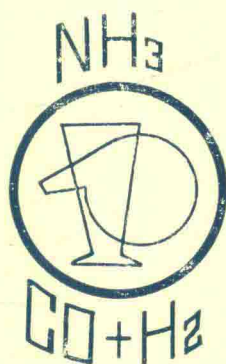


氨和合成气装置的节能及新技术

AN HE HE CHENG QI ZHUANG ZHI DE JIE NENG JI XIN JI SHU



大氮肥技术情报协作组

1984年6月

出 版 说 明

《氨和合成气装置的节能及新技术》由美国努埃斯数据公司于1981年出版，该资料收集了1972年以来的美国专利，主要内容包括约八十余家公司在氨及合成气各工段的节能新措施和最新技术，对大、中、小氮肥厂进行节能和技术改造有一定的参考价值。该原版资料国内较少，为满足广大读者的要求，特组织上海化工设计院有关人员将全文翻译出版，以供国内从事合成氨及合成气工作的同志参考。由于国外专利说明书报道的数据不尽精确，参阅时请加以注意。

参加翻译和校审工作的有郁正容、徐昌明、邱金英、吴佩文、毛光义、刘宝中、陈黛云和余文光等，特此表示感谢！因时间仓促，误译和不妥之处在所难免，望读者批评指正。

大氮肥技术情报协作组

一九八四年四月

前 言

本书所详述的资料是以1972年1月以来所发表的美国专利为基准，涉及合成气生产及氮合成的工艺。此外，也介绍了在每一工序中节能的详细资料和建议。本书较1967年出版的《氮和合成气》在内容上有新的发展。

本书为一资料性的出版物，提供从美国专利文献中取得的有效的资料。这样，本书具有二种用途：提供详细的技术资料及作为上述领域内专利文献的向导；通过指出所有重要的资料并略去法定的术语和措词，提出在合成气生产及氮合成工艺领域内的最近进展中的最新述评。

美国专利文献是世界上最大和最广泛的技术资料收集库。本书收集了比在任何其他资料来源中所得到的更为实用、更工业化和更及时的工艺资料。从专利中得到的技术资料是极可靠的和具有广泛性的，它必须含有足够的资料。这些专利包括在述评期间几乎所有的在美国公布的上述课题，本书在选择所容纳的专利中没有倾向性的意见。

专利文献包括在期刊文献中不能得到的大量资料，专利文献是工业上有用的基本资料的主要来源，这种资料往往为基本上依赖定期的期刊文献的读者所忽视。虽然我们认识到在专利被认可与专利应用于新的工艺开发之间有一段迟延时间，但可以觉察到把开发工作付之工业实践，往往可以同步甚至提前实行。

上述许多种专利已应用于工业。不管应用与否，它们提供技术改革的机会。本书的主要目的也在于叙述可以得到的技术可能性的数目，以开辟研究和开发的有利范围。本书中所罗列的资料能使读者在着手进行该领域的研究之前，得到一个完善的基本情况。

美国专利文献的重要性

1、美国专利文献是世界上最大和最广泛的技术资料收集库。由专利文献收集到的工业上实用的工艺资料要比任何其他资料来源多得多。最重要的技术进展都记载在专利文献中。

2、从专利文献中得到的技术资料具有极广泛的内容，但必须含有足够的数据，以防止“数据透露不足”而被淘汰。

3、专利文献是工业上有用的基本资料的主要来源。这种资料往往为主要阅读定期期刊的读者所忽视。

4、专利文献的一个重要特点是能避免研究和开发的重复性。

5、专利按其定义包括新的信息、数据和概念，这与期刊文献显然不同。

6、专利对于各不相同但又有联系的领域而言，是提供新概念的一种来源，也可超越原发明者所提供的专利保护范围。

7、由于申请的专利范围有其局限性，专利中包括的许多有价值的资料也可能不列在申请授予法定保护范围内。

8、专利讨论了与以前研究、开发或生产技术有关的难题，并提供克服困难问题的特殊

方法。这就为当前的工艺信息提供了线索，而这些线索还未在期刊或书籍中发表。

9、专利有助于工艺设计，能为选择各种不同的技术比较方案创造条件。专利是研究和工程设计的有力工具。

10、许多美国化学专利未开发成为工业规模，但都事先取得专利许可证。

11、专利给以后的研究者提供良好的开端。

12、来自研究的新发明往往首先在专利文献中发表，早于期刊文献中的概括性报导。

13、专利提供紧跟最新技术的最有价值的方法，这对个人掌握资料起着“信息灵通”者的作用。

14、通过专利，能识别潜在的新竞争者。

15、专利是富有想象力者产生概念的来源。

16、仔细研究专利文献具有重大的潜在经济效应。

(毛光义 译)

目 录

绪 论

生产工艺.....	(1)
合成气的处理.....	(4)
氨合成.....	(5)
能量消耗.....	(5)
节能研究.....	(10)
潜在的节能领域.....	(12)
高温分离法.....	(12)
氮气的供应.....	(13)
提高分离效率.....	(13)
参考文献.....	(14)
补遗—适于中型氨厂的帕斯法.....	(16)

一、蒸汽转化法制合成气

蒸汽转化法.....	(17)
蒸汽转化法和中间物氧化—还原法相结合.....	(17)
高温蒸汽转化法.....	(20)
两段催化法.....	(21)
流化床催化裂化和蒸汽转化联合法.....	(22)
开车与停车步骤.....	(24)
流化床中使用未脱硫原料.....	(25)
蒸汽—空气联合转化法.....	(27)
在蒸汽转化过程中再生触媒.....	(28)
用氢保持触媒活性.....	(29)
膨胀冷却转化气.....	(29)
转化炉的改进.....	(31)
低能耗並流蒸汽转化炉.....	(31)
涂陶瓷的转化管.....	(32)
管式催化反应器.....	(33)
带交错加热盘管的绝热反应器.....	(34)
设置热辐射段的管式转化炉.....	(36)

设置对流段的转化炉	(40)
转化触媒的组成	(42)
镍、铁和锰的氧化物触媒	(42)
圆柱形间隔式镍—氧化铝触媒	(43)
网眼镍触媒	(44)
镍、银和稀土触媒	(45)
镍、钴和氧化钴触媒	(46)
无硅氧化铝、氧化钙和氧化锶触媒	(48)
含砒和/或钼的镍触媒	(49)
氧化镍、氧化镁和氧化铝触媒	(50)
氧化铝为载体的含氧化钴的镍触媒	(51)
利用回收热的工艺	(53)
用回收废热来预热工艺原料	(53)
用中间液体载热剂回收热量	(53)
利用原子能反应堆的热量	(54)

二、部分氧化法

工艺过程的变更	(55)
同时产生富 H_2 及富CO	(55)
合成气和燃料气的伴随产生	(58)
分散在天然气中的液体燃料	(58)
重油制取纯净的氨合成气	(60)
开车及停车步骤	(62)
急冷水pH值的连续控制	(62)
反应器及废热锅炉	(64)
使用辐射能源的流体环层反应器	(64)
改进的螺旋管废热锅炉	(64)
烧咀的改进	(66)
降低进料线速度	(66)
双环形多管烧咀	(67)
三喷管烧咀	(68)
氧气加入少量蒸汽的进料法	(69)
硫或碳黑的脱除和控制	(70)
碱金属化合物的补充添加剂	(70)
碳黑转化工艺	(71)
用盐溶液洗涤碳黑及气体	(74)
用热油洗涤脱除游离硫	(75)

无碳合成气	(76)
催化组成	(79)
铑触媒	(80)
碳酸盐为载体的镍盐或锰盐	(81)
氧化钙和氧化铝触媒	(82)
节能工艺	(83)
利用合成气的热量预热进料气	(83)
能量利用和碳循环	(86)
由热排放气制过热蒸汽	(89)
用液态烃急冷气体	(90)
用回收水清洗气体	(92)

三、水煤气变换工艺

工艺和变换炉的改进	(96)
CO选择性氧化成 CO_2	(96)
控制放热过程的变换炉	(97)
低温和高温变换触媒的连续床	(99)
上下两段使用不同的触媒	(103)
两级高温变换变换炉	(105)
耐硫触媒系统	(107)
二硫化钼触媒	(108)
用稀土金属稳定的耐硫触媒	(108)
镍、钴、钼和钨硫化触媒	(110)
碳酸钾或碳酸钡和氧化铈触媒	(111)
含氧化钴和氧化钼的碳酸钾触媒	(112)
尖晶石形触媒	(112)
低温触媒系统	(113)
氧化铜、锌、铝或镁触媒	(113)
触媒床入口区的触媒形态	(114)
保护触媒组份	(114)
二段触媒活化法	(115)
铈基触媒组份	(116)
宽温程触媒	(117)

四、煤气化工艺

气化炉设计	(119)
熔渣和干灰排渣并联式气化炉	(119)

三段气化炉	(120)
固定床和流化床相结合	(122)
双联式气化炉的使用	(124)
固体同时气化与热解	(125)
燃烧区上方设置流化床的气化炉	(125)
气化工艺	(128)
不用氧的煤气化	(128)
连续气化工艺	(129)
二段部分氧化工艺	(130)
不生成 CO_2 的预燃烧和气化	(131)
预干燥的固体颗粒的气化	(135)
用二氧化碳处理含碳物质	(137)
由惰性颗粒供热	(138)
工艺改进	(139)
钙基 CO_2 接受体	(139)
CSCL 工艺的触媒及其稳定剂	(140)
煤液化过程中生成的焦炭的气化	(143)
用液氮预处理煤	(143)
用循环的卵石传热	(144)
螺旋式加煤装置	(146)
料浆的制备	(146)
固体燃料在水中成浆	(146)
含水料浆和非水料浆	(149)
环状喷嘴用的可泵送的料浆	(150)
节能与控制污染工艺	(151)
循环冷却水	(151)
煤粉和灰分的循环	(152)
由污染废水制蒸汽	(153)
煤饼与城市固体废物 (MSW)	(154)
回收气体的热能	(156)
粗合成气的清洗和冷却	(157)

五、合成气脱除二氧化碳

甲醇洗涤工艺	(161)
离心压缩机与吸收剂	(163)
加压吸收 CO_2	(167)

六、氨合成塔

径向流动合成塔	(169)
具有三个触媒床的径向合成塔	(169)
设中央热交换器的径向合成塔	(171)
副产蒸汽的径向合成塔	(173)
循环到触媒床的循环气	(175)
触媒床内的均匀径向流动	(175)
各种多段床催化反应器	(177)
冷却与绝热相结合的触媒床	(177)
配置在两个同轴壳体之间的触媒床	(179)
多个触媒床的并联加料	(181)
气流分段冷却	(183)
循环和混合用的塔内喷射器	(183)
改进了的热交换器合成塔	(184)
触媒床内的换热管	(184)
两个合成塔之间的热交换器	(184)
高压热交换器	(188)
球形合成塔	(188)
急冷式球形高压合成塔	(188)
多级球形合成塔	(190)
倒T型合成塔	(192)
其它各种反应器	(193)
激冷型合成塔	(193)
低压降合成塔	(194)
空气喷射器	(195)
内设大型合成系统的混凝土壳体	(195)

七、氨合成触媒

铁基触媒	(197)
含铝铁触媒	(197)
用氢预还原氧化铁	(199)
铁和氧化钴的固溶体	(200)
定向性氧化铁触媒	(201)
铁基触媒添加铈	(202)
铁基球形触媒	(203)
气相流散碱性促进剂的应用	(203)
石墨或碳基触媒	(205)
以碳为载体的钡、钨、钾触媒	(205)

镁—碳系触媒添加铝和锆	(206)
基底面积高的石墨—碳触媒	(207)
石墨、过渡金属卤化物及碱金属	(209)
石墨与碱或有机碱金属	(210)
过渡金属与碱金属混合物	(211)
过渡金属—酞菁系触媒	(212)
含过渡金属酞菁或卟啉的碱或有机碱金属	(212)
活性过渡金属酞菁、卟啉或卟啉系触媒	(213)

八、氨生产工艺的最新发展

氨合成的节能技术	(215)
低能耗合成圈	(215)
热气的联合热量回收	(216)
气体混和制冷	(217)
闭式吸收冷冻循环	(219)
用往复式压缩机来循环热量	(220)
减少工艺气的损失	(223)
氨和重水的制备	(224)
回收和循环的技术	(225)
用二段吸收分离含氢的氨	(226)
节省压力制取干循环气	(227)
从氨弛放气中回收氢	(228)
用局部冷凝和蒸发来处理弛放气	(230)
返回合成圈的放空气	(231)
用液膜吸收器从合成塔出口气分离氨	(233)
用氨冷凝液处理循环气	(233)
生产技术	(235)
煤制氨—连续法	(235)
合成氨系列的开车方法	(237)
省却新鲜合成气压缩机	(237)
两股不同气流的均相混和	(238)
氨合成气的深冷处理	(238)
自动化工艺	(239)
惰性气体浓度的控制	(239)
燃料输入控制系统	(240)
工艺的最优化	(240)
气体循环的控制程序	(241)

绪 论*

生 产 工 艺

事实上,世界上所有氨都是用氢和氮通过催化反应生产的。使用的氢大部分由烃类水蒸气转化制得。美国最常用的烃源是天然气,而其他几个国家采用的为石脑油和其他石油衍生物。少数地区,尤其是南非用煤作为碳源。由于即将来临的液态和气态烃的短缺,氨合成行业中对煤就予以更多的关注。当不用碳—氢比为1:4的甲烷而用含氢量极低的煤时,由于进料所得的氢减少,因此必须从水蒸气中得到更多的氢,这样,能耗就增加了。这可用下列两个方程加以说明:



在烃类水蒸气转化中生成的二氧化碳是氢的副产物。在氨合成之前,必须从氢气中除去二氧化碳,并能回收很纯的二氧化碳。若用煤而不用甲烷作为碳源,那么,每生产1单位氢的二氧化碳产量,约二倍于甲烷作为碳源所得的二氧化碳。

氨合成所需的氮可从空分装置中获得。可是,美国正常生产程序是将计量过的空气引入二段转化炉与部份可燃组分(氢、一氧化碳、甲烷)反应而消耗空气中的氧,并把所需的氮量留给后工段与氢反应。此外,在二段炉中,由氧化反应释放的热量使气体温度上升,同时使大部分剩余甲烷转化成更多的氢气。

附图表示制氨工艺示意流程。该流程以天然气和水为起点并以氨和二氧化碳为终点。图中圈内序号为各种不同的气流,其相应的组成示于表1。圈内字母用于识别热交换器和废热锅炉,将在本章的能量消耗一节中论述。

附图和表1中的数据摘自若干参考文献。

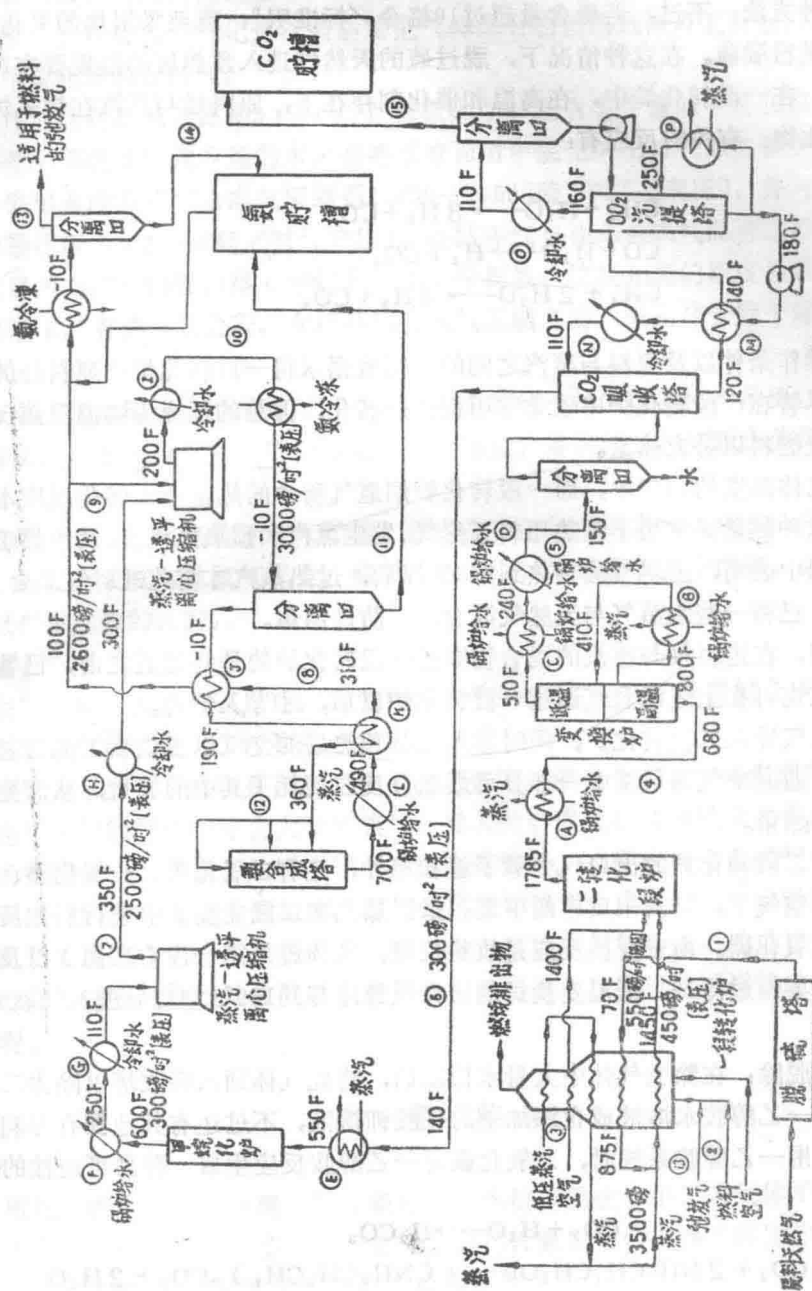
氨工艺在过去廿年内过程有很大变化本文介绍的工艺流程和操作条件,力求接近于过去10年左右所建立的各氨厂的平均水平(以每天平均生产能力1000短吨氨为基准)。

*本章资料选自作者 J. E. Burch 等的研究报告: Pilot study to Select Candidates for Energy Conservation Research for the chemical Industry 刊登于 Final Report, DOE/TIC-11118, Nov, 1979.

表1 工艺气体平衡表 (见附图)

气流序号	名称	按生产1短吨氨计, 各组分的量 (磅)							
		甲烷	氮	氢	氨	氫	二氧化碳	一氧化碳	水
1	脱过硫的天然气 (原料)	882	—	—	—	—	—	—	—
2	天然气 (燃料)	767	—	—	—	—	—	—	—
3	工艺空气	—	1778	—	—	—	1	—	477
4	转化气	17	1778	314	—	—	725	1080	2050
5	变换气	17	1778	390	—	—	2415	12	1363
6	甲烷化炉的进口气	17	1778	390	—	—	15	12	—
7	补充合成气	29	1778	385	—	—	—	—	20
8	合成塔出口气	1249	7458	1626	2567	2069	—	—	—
9	氨循环气	1220	7333	1598	2558	2048	—	—	—
10	压缩气 (合成气与循环气)	1249	9112	1980	2558	2069	—	—	20
11	氨产品	微量	微量	微量	1974	微量	—	—	20
12	合成塔进口气	1249	9112	1980	584	2069	—	—	—
13	弛放气 (用作燃料)	29	125	28	9	21	—	—	—
14	从弛放气和闪蒸槽回收的氨	—	—	—	26	—	—	—	—
15	回收的二氧化碳	—	—	—	—	—	2415	—	—

资料来源: DOE/TIC-11118



生产氨和二氧化碳的工艺流程

资料来源: DOE/TIC-11118

合成气的处理

脱硫：图中所示脱硫工段采用活性炭除去天然气原料中的硫化物，据报导大多数现代化工厂都采用这种方法。不过，若硫含量超过10格令/标准呎³，就要采用热的氧化锌或热的氧化铁触媒床进行脱硫。在这种情况下，脱过硫的天然气进入预热区的温度要在70°F以上。

转化工段：在一段转化炉中，在高温和催化剂存在下，原料烃与蒸汽在管式炉中反应生成氢和碳的氧化物。有关的反应有：



根据不同操作条件以及原料与蒸汽之间的平衡数据求得一段转化炉中原料烃的转化率一般约为70%。尽管在一段转化炉中催化作用促使烃转化，但总的反应为高温吸热反应，所以必须在管外燃烧燃料以补充热量。

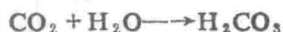
炉管内的气体温度约1450°F，而一段转化炉烟道气所含的热量要比转化反应本身所需的热量多得多。这种热量通常用于预热原料天然气、发生蒸汽和预热蒸汽，以及预热喷入二段转化炉的空气。图中表明，进料气被预热到875°F以后，过热蒸汽才与此进料气混合。实际上，在预热段之前，已将一些水蒸气与天然气混合。以防烃结焦。

该图也表明，在进料气与蒸汽的混合物穿过一段转化炉的最终通道之前，已导入所有的蒸汽。部分蒸汽也可在上述混合气通过一段转化炉以后，才导入炉内。

将部分转化气导入二段转化炉，同时导入充分预热过的空气以提供后工段与氢反应生成氨所需的氮量。通过空气与气流中一部分可燃组分反应消耗了其中的氧量，从而提供了完成转化反应所需的热量。

变换反应：二段转化炉的出口气中除了氮和氢外，还有二氧化碳、一氧化碳、蒸汽和少量的氩（来自空气），以及未反应的甲烷。采用蒸汽在二段变换炉中进行催化反应，把一氧化碳变换成二氧化碳。由于变换反应是放热反应，气体进入第一段（高温）以及第二段（低温）以前都要经过冷却。低温变换炉的出口气经冷却到150°F左右后进入气液分离器除去冷凝水。

二氧化碳的脱除：在除去气体中大量水份以后，将此气体通入吸收塔以除去二氧化碳。吸收剂通常采用一乙醇胺水溶液或含添加剂的碳酸钾溶液，不过还有其他拥有专利权的溶液也已被采用。使用一乙醇胺系统时，二氧化碳与一乙醇胺反应生成一种易可逆性的盐类：



这种吸收反应系在较低温度下进行。将生成的盐溶液导入汽提塔加热，使盐分解并释出二氧化碳。一乙醇胺再生后重复使用。采用碳酸钾系统时，就需要较高的吸收温度。有些系统的流程可能比附图所示流程更为复杂，而前者所需的热量取自离开低温变换炉的工艺气。

甲烷化：气体在变换反应和二氧化碳脱除之后仍含有少量的一氧化碳和二氧化碳。这些

碳的氧化物，对氨合成的催化剂是有毒的，必须除去。标准的脱除方法，是用气体中所含的部分氢，对碳的氧化物进行催化还原，而生成甲烷和水。这就是原先用蒸汽转化烃的可逆反应，但规模较小。在进入甲烷化炉以前必须把气体混合物预热到该可逆反应的起始温度，并且必须冷却甲烷化炉的出口气。

这时气体混合物的氢氮比是3:1（过量氢极少），还含有少量的甲烷和氩气（两者在氨合成过程中都呈惰性）以及少量的水。有些系统利用甲烷化炉出口气加热该炉的进口气。

压缩：采用多段方式把合成气压缩到2,000—5,000磅/吋²〔表压〕，并与循环气混合。图中采用的最终压力为3,000磅/吋²〔表压〕。在循环气与补充合成气混合之前，弛放部分循环气。弛放目的为防止惰性气体（甲烷和氩）不断积累，使氢和氮的浓度显著下降，从而大大降低合成效率。有些工艺流程，在将补充合成气压缩之前，采用分子筛干燥法，脱除补充气中的水份。

氨的分离：气体混合物经最终压缩段后，被冷却到-10°F以液化产品氨。最后一段的冷却采用冷冻法，以氨为冷冻剂。所得液氨约占气体氨含量的80%，然后在分离器中将液氨从气体中分出。

产品氨经过减压一闪蒸装置送入贮槽，而夹杂在液氨中的各种气体和一些氨蒸气由闪蒸装置排出。将此排放气与弛放气混合，然后冷冻到-10°F以回收其中的氨。这样回收到的氨量，约占氨产量总数的1.3%。

氨合成

在除去气流中的大部分氨以后，将气体再加热到360°F左右，送进氨合成塔。再加热采用氨合成塔热出口气经二段或多段换热来完成。

在图中所表示的氨合成塔是高度简化了的示意图。催化合成反应是强烈的放热反应，因此必须迅速从多层触媒床中除去大量的热量。导入的合成气在通过触媒之前，是以沟流形式穿过周围的交错管线，并在各触媒床层中形成直通脉络。这样就可使合成气与触媒接触之前，各触媒床仍然维持在适当的温度，而气体则被加热到合成反应的起始温度。气体在700°F左右流出氨合成塔，首先进入废热锅炉，然后如上所述，与氨合成塔的进口气进行热交换，作进一步冷却（这要在释出弛放气之前进行），然后进入压缩机。这样就完成了氨合成反应的循环过程。

能 量 消 耗

如上所述，图中表示的新建厂操作条件的平均值以及表1中工艺气体平衡表的近似值都是根据某些资料整理出来的。使用这些数据结合物性数据可估算各工段操作的能耗。表2为每生产1短吨氨和约1.2短吨二氧化碳的能量消耗表。

在本工艺中占总能耗比重最大的单耗为转化过程中用作原料的烃。正如表2所指明的，假定采用的原料主要是甲烷，则每生产1短吨氨时，供转化过程用的原料烃的能量约2300万英热单位（按高位热值计）。美国的天然气平均约含90%甲烷。若采用较高分子量的烃类作为原料，则每生产1短吨氨的能耗量就会更高。通过一段转化炉出口气与空气中的氧进行反应，则原料中约有22.5%的能量释放在第二转化炉内。

表2

氨和二氧化碳生产的能量消耗表

单元操作 工段	能源 *	设备	主要作用	温度范围 (°F)	能量 百万英热单 位/短吨氨
一段转化炉					
原 料	天然气		转化用原料		22.87
吸 附		活性碳吸附塔	脱硫原料		※ ※
压 缩	蒸 汽	透平压缩机	压缩空气(14.5~400磅/时 ²)	70~780	0.45
加 热	燃 料	管式炉/锅炉	提供热量		12.91
	(工艺空气)		预热2,277磅	780~1400	(0.36)
	(蒸汽)		预热43,000磅	不同温度~450 (饱和)	(1.06)
	(原料)		预热882磅甲烷	70~875	(0.51)
	(蒸汽)		过热	450(饱和)~600 (400磅/时 ²)	(4.39)
			转换反应		
	(蒸汽)		加热3500磅蒸汽	600(400磅/时 ²)~ 1450(400磅/时 ²)	(1.61)
	(甲烷)		加热382磅甲烷	875~1450	(0.51)
	(转化反应)		$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$		(3.18)
	(烟道气散 热)		热损失		(1.29) (12.91)
二段转化炉					
燃 烧	可燃气体 来自一段转 化炉(甲烷、 氢、一氧化 碳)	压力容器	燃烧燃料以除去空气中的氧, 留下氮作合成气用, 并提供热量以完成转化反应。	1450~1850	5.14
冷 却	(锅炉给水)	废热锅炉(A)	冷却气体	180~600 (400磅/时 ²)	(3.59)
加 热	热气体	废热锅炉(A)	发生蒸汽(3,100磅)	1785~680	3.59

表 2 (续)

单元操作 工段	能源 *	设备	主要作用	温度范围 (°F)	能量 百万英热单 位/短吨氨
变换炉					
催化氧化	放热反应	第一段变换炉 (铁-铬触媒)	CO 与蒸汽反应生成 CO ₂	680~800	0.32 净值
冷却	(锅炉给水)	废热锅炉(B)	冷却第一段气体	180~350	(0.80)
加热	热气体	废热锅炉(B)	发生蒸汽(975磅)	800~410	0.80
催化氧化	放热反应	第二段变换炉 (铜-锌-铬 催化剂)	完成 CO 与蒸汽反应而 生成 CO ₂	410~510	0.50 净值
冷却	(锅炉给水)	废热锅炉(C)	冷却第二段气体	90~180	(0.77)
加热	热气体	废热锅炉(C)	加热锅炉给水(8,550 磅)	510~240	0.77
冷却	(锅炉给水)	热交换器(D)	冷却第二段气体, 冷凝 蒸汽	90~150	(1.56)
加热	热气体	热交换器(D)	加热锅炉给水(42,000 磅)	240~170	1.56
脱除二氧化 碳					
吸收		吸收塔	从气体中除去 CO ₂		
冷却	贫 CO ₂ 的 气流	吸收塔	冷却气体	170~140	(0.069)
			反应热和溶解热		(0.21)
加热	富 CO ₂ 的 气流	吸收塔	加热一乙醇胺溶液		(0.279)
甲烷化					
加热	(气流)	热交换器(E)	加热甲烷化用的气体	140~550	(0.74)
	水蒸汽	热交换器(E)		600 (400 磅/时 ²) ~400 (水)	0.74
催化还原	(气流)	甲烷化炉	CO 与 CO ₂ 还原成 CH ₄	400~600	(0.37)
	放热反应	甲烷化炉			0.37