

HUAXUE GONGYELU
SHEJI SHOUC



化学工业炉 设计手册

—设计计算案例

化工部工业炉设计技术中心站组织编写

化学工业出版社

《化学工业炉设计手册》全面地介绍了化学工业炉的结构、设计计算方法和设计计算案例：提供了有关标准规范、数据资料，并重点提供了节能措施资料。

本册为《化学工业炉设计手册——设计计算案例》，为配合《化学工业炉设计手册》的使用而编写的。包括第十三～第十九章。详细介绍一段蒸汽转化炉、烃类裂解炉、重油气化炉、废物焚烧炉、热载体加热炉、管式加热炉和碎煤加压气化炉的结构和设计计算案例。由化学工业出版社自行销售发行。

《化学工业炉设计手册》，包括第一～第十二章。介绍化学工业炉燃烧装置的设计计算，传热计算，炉用材料，炉用零部件和设计计算用的标准规范、数据资料等。

本册可供化工、石油、轻纺、机械、冶金等部门工业炉设计人员及大专院校有关专业师生参考。

化学工业炉设计手册

——设计计算案例

化工部工业炉设计技术中心站组织编写

责任编辑：刘 威

封面设计：季玉芳

*

化学工业出版社 出版发行

（北京和平里七区十六号楼）

一二〇一工厂印刷

新华书店北京发行所经销

开本787×1092 $\frac{1}{16}$ 印张19 $\frac{1}{4}$ 字数474千字

1988年11月第1版 1988年11月北京第1次印刷

印 数 1—2,000

ISBN 7-5025-0171-1/TQ·135

定 价7.65元

限国内发行

前 言

化学工业炉是石油化工生产过程中的关键设备之一。许多化工过程如反应、裂解、加热和废物焚烧等需在工业炉中实现。它具有高温换热或火焰燃烧等特点。随着我国石油化学工业的发展,化学工业炉的技术也得到迅速的发展。为总结和交流设计经验,满足本专业设计人员的工作需要,我们组织编写了《化学工业炉设计手册》。

《化学工业炉设计手册》,包括第一~第十二章,介绍化学工业炉燃烧装置设计计算、传热计算、炉用材料、炉用零部件和设计计算用的标准规范、数据资料等。另为配合《手册》的使用编写了《化学工业炉设计手册—设计计算案例》,包括第十三~第十九章,详细介绍一段蒸汽转化炉、烃类裂解炉、重油气化炉、废物焚烧炉、热载体加热炉、管式加热炉和碎煤加压气化炉的结构和设计计算案例,由化学工业出版社自行销售发行。

《手册》的编写原则是力求简明、实用,内容成熟可靠,适应化学工业炉设计的实际需要,编入的数据和图表紧密结合化学工业炉技术,并结合设计案例给予必要的说明。

《手册》是由化学工业部工业炉设计技术中心站组织编写,参加单位有兰州石油化学工业公司设计院、吉林化学工业公司设计院、化学工业部第一设计院、化学工业部第六设计院、上海化工设计院、上海医药设计院和纺织工业部设计院等。编写人员:姚国俊(第一、六章),陆忠逵(第二章),于亚天(第三、八章),洪达(第四章)、王本邦(第五章),龚亚霓(第七章),杨仕昌(第九章),杨慧林、龚亚霓(第十、十一章),沈含基(第十二章),于遵宏(附录区域法),刘志学(第十三章),张沛林(第十四章),高学孟(第十五章),陈德祥(第十六章),黄森炎(第十七章),许钧烈(第十八章),曹长淦、张治兴(第十九章)。参加各章校审人员为姚国俊、高学孟、张治涛、何凤岐、童明、卓克涛、曹长淦、陆忠逵、许钧烈、陈德祥、延福庆、沈含基、杨仕昌、胡礼平、梁其和、赵永林、于亚天、吴国昭、张沛林、刘志学、余惠筠、凌之渊、石瑛等。负责全面审核的有姚国俊、高学孟、张治涛。

《手册》在编写过程中,曾先后五次召开由高等院校、设计、施工和生产单位参加的审稿会,得到与会代表的热情支持,谨在此表示感谢。

由于编者水平有限,书中难免有缺点和错误,敬希读者提出宝贵意见。

《化学工业炉设计手册》编写组

目 录

第十三章 一段蒸汽转化炉	1
第一节 概述	1
一、甲烷蒸汽转化的基本原理	1
二、蒸汽转化法的现状和发展趋势	1
三、水碳比和空速的影响	3
四、反应热和热量沿转化管长度方 向的分布	3
五、流量分配和转化管压力降的 关系	4
六、转化管长度和直径的确定	4
第二节 炉型及结构	4
一、炉型	4
(一)顶烧方箱炉	4
(二)侧烧箱式炉	4
(三)梯台炉	4
二、主要炉型特点	4
(一)辐射室结构特点	7
(二)对流室结构特点	11
三、转化管管系	11
(一)转化管管系分类	11
(二)转化管管系特点	12
(三)管径	12
(四)管系零部件	12
四、辐射室炉墙结构	28
(一)炉顶结构	29
(二)炉墙结构	29
(三)炉底结构	29
第三节 年产三十万吨合成氨厂一段 炉简介	33
一、工艺特性	33
二、工艺流程和设计参数	33
三、烘炉要点	37
第四节 一段转化炉的计算	38
一、辐射室传热核算	38
(一)燃料燃烧计算	38
(二)辐射室热平衡	41
(三)辐射室的计算	42
二、对流室的传热核算	45
(一)已知条件	45
(二)对流室热平衡	45

(三)Q—t图	46
(四)混合气预热器的计算	47
(五)蒸汽过热器(二)翅片管的计算	50
(六)蒸汽过热器(三)的计算	52
三、一段转化炉阻力计算	57
(一)已知条件	57
(二)阻力计算	57
(三)引风机计算	66
第十四章 烃类裂解炉	67
第一节 概述	67
一、管式裂解炉的特点	67
(一)原料的影响	67
(二)裂解深度的影响	68
(三)裂解温度与物料在管内停留 时间的影响	69
(四)稀释蒸汽的作用	69
二、管式裂解炉的发展概况	70
(一)提高裂解深度、缩短停留时间	70
(二)缩小炉管直径	70
(三)炉管材料高级化	70
(四)水平管改为竖管	70
(五)均匀加热炉管	71
第二节 常用裂解炉简介	71
一、斯通韦勃斯特USC型裂解炉	71
二、鲁姆斯SRT型裂解炉	73
三、福斯特惠勒型裂解炉	81
四、“三菱”倒梯台裂解炉	82
第三节 管式裂解炉的设计	85
一、管式裂解炉炉膛尺寸的确定	85
(一)炉膛的宽度	85
(二)辐射室炉膛高度及长度	86
二、烧嘴位置及其数量的确定	86
三、裂解炉对流段结构设计要点	86
(一)遮蔽管	86
(二)对流段管组的膨胀及支点	86
(三)对流段预热器管子的排列	86
(四)对流段炉墙至管子间距的确定	86
(五)翅片管的结构设计	87
第四节 SRT-II型裂解炉的计算	88
一、设计条件	88

二、热平衡计算	88
三、燃料燃烧计算	90
四、辐射室计算	92
五、对流段的传热计算	96
六、烟气侧的阻力计算	107
第十五章 重油气化炉	114
第一节 概述	114
第二节 气化炉的结构	114
一、六万吨氨厂用 30kgf/cm^2 加压 气化炉的结构	114
(一)气化炉的高径比及其容积的 确定	114
(二)气化炉衬里	114
(三)气化炉炉顶结构	117
(四)气化炉气体出口结构	117
(五)气化炉的砖支撑结构	118
(六)气化炉壳体	118
(七)气化炉及衬里的温度测量	118
二、30万吨/年合成氨厂用 85kgf/cm^2 加压气化炉的结构	122
(一) 85kgf/cm^2 加压气化炉结构 概述	122
(二)结构特点与改进	122
三、气化炉砌筑技术要求及烘炉	123
(一)耐火砌体的砌筑技术要求	123
(二)耐火砌体的烘炉和升温	123
第三节 气化炉的计算	123
一、气化炉容积, 直径和高度的 计算	123
二、气化炉耐火保温层的计算	124
三、气化炉壳体的强度计算	127
第四节 重油气化喷嘴	127
一、对重油气化喷嘴的主要要求	127
二、重油气化喷嘴的主要类型	129
(一)二套管外混合式喷嘴	129
(二)三套管式喷嘴	129
(三)二次气流雾化双套管喷嘴	129
(四)中心管走氧的二套管喷嘴	131
三、重油气化喷嘴的设计、选材和检修	131
(一)雾化剂的膨胀比与油压	131
(二)雾化角	131
(三)关于喷嘴的负荷	134
(四)喷嘴材料的选择	134
(五)喷嘴的检修	134
第五节 喷嘴的设计计算	134

一、二套管外混合式重油喷嘴的 设计计算	134
(一)基础数据	134
(二)重油系统阻力降计算	135
(三)氧-蒸汽系统的阻力降计算	139
二、三套管喷嘴的设计计算	144
(一)基础数据	144
(二)喷嘴内物料导管直径的计算	144
(三)油-蒸汽螺旋体尺寸的确定	145
(四)氧气螺旋体尺寸的确定	146
(五)蒸汽系统阻力计算	147
(六)油-蒸汽喷口直径的确定	150
(七)油系统阻力降计算	151
(八)氧气系统阻力的计算	151
第十六章 废物焚烧炉	154
第一节 概述	154
一、固体废物的种类, 焚烧形态及 焚烧特点	154
二、液体废物的种类, 焚烧过程及 焚烧特点	155
三、气态废物的种类, 燃烧形式及 特点	156
第二节 废物焚烧的基本工艺条件	157
一、焚烧温度	157
二、停留时间	158
三、空气需要量	158
四、废物发热量	159
五、废物的形态及有关物理特性	161
六、焚烧炉设计压力	161
七、废物焚烧后的组分情况及其后 处理	161
第三节 废物焚烧处理方式	161
一、固体废物焚烧处理方式及其 工艺流程	162
二、废液焚烧处理的方式及其工艺 流程	167
三、废气焚烧处理方式及其工艺 流程	171
第四节 废物焚烧炉设计原则	172
一、焚烧炉炉膛尺寸的确定	172
二、焚烧炉燃烧装置与炉膛结构的 布置	173
三、焚烧炉炉衬材料的选用和炉衬 结构的设计	174
四、废物焚烧炉对废物的适应性	175

第五节 各类焚烧炉结构型式	175	二、芳烃三线油	225
一、固体废物焚烧炉	175	(一)芳烃三线油的物理性质	225
(一)炉排型焚烧炉	176	(二)芳烃三线油在不同温度下的 物性数据	225
(二)炉床式焚烧炉	178	(三)芳烃三线油作热载体要注意 的几个问题	225
(三)沸腾床焚烧炉	180	三、YD导热油	226
二、液体废物焚烧炉	184	(一)YD导热油的物性参数	227
(一)转杯式机械雾化废液喷嘴及 其卧式圆筒型焚烧炉	184	(二)YD导热油作热载体使用要注 意的几个问题	227
(二)加压机机械雾化片式废液喷嘴 及其焚烧炉	186	四、热油炉	227
(三)旋流式废液喷嘴及其焚烧炉	188	(一)热油炉分类及特点	227
(四)蝶形旋流式废液喷嘴及其焚 烧炉	188	(二)几种典型的热油炉	230
(五)蒸汽雾化废液喷嘴及其焚烧炉	188	第四节 热载体加热的典型流程	232
(六)低压空气雾化式废液喷嘴及 其焚烧炉	191	一、二苯混合物的加热流程	232
(七)高压空气雾化式废液喷嘴及 其焚烧炉	192	(一)二苯混合物自然循环流程	232
(八)组合式废液喷嘴及其焚烧炉	192	(二)二苯混合物液体加热强制循 环流程	233
三、气体废物焚烧炉	194	二、热油热载体的加热流程	235
(一)通道式废气焚烧炉	195	第五节 热载体炉的设计	235
(二)扩散式烧嘴型废气焚烧炉	195	一、热载体的选择	235
(三)旋风式废气焚烧炉	196	二、炉型的确定	235
(四)采用组合式烧嘴的废气焚烧炉	196	三、提高效率、节约能源	235
四、国内部分焚烧炉	199	四、流速的确定和管材的选择	236
第六节 焚烧炉的热工计算	203	五、炉内传热的计算	236
第十七章 热载体炉	207	六、热载体炉传热计算	236
第一节 概论	207	(一)加热炉已知条件	236
第二节 联苯类热载体及联苯炉	208	(二)燃料燃烧计算	237
一、二苯混合物	208	(三)热平衡计算	238
(一)二苯混合物的特点	208	(四)辐射室传热计算	239
(二)二苯混合物的主要物性参数	209	(五)对流部分传热计算	241
(三)二苯混合物的热稳定性	213	第十八章 管式加热炉	244
(四)二苯混合物的再生	215	第一节 常用管式炉	244
二、三联苯	215	一、概述	244
(一)三联苯的基本特点	215	二、圆筒炉	244
(二)三联苯的物化参数	216	(一)全辐射蛇管式圆筒炉	244
(三)三联苯的使用要求及存在问题	216	(二)全辐射立管式圆筒炉	244
三、联苯炉	217	(三)带有对流室的圆筒炉	244
(一)火管式联苯炉	220	(四)大型圆筒炉	244
(二)水管式联苯炉	220	三、立式炉	244
(三)圆筒联苯炉	221	(一)单室立式炉	246
(四)多层盘管式联苯炉	223	(二)双炉膛立式炉	246
第三节 热油类热载体及热油炉	223	(三)多室立式炉	246
一、透平油	224	(四)立管立式炉	246
		(五)拱门形立式炉	246

四、箱式炉	247
(一)小型箱式炉	247
(二)双炉膛箱式炉	247
(三)多室箱式炉	247
(四)双面辐射卧管箱式炉	247
(五)双面辐射立管箱式炉	247
(六)双面辐射双管箱式炉	247
(七)顶部烧嘴箱式炉	247
五、梯台炉	247
第二节 炉型选择与设计	249
一、炉型选择	249
二、设计中应注意的问题	249
(一)提高炉管热强度	249
(二)辐射与对流传热面积的关系	249
(三)烧嘴能量	249
(四)烧嘴布置	249
(五)无焰燃烧与附墙火焰	249
(六)炉管的排列	250
(七)炉膛空间	250
(八)蓄热量	250
(九)余热	250
(十)大型化问题	250
三、管式炉设计	251
(一)主要设计参数的选择	251
(二)推荐的尺寸数据	252
(三)配件的设置	253
(四)其它	255
四、加热炉安装一般要求	257
第三节 圆筒炉	259
一、概述	259
二、圆筒炉的结构	259
(一)炉底支脚	259
(二)辐射室	259
(三)对流室	260
(四)管板和管架	261
(五)烟囱	261
(六)配件及通用件	261
(七)平台、梯子	261
三、圆筒炉和立式炉比较	262

四、圆筒炉计算例题	263
第十九章 碎煤加压气化炉	266
第一节 概述	266
一、碎煤加压气化原理	269
二、影响加压气化的因素	270
三、碎煤加压气化的特点	271
第二节 加压气化炉各炉型的特性	272
一、加压气化中间试验炉	272
二、云南解放军化肥厂气化炉	273
三、直径2.8m碎煤加压气化炉	274
(一)结构特征	274
(二)主要设计参数	274
四、第三代加压气化炉	275
(一)主要设备及规格性能	275
(二)气化装置主要技术指标	275
(三)装置的主要结构特点	275
第三节 加压气化炉的主要部件	275
一、加料装置	276
(一)下煤闸门的型式	276
(二)煤箱	277
(三)煤箱上阀与煤箱下阀	277
(四)加煤过程	280
二、炉体	281
(一)外筒体的设计	283
(二)内筒体的设计	283
三、炉上部机构	285
(一)煤裙板	285
(二)布煤器和搅拌器	286
四、炉下部装置	289
(一)炉篦	289
(二)刮刀	292
(三)炉篦传动机构	293
(四)炉篦轴承	294
(五)转轴密封	295
五、灰箱	296
(一)灰箱体	296
(二)密封阀门	297
(三)排灰过程示例	299
第四节 加压气化生产工艺流程简述	300

第十三章 一段蒸汽转化炉

第一节 概 述

一段蒸汽转化炉是合成氨厂的关键设备之一。随着生产的大型化,一段转化炉的结构更为复杂,炉管数增加到数百根,操作条件苛刻,管壁的平均温度在 $900\sim 950^{\circ}\text{C}$,操作压力高达 40kgf/cm^2 。

影响一段转化炉的工艺因素很多,工艺原料气体的成分、进出口温度、反应介质的压力、热量的均匀分布、触媒的性能、水碳比等等都是影响一段转化炉的重要工艺因素。

转化炉的生产能力大小是由炉管数所决定的,同时与转化炉炉型有关。故在炉型结构上,应从改善炉管受热均匀性、提高炉管表面热强度、缩小炉膛容积上考虑。设计出 炉管数目少,钢材用量低,投资省,施工周期短的蒸汽转化炉炉型。

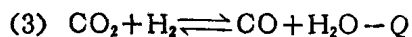
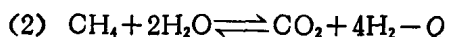
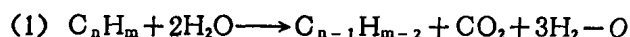
炉膛的尺寸大小与炉型结构和炉管排列形式有关。炉膛容积,一般是顶烧方箱炉最大;侧烧箱式炉及梯台炉次之;小型圆筒炉最小。

一、甲烷蒸汽转化的基本原理

我国目前蒸汽转化法制合成氨采用的原料为天然气、油田气和轻油等。在天然气、油田气和轻油中所含的主要成分是甲烷和其它饱和烃。

工业上利用水蒸汽作氧化剂与甲烷等起反应,在有触媒存在的情况下制合成气。一般采用两段流程,在一段炉中甲烷大约转化 $65\sim 70\%$,在二段炉中加入部分空气进行燃烧,进一步转化。这样既提高了甲烷的转化率,又大大节省燃料消耗,同时达到配氮的目的。

碳氢化合物的蒸汽转化可用下列反应式来表达:



式(1)说明高级碳氢化合物的转化机理是它逐步转化为低级的碳氢化合物,最终成为甲烷并按(2)式再进行转化。高级碳氢化合物的转化反应开始温度为 500°C ,而甲烷则 600°C 开始转化反应。目前国内现有蒸汽转化炉设计参数及技术特性见表13-1。

二、蒸汽转化法的现状和发展趋势

利用蒸汽——甲烷转化制合成气工艺在六十年代初,由于新型的转化催化剂、低温变换催化剂等的研制成功,耐高温合金炉管的出现,离心压缩机的应用,为大型化开辟了前景。

据报道,国外1975~1980年已签订合同的新建筹建厂日产1000吨以上的有121套,占新增能力的86.7%,其中日产1000~1500吨的有118套。从目前原料供应、经济收益和建厂趋势来看,大型合成氨装置规模大体保持在日产1000~1500吨范围。

我国蒸汽转化制合成气的情况与国外情况类似,自1975年以来,先后建成了14套日产1000吨的大型合成氨厂。这预示着我国的合成氨工业也将与国外一样,为了原料和经济收益

表13-1 国内一段蒸汽转化炉设计参数及技术特性指标

项 目	大庆加氢炉	胜利一化肥	大庆合成氨厂	自贡东方红化工厂	泸天化一化肥	永红化工厂	胜利二化肥	南京化肥厂	辽河化肥厂
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)
原 料	进 口	24	22	21.87	21.87	23	35.2	34	36
压 力	出 口	20	19	18.7	18	19	30.7	30	30
温 度	进 口	350	370	367	367	420	510	496	510
出 口	800	780	780	783	783	762	834	790	823
气 体	进 口	85	85	97.14	95.48	85	93	88.5	98
甲 烷 含 量	3.5	10	10	11.37	11.1	10	8.43	8.9	9.7
%	2560	4380	4030	4325	8290	410	26890	6777	27840
流 量, Nm ³ /h	8.21 × 10 ⁶	11.3 × 10 ⁶	12 × 10 ⁶	9.24 × 10 ⁶	18.48 × 10 ⁶	1.56 × 10 ⁶	65.75 × 10 ⁶	58.8 × 10 ⁶	63.22 × 10 ⁶
热 负 荷, kcal/h	284	292	357	188.5	377	36.6	1377	1367	1286
转 化 管 有 效 加 热 面 积, m ²	29000	38700	33600	49000	48000	42600	47749	43100	49000
转 化 管 表 面 热 强 度, kcal/(m ² ·h)	334	456	476	961	953	586	1660	272	1820
空 速, h ⁻¹	7.65	9.6	8.45	4.5	8.7	0.7	16.2	24.9	15.3
触 媒 用 量, m ³	4:1	3.5:1	3:1	3:1	3:1	3.5:1	3.55:1	3.7:1	3.5:1
水 碳 比 H ₂ O/C	16.3 × 10 ⁶	28.8 × 10 ⁶	23.1 × 10 ⁶	18.9 × 10 ⁶	36.4 × 10 ⁶	2.83 × 10 ⁶	141 × 10 ⁶	101 × 10 ⁶	128 × 10 ⁶
炉 子 总 热 负 荷, kcal/h	50	39	48	50	50.6	55	45	50	46
炉 子 辐 射 室 热 效 率, %	1650	3650	2270	2080	3643	262	混合气22500	7820	混合气23021
流 量, Nm ³ /h	9890	9000~10000	10015	10000	8500	9563	混合气6340	14896	5926
低 发 热 值, kcal/kg	26000	39500	54000	24800	45000	4600	20880	144000	194352
流 量, Nm ³ /h	900~950	900~1050	900~950	920	900	900~920	1042	1005	1052
温 度	200~250	200	200~230	150	254	200~250	204	225	252
对 流 室 出 口 温 度	板 式 无 焰	同 左	同 左	顶 部 大 烧 嘴	顶 部 大 烧 嘴	板 式 无 焰	顶 烧	碗 形 无 焰	顶 烧
烧 嘴 型 式	252	450	360	27	45	48	220	480	200
烧 嘴 数 量	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20	Cr25Ni20
材 料	152 × 12 × 11250	127 × 12 × 11200	152 × 15 × 14000	124 × 11 × 11250	124 × 11 × 11694	124 × 11.5	114 × 21.5 × 9582	143 × 20.5 × 10502	108 × 18.5 × 9582
规 格	70	100	85	64	128	10	400	290	378
管 根 数	北京石油院	化一院	北京石油院	化八院	英国进口	化一院	日本进口	法国进口	美国进口
设 计 单 位	注: 化一院即为化工部第一设计院, 化八院即为化工部第八设计院, 北京石油院即为化工部环球设计公司。								

也将向大型化发展。

目前,国外由于能源危机,合成氨的生产力求改变原有的以天然气或轻油为原料的路线。除煤以外,还集中在用蒸汽转化法如何处理终馏点 $>240^{\circ}\text{C}$ 的石油馏分上。研究的内容有:能直接用于转化重馏分的催化剂;先将液烃转化为甲烷,再将甲烷转化为合成气,这样一段转化炉的负荷大大减轻,且不会产生结炭问题;重油代替轻油作燃料加热的一段转化炉。为此丹麦托普索公司研制出一种复合炉管,内部为通常的25—20不锈钢,外部为耐重金属腐蚀材料,在高温下该炉管可避免硫和重金属的腐蚀。

三、水碳比和空速的影响

水蒸汽分子数和原料中碳原子数的比即为水碳比。工业生产中采用的水碳比比按化学平衡的计算值要大得多。对烃类水蒸汽转化过程来说,反应在低压、高水碳比下进行是有利的。在一定的压力下,要想得到较低的残余甲烷就必须提高蒸汽量。水碳比的提高降低了转化气出口温度,同时增大了管内质量流速,使管内膜给热系数提高,降低了管壁温度,减少了转化管投资。但是过高的水碳比导致蒸汽消耗量增大,管内阻力降增加,燃料消耗量亦增加。质量流速增加,物料在管中的停留时间缩短,转化率降低,消耗定额也随着增大,同时也加大了转化气的湿含量,影响触媒寿命。因此在设计中必须根据技术经济指标及触媒的特性选择适当的水碳比。空速加大可以减少触媒用量,缩小炉膛尺寸,提高管内传热系数,降低转化管壁温。由于原料不同制氢转化深度不同,水碳比和空速均略有差别。对于高碳烃原料的制氢过程,水碳比应大些。目前我国西南Ⅱ号触媒在有关工业装置中的操作条件如下:

1. 天然气蒸汽转化制合成气

操作压力	20kgf/cm ²	水碳比	3~3.2
转化气出口温度	$<800^{\circ}\text{C}$	转化气中残余甲烷	11%

2. 含甲烷为主的饱和烃制取氢气

操作压力	14kgf/cm ²	甲烷空速	300~350 l/h
出口温度	800 $^{\circ}\text{C}$ 左右	转化气中残余甲烷	2.5~3%
水碳比	4		

四、反应热和热量沿转化管长度方向的分布

加压蒸汽转化炉实质上是一个多管并流外热式反应器。反应热和热量沿转化管长度方向合理的分布是一个很重要的问题。

转化反应热沿管长方向不是均匀分布的。在转化管的前半段转化反应速度快,吸热量大;在转化管的后半段转化反应速度慢,吸热量小。实践证明,在转化管进口端的 $\frac{1}{4}$ 至 $\frac{1}{2}$ 管长中,反应物吸收的热量约占总热量的80%左右。对于顶部烧嘴并流操作的炉型,转化管上、中、下部分热强度分别约为82000kcal/(m²·h)、49000kcal/(m²·h)、32000kcal/(m²·h),平均热强度约为50000kcal/(m²·h)(按转化管内径计)。因此,应根据热强度的不同,合理布置烧嘴和选择烧嘴型式,力求使转化管上下壁温均匀。除了考虑转化管轴向的热量分布外,还要考虑转化管圆周方向的受热均匀性,这样可以减少由于反应不平衡所造成的局部析碳和过热,延长转化管寿命。侧壁无焰烧嘴炉单排管圆周方向受热均匀,轴向以调节烧嘴燃烧量满足上下管段反应热的需要。顶部烧嘴型转化炉,轴向烟气温度分布能满足转化反应热的需

要，而转化管圆周方向近墙排管比中心管受墙的辐射热大，应适当调节靠墙一排烧嘴燃料量或转化管进料量，使各根转化管受热基本均匀。

五、流量分配和转化管压力降的关系

原料气流量均匀地分配到每一根转化管是保证稳定操作的重要措施之一。通常按等阻力原则，每根转化管在进口猪尾管处用孔板控制，并要求空管和填装触媒后每根转化管的阻力均匀。压力降的偏差不允许超过5%。如果允许高的压力降，加长转化管，可减少转化管根数，缩小炉体尺寸。

六、转化管长度和直径的确定

一般用长管较为经济，可减少转化管根数，还可以减少转化管伸出炉膛以外部分的材料消耗，使管内质量流速提高，降低管壁温度。但是，管子的长度受到触媒抗压强度、允许的阻力降、烟气中温度梯度及转化管膨胀等因素的限制。一般转化管长度约8~12m左右。

一般采用小直径的转化管优于大直径转化管，直径小增大了单位体积触媒的受热面积；由于空速增大，流速提高，转化管内膜给热系数增大，壁厚可相应减薄。但小直径转化管的压力降相应增大，停留时间缩短，并由于装填触媒及离心铸造技术的困难，故转化管直径不宜太小。总之应综合考虑传热及压力降等因素的影响，根据触媒性能选择质量流速确定管径。

第二节 炉型及结构

一、炉型

一段蒸汽转化炉按辐射室供热方式及外形分类，可分为四种类型。

(一)顶烧方箱炉

燃料从炉顶烧嘴进入，火焰垂直向下与炉管平行，辐射室长宽相差较小。此种炉型按辐射室管系的不同可分为单管型顶烧炉(见图13-1、图13-2)和竖琴管顶烧炉(见图13-3)。

(二)侧烧箱式炉

烧嘴配置在辐射室两侧墙上，火焰为贴墙的水平焰，辐射室长比宽大得多。多数中型化肥厂和少数大化肥厂一段转化炉均属此类，见图13-4、13-5。

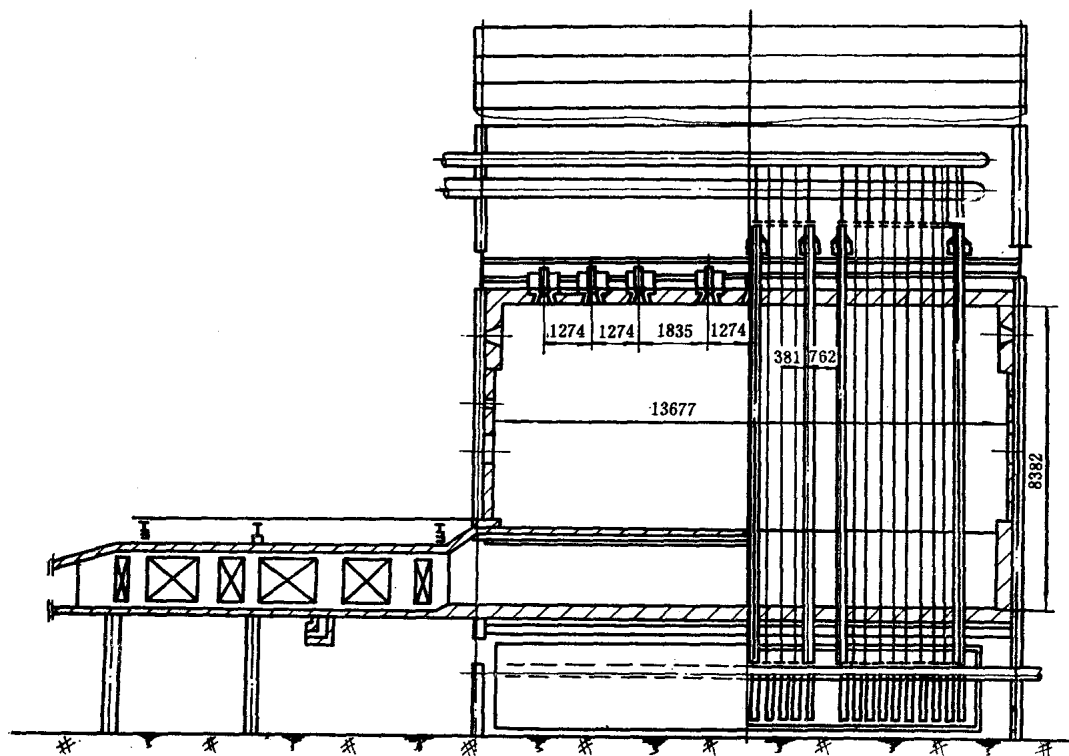
(三)梯台炉

烧嘴火焰沿倾斜炉墙平行燃烧，轴射室外形为梯台形。烧嘴倾斜向上的为正梯台炉，反之为倒梯台炉。目前，我国大、中型合成氨厂尚未推广采用此种炉型，只有少数小型合成氨厂使用正梯台型转化炉。梯台炉的主要优点是可以分段控制火焰，并且可以燃用液体燃料，也可以气液混烧。见图13-6。

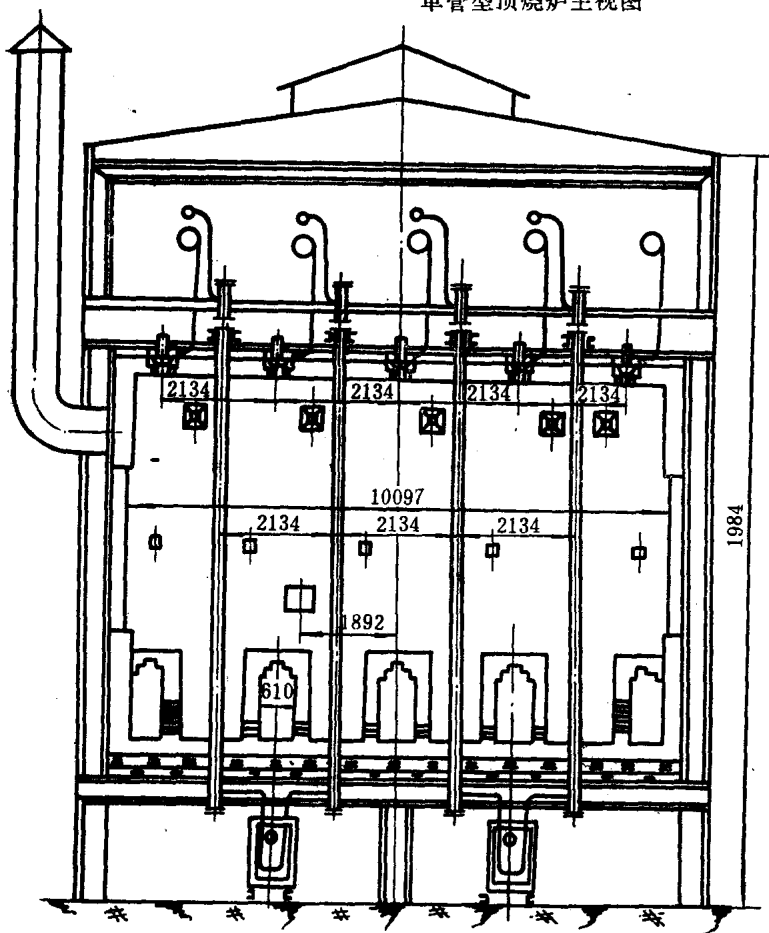
二、主要炉型特点

一段转化炉均由辐射室和对流室两部分组成。辐射室是甲烷蒸汽转化反应的关键部分。对流室则是高温烟气的废热回收部分。

下面对国内使用较多的顶烧方箱炉和侧烧箱式炉的特点作以简单的介绍。



单管型顶烧炉主视图



单管顶烧炉侧视图

图13-1

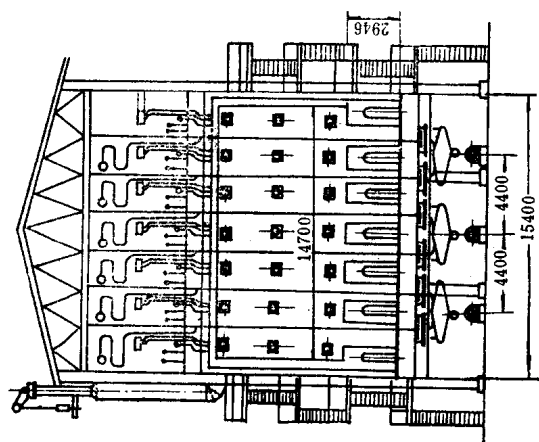
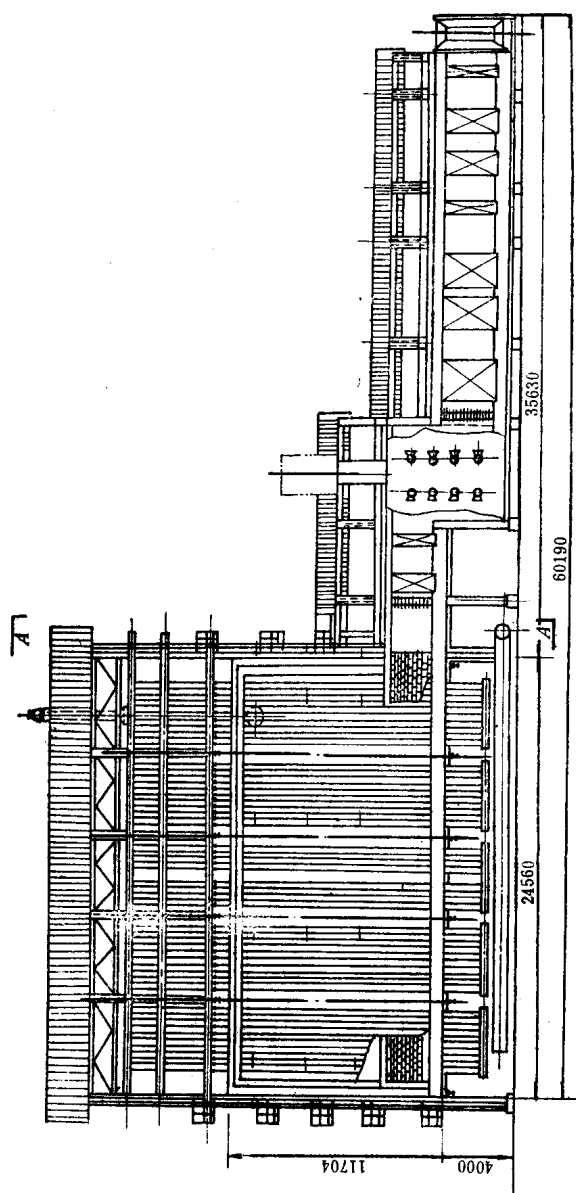


图13-2 单管顶烧炉

(一) 辐射室结构特点

1. 顶烧方箱炉辐射室特点

(1) 顶 烧

- ① 火焰向下与炉管平行，所以燃料采用气态、液态均可。
- ② 火焰与物料并流和转化工艺吸热量相吻合，沿管长方向温度梯度不可调节。
- ③ 炉顶结构稍复杂。

(2) 方箱型

占地较少，炉管排列紧凑，管排数目增减灵活，适用单炉大型装置，便于标准系列化。

(3) 单排管双面辐射

炉管周向热分布均匀，对提高转化管热强度和节省Cr25Ni20合金钢均有利。

2. 侧烧箱式炉辐射室特点

(1) 侧 烧

① 火焰与炉管相垂直，要求火焰极短，以免火焰直舔炉管，因而只适用气体燃料。若用液体燃料，则需增添蒸发设备。

② 可按炉管中反应热的要求布置烧嘴和分区控制供热量，以适应各种原料气的要求。

(2) 长箱型

大、中、小型合成氨厂一段炉中都有应用，为避免炉膛过长，因而炉管为双排直立式，大型化肥厂设置双室式辐射室。

(3) 双排管双面辐射

炉管周向热分布不如单排管双面辐射均匀。大、中型侧烧炉如果要求单排管双面辐射则

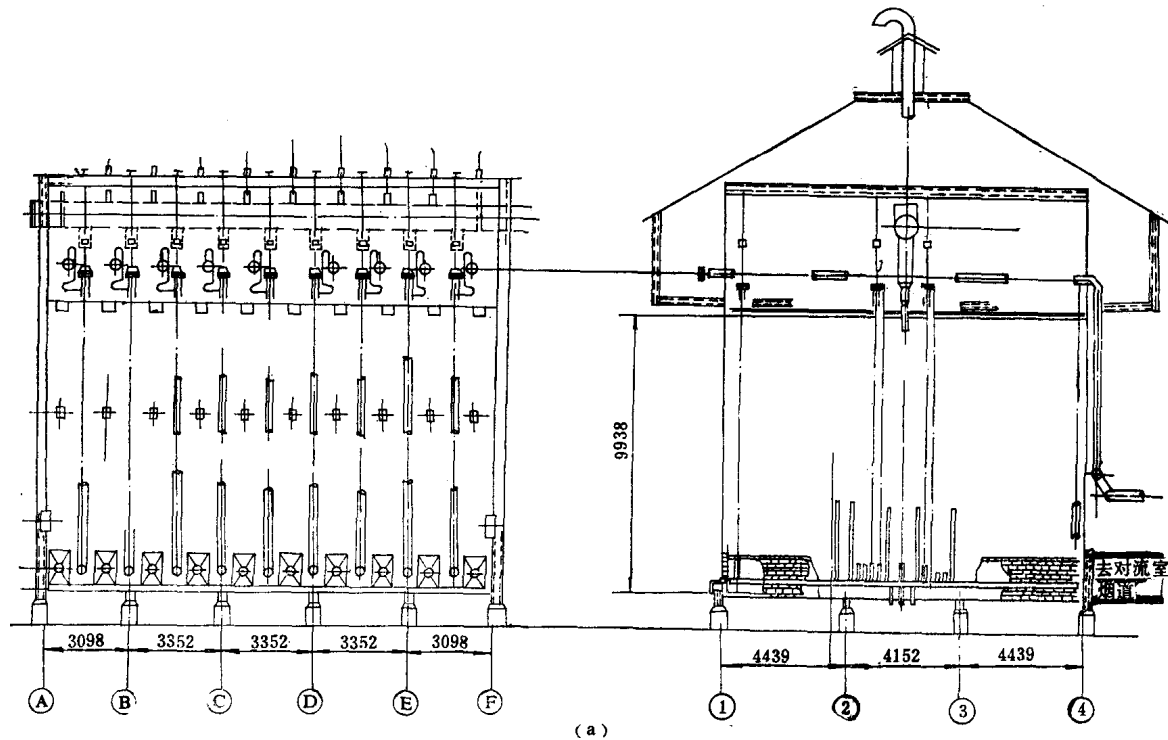


图13-3(a) 竖琴管顶烧转化炉(辐射室)

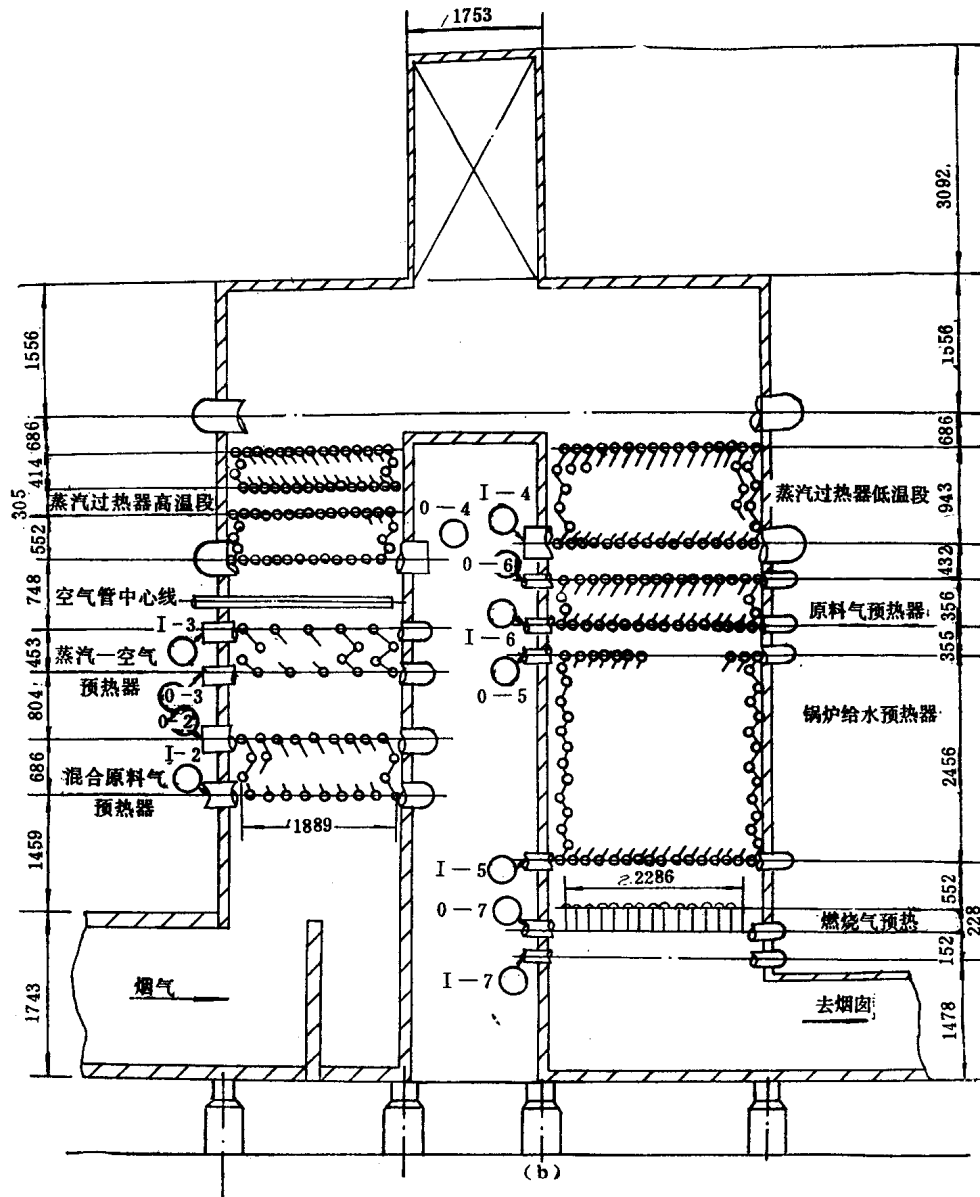


图13-3(b) 竖琴管顶烧炉对流室

注：I ——表示入口

O ——表示出口

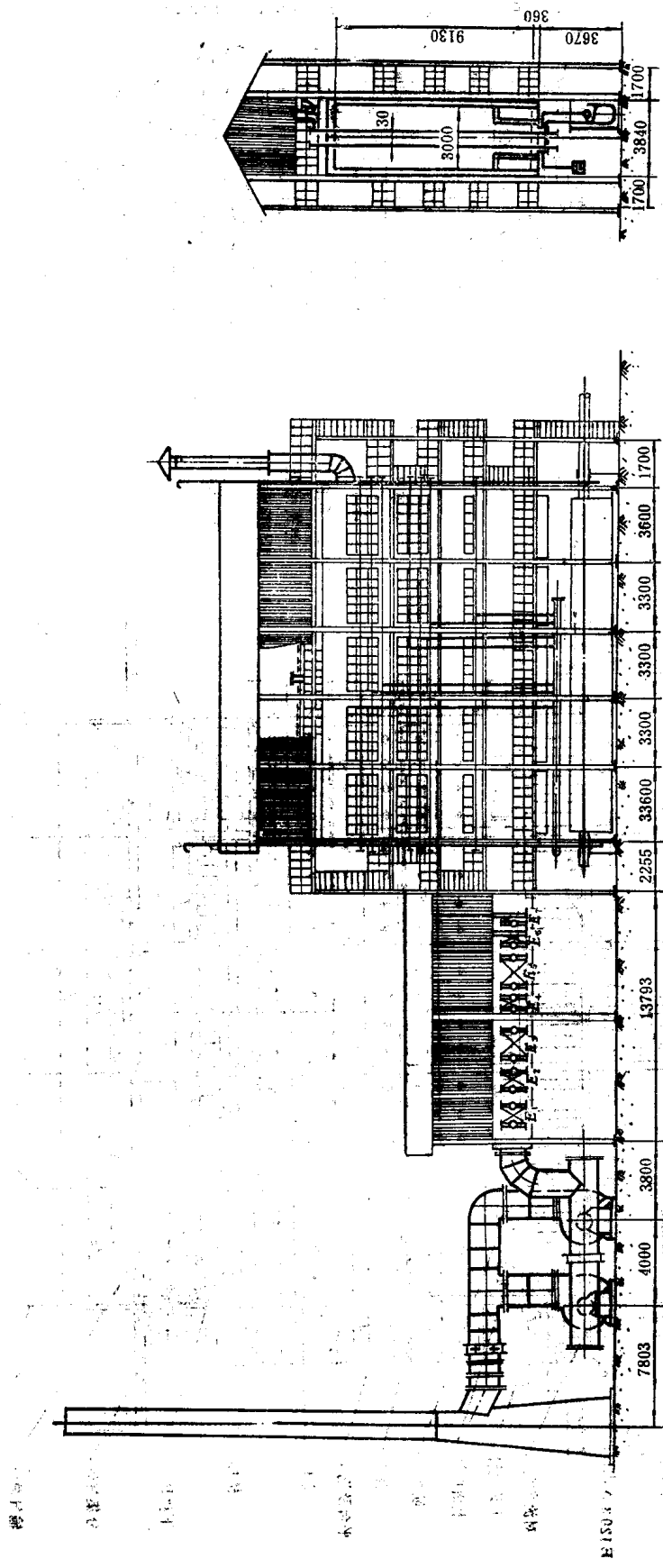


图13-4 侧烧箱式炉

