

国外氨厂现代技术

译文集

一九七九年 十一月

为了迎接一九七九年全国化肥年会的召开,配合国内氨厂在三年国民经济调整期间,开展增产节约、挖潜、改造,以提高我国氮肥工业的生产技术水平,我们搜集了近期国外报导的合成氨新技术文献 20 多篇,编辑成“国外氨厂现代技术译文集”,以供借鉴。

《天然气化工》编辑部

(国外氨厂现代技术译文集)

目 录

氨厂节能	Marcel J.P. Bogart (1)
天然气为原料的现代氨厂	D.G. Humphreys (10)
烟道气热能回收的经济性	W. Fuchs等 (19)
氨厂中各种催化剂的实际使用状况	D.E. Ridler (25)
废热锅炉中泄漏事故的探讨	W.J. Salot (31)
氨厂停车原因	G.P. Williams (39)
为合成氨厂选用合金钢	Gregory Kobrin等 (45)
用选择性一氧化碳氧化法提高氨厂能力	C.M. Buckthorp (55)
氨厂锅炉给水的处理	E. Castorina (61)
转化炉用高温材料近况	河合卓雄 竹村胜朗 (64)
变压吸附生产氨合成气投资少成本低	(78)
提高氨厂效率的尾气回收氨的装置	(80)
斯纳姆氨—尿素联合生产工艺	G. Pagani等 (84)
高压氨洗工艺脱除一氧化碳	I.A. Tatarenkova等 (90)
意大利某氮肥厂环境污染控制	(96)
利用二氧化碳回收系统处理尿素厂废水流的方法	L.P. Schell (98)
密闭合成氨生产的环路	Larry J. Ricci (106)
用变压吸附法生产低成本高纯氢	F. Corr等 (109)
天然气脱硫的进展	B.W. Burklow等 (113)
发展中国家的氮肥生产	(119)
世界氨厂志	(123)

氨厂节能

Marce L.J.P. Bogart*

应用成熟的技术对设计进行简单的改革可大大降低大型氨厂的能耗。

当前的合成氨厂对工艺过程中所产生的副产物和废热的回收利用，其效率已接近达到顶峰。因此，只有从工艺及设备方面进行根本性的改革才有可能在制氨的经济方面作出重大成绩。这里所介绍的两种技术革新方法无须使用新的或开发中的工艺即可获得突出的经济效果。这种经济效果将随着能量价格的逐渐上涨而显得更加重要。

一、蒸汽转化

现代化的美国合成氨厂通常采用天然气或诸如液化石油气及石脑油之类的轻烃转化法（图1），可设计为全部进炉的燃料都大部份消耗在一段炉内。转化炉所用燃料量至少要满足原料烃蒸汽转化成氢和CO吸热反应的需要。

由于上述反应的温度范围为1000~1500°F，从炉膛出来的烟道气温度为1900°F左右，其燃烧的经济性取决于烟道气进入烟囱之前显热是否被回收并充分利用。现代化的高效设计中烟道气的温度应远远低于500°F。在典型燃烧条件下，转化炉辐射段每吸收1 Btu热

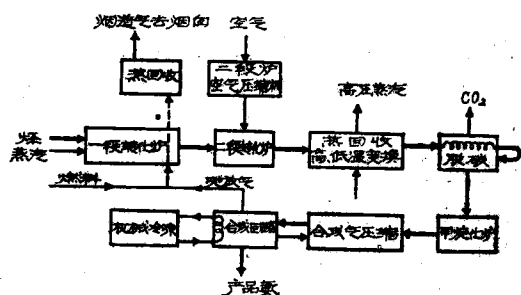


图1 传统合成氨生产流程简图

量，就可从烟道气中回收大约1 Btu显热。事实上，所回收的热量又用在工艺过程中，如：通过转化炉对流段换热盘管回收废热用于下列各方面（见图2）：

- (1) 锅炉给水预热；
- (2) 烃类进料预热；
- (3) 烧嘴燃烧空气预热；
- (4) 发生高压蒸汽；
- (5) 蒸汽过热；
- (6) 二段炉空气预热。

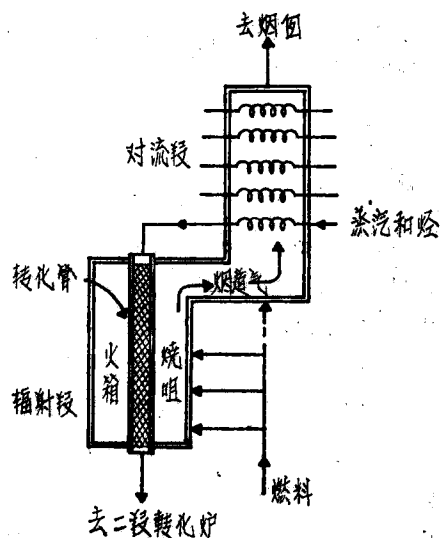


图2 一段转化炉

* 福罗尔工程建设公司 (Fluor Engineers & Constructors Inc)

图2为一种转化炉的设计，在辐射段炉壁的不同高度处装有几排烧嘴。炉内有许多内装催化剂的转化管，通常排成一排或两排。对流段内有一些换热盘管。对流段位于辐射段的上方，烟道气在流过对流段时被冷却。冷却后的烟道气用引风机抽出排至大气。如预热燃烧空气则需要一台鼓风机。

另一种转化炉设计是烧嘴在辐射火箱的顶部，烧嘴下烧，燃烧产物与工艺气体并流。这种布置的一个好处就是对流段换热盘管、鼓风机和引风机都可以安装在地面上。

二段炉出口气体显热也回收用于工艺过程中。二段炉出口气体通过发生高压蒸汽被冷却至高温变换进口温度。从高变出来的气体经过进一步产生高压蒸汽及预热锅炉给水，从而被冷却至低温变换进口温度。从变换后的粗合成气回收的热量通常用于供应部分或全部脱碳溶剂再生时所需再沸热（见图1）。该装置一般使用热钾碱或有机胺水溶液。氨合成反应热也要回收。回收氨合成反应热有多种方式，一般用以发生蒸汽和/或预热锅炉给水。

现代化氨厂已将合成压力降低至2000~4000磅/英寸²。在2000磅/英寸²压力下，合成塔内所产生的氨经过空冷或水冷有一小部分可从塔出口气体中冷凝出来，其余的要通过冷冻来分离；在4000磅/英寸²压力下，合成塔内所生产的氨几乎全部都能通过空冷和水冷冷凝出来，其合成气压缩机多耗费的功率则一定得通过节省冷冻机来补偿。

氨厂中一段转化炉之后消耗能量最多的是驱动下列主要压缩机的蒸汽透平。

- (1) 二段转化空气压缩机
- (2) 合成气压缩机（包括合成系统循环机）
- (3) 冷冻机

其他消耗能量较多的是各主要泵（锅炉给水泵、热钾碱或胺循环泵、蒸汽发生器循环泵、冷却水循环泵等）的透平驱动机，以及燃烧空气鼓风机和/或引风机等转动设备的透平驱动机。

合成氨厂工艺过程中发生蒸汽的压力为1500磅/英寸²，其热—动力平衡的情况是：尽管发生的蒸汽压力较高，但将转化炉燃料消耗维持到最低则不能满足动力蒸汽的需要，其不足的蒸汽通常是通过一段炉对流段的辅助烧嘴燃烧辅助燃料来补足的，或者另外用一台直接火锅炉发生蒸汽来补充。

二、工 艺 改 革

对传统合成氨生产方法（图1）能量利用情况的研究表明，改进设计几乎可以省去全部辅助燃料，提高氨生产总的热效率。本文所提第一个方案就是通过省去冷冻机及其驱动机所用的蒸汽来提高热效率，而无需提高合成压力来减少对产品氨的冷冻冷凝要求。为此，改变了脱碳的方法——采用物理吸收而不用化学反应（热钾碱或胺液）方法。用物理溶剂吸收脱除二氧化碳只需简单地减压即可使溶剂再生，不必象化学吸收那样需要消耗热能。

这种改进方法可以提供大量的热，但只有合理地使用这部分热能才能体现出这种革新的优越性。一种恰当的用法就是设法利用热低变气体的冷却—冷凝过程来为氨吸收冷冻装置供热。低变气体的温度约为450°F，然而只有达到其露点（约需降低100°F）时该气体才能放出很多热量。因为这时原进入一段转化炉的过量蒸汽才开始冷凝并释放大量的热。标准设计的氨吸收冷冻装置^[1,2]因为无法满足所需要的操作条件而不能采用。这是因为要使塔顶气体中的氨

经过空冷或水冷凝下来，氨—水蒸馏塔就必须在相当高的压力下操作。但在标准设计的氨吸收冷冻装置内，氨—水蒸馏塔如用这种操作压力，从塔底贫液中汽提氨的基础温度就需要超过低变出口气体的温度。

分别在两个不同压力的蒸馏塔中进行蒸馏和汽提可以解决上述问题。福罗尔公司的专利方法^[3]（如图3所示）为了使氨蒸汽冷凝下来，在较高的压力下进行蒸馏（250~300磅/英寸²），而汽提塔则采用低得多的压力（150~200磅/英寸²），这样就可以在较低的基础温度下使塔底贫液中氨的含量降至10%（重量百分数）或更低。

这种氨吸收冷冻装置完全可以满足氨厂冷冻的需要。为了对氨的蒸馏进行控制，在实际应用中还可以加上一台使用低压蒸汽的调整进料加热器。此外，还可以安装一台辅助蒸汽加热再沸器，以便在氨厂开车还没有热低变气体时提供冷量；这台辅助再沸器正常生产时是不用的。

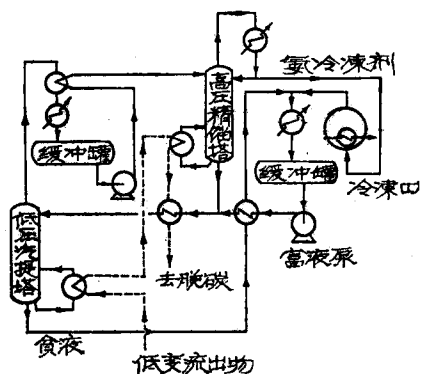


图3 氨吸收冷冻工段

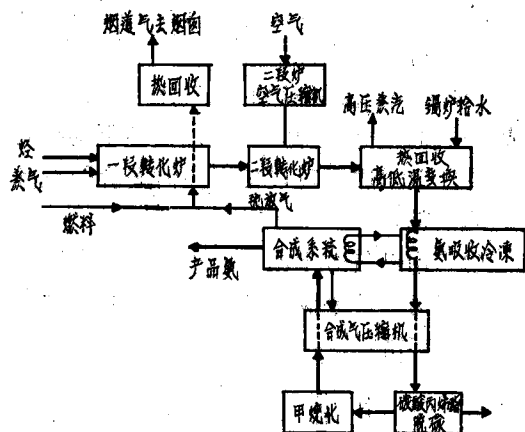


图4 福罗尔流程简图

图4是福罗尔合成氨流程简图，该流程低变前部分及合成系统与图1中的传统设计相同，其改进部分为：

- (1) 用低变气体加热氨吸收冷冻装置，而不用以加热脱碳装置
- (2) 粗合成气在脱碳之前加一部分压力
- (3) 脱碳不需要消耗热能
- (4) 提高甲烷化压力

上述各项改进不需要依靠新的或开发中的技术，所用技术都是经过工业生产考验过的，只不过是已将成熟的技术按特殊要求综合起来首次用于氨的生产罢了。

该过程中脱碳工段可用的物理溶剂有几种。采用这种新法脱碳的头两套工业装置最近已投入生产并证实这一方法是可行的。该两套装置所用的物理溶剂是碳酸丙烯酯^[4]。这种溶剂非常适用。加压降温可以提高物理溶剂的吸收效率，按图4流程，如将合成气压缩到1500~2000磅/英寸²之后再进入碳酸丙烯酯脱碳装置，可使溶液循环达到最佳化。

如果不在一段转化炉对流段发生高压蒸汽，则无论是传统的还是福罗尔法制氨，能量平衡都会被打乱。遇到下列情况时，即会出现这种问题：

- (1) 可从中心锅炉（如化肥联合企业以煤为原料的锅炉）获得廉价的蒸汽时
- (2) 尽量使用电机而极少使用蒸汽透平驱动机

(3) 主压缩机中有一台或一台以上是由使用廉价燃料（如燃料油）的燃气透平来驱动的。

出现上述情况会使厂内蒸汽的需要量减少。因此，为提供一段炉吸热反应所需热量而必须进行辐射段加热就会导致对流段有过多的热量需要回收。当然，这部分过剩的热能也可以用于氨厂以外的其他地方，但这样又会出现使本来不相干的生产相互影响的缺点。

一个解决的办法就是将一部分转化反应所需负荷从辐射段转移到对流段，改变辐射段与对流段负荷的原定比例。图5所示为完成此项操作的另一种方法^[6]，一部分或全部转化反应在炉外的一个或多个绝热催化床内进行。从催化床出来的气体因在催化床内进行了吸热反应而被冷却，并在进入下一个外部绝热反应器之前在对流段内用换热盘管再加热。这种反应一再加热过程可反复进行直至转化反应全部完成或对流段热量全部用完为止。在后一种情况下，其余转化反应可在普通直立外加热转化管内继续完成。采用上述新型转化炉可将辐射负荷降低到刚好满足最低对流负荷的要求。

如果将一台或多台主蒸汽透平驱动机改用燃气透平（图6），则可获得更多的经济收益。这一改进有以下优点：

(1) 燃气透平排出的热气体（700~800°F）中含15%以上的氧，是一段转化炉烧嘴预热燃烧空气的极好来源，可用以提高驱动机及转化炉的效率。

(2) 燃气透平可以使用任何廉价的气体或液体燃料，从而减少对难得、昂贵的天然气及轻烃的依赖。

(3) 由燃气透平驱动的设备可以在厂内综合蒸汽系统开始工作之前即投入运转。

使用燃气透平满足部分动力需要，减少厂内发生蒸汽量更能体现图5中再热—反应转化炉设计的经济性。

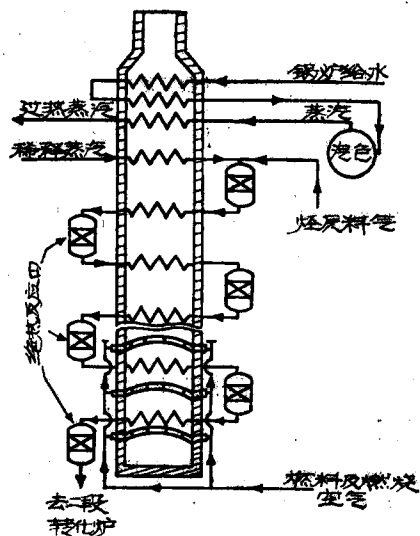


图5 带有几个反应器的转化炉

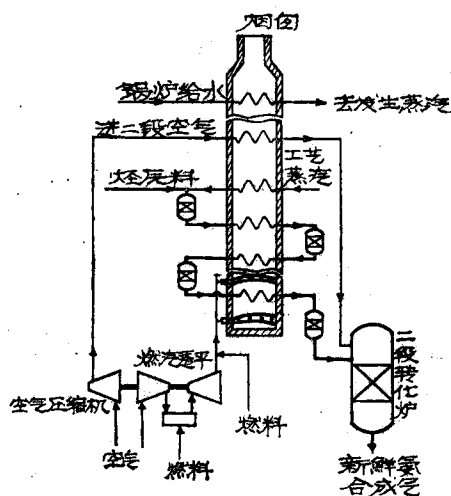


图6 CT（燃气透平）法合成氨转化工段

三、能 量 需 要

合成氨厂实际能量需要不仅与流程和现场情况有关，而且还要取决于以下各方面条件：

1. 原料组成

在转化炉内参加反应的相对蒸汽量及所生成的 CO_2 随原料的碳/氢比而异。这可以用 烃类蒸汽及空气转化法生产合成气的简化理论总公式来说明：

$$\frac{(7.073)}{(4+x)} \text{CH}_x + \frac{(12-0.5366x)}{(4+x)} \text{H}_2\text{O} + (0.2682\text{O}_2 + \text{N}_2) \\ = (3\text{H}_2 + \text{N}_2) + \frac{(7.073)}{4+x} \text{CO}_2 \quad (1)$$

式中：

$x = \text{氢原子数/原料烃内碳原子数}$

当生产含 1 克分子氮的（氮氢比为 3 : 1）合成气时，进料气中碳原子数（生成的 CO_2 克分子数）为 0.884（按纯甲烷原料计）至 1.117（按直链轻石脑油原料计）；反应中水的克分子消耗量为 1.232 (CH_4) ~ 1.697（石脑油）。因此，采用较重烃类原料时，脱碳就需耗费更多的能量。

如果原料中还含有其他成分，如天然气中经常含有的氮及 CO_2 ，也会影响每吨合成氨的原料耗量。

2. 基础设计数据

一段转化炉操作条件（汽/碳比，出口压力及温度）以及合成和蒸汽系统压力也影响原料单耗及燃料需要。为了尽量降低能耗，就需要仔细地寻求操作条件最佳化的工作。

3. 现场条件

水源、冷却水温度、海拔高度、电源的可靠性等等对原料的单耗及燃料需要量说来虽属次要，但仍然会发生重大影响。

4. 建厂单位对设计的要求

建厂单位的要求是权衡影响能量效率又彼此矛盾的各种因素的准则，主要是对设备投资和通过换热器可能回收的热量进行综合考虑；对使工厂操作达到最大可靠性与尽量减少多余设备也进行综合考虑。

四、设计数据

采用同样的设计基础数据分别作出三种合成氨装置设计，然后对其进行有意义能耗比较：

1. 原料及燃料

所用的原料天然气组成见表 1，其氢/碳比为 3.772（按无 CO_2 计算），一段转化炉所用

燃料气组成与此相同。如果有充足的廉价燃料油，也可用来代替部分或全部燃料气，但对能耗比较的结果影响不大。

合成系统弛放的惰性气体（氩及甲烷）中含有一定量的氢及氮。可用适当的方法从弛放气中回收氢氮气（也可产生能量或冷量）以节省原料。三种不同的方法由此所得的收益是相同的，为了便于比较，在这里弛放气仅用作一段转化炉的燃料。

表 1 天 然 气 规 格

组 成	% (体积)
氮	1.4
二氧化碳	0.5
甲 烷	87.1
乙烷以上的烷烃	11.0
分子量	18.118
热值	Btu/英尺 ³
低热值	981
高热值	1.085

2. 合成气的发生

三种方法前面的设计条件都相同, 来自低变的粗合成气 (约 460°F, 420磅/英寸²) 组成见表 2。

表2 粗合成气组成

组 成	% (体积)
氩	0.16
甲 烷	0.12
氢	41.53
氮	13.48
一氧化碳	0.24
二氧化碳	12.42
水	32.06
总 计	100.00

3. 合成气的净化

所用的物理溶剂只能溶解粗合成气中极少量CO₂以外的组份, 而其中大部分又可通过CO₂吸收塔塔底物部分降压以及其闪蒸气循环返回合成气压缩机吸入口来回收。由于反应气的损失很小, 物理吸收方法的原料消耗只比传统方法高 1.7%, 如将前面的设计参数达到最佳化, 在具体实践中这种差别还可进一步降低甚至根本不存在。

表 3 为采用传统方法和福罗尔法净化后进入系统的新鲜合成气组成。同样, 经过最佳化可使合成气的组成稍有变化, 但对比较结果不会发生实质性的影响。

4. 合成系统

三种方法的合成系统操作条件 (合成压力及温度、循环比、热回收等) 都相同。因考虑到合成气组成稍有差异, 在物料及能量衡算时都留有余地。无论何种方法每个开工日的氨产量都按 1200 短吨计。

5. 公用工程

为了最好地适应工艺条件及现场条件, 设计者可对公用工程参数进行某些调节。最重要的是合成氨厂的蒸汽压力。在当前的设计中蒸汽压力分别定为 1500, 600 及 50 磅/英寸² (表压), 在 4 英寸汞柱时冷凝。三种设计中蒸汽都是平衡的, 既不输入, 也不输出。

来自冷却塔的 80°F 水用于补充冷却和最终冷却。在新鲜水不足的地区可以用空气冷却器代替相当一部分水冷热交换器, 在此项研究中公用工程方面参数的变化对总能耗又会发生某些影响, 但对三种方法的比较却无影响。

表4 蒸汽透平功率

方 法	A	B	C
压缩机			
1. 二段炉空气	12,940	(12,940)*	12,730
2. 合成气	28,890	28,890	24,960
3. 冷冻			8,520
4. 风扇及鼓风机	910	910	80
总 计	42,740	28,800	46,290
泵	4,440	4,080	4,020
总 功 率	47,180	33,880	50,310

* 燃气透平驱动。

表3 合成气的组成

组 成 % (体积)	方 法	
	传 统	福 罗 尔
氩	0.29	0.29
甲 烷	0.77	0.86
惰性气体	1.06	1.15
氢	74.28	74.14
氮	24.66	24.71
总 计	100.00	100.00

三种方法的相对天然气总需要量是极端重要的, 所以对影响能量需要的主要因素, 诸如一段转化炉负荷, 主蒸汽透平驱动机功率, 系统蒸汽需要量及冷却水需要量等当然都应注意。三种方法的有关数据见表 4, 5 及 6。

A——福罗尔法。用物理溶剂碳酸丙烯酯脱碳, 全部冷量由氨吸收制冷装置提供。

B——CT法 (燃气透平法)。利用上述物理溶剂碳酸丙烯酯脱碳与氨吸收制冷, 其特点是用燃气透平分担一部分驱动负荷 (二段炉空

气压缩机)。该透平排出气体进入绝热反应器与再加热装置相结合的新型转化炉火箱内。

C——传统方法。加热—再生脱碳(热钾碱或胺法)采用普通压缩制冷装置提供冷量,以氨为制冷剂。

表5 转化炉负荷

方 法	A	B	C
计算负荷, $10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{时}}$			
1. 辐射段	248	212	244
2. 对流段	365	282	401
总 计	613	494	645
烟道气去烟囱 $^{\circ}\text{F}$	400	400	430

表6 公用工程消耗定额

方 法	A	B	C
高压蒸汽 磅/时	531,000	438,500	563,000
冷却水 (美)加仑/分	47,800	45,500	46,800
温差 $^{\circ}\text{F}$	112	108	110
10^6 Btu/时	738	637	702
电 千瓦小时/时	3,585	3,494	3,141

五、节 约 能 耗

表4表明驱动下列主要气体压缩机,转化炉鼓风机及各主要泵所用蒸汽透平的计算功率。主要的泵类有:

- (1) 锅炉给水泵;
- (2) 蒸汽发生循环泵;
- (3) 脱碳吸收剂循环泵;
- (4) 润滑油、密封油、冷凝液泵。

在本设计中碳酸丙烯酯富液最后用空气汽提再生。汽提空气鼓风机所需功率包括在表4“风扇及鼓风机”一项内。

驱动机的实际功率受所选机械销售厂商和对高效机械的额外付款的影响。这里的比较结果是用Elliott“N”法^[8]*对所有压缩机的功率消耗进行计算得到的,采用了此法所引用的标准效率。确定所需蒸汽流量时,所有蒸汽透平的水流量都按70%效率计算。

方法之间的差异比其绝对值更加重要。转化炉的热负荷是按美国国家标准局理想热焓^[8](Girdler出版)简单地计算得出的。化合物的参考状态是各元素为 0°K ,包括生成热,因而也包括所有有关化学反应(如:天然气燃烧及弛放气作为燃料燃烧)的反应热。用这种方法计算的辐射段负荷(转化热)及对流段负荷(热回收)见表5。

在上述三种设计中对流段作用如下:

- (1) 锅炉给水预热;
- (2) 天然气原料(及稀释蒸汽)预热;
- (3) 发生补充蒸汽;
- (4) 全部蒸汽过热。

A法及C法由于省去了燃烧空气预热而简化。采用这一方案,对各种方法来说,在经济上如有获益几乎也是相等的。表5内烟道气温度的依据是:对流段任一点上热介质(烟道气)与冷介质(给水、天然气或蒸汽)之间的温差尽量接近 150°F 。各种方法中过量空气均为10%。

其他操作条件见表6。高压蒸汽的流量可以说明三种方法蒸汽系统的相对规模。虽然一

* 原文如此。疑为[7]之误——译者

般认为氨吸收制冷需要大量的冷却水，但从比较结果却可看出三种方法所需循环水量大体上是相同的。在这几种设计中都用电机驱动冷却水循环泵，以便于改用空冷代替水冷。冷却塔循环泵及风扇占表6中电耗的85%。其余机械如用蒸汽透平驱动则嫌太小。当然，在任何一种方法的最终设计中冷却塔所用的电机都可以用蒸汽透平来代替。

表7分别列出三种方法的天然气总需要量及其具体分配情况。福罗尔法原料天然气需要量稍高，这是因为采用了固定前面的设计的原因。如前所述，一旦厂址条件确定下来，就可以因地制宜进行最佳化工作，即使不是全部消除也可大大缩减三种方法间的这一差距。根据表7所示，如果天然气价格按2.5美元/百万Btu（高热值）计，和传统方法相比，由于天然气燃料消耗量小，B法每年可以节省约3,000,000美元，A法每年可节省约1,000,000美元*。

这里所叙述的工艺改革原来是在把石脑油当作廉价的合成氨原料的短暂时期内设想和开发出来的。前面说过，按公式(1)采用石脑油原料需要脱除的CO₂比用甲烷原料时多26%。因此，采用较重的烃类原料在能耗和原料方面的节约更多。

在用重油部分氧化生产氨时，采用物理溶剂脱碳与氨吸收制冷装置相结合的技术，还可节约更多的能量。重油部分氧化制氨需要脱除的CO₂较甲烷蒸汽转化法多50~60%，而且用部分氧化法变换气中含有更多的蒸汽，能产生更多的冷量。但是目前对这些优点所进行的具体研究工作尚未完成。

如采用下列现有技术还可使上述各种方法天然气单耗的绝对值进一步降低：

- (1) 燃烧空气预热；
- (2) 从合成系统弛放气中回收氢和/或氮，并使之返回系统中；
- (3) 在弛放气减压部位用膨胀机回收能量和/或冷量；
- (4) 在高压氨冷凝液减压部位用水力透平回收动力；
- (5) 采用富氧空气或深冷技术以提高原料利用效率；
- (6) 用内部冷却法回收合成塔内热量。

各种方法如采用这些工厂设计上的改进都可得到相同的经济收益。在这里，由于这些改进复杂从而已经省略了，这样做并不改变比较结果。

六、节 省 投 资

在福罗尔法技术开发时期所作的福罗尔法与传统方法相同装置的投资估算表明，福罗尔法大约能节省7%的投资。目前装置投资的急剧上涨对两种方法影响相同，因此福罗尔法的投资节约额仍保持7%。

* 原文中A与B颠倒是错误的注——译注

表7 天然气耗量[10⁶(Btu 低热值)/短吨氨]

方 法	A	B	C
原 料	19.77	19.77	19.44
燃 料			
1. 转化炉			
火箱烧嘴	8.6	7.3	8.7
辅助烧嘴	3.0	0.0	3.9
总 计	11.6	7.3	12.6
2. 燃气透平	0.0	2.4	0.6
3. 燃料总计	11.6	9.7	12.6
原料燃料总计	31.4	29.5	32.0

上述估算表明吸收制冷比机械制冷投资略有降低。但福罗尔法节省投资主要是由于采用了碳酸丙烯酯脱碳法,采用此法在设备制造厂装配的塔可以满足2000吨氨/日装置的需要。而采用化学吸收剂脱碳时,此塔需要在现场制造,但只限于使用在规模为1000吨氨/日的装置中。

参 参 文 献

- [1] Briley, George C., «烃加工», 1976年第5期 173 页
- [2] Cockshoot, J.E., 在工程师学会(英)第4次全国化学工程会议(澳大利亚阿德雷德, 1976)上的报告
- [3] Bogart, maicel J.P., 美国专利, 3,743,699 (1973年7月3日)
- [4] Buckingham, P.A., «烃加工及石油炼制», 1964年, 43 卷, 第4期, 113 页.
- [5] Bogart, Marcel J.P., 美国专利. 3,743,488 (1973年7月3日)
- [6] Bogart, Marcel J.P., 美国专利. 3,795,485 (1974年3月5日)
- [7] Elliott Division of Carrier Corp. 1970年宾夕法尼亚州 Jeanette 会议通报. p-11B
- [8] Girdler 化学品公司(肯塔基州路易士威尔)«Physical and Thermodynamic Proherties of Elements and Compounds» (1969) .

(译自《Hydrocarbon Processing》., 57(4), 145—151, (1978)。

陈明瑞译, 李佳惠校

【上接第44页】

提到有“火焰吹出”,一次发生在合成气压缩机密封油窥视孔上,一次在汽包上,一次在冷凝液分离器上。

鉴于以上统计,对于进一步改进氨厂安全运转,特别是防止阀门填料和法兰垫圈泄漏,存在着许多可能性。总的来说,严格认真地检查和维护油和富氢气所经过的管道,法兰等报其重要,不得不过分强调。

以下是其它统计材料的总结:

1. “最长运转时间”系指连续出氨日期的最长天数。卅家调查工厂平均为237天,1971~72年为平均129天。其中连续运转时间最长者为468天。有9家工厂连续运转超过300天。

2. 各厂平均有15%的正常维修,有50%停车维修是由承包维修人员进行。1971~72年所统计的数字分别为24%和55%。对于这两种维修,仅有两家氨厂采用100%的承包维修,而70%的工厂所采用的正常维修不到10%。所有工厂均采用某种程度的承包停车维修。

3. 1971~72年度调查期间,仅有三家工厂采用2号燃料油作为代用燃料。

参 考 文 献

- [1] Sawyer, J.G., G.P.Williams, and J.W.Clegg, in “Ammonia Plant Safety,” CEP Technical manual, AIChE, New York, Vol. 14, 62~66 (1972).
- [2] Williams, G.P., and J.G.Sawyer, in “Ammonia Plant Safety,” CEP Technical Manual, AIChE, New York, Vol. 16, pp: 4~9 (1974); Chem.Eng.Progr.70(2), 45, (1974).

译自《Chemical Engineering Progress》, 74(9), 88—93, (1978)。

曾洋焜译

天然气为原料的现代氨厂

D.G.Humphrys

本文评述了以天然气为原料的现代氨厂,特别着重论述蒸汽转化炉和氨合成系统。所述流程广泛适用于多种烃类原料,而且特别适合于总的燃料需要量中有一部分或许是燃料油或许是煤的优质燃料地区。

序 言

从设计第一个用氢和空气中的氮为原料直接合成氨的工厂开始,至今已有六十五年了,这工厂以及随后的许多工厂都是以煤为原料。多年之后,以烃类原料生产氨合成气的工艺已趋成熟。目前,绝大部分氨厂都采用烃制合成气工艺。燃料油通过部分氧化法,石脑油和天然气通过蒸汽转化法,都可以加工成氨合成气中的氢。这些原料中,每个氢原子所对应的碳原子数依次减少,而且含硫量一般也渐次降低。由于天然气所含的过剩碳及需脱除的硫最少,从而保证了天然气蒸汽转化制氨合成气建厂最便宜,而且以净热值表示的原料和燃料的能耗也最低。这里,“天然气”一词,应理解为包括所有已脱除了凝析油的输送上陆的油田伴生气,以及未经处理的优质天然气。

先考查一下英伦诸岛的情况。表1列出了英国本土上的天然气源。其中还包括从 Frigg 的 Norwegian 地区上陆管线输送到 St. Fergus 的每天1400百万英尺³的优质天然气。

表1 英 伦 诸 岛 的 天 然 气

产 地	产量(百万英尺 ³ /天)	储量 (10 ¹² 英尺 ³)	类 型	上岸地点	上岸日期
南部油田	3,200	30	优质天然气	东 海 岸	最 近
Frigg	1,400	7.5	优质天然气	St. Fergusf	1976. 8
Brent	600		伴生气	St. Fergusf	计 划 中
Kinsale Head		1	优质天然气	Kinsale	1978

另外,在北部油田还有若干较小量的伴生气。目前将它们引上岸来还不经济,但在将来可以把它们合并到一根公共总管中。

一些数据可集中说明如下:英国每天平均的天然气耗量约为3200百万英尺³,每天1000公吨合成氨的天然气耗量为35百万英尺³。Eire 每天消耗的燃料气相当于14百万英尺³天然气。

当代设计的大多数工厂每天的产量在1,000到1,300公吨范围内,这里讨论的设计特点主要针对这类规模的工厂,但除非另有说明外,本讨论也适用于其它规模的工厂。

本文目的是指出现代以天然气为原料的合成氨厂的主要特点,指出决定设计的各种因素,以及为应付特殊现场条件给设计带来的变动。

符合欧洲需要的厂址

近来的能源情况加大了欧洲与最靠近北非和中东的廉价原料产区之间天然气价格的差距。但是,由于缺乏工业基础,在这些地区除原料价廉以外,操作费用也很高,这样就多少抵消了北非和中东作厂址的好处。但仍可估计到由这些原料便宜的产区所生产的合成氨出厂价格要低一些。

不过,由于合成氨必须以冷冻液体的形式储存和运输,故大量输送合成氨,比如从中东运输到各用户指定地点将会大大增加用户所在国的到岸价格。

从目前欧洲原料价格来看,偏远地区的工厂必须有免征进口税的原料才能在北海各港口得到较低的到岸价格。因而在一段时间内,合成氨厂及其有关的肥料制造厂似乎靠近产品的使用地区。

工厂规模

较大规模的合成氨厂都采用蒸汽转化工艺。已建的最大厂的生产能力为每天1800短吨(即1,600公吨)。

虽然工厂的有些设备,比如说脱碳塔需要加倍,但没有什么技术上的理由要把工厂规模限制在这样的水平上。即使在这样的产量水平上,也有一些因素使不同规模的经济效果趋于一致。如产量超过每天约1,300公吨(即每天1500短吨),则每吨合成氨的工厂投资急剧趋于一致。还需考虑到特定的厂址可能有运输和重量限制,并可能限制设计。

目前,大多数总热能回收高的合成氨厂的规模是在每天1000到1300公吨的范围内。在目前费用逐步高涨的情况下,买方没有什么压力要求规模超过这个级别,也许在建设和运输方面的问题都很小的高度工业化地区是例外。因而我们可以预计,在今后几年内大多数新订货的合成氨厂的产量会在每天1000到1300公吨的范围内。

原料和燃料费用

原料和燃料费用差不多占了现代蒸汽转化合成氨厂操作费用的百分之九十。由于合成氨厂特别遭受当前高价原料的冲击,因而要尽量减少使用优质燃料的压力很大。这个论点原则上对石脑油和对天然气两种原料都适用,但我们在这里只考虑天然气的情况。

原料天然气相当于每吨合成氨能量消耗为5.55百万千卡,燃料消耗约占一半,因而可以寻求节约的范围已经相当的小了。

在天然气价格很高的地方,我们能更廉价的非优质燃料来代替天然气吗?

燃烧燃料的装置有:①蒸汽转化炉;②辅助锅炉;③燃烧加热器。以下分别来考查这些装置。

1. 蒸汽转化炉

一段转化炉是主要消耗燃料的地方。在这里,转化甲烷的吸热反应要进行到必要的深度。反应在转化管内进行,这种合金管设计温度约为900℃。能够采用的最好的燃料就是低含硫的优质天然气,它不会对转化管产生腐蚀问题。

汉格公司 (Humphreys and Glasgow) 曾在两台一段转化炉中烧过含硫高达 1.6 % 的轻油, 因转化管有适当的腐蚀裕度, 因此能正常运转多年。尽管在钒、钠的含量不是太高的情况下, 已证明本法是可行的, 但汉格公司并不推荐在转化炉中采用这些燃料。特别是当代的设计, 要求每个喷嘴给出的热量比以往的高, 并且对燃烧的控制十分重要。为达到本文讨论的目的, 假设转化炉燃料为天然气。

可按下述方法减少转化炉燃烧用气:

- ①采用具有高燃料效率的顶烧炉。
- ②提高反应物进入转化炉的预热温度, 减少转化时热负荷。
- ③提高助燃空气的预热温度, 减少给定工艺热负荷条件下的燃料消耗。

汉格公司已全部采用顶烧炉, 并在 90 % 以上的已建厂中采用反应物预热和助燃空气预热。

从天然气原料生产氨合成气的顶烧炉典型的燃料效率约为 60 %。两个因素对转化炉的影响见表 2。

表 2

转 化 炉 燃 料 用 气 的 降 低

1200 公吨/日的工厂 反应气体入口温度每增加 100 °C 助燃空气温度每增加 100 °C	转 化 炉 燃 烧 用 气 的 变 化	
	(10 ⁶ 千卡/小时)	10 ⁶ 千卡/吨 NH ₃
	-12.8	-0.25
	-4.9	-0.10

按这个方式在转化炉上减少天然气燃烧用量, 结果使得转化炉的原料加燃料总量可以降低到每吨氨 7.4×10^6 千卡。

2. 辅 锅

过程和转化炉废热回收所产蒸汽量甚至不能够满足“最低蒸汽量”流程 (即合成气、工艺空气和冷冻三台主要的压缩机都由透平驱动的) 对蒸汽的需要, 因此必须另外烧燃料来产生蒸汽以补充总需要量的不足, 使之在任何条件下均达到蒸汽平衡。

很显然, 可考虑用非优质燃料作辅锅的燃料。但如果辅锅是与对流管束连在一起的, 则燃烧不干净的燃料会产生一些问题 (比如说由灰尘和硫产生的问题)。如果采用煤或重油, 则辅锅必须是一套完全分开的装置。

这种分开的辅锅的上述和其他优点可总结如下:

- ①辅锅可用非优质燃料;
- ②不管采用什么样的蒸汽系统, 工厂的形式保持不变;
- ③为满足特定蒸汽平衡需要的高压蒸汽用量决定了辅锅的大小;
- ④不管高压蒸汽用量多少, 过程和转化炉废热回收在概念上仍保持不变。

3. 燃烧加热器

从所示流程 (图 1) 看出, 天然气原料加热器和工艺空气加热器是与对流管束分开的。这样, 它们就易于采用非优质液体燃料。

这两个任务当然可以在对流管束中完成, 但由于蒸汽系统从对流段回收的热减少, 总蒸汽产量就降低, 因而必须加大辅锅容量和增加燃料消耗以保持所需的蒸汽量。所以, 除非加热器、转化炉和对流管束, 以及辅锅间的燃料燃烧效率有所差别, 否则非优质燃料的总消耗量是不会改变的。

概括了以上各点的流程示于图 1。虽然此流程是针对天然气价格很高的地方提出的，但在所有原料和燃料都只能用天然气的地方，仍然适用。不管用什么燃料，把辅锅分开，上述其他三个优点都是存在的。这就是通常所要推荐的流程。

制定流程时的一般考虑在图 2 中加以说明。

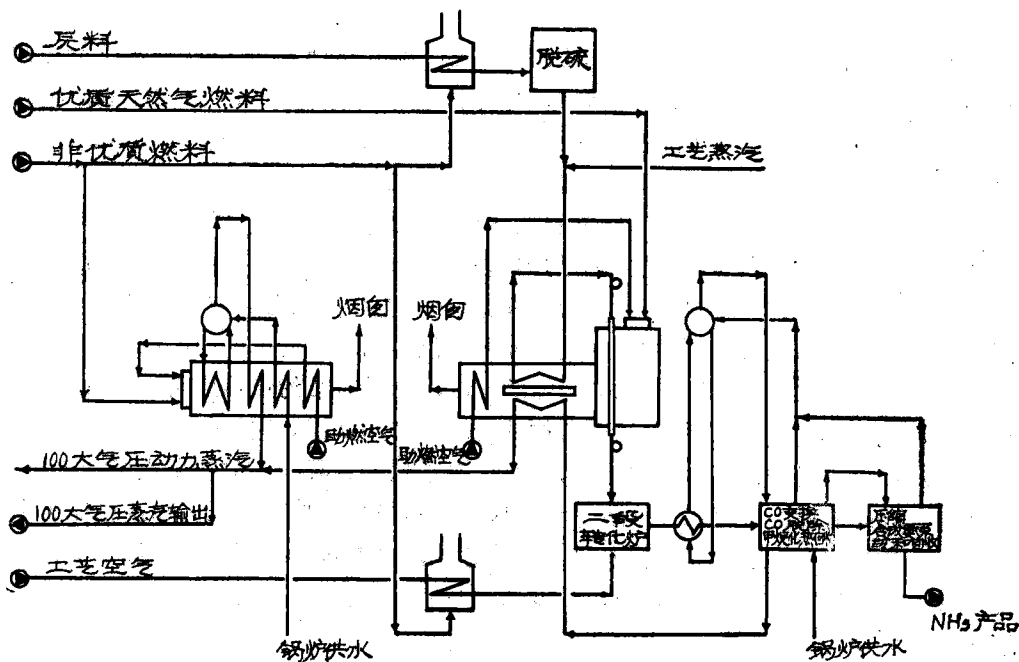


图 1 最省天然气的氨厂示意图

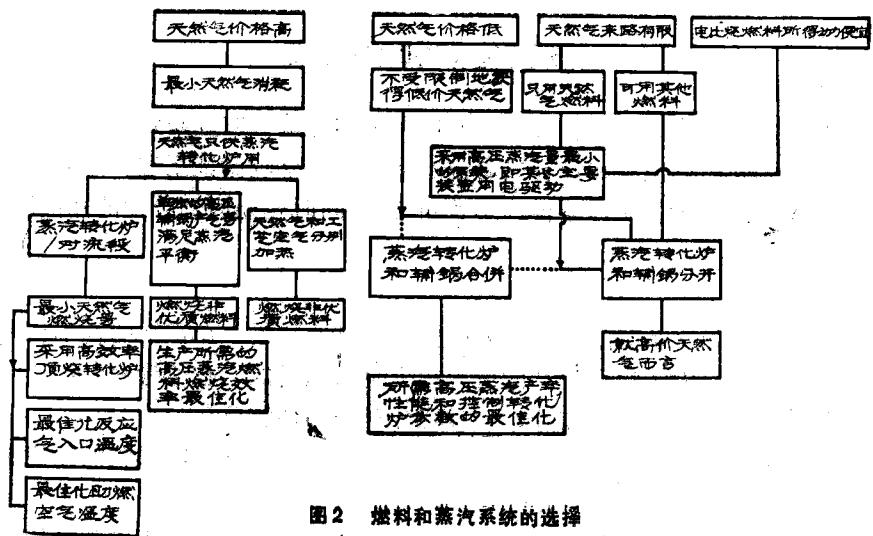


图 2 燃料和蒸汽系统的选择

蒸汽系统

合成氨厂的设计应从转化炉烟道气和合成气中经济地回收最多的热能，并使正常运转期

间，蒸汽产量可以自足。为满足这些要求，用一台与对流段分开的辅锅增补废热回收。造气锅炉和辅锅一起使蒸汽升到110巴的汽包压力。

对于日产1200公吨的合成氨厂，根据该厂条件，辅锅必须另外产生30~60吨/小时的高压蒸汽以满足三台主透平机和工艺蒸汽的需要。如果还有尿素车间，则其蒸汽需要量可并入同一辅锅的负荷中。

正常的高压蒸汽条件是，透平机进口压力100巴，温度482℃。适应这种入口条件的透平机实际上不需另花钱就可用于135巴和540℃的蒸汽。在这种条件下由于热力学效率增高，对于给定的功率，蒸汽质量流量就降低。由于更高的压力和温度的总效果，体积流量比质量流量的比率减少得更多。例如，对简单的三段透平/压缩机系统，在恒定的功率下，135巴/540℃的高压蒸汽的体积仅为100巴/485℃蒸汽体积的75%。

更多的蒸汽冷凝时，因高循环效率节约的燃料明显地达到极大。例如在油蒸汽被冷凝下来的电厂循环中，采用135巴/540℃循环与100巴/480℃循环相比得到节省量是9%。在大部分蒸汽用来生产动力的地方，比如在100巴循环的蒸汽转化工艺的工厂中，80%的潜热随40巴的工艺蒸汽损失了。对于日产1,200公吨的工厂，燃料净节约量可达每小时5百万千卡，以每百万千卡/小时两磅计算，每年该厂节约的钱就是80,000磅。这是一笔相当可观的节约数目。但与此相应，锅炉、汽包、过热器、管线、透平机的冷凝器等的前期投资则有所增加。

也许有这样的情况，管道尺寸或透平框架尺寸因素使得增加蒸汽压力和温度比用另外的管道尺寸或框架尺寸更为便宜。但按汉格公司的意见，蒸汽转化工厂动力系统中燃料的节约一般说来并不足以抵偿压力超过110巴、温度超过480℃后所引起的初期投资的净增加，即便是高压蒸汽其体积还有所减少。

根据不同工艺蒸汽的流路数目和规模，其他工艺的工厂蒸汽循环会有所节约。

一段转化炉和热回收

本段的主要概念是将转化炉和有关的热回收系统作为单一装置来处理。因为助燃空气预热和反应气体预热的问题对流程和设计二者都有影响。流程应保证系统有足够的控制灵活性以始终保持所需要的转化工艺出口条件，不致超负荷。同时也要达到合适的蒸汽过热温度、设计的烟道温度和燃料效率。

1. 一段转化炉

与关键机械一起，转化炉是工厂中主要的要求可靠的装置。在正常的及不稳定的条件下转化炉的长期稳定运行，对于避免生产的重大损失是很重要的。必须考察各种不同的现有设计所达到的有效运转时间和催化剂寿命，以及操作性能方便程度。

汉格公司设计和提供适用于所有蒸汽转化工艺的顶烧型多管炉。适宜的顶烧炉设计应具有下述一些优点：

- ①在反应气体最冷的管子顶部热输入量很高，在反应物最热的管子底部热输入量较低，因而在一定的管壁温度范围内可获得较高的平均通量；
- ②使尽可能多的催化剂处于尽可能高的温度，保证了催化剂效率最高；
- ③热通量及由此而得到的沿管外壁的温度分布尽可能地接近恒定；
- ④炉膛内最大和最小管温之间的温差范围达到最小，使管子材料得到最大的有效利用；