	28.84	40.00
	小 计	307.95	338.51	381.32

陕西省延安氮肥厂目前正在技术改造，准备短期恢复生产。

(二)年产尿素25000吨型设计：

合成氨年生产能力 ≥ 15000 吨，

建厂单位有河北省任邱县化肥厂，目前因油田气源不足缓建。

(三)年产尿素40000吨型设计：

合成氨年生产能力为25000吨，目前生产厂有成都市化肥厂(尿素成本见附表)

产品改造筹建厂：江联省无锡县化肥厂，因该厂上其它工程项目，目前缓建。

(四)几点说明：

1、目前联尿生产厂如六合、延安合成氨原料是采用重油部分氧化法制取水煤气，中变气中 CO_2 含量为 32.65% (体积)， CO_2 总量 ~ 1202.83 标米³/吨 NH_3 需要设置半脱碳工段，即将 CO_2 脱至 21.48% (体积比，未配

附表： 成都化肥厂尿素成本估算
(1935年11月)

项目名称	单位	单价 元	消耗 定额	成本 元	备注
液NH ₃	吨	323	0.65	210.92	按规定分摊 20元/吨氨
CO ₂	吨	—	—	13.06	
燃料煤	吨	62	0.615	33.13	折标煤 439.82公斤 /吨尿素
电	度	0.08	91	7.28	
水	米 ³			3.12	
编织袋	个	40	0.6	24.0	
工资及附加	元			4.5	
车间经费	元			26.52	
车间成本	元			327.98	

说明:

- 1) 本表估算系1985年11月上旬开四机日产尿素90吨以上的数字
- 2) 联尿装置总投资估算853元(包括合成氨改造)。

氨)CO₂总量666标米³/吨NH₃亦即吨氨清除CO₂量为536.83标米³

2、采用煤、焦为原料的筹建厂如无锡化肥厂,其变换气中CO₂含量约为30%(体积)CO₂总量为1356.78标米³CO₂/吨NH₃,需要设置半脱碳工段,即将CO₂脱至~18%(体积),CO₂总量为650标米³/吨NH₃,亦即吨氨脱除CO₂量为706.78标米³

3、采用油田伴生气的任邱化肥厂和采用天然气为原料的成都化肥厂,变换气中CO₂含量分别为19~17%(体积),CO₂总气量为650~750标米³/吨NH₃,氨和CO₂基本上得到平衡,不需要设置脱碳工段。

4、四川省成都化肥厂最早以煤焦为原料,后改以天然气为原料的生产碳酸氢铵的小氮肥厂,由于NH₃和CO₂不平衡,CO₂严重不足,吨氨仅能生产2.5~2.7吨碳铵,约有35~40%的过剩氨需制成氨水出售。但由于氨水运输、贮存、氨的挥发性损失,施肥花费时间及施肥效果差等原因,销售十分困难。特别是在施肥淡季氨水大量积压,甚至因氨

水胀库无法处理,迫使合成氨减产或引起氨水外溢,严重污染河渠及损害农作物。

该厂为了解决NH₃和CO₂不平衡问题,曾采用下列办法即在转化工段以碳化气代替天然气作燃料,根据理论计算,如保证合成氨的生产能力不变,则转化、压缩(指1、2段)、变换及碳化的能力可增加约37%,以生产一吨碳铵计算多耗能量~10×10⁴千卡,碳铵成本增加~15元/吨。但此法仍有~25%的过剩氨要作处理,不能彻底解决NH₃、CO₂不平衡问题;目前该厂部份采用石灰窑气制取碳铵,此法虽然能将过剩氨全部制碳铵,但石灰窑装置投资较多,以日产50吨石灰窑气制取碳铵计算,其装置投资~100万元以上,而且还增加了石灰石的开采,石灰石及煤焦的运输、堆存、破碎、石灰的销售、管理等方面的工作,使碳铵成本增加~20元/吨以上,此外劳动条件及劳动强度增加,并严重污染环境。

以天然气为原料的碳铵厂,四川省有80多家,年产合成氨近80多万吨,严重存在着NH₃和CO₂不平衡的突出问题,如果采用水溶液全循环法或CO₂气提法改产尿素,CO₂稍感不足,生产中仍有~5%的氨过剩,但采用中压联尿法制取尿素,则氨及CO₂基本平衡,无过剩氨存在问题。因此从工艺流程的合理性,从氨、CO₂平衡角度,从投资的降低以及操作等方面考虑,以天然气为原料的小氨厂改造尿素,特别是采用中压联尿法更有其突出的优越性。

五、建厂指标及重要数据

虽然联尿工艺设计有三种不同生产规模类型设计,但其中以尿素生产公称能力为4万吨(配合成氨年产公称能力为25000吨,技术经济较好。现以年产合成氨能力25000吨以上,使用焦、煤、碳化煤球及重油为原料,原产品碳酸氢铵改造为尿素的厂,采用

中压联尿流程, 建厂综合技术经济指标如下表:

- (一) 尿素车间技术经济指标表;
- (二) 尿素车间投资一览表(万元);
(投资约800万元);
- (三) 公用工程投资增加一览表(万元), (投资约150万元);
- (四) 合成氨有关工段相应改造增加投资表, (投资约180万元);
- (五) 尿素成本三法(CO_2 气提法、水溶液全循环及中压联尿法)比较表, (吨尿素成本在350~400元之间);
- (六) 基建投资回收年限计算(2~5年之间)。

上述(一)、(二)、(三)、(四)、(五)及(六)项表详细内容, 另有专文报导, 在此不作详细介绍。

注明: 以上投资根据1983年的联尿基础设计

六、进一步降低能耗的联尿第二代 流程的展望

上面介绍的联尿开发设计及生产情况是属于45~60表压联尿第一代流程; 实践证明联尿第一代流程各项技术经济指标是合理的, 工厂经济效益对国家、集体、个人已逐步体现出来。

鉴于联尿技术开发, 距今已20年, 对当前以节能降耗为中心进行技术改造的小氮肥厂来说能耗却略高于其他方法使中压联尿并无明显的优势, 因此如何进一步研究改进降低蒸汽消耗和合理利用 CO_2 吸收塔内冷凝吸收热问题, 以降低能耗是本流程的关键所在, 因此完善联尿第一代流程, 即以降低能耗为主的联尿第二代流程已被提到议事日程上来, 第二代流程着重四个内容:

- (一) 高压分解塔(即等压加热器)的采用;

中压联尿尿素合成塔需要外部提供的15(绝)饱和蒸汽加热有两处: 液氨加热和甲铵

加热器, 其耗蒸汽量约800公斤/吨尿素, 约占尿素全部用汽量~30%, 其它尿素生产方法, 则无此两项消耗这是本流程蒸汽消耗定额高的关键所在。

采用“高压分解塔”的技术方案是设想在尿素合成塔前后管路上增设一个等压加热器设备(钛材), 采用25表压饱和蒸汽加热, 将合成液在合成压力等压下进行加热分解, 并将分解气体中大部份未反应的 NH_3 和 CO_2 气返回合成塔内, 利用其反应热使合成塔进口的甲铵不需外部供热预热的情况下, 能维持塔内自然热平衡。部分加热后的液 NH_3 又可进入高压分解塔底部起到氨气提的作用, 这样又降低了变换气气提塔的热负荷, 达到降低蒸汽消耗的目的。

- (二) CO_2 吸收塔内的热能利用及其结构的改进。

CO_2 吸收塔内产生的冷凝热、反应热及溶解热数量很大, 合理利用这笔热量可明显降低尿素能耗, 这部份热量为 $45\sim 50\times 10^4$ 千卡/吨尿素, 可用于预热变换气, 液氨吸收制氨热源或加热一段蒸发器尿液等。原 CO_2 吸收塔设计尚欠合理, 新塔结构从三个部份加以改进: 1、塔下部列管段为浸没式冷却器, 为甲铵生成冷凝吸收区; 2、塔中部为盘管鼓泡冷却段, 为 CO_2 回收区; 3、塔上部填料段为尾气清洗区;

本设备改进特点是塔下部列管段气液并流, 保证气体分布比较均匀, 避免返混现象, 提高了传质传热效果; 塔下部浸没式列管段能形成较高的温度区, 提高了吸收制氨热源温度或副产蒸汽的热源温度, 保证了正常指标的控制; 溶液分为两个浓度区, 便于 CO_2 微量的控制; 中部盘管鼓泡冷却, 预热变换气或液氨, 便于中部塔温的调节。

- (三) 高压(130表压)变换气气提的采用;

(下转第16页)

小型尿素—磷铵系混合肥料厂的设计方案

上海化工研究院 陶謀勳

音 韻

近二十年来，世界各发达国家的复混肥工业有了迅速的发展。据统计，复混肥产量在化肥总产量中的比重：英国为79%，美国为67%，法国为61%，西德为51%。产品趋向于高浓度，多养份，多品种规格，并具有优良物理性能的粒状产品。其中磷铵系肥料由于有效养份高，品种规格多，已发展成为最重要的品种。硝酸分解磷矿制取硝酸磷肥，使硝酸得以双重利用，已受到缺硫国家和地区的高度重视。

我国复混肥工业虽为初创，但已被确定为化学工业重点发展的行业之一。为此，引进了一些国外成套设备，其中主要有：山西潞城的98万吨/年硝酸磷肥装置；南京、大连的24万吨/年磷铵及混肥装置；秦皇岛的60万吨/年混肥装置（中国、突尼斯、科威特合资经营）。此外，还将在成都、济南、开封、江西贵溪、广东湛江等厂自行建设硝酸磷肥、磷铵和重钙装置。可以相信，这些大中型工厂的建立，将为我国的复混肥工业奠定初步的基础。

我国的小氮肥厂，小磷肥厂在化肥工业中占有不容忽视的地位。但主要是生产碳铵和普钙，产品品种单一，含有效养份低，近年来普遍存在产品滞销和积压现象。因此，要有计划，有步骤地改变其产品结构，选择条件较好的改产尿素，磷铵和复混肥进行试点。

本文即对现有生产碳铵的小氮肥厂提供产品改造方案,使其改产尿素——磷铵系混

肥和尿素二种产品，这些都是市场上极受欢迎的品种，在本设计方案中，考虑将混肥的生产装置都设于氮肥厂内，但要求附近有磷肥厂以便于供应磷酸。为便于磷酸的输送，磷酸浓缩装置也可放在磷肥厂内。这样，实际就形成了一个小型的氮肥——磷肥联合企业。

一、产品品种，生产规模和主要技术路线

工厂以合成氨和磷酸为原料，生产二元或三元混肥和尿素。产品都是2~4毫米的颗粒，性能良好，便于机械化施肥。混肥的品种，可以根据用户需要调节，常用的有27—27—0，19—19—19，33—22—0，20—10—20等，产品的有效养份均在50%以上。本设计方案按生产27—27—0二元混肥考虑。

工厂需要五套装置，即：磷酸浓缩，磷酸一铵，中压联尿，转鼓造粒和混合肥料等装置（以及原有的合成氨装置），其间关系见图 1。这五项技术都是我国自行开发的，属国内先进水平，体现了国内最新的科研成果。

根据目前小化肥厂的生产能力，确定各

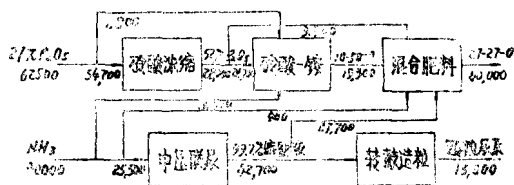


图1 总流程图

装置的规模如下:

合成氨装置 公称能力 30,000吨氨/年

尿素装置 公称能力 40,000吨尿素/年

转鼓造粒装置 公称能力 15,000吨尿素/年

磷酸浓缩装置 (按100% P_2O_5 计)

公称能力 15,000吨 P_2O_5 /年

磷酸一铵装置 公称能力 30,000吨 MA P/年

混合肥料装置 公称能力 60,000吨混肥/年

这几套装置串联在一起,可以使生产灵活机动,产品多样化。既可生产粒状的各种规格的混肥和尿素,又可生产粉状的磷酸一铵,其产量可以调节,另外,生产三元混肥时还可以利用来源广泛的粉状氯化钾作原料。

(一) 产品的规格

1. 粉状磷酸一铵

组成: N P_2O_5 H_2O
% 9.6~10 50~51 6~8
 P_2O_5 有效 P_2O_5 水溶%
>97 >87

PH值: 3.3~4.2

粒度: $-2+0.2$ 毫米>90%

2. 颗粒二元混肥 27—27—0

组成: N P_2O_5 H_2O
% 约27 约27 约1
粒度: $-4+2$ 毫米 $\geq 90\%$
强度: 3.5~3公斤/粒

3. 颗粒尿素

组成: N 缩二脲 H_2O
% ≥ 46.2 ≤ 1.0 ≤ 0.3
粒度: $-4+2$ 毫米 $\geq 95\%$
强度: 2.54公斤/粒

(二) 本设计的主要技术路线

1. 生产粉状磷酸一铵作为中间产品,其生产流程简单,成本较低。磷酸一铵的物理性质良好,当生产有变动时可以贮存作为

缓冲。视销售情况也可直接作商品出售,用于碳铵改性及干粉灭火剂的原料。

2. 采用中压联尿法生产尿素,只需制成99.7%的熔融液作为中间产品。该法的投资费用是现有几种尿素生产方法中最低的,成本亦较低,适用于小氮肥厂的改造。

3. 尿素熔融液一部分用于制造混肥,剩下的用转鼓造粒,制造2~4毫米的颗粒尿素。其特点是产品质量好,可用于掺合肥料,且省去了庞大的造粒塔,减轻了环境污染。

4. 用粉状磷酸一铵和尿素熔融液为原料制造混合肥料,可使混肥的生产成本适当降低。

需要说明的是:可以在本方案的基础上再演变成另外的生产混肥的路线。例如将磷酸和尿素分别都制成2~4毫米的颗粒,然后进行掺混以制造掺合型的混合肥料(制造三元混肥时再加入颗粒氯化钾)。

二、中间试验概况

磷酸浓缩等五项技术都是上海化工研究院的科研成果。试验的情况如下:

1. 磷酸浓缩

试验规模为日产6吨 P_2O_5 。采用带结晶器强制循环的二段真空浓缩流程,以27% P_2O_5 的稀磷酸为原料,成品浓度可达50~54%。进行了工艺试验并测试工程数据,得到了优惠条件。还进行了25~30天的连续运行试验。中间试验于1983年3月开始,同年年底完成。

2. 磷酸一铵

试验规模为日产12吨磷酸一铵。采用加压氨化—喷酒自热干燥冷却流程制取粉状物。成品的品位是10—50—0, P_2O_5 有效率>98%, P_2O_5 水溶率>87%(开阳矿), >94%(瓮安矿),含水7~8%,粒度90%以上是0.2~2毫米。试验确定了主要

设备型式、结构、材料和运转的工艺条件。还进行了约两周的连续运转试验，试验于1983年3月开始，年底完成。

磷酸浓缩和磷酸一铵二项技术于1984年7月由化工部科技局组织鉴定。

3. 混合肥料

试验规模日产约16吨混肥。以粉状磷酸一铵、尿素和氯化钾为原料，采用团粒法转鼓造粒——回转干燥流程制取二元及三元粒状混合肥料，生产27—27—0，18—18—18，21—10.5—21等品种，含水约1%，粒度80%以上是2~4毫米， P_2O_5 有效率>97.5%， P_2O_5 水溶率>90%。从1983年12月开始，先后进行了二元及三元混合肥料的中间试验，以后各稳定运转了10天，试验于1984年10月结束。

4. 中压联尿

中间试验于1967年完成，规模是日产2吨尿素。气提压力是45和60公斤/厘米²(表)，完成了气提塔的条件试验；气提塔的塔型和材料试验；合成塔、CO₂吸收塔和氨回收塔的工艺试验；并连续运行了29天。在中间试验的基础上，江苏六合化肥厂于1974年建造了一套年产一万吨的工业示范装置，经过多次试生产，于1981年投入正常运行，累计运行了104.5天，为工厂设计进行了测试。通过实践证明：工艺流程是可行的，设备造型和材料基本上是合适的。四川成都化肥厂年产4万吨的装置已于1984年10月建成投产。中压联尿技术于1982年12月由化工部科技局组织鉴定。

5. 转鼓造粒

帘幕涂布法转鼓尿素造粒的中间试验于1980年开始，1983年完成。试验规模是日产4~5吨尿素。用造粒塔的尿素产品熔融作原料，产品质量良好，95%以上的颗粒是2~4毫米。通过试验，确定了工艺流程和设备型式，取得了工艺参数，为放大设计提

供了依据。

三、工艺流程简述

各套装置的工艺流程分别叙述如下：

1. 磷酸浓缩

从萃取磷酸部分来的27%稀磷酸，用泵经计量后与循环磷酸汇合一起进入蒸发结晶器，在真空度700~720毫米汞柱下蒸发，温度≤80℃，磷酸浓缩至约52% P_2O_5 。磷酸中少量杂质盐类结晶沉淀于蒸发结晶器的底部。借助于磷酸循环泵，磷酸溶液上升通过循环管经石墨换热器（用蒸汽加热）进行循环。蒸发结晶器的材料是碳钢衬橡胶。

蒸发结晶器排出的含氟废气通过二个串联的空塔，用水进行吸收，吸收液逆流。一段吸收液含15~18% H_2SiF_6 ，可作为副产。经吸收后的废气用二级蒸汽喷射器排空。

2. 磷酸一铵

国外从七十年代开始，粉状磷酸一铵的生产有了较快的发展，其中较著名的方法有英国的Fisons法，美国的Swift法和法国的Gardinier法。该种方法的优点是流程和设备简单，建设投资省，生产费用低，对原料磷酸中的杂质含量要求也不太高。

从浓缩来的52%浓磷酸和萃取来的27%稀磷酸，经计量后进入配酸槽使浓度稳定在48%，用计量泵加压至2公斤/厘米²(表)送入反应器，反应温度160~165℃。反应器的材料是316L。生成的料液含水约10~12%，直接流入喷雾干燥塔。

喷雾干燥塔塔身采用涤纶布，内表面涂刷丁基橡胶，外表面涂刷氯磺化聚乙烯漆。在内塔，料浆与空气逆流，所含水份蒸出，并固化冷却至45~50℃，含水7~8%，此即粉状磷酸一铵产品。产品可输送至混合肥料装置，也可直接包装出厂。

3. 混合肥料

用固体原料制造混肥的团粒法生产工艺

在国外是普遍采用的。这种流程对原料的适应性大,能生产多种规格的二元或三元混肥,设备基本定型,返料比较低,混肥生产的核心设备是TVA开发的氨化造粒机。

流程见图 2。原料是固体粉状磷酸一铵，氯化钾和熔融尿素。粉状原料用斗式提升机加入贮斗，由配料电子秤调节各种原料的配比，计量后的物料与从筛分系统来的返

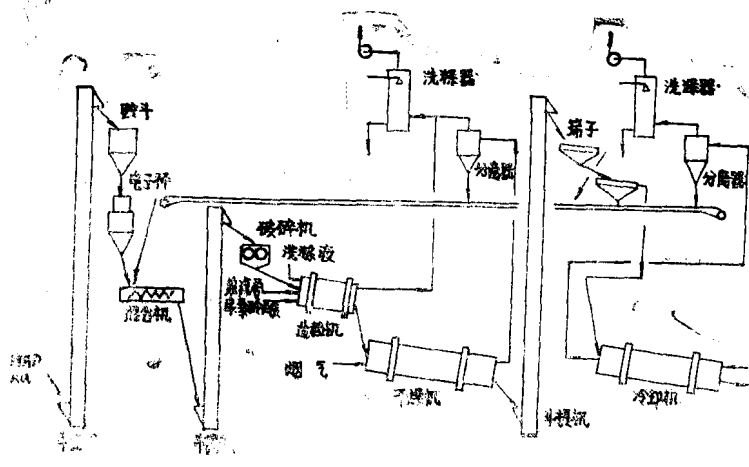


图2 混合肥料工艺流程图

料一起进入双轴混合机，再经破碎后进入转鼓造粒机。

造粒机中还加入熔融尿素、氨、磷酸、蒸汽和尾气洗涤系统返回的洗涤液，维持温度70~75℃，物料含水量约2%，造粒时间为4~7分。造粒后的颗粒进干燥机用烟道气并流进行干燥，干燥后颗粒温度77~80℃，含水量约1%。颗粒再由斗式提升机送至二台单层的振动筛进行筛分，粗粒经破碎后和细粉皆返回双轴混合机。二台筛中间的颗粒即是2~4毫米的合格产品，经冷却至45℃再由自动包装机包装出厂。

干燥机，造粒机尾气和冷却机尾气分别经旋风除尘器和喷淋洗涤塔进行除尘洗涤，总的效率达90%以上。尾气放空，洗涤液则返回造粒机。

4. 中压联尿

中压联尿流程的优点是流程简单、设备少、投资省、生产灵活、操作方便,且设备材料也较易于解决。流程见图3。从合成氨来的原料液氨和氨回收系统来的过剩氨混合

后加压至210公斤/厘米²（表），并加热至180℃进入尿素合成塔。从CO₂吸收塔来的甲铵液加压至210公斤/厘米²（表），其中加入空气（防腐用），再加热至180℃亦进入合成塔。合成塔的进料中：NH₃/CO₂（摩尔）=4.5；H₂O/CO₂（摩尔）=0.95；CO₂转化率为62%。

出合成塔的反应混合物减压至60公斤/厘米²(表),进入气提塔。用压缩机来的变换气(含CO₂17~18%)进行气提。气提塔是二段的降膜塔,用蒸汽加热,塔内温度 $\geq 160^{\circ}\text{C}$,其总氨蒸出率为95%,甲烷分解率

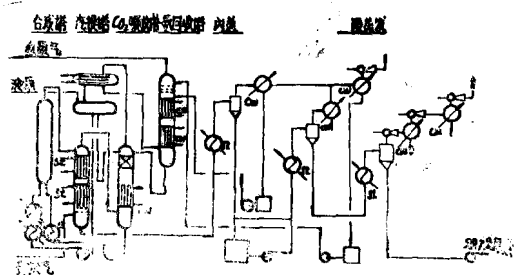


图 2 中压联尿工艺流程图

为83%。出口尿液再在微真空条件下进行闪蒸，闪蒸后的70%尿液经二段蒸发得99.7%的尿素熔融液。

从气提塔出口的气体中含有大量的 NH_3 和 CO_2 ，先在 CO_2 吸收塔内用氨回收塔来的浓氨水和液氨吸收。出口气体含 $\text{CO}_2 < 100$ PPM，进入氨冷凝器冷凝分离出过剩的液氨再在氨回收塔内用闪蒸及蒸发的冷凝液吸收其中残余的 NH_3 。出氨回收塔的气体中 $\text{NH}_3 < 2$ 克/标米³， $\text{O}_2 \leq 0.3\%$ 。即返合成氨系统的铜洗。 CO_2 吸收塔和氨回收塔都是鼓泡塔。

5. 转鼓造粒

帘幕涂布法转鼓造粒是由美国TVA首先试验成功的。该工艺的优点是能生产优质的大颗粒尿素，还可以减轻环境污染。

流程见图4。从尿素二段蒸发来的熔融液（温度约140℃，浓度99.7%）用泵加压至6~7公斤/厘米²（表）送入转鼓造粒机。细粉返料和品种混合，经电子秤计量后亦加入转鼓。在造粒机内，进行熔融尿素的喷涂过程，细粉经连续的涂布即成长至所需粒径的产品。由于熔融尿素结晶放热以及颗粒的降温，转鼓需通入空气冷却，同时还喷水，使其蒸发吸收一部分的热量。出造粒机的尿素颗粒温度为90℃，进入转鼓冷却机，

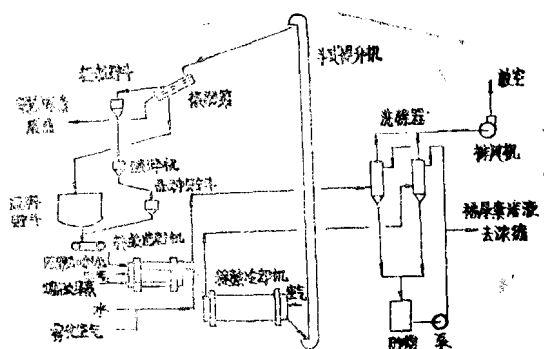


图4 转鼓尿素造粒工艺流程图

用空气逆流冷却。冷却后的颗粒用斗式提升机送入双层振动筛进行筛分。筛网下的细粉是造粒机的返料。筛网上的大颗粒用破碎机破碎，用作造粒的晶种。二层筛网中间的颗粒尿素即为成品，其粒径为2~4毫米。筛分后的产品合格率达95%。造粒机和冷却机出口的空气经水膜除尘器后由排风机排入大气，其中含尘量约为30毫克/标米³。

四、经济效益分析

1. 消耗定额和产品成本

粉状磷酸一铵，尿素熔融液，颗粒尿素混合肥料的消耗定额和产品成本分别列于表1~4。

2. 基建投资

本设计的全部基建投资：包括磷酸浓缩、磷酸一铵、中压联尿和混合肥料五套生产装置的工程费用，合成氨改造、成品包装和仓库、工艺外管、锅炉房、变配电、供排水、污水处理、总图道路等以及培训费、试车费、施工机械购置费、设备材料价差、不可预见费等，估计约需2,700万元。

3. 经济分析

1) 条件

①正常年产量 混肥（27—27—0）60,000吨，尿素15,000吨。生产的第一年按正常产量的60%，第二年按80%；

②基建投资2,700万元。投资分配：建设的第一年1,000万元，第二年1,700万元。其来源是建设银行的贷款，年利率3.6%，按复利计；

③原合成氨部分的固定资产残值，按1,000万元计，在投资回收期中考虑此值；

④由于是老厂改造，故流动资金不再增加，按800万元计；

⑤产品出厂价，27—27—0混肥，按每公斤有效养份1.2元计，为648元/吨。尿素按480元/吨计；