





Y1884412

Investigation on Gasification Characteristics of Pulverized Coal in
Entrained Flow Gasifier Based on Flameless Oxidation

by

WEN Dazhui

B.E. (Changsha University of Science & Technology) 2008

A thesis submitted in partial satisfaction of the

Requirements for the degree of

Master of Engineering

in

Thermal Energy Engineering

in

Changsha University of Science & Technology

Supervisor

Professor Chen Donglin

May, 2011



长沙理工大学

学位论文原创性声明

本人郑重声明：所呈交的论文是本人在导师的指导下独立进行研究所取得的研究成果。除了文中特别加以标注引用的内容外，本论文不包含任何其他个人或集体已经发表或撰写的成果作品。对本文的研究做出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式标明。本人完全意识到本声明的法律后果由本人承担。

作者签名：文大俊

日期：2011年5月25日

学位论文版权使用授权书

本学位论文作者完全了解学校有关保留、使用学位论文的规定，同意学校保留并向国家有关部门或机构送交论文的复印件和电子版，允许论文被查阅和借阅。本人授权长沙理工大学可以将本学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索，可以采用影印、缩印或扫描等复制手段保存和汇编本学位论文。

本学位论文属于

1、保密口，在_____年解密后适用本授权书。

2、不保密口。

(请在以上相应方框内打“√”)

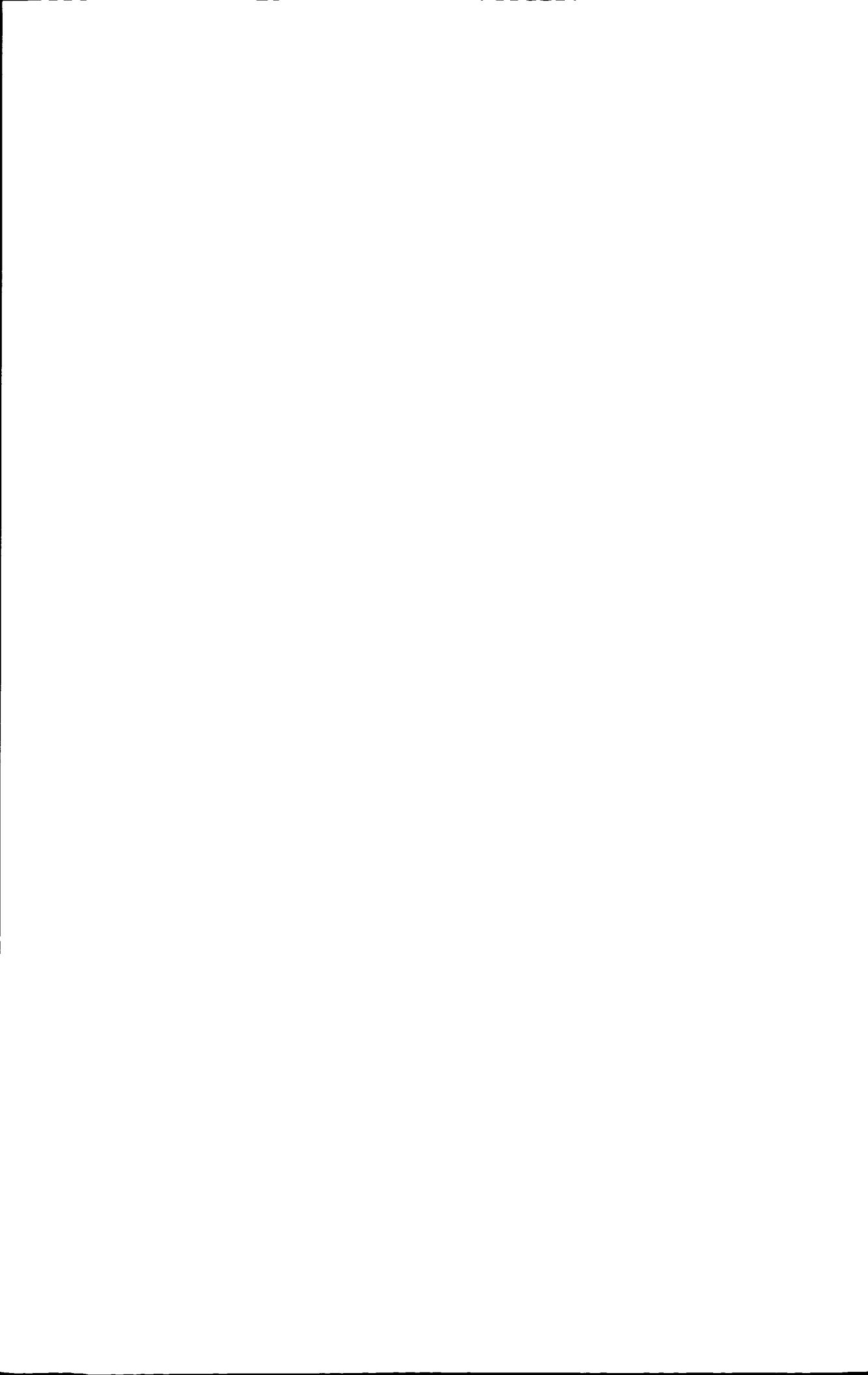
作者签名：文大俊

日期：2011年5月25日

导师签名：

陈志伟

日期：2011年5月25日



摘要

本课题以干煤粉的洁净高效气化为背景，结合无焰氧化的技术优势和实现途径分析，设计并开发了一套以基于无焰氧化的气流床粉煤气化炉为主体的实验系统，并在炉内进行了冷态流场测试和热态煤粉气化实验：

首先，根据前人总结的无焰氧化的实现条件，设计了一台基于无焰氧化的气流床气化炉，并以此为主体，在经过设计计算和方案优化后，确定了整个无焰氧化气化实验系统的设计方案，包括气化炉本体、鼓风机、给粉系统、气化剂供应系统、点火系统、煤气输送系统、冷却系统、测量系统、数据采集及处理系统和控制及报警系统共十部分，最后根据此方案建立了实验系统。

其次，以常温空气为工质，在冷态条件下使用热线风速仪测量了单喷嘴切向进气、单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气等四种工况下气化炉内四个不同高度水平截面上 36 个测点的切向速度和最下层测量平面上 9 个测点的径向速度，并根据实验结果对炉内气流的运动特点进行了对比分析，验证了在该气化炉内实现旋转速度梯度场的可行性，从冷态流场角度为在炉内能够实现常温空气无焰燃烧提供了重要支撑。

最后，在气化炉内进行了干煤粉的气化特性实验，测量了单层、双层和三层喷嘴进料工况下氧碳原子比从 0.8 增加到 1.2 时气化炉内温度场、合成气组分浓度和流速，最后根据实验结果分析了氧碳原子比和进料方式对炉内温度场、合成气组分浓度、干煤气热值、碳转化率、冷煤气效率以及煤耗等指标的影响，并最终确定三级错位进料工况下氧碳原子比为 1.0 时气化工艺参数最佳，此时炉内温度场均匀，平均温度较高，绝大部分区域不低于 1150℃，炉膛下部反应空间温度梯度最小，不超过 8℃，并且有效气组分 ($\text{CO}+\text{H}_2$) 浓度、合成气热值和冷煤气效率均达最大值，分别为 35.3%、 4477 kJ/Nm^3 和 75.29%，碳转化率也处于较高水平，达到 92.86%，而 CO_2 和 N_2 浓度则处于相对较低水平。这些气化指标表明本气化炉的结构和进料方式使炉内实现了具有无焰氧化特征的煤粉气化反应，满足了高效气化的技术指标，证明了在本实验系统平台上进行煤粉的无焰氧化气化特性研究的可行性，为今后更加深入和细致的研究奠定了理论与实验基础。

关键词：无焰氧化；气流床；煤粉；煤气化；气化炉



ABSTRACT

A set of entrained flow gasifier experimental system based on flameless oxidant was designed and developed for clean and efficient gasification of pulverized coal according to technical advantages and realizing approaches analysis of flameless oxidation. Tests of air flow characteristics under cold state and gasification experiments of pulverized coal were carried out in the gasifier.

First of all, basing on the conditions of flameless oxidation, a scheme of entrained flow gasification experimental system was confirmed after design, calculation and optimization, which mainly included gasifier, blower, pulverized coal transport device, gasification agent supply device, gas transmission device, measuring device, data acquisition and processing device. Then the experimental system was set up according to the scheme.

Secondly, tangential velocity of 36 points on four different height levels and radial velocity of 9 points on the G-G level were tested under four conditons: single nozzle tangential flow jet, double symmetrically nozzles tangential flow jet on single-layer, four symmetrically staged-feeding nozzles tangential flow jet on two layers and six symmetrically staged-feeding nozzles tangential flow jet on three layersrs. Then flow characteristics of airflow in the gasifier was analyzed by the experiment results, which showed that a rotation velocity gradient field can be formed in the gasifier.

Finally, gasification characteristics experiments of dry pulverized coal were carried out on the gasification experimental platform, the temperature field, syngas components concentration and flow rate, calorific value of dry gas, carbon conversion, cold gas efficiency and coal consumption were measured and calculated under different $[O]/[C]$ atom ratios and feeding conditions, then the influences of changing $[O]/[C]$ atom ratio and feeding condition on gasification technicindexes mentioned above were analyzed, and eventually confirmed the best gasification parameters were obtained when the $[O]/[C]$ atom ratio was 1.0 under conditon of symmetrically staged-feeding nozzles on three layersrs. These gasification indexes showed that the structure and feeding way can realize gasification reaction with flameless oxidant characteristic of pulverized coal in the gasifier and meet the significant technical indicator which was high gasification efficiency, manifested the feasibility of research on the flameless oxidant gasification characteristics. The investigation accumulated precious experience for thorough and meticulous research in future.

Keywords: flameless oxidation; entrained flow bed; pulverized coal; coal gasification; gasifier



目 录

摘要	I
ABSTRACT	II

第一章 绪论

1.1 课题研究背景	1
1.2 煤气化技术研究概况	2
1.2.1 煤气化技术种类	2
1.2.2 先进气流床气化技术	5
1.3 基于无焰氧化的气化与燃烧技术	7
1.4 主要研究内容	9

第二章 含碳物料气化的基本理论

2.1 含碳物料的物理和化学结构	10
2.1.1 物理结构	10
2.1.2 化学结构	10
2.2 气化原理	10
2.2.1 气化过程	10
2.2.2 气化基本反应	13
2.2.3 气化反应机理	13
2.3 气化反应的主要影响因素	14
2.3.1 变质程度	14
2.3.2 孔结构	14
2.3.3 矿物质	15
2.3.4 气化温度	16
2.3.5 气化压力	16
2.3.6 升温速率	17
2.4 小结	17

第三章 无焰氧化气流床粉煤气化实验系统

3.1 气流床气化炉实验系统方案	18
3.1.1 无焰氧化气化实验炉设计	18
3.1.2 实验系统方案设计	20
3.2 气流床气化炉实验系统设计计算	22
3.2.1 炉膛热负荷	22
3.2.2 物料平衡计算	23
3.2.3 气流床气化炉辅助设备设计计算	23



3.2.4 系统通风阻力计算	26
3.3 气流床气化炉实验系统优化	29
3.3.1 实验系统方案优化	29
3.3.2 系统组成及设备型号	30
3.3.3 数据采集及处理平台	32
3.4 小结	34
第四章 气化炉冷态实验	
4.1 实验目的	35
4.2 实验内容及测试方法	35
4.3 实验工况	36
4.4 实验结果与分析	37
4.4.1 单喷嘴切向进气工况下切向速度场	37
4.4.2 单层双喷嘴错位切向进气工况下切向速度场	38
4.4.3 双层四喷嘴分级错位切向进气工况下切向速度场	39
4.4.4 三层六喷嘴分级错位切向进气工况下切向速度场	41
4.4.5 四种工况下 G-G 截面径向速度场	42
4.5 小结	43
第五章 煤粉无焰氧化气化实验研究	
5.1 实验目的	45
5.2 实验煤种特性	45
5.3 实验内容及测试方法	45
5.4 实验工况	49
5.5 实验结果与分析	49
5.5.1 炉内温度场	49
5.5.2 合成气组分浓度	56
5.5.3 合成气热值	58
5.5.4 碳转化率	59
5.5.5 冷煤气效率	60
5.5.6 煤耗	61
5.6 小结	62
总结与展望	64
参考文献	66
致 谢	70



附录（攻读学位期间发表论文目录） 71



第一章 绪论

1.1 课题研究背景

我国能源结构的特点是富煤、缺油、少气，在常规能源中，煤炭储量占 90%以上，是我国最主要的一次能源，2009 年全国煤炭产量 30.5 亿吨，占世界的 45.6%，占我国一次能源生产总量的 77.3%、消费总量的 70.4%^[1]。《煤炭工业“十一五”发展规划》指出“煤炭是我国的主体能源，煤炭工业是关系能源安全和国民经济命脉的重要基础产业”。在未来相当长的时期内，我国以煤为主的能源供应和消费格局难以改变，随着煤炭增长方式的转变、煤炭用途的扩展，煤炭的战略地位更加重要。《能源中长期发展规划纲要》提出，要大力调整和优化能源结构，坚持以煤炭为主体、电力为中心、油气和新能源全面发展的战略，进一步明确了煤炭在我国能源结构中的主体地位。据预测，到 2050 年我国一次能源需求量将达到 50 亿吨标准煤，而煤炭所占据的比例仍将在 50% 左右^[2]。可见，至少在未来 50 年内，煤炭仍将处在我国能源生产和消费结构中的重要地位。

但截至 2009 年，我国煤炭资源的探明可采储量为 3189.6 亿吨，按当前产量的储采比为 105 年，仅约为世界平均 200 年的一半，必须考虑合理、节约地使用，延长其使用期限，否则在不远的将来，煤炭资源短缺必将成为制约我国国民经济发展的瓶颈^[3]。并且与世界先进水平相比，我国的煤炭燃烧技术相对落后，能耗偏高，综合利用效率较低，约为西欧国家的 75%，美国的 58.8%，日本的 52.6%，具有巨大的提升空间；而且全国 SO₂ 排放量的 90%、CO₂ 排放量的 70%、NO_x 排放量的 67% 都是直接或间接由煤炭燃烧产生的，给环境造成了严重的污染^[4]。所以改变现有的煤炭利用方式，发展研究高效低污染的洁净煤技术是我国势在必行的选择^[5]。

煤气化技术作为洁净煤技术的重要研究方向之一，是减少环境污染、节约能源的重要途径，通过煤炭气化可有效的提高热能利用率，同时极大的改观对环境的污染状况，而且气化副产品还可以实现充分利用，例如煤中硫份可转化为煤气中的含硫化合物，再经净化脱硫变为宝贵的工业原料；我国适于气化的煤炭资源非常丰富，占全国煤炭总储量的 70% 左右，而且在国家的大力倡导和政策扶持下，我国煤气化技术的研发与应用都比以往有了长足的进步，因此发展煤气化技术在我国很有必要又很有优势，煤气化技术是中国煤炭洁净利用的重要途径之一^[6]。

1.2 煤气化技术研究概况

1.2.1 煤气化技术种类

煤气化技术指煤与气化剂在一定温度、压力条件下发生反应生成煤气， O_2 ， H_2O 或 CO_2 均可作为气化剂，煤气的主要成分包括 CO 和 H_2 等^[7,8]。和一般的煤利用方式比，煤气化产生的污染物只有少量的 H_2S 、 NH_3 等，不仅容易进行排污处理，而且灰渣可以在处理后实现综合利用，故很多国家都在积极发展煤气化技术^[7-10]。美国在20世纪60年代制定了洁净煤技术示范计划，日本也提出了洁净煤技术发展计划，我国则将其列为《国家中长期科学和技术发展规划纲要（2006~2020年）》的重要内容。在这些国家政策的扶持下，许多先进的煤气化技术被研发成功^[7]。世界上的煤气化工艺可大致分为五类：固定床气化技术、流化床气化技术、气流床气化技术、熔融床气化技术和地下煤炭气化技术^[5-8]，其中后两者仍处于研发阶段，短时间内还不能应用于工程实践。

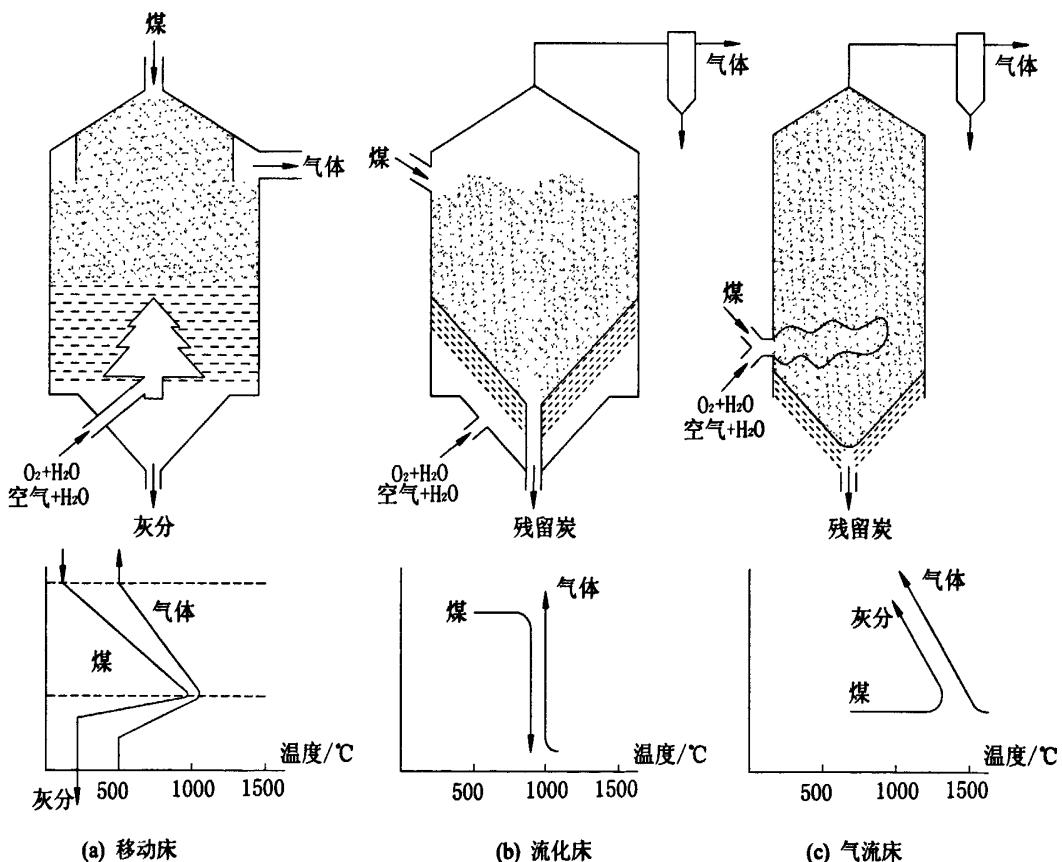


图 1.1 三种主要气化方式示意图

1.2.1.1 移动床煤气化

如图 1.1(a)所示，移动床煤气化是将块煤或碎煤从气化炉炉顶加入，并以很

慢的速度向下移动，与从炉底进入的气化剂(O_2 和 H_2O)逆流接触进行气化反应的气化工艺。此种气化过程进行的比较完全，技术成熟，灰渣中残炭少，气化效率高，是一种理想的气化方式，但单炉气化能力小，煤种适应性差，对原料的颗粒度有一定要求(5~40mm)，煤气中夹带焦油、酚类物质等副产物较多，环境友好性差，运行操作复杂。移动床气化技术可分为常压与加压两种，常压法比较简单，但要求用块煤，低灰熔点的煤难以使用。加压法是常压法的改进和提高，常用 O_2 与水蒸气作气化剂，对煤种适应性大大提高^[7,8,11,12]。

移动床气化的主要代表工艺有常压固定床气化技术、加压固定床气化技术和高温熔渣煤气化技术^[13]。鲁奇炉(Lurgi)是典型的加压固定床气化技术，该技术成熟，能利用高灰分煤并且能在 2.41MPa 压力下运行，适合合成液体燃料，可节约投资和能耗，产品气可做城市煤气，但因为气体成分中甲烷含量高(8%~10%)，不适宜生产合成气，而且生产流程长，投资大。

1.2.1.2 流化床煤气化

如图 1.1(b)所示，流化床煤气化的气化剂从底部鼓入，在合适的气化剂速度和煤料粒度下，碎煤悬浮于炉内高温沸腾状态的上升气流中进行气化反应，由于气、固之间良好的返混和接触，其传热和传质速率都很高，从而使得煤料层内温度和组成比较均匀。流化床技术适用于 0.5~6mm 范围内的低阶煤和褐煤的气化，灰分较高的劣质煤也可以适用，但不希望 1mm 以下的细粉过多；炉内温度不高，煤气出口温度约为 900°C，材料使用范围广；空气、氧或富氧均可作为气化剂，产生的煤气为低或中热值，焦油和酚类含量少，净化系统简单，污染少，可以进行炉内脱硫，环保性能好，总的造价低。流化床气化过程易于控制，有利于大规模生产，但操作温度偏低，热损大，灰渣含碳量高。另外，为了回收利用飞灰和灰渣，还需要建立辅助的沸腾燃烧炉，设备复杂^[5]。

流化床气化炉的代表有德国的高温温克勒(HTW)，美国的灰团聚(U-Gas)、鲁奇公司的循环流化床(CFBG)以及中国科学院山西煤炭化学研究所研发的灰熔聚气化炉等。目前应用较成功的是循环流化床气化炉和灰熔聚气化炉。循环流化床气化炉适用气化原料广泛，以水蒸气和 O_2 作气化剂，气化较完全，气化强度大，碳转化率高(97%)，灰渣含碳量 2~3%。山西煤化所独立研发的灰熔聚气化炉属单段流化床炉，结构简单，煤种适应范围广，对煤的灰熔点要求低，缺点是碳转化率较低，但总体处于国际先进水平。

1.2.1.3 气流床煤气化

如图 1.1(c)所示，粉煤气流床气化工艺通过特殊的喷嘴将干粉或水煤浆与气化剂均匀掺混后高速喷入气化炉，处于灰熔点以上的煤料在极短时间内与气化剂发生燃烧和气化反应，迅速完成膨胀、软化、热解、气化及熔渣过程，灰渣以液

态形式排出气化炉。气流床气化的最大特点是粉煤气化过程中煤粒各自被气流隔开，具有较大的反应表面积，燃料的粘结性对气化过程没有影响。该气化技术要求煤粉粒度在 0.1mm 以下，煤粒在炉内停留时间短，一般在 1~10s，气化温度可达 1500~1800℃，反应时间约为 1~1.5 秒左右，火焰区温度高达 2000℃。在高温下，所有干馏产物都迅速分解，转变为水煤气反应的组分，因而生成的煤气中只含有很少的 CH₄ (<0.3%)。为了维持较高的反应温度，采用 O₂ 和少量的水作为气化剂^[13-15]。

气流床气化的优点在于煤在气化炉中的停留时间短，单台设备处理能力大，煤种适应性强，煤气处理系统简单，煤气不含焦油、酚类及重烃化合物，无污染物的排放；缺点是飞灰带出量大，需采用循环回炉的方法提高碳转化率，出炉煤气温度高，约为 1400~1500℃，显热损失大^[5,15]。

气流床气化技术主要分为水煤浆技术和干煤粉技术两大类。目前国内气流床气化技术已和国外技术处于相同水平，在水煤浆气化技术方面，有多元料浆加压气化技术、多喷嘴对置式水煤浆气化技术等；在干煤粉气化技术领域，有四喷嘴干粉气化技术、两段式干粉气化技术等^[12]。

德士古(Texaco)炉是一种最先实现工业化的水煤浆气流床气化炉，因其进料方式简单，工程问题少，近些年得到长足的进步，气化处理量 800t/d-1500t/d，操作压力 3.18MPa-6.15MPa^[16]。

干煤粉气流床气化技术的代表 Shell 炉碳转化率达 98%以上，产品气中 CO+H₂ 含量达 90%以上，适宜作合成气，特别是 CO₂ 含量相当少，气化产物中无焦油等有害成分，冷煤气效率比湿法进料约高 2%，单炉生产能力可达 2000t/d^[16]。

表 1.1 不同煤气化类型典型工艺的技术性能比较计算参数

主要参数	固定床气化	流化床气化	气流床气化
气化压力/MPa	0.018~0.02	1.0~3.0	2.0~4.0
气化温度/℃	900~1000	1000~1100	1400~1700
气化剂	空气、蒸汽	空气、蒸汽、氧气	氧气、蒸汽
适应煤种	无烟煤	生物质、褐煤、烟煤半焦	褐煤、烟煤、石油焦
煤粒度/mm	15~50	0~6.0	90% 小于 0.15
含水量/%	<8.0	<12.0	<2.0
灰熔点/℃	FT>1350	ST>1200~1250	FT<1350
气化炉结构	复杂，炉内有转动部件	简单，炉内无转动部件	复杂，废锅制造要求高
单炉生产能力/t·d ⁻¹	50~120	720~2060	1000~2600
排渣方式	固态	固态	液态

灰渣含碳量/%	<20.0	<10.0	<10.0
碳转化率/%	80~87	96~98	98~99
煤气含 CO+H ₂ /%	68~69	76~78	92~95
气化强度 CO+H ₂ /(m ² ·h)	700~750	6000~7700	9500~9800
1000Nm ³ 消耗原料煤/kg	680~690	660~670	520~550
氧气/Nm ³	1800~1850 (空气)	280~300	310~330
冷煤气效率/%	67~70	78~81	80~83

3 种主要煤气化工艺的技术性能对比见表 1.1。从中可以看到，气流床气化技术具有煤种与粒度适应性广、碳转化率高、单炉容量大、变负荷能力强以及大容量运行经验丰富等优点，而且采用液态排渣，有利于环境保护和资源的综合利用，是发展煤气化技术的首选方向^[4-5]。

1.2.2 先进气流床气化技术

现代气流床气化技术的共同点是加压 (3.0~6.5MPa)、高温、细粒度，但不同的流派各有其独特风格与特色，按进料状态分类，可分为水煤浆气化技术和干煤粉气化技术^[5]。

1.2.2.1 水煤浆气化技术

水煤浆气流床气化是指煤等固体碳氢化合物以水煤浆或水炭浆的形式与气化剂一起高速喷出喷嘴进行并流混合雾化，在炉膛内产生火焰型非催化部分氧化反应，是一个非常复杂的物理和化学反应过程，水煤浆和氧气喷入气化炉后瞬间经历煤浆升温及水分蒸发、煤热解挥发、残炭气化和气体间的化学反应过程，最终生成以 CO、H₂ 为主要组分的粗煤气（或称合成气），灰渣采用液态排渣。

水煤浆气化制取粗煤气技术有如下优点^[8]:

- (1) 可用于气化的原料范围比较宽，几乎从褐煤到无烟煤的大部分煤种都可作为原料，还可气化石油焦、煤液化残渣、半焦、沥青等原料，并已开发了气化可燃垃圾、可燃废料（如废轮胎）的技术；
- (2) 与干粉进料相比，具有安全、易控制的特点；
- (3) 流程简单，工艺技术成熟，操作性能好，可靠程度高；
- (4) 操作弹性大，气化过程碳转化率比较高，一般可达 95%~99%，负荷可在 50%~105% 范围内调整；
- (5) 粗煤气质量高，用途广，粗煤气中有效气成分 CO+H₂ 可达 80% 左右，可用于生产合成氨等化学品，还可供应城市煤气；
- (6) 可供选择的气化压力范围宽，目前商业化装置的操作压力范围为 2.6~6.5MPa，中试装置的操作压力最高可达 8.5MPa；

(7) 单台气化炉的投煤量选择范围大，一般在 400~1000t/d 左右，可根据炉径及气化压力进行调整；

(8) 气化过程污染少，环保性能好，气化产生的少量废水经简单处理后可直接排放，排渣既可作建筑材料，也可深埋地下。

水煤浆气化技术也有以下一些缺点：

(1) 炉内耐火砖冲刷侵蚀严重，更换耐火砖费用较高，使得生产运行成本增加；

(2) 喷嘴使用寿命短，一般 60~90 天就需要更换或修复；

(3) 出于对喷嘴的雾化性能和气化反应过程对炉砖损害的考虑，气化炉不适宜长时间在低负荷下运行，经济负荷在 70%以上；

(4) 水煤浆含水量太高，造成冷煤气效率和煤气中的有效气体成分 $\text{CO}+\text{H}_2$ 偏低，氧耗、煤耗均高于干煤粉气流床气化；

(5) 对管道及设备材料的选择要求严格，一次性工程投资比较高。

1.2.2.2 干煤粉气化技术

气流床干煤粉气化是以粉煤为原料，由气化剂夹带入炉，煤粉和气化剂进行并流部分氧化反应的气化技术。在粉煤气流床气化炉中进行的气化反应过程包括煤的干燥及裂解与挥发物的燃烧气化、固体颗粒与气化剂（氧气、水蒸气）间的反应、生成的气体与固体颗粒间的反应和反应生成气体彼此间进行的反应。

气流床干粉煤气化技术的主要优势有^[17]：

(1) 采用膜式水冷壁而非耐火砖，使高温气化(1700℃)成为可能，所以原料选择范围更宽；

(2) 无需制浆系统，不受制浆难易程度的限制，节省了原料煤和氧气；

(3) 炉内壁采用水冷壁，无需砌筑耐火砖，节省了投资费用；

(4) 气化后产生的煤气中 CO_2 含量低，有效气体 $\text{CO}+\text{H}_2$ 含量高达 90%，氧耗比水煤浆气化低 10%左右，气化效率高，碳转化率高达 99%以上；

(5) 膜式水冷壁烧嘴的使用寿命长；

(6) 环保性能好；

(7) 设备单位容积产气能力大，易于大型化；

(8) 可通过开启关闭喷嘴调节负荷，方便快捷。

气流床干粉煤气化技术存在的主要问题

(1) 煤粉的干燥、制备、存储和输送、计量系统复杂，易发生故障；

(2) 耗电量大，系统庞大；

(3) 气化炉压力低于 4.5MPa，与化工后续过程衔接不畅；

(4) 调节控制系统复杂；

(5) 粉尘排放量大大超过水煤浆进料系统；

- (6) 一次性设备投资费用高，约比水煤浆气化高 20%；
- (7) 气化炉结构复杂，加工难度大；
- (8) 运行经验不够丰富。

表 1.2 四种大型气流床气化炉综合分析评价

气化炉	Texaco	E-Gas(Destec)	Shell	Prenflo
进料方式	湿法/水煤浆	湿法/水煤浆	干法/煤粉	干法/煤粉
反应器形式	气流床	气流床	气流床	气流床
氧气纯度/%	95	95	95	95
喷嘴个数/个	1	3 (+1)	4	4
喷嘴寿命	60 天	60~90 天	>10000h	>10000h
气化炉内衬	耐火砖	耐火砖	水冷壁+涂层	水冷壁+涂层
内衬寿命/年	2	3	>8	>8
冷煤气效率/%	71~76	74~78	80~83	80~83
碳转化率/%	96~98	98	>98	>98
单炉最大出力/t·d ⁻¹	2200~2400	2500	2000	2600
最大容量气化炉的最长运行时间/h	>10000	>10000	>10000	>10000
存在的问题	喷嘴、耐火砖寿命短，全热回收系统和黑水处理系统尚待改进	喷嘴、耐火砖寿命短，黑水处理系统尚待改进	黑水处理系统待改进	供料系统待改进

4 种大型气流床气化炉综合分析评价见表 1.2。综上所述，干煤粉进料气化与水煤浆进料气化相比，前者具有煤种适用性广、冷煤气效率高、碳转化率高、合成气有效成分高、比煤耗和比氧耗低、单炉容量大等特点，代表着煤气化工艺技术发展的主流方向，有着广阔的发展前景^[8]。

1.3 基于无焰氧化的气化与燃烧技术

无焰氧化也就是无焰燃烧，该技术不使用外部热源而只通过回收再利用燃烧产热或高温余热来预热反应物，使反应体系的整体温度水平显著升高，随着高温烟气余热利用效率的提高，燃烧温度及强度明显提升，烟气排放温度显著降低，燃烧效率得到极大提高^[18-21]。无焰氧化技术与传统燃烧技术相比，其火焰特征发生了重大变化，没有明显的火焰前沿或舌形火焰；整个燃烧室温度分布均匀，无局部高温或低温区，温度梯度下降，温差大大减小。它的显著优点在于其节能与

环保的双重优越性，反应区域温度分布均匀，平均温度水平升高，炉内温度峰值显著降低，提高了燃烧效率；氧化反应强度增大，燃烧完全，扩展了燃料的燃烧范围，节约能源；通过控制燃烧室温度，可将排烟中 NO_x 浓度控制在很低的水平，减轻了环境污染；同时，还可以降低燃烧噪音和燃烧设备尺寸等^[22-24]。

自 20 世纪 90 年代以来，无焰氧化技术因其在节能环保方面的巨大优势在国际上得到迅猛发展，并形成了多种技术流派，如美国的“低氮氧化物喷射”燃烧技术、日本的高温空气燃烧技术、德国的“无焰氧化”技术和意大利的“中度与强化的低氧稀释”燃烧技术以及中国的常温空气无焰燃烧技术等，适用燃料也由原来的气体燃料拓展到液体和固体燃料^[5]。

国内一些科研院所从上世纪 90 年代起对无焰燃烧技术进行研究，但基本上都是在跟踪研究高温空气燃烧技术，该技术虽已在工业上得到广泛应用，并取得了巨大的商业成功，但仍具有较大的局限性，例如不适用于煤粉、生物质、城市垃圾和污泥等燃料。对此，中国科学技术大学根据无焰氧化的基本思想，对无焰燃烧的机理进行了细致研究，成功开发了一种新型常温空气无焰燃烧技术，该技术的创新之处在于不需预热就可实现常温空气在整个燃烧室内的无焰燃烧，主要表现在：火焰颜色为蓝绿色而且体积成倍扩大，炉内局部高温区接近消失，平均温度升高，燃烧效率大大提高，NO_x 排放浓度超低^[22-24]。该技术在保留传统高温空气燃烧技术优势的同时，简化了无焰燃烧的实现条件，避免了燃烧过程的脉动，从而实现连续稳定燃烧。

常温空气无焰燃烧技术相较于高温空气无焰燃烧技术而言，既保留了其优点，又克服了其缺陷，具体特性如下^[23]：

(1) 高效节能。该技术使常温空气与烟气迅速混合并升温，并通过增加炉内辐射换热极限回收高温烟气的显热，把排烟热损失降低到最小值，远远超过传统的热回收率。喷入的氧体积浓度可低至 2~5%，同时燃料在极短时间内升温至着火点以上，燃料与氧气一接触便迅速燃烧，燃烧效率高达 99% 以上。燃烧区域的高温低氧燃烧使得火焰体积成倍增大，炉内温度分布均匀，平均温度大大提高，受热面受热均匀，加热速度增快，换热效率提高到 92% 以上，与国内外同吨位燃气或燃油锅炉相比，热效率至少提高 4%。该技术一方面可以减少燃料消耗量，节约燃料，另一方面，在相同炉膛热负荷下，燃烧区域变小，散热面积和散热损失降低，从而将燃料热能利用率提高，达到节能的目的。

(2) 污染超低。燃烧效率的大幅提高使得烟气中 CmHn 浓度为 0，CO 浓度 $<10 \times 10^{-6}$ ，与大气环境质量标准相当；燃料节约达 30~60%，CO₂ 的排放量显著降低；NO_x 排放浓度小于 10^{-4} ，比传统燃烧降低 2/3 以上，而且比当今最先进的低 NO_x 分级燃烧技术还低；烟气中 SO_x 浓度小于 3×10^{-6} ；粉尘排放浓度低于国家标准；排烟温度明显降低，热污染减弱。

(3) 经济效益好。炉内换热效率的提高，可缩小相同产量设备的尺寸，从而降低初期设备投资；燃烧区温度分布均匀，无局部高温区，炉壁不会受到高温灼烧，使炉膛的使用寿命延长；燃烧污染物排放浓度降低，烟气再处理设备减少，节约占地面积和投资费用。

(4) 安全性高。锅炉炉膛温度分布均匀，避免了局部过热、过烧及材料的腐蚀现象发生，有利于使工业加热炉中被加热部件均匀受热，运行更加安全可靠；无需复杂的蓄热室和换向机构预热空气，不存在应用高温空气燃烧技术时烟气中微小粉尘对频繁动作的部件产生磨损的问题，从而增加了系统运行的可靠性。

(5) 应用范围更广。不仅可以在工业窑炉等高温排气热能设备中产生显著的节能和环保效益，还适用于锅炉和水泥炉窑等低温（低于 800℃）排气炉，不仅能直接燃烧和气化煤粉、生物质和污泥等固体燃料，还可以应用于高炉煤气、劣质煤等低热值燃料的燃烧，从而比高温空气燃烧技术具有更广阔的应用前景。

综上所述，将常温空气无焰燃烧技术应用于气流床干煤粉气化领域，将极大的提高气化效率、减少污染物排放，促进煤气化技术的进步，并最终推动我国节能环保领域的发展。

1.4 主要研究内容

鉴于煤在我国能源生产和消费结构中无可替代的作用，解决其气化技术难题，对我国具有重要的战略意义，故本课题结合无焰氧化的技术优势，在煤的洁净高效气化的大背景下，试图研究一种基于常温空气无焰氧化的气流床粉煤气化技术，使煤粉在气化炉内实现无焰氧化气化反应，在降低炉内温度梯度的同时提高平均温度水平，最大程度的提高气化效率和有效气成分。因此，本课题的研究工作主要包括以下内容：

(1) 根据对无焰氧化反应的实现途径分析，设计一种基于常温空气无焰氧化技术的气流床粉煤气化炉，并以之为主体，搭建一套粉煤气化实验系统；

(2) 进行无焰氧化气化炉的冷态实验，对炉内流场进行测试，了解其气流特性，为热态实验的进料参数提供指导；

(3) 进行无焰氧化气化炉的粉煤气化特性研究，设计不同的实验工况，以测试各种工况下的炉内温度场、合成气组分浓度及流速，并对干煤气热值、碳转化率、气化效率等指标进行计算和分析，探索实现具有无焰氧化特征的高效粉煤气化反应的最佳运行参数；

(5) 最后为全文总结，提出本文的主要结论和不足之处，并为后续研究指明方向。



第二章 含碳物料气化的基本理论

含碳物料包括煤、生物质和垃圾等，其中煤在我国的含碳物料气化利用中占主要地位。含碳物料的气化是以上述物料为原料，以 O_2 、 H_2O 或 CO_2 等作为气化剂，在高温条件下进行各种热化学反应，将物料中可燃部分转化为可燃气的过程，气化时产生气体的主要成分包括 CO 、 H_2 和 CH_4 等。煤的气化主要分为煤的热解和焦的气化两个过程，气化性能除了受煤质本身的影响以外，还主要受气化反应条件、催化剂等因素的影响。为此，本章将主要以煤为例，对含碳物料的结构、气化反应机理及其影响因素进行分析。

2.1 含碳物料的物理和化学结构

2.1.1 物理结构

气化过程中生成的焦炭属于一种多孔的固体物质，孔隙结构是其物理结构的主要部分，该结构在很大程度上影响了包括吸（脱）附特性在内的焦炭的很多物理性质，它一般用孔径、孔隙率和比表面积等物理量值表征^[25]。在煤与生物质颗粒上，孔隙的尺寸从1nm到几微米不等，变化范围非常大，可根据孔径大小将其分成三类：微孔 ($<2\text{nm}$)，孔容积和表面积所占比例最大；中孔 ($2\sim20\text{nm}$)，孔容积和表面积较小；大孔 ($>20\text{nm}$)，表面积很小^[26-27]。

2.1.2 化学结构

一般认为煤的化学结构单元是一种缩合芳香体系，该体系的核心包括芳环、氢化芳环、脂环和杂环等，侧链和官能团围绕在其周围，这些结构单元在二维方向上相互连结成平面网络，氢键缔合、范德华力和共价键等使平面网络相互叠置，向三维空间生长发育，随着煤级增加，芳香层集聚形成更大的芳环叠片，孔隙结构从大孔过渡至中孔，到达更高的变质阶段时以微孔为主^[28-29]。

2.2 气化原理

2.2.1 气化过程

一般来说，气化反应可分为气化物质中挥发分的析出(热解阶段)和残余焦炭的气化(生成的焦炭气化阶段)两个过程，在热解阶段又可分为三个过程^[8]，如图2.1所示：

- (1) 室温~300℃，为气化物质的干燥脱除过程；
- (2) 300~600℃，以解聚和分解反应为主，生成亚稳态中间产物；
- (3) 600~1000℃，半焦发生裂解和缩合反应生成焦炭。

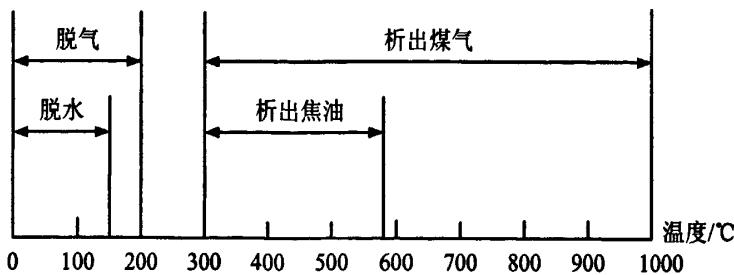


图 2.1 煤的热解过程示意图

焦炭气化阶段是气化的关键步骤，其反应速率随气化物质种类、温度、压力等因素而变化，一般可分成两类反应模式：

- (1) 整体反应，一般发生在多孔固体上或反应较慢的场合；
- (2) 表面反应，一般发生在反应进行极快的场合。

该阶段反应通常必须经过如下7步^[30]：

- (1) 反应气体从气相扩散到固体炭表面(外扩散)；
- (2) 反应气体再通过颗粒的孔道进入小孔的内表面(内扩散)；
- (3) 反应气体分子吸附在固体表面上，形成中间络合物；
- (4) 吸附的中间络合物和气相分子之间，或吸附的中间络合物之间进行反应，称为表面反应步骤；

- (5) 吸附态的产物从固体表面脱附；
- (6) 产物分子通过固体的内部孔道向外扩散(内扩散)；
- (7) 产物分子从颗粒表面扩散到气相中(外扩散)；

以上七个步骤可归为两类，(1)、(2)、(6)、(7)为扩散过程，其中又有外扩散和内扩散之分；而(3)、(4)、(5)为吸附、表面反应和脱附过程，本质上属于化学过程，故合称为化学动力学过程或表面反应过程，由于各步骤的阻力不同，反应过程的总速率取决于阻力最大的步骤，即速率最慢的步骤，该步骤就是速度控制步骤^[31]。因此总反应速度可由外扩散过程、内扩散过程或表面反应过程控制。

温度是影响反应速率的重要因素。如图2.2所示，上图表示气相和碳反应的反应速率的常用对数值随反应温度的倒数的变化关系，下图表示在相应情况下反应物在气固界面和颗粒内部物质的量浓度分布状况，R是颗粒半径， c_g 是反应物的气相物质的量浓度， δ 是滞留边界层厚度。由图可见，理论上可把气-碳反应的反应速率随反应温度的变化划分成低温、中温、高温三个区域和2个过渡区^[8]。

- (1) 低温区 I：此时因温度很低，反应速度很慢，表面反应过程是整个过程的控制步骤，称为动力区。反应剂物质的量浓度在整个炭颗粒内外近似相等，反

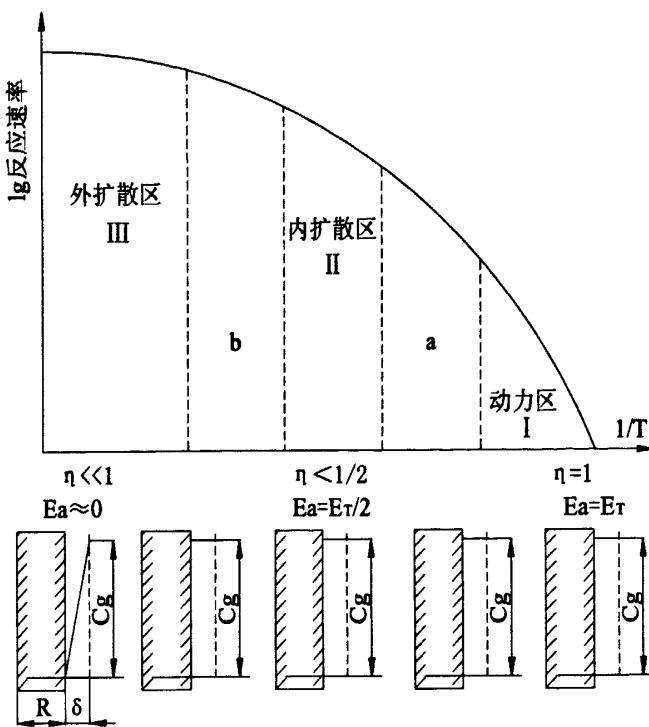


图 2.2 多孔炭反应速率随温度 T 变化的三区域图

应物在固体内部仍可能有一定的物质的量浓度梯度，但是非常小，表观活化能 E_a 等于真活化能 E_t 。假设固体颗粒内表面所接触的反应物物质的量浓度都是 c_g 时的反应速率为 r_0 ，而接触的反应剂只有图中所示的各种情况时的实际反应速率为 r ，则在化学动力区 $\eta = r/r_0 = 1$ 。

(2) 中温区 II：这时总过程的速率由表面反应和内扩散所控制，称为内扩散区。气相反应剂在颗粒内部渗入深度远小于颗粒半径 R ，化学反应在炭粒表面和深度为 ϵ 的薄层中进行。表观活化能 $E_a = E_t/2$ ，表面利用系数 $\eta < 1/2$ 。

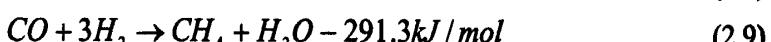
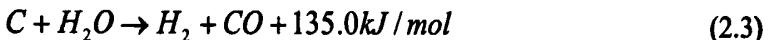
(3) 高温区 III：这时反应速率由外扩散控制，也就是由反应剂或产物通过固体表面的滞留边界层的扩散控制，称为外扩散区。因化学反应速率在高温下大大加快，故反应剂物质的量浓度在固体表面已接近为零，因此表面利用系数 $\eta \ll 1$ 。表观活化能反映了高温变化对于过程速率的影响程度。扩散系数对温度的变化并不敏感。

(3) 过渡区 a 和 b：在动力区和内扩散区之间有一过渡区 a，在内扩散区和外扩散区之间有一过渡区 b。在过渡区要确定总的过程速率必须同时考虑两类过程速率的影响。

此外必须指出，不能固定不变地来看待反应系统的控制步骤，条件的改变可以导致各步相对阻力的改变，从而使控制步骤改变。了解固体含碳物料气化反应的分区和控制步骤分析方法，对于描述气化反应过程和设计实际反应条件都是非常重要的。

2.2.2 气化基本反应

气化的基本反应包括：

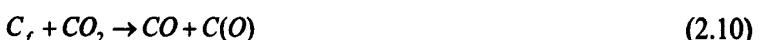


其中第三和第四个反应为吸热反应过程，其余反应为放热反应过程。

2.2.3 气化反应机理

焦炭与气化介质（ CO_2 、水蒸气）的还原反应是重要的气—固反应，该反应一般在 800℃以上根据不同原料的性质进行反应，在一定程度上影响了气化炉中煤气的质量。一般采用氧交换机理来描述气化反应过程， CO_2 气化反应机理如下：

基元反应 I：表面络合物与一氧化碳之间的可逆氧交换



基元反应 II：表面络合物的分解



基元反应 III：活性位失活



在基元反应 I 中 CO_2 分子被碳表面活性位解离，释放出一个 CO 分子的同时，形成一个碳氧的表面络合物 $C(O)$ ，该反应具有很大的可逆性，只是 CO_2 与 C 粒之间进行氧交换，并没有消耗固定碳，实际上碳的气化是通过反应 II 进行的，这时表面碳氧络合物从固体中分离出来，生成一个 CO 分子，同时在固体表面再生成一个活性自由位。

水蒸气气化反应机理如下：

基元反应 I：活性位与水之间进行



基元反应 II：表面络合物的分解



基元反应 III：表面碳氧络合物与 CO 之间的可逆氧交换



基元反应 IV：活性位失活



式中 $C(O)$ 表示络合物， C 表示碳粒中除掉碳表面的活性中心的碳原子， C_f 为碳表面上的活性自由位^[32]。

2.3 气化反应的主要影响因素

2.3.1 变质程度

气化物质变质程度的不同对气化反应性有很大影响，气化物质的反应性一般随变质程度的升高而降低。原煤自身性质的差异是造成煤焦气化活性不同的基本原因之一，煤化程度、不同显微组分的含量、原煤的热塑性和化学组分等对煤热解过程和煤焦的气化反应活性都有明显的影响。C.J.Hindmarsh 等认为原煤的变质程度对煤焦的气化反应性的影响是最大的，要远大于加热速率、热解终温和停留时间的影响^[33]，一般认为煤焦的反应性随原煤的变质程度的降低而增强^[34]。Lester 等经研究后认为高阶煤种更易于生成具有高度各向异性的煤焦，气化反应活性较差^[35]。Puente 等也发现低阶煤热解焦的气化活性要明显高于高阶煤热解焦的气化活性^[36]。谢克昌利用七种不同煤阶的煤样制焦，考察所得焦炭的气化反应性，发现无烟煤的气化反应性是最差的，主要原因是低煤化度煤的芳香环缩合度较小，但桥键、侧链和官能团较多，低分子化合物较多，其结构无方向性，孔隙率和比表面积大，因此其气化反应性好；随着煤化度加深，芳香环缩合程度逐渐增大，桥键、侧链和官能团逐渐减少，同时，分子内部的排列逐渐有序化，分子之间定向程度增加，呈现各向异性，更易于生成具有高度各向异性的煤焦，这些都导致高煤化度的煤气化反应性降低^[37]。原煤中含氧官能团的数量可能是决定煤焦气化反应活性的因素之一，含氧官能团在热解过程中解离而留下活性位，而这种活性位具有记忆效应，若煤焦再次与氧原子接触，则活性位更易于与氧原子发生反应，所以煤焦的这种活性位越多，其气化反应活性越好^[36]。

2.3.2 孔结构

气化反应速率与所得到焦炭的比表面积密切相关，而比表面积又取决于焦炭中孔的数量和孔径分布，尤其是微孔的数量。煤焦具有复杂而独特的孔结构，在气化过程中正是由于煤焦孔结构的变化导致了其气化反应性的改变，煤焦孔结构对反应面积和反应传质过程有重要影响，不同孔径的孔对反应活性的贡献不同，同一种孔在不同的反应阶段产生的影响也不同^[38-39]。大孔和微孔对煤的反应性有明显的影响，其中大孔为气化介质向煤焦内部的深入和产物向外的传递提供了通

道，尤其是有利于大分子产物析出；在较低温度下，反应表面积大部分由微孔提供，微孔表面积与反应速率有非常好的线性正相关性，微孔表面积越大，气化速率越高。

焦炭孔径不仅对气化反应性有影响，而且在反应过程中孔径分布和孔容也在不断变化，尤其是在高温下，随着反应的进行，孔径增大的趋势越明显。温度越高，所得焦的总比表面积和微孔比表面积越小，而平均孔径越大。Zygourakis 对快速热解煤焦的大孔结构进行了研究，发现随着热解升温速率的提高，所得焦样大孔迅速增多，且大孔的半径也有不断增大的趋势^[40]。进一步的研究表明，在由强烈的扩散过程控制的气化反应中，大孔结构对反应速率有显著的影响^[41]。在较低温度下的气化反应一般处于热力学控制范围，此时传质过程对反应阻碍很小，在温度一定的情况下只要增加反应表面积就能显著增加反应速率，而微孔的大量存在就增加了必要的反应面积，故微孔对低温气化反应有明显的影响；而较高温度下的气化反应一般处于气化传质过程控制范围，此时要想提高气化反应速率，就必须改善传质效果，而大孔的存在就恰恰提供了传质通道，因此大孔对高温气化过程有很显著的影响。

2.3.3 矿物质

一定的矿物质对煤焦的气化反应性有一定影响，具有催化左右的元素主要包括 Ba、Ca、Cr、Fe、K、Mg、Na、Sr 和 Ti 等，催化左右最强的主要是碱金属和碱土金属，如 K、Na、Ca 等^[42]。Autul Sharma 的研究表明，煤中矿物质对煤焦气化的催化作用表现在它可以降低热处理过程中煤分子排列的有序程度，从而提高煤焦的气化反应活性^[43]。唐黎华等的研究表明，煤焦的气化活性随制焦温度的提高而下降的最重要原因之一是在高温下灰分的熔融和团聚降低了具有催化作用的灰分在煤焦中的分散程度和聚集状态，从而影响了其催化活性^[44]。但也有研究表明^[42,45-46]，矿物质中有些具有催化作用，有些具有抑制作用，大部分在气化前期明显抑制气化反应，后期加速催化反应，如 CaO、FeS₂^[47]，S 是煤中矿物质对气化反应最为有害的元素，它可以与过渡金属如 Fe 元素形成稳定的硫铁表面化合物，从而使煤气化反应或催化气化反应受到抑制^[48]。一般认为，矿物质在气化过程中主要有四种作用：在催化气化中期的热缩聚、热聚合反应中，它导致气化产物的比表面积降低；在催化气化后期脱烷基（少量）脱氢反应中，它使气化产物的比表面积增大；矿物质作为一种分散剂，以物理作用形式阻止熔融胶体质的接触并形成气泡中心，以使气化产物孔结构增多，比表面积增大；矿物质在非熔融或熔融性较差的煤料气化过程中不具有分散作用。

2.3.4 气化温度

温度是影响反应速率的重要因素之一，与温度相关的热解条件如热解终温、升温速率和恒温时间，都会明显影响产物煤焦的结构，进而影响煤焦的气化反应活性。热解终温是导致煤焦石墨化、灰分熔融和无机矿物质发生变化的最主要原因，也是影响煤焦气化反应活性的重要因素，大部分研究指出，煤焦的气化反应活性随热解温度的升高而单调递减^[49-50]。热解温度升高，会增大碳微晶尺寸和碳基质有序度，降低煤焦表面的活性位数，从而导致煤焦气化活性下降。Alonso 研究发现，烟煤高温焦的 O₂ 气化活性是低温焦的 1/6，并认为高温增加了煤焦中碳基质的流动性，使碳基质更易发生聚合反应，从而增大煤焦显微结构的有序度，减少活性位数，最终导致煤焦本征反应性降低^[50-51]。此外，热解温度还直接影响矿物质在煤焦中的分散程度及聚集状态，随着温度的提高，煤中矿物质由初始的随机分散分布发展到团聚，且温度越高，矿物质的团聚颗粒尺寸越大，从而造成无机矿物质催化作用的降低，热解过程中无机矿物质还会发生结构转变和反应，在高温时无机矿物质会影响煤焦的孔隙结构，进而影响煤热解气化的反应活性。徐秀峰等研究后发现制焦温度越高，升温速率越慢，保温时间越长，煤焦的反应活性就越低；煤焦的总比表面积、活性表面积和碳微晶尺寸与其气化反应性之间有较好的关联，延长恒温时间会增大碳基质结构的有序度，使煤焦发生石墨化而导致煤焦的孔隙结构发生重排和收缩，降低煤焦的有效比表面积，从而降低煤焦的气化反应活性^[49]。

2.3.5 气化压力

压力也是气化过程中重要的影响因素。对煤气化反应方程进行化学平衡分析可知，加压不利于气化反应的化学平衡向正方向移动，但加压也能给气化过程带来好处，如气化剂浓度增加，提高反应速率；降低氧耗，产品气热值提高^[44,52]。国内外的研究者对于压力对煤热解气化的影响进行了许多研究，研究发现加压条件下煤热解气化中的孔隙结构和化学结构都发生改变，从而影响煤的热解气化反应特性。Gadiou 等研究发现改变热解压力会明显改变煤焦的孔隙结构，有利于提高煤焦的反应活性，但热解压力的增大会导致煤焦的石墨化程度加大，且其影响大于煤焦孔隙结构改善的影响，从而导致了煤焦反应活性的降低；并认为快速热解条件(升温速率>104K/s)下增大压力(0.014-2.1MPa)导致煤焦的气化反应性降低的主要原因是可挥发性组分在煤焦结构中的停留时间延长，从而增大煤焦中碳质结构的流动性，结果是增大煤焦在塑性阶段的膨胀度和在固化过程中的石墨化程度，也就是增大了芳香簇的尺寸和降低了煤焦颗粒表面的边缘碳原子的密度^[53]。Wall 等研究认为 0.1-1.5MPa 的压力对煤焦的孔隙结构产生了较大影响，但对决定

煤焦本征反应速率的化学结构并未产生明显影响，增大热解压力会促进煤焦的孔结构的发展，压力越大孔隙就越大，孔越少，煤焦的比表面积就越小，从而减慢了煤焦的气化过程^[54]。范晓雷等在热解压力对神府煤焦 CO₂ 气化反应活性的影响实验中发现，在 N₂ 中加压热解导致焦油发生再沉积和再聚合反应，在煤焦颗粒表面上产生反应活性很差的二次反应产物层，覆盖了煤焦微孔的开孔，降低了煤焦的初期气化反应性^[55]。由此可知煤焦的石墨化应该是导致煤焦气化反应活性下降的主要原因，但是还需要对高温高压热解对煤焦石墨化进程和气化反应活性影响的机理进行深入研究。

2.3.6 升温速率

热解升温速率是另一个影响煤焦气化反应活性的重要因素。从反应开始到某一相同时刻的时间段内，升温速率越大，气化温度增加的越快，煤焦在相同的温度下停留时间越短，碳的气化转化率越高。另外一些研究者认为升温速率的变化可能改变了气化的整个过程，使气化反应模型发生了变化，在较低的升温速率下可能是扩散控制，在较高温度下转变为动力学控制，必然导致动力学参数的变化，从而使气化过程在机理上发生了本质的变化^[34,56]。实验研究认为，一方面快速热解会提高热解过程中煤的流动性，从而降低气体和挥发分逸出的阻力，气体和挥发分的快速逸出使煤焦的孔隙增多，孔壁变薄，所以煤焦具有更多的微孔结构和更大的表面积，有利于气化反应的进行^[57]；另一方面，也有研究者认为慢速热解的焦炭中含有较多的沉积碳，沉积碳降低了煤焦表面的反应活性，Lu 等在实验中发现，慢速热解要比快速热解所得煤焦的显微结构更加有序，而快速热解煤焦中含有较多的晶格缺陷，提高了煤焦的气化反应活性^[57-58]。

2.4 小结

本章首先介绍了含碳物料的物理结构和化学结构，然后对含碳物料的气化反应过程、反应过程中发生的基本反应以及气化的主要反应机理进行了详细论述，最后从变质程度、孔结构、矿物质、气化温度、气化压力和升温速率六个主要方面细致分析了它们各自对含碳物料气化反应活性的影响，通过本章可以对含碳物料气化的基本理论进行深入的了解，并对基于无焰氧化的气流床粉煤气化炉的结构和进料方式设计提供理论指导。

第三章 无焰氧化气流床粉煤气化实验系统

在上章含碳物料气化基本理论的指导下，本章尝试通过对无焰氧化实现途径的分析，研究一种将常温空气无焰氧化技术应用于气流床气化工艺的粉煤气化炉，使煤粉能够在气化炉内实现无焰氧化气化，在降低炉内温度梯度的同时提高平均温度水平，最大程度的提高气化效率和有效气成分，并以该气化炉为主体，设计搭建一整套实验系统。

3.1 气流床气化炉实验系统方案

3.1.1 无焰氧化气化实验炉设计

Wünning 等总结了要实现无焰氧化反应，燃料和氧化剂在接触反应之前必须同时满足的两个条件^[5]：

- (1) 反应物温度或炉膛温度足够高，通常大于 800℃；
- (2) 氧化剂中氧浓度较低，通常低于 15%。

为实现上述两个条件，现有无焰氧化技术的实现途径可总结如下^[59]：

(1) 通过燃料和氧化剂在进入炉膛之前极限回收烟气余热以提高其温度，或者在二者进入炉膛后通过高速射流卷吸、回流或炉内的高温辐射换热等方式迅速提高反应物温度；

(2) 通过高速射流、烟气循环或特定的反应器结构促进燃料、氧化剂与足够多的惰性反应产物充分混合，迅速降低氧浓度，在氧化反应区域形成局部低氧气氛。

根据上述分析，在总结现有气流床气化炉炉型特点的基础上，研究者设计了一种基于无焰氧化技术的新型气流床粉煤气化炉。该气化炉主体采用立式结构，主要由内腔、保温层、隔热层和外壁组成，内腔包括气化室和激冷室两部分，腔体内径 480mm，上部气化室高 875mm，其中直筒段高 750mm，下端收缩部分高 125mm，下口直径 160mm，下部激冷室高 625mm，其中上端敞口部分高 200mm，直筒段高 400mm；激冷室下端与排渣斗相连，排渣斗采用漏斗状设计，排渣口直径 160mm。气化炉主体由高铝质聚氢隔热砖在支撑钢板上砌成，顶部布置三层耐火纤维，从里到外依次是莫来石纤维制品、莫来石纤维和硅酸铝纤维，气化炉外部由 5mm 厚钢板固定，钢板与隔热砖之间填充保温棉作保温层；气化炉侧壁开Φ100 观察孔一个，可通过双层耐高温石英玻璃观察炉内状况；各喷嘴处开Φ50 的孔，用以调整喷嘴角度，气化炉运行时外口由耐火纤维封堵并对喷嘴进行固定；冷却水喷嘴由 4 根周向布置的Φ22 无缝钢管构成，内端加装雾化喷头，外端均与

冷却水主管连接；煤气出口为 Q235A 型号的热轧无缝钢管，外敷高铝纤维制品和硅酸铝纤维两层隔热材料；炉体共开设四层共 16 个径向布置的Φ20 测温孔，每层平均分布 4 个，供热电偶探入炉内。气化炉结构模型如图 3.1 所示。

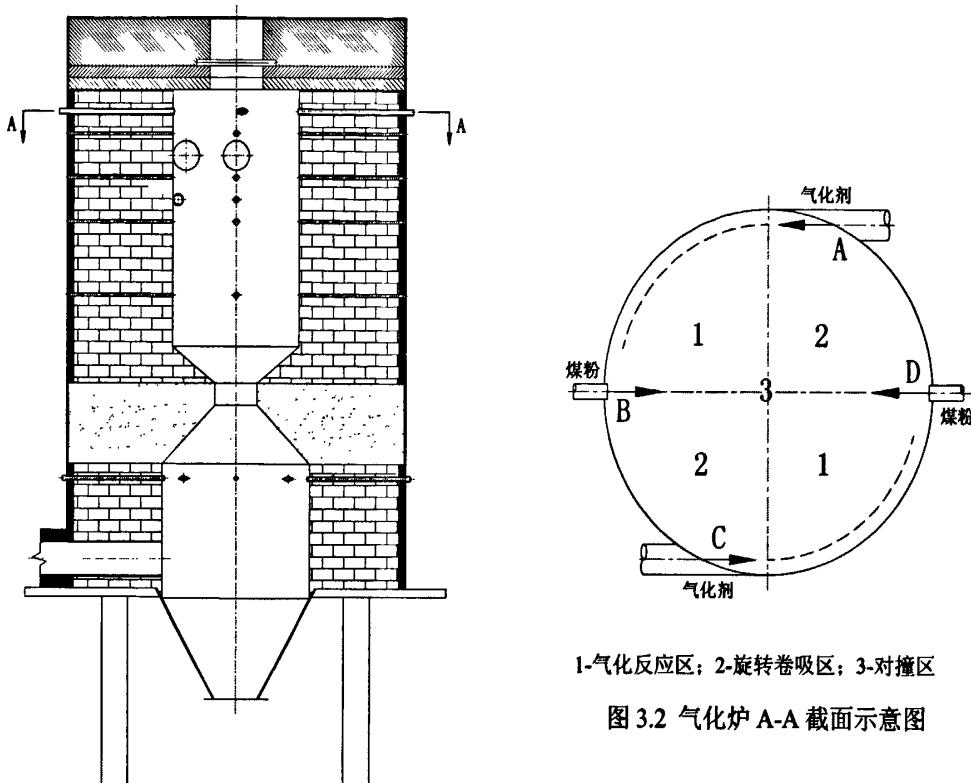


图 3.1 气化炉结构模型图

该气化炉共布置三层喷嘴，每层包括两个对置布置的径向煤粉喷嘴和两个平行于煤粉喷嘴且等距离偏置的错位切向气化剂喷嘴，为保证炉膛内流场分布均匀，中层喷嘴与上层喷嘴成错向 90° 布置，而为了满足调整负荷及炉内流场的需要，设置下层喷嘴，布置方式与中层相同。此种布置方式与传统气化炉相比，创新之处在于将煤粉和气化剂喷嘴置于炉体上部同一高度水平面上，如图 3.2 所示，煤粉由一定速度的载气经两个径向喷嘴送入炉内，而气化剂则从两个切向喷嘴高速喷入炉内，从而与煤粉和气化剂从同一喷嘴喷入炉内的进料方式有着本质不同。喷入气化室内的两股气化剂形成高速旋转气流，冲散煤粉，并携带卷吸与其发生气化反应，产生的合成气和煤渣进入激冷室，经冷却水喷雾降温后，合成气经煤气出口排出，液渣经排渣斗进入冷渣槽。

喷入气化炉内的煤粉和气化剂将喷嘴所在水平截面分成三个作用区，包括气化反应区、旋转卷吸区和对撞区。气化剂从 A 点沿炉壁切向高速喷入炉内气化反应区，高速气流迅速卷吸携带气化反应区内的高温反应气体进入旋转卷吸区，气化剂经过旋转卷吸作用后氧浓度降低，到达 B 点煤粉喷嘴处氧分子数量明显减少，形成局部低氧区，同时在其卷吸携带并充分混合后的高温反应气体及炉膛内壁的

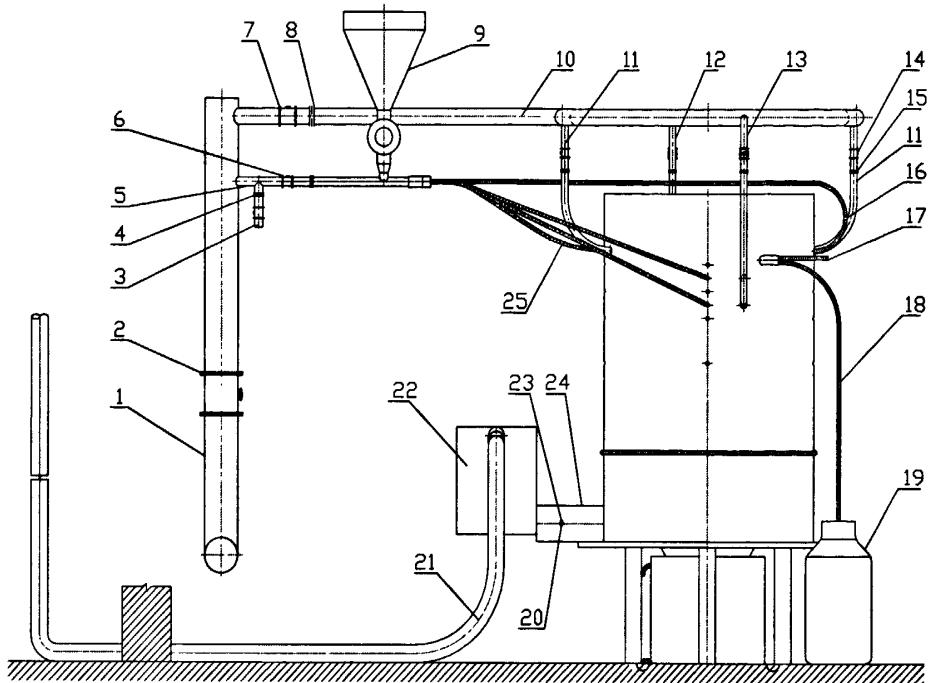
热辐射作用下，温度急剧上升并达到煤粉着火点以上，此时煤粉在载气的作用下通过位于B点的径向喷嘴迅速汇入高速旋转卷吸的气化剂气流中，并在其驱动下迅速向下游炉膛空间扩散，在与高温低氧的气化剂气流充分接触混合后迅速升温，导致其颗粒表面溢出大量挥发分，此时气化炉内煤粉和气化剂实现无焰氧化的两个条件均得到满足，挥发分一旦与气化剂流中的高温低浓度氧分子接触，立即发生无焰氧化气化反应，生成CO、CO₂和焦炭等产物，并放出大量反应热，从而在其下游形成与前一气化反应区呈中心对称分布的另一气化反应区，由于煤粉和高温低氧气化剂在旋转气流的作用下扩散到整个炉膛空间中，气化反应空间成倍增大，形成空间气化反应，反应热也弥散到整个气化反应区域内，整个炉膛温度分布均匀，峰值温度降低，局部高温区趋于消失，炉膛出口排烟温度提高，便于实现煤粉的液态排渣，炉内传热强化，气化效率提高；相继从C、D两点喷入的气化剂和煤粉又继续重复上述过程；煤粉在载气输送下采用通过同一水平面上的两个径向布置的喷嘴对撞喷入的方式，目的在于在喷嘴所在水平截面的截圆中心形成撞击区域，减轻单股射流的冲击作用，有利于燃料扩散，加强煤粉与气化剂混合，强化热传递作用^[59-61]。

吴学成等研究指出通过延长气化物料在炉内的停留时间可以提高煤气的有效组分和气化效率^[62]，本新型气流床气化炉利用旋转气流在很大程度上延长了气化物料在气化室内的停留时间，必将提高煤的气化效率和碳转化率；炉内的旋转气流能够将焦炭和灰渣进行有效分离，避免了未燃尽焦炭与灰渣一同进入下部激冷室，使得焦炭最大程度的在气化室内反应完全，也相应提高了碳转化率；并且气化室下端逐渐收缩，使得气流旋转速度加强，高速旋流通过气化室出口进入下部激冷室突扩中间后，粗煤气和液渣达到有效的旋风分离，粗煤气通过位于激冷室下部侧壁上的煤气出口进入合成气管道，液渣坠落到排渣漏斗通过排渣口滑落到冷渣槽内，使得粗煤气中灰尘含量降低，提高了煤气品质，减少了其对合成气管道及引风机的磨损。

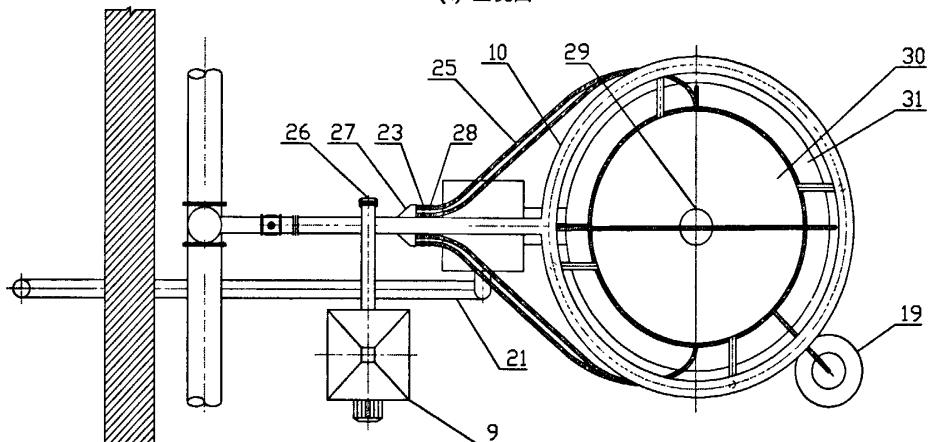
3.1.2 实验系统方案设计

在参考已有工程实例的基础上，并考虑实验室空间布置情况和今后工程放大应用于工业生产的需要，初步制定了一套基于无焰氧化的气流床粉煤气化实验系统的设计方案，根据方案，本实验系统除气化炉本体外，还包括鼓风机、给粉系统、气化剂供应系统、点火系统、煤气输送系统、冷却系统及测量系统等七个主要部分。实验系统示意图见图3.3。

(1) 鼓风机：负责提供一定流速和压力的空气，通过主空气管道上的两个支管分别为给粉系统提供煤粉输送用载气和为气化剂供应系统提供气化剂；



(a) 正视图



(b) 俯视图

1-主管道 2-手动蝶阀 3-预留氮气出口 4-流量计 5-载气管道 6-手动蝶阀 7-流量计
 9-煤粉仓 10-气化剂主管道 11-气化剂分管道1 12-气化剂分管道2 13-气化剂分管道3 14-手动蝶阀
 15-流量计 16-送粉管道1 17-电子打火器 18-液化气管道 20-取样管 21-排空管道 22-干燥箱 23-手动蝶阀
 24-煤气管道 25-送粉管道 26-螺旋输粉机 27-煤粉分配器 28-流量计 29-观察孔 30-气化炉本体 31-支撑钢板

图 3.3 无焰氧化气流床粉煤气化实验系统图

(2) 给粉系统：本系统包括煤粉仓、螺旋输粉机、载气管道、煤粉分配器和煤粉输送管道。螺旋输粉机能保证0.1 t/h的给煤量，煤粉分配装置负责将从载气管道来的空气与螺旋输粉机下降管来的煤粉混合后的气固两相流均匀分配到6根煤粉输送管道中，为最大程度减小管道阻力，使每根煤粉输送管道以尽可能平滑的弧度与位于3个不同高度、4个不同方向的煤粉喷嘴相连接，管道采用PVC材质以便于弯曲；另为保证炉内低氧气氛，调节炉内气化反应强度，于载气管道上

预留氮气输送口。

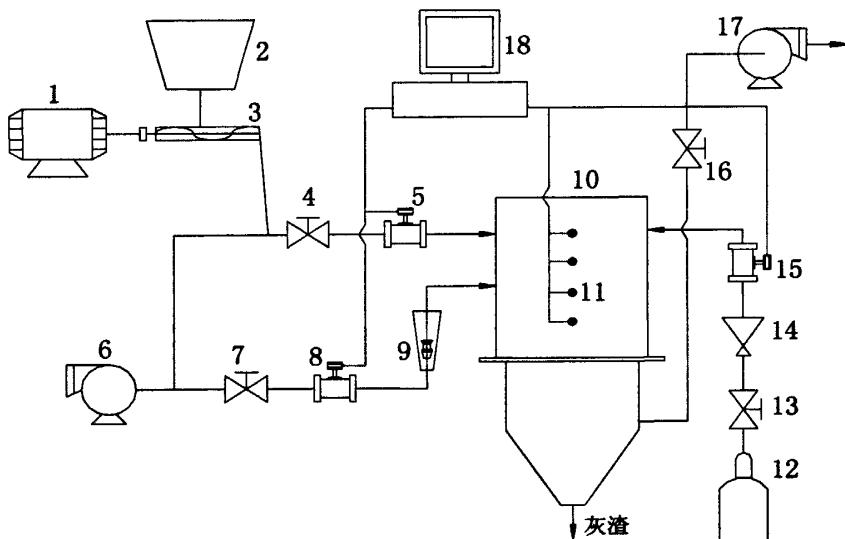
(3) 气化剂供应系统：由气化剂主管道，位于气化炉上方的环形气化剂分配管以及6根气化剂分管道连接组成，均采用PVC材质，每根气化剂分管道以阻力最小的弯曲弧度和同样位于3个不同高度、4个不同方向的气化剂喷嘴相连接；

(4) 点火系统：包括液化气罐、液化气管道、电子打火器和燃烧器；

(5) 煤气输送系统：包括干燥器、合成气管道、引风机、取样管和烟囱，干燥器分为上下两层，中间用带均匀分布圆孔的隔板分开，上部盛有生石灰；

(6) 冷却系统：包括冷却水环形主管、冷渣槽和排水沟，冷却水主管通过塑胶软管与自来水管连接，当冷渣槽内水位高于其上部的出水口时，冷却水从出水口流出落进排水沟内排出室外；

(7) 测量系统：包括炉内温度控制热电偶16根和流量计16个，热电偶用于探入每个测温孔以测量炉内温度，流量计包括空气总管流量计1个，空气支管流量计6个，气粉混合物流量计6个，载气管道流量计1个，液化气管道流量计1个，冷却水主管流量计1个，系统示意图见图3.4。



1-电机 2-煤粉仓 3-螺旋输粉机 4-载气管道阀门 5-气粉混合物涡街流量计 6-鼓风机 7-气化剂管道阀门
8-气化剂总管涡街流量计 9-气化剂分管玻璃转子流量计 10-气化炉 11-热电偶测温孔 12-液化气罐 13-阀门
14-减压阀 15-液化气涡街流量计 16-合成气管道阀门 17-引风机 18-数据采集及处理系统平台

图 3.4 测量系统示意图

3.2 气流床气化炉实验系统设计计算

3.2.1 炉膛热负荷

本系统采用无烟煤煤粉作为气化设计煤种，其元素组成、燃烧后灰渣成分分别如表3.1、表3.2所示，收到基低位发热量为23028.5 kJ/kg。

表 3.1 煤粉的元素组成 (%)

成分	C	H	O	N	S	A	W	合计
含量(湿)	67.27	4.90	10.53	1.36	0.32	9.40	6.22	100.00
含量(干)	71.74	5.23	11.13	1.54	0.34	10.02	—	100.00

表 3.2 灰渣组成 (%)

成分	C	S	A _{ash}	合计
含量	1.00	0.20	98.80	100.00

本气化炉内径 480mm，高 2080mm，根据炉膛容积热负荷 q_V 的推荐值选定为 $756 kW/m^3$ ，则气化炉的燃料消耗量为

$$B = \frac{V \times q_V}{Q_{ar,net,p}} = 44.49 kg/h \quad (3.1)$$

取为 $50 kg/h$ ，则炉膛截面热负荷为

$$q_A = \frac{B Q_{ar,net,p}}{A} = 1.56 MW/m^2 \quad (3.2)$$

3.2.2 物料平衡计算

综合整个气化阶段的物料平衡计算，得煤气的摩尔量和百分比组成见表 3.3 和 3.4：

表 3.3 气化最后得到气体的物质的量 (mol)

成分	CO	N ₂	SO ₂	合计
合成燃气	1.179	3.1601	0.014	4.3531
煤气	1.179	3.1601	0.00	4.3391

表 3.4 合成气及煤气的体积百分比 (%)

成分	CO	N ₂	SO ₂	合计
合成气	27.08	72.60	0.32	100.00
煤气	27.17	72.83	0.00	100.00

所得合成气 $4.353 mol$ ，体积 $V = 0.098_0 Nm^3$ ，即 $0.098 Nm^3/s = 351.03 Nm^3/h$ 。

在整个气化反应中，处理煤粉 $50 kg/h$ ，反应所需空气 $209.99 Nm^3/h$ ，生成合成气 $351.03 Nm^3/h$ 。

3.2.3 气流床气化炉辅助设备设计计算

3.2.3.1 煤粉管道

煤粉由径向喷嘴进入炉膛，气化炉煤粉处理量为 50 kg/h ，因煤粉输送系统的常规煤粉浓度为 $0.3\text{-}0.7 \text{ kg煤粉/kg空气}$ ，则工况下(大气压， 20°C)载气(空气)流量为 $120.35 \text{ m}^3/\text{h}$ ，因送粉管道的流速参考值为 $28\text{-}32 \text{ m/s}$ ，取空气流速为 28 m/s ，则总管道有效截面积为：

$$A_1 = 120.35 / (3600 \times 28) = 0.0012 \text{ m}^2$$

管道有效直径 d_1 为：

$$d_1 = \sqrt{4 \times 0.0012 / 3.14} \times 1000 = 39.0 \text{ mm}$$

选用管道规格为 $\Phi = 50 \times 4.6 \text{ mm}$ 。

6 根分管道有效截面积为：

$$A_2 = 120.35 / 6 / (3600 \times 28) = 0.0002 \text{ m}^2$$

管道有效直径为：

$$d_2 = \sqrt{4 \times 0.0002 / 3.14} \times 1000 = 15.9 \text{ mm}$$

选用管道规格为 $\Phi = 20 \times 2.0 \text{ mm}$ 。

经校核煤粉浓度符合要求。

3.2.3.2 空气管道

根据上节计算，气化需要的总空气量为 $209.99 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ，因此工况下(以大气压， 20°C)空气总流量为 $225.37 \text{ m}^3/\text{h}$ ，用作气化剂总流量为 $105.02 \text{ m}^3/\text{h}$ 。依据文献[63]冷空气管道流速参考范围为 $6.0\text{-}8.0 \text{ m/s}$ ，设定其流速为 8 m/s ，则总管道有效截面积为：

$$A_1 = 105.02 / (3600 \times 6) = 0.0049 \text{ m}^2$$

管道有效直径 d_1 为：

$$d_1 = \sqrt{4 \times 0.0049 / 3.14} \times 1000 = 78.7 \text{ mm}$$

选用管道规格为 $\Phi = 90 \times 6.7 \text{ mm}$ 。

6 根分管道有效截面积为：

$$A_1 = 105.02 / 6 / (3600 \times 6) = 0.0008 \text{ m}^2$$

管道有效直径 d_1 为：

$$d_1 = \sqrt{4 \times 0.0008 / 3.14} \times 1000 = 32.1 \text{ mm}$$

选用管道规格为 $\Phi = 40 \times 3.7 \text{ mm}$ 。

3.2.3.3 储煤斗设计计算

气化炉设计煤粉处理量为 50 kg/h ，煤粉密度为 $\rho = 0.7\text{-}1.0 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ ，考虑到房间高度及实验连续性，储煤斗设计容量为气化炉正常运行 1 小时的用量，容积为 $50 / (0.8 \times 10^3) = 0.0625 \text{ m}^3$ 。储斗设计为上部长方体，尺寸为 $500 \times 500 \times 100 \text{ mm}$ ，下部四棱台，上底边长 500 mm ，下底边长 80 mm ，按规程要求倾角为 65° ，则确定高度约为 447 mm 。储斗下面连接加料管，通入螺旋输粉机。

上部体积为 $V_1 = 0.5 \times 0.5 \times 0.1 = 0.025 \text{ m}^3$

根据四棱台体积计算公式：

$$V_2 = (S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2)h/3 \quad (3.3)$$

则 $V_2 = 0.044 m^3$

总体积 $V = V_1 + V_2 = 0.069 m^3$

设计符合要求。

3.2.3.4 煤气管道内径计算

根据物料平衡计算，合成气流量为 $351.03 Nm^3/h$ ，工况下(大气压， $200^\circ C$)流量为 $608.05 m^3/h$ 。依据文献[63]发生炉煤气管道的流速参考值为 $1\sim 3 m/s$ ，取合成气流速为 $3 m/s$ ，则管道有效截面积为：

$$A_3 = 608.05/(3600 \times 3) = 0.0563 m^2$$

管道有效直径为：

$$d_3 = \sqrt{4 \times 0.0563 / 3.14} \times 1000 = 114.9 mm$$

选用合成气管道规格为 $\Phi 121 \times 4 mm$ 。

3.2.3.5 耐火隔热材料的计算

取气化炉的反应温度为 $1200^\circ C$ ，外壁温度为 $80^\circ C$ 。

(1) 气化室耐火隔热材料厚度计算：

气化室的有效内径为 $480 mm$ ，设计采用高铝质聚轻隔热砖($\lambda_1 = 0.38 W/(m \cdot K)$)^[64-67]，厚度为 $\delta_1 = 350 mm$ 。外层采用 $\delta_2 = 5 mm$ 厚的钢板作外壁。则 $d_0 = 480 mm$ ， $d_1 = 11800 mm$ ， $d_2 = 1190 mm$ 。

空气与外壁的综合换热系数根据经验公式(3-4)，有：

$$\alpha = \alpha_k + \alpha_r = 4.187 \times 2.2 \sqrt{t_b - t_k} + \frac{c}{t_b - t_k} \left[\left(\frac{t_b + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_k + 273}{100} \right)^4 \right] \times 4.187 \quad (3.4)$$

$$= 4.187 \times 2.2 \times \sqrt{80 - 20} + \frac{4.88 \times 0.8 \times 1}{80 - 20} \left[\left(\frac{80 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{20 + 273}{100} \right)^4 \right] \times 4.187$$

$$= 47.86 kJ/(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)$$

则按式(3-5)，单位高度外壁与空气的换热量为：

$$Q_s = \Delta t \times F \times \alpha = (80 - 20) \times 3.14 \times 1.19 \times 1 \times 47.86 = 10735.46 kJ/h = 2982.1 W \quad (3.5)$$

根据式(3-6)核算高铝质聚轻隔热砖层的工作温度：

$$t_1 = t_0 - Q_s \ln(d_1/d_0) / 2\pi\lambda_4 l = 1200 - 2982.1 \times \ln(1.18/0.48) / (2 \times 3.14 \times 0.38 \times 1) = 76.6^\circ C \quad (3.6)$$

在材料允许工作温度内。

(2) 激冷室圆筒壁耐火隔热材料厚度计算：

采用高铝质聚轻隔热砖，厚度为 $\delta_1=360\text{ mm}$ ，外壁使用 $\delta_s=5\text{ mm}$ 厚的钢板。内部温度 $t_1=1200\text{ }^\circ\text{C}$ ，外壁温度 $t_3=80\text{ }^\circ\text{C}$ ，环境空气温度 $t_s=20\text{ }^\circ\text{C}$ 。则 $d_0=560\text{ mm}$ ， $d_1=1280\text{ mm}$ ， $d_2=1290$ ，然后进行核算。

单位高度外壁与空气的换热量为：

$$Q_s = \Delta t \times F \times \alpha = (80 - 20) \times 3.14 \times 1.29 \times 1 \times 47.86 = 11637.6 \text{ kJ/h} = 3232.7 \text{ W}$$

对高铝质聚轻隔热砖层的工作温度进行核算，依据式(3-6)：

$$\begin{aligned} t_1 &= t_0 - Q_s \ln(d_1/d_0) / 2\pi\lambda_0 l \\ &= 1200 - 3232.7 \times \ln(1.28/0.56) / (2 \times 3.14 \times 0.38 \times 1) = 80.7\text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

在材料允许工作温度内。

(3) 合成气管道耐火隔热材料厚度计算

管道规格为 $\Phi 121 \times 4\text{ mm}$ 。内层采用 $\delta_1=19.5\text{ mm}$ 高铝纤维制品 ($\lambda_1=0.23\text{ W/(m·K)}$) 作向火面，外层采用 $\delta_2=20\text{ mm}$ 普通硅酸铝纤维 $\lambda_2=0.22\text{ W/(m·K)}$ 隔热。则 $d_1=160\text{ mm}$ ， $d_2=200\text{ mm}$ 。设定管道外壁温度即普通硅酸铝纤维外壁温度为 $80\text{ }^\circ\text{C}$ ，环境温度为 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 。

单位长度外壁与空气的换热量为：

$$Q_s = \Delta t \times F \times \alpha = (80 - 20) \times 3.14 \times 0.407 \times 1 \times 47.86 = 3211.6 \text{ kJ/h} = 892.1 \text{ W}$$

按式(3-6)，对高铝纤维制品层 $\delta_1=20\text{ mm}$ 有：

$$\begin{aligned} t_2 &= t_1 - Q \ln(d_2/d_1) / 2\pi\lambda_3 l \\ &= 250 - 1019.9 \times \ln(0.16/0.121) / (2 \times 3.14 \times 0.23 \times 1) = 163.5\text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

对普通硅酸铝纤维层 $\delta_2=20\text{ mm}$ 有：

$$\begin{aligned} t_3 &= t_1 - Q \ln(d_3/d_1) / 2\pi\lambda_4 l \\ &= 166.1 - 1019.9 \times \ln(0.2/0.16) / (2 \times 3.14 \times 0.22 \times 1) = 65.8\text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

因此厚度符合要求。

各部分耐火隔热材料厚度见下表 3.5。

表 3.5 耐火隔热材料厚度计算结果 (mm)

隔热材料	高铝纤维制品	高铝质轻隔热砖	普通硅酸铝纤维	总厚度
合成气管道	20	—	20	40
气化炉本体	—	350	—	350
激冷室	—	360	—	360

3.2.4 系统通风阻力计算

管道中空气流动造成的阻力损失包括直管段的摩擦阻力损失，管道组成件的局部阻力损失以及管内介质的静压差三部分^[68]，其中管道的摩擦阻力和局部阻力还应有 1.15 的安全裕度，按计算公式 (3-7) 计算。

$$\Delta p = 1.15 \frac{\rho w^2}{2} \times \frac{10^3 \lambda}{d} (L + \sum L_d) + 10 \rho (H_2 - H_1) \quad (3.7)$$

因为空气为气体，静压损失 $10 \rho (H_2 - H_1)$ 很小，可以忽略不计。空气总流量为 $225.37 \text{ m}^3/\text{h}$ ，作为气化剂的流量为 $105.02 \text{ m}^3/\text{h}$ ，作为载气用量为 $120.35 \text{ m}^3/\text{h}$ 。空气在标况下的密度为 1.293 kg/m^3 ，动力粘度为 $1.73 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ：

$$\text{则空气在标况下运动粘度: } \nu = \frac{\eta}{\rho} = 13.38 \times 10^{-6}$$

因计算结果数量级较小，所以空气在工作状态的运动粘度也近似取此值。下面分别对系统的气化剂管道和载气管道进行通风阻力计算。因均采用 PVC 管，管壁内表面的当量绝对粗糙度 K 取 0.009 mm 。

(1) 气化剂管道：

① DN200 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{225.37}{3.14 \times 0.0904^2 \times 3600} = 2.814 \text{ m/s}$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{2.814 \times 0.1808}{13.38 \times 10^{-6}} = 3.8 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{180.8} + \frac{68}{3.8 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.023$$

本管段长 6m ，管段内阀门、分流支通和分流三通的局部阻力当量分别为 3.2m ， 16m 和 21.3m 。则流动总阻力

$$\Delta P_1 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 2.814^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.023}{180.8} \times (6 + 3.2 + 16 \times 2 + 21.3) = 46.808 \text{ Pa}$$

② DN90 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{105.02}{3.14 \times 0.0383^2 \times 3600} = 7.859 \text{ m/s}.$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{7.859 \times 0.0766}{13.38 \times 10^{-6}} = 4.50 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{76.6} + \frac{68}{4.5 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.022$$

本管段长 4.8m ，管段内阀门、流量计、分流三通和分流支通的局部阻力当量分别为 1.3m ， 1.3m ， 8.5m 和 6.4m 。则流动总阻力

$$\Delta P_2 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 7.859^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.022}{76.6} \times (4.8 + 1.3 \times 2 + 8.5 + 6.4 \times 3) = 462.916 \text{ Pa}$$

③ DN40 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{105.02}{3.14 \times 0.0163^2 \times 3600 \times 6} = 7.235 \text{ m/s}.$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{7.235 \times 0.0326}{13.38 \times 10^{-6}} = 1.763 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{32.6} + \frac{68}{1.763 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.028$$

本管段长 0.86m, 管段内阀门、流量计、分流支通和光滑弯管的局部阻力当量分别为 0.34m, 0.34m, 1.7m 和 0.2m。则流动总阻力

$$\Delta P_3 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 7.235^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.028}{32.6} \times (0.86 + 0.34 \times 2 + 1.7 + 0.2) = 114.985 \text{ Pa}$$

则气化剂管道流动总阻力

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 46.808 + 462.916 + 114.985 = 624.709 \text{ Pa}$$

(2) 载气管道:

① DN200 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{225.37}{3.14 \times 0.0904^2 \times 3600} = 2.814 \text{ m/s}.$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{2.814 \times 0.1808}{13.38 \times 10^{-6}} = 3.8 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{180.8} + \frac{68}{3.8 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.023$$

本管段长 5.6m, 管段内阀门、分流支通和分流三通的局部阻力当量分别为 3.2m, 16m 和 21.3m。则流动总阻力

$$\Delta P_1 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 2.814^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.023}{180.8} \times (5.6 + 3.2 + 16 + 21.3) = 34.526 \text{ Pa}$$

② DN50 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{120.35}{3.14 \times 0.0204^2 \times 3600} = 27.575 \text{ m/s}.$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{27.575 \times 0.0408}{13.38 \times 10^{-6}} = 8.408 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{40.8} + \frac{68}{8.408 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.020$$

本管段长 1.2m, 管段内阀门、流量计、分流直通的局部阻力当量分别为 0.54m, 0.54m, 1.8m。则流动总阻力

$$\Delta P_2 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 27.575^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.020}{40.8} \times (1.2 + 0.54 \times 2 + 1.8) = 1130.648 \text{ Pa}$$

③ DN20 管段

$$\text{实际流速为: } w = \frac{q}{\pi R^2 \times 3600} = \frac{120.35}{3.14 \times 0.0105^2 \times 3600 \times 6} = 17.348 \text{ m/s}.$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{17.348 \times 0.021}{13.38 \times 10^{-6}} = 2.723 \times 10^4$$

$$\text{管道的摩擦阻力系数 } \lambda = 0.11 \left(\frac{K}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} = 0.11 \left(\frac{0.009}{21} + \frac{68}{2.723 \times 10^4} \right)^{0.25} = 0.026$$

本管段长 3m, 管段内阀门、流量计和光滑弯管的局部阻力当量分别为 0.34m, 0.34m, 和 0.2m。则流动总阻力

$$\Delta P_3 = 1.15 \times \frac{1.293 \times 17.348^2}{2} \times \frac{10^3 \times 0.026}{21} \times (3 + 0.34 \times 2 + 0.2) = 1074.858 \text{ Pa}$$

则载气管道流动总阻力

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 = 34.526 + 1130.648 + 1074.858 = 2240.032 \text{ Pa}$$

通过计算得知, 本实验系统最大流动阻力约为 2240Pa, 阻力偏大, 应对管道布置进行优化, 以减少沿程阻力损失。

3.3 气流床气化炉实验系统优化

3.3.1 实验系统方案优化

经过设计计算, 综合考虑施工难易程度、成本控制、减小阻力损失及效益最大化的需要, 对已有初步设计方案进行了优化, 主要体现在以下几个方面:

(1) 将原载气管道进行优化布置, 对原有煤粉分配装置进行了设计改造, 由原来位于同一水平面的格栅分配方式改为周向六圆孔布置方式, 使得进入每根送粉管道的气粉混合物更加平均, 阻力更小, 将原来的6根PVC材质的送粉管道改为内嵌钢丝的塑胶软管, 用螺纹丝扣固定与煤粉喷嘴上, 便于拆卸清洗; 改造后系统最大阻力损失降为约 1560 Pa;

(2) 由于气化剂分管道上的玻璃转子流量计要求必须竖直安装, 并且介质下进上出, 因此将原布置于气化炉顶上部的PVC气化剂管道改为贴地布置, 由下往上与流量计下端连接, 流量计上端通过内嵌钢丝的塑胶软管与气化剂喷嘴连接, 两端用螺纹丝扣固定;

(3) 冷却系统中将原来焊接在炉体外壁上与冷却水喷嘴相连接的冷却水环形主管改为贴地布置的冷却水管, 为保证水压, 冷却水管道与消防水管道相通, 并采用PP-R管材, 用铝制螺纹软管与冷却水喷嘴相连接, 冷渣槽上部出水口通过塑胶软管与贴地布置的排水管道相连接, 排水管道通向室外下水道;

(4) 测量系统中热电偶由每个测温孔一根改为每层径向对置2根, 每层之间采用轴向交错布置; 增加氮气支管流量计1个;

(5) 为保证数据及时准确的采集、记录以及对降低劳动强度的考虑，增设数据采集及处理系统，将8根热电偶，1个测量气化剂总管流量和6个测量气粉混合物流量的涡街流量计的实时数据传输到计算机内的数据采集及处理软件中。

(6) 为方便准确调节螺旋输粉机出力，防止排烟温度过高损坏引风机，以及对安全及时启闭引风机的考虑，增设控制及报警系统，能够手动调节、数字显示螺旋输粉机电机频率，准确控制气化燃料供应量，并可通过控制面板上红、绿两个按钮关停和开启引风机，并且排烟管道温度为数字显示，当超过指定温度时自动报警并关停螺旋输粉机。

3.3.2 系统组成及设备型号

根据优化后方案，本实验系统共包括气化炉本体、鼓风机、给粉系统、气化剂供应系统、点火系统、测量系统、煤气输送系统、冷却系统、数据采集及处理系统、控制及报警系统等十个主要部分，实验系统实物如图3.5所示，主要设备型号规格详述如下。

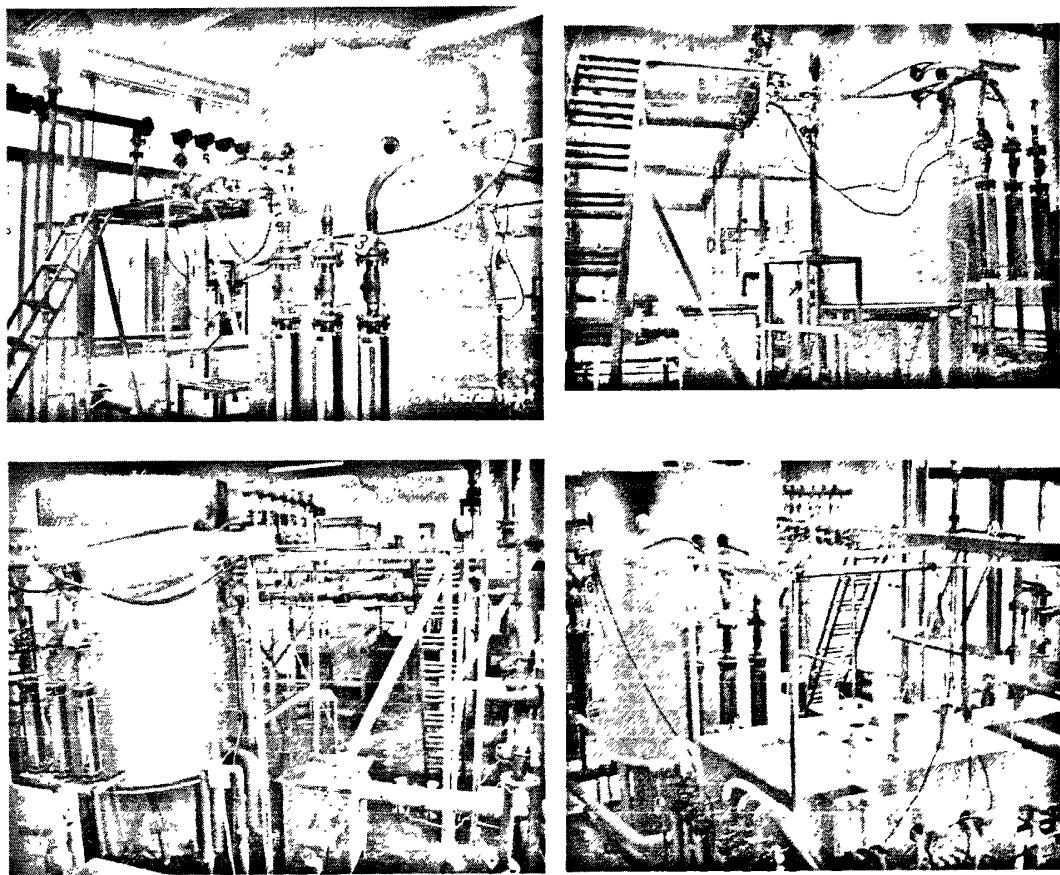


图 3.5 基于无焰氧化的气流床粉煤气化实验系统实物图

(1) 鼓风机：根据管道优化布置后系统通风阻力计算，本系统选用Y9-38-4D型风机，流量 $3584\text{-}6527\text{m}^3/\text{h}$ ，全压 $3550\text{-}3908\text{Pa}$ ，转速 $2900\text{r}/\text{min}$ ，电机功率 5.5kW ；

(2) 给粉系统：本系统包括煤粉仓、螺旋输粉机、煤粉分配器和煤粉输送管道以及流量计、压力表和阀门。

螺旋输粉机：设备型号LS-80，工作压力为常压，粉尘密封，工作温度<80℃，最大处理量150kg/h，满足给粉流量调节范围30~100 kg/h的使用要求；

流量计：DN20FF涡街流量计，6个，产品型号LUGB，流速测量范围5~35 m/s，工作压力2.5Mpa，介质温度-40~250℃，环境温度0~45℃，输出信号为二线制4-20mA电流，用于测量经过煤粉分配器后进入各煤粉输送管道的气粉混合物流量并实时传输到数据采集及处理系统；LZM25G型玻璃转子流量计2个，流量范围25-250m³/h，工作温度20℃，额定工作压力≤1MPa，分别用于测量煤粉输送用空气总管流量和氮气支管流量；

压力表：YE-100型膜合压力表2块，规格0~4 kPa，用于测量煤粉输送用空气总管和氮气支管压力；

阀门：DN20手动球阀6个，用于控制各煤粉输送管道流量；DN50手动蝶阀2个，分别用于调节煤粉输送用空气总管流量和氮气支管流量；

(3) 气化剂供应系统：主要由气化剂主管道、6根气化剂分管道以及流量计和阀门组成。

流量计：LUGB型涡街流量计1个，口径规格DN80F，流速测量范围5~35 m/s，工作压力2.5Mpa，介质温度-40~250℃，环境温度0~45℃，输出信号为二线制4-20mA电流，用于测量气化剂主管道流量，并实时传输到数据采集及处理系统；LZB-40型玻璃转子流量计6个，流量范围4-40m³/h，工作温度20℃，额定工作压力101.3kPa，用于测量气化剂支管道流量；

阀门：DN90手动蝶阀1个，用于调节气化剂主管道流量；DN40手动球阀6个，用于调节气化剂支管道流量；

(4) 点火系统：YSP型液化石油气钢瓶2个，最大充装量均为49.5Kg，公称容积≥118L，与燃烧器之间通过专用燃气软管相连，带有手动调压阀和涡街流量计；

电子打火器和燃烧器按需要定制；

(5) 煤气输送系统：主要由干燥器、合成气管道、烟温测量用温度计、煤气引风机、取样管和排空烟囱组成；

干燥器按设计图纸定制；

引风机：BA-72-2.8A型防爆离心通风机，转速2900r/min，流量1131-2356m³/h，全压994-606Pa，电机功率1.5kW-2P；

温度计：WSS411型双金属温度计，测量范围<150℃，尾长100mm，精确度1.5；

(6) 冷却系统：包括冷却水主管、冷却水支管、冷渣槽和排水管以及流量

计和阀门；

流量计：LZS-32型玻璃转子流量计1个，流量范围0-6m³/h，用于测量冷却水总管流量；

阀门：DN20手动球阀4个，用于调节冷却水支管流量；DN50手动球阀1个，用于控制冷渣槽内水位和废水的排出；

(7) 测量系统：除上述17个流量计，2个压力表和1个双金属温度计外，还包括炉内温度控制用铂铑热电偶16根，产品型号WRP-130，测量范围0~1600℃，分度号S，刚玉外壳，长度770mm。

(8) 数据采集及处理系统：包括台式计算机、热电偶温度计模块、电流模块、通讯模块、组态软件、应用编程、热电偶温度补偿导线和2芯屏蔽线等。本系统将在下文进行详细介绍。

(9) 控制及报警系统操作面板见图3.6。

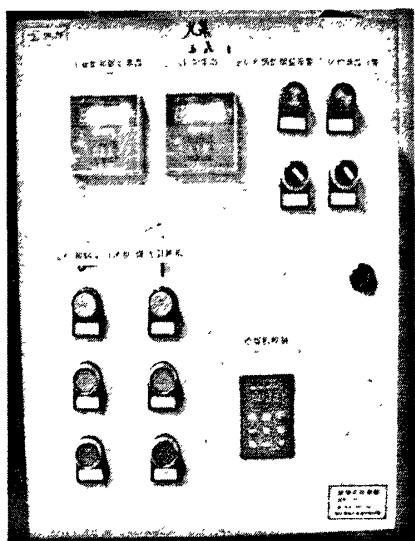


图 3.6 控制及操作系统操作面板

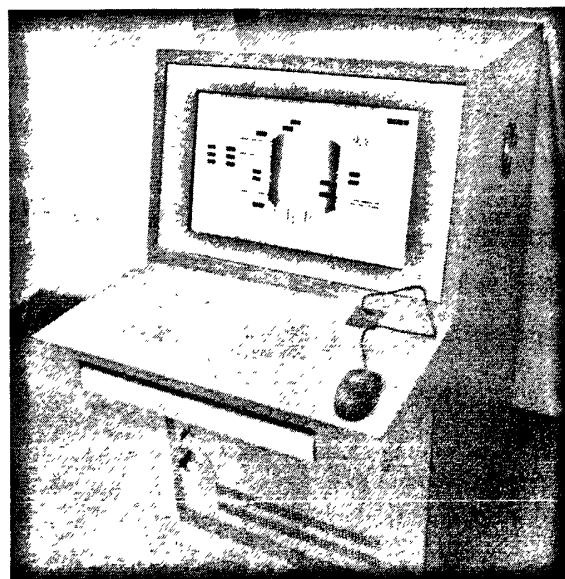


图 3.7 实验系统数据采集及处理平台

3.3.3 数据采集及处理平台

数据采集及处理平台如图3.7所示，作为系统核心部分的数据采集及处理软件界面见图3.8，该软件程序由Visual BASIC语言编写，能实现对六个送粉管道上的涡街流量计测量到的气粉混合物流量，气化剂总管道上的涡街流量计测量到的总空气流量，液化气管道上的涡街流量计测量到的液化气流量以及径向布置在气化炉四个不同高度水平面上测温孔内的热电偶测量到的炉内温度进行自动采集和显示，并根据实验人员需要进行数据保存、查询、导出和清空操作。

如图3.8所示，进行实验时，当系统各部件运行正常，数据显示稳定并达到采

集条件后，可点击软件操作界面上方的“保存数据”菜单，然后点击弹出对话框上的“确定”按钮，即可开始记录数据。

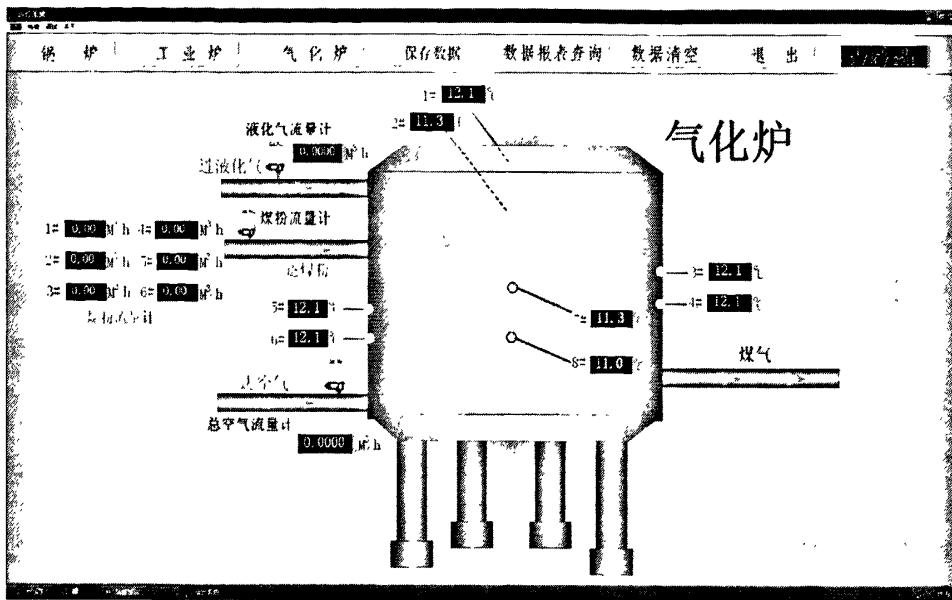


图 3.8 实验系统数据采集及处理软件界面图

年份	月份	日期	时间	总空气流量计	总空气流量计	煤粉流量计1	煤粉流量计2	煤粉流量计3	煤粉流量计4	煤粉流量计5	煤粉流量计6	温度1	温度2	温度3	温度4	温度5	温度6	温度7	温度8		
2011	4	2011-4-10	20 08 54	621875	91 2	064375	1 053125	91875	90025	1 15625	1 134375	665.5	698.6	1045.3	953.1	725	665	1039.5	963		
2011	4	2011-4-10	20 08 59	687499	88 20001	1 153125	95	765825	731251	1 1375	1 0875	666	699	1045.7	982.1	725	665	1039.5	963		
2011	4	2011-4-10	20 09 04	690628	88 2275	1 153125	1 202075	784375	91875	1 20625	88125	666	699	1045.7	953.1	725	665	1039.5	963		
2011	4	2011-4-10	20 09 08	731251	89 1375	1 171875	1 100825	91875	91875	1 190825	74375	666	699	1046.1	953.1	725	665	1040	964		
2011	4	2011-4-10	20 09 14	731251	90 37499	1 118749	1 003125	1 021875	1 125	1 20285	88125	665.5	699	1043.8	953.8	725.4	665.4	1039.5	964		
2011	4	2011-4-10	20 09 24	61875	90 4875	1 100001	95	1 10825	1 121875	1 159374	870125	665.5	699	1046.1	954.4	725.4	665.4	1039.5	964		
2011	4	2011-4-10	20 09 25	64375	88 20001	1 118749	956825	903125	1 00625	1 171875	834376	665.5	699	1045.7	954.8	725.4	665.4	1039.5	965		
2011	4	2011-4-10	20 09 29	69375	87 14999	1 153125	1 071875	884375	853124	1 098825	1 0875	665.5	699	1045.7	954.4	725.4	665.4	1039.5	965		
2011	4	2011-4-10	20 09 34	64375	88 96251	1 15	1 037499	834376	756825	1 190825	1 00625	665.5	699	1046.7	954.4	725.4	665.4	1039.5	965		
2011	4	2011-4-10	20 11 19	685624	91 3125	1 234375	975	91875	1 02625	1 171875	666	699	1045.3	951.9	725	664.5	1039.5	960			
2011	4	2011-4-10	20 11 24	6825	90 525	1 153125	1 140624	971875	8875	1 190825	996878	666	699	1045.7	953.3	725	664.5	1039.5	961		
2011	4	2011-4-10	20 11 29	678125	91 3125	1 13125	1 021875	0 959374	1 0875	1 171875	915825	666	699	1045.3	952.3	725	664.5	1039.1	961		
2011	4	2011-4-10	20 11 34	61875	90 1375	1 0875	1 06825	903125	815825	1 171875	0 954375	666	699	1045.7	953.1	725.4	664.5	1039.1	961		
2011	4	2011-4-10	20 11 36	653125	90 33749	1 15	1 10825	8875	91875	1 15625	666	699	1045.7	953.1	725	665	1039.1	961			
2011	4	2011-4-10	20 11 41	6125	1 06875	1 171875	78125	853124	1 225005	1 037499	666	699	1045.3	953.1	725	665	1039.1	961			
2011	4	2011-4-10	20 11 49	690628	92 55	1 15	1 00625	81875	86875	1 02625	1 05	666	699	1045.3	953.1	725	664.5	1039.1	961		
2011	4	2011-4-10	20 11 54	715825	88 05	1 13125	1 175	971875	956825	1 221874	915825	665	699	1045.7	953.8	725	665	1039.1	962		
2011	4	2011-4-10	20 11 59	712501	89 175	1 1375	1 171875	83750	1 018751	1 02625	9	666	699	1045.3	1044.4	953.6	725	664.5	1039.7		
2011	4	2011-4-10	20 12 04	61875	87 14999	1 1875	1 10825	996825	1 159374	1 10625	934374	665	699	1 044.4	954.6	725	664.5	1039.7	962		
2011	4	2011-4-10	20 12 09	68125	88 3675	1 121875	1 037499	884375	956825	1 203125	8825	665	699	1 044.4	954.6	725	664.5	1039.7	962		
2011	4	2011-4-10	20 12 12	68125	90 125	1 06825	1 071875	81875	81875	1 02625	1 08751	665	699	1 044.4	954.4	725.4	665	1039.7	962		
2011	4	2011-4-10	20 12 14	678125	90 41249	1 06825	1 071875	81875	81875	1 02625	1 08751	665	699	1 044.4	954.4	725.4	665	1039.7	962		
2011	4	2011-4-10	20 12 19	64375	90 4075	1 0875	1 021875	815825	8 8	1 240625	1 037499	665	1	699	1 044.4	954	725	664.5	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 24	64375	90 3675	1 0875	1 05625	1 06825	768749	903125	1 240624	95	665	1	699	1 044.4	954.6	725	664.5	1039.3	962
2011	4	2011-4-10	20 12 28	68125	90 225	1 05625	1 06825	768749	903124	1 240625	1 221874	665	1	699	1 044.4	954.6	725	664.5	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 34	690628	91 35	1 00001	1 121875	853124	81875	1 190825	812001	665	1	699	1 044.4	954.1	724.5	665	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 35	671875	91 35	1 00001	1 121875	853124	81875	1 190825	812001	665	1	699	1 044.4	954.6	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 40	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.6	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 44	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.1	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 49	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.1	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 54	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.1	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 54	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.1	724.5	664	1039.3	962	
2011	4	2011-4-10	20 12 54	653125	88 2625	1 05	1 05	853125	853125	1 02625	88125	665	5	699	1 044.4	953.1	724.5	664	1039.3	962	

图 3.9 数据采集及处理系统数据库界面图

在实验过程中或实验结束后，需要观察或查询实验数据时，可点击软件操作界面菜单栏上的“数据报表查询”选项，点击下拉菜单上的“气化炉”按钮即可进入数据库，如图3.9所示，数据库中可显示每隔5s记录的包括实验详细时间，各涡街流量计测得流量和各热电偶温度计测得温度在内的数据。可通过勾选数据库下方的复选框选定通过年月或具体时间，然后点击“查询”按钮查询特定实验数据，当需要对选定数据进行打印输出时，可点击“数据导出”按钮，在弹出对话框中对文件命名并进行确认操作后，数据将保存到指定文件存储路径下的同名

Excel文件中，然后可在该文件中对实验数据进行编辑和打印输出。

当数据库容量已满需要清空后再重新进行记录时，可点击菜单栏上的“数据清空”选项，然后点击下拉菜单上的“气化炉”按钮即可清空原有实验数据重新进行存储。

3.4 小结

为实现煤粉的无焰氧化气化，根据前述先进气化技术分析，本章设计、开发了一套基于无焰氧化的气流床粉煤气化实验系统：

(1) 根据前人总结的无焰氧化的实现条件，设计了一台无焰氧化气化实验炉，并对其炉内结构、无焰氧化气化实现途径以及两者之间的影响进行了分析，在此基础上，对整个实验系统的方案进行了初步设计，设计方案包括气化炉本体、鼓风机、给粉系统、气化剂供应系统、点火系统、煤气输送系统、冷却系统、测量系统共八个部分。

(2) 根据实验系统初步设计方案，进行了炉膛容积热负荷计算、炉膛截面热负荷计算、物料平衡计算，根据计算结果，对实验系统管道、煤粉仓、耐火隔热材料等辅助设备和材料进行了设计计算，并在此基础上，进行了实验系统管道阻力损失计算。

(3) 根据上述计算结果，对实验系统初步设计方案进行了优化，为减小系统阻力损失，调整了管道布置，使管道阻力从约2240Pa下降到约1560Pa，为保证实验数据准确可靠，系统操作控制方便以及安全起见，增设了数据采集及处理系统和控制及报警系统，并对其他一些系统辅助设备做了相应调整，最后根据优化后方案，加工了一套无焰氧化气流床粉煤气化实验系统，为后续冷态及热态实验奠定了良好的基础。



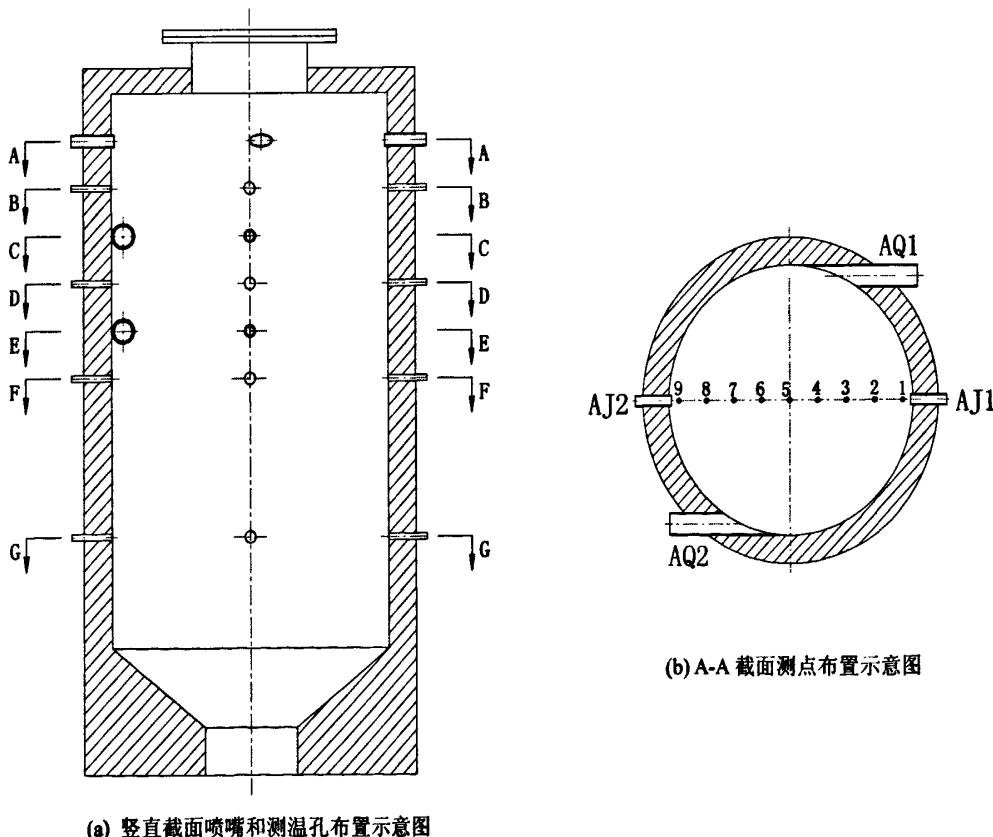
第四章 气化炉冷态实验

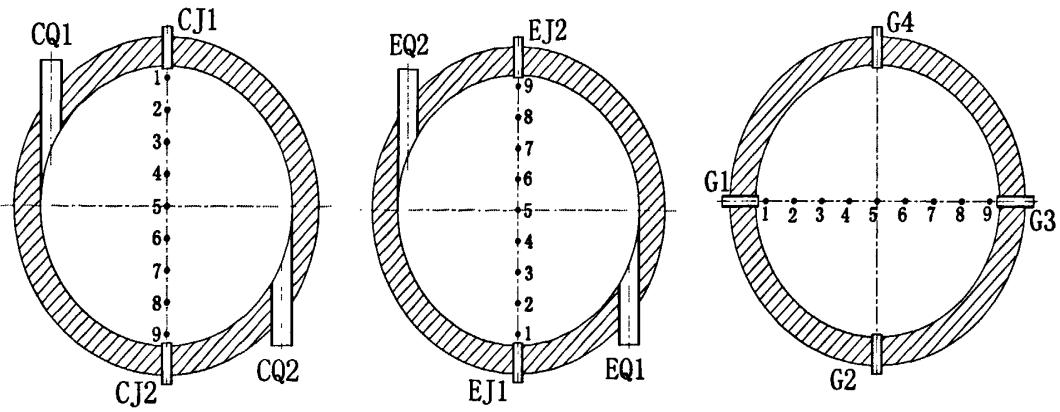
4.1 实验目的

气化剂从无焰氧化煤粉气化炉的错位对称布置的水平切向喷嘴高速喷入炉内，使炉内气流产生强烈的旋转流动，而煤粉的气化效果直接决定于该旋转流场组织的好坏，因此本研究的核心工作之一便是设计工况实现此流场。为此，本章将测量气化炉内气流特性，以便为气化剂和煤粉的进料方式提供指导。

4.2 实验内容及测试方法

本章使用热线风速仪对煤粉气化炉气化室内的流场进行测试与分析研究。气化炉炉膛结构与测点布置如图 4.1 所示，气化室高 1.0 m，内径 0.48 m。在实验过程中空气从炉体的气化剂水平切向喷嘴喷入气化室内，包括 A-A、C-C 和 E-E 平面的水平切向喷嘴 AQ1、AQ2、CQ1、CQ2、EQ1 或 EQ2，具体喷入方式由设计工况决定。





(c) C-C 截面测点布置示意图

(d) E-E 截面测点布置示意图

(e) G-G 截面测点布置示意图

图 4.1 气化炉冷态流场测点布置示意图

本实验在气化室内四个等高水平截面和竖直中心截面的四条相交线上共布置 36 个测点，如图 4.1 所示，即分别在 A-A、C-C、E-E 和 G-G 平面上的水平直径线上各布置 9 个测点，各平面上靠近炉壁的两个测点位于切向进口中心线上，即与炉壁水平间距为 20mm，中间各测点之间的水平间距为 55 mm。各测点可用 A1、A2…A9、C1、C2…、C9、E1、E2…E9、G1、G2…G9 表示。

本实验测量空气流量在 $60\text{--}180 \text{ m}^3/\text{h}$ 范围内变化时的炉内流场。实验开始时，首先启动气化剂供应系统，然后准确定位热线风速仪测量热线在炉膛内的空间位置，再根据实验工况将空气流量从 $60 \text{ m}^3/\text{h}$ 向 $180 \text{ m}^3/\text{h}$ 变动，测量每变动 $30 \text{ m}^3/\text{h}$ 时每一测点的切向速度和 G-G 截面上测点的径向速度。

4.3 实验工况

本冷态实验设计了四种典型工况，包括单喷嘴切向进气、单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气工况，设计工况一和工况二的目的在于比较单喷嘴切向进气和单层双喷嘴错位切向进气对炉膛内的流场分布的影响；工况三条件下四个喷嘴的进风量均相等，是分级气化对应的一种最简单形式；第四种工况是煤粉分级气化的一种较复杂冷态工况，六个喷嘴的进风量也完全相等。完整的冷态试验工况如表 4.1 所示。

表 4.1 冷态实验工况

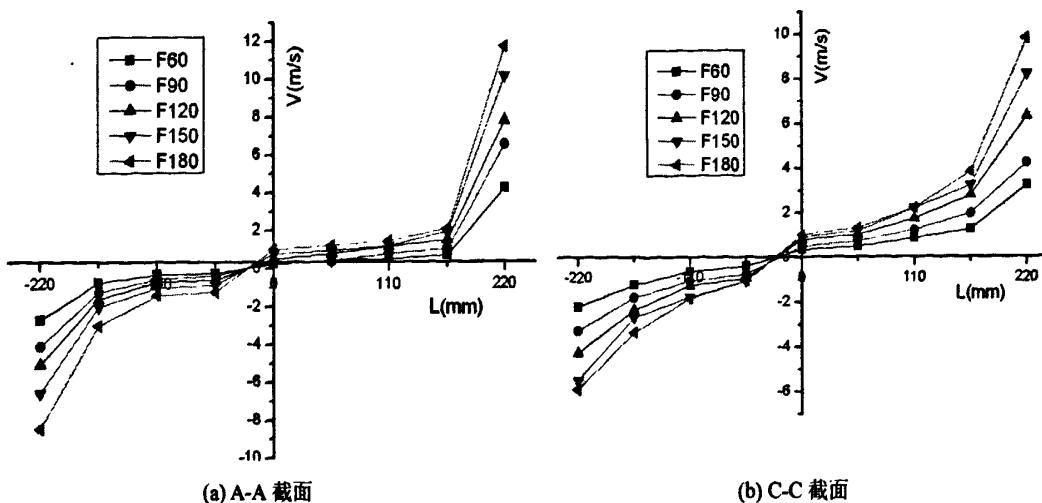
工况 编号	二次风喷 嘴位置	喷嘴直径 (mm)	总流量 (m^3/h)	单喷嘴流量 (m^3/h)	喷嘴出口速度 (m/s)
1	AQ1	40	60	60	13.26
			90	90	19.89
			120	120	26.53

			150	150	33.16
			180	180	39.79
2	AQ1、AQ2	40	60	30	6.63
			90	45	9.95
			120	60	13.26
			150	75	16.58
			180	90	19.89
			60	15	3.32
3	AQ1、AQ2、 CQ1、CQ2	40	90	22.5	4.97
			120	30	6.63
			150	37.5	8.29
			180	45	9.95
			60	10	2.21
4	AQ1、AQ2、 CQ1、CQ2、 EQ1、EQ2	40	90	15	3.32
			120	20	4.42
			150	25	5.53
			180	30	6.63

4.4 实验结果与分析

4.4.1 单喷嘴切向进气工况下切向速度场

单喷嘴切向进气工况下，采用 A-A 水平截面上 AQ1 切向喷嘴喷入空气时，气化炉内四个水平截面上 36 个测点的切向速度分布如图 4.2 所示。



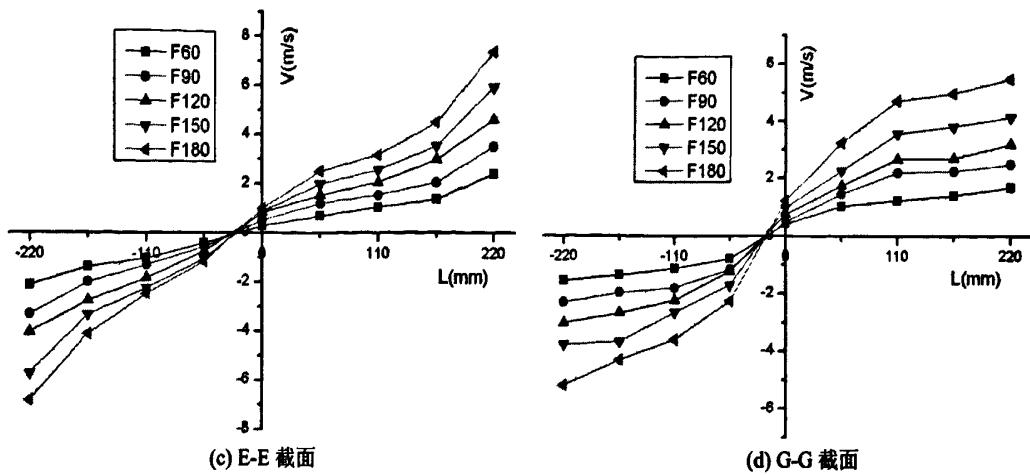


图 4.2 单喷嘴进气工况下不同截面上各测点的切向速度分布图

从图 4.2 可以发现：

- (1) 不同流量条件下的空气喷出喷嘴后，流速迅速减小，到达 A-A 截面上 A9 测点时大约降为喷嘴出口流速的 30 %，例如空气总流量为 $60 \text{ m}^3/\text{h}$ 时，喷嘴出口速度为 13.26 m/s ，到达 A9 测点时的切向速度为 4.25 m/s ，速度约降低了 68 %；
- (2) 喷入风量越大，任一水平截面上测点的切向速度值越大；
- (3) 越靠近各水平截面上炉体中轴线处的切向速度越小，这主要是因为切向喷嘴出口紧贴炉壁，喷入的高速气流沿炉壁高速旋转，内侧气流也被带动发生旋转，并形成水平截面上由外向内逐渐减小的速度梯度；
- (4) 单喷嘴喷入空气造成炉内水平面上的速度场相对炉内中轴线发生偏移，使得每个水平截面的中心速度并不为 0，而是仍存在一定程度的切线速度，大致处于 $0\text{-}1 \text{ m/s}$ 之间，速度方向与进气方向一致；
- (5) 随喷入炉内气流的下旋移动，气流速度逐渐衰减，各水平截面上切圆半径较大处测点的切向速度呈逐渐减小的趋势，如 A9、C1、E9 和 G1 的速度分别为 4.25 m/s 、 3.25 m/s 、 2.37 m/s 和 1.68 m/s 。
- (6) 各水平截面 X 轴正方向上测点的切向速度绝对值均大于 X 轴负方向上对称测点，这也证明了炉内速度场的偏移。

4.4.2 单层双喷嘴错位切向进气工况下切向速度场

采用 A-A 截面上喷嘴 AQ1 与 AQ2 错位切向进气时，气化炉内不同高度水平截面上各测点的切向速度分布如图 4.3 所示。

将下图与图 4.2 比较得知，单层双喷嘴进气工况和单喷嘴进气工况的速度场的相同之处在于，四个水平截面上 36 个测点的切向速度均随喷入炉内空气质量的增加而变大，越靠近炉体中心线处的切向速度绝对值越小，并随着气流的旋转下移，各截面上位于相同竖直轴线上测点的切向速度呈逐渐减小的趋势。

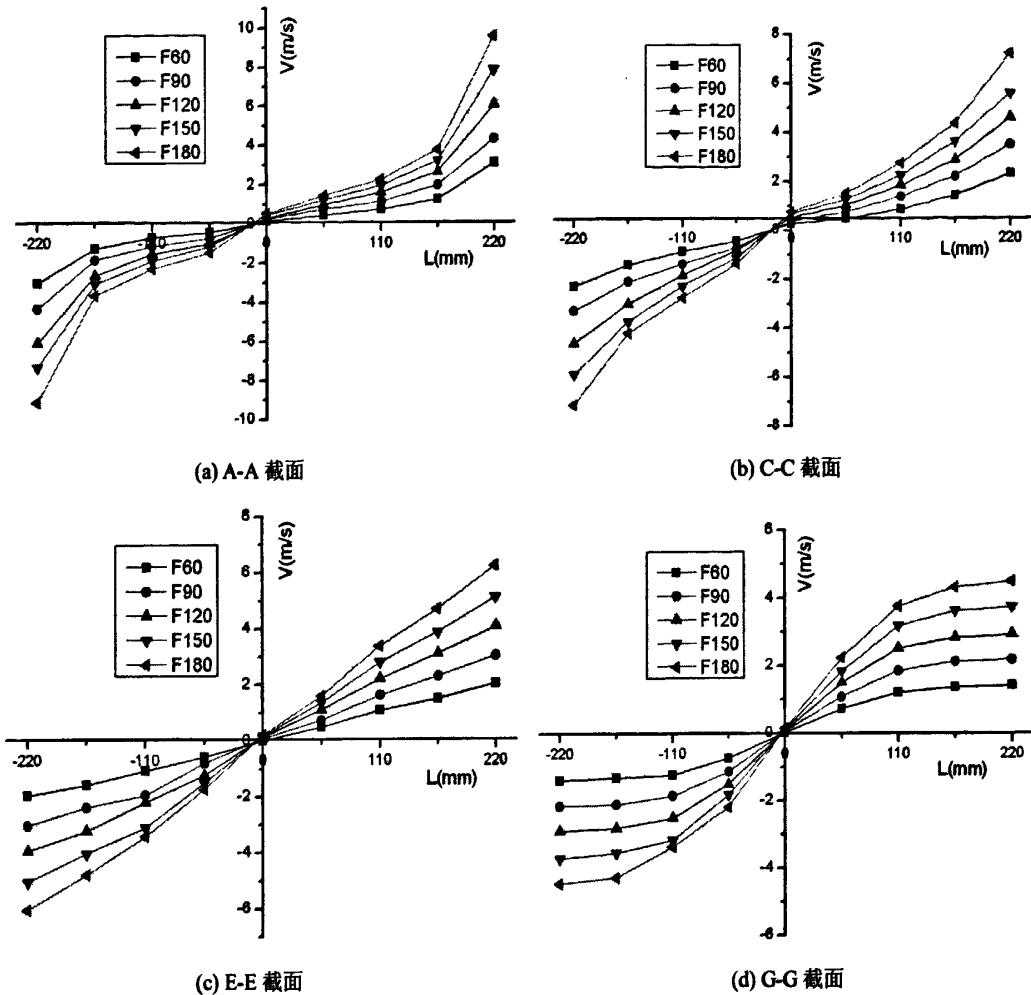


图4.3 单层双喷嘴进气工况下不同截面上各测点的切向速度分布图

两者的不同之处在于，单喷嘴切向进气形成的速度场相对于炉内中轴线在进气方向上发生了一定程度的偏移，而采用位于同一水平面上的双喷嘴错位切向进气时，气流在炉内发生同向旋转，炉内各测点的切向速度场相对于所在水平面截圆心呈对称结构，形成由外向内逐渐减小的对称旋转速度梯度场，并且由于将单喷嘴工况下的等量空气流量平均分配给两个喷嘴，使得每个喷嘴的出口速度降低，从而造成整个炉内的速度值和单喷嘴进气工况相比有所下降。

4.4.3 双层四喷嘴分级错位切向进气工况下切向速度场

采用 A-A 和 C-C 两层水平面上的 AQ1、AQ2、CQ1、CQ2 四个喷嘴分级错位切向进气时，气化炉内不同高度水平截面上各测点的切向速度分布如图 4.4 所示。

从图中可以看出，该工况下气化炉内的速度场和单喷嘴进气工况、单层双喷嘴进气工况相比，三者的相似之处在于，随喷入空气流量的增大，炉内相同测点

的切向速度值也相应增大；越靠近炉内中轴线的测点，其切向速度越小；且随着气流的下旋移动，位于同一竖直轴线上点的切向速度亦逐渐减小。

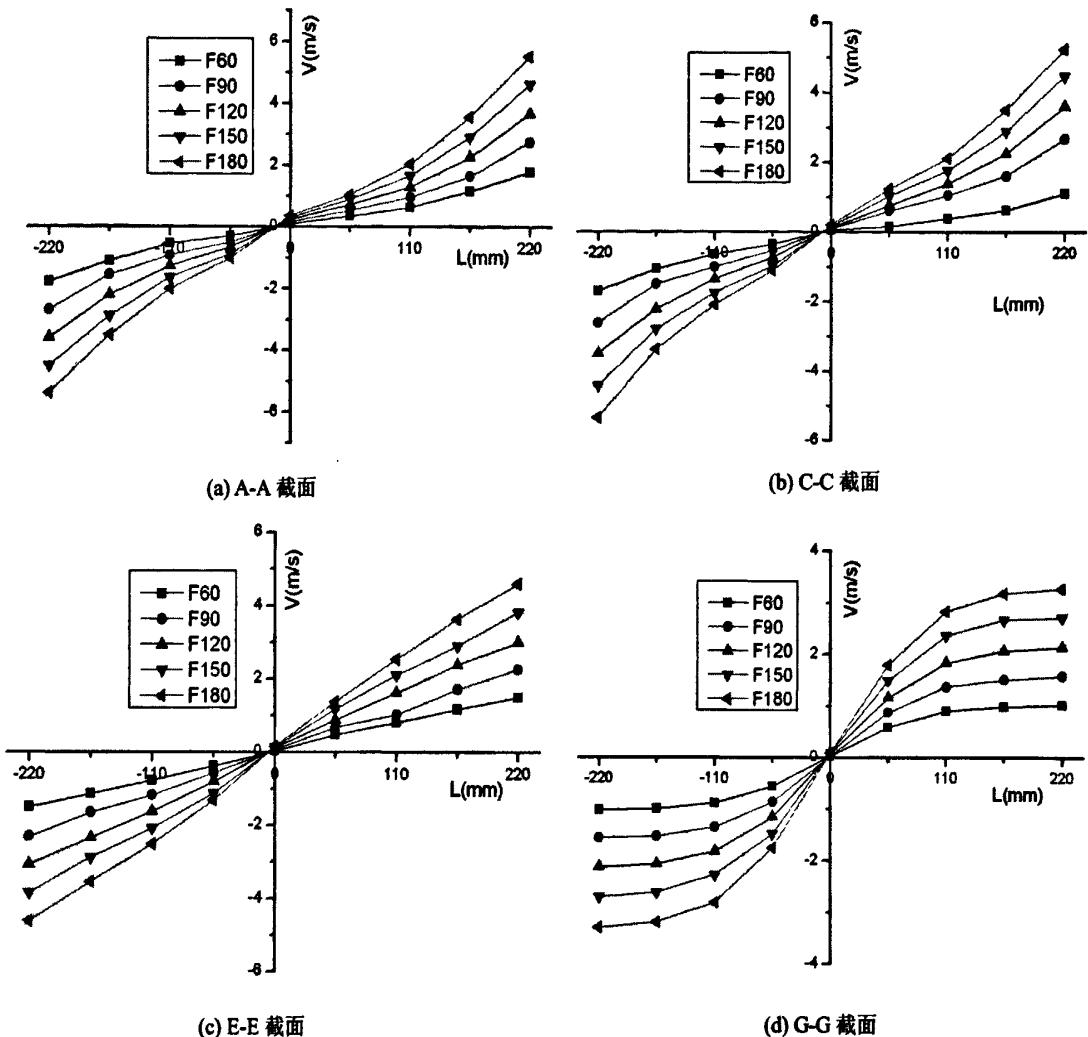


图 4.4 双层四喷嘴进气工况下不同截面上各测点的切向速度分布图

与单层双喷嘴进气工况相似但与单喷嘴进气工况有区别的地方在于，炉内各测点的切向速度场呈对称结构，且与单层双喷嘴进气工况相比其对称中心更接近炉内中轴线，从双层错位切向布置的四个喷嘴喷入的气流在炉内带动周围空气进行同向旋转，并形成了由外向内逐渐减小的对称旋转速度梯度场。

将图 4.4 (b) 与图 4.3 (b) 进行比较可以发现其与单层双喷嘴进气工况也有所区别的地方，即 C-C 截面上测点的切向速度梯度有所增大，这是因为在 C-C 截面上增加了两个错位切向布置的喷嘴；而且分别将图 4.4 (c)、4.3 (c) 和 4.4 (d)、4.3 (d) 做比较，还可以发现炉体下段区域测点的切向速度变化趋于平缓，速度梯度降低。

4.4.4 三层六喷嘴分级错位切向进气工况下切向速度场

采用 A-A、C-C 和 E-E 三层水平截面上的 AQ1、AQ2、CQ1、CQ2、EQ1、EQ2 六个喷嘴喷入空气时，各测点的切向速度分布见图 4.5。

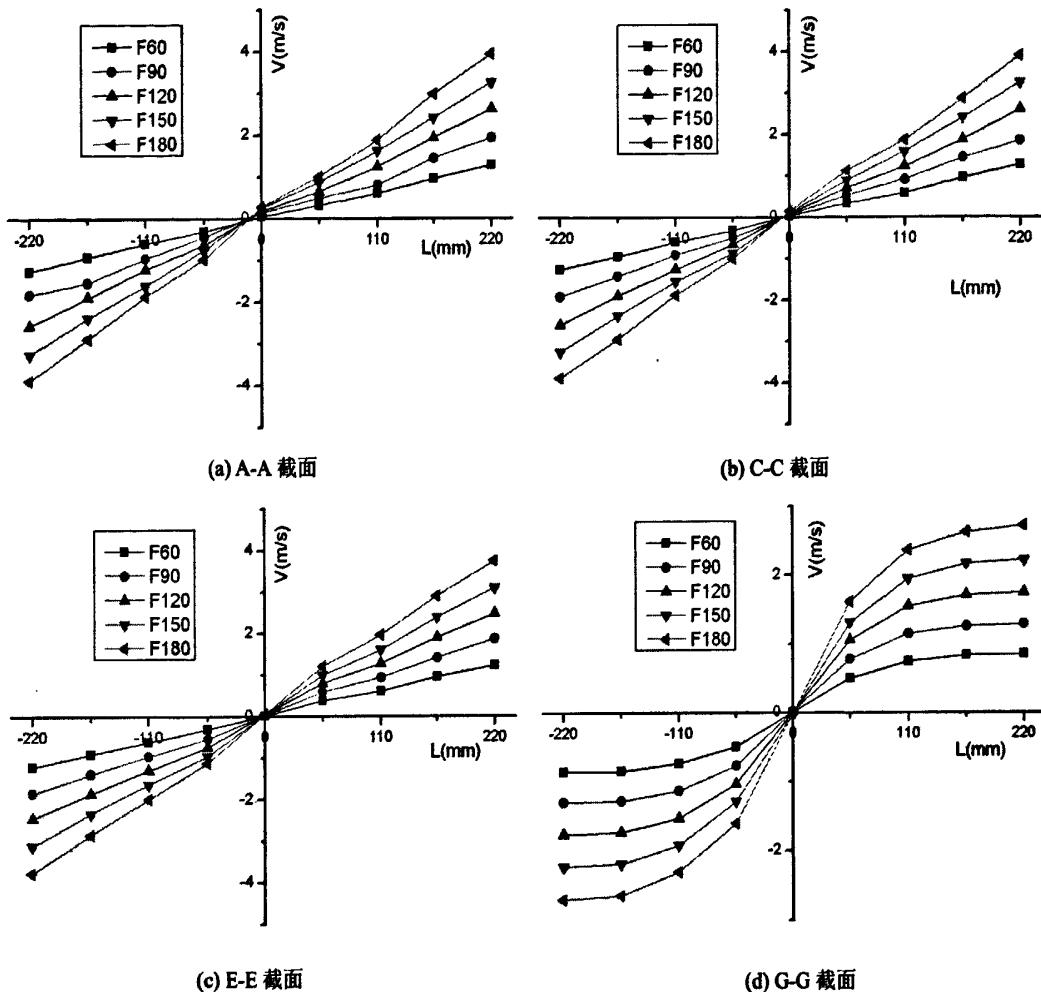


图 4.5 三层六喷嘴进气工况下不同截面上各测点的切向速度分布图

从图中可以看出，该工况下气化炉内的速度场和单喷嘴进气工况、单层双喷嘴进气工况、双层四喷嘴进气工况相似的地方是，随入炉空气量的增大，各测点的切向速度值均相应增大；越往炉内中轴线靠近，测点的切向速度越小；并且随着入炉空气的旋转下移，处于相同竖直轴线上点的切向速度也逐渐减小。

与单层双喷嘴进气工况、双层四喷嘴进气工况相似但与单喷嘴进气工况有所区别之处在于，炉内呈现对称切向速度场，从三层水平截面上的六个喷嘴喷入的气流带动炉内空气进行同向旋转，并形成由外向内逐渐减小的对称旋转速度梯度场。

将图 4.5 (c) 与图 4.4 (c)、4.3 (c) 进行比较可以发现 E-E 截面上测点的切向速度梯度有所增大，主要是因为在 E-E 截面上又增加了两个错位切向布置的喷

嘴；而且将图 4.5 (d) 与图 4.4 (d)、4.3 (d) 做比较，还可以发现炉体下部区域水平截面和相同竖直轴线上点的切向速度梯度更小。

4.4.5 四种工况下 G-G 截面径向速度场

因为 G-G 截面位于炉膛下部气化反应区，该区域的流动特性对气化反应区的温度分布有着重要影响，进而会对其他气化特性造成影响，故为了全面了解该区域的流场分布，研究者又测试了单喷嘴切向进气、单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气等四种工况下 G-G 截面上各测点的径向速度，如图 4.6 所示。

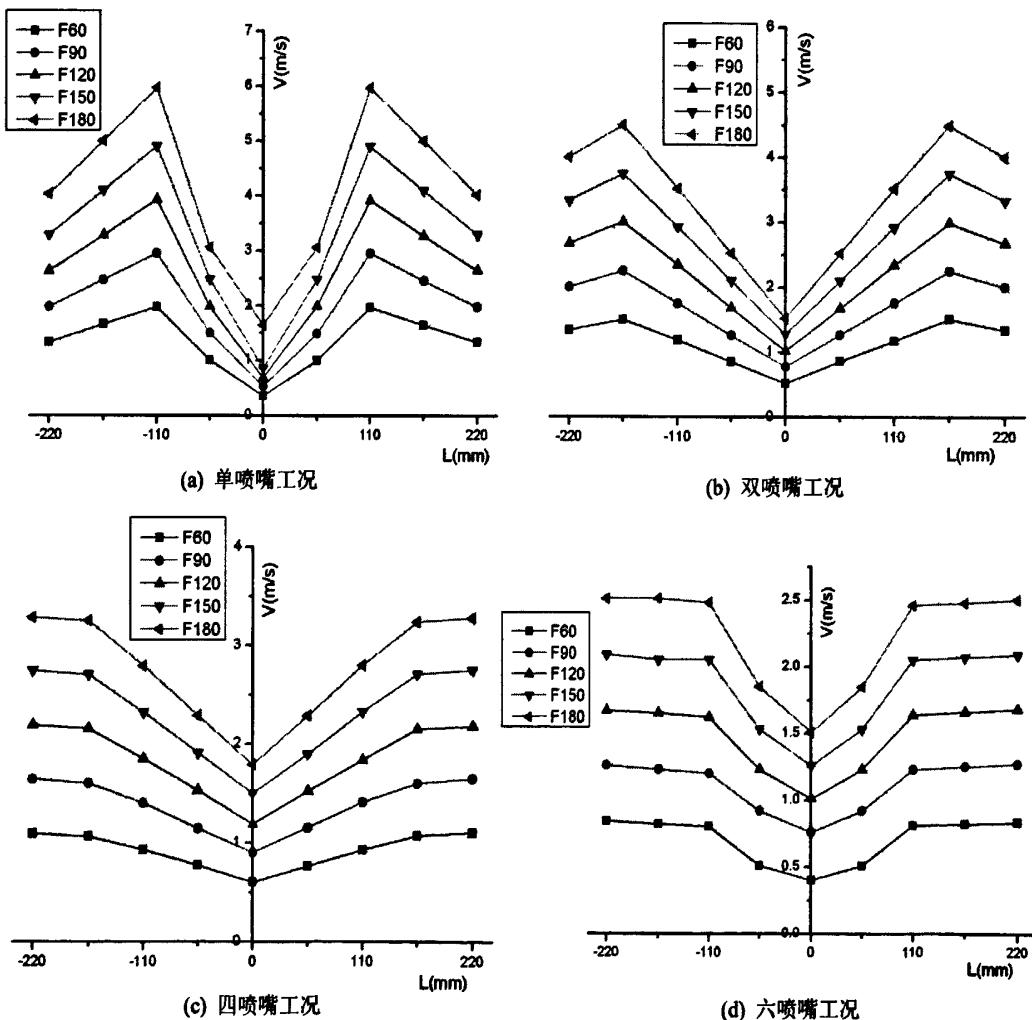


图 4.6 四种进气工况下 G-G 截面上各测点的径向速度分布图

从图中可以看出，四种工况下 G-G 截面的径向速度场的相似之处在于，随入炉空气量的增大，各测点的径向速度值均相应增大；各种空气流量条件下，都是位于炉内中轴线处测点的径向速度最小。

随喷嘴个数和层级的增加，各工况下 G-G 截面的径向速度场也呈现各自不同的特点：单喷嘴切向进气工况下，A3 和 A7 测点的径向速度值最大，并呈现分别

向炉内中轴线和炉壁靠近而均逐渐减小的趋势，但向炉壁靠近时速度减小的趋势较为平缓；单层双喷嘴进气工况下，A2 和 A8 测点的径向速度值最大，也呈现分别向炉内中轴线和炉壁靠近而速度值均逐渐减小的趋势，并且向炉壁靠近时减小的趋势更为平缓，而且该工况下各测点的径向速度梯度减小；双层四喷嘴进气工况下，靠近炉壁的 A1 和 A9 测点的径向速度值最大，并沿截圆半径向炉内中轴线靠近而逐渐减小，但 A2、A8 测点的径向速度值仅略小于 A1、A9 测点，并无明显差距，并且各测点的径向速度梯度更小；三层六喷嘴分级错位切向进气工况下，仍然是靠近炉壁的 A1 和 A9 测点的径向速度值最大，并呈现沿截圆半径向炉内中轴线靠近而逐渐减小的趋势，但 A2、A3、A7、A8 测点的径向速度值与 A1、A9 测点的差距很小，故近似呈现沿截圆半径向炉内中轴线靠近，径向速度先保持稳定再缓慢减小的趋势，而且径向速度梯度很小，如入炉空气量为 $180\text{m}^3/\text{h}$ 时，A1 和 A5 测点的径向速度差值仅为 0.99m/s ，小于 1m/s 。

仔细研究还可发现，随喷嘴个数和层级的增加，G-G 截面的整体径向速度水平逐渐降低，高径向速度区向炉壁和炉内中轴线两个方向扩张，而低径向速度区则逐渐向炉内中轴线处收缩，相应的该截面的径向速度梯度也逐渐变小，这在一定程度上反映了在各自工况下，炉内中轴线处径向速度相对变大而炉壁处径向速度相对变小的趋势。

4.5 小结

本章以常温空气为工质，在无焰氧化气化炉内进行了冷态实验，使用热线风速仪测量气化炉内四个不同高度水平截面上的 36 个测点的切向速度和最下层水平截面的径向速度，并根据常温空气无焰氧化技术在煤气化技术中的实现条件，针对不同的空气入炉方式和不同的空气流量设计了多种实验条件，最后根据实验结果对单喷嘴切向进气、单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气等四种工况下气化炉内的空气流场特点进行了对比分析：

(1) 四种不同工况下气化炉内空气流动的共同特点是：随喷入炉内空气量的增加，炉内各点的切向速度均相应增大；不同高度水平截面上均存在速度梯度，越靠近炉体壁面切向速度越大，越靠近炉内中轴线切向速度越小；伴随喷入炉内气流的旋转下移，位于相同竖直轴线上点的切向速度呈逐渐减小的趋势。

(2) 四种工况下炉内气流运动的区别在于：因工况 1 为单喷嘴切向进气，使得炉内气流运动的旋转中心产生偏移，喷入空气量越大，越靠近喷嘴出口的水平面上的偏移量越大；而单层双喷嘴进气工况、双层四喷嘴进气工况和三层六喷嘴进气工况均采用的是关于中心对称布置的切向进气喷嘴，喷入的气流带动炉内空气发生同向旋转，形成相对炉内中轴线呈对称结构的旋转空气流场并呈现由外

向内逐渐减小的对称旋转速度梯度；双层四喷嘴进气工况采用的是双层分级错位切向进气，与单层双喷嘴进气工况相比，因其在炉体的中上部 C-C 截面上增加了两个和上层喷嘴呈 90° 角布置的切向喷嘴，使得气化炉中上部水平截面上的速度梯度有所增大，炉体中下部及下部区域各水平截面的切向速度梯度减小，炉体下部区域相同竖直轴线上点的切向速度梯度也逐渐减小；三层六喷嘴进气工况是对双层四喷嘴进气工况的强化，其在炉体的中部 E-E 截面上又增加了两个和上一层喷嘴平行布置的错位切向进气喷嘴，使得和双层四喷嘴进气工况相比，炉体中部区域水平截面的切向速度梯度也有所增大，炉体下部区域水平截面和相同竖直轴线上点的切向速度梯度更小。

(3) 四种工况下 G-G 截面的径向速度分布的相同特点是，随入炉空气量的增大，整个截面的径向速度水平相应提高；各种空气流量条件下，炉内中轴线处测点的径向速度均为最小值；而不同之处在于，随喷嘴个数和层级的增加，该截面的径向速度水平逐渐降低，高径向速度区向炉壁和炉内中轴线两个方向扩张，而低径向速度区则逐渐向炉内中轴线处收缩，相应的径向速度梯度也逐渐变小，反映出在各自工况下炉内中轴线处径向速度相对增大，而炉壁处径向速度相对减小的趋势。

综合上述分析可以得出如下结论：单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气三种工况明显优于单喷嘴切向进气工况，并随着喷嘴层级和个数的增加，炉内的旋转流场分布更加均匀，这也验证了在该气化炉内实现旋转速度梯度场的可行性，并从冷态流场角度为在炉内能够实现常温空气无焰燃烧提供了重要支撑。下一章将对这三种工况所对应的进料方式进行热态实验研究。

第五章 煤粉无焰氧化气化实验研究

5.1 实验目的

为了在气流床粉煤气化炉中实现常温空气条件下的无焰氧化气化反应并研究其气化特性，设计了不同的实验工况，以获得不同工况下的炉内温度场、合成气组分浓度和流速，并以高效气化和液态排渣为目标，对干煤气热值、碳转化率、气化效率等技术指标进行分析，寻求实现具有无焰氧化特征的高效粉煤气化反应的最佳运行参数，并分析不用运行参数对气化结果的影响，为更深入的探索干煤粉的无焰氧化气化机理奠定基础^[69-70]。

5.2 实验煤种特性

本实验用煤粉取自湘潭电厂，其工业分析、元素分析和煤灰熔融特性分别如表5.1、表5.2和表5.3所示，收到基低位发热量为20035.72 kJ/kg。

表 5.1 煤粉的工业分析 (%)

成分	M _{ad}	A _{ad}	V _{ad}	FC _{ad}	A _d	V _d	FC _d	V _{daf}	FC _{daf}
含量	1.37	33.65	13.39	51.59	34.12	13.58	52.30	20.61	79.39

表 5.2 煤粉的元素分析 (%)

成分	C	H	O	N	S
含量	53.42	2.82	6.37	0.90	1.69

表 5.3 煤灰的熔融特性 (℃)

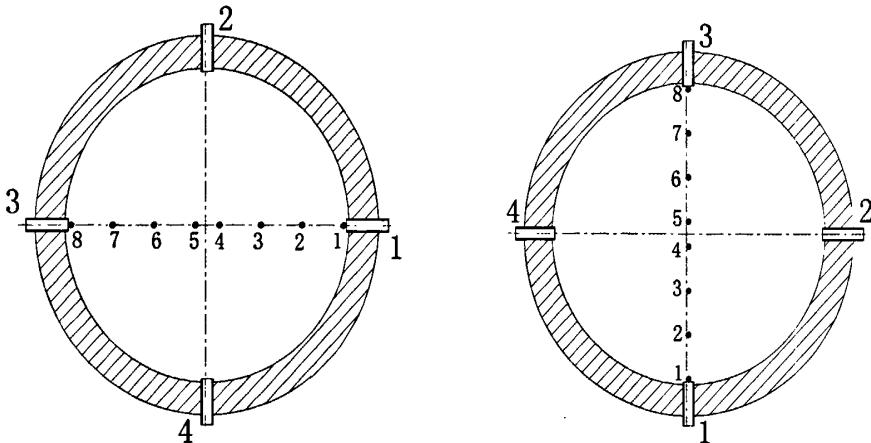
指标	变形温度	软化温度	半球温度	流动温度
温度	1226	1370	1370	>1520

5.3 实验内容及测试方法

在实验过程中，载有煤粉的气粉混合物从气化炉的水平径向喷嘴喷入炉内，包括 A-A、C-C 和 E-E 平面的喷嘴 AJ1、AJ2、CJ1、CJ2、EJ1 和 EJ2，而空气则仍然从炉体的气化剂水平切向喷嘴 AQ1、AQ2、CQ1、CQ2、EQ1 和 EQ2 喷入气化室内，具体喷入方式由设计工况决定。

本实验在气化室内测温孔所在的四个等高水平截面和竖直中心截面的四条相交线上共布置 32 个测点，如图 4.1(a)和图 5.1 所示，即分别在 B-B、D-D、F-F

和 G-G 平面的水平直径线上各对称布置 8 个测点，可分别用 B1、B2…B8、D1、D2…D8、F1、F2…F8、G1、G2…G8 表示，各平面上靠近炉壁的测点 1 和测点 8 与炉壁水平间距为 10mm，测点 4 和测点 5 水平间距为 40mm，即分别与炉内中轴线相距 20mm，其余各测点之间的水平间距为 70 mm。



(a) B-B 和 F-F 截面温度测点布置图

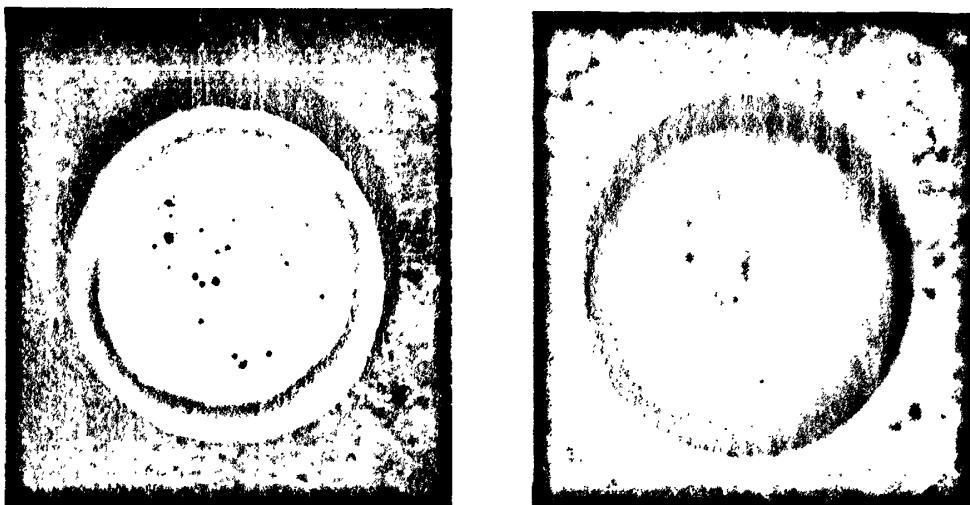
(b) D-D 和 G-G 截面温度测点布置图

图 5.1 气化炉内温度测点布置图

具体实验过程如下：

(1) 打开冷却水阀门，喷水至冷渣槽内液面封住排渣口，启动引风机和鼓风机，打开气化剂总管道阀门，调节各气化剂分管道阀门开度，使空气以一定速度从切向喷嘴喷入，然后将液化气燃烧器点火后插入燃烧器插孔中，对炉膛进行升温预热，调节排烟管道阀门开度，以保证炉膛内的升温速率，当炉膛内靠近炉壁处温度达到 1000℃ 时，预热完成；

(2) 启动螺旋输粉机，打开载气总管道阀门，调节各输粉分管道阀门开度和螺旋输粉机电极频率，使空气以一定的速度将煤粉由径向喷嘴送入炉内，同时调节气化剂供应量，此时炉内煤粉完全燃烧，炉内温度迅速升高；



(a) 有焰模式

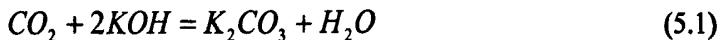
(b) 无焰模式

图 5.2 两种气化火焰图像的对比

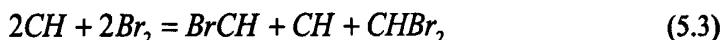
(3) 当炉温升高到预定温度后, 调节指定工况下相应的输粉管道阀门和气化剂管道阀门开度, 使炉内火焰转变为无焰模式(如图 5.2 所示)并待工况稳定后, 开始进行煤粉无焰氧化气化实验, 调整插入各层测温孔内热电偶的深度, 使得数据采集系统自动采集各测点的温度值, 通过取样管收集煤气(如图 5.3 所示), 使用 1903 型奥氏气体分析仪(如图 5.4 所示)分析气体成分, 并使用热线风速仪测定合成气管道中气体流速;

1903 型奥氏气体分析仪气体成分分析原理如下:

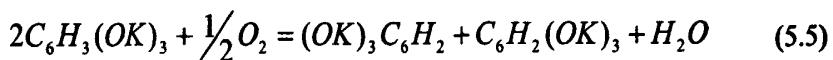
1) 二氧化碳



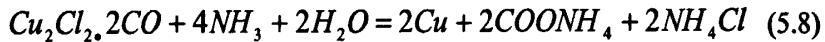
2) 不饱和碳氢化合物



3) 氧气

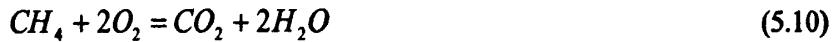


4) 一氧化碳



5) 氢气和甲烷

① 燃烧反应公式



② 体积计算公式

$$H_2\% = \frac{2}{3} [(A + B - C) - 2 \times (C - D)] \quad (5.11)$$

$$CH_4\% = C - D \quad (5.12)$$

式中: A—100ml 分析气体, 减去 CO_2 、 O_2 、 C_nH_m 、 CO 后剩余气体体积百分数, %;

B—引入的 O_2 体积百分数, %;

C—混合燃烧后的气体体积百分数, %;

D—混合燃烧后的气体经氢氧化钾溶液吸收后的体积百分数, %。

(4) 调整运行参数, 改变实验工况, 重复进行操作(3), 本实验主要通过改变喷嘴数量和入炉空气量来实现变工况;

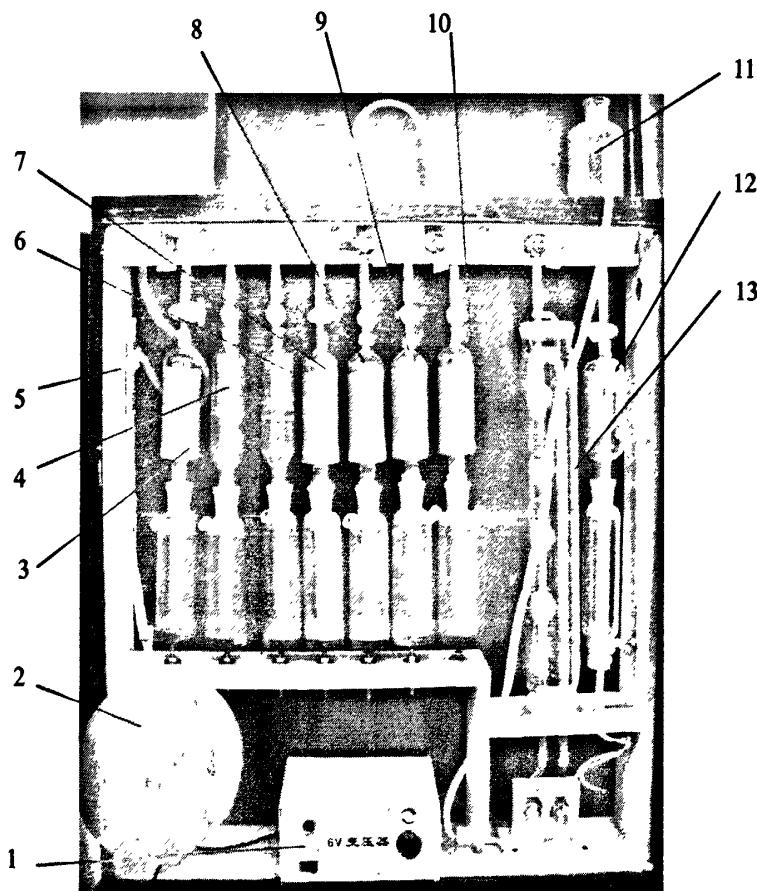
(5) 实验结束, 首先停止给煤, 待炉膛温度降到 200℃ 以下后关停鼓风机,

然后关引风机，最后关冷却水阀门，完成停炉操作。



1-橡胶输气管 2-取样管 3-取样球胆

图 5.3 合成气取样现场图



1-变压器 2-取样球胆 3-CO 吸收瓶1 4-CO 吸收瓶2 5-干燥管 6-CO 吸收瓶3 7-O₂吸收瓶
8-氨气吸收瓶 9-CnHm 吸收瓶 10-CO₂吸收瓶 11-水准瓶 12-燃烧瓶 13-量管及套筒

图 5.4 1903 型奥氏气体分析仪

5.4 实验工况

表 5.4 无焰氧化气化实验工况

工况编号	煤粉喷嘴位置	气化剂喷嘴位置	总空气流量(m^3/s)	氧碳原子比
1	AJ1、 AJ2	AQ1、 AQ2	49.86	0.7
			56.98	0.8
			64.11	0.9
			71.23	1.0
			78.35	1.1
			85.48	1.2
2	AJ1、 AJ2、 CJ1、 CJ2	AQ1、 AQ2、 CQ1、 CQ2	49.86	0.7
			56.98	0.8
			64.11	0.9
			71.23	1.0
			78.35	1.1
			85.48	1.2
3	AJ1、 AJ2、 CJ1、 CJ2、 EJ1、 EJ2	AQ1、 AQ2、 CQ1、 CQ2、 EQ1、 EQ2	49.86	0.7
			56.98	0.8
			64.11	0.9
			71.23	1.0
			78.35	1.1
			85.48	1.2

根据气化剂流量范围以及无焰氧化煤粉气化炉的进料方式，本实验在供煤量 50kg/h 的情况下设计了三种典型工况，分别是单层喷嘴喷气进料、双层喷嘴喷气进料和三层喷嘴喷气进料，各种工况下，通过改变气化剂流量测试炉内温度、合成气组分浓度和流速，并研究其对气化特性的影响。完整的粉煤气化实验工况如表 5.4 所示。

5.5 实验结果与分析

5.5.1 炉内温度场

单层双喷嘴进料工况下，采用 A-A 水平截面上 AJ1、 AJ2 径向喷嘴喷入煤粉，AQ1、 AQ2 切向喷嘴喷入空气时，随氧碳原子比的变化，气化炉内四个水平截面、

四个测量半径上测点的温度分布如图 5.5、图 5.6 所示。

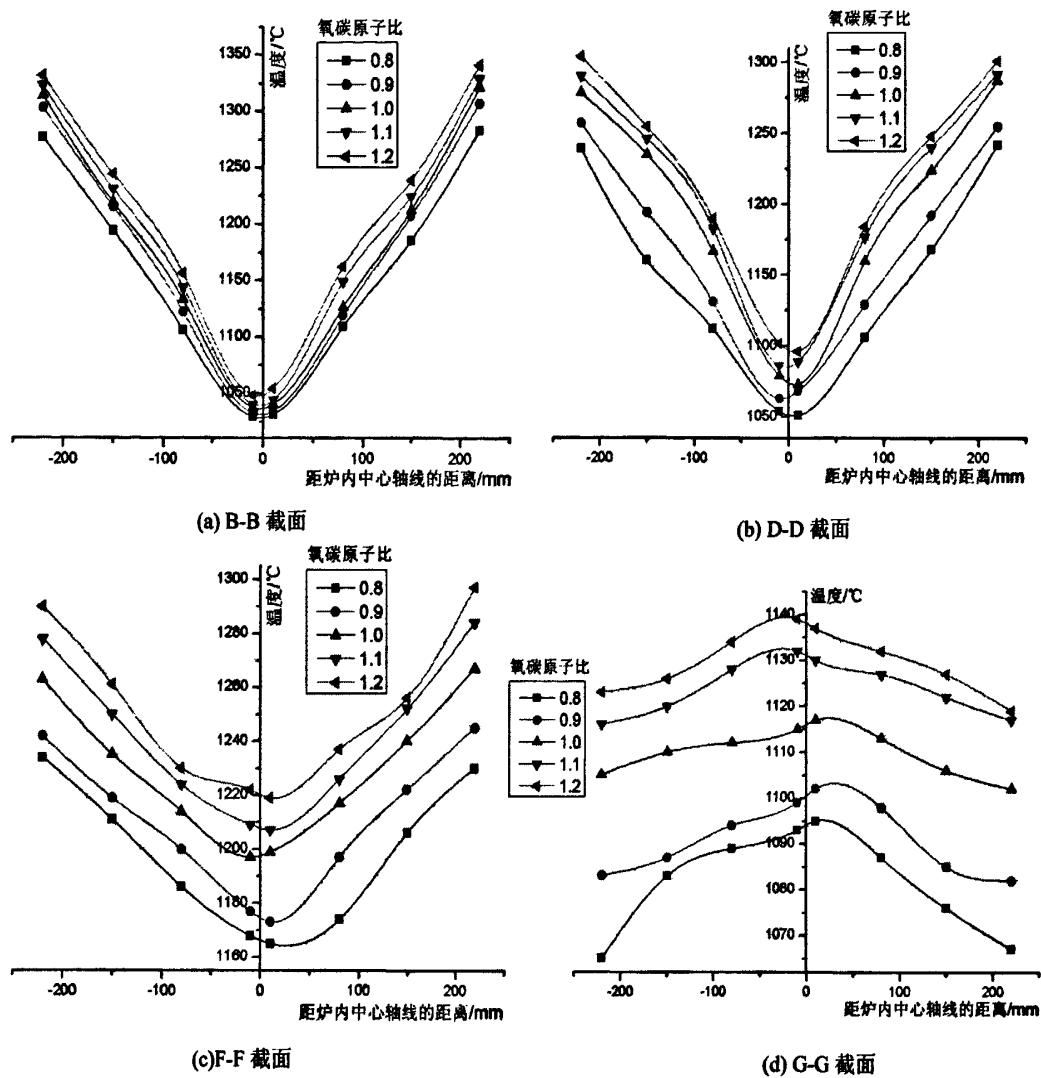


图 5.5 单层双喷嘴进料工况下不同截面上各测点的温度分布图

从图 5.5 和图 5.6 可以发现：

(1) B-B 截面上越靠近炉壁的测点温度越高，并随着离炉壁距离的增大而逐渐降低，在炉内中轴线附近达到最低，温差最大可达约 300℃，各测点间温度梯度约为 90℃，这是因为 B-B 截面紧邻进料 A-A 截面下方，气化剂沿炉壁切向高速喷入炉内，氧气浓度较高，高速气流迅速卷吸水平旋流上游径向喷嘴喷入的煤粉，煤粉颗粒迅速升温，大量挥发分从颗粒表面析出并燃烧，发生强烈的旋流氧化反应，从而使得靠近炉壁处温度较高，但是由于煤粉和气化剂分别由各自喷嘴喷入而未进行预混，造成高速旋转气流未能旋至进料水平截面附近的中心区域，使得该区域的氧分子浓度较低，煤粉颗粒的氧化反应较弱，温度较低，如氧碳原子比为 1.0 时 A1 测点的温度为 1314℃，而 A4 测点的温度仅为 1037℃；

(2) D-D、F-F 截面上温度变化趋势与 B-B 截面类似，愈往炉内中轴线靠近温度越低，但相对 B-B 截面，靠近炉壁处的温度有所降低，而靠近炉内中轴线处

的温度有所升高，这使得这两个水平截面上的温差减小，温度梯度也相应减小，这主要是因为随旋流气化剂和煤粉混合物的旋转下移，旋转半径逐渐减小，旋流区内外热交换增强，使得温度梯度减小；

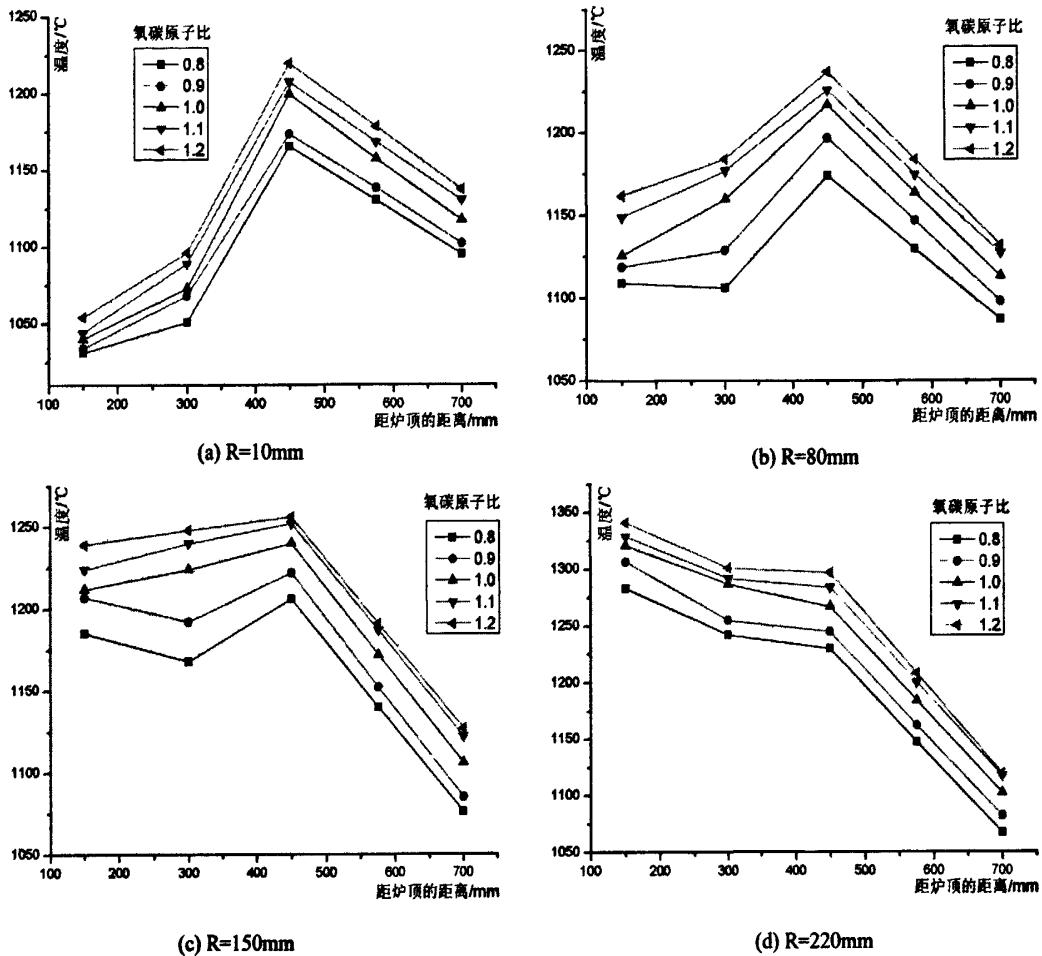


图 5.6 单层双喷嘴进料工况下不同测量半径上各测点的温度分布图

(3) G-G 截面上温度变化趋势与 B-B、D-D、F-F 截面正好相反，从炉壁往炉内中轴线靠近，温度呈逐渐上升的趋势，但温度梯度很小，温差不超过 30℃，并随氧碳原子比的增大而减小。出现这种现象的原因是煤粉在高速旋转卷吸的气化剂气流驱动下扩散到了下游炉膛空间，气化反应空间成倍增大，反应热也弥散到整个气化反应区域内，使得整个炉膛温度分布均匀，温度梯度降低，炉膛出口处温度水平在较高氧碳原子比条件下能达到 1110℃ 以上，同时旋流发生衰减，旋转半径逐渐减小，使得越靠近炉内中轴线处切向速度越小，而径向速度则相应变大（如图 4.6 所示），气化室下端渐缩形状的合成气出口也增强了径向速度变大的趋势，从而使得靠近炉内中轴线处反应气体浓度最大，并呈现沿截圆半径向炉壁靠近而逐渐减小的趋势，造成炉内中轴线处温度高于靠近炉壁处温度的现象；

(4) 在竖直方向上，随距炉顶距离的增大，靠近炉壁处测点的温度逐渐降低，而炉内中轴线附近测点的温度变化则呈先升高后降低的趋势；

(5) 随氧碳原子比的增大，炉内各水平截面上测点的温度逐渐升高，每个截面上的温度梯度也有所降低，这是因为氧碳原子比较小时，炉内供氧量较小，主要表现强烈的还原气氛，而氧化气氛相对不足，温度较低，随喷入炉内空气量的增加，入炉氧气量也相应增加，氧碳原子比升高，使得氧化反应放热占反应放出总热量的份额增大，炉内温度升高，整体温度水平上升，温度梯度减小。

双层四喷嘴进料工况下，采用 A-A 水平截面上 AJ1、AJ2 和 C-C 水平截面上 CJ1、CJ2 径向喷嘴喷入煤粉，AQ1、AQ2 和 CQ1、CQ2 切向喷嘴喷入空气，位于两层截面上的喷嘴呈 90° 角错位布置，通过改变入炉空气量使氧碳原子比发生变化，得到气化炉内四个水平截面上 32 个测点的温度分布如图 5.7 所示，四个测量半径上 16 个测点的温度分布如图 5.8 所示。

将图 5.7 与图 5.5，图 5.8 与图 5.6 分别作比较得知，双层四喷嘴进料工况和单层双喷嘴进料工况的温度场的相似之处在于，B-B、D-D、F-F 三个水平截面上的温度均呈从炉壁向炉内中轴线靠近而逐渐降低的趋势，而 G-G 截面上仍然呈逐渐升高的趋势，并且随着氧碳原子比的增大，32 个测点的温度均相应升高。

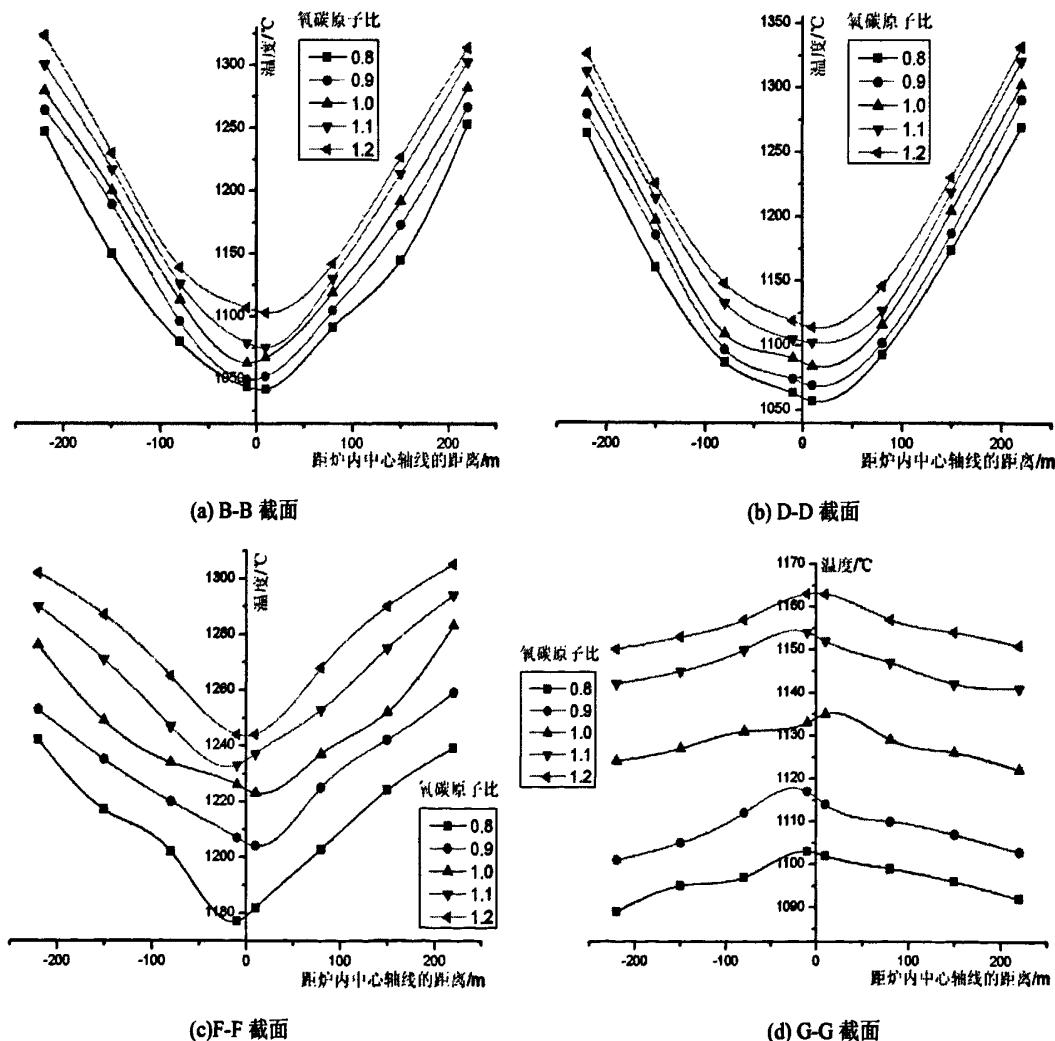


图 5.7 双层四喷嘴进料工况下不同截面上各测点的温度分布图

两者不同之处在于：

(1) D-D 截面上整体温度水平高于 B-B 截面，而不是和单层双喷嘴进料工况类似低于 B-B 截面，造成这种差别的原因主要是由于 D-D 截面紧邻增加的喷嘴所在 C-C 截面下方，上层进料水平面的可燃性气体旋转下移至 C-C 进料水平面，当该水平面上的进料喷嘴喷入空气时，一部分可燃性气体迅速发生氧化反应并放出大量热量，使得 D-D 水平测温面上的整体温度水平高于 B-B 截面；

(2) 因为煤粉由单层双喷嘴进料工况下两个径向对置喷嘴等量喷入炉内改为两层共四个喷嘴等量喷入，使得每个喷嘴喷入的煤粉量减少 $1/2$ ，燃料量的减少导致化学反应放热的减少，使得 B-B 截面上靠近炉壁处温度比单层双喷嘴进料工况低，而因为煤粉同时由位于 B-B 测温水平面下方的 C-C 进料水平面上的喷嘴喷入，使得 B-B 截面上靠近炉内中轴线处温度比单层双喷嘴进料工况高；

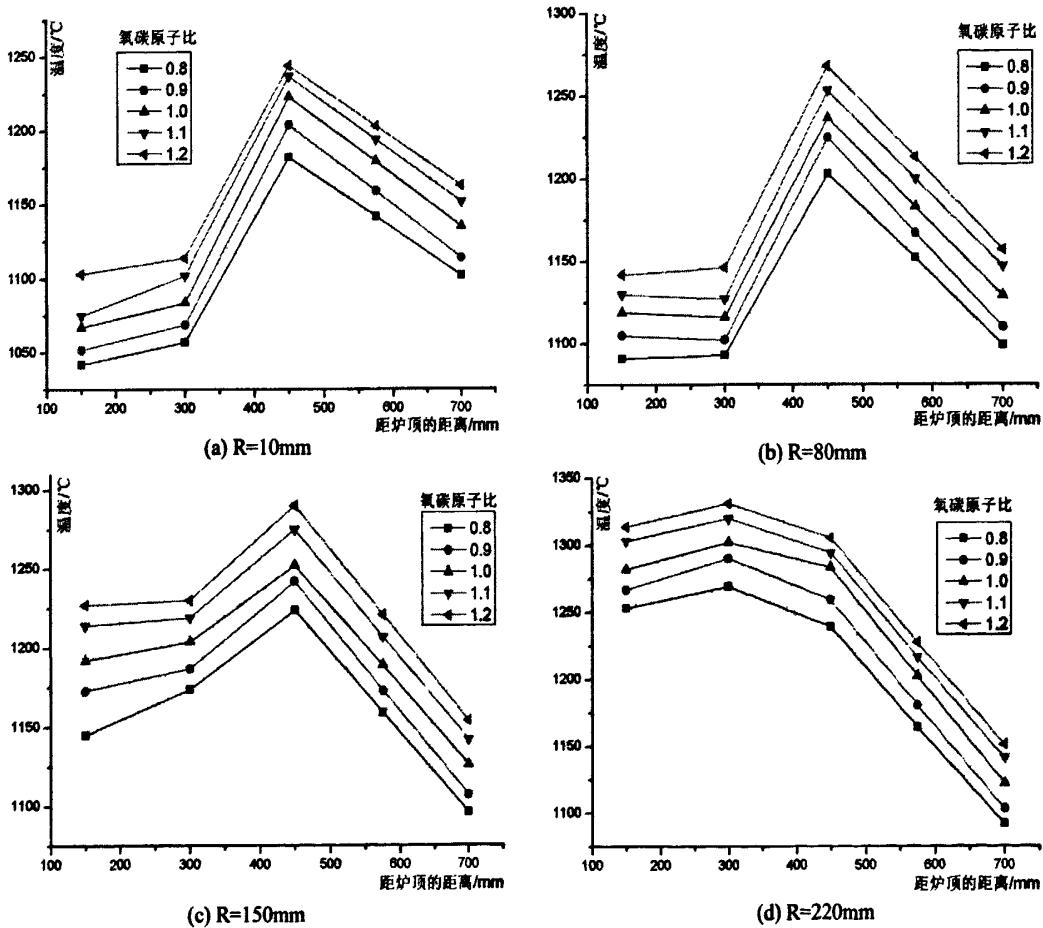


图 5.8 双层四喷嘴进料工况下不同测量半径上各测点的温度分布图

(3) F-F、G-G 截面上各测点温度高于单层双喷嘴进料工况下，而且靠近炉壁处和靠近炉内中轴线处测点的温度差更小，温度梯度也相应变小，这是因为双层进料使炉内气流旋转更加强烈，旋转半径更大，使得气化反应空间变大，反应放热的扩散区域也相应变大，而且可燃性气体在炉内停留时间增加，使得整个炉膛温度分布更加均匀，如氧碳原子比为 1.0 时，炉膛下部空间平均温度水平约为

1130℃。

三层六喷嘴进料工况下，采用 A-A 水平截面上 AJ1、AJ2 和 C-C 水平截面上 CJ1、CJ2 以及 E-E 水平截面上 EJ1、EJ2 共六个径向喷嘴喷入煤粉，AQ1、AQ2、CQ1、CQ2、EQ1 和 EQ2 切向喷嘴喷入空气，增加的下层喷嘴和中层喷嘴平行布置，随氧碳原子比的变化，气化炉内四个水平截面、四个测量半径上各测点的温度分布如图 5.9 和图 5.10 所示。

将图 5.9 与图 5.5、图 5.7，图 5.10 与图 5.6、图 5.8 比较得知，三层六喷嘴进料工况和单层双喷嘴进料工况、双层四喷嘴进料工况的温度场的相似之处在于，上方三个水平测温平面上的温度沿截圆半径逐渐降低，而位于最下面的 G-G 水平测温平面的温度变化趋势与之相反，逐渐升高，并且随氧碳原子比从 0.8 增大到 1.2，所有测点的温度均相应升高。

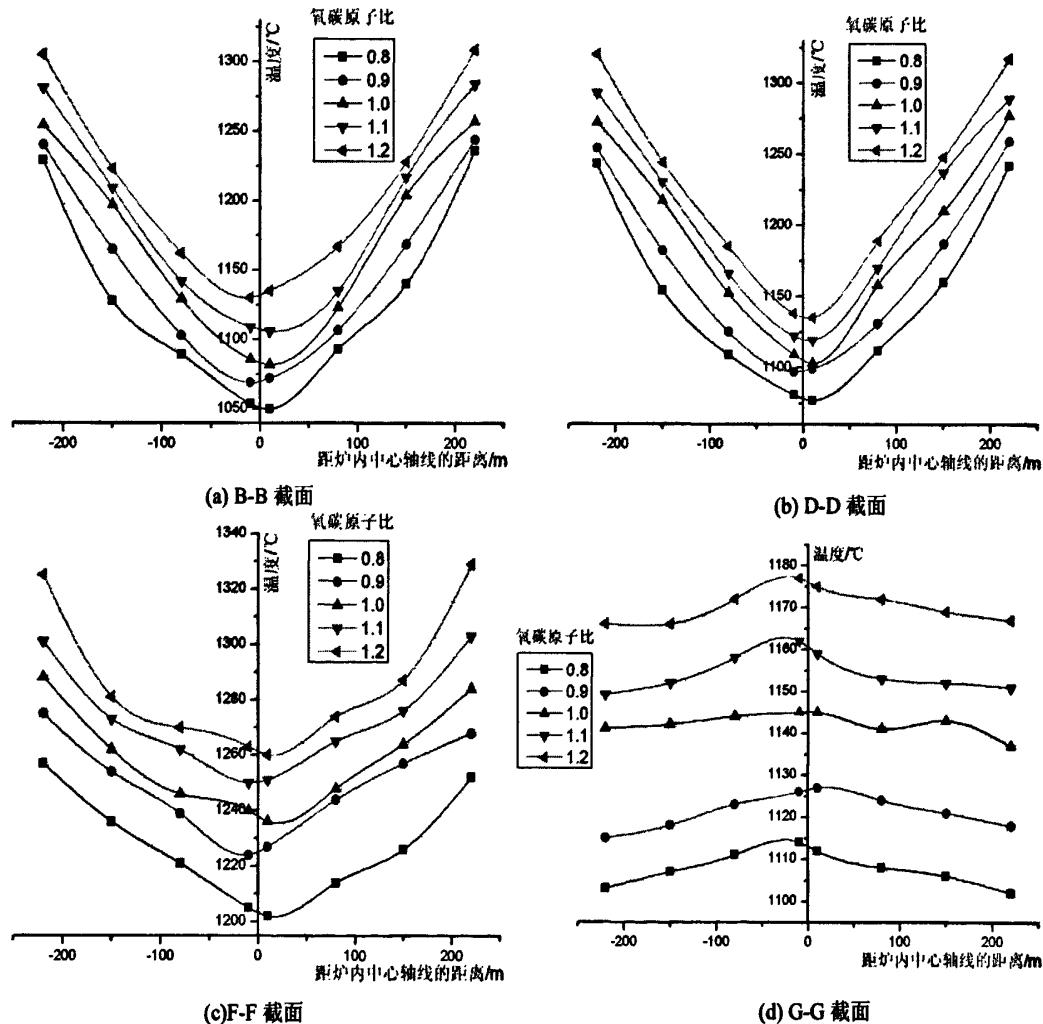


图 5.9 三层六喷嘴进料工况下不同截面上各测点的温度分布图

与双层四喷嘴进料工况相似但与单层双喷嘴进料工况有区别的地方在于：B-B 截面上靠近炉壁处温度比单层双喷嘴进料工况低，靠近炉内中轴线处温度比单层双喷嘴进料工况高，D-D 截面上整体温度水平高于 B-B 截面，F-F、G-G 截

面上各测点温度高于单层双喷嘴进料工况，而温度梯度小于单层双喷嘴进料工况；

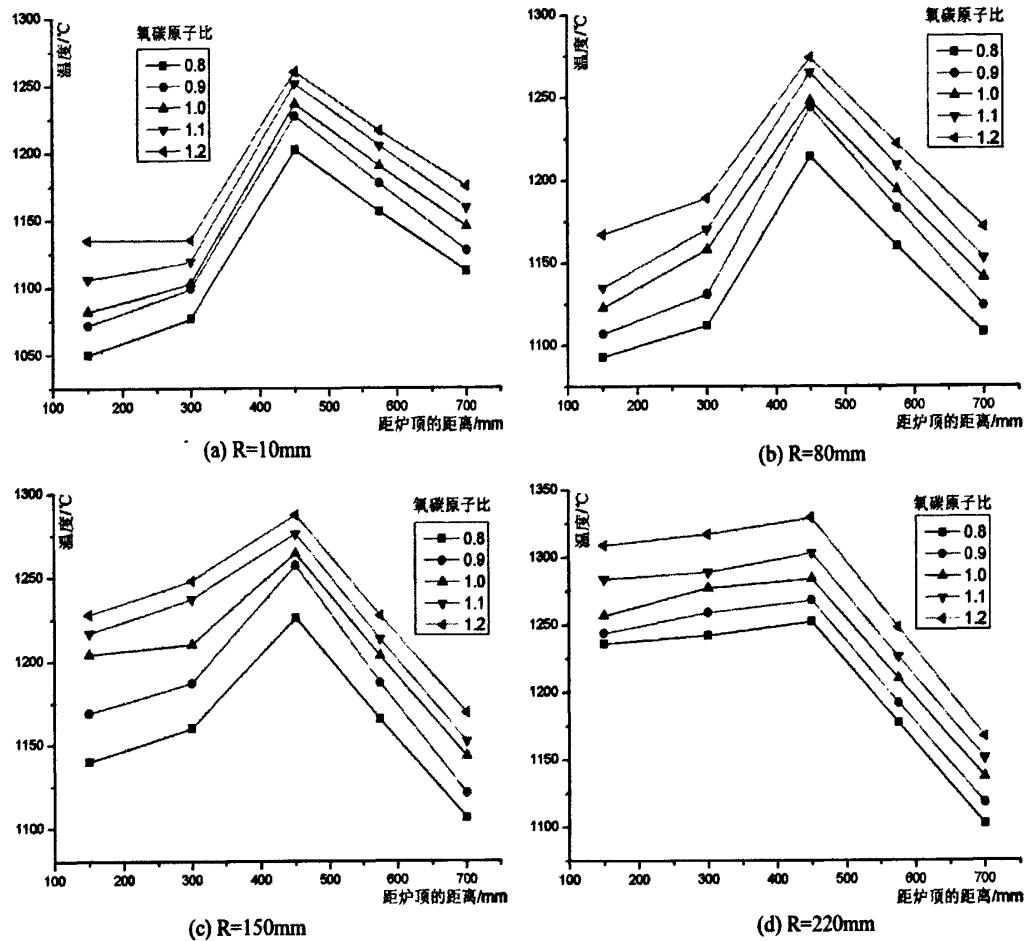


图 5.10 三层六喷嘴进料工况下不同测量半径上各测点的温度分布图

分别将图 5.9 (b)、5.7 (b)，图 5.9 (c)、5.7 (c) 和图 5.10 (d)、5.8 (d) 进行比较，可以发现与双层四喷嘴进料工况也有所区别的地方，主要包括以下方面：

(1) F-F 截面上靠近炉壁处温度比 D-D 截面上靠近炉壁处温度高，而不是和双层四喷嘴进料工况类似比 D-D 截面低，这主要是由 F-F 截面上方增加的 E-E 进料水平面上的进料喷嘴造成的，上层和中层进料水平面的可燃性气体旋转下移至 E-E 进料水平面时已开始进入气化反应区，故此时位于 E-E 进料水平面下方的 F-F 测温平面上的温度已经处于较高水平，而当 E-E 水平面上的进料喷嘴喷入煤粉和空气时，煤粉颗粒迅速升温燃烧，使得靠近炉壁处温度迅速升高，造成 F-F 水平测温面上各个测点的温度均高于 D-D 截面；

(2) 由于分层错位布置的三级进料喷嘴的存在，使得上层和中层进料水平面产生的未完全反应的可燃性气体与下层喷嘴的煤粉和空气混合后，在旋流带动下进一步旋转下移，在炉内停留时间继续延长，气化反应进行的更加完全，而且

处于旋流状态的大量煤粉颗粒和气化剂聚集在下部炉膛空间内，使得该区域温度水平进一步提升，温度梯度也相应变小，温度分布更加均匀，如氧碳原子比为 1.0 时，炉膛下部测温平面平均温度达到约 1150℃，F5 和 F8 测点的温度差仅为 8℃。

5.5.2 合成气组分浓度

从图 5.11 可以看出，随氧碳原子比的升高，三种工况下的 CO 和 H₂ 浓度均呈明显的上升趋势，如三层六喷嘴进料工况下，CO 浓度由氧碳原子比为 0.8 时的 20.5% 上升到氧碳原子比为 1.1 时的 25.2%，上升幅度为 22.9%，而 H₂ 浓度由氧碳原子比为 0.8 时的 2.5% 上升到氧碳原子比为 1.0 时的 5.6%，上升幅度高达 124%，但随着氧碳原子比的继续增大，二者的浓度则呈缓慢下降趋势，分别降到氧碳原子比为 1.2 时的 24.5% 和 4.2%，下降幅度分别为 2.9% 和 25%；由此得到的合成气的有效组分 CO+H₂ 的浓度也表现出先升高后降低的趋势，由氧碳原子比为 0.8 时的 23% 上升到 1.0 时的 30.3%，再降低到 1.2 时的 28.7%，与 CO 和 H₂ 各自单独的变化趋势基本相同。而 CO₂ 的浓度变化趋势则有所不同，一直稳步上升，如单层双喷嘴进料工况下，由氧碳原子比为 0.8 时的 6.7% 上升到 1.2 时的 12.7%；CH₄ 的浓度也呈先上升后下降的变化趋势，如三层六喷嘴进料工况下，由氧碳原子比为 0.8 时的 0.5% 先上升到 1.0 时的 1.2%，再下降到氧碳原子比为 1.2 时的 1.0%；O₂ 的浓度随着氧碳原子比的增加逐渐变大，如单层双喷嘴进料工况下，由氧碳原子比为 0.8 时的 0.5% 逐渐上升到 1.2 时的 1.6%；N₂ 的浓度变化趋势和 CO、H₂ 的浓度变化趋势正好相反，呈现先明显下降再略微平缓回升的趋势，如在双层四喷嘴进料工况下，N₂ 浓度由氧碳原子比为 0.8 时的 71.7% 下降到 1.1 时的 60.7%，然后在氧碳原子比为 1.2 时又有所上升提高到 61.3%。

造成上述现象的原因是，在煤粉供应量保持不变的情况下，入炉空气量的增加使炉内供氧量也相应增加，并使得炉内温度上升，如图 5.5-5.10 所示，当氧碳原子比较小时，虽然气化炉内表现出强烈的还原气氛，但因气化温度相对偏低，造成气化反应速率相对缓慢，使得气化反应进行得不够彻底，并导致合成气中 CO、H₂、CO₂ 和 CH₄ 的组分浓度均较低，而 N₂ 浓度较高，当随着入炉空气量的增加氧气量也相应增加，氧碳原子比逐渐增大，气化炉内氧化气氛增强，碳的燃烧反应放出热量所占的比重增加，CO₂ 生成量增加，并且气化温度升高，而气化温度的升高进一步加速了 CO₂ 的还原反应，使合成气中 CO、H₂、CO₂ 和 CH₄ 四种组分的浓度相应上升，而 N₂ 浓度降低，当继续增大空气量时，氧气过量，炉内还原气氛减弱，过量的氧气与合成气中的 CO 和 H₂ 发生氧化燃烧反应，使合成气中 CO+H₂ 的浓度降低，CO₂ 浓度继续增加，而随着 CO 和 H₂ 浓度的降低，生成 CH₄ 的反应强度减弱，CH₄ 浓度相应降低，N₂ 浓度则略微有所上升。而合成气中的 O₂ 浓度自然随着供氧量的增加而上升。

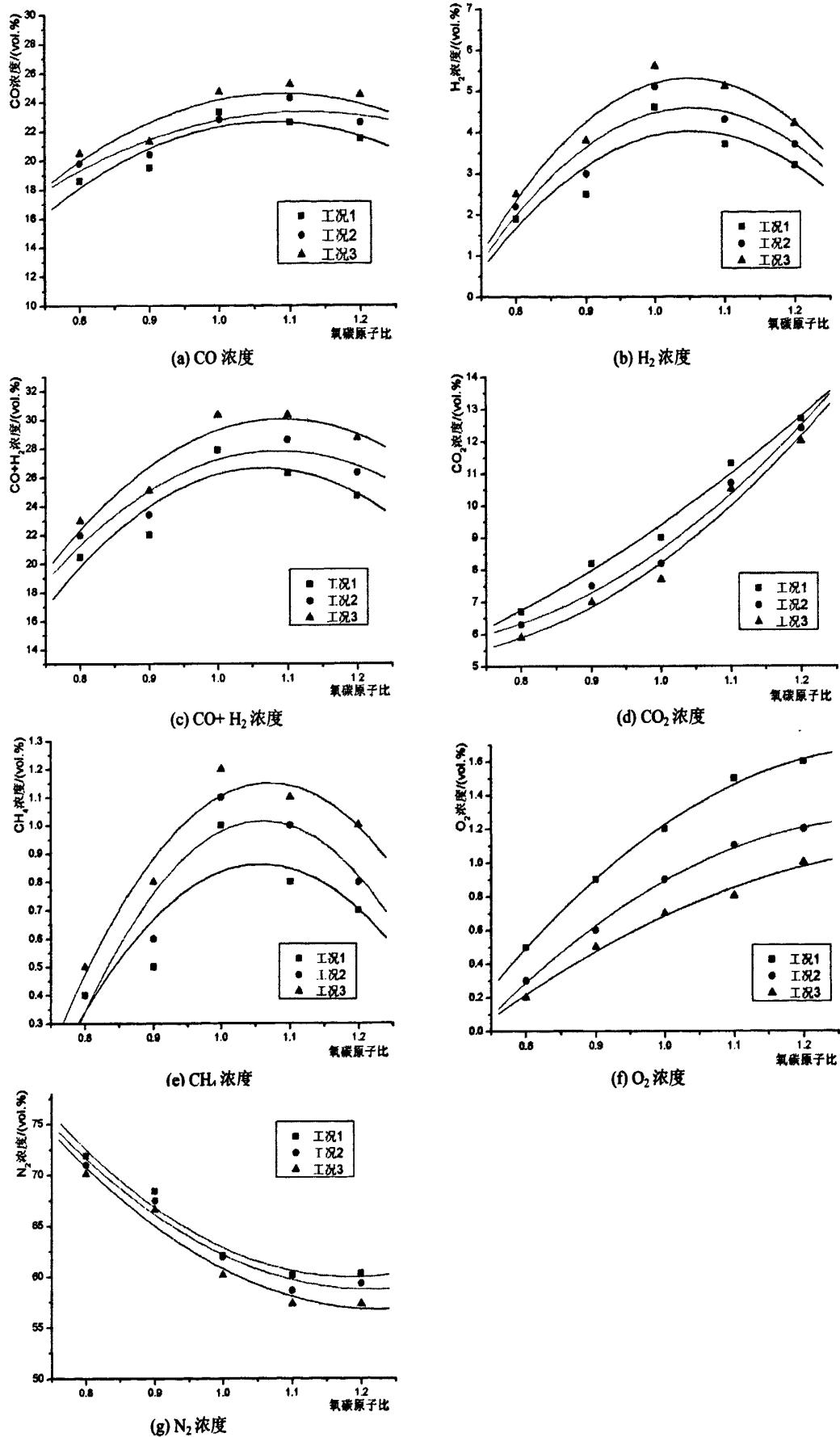


图 5.11 三种工况下氧碳原子比发生改变时合成气各组分浓度变化趋势

从单层双喷嘴进料工况到三层六喷嘴进料工况，随喷嘴层级和个数的增加，CO、H₂、CO+H₂和CH₄的浓度也逐渐升高，如氧碳原子比为1.1时，其浓度分别从单层双喷嘴进料工况的22.6%、3.7%、26.3%和0.8%增加到三层六喷嘴进料工况的25.2%、5.1%、30.3%和1.1%，上升幅度分别为11.5%、37.8%、15.2%和37.5%，而CO₂浓度则从11.3%下降到10.5%，下降幅度为7.1%，O₂浓度从1.5%降低到0.8%，下降46.7%，N₂浓度也从60.1%降低到57.3%，下降4.7%。

产生上述现象是因为煤粉喷嘴和气化剂喷嘴分别从单层双喷嘴增加到三层六喷嘴时，炉内旋流强度更大，温度场分布越来越均匀，温度梯度逐渐减小，整体温度水平明显升高，更加有利于实现煤粉颗粒的无焰氧化气化，使得合成气中有效组分CO+H₂浓度升高，CH₄浓度上升，而随碳的燃烧反应放热比重的降低，CO₂生成量减少，同时使得合成气中O₂和N₂浓度也有所下降。

5.5.3 合成气热值

干煤气的高、低位热值 $H_{gas,h}$ 、 $H_{gas,l}$ 可用以下公式计算^[63]：

$$H_{gas,h} = 4.187 \times (3020[CO] + 3050[H_2] + 9500[CH_4]) \quad (5.13)$$

$$H_{gas,l} = 4.187 \times (3020[CO] + 2580[H_2] + 8550[CH_4]) \quad (5.14)$$

式中： $H_{gas,h}$ —干煤气的高位热值，kJ/Nm³；

$H_{gas,l}$ —干煤气的低位热值，kJ/Nm³；

[CO]、[H₂]、[CH₄]—指CO、H₂、CH₄在煤气中的体积百分含量，%；

本文中计算取干煤气高位热值。

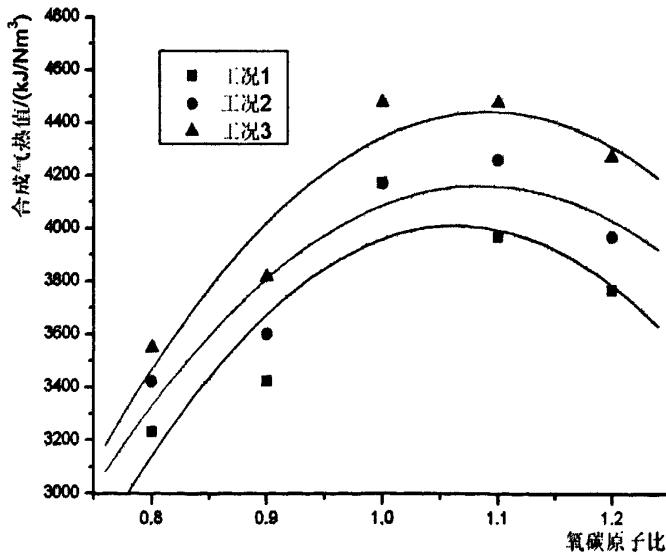


图 5.12 三种工况下氧碳原子比变化对合成气热值的影响

根据合成气中各有效成分浓度计算后，得到三种不同工况下氧碳原子比从0.8升高到1.2时合成气热值的变化趋势如图5.12所示，从图中可以明显看出，空气供应量亦即氧碳原子比增加对合成气热值的影响趋势是先增大而后缓慢减

小，在氧碳原子比为 1.1 时达到最大值，产生上述现象的原因可利用图 5.11 进行解释，氧碳原子比的增大实质是入炉氧气量的增加，随之合成气有效组分 $\text{CO}+\text{H}_2$ 的浓度也增加，合成气热值相应变大，然而当供氧量进一步增加时，造成合成气中的有效组分 CO 和 H_2 分别与氧气发生氧化反应，使得有效组分浓度降低，合成气热值也随之降低。

如 5.5.2 所述，从单层双喷嘴进料工况变化到三层六喷嘴进料工况，炉内整体温度水平的提升加速了煤粉颗粒的无焰氧化气化反应的进行，使得合成气中有效组分的浓度升高，故煤气热值也相应升高，如氧碳原子比为 1.1 时，三种工况下的煤气热值分别为 3969 kJ/Nm^3 ， 4260 kJ/Nm^3 和 4477 kJ/Nm^3 ，增加幅度分别为 7.3% 和 5.1%。

5.5.4 碳转化率

碳转化率是指煤气化过程中被有效利用的碳元素占入炉碳的百分数，可用下式进行计算：

$$\eta_c = \frac{V_{\text{气}} \times ([\text{CO}] + [\text{CO}_2] + [\text{CH}_4]) \times 12 / 22.4}{C_{\text{入炉}}} \times 100\% \quad (5.15)$$

式中： η_c —碳转化率，%；

$V_{\text{气}}$ —煤气量， Nm^3/h ，由煤气流速和煤气管道半径求得；

$C_{\text{入炉}}$ —进入气化炉内的碳元素质量， kg/h ；

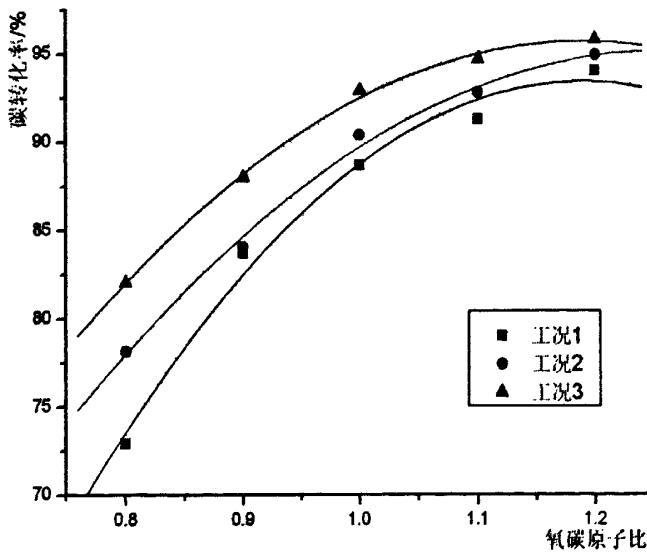


图 5.13 三种工况下氧碳原子比发生改变时碳转化率的变化趋势

三种工况下，氧碳原子比对经过计算后得到的碳转化率造成的影响如图 5.13 所示，随着氧碳原子比的增加，碳转化率也逐渐升高，但升高趋势逐渐平缓，如三层六喷嘴进料工况下，氧碳原子比为 0.8 时碳转化率为 82.04%，氧碳原子比为

0.9 时碳转化率为 87.97%，升高 7.2%，而氧碳原子比由 1.1 增加到 1.2 时，碳转化率也相应从 94.64% 增加到 95.75%，上升幅度仅为 1.2%，这是因为氧碳原子比的增加反映了入炉煤粉量保持不变时炉内氧气供应量的增加，这样会加强炉内碳的燃烧反应，使碳的反应比重增加，同时燃烧反应放热的增加导致炉内温度升高，又反过来促进了碳与气化剂进行气化反应，使其反应比重进一步升高，两方面因素互相影响，互相促进，使碳转化率迅速增加，但当氧碳原子比处于较高水平时，炉内整体温度也处于较高水平，对碳转化率的影响也相应变缓。而当氧碳原子比一定时，从单层双喷嘴进料工况变化到三层六喷嘴进料工况，反映的是炉膛空间内气化反应强度的增强，也使得碳转化率相应升高，如氧碳原子比为 1.0 时，三种工况下的碳转化率分别为 88.66%、90.38% 和 92.86%。

5.5.5 冷煤气效率

冷煤气效率是指粗合成气中可燃气体成分的化学能与气化用煤的化学能的比值，合成气和煤的化学能可采用其相应的高位发热量，其计算公式如下：

$$\eta = \frac{H_{\text{gas},h} \times V_{\text{q}}}{G_{\text{煤}} \times H_{\text{coal},h}} \times 100\% \quad (5.16)$$

式中： η —冷煤气效率，%；

$G_{\text{煤}}$ —给煤量，kg/h；

$H_{\text{coal},h}$ —煤的高位发热量，kJ/kg；

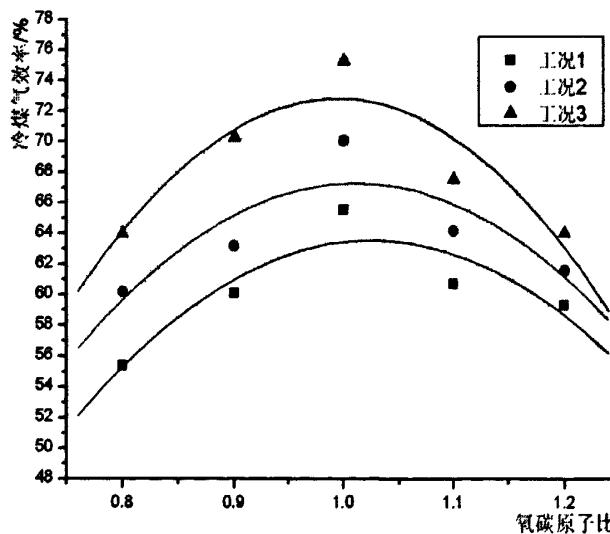


图 5.14 三种工况下氧碳原子比变化对冷煤气效率的影响

经过计算，分别得到三种工况下氧碳原子比从 0.8 变化到 1.2 时的冷煤气效率，其变化趋势如图 5.14 所示。因为冷煤气效率与合成气热值相关，而根据前述分析，随着氧碳原子比的增加，合成气热值呈先逐渐升高再缓慢降低的变化趋势，故冷煤气效率的变化趋势也是随着氧碳原子比的增加而先升高后降低，并在氧碳

原子比为 1.0 时达到最高点，如三层六喷嘴进料工况下氧碳原子比为 1.0 时，冷煤气效率为 75.29%，而氧碳原子比为 0.8 和 1.2 时的冷煤气效率分别为 64.02% 和 64.09%。在相同氧碳原子比条件下，如前述分析，从单层双喷嘴进料工况变化到三层六喷嘴进料工况时，煤气热值升高，故冷煤气效率也相应增加，如氧碳原子比为 1.0 时，三种工况下的冷煤气效率分别为 65.58%、70.10% 和 75.29%。

5.5.6 煤耗

煤耗是指合成粗煤气中单位体积的有效气 ($\text{CO}+\text{H}_2$) 所消耗的原料煤的质量，其计算公式如下：

$$\text{煤耗} = \frac{G_{\text{煤}}}{V_{\text{有效气}}} \times 100\% \quad (5.17)$$

式中： $G_{\text{煤}}$ —给煤量， kg/h ；

$V_{\text{有效气}}$ —合成气中有效气 ($\text{CO}+\text{H}_2$) 体积， kJ/kg ；

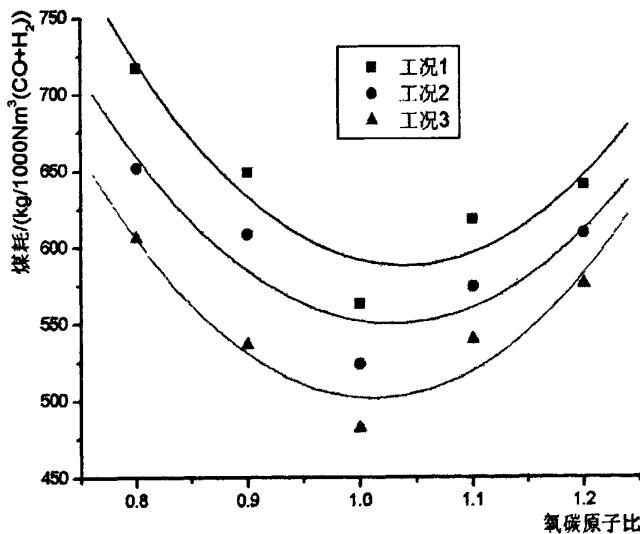


图 5.15 三种工况下氧碳原子比变化对煤耗的影响

三种工况下氧碳原子比从 0.8 变化到 1.2 时，比煤耗的变化趋势如图 5.15 所示。因为该参数表示的是煤粉消耗量与合成气有效成分的比值，而实验中给煤量保持不变，合成气有效成分随氧碳原子比增大呈现先增加再减小的趋势，故比煤耗呈现先降低而后上升的变化趋势，并在氧碳原子比为 1.0 时达到最高点，如三层六喷嘴进料工况下氧碳原子比为 1.0 时，比煤耗为 $482 \text{ kg}/1000\text{Nm}^3(\text{CO}+\text{H}_2)$ 。在相同氧碳原子比条件下，如前述分析，从单层双喷嘴进料工况变化到三层六喷嘴进料工况时，合成气有效成分浓度升高，产生相同体积的合成气中有效气体积增加，故比煤耗相应降低，如氧碳原子比为 1.0 时，三种工况下的比煤耗分别为 $562.9 \text{ kg}/1000\text{Nm}^3(\text{CO}+\text{H}_2)$ 、 $523.6 \text{ kg}/1000\text{Nm}^3(\text{CO}+\text{H}_2)$ 和 $482 \text{ kg}/1000\text{Nm}^3(\text{CO}+\text{H}_2)$ 。

5.6 小结

本章以煤粉为原料，以常温空气为气化剂，在搭建的煤粉无焰氧化气化实验系统平台上进行了干煤粉的气化特性实验，通过改变进料喷嘴层级、个数以及入炉空气量等参数设计了多种工况，并使用热电偶测量了不同工况下气化炉内四个不同高度水平测温平面上 32 个测点的温度，合成气组分浓度和合成气管道中气体流速，然后根据实验结果分析了氧碳原子比和喷嘴布置方式对炉内温度场和合成气组分浓度的影响，并根据实验测得的合成气组分浓度和流速对冷煤气热值、碳转化率以及冷煤气效率进行了计算，最后根据计算结果对氧碳原子比和喷嘴层级、个数影响上述气化工艺指标的趋势和途径进行了分析，结果如下：

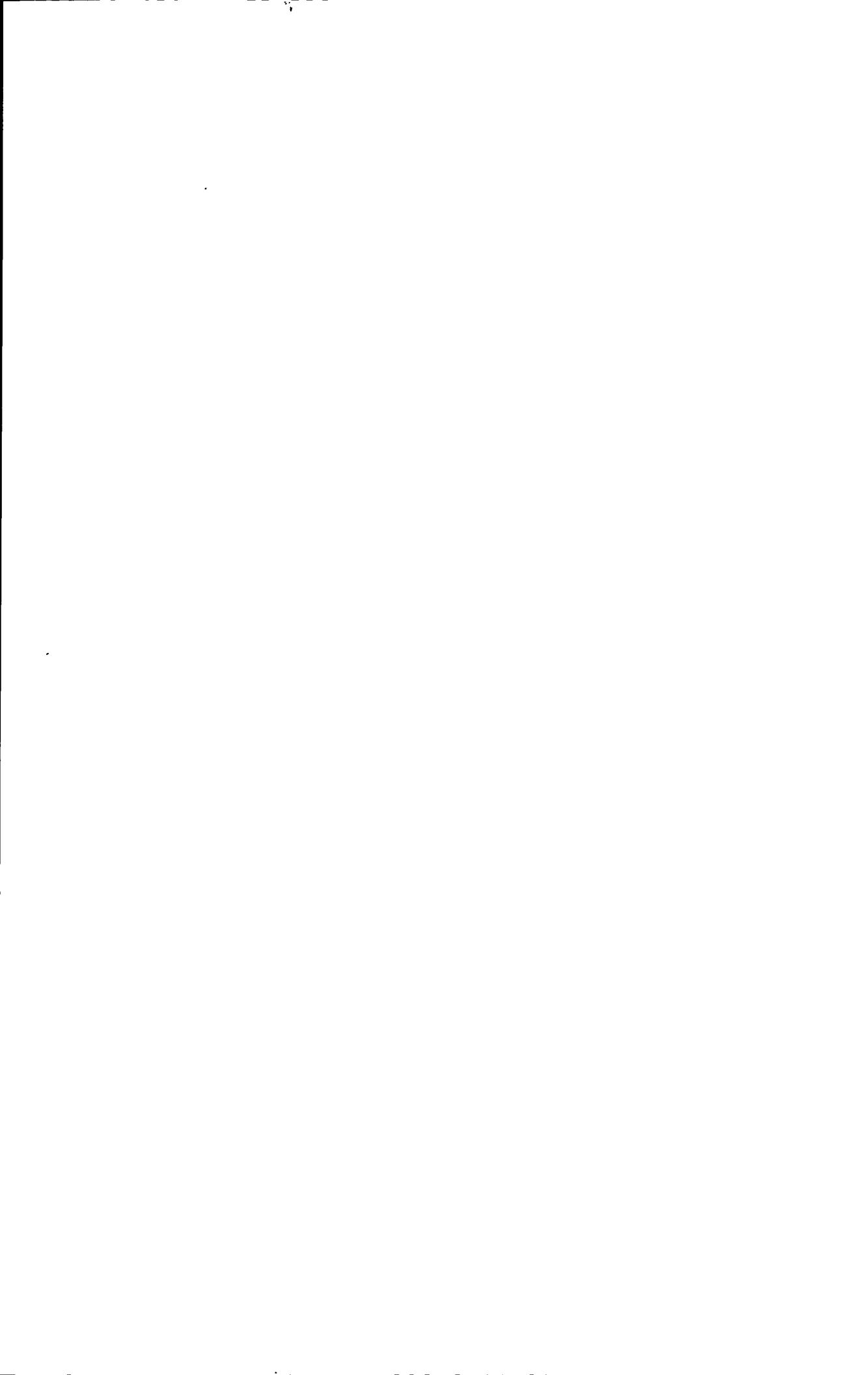
(1) 随氧碳原子比的增加，炉内平均温度、 CO_2 浓度、 O_2 浓度和碳转化率呈单调上升趋势， CO 浓度、 H_2 浓度、 $\text{CO}+\text{H}_2$ 浓度、 CH_4 浓度、合成气热值以及冷煤气效率呈先上升后下降的趋势，而 N_2 浓度则呈先降低后缓慢回升的变化趋势；随喷嘴层级和个数的增加，炉内平均温度、 CO 浓度、 H_2 浓度、 $\text{CO}+\text{H}_2$ 浓度、合成气热值、碳转化率和冷煤气效率均有所升高，而 CO_2 浓度、 O_2 浓度和 N_2 浓度则逐渐降低。

(2) 根据实验研究结果，确定三层六喷嘴分级错位进料工况下氧碳原子比为 1.0 时气化工艺参数最佳，此时炉内平均温度较高，绝大部分区域温度高于 1150 ℃，炉底出口处温度梯度最小，不超过 8 ℃，并且有效气组分 ($\text{CO}+\text{H}_2$) 浓度、 CH_4 浓度、合成气热值和冷煤气效率均达到最高点，分别为 30.3%、1.2%、4477 kJ/Nm³ 和 75.29%，碳转化率也处于较高水平，达到 92.86%，而合成气中 CO_2 、 O_2 和 N_2 的浓度则处于相对较低水平。

上述气化指标表明，本气化炉的结构和喷嘴布置方式能够使煤粉在载气输送下通过径向对撞布置的喷嘴进入炉内，并在分层错位切向布置的气化剂喷嘴产生的高速旋转下移气流的带动下，迅速扩散到整个炉膛空间，将煤粉气化过程空间化，与此同时，高速旋流强烈卷吸气流周边高温烟气，使氧分子浓度迅速降低，温度迅速升高，并且炉内温度场分布均匀，使得无焰氧化反应得以实现的两个基本条件得到满足，从而在炉内实现具有无焰氧化特征的煤粉气化反应，并且分层错位切向对称偏置的气化剂喷嘴布置方式延长了煤粉在气化炉内的停留时间，并将炉内的高温气化反应区下移，提升了下部炉膛空间包括排渣口处的温度水平，使气化效率增强，达到了高效气化的技术指标，从而验证了在本气流床气化炉实验系统平台上进行煤粉的无焰氧化气化特性研究的可行性，为下一步更深入的研究奠定了坚实的基础。

(3) 根据第一章所述，常规气流床气化的主要工艺参数为碳转化率 98~99%，有效气组分 ($\text{CO}+\text{H}_2$) 浓度 92~95%，冷煤气效率 80~83%，在本课题基

于无焰氧化的气流床粉煤气化实验中，碳转化率、有效气组分（CO+H₂）浓度和冷煤气效率的最大值分别为 95.75%、35.3%、75.29%，均低于常规气流床气化技术，尤其是有效气组分浓度差距很大，但这主要是因为气化剂的不同造成的，常规气流床气化技术采用高温氧气作为气化剂，而本实验中的气化剂为常温空气，故合成气中 N₂ 浓度很高，使得有效气组分浓度大幅降低，而且因为实验人员实际操作经验欠缺，未能将实验平台各系统完美配合，加之时间有限，没有能够将系统调试到最佳运行状态以获得更好的气化工艺参数，所以研究者认为本次实验中获得的参数尚有较大的提升空间，到时方能充分展现无焰氧化气化的技术优势。



总结与展望

本课题以干煤粉的洁净高效气化为背景，结合无焰氧化的技术优势和实现途径分析，设计了一套以基于无焰氧化的气流床粉煤气化炉为主体的实验系统，并在炉内进行了冷态流场测试和热态煤粉气化实验，主要成果如下：

(1) 首先根据前人总结的无焰氧化的实现条件，设计了一台无焰氧化气化实验炉，并在此基础上对整个气化实验系统的方案进行了初步设计，然后根据初步设计方案，进行了炉膛容积热负荷和炉膛截面热负荷计算以及物料平衡计算，又根据计算结果，对实验系统管道、耐火隔热材料等辅助设备和材料进行了设计计算，并在此基础上进行了实验系统管道阻力损失计算，之后又以上述计算结果为基础，对实验系统管道布置进行了优化，使管道阻力损失从约2240Pa下降到约1560Pa，并在原方案气化炉本体、鼓风机、给粉系统、气化剂供应系统、点火系统、煤气输送系统、冷却系统、测量系统等组成部分的基础上，增设了数据采集及处理系统和控制及报警系统，最后根据优化后方案加工了一套基于无焰氧化的气流床粉煤气化实验系统。

(2) 根据常温空气无焰氧化技术在煤气化技术中的实现条件，以常温空气为工质，在气化炉内进行了冷态实验，使用热线风速仪测量了单喷嘴切向进气、单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气等四种不同工况下气化炉内四个不同高度水平截面上 36 个测点的切向速度和 G-G 截面上 9 个测点的径向速度，然后根据实验结果对气化炉内空气流场的特点进行了比较和分析，发现的相似点包括随空气总流量的增加，炉内各点的切向速度均相应增大；不同高度水平截面上均存在速度梯度，越靠近炉体内壁处的切向速度越大，越靠近炉体中轴线处的切向速度越小；伴随喷入炉内气流的旋转下移，位于相同竖直轴线上点的切向速度呈逐渐减小的趋势。但区别在于单层双喷嘴错位切向进气、双层四喷嘴分级错位切向进气和三层六喷嘴分级错位切向进气三种工况的炉内气流特性要明显优于单喷嘴切向进气工况，并随着喷嘴层级和个数的增加，炉体下部区域相同水平截面和相同竖直轴线上点的切向速度梯度更小，炉内的对称旋转下移流场分布更加均匀，这也验证了在该气化炉内实现旋转速度梯度场的可行性，从冷态流场角度为在炉内能够实现常温空气无焰燃烧提供了重要支撑。

(3) 以煤粉为原料，以常温空气为气化剂，在气化炉内进行了干煤粉的气化特性实验，测量了单层、双层和三层喷嘴进料工况下氧碳原子比从 0.8 增加到 1.2 时，气化炉内四个不同高度水平测温平面上的温度，合成气组分浓度和流速，然后根据实验结果分析了氧碳原子比和喷嘴层级、个数对炉内温度场、合成气组

分浓度、干煤气热值、碳转化率以及冷煤气效率的影响，发现随氧碳原子比以及喷嘴层级和个数的增加，炉内平均温度、合成气有效气组分（CO+H₂）浓度、合成气热值、碳转化率和冷煤气效率等主要气化工艺指标都有所升高，并最终确定三层六喷嘴分级错位进料工况下氧碳原子比为1.0时气化工艺参数最佳，此时炉内绝大部分区域温度在1150℃以上，并且有效气组分（CO+H₂）浓度、合成气热值和冷煤气效率均达到最大值，碳转化率也相对较高。

这些气化指标表明了在本气流床气化炉内实现具有无焰氧化特征的煤粉气化反应的可行性，这是因为本气化炉的结构和进料方式能够使煤粉在分层错位切向对称偏置的气化剂喷嘴产生的高速旋转下移气流的带动下，迅速扩散到整个炉膛空间，而气流在做高速旋转运动的同时强烈卷吸周边高温烟气，使气化剂分子浓度迅速降低，炉内整体温度水平迅速上升，使实现无焰氧化反应的两个基本条件得到满足，从而在炉内实现具有无焰氧化特征的煤粉气化反应，如图并且此种气化剂喷嘴布置方式延缓了煤粉的降落过程，使其在炉内的停留时间增加，并造成炉内的高温气化反应区外扩下移，使煤粉气化过程空间化，炉内温度场分布均匀，提升了排渣口处温度水平，使气化效率增强，实现了高效气化的技术指标。

虽然本课题在自行设计搭建的基于无焰氧化的气流床煤粉气化实验系统平台上进行了冷态和热态实验，并得到了一些结论，但由于时间关系，加之作者研究水平有限，还有很多工作未能得到深入开展，作者认为还需要对以下方面进行深入研究：

(1) 本课题仅对炉膛下部区域炉内中轴线处温度高于靠近炉壁处温度的现象进行了初步研究和分析，有必要深入探究产生该现象的原因和机理；

(2) 本课题各实验工况中煤粉和气化剂喷嘴的进料量均完全相等，是一种最典型的实验工况，有必要设计不同的进料比，研究各喷嘴进料量不同时对应工况下的炉内冷态流场和煤粉气化工艺指标；

(3) 本课题仅对水平布置的固定直径喷嘴工况进行了研究，有必要设计不同的喷嘴倾斜角度和选用不同直径的喷嘴，以在不同的结构参数下进行冷态和热态实验；

(4) 本课题的热态实验仅以一种煤为气化原料，而煤种类繁多，各具特点，当选用不同煤样作为实验对象时，实验结果有何相同和不同之处，值得深入研究，并且在煤作为气化原料进行透彻研究后，有必要将研究对象向生物质、污泥等其他原料拓展。

参考文献

- [1] 中华人民共和国国家统计局. 中国统计年鉴 -2010. www.stats.gov.cn, 2010-9-25
- [2] 《中国能源发展报告》编辑委员会. 中国能源发展报告. 北京: 中国计量出版社, 2003
- [3] 中华人民共和国国土资源部. 2009 年国土资源公报. www.mlr.gov.cn, 2010-4-9
- [4] 芦根玲. 降低工业锅炉初始排尘浓度的对策. 科技情报开发与经济, 2004, 14(4): 212-214
- [5] 唐志国. 基于无焰氧化的干法煤粉气化特性研究. [中国科学技术大学博士学位论文]. 合肥: 中国科学技术大学, 2009
- [6] 陈君球, 朱大钧. 煤炭气化是实现中国煤炭洁净利用的重要途径. 动力工程, 1997, 17(5): 21-26
- [7] 黄戒介, 房倚天, 王洋. 现代煤气化技术的开发与进展. 燃料化学学报, 2002, 30(5): 385-390
- [8] 许世森, 张东亮, 任永强. 大规模煤气化技术. 北京: 化学工业出版社, 2006, 1-344
- [9] 于广锁, 牛苗任, 梁钦锋, 等. 气流床水煤浆气化技术的应用现状及开发进展. 煤化工, 2004, (3): 1-5
- [10] 唐志国, 李永玲, 唐超君, 等. 基于煤气化的 CO₂ 近零排放煤基能源系统的研究进展. 煤炭转化, 2009, 32(1): 85-90
- [11] 李芳芹. 煤的燃烧与气化手册. 北京: 化学工业出版社, 1997, 206-258
- [12] 曹征彦. 中国洁净煤技术. 北京: 中国物资出版社, 1997, 612-617
- [13] 苏万银. 煤气化方法的比较及分析. 煤化工, 2010, (3): 10-14
- [14] 唐宏青. 煤化工工艺技术评述与展望 I . 煤气化技术. 燃料化学学报, 2001, 29 (1): 1-5
- [15] 袁明. 干煤粉气流床气化的发展现状与趋势. 煤炭科学技术, 2002, 30 (5): 60-62
- [16] 夏鲲鹏, 陈汉平, 王贤华, 等. 气流床煤气化技术的现状及发展. 煤炭转化, 2005, 28(48): 69-73
- [17] 韩梅, 吴国光. 气流床干煤粉气化技术的发展. 洁净煤技术, 2004, 10(1): 48-49
- [18] J. A. Wunning, J. G. Wunning. Flameless oxidation to reduce thermal no-formation. Progress in Energy and Combustion Science, 1997, 23: 81-94

- [19] Antonio Cavaliere, Mara de Joannon. Mild Combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2004, 30:329-366
- [20] Ambrogio Milani, Alessandro Saponaro. Diluted Combustion Technologies. *IFRF Combustion Journal*, 2001, 01:1-32
- [21] F. J. Weinberg, Combustion temperatures: the future?. *Nature*, 1971, 233(24): 239-241
- [22] 刑献军, 林其钊. 常温空气燃烧中 CO 生成的研究. *热能动力工程*, 2006, 21(6): 612-617
- [23] 唐志国, 程建萍, 马培勇, 等. 新型常温空气无焰燃烧实现技术及特性分析. *工业加热*, 2007, 36 (1): 48-51
- [24] 刑献军, 林其钊. 常温空气无焰燃烧中 NO_x 生成的研究. *环境科学学报*, 2006, 26(10): 1671-1676
- [25] 张占涛, 王黎, 张睿, 等. 煤的孔隙结构与反应性关系的研究进展. *煤炭转化*, 2005, 28(4): 62-67
- [26] 范辅弼. 煤利用化学. 北京: 化学工业出版社, 1991, 21-23
- [27] 陈鸿. 煤粉孔隙结构及燃尽动力学的研究:[华中理工大学博士学位论文]. 武汉: 华中理工大学, 1994
- [28] L. D. Smoot, P. J. Smith. Fundamentals of coal combustion: for clean and efficient use. New York: Elsevier, 1993: 76-78
- [29] 程君, 周安宁, 李建伟. 煤结构研究进展. *煤炭转化*, 2001, 24(4): 1-6
- [30] 沙兴中, 杨南星. 煤的气化与应用. 上海: 华东理工大学出版社, 1995, 33-34
- [31] 杨泱, 钱芬芬, 潘多伟. 煤的气化及其影响因素综述. *煤炭加工与综合利用*, 2005, (5): 41-42
- [32] 杨帆, 周志杰, 王辅臣, 等. 神府煤焦与水蒸气、CO₂ 气化反应特性研究. *燃料化学学报*, 2007, 35(6): 660-666
- [33] C. J. Hindmarsh, K. M. Thomas, W. X. Wang, et al. A comparison of the pyrolysis of coal in wire-mesh and entrained-flow reactors. *Fuel*, 1995, 74(8): 1185-1190
- [34] 文芳. 热重法研究煤焦 H₂O 气化反应动力学. *煤炭学报*, 2004, 29(3): 350-353
- [35] Lester E, ClokeM. The characterization of coals and their respective chars formed at 1300°C in a drop tube furnace. *Fuel*, 1999, (78): 1645-1658
- [36] Peunte G. dela Fuente E, Pisj J. Reactivity of pyrolysis chars related to precursor coal chemistry. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 2000, (53): 81-93
- [37] 谢克昌. 煤的结构与反应性. 北京: 科学出版社, 2002, 294-297

- [38] Ma X, Hiroshi Nagaishi, T. ao. Interetation of reactivity change of coal char with structure development of char in course of char gasification. In: Proceedings of the 9th Japan-China Symposium on Coal and Cl chemistry, 2006, (10): 109-110
- [39] Ma X, Hiroshi Nagaishi. An effective approach to interpreting reactivity change of coal char with structure development of the char in the course of char gasification. In: Procedings of 21st Annual International Pittsburgh Coal Conference, 2004, 9: 2-15
- [40] Kyriacos Zygourakis. Effect of pyrolysis conditions on the macropore structure of coal-derived chars. Energy&Fuels, 1993, 7(1): 33-41
- [41] 向银花, 王洋, 张建民, 等. 焦气化过程中比表面积和孔容积变化规律及其影响因素研究. 燃料化学学报, 2004, 30(2): 105-112
- [42] 赵明举, 谢克昌, 凌大琦. 煤中矿物质在煤气化中的作用. 煤炭综合利用, 1989, (1): 23-29
- [43] Atul Sharma, Hayato Kadooka, Takashi Kyotani, Akira Tomita. Effect of microstructural changes on gasification reactivity of coal chars during low temperaure gasification. Energy&Fuels, 2002, 16(1): 54-61
- [44] 唐黎华, 吴勇强, 朱学栋, 等. 高温下制焦温度对煤焦气化活性的影响. 燃料化学学报, 2002, 30(1): 12-20
- [45] 朱延钰, 张守玉, 黄戒介, 等. 氧化钙对流化床煤温和气化半焦性质的影响. 燃料化学学报, 2000, 28(1): 40-43
- [46] 李淑芬, 林永志, 柳作良. 添加无机组分对煤焦加压反应活性的影响. 煤气与热力, 1991, 11(1): 9-14
- [47] 李凡, 张永发, 谢克昌. 矿物质对煤显微组分气化的影响. 燃料化学学报, 1992, 20(3): 300-306
- [48] Shunfen Li, Yuanlin Cheng. Catalytic gasification of gas-coal char in CO₂. Fuel, 1995, 74(3): 456-458
- [49] 徐秀峰, 崔洪, 顾永达. 煤焦制备条件对其气化反应性的影响. 燃料化学学报, 1996, 24(5): 404-410
- [50] Alonso M. J. G., Borrego A. G., Alvarez D., et al. Pyrolysis behaviour of pulverised coals at different temperatures. Fuel, 1999, 78(13): 1501-1513
- [51] Alonso M J G, Borrego A G, Alvarez D. A reactivity study of chars obtained at different temperatures in relation to their petrographic characteristics. Fuel Processing Technology, 2001, (69): 257-272
- [52] Freund H. Gasification of carbon by CO₂: A transient kinetics experiment. Fuel, 1986, 65(1): 63-66

- [53] Gadiou G, Bouzidi Y, Prado G, The devolatilization of millimeter sized coal particles at high heating rate: the influence of pressure on the structure and reactivity of the char. *Fuel*, 2002, (81): 2121-2130
- [54] Terry F. Wall, Gui-su Liu, Hong-wei Wu, et al. The effects of pressure on coal reactions during pulverized coal combustion and gasification. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2002, 28: 405-433
- [55] 范晓雷, 张薇, 周志杰, 等. 热解压力及气氛对神府煤焦气化反应活性的影响. *燃料化学学报*, 2005, 33(5): 530-533
- [56] T Kodma, A Aoki, H ohtake. Thermochemical CO₂ gasincation of coal using a reactive coal-In₂O₃ system. *Energy and Fuels*, 2000, 14: 202-211
- [57] Gale T K, Bartholomew H C, Fletcher T H. Effect of pyrolysis heating rate on intrinsic reactives of coal chars. *Energy & Fuels*, 1996, (10): 766-775
- [58] Lu Liming, Kong Chunhua, Sahajwalla Veena, et al. Char structural ordering during pyrolysis and combustion and its influence on char reactivity. *Fuel*, 2002, 81(9): 1215
- [59] 唐志国, 马培勇, 李永玲, 等. 新型干煤粉气流床气化炉的气化特性分析. *热能动力工程*, 2010, 25 (5): 547-551
- [60] 唐超君, 方明, 唐志国, 等. 煤粉无焰氧燃的试验研究. *电站系统工程*, 2010, 26(1): 8-10
- [61] 唐志国, 马培勇, 李永玲, 等. 基于无焰氧化的煤粉气化炉模型设计与试验研究. *中国电机工程学报*, 2010, 30 (8): 50-55
- [62] 吴学成, 王勤辉, 骆仲泱, 等. 气化参数影响气流床气化的模型研究(II)——模型预测及分析. *浙江大学学报(工学版)*, 2004, 38(11): 1483-1489
- [63] 《煤气设计手册》编写组. 煤气设计手册(中册). 北京: 中国建筑工业出版社, 1986: 259-269
- [64] 冶金部建筑设计院. 耐火混凝土. 北京: 冶金工业出版社, 1980: 124-187
- [65] 日本工业炉协会. 工业炉手册. 北京: 冶金工业出版社, 1989: 544-549
- [66] 葛霖. 筑炉手册. 北京: 冶金工业出版社, 1994: 171-330
- [67] 杨世铭, 陶文铨. 传热学. 第三版. 北京: 高等教育出版社, 1998: 28-34
- [68] 动力管道设计手册编写组. 动力管道设计手册. 北京: 机械工业出版社, 2007: 19-36, 343-348
- [69] 乌晓江, 张忠孝, 朴桂林, 等. 煤粉加压气流床气化特性试验研究. *燃烧科学与技术*, 2008, 29(8): 1431-1434
- [70] 任永强, 许世森, 夏军仓, 等. 干煤粉加压气流床气化试验研究. *热能动力工程*, 2007, 22(4): 431-434

致 谢

时光荏苒，岁月如梭，转眼三年的研究生学习生涯即将结束，回首过去，五味杂陈，既有初入师门时的彷徨与忐忑，也有学习摸索过程中的期待与坚持，还有取得一点儿小成果时的开心和激动，当然更多的是学习、研究过程中受到挫折时的苦闷和失落，也正因为它们的存在，能够带着些许收获一路坚持到最后，才愈发感受到攻读学位这三年时间的充实和宝贵。

本课题是在导师陈冬林教授的悉心指导下完成，陈老师在论文选题、实验台搭建、论文框架构建、论文撰写与修改过程中付出了大量心血和精力，在此要对陈老师致以衷心的感谢和崇高的敬意。陈老师渊博的学术知识，敏锐的学术触角和宽广的学术视野令人受益匪浅，而他严谨的治学风格，一丝不苟的工作态度，忘我的工作精神更是让人高山仰止，无论做人还是做事，陈老师都是我毕生学习的榜样！

本课题的工作还得到了米建春教授、鄢晓忠教授、曹小玲副教授、田红博士、何金桥博士等老师的指导和帮助，在这里一道向他们表示诚挚的感谢！

本课题的顺利完成离不开罗睿、陈琪华、刘创等同窗的支持与鼓励以及皮正仁、贞英、成珊等师弟师妹在实验研究过程中的协助，特别是在论文撰写最关键但本人却因实验意外受伤住院的日子里大家给予的关心和帮助，在此表示由衷的感谢！

感谢 08 级所有同学三年来的关心和帮助，因为有你们，让我在前进的路上感受不到孤单！

最后，借此机会向我的父母和兄弟表达内心最深处的谢意和愧疚，他们的关心和爱护是我坚持不懈奋斗的动力，以后我将有更多时间陪伴你们左右！

文大缀

2011 年 4 月 28 日



附录（攻读学位期间发表论文目录）

在学期间已发表论文情况：

- [1] Dazhui Wen, Donglin Chen, Guoping Zhang, et al. Experimental Investigation on Coal Ash's Erosion into High Alumina Refractory Containing Chrome Oxide. Proceedings of ASME Power 2010, July 13-15, 2010, Chicago, Illinois, USA
- [2] 文大缀, 陈冬林, 徐慧芳, 等. 燃煤锅炉煤粉/煤气混烧改造之煤气输送与燃烧系统的研究与设计. 煤气与热力, 2011, (5)
- [3] 陈冬林, 文大缀, 徐慧芳, 等. 内蒙远兴能源公司碱湖试验站 75t/h 煤粉炉的煤粉/煤气混燃技术改造. 热力发电, 2011, (4): 70-73
- [4] Xiaoling Cao, Dazhui Wen, Weihong Yang. Experimental Research of Improving Biomass Ash Sintering by Using Additive. Proceedings of ASME Power 2010, July 13-15, 2010, Chicago, Illinois, USA
- [5] Dazhui Wen, Donglin Chen, Huifang Xu. Retrofit of A 75 t/h PC-Fired Boiler into A Coal/Gas Co-Firing One. Proceedings of ASME Power 2011, July 12-14, 2011, Denver, Colorado, USA (Accepted)
- [6] Chuang Liu, Donglin Chen, Dazhui Wen. Experimental Investigation of The Effects of Basic-Oxides on Coal-Ash Slagging on Refractory Boards. Proceedings of ASME Power 2011, July 12-14, 2011, Denver, Colorado, USA (Accepted)

