

# 流化床扬析速率常数的三相传质模型

陈鸿伟 (华北电力大学)  
金保升 徐益谦 (东南大学热能所)

[摘要] 本文基于由气泡集合理论建立的流化床三相传质模型,模拟细粉在流化床中的浓度分布,并以此对流化床设计,运行中的重要参数—细粉扬析速率常数  $K(L/min)$  进行了计算与讨论,计算值与试验结果有良好的—致性。

关键词 流化床 扬析速率常数 模型 锅炉  
分类号 TK229.66

## 0 前言

燃煤流化床锅炉因其低污染、良好的煤种适应性等优点而得到广泛应用。

众所周知:造成流化床锅炉的飞灰燃烧损失的原因是床中细颗粒的扬析。所以,建立简单、有效的细颗粒在流化床中的浓度分布模型,结合扬析速率的基本概念,对其进行计算预测。对流化床锅炉的设计与运行,降低飞灰的含炭量都有着重要意义。

Kato 和 Wen(1969)首先提出流化床的气泡集合模型<sup>[1]</sup>,他们把整个流化床沿高度方向划分成若干个串联的分室。每分室里包括两个相区:气相和乳化相,每个分室沿高度的尺寸等于其对应床高处的单个气泡直径。气体在分室的每相中假设充分混合,因此,流出每个分室的气体的组分与该分室的组分一样。

通常情况下,流化床锅炉中的气泡具有显著气泡晕( $1 < u_b/u_t < 5$ ),为此本文将 Kato

和 Wen 的模型做了改进,即:认为每个分室包括气泡相、气泡晕和乳化相三个相区。另外,本模型还不考虑流化床模拟通常采用的两相理论的有关假设。

## 1 模型

稳定条件下的物料平衡关系是:

输入的物料—流出的物料=消失(生成)的物料 (1)

本文假定的流化床中细颗粒粒径保持不变,那么,式(1)的最后一项为零。

图 1 是三相气泡集合传质模型的示意图,将方程(1)用于床内的第  $n$  个分室得出以下方程:

$$\begin{aligned} & U_{i,n} \cdot S \cdot (C_{i,n} - C_{i,n}) + F_{i,(n+1),n} \\ & \cdot V_{1,n} (C_{i+1,n} - C_{i,n}) + F_{(n-1),n,n} \\ & \cdot V_{i,n} (C_{i-1} - C_{i,n}) = 0 \end{aligned} \quad (2)$$

式中  $i = 1$  代表气泡,  $i = 2$  代表气泡晕,  $i = 3$  代表乳化相;

收稿日期 1995-01-03

- $C_{i,n}$ —第  $n$  分室、第  $i$  相中的颗粒浓度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;
- $U_{i,n}$ — $i$  相中的气体表观速度,  $\text{m}/\text{s}$ ;
- $V_{i,n}$ —第  $n$  分室中气泡相的体积,  $\text{m}^3$ ;
- $F_{i,i+1,n}$ —第  $n$  分室中  $i$  相与  $i+1$  相间气体交换系数;
- $S$ —床截面面积。

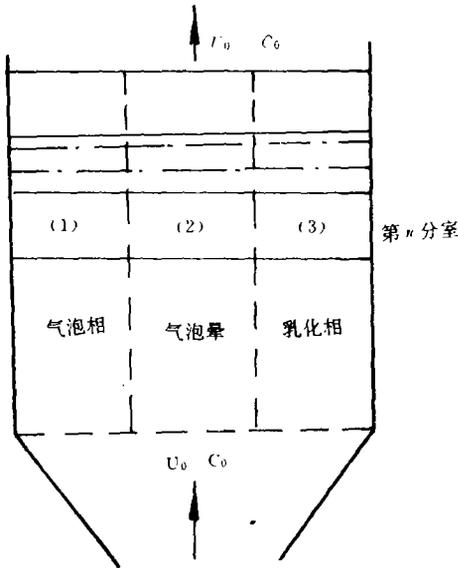


图 1 三相传质模型示意图

如下所示,本模型中的变量可以用较少的描述气泡现象和质量交换的基本参数来计算。

1.1 气体表观速度,  $U_0$ :  $U_0$  通常由下式给出:

$$U_0 = U_{1s} + U_{2s} + U_{3s} \quad (3)$$

1.2 气泡相的气体表观速度,  $U_{1s}$ :  $U_{1s}$  由气泡相平均速度和平均的气泡体积分额计算:

$$U_{1s} = \bar{U}_1 \cdot \bar{\delta}_1 \cdot \varepsilon_1$$

上式中,  $\bar{U}_1$  和  $\bar{\delta}_1$  由 1.5 和 1.14 分别给出计算式。

1.3 气泡晕中气体表观速度,  $U_{2s}$ : 因为气泡

和气泡量以相同的绝对速度上升,所以,气泡晕中气体表观速度为:

$$U_{2s} = \frac{\bar{\delta}_2 \cdot \varepsilon_2}{\bar{\delta}_1 \cdot \varepsilon_1} \quad (5)$$

式中  $\bar{\delta}_2/\bar{\delta}_1$  在 1.7 中给出。

1.4 乳化相中气体表观速度,  $U_{3s}$ : 将方程 (4)、(5) 代入方程 (3) 求出乳化相中气体表观速度:

$$U_{3s} = U_0 - \bar{U}_1(\bar{\delta}_1 \cdot \varepsilon_1 + \bar{\delta}_2 \cdot \varepsilon_2) \quad (6)$$

该式适用于

$$U_0 > \bar{U}_1(\bar{\delta}_1 \cdot \varepsilon_1 + \bar{\delta}_2 \cdot \varepsilon_2) \quad (7)$$

1.5 气泡相中气体的绝对速度,  $U_1$ : 采用由 Davidson 和 Harrison(1963) 提出的较通用的关系式来计算  $U_1$ :

$$U_1 = (U_0 - U_{mf}) + 0.71 \sqrt{g \cdot D_1} \quad (8)$$

气泡中气流的平均线速度可表示为:

$$U_1 = (U_0 - U_{mf}) + 0.71 \sqrt{g D_1} \quad (9)$$

1.6 气泡晕和乳化相中气流的绝对速度,  $U_2, U_3$ : 可用相对应的气流表观速度计算出气泡晕和乳化相中气流的绝对速度  $U_2$  和  $U_3$

$$U_2 = \frac{U_{2s}}{\bar{\delta}_2 \cdot \varepsilon_2} \quad (10)$$

$$U_3 = \frac{U_{3s}}{\bar{\delta}_3 \cdot \varepsilon_3} \quad (11)$$

1.7 气泡晕和气泡的体积比,  $\delta_2/\delta_1$ :

用 Davidson 和 Harrison(1963) 的理论模型<sup>(2)</sup> 来计算气泡晕和气泡相的体积比:

$$\frac{\delta_2}{\delta_1} = \frac{3U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \cdot U_1 - U_{mf}} \quad (12a)$$

该体积比的平均值为:

$$\frac{\bar{\delta}_2}{\bar{\delta}_1} = \frac{3U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \cdot \bar{U}_1 - U_{mf}} \quad (12b)$$

1.8 气泡直径,  $D_1$ :

气泡直径的大小与其所处床高,床截面大小,布风板的形式及开孔数,操作速度等都有关系,文中采用 Mori 和 Wen(1975) 在综合

1974 前的数据后提出的汽泡直径模型:

$$\frac{D_{1m} - D_1}{D_{1m} - D_{10}} = \exp(-0.3 h/D_R) \quad (13)$$

$$\text{式中: } D_{1m} = 0.652[S \cdot (U_0 - U_{mf})]^{2/5} \quad (14)$$

$D_{10}, D_{1m}$ — 气泡最小和最大直径, m;

$h$ — 离开分布板的高度, m;  $D_R$ — 床截面直径, m。

对空心分布板:

$$D_{10} = 0.347\left[\frac{S \cdot (U_0 - U_{mf})}{N_D}\right]^{2/5} \quad (15)$$

$N_D$ — 布风板的小孔数

对多孔分布板:

$$D_{10} = 0.00376(U_0 - U_{mf})^2 \quad (16)$$

此关系式适用于以下变量范围:

$$0.5 < U_{mf} < 20 \quad \text{cm/s}$$

$$0.006 < D_c < 0.045 \quad \text{cm}$$

$$U_0 - U_{mf} < 48 \quad \text{cm/s}$$

$$D_R < 130 \quad \text{cm}$$

### 1.9 气体交换系数:

Davidson 和 Harrison (1963), Kunii 和 Levenspiel (1968), 在 Davidson 模型<sup>(2)</sup>的基础上推出了汽泡和气晕、气晕与乳化相之间的气体交换系数:

$$F_{1,2} = 4.5\left(\frac{U_{mf}}{D_1}\right) + 5.85\left(\frac{g^{0.25} \cdot D_G^{0.5}}{D_1^{1.25}}\right) \quad (17)$$

$$F_{2,3} = 6.78\left(\frac{\varepsilon_{mf} \cdot D_1 \cdot U_1}{D^3}\right)^{0.5} \quad (18)$$

$$F_{0,1} = F_{3,4} = 0$$

式中,  $D_G$ — 扩散系数。

### 1.10 膨胀床高:

床的膨胀高度可用下式近似表示<sup>(5)</sup>:

$$L = L_{mf} + \frac{Y \cdot L \cdot (U_0 - U_{mf})}{U_0 - U_{mf} + 0.14 \cdot U_1} \quad (19)$$

式中:

$$\bar{D}_1 = D_{1m} - (D_{1m} - D_{10})\exp(-0.15L_{mf}/D_R) \quad (20a)$$

$$Y = 0.76 \quad (20b)$$

$L_{mf}$ — 静止床高, m。

### 1.11 每相中的孔隙度:

气晕和乳化相中的孔隙度  $\varepsilon_1$  近似等于临界流化状态下的孔隙度:

$$\varepsilon_2 - \varepsilon_3 = \varepsilon_{mf}$$

气泡中的孔隙度等于 1.0

### 1.12 单个分室里的气泡数量, $N$ :

以气晕的直径为定性尺寸, 运用质量平衡原理可以求出处于某个床高  $h$  上的分室中的气泡数<sup>(5)</sup>:

$$N = \frac{6S \cdot D_{2,n}(\varepsilon - \varepsilon_{mf})}{\pi \cdot D_{1m}^3(1 - \varepsilon_{mf})} \quad (21)$$

式中

$$\varepsilon = 1 - \frac{L_{mf}}{L} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \quad h < L_{mf} \quad (22)$$

和

$$\varepsilon = 1 - \frac{L_{mf}}{L}(1 - \varepsilon_{mf}) \cdot x \left\{ \exp\left[-\left(\frac{h - L_{mf}}{L - L_{mf}}\right)\right] \right\} \quad (23)$$

$$L_{mf} < h$$

### 1.13 气泡晕直径, $D_2$ :

气泡晕的直径可很容易地由方程 12a 求得:

$$\left(\frac{D_2}{D_1}\right)^3 = \frac{\varepsilon_{mf} \cdot U_1 + 2U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \cdot U_1 - U_{mf}} \quad (24a)$$

平均气泡晕直径  $\bar{D}_2$ :

$$\left(\frac{\bar{D}_2}{D_1}\right)^3 = \frac{\varepsilon_{mf} \cdot \bar{U}_1 + 2U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \cdot \bar{U}_1 - U_{mf}} \quad (24b)$$

### 1.14 每一相的体积份额: $\delta_i$ :

气泡、气晕和乳化相的体积份额为:

$$\delta_{i,n} = V_{i,n}/S \cdot D_{2,n} \quad (25)$$

$$V_{1,n} = N \cdot (1/6) \cdot \pi \cdot D_{1m}^3 \quad (26)$$

$$V_{2,n} = V_{1,n} \left[ \frac{3U_{mf}}{\varepsilon_{mf} \cdot U_1 - U_{mf}} \right] \quad (27)$$

$$V_{3,n} = S \cdot D_{2,n} - V_{2,n} - V_{1,n} \quad (28)$$

$$\bar{\delta}_1 = \bar{V}_1 / S \cdot \bar{D}_2 \quad (29)$$

$$\bar{V}_1 = \bar{N}(1/6)\pi \cdot \bar{D}_1^3 \quad (30)$$

式中  $\bar{N}$  由  $h = L_{mf}/2$  和  $\bar{D}_1$  代入方程(20a)求得。

在给定床层入口气流所含细颗粒浓度  $C_0$  的条件下,由上述模型可以计算出细颗粒在气泡、气泡晕和乳化相中的分布,进而得出床中所含细颗粒的重量。因为,在稳定条件下,流化床进出口气流中的细颗粒浓度理

一致。所以,由此便可很容易地计算出细颗粒的扬析速率常数。

## 2 计算结果与讨论

文献[6]所发表的结果是较为经典的流化床扬析试验研究的数据,作者按其所给的流化床结构尺寸、不同的流化床参数及颗粒大小,应用所提出的三相模型对每个工况下的扬析速率常数进行了计算,结果列于表1。表1中,扬析速率常数的计算值与相应的试验结果较为一致。

表1 扬析速率常数实测值与模型计算结果的比较

试验工况 序号	床 粗颗粒	料 细颗粒	床料重 (kg)	$U_0$ (m/s)	$K$ (实测) (1/min)	$K$ (计算) (1/min)
a-1	砂子	砂子	0.2	0.26	0.001 62	0.001 53
b-1	砂子	砂子	0.2	0.26	0.000 65	0.000 61
b-2	砂子	砂子	0.2	0.342	0.004 42	0.004 3
c-1	砂子	砂子	0.2	0.214	0.000 83	0.000 74
c-2	砂子	砂子	0.15	0.214	0.000 90	0.000 85
c-4	砂子	砂子	0.15	0.329	0.010 10	0.010 06
c-5	砂子	砂子	0.1	0.329	0.013 70	0.013 20
e-1	铁催化剂	铁催化剂	0.3	0.273	0.002 4	0.002 1
e-6	铁催化剂	铁催化剂	0.2	0.275	0.004 6	0.004 5

下面基于文献[6]其它工况的试验值,结合本文模型的相应计算结果,说明流化床粗料粒径、细颗粒粒径、流化速度等对细颗粒扬析速率的影响,同时进一步展示了模型计算结果与试验值的一致性。

不同床料粒径对直径为  $4.0 \mu\text{m}$  的铁催化剂颗粒的扬析速率常数的影响示于图2中。由此可以看出,所有工况下的关系曲线的斜率均在4左右。同时,尽管物料粒径相差甚大,但是,所有曲线都集中在很小的范围内。由此可以得出,床中大颗粒粒径对扬析速率常数的作用甚小。

如图3所示,细颗粒的大小对其扬析速

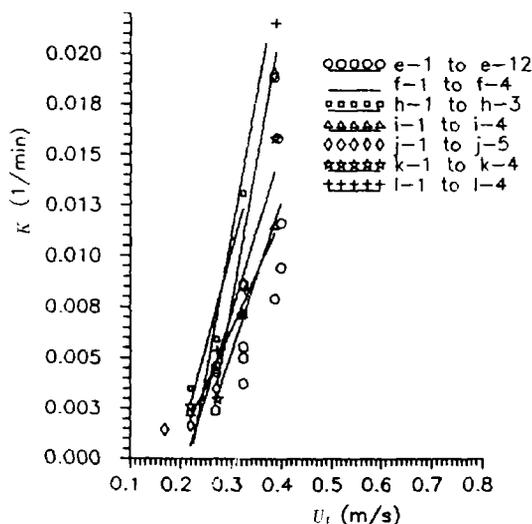


图2 床中粗颗粒粒径对扬析速率的影响

率有明显的影响。当颗粒直径由 5.05 μm 减小到 3.98 μm, 扬析速率常数增加了 4 倍, 远大于图 2 所示的变化。这说明扬析速率随细颗粒粒径的减小而急剧增大。

图 4 是床内物料的密度与扬析速率常数的关系。由图看出, 在物料密度增加一倍 (2675.4 ~ 5058.9 kg/m<sup>3</sup>) 时, 扬析速率常数减小约 5 倍。

图 5 所示的是床料为砂子和铁催化剂混合物的流化床系统。对于图中所示的 3 种流

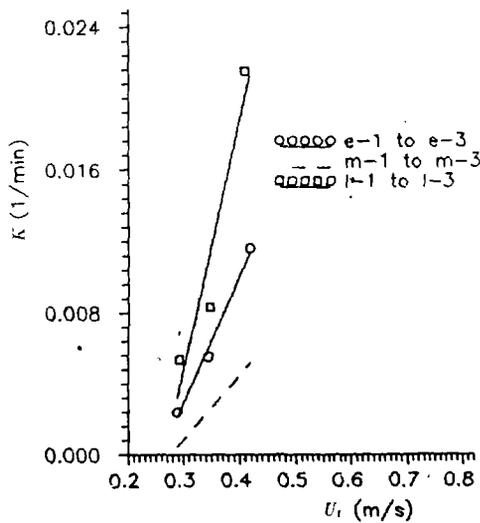


图 3 扬析速率常数与床中细颗粒粒径的关系

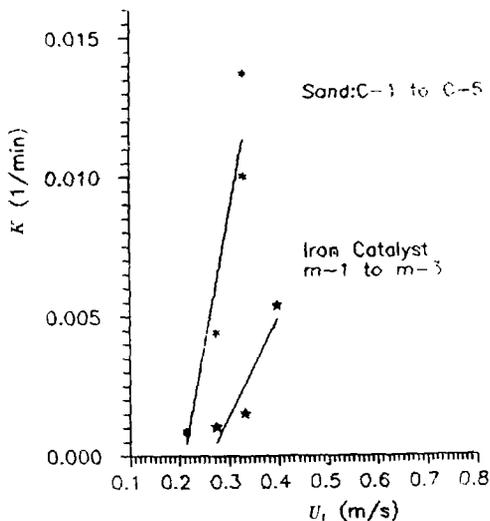


图 4 床料密度对扬析速率常数的影响

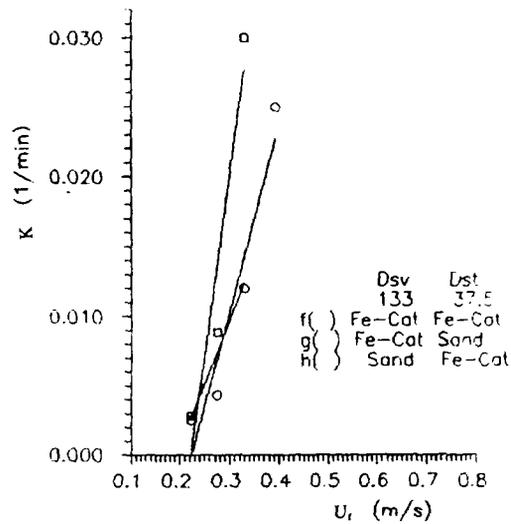


图 5 多种床料系统的扬析速率常数

化床系统, 其粗、细颗粒的大小是分别相同的。值得注意的是, 以铁催化剂作为细颗粒的流化床系统的扬析速率常数略小于以砂子为细颗粒的流化床。同时, 该图的数据再次证明了由图 2 得出的结论: 床中粗颗粒对扬析速率常数几乎没有影响。

试验和计算都表明, 床层高度对流化床的扬析速率常数有影响, 从表 1 的 c-1、c-2、c-4、c-5、e-1 和 e-6 这几组数据可以看出, 其它条件不变的情况下, 床层越高, 扬析速率越小。可以想象, 其它参数不变, 而仅床层升高, 那么, 细颗粒在床内的停留时间增长, 而扬析速率常数就越小。陆勇(1985) 的试验亦得出同样的结果<sup>[7]</sup>。当然, 扬析速率常数随床高的具体变化规律还与其它流化床参数有关。

### 3 结论

本文提出了流化床“三相”气泡集合模型, 并用此模型结合流化床扬析的基本定义对流化床的扬析速率常数进行计算, 取得了与试验值一致的结果。所以, 此模型不失为一

种简单、实用,而具有一定精度的流化床扬析速率常数的计算方法。当然,要用此模型预测燃煤流化床锅炉的扬析速率常数,有许多问题尚需进一步研究,例如,怎样给定有限供煤点数的情况下的入口条件  $C_0$ ,怎样考虑煤粒的燃烧过程对其相间质量交换的影响等等。但是,随着研究的进一步深入,该模型一定会发展、完善成能预测燃煤流化床锅炉扬析速率常数有效方法。

- 1 Kato K, and Wen C Y, Chem. Eng. Sci. . 1969(24): 1351
- 2 Davidson J F, and Harrison D. Fluidized particles. England: Cambrige Univ. Press, 1963
- 3 Mori S, and Wen C Y. AIChE J. , 1975 (21): 109
- 4 Kunii D, and Levenspiel O. Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 1968 (7), 446
- 5 Peters M H, Sweeney T L and Fan L-S AIChE Meeting, Chicago, IL, 1980
- 6 Max Leva. Chemical Engineering Progress, 1951, (47): 39
- 7 陆勇等. 凹形布风板流化床气、固动力特性试验 - 颗粒扬析. 中国工程热物理学会学术会议论文, 1984

## 参 考 文 献

(李乡复 编辑)

## 燃机渡船

## 世界最大的高速渡船

据“Gas Turbine World”1996年5~6月号报道,瑞典 Stena 航运公司的第一艘高速海上服务 1500(HSS1500)燃机驱动的渡船“探索者”现在正在 Holyhead 和 Dun Laoghaire 之间横渡爱尔兰海的航线上航行。“探索者”是迄今为止世界上最大的高速渡船。它长 126m,宽 40m,设计成达到 40 节航速,搭载 1500 名旅客和 375 辆轿车或 100 辆轿车和 50 辆牵引拖车。船上系统和终端设施被设计成在 30 分钟时间内完成港口周转的全过程。

Stena 于 1993 年 7 月与芬兰 Rauma 的 Finnyards 船厂签订合同,建造三艘 HSS1500 渡船,每艘渡船的造价约为 1 亿美元。也已决定要建造第四艘 HSS 的方案。

前二艘 HSS1500(一艘于今年 4 月投运,另一艘于 6 月投运)营运威尔士和爱尔兰岛之间的 Stena 航运。在 Holyhead 到 Dun Laoghaire 航线上,航行时间由柴油机渡船的 3½ 小时缩减到现在的 99 分钟。第二艘航线是从苏格兰的 Stranraer 到北爱尔兰岛的贝尔法斯特。

第三艘 HSS 在 Stena 的 Harwich 到 Holland 的 Hook 航运,横渡北海,将使航行时间从 7½ 小时缩减到 3½ 小时,拟议中的第四艘 HSS 航线是英国多佛尔到法车加来的多佛尔海峡横渡,与海峡隧道火车比较,可使旅程时间减少为 45 分钟。

(学牛 供稿)

power plant constitutes a basic task of power plant economics analysis. Based on the newest theory of thermal economics, i. e. "Symbol Exergy Economics" proposed by a Spanish scholar, the authors have set up a model for the exergy economics analysis of an energy system. The use of the model on a home-made 200 MW unit has brought about satisfactory results. Key words: energy system, exergy, model, thermodynamics

导热规律为  $Q \propto \Delta(\frac{1}{T})$  时卡诺热机的  $(\eta P)_{\max} = (\eta P)_{\max}$  of Carnot Heat Engine in Case of Heat Conduction Law Expressed by  $Q \propto \Delta(\frac{1}{T})$  [刊, 中]/Yuan Duqi, Liu Zongxiu (Baoji Institute of Liberal Arts and Science) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power, 1996, 11(6): 360~362  
The working state  $(\eta P)_{\max}$  of Carnot heat engine efficiency and power output is studied in the case of heat conduction law being expressed by  $Q \propto \Delta(\frac{1}{T})$  with  $\eta_{\max} P_{\max}$  under that state derived. Conducted is a comparison of these values with the maximum power output  $(P_{\max})$  under the same heat conduction law. Key words: heat conduction law, heat engine, performance optimization

流化床扬析速率常数的三相传质模型 = Three-phase Mass Transfer Model for the Elutriation Rate Constant in a Fluidized Bed [刊, 中]/ Chen Hongwei, Jin Baoshen, Xu Yiqian (Southeastern University) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -1996, 11(6): 363~368

With the help of a fluidized bed three-phase mass-transfer model set up on the basis of bubble assembly theory a simulation was conducted of the fines concentration distribution in a fluidized bed, an thereby the fines elutriation rate constant  $K(1/\text{min})$ , an important parameter in the design and operation of the fluidized bed, was calculated and discussed. The calculated values have been found to be in good agreement with test results. Key words: fluidized bed, elutriation rate constant, model, boiler

锅炉螺纹烟管经验计算式选用问题的探讨 = An Exploratory Study on the Selection of an Empirical Formula for Helical-ribbed Tubes of Industrial Boilers [刊, 中]/ Xu Shiming Yuan Yi (Dalian University of Science & Technology), // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. -1996, 11(6): 369~374

Because of their simple construction, ease of fabrication and better heat transfer properties helical-ribbed tubes are used more often in industrial boilers and heat exchangers than bare tubes. But, up to now it is not possible to perform a complete numerical solution of the helical-ribbed tube heat exchange and resistance characteristics, their calculation being based mainly on empirical formulas obtained from various kinds of experiments. Because of the difference in facilities and working medium employed for the experiments the empirical formulas obtained will also be different, thus resulting in certain deviations as to their form, applicable scope and calculation results. Consequently, the selected empirical formulas for the thermal calculation of boiler flue gas tubes in case of using helical-ribbed tubes will have a significant effect on the accuracy of the boiler flue gas tube thermal calculation. In •