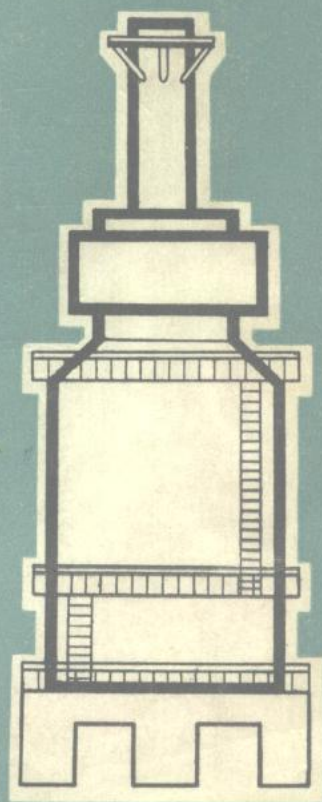


炼油设备工艺设计资料

# 管式加热炉工艺计算

石油化学工业部石油化工规划设计院 组织编写



石油化学工业出版社

700  
002

炼油设备工艺设计资料

# 管式加热炉工艺计算

石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写

石油化学工业出版社

## 内 容 简 介

本书系《炼油设备工艺设计资料》(全套共6册)中的一册。内容包括炼油厂常用的圆筒炉、立式炉、箱式炉等炉型的工艺设计原则和简明易懂的设计方法,并附有较详细的例题和计算图表。

本书系由燃料化学工业部第一石油化工建设公司设计研究所编写。可作为加热炉工艺设计人员的工具性参考资料,也可供有关技术人员和有关院校师生参考。

### 炼油设备工艺设计资料 管式加热炉工艺计算

石油化学工业部石油化工规划设计院组织编写

石油化学工业出版社 出版

(北京和平里七区十六号楼)

石油化学工业出版社印刷厂 印刷

新华书店北京发行所 发行

开本  $787 \times 1092 \frac{1}{16}$  印张  $5\frac{1}{2}$  插页 2

字数 125 千字 印数 1—6,100

1976年11月新1版 1976年11月第1次印刷

书号 15063·油 86 定价 0.53 元

只限国内发行

(根据原燃料化学工业出版社纸型重印)

## 前 言

为了适应炼油工业发展的需要，我们遵照伟大领袖毛主席“要认真搞好斗、批、改”和“精心设计，精心施工”的教导，组织有关单位编写了《炼油设备工艺设计资料》。全套书包括炼油装置常用的板式塔、管式加热炉、冷换设备、容器、泵和电动机、压缩机等部分。将陆续分册出版。

《炼油设备工艺设计资料》是在调查总结国内炼油装置设计和操作经验基础上，参考国内外文献资料编写而成的。内容主要是炼油设备的工艺设计原则、工艺计算方法、设计数据和步骤以及设备的选用原则和方法等。资料中推荐了常用和比较成熟的计算方法，编入了一些计算图表、实际设计和操作数据，并附有以现场实际数据为基础的计算举例。这些方法和数据只是在一定的条件范围下才适用，在使用时应该注意它们的使用条件。

这套书可以作为炼油设备工艺设计人员的工具性参考资料，也可供石油化工设备设计人员及有关技术人员参考。

在编写过程中得到许多炼油厂、制造厂、高等院校、设计和科研单位的大力支持和帮助，谨在此表示感谢。

由于我们的政治思想水平和业务能力不高，经验不足，因此，恳切希望读者对书中的缺点、错误给以批评和指正。

石油化学工业部石油化工规划设计院

一九七四年七月

# 目 录

前 言	
第一章 概述	1
第二章 基础数据与总热负荷计算	4
第三章 燃烧过程计算	5
一、燃料的热值	5
二、理论空气量	5
三、过剩空气系数	6
四、炉效率	7
五、燃料用量	8
六、烟气流量	8
第四章 辐射段计算	10
一、辐射段热负荷	10
二、辐射管管壁平均温度	10
三、辐射管表面热强度	11
四、辐射管加热表面积	11
五、辐射管管径及管程数	11
六、辐射管管心距	11
七、辐射段炉体尺寸	12
八、对流段炉体尺寸	14
九、当量冷平面	15
十、有效曝露砖墙面积	15
十一、气体辐射率	16
十二、交换因数	17
十三、辐射段热平衡	17
十四、辐射段烟气出口温度	17
十五、辐射段热负荷计算	20
十六、辐射管表面热强度核算	20
第五章 对流段计算	21
一、对流段热负荷	21
二、对数平均温度差	21
三、对流段炉管的内膜传热系数	21
四、对流段炉管的外膜传热系数	21
五、对流段总传热系数	26
六、对流管表面积及管排数	27
七、对流管表面热强度	27
八、过热蒸汽管	27

<b>第六章 炉管压力降计算</b> .....	28
一、无相变化时的炉管压力降 .....	28
二、有相变化时的炉管压力降 .....	30
<b>第七章 烟囱的设计和计算</b> .....	33
一、烟气通过对流段的阻力 .....	33
二、烟气通过各部分的局部阻力 .....	36
三、烟气在烟囱中的摩擦损失及动能损失 .....	37
四、烟囱的抽力和高度 .....	38
<b>第八章 计算步骤</b> .....	39
<b>第九章 设计实例</b> .....	47
<b>附录</b> .....	72
一、国产炉管规格 .....	72
二、圆筒炉及立式炉主要数据 .....	74
三、国内一些加热炉的操作数据 .....	76-77
四、各种加热炉的概算数据 .....	77
五、油气联合喷嘴的主要数据 .....	77
六、符号表 .....	78
<b>参考文献</b> .....	82

# 第一章 概 述

管式加热炉是炼油厂主要工艺设备之一，在炼油装置中约占投资的10%左右。其作用是将炉内炉管中通过的油料（或其他介质）加热至所需温度，然后进入下一工艺设备进行分馏、裂解和反应等。热的来源由燃烧气体或液体燃料而得。

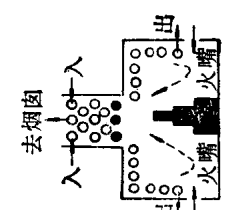
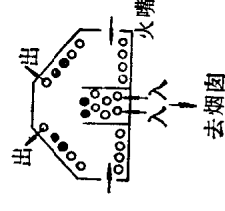
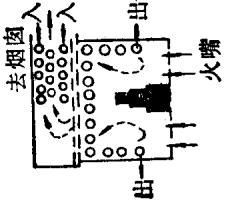
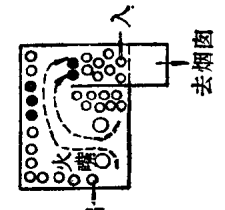
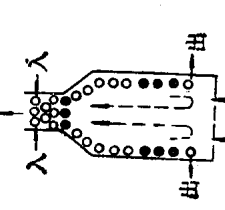
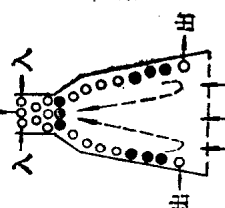
管式加热炉一般由辐射段和对流段组成。在辐射段内，高温烟气主要以辐射的方式将一定数量的热量传给辐射管。烟气由辐射段上升到对流段（方箱炉则向下流至对流段），此时烟气温度约在700~950℃左右，在对流段中烟气以对流、三原子气体（CO<sub>2</sub>和H<sub>2</sub>O）辐射和耐火砖壁辐射的方式将热量传给对流管。

由于辐射段和对流段传热方式不同，所以其计算方法也不相同。

表1为炼油厂常用的几种管式加热炉，表中简述了各种炉型的特点。就处理能力而言，一般以双室箱式炉及多室立管立式炉为最大，双斜顶箱式炉及立式炉次之，圆筒炉及无焰燃烧炉较低，处理能力最小的为全辐射式圆筒炉。一般热负荷在100万千卡/时以下时采用全辐射式圆筒炉，当几种介质合用一个加热炉时可采用多室立管立式炉。

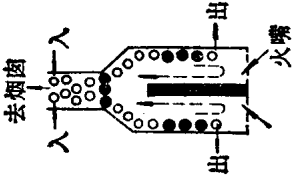
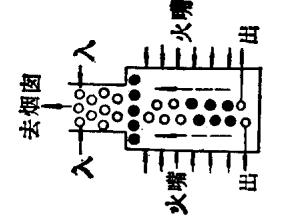
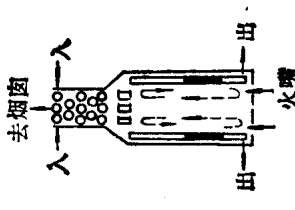
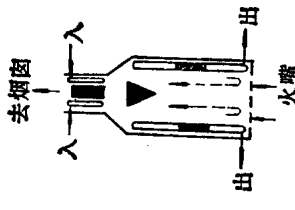
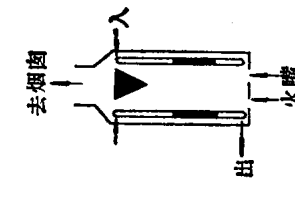
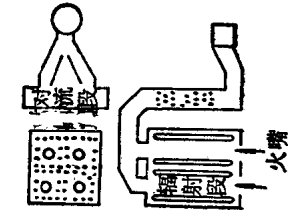
（Ⅱ）、（Ⅲ）、（Ⅳ）型箱式炉是最初使用的炉型，现在已逐渐被淘汰，目前各炼厂广泛使用的炉型为立式炉和圆筒炉。无焰燃烧炉两侧均为辐射面，双面辐射炉管的有效吸收因数较高，但是由于结构较复杂，故目前尚未广泛使用。管式加热炉的发展方向是：大型化、高效化、采用废热回收以提高热效率、采用集中的高烟囱以防止公害、采用大能量喷嘴及长周期运转等。

表 1 各种炉型比较表 (1)(2)

编 号	I	II	III	IV	V	VI
炉 型						
名 称	双室箱式炉	双斜顶箱式炉	对流分开式箱式炉	对流向下式箱式炉	立 式 炉	A 型 炉
结 构 特 点	炉顶是悬挂式的, 结构复杂。	炉顶悬挂式, 并需另设烟囱。由于对流的烟气下行作用, 使燃烧气体流动不利, 增加抽力损失。	同 I	同 II	炉体较窄, 结构较简单, 采用多喷嘴。喷嘴所排列的面, 为发热面, 燃烧方向与抽力方向一致。因而减少火焰乱流现象, 有稳定操作的效果。	同 V
造 价 比* (热负荷相同时)	1.39	1.30	1.34	1.29	1.35	1.34
总 重 量 比* (钢材用量) (热负荷相同时)	1.84	—	1.70	1.63	1.44	1.46
占 地 面 积 比* (热负荷相同时)	2.32	—	2.32	2.79	1.54	2.4



续表

编 号	VII	VIII	IX	X	XI	XII
炉 型						
名 称	双室立式炉	无焰燃烧炉 (辐射墙式)	圆筒炉 (对流水管)	圆筒炉 (对流立管)	圆筒炉 (全辐射式)	多室立管立式炉
结 构 特 点	同V。带中间火墙，中间火墙也起发热面的作用。	两侧壁上设置许多短火焰喷嘴，使两侧面本身成为完全均匀的发热面。可进行理想的均匀加热，但结构较复杂。适用于精确控制加热速度及高温操作。	辐射、对流两段加热，对流管横向排列。结构简单。	对流管竖向排列，分带辐射锥和不带辐射锥两类。辐射锥体需用25Cr12Ni钢材制作。	无对流段，分带辐射锥和不带辐射锥两类。因无对流段，故效率较低。	几个辐射室合一个对流量，便于废热利用，故对流量效率高，处理量大，热损失小，总效率高。 炉体为钢筋混凝土预制块，结构简单，建设周期短。 采用大能量喷嘴。
造 价 比* (热负荷相同时)	1.32	1.40	1.10	1.15	1.0	—
总 重 量 比* (热负荷相同时)	1.65	1.40	1.05	1.0	1.0	—
占 地 面 积 比* (热负荷相同时)	1.68	1.54	1.0	1.0	1.0	—

注：1. 图中●黑管子为受火焰冲击或热吸收率很高的管子；2. \*均以全辐射式圆筒炉为基础。

## 第二章 基础数据与总热负荷计算

### 一、基础数据

进行管式加热炉计算时，首先应给出表 2 中所列各基础数据。

表 2 基 础 数 据

项 目	数 值	项 目	数 值
原料性质		燃 料 性 质	
比重 $d_4^{20}$		燃 料 重 度	公斤/米 <sup>3</sup>
粘度 厘泊		燃 料 粘 度	厘泊
馏程		燃 料 油 C/H	
处理量 公斤/时		燃 料 气 组 成	
入 炉 温 度 ℃		过 剩 空 气 系 数 $\alpha$	
出 炉 温 度 ℃		辐 射 段	
出 炉 气 化 率 %		对 流 段	
出 炉 压 力 公斤/厘米 <sup>2</sup>			

### 二、总热负荷计算

加热炉的总热负荷，包括原料及水蒸汽通过加热炉所吸收的热量和其他热负荷如注水汽化热等。根据各介质进出炉的热焓及气化率来计算加热炉的总热负荷，计算公式如下：

$$Q = W_F [eI_V + (1 - e)I_L - I_i] + W_S (I_{S_2} - I_{S_1}) + Q' \quad (1)$$

式中  $Q$ ——加热炉总热负荷，千卡/时；

$W_F$ ——油料流量，公斤/时；

$W_S$ ——过热蒸汽量，公斤/时；

$e$ ——气化率，%；

$I_L$ ——炉出口温度下油料液相热焓，千卡/公斤；

$I_V$ ——炉出口温度下油料气相热焓，千卡/公斤；

$I_i$ ——炉进口温度下油料液相热焓，千卡/公斤；

$I_{S_1}$ ——过热蒸汽进口时热焓，千卡/公斤；

$I_{S_2}$ ——过热蒸汽出口时热焓，千卡/公斤；

$Q'$ ——其他热负荷，如注水汽化热等，千卡/时。

### 第三章 燃烧过程计算

#### 一、燃料的热值

燃料的热值与燃料的组成有关，热值分高热值与低热值两种。

高热值是燃料完全燃烧后所生成的水已冷凝为液体水的状态时计算出来的热值。

低热值是燃料完全燃烧后所生成的水为蒸汽状态时的热值。在计算中常常只需用到低热值。

液体燃料的高、低热值由下列公式计算：

$$Q_h = 81C + 300H + 26(S - O) \quad (2)$$

$$Q_l = 81C + 246H + 26(S - O) - 6W \quad (3)$$

式中  $Q_h, Q_l$ ——液体燃料的高、低热值，千卡/公斤(燃料)；

C、H、O、S、W——在燃料中的碳、氢、氧、硫和水分重量百分率，常用1号原油燃料油中含C 88%，H 12%，S、O、W微量。9号原油燃料油中含C 88.3%，H 10.5%，S 1.2%，O、W微量。

气体燃料的高、低热值由下式计算：

$$Q_h = \sum q_{hi} y_i \quad (4)$$

$$Q_l = \sum q_{li} y_i \quad (5)$$

式中  $Q_h, Q_l$ ——气体燃料的高、低热值，千卡/标米<sup>3</sup>(燃料气)；

$q_{hi}, q_{li}$ ——气体燃料中各组分的高、低热值，千卡/标米<sup>3</sup>；

$y_i$ ——气体燃料内各组分的体积百分率， $q_{hi}$ 和 $q_{li}$ 的值由表3查得。

如不知道燃料油的组成可参照表4。表4是几种常用燃料油的热值。

#### 二、理论空气量

燃料完全燃烧时所需的空气量为理论空气量。液体燃料所需理论空气量可用下式计算：

$$L_o = \frac{2.67C + 8H + S - O}{23.2} \quad (6)$$

$$V_o = \frac{L_o}{1.293} \quad (7)$$

式中  $L_o$ ——燃料的理论空气量(重量)，公斤空气/公斤燃料；

$V_o$ ——燃料的理论空气量(体积)，标米<sup>3</sup>空气/公斤燃料。

气体燃料所需理论空气量可用下式计算：

$$L_o = \frac{0.0619}{\rho} \left[ 0.5H_2 + 0.5CO + \sum \left( m + \frac{n}{4} \right) C_m H_n + 1.5H_2S - O_2 \right] \quad (8)$$

$\rho$ ——气体燃料的重度，公斤/标米<sup>3</sup>。

气体组成均为体积百分率。

对于不知道化学组成的液体或气体燃料可由图1、图2(1)查得所需理论空气量。

表 3 气体组分的高低热值<sup>〔8〕</sup>

气 体 组 分	重 量 热 值 千卡/公斤		体 积 热 值 千卡/标米 <sup>3</sup>	
	高 热 值 $q_{hi}$	低 热 值 $q_{li}$	高 热 值 $q_{hi}$	低 热 值 $q_{li}$
甲 烷	13300	11954	9500	8529
乙 烷	12300	11350	16400	15186
丙 烷	12000	11070	23000	21742
异 丁 烷	—	10904	28300	26100
正 丁 烷	11800	10932	30000	28281
异 戊 烷	11700	10813	—	32200
正 戊 烷	11600	10840	—	34818
正 己 烷	11500	10780	—	42100
正 庚 烷	—	10737	47200	43700
正 辛 烷	—	10705	54000	50000
乙 烯	12100	11272	—	14204
丙 烯	11800	10942	—	20638
异 丁 烯	11581	10835	—	27400
乙 炔	12000	11600	—	13483
苯	10100	9698	—	34870
氢	34500	29450	—	2650
一氧化碳	—	2420	—	3018
硫化氢	3950	3650	—	3710
乙 醚	8900	—	—	—

表 4 常用燃料油的高、低热值

燃 料 油 比 重 $d_4^{20}$	低 热 值 千卡/公斤	高 热 值 千卡/公斤
0.9248①	10025	10680
0.9600②	9720	10300
1.0000	9610	10170

注：①为 1 号原油减压渣油数据。

②为 9 号原油减压渣油数据。

### 三、过剩空气系数

实际进入炉膛的空气量与理论空气量之比，叫做过剩空气系数  $\alpha$ 。

在合理控制炉子燃烧的条件下，烧油时过剩空气系数应为 1.3，烧气时应为 1.2<sup>〔4〕</sup>。过剩空气系数太小会使热分布恶化，小于 1.05 时将腐蚀炉管。过剩空气系数太大会降低火焰温度，减少三原子气体浓度，降低辐射热的吸收率，结果将使炉效率降低。过剩空气系数每降低 10% 可使炉子热效率提高 1~1.5%。

目前圆筒炉和立式炉辐射段过剩空气系数约为 1.2~1.3，对流段过剩空气系数约为 1.3~1.5。由于过剩空气系数对炉效率影响很大，故在操作中应注意控制炉子的燃烧条件，使过剩空气系数的数值不超过允许范围。

在进行加热炉核算时，如已知烟气分析结果，可根据下列公式计算：

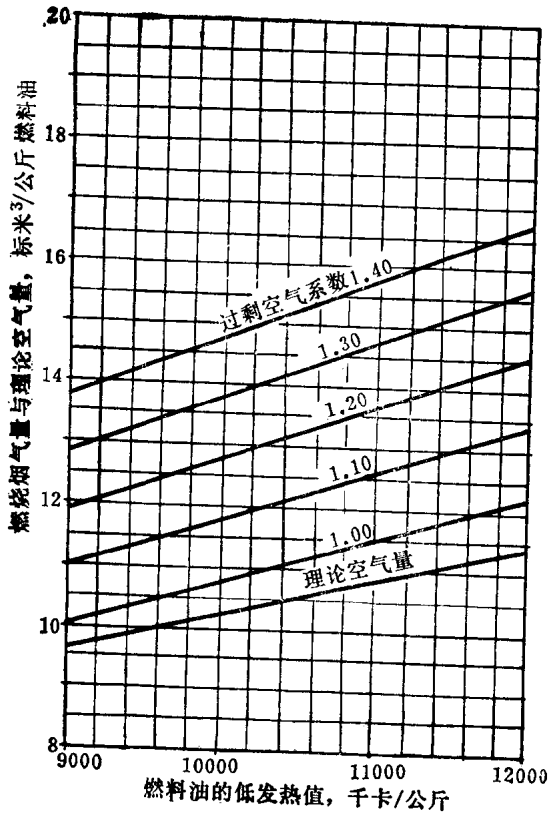


图 1 燃料油的低发热值与燃烧烟气量的关系

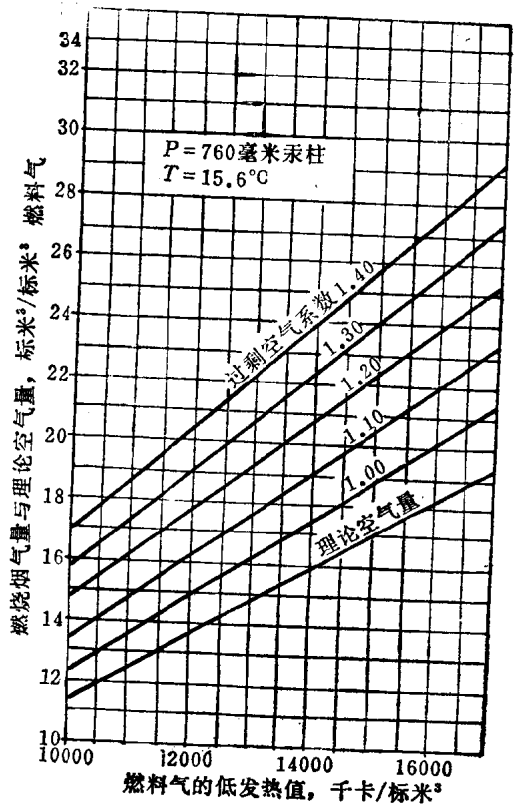


图 2 燃料气的低发热值与燃烧烟气量的关系

$$\alpha = \frac{21}{21 - 79 \frac{O_2}{N_2}} \quad (9)$$

式中  $\alpha$ ——过剩空气系数；

$O_2$ 、 $N_2$ ——烟气中氧、氮的体积百分率，%。

只知道烟气中氧含量时也可用图 3 直接查出  $\alpha$  值。

#### 四、炉效率

加热炉的热效率  $\eta$  决定于加热炉的排气温度，合理的控制排气温度可以得到理想的热效率。在计算时，当对流段采用光管时，离开对流段的烟气温度  $t_s$ ，可假定较对流段油料入口温度  $\tau_1$  高  $80 \sim 120^\circ C$ ；对流段采用翼片管或钉头管时，可假定  $t_s = \tau_1 + (45 \sim 80^\circ C)$ ；采用废热回收并使用翼片管时，可假定  $t_s =$  饱和蒸汽温度 +  $(25 \sim 45^\circ C)$ 。一般管式加热炉（对流段为光管时）的正常热效率采用气体燃料时约为  $75 \sim 80\%$ ，采用液体燃料时约为  $70 \sim 75\%$ ，全辐射式圆筒炉热效率约为  $55\%$  左右。对于某些大负荷的加热炉或进料温度较高的加热炉，对流段排出热量较大时应考虑废热回收以提高炉子

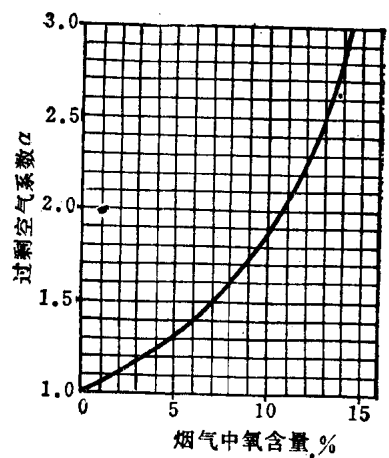


图 3 烟气中氧含量与过剩空气系数的关系

的热效率。

烟气的废热可用来发生蒸汽、加热水或油（作为热载体）和预热空气。发生蒸汽和预热空气的设备结构都较复杂，加热水或油的设备较简单。预热油可在低压下进行，而预热水则压力较高，约20~30公斤/厘米<sup>2</sup>，同时水比油更易结垢和腐蚀管子。所以一般常以烟气加热油，再用热油来预热入炉空气，或将加热后的油作其他热载体用。废热回收设备应采用翼片管，因为烟气膜的传热系数很低，翼片管可以提高传热系数，减小设备体积。

根据文献<sup>[4]</sup>介绍，按加热炉热负荷确定热效率的大致数字如下：

热负荷，千卡/时	热效率，%
25 × 10 <sup>6</sup> 以上	80~90
7.6 × 10 <sup>6</sup> ~ 25 × 10 <sup>6</sup> 以上	75~85
0.76 × 10 <sup>6</sup> ~ 7.6 × 10 <sup>6</sup> 以上	70~80
0.76 × 10 <sup>6</sup> 以下	55~70

热效率由下式计算：

$$\eta = (100 - q'_L - q'_1) \% \quad (10)$$

式中  $\eta$ ——热效率，%；

$q'_L$ ——辐射段加对流段总热损失，%；

$q'_1$ ——烟气出对流段带走的热量，%。

根据过剩空气系数  $\alpha$  和烟气出对流段温度  $t_r$ ，由图 4 可查得烟气带走的热量  $q'_1$ （即  $\frac{q_1}{Q_n}$ ）。

通常老式方箱炉辐射段热损失约3~6%，对流段热损失约1~2%。立式炉和圆筒炉辐射段热损失约1~3%，对流段热损失约1~2%。

## 五、燃料用量

$$B = \frac{Q}{Q_1 \times \eta} \quad (11)$$

式中  $B$ ——燃料用量，公斤/时。

## 六、烟气流量

由下式求得：

$$W_g = (\alpha L_o + 1 + W_s) \times B \quad (12)$$

式中  $W_g$ ——烟气流量，公斤/时；

$W_s$ ——雾化蒸汽流量，公斤/时。

当烧油时

$W_s = 0.5$ （或按喷嘴要求决定）。

烧气时， $W_s = 0$

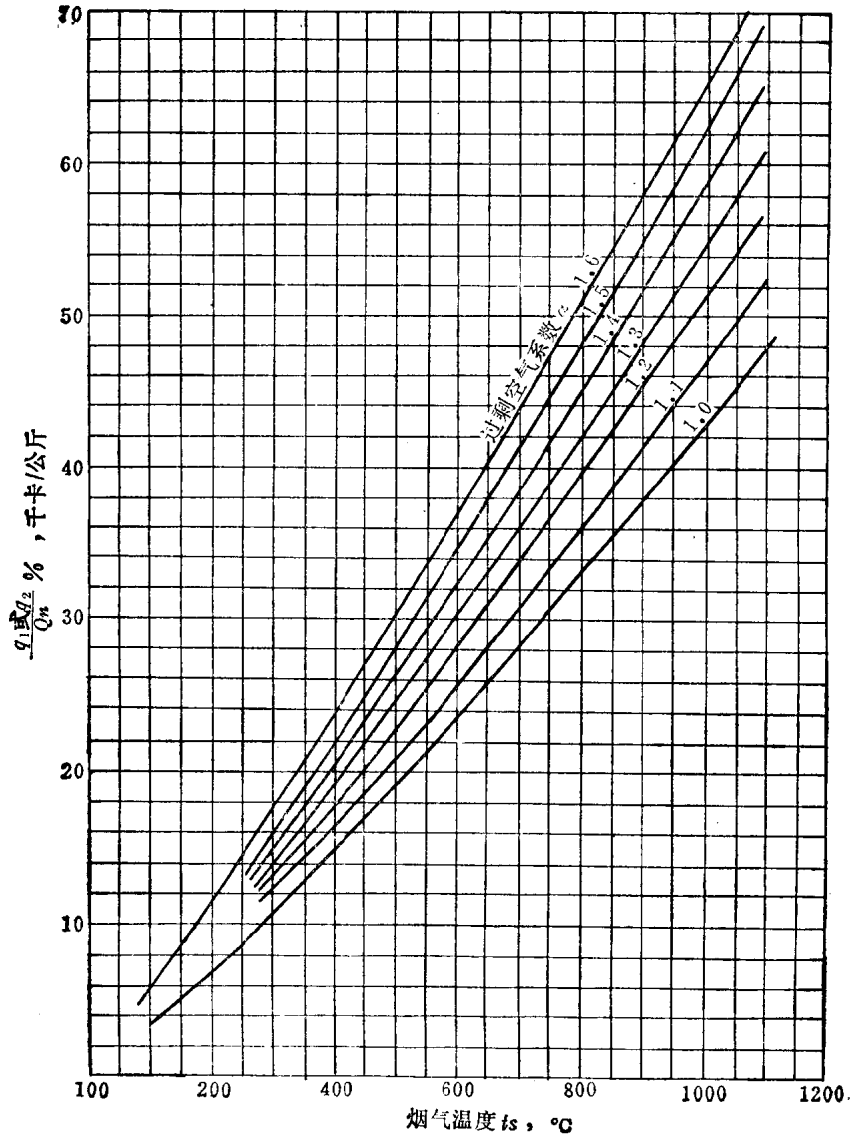


图 4 烟气带走热量百分率图

## 第四章 輻射段計算

輻射段采用罗伯——依万斯 (Lobo—Evans)的图解计算方法<sup>[5]</sup>。计算过程比较简单,计算中假设炉膛平均烟气温度 $T_g$ 与輻射段烟气出口温度 $T_p$ 相等 (即 $T_g = T_p$ )。这样的假设可用于箱式炉 (包括方箱炉和立式炉) 和高径比 $\leq 3$ 的火嘴位于底部的圆筒炉<sup>[6]</sup>。计算步骤如下:

### 一、輻射段热负荷

輻射段的吸热量与輻射段烟气温度、炉管热强度、輻射段的传热面积及炉型结构等有关。

在同一种炉型的情况下,出輻射段烟气温度越高,輻射炉管表面热强度就越高,輻射段的传热面积可减少,炉膛体积可减小,此时輻射段的直接輻射系数较低,輻射段的吸热量也较低。反之,如輻射段出口温度较低,輻射炉管热强度就较低,輻射传热面积需增大,炉膛体积则较大,此时輻射段的直接輻射系数较高,輻射段的吸热量也较高。

炉型结构不同时,在相同的輻射段烟气出口温度下,较合理的炉型结构可得到较高的直接輻射系数。如在相同的輻射段烟气出口温度下,圆筒炉的直接輻射系数约为0.55~0.6,而箱式炉的直接輻射系数则为0.50~0.55。

合理的加热炉设计要求:

1. 輻射管表面热强度要合乎最佳值。
2. 炉膛体积要小。
3. 輻射段与对流段传热分配比要合适,也即直接輻射系数符合推荐值。
4. 炉内除炉管以外的构造物要简易。
5. 炉管的尺寸、壁厚、材质等的选用要合理。

圆筒炉輻射段的热负荷 $Q_R$ 可按下述情况估算:

对流段采用光管时:  $Q_R = Q \times 80\%$

对流段采用钉头管或翼片管时:  $Q_R = Q \times (70 \sim 75)\%$

箱式炉或立式炉輻射段的热负荷一般取:  $Q_R = Q \times 70\%$

### 二、輻射管管壁平均温度

按下式估算:

$$t_w = \frac{\tau'_1 + \tau_2}{2} + (30 \sim 60^\circ\text{C}) \quad (13)$$

$$\tau'_1 = \tau_2 - (\tau_2 - \tau_1) \times (70 \sim 80\%) \quad (14)$$

式中  $t_w$ ——輻射管管壁平均温度,  $^\circ\text{C}$ ;

$\tau_1$ ——对流段油料入口温度,  $^\circ\text{C}$ ;

$\tau_2$ ——輻射段油料出口温度,  $^\circ\text{C}$ ;

$\tau'_1$ ——油料入輻射段温度,  $^\circ\text{C}$ 。

公式 (14) 仅适用于加热一种油料,其他情况需按热焓计算輻射入口温度。



式(13)中, 辐射热强度在27000千卡/米<sup>2</sup>·时以上时, 括号内数字为50~60℃。辐射热强度在20000千卡/米<sup>2</sup>·时以下时括号内数字为30~40℃。

$$\therefore t_w = \frac{[\tau_2 - (\tau_2 - \tau_1) \times (70 \sim 80\%)] + \tau_2}{2} + (30 \sim 60^\circ\text{C}) \quad (15)$$

### 三、辐射管表面热强度

辐射段炉管表面热强度在设计中通常先根据经验数据选用。常用管式加热炉辐射炉管表面热强度的最佳值为27000~32000千卡/米<sup>2</sup>·时。

国内部分炼厂的操作数据为: 冷油流速在1.1~1.5米/秒时, 立式炉辐射管表面热强度约为22000~32000千卡/米<sup>2</sup>·时。圆筒炉辐射管表面热强度约为16000~31000千卡/米<sup>2</sup>·时。

表5是国外的经验数据, 可供设计参考。

### 四、辐射管加热表面积

根据选定的辐射管热强度 $q_R$ , 和由本章第一节估算出的辐射段热负荷 $Q_R$ , 由下式算出辐射段炉管表面积。

$$A_R = \frac{Q_R}{q_R} \quad (16)$$

式中  $A_R$ ——辐射管加热表面积, 米<sup>2</sup>;  
 $Q_R$ ——辐射段热负荷, 千卡/时;  
 $q_R$ ——辐射管热强度, 千卡/米<sup>2</sup>·时。

### 五、辐射管管径及管程数

根据表5推荐的重量流速 $G_F$ , 由下式算出所需管径。

$$d_i = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{W_F}{\pi \cdot N \cdot G_F}} \text{米} \quad (17)$$

式中  $d_i$ ——管内径, 米;  
 $G_F$ ——管内流体重量流速, 公斤/米<sup>2</sup>·秒;  
 $W_F$ ——管内流体流量, 公斤/时;

$N$ ——管程数, 选用适当的数值使计算出来的管径符合国产炉管规格(见附表一)。

一般用迴弯头联结时, 希望管径不超过219毫米; 用焊接弯头联结时, 管径不超过250毫米。减压蒸馏装置可以根据需要, 在靠近炉出口处改变管径, 使油料提前气化, 以减少裂化的可能性。据文献<sup>[8]</sup>介绍最适宜的管径为 $\phi 114$ 毫米, 管径大对传热是不利的。管径小, 程数多, 停留时间短, 可减少裂化。

### 六、辐射管管心距

单排炉管单面辐射的管心距一般为1.8~2.5 $d$ ; 双面辐射管心距可缩小至1.6 $d$ 左右。

两排炉管双面辐射的管心距一般为1.8~2.5 $d$ 。

有时为了使油料加热符合某些化学反应的时间——温度效应要求, 可以在同一炉体内采用变更管心距的方法来达到目的。

一般推荐采用管心距为2 $d$ , 加大管心距可以使向着墙那边的炉管获得较大的热强度, 因而提高辐射管加热表面积的平均热强度, 所以特别有利于加热与炉膛烟气温接近的高