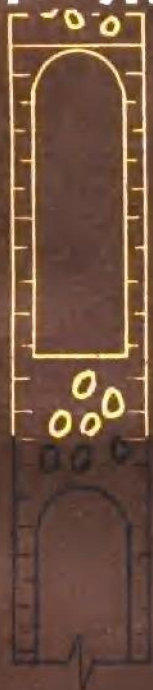
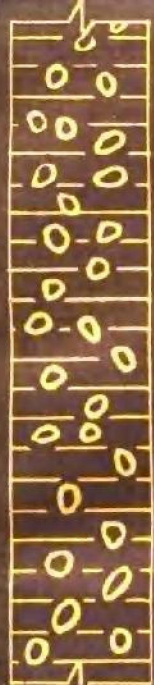


蒸汽形成时的 流体力学和 热交换

苏 A. M. 库捷波夫

И. С. 斯捷尔曼

H. F. 司 求 中



水 利 电 力 出 版 社

蒸汽形成时的流体动力学和热交换

[苏]A.M.库捷波夫Л.С.斯捷尔曼 H.Γ.司求申

范从振 撒应禄 译

*

水利电力出版社出版

(北京三里河路6号)

新华书店北京发行所发行·各地新华书店经售

水利电力印刷厂印刷

*

787×1092毫米 32开本 13.5印张 295千字 1插页

1983年10月第一版 1983年10月北京第一次印刷

印数 00001—5910册 定价 1.45元

书号 15143·5208

内 容 提 要

本书经苏联高等和中等专业教育部批准作为高等工科院校的教科书，讲述蒸汽形成时流动过程的理论基础和计算方法，如通道中两相流体的运动、穿泡、携带，以及在设备蒸汽空间的水分的分离；自然对流条件下和介质定向流动时的沸腾换热和沸腾换热危机。书中有多处试用了近代工业设备的热力和流体动力工程计算方法。

本书可作高等工科院校相应专业课程设计和毕业设计的教学参考书。

А.М.КУТЕПОВ Л.С.СТЕРМАН Н.Г.СТЮШИН
Гидродинамика И Теплообмени при Парообразовании
«высшая школа» москва 1977

译 者 序

由于教学的需要我们翻译了这本书。本书综合了大量实验数据，并导出了一些较为实用的理论式，书的最后还附有例题，很适合于用作教科书，对从事实际工作的技术人员也很有参考价值。在翻译过程中，常秀珍和郑宝忠二位同志对全部译稿进行了详细的校订，对提高译稿质量作了许多工作，特此致谢。

译 者

前 言

许多工业设备,其主要尺寸和外型都取决于汽液介质中的流体动力过程和换热过程。在这方面如果没有足够的知识,就难以确定热电厂蒸汽锅炉、蒸发器、汽化设备、精馏塔和各种工业部门中其它设备的传热面积与蒸汽空间的大小。虽说在研究蒸汽发生器的流体动力和热交换方面已做过很多工作,可是所取得的能被公认的综合关系还是不多的。因此对于没有足够经验的工程技术人员说来,在设计这类设备时,在如何选取计算式这一点上经常会遇到很大困难。

在M.A.斯狄利柯维奇编写的作为教科书出版的《锅炉内部过程》(1954年)中,第一次系统地综合了有关水蒸汽生成过程研究所累积的大量试验资料。后来M.A.斯狄利柯维奇、O.И.马尔古诺娃和З.Л.米若波尔斯基又出版了教科书《电厂中蒸汽的发生过程》(1969年“动力”出版社),书中总结了近些年来所累积的资料和动力学院在该学科的教学经验。目前,这是研究这方面的唯一教学用书。虽说该书对热能动力专业的学生有很大的价值,但对高等工科院校其他专业(例如化学工程、化工设备制造、食品工业等)的学生说来,还不是完全适用的。对不同学科说来,所研究的蒸汽发生时的流体动力过程和传热传质过程具有许多共同点,这就有可能为某几个专业的学生编写共用教科书。本书正是为满足读者的这种需要而编写的。

本书首先是这类设备的课程设计和毕业设计的教学用

书。在这些设备中所发生的过程正是书中要研究的。本书也是研究“锅炉内部过程”、“化工过程和设备”、“制冷和压气机”、“深冷技术”等课程中某些章节的参考书。为了便于掌握新的热力和水力动力计算方法，书中除了说明近代理论概念和新的数量关系之外，还给出了许多设备的计算例题。

本书是由莫斯科动力学院和莫斯科化工机械制造学院的教学人员组成的编写组编写的。作者对审阅者——以Д.И. 门捷列夫命名的莫斯科化工学院热力工程教研组全体成员（教研组主任科学技术博士А.В. 郅郅提金教授）和科学技术博士Л.Ф. 凡道罗夫教授表示感谢，感谢他们对本书手稿提出的许多宝贵意见。

编著者

主要符号介绍

基本符号

d — 直径	S — 含盐量
D — 蒸发量, 水量	t — 温度
Eu — 欧拉数	U — 周界
f — 流通截面	V — 容积流量
F — 力	w — 流速
Fr — 傅鲁德数	w_0 — 循环流速
g — 重力加速度	x — 质量含汽率
G — 质量流量	β — 容积含汽率
h — 高度	δ — 厚度
i — 焓	α — 放热系数, 角度
di — 焓差	ρ — 密度
K — 循环倍率, 传热系数	φ — 蒸汽所占截面份额
l — 长度	ν — 运动粘度
p — 压力	η — 效率, 不均系数
Δp — 压降, 压差	σ — 表面张力
q — 热流量	ξ — 摩擦损失系数
Q — 热量	ψ — 流型结构系数
r — 半径	ω — 湿度
Re — 雷诺数	τ — 切向应力
R — 半径	θ — 边角

角 码

БАР — 锅筒	ГОМ — 均质的
ВХ — 进口	ГИДР — 静止的
ВЫХ — 出口	ДВ — 流动
ГР — 边界	Д.П — 孔板
Г.П — 水力损失	Ж — 液体的, 水的

ЗАСТ — 循环停滞
ИСП — 蒸发
ИСТ — 真实的
КАП — 液滴
К.В — 锅炉水
КИП — 沸腾
КОЛ — 联箱
КОНТ — 回路
КР — 临界
МАКС — 最大
МИН — 最小
Н — 饱和
НЕД — 欠热
НИВ — 重位的
Н.К — 未到饱和
Н.О — 不受热的
' — 水的, 液体的
" — 气的, 汽的
ОБЩ — 总的
ОПР — 循环倒流
ОП — 下降
ОТВ — 孔眼的
ОТН — 相对的
ОТ — 相对的

П.В — 给水
ПЕР — 过热的
ПЛ — 膜
П.О. — 加热段后
ПОДВ — 供入的
ПОЛ — 有效
ПР — 极限的, 排污的
П.З — 过渡区
ПОТ — 流体的
ПРЕВ — 水面以上
ПУЧ — 管束
П.Ч.К — 回路上升部分
Р. — 计算的
РАЗД — 分配的
РАСЧ — 计算的
СМ — 混合物的, 混合的
СОБ — 汇集的
УД — 单位的
УР — 水位
УСК — 加速度的
ЭК — 加热水的
ЭКВ — 当量的
Ш — 节流孔

目 录

译者序

前 言

主要符号介绍

第一部分 两相流体的流体动力学

第一章 两相流体在垂直和水平管中的流动	1
§ 1. 总论	1
§ 2. 两相流体的流型	5
§ 3. 两相流体的运动方程	7
§ 4. 表征两相流体的流体动力学特性的主要相似 准则	11
§ 5. 流体的真实参数	13
§ 6. 流动阻力	26
第二章 自然循环和强制循环回路的流体动力 计算	36
§ 1. 自然循环回路的计算方法	36
§ 2. 自然循环安全检查	44
§ 3. 下降系统的安全检查	55
§ 4. 并列管子的流动不均匀性与受热不均匀性	58
§ 5. 强制循环时管子的流体动力特性。流体动力 不稳定性	62
§ 6. 脉动工况	69
第三章 蒸汽穿经液体	75
§ 1. 过程的机理。主要参数的影响	75
§ 2. 蒸汽分布孔板的工作	80

§ 3.	蒸汽清洗装置中穿泡层的流体动力稳定性	91
§ 4.	穿泡层主要流体动力特性的确定	95
§ 5.	水中溶解物质对穿泡层流体动力工况的影响	103
第四章	蒸汽携带水滴和汽水分离	107
§ 1.	穿泡器蒸汽空间内的水分分离	107
§ 2.	水中杂质对携带的影响	114
§ 3.	水滴携带量的关系	122
§ 4.	蒸汽净化方式。减少携带和分离水分的装置	127
第五章	换热和传质设备中的汽液分离	140
§ 1.	过程进行条件的一般说明	140
§ 2.	旋风分离器中汽液系统的离心分离	141
§ 3.	当同时采用旋风分离器和百叶窗分离器时汽 液系统的分离	153
§ 4.	在盘式设备中旋流元件的效率	155
§ 5.	用液体射流的汽(气)液系统的分离	158
第二部分 蒸汽形成时的热交换		
第六章	沉没放热面上的换热	166
§ 1.	汽泡状沸腾和膜态沸腾时的换热过程机理	166
§ 2.	放热面上汽泡形成的条件。沸腾液体的温 度场	171
§ 3.	汽泡的长大速度	177
§ 4.	汽泡脱离放热面时的直径。汽泡生成频率	178
§ 5.	汽泡状沸腾时换热过程的描述式。综合变量	182
§ 6.	汽泡状沸腾时某些因素对换热强度的影响	187
§ 7.	沉没放热面上的沸腾换热强度。计算公式	201
§ 8.	光管和肋片管管束中的放热	208
第七章	在液体定向流动情况下汽泡状沸腾时 的换热	215
§ 1.	液体流速和流体含汽率的影响	215

§ 2. 描述强迫流动情况下沸腾换热过程的方程 式。综合变量	220
§ 3. 液体受迫流动时的沸腾换热强度	223
第八章 未达饱和温度的液体的沸腾换热	243
§ 1. 表面沸腾时汽化过程和壁面两相层形成的特 点	243
§ 2. 液体受迫流动时表面沸腾的换热强度	251
第九章 两相流体放热工况的恶化	263
§ 1. 放热恶化工况的发生	263
§ 2. 恶化工况时蒸发管的温度工况和放热强度	272
第十章 液体在沉没放热面上沸腾时的临界热 流量	283
§ 1. 过程的机理	283
§ 2. 容积沸腾时过程进行情况对 q_{kp1} 值的影响	284
§ 3. 综合计算式	286
§ 4. 引力对 q_{kp1} 的影响	292
§ 5. 未达饱和温度的液体欠热的影响	293
§ 6. 膜态沸腾终止时的热流量	297
第十一章 液体在管子中容积沸腾和表面沸腾 时的临界热流量	299
§ 1. 液体在管中沸腾时由汽泡状沸腾转为膜态沸 腾时过渡过程的特点。质量流速和含汽率对 q_{kp1} 的影响	299
§ 2. 容积和表面沸腾时, 管子直径、长度和表面 状态对 q_{kp1} 的影响	303
§ 3. 管中沸腾时临界热流量的综合数量关系	308
§ 4. 环形通道中沸腾时发生危机的某些特点。纵 向冲刷管束时的 q_{kp1}	316
第十二章 混合物沸腾时的放热和临界热流量	323

§ 1. 不形成共沸点混合物溶液在沸腾时的临界热 流量和放热系数	323
§ 2. 形成共沸点混合物溶液沸腾时的某些换热数 据。浓度对非挥发性物质溶液放热强度的影响	332

第三部分 蒸汽发生设备的循环计算与换热计算

例题

例题 1 在浸没加热室受热面上沸腾的蒸发器的 流体动力计算和热力计算。蒸馏物 品质的确定	336
1. 蒸发器的结构	336
2. 流体动力计算和热力计算	338
3. 蒸汽清洗装置的计算和蒸馏物品质的确定	352
例题 2 带有外置式沸腾区的蒸发器的循环计算	356
例题 3 蒸汽锅炉循环回路水动力计算	365
例题 4 冷凝蒸发器流体动力计算和热力计算	377
例题 5 ИКТ型氨蒸发器的计算	395
例题 6 ИТР型氟里昂蒸发器的计算	404
参考文献	410

第 一 部 分

两相流体的流体力学

第一章 两相流体在垂直和 水平管中的流动

§ 1. 总 论

两相流体的流动具有许多特点。这些特点首先与两相本身之间以及各相同固体壁面之间的流体力学的相互作用有关，而且还同相变所引起的流体力学的变化有关。即使流体的流动是在没有热量加入的绝热情况之下进行的，但在许多情况下也不能不考虑相变的影响。

在汽液流的运动中，汽相与液相的绝对速度是不同的。在上升管中汽相的运动速度高于液相速度，但在下降时汽相流速就较低。因此，如果只根据介质流量（或甚至各相的流量）、通道几何尺寸和液体及汽体的物理特性等数据，还不足以完全说明流体动力的情况。因此，为了说明两相流体特性，除考虑质量平衡式和热量平衡式有关的量之外，还须引入同各相运动特点有关的量。按质量平衡式和热量平衡式计算所得的参数称为**流量参数**；而单独表征每一相运动的量，或对整个流体来说表征其流体动力情况（考虑各相的流动特点）的量叫做**真实参数**。

两相流体的主要流量参数为：液体的折算速度 w' ，蒸汽的折算速度 w'' ，按热平衡算出的质量含汽率 x 和容积含汽

率 β 。

折算速度由下述关系确定：

$$\left. \begin{aligned} w'_0 &= V'/f \\ w''_0 &= V''/f \end{aligned} \right\} \quad (1.1)$$

而质量和容积含汽率由下式求得

$$\left. \begin{aligned} x &= G''/(G'' + G') \\ \beta &= V''/(V'' + V') \end{aligned} \right\} \quad (1.2)$$

式中 V' 和 V'' ——液体和蒸汽的容积流量，米³/秒； G' 和 G'' ——液体和蒸汽的质量流量，公斤/秒； f ——流通截面，米²。

由方程式 (1.1) 可知，所谓**折算速度**就是当液相或汽相占有全部流通截面时的平均速度。 w'_0 和 w''_0 也是单位时间内流过通道单位截面积的液体和蒸汽的容积。容积流量含汽率也可用下式来计算：

$$\beta = w''_0 f / [f(w''_0 + w'_0)] = w''_0 / (w''_0 + w'_0) \quad (1.3)$$

介质的运动也可用质量流速来表示，即用单位时间内的质量流量 G 与通道横截面 f 的比值表示。通常用乘积 ρw 来表示这个速度。显然

$$\rho w = G/f \quad (1.4)$$

式中 w 和 ρ ——相应介质的速度和密度。

当两相流体沿等截面通道运动时，由于相的转变，线速度 w'_0 和 w''_0 以及各相的质量流速均会发生变化。由于压力降低（蒸汽密度改变），汽相速度也要改变，但是按总流量计算的质量流速[式(1.4)]仍保持不变。用全部流体的质量流速同饱和温度下液体密度的比值所表示的数值

$$w_0 = \rho w / \rho' = G / (f \rho') \quad (1.5)$$

也是不变的。这个在工程计算中广为应用的数值称作**循环流**

速。如所考虑的情况下通道截面保持不变，上述数值就是在通道开始汽化（ $x = 0$ ）截面中的液体速度。

如果能够知道液相或汽相所占通道截面的份额，流体的真实参数就可以很容易地算出。在计算中通常用来确定汽相占有的截面份额为：

$$\varphi = f'' / f$$

这里 f'' —— 蒸汽所占截面面积。

该值也叫做**真实容积含汽率**。由关系式

$$G'' = \rho'' w''_0 f = \rho'' w'' \varphi f$$

能方便地确定出蒸汽的真实速度：

$$w'' = w''_0 / \varphi \quad (1.6)$$

用类似的液相质量平衡式可求得液相的真实速度

$$w' = w'_0 / (1 - \varphi) \quad (1.7)$$

根据数值 w' 和 w'' 很容易求得各相的真实质量流速。

两相的相对速度

$$w_{OTH} = w'' - w' \quad (1.8)$$

称为**滑动速度（或滑动）**。

引起相对速度 w_{OTH} 的主要原因是：在通道的两个截面之间作用到液体和汽体容积的力是相同的（正如在单相流体中一样，这里略去了垂直于管子轴线的压力梯度）。在这种力的作用下，当流体上升运动时，具有较小密度的一相获得的加速度较大，而下降时则较小。这样，在两相流体上升运动中 $w_{OTH} > 0$ ；而下降时 $w_{OTH} < 0$ 。在水平管中当含汽率很低时，汽相以个别汽泡形式被液体带着流动，也可认为滑动速度是负值。不过随着流体含汽率的增加，汽相的速度也将大于 w' 。

汽体和液体运动的真实速度经常差别很大。但在工程计

算中往往不考虑滑动对计算值的影响，即把介质作为均匀的混合物。这种混合物的速度也就等于各相折算速度之和。它等于

$$w_{cm} = (V' + V'')/f = w'_0 + w''_0 \quad (1.9)$$

由质量平衡方程式

$$G = G' + G''$$

可推导出循环流速与 w'_0 和 w''_0 之间的关系式

$$w_0 = w'_0 + (\rho''/\rho')w''_0 \quad (1.10)$$

把式(1.10)中的折算速度 w'_0 代入式(1.9)，整理后得

$$w_{cm} = w_0 \left[1 + \frac{w''_0}{w_0} \frac{\rho' - \rho''}{\rho'} \right] \quad (1.11)$$

或

$$w_{cm} = w_0 \left[1 + x \left(\frac{\rho'}{\rho''} - 1 \right) \right] \quad (1.11')$$

汽液混合物的平均密度可由下式计算：

$$\rho_{cm} V_{cm} = \rho'' V'' + \rho' V'$$

也可写成：

$$\rho_{cm} V_{cm} = \rho'' \beta V_{cm} + \rho' (1 - \beta) V_{cm}$$

从而得

$$\rho_{cm} = \rho'' \beta + \rho' (1 - \beta) \quad (1.12)$$

数值 ρ_{cm} 也可用下述关系式来确定：

$$1/\rho_{cm} = v_{cm} = v'' x + v' (1 - x)$$

两相介质的真实平均密度不同于 ρ_{cm} 。如果已知汽相所占截面份额 φ ，就可按类似式(1.12)的关系式求得该值（正如流体的其他真实参数一样）：

$$\rho_{net} = \rho'' \varphi + \rho' (1 - \varphi) \quad (1.13)$$

由上述关系式可明显看出，当 $\varphi = \beta$ 时，两个真实速度 w'

和 w'' 是相等的，并等于混合物速度 w_{cm} ，而 $\rho_{act} = \rho_{cm}$ 。

§ 2. 两相流体的流型

两相流体的流型与液体和蒸汽的热物理特性、各相的流量以及管子在空间的位置和尺寸等有关。直接观察和电影摄影指明，在垂直管中主要有四种流动类型：汽泡状（图1.1a）、汽弹状（图1.1б）、环状（图1.1в）和乳状（图1.1г）。

含汽率低时产生汽泡状。这时蒸汽以不聚结的较小直径（1～3毫米）的汽泡形式在液体中运动。中心部分的汽泡数量一般要比管壁附近多些。

随着含汽率 x 的增大，小汽泡合并成大汽泡。这些大的弹状汽泡占据了通道的大部截面，汽弹与汽弹之间被液体层分隔开，正如在汽泡状流型中那样，在液体层内还有些小汽泡。在低压下弹状汽泡的长度可达1米以上。再继续增加 x ，汽弹合并并形成环状流型。在这种流型中液体仍沿管壁

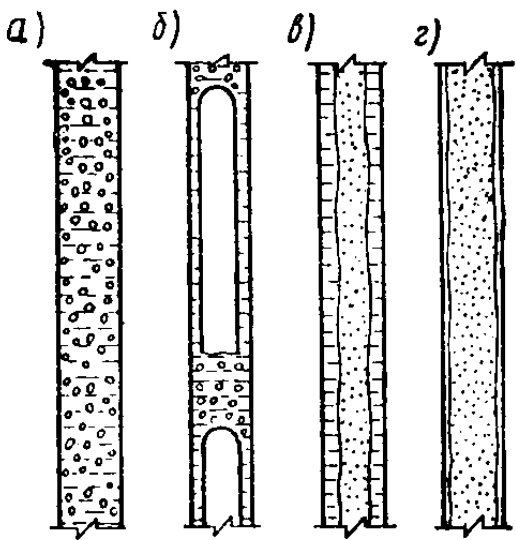


图 1.1 垂直管中汽液流体的流型

流动，且液体环的厚度还是比较大的（如含汽率与弹状流型时相差不太大）。汽柱内部还有一些分散的液滴被带着流动， x 越大这种液滴数越多。再进一步增大含汽率就形成汽液混合物的乳状流型，这时几乎所有的液体或多或少地均匀分布在整個管子截面中。不受热时，这种流型总维持有一层薄水膜，因为部分液滴不断地落到壁面上。随着水膜厚度的增加液体粒被汽流撕去得更强烈。因此在一定工况和一定的