电站锅炉水动力计算方法

JB/Z 201—83

上海发电设备成套设计研究所

江苏省机械工业锅炉科技情报网

机械工业部指导性技术文件

“电站锅炉水动力计算方法”

归口单位：　上海发电设备成套设计研究所
起草单位：　哈尔滨锅炉厂
出　　版：　上海发电设备成套设计研究所
　　江苏省机械工业锅炉科技情报网

*　　*　　*

无锡市旺庄商标印刷厂　　1984年12月
参加本书出版校对工作的有：
上海成套所：王孟浩　李绰文等
无锡锅炉厂：董祖康　沈　勤　贺旭亮
　　王源达　胡剑文　王　俊

JB

中华人民共和国机械工业部指导性技术文件

JB/Z 201—83

电站锅炉水动力计算方法

1983-10-26发布

中华人民共和国机械工业部 批 准

目　录

符号说明

一、概　述

（一）绪　言……（1）

（二）基本术语 ……（1）

1.1　锅炉的循环方式……（1）

1.2　锅炉的水力系统……（1）

1.3　循环回路……（2）

1.4　管屏（管束）……（2）

1.5　管屏内的区段……（2）

1.6　流程及管圈……（2）

1.7　辐射区……（2）

1.8　水动力特性……（2）

1.9　综合性水动力特性曲线……（2）

二、管内压降的基本计算方法

（一）管内压降的计算 ……（3）

2.1　管内总压降的计算……（3）

（二）特性参数 ……（3）

2.2　重量流速的计算……（3）

2.3　水的流速计算……（3）

2.4　循环流速的计算……（3）

2.5　蒸汽折算速度的计算……（4）

2.6　水折算速度的计算……（4）

2.7　重量含汽率（干度）的计算……（4）

2.8　平均重量含汽率计算……（5）

2.9　汽水混合物流速的计算……（5）

2.10　容积含汽率的计算……（5）

（三）截面含汽率的计算 ……（5）

2.11　截面含汽率的关系式……（5）

2.12　垂直上升流动时截面含汽率的计算……（5）

2.13　倾斜管内流动时截面含汽率的计算……（6）

2.14　下降流动时界限容积含汽率的计算……（6）

2.15　容积含汽率$\beta\leq\beta^{*}$时，下降流动截面含汽率的计算 ……（6）

2.16 容积含汽率β>β*时，下降流动截面含汽率的计算……（7）
（四）重位压差和加速压降的计算……（7）
2.17 重位压差的计算……（7）
2.18 加速压降的计算……（7）
（五）摩擦阻力损失的计算……（8）
2.19 单相流体的摩擦阻力损失计算……（8）
2.20 汽水混合物的摩擦阻力损失计算……（8）
2.21 每米摩擦阻力系数的计算……（9）
2.22 摩擦阻力损失校正系数的计算……（9）
2.23 摩擦阻力损失校正系数的线算图求法……（10）
（六）单相流体局部阻力损失的计算……（10）
2.24 单相流体局部阻力损失的基本公式……（10）
2.25 由锅筒进入管子的入口阻力系数……（10）
2.26 由集箱进入管子的入口阻力系数……（10）
2.27 管子出口阻力系数……（11）
2.28 节流圈的阻力系数……（11）
2.29 多孔板的阻力系数……（14）
2.30 弯头的阻力系数……（14）
2.31 三通的阻力系数……（17）
2.32 阀门的阻力系数……（18）
2.33 管子断面突然扩大和突然缩小时的阻力系数……（21）
2.34 管子断面逐渐扩大和逐渐缩小时的阻力系数……（21）
2.35 低循环倍率锅炉混合器的阻力系数……（21）
2.36 低循环倍率锅炉过滤器的阻力系数……（22）
2.37 环形转弯180°的阻力系数……（23）
2.38 纵向冲刷光滑管束的阻力系数……（24）
2.39 横向冲刷光滑管束的阻力系数……（25）
2.40 集箱的阻力系数……（27）
2.41 带夹套汇流集箱的阻力系数……（27）
2.42 喷头式喷咀的阻力系数……（28）
2.43 多孔管式喷咀的阻力系数……（28）
2.44 旋蜗式喷咀的阻力系数……（29）
2.45 螺旋管的阻力系数……（30）
2.46 内螺纹管的阻力系数……（30）
2.47 纵向内肋片管的阻力系数……（30）
（七）双相流体的局部阻力损失计算……（31）
2.48 汽水混合物局部阻力损失的基本计算式……（31）

2.49 管子出口阻力系数……（31）
2.50 管子入口阻力系数……（32）
2.51 弯头的阻力系数……（32）
2.52 三通、闸阀和截止阀的阻力系数……（32）
2.53 对称U型汇流三通的阻力系数……（33）
2.54 螺旋管的阻力系数……（33）
2.55 内螺纹管的阻力系数……（33）
2.56 内置式旋风分离器的阻力系数……（34）
2.57 外置式旋风分离器的阻力系数……（34）
2.58 钢丝网分离器的阻力系数……（34）
三、锅炉受热管的温度工况
（一）概述……（35）
3.1 锅炉受热管金属的工作条件……（35）
3.2 水冷壁管的传热恶化……（35）
3.3 热偏差……（35）
3.4 容许热偏差……（36）
（二）水冷壁管壁温的计算……（36）
3.5 计算对象……（36）
3.6 管子正面内壁和外壁温度的计算……（36）
3.7 鳍根与鳍端温度的计算……（37）
3.8 壁温计算点管内介质温度的确定……（38）
（三）炉膛局部热负荷的计算……（38）
3.9 炉膛局部热负荷分配的不均匀性……（38）
3.10 炉膛壁面局部热负荷的计算……（38）
3.11 双面露光受热面的热负荷分配……（41）
3.12 炉内最高热负荷的位置……（41）
（四）管子内壁与介质间的放热系数……（41）
3.13 欠热水在管内流动时的放热系数……（41）
3.14 蒸汽（临界压力以下）在管内流动时的放热系数……（42）
3.15 超临界压力介质在管内流动时的放热系数……（42）
3.16 沸腾水在管内流动时的放热系数……（43）
（五）蒸发管内传热恶化工况的计算……（43）
3.17 蒸发管内的传热恶化……（43）
3.18 亚临界压力以下（$P\leq 200kgf/cm^2$）大直径（$dn\geq 15mm$）水冷壁管内传热恶化工况的计算……（43）
3.19 亚临界压力（$P\geq 185kgf/cm^2$）小直径（$dn\leq 15mm$）垂直膜式水冷壁管内传热恶化工况的计算……（45）

（六）四头内螺纹管传热工况的计算 ……（46）
3.20 适用范围 ……（46）
3.21 四头内螺纹管的工况参数 ……（46）
3.22 产生传热恶化时的重量含汽率 ……（47）
（七）校验管壁温度工况的一些推荐 ……（47）
3.23 炉膛壁面局部热负荷的极限值 ……（47）
3.24 防止水平管内汽水分层的最低重量流速 ……（47）
3.25 不需进行壁温校验的条件 ……（47）
3.26 膜式水冷壁相邻管间工质的温差 ……（48）
3.27 扰流子的应用 ……（48）
四、自然循环锅炉的水循环计算
（一）概述 ……（49）
4.1 水循环计算的目的 ……（49）
4.2 自然循环的特性及影响循环可靠性的因素 ……（49）
（二）循环特性的计算 ……（49）
4.3 水循环计算的内容和范围 ……（49）
4.4 原始数据的确定 ……（50）
4.5 压差的计算 ……（50）
4.6 循环工作点的确定 ……（52）
4.7 热水段高度的计算 ……（53）
4.8 锅水欠焓的计算 ……（54）
4.9 上升管含汽段高度的计算 ……（55）
4.10 上升管热水段及含汽段长度的计算 ……（55）
4.11 上升管各区段蒸发量的计算 ……（55）
4.12 上升管汽水混合物平均重度的计算 ……（56）
4.13 上升管阻力损失的计算 ……（56）
4.14 上升管压差的计算 ……（57）
4.15 汽水引出管压差的计算 ……（57）
4.16 汽水分离设备阻力损失的计算 ……（58）
4.17 下降管阻力损失的计算 ……（58）
4.18 折算总阻力系数的计算 ……（58）
4.19 循环倍率的计算 ……（58）
4.20 外置式分离器的计算 ……（59）
（三）循环停滞、倒流及自由水面的校验 ……（60）
4.21 检查范围 ……（60）
4.22 不出现循环停滞的条件 ……（60）
4.23 停滞压差的计算 ……（60）

4.24 停滞截面含汽率的计算 ……（62）
4.25 不出现自由水面的校验 ……（63）
4.26 不出现循环倒流的校验 ……（63）
4.27 倒流时最小折算蒸汽流速的计算 ……（63）
4.28 倒流最大压差的计算求法 ……（64）
（四）界限循环倍率及传热恶化的校验 ……（64）
4.29 循环倍率的选取 ……（64）
4.30 传热恶化的校验 ……（65）
（五）锅筒内水室凝汽、下降管带汽及汽化 ……（66）
4.31 锅筒内水室凝汽 ……（66）
4.32 下降管带汽及汽化 ……（66）
4.33 旋涡斗的防止 ……（67）
4.34 下降管受热的汽化 ……（67）
（六）水循环计算中的若干规定 ……（69）
4.35 上升管区段的划分和结构尺寸的确定 ……（69）
4.36 下降管和引入管结构尺寸的确定 ……（70）
4.37 汽水引出管结构尺寸的确定 ……（70）
4.38 汽水混合物提升高度的确定 ……（71）
4.39 炉膛各回路吸热量的分配 ……（71）
（七）结构设计推荐 ……（71）
4.40 结构设计推荐原则 ……（71）
4.41 上升管的结构设计 ……（71）
4.42 上升管单位截面积蒸发量 ……（73）
4.43 上升管入口平均循环水速 ……（73）
4.44 下降管和引入管的结构设计 ……（74）
4.45 下降管入口水速的选取 ……（74）
4.46 汽水引出管的结构设计 ……（74）
4.47 再循环管的结构设计 ……（75）
4.48 集箱的结构设计 ……（75）
4.49 锅筒及其内部装置的结构设计 ……（75）
4.50 外置式分离器的结构设计 ……（76）
4.51 特殊回路的结构 ……（76）
五、直流锅炉的水动力计算
（一）概述 ……（77）
5.1 直流锅炉水动力特点 ……（77）
5.2 直流锅炉水动力计算的任务 ……（77）
5.3 影响直流锅炉蒸发受热面水动力可靠性的因素 ……（77）

5.4 计算范围……（78）
（二）锅炉的整体阻力计算 ……（78）
5.5 直流锅炉的整体阻力计算……（78）
5.6 并联管组的阻力计算……（78）
5.7 低负荷时整体阻力计算……（78）
（三）直流锅炉的可靠性校验 ……（79）
5.8 双相流体热偏差的计算……（79）
5.9 管间脉动的校验……（80）
5.10 屏间脉动的校验 ……（83）
5.11 停滞的校验 ……（84）
5.12 停滞压差的计算 ……（84）
5.13 多回程垂直管屏停滞的校验 ……（86）
5.14 多值性的校验 ……（86）
5.15 特殊型式管屏多值性的校验 ……（87）
5.16 双相流体分配的校验 ……（88）
5.17 汽水分层的校验 ……（89）
5.18 流量分配的计算 ……（89）
（四）直流锅炉设计结构的推荐 ……（90）
5.19 节流圈的选取 ……（90）
5.20 防止脉动的措施 ……（90）
5.21 管屏的焓增 ……（91）
5.22 双相管道的连接 ……（91）
六、辅助循环锅炉的水动力计算
（一）概述 ……（92）
6.1 辅助循环的类型……（92）
6.2 辅助循环锅炉的特点……（92）
6.3 辅助循环锅炉的水动力计算任务……（92）
（二）循环回路压降的计算 ……（93）
6.4 循环回路的压降……（93）
6.5 重位压差的计算……（94）
（三）循环回路的结构数据和特性参数的选取 ……（95）
6.6 原始数据……（95）
6.7 循环倍率的选取……（95）
6.8 蒸发管重量流速的选取……（96）
6.9 蒸发管和汽水引出管内径的选取……（96）
6.10 循环泵吸水管和压水管流速的选取 ……（96）
6.11 循环泵的选取 ……（97）

（四）强制循环和低循环倍率锅炉的水动力计算 ……（97）
6.12 设计计算 ……（97）
6.13 校验计算 ……（98）
6.14 回路流量分配的计算 ……（99）
6.15 节流圈的计算 ……（100）
6.16 蒸发管出、入口集箱压力的计算 ……（100）
6.17 蒸发管产汽量的计算 ……（100）
6.18 蒸发管开始沸腾点高度的计算 ……（101）
（五）复合循环锅炉的水动力计算 ……（101）
6.19 计算范围 ……（101）
6.20 并联复合循环的水动力设计计算 ……（101）
6.21 串联复合循环的水动力设计计算 ……（103）
（六）辅助循环锅炉工作可靠性的校验 ……（104）
6.22 工作可靠性指标 ……（104）
6.23 蒸发管的管壁温度校验 ……（105）
6.24 循环泵不汽化的校验 ……（105）
七、单相流体部件的水动力计算
（一）概述 ……（107）
7.1 单相流体部件的水动力特点 ……（107）
7.2 单相流体部件水动力计算的任务 ……（107）
（二）流量分布不均匀性 ……（107）
7.3 流量不均匀性的含义 ……（107）
7.4 沿集箱长度上的静压分布 ……（107）
7.5 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的平均、最大和最小流量管位置（109）
7.6 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的最小流量不均匀系数计算公式（110）
7.7 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的某排管子流量不均匀系数计算公式 ……（112）
7.8 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的最小和最大流量不均匀系数求法 ……（112）
7.9 管组流量分布的计算 ……（112）
7.10 各管排流量系数相同的并联管组流量分布计算 ……（115）
7.11 各管流量系数有显著差异的并联管组流量分布计算 ……（116）
7.12 按所需的流量分布对节流件的计算 ……（116）
7.13 计入重位压差时流量分布的计算 ……（117）
（三）对流烟道的热负荷不均匀性 ……（118）
7.14 沿对流烟道宽度热负荷不均匀系数的分布函数 ……（118）
7.15 管组中各排管子热负荷不均匀系数的计算 ……（118）

7.16 由11排管子组成的管组中各排管子的热负荷不均匀系数 ……（119）
（四）热偏差的计算 ……（119）
7.17 热偏差计算的基本公式 ……（119）
7.18 不计算流量分布时的热偏差计算 ……（119）
7.19 管组各排管子出口介质焓及温度的计算 ……（121）
（五）单相流体部件的压降计算 ……（121）
7.20 计算目的 ……（121）
7.21 计算范围 ……（121）
7.22 基本计算公式和计算步骤 ……（121）
（六）单相流体并联管组的设计建议 ……（122）
7.23 重量流速的选择 ……（122）
7.24 减小热偏差应考虑的基本原则 ……（122）
7.25 减小热偏差的措施 ……（123）
（七）喷水减温器的水动力计算 ……（124）
7.26 管路式喷水减温器的阻力计算 ……（124）
7.27 夹套式喷水减温器的阻力计算 ……（125）
7.28 夹套式喷水减温器沿集箱长度（蒸汽引入管间总长度）上的静压分布 （125）
7.29 喷水减温器喷咀振动校验 ……（126）
7.30 喷水调节阀的水动力计算 ……（128）
7.31 减温器设计数据的推荐 ……（129）
八、水动力计算的电子计算机方法
（一）概述 ……（131）
8.1 电子计算机方法的任务 ……（131）
8.2 基本步骤 ……（131）
（二）数学模型和求解方法 ……（131）
8.3 数学模型 ……（131）
8.4 数学模型的用法 ……（133）
8.5 非线性方程和非线性方程组的求解方法 ……（133）
（三）水和水蒸汽物理参数的拟合公式 ……（136）
8.6 线算图和表格数据的公式化 ……（136）
8.7 比容和重度的拟合公式 ……（136）
8.8 饱和焓和汽化潜热的拟合公式 ……（139）
8.9 饱和水运动粘度系数的拟合公式 ……（140）
8.10 饱和水表面张力系数的拟合公式 ……（141）
（四）计算程序的编制 ……（142）
8.11 输入数据的处理 ……（142）
8.12 程序的分块组合法 ……（143）

8.13 管子压降计算程序的编制 ……（144）
8.14 计算的主程序 ……（144）
8.15 计算结果的输出 ……（144）
（五）各种循环方式的水动力计算方法 ……（144）
8.16 自然循环的计算方法 ……（144）
8.17 辅助循环的计算方法 ……（147）
8.18 直流锅炉的计算方法 ……（147）
8.19 过热器的计算方法 ……（148）
附加说明 ……（151）
附录1 汽水混合物实际平均重度的简化计算 ……（152）
附录2 常用鳍片管的壁温计算图线 ……（161）
附录3 自然循环锅炉水循环计算的简捷方法 ……（174）
附录4 用动态蓄质量系数校验脉动的方法 ……（193）
附录5 手算水动力计算例题 ……（201）
（一）自然循环锅炉的计算例题 ……（201）
（1）*DG*—670/140—2型锅炉侧水冷壁的水循环计算 ……（201）
（2）*DG*—670/140—2型锅炉的侧水冷壁传热恶化的校核计算 ……（220）
（3）*DG*—670/140—2型锅炉侧中回路水循环的特性简化计算 ……（230）
（4）*HG*—75/39—6型锅炉前侧回路的停滞和倒流的校验 ……（235）
（二）再热器的热偏差计算 ……（243）
附录6 电子计算机方法的水动力计算例题 ……（252）
（一）自然循环锅炉计算例题 ……（252）
（二）过热器热偏差计算例题 ……（277）
水和水蒸汽热力学特性表 ……（284）
线算图
2—1 汽水混合物容积含汽率β和重量含汽率*X*关系 ……（375）
2—2 汽水混合物垂直上升流动时的截面含汽率φ ……（376）
2—3 倾角校正系数K_α ……（377）
2—4 垂直下降流动时求β^*及w_0^2/gd_n图 ……（379）
2—5 垂直下降流动时求*C*值图（$\beta\leq\beta^*$） ……（380）
2—6 垂直下降流动时求*C'*值图（$\beta>\beta^*$） ……（381）
2—7 超临界压力下的平均比容值$\bar{v}$ ……（383）
2—8 锅炉用管子的每米摩擦阻力系数 ……（385）
2—9 不受热管的摩擦阻力损失校正系数ψ ……（387）
2—10 受热管摩擦阻力损失校正系数ψ ……（389）
2—11 管端节流圈的阻力系数 ……（391）
2—12 管中节流圈的阻力系数 ……（393）

2—13 多孔板的阻力系数……（394）
2—14 转弯阻力系数……（395）
2—15 分流局部阻力系数……（397）
2—16 汇流局部阻力系数……（397）
2—17 对称汇流三通的阻力系数……（398）
2—18 断面突变时的阻力系数……（399）
2—19 扩散管的扩散系数……（399）
2—20 旋蜗式喷咀阻力系数……（399）
2—21 螺旋管的系数 C_{lx} ……（400）
2—22 双相流体三通、闸阀和截止阀 的 C_{jb} 值……（401）
3—1 光管管子正面平均均流系数$\bar{J}$和正面内壁均流系数 $\bar{J}_N$ ……（402）
3—2 鳍片管管子正面内壁均流系数J_N和正面平均均流系数$\bar{J}$……（403）
3—3 各种钢材导热系数λ……（404）
3—4 鳍根平均热负荷与管子正面外壁热负荷的比值K ……（405）
3—5 鳍片部分内壁均流系数 J_{N1}、J_{N2} ……（406）
3—6 鳍片部分平均均流系数$\bar{J}_1$、$\bar{J}_2$ ……（407）
3—7（a） 计算梯形鳍片膜式水冷壁管鳍端与鳍根中点温度差$t_{qd}-t_{qg}$的简化线算图（$s_1/s_2=0.7$）……（408）
3—7（b） 计算矩形鳍片膜式水冷壁管鳍端与鳍根中点温度差$t_{qd}-t_{qg}$的简化线算图……（409）
3—8 前后墙布置燃烧器的大容量油炉的η_r^h值 ……（410）
3—9 前墙布置燃烧器的燃油及天然气锅炉的η_r^h值 ……（411）
3—10 四角布置燃烧器液态排渣煤粉炉的η_r^h值……（412）
3—11 前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉的η_r^h值……（413）
3—12 四角布置燃烧器固态排渣煤粉炉的η_r^h值……（414）
3—13 燃烧器前墙布置的燃油锅炉η_r^b值……（415）
3—14 燃烧器前后墙布置的燃油锅炉η_r^b值……（415）
3—15 四角布置燃烧器液态排渣煤粉炉的η_r^b值……（416）
3—16 前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉两侧墙的η_r^b值……（416）
3—17 前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉前后墙的η_r^b值……（417）
3—18 四角布置燃烧器固态排渣煤粉炉的η_r^b值……（417）

3—19 欠热水在纵向冲刷时的对流放热系数……（418）
3—20 确定欠热水管内放热系数的线图……（419）
3—21 确定欠热水$Pr^{0.8}$的线图……（420）
3—22 临界压力以下过热蒸汽管内流动时的对流放热系数……（421）
3—23 超临界压力下大比热区域内的放热系数……（422）
3—24 确定修正系数B、C、D的线图……（423）
3—25 沸腾水管内流动时的放热系数……（424）
3—26 传热恶化时临界含汽率的划分范围……（425）
3—27 管径为20mm时的临界含汽率……（426）
3—28（a） 管径修正系数C_d……（427）
3—28（b） 热负荷修正系数C_q……（427）
3—29 沿周界均匀受热垂直管内传热恶化时的最小放热系数……（428）
3—30 亚临界压力膜式水冷壁管内传热恶化的X_{lj}值……（429）
3—31 垂直管内传热恶化时最大壁温处的蒸汽含量……（430）
3—32 垂直管内传热恶化时内壁与工质的最大温差……（431）
3—33 公式（3—30）中的压力修正系数C值……（432）
3—34 四头内螺纹管内传热恶化时（$X=0.9>X_{n1}$）壁温升高值Δt_{n1}……（433）
3—35 四头内螺纹管开始传热恶化时的重量含汽率……（434）
4—1 决定倒流比压差$\Sigma\Delta P_d^b$的线算图……（435）
4—1（续） 决定倒流比压差$\Sigma\Delta P_d^b$的线算图……（436）
4—2 决定折算蒸汽流速静压修正量$\Delta w''_o$的线算图……（437）
4—2（续） 决定折算蒸汽流速静压修正量$\Delta w''_o$的线算图……（438）
4—3 锅筒水室凝汽率的影响……（439）
4—4 对流管束的角系数……（440）
5—1 比容v_1线算图……（441）
5—2 比容v_2^*线算图……（441）
5—3 比容v_2线算图……（442）
5—4 比容v_3线算图……（443）
5—5 流量不均匀系数η_l线算图……（444）
5—6 决定C_p与$[(\gamma w)^{p=100}]^*$的线算图……（445）
5—7 决定系数C的线算图……（446）
5—8 水平管水动力单值性条件线算图……（447）
5—9 垂直向上流动管屏水动力单值性条件线算图……（449）
5—10 分配集箱轴向临界流速……（451）
7—1 集箱动压比ε……（453）

7—2 集箱摩阻系数比σ ……（455）
7—3 U型布置的线算图 ……（456）
7—4 Z型布置的线算图 ……（457）
7—5 L型布置的线算图 ……（458）
7—6 倒L型布置的线算图 ……（459）
7—7 J型布置的线算图 ……（460）
7—8 倒J型布置的线算图 ……（461）

中华人民共和国
机 械 工 业 部 指导性技术文件

JB/Z 201—83

电站锅炉水动力计算方法

本计算方法仅适用于固定式电站锅炉。设计新型号锅炉时，必须按本方法进行额定工况下受热面的水动力计算。对运行中的锅炉，如其可靠性有怀疑时，应按本方法作校核计算。必要时应根据使用部门的要求，按本方法对其他一些工况（例如启动工况等）进行核算，以便提出为保证安全运行所必须的规定。

机械工业部1983年10月26日发布

符 号 说 明

a ——宽度，m；

B, b——深度（宽度），m；

C ——校正系数；

c ——比热，kcal/kgf·℃；

D ——蒸汽流量（蒸发量），t·f/h，kgf/s；

d ——直径，m；

F ——管组流通截面积，m^2；

f ——管子流通截面积，m^2；

G ——水流量，kgf/s，t·f/h；重量，kgf；

g ——重力加速度，m/s^2；

H ——受热面积，m^2；动压头，kgf/m^2；扬程（泵），mH_2O；

h ——高度，m；

i ——介质焓，kcal/kgf；

Δi ——焓增，kcal/kgf；

J ——均流系数（沿管壁金属本身的热量扩散系数）；

K ——循环倍率；

K_α ——倾斜角修正系数；

k ——绝对粗糙度，mm；流量系数；

L, l——长度，m；

N ——功率，kw；

n ——管子根数，指数；

P ——压力，kgf/cm^2；

ΔP——阻力损失，压差，压降，kgf/m^2；

Q ——管子吸热量，kcal/s；

q ——面积热负荷，$kcal/m^2 \cdot h$；

R, r——弯曲半径，m；

r ——汽化潜热，kcal/kgf；

S ——滑动比；

s ——管子节距，

s_1, s_2——横向节距，纵向节距，m；

t ——温度（介质，金属），℃；

Δt——温差，℃；

v ——比容，m^3/kgf；

w ——流速，m/s；

w_0——循环流速，m/s；

γw——重量流速（比流量），$kgf/m^2 \cdot s$；

X——重量含汽率（重量流量含汽率）；

y ——转换系数；

z ——总阻力系数；

α ——管子对水平的倾斜角，度；

α_2 ——管壁对介质的对流放热系数，$kcal/m^2 \cdot h \cdot ℃$；

β ——容积含汽率（容积流量含汽率），管子外径与内径之比；

γ ——重度，kgf/m^3；

ξ ——局部阻力系数；

η ——不均匀系数；

λ ——摩擦阻力系数；金属导热系数，$kcal/m \cdot h \cdot ℃$；

λ_0——每米摩擦阻力系数，1/m；

ρ ——热偏差系数；

τ ——系数，时间，h，s；

φ ——截面含汽率（真实容积含汽率）；

ψ ——摩擦损失校正系数；

δ ——厚度，m；

σ ——表面张力系数，kgf/m；

ν ——运动粘度，m^2/s；

μ ——动力粘度系数，$kgf \cdot s/m^2$；

上 角 码

$'$ ——饱和水，双相；

$''$ ——饱和汽；

$-$ ——平均；

$_0$ ——标准，界限；

i ——非额定量；
c ——出口；
r ——入口；

下　角　码

。——理论，折算，孔中；
Ⅰ——第一级；
Ⅱ——第二级；
b ——壁，宽度；
be——泵；
c ——出口，侧支管；
cc——汽泡穿层；
cg——超过锅筒水位高度；
d ——倒流，低的；
dg——动压；
dk——多孔；
dl——当量；
dq——带汽；
f ——分配；
fl——分离器，分离；
fm——阀门；
g ——锅炉，管子；
gp——管式喷咀，管屏；
gr——过热器，过热；
gs——钢丝网；
gt——锅筒；
h ——高度上，汇流，环流；
hl——回路；
hq——含汽（管段）；
hu——混合器，混合物；
hx——横向；
j ——集合管，计算；
ja——夹套；
jb——局部；
jd——净段；
jl——节流；
js——加速度；
jw ——减温器，减温；
jx ——集箱；
l ——流量，炉膛；
ld ——流动；
lj ——临界；
m ——摩擦；
max——最大；
min——最小；
mo ——膜层；
n ——内壁，内；
nl ——内螺纹管；
nr ——内肋片；
nz ——内置式；
p ——偏差；
ps ——配水管；
pt ——喷头；
q ——墙；
qd ——鳍端；
qg ——鳍根；
qh ——欠焓；
ql ——汽连通管；
qx ——清洗；
r ——热（受热），入口；
rh ——受热后；
rq ——受热前；
rs ——热水管段；
s ——上升管（上升）；
sl ——水连通管；
sm ——省煤器；
sp ——水平；
ss ——上升系统；
st ——三通；
tk ——突然扩大；
ts ——突然缩小；
tz ——停滞；
u ——蜗壳；
up ——蜗壳喷咀；

w ——外，外壁；
wt ——弯头；
wz ——外置式；
x ——未知数；
xj ——下降管，下降；
xh ——循环；
xs ——吸水；
y ——烟道；
yc ——引出管，引出；
yd ——盐段；
yr ——引入管，引入；
ys ——压水管；
yx ——容许；
z ——正面
zh ——直支管
zk ——逐渐扩大；
zox ——纵向；
zr ——再热器，再热；
zs ——逐渐缩小；
zw ——重位；
zx ——再循环管；

计算程序标识符

压　降	ΔP	dp
容积含汽率	β	beita
截面含汽率	φ	fi
动力粘度系数	μ	miou
运动粘度	ν	niou
重　度	γ	gama
摩擦系数	λ	lam
重量流速	γw	gw
壁　厚	δ	deir
摩擦损失修正系数	ψ	psi
局部阻力系数	ξ	ksi
热偏差系数	ρ	rou
管子对水平的倾角	α	arfa
不均匀系数	η	eita
时　间	τ	tao

标识符按主体符在前，角码前置符号在后原则编排，例如：

ismr	省煤器入口焓
dpzw	重位压差
dpxjz	下降管总压差
nbe	泵台数

上述符号中没有的名称可按汉语拼音取头一位字母编排，例如：

hlbh	回路编号
fhxh	负荷序号

一些前置符号及角码，均用汉语拼音字母代替，例如：

饱和水	,	s
饱和汽	"	q
平均	—	pi

同一名称需要用二种以上标识符时，可在尾部用数字区分，例如：H_1、H_2、H_3 代表三个不同的受热面积。

注：为与正在实施的“水管锅炉受压元件强度计算标准”（JB2194—83）相一致，本方法采用工程单位制。

一、概　况

（一）绪　言

电站锅炉水动力计算的任务是计算锅炉受热管内的水动力特性及流动阻力（以便确定泵的扬程）。正常的水动力特性应确保受热管内流动介质的流动稳定，并能良好地冷却管子金属，确保管壁金属安全，这是锅炉安全运行的必要条件之一。流动阻力是否合理，是衡量结构设计的指标之一。随着锅炉容量的增大及参数的提高，这些任务更为重要。

本计算方法共分八章。二、三章为双相水动力计算和管壁温度工况的基础部分。四、五、六章分别列入自然循环锅炉、直流锅炉和辅助循环锅炉(包括强制循环锅炉)的水动力计算和可靠性校验方法，并分别规定了各种计算、校验的任务和范围以及一些设计数据的推荐。第七章列入了单相流体部件(过热器、再热器、省煤器及减温器等)的水动力计算方法。第八章介绍了用电子计算机进行各项水动力计算的*Algol*—60程序及公式、数据的处理。

在附录内列入了一些常用参数及锅炉水动力计算实例。

（二）基本术语

1.1　锅炉的循环方式

电站锅炉的蒸发系统可以分为自然循环、直流锅炉和辅助循环三种。自然循环是靠下降管和上升管间的介质重度差来推动水循环的蒸发系统。直流锅炉是靠给水泵扬程使水和蒸汽在管内进行一次性强制流动的蒸发系统。辅助循环是在下降管和上升管之间串接再循环泵进行强制流动的蒸发系统。辅助循环又包括三种类型：从自然循环基础上发展起来的多次强制循环（循环倍率大于3）；从有汽水分离器的直流锅炉基础上发展起来的低倍率循环（循环倍率在1.2～2之间）以及部分负荷再循环（负荷在65％～80％以上时循环倍率为1）（又称为复合循环）。前二者是靠下降管与上升管介质重度差产生的压差加上再循环泵压头来克服管路阻力进行循环的，而复合循环仅在部分负荷时才靠循环泵压头来辅助克服管路阻力进行循环的。以上三种都统称为辅助循环。

1.2　锅炉的水力系统

电站锅炉水力系统包括加热系统、蒸发系统、过热(再热)系统和启动辅助系统四个部分。

加热系统和过热（再热）系统由连接管道、集箱和集箱间的平行连接管束（受热面）组成。在过热（再热）系统中还包括减温装置。

不同类型锅炉的启动辅助系统是不同的。一般由连接管道、加热器、分离器、阀门及启动再循环泵等部件组成。

上述三个系统内流过的一般是单相介质。

自然循环蒸发系统由锅筒、下降管、分配水管、上升管及汽水引出管组成。直流锅炉的蒸发系统由连接管道、管屏、混合器（分配管）等组成。辅助循环蒸发系统由分离器（或锅筒）、下降管、阀门、混合器、过滤器、再循环泵、分配包、供水管、管屏及汽水引出管等组成。

1.3 循环回路

在自然循环和辅助循环锅炉中，由下降管及上升管等组成的闭合蒸发系统称为回路。一根下降管（或一组结构基本相同的下降管）与一个管屏（或一组结构、位置、流动方向和热负荷都基本相同的管屏）连接而成的回路称为简单回路，否则称为复杂回路。

1.4 管屏（管束）

在同一个进口及出口集箱间连接的辐射受热面称为管屏，连接的对流受热面称为管束。根据每个管屏（或管束）中平行连接各管的结构（如管径等）、位置、介质的物理状态和热负荷大小等可划分为不同管组（一根或几根）。管屏内可装设节流圈、内螺纹管等元件。

1.5 管屏内的区段

管屏内将水加热到饱和温度的管段称为管屏的加热水段。其相应的高度和长度称为加热水段的高度和长度。

管屏内有汽水混合物流动的区段称为管屏的含汽段。其相应的高度和长度称为含汽段的高度和长度。

管屏内从集箱出口到炉膛内受热前（穿过炉墙后）的这一管段称为受热前管段。其相应的高度和长度称为受热前管段的高度和长度。从炉膛出来到进入集箱的管段称为受热后管段。其相应的高度和长度称为受热后管段的高度和长度。

1.6 流程及管圈

管屏内具有相同流动方向（上升、水平或下降）的平行连接受热管称为流程。沿炉膛周界螺旋上升回绕的管屏称为管圈。

1.7 辐射区

炉膛高度上按不同区域由各种管屏组成的辐射受热面称为辐射区，例如：上辐射区、中辐射区及下辐射区等。

1.8 水动力特性

进出口集箱间所连接管子两端的压降与流量的关系称为水动力特性，以图形表示的上述关系称为水动力特性曲线。对应于任一压降只有一个流量的水动力特性称为单值性水动力特性。对应于一个压降可能有多个流量的水动力特性称为多值性水动力特性。

1.9 综合性水动力特性曲线

管屏或回路由受热不同或入口介质焓值不同的各平行连接管组成时，其水动力特性综合在一起表示的曲线称为综合性水动力特性曲线。

二、管内压降的基本计算方法

（一）管内压降的计算

2.1 管内总压降的计算

介质在管内流动时的总压降按下式计算：

$$\triangle P = \triangle P_{zw} + \triangle P_{js} + \triangle P_{ld} \quad \cdots\cdots (2—1)$$

$$\triangle P_{ld} = \triangle P_{m} + \triangle P_{jb} \quad \cdots\cdots (2—2)$$

式中：$\triangle P$——总压降，kgf/m^2；

$\triangle P_{zw}$—— 重位压差，kgf/m^2，见2.17条；

$\triangle P_{js}$——加速压降，kgf/m^2，见表2．18条；

$\triangle P_{ld}$——流动阻力损失，kgf/m^2；

$\triangle P_{m}$——摩擦阻力损失，kgf/m^2，见2．19到2．23条；

$\triangle P_{jb}$——局部阻力损失，kgf/m^2，见本章（六）、（七）。

（二）特 性 参 数

2.2 重量流速的计算

流过管子单位截面积的重量流量称为介质的重量流速，按下式计算：

$$\gamma w = G/F \quad \cdots\cdots (2—3)$$

式中：γw——重量流速，$kgf/m^2.s$；

G——流过管组的介质重量流量，kgf/s；

F——管组截面积，m^2。

当管子截面积不变时，不论受热与否，管子各段的重量流速是不变的。

2.3 水的流速计算

水的流速（线速度）按下式计算：

$$w = G/F\gamma \quad \cdots\cdots (2—4)$$

式中：w——水的流速，m/s；

γ——水的重度，kgf/m^3。

2.4 循环流速的计算

相应于介质流量下按管子截面计算的饱和水速度称为循环流速，按下式计算：

$$w_0 = G/F \cdot \gamma' \quad \cdots\cdots (2—5)$$

式中：w_0——循环流速，m/s；

γ'——饱和水重度，kgf/m^3

2.5 蒸汽折算速度的计算

假定汽水混合物中的蒸汽占有管子全部截面，此时计算所得的蒸汽速度称为蒸汽折算速度 w_0''

在不受热管内，w_0''按下式计算：

$$w_0'' = D/F \cdot \gamma'' \quad \cdots\cdots (2—6)$$

式中：w_0''——蒸汽折算速度，m/s；

γ''——饱和蒸汽的重度，kgf/m³；

D——蒸汽平均重量流量，kgf/s；

在受热管内，蒸汽平均折算速度按下式计算；

$$\bar{w}_0'' = \frac{D_r + D_c}{2\gamma'' F} \quad \cdots\cdots (2—7)$$

式中：$\bar{w}_0''$——蒸汽平均折算速度，m/s；

D_r，D_c——管段入口和出口处的蒸汽重量流量，kgf/s；

2.6 水折算速度的计算

假定汽水混合物中的水占有管子全部截面，此时计算所得的速度称为水的折算速度。

在不受热管中，水的折算速度按下式计算：

$$w_0' = \frac{G - D}{\gamma' \cdot F} \quad \cdots\cdots (2—8)$$

在受热管中，水的平均折算速度按下式计算：

$$\bar{w}_0' = \frac{(G - D_r) + (G - D_c)}{2\gamma' \cdot F} \quad \cdots\cdots (2—9)$$

式中：w_0'——水的折算速度，m/s；

$\bar{w}_0'$——水的平均折算速度，m/s。

2.7 重量含汽率（干度）的计算

管段出口处的介质重量含汽率按下式计算：

$$X = \frac{Dc}{G} = \frac{i_c - i'}{r} \quad \cdots\cdots (2—10)$$

式中：X——管段出口处的重量含汽率；

D_c——管段出口处的蒸汽重量流量，kgf/s；

i_c——管段出口处的介质焓，；kcal/kgf；

i'——饱和水的焓，kcal/kgf。

r——水的汽化潜热，kcal/kgf。

当有加热水段时，出口处介质重量含汽率按下式计算：

$$X = \frac{\frac{Q}{G} - \triangle i_{qh}}{r} \quad \cdots\cdots (2—11)$$

式中：Q——管段吸热量，kcal/kgf；

$\triangle i_{qh}$——管段入口处水的欠焓，kcal/kgf。

2.8 平均重量含汽率的计算

管内介质平均重量含汽率按下式计算：

$$\overline{X}=\frac{X_r+X_c}{2} \quad \cdots\cdots(2—12)$$

式中：X_r，X_c——管段入口，出口处的介质重量含汽率。

2.9 汽水混合物流速的计算

管内汽水混合物的平均速度按下式计算：

$$w_{hu}=w_o\left[1+\overline{X}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right] \quad \cdots\cdots(2—13)$$

或 $$w_{hu}=w_o+\overline{w}''_o\left(1-\frac{\gamma''}{\gamma'}\right) \quad \cdots\cdots(2—14)$$

式中：w_{hu}——汽水混合物的平均速度，m/s。

2.10 容积含汽率的计算

双相等速时汽水混合物中蒸汽的容积流量与混合物总容积流量之比称为容积含汽率（容积流量含汽率），按下式计算：

$$\beta=\frac{w''_o}{w_{hu}}=\frac{1}{1+\frac{\gamma''}{\gamma'}\left(\frac{1}{\overline{X}}-1\right)} \quad \cdots\cdots(2—15)$$

式中：β——容积含汽率。

各种压力下β与X的关系也可按线算图2—1求得。

（三）截面含汽率的计算

2.11 截面含汽率的关系式

汽水混合物中蒸汽所占管子截面的份额称为截面含汽率（真实容积含汽率），按下式计算：

$$\varphi=\frac{f''}{f} \quad \cdots\cdots(2—16)$$

式中：φ——截面含汽率；

f''——蒸汽所占管子的截面积，m^2；

f——管子的截面积，m^2。

2.12 垂直上升流动时截面含汽率的计算

汽水混合物在垂直管内上升流动时，截面含汽率按下式计算：

$$\varphi=\frac{1}{1+S\left(\frac{1-\beta}{\beta}\right)} \quad \cdots\cdots(2—17)$$

式中：S——滑动比，表示蒸汽实际速度和水的实际速度之比，按下式计算；

$$S=1+\frac{0.4+\beta^2}{\sqrt{w_0}}\left(1-\frac{P}{225.56}\right) \quad \cdots\cdots(2—18)$$

根据压力P（绝对压力，kgf/cm²）、容积含汽率β和循环流速w_0，按线算图2—2求出垂直上升流动时的S和φ值。

2.13 倾斜管内流动时截面含汽率的计算

汽水混合物在倾斜管内上升流动时截面含汽率φ_α按下式计算：

$$\varphi_\alpha=K_\alpha\cdot\varphi \quad \cdots\cdots(2—19)$$

$$K_\alpha=\frac{1+S\left(\frac{1-\beta}{\beta}\right)}{1+y\cdot S\left(\frac{1-\beta}{\beta}\right)} \quad \cdots\cdots(2—20)$$

$$y=1+\left(1-5\cdot10^{-6}\ \frac{w_0\cdot d_n^*}{\nu'}\right)\left(1-\frac{\alpha}{90}\right) \quad \cdots\cdots(2—21)$$

$$d_n^*=20\cdot\sqrt{\frac{\sigma}{(\gamma'-\gamma'')}}\times\left(1-\frac{\gamma''}{\gamma'}\right)^{0.25} \quad \cdots\cdots(2—22)$$

式中：φ——垂直上升流动时的截面含汽率，由2.12条求出；

K_α——相对于水平的倾斜角修正系数；

y ——转换系数；

ν' ——饱和水的运动粘度，m^2/s；

α ——相对于水平的倾角，度；

d_n^*——管子界限内径，m；

σ ——饱和水的表面张力系数，kgf/m。

如计算管子内径$d_n>d_n^*$，则用d_n代替式（2—21）中的d_n^*进行计算。

各种压力下d_n^*值及K_α值也可由线算图2—3查得。

当$\frac{w_0 d_n}{\nu'}\geqslant2\times10^5$时，取$K_\alpha=1$

2.14 下降流动时界限容积含汽率的计算

汽水混合物在垂直下降管中流动时，其界限容积含汽率β*用下式计算：

$$\frac{\beta^*}{1-\beta^*}=2.62\left(\frac{w_0^2}{g\cdot d_n}\right)^{-3/8} \quad \cdots\cdots(2—23)$$

β*也可由线算图2—4查得。

2.15 容积含汽率$\beta\leqslant\beta^*$时，下降流动截面含汽率的计算

在β≤β*区域内，汽水混合物的截面含汽率按下式计算：

$$\frac{\varphi}{\beta^*-\varphi}=C\frac{\beta}{\beta^*-\beta} \quad \cdots\cdots(2-24)$$

$$C=0.519\left(\frac{\gamma''}{\gamma'}\right)^{-0.5}\times\left(\frac{w_o^2}{g\cdot d_n}\right)^{-0.324\sqrt{1-P/225.56}}$$

$(P\leqslant 70\text{kgf/cm}^2)$ $\cdots\cdots(2-25)$

$$C=\left(\frac{\gamma''}{\gamma'}\right)^{-0.287}\times\left(\frac{w_o^2}{g\cdot d_n}\right)^{-0.324\sqrt{1-P/225.56}}$$

$(P>70\text{kgf/cm}^2)$ $\cdots\cdots(2-26)$

式中：C——校正系数；

当$C<1.0$时，取$C=1.0$，C值也可由线算图2—5查得。

2.16 容积含汽率β>β*时下降流动截面含汽率的计算

在β>β*的区域内，汽水混合物的截面含汽率按下式计算：

$$\frac{\varphi}{1-\varphi}=C'\frac{\beta^*}{1-\beta^*}+(1-C')\frac{\beta}{1-\beta} \quad \cdots\cdots(2-27)$$

$$C'=1-\left(\frac{\gamma''}{\gamma'}\right)^n \quad \cdots\cdots(2-28)$$

$$n=0.275\left(\frac{w_o^2}{g\cdot d_n}\right)^{-0.267} \quad \cdots\cdots(2-29)$$

系数C′值也可由线算图2—6查得，

（四）重位压差和加速压降的计算

2.17 重位压差的计算

汽水混合物在管屏、流程或管内流动时因垂直标高不同而引起的压力差，称为重位压差，按下式计算

$$\triangle P_{zw}=h\bar{\gamma}_{hu} \quad \cdots\cdots(2-30)$$

$$\bar{\gamma}_{hu}=\bar{\varphi}\gamma''+(1-\bar{\varphi})\gamma' \quad \cdots\cdots(2-31)$$

式中：$\triangle P_{zw}$——重位压差，kgf/m^2；

h ——计算管段的高度差，m；

$\bar{\gamma}_{hu}$——实际相速度下管内汽水混合物的实际平均重度，kgf/m^3，也可由附录1简化图线求得；

$\bar{\varphi}$ ——管段内平均截面含汽率，按平均重量含汽率求得容积含汽率，再按2.12到2.16条计算而得。

在介质上升流动时$\triangle P_{zw}$取正值；

在介质下降流动时$\triangle P_{zw}$取负值。

2.18 加速压降的计算

汽水混合物在管内流动时，因受热而引起的动量变化称为加速压降，按下式计算：

$$\Delta P_{js}=(X_c-X_r)(v''-v')\frac{(\gamma w)^2}{g} \quad \cdots\cdots(2—32)$$

式中：ΔP_{js}——加速压降，kgf/m²；

X_c—— 计算管段出口处的重量含汽率；

X_r—— 计算管段入口处的重量含汽率。

在热负荷不大的管内，一般情况下加速压降较小，可略去不计

（五）摩擦阻力损失的计算

2.19 单相流体的摩擦阻力损失计算

$$\Delta P_m=\lambda_0 l\frac{(\gamma w)^2}{2g}\cdot\bar{v} \quad \cdots\cdots(2—33)$$

式中：ΔP_m——摩擦阻力损失，kgf/m²；

λ_0——每米摩擦阻力系数，1/m，按2.21条求出；

l ——管段长度，m；

$\bar{v}$ ——介质平均比容，m³/kgf。

（1）对临界压力前的水和蒸汽，平均比容按$\bar{v}$平均焓值i求得；

$$i=\frac{i_r+i_c}{2} \quad \cdots\cdots(2—34)$$

式中：i_r，i_c——管子入口，出口处的介质焓值，kcal/kgf。

（2）对超临界压力介质（i=400～650kcal/kgf 范围内）平均比容$\bar{v}$可按线算图 2—7 查得，或按下式计算：

$$\bar{v}=\frac{\bar{v}_c i_c-\bar{v}_r i_r}{i_c-i_r} \quad \cdots\cdots(2—35)$$

式中：$\bar{v}_r$，$\bar{v}_c$——按管子入口处及出口处焓值决定的介质平均比容，m³/kgf，按水蒸汽特性表2求得，表中数据为焓值从零度到表中温度变化范围内比容的积分平均值。

如管段中焓增Δi<50kcal/kgf，或焓值在i=400～650kcal/kgf之外，则仍按式(2—34）算出的平均焓值来确定$\bar{v}$值。

2.20 汽水混合物的摩擦阻力损失计算

汽水混合物在水平、垂直（上升及下降）以及倾斜管内流动时，摩擦阻力损失按下式计算：

$$\Delta P_m=\psi\lambda_0 l\frac{\gamma' w_0^2}{2g}\left[1+\bar{X}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right] \quad \cdots\cdots(2—36)$$

式中：ΔP_m——摩擦阻力损失，kgf/m²

λ_0 ——每米摩擦阻力系数，1/m，按2.21条确定；

$\bar{X}$ ——管内平均重量含汽率；

ψ ——摩擦阻力损失校正系数，按2.22及2.23条确定。

2.21 每米摩擦阻力系数的计算

（1）介质在管内流动时，每米摩擦阻力系数λ_0按下式求出：

$$\lambda_o = \frac{1}{4d_n\left(lg3700 \times \frac{d_n}{k}\right)^2} \quad \cdots\cdots(2—37)$$

式中：d_n——管子内径，m；

k——管子内壁绝对粗糙度，mm，对碳钢及珠光体合金钢管取$k=0.06$，对奥氏体钢管取$k=0.008$mm。

根据所选取的粗糙度k和管径d_n也可按线算图2—8查出λ_0值。

（2）介质在环形套管内流动时的每米摩擦阻力系数λ_{ohg}，按下式计算：

$$\lambda_{ohg} = C_{hg}\frac{1}{4d_{d1}\left(lg3700 \times \frac{d_{d1}}{k}\right)^2} \quad \cdots\cdots(2—38)$$

$$d_{d1} = d_o - d_n$$

式中：λ_{ohg}——环形套管的每米摩擦阻力系数，1/m；

d_o，d_n——外管内径，内管外径，m；

C_{hg}——断面形状校正系数

（a）对层流（$Re \leqslant 2000$），C_{hg}按表2—1选取，Re数按d_{d1}计算。

表 2—1

d_n/d_o	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8
C_{hg}	1.0	1.40	1.45	1.47	1.48	/	1.49	/	1.5

（b）对紊流（$Re > 10^4$），C_{hg}按表2—2选取

表 2—2

d_n/d_o	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	≥0.6
C_{hg}	1.0	1.02	1.03	1.04	1.05	1.05	1.06

2.22 摩擦阻力损失校正系数的计算

汽水混合物摩擦损失校正系数ψ按下式计算：

（1）当$\gamma w = 1000 kgf/m^2.s$时$\psi = 1$；

（2）当$\gamma w < 1000 kgf/m^2.s$时，

$$\psi = 1 + \frac{X(1-X)\left(\frac{1000}{\gamma w} - 1\right)\frac{\gamma'}{\gamma''}}{1 + X\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)} \quad \cdots\cdots (2—39)$$

（3）当$\gamma w > 1000 kgf/m^2 \cdot s$时，

$$\psi = 1 + \frac{X(1-X)\left(\frac{1000}{\gamma w} - 1\right)\frac{\gamma'}{\gamma''}}{1 + (1-X)\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)} \quad \cdots\cdots (2—40)$$

ψ值也可按2.23条规定的线算图求得。

2.23 摩擦阻力损失校正系数的线算图求法

（1）对入口为汽水混合物的不受热管，ψ值由线算图2—9查得；

（2） 对入口为汽水混合物的受热管，

（a） 当$X_c - X_r < 0.1$时，ψ值按下式求出：

$$\psi = \frac{1}{6}(\psi_c + \psi_r + 4\bar{\psi}) \quad \cdots\cdots (2—41)$$

式中：$\bar{\psi}$——用$(X_c + X_r)/2$，按线算图2—9查得；

ψ_c，ψ_r——管子出口和入口处汽水混合物摩擦阻力损失校正系数，分别用X_c，X_r按线示图2—9查得：

（b） 当$X_c - X_r \geq 0.1$时，ψ值按下式求出：

$$\psi = \frac{\psi_c X_c - \psi_r X_r}{X_c - X_r} \quad \cdots\cdots (2-42)$$

式中：ψ_c，ψ_r——分别用X_c，X_r按线算图2—10查得。

（六）单相流体局部阻力损失的计算

2.24 单相流体局部阻力损失的基本公式：

$$\Delta P_{jb} = \xi \frac{w^2}{2g}\gamma = \xi \frac{(\gamma W)^2}{2g}\bar{v} \quad \cdots\cdots (2—43)$$

式中：ΔP_{jb}——局部阻力损失，kgf/m^2；

ξ——单相流体的局部阻力系数。

单相流体的局部阻力系数与雷诺数Re、相对粗糙度和部件的局部几何形状等因素有关。各种类型的局部阻力系数用实验方法求得时都对应于该部件的某一断面的流速，因此选用时要注意ξ值对应于那一个断面的流速。本章中未列入的局部阻力系数，可参照有关水力计算手册或取自试验数据。

2.25 由锅筒进入管子的入口阻力系数

对应于管内流速的管子入口阻力系数ξ_r按表2—3选取。

2.26 由集箱进入管子的入口阻力系数

对应于管内流速的管子入口阻力系ξ_r数按表2—4选取。

2.27 管子出口的阻力系数

对应于管内流速的管子出口阻力系数ξ_c按表2—5选取。

2.28 节流圈的阻力系数

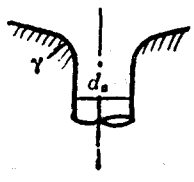
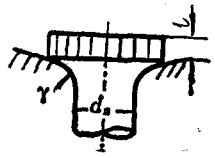
（1）安装在管子入口端部，对应于管内流速的节流圈阻力系数按下式计算：

$$\xi_{j1}=\left\{0.5+\left[1-\left(\frac{d_o}{d_n}\right)^2\right]^2+\tau\left[1-\left(\frac{d_o}{d_n}\right)^2\right]\right\}\left(\frac{d_n}{d_o}\right)^4 \quad \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots(2—44)$$

表2—3 由锅筒进入管子的入口阻力系数

序号	入口型式		图例	ξ_r
1	直接入口（由筒壁直接引出或伸入锅筒）			0.5
2	具有锥形扩管入口			0.25
3	具有50°～60°扩角的锥形进口	$l/d_n\leqslant 0.1$	50°～60° d_n	0.25
		$l/d_n\geqslant 0.2$		0.1
	由锅筒进入大直径下降管（$Re>10^3$）			
4	管口与锅筒内壁齐平			0.74
5	管口伸入锅筒内壁			0.7
6	管子入口处装设十字隔板，其上端与锅筒内壁齐平			0.88
7	管子入口装设十字隔板，其上端伸入锅筒内壁			0.80

续表2—3　　由锅筒进入翻边大直径下降管（$Re>10^5$）

序号	入口型式	图　　例	ξ_r				
8	管口与锅筒内壁齐平		r/d_n	0.01	0.02	0.03	0.04	0.05
			ξ_r	0.74	0.62	0.53	0.45	0.38
			r/d_n	0.06	0.08	0.12	>0.12	
			ξ_r	0.35	0.26	0.10	0.05	
9	管端装有格栅		$\xi_r+0.56$　格栅有效断面积和格栅断面积之比为0.8～0.9					
10	管端装有十字隔板		$\xi_r+0.14$ $\xi_r+0.1$					

注① 大直径下降管如设在锅筒端侧或封头上，则阻力系数可取比上表数值大25%。

② 下降管直径与锅筒直径之比大于0.15时，可按大直径下降管计算。

式中：d_0——节流圈开孔直径，m；

d_n——管子内径，m；

τ——与l/d_0有关的系数，按表2—6查取，表中的中间值可内插；

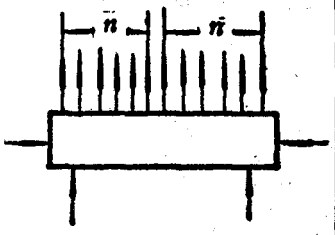
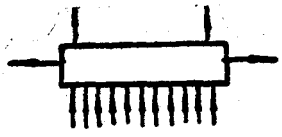
l——节流圈的长度，m；

安装在端部的节流圈阻力系数也可按线算图2—11查取。

（2）安装在管子中部的节流圈阻力系数按线算图2—12查取，或按下式计算：

$$\xi_{jl}=\left\{\left[0.5+\tau\sqrt{1-\left(\frac{d_0}{d_n}\right)^2}\right]\times\left[1-\left(\frac{d_0}{d_n}\right)^2\right]+\left[1-\left(\frac{d_0}{d_n}\right)^2\right]^2\right\}\left(\frac{d_n}{d_0}\right)^4 \quad \cdots\cdots(2-45)$$

表2—4　　由集箱进入管子的入口阻力系数

序号	入口型式		图例	ξ_r	
				$d_n/d_{jx}\leqslant 0.1$	$d_n/d_{jx}>0.1$
1	沿集箱长度均匀进入管子	$n\leqslant 30$		0.5	0.7
2		$n>30$		0.6	0.8
3	由集箱端部进入管子			0.4	
4	由集箱端侧进入管子			0.5	

注　$n=\dfrac{\text{引出管数}}{\text{引入管数}}$

表2—5　　管子出口阻力系数

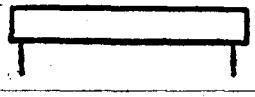
出口型式		图例	ξ_c
出口进入锅筒			1.0
出口进入分配集箱	多管分散引入		1.1
	端部轴向引入		0.7
	端部侧面引入		1.1
出口进入汇流集箱	各种型式		1.1

表2—6　　数　系　τ　值

l/d_o	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.6	2.0	2.4
τ	1.35	1.22	1.10	0.84	0.42	0.24	0.16	0.07	0.02	0

2.29　多孔板的阻力系数

对应于孔中流速的多孔板阻力系数ξ_{dk}按下式计算：

$$\xi_{dk}=\left(0.707\sqrt{1-\frac{\Sigma f_k}{F}}+1-\frac{\Sigma f_k}{F}\right)^2 \quad \cdots\cdots(2—46)$$

式中：Σf_k——多孔板中孔的总面积，m^2；

F——孔板的总面积，m^2；

ξ_{dk}值也可按线算图2—13查得。

2.30　弯头的阻力系数

（1）　缓转弯头，即内外边缘具有同一弯曲中心的弯头。内边缘弯曲半径$R_n>0$，外边缘弯曲半径$R_w=R_n+d_n$，管子中心线弯曲半径$R=R_n+d_n/2$，其阻力系数按下式计算：

$$\left.\begin{aligned}&\xi_{wt}=\xi^{\circ}_{wt}k_{\Delta} \quad \cdots\cdots\\&\xi^{\circ}_{wt}=C_1\cdot C_2 \quad \cdots\cdots\end{aligned}\right\}(2—47)$$

ξ°_{wt}——弯头基本阻力系数，按表2—9或线算图2—14（a）查得

式中：C_1——弯头角度α的修正系数，按表2—7选取

C_2——相对曲率半径R/d_n的修正系数，按表2—8查得；

k_{Δ}——粗糙度修正系数，按表2—10或线算图2—14（b）查得。

表2—7　　系　数　C_1　值

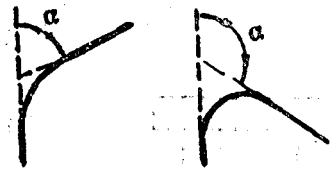
	$\alpha\leqslant 70°$	$\alpha=90°$	$\alpha\geqslant 100°$
C_1	$0.9\sin\alpha$	1.0	$0.7+0.35\frac{\alpha°}{90°}$

表2—8　　系　数　C_2　值

R/d_n	0.5～1.0	>1.0
C_2	$\frac{0.21}{(R/d_n)^{2.5}}$	$\frac{0.21}{\sqrt{R/d_n}}$

缓转弯头的阻力系数也可按线算图2—14查取。对于d_n<60mm的碳钢和珠光体合金钢管（k=0.06mm）以及d_n<8mm的奥氏体钢管（k=0.008）可根据α及R/d_n直接自线算图2—14a查取，而对d_n>60mm的碳钢和珠光体钢管以及d_n>8mm的奥氏体钢管尚需乘上线算图2—14b中由于相对粗糙度k/d_n的减小所需引入的校正系数k_Δ。线算图2—14a、b中的数据示于表2—9及2—10。

对$R/d_n \geq 3.5$的缓转弯头，ξ_{wt}也可按表2—11选取。

表2—9　　缓转弯头基本阻力系数ξ°_{wt}（k_Δ=2时）

α \ R/d_n	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	2.0	3.0	4.0	5.0	6.0	7.0
30°	0.53	0.35	0.23	0.17	0.13	0.10	0.07	0.055	0.05	0.041	0.039	0.036
60°	0.92	0.60	0.40	0.29	0.22	0.17	0.12	0.10	0.09	0.07	0.065	0.06
90°	1.18	0.77	0.51	0.37	0.28	0.21	0.15	0.12	0.11	0.09	0.085	0.08
120°	1.38	0.90	0.60	0.43	0.33	0.25	0.18	0.14	0.13	0.11	0.10	0.09
180°	1.65	1.08	0.72	0.52	0.39	0.30	0.21	0.17	0.16	0.13	0.12	0.11

表2—10　　系　数　k_Δ　值

绝对粗糙度k=0.06mm时

d_n	≤60	70	80	90	100	150	200	250	300	350	400	450	500
k_Δ	2	1.86	1.75	1.68	1.6	1.4	1.3	1.24	1.2	1.17	1.15	1.13	1.12

续表2—10　　系　数　k_Δ　值

绝对粗糙度k=0.008mm时

d_n	8	10	20	30	40	50	60	80	100	200	300	400	500
k_Δ	2	1.8	1.4	1.27	1.2	1.16	1.13	1.11	1.08	1.04	1.03	1.02	1.01

表　2—11

α	<20°	20°～59°	60°～140°	>140°
ξ_{wt}	0.0	0.1	0.2	0.3

（2）圆边急转弯头，即内外边缘具有相同弯曲半的弯头，$R_n = R_w = R$，其阻力系数ξ_{wt}按下式计算：

$$\xi_{wt} = k_\Delta \cdot C_1 \cdot C_2 \quad \cdots\cdots (2—48)$$

式中：k_Δ，C_1——与式（2—47）同；

C_2——相对曲率半径R/d_n的修正系数，按表2—12选取。

表 2—12

R/d_n	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
C_2	0.87	0.70	0.44	0.31	0.26	0.24

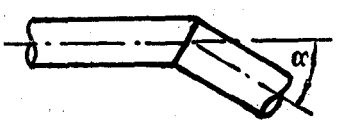
圆边急转弯头阻力系数也可按线算图2—14c或表2—13查取，其修正系数k_Δ使用条件与（1）同。

表2—13 圆边急转弯头阻力系数ξ_{wt}（$k_\Delta = 2$）

α \ R/d_n	0.05	0.10	0.20	0.30	0.40	0.50
30	0.78	0.63	0.40	0.28	0.23	0.22
60	1.36	1.09	0.69	0.48	0.41	0.37
90	1.74	1.40	0.88	0.62	0.52	0.48
120	2.03	1.63	1.03	0.72	0.61	0.56
180	2.44	1.96	1.23	0.87	0.73	0.67

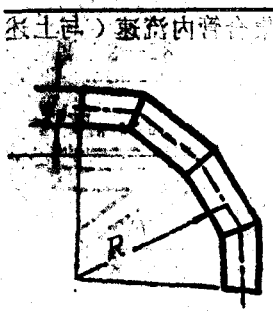
（3）锐边急转弯头的阻力系数按表2—14选取。

表2—14

	α	30°	45°	60°	75°	90°
阻 力 系 数	ξ_{wt}	0.25	0.50	0.80	1.20	1.75

（4）焊接弯头（虾米腰）的阻力系数按缓转弯头的阻力系数ξ_{wt}乘以修正系数C_0计算，C_0值按表2—15选取。

表2—15



R/d_n	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	2.0
C_0	1.0	1.26	1.67	2.05	2.41	1.79
R/d_n	3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	
C_0	1.53	1.38	1.27	1.22	1.18	

2.31 三通的阻力系数

（1）对称U型三通（图2—1）

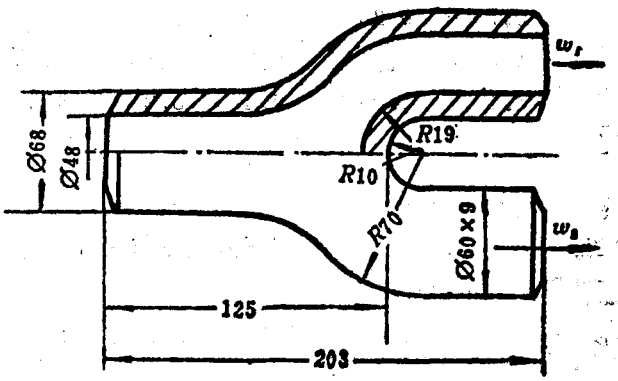


图2—1 对称U型三通结构图

（a）分流时，从总管到支管的局部阻力系数（对应于支管中流速），按下式计算或按线算图2—15选取；

$$\xi_{st}=0.382\left(\frac{w_2}{w_1}\right)^2-0.181\left(\frac{w_2}{w_1}\right)+0.451 \cdots\cdots (2—49)$$

（b）汇流时从支管到总管的局部阻力系数（对应于支管中流速），按下式计算或按线算图2—16选取；

$$\xi_{st}=0.261\left(\frac{w_2}{w_1}\right)^3-1.48\left(\frac{w_2}{w_1}\right)^2+1.09\left(\frac{w_2}{w_1}\right)+0.561 \cdots\cdots (2—50)$$

（2）对称三通，当二个支管内流量相同时，对应于支管内流速的阻力系数按表2—16选取。

在对称汇流三通中当二个支管内流量不相等时，其阻力系数按线算图2—17选取。

（3）不对称分流三通（$F_{zh}=F_j$）

当直支管断面积F_{zh}与集合管断面积F_j相等时，对应于直支管内流速的阻力系数按表2—17选取

（4）不对称汇流三通

当直支管断面积F_{zh}与集合管断面积F_j相等时（$F_{zh}=F_j$），对应于集合管内流速（与上述情况不同）的阻力系数按表2—18选取。

表 2--16

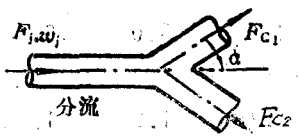
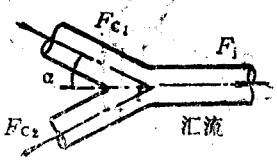
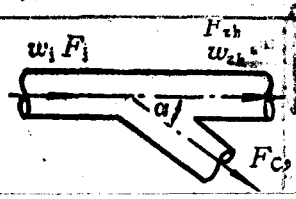
F_c/F_j / α								
	1.0	0.7	0.5	0.3	1.0	0.7	0.5	0.3
30°	1.4	0.5	0.15	0.2	0.3	0.3	0.3	0.1
45°	1.9	0.7	0.25	0.2	0.5	0.5	0.5	0.5
60°	2.3	1.0	0.4	0.2	0.85	0.85	0.85	0.85
90°	4.1	2.1	1.05	0.4	5.2	3.0	2.1	1.4

表 2—17

		侧支管内流速与集合管内流速比w_c/w_j					
		0.4	0.5	0.7	1.0	1.5	2.0
侧分支管	α=30°	3.0	1.5	0.5	0.2	0.25	0.35
	45°	3.8	2.3	0.9	0.5	0.45	0.5
	60°	5.2	2.7	1.4	0.9	0.7	0.65
	90°	8.2	4.0	2.3	1.3	0.75	0.55

直支管（当α为任何角度时）	直支管内流速与集合管内流速比w_{zh}/w_j			
	0.4	0.5	0.7	1.0
	0.9	0.3	0.1	0.0

2.32 阀门的阻力系数

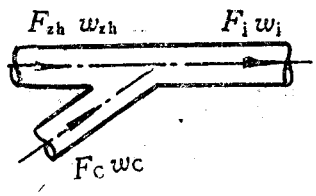
阀门的阻力系数ξ_{fm}均对应于管内流速。

（1）闸阀，对国产Z—41H型闸阀的阻力系数按表2—19选取，

对其他闸阀，阻力系数可按表2—20选取。

对具有缩口的闸阀阻力系数，根据管道直径d与闸阀直径d_{fm}之比按表2—21选取。

表 2—18



		侧分支管内流量与集合管内流量之比 Q_c/Q_j				
		0.2	0.4	0.6	0.8	0.9
侧分支管	$\alpha=30°$	$\frac{-0.3}{-0.4}$	$\frac{0.3}{0.1}$	$\frac{0.8}{0.3}$	$\frac{1.3}{0.4}$	$\frac{1.5}{0.3}$
	$\alpha=45°$	$\frac{-0.2}{-0.4}$	$\frac{0.5}{0.1}$	$\frac{1.2}{0.4}$	$\frac{1.7}{0.5}$	$\frac{2.0}{0.5}$
	$\alpha=60°$	$\frac{-0.2}{-0.4}$	$\frac{0.6}{0.2}$	$\frac{1.4}{0.5}$	$\frac{2.2}{0.7}$	$\frac{2.5}{0.7}$
	$\alpha=90°$	$\frac{-0.1}{-0.3}$	$\frac{1.0}{0.3}$	$\frac{2.2}{0.7}$	$\frac{3.5}{1.1}$	$\frac{4.2}{1.3}$
直支管	$\alpha=30°$	$\frac{0.2}{0.3}$	$\frac{0.1}{0.4}$	$\frac{-0.5}{-0.2}$	$\frac{-1.3}{-0.2}$	$\frac{-1.7}{-0.4}$
	$\alpha=45°$	$\frac{0.2}{0.3}$	$\frac{0.2}{0.4}$	$\frac{-0.3}{-0.3}$	$\frac{-0.1}{0}$	$\frac{-1.4}{-0.3}$
	$\alpha=60°$	$\frac{0.3}{0.3}$	$\frac{0.3}{0.4}$	$\frac{0.1}{0.3}$	$\frac{-0.3}{0.2}$	$\frac{-0.7}{0}$
	$\alpha=90°$	$\frac{0.4}{0.4}$	$\frac{0.6}{0.5}$	$\frac{0.8}{0.6}$	$\frac{0.9}{0.6}$	$\frac{1.0}{0.6}$

注：① 表中阻力系数值ξ_{st}的分子相当于$F_c/F_j=0.5$时值，而分母相当于$F_c/F_j=1.0$时值；

② 本表数值可内插，但不能外推到$F_c/F_j<0.5$。

表 2—19　　*Z41H* 闸　阀

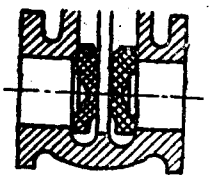
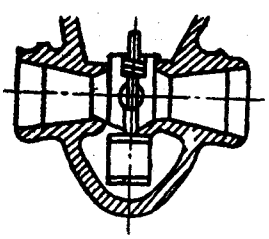
	公称直径 d_g	50	≥100
	阻力系数 ξ_{fm}	0.25	0.15

表 2—20　　其　他　闸　阀

公称直径 d_g	50	80	100	>150
阻力系数 ξ_{fm}	0.8	0.4	0.2	0.15

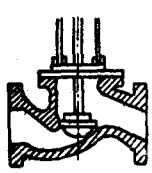
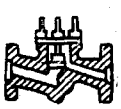
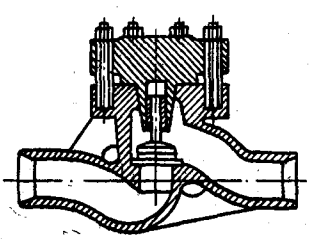
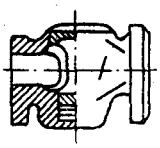
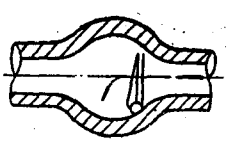
表 2—21　　缩　口　阀　闸

	d/d_{fm}	1.2	1.4	1.6	1.8
	ξ_{fm}	0.3	0.7	1.3	2.4

（2）其他阀门的阻力系数按表2—22选取。

当有确切的试验数据时，各种阀门的阻力系数可不按本条数值选取。

表 2—22　　其　他　阀　门

图例					
名称	铸造截止阀	锻造截止阀	止　回　阀	直通考克	蝶形止回阀
ξ_{fm}	4.5	7.0	7.0	1.0	2.0

2.33 管子断面突然扩大和突然缩小时的阻力系数

对应于小截面处流速的突然扩大ξ_{tk}和突然缩小ξ_{ts}阻力系数按下式计算或按线算图2—18查取：

$$\xi_{tk}=\left(1-\frac{f_1}{f_2}\right)^2 \qquad \cdots\cdots(2—51)$$

$$\xi_{ts}=0.5\left(1-\frac{f_2}{f_1}\right) \qquad \cdots\cdots(2—52)$$

式中：f_1——入口截面积，m^2

f_2——出口截面积，m^2，

2.34 管子断面逐渐扩大和逐渐缩小时的阻力系数。

（1）相应于小断面流速的逐渐扩大阻力系数ξ_{zk}按下式计算：

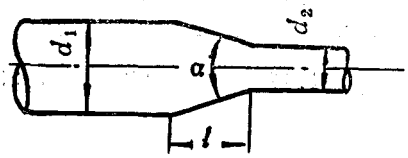
$$\xi_{zk}=\psi\xi_{tk} \qquad \cdots\cdots(2—53)$$

式中：ξ_{tk}——断面突然扩大的阻力系数，按2.33条计算；

ψ——扩散系数，按扩散角大小用线算图2—19查取。

（2）相应于小断面流速的逐渐缩小阻力系数ξ_{zs}按表2—23选取。

表2—23

图　　例	α	ξ_{zs}
 $tg\frac{\alpha}{2}=\frac{d_1-d_2}{l}$	<20°	0
	20～60°	0.1
	>60°	$\xi_{zs}=\xi_{ts}$

2.35 低循环倍率锅炉混合器的阻力系数

混合器阻力系数是在缩尺为1：2.29的模型中测得的，实物结构简图示于图2—2，结构尺寸示于表2—24。

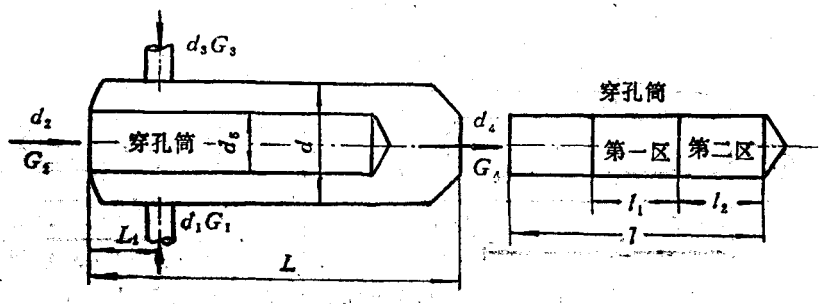


图2—2　混合器结构简图

表2—24　　混合器尺寸表

名称	混合器外筒长 L	前后端进出口管内径 $d_2=d_4$	侧面入口管内径 $d_1=d_3$	外筒直径 d	端面入口距离与侧部入口穿孔筒长度 L_1	内筒直径 d_5	穿孔筒开孔区长度 l_1	l_2	第一开孔区孔径 ϕ_1	第一开孔区孔数 n_1	第二开孔区孔径 ϕ_2	第二开孔区孔数 n_2
单位	m	m	m	m	m	m	m	m	m	/	m	/
数值	2.800	0.356	0.255	0.900	1.020	2.009	0.360	0.729	0.009	2540	0.007	5084

对应于混合器各入口流速的阻力系数按下式计算或按表2—25选取：

$$\xi_{1-4}=\xi_{3-4}=1.08+0.16\left(\frac{G_2}{G_1}\right) \qquad \cdots\cdots(2-54)$$

$$\xi_{2-4}=14.13-23.9\left(\frac{G_2}{G_1}\right)+12.75\left(\frac{G_2}{G_1}\right)^2 \qquad \cdots\cdots(2-55)$$

表2—25　　混合器阻力系数表

流量比值 $\left(\frac{G_2}{G_3}\right)$（$G_1=G_3$）	0.4	0.6	0.8	1.0
端侧入口到出口的阻力系数 $\xi_{1-4}=\xi_{3-4}$	1.15	1.17	1.22	1.23
端部入口到出口的阻力系数 ξ_{2-4}	6.68	4.17	3.38	2.91

2.36　低循环倍率锅炉过滤器的阻力系数

过滤器阻力系数是在缩尺为1：3.17的模型中测得的，实物结构简图示于图2—3，结构尺寸示于表2—26。对应于过滤器出口流速的阻力系数按表2—27选取。

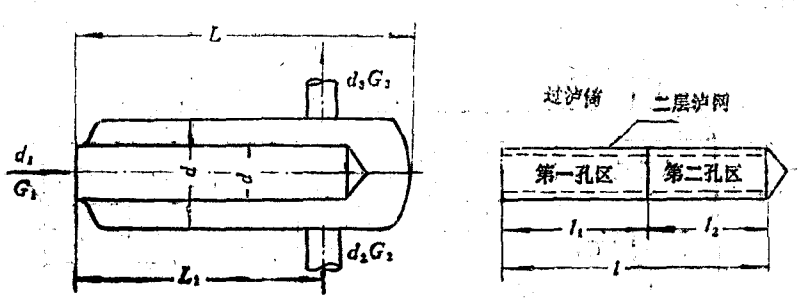


图2—3　过滤器结构简图

表 2—26　　过滤器结构尺寸表

名　　称	符　号	单　位	数　　值
过滤器长度	L	m	6.332
入口到出口的距离	L_{10}	m	6.163
外筒直径	d	m	0.900
入口直径	d_1	m	0.520
出口直径	$d_2=d_3$	m	0.356
内筒直径	d_4	m	0.494
内筒长度	l	m	5.100
第一开孔区长度	l_1	m	2.603
第一开孔区孔径	ϕ_1	m	0.009
第一开孔区孔数	n_1	/	47,816
第二开孔区孔数	n_2	/	46,956
第二开孔区孔径	ϕ_2	m	0.009
第二开孔区长度	l_2	m	2.286
滤网孔边长	b	mm	0.78
滤网丝直径	l_0	mm	0.27

表2—27　过滤器的阻力系数

流量分布	ξ_{1-2}	ξ_{1-3}
$G_2=G_3$	1.28	1.28
$G_2=0.9G_3$	1.42	1.15
$G_3=0.9G_2$	1.15	1.42

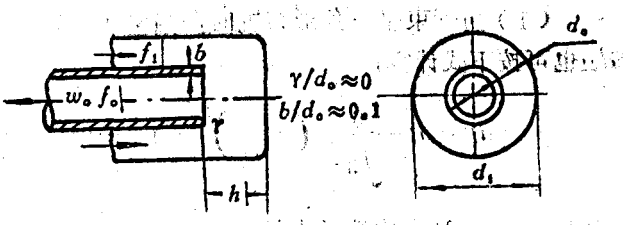


图2—4　环形转弯180°简图

2.37　环形转弯180°的阻力系数

环形转弯180°结构简图示于图2—4，对应于内管中流速w_0的阻力系数ξ_{1-2}按表2—28选取。

表2—28　　环形转弯180°阻力系数 ξ_{hw}

$\frac{f_1}{f_0}$	h/d_0															
	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30	0.40	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90	1.00	1.20	1.40	1.60	1.80	2.00
0.75	8.70	3.90	2.20	1.70	2.80	3.10	3.40	3.70	4.25	3.40	2.30	2.00	1.90	1.95	2.00	2.00	2.00
1.08	—	3.90	1.75	1.20	1.00	1.40	2.10	2.66	2.66	2.10	1.60	1.30	1.20	1.16	1.17	1.18	1.20
2.05	4.20	2.20	0.80	0.62	0.56	0.45	0.50	0.70	1.00	1.38	1.60	1.87	1.20	0.93	0.73	0.60	0.57

2.38　纵向冲刷光滑管束的阻力系数

纵向冲刷管束简图示于图2—5，其阻力系数λ_{zox}按下式计算：

$$\lambda_{zox}=\frac{\Delta P}{\frac{\gamma w_0^2}{2g}}\cdot\frac{d_{dl}}{l}=C_{zox}\cdot\lambda_0 \qquad \text{(2—56)}$$

$$d_{dl}=\frac{4F_0}{X} \qquad \text{(5—57)}$$

式中：λ_0——管内流动时的每米摩擦阻力系数，用当量管径d_{dl}按2．21条计算；

d_{dl}——当量直径，m；

X——湿周，m；

F_0——流通截面积，m^2；

C_{zox}——纵向冲刷光滑管束的阻力修正系数。

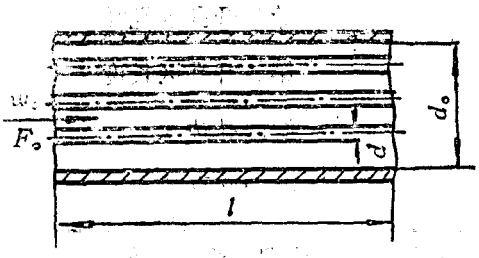


图2—5　纵向冲刷管束简图

（1）当管束呈三角形布置时，当量直径d_{dl}也可按下式计算：

$$d_{dl}=d\left[\frac{6}{\sqrt{3\pi}}\left(\frac{s}{d}\right)^2-1\right] \qquad \text{(2—58)}$$

式中：d——管束中管子直径，m；

s——节距，m；

（a）对层流（$Re\leq 2000$）当$s/d=1.0\sim1.5$时

$$C_{zox}=0.89\frac{s}{d}+0.6\ 3 \qquad \text{(2—59)}$$

（*b*）对紊流，当$s/d=1.0$时

$$C_{zox}=0.63;$$

当$s/d=1.0\sim1.5$时

$$C_{zox}=0.96\frac{s}{d}+0.63 \qquad (2-60)$$

（2）对管束呈矩形布置时，d_{dl}也可按下式计算：

$$d_{dl}=d\left(\frac{4}{\pi}\times\frac{s_1\cdot s_2}{d}-1\right) \qquad (2-61)$$

式中：s_1，s_2——节距，m。

这时C_{zox}值可按式（2—59）和（2—60）计算，式中s取s_1和s_2中较大值。

2．39 横向冲刷光滑管束的阻力系数

（1）错列布置（图2—6），当管束进出口的平均雷诺数$\bar{R}e=3\times10^3\sim1\times10^5$时，横向冲刷管束的阻力系数$\xi_{hx}$按下式计算：

$$\xi_{hx}=\frac{\Delta P\cdot 2g}{\bar{\gamma}\cdot\bar{w}_0^{\,2}}=\psi\cdot C\cdot\bar{R}e^{-0.27}(Z+1)+\Delta\xi_t=\psi CRe^{-0.27}(Z+1)+\Delta\xi_t \qquad (2-62)$$

$$\Delta\xi_t=4\frac{T_c-T_r}{T_c+T_r} \qquad (2-63)$$

式中：$\bar{\gamma}$——管束进出口介质平均重度，kgf/m³；

$\bar{w}_0$——管束进出口介质平均速度，m/s；

Z——沿流动方向的管排数；

ψ——斜向冲刷管束时的修正系数，按表2—29选取；

$\Delta\xi_t$——存在热交换时附加阻力系数，流体被加热为正，冷却为负；

T_c，T_r——介质出口和入口的绝对温度，°K；

C——考虑管束结构影响的校正系数，按下列各式计算。

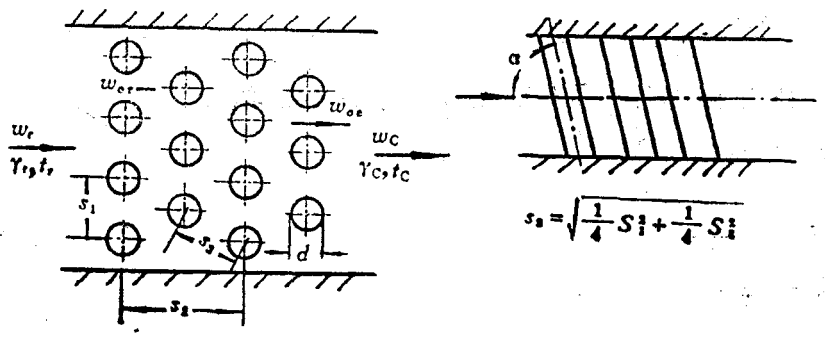


图2—6 横向冲刷管束简图

表 2—29

α°	30	45	60	90
ψ	0.34	0.57	0.80	1.0

(a) 当$s_1/d<1.44$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}=0.1\sim1.7$时

$$C=3.2+0.66C_1+\frac{1.44-\frac{s_1}{d}}{0.11}\times(0.8+0.2C_1) \quad \cdots\cdots(2—64)$$

$$C_1=\left(1.7-\frac{s_1-d}{s_3-d}\right)^{1.5} \quad \cdots\cdots(2—65)$$

(b) 当$s_1/d\geqslant1.44$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}=0.1\sim1.7$时

$$C=3.2+0.66C_1 \quad \cdots\cdots(2—66)$$

(c) 当$s_1/d<1.44$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}=1.7\sim6.5$时

$$C=(1.88-s_1/d)\left(\frac{s_1-d}{s_3-d}+1\right)^2 \quad \cdots\cdots(2—67)$$

(d) 当$s_1/d=1.44\sim3.0$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}\geqslant1.7$时

$$C=0.44\left(\frac{s_1-d}{s_3-d}+1\right)^2 \quad \cdots\cdots(2—68)$$

(e) 当$s_1/d=3.0\sim10.0$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}>1.7$时

$$C=1.83\left(\frac{s_1}{d}\right)^{-1.46} \quad \cdots\cdots(2—69)$$

(2) 顺列布置，当$\bar{R}e=3\times10^3\sim1\times10^5$时，$\xi_{hx}$按下式计算：

$$\xi_{hx}=\frac{\Delta P\cdot2g}{\bar{\gamma}\cdot\bar{w}_0^2}\psi C\bar{R}e^m+\Delta\xi_t \quad \cdots\cdots(2—70)$$

式中：ψ——斜向冲刷顺列管束的修正系数，按表2—30选取。

(a) 当$s_1/d\leqslant s_2/d$和$\frac{s_1-d}{s_3-d}=0.66\sim1.0$时

$$C=2\left(\frac{s_1}{d}-1\right)^{-0.5} \quad \cdots\cdots(2—71)$$

式(2—70)中的 $m=-0.2$。

(b) 当$s_1/d>s_2/d$和$\frac{s_1-d}{s_2-d}=1.0\sim8.0$时

$$C=0.38\left(\frac{s_1-d}{s_2-d}-0.94\right)^{-0.59}\times\left(\frac{s_1}{d}-1\right)^{-0.5} \quad \cdots\cdots(2—72)$$

$$m=-\frac{0.2}{\left(\frac{s_1-d}{s_2-d}\right)^2}$$

(c) 当$s_1/d>s_2/d$和$\frac{s_1-d}{s_2-d}=8.0\sim15.0$时

$$C=0.118\left(\frac{s_1}{d}-1\right)^{-0.5} \quad \cdots\cdots(2-73)$$

表 2—30

$\alpha°$	30	45	60	90
ψ	0.30	0.54	0.82	1.0

（3） 管道中汽流横向绕流单根管子时，阻力系数ξ_{hx}与管道直径d及单管直经d_o之比有关，按表2—31选取。

表2—31

d_o/d	0.1	0.15	0.20	0.25	0.30	0.35
ξ_{hx}	0.09	0.15	0.23	0.32	0.43	0.56

2.40 集箱的阻力系数

按集箱系统中平均管的入口（分配集箱）和出口（汇流集箱）流速计算的集箱阻力系数ξ_{jx}，按下式计算：

（1）分配集箱，介质端部引入

$$\xi_{jx}=0.4\cdot n^2\cdot\left(\frac{d_n}{d_{jx}}\right)^4 \quad \cdots\cdots(2-74)$$

介质侧面引入

$$\xi_{jx}=0.7\cdot n^2\cdot\left(\frac{d_n}{d_{jx}}\right)^4 \quad \cdots\cdots(2-75)$$

（2）汇流集箱ξ_{jx}按式（2—75）计算。

式中d_n，d_{jx}——管子和集箱的内径，m；

n——单面端部或端侧引入、引出时，集箱系统中管子的数目。集箱中部引入或引出时；

$$n=\frac{\text{管子数目}}{2\times(\text{引入或引出管数目})}$$

对汽水混合物的集箱系统，可不计集箱阻力系数。

2.41 带夹套汇流集箱的阻力系数

带夹套汇流集箱简图示于图2—7，自引入管出口(包括出口)到夹套出口（不包括出口）的阻力系数ξ_{ja}按表2—32选取，ξ_{ja}是对应于夹套出口处的介质流速w_{ja}和重度γ的。

表2—32中$m=(d_o/d)^2$。

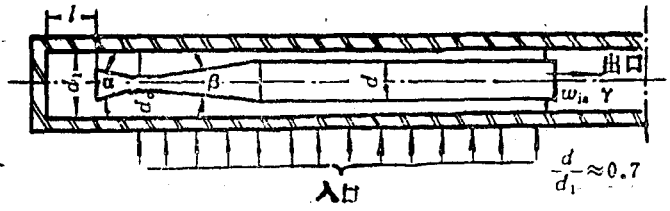


图2—7 带夹套汇流集箱简图

表2—32 ξ_{ja}值

m \ l/d	0.5	0.8	1.0	1.1	1.2	1.3	1.4～3.0
0.2	5.28	8.31	6.81	5.99	5.46	5.31	5.23
0.3	3.92	6.20	4.95	4.13	3.60	3.45	3.37
0.4	2.94	5.53	4.55	3.73	3.20	3.05	2.97
0.5	2.82	5.32	4.24	3.42	2.89	2.74	2.66
0.6	2.70	5.12	4.20	3.38	2.85	2.70	2.62
0.7	2.70	5.00	4.15	3.33	2.80	2.65	2.57
0.8	2.70	4.15	4.02	3.20	2.67	2.52	2.46
1.0	2.70	4.87	3.29	2.92	2.74	2.65	2.56

注 ① $m=1.0$即直管式夹套

② 本表数值可内插

2.42 喷头式喷咀的阻力系数

对应于喷咀小孔中介质流速w_{pt}的喷头式喷咀（图2—8）阻力系数ξ_{pt}按表2—33查取(可内插)

表 2—33

$Re\cdot10^{-4}$	1	2	3	4	≥5
ξ_{pt}	8.7	4.5	3.4	3.0	2.6

2.43 多孔喷管式喷咀的阻力系数

对应于喷咀孔中介质流速w_{gp}的多孔喷管式喷咀(图2—9)阻力系数ξ_{gp}按表2—34选取(可内插)。

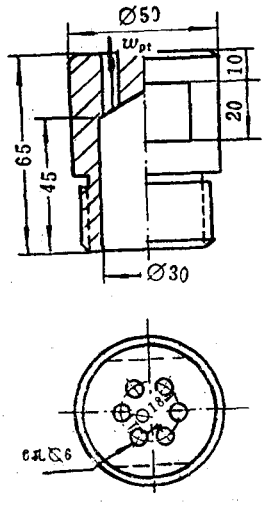


图2—8 喷头式喷咀简图

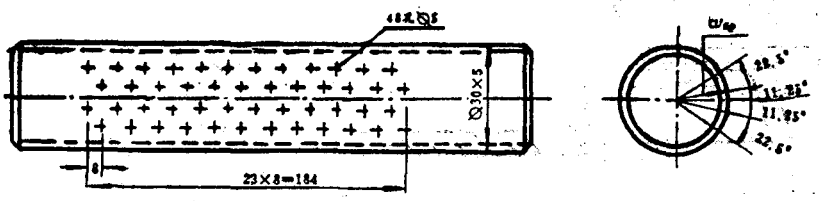


图2—9 多孔喷管式喷咀简图

2.44 旋蜗式喷咀的阻力系数

旋蜗式喷咀分渐开线和切线型二种类型（图2—10和图2—11），对应于喷咀出口缩孔中介质流速 w_{up} 的阻力系数 ξ_{up} 与缩孔直径 d_o 及 Re 数有关，按线算图2—20查取。

表 2—34

$Re\cdot10^{-4}$	0.5	1.0	>1.5
ξ_{up}	9	5.8	2.7

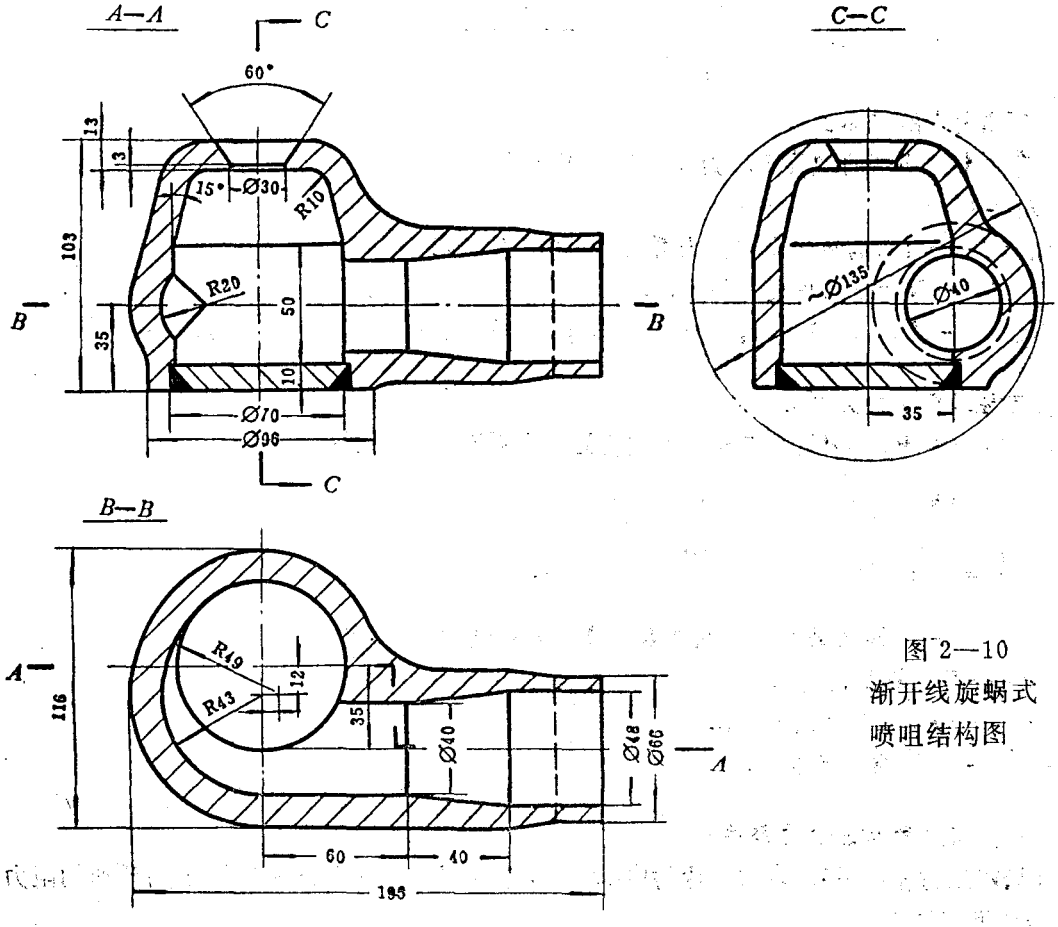


图2—10
渐开线旋蜗式
喷咀结构图

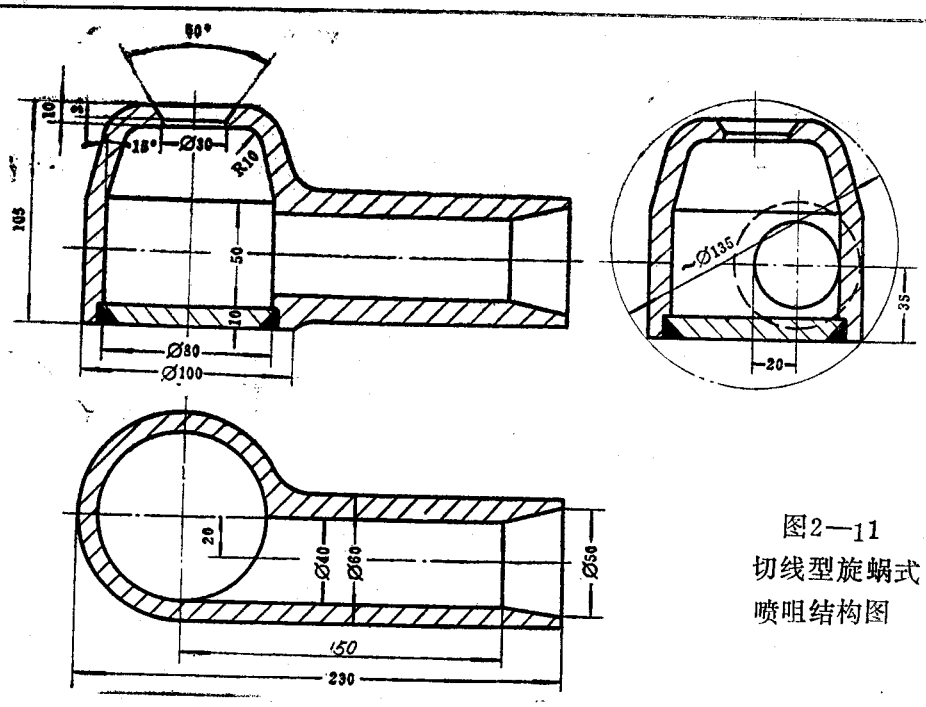


图2—11
切线型旋蜗式
喷咀结构图

2.45 螺旋管的阻力系数

弯曲半径不变的螺旋管阻力系数ξ_{lx}按下式计算

$$\xi_{lx} = C_{lx} \cdot \lambda_o \cdot l \qquad (2—76)$$

式中：λ_o——直管的每米摩擦阻力系数，1/m，按2.21条计算；

l——螺旋管的总展开长度，m；

C_{lx}——系数，按不同的管子内径d_n与弯曲半径R之比和Re数由线算图2—21查取。

2.46 内螺纹管的阻力系数

对应于平均直径$\bar{d}$流速下的内螺纹管的阻力系数ξ_{nl}，按下式计算：

$$\xi_{nl} = \lambda_{nl} \cdot \frac{l}{\bar{d}} \qquad (2—77)$$

$$\bar{d} = \sqrt{\frac{4V}{\pi l}} \qquad (2—78)$$

式中：λ_{nl}——摩擦阻力系数，常用内螺纹管的数值按表2—35查取；

l——内螺纹管长度，m；

$\bar{d}$——内螺纹管平均内径，m；

V——内螺纹管的容积，m^3。

2.47 纵向内肋片管的阻力系数

纵向内肋片由8—11片内肋片的12Cr1M$_o$V钢材制成，对应于当量直径d_{dl}流速的阻力系数ξ_{nl}按下式计算

表 2—35

型式	λ_{n1}	结构尺寸				
		螺纹方向	d	h	b	t
单头内螺纹管	0.07	右	13.30	0.55	5.65	8.62
12头来福线管	0.035	右	13.15	0.30	3.90	8.99
12头交叉来福线管	0.05	右	13.00	0.50	1.31	11.20
		左	13.00	0.50	0.92	8.65
4头内螺纹管	0.05	任意	11.00	0.4～0.5	5.50	9.00

$$\xi_{n1}=\frac{1}{4(lg46250\cdot d_{d1})}\times\frac{l}{d_{d1}} \qquad \cdots\cdots(2—79)$$

$$d_{d1}=\frac{4f}{X} \qquad \cdots\cdots(2—80)$$

式中：l——管长，m；

d_{d1}——当量直径，m；

f ——管子内断面积，m^2；

X——管子内周界长，m。

式（2—79）适用于$d_{d1}=0.014\sim0.037$m的范围。

（七）双相流体的局部阻力损失计算

2.48 汽水混合物局部阻力损失的基本计算式

$$\Delta P_{jb}=\xi'\frac{w_0{}^2\gamma'}{2g}\left[1+X\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right] \qquad \cdots\cdots(2—81)$$

式中：Δp_{jb}——局部阻力损失，kgf/m^2；

w_0——循环流速，m/s；

ξ'——双相流体的局部阻力系数。

2.49 管子出口阻力系数

汽水混合物从管子进入锅筒或集箱时，对应于管内流速的管子出口局部阻力系数$\xi'_c=1.2$。

2.50 管子入口阻力系数

（1）汽水混合物进入水平管时的入口阻力系数ξ'_r与单相流体的相同，按表2—4查取。

（2）汽水混合物由集箱向上进入垂直或倾斜的管子时，其入口阻力系数按表2—36查取。

表 2—36　　双相流体进入上升管时的ξ'_r值

管子布置方式	管子相对高度h/d_n							
	10	20	50	≥80	10	20	50	≥80
	$p\leqslant 60$ kgf/cm²				$p>60$ kgf/cm²			
垂　直	0.3	0.5	0.8	1.0	0.6	0.9	1.1	1.2
倾斜引出过渡到垂直	0.5	1.1	1.7	2.2	1.0	1.2	1.4	1.5

注：h/d_n 自集箱出口处算起。

集箱引入和引出管的中心线重合时，如$H/d_{jx}<1$，则管子入口阻力系数ξ'_{or}按下式计算

$$\xi'_{or}=\xi'_y-1.3(\xi'_r+0.5)\left(\frac{H}{d_{jx}}-0.25\right) \quad \cdots\cdots(2—82)$$

$$H=\frac{w_0^2}{2g}\gamma'\left[1+X\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]\cdot 10^{-3} \quad \cdots\cdots(2—83)$$

式中：ξ'_r——按表2—36查取；

djx——集箱内径，m；

H——动压头。

如$H/d_{jx}\geqslant 1$，取$\xi'_{or}=-0.5$。

2.51 弯头的阻力系数

汽水混合物流过弯头时的局部阻力系数ξ'_{wt}与弯头后管段的布置与长度有关。如$\gamma w\leqslant 1200$kgf/cm²，则ξ'_{wt}按表2—37选取。表中ξ_{wt}系指单相流体的弯头阻力系数，按2.30条计算。

2.52 三通，闸阀和截止阀的阻力系数

这些部件的双相阻力系数ξ'按下形计算：

表2—37

结　构　布　置　特　性	ξ'_{wt}
水平弯头，$l/d_n<10$的垂直或倾斜（如进入集箱前的弯头）管段	ξ_{wt}
上升倾角小于15°的$l/d_n>10$倾斜管段	$2\xi_{wt}$
垂直或上升倾角大于15°的$l/d_n>10$管段	$4\xi_{wt}$
$l/d_n>10$时垂直下降或倾斜下降（管子弯头大于90°）管段	$2\xi_{wt}$
转弯180°的上弯头	$3.64\xi_{wt}$
转弯180°的下弯头	$2.19\xi_{wt}$

注：　如$\gamma w>1200 kgf/m^2\cdot s$，则$\xi'_{wt}=\xi_{wt}$

$$\xi' = C_{jb}\cdot\xi \qquad (2—84)$$

$$C_{jb}=1+C\left[\frac{X(1-X)(1+\frac{\gamma'}{\gamma''})\sqrt{1-\frac{\gamma''}{\gamma'}}}{1+X(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1)}\right] \qquad (2—85)$$

式中：ξ——单相流体的局部阻力系数，按2.31和2.32条选取；

C_{jb}——校正系数，也可按线算图2—22查取；

C——系数，对三通取$C=0.75$；

对闸阀取$C=0.5$；

对截止阀取$C=1.3$。

2.53　对称U型汇流三通的阻力系数

对图2—1所示的三通，如两支管中双相重量流量相同，而且容积含汽率都为$\beta=0.3\sim0.8$，则$\xi'_{st}=0.72$。

2.54　螺旋管的阻力系数

汽水混合物通过弯曲半径不变的螺旋形管圈时，阻力系数ξ'_{lx}按下式计算：

$$\xi'_{lx}=\psi\xi_{lx} \qquad (2—86)$$

式中：ξ_{lx}——单相流体的螺旋管阻力系数，按2.45条确定；

ψ——摩擦阻力损失校正系数，按2.22条确定。

2.55　内螺纹管的阻力系数

对表2—35所示结构的内螺纹管，双相流体时的阻力系数ξ'_{nl}按下式计算；

$$\xi'_{nl}=C_{nl}\cdot\psi\cdot\lambda_o\cdot l \qquad (2—87)$$

式中：ψ——摩擦阻力损失校正系数，按2.22条确定；

λ_o——每米摩擦阻力系数，1/m，按2.21条确定；

l——管长，m；

C_{nl}——内螺纹管阻力损失校正系数，按表2—38查取。

2.56 内置式旋风分离器的阻力系数

对应于旋风分离器引入管中循环水速w_0的阻力系数ξ'_{nz}选取如下：

（1）多台并联有连通箱的旋风分离器（包括进入锅筒及连通箱）$\xi'_{nz}=3.5\sim4.0$，并联台数多的取大值。

（2）对单位式连接的旋风分离器（包括进入锅筒）$\xi'_{nz}=3.0$，对导流式旋风分离器，上述ξ'_{nz}可减去1。

表 2—38

型　　式	C_{n1}
单头内螺纹管	1.4～1.8
12头来福线管	1.1
12头交叉来福线管	1.2
4头内螺纹管	1.2～1.5

2.57 外置式旋风分离器阻力系数

对应于旋风分离器引入管中循环流速w_0的阻力系数ξ'_{wz}按下式计算：

$$\xi'_{wz}=1+\xi'_u\left(\frac{f_{yr}}{f_u}\right)^2 \qquad \cdots\cdots(2—88)$$

式中：f_{yr}——引入管的截面积，m^2；

f_u——蜗壳出口截面积，m^2；

ξ_u'——蜗壳出口阻力系数。

外置式旋风分离器分内蜗壳式、外蜗壳式和无蜗壳式三种（图2—12），ξ'_u分别为：

对内蜗壳式$\xi'_u=1.4$；

对外蜗壳式$\xi'_u=2.0$；

对无蜗壳式$\xi'_u=1.2$。

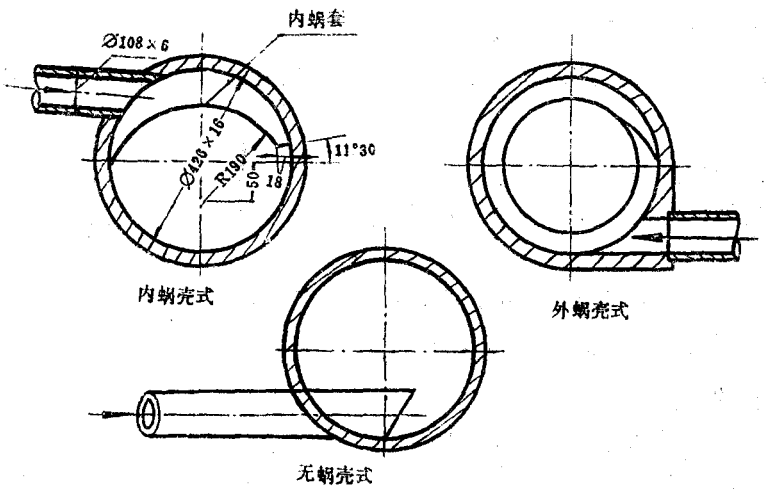


图2—12　外置式旋风分离器蜗壳简图

2.58 钢丝网分离器的阻力系数

对应于钢丝网分离器引入管中循环流速w_0的阻力系数（不包括管子出口）为$\xi'_{gs}=0.5$。

三、锅炉受热管的温度工况

（一）概　　述

3.1　锅炉受热管金属的工作条件

锅炉受热管的安全工作，取决于介质对管壁金属的良好冷却。管壁金属的正常工作条件是以管壁温度不超过钢材最高许用温度并满足强度计算要求为前提的。各种钢材的最高许用温度，按《水管锅炉受压元件强度计算标准（*JB*2194—83）》选用。

受热管的正常温度工况与管内流过的介质温度、介质与内壁间的放热条件以及管子外壁的局部热负荷有关。本章主要规定炉膛辐射受热面（包括壁式过热器）管壁温度的计算方法。

3.2　水冷壁管的传热恶化

水冷壁蒸发管的最恶劣工作条件是传热恶化(膜态沸腾)工况，即在一定的运行参数（压力、热负荷、重量含气率和重量流速）下，介质与管子内壁间的放热系数急剧降低，因而使壁温突然升高。设计水冷壁时应避免蒸发管在该种工况下工作，否则要采用下列措施：用较好的钢材；将热负荷和管内重量流速控制在一定范围内，使蒸发管在传热恶化工况下的管壁温度仍保持在钢材所允许的温度范围内；使传热恶化发生的部位避开热负荷最高区域。采用强化管内汽水混合物放热的措施（如内螺纹管、蒸发管内加装扰流子等），可以推迟或抑制传热恶化的发生。

3.3　热偏差

由于设计、制造、运行等因素的影响，管组中并联各根管子的吸热量存在差别，使管子内介质的焓增各不相等。管组的个别管子内介质的焓增Δi_x与管组平均焓增$\Delta\bar{i}$之比，称为热偏差系数或简称热偏差，即：

$$\rho=\frac{\Delta i_x}{\Delta\bar{i}} \qquad \cdots\cdots(3—1)$$

对于单相流体管组，ρ值大的管子（偏差管）意味着管内介质的温度要高于管组的平均介质温度，因而其壁温也会超过管组的平均壁温，甚至超过钢材的许用温度。

对于水冷壁蒸发管屏（管圈），ρ值大的管子意味着管内介质的重量含汽率要高于管组的平均值，甚至达到微过热，因而偏差管内就容易发生汽水混合物的传热恶化现象。

管屏（管圈）中各管的结构、流量和热负荷不均匀系数与热偏差的关系为：

$$\rho=\frac{\eta_r\eta_j}{\eta_l}\times\frac{n}{\Sigma\eta_r\eta_j} \qquad \cdots\cdots(3—2)$$

式中：η_r——热负荷不均匀系数 $\eta_r=\frac{q_x}{\bar{q}}$；

η_l——流量不均匀系数 $\eta_l=\frac{G_x}{\bar{G}}$；

η_j——结构不均匀系数 $\eta_j=\frac{H_x}{\bar{H}}$；

n——并列管子根数；

其中q_x、G_x、H_x分别表示任意管的热负荷、重量流量和受热面积；$\bar{q}$，$\bar{G}$，$\bar{H}$分别为平均管的热负荷、重量流量和受热面积。

在计算锅炉受热管组的壁温时，应选择该管组中热负荷分布、流量分配及结构上最为不利的管子（即热偏差大的管子）进行。

3.4 容许热偏差

受热管的钢材选定后，最高允许壁温为一定值，相应地也就限制了管内介质的最高温度和蒸发管出口的最大重量含汽率，从而限制了管内介质的最大焓值i_{yx}及最大焓增Δi_{yx}，与此最大焓增对应的热偏差，就是容许热偏差ρ_{yx}：

$$\rho_{yx}=\frac{\Delta i_{yx}}{\Delta i} \qquad \cdots\cdots(3—3)$$

管组安全工作的条件是要使管组中任何一根管子的壁温不超过所用材料的容许值，即

$$\rho\leqslant\rho_{yx}$$

（二）水冷壁管壁温的计算

3.5 计算对象

3.5～3.8条的计算方法适用于：

（1）布置在炉膛中接受辐射热的管外不带鳍片的光管水冷壁管和壁式过热器管；

（2）布置在炉膛或转弯烟室的接受辐射热的膜式管屏；膜式管屏由鳍片管拼焊而成，鳍片管由光管与扁钢焊成或锯制而成，鳍片的剖面形状分矩形和梯形两种。

（3）沿管子长度方向上鳍片或扁钢的几何形状与尺寸都相同（不计沿管子长度方向上的热量传递）。

布置在对流烟道，全部或部分接受对流热量的膜式管屏和鳍片的剖面形状或尺寸在局部区域有显著改变的管段（如管屏进出口穿墙等结构）本计算方法并不适用。

3.6 管子正面内壁和外壁温度的计算

（1）管子正面内壁温度t_n按下式计算：

$$t_n=t+J_n\frac{\beta}{\alpha_2}q \qquad \cdots\cdots(3—4)$$

式中：t——壁温计算点处管内介质温度，℃；

q——壁温计算点处正面外壁辐射热负荷，kcal/m²h，按本章3.9到3.12条确定；

J_n——管子正面内壁热量均流系数，按线算图3—1（光管）或线算图3—2（膜式壁）查取；

β——管子外径与内径的比值，$\beta=\frac{d}{d_n}$；

α_2——壁温计算点管子内壁与介质间的放热系数，kcal/m²h℃，根据不同介质状态，按3.13到3.16条选取；

（2）管子正面外壁温度t_w按下式计算：

$$t_w=t+J_n\frac{\beta}{\alpha_2}q+\bar{J}q\frac{\delta}{\lambda}\cdot\frac{2\beta}{\beta+1} \qquad \cdots\cdots(3—5)$$

式中：$\bar{J}$——管子正面沿厚度方向上的平均热量均流系数，按线算图3—1（光管）或线算图3—2（膜式壁）查取；

δ——管壁厚度，m

λ——管子部分的金属导热系数，按线算图3—3查取，kcal/mh℃；

t_w不应超过钢材允许极限氧化速度下的温度。

（3）用作强度计算的平均管壁温度t_b按下式计算：

$$t_b=\frac{t_w+t_n}{2} \qquad \cdots\cdots(3—6)$$

式（3—4）到（3—6）适用于膜式水冷壁及各种光管受热面。

3.7 鳍根与鳍端温度的计算

（1）膜式壁的鳍根（或扁钢与管壁相焊处）温度t_{qg}按下式计算：

$$t_{qg}=t+(J_{n1}Kq+J_{n2}q)\frac{\beta}{\alpha_2}+(\bar{J}_1Kq+\bar{J}_2q)\frac{\delta}{\lambda}\cdot\frac{2\beta}{\beta+1} \qquad \cdots\cdots(3—7)$$

式中：K——通过鳍根的平均热负荷与管子正面外壁热负荷的比值，按线算图3—4查取。

J_{n1}，J_{n2}鳍片部分热流，管子部分热流对鳍片部分内壁均流系数，按线算图3—5查取；

$\bar{J}_1$，$\bar{J}_2$——鳍片部分热流，管子部分热流对鳍片部分平均均流系数，按线算图3—6查取；

鳍片管的结构尺寸参数见线算图3—7所示。

（2）膜式壁的鳍端（或两相邻光管间所焊扁钢的中点）温度t_{qd}按下式计算：

$$t_{qd}=t_{qg}+\frac{Kq_1S_2}{\lambda'}\cdot\left[\frac{h}{s_1+s_2}+\frac{3(s_1+s_2)}{16h}\right] \qquad \cdots\cdots(3—8)$$

式中：s_1——鳍端厚度，m；

s_2——鳍根厚度，m；

h——鳍片高度，m；$h=\frac{s-d}{2}$；

λ'——鳍片部分金属导热系数，kcal/mh℃，按线算图3—3查取。

对于用管子和扁钢焊成的膜式壁，管子与扁钢应充分焊透，焊缝高出母材部分，不应作

为鳍片管结构尺寸计算。

估算鳍端与鳍根间的温差$t_{qd}-t_{cg}$，可用线算图3—7直接查取（图中对梯形鳍片假设$S_1=0.7S_2$）。为计算方便，对常用的鳍片管结构可按附录2图线直接查取鳍端、鳍根和管子正面的温度。

3.8 壁温计算点管内介质温度的确定

（1）计算点处管内介质是汽水混合物时，t取饱和温度；

（2）对过热蒸汽的管屏，计算点处介质焓i按下式计算：

$$i=\bar{i}+\left(\frac{\eta_r}{\eta_l}-1\right)\left(\bar{i}-i_r\right) \qquad \cdots\cdots(3—9)$$

式中：i——计算点处介质焓，kcal/kgf；

$\bar{i}$——管屏计算点上各管的蒸汽平均焓，kcal/kgf；

i_r——该管屏的入口蒸汽焓，kcal/kgf；

η_r——沿管屏宽度的热负荷不均匀系数，按3.10条确定。

η_l——蒸汽流量不均匀系数，按第七章有关规定计算。

如果流量最小的管子并非吸热量最大的管子，则i值应按7.17条规定计算。

（三）炉膛局部热负荷的计算

3.9 炉膛局部热负荷分配的不均匀性

计算水冷壁各回路的水动力特性和校验壁温时，需要确定炉膛各部受热面的热负荷。因炉膛内火炬的形状和充满度、火炬和烟气的温度场、速度场和燃烧产物的浓度场都是不均匀的，而且受热面的结构特性和积灰程度都有差异，炉膛内各处受热面的热负荷也是不均匀的，使受热面管屏和各管间的热负荷各不相同。

炉膛内的受热面热负荷的沿高度、宽度、深度和各墙间都有差异。炉膛内受热面吸热量的分配与炉膛的结构形状、几何尺寸、燃烧器布置方式和结构特性、燃料成分、灰渣特性、配风和热负荷大小等因素有关。

3.10 炉膛壁面局部热负荷的计算

$$q=\eta_r^a\cdot\eta_r^b\cdot\eta_r^b\bar{q}_1\cdot C \qquad \cdots\cdots(3—10)$$

式中：q——炉膛壁面局部热负荷。kcal/m²h；

$\bar{q}_1$——炉膛壁面平均热负荷，kcal/m²h，由热力计算确定；

η_r^a——各炉墙间热负荷不均匀系数；

η_r^b——沿炉膛高度热负荷不均匀系数；

η_r^b——沿炉膛宽度（深度）热负荷不均匀系数；

表 3—1　　炉墙间热负荷不均匀系数η_r^q

燃烧器布置位置	单炉膛炉壁受热面			双炉膛炉壁受热面			双面露光受热面
	前　墙	侧　墙	后　墙	前　墙	侧　墙	后　墙	
前墙	0.8	1.0	1.2	$0.8\left(\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}\right)$	$1.0\left(\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}\right)$	$1.2\left(\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}\right)$	0.9
两侧墙	$1.2-0.31\frac{b}{a}$	$1.31-0.2\frac{a}{b}$	$1.2-0.31\frac{b}{a}$				
前后墙 油炉	$1-0.1\frac{b}{a}$	1.1	$1-0.1\frac{b}{a}$	$\left(1-0.1\frac{a}{b}\right)\left(\frac{2+1.01\frac{b}{a}}{2+0.9\frac{b}{a}}\right)$	$1.1\left(\frac{2+1.01\frac{b}{a}}{2+0.9\frac{b}{a}}\right)$	$\left(1-0.1\frac{b}{a}\right)\left(\frac{2+1.01\frac{b}{a}}{2+0.9\frac{b}{a}}\right)$	0.99
四角	1.0	1.0	1.0	$\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}$	$\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}$	$\frac{2+1.1\frac{b}{a}}{2+\frac{b}{a}}$	0.9
层燃炉	1.0	1.0	1.0				

注：表中a—单个炉膛宽度；b—炉膛深度

C——修正系数。

如果炉膛各部位壁面吸热能力ψ_1是不均匀的，则用下式计算局部热负荷；

$$q=\eta_r^q\cdot\eta_r^h\cdot\eta_r^b\cdot\bar{q}_1\cdot\psi_1\cdot C' \qquad (3—11)$$

式中：C'——吸热能力不均匀时的修正系数。

（1）炉墙间热负荷不均匀系数η_r^q，表示同一炉膛标高处，某一墙壁的平均热负荷与全周界平均热负荷的比值，按表3—1取用。

（2）沿炉膛高度热负荷不均匀系数η_r^h，表示炉膛某一标高处全周界的平均热负荷与整个炉膛受热面平均热负荷的比值。

根据不同燃料、燃烧器布置和排渣方式，η_r^h按下列线算图查取：

前后墙布置燃烧器的大容量油炉，按线算图3—8；
前墙布置燃烧器的燃油及天然气锅炉，按线算图3—9；
四角布置燃烧器的液态排渣煤粉炉，按线算图3—10；
前墙布置燃烧器的固态排渣煤粉炉，按线算图3—11；
四角布置燃烧器的固态排渣煤粉炉，按线算图3—12。

对平炉顶的热负荷不均匀系数η_r^h按下式计算：

$$\eta_r^h=\eta_{rmin}^h\cdot C'' \qquad (3—12)$$

式中：η_{rmin}^h——按$h/H=1$，在上述图中求得的η_r^h值，H为整个炉膛高度，h为局部高度。

C''——系数，对燃油锅炉$C''=1.3$，对煤粉锅炉$C''=1.15$

（3）沿炉膛宽度（深度）的热负荷不均匀系数η_r^b，表示炉内某一相对标高处炉膛某一侧壁面上的局部热负荷与该炉壁平均热负荷之比，不同燃料、燃烧方式、燃烧器布置时炉膛不同高度处的η_r^b值按下列线算图查取。

燃烧器前墙布置的燃油锅炉η_r^b值按线算图3—13查取；

燃烧器前后墙布置的燃油锅炉η_r^b值按线算图3—14查取；

燃烧器四角布置的液态排渣煤粉炉η_r^b值按线算图3—15查取；

前墙布置燃烧器的固态排渣煤粉炉两侧墙的η_r^b值按线算图3—16查取；

前墙布置燃烧器的固态排渣煤粉炉前后墙的η_r^b值按线算图3—17查取；

四角布置燃烧器的固态排渣煤粉炉η_r^b值按线算图3—18查取。

根据上述图线，要计算某一管子的η_r^b值可参照第七章7.14和7.15条规定进行。

（4）斜炉顶可当作前墙的延伸部分来计算，其η_r^q、η_r^h、η_r^b值均按前墙数据取用。

（5）式（3—10）中的修正系数C由下式求出：

$$C=\frac{F_l}{\sum_{i=1}^{n}\eta_r^{qi}\cdot\eta_r^{hi}\cdot\eta_r^{bi}\cdot F_l^i} \qquad \cdots\cdots(3—13)$$

式中：F_l——炉膛壁面投影面积，m^2；

F_l^i——将面积F_l分割为n块面积单元，F_l^i为其中的任一个炉膛壁面单元面积；$i=1$、2、3……n；

η_r^{qi}，η_r^{hi}，η_r^{bi}——分别为第i块炉壁单元面积的各炉墙间、沿炉膛高度、沿炉膛宽度（深度）的热负荷不均匀系数。

（6）吸热能力不均匀时的修正系数C'按下式计算：

$$C'=\frac{F_l}{\sum_{i=1}^{n}\eta_r^{qi}\cdot\eta_r^{hi}\cdot\eta_r^{bi}\cdot F_l^i\cdot\psi_l^i} \qquad \cdots\cdots(3—14)$$

式中：ψ_l^i——第i块炉膛单元面积的吸热能力，按热力计算结果。

3.11 双面露光受热面的热负荷分配

双面露光受热面的任一面的热负荷为与其对应壁面的0.9～0.95倍。沿炉膛高度与宽度（深度）的热负荷不均匀匀系数η_r^h、η_r^b均与其对应的壁面相同。

3.12 炉内最高热负荷的位置

上述η_r^q、η_r^b、η_r^h分布曲线是指在正常的燃烧运行工况下的特性。燃烧运行工况偏离正常时，不论燃烧器怎样布置，在一面墙或在炉膛一角，热负荷会高出20%，在炉膛宽度（深度）上，其峰值会在(1/4～3/4)a范围内变化。在炉膛高度上，对燃油、天然气及高挥发份燃料，其热负荷峰值在上排燃烧器中心线附近；对低挥发份燃料超过上排中心线(0.05～0.1)$\frac{h}{H}$处。如着火延迟或燃烧恶化，其位置还要抬高。在分析受热管温度工况时应考虑到这些因素。

（四）管子内壁与介质间的放热系数

3.13 欠热水在管内流动时的放热系数

（1）对于$P\leq180kgf/cm^2$的欠热水在管内流动时α_2按下式计算：

$$\alpha_2 = 0.023\frac{\lambda}{d}\left(\frac{wd_n}{\nu}^{0.8}\right)P_r^{0.4} \quad \cdots\cdots(3-15)$$

式中：α_2——放热系数，kcal/m²h℃；

w——介质流速，m/s；

d_n——管子内径，m；

λ——介质导热系数，kcal/mh℃；

ν——介质运动粘度，m²/s；

P_r——介质的柏朗特数。

特性参数均以介质温度为定性温度查取，式（3—15）的α_2也可按线算图3—19查取。

（2）对于$P>180kgf/cm^2$，α_2按下式计算：

$$\alpha_2 = 0.023\frac{\lambda}{d}\left(\frac{wd_n}{\nu}\right)^{0.8}P_{rmin}^{0.8} \quad \cdots\cdots(3-16)$$

式中：P_{rmim}——分别按介质温度及内壁温度算出的P_r值中较小的值，$P_{rmin}^{0.8}$可由线算图3—21查取。

式（3—16）中的α_2也可按线算图3—20查取。

3.14 蒸汽（临界压力以下）在管内流动时的放热系数

$$\alpha_2 = K\alpha_0 \quad \cdots\cdots(3-17)$$

式中：α_0——由线算图3—22查取。

K——系数，与以膜层温度t_{mo}为定性温度的蒸汽雷诺数（Re_{mo}）有关，由表3—2查取。而t_{mo}则按下式计算：

$$t_{mo} = \frac{t_n + t}{2} \quad \cdots\cdots(3-18)$$

其中：t_n——管子内壁温度℃；

t——介质温度，℃；

对于过热器，一般$Re_{mo}>6\times10^5$。

表 3—2　　系 数 K 值

Re_{mo}	5×10^4	6×10^4	7×10^4	8×10^4	9×10^4	1×10^5	2×10^5	3×10^5	5×10^5	$\geqq6\times10^5$
K	0.888	0.898	0.904	0.910	0.915	0.920	0.937	0.956	0.973	1.0

3.15 超临界压力介质在管内流动的放热系数

（1）垂直上升管

对超临界压力的蒸汽，热负荷$q\leqslant300\times10^3$kcal/m²h时放热系数α_2按线算图3—22查取，线算图中的温度线不允许外推使用。对线算图3—22以外的超临界介质，α_2按线算图3—23

查取。

（2）垂直下降管

对于过热器和再热器按线算图3—23查取，但取$A=1$。

（3）水平管及倾斜管

水平管及倾斜管截面上端部分的放热系数α_2，分别由下列各式确定：

$$\alpha_{2sp}=B\alpha_2 \quad \cdots\cdots (3—19)$$

$$\alpha_{215^\circ}=C\alpha_2 \quad \cdots\cdots (3—20)$$

$$\alpha_{230^\circ}=D\alpha_2 \quad \cdots\cdots (3—21)$$

式中：α_{2sp}——水平管的放热系数，kcal/m²h℃；

α_2——垂直上升管的放热系数，kcal/m²h℃，按线算图3—23求得；

B，C，D——系数，按线算图3—24查取。

倾斜角$\alpha\geqslant 45^\circ$时，按垂直上升管计算α_2，由水平到45°的其他倾斜角α_2值可在上述范围内用内插法求得。

3.16 沸腾水在管内流动的放热系数

沸腾水在管内流动时的放热系数按线算图3—25查取。

（五）蒸发管内传热恶化工况的计算

3.17 蒸发管内的传热恶化

水冷壁蒸发管内的沸腾放热，因参数不同，可能有下列两种工况：

（1）核态沸腾，此时水与管壁接触，在边界层内产生汽泡，介质与管子内壁之间的放热系数α_2按线算图3—25查取，而管壁金属的温度工况一般都能维持在安全的范围内；

（2）膜态沸腾，此时由于管子内壁得不到水的连续湿润，传热受到汽膜的阻隔，使介质与管壁之间的传热情况恶化，壁温升高。

产生传热恶化工况的条件，受下列工况参数的影响：重量含汽率、重量流速、热负荷、压力及管径等。在传热恶化开始发生、壁温开始升高处，蒸发管内汽水混合物的含汽率，称为临界含汽率X_{lj}；壁温达到最高值，放热系数α_2达到最小值处的含汽率称为最高壁温处含汽率X_{max}。

对于垂直蒸发管，传热恶化时最大壁温的部位在管子向火面；

对于水平蒸发管，最大壁温在管子周界的上部。在亚临界及近亚临界压力范围内，若热负荷足够高而重量流速又较小，则传热恶化工况亦可能在加热水段出现。

3.18 亚临界压力以下（$P\leqslant 200\ kgf/cm^2$）大直径（$d_n\geqslant 15mm$）水冷壁管内传热恶化工况的计算。

（1）垂直管内临界含汽率X_{lj}的计算

对于沿周界均匀受热的垂直管内出现传热恶化的条件，随压力、热负荷、重量流速等工

况参数的不同，可分为四个区域。其中区域Ⅰ、Ⅲ、Ⅳ中X_{lj}与热负荷有关；而区域Ⅱ中，X_{lj}与热负荷无关。这些区域的划分，见线算图3—26（a）、（b）。

区域Ⅰ：

$$X_{lj}=X_1C_d-(q_n\cdot 10^{-5}-4)C_q \quad \cdots\cdots(3—22)$$

区域Ⅱ：

$$X_{lj}=X_2C_d \quad \cdots\cdots(3—23)$$

区域Ⅲ：

$$X_{lj}=X_2C_d-(q_n-q_2)10^{-5}C_q \quad \cdots\cdots(3—24)$$

区域Ⅳ：

$$X_{lj}=X_2C_d-(q_n-q_3)10^{-5}C_q \quad \cdots\cdots(3—25)$$

式中：X_1——热负荷为400×10^3kcal/m²h、管径为20mm管子中的临界含汽率，按线算图3—27（a）查取；

X_2——按线算图3—27（b）查取；

q_n——管子内壁热负荷，kcal/m²h；

q_2，q_3——临界含汽率不随热负荷变化的界限热负荷值（均指管子内壁），kcal/m²h，如线算图3—26（a）所示；图中区域Ⅱ的上界限为q_2，下界限为q_3；

C_d——管径修正系数，按线算图3—28（a）查取；

C_q——热负荷修正系数，按线算图3—28（b）查取。

对于单面受热锅炉水冷壁，应按所校验管子截面上的最大外壁热负荷折算到内壁，作为式3—22至3—25中的q_n来计算X_{lj}值，但由此求得的数值比实际值偏低，应作如下的修正：对于按式（3—22）求得的X_{lj}值可乘上1.50；对于按式（3—23）、（3—25）求得的X_{lj}值可加上$\Delta x=0.1$。此种修正方法亦适用于对水平倾角大于60°的管子。

（2）水平管内临界含汽率X_{lj}的计算

水平管上面部份的管内传热情况，要比下面部分差得多，因此水平管中传热恶化开始得比垂直管要早，不同压力下的临界含汽率按表3—3选取。

表3—3　　水平管的临界汽含率

压力 kgf/cm²	临界含汽率 X_{lj}
10～50	0.3
>50～100	0.2
>100～150	0.1
>150～170	0

（3）倾斜管内临界含汽率的计算

$$X_{lj}^{qx}=X_{lj}^{sp}+(X_{lj}^{s}-X_{lj}^{sp})C_\alpha \quad \cdots\cdots(3—26)$$

式中：X_{lj}^{qx}、X_{lj}^{sp}、X_{lj}^{s}——倾斜管、水平管和垂管中的临界含汽率，

C_α——倾角α的修正系数，考虑管子对水平夹角α的影响，$c_\alpha=\frac{\alpha}{90^\circ}$。

对于管径≤40mm、侧面受热的水平和倾斜管，如制成节距比为$s/d\leqslant1.5$的整焊膜式水冷壁或$s/d\leqslant1.2$的密排式水冷壁，X_{lj}值可取与垂直管相同的值。

（4）传热恶化时的管内介质最小放热系数$\alpha_{2\,min}$

对于沿周界均匀受热的管子，其最小放热系数$\alpha_{2\,min}$出现在临近X_{lj}的区段；对于单面受热的管子，发生在较X_{lj}值大的X_{max}处。

均匀受热垂直管内传热恶化的最小放热系数值，按线算图3—29查取。

均匀受热或上部受热、内径大于15mm的水平管，其最小放热系数$\alpha^{sp}_{2\,min}$按下式计算：

$$\alpha^{sp}_{2\,in}=\alpha_{2\,mim}\frac{0.015}{d_n} \qquad \cdots\cdots(3—27)$$

式中：$\alpha_{2\,min}$——在所计算的热负荷、重量流速和压力条件下，垂直管内的最小放热系数（线算图3—29），kcal/m²h℃；

d_n——管子内径，m。

对管径$d_n\leqslant40$mm的单侧下部或侧面受热的管子应采用与垂直管相同的最小放热系数。

3.19 亚临界压力（$P\geqslant185$kgf/cm²）小直径（$d_n\leqslant15$mm）垂直膜式水冷壁管内传热恶化工况的计算

（1）临界含汽率X_{lj}按下式计算，或可按线算图3—30查取：

$$X_{lj}=(1146-4.57P)\,q_n^{-0.7}(\gamma w)^{0.38}C_d \qquad \cdots\cdots(3—28)$$

式中：C_d——管径修正系数，见线算图3—30。

在X_{lj}附近区段内，壁温可能出现波动（±10°～15℃）。

（2）最高壁温处含汽率X_{max}可由下式计算，或按图3—31查取。

$$X_{max}=827\,q_n^{-0.7}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}\right)e^{0.271\left(\frac{\gamma w}{1000}\right)} \qquad \cdots\cdots(3—29)$$

式中：γ'、γ''——管内工作压力下饱和水和饱和汽的重度，kgf/m³。

（3）传热恶化时的管内最小放热系数$\alpha_{2\,min}$按下列准则方程确定：

$$N_u=CP_r^{0.4}R_e^{0.8} \qquad \cdots\cdots(3—30)$$

式中：$N_u=\frac{\alpha_2 d_n}{\lambda}$——努谢尔特准则

$P_r=3600\frac{C_p\mu g}{\lambda}$——普朗特准则

$R_e=\frac{(\gamma w)d_n}{\mu g}\frac{\gamma_n}{\gamma''}\left[X_{max}+\frac{\gamma''}{\gamma'}(1-X_{max})\right]$——汽水混合物的雷诺数

C——由压力决定的系数，由线算图3—33查取；

λ、C_p、μ、γ_n——以内壁温度t_n为定性温度的介质导热系数（kcal/mh℃）、定压比热（kcal/kgf℃）、动力粘度系数（kgf·s/m²）和重度（kgf/m³）；

g——重力加速度$g=9.81$m/s²。

（4）传热恶化时最高管壁温度按下式计算

$$\left.\begin{aligned} t_{wmax} &= t_{nmax} + \bar{J}q\frac{\delta}{\lambda}\cdot\frac{2\beta}{\beta+1} \\ t_{nmax} &= t + \triangle t \end{aligned}\right\} \quad \cdots\cdots(3—31)$$

式中：t_{wmax}——最高外壁温度，℃；

t_{nmax}——最高内壁温度，℃；

Δt——传热恶化时介质与内壁间最大温差，$\Delta t = q_n/\alpha_{2\,min}$，按线示图3—32查取；

q——管子外壁热负荷，kcal/m²h；

$\bar{J}$——管子正面沿厚度方向上的热量均流系数，按线算图3—1或3—2查取；

$\bar{J}$、q、δ、λ、β——按3.6条中的有关规定确定。

（5）对锅炉水冷壁的不同部位，X_{lj}和X_{max}都具有不同的数值，这是由计算点处的工况参数（P、q_n、γw）决定的。

如计算点处实际含汽率$X<X_{lj}<X_{max}$则不需进行传热恶化壁温的计算；

如计算点处实际含汽率X，在$X_{lj}<X<X_{max}$时，则可取$X=X_{max}$进行传热恶化壁温计算；

如计算点处实际含汽率$X>X_{max}$，取X值计算。

（六）四头内螺纹管传热工况的计算

3.20 适用范围：

为抑制或推迟蒸发管内传热恶化的产生，可采用不同类型的内螺纹管（如单头或多头，左旋或右旋等）。

本计算方法适用于表2—34（2.46条）中的四头内螺纹管。

3.21 四头内螺纹管的工况参数

表征四头内螺纹管工况特性的主要参数为：

X_{nl}——内螺纹管开始传热恶化时的介质重量含汽率，当管内重量含汽率大于该值后，内螺纹管的壁温开始逐渐升高。

$\alpha_{2\,nl}$——当管内介质重量含汽率小于X_{nl}时，介质与管子内壁间正常传热的放热系数，可按3.10条计算。

Δt_{nl}——当管内介质重量含汽率$X=0.9>X_{nl}$时，管子内壁温度较正常传热工况时的升高值，℃，按线算图3—34查取。

$$\Delta t_{nl} = t_n' - t_n \quad \cdots\cdots(3—32)$$

式中：t_n'——传热恶化时的管子内壁温度，℃；

t_n——按光管核态沸腾传热公式计算得到的正常传热工况下的管子内壁温度，℃。

四头内螺纹管在正常工作范围内（$X<X_{nl}$），其壁温值一般均能维持在较低的水平，

不需进行专门的壁温计算，在特殊情况下（例如在锅炉水冷壁调试过程中，为了评定壁温测量值的可信程度），如需进行壁温计算，可按一般光管内正常核态沸腾时的传热公式（3.16条）计算。

3.22 产生传热恶化时的重量含汽率

四头内螺纹管开始传热恶化时的重量含汽率X_{n1}与压力、热负荷、重量流速有关。压力与热负荷值愈高，X_{n1}愈小；重量流速愈大，X_{n1}值愈大。但当γw>1500kgf/m²s时，重量流速对X_{n1}的影响减弱。X_{n1}值按下式计算或按线算图3—35查取。

$$X_{n1}=(605-2.25P)q_n^{-0.6}(\gamma w)^{0.33} \quad \cdots\cdots(3—33)$$

如按式（3—33）计算得到的$X_{n1}\geq 1.0$，则表示在该特定参数工况下，在$X=0\sim1.0$范围内，均不会产生传热恶化现象。

（七）校验管壁温度工况的一些推荐

3.23 炉膛壁面局部热负荷的极限值

燃用各种燃料的电站锅炉水冷壁管最大局部外壁热负q_w^{max}不应大于表3—4中极限值。

表 3—4 最大局部外壁热负的极限值(10^3kcal/m²h)

固态排渣煤粉炉		液态排渣煤粉炉	燃油锅炉	天然气锅炉
无烟煤、贫煤、煤烟	褐煤			
350	300	400	450	350

对燃油炉膛，为了降低水冷壁受热面的最高局部热负荷，抑制管内的传热恶化工况的发展，使管壁金属温度控制在容许范围内，可采用向燃烧中心区域引入适量再循环烟气的方法。

3.24 防止水平管中汽水分层的最低重量流速

对水平或微倾斜的蒸发管，为了保证不产生汽水分层所需的最小重量流速$(\gamma w)_{min}$，按下列推荐选取：

辐射受热面$(\gamma w)_{min}\geq 400$kgf/m²s。

对流受热面$(\gamma w)_{min}\geq 300$kgf/m²s。

3.25 不需进行壁温校验的条件

对于下列情况，不需进行管壁温度工况的校验：

（1）亚临界压力以下正常核态沸腾区的蒸发管（燃油炉膛除外）；

（2）布置在烟温低于500℃区的蒸发管组；

（3）非沸腾式的对流省煤器；

（4）布置在烟温低于600℃区的珠光体钢过热器及烟温低于700℃区的奥氏体钢过热器。

在上述这些情况下，强度计算所用的管壁平均温度$\bar{t}_b$按如下推荐取用：

对于水冷壁管$\bar{t}_b = t + 60$℃；

对于对流受热面$\bar{t}_b = t + 50$℃；

对于对流省煤器$\bar{t}_b = t + 30$℃。

其中t为管内介质温度。

3.26 膜式水冷壁相邻管间工质的温差

对于膜式水冷壁，为了避免产生过大的热应力，两相邻鳍片蒸发管内的计算介质温度之差不应超过50℃。

3.27 扰流子的应用

为了强化蒸发管内传热，抑制或推迟传热恶化工况的发生，可按图3—1所示，采用在蒸发管内加装螺旋型导流器（扰流子）的方法。

与不装扰流子的光管相比，在压力$P = 140 \sim 185 kgf/cm^2$，重量流速$\gamma w = 1000 \sim 1500 kgf/m^2 s$，热负荷$q = (300 \sim 1000) \times 10^3 kcal/m^2 h$范围内，可使产生传热恶化的临界含汽率$X_{lj}$增加0.4～0.5，传热恶化时介质与管子内壁间的最小放热系数提高3～5倍。

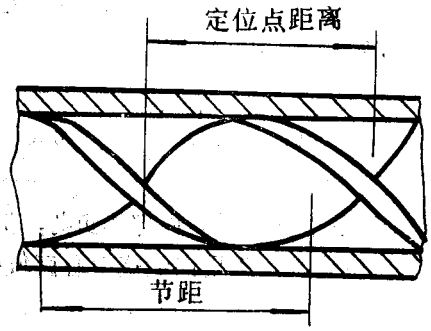


图3—1 扰流子示意图

四、自然循环锅炉的水循环计算

（一）概　　述

4.1　水循环计算的目的

对新设计的锅炉或循环系统变动较大的改装锅炉，进行水循环计算的目的为确定合理的回路结构和检查可靠性。

4.2　自然循环的特性及影响循环可靠性的因素

自然循环系统的正常特性是上升管吸热量变化时，循环水速可一直保持较高的数值，且当吸热量增大时，流速也增加，以进行自补偿。在设计时这种性能应予考虑。

在自然循环锅炉中，影响水循环可靠性的因素有：

（1）循环停滞，即上升的蒸发管屏中受热弱的管子，循环水量G等于出口蒸汽量D，此时，管内汽泡运动近似于从静止的水中上浮。

如上升管出口接到锅筒水位以上时，则管子上部将出现自由水面。循环停滞或自由水面会造成管子热疲劳损坏；

（2）循环倒流，即管中的水向下流动，易形成汽泡滞留，造成管子损坏；

（3）下降管内介质带汽或汽化，使循环减弱，甚至破坏；

（4）对超高压以上锅炉，随着蒸发受热面热负荷和重量含汽率的提高，有可能出现沸腾传热恶化；

（5）在水平或微倾斜的蒸发管内，介质流速不高时，可能出现汽水分层，使管壁温度波动、超温或腐蚀；

（6）自然循环锅炉的负荷或压力变化速度超过一定值时，会影响循环的可靠性，但根据我国中、高压电站锅炉的运行经验和试验分析表明：其安全裕度尚较大，一般情况下，可不必核算*

（二）循环特性的计算

4.3　水循环计算的内容和范围

（1）确定循环水速，循环倍率，锅筒与下集箱（或下锅筒）之间的总压差，以及一些危及可靠性的安全性指标。

（2）锅炉在一般负荷范围（70—100%D）内，水循环特性变化不大，通常只对额定的负荷和压力进行自然循环的计算。

* 不稳定工况下循环可靠性校验方法可参照《锅炉技术》1977年第8期

（3）因相互连接的各回路在结构和受热情况上有差异，因此，原则上应对每一个回路都进行计算，但对结构和受热情况基本一致的同类回路，可只选其中一个回路进行计算。

（4）循环特性计算时，受热情况、介质流速、压差等都是指整个管组的平均值，仅在校验安全性裕度时，才按条件最差的管子进行。

4.4 原始数据的确定

水循环计算的原始数据分结构特性和热力数据二类。结构数据可照图纸量取，其内容为：

（1）下降管及引入管内径，数量，高度，长度，弯头数及角度和其他局部阻力系数；

（2）上升管内径，数量，各区段高度，长度及倾斜角度，弯头数及角度和其他局部阻力系数；

（3）汽水引出管内径，数量，高度，长度，弯头数及角度，超出锅筒正常水位的高度和其他局部阻力系数；

（4）汽水分离器的类型，数量，入口截面积及局部阻力系数；

（5）各集箱内径及其引入引出管间角度。

量取尺寸方法按4.35～4.38条规定进行。

热力数据按锅炉热力计算书并参照第三章和4.39条规定进行。

4.5 压差的计算

循环流动稳定时，连接锅筒与下集箱（下锅筒）的下降系统总压差等于上升系统的总压差。

（1）对上升管直接引入锅筒的简单回路（图4—1）

$$h\bar{\gamma}_{xj}-\Delta P_{xj}=\Sigma h_i\bar{\gamma}_i+\Delta P_s+\Delta P_{fl} \quad \cdots\cdots (4—1)$$

式中：h——回路高度，m；

h_i——上升管各区段（包括受热前及受热后）高度，m；

ΔP_{xj}——下降管阻力损失，kgf/m^2；

ΔP_s——上升管阻力损失。kgf/m^2；

ΔP_{fl}——分离装置阻力损失，kgf/m^2；

$\bar{\gamma}_i$——上升管各区段介质的平均重度，kgf/m^3；

$\bar{\gamma}_{xj}$——下降管中介质的平均重度，kgf/m^3；

计算下降管及引入管的重位压差及阻力时，介质重度均按锅筒压力下的饱和水重度计算，只有对锅水具有欠焓的亚临界压力锅炉和锅水欠焓$\Delta i_{gh}>8kcal/kgf$的超高压锅炉，以及下降管带汽较多时（$\varphi_{xj}>0.03$），才需要按实际平均重度计算。

按下式计算下降系统总压差$\Sigma\Delta P_{xj}$，kgf/m^2

$$\Sigma\Delta P_{xj}=h\bar{\gamma}_{xj}-\Delta P_{xj} \quad \cdots\cdots (4—2)$$

上升系统总压差$\Sigma\Delta P_{ss}$，kgf/m^2，按下式计算：

$$\Sigma\Delta P_{ss}=\Sigma h_i\bar{\gamma}_i+\Delta P_s+\Delta P_{fl} \quad \cdots\cdots (4—3)$$

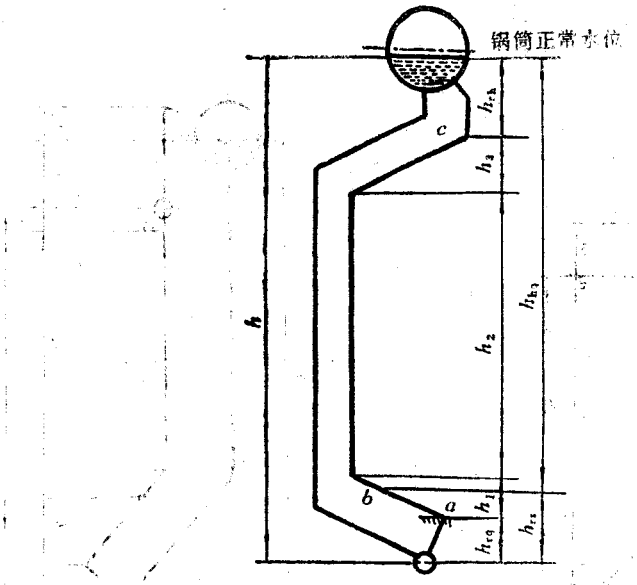


图4—1　上升管直接进入锅筒的简单回路

a——开始受热点　　b——开始沸腾点；

c——受热终了点。　　h_{cq}——受热前区段高度；

h_1，h_2，h_3——第一，二、三区段高度；

h——回路高度

h_{rs}——上升管热水段；　　h_{hs}——上升管含汽段高度

（2）对带有上集箱由汽水引出管连入锅筒的简单回路（图4—2）

$$\Sigma\Delta P_{ss}=\Sigma h_i\gamma_i+h_{yc}\gamma_{yc}+\Delta P_s+\Delta P_{yc}+\Delta P_{fl} \quad (4—4)$$

式中：h_{yc}——汽水引出管高度，m；

γ_{yc}——汽水引出管内介质重度，kgf/m²；

ΔP_{yc}——汽水引出管阻力损失，kgf/m²。

（3）当上升管或汽水引出管接入锅筒汽空间时（图4—3），则在上升系统总压差中应加上把汽水混合物提升到超过锅筒正常水位的压差ΔP_{cg}，kgf/m²，按下式计算：

$$\Delta p_{cg}=h_{cg}(1—\varphi_c)(\gamma'-\gamma'') \quad (4—5)$$

式中：h_{cg}——超过锅筒正常水位的高度，m；

φ_c——上升管或汽水引出管出口处的截面含汽率。

或

$$\Delta P_{cg}=h_{cg}(\gamma^c_{hu}—\gamma'') \quad (4—6)$$

式中：γ^c_{hu}——上升管或引出管出口处的汽水混合物重度，kgf/m²。

（4）当计算并联复杂回路时（图4—4），上升系统和下降系统的压差平衡点应取集中下降管的各回路连接的引入管的平均高度处（A点），引入管压差计入上升系统中，若A点高于水冷壁下集箱，引入管的重位压差应取负值。

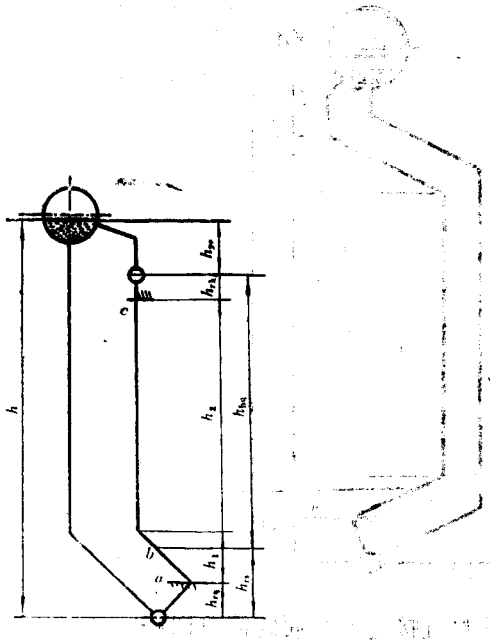


图4—2 带有上集箱由汽水引出管与锅筒连接的简单回路

h_{yc}——汽水引出管高度

其余见图4—1

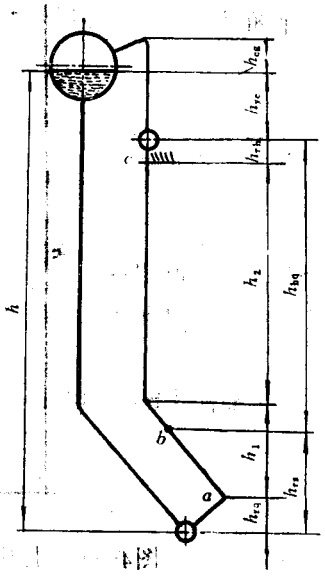


图4—3 汽水引出管高出锅筒正常水位的循环回路

h_{cg}——汽水引出管高出锅筒正常水位的高度

其余见图4—1

（5）上升管在高度上热负荷是不同的，但不分段计算时可当作沿高度受热均匀计算，此时上升系统总压差为：

$$\Sigma\Delta P_{ss}=h_{rs}\gamma'+h_{hq}\bar{\gamma}_{hq}+\Delta P_s+\Delta P_{fl} \quad \cdots\cdots (4—7)$$

式中：h_{rs}——上升管热水区段高度，m；

h_{hq}——上升管含汽区段高度，m；

γ_{hq}——上升管含汽区段介质平均重度，kgf/m^3。

如上升管在高度上有不同的结构特性或热负荷有很大差别时，则应按4.35条规定，分段进行计算。

4.6 循环工作点的确定

手工计算时，一般先给出三个循环水速按表4—5选取，分别作出下降系统总压差与循环水量（或水速）的特性曲线及上升系统总压差与循环水量（或水速）的特性曲线，两曲线交点即为循环系统的工作点（图4—5）。

对带有集中下降管和几个上升管屏（或管子）并联的复杂回路，应先分别作出各并联上升管屏的特性曲线，然后用同一压差下循环流量相加的办法得出总的上升管特性曲线，此特性曲线与下降管特性曲线的交点，即为循环回路的工作点（图4—4）。

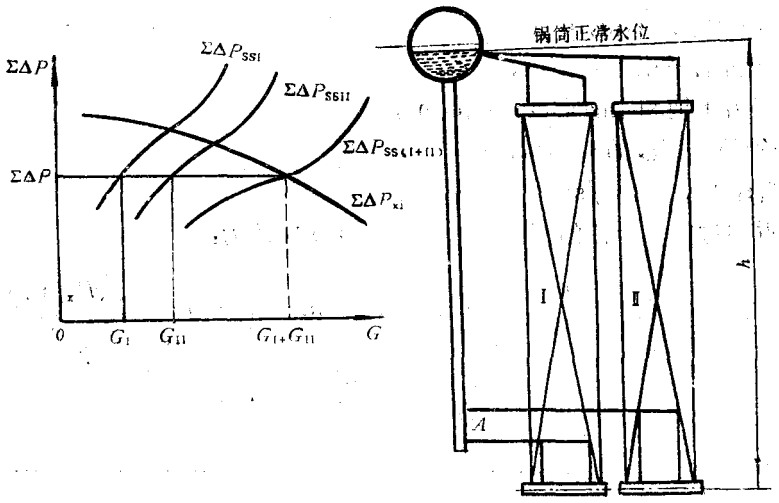


图4—4 并联复杂回路的循环特性

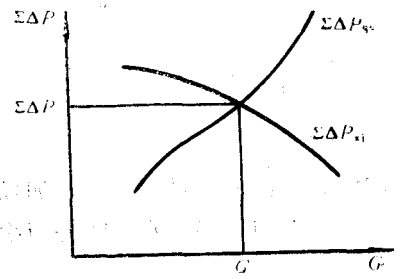


图4—5 水循环特性曲线

4.7 热水段高度的计算

上升管的热水段高度（图4—1）～（图4—3），按下式计算：

$$h_{rs}=h_{rq}+\frac{\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj}+\frac{\partial i'}{\partial p}\gamma'\cdot 10^{-4}\left(h_{xj}\pm h_{yr}-h_{rq}-\frac{\Delta P_{xj}+\Delta P_{yr}}{\gamma'}\right)}{\frac{Q_1}{h_1 G}+\frac{\partial i'}{\partial p}\gamma'\cdot 10^{-4}} \qquad \cdots\cdots(4—8)$$

式中：h_{rs}——上升管的热水段高度，m；

h_{rq}——受热前区段高度，m；

Δi_{qh}——下降管入口锅水欠焓，kcal/kgf；

Δi_{xj}——下降管受热使介质产生的焓增，kcal/kgf；

$\frac{\partial i'}{\partial p}\times\gamma'\times 10^{-4}$——在锅筒压力下，每米标高差饱和水焓的变化，kcal/m·kgf；

ΔP_{xj}——下降管阻力，kgf/m²；

ΔP_{yr}——引入管阻力，kgf/m²；

h_{xj}，h_{yr}——下降管及引入管高度，m；

γ'——锅筒压力下饱和水的重度，kgf/m³；

Q_1——上升管第一区段的吸热量，kcal/s；

G——回路循环水量，kgf/s。

如开始沸腾点超过第一区段的范围时，式（4—8）应改为：

$$h_{rs}=h_{rq}+h_1+\frac{\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj}+\dfrac{\partial i'}{\partial p}\cdot\gamma'\cdot10^{-4}\left(h_{xj}\pm h_{yr}-h_{rq}-h_1-\dfrac{\Delta P_{xj}+\Delta P_{yr}}{\gamma'}\right)-\dfrac{Q_1}{G}}{\dfrac{Q_2}{Gh_2}+\dfrac{\partial i'}{\partial p}\cdot\gamma'\cdot10^{-4}} \quad\cdots\cdots(4—9)$$

式中Q_2——上升管第二区段的吸热量，kcal/s；

h_2——第二区段高度，m；

4．8 锅水欠焓的计算

在下列情况下，锅水欠焓取等于零。

（1）从省煤器来的水已经沸腾；

（2）分段蒸发的盐段；

（3）给水全部进入蒸汽清洗装置；

（4）当锅筒水室凝汽及下降管带汽的放热量等于把水加热到沸腾所需的热量时；

（5）自上升管来的蒸汽有一半以上通入锅筒水空间并与给水发生接触时。

其余情况下锅水欠焓按下式计算：

（1）对于无分段蒸发的锅炉

锅筒水室无凝汽时

$$\Delta i_{qh}=\frac{i'-i^c_{sm}}{K} \quad\cdots\cdots(4—10)$$

式中：Δi_{qh}——锅水欠焓，kcal/kgf；

i'——锅筒压力下饱和水焓，kcal/kgf；

i_{sm}——省煤器出口水焓，kcal/kgf；

K——锅炉循环倍率，按表4—2取用；

锅筒水室有凝汽时

$$\Delta i_{qh}=\frac{i'-i^c_{sm}}{K}-X_{nq}(i''-i^c_{sn}) \quad\cdots\cdots(4—11)$$

式中：X_{nq}——锅筒水室凝汽率，按线算图4—3查取；

i''——锅筒压力下的饱和蒸汽焓，kcal/kgf。

（2）对于分段蒸发锅炉的净段，锅筒水室无凝汽时

$$\Delta i_{qh}=\frac{i'-i^{c}_{sm}}{K}\cdot\frac{D}{D_{jd}} \quad (4—12)$$

式中：D——锅炉蒸发量，kgf/s；

D_{jd}——净段蒸发量，kgf/s；

（3）对部分给水通过蒸汽清洗装置的锅炉；

锅筒水室无凝汽时

$$\Delta i_{qh}=\frac{i'-i^{c}_{sm}}{K}\cdot\frac{1-\eta_{qx}}{1+\eta_{qx}\dfrac{i'-i^{c}_{sm}}{r}} \quad (4—13)$$

式中：η_{qx}——清洗水份额；

r——相当于锅筒压力下的汽化潜热，kcal/kgf；

锅筒水室有凝汽时

$$\Delta i_{qh}=\frac{(1-X_{nq}\cdot K)(i''-i^{c}_{sm})-\eta_{qx}(i'-i^{c}_{sm})-r}{K\left(1+\eta_{qx}\dfrac{i'-i^{c}_{sm}}{r}\right)} \quad (4—14)$$

4．9 上升管含汽段高度的计算

（1）当上升管直接引入锅筒时（图4—1），

$$h_{hq}=h-h_{rs} \quad (4—15)$$

式中：h_{hq}——上升管含汽段高度，m。

（2）当带有上集箱及汽水引出管时（图4—2），

$$h_{hq}=h-h_{ye}-h_{rs} \quad (4—16)$$

当分段计算时，上升管第一含汽段高度按下式计算：

$$h_{hq1}=h_{rq}+h_1-h_{rs} \quad (4—17)$$

如开始沸腾点超过第一区段时，则上升管第一含汽段高度为零，第二含汽段高度按下式计算：

$$h_{hq2}=h_{rq}+h_1+h_2-h_{rs} \quad (4—18)$$

上升管其余含汽段高度即为各区段本身的高度。

4．10 上升管热水段及含汽段长度的计算

$$L_{rs}=L_{rq}+\frac{h_{rs}-h_{rq}}{Sin\alpha} \quad (4—19)$$

式中：L_{rs}——含汽段长度，m；

L_{rq}——受热前区段的管子长度，m；

α——管子对水平的倾角；

如开始沸腾点超过第一区段时，则上升管热水段长度改按下式计算：

$$L_{rs}=L_{rq}+\frac{h}{Sin\alpha}+h_{rs}-h_{rq}-h_1 \quad (4—20)$$

上升管含汽段总长度按下式计算：

$$L_{hq}=L_s-L_{rs} \quad (4—21)$$

式中：L_{hq}——上升管含汽段总长度，m；

L_s——上升管长度，m。

4．11 上升管各区段蒸发量的计算：

对第一区段

$$D_1 = \frac{Q_1 - G(\triangle i_{qh} - \triangle i_{xj})}{r} \quad \cdots\cdots (4—22)$$

式中：D_1——上升管第一区段蒸发量，kgf/s。

如开始沸腾点超过第一区段时，则第一区段蒸发量为零，对第二区段

$$D_2 = \frac{Q_1 + Q_2 - G(\triangle i_{qh} - \triangle i_{xj})}{r} \quad \cdots\cdots (4—23)$$

对其余各段：

$$D_i = \frac{Q_i}{r} \quad \cdots\cdots (4—24)$$

各区段入口蒸发量为该区段前各段蒸发量之和。

4．12 上升管汽水混合物平均重度的计算

$$\bar{\gamma}_i = \bar{\varphi}_i \gamma'' + (1 - \bar{\varphi}_i)\gamma' \quad \cdots\cdots (4—25)$$

式中：$\bar{\gamma}_i$——上升管各区段平均重度，kgf/m³；

$\bar{\varphi}_i$——上升管各区段平均截面含汽率按2．11到2．13条计算

当上升管沿整个管长均匀受热时，则含汽段内介质的平均重度按下式计算：

$$\bar{\gamma}_{hq} = \bar{\varphi}_{hq}\gamma'' - (1 - \bar{\varphi}_{hq})\gamma' \quad \cdots\cdots (4—26)$$

式中，$\bar{\varphi}_{hq}$——上升管含汽段内介质的平均截面含汽率，按2．11到2．13条计算。

上升管的汽水混合物平均重度$\bar{\gamma}_{hu}$也可按附录Ⅰ直接查取。

4．13 上升管阻力损失的计算

上升管的阻力损失由摩擦阻力及局部阻力组成。

（1）对热水段

$$\triangle P_{rs} = (\xi_r + \Sigma\xi_{wt} + \lambda_o L_{rs}) \frac{w_o^2}{2g}\gamma' \quad \cdots\cdots (4—27)$$

式中：Δp_{rs}——上升管热水段的阻力损失，kgf/m²；

ξ_r，ξ_{wt}，λ_o——入口，弯头局部阻力系数及每米摩擦阻力系数。

（2）对含汽区段，当上升管沿整个高度均匀受热时：

$$\triangle P_{hq} = (\Sigma\xi_{wt} + \varphi_s\lambda_o L_{hq})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1 + \frac{X_c}{2}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)\right] + \xi_c \frac{w_o^2}{2g}\gamma' \times \left[1 + X_c\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)\right] \quad \cdots\cdots (4—28)$$

式中ΔP_{hq}——上升管沿高度均匀受热的含汽区段阻力，kgf/m²；

ξ_c——含汽段管子出口阻力系数；

X_c——上升管出口处重量含汽率；

ψ_s——上升管汽水混合物摩擦损失校正系数，按2．22条求得。

此时，如上升管受热后区段长度超过上升管总长度的10%，则含汽段阻力应按下式计算：

$$\Delta P_{hq}=\left[\Sigma\xi'_{wt}+\psi_c\lambda_o\left(L_{hq}-L_{rh}\right)\right]\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+\frac{X_c}{2}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]+$$

$$+\left(\Sigma\xi'_{wt}+\xi_c+\psi_c\lambda_o L_{rh}\right)\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_c\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]\cdots\cdots(4-29)$$

式中：ψ_c——受热后区段汽水混合物的摩擦损失校正系数，按2．22条求得；

$\Sigma\xi'_{wt}$——受热后区段管子弯头阻力系数。

（3）对含汽区段，当上升管需分段计算含汽段时，可先分别求出各区段的阻力及上升管出口阻力，然后把它们总加在一起，得出含汽区段的总阻力。

各区段的阻力按下式计算：

$$\Delta P_i=\left(\Sigma\xi_{wt\,i}+\psi_i\lambda_o L_i\right)\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+\bar{X}_i\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]\cdots\cdots(4-30)$$

式中：ΔP_i——各区段的阻力，kgf/m²；

L_i——该区段的管子长度，m；

$\bar{X}_i$——该区段的汽水混合物的平均重量含汽率。

上升管出口阻力按下式计算：

$$\Delta P_c=\xi_c\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_c\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]\cdots\cdots(4-31)$$

式中：ΔP_c——上升管出口阻力，kgf/m²。

（4）上升管的阻力损失等于热水段及含汽段的阻力之和。

$$\Delta P_s=\Delta P_{rs}+\Delta P_{hq}\cdots\cdots(4-32)$$

式中：ΔP_s——上升管的阻力，kgf/m²。

4．14 上升管压差的计算

上升管的压差$\Sigma\triangle P_s$按下式计算

$$\Sigma\triangle P_s=\Sigma h_i\bar{\gamma}_i+\triangle P_s\cdots\cdots(4-33)$$

式中：$\Sigma h_i\bar{\gamma}_i$——各区段重位压差之和。

4．15 汽水引出管压差的计算

$$\Sigma\triangle P_{yc}=h_{yc}\gamma_{yc}+\Delta P_{yc}\cdots\cdots(4-34)$$

汽水引出管内汽水混合物的重度按下式计算：

$$\gamma_{yc}=\varphi_{yc}\gamma''+(1-\varphi_{yc})\gamma'\cdots\cdots(4-35)$$

式中：φ_{yc}——汽水引出管内汽水混合物的截面含汽率，在汽水引出管不受热情况下，其值等于φ_c。

γ_{yc}值也可按附录I查取。

汽水引出管的阻力损失按下式计算：

$$\triangle P_{yc}=\left(\xi_c+\Sigma\xi_{wt}+\psi_{yc}\lambda_o L_{yc}+\xi_c\right)\left(\frac{F_s}{F_{yc}}\right)^2\frac{w_o^2\gamma'}{2g}$$

$$\left[1+X_{yc}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]\cdots\cdots(4-36)$$

式中：$\triangle P_{yc}$——汽水引出管的阻力，kgf/m²；

ψ_{yc}——校正系数，按2．22条求得；

L_{yc}——汽水引出管长度，m；

F_{yc}——汽水引出管的总截面积，m²；

X_{yc}——汽水引出管内汽水混合物的重量含汽率，在汽水引出管不受热情况下，其值等于X_c；

F_s——上升管的总截面积，m²。

当锅筒内部装设旋风分离器时，ξ_c取等于零。

4．16 汽水分离设备阻力损失的计算

当锅筒内部装设旋风分离器时，汽水分离设备阻力（包括汽水引出管出口阻力在内）可按下式计算：

$$\triangle P_{fl}=\xi_{fl}\left(\frac{F_s}{F_{fl}}\right)^2\frac{w_o^2\gamma'}{2g}\left[1+X_{yc}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right] \quad (4—37)$$

式中：$\triangle P_{fl}$——汽水分离设备阻力，kgf/m²；

ξ_{fl}——汽水分离设备的阻力系数，按2．56到2．58条确定；

F_{fl}——汽水分离设备的进口总截面积，m²。

4．17 下降管阻力损失的计算

$$\triangle P_{xj}=(\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\lambda_o L_{xj}+\xi_c)\frac{w_{xj}^2}{2g}\bar{\gamma}_{xj} \quad (4—38)$$

式中：$\triangle P_{Xj}$——下降管阻力，kgf/m²；

L_{Xj}——下降管长度，m；

w_{xj}——下降管流速，m/s；

$\bar{\gamma}_{xj}$——下降管内介质平均重度，kgf/m³，按4．5条规定计算

当下降系统由几个顺序连接的管件组成时，其总阻力为各组成部分的阻力之和。

4．18 折算总阻力系数的计算

为了简化起见，顺序连接的管件，在介质重度变化不大允许忽略的情况下，其总阻力可用某一管件内的速度和与该速度相当的折算总阻力系数来求，折算总阻力系数的计算公式如下：

$$\Sigma\xi=\xi_1+\left(\frac{f_1}{f_2}\right)^2\xi_2+\cdots\cdots+\left(\frac{f_1}{f_2}\right)^2\xi_n \quad (4—39)$$

式中：ξ_1，ξ_2……ξ_n顺序连接的各管件的阻力系数；

f_1，f_2……f_n顺序连接的各管件的截面积，m²。

4．19 循环倍率的计算

回路的循环倍率由下式计算：

$$K_{hl}=\frac{G}{D} \quad (4—40)$$

锅炉的循环倍率由下式计算：

$$K=\frac{\Sigma G}{\Sigma D} \qquad (4—41)$$

式中、ΣG——锅炉各组成回路的循环水量之和，kgf/s；

ΣD——锅炉各组成回路的蒸发量之和，kgf/s。

根据锅炉循环倍率，可以算出锅筒内的锅水欠焓，若预先取用的和计算所得的锅水欠焓值之差不超过3kcal/kgf且相对误差不超过30%时，认为合格，否则应重新假定循环倍率，重复计算。

4．20 外置式分离器的计算

锅炉带有分段蒸发时，对盐段回路，只需要按锅炉额定负荷进行计算。

当采用外置式分离器组成的盐段回路时，锅筒水位与外置式分离器水位之间的高度差（图4—6）按下式计算：

$$\Delta h=\frac{\triangle P_{q1}+\triangle P_{s1}}{\gamma'-\gamma''} \qquad (4—42)$$

式中：$\triangle h$——锅筒水位与外置分离器水位之差，m；

$\triangle P_{q1}$，$\triangle P_{s1}$——锅炉额定负荷时，外置式分离器的蒸汽连通管及水连通管的阻力，kgf/m²。

在计算蒸汽引出管阻力时，须考虑外置式分离器内分离装置的阻力，在计算水连通管阻力时，流量按外置式分离器的出力和按锅炉平均排污百分比计算的排污量之和。

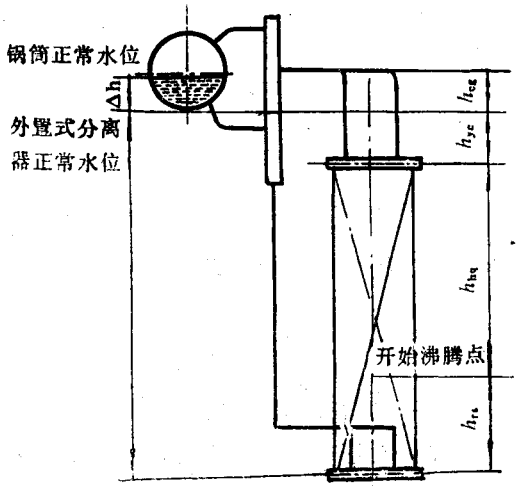


图4—6 带外置式分离器的盐段回路

若外置式分离器的蒸汽引出管不经过锅筒直接进入蒸汽管道时，外置式分离器与锅筒之间的水位差按下式计算：

$$\triangle h=\frac{\triangle P_{q1}+\triangle P_{s1}-\triangle P_{g}}{\gamma'-\gamma''} \qquad (4—43)$$

式中：ΔP_{q1}——从外置式分离器到蒸汽管道连接点之间的蒸汽连通管的阻力，kgf/m²；

ΔP_g——锅筒内分离装置（不包括一次分离元件如旋风分离器在内）及从锅筒到与蒸汽引出管连接点之间蒸汽管道阻力之和，kgf/m²。

（三）循环停滞、倒流及自由水面的校验

4.21 检查范围

水循环计算中，只需校验并联管子中受热最弱的一根（或几根）。

引入锅筒水位以上的管子只要校验没有自由水面，对于引入锅筒水位以下的管子，只需校核没有循环停滞及倒流。

下集箱中装有邻炉蒸汽加热装置的水冷壁管屏及带有上下集箱的水冷壁管屏，可不进行循环倒流的校验。

锅筒压力P_{gt}>140kgf/cm²的锅炉，在结构特性符合设计推荐时，可不校验循环停滞。

4.22 不出现循环停滞的条件

当被校验的管子满足以下的条件时，就不会有停滞出现。

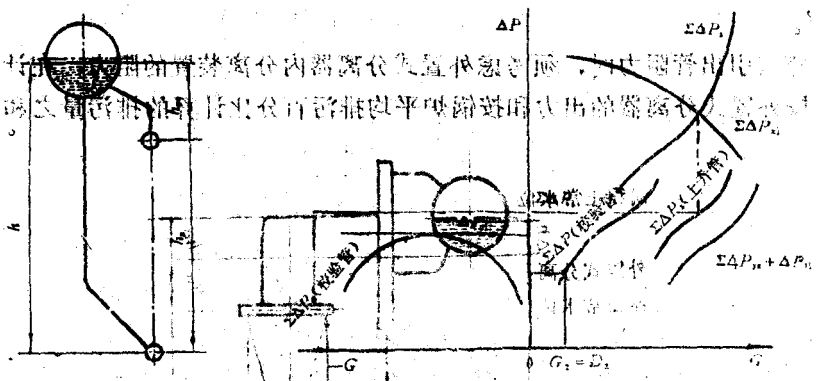


图4—7 校验循环停滞及倒流示意图

$$\frac{\Sigma\Delta P_s}{\Delta P_{tz}} \geqslant 1.05 \qquad (4—44)$$

式中：$\Sigma\Delta P_s$——被校验管子所属管屏或管束的工作压差，kgf/m²，这里指的是管屏或管束的工作压差，不是上升系统的总压差，对有上集箱的水冷壁不包括汽水引出管压差及汽水分离设备的阻力；

ΔP_{tz}——校验管在循环停滞状态下的压差，kgf/m²。

4.23 停滞压差的计算

（1）当管子沿高度受热不均，且倾斜度也变化时，被校验管的停滞压差用下式计算（图4—7）：

$$\Delta P_{tz}=\gamma' h_{rq}+\sum_{1}^{n}\left[(1-K_{\alpha i}\varphi_{tzi})\gamma'+K_{\alpha i}\varphi_{tzi}\gamma''\right]h_i$$

$$+\left[(1-\varphi_{cc})\gamma'+\varphi_{cc}\gamma''\right]\cdot h_{rh}\qquad(4-45)$$

式中：ΔP_{tz}——停滞压差，kgf/m²；

φ_{tzi}——校验管各受热管段的停滞截面含汽率，按各该管段的平均折算蒸汽流速计算；

φ_{cc}——不受热管段停滞（蒸汽穿过静止水层时）截面含汽率；

$K_{\alpha i}$——校验管各管段的倾斜角修正系数，按2.13条求出。这时，式（2—21）中的w_o按校验管受热段出口的折算蒸汽流速，用下式计算：

$$\omega_o=(\eta_r\omega''_o)_c\frac{\gamma''}{\gamma'}\qquad(4-46)$$

式中：$(\eta_r\omega''_o)_c$——校验管受热段出口的折算蒸汽流速，m/s；

校验管各受热段的平均折算蒸汽流速用下式计算：

$$\eta_r\bar{w}''_{oi}=\frac{1}{2}(\eta_r\omega''_{oir}+\eta_r\omega''_{oic})\qquad(4-47)$$

式中：ω''_{oir}，ω''_{oic}——各受热管段的入口及出口折算蒸汽流速，m/s；

η_r——校验管沿宽度的热负荷不均匀系数（见第三章）。当校验管受热面积与平均受热管面积不相等时沿宽度热负荷不均匀系数η'_r应按下式计算：

$$\eta_r'=\eta_r\cdot F_r/F_p\qquad(4-48)$$

式中F_r——校验管受热面积，m²；

F_p——平均受热管面积，m²；

开始时，无蒸汽的管段中平均折算蒸汽流速取为 $\frac{\eta_r\omega''_{oc}}{2}$

（2）当管子垂直布置时，应先求出校验管各受热管段的平均折算蒸汽流速$\eta_r\bar{w}''_o$，用此值求出整个受热管段的平均停滞截面含汽率$\bar{\varphi}_{tz}$，及不受热段的停滞含汽率φ_{cc}，按下式求出停滞压差：

$$\Delta P_{tz}=\gamma' h_{rq}+\left[(1-\bar{\varphi}_{tz})\gamma'+\varphi_{tz}\gamma''\right]h_r$$

$$+\left[(1-\varphi_{cc})\gamma'+\varphi_{cc}\gamma''\right]h_{rh}\qquad(4-49)$$

式中：h_r——受热管段总高度，m；

$\bar{\varphi}_{tz}$——校验管受热段平均停滞截面含汽率，按受热段平均折算蒸汽流速计算。

垂直布置时，校验管受热段的平均折算蒸汽流速用下式计算：

$$\eta_r\bar{w}''_o=\frac{\eta_r\sum_{1}^{n}\bar{w}''_{oi}h_i}{\sum_{1}^{n}h_i}\qquad(4-50)$$

式中：$\eta_r\bar{w}''_o$——平均折算蒸汽速度，m/s。

在不受热的后段高度不超过整个受热段高度的10%时，可近似地按受热段计算。

4．24 停滞截面含汽率的计算

（1）某一受热管段的停滞截面含汽率用下式计算：

$$\varphi_{tz}=\frac{\eta_r\bar{w}''_o}{\eta_r\bar{w}''_oA+B} \qquad (4—51)$$

式中：A，B——与介质工作压力有关的常数，其值可以从表4—1中选取（可用内插法求得）。

在计算垂直布置的校验管的平均停滞截面含汽率$\bar{\varphi}_{tz}$时，将用式（4—50）求得的平均折算蒸汽流速$\eta_r\bar{w}''_o$代入式（4—51）即可。

表4—1

工作压力 P kgf/cm²	A	B	对式(4—51)的有效范围	对式(4—52)的有效范围
10	0.965	0.661	$w''_o<10$[m/s]	当算出的φ_c值大于1时令$\varphi_c=1$
13	0.970	0.647	$w''_o<10$[m/s]	
20	0.984	0.612	$w''_o<10$[m/s]	
30	0.992	0.544	$w''_o<10$[m/s]	
40	0.999	0.476	$w''_o<10$[m/s]	
45	1.004	0.452	$w''_o<10$[m/s]	
60	1.019	0.385	$w''_o<10$[m/s]	
80	1.071	0.306	$w''_o<10$[m/s]	
100	1.086	0.246	$w''_o<10$[m/s]	
110	1.100	0.209	$w''_o<10$[m/s]	
120	1.113	0.180	$w''_o<10$[m/s]	
140	1.135	0.127	$w''_o<10$[m/s]	
155	1.159	0.104	$w''_o<5$[m/s]	
160	1.182	0.095	$w''_o<4.75$[m/s]	
180	1.217	0.091	$w''_o<3$[m/s]	
200	1.290	0.082	$w''_o<3$[m/s]	

（2）不受热段停滞截面含汽率用下式计算：

$$\varphi_{cc}=\frac{(\eta_r w''_o)_c}{(\eta_r w''_o)_c\times 0.95+B} \qquad (4—52)$$

当式（4—52）算出的φ_{cc}值大于1（$\varphi_{cc}>1$）时，取$\varphi_{cc}=1$。

（3）当管屏进口有蒸汽时，校验受热管有无停滞时，按以下步骤进行：

（a）求出入口和出口折算蒸汽流速$\eta_r w''_{or}$、$\eta_r w''_{oc}$；

（b）用下式求出平均折算蒸汽流速

$$\eta_r \overline{w}_o'' = \frac{1}{2}(\eta_r w''_{oc} + \eta_r w''_{or}) \quad \cdots\cdots (4—53)$$

（c）根据$\eta_r \overline{w}_o''$求出φ_{tz}及φ_{cc}的数值；

（d）根据下式求受热段的停滞截面含汽率φ'_{tz}：

$$\varphi'_{tz} = \varphi'_{cc} - (\varphi_{cc} - \varphi_{tz})\frac{w''_{oc} - w''_{or}}{w''_{oc} + w''_{or}} \quad \cdots\cdots (4—54)$$

不受热段的截面含汽率φ'_{cc}按$\eta_r w''_{or}$计算。

4．25 不出现自由水面的校验

当管屏或管束直接引入锅筒汽空间时，校验管满足以下条件就不会出现自由水面。

$$\frac{\Sigma\triangle P_s}{\triangle P_{tz} + \triangle P_{cg}} \geqq 1.05 \quad \cdots\cdots (4—55)$$

式中：ΔP_{cg}——锅筒水位以上的汽水混合物的压差，kgf/m²，见式（4—5）和（4—6）。

4．26 不出现循环倒流的校验

当校验管满足以下条件时，就不会出现循环倒流。

$$\frac{\Sigma\triangle P_s}{\Sigma\triangle P_d^{max}} \geqq 1.05 \quad \cdots\cdots (4—56)$$

式中：$\Sigma\Delta P_s$——管屏或管束中并联管的工作压差，kgf/m²（不包括引出管压差及分离装置的阻力）；

$\Sigma\Delta P_d^{max}$——被校验管内汽水混合物倒流时，在不同的倒流流速中压差的最大值（图4—7），其数值可按4．28条计算或按线算图4—1查得倒流比压差后，用下式算出：

$$\Sigma\triangle P_d^{max} = \Sigma\triangle P_d^b \cdot h_s \quad \cdots\cdots (4—57)$$

式中：h_s——上升并联管高度，m；

$\Sigma\Delta P_d^b$——倒流比压差，kgf/m²·m，即循环倒流时每米高度的最大压差值，可根据校验管的最小折算蒸汽流速$w_o''_{min}$、锅筒工作压力P、管径d及每米高度总阻力系数Z从线算图4—1查出。

4．27 倒流时最小折算蒸汽流速的计算

（1）倒流时最小折算蒸汽流速用下式计算：

$$w_o''_{min} = \eta_r \overline{w}_o'' - \triangle w_o'' \cdot h_s \quad \cdots\cdots (4—58)$$

式中：$w_o''_{min}$——最小折算蒸汽流速，m/s；

$\eta_r \overline{w}_o''$——校验管倒流时的平均折算蒸汽流速，m/s；

$\Delta w_o''$——因向下流动静压增大及蒸汽量减少的修正量，m/s·m。

根据预先假定的最小折算蒸汽流速$w_o''_{min}$及每米高度的总阻力系数Z及锅筒压力P从线算

图4—2中查取。

（2）倒流平均折算蒸汽流速用下式计算：

$$\eta_r\bar{w}_o'' = \frac{\eta_r\Sigma\bar{w}_{oi}''h_i}{\Sigma h_i} \quad \cdots\cdots (4—59)$$

注：在倒流时，蒸汽量是由上向下累积的，因此在计算各段平均折算蒸汽流速$\bar{w}_{oi}''$时，必须从最上面管段算到下集箱（或下锅筒）为止。

每米高度的阻力系数Z用下式计算：

$$Z = \frac{\Sigma\xi + \lambda_o L}{h_s} \quad \cdots\cdots (4—60)$$

式中：$\Sigma\xi$——校验管的局部阻力系数总和。

4．28 倒流最大压差的计算求法

用计算方法求倒流最大压差$\Sigma\Delta P_d^{max}$时，按以下步骤进行：

（1）用式（4—59）计算校验管的平均折算蒸汽流速$\eta_r\bar{w}_o''$；

（2）假定一个倒流循环流速w_o［m/s］，用下式计算折算蒸汽流速的总静压修正量$\Delta w_o''$：

$$\Delta w_o'' = \frac{(w_o\gamma' - \eta_r w_o''\gamma'')\Sigma\Delta P_s \times 10^{-4}\left(\frac{\partial i'}{\partial P}\right)}{2r\gamma''} \quad \cdots\cdots (4—61)$$

（3）用下式求出最小折算蒸汽流速

$$w_o''_{min} = \eta_r\bar{w}_o'' - \Delta\bar{w}_{o2}'' \quad \cdots\cdots (4—62)$$

（4）根据2．14到2．16条决定倒流时的平均截面含汽率φ_d；

（5）求出校验管倒流时的流阻ΔP_d，应分段按下式进行计算：

$$\Delta P_d = \sum_1^n \left\{\xi_i\left[1 + X_i\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)\right] + \psi_i\lambda_o L_i\left[1 + \bar{X}_i\left(\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1\right)\right]\right\}\frac{\gamma w_o''}{2g} \quad \cdots\cdots (4—63)$$

式中：ψ_i——摩擦阻力损失校正系数，根据2．22条决定；

（6）根据以上算出的φ_d及ΔP_d值用下式决定校验管倒流时的压差值

$$\Sigma\Delta P_d = \left[(1-\varphi_d)\gamma' + \varphi_d\gamma''\right]h_s + \Delta P_d \quad \cdots\cdots (4—64)$$

（7）改变倒流循环流速w_o，重复步骤（2）到（6）的计算，直到求出倒流压差的极大值$\Sigma\Delta P_d^{max}$

本计算方法比较复杂，对大型锅炉最好用电子计算机进行计算。

（四）界限循环倍率及传热恶化的校验

4．29 循环倍率的选取

自然循环锅炉的循环倍率是标志锅炉循环安全性的一个主要指标。循环倍率的选取应考

虑到锅炉具有良好的自补偿特性。对应于自补偿能力丧失，且循环水速开始明显下降的循环倍率称为界限循环倍率，其数值如表4—2所示。

对于中压及高压锅炉，建议按界限循环倍率校核受热最强回路的安全性裕度。

对于超高压及亚临界压力锅炉，为了保证蒸发受热面得到良好的冷却，应进行不出现传热恶化的检查。

对各种参数的电站锅炉，推荐采用的循环倍率按表4—2选取。

表 4—2

锅筒压力		kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量		t·f/h	35～240	160～420	185～670	≧800
界限循环倍率		/	10	5	不作校核	
推荐循环倍率	燃煤	/	15～25	7～15	4～8	4～6
	燃油	/	12～20	7～12	4～6	3.5～5

按表4—2选取循环倍率时应注意：

（1）推荐循环倍率是一般锅炉的常用范围，在预先计算锅水欠焓时，可按此选取循环倍率的假定值。

（2）表中数值系指锅炉额定负荷下的循环倍率，如需计算低负荷（定压运行）的水循环时，可按下式计算循环倍率：

$$K_d = \frac{1}{0.15 + 0.85D_d/D} \cdot K \qquad (4—65)$$

式中：D、K——分别为额定负荷下的蒸发量（t·f/h）及其循环倍率；

D_d、K_d——分别为低负荷下的蒸发量（tf/h）及其循环倍率。

4.30 传热恶化的校验

一般情况下，对锅筒压力为170～190kgf/cm²的锅炉和回路循环倍率≤4的140～160 kgf/cm²的锅炉，为避免发生传热恶化，应对管屏中的一些管子，按第三章规定校验传热恶化。

校验传热恶化的步骤如下：

（1）先找出受热较强的一些管子作传热恶化校验；

（2）根据校验管所在的回路，按水循环特性计算，得出上升管屏的平均循环水量G_p及压差$\Sigma\Delta P_p$；

（3）在考虑沿宽度和沿高度分段受热不均匀情况下，对校验管作循环特性计算。为此，

先给出三个循环水量按4．5条计算校验管各区段的重位压差、流动阻力，得出校验管压差$\Sigma\Delta P_{sr}$与循环水量（G_r）的特性曲线；

（4）根据各并联管子压差相同的原则，用上升管屏的工作压差$\Sigma\Delta P_s$作水平线（见图4—8）交出校验管的工作点，得出校验管的循环水量G_r；

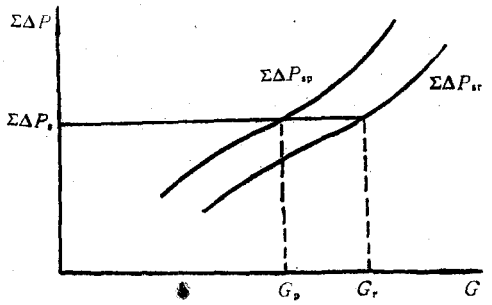


图4—8校验管的循环特性

（5）按校验管的循环水量得出循环水速、重量流速、各区段出口重量含汽率、热水段高度，开始受热点的工质过冷率，并据此作出校验管沿高度分布的重量含汽率曲线；

（6）根据3．9到3．12条规定，计算校验管沿高度的热负荷分布曲线；

（7）根据3．17到3．18条规定，计算校验管按传热恶化条件允许的沿高度重量含汽率分布曲线；

（8）若沿整个高度各点按循环特性计算得出的校验管的重量含汽率都低于按传热恶化条件所允许的重量含汽率，并留有适当的裕度，则认为安全。

（五）锅筒内水室凝汽、下降管带汽及汽化

4．31 锅筒内水室凝汽

对高压以上锅炉通入锅筒的给水有欠热时，当与内置式旋风分离器疏水所带下的蒸汽接触，会使蒸汽迅速冷凝，使锅水欠焓减少，同时由于这部分蒸汽的冷凝，使单位上升管流通截面蒸发量增大，上升管阻力增加，因而会使循环倍率下降，在计算水循环特性时应予以考虑。

单位循环水量能冷凝的蒸汽量称为锅筒水室凝汽率用X_{nq}表示，按下式计算：

$$X_{nq}=\frac{D_{nq}}{G} \qquad (4—66)$$

式中：D_{nq}——锅筒水室凝汽量，kgf/s；

G——循环水量，kgf/s；

锅筒水室凝汽率X_{nq}可按线算图4—3查取。

对于锅筒压力≤110kgf/cm²的锅炉，省煤器出口给水欠热较小，可不计锅筒水室凝汽。

4．32 下降管带汽及汽化

自然循环锅炉若下降管带汽及汽化会使下降管内介质重度减轻，阻力增大，导致循环水

速及循环倍率下降，对水循环不利。因而下降管带汽或汽化应尽量避免或设法减少。

锅炉下降管的蒸汽有下列来源：

（1）锅水进入下降管时，因入口有流阻和加速产生压降，可能使锅水发生自汽化；

（2）在下降管入口截面上部形成旋涡斗，蒸汽被吸入下降管；

（3）锅筒水容积内含汽，蒸汽随锅水一起被带入下降管；

（4）下降管受热产生蒸汽。

下降管入口处因自汽化的产汽量很少，重量含汽率一般不会超过0.1%，且这些蒸汽在向下流动中因受重位压头的作用，会很快凝结，对水循环影响甚少，可不必进行校核。

根据现有经验，当锅炉结构设计符合本章推荐时，下降管带汽一般很少，可忽略不计，只有当下列情况下才需要考虑：

（1）当采用分段蒸发时，对盐段回路下降管平均带汽率可取$\bar{\varphi}_{xj}=0.1$；

（2）当锅筒底部下降管与上升管之间距离太近（＜200～300mm）或汽水混合物直接引入锅筒水容积的高压以下锅炉，下降管平均带汽率可取$\bar{\varphi}_{xj}=0\sim0.1$；

（3）对再循环管，在结构设计符合本章推荐情况下，再循环管内介质的平均截面含汽率可取$\bar{\varphi}_{xj}=0.2$。

当需要考虑下降管带汽时，下降管内介质平均重度及流动阻力按下式计算：

$$\bar{\gamma}_{xj}=\bar{\varphi}_{xj}\gamma''+(1-\bar{\varphi}_{xj})\gamma' \qquad (4—67)$$

式中：$\bar{\gamma}_{xj}$——下降管内介质平均重度，kgf/m³；

$\bar{\varphi}_{xj}$——下降管内介质平均截面含汽率；

$$\Delta P_{xj}=\Delta P_{oxj}+\bar{\varphi}_{xj}(\gamma'-\gamma'')h_{xj} \qquad (4—68)$$

式中：ΔP_{xj}——下降管流动阻力，kgf/m²；

ΔP_{oxj}——不考虑介质含汽率时的下降管流动阻力，kgf/m²。

h_{xj}——下降管高度，m。

4.33 旋涡斗的防止

下降管进口截面上部若形成旋涡斗，就可能使下降管大量带汽，为了防止出现，作以下建议：

（1）当采用分散下降管时，对中压以下的锅炉，其入口截面上部的最低水位应该不小于4倍下降管内径，入口水速应该不超过3m/s，否则应在入口处加装栅格（图4—9），对高压以上的锅炉，则不论下降管入口截面以上水位高低，均须装设栅格。

（2）当采用大直径下降管时，应在管子入口部位加装十字板（图4—10）或栅格。

4.34 下降管受热的汽化

为使受热下降管不产生蒸汽，应使导入的热量不超过管内锅水的欠焓，即满足下列不等式

$$m \cdot \Delta i_{qh} + \frac{\partial i'}{\partial P}\gamma' \cdot 10^{-4}\left(h_{xj} - \frac{\Delta P_{xj}}{\gamma'}\right) > \eta_r^{max}\Delta i_{xj} \quad \cdots\cdots (4—69)$$

$$\Delta i_{xj} = \frac{Q_{xj}}{G_{xj}} \quad \cdots\cdots (4—70)$$

式中：m——给水进入锅筒的不均匀系数，对采用开式管供水时取用0.5；

η_r^{max}——受热不均匀系数，受热最强下降管的吸热量与下降管组平均吸热量之比；

Δi_{xj}——下降管内循环水的焓增，kcal/kgf；

Q_{xj}——下降管系统的吸热量，kcal/s；

G_{xj}——通过下降管的水量，kgf/s；

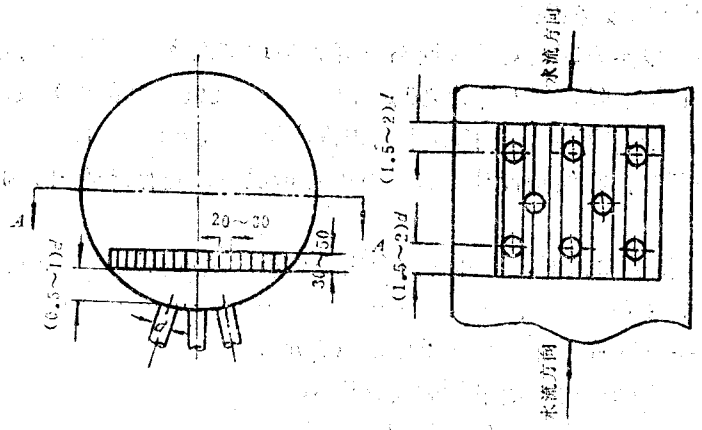


图4—9　下降管入口加装栅格图

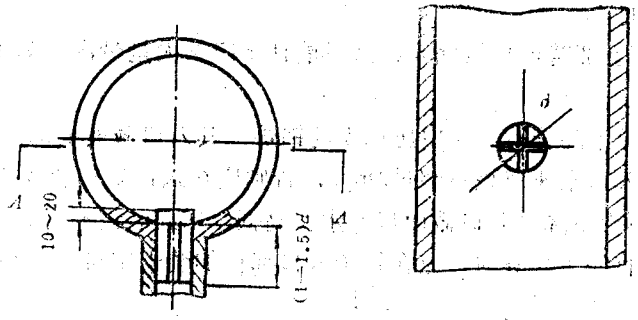


图4—10　下降管入口装设十字板示意图

（六）水循环计算中的若干规定

4．35 上升管区段的划分和结构尺寸的确定

（1）当上升管受热段有不同的结构特性或受热强度时，按以下原则划分区段：

（a）管径改变超过10%或流通截面改变超过20%时；

（b）热负荷变化超过平均热负荷的50%以上（如敷设燃烧带或炉底铺耐火砖）且长度大于上升管总长度的10%以上时；

（c）不受热段的长度超过上升管总长度的10%以上；

（d）倾斜角度与管子其他部分倾斜角度之差大于20°，且长度大于上升管总长度（L_s）的10%时（图4—11）。

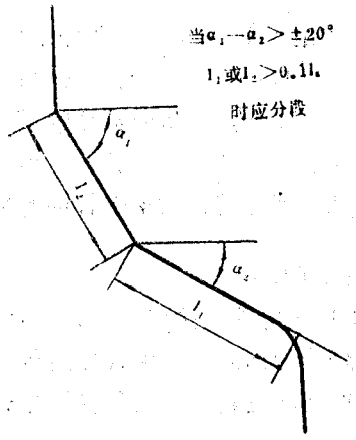


图4—11 上升管分段示意图

划分区段后，各段范围内沿高度的热负荷就当作是均匀分布的。

（2）上升管的受热界限点按管子穿墙时与炉墙内壁面的交点为准，对于冷灰斗的开始受热点的算法参阅图4—12，受热前区段的高度h_{rq}从下集箱（或下锅筒）的中心起算到管子进入炉膛的开始受热点为止，其长度L_{rq}则从下集箱外壁面起算到开始受热点为止，包括集箱上的管接头长度在内，受热后区段的高度及长度按以下规定量取：

（a）对直接引入锅筒的管子，不论是引入汽空间或是水空间，其高度h_{rh}都是从管子不受热点起算到锅筒的正常水位为止，其长度L_{rh}则从管子开始不受热点起算到引入锅筒外壁处为止，包括锅筒管接头在内。

（b）当有上集箱时，其高度h_{rh}从开始不受热点起算到上集箱中心标高为止，其长度

L_{rh}则从开始不受热点起算到上集箱外壁连接处止。包括管接头在内。

两区段之间的分界点，以管子直段延长线的交点为准（图4—11）。

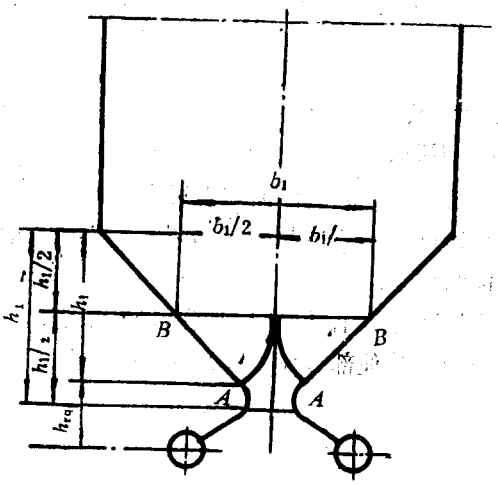


图4—12 冷灰斗开始受热点求法示意图

A—开始受热点；*B*—冷灰斗中点。

（3）在量取上升管的几何特性时，可以不必对管屏中每一根管子都度量后再取其平均值，而只须按管屏中间的一根管子来度量，度量时只计管子上构成炉膛形状的弯头，而不计在炉膛平面内的弯头（例如燃烧器、窥视孔、吹灰孔、打焦孔等让管）及其所造成的长度增加，用这种方法测量出来的管子几何特性就作为整个管屏的平均几何特性。

4．36 下降管和引入管结构尺寸的确定

（1）当采用分散下降管或集中下降管直接引入下集箱时，下降管高度即取用回路高度，从下集箱中心标高起算到连接下降管的锅筒或外置式分离器的正常水位止（图4—3）和（图4—6），其长度则从下集箱的外壁面起算到锅筒或外置式分离器外壁连接处为止，包括两端管接头的长度在内。

（2）当采用集中下降管并通过引入管将水引入下集箱时，则下降管和引入管的高度及长度应分别计算，此时，集中下降管的高度等于锅筒正常水位标高与引入管中心线的平均标高之差，其长度则自锅筒外壁连接处起算到引入管中心线的平均标高处为止，包括锅筒管接头的长度在内，引入管高度等于引入管中心线的平均标高与下集箱中心标高之差，其长度则自集中下降管外壁连通处起算到下集箱外壁连接处止，包括管接头长度在内（图4—13）。

4．37 汽水引出管结构尺寸的确定

不受热的汽水引出管不必分区段。不论汽水引出管接入锅筒水空间或汽空间，其高度h_{yc}均自锅筒正常水位标高起算到上集箱中心或穿炉墙内壁不受热处止，不包括高出锅筒正常水位的高度h_{cg}在内，其长度则自上集箱外壁连接处或穿过炉墙内壁的不受热处起算到锅筒外壁连接处止，包括两端管接头在内（图4—13）。

当汽水引出管接入外置式分离器时，其高度h_{yc}从上集箱中心起算到外置式分离器正常水位止，不包括高出外置式分离器正常水位的高度h_{cg}在内，其长度则从上集箱外壁连接处起算到外置式分离器外壁连接处止，包括两端管接头在内（图4—6）。

4．38 汽水混合物提升高度的确定

上升管或汽水引出管接入锅筒汽空间时，汽水混合物的提升高度h_{cg}应从锅筒正常水位起算到管子中心线的最高标高点止，若引入外置式分离器的汽空间时，则从外置式分离器的正常水位算起。

当有几个上锅筒时，超过锅筒水位的高度h_{cg}应以和回路下降管相连接的这个锅筒的正常水位为准来进行计算。

4．39 炉膛各回路吸热量的分配

根据锅炉热力计算数据，将吸热量在各回路之间进行分配时，应考虑以下规定：

（1）在计算炉膛水冷壁辐射吸热量时，应从炉膛总吸热量中先扣去辐射给过热器的热量，得到水冷壁的吸热量后，除以水冷壁受热面积，得出水冷壁的平均热负荷，然后再进行分配，如有燃烧带，在分配时还应考虑不同沾污系数的影响。

（2）炉膛各墙间的吸热不均匀系数按第三章规定取用。

（3）冷灰斗各面的热负荷按各方面延续的水冷壁管的热负荷取用。

（4）锅炉对流管束自炉膛吸收的辐射热，按其有效辐射受热面积来求，各排之间的辐射吸热量按角系数x进行分配（线算图4—5）。

当对流管束排数$Z \leq 4$，各排之间对流吸热量的不均匀性可以不计。

（七）结构设计推荐

4．40 结构设计推荐原则

循环回路的结构设计推荐，是现有经验的综合，在满足这些建议的情况下，一般水循环是安全的，当设计结构与本节所推荐的有出入时，则必须进行水循环计算，并校验其可靠性。

4．41 上升管的结构设计

(1) 为了增加循环可靠性，应将水冷壁分成若干组件，同一组件的管子在高度上受热应尽可能接近，角隅部分的管子最好划成单独回路，燃烧区域让开的管子最好划在同一组件内。

为了改善炉膛角隅部分管子的受热情况，宜将炉膛截面切角，切角部分最小应不小于水冷壁管节距的2～3倍，当需要装设燃烧带时，应将角隅处5～10根管子不予遮盖，使回路管间的吸热趋于均匀。

（2）上升管内径按表4—3取用；

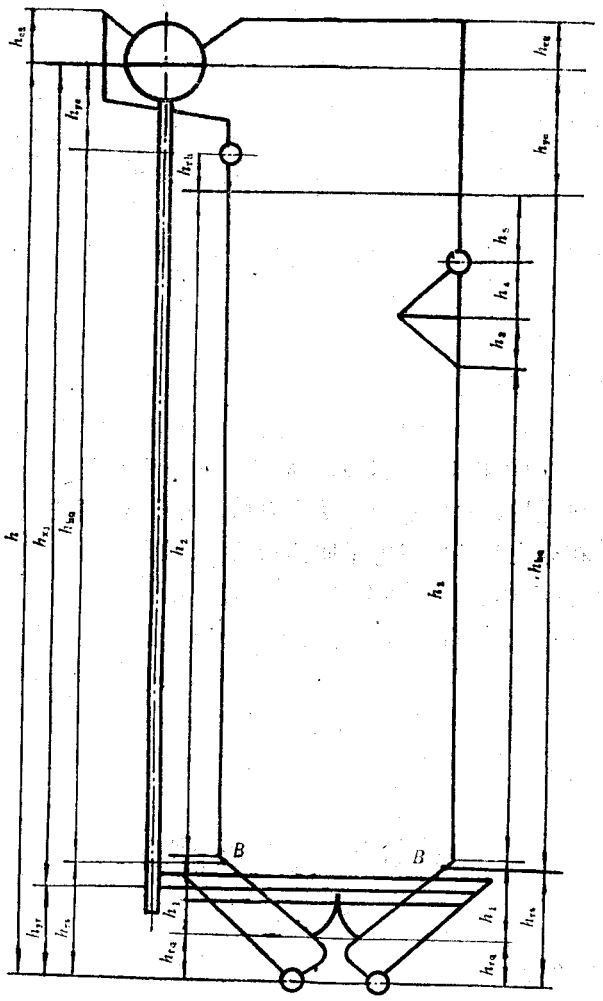


图4—13 带有集中下降管的循环回路

A—开始受热点，*B*—开始沸腾点。

表 4—3

锅筒压力	kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量	tf/h	35～240	160～420	400～610	≥800
上升管内径	mm	36～54	35～50	34～48	40～60
上升管外径	mm	42～60	42～60	42～60	51～76

注：对双面水冷壁及燃油锅炉高热负荷的上升管应取用大一些的管径，对燃烧低热值的劣质煤的锅炉及炉膛高度较低的锅炉可取直径较小的管子。

4.42 上升管单位截面积蒸发量

上升管单位截面积蒸发量D/F_s，对水循环特性有很大影响，其数值可按表4—4取用。

表 4—4

锅筒压力			kgf/cm²	40～60		100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量			t·f/h	≤75	≥120	160～430	400～670	≥850
水冷壁高度			m	10～20	12～24	20～40	25～45	30～55
D/F_s	推荐值	燃煤	t·f/hm²	60～120	120～200	250～400	420～550	650～800
		燃油	t·f/hm²	75～150	150～250	320～480	520～680	750～900
	界限值			250～300		～600	～1100	～1300

注：D/F_s的界限值是与一般结构锅炉的界限循环倍率及传热恶化相适应的数值。

4.43 上升管入口平均循环水速

上升管入口平均循环水速$\bar{w}$。按表4—5选取。为了防止污垢沉积，回路的平均循环水速应大于0.4m/s。

表 4—5

锅筒压力		kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量		t·f/h	35～240	160～420	400～670	≥800
循环水速	对直接引入锅筒的水冷壁	m/s	0.5～1	1～1.5	1～1.5	1.5～2.6
	有上集箱的水冷壁	m/s	0.4～0.8	0.7～1.2	1～1.5	1.5～2.5
	双面水冷壁	m/s	/	1～1.5	1.5～2	2.5～3.5
	蒸发管束	m/s	0.4～0.7	0.5～1	/	/

4．44 下降管和引入管的结构设计

采用集中下降管时，管子内径 ϕ 180～500mm，采用分散下降管时，管子内径为 ϕ 80～140mm。对高压以上的大容量锅炉，推荐采用大直径集中下降管。

下降管的截面积与上升管截面积之比F_{xj}/F_s按表4—6选取。

采用表4—6推荐数据时应考虑：

（1）对双面水冷壁回路应加大60～70%；

（2）当受热上升管与锅筒直接连接时，可取用较小的数值；

（3）对中压锅炉D/F_s较小的回路以及高压以上锅炉D/F_s较大的回路截面比应取大值或适当放大；

（4）当采用集中下降管时，引入管与上升管的截面比，可参照分散下降管采用；

（5）有再循环管时，下降管的截面比可取得略小一些。

下降管或引入管与水冷壁下集箱连接时，应与上升管轴线叉开，并相互有90°夹角。

表 4—6

锅筒压力		kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量		t·f/h	35～240	160～420	400～670	≧ 800
F_{xj}/F_s	分散下降管	/	0.2～0.35	0.35～0.45	0.5～0.6	0.6～0.7
	集中下降管	/	0.2～0.3	0.3～0.5	0.4～0.5	0.5～0.6

4．45 下降管入口水速的选取

为防止下降管带汽，下降管入口水速应小于表4—7中的数值。

表 4—7

锅筒压力	kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量	t·f/h	35～240	160～420	400～670	≧800
下降管入口水速	m/s	≤3	≤3.5	≤3.5	≤ 4

4．46 汽水引出管的结构设计

汽水引出管一般采用 ϕ 80～150mm的管子，为减少汽水引出管的阻力，管径应尽量取得大一些，长度应尽量缩短，弯头的数量也应尽量减少。

汽水引出管的截面积与上升管的截面积之比F_{yc}/F_s按表4—8选取。

表 4—8

锅筒压力	kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量	t·f/h	35～240	160～420	400～670	≧ 800
F_{yc}/F_s	/	0.35～0.45	0.4～0.5	0.5～0.7	0.6～0.8

在取用表4—8数据时应注意

（1）对双面水冷壁回路应加大60～70%；

（2）对中压锅炉D/F_s较小的回路以及超高压以上锅炉D/F_s较大的回路，截面比应取大值或适当放大；

（3）有再循环管时，截面比可取得略小一些。

同一回路的汽水引出管在结构上应尽可能一致，引入锅筒时应尽量接近锅筒的正常水位并沿锅筒长度均匀分布。

4．47 再循环管的结构设计

再循环管一般用于锅炉改装情况下，因易于带汽，新设计时一般不推荐采用，当采用再循环管时，水冷壁上集箱直径应取得大一些，再循环管的直径采用内径为40～80 mm的管子，不超过汽水引出管的管径。再循环管与上升管的截面比应小于下降管或汽水引出管的截面比，再循环管应尽可能自上集箱的最低点引出，并与上升管轴线叉开。

4．48 集箱的结构设计

集箱一般采用内径为φ160～250mm的管子，对循环倍率较低，引入管，引出管布置均匀时可取较小直径，同一回路内集箱的数目应力求最少，不希望在受热的上升管中部加装中间集箱。

对链条炉，用防焦箱作水冷壁下集箱时，水冷壁管应自其顶部引出，且管端不应伸入防焦箱内，下降管应自防焦箱端部引入，应避免防焦箱受热段内有无水流动的死角。

4．49 锅筒及其内部装置的结构设计

（1）在保证汽水分离的前提下，汽水分离设备的阻力应力求减少；

（2）锅筒水容积内的含汽率应力求减少，在下降管入口截面附近应没有水速的急剧变化。

（3）下降管与上升管之间的距离不宜小于200～300mm，否则中间应加装隔板。

（4）当锅筒内部装设旋风分离器时，筒体下缘没入锅筒正常水位以下180～200mm，在筒体底下应装设托斗以防止底部排水中带的蒸汽进入下降管。汽水混合物入口流速对中压锅炉推荐为5～8m/s，对高压和超高压锅炉为4～6m/s。

（5）为了防止下降管入口汽化，超高压、亚临界压力锅炉下降管入口应保持一定的欠焓，为此应将部分给水通到下降管入口附近的水容积内。

4．50 外置式分离器的结构设计

外置式分离器一般用直径为φ300～500mm，高5～5.5m的钢管制造，汽水混合物入口管中心一般比锅筒正常水位高300～500mm，下降管口与正常计算水位之间的高度应大于1500mm，在分离器筒体下部应加装十字档板，其高度等于筒身的内径。

应选择受热均匀，上升管阻力不大的回路作为外置盐段，这时汽水引出管的截面比，应取得大一些。

4．51 特殊回路的结构

设计卧式快装锅炉及矮回路（包括水冷屏）时，除上述一般推荐外还应注意以下几点：

（1）在划分回路时应特别注意使同一回路内的管子的吸热尽可能接近，回路应划分细一些；

（2）上升管直径应取得较小。

（3）下降管，汽水引出管的截面比应适当放大。

五、直流锅炉的水动力计算

（一） 概 述

5．1 直流锅炉水动力特点

直流锅炉内的介质在管内作一次强制性流动，锅炉整体阻力由给水泵克服。管内介质的重量流速与锅炉负荷成正比。进入炉膛水冷壁的是具有一定欠热的水，而出口为重量含汽率X接近于1的汽水混合物或微过热蒸汽。

各种类型直流锅炉的差别主要为蒸发受热面的连接和布置方式。常用的有水平环绕上升和垂直上升管屏二种类型。

5．2 直流锅炉水动力计算的任务

（1）确定蒸发受热面的合理结构和工况参数；

（2）保证炉膛水冷壁（辐射受热面）和具有双相流体管屏的可靠工作，在正常工况下或特殊工况（如启动、变参数等）下有汽水混合物流过的管屏称为双相流体管屏；

（3）计算锅炉整体阻力。

5．3 影响直流锅炉蒸发受热面水动力可靠性的因素

为了保证直流锅炉水冷壁和其他部件工作的可靠性，应校验这些部件中不发生异常的水动力工况。影响直流锅炉蒸发受热面水动力可靠性的主要因素有：

（1）双相流体管屏的热偏差超过容许值，在并联的各级管系中，吸热强的管子（或阻力系数大的管子）出口介质焓超过容许值，或流量减少到发生传热恶化；

（2）脉动，各并联的管屏之间或在同一管屏中各并联管子之间发生周期性的水流量脉动，都将使管子的传热工况恶化；

（3）停滞，在出口为汽水混合物的并联垂直上升管中吸热弱的管子进水流量减少到等于出口蒸汽量，这时管子将会过热；

（4）多值性，并联管组的流量—压差特性出现多值时，某些管子的流量可能达到危险的程度；

（5）双相流体重量含汽率的分配不均匀性，在混合分配器中或在分配集箱中汽水混合物因混和分配不良会造成后级受热面各组进口的汽水混合物的重量含汽率的严重偏差；

（6）由于传热恶化（膜态沸腾）使管壁温度超过金属氧化或强度容许极限，必要时需在结构上采取措施以抑制或推迟传热恶化的发生，详见第三章；

（7）汽水分层，在水平或微倾斜的水冷壁管圈中，会使管子上下部分壁温差超过容许的极限；

(8)流量分配不均匀，在几个并联的管组中或一个管组的各并联管系之间因吸热量、阻力系数等方面的差别会造成流量偏差导致某些管组的出口介质温度或炉内壁温超过容许值。

5．4 计算范围

直流锅炉的整体阻力计算以及为确定合理结构和工况参数的水动力计算应在锅炉的额定负荷D下进行，各种可靠性的校验有的要在额定负荷和参数下进行，有的要在最低负荷（一般为0.3D，特殊设计的可更低）下进行，为此在计算前除列出结构数据外还要列出额定负荷和最低负荷时的热力计算数据和工况参数。

（二）锅炉的整体阻力计算

5．5 直流锅炉的整体阻力计算

直流锅炉的水力部件是由受热面（管屏或管束）、连接管道、减温器和阀门等部件组成的，其整体阻力是各部件压降的总和。

各部件的压降由重位压差、加速压降和流动阻力损失等部分组成，按式（2—1）计算。流动阻力损失包括摩擦阻力和局部阻力损失（包括集箱阻力），按式（2—2）计算。

单相流体或汽水混合物双相流体在管内流动时上述各项压差按第二章有关规定计算。汽水混合物或单相介质（水或汽）向上流动时，重位压差取正值，向下流动时取负值。

过热器、减温器等单相介质部件的水阻力按第七章计算。

计算直流锅炉整体阻力时，从锅炉出口集箱开始向省煤器进口方向逐级管屏顺序计算。在确定各管屏（管束）的计算流量时应扣除各级喷水量。一个管屏的阻力小于2kgf/cm² 时，阻力计算所需的比容、流速都按该管屏汇流集箱中的压力为准。如算出管组的阻力大于2kgf/cm²则应按管屏中平均压力重新计算比容、流速和阻力。

5．6 并联管组的阻力计算

如一级管屏中有几个并联的管组，各管组之间或同一管组的各管子之间阻力系数的差别（最大与最小之间的差别）小于20%（例如管子长度相差20%，或者管子内径相差10%）等，则可选用一根具有平均流量、平均吸热量及平均阻力系数的管子计算其阻力以代表该级管屏的阻力。如大于20%，则应按5—18条的规定计算各管组或各管子的流量分配及该管屏或管组的阻力。

5．7 低负荷时整体阻力计算

只有在特殊要求下才进行低负荷时的锅炉整体阻力计算，其方法与5—5条相同。

在要求的精度不高时，直流锅炉低于额定负荷时的整体阻力或受热面部件的阻力可按下式估算：

$$\Delta P_d = \Delta P \left(\frac{D_d}{D} \right)^{1.7} \qquad (5—1)$$

式中：ΔP_d——低负荷时的阻力，kgf/m²；

D_1、D——低负荷与额定负荷时的介质流量，kgf/s。

（三）直流锅炉的可靠性校验

5.8 双相流体热偏差的计算

（1）在蒸发受热管屏中流过的是汽水双相流体、由于各管吸热量不同，以及结构特性的差异和集箱中静压变化的影响，使各管的流量和焓增都不同，在偏差严重的情况下，偏差管出口处的重量含汽率、温度或者偏差管中的重量流速都会超出容许的数值，为此必须进行热偏差计算。在各管（管屏）进口装设节流圈或节流阀可以减小热偏差，使吸热量大的管（管屏）中流过比较多的介质。在设计计算时可根据热负荷分布予定流量分布，由管系出口向进口逐级逐段计算各管（管屏）的压降，各管（管屏）之间压降的差值用节流圈或节流阀补偿。

（2）用电子计算机计算热偏差时应根据各根管子的压降—流量特性，按照“压降相等流量相加”的原则进行，由总流量确定工作点，得出管屏压降，同时得出各管的流量或热偏差。相应于各管的压降由下式计算：

$$\Delta P=\Delta P_m+\Delta P_{jb}+\Delta P_{zw}+\Delta P_s \qquad (5—2)$$

式中：ΔP——各管的压降，kgf/m²；

ΔP_m——摩擦阻力损失，kgf/m²；

ΔP_{jb}——局部阻力损失，kgf/m²；

ΔP_{zw}——重位压差，kgf/m²，按2—17条计算；

ΔP_{js}——加速压降，kgf/m²，按第二章（2—31）式计算。

计算压降时，各项参数可在假定的入口压力下按进出口平均压力计算，若假定值与平均压力相差小于1kgf/cm²，则不需重算，下同。

（3）用手工计算热偏差时，管屏压降可按平均管由下式计算：

$$\Delta P=\Delta \bar{P}_m+\Delta \bar{P}_{jb}+\Delta \bar{P}_{zw}+\Delta \bar{P}_{js} \qquad (5—3)$$

偏差管中的流量或焓增则按管屏压降和偏差管压降相平衡的条件，由下式计算：

$$\Delta P_{mp}+\Delta P_{jbp}+\Delta P_{zwp}+\Delta P_{jsp}$$
$$=\Delta \bar{P}_m+\Delta \bar{P}_{jb}+\Delta \bar{P}_{zw}+\Delta \bar{P}_{js} \qquad (5—4)$$

平均管中的流量、吸热量和阻力系数都指各管的平均值。

（4）若满足下式、双相流体管屏的集箱压降对流量分布的影响可略去不计。

$$n^2\left(\frac{d_n}{d_h}\right)^4\frac{d_n}{l}\leqslant 1\times 10^{-3} \qquad (5—5)$$

式中：n——管子根数；

d_n——管子内径，m；

d_h——汇流集箱内径，m；

l——管子长度，m。

（5）在集箱压降可以略去不计的情况下，当进口集箱不高于出口集箱时，可按下式计

算管屏的容许吸热不均匀系数η_{rjyx}。

$$\eta_{rjyx}=\left(\frac{d_{np}}{\bar{d}_n}\right)^{2.64}\frac{\Delta i_{yx}}{\bar{\Delta}i}\sqrt{\frac{\bar{l}_{dl}\,\bar{v}_{dl}}{l_{dlp}\,v_{dlp}}} \qquad \cdots\cdots(5—6)$$

$$l_{dl}=l+\frac{\Sigma\xi}{\lambda_0} \qquad \cdots\cdots(5—7)$$

式中：$\bar{d}_n$、$\bar{d}_{np}$——平均管和偏差管内径，m；

$\bar{\Delta}i$、Δi_{yx}——平均焓增和偏差管容许焓增，kcal/kgf；

$\bar{v}_{dl}$、v_{dlp}——相应于平均焓增和容许焓增的当量比容，m^3/kgf，按表5—1所列方法计算；

$\bar{l}_{dl}$、l_{dlp}——平均管和偏差管当量长度，m；

l——管子实际长度，m；

λ_0——每米摩擦阻力系数，1/m；

$\Sigma\xi$——局部阻力系数之和。

如实际吸热不均匀系数η_{rj}小于或等于容许吸热不均匀系数η_{rjyx}，则偏差管中焓增小于或等于容许焓增，或者偏差管中重量流速大于或等于容许的最低重量流速，管组是安全的。实际吸热不均匀系数η_{rj}为偏差管吸热量与各管平均吸热量之比，按下式计算：

$$\eta_{rj}=\frac{n\eta_r\eta_j}{\sum_1^n(\eta_r\eta_j)} \qquad \cdots\cdots(5—8)$$

式中：n——管屏中管子根数。

对于上升管屏，若实际吸热不均匀系数η_{rj}大于容许吸热不均匀系数η_{rjyx}，由于重位压差的补偿作用，也不一定不安全，可再按式（5—4）核算。

（6）对于进出口都是双相流体的管屏，若集箱压降和重位压差都可略去不计，管屏的流量不均匀系数η_l可按下式计算：

$$\eta_l=\frac{1}{2}\left[\sqrt{\left(\frac{\bar{v}}{v_r}-1\right)^2\eta_{rj}^2+4\frac{\bar{l}_{dl}}{l_{dlp}}\left(\frac{d_{np}}{\bar{d}_n}\right)^{5.28}\frac{\bar{v}}{v_r}}-\left(\frac{\bar{v}}{v_r}-1\right)\eta_{rj}\right] \qquad \cdots\cdots(5—9)$$

式中：v_r——入口介质比容，m^3/kgf；

$\bar{v}$——介质平均比容，m^3/kgf；

其他符号同前。

流量不均匀系数η_l也可按线算图5—5查取。

对于入口欠热不大的管屏，或者出口为微过热蒸汽的管屏，也可用式（5—9）计算流量不均匀系数，但式中的平均比容应用表5—1中所列计算v_{dl}的方法计算并取$\psi=1$。

对于上升流动的管屏，由于重位压差的补偿作用，偏差管的实际流量不均匀系数将比式（5—8）的η_l值更接近于1，即偏于安全。

5.9 管间脉动的校验

（1）对进口欠热水出口为汽水混合物或过热汽的并联管束（或管屏）都要校验管间

表5—1　　当量比容 $v_{dl}(m^3/kgf)$计算方法

序号	介质状态	$v_{dl}(m^3/kgf)$
1	进口是欠热水，出口是汽水混合物	$v_{dl}=\frac{\Delta i_{qh}}{\Delta i}v_1+\psi\left(1-\frac{\Delta i_{qh}}{\Delta i}\right)v_2$ 式中：$v_1=\frac{2v_rv'}{v'+v_r}$，可查线算图5—1； $v_2=v'+\frac{\Delta i-\Delta i_{qh}}{2r}(v''-v')$，可查线算图5—3， 图中参数$b=\frac{\Delta i-\Delta i_{qh}}{2}$
2	进口是欠热水，出口是过热汽	$v_{dl}\frac{\Delta i_{qh}}{\Delta i}v_1+\psi\frac{r}{\Delta i}v_2^*+\frac{\Delta i_{gr}}{\Delta i}v_3$ 式中：v_1同序1；$v_2^*=\frac{v'+v''}{2}$，可查线算图5—2， $v_3=\frac{v''+v_{gr}}{2}$，可查线算图5—4
3	进、出口都是汽水混合物	$v_{dl}=\psi v_2$ 式中：$v_2=v'+\frac{\Delta i+2\Delta i_r}{2r}(v''-v')$，可查线算图5—3， 图中参数$b=\frac{\Delta i}{2}+\Delta i$，
4	进口是汽水混合物，出口是过热汽	$v_{dl}=\psi\left(1-\frac{\Delta i_{gr}}{\Delta i}\right)v_2+\frac{\Delta i_{gr}}{\Delta i}v_3$ 式中：$v_2=v'+\frac{r+\Delta i_r}{2r}(v''-v')$，可查线算图5—3， 图中参数$b=\frac{r+\Delta i_r}{2}$，$v_3$同序2

注：$\Delta i_{qh}=i'-i_r$，$\Delta i_r=i_r-i'$，$\Delta i_{gr}=i_r+\Delta i-i''$，

i_r——入口焓，Δi——焓增，r——汽化潜热，

v_r——入口水比容，v_{gr}——出口过热汽比容，

ψ——摩擦损失校正系数，按2.22，2.23条计算。

（或屏间）脉动，管间脉动和屏间脉动一样，其特点是管子或管屏的进口与出口流量作周期性的有规律的波动，而且进口流量与出口流量的波动相位差180°。大幅度脉动时进口流量的最低值可以减小到比正常流量小好几倍甚至可能达到负值(即发生倒流)，炉膛内管子金属壁温也作大幅度的波动和升高，因此是一种不能容许的水动力异常工况。校验脉动的计算应在最低负荷（以及相应的工作压力）下进行。

（2）当结构已定时，防止管间脉动的方法是在管子进口装设节流圈或使管中重量流速大于某一界限值$(rw)_j$，可用线算图5—6按下述方法确定。

（a）管子入口节流度（用受热前管段阻力系数ξ_{rq}表示）按下式计算：

$$\xi_{rq}=\xi_{jl}+\lambda_o l_{rq} \quad \cdots\cdots (5—10)$$

式中：ξ_{jl}——节流圈的阻力系数（相应于管中的流速）；

λ_0——管子的每米摩擦阻力系数，1/m；

l_{rq}——受热前管子的长度，m。

（b）根据ξ_{rq}及介质入口欠焓Δi_{qh}（kcal/kgf）在线算图上5—6上查得图示界限重量流速。

$$(\gamma w)^*=C_p[(\gamma w)^{p=100}]^* \quad \cdots\cdots (5—11)$$

式中：$(\gamma w)^*$——图示界限重量流速，kgf/m^2s；

$[(\gamma w)^{p=100}]^*$——$P=100kgf/cm^2$下的图示界限重量流速，$kgf/m\cdot s^2$；

C_p——压力校正系数。

（c）如管圈（屏）出口处有不受热管段（其阻力系数为ξ_{rh}）则按式（5—11）算出的图示界限重量流速$(\gamma w)^*$还应加上一个修正值$\Delta(\gamma w)^*$，它用下式计算：

$$\Delta(\gamma w)^*=(\gamma w)_0^*-(\gamma w)_c^* \quad \cdots\cdots (5—12)$$

式中：$\Delta(\gamma w)^*$——图示界限重量流速修正值，kgf/m^2s；

$(\gamma w)_0^*$——取受热前管段阻力系数$\xi_{rq}=0$时由线算图5—6及式（5—11）所得图示界限重量流速，kgf/m^2s；

$(\gamma w)_c^*$——将受热后管段阻力系数ξ_{rh}当作受热前管段阻力系数ξ_{rq}，由线算图5—6及式(5—11)所得的图示界限重量流速，kgf/m^2s。

（d）对于单一管径的水平管，界限重量流速$(rw)_j$按下式计算：

$$(\gamma w)_j=5.38\times10^{-8}\frac{ql}{d}(\gamma w)^* \quad \cdots\cdots (5—13)$$

式中：$(\gamma w)_j$——界限重量流速，kgf/m^2s；

q——管子内表面积的平均热负荷，$kcal/m^2h$；

d——管子内径，m；

l——管子长度，m；

若实际的重量流速大于$(\gamma w)_j$，则是安全的，若小于$(\gamma w)_j$，则应增大管子入口节流度重新计算，直到大于$(\gamma w)_j$为止。

（e）对于分级管径的水平管圈，

$$(\gamma w)_j = 5.38\times10^{-6}(\gamma w)^2\frac{1}{d_1}\left(q_1 l_1 + q_2 l_2\frac{d_2}{d_1}+\cdots\cdots+q_n l_n\frac{d_n}{d_1}\right)\left(\frac{d_{k-1}}{d_k}\right)^{0.25} \quad (5—14)$$

式中：d_1、d_2……d_n——第1、2、……n级管子内径，m；

l_1、l_2……l_n——第1、2、……n级管子长度，m；

q_1、q_2……q_n——第1、2、……n级管子内表面积平均热负荷，kcal/m²h；

d_k、d_{k-1}——蒸发点所在的及其前一级管子的内径，m。

（3）对于垂直上升管屏，计算步骤同上，界限重量流速$(\gamma w)_{js}$按下式计算：

$$(\gamma w)_{js} = C(\gamma w)_j \quad (5—15)$$

式中：$(\gamma w)_{js}$——垂直上升管屏界限重量流速，kgf/m²s；

$(\gamma w)_j$——水平管圈界限重量流速，kgf/m²s；

C——系数，按线算图5—7查取。

（4）凡不能用上述方法校验管间脉动的并联蒸发管屏（管系）结构，可参照附录4中所推荐的动态蓄质量系数的方法来校验管间脉动。

5.10 屏间脉动的校验

垂直上升或水平的管屏如有多个管屏并联连接时，也可按上述式（5—10）到（5—15）的方法校验屏间脉动，这时管径采用管屏中的管子内径，而由集箱到各管屏汇合点的分支管的阻力应经折算后加到受热前（或后）管段阻力系数中去，折算的方法为：

$$\xi_i = \frac{(\triangle P)_i}{\frac{(\gamma w)^2}{2g}v_i} \quad (5—16)$$

式中：ξ_i——折算进出口不受热段阻力系数；

$(\Delta P)_i$——分支管中的阻力，kgf/m²；

$\frac{(\gamma w)^2}{2g}v_i$——管子进出口动压头，kgf/m²。

复杂的并联管屏（例如多次炉内上升，炉内下降的管屏）校验屏间脉动的方法可按下式进行：

$$\frac{\triangle P_{jl}+\triangle P_{rs}}{\triangle P_z} > a \quad (5—17)$$

式中：ΔP_{jl}、ΔP_{rs}、ΔP_z——节流圈、热水段、蒸发段阻力，kgf/m²；

a——按表5—2查取。

表5—2

P,kgf/cm²	40	60	80	100	120	140
a	0.80	0.65	0.52	0.37	0.16	0.10

5.11 停滞的校验

（1）直流锅炉中所有上升的管屏都不必进行倒流的校验。下降管屏的停滞与倒流按5.15条校验。

（2）在出口不发生汽化的上升并联管屏（例如双面水冷壁管屏）不必进行停滞的校验。

（3）在正常工况或某些特殊工况下（例如启动）出口可能发生汽化的垂直上升管屏按下述方法校验停滞。校验停滞应在最低负荷下进行。

（a）首先按下式判别平均受热管的总压降$\Sigma\Delta P_s^{min}$，若符合则认为是安全的，不必检查停滞。

$$\Sigma\Delta P_s^{min} > h\gamma' \qquad (5—18)$$

式中：$\Sigma\Delta P_s^{min}$——最低负荷时平均受热管的重位压差和流动阻力的总和，kgf/m²，按式（4—33）计算；

h——进出口集箱间的高度差，m；

γ'——饱和水重度，kgf/m³。

（b）若平均管的总压降不符合式（5—18），则只有在符合下式时才不会出现停滞。

$$\frac{\Sigma\Delta P_s^{min}}{\Delta P_{tz}} \geqslant 1.05 \qquad (5—19)$$

式中：ΔP_{tz}——校验管（一般是管屏中吸热最弱的管子）在循环停滞状态下的压差，kgf/m²

5.12 停滞压差的计算

计算ΔP_{tz}值时先按下式算出偏差管的流量。

$$G_p = \frac{Q_p}{i'' - i_r} \qquad (5—20)$$

式中：G_p——偏差管中的流量，kgf/h；

Q_p——校验管的总吸热量，kcal/h，按第三章中所规定的方法计算；

i_r——入口介质焓，kcal/kgf。

根据偏差管的各段吸热量可以算出偏差管的预热段长度l_{rs}和高度h_{rs}，并用式（2—6）或（2—7）算出各含汽段平均折算蒸汽流速w''_{oi}，再用下式算出偏差管的停滞压差。

$$\Delta P_{tz} = \gamma_{rs}(h_{rs} + h_{rq}) + \sum_1^n \left[(1 - K_{\alpha i}\varphi_{tzi})\gamma' + K_{\alpha i}\varphi_{tzi}\gamma''\right]h_i +$$

$$+ \left[\varphi_{cc}\gamma'' + (1 - \varphi_{cc})\gamma'\right]h_{rh} \qquad (5—21)$$

$$\varphi_{tzi} = \frac{w''_{oi}}{Aw''_{oi} + B} \qquad (5—22)$$

$$\varphi_{cc} = \frac{w''_{oc}}{0.95w''_{oc} + B} \qquad (5—23)$$

表5—3

工作压力 P kgf/cm²	A	B	对式（5—22）的有效范围	对式（5—23）的有效范围
10	0.965	0.518	$w_0''<10$m/s	当算出的φ_{cc}值大于1时，令$\varphi_{cc}=1$
13	0.970	0.501		
20	0.984	0.462		
30	0.992	0.396		
40	0.999	0.334		
45	1.004	0.312		
60	1.019	0.251		
80	1.071	0.186		
100	1.086	0.139		
110	1.110	0.114		
120	1.113	0.0945		
140	1.135	0.0620		
155	1.159	0.0480	$w_0''<5$m/s	
160	1.182	0.0431	$w_0''<4.75$m/s	
180	1.217	0.0384	$w_0''<3$m/s	
200	1.290	0.0320		

式中：ΔP_{tz}——偏差管的停滞压差，kgf/m²；

r_{rs}——热水段水的平均重度，kgf/m³；

h_{rq}、h_i、h_{rh}、K_{ai}——同式(4—45)

φ_{tzi}——停滞各段中平均截面含汽率；

w_{0i}''——各段校验管中平均蒸汽折算速度，m/s；

φ_{cc}——蒸汽穿过出口不受热管段中静止水层时的截面含汽率；

w_{0c}''——校验管出口蒸汽折算速度，m/s；

A、B——与压力有关的常数，按表5—3查取。

如所校验的管子进口已经汽化，那么不能用式（5—22）算出的φ_{tz}代入式（5—21），而应用式（4—54）计算的φ_{tz}代入式（5—21），而式（4—54）中的φ_{tz}和φ_{cc}按偏差管中实

际的平均蒸汽折算速度用式(5—22)和(5—23)计算。

5.13 多回程垂直管屏停滞的校验

多回程上升—下降管圈按下式校验停滞，若下式成立，则不会发生停滞。

$$\Sigma\Delta P_s^{min} > nh(1-\varphi_{tz})(\gamma'-\gamma'') \quad \cdots\cdots (5—24)$$

式中：n——停滞水柱数目，

对二回程管圈，取$n=1$，

对三回程管圈，若入口集箱在下面，取$n=2$。

若入口集箱在上面，取$n=1$。

对四回程以上管圈，取$n=1$；

h——停滞水柱高度，m；

其他符号同前。

5.14 多值性的校验

（1）多值性的现象是指管子中的流量在一定条件下从一种稳定的流量变到另一种稳定的流量，从而造成很大的流量偏差或流动方向的改变。多值性产生的原因是管子的水动力特性（压差——流量特性）呈多值曲线（即在一个压差下有几个流量）。管件在多值性区域工作，就不能保证受热面管内的流量，因此应避免出现或确定其可靠工作的范围。

多值性可以在水平管、垂直上升管，特别是在下降流动的悬吊管、包墙管或减温器的进出水管系统中发生。在某些正常工况下出口不汽化的管系中，如发生多值性可以使管子烧坏。校验多值性应在最低负荷下进行。

（2）对于低于临界压力的单级管径的水平管圈，若满足下式，则其水动力特性是单值的。

$$\Delta i_{qh} \leqslant \left(1+\frac{\xi_{j1}}{Z}\right)\frac{7.46r}{C\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)} \quad \cdots\cdots (5—25)$$

$$Z=\lambda_0 l+\Sigma\xi \quad \cdots\cdots (5—26)$$

式中：Δi_{qh}——管圈入口介质欠焓，kcal/kgf；

ξ_{j1}——管圈入口节流圈阻力系数；

r——汽化潜热，kcal/kgf；

Z——管子的总阻力系数（不包括节流圈）；

$\Sigma\xi$——局部阻力系数之和；

C——系数，按表5—4选取。

表5—4

压力P，kgf/cm²	＜100	100～140	＞140
C	2	$\frac{1}{40}P-0.5$	3

水平管圈的单值性条件还可按线算图5—8校验，这时，$\Delta i_{qh} \leqq \left(1+\frac{\xi_{jl}}{Z}\right)K$，才是单值性的，$K$由线算图5—8查取。

（3）对于低于临界压力时单级管径垂直上升管屏的水力特性单值性条件可按下述方法判定；

（a）如入口欠焓满足式（5—25），水动力特性是单值的，不必另行计算；

（b）如满足下式，水动力特性也是单值的；

$$\frac{109d^4l}{CZQ^2} \geqslant K \qquad \cdots\cdots(5—27)$$

$$K=\frac{1}{\gamma'^2}\left[\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\frac{1}{r\Delta i_{qh}}-K_1\frac{1}{\Delta i_{qh}^2}+K_2\frac{r}{\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\Delta i_{qh}^3}-K_3\frac{r^2}{\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)^2\Delta i_{qh}^4}\right.$$

$$K_1=\frac{17+26K+8K^2}{2+K}$$

$$K_2=\frac{16+44K+32K^2+4K^4}{2+K}$$

$$K_3=\frac{4+16K+20K^2+8K^3}{2+K}$$

$$K=\frac{\xi_{jl}}{Z}$$

式中、d——管子内径，m；

l——管子长度，m；

Z——管子的总阻力系数；

Q——一根管子的总吸热量，kcal/h；

C——系数，按表5—4选取；

γ'、γ''——饱和水和饱和汽的重度，kgf/m^3；

r——汽化潜热，kcal/kgf。

式（5—27）中的K值可按线算图5—9直接查得。

5.15 特殊型式管屏多值性的校验

（1）对于不属上述两种型式的管屏，水力特性是否多值应作水力特性图来判定。作图方法是对管屏中的平均受热管和受热最强管按其吸热量不变的条件对一系列不同的正、负流量算出其进出口集箱的总压降，然后在以正、负流量为横坐标，以正、负压降为纵坐标的四个象限的坐标中画出这二根管子的压降一流量特性曲线（倒流时的管子进口温度应取正流的平均出口温度）。

（2）对于多值的水动力特性，可按下述方法确定其允许的工作范围（管屏中管子根数较多时）。

在用上述方法作出的水动力特性曲线上，对应于受热最强管曲线上的压降极小值划一与横坐标平行的等压降线，与平均受热管的曲线交于如图5—1中的A点，A点所对应的重量流速即为界限重量流（rw）*。这时允许工作的重量流速范围为：

$$rw \geqslant a\,(rw)^{*} \qquad (5—28)$$

式中：rw——允许重量流速，kgf/m²s；

a——安全系数，取$a=1.3\sim1.5$。

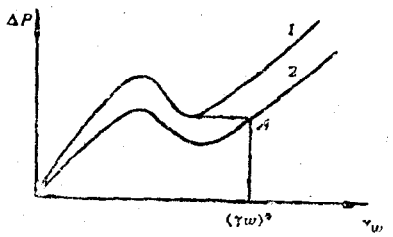


图 5—1

1——受热最强管　　2——平均受热管

（3）当并联的管子或管屏数目很少时（2～3），若其水力特性为多值的，则应作出受热最强管及受热最弱管的水力特性曲线，再按上述方法〔式(5—28)〕确定受热最弱管的允许工作重量流速范围。

5.16　双相流体分配的校验

（1）汽水混合物的双相流体分配器和分配集箱引入各支管的介质重量合汽率是否均匀主要决定于这些部件中的压力、混合物的重量流速、重量含汽率和结构型式。校核双相流体分配的均匀性应在最低负荷下进行。

（2）对于如图5—2和图5—3中的分配器结构，只要混合准则数$\frac{F_r}{W_0}$大于临界准则数$\left(\frac{F_r}{W_0}\right)_{li}$则出口各支管中介质重量含汽率的偏差$\Delta X$（支管中汽水混合物最大重量含汽率$X_{max}$与分配器中平均重量含汽率$\overline{X}$之差）就小于0.1。

$\frac{F_r}{W_0}$按下式计算：

$$\frac{F_r}{W_0}=\frac{w_h^2\gamma_{hu}d}{g\sigma} \qquad (5—29)$$

$$\gamma_{hu}=\gamma''\beta+(1-\beta)\gamma' \qquad (5—30)$$

式中：w_h——定性速度，取分配器中间混合段或缩口中的汽水混合物轴向流速，m/s；

d——定性尺寸，取分配器中间混合段或缩口的内径，m；

σ——液相表面张力，kgf/m；

γ_{hu}——汽水混合物流量重度，kgf/m³；

β——流量容积含汽率。

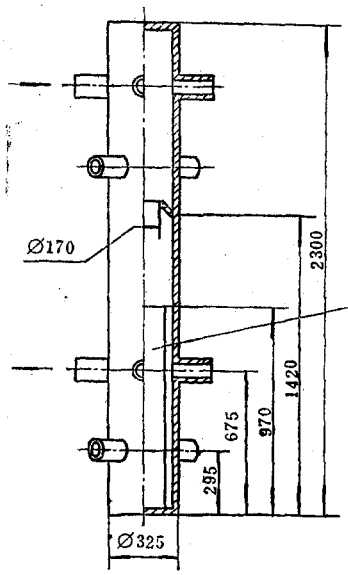


图5—2 分配器（Ⅰ）

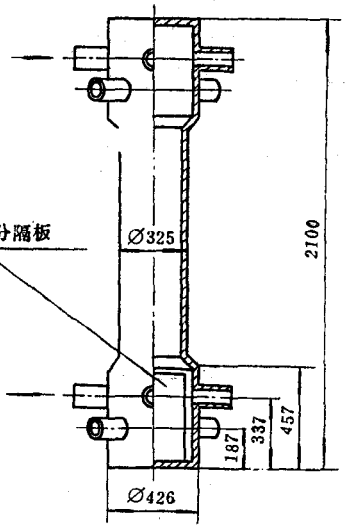


图5—3 分配器（Ⅱ）

在$P\geq 100kgf/cm^2$时，可取临界准则数$\left(\frac{F_r}{W_o}\right)_{lj}=23\times10^8$。

（3）汽水混合物从分配集箱向各支管分配的重量含汽率均匀性按下式判定：

$$w\geqslant w_{lj} \qquad (5—31)$$

$$w=\frac{D}{7.2nf\gamma} \qquad (5—32)$$

式中：w_{lj}——临界轴向流速，m/s，按线算图5—10查取；

w——进入分配集箱的汽水混合物轴向流速，m/s；

D——进入分配集箱的总流量，tf/h；

n——从分配集箱中部引入的导入管数目（如从集箱一端引入，可取$n=0.5$）；

f——分配集箱内截面积，m^2；

γ——分配集箱中混合物重度，kgf/m^3。

5.17 汽水分层的校验

在水平管圈和微倾斜管圈中（倾角小于15°）会发生汽水分层，这时管子因传热工况恶化会使管壁温度升高到超过容许值。汽水分层的校验按第三章中有关规定进行。

5.18 流量分配的计算

在几个并联的管屏之间或一个管屏中的各并联管子之间，如各管屏的管子数目、管径、长度或吸热量不同时，要进行流量分配的计算，以防止某些管组中（特别是吸热量大或阻力系数大的管组）流量太小，而使其出口温度或炉内壁温超过容许值。流量分配计算的原则是并联的各管组进出口汇合点之间压差相同，压差包括重位压差、加速压降、摩擦阻力和局

部损失四部分，它们分别根据第二章中有关各条计算。计算的方法是：先对每一管屏（或管屏中每一种管系，算出其压差—流量特性曲线（按其吸热量不变的条件假设三种流量算出其总压差），再根据并联管组“压差相同，流量相加”的原则求出总的水力特性曲线，最后按这些管屏的总流量确定它们的公共压差及各别的流量（见图5—4）。

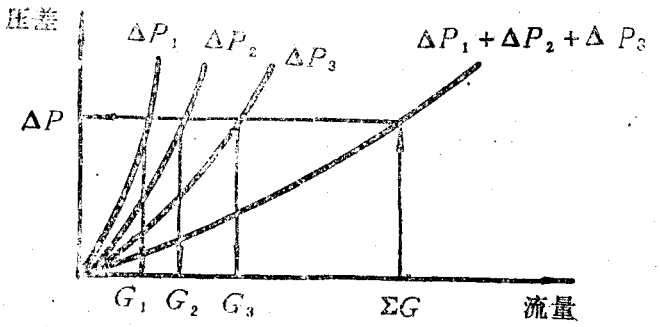


图 5—4

ΔP_1、ΔP_2、ΔP_3——管屏1、2、3的压差——流量曲线

ΣG——三个管屏的总流量

ΔP——三个管屏的公共压差

G_1、G_2、G_3——计算取得的三个管屏的流量

（四）直流锅炉设计结构的推荐

5.19 节流圈的选取

在一个管屏中为了消除热偏差、脉动或多值性，要进行各种水动力可靠性的校验，每一种校验计算都要得出最小必需的节流度ξ_{jl}数值，在设计中应采用这些计算结果中ξ_{jl}的最大数值（孔径最小）来决定节流圈尺寸。节流圈一般不宜装在管屏或管圈的出口处，因为这样会促使脉动并使多值性的特性更为恶化。只有在出口不汽化的向下流动的悬吊管中为便于排汽、或单相流体过热器管束中为了便于安装等特殊场合，才可在管子出口装设节流圈。

节流圈应选用耐磨材料制造，为防止堵塞，最小孔径应大于6mm。

5.20 防止脉动措施

设计具有炉内上升、炉外下降流动的所谓“本生”式直流锅炉的炉膛水冷壁管屏时，应尽量避免分成左右两个流程系统，因为这时进口汇合点是欠热水状态，而出口汇合点是重量含汽率较大的汽水混合物，容易促使屏间脉动的产生。

装设呼吸集箱可减弱管间脉动，即在重量含汽率$X=0.15\sim0.20$的区域内，用连接管使并联各管和一公共集箱（呼吸箱）相通，呼吸箱的内径约为并联管内径的2.5倍左右，连接管内径约为并联管内径的0.5～0.7。校验脉动时，可将装设呼吸箱的地点作为管圈出口点计算。

5.21 管屏的焓增

为减少双相流体热偏差，介质通过每个管屏的焓增（Δi）应有所限制，并通过管道使介质充分混合。对于水平围绕管圈因吸热不均匀性较小，一般可取Δi=200～300kcal/kgf；其他型式的管屏一般取Δi=50～150kcal/kgf、当同一管屏的各管吸热不均匀性较大时应取小值。

5.22 双相管道的连接

从一根管道上引出汽水混合物时，引出管应尽可能布置在同一截面上。如不加任何措施在不同截面上布置引出管会造成各排引出管之间的重量含汽率分配不均匀。

对图5—2和5—3所示的分配器，如下部引出管分为上下二排引出，则分配器内部的分隔板（每根引出管对着一个分隔腔）应与分配器本体圆筒壁和底面封头满焊，以避免各分隔腔中发生液体漏泄，而使上排引出管中的介质重量含汽率偏高。

六、辅助循环锅炉的水动力计算

(一)概　　述

6.1 辅助循环的类型

所谓辅助循环锅炉是指在循环回路内装设再循环泵（简称循环泵）以辅助锅炉进行循环的，它们包括：

（1）多次强制循环（简称强制循环）常用循环倍率在3以上，适用范围较广（图6—1(a)）；

（2）低循环倍率，其工作原理与强制循环相同，但其循环倍率约为1.2～2，适用于30到60万千瓦电站锅炉（图6—1（b））；

（3）复合循环，在高负荷下按纯直流工况($K=1$)运行，而在低负荷（$<65\sim80\%D$）下投入循环泵，在低循环倍率下（$K>1$）运行，适用于大容量的锅炉（50万千瓦以上），它又分为串联复合循环（图6—1（c）（d），其中（d）适用于亚临界压力锅炉）和并联复合循环（图6—1（e））二种类型。

6.2 辅助循环锅炉的特点

（1）循环回路中循环流量与锅炉负荷关系不大（复合循环的直流工况例外），只随循环泵的投入台数而改变，并随循环系统的水动力特性的变化略有改变；

（2）锅炉的循环倍率近似地与锅炉负荷成反比；

（3）各回路的循环流量可在入口装设节流圈来控制；

（4）在省煤器出口焓相同情况下，其蒸发系统的入口欠焓大於自然循环而小於直流锅炉；

（5）蒸发系统受热面的工作可靠性主要在额定负荷下决定；

（6）锅炉的工作可靠性与循环泵工作可靠性有关，应作循环泵工作可靠性的校验。

6.3 辅助循环锅炉的水动力计算任务

水动力计算分设计计算和校验计算两种，设计计算按额定负荷进行，其任务是：

（1）确定蒸发系统的结构尺寸；

（2）按受热面的流量分配和可靠性指标选择节流圈直径；

（3）确定循环泵的流量和压头，选取泵的台数和功率；

（4）校验蒸发受热面及循环泵的工作可靠性。

对新设计的锅炉在完成设计计算后，一般还应作不同运行工况（如负荷、压力和循环泵运行台数改变等）的校验计算，计算的任务是：

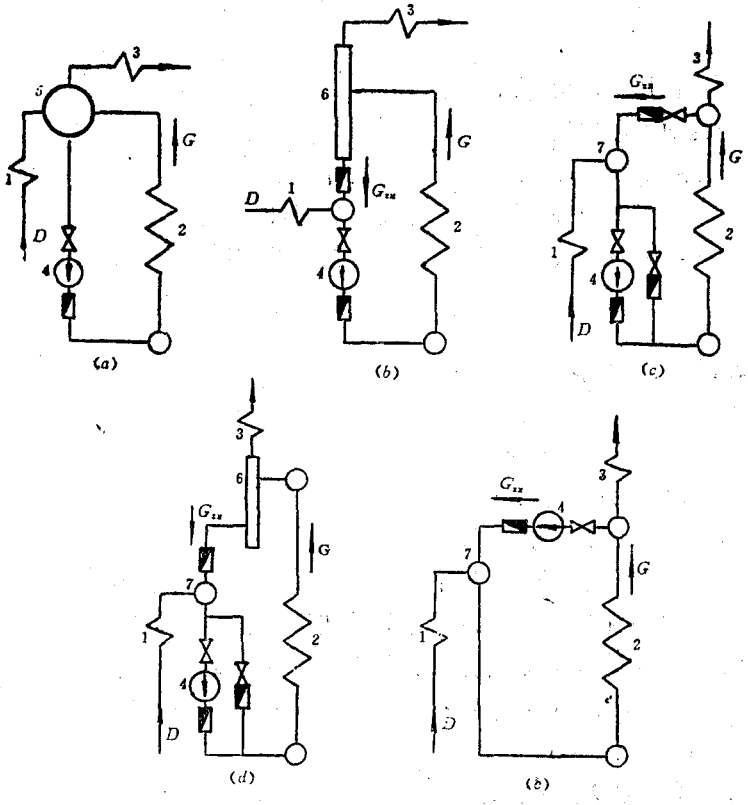


图6—1 辅助循环锅炉系统图

(a) 强制循环 (b) 低循环倍率 (c) 超临界压力串联复合循环
(d) 亚临界压力串联复合循环 (e) 超临界压力并联复合循环
1. 省煤器 2. 水冷壁 3. 过热器 4. 再循环泵
5. 锅 筒 6. 分离器 7. 混合器

(1) 确定各蒸发回路的循环流量;
(2) 校验蒸发受热面和循环泵的工作可靠性。

(二) 循环回路压降的计算

6.4 循环回路的压降

循环回路的压降包括回路的上升部分和下降部分压降。回路的上升部分为多个并联的管组，其总循环流量等於各并联部分的流量之和。回路的下降部分包括循环泵的吸水管和压水管两部分，它们的流量等於总循环流量。

在计算时将管组各部分按其结构特性和热力特性分为不同区段，各区段的压降按下式计算:

$$\triangle P = \triangle P_{zw} + \triangle P_{ld} + \triangle P_{js} \quad (6—1)$$

$$\triangle P_{1d} = \triangle P_m + \triangle P_{jb}$$

式中：$\triangle P$——区段压降，kgf/m²；

$\triangle P_{zw}$——重位压降，kgf/m²；

$\triangle P_{1d}$——流动阻力损失，kgf/m²；

$\triangle P_{js}$——加速压降，kgf/m²（按2.18条计算）；

$\triangle P_m$——摩擦阻力损失，kgf/m²（按第二章计算）；

$\triangle P_{jb}$——局部阻力损失，kgf/m²，（包括节流圈阻力损失，按第二章计算）；

6.5 重位压差的计算

重位压差按2.17条计算，

$$\triangle P_{zw} = h\gamma \quad \cdots\cdots (6—2)$$

式中：$\triangle P_{zw}$——重位压差，kgf/m²；

h——计算管段的高度，m；

γ——管段内介质的平均重度，kgf/m³。

对於回路的吸水管和压水管以及上升管的加热水区段，γ可按管段入口处水的重度计算，亦可近似地用锅筒（强制循环）或分离器（低循环倍率）压力下的饱和水的重度γ'计算。

在多次上升下降流动的管屏（或管束）内（如图6—2），其重位压差按下式计算：

$$\triangle P_{zw} = \Sigma(h\bar{\gamma}_s) - \Sigma(h\bar{\gamma}_{xj}) \quad \cdots\cdots (6—3)$$

式中：$\triangle P_{zw}$——重位压差，kgf/m²；

h——管屏（管束）高度，m；

$\bar{\gamma}_s$，$\bar{\gamma}_{xj}$——管屏（管束）上升段和下降段中介质的平均重度，kgf/m³；

不同型式管屏的$\triangle P_{zw}$值按下列公式计算：

（1）进出口集箱均在上面时：

$$\triangle P_{zw} = -\left(h - \frac{h_1}{2}\right)\frac{\gamma_r - \gamma_c}{2} \quad \cdots\cdots (6—4)$$

（2）进出口集箱均在下面时：

$$\triangle P_{zw} = \left(h - \frac{h_1}{2}\right)\frac{\gamma_r - \gamma_c}{2} \quad \cdots\cdots (6—5)$$

（3）入口集箱在上面，出口集箱在下面时：

$$\triangle P_{zw} = -\left(h - \frac{h_1}{2}\right)\frac{\gamma_r + \gamma_c}{2} \quad \cdots\cdots (6—6)$$

（4）入口集箱在下面，出口集箱在上面时：

$$\triangle P_{zw} = \left(h - \frac{h_1}{2}\right)\frac{\gamma_c + \gamma_c}{2} \quad \cdots\cdots (6—7)$$

式中：γ_r，γ_c——入口集箱和出口集箱中介质的平均重度，kgf/m³，一般入口为水，即饱和水的重度。

出口集箱中汽水混合物的重度可按下式计算：

$$\gamma_{hu}=\frac{1}{[v'+X_o(v''-v')]} \qquad (6-8)$$

式中：γ_{hu}——汽水混合物重度，kgf/m³；

X_o——出口集箱中汽水混合物的平均重量含汽率。

如入口水的欠焓较大，管屏中加热水的区段较长时，则应按流程进行分段计算。

当出入口集箱在同一标高而管屏的上升和下降流程数n≥10时，可近似取$\triangle P_{zw}=0$。

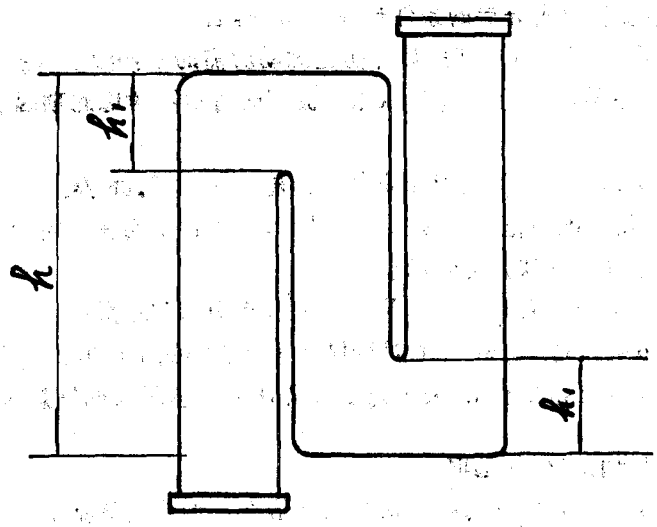


图6—2

（三）循环回路的结构数据和特性参数的选取

6.6 原始数据

在进行辅助循环锅炉的水动力计算之前，应列出原始数据表，它包括：

（1）按4.5条规定列出循环回路设计结构数据，并包括下降部分的吸水管和压水管内径、数量、高度和长度及有关局部阻力系数；

（2）按4.38条将回路划分为各计算区段；

（3）按第三章列出回路各区段的吸热量分配表。

6.7 循环倍率的选取

循环倍率应根据所选定的蒸发管最小重量流速以及选配合适的循环泵等条件来选取。

强制循环锅炉蒸发管内的重量含汽率应低於传热恶化时的界限重量含汽率(见2.18条)。其循环倍率一般应大於3，对小容量锅炉以及负荷变化辐度大的锅炉应选取较大的循环倍率（一般取6～10）。

锅炉的循环倍率系指蒸发系统各管组循环流量之和（总循环流量）与锅炉蒸发量之比，各管组的循环倍率可以和锅炉的循环倍率不同，但不应小於2.5。

低循环倍率锅炉蒸发管内介质的重量流速应按传热恶化时的壁温不高於许可值选取，其循环倍率为1.2～2，各蒸发管出口重量含汽率不应大於0.9。

复合循环锅炉在额定负荷下水冷壁出口的蒸汽是过热的，其过热度一般应小於40℃。超临界压力下水冷壁出口介质焓取约650kcal/kgf，混合后的温度应不大於375℃。

6.8 蒸发管重量流速的选取

蒸发管的最小重量流速（γw）$_{min}$应根据下列条件选取：

（1）确保管壁金属得到良好冷却，其（γw）$_{min}$按3.18条计算，对有水平或微倾斜管段的蒸发管尚需按不发生汽水分层的条件选取（γw）$_{min}$。

（2）确保流动工况正常，按5.9条计算防止脉动所需的（γw）$_{min}$值，蒸发管入口加装节流圈可减低（rw）$_{min}$值，但在预先选取重量流速时可以不考虑此项因素，留待以后校验。

当汽水混合物下降流动时，为确保带走蒸汽，应使$W_0>0.5m/s$。

（3）确保水动力特性的单值性，按5.14条计算，对入口集箱在上面的上升下降管屏（管束）应作出水动力特性曲线来决定（γw）$_{min}$。

对於低循环倍率及复合循环可按下列推荐选取额定负荷下重量流速：

燃煤锅炉$\gamma w\geqslant 850\sim1000kgf/m^2\cdot s$（对烟煤及容量大的锅炉应取大值）。

燃油锅炉$\gamma w\geqslant 1200\sim1350kgf/m^2\cdot s$（对亚临界压力及容量大的锅炉应取大值）。

6.9 蒸发管和汽水引出管内径的选取

蒸发管（水冷壁及对流管束）的内径根据循环倍率及平均重量流速选取，对於沿炉膛周界一次垂直上升流动的水冷壁管，其内径可按下式计算：

$$d_n=\sqrt{\frac{KDs}{0.9\pi L\gamma w}} \qquad (6-9)$$

式中：d_n——水冷壁管内径，m；

D——水冷壁产汽量，tf/h；

K——循环倍率；

s——水冷壁节距，m；

L——炉膛周界，m；

γw——平均重量流速，$kgf/m^2\cdot s$。

对强制循环锅炉水冷壁管内径推荐为30～40mm。

对水冷壁作一次上升的低循环倍率和复合循环推荐采用内径为18～25mm水冷壁管。

辅助循环锅炉的汽水引出管总截面可按蒸发管总截面的40～60%选取，对於循环倍率较小和引出管较长的回路应取大值。

6.10 循环泵吸水管和压水管流速的选取

确定循环泵吸水管内径用的最佳流速按下式计算：

$$w_{xs}=\sqrt{\frac{\Delta i+h_{xs}\gamma'\frac{\partial i'}{\partial P}\cdot10^{-4}}{3\left(\Sigma\xi+\lambda\frac{l_{xs}}{d_{xs}}\right)\frac{\gamma'}{2g}\frac{\partial i'}{\partial P}\cdot10^{-4}}} \qquad (6-10)$$

$$\Delta i=\frac{i'-i^{c}_{sm}}{K} \quad \cdots\cdots (6-11)$$

式中、w_{xs}——吸水管最佳流速，m/s；

h_{xs}——吸水管高度，m（从锅筒或分离器水位到循环泵入口）；

l_{xs}，d_{xs}——吸水管长度、内径，m；

$\Sigma\xi$——吸水管局部阻力系数之和；

$\frac{\partial i'}{\partial P}$——压力变化时饱和水焓变化率，kcal·cm²/kgf²；

Δi——循环水欠焓，kcal/kgf；

i^{c}_{sm}——省煤器出口焓，kcal/kgf；

K——锅炉循环倍率。

当进入吸水管的欠焓较大及吸水管高度较大时，按式（6—10）算出的w_{xs}可能较大，此时吸水管的水速可按实际运行时的最大允许降压速度适当减少；

循环泵的压水管和通往各管屏的配水管中可采用较高的流速，它由技术经济分析决定，一般可取$\gamma w=2000\sim3000$kgf/m²·s。

6.11 循环泵的选取

一般中小型锅炉的循环泵台数可选用一台运行一台备用，而大型锅炉选用2～3台并联运行，一台备用。如循环泵工作可靠，亦可不要备用泵，但应保证在一台泵停运时锅炉的负荷仍不低於额定值的75%。

循环泵的流量和扬程应按额定负荷下循环系统的水动力特性选取，泵的功率按下式算：

$$N=\frac{QH\gamma}{102\eta\times10^{3}} \quad \cdots\cdots (6-13)$$

式中：N——泵功率，kw；

Q——每台泵的容积流量l/s；

H——循环泵扬程，m；

γ——介质重度，kgf/m³（冷态启动时用冷水重度）；

η——循环泵效率（冷态启动与热态运行时不同，按泵厂推荐数据）；

循环泵的压头（压力增值）可参照已有泵的特性曲线选取，必要时可预先假设为2.5～3 kgf/cm²，对低循环倍率锅炉应取更大的值。

（四） 强制循环和低循环倍率锅炉的水动力计算

6.12 设计计算

设计计算的步骤是：

（1）绘制蒸发受热面及循环系统简图；

（2）确定蒸发受热面的平均热负荷和最大热负荷（按热力计算及第三章规定）；

（3）选取锅炉的循环倍率；

（4）选取循环泵的吸水管和压水管，配水管以及上升管的重量流速；

（5）确定原始数据表（按6.6条）；

(6)按各回路的吸热量分配和水阻力不均匀情况分配进入各循环回路的流量(按6.14条)

（7）进行循环泵的吸水管，压水管和配水管的压降计算，吸水管高度按锅筒(分离器）水位到循环泵入口的高度计算；

（8）求出各回路的蒸发量及出口平均含汽率并作汽水分离器和引出管的压降计算；

（9）根据锅炉的总循环流量初步选取循环泵，并按循环泵的特性曲线求出循环泵的工作压头；

（10）求出各循环回路上下集箱之间的压差；

（11）如在各上升管入口装节流圈，则按各管所分配的流量作压差计算，再按此压差与上项压差的差值选取节流孔圈。

上升管的压差计算可以由下集箱向上计算，也可以由锅筒或上集箱向下计算；

（12）如在循环回路的配水管上装设节流圈，则对每根上升管要先假设几个流量，通过压差计算绘制水动力特性曲线，然后将各管的特性曲线按同一压差下流量相加的方法得出上升管组的总特性曲线，再按该回路所分配的流量查出其工作压差，最后，按此压差与（10）算出压差之间差值来选取配水管节流圈；

（13）校验循环可靠性，如有问题，可重选循环泵或调整节流圈。

计算时循环回路中各参数应按各计算段开始点的介质压力选取，在手工计算时也可按锅筒（分离器）中的压力选取。

6.13 校验计算

校验计算的步骤：

（1）列出原始数据表（按6.6条）；

（2）假设三个总循环流量（或循环倍率），求出下降系统（包括循环泵、吸水管及压水管）相应的三个压差及循环水焓，绘制下降管的水动力特性曲线（图6—3）；

（3）对应於每一个总循环流量（在相应的下降系统压差和循环水焓下，对每一个回路的上升管假设三个循环流量，求出上升管的总压差，然后按各回路的压差相同流量相加的原则，得出对应於每一个总循环流量的水动力特性曲线（图6—4）；

（4）按假设的三个总循环流量值，在所对应的上升管的总特性曲线上，得出相应的上升管压差值，并绘制上升管的压差值与总循环流量的关系曲线在图6—3上（如图中曲线ΔP_s），

（5）将（2）和（4）所得的曲线相交即得循环工作点（图6—3）；

（6）由工作点所得的总循环流量或下降系统压差（等於上升管的压差）值。从（2）到（4）曲线中反查出锅炉的循环倍率和各回路的流量等；

（7）校验循环可靠性。

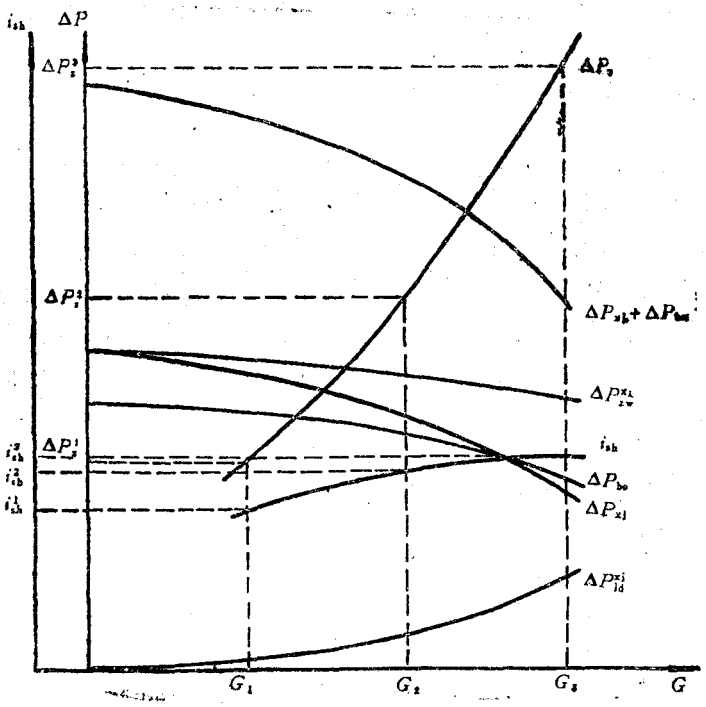


图6—3

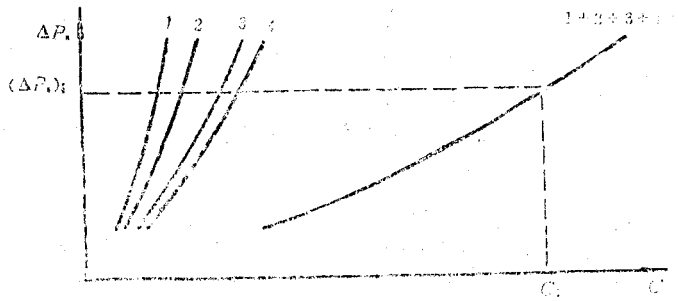


图6—4

6．14 回路流量分配的计算

按照循环回路的吸热量和蒸发管的平均出口重量含汽率，各回路所分配的流量按下式计算：

$$G_{hl}=\frac{Q_{hl}}{Xr+\Delta i} \qquad (6—14)$$

式中：G_{hl}——回路流量，kgf/s；

Q_{hl}——回路总吸热量，kcal/s；

r——锅筒（分离器）压力下的汽化潜热，kcal/kgf；

X——回路出口汽水混合物的平均重量含汽率，它等於回路的循环倍率的倒数；

Δi——按锅筒压力计算的进入回路的循环水欠焓，按式（6—11）计算，kcal/kgf；

如果只在每一回路的配水管上加装节流圈，则在作流量分配时应按吸热和水阻力不均匀情况相应地调整回路的流量（或循环倍率）。

6.15 节流圈的计算

已知流量分配所需的节流圈阻力系数ξ_{jl}，按2.88条求得节流圈孔径。各蒸发管入口或回路配水管上装设的节流圈孔径类别应尽量减少，其最小孔径应大於6mm。

在压差平衡条件下对上升管进行流量分配计算时，对每一类管子先假设三种流量，求出每一流量下的压差，绘制水动力特性曲线，然后根据上下集箱间的压差值和每类管子要求的流量选取ξ_{jl}。也可以预先选取ξ_{jl}值，按压差平衡作出整个回路的水动力特性曲线，然后再按循环回路总流量和上下集箱间压差平衡条件来修正个别管ξ_{jl}值，或在配水管上加装节流圈，或重选循环泵。

6.16 蒸发管出入口集箱压力的计算

蒸发管的入口集箱压力按下式计算：

$$P_r = P_{gt} + \Delta P_{xs} + \Delta P_b - \Delta P_{ys} - \Delta P_{ps} \quad (6—15)$$

式中：P_r——蒸发管入口集箱压力，kgf/cm²；

P_{gt}——锅筒压力，kgf/cm²；

ΔP_{xs}，ΔP_b——吸水管及循环泵中的压力增值，kgf/cm²；

ΔP_{ys}，ΔP_{ps}——压水管和配水管中的压降，如为压力增值，则此项为负值，kgf/cm²；

蒸发管出口集箱压力按下式计算：

$$P_c = P_{gt} - \Delta P_{fl} - \Delta P_{yc} \quad (6—16)$$

式中：P_c——蒸发管出口集箱压力，kgf/cm²；

ΔP_{fl}，ΔP_{yc}——汽水分离器的阻力和汽水引出管压差，kgf/cm²；

6.17 蒸发管产汽量的计算

当入口为欠热水时蒸发管的产汽量按下式计算：

$$D_g = \frac{Q_g - G_g \Delta i}{r} \quad (6—17)$$

式中：D_g——管子产汽量，kgf/s；

Q_g——管子（管段）吸热量，kcal/s；

G_g——管子循环水量，kgf/s；

Δi——入口水欠焓，kcal/kgf；

当入口为汽水混合物时，管段出口产汽量按下式计算：

$$D_c = Dr + \frac{Q_g}{r} \quad (6—18)$$

式中：D_c——管段出口蒸汽量，kgf/s；

D_r——管段入口蒸汽量，kgf/s；

6.18 蒸发管开始沸腾点高度的计算

$$h_{rs}=h_{rq}+\frac{\Delta i+(Pr-P_{gt}-h_{rq}\gamma'-\Delta P_{jl})\ \frac{\Delta i'}{\Delta P}10^{-4}}{\frac{Q_1}{h_1G_g}+\frac{\Delta i'}{\Delta P}\gamma'10^{-4}} \qquad \cdots\cdots (6—19)$$

式中：h_{rs}——开始沸腾点高度，m；

h_{rq}——受热前区段高度，m；

P_r——入口集箱中压力，按式（6—15）计算，kgf/cm^2；

ΔP_{jl}——节流圈阻力，kgf/m^2；

Q_1——第一区段吸热量，kcal/s；

h_1——第一区段高度，m；

如果开始沸腾点高度大於h_1则按下式计算：

$$h_{rs}=h_{rq}+h_1+\frac{\Delta i+(P_r-P_{gt}-h_{rq}\gamma'-h_1\gamma'-\Delta P_{jl})\ \frac{\Delta i'}{\Delta P}10^{-4}-\frac{Q_1}{G_g}}{\frac{Q_2}{h_2G_g}+\frac{\Delta i'}{\Delta P}\gamma'10^{-4}} \qquad \cdots\cdots (6—20)$$

式中：h_2，Q_2——第二区段高度（m）及吸热量（kcal/s）；

（五） 复合循环锅炉的水动力计算

6.19 计算范围

复合循环锅炉水动力计算分为额定负荷下的直流工况水动力计算及部分负荷时投入循环泵工况下的水动力计算二部分进行。按直流工况运行的水动力计算方法参照第五章有关规定进行。这里仅给出在投入循环泵工况时的水动力特性及设计计算方法步骤，对於校验计算方法可按同样原理进行。

6.20 并联复合循环的水动力设计计算

并联系统（图6—1（e））的复合循环水动力设计计算步骤如下：

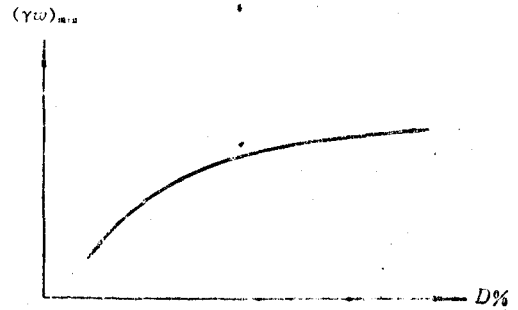


图6—5 最小重量流速与锅炉负荷关系曲线

（1）根据锅炉在各种负荷下的压力和受热面热负荷，按水冷壁良好冷却条件选取重量流速，并绘制不同负荷下的最小重量流速与锅炉负荷关系曲线（图6—5）；

（2）确定由再循环工况转入纯直流工况的负荷（又称“浮动点”负荷），确定该负荷下的平均重量流速及水冷壁管内径；

（3）绘制进入水冷壁管的流量G与锅炉蒸发量（或给水量）D的关系曲线（图6—6），其步骤为：

（a）在G—D坐标上作出通过坐标原点并呈45°的直线1，在“浮动点”以下用虚线表示；

（b）按图6—5型式绘出水冷壁管最小容许流量与锅炉负荷关系曲线（图6—6中曲线1）；

（c）选取低负荷再循环工况下的水冷壁流量G与锅炉负荷D的关系曲线（图6—6中曲线3），曲线3的G必须大於曲线1的G（图6—6）；

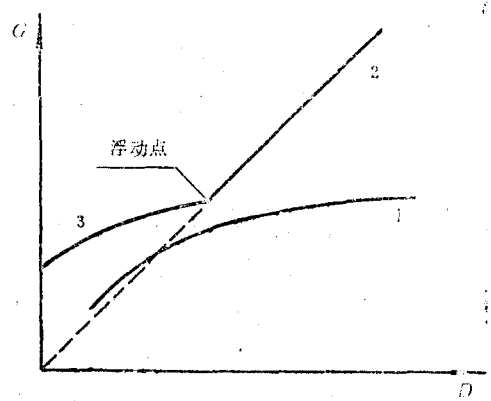


图6—6 水冷壁管流量G与锅炉负荷D（给水量）关系曲线

（4）将图6—6绘在并联系统复合循环水动力全特性曲线的第四象限（图6—7）；

（5）计算水冷壁管屏的流动阻力和重位压差，并绘制它们的特性曲线，然后将此二曲线按压差相加得水冷壁总压降ΔP_{sb}。计算时“浮动点”负荷以上按直流工况计算。在“浮动点”以下水冷壁的流量按图6—6查得之再循环流量G_{zx}和给水流量之和（$G=G_{zx}+D$）来计算，其入口水焓按下式计算：

$$i=\frac{Di^{c}_{sm}-G_{zx}i_{c}}{D+G_{zx}} \qquad \text{（6—21）}$$

式中：i——水冷壁入口水焓，kcal/kgf；

i^{c}_{sm}——省煤器出口水焓kcal/kgf；

i_{c}——经再循环管进入混合器的介质焓，在亚临界压力下即为分离器出口的饱和水焓kcal/kgf；

（6）选取再循环管径，并计算再循环管的重位压差和流动阻力，最后绘制图6—7第二

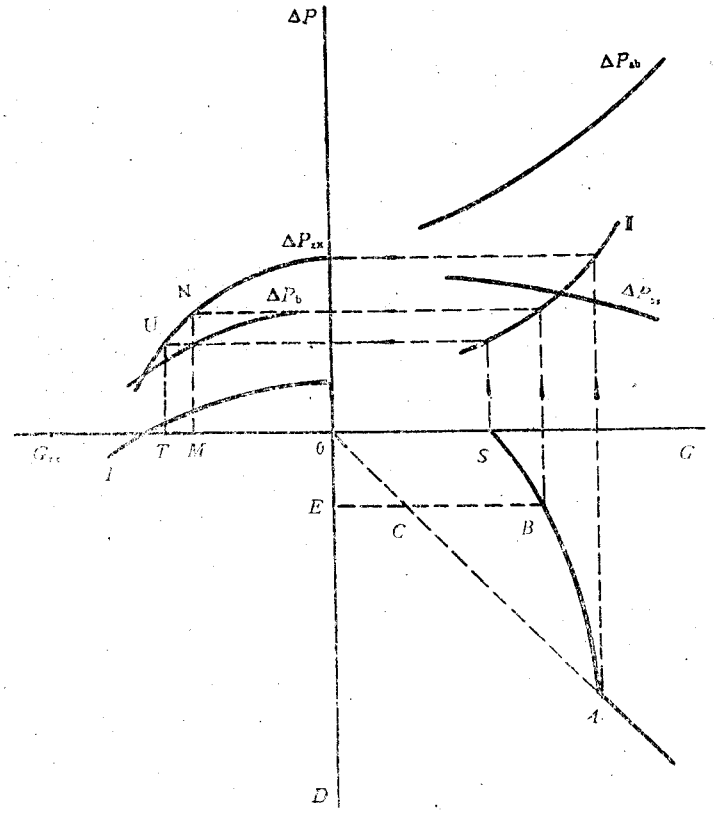


图6—7 并联系统复合循环锅炉水动力特性曲线

象限中的曲线 Ⅰ；

（7）进行由混合器至水冷壁下集箱间配水管的重位压差和流动阻力的计算，并绘制总特性曲线（图6—7第一象限中曲线ΔP_{ps}）；

（8）将曲线ΔP_{sb}与ΔP_{ps}按同流量下压差相减得曲线Ⅱ；

（9）按图6—7中箭头所示绘制再循环管的总压降曲线ΔP_{zx}，在确定N点位置时取$OM=CB$，在确定U点位置时取$OT=OS$；

（10）将图中曲线ΔP_{zx}和曲线Ⅰ按同流量下压差相减得再循环泵特性曲线ΔP_b；

（11）选取再循环泵，并对曲线ΔP_{zx}和图6—6中曲线3进行校验和修正；

（12）进行循环可靠性的校验。

6.21 串联复合循环的水动力设计计算

串联系统（图6—1（c））复合循环的水动力设计计算步骤如下：

（1）和并联系统相似，绘制图6—5所示锅炉负荷与最小重量流速的关系曲线；

（2）确定“浮动点”负荷及其平均重量流速，选取水冷壁管内径；

（3）绘制如图6—6所示的水冷壁流量G与锅炉负荷D的关系曲线；

（4）将图6—6移入串联系统复合循环的水动力全特性曲线（图6—8）的第四象限；

（5）按6.20条（5）绘制水冷壁管总特性曲线ΔP_{sb}；

（6）选取再循环管管径并计算再循环管的重位压降和流动阻力，在图6—8的第二象限中绘出再循环管的压降ΔP_{zx}曲线；

（7）计算并绘制循环泵吸水管（混合器到循环泵）和压水管的重位压差和流动阻力，并绘制总压降曲线Ⅲ（图6—8中第一象限）；

（8）将曲线ΔP_{sb}和曲线Ⅲ按流量相同压差相减得曲线Ⅰ；

（9）绘制加装循环泵后水冷壁上升系统、再循环系统（吸水管、压水管和循环泵）的总压降曲线Ⅱ，其方法如图中箭头所示，在确定N、U点时取$OM=BC$、$OT=OS$；

（10）将曲线Ⅰ与Ⅱ按流量相同压差相减得所需之循环泵特性曲线ΔP_b；

（11）选取循环泵，并对曲线Ⅱ和图6—6中曲线3再作校核和修正；

（12）进行循环可靠性的校验。

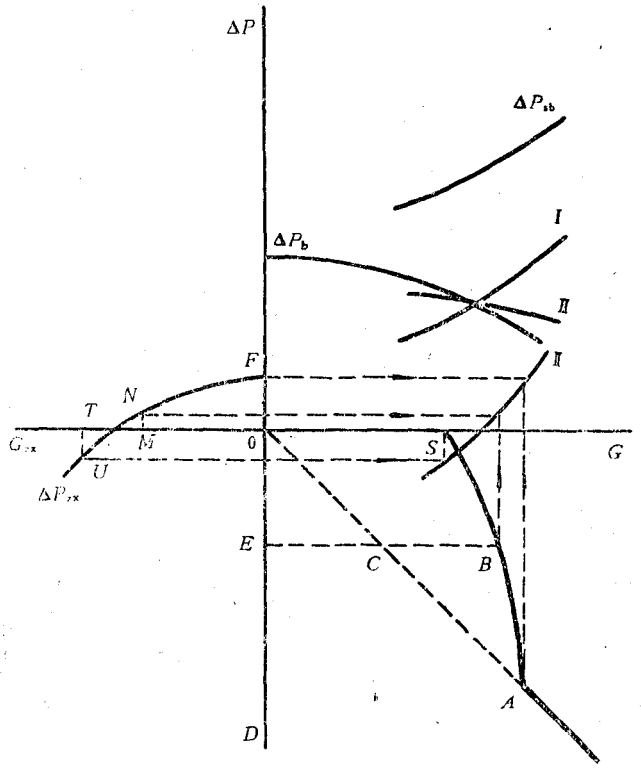


图6—8 串联系统复合循环锅炉水动力特性曲线

（六）辅助循环锅炉工作可靠性的校验

6.22 工作可靠性指标

辅助循环锅炉的工作可靠性指标有：

（1）蒸发管的管壁温度不超过允许值（见6.23）条；

（2）不产生流量脉动，一般按最大热负荷按第五章规定校验所需的最低重量流速；

（3）不出现水动力特性多值性，按第五章规定进行校验；

在下列情况下可不作多值性校验：

（a）垂直上升蒸发管；

（b）水平围绕上升蒸发管；

（c）入口集箱在下部的上升——下降蒸发管；

对於其它情况必须作四个象限的水动力特性曲线，校验蒸发管的重量流速是否超过保证单值性所需的最小流速；

（4）不产生循环的停滞，按第五章（5.11条）判别是否需要校验停滞或倒流，必要时按第四章规定进行校验；

（5）循环泵不产生汽化（见6.24条）

6.23 蒸发管的管壁温度校验

蒸发管的壁温按第三章规定进行校验。如蒸发管的出口重量含汽率小於按3.18条所算得之传热恶化的界限重量含汽率，则可不作壁温校验。

强制循环和低循环倍率锅炉的壁温校验，一般在额定负荷下进行。如低负荷下有一台泵停用时则应作低负荷下的壁温校验。复合循环锅炉应按额定负荷下直流工况及“浮动点”负荷下工况分别进行壁温校验。

在校验低负荷下的壁温时，不同负荷下的受热面最大热负荷可按下式计算：

$$q_x = q_{max}\left(\frac{D_x}{D}\right)^{0.5} \qquad (6—22)$$

式中：q_x——低负荷下受热面的最大热负荷，kcal/m²·h；

q_{max}——额定负荷下受热面的最大热负荷，kcal/m··h；

D_x——锅炉的部分负荷值，tf/h；

D——锅炉的额定负荷值，tf/h；

6.24 循环泵不汽化的校验

循环泵不汽化的条件为：

（1）按第四章规定进行下降管带汽的校验，如下降管带汽时，进入循环泵水的欠焓将减少，其减少数值可按4.33条计算；

（2）按循环泵不汽化条件决定的允许降压速度应大於实际运行值，容许降压速度可按下式计算：

$$\frac{\partial P}{\partial \tau} = \frac{\Delta i + \left(h_{xs} - \dfrac{\Delta P_{xs} + \Delta P_{br}}{\gamma'} - \dfrac{w_r^2}{2g\gamma'}\right)\gamma' \dfrac{\partial i'}{\partial P} 10^{-4}}{\dfrac{l_{xs}}{w}\dfrac{\partial i'}{\partial P} + \dfrac{G_{js}}{\gamma' w f_{xs}} C_{js} \dfrac{\partial t}{\partial P}} \qquad (6—23)$$

如已知循环泵的必须净正吸水头（$NPSH$）$_{bx}$值，则可按下式计算：

$$\frac{\partial P}{\partial \tau}=\frac{\Delta i+\left[h_{xs}-(NPSH)_{bx}-\frac{\Delta P_{xs}}{\gamma'}-\frac{w_r^2}{2g\gamma'}\right]\gamma'\frac{\partial i'}{\partial P}10^{-4}}{\frac{l_{xs}}{w}\cdot\frac{\partial i'}{\partial P}+\frac{G_{js}}{\gamma' w f_{xs}}C_{js}\frac{\partial t}{\partial P}} \quad \cdots\cdots (6-24)$$

式中：$\frac{\partial P}{\partial \tau}$——容许降压速度，kgf/cm²·s；

Δi——进入吸水管的循环水欠焓，kcal/kgf（计及下降管带汽时减少的欠焓值）；

h_{xs}——吸水管高度，m；

l_{xs}——吸水管长度，m；

f_{xs}——吸水管的流通截面积，m²；

ΔP_{xs}——吸水管的流动阻力，kgf/m²

ΔP_{br}——进入循环泵叶轮的入口阻力损失，kgf/m²；

w——吸水管中水速，m/s；

G_{js}——吸水管的金属重，对於厚壁大口径吸水管取其金属重的一半，kgf；

C_{js}——吸水管的金属比热，kcal/kgf·℃；

$\frac{\partial i'}{\partial P}$——当压力增加时，饱和水焓的变化率，kcal·cm²/kgf²；

$\frac{\partial t}{\partial P}$——当压力改变时，管子金属温度的变化率，取等於压力降低时饱和水温度的变化值，℃·cm²/kgf；

如吸水管直径按6.10条选取，则可不必进行允许降压速度的校验。

七、单相流体部件的水动力计算

（一）概　　述

7.1　单相流体部件的水动力特点

锅炉的过热器、再热器、省煤器（非沸腾式）等受热面，喷水减温器以及其间的连接管路都是单相流体部件。在这些部件中，介质都是作一次性强制流动的。管组压降中，阻力损失（摩擦阻力及局部阻力）是主要的，重位压降较小。在过热器受热面中，集箱中的静压分布对流量分配的均匀性影响很大，往往会造成较大的热偏差。

7.2　单相流体部件水动力计算的任务

（1）确定合理的结构布置型式和设计数据；

（2）校验过热器的管壁温度；为此，必须计算管组的流量不均匀性和吸热不均匀性，以确定热偏差大小和减小热偏差的措施。

（3）计算过热器及喷水减温器等部件的整体阻力，确定再热器阻力和减小水阻力的措施。

（二）流量分布不均匀性

7.3　流量不均匀性的含义

在并联管组中，由于沿集箱内长度的静压变化，以及各根管子的局部阻力系数、长度、内径或高度可能存在的差异，会使某些管子的流量偏离管组的平均流量，即使管组吸热均匀，流量较小的管子也会具有较大的介质焓增，从而引起较大的热偏差。若管组吸热不均匀，则在受热较强的管子中，因介质比容较大而使摩阻及重位压差都与平均管不同。当摩阻起主要作用时，比容较大的管内介质流量就会减小。这种由于吸热不同而引起的流量偏差叫做热效流动偏差。在低于临界压力的情况下，单相流体并联管组的热效流动偏差不大，一般可略去不计。

本节所述的流量分布不均匀性的计算方法，均指稳定的单值性流动而言。

7.4　沿集箱长度上的静压分布

沿集箱长度上某点的静压（图7—1和图7—2）为：

$$P_{fx}=P_f+a_x \qquad (7—1)$$

$$P_{hx}=P_h+b_x \qquad (7—2)$$

式中：P_{fx}，P_{hx}——沿分配集箱，汇流集箱长度上某点的静压，kgf/m²；

P_f，P_h——分配集箱入口，汇流集箱出口处的静压，kgf/m²；

a_x，b_x——沿分配集箱，汇流集箱长度上某点的静压增量，kgf/m²；

分别按式（7—3）到（7—6）计算。

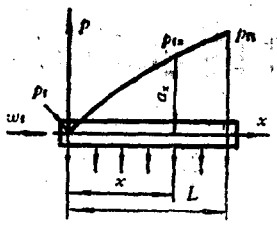


图 7—1

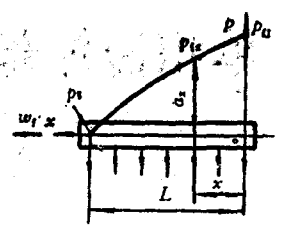


图 7—2

在座标原点（X=0）引入和引出时(图7—1)沿分配集箱和汇流集箱长度上某点的静压增量分别为：

$$a_x = H_f\{0.76[1-(1-X)^2]-\tfrac{1}{3}\alpha_f[1-(1-X)^3]\} \quad (7-3)$$

$$b_x = \varepsilon H_f\{2[1-(1-X)^2]+\tfrac{1}{3}\sigma\alpha_f[1-(1-X)^3]\} \quad (7-4)$$

在座标终点（X=1）引入和引出时(图7—2)沿分配集箱和汇流集箱长度上某点的静压增量分别为：

$$a_x = H_f[0.76(1-X^2)-\tfrac{1}{3}\alpha_f(1-X^3)] \quad (7-5)$$

$$b_x = \Sigma H_f[2(1-X^2)+\tfrac{1}{3}\sigma\alpha_f(1-X^3)] \quad (7-6)$$

$$X = \frac{x}{L} \quad (7-7)$$

$$\varepsilon = \frac{H_h}{H_f} = \frac{V_h}{V_f}\cdot\frac{1}{C_d^4}\cdot\left(\frac{G_h}{G_f}\right)^2 \quad (7-8)$$

$$C_d = \frac{d_h}{d_f} \quad (7-9)$$

$$\sigma = \frac{\alpha_h}{\alpha_f} = \frac{\lambda_{oh}L_h}{\lambda_{of}L_f} \quad (7-10)$$

当$L_f = L_h$，$C_d = 0.8\sim1.4$，$d_f = 0.15\sim0.4$m 时

$$\sigma = \frac{1}{C_d}\left(\frac{4.2}{4.2+lgC_d}\right)^2 \quad (7-11)$$

也可按线算图7—2查取。

式中：X——计算点到座标原点的相对长度；

x——计算点到座标原点的实际长度，m；

L——集箱的计算长度（并联管间的总长度），m；

ε——集箱动压比；当$G_h = G_f$时可按线算图（7—1）查取。

C_d——集箱直径比；

σ——集箱摩阻系数比；

H_f，H_h——分配集箱入口，汇流集箱出口处的动压头，kgf/m^2；

v_f，v_h——分配集箱，汇流集箱中介质比容，m^3/kgf；

d_f，d_h——分配集箱，汇流集箱内径，m；

G_f，G_h——分配集箱入口，汇流集箱出口流量，kgf/s；

α_f，α_h——分配集箱，汇流集箱摩阻系数；

λ_{of}，λ_{oh}——分配集箱，汇流集箱每米摩阻系数，1/m；

L_f，L_h——分配集箱，汇流集箱计算长度，m；

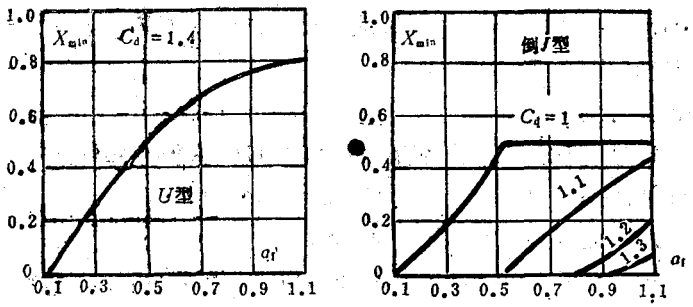
7.5 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的平均、最大和最小流量管位置

对于锅炉中常用的对流过热器和再热器管组结构和布置型式，平均流量管位置$\bar{X}$，最大流量管位置X_{max}和最小流量管位置X_{min}列于表7—1中。

表7—1　　平均、最大和最小流量管的位置

	$\bar{X}$	X_{max}			X_{min}		
U	0.41	$C_d<1.4$时	$C_d=1.4$时		$C_d<1.4$时	$C_d=1.4$时	
			$\alpha_f>0.3$时	$\alpha_f\leqslant 0.3$时			
		0		1	1	按左下图	
Z	0.53	1			0		
L	0.43	1			0		
倒L	0.58	1			0		
J	0.46	0			1		
倒J	0.63	1			$C_d<1$时	$C_d=1\sim1.3$	$C_d>1.3$时
					0.5	按右下图	0

接上表



7.6 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的最小流量不均匀系数计算公式

对于并联各排管子的阻力系数相同，重位压差远小于摩擦阻力且各管内介质比容又相差不大的管组（如对流过热器），最小流量不均匀系数的计算公式列于表7—2中。表中公式中的系数e和σ按7.4条计算，系数A_X按下式计算：

$$A_x=\frac{J_f}{Z_x}\left(\frac{F_g}{f_f}\right)^2 \qquad (7-12)$$

$$J_f=\frac{2}{1+\frac{v_h}{v_f}} \qquad (7-13)$$

$$Z_x=\left(\frac{\lambda}{d}l+\Sigma\xi\right)_x \qquad (7-14)$$

式中：J_f——管组比容系数；

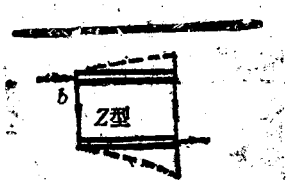
Z_x——管子的总阻力系数；

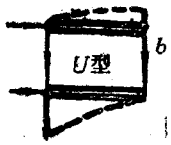
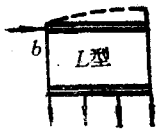
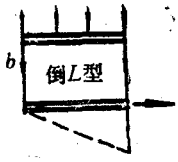
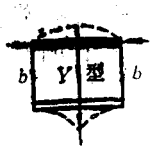
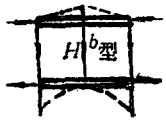
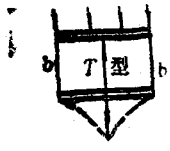
F_g——并联管子的总流通截面积，m^2；

f_f——分配集箱的流通截面积，m^2；

当并联各排管为变管径结构时，F_g和Z_x的计算必须对应于同一管径进行。

表7—2各管流量系数相同的管组最小流量不均匀系数计算公式

布置形式	$\eta_{l\,min}$
	$\sqrt{1-A_X[\varepsilon(0.562+0.05\sigma\alpha_f)+(0.592-0.299\alpha_f)]}$

	$\sqrt{1-A_x[e(0.696+0.068\sigma\alpha_f)-(0.265-0.068\alpha_f)]}$
	$\sqrt{1-A_x(0.513-0.272\alpha_f)}$
	$\sqrt{1-A_x e(0.673+0.065\sigma\alpha_f)}$
	$\sqrt{1-0.25A_x[e(0.562+0.025\sigma\alpha_f)+(0.592-0.15\alpha_f)]}$
	同倒Y型一样计算，仅最小流量管的位置不同
	$\sqrt{1-0.25A_x[e(0.696+0.034\sigma\alpha_f)-(0.256-0.034\alpha_f)]}$
	$\sqrt{1-0.25A_x e(0.673+0.033\sigma\alpha_f)}$

		$\sqrt{1-0.25A_X(0.513-0.136\alpha_f)}$
		$\sqrt{1-A_X[\varepsilon(0.583+0.052\sigma\alpha_f)+(0.189-0.042\alpha_f)]}$
	$X_{min}=0$ 时	$\sqrt{1+A_X[\varepsilon(0.466+0.041\sigma\alpha_f)-(0.656-0.317\alpha_f)]}$
	$X_{min}=0.5$时	$\sqrt{1-A_X[\varepsilon(0.034+0.001\sigma\alpha_f)+(0.086-0.025\alpha_f)]}$

注：图例中b表示最小流量管位置。

7.7 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的某排管子流量不均匀系数计算公式

典型布置型式的管组的计算公式见表7—3所示。公式的适用条件与7.6条相同。

7.8 管组中并联各排管子的阻力系数相同时的最小和最大流量不均匀系数求法。

为了对不同的管组结构和介质参数能迅速求出最小和最大的流量不均匀系数η_{lmin}和η_{lmax}，对于各排管子的阻力系数和介质比容相差不大，重位压差又可略去不计的管组，列出了几种典型布置管组的线算图。

对U型布置见线算图7—3。

对Z型布置见线算图7—4。

对L型布置见线算图7—5。

对倒L型布置见线算图7—6。

对J型布置见线算图7—7。

对倒J型布置见线算图7—8。

7.9 管组流量分布的计算

设并联管组由几排管子组成，则有由n个方程组成的方程组：

表 7 — 3　　各排管子阻力系数相同的管组中某排管子流量不均匀系数计算公式

型式		η_{1x}
M		$\sqrt{1+A_x\{(2\varepsilon-0.76)[(1-X)^2-0.348]+\frac{1}{3}\alpha_f(\varepsilon\sigma-1)[(1-X)^3-0.205]\}}$
Z		$\sqrt{1+A_x\{\varepsilon[2(X^2-0.281)+\frac{1}{3}\sigma\alpha_f(X^3-0.149)]-0.76[(1-X)^2-0.221]+\frac{1}{3}\alpha_f[(1-X)^3-0.104]\}}$
L		$\sqrt{1-A_x\{0.76[(1-X)^2-0.325]-\frac{1}{3}\alpha_f[(1-X)^3-0.185]\}}$
倒L		$\sqrt{1+A_x\varepsilon[2(X^2-0.336)+\frac{1}{3}\sigma\alpha_f(X^3-0.195)]}$
J	X≤0.5时	$\sqrt{1+A_x\left\{2\varepsilon[(1-X)^2-0.292]+\frac{1}{3}\varepsilon\sigma\alpha_f[(1-X)^3-0.15]-0.19[(1-2X)^2-0.006]+\frac{1}{24}\alpha_f(1-2X)^3\right\}}$
	X>0.5时	$\sqrt{1+A_x\left\{2\varepsilon[(1-X)^2-0.292]+\frac{1}{3}\varepsilon\sigma\alpha_f[(1-X)^3-0.15]-0.19[(2X-1)^2-0.006]+\frac{1}{24}\alpha_f(2X-1)^3\right\}}$
倒J	X≤0.5时	$\sqrt{1+A_x\left\{\frac{\varepsilon}{2}[(1-2X)^2-0.068]+\frac{1}{24}\varepsilon\sigma\alpha_f[(1-2X)^3-0.018]-0.76[(1-X)^2-0.137]+\frac{1}{3}\alpha_f[(1-X)^3-0.051]\right\}}$
	X>0.5时	$\sqrt{1+A_x\left\{\frac{\varepsilon}{2}[(2X-1)^2-0.068]+\frac{1}{24}\varepsilon\sigma\alpha_f[(2X-1)^3-0.018]-0.76[(1-X)^2-0.137]+\frac{1}{3}\alpha_f[(1-X)^3-0.051]\right\}}$

$$\left.\begin{aligned}
&\eta_{1:1}=\sqrt{\frac{k_0}{k_1}\eta_{10}^2-B_1}\\
&\eta_{1:2}=\sqrt{\frac{k_0}{k_2}\eta_{10}^2-B_2}\\
&\cdots\cdots\cdots\\
&\eta_{1\ n-1}=\sqrt{\frac{k_0}{k_{n-1}}\eta_{10}^2-B_{(n-1)}}\\
&\frac{1}{n}\sum_{0}^{n-1}\eta_{1x}=1
\end{aligned}\right\}\quad\cdots\cdots(7-15)$$

式中：$\eta_{1:0}$，$\eta_{1:1}$，$\eta_{1:2}$，……$\eta_{1\ n-1}$——分别为第1，2，3，……n排管子的流量不均匀系数；

B_1，B_1……B_{n-1}——分别为第2，3，……n排管子的系数；按式（7—16）计算。

k_0，k_1，k_2，……k_{n-1}——分别为第1，2，3，……n排管子的流量系数，$s^2/kgf.m^2$；按式（7—17）或式（7—18）计算。

解式（7—15）便可求出管组某排管子的流量不均匀系数η_{1X}，从而求得某排管子的流量G_x，

系数B_X按下式计算：

$$B_x=A_x\left[\frac{(b_X-a_X)-(b_0-a_0)}{H_1}\right]\quad\cdots\cdots(7-16)$$

当同排各管子的阻力系数和流通截面基本相同时，某排管子的流量系数按下式计算：

$$k_x=Z_x\frac{\upsilon_x}{2gf_x^2}\quad\cdots\cdots(7-17)$$

式中：f_x——计算管排的总流通截面，m^2；

υ_x——计算管排内介质平均比容，m^3/kgf；一般可取整个管组的介质算术平均比容。

Z_x——管排中任意管子的总阻力系数；

当管排中有m根管子，而且各根管子的阻力系数或流通截面有显著差异时，则计算管排的流量系数按下式计算：

$$k_x=\frac{1}{\left(\frac{1}{\sqrt{k_{x1}}}+\frac{1}{\sqrt{k_{x2}}}+\cdots\cdots+\frac{1}{\sqrt{k_{xm}}}\right)^2}\quad\cdots\cdots(7-18)$$

式中：K_{x1}，K_{x2}，……K_{xm}——分别为计算管排中第1，2，……m根管子的流量系数，$s^2/kgf.m^2$；按式（7—18）计算。此时，式（7—18）中的f_x和Z_x分别为计算管子的流通截面和总阻力系数。

利用电子计算机求解方程组（7—15）的方法见第八章所示。

手算时可利用图解逐步接近法：先假设2～3个第一排管子的流量不均匀系数η_{1o1}、η_{1o2}和η_{1o3}，以此分别代入式（7—15）算出三个对应的$\frac{1}{n}\sum_{0}^{n-1}\eta_{1x}$值。然后利用图解法（图7—3）求出符合已知的管组总流量（即$\frac{1}{n}\sum_{0}^{n-1}\eta_{1x}=1$）的第一排管子的流量不均匀系数$\eta_{1o}$。最后以算得的$\eta_{1o}$代入式（7—15）求出各排管子的流量不均匀系数。

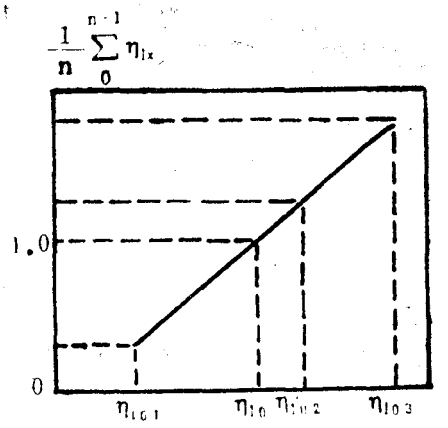


图7—3

在各管排均由m根管子组成的管组中，当管排中各管的阻力系数或流通截面有显著差异时，各管的流量不均匀系数按下式进行计算：

$$\eta_{1xy}=m\sqrt{\frac{k_x}{k_{xy}}}\cdot\eta_{1x} \qquad (7—19)$$

7.10 各管排流量系数相同的并联管组流量分布计算

一般结构的对流过热器和再热器，以及用总集箱联接各片屏所形成的管组都属于这一类。这时式（7—15）中的$k_0=k_x$。

为了计算方便，对各种布置型式都把座标原点置于分配集箱的进口端；对倒L型则把原点置于汇流集箱的死端，于是$a_0=0$；b_0则随布置型式而异：对U、L和倒J型，$b_0=0$；对Z型和倒L型，

$$b_0=\varepsilon H_f\left(2+\frac{1}{3}\sigma\alpha_f\right) \qquad (7—20)$$

式中各项符号与式（7—3）～(7—11)相同。

通常，并不需要对每排管子进行计算，取11排当量管已足够精确，即取$X=0$，0.1，0.2，……1.0，由此得以下由11个方程组成的方程组：

$$\left.\begin{aligned}
&\eta_{11} = \sqrt{\eta_{10}^2 - B_1}\\
&\eta_{12} = \sqrt{\eta_{10}^2 - B_2}\\
&\cdots\cdots\\
&\eta_{110} = \sqrt{\eta_{10}^2 - B_{10}}\\
&\eta_{10} + \eta_{11} + \cdots\cdots + \eta_{110} = 11
\end{aligned}\right\} \quad \cdots\cdots (7—21)$$

利用图解逐步接近法，便可从上列方程组中求出各当量管的流量不均匀系数和流量。

7.11 各管流量系数有显著差异的并联管组流量分布计算

屏式过热器就是这种管组的一个典型例子。在这种情况下，$k_X \neq$常数。用当量管法时由于当量管阻力系数难于确定，故需对全部管子进行计算。计算时可按下式把管排序号 i 换算成：

$$X = \frac{x}{L} = \frac{(i-1)s}{L} = \frac{i-1}{n-1} \quad \cdots\cdots (7—22)$$

式中：n——管组中管子排数；

s——管排节距，m；

然后按式（7—15）利用图解逐步接近法求出各排管子的流量不均匀系数和流量。

.12 按所需的流量分布对节流件的计算

为了得到所需要的流量分布，可以采用在并联各管入口加装节流件的办法。

在这种情况下，并联各管的流量不均匀系数是已知的，即已知：η_{10}、η_{11}……$\eta_{1\,n-1}$。

设节流件的流量系数为：

$$k_{jx} = \xi_{jx}\frac{v_x}{2gf_x^2} \quad \cdots\cdots (7—23)$$

式中：k_{jx}——节流件流量系数，$s^2/kgf \cdot m^2$；

ξ_{jx}——节流件阻力系数；按(7—24)式计算。

各排管子所需节流件的流量系数按下列方程组计算：

$$\left.\begin{aligned}
k_{j0} &= (k_X + k_{jX})\left(\frac{\eta_{1x}}{\eta_{10}}\right)^2 + \frac{(b_X - a_X) - (b_0 - a_0)}{\overline{G}^2\eta_{10}^2} - k_0\\
k_{j1} &= (k_x + k_{jx})\left(\frac{\eta_{1x}}{\eta_{11}}\right)^2 + \frac{(b_x - a_x) - (b_1 - a_1)}{\overline{G}^2\eta_{11}^2} - k_1\\
&\cdots\cdots\\
k_{j\,n-1} &= (k_x + k_{jx})\left(\frac{\eta_{1x}}{\eta_{1(n-1)}}\right)^2 + \frac{(b_x - a_x) - (b_{n-1} - a_{n-1})}{\overline{G}^2\eta_{1\,n-1}^2}
\end{aligned}\right\} \quad \cdots\cdots (7—24)$$

计算时要假定某排管子（第x+1排）的节流件流量系数k_{jx}，一般取具有最小流量的那排管子为第x+1排，並取该排管子的$k_x=0$（即该排管子不装节流件）。各排管子的流量按设计要求提出。

按式（7—24）算出各排管子的流量系数后，便可按式（7—23）求得节流件阻力系数。若节流件为节流圈，则按2.28条求得节流圈的孔径。

若要求流量均匀分布，即$\eta_{l0}=\eta_{l1}=\cdots\cdots=\eta_{l(n-1)}=1$则按下列计算各排管子所需的节流件流量系数：

$$\left.\begin{aligned}
k_{j0}&=(k_x-k_0)+\frac{(b_x-a_x)-(b_0-a_0)}{\overline{G}^2}\\
k_{j1}&=(k_x-k_1)+\frac{b_x-a_x)-(b_1-a_1)}{\overline{G}^2}\\
&\cdots\cdots\cdots\cdots\\
k_{j(n-1)}&=(k_x-k_{n-1})+\frac{(b_x-a_x)-(b_{n-1}-a_{n-1})}{\overline{G}^2}
\end{aligned}\right\}\quad\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots(7-25)$$

7.13 计入重位压差时流量分布的计算

当管内介质重度γ较大，且管组中管子长度与管子高度之比值并不很大时（如省煤器用作吊管时），便必须计入重位压差对流量分布的影响。这时，由n个方程组成的方程组为：

$$\left.\begin{aligned}
\eta_{l1}&=\sqrt{\frac{k_0}{k_1}\eta_{l0}^2-B_1\pm\frac{(\gamma_0-\gamma_1)h}{k_1\overline{G}^2}}\\
\eta_{l2}&=\sqrt{\frac{k_0}{k_2}\eta_{l0}^2-B_2\pm\frac{(\gamma_0-\gamma_2)h}{k_2\overline{G}^2}}\\
&\cdots\cdots\cdots\cdots\\
\eta_{l(n-1)}&=\sqrt{\frac{k_0}{k_{n-1}}\eta_{l0}^2-B_{n-1}\pm\frac{(\gamma_0-\gamma_{n-1})h}{k_{n-1}\overline{G}^2}}\\
\frac{1}{n}&\sum_{0}^{n-1}\eta_{lx}=1
\end{aligned}\right\}\quad\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots(7-26)$$

式中：h——管组高度，m；

对上升流动取正号，对下降流动取负号。

其余符号与式（7—15）相同。

解上式则求出管组中各排管子的流量不均匀系数。

（三）对流烟道的热负荷不均匀性

7.14 沿对流烟道宽度热负荷不均匀系数的分布函数

假定烟道最大热负荷不均匀系数$\eta_{rym\,ax}=\beta$位于烟道中部$X=0.5$处，最小热负荷不均匀系数$\eta_{rym\,in}=\alpha$位于烟道二侧$X=0$及$X=1$处，则烟道中热负荷不均匀系数的分布函数示于下式：

$$\eta_{ryx}=\beta+A\left|X-0.5\right|^{1.5}+B\left|X-0.5\right|^{2.5} \qquad \cdots\cdots(7—27)$$

式中：$A=\frac{5}{2}\sqrt{2}(7-5\beta-2\alpha)$ ……（7—28）

$$B=7\sqrt{2}(3\beta+2\alpha-5) \qquad \cdots\cdots(7—29)$$

分布曲线必有一个极大值而且只有一个极值的条件是：

$$5-2\alpha\leqq 3\beta\leqq 7-4\alpha \qquad \cdots\cdots(7—30)$$

α和β值可直接取自试验数据或表7—4的数据。

表7—4 沿对流烟道宽度的最大和最小热负荷不均匀系数

烟道类型	β	α
沿水平烟道宽度	1.25	0.7
沿上升烟道宽度	1.30	0.6
沿下降烟道宽度	1.20	0.8

7.15 管组中各排管子热负荷不均匀系数的计算

各排管子按等节距布置时，热负荷不均匀系数按下式计算：

$$\eta_{rx}=nC_r\int_{x}^{x+\frac{1}{n}}\eta_{ryx}dX \qquad \cdots\cdots(7—31)$$

$$X=\frac{i-1}{n} \qquad \cdots\cdots(7—32)$$

式中：n——按计算管组管排节距计的全烟道总管排数；

X——计算管排对应于全烟道的相对座标；

i——按n排管子计算的烟道座标方向上的计算管排序号；

C_r——修正系数；

当管组按全烟道宽度布置时，$C_r=1$

当管组按部分烟道宽度布置时，按下式计算或按表7—5查取：

$$C_r = \frac{X_2 - X_1}{\int_{x_1}^{x_2} \eta_{ryx} dX} \quad \cdots\cdots (7—33)$$

式中：X_1，X_2——计算管组所占烟道的首、末相对座标；

η_{ryx}——烟道中热负荷不均匀系数的分布函数；见式（7—27）。

7.16 由11排管子组成的管组中各排管子的热负荷不均匀系数

手算管组的热负荷不均匀系数分布时，为了与流量分布的当量管计算方法相对应，在表7—5中列出了管组中11排当量管的热负荷不均匀系数η_{rx}和修正系数C_r。

（四） 热偏差的计算

7.17 热偏差计算的基本公式

一般情况下，流量最小的管子并不一定处于烟道上热负荷最强区，这时某管排的热偏差系数按下式计算：

$$\rho_x = C_j \frac{\eta_{rx}\eta_{jx}}{\eta_{ix}} \quad \cdots\cdots (7—34)$$

$$C_j = \frac{n}{\sum_{0}^{n-1} \eta_{jx}\eta_{rx}} \quad \cdots\cdots (7—35)$$

$$\eta_{jx} = \frac{H_x}{\overline{H}} \quad \cdots\cdots (7—36)$$

式中：η_{rx}——计算管排的热负荷不均匀系数按7.14～7.16条计算。

η_{ix}——计算管排的结构不均匀系数；

H_x——计算管排的受热面积，m^2；

$\overline{H}$——管组中各管排的平均受热面积，m^2，按算术平均计算；

η_{jx}——计算管排的流量不均匀系数；按7.9～7.12条计算。

C_j——管组中各排管子受热面积不相等时对η_{rx}的修正系数；当$\eta_{jx}=1$时，$C_j=1$。

7.18 不计算流量分布时的热偏差计算

如管组中各排管子的流量系数相同，可取结构不均匀系数$\eta_i=1$。当不对这种管组进行流量分配计算时，可按7.16条中表7—2的公式算出或按7.8条中相应的线算图直接查出η_{1min}值，然后按下式计算热偏差：

$$\rho_r = \frac{\eta_r}{\eta_{1min}} \quad \cdots\cdots (7—37)$$

式中：η_r——热负荷不均匀系数，按7.15条计算，

最小流量管位置X_{min}按7.5条求取。如果流量最小的管子不在热负荷最高处，求得的ρ

表7—5　　热负荷不均匀系数η_{rx}和修正系数C_r

	α	β	X / $X_1 \sim X_2$	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	C_r
沿水平烟道宽度	0.7	1.25	0～1	0.753	0.865	0.980	1.092	1.198	1.241	1.198	1.092	0.980	0.865	0.753	1.000
			0～1/2	0.726	0.780	0.836	0.893	0.951	1.009	1.065	1.119	1.168	1.210	1.241	1.000
			0～1/3	0.794	0.833	0.873	0.914	0.956	0.999	1.042	1.085	1.127	1.169	1.209	1.106
			0～1/4	0.837	0.868	0.900	0.932	0.965	0.998	1.032	1.066	1.100	1.134	1.168	1.174
			1/3～2/3	0.946	0.973	0.999	1.021	1.038	1.047	1.038	1.021	0.999	0.937	0.946	0.839
			1/4～1/2	0.891	0.916	0.940	0.963	0.986	1.007	1.027	1.046	1.062	1.076	1.086	0.871
沿上升烟道宽度	0.6	1.3	0～1	0.679	0.836	0.985	1.121	1.233	1.291	1.233	1.121	0.985	0.836	0.679	1.000
			0～1/2	0.640	0.719	0.797	0.874	0.949	1.201	1.090	1.153	1.209	1.257	1.291	1.000
			0～1/3	0.710	0.770	0.830	0.889	0.948	1.006	1.062	1.118	1.171	1.223	1.272	1.134
			0～1/4	0.761	0.809	0.858	0.907	0.955	1.002	1.050	1.096	1.142	1.188	1.232	1.227
			1/3～2/3	0.941	0.971	0.999	1.023	1.041	1.050	1.041	1.023	0.999	0.971	0.941	0.809
			1/4～1/2	0.877	0.906	0.933	0.960	0.985	1.009	1.031	1.051	1.069	1.084	1.094	0.844
沿下降烟道宽度	0.8	1.2	0～1	0.827	0.893	0.975	1.063	1.146	1.192	1.146	1.063	0.975	0.893	0.827	1.000
			0～1/2	0.812	0.841	0.874	0.912	0.953	0.997	1.041	1.085	1.127	1.164	1.192	1.000
			0～1/3	0.873	0.892	0.914	0.938	0.964	0.993	1.022	1.053	1.085	1.117	1.149	1.080
			0～1/4	0.904	0.922	0.938	0.955	0.974	0.994	1.016	1.038	1.061	1.805	1.110	1.128
			1/3～2/3	0.951	0.975	0.998	1.019	1.035	1.043	1.035	1.019	0.998	0.975	0.951	0.871
			1/4～1/2	0.907	0.927	0.947	0.967	0.986	1.005	1.023	1.040	1.055	1.068	1.007	0.900

值并不是最危险管子的热偏差。

如果要求管组中任一排管子的热偏差，则先按7.9条中表7—3的公式算出 η_l，再按7.15条求出相同X下的η_r值，然后按式（7—37）计算热偏差〔此时用η_l代替式（7—37）中的$\eta_{l\min}$〕

7.19 管组各排管子出口介质焓及温度的计算

出口介质焓按下式计算：

$$i_{hx}=i_f+\rho_x(i_h-i_f) \quad \cdots\cdots (7—38)$$

式中：i_{hx}——各排管子出口介质焓，kcal/kgf；

i_f——分配集箱入口处介质焓，kcal/kgf；

i_h——汇流集箱出口处介质焓，kcal/kgf；

算出i_{hx}后，便可按管组出口压力P_h求出各排管子出口介质温度t_{hx}，

上述计算中没有考虑前级管组的残留热偏差。在热力计算中，对流过热器管壁温度进行校验时，应根据前级管组的热偏差大小、管组的连接方式等因素加以考虑。

（五）单相流体部件的压降计算

7.20 计算目的

计算一次汽系统的压降是为了决定给水泵的压头；计算二次汽系统的压降是为了分析机组的经济性和为再热器布置的合理性提供依据。

一般只对锅炉的额定负荷及额定压力工况进行压降计算。

7.21 计算范围

对于过热器：从集汽集箱入口（包括入口）到锅筒出口（包括自锅筒进入管子的管子入口）间的所有部件（包括减温器及连接管道）；

对于省煤器：从锅筒入口（包括给水分配管出口）到初级省煤器分配集箱出口（包括出口间的所有部件（包括连接管道）；

过热器、省煤器和锅筒内部装置压降之和即为一次汽系统的总压降。

二次汽系统的压降为：自末级再热器汇流集箱入口（包括入口）到初级再热器分配集箱出口（包括出口）间的所有部件（如连接管道及减温器等）的压降之和，

喷水减温器的压降计算按7.26，7.27条进行。

7.22 基本计算公式和计算步骤

对单相流体部件，介质的加速压降一般略去不计，故总压降ΔP为：

$$\Delta P=\Delta P_m+\Delta P_{jb}+\Delta P_{zw} \quad \cdots\cdots (7—39)$$

式中，摩擦损失ΔP_m、局部阻力损失ΔP_{jb}和重位压差ΔP_{zw}按第二章进行计算。

计算时，自系统的末级出口端算起，依次逐级向前推算到系统初级入口端为止。计算所需的重度、比容等介质参数，根据管组或管段的平均焓值和出口端压力来确定；如管组或管段的压降大于2kgf/cm²，则应按管组或管段内压力平均值来确定介质参数，并重复压降计算。

（六）单相流体并联管组的设计建议

7.23 重量流速的选择

选择重量流速的原则是：在保证壁温不超过选用材料容许值的前提下阻力损失尽量小。对于上升下降和下降流动的管组还应保证在任何负荷下流动的稳定性。

设计时，重量流速可预先按表7—6选取，

所取数值是否合理还应由壁温和压降计算（对于上升下降和下降流动管组应包括稳定性计算）结果来加以评定。

表 7 — 6　　单相流体部件重量流速的推荐值

部件名称			重量流速 kgf/m²s	说明
墙式过热器	全高布置		1000～1300	对上升流动取较低值，对下降流动取较高值
	$\frac{1}{2}$～$\frac{1}{3}$高度布置		800～1000	
屏式过滤器			700～1200	前屏及单屏布置时取较低值
对流过滤器	中压		250～400	
	高压以上	一级	600～1000	包括单级布置冷热段
		二级	400～600	
对流再热器			150～400	入口管组可适当降低
省煤器	对流省煤器		600～800	
	辐射省煤器		1000～1200	

注：对流过热器一级二级以烟气流程为序

7.24 减小热偏差应考虑的基本原则

为减小热偏差，应尽可能减小热负荷、流量分布和结构不均匀性，即降低热负荷和结构不均匀系数η_r和η_j，增大流量分布不均匀系数η_l。但热负荷和结构不均匀性往往是不可避免

的。在这种情况下，就不能单纯地强调流量分布的均匀性，而应将流量、热负荷和结构不均匀这三个因素加以综合考虑。尽量使它们相互补偿，以致使并联管组的热偏差达到最小。

7.25 减小热偏差的措施

（1）在热负荷和结构基本均匀的条件下，应使管组中流量分布大致均匀。其结构措施是采用均匀多管引入分配集箱和均匀多管引出汇流集箱的布置型式。采用U型或L型布置也会获得比较均匀的流量分布特性。当集箱直径比$C_d \geqslant 0.8$，且系数$A \leqslant 0.75$（对倒J型$A \leqslant 0.2$）时，或者$C_d \geqslant 1$，且$A \leqslant 0.1$（对倒J型$A \leqslant 0.3$）时，各种布置型式的流量分布基本上也是均匀的，即集箱效应可略去不计。

（2）对于各排管子流量系数大致相同的对流过热器和再热器，如A值一定，则随C_d值的增大流量分布趋向均匀。这对于除倒J型布置外的其他布置型式都如此。在倒J型管组中，当A值一定时，在$C_d \approx 1.0 \sim 1.2$的情况下，流量分布最均匀，即η_{1min}值最大；在C_d大于1.2或小于1.0，最小不均匀系数η_{1min}都将减小。这是设计倒J型管组时应注意的一个问题。

（3）当热负荷和结构显著不均匀时，应特别注意不要使受热长度最大和流量最小的管子处于热负荷最强的区域。应当使热负荷、结构和流量这三种不均匀性相互补偿，例如：可选用合理的布置型式使流量最小的管子处于热负荷最弱的区域；将热负荷强区的管径增大；在各管进口装设节流件等。

（4）在设计布置对流过热器和再热器时，如各排管子的流量系数大致相同，则应使热负荷和流量不均匀性相互得到补偿，即尽量使各管的热偏差$\rho_x \approx 1$。这时可先定出所要求的η_{1min}利η_{1max}值，然后用7.8条的线算图选出合理的结构参数A利C_d。当管组结构已定时，则可从图上查出η_{1min}利η_{1max}值。改变管组布置型式、A和C_d值均可得到不同的η_{1min}利η_{1max}值。为简化管组布置，节约钢材并保证安全运行的目的，可采用改变分配集箱直径d_f，并联管子根数和内径，改变管径和装设节流件等措施。因这些线算图只能作为近似计算用，故当容许热偏差很小时，应用电子计算机作精确的流量分布计算（详见第八章）。

（5）采用分流引出汇流集箱的方法（图7—4）来改变管组的流量分布，以便与热负荷分布相适应。

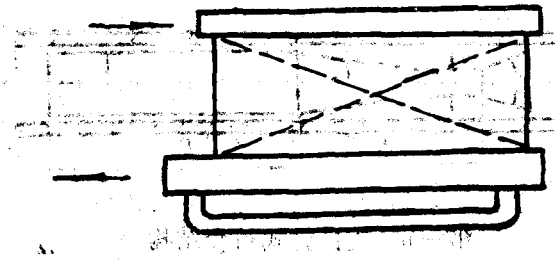


图 7—4

（6）减少每一级管组的焓增量是减小热偏差的有效措施之一。在选择中间混合方式时，应尽量不使前级热偏差延续到后一级。但在设计时，应尽量采用其他减小热偏差的办法使级数较少，以便减少过热器或再热器的压降并简化布置。

（七）喷水减温器的水动力计算

7.26 管路式喷水减温器的阻力计算

对带有衬套的管路式喷水减温器进行阻力损失计算时，在正常喷水量下，可不计衬套出口前的喷水影响，即采用减温前的蒸汽参数。本条只计算衬套入口处到衬套出口处（不包括出口）的阻力损失。

（1）对带有直管式衬套（图7—5）的阻力损失按下式计算：

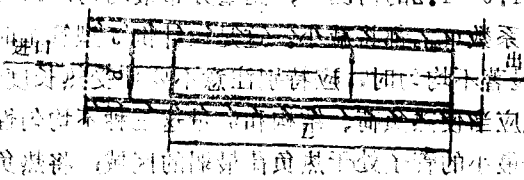


图7—5 直管式衬套结构

$$\Delta P=(\xi_{ts}+\lambda_0 L)\frac{w''^2}{2g}\gamma'' \quad \cdots\cdots(7—40)$$

式中：ΔP——阻力损失，kgf/m²；

ξ_{ts}——集箱（或管道）（内径d）突然缩小到衬套（内径d_n）的局部阻力系数，按2.33条确定；

w''——衬套内蒸汽流速，m/s；

γ''——减温前的蒸汽重度，kgf/m³；

λ_0——管套中每米摩阻系数，1/m，按2.21条确定；

L——衬套长度，m；

（2）对带有文氏管式衬套（图7—6）的阻力损失按下式计算：

图7—6 文氏管式衬套结构

$$\Delta P=\xi_{ts}\frac{w_1''}{2g}\gamma''+\left(\xi_{zs}+\lambda_{o1}L_1+\xi_{zk}\right)\frac{w_2''^2}{2g}\gamma''+\lambda_{o2}L_2\frac{w_3''^2}{2g}\gamma'' \quad \cdots\cdots(7—41)$$

式中：ξ_{ts}，ξ_{zs}，ξ_{zk}——突然缩小，逐步缩小，逐步扩大的局部阻力系数；按2.34条确定。

w_1''，w_2''，w_3''——文氏管入口，文氏管喉口，文氏管出口处的蒸汽流速，m/s；

L_1，L_2——文氏管喉口，后部衬套的长度，m；

λ_{o1}，λ_{o2}——文氏管喉口，后部衬套的每米摩阻系数，1/m；按2.21条确定。

当文氏管式衬套的$\alpha=40\sim60$度；$\beta=6\sim8$度时，阻力损失可按下式计算：

$$\Delta P=\xi_{ts}\frac{w_1''^2}{2g}\gamma''+0.20\frac{w_2''^2}{2g}\gamma''+\lambda_{o2}L_2\frac{w_3''^2}{2g}\gamma'' \quad\cdots\cdots(7—42)$$

（3）多孔喷管式喷咀（图7—7）的阻力损失。按下式计算：

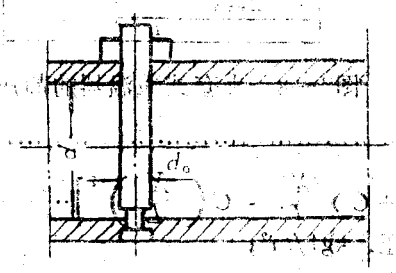


图7—7 多孔喷管式喷咀布置示意图

$$\Delta P=n\xi_{hx}\frac{w''^2}{2g}\gamma'' \quad\cdots\cdots(7—43)$$

式中：n——连续布置在蒸汽流中的喷咀数目；

ξ_{hx}——喷咀的阻力系数；按2.39条（3）确定。（查表2—31）

w''——喷咀前集箱（或衬套）中的蒸汽速度，m/s；

7.27 夹套式喷水减温器的阻力计算

从减温器蒸汽引入管出口（包括出口）到衬套出口（不包括出口）的阻力损失按下式计算：

$$\Delta P=\xi_{js}\frac{w''^2}{2g}\gamma'' \quad\cdots\cdots(7—44)$$

式中：w''——衬套出口段截面中的蒸汽流速，m/s；

ξ_{js}——夹套式减温器阻力系数，按2.41条确定。

7.28 夹套式喷水减温器沿集箱长度（蒸汽引入管间总长度）上的静压分布。

沿集箱计算长度上任意点的静压（图7—8）按下式计算：

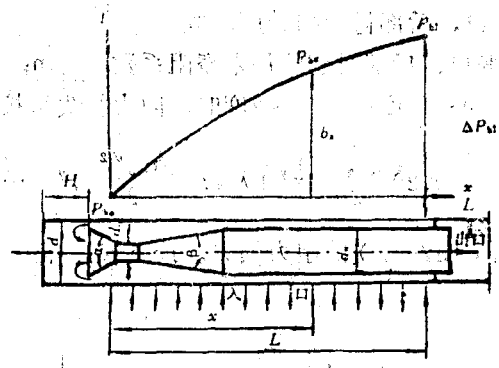


图7—8 夹套式减温器的静压分布

$$P_{hx}=P_{ho}+b_x \quad (7—45)$$

$$b_x=A\frac{w''^2}{2g}\gamma''\left[(1+C)\frac{X}{L}-C\left(\frac{X}{L}\right)^2\right] \quad (7—46)$$

式中：P_{hx}——计算点的静压，kgf/m²；

P_{ho}——最靠近转向室管排处的静压，kgf/m²；

b_x——计算点的静压增量，kgf/m²；

A——减温器端压转换系数，按表7—7查取。

C——静压分布修正系数，按表7—8查取。

w''——夹套内的蒸汽流速（环形截面中的流速），m/s；

7.29 喷水减温器喷咀振动校验

（1）旋蜗式喷咀（图7—9）的振动校验

喷咀不产生振动的条件为：

$$f/f_n\leqslant 0.75 \quad (7—47)$$

表7—7 夹套式减温器端压转换系数A

H/d \ m	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
3.0	1.63	1.71	1.79	1.87	1.96	2.04	2.12	2.44
2.0	1.63	1.71	1.79	1.87	1.96	2.04	2.12	2.40
1.5	1.80	1.88	1.96	2.04	2.13	2.21	2.29	2.76
1.0	2.06	2.14	2.22	2.30	2.39	2.47	2.55	3.29
0.8	2.32	2.40	2.48	2.56	2.65	2.73	2.81	3.70
0.6	1.52	1.60	1.68	1.76	1.85	1.93	2.01	2.52
0.5	1.43	1.51	1.59	1.67	1.76	1.84	1.92	2.20

注：(1)$m=(d_o/d_s)^2$——文氏管喉口的截面收缩比，m＝1即指直管式衬套。

(2)H/d——转向室相对长度。

(3)本表可内插。

表7—8 夹套减温器静压分布修正系数C

H/d / m	3.0	2.0	1.5	1.0	0.8	0.6	0.5
0.2～0.8	0.76	0.76	0.92	1.00	1.20	0.84	0.76
1.0	1.38	1.38	1.62	1.81	1.90	1.43	1.14

注：(1) m=1即为直管式衬套

(2) 本表可内插

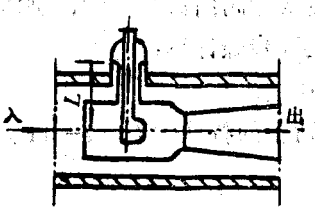


图7—9 旋蜗式喷咀

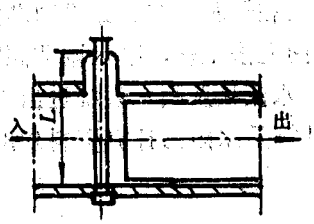


图7—10 喷管式喷吧

$$f = k\frac{w''}{d_y} \qquad (7—48)$$

$$f_n = 8.62\sqrt{\frac{EI}{L^3(G+0.002AL)}} \qquad (7—49)$$

$$I = \frac{\pi}{64}(d_y^4 - d_n^4) \qquad (7—50)$$

式中：f——卡门涡流振动频率，1/s；

k——斯特罗哈系数；当减温器集箱中的汽流雷诺数$R_e=10^5\sim10^6$时$k=0.2$。

w''——蒸汽绕流速度，cm/s；

d_y——悬臂进水管外径，cm；

f_n——喷咀的固有频率，1/s；

E——喷咀纵向弹性系数，kgf/cm^2，按有关资料查取。

I——悬臂进水管环形断面的二次惯性矩，cm^4；

L——喷咀悬臂长度，cm；

G——喷咀重量，kgf；

A——悬臂进水管流通截面积，cm^2；

d_n——悬臂进水管内径，cm。

(2) 喷管式喷咀（图7—10）的振动校验

喷管式喷咀振动校验方法同旋涡式喷咀振动校验方法，只是f_n按下式计算：

$$f_n = \frac{a_n}{2\pi L^2}\sqrt{\frac{980EJ}{\bar{m}}} \qquad (7—51)$$

式中：a_n——取决于进水管二端固定型式的系数；对于常用型式（上部为固接，下部为铰接）取$a_n = 15.4$。

$\bar{m}$——喷咀单位长度的重量，kgf/cm；

L——喷咀上下接点间的长度，cm；

若由于布置困难而无法满足$f/f_n \leqslant 0.75$时，尚需连续算出a_n分别为50，104，178和272时的各f_n值。此时，若f_n同f的各对应关系为$f \neq (0.75 \sim 1.25) f_n$，则可认为安全。

7.30 喷水调节阀的水动力计算

为了得到良好的喷水调节性能，应根据喷水管路系统两端的压差和所需喷水流量来确定喷水调节阀的口径和阀芯型线。如果阀芯型线不良或者阀门口径太大，都将使性能恶化，甚至使喷水调节阀无法工作，喷水调节阀特性按上列步骤计算：

（1）确定最大喷水流量及喷水系统进出口之间的压差。

（a）根据热力计算及水阻力计算资料作出不同负荷下的特性图（图7—11）。

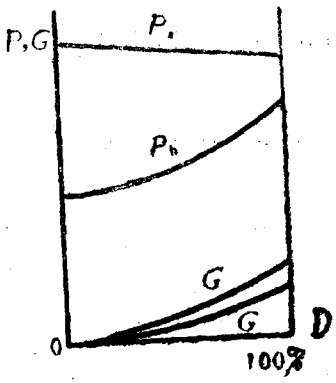


图 7—11

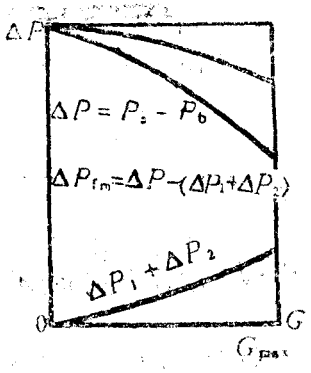


图7—12

图7—11和7—12中：P_a——喷水引出点的压力特性线；

P_b——喷水点压力变化特性线；

D——锅炉负荷；

G——喷水流量变化特性线；

G_j——来自热力计算喷水流量变化特性线；

$$G = CG_j \qquad (7—52)$$

式中：C——考虑到运行工况变化的修正系数；$C = 1.2 \sim 1.5$（按设计经验选取）

如遇特殊情况要求C值大于1.5，则需采用加装旁通阀的方法使C值控制在1.5以下。

（b）根据图7—11算出喷水量G与喷水系统压差$\Delta P = P_a - P_b$的关系特性曲线图（图7—12），并确定最大喷水量G_{max}。

（2）喷水调节阀压差特性的确定

按第二章有关规定算出喷水管路系统的阻力特性线ΔP_1和喷咀阻力特性ΔP_2。将$\Delta P_1+\Delta P_2$在图7—12上作出曲线，然后根据叠加法作出调节阀的压差特性曲线：$\Delta P_{fm}=\Delta P-(\Delta P_1+\Delta P_2)$。在最大流量时，应使$\Delta P_1+\Delta P_2<0.3\Delta P_0$。

（3）喷水调节阀口径的确定

调节阀口径按下式计算：

$$d_{fm}=2\sqrt{\frac{f_{fm}}{\pi}} \qquad (7—53)$$

$$f_{fm}=\sqrt{\frac{\xi_{fm}G^2_{max}v}{(3.6)^2 2g\Delta P_{fm}}} \qquad (7—54)$$

式中：d_{fm}——调节阀口径，m；

f_{fm}——调节阀全开时的流通截面积，m^2；

ξ_{fm}——调节阀全开时的阻力系数（对应于开启截面处的流速）；

G_{max}——最大喷水量，t/h；

v——喷水比容，m^3/kgf；

ΔP_{fm}——最大喷水量时的调节阀压差，kgf/cm^2；按图7—12确定。

（4）调节阀型线的确定

根据图7—12上各点的G、ΔP_{fm}及调节阀各种开度下的阻力系数ξ_{fm}，按式（7—54）求出各种开度下的开启截面，如图7—13。从此图作出阀芯的型线。此时，应从设计要求预先作出需要的调节特性，即调节阀开度和喷水流量关系曲线图（图7—14）。

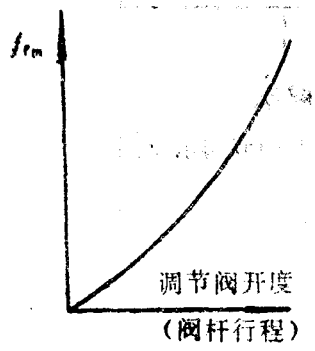


图7—13

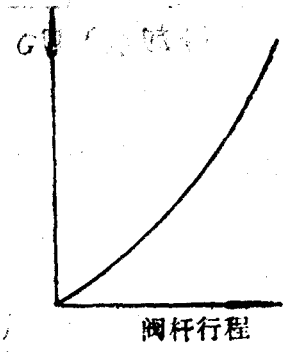


图7—14

7.31 减温器设计数据的推荐

（1）夹套式减温器集箱结构紧凑。但由于汽流急剧转弯，阻力增大，流动工况较差，应尽量避免采用。

（2）采用直管式衬套时，衬套中蒸汽速度为30～60m/s，对于中压或中压以下可取得高一些。采用文氏管式衬套时，喉口处汽流速度一般为60～80m/s；在结构上，一般文氏管渐缩入口直径近似等于渐扩出口直径；渐缩角度α=40～60度；渐扩角β=6～8度（见图7—6）。

（3）自冷凝喷水减温系统中的衬套一般采用文氏管式。系统中冷凝水管路中的水速w≤1m/s；回水管路中的回水速度w≤0.5m/s；饱和蒸汽引出速度为3～5m/s；冷凝器冷却水出口温度应比饱和温度低10～20℃；冷却水在冷凝器中的水速希望不小于0.5m/s。

（4）减温器的喷水速度，对自冷凝系统取1～3m/s；对给水喷水系统取3～10m/s。

（5）采用自冷凝式喷水减温系统时，应精确计算回水管阻力。应保证由冷凝器集箱内壁最低点与回水管最高点的标高差所形成的重位压头足以克服回水阻力，且标高差不小于2.5m。如不能满足，则应取消回水管，而在冷凝器入、出口管路间加装旁路调节阀（图7—15）。

（6）为使衬套良好工作，应在衬套上开设旁路孔，一般旁路孔截面约占整个衬套流通截面的5%左右；衬套厚度为4～8mm；衬套长度（一般指喷水点到衬套出口截面间的有效度）应大于喷射水完全蒸发的所需长度，且不应该短于3m。

（7）采用夹套式减温器集箱时，应尽量使夹套内外的蒸汽流速接近，即$d_n \approx 0.7d$；蒸汽流速一般取20～30m/s；推荐转向室相对长度$H/d \geqslant 1.4$；文氏管喉口截面的收缩比m=0.4～0.6。

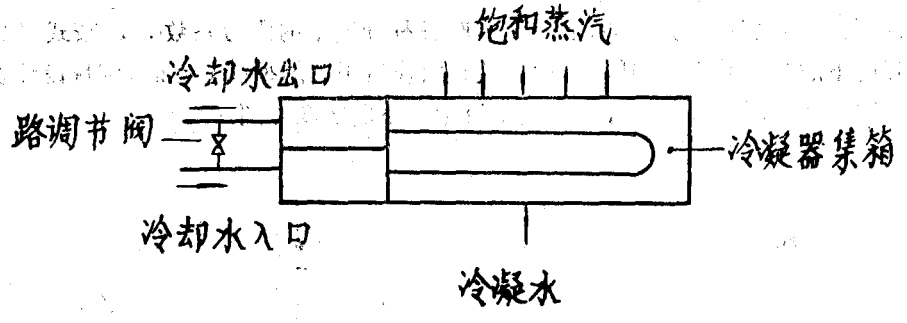


图7—15　冷凝器加装旁路调节阀示意图

八、水动力计算的电子计算机方法

（一）概　述

8.1　电子计算机方法的任务

（1）快速，高精度地对具有复杂水力系统的大容量锅炉进行大量计算。

（2）为提高可靠性校验的准确性，需将管段分细或逐根管子进行计算。

（3）对锅炉进行选型分析工作。

8.2　基本步骤

计算前需根据计算对象确定数学模型，然后按四至七章计算方法和数学模型编制计算程序。并按程序要求准备好热力特性、结构特性和介质物理参数等原始数据，拟订输出格式。

（二）数学模型和求解方法

8.3　数学模型

稳定工况下的水动力计算都可归结为流量、压差、焓的平衡问题。各种类型锅炉的回路中，各管组连接方式可归纳为下列三种典型形式。

（1）简单管组

对简单管组（见1.4条）给定压差下的工作流量满足下列非线性方程

$$\Delta P = F(G) \qquad (8—1)$$

式中：ΔP—管组压差；

G—管组流量；

$F(G)$—在流量G下的管组压差，其计算方法详见第二章。

（2）一级并联管组

管组内并联管（管屏）的结构和受热状态都不相同，但具有共同的引入和引出管称为一级并联管组（图8—1）。同一压差下工作的各并联管流量满足如下非线性方程组。

$$\begin{cases} \Delta P = f_i(G_i, G); & i = 1,2,\cdots,k \\ G = G_1 + G_2 + \cdots + G_k \end{cases} \qquad (8—2)$$

式中、ΔP—A，B间的压差；

G_i——第i根并联管的流量；

G——引入（出）管流量；

$f_i(G_i, G)$——在G_i，G流量下第i根管在A，B间的压差。

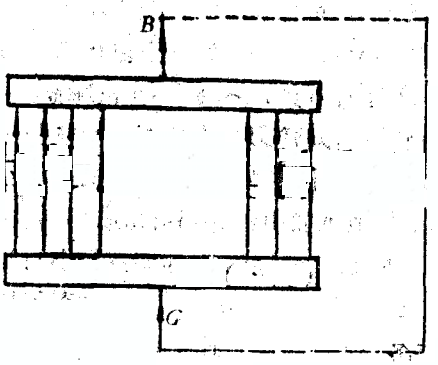


图8—1

显然，在（8—2）式中如果已知管组压差ΔP欲求各并联管流量G_1，…，G_n，则每个非线性方程仅与G_i和G两个未知量有关。反之如果已知总流量G欲求压差ΔP和各并联管流量G_1，…，G_n，则每个非线性方程仅与G_i和ΔP有关。

（3）二级并联管组

由一个引入管与多个并联管和多个引出管连接而成的管组称二级并联管组（图8—2）。其特点为管组的压差ΔP与每一个并联管的流量G_i，一个引出管的流量$G^{(j)}$和引入管的流量G三个因素有关。这时在同一压差下各管流量满足下列非线性方程组。

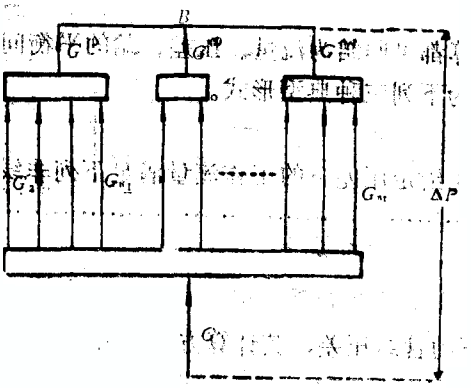


图8—2

$$\begin{cases} \Delta P = f_i(G_i, G^{(j)}, G), \quad i = 1,2,\cdots,n; \quad n_{j-1} < i \leqslant n_j \\ G^{(j)} = \sum_{i=l}^{n_j} G_i, \quad j = 1,2,\cdots,r; \quad l = n_{j-1} + 1; \quad n_0 = 0 \\ G = G_1 + G_2 + \cdots + G_n \end{cases} \cdots\cdots (8—3)$$

式中，G—第i个并联管流量；

$G^{(j)}$—第j个引出管流量；

G——引入管流量。

$f_i(G_i, G^{i}, G)$——在G_i, G^{i}, G流量下第i个管在A、B间的压差；

r——引出管数；

n——并联管数；

n_i——第j个引出管连接的最后一个并联管的序号。

显然，在（8—3）式中如果已知压差ΔP欲求各并联管流量G_1，G_2，…G_n，则每个非线性方程仅与G_i，G^{i}，G三个未知量有关。反之如果已知总流量G欲求压差ΔP和各并联管流量G_1，G_2，…，G_n，则每个非线性方程仅与ΔP，G_i，$G^{(i)}$三个未知量有关。

8.4 数学模型的用法

在锅炉的水动力计算中，流量平衡和压差平衡都可归结为求解方程（8—1）和方程组（8—2），（8—3）的问题。例如，求自然循环锅炉的下降管流量，可分为下降管流量等于上升管总流量和下降管压差等于上升管压差这样两个平衡问题。当给定了下降管流量G_{xj}就可以确定下降管压差，也确定了上升管压差，由此可求解出上升管总流量。即上升管组的总流量G_{ss}是下降管流量G_{xj}的非线性函数。可以表示为$G_{ss}=f(G_{xj})$。于是在稳定工况下，下降管的工作流量G_{xj}应满足非线性方程：

$$G_{xj}-f(G_{xj})=0$$

此即方程（8—1）。又如辅助循环和直流锅炉中对用来控制流量分配的节流孔圈，其阻力系数的计算可归结为已知流量、压差，以节流孔圈阻力系数为未知量，求非线性方程（8—1）的解。

8.5 非线性方程和非线性方程组的求解方法

为了计算方便、稳定、收敛速度快而推荐以下数学方法：

（1）用弦截法解非线性方程（8—1）；

求非线性方程（8—1）的根，即求$\varphi(G)=\Delta P-f(G)$的零点。可先寻找根的初始区间$[G_1, G_2,]$使$\varphi(G_1)$与$\varphi(G_2)$异号，然后按下列迭代公式算出G_3：

$$G_3=\frac{\varphi(G_1)G_2-\varphi(G_2)G_1}{\varphi(G_1)-\varphi(G_2)} \qquad (8—4)$$

再按上述方法来收缩根的初始区间，直到达到指定的精确度为止。

（2）用带参数的拟牛顿方法解一级并联的非线性方程组（8—2）；

（a）已知压差求一级并联管组流量

对给定的初始值$\left(G_1^{0}, G_2^{0}\cdots, G_k^{0}\right)$和步长$h>0$。按下列迭代公式求新的近似值：

$$G_i^{1}=G_i^{0}-\frac{h}{2\left(y_i^{1}-y_i^{0}\right)}\left[y_i^{0}-\left(y_i^{2}-y_i^{0}\right)\frac{B_i}{1+A}\right] \qquad (8—5)$$

式中 $y_i^{0}=\varphi_i(G_i^{0}, G^{0})=\Delta P-f_i(G_i^{0}, G^{0})$

$$G^{0}=G_1^{0}+G_2^{0}+\cdots+G_k^{0},\ i=1, 2, \cdots, k$$

$$y_i^{(1)}=\varphi_i(G_i^{(0)}+h,\ G^{(0)}+h)$$

$$y_i^{(2)}=\varphi_i(G_i^{(0)},\ G^{(0)}+h)$$

$$B=\sum_{i=1}^{k}\frac{y_i^{(1)}-y_i^{(0)}}{y_i^{(1)}-y_i^{(2)}}$$

$$A=\sum_{i=1}^{k}\frac{y_i^{(2)}-y_i^{(0)}}{y_i^{(1)}-y_i^{(2)}}$$

将新得的近似值$G_1^{(1)}, G_2^{(1)}, \cdots, G_k^{(1)}$作为初值重复上述步骤，直到达到指定的精确度$\varepsilon$为止。即满足不等式

$$\left|\varphi_i(G_i^{(1)}, G^{(1)})\right|<\varepsilon;\quad i=1,2,\cdots,k$$

时方能迭代终止。

（b）已知总流量求一级并联管组压差

对给定的初值$\Delta P^{(0)}, G_1^{(0)}, G_2^{(0)}, \cdots, G_k^{(0)}$及步长$h>0$，按下列迭代求新的近似值

$$\begin{cases}\Delta P^{(1)}=\left|\sum_{i=1}^{k}\dfrac{f_i(G_i^{(0)},G)}{y_i^{(1)}-y_i^{(0)}}\right| \Big/ \left|\sum_{i=1}^{k}\dfrac{1}{y_i^{(1)}-y_i^{(0)}}\right| \\ G_i^{(1)}=G_i^{(0)}-\dfrac{h}{2(y_i^{(1)}-y_i^{(0)})}\left[f_i(G_i^{(0)},G)-\Delta P^{(1)}\right];\quad i=1,\cdots,k\end{cases}\tag{8—6}$$

式中：$y_i^{(0)}=\Delta P^{(0)}-f_i(G_i^{(0)}, G)$

$$y_i^{(1)}=\Delta P^{(0)}-f_i(G_i^{(0)}+h, G)$$

将新得出的近似值$\Delta P^{(1)}, G_1^{(1)}, G_2^{(1)}, \cdots, G_k^{(1)}$作为初值重复上述步骤，直到满足

$$\left|\Delta P^{(1)}-f_i(G_i^{(1)}, G)\right|<\varepsilon;\quad i=1,2,\cdots,k\text{为止。}$$

（3）用带参数的拟牛顿法解二级并联的非线性方程组（8—3）；

（a）已知压差求二级并联管组流量

对给定的初值$G_1^{(0)}, G_2^{(0)}, \cdots, G_n^{(0)}$及步长$h>0$按下列公式求新的近似值；

$$G_i^{(1)} = G_i^{(0)} - \frac{h}{2(y_i^{(1)} - y_i^{(2)})}\left[y_i^{(0)} + (y_i^{(2)} - y_i^{(3)}) \frac{C_j - A_j R}{1 + B_j} - (y_i^{(3)} - y_i^{(0)})\, R \right] \quad \cdots\cdots (8-7)$$

$i = 1, 2, \cdots, n;\ n_{j-1} < i \leqslant n_j$

式中：$y_i^{(0)} = \varphi_i(G_i^{(0)}, U_j^{(0)}, G^{(0)}) = \triangle P - f_i(G_i^{(0)}, U_j^{(0)}, G)$

$$U_j^{(0)} = G^{(j)} = \sum_{k=l}^{n_j} G_k^{(0)};\quad l = n_{j-1} + 1;\quad U_j = G^{(j)}$$

$$y_i^{(1)} = \varphi_i(G_i^{(0)} + h,\quad U_j^{(0)} + h,\quad G^{(0)} + h)$$

$$y_i^{(2)} = \varphi_i(G_i^{(0)},\quad U_j^{(0)} + h,\quad G^{(0)} + h)$$

$$y_i^{(3)} = \varphi_i(G_i^{(0)},\quad U_j^{(0)},\quad G^{(0)} + h)$$

$$A_j = \sum_{k=l}^{n_j} \frac{y_k^{(3)} - y_k^{(0)}}{y_k^{(1)} - y_k^{(2)}}$$

$$B_j = \sum_{k=l}^{n_j} \frac{y_k^{(2)} - y_k^{(3)}}{y_k^{(1)} - y_k^{(2)}}$$

$$C_j = \sum_{k=l}^{n_j} \frac{y_k^{(0)}}{y_k^{(1)} - y_k^{(2)}}$$

$$R = \left\{ \sum_{j=1}^{r} \frac{C_j}{1 + B_j} \right\} \Big/ \left\{ 1 + \sum_{j=1}^{r} \frac{A_j}{1 + B_j} \right\}$$

将新得值 $G_1^{(1)}$，$G_2^{(1)}$，…，$G_n^{(1)}$ 作为初值，重复上述步骤、直到

$$\left|\varphi_i(G_i^{(1)}, U_i^{(1)}, G^{(1)})\right| < \varepsilon;\quad i = 1, 2, \cdots, n$$

方能迭代终止。

（b）已知总流量求二级并联管组压差

对给定的初值 $\triangle P^{(0)}$，$G_1^{(0)}$，$G_2^{(0)}$，…，$G_n^{(0)}$ 及步长 h，按下列迭代公式求新的近似值：

$$\triangle P^{(1)} = \triangle P^{(0)} - H;\quad i = 1, 2, \cdots n;\quad n_{j-1} < i \leqslant n_j$$

$$G_i^{(1)} = G_i^{(0)} - \frac{h}{2(y_i^{(1)} - y_i^{(2)})}\left\{ y_i^{(0)} + (y_i^{(2)} - y_i^{(0)}) \frac{E_j H - C_j}{1 + B_j} H \right\}$$

$\cdots\cdots (8-8)$

式中：$y_i^{(0)}=\Delta P_+^{(0)}-f_i(G_i^{(0)},U_j^{(0)},G)$，$U_j=G$

$$y_i^{(1)}=\Delta P^{(0)}-f_i(G_i^{(0)}+h,U_j^{(0)}+h,G)$$

$$y_i^{(2)}=\Delta P^{(0)}-f_i(G_i^{(0)},U_j^{(0)}+h,G)$$

$$C_j=\sum_{k=l}^{n_j}\frac{y_k^{(0)}}{y_k^{(1)}-y_k^{(2)}},\quad l=n_{j-1}+1,$$

$$B_j=\sum_{k=l}^{n_j}\frac{y_k^{(2)}-y_k^{(0)}}{y_k^{(1)}-y_k^{(2)}}$$

$$E_j=\sum_{k=l}^{n_j}\frac{1}{y_k^{(1)}-y_k^{(2)}}$$

$$H=\left|\sum_{j=1}^{r}\frac{C_j}{1+B_j}\right|\Big/\left|\sum_{j=1}^{r}\frac{E_j}{1+B_j}\right|$$

将求得的近似值 $\Delta P^{(1)}$，$G_1^{(1)}$，$G_2^{(1)}$，…，$G_n^{(1)}$作为初值，重复上述步骤直到满足

$$\left|\Delta P^{(1)}-f_i(G_i^{(1)},U_j^{(1)},G)\right|<\varepsilon\quad i=1,2,\cdots,n$$ 为止。

（三）水和水蒸汽物理参数的拟合公式

8.6 线算图和表格数据的公式化

在编制计算程序时，须将线算图和表格数据转换成公式，所拟合的公式要有足够的精确度，或者选取具有足够精确度的插值节点组，用插值方法来获得线算图和表格的中间值。由于前述章节的计算方法都已公式化，本节只给出水和水蒸汽物理参数的推荐拟合公式。

8.7 比容和重度的拟合公式

（1） 对$i<372$ kcal/kgf的欠热水

（a）适用范围$5\leqq P\leqq 250$，$100\leqq i\leqq 372$

（b）拟合公式 $v=\sum_{k=0}^{4}\sum_{j=-1}^{3}\alpha_{kj}\left(\frac{i}{140}-1.7\right)^k\cdot\left(\frac{P}{100}\right)^j$ ……(8—9)

（c）系数a_{kj}

j \ K	0	1	2	3	4
-1	0.12698098×10^{-5}	-0.12609219×10^{-4}	-0.62259922×10^{-4}	-0.80720365×10^{-4}	-0.32133559×10^{-4}
0	0.12100789×10^{-2}	0.33027527×10^{-3}	$0.35297251\times10^{-}$	0.18924447×10^{-3}	-0.47048650×10^{-5}
1	-0.78795336×10^{-5}	$-0.11961207\times10^{-}$	$-0.28553441\times10^{-}$	-0.33861473×10^{-4}	0.13936593×10^{-3}
2	-0.27617867×10^{-5}	0.52286100×10^{-4}	0.12216684×10^{-3}	-0.19724868×10^{-4}	-0.89375347×10^{-4}
3	0.50119212×10^{-6}	-0.84676041×10^{-5}	-0.18545791×10^{-4}	0.59547909×10^{-5}	0.15916800×10^{-4}

（d）最大相对误差0.4%

（2） 对i≧372kcal/kgf的欠热水

（a）适用范围$P\leqq250$；$372\leqq i\leqq435$

（b）拟合公式$v=\sum_{k=0}^{3}\sum_{j=-1}^{1}b_{kj}\left(\frac{i}{50}-8\right)^{K}\left(\frac{P}{100}\right)^{i}$ ……(8—10)

（c）系数b_{kj}

j \ K	0	1	2	3
—1	0.33569180×10^{-3}	0.86625718×10^{-3}	0.27791486×10^{-3}	-0.46795655×10^{-3}
0	0.15727167×10^{-2}	-0.28594335×10^{-3}	0.11778213×10^{-3}	0.67014743×10^{-3}
1	-0.16709914×10^{-4}	0.90980006×10^{-4}	-0.58455268×10^{-4}	-0.18707396×10^{-3}

（d）最大相对误差0.3%

（3） 对饱和水

（a）适用范围$13\leqq P\leqq207$

（b）拟合公式$r'=\sum_{k=0}^{11}C_k\left(\frac{P-109}{100}\right)^{K}$ ……(8—11)

（c）系数C_k

K	0	1	2	3
C_k	0.6769219085×10^{3}	$-0.1635012158\times10^{3}$	0.1515146403×10	$-0.2785616133\times10^{2}$
K	4	5	6	7
C_k	-0.3456815905×10	0.2596607806×10^{2}	0.2542300946×10^{2}	$-0.9771674740\times10^{2}$
K	8	9	10	11
C_k	$-0.3853406999\times10^{2}$	0.1082027708×10^{3}	0.2075597663×10^{2}	$-0.5498995452\times10^{2}$

（d）最大相对误差0.034%

（4） 对饱和蒸汽

（a）适用范围$13\leqq P\leqq207$

（b）拟合公式 $$r''=\sum_{k=0}^{11}d_k\left(\frac{p-109}{100}\right)^{K} \quad \cdots\cdots(8-12)$$

（c）系数d_k

K	0	1	2	3
d_k	0.6037502314×10^{2}	0.7015500284×10^{2}	0.2159857820×10^{2}	0.1101753324×10^{2}
K	4	5	6	7
d_k	0.7272992649×10	0.9567040841	-0.4667543244×10	0.4818635287×10
K	8	9	10	11
d_k	0.1192499488×10^{2}	0.2731816639×10	-0.2829974064×10	-0.4015028478

（d）最大相对误差0.089%

（5） 对$P\leqq120$或$i>0.5P+588$的过热蒸汽

（a）适用范围$40\leqq P\leqq120$或$\begin{cases}120<P\leqq220\\0.5P+588<i\leqq950\end{cases}$

（b）$$v=\sum_{k=0}^{2}\sum_{j=0}^{4}e_{kj}\left(\frac{P}{100}\right)^{k-1}\left(\frac{i}{750}\right)^{j}, \quad \cdots\cdots(8-13)$$

（c）系数e_{kj}

j \ K	0	1	2
0	0.071190058	0.14961212	−0.057838892
1	−0.36538136	−0.48492446	0.20208152
2	0.61133922	0.61099600	−0.26137599
3	−0.37039973	−0.33794087	0.14893179
4	0.081703102	0.069545960	−0.031618126

（d）最大相对误差，0.3%

（6）对$P>120$同时$i\leqq 0.5P+588$的过热蒸汽。

（a）适用范围 $\begin{cases}120<P\leqq 220\\ i\leqq 0.5P+588\end{cases}$

（b）拟合公式

$$v=\sum_{k=0}^{2}\sum_{j=0}^{2} f_{kj}\left(\frac{P}{100}\right)^{k-1}\left(\frac{i}{750}\right)^{j} \qquad \cdots\cdots(8—14)$$

（c）系数f_{kj}

j \ K	0	1	2
0	0.039401374	−0.070308316	0.024098326
1	−0.11198864	0.15603530	−0.053716738
2	0.10187995	−0.087428182	0.030141823

（d）最大相对误差，<0.3%

8.8 饱和焓和汽化潜热的拟合公式

（1）对饱和水焓

（a）适用范围$13\leqq P\leqq 207$

（b）拟合公式$i'=\sum_{k=0}^{11} g_k\left(\frac{P—109}{100}\right)^{K}$ ……(8—15)

（c）系数g_k

K	0	1	2	3
g_k	0.3435119819×10^3	0.9900623922×10^2	-0.1754417159×10^2	0.2032250055×10^2
K	4	5	6	7
g_k	0.2072611593×10	-0.2522909395×10^2	-0.3892695366×10^2	0.9304064233×10^2
K	8	9	10	11
g_k	0.5576594131×10^2	-0.1074482813×10^3	-0.34582198×10^2	0.5380133754×10^2

（d）最大相对误差0.024%

（2）对汽化潜热

（a）适用范围$13\leqq P\leqq207$

拟合公式 $$r=\sum_{k=0}^{11}h_k\left(\frac{P-109}{100}\right)^K \qquad \cdots\cdots(8-16)$$

（c）系数h_k

K	0	1	2	3
h_k	0.3041364222×10^3	-0.1443794862×10^3	-0.1223922551×10	-0.1968351367×10^2
K	4	5	6	7
h_k	-0.1033780319×10^2	0.1319427537×10^2	0.4933222603×10^2	-0.5342661854×10^2
K	8	9	10	11
h_k	-0.7436782017×10^2	0.4870531012×10^2	0.3763505408×10^2	-0.2477127499×10^2

（d）最大相对误差0.053%

8.9 饱和水运动粘度系数的拟合公式

（1）当$10\leqq P\leqq85$；

（a）拟合公式 $$\nu=\sum_{k=0}^{11}l_k\left(\frac{P-48}{39}\right)^K \qquad \cdots\cdots(8-17)$$

（b）系数$l_k\times10^6$

K	0	1	2	3
l_k	0.1349706479	$-0.9886007452\times10^{-2}$	$0.1107315140\times10^{-1}$	$-0.3091908194\times10^{-1}$
K	4	5	6	7
l_k	$-0.9280324595\times10^{-3}$	$0.88191096571\times10^{-1}$	$0.1686284296\times10^{-1}$	-0.1480958593
K	8	9	10	11
l_k	$0.4256724823\times10^{-1}$	0.1103178668	$-0.1818403926\times10^{-1}$	$-0.3527698741\times10^{-1}$

（c）最大相对误差－0.29％

（2）当$85<P<118$；

$$\nu=0.128\cdot10^{-6}\quad m^2/s$$

（3）当$118\leqq P\leqq128$；

$$\nu=0.128\cdot10^{-6}-\frac{P-118}{10^{10}}\quad m^2/s$$

（4）当$P>128$；

$$\nu=0.127\cdot10^{-6}\quad m^2/s$$

8.10　饱和水表面张力系数的拟合公式

（1）适用范围$3.69\leqq P\leqq214.68$

（2）拟合公式　$\sigma=\sum_{k=0}^{11}q_k\left(\frac{P+112.68}{105}\right)^K$　…………………………（8—18）

（3）系数$q_k\times10^4$

K	0	1	2	3
q_k	0.1033202936×10^2	-0.1545850152×10^2	0.9382362137×10	-0.51351366901×10
K	4	5	6	7
q_k	-0.2354304288×10^2	-0.2928564362×10	0.1070707254×10^3	0.3934521643×10^2
K	8	9	10	11
q_k	-0.1665128019×10^3	-0.8897572071×10^2	0.8733886250×10^2	0.5172412108×10^2

（4）最大相对误差－0.258％

（四）计算程序的编制

8.11 输入数据的处理

水动力计算时须按划分好的管组及区段分别输入大量的结构数据和受热特性参数。为了减少输入数据数量使之不致超过计算机内存容量，在编制计算程序时需将每个区段的输入数据进行简化，并压缩到一个或二个十进数中，主要方法有：

（1）按面积修正系数计算吸热量

已知区段的吸热量按下式计算

$$Q_k = \bar{Q}\eta^h_{rk}\ \eta^b_{rk} F_k \qquad \cdots\cdots(8—19)$$

$$F_k = N_k L_k C_k \qquad \cdots\cdots(8—20)$$

式中：F_k——区段受热面积；

$\bar{Q}$——平均吸热量；

η^h_{rk}——区段沿高度热负荷不均匀系数；

η^b_{rk}——区段沿宽度热负荷不均匀系数；

N_k——区段管子根数；

L_k——区段管子长度；

C_k——计算宽度。

按投射面积计算辐射受热面时。$C_k = S$

按半圆周面积计算辐射受热面时。对光管 $C_k = \frac{1}{2}\pi d_w$；对鳍片管，$C_k = \frac{1}{2}\pi d_w + (S - d_w)$

按整个圆周面积计算辐射受热面时，对光管 $C_k = \pi d_w$；对鳍片管，$C_k = \pi d_w + 2(S - d_w)$

S——管子节距；

d_w——管子外径。

而平均吸热量按下式计算

$$\bar{Q} = \frac{\Sigma Q}{\sum\limits_k F_k\ \eta^h_{rk}\ \eta^b_{rk}}$$

式中：ΣQ——总吸热量；

$\sum\limits_k F_k \eta^h_{rk} \eta^b_{rk}$——总折算面积；

注意到，在同一吸热区各区段的计算宽度 C_k 一般都取相同值，如将具有相同 C_k 值的区段中的 C_k 值用 C_0 表示，并将（8—19）式改写成

$$Q_k = C_\circ \bar{Q} \eta^h_{rk} \ \eta^b_{rk} \ \frac{F_k}{C_\circ}$$

$$= \frac{\Sigma Q}{\sum\limits_j \eta^h_{rj} \cdot \eta^b_{rj} \ N_j L_j \ \frac{C_j}{C_\circ}} \left(\eta^h_{rk} \ \eta^b_{rk} \ N_k L_k \frac{C_k}{C_\circ} \right)$$

并令 $\widetilde{C}_k = \frac{C_k}{C_\circ}$——面积修正系数（一般$\widetilde{C}_k = 1$）。

$\widetilde{F}_k = N_k L_k \frac{C_k}{C_\circ}$——区段的相对面积

$\widetilde{Q}$——相对面积的平均吸热量

则（8—19），(8—20)可改成等价的按面积修正系数计算吸热量的算式：

$$Q_k = \widetilde{Q} \ \eta^h_{rk} \ \eta^b_{rk} \ \widetilde{F}_k \qquad \cdots\cdots (8—22)$$

$$\widetilde{Q} = \frac{\Sigma Q}{\sum\limits_j \eta^h_{rj} \ \eta^b_{rj} \ \widetilde{F}_j} \qquad \cdots\cdots (8—23)$$

使用公式（8—22），（8—23）只要在输入数据中输入面积修正系数$\widetilde{C}_k$，而不必输入管子外径，节距和面积的计算方法等信息，就能等价地算出每一区段的吸热量。

（2）数据的压缩存贮法

各区段的原始数据有：面积修正系数，内径，管子根数，倾斜角，长度，高度，局部阻力系数，扣除面积，受热状态指标等。可按类别列成数组，即列成一个有顺序号的数列，如果欲查一个区段的结构数据，只须指明各种结构参数的序号，便可在该结构参数数组中按序号查得其真值。将这些序号组成一个数，这个数便可包含该区段的全部结构信息 用这样的数作为原始数据输入，占用计算机的内存少、称为压缩存贮法。

8.12 程序的分块组合法

为便于编制程序，可将计算中用到的各种计算编制成基本过程，主要有：

（1）计算一元和二元多项式的函数值；

（2）计算欠热水及饱和水的重度；

（3）计算饱和蒸汽重度；

（4）计算过热蒸汽重度；

（5）计算饱和水焓；

（6）计算汽化潜热；

（7）计算饱和水的运动粘度系数；

（8）计算饱和水的表面张力系数；

（9）读出一个区段的全部结构数据；

（10）计算各区段相对面积的平均吸热量；

（11）计算单相流体区段压降；

（12）计算双相流体区段压降；

（13）计算整个管段压降；

（14）求非线性方程的根；

（15）求非线性方程组的根。

8.13 管子压降计算程序的编制

管子压降的计算程序可按上述基本过程编制，并遵循下列原则：

（1）按管子结构和受热状态不同划分区段、区段愈多计算精确度愈高。

（2）限定每个区段只有一种流动状态，即单相或双相，含有相变点的区段需分两个区段计算。

（3）区段压降为本区段内重位压降和流动阻力的代数和，各区段压降的代数和即管子压降。

（4）区段的出口参数（压力，焓等）也是后一区段的入口参数，最后一个区段的出口参数即是管子出口参数。

计算管子压降的步骤见图8—3

图中：m——区段序号；

$m=m+1$——表示m的新值等于m的当前值加1；

Σdp——对所求得的dp求和；

$i_r>i'$？——表示这一框的内容是判断不等式 $i_r>i'$ 是否成立，而往后采取不同的步骤。

8.14 计算的主程序

主程序包括：各种说明，输入原始数据，调用基本过程，进行计算，输出计算结果四个部分。编制主程序时需按第二节方法确定数学模型及求解方法，然后用基本过程的适当组合来实现数学模型的求解。

8.15 计算结果的输出

输出的计算结果是一份完整的水动力计算书，用符号标记出输出数据，分别按输入数据和计算结果列成表格形式。在编制输出数据的程序中应包括必要时输出详细的中间计算结果的附加输出程序

（五）各种循环方式的水动力计算方法

8.16 自然循环的计算方法

自然循环是由锅筒连接的几个闭合回路。计算的主要任务是确定循环工作点。其方法为：

（1）锅筒出口焓由各下降管组流量算出；

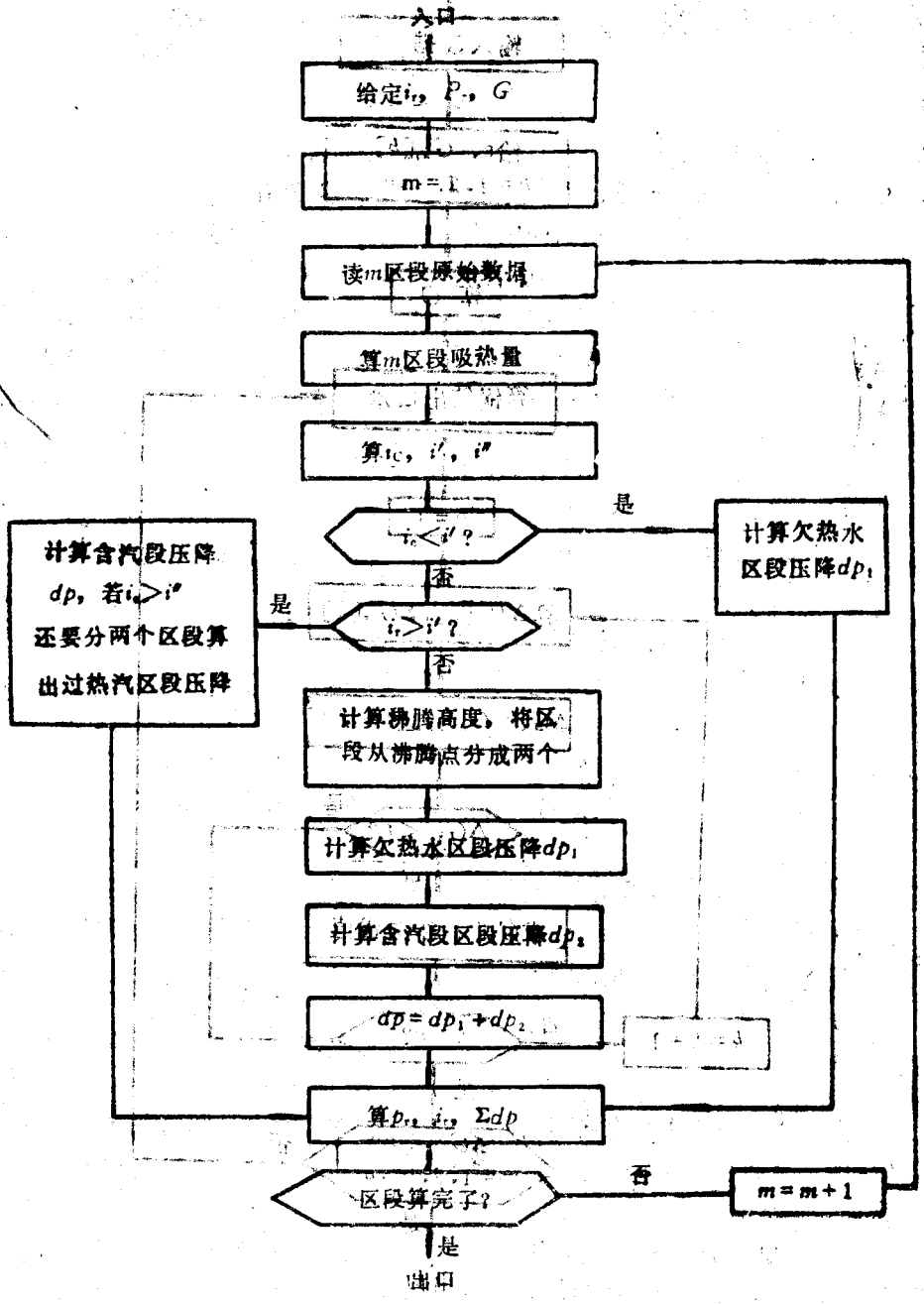


图8—3　管子压降计算框图

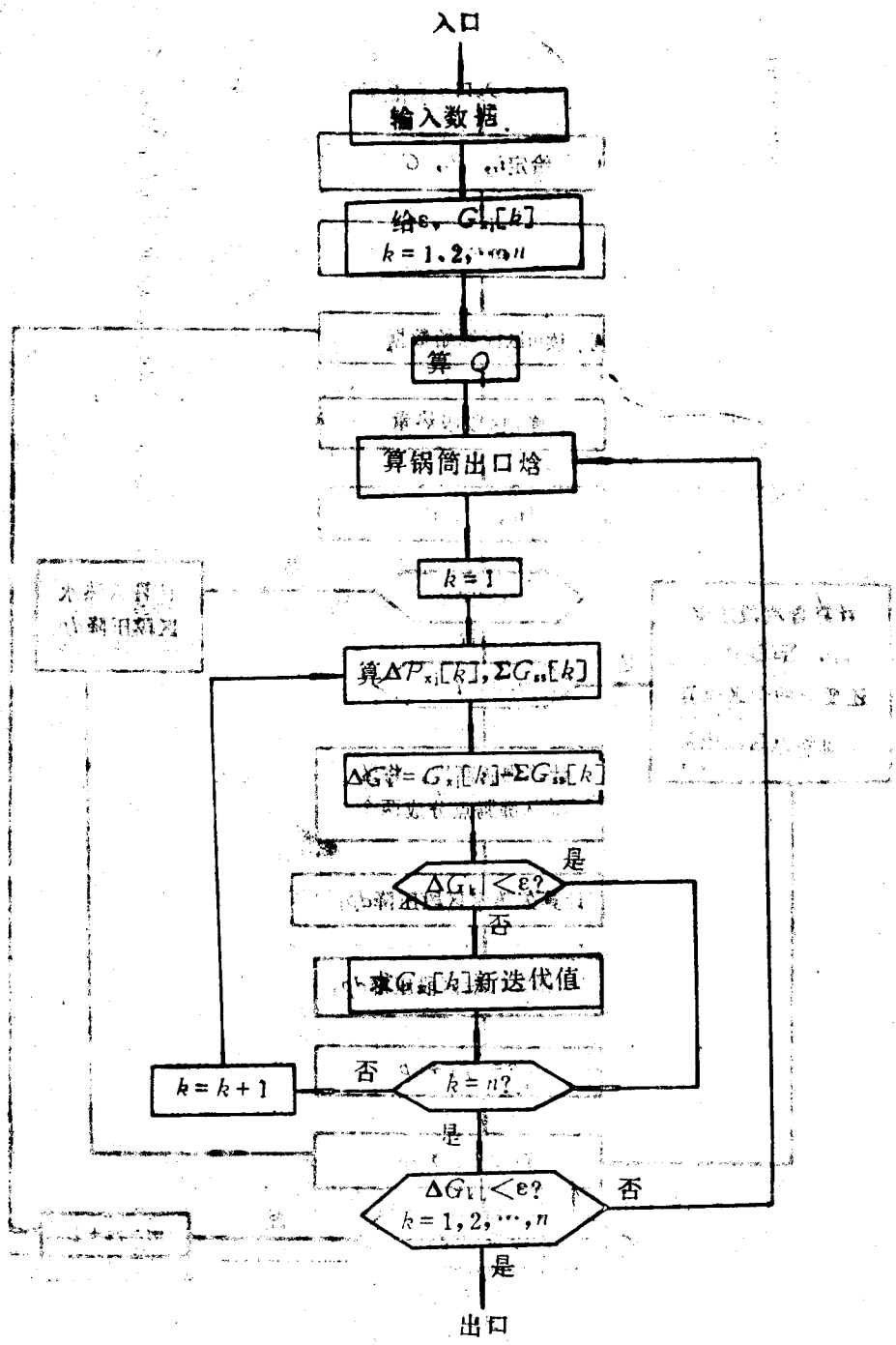


图8—4 自然循环水动力计算框图

（2）下降管组压降由下降管组流量和锅筒出口焓算出；

（3）上升管组压降在数值上与下降管组压降相等；

（4）上升管组流量根据其连接型式按照（8—1）式或（8—2），（8—3）式解出；

（5）下降管组流量按8.4条由（8—1）式解出。

计算循环工作点的步骤见图（8—4）

框图中的输入数据包括下降管，引入管，上升管组，引出管及其连接关系的结构数据，各吸热区的总吸热量和各墙沿宽度及高度的热负荷不均匀系数，锅筒压力，蒸汽流量和入口给水焓，锅筒水的重量凝汽率，下降管及上升管组的流量初值等。

图中：ε——下降管流量与上升管组流量差的允许值；

$G_{xj}[k]$——第k个下降管组流量，其新的迭代值可按8.5条（1）求解；

$\triangle P_{xj}[k]$——第k个下降管压差；

$\Sigma G_{ss}[k]$——与第k个下降管相连的上升管组总流量。已知上升管组压差，可解非线性方程（8—1）～（8—3）得出流量，其和即总流量。

8.17 辅助循环的计算方法

设计计算任务是在已选定的循环倍率、循环泵参数和特性曲线下，确定各上升管组的节流孔圈阻力系数，计算步骤如下：

（1）作出循环泵特性曲线的拟合公式（须满足一定的精确度）。

（2）按下降管组流量、入口焓（或混合器出口焓）和循环泵的工作压头计算下降管组压降，数值上也等于上升管组压降。

（3）按各上升管组吸热量和平均出口重量含汽率，计算出各上升管组流量。

（4）根据每个上升管组的压降、流量、入口焓、入口压力按（8—1）式求出节流孔圈阻力系数。

由于制造工艺上的原因，对每根上升管入口装设的节流孔圈或装在引入管中的节流孔圈，上述计算结果都只能作为设计的参考值。

按所得的阻力系数选取各管组节流孔圈直径，然后再进行校核计算。校验计算的任务为核定循环工作点，其步骤可按8.16条进行。

8.18 直流锅炉的计算方法

设计计算任务是在给定的总流量和出口压力下，按各管组的流量与压差确定各管组入口节流孔圈阻力系数。直流锅炉的典型计算回路是一组串联而成的一级并联管组，其简化系统见图（8—5）。

图中每个A_{ij}都是一个单独的并联管组，节流孔圈阻力系数的计算步骤如下：

（1）按A_{13}，A_{23}，A_{33}各组中的一级并联管组的吸热量来分配各管组流量，从而确定G_1，G_2，G_3；

（2）先后对i＝1，2，3解非线性方程组（8—2）算出A_{i1}，A_{i2}各管组流量及压差，然后算出A_{i3}各并联管组进口压力；

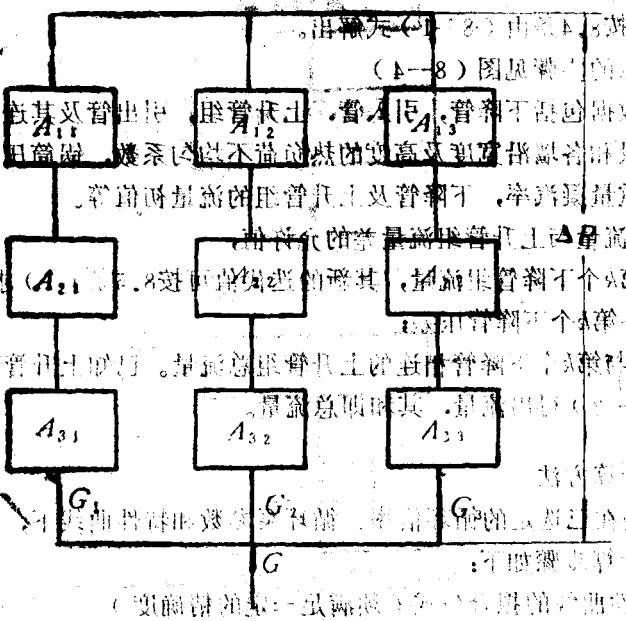


图8—5 直流锅炉系统

(3) A_{13}，A_{23}，A_{33}各并联管组的进口压力各不相同，其差值用节流圈来补偿，从而算出各节流圈的阻力系数。

对给定的节流圈阻力系数可按图8—6作校核计算。

8.19 过热器的计算方法

计算任务是求过热器管束各根管子的流量，热偏差和出口焓，藉此确定最高壁温的位置，计算步骤按图8—7进行。

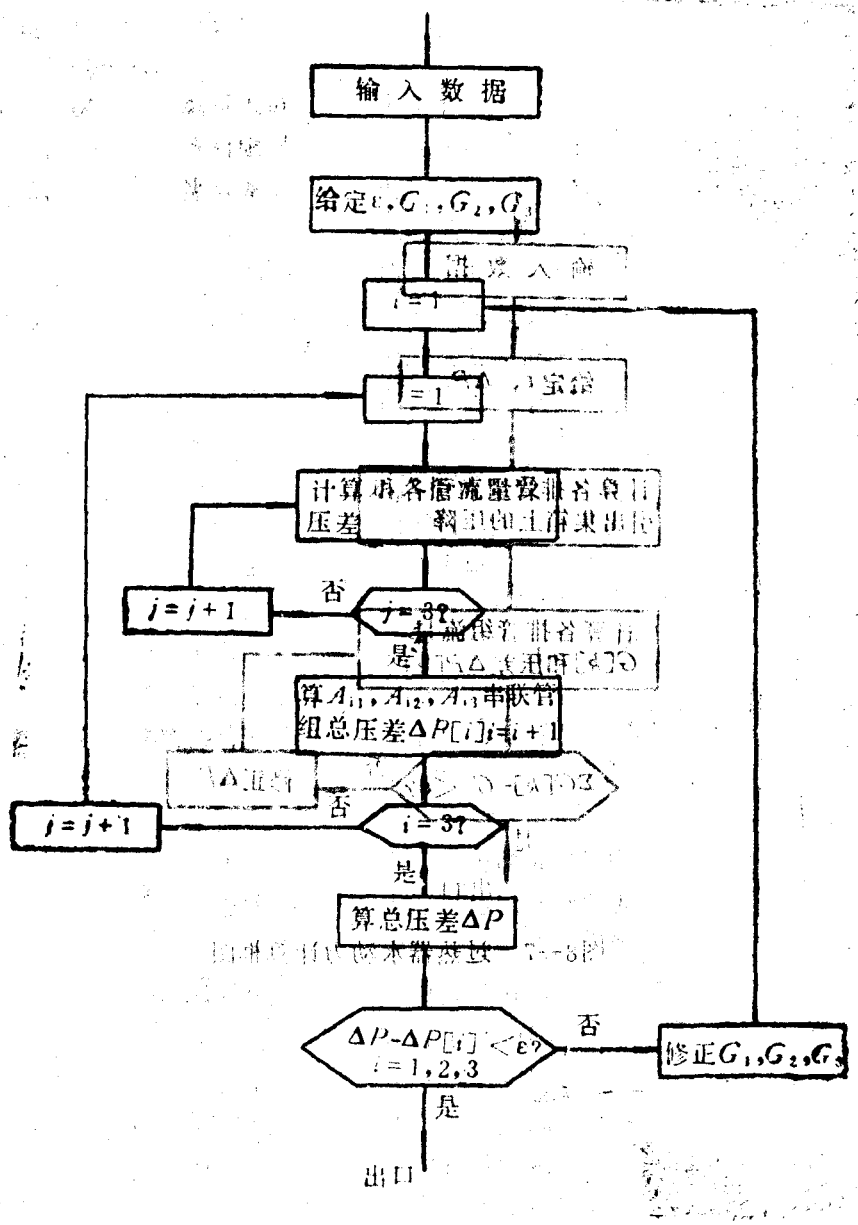


图8—6　直流锅炉校核计算框图

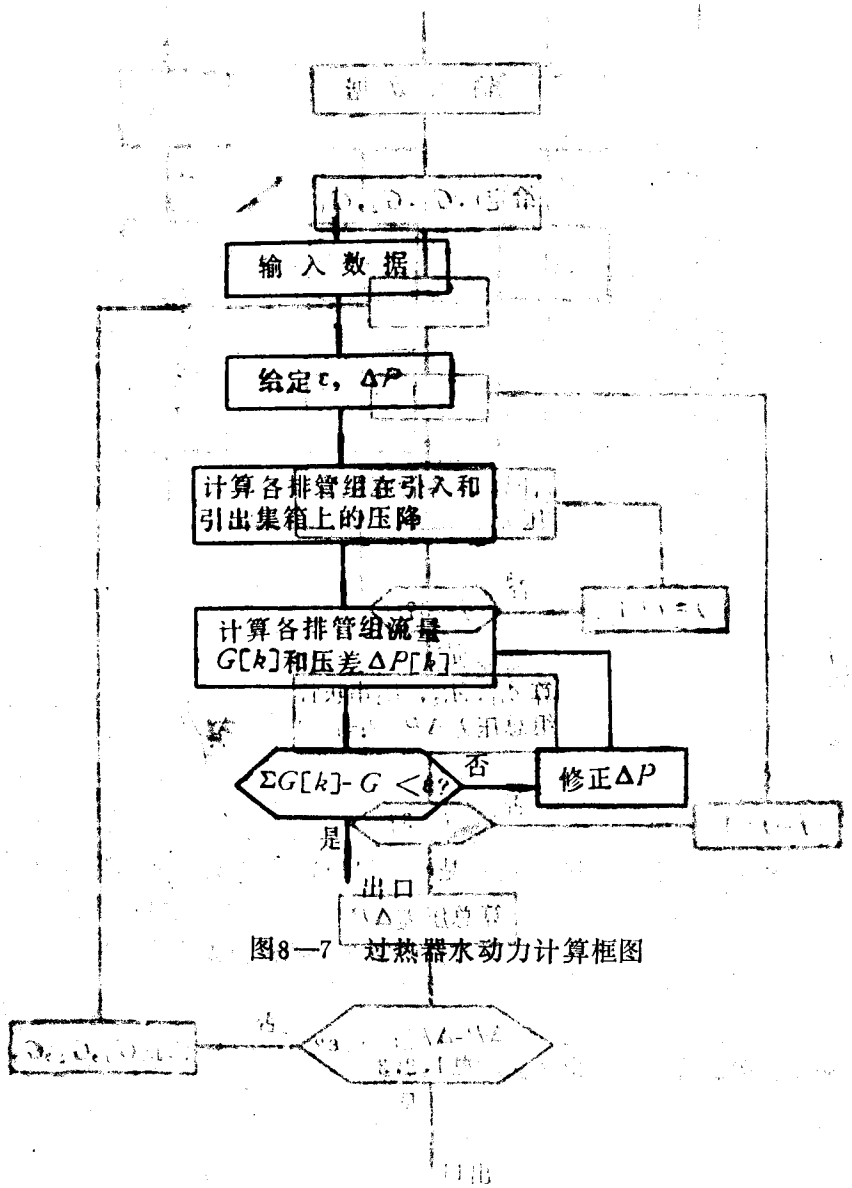


图8—7　过热器水动力计算框图

附加说明：

本标准由上海发电设备成套设计研究所提出和归口。

本标准由哈尔滨锅炉厂负责起草。

本标准总负责人　董祖康

本标准主要起草人：

章　次	编写人员	工作单位
一、	董祖康	无锡锅炉厂
二、	沈承龙	上海机械学院
	钟声玉	上海机械学院
	陈立勋	西安交通大学
	林宗虎	西安交通大学
三、	徐仁德	上海发电设备研究所
	杨世铭	西安交通大学
	顾　恬	上海发电设备研究所
四、	石尚达	东方锅炉厂
	李倬文	东方锅炉厂
	冯俊凯	清华大学
	李守恒	西安热工研究所
	黄海涛	西安热工研究所
	陆瑞林	北京锅炉厂
	邓诗哲	河北电力学院
	李静燕	东方锅炉厂
	朱伯顺	东方锅炉厂
五、	王孟浩	上海发电设备研究所
	邵慰骏	上海发电设备研究所
	虞月瑾	上海发电设备研究所
六、	黄承懋	哈尔滨工业大学
	王秉衡	哈尔滨锅炉厂
	李文健	哈尔滨锅炉厂
七、	陈之航	上海机械学院
	赵在三	上海机械学院
	胡仁德	哈尔滨电站设备研究所
	黄惟鹤	武汉锅炉厂
	汪　环	上海发电设备研究所
	陈国雄	上海发电设备研究所
八、	刘兴龙	哈尔滨工业大学
本标准主审人	范从振	南京工学院

附录 1　汽水混合物实际平均重度*的简化计算

（1）入口重量含汽率为零，出口重量含汽率为X_c的汽水混合物平均重度计算

按图1到图8查出已知γw上下两档的$\bar{\gamma}_{hu}$，然后按内插法处理γw的影响。

例：已知：压力$P=110kgf/cm^2$，$X_c=0.3$，$\gamma w=1600kgf/m^2s$，

求：$\bar{\gamma}_{hu}$，

解：根据图5查得$P=110kgf/cm^2$，$X_c=0.3$，$\gamma w=1400kgf/m^2s$的$\bar{\gamma}_{hu1400}=293kgf/m^3$；

根据图6查得$P=110kgf/cm^2$，$X_c=0.3$，$\gamma w=1800kgf/m^2$的$\bar{\gamma}_{hu1800}=288kgf/m^3$；

用内插法处理γw的影响得$\bar{\gamma}_{hu}=291kgf/m^3$。

（2）入口重量含汽率为X_r，出口重量含汽率为X_c的汽水混合物平均重度计算

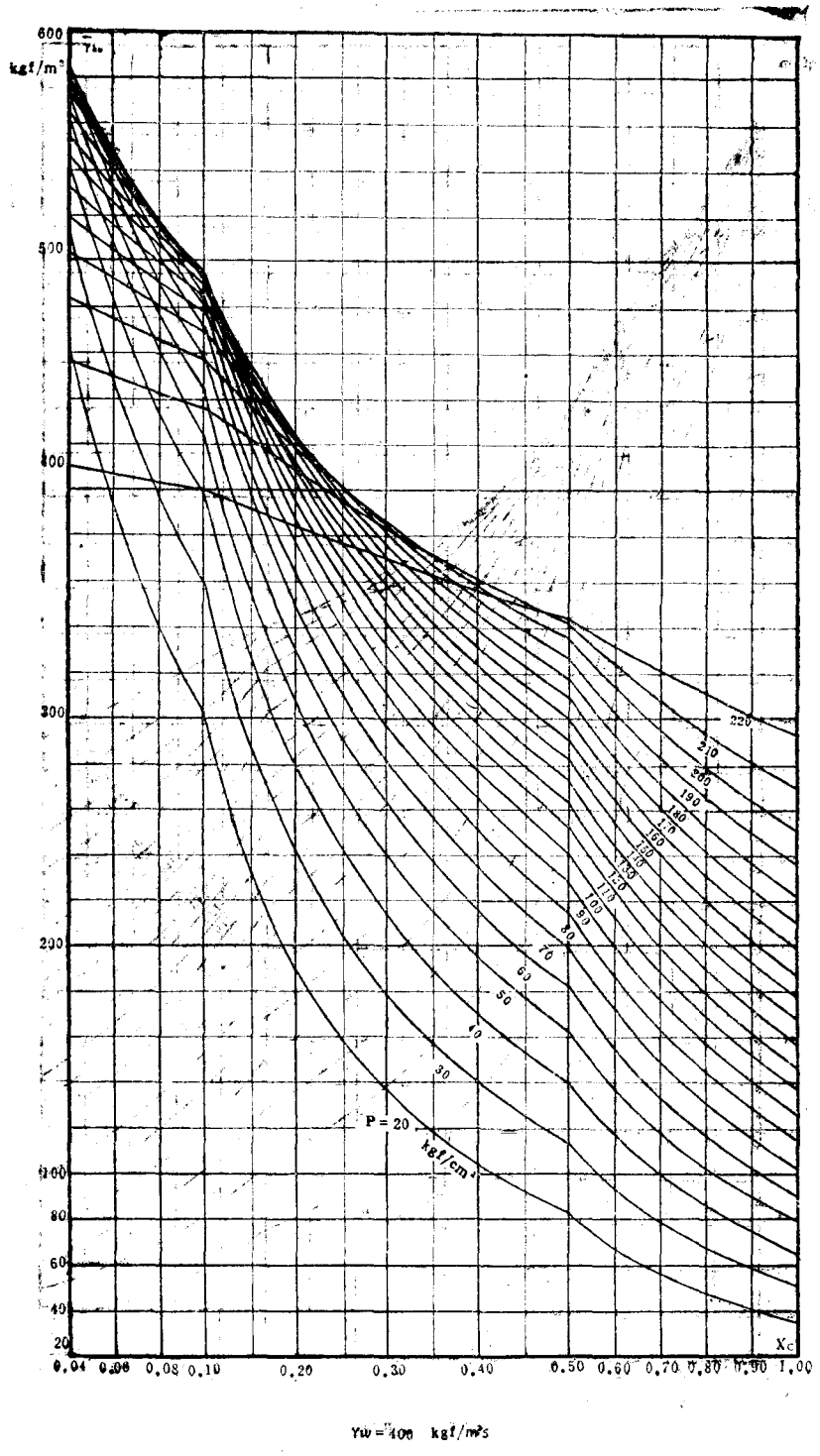
平均重度按下式计算：

$$\bar{\gamma}_{hu}=\frac{\bar{\gamma}_{hu1}X_c-\bar{\gamma}_{hu2}X_r}{X_c-X_r}$$

式中：$\bar{\gamma}_{hu}$——所求介质平均重度，kgf/m^3；

$\bar{\gamma}_{hu1}$，$\bar{\gamma}_{hu2}$——以入口重量含汽率为零，出口重量含汽率分别为X_c，X_r时的平均重度，kgf/m^3；按（1）条确定。

* 混合物实际平均重度用于计算重位压差。



$\gamma_w = 400$ kgf/m³

图 1

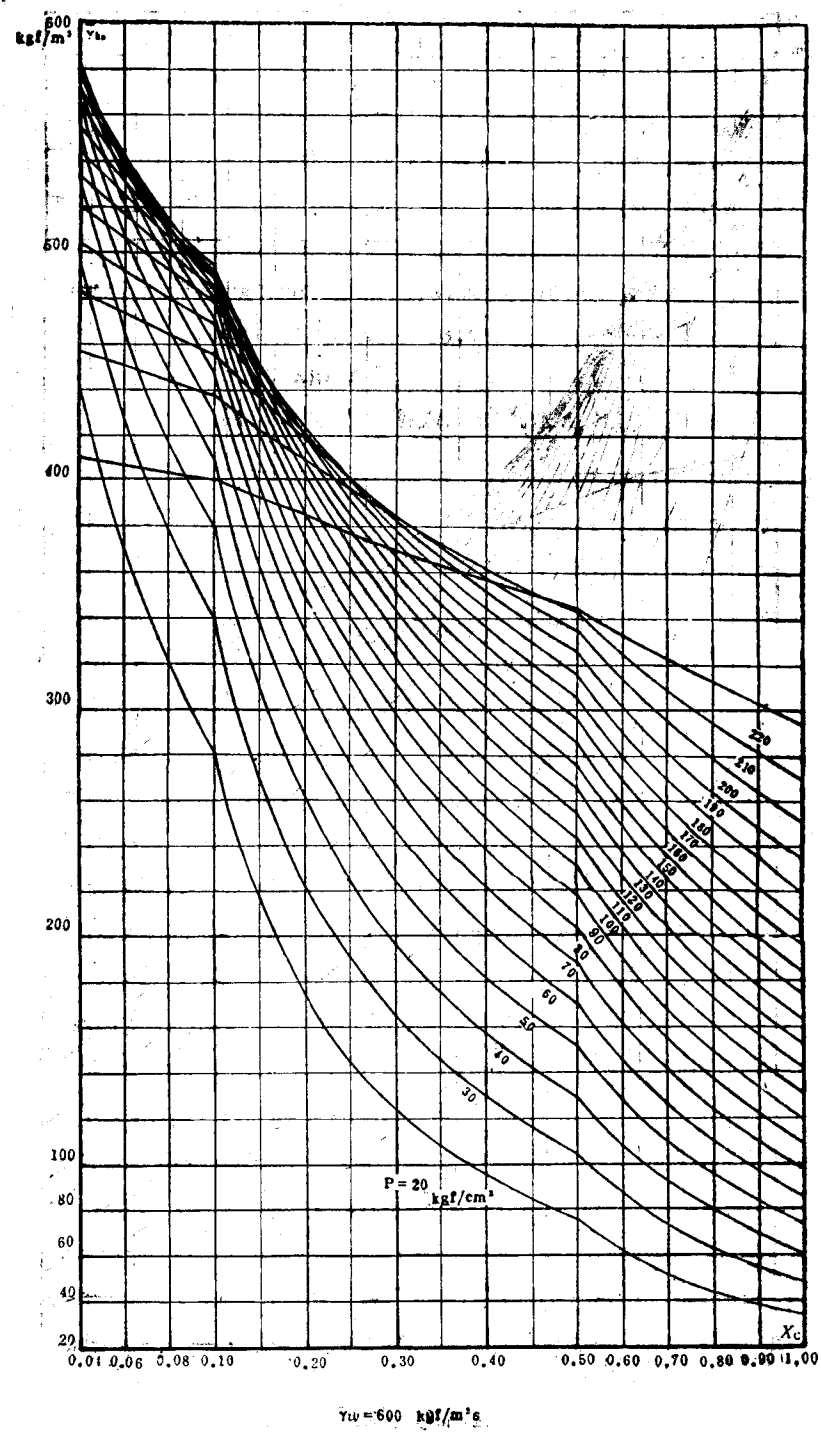

600
kgf/m³
500
400
300
200
100
80
60
40
20
0.01 0.06 0.08 0.10 0.20 0.30 0.40 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
Xc
P = 20 kgf/cm²
220
210
200
190
180
170
160
150
140
130
120
110
100
90
80
70
60
50
40
30
γw=600 kgf/m³s

图 2

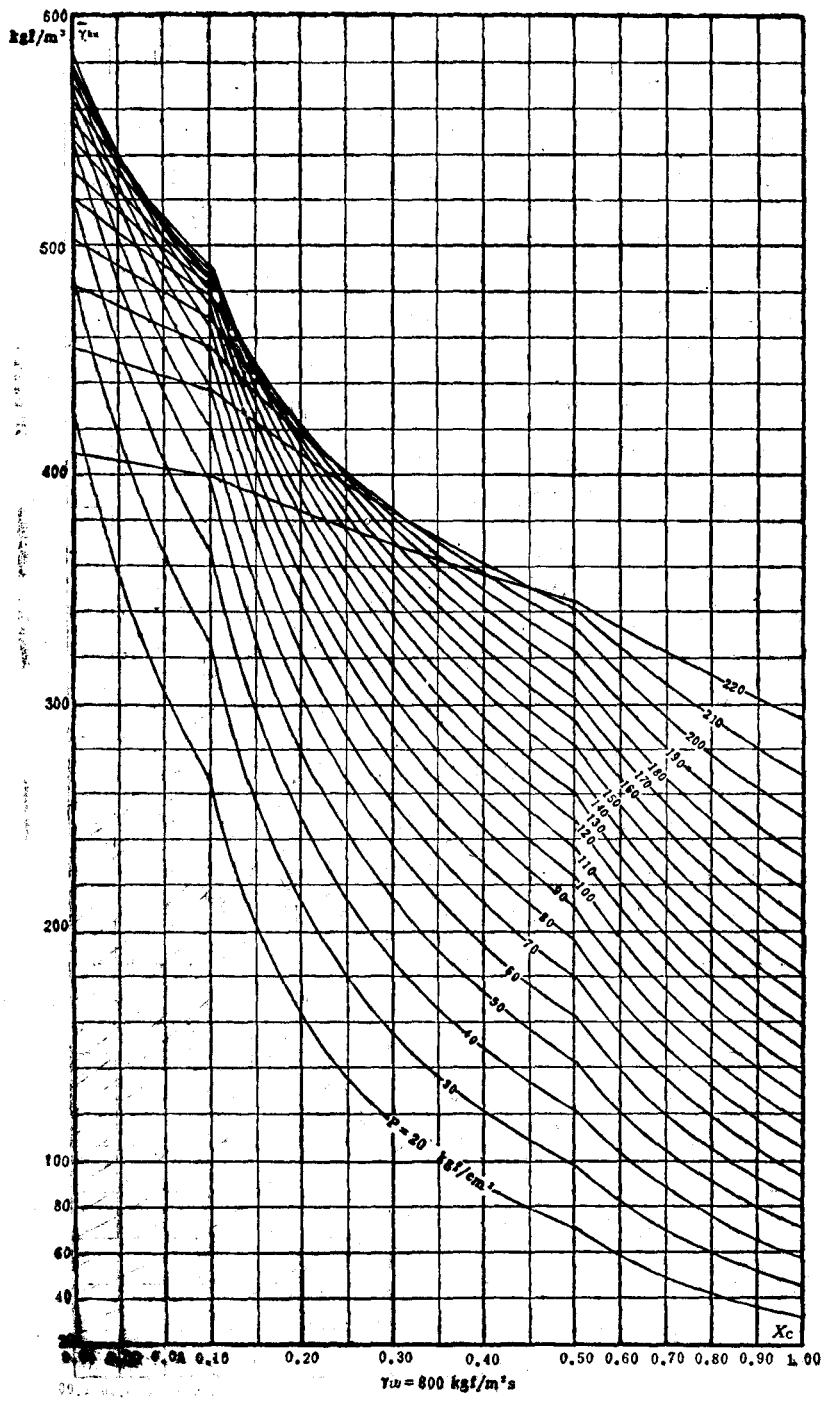

600
kgf/m³
500
400
300
200
100
80
60
40
0.10
0.20
0.30
0.40
0.50
0.60
0.70
0.80
0.90
1.00
Xc
Yw = 800 kgf/m³s
P = 20 kgf/cm²
10
30
40
50
70
90
100
110
120
130
140
150
160
170
180
190
200
210
220

图 3

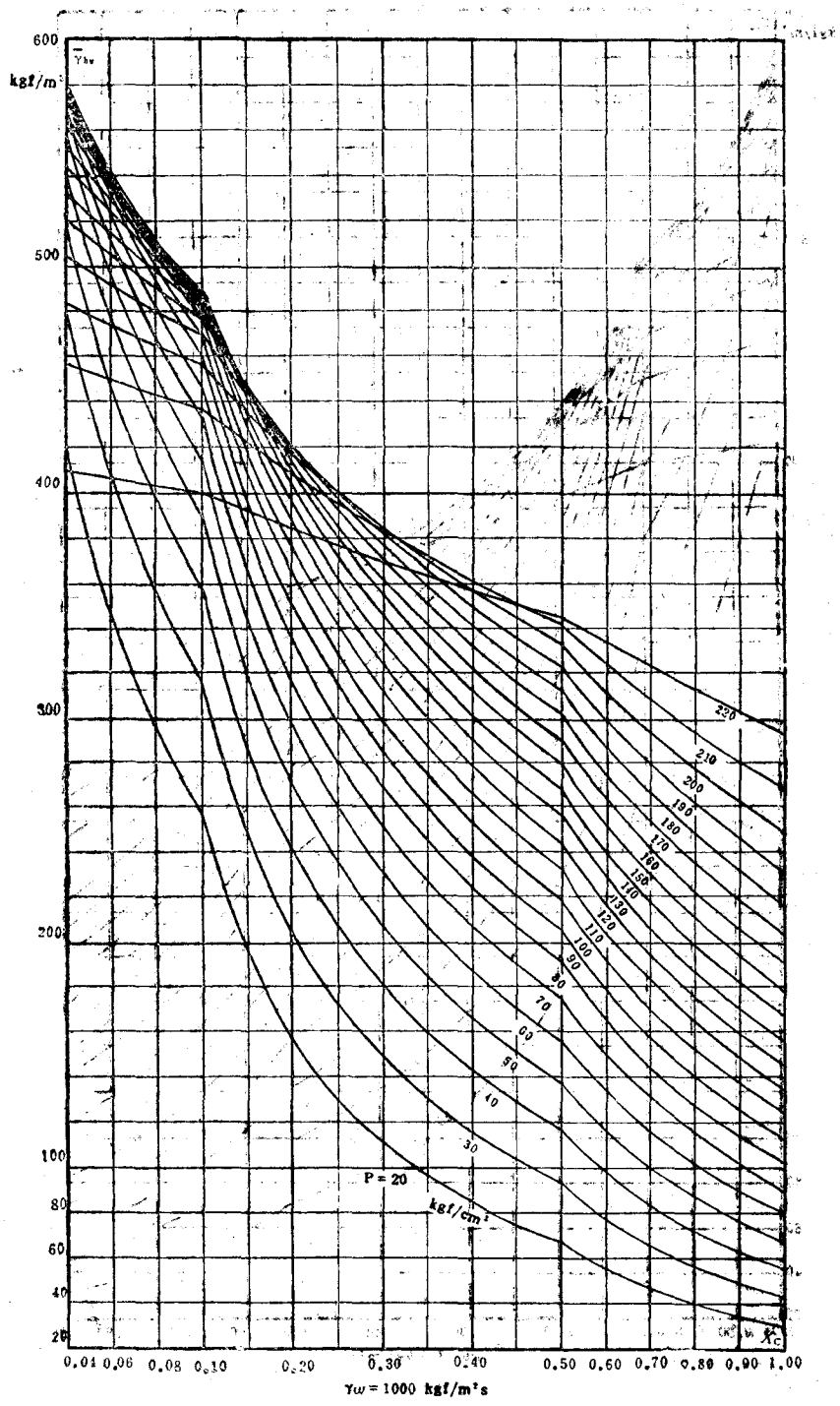

600
500
400
300
200
100
80
60
40
20
kgf/m³
P = 20
kgf/cm²
0.01 0.06 0.08 0.10 0.20 0.30 0.40 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
Yω = 1000 kgf/m³s

图 4

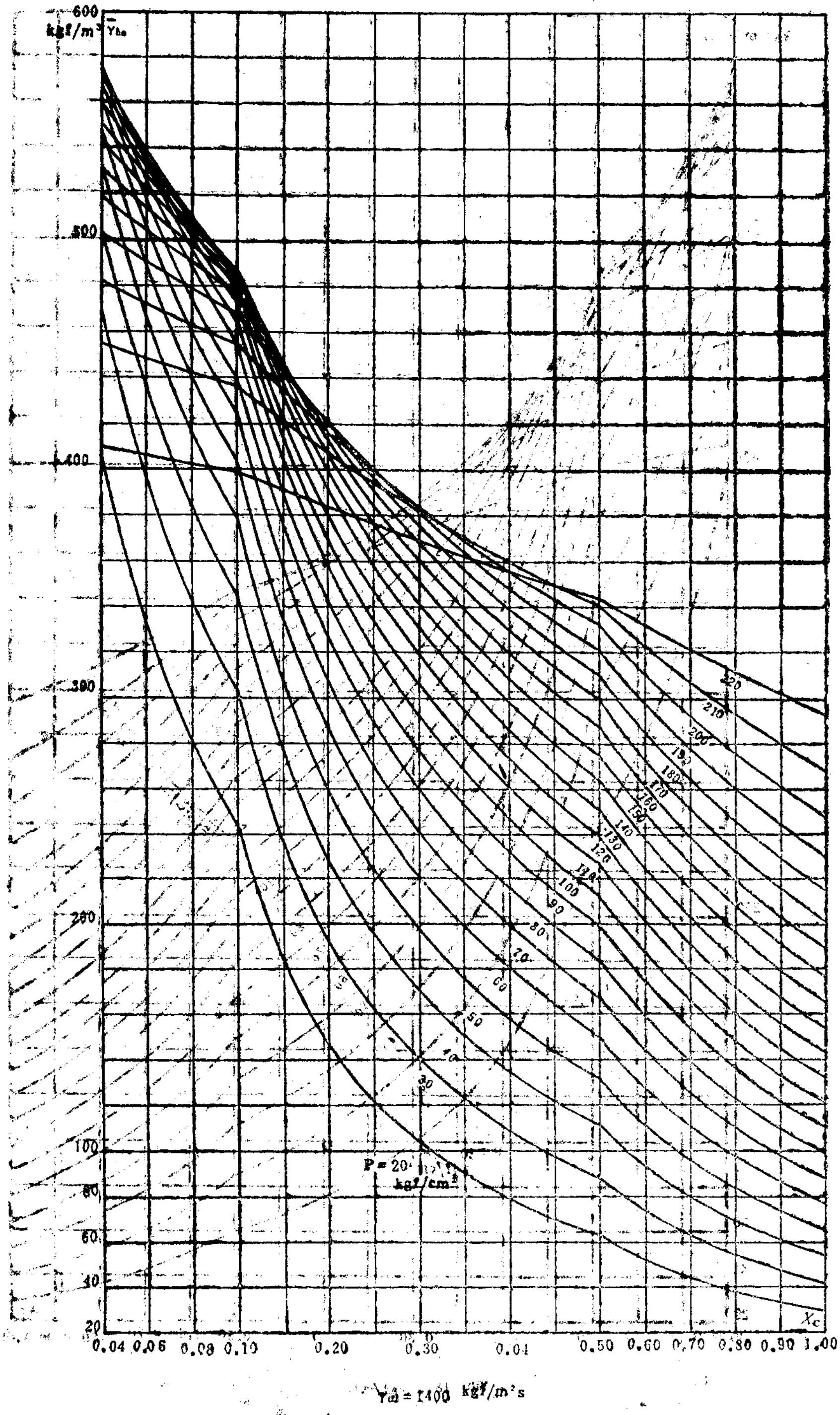

600
kgf/m³ γ_{hs}
500
400
300
200
100
80
60
40
20
220
210
200
190
180
170
160
150
140
130
120
110
100
90
80
70
60
50
40
30
P = 20 kgf/cm²
X_c
0.04 0.06 0.08 0.10 0.20 0.30 0.04 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
$\gamma\omega$ = 1400 kgf/m²s

图 5

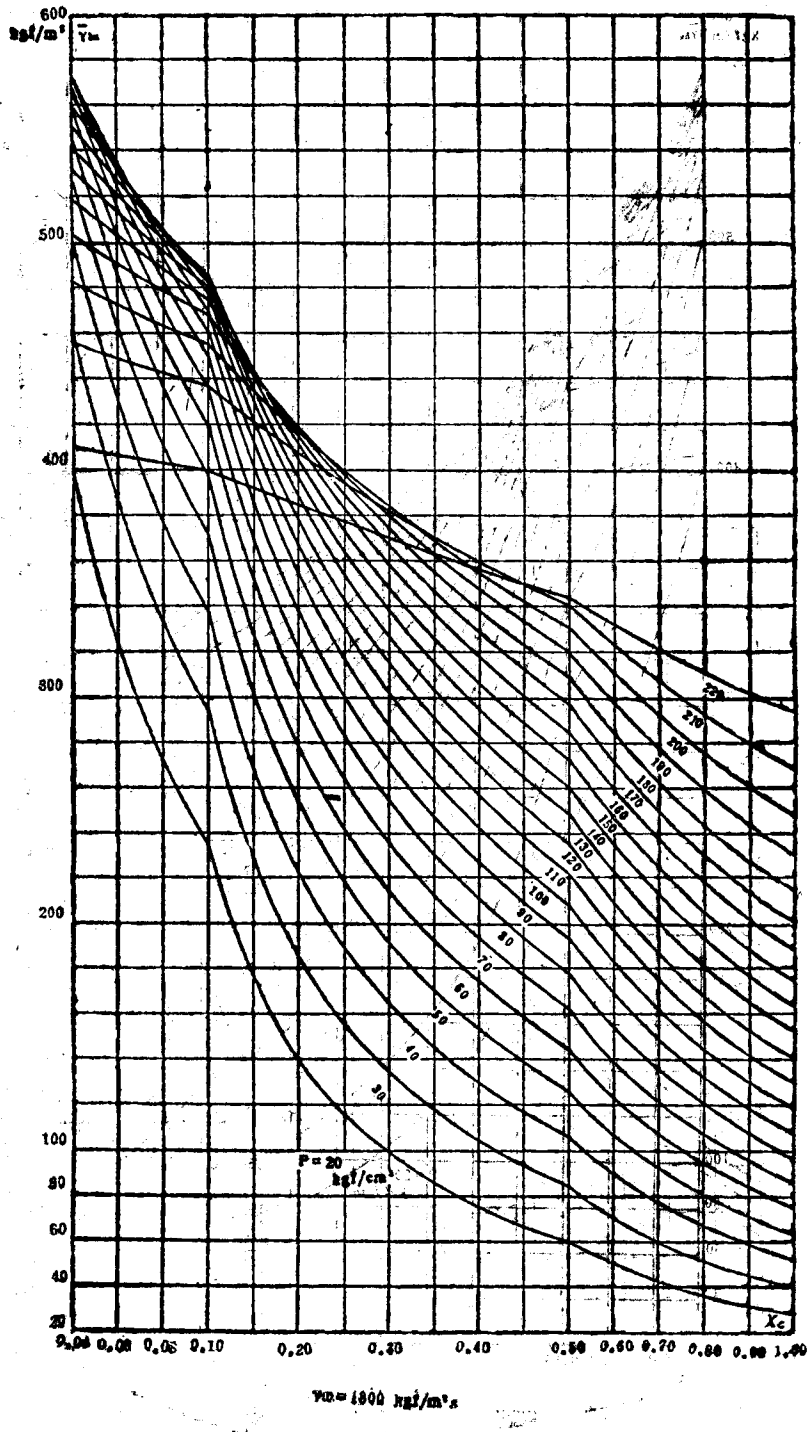

600
kgf/m³
500
400
300
200
100
80
60
40
20
0.04 0.08 0.06 0.10 0.20 0.30 0.40 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
Xc
P = 20 kgf/cm²
30
40
50
60
70
80
90
100
110
120
130
140
150
160
170
180
190
200
210
220
Vm = 1800 kgf/m²s

图 6

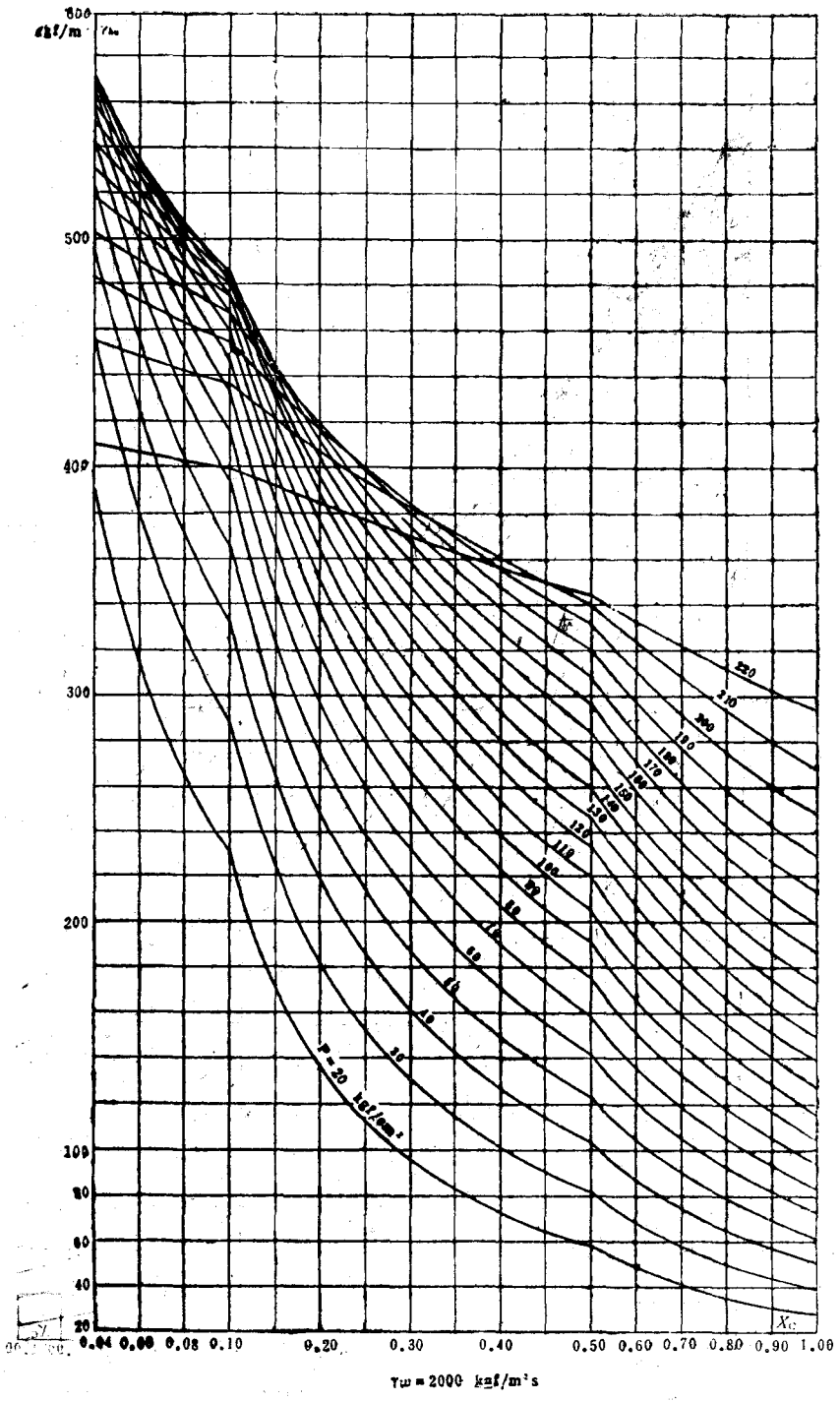

600
kgf/m
500
400
300
200
100
80
60
40
20
0.04 0.06 0.08 0.10 0.20 0.30 0.40 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
τω = 2000 kgf/m²s
P = 20 kgf/cm²

图 7

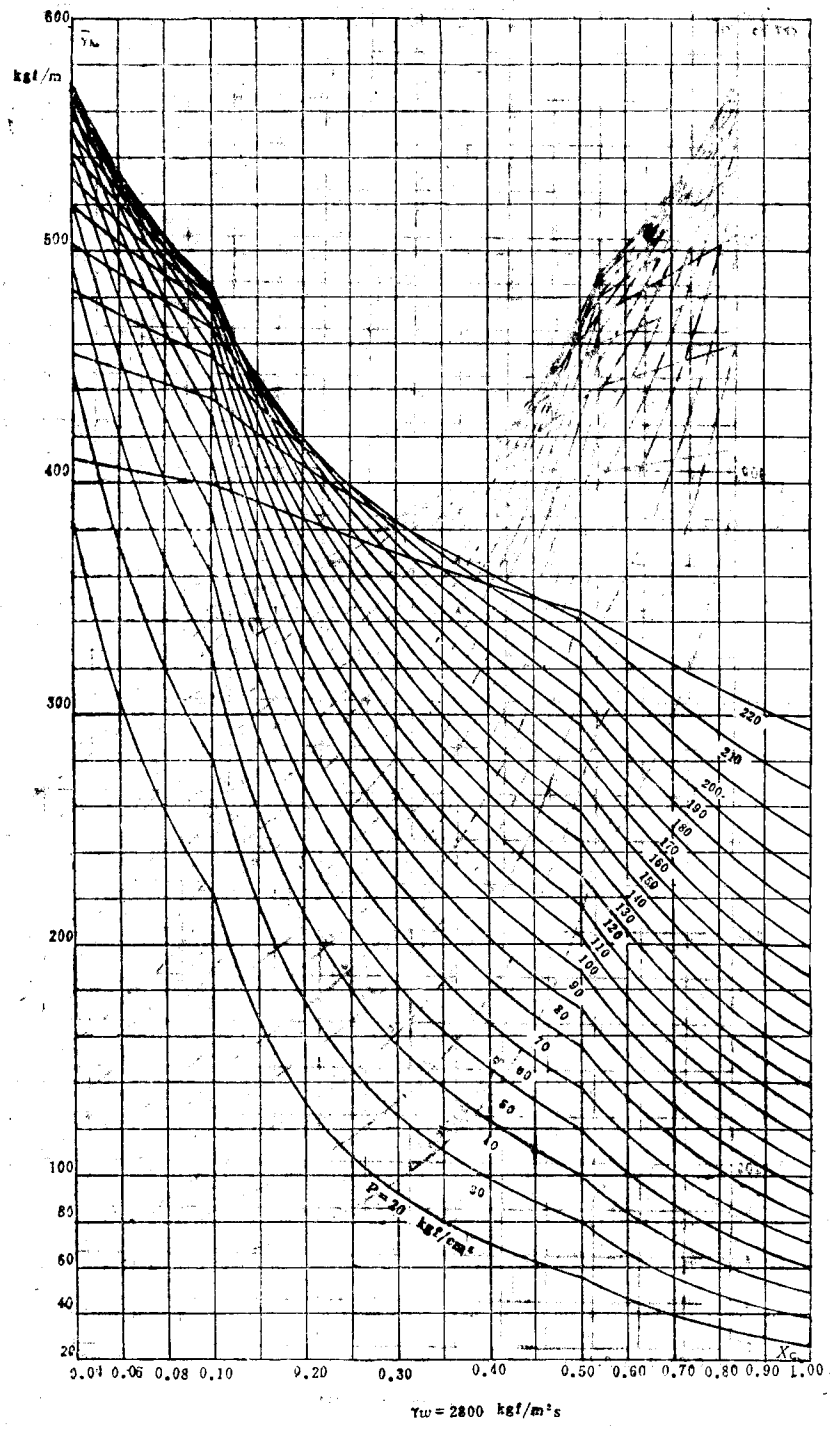

600
kgf/m
500
400
300
200
100
80
60
40
20
220
210
200
190
180
170
160
150
140
130
120
110
100
90
80
70
60
50
40
30
P=20 kgf/cm²
0.04 0.06 0.08 0.10 0.20 0.30 0.40 0.50 0.60 0.70 0.80 0.90 1.00
Xc
γw = 2800 kgf/m³s

图 8

附录 2　常用鳍片管的壁温计算图线

（1）结构尺寸

鳍片管壁温计算图线是用有限单元法在电子计算机上计算所得的数据进行编制。根据常用结构尺寸共编制12个图线（见表1），由图计算结果比第三章公式手算更为精确。

（2）计算方法

按图可算出管子正面外壁（t_z），平均（$\bar{t}$）壁温及鳍片根部（t_{qg}），鳍片尖端（t_{qd}）处温度。其计算方法为：由图上按不同的管内介质放热系数α_2和金属导热系数λ，查取相应部位的热阻（R_z，$\bar{R}$，R_{qg}，R_{qd}，$m^2 \cdot h \cdot ℃/kcal$），然后按下式计算各壁温：

$$t = t' + qR$$

式中：t'——管内介质温度，℃；

q——管子外壁热负荷，$kcal/m^2 \cdot h$。

如果管子和鳍片由不同材料制成，则应分别选取λ值计算。图上λ值在28～42kcal/m·h℃范围内，α_2值在2×10^3～40×10^3kcal/m·h℃范围内。在此范围内可用内插法查取。

（3）使用范围

本图线适用于鳍根部份不带圆弧的结构，当鳍根与管子连接带有圆弧，则鳍尖温度略为降低，计算结果偏于安全。

按图可算出t_z，$\bar{t}$，t_{qd}数值，t_z应低于管子材料最高许可温度，$\bar{t}$用作管子强度计算，t_{qd}应小于鳍片材料最高许可温度。当鳍片宽度较大时（如图10，15，16，17，18），鳍根温度可能高于管子正面温度，因此从图上可同时算出鳍根温度t_{qg}，这时管子材料许可最高许用温度应小于t_{qg}。

表1　常用鳍片管结构尺寸（mm）

图号	管外径	管内径	鳍根厚	鳍尖厚	节距
9	32	22	6	6	48
10	42	30	7	7	96
11	22	11	7	5	35
12	25	13	5	5	38
13	25	13	6	6	38
14	60	48	9	6	80
15	38	27	5	5	76
16	38	27	6	6	76
17	38	27	5	5	106
18	38	27	6	6	106
19	51	41	5	5	65
20	51	41	6	6	65

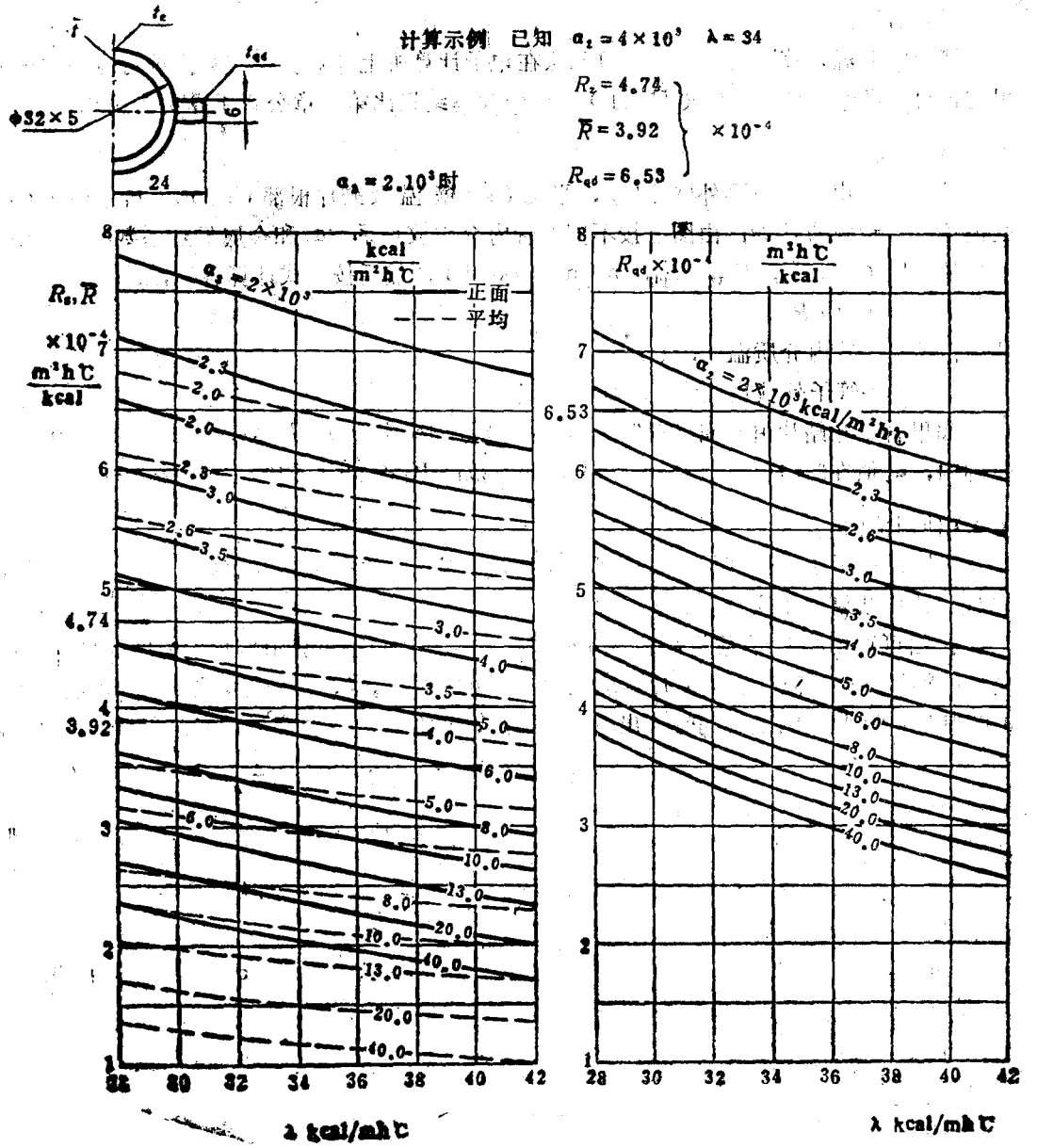

t_f
t_c
t_{cd}
$\phi 32\times 5$
δ
24
计算示例 已知 $\alpha_2 = 4\times10^3$ $\lambda = 34$
$R_2 = 4.74$
$\overline{R} = 3.92$
$R_{cd} = 6.53$
$\times 10^{-4}$
$\alpha_2 = 2.10^3$时
$R_s, \overline{R}$
$\times 10^{-4}$
$\frac{m^2h℃}{kcal}$
$\frac{kcal}{m^2h℃}$
正面
平均
$\alpha_2 = 2\times10^3$
2.3
2.0
2.6
2.8
3.0
3.5
4.0
5.0
6.0
8.0
10.0
13.0
20.0
40.0
4.74
3.92
6.53
λ kcal/mh℃
$R_{cd}\times10^{-4}$
$\alpha_2 = 2\times10^3$ kcal/m²h℃

图 9

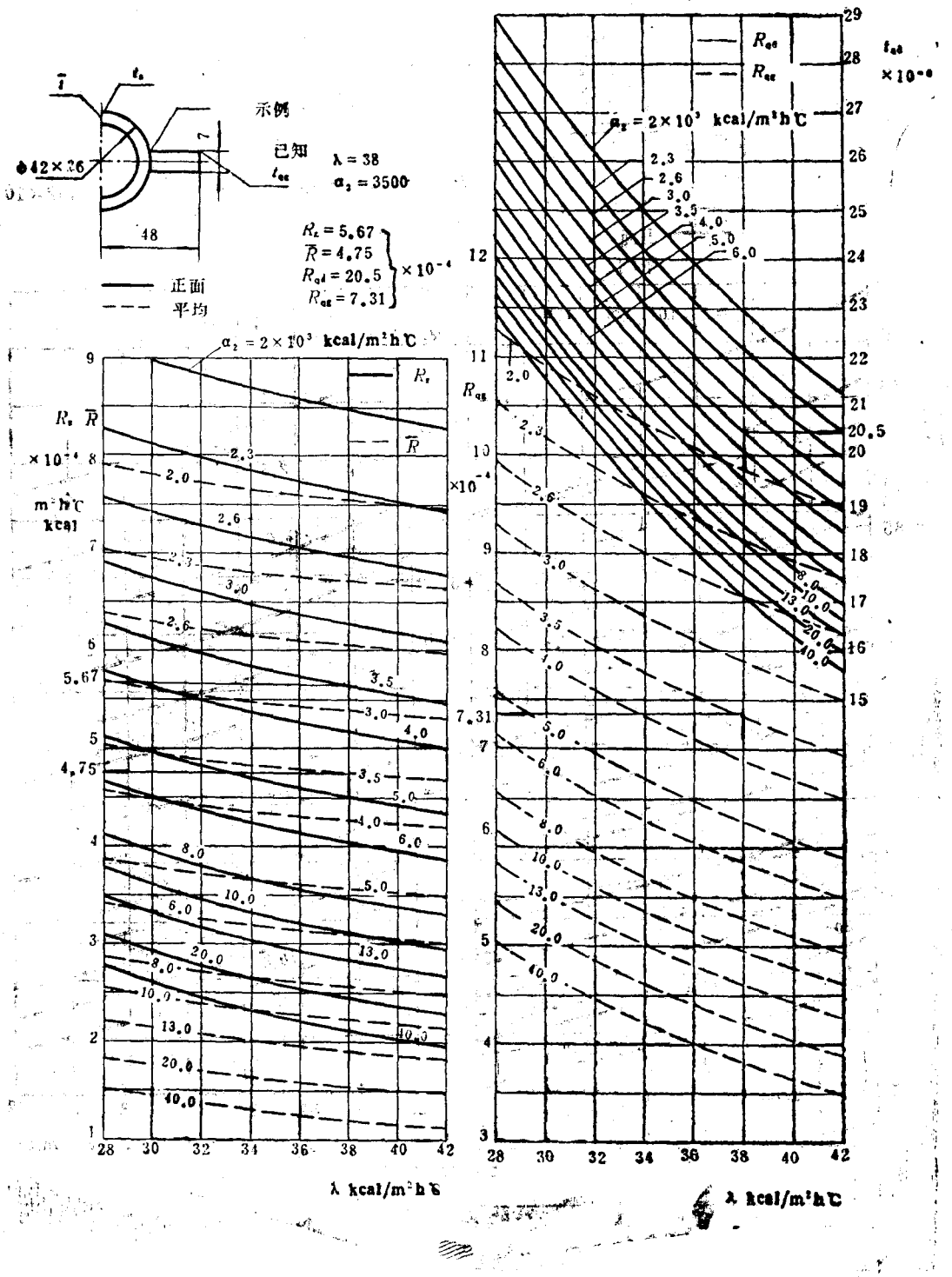
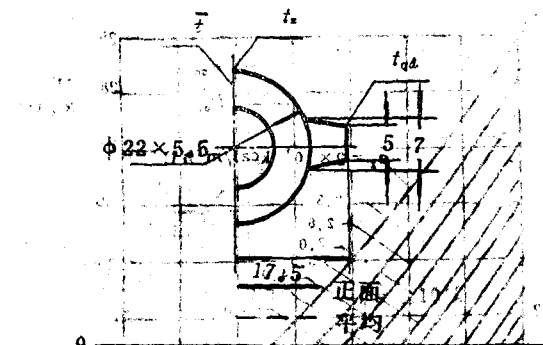

示例
已知
λ = 38
α_2 = 3500
R_z = 5.67
$\bar{R}$ = 4.75
R_{cd} = 20.5
R_{cc} = 7.31
×10⁻⁴
正面
平均
48
α_2 = 2×10³ kcal/m²h℃
R_z
$\bar{R}$
R_s $\bar{R}$
×10⁻⁴
m²h℃/kcal
R_{cd}
R_{cc}
t_{cc}
×10⁻⁶
λ kcal/m²h℃

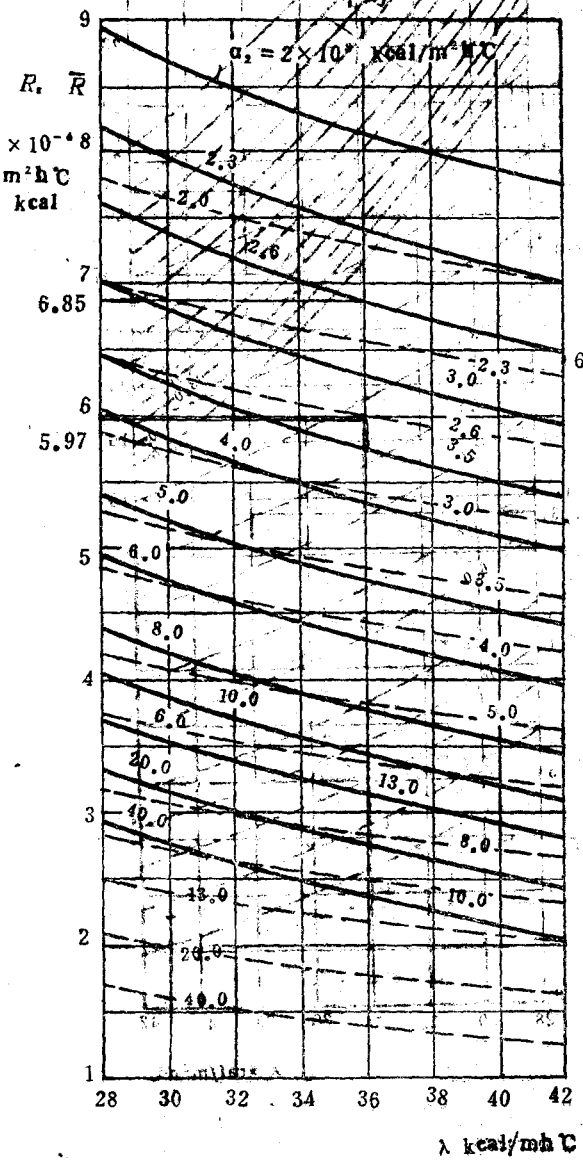
图10



示例：已知 $\alpha_z = 2600$ kcal/m²h℃

$\lambda = 36$ kcal/mh℃

$R_z = 6.85\times10^{-4}$ $\bar{R} = 5.97\times10^{-4}$ $R_{qd} = 6.42\times10^{-4}$



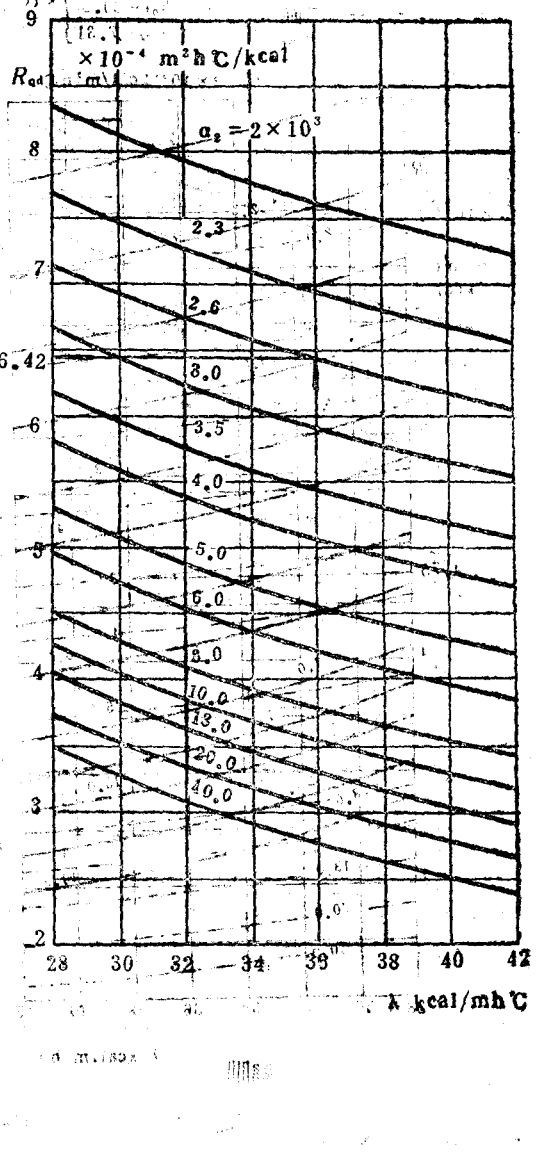
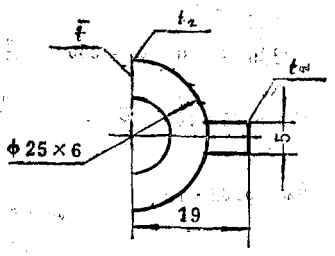


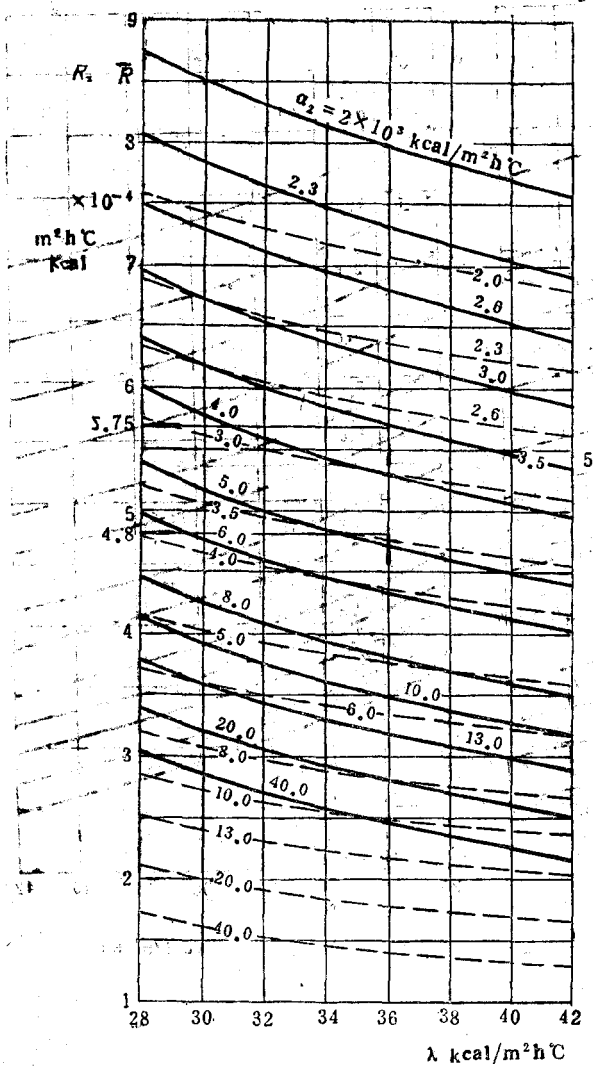
图11



示例 已知 $\lambda = 36$ $\alpha_2 = 3500$

$\bar{r}_z = 5.75$
$\bar{R} = 4.80$ $\times 10^{-4}$
$R_{ad} = 5.45$

—— 正面
- - - 平均



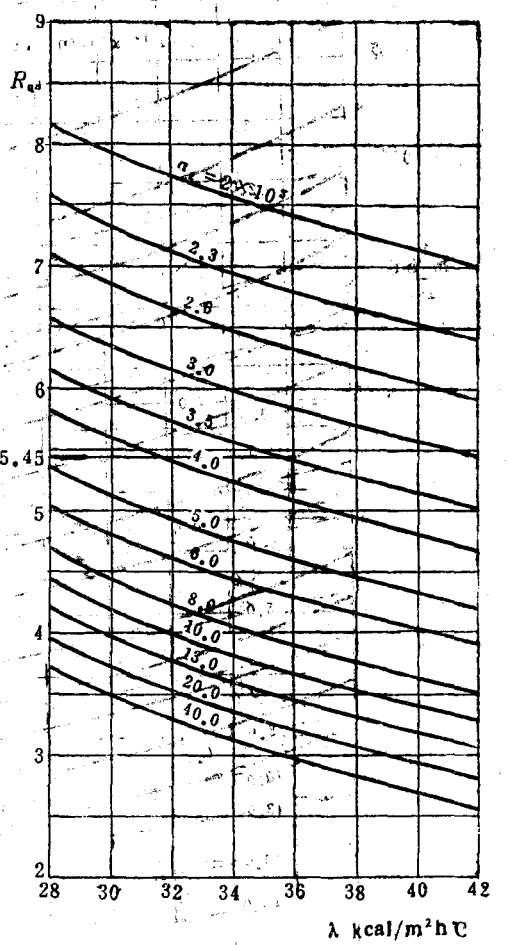
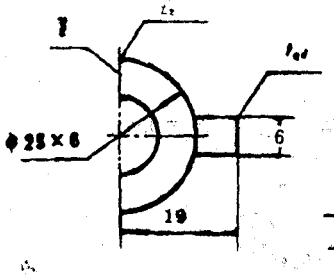


图12



示例，　已知 $\lambda = 36$　$\alpha_2 = 3500$

$R_z = 5.75 \times 10^{-4}$　$\overline{R} = 4.8 \times 10^{-4}$

$R_{qd} = 5.32 \times 10^{-4}$

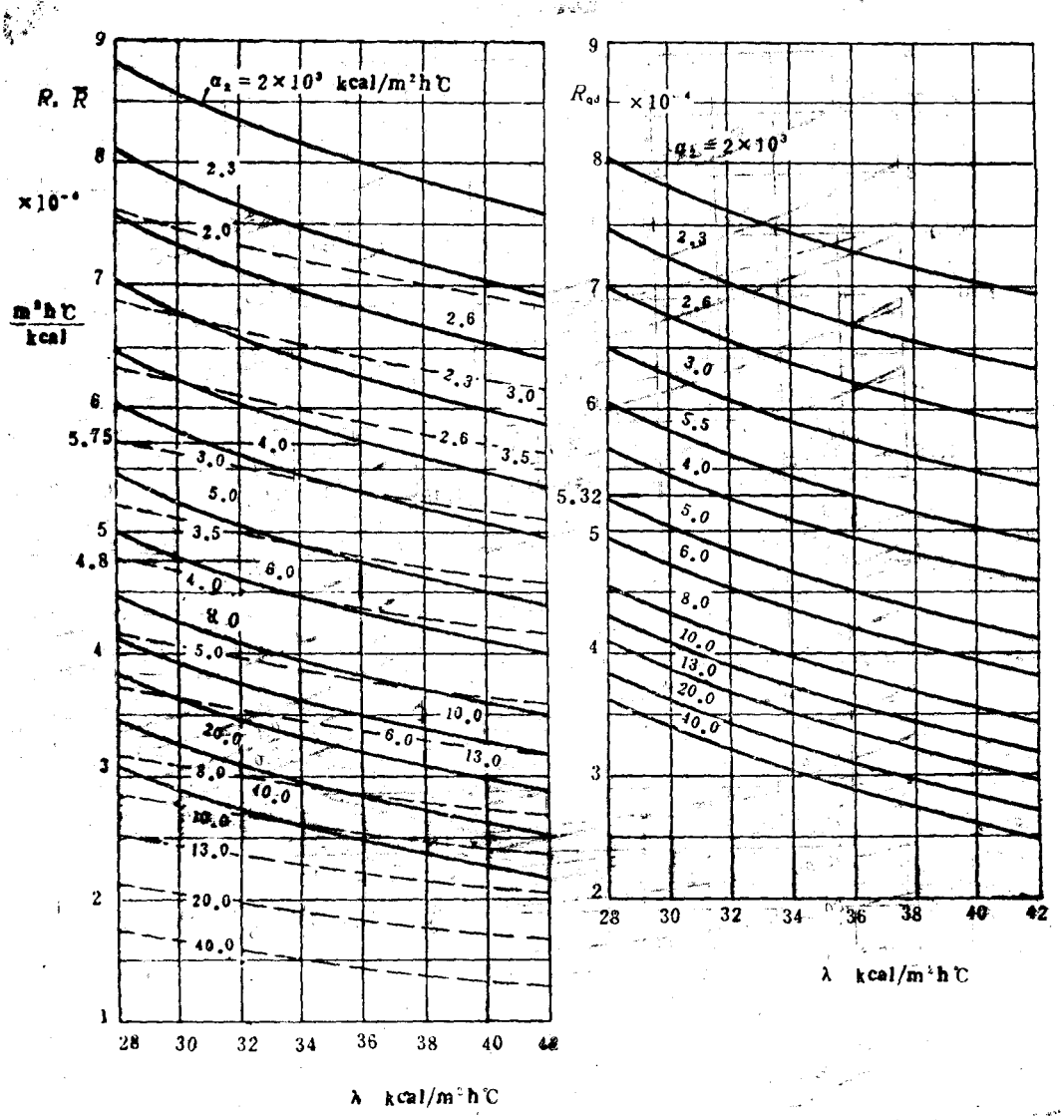
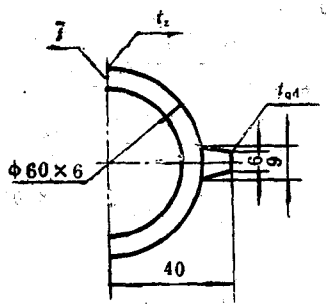


图13

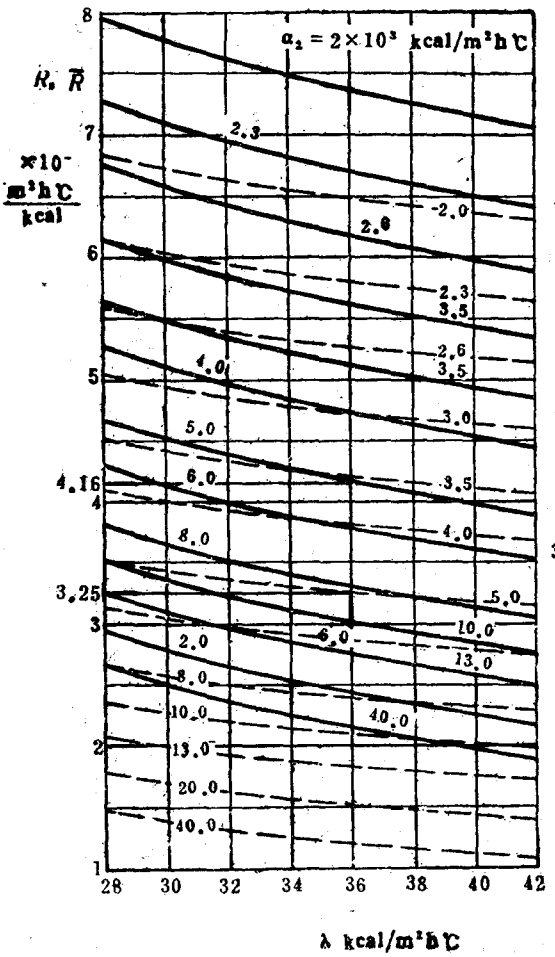


示例　已知　$\lambda=36$ kcal/m h℃

$\alpha_2=5000$ kcal/m²h℃

$R_z=4.16$
$\bar{R}=3.25$
$R_{q1}=3.72$
} ×10⁻⁴ m²h℃/kcal

——— 正面
- - - - 平均



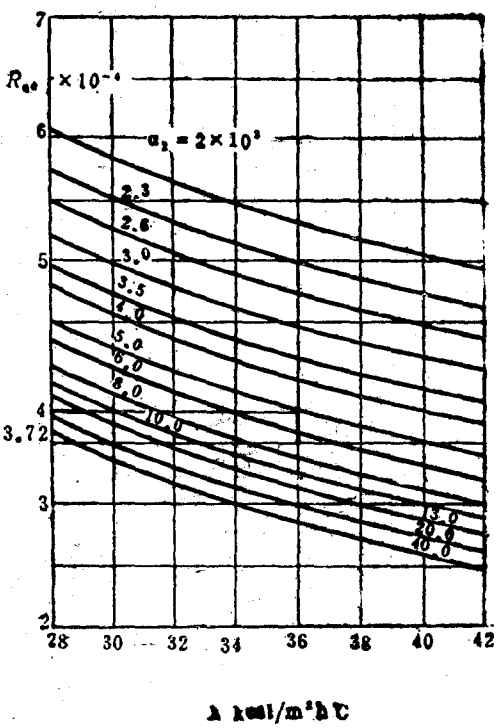


图14

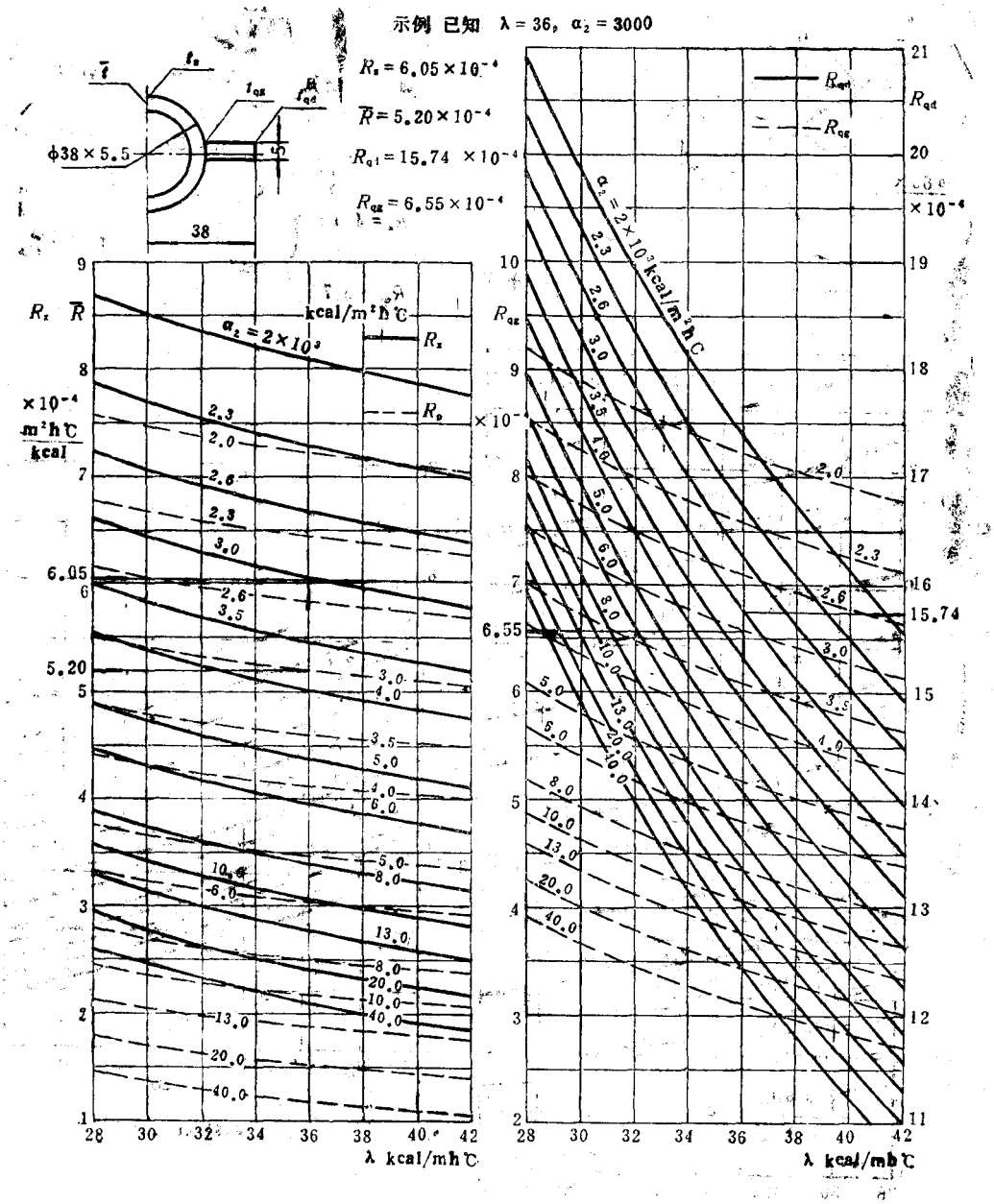

示例 已知 λ = 36, α₂ = 3000
$R_s = 6.05 \times 10^{-4}$
$\overline{R} = 5.20 \times 10^{-4}$
$R_{q1} = 15.74 \times 10^{-4}$
$R_{q2} = 6.55 \times 10^{-4}$
$\phi 38 \times 5.5$
38
R_s $\overline{R}$
$\times 10^{-4}$ m²h℃/kcal
$\alpha_2 = 2 \times 10^3$ kcal/m²h℃
R_s
R_0
λ kcal/mh℃
R_{q1}
R_{q2}
$\times 10^{-4}$
$\alpha_2 = 2 \times 10^3$ kcal/m²h℃
λ kcal/mh℃

图15

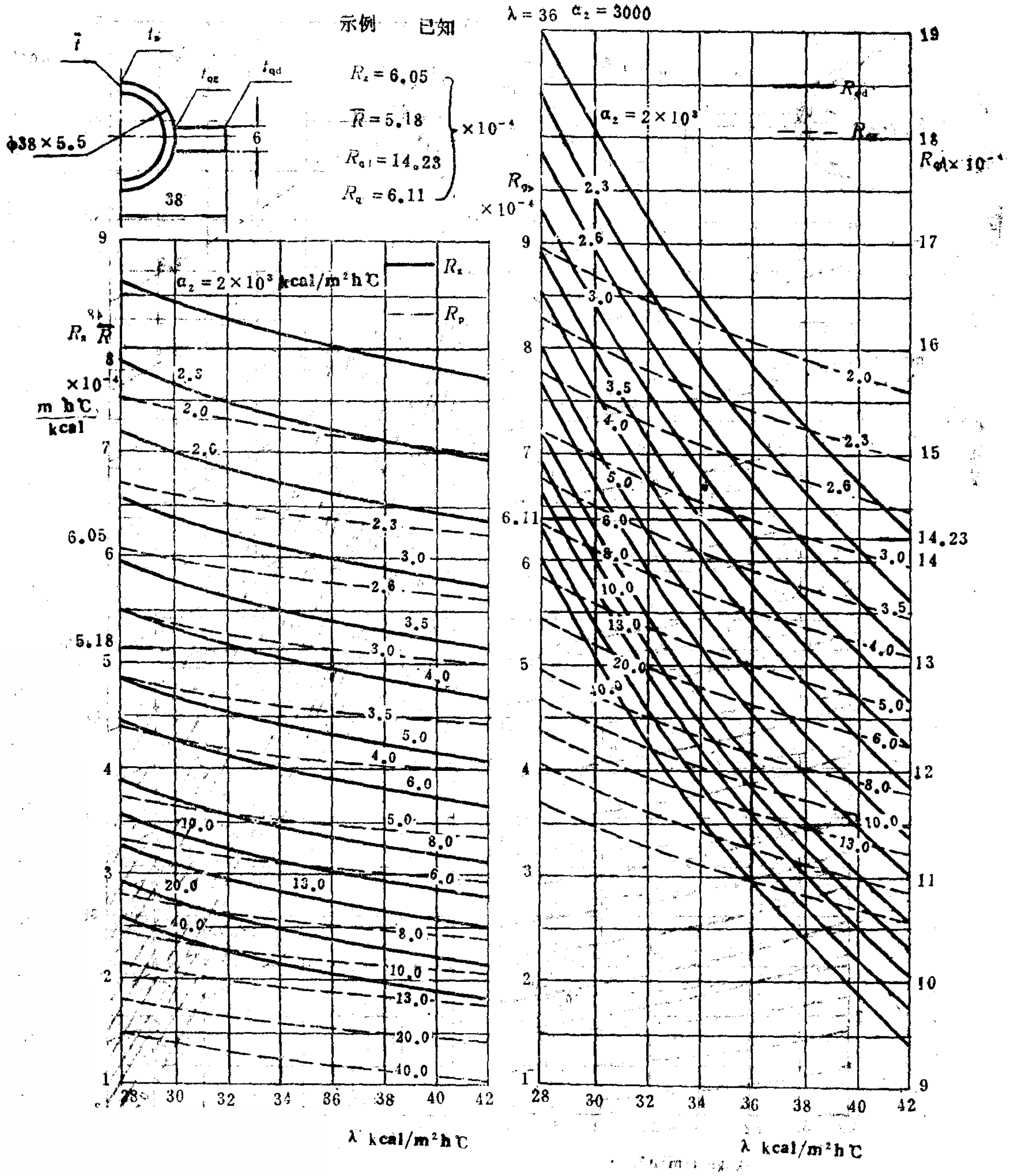

示例 已知
R_z = 6.05
R̄ = 5.18
R_q1 = 14.23
R_q = 6.11
×10^-4
λ = 36 α_2 = 3000
ϕ38×5.5
38
6
α_2 = 2×10^3 kcal/m^2h℃
R_z
R_p
R_z R̄ ×10^-4 m h℃/kcal
α_2 = 2×10^3
R_qd
R_qz
R_q ×10^-4
R_q1×10^-4
λ kcal/m^2h℃
λ kcal/m^2h℃

图16

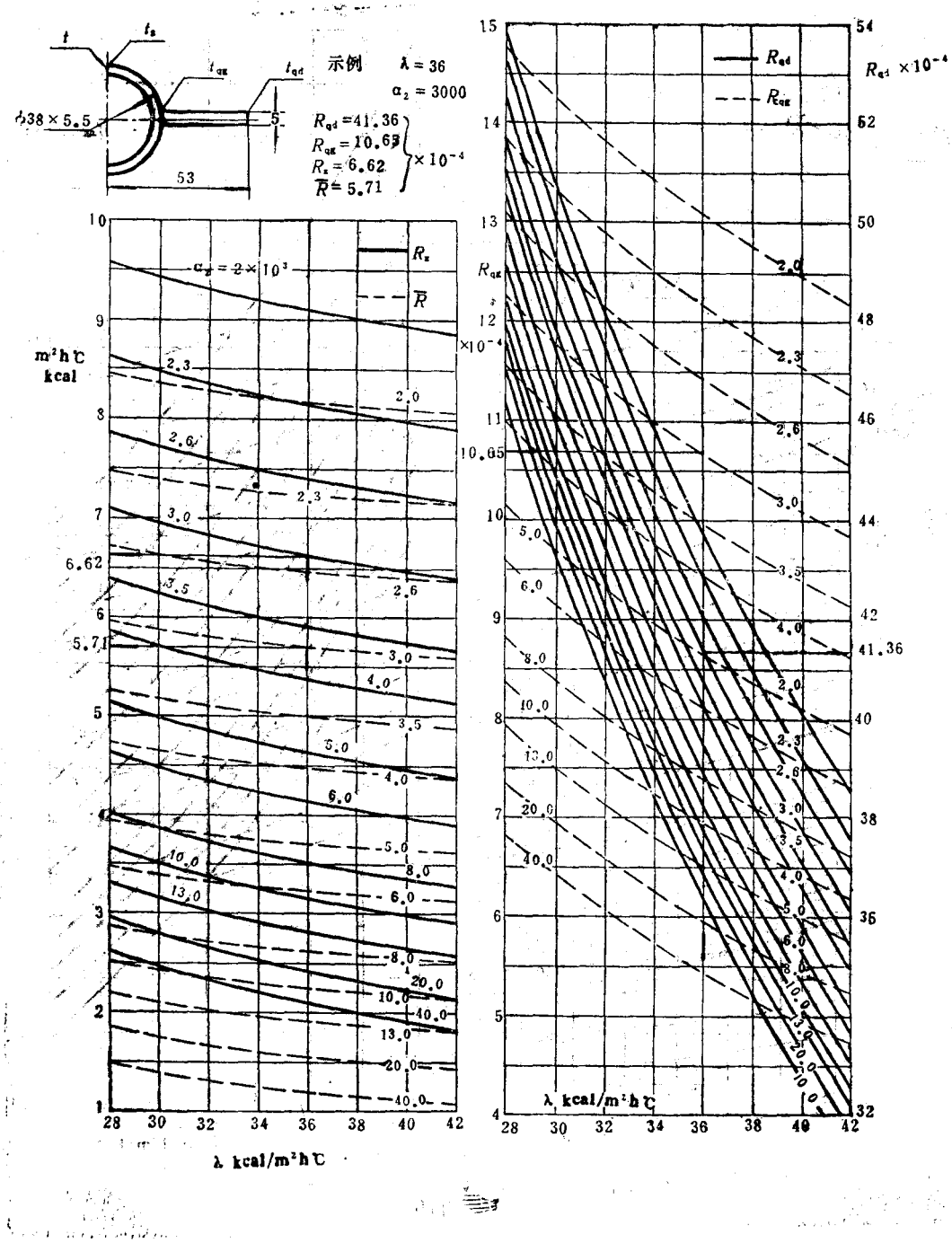

t
t_s
t_{qz}
t_{qd}
示例
λ = 36
α_2 = 3000
ϕ38×5.5
5
53
R_{qd} =41.36
R_{qz} =10.65
R_s = 6.62
$\overline{R}$ = 5.71
×10⁻⁴
R_s
$\overline{R}$
α_2 = 2×10³
m²h℃/kcal
λ kcal/m²h℃
R_{qd}
R_{qz}
R_{qd} ×10⁻⁴
×10⁻⁴
λ kcal/m²h℃

图17

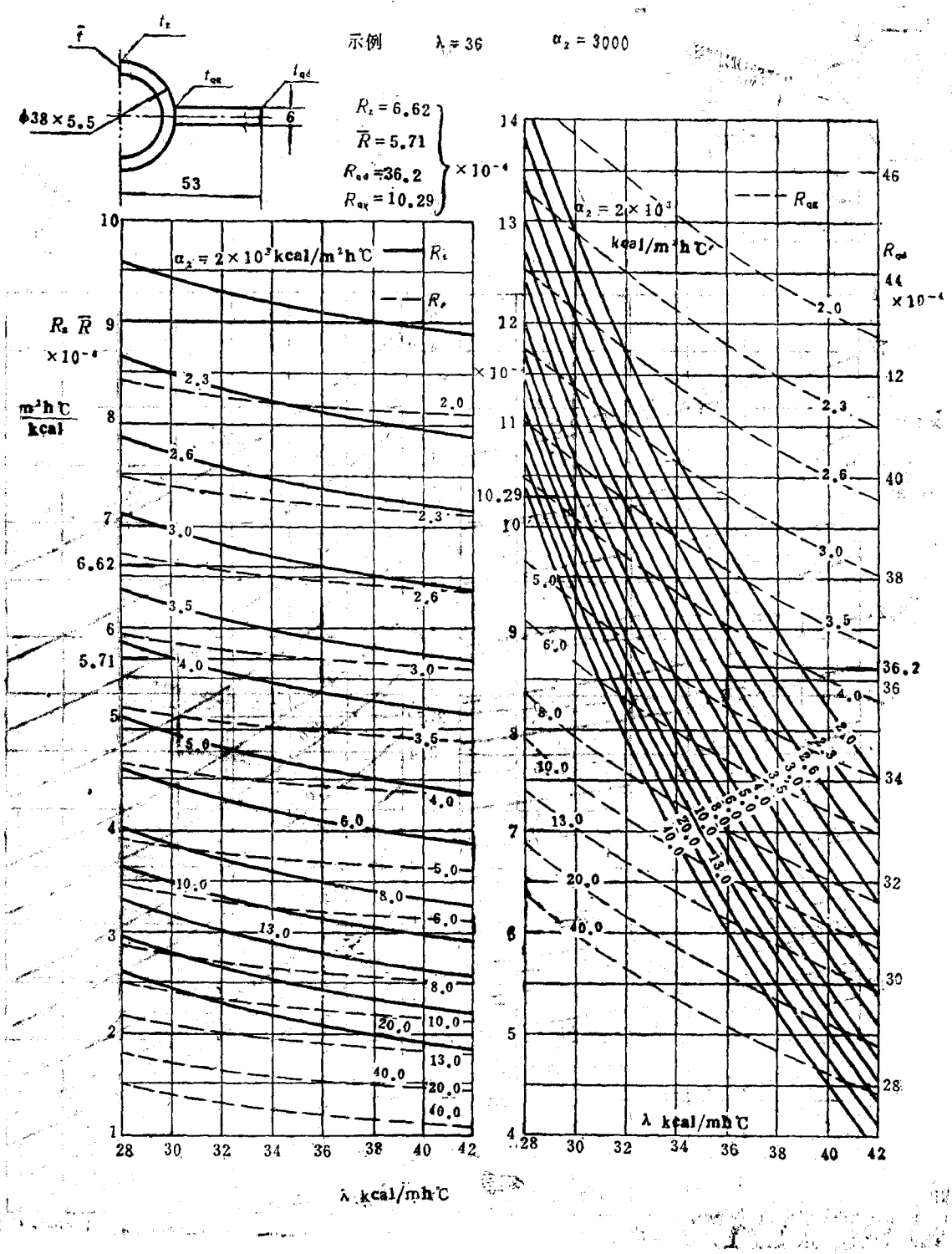
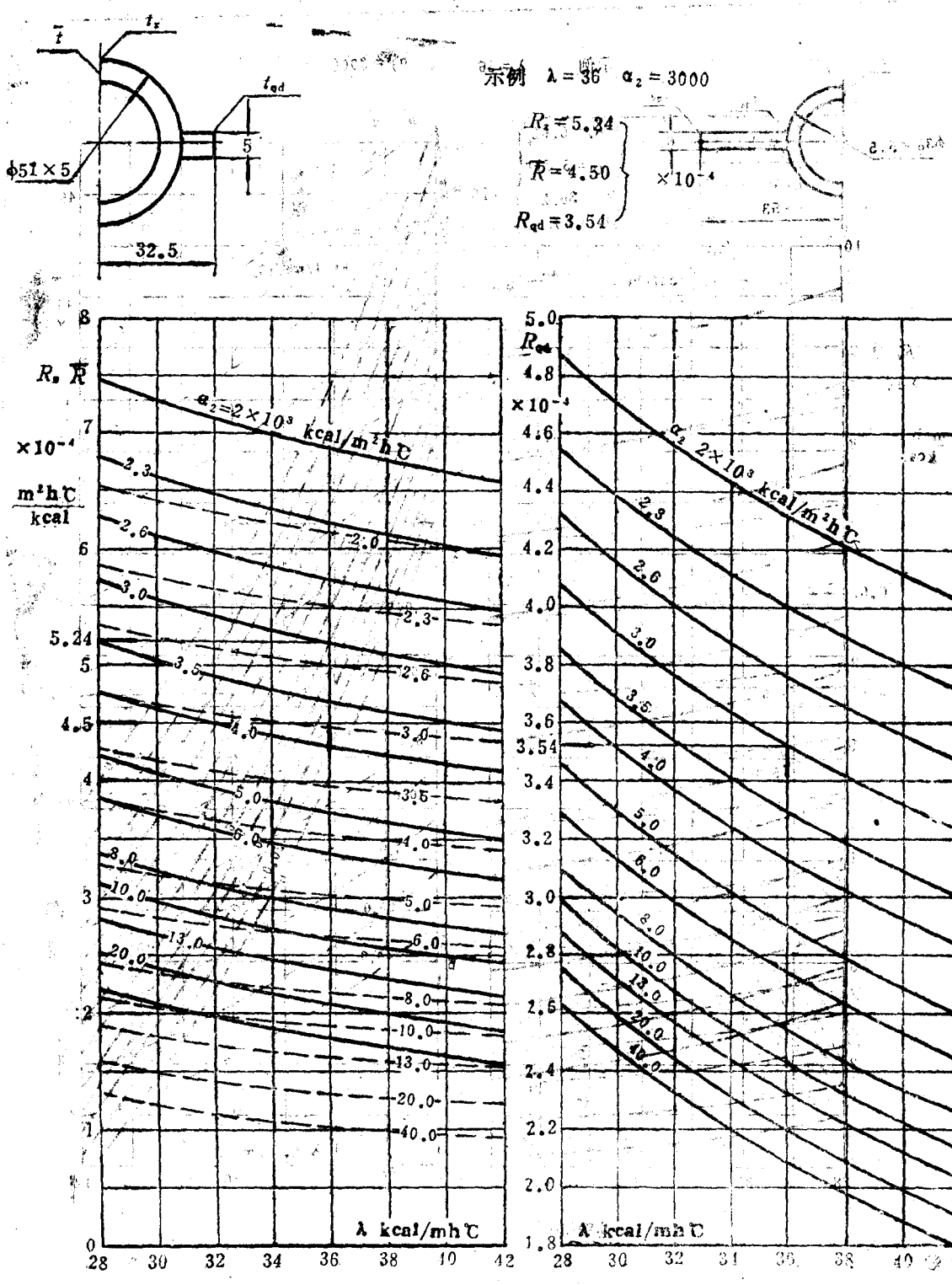
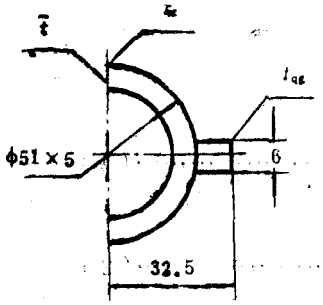

示例 λ = 36 α₂ = 3000
R_z = 6.62
$\bar{R}$ = 5.71
R_{qd} = 36.2
R_{qg} = 10.29
×10⁻⁴
ϕ38×5.5
53
6
$\alpha_2 = 2\times10^3$ kcal/m²h℃
R_z
R_r
R_z $\bar{R}$ ×10⁻⁴
m²h℃/kcal
λ kcal/mh℃
R_{qg}
R_{qd} ×10⁻⁴
36.2
10.29
6.62
5.71

图18



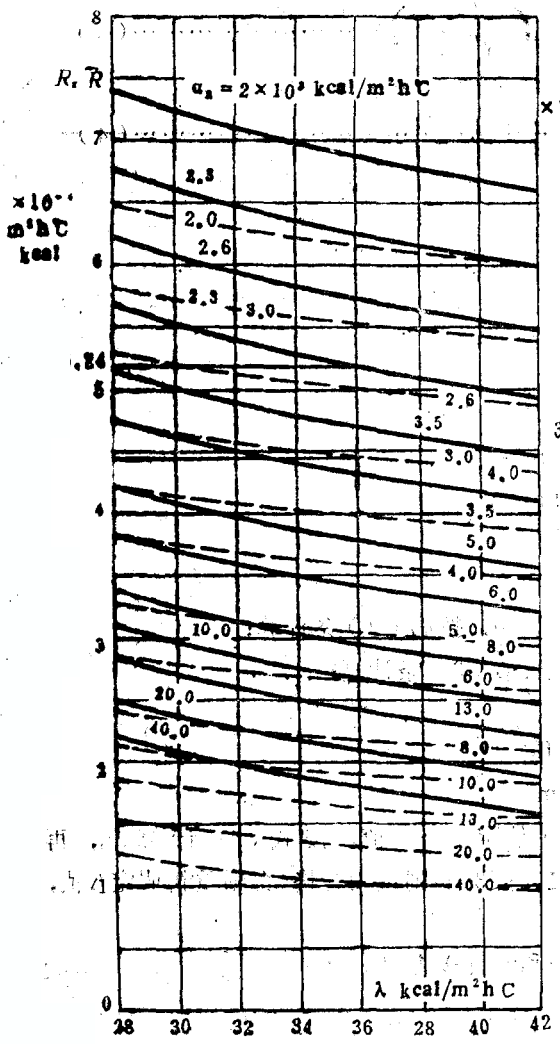
$\bar{t}$
t_x
t_{qd}
5
φ51×5
32.5
示例 λ = 36 α₂ = 3000
R_z = 5.24
$\bar{R}$ = 4.50
R_{qd} = 3.54
×10⁻⁴
R_z $\bar{R}$
×10⁻⁴
m²h℃/kcal
α₂=2×10³ kcal/m²h℃
2.3
2.6
3.0
3.5
4.0
5.0
6.0
8.0
10.0
13.0
20.0
40.0
λ kcal/mh℃
R_{qd}
×10⁻⁴
α₂ 2×10³ kcal/m²h℃
λ kcal/mh℃

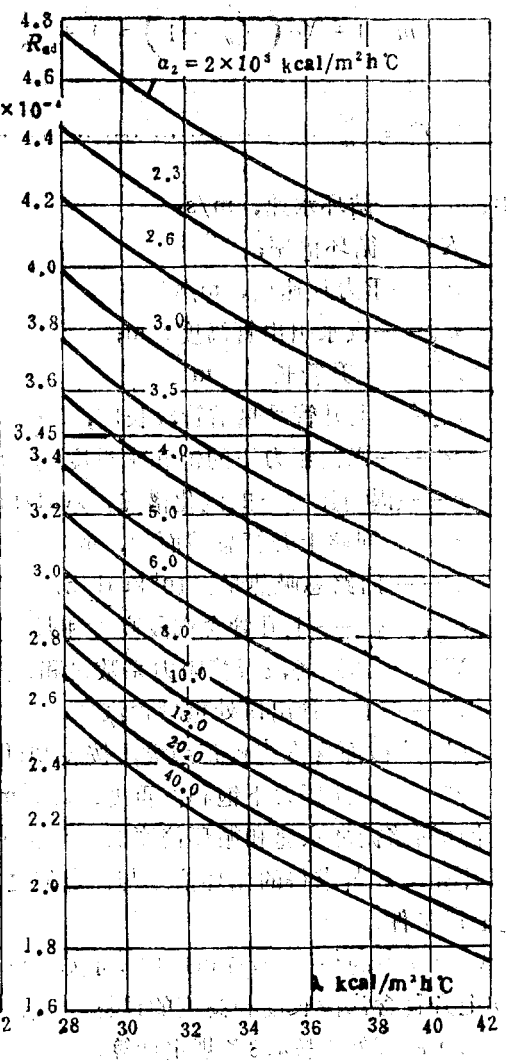
图19



示例　　$\lambda = 36$　　$\alpha_2 = 3000$

$$\left.\begin{aligned} R_z &= 5.24 \\ \bar{R} &= 4.50 \\ R_{ad} &= 3.45 \end{aligned}\right\} \times 10^{-4} \quad \frac{m^2 h\,℃}{kcal}$$





120

附录3　自然循环锅炉水循环计算的简捷方法

（一）典型回路水循环的简化计算（图21前水冷壁）

（1）回路循环水速和循环倍率的计算

$$w_o = \sqrt{\frac{2gc}{\Sigma Z}\left[h_{hq}\left(1-\frac{l_{nm}}{m-1}\right)+h_{yc}\left(1-\frac{1}{m}\right)\right]} \quad \cdots\cdots(1)$$

$$K = 3.6\frac{L_s - L_{rq}}{L_{hq}} \cdot \frac{W_o \gamma' r F_s}{Q} \quad \cdots\cdots(2)$$

$$m = 1 + Xc\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right) = 1 + \frac{1}{K}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right) \quad \cdots\cdots(3)$$

$$C = \frac{\varphi}{\beta} \quad \cdots\cdots(4)$$

式中：w_o——循环水速，m/s；

K——循环倍率；

g——重力加速度，m/s^2；

h_{yc}——汽水引出管高度，m；

L_s——上升管长度，m；

L_{rq}——上升管受热前管段长度，m；

γ'——锅筒压力下的饱和水重度kgf/m^3；

r——锅筒压力下的汽化潜热，kcal/kg；

F_s——回路上升管总截面积，m^2；

Q——回路总吸热量，10^3kcal/h；

h_{hq}，L_{hq}——上升管含汽段高度和长度，m，按第（2）条计算

ΣZ——回路各段折算阻力系数之和，按第（3）条计算；

X_c——上升管出口处蒸汽重量含汽率；

C——截面含汽率校正系数，按表2取用；

γ''——锅筒压力下饱和汽重度，kgf/m^3。

计算回路循环水速和循环倍率时，可预先假定一个K值，按式（1）计算w_o，再按式（2）计算K。若求得的循环倍率与假定值之差≤30%则认为合格，否则重新假定K值，直到满足上述条件。

式（1）中的$1-l_{nm}/m-1$和$1-1/m$可按图22和23直接查得。

（2）上升管含汽段长度和高度的计算

（a）锅水欠焓按4.8条规定计算。

（b）热水段长度L_{rs}，m，按下式计算；

$$L_{rs}=\frac{\triangle i_{qh}}{\frac{r}{K}+\triangle i_{qh}}\left(L_s-L_{rq}\right)+L_{rq} \quad \cdots\cdots (5)$$

表 2

锅筒压力	P_{gt}	kgf/cm²	40～60									100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量	D	tf/h	35～50			65～130			230～240			160～410	400～670	≧800
燃料			褐煤	其它煤	油汽	褐煤	其它煤	油汽	褐煤	其它煤	油汽	各种燃料		
系数	C	/	0.68	0.71	0.74	0.70	0.73	0.77	0.76	0.78	0.80	0.89	0.94	0.91

（c）含汽段长度L_{hq}，m，按下式计算：

$$L_{hq}=L_s-L_{rs} \quad \cdots\cdots (6)$$

（d）含汽段高度按L_{hq}和结构特性进行计算。

（3）回路各段折算阻力系数ΣZ的计算

$$\Sigma Z=Z_{xj}+Z_{yr}+Z_{rs}+Z_{hq}+Z_{yc}+Z_{fl} \quad \cdots\cdots (7)$$

$$Z_{xj}=\left(\xi_{r1}+\Sigma\xi_{wt1}+\lambda_{o1}L_{xj}+\xi_{c1}\right)\left(\frac{F_s}{F_{xj}}\right)^2 \quad \cdots\cdots (8)$$

$$Z_{yr}=\left(\xi_{r2}+\Sigma\xi_{wt2}+\lambda_{o2}L_{yr}+\xi_{c2}\right)\left(\frac{F_s}{F_{yr}}\right)^2 \quad \cdots\cdots (9)$$

$$Z_{rs}=\xi_{r3}+\Sigma\xi_{wt3}+\lambda_{o3}L_{rs} \quad \cdots\cdots (10)$$

$$Z_{hq}=\left(\Sigma\xi_{wt4}+\psi_s\lambda_{o3}L_{hq}\right)\frac{m+1}{2}+\left(\Sigma\xi^c_{wt4}+\xi_{c4}\right)\cdot m \quad \cdots\cdots (11)$$

$$Z_{yc}=\left(\xi_{r5}+\Sigma\xi_{wt5}+\psi_{yc}\lambda_{o5}L_{yc}+\xi_{c5}\right)\left(\frac{F_s}{F_{yc}}\right)^2\cdot m \quad \cdots\cdots (12)$$

$$Z_{fl}=\xi_{fl}\left(\frac{F_s}{F_{fl}}\right)^2\cdot m \quad \cdots\cdots (13)$$

$$F_x=\frac{\pi}{4}d^2_j\frac{n}{\Sigma n} \quad \cdots\cdots (14)$$

式中：ξ_{r1}～ξ_{r5}——各管段入口阻力系数；

$\Sigma\xi_{wt1}$～$\Sigma\xi_{wt5}$——各管段折算摩擦阻力系数，1/m；

L——各管段长度，m；

ξ_{c1}～ξ_{c5}——各管段出口阻力系数；

F——各管段截面积，m^2；

F_{xj}——集中下降管截面积，m^2；

d_{xj}——集中下降管内径，m；

ψ_s，ψ_{yc}——受热和不受热段双相流体摩擦损失校正系数，按表3取用；

n——属于该计算回路的引入管根数；

Σn——与该集中下降管联结的引入管总根数；

$\Sigma\xi_{wt}$——各管段弯头阻力系数之和，按式（15）和（16）计算：

对水：$$\Sigma\xi_{wt}=\frac{\Sigma\alpha\cdot n}{45^\circ}\times 0.1 \quad\cdots\cdots(15)$$

对汽水混合物：$$\Sigma\xi_{wt}=\frac{\Sigma\alpha\cdot n}{45^\circ}\times 0.2 \quad\cdots\cdots(16)$$

式中：$\Sigma\alpha\cdot n$——计算段所有弯头角度之和。

当锅筒内部设旋风分离器时$\xi_{cs}=0$

式（8）至（13）依次为下降管、引入管、上升管热水段和含汽段（其中包括受热段和热后段）、汽水引出管、汽水分离装置折算为循环水速时的总阻力系数。

表3

锅筒压力	P_{gt}	kgf/cm²	40～60	100～120	140～160	170～190
锅炉蒸发量	D	tf/h	35～240	160～410	400～670	≧800
系数	ψ_s	/	1.3	1.08	1.03	1
系数	ψ_{yc}	/	1.4	1.15	1.07	1

（4）停滞的校验

当$\frac{\Sigma\triangle P_s}{\Sigma\triangle P_{tz}}$≧1.05时将不发生停滞

$$\Sigma\triangle P_s=\gamma' h_s-h_{hq}\cdot C\gamma'\left(1-\frac{l_{nm}}{m-1}\right)+\left(Z_{rs}+Z_{hq}\right)\frac{\omega_o{}^2\gamma'_s}{2g} \quad\cdots\cdots(17)$$

$$\Sigma\Delta P_{tz}=\gamma' h_s-(h_s-h_{rq})\varphi_{tz}(\gamma'-\gamma'') \quad\cdots\cdots(18)$$

式中：$\Sigma\Delta P_s$——上升管平均压差，kgf/m^2；

$\Sigma\Delta P_{tz}$——受热弱的上升管停滞压差，kgf/m^2；

φ_{tz}——受热段停滞时的截面含汽率，按4.24条计算，其中偏差管平均蒸汽折算速度$\eta_r\overline{w}_o''$按下式计算：

$$\eta_r\overline{w}_o''=\frac{\eta_r Q}{7.2\gamma' r F_s} \quad\cdots\cdots(19)$$

式中：η_r——偏差管热负荷不均匀系数；

$\eta_r\bar{w}_o''$——偏差管平均蒸汽折算速度，m/s；

（5）倒流的校验

当 $\frac{\Sigma\triangle P_s}{\Sigma\triangle P_d^{max}}$ ≧1.05将不发生倒流

$$\Sigma\triangle P_d^{max}=h_s\triangle P_d^b \quad \cdots\cdots(20)$$

$\triangle P_d^b$可根据$w_{o\,min}''$、Z、d、P_{gt}由线算图4—1查得。

其中：$$Z=\frac{\Sigma\xi+\lambda_o L}{h_s} \quad \cdots\cdots(21)$$

$$\Sigma\xi+\lambda_o L=\xi_{r3}+\Sigma\xi_{wt3}+\lambda_{o3}L_{rs}+\Sigma\xi_{wt4}+\lambda_{o3}L_{hg}+\Sigma\xi_{wt4}^{c}+\xi_{c4} \quad \cdots\cdots(22)$$

$$w_{o\,min}^{o}=\eta_r\bar{w}_o''-\delta w_o''\cdot h_s \quad \cdots\cdots(23)$$

式中$\delta w_o''$可由Z、d、P_{gt}和预先假定的一个$w_{o\,min}''$值按线算图4—2查得。

（6）超高压以上锅炉水冷壁受热强的偏差管出口极限重量含汽率的校验

（a）预先假定偏差管循环倍率K_p并算出m值；

（b）计算偏差管出口折算蒸汽流速；

$$\eta_r w_{oc}''=\frac{\eta_r Q}{3.6\gamma' r F_s}\cdot\frac{L_s-L_{rsp}}{L_s-L_{rq}} \quad \cdots\cdots(24)$$

式中：$\eta_r w_{oc}''$——偏差管出口折算蒸汽流速，m/s；

L_{rsp}——偏差管热水段长度，按式（5）计算。

（c）计算偏差管循环水速

$$w_o=K_p(\eta_r w_{oc}'')\frac{\gamma''}{\gamma'} \quad \cdots\cdots(25)$$

式中：w_o——偏差管循环水速，m/s。

（d）计算偏差管压差

$$\triangle P_{sp}=\gamma' h_s-h_{hq\cdot p}\cdot C\gamma'\left(1-\frac{l_{nm}}{m-1}\right)+\left(Z_{rs}+Z_{hq}\right)_p\frac{\gamma' w_o^2}{2g} \quad \cdots\cdots(26)$$

式中：$\triangle P_{sp}$——偏差管压差，kgf/m²。

（e）按并列管屏各管工作压差相等的原则，若$\frac{\Sigma\triangle p_{sp}-\Sigma\triangle P_s}{\Sigma\triangle P_s}>2\%$则需重新假设$K_p$值，直至误差≤2%为止。

（f）根据最后假定的K_p值算出X_c，若不大于0.4，则认为安全。

（二）上升管带有中间集箱回路的水循环简化计算（图21后水冷壁）

（7）循环水速和循环倍率的确定

在这种回路中，从中间集箱至出口集箱的管段称对流管段（或上部辐射受热段），回路

的循环倍率按对流管段出口介质重量含汽率X_D计算。

上升管出口介质重量含汽率Xc按下式计算：

$$X_c=\frac{X_D}{1+y} \quad \cdots\cdots(27)$$

$$y=\frac{Q_{d1}}{Q_s\left(\frac{l_{hq}}{l_s-l_{rq}}\right)} \quad \cdots\cdots(28)$$

式中：Q_{d1}，Q_s——分别为回路对流管和上升管的吸热量，kcal/h；

$$w_o=\sqrt{\frac{2gC}{\Sigma Z}\left[h_{hq}\left(1-\frac{l_{nm}}{m-1}\right)+h_{d1}\frac{(m-1)(y+2)}{2m+ym-y}+h_{yc}\frac{(m-1)(y+1)}{m+ym-y}\right]} \quad \cdots\cdots(29)$$

$$K=3.6\frac{w_o\gamma' rF_s}{Q_s\left(\frac{L_{hp}}{L_s-L_{rp}}\right)+Q_{d1}} \quad \cdots\cdots(30)$$

$$\Sigma Z=Z_{xj}+Z_{yr}+Z_{rs}+Z_{hq}+Z_{d1}+Z_{yc}+Z_{fl} \quad \cdots\cdots(31)$$

$$Z_{d1}=(\xi_{r5}+\Sigma\xi_{wt5}+\psi_{d1}\lambda_{o5}L_{d1}+\xi_{c5})\left(\frac{F_s}{F_{d1}}\right)^2\left(\frac{2n+my-y}{2}\right) \quad \cdots\cdots(32)$$

$$\psi_{d1}=\frac{\psi_s+\psi_{yc}}{2} \quad \cdots\cdots(33)$$

$$Z_{yc}=\left(\xi_{r6}+\Sigma\xi_{wt6}+\psi_{yc}\lambda_{o6}L_{yc}+\xi_{c6}\right)\left(\frac{F_s}{F_{yc}}\right)^2(m+my-y) \quad \cdots\cdots(34)$$

$$Z_{fl}=\xi_{fl}\left(\frac{F_s}{F_{fl}}\right)^2(m+my-y) \quad \cdots\cdots(35)$$

除本节所列公式外，其他计算公式和符号皆与（1），（2），（3）条相同。

（8）带中间集箱回路安全性校验

循环停滞、循环倒流和上升管出口极限重量含汽率的检查与（5），（6），（7）条相同。

（三）确定水循环特性的简捷图线法

（9）确定回路或整台锅炉循环水速和循环倍率的图线

根据不同压力，循环特性分别由图24、25、26、27查取，循环倍率和循环水速按下式计算：

$$K=K^*\ C_h\ C_d\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i}\ C_b^k \quad \cdots\cdots(36)$$

$$w_o=w_o^*\ C_h\ C_d\ C_{yrb}\ C_{ycb}C_{\Delta i} \quad \cdots\cdots(37)$$

式中：$w_o^*\cdot K^*$——代表性（一般常用）结构和热力参数下的循环水速和循环倍率，

$w_o^*\cdot K^*=f(D/F_s)$；

C_h——上升管高度的校正系数，

$C_h=f(h_s)$；

C_d——亚临界压力锅炉上升管内径的校正系数，$C_d=f(d_n)$；

C_{yrb}——引入管截面比的校正系数（采用分散下降管结构时改取C_{fxb}——分散下降管截面比的校正系数）

$C_{yrb}=f(F_{yr}/F_s)$，$C_{fxb}=f(F_{fx}/F_s)$；

C_{ycb}——引出管截面比的校正系数，

$C_{ycb}=f(F_{yc}/F_s)$；

$C_{\Delta i}$——下降管欠焓的校正系数，$C_{\Delta i}=f(\Delta i_{qh})$；

如下降管带汽则改取C_x

C_x——下降管带汽的校正系数，$C_x=f(X_{xj})$；

C_p^k——锅筒压力对K^*值的校正系数，$C_p^k=f(P_{qt})$；

D/F_s——上升管单位截面积的蒸发量

$$D/F_s=\frac{Q}{(r+\Delta i_{qh}\times K)F_s\times 10^3}\ \text{tf/m}^2\text{h};$$

D——回路或整台锅炉上升管的蒸发量，tf/h；

X_{xj}——下降管入口重量含汽率。

计算时可先假定一个锅炉循环倍率K，若最后算出的锅炉循环倍率与前值相差不超过20%则认为合格。

（10）受热弱的偏差管循环停滞和达最低循环水速的检查

中压锅炉偏差管循环停滞的特性数值按图28查取，不同压力的锅炉满足最低循环水速条件的特性数值分别按图29，30，31，32查取。循环停滞和达最低循环水速的界线热负荷不均匀系数按下式计算：

$$\eta_r^{tz}=\eta_{r*}^{tz}C_h\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i} \quad \cdots\cdots(38)$$

$$\eta_r^{wo}=\eta_{r*}^{wo}C_h\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i} \quad \cdots\cdots(39)$$

式中：η_r^{tz}——代表性（一般常用）结构和热力参数下的偏差管发生循环停滞时的热负荷不均匀系数；

η_{r*}^{tz}——$f(D/F_s)$；

η_{r*}^{wo}——代表性（一般常用）结构和热力参数下的偏差管达最低循环水速的界限热负荷不均匀系数；

$\eta_{r*}^{wo}=f(D/F_s)$。

对中压、高压、超高压及亚临界压力锅炉的最低循环水速分别取为0.25、0.3、0.35及0.4m/s。

当回路偏差管热负荷不均匀系数η_r大于η_r^{tz}时则不会出现循环停滞现象，反之受热弱的偏差管将发生停滞，一般对高压以上锅炉可不必进行循环停滞的检查。

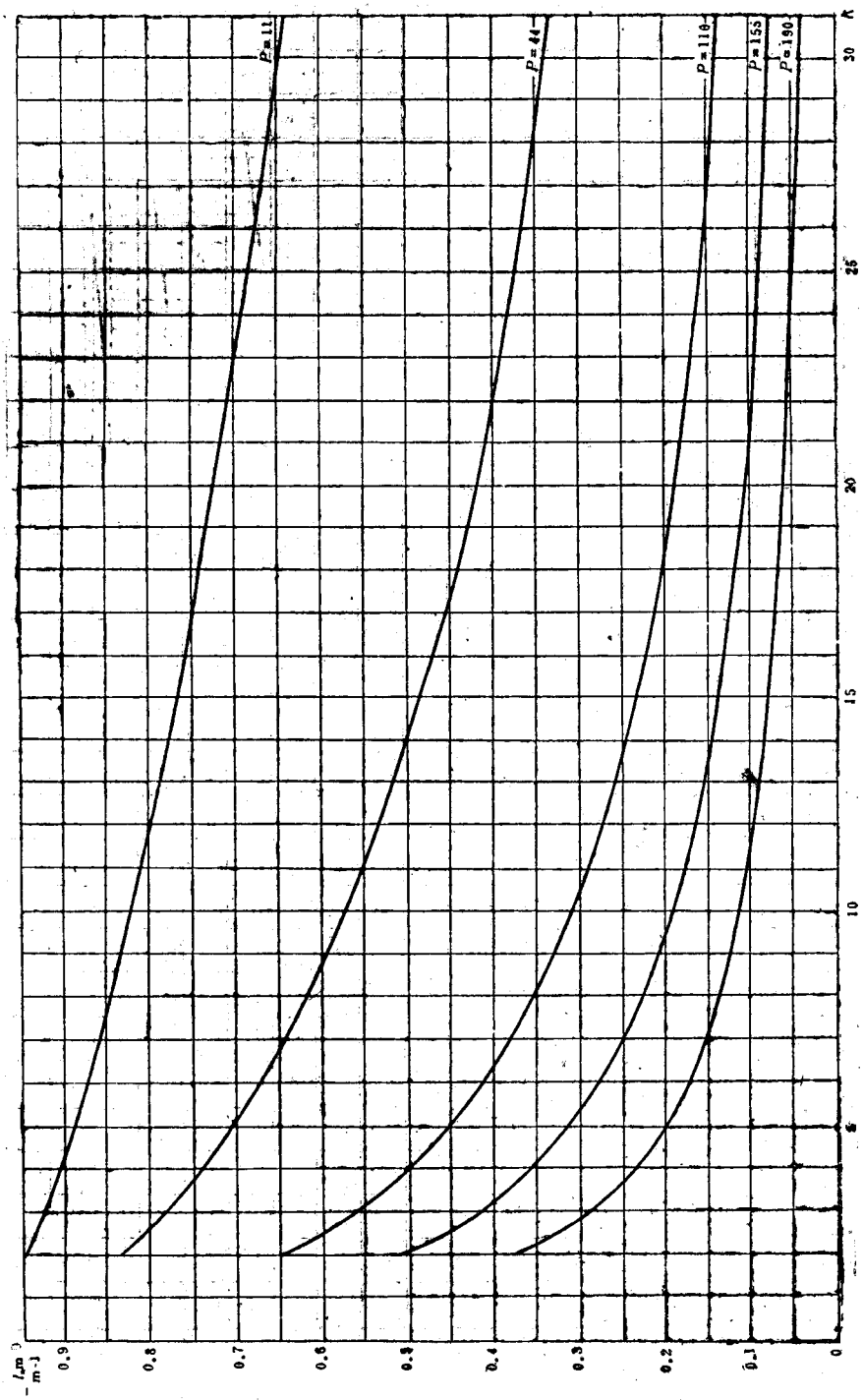


图22 K与$1-\frac{l_{cm}}{m-1}$关系曲线

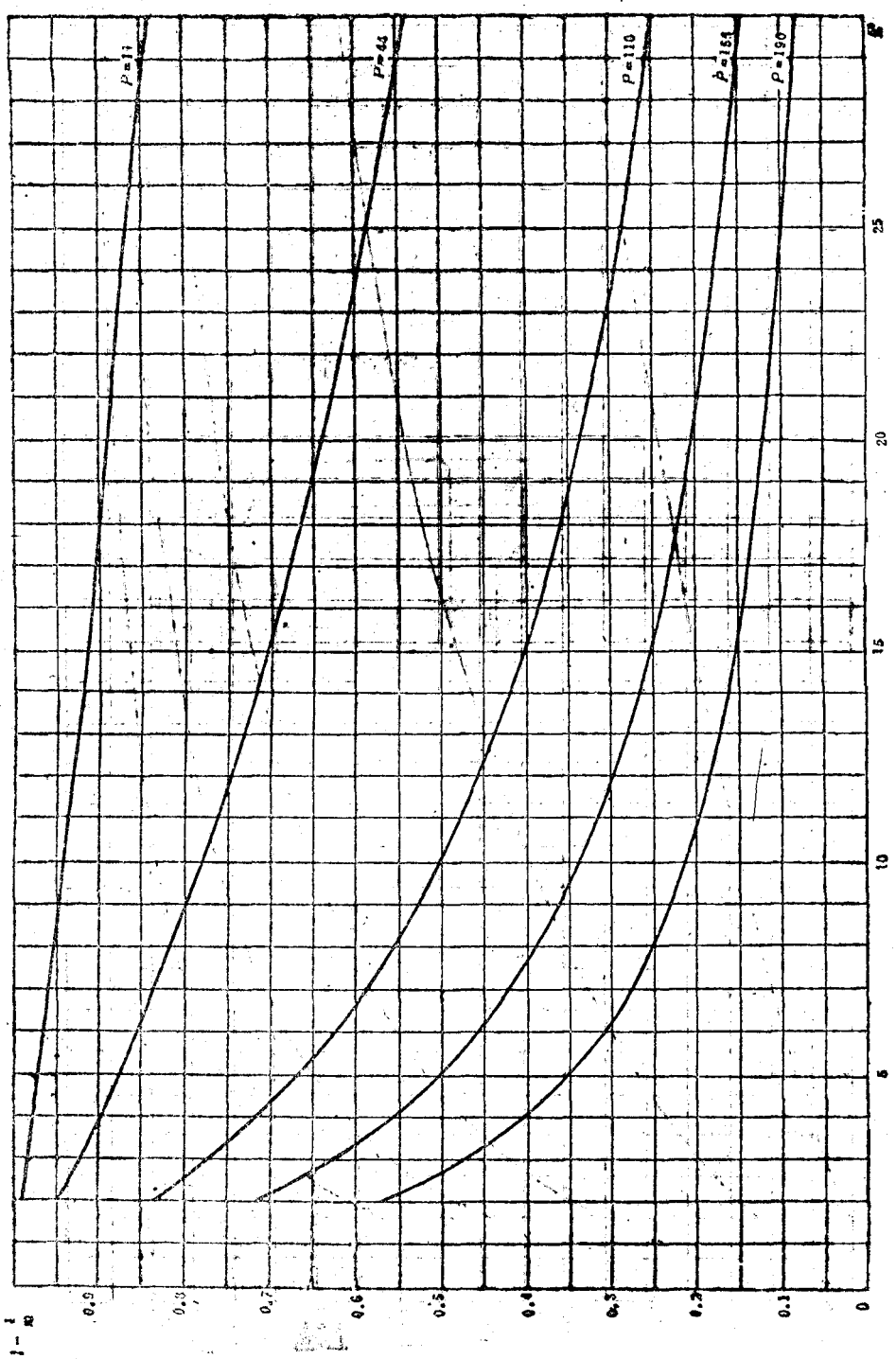


图23 K与$1-\frac{1}{m}$关系曲线

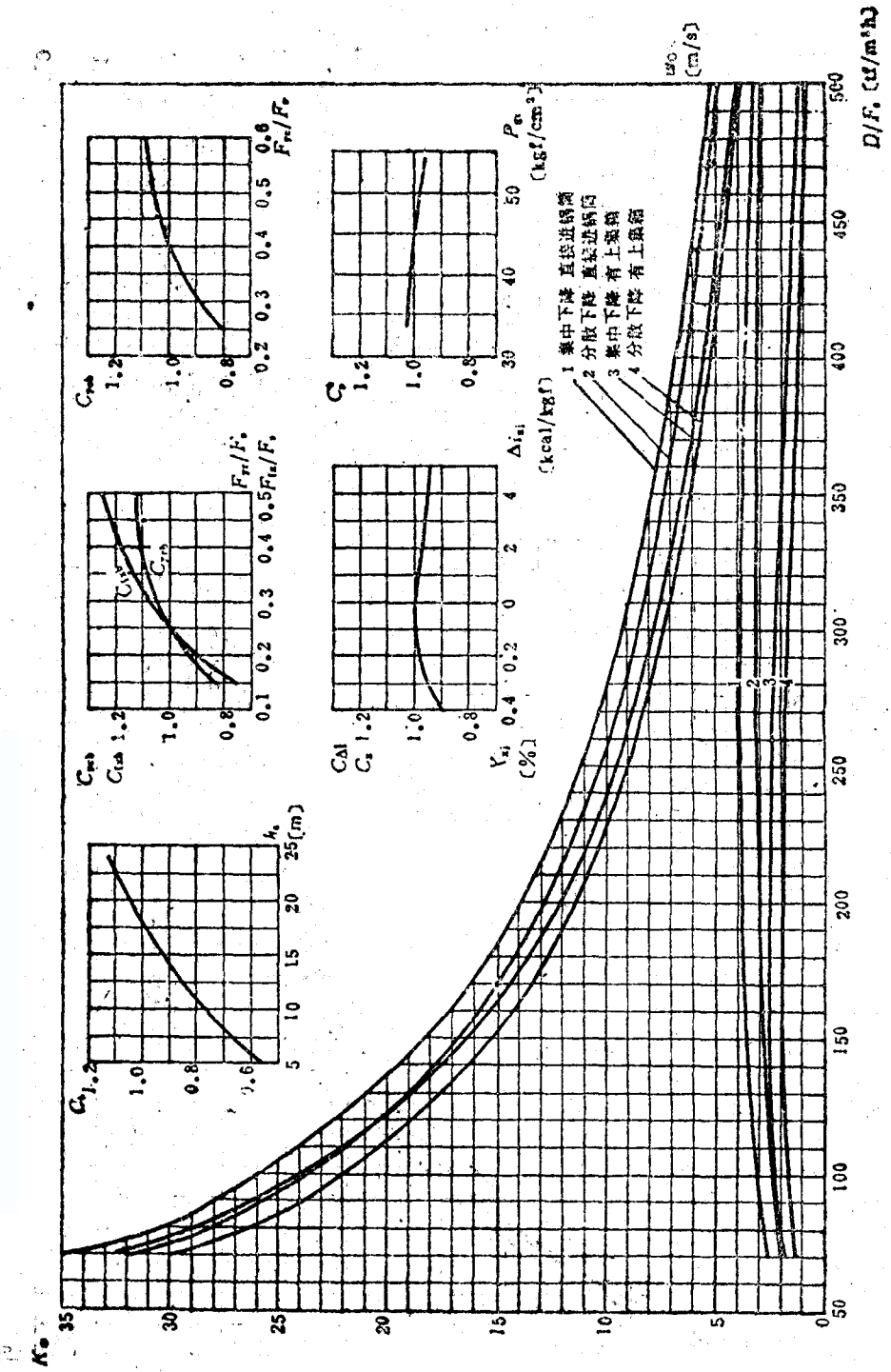


图 2 4 中压锅炉循环倍率、循环流速的关系曲线

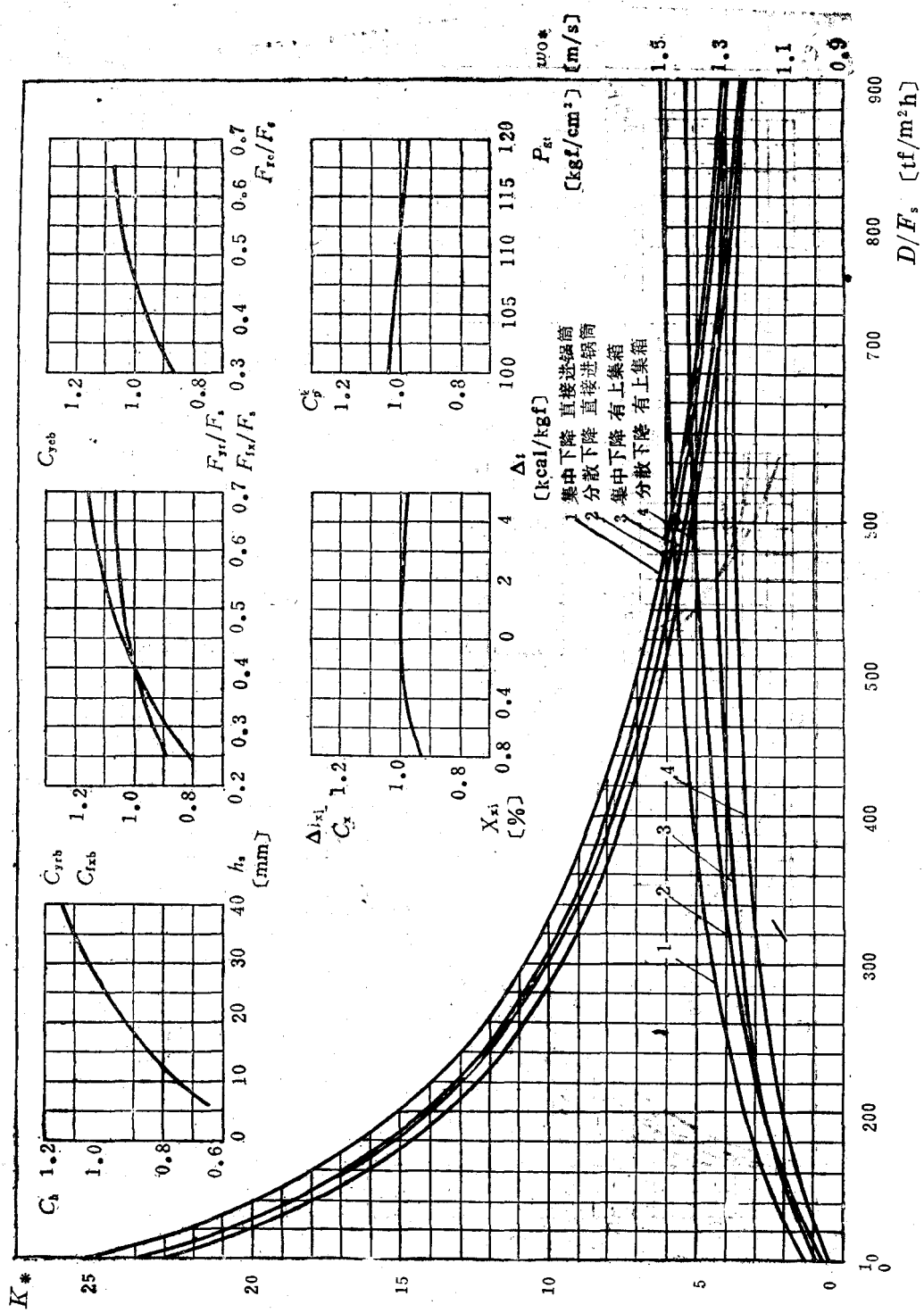


图25 高压锅炉循环培率、循环流速的关系曲线

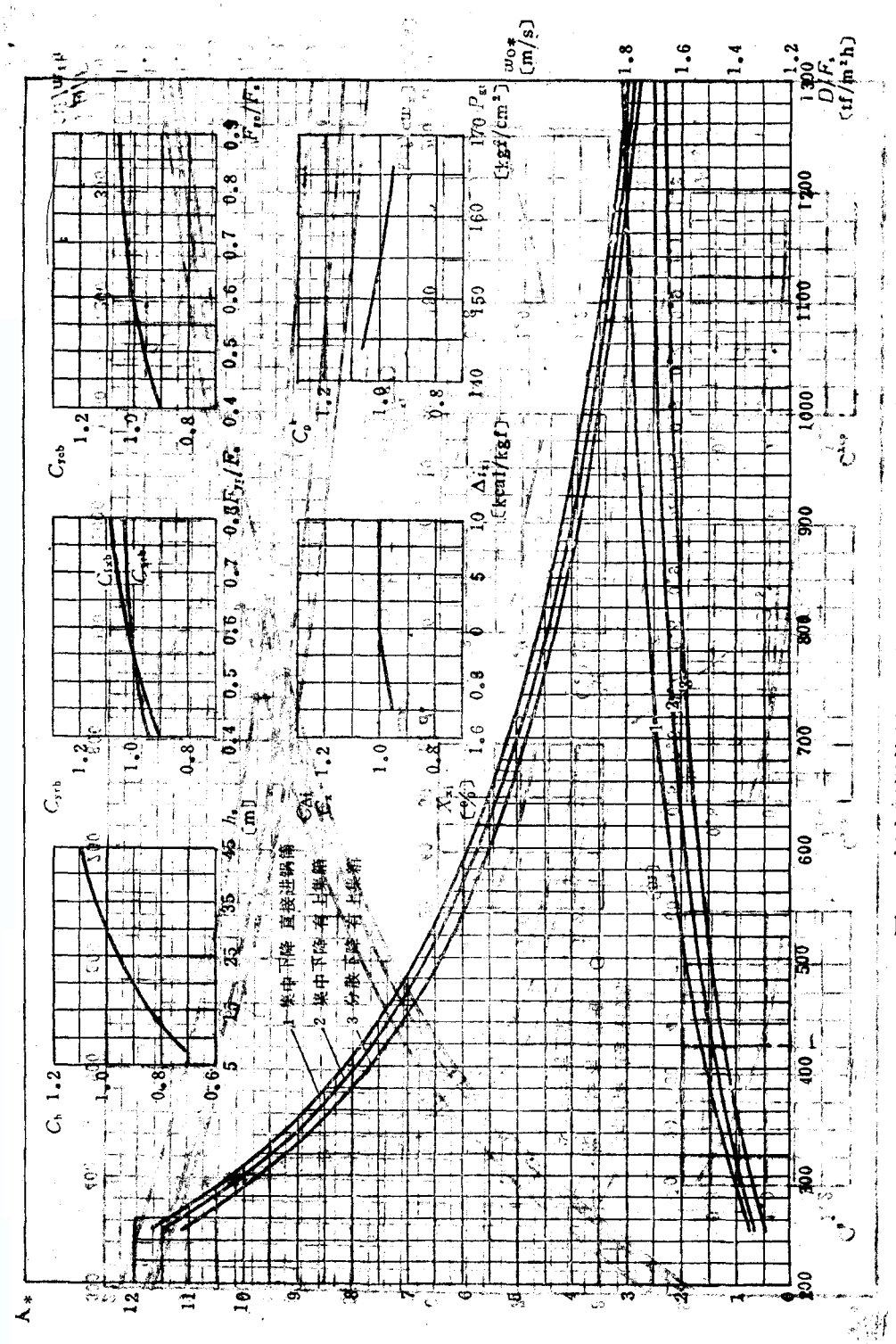


图26 超高压锅炉循环培率、循环流速的关系曲线

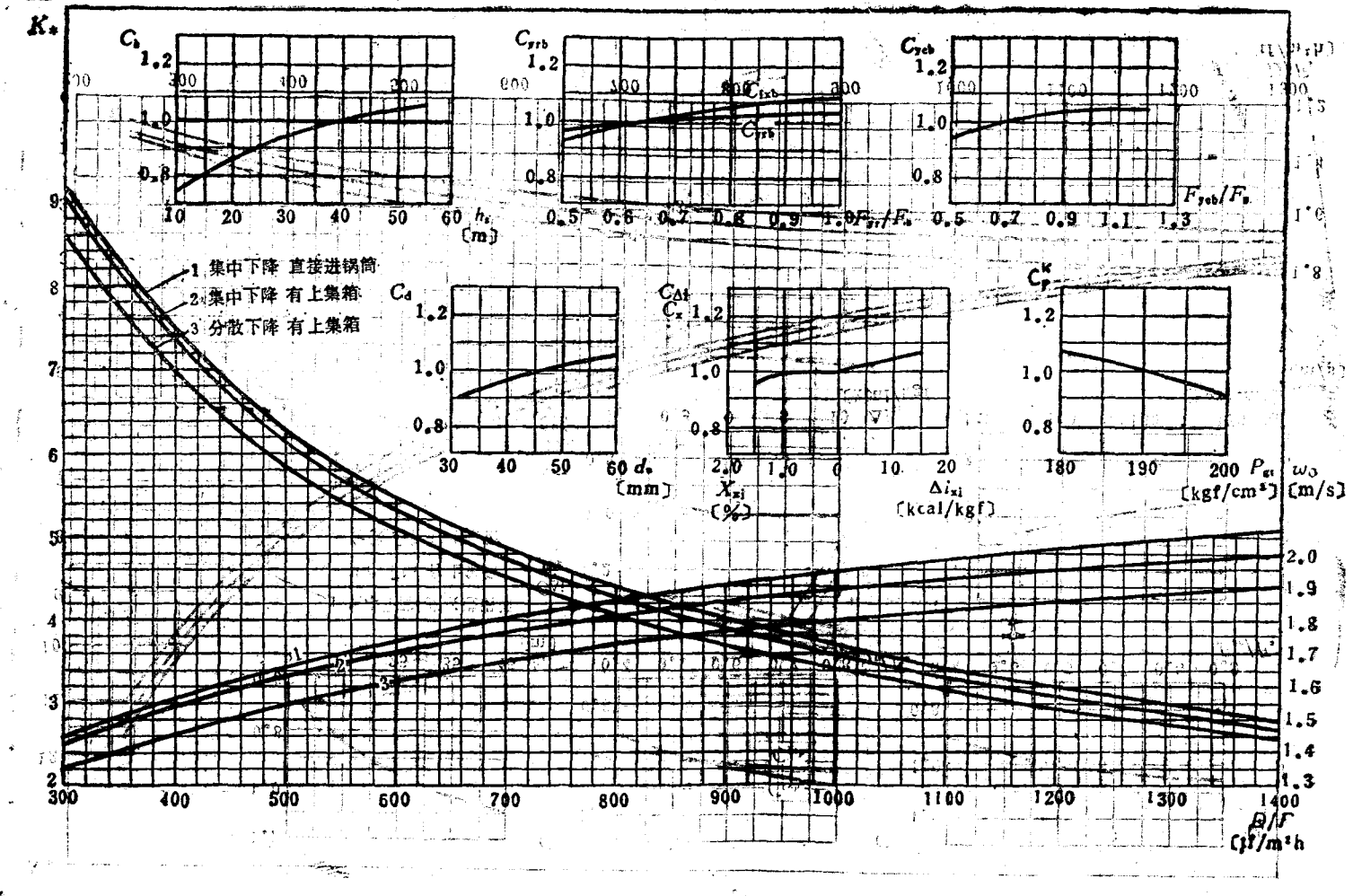


图 2 7 亚临界压力锅炉循环倍率、循环流速的关系曲线图

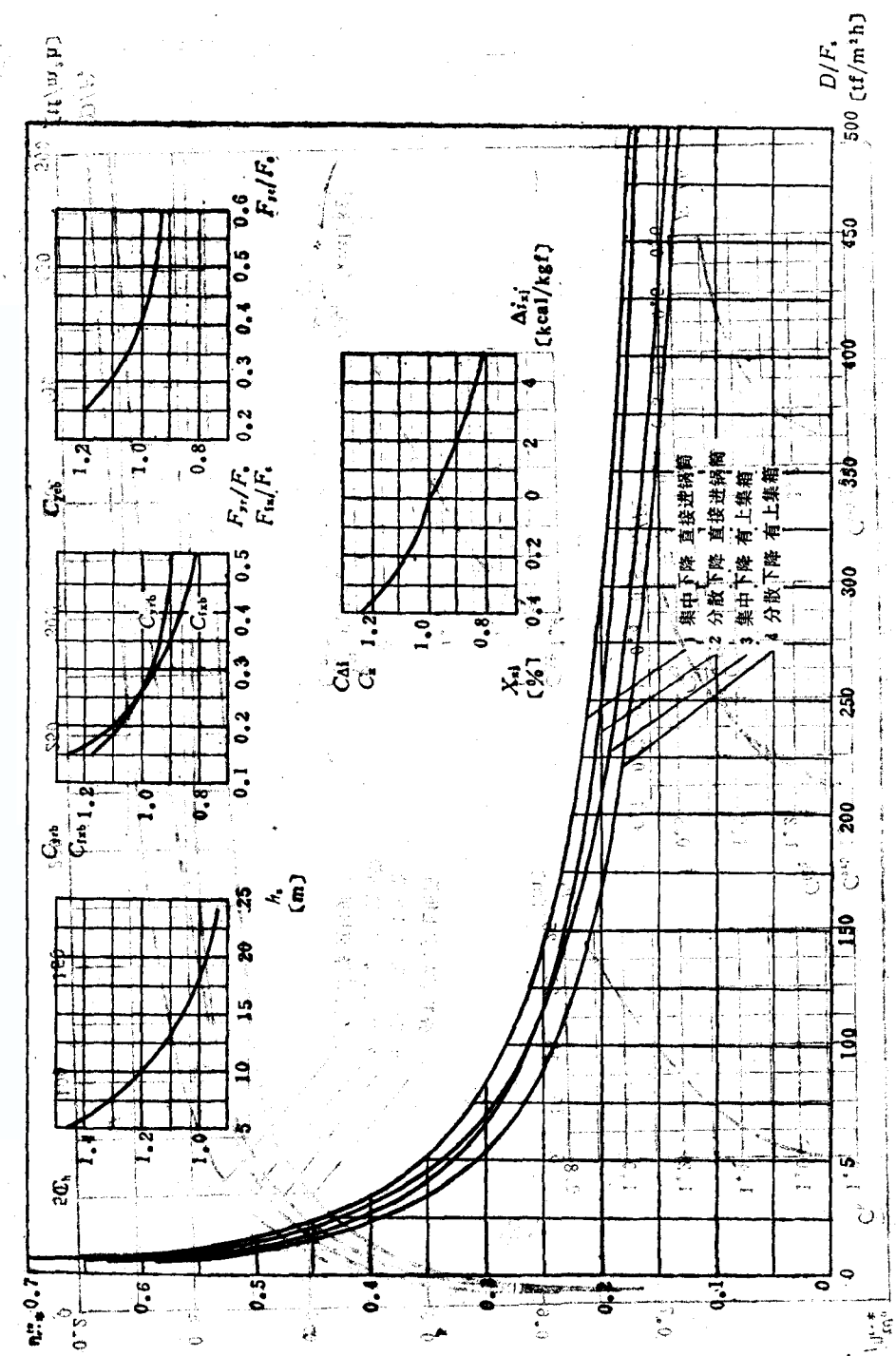


图 2 8 中压锅炉受热偏差管循环停滞的关系曲线

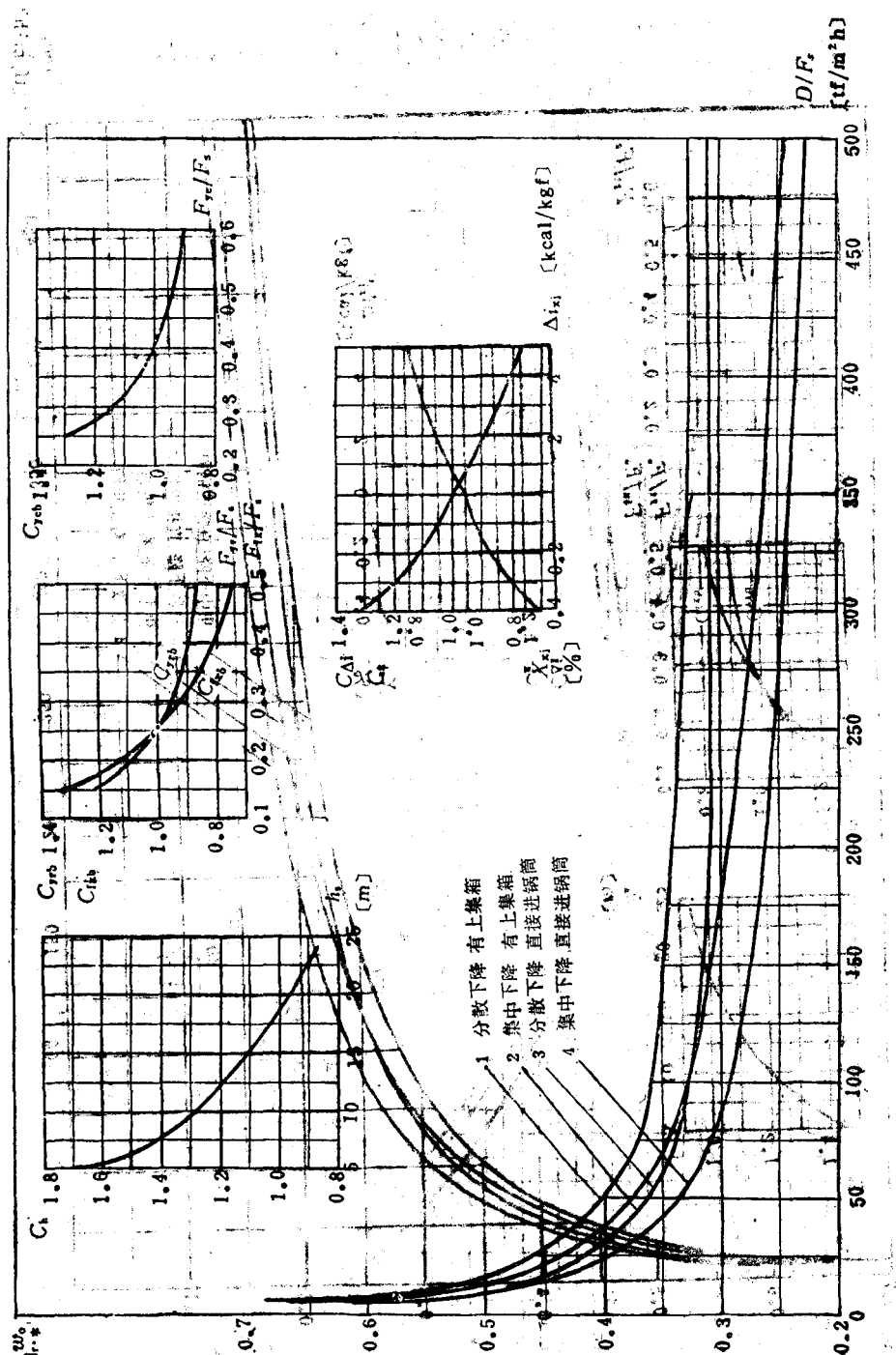


图29 中压锅炉受热偏差管内循环水速达0.25m/s时的关系曲线

当回路偏差管热负荷不均匀系数η_r大于 $\eta_r^{w\circ}$时受热弱的偏差管循环水速大于最低循环水速，否则将不能满足最低循环水速的要求。

（11）超高压、亚临界压力锅炉受热强的偏差管出口极限重量含汽率的检查

偏差管循环倍率与回路循环倍率的比值K_p/K按图33查取，受热强的偏差管极限重量含汽率按下式计算：

$$X_p=\frac{1}{K(K_p/K)} \qquad \cdots\cdots(40)$$

式中：K——回路循环倍率；

当$X_p<0.4$时一般不会出现膜态沸腾。

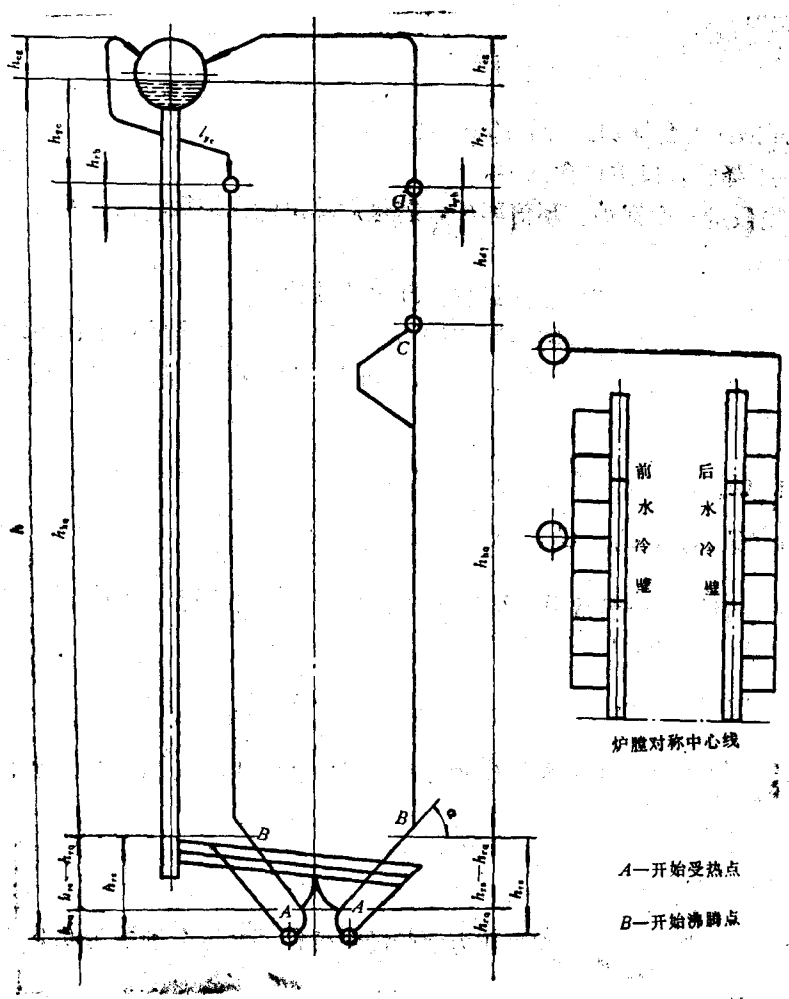


图21 循环回路结构示意图

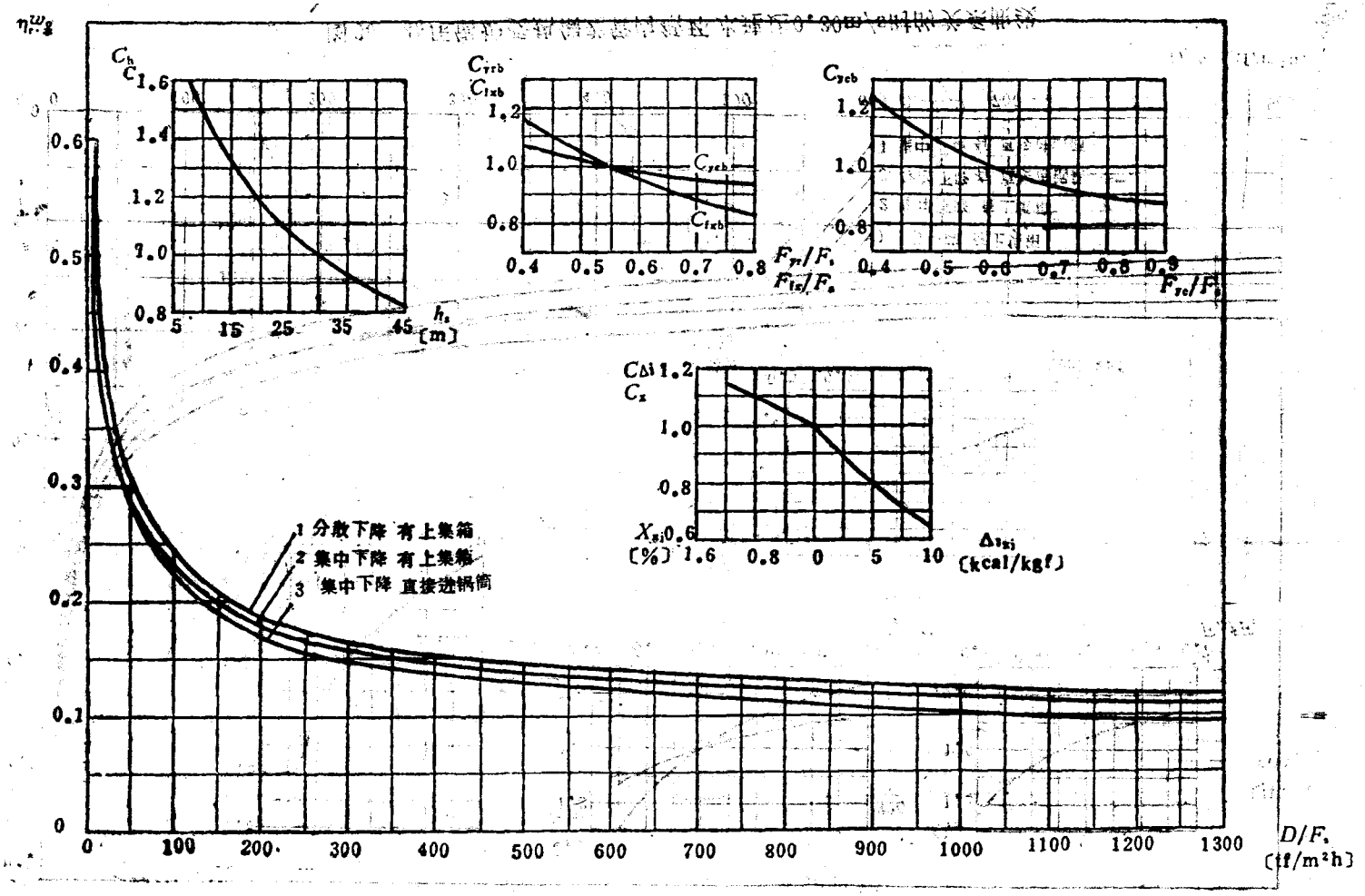


图31　超高压锅炉偏差管内循环水速达0.35m/s时的关系曲线

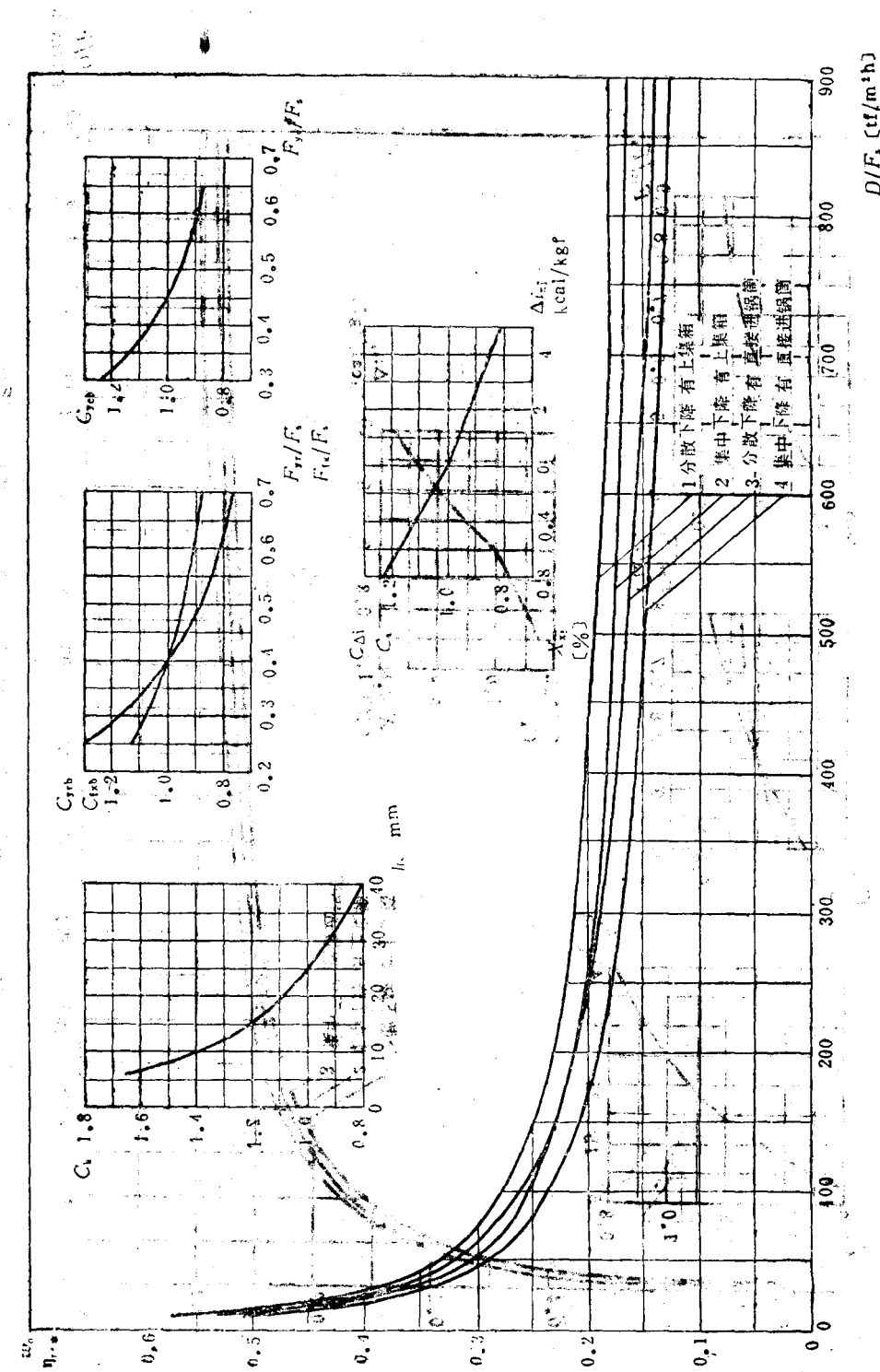


图30 高压锅炉受热偏差管内循环水速达0.30m/s时的关系曲线

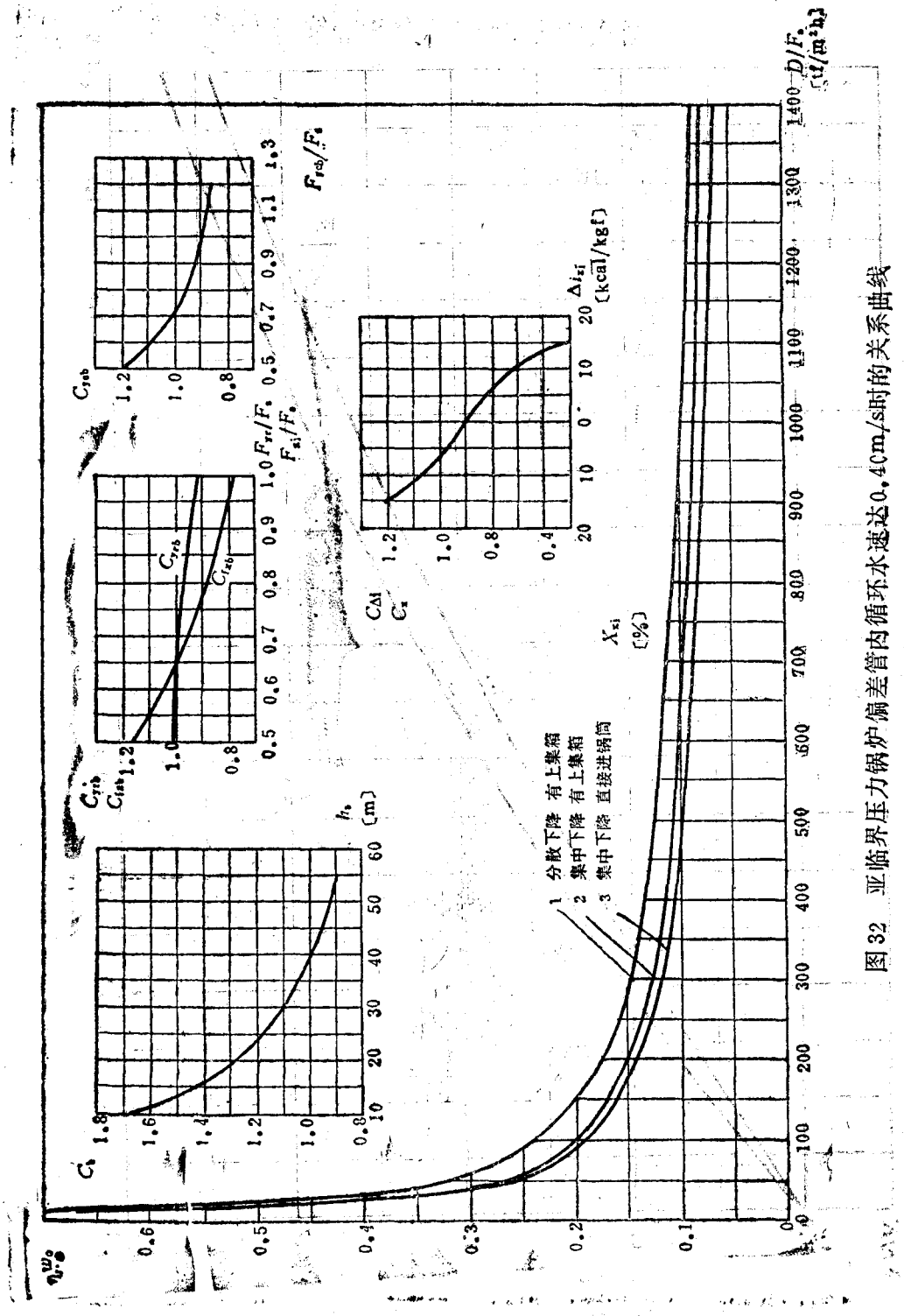


图 32　亚临界压力锅炉偏差管内循环水速达0.4cm/s时的关系曲线

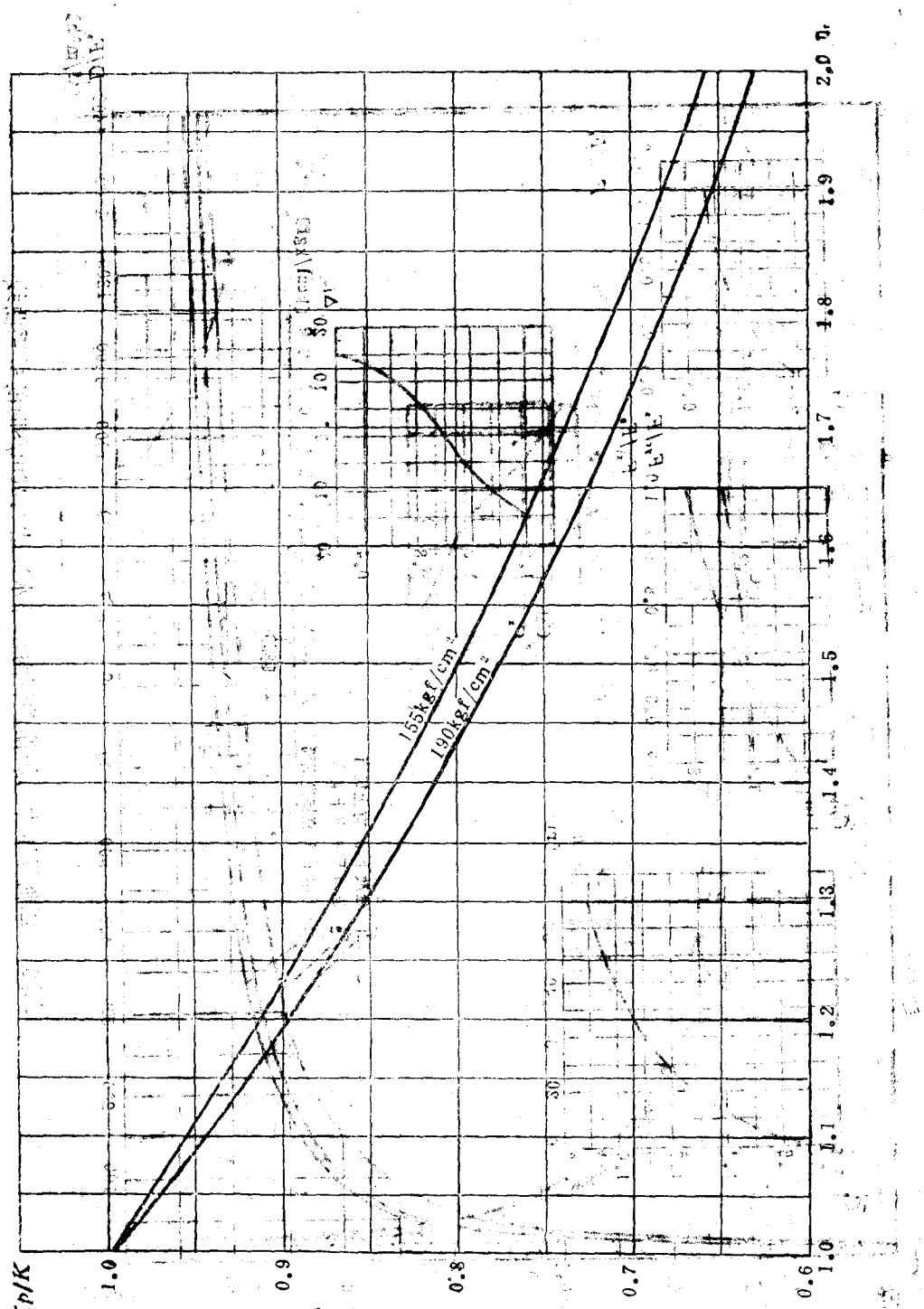


图33 受热强的偏差管循环倍率的关系曲线

附录 4　　用动态蓄质量系数校验脉动的方法

（1）计算方法

为校核并联蒸发管是否会产生脉动，需先算出管内动态蓄质量系数B_t及阻力比K，然后以B_t和K作为座标值按图34确定蒸发管是处于稳定区还是脉动区。

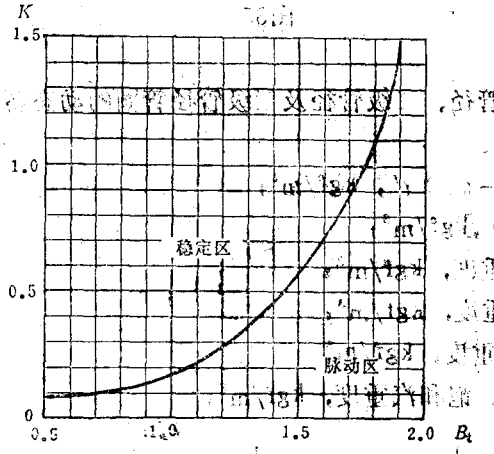


图34

（a）动态蓄质量系数B_t按下式计算：

$$B_t=\frac{1}{\delta G}\left(\frac{\Delta B'}{\tau'+\tau''}+\frac{\Delta B''}{\tau''}\right)\qquad(1)$$

式中：δG——因扰动引起的管子进口介质流量减少的数值，kgf/s；

$\Delta B'$、$\Delta B''$——扰动以后，由于相变点前移所减少的蓄质量及由于含汽段汽含量增大所减少的蓄质量，kgf；

τ'、τ''——介质在热水段及含汽段的停留时间，s。

取δG为正常流量G的$\frac{1}{10}$，即$\delta G=0.1G$，kgf/s，经过整理，式（1）可改写为：

$$B_t=10\left(\frac{B_1'+B_0''-B_2'-B_2''}{B_1'+B_2''}+\frac{B_1'-B_0''}{B_1''}\right)\qquad(2)$$

式中：B_1'、B_1''——扰动前（即为正常流量G的情况下）热水段及含汽段的蓄质量（按流量重度计算，下同），见图35；

B_2'、B_2''——扰动后（即流量为$0.9G$的情况下）热水段及含汽段的蓄质量，见图35；

B_0''——假定含汽段长度不变，而流量为$0.9G$时含汽段的蓄质量，见图35。

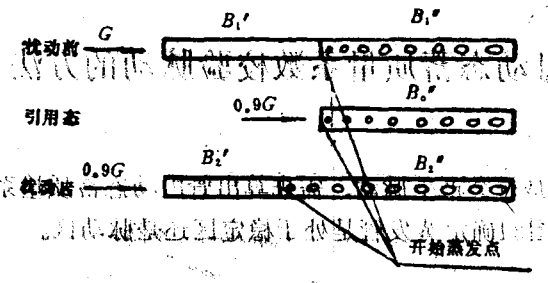


图35

为便于计算，将单级管径、二级管径及三级管径管圈的动态蓄质量系数B_i的计算公式列于表4。

表4中 $\bar{\gamma}_{h1}=\beta_1\gamma''+(1-\beta_1)\gamma'$，kgf/m³；

$\gamma_s=\frac{1}{2}(\gamma_r+\gamma')$，kgf/m³；

γ_r—预热段入口重度，kgf/m³；

γ_c—过热段出口重度，kgf/m³；

γ_{gr}—过热段平均重度，kgf/m³

γ'、γ''—饱和水、饱和汽重度，kgf/m³；

$$\bar{\beta}_1=\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{aX_1}\ln(1+aX_1)\right]$$

$$\bar{\beta}_2=\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{aX_2}\ln(1+aX_2)\right]$$

$$\bar{\beta}_2'=\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{1.1aX_1}\ln(1+1.1aX_1)\right]$$

$$a=\frac{\gamma'}{\gamma''}-1,$$

$$X_1=\frac{Q}{rG}-\frac{\Delta i_{qh}}{r},$$

$$X_2=1.1X_1+0.1\frac{\Delta i_{qh}}{r},$$

Δi_{qh}—进口介质欠焓，kcal/kgf

Δi_{gr}—过热段焓增，kcal/kgf

Δi_1、Δi_2、Δi_3——一、二、三各级管径的焓增，kcal/kgf；

V_1、V_2、V_3——一、二、三各级管径的容积，m³

Q——热水段和蒸发段吸热量之和，kcal/kgf；

G——介质流量，kgf/s；

表 4　　动态蓄质量系数 B_t 计算公式

管系型式	出口介质状态	开始蒸发点位置	B_t 计算公式
单级	汽水混合物		$B_t=10(\gamma'-\gamma'')\left[\dfrac{X_1(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2')+0.1\dfrac{\Delta i_{qh}}{r}\bar{\beta}_2}{\gamma_s\dfrac{\Delta i_{qh}}{r}+X_1\bar{\gamma}_{h1}}+\dfrac{\bar{\beta}_2'-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right]$
	饱和蒸汽		$B_t=(\gamma'-\gamma'')\left[\dfrac{1}{\gamma_s+\bar{\gamma}_{h1}\dfrac{r}{\Delta i_{qh}}}+\dfrac{1-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right]$
	过热蒸汽		$B_t=\dfrac{\Delta i_{gh}(\gamma_s-\gamma_c)}{\gamma_s\Delta i_{qh}+r\bar{\gamma}_{h1}+\bar{\gamma}_{qh}\Delta i_{gr}}+\dfrac{r(\bar{\gamma}_{h1}-\gamma_c)+\Delta i_{gr}(\bar{\gamma}_{gr}-\gamma_c)}{r\bar{\gamma}_{h1}+r\bar{\gamma}_{gr}\Delta i_{gr}}$
二级	汽水混合物	第一级	$B_t=10(\gamma'-\gamma'')\left\{\dfrac{0.1\Delta i_{qh}\bar{\beta}_2+(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2')\left(\dfrac{V_2}{V_1}\Delta i_1+\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)}{\gamma_s\Delta i_{qh}+\left(\dfrac{V_2}{V_1}\Delta i_1+\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)\bar{\gamma}_{h1}}+\dfrac{\bar{\beta}'_2-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right\}$
		第二级	$B_t=10(\gamma'-\gamma'')\left\{\dfrac{X_1r(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2')+0.1\Delta i_{qh}\bar{\beta}_2}{\bar{\gamma}_{h1}X_1r+\gamma_s\left(\dfrac{V_1}{V_2}\Delta i_2+\Delta i_{qh}-\Delta i_1\right)}+\dfrac{\bar{\beta}_2'-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right\}$
三级	汽水混合物	第一级	$B_t=10(\gamma'-\gamma'')\left\{\dfrac{0.1\Delta i_{qh}\bar{\beta}_2+(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2')\left(\dfrac{V_1+V_2+V_3}{V_1}\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)}{\gamma_s\Delta i_{qh}+\bar{\gamma}_{h1}\left(\dfrac{V_1+V_2+V_3}{V_1}\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)}+\dfrac{\bar{\beta}_2'-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right\}$
		第二级	$B_t=10(\gamma'-\gamma'')\left\{\dfrac{0.1\Delta i_{qh}\bar{\beta}_2+\left(\dfrac{V_2+V_3}{V_2}\Delta i_2+\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2')}{\gamma_s\left(\dfrac{V_1}{V_2}\Delta i_2+i_{qh}-\Delta i_1\right)+\bar{\gamma}_{h1}\left(\dfrac{V_2+V_3}{V_2}\Delta i_2+\Delta i_1-\Delta i_{qh}\right)}+\dfrac{\bar{\beta}_2'-\bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_{h1}}\right\}$

r——汽化潜热，kcal/kgf。

（b）阻力比K按下式计算：

$\gamma w \geqslant 500$kgf/m²s时

$$K=\frac{\Delta P'}{\Delta P''}$$

当$\gamma w < 500$kgf/m²s时

$$K=\frac{(\gamma w)\Delta P'}{500\Delta P''}$$

式中：rw——介质重量流速，kgf/m²s；

$\Delta P'$——水段压降，为流动阻力与重位压降之和，流动阻力中包括热水段、进口不受热管段及节流圈的阻力，kgf/m²；

$\Delta P''$——含汽段压降，为含汽段流动阻力与重位压差之和，含汽段流动阻力中包括蒸发段、过热段、出口不受热管段及出口节流圈的阻力，kgf/m²。

流动阻力与重位压差的计算方法见第二章。

（2）计算示例

高压220tf/h直流锅炉的管圈型式是水平围绕、三级管径，正常工况下沸腾点在第三级。

（a）计算参数

名　　称	符　号	单　位	第 一 级	第 二 级	第 三 级
管子内径	d	mm	24	29	32.5
单管流通截面	f	m²	0.452×10^{-3}	0.66×10^{-3}	0.83×10^{-3}
长　　度	L	m	59.6	37.9	132.5
内表面积	S	m²	4.49	3.45	13.52
管内容积	U	m³	0.0269	0.025	0.11
阻力系数	ξ	—	61.2	34.3	98.7
内表面积热强度	q	kcal/m²h	52.1×10^{3}	49.9×10^{3}	54.2×10^{3}
重量流速	γw	kgf/m²s	2420	1660	1320
焓　　增	$\triangle i$	kcal/kgf	59.5	43.7	186
入口介质温度	t_r	℃	290	—	—
入口介质焓	i_r	kcal/kgf	306.9	—	—
入口介质欠焓	$\triangle igh$	kcal/kgf	60.2	—	—
入口介质重度	γ_r	kgf/m³	742	—	—
出口蒸汽重量含汽率	X_1	—	—	—	0.854
蒸发点工作压力	P	kgf/cm²	—	134	—

(*b*)计算步骤和结果

序号	项目	符号	单位	计算公式	数值
1	系数	a	—	$\frac{\gamma'}{\gamma''}-1=\frac{635}{79.1}-1$	7
2	引用态出口重量含汽率	X'_2	—	$1.1X_1=1.1\times0.854$	0.940
3	扰动后出口重量含汽率	X_2	—	$1.1X_1+\frac{\triangle i_{qh}}{r}=0.94+\frac{60.2}{298}$	0.960
4	扰动前容积含汽率	$\bar{\beta}_1$	—	$\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{a\bar{X}_1}l_n(1+a\bar{X}_1)\right]=\frac{7+1}{7}\left[1-\frac{1}{7\times0.854}l_n(1+7\times0.854)\right]$	0.773
5	引用态容积含汽率	$\bar{\beta}'_2$	—	$\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{a\bar{X}'_2}l_n(1+a\bar{X}'_2)\right]=\frac{7+1}{7}\left[1-\frac{1}{7\times0.94}l_n(1+7\times0.94)\right]$	0.791
6	扰动后容积含汽率	$\bar{\beta}_2$	—	$\frac{a+1}{a}\left[1-\frac{1}{a\bar{X}_2}l_n(1+aX_2)\right]=\frac{7+1}{7}\left[1-\frac{1}{7\times0.96}l_n(1+7\times0.96)\right]$	0.795
7	热水段平均重度	γ_s	kgf/m³	$\frac{1}{2}(\gamma_r+\gamma')=\frac{1}{2}(742+635)$	688.5
8	扰动前含汽段平均重度	γ_{h1}	kgf/m³	$\bar{\beta}_1\gamma''+(1-\bar{\beta}_1)\gamma'=0.773\times79.5+0.227\times635$	206
9	动态蓄质量系数	β_c	—	$10(\gamma'-\gamma'')\left(\frac{0.1\triangle i_{qh}\beta_2+\left(\frac{v_2+v_3}{v_2}\triangle i_2+\triangle i_1-\triangle i_{qh}\right)\left(\bar{\beta}_2-\bar{\beta}_2'\right)}{\gamma_s\left(\frac{v_1}{v_2}\triangle i_2+\triangle i_{qh}-\triangle i_1\right)+\tilde{\gamma}_{h1}\left(\frac{v_2+v_3}{v_2}\triangle i_2+\triangle i_1-\triangle i_{qh}\right)}+\frac{\bar{\beta}_2'-\bar{\beta}_1}{\gamma_{h1}}\right)$ $=10(635-79.5)\left(\frac{0.1\times60.2\times0.795+\left(\frac{0.025+0.11}{0.025}\times43.7+59.5-60.2\right)\left(0.795-0.791\right)}{688.5\left(\frac{0.0269}{0.025}\times43.7+60.2-59.5\right)+206\left(\frac{0.025+0.11}{0.025}\times43.7+59.5-60.2\right)}\right.$ $\left.+\frac{0.791-0.773}{206}\right)$	0.893
10	第一级管子中压力降	$\triangle P_1$	kgf/cm²	$\xi_1\frac{(\gamma w)^2\times10^{-4}}{2g\gamma_s}=61.2\times\frac{2420^2}{19.6\times688.5}\times10^{-4}$	2.65
11	第二级管子中热水段长度	L'_2	m	$L_2\frac{\triangle i_{qh}-\triangle i_1}{\triangle i_2}=37.9\times\frac{60.2-59.5}{43.7}$	0.6
12	第二级管子中热水段阻力	$\triangle P'_2$	kgf/cm₂	$\xi_2\frac{L_2'}{L_2}\times\frac{(\gamma w)^2}{2g\gamma'}\times10^{-4}=34.3\times\frac{0.6}{37.9}\times\frac{1660^2}{19.6\times635}\times10^{-4}$	0.0123
13	第二级出口焓	i'_2	kcal/kg	$i_r+\triangle i_1+\triangle i_2=306.9+59.5+43.7$	410.1

续 上 表

序号	项目	符号	单位	计算公式	数值
14	第二级出口重量含汽率	X_2	—		0.16
15	第二级摩擦损失校正系数	ψ_2	—	查线算图2—10	0.97
16	第二级管子蒸发段阻力	$\triangle P''_2$	kgf/cm²	$\xi_2\psi_2\frac{L_2''}{L_2}\times\frac{(\gamma w)^2}{2g\gamma'}(1+\bar{X}a)\times10^{-4}$ $=34.3\times0.97\times\frac{37.3}{37.9}\times\frac{1660^2}{19.6\times635}\times\left(1+\frac{0.16}{2}\times7\right)\times10^{-4}$	1.13
17	第三级摩擦损失校正系数	ψ_3	—	$\frac{\psi_c X_c-\psi_r X_r}{X_c-X_r}=\frac{0.92\times0.854-0.97\times0.16}{0.854-0.16}$	0.908
18	第三级管子阻力	$\triangle P_3$	kgf/cm²	$\xi_3\psi_3\frac{(\gamma w)^2}{2g\gamma'}(1+\bar{X}a)\times10^{-4}$ $=98.7\times0.907\times\frac{1320^2}{19.6\times635}\times\left(1+\frac{0.16\times0.854}{2}\times7\right)\times10^{-4}$	5.7
19	阻力比	K	—	$\frac{\triangle P_1+\triangle P_2'}{\triangle P_2''+\triangle P_3}=\frac{2.65+0.0123}{1.13+5.7}$	0.39
	由图34查得处于稳定区				

附录5 手算水动力计算例题

（一）自然循环锅炉的计算例题

（1）*DG*—670/140—2型锅炉侧水冷壁的水循环计算

锅炉侧水冷壁的循环系统简图见图36所示，下面分别列出锅炉的原始数据，结构特性和循环特性计算和回路特性表。

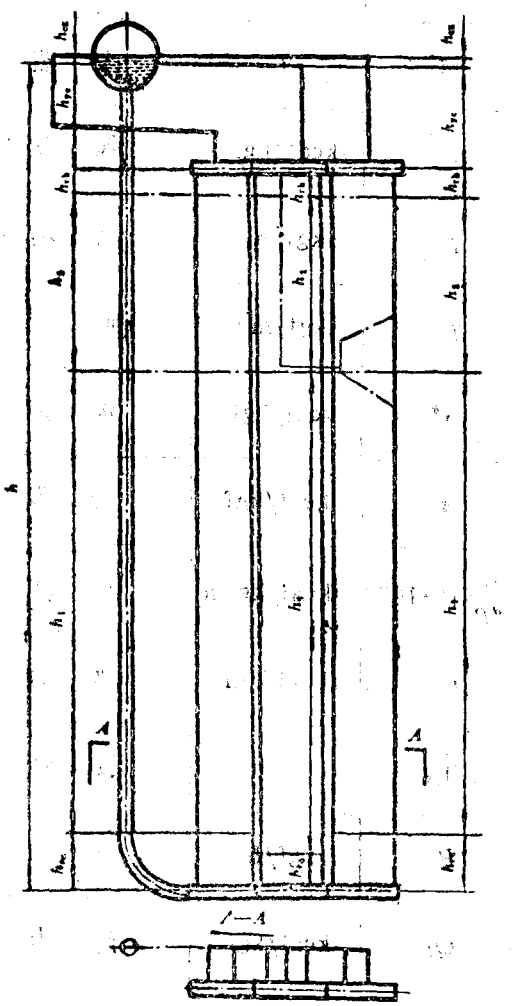


图36 锅炉侧水冷壁的循环系统简图

DG 670/140—2 型锅炉原始数据表

序号	名称	符号	单位	公式来源及计算	结果
1	锅炉蒸发量	D	t/h	设计数据	670
2	锅筒工作压力	P_{gt}	kgf/cm²	设计数据	158
3	饱和水温	t'	℃	水蒸汽表	344.7
4	饱和水焓	i'	kcal/kgf	水蒸汽表	389.3
5	饱和水重度	γ'	kgf/m³	水蒸汽表	594.1
6	饱和蒸汽重度	γ''	kgf/m³	水蒸汽表	101.8
7	饱和蒸汽焓	i''	kcal/kgf	水蒸汽表	620.3
8	汽化潜热	r	kcal/kgf	水蒸汽表	231
9	参数	$\frac{\partial i}{\partial p}\gamma'\times10^{-4}$	kcal/kgfm	水蒸汽表	0.0535
10	省煤器出口水焓	i^{c}_{sm}	kcal/kgf	热力计算	315.2
11	清洗水份额	η_{qx}	—	设计数据	0.5
12	计算燃料消耗量	B_j	kgf/h	热力计算	51.1×10^{3}
13	炉膛辐射吸热量	Q_l	kcal/kgf	热力计算	4351
14	炉顶辐射吸热量	Q_{ld}	kcal/kgf	热力计算	103
15	屏区辐射吸热量	Q_{pf}	kcal/kgf	热力计算	338.5
16	过热器辐射吸热量	Q_{gf}	kcal/kgf	热力计算	69.4

续上表

序号	名称	符号	单位	公式来源及计算	结果
17	炉膛蒸发吸热量	Q_{ls}	kcal/kgf	$Q_l - Q_{ld} - Q_{pf} - Q_{gf}$ $= 4351 - 103 - 338.5 - 69.4$	3840.1
18	炉膛总蒸发受热面	H_{ls}	m^2	结构特性	1146.4
19	炉膛平均沾污系数	ξ	—	热力计算	0.548
20	炉膛蒸发受热面平均投射热负荷	$\bar{q}$	10^3kcal/m^2h	$\frac{B_j \cdot Q_{ls}}{\xi \cdot H_{ls}} = \frac{51.1\times10^3\times3840.1}{0.548\times1146.4}$	313
21	侧墙光管水冷壁沾污系数	ξ_c	—	热力计算	0.6
22	侧墙吸热不均匀系数	η_c	—	第三章 表3—1	1
23	侧前回路沿深度吸热不均系数	η_{cq}	—	第三章 线算图3—13	0.78
24	侧中回路沿深度吸热不均系数	η_{cz}	—	第三章 线算图3—13	1.3
25	侧后回路沿深度吸热不均系数	η_{ch}	—	第三章 线算图3—13	0.86
26	沿炉高屏区以下部分吸热不均系数	η_{h1}	—	由线算图3—9计算得出	1.09
27	沿炉高屏区吸热不均系数	η_{h2}	—	由线算图3—9计算得出	0.57
28	侧前回路第一段受热面	H_{cq1}	m^2	结构特性	46.6
29	侧前回路第二段受热面	H_{cq2}	m^2	结构特性	13.9
30	侧中回路第一段受热面	H_{CZ1}	m^2	结构特性	54.1
31	侧中回路第二段受热面	H_{cz2}	m^2	结构特性	8.6
32	侧后回路第一段受热面	H_{ch1}	m^2	结构特性	46

续上表

序号	名称	符号	单位	公式来源及计算	结果
33	屏区侧墙吸热量	Q_{pc}	kcal/kgf	热力计算	29.8
34	过热器区侧墙吸热量	Q_{grc}	kcal/kgf	热力计算	21.8
35	侧前回路第一段吸热量	Q_{cq1}	10^3kcal/h	$\eta_c \cdot \eta_{cq} \cdot \eta_{h1} \cdot \bar{q} \cdot \xi_c \cdot H_{cq1}$ $=1\times0.78\times1.09\times313\times0.6\times46.6$	7463
36	侧前回路第二段吸热量	Q_{cq2}	10^3kcal/h	$\eta_c \cdot \bar{q} \cdot \xi_c \cdot \eta_{h2} \cdot \eta_{cq} \cdot H_{cq2}$ $=1\times313\times0.6\times0.57\times0.78\times13.9$	1167
37	侧中回路第一段吸热量	Q_{cz1}	10^3kcal/h	$\eta_c \cdot \eta_{cz} \cdot \eta_{h1} \cdot \bar{q} \cdot \xi_c \cdot H_{cz1}$ $=1\times1.3\times1.09\times313\times0.6\times54.1$	14366
38	侧中回路第二段吸热量	Q_{cz2}	10^3kcal/h	$\eta_c \cdot \eta_{cz} \cdot \bar{q} \cdot \xi_c \cdot \eta_{h2} \cdot H_{cz2} + \frac{1}{2}\beta_j \cdot Q_{pc}$ $=1\times1.3\times313\times0.6\times0.57\times8.6+\frac{1}{2}\times51.1\times29.8$	1952
39	侧后回路第一段吸热量	Q_{ch1}	10^3kcal/h	$\eta_c \cdot \eta_{ch} \cdot \eta_{h1} \cdot \bar{q} \cdot H_{ch1} \cdot \xi_c$ $=1\times0.86\times1.09\times313\times46.4\times0.6$	8148
40	侧后回路第二段吸热量	Q_{ch2}	10^3kcal/h	$\frac{1}{2}B_j \cdot Q_{grc} \cdot =\frac{1}{2}\times51.1\times21.8$	558
41	侧中回路第二段屏区吸热量	Q_{pcz}	10^3kcal/h	$\frac{1}{2}B_j \times Q_{pc}=\frac{1}{2}\times51.1\times29.8$	762

DG—670/140—2 型 锅 炉 结 构 特 性

回路名称	回路元件	管子外径	管子内径	管子根数	截面积			各区段长度					各区段高度					汽水引出管高出锅筒正常水面高度	各区段弯头数					倾斜度		汽水引出管入口面积内置式旋风分离器
					单根管子	整个回路	面积之比与上升管截	受热前区段	第一区段	第二区段	受热后区段	总长度	受热前区段	第一区段	第二区段	受热后区段	总高度		受热前区段	第一区段	第二区段	受热后区段	汽水引出管或引入管	第一区段	第二区段	
		d_w	d_n	n	f	F	/	L_{rq}	L_1	L_2	L_{rh}	L	h_{rq}	h_1	h_2	h_{rh}	h	h_{cg}	α—n	α—n	α—n	α—n	α—n	α	α	F_{fl}
		mm	mm	/	m^2	m^2	/	m	m	m	m	m	m	m	m	m	m	m	度	度	度	度	度	度	度	m_2
侧前回路	上升管	60	48	27	0.00181	0.0489		2.3	19.1	8.4	0.8	30.6	2.3	19.1	8.4	0.8	30.6		30°—1 60°—1			30°—1 60°—1		90°	90°	
	汽水引出管	159	127	2	0.01267	0.02534	0.52					9.6					3	0.2					90°—3 30°—1 75°—1			0.038
	引入管	159	127	2	0.01267	0.02534	0.52					4.1					0						54°—2			
侧中回路	上升管	60	48	35 (22)*	0.00181	0.06335		1	20.4	8.4	0.8	30.6	1	20.4	8.4	0.8	30.6		30°—1 60°—1			30°—1 60°—1		90°	90°	
	汽水引出管	133	107	4	0.00899	0.036	0.57					9.1					3	0.2					90°—2 30°—2			0.038
	引入管	159	127	3	0.01267	0.038	0.60					3.3					0						40°—2			
侧后回路	上升管	60	48	31	0.00181	0.0561		2.2	19.2	8.4	0.8	30.6	2.2	19.2	8.4	0.8	30.6		30°—1 60°—1			30°—1 60°—1		90°	90°	
	汽水引出管	133	107	4	0.00899	0.036	0.64					11.8					3	0.2					90°—2 30°—2			0.038
	引入管	159	127	2	0.01267	0.02534	0.45					3.7					0						46°—2			
集中下水管（配侧水冷壁）		426	356		0.09954		0.59					39.5					33.6						90°—1 40°—1			

• 括弧内为被屏遮住的水冷壁管根数

DG—670/140—2 型 锅 炉 循 环 特 性 计 算 表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
	集中下降管												
1	水冷壁管循环水速	w_o'	m/s	假设(表4—5)	1	1.5	2	1	1.5	2	1	1.5	2
2	集中下降管水速	w_{xj}	m/s	$w_o \cdot \Sigma F_s / F_{xj}$	1.69	2.54	3.38	1.69	2.54	3.38	1.69	2.54	3.38
3	集中下降管水流量	G_{xj}	tf/h	$3.6 w_{xj} E_{xj} \gamma'$	360	540	720	360	540	720	360	540	720
4	入口阻力系数	ξ_r	—	查 表 2—3		0.88			0.88			0.88	
5	弯头阻力系数	ξ_{wt}	—	查 表 2—11		0.3			0.3			0.3	
6	每米摩擦阻力系数	λ_o	1/m	查线算图2—8		0.038			0.038			0.038	
7	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{xj}$		1.56			1.56			1.56	
8	集中下降管总阻力系数	$\Sigma\xi_{xj}$	—	$\xi_r + \xi_{wt} + \xi_{mc}$		2.74			2.74			2.74	
9	集中下降管阻力	$\triangle P_{xj}$	kgf/m²	$\Sigma\xi_{xj} \frac{w^2_{xj}}{2g} \gamma'$ 取$\gamma_{xj} = \gamma'$(见4.5条)	237	532	948	237	532	948	237	532	948

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
10	下降系统总压差	$\Sigma\Delta P_{zj}$	kgf/m²	$h_{xj}\bar{\gamma}_{xj}-\Delta P_{xj}$（取$\bar{\gamma}_{xj}=\gamma'$，见4.5条）	19725	19430	19014	19725	19430	19014	19725	19430	19014
	引入管												
11	引入管水速	w_{yr}	m/s	$w_o F_s/F_{yr}$	1.92	2.88	3.84	1.67	2.9	3.33	2.22	3.33	4.44
12	入口阻力系数	ξ_r	—	查表 2—3		0.7			0.7			0.7	
13	弯头阻力系数	ξ_{wt}	—	查表 2—11		0.2			0.2			0.2	
14	每米摩擦阻力系数	λ_o	1/m	查线算图2—8		0.13			0.13			0.13	
15	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{yr}$		0.57			0.46			0.52	
16	出口阻力系数	ξ_c	—	查表 2—5		1.1			1.1			1.1	
17	引入管总阻力系数	$\Sigma\xi_{yr}$	—	$\xi_r+\xi_{wt}+\xi_{mc}+\xi_c$		2.57			2.46			2.52	
18	引入管阻力	ΔP_{yr}	kgf/m²	$\Sigma\xi_{yr}\frac{w_{yr}^2}{2g}\gamma'$	287	647	1148	208	465	828	374	845	1500

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
19	引入管重位压差	$\Delta P_{yr,zw}$	kgf/m²	$h_{yr}\gamma'$		0			0			0	
	上升管												
	重位压差计算												
20	循环水流量	G	t/h	$3.6w_o\gamma' F_s$	104.5	156.7	209	135.5	203.3	271	120	180	240
21	工质的重量流速	γw	kgf/m²s	$w_o\gamma'$	594.1	891.2	1188.2	594.1	891.2	1188.2	594.1	891.2	1188.2
22	锅炉的循环倍率	K	—	按表4—2先假定后校核*		4			4			4	
23	清洗水份额	η_{qx}	—	设计数据		0.5			0.5			0.5	
24	锅炉水容积凝汽率	X_{nq}	—	查线标图4—3		0.022			0.022			0.022	
25	锅水欠焓	Δi_{qh}	kcal/kgf	$\dfrac{(1-X_{nq}\cdot K)(i''-i^c_{sm})-\eta_{qr}(i'-i^c_{sm})-r}{K(1+\eta_{qx}\dfrac{i'-i^c_{sm}}{r})}$		2.1			2.1			2.1	
26	下降管吸热	Δi_{xj}	kcal/kgf	设计数据		0			0			0	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
27	热水段高度	h_{rs}	m	$h_{rq}+\dfrac{\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj}+\dfrac{\partial i}{\partial P}\gamma'\cdot 10^{-4}}{\dfrac{Q_1}{h_1\cdot G}}\left(h_{xj}+h_{yr}-h_{rq}\dfrac{\Delta P_{xj}+\Delta P_{yr}}{r'}\right)+\dfrac{\partial i'}{\partial P}\gamma'\cdot 10^{-4}$	3.28	3.74	4.17	1.75	2.07	2.39	3.2	3.76	4.16
28	各含汽段高度												
	第一区段	h_{hq1}	m	$h_1+h_{rq}-h_{rs}$	18.12	17.66	17.23	19.65	19.33	19.01	18.2	17.64	17.24
	第二区段	h_{hq2}	m	h_2+h_{rh}		9.2			9.2			9.2	
29	各区段蒸发量												
	第一区段	D_1	tf/h	$\dfrac{Q_1-G(\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj})}{r}$	31.3	30.8	30.4	61	60.5	59.7	34.1	33.6	33
	第二区段	D_2	tf/h	Q_2/r		5.05			8.45			2.4	
30	各区段出口蒸汽重量含汽率												
	第一区段	X_{1C}	—	D_1/G	0.3	0.2	0.14	0.44	0.3	0.22	0.28	0.18	0.14

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
	第二区段	X_{2C}	—	$(D_1+D_2)/G$	0.35	0.23	0.17	0.51	0.34	0.25	0.29	0.19	0.14
31	各区段平均蒸汽重量含汽率												
	第一区段	$\overline{X}_1$	—	$X_{1C}/2$	0.15	0.1	0.07	0.22	0.15	0.11	0.14	0.09	0.07
	第二区段	$\overline{X}_2$	—	$(X_{1C}+X_{2C})/2$	0.33	0.21	0.16	0.47	0.32	0.23	0.28	0.19	0.14
32	各区段平均容积含汽率												
	第一区段	$\bar{\beta}_1$	—	查线算图2—1或2—15式	0.51	0.4	0.31	0.63	0.51	0.42	0.49	0.37	0.31
	第二区段	$\bar{\beta}_2$	—	查线算图2—1或2—15式	0.74	0.61	0.53	0.85	0.74	0.64	0.69	0.58	0.49
33	各区段倾斜角修正系数												
	第一区段	$K_{\alpha 1}$	—	查线算图2—3		1			1			1	
	第二区段	$K_{\alpha 2}$	—	查线算图2—3		1			1			1	
34	各区段平均截面含汽率												
	第一区段	$\bar{\varphi}_1$	—	$K_{\alpha 1}\varphi$（φ查线算图2—2）	0.48	0.37	0.31	0.58	0.46	0.39	0.44	0.34	0.28

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
60	每米摩擦阻力系数	λ_{oyc}	1/m	查线算图2—8		0.13			0.13			0.13	
61	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_{oyc} \cdot L_{yc}$		1.25			1.18			1.54	
62	摩擦阻力校正系数	ψ_{yc}	—	查线算图2—9	1.33	1.07	0.98	1.3	1.06	0.97	1.33	1.06	0.98
63	辅助值	h/d_n	—	结构数据		23.6			28			28	
64	入口阻力系数	ξ_r	—	查表2—3(倾斜引出管$P_{ata}>60$)		1.2			1.3			1.3	
65	弯头阻力系数	ξ_{wt}	—	(见表2—37$L/d<10$取$\xi'_{wt}=\xi_{wt}$)查表2—11		0.9			0.6			0.6	
66	总阻力系数	$\Sigma\xi_{yc}$	—	$_{mc}+\xi_r+\xi_{wt}$	3.88	3.53	3.41	3.55	3.25	3.13	4.1	3.65	3.52
67	引出管总阻力	ΔP_{yc}	kgf/m²	$\Sigma\xi_{yc}\left(\frac{Fs}{F_{yc}}\right)^2\frac{w}{2g}\gamma'\left[1+X_{yc}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	1200	1910	2860	1147	1810	2570	724	1160	1740
	汽水分离器												
68	内置式旋风分离器阻力系数	ξ_{fl}	—	见2.56条		3			3			3	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
	第二区段	$\bar{\varphi}_2$	—	$K_{\alpha_2}\varphi$(φ查线算图2—2)	0.71	0.6	0.52	0.8	0.69	0.61	0.64	0.54	0.45
35	各区段混合物平均重度												
	第一区段	$\bar{\gamma}_{hu1}$	kgf/m^3	$\gamma''\bar{\varphi}_1+\gamma'(1-\bar{\varphi}_1)$	360	412	444	311	368	402	378	427	457
	第二区段	$\bar{\gamma}_{hu2}$	kgf/m^3	$\gamma''\bar{\varphi}_2+\gamma'(1-\bar{\varphi}_2)$	250	299	338	203	255	294	279	336	373
36	各区段重位压差												
	热水段	ΔP_{rszw}	kgf/m^2	$h_{rs}\gamma'$	1966	2269	2555	1010	1259	1467	1955	2258	2555
	第一含汽段	ΔP_{1szw}	kgf/m^2	$h_{hq1}\cdot\bar{\gamma}_{hu1}$	6512	7251	7592	6127	7095	7610	6846	7515	7815
	第二含汽段	ΔP_{2szw}	kgf/m^2	$h_{hq2}\cdot\bar{\gamma}_{hu2}$	2300	2751	3110	1868	2346	2705	2567	3091	3432
	(*b*) 热水段阻力计算												
37	入口阻力系数	ξ_r	—	查表2—4$\left(\frac{d_n}{d_{jx}}>0.1, n\leqslant 30\right)$		0.7			0.7			0.7	
38	弯头阻力系数	ξ_{Wt}	—	查表2—11		0.2			0.2			0.2	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
39	每米摩擦阻力系数	λ_o	1/m	查线算图2—8		0.42			0.42			0.42	
40	热水段长度	L_{rs}	m	$L_{rq}+\frac{h_{rs}-h_{rq}}{Sin\alpha}(\alpha=90°)$	3.3	3.8	4.3	1.7	2.1	2.5	3.3	3.8	4.3
41	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{rs}$	1.39	1.6	1.8	0.7	0.89	1.05	1.39	1.6	1.8
42	热水段总阻力	ΔP_{rs}	kgf/m$_2$	$(\xi_r+\xi_{wt}+\xi_{mc})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'$	69	170	327	51	126	235	69	170	327
	(C) 含汽段阻力计算												
43	各含汽段长度												
	第一区段	L_{hq1}	m	$L_1-(L_{rs}-L_{rq})$	18.1	17.6	17.1	19.4	19.3	18.9	18.1	17.6	17.1
	第二区段	L_{hq2}	m	L_2+L_{rh}		9.2			9.2			9.2	
44	各含汽段摩擦阻力校正系数												
	第一区段	ψ_1	—	查线算图2—10	1.2	1.03	0.98	1.32	1.04	0.98	1.18	1.02	0.98
	第二区段	ψ_2	—	查线算图2—10	1.27	1.05	0.98	1.29	1.05	0.98	1.25	1.04	0.98

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
45	各含汽段摩擦阻力系数												
	第一区段	ξ_{mc1}	—	$\lambda_o L_{hq1}$	7.6	7.38	7.18	8.15	8.1	7.95	7.6	7.39	7.18
	第二区段	ξ_{mc2}	—	$\lambda_o L_{hq2}$		3.68			3.68			3.68	
46	各含汽段弯头阻力系数												
	第一区段	$\xi_{wt\cdot1}$	—			0			0			0	
	第二区段	$\xi_{wt\cdot2}$	—	(见表2—37)查表2—11		0.3			0.3			0.3	
47	含汽段出口阻力系数	ξ_c	—	见2.49条		1.2			1.2			1.2	
48	各含汽段阻力												
	第一区段	ΔP_{hq1}	kgf/m²	$(\xi_{wt1}+\psi_1\xi_{mc1})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+\bar{X}_1\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	476	765	1140	675	990	1448	455	735	1140
	第二区段	ΔP_{hq2}	kgf/m²	$(\xi_{wt2}+\psi_2\xi_{mc2})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+\bar{X}_2\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]+\xi_c\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_{2C}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	492	744	1107	626	939	1322	437	695	1039

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
49	含汽段总阻力	ΔP_{hq}	kgf/m²	$\Delta P_{hq1}+\Delta P_{hq2}$	968	1509	2247	1301	1929	2770	892	1430	2179
50	上升管重位压差	$\Delta P_{s,zw}$	kgf/m²	$\Delta P_{rs\cdot zw}+\Delta P_{1\cdot zw}+\Delta P_{2\cdot zw}$	10778	12271	13257	9005	10700	11782	11368	12864	13802
51	上升管总阻力	ΔP_s	kgf/m²	$\Delta P_{rs}+\Delta P_{hq}$	1037	1679	2574	1352	2055	3005	961	1600	2506
	汽水引出管												
52	重量含汽率	X_{ye}	—	在引出管不受热时 $X_{ye}=X_{2e}$	0.35	0.23	0.17	0.51	0.34	0.25	0.29	0.19	0.14
53	容积含汽率	β_{ys}	—	查线算图2—1或按2—15式计算	0.77	0.66	0.55	0.86	0.75	0.66	0.7	0.58	0.49
54	倾斜角校正系数	$K_{\alpha ye}$	—	查线算图2—3		1			1			1	
55	截面含汽率	φ_{ye}	—	$K_{\alpha ye}\varphi$（φ查线算图2—2）	0.74	0.64	0.55	0.82	0.71	0.62	0.66	0.54	0.46
56	混合物平均重度	$\gamma_{hu,ye}$	kgf/m³	$\gamma''\varphi_{ye}+\gamma'(1-\varphi_{ye})$	230	279	323	191	247	289	272	331	368
57	重位压差	$\Delta P_{ye,zw}$	kgf/m²	$h_{ye}\cdot\gamma_{huye}$	690	837	969	573	741	867	816	993	1104
58	超过锅筒水位面的重位压差	$\Delta P_{eg,zw}$	kgf/m²	$h_{eg}(\gamma_{hu\cdot ye}-\gamma'')$	26	35	44	18	29	37	34	46	53
59	长度	L_{ye}	m	结构数据		9.6			9.1			11.8	

续上

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧前回路			侧中回路			侧后回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
69	内置式旋风分离器总阻力	ΔP_{fl}	kgf/m²	$\xi_{fl}\left(\frac{F_s}{F_{fl}}\right)^2 \frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_{yc}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	413	715	1098	876	1503	2232	475	854	1331
	上升系统总阻力及总压差计算												
70	上升系统总阻力	ΔP_{ss}	kgf/m²	$\Delta P_{yr}+\Delta P_s+\Delta P_{yc}+\Delta P_{fl}$	2937	4947	7680	3583	5833	8635	2534	4459	7076
71	上升系统重位压差	$\Delta P_{ss\cdot zw}$	kgf/m²	$\Delta P_{yr\cdot zw}+\Delta P_{s\cdot zw}+\Delta P_{yc\cdot zw}+\Delta P_{cg\cdot zw}$	11494	13143	14270	9596	11470	12686	12218	13903	14959
72	上升系统总压差	$\Sigma\Delta P_{ss}$	kgf/m²	$\Delta P_{ss}+\Delta P_{ss\cdot zw}$	14431	18090	21950	13179	17303	21321	14752	18362	22035

本例题仅计算侧中回路，因此整个锅炉循环倍率无法校验，其校验方法见4.19条。

回 路 循 环 特 性 表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧水回路		
					侧前回路	侧中回路	侧后回路
1	回路循环水量	G	tf/h	循环特性图 37	172	236	196
2	上升系统工作压差	$\Sigma\Delta P_{ss}$	kgf/m²	循环特性图 37	19300	19300	19300
3	上升管工作压差	$\Sigma\Delta P_{s}$	kgf/m²	循环特性图 37	14600	13800	15000
4	集中下降管的水量	G_{xj}	tf/h	循环特性图 37	604	604	604
5	集中下降管的水速	w_{xj}	m/s	$\frac{G_{xj}}{3.6\cdot\gamma'\cdot F_{xj}}$	2.84	2.84	2.84
6	回路蒸发量	D	tf/h	$\frac{Q_1-G(\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj})}{r}+D_2$	35.8	68.4	35.9
7	回路循环循率	K_{hl}	—	G/D	4.80	3.45	5.46
8	上升管入口循环水速	w_o	m/s	$\frac{G}{3.6\cdot\gamma'\cdot Fs}$	1.65	1.75	1.64
9	上升管内工质重量流速	γw	kgf/m²s	$w_o\gamma'$	980	1039	974

按第四章规定，本例题不必进行停滞及倒流校验。

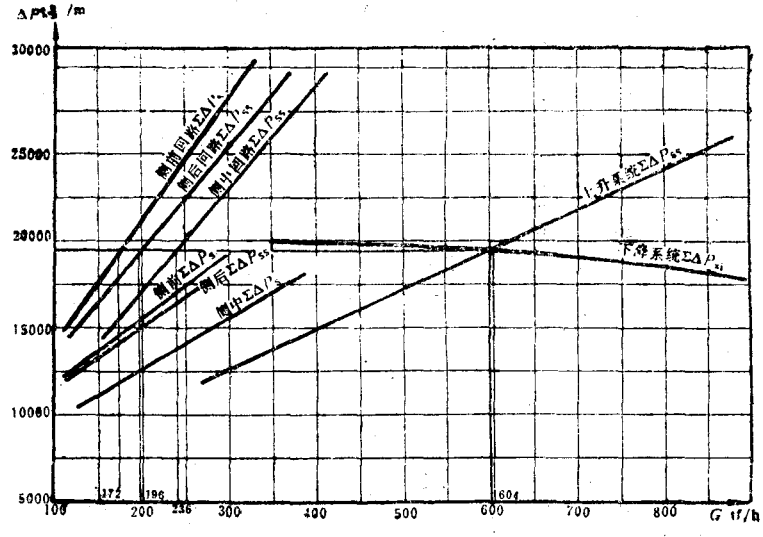


图37 循环特性图

（2）DG—670/140—2型锅炉侧水冷壁传热恶化的校核计算

按第四章对自然循环可靠性校验的规定。下面作了受热最强管（侧中回路）传热恶化的校验计算，计算中各项数值取自上述回路特性表。

DG－670/140－2型锅炉侧水冷壁传热恶化较验计算表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
1	循环水速	w_0	m/s	假设	1	1.5	2
2	重量流速	rw	kgf/m²s	$r'w_0$	594	891	1188
3	循环水流量	G	tf/h	$3.6w_0r'f$	3.86	5.8	7.72
4	侧中回路从左数第13根管受热不均系数	η_h'	—	$\eta_h'=\eta_b\eta_F$ 其中$\eta_F=1$ η_b根据线算图3—13计算得出		1.07	
5	侧中回路未被屏遮的住管子根数	n'	—	结构数据		13	
6	各区段沿高度平均吸热不均系数						
	第一区段	η_{h1}	—	根据线算图3—9计算得出		1.09	
	第二区段	η_{h2}	—	根据线算图3—9计算得出		0.57	
7	各区段出口处吸热不均系数						
	第一区段	η_{h1}^c	—	查线算图3—9		0.76	
	第二区段	η_{h2}^c	—	查线算图3—9		0.46	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路 I	侧中回路 II	侧中回路 III
8	校验管各区段的吸热量						
	第一区段	Q_1	10^3kcal/h	$\frac{Q_{CZ1}}{n}\eta_b'$		439	
	第二区段	Q_2	10^3kcal/h	$\frac{\eta_o' \cdot \eta_c \cdot \eta_{cz} \cdot \bar{q} \cdot \xi_c \cdot \eta_{h2} \cdot H_{cz2}}{n'}$		98.5	
9	热水段高度	h_{rs}	m	$h_{rq}+\frac{\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj}+\frac{\partial i}{\partial P}\gamma' \cdot 10^{-4}(h_{xj}-h_{rq}}{\frac{Q_1}{h_1 G}+\frac{\partial i}{\partial P}\gamma' \cdot 10^{-4}}$ $\pm h_{yr}-\frac{\Delta P_{xj}+\Delta P_{yx}}{r})$	1.68	2	2.29
10	各含汽段高度						
	第一区段	h_{hq1}	m	$h_1+h_{rq}-h_{rs}$	19.72	19.4	19.11
	第二区段	h_{hq2}	m	h_2+h_{rh}		9.2	
11	各区段的蒸发量						
	第一区段	D_1	tf/h	$\frac{Q_1-G(\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj})}{r}$	1.87	1.85	1.83

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
	第二区段	D_2	tf/h	$\frac{Q_2}{r}$		0.43	
12	各区段出口重量含汽率						
	第一区段	X_{1c}	—	$\frac{D_1}{G}$	0.485	0.32	0.237
	第二区段	X_{2c}	—	$\frac{D_1+D_2}{G}$	0.596	0.394	0.293
13	各区段平均重量含汽率						
	第一区段	$\overline{X}_1$	—	$\frac{X_{1c}}{2}$	0.243	0.16	0.119
	第二区段	$\overline{X}_2$	—	$\frac{X_{1c}+X_{2c}}{2}$	0.541	0.357	0.265
14	各区段平均容积含汽率						
	第一区段	$\overline{\beta}_1$	—	查线算图2—1或按2—15式计算	0.65	0.53	0.44
	第二区段	$\overline{\beta}_2$	—	查线算图2—1或按2—15式计算	0.88	0.76	0.67
15	各区段倾角修正系数						

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					I	II	III
	第一区段	$K\alpha_1$	—	查线算图2—3		1	
	第二区段	$K\alpha_2$	—	查线算图2—3		1	
16	各区段平均截面含汽率						
	第一区段	$\bar{\varphi}_1$	—	$K_{\alpha 1}\varphi$(φ查线算图2—2)	0.6	0.5	0.41
	第二区段	$\bar{\varphi}_2$	—	$K_{\alpha 2}\varphi$(φ查线算图2—2)	0.84	0.72	0.63
17	各区段混合物平均重度						
	第一区段	$\bar{\gamma}_{hu1}$	kgf/m³	$\gamma''\bar{\varphi}_1+\gamma'(1-\bar{\varphi}_1)$	298	347	392
	第二区段	$\bar{\gamma}_{hu2}$	kgf/m³	$\gamma''\bar{\varphi}_2+\gamma'(1-\bar{\varphi}_2)$	181	234	284
18	校验管重位压差	$\Delta P_{s.zw}$	kgf/m²	$h_{rs}\gamma'+h_{hq1}\bar{\gamma}_{hu1}+h_{hq2}\bar{\gamma}_{hu2}$	8056	10070	11435
19	热水段阻力计算						
	长度	L_{rs}	m	$L_{rq}+\frac{h_{rs}-h_{rq}}{Sin\alpha}$ $(\alpha=90°)$	1.68	2	2.29

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
	入口阻力系数	ξ_r	—	查表2—4 $\left(\frac{d_n}{d_{jx}}>0.1, n\leqslant 30\right)$		0.7	
	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{rs}$（λ_o查线算图2—8）	0.705	0.84	0.961
	弯头阻力系数	ξ_{wt}	—	查表2—11		0.2	
	总阻力	ΔP_{rs}	kgf/m²	$(\xi_r+\xi_{mc}+\xi_{wt})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'$	49	119	226
20	第一含汽段阻力计算						
	长度	L_{hq1}	m	$L_1-(L_{rs}-L_{rd})$	19.72	19.4	19.11
	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{hq1}$（λ_o查线算图2—8）	8.3	8.15	8.03
	摩擦阻力校正系数	ψ	—	查线算图2—10	1.24	1.04	0.99
	总阻力	ΔP_1	kgf/m²	$\psi\xi_{mc}\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+\overline{X}_1\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	677	1025	1520
21	第二含汽段阻力计算						
	长度	L_{hq2}	m	L_2+L_{rh}		9.2	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					I	II	III
	弯头阻力系数	ξ_{wt}	—	(见表2—37)查表2—11		0.2	
	摩擦阻力系数	ξ_{mc}	—	$\lambda_o L_{hq2}$ (λ_o查线算图2—8)		3.86	
	摩擦阻力校正系数	ψ	—	查线算图2—10	1.3	1.05	0.99
	出口阻力系数	ξ_c	—	见 2.49条		1.2	
	总阻力	ΔP_2	kgf/m²	$(\xi_{wt}+\psi\xi_{mc})\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_2\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]+\xi_c\frac{w_o^2}{2g}\gamma'\left[1+X_{2c}\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)\right]$	714	1025	1461
22	校验管的总阻力	ΔP_s	kgf/m²	$\Delta P_{rs}+\Delta P_1+\Delta P_2$	1440	2169	3207
23	校验管的总压差	$\Sigma\Delta P_s$	kgf/m²	$\Delta P_{s\cdot zw}+\Delta P_s$	9496	12239	14642
24	校验管的水流量	G	tf/h	见本例图38		7.01	
25	校验管的循环水速	w_o	m/s	$\frac{G}{3.6\cdot\gamma'\cdot f}$		1.82	
26	校验管的重量流速	γw	kgf/m²s	$\gamma' w_o$		1080	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
27	求出的校验管第一区段蒸发量	D_1	tf/h	$\frac{Q_1-G(\Delta i_{qh}-\Delta i_{xj})}{r}$		1.83	
28	求出的校验管各区段出口重量含汽率						
	第一区段	X_{1c}	—	D_1/G		0.261	
	第二区段	X_{2c}	—	$(D_1+D_2)/G$		0.322	
29	热水段的高度	h_{rs}	m	见本例图38		2.19	
30	加热水段高度	h_{jr}	m	$h_{rs}-h_{rq}$		1.19	
31	加热水段吸热量	Q_{jr}	10^3kcal/h	$\frac{Q_1 h_{jr}}{h_1}$		25.6	
32	校验管第一区段入口工质过冷率	X_{1r}	—	$-\frac{Q_{jr}}{G\cdot r}$		−0.016	
33	管子节距	S	m	结构数据		0.08	
34	校验管单位投射面积热负荷	$\bar{q}$	10^3 kcal/m²h	$\frac{Q_1+Q_2}{(L_1+L_2)S}$		226	
35	管径比	β	—	d_w/d_n		1.25	

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					I	II	III
36	均流系数	J_N		先假设后校验		0.95	
37	管内壁向火面沿高度平均热负荷	$\bar{q}_n$	10^3kcal/m²h	$J_N\beta\bar{q}$		268	
38	沸腾水管内流动时的放热系数	α_2	kcal/m²h℃	查线算图3—25		18800	
39	管壁平均温度	$\bar{t}_b$	℃	3.25条，$t+60$℃（介质温度$t=344.7$℃）		404.7	
40	20号钢导热系数	λ	kcal/mh℃	查线算图3—3		37	
41	管子节距与外径之比	s/d_w	—	s/d_w		1.33	
42	毕渥准则	Bi	—	$\frac{d\alpha_2}{2\beta\lambda}$		12.2	
43	管子正面内壁均流系数	J_N	—	查线算图 3—2		0.96	
44	假设的均流系数值与计算值的误差	$\triangle$	%	$\frac{0.95-0.96}{0.95}$		−1.05	
45	管子向火面高度平均内壁热负荷	$\bar{q}_n$	10^3kcal/m²h	$J_N\beta\bar{q}$		272	
46	管子向火面沿高度各点局部内壁热负荷	q_n	10^3kcal/m²h	$q_n=\bar{q}_n\eta_r^n$（η_r^n查线算图3—9）			

续上表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	侧中回路		
					Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ
47	管子向火面沿高度各点可能达到的最大局部内壁热负荷	q_{nmxa}	10^3kcal/m^{2}h	$q_{nmax}=1.2q_n$(按3.12条)		见本例图39	
	临界含汽率的计算						
48	当$d_n=20$mm，$q_n=400\times10^3$kcal/m^{2}h时的临界含汽率	X_1	／	查线算图 3—27(a)		0.29	
49	管径修正系数	C_d	／	查线算图 3—28(a)		0.76	
50	内壁热负荷修正系数	C_q	／	查线算图 3—28		0.049	
51	考虑单侧受热时临界含汽率的修正系数	C	／	见 3.18 条		1.5	
52	沿管子高度各点传热恶化的临界含汽率	X_{1j}	／	$C[X_1b_d-(q_{nmax}\times10^{-5}-4)b_q]$		见图39	
53	沿高度最小含汽率裕度	ΔX_m		$(X_{ij}-X_s)_{min}$		0.145	

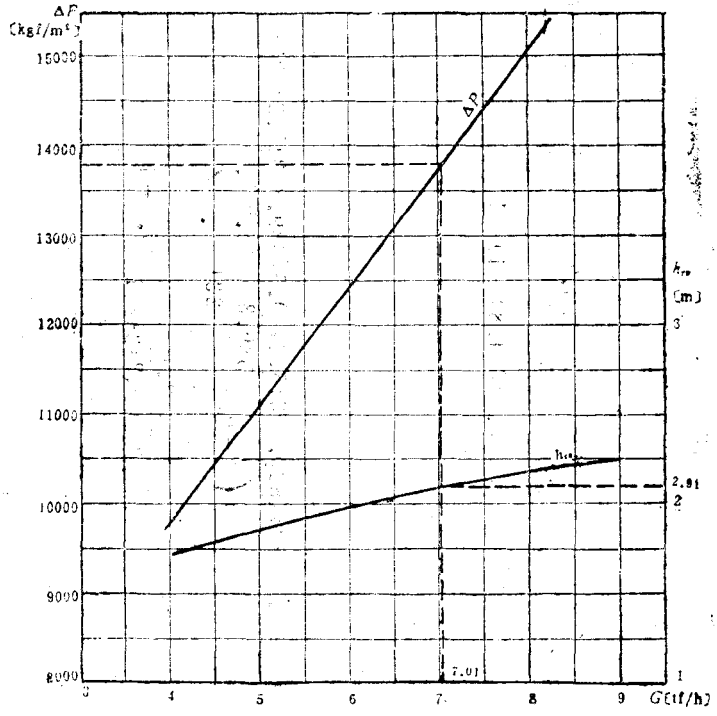


图38　计算特性图

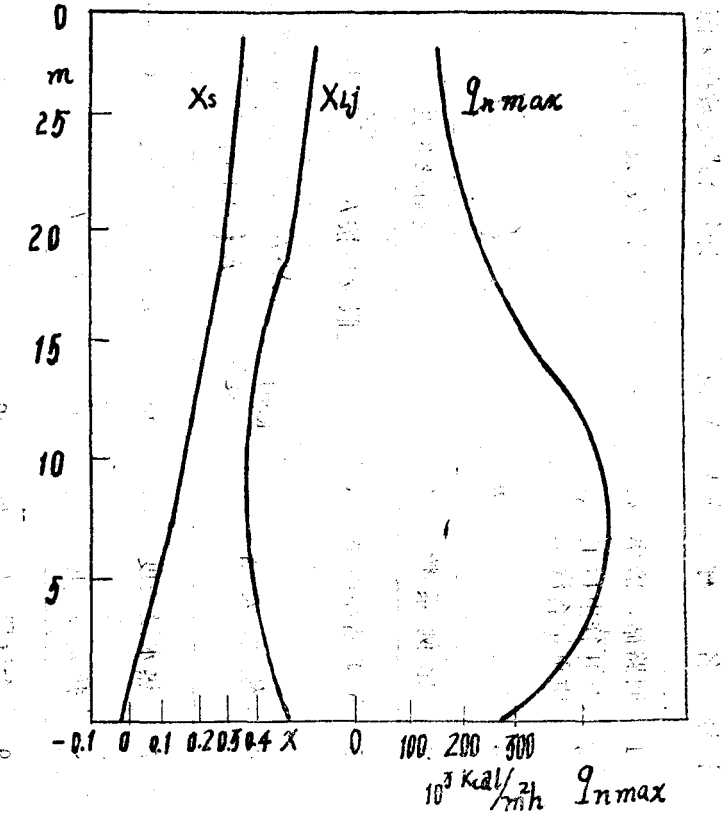


图39　校验特性图

（3）*DG*—670/140—2型锅炉侧中回路水循环特性简化计算。

计算中原始数据及结构特性取自第（1）条。

(*a*) 侧中回路水循环特性的简化计算表

序号	名称	符号	单位	计算公式及数据来源	计算	结果
1	回路循环倍率	K_{hl}	—	先假设后校核		3.2
2	上升管出口工质重量含汽率	X_c	—	$1/K$	$1/3.2$	0.313
3	参数	m	—	$X_c\left(\frac{\gamma'}{\gamma''}-1\right)+1$	$0.313(4.84-1)+1$	2.28
4	比例系数	C	—	查附录3表2		0.94
5	锅炉循环倍率	K	—	先假设后按$K=\frac{\Sigma G}{\Sigma D}$校验$\triangle i_{qh}$		4
6	锅水欠焓	$\triangle i_{qh}$	kcal/kgf	$\frac{(1-X\cdot K)(i''-i^c_{sm})-\eta_{qx}(i'-i^c_{sm})-r}{K\left(1+\eta_{qx}\frac{i'-i^c_{sm}}{r}\right)}$	$\frac{(1-0.022\times4)(620.3-315.2)-0.5(389.3-315.2)-231}{4\left(1+0.5\frac{389.3-315.2}{231}\right)}$	2.1
7	热水段长度	L_{rs}	m	$L_{rq}+\frac{\triangle i_{qh}}{rX_c+\triangle i_{qh}}(L_s-L_{rq})$	$1+\frac{2.1}{231\times0.313+2.1}(30.6-1)$	1.88
8	热水段高度	h_{rs}	m	$h_{rs}=L_{rs}$		1.88
9	含汽段高度	h_{hq}	m	h_s-h_{rs}	$30.6-1.88$	28.72
10	含汽段长度	L_{hq}	m	L_s-L_{rs}	$30.6-1.88$	28.72
11	集中下降管折算阻力系数	Z_{xj}	—	$\left(\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\lambda_0 L_{xj}\right)\left(\frac{F_s}{F_{xj}}\right)^2$	$(0.88+0.3+0.038\times39.5)\left(\frac{0.06335}{0.0427}\right)^2$	5.9

续上表

序号	名　称	符号	单位	计算公式及数据来源	计　算	结果
12	引入管折算阻力系数	Z_{yr}	—	$\left(\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\lambda_o L_{yr}+\xi_c\right)\left(\frac{F_s}{F_{yr}}\right)^2$	$\left(0.7+0.2+0.13\times3.3+1.1\right)\left(\frac{0.06335}{0.038}\right)^2$	6.7
13	上升管含汽段摩擦阻力校正系数	ψ_s	—	查附录3　表3		1.03
14	上升管阻力系数	Z_s	—	$(\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\lambda_o L_{rs})+(\Sigma\xi_{wt}+\psi\lambda_o L_{hq})\times\frac{m+1}{2}+(\Sigma\xi_{wt}+\xi_c)m$	$(0.7+0.2+0.42\times1.88)+(0+1.05\times0.42\times28.72)\times\frac{2.28+1}{2}+(0.2+1.2)\times2.28$	24.5
15	汽水引出管摩擦阻力校正系数	ψ_{yc}	—	查附录3表3		1.07
16	汽水引出管折算阻力系数	Z_{yc}	—	$\left(\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\lambda_o L_{yc}\psi_{yc}+\xi_c\right)\left(\frac{F_s}{F_{yc}}\right)^2 m$	$(1.3+0.6+0.13\times9.1\times1.07+0)\left(\frac{0.06335}{0.036}\right)^2\times2.28$	21.4
17	汽水分离器折算阻力系数	Z_{fl}	—	$\xi_{fl}\left(\frac{F_s}{F_{fl}}\right)^2 m$	$3\left(\frac{0.06335}{0.038}\right)^2\times2.28$	18.3
18	折算总阻力系数	Z	—	$Z_{xj}+Z_{yr}+Z_s+Z_{yc}+Z_{fl}$	$5.9+6.7+24.5+21.4+18.3$	76.8
19	循环水速	w_o	m/s	$\sqrt{\frac{2gC}{\Sigma Z}\left[h_{hq}\left(1-\frac{L_n m}{m-1}\right)+h_{yc}\left(1-\frac{1}{m}\right)\right]}$	$\sqrt{\frac{2\times9.81\times0.94}{76.8}\left(28.72\left(1-\frac{L_n 2.28}{2.28-1}\right)+3\left(1-\frac{1}{2.28}\right)\right)}$	1.72
20	循环水流量	G	tf/h	$3.6w_o F_s\gamma'$	$3.6\times1.72\times0.06335\times594.1$	232
21	上升管出口蒸汽折算速度	w''_{oc}	m/s	$\left(\frac{Q_{cz}\frac{L_{hq}}{L_s-L_{rq}}}{3.6\times10^3\times r}\right)\cdot\frac{1}{\gamma''F_s}$	$\left(\frac{16318\times10^3\frac{28.72}{30.6-1}}{3.6\times10^3\times231}\right)\frac{1}{101.8\times0.06335}$	2.96

续上表

序号	名　称	符号	单位	计算公式及数据来源	计　算	结果
22	回路循环倍率	K_{h1}	—	$\frac{w_o\gamma'}{w_{oc}\gamma''}$	$\frac{1.72\times594.1}{2.96\times101.8}$	3.4
23	偏差率	△	%		$\frac{3.4-3.2}{3.4}\times100$	5.9
					<30%	合格

(*b*) **确定水循环特性(侧中回路)的简捷图线法**

序号	名　称	符号	单位	计算公式及数据来源	计　算	结果
1	锅炉循环倍率	K	—	先假设后按$K=\frac{\Sigma G}{\Sigma D}$校验$\triangle i_{qh}$		4
2	锅筒水室凝汽率	X_{nq}	—	查线算图4—4		0.022
3	锅筒工作压力	P_{gt}	kgf/cm²	设计数据		158
4	锅水欠焓	$\triangle i_{qh}$	kcal/kgf	$\frac{(1-X\cdot K)(i''-i^c_{sm})-\eta_{qx}(i'-i^c_{sm})-r}{K(1+\eta_{qx}\frac{i-i^c_{sm}}{r})}$	$\frac{(1-0.022\times4)(620.3-315.2)-0.5(389.3-315.2)-231}{4(1+0.5\frac{389.3-315.2}{231})}$	2.1
5	上升管单位面积蒸发量	D/F_s	tf/m²h	$\frac{Q_{cz}}{(r+\triangle i_{qh}\times K)F_s\times10^3}$	$\frac{16318\times10^3}{(231+2.1\times4)\times0.06335\times10^3}$	1080
6	水冷壁管高度	h_s	m	结构特性		30.6
7	引入管与上升管截面比	F_{yr}/F_s	—	结构特性		0.6
8	汽水引出管与上升管截面比	F_{yc}/F_s	—	结构特性		0.57
9	循环水速	w_o	m/s	查附录3图26并按下式计算 $w_o^*\ C_h\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i}$	$1.7\times1\times1.01\times0.99\times1$	1.70
10	回路循环倍率	K_{hl}	—	查附录3图26并按下式计算 $K^*\ C_h\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i}\ C^k_p$	$3.4\times1\times1.01\times0.99\times1\times0.99$	3.37

续上表

序号	名　款	符号	单位	计算公式及数据来源	计　算	结构
11	受热最弱管 w_o 达 0.35 m/s时吸热不均系数	η_r^{wo}	/	查附录3 图31并按下式计算 $\eta_r^{wo*}\ C_h\ C_{yrb}\ C_{ycb}\ C_{\Delta i}$ 结论：能满足最低循环流速的要求。	$0.117\times1\times0.98\times1.03\times0.91$	0.108
12	受热最强管吸热不均系数	η_b'		$\eta_b'=\eta_b\eta_F$　　其中 $\eta_F=1$ η_b 根据线算图3—13计算得出	$\frac{1.4}{1.3}$	1.08
13	受热最强管出口重量含汽率	X_c		$\frac{1}{(K_p/K)K}$，(K_p/K) 查附录3图33	$\frac{1}{0.923\times3.37}$	0.321
				结论：$X_c=0.321<0.4$ 安全		

(4) HG—75/39—6型锅炉前侧回路的停滞和倒流的校验。

前侧回路水循环系统图示于图40，水循环特性计算从略

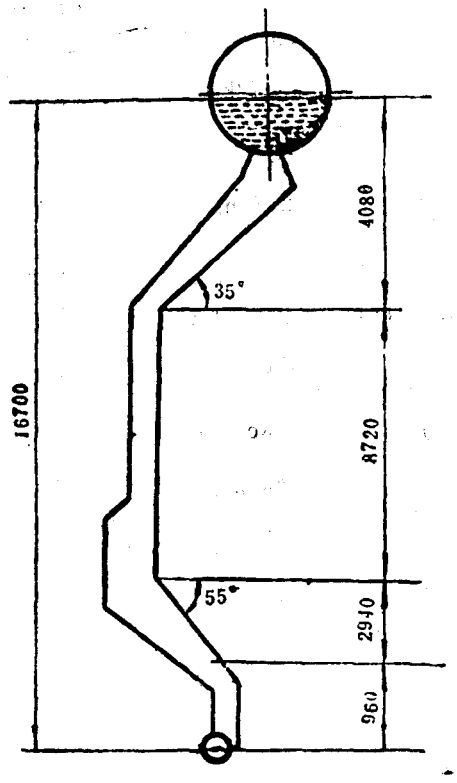


图40 前侧回路水循环系统图

(a) 原 始 数 据

序号	名 称	符 号	单 位	计算公式及数据来源	结 果
1	锅炉蒸发量	D	tf/h	设计数据	75
2	锅筒工作压力	P_{gt}	kgf/cm²	设计数据	45
3	锅筒压力下的饱和水温	t'	℃	水蒸汽表	256
4	饱和水焓	i'	kcal/kgf	水蒸汽表	266.5
5	饱和蒸汽焓	i''	kcal/kgf	水蒸汽表	668.2
6	饱和水重度	γ'	kgf/m³	水蒸汽表	789.8
7	饱和蒸汽重度	γ''	kgf/m³	水蒸汽表	22.3
8	汽化潜热	r	kcal/kgf	水蒸汽表	401.7
9	参 数	$\frac{\partial i}{\partial p}\gamma' \times 10^{-4}$	kcal/kgfm	水蒸汽表	0.12
10	第一区段吸热量	Q_1	10^6kcal/h	热力特性	0.545
11	第二区段吸热量	Q_2	10^6kcal/h	热力特性	1.33
12	第三区段吸热量	Q_3	10^6kcal/h	热力特性	0.86
13	各区段吸热量总和	Q	10^6kcal/h	$Q_1+Q_2+Q_3=$ 0.545+1.33+0.86	2.735

(*b*) *HG*—75/39—6 型锅炉前侧回路的结构特性

序号	名称	符号	单位	下降管	水冷壁上升管				
					受热前区段	第一区段	第二区段	第三区段	整根管子
1	管子直径（外/内）	d_w/d_n	mm	83/76	60/54				
2	管子根数	n	/	3	26				
3	单根管流通截面积	f	m^2	0.0045	0.00229				
4	整个回路管子流通截面积	F	m^2	0.0135	0.06				
5	管子长度	L	m	21.65	1.59	3.56	8.72	5.55	19.42
6	管子高度	h	m	16.7	0.96	2.94	8.72	4.08	16.7
7	弯头角度及个数	α-n	/	20°～59°—6 60°～140°—5	90°—1	35—1	0	55°—1 70°—1	
8	弯头阻力系数	ξ_{wt}	/	1.6	0.2	0.2	0	0.6	1
9	每米摩擦阻力系数	λ_o	1/m	0.25			0.37		
10	入口阻力系数	ξ_r	/	0.5	0.7				
11	出口阻力系数	ξ_c	/	1.1				1.2	

内置式旋风分离器：数目$n=26$个，单个分离器入口截面积$f=0.0124m^2$，总入口截面积$F=0.322m^2$，阻力系数$\xi=4$。

按整台锅炉水冷壁上升管总流通截面积$F=0.646m^2$。

(c) 回路循环特性

序号	名称	符号	单位	计算公式，数据来源及计算	结果
1	回路循环水量	G	tf/h	按水循环特性计算得出	109
2	上升系统工作压差	$\Sigma\triangle P_{ss}$	kgf/m²	按水循环特性计算得出	10030
3	上升管工作压差	$\Sigma\triangle P_s$	kgf/m²	按水循环者性计算得出	9180
4	回路蒸发量	D	tf/h	按水循环特性计算得出	6.8
5	回路循环倍率	K_{hl}	/	$G/D=109/6.8$	16.1
6	上升管入口循环水速	w_o	m/s	$\frac{G}{3.6\gamma' F_s}=\frac{109}{3.6\times789.8\times0.06}$	0.64

(d) 停滞校验

序号	名称	符号	单位	计算公式，数据来源及计算	结果
1	校验管吸热不均匀系数（对平均吸热管而言）	η_r	/	$\eta_r'=\eta_r\eta_F$ 其中$\eta_F=1$ η_r按线算图3—18计算得出	0.72
2	第一区段蒸发量	D_1	tf/h	$\frac{\eta_r Q_1\times10^{-3}}{rn}=\frac{0.72\times0.545\times10^3}{401.7\times26}$	0.0375
3	第二区段蒸发量	D_2	tf/h	$\frac{\eta_r Q_2\times10^{-3}}{rn}=\frac{0.72\times1.33\times10^3}{401.7\times26}$	0.0916
4	第三区段蒸发量	D_3	tf/h	$\frac{\eta_r Q_3\times10^{-3}}{rn}=\frac{0.72\times0.86\times10^3}{401.7\times26}$	0.0592
5	第一区段末蒸汽折算速度	$\eta_r w_{o1}''$	m/s	$\frac{D_1}{3.6\gamma'' f_s}=\frac{0.0375}{3.6\times22.3\times0.00229}$	0.204
6	第一区段平均蒸汽折算速度	$\eta_r\bar{w}_{o1}''$	m/s	$\frac{\eta_r w_{o1}''}{2}=\frac{0.204}{2}$	0.102
7	第二区段末蒸汽折算速度	$\eta_r w_{o2}''$	m/s	$\frac{D_1+D_2}{3.6\gamma'' f_s}=\frac{0.0375+0.0916}{3.6\times22.3\times0.00229}$	0.702

续上表

序号	名　称	符号	单位	计算公式、数据来源及计算	结果
8	第二区段平均蒸汽折算速度	$\eta_r\bar{w}''_{o2}$	m/s	$\frac{\eta_r w''_{o1}+\eta_r w''_{o2}}{2}=\frac{0.204+0.702}{2}$	0.453
9	第三区段末蒸汽折算速度	$\eta_r w''_{o3}$	m/s	$\frac{D_1+D_2+D_3}{3.6\gamma'' f_s}=\frac{0.0375+0.0916+0.0592}{3.6\times22.3\times0.00229}$	1.02
10	第三区段平均蒸汽折算速度	$\eta_r\bar{w}''_{o3}$	m/s	$\frac{\eta_r w''_{o2}+\eta_r w''_{o3}}{2}=\frac{0.702+1.02}{2}$	0.87
11	第一区段停滞截面含汽率	φ_{tz1}	/	$\frac{\eta_r\bar{w}''_{o1}}{A\eta_r\bar{w}''_{o1}+B}$ (A、B查表4—1) $\frac{0.102}{1.004\times0.102+0.452}$	0.185
12	第二区段停滞截面含汽率	φ_{tz2}	/	$\frac{\eta_r\bar{w}''_{o2}}{A\eta_r\bar{w}''_{o2}+B}=\frac{0.453}{1.004\times0.453+0.452}$	0.5
13	第三区段停滞截面含汽率	φ_{tz3}	/	$\frac{\eta_r\bar{w}''_{o3}}{A\eta_r\bar{w}''_{o3}+B}=\frac{0.87}{1.004\times0.87+0.452}$	0.66
14	停滞时校验管循环水速	w_{otz}	m/s	$\eta_r w''_{o3}\frac{\gamma''}{\gamma'}=1.02\times\frac{22.3}{789.8}$	0.029
15	管子界限内经	d_n^*	m	线算图2—3	0.037
16	饱和水运动粘度	ν'	10^{-6} m²/s	水蒸汽表	0.135
17	转换系数（第一区段）	y_1	/	$1+\left(1-5\times10^{-6}\frac{w_{otz}d_n^*}{\nu'}\right)\left(1-\frac{\alpha}{90^\circ}\right)=1+\left(1-5\frac{0.029\times0.037}{0.135}\right)\left(1-\frac{55}{90}\right)$	1.37
18	转换系数（第二区段）	y_2	/	$1+\left(1-5\times10^{-6}\frac{w_{otz}d_n^*}{\nu'}\right)\left(1-\frac{\alpha}{90^\circ}\right)=1+\left(1-5\frac{0.029\times0.037}{0.135}\right)\left(1-\frac{90}{90}\right)$	1
19	转换系数（第三区段）	y_3	/	$1+\left(1-5\times10^{-6}\frac{w_{otz}d_n^*}{\nu'}\right)\left(1-\frac{\alpha}{90^\circ}\right)=1+\left(1-5\frac{0.029\times0.037}{0.135}\right)\left(1-\frac{35}{90}\right)$	1.59
20	第一区段倾斜角校正系数	$K_{\alpha1}$	/	$\frac{1}{\varphi_{tz1}+(1-\varphi_{tz1})y_1}=\frac{1}{0.185+(1-0.185)\times1.37}$	0.77

21	第二区段 倾斜角校正系数	$K_{\alpha 2}$	/	$\dfrac{1}{\varphi_{tz2}+(1-\varphi_{tz2})y_2}$	1
22	第三区段 倾斜角校正系数	$K_{\alpha 3}$	/	$\dfrac{1}{\varphi_{tz3}+(1-\varphi_{tz3})y_3}=\dfrac{1}{0.66+(1-0.66)\times 1.59}$	0.835
23	停滞压差	$\Sigma\triangle P_{tz}$	kgf/m^2	$\gamma h_{rq}+\left[(1-K_{\alpha 1}\varphi_{tz1})\gamma'+K_{\alpha 1}\varphi_{tz1}\gamma''\right]h_1+\left[(1-K_{\alpha 2}\varphi_{tz2})\gamma'+K_{\alpha 2}\varphi_{tz2}\gamma''\right]h_2+\left[(1-K_{\alpha 3}\varphi_{tz3})\gamma'+K_{\alpha 3}\varphi_{tz3}\gamma''\right]h_3=789.8\times 0.96+\left[(1-0.77\times 0.185)789.8+0.77\times 0.185\times 22.3\right]2.94+\left[(1-0.5)789.8+0.5\times 22.3\right]8.72+\left[(1-0.835\times 0.66)789.8+0.835\times 0.66\times 22.3\right]4.08$	7 790
24	比　　值	$\dfrac{\Sigma\triangle P_s}{\Sigma\triangle P_{tz}}$		$\dfrac{9180}{7790}$	1.18

结论：安全

*此式由$K_\alpha=\dfrac{1+S\left(\dfrac{1-\beta}{\beta}\right)}{1+yS\left(\dfrac{1-\beta}{\beta}\right)}=\dfrac{\dfrac{1}{\varphi}}{1+y\left(\dfrac{1}{\varphi}-1\right)}=\dfrac{1}{\varphi+y(1-\varphi)}$得出。

(e) 倒　流　校　验

序号	名　称	符号	单位	计算公式、数据来源及计算	结果
1	校验管吸热不均匀系数（对平均吸热管而言）	η_r'	—	$\eta_r'=\eta_r\eta_F$　其中$\eta_F=1$ η_r按线算图3—18计算得出	0.72
2	第三区段蒸发量	D_3	tf/h	$\dfrac{\eta_r' Q_3\times 10^{-3}}{rn}=\dfrac{0.72\times 0.86\times 10^3}{401.7\times 26}$	0.0592
3	第二区段蒸发量	D_2	tf/h	$\dfrac{\eta_r' Q_2\times 10^{-3}}{rn}=\dfrac{0.72\times 1.33\times 10^3}{401.7\times 26}$	0.0916
4	第一区段蒸发量	D_1	tf/h	$\dfrac{\eta_r' Q_1\times 10^{-3}}{rn}=\dfrac{0.72\times 0.545\times 10^3}{401.7\times 26}$	0.0375

续上表

序号	名　称	符　号	单　位	计算公式、数据来源及计算	结果
5	第三区段平均蒸汽折算速度	$\bar{w}''_{o3}$	m/s	$\frac{0.5D_3}{3.6\gamma''f_s}=\frac{0.0592\times0.5}{3.6\times22.3\times0.00229}$	0.161
6	第三区段最小蒸汽折算速度	w''_{omin}	m/s	先假设后校核	0.133
7	静压修正值（基本值）	$(\triangle w''_o)_o\times10^4$	m/s·m	线算图4—2	55
8	校验管总的局部阻力系数	$\Sigma\xi$	—	$\xi_r+\Sigma\xi_{wt}+\xi_c=0.7+1+1$	2.7
9	每米高度的阻力系数	Z	—	$\frac{\Sigma\xi+\lambda_oL_s}{h_s}=\frac{2.7+0.37\times19.42}{16.7}$	0.594
10	阻力系数的修正系数	C_z	—	线算图4—2	1.25
11	管经修正系数	C_d	—	线算图4—2	1
12	静压修正值	$\triangle w''_o\times10^4$	m/s·m	$C_zC_d(\triangle w''_o)_o\cdot10^4=1.25\times1\times55$	69
13	最小蒸汽折算速度	w''_{omin}	m/s	$\bar{w}''_{o3}-\triangle\bar{w}''_oh_3=0.161-0.0069\times4.08$	0.133
14	第三区段倒流有效压头比	S_o	kgf/m²·m	线算图4—1	194
15	阻力系数的修正系数	C_z	—	线算图4—1	0.82
16	管经修正系数	C_d	—	线算图4～1	1
17	参数	S	kgf/m²·m	$C_zC_dS_o=0.82\times1\times194$	159
18	第三区段倒流比压差	$\triangle P^b_{d3}$	kgf/m²·m	线算图4—1	650
19	第三区段倒流压差	$\triangle P_{d3}$	kgf/m³	$\triangle P^b_{d3}\times h_s=650\times4.08$	2650
20	第二区段平均蒸汽折算速度	$\bar{w}''_{o2}$	m/s	$\frac{D_3+0.5D_2}{3.6r''f_s}=\frac{0.0592+0.5\times0.0916}{3.6\times22.3\times0.00229}$	0.571

21	第二区段最小蒸汽折算速度	$w''_{o\,min}$	m/s	先假设后校验	0.515
22	静压修正值（基本值）	$(\Delta w''_o)_o \times 10^4$	m/s·m	线 算 图 4—2	44
23	阻力系数的修正系数	C_z	—	线 算 图 4—2	1.45
24	管径修正系数	C_d	—	线 算 图 4—2	1
25	静压修正值	$\Delta w''_{o10^4}$	m/s·m	$C_zC_d(\Delta w''_o)_o \cdot 10^4 = 1.45 \times 1 \times 44$	64
26	最小蒸汽折算速度	$w''_{o\,min}$	m/s	$\bar{w}''_{o2} - \Delta w''_o\ h_2 = 0.571 - 0.0064 \times 8.72$	0.515
27	第二区段倒流有效比压头	S_o	kgf/m²·m	线 算 图 4—1	405
28	阻力系数的修正系数	C_z	—	线 算 图 4—1	0.86
29	管径修正系数	C_d	—	线 算 图 4—1	1
30	参 数	S	kgf/m²·m	$C_zC_dS_o = 0.86 \times 1 \times 405$	348
31	第二区段倒流比压差	ΔP^b_{d2}	kgf/m²·m	线 算 图 4—1	460
32	第二区段倒流压差	ΔP_{d2}	kgf/m²	$\Delta P^b_{d2} \times h_2 = 460 \times 8.72$	4010
33	第一区段平均蒸汽折算速度	$\bar{w}''_{o1}$	m/s	$\dfrac{D_3 + D_2 + 0.5D_1}{3.6\gamma'' f_s} = \dfrac{0.0592 + 0.0916 + 0.5 \times 0.0375}{3.6 \times 22.3 \times 0.00229}$	0.92
34	第一区段最小蒸汽折算速度	$w_o''_{min}$	m/s	先 假 设 后 校 核	0.9
35	静压修正值（基本值）	$(\Delta w_o'')_o \times 10^4$	m/s·m	线 算 图 4—2	32

续上表

序号	名　称	符　号	单　位	计算公式、数据来源及计算	结果
36	阻力系数的修正系数	C_z	—	线 算 图 4—2	1.6
37	管径修正系数	C_d	—	线 算 图 4—2	1
38	静压修正值	$\triangle w''_o \times 10^4$	m/s·m	$C_z C_d (\triangle w''_o)_o \times 10^4 = 1.6 \times 1 \times 32$	51.2
39	最小蒸汽折算速度	w''_{omin}	m/s	$\overline{w''_o}_1 - \triangle w_o''(h_1 + h_{rq}) = 0.92 - 0.00512(2.94 + 0.96)$	0.9
40	第一区段倒流有效比压头	S_o	kgf/m²·m	线 算 图 4—1	520
41	阻力系数的修正系数	C_z	—	线 算 图 4—1	0.88
42	管径修正系数	C_d	—	线 算 图 4—1	1
43	参　数	S	kgf/m²·m	$C_z\ C_d\ S_o = 0.88 \times 1 \times 520$	457
44	第一区段倒流比压差	$\triangle P^b_{d1}$	kgf/m²·m	线 算 图 4—1	360
45	第一区段倒流压差	$\triangle P_{d1}$	kgf/m²	$\triangle P_d{}^b{}_1 (h_1 + h_{rq}) = 360 \times (2.94 + 0.94)$	1405
46	校验管的倒流压差	$\Sigma \triangle P_d$	kgf/m²	$\triangle P_{d3} + \triangle P_{d2} + \triangle P_{d1} = 2650 + 4010 + 1405$	8065
47	比　值	$\frac{\Sigma \triangle P_s}{\Sigma \triangle P_d}$	/	$\frac{9180}{8065}$	1.14
				结论：安　全	

（二）再热器的热偏差计算。

本例题采用的是S G—400/140型锅炉的再热器。再热器布置在锅炉后部下降烟道内，分为左右对称两组Z型管组，计算时只计算其中一组。管组内各排管子结构基本均匀。

（1）结构及热力特性数据。

结构及热力特性数据表

序号	名称	符号	单位	数值
1	分配（入口）集箱内径	d_f	m	0.386
2	汇流（出口）集箱内径	d_h	m	0.374
3	受热面管内径	d	m	0.035
4	管组排数	n	排	55
5	每排管子根数	m	根	5
6	排间节距	s	m	0.09
7	管子长度	L	m	85
8	管子总局部阻力系数	$\Sigma\xi$	/	10.5
9	管组介质流量	G	tf/h	165
10	出口介质压力	P_h	kgf/cm^2	25
11	入口介质比容	v_f	m^3/kgf	0.1012
12	出口介质比容	v_h	m^3/kgf	0.1537
13	入口介质焓	i_f	kcal/kgf	734
14	出口介质焓	i_h	kcal/kgf	856.8
15	最大热负荷不均匀系数（烟道中部）	η_{rmax}	/	1.2
16	最小热负荷不均匀系数（烟道边侧）	η_{rmin}	/	0.8

（2）最大及最小流量不均匀系数的计算

序号	名　　称	符号	单　位	公 式 及 计 算	数值
1	分配集箱流通截面	f_f	m^2	$\frac{\pi}{4}d_f^2$ $=0.7854\times0.386^2$	0.1169
2	汇流集箱流通截面	f_h	m^2	$\frac{\pi}{4}d_n^2$ $=0.7854\times0.374^2$	0.1098
3	管组内介质总流通截面	F_g	m^2	$n\cdot m\frac{\pi}{4}d^2$ $=55\times5\times0.7854\times0.035^2$	0.264
4	分配集箱入口处介质流速	w_f	m/s	$\frac{v_fG}{3.6F_f}$ $=\frac{0.1012\times165}{3.6\times0.1169}$	39.68
5	汇流集箱出口处介质流速	w_h	m/s	$\frac{v_hG}{3.6F_h}$ $=\frac{0.1537\times165}{3.6\times0.1098}$	64.16
6	分配集箱入口处动压头	H_f	kgf/m^2	$\frac{w_f^2}{2gv_f}$ $=\frac{39.68^2}{2\times9.81\times0.1012}$	793
7	汇流集箱出口处动压头	H_h	kgf/m^2	$\frac{w_h^2}{2gv_h}$ $=\frac{64.16^2}{2\times9.81\times0.1537}$	1365
8	分配集箱每米摩阻系数	λ_{of}	1/m	查线算图2—8	0.0338

序号	名称	符号	单位	公式及计算	数值
9	汇流集箱每米摩阻系数	λ_{oh}	1/m	查线算图2—8	0.0351
10	管子每米摩阻系数	λ_{og}	1/m	查线算图2—8	0.643
11	分配集箱摩阻系数	α_f	/	$\lambda_{of}S(n-1)$ $=0.0338\times0.09(55-1)$	0.1642
12	汇流集箱摩阻系数	α_h	/	$\eta_{oh}S(n-1)$ $=0.0351\times0.09(55-1)$	0.1705
13	管子总阻力系数	Z_x	/	$\lambda_{og}L+\Sigma\xi$ $=0.626\times85+10.5$	65.121
14	管组比容系数	J_f	/	$\dfrac{2}{1+\dfrac{v_h}{v_f}}$ $=\dfrac{2}{1+\dfrac{0.1537}{0.1012}}$	0.794
15	管组结构系数	A_x	/	$\dfrac{J_f}{Z_x}\left(\dfrac{F_g}{F_f}\right)^2$ $=\dfrac{0.794}{65.121}\left(\dfrac{0.265}{0.1169}\right)^2$	0.0621
16	集箱直径比	C_d	/	$\dfrac{d_h}{d_f}$ $=\dfrac{0.374}{0.386}$	0.9698

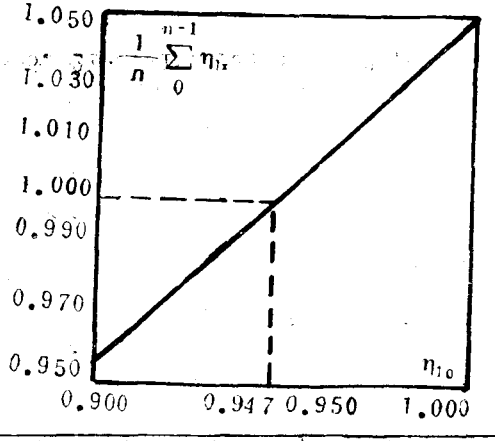
序号	名　　称	符号	单　位	公　式　及　计　算	数值
17	集箱动压比	ε	/	$\dfrac{H_h}{H_f}=\dfrac{1365}{793}$	1.7213
18	集箱摩阻系数比	б	/	$\dfrac{\alpha_h}{\alpha_f}=\dfrac{0.1705}{0.1642}$	1.0383
19	最小流量不均匀系数	η_{1min}	/	$\sqrt{1-A_x\left[\varepsilon(0.562+0.05\sigma\alpha_f)+(0.592-0.299\alpha_f)\right]}$ $=\sqrt{1-0.0621\left[1.7213(0.562+0.05\times1.0383\times0.1642)+(0.592-0.299\times0.1642)\right]}$	0.9515
20	最小流量不均匀系数	η_{1min}	/	按线算图7—3查得 ($C_d=0.9689$、$A_x=0.0621$)	0.95
21	最大流量不均匀系数	η_{1max}	/	按线算图7—3查得 ($C_d=0.9689$、$A_x=0.0621$)	1.08

（3）当量管排流量分布及热偏差计算

序号	名称、公式及计算	符号	单位	数值										
1	当量管排序号	i_{d1}		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
2	计算管排序号	i		1～5	6～10	11～15	16～20	21～25	26～30	31～35	36～40	41～45	46～60	51～55
3	沿集箱长度当量管相对座标	X		0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
4		X^2		0	0.01	0.04	0.09	0.16	0.25	0.36	0.49	0.64	0.81	1.0
5		X^3		0	0.001	0.008	0.027	0.064	0.125	0.216	0.343	0.512	0.729	1.0
6		$1-X^2$		1.0	0.99	0.96	0.91	0.84	0.75	0.64	0.51	0.36	0.19	0
7		$1-X^3$		1.0	0.999	0.992	0.973	0.936	0.875	0.784	0.657	0.488	0.271	0
8		$1-X$		1.0	0.9	0.8	0.7	0.6	0.5	0.4	0.3	0.2	0.1	0
9		$(1-X)^2$		1.0	0.81	0.64	0.49	0.36	0.25	0.16	0.09	0.04	0.01	0
10		$(1-X)^3$		1.0	0.729	0.512	0.343	0.216	0.125	0.064	0.027	0.08	0.001	0
11	当量管排平均流量	$\overline{G}_{d1}$	tf/h	$\frac{G}{11}=\frac{165}{11}=15$										

序号	名称、公式及计算	符号	单位	数值									
12	分配集箱静压增量 $H_f\left\{0.76\left[1-(1-X)^2\right]+\frac{1}{3}a_f\left[1-(1-X)^3\right]\right\}=793\left\{0.76\left[1-1\right]+\frac{1}{3}\times 0.1642\left[1-1\right]\right\}$	a_x	kgf/m²	0	102.8	195.9	278.9	351.8	414.1	465.6	506.3	535.6	553.4	559.8
13	汇流集箱静压增量 $H_h\left[2(1-X^2)+\frac{1}{3}a_h(1-X^3)\right]=1365\left[2(1-0)+\frac{1}{3}\times 0.1705(1-0)\right]$	b_x	kgf/m²	2807.5	2780.1	2697.6	2559.6	2365.7	2115.3	1807.9	1443.2	1020.6	539.6	0
14	系　数 $A_x\left[\frac{(b_x-a_x)-(b_0-a_0)}{H_f}\right]=0.0621\left[\frac{(2807.5-0)-(2807.5-0)}{793}\right]$	B_x	/	0	-0.0101	-0.0239	-0.0412	-0.0621	-0.0866	-0.1147	-0.1464	-0.1818	-0.2187	-0.2636
15	流量系数比	$\frac{k_0}{k_x}$	/	/	/	/	/	/	/	/	/	/	/	/

序号	名称、公式及计算		符号	单位	数值										
16	折算流量不均匀系数 $\sqrt{\frac{k_0}{k_x}\eta_{10}^2 - B_x}$ $=\sqrt{1\times 0.900^2 - 0}$	假设 $\eta_{101}=0.900$	η_{1x1}	/	0.900	0.906	0.913	0.922	0.934	0.947	0.962	0.978	0.996	1.014	1.036
		假设 $\eta_{102}=0.950$	η_{1x2}	/	0.950	0.955	0.962	0.971	0.982	0.994	1.009	1.024	1.041	1.059	1.079
		假设 $\eta_{103}=1.000$	η_{1x3}	/	1.000	1.005	1.012	1.020	1.031	1.043	1.056	1.071	1.087	1.104	1.124
17	$\frac{1}{n}\sum_{0}^{n-1}\eta_{1x}=\frac{0.900+0.906+\cdots+1.036}{11}$	$\eta_{101}=0.900$		/	0.955										
		$\eta_{102}=0.950$		/	1.002										
		$\eta_{103}=1.000$		/	1.050										
18	首排流量不均系数（右图图解得）		η_{10}	/	0.947										
19	流量不均匀系数 $\sqrt{\frac{k_0}{k_x}\eta_{10}^2 - B_x}$ $=\sqrt{1\times 0.947^2 + 0.0101}$		η_{1x}	/	0.947	0.952	0.960	0.970	0.979	0.992	1.006	1.022	1.039	1.056	1.077



序号	名称、公式及计算	符号	位单	数值										
20	结构不均匀系数	η_{jx}	/	1										
21	热负荷不均匀系数(按表7—5查取，$\beta=1.2$，$\alpha=0.8$)	η_{rx}	/	0.812	0.841	0.874	0.912	0.953	0.997	1.041	1.085	1.127	1.164	1.192
22	热偏差 $\frac{\eta_{rx}\cdot\eta_{jx}}{\eta_{lx}}=\frac{0.812\times1}{0.947}$	ρ_x	/	0.857	0.883	0.910	0.940	0.973	1.005	1.035	1.062	1.085	1.102	1.107
23	当量管排介质出口焓 $i_f+\rho_x(i_h-i_f)=734+0.857(856.8-734)$	i_{hx}	Kcal/kgf	839.25	842.41	845.82	849.59	853.47	857.43	861.06	864.41	867.23	869.30	869.85
24	当量管排介质流量 $G_{dl}\ \eta_{lx}=15\times0.947$	G_{dl}	tf/h	14.205	14.280	14.400	14.550	14.685	14.880	15.090	15.330	15.585	15 840	16 155
25	当量管排介质出口温度 按（$P_{hx}=P_h+b_x\approx25$kgf/cm²）	t_{hx}	℃	523.1	529.1	535.4	542.4	549.6	557.0	563.9	570.2	575.4	579.3	580.3

附录6 电子计算机方法的水动力计算例题

（一）自然循环锅炉计算例题*

（1）结构和热力数据填写说明

（a）划分管组和区段：

首先确定计算范围是整台锅炉还是根据对称性计算其二分之一或四分之一，确定后用其倒数作为输入数据中的倍数（*BS*）。

其次对要计算的部分，须根据结构及受热状态分别将下降管、引入管、水冷壁管、引出管分成不同的管组和区段。管组的划分方法根据计算的需要，可以将所有的下降管、引入管、水冷壁管及引出管都划分成一组，以适合初步设计时进行必要的简化计算；也可以将各引入（出）管联结的水冷壁管屏均划成一组，以便与手算结果比较；也可以将每根水冷壁管划为一组，以适应较准确校核计算的需要。

图41所示分法为下降管分成二个管组，每个管组分三个区段；引入管分三个管组，每组为一个区段，水冷壁管分九个管组，每组分五个区段；引出管分成三个管组（与引入管同），每组分三个区段。

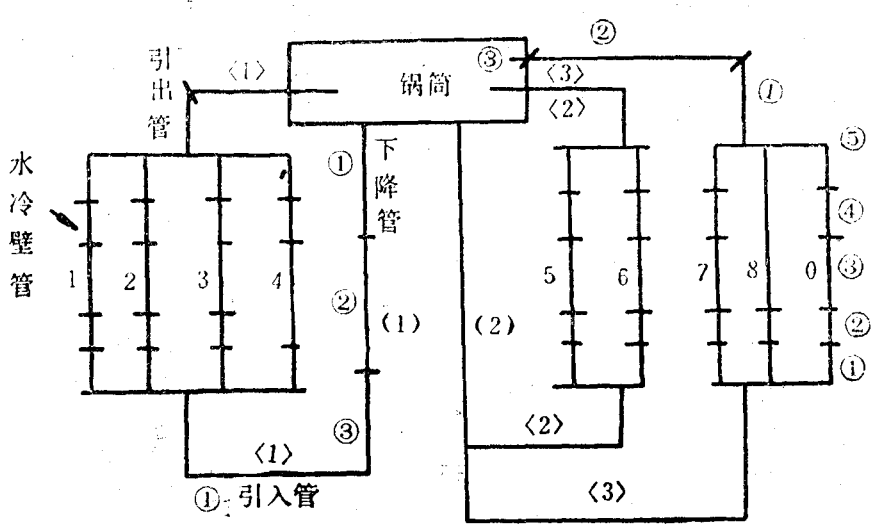


图41

管组和区段的划分有如下规定：

1。一个水冷壁管组不能与两个引入（出）管组连接。

2。水冷壁管组中的每个区段只能属于一个受热区。

3。在同一受热区内的各水冷壁管组的相同区段其高度不均匀系数相同。

4．各管组的区段数不相同时，都向最大区段数看齐，区段少的管组要补零，即有几个长度为零的区段为零区段。

5．引出管管组的第一区段不能为零区段，最后一区段为锅筒内部设备区段。

（b）填写各区段结构数据表：

各类数据填写规定如下：

1．长度（L）；按实际填写。长度为零表示没有这一区段，也不作计算。锅筒内部没备区段长度填10^{-10}。

2．高度（H）；上升流动高度填写正值，下降流动高度填负值，锅筒水位高填负值。

3．根数（NG）；管组实际包含的管子根数。

4．倾角（ARFA）；管子相对于水平的实际倾斜角度。

5．局部阻力系数（KSI）；计算区段的局部阻力系数之和。

6．内径（DN）；引出管最后一个区段（锅筒内部设备区段）的内径填写旋风分离器入出管的折算直径。

$$d=\sqrt{\frac{4F}{\pi}}$$

其中F为入口管截面积；

7．面积修正系数（CFXZ）；按第八章填写。

8．扣除面积（FKC）；对水冷壁管组填扣除的相对面积（即$NG\times L\times CF\times Z$），对引入、引出、下降管组填写区段吸热量（kcal/h）。

9．受热状态指标（ZTQ）；水冷壁受热情况复杂，为了便于计算而引入此信息，其含意如下：

$ZTQ=1$，本区段不受热。

$ZTQ=2$，本区段在辐射受热区，仅与沿高度受热不均匀系数有关。

$ZTQ=3$，本区段在辐射受热区，与沿高度和宽度受热不均匀系数有关。

$ZTQ=4$，本区段在辐射受热区，与沿高度受热不均匀系数有关，还与系数CQ有关。

$ZTQ=5$．本区段在第一对流受热区。

$ZTQ=6$，本区段在第二对流受热区。

$ZTQ=7$，本区段在第三对流受热区。

$ZTQ=8$，本区段在第四对流受热区。

（c）填写管组之间连接关系的数组：

1．引入管与下降管连接关系数组NYRXJ〔1：NXJ〕：填写每个下降管连接n个引入管组，如图41中应填〔1，2〕。

2．水冷壁管与引入管（引出管）连接关系数组NSBYR〔1：NYR〕：填写每个引入管组联接n个水冷壁管组，如图41中应填〔4，2，3〕。

（2）计算结果输出

输出的计算结果内容如下：

1．上升管结果数据：循环水速（*WOSB*）、重量流速（*GWSB*）、水冷壁出口干度（*XSBC*）、水冷壁重位压差（*DPZWSB*）、水冷壁流动阻力(*DPLDSB*)、水冷壁总压差（*DPSB*）。

2．引入管结果数据：引入管内工质流速（*WYR*）、引入管 重量流速（*GWYR*）、引入管重位压差（*DPZWYR*）、引入管流动阻力(*DPLDYR*)、引入管总阻 力（*DPYR*）。

3．汽水引出管结果数据：引出管内工质流速（*WYC*）、引出管内蒸汽干度、引出管重位压差（*DPZWYC*）、引出管流动阻力（*DPLDYC*）、引出管总阻力（*DPYC*）。

4．下降管结果数据：下降管内工质流速（*WXJ*）下降管重量流速（*GWXJ*）、下降管出口处工质的 欠焓（*DIXJC*），下降管重位压差（*DPZWXJ*），下降管流动阻力（*DPLDXJ*），下降管总压降（*DPXJ*）。

5．总特性结果数据：锅筒压力（*PGT*）水冷壁总蒸发量（*DSB*）、循环水量（*G*）、锅炉循环倍率（*K*）、锅筒工质的欠焓（*DIGT*）、省煤器出口水焓（*ISMC*）、锅筒凝汽率（*XNQ*）。

6．临界含汽率计算结果：水冷壁各段内工质重量流速(*GWD*)、各段出口压力(*PCD*)各段管内径（*DND*）、各段吸热量（*QD*）、各段出口处向火面内壁局部热负荷（*QCD*)、各段出口蒸汽干度（*XCD*）、各段出口处沸腾传热恶化临界含汽率（*XLJCD*）。

（3）实例

例题采用倒*U*型布置自然循环燃油锅炉，其蒸发量为670tf/h，主蒸汽压力为141kgf/cm^2，前墙布置四排燃烧器，炉底铺有耐火材料。锅炉蒸发系统由锅筒、集中下管降、引入管、水冷壁管（上升管）和汽水引出管组成。其半侧的系统布置如图—42（a），(b)所示。锅筒压力为158kgf/cm^2，给水清洗水份额为50%，锅筒内正常水位至下降管入口高度为0.9m，锅筒水室凝汽率XNQ = 0.022，蒸发系统包括3种受热工况，即炉膛辐射吸热(吸热量为0.1912×10^9kcal/h），屏区吸热（吸热量为0.293×10^7kcal/h）和对流吸热（吸热量为0.148×10^7kcal/h）。

锅炉左右对称，计算按炉膛的一半进行。计算是在100%负荷下进行的。

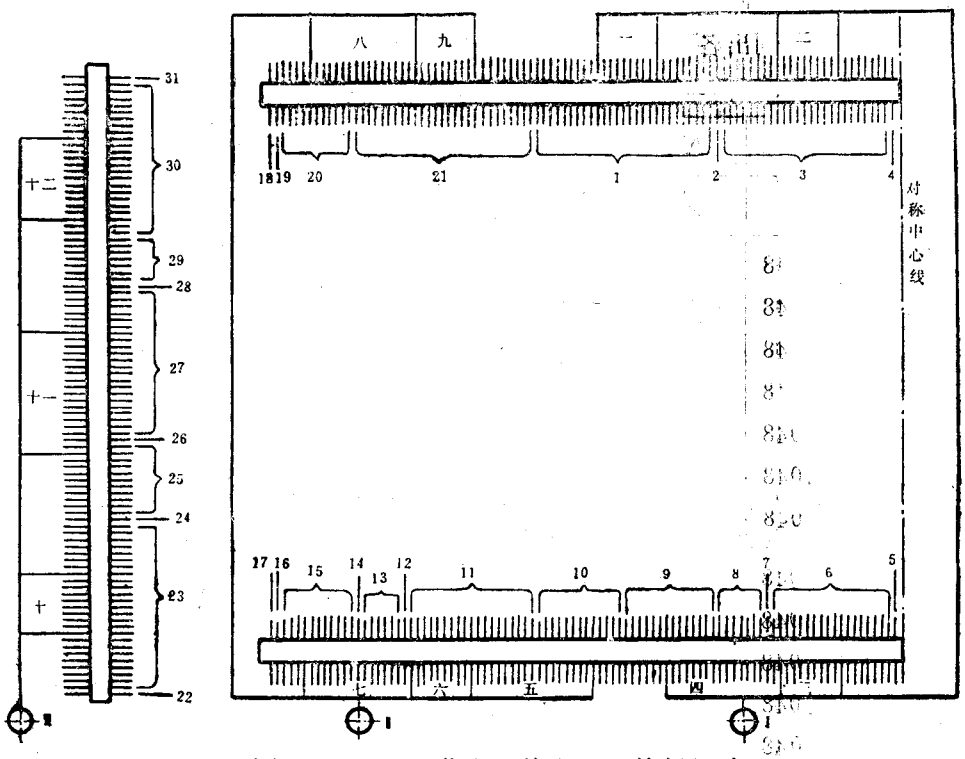
（a）管组划分

管组划分如图—42（b）所示，Ⅰ号下降管所对应的一至四号管屏划分成1～9号9个管组，Ⅱ号下降管所对应的五至九号管屏划分成10～21号12个管组，Ⅲ号下降管对应的十至十二管号管屏划分成22～31号10个管组，其中2，4，5，7，12，14，16，17，18，19，22，24，26，28及31号管组均由单根上升管组成。

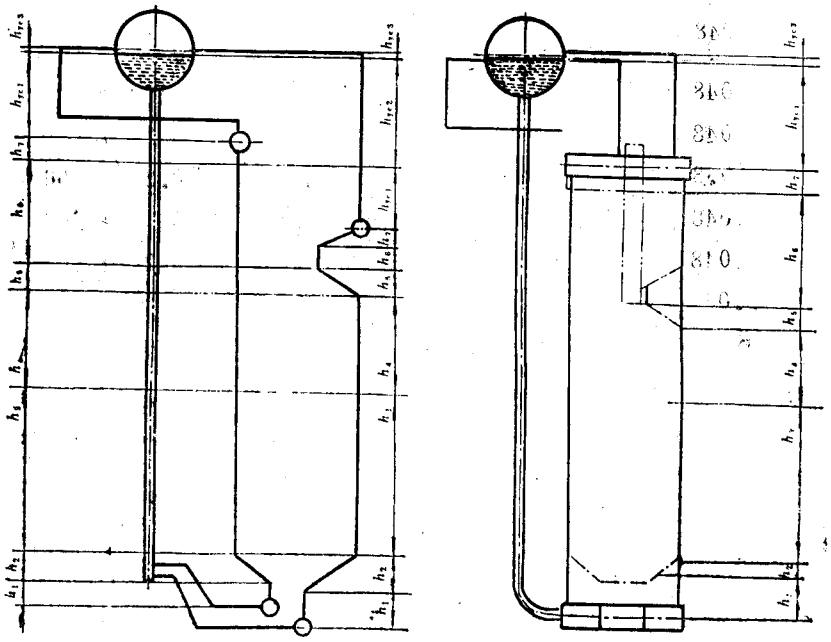
各管组区段的划分见图42(b)。根据后墙各管组的结构和热力特性及计算的要求，在高度上划分成7个区段，汽水引出管划分成3个区段，集中下降管及引入管均按一个区段计算。前墙和侧墙的各管组也作同样的划分。

---

* 自然循环锅炉水循环计算的通用电子计算机程序（应用algol语言）已由哈尔滨工业大学数学教研室刘兴龙、哈尔滨锅炉厂王秉衡和东方锅炉厂李倬文等同志编出调好。此处为缩短篇幅，把计算程序、标识符名称说明、基本过程说明和结构与热力数据填写说明等略去。如需用该程序计算水循环，可与上海发电设备成套所或哈尔滨锅炉厂研究所联系。



图—42（a） 蒸发系统布置及管组划分



图—42（b） 蒸发系统布置及区段划分

（b）输入数据整理

根据管组划分，列出各管组、各区段的结构数据如下列各表：

上升管结构数据表

管组	管段	*DN*	*NG*	*L*	*H*	*ARFA*	*KSI*	*CFXZ*	*FKC*	*ZTQ*
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
1	1	0.048	27	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	27	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	27	8.136	8.136	90	0.2	1.006*	0	3
	4	0.048	27	9.054	9.054	90	0	1.006*	0	3
	5	0.048	27	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	27	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	27	2.500	0.900	25	1.3	1	0	6
2	1	0.048	1	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1.006	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1.006	0	3
	5	0.048	1	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	1	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	1	2.500	0.900	25	1.3	1	0	6
3	1	0.048	25	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	25	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	25	8.136	8.136	90	0.2	1.006	0	3
	4	0.048	25	9.054	9.054	90	0	1.006	0	3
	5	0.048	25	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	25	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	25	2.500	0.900	25	1.3	1	0	6
4	1	0.048	1	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1.006	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1.006	0	3
	5	0.048	1	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	1	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	1	2.500	0.900	25	1.3	1	0	6

*后墙上升管第三段的向火面吸收炉膛辐射热，背面吸收尾部竖井对流热，该段cfxz取为$1+Q_2/(Q_1+Q_2)$（Q_2——该段吸收尾部竖井对流热，Q_1——该段吸收炉膛辐射热）。

续上表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
5	1	0.048	1	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.400	1.400	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
6	1	0.048	18	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	18	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	18	8.136	8.136	90	0.2	1	17.15	3
	4	0.048	18	9.054	9.054	90	0	1	17.15	3
	5	0.048	18	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	18	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	18	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
7	1	0.048	1	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	9.081	8.136	90	1.8	1	3.45	3
	4	0.048	1	9.999	9.054	90	1.6	1	3.45	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
8	1	0.048	7	1.422	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	7	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	7	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	7	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	7	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	7	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	7	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1

续上表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
9	1	0.048	14	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	14	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	14	8.136	8.136	90	0.2	1	10.3	3
	4	0.048	14	9.054	9.054	90	0	1	10.3	3
	5	0.048	14	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	14	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	14	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
10	1	0.048	13	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	13	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	13	8.136	8.136	90	0.2	1	9.35	3
	4	0.048	13	9.054	9.054	90	0	1	9.35	3
	5	0.048	13	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	13	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	13	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
11	1	0.048	19	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	19	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	19	8.136	8.136	90	0.2	1	17.15	3
	4	0.048	19	9.054	9.054	90	0	1	17.15	3
	5	0.048	19	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	19	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	19	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
12	1	0.048	1	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	9.081	8.136	90	1.8	1	3.45	3
	4	0.048	1	9.999	9.054	90	1.6	1	3.45	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1

续上表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
	1	0.048	6	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	6	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	6	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
13	4	0.048	6	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	6	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	6	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	6	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
	1	0.048	1	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
14	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
	1	0.048	11	1.442	1.210	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	11	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	11	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
15	4	0.048	11	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	11	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	11	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	11	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
	1	0.048	1	1.472	1.210	90	1.3	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	0.9	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	0.9	0	3
16	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	0.9	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	0.9	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	0.9	0	2
	7	0.048	1	0.768	0.800	90	1.8	0.9	0	1

续上表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
	1	0.048	1	1.467	1.210	90	1.3	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	0.8	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	0.8	0	3
17	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	0.8	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	0.8	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	0.8	0	2
	7	0.048	1	0.763	0.800	90	1.8	0.8	0	1
	1	0.048	1	1.590	1.610	90	1.2	1	0	1
	2	0.048	1	3.736	1.590	25	0.2	0.8	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	0.805	0	3
18	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	0.805	0	3
	5	0.048	1	2.818	1.410	30	0.2	0.8	0	3
	6	0.048	1	1.300	1.300	90	0.2	0.8	0	5
	7	0.048	1	2.540	0.900	25	1.7	0.8	0	6
	1	0.048	1	1.580	1.610	90	1.2	1	0	1
	2	0.048	1	3.763	1.590	25	0.2	0.9	0	4
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	0.905	0	3
19	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	0.905	0	3
	5	0.048	1	2.818	1.410	30	0.2	0.9	0	3
	6	0.048	1	1.300	1.300	90	0.2	0.9	0	5
	7	0.048	1	2.550	0.900	25	1.8	0.9	0	6
	1	0.048	11	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	11	3.753	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	11	8.136	8.136	90	0.2	1.006	0	3
20	4	0.048	11	9.054	9.054	90	0	1.006	0	3
	5	0.048	11	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	11	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	11	2.500	0.900	25	1.8	1	0	6

续上表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
21	1	0.048	27	1.555	1.610	90	0.8	1	0	1
	2	0.048	27	3.763	1.590	25	0.2	1	0	4
	3	0.048	27	8.136	8.136	90	0.2	1.006	0	3
	4	0.048	27	9.054	9.054	90	0	1.006	0	3
	5	0.048	27	2.818	1.410	30	0.2	1	0	3
	6	0.048	27	1.300	1.300	90	0.2	1	0	5
	7	0.048	27	2.500	0.900	25	1.2	1	0	6
22	1	0.048	1	2.805	2.800	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	0	0	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
23	1	0.048	25	2.301	2.296	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	25	0.504	0.504	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	25	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	25	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	25	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	25	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	25	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
24	1	0.048	1	1.755	1.750	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	1.050	1.050	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.410	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1

续上表

管组	管段	*DN*	*NG*	*L*	*H*	*ARFA*	*KSI*	*CFXZ*	*FKC*	*ZTQ*
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
25	1	0.048	11	1.598	1.650	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	11	1.150	1.150	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	11	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	11	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	11	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	11	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	11	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
26	1	0.048	1	1.198	1.250	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	1.555	1.550	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	2
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
27	1	0.048	22	0.948	1.000	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	22	1.800	1.800	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	22	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	22	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	22	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	6	0.048	22	8.400	8.400	90	0	1	0	5
	7	0.048	22	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
28	1	0.048	1	1.448	1.500	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	1.300	1.300	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	0	5
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1

续上表

管组	管段	*DN*	*NG*	*L*	*H*	*ARFA*	*KSI*	*CFXZ*	*FKC*	*ZTQ*
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
29	1	0.048	7	1.588	1.650	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	7	1.150	1.150	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	7	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	7	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	7	1.410	1.410	90	0	1	0.910	3
	6	0.048	7	8.400	8.400	90	0	1	8.400	5
	7	0.048	7	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
30	1	0.048	23	2.738	2.300	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	23	0.500	0.500	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	23	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	23	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	6	0.048	23	1.410	1.410	90	0	1	19.5	3
	6	0.048	23	8.400	8.400	90	0	1	43.7	6
	7	0.048	23	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1
31	1	0.048	1	2.738	2.800	90	0.9	1	0	1
	2	0.048	1	0	0	90	0.2	1	0	2
	3	0.048	1	8.136	8.136	90	0.2	1	0	3
	4	0.048	1	9.054	9.054	90	0	1	0	3
	5	0.048	1	1.410	1.410	90	0	1	1.35	3
	6	0.048	1	8.400	8.400	90	0	1	2.2	6
	7	0.048	1	0.738	0.800	90	1.4	1	0	1

下降管结构数据表

管组	管段	*DN*	*NG*	*L*	*H*	*ARFA*	*KSI*	*CFXZ*	*FKC*	*ZTQ*
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
1	1	0.356	1	31.349	−31.158	90	0.9	1	0	1
2	1	0.356	1	31.349	−31.158	90	0.9	1	0	1
3	1	0.356	1	39.448	−32.700	90	1.2	1	0	1

引入管结构数据表

管组	管段	*DN*	*NG*	*L*	*H*	*ARFA*	*KSI*	*CFXZ*	*FKC*	*ZTQ*
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
1	1	0.127	2	7.835	−1.942	90	2.4	1	0	1
2	1	0.127	2	7.514	−1.942	90	2.3	1	0	1
3	1	0.127	2	6.442	−1.542	90	2.3	1	0	1
4	1	0.127	1	6.100	−1.542	90	2.4	1	0	1
5	1	0.127	1	6.100	−1.542	90	2.4	1	0	1
6	1	0.127	2	6.671	−1.542	90	2.4	1	0	1
7	1	0.127	1	8.168	−1.542	90	2.4	1	0	1
8	1	0.127	1	9.216	−1.942	90	2.4	1	0	1
9	1	0.127	2	7.789	−1.942	90	2.4	1	0	1
10	1	0.127	2	4.081	0	90	2.2	1	0	1
11	1	0.127	3	3.335	0	90	2.2	1	0	1
12	1	0.127	2	3.705	0	90	2.2	1	0	1

汽水引出管结构数据表

管组	管段	DN	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
1	1	0.127	2	6.064	6.200	90	1.4	1	190000*	1
	2	0.127	2	6.649	3.800	90	0.5	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1
2	1	0.127	2	6.064	6.200	90	1.4	1	190000	1
	2	0.127	2	6.578	3.800	90	0.5	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1
3	1	0.127	2	7.953	3.000	90	1.8	1	0	1
	2	0.127	2	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1
4	1	0.127	1	7.996	3.000	90	1.8	1	0	1
	2	0.127	1	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	1	0	0.200	90	3.0	1	0	1
5	1	0.127	1	7.996	3.000	90	2.0	1	0	1
	2	0.127	1	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	1	0	0.200	90	3.0	1	0	1
6	1	0.127	2	8.034	3.000	90	2.0	1	0	1
	2	0.127	2	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1
7	1	0.127	1	8.082	3.000	90	2.0	1	0	1
	2	0.127	1	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	1	0	0.200	90	3.0	1	0	1
8	1	0.127	1	6.064	6.200	90	1.4	1	95000	1
	2	0.127	1	6.764	3.800	90	0.2	1	0	1
	3	0.156	1	0	0.200	90	3.0	1	0	1
9	1	0.127	2	6.064	6.200	90	1.4	1	190000	1
	2	0.127	2	6.584	3.800	90	0.5	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1

续上表

管组	管段	D_N	NG	L	H	ARFA	KSI	CFXZ	FKC	ZTQ
		m	/	m	m	度	/	/	m	/
10	1	0.127	2	9.616	3.000	90	2.2	1	0	1
	2	0.127	2	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.156	2	0	0.200	90	3.0	1	0	1
11	1	0.107	4	9.086	3.000	90	1.8	1	0	1
	2	0.107	4	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.110	4	0	0.200	90	3.0	1	0	1
12	1	0.107	4	11.750	3.000	90	1.8	1	0	1
	2	0.107	4	0	0	90	0	1	0	1
	3	0.110	4	0	0.200	90	3.0	1	0	1

*后墙回路引出管第一段受热

（C）计算结果

按计算机打印结果，列于表5～10。

表 5　　上升管结果数据

序　号	W0SB	GWSB	XSBC	DPZWSB	DPLDSB	DPSB
	m/s	Kgf/m²s	/	Kgf/m²	Kgf/m²	Kgf/m²
1	1.75	1037.62	0.266	9923.95	2325.96	12249.91
2	1.75	1035.10	0.292	9677.76	2403.81	12081.57
3	1.77	1048.10	0.302	9576.88	2500.93	12077.81
4	1.80	1063.47	0.308	9518.99	2587.83	12106.81
5	1.79	1056.21	0.236	12527.77	2508.69	15036.46
6	1.67	988.54	0.223	12823.61	2158.40	14982.00
7	1.44	849.00	0.217	13100.69	1950.49	15051.18
8	1.72	1018.00	0.229	12673.94	2307.84	14981.78
9	1.63	964.25	0.216	12960.16	2041.48	15001.64
10	1.66	981.96	0.199	13275.53	2042.39	15317.92
11	1.59	938.61	0.186	13595.99	1834.64	15430.63
12	1.32	782.99	0.180	13940.21	1563.57	15503.78
13	1.58	935.55	0.185	13605.98	1821.77	15427.75
14	1.57	930.82	0.183	13636.39	1800.89	15437.28
15	1.59	939.47	0.171	13905.53	1785.06	15690.59
16	1.44	852.27	0.163	14095.88	1552.41	15648.29
17	1.35	795.55	0.153	14311.38	1347.84	15659.22
13	1.52	897.21	0.159	11257.52	1581.08	12838.60
19	1.60	946.22	0.172	11054.98	1779.78	12834.76
20	1.74	1031.00	0.186	10833.73	2023.74	12857.47
21	1.71	1013.14	0.228	10337.69	2096.10	12433.78
22	1.37	810.74	0.198	13568.76	1382.96	14951.72
23	1.61	953.46	0.210	13099.67	1896.24	14995.91
24	1.82	1074.40	0.235	12488.29	2492.72	14976.01
25	1.68	995.51	0.290	11660.23	2367.11	14027.34
26	1.80	1061.87	0.319	11185.42	2803.59	13989.02
27	1.78	1051.78	0.290	11316.52	2696.20	14012.72
28	1.68	991.28	0.268	11698.43	2321.99	14020.43
29	1.85	1096.02	0.222	12355.30	2597.69	14952.99
30	1.60	946.26	0.172	13180.72	1828.61	15009.33
31	1.36	804.77	0.151	13696.71	1322.55	15019.26

表 6　　引入管结果数据

管组号	WYR	GWYR	DPZWYR	DPLDYR	DPYR
	m/s	Kgf/m²	Kgf/m²	Kgf/m²	Kgf/m²
1	3.34	2001.01	−1163.07	1164.46	1.39
2	3.38	2022.70	−1163.07	1140.51	−22.56
3	3.20	1915.95	− 926.51	979.82	56.31
4	3.22	1928.38	− 923.51	1010.17	86.66
5	3.04	1823.53	−923.51	903.31	−20.21
6	3.00	1797.08	−923.51	897.66	−25.85
7	2.86	1711.61	−923.51	862.76	−60.75
8	3.14	1883.38	−1163.08	1085.70	−77.38
9	3.26	1953.79	−1163.08	1108.20	−54.88
10	3.07	1837.14	0.00	784.06	784.08
11	2.87	1720.96	0.00	663.61	663.61
12	3.61	2159.93	0.00	1064.40	1064.40

表7　　汽水引出管结果数据

管组号	WYC	XYC	DPZWYC	DPLDYC	DPYC
	m/s		Kgf/m²	Kgf/m²	Kgf/m²
1	3.374	0.272	2781.33	3687.47	6468.72
2	3.411	0.308	2594.98	4019.53	6614.51
3	3.223	0.226	958.06	2659.53	3617.59
4	3.249	0.217	976.09	2645.90	3621.99
5	3.072	0.200	1015.49	2390.25	3405.74
6	3.027	0.186	1049.61	2247.30	3296.91
7	2.883	0.170	1092.24	1962.76	3055.00
8	3.175	0.190	3326.59	2577.49	5904.08
9	3.294	0.234	3009.26	3253.04	6262.30
10	3.095	0.211	990.22	2717.25	3707.47
11	3.064	0.291	840.36	3926.44	4766.80
12	2.563	0.185	1054.81	2350.03	3404.84

表8 下降管结果数据

管组号	WYC	GWXJ	DIXJC	DPZWXJ	DPLDXJ	DPXJ
	m/s	Kgf/m²s	Kcal/Kgf	Kgf/m²	Kgf/m²	Kgf/m²
1	2.93	1744.08	3.43	-18640.70	535.92	-18639.52
2	2.73	1633.36	3.44	-18640.70	470.04	-18705.40
3	2.78	1661.19	3.15	-19563.22	627.66	-19470.30

表9 总特性结果数据

PGT	DSB	G	K	DIGT	ISMC	XnQ
kgf/m²	tf/h	tf/h	/	Kcal/Kgf	Kcal/Kgf	/
158	848.95	3618	4.26	1.74	315.20	0.022

表10 临时含汽率计算结果

管组	管段	GWD	PCD	DND	QD	QCD	XCD	XLJCD
		kgf/m²s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
1	1	1037.62	159.70	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1037.62	159.59	0.048	222434.73	44018.84	0.000	0.611
	3	1037.62	159.15	0.048	5049244.65	445704.64	0.113	0.309
	4	1037.62	158.78	0.048	5009150.66	261426.96	0.234	0.447
	5	1037.62	158.71	0.048	1037670.56	235921.89	0.260	0.466
	6	1037.62	158.66	0.048	140722.75	72165.51	0.263	0.588
	7	1037.62	158.59	0.048	128068.06	34151.48	0.266	0.616
2	1	1035.10	159.70	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1035.10	159.59	0.048	8238.32	44018.84	0.000	0.612
	3	1035.10	159.16	0.048	204679.21	487818.47	0.124	0.278
	4	1035.10	158.80	0.048	203053.93	286128.72	0.257	0.429
	5	1035.10	158.73	0.048	42063.64	258213.73	0.285	0.450
	6	1035.10	158.68	0.048	5211.95	72165.51	0.289	0.589
	7	1035.10	158.60	0.048	4743.26	34151.48	0.292	0.617

续上表

管组	管段	*GWD*	*PCD*	*DND*	*QD*	*QCD*	*XCD*	*XLJCD*
		kgf/m².s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
3	1	1048.84	159.70	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1048.84	159.50	0.048	205958.09	44018.84	0.000	0.608
	3	1048.84	159.16	0.048	5374669.87	512384.87	0.129	0.255
	4	1048.84	158.80	0.048	5331991.81	300538.08	0.267	0.414
	5	1048.84	158.73	0.048	1104548.72	271217.29	0.296	0.436
	6	1048.84	158.68	0.048	130298.84	72165.51	0.299	0.584
	7	1048.84	158.60	0.048	118581.53	34151.48	0.302	0.612
4	1	1063.47	159.70	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1053.47	159.59	0.048	8238.32	44018.84	0.000	0.603
	3	1063.47	159.16	0.048	222340.36	529932.29	0.132	0.238
	4	1063.47	158.80	0.048	220583.77	310830.48	0.272	0.402
	5	1063.47	158.73	0.048	45695.03	280505.56	0.302	0.425
	6	1063.47	158.68	0.048	5211.95	72165.51	0.305	0.580
	7	1063.47	158.60	0.048	4743.26	34151.48	0.308	0.608
5	1	1056.21	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1058.21	159.61	0.048	8238.32	44018.84	0.000	0.606
	3	1056.21	159.15	0.048	149300.45	357967.51	0.086	0.369
	4	1056.21	158.75	0.048	148114.92	209964.96	0.182	0.479
	5	1056.21	158.69	0.048	15444.37	189480.58	0.193	0.495
	6	1056.21	158.36	0.048	66775.08	112965.37	0.235	0.551
	7	1056.21	158.30	0.048	0.00	0.00	0.236	1.000
6	1	988.54	159.72	0..48	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	988.54	159.61	0.048	148289.82	44018.84	0.000	0.628
	3	988.54	159.15	0.048	2279648.52	343926.57	0.078	0.402
	4	988.54	158.75	0.048	2291961.22	201731.04	0.166	0.508
	5	988.54	158.69	0.048	267096.82	182049.96	0.177	0.522
	6	988.54	158.36	0.048	1201951.50	112965.37	0.222	0.573
	7	988.54	158.31	0.048	0.00	0.00	0.223	1.000

续上表

管组	管段	*GWD* kgf/m²·s	*PCD* kgf/cm²	*DND* m	*Q D* kcal/h	*QCD* kcal/m²h	*XCD* /	*XLJCD* /
7	1	849.00	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	849.00	159.62	0.048	8283.32	44018.84	0.000	0.688
	3	849.00	159.15	0.048	97253.84	336910.60	0.070	0.467
	4	849.00	158.73	0.048	100833.39	197614.08	0.151	0.571
	5	849.00	158.67	0.048	14535.88	178334.66	0.164	0.586
	6	849.00	158.35	0.048	66775.08	112965.37	0.216	0.634
	7	849.00	158.30	0.048	0.00	0.00	0.217	1.000
8	1	1018.00	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1018.00	159.61	0.048	57668.26	44018.84	0.000	0.618
	3	1018.00	159.15	0.048	963134.28	329891.63	0.082	0.402
	4	1018.00	158.75	0.048	955486.43	193497.12	0.174	0.504
	5	1018.00	158.69	0.048	99631.35	174619.35	0.184	0.518
	6	1018.00	158.36	0.048	467425.58	112965.37	0.228	0.563
	7	1018.00	158.31	0.048	0.00	0.00	0.229	1.000
9	1	964.25	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	964.25	159.61	0.048	115336.53	44018.84	0.000	0.637
	3	964.25	159.15	0.048	1658885.99	312344.20	0.074	0.435
	4	964.25	158.74	0.048	1662302.33	183204.72	0.159	0.530
	5	964.25	158.69	0.048	188663.63	165331.09	0.169	0.544
	6	964.25	158.35	0.048	934851.17	112965.37	0.216	0.582
	7	965.25	158.30	0.048	0.00	0.00	0.216	1.000
10	1	981.96	159.73	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	981.96	159.62	0.048	107098.21	44018.84	0.000	0.631
	3	981.96	159.16	0.048	1422400.77	287777.80	0.067	0.446
	4	981.96	158.74	0.048	1424980.50	168795.36	0.143	0.535
	5	981.96	158.68	0.048	161408.85	152327.52	0.153	0.547
	6	981.96	158.34	0.048	868076.09	112965.37	0.198	0.575
	7	981.96	158.29	0.048	0.00	0.00	0.199	1.000

续上表

管组	管段	*GWD*	*PCD*	*DND*	*Q D*	*QCD*	*XCD*	*XLJCD*
		kgf/m²·s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
11	1	938.61	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	938.61	159.63	0.048	156528.15	44018.84	0.000	0.647
	3	938.61	159.16	0.048	1780232.36	252682.95	0.059	0.489
	4	938.61	158.74	0.048	1788441.58	148210.56	0.128	0.567
	5	938.61	158.67	0.048	207136.31	133750.99	0.137	0.577
	6	938.61	158.33	0.048	1268726.59	112965.37	0.185	0.592
	7	938.61	158.29	0.048	0.00	0.00	0.186	1.000
12	1	782.99	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	782.96	159.63	0.048	8238.32	44018.84	0.000	0.723
	3	782.99	159.16	0.048	66862.02	231626.04	0.050	0.582
	4	782.99	158.72	0.048	69322.95	135859.68	0.112	0.654
	5	782.99	158.66	0.048	9993.42	122603.08	0.122	0.664
	6	782.99	158.31	0.048	66775.08	112965.37	0.179	0.671
	7	782.99	158.27	0.048	0.00	0.00	0.180	1.000
13	1	935.55	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	935.55	159.63	0.048	49429.94	44018.84	0.000	0.649
	3	935.55	159.16	0.048	562072.29	224607.06	0.059	0.512
	4	935.55	158.74	0.048	557609.10	131742.72	0.128	0.580
	5	935.55	158.68	0.048	58143.53	118889.77	0.136	0.590
	6	935.55	158.33	0.048	400650.50	112965.37	0.184	0.593
	7	935.55	158.28	0.048	0.00	0.00	0.185	1.000
14	1	930.82	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	930.82	159.63	0.048	8338.32	44018.84	0.000	0.650
	3	930.82	159.16	0.048	92214.98	221097.58	0.059	0.516
	4	930.82	158.74	0.048	91482.74	129684.24	0.126	0.584
	5	930.82	158.67	0.048	9539.17	117032.12	0.134	0.593
	6	930.82	158.33	0.048	66775.08	112965.37	0.183	0.595
	7	930.82	158.28	0.048	0.00	0.00	0.183	1.000

续上表

管组	管段	GWD	PCD	DND	Q D	QCD	XCD	XLJCD
		kgf/m².s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
15	1	939.47	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	939.47	159.63	0.048	90621.56	44018.84	0.000	0.647
	3	939.57	159.16	0.048	933858.68	203550.15	0.053	0.526
	4	939.57	158.72	0.048	926444.29	119391.84	0.115	0.588
	5	939.47	158.66	0.048	96603.04	107743.86	0.122	0.596
	6	939.47	158.31	0.048	734525.92	112965.37	0.170	0.592
	7	939.47	158.25	0.048	0.00	0.00	0.171	1.000
16	1	852.27	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	852.27	159.63	0.048	7414.49	44018.84	0.000	0.686
	3	852.27	159.16	0.048	72454.63	193021.70	0.049	0.574
	4	852.27	158.73	0.048	71879.30	113216.40	0.107	0.633
	5	852.27	158.67	0.048	7495.06	102170.90	0.115	0.641
	6	852.27	158.31	0.048	60097.58	112965.37	0.162	0.632
	7	852.27	158.26	0.048	0.00	0.00	0.163	1.000
17	1	795.55	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	795.55	159.64	0.048	6950.66	44018.84	0.000	0.716
	3	795.55	159.17	0.048	63233.13	189512.21	0.045	0.607
	4	795.55	158.73	0.048	62731.02	111157.92	0.100	0.665
	5	795.55	158.66	0.048	6541.15	100313.25	0.107	0.673
	6	795.55	158.31	0.048	53420.07	112965.37	0.152	0.664
	7	795.55	158.26	0.048	0.00	0.00	0.153	1.000
18	1	879.21	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	879.21	159.61	0.048	6590.66	44018.84	0.000	0.665
	3	879.21	159.15	0.048	96620.81	287777.80	0.063	0.481
	4	879.21	158.73	0.048	95853.59	168795.36	0.137	0.569
	5	879.21	158.66	0.048	19851.62	152327.52	0.153	0.582
	6	879.21	158.61	0.048	4169.56	72165.51	0.156	0.641
	7	879.21	158.54	0.048	3855.32	34151.48	0.159	0.669

续上表

管组	管段	*GWD*	*PCD*	*DND*	*Q D*	*QCD*	*XCD*	*XLJCD*
		kgf/m²·s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
19	1	946.22	159.71	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	946.22	159.61	0.048	7414.49	44018.84	0.000	0.644
	3	946.22	159.15	0.048	109948.07	291287.29	0.069	0.457
	4	946.22	158.73	0.048	109075.02	170853.84	0.148	0.547
	5	946.22	158.67	0.048	22605.42	154185.17	0.166	0.559
	6	946.22	158.61	0.048	4690.76	72165.51	0.169	0.620
	7	946.22	158.54	0.048	4354.31	34151.48	0.172	0.648
20	1	1031.00	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1031.00	159.60	0.048	90621.56	44018.84	0.000	0.614
	3	1031.00	159.14	0.048	1425391.90	308834.71	0.076	0.414
	4	1031.00	158.73	0.048	1414073.44	181146.24	0.161	0.509
	5	1031.00	158.65	0.048	292932.37	163473.44	0.180	0.522
	6	1031.00	158.61	0.048	57331.49	72165.51	0.183	0.590
	7	1031.00	158.54	0.048	52175.88	34151.48	0.186	0.618
21	1	1013.14	159.71	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1013.14	159.60	0.048	222434.73	44018.84	0.000	0.619
	3	1013.14	159.16	0.048	4214330.18	372005.45	0.095	0.372
	4	1013.14	158.77	0.048	4180865.91	218108.88	0.199	0.487
	5	1013.14	158.70	0.048	866087.24	196911.19	0.221	0.503
	6	1013.14	158.65	0.048	140722.75	72165.51	0.225	0.596
	7	1013.14	158.58	0.048	128068.06	34151.48	0.228	0.624
22	1	810.74	159.64	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	810.74	159.63	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	3	810.74	159.17	0.048	87823.79	210569.12	0.059	0.582
	4	810.74	158.76	0.048	87126.42	123508.80	0.133	0.647
	5	810.74	158.70	0.048	9084.93	111459.16	0.141	0.656
	6	810.74	158.37	0.048	66775.08	112965.37	0.197	0.655
	7	810.74	158.32	0.048	0.00	0.00	0.198	1.000

续上表

管组	管段	GWD	PCD	DND	Q D	QCD	XCD	XLJCD
		kgf/m²·s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
23	1	953.46	159.66	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	953.46	159.63	0.048	165180.47	263585.86	0.000	0.476
	3	953.46	159.17	0.048	2854273.33	273739.86	0.071	0.468
	4	953.46	158.76	0.048	2831608.71	160561.44	0.152	0.552
	5	953.46	158.70	0.048	295260.09	144896.91	0.162	0.563
	6	953.46	158.37	0.048	1669377.09	112965.37	0.209	0.586
	7	953.46	158.32	0.048	0.00	0.00	0.210	1.000
24	1	1074.40	159.69	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1074.40	159.62	0.048	13765.04	263585.86	0.000	0.435
	3	1074.40	159.17	0.048	149300.45	357967.51	0.088	0.364
	4	1074.40	158.77	0.048	148114.92	209964.96	0.182	0.474
	5	1074.40	158.71	0.048	15444.37	189480.58	0.193	0.489
	6	1074.40	158.38	0.048	66775.08	112965.37	0.234	0.546
	7	1074.40	158.32	0.048	0.00	0.00	0.235	1.000
25	1	995.51	159.71	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	995.51	159.64	0.048	165835.95	263585.86	0.000	0.460
	3	995.51	159.21	0.048	1916022.46	417628.76	0.114	0.344
	4	995.51	158.84	0.048	1900808.10	244959.12	0.232	0.473
	5	995.51	158.79	0.048	198202.80	221060.67	0.245	0.491
	6	895.51	158.48	0.048	734525.92	112965.37	0.290	0.571
	7	995.51	158.42	0.048	0.00	0.00	0.290	1.000
26	1	1601.87	159.74	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	3	1601.87	159.64	0.048	20385.37	263585.86	0.000	0.438
	3	1601.87	159.21	0.048	207849.65	498346.92	0.130	0.262
	4	1601.87	158.85	0.048	206199.20	292304.16	0.262	0.416
	5	1601.87	158.80	0.048	21500.99	263786.68	0.276	0.438
	6	1601.87	158.49	0.048	66775.08	112965.37	0.318	0.550
	7	1601.87	158.43	0.048	0.00	0.00	0.319	1.000

续上表

管组	管段	*GWD*	*PCD*	*DND*	*Q D*	*QCD*	*XCD*	*XLJCD*
		kgf/m²·s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
	1	1051.75	159.75	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1051.75	159.64	0.048	519138.62	263585.86	0.001	0.440
	3	1051.75	159.22	0.048	4347277.84	473780.53	0.128	0.284
27	4	1051.75	158.85	0.048	4312757.88	277894.80	0.254	0.430
	5	1051.75	158.80	0.048	449703.83	250783.11	0.268	0.450
	6	1051.75	158.49	0.048	740899.26	72165.51	0.289	0.583
	7	1051.75	158.43	0.048	0.00	0.00	0.290	1.000
	1	991.28	159.72	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	991.28	159.64	0.048	17042.43	263585.86	0.000	0.461
	3	991.29	159.21	0.048	172720.13	414119.28	0.115	0.349
28	4	991.28	158.84	0.048	171348.63	242900.64	0.232	0.476
	5	991.28	158.70	0.648	17867.02	219203.02	0.245	0.494
	6	991.28	158.48	0.048	33677.24	72165.51	0.268	0.603
	7	991.28	158.43	0.048	0.00	0.00	0.268	1.000
	1	1096.02	159.67	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	1096.02	159.60	0.048	105531.97	263585.86	0.000	0.428
	3	1096.02	159.15	0.048	1127072.03	386043.39	0.094	0.336
29	4	1096.02	158.75	0.048	1118122.41	226432.80	0.193	0.456
	5	1096.02	158.69	0.048	105840.46	204341.80	0.204	0.472
	6	1096.02	158.35	0.048	202063.44	72165.51	0.221	0.570
	7	1096.02	158.29	0.048	0.00	0.00	0.222	1.000
	1	946.26	159.64	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	946.26	159.60	0.048	150759.95	263585.86	0.000	0.479
	3	946.26	159.15	0.048	2693263.04	280758.83	0.074	0.465
30	4	946.26	158.74	0.048	2671876.94	164678.40	0.158	0.551
	5	946.26	158.68	0.048	111080.94	148612.22	0.162	0.563
	6	946.26	158.34	0.048	283647.03	34151.48	0.171	0.647
	7	946.26	158.20	0.048	0.00	0.00	0.172	1.000

续上表

管组	管段	GWD	PCD	DND	Q D	QCD	XCD	XLJCD
		kgf/m²·s	kgf/cm²	m	kcal/h	kcal/m²h	/	/
31	1	804.77	159.61	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	2	804.77	159.58	0.048	0.00	0.00	0.000	1.000
	3	804.77	159.15	0.048	90751.25	217588.09	0.062	0.580
	4	804.77	158.74	0.048	90030.64	127625.76	0.139	0.648
	5	804.77	158.68	0.048	399.48	115174.47	0.140	0.657
	6	804.77	158.33	0.048	11763.29	34151.48	0.150	0.717
	7	804.77	158.29	0.048	0.00	0.00	0.151	1.000

（二）过热器热偏差计算实例

（1）标识符名称

标识符	单位	名称
arfaf	1/m	分配集箱全长折算摩阻系数
arfah	1/m	汇流集箱全长折算摩阻系数
ax[1:nps]	kgf/m²	分配集箱上的静压增量
bg	m	炉宽
bx[1:nps]	kgf/m²	汇流集箱上的静压增量
clg[1:nps,1:ngs]	s/m²·kgf	各根管子流量系数
clp[1:nps]	s/m²·kfg	各排管子平均流量系数
dnfj	m	分配集箱内径
dnhj	m	汇流集箱内径
eitaj[1:ngs]		结构不均匀系数
eital[1:nps,1:ngs]		流量不均匀系数
eitar[1:nps]		吸热不均匀系数
eitarmax		吸热不均匀系数最大值
eitarmin		吸热不均匀系数最小值
g	kgf/s	流量

续上表

标识符	单位	名称
gg[1:nps,1:ngs]	kgf/s	管子流量
gp[1:nps]	kgf/s	各排管组量流
gpj	kgf/s	平均流量
hfr	kgf/cm²	分配集箱入口动压头
hhc	kgf/cm²	汇流集箱出口动压头
igc[1:nps,1:ngs]	kgf/cm²	管子出口焓
if	kcal/kgf	分配集箱工质焓
ih	kcal/kgf	汇流集箱工质焓
ksig[1:ngs]		管子局部阻力系数
lamo		折算摩阻系数
lg[1:ngs]	m	管子长度
ngs		管子每排根数
nps		管组排数
pfr	kgf/cm²	分配集箱入口压力
pfx[1:nps]	kgf/cm²	分配集箱各排压力
phc	kgf/cm²	汇流集箱出口压力
phx[1:nps]	kgf/cm²	汇流集箱各排压力
rou[1:nps,1:ngs]		管子热偏差
s	m	节距
sl	m	过热器到炉墙的距离
vf	m³/kgf	分配集箱工质比容
vgc[1:nps,1:ngs]	m³/kgf	管子出口比容
vgcl[1:nps,1:ngs]	m³/kgf	管子出口比容
vh	m³/kgf	汇流集箱工质比容
xxbz		布置信息
xxr		入口信息

（2）计算程序

```
'begin'
  'array' C1[0:2,0:2],C2[0:2,0:4];
  'real' xxbz,nPs,ngs,dn,dnfj,dnhj,s,sl,bg,xxr,g,Phc, vf, vh, if, ih, eitarmin,
  eitarmax,gPj,arfaf,arfah,hfr,hhc,Pfr,i,j,m1,m2,m3,m4,m5;
  'real' 'procedure' lamo(dn);
  'value' dn; 'real' dn;
  lamo:=1.325/dn/#ln(61667*dn)↑2;
  'procedure' Pj(m,a,b);
  'value'm; 'real'm; 'array'a,b;
  'begin'
    'real' i, x;
    x:=0;
    'for' i:=1 'steP' 1 'until' m 'do' x:=x+a[i];
    x:=m/x;
    'for' i:=1 'staP' 1 'until' m 'do' b[i]:=a[i]*x
  'end'
  #read(0, 'n', C1,C2);
  #read(o,'n',xxbz,nPs,ngs,dn,dnfj,dnhj, s, s1, bg, xxr, g, Phc, vf, vh, if, ih,
  eitarmin, eitarmax);
  'begin'
    'array' lg,ksig,eitaj (20)[1:ngs],clP,ax,bx,gP,Pfx,Phx,eitar(100)[1:
    nPs], clg,gg,eital,rou,igc,vgc,vgcl(1000)[1:nPs,1:ngs];
    'Procedure' f(no,a);
    'value' no; 'real' no; 'array'a;
    'begin'
      'real' m,n, x, y, z;
      x:=Phx[i]/100; y:=igc[i,j]/750; z:=0;
      'for' m:=0,1,2 'do' 'for'n:=0 'steP' 1 'until' no 'do' z:=z+a[m, n]*x
      ↑m*y↑n;
      vgc1[i,j]:=z/x
    'end';
    #read(0,'n',lg,ksig);
    gPj:=g/nPs/ngs;
    arfaf:=lamo(dnfj)*s*(nPs-1);
    arfah:=lamo(dnhj)*s*(nPs-1);
    hfr:=8.2627₁₀-6*vf*g*g/dnfj↑4;
```

```
    hhc:=8.2627₁₀-6*vh*g*g/dnhj↑4;
    m1:='if' xxbz=2 'then' o 'else' -1;
    m2:=#sqrt(2);
    m3:=5*(7-5*eitarmax-2*eitarmin)/m2;
    m4:=7*m2*(3*eitarmax+2*eitarmin-5);
    m5:=-₁₀17;
    'for' i:=1 'step' 1 'until' nPs 'do'
    'begin'
        m2:=(i-1)/(nPs-1);
        ax[i]:='if' xxbz=3 'then' o 'else' hfr* (0.76*(1-(1-m2)↑2)-arfaf*(1-
        (1-m2)↑3)/3);
        bx[i]:='if' xxbz=4'then' o 'else' hhc* (2*(1-(m2+m1)↑2)+arfah/3* (1-
        (2*m1+1)*(m1+m2)↑3));
        Phx[i]:=Phc+bx[i];
        'if' bx[i]-ax[i]>m5 'then' m5:=bx[i]-ax[i];
        m2:=#abs((sl+('if' xxr=0 'then' i-1 'else' nPs-i)*s)/bg-0.5);
        eitar[i]:=eitarmax+#axp(m2,1.5)*(m3+m4*m2)
    'end';
    pj(uPs,eitar,eitar);
    pj(ngs,lg,eitaj);
    Pfr:=Phc+m5+₁₀-4;
    gp[1]:=0;
bh1:'for' i:=1 'stsp' 1 'until' nPs 'do'
    'begin'
        m1:=0;
        'for' j:=1 'step' 1 'until' ngs 'do'
        'begin'
            vgc[i,j]:='if' gp[1]=0 'then' vh 'else' vgc1 [i,j];
            clg[i,j]:=(lamo(dn)*lg[j]+ksig[j]) *8.2627₁₀-6/dn↑4*(vf+vgc
            [i,j])/2;
            m1:=m1+1/#sqrt(clg[i,j])
        'end';
        clp[i]:=1/m1/m1
    'end';
bh2:m1:=m2:=0
    'for' i:=1 'step' 1 'until' nPs 'do'
```

```
    'begin'
        gp[i]:= #sqrt((pfr+ax[i]-phx[i])/clp—[i]);
        m2:=m2+gq[i]
    'end';
    m3:=m2-g;
    'for' i:=1 'steP' 1 'until' nPs 'do'
    'begin'
        pfx[i]:=pfr+ax[i];
        m5:=pfx[i]-phx[i];
        'for' j:=1 'steP' 1 'until'ngs 'do'
        'begin'
            gg[i,j]:= #sqrt(m5/clg[i,j]);
            eital[i,j]:=gg[i,j]/gpj;
            rou[i,j]:=eitar[i]*eitaj[j]/eltal[i,j];
            igc[i,j]:=if+rou[i,j]*(ih-if);
            'if' phx[i]≤120 vigc[i,j]>0.5*Phx[i]+588 'then' f(4×c2)'else'f(2,c1);
            m3:= #abs(1-vgcl[i,j]/vgc[i,j]);
            'if' m3>m1 'then' m1:=m3
        'end'
    'end';
    'if' #abs(m3/g)≥0.005 vm1≥0.005 'then'
    'begin'
        m4:=0;
        'for' i:=1 'steP' 1 'unti' nPs 'do' m4:=m4+1/gp[i]/clp[i];
        pfr:=pfr-2*m3/m4;
        'goto' bh1
    'end';
    #Print(0,'8/,25x,2hg=,f9.4,f11.4,2/,30x,8heitaj[y],/,e18.6,2/,30x,8heitar
    [x],/,e18.6,2/,30x,6hclp[x],/,e18.6,2/,30x,6hpfx[x],/,e18.6,2/,30x,5hphx
    [x],/,e18.6,2/,30x,5 hgp[x],/,e18.6,2/,30x, 8hclg[x:y],/,e18.6,2/,30x,
    10heital[x:y], /, e18.6, 2/, 30x, 7hgg[x:y],/, e18.6, 2/, 30x, 8hrou[x:
    y],1/,e18.6,2/,30x,8hlgc[x:y],/, e18.6', g, m2, eitaj, eitar, clp, pfx, phx,
    gp, clg, eital, gg,rou, igc)
    'end'
'end'
```

（3）输入数据

C1[0:2, 0:2]

C1[i,j]	i=0	i=1	i=2
j=0	0.039401374	−0.070308316	0.024098326
j=1	−0.111988640	0.156035300	−0.053716738
j=2	0.101879950	−0.087428182	0.030141823

C2[0:2, 0:4]

C2[i,j]	i=0	i=1	i=2
j=0	0.071190058	0.141612120	−0.057838892
j=1	−0.365381360	−0.484924460	0.202081520
j=2	0.611339220	0.610996000	−0.261375990
j=3	−0.370399730	−0.337940870	0.148931790
j=4	0.081703102	0.069545960	−0.031618126

*xxbz	2	**xxr	o
nPs	55	g	45.8333
ngs	5	Phc	25
dn	0.035	vf	0.1012
dnfj	0.386	vh	0.1537
dnhj	0.374	if	734
S	0.090	ih	856.8
S1	0.120	eitarmin	0.8
bg	10.050	aitarmax	1.2

注：

*xxbz布置信息：

1为U型、2为Z型、3为倒L型、4为L型。

**xxr入口信息：

0　工质入口在距炉墙最近的管排上。

1　工质入口不在距炉墙最近的管排上。

j	lg[j]
1	85
2	85
3	85
4	85
5	85

j	ksig[j]
1	10.5
2	10.5
3	10.5
4	10.5
6	10.5

（4）计算结果

按程序输出的数据约有1700个，下面只列出排号为1，5，10，15，……50，55，的管子的主要计算结果。又，本题因结构均匀故每一排上的5根管子的计算结果都相同。

排号	eitar	pfx	phx	gp	eital	gg	rou	igc
1	0.8038	26.416	25.280	0.8016	0.9616	0.1603	0.8356	836.6
5	0.8247	26.424	25.270	0.8035	0.9641	0.1607	0.8554	839.0
10	0.8555	26.432	25.273	0.8067	0.9680	0.1613	0.8838	842.5
15	0.8908	26.440	25.262	0.8109	0.9731	0.1622	0.9154	846.4
20	0.9298	26.448	25.246	0.8163	0.9796	0.1633	0.9492	850.6
25	0.9715	26.454	25.226	0.8228	0.9877	0.1646	0.9839	854.8
30	1.0148	26.459	26.201	0.8304	0.9965	0.1661	1.0183	859.1
35	1.0585	26.464	25.170	0.8393	1.0072	0.1679	1.0510	863.1
40	1.1012	26.467	25.135	0.8494	1.0193	0.1699	1.0803	866.7
45	1.1408	26.470	25.095	0.8609	1.0331	0.1722	1.1043	869.6
50	1.1743	26.471	25.050	0.8739	1.0486	0.1748	1.1199	871.5
55	1.1958	26.472	25.000	0.8887	1.0664	0.1777	1.1213	871.7

水和水蒸汽热力学特性表

表 1　　饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu'\cdot10^4$ m²/s	$\nu''\cdot10^4$ m²/s	C_p'/C_p''	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
5	151.11	915.8	2.620	0.9971	152.1	656.2	7.8	504.1	0.2015	5.33	1.007/4.343	0.588	2.48
6	158.08	909.1	3.111	0.9966	159.3	658.1	6.8	498.8	0.193	4.58	1.008/4.164	0.587	2.56
7	164.17	903.1	3.599	0.9960	165.7	659.7	6.0	494.0	0.187	4.03	1.009/4.020	0.586	2.62
8	169.16	897.7	4.085	0.9954	171.3	661.0	5.4	489.7	0.1812	3.60	1.011/3.998	0.584	2.68
9	174.53	892.7	4.568	0.9949	176.5	662.1	5.0	485.6	0.177	3.26	1.011/3.795	0.583	2.73
10	179.04	887.9	5.051	0.9943	181.3	663.1	4.6	481.9	0.1735	2.98	1.013/3.705	0.580	2.78
11	183.20	883.5	5.536	0.9937	185.7	663.9	4.2	478.9	0.1703	2.76	1.014/3.625	0.579	2.83
12	187.08	879.3	6.013	0.9932	189.8	664.6	4.0	474.8	0.167	2.57	1.015/3.554	0.577	2.88
13	190.71	875.3	6.494	0.9926	193.6	665.3	3.8	471.7	0.161	2.41	1.015/3.490	0.575	2.92
14	194.13	871.3	6.974	0.9920	197.3	665.8	3.6	468.5	0.1617	2.27	1.016/3.432	0.573	2.97
15	197.36	867.8	7.452	0.9914	200.7	666.3	3.4	465.6	0.1595	2.14	1.017/3.378	0.572	3.01
16	200.43	864.2	7.937	0.9908	204.0	666.8	3.2	462.8	0.1575	2.03	1.018/3.328	0.570	3.06
17	203.35	860.7	8.418	0.9902	207.2	667.2	3.1	460.0	0.158	1.92	1.019/3.283	0.568	3.10
18	206.14	857.5	8.897	0.9896	210.2	667.5	3.0	457.3	0.1548	1.83	1.020/3.240	0.566	3.13
19	208.82	854.3	9.381	0.9890	213.1	667.8	2.8	454.7	0.1535	1.75	1.021/3.200	0.561	3.17
20	211.38	851.1	9.862	0.9884	215.9	668.0	2.8	452.1	0.152	1.67	1.021/3.163	0.562	3.20
21	213.85	848.1	10.34	0.9878	218.6	668.3	2.6	449.7	0.151	1.60	1.022/3.127	0.560	3.24
22	216.23	845.1	10.82	0.9872	221.2	668.5	2.6	447.3	0.1498	1.54	1.023/3.093	0.558	3.27
23	218.53	842.3	11.30	0.9866	223.8	668.6	2.5	444.8	0.1488	1.48	1.024/3.061	0.557	3.31
24	220.75	839.4	11.79	0.9860	226.2	668.8	2.4	442.6	0.1475	1.43	1.025/3.031	0.555	3.34
25	222.90	836.7	12.28	0.9853	228.6	668.9	2.4	440.3	0.147	1.39	1.026/3.003	0.553	3.38
26	224.99	833.9	12.76	0.9847	230.9	669.0	2.3	438.1	0.1464	1.35	1.026/2.975	0.552	3.41
27	227.01	831.3	13.25	0.9841	233.2	669.1	2.2	435.9	0.1455	1.31	1.027/2.949	0.550	3.44
28	228.08	828.7	13.74	0.9834	235.4	669.1	2.2	433.7	0.145	1.27	1.028/2.924	0.549	3.48
29	230.89	826.1	14.23	0.9828	237.5	669.2	2.1	431.7	0.1442	1.23	1.029/2.900	0.547	3.51
30	232.76	823.6	14.72	0.9821	239.6	669.2	2.1	429.6	0.1435	1.195	1.029/2.877	0.546	3.54

续表 1　　饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu'\cdot10^4$ m²/s	$\nu''\cdot10^4$ m²/s	C_p'/C_p''	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
31	234.57	821.2	15.21	0.9815	241.7	669.2	2.0	427.5	0.143	1.16	1.030/2.855	0.544	3.57
32	236.34	818.7	15.70	0.9808	243.7	669.2	2.0	425.5	0.1425	1.12	1.031/2.833	0.543	3.61
33	238.07	816.3	16.20	0.9812	245.6	669.2	2.0	423.6	0.1417	1.09	1.032/2.813	0.542	3.64
43	239.77	813.9	16.69	0.9795	247.6	669.2	2.0	421.6	0.141	1.06	1.033/2.792	0.540	3.67
53	241.42	811.6	17.69	0.9788	249.5	669.1	1.8	419.6	0.1405	1.035	1.033/2.773	0.536	3.70
36	243.04	809.3	17.70	0.9781	251.3	669.0	1.8	417.7	0.1398	1.01	1.034/2.754	0.537	3.74
37	244.62	807.0	18.19	0.9775	253.1	669.0	1.8	415.9	0.139	0.99	1.035/2.736	0.536	3.77
38	246.17	804.9	18.70	0.9768	254.9	668.9	1.8	414.0	0.1385	0.97	1.035/2.718	0.534	3.80
39	247.69	802.6	19.20	0.9761	256.7	668.8	1.8	412.1	0.138	0.95	1.036/2.702	0.533	3.83
40	249.18	800.3	19.70	0.9754	258.4	668.7	1.7	410.3	0.1373	0.93	1.037/2.685	0.532	3.86
41	250.64	798.2	20.21	0.9747	260.1	668.6	1.7	408.5	0.137	0.91	1.038/2.669	0.530	3.06
42	252.07	796.1	20.72	0.9740	261.8	668.5	1.6	406.7	0.137	0.89	1.039/2.653	0.529	3.94
43	253.48	794.0	21.23	0.9733	263.4	668.4	1.6	405.0	0.1355	0.87	1.039/2.638	0.527	3.98
44	254.87	791.9	21.75	0.9726	265.0	668.2	1.6	403.2	0.1362	0.85	1.040/2.623	0.526	4.01
45	256.23	789.8	22.26	0.9718	266.6	668.1	1.6	401.5	0.136	0.84	1.040/2.609	0.525	4.05
46	257.56	787.7	22.77	0.9711	268.2	667.9	1.6	399.7	0.1355	0.820	1.041/2.594	0.523	4.08
47	258.88	785.7	23.29	0.9704	269.8	667.8	1.6	398.0	0.1352	0.80	1.042/2.580	0.522	4.12
48	260.17	783.6	23.81	0.9696	271.3	667.6	1.5	396.3	0.135	0.792	1.043/2.567	0.520	4.15
49	261.45	781.7	24.33	0.9689	272.8	667.4	1.5	394.6	0.135	0.775	1.043/2.554	0.518	4.19
50	262.70	779.6	24.86	0.9681	274.3	667.2	1.5	392.9	0.1345	0.76	1.044/2.541	0.516	4.22
51	263.93	777.7	25.38	0.9674	275.8	667.0	1.4	391.2	0.1343	0.745	1.045/2.529	0.515	4.25
52	265.15	775.7	25.91	0.9666	277.2	666.8	1.4	389.6	0.134	0.732	1.405/2.516	0.513	4.29
53	266.35	773.8	26.45	0.9686	278.7	666.6	1.4	387.9	0.134	0.72	1.046/2.504	0.511	4.32
54	267.53	771.8	26.97	0.9651	280.1	666.4	1.4	386.3	0.1335	0.708	1.047/2.492	0.510	4.35
55	268.70	769.9	27.50	0.9645	281.5	666.2	1.4	384.7	0.1333	0.696	1.048/2.481	0.508	4.39

续表 1

饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu'\cdot10^4$ m²/s	$\nu''\cdot10^4$ m²/s	C'_p/C''_p	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
56	269.84	767.9	28.04	0.9635	282.9	666.0	1.4	383.1	0.133	0.685	1.048/2.469	0.507	4.42
57	270.98	766.1	28.57	0.9627	284.3	665.8	1.4	381.5	0.133	0.675	1.049/2.458	0.505	4.45
58	272.10	764.2	29.12	0.9619	285.7	665.6	1.4	379.9	0.1327	0.665	1.050/2.447	0.504	4.48
59	273.20	762.4	29.65	0.9611	287.0	665.3	1.4	378.3	0.1325	0.655	1.051/2.436	0.502	4.50
69	274.29	760.5	30.20	0.9603	288.4	665.1	1.4	376.7	0.1322	0.645	1.051/2.426	0.501	4.54
61	275.36	758.6	30.75	0.9595	289.7	664.8	1.3	375.1	0.132	0.636	1.052/2.415	0.500	4.57
62	276.43	756.8	31.30	0.9587	291.0	664.6	1.3	373.6	0.1318	0.627	1.053/2.405	0.498	4.60
63	277.47	755.1	31.85	0.9578	292.3	664.3	1.3	372.0	0.1316	0.619	1.053/2.395	0.497	4.63
64	278.51	753.2	32.41	0.9570	293.6	664.0	1.3	370.4	0.1313	0.610	1.054/2.385	0.496	4.66
65	279.54	751.4	32.96	0.9561	294.9	663.8	1.2	368.9	0.131	0.602	1.055/2.375	0.494	4.69
66	280.55	749.5	33.53	0.9553	296.1	663.5	1.2	367.4	0.131	0.594	1.055/2.366	0.493	4.72
67	281.55	747.7	34.08	0.9544	297.4	663.2	1.2	365.8	0.1308	0.587	1.056/2.357	0.492	4.75
68	282.54	746.0	34.63	0.9537	298.6	662.9	1.2	364.3	0.1305	0.579	1.057/2.347	0.490	4.78
69	283.52	744.2	35.21	0.9528	299.9	662.7	1.2	362.8	0.1303	0.572	1.057/2.338	0.489	4.81
70	284.48	742.4	35.77	0.9518	301.1	662.4	1.2	361.3	0.1302	0.565	1.058/2.329	0.488	4.84
71	285.44	740.6	36.35	0.9509	302.3	662.1	1.2	359.8	0.130	0.558	1.059/2.320	0.486	4.87
72	286.39	738.9	36.93	0.9500	303.5	661.8	1.2	358.3	0.1295	0.551	1.060/2.311	0.485	4.90
73	287.32	737.2	37.49	0.9492	304.7	661.5	1.2	356.8	0.1295	0.545	1.060/2.303	0.484	4.93
74	288.25	735.4	38.08	0.9482	305.9	661.1	1.2	355.2	0.1293	0.538	1.061/2.294	0.482	4.96
75	289.17	733.7	38.67	0.9473	307.1	660.8	1.2	353.7	0.129	0.532	1.062/2.286	0.481	4.99
76	290.08	732.0	39.25	0.9464	308.3	660.5	1.2	352.2	0.129	0.525	1.063/2.278	0.480	5.02
77	290.97	730.3	39.84	0.9454	309.4	660.2	1.2	350.8	0.1288	0.519	1.063/2.269	0.478	5.05
78	291.86	728.5	40.42	0.9445	310.6	659.8	1.2	349.2	0.1288	0.513	1.064/2.261	0.477	5.08
79	292.74	726.8	41.02	0.9436	311.7	659.5	1.2	347.8	0.1285	0.507	1.065/2.253	0.475	5.12
80	293.62	725.1	41.62	0.9426	312.9	659.2	1.2	346.3	0.1285	0.501	1.065/2.245	0.474	5.14

续表 1

饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu' \cdot 10^4$ m²/s	$\nu'' \cdot 10^2$ m²/s	C'_p / C''_p	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m.h.℃
81	294.48	723.4	42.21	0.9416	314.0	658.8	1.2	344.8	0.1285	0.496	1.066/2.238	0.473	5.17
82	295.34	721.6	42.83	0.9406	315.2	658.5	1.2	343.3	0.1283	0.490	1.067/2.230	0.471	5.20
83	296.19	720.0	43.43	0.9397	316.3	658.1	1.1	341.8	0.1283	0.485	1.068/2.223	0.470	5.23
84	297.03	718.3	44.03	0.9387	317.4	657.8	1.1	349.4	0.1282	0.479	1.068/2.215	0.469	5.27
85	297.86	716.5	44.64	0.9377	318.5	657.4	1.1	338.9	0.128	0.475	1.069/2.208	0.468	5.30
86	298.69	714.9	45.25	0.9367	319.6	657.1	1.1	337.5	0.128	0.469	1.070/2.200	0.466	5.33
87	299.50	713.3	45.87	0.9357	230.7	656.7	1.1	336.0	0.128	0.464	1.070/2.193	0.465	5.36
88	300.31	711.5	46.49	0.9347	321.8	656.3	1.0	334.5	0.128	0.459	1.071/2.186	0.464	5.39
89	301.12	709.9	47.13	0.9336	322.8	656.0	1.0	333.2	0.128	0.454	1.072/2.179	0.463	5.42
90	301.92	708.2	47.75	0.9327	323.9	655.6	1.1	331.7	0.128	0.449	1.072/2.172	0.462	5.46
91	302.71	706.6	48.37	0.9316	325.0	655.2	1.1	330.2	0.128	0.444	1.073/2.165	0.460	5.50
92	303.49	704.9	49.02	0.9305	326.1	654.8	1.0	328.7	0.128	0.440	1.074/2.158	0.459	5.53
93	304.27	703.2	49.65	0.9294	327.1	654.4	1.0	327.4	0.128	0.435	1.075/2.151	0.458	5.56
94	305.04	701.6	50.30	0.9283	328.2	654.0	1.0	325.8	0.128	0.430	1.075/2.145	0.457	5.59
95	305.80	700.0	50.94	0.9273	329.2	653.6	1.0	324.4	0.128	0.426	1.076/2.138	0.456	5.63
96	306.56	698.3	51.60	0.9261	330.3	653.2	1.0	322.9	0.128	0.422	1.077/2.131	0.455	5.66
97	307.31	696.7	52.25	0.9250	331.3	652.8	1.0	321.5	0.128	0.417	1.078/2.125	0.454	5.69
98	308.06	695.0	52.91	0.9239	332.4	652.4	1.0	320.0	0.128	0.413	1.078/2.118	0.453	5.73
99	308.80	693.4	53.56	0.9228	333.4	652.0	1.0	318.6	0.128	0.409	1.079/2.112	0.452	5.76
100	309.53	691.6	54.23	0.9217	334.4	651.6	1.0	317.2	0.128	0.405	1.080/2.105	0.451	5.79
102	310.98	688.4	55.56	0.9193	336.5	650.7	1.0	314.2	0.128	0.397	1.081/2.093	0.449	5.86
104	312.41	685.1	65.92	0.9169	338.5	649.9	1.0	311.4	0.128	0.390	1.083/2.081	0.447	5.93
106	313.82	681.8	58.28	0.9145	340.5	649.0	1.0	308.5	0.128	0.382	1.084/2.069	0.444	6.0
108	315.21	678.6	59.67	0.9121	342.5	648.1	1.0	305.6	0.128	0.375	1.086/2.056	0.442	6.07
110	316.58	675.2	61.09	0.9095	344.5	647.2	0.98	302.7	0.128	0.368	1.087/2.044	0.440	6.15

续表 1　　饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu' \cdot 10^4$ m²/s	$\nu'' \cdot 10^4$ m²/s	C'_p / C''_p	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
112	317.93	672.0	62.50	0.9070	346.4	646.3	0.98	299.9	0.128	0.362	1.089/2.033	0.438	6.22
114	319.26	668.9	63.94	0.9044	348.4	645.3	1.0	296.9	0.128	0.356	1.091/2.021	0.436	6.30
116	320.57	665.3	65.40	0.9017	350.4	644.4	0.98	295.5	0.128	0.350	1.092/2.010	0.434	6.38
118	321.87	662.3	66.80	0.8990	352.3	643.4	0.95	291.1	0.128	0.345	1.094/1.999	0.432	6.47
120	323.15	658.9	68.10	0.8963	354.2	642.4	0.95	288.2	0.1278	0.339	1.095/1.988	0.429	6.54
122	324.41	655.7	69.88	0.8034	356.1	641.4	0.98	285.3	0.1275	0.334	1.097/1.977	0.427	6.62
124	325.65	652.3	71.43	0.8905	358.1	640.4	0.98	282.3	0.1275	0.328	1.098/1.967	0.424	6.71
126	326.88	648.9	72.99	0.8875	360.0	639.4	0.92	279.4	0.1272	0.323	1.100/1.956	0.422	6.80
128	328.10	645.6	74.57	0.8845	361.8	638.4	0.92	276.6	0.1270	0.318	1.102/1.945	0.419	6.88
130	329.30	642.3	76.16	0.8814	363.7	637.3	0.95	273.6	0.1270	0.313	1.104/1.935	0.417	6.97
132	330.48	639.0	77.82	0.8782	365.6	636.2	0.95	270.6	0.1270	0.308	1.105/1.925	0.415	7.06
134	331.65	635.7	79.49	0.8750	367.5	635.1	0.95	267.6	0.1270	0.303	1.107/1.915	0.412	7.17
136	332.81	632.5	81.17	0.8717	369.4	634.0	0.92	264.6	0.1270	0.299	1.109/1.905	0.410	7.26
138	333.95	628.9	82.85	0.8683	371.2	632.9	0.92	261.7	0.1270	0.294	1.110/1.895	0.407	7.36
140	335.08	625.8	84.60	0.8648	373.1	631.7	0.92	258.6	0.1270	0.290	1.112/1.885	0.404	7.46
142	336.20	622.3	86.36	0.8612	374.9	630.5	0.92	255.6	0.1270	0.286	1.114/1.875	0.402	7.55
144	337.31	618.8	88.18	0.8575	376.8	629.3	0.92	252.5	0.1270	0.282	1.116/1.866	0.399	7.66
146	338.40	615.4	90.01	0.8537	378.6	628.1	0.92	249.5	0.1270	0.278	1.118/1.856	0.396	7.77
148	339.48	612.0	91.83	0.8500	380.5	626.9	0.92	246.4	0.1270	0.273	1.120/1.847	0.394	7.88
150	340.55	608.3	93.72	0.8458	382.3	625.7	0.93	243.4	0.1270	0.269	1.121/1.837	0.391	7.99
151	341.08	606.4	94.70	0.8438	383.3	625.0	0.95	241.7	0.127	0.267	1.122/1.832	0.390	8.04
152	341.61	605.0	95.69	0.8418	384.2	624.4	0.90	240.2	0.127	0.265	1.123/1.828	0.389	8.09
153	342.14	603.0	96.71	0.8396	385.1	623.7	0.90	238.6	0.127	0.263	1.124/1.823	0.388	8.15
154	342.66	601.3	97.66	0.8376	386.0	623.1	0.90	237.1	0.127	0.261	1.125/1.818	0.387	8.21
155	343.18	599.5	98.62	0.8355	386.9	622.4	0.90	235.5	0.127	0.259	1.126/1.813	0.385	8.26

续表 1

饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu'\cdot10^4$ m²/s	$\nu''\cdot10^4$ m²/s	C_p'/C_p''	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
156	343.70	597.7	99.70	0.8331	387.8	621.8	0.95	234.0	0.127	0.257	1.127/1.809	0.384	8.33
157	344.21	595.9	100.7	0.8309	388.8	621.1	0.95	232.3	0.127	0.255	1.128/1.304	0.383	8.38
158	344.72	594.2	101.7	0.8287	389.7	620.4	0.90	230.7	0.127	0.253	1.129/1.799	0.382	8.45
159	345.23	592.4	102.8	0.8264	390.6	619.8	0.90	229.2	0.127	0.252	1.130/1.795	0.381	8.50
160	345.74	590.5	103.7	0.8244	391.5	619.1	0.95	227.6	0.127	0.250	1.131/1.790	0.380	8.59
161	346.24	588.6	104.8	0.8220	392.5	618.4	0.95	225.9	0.127	0.248	1.132/1.785	0.378	8.64
162	346.74	586.9	105.9	0.8196	393.4	617.7	0.90	224.3	0.127	0.246	1.133/1.781	0.377	8.71
163	347.24	585.0	107.0	0.8171	394.3	617.0	0.90	222.7	0.127	0.244	1.134/1.776	0.376	8.76
164	347.74	583.1	108.1	0.8146	395.2	616.3	0.95	221.1	0.127	0.242	1.135/1.771	0.375	8.85
165	348.23	581.4	109.2	0.8122	396.2	615.6	0.95	219.4	0.127	0.240	1.136/1.767	0.374	8.91
166	348.72	579.4	110.4	0.8095	397.1	614.8	0.90	217.7	0.127	0.239	1.138/1.762	0.373	8.99
167	349.21	577.7	111.5	0.8070	398.0	614.1	0.95	216.1	0.127	0.237	1.139/1.758	0.372	9.04
168	349.69	575.7	112.6	0.8044	399.0	613.4	0.95	214.4	0.127	0.235	1.140/1.753	0.370	9.12
169	350.18	573.7	113.8	0.8017	399.9	612.6	0.95	212.7	0.127	0.234	1.141/1.748	0.370	9.20
170	350.66	571.8	115.0	0.7989	400.9	611.9	0.95	211.0	0.127	0.232	1.142/1.744	0.369	9.29
171	351.14	559.8	116.2	0.7962	400.8	611.1	0.95	209.3	0.127	0.231	1.143/1.739	0.367	9.35
172	351.62	567.9	117.4	0.7934	402.8	610.3	0.95	207.3	0.127	0.229	1.144/1.734	0.366	9.42
173	352.09	566.0	118.6	0.7906	403.7	609.5	0.95	205.8	0.127	0.228	1.145/1.730	0.365	9.49
174	352.56	564.0	119.8	0.7877	404.7	608.7	0.95	204.0	0.127	0.226	1.146/1.725	0.364	9.56
175	353.03	562.1	121.1	0.7846	405.6	607.9	0.95	202.3	0.127	0.225	1.148/1.720	0.363	9.62
176	353.50	559.9	122.4	0.7844	406.6	607.1	1.0	200.5	0.127	0.223	1.149/1.716	0.361	9.70
177	353.96	557.9	123.7	0.7783	407.6	606.3	0.95	198.7	0.127	0.222	1.150/1.711	0.360	9.78
178	354.43	555.9	125.0	0.7751	408.5	605.4	0.95	196.9	0.127	0.220	1.151/1.706	0.359	9.84
179	354.89	553.8	126.3	0.7719	409.5	604.6	1.0	195.1	0.127	0.219	1.153/1.701	0.357	9.93
180	355.35	551.7	127.7	0.7685	410.5	603.7	1.0	193.2	0.127	0.217	1.154/1.696	0.356	10.01

续表 1　　饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu' \cdot 10^4$ m²/s	$\nu'' \cdot 10^4$ m²/s	C'_p/C''_p	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
181	355.80	546.5	129.1	0.7651	411.5	602.9	1.0	191.4	0.127	0.216	1.156/1.691	0.355	10.08
182	356.26	547.5	130.4	0.7618	412.5	602.0	1.0	189.5	0.127	0.215	1.157/1.687	0.353	10.17
183	356.71	545.2	131.9	0.7581	413.5	601.1	1.0	187.6	0.127	0.213	1.158/1.681	0.352	10.24
184	357.16	543.2	133.4	0.7544	414.5	600.1	1.0	185.6	0.127	0.212	1.160/1.677	0.350	10.34
185	357.61	540.9	134.9	0.7506	415.5	599.2	1.0	183.7	0.127	0.210	1.161/1.672	0.349	10.43
186	358.06	538.5	136.4	0.7467	416.5	598.1	1.0	181.7	0.127	0.209	1.162/1.668	0.347	10.53
187	358.50	536.4	137.9	0.7429	417.5	597.2	1.0	179.7	0.127	0.208	1.164/1.663	0.346	10.62
188	358.94	533.9	139.5	0.7387	418.6	596.2	1.0	177.6	0.127	0.206	1.165/1.658	0.344	10.71
189	359.38	531.6	141.1	0.7346	419.6	595.2	1.0	175.6	0.127	0.205	1.167/1.653	0.342	10.84
190	359.82	529.3	142.8	0.7302	420.7	594.2	1.0	173.5	0.127	0.204	1.168/1.648	0.341	10.94
191	360.25	526.8	144.4	0.7259	421.7	593.1	1.0	171.4	0.127	0.202	1.170/1.643	0.339	11.07
192	360.69	524.5	146.2	0.7213	422.8	592.0	1.1	169.2	0.127	0.201	1.171/1.639	0.337	11.17
193	361.12	522.0	147.9	0.7167	423.9	590.8	1.1	166.9	0.127	0.199	1.172/1.634	0.335	11.29
194	361.55	516.2	149.7	0.7117	425.0	589.7	1.1	164.7	0.127	0.198	1.174/1.629	0.333	11.43
195	361.97	516.8	151.5	0.7068	426.1	588.5	1.1	162.4	0.127	0.196	1.175/1.624	0.332	11.55
196	362.40	514.2	153.4	0.7017	427.2	587.2	1.2	160.0	0.127	0.195	1.177/1.619	0.330	11.67
197	362.82	511.5	155.4	0.6962	428.4	586.0	1.2	157.6	0.127	0.194	1.179/1.613	0.328	11.79
198	363.25	508.6	157.4	0.6905	429.5	584.7	1.2	155.2	0.127	0.192	1.181/1.608	0.326	11.95
199	363.67	505.8	159.4	0.6850	430.7	583.4	1.2	152.7	0.127	0.191	1.183/1.602	0.324	12.08
200	364.08	503.0	161.5	0.6789	431.9	582.1	1.2	150.2	0.127	0.190	1.185/1.597	0.322	12.22
201	364.50	500.0	163.6	0.6728	433.1	580.7	1.2	147.6	0.127	0.188	1.187/1.591	0.320	12.36
202	364.91	497.0	165.8	0.6664	434.3	579.3	1.2	145.0	0.127	0.187	1.189/1.585	0.318	12.50
203	365.32	493.8	168.1	0.6596	435.6	577.9	1.3	142.3	0.127	0.185	1.191/1.580	0.316	12.65
204	365.74	490.7	170.4	0.6527	436.9	576.4	1.3	139.5	0.127	0.184	1.193/1.574	0.313	12.80
205	366.14	487.3	172.8	0.6454	438.2	574.9	1.3	136.7	0.127	0.182	1.195/1.568	0.311	12.98

续表 1　　饱和线上的水和水蒸汽特性

P kgf/cm²	t ℃	γ' kgf/m³	γ'' kgf/m³	$1-\frac{\gamma''}{\gamma'}$	i' kcal/kgf	i'' kcal/kgf	$\frac{\Delta i}{\Delta P}$ kcal·cm²/kgf²	r kcal/kgf	$\nu' \cdot 10^4$ m²/s	$\nu'' \cdot 10^4$ m²/s	C_p'/C_p''	λ' kcal/m·h·℃	λ'' kcal/m·h·℃
206	366.55	483.7	175.3	0.6376	439.5	573.4	1.4	133.9	0.127	0.181	1.197/1.562	0.309	13.45
207	366.95	480.3	177.8	0.6298	440.9	571.8	1.4	130.9	0.127	0.180	1.200/1.556	0.307	13.31
208	367.36	476.6	180.5	0.6213	442.3	570.2	1.4	127.9	0.127	0.178	1.202/1.550	0.305	13.49
209	367.76	472.8	183.3	0.6123	443.7	568.6	1.4	124.9	0.127	0.177	1.205/1.544	0.302	13.67
010	368.16	469.0	186.2	0.6031	445.2	566.8	1.6	121.6	0.127	0.175	1.207/1.537	0.300	13.85
211	368.55	464.9	189.2	0.5930	446.8	565.0	1.6	118.2	0.127	0.174	1.210/1.530	0.298	14.03
122	368.95	460.6	192.4	0.5823	448.4	563.2	1.6	114.8	0.127	0.172	1.213/1.524	0.296	14.23
213	369.34	456.2	195.8	0.5708	450.0	561.3	1.6	111.3	0.127	0.171	1.216/1.517	0.293	14.41
214	369.73	451.7	199.2	0.5590	451.7	559.2	1.8	107.5	0.127	0.170	1.219/1.510	0.291	14.57
215	370.12	446.8	203.1	0.5458	453.5	557.1	1.8	103.6	0.127	—	1.223/1.502	—	—
216	370.51	441.9	206.9	0.5318	455.3	554.9	1.8	99.6	0.127	—	1.226/1.495	—	—
217	370.90	436.7	211.2	0.5163	457.2	552.4	2.0	95.2	0.127	—	1.231/1.486	—	—
218	371.28	431.0	215.9	0.4990	459.2	549.9	2.2	90.7	0.127	—	1.235/1.476	—	—
216	371.66	424.6	221.0	0.4795	461.6	547.1	2.4	85.5	0.127	—	1.240/1.467	—	—
220	372.05	417.4	226.7	0.4568	464.1	544.0	2.6	79.9	0.127	—	1.244/1.457	—	—
221	372.42	409.6	233.0	0.4312	466.8	540.6	2.9	73.8	0.127	—	1.250/1.447	—	—
222	372.81	400.8	240.2	0.4097	469.9	536.9	3.3	67.0	0.127	—	1.255/1.436	—	—
223	373.18	391.3	249.1	0.3634	473.4	532.5	3.9	59.1	0.127	—	1.269/1.415	—	—
224	373.56	378.9	260.9	0.3114	477.7	526.3	5.6	48.6	0.127	—	1.282/1.394	—	—
225	373.93	359.4	280.5	0.2165	484.7	516.8		32.1	—	—	—	—	—

表 2　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=230$kgf/cm²						$P=230$kgf/cm²					
0	5.1	0.0009892	0.0009891	1011.0	1011.0	250	259.7	0.0012210	0.0010697	819.0	938.6
10	15.2	0.0009899	0.0009894	1010.0	1010.7	260	270.9	0.0012423	0.0010764	805.0	933.3
20	25.0	0.0009918	0.0009901	1008.0	1010.0	270	282.3	0.0012657	0.0010836	790.1	927.8
30	34.9	0.0009946	0.0009910	1005.0	1009.1	280	294.0	0.0012915	0.0010914	774.3	922.0
40	44.7	0.0009981	0.0009922	1002.0	1007.9	290	306.0	0.0013202	0.0010997	757.5	916.0
50	54.6	0.0010024	0.0009936	997.6	1006.4	300	318.4	0.0013525	0.0011088	739.3	909.5
60	64.5	0.0010072	0.0009953	992.8	1004.7	310	331.2	0.0013895	0.001119	722.0	902.7
70	74.4	0.0010127	0.0009973	987.6	1002.8	320	344.6	0.0014324	0.001130	697.4	895.3
80	84.3	0.0010187	0.0009994	981.6	1000.7	330	358.8	0.0014836	0.001143	672.9	887.1
90	94.2	0.0010253	0.0010018	975.3	998.4	340	374.0	0.0015467	0.001158	646.4	877.9
100	104.1	0.0010324	0.0010044	968.6	995.8	350	390.7	0.0016287	0.001176	614.0	867.3
110	114.1	0.0010401	0.0010071	961.4	993.2	352	394.4	0.001648	0.001180	606.8	865.0
120	124.1	0.0010483	0.0010101	953.9	990.3	354	398.1	0.001670	0.001185	598.8	862.4
130	134.1	0.0010571	0.0010133	946.0	987.3	356	401.9	0.001693	0.001190	590.7	859.7
040	144.2	0.0010664	0.0010167	937.7	984.1	358	406.0	0.001718	0.001195	582.1	856.9
150	154.3	0.0010763	0.0010203	929.1	980.8	360	410.2	0.001746	0.001200	572.7	854.3
160	164.5	0.0010869	0.0010241	920.0	977.3	362	414.6	0.001778	0.001207	562.4	850.8
170	174.7	0.0010981	0.0010281	910.6	973.7	364	419.4	0.001814	0.001214	551.3	847.6
180	185.0	0.0011101	0.0010323	900.8	969.9	366	424.6	0.001856	0.001222	538.7	843.7
190	195.4	0.0011228	0.0010368	890.7	965.9	368	430.4	0.001908	0.001230	524.2	839.7
200	205.8	0.0011364	0.0010416	880.0	961.8	370	437.1	0.001974	0.001242	506.5	834.5
210	216.3	0.0011510	0.0010466	868.8	957.5	372	445.4	0.002066	0.00126	484.0	828.0
220	227.0	0.0011666	0.0010518	857.2	953.1	374	457.4	0.002226	0.00128	449.3	819.3
230	237.7	0.0011833	0.0010574	845.1	948.5	376	528.3	0.003778	0.00146	264.7	768.8
240	248.6	0.0012014	0.0010634	832.3	943.6	378	568.2	0.004943	0.00172	202.3	719.4

续表2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=230$kgf/cm²						$P=230$kgf/cm²					
380	583.9	0.005460	0.00182	183.2	705.6	430	695.4	0.009739	0.00275	102.7	612.6
382	595.0	0.005843	0.00189	171.1	695.5	432	697.9	0.009844	0.00278	101.6	610.2
384	604.0	0.006159	0.00196	162.4	687.2	434	700.4	0.009947	0.00281	100.5	608.2
386	611.6	0.006434	0.00201	155.4	680.4	436	702.8	0.01005	0.00283	99.5	606.4
388	618.3	0.006680	0.00206	149.7	674.5	438	705.1	0.01015	0.00286	98.5	604.5
390	624.4	0.006940	0.00211	144.8	669.4	440	707.4	1.01025	0.00288	97.6	602.9
392	629.9	0.007112	0.00215	140.6	664.6	442	709.7	1.01034	0.00291	96.7	601.2
394	635.0	0.007306	0.00219	136.9	660.2	444	712.0	1.01044	0.00293	95.8	599.5
396	639.7	0.007488	0.00223	133.6	656.1	446	714.2	1.01053	0.00295	95.0	598.0
398	644.2	0.007661	0.00227	130.5	652.3	448	716.3	1.01062	0.00298	94.2	596.4
400	648.4	0.007826	0.00231	127.8	648.7	450	718.5	0.01072	0.00299	93.3	595.6
402	652.4	0.007984	0.00235	125.2	645.3	452	720.6	0.01080	0.00302	92.6	593.8
404	656.2	0.008135	0.00238	122.9	642.2	454	722.7	0.01089	0.00304	91.8	592.3
406	659.9	0.008280	0.00241	120.8	639.3	456	724.7	0.01098	0.00306	91.1	590.8
408	663.4	0.008421	0.00244	118.8	636.5	458	726.8	0.01107	0.00308	90.3	589.3
410	666.7	0.008557	0.00248	116.9	633.8	460	728.8	0.01115	0.00311	89.6	588.2
412	670.0	0.008689	0.00251	115.1	631.3	462	730.7	0.01124	0.00313	89.0	586.7
414	673.2	0.008818	0.00254	113.4	628.9	464	732.7	0.01132	0.00315	88.3	585.4
416	676.2	0.008943	0.00256	111.9	626.5	466	734.6	0.01141	0.00317	87.6	584.1
418	679.2	0.009064	0.00259	110.3	624.2	468	736.5	0.01149	0.00320	87.0	582.8
420	682.0	0.009183	0.00262	108.9	622.0	470	738.4	0.01157	0.00322	86.4	581.6
422	684.9	0.009299	0.00265	107.5	619.0	472	740.3	0.01165	0.00324	85.8	580.3
424	687.6	0.009412	0.00268	106.3	617.8	474	742.2	0.01173	0.00326	85.3	579.1
426	690.3	0.009523	0.00270	105.0	615.7	476	744.0	0.01181	0.00328	84.7	577.8
428	692.9	0.009632	0.00273	103.8	613.8	478	745.8	0.01189	0.00330	84.1	576.6

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=230$kgf/cm²						$P=230$kgf/cm²					
480	747.6	0.01197	0.00332	83.5	575.4	650	872.5	0.01726	0.00495	57.9	502.3
482	749.4	0.01204	0.00334	83.1	574.4	660	879.0	0.01753	0.00505	57.0	499.0
484	751.2	0.01212	0.00336	82.5	573.2	670	885.4	0.01780	0.00514	56.2	495.7
486	753.0	0.01220	0.00338	82.0	572.0	680	891.8	0.01806	0.00524	55.4	492.5
488	754.7	0.01227	0.00340	81.5	570.9	690	898.2	0.01832	0.00533	54.6	489.3
490	756.4	0.01235	0.00343	81.0	569.5						
492	758.2	0.01242	0.00344	80.5	568.6						
494	759.9	0.01250	0.00346	80.1	567.7						
496	761.6	0.01257	0.00348	79.6	566.6						
498	763.2	0.01264	0.00350	79.1	565.4	$P=240$kgf/cm²					
500	764.9	0.01271	0.00353	78.7	564.0	0	5.6	0.0009887	0.0009887	1011.0	1011.4
510	773.1	0.01306	0.00363	76.6	558.8	10	15.4	0.0009894	0.0009896	1011.0	1011.1
520	781.1	0.01341	0.00373	74.6	553.9	20	25.3	0.0009913	0.0009897	1009.0	1010.5
530	788.8	0.01374	0.00383	72.8	549.2	30	35.1	0.0009941	0.0009966	1006.0	1009.5
540	796.4	0.01406	0.00392	71.1	544.7	40	44.9	0.0009977	0.0009918	1002.0	1008.0
550	803.8	0.01438	0.00402	69.5	540.3	50	54.8	0.0010019	0.0009932	998.1	1006.8
560	811.1	0.01469	0.00411	68.1	536.1	60	64.7	0.0010068	0.0009949	993.3	1005.1
570	818.3	0.01500	0.00420	66.7	532.1	70	74.6	0.0010123	0.0009970	987.8	1003.0
580	825.4	0.01530	0.00430	65.4	528.1	80	84.5	0.0010183	0.0009989	982.0	1001.2
590	832.4	0.01559	0.00439	64.1	524.1	90	94.4	0.0010249	0.0010013	975.7	998.8
600	839.2	0.01588	0.00448	63.0	520.3	100	104.3	0.0010320	0.0010039	969.0	996.3
610	846.0	0.01616	0.00457	61.9	516.5	110	114.3	0.0010396	0.0010066	961.9	993.6
620	852.7	0.01644	0.00467	60.8	512.8	120	124.3	0.0010478	0.0010096	954.4	990.8
630	859.4	0.01672	0.00477	59.8	509.3	130	134.3	0.0010565	0.0010128	946.6	987.8
640	866.0	0.01699	0.00486	58.9	505.8	140	144.4	0.0010658	0.0010162	938.3	984.6

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=240$kgf/cm²						$P=240$kgf/cm²					
150	154.5	0.0010757	0.0010198	929.6	981.3	360	408.5	0.001725	0.001196	579.7	856.5
160	164.6	0.0010862	0.0010236	920.6	977.8	362	412.7	0.001753	0.001201	570.5	853.9
170	174.8	0.0010974	0.0010276	911.3	974.2	364	417.2	0.001784	0.001207	560.5	850.8
180	185.1	0.0011093	0.0010318	901.5	970.4	366	422.0	0.001820	0.001214	549.5	847.4
190	195.5	0.0011220	0.0010362	891.3	966.5	368	427.0	0.001862	0.001222	537.0	843.5
200	205.9	0.0011356	0.0010410	880.6	962.3	370	432.7	0.001912	0.001232	523.1	839.0
210	216.4	0.0011500	0.0010460	869.6	958.1	372	439.2	0.001974	0.00124	506.5	833.9
220	227.0	0.0011655	0.0010512	858.0	953.7	374	446.9	0.002058	0.00126	485.9	827.7
230	237.8	0.0011822	0.0010568	845.9	949.0	376	457.0	0.002183	0.00128	458.1	819.3
240	248.7	0.0012001	0.0010627	833.2	944.2	378	473.8	0.002440	0.00132	409.8	805.3
250	259.7	0.0012196	0.0010690	819.9	939.2	380	529.2	0.003652	0.00149	273.8	757.3
260	270.9	0.0012407	0.0010756	806.0	934.0	382	561.8	0.004561	0.00165	219.3	726.9
270	282.3	0.0012639	0.0010828	791.2	928.5	384	578.4	0.005071	0.00173	197.2	713.8
280	294.0	0.0012894	0.0010905	775.6	922.7	386	590.2	0.005452	0.00179	183.4	704.2
290	305.9	0.0013177	0.0010988	758.9	916.7	388	599.7	0.005767	0.00185	173.4	696.2
300	318.2	0.0013496	0.0011077	741.0	910.3	390	607.7	0.006040	0.00190	165.6	689.4
310	331.0	0.0013859	0.0011180	721.5	903.6	392	614.7	0.006284	0.00195	159.1	683.3
320	344.3	0.0014279	0.001129	700.4	896.2	394	621.0	0.006506	0.00200	153.7	677.8
330	358.3	0.0014777	0.001141	676.7	888.2	396	626.7	0.006711	0.00204	149.0	672.9
340	373.4	0.0015385	0.001156	650.0	879.3	398	632.0	0.006902	0.00208	144.9	668.4
350	389.8	0.0016166	0.001173	618.6	869.0	400	636.9	0.007082	0.00212	141.2	664.3
352	393.3	0.001635	0.001177	611.6	866.9	402	641.5	0.007252	0.00215	137.9	660.4
354	396.9	0.001655	0.001181	604.2	864.7	404	645.9	0.007414	0.00219	134.9	656.9
356	400.6	0.001676	0.001185	596.7	862.2	406	650.0	0.007569	0.00223	132.1	653.5
358	404.5	0.001699	0.001190	588.6	859.6	408	654.8	0.007717	0.00226	129.6	650.3

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=240$ kgf/cm²						$P=250$ kgf/cm²					
550	801.1	0.01367	0.00381	73.2	547.9	50	55.0	0.0010015	0.0009928	998.5	1007.3
560	808.6	0.01398	0.00390	71.5	543.6	60	64.9	0.0010064	0.0009945	993.6	1005.6
570	815.9	0.01428	0.00399	70.0	539.3	70	74.7	0.0010119	0.0009964	988.2	1003.7
580	823.0	0.01457	0.00408	68.6	535.2	80	84.6	0.0010179	0.0009985	982.4	1001.6
590	830.1	0.01485	0.00418	67.3	531.2	90	94.6	0.0010244	0.0010008	976.2	999.3
600	837.1	0.01513	0.00421	66.1	527.2	100	104.5	0.0010315	0.0010034	969.4	996.7
610	844.0	0.01541	0.00436	64.9	523.4	110	114.4	0.0010391	0.0010062	962.4	994.1
620	850.8	0.01568	0.00445	63.8	519.7	120	124.4	0.0010473	0.0010092	954.8	991.2
630	857.5	0.01595	0.00464	62.7	516.0	130	134.4	0.0010560	0.0010123	947.0	988.2
640	864.1	0.01821	0.00463	61.7	512.4	140	144.5	0.0010652	0.0010157	938.8	985.0
650	870.7	0.01648	0.00472	60.7	508.9	150	154.6	0.0010751	0.0010193	930.1	981.7
660	877.3	0.01674	0.00481	59.7	505.4	160	164.8	0.0010856	0.0010231	921.2	978.3
670	883.8	0.06199	0.00490	58.9	502.1	170	175.0	0.0010967	0.0010270	911.8	974.7
680	890.2	0.01725	0.00499	58.0	498.8	180	185.2	0.0011086	0.0010312	902.0	970.9
690	896.6	0.01750	0.00508	57.1	495.6	190	195.6	0.0011212	0.0010357	891.9	967.0
						200	206.0	0.0011347	0.0010404	881.3	962.9
						210	216.5	0.0011491	0.0010454	870.2	958.6
$P=250$ kgf/cm²						220	227.1	0.0011645	0.0010506	858.7	954.2
						230	237.9	0.0011811	0.0010561	846.6	949.6
						240	248.7	0.0011989	0.0010620	834.1	944.8
0	5.9	0.0009883	0.0009882	1012.0	1011.9	250	259.7	0.0012182	0.0010683	820.9	939.8
10	15.7	0.0009890	0.0009885	1011.0	1011.6	260	270.9	0.0012391	0.0010749	807.0	934.6
20	25.5	0.0009909	0.0009892	1009.0	1010.9	270	282.3	0.0012621	0.0010820	792.3	929.1
30	35.8	0.0009937	0.0009901	1006.0	1010.0	280	293.9	0.0012873	0.0010896	776.8	923.4
40	45.1	0.0009973	0.0009913	1003.0	1008.7	290	305.8	0.0013153	0.0010978	760.3	917.4

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=240$kgf/cm²						$P=240$kgf/cm²					
410	657.7	0.007860	0.00229	127.2	647.3	460	724.0	0.01050	0.00292	95.2	597.7
412	661.3	0.007998	0.00232	125.1	644.5	264	726.0	0.01058	0.00295	94.5	596.2
414	664.8	0.008132	0.00235	123.0	641.7	464	728.1	0.01067	0.00297	93.7	594.9
416	668.1	0.008261	0.00238	121.1	639.0	466	730.1	0.01075	0.00300	93.0	593.5
418	617.4	0,008386	0.00241	119.3	636.5	468	732.1	0.01083	0.00301	92.3	592.2
420	674.5	0.008508	0.00244	117.5	634.1	470	734.0	0.61091	0.00303	91.7	590.7
422	677.5	0.008627	0.00247	115.9	631.7	472	736.0	0.01099	0.00305	91.0	589.5
424	680.5	0.008744	0.00250	114.3	629.4	474	737.9	0.01107	0.00307	90.3	388.3
426	683.3	0.008857	0.00252	112.9	627.2	476	739.8	0.01115	0.00309	89.7	587.0
428	686.7	0.009868	0.00255	111.5	625.1	478	741.7	0.01123	0.00311	89.0	585.8
430	688.8	0.009076	0.00258	110.2	622.7	480	743.6	0.01130	0.00314	88.5	584.2
432	691.5	0.009182	0.00260	108.9	620.9	482	745.4	0.01138	0.00315	87.9	583.2
434	694.1	0.009287	0.00263	107.7	619.0	484	747.2	0.01146	0.00318	87.3	582.0
436	696.7	0.009389	0.00265	106.5	617.2	486	749.0	0.01153	0.00320	86.7	580.8
438	699.2	0.009489	0.00267	105.4	615.4	488	750.8	0.01160	0.00322	86.2	579.6
440	701.6	0.009588	0.00270	104.3	613.3	490	752.6	0.01168	0.00324	85.6	578.0
442	704.0	0.009695	0.00272	103.2	611.7	492	754.0	0.01175	0.00326	85.1	577.0
444	706.4	0.009781	0.00275	102.2	609.9	494	756.2	0.01182	0.00328	84.6	576.0
446	708.7	0.009875	0.00277	101.2	608.1	496	757.9	0.01190	0.00330	84.0	574.5
448	711.0	0.009968	0.00280	100.3	606.4	498	759.6	0.01197	0.00332	83.5	573.4
450	713.2	0.01006	0.00281	99.4	605.1	500	761.4	0.01204	0.00334	83.1	572.3
452	715.4	0.01015	0.00284	98.5	603.3	510	769.8	0.01238	0.00344	80.8	566.9
454	717.6	0.01024	0.00286	97.7	602.0	520	777.9	0.01272	0.00354	78.6	561.9
456	719.8	0.01033	0.00288	96.8	600.7	530	785.8	0.01305	0.00363	76.6	557.0
458	721.9	0.01041	0.00291	96.1	599.0	540	793.6	0.01336	0.00372	74.8	552.3

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ 10^3/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ kg/m³f	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
		$P=250$ kgf/cm²						$P=250$ kgf/cm⁴			
300	318.1	0.0013467	0.0011067	742.5	911.1	390	586.5	0.005131	0.00174	194.8	709.5
310	330.8	0.0013823	0.001117	723.4	904.3	392	596.2	0.005437	0.00180	184.0	700.9
320	344.0	0.0014235	0.001127	702.5	897.1	394	604.4	0.005704	0.00185	175.3	693.6
330	357.9	0.0014720	0.001140	679.3	889.1	396	611.6	0.005942	0.00190	168.3	687.1
340	372.8	0.0015308	0.001154	653.3	880.4	398	618.1	0.006159	0.00195	162.4	681.4
350	388.9	0.0016054	0.001171	622.9	870.3	400	624.0	0.006360	0.00199	157.2	676.4
352	392.3	0.001623	0.001175	616.1	808.2	402	629.5	0.006547	0.00202	152.7	671.8
354	395.8	0.001641	0.001179	609.4	866.0	404	634.5	0.006724	0.00207	148.7	667.6
356	399.4	0.001661	0.001183	602.0	863.8	406	639.2	0.006890	0.00210	145.1	663.8
358	403.2	0.001683	0.001187	594.2	861.4	408	643.7	0.007049	0.00214	141.8	660.1
360	407.0	0.001706	0.001192	586.2	858.6	410	647.9	0.007200	0.00217	138.9	656.7
362	411.0	0.001731	0.001197	577.7	856.1	412	652.0	0.007345	0.00220	136.1	653.4
364	415.2	0.001759	0.001202	568.5	853.3	414	655.8	0.007485	0.00223	133.6	650.5
366	419.7	0.001761	0.001209	558.3	850.2	416	659.5	0.007620	0.00226	131.2	647.4
368	424.4	0.001826	0.001216	547.7	846.8	418	663.0	0.007750	0.00229	129.0	644.6
370	429.4	0.001667	0.001224	535.6	842.8	420	666.5	0.007877	0.00232	127.0	641.9
372	435.0	0.001916	0.00123	522.0	838.5	422	669.8	0.007999	0.00235	125.1	639.4
374	441.3	0.001975	0.00124	506.3	833.9	424	673.0	0.008119	0.00237	123.2	636.9
376	448.5	0.002052	0.00126	487.3	828.2	426	676.0	0.008235	0.00240	121.4	634.5
378	457.5	0.002159	0.00128	463.2	820.3	428	679.1	0.008348	0.00243	119.8	632.2
380	470.0	0.002331	0.00130	429.0	811.1	430	682.0	0.008459	0.00246	118.2	629.6
382	492.5	0.002720	0.00136	367.6	790.9	432	684.8	0.008567	0.00248	116.7	627.8
384	532.3	0.003607	0.00148	277.3	758.0	434	687.6	0.008673	0.00250	115.3	625.8
386	558.2	0.004296	0.00159	232.8	734.3	436	690.3	0.008776	0.00253	113.9	623.8
388	574.5	0.004766	0.00168	209.8	720.9	438	693.0	0.008878	0.00255	112.6	621.8

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/kgf	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3	t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ $kgfm^3$
$P=250$ kgf/cm²						$P=250$ kgf/cm²					
440	695.6	0.008978	0.00258	111.4	619.6	490	748.8	0.01106	0.00311	90.4	582.6
442	698.1	0.009076	0.00260	110.2	618.2	492	750.6	0.01113	0.00313	89.8	581.6
444	700.6	0.009172	0.00262	109.1	616.2	494	752.4	0.01121	0.00315	89.2	580.4
446	730.1	0.009267	0.00264	107.9	614.6	496	754.2	0.01128	0.00317	88.6	579.1
448	705.5	0.009360	0.00267	106.8	612.8	498	756.0	0.01135	0.00319	88.1	578.0
450	707.8	0.009451	0.00269	105.8	611.0	500	757.8	0.01142	0.00321	87.6	576.7
452	710.1	0.009542	0.00271	104.8	609.4	510	766.4	0.01176	0.00330	85.0	571.2
454	712.4	0.009631	0.00274	103.8	607.8	520	774.7	0.01209	0.00339	82.7	565.9
456	714.7	0.009718	0.00276	102.9	606.1	530	782.8	0.01241	0.00348	80.6	561.0
458	716.9	0.009805	0.00278	101.9	404.6	540	790.7	0.01272	0.00357	78.6	556.2
466	719.1	0.009890	0.00280	101.1	603.1	5.0	798.4	0.01302	0.00366	76.8	551.6
462	721.2	0.009975	0.00282	100.3	601.7	560	806.0	0.01332	0.00375	75.1	547.2
464	723.3	0.01006	0.00284	99.4	600.0	570	813.4	0.01361	0.00381	73.5	542.9
466	725.4	0.01014	0.00286	98.6	598.6	580	820.7	0.01389	0.00393	72.0	538.7
468	727.5	0.01022	0.00289	97.8	597.2	590	827.9	0.01417	0.00402	70.6	534.7
470	729.5	0.01030	0.00291	97.1	595.7	600	834.9	0.01445	0.00410	69.2	530.6
472	731.6	0.01038	0.00293	96.3	594.4	610	841.9	0.01472	0.00419	67.9	526.7
474	733.6	0.01046	0.00295	95.6	593.1	620	848.8	0.01498	0.00428	66.8	523.0
476	735.5	0.01054	0.00297	94.9	591.7	630	855.6	0.01524	0.00437	65.6	519.2
478	737.5	0.02062	0.00299	94.2	590.8	640	862.3	0.01550	0.00446	64.5	515.6
480	739.7	0.01069	0.00301	93.6	589.0	650	868.9	0.01575	0.00454	63.5	512.0
482	741.3	0.01071	0.00303	92.8	587.6	660	875.5	0.01600	0.00463	62.5	508.5
484	743.2	0.01084	0.00305	92.3	586.4	670	882.1	0001625	0.00472	61.5	505.1
486	745.1	0.01092	0.00307	91.6	585.1	680	888.6	0.01650	0.00480	60.6	501.9
488	746.9	0.01099	0.00309	91.0	584.0	690	895.1	0.01674	0.00489	59.7	498.6

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ ^{3}m/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3	t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3
		$P=260$kgf/cm^2						$P=260$kgf/cm^2			
0	6.1	0.0009878	0.0009877	1012.0	1012.5	250	259.8	0.0012168	0.0010675	821.9	940.4
10	15.9	0.0009886	0.0009880	1011.0	1012.1	260	270.9	0.0012376	0.0010742	808.0	935.2
20	25.7	0.0009905	0.0009887	1010.0	1011.4	270	282.3	0.0012603	0.0010812	793.5	929.8
30	35.5	0.0009933	0.0009896	1007.0	1010.4	280	293.9	0.0012852	0.0010888	778.1	924.1
40	45.4	0.0009969	0.0009909	1003.0	1009.2	290	305.8	0.0013129	0.0010969	761.7	918.2
50	55.2	0.0010011	0.0009924	998.9	1007.7	300	318.0	0.0013438	0.0011051	744.2	911.9
60	65.1	0.0010060	0.0009940	994.0	1006.0	310	330.6	0.0013789	0.001115	725.2	905.2
70	74.9	0.0010114	0.0009959	988.7	1004.1	320	343.7	0.0014192	0.001126	704.6	898.0
80	84.8	0.0010174	0.0009981	982.9	1002.0	330	357.5	0.0014665	0.001138	681.9	890.2
90	94.7	0.0010240	0.0010004	976.6	999.7	340	372.2	0.0015234	0.001152	656.4	881.6
100	104.7	0.0010310	0.0010030	969.9	997.2	350	388.0	0.0015949	0.001168	627.0	871.9
110	114.6	0.0010386	0.0010057	962.8	994.5	352	391.4	0.001612	0.001172	620.3	869.7
120	124.6	0.0010468	0.0010087	955.3	991.7	354	394.8	0.001629	0.001175	613.9	867.7
130	134.6	0.0010555	0.0010119	947.5	988.7	356	398.4	0.001648	0.001180	606.8	865.2
140	144.7	0.0010647	0.0010152	939.2	985.5	358	402.0	0.001668	0.001184	599.5	862.8
150	154.8	0.0010745	0.0010188	930.7	982.2	360	405.7	0.001689	0.001189	592.1	860.5
160	164.9	0.0010850	0.0010225	921.7	978.8	362	409.6	0.001713	0.001194	583.8	857.8
170	175.1	0.0010961	0.0010265	912.3	975.1	364	413.6	0.001738	0.001199	575.4	855.1
180	185.4	0.0011079	0.0010307	902.6	971.4	366	417.7	0.001766	0.001205	566.3	852.2
190	195.7	0.0011205	0.0010352	892.5	967.5	368	422.2	0.001797	0.001209	556.5	849.9
200	206.1	0.0011339	0.0010398	881.9	963.4	370	426.8	0.001832	0.001218	545.8	845.7
210	216.6	0.0011482	0.0010448	870.9	959.1	372	431.8	0.001872	0.00123	534.2	841.7
220	227.2	0.0011635	0.0010500	859.4	954.7	374	437.3	0.001920	0.00123	520.8	838.4
230	237.9	0.0011800	0.0010555	847.5	950.2	376	443.4	0.001977	0.00124	505.8	833.7
240	248.8	0.0011977	0.0010614	834.9	945.4	378	450.3	0.002048	0.00125	488.3	828.3

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
		$P=260$kgf/cm²						$P=260$kgf/cm²			
380	458.5	0.002142	0.00126	466.9	821.8	430	674.8	0.007881	0.00233	126.9	639.9
382	469.0	0.002279	0.00129	438.7	813.2	432	677.9	0.007992	0.00236	125.2	637.9
384	483.9	0.002507	0.00133	398.9	799.9	434	680.8	0.008100	0.00238	123.5	635.8
386	507.8	0.002953	0.00139	338.7	779.9	436	683.7	0.008205	0.00240	121.9	633.5
388	536.1	0.003587	0.00149	278.7	755.5	438	686.6	0.008308	0.00243	120.4	631.2
390	557.0	0.004121	0.00157	242.6	738.3	440	689.3	0.008409	0.00246	118.8	629.1
392	572.1	0.004536	0.00164	220.5	725.5	442	692.0	0.008508	0.00248	117.5	627.2
394	583.9	0.004875	0.00170	205.1	715.5	444	694.6	0.008605	0.00250	116.2	625.3
396	593.6	0.005164	0.00175	193.6	707.3	446	697.2	0.008701	0.00252	114.9	623.3
398	601.9	0.005420	0.00180	184.5	700.0	448	699.8	0.008795	0.00255	113.7	621.5
400	609.2	0.005650	0.00185	177.0	693.7	450	702.2	0.008887	0.00257	112.5	619.8
402	615.8	0.005860	0.00189	170.6	687.9	452	704.7	0.008978	0.00259	111.4	617.9
404	621.8	0.006055	0.00193	166.2	682.8	454	707.1	0.009067	0.00261	110.3	616.1
406	627.3	0.006237	0.00197	160.3	678.3	456	709.4	0.009155	0.00263	109.2	614.5
408	632.5	0.006408	0.00200	156.0	674.1	458	711.8	0.009241	0.00265	108.2	613.0
410	637.3	0.006570	0.00204	152.2	670.0	460	714.0	0.009327	0.00268	107.2	611.3
412	641.8	0.006725	0.00207	148.7	666.2	462	716.3	0.009411	0.00270	106.3	609.8
414	646.2	0.006873	0.00211	145.5	662.7	464	718.5	0.009494	0.00272	105.4	608.2
416	650.3	0.007014	0.00214	142.6	659.4	466	720.7	0.009576	0.00274	104.4	606.4
418	654.2	0.007150	0.00217	139.9	656.3	468	722.8	0.009657	0.00276	103.5	605.2
420	657.9	0.007282	0.00220	137.4	653.3	470	724.9	0.009737	0.00278	102.7	603.6
422	661.6	0.007409	0.00222	134.9	650.5	472	727.0	0.009817	0.00280	101.8	602.3
424	665.0	0.007532	0.00225	132.8	647.8	474	729.1	0.009895	0.00282	101.0	600.9
426	668.4	0.007652	0.00228	130.7	645.2	476	731.2	0.009972	0.00284	100.3	599.4
428	671.6	0.007768	0.00230	128.8	642.6	478	733.2	0.01005	0.00286	99.5	593.0

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=260$kgf/cm²						$P=260$kgf/kgf²					
480	735.2	0.01012	0.00288	98.8	596.5	650	867.1	0.01509	0.00438	66.3	517.3
482	737.2	0.01020	0.00290	98.0	595.2	660	873.8	0.01533	0.00445	65.2	513.8
484	739.1	0.01027	0.00292	97.4	593.6	670	880.4	0.01557	0.00454	64.2	510.4
486	741.0	0.01035	0.00294	96.6	592.4	680	887.0	0.01581	0.00468	63.2	507.0
488	743.0	0.01042	0.00296	96.0	591.1	690	893.5	0.01605	0.00471	62.3	503.7
490	744.9	0.01049	0.00298	95.3	589.9						
492	746.7	0.01056	0.00300	94.7	588.4						
494	748.6	0.01063	0.00302	94.1	587.1	$P=270$kgf/cm²					
496	750.4	0.01070	0.00304	93.5	585.9						
498	752.3	0.01077	0.00306	92.8	585.0						
500	754.1	0.01084	0.00308	92.3	583.8	0	6.3	0.0009874	0.0009873	1013.0	1012.9
510	763.0	0.01118	0.00317	89.4	578.0	10	16.1	0.0009882	0.0009876	1012.0	1012.5
520	771.5	0.01151	0.00325	86.9	572.6	20	25.9	0.0009901	0.0009883	1010.0	1011.8
530	779.8	0.01182	0.00335	84.6	567.5	30	35.7	0.0009929	0.0009893	1007.0	1010.9
540	787.8	0.01212	0.00343	82.5	562.5	40	45.6	0.0009965	0.0009905	1004.0	1009.6
550	795.7	0.01242	0.00352	80.5	557.9	50	55.4	0.0010007	0.0009919	999.3	1008.1
560	803.4	0.01271	0.00360	78.7	553.3	60	65.2	0.0010056	0.0009936	994.4	1006.5
570	810.2	0.01300	0.00369	76.9	548.9	70	75.1	0.0010110	0.0009955	989.1	1004.5
580	818.3	0.01327	0.00378	75.4	544.6	80	85.0	0.0010170	0.0009976	983.3	1002.4
590	852.6	0.01354	0.00386	73.9	540.5	90	94.9	0.0010235	0.0010000	977.0	100.1
600	832.8	0.01381	0.00395	72.4	536.4	100	104.8	0.0010306	0.0010025	970.3	997.6
610	839.8	0.01408	0.00403	71.0	532.4	110	114.8	0.0010382	0.0010053	963.2	994.9
620	846.8	0.01433	0.00412	79.8	528.5	120	124.8	0.0010463	0.0010083	955.7	992.1
630	853.6	0.01459	0.00420	68.5	524.7	130	134.8	0.0010549	0.0010114	948.0	989.2
640	860.4	0.01484	0.00428	67.4	521.0	140	44.8	0.0010641	0.0010148	939.7	985.9

续表 2　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=270$kgf/cm²						$P=270$kgf/cm²					
150	154.9	0.0010739	0.0010183	931.2	982.6	360	404.5	0.001674	0.001185	597.4	862.3
160	165.1	0.0010843	0.0010221	922.2	979.2	362	408.2	0.001696	0.001190	589.6	860.0
170	175.3	0.0010954	0.0010260	912.9	975.6	364	412.1	0.001719	0.001195	581.7	857.5
180	185.5	0.0011072	0.0010302	903.1	971.6	366	416.1	0.001744	0.001200	573.4	854.9
190	195.8	0.0011197	0.0010346	893.1	968.0	368	420.2	0.001772	0.001205	564.3	852.1
200	206.2	0.0011330	0.0010393	882.6	963.9	370	424.6	0.001803	0.001212	554.7	848.5
210	216.7	0.0011473	0.0010442	871.6	959.7	372	429.2	0.001838	0.001218	544.1	845.6
220	227.3	0.0011625	0.0010494	860.2	955.3	374	434.2	0.001877	0.001226	532.8	842.0
230	238.0	0.0011788	0.0010549	848.3	950.7	376	439.6	0.001923	0.001234	520.0	838.0
240	248.8	0.0011964	0.0010607	835.8	945.9	378	445.5	0.001978	0.001244	505.5	833.7
250	259.8	0.0012154	0.0010669	822.7	941.0	380	452.1	0.002045	0.00126	489.0	828.6
260	271.0	0.0012361	0.0010734	809.0	935.9	382	459.8	0.002130	0.00127	469.5	822.6
270	282.3	0.0012585	0.0010804	794.6	930.4	384	469.0	0.002245	0.00129	445.4	815.6
280	293.9	0.0012832	0.0010879	779.3	924.8	386	480.9	0.002414	0.00132	414.2	805.1
290	305.7	0.0013105	0.0010959	763.1	918.9	388	497.2	0.002683	0.00136	372.7	791.0
300	317.8	0.0013410	0.0011046	745.7	912.7	390	518.6	0.003098	0.00142	322.7	771.8
310	330.4	0.0013755	0.001114	727.0	906.0	392	540.1	0.003577	0.00150	279.5	753.9
320	343.5	0.0014150	0.001125	706.7	898.9	394	557.5	0.004004	0.00156	249.8	739.6
330	357.2	0.0014612	0.001137	684.4	891.2	396	571.2	0.004364	0.00163	229.2	728.1
340	371.7	0.0015164	0.001150	659.4	882.7	398	582.4	0.004672	0.00168	214.0	718.7
350	387.3	0.0015851	0.001166	630.9	873.3	400	591.8	0.004941	0.00173	202.4	710.9
352	390.6	0.001601	0.001170	624.6	871.2	402	600.1	0.005182	0.00177	193.0	703.8
354	393.9	0.001618	0.001174	618.0	869.1	404	607.4	0.005401	0.00182	185.2	697.6
356	397.4	0.001635	0.001177	611.6	866.9	406	614.0	0.005603	0.00186	178.5	692.0
358	400.9	0.001654	0.001181	604.6	864.6	408	620.1	0.005790	0.00189	172.7	687.0

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=270$kgf/cm²						$P=270$kgf/cm²					
410	625.6	0.005966	0.00193	167.6	682.2	460	708.9	0.008802	0.00257	113.6	617.9
412	630.8	0.006132	0.00196	163.0	677.9	462	711.2	0.008887	0.00259	112.5	616.0
414	635.7	0.006289	0.00200	159.0	673.9	464	713.5	0.008970	0.00261	111.5	614.5
416	640.3	0.006439	0.00203	155.3	670.1	466	715.8	0.009052	0.00263	110.5	612.8
418	644.7	0.006582	0.00206	152.0	666.6	468	718.0	0.009133	0.00265	109.5	611.3
420	648.9	0.006719	0.00209	148.8	663.3	470	720.0	0.009213	0.00267	108.6	609.7
422	652.8	0.006852	0.00212	146.0	660.2	472	722.4	0.009292	0.00270	107.6	608.1
424	656.6	0.006979	0.00215	143.3	657.1	474	724.6	0.009370	0.00272	106.7	606.6
426	660.3	0.007103	0.00217	140.7	654.2	476	726.7	0.009447	0.00273	105.8	605.2
428	663.8	0.007223	0.00220	138.4	651.4	478	728.8	0.009523	0.00275	105.0	603.8
430	667.2	0.007399	0.00223	136.2	648.6	480	730.8	0.009598	0.00277	104.2	602.2
432	670.5	0.007452	0.00225	134.2	646.2	482	732.9	0.009673	0.00279	103.4	600.8
434	673.7	0.007563	0.00228	132.2	643.9	484	734.9	0.009746	0.00281	102.6	599.7
436	676.8	0.007670	0.00230	130.4	641.8	486	736.9	0.009819	0.00283	101.8	598.2
438	679.9	0.007775	0.00233	128.6	639.0	488	738.9	0.009892	0.00285	101.1	597.0
440	682.8	0.007878	0.00235	127.0	637.0	490	740.9	0.009963	0.00287	100.4	595.4
442	685.7	0.007978	0.00237	125.4	634.7	492	742.8	0.01003	0.00289	99.1	594.4
444	688.5	0.008077	0.00240	123.8	632.7	494	744.7	0.01010	0.00291	99.0	593.0
446	691.2	0.008173	0.00242	122.4	630.8	496	746.6	0.01017	0.00292	98.3	591.9
448	693.9	0.008268	0.00244	121.0	628.6	498	748.5	0.04024	0.00294	97.7	590.6
450	696.5	0.008360	0.00246	119.6	626.9	500	750.4	0.01031	0.00296	97.0	589.1
452	699.1	0.008452	0.00249	118.3	624.8	510	759.5	0.01064	0.00305	94.0	583.1
454	701.6	0.008542	0.00251	117.1	622.9	520	768.2	0.01096	0.00314	91.2	577.9
456	704.0	0.008630	0.00253	115.9	621.1	530	776.7	0.01127	0.00323	88.7	572.3
458	706.5	0.008717	0.00255	114.7	619.4	540	784.9	0.01157	0.00331	86.4	567.3

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m²/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/cm³	$\bar{\gamma}$ kgf/cm³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m²/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
		$P=270$kgf/cm²						$P=280$kgf/cm²			
550	793.0	0.01187	0.00340	84.2	562.5	50	55.6	0.0010003	0.0009915	999.7	1008.6
560	800.8	0.01215	0.00348	82.3	557.8	60	65.4	0.0010052	0.0009932	994.8	1006.9
570	808.4	0.01243	0.00356	80.4	553.3	70	75.3	0.0010106	0.0009951	989.5	1005.0
580	815.9	0.01270	0.00365	78.7	549.0	80	85.2	0.0010166	0.0009972	983.7	1002.9
590	823.3	0.01297	0.00373	77.2	544.7	90	95.1	0.0010231	0.0009995	977.4	1000.6
600	830.6	0.01323	0.00381	75.6	540.5	100	105.0	0.0010301	0.0010021	970.8	998.1
610	837.7	0.01348	0.00390	74.2	536.4	110	115.0	0.0010377	0.0010048	963.6	995.4
620	844.8	0.01373	0.00397	72.8	552.6	120	124.0	0.0010458	0.0010078	956.2	992.6
630	851.7	0.01398	0.00406	71.5	528.7	130	134.0	0.0010544	0.0010109	948.4	989.6
640	858.6	0.01423	0.00414	70.3	524.9	140	145.0	0.0010636	0.0010142	940.2	986.5
650	865.4	0.01447	0.00422	69.1	521.2	150	155.1	0.0010733	0.0010178	931.7	983.2
660	872.1	0.01471	0.00431	68.0	517.6	160	165.2	0.0010837	0.0010215	922.8	979.7
670	878.8	0.01494	0.00439	66.9	514.2	170	175.4	0.0010947	0.0010255	913.5	976.1
680	885.1	0.01517	0.00447	65.9	510.7	180	185.6	0.0011064	0.0010297	903.9	972.4
690	892.0	0.01540	0.00455	64.9	507.4	190	196.0	0.0011189	0.0010341	893.8	968.5
						200	206.4	0.0011322	0.0010387	883.2	964.4
						210	216.8	0.0011464	0.0010436	872.3	965.2
		$P=280$kgf/cm²				220	227.4	0.0011615	0.0010487	860.9	955.9
						230	238.1	0.0011778	0.0010542	849.0	951.3
						240	248.9	0.0011952	0.0010600	836.7	946.6
0	6.6	0.0009869	0.0009868	1013.0	1013.4	250	259.9	0.0012141	0.0010662	823.6	941.6
10	16.3	0.0009877	0.0009872	1012.0	1013.0	260	271.0	0.0012345	0.0019727	810.1	936.5
20	26.4	0.0009897	0.0009878	1010.0	1012.3	270	282.3	0.0012568	0.0010797	795.7	931.1
30	35.9	0.0009925	0.0009888	1008.0	1011.3	280	293.8	0.0012812	0.0010871	780.5	925.5
40	45.8	0.0009961	0.0009900	1004.0	1010.0	290	305.6	0.0013082	0.0010950	764.4	919.6

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	v kgf/m³	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
		$P=280$kgf/cm²						$P=280$kgf/cm²			
300	317.7	0.0013383	0.0011036	747.2	913.4	390	492.6	0.002552	0.00134	391.9	798.1
310	330.2	0.0013722	0.001113	728.8	906.8	392	508.6	0.002831	0.00138	353.3	784.0
320	343.2	0.0014110	0.001124	708.7	899.8	394	526.8	0.003191	0.00144	313.4	768.1
330	356.8	0.0014561	0.001135	686.8	892.2	396	544.1	0.003572	0.00150	279.9	753.6
340	371.2	0.0015098	0.001148	662.3	883.9	398	558.9	0.003923	0.00155	254.9	741.4
350	386.5	0.0015759	0.001164	634.5	874.6	400	571.3	0.004235	0.00161	236.1	731.0
352	389.8	0.001591	0.001168	628.5	872.6	402	581.8	0.004512	0.00166	221.6	722.0
354	393.1	0.001607	0.001171	622.3	870.6	404	591.0	0.004759	0.00170	210.1	714.2
356	396.4	0.001624	0.001175	615.8	868.4	406	599.0	0.004984	0.00175	200.6	707.1
358	399.9	0.001641	0.001179	609.4	866.3	408	606.2	0.005191	0.00179	192.7	700.9
360	403.4	0.001660	0.001183	602.4	863.9	410	612.8	0.005383	0.00182	185.8	695.4
362	407.0	0.001680	0.001187	595.2	861.8	412	618.8	0.005562	0.00185	179.8	690.5
364	410.7	0.001702	0.001191	587.5	859.4	414	624.4	0.005730	0.00189	174.5	685.9
366	414.6	0.001725	0.001196	579.7	856.9	416	629.6	0.005889	0.00193	169.8	681.6
368	418.6	0.001751	0.001202	571.1	854.0	418	634.5	0.006041	0.00196	165.6	677.6
370	422.7	0.001778	0.001207	562.4	851.0	420	639.2	0.006185	0.00199	161.7	673.9
372	427.1	0.001809	0.00121	553.0	848.2	422	643.6	0.006324	0.00202	158.1	670.4
374	431.7	0.001844	0.00122	542.3	845.1	424	647.8	0.006457	0.00204	154.8	667.1
376	436.6	0.001882	0.00123	531.3	841.4	426	651.8	0.006585	0.00207	151.9	663.8
378	441.8	0.001927	0.00124	519.0	837.6	428	654.6	0.006709	0.00210	149.1	660.7
380	447.5	0.001980	0.00124	505.1	833.6	430	659.3	0.006829	0.00213	146.4	657.6
382	454.0	0.002043	0.00125	489.5	828.9	432	662.9	0.006945	0.00215	144.0	655.3
384	461.2	0.002121	0.00127	471.5	823.6	434	666.3	0.007058	0.00218	141.6	652.0
386	469.6	0.002221	0.00128	450.3	816.9	436	669.7	0.007168	0.00220	139.5	649.9
388	479.8	0.002358	0.00131	424.1	808.7	438	672.9	0.007275	0.00223	137.5	647.4

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=280$kgf/cm²						$P=280$kgf/cm²					
440	676.0	0.007379	0.00225	135.5	645.1	490	736.8	0.009471	0.00277	105.6	601.0
442	679.1	0.007482	0.00227	133.7	642.7	492	738.8	0.009541	0.00279	104.8	599.7
444	682.1	0.007581	0.00230	131.9	640.5	494	740.8	0.009610	0.00280	104.1	398.3
446	685.0	0.007679	0.00232	130.2	638.3	496	742.7	0.009679	0.00282	103.3	597.0
448	687.8	0.007775	0.00234	128.6	636.2	498	744.7	0.009748	0.00284	102.6	595.7
450	690.6	0.007868	0.00236	127.1	634.2	500	746.6	0.009815	0.00285	101.8	594.4
452	693.3	0.007961	0.00239	125.6	632.1	510	756.0	0.01014	0.00295	98.6	588.4
454	695.9	0.008051	0.00241	124.2	630.4	520	764.9	0.01046	0.00303	95.6	582.7
456	698.5	0.008140	0.00243	122.9	628.3	530	773.6	0.01077	0.00311	92.8	577.3
458	701.1	0.008227	0.00245	121.6	626.5	540	782.0	0.01106	0.00320	90.4	572.1
460	703.6	0.008313	0.00247	120.3	624.4	550	790.2	0.01135	0.00328	88.1	567.2
462	706.0	0.008398	0.00249	119.1	622.8	560	798.1	0.01163	0.00336	86.0	562.4
464	708.4	0.008481	0.00251	117.9	621.1	570	805.9	0.01190	0.00344	84.0	557.8
466	710.8	0.008563	0.00253	116.8	619.3	580	813.5	0.01217	0.00352	82.2	553.3
468	713.1	0.008644	0.00255	115.6	617.5	590	821.0	0.01243	0.00360	80.4	548.9
470	715.4	0.008724	0.00257	114.6	615.9	600	828.4	0.01268	0.00368	78.9	544.7
472	717.7	0.008803	0.00259	113.6	614.3	610	835.6	0.01293	0.00376	77.3	540.6
474	719.9	0.008880	0.00262	112.6	612.6	620	842.8	0.01318	0.00384	75.9	536.6
476	722.1	0.008957	0.00263	111.6	611.1	630	849.8	0.01342	0.00392	74.5	532.7
478	724.3	0.009033	0.00265	110.7	609.5	640	856.7	0.01366	0.00400	73.2	528.9
480	726.5	0.009108	0.00267	109.8	608.1	650	863.6	0.01389	0.00408	72.0	525.1
482	728.6	0.009182	0.00269	108.9	606.7	660	870.4	0.01413	0.00416	70.8	521.5
484	730.7	0.009256	0.00271	108.0	605.1	670	877.1	0.01436	0.00424	69.6	518.0
486	732.7	0.009328	0.00273	107.2	603.7	680	883.8	0.01458	0.00432	68.6	514.5
488	734.8	0.009400	0.00275	106.4	602.4	690	890.4	0.01481	0.00440	67.5	511.1

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=290$kgf/cm²						$P=290$kgf/cm²					
0	6.8	0.0009864	0.0009864	1014.0	1013.8	250	259.9	0.0012128	0.0010655	824.6	942.2
10	16.6	0.0009873	0.0009867	1013.0	1013.5	260	271.0	0.0012330	0.0010719	811.0	937.1
20	26.3	0.0009893	0.0009874	1011.0	1012.8	270	382.3	0.0012551	0.0010789	766.7	931.7
30	36.1	0.0009921	0.0009884	1008.0	1011.8	280	293.8	0.0012793	0.0010862	781.7	926.1
40	46.0	0.0009957	0.0009896	1004.0	1010.5	290	305.5	0.0013060	0.0010941	765.2	920.3
50	55.8	0.0009999	0.0009910	1000.0	1008.1	300	317.6	0.0013356	0.0011027	748.8	914.1
60	65.6	0.0010048	0.0009927	995.2	1007.4	310	330.0	0.0013690	0.001112	530.5	907.6
70	75.5	0.0010102	0.0009946	989.9	1005.5	320	343.0	0.0014071	0.001122	710.6	900.6
80	85.4	0.0010161	0.0009967	894.2	1003.4	330	356.5	0.0004512	0.001134	689.1	893.2
90	95.3	0.0010226	0.0009991	977.9	1001.1	340	370.7	0.0015033	0.001147	665.2	885.0
100	105.2	0.0010297	0.0010016	971.1	998.5	350	385.9	0.0015670	0.001162	638.2	875.8
110	115.1	0.0010372	0.0010044	964.1	995.9	352	389.0	0.001582	0.001165	632.1	873.9
120	125.1	0.0010453	0.0010073	956.6	993.1	354	392.3	0.001597	0.001169	626.2	871.7
130	135.1	0.0010539	0.0010105	948.9	990.1	356	395.6	0.001613	0.001173	620.0	869.6
140	145.1	0.0010630	0.0010138	940.7	986.9	358	399.0	0.001630	0.001177	613.5	867.4
150	155.2	0.0010727	0.0010173	932.2	983.6	360	402.4	0.001617	0.001181	607.2	864.5
160	165.4	0.0010831	0.0010210	923.3	980.2	362	405.9	0.001666	0.001185	600.2	863.0
170	175.5	0.0010941	0.0010249	914.0	976.8	364	409.5	0.001687	0.00119	592.8	860.5
180	185.8	0.0011057	0.0010292	904.4	972.8	366	413.2	0.001708	0.00119	585.5	858.0
190	196.1	0.0011181	0.0010335	891.1	969.0	368	417.1	0.001732	0.00120	577.4	855.5
200	206.5	0.0011314	0.0010381	883.9	964.9	370	420.1	0.001757	0.00120	569.2	853.1
210	216.9	0.0011455	0.0010430	873.0	960.8	372	425.2	0.001785	0.00121	560.2	850.5
220	227.5	0.0011605	0.0010481	861.7	956.1	374	429.5	0.001815	0.00121	551.0	847.7
230	238.2	0.0011767	0.0010536	849.8	951.9	376	434.1	0.001849	0.00122	540.9	844.7
240	249.0	0.0011940	0.0010593	837.5	947.1	378	438.9	0.001887	0.00123	529.9	814.3

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=290$kgf/cm³						$P=290$kgf/cm²					
380	444.1	0.001931	0.00123	517.8	837.7	430	651.0	0.006347	0.00203	157.5	667.0
382	449.7	0.001982	0.00124	504.6	833.7	432	654.9	0.006466	0.00206	154.7	668.0
384	455.9	0.002041	0.00125	490.0	829.1	434	658.6	0.006582	0.00208	152.0	661.9
386	462.7	0.002114	0.00127	473.0	824.1	436	662.5	0.006695	0.00211	149.4	658.1
388	470.5	0.002204	0.00128	453.7	818.2	438	665.6	0.006805	0.00214	147.0	665.2
390	479.6	0.002319	0.00130	431.3	811.0	440	669.0	0.006911	0.00215	144.7	653.2
392	490.4	0.002473	0.00132	404.4	802.1	442	672.3	0.007015	0.00219	142.6	649.9
394	503.3	0.002680	0.00135	373.1	791.3	444	675.4	0.007116	0.00221	140.5	647.7
396	518.1	0.002946	0.00140	339.4	77885	446	678.5	0.007216	0.00223	138.6	645.1
398	533.6	0.003254	0.00145	307.3	764.9	448	681.5	0.007312	0.00225	136.8	643.2
400	548.2	0.003568	0.00150	280.3	752.2	450	684.4	0.007107	0.00227	135.0	641.2
402	561.1	0.003865	0.00155	258.8	740.9	452	687.3	0.007500	0.00230	133.3	638.6
404	572.3	0.004137	0.00160	241.7	731.2	454	690.1	0.007502	0.00232	131.8	636.5
406	582.1	0.004385	0.00165	228.0	723.0	456	692.8	0.007681	0.00234	130.2	634.4
408	590.8	0.004611	0.00169	216.9	715.7	458	695.5	0.007769	0.00236	128.8	632.6
410	598.6	0.004820	0.00172	207.5	709.4	460	698.1	0.007855	0.00238	127.3	630.9
412	605.6	0.005013	0.00175	199.5	703.7	462	700.7	0.007940	0.00240	125.9	628.6
414	612.1	0.005194	0.00180	192.5	698.4	464	703.2	0.008024	0.00243	124.6	626.4
416	618.0	0.005364	0.00183	186.5	693.6	466	705.7	0.008106	0.00244	123.4	625.0
418	623.6	0.005524	0.00186	181.1	689.1	463	708.1	0.008187	0.00247	122.1	623.2
420	628.8	0.005677	0.00189	176.2	686.1	470	710.5	0.008267	0.00248	121.9	621.8
422	633.7	0.005822	0.00192	171.7	680.9	472	712.9	0.008346	0.00250	119.8	619.9
424	638.3	0.005961	0.00195	167.8	677.2	474	715.2	0.008424	0.00252	118.7	618.2
426	642.8	0.006094	0.00198	164.1	673.5	476	717.5	0.008500	0.00254	117.6	616.7
428	647.0	0.006223	0.00200	160.7	670.1	478	719.8	0.008576	0.00256	116.6	615.0

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³	t ℃	i kcal/kgf	v m³/kgf	$\bar{v}$ m³/kgf	γ kgf/m³	$\bar{\gamma}$ kgf/m³
$P=290$kgf/cm²						$P=290$kgf/cm²					
480	722.0	0.008651	0.00257	115.6	613.8	650	861.8	0.01336	0.00395	74.8	528.9
482	724.2	0.008724	0.00260	114.6	612.1	660	868.6	0.01359	0.00403	73.6	525.2
484	726.3	0.008797	0.00262	113.7	610.6	670	875.4	0.01381	0.00410	72.4	521.6
486	728.5	0.008870	0.00263	112.7	609.3	680	882.2	0.01403	0.00418	71.3	518.1
488	730.6	0.008941	0.00265	111.9	607.8	690	888.8	0.01425	0.01425	70.2	514.6
490	732.7	0.009011	0.00267	111.0	606.5						
492	734.7	0.009081	0.00269	110.1	605.5						
494	736.8	0.009150	0.00270	119.3	603.9	$P=300$kgf/cm²					
496	738.8	0.009219	0.00272	108.5	602.6						
498	740.8	0.009286	0.00274	107.7	601.3						
500	742.8	0.009353	0.00276	107.0	599.7	0	7.0	0.0009860	0.0009860	1014.0	1014.2
510	752.4	0.009680	0.00284	103.3	593.5	10	16.8	0.0009869	0.0009862	1013.0	1014.0
520	761.6	0.009992	0.00293	100.1	587.6	20	26.6	0.0009889	0.0009868	1011.0	1013.4
530	770.5	0.01029	0.00301	97.2	582.0	30	36.4	0.0009917	0.0009878	1008.0	1012.4
540	779.0	0.01058	0.00309	94.5	574.7	40	46.2	0.0009953	0.0009890	1005.0	1011.1
550	787.4	0.01087	0.00317	92.0	571.7	50	56.0	0.0009995	0.0009905	1001.0	1009.6
560	795.5	0.01114	0.00325	89.8	566.8	60	65.8	0.0010044	0.0009922	995.6	1007.9
570	803.4	0.01141	0.00333	87.6	562.0	70	75.7	0.0010098	0.0009941	990.3	1006.0
580	811.1	0.01167	0.00341	85.7	557.5	80	85.6	0.0010157	0.0009962	984.5	1003.9
590	818.7	0.01192	0.00349	83.9	553.1	90	95.5	0.0010222	0.0009985	978.3	1001.6
600	826.2	0.01217	0.00356	82.2	548.7	100	105.4	0.0010292	0.0010011	971.6	999.0
610	833.5	0.01242	0.00364	80.5	544.5	110	115.3	0.0010367	0.0010039	964.6	996.4
620	840.7	0.01266	0.00372	79.0	540.5	120	125.3	0.0010448	0.0010069	957.2	993.5
630	847.8	0.01290	0.00380	77.5	536.5	130	135.3	0.0010533	0.0100100	919.4	990.5
640	854.8	0.01313	0.00387	76.2	532.7	140	145.3	0.0010625	0.0010133	941.2	987.4

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3	t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3
		$P=300kgf/cm^3$						$P=300kgf/cm^2$			
150	155.4	0.0010722	0.0010168	932.6	981.1	360	401.4	0.001636	0.001178	611.2	866.8
160	165.5	0.0010825	0.0010205	923.8	980.7	362	404.9	0.001653	0.00118	605.0	864.7
170	175.7	0.0010934	0.0010244	914.6	977.1	364	408.4	0.001672	0.00118	598.1	862.4
180	185.9	0.0011050	0.0010286	905.0	973.4	366	412.0	0.001693	0.00119	590.7	860.1
190	196.2	0.0011174	0.0010329	895.0	969.5	368	415.7	0.001714	0.00119	583.4	857.5
200	206.6	0.0011305	0.0010375	884.6	965.5	370	419.5	0.001738	0.00120	575.4	854.9
210	217.0	0.0011416	0.0010123	873.6	961.3	372	423.5	0.001763	0.00120	567.2	852.6
220	227.6	0.0011596	0.0010175	862.4	957.0	374	427.6	0.001790	0.00121	558.7	850.0
230	238.2	0.0011756	0.0010529	850.7	952.5	376	431.9	0.001821	0.00121	549.2	847.2
240	249.0	0.0011920	0.0010582	838.3	947.7	378	436.5	0.001854	0.00122	539.3	844.3
250	260.0	0.0012115	0.0010618	825.5	942.8	380	441.2	0.001892	0.00123	528.5	841.5
260	271.0	0.0012316	0.0010712	811.9	937.7	382	446.4	0.001934	0.00123	517.0	836.9
270	282.3	0.0012534	0.0010781	797.8	932.4	384	451.8	0.001983	0.00124	504.3	834.1
280	293.8	0.0012774	0.0010854	782.9	926.8	386	457.8	0.002040	0.00125	490.2	829.6
290	305.5	0.0013037	0.0010933	767.1	921.0	388	464.4	0.000108	0.00126	474.5	824.7
300	317.5	0.0013330	0.0011017	750.2	914.9	390	471.6	0.002190	0.00127	456.6	818.9
310	320.9	0.0013659	0.0011109	732.1	908.4	392	479.9	0.002291	0.00130	436.5	712.3
320	342.7	0.0014033	0.001121	742.6	901.5	394	489.4	0.002420	0.00132	413.2	803.5
330	356.1	0.0014464	0.001132	691.4	894.1	396	500.4	0.002584	0.00134	387.0	893.7
340	370.3	0.0014972	0.001145	667.9	885.0	398	512.8	0.002789	0.00138	358.5	783.3
350	385.2	0.001559	0.001160	641.4	876.9	400	526.2	0.003033	0.00141	329.7	772.0
352	388.4	0.001573	0.001163	635.7	875.3	402	539.7	0.003299	0.00146	303.1	750.6
354	391.5	0.001587	0.001166	630.1	873.3	404	552.3	0.003566	0.00150	280.4	749.4
356	394.8	0.001603	0.001170	623.8	871.3	406	536.7	0.003822	0.00155	261.7	739.5
358	398.1	0.001619	0.001174	671.7	869.2	408	573.9	0.004061	0.00159	246.2	730.8

续表 2　　超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^2	t ℃	i kcal/kgf	v m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ m/kgf^3	$\bar{\gamma}$ m^3/kgf
$P=300kgf/m^2$						$P=300kgf/cm^2$					
410	583.0	0.004283	0.00163	233.4	723.1	460	692.5	0.007426	0.00230	134.7	635.5
412	591.2	0.004490	0.00167	222.7	716.1	462	695.2	0.007512	0.00232	133.2	633.3
414	598.7	0.004683	0.00171	213.6	709.8	464	697.9	0.007596	0.00234	131.7	631.4
416	605.5	0.004863	0.00174	205.7	704.2	466	700.5	0.007678	0.00236	130.3	629.5
418	611.8	0.005033	0.00178	198.7	699.2	468	703.0	0.007759	0.00238	128.9	627.6
420	617.7	0.005193	0.00181	192.6	694.3	470	705.5	0.007839	0.00240	127.6	625.9
422	623.2	0.005346	0.00184	187.1	689.9	472	708.0	0.007918	0.00242	126.3	624.2
424	628.3	0.005491	0.00187	182.1	685.7	474	710.4	0.007996	0.00244	125.1	622.5
426	633.2	0.005630	0.00190	177.6	681.5	476	712.8	0.008072	0.00246	123.9	620.7
428	637.8	0.005763	0.00193	173.5	677.7	478	715.1	0.008148	0.00248	122.8	619.1
430	642.2	0.005891	0.00196	169.8	674.2	480	717.4	0.008223	0.00250	121.7	617.6
432	646.4	0.006014	0.00198	166.3	670.8	482	719.7	0.008296	0.00252	120.5	616.0
434	650.5	0.006134	0.00200	163.0	667.5	484	721.9	0.008369	0.00254	119.5	614.3
436	654.4	0.006249	0.00203	160.1	664.5	486	724.1	0.008441	0.00255	118.5	612.9
438	658.1	0.006361	0.00206	157.2	661.7	488	726.3	0.008512	0.00257	117.5	611.4
440	661.7	0.006470	0.00208	154.6	659.4	490	728.5	0.008582	0.00258	116.6	610.2
442	665.2	0.006576	0.00210	152.1	656.2	492	730.6	0.008651	0.00260	115.6	608.8
444	668.6	0.006679	0.00213	149.7	653.7	494	732.7	0.008720	0.00262	114.7	607.4
446	671.8	0.006780	0.00215	147.5	651.1	496	734.8	0.008788	0.00264	113.8	606.0
448	675.0	0.006878	0.00217	145.4	648.7	498	736.9	0.008855	0.00266	112.9	604.6
450	678.1	0.006974	0.00219	143.4	646.5	500	738.9	0.008922	0.00268	112.1	603.3
452	681.1	0.007068	0.00222	141.4	644.0	510	748.8	0.009245	0.00276	108.1	596.9
454	684.1	0.007160	0.00224	139.7	641.8	520	758.2	0.009554	0.00284	104.7	590.8
456	687.0	0.007251	0.00226	137.9	639.7	530	767.3	0.009852	0.00292	101.5	595.1
458	689.8	0.007339	0.00228	136.2	637.5	540	776.0	0.01014	0.00300	98.6	579.7

续表 2

超临界压力下的积分重度与比容

t ℃	i kcal/kgf	υ m^3/kgf	$\bar{v}$ m^3/kgf	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3	t ℃	i kcal/kgf	υ kgf/m^3	$\bar{v}$ kgf/m^3	γ kgf/m^3	$\bar{\gamma}$ kgf/m^3
		$P=300kgf/cm^2$						$P=300kgf/cm^2$			
550	784.5	0.01042	0.00307	96.2	574.5	800	959.8	0.01595	0.00493	62.7	482.9
560	792.8	0.01069	0.00315	93.6	569.6	810	965.6	0.01614	0.00501	62.0	480.0
570	800.8	0.01095	0.00322	91.3	564.7	820	972.1	0.01633	0.00508	61.2	477.3
580	808.7	0.01121	0.00330	89.2	560.1	830	978.5	0.01651	0.00515	60.6	474.2
590	816.4	0.01146	0.00338	87.3	555.6	840	984.9	0.01670	0.00523	59.9	472.0
600	824.0	0.01170	0.00346	85.5	551.2	850	991.3	0.01689	0.00531	59.2	469.3
610	831.4	0.01194	0.00353	83.8	547.0	360	997.7	0.01708	0.00538	58.6	466.7
620	838.7	0.01218	0.00361	82.1	542.9	870	1004.1	0.01727	0.00545	57.9	464.2
630	845.9	0.01241	0.00368	80.6	538.8	880	1010.5	0.01745	0.00553	57.3	461.7
640	853.0	0.01264	0.00376	79.1	534.9	890	1016.9	0.01763	0.00560	56.7	459.1
650	860.0	0.01286	0.00383	77.8	531.1	900	1023.2	0.01781	0.00567	56.2	456.7
660	866.9	0.01308	0.00391	76.4	527.4	910	1029.6	0.01799	0.00575	55.6	454.2
670	873.7	0.01330	0.00398	75.2	523.8	920	1035.9	0.01817	0.00588	55.9	451.9
680	880.5	0.01352	0.00406	74.0	520.2	930	1018.2	0.01835	0.00590	54.5	419.4
690	887.3	0.01373	0.00413	72.8	516.7	940	1048.4	0.01853	0.00507	51.0	447.1
700	894.0	0.01394	0.00420	71.7	513.6						
710	900.7	0.01415	0.00428	70.7	510.1						
720	907.3	0.01436	0.00435	69.6	506.9						
730	914.0	0.01456	0.00442	68.7	503.7						
740	920.6	0.01476	0.00449	67.8	500.5						
750	927.1	0.01497	0.00457	66.8	497.5						
760	933.7	0.01517	0.00464	65.9	494.5						
770	940.3	0.01536	0.00471	65.1	491.6						
780	946.8	0.01556	0.00478	64.3	488.6						
790	953.3	0.01576	0.00486	63.4	485.8						

表 3　　水的比容和焓

t ℃	v m^3/kgf	i kcal/kgf	v m^3/kgf	i kcal/kgf	v m^3/kgf	i kcal/kgf
	$P=4.0 kgf/cm^2$		$P=6.0 kgf/cm^2$		$P=8.0 kgf/cm^2$	
0	0.0010000	0.1	0.0009999	0.1	0.0009998	0.2
10	0.0010001	10.1	0.0010000	10.2	0.0009999	10.2
20	0.0010015	20.1	0.0010015	20.2	0.0010014	20.2
30	0.0010041	30.1	0.0010040	0..1	0.0010040	30.2
40	0.0010076	40.1	0.0010076	40.1	0.0010075	40.1
50	0.0010119	50.1	0.0010119	50.1	0.0010118	50.1
60	0.0010170	60.0	0.0010169	60.1	0.0010168	60.1
70	0.0010227	70.0	0.0010226	70.1	0.0010225	70.1
80	0.0010290	80.1	0.0010289	80.1	0.0010288	80.1
90	0.0010360	90.1	0.0010359	90.1	0.0010358	90.2
100	0.0010436	100.1	0.0010434	100.2	0.0010433	100.2
110	0.0010517	110.2	0.0010516	110.3	0.0010515	110.3
120	0.0010605	120.3	0.0010604	120.4	0.0010603	120.4
130	0.0010700	130.5	0.0010698	170.5	0.0010697	130.6
140	0.0010800	140.7	0.0010799	140.7	0.0010798	140.8
150			0.0010907	151.0	0.0010906	151.0
160					0.0011021	161.4
	$P=10.0 kgf/cm^2$		$P=15.0 kgf/cm^2$		$P=20.0 kgf/cm^2$	
0	0.0009997	0.2	0.0009995	0.3	0.0009992	0.5
10	0.0009098	10.3	0.0009996	10.4	0.0009993	10.5
20	0.0010013	20.2	0.0010011	20.4	0.0010008	20.5
30	0.0010039	30.2	0.0010036	30.3	0.0010034	30.4
40	0.0010074	40.2	0.0010072	40.3	0.0010069	40.4
50	0.0010117	50.2	0.0010115	50.3	0.0010112	50.4
60	0.0010167	60.2	0.0010165	60.3	0.0010162	60.4
70	0.0010224	70.2	0.0010222	70.3	0.0010219	70.4
80	0.0010287	80.2	0.0010285	80.3	0.0010283	80.4
90	0.0010357	90.2	0.0010354	90.3	0.0010352	90.4
100	0.0010432	100.2	0.0010430	100.3	0.0010427	100.4
110	0.0010514	110.3	0.0010511	110.4	0.0010509	110.5
120	0.0010602	120.4	0.0010599	120.5	0.0010596	120.6
130	0.0010696	130.7	0.0010693	130.7	0.0010690	130.8
140	0.0010797	140.8	0.0010793	140.9	0.0010790	141.0
150	0.0010904	151.1	0.0010901	151.1	0.0010898	151.2
160	0.0011020	161.4	0.0011016	161.4	0.0011012	161.5
170	0.0011143	171.8	0.0011139	171.9	0.0011135	171.9
180			0.0011271	182.3	0.0011267	182.4
190			0.0011413	192.9	0.0011408	193.0
200					0.0011561	208.6
210					0.0011725	414.4

续表 3

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	kcal/kgf
	P = 30.0 kgf/cm²		P = 40.0 kgf/cm²		P = 50.0 kgf/cm²	
0	0.0009988	0.7	0.0009983	0.9	0.0009978	1.2
10	0.0009989	10.7	0.0009984	10.9	0.0009979	11.2
20	0.0010004	20.7	0.0009999	20.9	0.0009995	21.1
30	0.0010030	30.6	0.0010026	30.9	0.0010021	31.1
40	0.0010065	40.6	0.0010061	40.8	0.0010056	41.0
50	0.0010108	50.6	0.0010104	50.8	0.0010099	51.0
60	0.0010158	60.6	0.0010154	60.8	0.0010149	60.9
70	0.0010215	70.5	0.0010210	70.7	0.0010206	70.9
80	0.0010278	80.5	0.0010273	80.7	0.0010269	80.9
90	0.0010347	90.6	0.0010342	90.7	0.0010337	90.9
100	0.0010422	100.6	0.0010417	100.8	0.0010412	101.0
110	0.0010503	110.7	0.0010498	110.8	0.0010493	111.0
120	0.0010590	120.8	0.0010585	120.9	0.0010579	121.1
130	0.0010684	130.9	0.0010678	131.1	0.0010672	131.2
140	0.0010784	141.1	0.0010778	141.3	0.0010771	141.4
150	0.0010891	151.4	0.0010884	151.5	0.0010877	151.6
160	0.0011005	161.7	0.0010998	161.8	0.0010991	161.9
170	0.0011127	172.0	0.0011120	172.2	0.0011112	172.3
180	0.0011258	182.5	0.0011250	182.6	0.0011242	182.7
190	0.0011399	193.1	0.0011390	193.2	0.0011381	193.3
200	0.0011551	203.7	0.0011541	203.8	0.0011530	203.9
210	0.0011714	214.5	0.0011703	214.6	0.0011692	214.7
220	0.0011892	225.4	0.0011879	225.5	0.0011867	225.6
230	0.0012085	236.5	0.0012071	236.6	0.0012057	236.6
240			0.0012282	247.8	0.0012266	247.9
250					0.0012496	259.3
260					0.0012752	271.1
	P = 60.0 kgf/cm²		P = 70.0 kgf/cm²		P = 80.0 kgf/cm²	
0	0.0009973	1.4	0.0009968	11.7	0.0009963	1.9
10	0.0009975	11.4	0.0009970	11.6	0.0009966	11.8
20	0.0009991	21.3	0.0009986	21.6	0.0009982	21.8
30	0.0010017	31.3	0.0010008	31.5	0.0010008	31.7
40	0.0010052	41.2	0.0010048	41.4	0.0010044	41.6
50	0.0010095	51.2	0.0010091	51.4	0.0010086	51.6
60	0.0010145	61.1	0.0010140	61.3	0.0010136	61.5
70	0.0010201	71.1	0.0010197	71.3	0.0010192	71.5
80	0.0010264	81.1	0.0010259	81.3	0.0010255	81.5
90	0.0010332	91.1	0.0010328	91.3	0.0010323	91.5
100	0.0010407	101.1	0.0010402	101.3	0.0010397	101.5
110	0.0010487	111.2	0.0010482	111.4	0.0010477	111.5
120	0.0010574	121.3	0.0010568	121.4	0.0010563	121.6
130	0.0010666	131.4	0.0010660	131.6	0.0010654	131.7
140	0.0010765	141.6	0.0010759	141.7	0.0010753	141.9

续表 3

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	P = 60.0 kgf/cm²		P = 70.0 kgf/cm²		P = 80.0 kgf/cm²	
150	0.0010871	151.8	0.0010864	151.9	0.0010858	152.1
160	0.0010984	162.1	0.0010976	162.2	0.0010969	162.4
170	0.0011104	172.4	0.0011097	172.6	0.0011089	172.7
180	1.0011233	182.9	0.0011225	183.0	0.0011217	183.1
190	0.0011372	193.4	0.0011363	193.5	0.0011851	193.6
200	0.0011521	204.0	0.0011511	204.1	0.0011501	204.2
210	0.0011681	214.8	0.0011670	214.8	0.0011660	214.9
220	0.0011855	225.6	0.0011843	225.7	0.0011831	225.8
230	0.0012044	236.7	0.0012030	236.7	0.0012017	236.8
240	0.0012250	247.9	0.0012235	247.9	0.0012220	248.0
250	0.0012478	259.3	0.0012460	259.3	0.0012443	259.3
260	0.0012731	271.0	0.0012711	271.0	0.0012691	271.0
270	0.0013016	283.1	0.0012991	283.0	0.0012968	282.9
280			0.0013311	295.4	0.0013282	295.3
290					0.0013645	308.1
	P = 90.0 kgf/cm²		P = 100.0kgf/cm²		P = 110.0 kgf/cm²	
0	0.0009958	2.1	0.0009954	2.4	0.0009949	12.6
10	0.0009961	12.1	0.0009957	12.3	0.0009952	22.5
20	0.0009978	22.0	0.0009973	22.2	0.0009969	32.4
30	0.0010004	31.9	0.0.10000	32.1	0.0009996	42.4
40	0.0010039	41.8	0.0010035	42.1	0.0010031	2.3
50	0.0010082	51.8	0.0010078	52.0	0.0010074	51.2
60	0.0010132	61.7	0.0010127	61.9	0.0010123	62.1
70	0.0010188	71.7	0.0010183	71.9	0.0010179	72.1
80	0.0010250	81.6	0.0010245	81.8	0.0010241	82.0
90	0.0010318	91.6	0.0010313	91.8	0.0010309	92.0
100	0.0010392	101.6	0.0010387	101.8	0.0010382	102.0
110	0.0010472	111.7	0.0010466	111.9	0.0010461	112.0
120	0.0010557	121.8	0.0010552	121.9	0.0010546	122.1
130	0.0010649	131.9	0.0010643	132.0	0.0010637	132.2
140	0.0010746	142.0	0.0010740	142.2	0.0010734	142.3
150	0.0010851	152.2	0.0010844	152.4	0.0010838	152.5
160	0.0010962	162.5	0.0010955	162.6	0.0010949	162.8
170	0.0011082	172.8	0.0011074	173.0	0.0011067	173.1
180	0.0011209	183.2	0.0011201	183.4	0.0011193	183.5
190	0.0011345	193.7	0.0011336	193.8	0.0011328	193.9
200	0.0011491	204.3	0.0011482	204.4	0.0011472	204.5
210	0.0011649	215.0	0.0011638	215.1	0.0011628	215.2
220	0.0011819	225.8	0.0011807	225.9	0.0011796	226.0
230	0.0012004	236.8	0.0011991	236.9	0.0011978	236.9
240	0.0012205	248.0	0.0012190	248.0	0.0012176	248.0

续表 3

t ℃	v m^3/kgf	i kcal/kgf	v m^3/kgf	i kcal/kgf	v m^3/kgf	i kcal/kgf
	P = 90.0kgf/cm²		P = 100.0kgf/cm²		P = 110.0kgf/cm²	
250	0.0012426	259.4	0.0012409	259.4	0.0012393	259.4
260	0.0012671	271.0	0.0012651	270.9	0.0012632	270.9
270	0.0012944	282.9	0.0012921	282.8	0.0013199	282.7
280	0.0013254	295.2	0.0013226	295.0	0.0012899	294.9
290	0.0013610	307.9	0.0013576	307.7	0.0013543	307.5
300	0.0014030	321.3	0.0013987	321.0	0.0013945	320.7
310					0.0014428	334.7
	P = 120.0kgf/cm²		P = 130.0kgf/cm²		P = 140.0kgf/cm²	
0	0.0009944	2.8	0.0009939	3.1	0.0009934	3.3
10	0.0009948	12.8	0.0009943	13.0	0.0009939	13.2
20	0.0009964	22.7	0.0009966	22.9	0.0009956	23.1
30	0.0009991	32.6	0.0009987	32.8	0.0009983	33.0
40	0.0010027	42.5	0.0010022	42.7	0.0010018	42.9
50	0.0010069	52.4	0.0010065	52.6	0.0010061	52.8
60	0.0010119	62.3	0.0010114	62.5	0.0010110	62.7
70	0.0010174	72.3	0.0010170	72.4	0.1010466	72.6
80	0.0010236	82.2	0.0010232	82.4	0.0010227	82.6
90	0.0010304	92.2	0.0010299	92.4	0.0010295	92.6
100	0.0010377	102.2	0.0010372	102.4	0.0010367	102.5
110	0.0010456	112.2	0.0010451	112.4	0.0010446	112.6
120	0.0010541	122.3	0.0010536	122.4	0.0010530	122.6
130	0.0010631	132.4	0.0010626	132.5	0.0010620	132.7
140	0.0010728	142.5	0.0010722	142.6	0.0010716	142.8
150	0.0010832	152.7	0.0010825	152.8	0.0010819	153.0
160	0.0010942	162.9	0.0010935	163.0	0.0010928	163.2
170	0.0011059	173.2	0.0011052	173.4	0.0011045	173.5
180	0.0011185	183.6	0.0011177	183.7	0.0011169	183.8
190	0.0011319	194.1	0.0011310	194.2	0.0011302	194.3
200	0.0011463	204.6	0.0011454	204.7	0.0011444	204.8
210	0.0011618	215.3	0.0011607	215.4	0.0011597	215.5
220	0.0011784	226.1	0.0011773	226.1	0.0011762	225.2
230	0.0011965	237.0	0.0011952	237.1	0.0011940	237.1
240	0.0012161	248.1	0.0012117	248.1	0.0012133	248.2
250	0.0012376	259.4	0.0012350	259.4	0.0012344	259.4
260	0.0012613	270.9	0.0012595	270.9	0.0012576	270.9
270	0.0012877	282.7	0.0012855	282.6	0.0012834	282.6
280	0.0013173	294.8	0.0013147	294.7	0.0013122	294.6
290	0.0013511	307.4	0.0013480	307.2	0.0143449	307.1
300	0.0013904	320.5	0.0013855	320.2	0.0043827	320.0
310	0.0014374	334.3	0.0014323	334.0	0.0014273	333.6
320	0.0014958	349.2	0.0014887	348.7	0.0014819	348.2
330					0.0015524	364.1

续表 3

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	P = 150.0kgf/cm²		P = 160.0kgf/cm²		P = 170.0kgf/cm²	
0	0.0009930	3.6	0.0009925	3.8	0.0009920	4.0
10	0.0009934	13.4	0.0009930	13.6	0.0009925	13.9
20	0.0009952	23.3	0.0009947	23.5	0.0009943	23.7
30	0.0009979	33.2	0.0009974	33.4	0.0009970	33.6
40	0.0010014	43.1	0.0010010	43.3	0.0010006	43.5
50	0.0010057	53.0	0.0010052	53.2	0.0010048	53.4
60	0.0010106	62.9	0.0010102	63.1	0.0010097	63.3
70	0.0010161	72.8	0.0010157	73.0	0.0010153	73.2
80	0.0016223	82.8	0.0010218	83.0	0.0010214	83.1
90	0.0010200	92.7	0.0010285	92.9	0.0010281	93.1
100	0.0010363	102.7	0.0010358	102.9	0.0010353	103.1
110	0.0010441	112.7	0.0010435	112.9	0.0010431	113.1
120	0.0010525	122.8	0.0010520	122.9	0.0010514	123.1
130	0.0010615	132.8	0.0010609	133.0	0.0010603	133.2
140	0.0010710	143.0	0.0010704	143.1	0.0010699	143.3
150	0.0010812	153.1	0.0010806	153.3	0.0010800	153.4
160	0.0010921	163.3	0.0010915	163.5	0.0010908	163.6
170	0.0011037	173.6	0.0011030	173.8	0.0011023	173.9
180	0.0011161	184.0	0.0011151	184.1	0.0011146	184.2
190	0.0011291	194.4	0.0011285	194.5	0.0011277	194.6
200	0.0011435	204.9	0.0011426	205.0	0.0011417	205.1
210	0.0011587	215.6	0.0011577	215.6	0.0011567	215.7
220	0.0011751	226.3	0.0011740	226.4	0.0011729	226.5
230	0.0011928	237.2	0.0011915	237.2	0.0011903	237.3
240	0.0012119	248.2	0.0012106	248.3	0.0012092	248.3
250	0.0012329	259.4	0.0012313	259.4	0.0012298	259.5
260	0.0012559	270.9	0.0012541	270.8	0.0012523	270.8
270	0.0012813	282.6	0.0012792	282.5	0.0012772	282.5
280	0.0013097	294.5	0.0013073	294.5	0.0013049	294.4
290	0.0013419	306.9	0.0013390	306.8	0.0013361	306.7
300	0.0013790	319.8	0.0013754	319.6	0.0013718	319.4
310	0.0014226	333.3	0.0014180	333.0	0.0014135	332.7
320	0.0014755	347.7	0.0014693	347.2	0.0014634	346.8
330	0.0015429	363.4	0.0015339	362.6	0.0015256	362.0
340	0.0016370	381.3	0.0016219	380.0	0.0016084	379.0
350					0.0017337	399.3

续表 3

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	P = 180.0 kgf/cm²		P = 190.0 kgf/cm²		P = 200.0 kgf/cm²	
0	0.0009918	4.2	0.0009911	4.5	0.0009906	4.7
10	0.0009921	14.1	0.0009916	14.3	0.0009912	14.6
20	0.0009939	24.0	0.0009934	24.2	0.0009930	24.4
30	0.0009966	33.8	0.0009962	34.0	0.0009958	34.2
40	0.0010002	43.7	0.0009997	43.9	0.0009993	44.1
50	0.0010044	53.6	0.0010040	53.8	0.0010036	54.0
60	0.0010093	63.5	0.0010089	63.7	0.0010085	63.9
70	0.0010148	73.4	0.0010144	73.6	0.0010140	73.8
80	0.0010209	83.3	0.0010205	83.5	0.0010200	83.7
90	0.0010276	93.3	0.0010271	93.5	0.0010267	93.6
100	0.0010348	103.2	0.0010343	103.4	0.0010339	103.6
110	0.0010426	113.2	0 0010421	113.4	0.0010416	113.6
120	0.0010509	123.3	0.0010504	123.4	0.0010498	123.6
130	0.0010598	133.3	0.0010592	133.5	0.0010587	133.6
140	0.0010693	143.4	0.0010687	143.6	0.0010681	143.7
150	0.0010794	153.6	0.0010788	153.7	0.0010781	153.9
160	0.0010901	163.8	0.0010895	163.9	0.0010888	164.0
170	0.0011016	174.0	0.0011009	174.2	0.0011002	174.3
180	0.0011138	184.4	0.0011131	184.5	0.0011123	184.6
190	0.0011269	194.8	0.0011260	194.9	0.0011252	195.0
200	0.0011408	205.2	0.0011399	205.4	0.0011390	205.5
210	0.0011558	215.8	0.0011548	215.9	0.0011538	216.0
220	0.0011718	226.5	0.0011707	226.6	0.0011697	226.7
230	0.0011891	237.4	0.0011879	237.4	0.0011868	237.5
240	0.0012079	248.4	0.0012066	248.4	0.0012052	284.4
250	0.0012283	259.5	0.0012268	259.5	0.0012253	259.6
260	0.0012506	270.8	0.0012489	270.8	0.0012472	270.9
270	0.0012752	282.4	0.0012732	282.4	0.0012713	282.4
280	0.0013026	294.3	0.0013003	294.2	0.0012980	294.2
290	0.0013333	306.5	0.0013306	306.4	0.0013279	306.3
300	0.0013684	319.2	0.0013651	319.0	0.0013618	318.8
310	0.0014092	332.4	0.0014050	332.1	0.0014010	331.9
320	0.0014577	346.4	0.0014523	346.0	0.0014471	345.6
330	0.0015176	361.4	0.0015102	360.8	0.0015030	360.2
340	0.0015961	378.0	0.0015848	377.1	0.0015743	376.2
350	0.001711	397.3	0.001690	395.7	0.001672	394.2
360			0.0018960	421.3	0.0018340	417.3

续表 3

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf
	P = 210.0kgf/cm²			P = 220.0kgf/cm²	
0	0.0009901	4.9	0	0.0009897	5.2
10	0.0009908	14.8	10	0.0009903	15.0
20	0.0009926	24.6	20	0.0009922	24.8
30	0.0009954	34.5	30	0.0009950	34.7
40	0.0009989	44.3	40	0.0009985	44.5
50	0.0010032	54.2	50	0.0010028	54.4
60	0.0010081	64.1	60	0.0010076	64.3
70	0.0010136	74.0	70	0.0010131	74.2
80	0.0010196	83.9	80	0.0010192	84.1
90	0.0010262	93.8	90	0.0010258	94.0
100	0.0010334	103.8	100	0.0010329	104.0
110	0.0010411	113.8	110	0.0010406	113.9
120	0.0010493	123.8	120	0.0010488	123.9
130	0.0010581	133.8	130	0.0010576	134.0
140	0.0010675	143.9	140	0.0010670	144.0
150	0.0010775	154.0	150	0.0010769	154.2
160	0.0010882	164.2	160	0.0010875	164.3
170	0.0010995	174.4	170	0.0010988	174.6
180	0.0011116	184.7	180	0.0011108	184.9
190	0.0011244	195.1	190	0.0011236	195.2
200	0.0011382	205.6	200	0.0011373	205.7
210	0.0011529	216.1	210	0.0011519	216.2
220	0.0011686	226.8	220	0.0011676	226.9
230	0.0011856	237.6	230	0.0011844	237.6
240	0.001204	248.5	240	0.0017027	248.6
250	0.0012236	259.5	250	0.0012224	259.6
260	0.0012456	270.9	260	0.0012439	270.9
270	0.0012694	282.4	270	0.0012675	282.3

表 4

临界压力以下过热蒸汽的比容和焓

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=1.0$ kgf/cm²		$P=1.5$ kgf/cm²		$P=2.0$ kgf/cm²	
100	1.730	639.3				
110	1.780	644.2				
120	1.829	648.9	1.212	647.8	0.9023	646.5
130	1.878	653.7	1.245	652.6	0.9288	651.6
140	1.927	658.4	1.278	657.5	0.9541	656.5
150	1.975	663.2	1.311	662.3	0.9791	661.4
160	2.023	667.9	1.344	667.1	1.004	666.3
170	2.072	672.6	1.376	671.9	1.029	671.2
180	2.120	677.3	1.409	676.7	1.053	676.0
190	2.168	682.0	1.441	681.4	1.078	680.8
200	2.215	686.7	1.473	686.2	1.102	685.6
210	2.263	691.5	1.505	691.0	1.126	690.4
220	2.311	696.1	1.537	695.7	1.150	695.2
230	2.358	700.9	1.569	700.5	1.175	700.0
240	2.406	705.6	1.601	705.2	1.199	704.8
250	2.454	710.4	1.633	710.0	1.223	709.6
260	2.501	715.1	1.665	714.8	1.247	714.4
270	2.549	720.0	1.697	719.6	1.270	719.2
280	2.596	724.7	1.728	724.4	1.294	724.0
290	2.643	729.4	1.760	729.2	1.318	728.8
300	2.691	734.2	1.792	734.0	1.342	733.7
310	2.738	739.1	1.823	738.8	1.366	738.5
320	2.786	743.9	1.855	743.6	1.390	743.4
330	2.833	748.7	1.887	748.5	1.414	748.2
340	2.880	753.6	1.918	753.3	1.437	753.1

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=1.0$ kgf/cm²		$P=1.5$ kgf/cm²		$P=2.0$ kgf/cm²	
350	2.928	758.4	1.950	758.2	1.461	758.0
360	2.975	763.3	1.982	763.1	1.485	769.2
370	3.022	768.2	2.013	768.0	1.509	767.8
380	3.069	773.1	2.045	772.9	1.532	772.7
390	3.117	778.0	2.076	777.8	1.556	777.6
400	3.164	782.9	2.108	782.8	1.580	782.6
410	3.211	787.9	2.139	787.7	1.604	787.5
420	3.258	792.8	2.171	792.7	1.627	792.5
430	3.306	797.8	2.202	797.7	1.651	797.5
440	3.353	802.8	2.234	802.7	1.675	802.5
450	3.400	807.8	2.265	807.7	1.698	807.5
	$P=2.5$ kgf/cm²		$P=3.0$ kgf/cm²		$P=4.0$ kgf/cm²	
130	0.7388	650.4				
140	0.7594	655.5	0.6295	654.5		
150	0.7798	660.5	0.6468	659.6	0.4805	657.7
160	0.8000	665.5	0.6639	664.7	0.4938	663.0
170	0.8200	670.4	0.6808	669.7	0.5068	668.1
180	0.8398	675.3	0.6976	674.7	0.5197	673.3
190	0.8596	680.2	0.7142	679.6	0.5324	678.3
200	0.8793	685.1	0.7307	684.5	0.5451	683.3
210	0.8988	689.9	0.7472	689.4	0.5578	688.3
220	0.9183	694.8	0.7636	694.3	0.5701	693.3
230	0.9377	699.6	0.7799	699.1	0.5825	698.2
240	0.9571	704.4	0.7961	704.0	0.5948	703.1
250	0.9764	709.2	0.8123	708.8	0.6071	708.0
260	0.9957	714.0	0.8284	713.7	0.6193	712.9
270	1.015	718.9	0.8445	718.5	0.6315	717.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=2.5$ kgf/cm²		$P=3.0$ kgf/cm²		$P=4.0$ kgf/cm²	
230	1.034	723.7	0.8606	723.4	0.6437	722.7
290	1.053	728.5	0.8767	728.2	0.6558	727.6
300	1.072	733.4	0.8927	733.1	0.6679	732.6
310	1.092	738.2	0.9087	738.0	0.6800	737.4
320	1.111	743.1	0.9246	742.8	0.6920	742.3
330	1.130	748.0	0.9406	747.7	0.7041	747.2
340	1.149	752.8	0.9566	752.6	0.7161	752.1
350	1.168	757.7	0.9725	757.5	0.7281	757.1
360	1.187	762.6	0.9884	762.4	0.7401	762.0
370	1.206	767.6	1.0043	767.4	0.7520	767.0
380	1.225	772.5	1.0202	772.3	0.7640	771.9
390	1.244	777.4	1.0360	777.3	0.7760	776.9
400	1.263	782.4	1.0519	782.2	0.7879	781.9
410	1.232	787.4	1.068	787.2	0.7998	786.8
420	1.301	792.4	1.084	792.2	0.8117	791.8
430	1.320	797.3	1.099	797.2	0.8237	796.9
440	1.339	302.4	1.115	802.2	0.8356	801.9
450	1.358	807.4	1.131	807.2	0.3475	806.9
	$P=5.0$ kgf/cm²		$P=6.0$ kgf/cm²		$P=7.0$ kgf/cm²	
160	0.3915	661.1	0.3232	659.2		
170	0.4023	666.5	0.3325	664.8	0.2826	663.1
180	0.4129	671.8	0.3416	670.3	0.2906	668.7
190	0.4233	677.0	0.3505	675.6	0.2984	674.2
200	0.4336	682.1	0.3593	680.9	0.3061	679.6

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=5.0$ kgf/cm²		$P=6.0$ kgf/cm²		$P=7.0$ kgf/cm²	
210	0.4438	687.2	0.3679	686.1	0.3137	685.0
220	0.4540	692.3	0.3765	691.2	0.3212	690.2
230	0.4640	697.3	0.3850	696.3	0.3286	695.4
240	0.4740	702.3	0.3934	701.4	0.3359	700.5
250	0.4839	707.2	0.4018	706.4	0.3432	705.6
260	0.4938	712.2	0.4101	711.4	0.3504	710.7
270	0.5037	717.1	0.4184	716.4	0.3575	715.7
280	0.5135	722.1	0.4267	721.4	0.3647	720.7
290	0.5232	727.0	0.4349	726.4	0.3718	725.7
300	0.5330	731.9	0.4431	731.3	0.3788	730.7
310	0.5427	736.8	0.4512	736.3	0.3859	735.7
320	0.5524	741.8	0.4594	741.3	0.3929	740.7
330	0.5621	746.7	0.4675	746.2	0.3999	745.7
340	0.5718	751.7	0.4756	751.2	0.4069	750.7
350	0.5814	756.6	0.4837	756.2	0.4138	755.7
360	0.5911	761.6	0.4918	761.1	0.4208	760.7
370	0.6007	766.5	0.4998	766.1	0.4277	765.7
380	0.6103	771.5	0.5078	771.1	0.4347	770.7
390	0.6199	776.5	0.5159	776.1	0.4416	775.7
400	0.6295	781.5	0.5239	781.1	0.4485	780.8
410	0.6391	786.5	0.5319	786.2	0.4554	785.8
420	0.6486	791.5	0.5339	791.2	0.4622	790.8
430	0.6582	796.5	0.5479	796.2	0.4691	795.8
440	0.6678	801.6	0.5559	801.3	0.4760	801.0
450	0.6773	806.6	0.5638	806.3	0.4828	806.0

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=5.0$ kgf/cm²		$P=6.0$ kgf/cm²		$P=7.0$ kgf/cm²			$P=8.0$ kgf/cm²		$P=9.0$ kgf/cm²		$P=10.0$ kgf/cm²	
							170	0.2451	661.2				
460	0.6868	811.7	0.5718	811.4	0.4897	811.1	180	0.2523	667.1	0.2225	665.4	0.1985	663.7
470	0.6964	816.8	0.5798	816.5	0.4905	816.2	190	0.2593	672.8	0.2289	671.3	0.2045	669.8
480	0.7059	821.9	0.5878	821.6	0.5034	821.3	200	0.2662	678.3	0.2352	677.0	0.2013	675.6
490	0.7154	827.0	0.5957	826.7	0.5102	826.4	210	0.2730	683.8	0.2413	682.6	0.2159	681.3
500	0.7249	832.1	0.6030	831.8	0.5170	831.6							
							220	0.2796	689.1	0.2473	688.0	0.2214	686.9
							230	0.2862	694.4	0.2532	693.4	0.2269	692.4
510	0.7344	837.2	0.6116	837.0	0.5238	836.7	240	0.2927	699.6	0.2591	698.7	0.2322	697.7
520	0.7440	842.4	0.6195	842.1	0.5307	841.9	250	0.2991	704.8	0.2649	703.9	0.2375	703.0
530	0.7535	847.5	0.6275	847.3	0.5375	847.1	260	0.3055	709.9	0.2706	709.1	0.2427	708.3
540	0.7630	852.7	0.6354	852.5	0.5443	852.3							
550	0.7725	857.9	0.6433	857.7	0.5511	857.5	270	0.3119	715.0	0.2763	714.2	0.2479	713.5
							280	0.3182	720.0	0.2820	719.4	0.2530	718.7
							290	0.3244	725.1	0.2876	724.5	0.2581	723.8
560					0.5579	862.7	300	0.3307	730.1	0.2932	729.5	0.2632	728.9
570					0.5647	867.9	310	0.3369	735.2	0.2987	734.6	0.2682	734.0
580					0.5715	873.2							
590					0.5783	878.4	320	0.3430	740.2	0.3043	739.6	0.2732	739.1
600					0.5851	883.7	330	0.3492	745.2	0.3098	744.7	0.2782	744.2
							340	0.3553	750.2	0.3153	749.7	0.2832	749.2
							350	0.3615	755.2	0.3207	754.8	0.2881	754.3
610					0.5919	889.0	360	0.3676	760.2	0.3262	759.8	0.2931	759.4
620					0.5986	894.3							
630					0.6054	899.6	370	0.3737	765.3	0.3316	764.9	0.2980	764.4
640					0.6122	905.0	380	0.3798	770.3	0.3371	769.9	0.3029	769.5
650					0.6190	910.3	390	0.3858	775.4	0.3425	775.0	0.3078	774.6
							400	0.3919	780.4	0.3479	780.0	0.3127	779.7
							410	0.3979	785.4	0.3533	785.1	0.3176	784.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=8.0$ kgf/cm²		$P=9.0$ kgf/cm²		$P=10.0$ kgf/cm²			$P=11.0$ kgf/cm²		$P=12.0$ kgf/cm²		$P=13.0$ kgf/cm²	
420	0.4040	790.5	0.3587	790.2	0.3224	789.8	190	0.1845	668.2	0.1678	666.5		
430	0.4100	795.6	0.3640	795.2	0.3273	794.9	200	0.1899	674.2	0.1729	672.8	0.1584	671.2
440	0.4160	800.6	0.3694	800.3	0.3321	800.0	210	0.1951	680.0	0.1778	678.8	0.1631	677.4
450	0.4220	805.7	0.3748	805.4	0.3370	805.1	220	0.2002	685.7	0.1826	684.6	0.1676	683.4
460	0.4281	810.0	0.3801	810.5	0.3418	810.2	230	0.2053	691.3	0.1872	690.2	0.1720	689.2
470	0.4341	815.9	0.3855	815.7	0.3466	815.4	240	0.2102	696.8	0.1918	695.8	0.1763	694.8
480	0.4401	821.1	0.3908	820.8	0.3514	820.5	250	0.2151	702.2	0.1964	701.3	0.1805	700.4
490	0.4461	826.2	0.3962	825.9	0.3563	825.7	260	0.2199	707.5	0.2008	706.7	0.1847	705.8
500	0.4520	831.3	0.4015	831.1	0.3611	830.8	270	0.2246	712.7	0.2052	712.0	0.1888	711.2
510	0.4580	836.5	0.4068	836.2	0.3659	836.0	280	0.2293	718.0	0.2096	717.3	0.1929	716.5
520	0.4640	841.7	0.4122	841.4	0.3707	841.2	290	0.2340	723.2	0.2139	722.5	0.1969	721.8
530	0.4700	864.8	0.4175	846.6	0.3755	846.4	300	0.2368	728.3	0.2182	727.7	0.2009	727.1
540	0.4760	852.0	0.4228	851.8	0.3803	851.6	310	0.2432	733.4	0.2224	732.8	0.2048	732.3
550	0.4819	857.3	0.4281	857.0	0.3851	856.8	320	0.2478	738.5	0.2267	738.0	0.2088	737.4
560	0.4879	862.5	0.4334	862.3	0.3898	862.1	330	0.2524	743.6	0.2309	743.1	0.2127	742.6
570	0.4938	867.7	0.4387	867.5	0.3946	867.3	340	0.2569	748.7	0.2351	748.2	0.2166	747.7
580	0.4998	873.0	0.4440	872.8	0.3994	872.6	350	0.2615	753.8	0.2392	753.4	0.2204	752.9
590	0.5057	878.2	0.4493	878.0	0.4042	877.9	360	0.2660	758.9	0.2434	758.5	0.2243	758.0
600	0.5117	883.5	0.4546	883.3	0.4090	883.2	370	0.2705	764.0	0.2475	763.6	0.2281	763.2
610	0.5176	888.8	0.4599	888.6	0.4137	888.5	80	0.2750	769.1	0.2517	768.7	0.2320	768.3
620	0.5236	894.1	0.4652	893.9	0.4185	893.8	390	0.2794	774.2	0.2558	773.8	0.2358	773.4
630	0.5295	899.4	0.4705	899.6	0.4233	899.1	400	0.2839	779.3	0.2599	778.9	0.2396	778.6
640	0.5355	904.8	0.4758	904.6	0.4280	904.4	410	0.2883	784.4	0.2640	784.0	0.2433	783.7
650	0.5414	910.1	0.4811	910.0	0.4328	909.8	420	0.2928	789.5	0.2680	789.2	0.2471	788.8
							430	0.2972	794.6	0.2721	794.3	0.2509	793.9

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=11.0$ kgf/cm²		$P=12.0$ kgf/cm²		$P=13.0$ kgf/cm²			$P=14.0$ kgf/cm²		$P=15.0$ kgf/cm²		$P=16.0$ kgf/cm²	
440	0.3016	799.7	0.2762	799.4	0.2547	799.1	200	0.1461	669.7	0.1353	668.1		
450	0.3060	804.8	0.2802	804.5	0.2584	804.2	210	0.1505	676.0	0.1395	674.6	0.1299	673.2
460	0.3104	810.0	0.2843	809.7	0.2622	809.4	220	0.1548	628.2	0.1436	680.9	0.1338	679.6
470	0.3148	815.1	0.2883	814.8	0.2659	814.5	230	0.1589	688.1	0.1476	686.9	0.1376	685.8
480	0.3192	820.2	0.2924	820.0	0.2696	819.7	240	0.1630	693.8	0.1514	692.8	0.1413	691.8
490	0.3236	825.4	0.2964	825.1	0.2734	824.9	250	0.1669	699.4	0.1552	698.5	0.1449	697.6
500	0.3280	830.6	0.3004	830.3	0.2771	830.1	260	0.1709	705.0	0.1589	704.1	0.1484	703.3
510	0.3324	835.8	0.3045	835.5	0.2808	835.3	270	0.1747	710.4	0.1625	709.6	0.1518	708.8
520	0.3368	841.0	0.3085	840.7	0.2845	840.5	280	0.1785	715.8	0.1661	715.1	0.1552	714.3
530	0.3411	846.2	0.3125	845.9	0.2883	845.7	290	0.1823	721.1	0.1697	720.5	0.1586	719.8
540	0.3455	815.4	0.3165	851.2	0.2920	850.9	300	0.1860	726.4	0.1732	725.8	0.1619	725.1
550	0.3498	856.6	0.3205	856.4	0.2957	856.2	310	0.1897	731.7	0.1766	731.1	0.1652	730.5
560	0.3542	861.8	0.3245	861.6	0.2994	861.4	320	0.1934	736.9	0.1801	736.3	0.1685	735.8
570	0.3586	867.1	0.3285	866.9	0.3031	866.7	330	0.1971	742.1	0.1835	741.5	0.1717	741.0
580	0.3629	872.4	0.3325	872.2	0.3068	872.0	340	0.2007	747.2	0.1869	746.7	0.1749	746.2
590	0.3673	877.7	0.3365	877.5	0.3104	877.3	350	0.2043	752.4	0.1903	751.9	0.1781	715.4
600	0.3716	883.0	0.3405	882.8	0.3141	882.6	360	0.2079	757.6	0.1937	757.1	0.1813	756.7
610	0.3760	888.3	0.3445	888.1	0.3178	887.9	370	0.2115	762.7	0.1971	762.3	0.1844	761.9
620	0.3803	893.6	0.3485	893.4	0.3215	893.2	380	0.2150	767.9	0.2004	767.6	0.1876	767.1
630	0.3846	898.9	0.3524	898.8	0.3252	898.6	390	0.2186	773.1	0.2037	772.7	0.1907	772.3
640	0.3890	904.3	0.3564	904.1	0.3289	904.0	400	0.2221	778.2	0.2071	777.8	0.1938	777.4
650	0.3933	909.7	0.3604	909.5	0.3326	909.3	410	0.2257	783.3	0.2104	783.0	0.1970	782.6
							420	0.2292	788.5	0.2137	788.1	0.2001	787.8
							430	0.2327	793.6	0.2170	793.3	0.2032	793.0
							440	0.2362	798.8	0.2202	798.4	0.2062	798.1

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=14.0$ kgf/cm²		$P=15.0$ kgf/cm²		$P=16.0$ kgf/cm²			$P=17.0$ kgf/cm²		$P=18.0$ kgf/cm²		$P=19.0$ kgf/cm²	
450	0.2397	803.9	0.2235	803.6	0.2093	803.3	210	0.1214	671.7	0.1139	670.2	0.1071	668.6
460	0.2432	809.1	0.2268	808.8	0.2124	808.5	220	0.1252	678.3	0.1175	677.0	0.1106	675.6
470	0.2467	814.2	0.2330	814.0	0.2155	813.7	230	0.1288	684.6	0.1210	683.4	0.1140	68 .2
480	0.2502	819.4	0.2303	819.2	0.2185	818.9	240	0.1323	690.7	0.1244	689.6	0.1172	688.5
490	0.2536	824.6	0.2365	824.4	0.2216	824.1	250	0.1358	696.6	0.1276	695.6	0.1204	694.6
500	0.2571	829.8	0.2398	829.6	0.2246	829.3	260	0.1391	702.4	0.1308	701.5	0.1235	700.6
510	0.2606	835.0	0.2430	834.8	0.2277	834.5	270	0.1424	708.0	0.1340	707.2	0.1265	706.4
520	0.2640	840.2	0.2463	840.0	0.2307	839.8	280	0.1456	713.6	0.1371	712.8	0.1294	712.1
530	0.2675	845.5	0.2495	845.2	0.2337	845.0	290	0.1488	719.1	0.1401	718.4	0.1323	717.7
540	0.2709	850.7	0.2527	850.5	0.2368	850.3	300	0.1520	724.5	0.1431	723.8	0.1352	723.2
550	0.2744	856.0	0.2559	855.7	0.2398	855.5							
560	0.2778	861.2	0.2591	861.0	0.2428	860.8	310	0.1551	729.9	0.1461	729.2	0.1381	728.6
570	0.2813	866.5	0.2624	866.3	0.2458	866.1	320	0.1582	735.2	0.1490	734.6	0.1409	734.0
580	0.2847	871.8	0.2656	871.6	0.2488	871.4	330	0.1612	740.5	0.1519	739.9	0.1436	739.4
590	0.2881	877.1	0.2688	876.9	0.2519	876.7	340	0.1643	745.7	0.1548	745.2	0.1464	744.7
600	0.2916	882.4	0.2720	882.2	0.2549	882.0	350	0.1673	751.0	0.1577	750.5	0.1491	750.0
610	0.2950	887.7	0.2752	887.6	0.2579	887.4	360	0.1703	756.2	0.1606	755.7	0.1518	755.3
620	0.2984	839.1	0.2784	892.9	0.2609	892.7	370	0.1733	761.4	0.1634	761.0	0.1546	760.6
							380	0.1763	766.7	0.1662	766.3	0.1572	765.8
630	0.3018	898.4	0.2816	898.2	0.2639	898.1	390	0.1792	771.9	0.1690	771.5	0.1599	771.1
640	0.3053	903.8	0.2848	903.6	0.2669	903.4	400	0.1822	777.1	0.1718	776.7	0.1626	776.3
650	0.3087	909.2	0.2880	909.0	0.2699	908.8	410	0.1851	782.3	0.1746	781.9	0.1652	781.5
							420	0.1881	787.4	0.1774	787.1	0.1679	786.8
							430	0.1910	792.6	0.1802	792.3	0.1705	792.0
							440	0.1939	797.8	0.1829	797.5	0.1731	797.2
							450	0.1968	803.0	0.1857	802.7	0.1757	802.4

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=17.0$ kgf/cm²		$P=18.0$ kgf/cm²		$P=19.0$ kgf/cm²			$P=20.0$ kgf/cm²		$P=21.0$ kgf/cm²		$P=22.0$ kgf/cm²	
460	0.1997	808.2	0.1884	807.9	0.1784	807.6	220	0.1044	674.2	0.09875	672.8	0.09361	671.3
470	0.2026	813.4	0.1912	813.1	0.1809	812.8	230	0.1077	681.0	0.10194	679.7	0.09672	678.4
480	0.2055	818.6	0.1939	818.3	0.1835	818.1	240	0.1108	687.4	0.10500	686.3	0.09970	685.1
490	0.2084	823.8	0.1966	823.6	0.1861	823.3	250	0.1139	693.6	0.1079	692.6	0.1026	691.6
500	0.2112	829.0	0.1994	828.8	0.1887	828.5	260	0.1168	699.7	0.1108	698.8	0.1053	697.8
510	0.2141	834.3	0.2021	834.0	0.1913	833.8	270	0.1197	705.6	0.1136	704.7	0.1080	703.9
520	0.2170	839.5	0.2048	839.3	0.1939	839.0	280	0.1226	711.3	0.1163	710.5	0.1107	709.8
530	0.2198	844.8	0.2075	844.5	0.1964	844.3	290	0.1254	717.0	0.1190	716.2	0.1133	715.5
540	0.2227	850.0	0.2102	849.8	0.1990	849.6	300	0.1281	722.5	0.1217	721.9	0.1158	721.2
550	0.2255	855.3	0.2129	855.1	0.2016	854.9	310	0.1308	728.0	0.1243	727.4	0.1183	726.8
560	0.2284	860.6	0.2156	860.4	0.2041	860.2	320	0.1335	733.4	0.1268	732.9	0.1208	732.3
570	0.2312	865.9	0.2183	865.7	0.2067	865.5	330	0.1362	738.8	0.1294	738.3	0.1232	737.7
580	0.2341	871.2	0.2210	871.0	0.2092	870.8	340	0.1388	744.2	0.1319	743.7	0.1256	743.1
590	0.2369	876.5	0.2236	876.3	0.2118	876.1	350	0.1414	749.5	0.1344	749.0	0.1280	748.5
600	0.2398	818.8	0.2263	818.7	0.2143	881.5	360	0.1440	754.8	0.1369	754.4	0.1304	753.9
610	0.2426	887.2	0.2290	887.0	0.2169	886.8	370	0.1466	760.1	0.1394	759.7	0.1328	759.2
620	0.2454	852.5	0.2317	892.4	0.2194	892.2	380	0.1491	765.4	0.1418	765.0	0.1352	764.6
630	0.2483	897.9	0.2344	897.7	0.2219	897.6	390	0.1517	770.7	0.1443	770.3	0.1375	769.9
640	0.2511	903.3	0.2370	903.1	0.2245	903.0	400	0.1542	775.9	0.1467	775.6	0.1398	775.2
650	0.2539	908.7	0.2397	908.5	0.2270	908.4	410	0.1568	781.2	0.1491	780.8	0.1421	780.4
							420	0.1593	786.4	0.1515	786.1	0.1444	785.7
							430	0.1618	791.6	0.1539	791.3	0.1467	791.0
							440	0.1643	796.8	0.1563	796.5	0.1490	796.2
							450	0.1668	802.1	0.1587	801.8	0.1513	801.5
							460	0.1692	807.3	0.1610	807.0	0.1536	806.7

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=20.0$ kgf/cm²		$P=21.0$ kgf/cm²		$P=22.0$ kgf/cm²			$P=23.0$ kgf/cm²		$P=24.0$ kgf/cm²		$P=25.0$ kgf/cm²	
470	0.1717	812.5	0.1634	812.3	0.1558	812.0	220	0.08890	669.8				
480	0.1742	817.8	0.1658	817.5	0.1581	817.2	230	0.09195	677.1	0.08756	675.7	0.08352	674.3
490	0.1767	823.0	0.1681	822.8	0.1603	822.5	240	0.09485	684.0	0.09040	682.8	0.08630	681.5
500	0.1791	828.3	0.1705	828.0	0.1626	827.8	250	0.09763	690.5	0.09311	689.5	0.08895	688.4
510	0.1816	833.5	0.1728	833.3	0.1648	833.0	260	0.1003	696.9	0.09573	695.9	0.09150	694.9
520	0.1840	838.8	0.1752	838.6	0.1671	838.3	270	0.1029	703.0	0.09826	702.1	0.09396	701.2
530	0.1865	844.1	0.1775	843.8	0.1693	843.6	280	0.1055	709.0	0.1007	708.1	0.09637	707.3
540	0.1889	849.4	0.1798	849.1	0.1715	848.9	290	0.1080	714.8	0.1032	714.0	0.09871	713.3
550	0.1914	854.7	0.1821	854.4	0.1738	854.2	300	0.1104	720.5	0.1055	719.8	0.1010	719.1
560	0.1938	860.0	0.1845	859.8	0.1760	859.5	310	0.1129	726.1	0.1079	725.5	0.1033	724.8
570	0.1962	865.3	0.1868	865.1	0.1782	864.9	320	0.1152	731.7	0.1102	731.1	0.1055	730.5
580	0.1987	870.6	0.1891	870.4	0.1804	870.2	330	0.1176	737.2	0.1124	736.6	0.1077	736.0
590	0.2011	875.9	0.1914	875.8	0.1826	875.6	340	0.1199	742.6	0.1147	742.1	0.1099	741.5
600	0.2035	881.3	0.1937	881.1	0.1848	880.9	350	0.1222	748.0	0.1169	747.5	0.1120	747.0
610	0.2059	886.6	0.1960	886.5	0.1870	886.3	360	0.1245	753.4	0.1191	753.0	0.1142	752.5
620	0.2083	892.0	0.1983	891.8	0.1892	891.7	370	0.1268	758.8	0.1213	758.4	0.1163	757.9
630	0.2108	897.4	0.2006	897.2	0.1914	897.0	380	0.1291	761.2	0.1235	763.7	0.1184	763.3
640	0.2132	902.8	0.2029	902.6	0.1936	902.4	390	0.1313	769.5	0.1257	769.4	0.1205	768.7
650	0.2156	908.2	0.2052	908.0	0.1958	907.9	400	0.1336	774.8	0.1278	774.4	0.1225	774.0
							410	0.1358	780.1	0.1299	779.7	0.1246	779.3
							420	0.1380	785.4	0.1321	785.0	0.1266	784.6
							430	0.1402	790.6	0.1342	790.3	0.1287	790.0
							440	0.1424	795.9	0.1363	795.6	0.1307	795.2
							450	0.1446	801.2	0.1384	800.8	0.1327	800.5
							460	0.1468	806.4	0.1405	806.1	0.1347	805.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=23.0$ kgf/cm²		$P=24.0$ kgf/cm²		$P=25.0$ kgf/cm²			$P=26.0$ kgf/cm²		$P=27.0$ kgf/cm²		$P=28.0$ kgf/cm²	
470	0.1489	811.7	0.1426	811.4	0.1368	811.1	230	0.07978	672.9	0.07630	671.5	0.07306	670.0
480	0.1511	817.0	0.1447	816.7	0.1388	816.4	240	0.08250	680.3	0.07898	679.0	0.07570	677.7
490	0.1532	822.2	0.1467	822.0	0.1408	821.7	250	0.08510	687.3	0.08153	686.1	0.07820	685.0
500	0.1554	827.5	0.1488	827.2	0.1127	827.0	260	0.08759	693.9	0.08396	692.9	0.08059	691.9
510	0.1576	832.8	0.1509	832.6	0.1447	832.3	270	0.08999	700.3	0.08631	609.4	0.08288	698.5
520	0.1597	838.1	0.1529	837.8	0.1467	837.6	280	0.09233	706.5	0.08858	705.7	0.08511	704.8
530	0.1618	843.4	0.1550	843.2	0.1487	842.9	290	0.09461	712.5	0.09080	711.8	0.08727	711.0
540	0.1640	878.7	0.1570	848.5	0.1507	848.2	300	0.09684	718.4	0.09297	717.7	0.08938	717.0
550	0.1661	854.0	0.1591	853.8	0.1526	853.6	310	0.09903	724.2	0.09510	723.5	0.09145	722.9
560	0.1682	859.3	0.1611	859.2	0.1546	858.9	320	0.1012	729.9	0.09720	729.3	0.09349	728.6
570	0.1704	864.7	0.1632	864.5	0.1565	864.3	330	0.1033	735.5	0.09926	734.9	0.09550	734.3
580	0.1725	870.0	0.1652	869.8	0.1585	869.6	340	0.1054	741.0	0.1013	740.5	0.09747	739.9
590	0.1746	875.4	0.1672	875.2	0.1605	875.0	350	0.1075	746.5	0.1033	746.0	0.09943	745.5
600	0.1767	880.7	0.1693	880.5	0.1624	880.4	360	0.1096	752.0	0.1053	751.5	0.1014	751.1
610	0.1788	886.1	0.1713	885.9	0.1644	885.7	370	0.1116	757.5	0.1073	757.0	0.1033	756.6
620	0.1809	891.5	0.1733	891.3	0.1663	891.1	380	0.1136	762.9	0.1092	762.5	0.1052	762.0
630	0.1830	896.9	0.1753	896.7	0.1683	896.5	390	0.1156	768.3	0.1112	767.9	0.1071	767.5
640	0.1852	902.3	0.1771	902.1	0.1702	901.9	400	0.1176	773.6	0.1131	773.2	0.1089	772.9
650	0.1873	907.7	0.1794	907.5	0.1721	907.4	410	0.1196	779.0	0.1150	778.6	0.1108	778.2
							420	0.1216	784.3	0.1170	783.9	0.1126	788.6
							430	0.1236	789.6	0.1189	789.3	0.1145	788.9
							440	0.1255	791.9	0.1208	794.6	0.1163	794.3
							450	0.1275	800.2	0.1226	799.9	0.1181	799.6
							460	0.1294	805.5	0.1246	805.2	0.1199	804.9
							470	0.1314	810.8	0.1264	810.5	0.1217	810.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=26.0$ kgf/cm²		$P=27.0$ kgf/cm²		$P=28.0$ kgf/cm²			$P=29.0$ kgf/cm²		$P=30.0$ kgf/cm²		$P=31.0$ kgf/cm²	
							240	0.07264	676.4	0.06978	675.1	0.06710	673.7
480	0.1333	816.1	0.1282	815.8	0.1235	815.6	250	0.07511	683.8	0.07221	682.7	0.06949	681.4
490	0.1352	821.4	0.1301	821.2	0.1253	820.9	260	0.07745	690.6	0.07451	689.8	0.07176	688.7
500	0.1371	826.7	0.1320	826.5	0.1271	826.2	270	0.07969	697.6	0.07671	696.8	0.07392	695.6
510	0.1390	832.0	0.1338	831.8	0.1289	830.5	280	0.08187	704.0	0.07884	703.1	0.07600	702.3
520	0.1410	837.4	0.1356	837.1	0.1307	836.9							
							290	0.08398	710.2	0.08090	709.4	0.07802	708.6
							200	0.08604	716.3	0.08291	715.6	0.07999	714.8
530	0.1429	842.7	0.1375	842.4	0.1325	842.2	310	0.08805	722.2	0.08488	721.6	0.08191	720.9
540	0.1448	848.0	0.1393	847.8	0.1343	847.6	320	0.09004	728.0	0.08681	727.4	0.08379	726.8
550	0.1467	853.3	0.1411	853.1	0.1360	852.9	330	0.09198	733.8	0.08871	733.2	0.08564	723.6
560	0.1486	858.7	0.1430	858.5	0.1378	858.3							
570	0.1504	864.0	0.1448	863.8	0.1395	863.6	340	0.09391	739.4	0.09058	738.8	0.08746	738.3
							350	0.09581	745.0	0.09242	744.5	0.08926	744.0
							360	0.09769	750.6	0.09425	750.1	0.09104	749.6
580	0.1523	869.4	0.1466	869.2	0.1413	869.0	370	0.09954	756.1	0.09606	755.7	0.09279	755.2
590	0.1542	874.8	0.1484	874.6	0.1430	874.4	380	0.1014	761.6	0.09784	761.2	0.49453	760.7
600	0.1561	880.2	0.1502	880.0	0.1448	879.8							
610	0.1580	885.6	0.1520	885.4	0.1466	885.2	390	0.1032	767.1	0.09962	766.6	0.09626	766.2
620	0.1598	891.0	0.1539	890.8	0.1483	890.6	400	0.1050	772.5	0.1014	772.1	0.09797	771.7
							410	0.1068	777.9	0.1031	777.5	0.09967	777.1
							420	0.1086	783.2	0.1049	782.9	0.1014	782.5
630	0.1617	896.4	0.1557	896.2	0.1500	896.0	430	0.1104	788.6	0.1066	788.2	0.1030	787.9
640	0.1636	901.8	0.1575	901.6	0.1518	901.4							
650	0.1655	907.2	0.1593	907.0	0.1535	906.9	440	0.1122	793.9	0.1083	793.6	0.1047	793.3
							450	0.1139	799.3	0.1100	799.0	0.1064	798.6
							460	0.1157	804.6	0.1117	804.3	0.1080	804.0
							470	0.1174	810.0	0.1134	809.7	0.1079	809.4
							480	0.1192	815.3	0.1151	815.0	0.1113	814.7

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=29.0$ kgf/cm²		$P=30.0$ kgf/cm²		$P=31.0$ kgf/cm²			$P=32.0$ kgf/cm²		$P=33.0$ kgf/cm²		$P=34.0$ kgf/cm²	
490	0.1209	820.6	0.1168	820.4	0.1129	820.1	240	0.06457	672.3	0.06219	670.8	0.05994	669.4
500	0.1227	826.0	0.1185	825.7	0.1146	825.4	250	0.06694	680.2	0.06454	679.0	0.06227	677.7
510	0.1244	831.3	0.1202	831.0	0.1162	830.8	260	0.06917	687.6	0.06674	686.5	0.06444	685.4
520	0.1261	836.6	0.1218	836.4	0.1178	836.2	270	0.07130	694.7	0.06883	693.7	0.06651	692.7
530	0.1278	842.0	0.1235	841.8	0.1194	841.5	280	0.07334	701.4	0.07084	700.5	0.06848	699.6
540	0.1295	847.3	0.1251	847.1	0.1210	846.9	290	0.07532	707.8	0.07278	707.0	0.07039	706.2
550	0.1312	852.7	0.1268	852.5	0.1226	852.2	300	0.07724	714.1	0.07466	713.4	0.07223	712.6
560	0.1330	858.1	0.1284	857.8	0.1212	857.6	310	0.07912	720.2	0.07650	719.5	0.07403	718.8
570	0.1347	863.4	0.1301	863.2	0.1258	863.0	320	0.08096	726.2	0.07830	725.5	0.07579	724.9
580	0.1364	868.8	0.1317	868.6	0.1274	868.4	330	0.08276	732.0	0.08006	731.4	0.07752	730.8
590	0.1380	874.2	0.1334	874.0	0.1290	873.8	340	0.08454	737.7	0.08180	737.2	0.07921	736.6
600	0.1397	879.6	0.1350	879.4	0.1306	879.2	350	0.08629	743.4	0.08350	742.9	0.08088	742.4
							360	0.08802	749.1	0.08519	748.6	0.08258	748.2
							370	0.08973	754.7	0.08686	754.3	0.08415	753.8
610	0.1414	885.0	0.1367	884.8	0.1322	884.6	380	0.09143	760.3	0.08851	759.9	0.08576	759.4
620	0.1431	890.4	0.1383	890.2	0.1338	890.1							
630	0.1448	895.8	0.1399	895.7	0.1354	895.5							
640	0.1465	910.3	0.1416	901.1	0.1369	900.9	390	0.09310	765.8	0.09014	765.4	0.08735	765.0
650	0.1482	906.7	0.1432	906.6	0.1385	906.4	400	0.09477	771.3	0.09176	770.9	0.08893	770.5
							410	0.09642	776.7	0.09337	776.4	0.09050	776.0
							420	0.09806	782.2	0.09497	781.8	0.09206	781.4
							430	0.09969	787.6	0.09656	787.2	0.09360	786.9

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=32.0$ kgf/cm²		$P=33.0$ kgf/cm²		$P=34.0$ kgf/cm²			$P=35.0$ kgf/cm²		$P=36.0$ kgf/cm²		$P=37.0$ kgf/cm²	
440	0.1013	793.0	0.09813	792.6	0.09514	792.3							
450	0.1029	798.3	0.09970	798.0	0.09667	797.7	250	0.06012	676.4	0.05809	675.1	0.05616	673.7
460	0.1045	803.7	0.1013	830.4	0.09819	830.1	260	0.06228	684.3	0.06022	683.1	0.05828	681.9
470	0.1061	809.1	0.1028	808.8	0.09970	808.5	270	0.06431	691.7	0.06224	690.6	0.06027	689.8
480	0.1077	814.4	0.1044	814.2	0.10121	813.9	280	0.06626	698.7	0.06415	697.8	0.06216	696.6
							290	0.06813	705.1	0.09599	704.6	0.06397	703.7
490	0.1093	819.8	0.1059	819.5	0.10271	819.3	300	0.06994	711.9	0.06777	711.1	0.06572	710.3
500	0.1109	825.2	0.1074	824.9	0.1042	824.6	310	0.07170	718.1	0.06950	717.4	0.06742	716.7
510	0.1125	830.5	0.1090	830.3	0.1057	830.0							
520	0.1140	835.9	0.1105	835.7	0.1072	835.4							
530	0.1150	841.3	0.1120	841.0	0.1086	840.8	320	0.07343	724.2	0.07119	723.6	0.06908	722.9
							330	0.07512	730.2	0.07285	729.6	0.07070	729.0
540	0.1172	846.6	0.1135	846.4	0.1101	846.2	340	0.07677	736.1	0.07447	735.5	0.07229	734.9
550	0.1187	852.0	0.1150	851.8	0.1116	851.6							
560	0.1203	857.4	0.1166	857.2	0.1131	857.0							
570	0.1218	862.8	0.1181	862.6	0.1145	862.4	350	0.07840	741.9	0.07607	741.4	0.07385	740.8
580	0.1234	868.2	0.1196	868.0	0.1160	867.8	360	0.08001	747.7	0.07764	747.2	0.07539	746.7
							370	0.08160	753.4	0.07919	752.9	0.07691	752.4
590	0.1249	873.6	0.1211	873.4	0.1174	873.2	380	0.08317	759.0	0.08072	758.5	0.07841	758.1
600	0.1265	879.0	0.1226	878.8	0.1189	878.7	390	0.08473	764.6	0.08224	764.2	0.07989	763.7
610	0.1280	884.5	0.1241	884.3	0.1204	884.1							
620	0.1295	889.9	0.1256	889.7	0.1218	889.5							
630	0.1311	895.3	0.1270	895.1	0.1233	895.9	400	0.08627	770.1	0.08375	769.7	0.08136	769.3
							410	0.08779	775.6	0.08524	775.2	0.08282	774.0
640	0.1326	900.8	0.1285	900.6	0.1247	900.4	420	0.08931	781.1	0.08672	780.7	0.08426	780.3
650	0.1341	906.2	0.1300	906.1	0.1261	905.9	430	0.09082	786.5	0.08819	786.2	0.08570	785.8
							440	0.09231	792.0	0.08965	791.6	0.08713	791.3

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=35.0$ kgf/cm²		$P=36.0$ kgf/cm²		$P=37.0$ kgf/cm²			$P=38.0$ kgf/cm²		$P=39.0$ kgf/cm²		$P=40.0$ kgf/cm²	
450	0.09380	797.4	0.09110	797.1	0.08854	796.8	250	0.05433	672.3	0.05259	670.9	0.05092	669.5
460	0.09529	802.8	0.09254	802.5	0.08995	802.2	260	0.05643	680.7	0.05468	679.5	0.05300	678.3
470	0.09676	808.2	0.09398	807.9	0.09135	807.6	270	0.05840	688.5	0.05662	687.5	0.05494	686.4
480	0.09823	813.6	0.09541	813.3	0.09275	813.0	280	0.06027	695.9	0.05847	694.9	0.05676	693.9
490	0.09969	819.0	0.09684	818.7	0.09414	818.4	290	0.06206	720.8	0.06023	702.0	0.05850	701.1
500	0.1011	824.4	0.09826	824.1	0.09552	823.9	300	0.06378	709.5	0.06193	708.8	0.06018	708.0
510	0.1026	829.8	0.09967	829.5	0.09690	829.3	310	0.06545	716.0	0.06357	715.3	0.06179	714.6
520	0.1040	835.2	0.1011	834.9	0.09827	834.7	320	0.06708	722.3	0.06517	721.6	0.06336	720.9
530	0.1055	840.6	0.1025	840.3	0.09964	840.1	330	0.06867	728.4	0.06673	724.8	0.06490	727.1
540	0.1069	846.0	0.1039	845.7	0.10101	845.5	340	0.07022	734.4	0.06826	733.8	0.06640	733.2
550	0.1083	851.4	0.1053	851.2	0.10236	850.9	350	0.07176	740.3	0.06976	739.7	0.06787	739.2
560	0.1098	856.8	0.1066	856.6	0.1037	856.3	360	0.07326	746.2	0.07124	745.7	0.06932	745.2
570	0.1112	862.2	0.1080	862.0	0.1051	861.8	370	0.07475	751.9	0.07270	751.5	0.07075	751.0
580	0.1126	867.6	0.1094	867.4	0.1064	867.2	380	0.07621	757.6	0.07413	757.2	0.07216	756.8
590	0.1140	873.0	0.1108	872.8	0.1078	872.7	390	0.07767	763.3	0.07555	762.9	0.07355	762.5
600	0.1154	878.5	0.1122	878.3	0.1091	878.1	400	0.07910	768.9	0.07696	768.5	0.07492	768.1
610	0.1169	883.9	0.1136	883.7	0.1104	883.5	410	0.08053	774.5	0.07835	774.1	0.07629	773.7
620	0.1183	889.4	0.1149	889.2	0.1118	889.0	420	0.08194	780.0	0.07974	779.6	0.07764	779.3
630	0.1197	894.8	0.1163	894.6	0.1131	894.4	430	0.08234	785.5	0.08111	785.1	0.07898	784.3
640	0.1211	900.3	0.1177	900.1	0.1144	899.9	440	0.08474	791.0	0.08247	790.6	0.08031	790.3
650	0.1225	905.7	0.1190	905.6	0.1158	904.5							

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=38.0$ kgf/cm²		$P=39.0$ kgf/cm²		$P=40.0$ kgf/cm²			$P=41.0$ kgf/cm²		$P=42.0$ kgf/cm²		$P=43.0$ kgf/cm²	
450	0.09293	796.4	0.08382	796.1	0.08164	795.8							
460	0.08749	801.9	0.08516	801.6	0.08295	801.3	260	0.05140	677.0	0.04988	675.7	0.01842	674.4
470	0.08886	807.3	0.08650	807.0	0.08426	806.7	270	0.05332	685.3	0.05179	684.4	0.05032	683.0
480	0.09023	812.8	0.08783	812.5	0.08556	812.2	280	0.05513	693.0	0.05358	692.0	0.05209	691.0
490	0.09158	818.2	0.08916	817.9	0.08685	817.6	290	0.05685	700.2	0.05528	699.3	0.05378	698.4
							300	0.05850	707.2	0.05691	706.4	0.05539	705.5
500	0.09293	823.6	0.09048	823.3	0.08814	823.1							
510	0.09428	829.0	0.09179	828.8	0.08943	828.5	310	0.06010	713.8	0.06575	713.1	0.05694	712.3
520	0.09562	834.4	0.09310	834.2	0.09070	834.0	320	0.06164	720.3	0.06713	719.6	0.05844	718.9
530	0.09695	839.9	0.09440	839.6	0.09198	839.4	330	0.06315	726.5	0.06848	725.9	0.05990	725.2
540	0.09828	845.3	0.09570	845.0	0.09325	844.8	340	0.06463	732.6	0.06982	732.0	0.06133	731.5
							350	0.06607	738.7	0.07114	738.1	0.06272	737.6
550	0.09960	850.7	0.09699	850.5	0.09450	850.3							
560	0.10093	856.1	0.09828	855.9	0.09577	855.7	360	0.06750	744.7	0.06575	744.1	0.06409	743.6
570	0.10224	861.6	0.09956	816.4	0.09702	861.2	370	0.06889	750.5	0.06713	750.0	0.06544	749.6
580	0.1036	867.0	0.10085	866.8	0.09827	866.6	380	0.07027	756.3	0.06848	755.8	0.06677	755.4
690	0.1049	872.5	0.10213	872.3	0.09953	872.1	390	0.07164	762.0	0.06982	716.6	0.06808	761.2
							400	0.07299	767.7	0.07114	767.3	0.06938	766.9
600	0.1062	877.9	0.1034	877.7	0.10078	877.5							
610	0.1075	883.4	0.1047	883.2	0.10202	883.0	410	0.07432	773.3	0.07245	772.9	0.07066	772.5
620	0.1088	888.8	0.1060	388.6	0.1033	888.5	420	0.07565	778.9	0.07375	778.5	0.07194	778.1
630	0.1101	894.3	0.1072	894.1	0.1045	893.9	430	0.07696	748.4	0.07503	784.1	0.07320	783.7
640	0.1114	899.8	0.1085	899.6	0.1057	899.4	440	0.07826	709.0	0.07631	789.6	0.07445	789.3
							450	0.07956	795.5	0.07758	795.1	0.07569	794.8
650	0.1127	905.2	0.1098	905.1	0.1070	904.9							

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=41.0$ kgf/cm²		$P=42.0$ kgf/cm²		$P=43.0$ kgf/cm²			$P=44.0$ kgf/cm²		$P=45.0$ kgf/cm²		$P=46.0$ kgf/cm²	
460	0.08084	801.0	0.07884	800.6	0.07692	800.3	260	0.04702	673.1	0.04568	671.7	0.04439	670.3
470	0.08212	806.4	0.08009	806.1	0.07815	805.8	270	0.04891	681.8	0.04756	680.7	0.04627	679.5
480	0.08339	811.9	0.08134	811.6	0.07937	811.3	280	0.05067	689.9	0.04932	688.9	0.04801	687.8
490	0.08466	817.4	0.08257	817.1	0.08058	816.8	290	0.05234	697.5	0.05097	696.6	0.04965	695.7
500	0.08592	822.8	0.08381	822.5	0.08179	822.3	300	0.05393	704.7	0.05254	730.9	0.05121	703.0
510	0.08718	828.2	0.08504	828.0	0.08299	827.7	310	0.05546	711.6	0.05405	710.8	0.05270	710.1
520	0.08843	833.7	0.08626	833.4	0.08419	833.2	320	0.05694	718.2	0.05551	717.5	0.05414	716.8
530	0.08967	839.2	0.08748	838.9	0.08538	838.7	330	0.05838	724.6	0.05693	724.0	0.05554	723.3
540	0.09091	844.6	0.08869	844.4	0.08657	844.1	340	0.05979	730.9	0.05832	730.3	0.05691	729.7
550	0.09214	850.0	0.08989	819.8	0.08775	849.6	350	0.06116	737.0	0.05967	736.4	0.05824	735.9
560	0.09337	855.5	0.09110	855.3	0.08892	855.1	360	0.06251	743.1	0.06099	742.6	0.05954	742.1
570	0.09460	861.0	0.09230	860.8	0.09010	860.5	370	0.06383	749.1	0.06230	748.6	0.06083	748.1
580	0.09583	866.4	0.09350	866.2	0.09127	866.0	380	0.06514	754.9	0.06358	754.5	0.06209	754.0
590	0.09705	871.9	0.09469	871.7	0.09244	871.5	390	0.06643	760.7	0.06484	760.3	0.06333	759.9
600	0.09827	877.3	0.09588	877.2	0.09361	877.0	400	0.06770	766.5	0.06610	766.1	0.06456	765.6
610	0.09949	882.8	0.09707	882.6	0.09477	882.4	410	0.06896	772.1	0.06733	771.8	0.06577	771.4
620	0.10070	888.3	0.09826	888.1	0.09593	887.9	420	0.07021	777.8	0.06856	777.4	0.06698	777.0
630	0.10191	893.8	0.09945	893.6	0.09709	893.4	430	0.07144	783.4	0.06977	783.0	0.06817	782.7
640	0.1031	899.2	0.10063	899.1	0.09825	898.9	440	0.07267	788.9	0.07097	788.6	0.06935	788.3
650	0.1043	940.7	0.10181	904.6	0.09940	904.4	450	0.07389	794.5	0.07217	794.2	0.07052	793.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=44.0$ kgf/cm²		$P=45.0$ kgf/cm²		$P=46.0$ kgf/cm²			$P=47.0$ kgf/cm²		$P=48.0$ kgf/cm²		$P=49.0$ kgf/cm²	
460	0.07510	800.0	0.07335	799.7	0.07168	799.4	260	0.04315	668.9				
470	0.07630	805.5	0.07453	805.2	0.07284	804.9	270	0.04503	678.2	0.04384	677.0	0.04269	675.7
480	0.07749	811.0	0.07570	810.7	0.07399	810.5	280	0.04676	686.8	0.04556	685.7	0.04441	684.6
490	0.07868	816.5	0.07687	816.2	0.07513	816.0	290	0.04639	694.7	0.04718	693.8	0.04601	692.8
500	0.07987	822.0	0.07803	821.7	0.07627	812.5	300	0.04993	702.2	0.04871	701.3	0.04753	700.5
510	0.08104	827.5	0.07918	827.2	0.07740	827.0	310	0.05141	709.3	0.05017	708.5	0.04898	707.7
520	0.08222	833.0	0.08033	832.7	0.07853	832.5	320	0.05283	716.1	0.05158	715.4	0.05037	714.7
530	0.08338	838.4	0.08147	838.2	0.07965	838.0	330	0.05421	722.7	0.05294	722.0	0.05072	721.4
540	0.08455	843.9	0.08261	843.7	0.08076	843.4	340	0.05556	729.1	0.05426	728.5	0.05302	727.9
550	0.08570	849.4	0.08374	849.2	0.08187	848.9	350	0.05678	735.3	0.05556	734.8	0.05430	734.2
560	0.08685	854.8	0.08487	854.6	0.08298	854.4	360	0.05816	741.5	0.5682	741.0	0.05555	740.5
570	0.08800	860.3	0.08600	860.1	0.08408	859.9	370	0.05942	747.6	0.05807	747.1	0.05677	746.6
580	0.08915	865.8	0.08712	865.6	0.08518	865.4	380	0.06056	753.6	0.05929	753.1	0.05797	752.6
590	0.09030	871.3	0.08824	871.1	0.08628	870.9	390	0.06188	759.4	0.06949	759.0	0.05916	758.6
600	0.09144	876.8	0.08936	876.6	0.08738	876.4	400	0.06309	765.2	0.06168	764.8	0.06033	764.4
610	0.09258	882.3	0.09048	882.1	0.08847	881.9	410	0.06428	771.0	0.06285	770.6	0.06148	770.2
620	0.09371	887.7	0.09159	887.6	0.08956	887.4	420	0.06546	776.7	0.06401	776.3	0.06262	775.9
630	0.09484	893.2	0.09270	893.1	0.09064	892.9	430	0.06663	782.3	0.06516	782.0	0.06375	781.6
640	0.09598	808.7	0.09381	898.6	0.09173	898.4	440	0.06779	787.9	0.06630	787.6	0.06487	787.9
650	0.09711	904.2	0.09491	904.1	0.09281	903.9	450	0.06894	793.5	0.06743	793.2	0.06598	792.2

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=47.0$ kgf/cm²		$P=48.0$ kgf/cm²		$P=49.0$ kgf/cm²			$P=50.0$ kgf/cm²		$P=52.0$ kgf/cm²		$P=54.0$ kgf/cm²	
460	0.07008	799.1	0.06855	798.8	0.06706	798.5	270	0.04158	674.4	0.03948	671.8	0.03753	669.0
470	0.07122	804.6	0.06967	804.3	0.06818	804.0	280	0.04330	683.5	0.04119	681.2	0.03924	678.8
480	0.07235	810.2	0.07077	809.9	0.06927	869.6	290	0.04489	691.8	0.04277	689.8	0.04081	687.7
490	0.07347	815.7	0.07187	815.4	0.07035	815.1	300	0.04640	699.6	0.04426	697.8	0.04227	696.0
500	0.07458	821.2	0.07297	820.9	0.07142	820.7	310	0.04783	706.9	0.04567	705.3	0.04366	703.7
510	0.07569	826.7	0.07406	826.5	0.07249	826.2	320	0.04921	714.0	0.04702	712.5	0.04499	711.0
520	0.07680	832.2	0.07514	832.0	0.07355	831.7	330	0.05054	720.7	0.04832	719.3	0.04626	718.0
530	0.07790	837.7	0.07622	837.5	0.07461	837.2	340	0.05183	727.2	0.04958	726.0	0.04750	724.7
540	0.07899	843.2	0.07729	843.0	0.07567	842.8	350	0.05309	733.6	0.05081	732.5	0.04870	731.3
550	0.08008	848.7	0.07836	848.5	0.07671	848.3	360	0.05432	740.0	0.05201	738.9	0.04986	737.8
560	0.08116	854.2	0.07942	854.0	0.07776	853.8	370	0.05553	746.1	0.05318	745.1	0.05101	744.1
570	0.08225	859.7	0.08049	859.5	0.07880	859.8	380	0.05671	752.2	0.05433	751.2	0.05213	750.3
580	0.08333	865.2	0.08155	865.0	0.07984	864.8	390	0.05788	758.1	0.05540	757.2	0.05323	756.3
590	0.08440	870.7	0.08260	870.5	0.08087	870.3	400	0.05903	764.0	0.05658	736.1	0.05431	762.3
600	0.08548	876.2	0.08365	876.0	0.08191	875.8	410	0.06016	769.8	0.05767	769.0	0.05538	768.9
610	0.08655	881.7	0.08470	881.5	0.08294	881.3	420	0.06129	775.5	0.05877	774.8	0.05644	774.0
620	0.08761	887.2	0.08575	887.0	0.08396	886.8	430	0.06240	781.2	0.05984	780.5	0.05748	779.8
630	0.08868	892.7	0.08680	892.5	0.08499	892.4	440	0.06350	786.9	0.06091	786.2	0.05851	785.5
640	0.08974	898.2	0.08784	898.1	0.08601	897.9	450	0.06459	792.5	0.06197	791.9	0.05954	791.2
650	0.09080	903.8	0.08888	903.6	0.08703	903.4	460	0.06567	798.1	0.06301	797.5	0.06055	796.9

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=50.0$ kgf/cm²		$P=52.0$ kgf/cm²		$P=54.0$ kgf/cm²			$P=56.0$ kgf/cm²		$P=58.0$ kgf/cm²		$P=60.0$ kgf/cm²	
470	0.06675	803.7	0.06405	803.1	0.06156	802.5	270	0.03569	666.2				
480	0.06782	809.3	0.06509	808.7	0.06256	808.1	280	0.03741	676.4	0.03569	673.9	0.03408	671.3
490	0.06888	814.9	0.06611	814.3	0.06355	813.7	290	0.03897	685.6	0.03725	683.5	0.03564	681.2
500	0.06993	820.4	0.06713	819.9	0.06454	819.3	300	0.04042	694.1	0.03869	692.2	0.03707	690.2
510	0.07098	825.9	0.06815	825.4	0.06552	824.9	310	0.04179	702.0	0.04005	700.3	0.03842	698.6
520	0.07203	831.5	0.06916	831.0	0.06649	830.5	320	0.04310	709.5	0.04134	707.9	0.03969	706.4
530	0.07307	837.0	0.07016	836.5	0.06746	836.0	330	0.04435	716.6	0.04256	715.2	0.04090	713.8
540	0.07410	842.5	0.07116	842.0	0.06843	841.6	340	0.04556	723.5	0.04375	722.2	0.04206	720.9
550	0.07513	848.0	0.07215	847.6	0.06939	847.1	350	0.04673	730.1	0.04490	728.9	0.04319	727.7
560	0.07616	853.6	0.07314	853.1	0.07035	852.7	360	0.04787	736.7	0.04601	735.6	0.04428	734.5
570	0.07718	859.1	0.07413	858.7	0.07130	858.2	370	0.04898	743.1	0.04710	742.0	0.04534	741.0
580	0.07820	864.6	0.07511	864.2	0.07225	863.8	380	0.05008	749.3	0.04817	748.3	0.04639	747.4
590	0.07922	870.1	0.07609	869.7	0.07320	869.3	390	0.05115	755.4	0.04921	754.5	0.04740	753.6
600	0.08023	875.6	0.07707	875.2	0.07414	874.9	400	0.05220	761.4	0.05024	760.6	0.04841	759.7
610	0.08124	881.2	0.07804	880.8	0.07508	880.4	410	0.05324	767.4	0.05125	766.6	0.04939	765.7
620	0.08225	886.7	0.07901	886.3	0.07602	886.0	420	0.05427	773.2	0.05225	772.5	0.05037	771.7
630	0.08325	892.2	0.07998	891.8	0.07696	891.5	430	0.05528	779.0	0.05324	778.3	0.05133	777.6
640	0.08426	897.7	0.08095	897.4	0.07789	897.0	440	0.05629	784.8	0.05421	784.1	0.05228	783.4
650	0.08526	903.3	0.08192	902.9	0.07882	902.6	450	0.05728	790.5	0.05518	789.9	0.05322	789.2
							460	0.05826	796.2	0.05613	795.6	0.05415	795.0

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcak/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=56.0$ kgf/cm²		$P=58.0$ kgf/cm²		$P=60.0$ kgf/cm²			$P=62.0$ kgf/cm²		$P=64.0$ kgf/cm²		$P=66.0$ kgf/cm²	
							280	0.03255	668.6	0.03111	665.8		
470	0.05924	801.9	0.05708	801.3	0.05507	800.7	290	0.03412	678.9	0.03269	676.6	0.03133	674.1
480	0.06024	807.6	0.05802	807.0	0.05598	806.4	300	0.03555	688.2	0.03412	686.2	0.03276	684.1
490	0.06117	813.2	0.05896	812.6	0.05689	812.0	310	0.03688	696.8	0.03544	695.0	0.03408	693.1
500	0.06213	818.8	0.05988	818.2	0.05779	817.7	320	0.03814	704.8	0.03668	703.2	0.03531	701.5
510	0.06368	824.4	0.06081	823.9	0.05868	823.3							
							330	0.03933	712.3	0.07386	710.9	0.03648	709.4
							340	0.04048	719.5	0.03899	718.2	0.03759	716.8
520	0.06402	830.0	0.06172	829.5	0.05957	829.0	350	0.04158	726.5	0.04008	725.3	0.03866	724.0
530	0.06496	835.6	0.06263	835.1	0.06046	834.6	360	0.04265	733.4	0.04113	732.2	0.03970	731.1
540	0.06590	841.4	0.06354	840.6	0.06134	840.2	370	0.04370	740.0	0.04215	738.9	0.04070	737.8
550	0.06682	846.7	0.06444	846.2	0.06221	845.8							
560	0.06775	852.2	0.06534	851.8	0.06308	851.4	380	0.04472	746.4	0.04315	745.4	0.04168	744.4
							390	0.04571	752.7	0.04413	751.7	0.04263	750.8
							400	0.04669	758.8	0.04508	758.0	0.04357	757.1
570	0.06867	857.8	0.06623	857.4	0.06395	857.0	410	0.04766	764.9	0.04602	764.1	0.04449	753.3
580	0.06959	863.4	0.06712	863.0	0.06481	862.6	420	0.04860	770.9	0.04695	770.1	0.04540	769.3
590	0.07051	868.9	0.06801	868.5	0.06567	868.2							
600	0.07142	874.5	0.06889	874.1	0.06653	873.7	430	0.04954	776.8	0.04786	776.1	0.04629	775.3
610	0.07233	880.0	0.06977	879.7	0.06738	879.3	440	0.05046	782.7	0.04877	782.0	0.04717	781.3
							450	0.05138	788.5	0.04966	787.9	0.04804	787.2
							460	0.05228	794.3	0.05054	793.7	0.04890	793.0
620	0.07324	885.6	0.07065	885.2	0.06824	884.9	470	0.05318	800.1	0.05141	799.4	0.04975	798.8
630	0.07414	891.1	0.07153	890.8	0.06908	890.4							
640	0.07505	896.7	0.07240	896.4	0.06993	896.0	480	0.05407	805.8	0.05228	805.2	0.05060	804.6
650	0.07595	902.3	0.07327	901.9	0.07078	901.6	490	0.05495	811.5	0.05314	810.9	0.05144	810.3
							500	0.05583	817.2	0.05399	816.6	0.05227	816.1
							510	0.05670	822.8	0.05484	822.3	0.05309	821.8
							520	0.05756	828.5	0.05568	828.0	0.05391	827.4

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=62.0$ kgf/cm²		$P=64.0$ kgf/cm²		$P=66.0$ kgf/cm²	
530	0.05842	834.1	0.05652	833.6	0.05473	833.1
540	0.05928	839.7	0.05735	839.2	0.05554	838.8
550	0.06013	845.3	0.05817	844.9	0.05634	844.4
560	0.06097	850.9	0.05900	850.5	0.05714	850.1
570	0.06181	856.6	0.05981	856.1	0.05793	855.7
580	0.06265	862.2	0.06063	861.8	0.05873	861.3
590	0.05349	867.8	0.06144	867.4	0.05952	867.0
600	0.05432	873.3	0.06225	873.0	0.06030	872.6
610	0.06515	878.9	0.06305	878.6	0.06169	878.2
620	0.06598	884.5	0.06386	884.1	0.06187	883.8
630	0.06680	890.1	0.06466	889.7	0.06264	889.4
640	0.06762	895.7	0.06546	895.3	0.06342	895.0
650	0.06844	901.3	0.06625	900.9	0.06419	900.6
	$P=68.0$ kgf/cm²		$P=70.0$ kgf/cm²		$P=72.0$ kgf/cm²	
290	0.03005	671.6	0.02882	668.9	0.02766	666.2
300	0.03148	681.9	0.03027	679.7	0.02911	677.4
310	0.03280	691.2	0.03158	689.3	0.03042	687.3
320	0.03402	699.8	0.03279	698.1	0.03164	696.3
330	0.03517	707.9	0.03394	706.3	0.03277	704.7

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=68.0$ kgf/cm²		$P=70.0$ kgf/cm²		$P=72.0$ kgf/cm	
340	0.03627	715.5	0.03503	714.1	0.03385	712.6
350	0.03733	722.8	0.03609	721.5	0.03488	720.2
360	0.03834	729.9	0.03707	728.7	0.03586	727.5
370	0.03933	736.7	0.03804	735.6	0.03682	734.5
380	0.04029	743.4	0.03898	742.4	0.03775	741.3
390	0.04123	749.9	0.03990	748.9	0.03865	748.0
400	0.04215	756.2	0.04080	755.3	0.03953	754.4
410	0.04305	762.4	0.04169	761.6	0.04040	760.7
420	0.04393	768.5	0.04255	767.7	0.04125	766.9
430	0.04481	774.6	0.04341	773.8	0.04209	773.1
440	0.04567	780.6	0.04425	779.8	0.04291	779.1
450	0.04652	786.5	0.04508	785.8	0.04373	785.1
460	0.04736	792.4	0.04590	791.7	0.04453	791.0
470	0.04819	798.2	0.04672	797.6	0.04532	796.9
480	0.04902	804.0	0.04752	803.4	0.04611	802.8
490	0.04983	809.8	0.04832	809.2	0.04689	808.6
500	0.05064	815.5	0.04911	815.0	0.04766	814.4
510	0.05145	821.2	0.04990	820.7	0.04843	820.1
520	0.05225	826.9	0.05068	826.4	0.04919	825.9
530	0.05304	832.6	0.05145	832.1	0.04995	831.6
540	0.05383	838.3	0.05222	837.8	0.05070	837.3
550	0.05461	844.0	0.05298	843.5	0.05144	843.0
560	0.05539	849.6	0.05374	849.2	0.05218	848.7
570	0.05616	855.3	0.05450	854.8	0.05292	854.4
580	0.05694	860.9	0.05525	860.5	0.05366	860.1

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=68.0$ kgf/cm²		$P=70.0$ kgf/cm²		$P=72.0$ kgf/cm²			$P=74.0$ kgf/cm²		$P=76.0$ kgf/cm²		$P=78.0$ kgf/cm²	
590	0.05771	866.6	0.05600	866.2	0.05439	865.8							
600	0.05847	872.2	0.05674	871.8	0.05511	871.4	440	0.04164	778.4	0.04044	777.7	0.03930	776.9
610	0.05923	877.8	0.05749	877.4	0.05584	877.1	450	0.04244	784.4	0.04123	783.7	0.04007	783.0
620	0.05999	883.4	0.05823	883.1	0.05656	882.7	460	0.04323	790.4	0.04200	789.7	0.04083	789.1
630	0.06075	889.0	0.05896	889.7	0.05728	888.3	470	0.04401	796.3	0.04276	795.7	0.04157	795.0
							480	0.04478	802.2	0.04351	801.6	0.04231	801.0
640	0.05160	894.6	0.05970	894.3	0.05799	894.0							
650	0.06226	900.3	0.06043	900.9	0.05871	899.6	490	0.04554	808.0	0.04426	807.4	0.04304	806.9
							500	0.04630	813.8	0.04500	813.3	0.04377	812.7
							510	0.04705	819.6	0.04573	819.1	0.04449	818.8
	$P=74.0$ kgf/cm²		$P=76.0$ kgf/cm²		$P=78.0$ kgf/cm²		520	0.04779	825.4	0.04646	824.9	0.04520	824.4
							530	0.04853	831.1	0.04718	830.6	0.04590	830.2
290	0.02654	663.4											
300	0.02801	675.0	0.02696	672.6	0.02595	670.0	540	0.04926	836.9	0.04790	836.4	0.04660	835.9
310	0.02933	685.3	0.02828	683.2	0.02728	681.0	550	0.04999	842.6	0.04861	842.1	0.04730	841.7
320	0.03053	694.6	0.02948	692.8	0.02849	690.9	560	0.05071	848.3	0.04932	847.8	0.04799	847.4
330	0.03166	703.1	0.03061	701.5	0.02961	699.9	570	0.05143	854.0	0.05002	853.6	0.04868	853.1
							580	0.05215	859.7	0.05072	859.3	0.04936	858.9
340	0.03273	711.2	0.03167	709.7	0.03066	708.2							
350	0.03374	718.9	0.03267	717.5	0.03165	716.2	590	0.05286	865.4	0.05142	865.0	0.05004	864.6
360	0.03472	726.3	0.03364	725.1	0.03261	723.9	600	0.05357	871.0	0.05211	870.6	0.05072	870.3
370	0.03566	733.4	0.03457	732.3	0.03352	731.2	610	0.05428	876.7	0.05280	876.3	0.05140	875.9
380	0.03658	740.3	0.03547	739.3	0.03441	738.2	620	0.05498	882.3	0.05349	882.0	0.05207	881.6
							630	0.05568	888.0	0.05417	887.6	0.05274	887.3
390	0.03746	747.0	0.03634	746.0	0.03527	745.0							
400	0.03833	753.5	0.03719	752.6	0.03611	751.7	640	0.05638	893.6	0.05485	893.3	0.05340	892.9
410	0.03918	759.9	0.03803	759.0	0.03693	758.1	650	0.05708	899.3	0.05553	898.9	0.05407	898.6
420	0.04002	766.1	0.03885	765.3	0.03774	764.5							
430	0.04084	772.3	0.03965	771.5	0.03853	770.8							

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=80.0$ kgf/cm²		$P=82.0$ kgf/cm²		$P=84.0$ kgf/cm²	
300	0.02498	667.4	0.02406	664.7	0.02316	661.9
310	0.02633	678.8	0.02541	676.6	0.02454	674.2
320	0.02754	689.0	0.02663	687.0	0.02575	685.0
330	0.02865	698.2	0.02774	696.5	0.02689	694.7
340	0.02970	706.7	0.02878	705.2	0.02790	703.6
350	0.03068	714.8	0.02976	713.4	0.02888	712.0
360	0.03163	722.6	0.03069	721.4	0.02980	720.1
370	0.03253	730.0	0.03159	728.8	0.03069	727.7
380	0.03341	737.1	0.03245	736.1	0.03154	735.0
390	0.03426	744.0	0.03329	743.0	0.03237	742.0
400	0.03508	750.7	0.03410	749.8	0.03317	748.9
410	0.03589	757.3	0.03490	756.4	0.03396	755.5
420	0.03668	763.7	0.03568	762.8	0.03472	762.0
430	0.03746	770.0	0.03644	729.2	0.03547	768.4
440	0.03822	776.2	0.03719	775.4	0.03621	774.7
450	0.03896	782.3	0.03793	781.6	0.03694	780.9
460	0.03972	788.4	0.03866	787.7	0.03765	787.0
470	0.04045	794.4	0.03938	793.8	0.03836	793.1
480	0.04117	800.4	0.04009	799.8	0.03905	799.1
490	0.04189	806.3	0.04079	805.7	0.03974	805.1

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=80.0$ kgf/cm²		$P=82.0$ kgf/cm²		$P=84.0$ kgf/cm²	
500	0.04260	812.2	0.04149	811.6	0.04043	811.0
510	0.04330	818.0	0.04218	817.5	0.04110	816.9
520	0.04400	823.8	0.04286	823.3	0.04177	822.8
530	0.04469	829.6	0.04354	829.1	0.04244	828.6
540	0.04538	835.4	0.04421	834.9	0.04310	834.5
550	0.04606	841.2	0.04487	840.7	0.04375	840.3
560	0.04673	847.0	0.04554	846.5	0.04440	846.1
570	0.04741	852.7	0.04620	852.3	0.04504	851.8
580	0.04808	858.4	0.04685	858.0	0.04568	857.6
590	0.04874	864.2	0.04750	863.8	0.04632	863.4
600	0.04940	869.9	0.04815	896.5	0.04696	896.1
610	0.05006	875.6	0.04880	875.2	0.04759	874.8
620	0.05072	881.2	0.04944	880.9	0.04822	889.5
630	0.05137	886.9	0.05008	886.6	0.04884	886.2
640	0.05202	892.6	0.05072	892.2	0.04947	891.9
650	0.05267	898.3	0.05135	897.9	0.05009	897.6
	$P=86.0$ kgf/cm²		$P=88.0$ kgf/cm²		$P=90.0$ kgf/cm²	
300	0.02230	658.9				
310	0.02369	671.8	0.02288	699.3	0.02209	666.8
320	0.02492	683.0	0.02412	680.9	0.02334	678.7
330	0.02603	692.9	0.02523	691.1	0.02446	689.2
340	0.02706	702.1	0.02626	700.4	0.02549	698.8

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=83.0$ kgf/cm²		$P=88.0$ kgf/cm²		$P=90.0$ kgf/cm²			$P=86.0$ kgf/cm²		$P=88.0$ kgf/cm²		$P=90.0$ kgf/cm²	
350	0.02803	710.6	0.02722	709.2	0.02645	707.7	600	0.04582	868.7	0.04473	868.3	0.04370	867.9
360	0.02895	718.8	0.02814	717.4	0.02736	716.1	610	0.04644	874.4	0.04534	874.0	0.04429	873.7
370	0.02983	726.5	0.02901	725.3	0.02822	724.1	620	0.04705	880.1	0.04594	879.8	0.04488	879.4
380	0.03067	733.9	0.02984	732.8	0.02905	731.6	630	0.04767	885.8	0.04654	885.5	0.04547	885.1
390	0.03149	741.0	0.03065	740.0	0.02985	738.9	640	0.04828	891.6	0.04714	891.2	0.04606	890.9
400	0.03228	747.9	0.03143	747.0	0.03062	746.0	650	0.04888	897.3	0.04714	896.9	0.04664	896.6
410	0.03305	754.6	0.03219	753.7	0.03137	752.8							
420	0.03381	761.2	0.03294	760.3	0.03210	759.5							
430	0.03455	767.6	0.03366	766.8	0.03282	766.0		$P=92.0$ kgf/cm²		$P=94.0$ kgf/cm²		$P=96.0$ kgf/cm²	
440	0.03527	774.0	0.03438	773.2	0.03353	772.4							
450	0.03599	780.2	0.03508	779.5	0.03422	778.8	310	0.02134	664.1	0.02060	661.4	0.01989	658.5
460	0.03669	786.4	0.03577	785.7	0.03490	785.0	320	0.02260	676.2	0.02188	674.2	0.02119	671.9
470	0.03738	792.5	0.03646	791.8	0.03557	791.2	330	0.02373	687.4	0.02302	685.4	0.02233	688.4
480	0.03807	798.5	0.03713	797.9	0.03623	797.3	340	0.02475	697.2	0.02404	695.4	0.02336	693.7
490	0.03875	804.5	0.03779	803.9	0.03688	703.3	350	0.02571	706.2	0.02500	704.7	0.02431	703.2
500	0.03942	810.5	0.03845	809.9	0.03753	809.3	360	0.02661	714.8	0.02589	713.4	0.02521	712.0
510	0.04008	816.4	0.03910	815.9	0.03817	815.3	370	0.02747	722.8	0.02675	721.6	0.02605	720.4
520	0.04074	822.3	0.03975	821.8	0.03880	821.2	380	0.02829	730.5	0.02756	729.4	0.02686	728.2
530	0.04139	828.2	0.04039	827.6	0.03943	827.1	390	0.02908	737.9	0.02834	736.9	0.02763	735.8
540	0.04203	834.0	0.04102	833.5	0.04005	833.0	400	0.02984	745.0	0.02909	744.0	0.02838	743.0
550	0.04267	839.8	0.04165	839.3	0.04067	738.9	410	0.03058	751.9	0.02983	751.0	0.02910	750.1
560	0.04331	845.6	0.04227	845.2	0.04128	744.7	420	0.03131	758.6	0.03054	757.8	0.02981	756.9
570	0.04394	851.4	0.04289	851.0	0.04189	750.6	430	0.03201	765.2	0.03124	764.4	0.03050	763.6
580	0.04457	857.2	0.04351	856.8	0.04250	756.4	440	0.03271	771.7	0.03192	770.9	0.03117	770.2
590	0.04420	863.0	0.04412	862.6	0.04310	762.2	450	0.03339	778.0	0.03259	777.3	0.03184	776.6

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=92.0$ kgf/cm²		$P=94.0$ kgf/cm²		$P=96.0$ kgf/cm²	
460	0.03406	784.3	0.03325	783.6	0.03249	782.9
470	0.03472	790.5	0.03390	789.9	0.03313	789.2
480	0.03537	796.6	0.03455	796.0	0.03376	795.4
490	0.03601	802.7	0.03518	802.1	0.03438	801.5
500	0.03665	808.8	0.03580	808.2	0.03499	807.6
510	0.03728	841.8	0.03642	814.2	0.03560	818.7
520	0.03796	820.7	0.03702	820.2	0.03620	819.7
530	0.03852	826.6	0.03764	826.1	0.03680	825.6
540	0.03913	832.3	0.03824	832.0	0.03739	831.6
550	0.03974	838.4	0.03884	837.9	0.03798	837.5
560	0.04034	844.3	0.03943	843.8	0.03856	843.4
570	0.04093	850.1	0.04001	849.7	0.03913	849.2
580	0.04153	855.9	0.04060	855.5	0.03971	855.1
590	0.04212	861.7	0.04118	861.3	0.04028	860.9
600	0.04270	867.5	0.04175	867.1	0.04084	866.7
610	0.04329	873.3	0.04232	872.9	0.04140	872.6
620	0.04387	879.0	0.04289	878.7	0.04196	878.3
630	0.04444	884.8	0.04346	884.8	0.04252	884.1
640	0.04502	890.5	0.04402	890.5	0.04307	889.8
650	0.04559	896.3	0.04459	896.3	0.04362	895.6

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=98.0$ kgf/cm²		$P=100.0$ kgf/cm²		$P=105.0$ kgf/cm²	
310	0.01919	655.5	0.01851	652.4		
320	0.02052	669.5	0.01987	667.0	0.01832	660.4
330	0.02167	681.4	0.02103	679.3	0.01953	673.9
340	0.02270	692.0	0.02207	690.2	0.02058	685.5
350	0.02366	701.6	0.02302	700.0	0.02153	696.0
360	0.02454	710.6	0.02391	709.2	0.02242	705.6
370	0.02538	719.1	0.02474	717.8	0.02324	714.5
380	0.02618	727.1	0.02554	725.9	0.02402	722.9
390	0.02695	734.7	0.02630	733.6	0.02477	730.9
400	0.02769	742.0	0.02703	741.1	0.02549	738.5
410	0.02841	749.1	0.02774	748.2	0.02618	745.8
420	0.02911	756.0	0.02843	755.2	0.02685	753.0
430	0.02979	762.8	0.02910	762.0	0.02751	759.9
440	0.03045	769.4	0.02976	768.8	0.02814	766.6
450	0.03111	775.9	0.03040	775.1	0.02877	773.3
460	0.03175	782.2	0.03104	78.15	0.02938	779.8
470	0.03238	788.5	0.03166	787.9	0.02998	786.2
480	0.03300	794.8	0.03227	794.1	0.03057	792.5
490	0.03361	800.9	0.03287	800.3	0.03116	798.8
500	0.03422	807.0	0.03347	806.5	0.03173	805.0
510	0.03482	813.1	0.03406	812.6	0.03230	811.2
520	0.03541	819.1	0.03461	818.6	0.03286	817.3
530	0.03599	825.1	0.03522	824.6	0.03342	823.3
540	0.03658	831.1	0.03579	830.6	0.03397	829.3
550	0.03715	837.0	0.03636	836.5	0.03451	835.3

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=98.0$kgf/cm²		$P=99.0$kgf/cm²		$P=100.0$kgf/cm²	
560	0.03772	842.9	0.03692	842.5	0.03505	841.3
570	0.03826	848.8	0.03748	848.4	0.03559	847.3
580	0.03885	854.7	0.03803	854.3	0.03612	853.2
590	0.03911	860.5	0.03858	860.1	0.03565	859.1
600	0.03997	866.4	0.03913	866.0	0.03717	865.0
610	0.04051	872.2	0.03967	871.8	0.03769	870.8
620	0.04107	877.9	0.04021	877.6	0.03821	876.6
630	0.04161	883.7	0.04075	883.4	0.03872	882.5
640	0.04216	889.5	0.04128	889.1	0.03923	888.3
650	0.04270	895.2	0.04181	804.9	0.03974	894.1
	$P=110.0$kgf/cm²		$P=115.0$kgf/cm²		$P=120.0$kgf/cm²	
320	0.01687	653.2	0.01518	615.0		
330	0.01813	668.1	0.01682	661.8	0.01658	655.0
340	0.01920	680.6	0.01793	675.5	0.01674	669.9
350	0.02016	691.6	0.01890	687.3	0.01773	682.6
360	0.02105	701.8	0.01979	697.9	0.01863	693.8
370	0.02187	711.1	0.02061	701.7	0.01944	704.0
380	0.02261	719.9	0.02138	716.7	0.02024	713.5
390	0.02338	728.1	0.02210	725.2	0.02093	722.3
400	0.02408	735.9	0.02279	733.3	0.02161	730.6
410	0.02476	743.4	0.02346	741.0	0.02226	738.5

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=110.0$kgf/cm²		$P=115.0$kgf/cm²		$P=120.0$kgf/cm²	
420	0.02542	750.7	0.02410	748.4	0.02289	746.1
430	0.02605	757.8	0.02472	755.6	0.02350	753.4
440	0.02667	764.6	0.02533	762.6	0.02409	760.6
450	0.02728	771.4	0.02592	769.5	0.02467	767.6
460	0.02787	778.0	0.02650	776.2	0.02523	774.4
470	0.02846	784.5	0.02766	782.8	0.02578	781.1
480	0.02903	790.9	0.02762	789.3	0.02632	787.7
460	0.02959	797.3	0.02816	795.7	0.02685	794.2
500	0.03015	803.6	0.02870	820.1	0.02738	800.6
510	0.03070	809.8	0.02923	808.4	0.02789	806.9
520	0.03124	815.9	0.02976	814.6	0.02840	813.2
530	0.03178	822.0	0.03028	820.7	0.02890	819.4
540	0.03231	828.1	0.03079	826.9	0.02940	825.6
550	0.03283	834.2	0.03130	833.0	0.02989	831.8
560	0.03335	840.2	0.03180	839.0	0.03038	837.9
570	0.03387	846.2	0.03230	845.1	0.03086	844.0
580	0.03438	852.1	0.03279	851.1	0.03133	850.0
590	0.03489	858.1	0.03328	857.0	0.03181	856.0
600	0.03539	864.0	0.03376	863.0	0.03228	862.0
610	0.03589	869.9	0.03425	868.9	0.03274	867.9
620	0.03639	875.7	0.03473	874.8	0.03320	837.9
630	0.03688	881.6	0.03520	880.7	0.03366	879.8
640	0.03737	887.4	0.03568	886.5	0.03412	885.7
650	0.03786	893.2	0.03615	892.4	0.03457	891.5

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=125.0$kgf/cm²		$P=130.0$kgf/cm²		$P=135.0$kgf/cm²	
330	0.01439	647.4	0.01323	638.9		
340	0.01561	664.0	0.01455	657.7	0.01353	650.7
350	0.01664	677.7	0.01561	672.5	0.01464	667.0
360	0.01754	689.6	0.01654	685.2	0.01559	680.6
370	0.01837	700.3	0.01736	696.5	0.01642	692.5
380	0.01913	710.2	0.01812	706.7	0.01719	703.2
390	0.01984	719.2	0.01883	716.2	0.01790	713.0
400	0.02052	727.8	0.01950	725.0	0.01856	722.1
410	0.02116	735.9	0.02014	733.4	0.01919	730.7
420	0.02178	743.7	0.02075	741.3	0.01979	738.9
430	0.02238	751.2	0.02134	749.0	0.02037	746.7
440	0.02296	758.5	0.02190	756.4	0.02693	754.3
450	0.02352	765.6	0.02245	763.7	0.02147	761.7
460	0.02407	772.6	0.02299	770.7	0.02200	768.8
470	0.02460	779.4	0.02352	777.6	0.02251	775.8
480	0.02513	786.0	0.02403	784.4	0.02301	782.7
490	0.02565	792.6	0.02454	791.0	0.02350	789.4
500	0.02616	799.1	0.02503	797.6	0.02399	796.1
510	0.02666	805.5	0.02552	804.1	0.02446	702.6
520	0.02715	811.8	0.02600	810.5	0.02493	709.1
530	0.02764	818.1	0.02647	816.8	0.02539	815.5
540	0.02812	824.4	0.02694	823.1	0.02584	821.8
550	0.02860	830.6	0.02740	829.3	0.02629	828.2
560	0.02907	836.7	0.02786	835.6	0.02674	834.4
570	0.02953	824.8	0.02831	841.8	0.02718	840.6

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=125.0$kgf/cm²		$P=130.0$kgf/cm²		$P=135.0$kgf/cm²	
580	0.02999	848.9	0.02876	847.9	0.02761	846.8
590	0.03045	855.0	0.02920	853.9	0.02804	852.9
600	0.03090	861.0	0.02964	860.0	0.02847	859.0
610	0.03435	867.0	0.03008	866.0	0.02889	865.0
620	0.03180	872.9	0.03091	872.0	0.02931	871.1
630	0.03325	878.9	0.03094	878.0	0.02973	877.1
640	0.03269	884.8	0.03136	883.9	0.03014	883.0
650	0.03312	890.7	0.03179	889.8	0.03055	889.0
	$P=140.0$kgf/cm²		$P=145.0$kgf/cm²		$P=150.0$kgf/cm²	
340	0.01254	643.0	0.01156	634.2		
350	0.01372	661.1	0.01284	654.8	0.01198	647.8
360	0.01469	675.8	0.01385	670.7	0.01304	665.2
370	0.01554	688.3	0.01472	684.0	0.01393	679.5
380	0.01631	699.5	0.01549	695.8	0.01472	691.9
390	0.01702	769.7	0.01620	709.4	0.01543	702.9
400	0.01768	719.2	0.01686	716.1	0.01609	713.0
410	0.01831	728.0	0.01748	725.2	0.01671	722.4
420	0.01890	736.4	0.01807	733.9	0.01729	731.3
430	0.01947	744.4	0.01863	742.1	0.01785	739.7

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=140.0$kgf/cm²		$P=145.0$kgf/cm²		$P=150.0$kgf/cm²			$P=155.0$kgf/cm²		$P=160.0$kgf/cm²		$P=165.0$kgf/cm²	
							350	0.01114	640.2	0.01031	631.5	0.00946	621.5
							360	0.01227	659.5	0.01152	653.3	0.01080	646.6
440	0.02002	752.2	0.01917	750.0	0.01838	747.8	370	0.01319	674.8	0.01248	669.8	0.01180	664.5
450	0.02055	759.6	0.01970	757.6	0.01890	755.6	380	0.01399	687.8	0.01329	683.6	0.01263	679.2
460	0.02107	766.9	0.02020	765.0	0.01940	763.1	390	0.01470	699.4	0.01402	695.7	0.01337	691.9
470	0.02157	774.0	0.02070	772.2	0.01988	770.4							
480	0.02206	781.0	0.02118	779.3	0.02035	777.6	400	0.01536	709.9	0.01468	706.6	0.01403	703.3
							410	0.01598	719.6	0.01530	716.6	0.01465	713.6
490	0.02254	787.8	0.02165	786.2	0.02082	784.6	420	0.01656	728.7	0.01587	726.0	0.01522	723.3
500	0.02302	794.5	0.02211	793.0	0.02127	791.4	430	0.01711	737.3	0.01642	734.8	0.01577	732.3
510	0.02348	801.2	0.02256	799.7	0.02171	798.2	440	0.01764	745.5	0.01694	743.2	0.01629	740.9
520	0.02394	807.7	0.02301	806.3	0.02215	804.9							
530	0.02438	814.2	0.02345	812.8	0.02258	811.5	450	0.01815	753.4	0.01744	751.3	0.01678	749.2
							460	0.01864	761.1	0.01793	759.1	0.01726	757.4
540	0.02483	820.6	0.02388	819.3	0.02300	818.0	470	0.01912	768.6	0.01840	766.7	0.01773	764.8
550	0.02527	826.9	0.02431	825.7	0.02342	824.4	480	0.01958	775.8	0.01886	774.1	0.01818	772.3
560	0.02570	833.2	0.02473	832.0	0.02383	830.8	490	0.02004	782.9	0.01930	781.3	0.01861	779.6
570	0.02612	839.5	0.02515	838.3	0.02423	837.2							
580	0.02655	845.7	0.02556	844.6	0.02463	843.5	500	0.02048	789.9	0.01974	788.3	0.01914	786.7
							510	0.02091	796.7	0.02016	795.2	0.01916	397.7
590	0.02697	851.8	0.02596	850.8	0.02503	849.7	520	0.02134	803.5	0.02058	802.0	0.01917	800.6
600	0.02738	858.0	0.02637	857.0	0.02542	855.9	530	0.02176	810.1	0.02099	808.7	0.02027	807.4
610	0.02779	864.1	0.02677	863.1	0.02581	862.1	540	0.02217	816.2	0.02139	815.4	0.02067	814.1
620	0.02820	870.1	0.02716	869.2	0.02619	868.2							
630	0.02860	876.1	0.02755	875.2	0.02658	874.3	550	0.02258	823.2	0.02179	821.9	0.02106	820.7
							560	0.02298	829.6	0.02219	828.4	0.02144	827.2
640	0.02900	882.1	0.02794	881.3	0.02696	880.4	570	0.02338	836.0	0.02257	834.9	0.02182	833.7
650	0.02940	888.1	0.02833	887.3	0.02733	886.4	580	0.02377	842.4	0.02295	841.3	0.02219	840.2
							590	0.02415	848.7	0.02333	847.6	0.02256	846.6

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=155.0$kgf/cm²		$P=160.0$kgf/cm²		$P=165.0$kgf/cm²			$P=170.0$kgf/cm²		$P=175.0$kgf/cm²		$P=180.0$kgf/cm²	
600	0.02454	854.9	0.02371	853.9	0.02293	852.9	600	0.02219	851.9	0.02150	850.8	0.02086	849.8
610	0.02492	861.1	0.02408	860.1	0.02329	859.2	610	0.02255	858.2	0.02185	857.2	0.02119	856.2
620	0.02529	867.3	0.02444	866.3	0.02365	865.4	620	0.02290	864.4	0.02219	863.5	0.02152	863.5
630	0.02566	873.4	0.02481	872.5	0.02400	871.6	630	0.02324	870.6	0.02253	869.7	0.02185	868.8
640	0.02603	879.5	0.02517	878.6	0.02435	877.7	640	0.02359	876.8	0.02286	875.9	0.02218	875.0
650	0.02640	885.6	0.02552	884.7	0.02470	888.8	650	0.02393	883.0	0.02320	882.1	0.02251	881.2
	$P=170.0$kgf/cm²		$P=175.0$kgf/cm²		$P=180.0$kgf/cm²			$P=185.0$kgf/cm²		$P=190.0$kgf/cm²		$P=195.0$kgf/cm²	
360	0.01009	639.2	0.009382	631.0	0.008664	621.5	360	0.007910	610.2				
370	0.01114	658.9	0.01051	653.0	0.009894	646.6	370	0.009289	639.6	0.008689	632.0	0.008085	623.5
380	0.01200	674.6	0.01140	669.8	0.01082	664.8	380	0.01026	659.5	0.009722	653.9	0.009194	647.5
390	0.01275	688.0	0.01216	684.0	0.01160	679.8	390	0.01106	675.4	0.01055	670.8	0.01005	666.1
400	0.01342	699.8	0.01284	696.3	0.01229	692.7	400	0.01176	688.9	0.01125	685.1	0.01077	681.1
410	0.01404	710.6	0.01346	707.4	0.01291	704.2	410	0.01238	700.9	0.01189	697.5	0.01141	694.1
420	0.01461	720.5	0.01403	717.7	0.01348	714.8	420	0.01296	711.8	0.01246	708.8	0.01199	705.7
430	0.01515	729.8	0.01457	727.2	0.01402	724.6	430	0.01350	721.9	0.01300	719.2	0.01253	716.4
440	0.01567	738.6	0.01508	736.2	0.01453	733.8	440	0.01400	731.4	0.01350	728.9	0.01303	726.3
450	0.01616	747.0	0.01557	744.8	0.01501	742.6	450	0.01448	740.3	0.01398	738.0	0.01350	735.7
460	0.01663	755.1	0.01604	753.0	0.01548	751.0	460	0.01494	748.9	0.01444	746.7	0.01396	744.6
470	0.01709	762.9	0.01649	761.0	0.01592	759.0	470	0.01538	757.1	0.01487	755.1	0.01439	753.1
480	0.01753	770.5	0.01693	768.7	0.01635	766.9	480	0.01581	765.0	0.01530	763.2	0.01481	761.3
490	0.01796	777.9	0.01735	776.2	0.01677	774.5	490	0.01623	772.7	0.01570	771.0	0.01521	769.2
500	0.01838	785.1	0.01776	783.5	0.01718	781.9	500	0.01663	780.2	0.01610	778.6	0.01560	776.9
510	0.01880	792.2	0.01817	790.6	0.01758	789.1	510	0.01702	787.6	0.01649	786.0	6.01598	784.4
520	0.01920	799.1	0.01856	797.7	0.01797	796.2	520	0.01740	794.8	0.01686	793.3	0.01636	791.8
530	0.01959	806.0	0.01895	804.6	0.01835	803.2	530	0.01778	801.8	0.01723	800.4	0.01672	799.0
540	0.01998	812.7	0.01933	811.4	0.01872	810.1	540	0.01814	808.8	0.01760	807.4	0.01708	806.0
550	0.02036	819.4	0.01971	818.2	0.01909	816.9	550	0.01851	815.6	0.01795	814.3	0.01743	813.0
560	0.02074	826.0	0.02008	824.8	0.01945	823.6	560	0.01886	822.4	0.01830	821.2	0.01777	819.9
570	0.02111	832.6	0.02044	831.4	0.01981	830.2	570	0.01921	829.1	0.01864	827.9	0.01811	826.7
580	0.02148	839.1	0.02080	838.0	0.02016	836.8	580	0.01956	835.7	0.01898	834.6	0.01844	833.4
590	0.02184	845.5	0.02115	844.4	0.02051	843.3	590	0.01990	842.2	0.01932	841.2	0.01877	840.1
							600	0.02023	848.7	0.01965	847.7	0.01909	846.7

续表 4

t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	t ℃	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf	v m³/kgf	i kcal/kgf
	$P=185.0$kgf/cm²		$P=190.0$kgf/cm²		$P=195.0$kgf/cm²			$P=200.0$kgf/cm²		$P=205.0$kgf/cm²		$P=210.0$kgf/cm²	
610	0.02056	855.2	0.01997	854.2	0.01941		630	0.01949	865.0	0.01897	864.1	0.01848	863.2
620	0.02089	861.5	0.02029	860.6	0.01972		640	0.01979	871.4	0.01927	870.5	0.01877	869.0
630	0.02122	867.8	0.02061	866.9	0.02004	866.0	650	0.02009	877.8	0.01957	876.9	0.01906	876.0
640	0.02154	874.1	0.02092	873.2	0.02035	872.3		$P=215.0$kgf/cm²		$P=220.0$kgf/cm²		$P=225.0$kgf/cm²	
650	0.02186	880.4	0.02124	879.5	0.02065	878.6	380	0.007144	618.6	0.006619	669.0	0.006066	597.8
	$P=200.0$kgf/cm²		$P=205.0$kgf/cm²		$P=210.0$kgf/cm²		390	0.008201	644.5	0.007764	638.3	0.007333	631.6
370	0.007466	613.7	0.006807	601.9	0.006050	586.1	400	0.009009	663.6	0.008604	658.7	0.008210	653.7
380	0.008676	641.5	0.008166	634.6	0.007657	627.0	410	0.009690	679.2	0.009299	675.2	0.008922	671.0
390	0.009567	661.1	0.009100	655.9	0.008645	650.4	420	0.01029	692.7	0.009907	689.2	0.009538	685.7
400	0.010306	676.9	0.009858	672.6	0.009427	668.2	430	0.01683	704.8	0.01045	701.7	0.01009	698.6
410	0.01095	690.5	0.01052	686.8	0.01009	653.1	440	0.01134	715.8	0.01096	713.1	0.01059	710.3
420	0.01154	702.6	0.01110	699.4	0.01066	696.1	450	0.01180	726.1	0.01143	723.6	0.01106	721.0
430	0.01207	713.6	0.01164	710.7	0.01123	707.8	460	0.01225	735.7	0.01187	733.4	0.01150	731.4
440	0.01258	723.8	0.01214	721.2	0.01173	718.5	470	0.01267	744.8	0.01229	742.7	0.01192	740.6
450	0.01305	733.3	0.01262	730.9	0.01220	728.5	480	0.01307	753.6	0.01269	751.6	0.01232	749.6
460	0.01350	742.4	0.01306	740.2	0.01265	738.0	490	0.01346	762.0	0.01307	760.2	0.01270	758.8
470	0.01393	751.1	0.01349	749.0	0.01307	746.9	500	0.01384	770.1	0.01345	768.4	0.01307	766.7
480	0.01434	759.4	0.01390	757.5	0.01348	755.5	510	0.01420	778.0	0.01381	776.4	0.01343	774.8
490	0.01474	767.4	0.01430	765.6	0.01387	763.8	520	0.01456	785.7	0.01416	784.2	0.01377	782.6
500	0.01513	775.2	0.01468	773.5	0.01425	771.8	530	0.01490	793.2	0.01450	791.8	0.01411	790.3
510	0.01550	782.8	0.01505	781.2	0.01462	779.6	540	0.01524	800.6	0.01483	799.2	0.01444	797.8
520	0.01587	790.3	0.01541	788.8	0.01497	787.2	550	0.01557	807.8	0.01516	806.5	0.01476	805.2
530	0.01623	797.0	0.01576	796.1	0.01532	794.7	560	0.01589	814.9	0.01547	813.7	0.01507	812.5
540	0.01658	804.7	0.01611	803.3	0.01566	802.0	570	0.01621	821.9	0.01578	820.7	0.01538	819.5
550	0.01693	811.7	0.01645	810.4	0.01600	809.1	580	0.01652	828.9	0.01609	827.7	0.01568	826.5
560	0.01726	818.7	0.01678	817.4	0.01633	816.2	590	0.01682	835.7	0.01639	834.6	0.01598	833.5
570	0.01760	825.5	0.01711	824.3	0.01665	823.1	600	0.01713	842.4	0.01669	841.4	0.01627	840.3
580	0.01792	832.3	0.01743	831.2	0.01696	830.0	610	0.01742	849.1	0.01698	848.1	0.01656	847.1
590	0.01824	839.0	0.01775	837.9	0.01727	836.8	620	0.01772	855.7	0.01727	854.7	0.01685	853.7
600	0.01856	845.6	0.01806	844.5	0.01758	843.5	630	0.01801	862.2	0.01756	861.3	0.01713	860.3
610	0.01888	852.1	0.01837	851.1	0.01788	850.1	640	0.01830	868.7	0.01784	867.8	0.01741	866.9
620	0.01919	858.6	0.01867	857.6	0.01818	856.7	650	0.01858	875.1	0.01812	874.2	0.01768	873.4

表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm² 下的C_p值(kcal/kgf·℃)													
	0.1	1.0	5	10	20	25	30	40	50	60	70	75	80	90
0	1.007	1.007	100.7	1.006	1.005	1.004	1.004	1.002	1.001	1.000	0.999	0.998	0.997	0.996
50	0.460	0.997	0.998	0.998	0.998	0.997	0.997	0.996	0.996	0.995	0.995	0.995	0.994	0.994
100	0.457	0.487	1.007	1.006	1.006	1.006	1.005	1.005	1.004	1.004	1.003	1.003	1.003	1.002
120	0.457	0.478	1.014	1.013	1.013	1.012	1.012	1.012	1.011	1.010	1.010	1.010	1.009	1.009
140	0.458	0.474	1.023	1.023	1.022	1.022	1.022	1.021	1.020	1.020	1.019	1.019	1.018	1.018
160	0.460	0.472	0.544	1.036	1.035	1.034	1.034	1.033	1.032	1.032	1.031	1.031	1.030	1.030
180	0.462	0.471	0.524	0.620	1.052	1.051	1.051	1.050	1.049	1.048	1.047	1.046	1.046	1.045
200	0.464	0.471	0.511	0.578	1.074	1.073	1.073	1.071	1.070	1.069	1.067	1.066	1 066	1.064
220	0.467	0.472	0.503	0.551	0.695	1.101	1.100	1.099	1.097	1.095	1.094	1.093	1.092	1.090
240	0.469	0.474	0.498	0.534	0.634	0.701	0.786	1.138	1.135	1.133	1.130	1.129	1.128	1.125
260	0.472	0.476	0.495	0.523	0.595	0.641	0.696	0.841	1.190	1.186	1.182	1.180	1.178	1.175
280	0.475	0.478	0.493	0.515	0.570	0.603	0.641	0.736	0.864	1.051	1.262	1.259	1.256	1.250
300	0.478	0.480	0.493	0.510	0.552	0.577	0.605	0.671	0.755	0.864	1.011	1.107	1.225	1.376
320	0.480	0.483	0.493	0.507	0.540	0.560	0.580	0.628	0.687	0.758	0.848	0.902	0.963	1.115
340	0.483	0.485	0.494	0.506	0.534	0.549	0.565	0.602	0.646	0.697	0.757	0.792	0.829	1.918
350	0.485	0.487	0.496	0.507	0.533	0.547	0.562	0.595	0.633	0.678	0.729	0.758	0.789	1.861
360	0.486	0.488	0.497	0.508	0.532	0.545	0.559	0.589	0.623	0.662	0.706	0.736	0.761	1.819
365	0.487	0.489	0.497	0.508	0.531	0.544	0 557	0.586	0.618	0.654	0.696	0.716	0.741	1.795
370	0.488	0.490	0.498	0.508	0.530	0.542	0 555	0.582	0.612	0.646	0.685	0.703	0.726	1.777
375	0.489	0.490	0.498	0.508	0.529	0.540	0.552	0.578	0.606	0.638	0.674	0.693	0.714	0.760

续表 5

水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)													
	0.1	1.0	5	10	20	25	30	40	50	60	70	75	80	90
380	0.490	0.491	0.498	0.507	0.527	0.538	0.550	0.574	0.601	0.631	0.664	0.682	0.702	0.744
385	0.490	0.492	0.498	0.507	0.526	0.536	0.547	0.570	0.596	0.624	0.655	0.672	0.690	0.729
390	0.491	0.492	0.499	0.508	0.525	0.535	0.545	0.567	0.591	0.618	0.647	0.663	0.679	0.715
395	0.492	0.493	0.499	0.507	0.524	0.534	0.543	0.564	0.587	0.612	0.639	0.654	0.670	0.704
400	0.493	0.494	0.500	0.508	0.524	0.533	0.542	0.562	0.583	0.607	0.633	0.647	0.661	0.693
405	0.493	0.495	0.500	0.508	0.524	0.532	0.541	0.560	0.580	0.602	0.627	0.640	0.654	0.683
410	0.494	0.495	0.501	0.508	0.523	0.531	0.540	0.558	0.577	0.598	0.622	0.634	0.647	0.675
415	0.495	0.496	0.501	0.508	0.523	0.531	0.539	0.556	0.575	0.595	0.617	0.629	0.641	0.667
420	0.496	0.497	0.502	0.509	0.523	0.530	0.538	0.554	0.572	0.592	0.612	0.624	0.635	0.660
425	0.496	0.498	0.503	0.509	0.523	0.530	0.537	0.553	0.570	0.589	0.609	0.619	0.630	0.653
430	0.497	0.498	0.503	0.509	0.523	0.530	0.537	0.552	0.568	0.586	0.605	0.615	0.625	0.647
435	0.498	0.499	0.504	0.510	0.523	0.529	0.536	0.551	0.567	0.583	0.602	0.611	0.621	0.642
440	0.499	0.500	0.504	0.510	0.523	0.529	0.536	0.550	0.565	0.581	0.598	0.608	0.617	0.637
450	0.500	0.501	0.506	0.511	0.523	0.529	0.535	0.548	0.562	0.577	0.593	0.601	0.610	0.628
460	0.502	0.503	0.07	0.512	0.523	0.529	0.535	0.547	0.560	0.574	0.588	0.596	0.604	0.620
480	0.505	0.506	0.510	0.514	0.524	0.529	0.534	0.545	0.556	0.568	0.581	0.587	0.594	0.608
500	0.508	0.509	0.512	0.517	0.526	0.530	0.535	0.544	0.554	0.564	0.575	0.581	0.587	0.599
520	0.512	0.512	0.515	0.519	0.527	0.531	0.535	0.544	0.553	0.562	0.571	0.576	0.581	0.592
540	0.515	0.516	0.518	0.522	0.529	0.533	0.536	0.544	0.552	0.560	0.569	0.573	0.577	0.586
560	0.518	0.519	0.521	0.525	0.531	0.535	0.538	0.545	0.553	0.560	0.568	0.572	0.576	0.584
580	0.522	0.522	0.524	0.527	0.533	0.536	0.539	0.545	0.552	0.558	0.565	0.569	0.572	0.580
600	0.525	0.525	0.527	0.530	0.535	0.538	0.540	0.546	0.551	0.557	0.563	0.566	0.570	0.576
620	0.528	0.529	0.530	0.533	0.537	0.539	0.542	0.547	0.552	0.557	0.562	5.565	0.568	0.574
640	0.532	0.532	0.534	0.536	0.540	0.542	0.544	0.548	0.553	0.558	0.562	0.564	0.567	0.572
660	0.535	0.535	0.537	0.539	0.543	0.545	0.547	0.551	0.555	0.559	0.564	0.566	0.568	0.573

续表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)													
	0.1	1.0	5	10	20	25	30	40	50	60	70	75	80	90
680	0.538	9.539	0.540	0.542	0.546	0.548	0.550	0.553	0.557	0.561	0.565	0.567	0.570	0.574
700	0.542	0.542	0.543	0.545	0.549	0.551	0.553	0.556	0.560	0.564	0.568	0.570	0.572	0.575
720	0.545	0.545	0.547	0.549	0.552	0.554	0.556	0.559	0.563	0.566	0.570	0.572	0.574	0.577
740	0.548	0.549	0.556	0.552	0.555	0.557	0.559	0.562	0.566	0.569	0.572	0.574	0.576	0.579
760	0.552	0.552	0.553	0.555	0.558	0.560	0.562	0.565	0.568	0.571	5.576	0.576	0.578	1.581
780	0.555	0.556	0.557	0.558	1.561	0.563	0.565	0.568	0.571	0.574	0.578	0.578	0.580	0.583
800	0.559	0.559	0.560	0.562	0.564	0.566	0.567	0.570	0.573	0.576	0.579	0.586	0.089	0.583

续表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)												
	100	110	120	125	130	140	150	160	170	175	180	190	200
0	0.995	0.994	0.993	0.992	0.992	0.990	0.989	0.988	0.987	0.986	0.986	0.985	0.984
50	0.993	0.993	0.992	0.992	0.992	0.991	0.991	0.990	0.990	0.989	0.989	0.989	0.988
100	1.002	1.001	1.001	1.001	1.000	1.000	0.999	0.999	0.998	0.998	0.998	0.997	0.997
120	1.008	1.008	1.007	1.007	1.007	1.006	1.006	1.005	1.005	1.004	1.004	1.003	1.003
140	1.017	1.016	1.016	1.016	1.015	1.015	1.014	1.013	1.013	1.012	1.012	1.012	1.011
160	1.029	1.028	1.027	1.026	1.026	1.026	1.025	1.024	1.024	1.023	1.023	1.022	1.022
180	1.044	1.043	1.042	1.042	1.041	1.040	1.039	1.038	1.038	1.037	1.036	1.036	1.035
200	1.063	1.062	1.061	1.061	1.060	1.058	1.057	1.056	1.055	1.054	1.954	1.053	1.052
220	1.089	1.087	1.085	1.084	1.084	1.082	1.081	1.079	1.078	1.077	1.076	1.075	1.074
240	1.123	1.121	1.119	1.117	1.116	1.114	1.112	1.110	1.108	1.107	1.106	1.104	1.102

续表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P,kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)												
	100	110	120	125	130	140	150	160	170	175	180	190	200
260	1.171	1.168	1.165	1.163	1.162	1.158	1.155	1.152	1.149	1.148	1.146	1.143	1.141
280	1.244	1.239	1.234	1.231	1.228	1.222	1.217	1.213	0.208	1.206	1.204	1.199	1.195
300	1.365	1.354	1.344	1.339	1.334	1.324	1.315	1.307	1.299	1.295	1.291	1.284	1.277
320	1.330	1.663	1.562	1.549	1.536	1.514	1.494	1.475	1.459	1.450	1.442	1.427	1.413
340	1.029	1.171	1.363	1.487	1.640	2.086	1.970	1.890	1.826	1.798	1.773	1.727	1.688
350	0.947	1.052	1.186	1.267	1.362	1.605	1.969	2.603	2.374	2.272	2.189	2.063	1.967
060	0.887	0.967	1.068	1.126	1.191	1.351	1.563	1.862	2.325	2.765	3.184	6.067	2.875
365	0.859	0.932	1.019	1.068	1.122	1.248	1.411	1.630	1.945	2.163	2.446	3.417	7.076
370	0.835	0.901	1.978	1.022	1.068	1.178	1.313	1.487	1.722	1.873	2.058	2.592	3.619
375	0.812	0.872	1.941	1.980	1.022	1.118	1.234	1.379	1.565	1.678	1.812	2.164	2.716
380	0.791	0.846	0.908	0.943	0.980	1.065	1.165	1.287	1.438	1.527	1.630	1.886	2.246
385	0.773	0.822	0.878	0.910	0.943	1.018	1.106	1.210	1.335	1.408	1.490	1.686	1.946
390	0.756	0.801	0.853	0.881	0.911	0.978	1.054	1.144	1.251	1.312	1.379	1.536	1.734
395	0.741	0.783	0.830	0.855	0.882	0.942	1.011	1.089	1.181	1.233	1.289	1.418	1.576
400	0.728	0.766	0.809	0.833	0.858	0.912	0.973	1.042	1.122	1.167	1.215	1.324	1.453
405	0.716	0.752	0.791	0.813	0.835	0.884	0.940	1.002	1.072	1.111	1.153	1.246	1.354
410	0.705	0.738	0.775	0.795	0.816	0.860	0.910	0.966	1.029	1.063	1.100	1.181	1.273
415	0.695	0.727	0.761	0.779	0.798	0.839	0.885	0.935	0.991	1.022	1.054	1.125	1.206
420	0.686	0.716	0.747	0.764	0.782	0.820	0.862	0.908	0.954	0.986	1.015	1.078	1.148
425	0.678	0.706	0.735	0.751	0.768	0.803	0.841	0.883	0.929	0.954	0.980	1.036	1.099

续表5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)												
	100	110	120	125	130	140	150	160	170	175	180	190	200
430	0.671	0.697	0.725	0.739	0.755	0.787	0.823	0.861	0.903	0.926	0.950	1.000	1.056
435	0.664	0.689	0.715	0.728	0.743	0.773	0.806	0.842	0.880	0.901	0.922	0.968	1.018
440	0.658	0.681	0.706	0.719	0.732	0.760	0.791	0.824	0.859	0.878	0.898	0.940	1.985
450	0.647	0.668	0.689	0.701	0.713	0.738	0.764	0.793	0.824	0.840	0.856	0.892	0.930
640	0.638	0.656	0.676	0.686	0.697	0.719	0.742	0.767	0.794	0.808	0.822	0.852	0.885
480	0.622	0.638	0.654	0.662	0.671	0.689	0.708	0.728	0.748	0.759	0.770	0.793	0.818
500	0.611	0.624	0.638	0.645	0.652	0.667	0.682	0.698	0.715	0.724	0.732	0.751	0.770
520	0.602	0.614	0.625	0.631	0.637	0.650	0.663	0.676	0.690	0.697	0.705	0.720	0.735
540	0.596	0.606	0.616	0.621	0.626	0.637	0.648	0.659	0.671	0.677	0.683	0.696	0.709
560	0.592	0.601	0.610	0.614	0.619	0.628	0.638	0.648	0.658	0.663	0.668	0.679	0.690
580	0.587	0.595	0.603	0.607	0.611	0.619	0.628	0.636	0.645	0.650	0.654	0.663	0.673
600	0.583	0.589	0.596	0.600	0.604	0.611	0.618	0.626	0.634	0.638	0.642	0.650	0.658
620	0.579	0.585	0.592	0.595	0.598	0.604	0.611	0.618	0.624	0.628	0.632	0.639	0.646
640	0.578	0.583	0.588	0.591	0.594	0.600	0.606	0.611	0.617	0.621	0.624	0.630	0.636
660	0.577	0.582	0.587	0.589	0.592	0.597	0.602	0.607	0.613	0.616	0.618	0.624	0.629
680	0.578	0.582	0.587	0.589	0.591	0.596	0.601	0.605	0.610	0.613	0.615	0.630	0.625
700	0.579	0.584	0.588	0.590	0.592	0.596	0.600	0.604	0.609	0.612	0.613	0.618	0.622
720	0.581	0.585	0.589	0.591	0.393	0.596	0.600	0.604	0.608	0.610	0.612	0.616	0.621
740	0.583	0.586	0.590	0.592	0.594	0.597	0.601	0.605	0.608	0.610	0.612	0.616	0.620
760	0.585	0.588	0.591	0.593	0.595	0.598	0.602	0.605	0.609	0.610	0.612	0.616	0.619
780	0.586	0.590	0.593	0.594	0.596	0.599	0.603	0.606	0.609	0.611	0.612	0.616	0.619
800	0.588	0.591	0.594	0.596	0.597	0.600	0.604	0.609	0.610	0.612	6.612	0.616	0.619

续表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)														
	205	210	215	220	225	230	235	240	245	250	255	260	270	280	290
0	0.983	0.983	0.982	0.982	0.981	0.980	0.980	0.980	0.979	0.978	0.978	0.977	0.976	0.975	0.974
50	0.988	0.988	0.988	0.987	0.987	0.987	0.987	0.986	0.986	0.986	0.986	0.985	0.985	0.984	0.984
100	0.997	0.996	0.996	0.996	0.996	0.996	0.995	0.995	0.995	0.995	0.994	0.994	0.994	0.993	0.993
120	1.003	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.001	1.001	1.000	1.000	1.000	1.000	0.999	0.999	0.998
140	1.011	1.010	1.010	1.010	1.010	1.009	1.009	1.009	1.008	1.008	1.008	1.008	1.007	1.006	1.006
160	1.021	1.021	1.020	1.020	1.019	1.019	1.019	1.019	1.018	1.018	1.017	1.017	1.017	1.016	1.015
180	1.034	1.034	1.034	1.033	1.033	1.032	1.032	1.032	1.031	1.031	1.030	1.030	1.029	1.028	1.028
200	1.051	1.051	1.050	1.030	1.050	1.049	1.048	0.048	1.047	1.047	1.046	1.046	1.045	1.044	1.043
220	1.073	1.072	1.071	1.070	1.070	1.069	1.069	1.068	1.067	1.066	1.066	1.065	1.064	1.062	1.061
240	1.101	1.100	1.099	1.098	1.098	1.097	1.096	1.095	1.094	1.093	1.092	1.091	1.090	1.088	1.086
260	1.139	1.138	1.137	1.135	1.134	1.133	1.132	1.130	1.129	1.128	1.127	1.126	1.123	1.121	1.119
280	1.194	1.192	1.189	1.188	1.186	1.184	1.182	1.180	1.179	1.177	1.175	1.173	1.170	1.166	1.163
300	1.273	1.270	1.267	1.263	1.260	1.257	1.254	1.251	1.248	1.246	1.243	1.240	1.235	1.229	1.224
320	1.406	1.400	1.394	1.387	1.382	1.376	1.371	1.365	1.360	1.355	1.350	1.345	1.336	1.327	1.318
340	1.670	1.654	1.637	1.622	1.608	1.595	1.582	1.570	1.559	1.548	1.538	1.527	1.508	1.490	1.474
350	1.927	1.892	1.859	1.829	1.802	1.777	1.754	1.732	1.712	1.693	1.676	1.659	1.628	1.601	1.576
360	1.679	2.530	2.413	2.317	2.236	2.166	2.107	2.055	2.007	1.965	1.928	1.894	1.833	1.782	1.738
365	1.432	3.610	3.231	2.953	2.751	2.596	2.742	2.370	2.284	2.210	2.147	2.090	1.996	1.920	1.857
370	4.676	7.168	11.41	5.522	4.278	3.662	3.277	3.008	2.806	2.648	2.521	2.415	2.250	2.124	2.026
375	3.138	3.754	4.764	6.840	14.78	15.45	6.764	4.973	4.131	3.621	3.282	3.030	2.682	2.449	2.282
380	2.491	2.804	3.221	3.814	4.734	6.391	10.36	28.10	15.37	7.767	5.583	4.557	3.541	3.018	2.693
385	2.111	2.308	2.550	2.856	3.256	3.801	4.599	5.867	8.136	12.65	17.54	11.96	5.906	4.189	3.422
390	1.855	1.994	2.157	2.351	2.585	2.875	3.244	3.729	4.390	5.332	6.720	8.731	11.32	7.194	4.955
395	1.669	1.774	1.893	2.029	2.189	2.373	2.594	2.863	3.194	3.608	4.142	4.834	6.831	8.072	7.450
400	1.527	1.610	1.702	1.805	1.920	2.052	2.203	2.378	2.583	2.825	3.114	3.462	4.396	5.680	6.883

续表 5　　水和水蒸汽的真实定压比热

t	下列压力P，kgf/cm²下的C_p值(kcal/kgf·℃)														
	205	210	215	220	225	230	235	240	240	245	250	255	260	280	290
405	1.416	1.483	1.556	1.637	1.726	1.826	1.937	2.061	2.205	2.367	2.550	2.766	3.303	4.017	4.894
410	1.325	1.381	1.442	1.507	1.579	1.657	1.744	1.839	1.944	2.062	2.193	2.340	2.693	3.140	3.694
415	1.250	1.297	1.348	1.403	1.464	1.527	1.596	1.670	1.753	1.844	1.943	2.050	2.303	2.612	2.982
420	1.186	1.227	1.271	1.318	1.368	1.241	1.478	1.540	1.606	1.678	1.756	1.840	2.031	2.258	2.524
425	1.132	1.168	1.206	1.247	1.289	1.335	1.382	1.434	1.490	1.549	1.611	1.679	1.832	2.004	2.205
430	1.086	1.118	1.151	1.186	1.223	1.262	1.303	1.348	1.394	1.444	1.496	1.552	1.675	1.815	1.973
435	1.045	1.073	1.103	1.134	1.166	1.200	1.237	1.276	1.315	1.358	1.403	1.448	1.551	1.666	1.794
440	1.010	1.035	1.061	1.089	1.118	1.148	1.180	1.213	1.248	1.285	1.324	1.364	1.451	1.547	1.654
450	0.950	0.971	0.992	1.015	1.038	1.062	1.088	1.114	1.142	1.170	1.199	1.230	1.296	1.368	1.445
460	0.902	0.919	0.937	0.956	0.975	0.995	1.016	1.038	1.060	1.083	1.106	1.131	1.183	1.236	2.298
480	0.830	0.843	0.857	0.870	0.884	0.899	0.913	0.929	0.944	0.960	0.977	0.994	1.029	1.066	1.105
500	0.780	0.790	0.800	0.811	0.822	0.833	0.844	0.855	0.867	0.879	0.891	0.904	0.930	0.956	0.984
520	0.743	0.751	0.759	0.768	0.777	0.785	0.794	0.803	0.813	0.822	0.831	0.841	0.861	0.881	0.903
540	0.715	0.790	0.729	0.736	0.743	0.760	0.757	0.764	0.772	0.780	0.787	0.795	0.811	0.827	0.844
560	0.695	0.701	0.706	0.712	0.718	0.724	0.730	0.736	0.742	0.748	0.754	0.761	0.774	0.787	0.800
580	0.678	0.683	0.688	0.692	0.697	0.703	0.708	0.713	0.718	0.723	0.729	0.734	0.745	0.756	0.767
600	0.663	0.667	0.671	0.675	0.680	0.684	0.689	0.693	0.698	0.702	0.707	0.712	0.721	0.730	0.740
620	0.650	0.653	0.637	0.661	0.665	0.669	0.673	0.676	0.680	0.684	0.688	0.693	0.701	0.709	0.717
640	0.640	0.643	0.646	0.649	0.653	0.656	0.660	0.663	0.666	0.670	0.673	0.677	0.864	0.691	0.698
660	0.632	0.635	0.638	0.641	0.644	0.647	0.650	0.653	0.656	0.659	0.662	0.665	0.671	0.677	0.684
680	0.627	0.630	0.632	0.635	0.638	0.640	0.643	0.646	0.648	0.651	0.654	0.656	0.662	0.667	0.673
700	0.624	0.627	0.629	0.631	0.634	0.636	0.638	0.641	0.643	0.646	0.648	0.650	0.655	0.660	0.665
720	0.623	0.625	0.627	0.629	0.631	0.633	0.636	0.638	0.640	0.642	0.644	0.646	0.651	0.655	0.660
740	0.622	0.624	0.626	0.628	0.630	0.632	0.634	0.636	0.637	0.639	0.641	0.643	0.648	0.652	0.656
760	0.621	0.623	0.625	0.627	0.628	0.630	0.632	0.634	0.636	0.938	0.639	0.641	0.645	0.649	0.653
780	0.621	0.622	0.624	0.626	0.628	0.629	0.631	0.633	0.634	0.636	0.638	0.640	0.643	0.647	0.650
800	1.621	0.622	0.624	0.526	0.627	0.629	0.630	0.632	0.634	0.635	0.637	0.638	0.642	0.645	0.648

表 6　　水和水蒸汽的动力粘度系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的μ值，10^3(kgf·s/m²)										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
0	17877	17874	17871	17865	17859	17853	17848	17842	17836	17830	17824
10	13252	13250	13249	13246	13243	13240	13237	13234	13231	13228	13225
20	10215	10214	10214	20213	10212	10210	10209	10208	10206	20205	10204
30	8130	8130	8130	8129	8129	8129	8129	8129	8129	8128	8128
40	6643	6643	6643	6644	6644	6645	6646	6646	6647	6647	6648
50	5549	5550	5550	5551	5552	5553	5554	5555	5556	5557	5558
60	4723	4724	4724	4725	4726	4728	4729	4731	4732	4733	4735
70	4084	4085	4085	4086	4088	4090	4091	4093	4094	4096	4098
80	3530	3581	3581	3583	3584	3586	3588	4590	3592	3593	3595
90	3174	3175	3174	3178	3180	3182	3184	3186	3183	3190	3192
100	123	2846	2847	2849	2851	2853	2855	2857	2859	2860	2863
110	128	2573	2574	2576	2578	2580	2582	2584	2587	2589	2591
120	132	2345	2346	2348	2351	2353	2355	2357	2359	2361	2363
130	136	2153	2154	2156	2158	2160	2162	2165	2167	2169	2171
140	140	1988	1989	1992	1994	1996	1998	2000	2003	2005	2007
150	144	1847	1848	1850	1852	1854	1857	1859	1861	1863	1866
160	148	146	1725	1727	1729	1732	1734	1736	1738	1741	1741
170	153	150	1617	1619	1622	1624	1626	1629	1631	1633	1636
180	157	155	153	1525	1527	1529	1532	1534	1536	1539	1541
190	161	159	157	1441	1443	1445	1448	1450	1452	1455	1457
200	165	163	162	1366	1368	1370	1373	1375	1377	1380	1382
210	169	168	166	1298	1301	1303	1305	1308	1310	1313	1315
220	173	172	171	170	1240	1242	1245	1247	1250	1252	1254
230	178	176	173	170	1185	1187	1190	1192	1195	1197	1199
240	182	181	180	178	175	1137	1140	1142	1144	1147	1149
250	186	185	184	182	180	1091	1096	1096	1099	1101	1103
260	190	189	188	187	185	184	1051	1054	1056	1059	1061
270	194	194	193	192	190	189	187	1014	1017	1020	1022
280	198	198	197	196	195	194	193	192	981	983	986
290	202	202	202	201	200	200	199	198	197	949	952
300	206	206	206	206	205	205	205	204	204	203	920
310	211	211	210	210	210	210	210	210	210	210	209
320	215	215	215	215	215	216	216	216	216	217	217
330	219	219	220	220	220	221	221	223	223	223	224
340	223	224	224	224	225	226	227	228	229	230	231
350	227	228	228	229	230	231	232	233	235	236	238

续表 6　　水和水蒸汽的动力粘度系数

t	下列压力P,kgf/cm²下的μ值,10^3(kgf·g/m²)										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
360	231	232	233	234	235	236	237	239	240	242	244
370	236	236	237	238	239	240	242	243	245	247	248
380	240	240	241	242	243	245	246	248	249	251	253
390	244	244	245	246	248	259	250	252	253	255	257
400	248	249	249	250	252	253	254	256	257	259	260
410	252	253	253	254	256	257	258	260	261	263	264
420	256	257	257	258	260	261	262	264	265	267	268
430	260	261	262	263	264	265	266	268	369	270	272
440	265	265	266	267	268	269	270	272	273	273	276
450	269	269	270	271	272	273	274	276	277	278	280
460	373	273	274	275	276	277	278	280	281	282	284
470	277	278	278	279	280	281	282	284	285	286	288
480	281	282	282	283	284	280	287	288	289	290	292
490	285	286	280	287	288	290	291	292	293	294	296
500	290	290	290	292	292	294	295	290	297	298	300
510	294	294	295	296	297	298	299	300	301	302	301
520	298	298	299	300	301	302	303	304	305	306	308
530	302	302	303	304	305	306	307	308	309	310	312
540	306	307	307	308	309	310	311	312	313	314	316
550	310	311	311	312	313	314	315	316	317	318	320
560	314	315	315	316	317	318	319	320	321	322	324
570	318	319	319	320	321	322	323	324	325	326	328
580	323	324	324	324	325	326	327	328	329	330	332
590	327	328	328	329	330	330	332	332	333	334	336
600	331	332	332	333	334	335	336	336	338	338	340
610	335	336	336	337	338	339	340	341	342	343	344
620	339	339	340	341	342	343	344	345	346	347	348
630	343	343	344	345	346	347	348	349	350	351	352
640	347	347	348	349	350	351	352	353	354	355	356
650	352	352	352	353	354	355	356	357	358	359	360
660	356	356	357	358	358	359	360	361	362	363	364
670	360	360	361	362	362	363	364	365	266	367	368
680	364	364	365	366	367	368	368	359	370	371	372
690	368	368	369	370	371	372	372	373	374	375	376
700	372	372	373	374	375	376	376	377	378	379	380

续表 6　　水和水蒸汽的动力粘度系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的μ值，10^3(kgfs/m²)									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
0	17818	17812	17807	17801	17795	17789	17783	17777	17772	17766
10	13222	13219	13216	13213	13210	13207	13204	13201	13198	13196
20	10203	10202	10200	10199	10198	10197	10195	10194	10193	10192
30	8128	8128	8128	8128	8128	8127	8127	8127	8127	8127
40	6648	6649	6650	6650	6651	6651	6652	6652	6653	6653
50	5559	5560	5561	5562	5563	5564	5596	5566	5568	5569
60	4736	4737	4739	4740	4742	4743	4744	4746	4747	4748
70	4099	4101	4102	4104	4106	4107	4109	4110	4112	4114
80	3597	3598	3600	3602	3604	3606	3607	3609	3611	3618
90	3193	3195	3197	3199	3201	3203	3205	3207	3208	3210
100	2865	2866	2868	2870	2872	2874	2876	2878	2880	2882
110	2593	2595	2597	2599	2601	2603	2605	2607	2609	2611
120	2366	2368	2370	2372	2374	2376	2378	2380	2382	2385
130	2173	2176	2178	2180	2182	2184	2186	2188	2191	2193
140	2009	2011	2014	2016	2018	2020	2022	2025	2027	2029
150	1868	1870	1872	1875	1877	1879	1881	1884	1886	1888
160	1743	1745	1747	1750	1754	1756	1759	1764	1763	1760
170	1638	1640	1640	1645	1647	1649	1652	1654	1656	1658
180	1543	1540	1548	1550	1552	1555	1557	1559	1562	1564
190	1459	1462	1464	1466	1469	1471	1473	1475	1478	1480
200	1384	1387	1389	1392	1394	1396	1399	1401	1403	1409
210	1317	1320	1322	1324	1327	1329	1332	1334	1336	1339
220	1257	1259	1262	1264	1266	1269	1271	1274	1276	1278
230	1202	1204	1207	1209	1211	1214	1216	1219	1221	1224
240	1152	1154	1157	1159	1161	1164	1166	1169	1171	1174
250	1106	1108	1111	1113	1116	1118	1120	1123	1125	1128
260	1064	1066	1068	1071	1073	1076	1078	1081	1083	1086
270	1024	1027	1029	1032	034	1037	1039	1042	1044	1047
280	988	6911	993	996	698	1000	1003	1006	1008	1010
290	954	957	959	962	946	967	969	972	974	977
300	922	925	927	930	932	935	937	940	942	945
310	880	884	887	889	683	896	899	902	905	908
320	217	218	846	849	853	856	860	863	866	870
330	225	226	228	804	808	813	817	821	825	829
340	233	234	236	238	240	761	767	773	778	784
350	240	242	244	247	249	252	256	713	722	730
360	246	248	250	253	255	258	263	268	276	651

续表 6　　水和水蒸汽的动力扭度系数

t	下列压力P,kgf/cm²下的μ值，10^8(kgf·s/m²)									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
370	251	253	255	258	260	263	267	272	278	286
380	255	257	259	262	264	267	271	274	279	284
390	258	260	263	265	267	270	273	276	280	284
400	262	264	266	268	270	273	276	279	282	286
410	266	568	270	272	274	276	279	281	284	288
420	270	272	273	275	277	279	282	284	287	090
430	274	275	277	279	281	283	285	287	290	292
440	277	279	281	282	284	286	288	290	293	295
450	281	583	281	286	288	290	292	294	296	298
460	285	287	288	290	292	293	295	297	299	301
470	289	290	292	294	295	297	299	300	302	304
480	293	294	296	297	299	300	302	304	306	308
490	297	298	300	301	303	304	306	308	309	311
500	301	302	304	305	306	308	310	311	313	314
510	305	306	307	309	310	312	313	315	316	318
520	309	310	311	313	314	315	317	318	320	322
530	313	314	315	316	318	319	321	322	324	325
540	317	318	319	320	322	323	324	326	327	329
550	321	322	323	324	326	327	328	330	331	332
560	325	326	327	328	329	331	332	333	335	339
570	329	330	331	332	333	334	336	337	338	340
580	333	334	335	336	337	338	340	341	342	344
590	337	338	339	340	341	342	344	345	346	347
600	341	342	343	344	345	346	347	349	350	351
610	345	346	347	348	349	350	351	352	354	355
620	349	350	351	352	353	354	355	356	358	359
630	353	354	355	356	357	358	359	360	361	362
640	357	358	359	360	361	362	363	364	365	366
650	361	362	363	364	365	366	367	368	369	370
660	365	366	367	368	369	370	371	372	373	374
670	369	370	371	372	373	374	375	376	377	378
680	373	374	375	376	377	378	379	380	381	482
690	377	378	379	380	381	382	383	384	385	386
700	381	382	383	384	385	386	387	388	389	390

续表 6　　水和水蒸汽的动力粘度系数

t	下列压力P,kgf/cm²下的μ值，10^3(kgf s/m²)									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
0	17760	17754	17748	17742	17736	17731	17725	17719	17713	17707
10	13192	13190	13186	13184	13181	13178	13175	13172	13169	13166
20	10190	10189	30188	10187	10185	10184	10183	10182	10810	10179
30	8127	8126	8126	8126	8126	8126	8126	8126	8125	8125
40	6654	6654	6655	6656	6656	6657	6657	6658	6658	6659
50	5570	5571	5572	5573	5574	5575	5576	5577	5578	5579
60	4750	4751	4752	4754	4755	4756	4758	4759	4761	4762
70	4115	4117	4118	4120	4122	4123	4125	4126	4128	4130
80	3614	3616	3618	3620	3622	3623	3625	3627	3630	3632
90	3212	3214	3216	3218	3220	3222	3224	3226	3228	3229
100	2884	2886	2888	2890	2892	2894	2896	2898	2900	2902
110	2613	2615	2618	2620	2622	2624	2626	2628	2630	2632
120	2387	2389	2391	2393	2395	2397	2399	2402	2404	2406
130	2195	2197	2199	2202	2204	2206	2208	2210	2212	2214
140	2031	2034	2036	2038	2040	2042	2045	2047	2049	2051
150	1890	1893	1895	1897	1899	1902	1904	1906	1908	1910
160	1768	1770	1772	1775	1777	1779	1781	1784	1786	1788
170	1661	1663	1665	1668	1670	1672	1674	1677	1679	1681
180	1566	1569	1571	1573	1576	1578	1580	1583	1585	1587
190	1483	1485	1487	1490	1492	1494	1497	1499	1501	1504
200	1408	1410	1413	1415	1417	1420	1422	1424	1427	1429
210	1341	1343	1346	1348	1351	1353	1355	1358	1360	1362
220	1281	1283	1285	1288	1290	1293	1295	1297	1300	1302
230	1226	1228	1231	1233	1236	1238	1240	1243	1245	1248
240	1176	1178	1181	1183	1186	1188	1191	1193	1195	1198
250	1130	1133	1135	1138	1140	1142	1145	1147	1150	1152
260	1088	1091	1093	1096	1098	1100	1103	1105	1108	1110
270	1049	1052	1054	1057	1059	1062	1064	1067	1069	1072
280	1013	1016	1018	1020	1023	1026	1028	1030	1033	1036
290	979	982	984	987	989	992	994	997	999	1002
300	947	950	952	955	958	960	993	965	968	970
310	912	915	917	920	923	926	928	931	934	936
320	874	878	881	884	887	890	892	895	898	901
330	835	838	842	845	849	852	855	859	862	865
340	791	795	800	804	808	812	816	820	824	827
350	739	745	752	758	763	768	773	778	783	787
360	669	682	692	702	710	718	725	731	738	743
370	296	339	596	621	639	653	665	675	685	693

续表 6　　水和水蒸汽的动力粘度系数

t	下列压力P,kgf/cm²下的μ值,10^3(kgf·s/m²)									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
380	290	299	310	329	392	529	569	593	611	626
390	289	295	302	311	323	341	373	435	497	536
400	290	294	299	305	313	322	334	450	373	405
410	291	295	299	304	309	316	323	332	344	357
420	293	296	300	304	308	313	319	325	333	342
430	295	298	301	305	309	313	317	322	328	335
440	298	300	303	306	310	313	317	322	326	331
450	300	303	306	308	311	315	318	322	326	330
460	303	306	308	311	314	316	320	323	326	330
470	306	309	311	313	316	318	321	324	328	331
480	310	312	314	316	318	321	324	326	329	332
490	313	315	317	319	321	324	326	328	334	334
500	316	318	320	322	324	326	329	331	333	335
510	320	322	323	325	327	329	331	334	336	338
520	323	325	327	328	330	332	334	336	339	341
530	327	328	330	332	334	335	337	339	341	344
540	330	332	334	335	337	339	340	342	344	346
550	334	335	337	339	340	342	344	346	347	349
560	338	339	341	342	344	345	347	349	350	352
570	341	343	344	346	347	349	350	352	354	355
580	345	346	348	349	351	352	354	355	457	359
590	349	350	351	353	354	356	357	359	360	362
600	352	354	355	357	358	359	361	362	364	365
610	356	357	359	360	361	363	364	366	367	369
620	360	361	362	364	365	366	368	369	371	372
630	364	365	366	367	369	370	371	373	374	376
640	368	369	370	371	372	374	375	376	378	379
650	371	372	374	375	376	377	379	380	381	383
660	375	376	378	379	380	381	382	384	385	386
670	379	380	381	382	384	385	386	387	388	390
680	383	384	385	386	387	388	390	391	392	393
690	387	388	389	390	391	392	393	395	396	397
700	391	392	393	394	395	396	397	398	400	401

表 7　　水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的λ值，10^3(kcal/m·h℃)										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
0	489	489	490	490	491	492	492	493	494	495	495
10	504	504	505	506	507	508	508	509	510	510	511
20	517	518	520	520	521	522	522	523	524	524	525
30	530	531	532	533	534	534	535	536	537	537	538
40	542	543	544	544	545	546	546	547	548	549	549
50	553	554	554	554	555	556	557	557	558	559	559
60	562	562	562	563	564	565	565	566	567	567	568
70	569	570	570	571	571	572	573	573	574	575	575
80	575	576	576	577	578	578	579	580	580	581	582
90	580	581	282	582	583	584	584	585	585	586	587
100	21.0	558	585	586	587	588	588	589	589	590	591
110	21.7	588	589	589	590	591	591	592	592	593	594
120	22.4	590	591	591	592	593	593	594	594	595	595
130	23.1	591	592	592	593	593	594	595	595	596	596
140	23.8	591	592	592	593	593	594	594	595	596	596
150	24.6	591	591	591	592	592	593	594	594	595	595
160	25.3	26.4	589	589	590	590	591	592	592	593	593
170	26.1	27.0	586	580	587	588	588	589	589	590	590
180	26.9	27.7	29.2	582	588	584	584	585	586	586	587
190	27.7	28.6	29.6	578	678	579	580	580	581	582	582
200	28.6	29.4	30.1	672	578	573	574	575	575	576	577
210	29.3	29.8	30.7	565	566	567	567	568	569	570	571
220	30.1	30.7	31.4	34.2	558	559	560	561	562	563	564
230	31.0	31.5	32.2	34.5	549	550	551	552	553	554	555
240	31.8	32.3	33.0	35.0	38.1	541	542	543	544	545	546
250	32.7	33.2	33.7	35.5	38.4	42.2	531	532	534	535	536
260	33.6	34.0	34.6	36.1	38.7	41.8	519	521	522	524	525
270	34.5	34.9	35.4	36.8	39.1	41.6	45.4	507	509	511	512
280	35.4	35.8	36.3	37.6	39.5	41.8	44.9	49.3	495	497	498
290	36.3	36.8	37.2	38.3	40.1	42.0	44.7	48.3	53.1	481	483
300	37.3	37.7	38.1	39.2	40.8	42.5	44.8	47.8	51.7	56.7	465
310	38.2	38.6	39.0	40.1	41.5	43.1	45.1	47.6	50.8	54.9	60.1
320	39.2	39.5	40.0	41.0	42.3	43.7	45.5	47.8	50.5	53.8	57.9
330	40.1	40.5	40.9	41.9	23.2	44.4	46.1	48.1	50.4	53.2	56.7
340	41.1	41.5	41.9	42.9	44.0	45.2	46.7	48.5	50.5	53.0	55.9
350	42.1	42.5	42.8	43.8	44.9	46.1	47.5	49.1	50.9	53.0	55.5

续表 7　　水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力p, kgf/cm²下的λ值, 10^3(kcal/mh℃)										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
360	43.1	43.5	43.8	44.7	45.8	46.9	48.1	49.7	51.3	53.2	55.5
370	44.1	44.5	44.8	45.7	46.7	47.8	49.1	50.5	51.9	53.9	55.5
380	45.1	45.5	45.8	46.7	47.7	48.7	49.8	51.2	52.6	54.2	55.9
390	46.1	46.5	46.8	47.7	48.7	49.6	50.7	51.9	53.3	54.8	56.4
400	47.1	47.5	47.9	48.7	49.6	50.6	51.7	52.8	54.1	55.4	56.9
410	48.2	48.6	48.0	49.7	50.7	51.6	52.6	53.7	54.9	56.2	57.6
420	49.2	49.6	49.9	50.8	51.7	52.6	53.5	54.6	55.8	57.0	58.3
430	50.3	50.6	51.1	51.9	52.7	53.6	54.5	55.6	56.7	57.8	59.1
440	51.3	51.7	52.2	52.8	53.7	54.6	55.5	56.5	57.5	58.7	59.9
450	52.4	52.8	53.2	54.0	54.8	55.6	56.5	57.5	58.5	59.6	60.8
460	53.5	53.8	54.2	55.0	55.8	56.7	57.6	58.5	59.5	60.5	61.6
470	54.6	54.9	55.3	56.1	57.0	57.7	58.6	59.6	60.5	61.5	62.6
480	55.7	56.1	56.4	57.1	58.0	58.8	59.7	60.6	61.5	62.5	63.5
490	56.8	57.1	57.5	58.3	59.1	59.9	60.7	61.6	62.6	63.5	64.5
500	57.9	58.2	58.6	59.4	60.2	61.0	61.8	62.7	63.6	64.5	65.5
510	59.0	59.3	59.7	60.5	61.3	62.1	62.9	63.8	64.6	65.5	66.5
520	60.1	60.4	60.8	61.6	62.4	63.1	64.0	64.8	65.7	66.6	67.5
530	61.2	61.6	62.0	62.7	63.5	64.3	65.1	66.0	66.8	67.7	68.6
540	62.3	62.8	63.1	63.8	64.6	65.4	66.2	67.1	67.9	68.8	69.7
550	63.5	63.9	64.2	64.9	65.7	66.5	67.3	68.2	69.0	69.9	70.7
560	64.6	65.0	65.3	66.1	66.8	67.6	68.4	69.2	70.0	70.9	71.8
570	65.8	66.1	66.4	67.2	68.0	68.8	69.6	70.4	71.2	72.0	72.9
580	66.9	67.3	67.6	68.4	69.2	69.9	70.7	71.5	72.3	73.1	73.9
590	68.1	68.4	68.8	69.5	70.3	71.0	71.8	72.6	73.5	74.3	75.1
600	69.2	69.6	70.1	70.7	71.5	72.2	73.0	73.8	74.6	75.4	76.2
610	70.4	70.8	71.1	71.8	72.6	73.4	74.1	74.9	75.7	76.5	77.3
620	71.6	72.0	72.3	73.1	73.8	74.5	75.3	76.1	76.8	77.6	78.4
630	72.7	73.1	73.4	74.2	74.9	75.7	76.4	77.2	78.0	78.8	79.6
640	73.9	74.3	74.6	75.4	76.1	70.9	77.6	78.4	79.2	80.0	80.8
650	75.1	75.4	75.7	76.5	77.3	78.0	78.8	79.6	80.4	81.2	82.0
660	76.2	76.6	76.9	77.7	78.5	79.2	80.0	80.7	81.5	82.3	83.1
670	77.4	77.8	78.1	78.9	79.7	80.4	81.2	81.9	82.7	83.4	84.2
680	78.6	78.9	79.3	80.0	80.8	81.5	82.3	83.4	83.8	84.6	85.4
690	79.8	80.1	80.5	81.2	82.0	82.7	83.5	84.3	85.0	85.8	86.6
700	81.1	81.3	81.7	82.4	83.2	83.9	84.7	85.5	86.2	87.0	87.7

续表 7

水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的λ值，10³(kcal/mh℃)									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
0	496	497	497	498	499	499	500	501	501	502
10	512	512	513	514	514	515	516	516	517	518
20	526	527	527	528	529	529	530	531	531	532
30	539	539	540	541	541	542	543	543	544	545
40	550	551	551	552	553	553	554	555	555	556
50	560	561	561	562	563	563	564	564	565	566
60	569	569	570	570	571	572	572	573	574	574
70	576	577	577	578	578	579	580	580	581	581
80	582	583	583	584	585	585	586	586	587	588
90	587	588	588	589	590	590	591	591	592	592
100	591	592	592	593	594	594	595	595	596	596
110	594	595	595	596	596	597	597	598	599	599
120	596	596	597	598	598	599	599	600	600	601
130	597	597	598	598	599	600	600	601	601	602
140	597	597	598	598	599	600	600	601	601	602
150	596	596	597	598	598	599	599	600	600	601
160	594	594	595	596	596	597	597	598	599	599
170	591	592	592	593	594	594	595	595	596	596
180	588	588	589	589	590	591	591	592	593	593
190	583	584	584	585	586	586	587	588	588	589
200	578	578	579	580	581	581	582	583	583	584
210	571	572	573	574	575	575	576	577	578	578
220	564	565	566	567	568	569	570	570	571	572
230	556	557	558	559	560	561	562	563	564	565
240	547	548	550	551	552	553	554	555	556	557
250	537	539	540	541	542	543	545	546	547	548
260	526	528	529	530	532	533	534	536	537	538
270	514	516	517	519	520	522	523	525	526	528
280	500	502	504	506	507	509	511	512	514	516
290	485	487	485	491	493	495	497	499	501	503
300	468	471	473	475	477	480	482	484	486	488
310	66.7	452	455	457	460	462	465	476	470	472
320	63.4	70.6	434	437	440	443	446	449	451	454
330	60.9	66.3	73.2	414	418	421	424	428	431	434
340	59.3	63.7	68.9	75.7	85.1	396	004	404	407	411
350	58.5	61.9	66.1	71.3	77.7	86.1	99.0	376	380	385
360	58.0	60.9	64.3	68.3	73.3	79.4	87.2	98.4	113	343

续表 7　　水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的λ值，10^3(kcal/mh℃)									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
370	57.8	60.4	63.3	66.6	70.6	75.2	80.9	87.9	97.2	109
380	57.9	60.1	62.6	65.5	68.8	72.6	77.0	82.4	88.6	96.5
390	58.2	60.2	62.3	64.9	67.7	70.8	74.5	78.7	83.4	89.2
400	58.6	60.4	62.3	64.6	67.0	69.8	72.8	76.2	80.2	84.6
410	59.1	60.7	62.5	64.5	66.7	69.2	71.6	74.6	77.8	81.6
420	59.7	61.2	62.8	64.7	66.7	68.8	71.1	73.7	76.4	79.4
430	60.4	61.8	63.3	65.0	66.8	68.7	70.7	73.0	75.5	78.2
440	61.2	62.4	63.9	65.5	67.1	68.8	70.7	72.8	74.9	77.3
450	62.0	63.2	64.6	66.0	67.5	69.1	70.9	72.7	74.7	76.8
460	62.8	64.0	65.3	66.6	68.0	69.6	71.2	72.8	74.7	76.6
470	63.6	64.8	66.4	67.3	68.6	70.1	71.5	73.1	74.8	76.5
480	64.6	65.7	66.9	68.1	69.4	70.2	72.1	73.6	75.2	76.8
490	65.6	66.6	67.7	68.9	70.0	71.4	72.7	74.1	75.6	77.0
500	66.5	67.5	68.6	69.8	71.0	72.1	73.3	74.7	76.1	77.5
510	67.5	68.5	69.6	70.6	71.7	72.9	74.1	75.4	76.7	78.1
520	58.5	69.5	70.5	71.5	72.6	73.8	74.9	76.1	77.4	78.7
530	69.5	70.5	71.5	72.5	73.6	74.7	75.8	77.0	78.2	79.3
540	70.6	71.5	72.5	73.5	74.5	75.6	76.7	77.8	78.9	80.1
550	71.6	72.5	73.5	74.5	75.5	76.5	77.5	78.6	79.7	80.9
560	72.6	73.5	74.5	75.5	76.4	77.4	78.5	79.5	80.6	81.7
570	73.8	74.7	75.6	76.5	77.4	78.4	79.5	80.5	81.5	82.5
580	74.8	75.7	76.6	77.6	78.5	79.4	80.4	81.4	82.4	83.4
590	75.9	76.8	77.7	78.6	79.5	80.4	81.4	82.4	83.4	84.4
600	77.0	77.9	78.8	79.7	80.6	81.5	82.4	83.4	84.4	85.4
610	78.2	79.0	79.9	80.8	81.7	82.6	83.5	84.5	85.4	86.3
620	79.3	80.1	81.0	81.9	82.7	83.6	84.6	85.5	86.4	87.4
630	80.5	81.3	82.2	83.0	83.9	84.7	85.6	86.5	87.5	88.4
640	81.6	82.4	83.3	84.1	85.0	85.8	86.7	87.6	88.5	89.4
650	82.8	83.6	84.4	85.2	86.1	86.9	87.7	88.6	89.5	90.4
660	83.9	84.7	85.5	86.4	87.2	88.0	88.9	89.7	90.6	91.5
670	85.0	85.8	86.6	87.5	88.3	89.2	90.0	90.9	91.7	92.5
680	86.0	87.0	87.8	88.6	89.4	90.2	91.0	91.9	92.8	93.6
690	87.4	88.0	89.0	89.8	90.6	91.4	92.2	93.1	93.9	94.7
700	88.5	89.3	90.1	90.9	91.7	92.5	93.0	94.2	95.0	95.9

续表 7　　水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的λ值，10^3(kcal/mh℃)									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
0	503	503	504	505	505	506	506	507	508	508
10	518	519	520	520	521	522	522	523	523	524
20	533	533	534	534	535	536	536	537	538	538
30	545	546	546	547	548	548	549	550	550	551
40	556	557	558	558	559	560	560	561	561	562
50	566	567	568	568	569	569	570	570	571	572
60	575	575	576	577	577	578	578	579	579	580
70	582	583	583	584	584	585	586	586	587	587
80	588	589	589	590	590	591	592	592	593	593
90	593	594	594	595	595	596	596	597	597	598
100	597	597	598	599	599	600	600	601	601	602
110	600	600	601	601	602	602	603	604	604	605
120	601	602	603	603	604	604	605	605	606	606
130	602	603	603	604	605	605	606	606	607	607
140	602	603	603	604	605	605	606	606	607	607
150	601	602	603	603	604	604	605	605	606	606
160	600	600	601	601	602	603	603	604	604	605
170	597	598	598	599	600	600	601	601	602	602
180	594	594	596	596	596	597	598	598	599	599
180	590	590	596	592	592	593	594	594	595	596
200	585	586	586	587	588	588	589	590	590	591
210	579	580	581	582	582	583	584	584	585	586
220	573	574	575	575	576	577	578	579	579	580
230	566	567	568	568	569	570	571	572	573	574
240	558	559	560	561	562	563	564	565	566	566
250	549	550	551	552	553	554	556	557	558	559
260	540	541	542	543	544	545	547	548	549	550
270	529	530	532	533	534	536	537	538	539	540
280	517	519	520	522	523	525	526	528	529	530
290	504	506	508	510	511	513	514	516	518	519
300	490	492	494	496	498	500	502	503	505	507
310	474	477	479	481	483	485	487	489	491	493
320	457	459	462	464	467	469	471	474	476	478
330	437	440	443	446	448	451	454	456	459	461
340	414	418	421	424	428	431	434	437	440	443
350	389	393	396	400	404	408	411	415	418	421
360	353	360	366	371	376	381	385	389	393	396
370	121	139	308	325	336	345	352	358	364	369
388	107	117	129	146	190	259	290	308	320	330
390	97.8	106	114	124	135	151	175	209	240	263
400	91.1	97.6	104	112	120	129	140	154	171	192

续表 7　　水和水蒸汽的导热系数

t	下列压力P，kgf/cm²下的λ值，10^3(kcal/m·h℃)									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
410	85.7	91.4	97.4	104	110	117	125	134	144	155
420	83.0	87.0	92.1	97.3	103	109	115	122	130	138
430	81.1	84.3	88.0	91.8	96.2	102	108	114	120	126
440	79.9	82.7	85.7	89.0	92.7	97.0	102	107	112	118
450	79.1	81.5	84.1	87.0	90.1	93.4	96.9	102	106	111
460	78.6	80.8	83.1	85.6	88.2	91.0	94.1	97.5	101	106
470	78.4	80.4	82.5	84.7	87.0	89.6	92.2	95.0	98.1	101
480	78.5	80.3	82.1	84.1	86.2	88.5	90.8	93.3	96.0	98.8
490	78.6	80.3	82.0	83.9	85.9	87.8	89.9	92.2	94.6	97.0
500	79.0	80.6	82.2	83.9	85.6	87.4	89.4	91.5	93.6	95.7
510	79.5	80.9	82.4	84.1	85.7	87.4	89.2	91.1	93.0	94.9
520	80.0	81.4	82.9	84.4	85.9	87.4	89.0	90.7	92.5	94.4
530	80.6	81.9	83.3	84.7	86.1	87.6	89.1	90.7	92.4	94.1
540	81.3	82.5	83.8	85.2	86.6	88.0	89.4	90.9	92.4	94.0
550	82.1	83.2	84.4	85.7	87.1	88.4	89.8	91.2	92.6	94.1
560	82.9	84.0	85.2	86.4	87.7	88.9	90.2	91.5	92.9	94.3
570	83.6	84.8	86.0	87.2	88.3	89.5	90.7	92.0	93.4	94.8
580	84.5	85.6	86.7	87.8	89.0	90.2	91.4	92.6	93.9	95.2
590	85.4	86.5	87.6	88.7	89.8	90.9	92.1	93.3	94.5	95.7
600	86.4	87.4	88.4	89.5	90.6	91.7	92.8	93.9	95.1	96.3
610	87.3	88.3	89.3	90.4	91.5	92.5	93.6	94.7	95.9	97.0
620	88.3	89.3	90.3	91.3	92.3	43.4	94.4	95.5	96.6	97.7
630	89.3	90.3	91.2	92.2	93.2	94.2	95.2	96.3	97.4	98.5
640	90.3	91.3	92.3	93.3	94.2	95.1	96.1	97.2	98.3	99.3
650	91.4	92.3	93.2	94.2	95.1	96.1	97.1	98.1	99.1	100
660	92.4	93.3	94.2	95.2	96.1	97.0	98.0	99.0	100	101
670	93.4	94.3	95.2	95.2	97.1	98.0	99.0	100	101	102
680	94.5	95.4	96.2	97.1	98.0	99.0	100	101	102	103
690	95.6	96.5	97.3	98.2	99.0	100	101	102	103	104
700	96.7	97.6	98.5	99.4	100	101	102	103	104	105

表 8　　水和水蒸汽的普朗特数

t	下列压力P，kgf/cm²下的Pr值										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
0	12.99	12.98	12.95	12.93	12.88	12.84	12.80	12.76	12.73	12.69	12.65
10	9.29	9.28	9.27	9.24	9.22	9.20	9.17	9.15	9.13	9.11	9.08
20	6.97	6.96	6.95	6.93	6.91	6.89	6.87	6.86	6.85	6.83	6.82
30	5.40	5.40	5.39	5.38	5.37	5.36	5.34	5.33	5.32	5.31	5.30
40	4.32	4.32	4.31	4.30	4.29	4.29	4.28	4.27	4.26	4.26	4.25
50	3.54	3.54	3.54	3.54	3.53	3.53	3.51	3.51	3.50	3.49	3.48
60	2.96	2.96	2.96	2.96	2.95	2.95	2.95	2.95	2.94	2.94	2.94
70	2.54	2.54	2.54	2.53	2.53	2.52	2.52	2.51	2.51	2.51	2.50
80	2.20	2.20	2.20	2.20	2.20	2.19	2.19	2.19	2.19	2.19	2.18
90	1.94	1.94	1.94	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.93	1.92
100	1.00	1.73	1.72	1.73	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.71
110	1.00	1.57	1.57	1.56	1.56	1.55	1.55	1.55	1.55	1.55	1.55
120	1.00	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.41	1.41
130	0.99	1.31	1.31	1.31	1.31	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30
140	0.98	1.22	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21	1.21
150	0.98	1.14	1.14	1.14	1.14	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13
160	0.98	1.06	1.07	1.07	1.07	1.07	1.07	1.07	1.07	1.07	1.07
180	0.97	1.04	1.15	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97
200	0.97	1.01	1.10	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90
220	0.96	1.00	1.06	1.20	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86
240	0.95	0.98	1.03	1.14	1.27	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.83
260	0.95	0.97	1.01	1.09	1.18	1.31	0.85	0.85	0.85	0.84	0.84
280	0.94	0.96	0.99	1.06	1.13	1.21	1.31	1.45	0.88	0.88	0.87
300	0.94	0.95	0.97	1.03	1.08	1.14	1.21	1.30	1.41	1.55	0.96
320	0.94	0.95	0.96	1.00	1.04	1.09	1.15	1.21	1.28	1.37	1.48
340	0.93	0.94	0.96	0.99	1.02	1.06	1.11	1.16	1.21	1.27	1.34
350	0.93	0.94	0.96	0.98	1.02	1.05	1.09	1.14	1.19	1.24	1.30
360	0.93	0.93	0.95	0.98	1.01	1.04	1.08	1.12	1.17	1.22	1.27
370	0.92	0.93	0.95	0.97	1.00	1.03	1.06	1.10	1.14	1.18	1.23
380	0.92	0.93	0.94	0.97	0.99	1.02	1.05	1.08	1.11	1.15	1.19
390	0.92	0.93	0.94	0.96	0.98	1.00	1.03	1.06	1.08	1.12	1.15
400	0.92	0.92	0.93	0.95	0.97	0.99	1.02	1.04	1.06	1.09	1.12
410	0.91	0.92	0.92	0.95	0.96	0.98	1.00	1.02	1.04	1.07	1.09
420	0.91	0.92	0.92	0.94	0.96	0.97	0.99	1.01	1.02	1.05	1.07
430	0.91	0.92	0.92	0.94	0.95	0.96	0.98	1.00	1.01	1.03	1.05
440	0.91	0.91	0.92	0.93	0.94	0.96	0.97	0.99	1.00	1.02	1.04

续表 8　　水和水蒸汽的普朗特数

t	下列压力P，kgf/cm²下的Pr值										
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90
450	0.91	0.91	0.92	0.93	0.94	0.95	0.96	0.98	0.99	1.00	1.02
460	0.91	0.91	0.91	0.92	0.93	0.94	0.96	0.97	0.98	0.99	1.01
470	0.90	0.91	0.91	0.92	0.93	0.94	0.95	0.96	0.97	0.98	1.00
480	0.90	0.90	0.91	0.92	0.92	0.93	0.94	0.95	0.96	0.97	0.99
490	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92	0.93	0.94	0.95	0.95	0.96	0.98
500	0.90	0.90	0.90	0.91	0.92	0.92	0.93	0.94	0.95	0.96	0.97
520	0.90	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92	0.92	0.93	0.94	0.94	0.95
540	0.89	0.89	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92	0.92	0.92	0.93	0.94
560	0.89	0.89	0.89	0.90	0.90	0.91	0.91	0.91	0.92	0.92	0.93
580	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90	0.90	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92
600	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90	0.90	0.90	0.91
620	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90
640	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.89	0.89	0.89
660	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.89
680	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88
700	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88

t	下列压力P，kgf/cm²下的Pr值									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190
0	12.61	12.57	12.54	12.51	12.47	12.44	12.40	12.36	12.33	12.30
10	9.04	9.02	9.00	8.98	8.96	8.94	8.93	8.91	8.89	8.87
20	6.79	6.78	6.77	6.76	6.74	6.72	6.71	6.69	6.68	6.67
30	5.28	5.28	5.27	5.26	5.25	5.24	5.23	5.22	5.21	5.20
40	4.23	4.23	4.22	4.22	4.21	4.20	4.20	4.19	4.19	4.18
50	3.47	3.47	3.47	3.47	3.46	3.46	3.45	3.45	3.44	3.44
60	2.92	2.92	2.92	2.52	2.91	2.90	2.90	2.90	2.90	2.89
70	2.50	2.50	2.50	2.49	2.49	2.48	2.48	2.48	2.48	2.47
80	2.18	2.18	2.18	2.18	2.17	2.17	2.17	2.16	2.16	2.16
90	1.92	1.92	1.92	1.92	1.92	1.91	1.91	1.91	1.91	1.91
100	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.71	1.70	1.70	1.70	1.68
110	1.55	1.55	1.55	1.55	1.55	1.54	1.54	1.54	1.54	1.54
120	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41	1.40
130	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30
140	1.21	1.21	1.21	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
150	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13
160	1.07	1.07	1.07	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06
180	0.97	0.97	0.97	0.97	0.97	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96
200	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.89	0.89	0.89
220	0.86	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85
240	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83	0.82	0.82	0.82	0.82
260	0.84	0.83	0.83	0.83	0.83	0.82	0.82	0.82	0.81	0.81

续表 8　　水和水蒸汽的普朗特数

t	下列压力P，kgf/cm²下的Pr值									
	100	110	120	130	140	150	160	170	180	19
280	0.87	0.86	0.86	0.85	0.85	0.84	0.84	0.83	0.83	0.83
300	0.95	0.94	0.93	0.92	0.91	0.90	0.89	0.89	0.88	0.88
320	1.61	1.81	1.07	1.05	1.03	1.02	1.00	0.99	0.97	0.96
340	1.43	1.52	1.65	1.82	2.08	1.34	1.28	1.23	1.20	1.16
350	1.37	1.45	1.55	1.67	1.82	2.03	2.38	1.59	1.47	1.38
360	1.32	1.39	1.47	1.56	1.66	1.79	1.98	2.24	2.74	4.06
370	1.28	1.33	1.39	1.46	1.53	1.62	1.73	1.88	2.08	2.40
380	1.23	1.28	1.33	1.38	1.44	1.51	1.60	1.69	1.81	1.96
390	1.18	1.22	1.27	1.31	1.36	1.42	1.48	1.55	1.63	1.73
400	1.15	1.18	1.22	1.26	1.30	1.34	1.40	1.45	1.51	1.58
410	1.12	1.15	1.18	1.22	1.25	1.28	1.33	1.37	1.42	1.47
420	1.10	1.12	1.15	1.17	1.20	1.23	1.27	1.30	1.35	1.39
430	1.08	1.10	1.12	1.14	1.17	1.20	1.22	1.25	1.30	1.31
440	1.05	1.07	1.10	1.11	1.14	1.16	1.18	1.21	1.24	1.27
450	1.04	1.06	1.07	1.09	1.11	1.13	1.15	1.18	1.20	1.22
460	1.02	1.04	1.05	1.07	1.09	1.10	1.12	1.14	1.16	1.18
470	1.01	1.03	1.04	1.05	1.07	1.08	1.10	1.12	1.14	1.15
480	1.00	1.01	1.02	1.03	1.03	1.06	1.08	1.09	1.11	1.12
490	0.99	1.00	1.01	1.02	1.03	1.04	1.06	1.07	1.08	1.10
500	0.98	0.98	1.00	1.01	1.01	1.03	1.04	1.05	1.06	1.07
520	0.96	0.97	0.97	0.98	0.99	1.00	1.02	1.02	1.03	1.04
540	0.94	0.95	0.96	0.96	0.97	0.98	0.98	0.99	1.00	1.01
560	0.94	0.94	0.94	0.95	0.95	0.96	0.97	0.97	0.98	0.98
580	0.92	0.93	0.93	0.93	0.94	0.94	0.95	0.95	0.96	0.96
600	0.91	0.91	0.92	0.92	0.92	0.92	0.93	0.94	0.94	0.95
620	0.90	0.90	0.90	0.91	0.91	0.91	0.92	0.92	0.92	0.93
640	0.89	0.89	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92
660	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90	0.90	0.90
680	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90
700	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88

续表 8　　水和水蒸汽的普朗特数

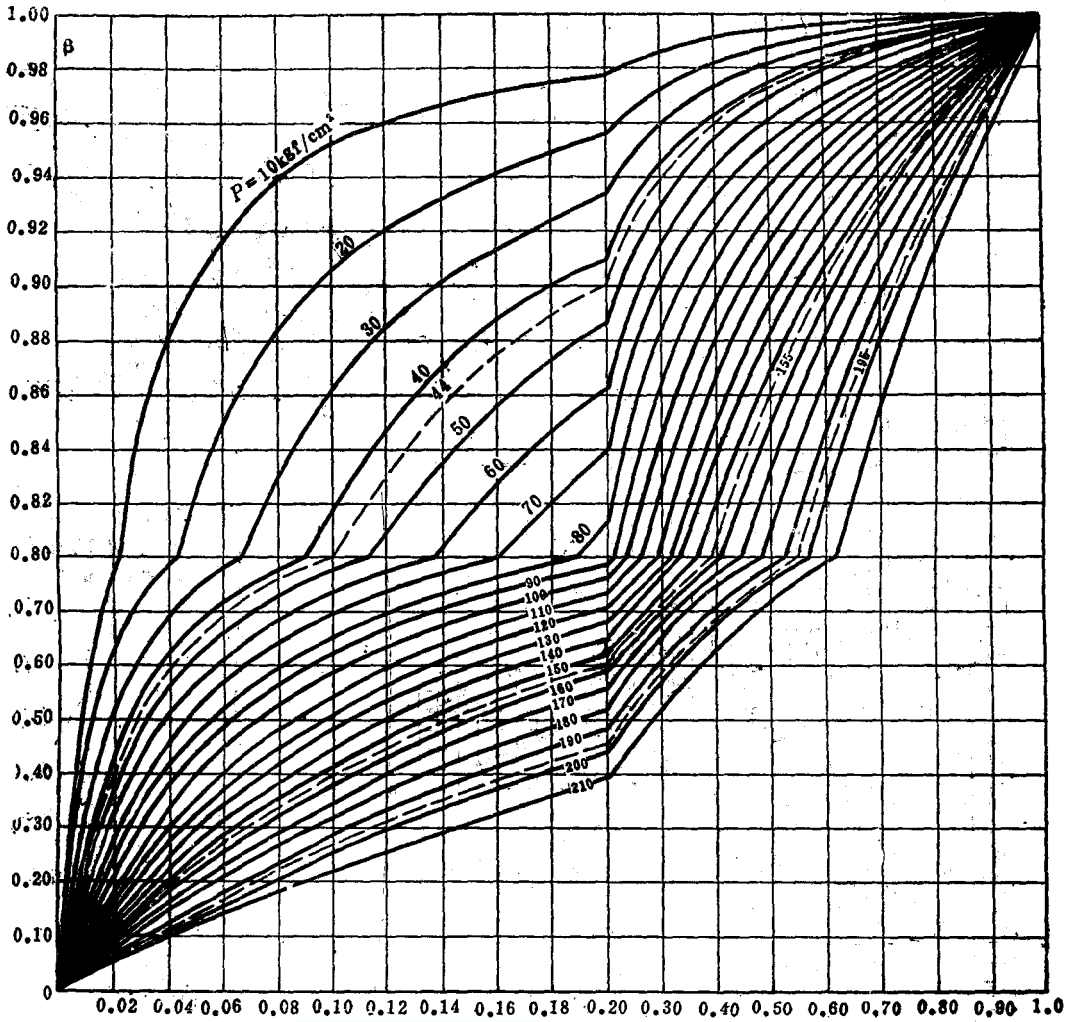
t	登列压力P, kgf/cm²下的Pr值									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
0	12.26	12.23	12.19	12.15	12.12	12.9	12.06	12.03	12.00	11.97
10	8.85	8.83	8.80	8.78	8.76	8.74	8.72	8.70	8.68	8.65
20	6.65	6.65	6.64	6.63	6.61	6.59	6.58	6.57	6.56	6.54
30	5.19	5.18	5.17	5.17	5.16	5.15	5.14	5.13	5.13	5.12
40	4.17	4.17	4.16	4.15	4.14	4.13	4.13	4.12	4.12	4.11
50	3.43	3.43	3.42	3.42	3.41	3.41	3.40	3.40	3.39	3.39
60	2.89	2.88	2.88	2.87	2.87	2.86	2.86	2.86	2.85	2.85
70	2.47	2.47	2.47	2.46	2.46	2.46	2.45	2.45	2.45	2.45
80	2.16	2.15	2.15	2.15	2.14	2.14	2.14	2.13	2.13	2.13
90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89
100	1.70	1.70	1.70	1.70	1.69	1.69	1.69	1.69	1.69	1.69
110	1.54	1.54	1.54	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53
120	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40	1.40
130	1.30	1.30	1.30	1.29	1.29	1.29	1.29	1.29	1.29	1.29
140	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
150	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.12
160	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06
180	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96
200	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89
220	0.85	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84
240	0.82	0.82	0.82	0.82	0.82	0.81	0.81	0.81	0.81	0.81
260	0.81	0.81	0.81	0.81	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80	0.80
280	0.83	0.82	0.82	0.82	0.82	0.81	0.81	0.81	0.80	0.80
300	0.87	0.87	0.86	0.86	0.85	0.84	0.84	0.84	0.84	0.83
320	0.95	0.94	0.93	0.92	0.92	0.91	0.90	0.89	0.88	0.88
340	1.13	1.11	1.08	1.06	1.05	1.03	0.01	1.00	0.98	0.97
350	1.33	1.26	1.21	1.18	1.15	1.13	0.10	1.08	1.06	1.03
360	1.92	1.69	1.54	1.44	1.37	1.30	1.26	1.21	1.18	1.15
370	2.96	5.09	3.74	2.47	2.02	1.77	1.61	1.50	1.42	1.34
380	2.15	2.49	3.26	5.08	2.49	5.66	3.16	2.41	2.03	1.80
390	1.84	2.00	2.20	2.54	3.15	4.25	6.57	8.32	5.26	3.56
400	1.66	1.74	1.85	1.97	2.19	2.49	2.92	3.53	4.67	5.13
410	1.52	1.59	1.66	1.74	1.82	1.96	2.13	2.35	2.65	3.00
420	1.43	1.47	1.53	1.57	1.63	1.70	1.80	1.91	2.04	2.21
430	1.30	1.40	1.43	1.48	1.59	1.56	1.61	1.67	1.75	1.85
440	1.30	1.32	1.36	1.39	1.43	1.46	1.50	1.55	1.59	1.64
450	1.25	1.28	1.30	1.33	1.36	1.39	1.42	1.44	1.49	1.53
460	1.20	1.23	1.25	1.28	1.30	1.33	1.36	1.38	1.41	1.43
470	1.17	1.19	1.21	1.23	1.25	1.28	1.30	1.32	1.35	1.37
480	1.14	1.16	1.17	1.19	1.21	1.23	1.25	1.27	1.29	1.31
490	1.11	1.13	1.14	1.16	1.17	1.19	1.21	1.23	1.24	1.26
500	1.09	1.10	1.11	1.13	1.14	1.16	1.17	1.19	1.20	1.22

续表 8　　水和水蒸汽的普朗特数

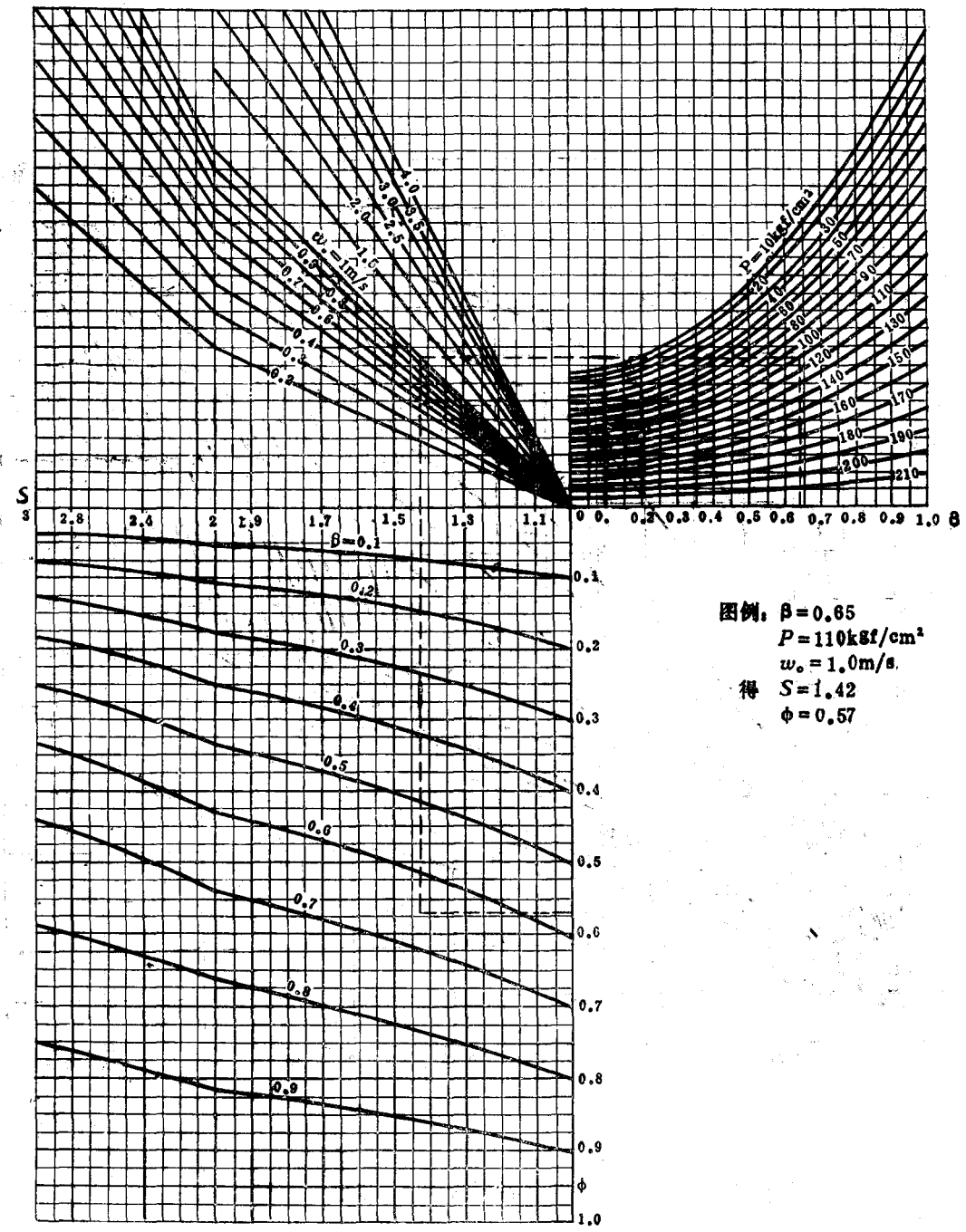
t	下列压力P，kgf/cm²下的Pr值									
	200	210	220	230	240	250	260	270	280	290
520	1.05	1.06	1.07	1.08	1.09	1.10	1.11	1.12	1.14	1.15
540	1.02	1.02	1.04	1.04	1.05	1.06	1.07	1.09	1.09	1.10
560	0.99	1.00	1.00	1.01	1.02	1.02	1.03	1.04	1.05	1.05
580	0.97	0.97	0.98	0.99	1.00	1.00	1.01	1.01	1.02	1.02
600	0.95	0.95	0.96	0.96	0.97	0.97	0.98	0.98	0.99	0.99
620	0.93	0.93	0.94	0.94	0.94	0.95	0.95	0.96	0.96	0.96
640	0.91	0.92	0.92	0.92	0.92	0.93	0.93	0.93	0.94	0.94
660	0.90	0.90	0.91	0.91	0.91	0.91	0.92	0.92	0.92	0.92
680	0.89	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.91
700	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.89	0.90	0.90

表 9　饱和状态时水的表面张力系数，水和蒸汽的定压比热、导热系数、动力粘度系数和普朗特数

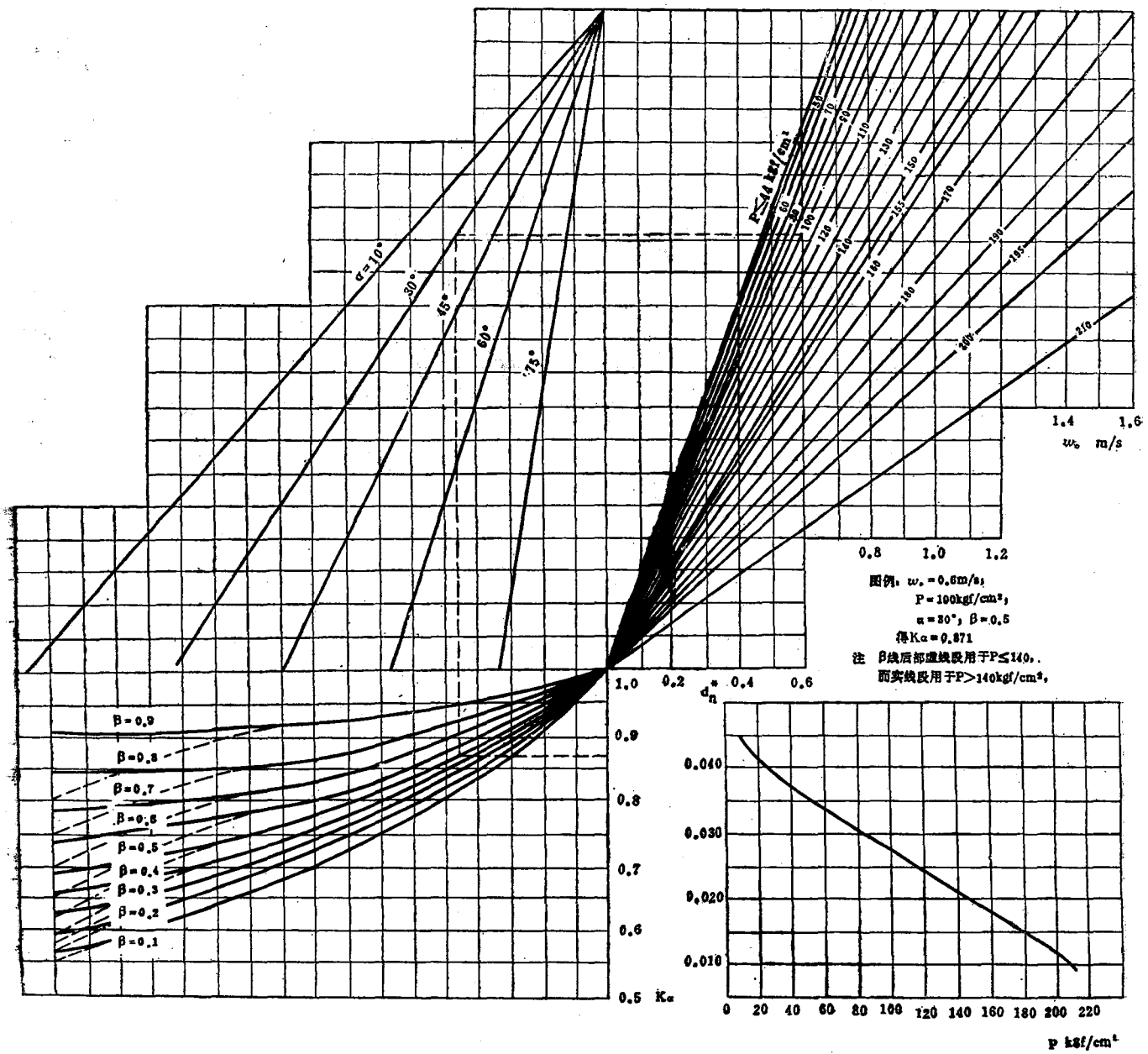
t	水					汽			
	C'_p kcal/kgf·℃	$\lambda' \cdot 10^3$ kcal/m·h·℃	$\mu \cdot 10^3$ kgf·s/m²	Pr	$\sigma \cdot 10^4$ kgf/m	C''_p kcal/kgf·℃	$\lambda'' \cdot 10^3$ kcal/m·h·℃	$\mu'' \cdot 10^3$ kgf·s/m²	Pr
0	1.007	489	17876	12.99	77.0	0.445	15.1	82.0	0.85
10	1.001	504	13252	9.30	75.9	0.446	15.6	86.2	0.87
20	0.999	518	10215	6.96	74.3	0.448	16.2	90.3	0.88
30	0.998	530	8129	5.40	72.6	0.450	16.7	94.4	0.90
40	0.998	542	6643	4.32	70.9	0.452	17.3	98.5	0.91
50	0.999	553	5549	3.54	69.1	0.455	18.0	103	0.92
60	1.000	562	4723	2.97	67.4	0.460	18.6	107	0.94
70	1.001	569	4085	2.54	65.7	0.464	19.2	111	0.95
80	1.002	575	3580	2.20	63.9	0.470	19.9	115	0.96
90	1.004	580	3175	1.94	62.1	0.477	20.6	119	0.98
100	1.007	585	2846	1.73	60.2	0.486	21.3	123	0.99
110	1.010	587	2572	1.56	58.1	0.496	22.2	126	1.00
120	1.014	589	2346	1.43	56.1	0.507	23.0	130	1.02
130	1.018	591	2152	1.31	53.9	0.521	23.9	135	1.04
140	1.023	591	1989	1.22	51.8	0.536	24.8	138	1.05
150	1.030	590	1846	1.14	49.7	0.554	25.8	142	1.08
160	1.036	588	1724	1.07	47.5	0.575	26.9	145	1.09
170	1.044	586	1617	1.02	45.3	0.598	28.0	149	1.12
180	1.053	581	1523	0.97	43.0	0.624	29.3	152	1.14
190	1.063	577	0440	0.94	40.8	0.655	30.7	156	1.17
200	1.074	571	1365	0.91	38.5	0.688	32.2	159	1.20
210	1.087	565	1298	0.88	36.2	0.726	33.9	163	1.24
220	1.102	557	1239	0.86	33.8	0.770	35.7	166	1.27
230	1.119	549	1185	0.85	31.5	0.818	37.8	170	1.30
240	1.139	541	1136	0.85	29.1	0.873	40.0	174	1.34
250	1.163	530	1091	0.84	26.6	0.936	42.6	177	1.38
260	1.191	519	1051	0.85	24.2	1.008	45.4	182	1.42
270	1.225	506	1014	0.86	21.7	1.092	48.7	186	1.47
280	1.266	493	980	0.89	19.3	1.193	52.4	191	1.53
290	1.316	479	949	0.92	16.9	1.316	56.8	197	1.61
300	1.378	464	919	0.96	14.6	1.466	61.8	202	1.69
310	1.462	449	882	1.01	12.2	1.662	68.0	209	1.80
320	1.574	433	847	1.09	10.0	1.923	75.5	218	1.96
330	1.732	415	806	1.19	7.84	2.290	85.0	230	2.18
340	1.975	396	733	1.34	5.72	2.847	97.2	243	2.51
350	2.408	374	714	1.62	3.71	3.810	112	261	3.14
360	3.580	344	657	2.41	1.89	6.399	129	288	5.04
370	12.9	291	575	8.99	0.43	26.96	157	342	20.66
371	17.3	279	563	12.32	0.32	36.14	162	349	27.52
372	30.1	266	548	21.89	0.20	54.50	168	358	41.07
373	57.2	248	527	43.01	1.10	109.2	175	373	81.99
374	737	220	479	566.7	0.01	1480	189	402	1110.0



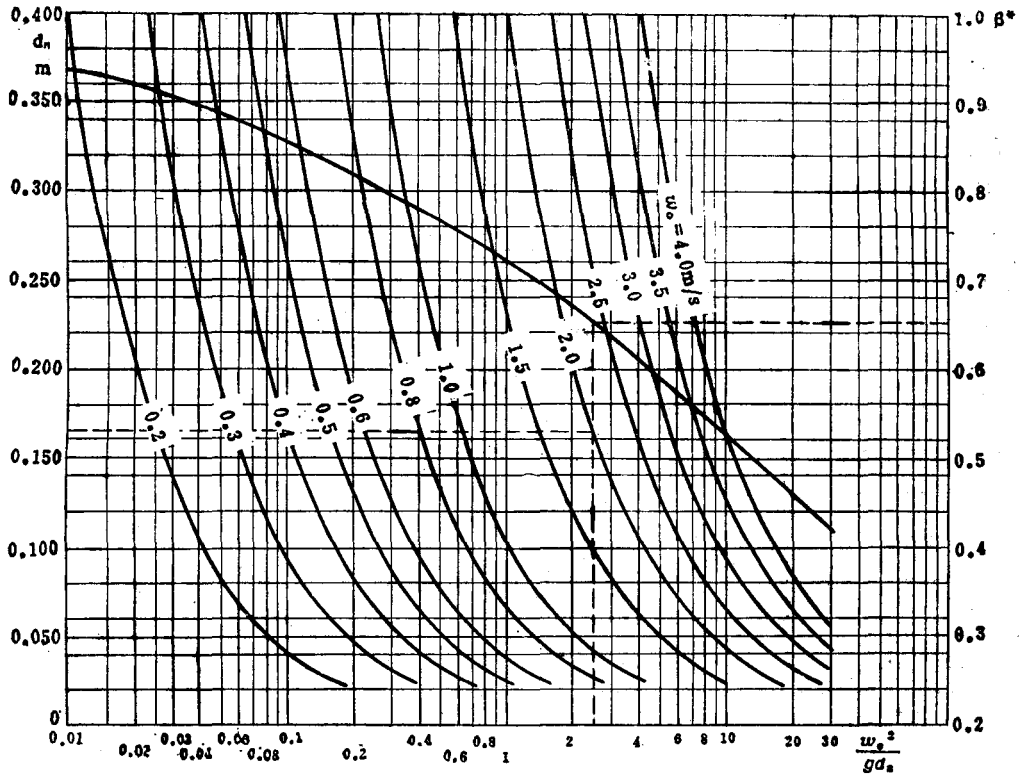
线算图2—1 汽水混合物容积含汽率β和重量含汽率X关系



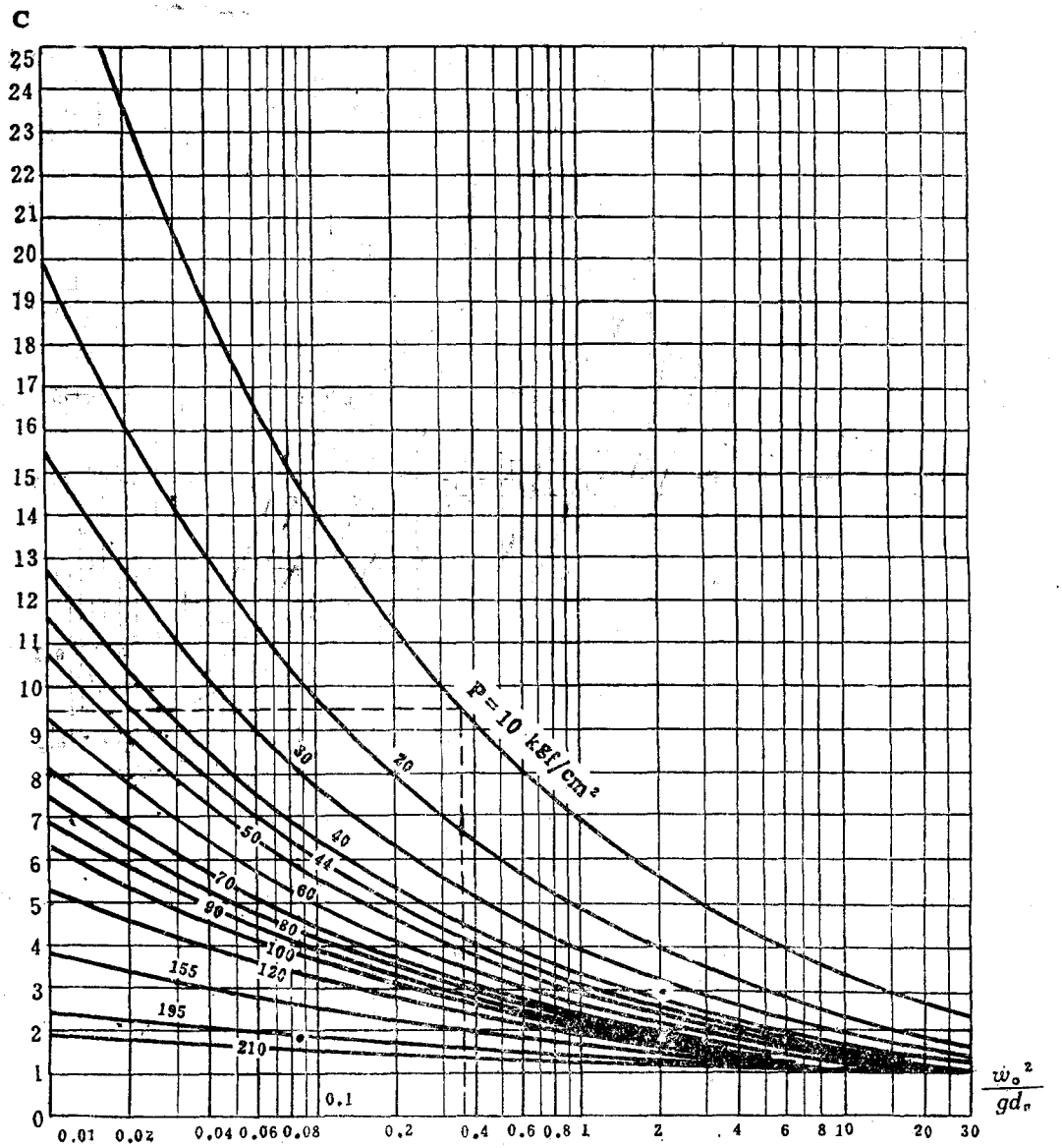
线算图2—2　汽水混合物垂直上升流动时的截面含汽率φ



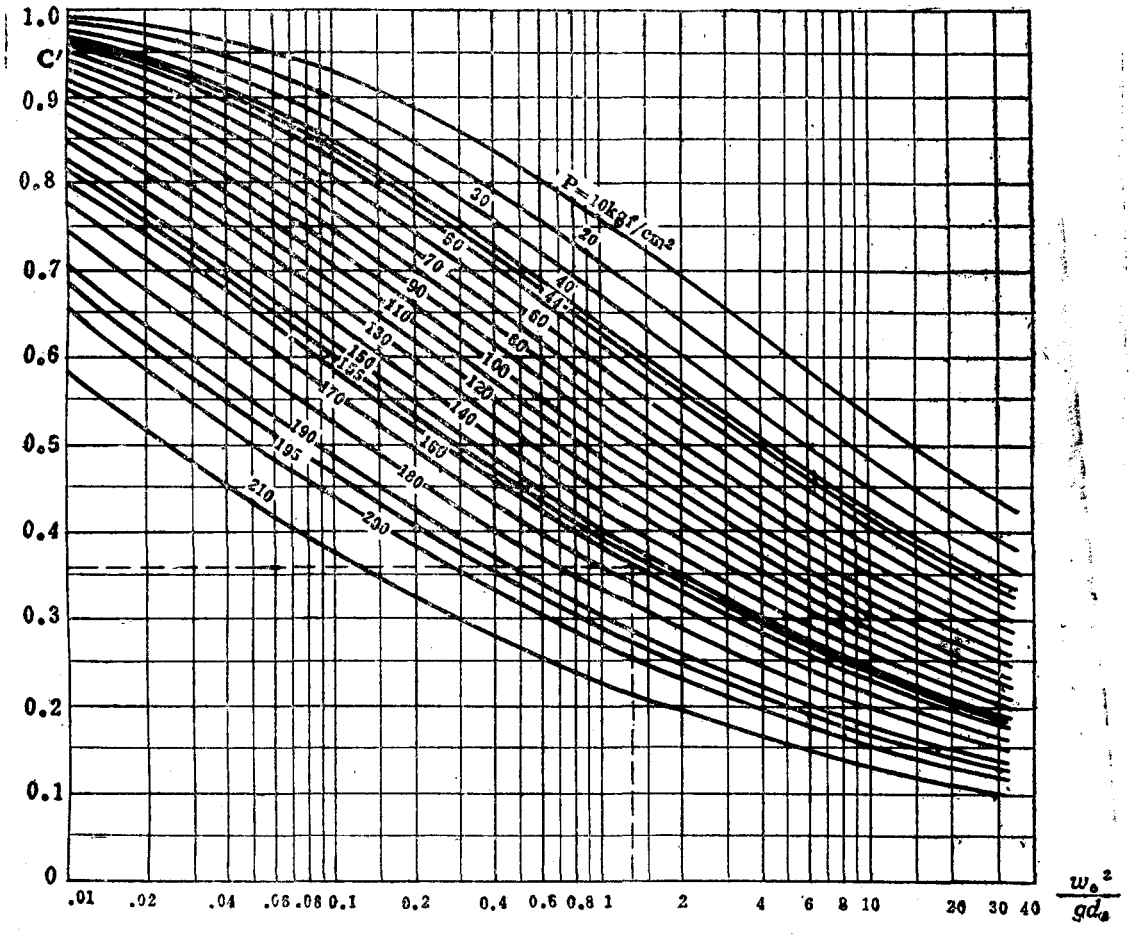
线算图2—3 倾角校正系数K_α



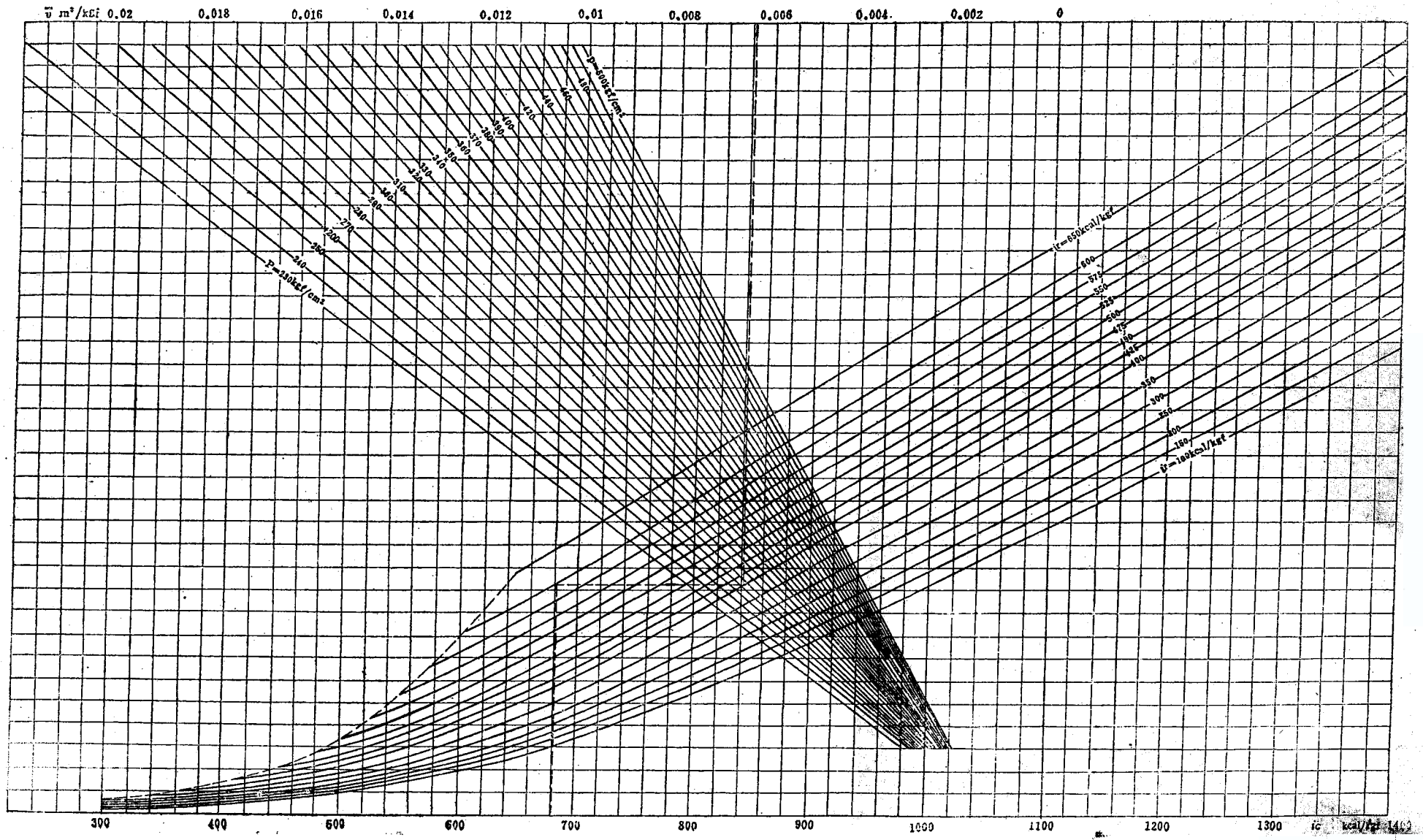
线算图2—4 垂直下降流动时求 β* 及$\frac{w_0^2}{gd_n}$—图



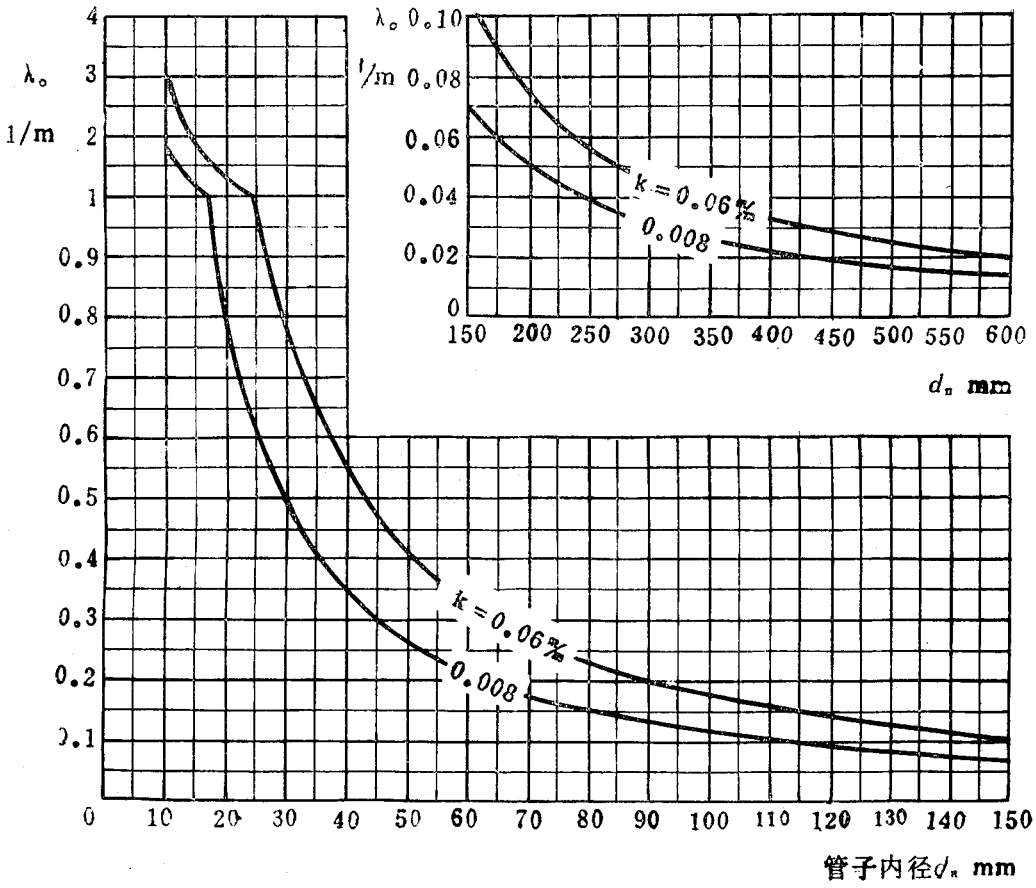
线算图2—5　垂直下降流动时求C值图（$\beta \leqslant \beta^*$）



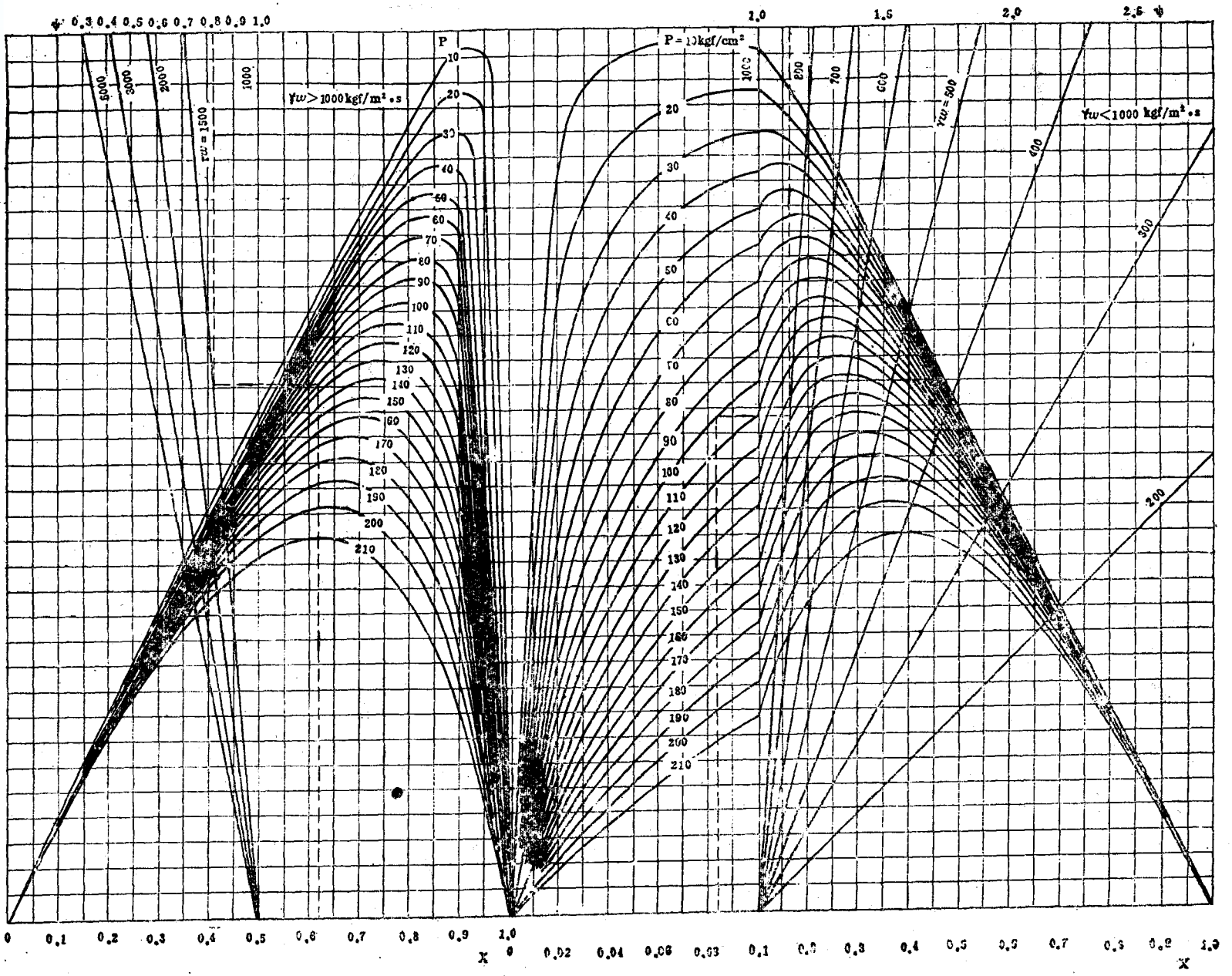
线算图2—6 垂直下降流动时求 C′ 值图（$\beta>\beta^*$）



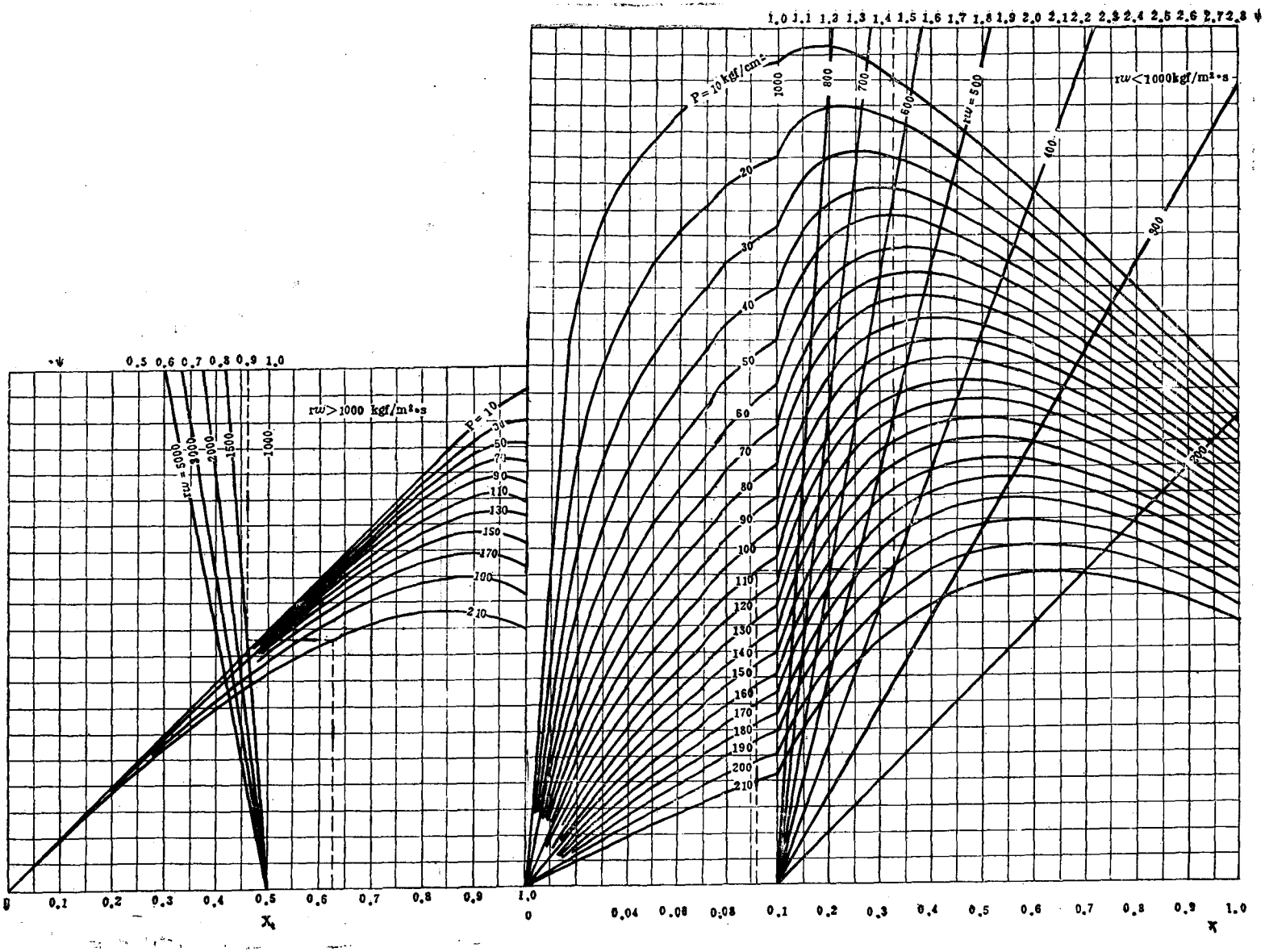
线算图2—7 切临界压力的平均比容值$\bar{v}$



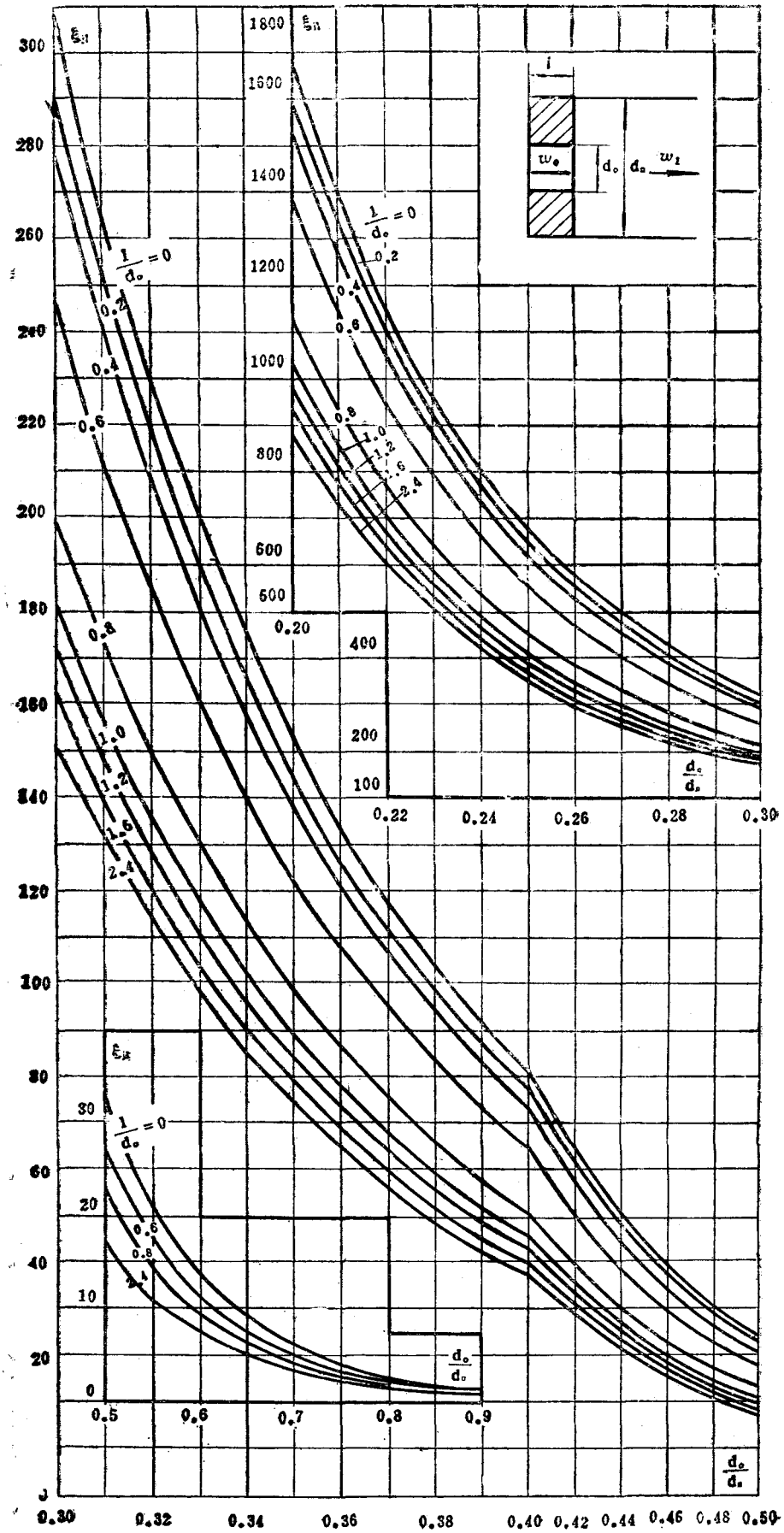
线算图2—8　锅炉用管子的每米摩擦阻力系数



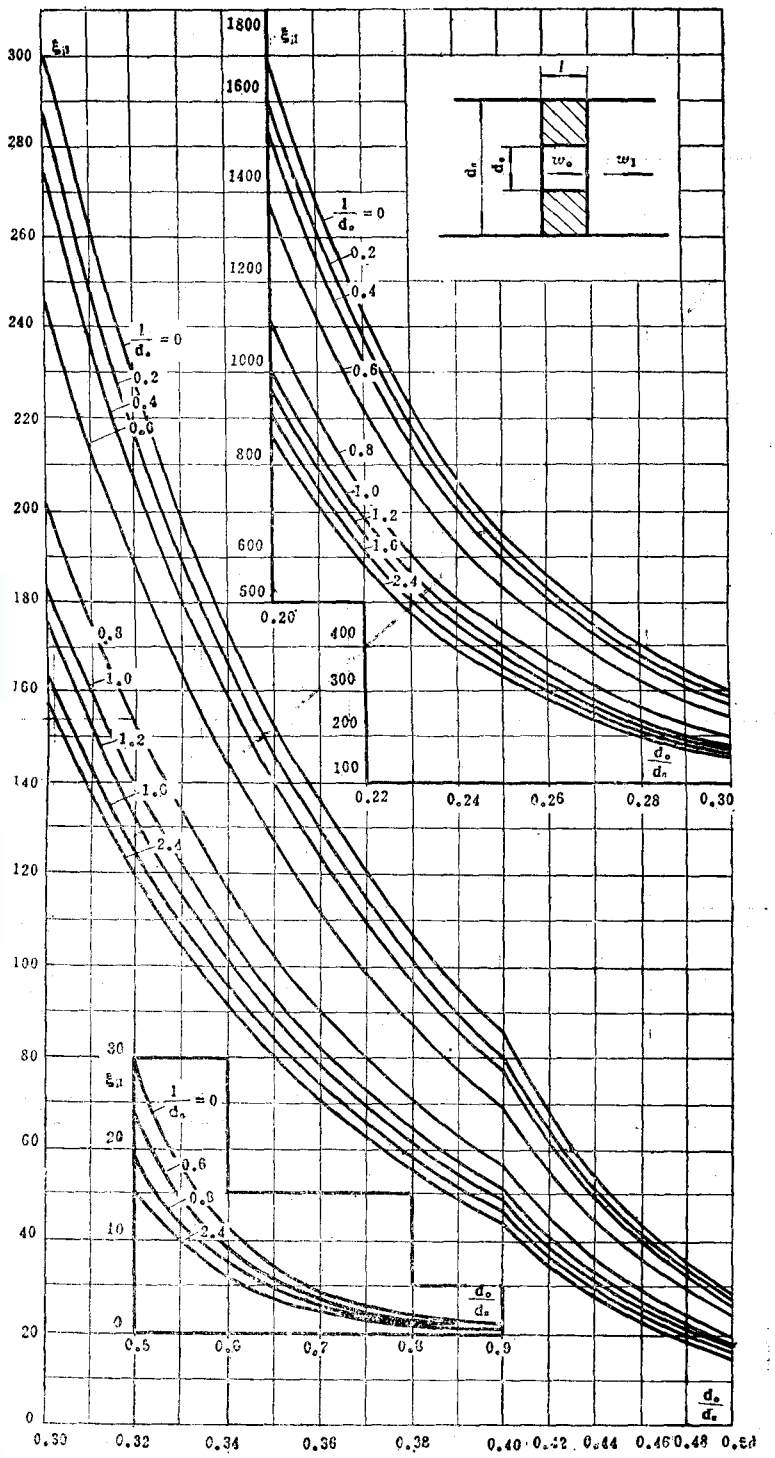
线算图2—9　不受热管摩擦阻力损失校正系数ψ



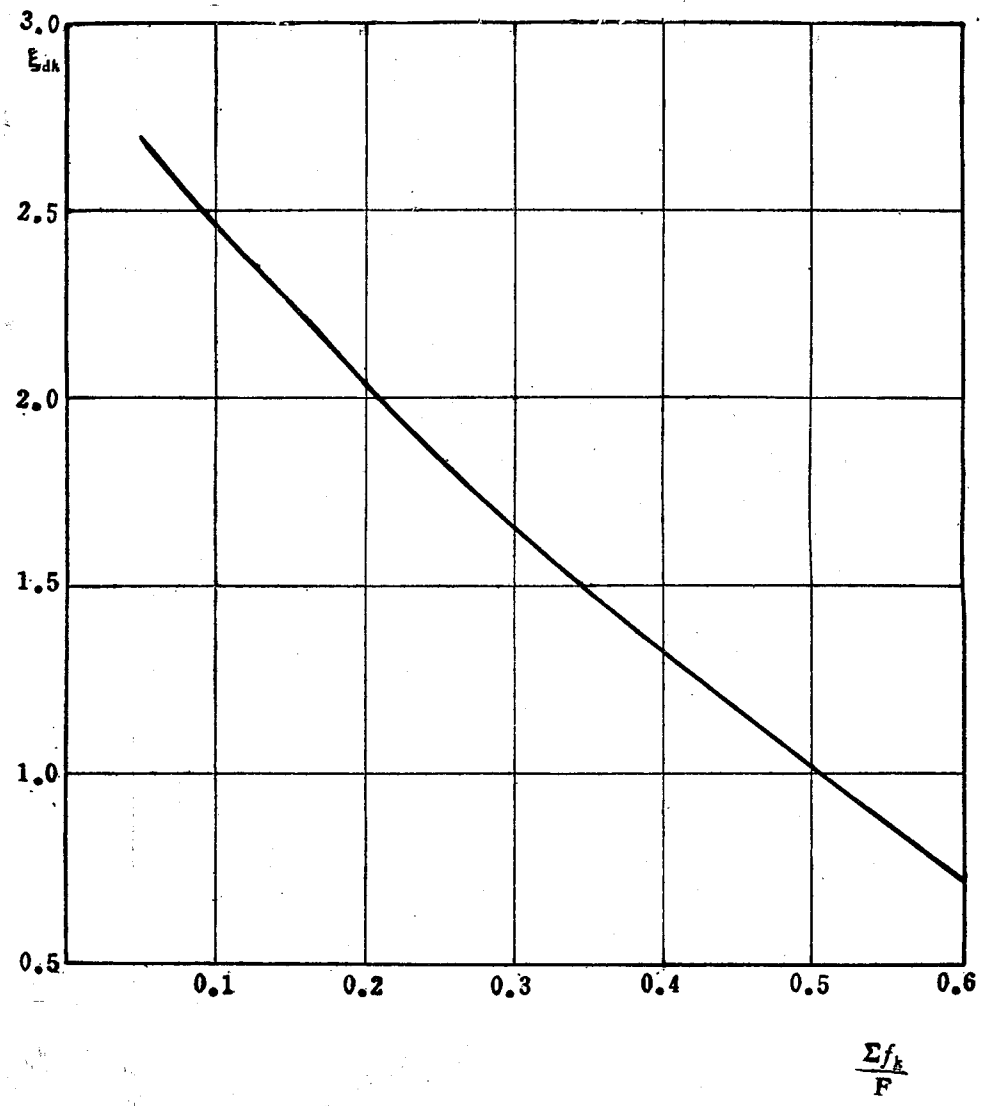
线算图2—10　受热管摩擦阻力损失校正系数 ψ



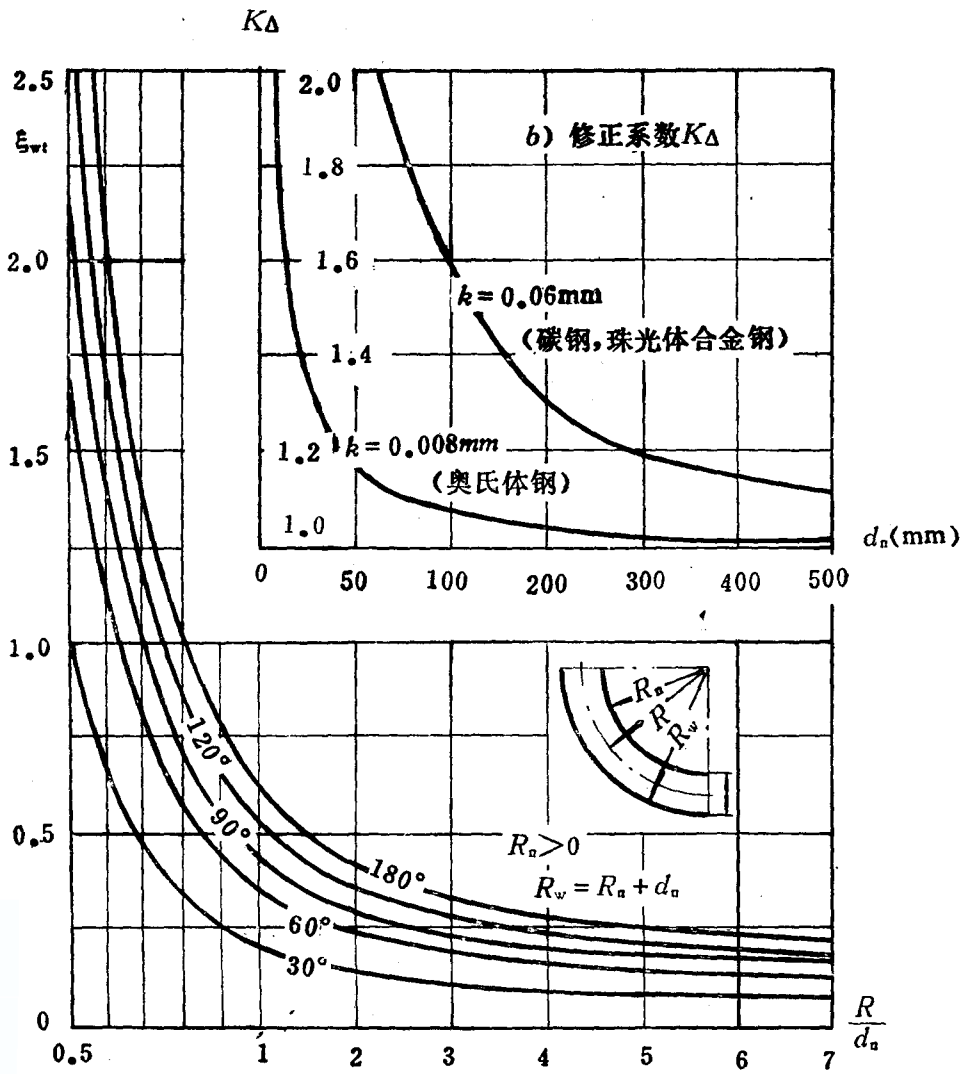
线算图2—11 管口节流圈的阻力系数



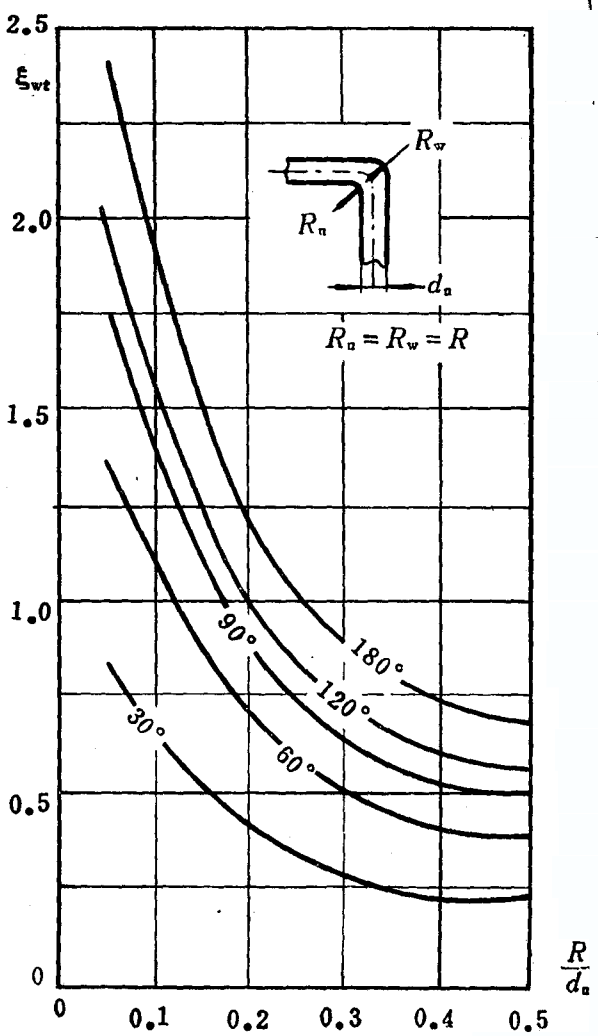
线算图2—12　管中节流圈的阻力系数



线算图2—13 多孔板阻力系数

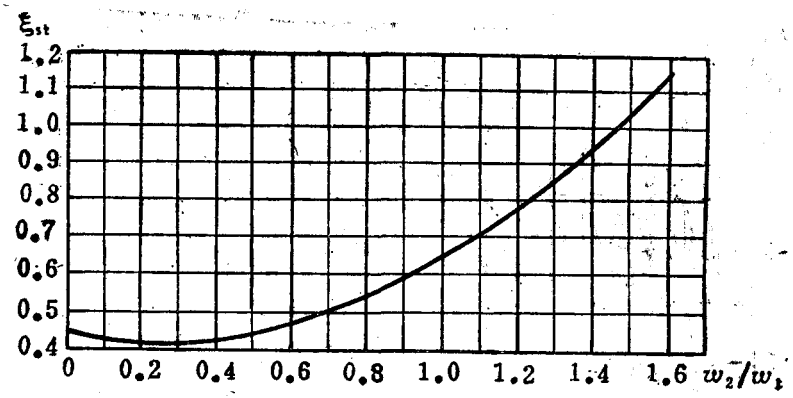


(a) 缓弯转头

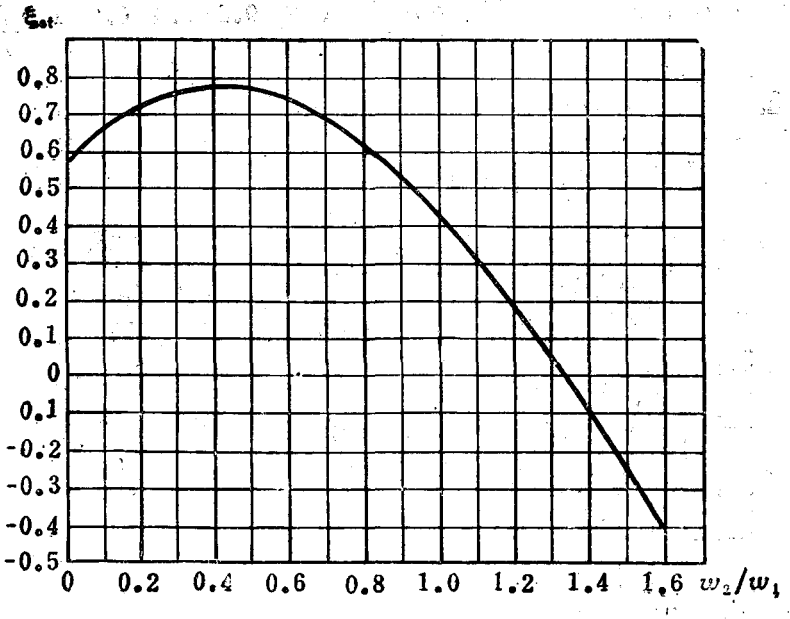


(c) 急弯转头(园边)

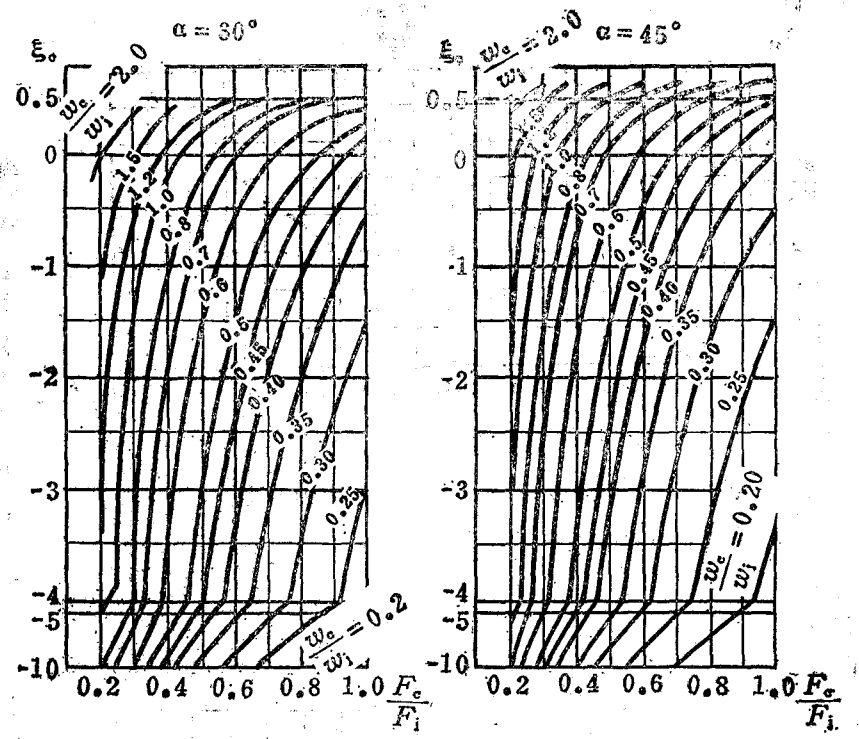
线算图2—14 转弯阻力系数

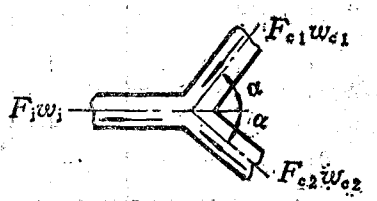


线算图2—15　分流局部阻力系数



线算图2—16　汇流局部阻力系数





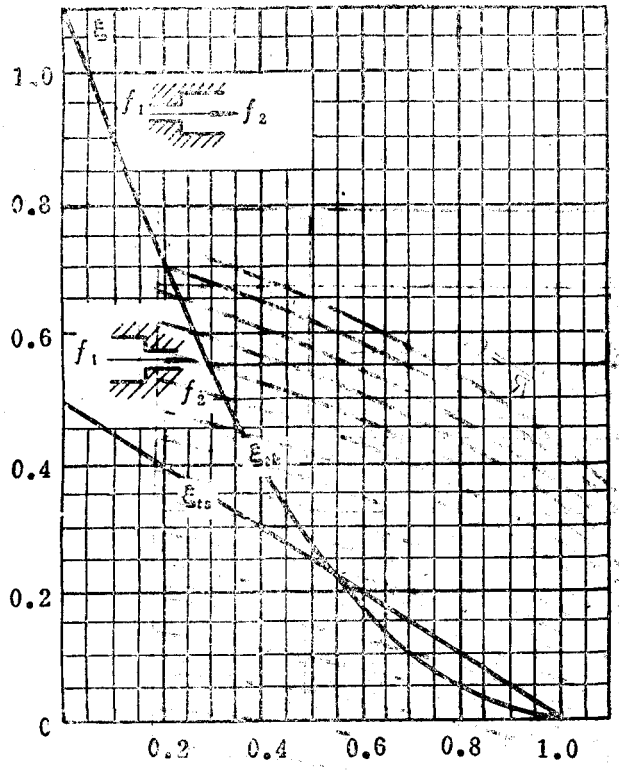
第一支管阻力

$$\Delta P_{jb} = \xi_{c1} \frac{w_{c1}^2}{2g} \gamma, \quad \text{kgf/m}^2.$$

第二支管阻力

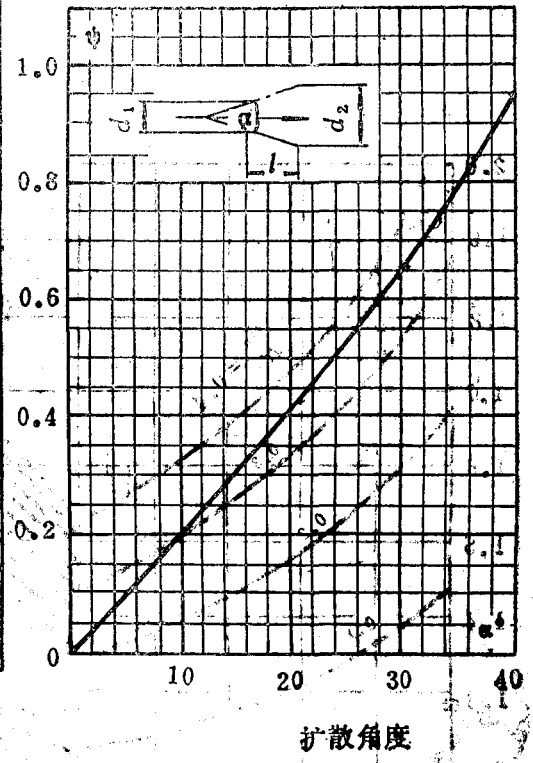
$$\Delta P_{jb} = \xi_{c2} \frac{w_{c2}^2}{2g} \gamma, \quad \text{kgf/m}^2.$$

线算图2—17 对称汇流三通的阻力系数

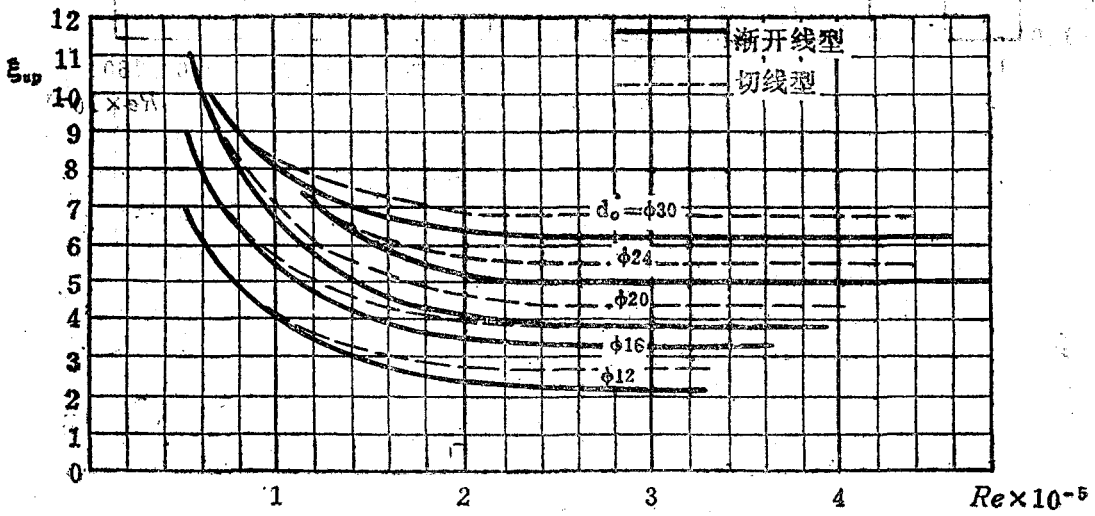


小断面面积与大断面面积的比值

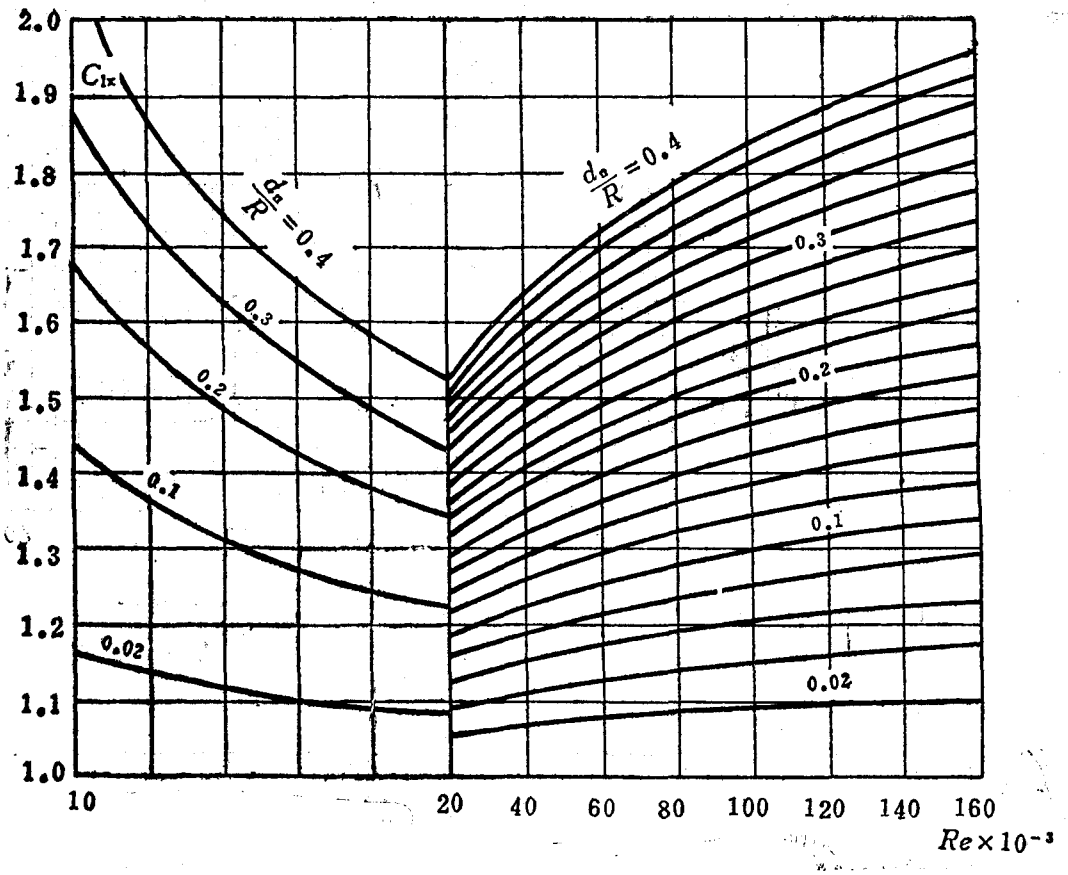
线算图2—18 断面突变时的阻力系数



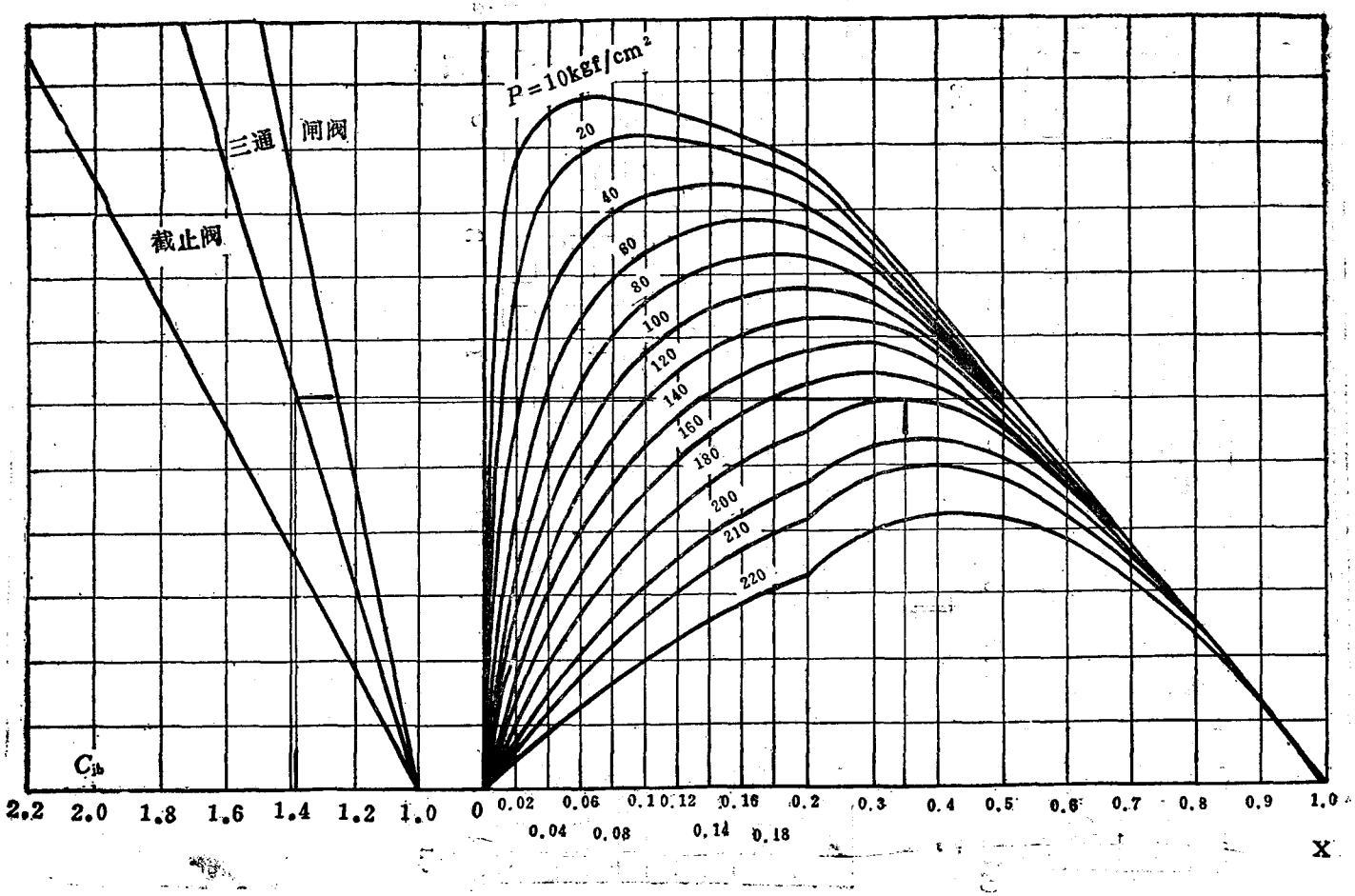
线算图2—19 扩散管的扩散系数



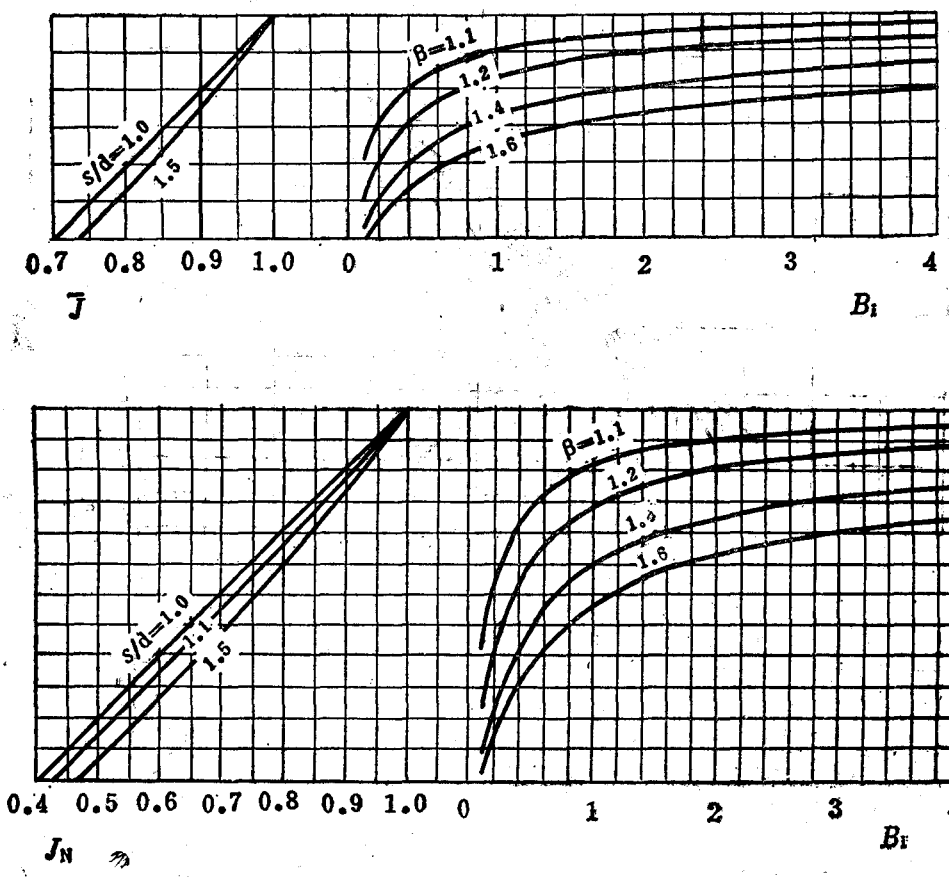
线算图2—20 旋蜗式喷咀阻力系数



线算图2—21 螺旋管的系数C_{1x}

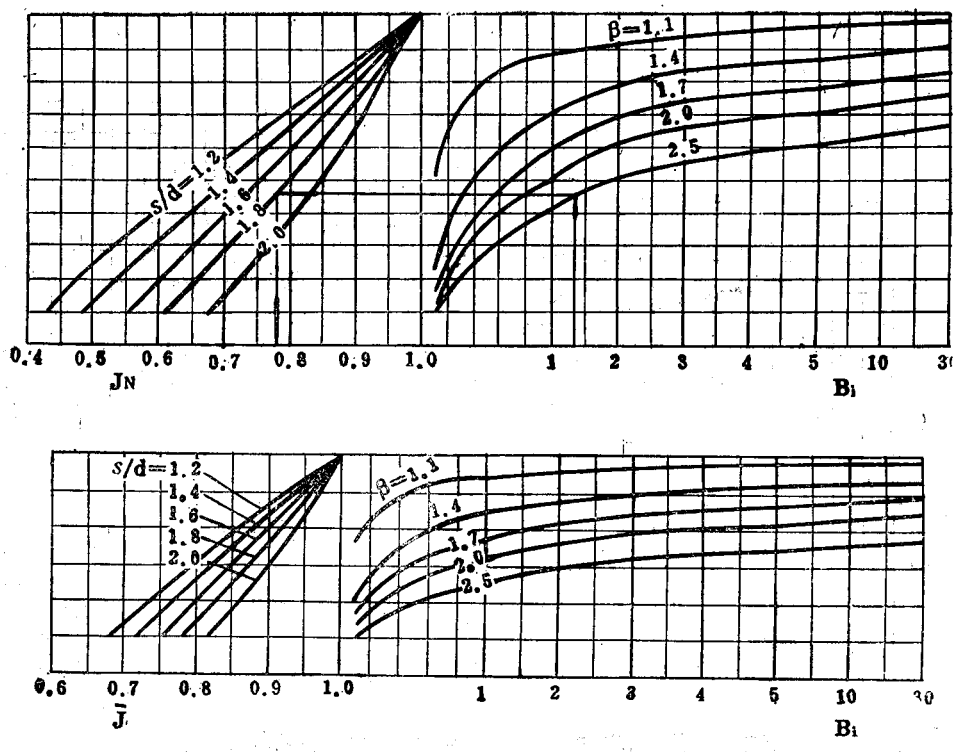


线算图2—22 双相流体三通，闸阀和截止阀的C_{fb}值



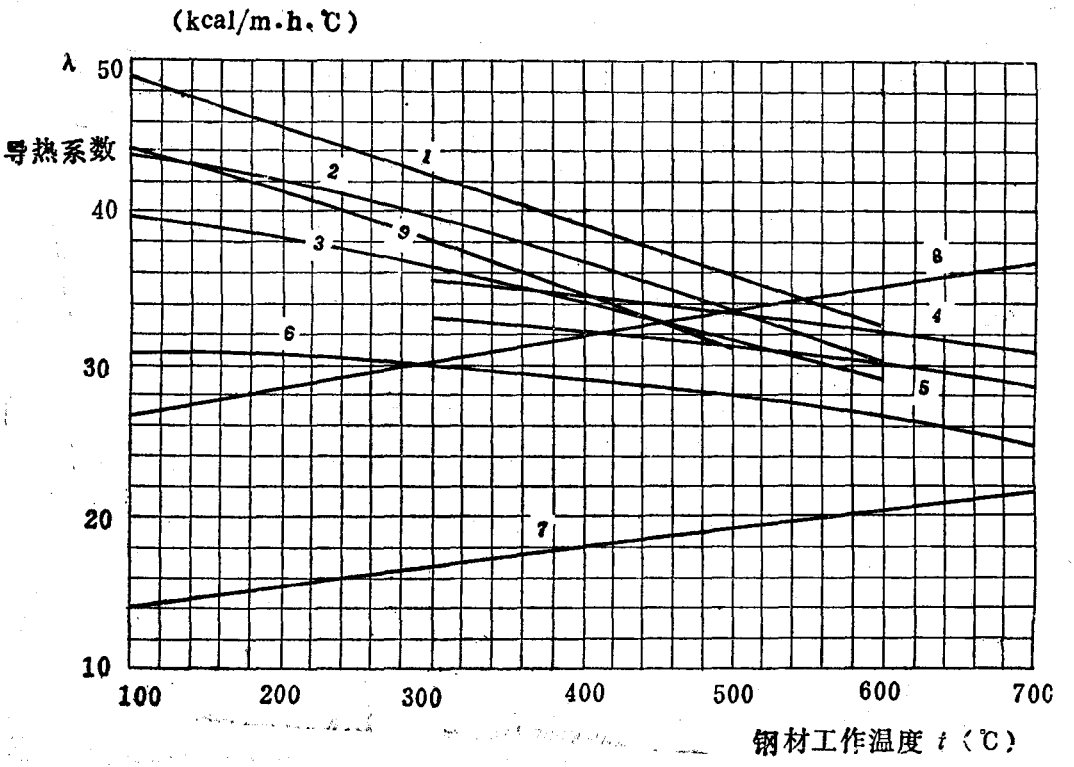
线算图3—1 光管管子正面平均均流系数$\bar{J}$和正面内壁均流系数J_N

华渥准则 $B_i = \frac{d\alpha_2}{2\beta\lambda}$



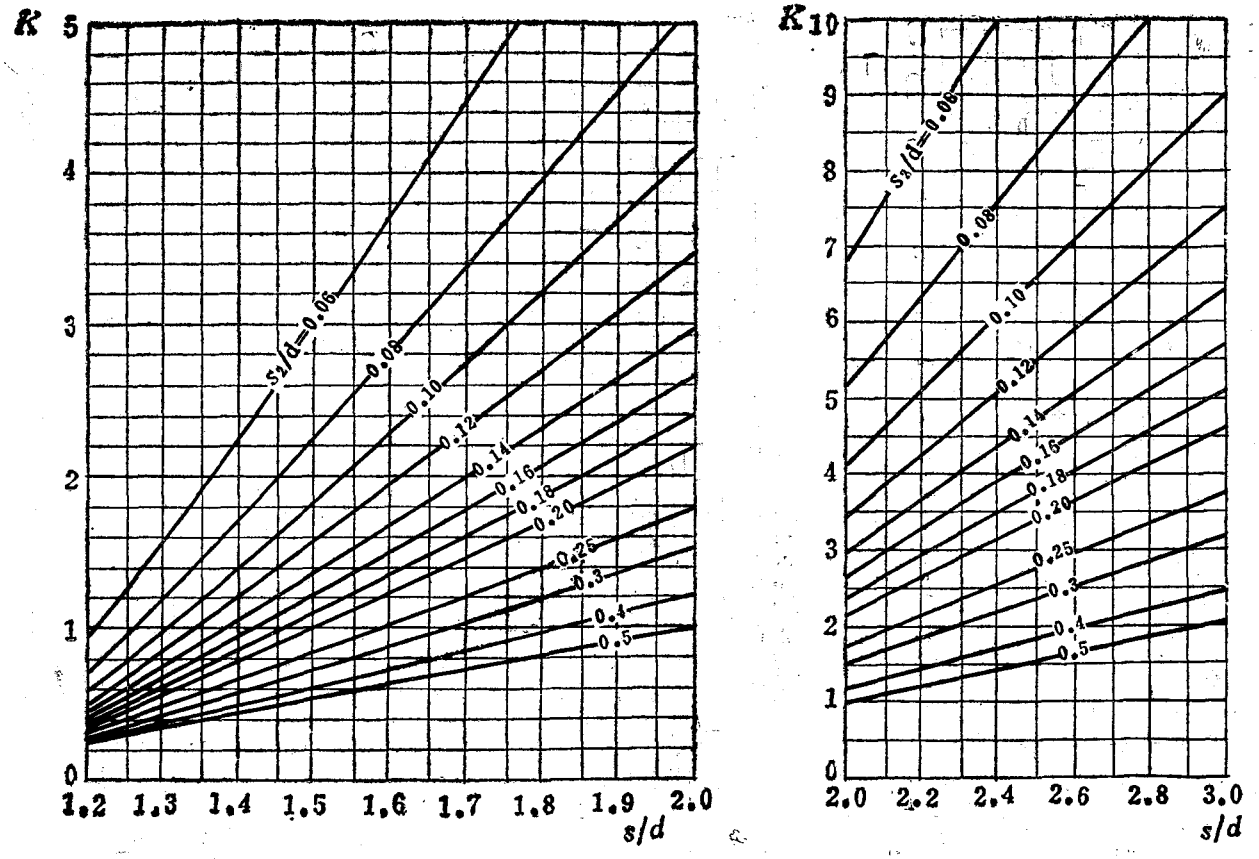
线算图3—2　鳍片管管子正面内壁均流系数J_N和正面平均均系数$\bar{J}$

毕渥准则　$Bi=\frac{d\alpha_2}{2\beta\lambda}$

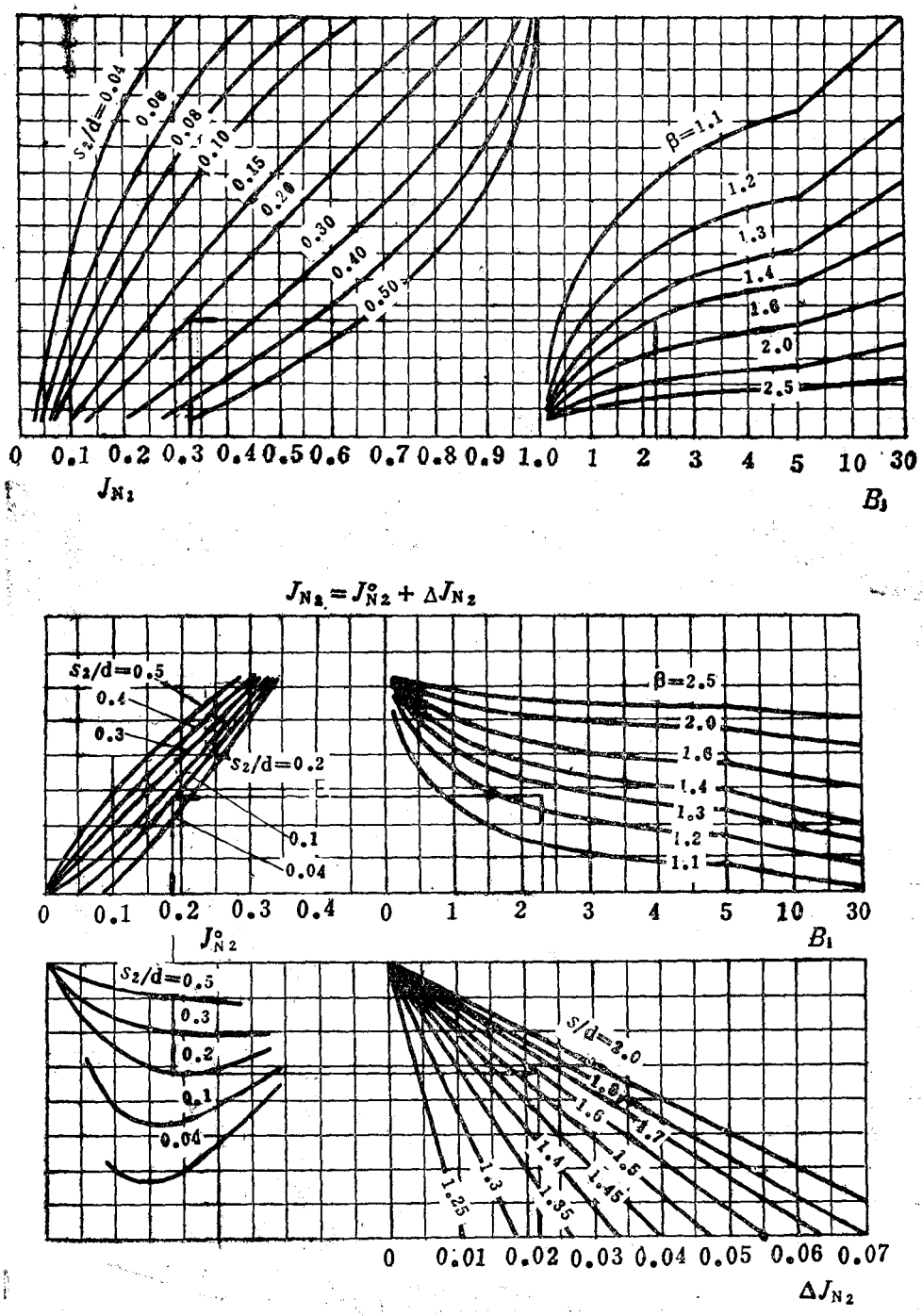


线算图3—3 各种钢材导热系数λ

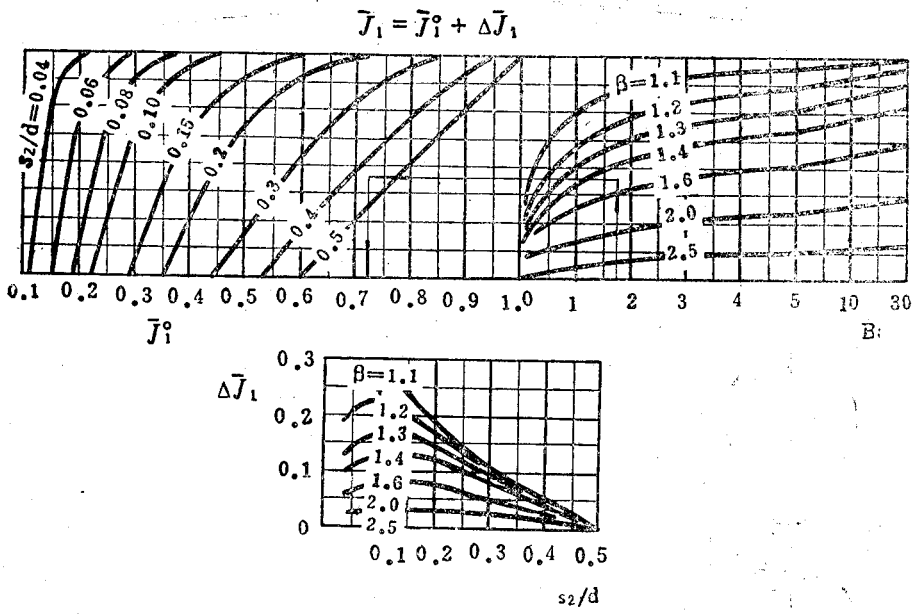
1—10号钢
2—20号钢
3—15CrMo，12CrMo，20CrMo
4—无铬8号钢，10CrMo910
5—Ⅱ—11
6—12Cr1MoV
7—1Cr18Ni9Ti，1Cr18Ni12Ti
8—X20CrMoWV121(F—11)
9—16Mn，16Mng

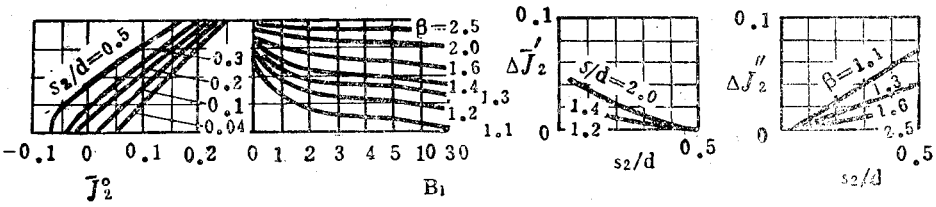


线算图3—4 鳍根平均热负荷与管子正面外壁热负荷的比值K

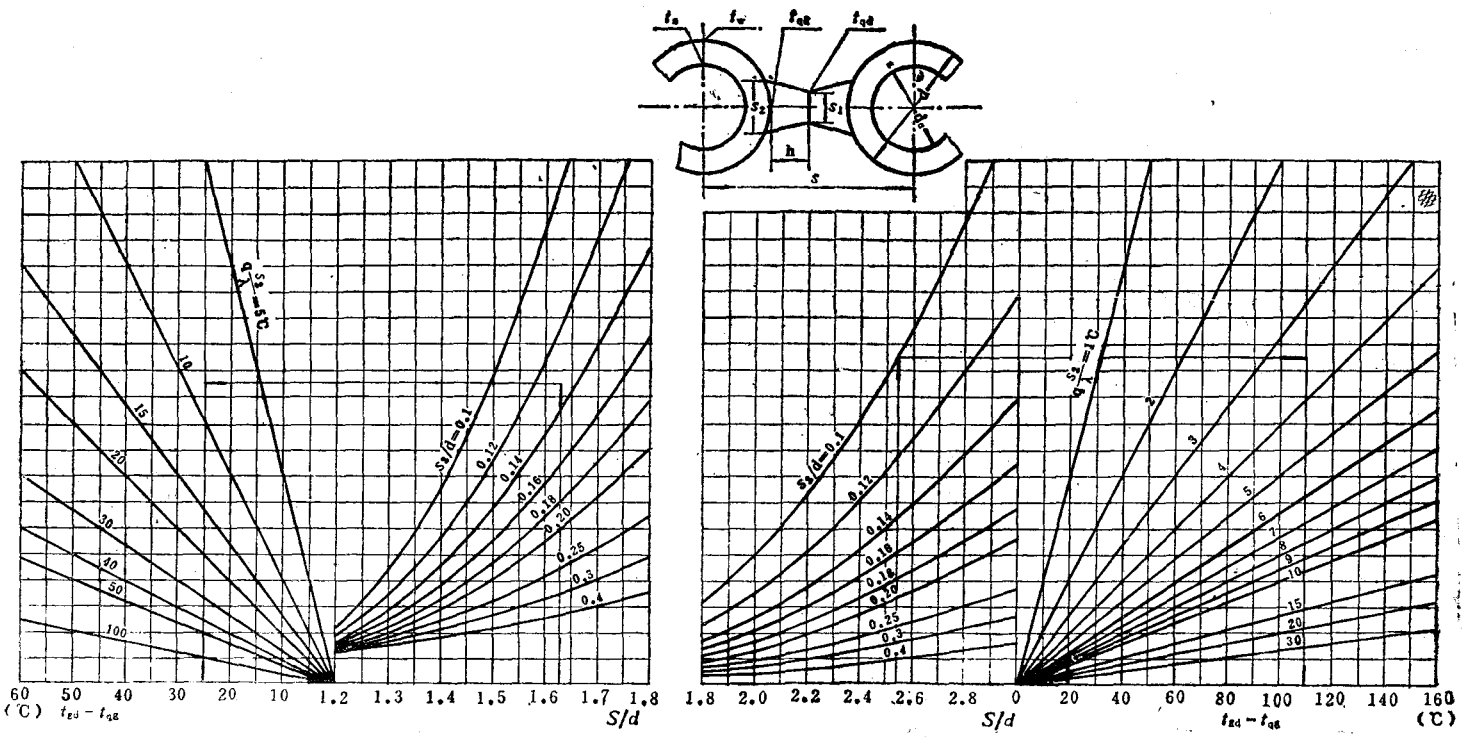


线算图3—5 鳍片部份内壁均流系数J_{N1}、J_{N2}

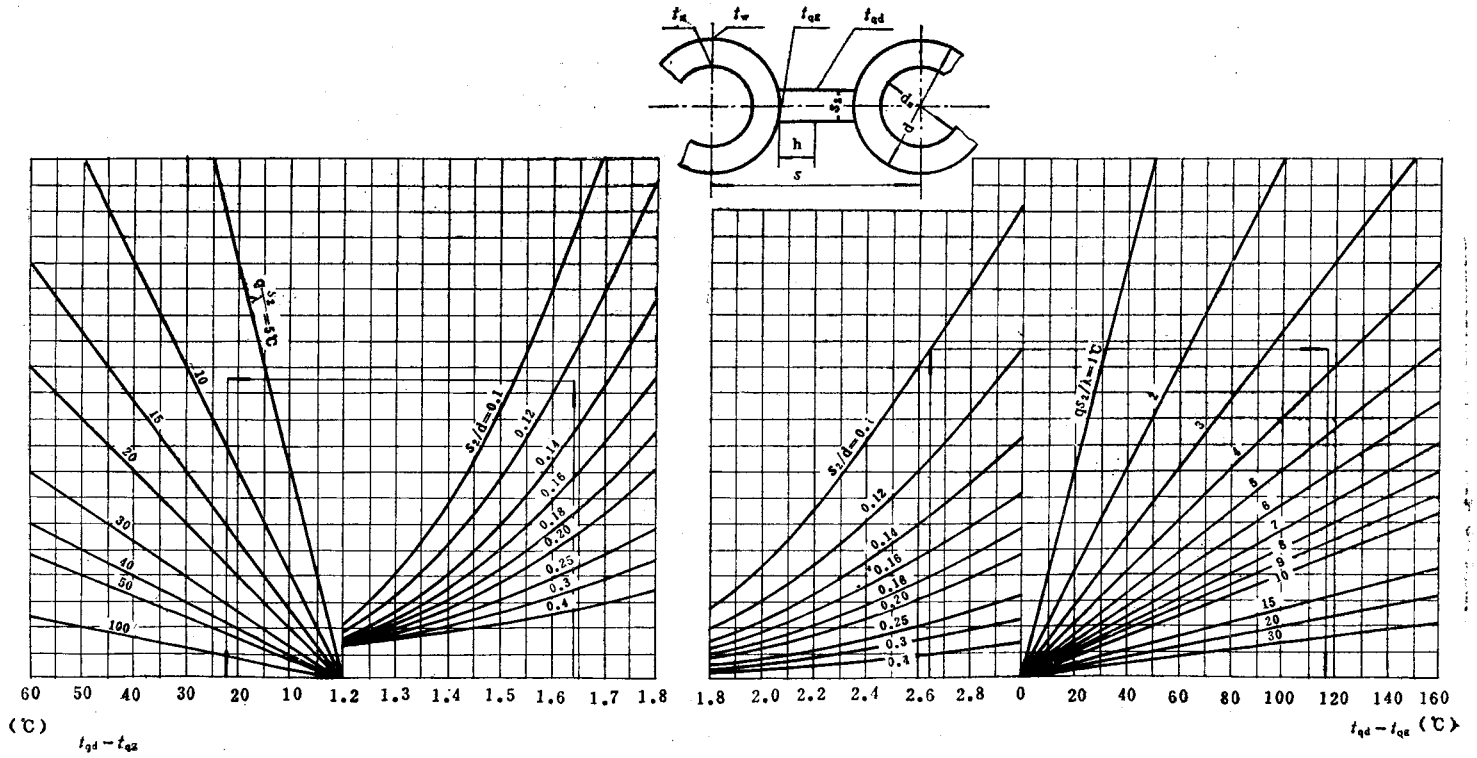




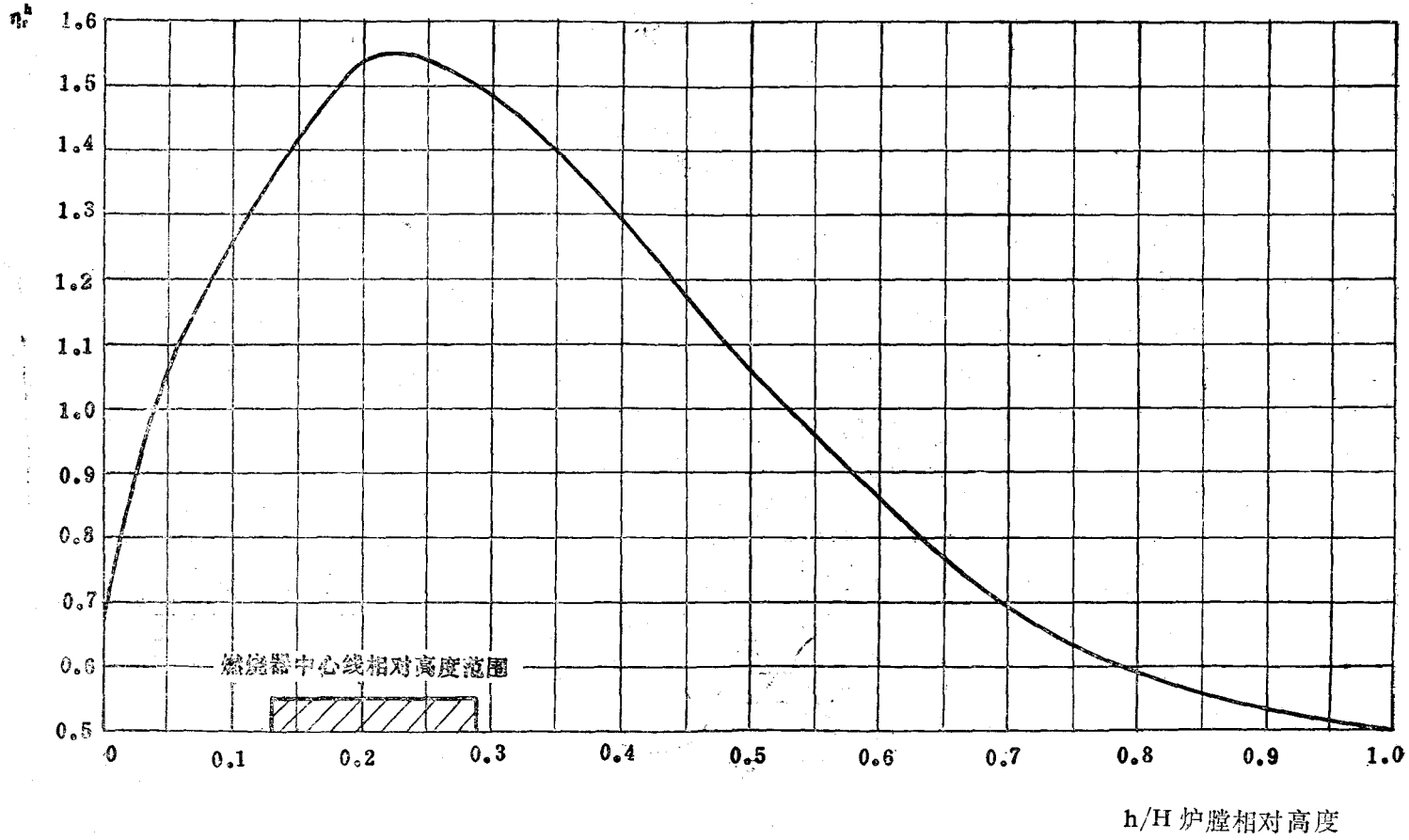
线算图3—6 鳍片部份平均均流系数$\bar{J}_1$，$\bar{J}_2$



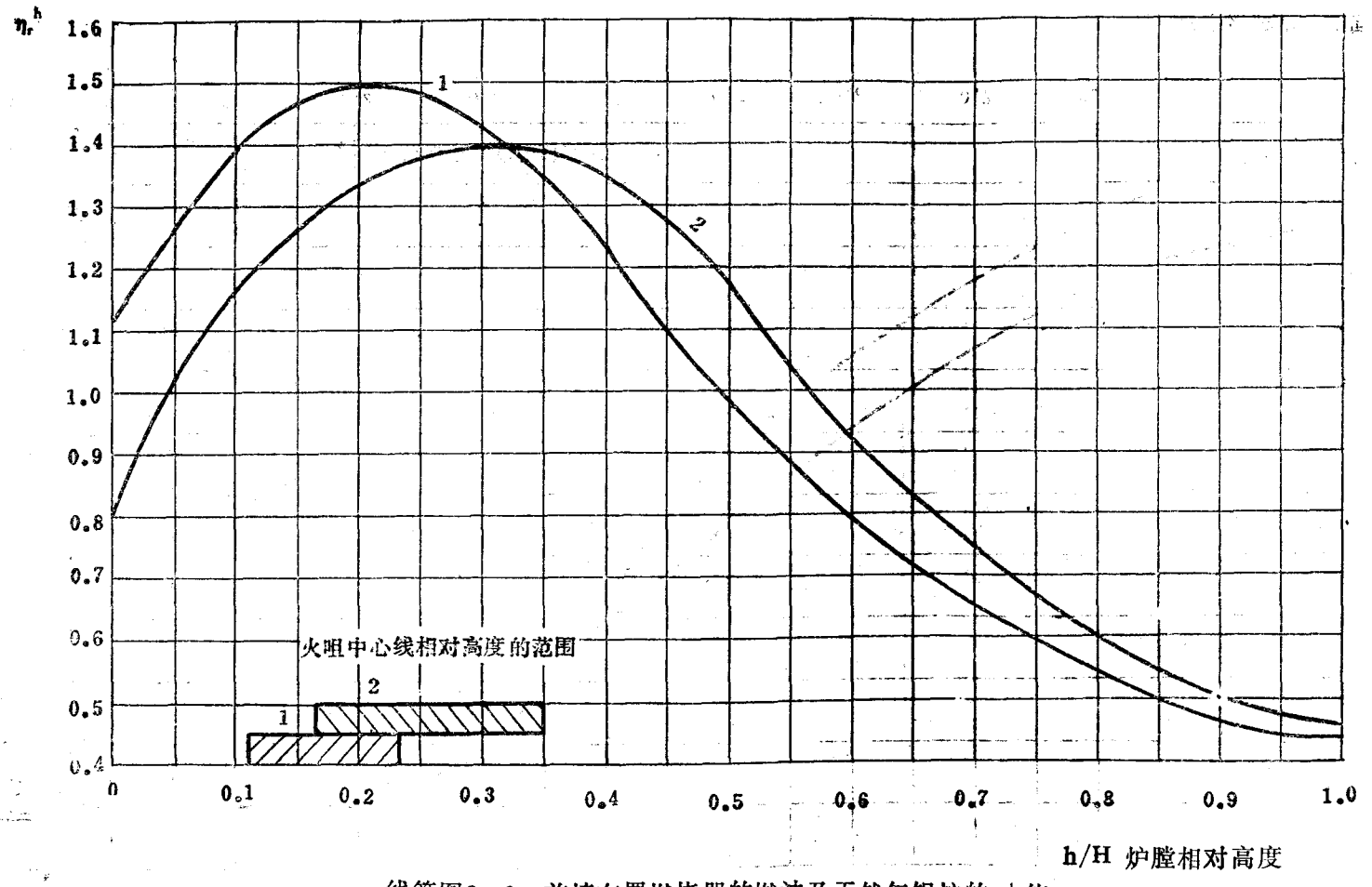
线算图3—7(e) 计算梯形鳍片膜式水冷壁管鳍端与鳍根中点温度差$t_{qd}-t_{qg}$的简化线算图（$s_1/s_2=0.7$）



线算图3—7（b） 计算矩形鳍片膜式水冷壁鳍端与鳍根中点温度差t_{qd}—t_{qg}的简化线算图

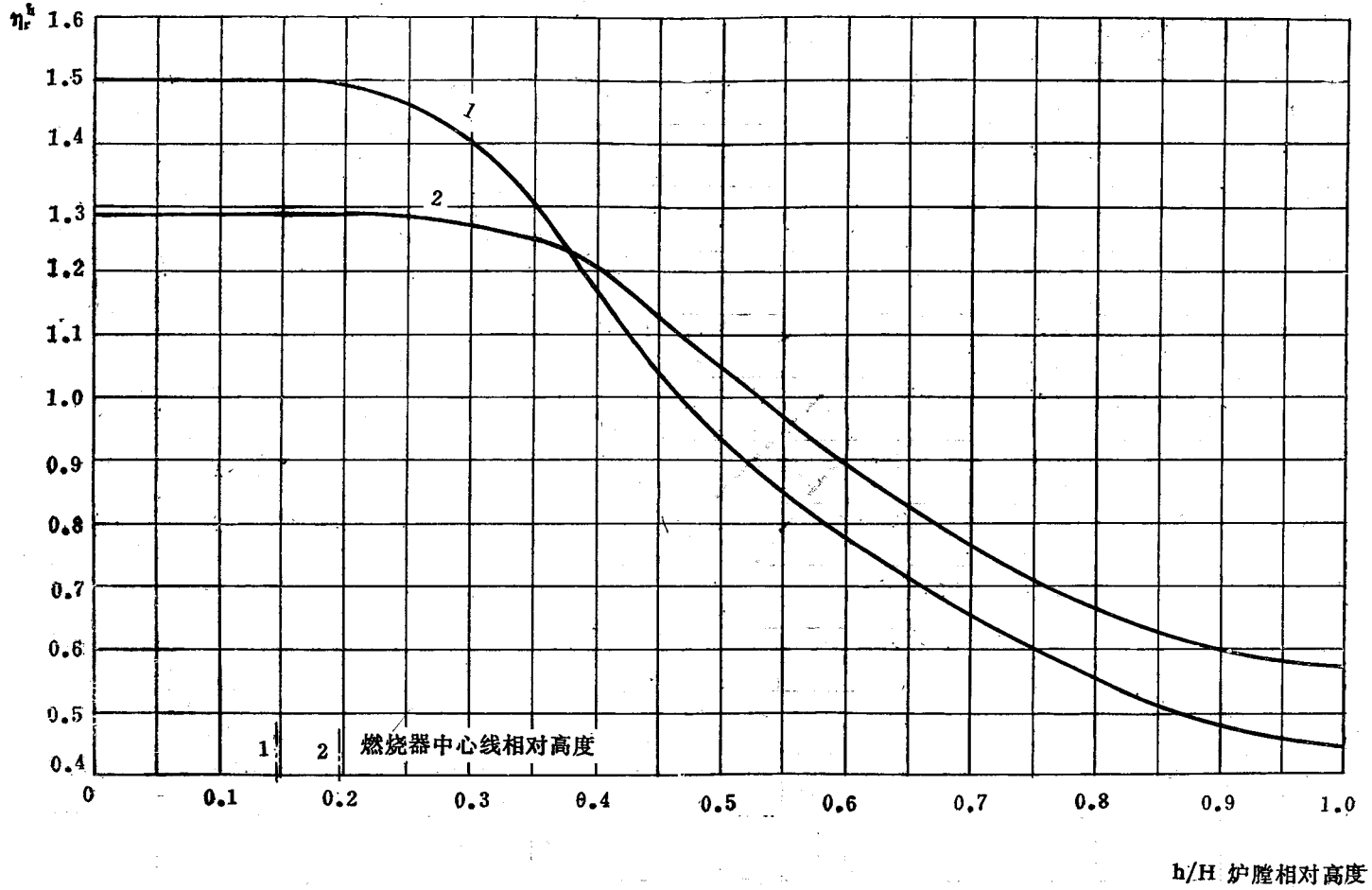


线算图3—8　前后墙布置燃烧器的大容量油炉的η_r^h值

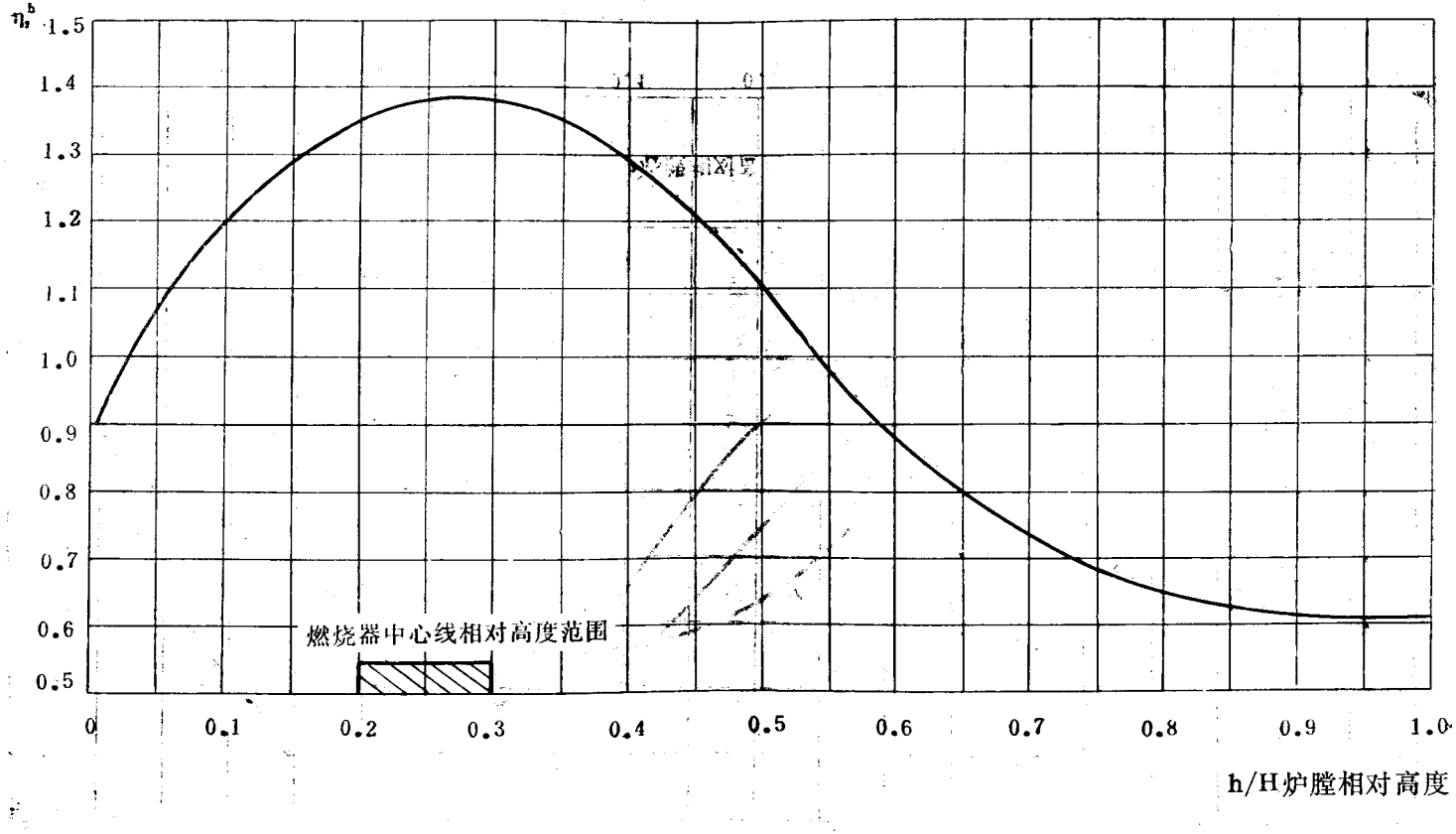


线算图3—9 前墙布置燃烧器的燃油及天然气锅炉的 η_r^h 值

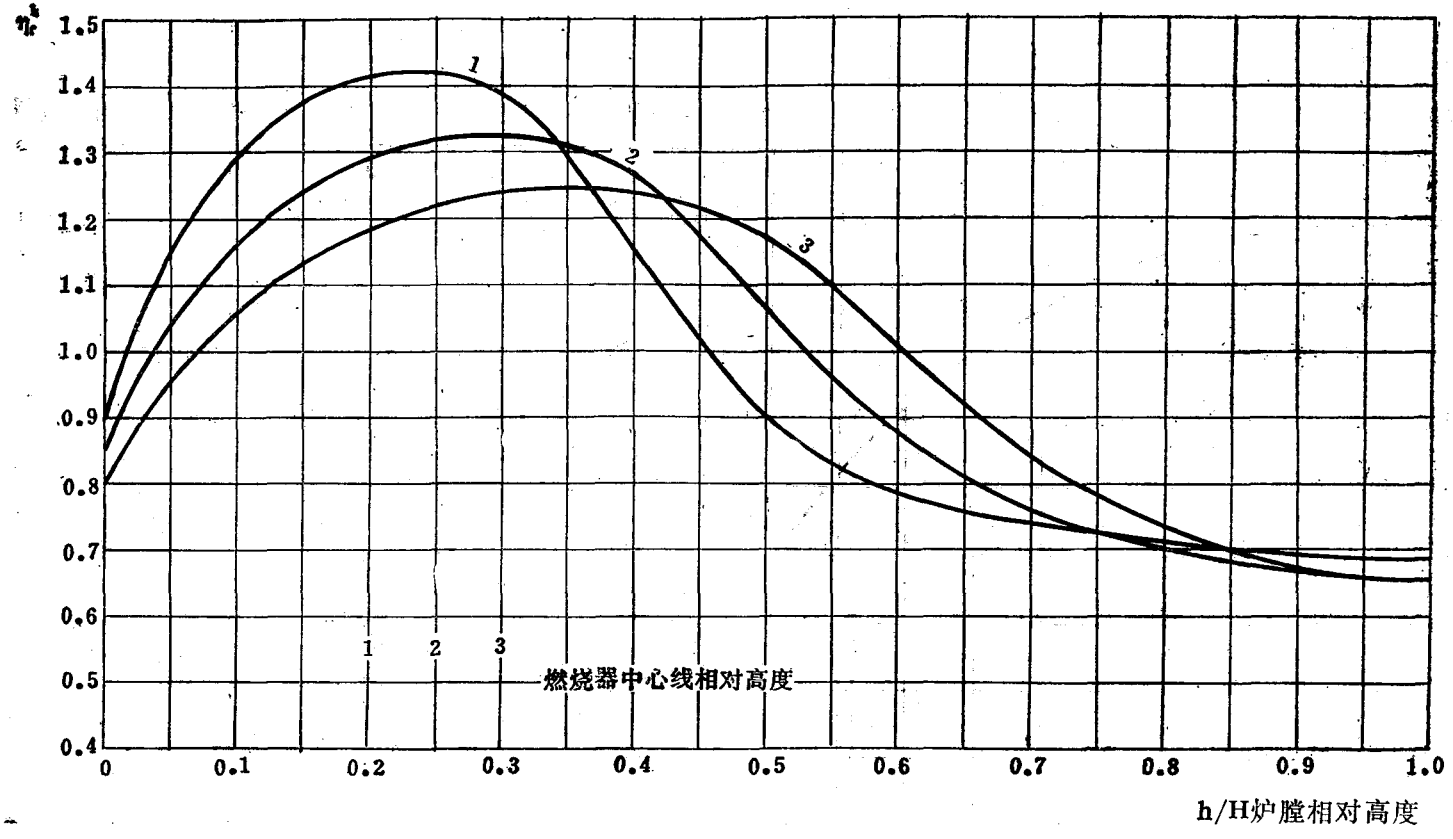
1—油，2—天然气



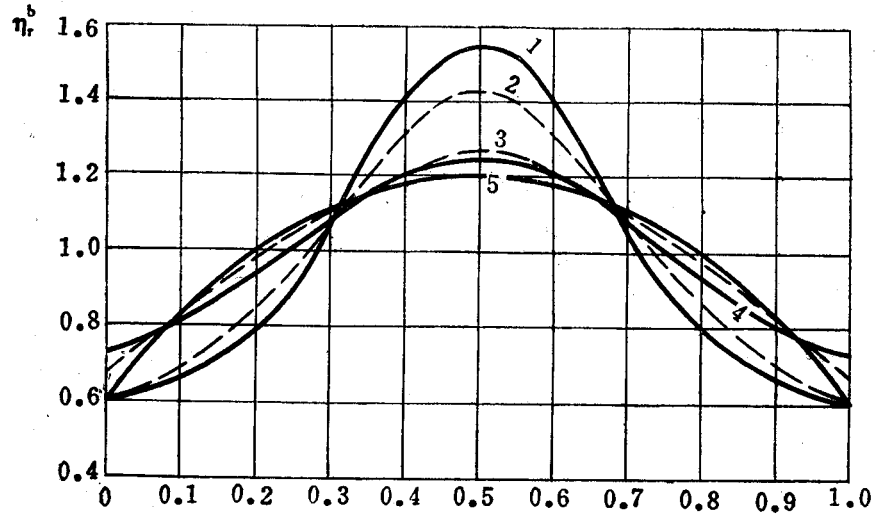
线算图3—10　四角布置燃烧器液态排渣煤粉炉的 η_r^h 值



线算图3—11　前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉的 η_r^b 值

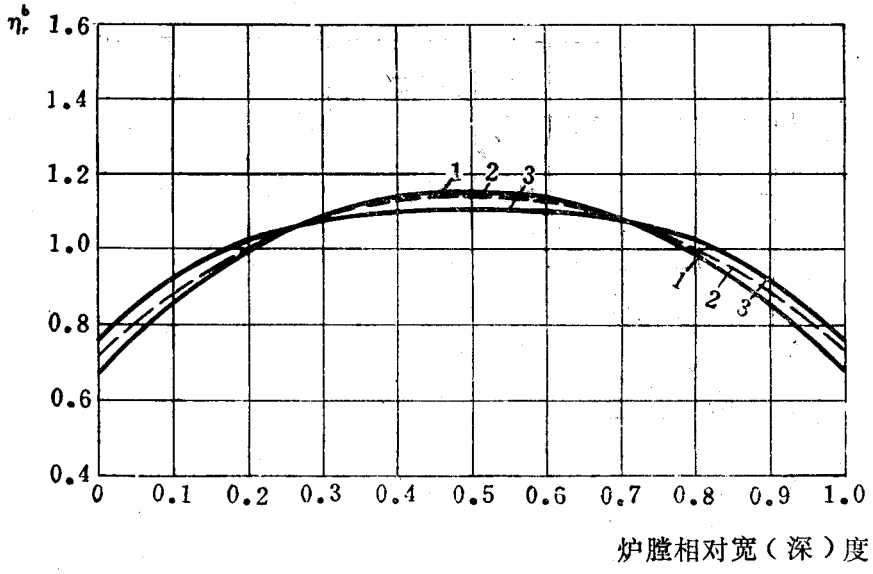


线算图3—12　四角布置燃烧器固态排渣煤粉炉的 η_r^h 值



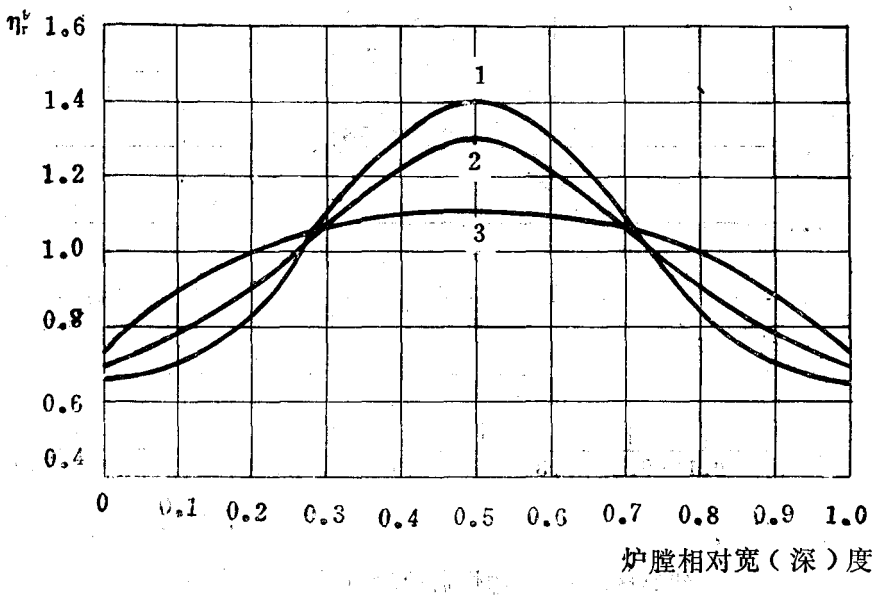
线算图3—13 燃烧器前墙布置的燃油锅炉η_r^b值

1—侧墙燃烧器区范围 2—整个侧墙 3—整个前后墙
4—前后墙燃烧器区范围 5—炉膛出口处



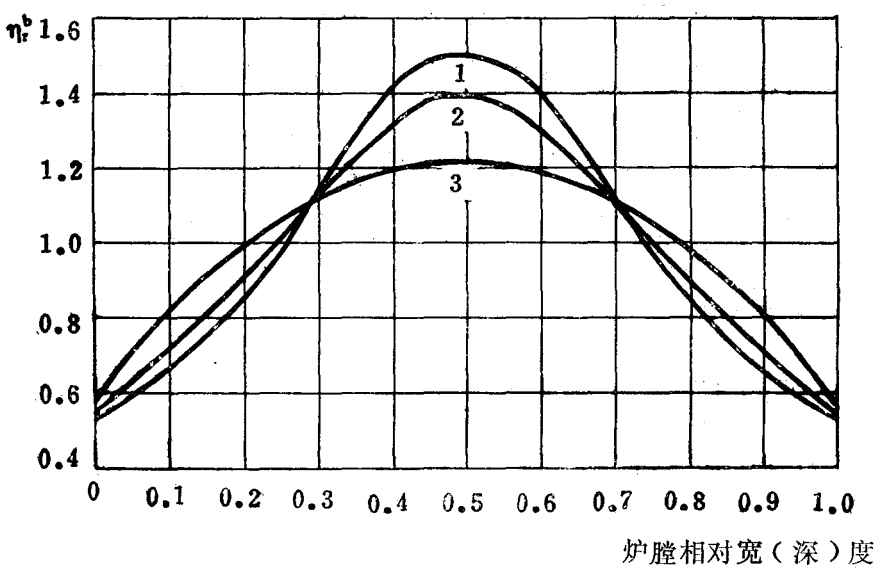
线算图3—14 燃烧器前后墙布置的燃油锅炉η_r^b值

1—燃烧器区范围 2—整个炉墙 3—炉膛出口处



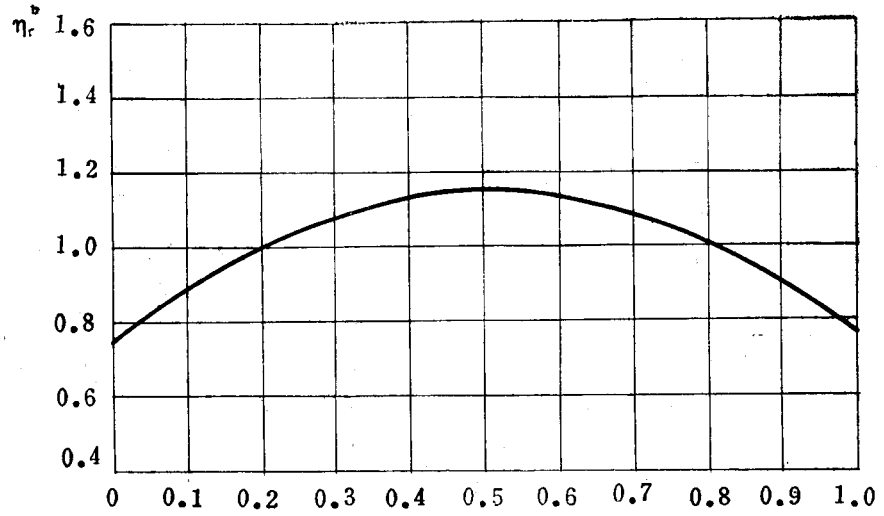
线算图3—15 四角布置燃烧器液态排渣煤粉炉的η_r^b值

1—燃烧器区范围 2—整个炉墙 3—炉膛出口处

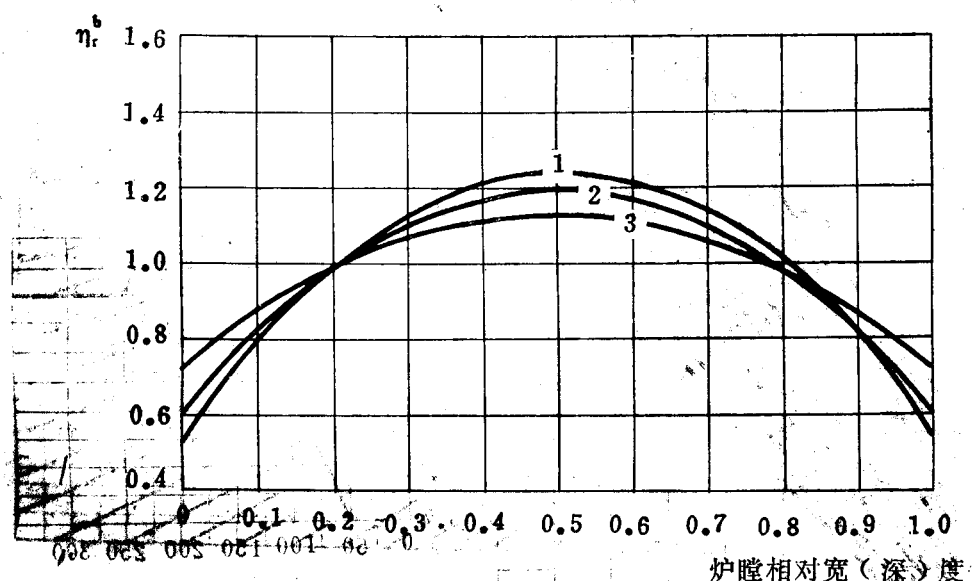


线算图3—16 前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉两侧墙的η_r^b值

1—燃烧器区范围 2—整个炉墙 3—炉膛出口处



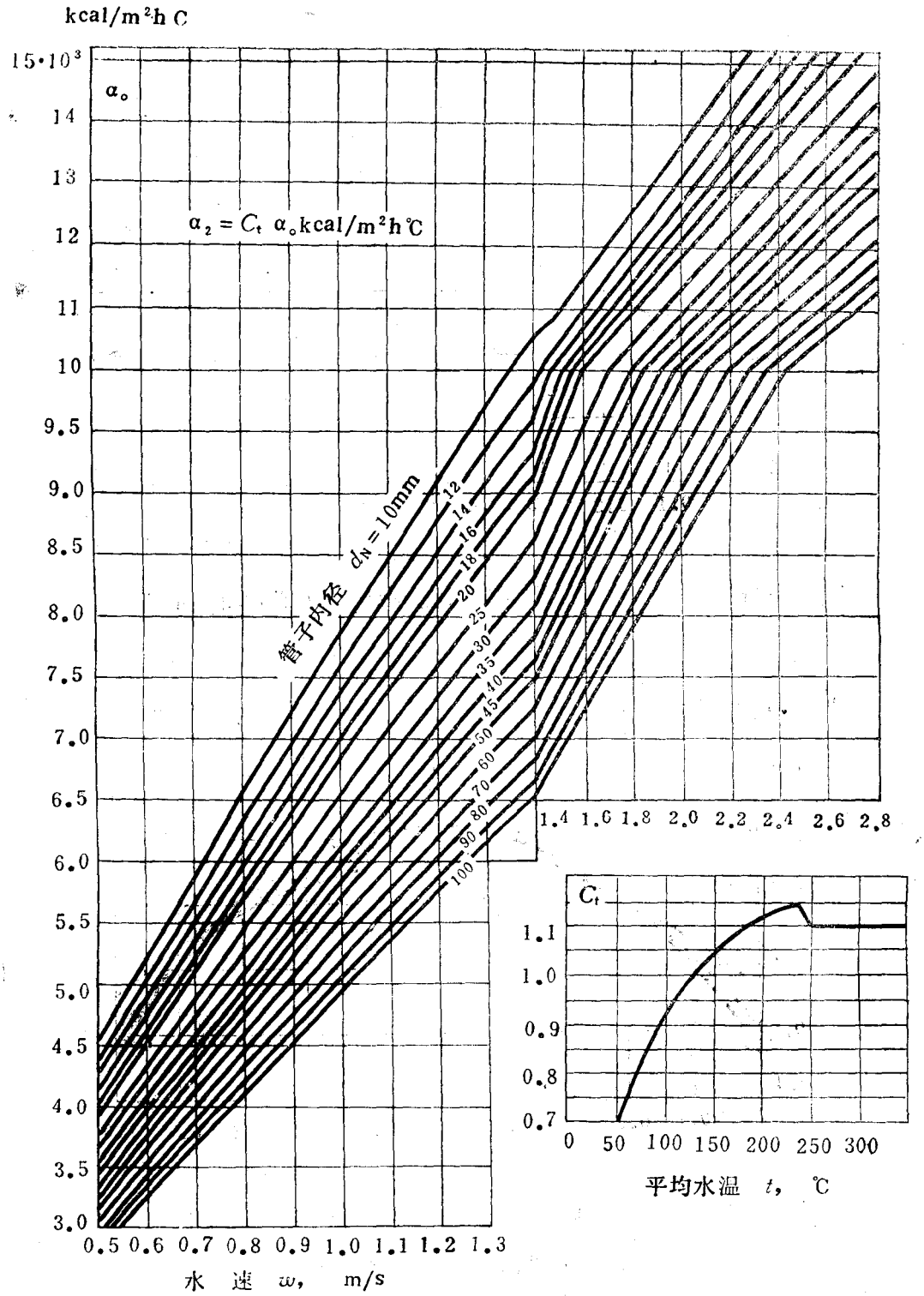
线算图3—17　前墙布置燃烧器固态排渣煤粉炉前后墙的 η_r^b 值



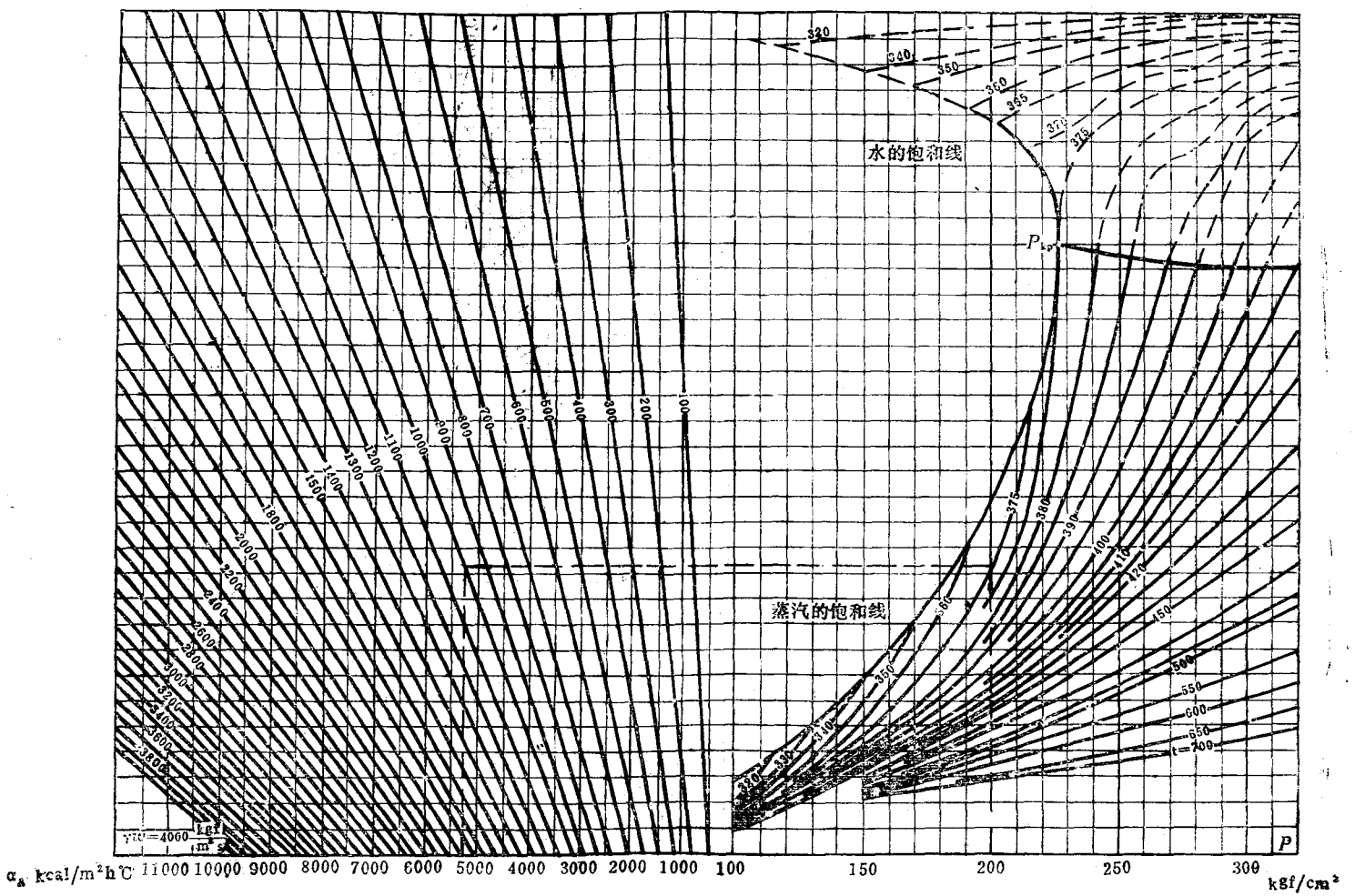
线算图3—18　四角布置燃烧器固态排渣煤粉炉的 η_r^b 值

1—燃烧器区范围，　　2—整个炉墙，

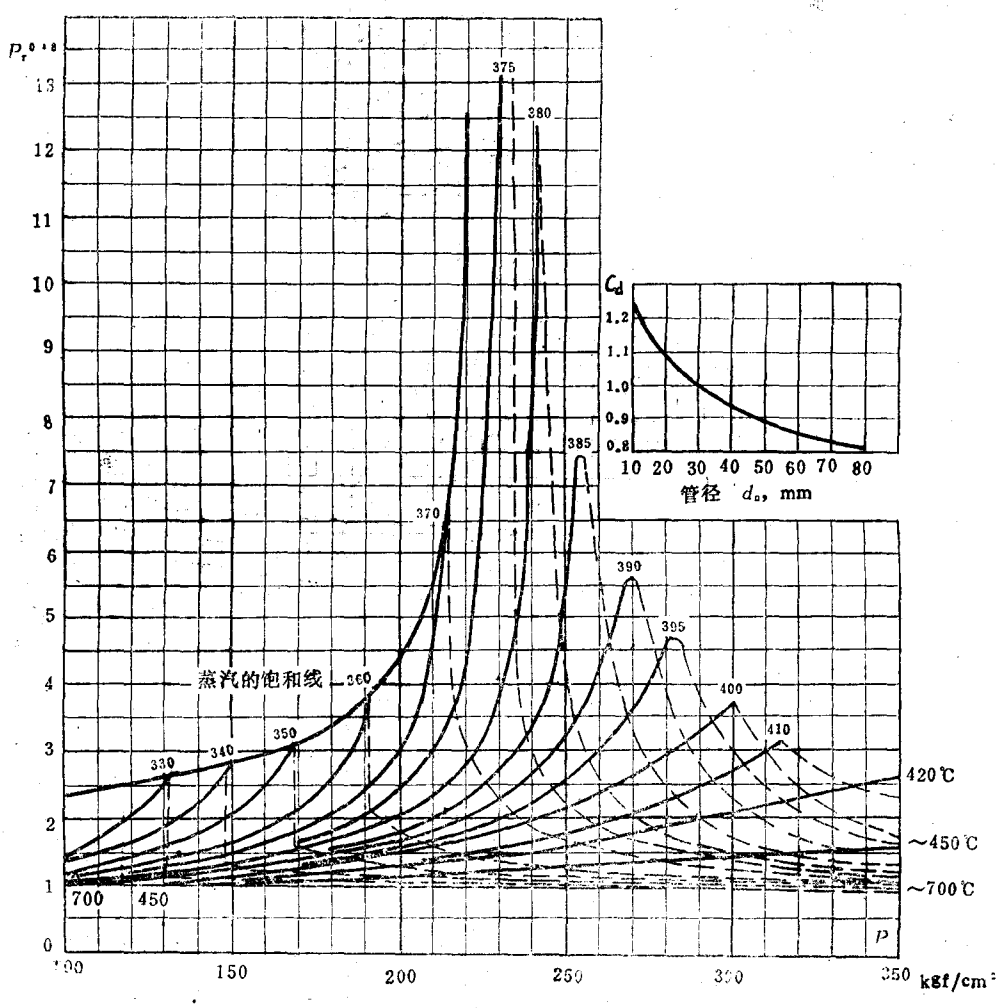
3—墙膛出口处。



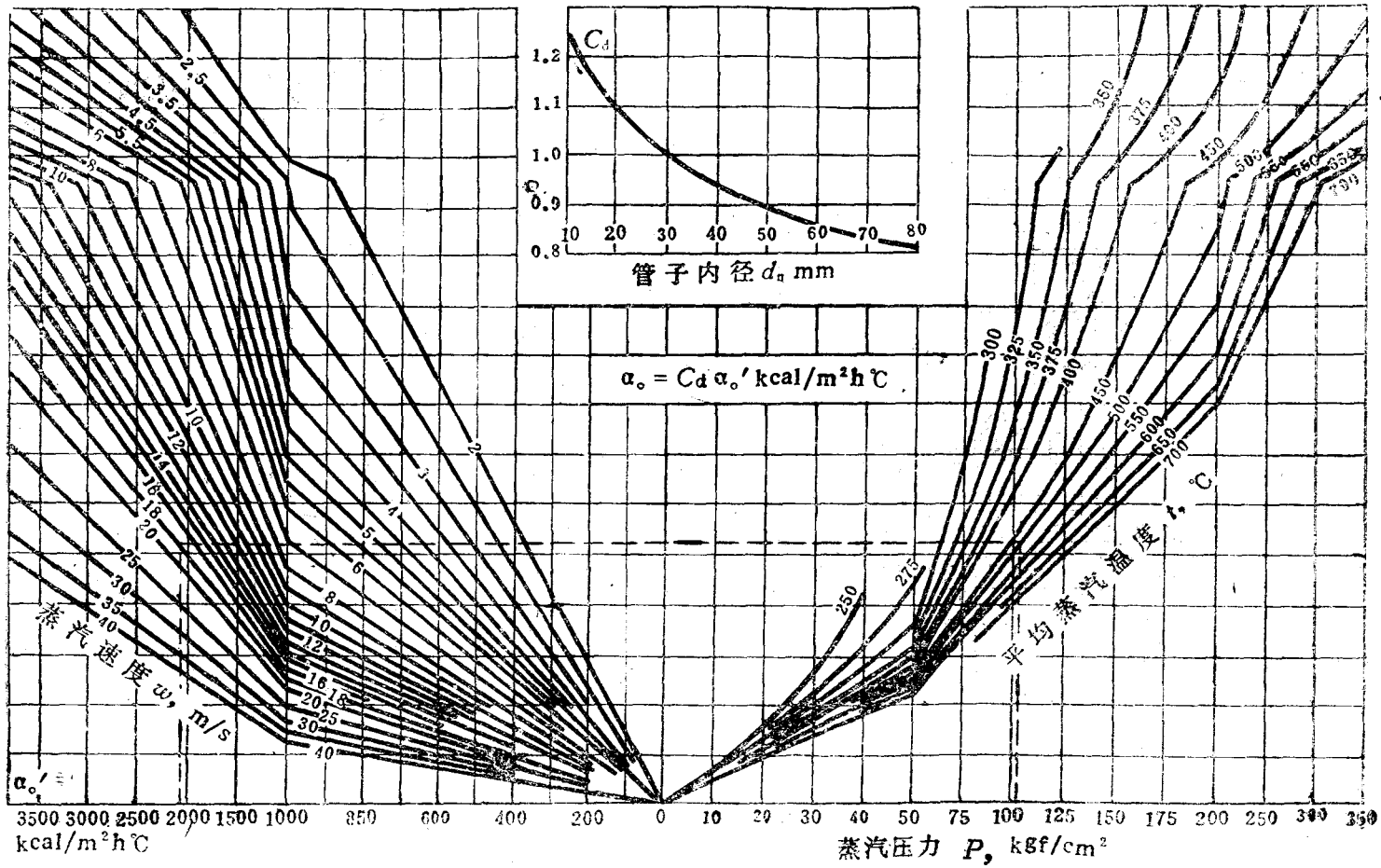
线算图3—19 欠热水在纵向冲刷时的对流放热系数($P \leqslant 180 kgf/cm^2$)



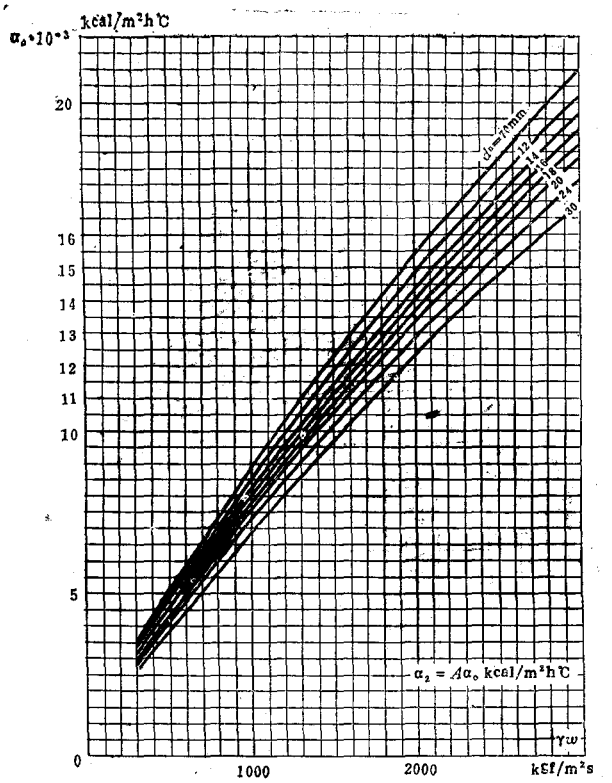
线算图3—20　确定欠热水管内放热系数的线图（压力大於180kgf/cm²）



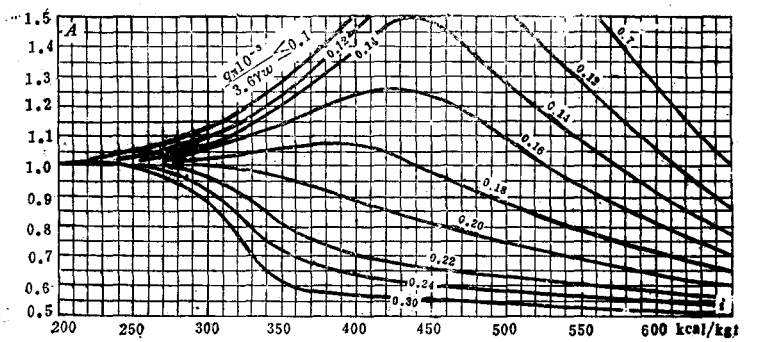
线算图3—21 确定欠热水$P_r^{0.8}$的线图（压力大於180kgf/cm²）



线算图3—22 临界压力以下过热蒸汽管内流动时的对流放热系数



如果按参数$\frac{q_N 10^{-3}}{3.6\gamma w}$A值位于线算图之外，则A值取1.5。



线算图3—23 超临界压力下大比热区域内的放热系数

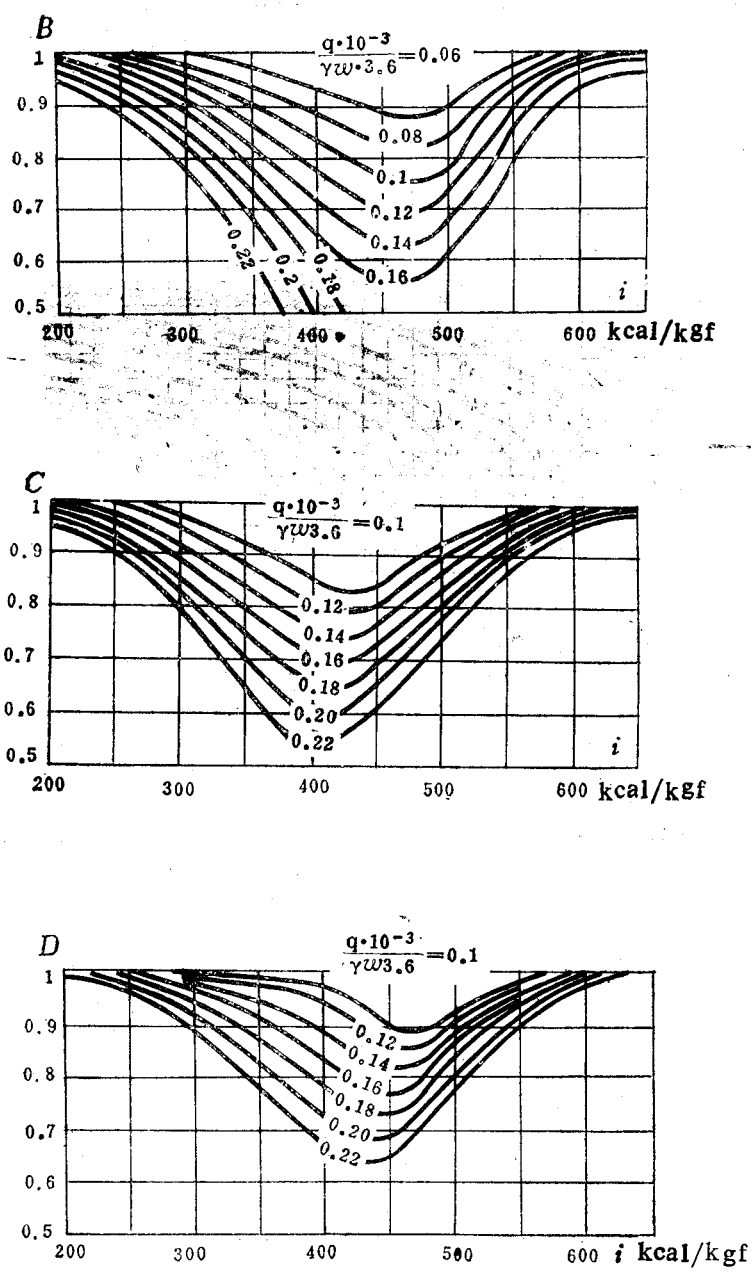
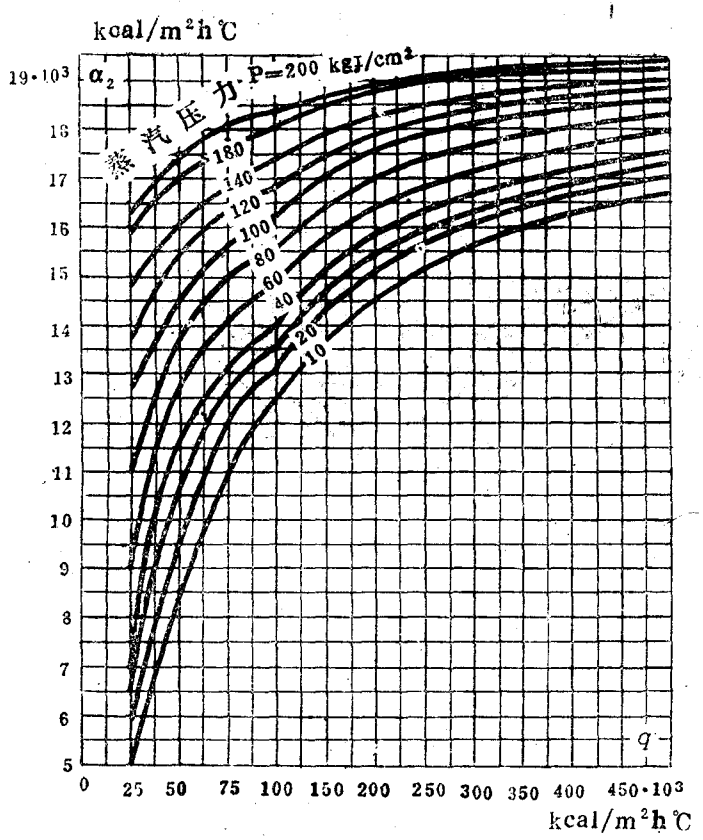
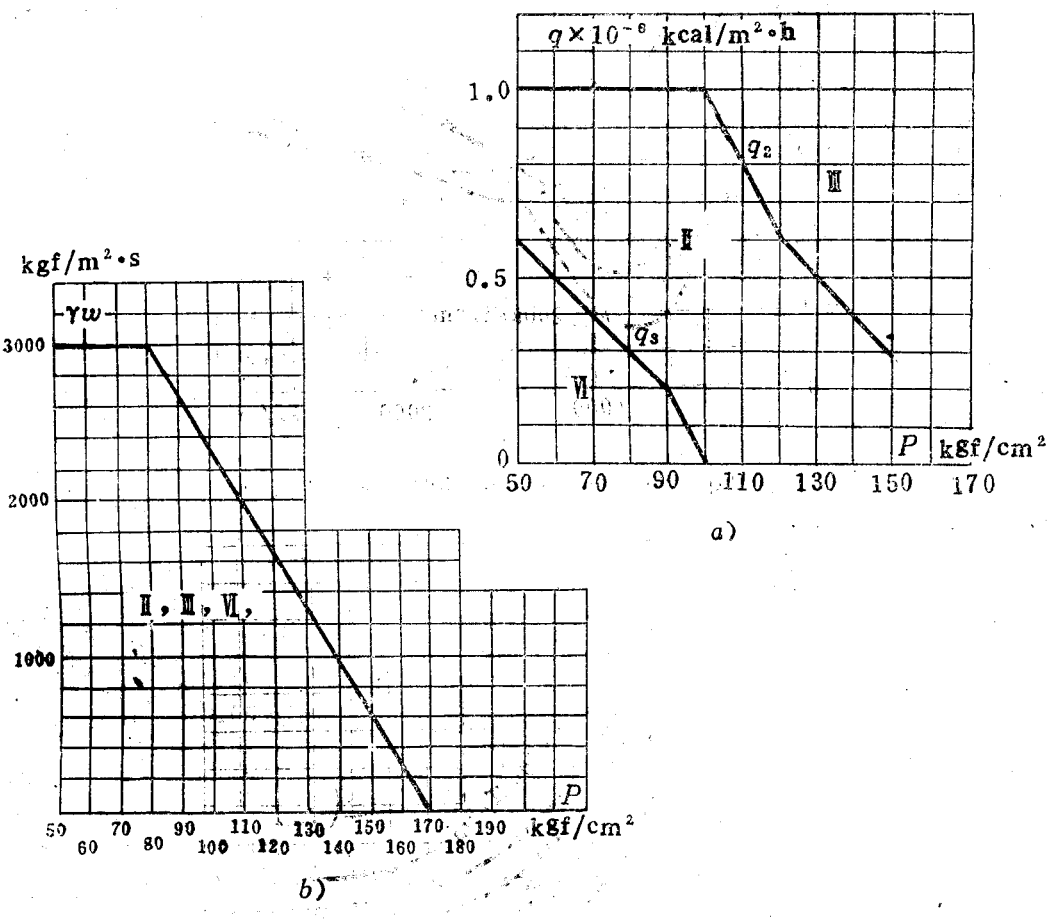


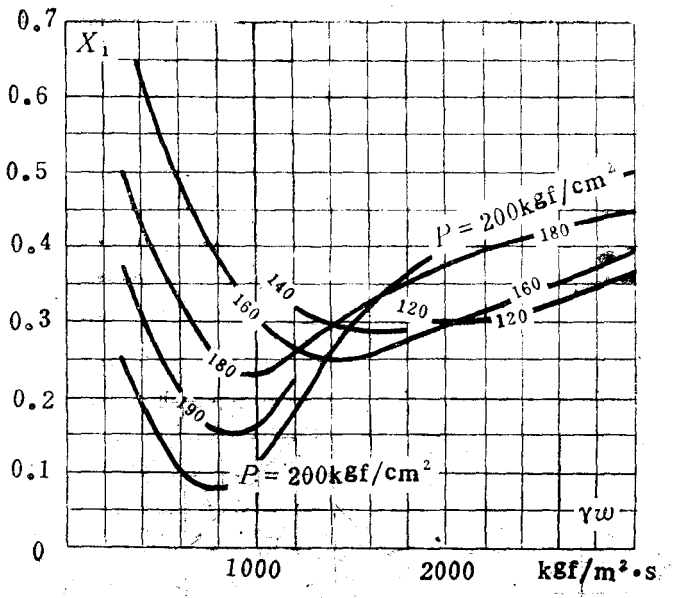
图3—24　确定修正系数 B、C、D的线图



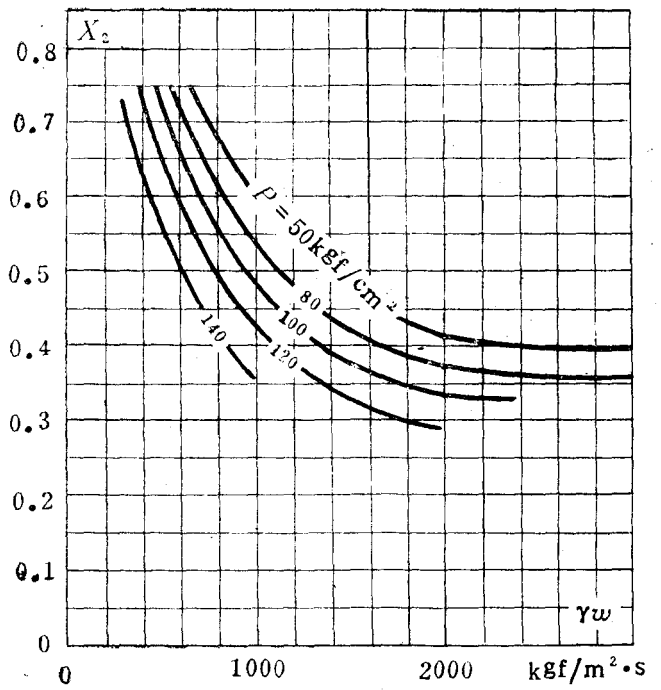
线算图3—25　沸腾水管内流动时的放热系数



线算图3—26 传热恶化时临界含汽率的划分范围

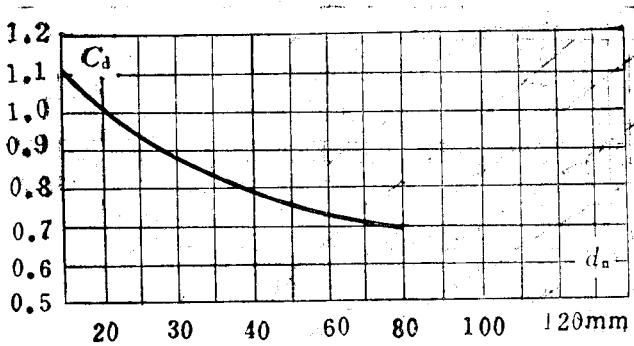


（a）q = 400×10³ kcal/m²h时的临界含汽率X_1

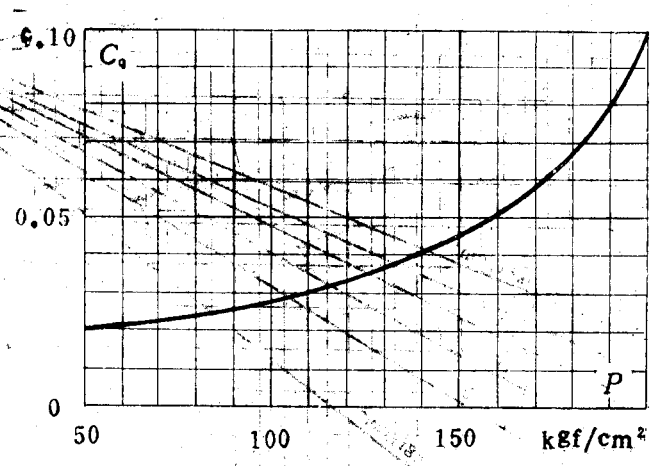


（b）与q无关的临界含汽率X_2

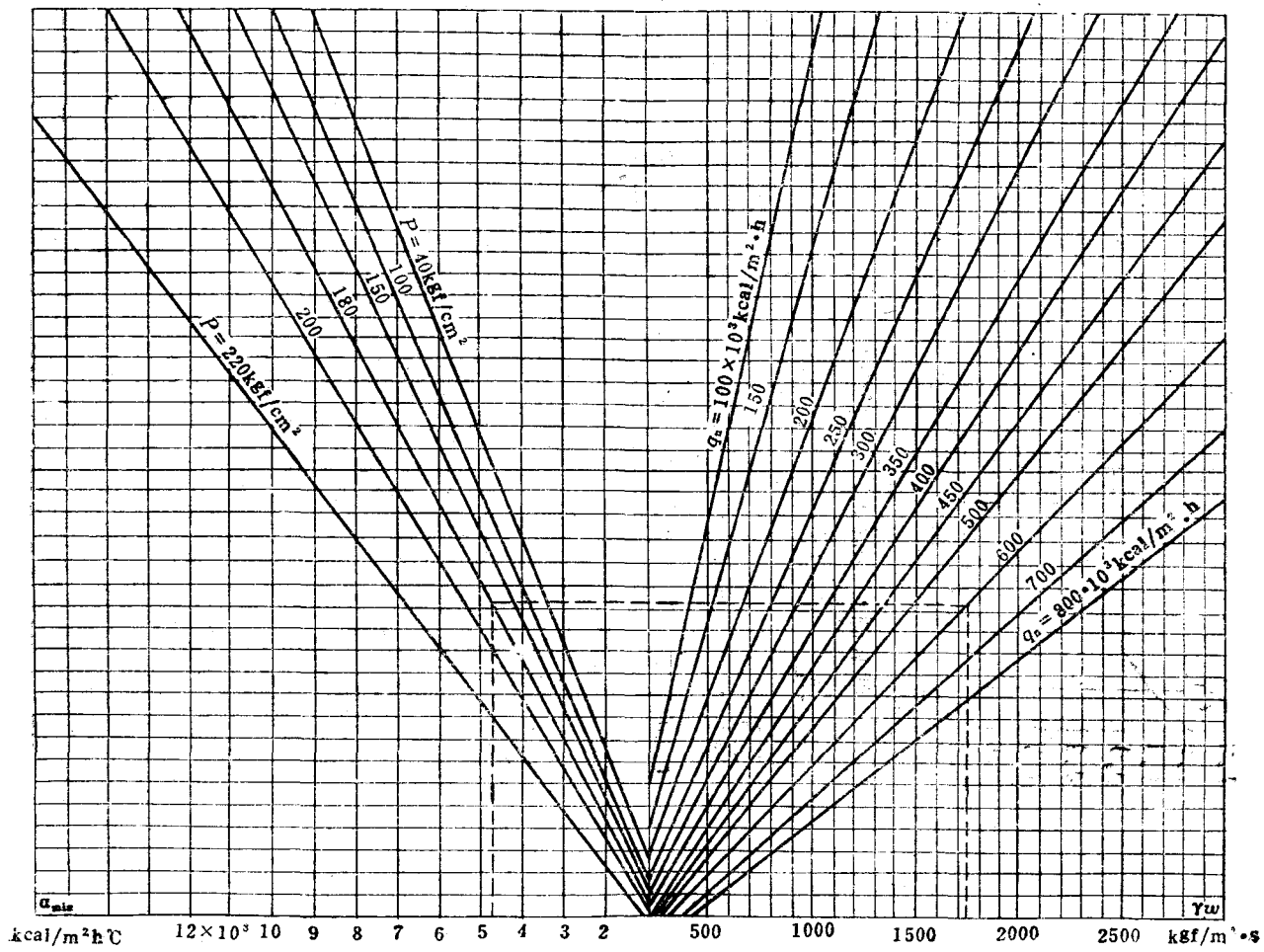
线算图3—27　管经为20mm时的临界含汽率



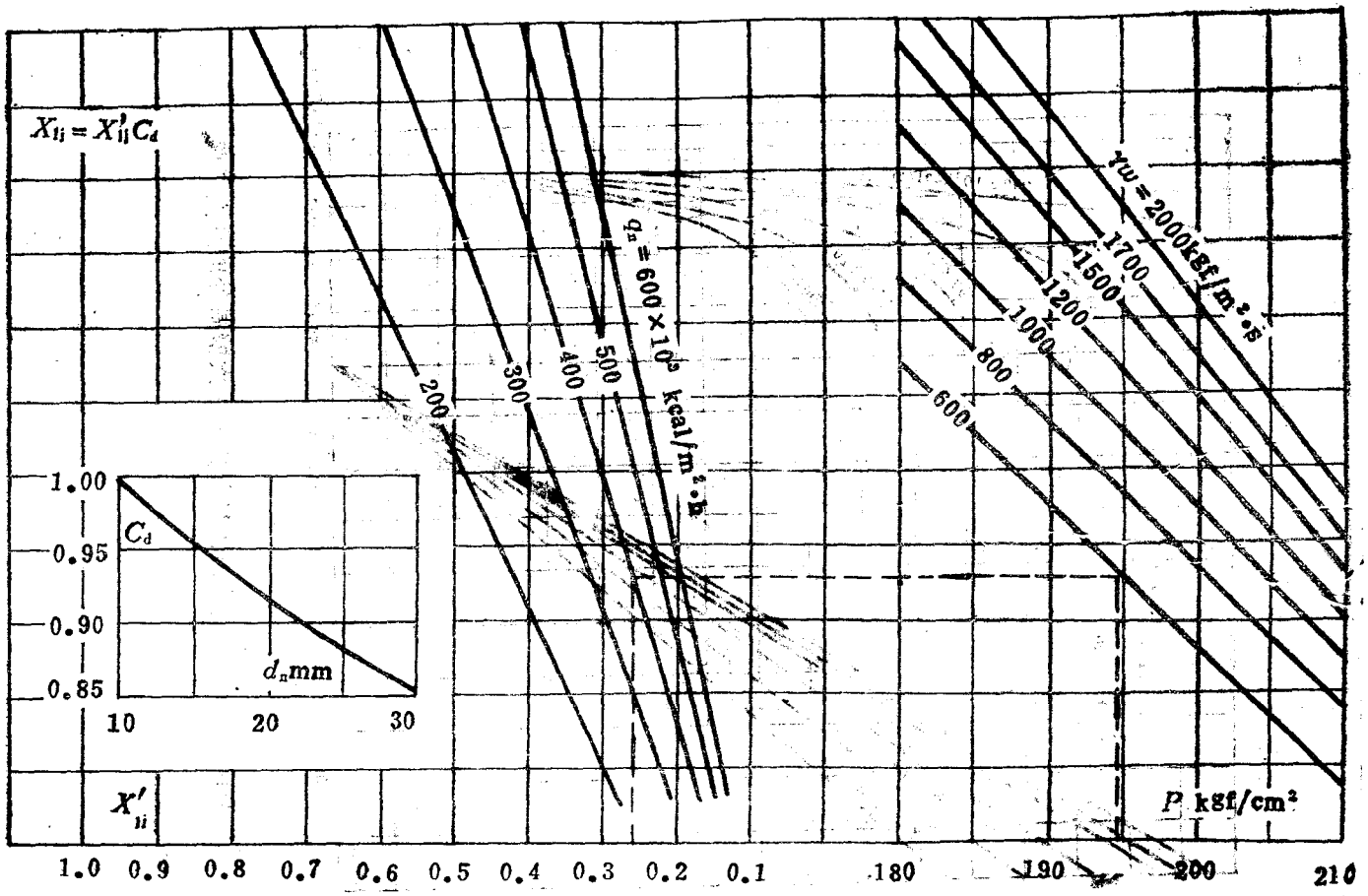
线算图3—28（a） 管径修正系数C_d



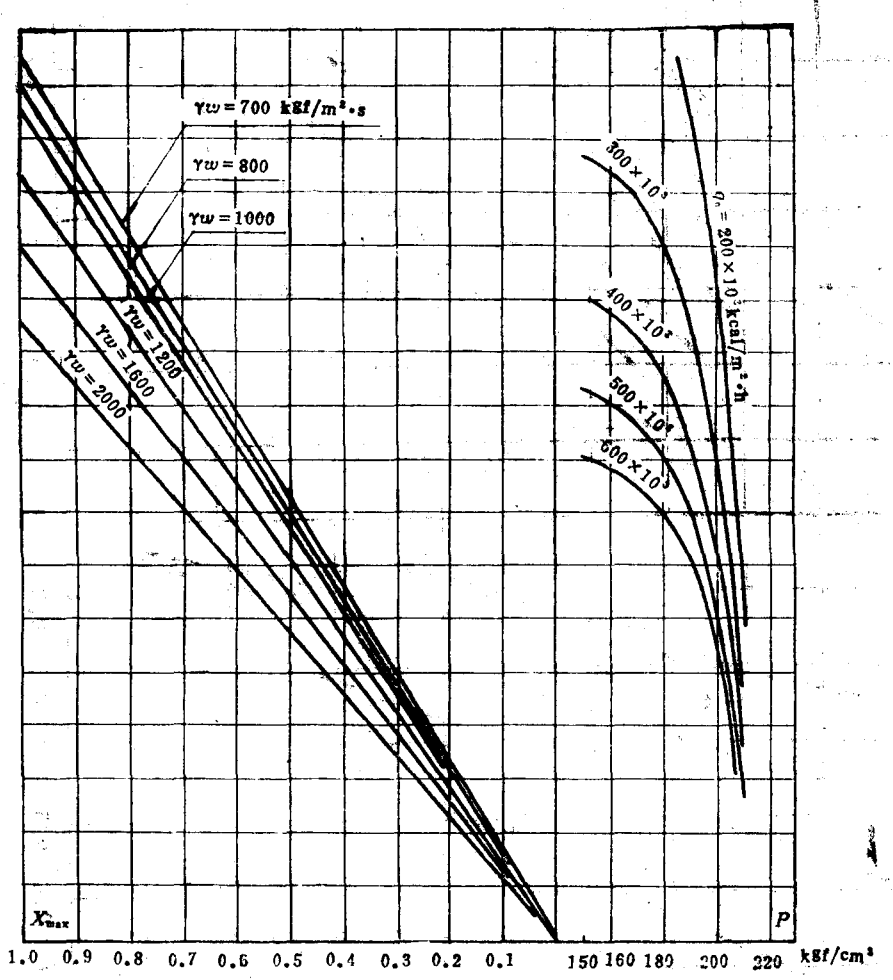
线算图3—28（b） 热负荷修正系数



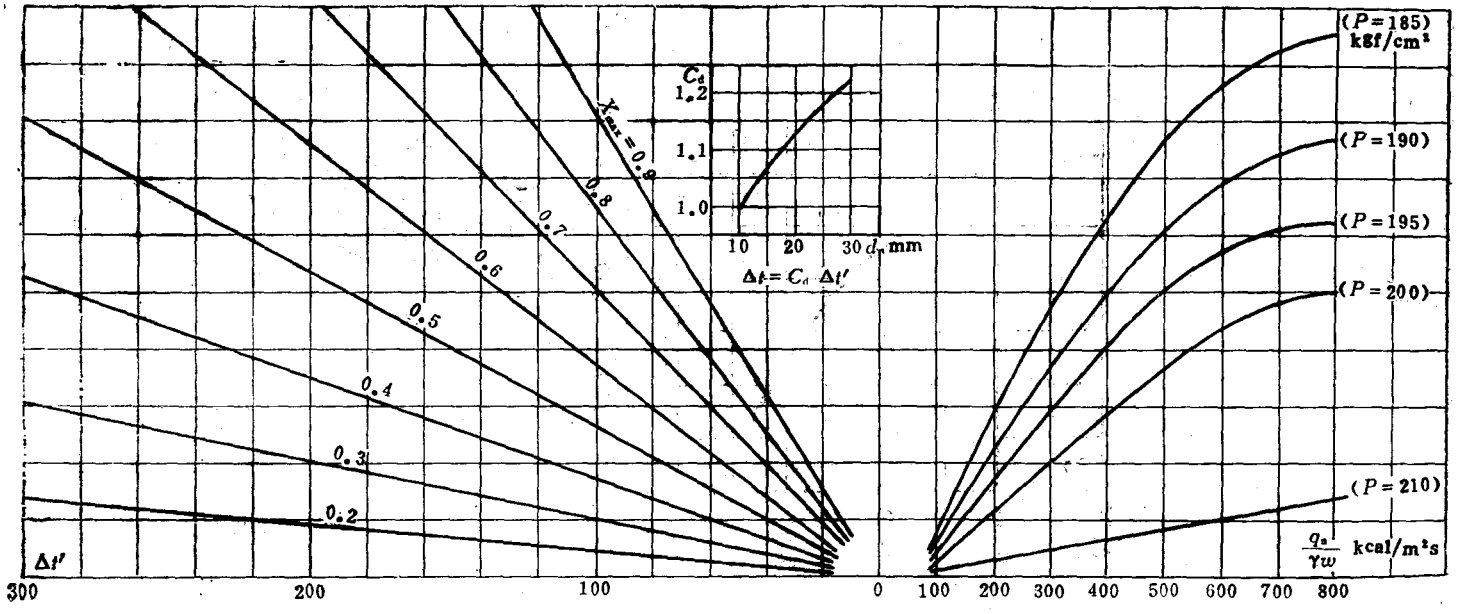
线算图3—29 临界压力以下传热恶化区的放热系数



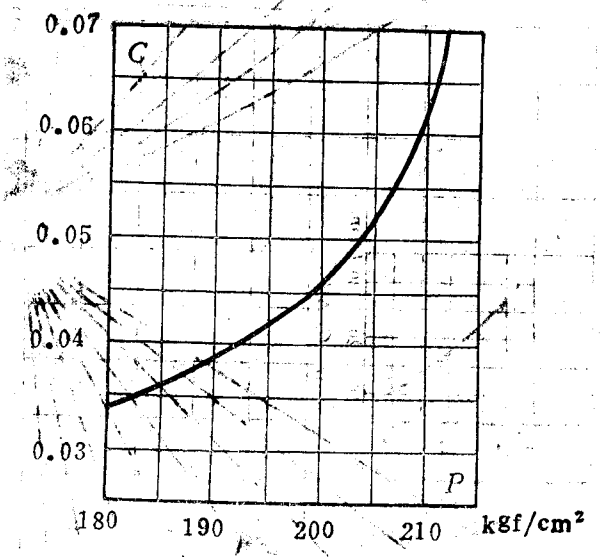
线算图3—30 亚临界压力膜式水冷壁管内传热恶化的X_{li}值



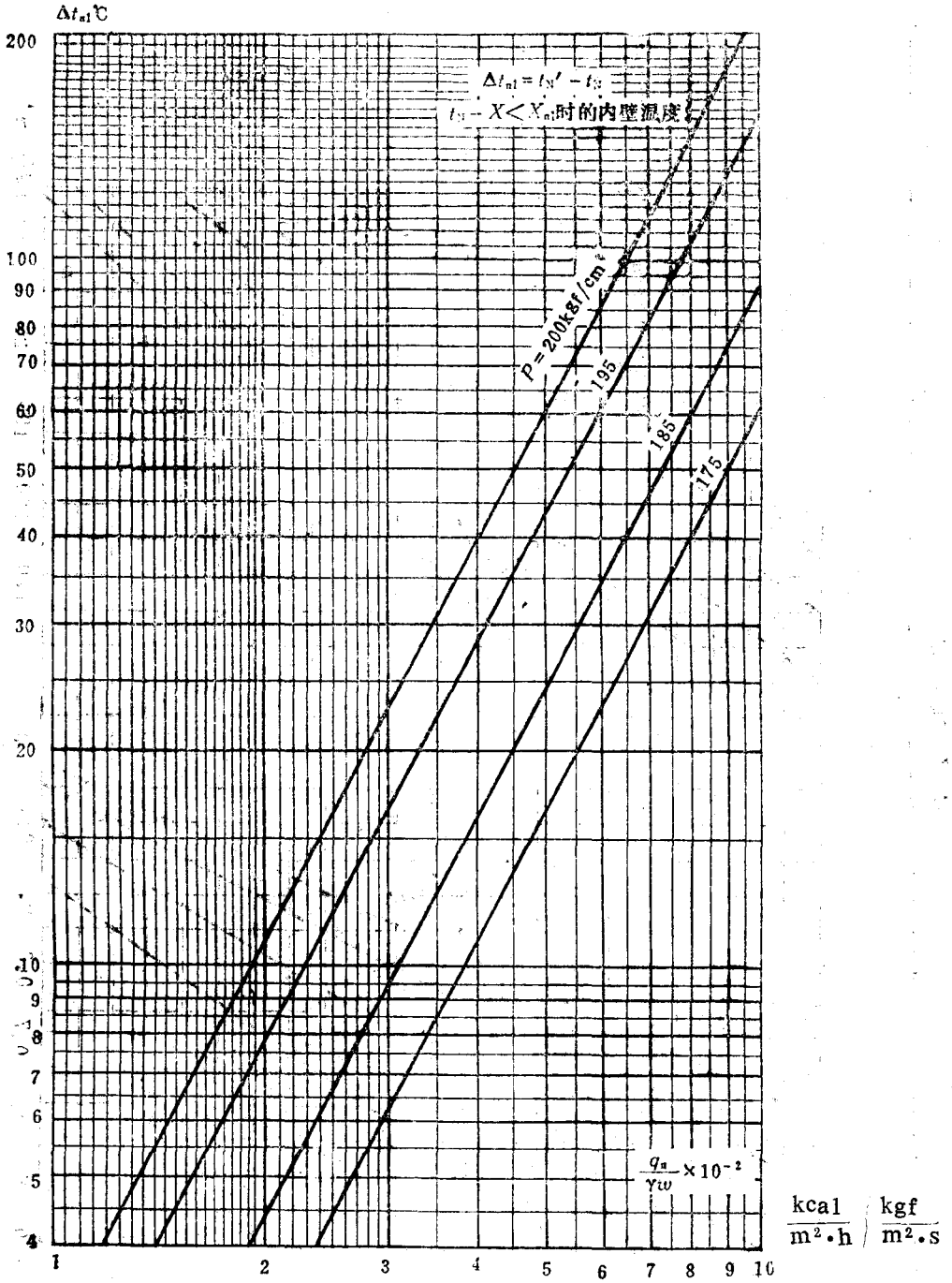
线算图3—31 垂直管内传热恶化时最大壁温处的蒸汽含量



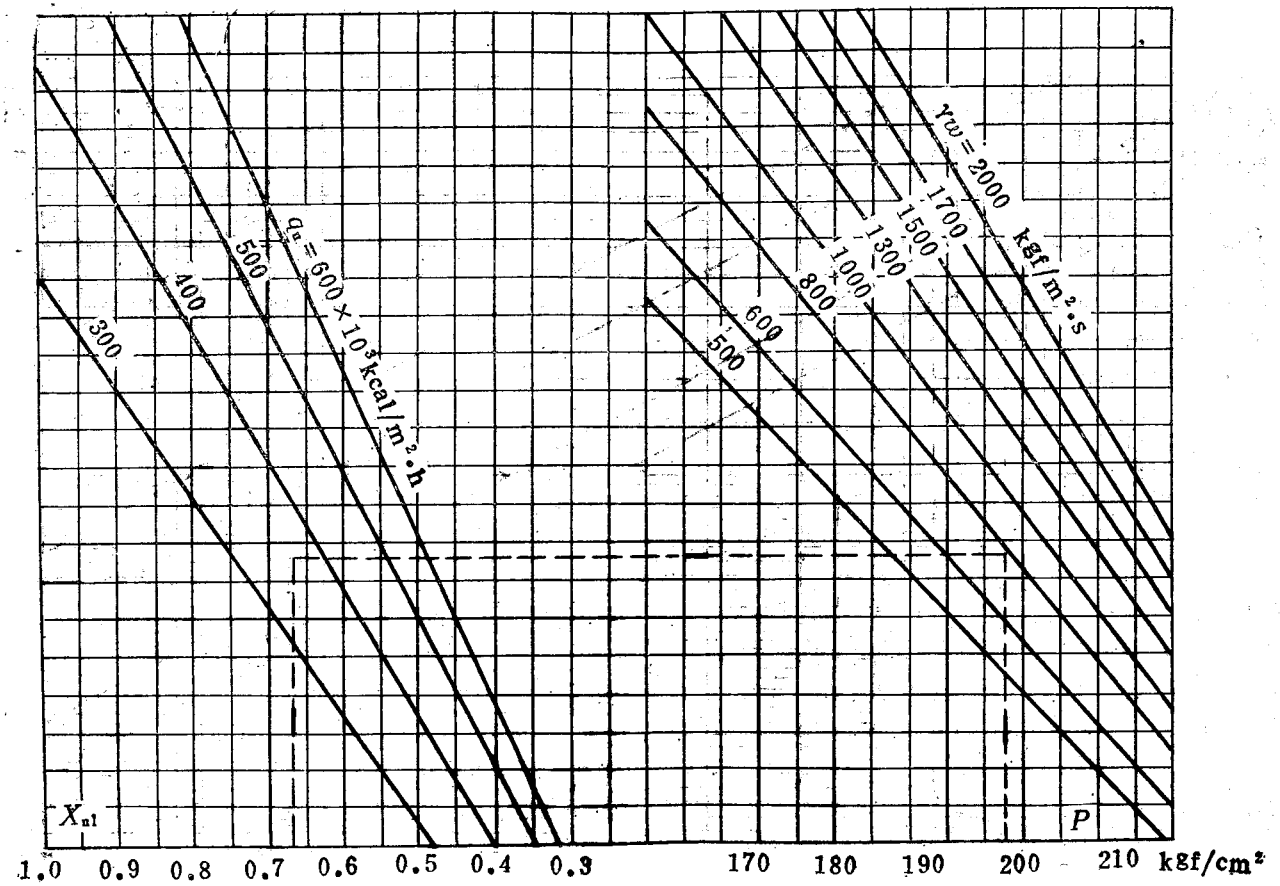
线算图3—32 垂直管内传热恶化时内壁与工质的最大温差



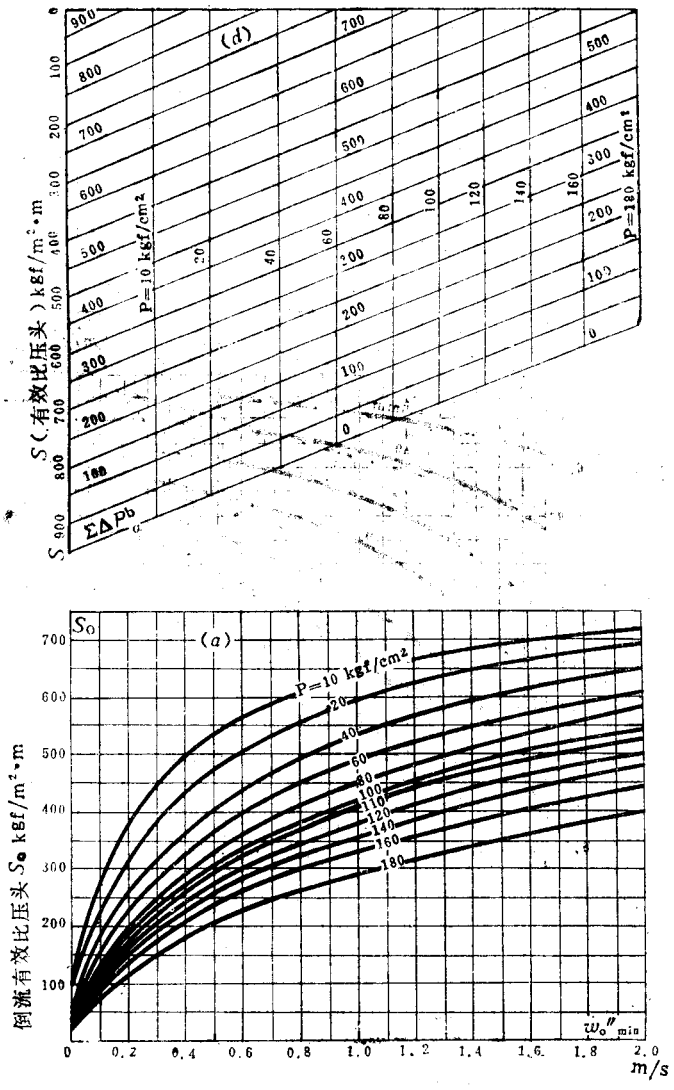
线算图3—33 公式（3—30）中的压力修正系数C值



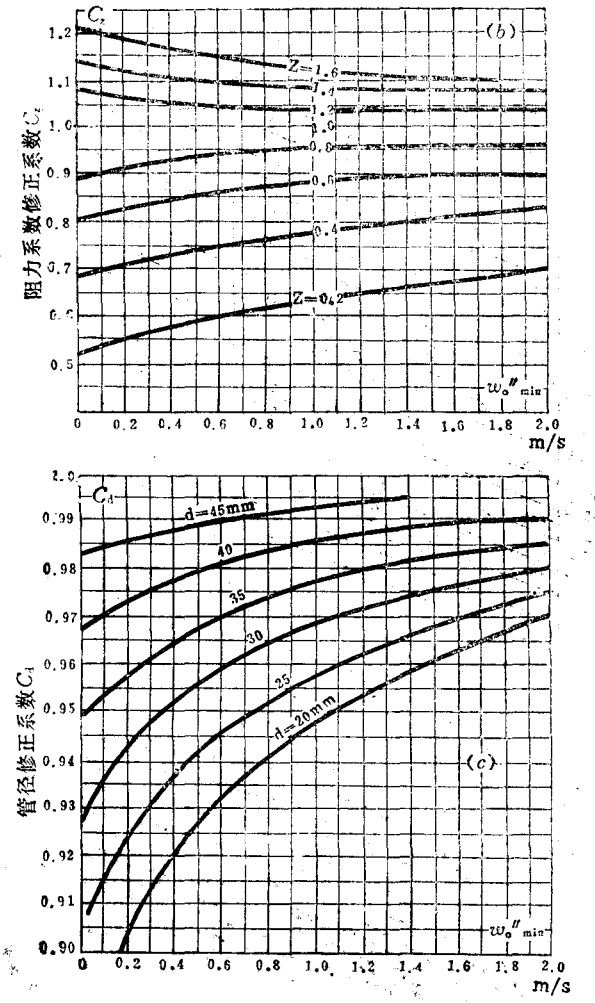
线算图3—34　四头内螺纹管内传热恶化时（$X=0.9>X_{n1}$）壁温升高值Δt_{n1}



线算图3—35 四头内螺纹管开始传热恶化时的重量含汽率



线算图4—1　决定倒流比压差$\Sigma\Delta P_d^b$的线算图



线算图4—1（续） 决定倒流比压差$\Sigma\Delta P_d^b$的线算图

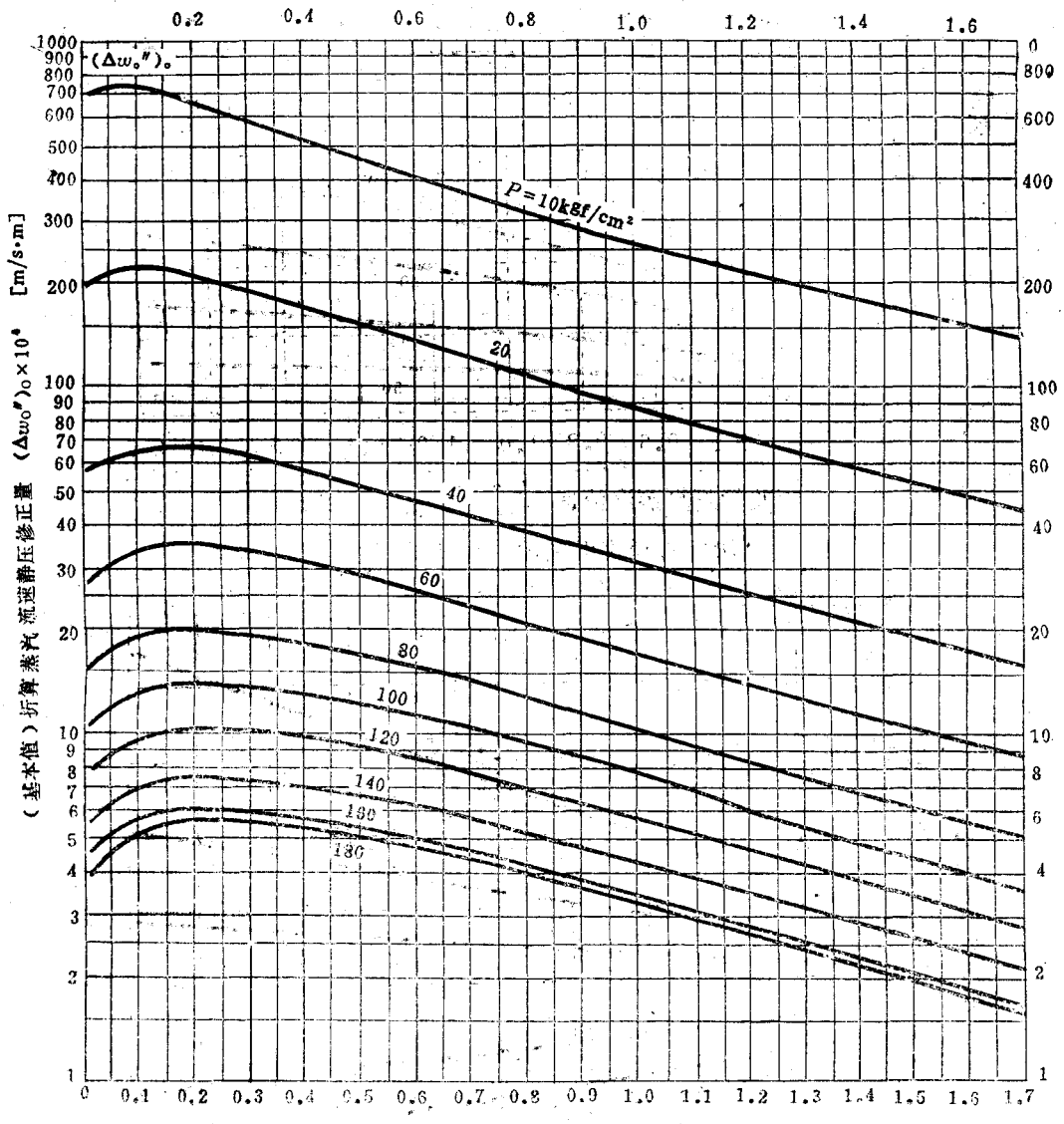
使用说明：

（1）$w''_{o\,min}$及P由图（a）求出S_o；

（2）根据Z及d由图(b)(c)求出C_z，C_d；

（3）计算 $S=S_o\times C_z\times C_d$；

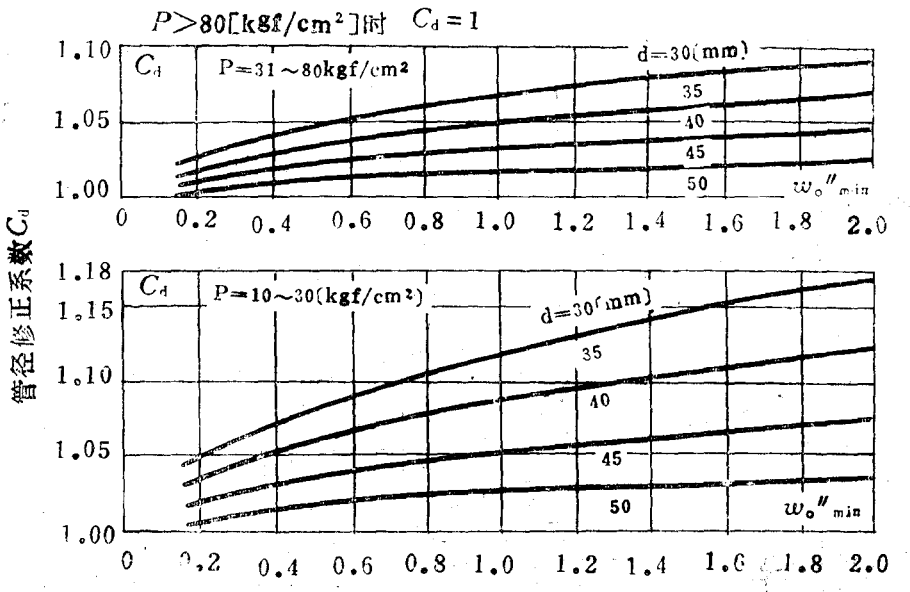
（4）根据S及P由图（d）求出$\Sigma\Delta p_d^b$。



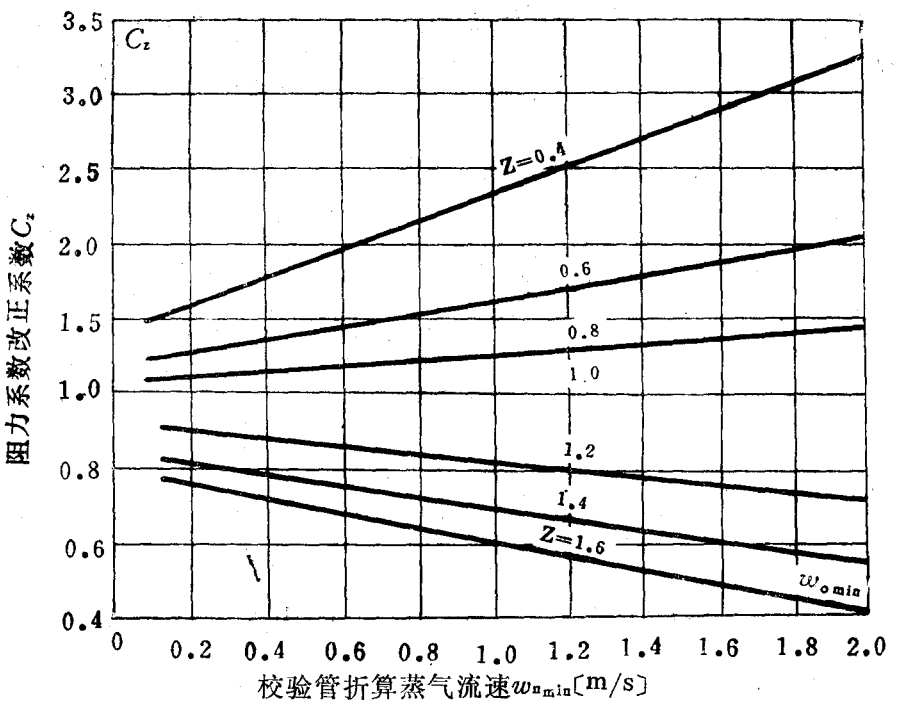
a）决定折算蒸汽流速静压修正量基本值的线算图

线算图4—2 决定折算蒸汽流速静压修正量$\Delta w_0''$的线算图

$\Delta w_0'' = C_z C_d (\Delta w_0'')_0$。



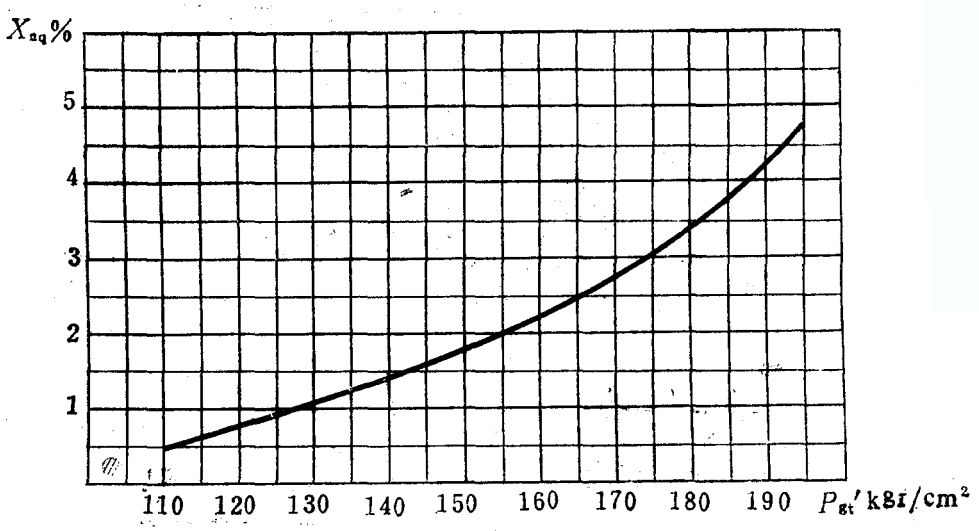
b）决定管径改正系数的线算图



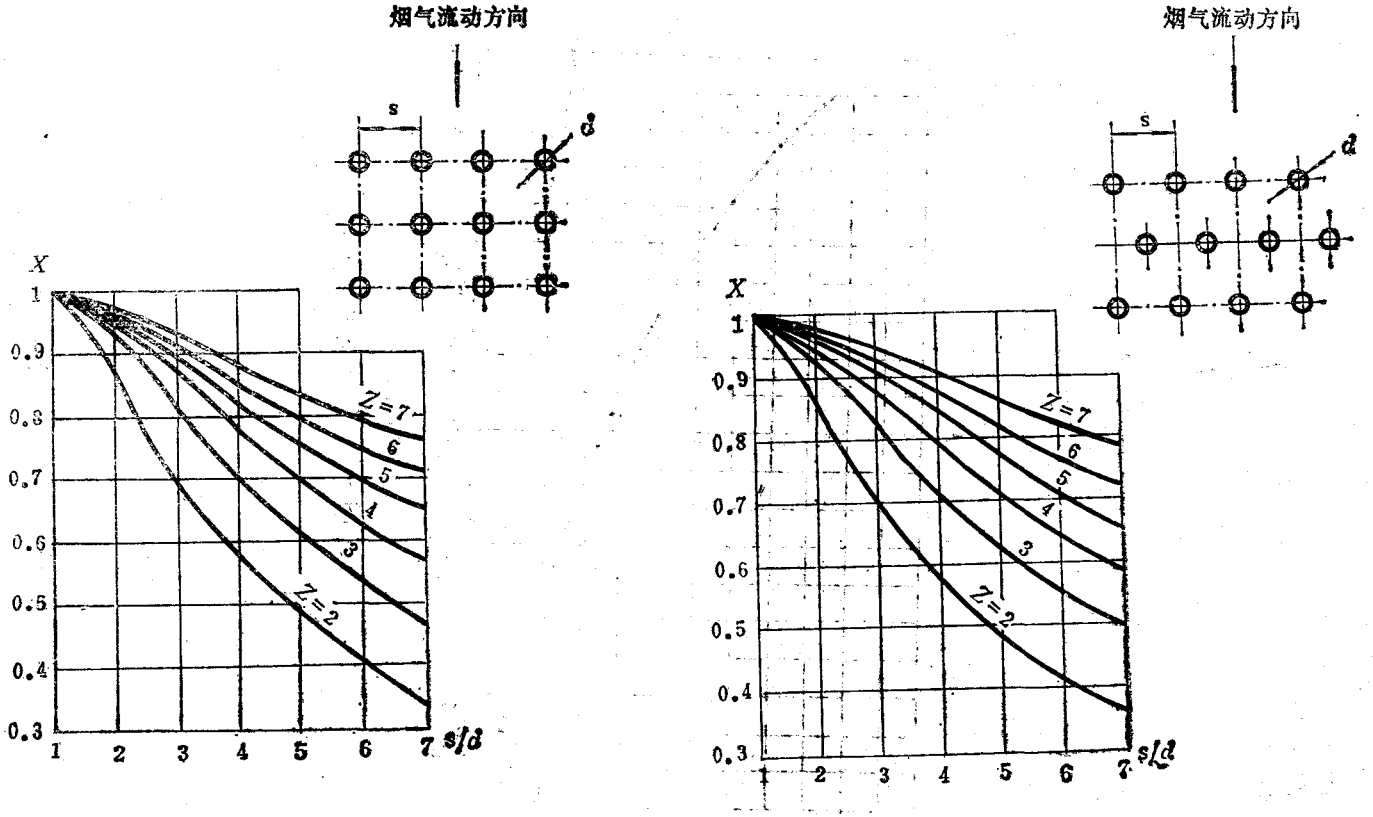
c）决定阻力系数修正系数的线算图

线算图4—2(续)　决定折算蒸汽流速静压修正值$\Delta w_o''$的线算图

计算公式：$\Delta w_o'' = C_z C_d (\Delta w_o'')$。

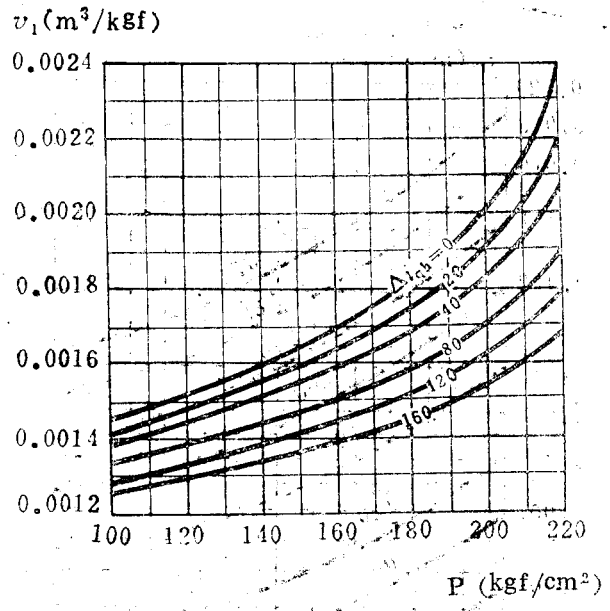


线算图4—3 锅筒水室凝汽率

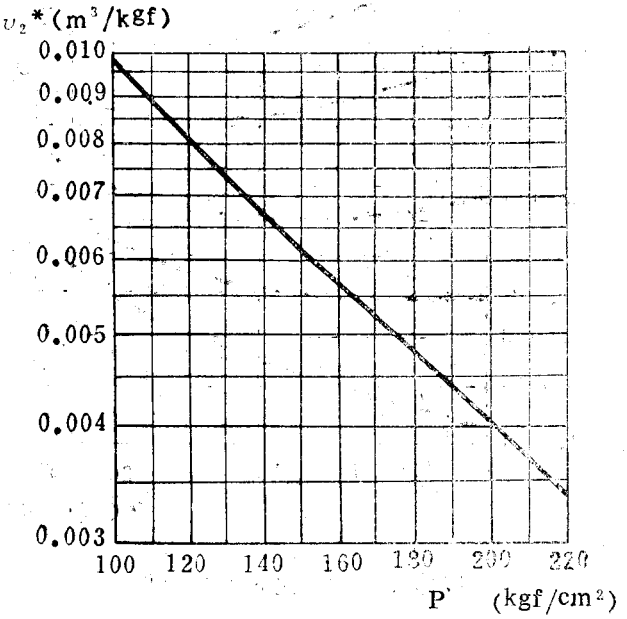


线算图4—4　对流管束的角系数计算

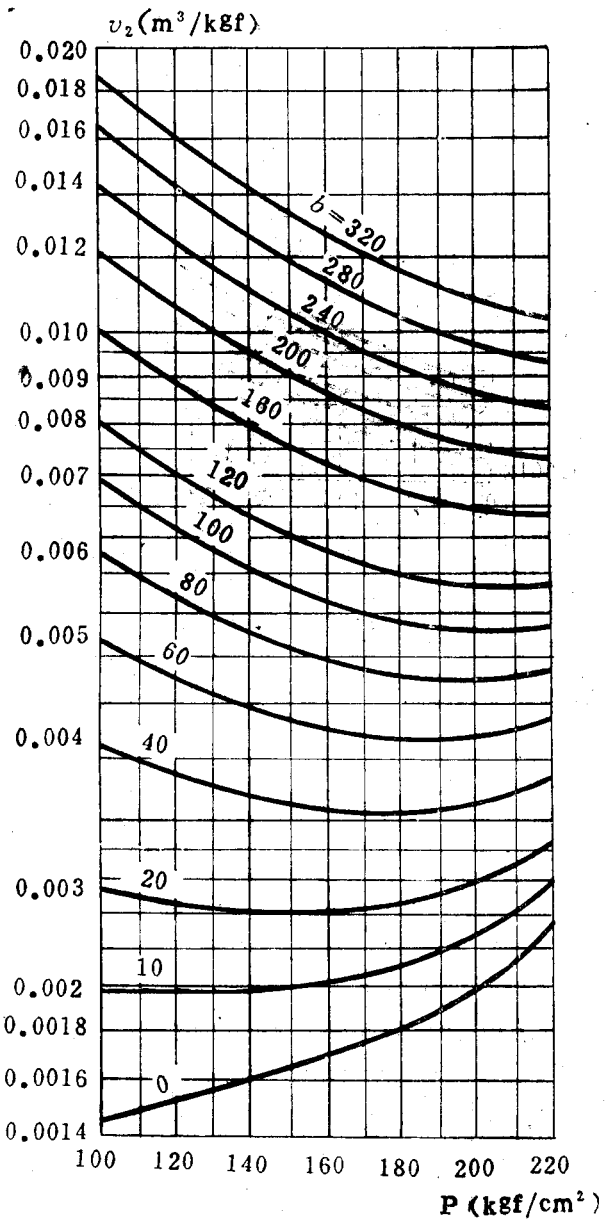
X—角系数　　s/d—相对节距　　Z—管子排数(沿烟气流向)



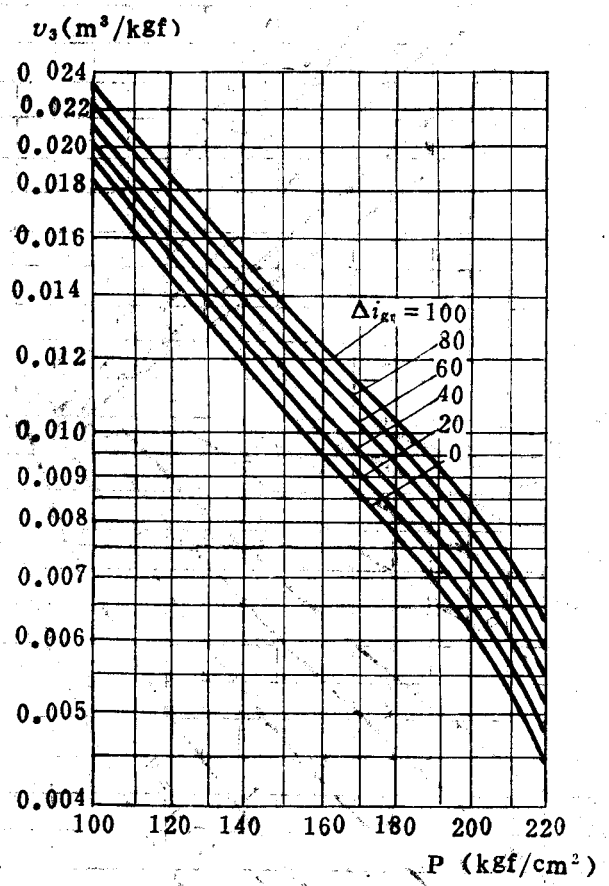
线算图5—1 比容v_r线算图



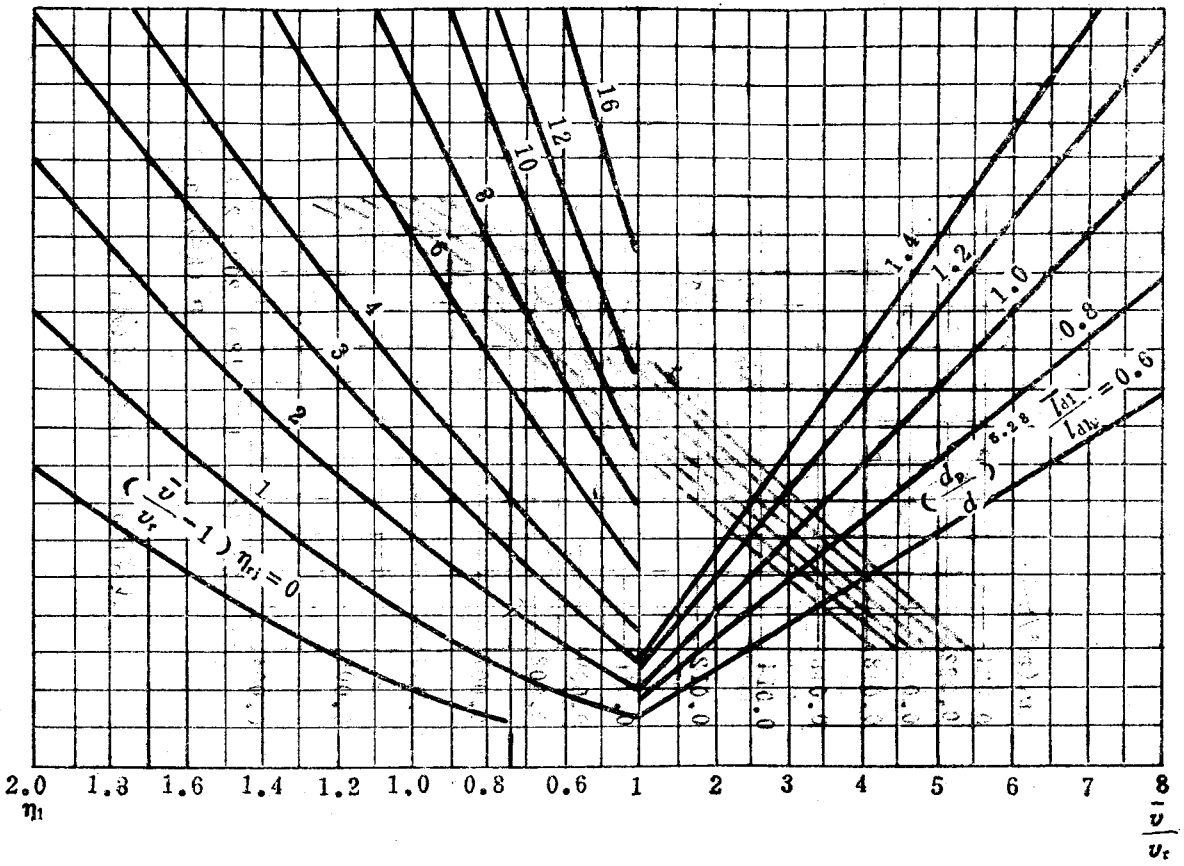
线算图5—2 比容v_2^*线算图



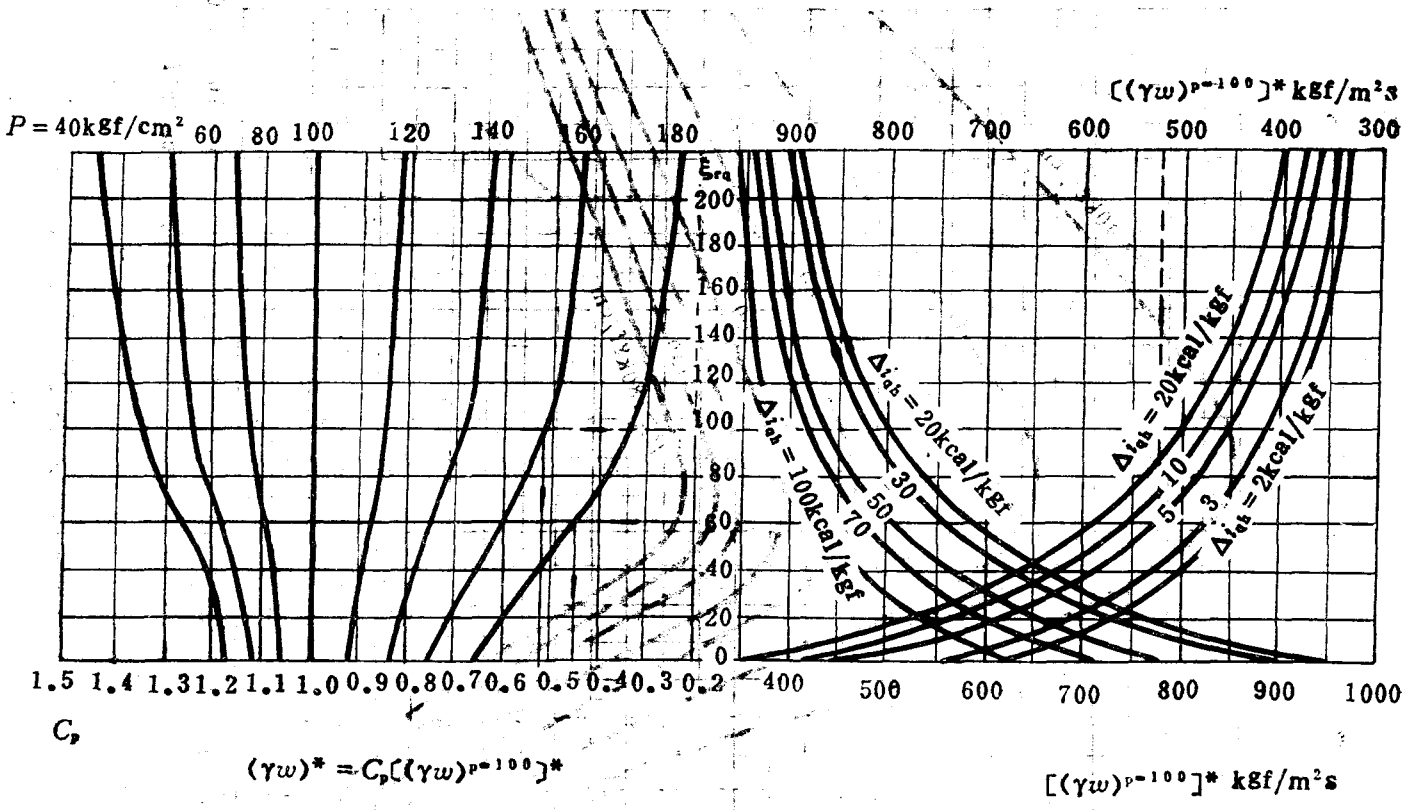
线算图5—3 比容v_2线算图



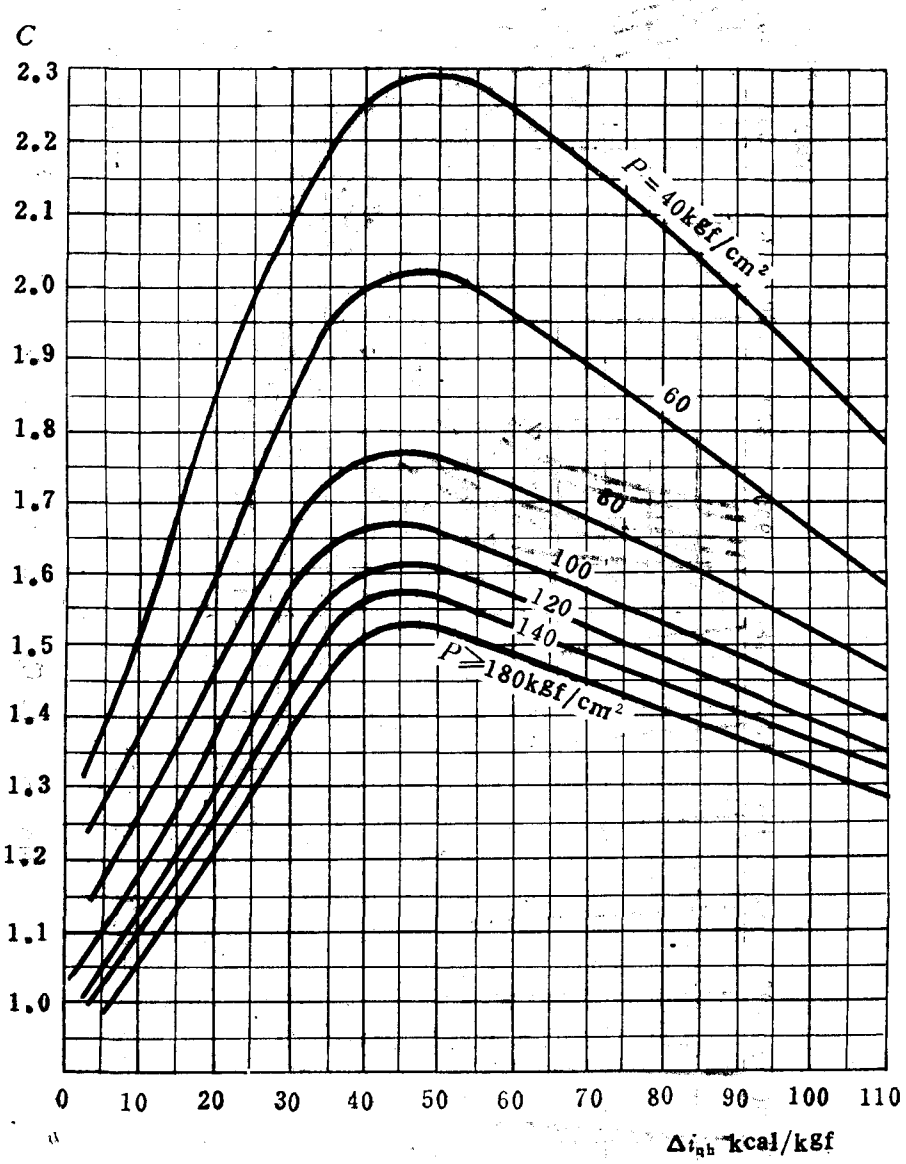
线算图5—4 比容v_3线算图



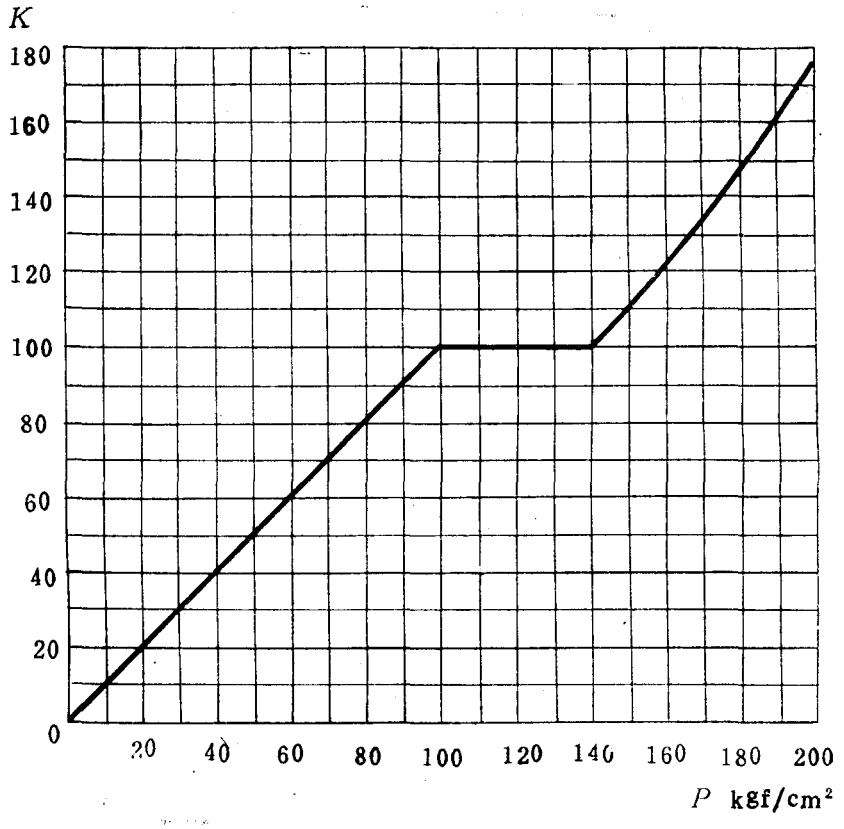
线算图5—5　流量不均匀系数η_1线算图



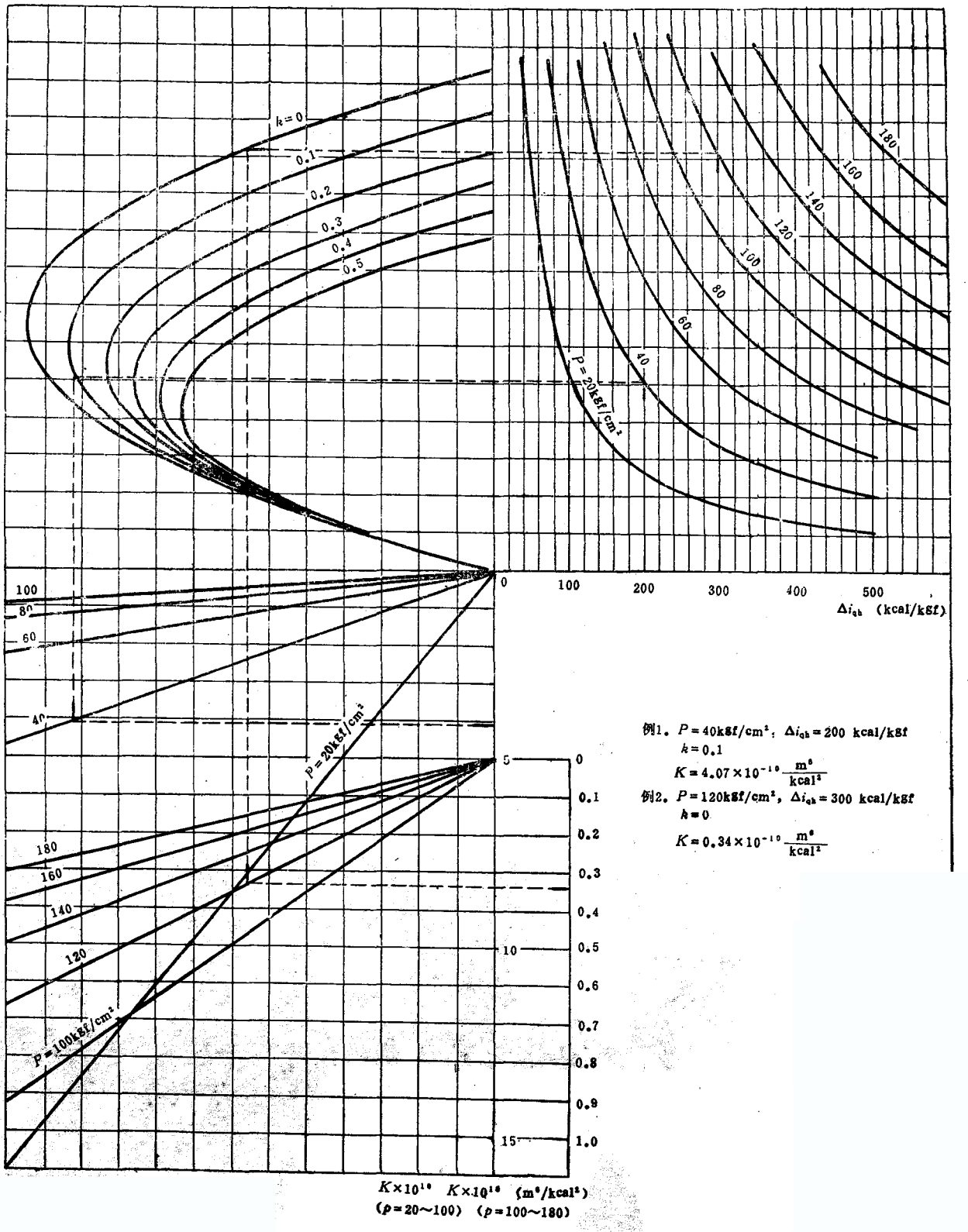
线算图5—6 决定C_p与$[(\gamma w)^{p=100}]^*$的线算图



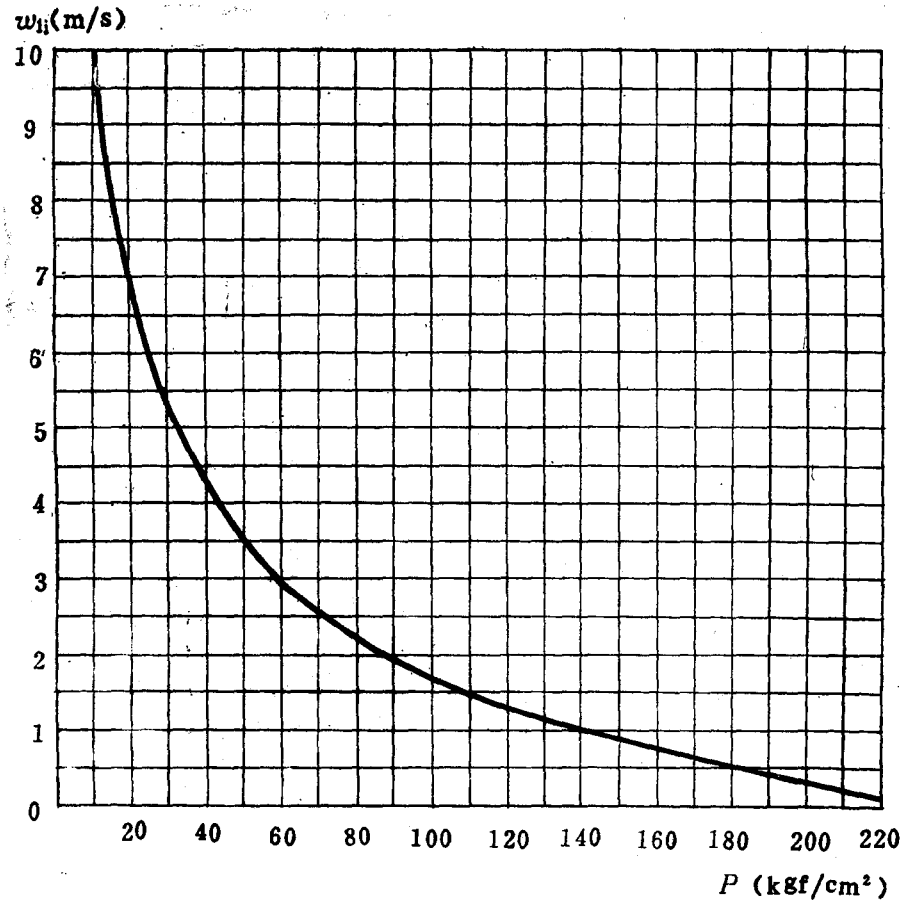
线算图5—7　决定系数C 的线算图



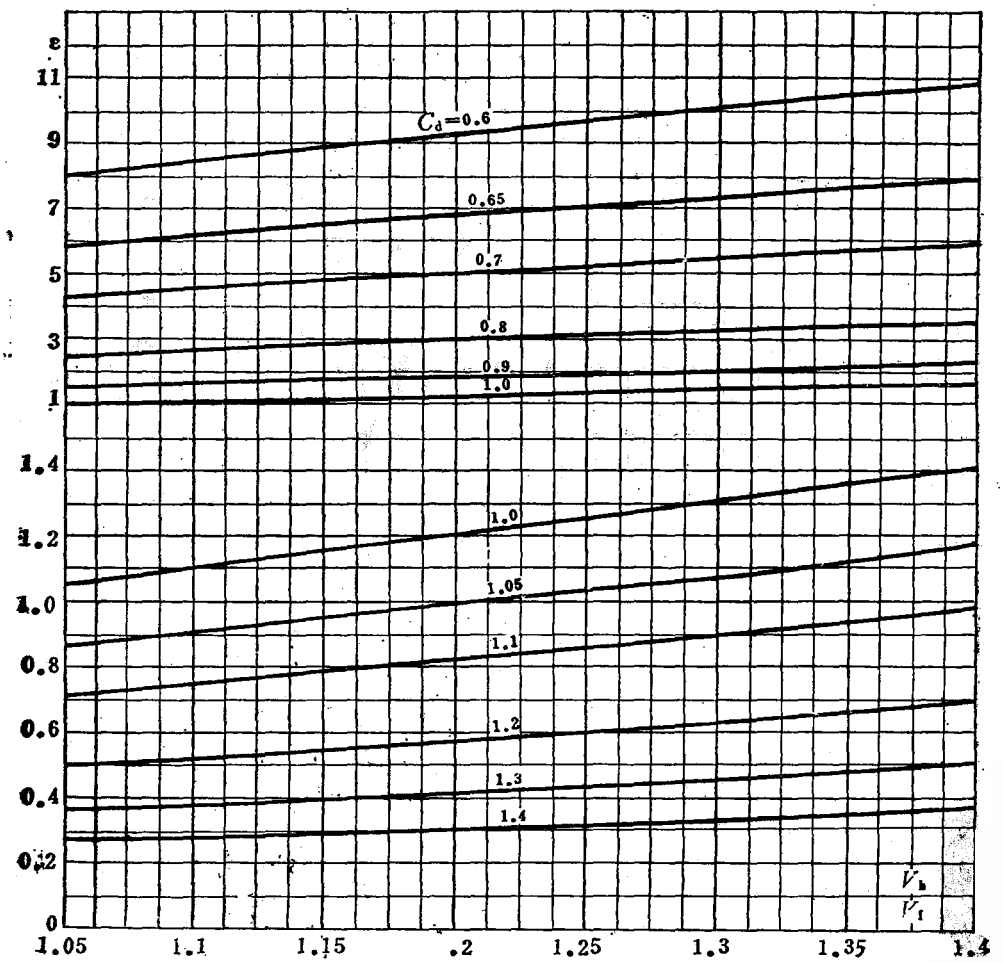
线算图5—8 水平管水动力单值性条件线算图(特性曲线有足够陡度)



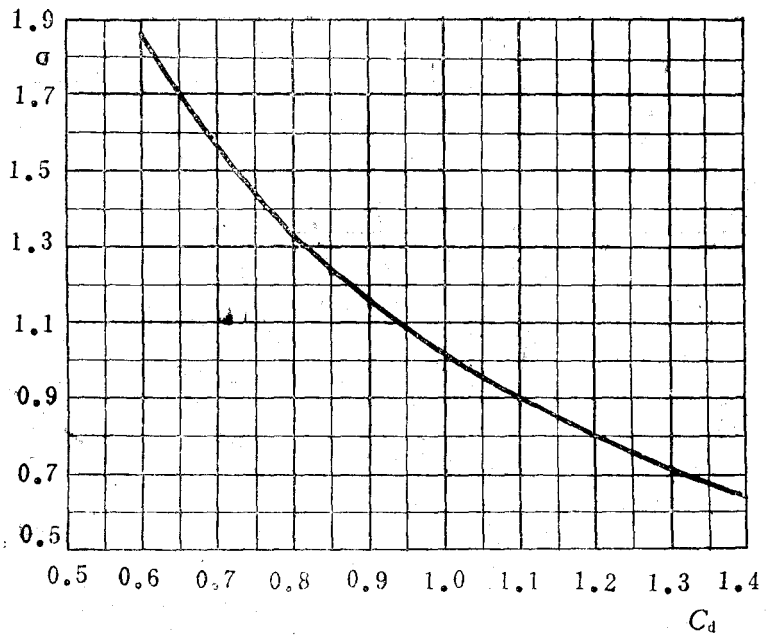
线算图5—9 垂直向上流动管屏水动力单值条件线算图



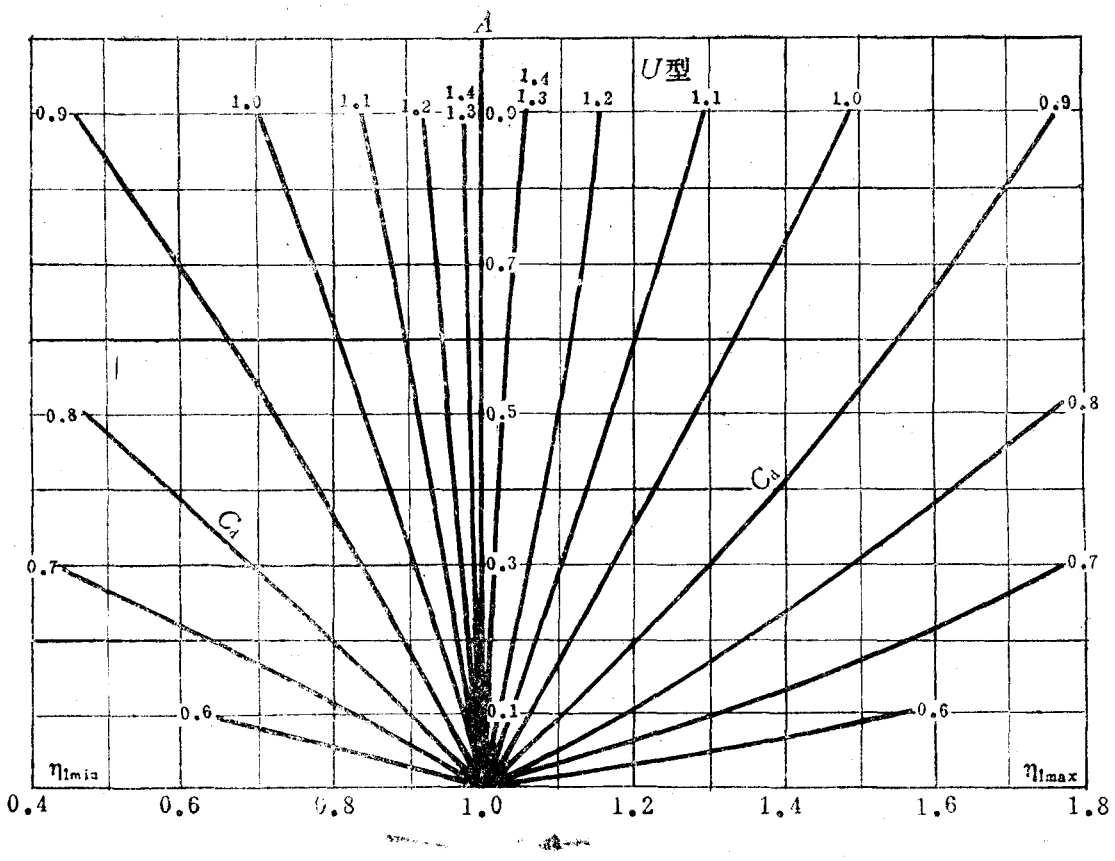
线算图5—10 分配集箱轴向临界流速



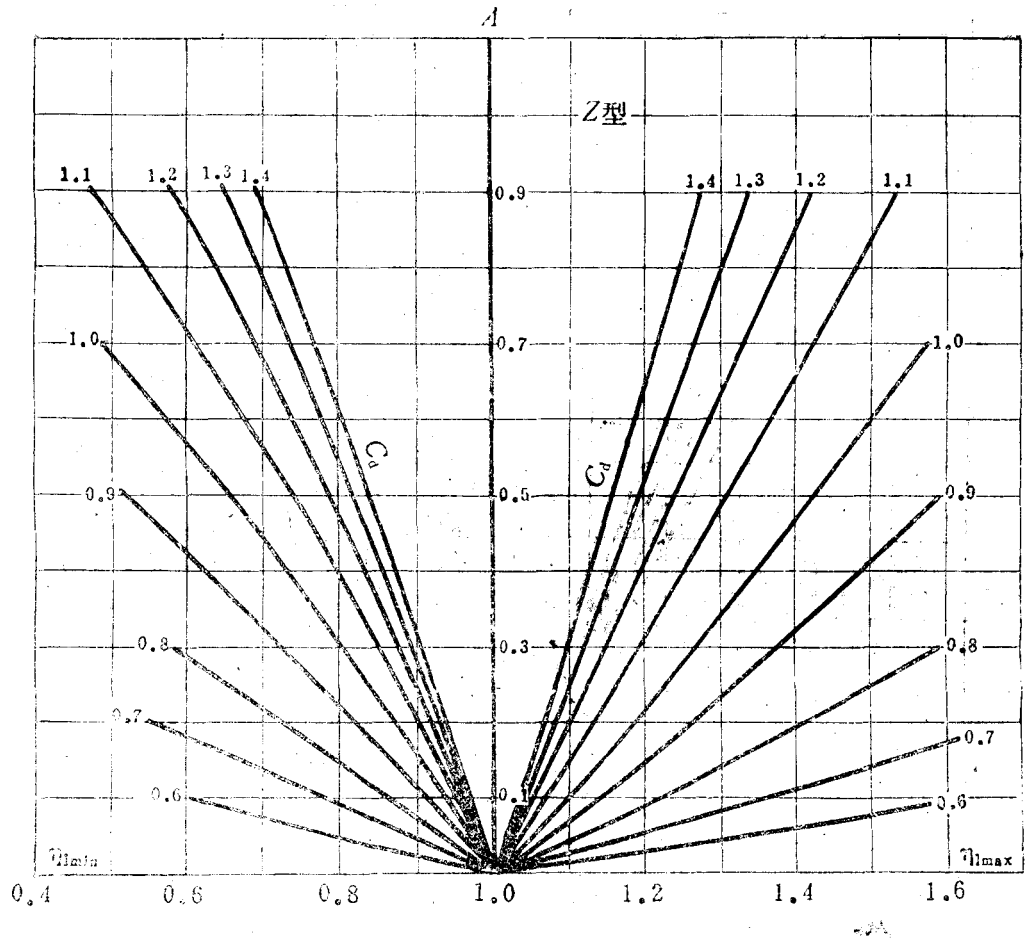
线算图7—1 集箱动压比 ε



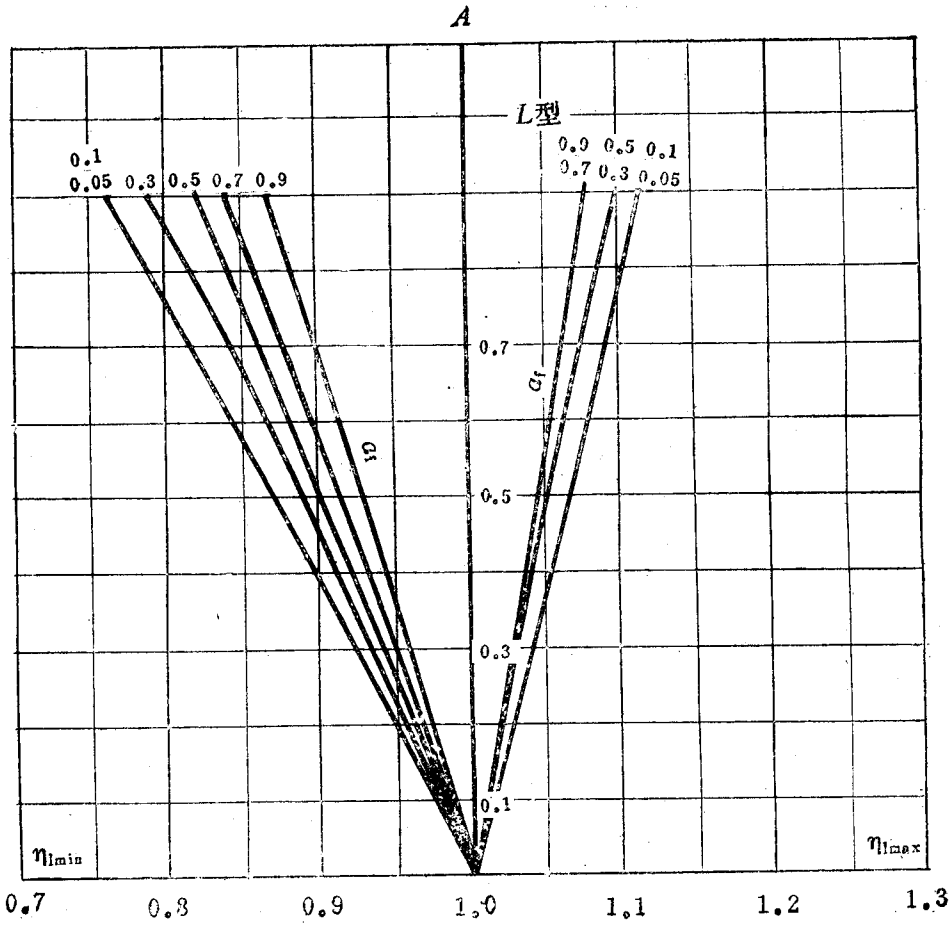
线算图7—2 集箱摩阻系数比 σ



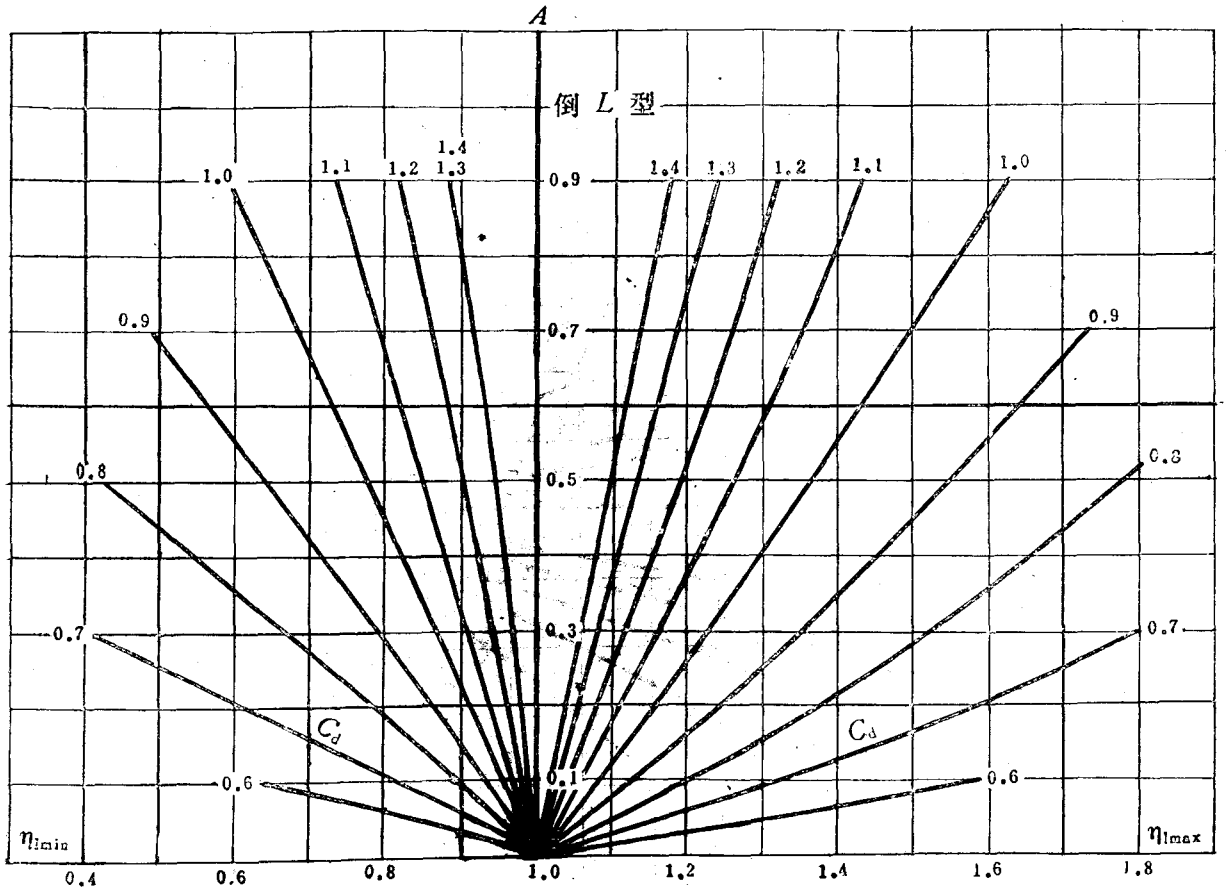
线算图7—3 U型布置线算图



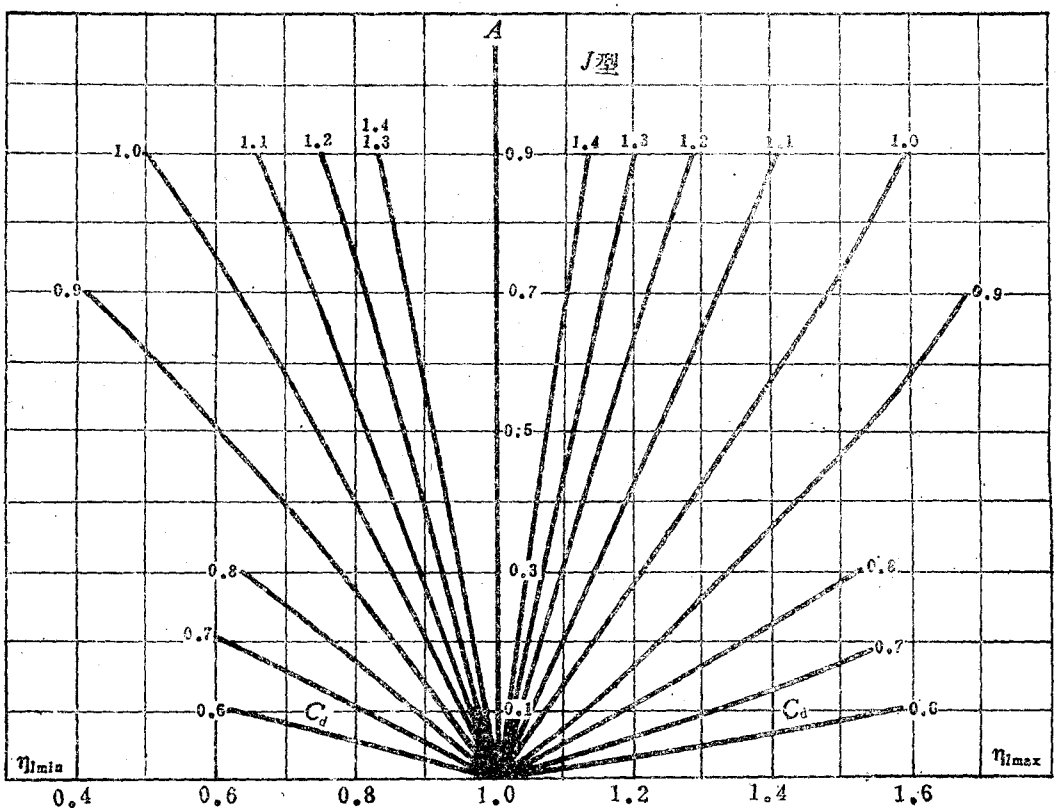
线算图7—4 Z型布置的线算图



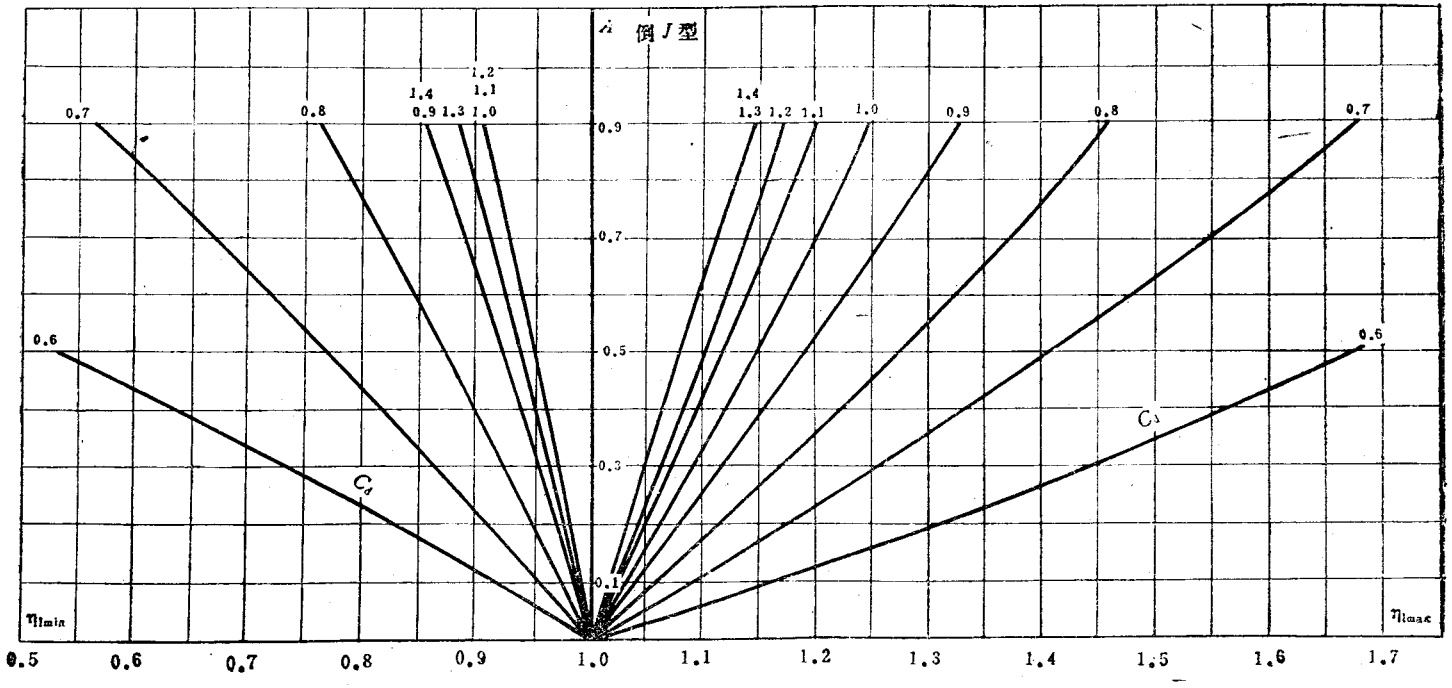
线算图7—5 L 型布置的线算图



线算图7—6　倒L型布置的线算图



线算图7—7J 型布置的线算图



线算图7—8　倒J型布置的线算图