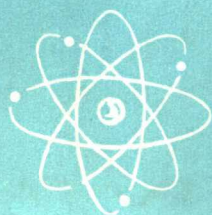


高热负荷和 其他特殊条件下的 热交换

〔苏联〕A. A. 阿尔曼德 主編

李炳书 譯



中国科学院原子核科学委员会編輯委员会編輯
中国工业出版社出版

高热负荷和 其他特殊条件下的 热交换

〔苏联〕A.A.阿尔曼德 主編

李炳书 譯

中国工业出版社

本文集发表的系全苏热工研究所完成的研究工作报告。其内容是关于高热负荷下的传热和对现代技术具有现实意义的某些特殊传热工况。研究了表面沸腾和完全沸腾时管内的传热；超临界参数下对蒸汽和水的放热；临界热负荷和表面沸腾时的放热机理。同时研究了大温差下管壁向气体的放热和加热管道的流动阻力。另外还研究了热交换器中的过渡过程。本文集对设计、科研单位的工作人员和动力工程师可能有所裨益。

А.А.Арманда

**ТЕПЛООБМЕН ПРИ ВЫСОКИХ ТЕПЛОВЫХ
НАГРУЗКАХ И ДРУГИХ СПЕЦИАЛЬНЫХ УСЛОВИЯХ**

ГЭИ Москва 1959

* * *

高热负荷和其他特殊条件下的热交换

李 炳 书 译

*

中国科学院原子核科学委员会编委会编辑

中国工业出版社出版（北京佟麟阁路丙10号）

北京市书刊出版业营业许可证出字第110号

中国工业出版社第一印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·各地新华书店经售

*

开本 $787 \times 1092^{1/16}$ ·印张 $7^{5/9}$ ·字数151,000

1965年8月北京第一版·1965年8月北京第一次印刷

印数0001—1,440·定价(科六)0.95元

*

统一书号：15165·4052(核委-54)

目 录

緒論.....	1
1. 欠热水及水汽混合物沸騰条件下的管内放热研究.....	3
2. 临界热負荷的研究.....	21
3. 高压下对水的放热.....	28
4. 管壁对接近临界状态的蒸汽的放热研究.....	38
5. 表面沸騰过程机理的实驗研究.....	47
6. 大温差下管壁对气体放热的实驗研究.....	65
7. 加热管内空气湍流时的流动阻力的实驗測定.....	86
8. 环形管道中的放热研究.....	95
9. 热交换器中过渡过程的計算.....	107

緒 論

本文集論述了一系列傳熱問題。這些問題雖已為現代技術所提出，然而至今尚未得到認真的研究。傳熱研究通常是落後於技術的發展的。有關建造大型鍋爐的許多問題，只是在鍋爐已經設計出來或建成之後，才成為研究的課題。在其他技術部門中也常有這種類似的情況。近幾年來，由於技術的迅速發展，在傳熱方面的研究就顯得更為落後。在設計現代熱力裝置過程中，一定會碰到一些尚未研究過的新情況，而且許多系數值也只能使用根據不足的外推法來估算。

不僅在採用從未用過的新載熱劑時情況是這樣，就是在利用水和氣體時，如果熱負荷很大，特別是過程中有聚集狀態變化或者載熱劑的參數接近臨界數值時情況也是這樣。文集中將着重研究的正是這種情況。同時對於管道特殊形狀和狀態不穩定情況下的傳熱特點也作了探討。

出版本文集的目的是介紹一下近幾年來全蘇熱工研究所所完成的研究工作。因而自然不會包括這一領域內所產生的全部問題。一部分論文從當前的需要出發，而另一部分論文帶有遠景的性質。文中涉及到的許多問題，都超出了動力機械製造的範圍。

本文集中第一類論文是關於壁對水的傳熱，包括產生通常沸騰和表面沸騰時的情況。所有的研究都是在高壓（不低於100絕對大氣壓）下進行的，同時也接觸到超臨界區域。

在具有聚集狀態變化的傳熱研究中，不但測定了放熱系數而且還測定了臨界熱負荷。在大多數情況下，論文作者選擇參數都是從實際要求出發的。

道羅舒克（В.Е.Дорошук）、列利丘克（В.Л.Лельчук）和莫德尼柯娃（В.В.Модникова）進行了超臨界範圍內的放熱研究，壓力為245~246絕對大氣壓，而負荷達到 $(2.6\sim 3.4)\times 10^6$ 大卡/米²·小時。溫度變化範圍為140~250°C，即低於245絕對大氣壓等壓線上相當於比熱最大值的溫度。研究結果證明，放熱系數值與在熱負荷較小時普遍採用的計算公式十分符合。

阿爾曼德（А.А.Арманд）、塔拉索娃（Н.В.Тарасова）和康柯夫（А.С.Коньков）在222、240、253和260絕對大氣壓下進行研究的結果表明，雖然局部的和平均的 α 值在 P_n 值最大時也達到最大值，但這些數值與用著名的 $Nu_{ж}=0.023Re_{ж}^{0.8}P_{ж}^{0.4}$ 公式所得到的結果不同，而是當熱負荷增大時顯著減小。

這些作者關於測定沸騰時放熱系數的研究，是在170絕對大氣壓和熱負荷達800000大卡/米²·小時的情況下完成的。文中包括了純對流傳熱區域、表面沸騰區域和從 $x=0$ 到 $x=1$ 的水汽混合物。

道羅舒克和弗里德（Ф.П.Фрид）對170和100絕對大氣壓下的臨界熱負荷進行

了研究。其中第一篇研究論文确定：含汽量大約达25%时，放热随热負荷增大而增大；而在 $\alpha = 25 \sim 30\%$ 的区域内，放热急剧下降，逐渐趋近于过热蒸汽流动时的数值。这时 α 不再取决于热負荷，而同时出现了与重量流量的明显从属关系，这在小 α 值时沒有发现。

道罗舒克和弗里德的第二篇研究論文証明：在一定的蒸汽含量下，經常伴随管子破坏而出现的临界现象会消失。这与以前的結論完全一致。这篇研究論文同时还确定，在100绝对大气压下的临界热負荷值大約比170绝对大气压下的临界热負荷值高1倍，并且是参数 $\alpha = \frac{i - i'}{r}$ 的漸降函数。同时发现，壁面粗糙度实际上并不影响临界热負荷数值。在論文中给出了一些計算公式。

在特列晓夫（Г.Г.Трещев）的《表面沸腾过程机理的实驗研究》一文中，針对表面沸腾时的放热机理进行了研究。作者在精密实驗的基础上获得了有助于寻找計算公式的結果。

第二类論文是关于在高热負荷和大溫差下由壁向气体的传热研究。这方面有列利丘克和佳佳金（Б.В.Дядякин）的两篇論文：《大溫差下管壁对气体放热的实驗研究》和《加热管内空气湍流时的流动阻力的实驗研究》，这两个实驗都是在壁溫达1100°C和雷诺数从 100×10^3 到 650×10^3 的情况下进行的。

由于实驗的精确度很高，作者成功地测定了 l/d 从1.1到139的管段上的局部放热系数和平均放热系数。他所推荐的計算公式，在 l/d 从5.6到139时，描繪实驗数据的精确度为 $\pm 5\%$ 。

这些作者还测定了局部的和平均的阻力系数，并导出了相应的計算公式。結果証明，如果忽略管壁热膨胀会給高溫下的阻力計算带来很大誤差。

与这一类論文有关的还有道罗舒克和弗里德合写的关于在不同直径比的环状管道内的传热研究。关于这个問題現有的实驗資料都有矛盾，并且不包括实践所要求的全部工况。然而环状管道目前在特殊的热交换器中常被采用。在研究結果中介绍了計算公式。

第三类是阿尔曼德的論文《热交换器中过渡过程的計算》。为了計算調节装置，必須了解被調节对象的动态特性。通常这点用实驗决定就够了。但是只有把計算和实驗作比較才可估計出结构因素对这些特性的影响。

换热设备的过渡过程的計算，目前具有重大意义。虽然获得的結果是近似的，但它們都有助于对任何一个調节系統作出有益的結論。文中引有在周期性扰动下計算热交换器过渡过程的方法，并給出了計算頻率特性的推荐公式，分析了在計算中允許的簡化和給出了簡化可能引起之誤差的估算。

本文集中的資料对設計单位、工厂、研究和教学机构、以及动力工程技术人員和工作中会遇到传热問題的其他专家可能是有参考价值的。

欠热水及水汽混合物沸騰条件下的 管内放热研究

塔拉索娃 (Н.В.Тарасова) 阿尔曼德 (А.А.Арманд)
康柯夫 (А.С.Коньков)

鉴于特殊装置设计工作的要求, 必须较详细地研究强迫流动条件下的液体沸騰放热。最近发表了很多有关研究沸騰条件下热交换的著作^(1~11)。尽管如此, 仍不能认为, 对有关欠热水在表面沸騰和水汽混合物在完全沸騰条件下的放热问题已有了足够的了解。对压力、速度及蒸汽含量等因素的影响尚有很多争论, 这些问题有待作进一步深入研究。

下面将列举欠热水及水汽混合物在垂直管内放热的一些实验研究结果。放热时混合物是在上升及下降运动条件下沸騰的。研究是在 170 绝对大气压下进行的。热负荷 q 由 200×10^3 变到 800×10^3 大卡/米²·小时, 重量流速 γw 由 1000 变到 2800 公斤/米²·秒。

在用水做的实验中, 未达饱和温度的最大欠热度为 78°C 。在用水汽混合物作的实验中, 蒸汽含量由零变到 1.0。

实验是在内径为 8 毫米, 长为 650 和 320 毫米的铜管及镍管中进行的。

实验装置说明

研究是在实验装置上进行的, 图 1 为其示意图。为了进行研究, 采用了超临界参数的蒸汽, 这种蒸汽是由全苏热工研究所热电站的直流锅炉得到的。

由锅炉来的蒸汽经进口阀 1 进入并联的阀门系统中, 每个阀门都与一孔板型节流器 2 相连, 该节流器把压力降低到所需数值并使我们能平稳地调节所研究的水流的压力。然后蒸汽在闭式冷却器 3 和开式冷却器 4 系统中被冷却。闭式冷却器是用 8×2 毫米不锈钢管制成的水冷蛇形管, 放在直径为 76 毫米的容器内做成的。开式调节冷却器是用沿垂直方向可以移动的容器做成的, 其中流动冷却水的水面是开放的, 在每个容器中放有直径为 12×2 毫米的 U 形蒸汽管, 当容器上下移动时, U 形管的冷却表面就会改变。

水汽混合物是通过冷却至一定温度的超临界蒸汽的减压而取得的。因此, 在实验段前面设有两个并联的节流阀 5。为了能够测定实验段入口处混合物的蒸汽含量, 曾对节流阀前面的蒸汽温度和压力进行了测量。为了测量蒸汽的温度, 采用了 $\phi 0.25$ 毫米的镍铬-镍铝热电偶, 它放在由不锈钢做成的长 70 毫米的套管内。该套管

装在蒸汽管道的扩大部分6。压力是用0.35级最大量程为500大气压的标准压力计测量的。

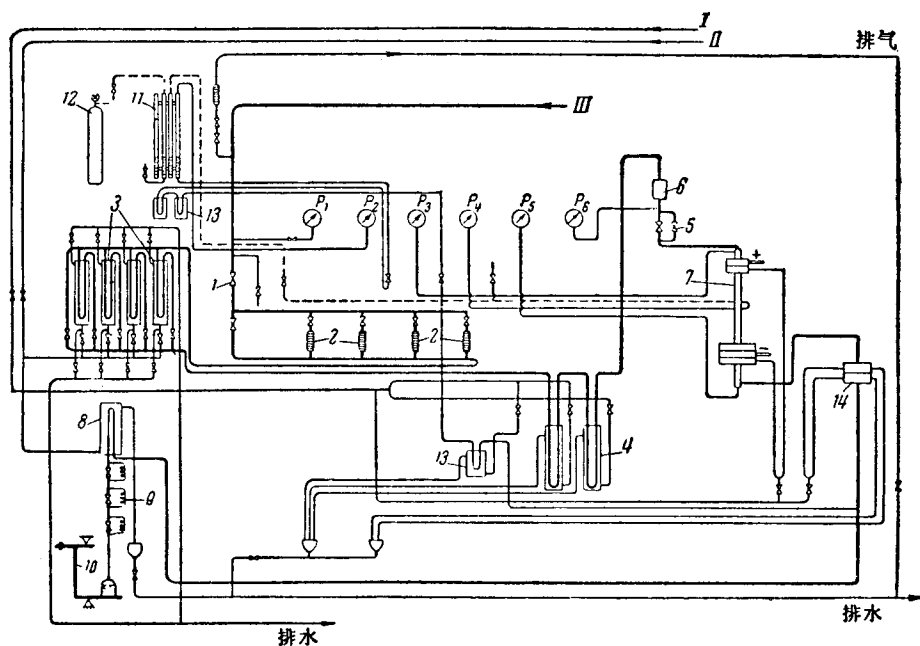


图 1 試驗裝置示意图

I—自来水；II—莫斯科河水；III—来自锅炉的蒸汽；1—进口阀；2—孔板式节流器；3—闭式冷却器；4—开式冷却器；5—节流阀；6—安置热电偶的位置；7—实验段；8—冷却器；9—管式节流器；10—秤量器；11—缓冲系统的容器；12—氮气罐；13—冷却器；14—冷却法兰

用这种方法得到的水流或水汽混合物自下或自上进入垂直配置的实验段7，此后再经过冷却器8和节流系统9排至开式的排水箱内。通过定期称量装置出口处冷凝液重量的方法来测得水或水汽混合物的流量。改变流量是用调整节流系统9来实现的。

水流向下运动时的实验是在内径为8毫米、壁厚1毫米、长625毫米的铜管内进行的，而水流向上运动时的实验是在内径8毫米、壁厚0.25毫米、长320毫米的镍管内进行的。

因为在研究中采用了薄壁管，所以要求解除压力。因此，把实验管配置在厚壁不锈钢管套内。管套内充氮气以造成与管内相同的压力。为了得到压力与管内汽流压力相等的氮气，在装置的回路上设有缓冲系统。后者是由容器11（它用氮气罐12来充氮气）、阀门系统和在管道上的冷却器13组成。该管道把缓冲器的下部和实验段后面的主蒸汽管道连接在一起。实验时，水在进入缓冲器的同时就把氮气压缩，使其压力等于实验段后面的汽流压力，这样氮气的压力就自动地保持与汽流的压力近

似相等。

实验管用直流电加热，该直流电由电动发电机 АНД5000/2500 供给。加热所消耗的电功率根据实验管段的电压降和在 0.5 级标准电阻上测得的电流强度来确定。测量采用了 0.2 级精密度的仪表。

为了避免经装置回路管线的电流可能发生短路，在实验段后面的蒸汽管道上设有带绝缘胶布板衬垫的冷却法兰14。

实验段的装置如图 2 所示。在实验管 1 上焊有直径为 20×6 毫米的厚壁导电铜管，此实验管 1 放在管套 5 内，其两端与管套用银焊固定。为了补偿套与实验管的热膨胀差，在实验管上焊有薄壁不锈钢弹簧管 6。弹簧管的存在使实验管的供电复杂化，直流电机的一个极连接在上法兰上（通过接触板 7），第二个极通过软铜线 10 和装在冷却法兰之间的特制接触板 18 与绝缘胶布板衬垫相连。这样的电极允许 3000~4000 安培的电流通过实验管，并保持实验管在轴向有足够的可移动性。

管道的外表面温度用安装在六个截面上的 6 个铜-康铜热电偶 $t_1 \sim t_6$ 测量，它们之间的距离在铜管上为 100 毫米，在镍管上为 55 毫米。

用下列方式装置热电偶：把直径为 0.25 毫米的热电偶导线用银钎焊在半环 2 上，其半环是由厚 0.2 毫米的铜箔制成的，并通过厚 0.05 毫米的云母层用玻璃绳向实验管压紧。实验管和管套之间的全部空间用云母和玻璃纤维组成的绝缘物填满。当用这种方法测量实验管外表面温度时，必须避免周围介质的热损失，为此把 0.1×2 毫米镍铬铜带制成的电加热器 17 绕在实验段的管套上。为了证实没有热损失，在实验管和管套之间的绝缘层上安上可调整铜管 4，在其对应于热电偶 t_2 、 t_3 、 t_4 、 t_5 的截面上焊接了热电偶 D_2 、 D_3 、 D_4 、 D_5 。加热器的功率如此调整，即使实验管和铜管上的热电偶读数差等于或近似等于零。实际上，在完全沸腾实验中这个差数平均为 ± 0.2 毫伏，这相当于铜管与实验管之间的云母和空气层的温差约为 0.01°C 时，所引起热电偶与管表面之间壁温测量误差。我们估计壁温测定的精确度为 0.5°C 。

为了测量实验管的电位降，在铜管两端焊有直径为 0.4 毫米的铜导线。热电偶导线和测量电压降的导线输出端是通过特制铜环从实验管和管套之间的空隙中引出。相互绝缘的铜环用二个法兰压紧。

实验管入口和出口水流的温度在下降运动实验中用铜-康铜热电偶测量，而在上升运动实验中用铂铑-铂热电偶测量。

热电偶安装在长 300~400 毫米、内径 2 毫米、壁厚 0.5 毫米的铜套管中。套管被仔细地置于水流中心并通过端面从工作段中引出，如图 2 所示。在实验管的输出端上，在套管的前面安装了混合器 16，这就可以认为：在欠热水实验中，实验管出口处所测量的温度是水流的平均温度。在欠热水实验中按消耗的电功率计算的热量是按所测得的实验管入口和出口水流的温度计算的热量之间的不平衡平均为 5%。

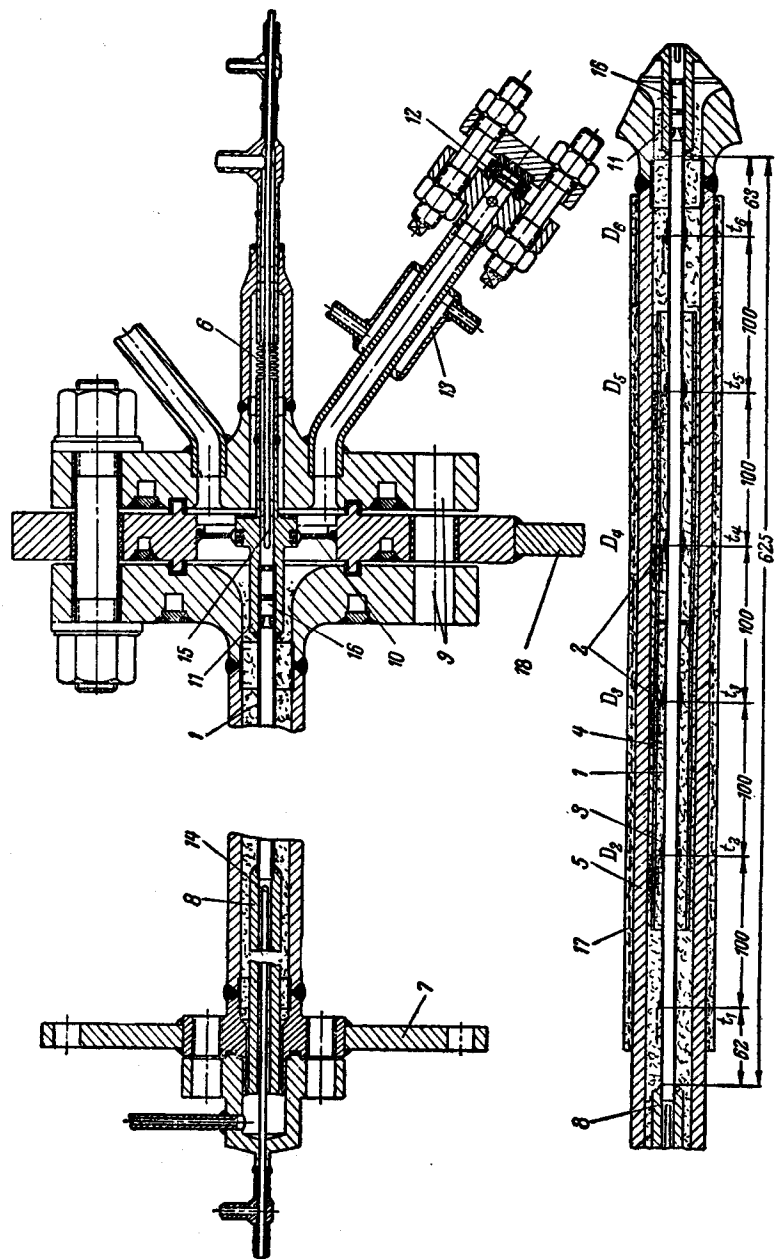


图 2 实验段

1—实验管; 2—钎焊有热电偶的铜质半环; 3—云母; 4—铜管; 5—外套; 6—弹簧管; 7—法兰; 8和11—导电铜管; 9—冷却法兰; 10—嵌铜线; 12—绝缘环; 13—冷却器; 14和15—热电偶套管; 16—混合器; 17—电加热器; 18—接触板

实验管入口的压力用0.35级、量程为400绝对大气压的标准压力计测量。铜-康铜热电偶的电动势用 ППТВ-1 电位计测量；铂铑-铂热电偶用 ППТН-1 电位计测量。

为了避免管壁温度测量中的偶然误差，在不同压力下按饱和温度校验了全部热电偶。校验工况中水汽混合物的温度，用铂铑-铂热电偶测量，该铂铑-铂热电偶的刻度是在国立度量衡仪器研究所（ГИМПИ）内进行，第一组实验是用铜管在水流自上而下的情况下做的。

在整理实验数据时，自然会发生关于流动方向对放热影响的问题。我们知道，在水流压力和速度不大时，出口的体积蒸汽含量 β 不等于真正的体积蒸汽含量 φ 。基于对二相流动流体动力学的多次研究确定：当压力为170绝对大气压和流速 $w > 1$ 米/秒时，它实际上等于 φ 。但是考虑到在强迫运动条件下，沸腾放热机理的复杂性，在管壁上生成的汽泡的脱开时间和其运动可能与水流运动方向有关，因此决定进行水流上升运动的第二组实验。

第一组实验研究了管壁在沒有沸腾、欠热水表面沸腾和重量蒸汽含量约为0.3的水汽混合物沸腾时对水的放热。热负荷从 200×10^3 改变到 800×10^3 大卡/米²·小时，重量流速从1100改变到2800公斤/米²·秒。

实验如此进行，即在一定的热负荷和重量流速下，改变实验管入口的水流的热量。

根据管壁和水流的温度测量结果为全部实验制出了它们按实验段长度变化的图表，当制订图表时，假定了水温变化为线性的，这种假设不会给温差测定带来很大的误差，因为沸腾实验中的单位热负荷实际上沿管子长度是常数，而水的比热沿实验段长度的变化最大为4%。

在图3上列举了四个有代表性的温度图，在对未沸腾的水放热的情况（图3,a）下，壁温是线性改变的，而壁和水之间的温差沿管道全部长度保持不变，因此放热系数不取决于欠热度。与未沸腾水实验所计算的放热系数与准则关系式符合得很好：

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

实验点对这个关系式的最大偏差为 $\pm 15\%$ 。

在欠热水表面沸腾实验（图3,b）中，水流温度沿管的长度增长，而壁温差不多没有变化，其数值稍许超过饱和温度。在水流温度达到饱和温度以后，水就开始沸腾并形成水汽混合物（图3,c），并且壁和水流的温度实际上沿管道长度保持一个常数。水流温度稍有降低（0.3~0.5°C）是由于流动阻力的压力降而引起的。沿整个管道的壁和水流之间的温差随蒸汽含量的增长而稍有降低。当蒸汽含量约为0.30时，发现壁温剧烈增长，这种增长表明放热强度的剧烈降低（图3,d）。在第一组实验中，考虑到实验管材料的性能，对这种工况没有进行研究，因为当温度约为500°C

时, 铜被剧烈地氧化。

对水和水汽混合物沸腾的实验, 计算了局部放热系数的数值^①。管内表面的温度通过对管壁温差按以下公式引入修正, 由外表面的测量温度来确定

$$\delta t = \frac{q d_2}{2\lambda} \left(\frac{d_2^2}{d_2^2 - d_1^2} \ln \frac{d_2}{d_1} - \frac{1}{2} \right),$$

式中 q ——热负荷;

λ ——管道材料的导热系数;

d_2 和 d_1 ——管道的外直径和内直径。

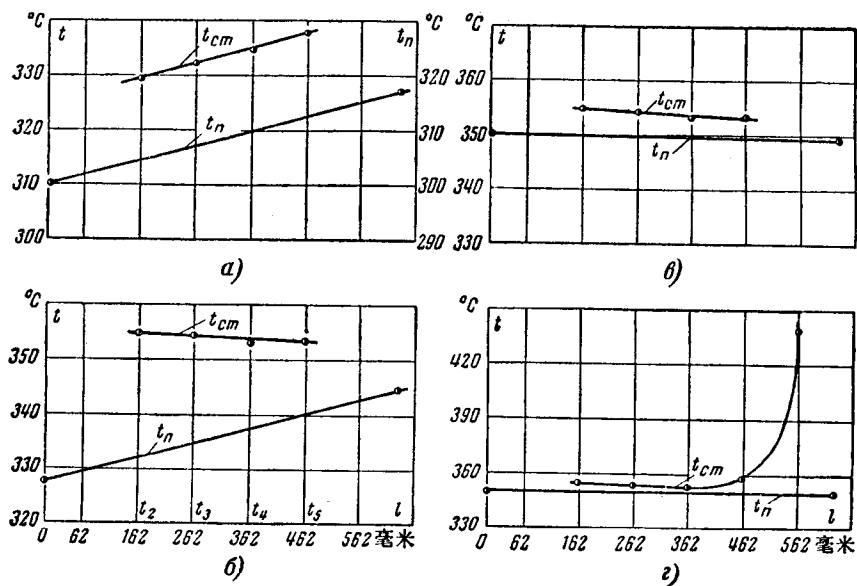


图3 管壁和水流温度沿实验管道长度的改变

a—第7号实验, 没有沸腾; b—第16号实验, 表面沸腾; v—第44号实验, 水汽混合物沸腾; z—第34号实验, 放热强度剧烈的降低

当热负荷为 450×10^3 大卡/米²·小时时, 铜管的修正值为 0.7°C , 而镍管的修正值为 0.8°C 。

热负荷按消耗的电功率计算。上升和下降运动的实验结果列在表1、2、3中。

在图4中指出了放热系数与 $\frac{i - i'}{r}$ 数值的关系,

式中 i ——水流的热焓;

i' ——水在饱和温度时的热焓;

r ——汽化潜热。

① 当下降运动时, 计算的是管段中心的放热系数, 当上升运动时, 是与壁上热电偶位置相应的五个截面上的放热系数。

表 1 当对流放热时用水作的实验的数据整理结果

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	t_{nom} (°C)	t_{em} (°C)	γw (公斤/米 ² ·秒)	α (大卡/米 ² ·小时·°C)	$\frac{i-i'}{r}$
1	203000	331.2	345.2	1357	14530	-0.205
2	420000	314.2	343.8	1409	14150	-0.359
3	219000	309.6	324.7	1402	14550	-0.358
4	208700	318.5	333.5	1407	13950	-0.298
5	210500	327.5	342.1	1395	14900	-0.235
6	430000	322.6	345.9	1914	21120	-0.288
7	448000	308.6	333.5	1768	18250	-0.387
8	821000	285.7	345.8	1118	13650	-0.597
9	834000	272.5	334.9	1115	13350	-0.672
10	592000	301.6	342.2	1135	14750	-0.465
11	603000	287.9	330.1	1119	14560	-0.550
12	490000	287.5	321.1	1117	14560	-0.533
13	461000	320.3	349.7	1140	15730	-0.322
14	462000	321.1	349.7	1143	16060	-0.293
15	602000	320.7	346.9	1872	23100	-0.312

表 2 欠热水沸腾实验的数据整理结果

a) 下降运动

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	t_{nom} (°C)	t_{em} (°C)	γw (公斤/米 ² ·秒)	α (大卡/米 ² ·小时·°C)	$\frac{i-i'}{r}$
16	462000	336.7	353.2	1357	28080	-0.132
17	461000	332.9	352.5	1342	23520	-0.163
18	209500	344.1	353.1	1414	23300	-0.067
19	425000	345.7	352.7	1398	60460	-0.051
20	800000	330.9	353.5	1784	35520	-0.178
21	448000	333.8	352.3	1762	23010	-0.148
22	459000	339.4	352.7	1762	34430	-0.112
23	595000	345.0	352.1	2700	84040	-0.058
24	785000	305.9	351.0	1114	17420	-0.348
25	601000	328.0	350.6	1968	26570	-0.199
26	830000	330.6	353.4	1870	36320	-0.180
27	206000	344.2	351.3	1910	28770	-0.065
28	430000	348.6	354.1	2725	78180	-0.0209
29	798000	348.8	354.8	2615	132900	-0.0151
30	757000	346.8	352.8	2740	136000	-0.0351
31	798000	347.3	353.3	2805	133000	-0.0297
32	581000	346.8	353.9	2395	93000	-0.0331
33	233000	348.9	352.4	2800	66190	-0.0126
34	453000	347.7	352.9	2745	86120	-0.0233

續表

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	t_{nom} (°C)	t_{cm} (°C)	γw (公斤/米 ² ·秒)	α (大卡/米 ² ·小时·°C)	$\frac{i-i'}{r}$
35	637000	346.8	352.8	2680	106900	-0.0319
36	830000	345.4	353.1	2605	108300	-0.0465
37	591000	347.0	353.6	1712	89000	-0.0319

6) 上升运动

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	壁 的 外 表 面 温 度 (°C)				
		t_{cm2}	t_{cm3}	t_{cm4}	t_{cm5}	t_{cm6}
1	428000	354.0	354.3	354.2	354.0	354.3
2	428000	353.5	353.8	353.3	353.3	353.8
3	428000	353.4	353.7	353.6	353.7	353.8
4	434000	354.0	354.3	354.2	354.0	354.3

实验 编号	水温度 (°C)		相 对 欠 热 度				
	入 口	出 口	$\left(\frac{\Delta i}{r}\right)_2$	$\left(\frac{\Delta i}{r}\right)_3$	$\left(\frac{\Delta i}{r}\right)_4$	$\left(\frac{\Delta i}{r}\right)_5$	$\left(\frac{\Delta i}{r}\right)_6$
1	334.0	342.7	-0.144	-0.131	-0.119	-0.107	-0.094
2	340.0	347.5	-0.096	-0.084	-0.071	-0.059	-0.046
3	346.5	350.0	-0.027	-0.014	-0.002	-0.010	-0.023
4	348.0	350.2	-0.009	-0.004	-0.021	-0.029	-0.042

实验 编号	γw (公斤/米 ² ·秒)	放 热 系 数 α (大卡/米 ² ·时·°C)				
		α_2	α_3	α_4	α_5	α_6
1	1245	24200	26200	29400	33800	37600
2	1245	39000	43400	53600	64100	72800
3	1245	89500	105000	143000	148100	143000
4	1245	121500	132800	137000	146000	133000

表 3 水汽混合物沸腾实验的数据整理结果

a) 下 降 运 动

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	t_{nom} (°C)	t_{cm} (°C)	γw (公斤/米 ² ·秒)	α (大卡/米 ² ·小时·°C)	$\frac{i-i'}{r}$
28 ^①	430000	349.9	353.1	2725	134000	0.062
29	797500	349.7	353.3	2615	220000	0.112
30	757000	349.9	353.3	2740	224000	0.112
31	797000	349.8	353.2	2805	231000	0.120
32	581000	349.1	352.4	2395	176000	0.053
33	233000	349.5	352.4	2800	81200	0.033
34	453000	349.6	353.1	2745	129000	0.064
35	637000	349.6	353.1	2680	181300	0.088
36	830000	349.3	353.4	2605	202000	0.098
37	591000	349.7	353.6	1712	150000	0.022
38	203500	350.8	367.9	1170	11550	0.896
39	374000	350.7	390.9	1166	9300	0.921
40	210000	350.8	366.5	1325	13370	0.951
41	196000	366.4	385.1	1282	10460	1.143
42	208000	350.3	352.9	1370	79700	0.317
43	214000	350.4	352.6	1380	95000	0.226
44	214500	350.5	353.1	1413	80800	0.066
45	213500	350.7	352.9	1413	77000	0.153
46	451000	350.4	353.1	1397	165800	0.184
47	440000	350.4	353.6	1410	138000	0.102
48	427500	350.8	353.3	1405	167000	0.265
49	389000	350.2	355.2	1405	78300	0.357
50	456000	350.3	353.2	1678	156700	0.211
51	201000	349.8	352.4	2720	76700	0.028
52	785000	349.2	352.3	2630	253000	0.190
53	730000	349.7	352.8	2605	243000	0.198
54	786000	349.1	352.1	2960	195000	0.048
55	791000	349.9	352.7	2335	210000	0.077
56	223000	350.1	352.6	2345	203000	0.100
57	771500	350.2	353.8	2370	212000	0.103
58	600000	349.7	353.1	1900	178000	0.098
59	606000	349.3	352.9	2275	220000	0.078
60	206000	349.4	352.2	1905	74600	0.011
61	575000	349.8	352.8	1430	192000	0.165
62	470500	349.7	352.8	1412	154300	0.167
63	219000	349.9	352.6	1487	79900	0.111

① 在实验 28~37 中完全沸腾只在管段的下半段存在, 全部数值都是对第 4~5 号热电偶之间截面计算的。

6) 上升运动

續表

实验 编号	q (大卡/米 ² ·小时)	t_{nom} (°C)	t_{em} (°C)	γw (公斤/米 ² ·秒)	α (大卡/米 ² ·小时·°C)	$\frac{i-i'}{r}$
5	445000	349.95	352.95	2240	148500	0.07
6	446000	350.25	353.15	2215	154000	0.118
7	446000	350.25	353.05	2210	159300	0.166
8	441000	350.25	352.95	2210	163000	0.228
9	436000	350.55	353.37	1245	154500	0.09
10	432000	350.55	353.27	1245	159000	0.156
11	436000	350.55	353.37	1245	154500	0.26

这个数值对用水进行的实验来说具有相对欠热度的意义，并采用负值；而对汽水混合物实验来说具有重量蒸汽含量的意义，并采用正值。

实验段入口端的水汽混合物的热焓，按节流前超临界参数蒸汽的热焓决定，并考虑到对节流阀与实验段之间蒸汽管段上热损失的修正。这个修正值平均为混合物全热焓的0.5%。

在图4上也画出了未沸腾水的放热系数值。

在所研究的热负荷范围内，未沸腾水的放热系数 α 不取决于热负荷和水的欠热度。从发生表面沸腾时起， α 值开始随着欠热度的降低而增长，并且热负荷越大增长的就越快。

当热负荷为 800×10^3 大卡/米²·小时， α 值达到 193×10^3 大卡/米²·小时·°C。

当过渡到水汽混合物沸腾时， α 值继续在小范围内随着重量蒸汽含量 $x = \frac{i-i'}{r}$

的增长而增加，并取决于热负荷。不管在水表面沸腾或水汽混合物沸腾时，我们没有发现流量对放热系数的影响。

图4上也画出了在上升运动情况下水和水汽混合物沸腾时所获得的实验数据（带圆圈的）。在这些实验中热负荷为 450×10^3 大卡/米²·小时，重量流速从1245改变到2210公斤/米²·秒。在下降和上升运动时所获得的，表示在图4中的放热系数实验值的比较说明，当压力为170绝对大气压力和重量流速超出1200公斤/米²·秒时，在水和水汽混合物沸腾情况下，流动方向对放热强度没有影响。

实验结果被进一步整理成经验关系式的形式。在文献中试图给出在强迫流动情况下沸腾放热计算准则关系式，但到现在为止还没有得出令人满意的结果，其原因是由于过程的复杂性和在沸腾时影响热交换的参数很多。因此为了实用起见，实验数据通常以下列关系式表示：

$$\alpha = Aq^n,$$

式中 A 是取决于压力、欠热度、液体种类、蒸汽含量及其它参数的经验系数。

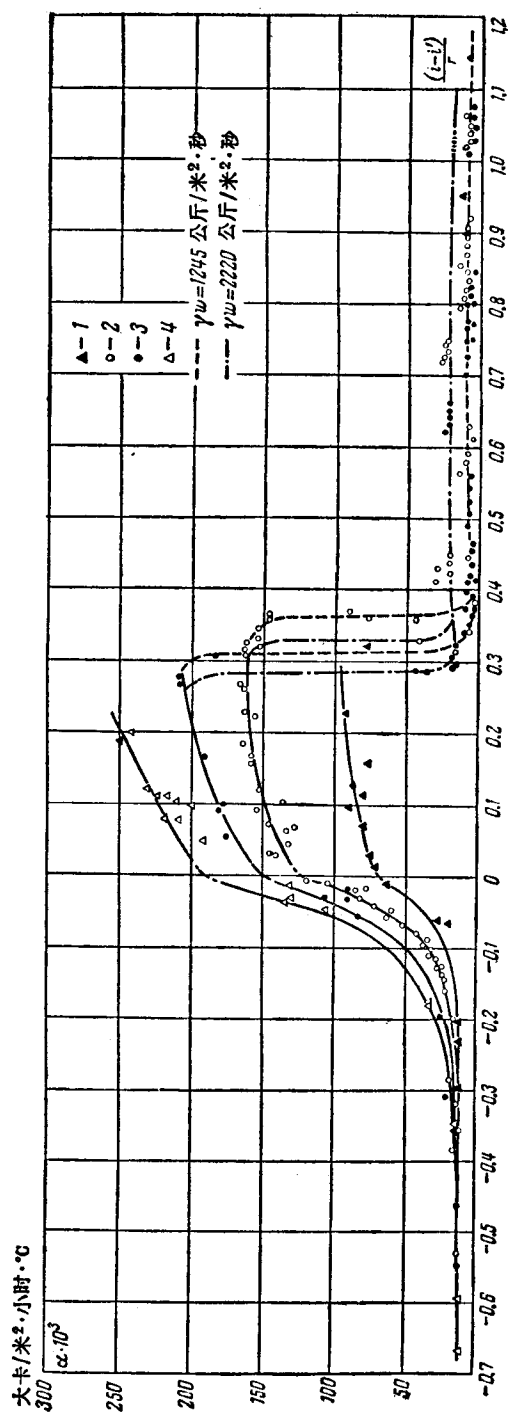


图 4 全部实验的 α 与 $\frac{i-i'}{r}$ 的关系

1- $q=200 \times 10^3$ 大卡/米²·小时; 2- $q=450 \times 10^3$ 大卡/米²·小时; 3- $q=600 \times 10^3$ 大卡/米²·小时; 4- $q=800 \times 10^3$ 大卡/米²·小时