

# 第7篇 工业炉

主稿、编写人 许晋源 西安交通大学 教授

符号说明 .....	7-1	4.1 煤气化液化流程 .....	7-10
<b>1 概述</b> .....	7-2	4.2 煤气化炉 .....	7-14
1.1 工业炉的功用和分类 .....	7-2	4.2.1 固定床气化炉 .....	7-14
1.2 工业炉的节能要求 .....	7-2	4.2.2 流化床气化炉 .....	7-18
1.3 污染物排放 .....	7-3	4.2.3 携带床气化炉 .....	7-20
<b>2 工业炉燃烧过程</b> .....	7-3	4.3 重油气化炉 .....	7-21
2.1 燃烧分类 .....	7-3	<b>5 转化炉</b> .....	7-22
2.2 燃烧过程各阶段的分析 .....	7-4	5.1 Kellogg 型一段转化炉 .....	7-22
2.2.1 火焰稳定 (稳焰) .....	7-4	5.2 其他型式一段转化炉 .....	7-25
2.2.2 着火以后的燃烧 .....	7-4	5.3 二段转化炉 .....	7-27
2.2.3 影响燃烧的因素 .....	7-5	<b>6 裂解炉</b> .....	7-29
2.3 气固两相的燃烧 .....	7-5	6.1 乙烯装置 .....	7-29
2.4 气氛控制和污染物抑制 .....	7-6	6.2 裂解炉结构 .....	7-30
<b>3 工业炉传热</b> .....	7-6	<b>7 加热炉</b> .....	7-34
3.1 内混式工业炉的工作过程 .....	7-6	7.1 管式加热炉 .....	7-34
3.2 工业炉炉内受热面的传热 .....	7-7	7.2 热载体加热炉 .....	7-35
3.2.1 工业炉炉内传热的特点 .....	7-7	<b>8 焚烧炉</b> .....	7-38
3.2.2 Lobo-Evans 法 .....	7-7	8.1 焚烧炉中焚烧过程的控制 .....	7-38
3.2.3 别洛康 (Белоконь) 法 .....	7-8	8.2 焚烧炉类型 .....	7-38
3.2.4 其他计算方法 .....	7-8	8.3 焚烧炉的污染抑制 .....	7-40
3.3 工业炉炉内传热的其他问题 .....	7-9	<b>参考文献</b> .....	7-41
3.4 对流传热 .....	7-10	<b>一般参考文献</b> .....	7-41
<b>4 气化炉</b> .....	7-10		

## 符号说明

<i>A</i>	面积, $m^2$ ;
<i>a</i>	黑度, —;
<i>Bo</i>	Boltzman 准则数, —;
<i>C</i>	每单位时间流过烟气的热容, $W \cdot K^{-1}$ ;
<i>COD</i>	焚烧废料的化学计量耗氧量, —;
<i>d</i>	受热面管的外直径, $m$ ;
<i>H</i>	当量绝对黑表面, $m^2$ ;
<i>h</i>	对流换热系数, $W \cdot m^2 \cdot K^{-1}$ ;
<i>k</i>	考虑辐射层厚度对黑度影响的系数, $Pa^{-1} \cdot m^{-1}$ ;

<i>l</i>	厚度, $m$ ;
<i>M</i>	随燃料品种和烧嘴位置而变的参数, —;
<i>m</i>	考虑积灰影响的系数, —;
<i>n</i>	指数, —;
<i>p</i>	压力, $Pa$ ;
<i>s</i>	截距, $m$ ;
<i>Q</i>	热流量, $W$ ;
	废料发热量, $MJ/kg$ ;
<i>T</i>	热力学温度, $K$ ;
<i>X</i>	角系数, —;
<i>x</i>	反映辐射传热烟气热容强弱的参数, —;

# 第7篇 工业炉

主稿、编写人 许晋源 西安交通大学 教授

符号说明 .....	7-1	4.1 煤气化液化流程 .....	7-10
<b>1 概述</b> .....	7-2	4.2 煤气化炉 .....	7-14
1.1 工业炉的功用和分类 .....	7-2	4.2.1 固定床气化炉 .....	7-14
1.2 工业炉的节能要求 .....	7-2	4.2.2 流化床气化炉 .....	7-18
1.3 污染物排放 .....	7-3	4.2.3 携带床气化炉 .....	7-20
<b>2 工业炉燃烧过程</b> .....	7-3	4.3 重油气化炉 .....	7-21
2.1 燃烧分类 .....	7-3	<b>5 转化炉</b> .....	7-22
2.2 燃烧过程各阶段的分析 .....	7-4	5.1 Kellogg 型一段转化炉 .....	7-22
2.2.1 火焰稳定 (稳焰) .....	7-4	5.2 其他型式一段转化炉 .....	7-25
2.2.2 着火以后的燃烧 .....	7-4	5.3 二段转化炉 .....	7-27
2.2.3 影响燃烧的因素 .....	7-5	<b>6 裂解炉</b> .....	7-29
2.3 气固两相的燃烧 .....	7-5	6.1 乙烯装置 .....	7-29
2.4 气氛控制和污染物抑制 .....	7-6	6.2 裂解炉结构 .....	7-30
<b>3 工业炉传热</b> .....	7-6	<b>7 加热炉</b> .....	7-34
3.1 内混式工业炉的工作过程 .....	7-6	7.1 管式加热炉 .....	7-34
3.2 工业炉炉内受热面的传热 .....	7-7	7.2 热载体加热炉 .....	7-35
3.2.1 工业炉炉内传热的特点 .....	7-7	<b>8 焚烧炉</b> .....	7-38
3.2.2 Lobo-Evans 法 .....	7-7	8.1 焚烧炉中焚烧过程的控制 .....	7-38
3.2.3 别洛康 (Белоконь) 法 .....	7-8	8.2 焚烧炉类型 .....	7-38
3.2.4 其他计算方法 .....	7-8	8.3 焚烧炉的污染抑制 .....	7-40
3.3 工业炉炉内传热的其他问题 .....	7-9	<b>参考文献</b> .....	7-41
3.4 对流传热 .....	7-10	<b>一般参考文献</b> .....	7-41
<b>4 气化炉</b> .....	7-10		

## 符号说明

<i>A</i>	面积, $m^2$ ;
<i>a</i>	黑度, —;
<i>Bo</i>	Boltzman 准则数, —;
<i>C</i>	每单位时间流过烟气的热容, $W \cdot K^{-1}$ ;
COD	焚烧废料的化学计量耗氧量, —;
<i>d</i>	受热面管的外直径, $m$ ;
<i>H</i>	当量绝对黑表面, $m^2$ ;
<i>h</i>	对流换热系数, $W \cdot m^2 \cdot K^{-1}$ ;
<i>k</i>	考虑辐射层厚度对黑度影响的系数, $Pa^{-1} \cdot m^{-1}$ ;

<i>l</i>	厚度, $m$ ;
<i>M</i>	随燃料品种和烧嘴位置而变的参数, —;
<i>m</i>	考虑积灰影响的系数, —;
<i>n</i>	指数, —;
<i>p</i>	压力, $Pa$ ;
<i>s</i>	截距, $m$ ;
<i>Q</i>	热流量, $W$ ;
	废料发热量, $MJ/kg$ ;
<i>T</i>	热力学温度, $K$ ;
<i>X</i>	角系数, —;
<i>x</i>	反映辐射传热烟气热容强弱的参数, —;

	无量纲距离, ;
$\alpha$	反映传热强弱的系数, ;
$\beta$	反映燃烧强弱的系数, ;
$\theta$	无量纲热力学温度, -;
$\psi$	炉墙上的受热面敷设程度, -;
$\zeta$	考虑受热面沾污积灰情况的系数, -;
$\Delta T$	烟气温度修正值, K。

### 上角标

" 出口。

### 下角标

$C$	对流;
$eff$	有效辐射;
$g$	烟气-火焰;
$gs$	烟气-火焰对受热面;
$s$	受热面外表面;
$l$	炉膛;
$m$	火焰中心(最高烟温处);
$net$	低位;
$w$	炉墙;
$ws$	炉墙对受热面;
$R$	辐射;
$th$	理论燃烧。

## 1 概述

### 1.1 工业炉的功用和分类

在化学工业中,工业炉的功用主要为:

- (1) 预热反应物料,把物料温度提高至反应所需的程度或在后继的反应器中进行化学反应。
- (2) 供热给反应物,确保强吸热化学反应的需求。
- (3) 加热反应物料,使之就地(常在炉管内)以火焰的形态进行强释热反应,此时的工业炉也可以认为是火焰反应器。
- (4) 加热载热体。

工业炉包含着燃烧和传热两过程,其中有发生火焰的烟气和被加热的工艺介质,二者可以直接接触,也可以通过中间隔离壁面进行传热。如果介质是流体,那么烟气和介质之间必须间隔以金属壁面,有时也采用相当于间壁传热的其他方式。如果介质是流体,那么烟气和介质之间必须间隔以金属壁面,有时也采用相当于间壁传热的其他方式来传热。如果介质是固体,那么烟气可以直接加热固体介质。

工业炉分类为:

- (1) 根据所用燃料分类——如燃煤、燃油和燃气炉等。
- (2) 根据火焰-烟气侧炉型结构特点分类——如侧烧炉、顶烧炉、梯台炉、箱式炉、圆筒炉等。
- (3) 根据介质种类分类——如热油炉等。
- (4) 根据传热方式分类——如管式炉、流化床炉、回转窑、内混式炉等。
- (5) 根据其用途分类——如一段转化炉、裂解炉、焚烧炉等。

### 1.2 工业炉的节能要求

工业炉常在化工流程中担任原料转化这一主要工序。工业反应炉常是整套化工装置中最庞大的设备之一,耗资巨大,结构复杂。在化工装置提高出力时,工业炉往往是制约出力的环节。

工业炉的工艺流程由热力学第一定律来看是可以做到高效率的。但是老式工业炉一般烟气废热没有充分利用,热效率只有60%左右。在新式工业炉中热效率可以提高到80~90%。

如果用热力学第二定律来评估工业炉,那么应该用焓(或称有效能)效率来衡量。工业炉的焓效率很低,一般不大于50%。

由上述可以看出,工业炉的节能潜力很大,所以化工装置的能源利用率完全可以在工业炉上采取技术措施以进一步提高。

例如,流程优化常对工业炉提出了提高压力的要求,流程演变和进步更要求工业炉技术进一步发展以与之相适应。

化工流程和工业炉都受到原料和燃料种类的影响。

化学工业中常以每吨产品的能源消耗率来评估化工工艺的先进程度,例如,大型氨合成装置的吨氨能耗在37.7GJ/t,即 $9 \times 10^6$ kcal/t左右。

工业炉必须定期全面测试,然后编制出热平衡,即热量输入、输出与各项损失的记录;并建议进一步编制出焓平衡。根据热平衡,可以确定如何减少热损失的努力方向。如果有了焓平衡,则可以确定如何发挥能源效益的努力方向。

工业炉的燃烧和传热都不可避免地引起焓损失。火焰的喷水淬熄和蒸汽的节流减压喷水减温尤其要造成严重的焓损失,因而在流程中要竭力避免。

工业炉的排烟废热利用是有普遍意义的节能技术。其投资和收益相比的合理性显得很重要。通常将排烟废热用来预热燃烧所需的空气。采用空气预热器后,燃烧器结构需作相应修改,而且炉温升高将使炉内辐射传热强化。

判断废热回收的经济性时可考察空气预热器的热端温差,即烟气入口温度和空气出口温度之差<sup>[1]</sup>,因为空气

预热器总是逆流布置的。这个热端温差是空气预热器中的最小传热温差，一般应控制于 $50\sim 70^{\circ}\text{C}$ 。当金属和能源价格之比增大时上述最小传热温差可选用得大一些。

有时也可排烟废热通过管式换热器或蒸发器来加热锅炉给水或获得蒸汽以制备洁净凝结水。这时最小传热温差出现于换热器冷端或蒸发器的烟气出口端。它应在 $70\sim 90^{\circ}\text{C}$ 的范围内选用。

在设计这些换热器或空气预热器时还应考虑排烟中氧化硫可能引起的低温腐蚀。这种腐蚀在受热面壁温略低于烟气中的硫酸露点时最为严重，出现最大腐蚀速度。如能优化布置，使壁温避开这最大腐蚀速度，就能减轻腐蚀。

从提高烟效率的观点来看，可以找到许多提高能源利用率的途径：

(1) 提高介质温度，例如，合成氨装置中提高二段转化炉入口的热空气温度。

(2) 重复利用热量，也就是，对温度高的热量作多级利用，例如，多效蒸发。

(3) 将化工装置中的余汽和废热用作余压发电。

(4) 大型合成氨和乙烯装置用高温废热锅炉产生蒸汽驱动工业汽轮机发电。

(5) 大型合成氨装置还可在空气-烟气侧装设燃气轮机装置，以其排气作为燃烧所需部分空气鼓入一段转化炉燃烧器。但因考虑到燃气轮机检修时仍希望一段转化炉继续运行，所以仍有鼓风机鼓送常温空气作为全部或补充部分燃烧需要。

(6) 煤转化装置研制中已有考虑将气化炉接入燃气轮机装置的高压回路，即由压气机供应空气而把制成高温煤气导入燃气轮机发电。

(7) 更巧妙的节能技术是将废热供给本流程另一些工艺使用。例如将合成氨装置的二段转化炉高温气体焔供给一段转化炉使用。这样，再加上提高热空气温度，有望取消一段转化炉所需要的燃料，参见本篇 5.3 节。

现代电石工业采用密闭电石炉、炉气干法净化、气烧石灰窑等一系列技术，将电石炉产出富含一氧化碳的炉气用于石灰窑，所用的立式双套筒气烧石灰窑已可把 60% 以上的热量输入，由电石炉炉气承担。

### 1.3 污染物排放

工业炉排出烟气常含有粉尘、氧化硫、氧化氮、一氧化碳、烃类等有害物质，引起了大气污染。如用固体物料作为热载体或流化床料，其废弃和扬析物也要形成废渣。

一氧化碳是燃烧不完全引起的，具有剧毒。燃烧不完全时还可能生成未燃尽的烃类。多环芳烃常属于致癌物质，一般以苯并芘为致癌的烃的代表。苯并芘被吸附在微粒飘尘上，会增大其危害性。

氯化氢是焚烧炉容易产生的污染物，氟化氢是磷肥

厂废气中常含有的污染物。

气体流动和燃烧激发的振动和噪音以及排烟的臭味组分也可能污染环境。

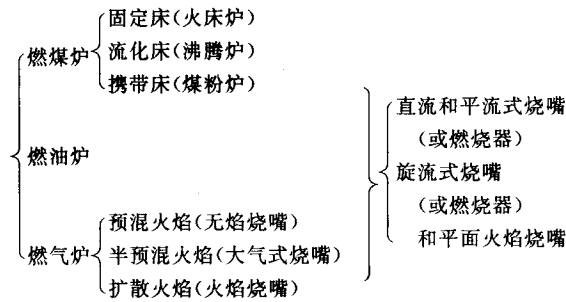
工业炉的排放必须严格遵守环境保护有关的法规。参见第 29 篇。

工业炉的污染物主要来自不完善的燃烧过程，但是完全燃烧又是消除许多其他工艺产生的有害有机物质和微生物的既方便又费用低廉的办法。世界各国广泛使用焚烧炉来处理垃圾和废料。焚烧炉更应注意组织完善的燃烧，以满足有关限制排放和保护大气质量的规定。

## 2 工业炉燃烧过程

### 2.1 燃烧分类

按燃烧机理分类成：



直流式烧嘴习惯于专指四角布置，适宜于大中型锅炉。平流式燃烧是较晚发展起来的油和气燃烧器，既可作四角布置，也可布置在前墙、前后墙或两侧墙、甚至炉顶或炉底。化学工业炉常采用平流烧嘴。

旋流烧嘴火焰宽阔而较短，平面火焰烧嘴火焰贴在炉墙上；平流烧嘴火焰瘦而长。工业炉炉膛尺寸和受热面应与火焰形状匹配。

预混是燃料着火以前就与空气中的氧的混合，是影响煤气燃烧的重要因素。煤气燃烧器中如果采用了完全预混合，那么燃烧很强烈且完全，着火稳定性则需精心设计和操作才能保证，火焰不发光。如果毫无预混合，着火稳定性较易保证，火焰发光；这时燃烧速度受氧和煤气混合所制约而称为扩散火焰，但只要精心安排，燃烧尚较强烈，也可能相当完全，火焰有可能较长。

大气式烧嘴采用半预混合，可调和预混火焰和扩散火焰的优缺点，予以优化。预混合的那部分空气为一次风，燃烧所需的其余空气或取自火焰周围的大气，或在燃烧器中以二次风的方式安排风道送入。

煤气火焰是否发光影响到其辐射传热。油和煤粉燃烧的火焰总是程度不同地发光的。煤气燃烧的发光性确

定时还要避免在换用燃料时辐射传热变化剧烈。工业炉运行时也应避免在操作维修不当时辐射传热变化。

## 2.2 燃烧过程各阶段的分析

### 2.2.1 火焰稳定（稳焰）

良好的燃烧过程以稳定着火开始。无烟煤、贫煤和高灰分煤的稳焰存在困难，发热量低于  $8\text{MJ}/\text{m}^3$ （标准状态）（或  $<2000\text{kcal}/\text{m}^3$ ）的煤气稳焰也有困难。

可以把注意力集中在开始着火的那一层地区，视作火焰前沿（或火焰锋面）。火焰前沿在预混的煤气空气混合物中的传播称为火焰传播。预混气体从喷孔喷出时周缘边界层中流速稍低，火焰传播速度可以等于流速，火焰前沿就可以固定在那里。只要在周缘上建立了火焰前沿，火焰就可以由周缘向射流中心传播。

化学工业炉常用的稳焰措施有下列两类：

（1）在流速较高的普通预混气喷孔的周围装有预混气流速度较低的一圈小喷孔，其火焰容易稳定而且成为主火焰的策源，称为先锋火焰。

（2）油和气燃烧器都可以装设稳焰器。稳焰器又分两类，钝体和叶轮。钝体稳焰器的下游出现回流区起了稳焰作用。叶轮稳焰器可使（10~20）%空气通过叶轮而旋转，这样既能产生回流区，又保证回流区中存在着合理的氧浓度以防止裂解析炭。

### 2.2.2 着火以后的燃烧

燃料着火以后就进行着强烈的燃烧。随着燃料和氧逐渐消耗殆尽，燃烧渐渐减衰，于是就到了燃尽阶段。燃尽虽然不影响着火和强烈燃烧，但影响燃烧是否完全，对燃烧效率具有重要意义。

通常把温度（temperature）、湍流混合（turbulence）和时间（time）称为影响燃烧的三要素，并按每个英语单词的第一个字母称为3t。温度高时燃烧化学反应加速。湍流混合加强，则决定燃烧速度的另一个环节——扩散混合加快。然后无论温度和湍流混合多么强，燃烧总还需要一些时间，所以总是要求气体在工业炉炉膛内的滞留时间能满足燃烧的需要。这三个要素都是组织良好燃烧的必要条件，缺一不可。

工业炉中燃料的着火、燃烧和燃尽都是在气流中进行的。燃烧中不可缺少的扩散混合更与气流的湍流混合有关。所以工业炉技术中常要探讨炉内流动图谱和混合工况。

为了稳焰的需要，希望着火地区气流中存在低速区或回流区。但在着火以后的地区，炉内不宜有死滞旋涡区，以使炉膛容积尽量由主气流占据，使燃料在炉内的滞留时间长一些。

湍流中的混合主要是由湍动，必就是旋涡产生的。湍

动不断地新生、分裂、弥散和消亡。湍动有大小不等各种标尺之分。大标尺湍动可跨越很长的距离，例如0.1~1m，输运热量、质量和动量，所以对流动图谱和温度场浓度场起着重要的影响。小标尺湍动可以在很细小的范围，例如（1~10）mm距离内，输运热量和质量。不同标尺的湍动各司其职，不能互相替代。氧在燃烧过程中必须先由大标尺湍动输运到燃烧区域各处，做到各处的氧大体上都满足对应燃料燃烧化学计量比的需求，然后由小标尺湍动输运到燃料分子的邻近。此时各处的氧在小标尺范围内也都满足化学计量比的需求。但是通常的小标尺湍动还不能完全替代扩散，最终氧还是靠分子扩散去与燃料分子相遇而燃烧。

湍动一开始是由气流速度差和碰撞产生的，当时标尺相当大。新生大标尺湍动的动能来自气流的时均运动动能，然后湍动一方面分裂成标尺稍小的湍动，另一方面弥散。湍动所携的动能由大标尺湍动递交给小标尺湍动。随着逐级分裂，动能也就逐级递交下去，直到很小的标尺，例如1mm左右。这种标尺的湍动遇到的粘性力很大，湍动动能很快消耗殆尽。

如果气流的时均速度原始值很大，即气流的原始动能很大，那么逐级递交下去所形成的各级湍动动能都很大，动能将递交到更小的标尺才耗尽，所以最小湍动标尺将稍小一些。

炉内燃烧中先靠大标尺湍动解决大尺度空间范围内的燃料和氧不符合化学计量比的问题，然后小标尺湍动解决小尺度空间范围内的燃料配氧问题。因为气体分子运动的平均自由程只有  $0.1\mu\text{m}$ ，远小于一般的最小湍动标尺，所以一到这样微小距离的输运还需要分子扩散来承担。而且，因为湍动的输运能力比分子扩散强，当气流的原始动能加大时，湍动所担负的长距离到短距离的接力输运任务可更加深入到小一些的空间范围，这样分子扩散的接力任务减轻，氧与燃料的混合加强，燃烧也可以加剧。

综上所述，为了组织好燃烧和燃尽，一方面要建立合理的炉内流动图谱，以保证燃尽时间和大尺度空间范围内的良好浓度分布，另一方面要加大气流原始动能，以改进小尺度范围内氧与燃料的混合。前者是与气流相交情况和速度差有关的，后者则决定于气体原始时均速度本身的数值。

燃烧完成以后气流温度水平很高，就可能出现温度场不均匀的问题。温度高出平均值的区域称为热斑点。热斑点对催化剂或传热设备可能造成损害。热斑点也要靠合理的流动图谱和较强的掺混来抑制。

燃烧过程所处的温度水平决定于热量释出和散失的平衡，也即热工况。对于燃烧反应，反应加速时释热加速，温度升高，又促使反应加速，因而这是一种自我促进的机制。但是万一条件恶化，也可能发生自我抑制的现象，严

重时形成恶性循环,可能导致熄火。

气化反应加速时反应吸热增速,温度降低,使反应受到抑制而容易趋于平衡状态。这是一种自平衡的机制。

燃气炉中如果采用预混火焰,湍动混合的程序早已完成,火焰传播到哪里,哪里就开始燃烧。燃烧也很快,所以火焰不长。如果采用扩散火焰,火焰长度较大,就要考虑火焰和热斑点会不会危及催化剂等问题了。通常可近似认为火焰尾端位于气流轴线上煤气和空气的浓度符合化学计量比的地方,然后加上分子扩散使燃烧最终完成所需的火焰厚度。

燃油时首先要将之雾化。常用的雾化器有机械雾化器、蒸汽雾化器和Y型蒸汽机械雾化器。雾化质量用索太尔平均粒径SMD,即体积-面积平均粒径来衡量,同时还要考虑粒径均匀性和油雾在炉膛空间中的分布。通常把油雾化到SMD=200 $\mu\text{m}$ 的数量级。

油滴的燃尽时间成正比于其粒径的平方。

### 2.2.3 影响燃烧的因素

工业炉的燃烧过程影响到热功率、热效率和产品收率,因此应控制和优化其运行。

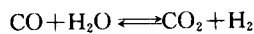
配合燃烧而送入的空气量是重要的影响因素。如果用氧气助燃,其影响与空气是相同的,只是一些参数的数值不同而已。

按完全燃烧化学反应方程式算出燃烧所需的空气量称为化学计量空气量,俗称理论空气量。实际上尚须多给一些空气以利燃尽,实际与理论空气量之比称为空气燃料当量比,俗称过量空气系数,常以 $\alpha$ 表示。

存在着一个最佳 $\alpha$ 值,可使不完全燃烧损失和排烟热损失之和最小,从而使工业炉热效率最大。

对于气化炉,所送入的空气量自然必须小于化学计量值,即保持 $\alpha < 1$ 。否则多余的氧会降低煤气产品收率。

在气化炉中氧气不足化学计量比的需求,氢和一氧化碳互相争夺氧,因此变换反应:



处于化学平衡状态。但在遇到氧时因为氢燃烧的反应速度高于一氧化碳,暂时让氢占先,氢浓度先降低,然后再恢复到变换反应平衡状态。

$\alpha$ 的概念也适用于描绘炉内浓度场。 $\alpha$ 的定义改为各该点的空气(或氧)燃料浓度当量比。 $\alpha > 1$ 的地区空气(或氧)过剩; $\alpha < 1$ 的地区燃料过剩,即氧不足燃烧需求; $\alpha = 1$ 的地区燃料和氧浓度之比符合化学计量值。

工业炉研究中常采用模型试验或计算机辅助试验(CAT)来测定浓度分布,从而算出 $\alpha$ 的分布场,这样可查明燃烧和气化过程的实质。

工业炉的负荷,也即热功率,对燃烧过程起着相当大的影响。负荷降低时气体流量和流速降低,然而在一定负

荷范围内流动图谱还没有明显的变异。燃尽时间则随负荷降低而加大。炉膛温度一般随负荷降低而降低。火焰稳定性能的变化不一。油气燃烧器的稳焰器随负荷降低而稍改善其稳定性。燃煤炉的着火稳定性在低负荷时要恶化一些。

工业炉的设计还是以经验方法为主。常采用炉膛断面热负荷和炉膛容积热负荷两个指标。断面热负荷反映出气体流速的总体水平,关系到阻力和稳焰等;它也反映出燃烧器区域的温度水平,关系到稳焰和煤灰结渣等;它还反映出炉内湍动混合强度,关系到热斑点和炉内火焰充满程度等。容积热负荷则反映出炉内气体滞留时间,关系到燃尽。

压力提高时燃烧过程强化,气体的初温提高时燃烧过程也强化。

## 2.3 气固两相的燃烧

中国能源以煤为主。工业炉如能燃煤,应尽量燃煤以降低成本和贯彻国家有关节能的法令。燃烧床层有如下几种类型。

### (1) 固定床炉

煤铺在炉算上成床层,空气自下而上穿过炉算和床层。应该燃用块煤和粒煤,即分筛过的煤。如果煤中夹杂了较多粉末,那么床层通风阻力很大,而且床层各处通风阻力不均匀,导致燃烧和气化不均匀。

固定床内从炉算向上依次分为灰渣区、氧化区、还原(或气化)区以及新煤干馏和预热区。新煤干馏析出的焦油馏分没有机会在床层内受热裂解,给煤气后处理带来许多麻烦。

固定床气化炉的氧化区温度很高,往往使灰渣熔融而妨碍正常运行,再加上焦油产率较高,所以对煤种的要求很苛刻。

### (2) 流化床炉

这里的炉算改称布风板。空气或富氧空气加水蒸汽穿过布风板向上流过细颗粒组成的床层,并使床层流化。床层内传热传质很强烈,既有利于燃烧和气化,也促使床温很均匀。

流化床内也存在着氧化、还原、干馏等区,但不象固定床那样层次分明。焦油馏分在强烈掺混下可以裂解。床内还常敷设埋浸受热面降低床温,所以可有效地抑制床内结渣和氧化氮生成,还可以掺加石灰石吸收掉氧化硫。这样的燃烧属于低温燃烧,是一种低污染的燃煤技术。

难免有一些细粉被扬析出流化床,引起不完全燃烧。现代流化床炉中通过循环复燃已可将这种不完全燃烧抑制到合理限度以下。

### (3) 携带床炉

空气或氧气携带了煤粉(粒径 $< 500\mu\text{m}$ )喷入炉内燃

烧和气化。沿着火焰先是氧化区；然后如燃料过剩，就发展成还原区。如果是气化炉，在氧气或空气中掺加水蒸汽以提高氢气收率。焦油馏分在炉内全部裂解。

携带床气化炉常用氧气助燃，任何煤种都适用，但是床温很高，需液态排渣，耗氧较多。

## 2.4 气氛控制和污染物抑制

工业炉的火焰气氛有一定影响，因此加热炉应保持弱还原性气氛，以避免工件氧化损耗太多。

煤灰的熔融特性随气氛而异。固定床燃烧或气化时还原区内必处于弱还原性气氛，此时灰熔点最低，因此煤灰熔融特性根据各国标准多是在弱还原性气氛下测定的。

液态排渣炉和燃油超高压锅炉的炉内水冷壁如处于还原性气氛，可能发生硫化氢和硫铁矿分解产生的硫原子所引起的高温腐蚀。因此应避免火焰刷壁，且最好在壁面保持氧化性气氛。水冷壁还可能富集三氧化硫而引起焦硫酸盐型高温腐蚀，这时有在壁面安排空气膜以稀释三氧化硫。

二氧化硫如不能在炉内脱除，将被排入大气形成污染。其中0.5~2%变成三氧化硫，危害更大。二氧化硫转化为三氧化硫的途径有两种：

(1) 火焰高温区内氧分子离解为氧原子，易与二氧化硫化合生成三氧化硫。为了抑制这一反应，应降低过量空气系数，降低火焰温度和缩短烟气在高温区滞留时间。

(2) 受热面积灰和金属氧化膜的催化作用，其中尤以油灰中的钒的氧化物  $V_2O_5$  在 540℃ 左右的催化作用最强。

氧化氮在燃烧过程中起源如下<sup>[2]</sup>。

(1) 温度型氧化氮是由火焰中氧原子引起的。为了抑制其生成，应降低火焰高温区中氧浓度，降低火焰温度，使燃烧偏离化学计量状态和缩短烟气在高温区滞留时间。

(2) 快速温度型氧化氮是由火焰一开始就因为氰酸等中间产物对氮分子氧化起催化作用而引起的。

(3) 燃料型氧化氮是燃料中含氮有机化合物在燃烧时放出氮原子与空气中氧化合而成。为了抑制这一反应，应降低过量空气系数，采用燃料过剩的燃烧和推迟部分空气参与燃烧。

低氧燃烧是一种油、气燃烧时所用的高效率低污染技术。这时应准确而强烈地组织燃料和空气的混合，使过量空气系数低于 1.01~1.03 而燃烧仍能完全。对应的烟气中氧浓度为 (0.2~0.6)% 以下。低氧燃烧可使三氧化硫和氧化氮的生成量减少，此外燃油锅炉过热器或工业炉中壁温 600℃ 左右的受热面遇到的钒腐蚀也可以减轻。低氧燃烧时炉膛漏风必须基本上消除掉，所以炉墙需

高度密封，并配以微正压运行，即取消引风机，这样可节约自身用电，炉子的经济性提高。

低氧化氮燃烧技术有如下诸类型<sup>[2]</sup>：

(1) 分段燃烧——将 15% 左右空气推迟送入，称为燃尽风。

(2) 浓淡燃烧——各燃烧器的空气量故意不均匀，有些燃料过剩，有的空气过剩，最后烟气混合后再燃尽。

(3) 烟气再循环——将工业炉出口的低温烟气再循环，回送入炉。

(4) 掺水成乳浊或悬浊燃料。

(5) 增大燃烧器区域的传热。

低温燃烧是由上述烟气再循环和增大炉内传热派生出来的技术。现用于燃用褐煤的煤粉炉以抑制结渣，又可用于流化床燃烧设备。

## 3 工业炉传热

### 3.1 内混式工业炉的工作过程

如果工业炉中烟气和流体形态的吸热介质直接接触，就成内混式工业炉。例如煤气在液面下作浸没式燃烧的加热炉就是一种内混式炉<sup>[16]</sup>。

二段转化炉也属于内混式，并且还属于自热式。这是因为转化气燃烧时释热又用于本身的甲烷转化反应。

内混式炉内烟气和介质直接接触，可以做到非常强烈的传热。

内热式炉结构很简单，而且可充分利用流程中自己释放的能量。

内混式炉一般尺寸紧凑，辐射层厚度较小，为了强化燃烧和防止生成炭黑，常用预混火焰，所以火焰不发光。由于上述，炉内辐射传热不强。

内混式炉完全靠对流方式传热，因而要加强其湍流混合，缩短火焰长度，例如：

(1) 将流量较小的那一种流体分散成许多股射流迅速布置。

(2) 两种气流形成接近正交的交角，或气流之间速度差很大。

燃烧结束以后的热斑点或热偏差，有两种起源：(1) 一定的流动图谱或不均匀浓度分布所产生的系统性偏差；(2) 湍动和火焰脉动所产生的随机性偏差。前者可通过结构改进来设法减轻，后者只能靠湍动和保证一定滞留时间以顺其发展，听其自然消失。

燃烧技术上历来总是追求强化，但近年来也考虑受控燃烧，例如，2.4 节所述的分段燃烧、低温燃烧等就是为了抑制污染物生成故意控制燃烧速度，化学工业炉现在也有考虑受控燃烧，以保护受热面和催化剂。

### 3.2 工业炉炉内受热面的传热

#### 3.2.1 工业炉炉内传热的特点

在各种间壁传热的化学工业炉中,管式炉占着主要地位。因此本节中的受热面也将以管子为主。

工业炉炉膛的传热以辐射为主,超过80%,余下的份额由自然对流传热担负。强制对流传热十分微弱。自然对流对炉内气体流动和热偏差也有一些影响。

炉内辐射传热计算很复杂,所设取的物理模型一般可分解为下述子模型:受热面管组成的管排的辐射特性(包括积灰)、烟气和火焰黑度(包括燃烧过程的影响)、炉内温度场分布(包括平均温度的确定)、整个炉膛的辐射、吸收、反射和角系数关系(受热面、炉墙和火焰烟气三者之间)以及炉内传热方程式的解法。

锅炉已有一套计算方法。管排辐射特性和火焰黑度这两方面的物理模型,对于工业炉和锅炉是一样的,可以通用。工业炉的炉内温度场和角系数关系有其特色,因此工业炉有其特有的计算方法,并不断地与锅炉技术交流信息而发展。

工业炉的受热面管内是化工流程中的介质,间或夹有催化剂。管内虽可组织强制对流,但传热(冷却)条件不如锅炉中的沸腾汽水混合物那样强烈,因此受热面的热流密度(也称热负荷)要求较为均匀,并且管壁圆周最好均匀受到辐射,切忌出现很高的局部热流密度。通常工业炉的尺寸可以较为宽绰,足够油或气燃烧器火焰长度而有余。炉内有相当大部分炉墙是用耐火砖和保温材料砌成的。通常认为耐火砖炉墙是绝热的,而且把受到的辐射热全部反射或再辐射给火焰和受热面管了。因为火焰只占炉膛容积的一小部分而炉墙又可多次反射辐射,所以工业炉炉膛内烟气温度场远比锅炉炉膛内均匀,这样才能使受热面热流密度较为均匀。

锅炉炉内传热计算对如何选取平均温度花费了很大力气。工业炉大可不必如此,因此一般取炉膛(即辐射室)出口烟气温度作为计算辐射传热的依据,至多作一些修正。

相当面积的炉墙参与辐射传热,使炉内受热面、炉墙和烟气之间的角系数关系显得很重要。

锅炉炉内传热计算中在处理烟气和火焰黑度时全面考虑了二氧化碳和水蒸汽两种三原子气体,经发光火焰中的炭黑以及煤灰和固定碳颗粒。工业炉多数使用预混火焰燃烧器燃油和气,属不发光火焰,因此只考虑三原子气体。

锅炉炉内受热面管内冷却好,管壁外表面温度不高,但是又存在着灰渣沾污问题。工业炉管壁外表面温度较高,但灰渣沾污较轻,所以处理方法是与锅炉不同的。

工业炉辐射传热计算中,与所有辐射传热工程计算

一样,将烟气和受热面都认为是灰体。

#### 3.2.2 Lobo-Evans 法

角系数  $X_{12}$  是物体 1 和 2 相对几何位置和物体形状的函数。它表示在没有其他物体参与的体系中物体 1 所发出(包括自身辐射和反射)的辐射热到达物体 2 的份额。无论这些辐射热到达物体 2 后究竟被吸收还是被反射都不计较,均计入该份额。有些文献称之为形状系数  $F_{12}$ 。角系数是纯几何因数,其值是与物体的黑度无关的。推导角系数计算式即使假设了物体 1 和 2 是黑体,所得的角系数也适用于其他任何场合。

受热面管排受到火焰烟气的单面辐射传热角系数为<sup>[1]</sup>:

$$X_{gs} = 1 + \frac{d}{s} \arccos\left(\frac{d}{s}\right) - \left[1 - \left(\frac{d}{s}\right)^2\right]^{1/2}$$

式中  $X_{gs}$ ——烟气对受热面的角系数;

$d$ ——受热面管的外径;

$s$ ——受热面管排中相邻两管的中心线之间的截距。

烟气参与辐射的表面积应取为管排诸管中心线所组成的假想平面或曲面的面积。这样就得到了受热面的有效辐射受热面:

$$A_{\text{eff}} = X_{gs} A_g \quad (3-1)$$

式中  $A_{\text{eff}}$ ——有效辐射受热面面积;

$A_g$ ——烟气参与辐射的表面积。

如果受热面管排受到火焰烟气的双面辐射,那么管排两面都可计算作有效辐射受热面,角系数仍与单面受辐射的场合一样。

烟气黑度

$$a_g = 1 - \exp[-kpl] \quad (3-2)$$

式中  $k$ ——受温度影响的系数;

$p$ ——三原子气体的分压力;

$l$ ——辐射层厚度。

整个炉膛内受热面所获得的炉膛传热计算采用的子模型假设炉内只存在着三物体,即烟气、受热面和耐火砖炉墙。炉墙不吸收,且全部反射所遇的辐射热。炉墙对外部环境无散热,自身不发射辐射热。烟气就是火焰,发射辐射热。这样炉内辐射传热的热流量:

$$Q_R = \sigma A_1 A_{\text{eff}} (T_g^4 - T_s^4) \quad (3-3)$$

式中  $\sigma$ ——Stefan-Boltzman 常数,等于  $5.67032 \times 10^{-8} \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$ ;

$T_g$ ——烟气的热力学温度, K;

$T_s$ ——受热面外表面的热力学温度, K。

炉子黑度又用下式计算:



$$a_i = \frac{1}{\frac{1}{a_s} + \frac{1}{a_g \left[ 1 + \frac{A_w}{A_{\text{eff}}} \cdot \frac{1}{1 + \frac{a_g}{1-a_g} \cdot \frac{1}{X_{ws}}} \right]} - 1} \quad (3-4)$$

式中  $a_s$  —— 受热面外表面的黑度;

$A_w$  —— 炉墙面积;

$X_{ws}$  —— 炉墙对受热面的角系数。

根据经验统计, 可以认为角系数的近似算法如下:  
令炉墙的受热面敷设程度 (即水冷程度):

$$\psi = \frac{A_{\text{eff}}}{A_{\text{eff}} + A_w} \quad (3-5)$$

当  $\psi$  在 0.5~1 之间时  $X_{ws} = \psi$ ; 当  $\psi$  在 0.13~0.25 之间时  $X_{ws} = \psi / (1 - \psi)$ 。更进一步用

$$X_{ws} = \psi \quad (3-6)$$

覆盖各种场合, 这个简化条件相当于假设受热面和耐火砖炉墙在炉内都均匀分布, 又以  $\psi$  消去  $A_w/A_{\text{eff}}$ , 最后得到:

$$a_i = \frac{1}{\frac{1}{a_s} + \psi \cdot \frac{1-a_g}{a_g}} \quad (3-7)$$

一般取受热面外表面的黑度  $a_s = 0.9$ , 且将炉子黑度的计算式绘图。

受热面外表面温度  $T_s$  可根据受热面管壁的导热和管内对流热阻求出。

炉内受热面所获的对流传热热流量:

$$Q_C = h A_s (T_g - T_s) \quad (3-8)$$

式中  $h$  —— 对流换热系数;

$A_s$  —— 受热面的外表面积。

炉内总传热量等于辐射传热和对流传热之和, 且等于烟气燃烧后又冷却放出的焓差:

$$Q_R + Q_C = C_g (T_{\text{th}} - T''_l) \quad (3-9)$$

式中  $C_g$  —— 工业炉烟气的热容;

$T_{\text{th}}$  —— 理论燃烧温度;

$T''_l$  —— 炉膛出口温度。

理论燃烧温度的定义是燃烧后假想不存在炉内传热的条件下烟气的温度。

炉内烟气温度  $T_g$  一般可取为与炉膛出口温度  $T''_l$  相等。

综合上述, 由式 (3-3)、(3-8) 和 (3-9) 可得:

$$\begin{aligned} & \frac{C_g}{a_i A_{\text{eff}}} (T_{\text{th}} - T''_l) \\ &= \sigma (T''_l - T_s^4) + \frac{h A_s}{a_i A_{\text{eff}}} (T''_l - T_s) \end{aligned} \quad (3-10)$$

最后对于  $(h A_s a_i^{-1} A_{\text{eff}})$  的常见值, 将式 (3-10) 左端作为函数,  $T''_l$  作为变量, 而  $T_s$  认为是参变量, 可对不同炉型绘成曲线图<sup>[基本文献1.3]</sup>, 然后试凑求  $T''_l$ 。

### 3.2.3 别洛康 (Белокоп) 法

别洛康法的原理大部分是与 Lobo-Evans 法相同的。以下着重讨论别洛康法不同于 Lobo-Evans 法的内容。

参与辐射传热的仍是烟气、受热面和炉墙。但炉墙不是以全反射的机理参与传热的, 而是先吸收烟气的辐射, 然后自身发射辐射热。此外只考虑辐射传热的第一次直射和吸收而不追究以后的反射是如何被吸收的。

引入考虑炉内温度场不均匀的系数  $\varphi(T)$ , 一般为 0.80~0.85。又把对流传热并入辐射传热作合并计算以后的当量面积称为当量绝对黑表面, 以  $H_s$  表示。计算中还把对流传热和受热面外表面的逆向辐射传热对烟气温度的影响规定成一烟气温度修正值  $\Delta T_s$ 。

最后把式 (3-9) 所表示的热平衡关系式改写成四次代数方程式:

$$x\theta^4 + \theta = 1 \quad (3-11)$$

$$\theta = \frac{T''_l}{T_{\text{th}} - \Delta T_s} \quad (3-12)$$

$$x = \frac{\sigma H_s}{C_g + h A_s} (T_{\text{th}} - \Delta T_s)^3 \quad (3-13)$$

$$\Delta T_s = \frac{h A_s (T_{\text{th}} - T_s) - \sigma H_s T_s^4}{C_g + h A_s} \quad (3-14)$$

式中  $\theta$  —— 反映炉内烟气冷却程度的辐射特性参数, 相当于修正过的无量纲炉膛出口温度;

$x$  —— 反映辐射传热与烟气热容等相对强弱的参数, 其倒数相当于下节中的 Boltzman 准则数;

$\Delta T_s$  —— 由于对流传热和受热面外表面逆向辐射传热而使烟气温度或降或升的修正值。

其他符号意义见上节和本节上文。

方程式 (3-11) 的近似求解公式为:

$$\theta = \frac{1}{\frac{1}{4} + \sqrt{\frac{3}{16} \sqrt{\frac{9}{64} + x}}} \quad (3-15)$$

解出  $\theta$  以后就可以算出炉膛出口烟气温度:

$$T''_l = \theta \cdot (T_{\text{th}} - \Delta T_s) \quad (3-16)$$

### 3.2.4 其他计算方法

关于工业炉的炉内传热, 还有巴赫米扬、佐野司郎等法。他们主要在炉子黑度的计算模型方面有其特色。对于

某一特定炉型,可以把角系数的计算做得比较精确。

高压水加热炉、热油炉等的管内冷却却很强烈,受热面布置比较接近蒸汽锅炉。对于这些炉子,适宜采用锅炉炉内传热计算方法。

前苏联于1957年制订了一套锅炉热力计算标准,并于1962年通报修正。根据中国的实践经验,这个方法适用于蒸发量220~230t/h以下的锅炉。根据这个标准,炉内传热计算式为<sup>[1]</sup>:

$$\frac{T''_i}{T_{th}} = \frac{Bo^{0.6}}{0.445a_i^{0.6} + Bo^{0.6}} \quad (3-17)$$

$$Bo = \frac{C_g}{\sigma A_{eff} T_{th}^3} \quad (3-18)$$

式中  $Bo$  —— Boltzman 准则数。

其他符号均与前两节相同。

如果采用无焰燃烧器燃用天然气,那么式(3-17)中的系数0.445改成0.48。式(3-17)的适用范围是  $T''_i < 0.9T_{th}$ 。

燃油和气炉的炉子黑度:

$$a_i = \frac{a_g}{a_g + (1 - a_g) \psi \xi} \quad (3-19)$$

式中  $a_g$  —— 火焰和烟气的黑度;

$\psi$  —— 水冷程度, 见式(3-5);

$\xi$  —— 考虑积灰和污垢的系数。

1957年前苏联的标准中在计算火焰和烟气黑度时对不发光火焰只计及三原子气体的辐射吸收能力;对发光火焰还要考虑炭黑随温度而变的吸收能力。1962年前苏联的通报中深化了火焰和烟气黑度的计算,进一步考虑了火焰充满情况,分别计及了燃料品种和炉膛容积热负荷的影响。

前苏联于1973年又全面修订了锅炉热力计算标准,其中吸收了大容量锅炉的技术经验。炉内传热计算式为<sup>[1]</sup>:

$$\frac{T''_i}{T_{th}} = \frac{Bo^{0.6}}{Ma_i^{0.6} + Bo^{0.6}} \quad (3-20)$$

式中  $M$  —— 参数,随燃料品种和烧嘴位置而异。

式(3-20)的适用范围为  $T''_i < 0.7T_{th}$ 。

炉子黑度仍用式(3-19)计算。乘积( $\psi\xi$ )改称为热有效系数,可用辐射热流计测定,这就提高了计算的精确度。

1973年前苏联的标准对火焰和烟气黑度又比1962年通报作了改进,这就是发光火焰中炭黑的计算不仅考虑温度,又引入了过量空气系数和燃料组分中碳和氢两元素的质量分数之比。

中国工业锅炉热力计算方法对于火床炉采用了如下的计算公式<sup>[1]</sup>:

$$Bo \left( \frac{1}{a_i} + m \right) = \frac{(\theta''_i)^n}{1 - \theta''_i}$$

$$\theta''_i = \frac{T''_i}{T_{th}}$$

式中  $Bo$  —— Boltzman 准则数, 见式(3-18);

$a_i$  —— 炉子黑度, 计算时还要考虑火床;

$\theta''_i$  —— 炉膛出口热力学温度的无量纲值, 即以理论燃烧温度为基准;

$m$  —— 考虑受热面积灰对辐射传热的影响, 随工业锅炉的蒸汽压力而异;

$n$  —— 指数, 一般为0.6, 但对抛煤机炉取为0.7。

### 3.3 工业炉炉内传热的其他问题

炉内传热受到火焰发光性的影响很大。发光火焰的黑度可比不发光火焰高出50~100%。因此受到发光火焰辐射的受热面的热负荷要比不发光火焰辐射的热负荷高出一些。

化学工业炉中,即使存在发光火焰,它在炉内也只占一小部分容积,即炉内发光火焰充满度很小。整个炉膛的传热量不至于随火焰发光性变动而作显著的变化。但是如果有一部分烧嘴的煤气-空气预混合发生变化,这些烧嘴的火焰也许变成发光的。这些发光火焰辐射所到之处的局部热负荷就要增大。

化学工业炉上也有流化床内的埋浸受热面。又有些炉管内有催化剂,属于固定床传热过程。可参阅21.3.1、21.4.4和21.4.6诸节。

前文所述所有计算方法只能用以计算炉内传热的总结。如果要计算各处受热面的热流密度分布,应该借助电子计算机作炉内传热计算。

区域法是目前在化学工业炉上应用较广的一种方法。按此法将炉膛容积、受热面和炉墙壁面分区计算。单元区域内的温度和辐射特性等都可视为均匀的,几何特性也可归结为一个量值。计算前先应计算出炉内速度场和燃烧过程,这样就求出了炉膛容积各区的释热率。

然后计算各区域,包括壁面和容积各区域,相互之间的辐射。计算中可计入角系数、气体容积吸收以及壁面反射等,且各区域发射的辐射热都可计入。计算也比较精确。

按区域法计算时先假设壁面各区域都是黑体,因而未考虑壁面反射。这样算出的面积辐射特性称为直接交换面积。然后再加入对壁面反射的考虑,这时的面积辐射特性称为总交换面积。接下去进行定向通量计算,即算出某区向其余各区的辐射热流份额。

计算时一般以三维空间系统为研究对象。如果气体的单色黑度和吸收率随波长的变化太大而不能近似地视

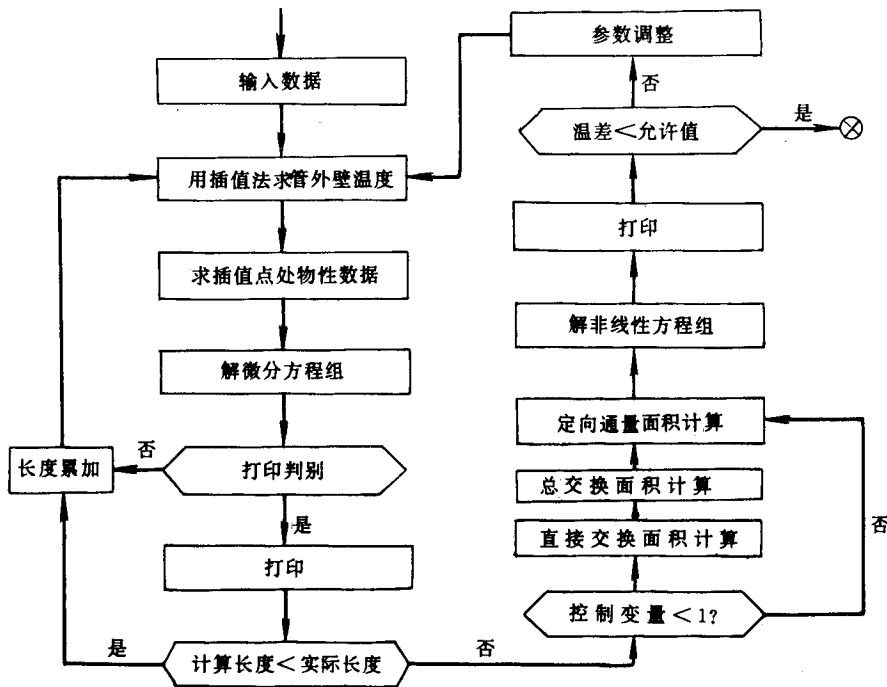


图 3-1 区域法计算管式加热炉的框图

作灰体。区域法计算中也可以把各种波长下的辐射分段计算。

最后对所有区域列出其热量平衡方程组，充分考虑燃烧释热率、各区域相互之间的辐射热流以及炉内气体运动所引起的对流传热。这是一组含有未知热力学温度四次幂的非线性方程组。其中的未知量一般是各区域的壁面或气体温度。解出各区域的温度后就可求出辐射传热的热流密度分布。

图 3-1 示出区域法计算管式加热管的框图。右半是炉膛传热部分；左半是受热面管内的物料受热计算，由于物性变化、相变和可能伴生化学反应，也可能包含了微分方程组。这两部计算必须通过迭代求得耦合。

Monte Carlo 法又称统计模拟法。计算中设取大量随机的辐射能束，算出其被各壁面和容积区域吸取的份额。当计算的能束数达到很大时各区域的热密度即可近似地得到。

计算机辅助的炉膛传热计算已开始工程上应用。但因为费用高，功能不完整，难以与传统经验紧密协调等缺陷，计算机辅助法尚不能替代传统的 Lobo-Evans 等法。

### 3.4 对流传热

对流传热计算可采用前苏联的锅炉热力计算标准方法<sup>[1]</sup>。

吸热介质有蒸汽、空气、原料、给水等。为了减少烟损失，尽量在高烟温区布置介质温度高的受热面。并且在受热面布置中优先采用逆流，但有时为了避免壁温过高，被迫选用顺流。

对流受热面的烟气流速如选用较高，烟气侧对流传热可较强。但如流速太高，如遇含灰烟气，将发生严重的飞灰磨损。如流速很低，小于 6m/s，又要担忧积灰严重。通常烟气流速在 9~14m/s 的范围内取用。

对流受热面的沾污积灰严重地妨碍传热。疏松的积灰较易吹掉清除，坚硬和发粘的积灰不易清除，为害更大。

## 4 气化炉

### 4.1 煤气化液化流程

煤转化可分成气化、间接液化和直接液化三大类。间

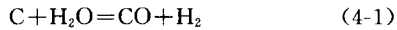
接液化意味着先气化再合成液体燃料。气化和间接液化流程都要用气化炉。

气化炉技术发展中要考虑下列问题:

(1) 炉型适用的原料煤种范围要求广泛一些,不仅限于无烟煤等品种,还要考虑灰熔融特性、煤粒度以及粉末含量。

(2) 所产的煤气发热量应较高,以保证火焰稳定性和接近城市煤气要求的质量标准。

(3) 水煤气反应是气化炉的主要化学反应:



它是强吸热的,再加上反应物升温所需焓增,吸热就更多。气化炉内如何供给足够的热量是其技术发展的重要因素。

如果用煤与空气在一起的燃烧作为热源,就要有大量氮气混入煤气,致使煤气发热量很低,仅  $3.8 \text{ MJ/m}^3$  (标准状态)左右,这就是第一代空气鼓风气化炉所具有的缺点。

气化和间接液化流程的技术发展可摘要如下<sup>[3-6]</sup>。

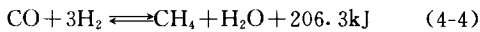
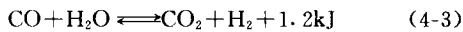
(1) 氧气鼓风可以免除夹杂的氮气,但是制氧费用很高。

(2) 采用加压气化炉,这时加氢化反应:



的化学平衡在压力升高时向右移动,所生成煤气中甲烷含量增加,结果使煤气的发热量增大。此外提高压力后化学反应加速,也使气化炉出力增大。

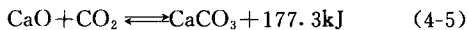
(3) 将气化炉出口的粗煤气加以变换和甲烷化以提高甲烷含量,这两个反应:



的化学平衡都是在温度降低时向右端移动的,所以应该在粗煤气温度稍低,一般  $300 \sim 450^\circ\text{C}$  时进行,其释热可以利用。

许多固定层气化炉采用燃料和气体逆流布置,既可降低烟气带走的焓,也可使煤气中甲烷增多一些。

(4) 使用热载体供给气化所需的热。方案之一是  $\text{CO}_2$ -载体(图 4-4)。氧化钙和碳酸钙之间的转化反应:



是一个强释热强吸热的可逆反应。该流程的燃烧炉(或称再生器)中进行着逆向反应,把碳酸钙加热分解成氧化钙;气化炉中进行着正向反应,氧化钙吸收二氧化碳生成碳酸钙,释热供给气化。因此氧化钙与碳酸钙起着  $\text{CO}_2$ -载体和热载体的双重作用。此流程尚在研制阶段。

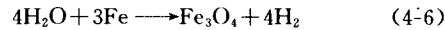
(5) 熔渣或熔盐也可用作热载体。Kellogg 流程用

熔融食盐或碳酸钠作为热载体,但未见工业应用。

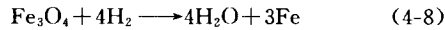
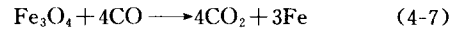
(6) 循环流化床系统中颗粒循环流动于燃烧室和气化室,也可用作热载体。颗粒可以是煤、煤焦、灰渣或特意掺加的砂子。例如砂子炉曾用于重质油裂解装置。

(7) 高温气冷核反应堆供热。

(8) HYGAS 流程用铁粒氧化和磁铁还原的原理来把空气鼓风机制成的粗煤气精炼制成氢,也可去除粗煤气夹杂的氮。铁粒氧化器是一流化床反应器,使水蒸汽与铁粒反应而得氢:



磁铁粒被运送入还原器,又被粗煤气还原成铁粒:



粗煤气的一氧化碳和氢被耗尽以后排走。再生出来的铁粒靠重力回流入氧化器重复使用。氧化器中生成的氢进一步作加氢化反应(式 4-2)之用。

煤制气可供合成氨、合成甲醇、合成汽油和精制管道煤气之外,还可与蒸汽-燃气轮机组合而成煤气化联合循环(IGCC)发电。

图 4-1 所示为煤气化联合循环发电装置的系统图。压气机、燃烧室和燃气轮机合成一套燃气轮机装置。为了提高发电效率,燃烧室加装成压力燃烧锅炉,副产高压蒸汽,另行组成一套蒸汽轮机装置。这样两套装置合成联合循环装置。最后再把煤的气化装置(包括图中 1~4 诸件)配上去而能防止煤灰被带入燃气轮机。

煤气化联合循环的效率有望达到 50% 左右。气化炉产生的粗煤气可进行除尘净化,因此这种发电装置可以满意地燃用高硫煤,其工业装置已开始问世。

早年的气化炉流程比较简单,只将粗煤气除尘、洗涤、脱除焦油和脱除酸性气体。为了显著地提高发热量,必须加上变换和甲烷化。

现在许多国家正在从事开发新的煤炭气化流程,但是几乎都没有达到工业应用的阶段。

F-T (Fisher-Tropsch 即费托)合成法属于间接液化类。先用 Lurgi (鲁奇) 加压气化炉将烟煤用氧气化成煤气,然后去固定床和携带床反应器合成为各种烃。MFT 流程更在 F-T 法流程之下游用沸石分子筛 ZSM-5 催化剂直接制取汽油。F-T 法已在南非用于工业生产。

灰团聚和 EXXON 气化两流程均以循环流化床原理工作。EXXON 气化流程中,如图 4-2,煤焦起着热载体的作用。粗煤气经甲烷化制成合成天然气。气化炉温  $815 \sim 927^\circ\text{C}$ ,燃烧炉  $927^\circ\text{C}$ ,两炉均工作于大气压力。灰团聚流程的原理与 EXXON 气化流程相似,但温度更高,气化炉  $982^\circ\text{C}$ ,燃烧炉  $1093 \sim 1149^\circ\text{C}$ ,且两炉压力提高到  $703 \text{ kPa}$ 。

如图 4-3, COGAS 流程中气化炉所需的热量也是由燃烧炉产生的炽热煤焦供给, 但燃烧炉是一台快速流化床炉。它所产出的炽热煤焦除分离出一部分引入气化炉以外, 绝大部分在分离器中分离出回流入燃烧炉。粗煤气中的煤焦末在分离器分离出后也回流入燃烧炉下部。

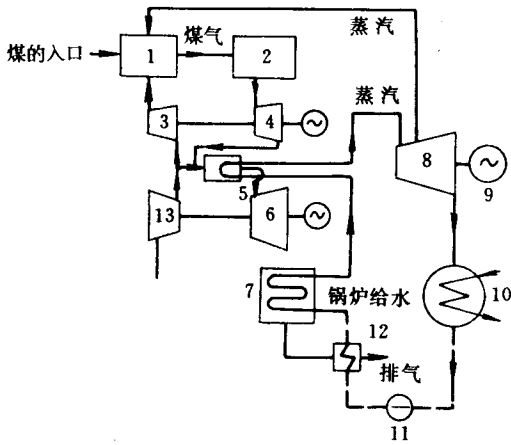


图 4-1 煤气化蒸汽-燃气联合循环

- 1—气化炉；2—净化装置；3—增压压缩机；
- 4—煤气膨胀气轮机；5—压力燃烧锅炉或燃烧室；
- 6—燃气轮机；7—加热锅炉给水的省煤器；
- 8—汽轮机；9—发电机；10—凝汽器；11—给水泵；
- 12—给水加热器；13—压气机

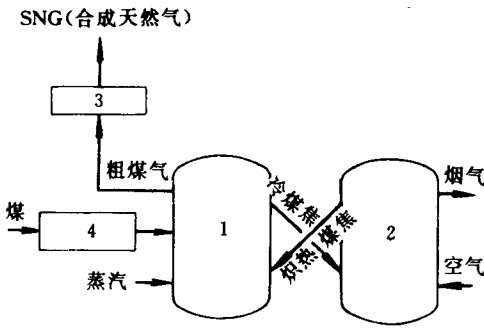


图 4-2 EXXON 气化流程

- 1—气化炉；2—燃烧炉；3—甲烷化；4—准备工序

图 4-4 示出 CO<sub>2</sub>-运载流程。白云石所含的碳酸钙按式 (4-5) 起着运载二氧化碳和热量的功能。

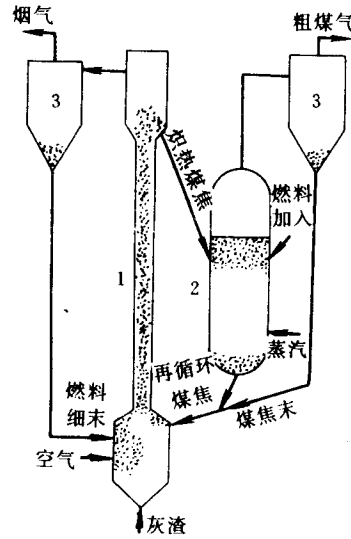


图 4-3 COGAS 流程

- 1—空气鼓风燃烧炉；2—流化床气化炉；3—分离器

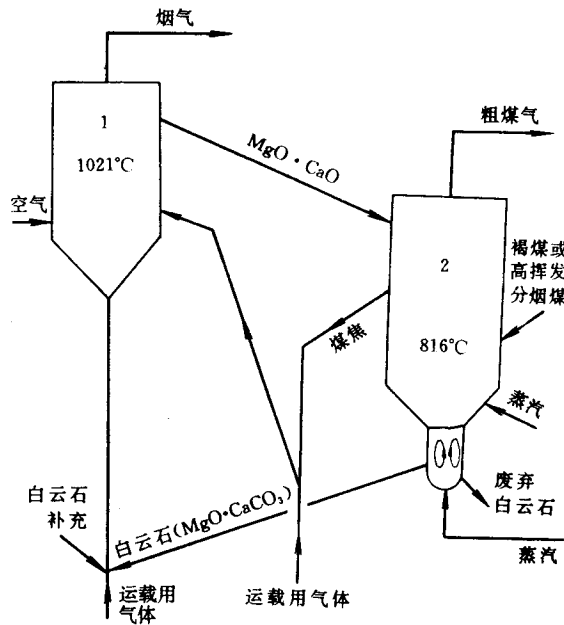


图 4-4 CO<sub>2</sub>-运载流程

- 1—燃烧炉（再生器）；2—气炉

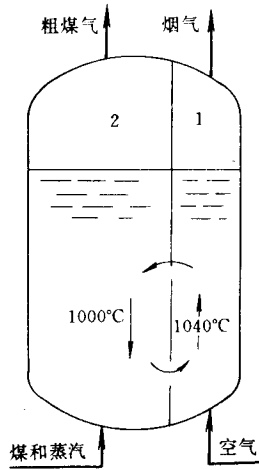


图 4-5 Kellogg 熔盐流化床气化炉  
1—燃烧室；2—气化室

图 4-5 所示为 Kellogg 早期的熔盐流化床气化炉。熔盐流化床被分隔成两室，即燃烧室和气化室。熔融碳酸钠在两室之间循环流动，起着热载体的作用，但是 Kellogg 公司在改进的熔盐流化床气化炉中放弃了这一方案，改用一个熔盐流化床。此时的气化介质为蒸汽和纯氧。熔盐床温 927℃，气化炉压力自 2.8MPa 提高到 8.3MPa，这样利于发展甲烷化。因为提高了压力，宁可用纯氧，也不愿用空气鼓风和熔盐循环，因为将空气中夹杂的大量氮进行压缩耗电太多。

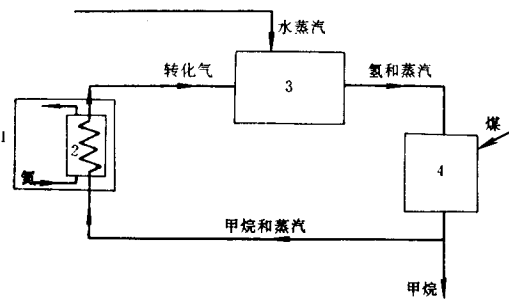


图 4-6 高温气冷核反应堆供热气化流程  
1—反应堆；2—甲烷转化器；3—变换和脱除二氧化碳；4—加氢气化炉

图 4-6 所示为高温气冷核反应堆供热气化流程。反

应堆供热给甲烷转化器，使甲烷转化为氢和一氧化碳。氢、一氧化碳和残余蒸汽经过变换和脱除二氧化碳后只剩下氢和蒸汽进入加氢气化炉。加氢气化炉内进行着反应，生成甲烷。甲烷分成两股，一股作为产品输出，另一股在流程内作再循环。

图 4-7 示出了 HYGAS 流程。其中各炉（或反应器）都是流化床式。煤被加入加氢气化炉，其中的煤焦则排入半水煤气发生炉。铁粒氧化器和磁铁还原器精制出氢。氢导入加氢气化炉。

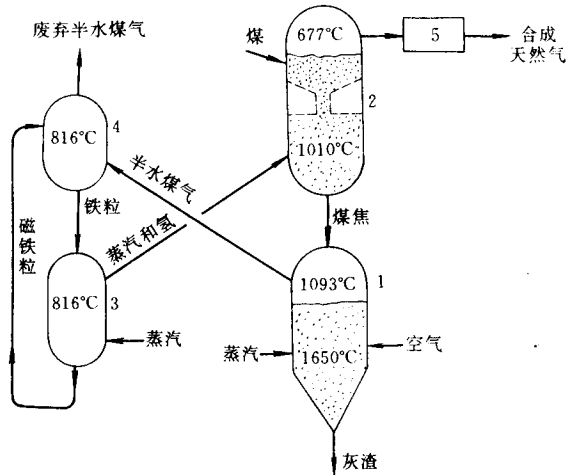


图 4-7 HYGAS 流程  
1—半水煤气发生炉；2—加氢气化炉；3—铁粒氧化器；4—磁铁还原器；5—净化、变换和甲烷化

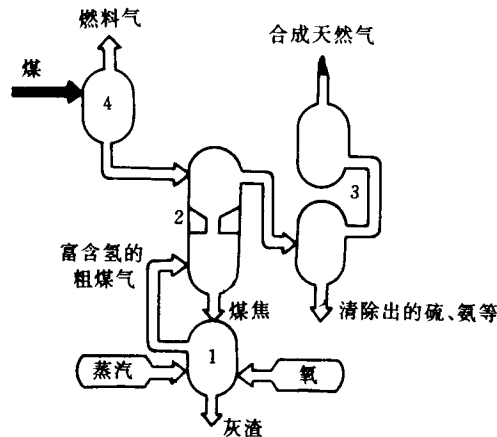


图 4-8 简化的 HYGAS 流程  
1—半水煤气发生炉；2—加氢气化炉；3—净化和甲烷化；4—预处理器

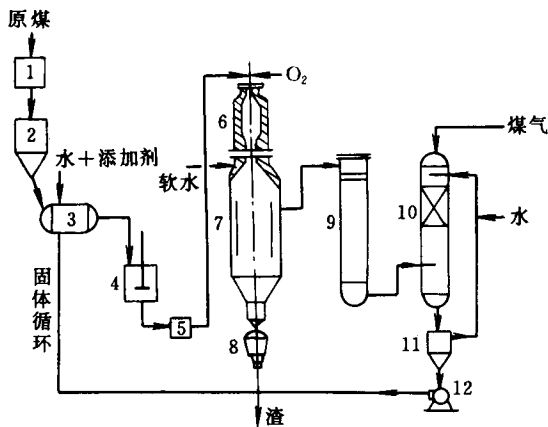


图 4-9 TEXACO 流程

- 1—输煤装置；2—煤仓；3—球磨机；4—煤浆槽；  
5—煤浆泵；6—气化炉；7—辐射式废热锅炉；  
8—锁斗（渣斗）；9—对流式废热锅炉；  
10—气体洗涤器；11—沉淀器；  
12—灰渣泵

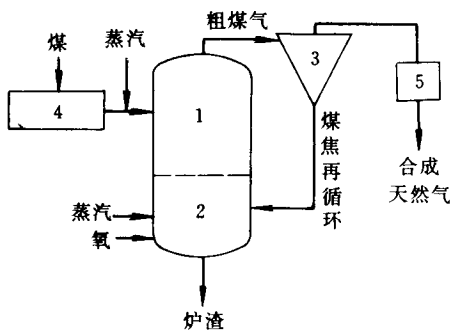


图 4-10 BI-GAS 流程

- 1—上部（气化段）；2—下部（燃烧段）；  
3—旋风分离器；4—准备工序；  
5—净化变换和甲烷化

图 4-8 是简化的 HYGAS 流程。改用纯氧和水蒸汽鼓风，因而取消了磁铁还原器和铁粒氧化器。煤在流化床预处理器内受到部分燃料气加热以破坏烟煤的粘结特性。这些燃料气输出后可用于厂内其他用途。

图 4-2~4-8 所示各种流程都采用流化床型反应器作燃烧和气化之用。只要煤中析出焦油在流化床内滞留一段时间且温度合适，都可裂解。

携带床气化流程中 TEXACO 流程已获得商用。如

图 4-9，煤粉、纯氧和水从气化炉顶部喷入。炉温很高（液态排渣），压力 2~31MPa。所产粗煤气发热量约 11.4MJ/m<sup>3</sup>（标准状态）。焦油可完全裂解，可适用任何煤种，但氧气消耗偏大。

图 4-10 所示为 BI-GAS 流程。煤和蒸汽进入气化炉的气化段，被燃烧段产生的高温烟气点燃而气化。煤焦在旋风分离器中分离出来，再循环回到燃烧段，会同氧和蒸汽在一起燃烧和气化。燃烧段温度 1482℃，气化段 927℃。炉子压力 7~10.5MPa。粗煤气发热量 15.4MJ/m<sup>3</sup>（标准状态）。

## 4.2 煤气化炉

### 4.2.1 固定床气化炉

固定床气化炉历史悠久，应用广泛。其分类和性能特

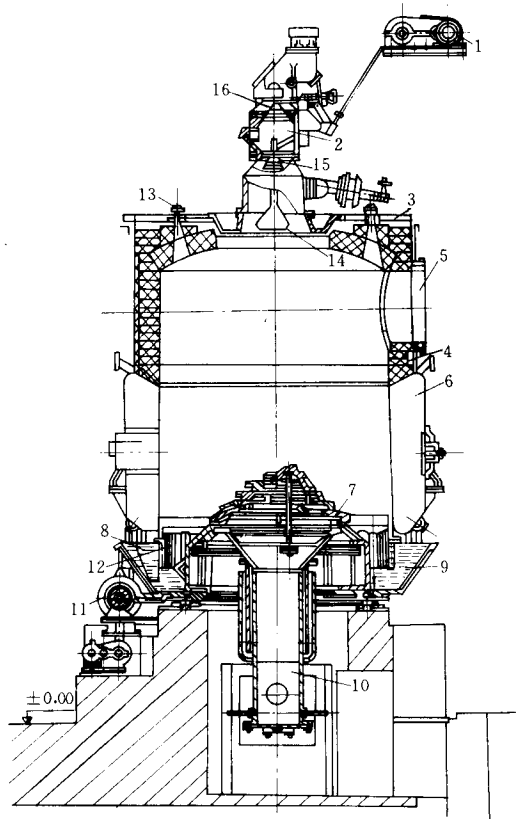


图 4-11 3M 21 型煤气发生炉

- 1—减速机；2—加煤机；3—炉盖；4—砖砌炉体；5—  
煤气出口；6—水夹套；7—凸形炉箅；8—排灰刀；  
9—灰盘；10—气化介质入口；11—灰盘传动装置；  
12—炉裙；13—窥火孔；14—洒煤锥；15—下钟罩；  
16—上钟罩

征如下：

- (1) 按制造者命名；
- (2) 按气化介质可分为空气鼓风（发生炉煤气）、氧气鼓风、蒸汽空气鼓风（半水煤气）、蒸汽氧化鼓风和全部蒸汽（水煤气）；
- (3) 按鼓风工作的连续或间歇性区分，例如水煤气炉由于需要热源只能是间歇工作的；
- (4) 按煤种适应范围可分为燃用弱粘结烟煤和燃用无烟煤、贫煤和褐煤两大类。
- (5) 固态或液态排渣；
- (6) 常压炉或压力气化炉；
- (7) 按粗煤气出口数目分为二段炉和普通（单段）炉。
- (8) 按用途分为供工业和城市燃气和化工造气化。

半水煤气炉，固态排渣，常压，单段。炉膛直径 3m。双钟罩机械加煤机保证了向微正压炉膛加煤。加煤机下方设有可调的洒煤锥，以使煤均匀分布于床面。

发生炉下部为炉箄和除灰渣装置。灰盘和炉箄由电动机通过蜗轮蜗杆驱动旋转。排灰刀固定在灰盘边侧，刀插入灰盘内深处灰渣中，灰盘转动时由排灰刀将灰渣由灰盘和炉箄之间的空隙排出。气化介质入口管和灰盘下部水封圈形成水封，防止漏风。

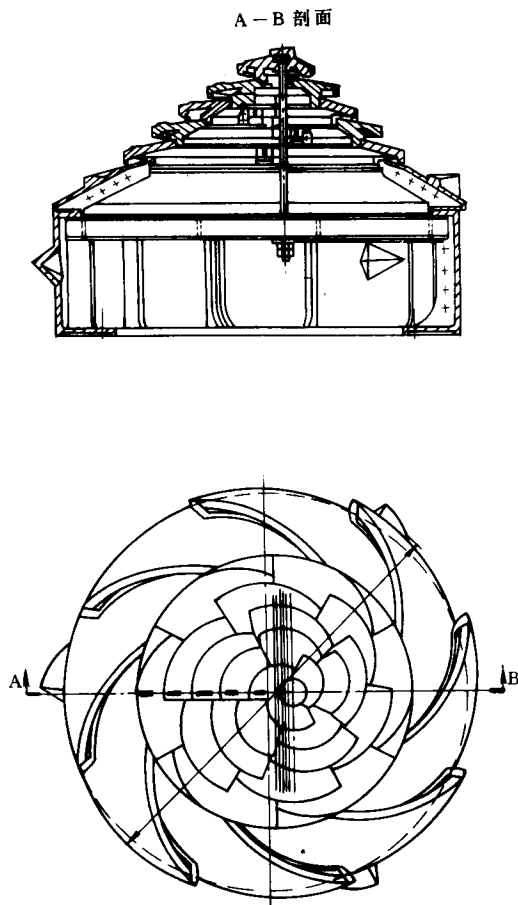


图 4-12 凸形炉箄

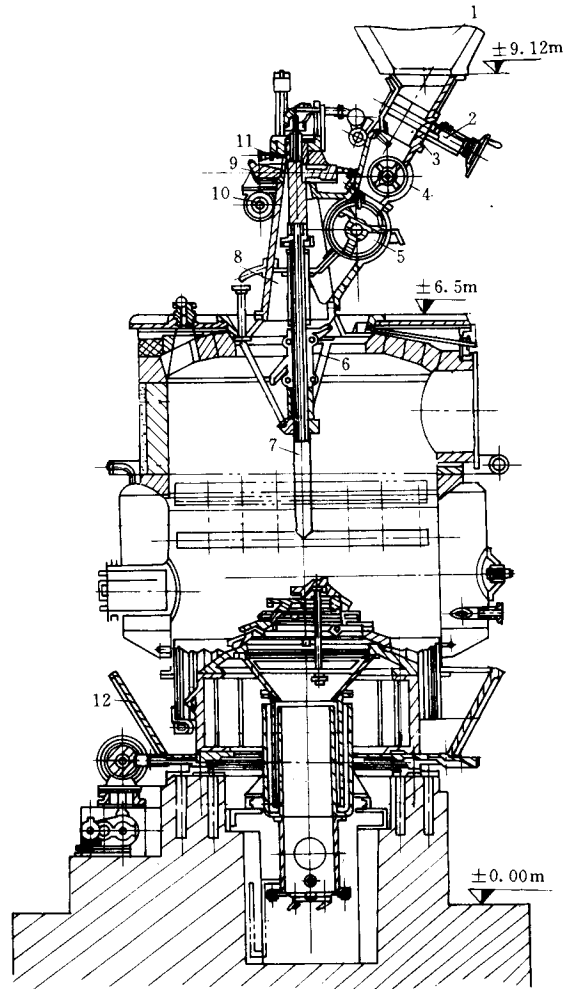


图 4-13 3M13 型煤气发生炉

- 1—煤斗；2—煤斗闸门；3—伸缩节；4—计量给煤器；  
5—计量锁气器；6—托盘和三角架；7—搅拌装置；  
8—空心柱；9—蜗杆减速机；10—圆柱减速机；  
11—四头蜗杆；12—灰盘

图 4-11 是 3M21 型<sup>[7,8]</sup>。这是供燃气的连续工作型



凸形(又名瓦型)炉算构造如图4-12所示。它是由四个偏心放置的鱼鳞状炉条相互重叠放置,上加帽盖,下有底座所组成。因为炉算偏心,表面呈鱼鳞状,凸形炉算拥有很强的搅动、破碎和排渣能力。

图4-13所示为3M 13型煤气发生炉,其与图4-11的差异在于带搅拌装置,可用以搅动床层,破坏煤的粘性,并扒平床层。

表4-1列出了3M 21、3M 13等型的技术特性。

表4-1 常压煤气发生炉的技术特性

炉型	3M 21	3M 13	W-G (带搅拌装置)
适应煤种	无烟煤、贫煤、褐煤、焦炭	弱粘结烟煤	弱粘结烟煤
炉膛直径,m	3	3	3
水套受热面,m <sup>2</sup>	16	16	全水套
最大床层总高,mm	1100	900~1150	2700
最大鼓风压力,kPa	6	4~6	20
粗煤气出口压力,Pa	<500	<500	5000~6000
发生炉生产能力,kg煤/h	1400~1800	1700	3000
煤气产量,m <sup>3</sup> /h (标准状态)	4200~6500	5500	约10000
水蒸汽消耗量,kg汽/kg煤	0.3~0.5	0.3~0.5	0.4~0.7
空气需要量,m <sup>3</sup> /kg煤 (标准状态)	1.5~2.5	1.5~2.5	2.7

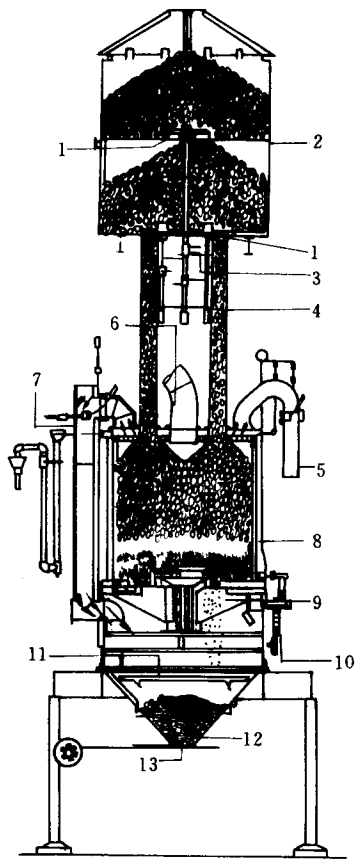


图4-14 W-G型煤气发生炉

1—燃料阀门; 2—燃料仓; 3—燃料供应联锁装置; 4—给煤管; 5—由鼓风机来的风管; 6—粗煤气出口; 7—蒸汽饱和以后的风管; 8—水夹套; 9—转动炉算; 10—炉排驱动; 11—喷水管; 12—炉底灰斗; 13—灰阀

W-G (Wellman-Galusha) 煤气发生炉如图4-14所示。它可带有或没有搅拌装置。四根给煤管备有双重燃料阀门将煤加入炉内,这样分四处给煤可使床层粒度分布较均匀。水夹套中产生的蒸汽上升至炉子顶部夹套空间。鼓风空气经炉顶夹套水面通过。被蒸汽夹杂到饱和程度的空气转流入底部灰斗经炉算进床层。

W-G型炉炉体高度较一般炉型大。蒸汽掺加较多,空气鼓送也较多,因此生产能力要大一些。

图4-15所示为直径3m的UGI水煤气发生炉。其构造基本上与图4-11相同。该炉间歇工作,即周期地鼓风机燃烧、上吹制气、下吹制气和二次上吹制气,由自动控制

阀操纵。该炉主要用无粘结性的焦炭或无烟煤为原料,以避免焦油过量。

吹风燃烧所生成的烟气中尚有少量一氧化碳,且温度也高,因此装设了二次燃烧室和余热锅炉。

图4-16示出Wellman二段煤气发生炉。这种炉子很高。其上部为竖直的筒形干馏甑,筒体向下延长至下段中部。下段气化炉与前述固定床气化炉结构相同。上段是干馏区,形成的煤焦在下段气化和燃尽。下段所产煤气中不含有焦油,故可称为净煤气。其一部分流过干馏区,混杂了焦油和干馏煤气后成为混合气。其余净煤气通过干馏