

炼油厂 和 化工厂 设备设计手册

EQUIPMENT DESIGN HANDBOOK FOR REFINERIES AND CHEMICAL PLANTS

〔美〕 弗兰克·埃文斯 著
北京石油设计院 译



炼油厂和化工厂设备设计手册

(下)

〔美〕 弗兰克·埃文斯 著

北京石油设计院 译

烃加工出版社

Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants

Volume 2. Second Edition 1980

Frank L. Evans

Gulf Publishing Company

*

炼油厂和化工厂设备设计手册

(下)

〔美〕 弗兰克·埃文斯 著

北京石油设计院 译

*

烃加工出版社出版

妙峰山印刷厂排版印刷

新华书店北京发行所发行

*

787×1092毫米 16开本 28印张 703千字 印1—8,000

1985年8月北京第1版 1985年8月北京第1次印刷

书号: 15391.20 定价: 5.70元

内 容 提 要

本书分上、下两册。比较全面地介绍了炼油厂和化工厂的主要工艺设备、机泵、管线等的设计方法。文中详细介绍了它们的类型、结构、材料、应用范围、选择方法，并以实际经验为基础提出相应的设计准则以及具体的计算方法，如估算法、图解法、详细设计计算步骤、计算机设计程序等。本书还涉及相关的各种主要标准和规范。

上册主要介绍转动机械，内容有：驱动机；压缩机和通风机；喷射器；泵；混合器和离心机；制冷共五章。

下册介绍静止设备，包括：加热炉和锅炉；换热器；凉水塔；压力容器和储罐；分离器和收集罐；火炬；管线；排水；阀门；仪表；塔基础设计；隔热共十二章。

本书可供从事炼油厂、化工厂设计、建设和生产的干部、工程技术人员之用。亦适用于有关的高等院校师生。

上下两册均由董慰鹤审订。

12-521

目 录

第一章 加热炉及锅炉	1
第一节 热量和物料平衡	1
第二节 物性数据	1
第三节 炉管	3
第四节 辐射吸热率	5
第五节 对流段	6
第六节 燃烧器	6
第七节 钢结构布置	6
第八节 耐火材料	8
第九节 基础	8
第十节 加热炉计算	8
第十一节 烟囱设计	13
第十二节 翅片管的对流段	18
第十三节 锅炉	23
第二章 换热器	31
第一节 管壳式换热器	31
第二节 传热	35
第三节 传热系数(石油馏分)	67
第四节 传热系数(冷凝液体)	71
第五节 用计算机计算	75
第六节 空冷器	91
第三章 凉水塔	102
第一节 设计	102
第二节 凉水塔的选择	105
第四章 压力容器及储罐	119
第一节 美国规范的发展	119
第二节 规范的规定	119
第三节 第二分篇与第一分篇的容器费用比较	122
第四节 第二分篇的应用场合	122
第五节 计算机计算	122
第六节 应力分析	122
第七节 疲劳分析	123
第八节 美国规范与欧洲规范的比较	123
第九节 I.S.O. 规范	123

第十节 规范与技术要求的比较.....	124
第十一节 补充要求.....	124
第十二节 塔的设计.....	130
第十三节 壳体设计.....	131
第十四节 封头设计.....	132
第十五节 应力因素.....	134
第十六节 下段设计.....	135
第十七节 计算表格.....	156
第十八节 材料.....	170
第十九节 储罐.....	178
第五章 分离器和收集罐.....	183
第一节 缓冲容积.....	183
第二节 气-液分离器.....	184
第三节 立式罐的计算方法.....	184
第四节 卧式罐的计算方法.....	185
第五节 液体存留、气体分离空间.....	187
第六节 卧式气液分离器列线图.....	187
第七节 液滴沉降速度.....	192
第八节 立式气液分离器列线图.....	193
第九节 罐尺寸.....	196
第六章 火炬.....	197
第一节 火炬燃烧器直径.....	203
第二节 分液罐.....	205
第三节 多喷嘴火炬.....	206
第四节 火炬能力.....	206
第五节 点火燃烧器.....	208
第六节 风挡.....	209
第七节 水封罐.....	209
第八节 确定管线、总管和阀门尺寸.....	209
第九节 设计列线图.....	212
第十节 入口和出口管线.....	217
第十一节 无烟燃烧.....	218
第十二节 吹扫气流率.....	219
第七章 配管.....	224
第一节 管线平面图.....	227
第二节 管线压降.....	235
第三节 配管图解分析.....	237
第四节 管线分析计算机程序.....	251
第五节 在固定管架处的推力和力矩.....	260

第六节	补偿器	262
第七节	弧形管线的应力分析	271
第八节	管线带	272
第九节	换热器配管	283
第十节	热虹吸式重沸器配管	291
第十一节	泄压管线	296
第十二节	蒸汽伴热设计	300
第十三节	测温伴套管设计	302
第十四节	补偿器	325
第十五节	管线材料	341
第八章	排水	365
第一节	污水处理	367
第二节	设计布置程序	367
第三节	排水系统设计	369
第四节	排水管管径的确定	373
第九章	阀门	376
第一节	闸阀	384
第二节	旋塞阀	386
第三节	球阀	390
第四节	截止阀	391
第五节	止回阀	392
第六节	其他阀门	393
第七节	制造材料	395
第十章	仪表自动化	399
第一节	计算机	399
第二节	工艺加热炉控制	400
第三节	串级控制	401
第四节	微处理机控制	402
第十一章	塔基础设计	411
第一节	自承式塔	411
第二节	索固式塔	419
第十二章	隔热	433
第一节	大气膜系数	433
第二节	隔热层厚度	433
第三节	高温	438

第一章 加热炉及锅炉

在工业规范中，例如换热器的换热器制造商协会（TEMA）规范或转动设备的美国石油协会（API）规范都不包括工艺加热炉。买方必须提出一份询价说明书，它尽可能仔细和全面，而又不要框得过死，以便使承包者可以灵活地提出报价。

API规范665，即加热炉数据表，是为了减少询价说明书中的问题而编写的。这五页纸提供了一份完整的审检项目表。其中必须由买方确认的数据标以星号，并包括下列数据：诸如，完整的工艺要求，燃料特性、结构设计数据、炉管设计条件、所要求的回弯头和出入口型式以及现场条件。

第一节 热量和物料平衡

经营公司的工艺设计部门将为需要设置加热炉的装置完成热平衡和物料平衡，它甚至包括不同的可能操作条件，特别是对原油蒸馏装置。在这些平衡中基本的数据有：被加热的流体名称、出入加热炉的介质温度、出口压力和出入口状态下的焓值以及出口条件下的气化率。这些数据和流量（最好以每小时质量流量表示）将确定所要求的吸热率或负荷。

第二节 物性数据

必须给出被加热流体的特性。如果部分流体在通过加热炉时有气化的可能，则必须提供平衡蒸发曲线，最好是两个或更多压力条件下的曲线。如果设备是在低于常压下操作，这一点尤为重要。与此同时作出闪蒸曲线上每一点的气相和液相组分的比重及分子量。

最高允许温度常常受到限制。流体所达到的温度愈高，分解或裂化的倾向就愈大。这种裂化可能使油品的色度不合格，甚至可能需要昂贵的精制或再蒸馏。在有些情况下，当超过一定温度后，腐蚀可能很快加剧。由于这些原因，必须规定流体加热的最高允许温度。注意如果在近出口端压降较大的话，最高温度可能不是在加热炉的出口而可能在炉内离出口若干距离的炉管处。

对特殊的流体，出口温度必须根据经验确定。对原油和残油，最高温度一般为725~750°F，这个温度限制不适用于需要使物料分子重新排列的加热炉，如热裂化、重整或减粘装置。

一、燃料和燃烧数据

燃料的类型及其热值必须予以确定，最好采用低热值，以英热单位/磅燃料表示。即使对气体燃料，在它必须最终以质量流量来估算空气-燃料比时，这种度量较之每立方英尺的热值数能提供较好的相互关系。

对燃料油，其主要分析项目如H.C.S和其他成分以及比重（或API比重指数）必须给定。同时，也应给出两点温度下的粘度值，这是在确定为达到燃料良好雾化所需加热温度

时所要求的。

对于气体，虽然在很多情况下某些热值与比重（相对空气）的关系可供采用，但除热值外（最好是低热值，以英热单位/磅表示）的主要成分分析数据也还是有用的。

除非能提出 H_2S 的分子百分数，S的重量含量也必须计及。在某些天然气中可能含有相当量的 CO_2 或 N_2 或两者兼有。注意到这一点很重要，因为它不仅影响燃烧性能及热值，而且会影响到 CO_2 记录器的操作。记录器是用来控制燃烧用空气量的。

二、能力

加热炉的能力在其一旦建成后是不能通过象增大传热面积或改用大的泵叶轮等手段而很快增加的。如果在工厂中加热炉是限制的因素，则永远无法测知塔的最大能力了。为此，考虑一定裕量较好。如果误差率估计为15%，则装置必须设计成 $115\% \pm 15\%$ 而不是 $100\% \pm 15\%$ 。如果所有的误差率证明是合适的话，这意味着塔的能力反过来常常是130%或更多。能力变大后，加热炉的热负荷也相应地增加了。

三、最大允许辐射热吸收率

现代加热炉在辐射段所吸收的热为加热炉总吸收热的60~70%，这个百分数根据油品的入炉温度而有所变化。燃烧后的烟气温度仍然很高（1500~1800°F），通常设置对流段以便在经济的前提下回收更多的热量。

辐射面积——包括铸造支承件、耐火墙以及一部分钢架和炉外壳的每平方英尺投资要较紧凑的对流段为多。因此，尽可能地提高辐射热吸收率，就能使炉子的总投资最为低廉。

不同的研究人员对辐射热吸收率有以下几种不同的表示法：

（1）每小时每平方英尺炉管投影面积的热量（英热单位）；

（2）每小时每平方英尺管外表面积（周向面积）的热量（英热单位）；

（3）每小时每平方英尺炉管最大暴露表面的热量（英热单位）（它在管排上的吸热量与在当量平面上所吸收的热量相同）；

（4）每小时每平方英尺为辐射管所遮蔽的总墙面积的热量（英热单位）。

在同样的资料中，有时可能用其中几个表示方法。

以炉管投影面积表示的方法已很少推荐，因为它不能体现出总吸热率与管间距的关系。周向吸收面积是最常用的表示方法，然而它也体现不出管间距的影响，特别是在设前后两排炉管的情况下更易使人误解。

最大暴露表面的吸热率决定最大的吸热率，必须用它来作辐射热平衡，这是一条基本的设计准则。

管排后面每平方英尺墙表面的吸热率常用来决定被炉管遮蔽的炉墙面积。不过对给定的、以直径表示的炉管间距，这些吸热率是可互换的。表1为炉管中心距取2D时的吸热率换算表。

最大允许吸热率为紧靠炉管最热侧的油膜开始裂解或分解结焦时的吸热率。这取决于被加热介质的性质、炉管内介质的平均温度及其流速等因素。

流体的温度较低和流速较高就允许有较高的辐射吸热率。对蒸汽锅炉，60000英热单位/时·英尺²的吸热率并非罕见。对特别纯净并不含硅的水其吸热率可高至其四倍。若干加热炉设计公司曾推荐吸热率为12500~15000英热单位/时·英尺²周向面积。近几年，高

表 1-1 管心距为2D的吸热率换算系数

乘 积 因 数	最大暴露表面	被炉管遮蔽的炉墙面积	平均周向面积	平均投影面积
最大暴露表面	1.000	1.125	1.780	0.568
为炉管遮蔽的炉墙面积	0.8800	1.00	1.570	0.500
平均周向面积	0.562	0.640	1.000	0.319
平均投影面积	1.76	2.000	3.140	1.000

达17500英热单位/时·英尺²的吸热率也有采用。实际上,超过上述数字50%的也并不少见。

第三节 炉 管

一、管心距

采用回弯头是为了使炉管中心距为最小。根据炉管的尺寸及压力等级,其距离由 $1\frac{1}{2}D$ 至 $2D$ 不等。对标准的回弯头,管心距最大为 $2\frac{1}{2}D$ 或 $3D$ 。

每平方英尺周向面积的平均吸热率随管心距的增加而增加,见表1-2。表1-2表明,管心距为 $1\frac{1}{2}D$ 的6根炉管、遮盖 $9D$ 宽的墙,与管心距为 $2D$ 的5根炉管、遮盖 $10D$ 宽的墙两者的吸热量相同。这就产生了一根炉管及其回弯头是否比相当一个直径宽的炉墙投资更高的问题。一般,采用 $2D$ 的管心距要经济得多。

表 1-2 炉管中心距对平均吸热率(以每平方英尺炉管周向面积计)的影响

管 中 心 间 距	$1\frac{1}{2}D$	$2D$	$2\frac{1}{2}D$	$3D$
与最大暴露表面相比的平均吸热率	0.465	0.56	0.635	0.68
相对吸热率(与管心距为 $2D$ 相比)	0.83	1.00	1.135	1.217

两排炉管是不经济的。过去,普遍采用加热炉炉墙上设置两排炉管。两排炉管及其回弯头投资为一排炉管的两倍,然而吸热量却只增加12%。

二、管径和长度

对一定的操作压力,炉管投资大致与直径的平方成正比。几何形状相似的回弯头其重量和投资大致与直径的立方成正比。对一定的总面积,较小的炉管显然较为便宜。另一方面,单位长度的压降与直径的倒数 $1/D$ 成正比。要采用较小直径的炉管,并使压降合理,常常需要将炉管设计成多路并联。

如炉管总长为 L ,直径为 D ,单路,则 n 路并联时,每路的炉管长度为 $L_n = L/(n)^{\frac{1}{2}}$,

直径 $D_n = D/(n)^{\frac{1}{2}}$ 。n路的炉管总重量与一路相比其值与 $1/(n)^{\frac{1}{2}}$ 成正比。例如对四路炉管投资即为一路的一半。这当然是个大致数。以上压降的估算是以管内径为基准的，炉管重量是以管内径加炉管厚度来估算的（未考虑腐蚀裕度）。

三、炉管管程数

即使大型加热炉其压降值仍可保持在100磅/英寸²的范围内。为了防止发生故障，以下几条预防措施是最重要的：

（1）流体在对流段的流速应保持相当高，这样大部分的压降产生在预期不会发生汽化的炉管内。这可抑制不稳定的流动。

（2）在对流和辐射段连接之处，辐射管的程数应与对流管的相同（对流段的每一路也可能与辐射段并联的两路相连）。

（3）在开始汽化前，辐射管不应进一步分路。根据体积增加的需要，可以在此开始分支，但是在并联的管路之间不能设置四通，除非是在对流段入口和辐射段出口转油线或管线连接之处。

（4）实际的困难是如何安排炉管程数，使其每一路在炉膛内尽可能均一地受到辐射。将一路安排在沿加热炉的每一个侧墙，然后在炉顶分成四路，这是相当容易的。这样，炉子两个侧墙的每一边可通过跨接弯头箱布置并联的两路，然后在炉顶可总的分为八路。将炉管布置在炉底、炉顶及两边侧墙，在一个截面为方形的矩型炉中就可能安排成四路或八路。也可采用各种不同的分格型布置。在圆筒型炉膛内采用立管可很容易地安排为多路，或者在立管的分格型布置中也如此。

四、回弯头

加热炉炉管是由回弯头串联起来的。在不需要清焦时，也可采用焊接回弯头，不过一般每根炉管的一端有一个可拆卸堵头的弯头，以便清焦。当清焦工作较多时，炉管的两端都装有可拆卸的堵头。

最常用的回弯头为“耳型”，见图1-1a。

另一种型式为锁紧螺帽型，见图1-1b。弯头内的堵头有一个较平的坡面（类似球阀）而不是锥面，螺纹的位置使得其温差较耳型者为小。

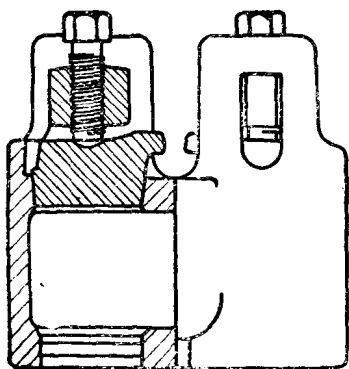


图 1-1a 加工业中使用最普遍的“耳”型回弯头

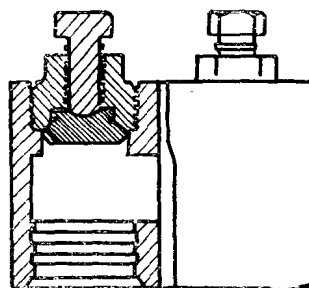


图 1-1b 现代“锁紧螺帽”型回弯头

第四节 辐射吸热率

加热炉内不同部位的温度根据以下步骤逐步计算：

(1) 取加热炉内一平方英尺当量平面的辐射吸热面积作为基准, 在这个面积上的吸热率与炉管最大暴露表面的吸热率相同。以被加热的流体及其温度为基础, 决定设计采用的最大允许辐射吸热率, 称为 Q_r 。

(2) 估算最大暴露表面的炉管外壁温度, 该温度系流体温度加上管壁温差以及由经验确定的污垢热阻。

(3) 相对于该管壁温度 T_b , 应用Stefan-Boltzmann定律, 作一个与炉膛温度 T_s 有关的曲线。 T_s 是满足特定辐射传热量所必要的温度。

$$Q_r = 1740 \left[\left(\frac{T_s}{1000} \right)^4 - \left(\frac{T_b}{1000} \right)^4 \right]$$

式中 Q_r ——英热单位/时·英尺²最大暴露表面;

T_s ——炉膛温度, °R;

T_b ——管外壁温度, °R。

(注意: 计算中采用绝对温度, 但用°F作曲线也很方便)。

对一般的箱式炉, 采用Stefan-Boltzmann曲线, 温度与吸热量之间能得到令人满意的相互关系, 此时根据Lobo和Evans的建议忽略了对流传热, 取 $\phi = 1.0$ (事实上这一系数也忽略了气体和黑体在辐射上的差别), 这就使计算大为简化。这里, 气体在离开的温度下作为一个黑体处理。

(4) 在图 1-2 的曲线上画出设计选用的最大吸热率 Q_r , 以英热单位/时·英尺²最大暴露表面表示。这一点的两个座标值就是炉膛温度 T_A 和吸热率 Q_r 。

(5) 根据 T_A 和燃料的低热值以及燃烧空气量 (包括选定的过剩空气) 计算出虚拟火焰温度 T_{ps} , 将这一点标于纵座标为零的横座标上。用直线连接 T_{ps} 点和曲线上热量为 Q_r 的两点, 相交于温度为常温 (通常取60°F) 的直线上, 此点即为释放热 Q_i , 以英热单位/时·英尺²表示。 Q_r/Q_i 即为每小时每平方英尺释放热中辐射吸热百分比。

(6) 由第四步求得的炉膛温度一般为1600~1800°F, 燃料中有一半热量仍保留在气体中。增加一个对流段来回收部分热量一般说是经济的, 这必须根据经济比较, 考虑到热值、传热因数、每平方英尺面积的投资 (包括回弯头的相应投资) 以及投资回收期限。回收由炉膛温度降至油品的炉入口温度这部分热量的70~80%可能是经济的。将这部分热量称为 Q_c , 则对流和辐射所吸收的总热为 $Q_r + Q_c$, 加热炉的总热效率为 $E = (Q_r + Q_c)/Q_i$ 。

每小时每平方英尺的对流面积加辐射面积吸收的热量为 $Q_r + Q_c$ 。由此求得的面积为当量

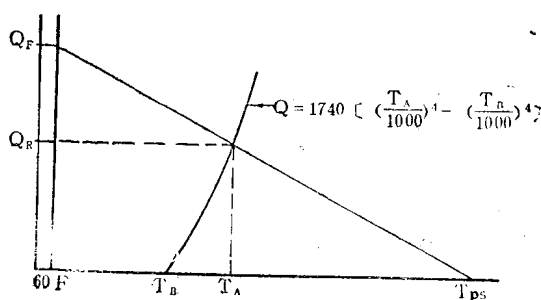


图 1-2 利用此图可求得燃烧空间的温度

Q_r —最大允许辐射吸热率; Q_F —放热量, 英热单位/时·英尺²; T_{ps} —虚拟火焰温度; T_A —燃烧空间温度; T_B —炉管温度

平面，它与炉管最大暴露表面具有相同的吸热量。采用表1-1的换算系数，它还可换成其它型式的表示法。求得总热效率后，就可算出燃料量和烟气量。然后，可用常规的方法设计对流段。

第五节 对 流 段

要做到对流段布置能得到相当高的气体速度，以便有较高的传热系数，一般是比较困难的。对流段管的回弯头中心距既要尽可能短又要仍能使炉管以 60° 角排列。通常这要求管心距为 $1\frac{1}{2}D$ 。较小的管子可做成很紧凑的管束以两根或多根并联，每一路与辐射段相连。这种布置对一定的空间也较为经济。通常，对流段管排在顺气流的方向较高，与气流垂直的方向较窄。对气体流速的一般要求为：对4英寸管，管心距为 $8\frac{3}{8}$ 英寸，错列管束，在传热系数大约为 6.3 英热单位/时·英尺²·°F时，气体流速应为25英尺/秒。

第六节 燃 烧 器

燃烧器的型式一般取决于所采用的燃料类型，是用油还是气抑或两者兼用。炉子的能力常因火焰“舔”炉管引起局部过热而受限制。由于这个问题，故总是希望火焰要短。为此，空气经过燃烧器调风门的速度必须很高——在40~60英尺/秒之间。这样，虽然没有设空气预热器，可能仍需要采用强制通风。

燃烧器不应与炉管安装得太近。根据燃烧器的尺寸，在炉墙同一侧的燃烧器与炉管中心距应为3~5英尺。如果燃烧器设置在端墙上，则需距侧墙5英尺。

燃料油必须雾化，可采用蒸汽雾化，或者采用所谓机械雾化燃烧器，即燃料油在高压下进入火嘴以提供雾化所需的能量。

气体燃烧器可能有一个中心喷头，它可与燃油燃烧器互换，或者它可能是一个围绕着燃烧器火道的多孔环，后者往往用于油气联合燃烧器。

如果有空气预热器，则燃烧空气要用隔热的风管送入以避免热损失并保护操作人员。这样的送风管必须装设有热补偿波纹管，而且风管的截面应逐渐变小，以保证每个燃烧器供气的均匀性。

第七节 钢 结 构 布 置

加热炉通常有钢结构构架，用以支承铸制管架、吊架和端部管板。铸制管架的设计必须考虑热膨胀——对5英尺的铸件可能需要 $\frac{3}{4}$ 英寸。常采用薄钢板制造炉外壳。在气候条件较暖和的地区，不用钢板外壳，可以节省投资。顶管吊架、挂壁管架支承的炉管数最好每个不要超过两根以避免应力及由于吊架不同部位温度不均匀引起的弯曲变形。

侧壁管架应为开钩型，它比热侧设有腹板的那种型式为好，因为腹板温度较炉管后面部分为高，容易造成弯曲。由于在高温下材料必须具有高的强度，故通常采用25-12铬镍钢。中间吊架间的距离大约为10英尺已足够。其典型的设计见图1-3和1-4。

第八节 耐火材料

与大型蒸汽锅炉相比,工艺加热炉的炉温是比较低的,因而不需要采用耐极高温度的耐火材料。目前市场上已有比固体耐火砖隔热能力更强的耐火材料供应,应用这种材料就可以有较薄和较轻的炉墙和炉顶。塑性绝热材料可设置在耐火炉墙和炉顶的外面,它部分地起着密封的作用,以防止由于炉膛内压力较低使空气顺炉墙漏入。隔热层必须有一定的厚度以便支承墙和炉顶的铸件不致经受过高的温度。如果炉子没有钢的外壳,上述塑性隔热层可以依次有一个含有沥青的密封层,通常沥青在其中起乳胶的作用。

第九节 基础

加热炉通常放置在混凝土的基础上。如果基土的荷载能力良好的话,基础可以只是一个平板,否则基础就可能需要采用基桩,而平板支承在混凝土梁上。如果炉膛的炉底标高基本上与地面标高一致,则基础板顶部必须采取通风或冷却的措施。除非有一些能把通过炉底的热量移走的切实办法,否则,不管多厚的隔热层总是不能防止基础板过热——其结果是煅烧混凝土。在炉底下部铺一层空心耐火砖,将它们首尾相连形成空气通道是取走热量的一种办法。在炉子钢柱与基础板的锚接处,要小心不要把空气通道的端部堵住。在最靠近烟囱的一端可用一个导管与烟囱连通或与送风机的进口连通,以便通过通道造成所需的空气流动。

第十节 加热炉计算

首先,利用确定的吸热率及热效率计算净放热量。算法是将被加热产品的流量(以磅/时表示)乘以其焓差再除以热效率。然后选定空气过剩系数并由图 1-6 决定烟道气量。

一般,加热炉辐射段吸热量约占总热负荷的70%,在此基础上,估算辐射吸热率 q_r (英热单位/时),根据工艺流体的焓值或比热数据,估算对流和辐射段交界点油品的温度和辐射段油品的平均温度,将此数加上100°F作为平均管壁温度。

采用规定的允许辐射传热率,计算辐射管总面积。

对流管表面积通常大致与辐射段面积相同,在此基础上选定管径及管程数,使其符合所要求的总面积同时又能满足规定的压降值。

一、辐射段计算

先选定与已定管径相应的辐射管中心距。大的管心距可获得高的辐射吸热率,可使炉膛温度相对地降低,并获得良好的炉管圆周热分布。小的管心距则可使一定容积的炉膛排列更多的管子。常用的管心距为公称直径的两倍,例如外径为4.5英寸的管子中心距为8英寸。

采用业已确定的辐射管的大致面积来选用满足总管长需要的炉膛尺寸。确切的尺寸比例取决于判断和以往的经验。长的炉膛可减少回弯头数量,这就降低了总投资。反之,短而宽的炉子常能获得更为均匀的热分布,并能减少火焰接触炉管表面的可能性。

上述计算步骤将在例 1 中逐步进行介绍。

对已选定的炉膛计算当量冷平面、耐火砖墙有效表面积及平均辐射长度 L 。由图 1-7 查得 CO_2 和水的分压并计算 PL 值 (P 为辐射组分的分压。对一般的烃类燃料,它是过剩系数的函数)。

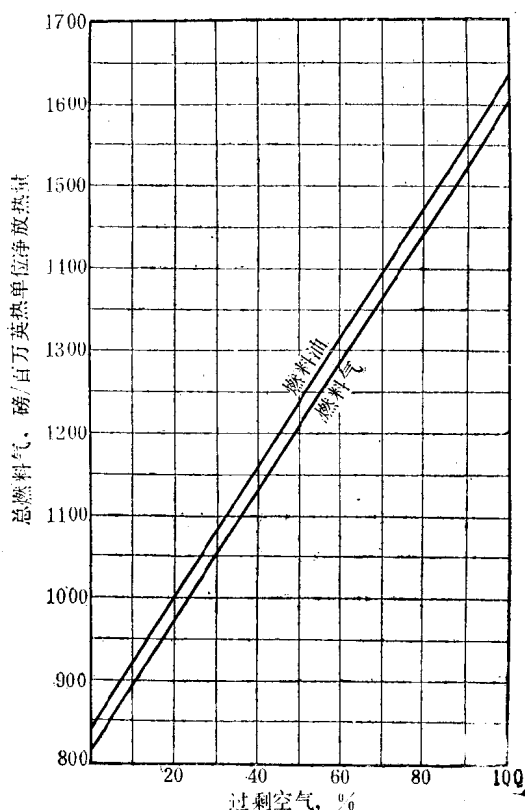


图 1-6 烟气流量

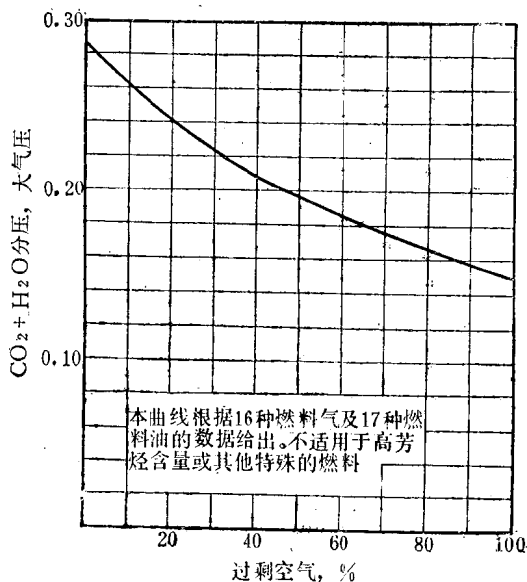


图 1-7 烟气中 $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ 的分压

如使用预热过的空气或燃料,计算其在 60°F 时的热含量及其与总的净放热量之比值。但低于 100°F 的热含量一般可以不计。然后通过调整估算出炉子散热损失。

假定辐射段中烟气平均温度为 t_g ,在此温度下由图 1-8 查得气体的辐射率,然后由图 1-9 查得交换因数。计算比值 $q_r/aA_{cp}F$ 。此处 q_r 为燃烧热(英热单位/时)。 a 为管排和当量平面的比较因子, A_{cp} 为当量冷平面(英尺²), F 为辐射交换因数。

如果所设计的加热炉已由经验证明在平均有效气体与出口温度间有很大差别,则可作适当的调整以决定出口温度 t_{g2} 。由图 1-10 查得相应值 q_{r2}/q_r 值。然后计算 $q_r/aA_{cp}F$ 值并和平均炉温绘于图 1-11 上。

如假设的 t_g 值是正确的,则计算点将落在平均管壁温度的吸热曲线上。当然,通常这总会有些差异。在这种情况下,在吸热曲线的另一侧另选一个 t_g 值并重复上述步骤。当得到曲线两侧的两个点后,用直线将两点连接,此直线与吸热曲线的交点即为正确的炉膛温度。由此温度计算 t_{g2} ,由图 1-10 查得 q_{r2}/q_r 并计算 q_r ,这就是辐射段中真实的吸热量。

现在要对计算出来的辐射吸热率进行校核,验证其是否符合设计条件。首先以吸热量除以炉管总暴露表面积以得到平均热强度。如此值高于最大允许值,则须选取炉管表面积更

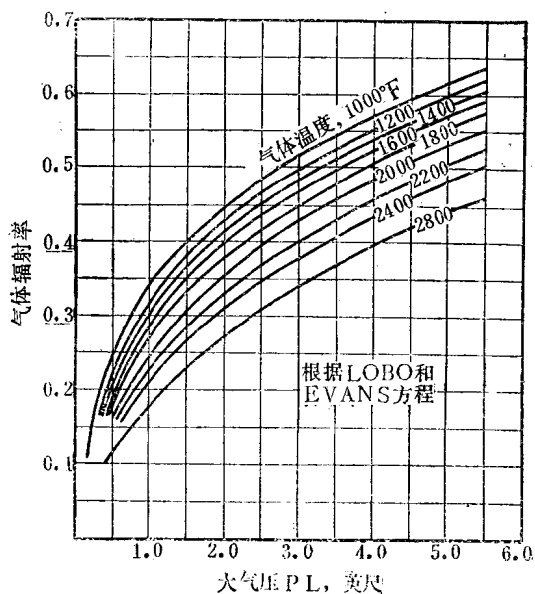


图 1-8 气体辐射率

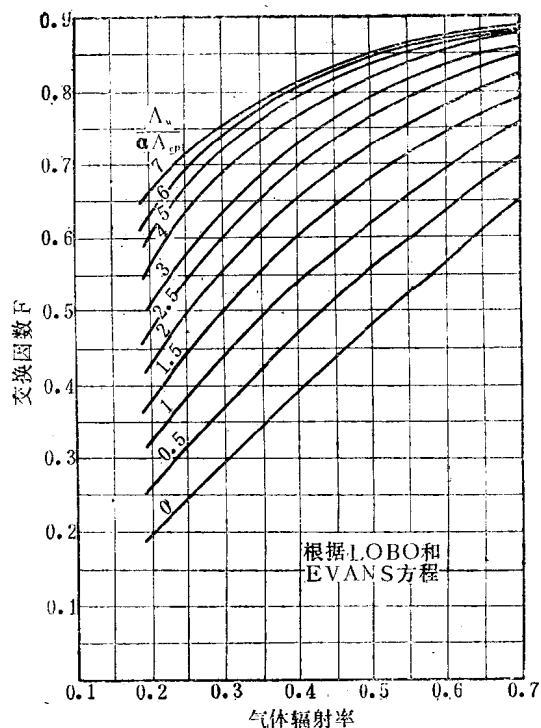


图 1-9 总辐射交换因数

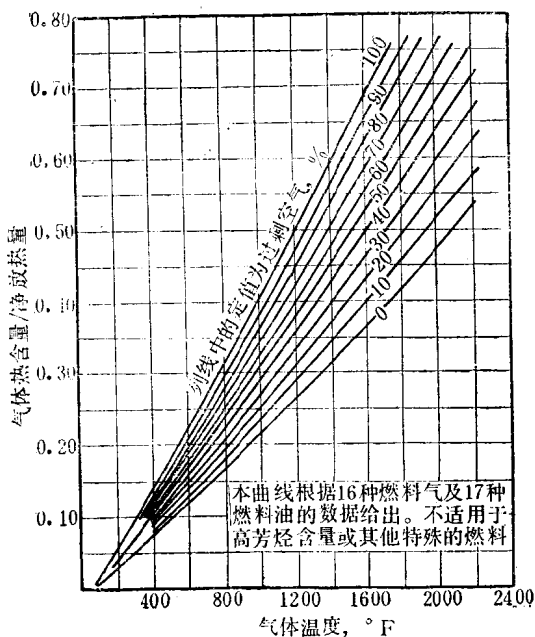


图 1-10 烟道气的热含量

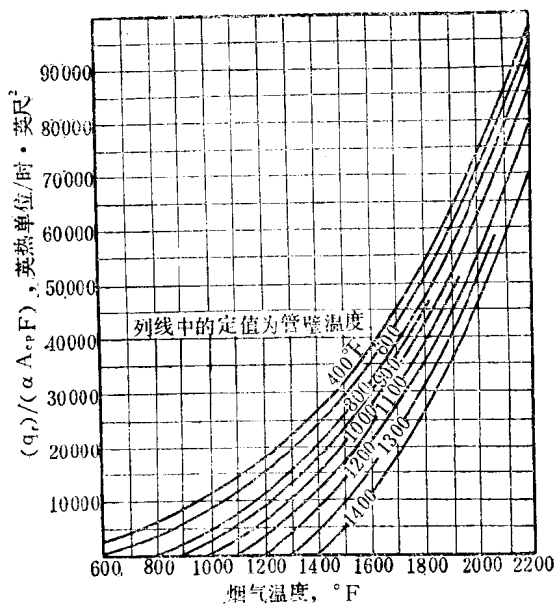


图 1-11 辐射段总吸热量

大的加热炉并重复进行计算。如实际热强度大大低于允许值，则应选用较小的炉子。

然后从油品的热焓数据计算由对流段至辐射段的交界点温度，如计算所得温度与开始估算时假定的温度相差很大，则需重算，并再次计算出新的管壁平均温度值。不过管壁温