

循环流化床颗粒团更新传热模型的修正

苏亚欣* 骆仲决 岑可法

(浙江大学热能工程研究所, 杭州, 310027)

摘要 对颗粒团更新传热模型做了修正, 引入新的床内流动特性的研究结果, 改进了颗粒团覆盖壁面的百分比和颗粒团一壁面之间的膜厚度的表达式, 使之与床的宏观运行参数以及床体、床料的参数相联系, 从而避免了前人模型中凭经验来确定一个比例系数的缺陷。对于弥散相和壁面间的辐射传热, 考虑到了它们的直接辐射和弥散相辐射到颗粒团、再经颗粒团反射到壁面的传递过程。模型计算结果和有关实验数据的对比吻合较好, 说明本文的修正模型是合理的。

关键词 循环流化床 传热模型 修正

中图分类号 Tk124

0. 前言

循环流化床燃烧技术发展十分迅速, 是洁净燃烧的主导发展方向。床内的传热是循环床设计的关键参数之一, 目前国内运行的循环床锅炉超温的主要原因就是传热设计不当。发展传热系数的计算模型十分重要。国内外许多专家就此做了很多的研究工作, 其中颗粒团更新传热模型被普遍接受。由于该模型中使用了一些有关床内流动特性的经验公式, 这些经验公式有不合理的地方。因此, 有必要应用床内最新的流动特性研究成果对其进行修正。本文报道作者这方面的工作。

1. 颗粒团更新传热模型

循环床中存在环核流动结构已广为人所知, 许多学者对此给出了实验证实。颗粒团交替与壁面接触和脱离的运动特点构成了颗粒团更新传热模型的流动基础。Mickley 和 Faibank (1955) 针对鼓泡床埋没表面和乳化相的周期接触非稳态导热传热而建立起来的颗粒团模型首次被 Subbarao 和 Basu (1986) 应用于循环床传热的模型研究中, 他们把壁面传热系数分为由颗粒所覆盖部分的颗粒导热和暴露于气泡的壁面的对流换热两部分。Basu 和 Nag (1987) 对该模型做了第一次修正, 引入了颗粒—壁面之间的膜导热热阻, 并将气泡对流换热系数换成了 Wen 和 Miller (1961) 对稀相气固两相流的对流换热经验公式, 以及引入了一个颗粒团覆盖壁面的百分比。Basu (1990) 又修正了颗粒团覆盖壁面的百分比为

$$f = c \left(\frac{1 - e_w - Y}{1 - e_{cl}} \right)^{0.5} \quad (1)$$

式中 $c=0.5$ 。之后许多模型研究中均采用上式来计算颗粒团覆盖壁面的百分比。

颗粒团更新传热模型概括如下

$$h = f \cdot (h_{cl,c} + h_{cl,r}) + (1 - f) \cdot (h_{exp,c} + h_{exp,r}) \quad (2)$$

$$h_{cl,c} = \left(\frac{d_g}{k_g} + \left(\sqrt{\frac{4K_{cl} r_{cl} C_{cl}}{p t_c}} \right)^{-1} \right)^{-1} \quad (3)$$

2. 本文对该模型参数的修正

上述模型含有多个参数。通常对于颗粒团的物性参数, 如 K_{cl} 、 r_{cl} 、 C_{cl} 等可由颗粒和气相的相应参数及空隙率来计算, 如 Gelperin & Einstein (1971) 计算 K_{cl} 的经验公式, r_{cl} 和 C_{cl} 可应用 Basu (1990), 程乐鸣 (1996), 戴天红等 (1997) 等使用的公式。 $h_{exp,c}$ 采用 Shi & Reh (1996) 推荐的公式。本文对 f 、 d_g 和 $h_{exp,r}$ 进行修正。

2.1 颗粒团覆盖壁面的百分比

研究表明, 颗粒团覆盖壁面的百分比随着床内颗粒浓度 (Lints & Glicksman, 1994) 及床径 (Glicksman, 1997) 的增大, 更多的壁面将被颗粒团所覆盖。因此, 本文将采用 Hyre (1995) 的公式来计算 f

$$f = 1 - \exp \left[-6 \left(\frac{U_0}{U_{mf}} \right)^{-1/4} \left(\frac{r_p}{r_g} \right)^{3/4} \cdot Fr_D^{-1/3} \cdot (1 - e_{avg}) \right] \quad (4)$$

2.2 气膜厚度

在前人的模型中, 通常把它取作颗粒粒径的若干分之一。Basu (1990) 取其为 $0.1d_r$, Wu et al (1990)

* 现工作单位: 北京市 2706 信箱, 中科院工程热物理研究所, 100080

通过取不同值比较后认为取为 $0.4d_r$ ，张新文等取为 $d_r/6$ 。总之，这些取值均带有一定的任意性，缺乏根据。研究表明气膜厚度与床内颗粒浓度有关（Lints 和 Glicksman, 1994），在本文模型中应用下式来计算

$$\frac{d_g}{d_r} = 0.0287 \cdot C^{-0.581} = 0.0287(1 - e_{avg})^{-0.581} \quad (5)$$

2.3 辐射传热

在高温（ $>700^\circ\text{C}$ ）和低悬浮密度（ $<30\text{kg/m}^3$ ）条件下，辐射是一种很重要的换热方式。颗粒团与壁面之间的辐射换热系数可由下式计算：

$$h_{cl,r} = \frac{s_o(T_b^4 - T_w^4)}{\left(\frac{1}{e_{cl}} + \frac{1}{e_w} - 1\right)(T_b - T_w)} \quad (6)$$

颗粒团的发射率由 Grace (1982) 的公式计算。

$$e_{cl} = 0.5(1 + e_p) \quad (7)$$

e_p 为颗粒的发射率。

循环流化床内的悬浮两相流通常看作是灰色吸收介质来处理。对于弥散相和壁面间的辐射传热，前人的模型中通常都采用和颗粒团—壁面辐射传热的计算公式，只是修改其中的颗粒团黑度为弥散相黑度，作者认为这样处理不妥。在本文中，考虑到床中心的弥散悬浮颗粒不仅有直接对壁面的辐射，而且还有部分能量先辐射到颗粒团，又经颗粒团反射到壁面这样一个过程，用热网络模拟表示为图 1。所以可得未被颗粒团覆盖的部分壁面的辐射换热系数（Fang et al, 1995）

$$h_{ds,r} = \frac{e_w[e_s + fe_{cl}(1 - e_s)]s_o(T_b^4 - T_w^4)}{\{e_s + (1 - e_s)[fe_{cl} + (1 - f)e_w]\}(T_b - T_w)} \quad (8)$$

弥散颗粒的发射率由 Bouguer 定律计算。此外，模型中的颗粒团贴壁时间由 Glicksman (1988) 公式迭代求解。

3. 结果讨论

参考有关发表的论文,在本文模型的计算中,对有关物性参数的取值如下

$$r_p = 2650 \text{ kg/m}^3, C_p = 800 \text{ J/kg}\cdot\text{K}, k_p = 1.87 \text{ W/m}\cdot\text{K} \quad (9a)$$

$$r_g = \frac{353.45}{T} \text{ kg/m}^3 \quad (9b)$$

$$k_g = 5.66 \times 10^{-5} T + 1.1 \times 10^{-2} \text{ W/m}\cdot\text{K} \quad (9c)$$

$$C_g = (0.99 + 1.22 \times 10^{-4} T - 5.68 \times 10^{-3} T^{-2}) \times 10^3 \text{ J/kg}\cdot\text{K} \quad (9d)$$

$$m_g = 0.42 \times 10^{-6} T^{2/3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2 \quad (9e)$$

表 1 给出了本文的计算结果和有关文献提供的实验数据的对比。Basu & Nag (1987) 对一个直径为 102mm，高 5.5m 的 CFB 进行了实验测试。他们用的床料为砂子，平均粒径 227 μm ，密度 $r_p = 2650 \text{ kg/m}^3$ ，最小流化风速和终端速度分别为 $U_{mf}=0.054\text{m/s}$ ， $U_T=1.88\text{m/s}$ 。由于他们在其论文中没有给出颗粒的比热和导热系数、黑度等物性参数，本文的模型计算中一律采用颗粒和壁面的黑度均为 0.8，颗粒的比热和导热系数分别为 $800\text{J/kg}\cdot\text{K}$ 和 $1.87 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ ，颗粒球形度 0.85。从本文的计算结果和 Basu & Nag (1987) 的实验结果的比较来看，本文的模型结果是可以接受的，和实验数据吻合较好。两者的差别主要是因为采用的颗粒物性参数的误差以及具体的实验条件、实验数据的误差所致。

表 1 本文模型计算结果和 Basu & Nag (1987) 的实验结果的比较

Table 1 comparison of present model results and the experiment data of Basu & Nag (1987)

U(m/s)	Tw (K)	Tb (K)	$r_{sus}(\text{kg/m}^3)$	h (W/m ² K) (Basu&Nag, 1987)	h (W/m ² K) (本文计算)
颗粒粒径：227 μm					

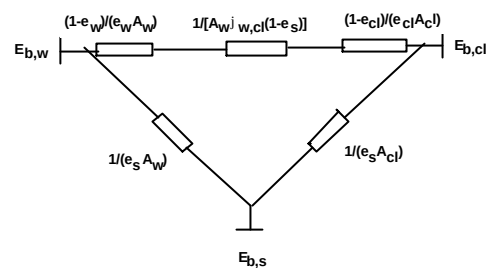


图 1 辐射换热的网络图

Fig 1 Network of radiation transfer

4.2	353	313	40.95	175	187.78
4.5	355	316	28.35	150	153.82
5.3	357	321	23.63	141	134.75
3.7	351	314	50.40	216	208
3.3	345	321	72.45	265	248.72
3.0	342	311	96.79	286	279.08
4.2	351	305	37.80	172	177.65
3.7	348	303	39.38	196	181.94
3.5	343	305	59.85	250	222.22
4.6	343	307	37.8	170	176.91
4.3	343	307	47.25	175	198.88
4.0	346	307	56.70	226	218.90
3.6	346	307	63.00	238	228.27
3.2	344	305	72.40	279	242.33
5.0	343	308	26.65	146	142.98
4.5	348	313	31.50	166	162.26
4.7	348	313	22.05	167	129.74
4.3	348	313	33.00	180	167.33
4.0	348	313	45.68	209	198

传热系数随颗粒浓度的变化如图 2 所示。计算时的参数取值分别为 $d_p = 227\mu\text{m}$, $r_p = 2650\text{kg/m}^3$, $C_p = 800\text{J/kg}\cdot\text{K}$, $k_p = 1.87\text{W/m}\cdot\text{K}$, $T_b = 350\text{K}$, $T_w = 310\text{K}$, $U_0 = 4.5\text{m/s}$, $L = 2.5\text{cm}$, 图中的实验数据为 Basu & Nag (1987) 的测试结果。传热系数随颗粒浓度的增加而逐渐增大。颗粒的热容比气相大得多, 颗粒的增加会有利于混合流体中焓的输运, 而且颗粒浓度增大后, 颗粒团覆盖壁面的百分比会增大, 有利于颗粒对流的增大。不过在高温条件下, 如果颗粒浓度过大, 使得壁面附近形成一层连续的而且高浓度的颗粒层时, 将对来自床中心区域的热辐射起屏蔽作用, 减少辐射换热系数分量。很多针对方形截面的流化床的实验研究发现在角区的局部传热系数偏低, 其主要原因是那里的颗粒局部浓度很高, 减弱了热辐射的影响。

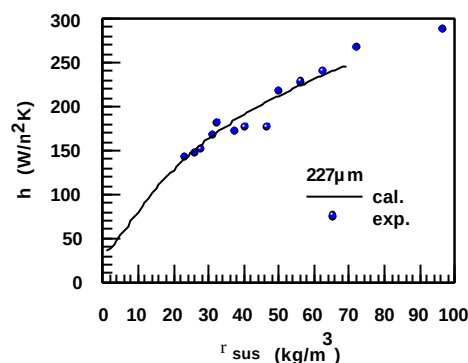


图 2 传热系数随颗粒悬浮浓度的变化

Fig 2 heat transfer coefficient vs suspension density

图 3 为表观运行风速对传热系数的影响。实际上, 表观运行风速的影响在实验中很难作为一个独立的参数来考察。当改变运行风速的时候, 如果控制在一个给定的物料循环率时, 床内的颗粒悬浮密度也要随之发生变化。在颗粒悬浮密度相近的情况下, 由表 1 也可以看到, 传热系数随运行风速的增加而减小。一些研究者的实验研究结果表明了这个特点。当固定一个颗粒悬浮密度, 用本文的模型进行计算时发现, 运行风速对传热系数的影响是很小的, 虽然随着运行风速的增大传热系数有下降的趋势, 但它的下降幅度不是很大。图 3 的计算结果是在固定温度 $T_b = 307\text{K}$, $T_w = 345\text{K}$ (87mm) 和 $T_b = 310\text{K}$, $T_w = 350\text{K}$ (227mm) 时不同颗粒悬浮密度下的结果。由图示结果可以看到, 悬浮颗粒密度的影响是主要的, 运行风速的影响是次要的。因为流化床内壁面传热的方式是覆盖在壁面表面的颗粒团的非稳态导热, 颗粒团沿壁面下滑的速度决定传热量的多少。而运行风速对颗粒团的下滑速度影响甚微, 因此对传热系数的作用就有限了。另外, 运行风速提高后传热系数有所减小的一个重要原因是它使床内的颗粒悬浮密度降低了, 从而改变了壁面被颗粒团覆盖的程度。

图 4 是不同颗粒粒径的传热系数的比较, 计算时所用的参数为 $r_p = 2650\text{kg/m}^3$, $r_{sus} = 30\text{kg/m}^3$, 流化床为边长 152mm 的方形床, 表观风速 7m/s , 床温 400°C , 壁温 150°C , 颗粒和壁面的黑度均为 0.8 , 颗粒的比热和导热系数分别为 $800\text{J/kg}\cdot\text{K}$ 和 $1.87\text{W/m}\cdot\text{K}$ 。从结果看到小颗粒的传热系数比大颗粒的传热系数大, 但随着接触面长度的增加, 两者的差别逐渐减小, 主要是由于颗粒温度的下降使接触导热和热辐射均逐渐减小的缘故。计算结果和文献中报道的实验研究结果有相同的趋势。小颗粒的传热系数比大颗粒高, 原因在于当床内为小颗粒物料时, 颗粒团层和壁面之间的气膜的厚度减小, 气膜导热的热阻降低了, 所以传热系数增大。

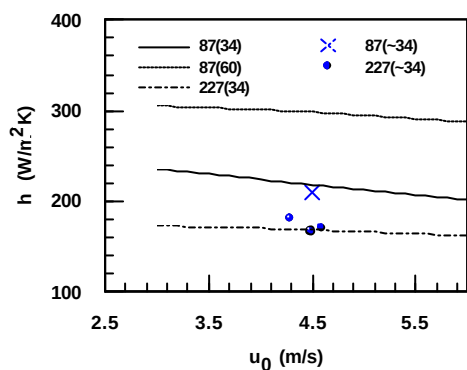


图3 运行风速对传热系数的影响

Fig 3 Effect of operation velocity on heat transfer
(图中数字为粒径- mm (颗粒浓度- kg/m^3))

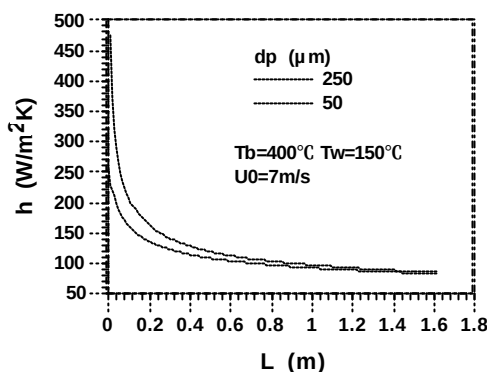


图4 不同粒径颗粒的总传热系数随壁面长度的分布

Fig 4 Overall heat transfer coefficient vs wall surface
($r_p = 2650 kg/m^3$, $r_{sus} = 30 kg/m^3$)

4. 结论

对颗粒团更新传热模型做了进一步的修正, 引入了描述床内颗粒运动特性的最新的研究成果, 取代了前人模型中不合理的对应参数, 使本文的修正模型减少了前人模型中需要凭经验而确定比例系数的缺点, 本文模型把传热计算与床的宏观运行参数相联系, 使其适应性更好。此外, 本文模型中弥散颗粒和壁面间的辐射传热考虑了直接辐射和颗粒团反射辐射过程, 物理上更合理。模型结果和有关文献的实验数据的对比较好, 说明本文模型是合理的。

符号表

Nomenclature

C	比热, $J/kg.K$	s_o	Stefan-Boltsman 常数
d	粒径, mm	e	空隙率, 无因次
D	床径, m	下标	
e	黑度, 无因次	avg	床截面平均
f	颗粒团覆盖壁面的百分比, 无因次	b	床
Fr_D	$= U_0^2 / (g \cdot D)$, Froude 数	cl	颗粒团
g	重力加速度, $kg/m.s^2$	c	对流
h	传热系数, $W/m^2.K$	ds	弥散相
k	导热系数, $W/m.K$	exp	暴露部分
t_c	颗粒团和壁面的接触时间, s	g	气相
T	温度, K	mf	最小流化状态
U	速度, m/s	p	颗粒相
Y	弥散颗粒体积浓度, 无因次	r	辐射
d_g	气膜厚度, mm	sus	悬浮介质
r	密度, kg/m^3	w	壁面
m_g	气体粘度, $N \cdot s / m^2$	0	表观运行的

参考文献

1. H. S. Mickley and D.F. Fairbank, Mechanisms of heat transfer to fluidized beds. [J] AICHE J., vol 1, pp374-384, 1955
2. D. Subbarao and p. Basu, Heat transfer in circulating fluidized beds. [C] In Circulating Fluidized Bed technology, ed. by P. Basu, Pergamon Press, 1986
3. P. Basu and P. K. Nag, An investigation into heat transfer in circulating fluidized bed. [J] Int. J. Heat Mass Transfer, vol 30, No. 11, pp2399-2409, 1987
4. C. Y. Wen and E. N. Miller, Heat transfer in solid-gas transport lines. [J] Ind. Eng. Chem., 1961, 53: 51-53
5. P. Basu, Heat transfer in high temperature fast fluidized beds. [J] Chem. Eng. Sci., vol 45, No. 10, pp3123-3136, 1990
6. N. L. Gelperin and V. G. Einstein, Heat transfer in fluidized beds. [C] In Fluidization, ed. J.F. Davidson and D. Harrison, p471-540, Academic Press, London, 1971
7. 程乐鸣, 循环流化床和压力流化床传热研究。[D] 杭州: 浙江大学博士论文, 1996

8. 戴天红, 钱壬章, 李宏顺, 循环流化床床层与壁面见传热特性的预测模型。[J] 华中理工大学学报, 25 (3): 72-75, 1997
9. 张新文, 陆继东, 钱诗智, 赫俏, 刘德昌, 林志杰, 循环流化床传热系数的计算模型。[J] 燃烧科学与技术, 4 (4): 348-353, 1998
10. D. M. Shi and L. Reh, Wall-to-bed heat transfer in circulating fluidized beds. [C] In: Kwauk M. ed., Circulating Fluidized Bed Technology, Vol V, Beijing, Science Press, 1996
11. M. C. Lints and L. R. Glicksman, Parameters governing particle-to-wall heat transfer in a circulating fluidized bed. [C] In Circulating Fluidized Bed Technology IV, A. A. Avidan ed., pp297-304, 1994, AIChE, N. Y
12. L. R. Glicksman, Heat transfer in circulating fluidized beds. [C] In Circulating Fluidized Bed, ed. J. R. Grace, A.A. Avidan and T. M. Knowlton, Chapman & Hill, 1997
13. M. R. Hyre, Aspects of hydrodynamics and heat transfer in circulating fluidized beds. [D] Ph D Thesis, M.I.T., Cambridge, MA, 1995
14. J. R. Grace, Fluidized bed hydrodynamics, [M] in Handbook of Multiphase Systems, G. Hetsroni ed., Hemisphere Publishing, 1982
15. Z. H. Fang, J. R. Grace, C. J. Lim, Radiative heat transfer in circulating fluidized beds. [J] J. Heat Transfer. Vol 117, 963-968, 1995
16. R. L. Wu, J. R. Grace and C. J. Lim, A model for heat transfer in circulating fluidized beds. [J] Chem. Eng. Sci., vol 45, No. 12, pp3389-3398, 1990
17. Glicksman L., R., Circulating fluidized bed heat transfer. [C] In Circulating Fluidized Bed Technology II (Edited by P. Basu and J. F. Large), PP13-29, Pergamon Press, Toronto, 1988.

Modification to the CFB Cluster-Renewal Heat Transfer Model

Yaxin Su Zhongyang Luo Kefa Cen

(Institute for Thermal Power Engineering, Zhejiang University, Hangzhou, 310027)

Abstract Based on the Cluster Renewal Model of the particle motion in a CFB riser, the authors developed a revised heat transfer model, which introduced the latest research results of the hydrodynamics of the suspension flow in CFB. This model divided the heat transfer into two parts, which are due to the transient heat conduction by the covered clusters and the convection between the uncovered wall and the dispersed phase. Radiation at high temperature was regarded as being additive. The fraction of the covered wall by clusters and the thickness of the gas gap between clusters and wall were revised by a new formula, which is a function of the operating condition and the particle properties. The Radiation between the dispersed phase and the uncovered wall included not only the direct radiation to the uncovered wall, but also the radiation to the clusters and then reflected to the uncovered wall. The model results showed good agreement with the published experimental data, which proved the modification was reasonable.

Keywords circulating fluidized bed heat transfer model modification

苏亚欣(1972-), 男, 助理研究员, 2000年6月毕业于浙江大学工程热物理专业, 获博士学位。主要从事循环流化床燃烧技术, 工程传热以及气固两相流的研究。发表论文20余篇, 出版专著1部。

《CIMS论文的天地》声明

本站免费向大家提供论文全文, 本站论文除了特别说明的以外都是从作者手中征集得到的。如果您有论文希望上网, 本站可以免费提供论文全文的上网服务。

目前网上论文网站较多, 有人非法转载本站论文, 在此提出警告, 本站将对这类行为进行追究。

本站镜像:

- 1、上海付费空间镜像: <http://www.cimspaper.com> <主站, 推荐访问>
- 2、教育网内的镜像: <http://xcchen.yeah.net>
- 3、山东泰安网页吧镜像: <http://cimspaper.wy8.net>
- 4、广东阳江中联科技: <http://cimspaper.icpcn.com>

欢迎您参加我站提供的邮件列表

希网提供的列表 分类首页/科学.技术/另类科学

<http://www.cn99.com/cgi-bin/catalog?viewcat=58>

为您提供《CIMS论文的天地》更新通知, 以及有关的论文和学术信息, 每月至少发送一次。本站有机械制造及自动化、计算机集成制造系统(CIMS)方面的学术论文全文, 也有有关学科的学术论文。