



竖罐式和环冷式烧结矿冷却过程的数值模拟

沈勋^{①②③}, 陈林根^{①②③*}, 夏少军^{①②③}, 孙丰瑞^{①②③}

① 海军工程大学热科学与动力工程研究室, 武汉 430033;

② 海军工程大学舰船动力工程军队重点实验室, 武汉 430033;

③ 海军工程大学动力工程学院, 武汉 430033

* E-mail: lgchenna@yahoo.com; lingenchen@hotmail.com

收稿日期: 2015-07-04; 接受日期: 2015-10-16; 网络出版日期: 2015-11-18

国家重点基础研究发展计划(编号: 2012CB720405)和海军工程大学自然科学基金引导项目(编号: HGDYDJJ-13002)资助

摘要 针对烧结矿冷却的两种基本模式——环冷式和竖罐式, 分别建立了环冷机、竖罐内对流换热过程的非稳态模型, 并运用场协同理论进行了分析比较. 结果表明: 在相同的冷却效果下, 竖罐式冷却过程传热的场协同数明显大于环冷式, 因此可以大大加强热烧结矿高温显热的回收. 同时研究了气料比、料层总高度、料层半径等因素对于竖罐式烧结矿冷却过程场协同数的影响, 从节约能耗的角度, 指出了在兼顾冷却传热性能、实际生产需求的条件下, 应当选择相对较小的气料比, 且冷却竖罐应由“瘦高型”向“矮胖型”发展.

关键词 环冷式, 竖罐式, 烧结矿冷却, 对流换热, 数值模拟, 场协同

1 引言

随着对钢铁行业的认识和研究不断深入, 物质流网络、能量流网络以及物质流-能量流相互关系等多种过程模型, 使得人们以全新的视野认知和诠释钢铁生产流程的实质及其多重功能^[1-8]. 针对物质流网络、能量流网络运行的动态优化以及物质流、能量流在运行过程中的协同优化, 已经成为一个钢铁流程系统节能优化研究的一个新命题^[9-11]. 协同优化的方法应用于过程(如余热回收过程等)、工序(如工序间的“冷衔接”和“热衔接”等)、子系统乃至整个流程层次, 对于分析物质流、能量流在各个层次的运行规律, 实现物质的流动与转化, 能量的利用、转换和回收都有十分重要的意义^[12].

作为钢铁生产的第二大耗能工序^[13], 烧结工序主要包括铁矿石烧结和烧结矿冷却两大过程. 冷却机作为烧结工序的主要余热产生设备, 内部主要发生热烧结矿与冷却气体的对流换热过程. 其中, 入口热烧结矿温度可达 500~800℃, 其显热占整个烧结工序总热耗的 35%~45%. 烧结矿冷却废气平均温度一般在 100~400℃, 属于中、低温范畴, 其总量较大, 是整个烧结工序中最为重要的余热资源之一^[14]. 目前, 我国在烧结矿余热资源回收方面主要面临“普及率低”、“效率低”、“能级低”等问题. 因此, 分析不同形式的烧结矿冷却方式及效果, 加强烧结冷却过程的余热回收, 对于降低烧结工序能耗具有十分重要的意义.

热烧结矿的冷却主要分为鼓风式、抽风式和机上

引用格式: 沈勋, 陈林根, 夏少军, 等. 竖罐式和环冷式烧结矿冷却过程的数值模拟. 中国科学: 技术科学, 2016, 46: 36-45
Shen X, Chen L G, Xia S J, et al. Numerical simulation of sinter cooling processes in vertical tank and annular cooler (in Chinese). Sci Sin Tech, 2016, 46: 36-45, doi: 10.1360/N092014-00378

冷却等,一般以鼓风机居多,主要在环冷机或带冷机上完成.环冷机鼓风冷却有着冷却面积小、料层高、换热性能好、常温鼓风、适用性好等优点,但同时也存在系统漏风、废气热品位低、余热回收效率低等一系列问题.针对这种现状,蔡九菊和董辉^[15]借鉴了干熄焦(CDQ)技术,提出了烧结矿竖罐式冷却系统^[16],一定程度上克服了环冷式冷却存在的一些缺陷.

烧结矿冷却属于高温散料移动床气-固换热过程,与干熄焦本质相同——“物质流”流动过程中伴随的“能量流”在换热装置中的流动.国内外学者从多个角度对其冷却过程进行了研究,取得了较显著的成果.Minoura等人^[17]建立了烧结冷却过程二维随机换热器阵列模型,并考虑了颗粒内部导热、气体分布、粒径偏析等因素,详细评估了过程换热性能.Jang和Chiu^[18]在固定床模型的基础上,将烧结矿料层简化为4排理想球形颗粒,进而建立了环冷过程的三维非稳态气-固换热模型,模拟了在湍流条件下料层内的气体流动及换热过程.Caputo等人^[19]从优化热量回收的角度建立了环冷机的“叉流”换热器简化模型,并基于VS平台实现了动态仿真,分析了各种工况参数的影响.冯卉妍^[20]和宋波等人^[21]采用CFD软件模拟了干熄焦过程的对流换热过程,并进行了实验研究,得到了焦炭粒度、冷却风量对于气体压降和气-固平均换热系数的影响.董辉等人^[22,23]和蔡九菊等人^[24]先后对竖炉式球团冷却、竖罐式烧结冷却过程进行了数值计算,得到了不同工况条件下的流动、压降变化规律,并进行了过程能和焓分析.

对于换热器的传热优化,Guo等人^[25]提出了场协同理论,采用基于冷热流体温度场特性的场协同数来描述换热器的性能:冷热流体的温差场越均匀,其场协同程度越高,换热效果越好^[26,27].不仅从定性上对换热器性能进行描述,更开辟了一种定量比较的新途径.本文将针对烧结矿的环冷(带冷)式、竖罐式这两种冷却过程,将其比拟为两种不同形式的换热器,采用换热器场协同理论定量地对其换热性能进行分析,比较了两种冷却形式的优劣,以及气料比、料层总高度和料层半径对竖罐式冷却过程的影响.

2 场协同理论在烧结矿冷却过程中的应用

2.1 换热器场协同理论

文献^[26]定义了换热器(优化)中能定量描述冷热

流体温度场协同程度的物理量——场协同数(Φ):

$$\Phi = \frac{\int_0^W \int_0^L [T(x,y) - t(x,y)] dx dy}{\sqrt{WL \int_0^W \int_0^L [T(x,y) - t(x,y)]^2 dx dy}}, \quad (1)$$

式中, W, L 分别为二维换热器的长度和宽度; $T(x,y), t(x,y)$ 分别为稳定运行的换热器中, 高温流体和低温流体的局域温度.

对于换热器而言, 场协同数描述的是冷热流体温度场之间的搭配和温差场的均匀性, 反映了换热器的性能, 因而对于分析、比较换热效果的优劣具有十分重要的作用.

2.2 环冷(带冷)式、竖罐式烧结矿冷却过程模型

图1给出了环冷式、竖罐式烧结冷却过程示意图.环冷(带冷)机中烧结矿的冷却可看作连续的“交叉对流换热”过程: 在有效冷却长度 L 上, 烧结矿在轨道上以 \vec{v}_s 的速度水平移动, 冷却空气以初速 \vec{v}_g 从下方进入高度为 W 的烧结矿层, 并与之发生换热后从上方流出.竖罐式烧结矿的冷却可看作连续的“逆向对流换热”过程: 在冷却竖罐内, 热烧结矿从竖罐顶部装入后以 \vec{v}_s' 的速度往下移动, 冷却气体从竖罐下部

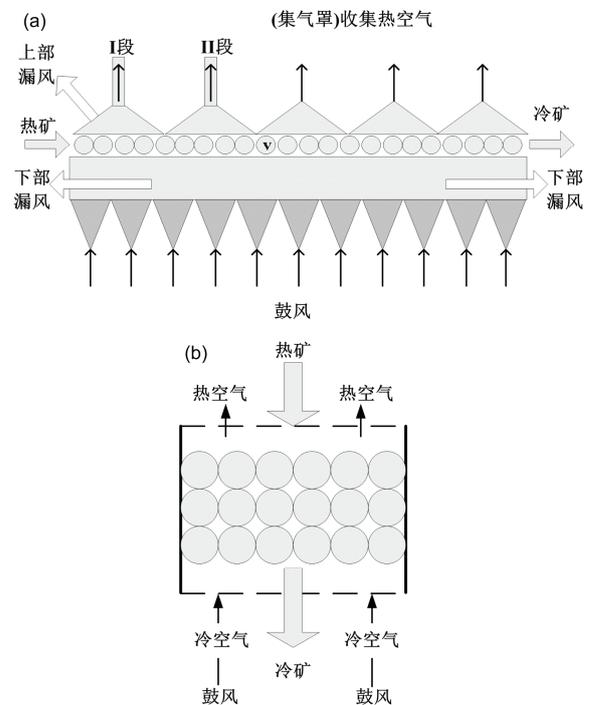


图1 环冷式(a)、竖罐式(b)冷却过程的物理模型

的入口以初速 \vec{v}_g 进入冷却段(冷却段的高度为 H , 半径为 R), 与烧结矿颗粒在冷却段中发生逆向对流换热后从冷却段上方出口排出, 进入余热锅炉发电后再次进入竖罐, 实现气体再循环.

考虑到设备的对称性、实际问题的复杂性和更好地从本质上研究问题的方便, 对两种方式的烧结矿冷却过程做一些基本假设: (1) 两种冷却系统稳定运转, 各项结构和操作参数为常数; (2) 料层为均匀的各向同性的多孔介质; (3) 竖罐式系统中的冷却段是轴对称的, 环冷式系统中的料层横截面各项参数均一; (4) 环冷机台车、竖罐炉壁均为绝热边界; (5) 忽略热弥散和边缘效应.

基于上述假设, 将两种形式的冷却过程简化为图2的对流换热模型^[26]. 模型中把两种形式的冷却过程分别简化为由子换热器阵列组成的“叉流”和“逆流”换热器, 其传热方式主要对流换热, 也可考虑颗粒导热和辐射因素的影响, 而将其等效到对流换热系数中^[28].

取多孔料层基本体积单元(REV)进行能量分析^[28], 得到非局域热平衡条件下的气-固方程如下:

$$(1-\varepsilon)\frac{\partial(\rho_s c_s T_s)}{\partial t} + \vec{V}_s \cdot \nabla \cdot (c_s \rho_s T_s) = (1-\varepsilon)\nabla \cdot (k_s T_s) + hA(T_g - T_s), \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon c_g \rho_g T_g)}{\partial t} + \vec{V}_g \cdot \nabla \cdot (c_g \rho_g T_g) = \varepsilon \nabla \cdot (k_g T_g) + hA(T_s - T_g), \quad (3)$$

式中, ε 为烧结矿料层的孔隙率; ρ 为密度, c 为比热, T 为温度; k 为“表观导热系数”; 下标“g”、“s”分别表示气、固体的物性. h 为等效表面对流换热系数; A 为多孔介质的比表面积, h 和 A 的表达式分别由文献^[29]和 Achenbach 准则^[30]给出:

$$h_c = h/b = \frac{k_g Nu}{bd} = \frac{k_g (2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.33})}{(1 + Bi/5)d}, \quad (4)$$

$$Re = \varepsilon d v_{gs} / \nu_g,$$

$$A = 6(1-\varepsilon)/d, \quad (5)$$

式中, d 为烧结矿的平均粒径, v_{gs} 为气体与固体的相对速度, ν_g 为气体运动粘度; b 为周筠清^[29]提出的“厚材系数”, 适用于冶金工业范围.

以上气-固能量方程对于环冷式、竖罐式烧结矿冷却过程的对流换热模型均适用, 但边界条件有所

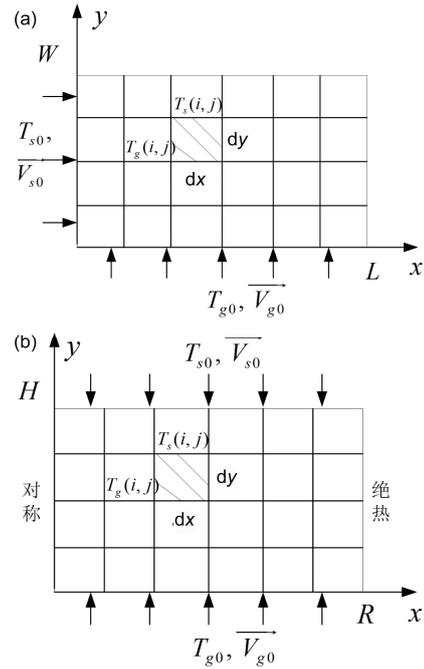


图2 环冷式(a)、竖罐式(b)冷却过程的对流换热模型

不同:

(1) 环冷式. 固体入口边界: $x=0, T=T_{s0}, \vec{V} = \vec{V}_{s0}$; 固体出口边界: $x=L, \vec{V} = \vec{V}_{s0}$; 气体入口边界: $y=0, T=T_{g0}, \vec{V} = \vec{V}_{g0}$; 气体出口边界: $y=W$, 压力流或自由流.

(2) 竖罐式. 固体入口边界: $y=H, T=T_{s0}, \vec{V} = \vec{V}_{s0}$; 固体出口边界: $y=0, \vec{V} = \vec{V}_{s0}$; 气体入口边界: $y=0, T=T_{g0}, \vec{V} = \vec{V}_{g0}$; 气体出口边界: $y=H$, 压力流或自由流; 炉壁边界: $x=R, \vec{n} \cdot (-k \nabla T) = 0$.

2.3 环冷(带冷)式、竖罐式烧结矿冷却过程的场协同数

(1) 环冷式冷却过程的场协同数. 结合环冷式冷却过程的二维对流换热模型, 可以得到其场协同数^[26]:

$$\Phi_{ac} = \frac{\int_0^W \int_0^L [T_s(x, y) - T_g(x, y)] dx dy}{\sqrt{WL \int_0^W \int_0^L [T_s(x, y) - T_g(x, y)]^2 dx dy}}. \quad (6)$$

(2) 竖罐式冷却过程的场协同数. 结合竖罐式冷却过程的对流换热模型, 可以得到其场协同数^[26]:

$$\Phi_{\text{环}} = \frac{\int_0^H \int_0^R [T_s(x, y) - T_g(x, y)] dx dy}{\sqrt{HR \int_0^H \int_0^R [T_s(x, y) - T_g(x, y)]^2 dx dy}} \quad (7)$$

对模型求解区域进行离散化, 划分 $(m+1) \times (n+1)$ 网格节点后进行数值求解, 可以求得烧结矿、冷却空气的温度场, 即各个节点的温度 $T_s(i, j)$, $T_g(i, j)$, 以及整个区域的换热量. 此时, 用网格微元区域的气、固体进口温差替代对数平均温差, 则环冷式、竖罐式冷却过程的场协同数可写成统一的离散形式

$$\Phi = \frac{\sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n [T_s(i, j) - T_g(i, j)]}{\sqrt{mn \sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n [T_s(i, j) - T_g(i, j)]^2}} \quad (8)$$

3 数值计算

3.1 参数设置

影响烧结矿冷却过程的因素主要包括结构、操作参数以及气、固体的物性参数. 本文针对某钢厂 415 m³环冷机、CDQ 罐体进行具体的参数设置, 具体的物性参数和工况参数如表 1 和 2 所示.

表 1 烧结矿和冷却空气物性参数表

| 物性、工况参数 | 参数值 |
|-------------------------|---|
| 堆密度(kg/m ³) | 1800 |
| 比热(J/(kg K)) | 920 |
| 孔隙率 | 0.4 |
| 平均粒径(m) | 0.1 |
| 密度(kg/m ³) | 1.205 |
| 比热(J/(kg K)) | $1161.482 - 2.369T_g - 0.0149T_g^2 - 5.035T_g^3 + 9.937T_g^4 - 1.1117T_g^5$ |

表 2 环冷机、冷却竖罐设备工况参数表

| 工况参数 | 参数值 |
|--------------|------------|
| 料层总高度(m) | 1.5 |
| 冷却长度(m) | 120 |
| 入口矿温(K) | 1023 |
| 烧结矿平移速度(m/s) | 0.025~0.05 |
| 出口矿温(K) | ≤393 |
| 冷却段料层总高度(m) | 7 |
| 冷却段罐体直径(m) | 9 |
| 入口矿温(K) | 1023 |
| 生产能力(t/h) | 232 |
| 出口矿温(K) | ≤393 |

2.2 数值模拟

针对以上两种冷却方式, 以 ANSYS FLUENT 14.0 为平台, 对相应的能量方程进行求解计算. 对于环冷式、竖罐式两种模型划分结构化网格. 网格密度加倍时, 模拟所得结果相对误差小于 0.25%, 可利用现有网格进行模拟. 利用用户自定义标量(UDS)将双能量方程即(2)和(3)式添加到解算模块中. 采用二阶隐式差分离散格式, 速度、压力耦合的 SIMPLE 算法, 时间步长设定为 $\Delta t = 0.01$ s 以确保计算精度. 方程收敛残差设为默认值 1×10^{-3} , 能量残差设为默认值 1×10^{-6} .

借助 ANSYS FLUENT 14.0 平台解算得到烧结矿温度场 $T_s(x, y)$ 和气体温度场 $T_g(x, y)$, 取出各个节点温度 $T_s(i, j)$, $T_g(i, j)$ 并代入(8)式, 即可得到环冷式、竖罐式两种烧结矿冷却过程的场协同数.

4 模拟结果及分析

4.1 模拟结果

首先对两种冷却方式下的气、固体温度场进行求解. 图 3 与 4 分别给出了环冷式和竖罐式烧结矿冷却过程的气、固体温度分布云图. 由图可以看出: (1) 两

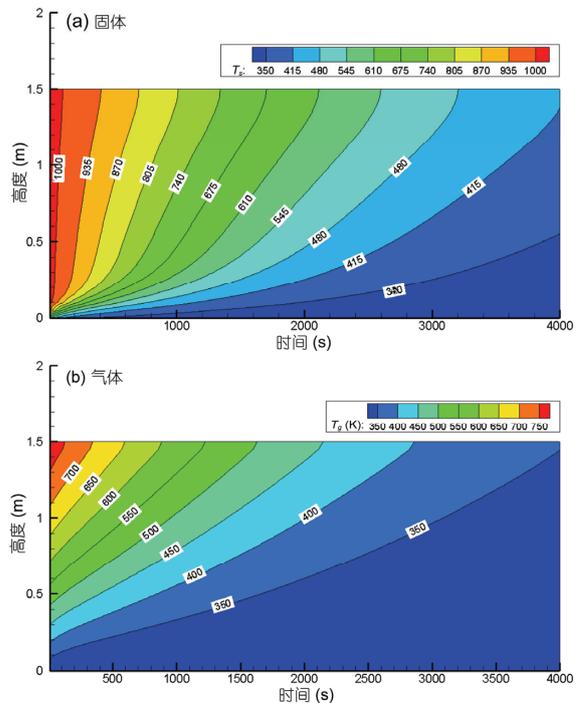


图 3 环冷机料层内温度分布云图

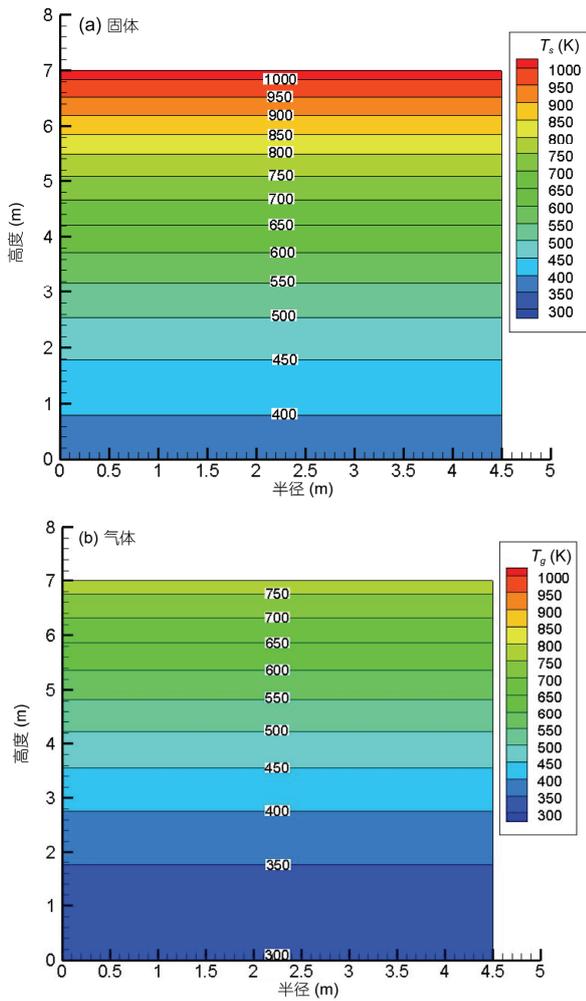


图 4 冷却竖罐料层内温度分布云图

种冷却方式下的气、固体温度分布明显不同; (2) 环冷式冷却过程的气、固体温度梯度矢量在水平和竖直方向均有分量, 竖罐式的冷却过程的气、固体温度梯度为竖直方向矢量; (3) 两种冷却过程的气、固温度场在烧结矿进口处均发生剧烈变化, 温度梯度最大, 之后沿着冷却方向逐渐减小。

在两种冷却方式下, 均将烧结矿冷却到同一平均温度 $T_{s0}=372\text{ K}$ 时, 可以得到环冷机、竖罐简化为相应“叉流”、“逆流”换热器时的场协同数(环冷机冷却时间为 3648 s, 冷却竖罐只需要计算高度方向)。

表 3 给出了环冷和竖罐式两种方式下烧结矿冷却过程的场协同数计算结果。由表可知, 在考虑冷却过程漏风及相同的内效率 η_0 和机械效率 η_1 下, 对应于每吨矿的鼓风风机功率环冷式要略大于竖罐式。

表 3 环冷式、竖罐式冷却过程效果的比较

| 参数 | 环冷式 | 竖罐式 |
|--|------------------------------|--------|
| 热矿入口温度(K) | 1023 | 1023 |
| 冷矿平均温度(K) | 372 | 372 |
| 气料比(m^3/t) | 2000 | 1300 |
| 风机功率($\text{kW}/\text{吨矿}$) | 3.165(下部漏风率 20.5%) | 3.033 |
| 废气平均温度(K) | I 段: 648.77; II 段: 512.46 | 778.86 |
| 废气余热完全回收量 ($T>200^\circ\text{C}$)($\text{GJ}/\text{吨矿}$) | 0.293(上部漏风率 15%) | 0.809 |
| 冷却过程场协同数 | 0.8394 | 0.9420 |

同时, 竖罐式冷却过程冷却废气出口温度相对较高, 换热效果要明显优于环冷式, 其场协同数较后者提升了约 12.22%。工业上对 $T>200^\circ\text{C}$ 的废气进行回收, 竖罐式冷却废气理论上可全部回收, 而环冷式冷却过程只能回收 I, II 段, 此时竖罐式冷却过程的余热完全回收量($T>150^\circ\text{C}$)要明显多于环冷式, 约为后者的 2.71 倍。

4.2 余热利用分析

(1) 余热回收总量. 由环冷式、竖罐式冷却过程的物理模型(图 1)可知, 环冷过程存在明显的上、下两部分漏风问题^[31]。事实上, 我国大中型环冷机的下部(风道与台车缝隙)漏风率超过 20%, 极大增加了所需鼓风机功率; 而上部(聚风罩与台车间之间)漏风率超过 15%(主要为 I, II 段), 又造成了对余热资源回收利用的极大浪费。而竖罐式则克服了冷却过程中漏风这一弊端^[15], 不仅不会增加鼓风机功率负担, 还能够几乎完全回收过程产生的冷却废气。

目前, 实际生产过程中烧结厂主要回收利用高、中温段冷却废气: 即在环冷式冷却过程中, 主要回收前 I, II 段冷却废气; 而针对竖罐式冷却过程, 其出口废气平均温度较高, 气体可全部进行回收。由表 3 中可知, 竖罐式冷却过程的余热回收总量约为环冷式的 2.71 倍。

(2) 余热利用方式. 根据工业余热划分方式, 烧结冷却废气属于中低温余热, 其主要利用方式可分为两类^[13,14,32-34]: 动力回收和热回收。前者针对温度较高余热部分($T>300^\circ\text{C}$), 用于余热锅炉产生蒸汽直接发电, 提供动力。后者针对温度较低余热部分, 用于产生蒸汽、热水, 循环热风烧结, 用作点火助燃空气, 干燥、预热混合矿料以及供热供暖等。因此, 环冷式 I 段冷却废气一般用于余热发电或产生蒸汽, II

段冷却废气一般用于热风烧结、余热烧结混料或锅炉循环水, 第III、IV和V段冷却废气一般都是直接排放于大气中; 而竖罐式冷却废气出口温度较高, 相对提高了出口废气的能级, 可回收后直接用于余热发电. 根据能量梯级利用原则和能级理论^[35], 竖罐式的冷却废气相对于环冷式具有更高的能级和品位, 更适于余热发电. 两种冷却过程废气余热利用的具体情况如表4所示.

4.3 竖罐式冷却过程的影响因素分析

在烧结矿冷却产量为 $Q=232$ t/h、烧结矿进口温度 $T_{s0}=1023$ K 和气体进口温度 $T_{g0}=300$ K 的生产条件下, 分别对气料比、竖罐内料层总高度和竖罐内料层半径对于冷却过程的影响进行了分析、比较.

(1) 气料比对换热的影响. 图5为不同气料比下竖罐式烧结矿冷却过程的气、固体沿高度方向的温度分布. 由图中可知, 在竖罐料层总高度 $H=7$ m、料层半径 $R=4.5$ m、生产能力 $Q=232$ t/h 的工况下, 随着气料比 α (单位: m^3/t) 的增大, 气体和烧结矿的出口温度均有所降低, 但气体温度变化曲线逐渐变得平缓, 而固体温度变化曲线则逐渐变陡. 这是由于随着气料比 α 的增大, 气体流速增加, 气、固换热系数 h_c 增大, 固体烧结矿温度降低; 同时, 气体流量的增加也导致气体温度降低. 气料比 α 一定时, 沿料层高度方向, 气、固体温度变化曲线均逐渐变陡, 这是由于在热烧结矿进口附近, 气、固体温差较大, 对流换热更为剧烈, 气、固体温度梯度更大. 在气体进口附近(料层高度 $0\sim 2$ m), 气、固体温差较小, 温度变化较为平缓.

图6为竖罐式烧结矿冷却过程的场协同数随气料比的变化曲线. 由图可知, 在竖罐高度 $H=7$ m、半径 $R=4.5$ m、生产能力 $Q=232$ t/h 的工况下, 随着气料比 α 的增大, 冷却过程的场协同数 ϕ 逐渐减小, 即竖罐式冷却过程的换热效果会随着气料比的增大而逐渐降低. 因此, 在满足实际生产要求(如烧结矿出口温度、鼓风机压力等)的条件下, 从节约鼓风机能耗的角度

表4 环冷式、竖罐式冷却过程废气余热主要利用方式的比较

| 回收方式 | 废气平均温度(K) | 余热温度范围 | 余热利用方式 |
|------|-------------|--------|-----------|
| 环冷式 | I段: 648.77 | 中温余热 | 余热发电、蒸汽 |
| | II段: 512.46 | 低温余热 | 预热混料、热风烧结 |
| 竖罐式 | 778.86 | 中温余热 | 余热发电 |

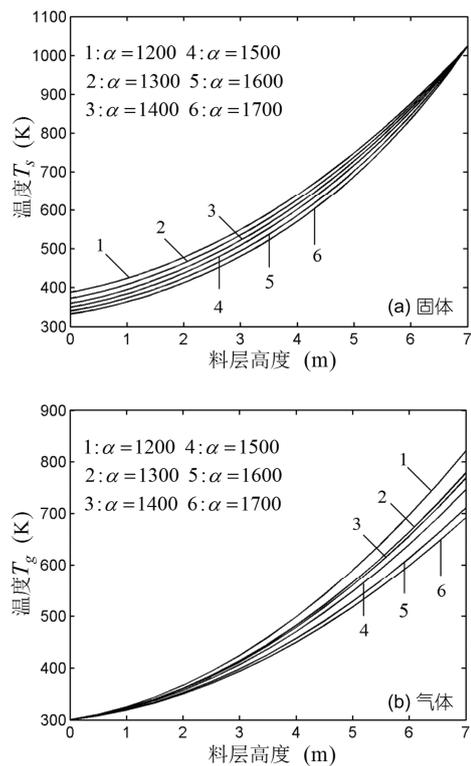


图5 气料比 α 对料层内气、固体温度的影响

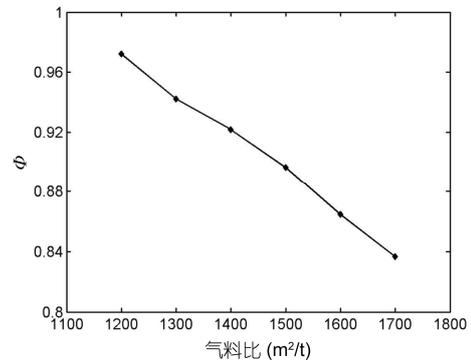


图6 竖罐冷却过程场协同数 ϕ 随气料比 α 的变化

考虑, 选择相对较小的气料比 α 较为合适. 同时, 应注意到实际生产过程中, 要求烧结矿出口温度 $T_s \leq 393$ K, 以及考虑到工业生产中余热气体回收利用的价值 ($T_g \geq 473$ K), 因此应对气料比 α 值有所限制, 经计算得到, 满足生产要求的最小气料经计算得到, 满足生产要求的最小气料比应为 $\alpha_{\min}=1172$ m^3/t .

(2) 料层总高度对换热的影响. 图7为不同料层总高度下竖罐式烧结矿冷却过程的气、固体沿高度方

向的温度分布. 由图中可知, 在竖罐半径 $R=4.5\text{ m}$ 、气料比 $\alpha=1300\text{ m}^3/\text{t}$ 、生产能力 $Q=232\text{ t/h}$ 的工况下, 随着 H 的增大气体的出口温度增加, 但是为了满足实际生产中烧结矿冷却后矿温必须限制料层总高度 $H \geq 5.96\text{ m}$ 的要求, 而烧结矿的出口温度有所降低, 气、固体温度变化曲线均逐渐变得平缓. 这是由于随着料层总高度 H 的增大, 固体下移速度和气体流速降低, 气、固换热系数 h_c 减小, 但同时也将导致气、固体之间换热时间增长, 烧结矿被冷却时间 t 增长. 在两种因素同时作用时, 后者占据主导地位, 导致固体烧结矿出口温度降低, 而气体出口温度增加. 料层总高度 H 一定时, 越接近热烧结矿入口, 气-固温差越大, 故沿料层高度方向, 气、固体温度变化曲线均逐渐变陡. 这一规律与气料比 α 一定时类似. 在综合考虑时, 竖罐存在最佳高径比, 本文未开展相关计算, 可在下一步优化工作中继续深入探讨和研究.

图 8 为竖罐式烧结矿冷却过程的场协同数随料层总高度的变化曲线. 由图可知, 在竖罐半径 $R=4.5\text{ m}$ 、气料比 $\alpha=1300\text{ m}^3/\text{t}$ 、生产能力 $Q=232\text{ t/h}$ 的工况下, 随着料层总高度 H 的增大, 冷却过程的场协同数 ϕ 逐渐减小, 即竖罐式冷却过程的换热效果会随着料

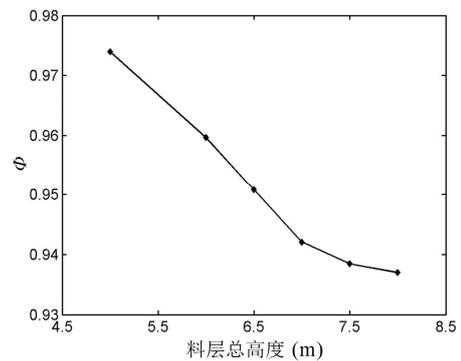


图 8 竖罐冷却过程场协同数 ϕ 随料层总高度 H 的变化

层总高度的增大而逐渐降低; 在料层总高度 $H > 7\text{ m}$ 时, 减小速度有所放缓. 因此, 在满足实际生产要求的条件下, 从节约鼓风能耗的角度考虑, 选择相对较小的料层总高度 H 较为合适. 同时, 注意到实际生产过程中要求烧结矿出口温度 $T_s \leq 393\text{ K}$, 以及考虑到工业生产中余热气体回收利用的价值 ($T_g \geq 473\text{ K}$), 因此应对料层总高度 H 值有所限制, 经计算得到, 满足生产要求的最小料层总高度应为 $H_{\min}=5.96\text{ m}$.

(3) 料层半径对换热的影响. 图 9 为不同料层半径下竖罐式烧结矿冷却过程的气、固体沿高度方向的温度分布. 由图中可知, 在竖罐料层总高度 $H=7\text{ m}$ 、气料比 $\alpha=1300\text{ m}^3/\text{t}$ 、生产能力 $Q=232\text{ t/h}$ 的工况下, 随着料层半径 R 的增大, 气体的出口温度降低, 而烧结矿的出口温度有所增加, 但总体影响都较小. 这是由于随着料层半径 R 的增大, 固体下移速度和气体流速降低, 气、固换热系数 h_c 减小, 但同时也将导致气、固体之间换热时间增长, 烧结矿被冷却时间 t 增长. 在两种因素同时作用时, 前者占据微弱的主导地位, 导致固体烧结矿出口温度增加, 而气体出口温度降低. 料层半径 R 一定时, 越接近热烧结矿入口, 气-固温差越大, 故沿料层高度方向, 气、固体温度变化曲线均逐渐变陡. 这一规律与气料比 α 或料层总高度 H 一定时均类似.

图 10 为竖罐式烧结矿冷却过程的场协同数随料层半径 R 的变化曲线. 由图可知, 在竖罐料层总高度 $H=7\text{ m}$ 、气料比 $\alpha=1300\text{ m}^3/\text{t}$ 、生产能力 $Q=232\text{ t/h}$ 的工况下, 随着料层半径 R 的增大, 冷却过程的场协同数 ϕ 逐渐增大, 即竖罐式冷却过程的换热效果会随料层半径 R 的增大而逐渐增加. 因此, 在满足实际生产要求的条件下, 从节约鼓风能耗的角度考虑, 选择相对较大的料层半径 R 较为合适. 同时, 应注意到实际生

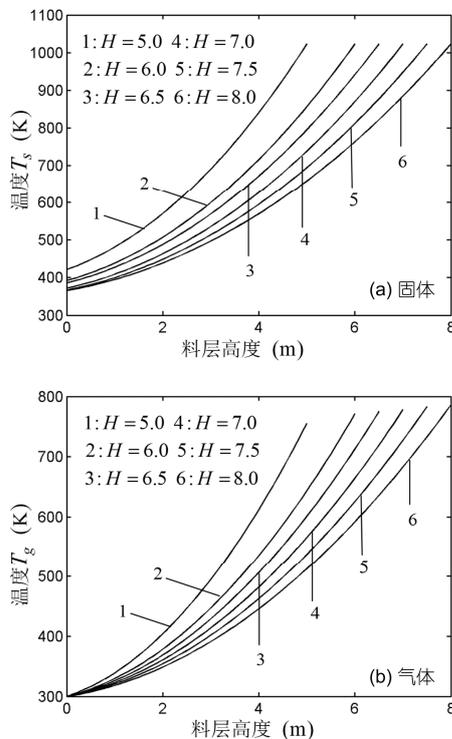


图 7 料层总高度 H 对料层内气、固体温度的影响

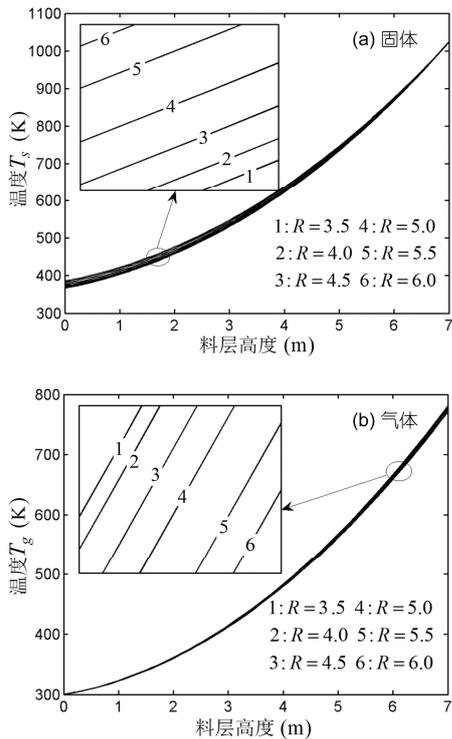


图9 料层半径 R 对料层气、固体温度的影响

产过程中, 要求烧结矿出口温度 $T_s \leq 393$ K, 及考虑到工业生产中余热气体回收利用价值 ($T_g \geq 473$ K), 因此应对料层半径 R 值有所限制, 经计算得到, 满足生产要求同时的最大料层半径应为 $R_{\max} = 7.27$ m.

5 结论

(1) 本文主要针对两种基本形式的烧结矿冷却过程, 在分别建立起二维和一维非稳态数学模型的

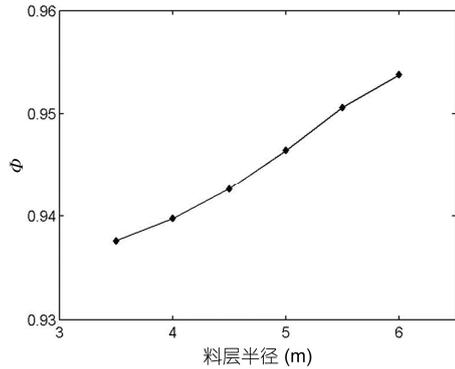


图10 竖罐冷却过程场协同数 ϕ 随料层半径 R 的变化

基础上, 运用场协同理论对其传热性能进行了分析、比较, 指出了在相同的冷却效果下, 竖罐式冷却过程传热的场协同数明显大于环冷式, 即竖罐式冷却过程换热性能明显优于环冷式; 同时, 从余热回收方面来看, 竖罐式冷却过程的余热完全回收量较环冷式大大提高.

(2) 运用场协同理论, 研究了气料比、料层总高度、料层半径等因素对于竖罐式烧结矿冷却过程换热性能的影响. 其中, 气料比和料层总高度对气固换热的主要影响因素, 料层半径的影响相对较小.

(3) 从节约能耗的角度, 指出了兼顾过程传热性能、实际生产需求以及工业余热合理利用的参数优化选择方向: 在满足生产需求合适的范围内, 应选择较小的气料比或料层高度, 以及较大的料层半径, 但在一定的生产条件下, 气料比、料层高度均存在最小值限制, 料层半径存在最大值限制; 在综合考虑时, 竖罐存在最佳高径比; 冷却竖罐应由“瘦高型”向“矮胖型”发展.

致谢 审稿人对本文提出了细心、无私和充满建设性的意见, 在此致以诚挚的谢意!

参考文献

- 1 殷瑞钰. 钢铁制造流程的本质、功能与钢厂未来发展模式. 中国科学 E 辑: 技术科学, 2008, 38: 1365-1377
- 2 殷瑞钰. 论钢厂制造过程中能量流行为和能量流网络的构建. 钢铁, 2010, 45: 1-9
- 3 蔡九菊, 王建军, 陆钟武, 等. 钢铁企业物质流与能量流及其相互关系. 东北大学学报(自然科学版), 2006, 27: 979-982
- 4 Sun W Q, Cai J J. Material flow, energy flow and energy flow network in iron and steel enterprise. In: Damanhuried E, ed. Post-Consumer Waste Recycling and Optimal Production. Rijeka: InTech, 2012
- 5 Liu C X, Xie Z H, Sun F R, et al. System dynamics analysis on characteristics of iron-flow in sintering process. Appl Therm Eng, 2015, 82: 206-211

- 6 Zhang Z L, Chen L G, Ge Y L, et al. Thermodynamic analysis of an air Brayton cycle for recovering waste heat of BF slag. *Appl Therm Eng*, 2015, 90: 742–748
- 7 Liu X, Qin X Y, Chen L G, et al. CO₂ emission optimization for a blast furnace considering plastic injection. *Int J Energy Environ*, 2015, 6: 175–190
- 8 Liu X, Chen L G, Qin X Y, et al. Exergy loss minimization for a blast furnace with comparative analyses for energy flows and exergy flows. *Energy*, 2015, 93: 10–19.
- 9 龙妍, 黄素逸, 张洪伟. 物质流、能量流与信息流协同的初探. *化工学报*, 2006, 57: 2135–2139
- 10 Long Y, Liu K, Huang S Y. A control strategy for large-scale system based on the synergy among material flow, energy flow and information flow. In: *Proceedings of 2010 2nd International Conference on Computer Engineering and Technology*. Chengdu: 2010, 4: 312–315
- 11 Long Y, Liu K, Huang S Y. Application of synergetic control strategy for large-scale systems in the iron and steel industry. In: *Proceedings of 2010 2nd International Conference on Computer Engineering and Technology*. Chengdu: 2010, 4: 316–319
- 12 蔡九菊. 关于钢铁制造流程能量流及其网络问题的研究. 见: 中国金属学会, 编. 第七届(2009)中国钢铁年会论文集(报告与分会场特邀报告). 北京: 冶金工业出版社, 2009. 189–195
- 13 徐国群. 烧结余热回收利用现状与发展. *世界钢铁*, 2009, 5: 27–31
- 14 胡深亚, 潘卫国, 姜未汀, 等. 烧结余热回收利用现状与发展. *上海节能*, 2010, 9: 27–30
- 15 蔡九菊, 董辉. 烧结过程余热资源的竖罐式回收与利用方法及其装置. 中国专利, ZL200910187381.8. 2009-09-15
- 16 董辉, 李磊, 刘文军, 等. 烧结矿余热竖罐式回收利用工艺流程. *中国冶金*, 2012, 22: 6–11
- 17 Minoura T, Sakamoto Y, Hashimoto K, et al. Heat transfer and fluid flow analysis of sinter coolers with considerations of size segregation and initial temperature distribution. *Heat Transfer-Japanese Res*, 1990, 19: 537–555
- 18 Jang J Y, Chiu Y W. 3-D transient conjugated heat transfer and fluid flow analysis for the cooling process of sintered bed. *Appl Therm Eng*, 2009, 29: 2895–2903
- 19 Caputo A C, Cardarelli G, Pelagagge P. Analysis of heat recovery in gas-solid moving beds using a simulation approach. *Appl Therm Eng*, 1996, 16: 89–99
- 20 冯卉妍. 干熄炉内平均换热系数的研究. *燃料与化工*, 2003, 4: 179–181
- 21 宋波, 冯卉妍, 徐列, 等. 干熄炉内焦炭床层压力损失的数值求解和实验验证. *工业炉*, 2007, 6: 1–4
- 22 董辉, 蔡九菊, 王国胜. 球团竖炉内气体流动的数值模拟. *东北大学学报(自然科学版)*, 2006, 5: 509–512
- 23 董辉, 李磊, 蔡九菊, 等. 烧结余热回收竖罐内料层传热过程数值计算. *东北大学学报(自然科学版)*, 2012, 33: 1299–1302
- 24 蔡九菊, 董辉, 傅巍. 立式移动床颗粒流动的数值模拟. *东北大学学报(自然科学版)*, 2007, 11: 1599–1603
- 25 Guo Z Y, Li D Y, Wang B X. A novel concept for convective heat transfer enhancement. *Int J Heat Mass Transfer*, 1988, 41: 2221–2225
- 26 李志信, 过增元. 对流传热优化的场协同理论. 北京: 科学出版社, 2010
- 27 刘伟, 刘志春, 过增元. 对流换热层流流场的物理量协同与传热强化分析. *科学通报*, 2009, 54: 1779–1785
- 28 沈勋, 陈林根, 夏少军, 等. 对流-辐射复合传热下烧结矿冷却过程的数值模拟与分析. 高等学校工程热物理第二十届全国学术会议论文, 论文编号: B-14087, 2014年5月2-5日, 青岛
- 29 周筠清. 冶金过程热物理. 北京: 北京科技大学, 1995
- 30 Kye S H, Jae H J, Won K I. Fixed-bed adsorption for bulkcomponent system: Non-equilibrium non-isothermal and non-adiabatic model. *Chem Eng Sci*, 1995, 50: 813–825
- 31 董辉, 赵勇, 蔡九菊, 等. 烧结-冷却系统的漏风问题. *钢铁*, 2012, 47: 95–99
- 32 Chen L G, Yang B, Shen X, et al. Thermodynamic optimization opportunities for the recovery and utilization of residual energy and heat in China's iron and steel industry: A case study. *Appl Therm Eng*, 2015, 86: 151–160
- 33 杨博, 陈林根, 沈勋, 等. 我国烧结过程余热资源回收利用现状与案例研究. *钢铁研究*, 2014, 42: 54–57
- 34 沈勋, 陈林根, 夏少军, 等. 钢铁流程能耗分析与节能技术的研究进展. 见: 高等学校工程热物理第二十届全国学术会议, 论文编号: A-201513, 2015年5月8-11日, 扬州
- 35 蔡九菊, 孙文强. 中国钢铁工业的系统节能和科学用能. *钢铁*, 2012, 47: 1–8

Numerical simulation of sinter cooling processes in vertical tank and annular cooler

SHEN Xun^{1,2,3}, CHEN LinGen^{1,2,3}, XIA ShaoJun^{1,2,3} & SUN FengRui^{1,2,3}

¹ Institute of Thermal Science and Power Engineering, Naval University of Engineering, Wuhan 430033, China;

² Military Key Laboratory for Naval Ship Power Engineering, Naval University of Engineering, Wuhan 430033, China;

³ College of Power Engineering, Naval University of Engineering, Wuhan 430033, China

Based on the two basic sinter cooling models either in annular cooler or in vertical tank, relative two-dimensional unsteady models of convective heat transfer process are established respectively. Analyses and comparison are made by using the field synergy theory. The result shows that in the condition of same cooling effect, the field synergy number of sinter cooling process in the vertical tank is obviously larger than that in the annular cooler. Therefore, the former is better on the performance of the heat recovery of sinter. What is more, the effects of the ratio of gas to sinter, the total height of bed layer and the radius of bed layer to the field synergy number on sinter cooling process in vertical tank are investigated. For energy saving, the optimal selective operating parameters are proposed by consideration of both the actual production demand and heat transfer of cooling process.

annular cooler, vertical tank, sinter cooling, convective heat transfer, numerical simulation, field synergy

doi: 10.1360/N092014-00378