

中华人民共和国化学工业部
设计标准

合成氨节能设计技术规定

HGJ3-86

(试行)

1987 北京

目 录

1 大型合成氨装置节能设计技术规定.....	(23)
1.1 总 则	(23)
1.2 综合能耗指标	(23)
1.3 主要工序的能耗指标	(23)
1.4 节能措施	(31)
2 中小型合成氨装置节能设计技术规定.....	(32)
2.1 总 则	(32)
2.2 节能措施	(35)
附件:能耗计算的统一方法与公式.....	(37)
编制说明	(40)

中华人民共和国化学工业部
设计标准

合成氨节能设计技术规定

HGJ3-86

(试 行)

说 明

《合成氨节能设计技术规定》是化学工业部批准颁布试行的设计标准。本规定的内容包括：大型合成氨装置节能设计技术规定；中小型合成氨装置节能设计技术规定；附件和编制说明。

本规定由中国武汉化工工程公司主编。编制人为林寿元、戎兴汉、冉崇碧同志。审核人为陈道三同志，审定人为陈以盈同志。

化 工 部	合成氨节能设计技术规定		设计标准	
设计标准	(试 行)		HGJ3-86	
主编中国武汉化工工程公司	批准	化学工业部	试行日期 1987年1月	第1页 共14页

1 大型合成氨装置节能设计技术规定

1.1 总 则

1.1.1 能源是我国社会主义现代化建设的重要物质基础，现在和将来都必须对能源实行开发和节约并重的方针。

1.1.2 本规定适用于大型合成氨装置的新建、改建及扩建项目的设计。

1.1.3 综合能耗级别分为第一级能耗指标、第二级能耗指标及第三级能耗指标，新建项目宜尽量达到第一级能耗指标，不应高于第二级能耗指标，改建项目应尽量达到第二级能耗指标，扩建项目宜达到第二级能耗指标，均不应高于第三级能耗指标。

1.1.4 应采用节约能源的新工艺、新技术、高效设备，不得采用能耗大的落后工艺和国家已宣布淘汰的机电产品、设备。

1.1.5 应注意选择能源品种，合理利用能源，综合利用工艺热能，多级利用高位热能，合理利用余热、余压、冷凝液等，提高综合热效率。

1.1.6 设计中应设能耗检测和控制仪表，并应不断提高自控水平。

1.1.7 努力提高投资效益，缩短投资回收期。

1.1.7.1 新建大型合成氨厂投资回收按静态回收期计算，一般不应超过五年。

1.1.7.2 改建项目每年节约 41.868×10^6 千焦(1000万大卡)，投资应小于1000元。

1.1.7.3 以油为原料及燃料的大型合成氨改建以煤代油时，每年代替一吨油(包括轻油、重柴油、重油)，投资应小于750元。

1.1.8 新建和重大技术改造项目的可行性研究报告和初步设计中均应增加论述能源节约和合理利用的章节。

1.1.9 节能设计除按本规定执行外，尚应符合国家颁发的有关规定及规范。

1.2 综合能耗指标

1.2.1 本规定制定的不同原料生产合成氨的节能设计综合能耗三级指标见表1.2-1。

1.2.2 “七五”期间以天然气或轻油为原料新建厂应不高于第二级指标，改建厂和扩建厂应尽量达到第二级指标。

1.2.3 以重油和煤为原料的新建厂不得高于第二级指标。在现有工艺水平基础上，九十年代后期设计的新厂要进一步充分利用能源，达到本规定的第一级指标。

1.2.4 不断采用新工艺与新技术，在九十年代设计的以天然气和轻油为原料的新厂应达到本规定的第一级指标。

1.3 主要工序的能耗指标

大型合成氨装置的能源利用，在节约燃料和动力方面，主要是各种等级蒸汽的综

不同原料生产合成氨综合能耗指标
(以1吨产品液氨计)

表1.2-1

指 标	第 一 级			第 二 级			第 三 级		
	×10 ⁴ kJ	(×10 ⁶ kcal)	折标煤 (kg)	×10 ⁴ kJ	(10 ⁶ kcal)	折标煤 (kg)	×10 ⁴ kJ	(×10 ⁶ kcal)	折标煤 (kg)
天 然 气	29.3~32.7	7.0~7.8	1000~1114	35.2~37.3	8.4~8.9	1200~1271	38.9~40.6	9.3~9.7	1329~1386
轻 油	<40.2	<9.6	<1371	40.2	9.6	1371	43.5	10.4	1486
重 油	<41.0	<9.8	<1400	41.0	9.8	1400	—	—	—
煤	<51.5	<12.3	<1757	51.5	12.3	1757	—	—	—

合利用,总电耗极小(有的厂用电能自给),整个工厂能源利用的整体性很强。当采用不同工艺流程时,各工段消耗又不相同,不便于按工段分列综合能耗指标,因此,下面分列了当前现有厂生产流程的原料、燃料、水、电、蒸汽在各工序的能耗指标。

1.3.1 以天然气为原料的合成氨装置主要工序能耗指标

(1) 原料消耗(以吨氨计):

工段	天然气消耗Nm ³	热值kJ(kcal)	折标煤(kg)
转化	710.6	23.78×10 ⁸ (5.68×10 ⁹)	311

(2) 燃料消耗(以吨氨计):

工段	天然气消耗Nm ³	热值kJ(kcal)	折标煤(kg)
转化 锅炉	476.7	15.95×10 ⁸ (3.81×10 ⁹)	544

(3) 软水消耗(以小时计):

工段	软水消耗kg	热值kJ(kcal)	折标煤(kg)
锅炉	87293	1.24×10 ⁸ (0.297×10 ⁹)	42

(4) 电能消耗(以小时计):

项目	电耗kWh	热值kJ(kcal)	折标煤(kg)
凉水塔	659.6	7.83×10 ⁸ (1.87×10 ⁹)	267
其它	124.6	1.47×10 ⁸ (0.352×10 ⁹)	50

(5) 冷却水消耗:

各工序冷却水消耗表

表1.3-1

工 段	吨/时	热值×10 ⁴ kJ/h	(×10 ⁴ kcal/h)
转 化	802	2.014	0.481
脱 碳	2042	5.150	1.230
甲 烷 化	339	0.850	0.203
合成、冷冻	9409	23.634	5.645
凉 水 塔	12592	-31.648	-7.559
补 充 水	507	1.424	0.34

(6) 蒸汽消耗(单位: kg/h) 见表1.3-2.

1.3.2 以重油为原料大型合成氨装置主要工序能耗指标

1.3.2.1 原料消耗(以吨氨计):

工段	重油kg	轻油*kg	热值kJ(kcal)	折标煤kg
气化	743.9	—	30.563×10 ⁸ (7.3×10 ⁹)	1043
碳黑回收	—	4.8	0.205×10 ⁸ (0.049×10 ⁹)	7

*轻油用于从炭黑水中萃取炭黑。

表1.3-2 各工序蒸汽消耗量 (kg/h)

工 段	项 目	102kg/cm ² G 460°C		38.3kg/cm ² G 321°C		3.6kg/cm ² G 235°C		冷 凝 液 51°C	热 值	
		数 量	单 位	数 量	单 位	数 量	单 位		×10 ⁶ kJ/h	(×10 ⁶ kcal/h)
脱 硫 转 化 工 段	蒸汽输出	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	工艺蒸汽	—	—	81135	—	—	—	—	271.93	64.95
	蒸汽透平	—	—	75189	—	—	—	—	234.54	56.02
	背压透平	—	—	4575	—	—	—	—	0.406	0.097
蒸 汽	低压蒸汽	—	—	—	—	1247	—	—	3.404	0.813
	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
脱 硫	蒸汽透平	—	—	8997	—	—	—	—	28.05	6.70
	背压透平	—	—	1088	—	—	—	—	0.096	0.203
	低压蒸汽	—	—	—	—	6849	—	—	20.77	4.96
甲 烷 化	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	压缩机	—	—	260195	—	—	—	—	72.01	17.20
合 成 冷 冻	蒸汽透平	—	—	52393	—	—	—	—	163.41	39.03
	背压透平	—	—	6078	—	—	—	—	0.536	0.128
凉 水 塔	蒸汽透平	—	—	25719	—	—	—	—	80.22	19.16
冷 凝 液	回 收	—	—	—	—	—	—	—	35.76	8.54
其 他 消 耗	—	—	—	1752	—	7908	—	2923	35.96	8.589

1.3.2.2 燃料消耗 (以吨氨计) :

工段	重油kg	密封油*kg	热值kJ (kcal)	折标煤kg
锅炉	441.4	28.8	19.469×10^6 (4.65×10^6)	664

*密封油采用 0 号柴油, 用于锅炉, 开工及作含炭油浆泵轴封。

1.3.2.3 用水量 (m^3/h) :

各 工 序 用 水 消 耗 表

表1.3-3

工 序	冷 却 水	纯 水	原 水
空 分	9052	—	
气 化	200	2	
炭黑回收	995	34.9	
一氧化碳变换	285	—	
酸性气体脱除	187	1.4	
氮 洗	19	—	
氨合成	2590	—	
氨冷冻	3677	—	
罐区及油输送	—	—	
锅炉给水及蒸汽系统	25	81.7	184
原水处理及纯水制备	447	—	677
冷却塔设备	2200	—	
发电设备	1003	—	
仪表空气源	28	—	
炭黑回收废水	132	—	
氨厂合计	20840	120	861
	$\Delta T = 8.4^\circ C$		

1.3.2.4 用电量 (kWh/h) :

各 工 序 用 电 消 耗 表

表1.3-4

工 序	6000V	380V
空 分	180	234
气 化	—	286
炭黑回收	525	59
一氧化碳变换	—	63
酸性气体脱除	712	221
氮 洗	—	—
氮合成	—	81
氮冷冻	—	118
罐区及油输送	28	66
锅炉给水及蒸汽系统	650	232
原水处理及纯水制备	—	473
冷却塔设备	1290	110
发电设备	—	6
仪表空气源	160	38
炭黑回收废水	—	35
仪表及照明	—	200
氮厂合计	4525	2232

1.3.2.5 蒸汽及蒸汽冷凝液(吨/时):

各工序蒸汽消耗表

表1.3-5

工 序	参数kg/cm ² (表) 消耗量	100过热	100	38	10	5	冷凝液回收
		(485°C)	饱和				
空分		167	—	75.5	1.75	—	(93.2)
气化		12	16.1	—	—	—	0
炭黑回收		1.3	1.7	16.2	—	0.84	14.95
一氧化碳变换		—	—	—	—	—	—
酸性气体脱除		—	—	0.15	0.03 2.5	0.7 4.0	6.5
氨洗		—	—	—	—	—	—
氨合成		174.3	—	—	—	—	0
氨冷冻		—	—	21.6	—	—	(21.6)
蜡区及油输送		—	—	—	—	1.35	0
锅炉给水及蒸汽系统		—	—	10.83 1.2	6.2	16	(10.83) 6.2
原水处理及纯水制备		—	—	—	—	—	—
冷却塔设备		—	—	24.79	—	—	(24.79)
发电设备		—	—	53	—	—	(36)
仪表空气源		—	—	—	—	—	—
炭黑回收废水		—	—	—	3.35	—	—
氨厂合计		354.6	17.8	203.27	10.83	22.89	(186.42) 27.65
外送		—	—	110	—	—	(42) 24
合计		354.6*	17.8	313.27	10.83	22.89	(228.42) 51.65

注: () 为过平冷凝液。

*包括100kg/cm²(表)饱和蒸汽。

1.3.3 以煤为原料用鲁奇炉的大型合成氨装置分工序能源消耗指标

1.3.3.1 原料消耗(以吨氨计):

工段	原煤kg	热值kJ(kcal)	折标煤(kg)
气化	1059	32.20×10 ⁶ (7.69×10 ⁶)	1099

1.3.3.2 燃料消耗 (以吨氨计):

工段	原煤 kg	热值 kJ (kcal)	折标煤 (kg)
锅炉	480	14.61×10^6 (3.49×10^6)	499

1.3.3.3 电耗及用水量见下表:

表 1.3-6

序 号	装 置	电耗 kWh/h	用水量 m ³ /h
1	原煤筛分准备	37	—
2	气 化	270	—
3	变 换	5	—
4	煤气水分离冷却	240	200
5	低温甲醇洗	2900	5960
6	氮 洗	40	820
7	甲烷蒸汽转化	830	5
8	氨合成压缩	20	4100
9	煤气水脱焦油及轻油	300	185
10	煤气水脱酚	30	7
11	煤气水氨回收	152	429
12	煤渣煤粉处理	60	—
13	生化处理	45	—
14	冷却水系统	3345	655
15	冷凝液精制脱盐水处理	220	—
16	锅 炉	—	92
17	发电机组	9	721
18	空 分	525	5315
19	氮 库	365	146
20	仪表空气	432	40
21	各蒸汽过平	—	790

1.3.3.4 蒸汽消耗 (吨/时) :

各 工 序 蒸 汽 消 耗 表

表 1.3-7

序 号	装置 (设备) 名称	100kg/cm ² (绝)	38 (绝)	5.5 (绝)	冷 凝 液
		530°C	409°C	160°C	55°C
1	气 化		76.1		
2	低温甲醇洗			71	-71
3	蒸汽转化		-6.1		
4	甲烷压缩机		12.6		-12.6
5	合成压缩机	138.2	-98.2		-40
6	氮压缩机		12.3		-12.3
7	空气压缩机		55.7	-31.3	-24.4
8	氮压缩机		23.6		-23.6
9	氧压缩机		17.8		-17.8
10	煤气水氨回收			10	-10
11	冷却水泵		19.8		-19.8
12	油泵透平		14	-14	
13	发 电	190	-170		-20
14	氨加工	55	45	22	-85
15	蒸汽锅炉	-383.2	—	—	—
16	气化废热锅炉			-72.9	
17	其他及冷凝液回收		+2.4	-15.2	-336.3

1.4 节能措施

1.4.1 大型合成氨装置节能设计按选用天然气、重油与煤三种不同原料,采取不同的节能措施。

1.4.2 以天然气为原料生产氨的节能设计措施

1.4.2.1 现有合成氨装置的节能措施

- (1) 提高转化工序的热利用率, 将热效率从85%左右提高到92%左右。
- (2) 脱碳工序改造为节能型的脱碳方法, 如改良苯菲尔法等。
- (3) 增加分子筛装置对新鲜合成气进行净化。
- (4) 增加弛放气回收装置以回收氢气。
- (5) 变换气冷凝液回收加工作为转化工序的工艺蒸汽。
- (6) 其它节能措施。

1.4.2.2 近期新建厂的设计, 可参照经节能改造后的大型合成氨装置工艺流程, 并适当加以改进。

1.4.2.3 八十年代新建合成氨装置的节能设计

(1) 提高转化炉的热利用率, 调整一、二段转化炉之间的转化负荷; 选用新的转化管材料, 提高转化炉操作压力; 选用低水碳比转化触媒; 改进转化炉结构, 或放宽转化炉的严格工艺条件, 允许转化气甲烷含量提高, $(CO+H_2)/N_2$ 低于3, 以节约原、燃料消耗, 在后续工序中除去甲烷及过量的氮气。

(2) 选用低 H_2O/CO 比及低反应温度的中、低温变换触媒。

(3) 选用低能耗的脱碳工艺及新型脱碳塔、再生塔结构。

(4) 用深冷或变压吸附法来脱除合成气中的甲烷及过量的氮气, 用深冷、中空纤维管或变压吸附法来回收弛放气中的氢气。

(5) 选用高活性的低压合成触媒, 设计低压合成回路, 采用阻力小、气流分布均匀、反应热回收率高的新型合成塔。

(6) 充分合理利用热能, 高位热能产生高参数的蒸汽, 带动背压透平, 热能全厂综合平衡, 合理利用, 提高热利用率。

(7) 选用联合循环提高热效率, 即用燃气透平驱动气体压缩机, 透平排出热废气供一段转化炉使用。

(8) 选用集散型综合控制系统对工艺过程进行监测与控制。

(9) 其他。

1.4.3 以轻油为原料的合成氨装置节能措施, 可参照以天然气为原料的氨厂, 但按照国家节约政策以及由于轻油价格昂贵, 新建厂一般不应以轻油为原料, 现有以轻油为原料的氨厂, 在有条件的地区, 应尽可能利用炼油厂尾气代替一部分原料油。

1.4.4 以重油为原料的合成氨装置

1.4.4.1 以重油为原料新设计的合成氨装置, 可采用德士古重油²气化流程, 联产氨与甲醇的新建厂也可采用带废热锅炉的德士古或谢尔重油气化流程。

1.4.4.2 在上述工艺流程的基础上, 尽可能采用新技术、新触媒、新设备及新控制仪表。

1.4.5 以煤为原料的合成氨装置

1.4.5.1 煤气化生产合成氨, 可采用固定床鲁奇炉或气流床德士古炉气化。

1.4.5.2 炉型的选择应根据煤种、品位及煤气的用途而定。

1.4.5.3 设计应尽量选用新技术、新设备及新型自控仪表。

2 中小型合成氨厂节能设计技术规定

2.1 总 则

我国中、小型合成氨厂, 由于原料品种、生产规模及生产方法等方面有一定的特殊性, 故一般能耗较高。主要原因是: (一) 除少数以油、气为原料的厂外, 绝大部分厂都采用能量转化率较低的间歇法造气。煤焦间歇气化, 能量直接有效转化率一般只有~60%, 高灰分的劣质煤则更低, 有的甚至<50%; (二) 生产过程中采用一些落后的能

耗较高的旧工艺、旧设备，例如：常压变换、水洗脱碳、无反应热回收的合成装置等；

(三) 对一次能源没有实行分级多次重复利用，全厂动力差不多全部使用电力，而电力是只能使用一次的能源。

2.1.1 为了缩小我国中、小型氨厂与大型氨厂能耗的差距，充分合理地使用我国的能源，今后新建和改建的中、小型氨厂，在设计中应贯彻以节能降耗为中心的总方针，采取综合节能措施。

2.1.2 本规定制定采用不同原料的中、小型合成氨厂节能设计综合能耗三级指标。

“七·五”期间，新设计厂综合能耗应达到本规定的第二级指标，改造设计应接近第二级指标，九十年代新设计厂应达到第一级指标。

2.1.3 本规定适用于：单系列日产氨50~100吨小型厂；单系列日产氨150~600吨中型厂。

2.1.4 本规定的能耗计算方法和公式见附件。

表2.1-1

中型合成氨装置综合能耗指标 (以1吨产品气氨计)

原料	指 标	第 一 级		第 二 级		第 三 级			
		$\times 10^4 \text{kJ}$	折标煤(kg)	$\times 10^4 \text{kJ}$	($\times 10^4 \text{kcal}$)	折标煤(kg)	$\times 10^4 \text{kJ}$	($\times 10^4 \text{kcal}$)	折标煤(kg)
天 然 气		41.9	1429	41.9~44.0	10.0~10.5	1429~1500	46.1~52.3	11.0~12.5	1571~1786
重 油		46.1	1571	52.3	12.5	1786	58.6~60.7	14.0~14.5	2000~2071
煤 焦		52.3	1786	54.4~56.5	13.0~13.5	1857~1929	58.6~60.7	14.0~14.5	2000~2071

表2.1-2

小型合成氨装置综合能耗指标 (以1吨产品气氨计)

原料	指 标	第 一 级		第 二 级		第 三 级			
		$\times 10^4 \text{kJ}$	折标煤(kg)	$\times 10^4 \text{kJ}$	($\times 10^4 \text{kcal}$)	折标煤(kg)	$\times 10^4 \text{kJ}$	($\times 10^4 \text{kcal}$)	折标煤(kg)
天 然 气		44.0	1500	44.0~46.1	10.5~11.0	1500~1571	48.1~54.4	11.5~12.0	1643~1857
重 油		48.2	1643	54.4	12.0	1857	60.7~62.8	14.5~15.0	2071~2143
煤 焦		54.4~56.5	1857~1929	56.5~58.6	13.5~14.0	1929~2000	60.7~62.8	14.5~15.0	2071~2143

2.2 节能措施

2.2.1 以重油和天然气为原料的新建厂和改建厂设计，其造气过程均不得再采用气化效率低的间歇法，应采用气化效率高的连续法。以煤焦为原料的新建厂设计中应逐步采用连续法。

2.2.2 天然气、重油为原料的造气炉，应尽量提高操作压力。

2.2.3 选用燃气轮机制氧时，燃气轮机排气的余热必须充分合理利用，应采取动力-热力联合供应、燃气-蒸汽联合循环、燃气-蒸汽双流循环等综合利用能源方式。

2.2.4 力求低灰分、低硫分煤入炉，以提高煤的气化效率和造气炉的气化强度。品位较低的原煤，只要有足够的可洗性，均应采取各种合适的方法，洗选后再行入炉，入炉煤至少应符合二级气化煤标准， $A' < 20\%$ ；煤球用煤应符合一级气化煤标准， $A' < 15\%$ 。

2.2.5 入炉蒸汽，一般情况下，不得直接使用锅炉房的新鲜蒸汽，应使用分级利用后的低压蒸汽。

2.2.6 新设计的废热锅炉，产汽压力应尽量提高，以利蒸汽多级利用。

2.2.7 中型厂必须使用自动加焦机，小型厂应逐步推广使用。自动加焦机对稳定操作、提高气化强度、降低煤耗、减轻劳动强度均有明显效果。

2.2.8 实现氢氮比自调。无论是间歇法造气，还是连续法造气，采用合成气氢氮比自调，对稳定操作、提高原料气利用率都有明显效果。

2.2.9 应选用能力合适的煤气鼓风机，避免使用旁路或风机出口节流阀调节流量。

2.2.10 必须选用低阻力降的脱硫设备，常压湿法脱硫系统阻力应控制在500~800mm水柱以下。

2.2.11 直流氨水脱硫法，宜逐步停止使用，以载硫量大的循环法代替。

2.2.12 再生放出的硫和硫化物应尽量回收。

2.2.13 加压变换对降低压缩电耗、提高变换余热的利用价值均有重要意义。因此，新建厂或改建厂应采用加压变换。

2.2.14 采用低温高活性触媒，可降低蒸汽消耗，减少设备投资，降低系统阻力，减少系统热损失。今后应尽量选用起活温度在300°C左右的低温耐硫触媒，B-104等操作温度较高的变换触媒应停止使用。

2.2.15 变换气冷凝液应全部回收，合理利用。

2.2.16 合理选用设备和管道，降低系统阻力，变换系统进出口压力比应不大于1.10。

2.2.17 水洗法脱碳电耗和氢氮气损失较大，今后除少数有水电资源地区外，均不得使用水洗法脱碳。

2.2.18 在有多余低位热能时，可采用热再生脱碳法，否则，应采用溶液物理吸收法脱碳。

2.2.19 出塔富液应设能量回收装置，其回收方法采用涡轮-泵-电机联动机组或独立的水轮发电机组，但应优先考虑前者。

- 2.2.20 小型厂的碳化脱碳法应合理组织流程,使系统阻力控制在 $<20\text{kg/cm}^2$ 。
- 2.2.21 新建或改建的中型合成氨装置,宜采用旋转-往复联合压缩方案。旋转压缩机可根据生产规模选用螺杆、离心、轴流式压缩机,规模较大的小型装置也可考虑选用联合压缩方案。
- 2.2.22 压缩机应选用大型高效机组,增加单机能力,减少运行台数。
- 2.2.23 铜泵宜选用调速电动机驱动;进塔铜液应设流量计,尽量降低回流阀调节的流量。
- 2.2.24 中型厂出塔铜液应尽量设能量回收装置。
- 2.2.25 再生后的铜液冷却以前,应先通过铜液换热器回收余热。
- 2.2.26 铜洗塔应选用新型填料,以提高吸收效率,降低阻力。
- 2.2.27 合理选用合成空速及触媒生产强度,以保证系统低阻力和高净值,一般空速 $<20000\text{h}^{-1}$ (指 320kg/cm^2 合成压力)。
- 2.2.28 使用低温、高活性合成触媒(如球状触媒),A₃等老型号触媒应逐步停止使用。
- 2.2.29 合成塔应以中置锅炉等方式回收反应热,回收的热量应尽量提高其位能。
- 2.2.30 应选用无油润滑循环机或透平循环机,以简化流程,降低系统阻力,提高热量回收率。循环机应力求配调速电机。
- 2.2.31 吹除气和贮罐气必须合理回收利用,利用方式应根据各厂具体条件决定。若用作燃料,则应先分离回收氢气。
- 2.2.32 为稳定生产,节能降耗,以下生产环节宜采用微机控制。
- (1) 氢氮比调节;
 - (2) 造气入炉蒸汽压力、流量控制;
 - (3) 变换蒸汽比例调节;
 - (4) 铜液流量调节;
 - (5) 合成生产控制;
 - (6) 烟道气O₂含量控制调节。
- 2.2.33 一般中、小型氨厂,均应采用循环水。补充水需作净化、稳定等处理,以防冷却设备效率下降。循环水系统应尽量采用余压回水上塔。
- 2.2.34 煤焦为原料的中型厂,应首先尽力降低蒸汽消耗,其次才是蒸汽差压利用问题。
- 2.2.35 新建锅炉均应选用次中压、中压以上等级,以利蒸汽多级利用,不得选用工作压力低于 25kg/cm^2 的低压锅炉。

附件 能耗计算的统一方法与公式

根据化工部(85)化计统字第14号、(85)化肥司字第045号关于执行《合成氨工艺综合能耗计算规定》的通知,本节能设计技术规定的能耗遵照上述规定进行计算。

1. 合成氨工艺综合能耗计算公式和方法

1.1 合成氨工艺综合能耗定义及计算公式

合成氨工艺综合能耗是指合成氨工艺消耗的各种能源(包括一次能源和二次能源),折算为标准煤之和与合成氨产量之比,其计算公式为:

合成氨工艺综合能耗(公斤标煤/吨氨) = [合成氨工艺消耗的各种能源总量(公斤标煤/时) - 输出能源量(公斤标煤/时)] ÷ 氨产量(吨/时)。

1.2 入炉原、燃料能耗计算

合成氨生产可以采用多种原、燃料,吨氨入炉原料或燃料的能源消耗量(公斤标煤)计算公式如下:

入炉原料或燃料的能源消耗量(公斤标煤/吨氨) = [入炉原料或燃料的消耗量(公斤或标米³/吨氨) × 原料或燃料的低发热值(大卡/公斤或标米³)] ÷ 7000(大卡/公斤标煤)。

(1) 固体原、燃料:系指投入造气炉和锅炉系统的煤,不包括入炉前筛出的粉煤。入炉煤的低发热值应以实测为准,也可按国家标准GB2586~2589-81四项标准规定的经验公式计算。

(2) 液体原、燃料:入炉原料油只包括加入造气炉的各种油料,不包括回收入炉的炭黑量。工艺加热炉用的油料计入原料油中。入炉燃料油只包括用于锅炉燃烧的油料,不包括回收利用的炭黑量。入炉液体原、燃料的应用基低发热值应进行实测,也可按本附件附表一的规定值计算。

(3) *气体原、燃料:入炉的气体原料包括造气用的原料气和加热转化炉管用的燃烧气,不包括合成氨生产过程中回收利用的气体。入炉的气体燃料只包括用于锅炉(包括辅锅)燃烧的“新鲜”气体燃料,不包括氨生产过程中回收利用的气体燃料,气体原、燃料的低发热值应进行实测,也可按气体成分计算。

1.3. 电耗计算

合成氨工艺电耗的计算范围,包括从原料、燃料堆场(液体原、燃料为贮罐区,气体原、燃料为进入厂区或气柜)开始经各工段至氨库或至锅炉房为止的所有生产设备和仪表用电;还包括安全通风、空调、分析化验、照明等用电,其具体计算规定为:

(1) 合成氨生产过程中用水(包括一次水、循环水、化学软水、脱氧水等)的制备和运送所消耗的电量。当水的制备和运送设备是多用户共用时,应按合成氨计算所

*在本规定的天然气原料消耗指标中,由于所选取的基础设计数据未包括加热转化管的燃烧气(这部分燃烧气计入燃料消耗中),转化炉内又设有辅锅,难以分开加热转化管和锅炉燃烧气,故保留了原数据,但今后计算原、燃料消耗应一律遵从《合成氨工艺综合能耗计算规定》。

需水量分摊所消耗的电量。

(2) 当合成氨生产采用外购水(软水、脱氧水、冷却水等)时,按本规定附件的附表二数据折算成标煤消耗。

(3) 合成氨工艺过程中所消耗的各种载能工质,如氧气、氮气、压缩空气等所消耗的电量计入合成氨电耗中。如系外购载能工质,则按本附件的附表二折算标准煤消耗量。

(4) 工业锅炉耗电,应按合成氨设计所需蒸汽量分摊到合成氨电耗中。

(5) 合成氨生产系统利用余热、余压发电供本系统自用不计入合成氨电耗中。如供外系统使用则作为能源输出,每度电按2828大卡(折标煤0.404公斤)折一次能源。

1.4 蒸汽消耗计算

(1) 锅炉发生的蒸汽全部供合成氨系统使用时,则锅炉的一次燃料消耗全部计入合成氨综合能耗中。当锅炉是多用户共用时,则应按合成氨所需蒸汽量分摊燃料消耗量。

(2) 当所用的蒸汽为外购时,则蒸汽按进入合成氨系统的状态、参数、汽量和锅炉效率来计算一次燃料消耗量,计算公式如下:

$$G_0 = \frac{I_1 \times D_1}{\eta_{\text{锅}} \times 7000} \quad (\text{公斤标煤/吨氨})$$

式中: G_0 ——吨氨耗用外购蒸汽量折算的一次燃料标煤量(公斤标煤);

I_1 ——进入合成氨界区蒸汽所具有的温度、压力参数下查得的焓值(大卡/公斤);

D_1 ——吨氨消耗的外购蒸汽量(公斤);

$\eta_{\text{锅}}$ ——锅炉效率(%);

7000——标煤热值(大卡/公斤)。

不按上式计算时,也可按本附件附表一的外购蒸汽给定值折算标煤量。

(3) 合成氨系统利用余热副产的蒸汽供外系统使用时,应作为能源输出,根据蒸汽量和焓值折算成标煤量。

(4) 合成氨系统输出和输入的蒸汽冷凝液,按其流量及焓值折算成标煤量。

2. 附表

附表一

品 种	计 算 单 位	平 均 低 位 发 热 量	折 标 准 煤 (吨)
原 油	吨	10000(大卡/公斤)	1.429
汽 油	吨	10300(大卡/公斤)	1.471
柴 油	吨	11000(大卡/公斤)	1.571
煤 油	吨	10300(大卡/公斤)	1.471
重 油	吨	10000(大卡/公斤)	1.429
天然气	万立方米	9210(大卡/立方米)	13.200
焦炉气	万立方米	4300(大卡/立方米)	6.140
城市煤气	万立方米	4000(大卡/立方米)	5.710
焦 炭	吨	6800(大卡/公斤)	0.971
洗精煤	吨	6300(大卡/公斤)	0.900
洗中煤	吨	2000(大卡/公斤)	0.285
液化石油气	吨	12000(大卡/公斤)	1.714
蒸汽(外购)	吨	900(大卡/公斤)	0.129

附表二

品 种	计 算 单 位	换 算 热 值 (大卡)	折 标 准 煤 (公斤)
外购水	吨	600	0.086
秋 水	吨	3400	0.486
除氯水	吨	6800	0.971
压缩空气	标立方米	280	0.040
鼓 风	标立方米	210	0.030
氧 气	标立方米	2800	0.400
氮 气	标立方米	4700	0.671

合成氨节能设计技术规定

HGJ3-86

编制说明

1 大型合成氨装置节能设计技术规定

1.1 总 则

1.1.1 合成氨生产需耗用大量能源,生产氨的总能耗约占全国能源的4%,同时,氨的成本中能耗费用占60%以上。因此,节约能源和合理利用能源对降低合成氨成本、促进合成氨工业的发展以及对全国能源平衡起着重要的作用。

1.1.2 大型合成氨装置的生产规模为单系列机组日产氨600吨以上,本规定只适用于大型合成氨厂的新建、改建及扩建的工程设计,改建是指全厂节能技术改造、能源转换改造等的设计项目,扩建是指改造薄弱环节、填平补齐等以提高装置生产能力的设计项目。本规定不用作对现有工厂的能耗考核,也不同于企业能耗考核标准。

1.1.3 第一级综合能耗指标,为国际七十年代末至八十年代中先进水平,是根据出国考察报告、国际技术交流、国外公司技术建议以及期刊文献等资料整理后制订的;第二级综合能耗指标,为国内七十年代末至八十年代中先进水平,是根据国内现有扩建厂以及改造厂预期可达到的指标整理后制订的;第三级能耗指标,为国内八十年代初的平均先进水平。

1.1.5 大型氨厂的原料有天然气、轻油、重油与煤,按国家能源政策及经济效益应优先选用天然气为原料,其次为煤,再其次为重油,一般不应以轻油为原料。

1.1.7.1 新建大型合成氨装置投资回收期,系按七十年代引进大型氨厂已达到的投资回收期计算。今后设计应按实际投资及成本调整投资回收期。

1.1.7.2~3 节约能源的投资控制额,系按八十年代初建设费用计算,今后投资额可按实际建设费用调整。

1.1.8 本条系根据1984年6月22日国家计委计节(84)1207号《关于在工程设计中认真贯彻节约能源、合理利用能源并加速修订补充设计规范的通知》而规定的。

1.1.9 设计应按本规定执行,还应遵守国家颁发的能源政策、节能规定和其他有关规定,本规定如与国家规定有矛盾时,应以国家规定为标准;与部委规定有矛盾时,则应提出意见报化学工业部审批。

1.2 综合能耗指标

1.2.1 大型合成氨装置的综合能耗,是合成氨界区内每吨氨工艺消耗的各种能源之和。综合能耗因原料不同而异,其具体的计算方法和统一计算公式参照附件。以天然气与轻油为原料的第三级指标,是以目前国内现有厂,即七十年代引进的十三套合成氨装置原设计值和一九八四年生产值为基础,选取了其中较先进厂作为国内八十年代初的平均先进水平,其选取的具体设计数据和生产数据见表1。

表1

天然气、轻油为原料日产1000吨氨厂消耗表 (以吨氨计)

厂名	泸州天然气化工厂 (以天然气为原料)				广州石油化工厂 (以轻油为原料)			
	项 目	消耗定额	$\times 10^6 \text{kJ}$ ($\times 10^6 \text{kcal}$)	生 产 值 $\times 10^6 \text{kJ}$ ($\times 10^6 \text{kcal}$)	消耗定额	$\times 10^6 \text{kJ}$ ($\times 10^6 \text{kcal}$)	生 产 值 $\times 10^6 \text{kJ}$ ($\times 10^6 \text{kcal}$)	消耗定额
原 料	710.6Nm ³	23.78	5.68	39.19	565.05kg	24.37	5.32	552kg
燃 料	476.7Nm ³	15.95	3.81		油56.84kg 气181.68Nm ³	13.61	3.25	14.82
电	18.82kWh	0.222	0.053	0.0653	9.5kWh	0.113	0.027	16.6kWh
蒸 汽	-0.42t	-1.26	-0.30	-0.023t	1.28t	4.59	1.086	1.39
冷 却 水	13.6t	0.034	0.0082	0.657	310t	0.795	0.19	348t
软 水	2.09	0.0287	0.0071	0.0322	-	-	-	11.1t
总 计		38.76	9.26	39.88		43.48	10.4	44.86

1.2.2 以天然气或轻油为原料的第二级指标，是针对我国正着手对以天然气或轻油为原料的大型氨厂进行节能技术改造，根据美国凯洛格公司、英国汉格公司与我国大型合成氨厂技术改造会谈资料以及化工部组织的赴美国和加拿大考察大型氨厂节能技术改造等资料整理而得。国内现有生产厂经节能改造后，能耗可在原有基础上降低 $3.35 \times 10^6 \text{kJ}$ ($0.8 \times 10^6 \text{kcal}$) 左右（其具体节能措施及节约能量详见1.4）。因此，本着节约能源的基本原则，国内今后新建厂设计，应采用节能改造后的新工艺流程或其它具有节能优势的新工艺流程，保证新建厂不高于第二级指标，扩建厂和改造厂不高于第三级指标。

1.2.3 国内现已有三套引进以重油为原料的大型合成氨成套装置，两套已建成试生产，另一套正在建设，具有国内八十年代中的先进水平。山西化肥厂以煤为原料的大型合成氨厂引进的成套装置正在建设中，为八十年代中国内先进水平。因此，以重油和煤为原料的第二级指标，以现有国内厂的基础设计数据为准，见表2。今后新建厂设计能耗不得高于第二级指标。由于目前尚未了解到更先进的能耗指标，本规定对以煤和重油为原料的氨厂的第一级指标未作具体规定，暂定为小于第二级指标。当然，在不断开发、引进新技术改善能源结构的过程中，对现有工艺流程作一些改进，进一步节约能耗是可能的。因此，要求新建厂和改造厂应低于本规定第二级指标。设计能耗见表2。

以重油、煤为原料日产1000吨氨厂消耗表（以吨氨计）

表2

工厂名称		镇海石化总厂		山西化肥厂		
原料名称		重油		煤		
项 目	消耗定额	能耗 $\times 10^6 \text{kJ}$	($\times 10^6 \text{kcal}$)	消耗定额	能耗 $\times 10^6 \text{kJ}$	($\times 10^6 \text{kcal}$)
原 料	重油743.9kg	30.80	7.35	1059kg	32.20	7.69
	轻油4.8kg					
燃 料	重油441.4kg	19.5	4.65	480kg	14.62	3.49
	柴油28.8kg					
电	—60kWh	—0.71	—0.17	291kWh	3.43	0.821
蒸 汽	—2.64t	—8.25	—1.97	—	—	—
冷 却 水	—216t	—0.54	—0.13	465t	1.17	0.28
软 水	—20.7t	0.29	0.07	—	—	—
小 计		41.08	9.8		51.42	12.3

1.2.4 具有八十年代中的国际先进水平的合成氨工艺，吨氨的综合能耗进一步降低，例如，在八十年代中先后投产的有美国凯洛格公司的节能流程、ICI的AMV型流程，以及美国布朗公司流程，吨氨能耗均在 29.3×10^6 千焦 (7×10^6 大卡) 左右。这些工艺

流程的数据是在各种不同的外部条件及产品要求下取得的。由于在这些流程中原料天然气以40巴以上压力送入厂内，二氧化碳不回收或部分回收，蒸汽外供，气候寒冷等，因此能耗较低。结合我国情况，天然气一般为4巴左右压力送入厂内，天然气成份各异，氨加工多为尿素，天然气产区气候温和等条件，按先进工艺流程，经初步计算，能耗均超过上述三个工艺流程。考虑到建厂条件不同，能耗差异较大，因此，一级能耗指标定为 $29.3 \times 10^6 \sim 32.7 \times 10^6$ 千焦/吨氨 ($7.0 \sim 7.8 \times 10^6$ 千卡/吨氨)。

1.3 主要工序的能耗指标

1.3.1 仅以天然气为原料制合成氨就有多种工艺流程，本规定未对流程选择加以限制，以便在节能的总原则下，采用和引进各种新技术、新工艺。由于工艺路线不定，各工序间的消耗指标也是可变的，甚至工序划分也有所不同，例如典型的工艺流程为脱硫、转化、变换、甲烷化、压缩合成，但具有八十年代中先进水平的工艺流程，都在设计中减少一段转化炉负荷，加大二段转化炉负荷，增加的甲烷含量在后续工序中采用深冷净化脱除，还有仅设置一段转化炉及中温变换，后用变压吸附净化，空分配氨，从而取消了典型的二段转化炉、低温变换、脱碳、甲烷化等工序。另外，目前国内缺乏完整吨氨能耗在第二级指标水平 $35.2 \sim 37.3 \times 10^6$ 千焦 ($8.4 \sim 8.9 \times 10^6$ 大卡)的大型氨厂基础设计数据，因此，本规定选取了泸州天然气化工厂等厂的基础设计数据（具有第三级指标水平），作为基数分列为各工序消耗指标。该指标不作为设计控制指标，仅为参考。在此基础上，通过节能改造，国内现有氨厂可达到第二级指标水平。

(1) 原料消耗

按美国凯洛格公司设计(A型厂)的泸州天然气化工厂设计消耗指标计算，原料天然气低热值为 33466 千焦/ Nm^3 (7993.2 大卡/ Nm^3)，吨氨能耗为 23.78×10^6 千焦 (5.68×10^6 大卡)，天然气耗量为：

$$5.68 \times 10^6 \div 7993.2 = 710.6 \text{Nm}^3/\text{tNH}_3$$

$$\text{折标准煤: } 5.68 \times 10^6 \div 7000 = 811 \text{kg/tNH}_3$$

(2) 燃料消耗 (包括转化管及辅助锅炉用燃料)

天然气的低热值同上，吨氨燃料消耗为 18.55×10^6 千焦 (4.43×10^6 大卡)，其中回收弛放气折能耗为 2.6×10^6 千焦 (0.62×10^6 大卡)，则实际能耗为：

$$(4.43 - 0.62) \times 10^6 = 3.81 \times 10^6 \text{kcal/tNH}_3 \text{ (} 15.95 \times 10^6 \text{kJ/tNH}_3\text{)}$$

$$\text{折标准煤: } 3.81 \times 10^6 \div 7000 = 544 \text{kg/tNH}_3$$

天然气耗量为：

$$3.81 \times 10^6 \div 7993.2 = 476.7 \text{Nm}^3/\text{tNH}_3$$

(3) 软水消耗

软水每吨折算热耗量：3400大卡，锅炉给水 87293kg/h ，其能耗为： $87293 \times 3400 = 0.297 \times 10^8 \text{kcal/h}$ ($1.243 \times 10^6 \text{kJ/h}$)。

(4) 电耗

吨氨总耗电量为 18.82kWh ，其中主要部分为凉水塔引风机耗电。凉水塔共有七台引风机，每台功率 149kW ，总功率为 1043kW 。凉水塔向合成氨、尿素及水系统供水，这三个系统用水比例为：2.31 : 1 : 0.343。

$$\text{合成氨耗电量为: } (1043 \times 2.31) / (2.31 + 1 + 0.343) = 659.6 \text{kWh/h}$$

每吨氨耗电为： $659.6 \times 24 / 1000 = 15.83 \text{ kWh/tNH}_3$ 。

其他电耗用于润滑油系统、水处理加药计量泵等，共 2.99 kWh/tNH_3 ，数量很小，不分别计入各工序内。

(5) 冷却水消耗

冷却水用量是根据各工段换热器用水量计算而得，各工段用水由凉水塔供给。由于合成氨生产所产的蒸汽作为凉水塔水泵的动力，用水量的能耗已列入合成氨燃料能耗中，不再另列。补充水是补偿冷却水系统蒸发、风吹及排污等损失，故此项目应计入总综合能耗中。

(6) 蒸汽消耗

按美国凯洛格公司(A型厂)蒸汽平衡图计算，说明如下：

① 蒸汽经多级综合利用，过热高压蒸汽经背压透平排出大量中压蒸汽，少量低压蒸汽。中压蒸汽一部分作为工艺蒸汽送一段转化炉，另一部分经背压透平排出低压蒸汽及经凝汽透平成为冷凝液。

透平能耗按下式计算：

$$\text{耗热量} = \frac{\text{蒸汽流量} [\text{高压蒸汽热焓} - (\text{中压蒸汽热焓} + \text{低压蒸汽热焓})]}{\text{锅炉效率}}$$

$$\text{耗热量} = \frac{\text{蒸汽流量} [\text{中压蒸汽热焓} - \text{低压蒸汽热焓} (\text{或冷凝液热焓})]}{\text{锅炉效率}}$$

② 蒸汽焓值为

高压蒸汽： $\Delta H = 779.5$ 大卡/公斤

中压蒸汽： $\Delta H = 720.5$ 大卡/公斤

低压蒸汽： $\Delta H = 701.5$ 大卡/公斤

冷凝液： $\Delta H = 51$ 大卡/公斤

③ 锅炉效率统一按0.9计算。

④ 表中所列各工序蒸汽能耗不计入总综合能耗中，只作各工序能耗情况参考，各工序所需蒸汽为合成氨工艺过程产生，已列入原料、燃料消耗中。

1.3.2 以重油为原料，主要工序能耗指标以国内现试生产的浙江镇海石化厂设计值为准，具有综合能耗第二级指标水平。

1.3.2.1 原料消耗

入炉原燃料发热值统一按低热值计算，根据日本宇部株式会社与镇海石化总厂合同，选用A种油时，其低热值为 9813 kcal/kg ，消耗量为 743.9 kg/tNH_3 。

消耗热值为： $9813 \times 743.9 = 7.30 \times 10^6 \text{ kcal/tNH}_3$ ，

即 $7.30 \times 10^6 \times 4.1868 = 30.56 \text{ kJ/tNH}_3$ ，

原料轻油热值按附表数据计算，即

$4.8 \times 10300 = 0.049 \times 10^6 \text{ kcal/tNH}_3$ ($0.205 \times 10^6 \text{ kJ/tNH}_3$)

1.3.2.2 燃料消耗

燃料油品与原料油相同，消耗量为 441.4 kg/tNH_3 ，其耗热量为 $441.4 \times 9813 = 4.33 \times 10^6 \text{ kcal/tNH}_3$ ($18.13 \times 10^6 \text{ kJ/tNH}_3$)。密封油即柴油，低热值为 11000 大卡/

公斤,消耗量28.8公斤,折热量 $28.8 \times 11000 = 0.317 \times 10^6 \text{kcal/tNH}_3$ ($1.327 \times 10^6 \text{kJ/tNH}_3$)。

1.3.2.3 用水量

用水量为氨厂各工段用水,不包括送往尿素车间用水量。冷却水由厂内平衡自给,不需要外供能源,因此,不计算冷却水量能耗。纯水是由氨厂送来透平机冷凝液,亦不计算能耗,原水从界区外来,则计入总综合能耗之中。

1.3.2.4 用电量

合成氨厂内能自供电,用 38kg/cm^2 (G) 蒸汽驱动抽汽冷凝蒸汽透平带动发电机发电,表中所列数据为各工序用电量,不计入综合能耗。送尿素用电作为输出计入总综合能耗中,未列入此表。

1.3.2.5 蒸汽及蒸汽冷凝液

合成氨厂所需用的蒸汽均由厂内供给,不用外部输入。氨厂送往尿素用蒸汽作为输出计入合成氨总综合能耗中,未列入此表。

1.3.3 以煤为原料大型氨厂的分工序能耗指标,是以山西化肥厂与西德鲁奇公司签订的合同为依据,作为节能设计的参考数据,其各项指标具有综合能耗第二级指标水平。

1.3.3.1 原料消耗

根据合同,原料煤消耗为 1059kg/tNH_3 ,原料煤低热值为 7260kcal/kg ,耗热量 $1059 \times 7260 = 7.69 \times 10^6 \text{kcal/tNH}_3$,即 32.2kJ/tNH_3 ,折算标准煤 1098.6kg/tNH_3 。

1.3.3.2 燃料消耗

燃料煤同原料煤品种,其消耗量为 480kg/tNH_3 ,耗热量 $480 \times 7260 = 3.49 \times 10^6 \text{kcal/tNH}_3$,即 $14.61 \times 10^6 \text{kJ/tNH}_3$,折标准煤 498.6kg/tNH_3 。

1.3.3.3 电及水消耗

(1) 电消耗:表中所列为合成氨用电,已扣除氨加工等用电,扣除部分为:

氨加工、冷却水用电:

$$6690 \times \frac{1}{2} = 3345 \text{kWh/h}$$

硫酸用电: 445kWh/h

氨加工仪表压缩空气用电:

$$445 \times 1000/35000 = 13 \text{kWh/h}$$

公用工程分摊锅炉用电:

$$6020 - 3720 = 2300 \text{kWh/h}$$

原煤破碎筛分后摊给公用工程用电:

$$50 \times \frac{85.5 - 64.13}{85.5} = 13 \text{kWh}$$

(2) 水消耗:表中所列仅为合成氨用水,已扣除氨加工等用水,扣除部分为:

氨加工用水: $1100 \times \frac{1}{2} = 550 \text{m}^3/\text{h}$

硫酸用水: $500 \text{m}^3/\text{h}$

发电机组分摊给其它方面用水: $339 \text{m}^3/\text{h}$

1.3.3.4 蒸汽消耗

表中所列为不同等级的蒸汽及冷凝液在各工序的用量。

1.4 节能措施

1.4.2.1 现有合成氨装置节能工艺流程

(1) 转化工序的热损失, 主要为温度在 250°C 左右出炉烟道气带出的热量, 为了回收其部分热量, 在对流段增加燃烧空气预热器, 与烟道气进行换热, 使出炉烟道气温度降低至 150°C 左右。每吨氨节约能耗约 1.17×10^8 千焦 (0.28×10^6 大卡)。热效率提高7%左右, 燃烧空气预热器可选用回转蓄热型换热器。

(2) 将苯菲尔脱碳工艺改造为改良苯菲尔脱碳, 即增设再生溶液闪蒸罐, 利用热泵(蒸汽喷射泵或蒸汽压缩机)将闪蒸蒸汽送入再生塔。用蒸汽喷射泵时再生热量消耗减少25~30%。吨氨节能约 1.05×10^8 千焦 (0.25×10^6 大卡), 用压缩机时热量消耗减少40~70%, 但电耗增加, 投资也较高。

(3) 增设分子筛装置对新鲜合成气脱除微量水份及一氧化碳、二氧化碳, 改变合成工序的配管, 净化后的合成气与合成塔出来经冷却除氨后的循环气会合, 经透平压缩机高压段压缩进入合成塔, 吨氨节能约 0.67×10^8 千焦 (0.16×10^6 大卡)。

(4) 弛放气中回收氢气, 可用深冷法、中空纤维管及变压吸附法。当用孟山都公司的普利斯姆中空纤维管回收氢气, 吨氨节能约 0.59×10^8 千焦 (0.14×10^6 大卡)。

(5) 对变换气的冷凝液用中压蒸汽进行汽提, 汽提出来的蒸汽及溶解于冷凝液的气体送入转化工段作为工艺蒸汽, 这不仅节约处理冷凝液用的热耗, 也消除了冷凝液排出造成的污染, 吨氨节能约 0.23×10^8 千焦 (0.056×10^6 大卡)。

(6) 其他节能措施有: 在一段转化炉对流段增加过热热阻, 提高过热蒸汽温度 20°C , 使蒸汽透平热效率提高, 从而使吨氨节能约 0.17×10^8 千焦 (0.04×10^6 大卡); 在合成压缩机前用氨冷器使合成气从 38°C 降低至 4°C , 吨氨节能约 0.071×10^8 千焦 (0.017×10^6 大卡); 采用微机对主要操作条件进行控制, 其中有转化工序的蒸汽与天然气比例及转化气出口甲烷等控制, 合成气的氢氮比调节等; 对低变气的一氧化碳进行选择性氧化, 转变成二氧化碳, 以降低甲烷化时的氢耗, 等等。

1.4.2.3 国际上八十年代中合成氨先进工艺流程

(1) 选用新型转化炉管, 提高操作压力; 选用新型节能转化触媒; 改进转化炉结构; 采用陶瓷纤维耐火材料; 提高原料气及工艺空气温度, 以降低一段转化炉热负荷, 或降低一、二段转化炉反应温度, 在二段转化炉内加入过量20~50%的工艺空气, 出口甲烷 $\geq 1\%$, $(\text{CO} + \text{H}_2) / \text{N}_2 < 3$, 以减少一段转化炉的热负荷; 预热燃烧空气, 降低烟道气排出温度, 等等。

(2) 选用新型低能耗变换触媒, 与传统触媒比较, 新型触媒 $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}$ 比及反应温度均可降低。

(3) 脱碳工艺可选用改良苯菲尔法, 但二氧化碳不需要全部回收时, 可采用物理吸收法, 如塞耐克苏(Selexol)法。

(4) 当转化气中 $\text{CH}_4 \geq 1\%$, $(\text{CO} + \text{H}_2) / \text{N}_2 < 3$ 时, 有两种净化流程可供选择: 即在合成回路中设置弛放气深冷回收装置, 脱除甲烷、氮气及回收氢气; 或在甲烷化工序后, 设置深冷自氮氨洗装置, 脱除甲烷及过量的氮气。

(6) 充分合理利用工艺中产生的高位热能, 提高过热高压蒸汽等级, 以提高蒸汽

透平效率。空气、天然气、合成气压缩机及冰机水泵等大型机泵，应以蒸汽透平带动，小型机泵可用电动机带动。低位热能亦应综合平衡，充分加以利用。

(8) 选用集散型综合控制系统，由具有计算能力的单回路微机控制器对原料气的质量流量、转化气出口压力、温度及甲烷含量进行监测与控制；对合成气组成、氢氮比、合成塔冷激气量、弛放气流量，蒸汽过热温度等进行监测与控制；对主要机泵的运行及开停车控制；对工艺参数及能耗进行记录与报表等等。应选择适用的仪表与微机，以较低的费用得到最佳的控制，以降低能耗与增加产量。

(9) 其他节能措施可参照现有氨厂节能措施有关各节。

1.4.4.1 德士古炉重油气化生产合成氨工艺流程为我国七十年代末引进的技术及成套装置，新建厂设计可在此工艺流程的基础上进行改进，如提高气化压力，采用等压合成，采用新型合成塔等。

1.4.5.1 鲁奇炉煤气化生产合成氨，我国已引进技术与成套装置，现正在建设中。德士古炉水煤浆气化生产合成氨国外已有大型氨厂投产，我国正进行中间试验与向国外引进技术。

2 中小型合成氨厂节能设计技术规定

2.1 总 则

2.1.1 本规定仅适用于新建厂和现有厂重大节能改造工程的设计，对于较小局部改造可作为参考。

2.1.2 本规定所列的综合能耗指标，是以生产一吨气氨为基准。以碳酸氢铵为最终产品的厂，计算合成氨能耗时，应加上碳铵工段相当于变换气脱碳部分所消耗的能量。

本规定的第三级指标，是国内先进厂目前已经达到的水平；第二级指标，是在第三级指标的基础上，再采用国内合成氨厂已有的各种综合节能措施后所能达到的水平；第一级指标是在第二级指标的基础上，再开发新的节能措施后所能达到的水平。

2.1.4 本规定的能耗计算方法和公式，按照化工部(85)化计统字第14号、(85)化肥司字第045号关于执行《合成氨工艺综合能耗计算规定》的通知。有关部分可参照《合成氨厂节能设计技术规定》的附件《能耗计算的统一方法与公式》。

2.2 节能措施

2.2.1 间歇法造气，由于原料转化率低，蒸汽分解率低，不能连续造气，设备利用率低。而且气化反应热不能充分回收利用，因此，新建厂不宜采用间歇法，老厂改造也应积极创造条件采用连续法造气。

以煤焦为原料间歇法造气时，即使使用优质原料，高水平操作，煤焦的一次转化率(冷煤气效率)也很难超过65%，而连续造气的一次转化率则可提高到80%以上。

2.2.2 提高造气压力可以明显地减少粗煤气的压缩功，也有利于减少基建投资，国内也完全可以解决所需的设备和材料。

2.2.3 目前中等水平的燃气轮机，单机效率可达30%，若燃气轮机排废气再通过废热锅炉副产蒸汽，燃料的热量利用率可达到75~80%，新型的燃气-蒸汽联合循环和双流循环燃气轮机的总热功率可提高到40~50%。采用燃气轮机驱动空压机时与电动机

驱动空压机相比,制氧能耗约可下降50%,制氧能耗可降至900大卡/标米³氧左右。

2.2.11 直流水氨水脱硫法,增加了合成氨的自用氨量,降低了产品氨量,致使实际生产的吨氨能耗提高了。因此,这种脱硫方法宜予废止。

2.2.13 在有差压发电和常压造气的合成氨厂,加压变换所节省的压缩功与变换所用的中压蒸汽可作的膨胀功相比,差值并不明显,但加压变换可大大提高余热的利用率,并可显著地减少变换工段冷却水用量。因此,新建厂和更换设备的老厂均宜采用加压变换。加压变换的压力可根据综合经济效益确定。

2.2.17 水洗法脱碳,无溶剂损失费用。因此,有大量水力发电的地区仍可继续使用水洗法,本规定未完全禁止使用。

2.2.18 热再生的脱碳法热耗较高,现有用热再生脱碳的氨厂,应积极设法改进工艺流程和设备,以降低再生用蒸汽量。新建厂的设计则应根据全厂热平衡情况选用合适的脱碳方法。

2.2.21 中、小型旋转式压缩机的效率与往复式压缩机相差不大,但旋转式压缩机的可靠性和运转率,大大高于往复式压缩机,而且旋转式压缩机易于采用蒸汽透平等动力机械来驱动,可达到较高的综合节能效果。因此,新建厂和压缩机大量更新的改建厂,低压段应优先考虑采用旋转式压缩机,高压段仍用往复式压缩机,实行旋转-往复式联合压缩方案。在常压造气、加压变换采用耐硫触媒的情况下,这种联合压缩方案,易于解决压缩机低压段的腐蚀问题,从而可省去粗煤气的脱硫设施。

2.2.27 我国现有中、小型氨厂合成工段的操作压力,绝大部分为320kg/cm²。为了节约合成塔投资,触媒空速均采用高空速,造成循环压缩机耗电高、氨净值低、冷冻量大、系统阻力大等不良后果,从而使能耗增加,合成反应热回收率低。因此,新建厂及老厂合成塔更换的设计,不应采取高空速。

2.2.34 各种原料生产合成氨的中、小型厂,只要原料符合要求,流程安排得当,具有良好的操作管理水平,需要锅炉房供给的蒸汽量就较少。因此,锅炉房容量及压力等参数的选择应从蒸汽的合理利用出发慎重考虑,以期达到较好的节能效果和经济效益。