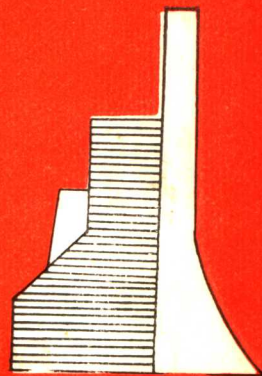




大型直流锅炉文集



动力设备
专题资料（三）

科学技术文献出版社重庆分社

目 录

直流锅炉的发展	(1)
蒸发管组中的管间脉动	(7)
并联蒸发管组的热效流动偏差	(16)
直流锅炉水冷壁管中的膜态沸腾	(23)
直流锅炉的汽水膨胀	(32)
直流锅炉的启动	(44)

直流锅炉的发展

上海锅炉厂 王孟浩

直流锅炉在二十世纪二十年代初就已发明。虽然它有一系列优点，例如不用锅筒（又称汽包或汽鼓），制造方便，节省钢材，起动停炉快速等，但当时由于水处理技术落后，而且直流炉在参数容量小时优点并不突出，所以发展不快，只在德国、瑞士和苏联有少量的应用。而到了五十年代末期和六十年代初期，由于电站锅炉迅速地提高参数和容量，而且水处理与自动控制技术有了很大提高后，才使直流锅炉上述这些优点突出而获得了迅速的发展。到目前，直流锅炉已成为世界上大多数国家高参数大容量电站锅炉的一种主要的型式，而且是用于超临界参数的唯一锅炉型式。

锅筒锅炉（包括自然循环锅炉和辅助循环锅炉）由于水汽循环和水汽分离方面的困难，出口汽压不能高于170~180大气压（锅筒内汽压不能高于200~210大气压）。直流锅炉由于采用强制流动，不用锅筒，在压力参数方面没有限制，所以既可用于低于临界压力参数又可用到临界压力以上，这是直流锅炉最显著的一个特点。

在国外，直流锅炉在美国、西德、日本、苏联、瑞士等国家中用得较为广泛。特别是在西德、瑞士和苏联，制造直流锅炉的历史较为悠久。仅在1950年以前，这几个国家就已制造出好几百台容量从1吨/时以下直到220吨/时，参数从10大气压以下直到140大气压的直流锅炉。通过五十和六十年代电站锅炉向高参数大容量的迅速发展，特别是向超临界参数的发展，才使直流锅炉一系列的优点突出而获得了广泛的采用和不断的发

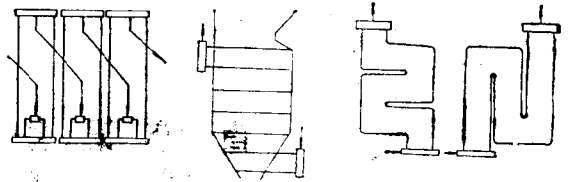
展。目前世界上最大容量的直流锅炉是美国配130万瓩机组的五台4400吨/时，240大气压超临界压力直流锅炉。美国一般在50万瓩以上机组中多数采用直流锅炉。在参数方面，美国20万到50万瓩机组大部分采用亚临界176大气压，少数采用超临界255大气压。50万到100万瓩机组少数采用亚临界176大气压，多数采用超临界压力（大多数是255大气压，少数也有270大气压左右的）。近年来美国对于大型火电机组应采用超临界或亚临界参数为宜还有不同看法，主要根据各地区燃料的价格与超临界机组的可靠性来选择。苏联在30万瓩以上的机组全部采用直流锅炉，而且都是超临界255大气压。目前正在建造配120万瓩机组的直流锅炉。日本由于国内缺乏燃料资源，要依赖进口，所以急剧提高火力发电机组的参数以追求高效率节省燃料，因此45万瓩以上的机组都采用超临界参数246大气压的直流锅炉。仅从1970年到1974年就有约1400万瓩的45万到70万瓩超临界参数直流锅炉投入运行，目前正在建造配100万瓩的超临界参数直流锅炉。西德自第二次世界大战以后，由于缺乏制造锅筒用的厚钢板和大型水压设备和卷板设备，所以一直大力发展直流锅炉。目前大容量火力发电机组绝大部分采用直流锅炉，亚临界166~200大气压配60~72万瓩机组的直流锅炉已投入运行。只有英国和法国至今很少采用直流锅炉，主要原因是这两个国家昼夜负荷相差很大，要求大机组停机压火过夜或在夜间带很低的负荷，由于直流锅炉启停热损失比锅筒锅炉大，所以这两个国

家的 50~60 万瓩机组都用亚临界 167 大气压左右的自然循环和辅助循环锅筒锅炉。只是英国曾制造过二台配 37.5 万瓩的超临界 257 大气压直流锅炉，作为工业性试用机组，至今未大量采用。综上所述，从国外直流锅炉发展的总的趋势来看，锅炉容量已经增大到 100 万瓩以上，参数则基本上有二种：一种是亚临界压力 170 大气压左右；一种是超临界压力 250 大气压左右。而且随着容量的增大和超临界机组可靠性的提高估计超临界压力将用得更多。

我国的电站锅炉制造工业在毛主席的“独立自主”，“自力更生”方针的指引下获得了飞跃的发展。特别是无产阶级文化大革命以来，直流锅炉的发展速度更快。1968 年上海杨树浦电厂 220 吨/时 100 大气压水平围绕上升管圈高压直流炉投入运行，1973 年 ×× 电厂 400 吨/时，140 大气压超高压水平回绕上升管圈直流锅炉投入运行。1974~1975 年望亭电厂和 ×× 电厂配 30 万瓩机组的 1000 吨/时，170 大气压一次上升立式管圈的亚临界直流锅炉投入运行。还有 240 吨/时和 400 吨/时多次上升立式管圈直流炉也分别在 1972 和 1975 年投入运行。目前正在开展 60 万瓩和更大容量机组的各种管圈和循环方式的直流锅炉的设计研究工作。无论从容量和参数方面看，还是从管圈的多样化方面来看，我国直流锅炉的发展都是极为迅速的。

直流锅炉的过热器、省煤器等部件的结构都与锅筒锅炉相仿（当然在运行特点和设计要求方面有不同处），而标志各种直流锅炉结构特点的是组成炉膛水冷壁的管圈型式。最早的直流锅炉有下面三种管圈型式（见图 1）：

- 1) 多次立式上升管圈（也称本生式）；
- 2) 水平盘绕上升管圈（也称拉姆辛式）；
- 3) 水平或垂直回带管圈（也称苏尔寿式）。



- 1) 多次立式上升管圈。
- 2) 水平盘绕上升管圈。
- 3) 水平（左）和垂直（右）回带管圈

图 1

这三种管圈都有各自的特点：例如多次立式上升管圈和自然循环锅炉的水冷壁管最为接近，制造安装方便，水动力特性稳定，但炉外的集箱管道较多，钢材用量较多，还有双相流体的分配问题。回带式管圈虽然钢材较省，但水动力特性较差，安装制造也较复杂，水平盘绕管圈钢材最省，阻力小，热偏差小，管圈中间没有双相流体的分配问题，但安装支吊最为复杂。近十几年来，由于直流锅炉在参数和容量方面不断发展，使它的管圈型式以及循环方式也有了很大的演变。演变的主要趋势是：

1) 为了获得较好的水动力特性，便于制造安装并组成膜式水冷壁等原因，水冷壁管圈趋于立式和水平两种型式。立式管圈则有一次上升和多次上升之别。垂直回带式管圈因水动力特性不好，现已基本上不用，水平回带管圈因制造安装支吊复杂，除苏联在 80 万瓩机组上采用过外也很少采用了；

2) 水冷壁管都采用全焊气密膜式水冷壁型式。这样可以简化制造安装，简化炉墙结构，并可采用微正压燃烧；

3) 水冷壁管圈中的循环方式除了纯直流外还有采用工质再循环的复合循环方式。亚临界复合循环中也有全负荷再循环和低负荷再循环之分；

4) 水冷壁管圈中的工质质量流速、焓增、管径、壁厚、材料等设计结构参数要根据热负荷和管壁温度和管壁应力的条件来选择。有的管圈在高热负荷区域还要采用内螺纹管或在管中装设扰流子等措施来推迟膜态

沸腾的发生。有的还用烟气再循环或适当的燃烧器布置方式来降低炉内最高热负荷。

下面再简单介绍一下目前国内外比较常用的几种管圈型式和循环方式。

一、纯直流立式管圈

立式管圈采用垂直的直管，在制造、支吊和安装各方面都较方便，最宜用于膜式水冷壁。缺点是并联的管数多，对炉内热力不均匀性敏感，热偏差大。针对这一问题立式管圈又发展为不同的类型：

(1) 一次上升管圈

全部工质通过布置在整个炉膛周界上的所有管子一次上升到炉顶。由于所有管子都并联，为要保证一定的质量流速不得不采用小口径管子（一般用外径为22~32毫米管子组成的膜式水冷壁。单机容量大的直流炉因相对炉膛周界较小，可用较粗的管子），而

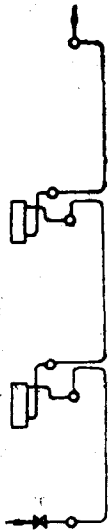


图 2

且沿整个炉膛高度要有二次中间混合以减少由于吸热不均匀而产生的热偏差。同时还要把每一片炉墙上的管子划分为若干管屏，各管屏的进口用调节阀控制不同的流量以与炉内热力不均匀性相配合。

这种管圈的优点是不用炉外下降管，不

用循环泵，节省钢材，既可用于超临界又可用于亚临界。但因管径小，水阻力较大，且要求在制造上控制管径偏差，运行上控制燃烧偏斜。在亚临界参数的高热负荷区域要采用内螺纹管来推迟膜态沸腾的发生。

(2) 多次上升管圈

在整个炉膛周界上的管子分为串联的二个或更多的回路用炉外下降管连接起来，具体的设计有多种型式：有二次上升一直到炉顶的；有炉膛中下部二次上升到炉膛上部再变成沿整个炉膛周界一次上升的；也有炉膛中下部是四次左右串联上升到炉膛上部变为一次上升的等等。纯直流多次上升立式管圈的特点是每个回路的焓增小，所以它的热偏差也小，上升过程中用不到中间混合，不用循环泵，既可用于超临界也可用于亚临界。和一次上升管圈相比这种管圈可以采用较粗的管径（例如配60万千瓦机组的四次上升直流锅炉立式管圈可以采用外径为38毫米管子组成的膜式水冷壁），水阻力较小而且炉膛上部热负荷较低的区域可以采用较低的质量流速。但这种管圈增加了炉外下降管和炉外混合器，钢材耗量较多。在亚临界参数的多次上升立式管圈中有的还采用在管内装设扰流子的方法来推迟高热负荷区膜态沸腾的发生。

二、纯直流水平盘绕上升管圈

水平盘绕上升管圈主要用于苏联（20万千瓦机组以下）和西德。它和立式管圈相比的主要特点是管圈中间没有混合集箱，适宜于机组作滑压方式运行。因为滑压运行时相变点的位置随着负荷的大小和压力的高低而移动。如管圈中有混合器，那么相变点移动时混合器的工况要发生很大的变化。水平盘绕管圈没有中间集箱因此也就没有双相流体的混合分配问题。水平管圈的缺点是组成膜式水冷壁后安装、支吊比较复杂，管子的受力

高，因而一部分工质就通过再循环管流向循环泵进口。在满负荷时不再有再循环流量，这时循环泵可以切除让工质通过直流通道运行，或者也可以让循环泵单纯作为升压泵留在系统中运行。

在并联式布置系统中，通过循环泵的工质流量要比串联系统少得多，所以循环泵的功率消耗也要小得多，但通过循环泵的工质温度比较高。一般这种系统做成直到满负荷时也有一定的再循环流量。

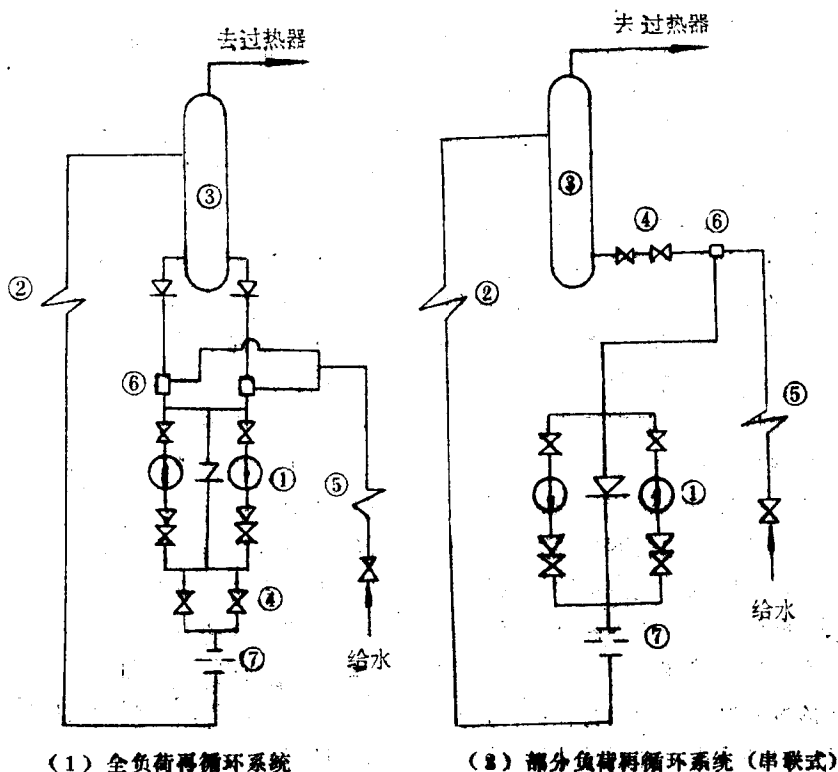
在这些复合循环系统的设计中，一般把所有水冷壁管划分为几十个管屏，每个管屏进口用节流孔板根据各管屏的吸热量分配给相应的流量以减少热偏差，而在整个管屏的高度上没有中间混合器。

(ii) 亚临界压力复合循环系统

在亚临界参数下采用复合循环的好处同样也是可以采用较为合适的管径，可采用一次上升中间没有混合的管圈型式，可以

采用比纯直流系统小得多的重量流速和大为减小蒸发部分的阻力以及避免产生膜态沸腾和减小起动流量等优点。然而在亚临界压力下由于出现汽水混合物双相流体，因此必须采用汽水分离器来实现工质再循环。亚临界复合循环可分为全负荷再循环和部分负荷再循环两种方式，其典型的原理性系统图示于图4中。

全负荷再循环直流锅炉又称为低循环倍率直流锅炉。在额定负荷时有一定的再循环量，循环倍率一般为 $1.2 \sim 2$ ，而在所有的低负荷范围内都有与满负荷时大致相同的循环水流量。由于具有分离器而且在整个负荷范围内都有工质再循环，所以这种直流锅炉实际上兼有辅助循环锅炉的特点。但它又与辅助循环锅炉不同，不同的特点就是循环倍率比辅助循环锅炉小，而且不是用大直径的锅筒而是用小直径的立式分离器（例如有些配30万瓩的低循环倍率直流锅炉采用内径为



(1) 全负荷再循环系统

(2) 部分负荷再循环系统（串联式）

图4 两种典型的亚临界复合循环原理性系统图

①—循环泵；②—水冷壁；③—分离器；④—循环量控制阀；⑤—省煤器；⑥—混合器；⑦—孔板。

0.8米、高度为30米的立式分离器），在满负荷时分离器出口蒸汽中带水很多（有的达10%以上）。因此蒸发结束点的位置也不能算是完全固定的，而且对水质要求基本上达到直流锅炉的标准。在低负荷时分离器出口带水量显著减少，因此过热器的喷水量在某种低负荷时（例如70%额定负荷左右）达到最大值，低于该负荷时分离器出口带水很少，与辅助循环锅炉一样喷水量随负荷的减少而减少；高于该负荷时由于分离器出口带水量急剧增大而使喷水量急剧减少。采用小直径分离器带来的另外一个问题是水位的调节比较复杂。

亚临界参数部分负荷再循环目前主要用于西德。这种系统只在某种低负荷（例如66%额定负荷）以下具有工质再循环，而在这种负荷以上按纯直流方式运行，这时水冷壁出口是过热蒸汽，蒸发结束点的位置是移动的，循环泵则可作为升压泵运行。与全负荷再循环系统相比，亚临界部分负荷再循环的循环泵容量较小，分离器和疏水管道等系统都比较小。但其调节系统则更为复杂，而且从再循环工况过渡到纯直流工况时分离器变为过热器通道，由于温度的变化使分离器受到附加的温度应力，所以过渡时间要加长。西德的亚临界部分再循环直流锅炉也有采用炉膛中下部是水平盘绕上升管圈，而炉膛上部变为垂直上升管圈的。图4（2）中所示为串联式系统（即循环泵置于主通道中），也有一些机组采用并联式系统（即循环泵置于旁路通道中）。

综上所述，近代直流锅炉无论在参数容量方面或是在循环方式和管圈型式方面都有很大的发展。根据国内外直流锅炉的设计、制造和运行实践经验可以认为，发展直流锅炉应解决下列一些关键技术：

1) 水冷壁管圈的水动力特性，特别是在设计中就要仔细考虑，并通过计算保证每根水冷壁管子有足够的流动稳定性和容许的热偏差以保证它有足够的冷却。直流锅炉水

冷壁管子的工作特点是对吸热量的不均匀性很敏感。由于在强制流动并联管系中每根管子进出口的压差必须相同，因此吸热强的管子反而流量小，从而促使其出口热焓更高。国内好几台直流锅炉的运行经验指出：直流锅炉开始投入运行时期，很大一部分调整工作就是调整水冷壁的热偏差及其与燃烧工况的配合。另外也发现几台直流锅炉发生过脉动现象，因此在设计时通过计算保证水冷壁管圈有可靠的水动力特性是非常重要的；还有汽水混合物双相流体的分配均匀性也是一个重要的问题；

2) 水处理和自控技术，特别是应在锅炉设计时计算和掌握锅炉各部分的动态特性；

3) 高热负荷区水冷壁管的传热特性，包括炉膛各部分的热负荷及吸热不均匀性，管内的放热工况（是否发生膜态沸腾），膜式水冷壁各部分的温度工况和温度应力等；

4) 起动系统的配置结合再热器的保护和调温方式，特别是起动系统中各种阀门要求有高的可靠性、耐磨损，配置在系统中有良好的调节性能，启闭灵便和漏流量小；

5) 制造工艺，特别是膜式水冷壁方面的制造工艺。直流炉由于管径细、焊缝多，因此对焊缝的质量应特别保证，对管径公差也要控制在一定的范围内；

6) 测量技术，特别是要有在运行中能经常作为监视手段的水冷壁和过热器金属壁温测点、汽水混合物中含汽量的测点和炉膛各部分吸热量测点等。

上述这些关键技术中有些是需要通过实践总结经验取得的，有些是需要进行试验研究的，也有些需要制订出一系列计算方法的。本文集因限于篇幅，只能就直流锅炉中一些主要的水动力问题（诸如脉动、多值性和热偏差等）、传热问题以及汽水膨胀和启动系统等方面介绍一些基本概念、国内外的试验研究成果和分析计算的方法。至于比较全面的直流锅炉各种设计计算方法则有待于今后进一步的补充。

蒸发管组中的管间脉动

上海机械学院 陈之航

一、管间脉动的特点

管间脉动的特点是在蒸发管组进、出口集箱内压力基本上不变的情况下，并联各管中某些管子的流量减少，与此同时，另一些管子水流量增加；然后，本来水流量小的管子又增大流量，而其余的管子又减小水流量，如此反复波动而形成管子之间的流量脉动。但在这种周期性的脉动过程中，整个管组的总给水量和总蒸发量并无变化。脉动时同一根管子的进水流量和出口汽流量的波动是反向的（图1）。通常，水的流量波动幅度较大。水段及含汽段阻力的波动也是反向的。经一次扰动后，便能自动持续地以不变的频率振动下去。

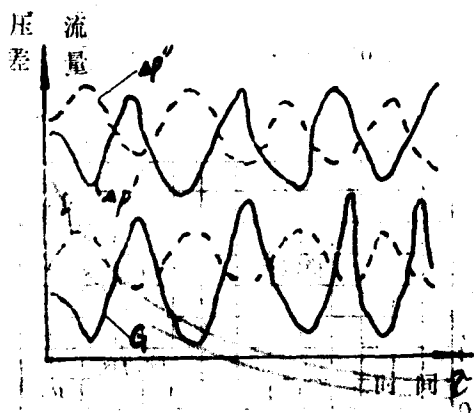


图1

发生管间脉动时，管壁水膜周期性地被破坏，相变点附近的金属壁温波动很大，严重时甚至达到 150°C ，因而将使管子发生疲劳而损坏。此外，在脉动时并联各管会出现

很大的热偏差，当超过容许值时也会使管子超温而损坏。因此，管间脉动是直流锅炉运行中必须避免的一种不正常现象。

二、过程的机理和稳定条件

在稳定流动过程中，受热管进口水流量 G 应等于该管出口的汽水混合物或蒸汽的重量流量 D ，即 $G = D$ 。若由于某种原因使进口水流量减小 δG ，即 $G = G_0 - \delta G$ ，则相变点将从 S_0 前移至 S_1 （图2），在此过渡时期内，管内出现附加蒸发量，使出口汽流

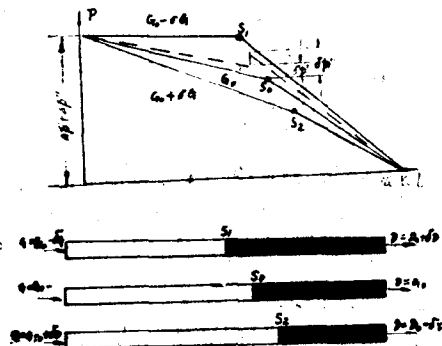


图2

量增加到 $D_0 + \delta D$ ，因而含汽段的阻力 $\Delta p''$ 增大。与此同时，由于水流量降低，水段阻力 $\Delta p'$ 必然减小。在水流量降低的过程中，管内各点工质压力均升高，因而工质的饱和温度和管壁温度都会随之升高，故有部分热量储蓄在工质和管子金属中。

如果含汽段阻力随流量变化的速率大于水段阻力变化的速率，即

$$\frac{d(\Delta p'')}{dD} > \frac{d(\Delta p')}{dG}$$

则在过渡过程中,

$$|\delta p''| > |\delta p'|$$

然而集箱间压差是不变的, 即 $\Delta p' + \Delta p'' =$ 常数, 故水段流量 G 必然会继续减小, 以便增大 $|\delta p'|$ 值, 此过程要一直持续到 $|\delta p''| = |\delta p'|$ 时为止, S 从 S_0 到达 S_1 , 这时, 管内无多余的水参加附加蒸发, 从此 D 开始下降, $\Delta p''$ 随之降低, 因而水流量 G 及水段阻力 $\Delta p'$ 均随之增大, 相变点 S 则朝后移动, 工质饱和温度逐步降低, 工质及金属逐步放出蓄热。同样在这段过渡过程中仍有 $|\delta p''| > |\delta p'|$, 故 G 要继续增大, 直至 $|\delta p''| = |\delta p'|$ 为止, S 移至 S_2 。但此刻流量尚未平衡, 即 $G > D$, 从而过程再重复到使 D 逐步升高, G 则降低, 也就是形成带有自振特性的周期性脉动。

从以上讨论可看出, 稳定条件应为

$$\frac{d(\Delta p')}{dG} > \frac{d(\Delta p'')}{dD}$$

当不考虑管内蓄质量变化时, 即 $D = G$ 时, 上述无脉动的条件成为

$$K = \frac{\Delta p'}{\Delta p''} > 1$$

由于未计入蓄质量变化, 当然不能说 $K > 1$ 是稳定的必要和充分条件, 在数量上, $K > 1$ 也不能说是必要条件, 但参数 K 越大, 越趋稳定这一点是可以肯定的, 故可将参数 K 作为稳定性判据之一。

另一个稳定性判据显然应从管内蓄质量改变的关系中去寻求。设 B 为管内蓄质量, 则在过渡过程中,

$$G - D = -\frac{dB}{d\tau}$$

其中 τ 为时间。上式可改写成

$$(G_0 - \delta G) - (G_0 + \delta D) = -\frac{\delta B}{\tau}$$

即

$$\delta G + \delta D = \frac{\delta B}{\tau}$$

当 $\frac{\delta B}{\tau} > \delta G$ 时, $\delta D > 0$, 即水流量从 G_0

降至 $(G_0 - \delta G)$ 时, D 并不随之降低, 也不能维持 $D = G$ 的原有流量, 而是从 G_0 增至 $G_0 + \delta D$, 这就会使含汽段阻力 $\Delta p''$ 增大, 相变点附近压力升高, 因而使水流量 G 继续下降, 流动不稳定。反之, 当 $\frac{\delta B}{\tau} < \delta G$ 时, $\delta D < 0$, 即 G 降至 $(G_0 - \delta G)$ 时, $\Delta p''$ 不但不增加, 反而有所降低, 相变点附近压力也降低, 因而使 G 增大而回复至平衡点。

因此, 稳定时应应有

$$B_1 = \frac{\delta B}{\delta G \cdot \tau} < 1 \quad (1)$$

参数 B_1 称为蓄质量动态系数, 等于单位时间内蓄质量变化与进口流量变化之比, 它表示出管内蓄质量的相对变化特性。稳定时 $B_1 < 1$ 在数量上并不符合实际, 但 B_1 值越小, 越利于稳定, 故也将 B_1 作为稳定性判据之一。

根据锅炉运行试验及试验台试验的数据, 以判据 K 和 B_1 为座标 (图 3), 绘成了稳定性界限曲线。在此曲线以上为不脉动区, 以下为脉动区。为了考虑重量流速 w 对脉动的影响, 设计时所需的最小阻力比值 K_{\min} , 应从图 3 界限曲线上查得的 K 值再按下式进行修正:

当 $w\gamma > 500 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ 时, $K_{\min} = K$

当 $w\gamma \leq 500 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ 时, $K_{\min} = \frac{500}{w\gamma} \cdot K \quad (2)$

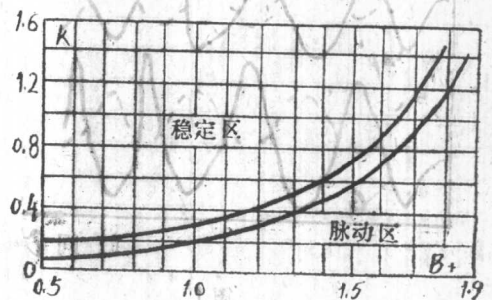


图 3

曲线 3 对水平管和直立上升管均适用。对直立蒸发管, 进口装节流圈时, 阻力比按下式计算

$$K = \frac{\Delta p_{11} + \Delta p'_{12} + \Delta p'_{13}}{\Delta p''_{12} + \Delta p''_{13}} = \frac{\Delta p'}{\Delta p''} \quad (3)$$

式中 Δp_{11} —装在管子进口的节流圈或节流管的阻力；

$\Delta p'_{12}$ 和 $\Delta p''_{12}$ —水段及含汽段的摩擦阻力；

$\Delta p'_{13}$ 和 $\Delta p''_{13}$ —水段及含汽段的重位压头，对于水平管圈，可取等于零。

剩下的问题是如何计算蓄质量动态系数 B_i 。

三、蓄质量动态系数的计算

(1) 式中的蓄质量动态系数可写成

$$B_i = \frac{1}{\delta G} \left(\frac{\delta B'}{\tau' + \tau''} + \frac{\delta B''}{\tau''} \right) \quad (4)$$

式中 $\delta B'$ —流量减少 δG 时，由于相变点前移所减少的蓄质量，kg；

$\delta B''$ —流量减少 δG 时，由于蒸发段容积汽含量增大所减少的蓄质量，kg；

τ' 和 τ'' —工质在水段和蒸发段的停留时间。

因为水段的收缩放出质量并完全蒸发的时间是从扰动开始直到工质从进口到达出口，故对应上式 $\delta B'$ 的时间应为 $(\tau' + \tau'')$ 。

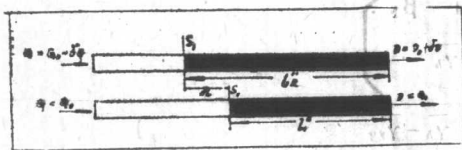


图4

从图4可以看出，

$$\delta B' = fY'\delta l - (fY_{b2}l_2'' - fY'_{b2}l_1'') \quad (5)$$

式中 f 为管子断面积； Y_{b2} 为扰动后水段已收缩完毕时含汽段的平均流量比重； Y'_{b2} 为蒸发段流量已降低 δG ，但水段仍为 G 时（蒸发段未拉长）的蒸发段的平均流量比重。上述平均流量比重均按平均容积流量汽含量 β_2 和

β'_2 计算，即

$$Y_{b2} = \beta_2 Y'' + (1 - \beta_2) Y' \quad (6)$$

$$Y'_{b2} = \beta'_2 Y'' + (1 - \beta'_2) Y' \quad (7)$$

假定沿管长热负荷 q 不变，则有：

$$l_1'' = \frac{x_1 r G}{q} \quad (7)$$

$$\delta l = \frac{\delta G \cdot \Delta i_g}{q} \quad (8)$$

式中 r —汽化潜热；

Δi_g —沸腾欠热；

x_1 —扰动前管子出口重量汽含量。

考虑到 $l_2'' = l_1'' + \delta l$ ，把 (6)、(7)

和 (8) 式代入 (5) 式，并取初扰 $\delta G = 0.1G$ ，加以整理后即得

$$\delta B' = \frac{Gf(Y' - Y'')}{q} \times \left[0.1 \Delta i_g \beta_2 + x_1 r (\beta_2 - \beta'_2) \right] \quad (9)$$

从图4又可看出，

$$\delta B'' = f l_1'' (Y_{b1} - Y'_{b2})$$

式中 Y_{b1} 为扰动前含汽段平均流量比重，它与该工况的平均容积流量汽含量的关系为

$$Y_{b1} = \beta_1 Y'' + (1 - \beta_1) Y' \quad (10)$$

因此得

$$\delta B'' = \frac{f}{q} x_1 r G (Y' - Y'') (\beta'_2 - \beta_1) \quad (11)$$

工质在水段和含汽段的停留时间分别为：

$$\tau' = \frac{B'}{G} ; \quad \tau'' = \frac{B''}{G}$$

而管内水段蓄质量 B' 和含汽段蓄质量 B'' 分别为：

$$B' = f l_1' Y_b = f Y_b \cdot \frac{G \Delta i_g}{q} \quad (12)$$

$$B'' = f l_1'' Y_b = f Y_b \cdot \frac{G x_1 r}{q} \quad (13)$$

由此得：

$$\tau' = \frac{f Y_b \Delta i_g}{G} \quad (14)$$

$$\tau'' = \frac{f \bar{\gamma}_h x_1 r}{q} \quad (15)$$

式中 $\bar{\gamma}$ 为水段水的平均比重， $\bar{\gamma}_h$ 为含汽段的平均比重，它应按该段平均实际汽含量 $\bar{\varphi}$ 进行计算。

把式(9)、(11)、(14)和(15)代入式(4)，并取初扰 $\delta G = 0.1G$ ，则得进口为未饱和水、出口为汽水混合物的蓄质量动态系数

$$B_t = 10(\gamma' - \gamma'') \times \left[\frac{x_1(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}'_2) + 0.1 \frac{\Delta t_q}{r} \bar{\beta}_2}{\gamma_s \frac{\Delta i_q}{r} + x_1 \bar{\gamma}_h} + \frac{\bar{\beta}'_2 - \bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_h} \right] \quad (16)$$

根据容积流量汽含量 β 和重量汽含量 x 的关系，可求得各种工况下的平均容积汽含量 $\bar{\beta}$ ，即

$$\bar{\beta} = \frac{1}{x} \int_0^x \frac{\gamma' / \gamma'' dx}{\frac{1}{x} + (\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1)} \quad (17)$$

为了简便，令

$$a = \frac{\gamma' - \gamma''}{\gamma''} = \frac{v'' - v'}{v'} \quad (18)$$

把上式代入(17)式，积分后得

$$\bar{\beta} = \frac{v''}{v'} \frac{1}{x} \left[\frac{x}{a} - \frac{1}{a^2} \ln(1 + ax) \right]$$

每一种工况下的 $\bar{\beta}$ 值对应着该工况下管子出口重量汽含量 x ；求 $\bar{\beta}_1$ 时，上式用扰动前出口汽含量 x_1 代入；求 $\bar{\beta}_2$ 时，应取扰动后水段已收缩完毕时出口汽含量 x_2 ；求 $\bar{\beta}'_2$ 时，应取蒸发段流量已降低 $0.1G$ ，但水段仍为 G 时的出口汽含量 x'_2 ，按热平衡原理，上述三种工况的出口汽含量为：

$$x_1 = \frac{Q}{rG} - \frac{\Delta i_q}{r} \quad (20)$$

$$x_2 = \frac{Q - G \Delta i_q}{r(G - 0.1G)} - \frac{\Delta i_q}{r}$$

$$\text{即 } x_2 = 1.1x_1 + 0.1 \frac{\Delta i_q}{r} \quad (21)$$

$$x'_2 = \frac{Q - G \Delta i_q}{r \cdot 0.9G} = 1.1 \left(\frac{Q - G \Delta i_q}{rG} \right)$$

$$\text{即 } x'_2 = 1.1x_1 \quad (22)$$

按照以上所述同样的原理，可推导出其它情况下的 B_t 计算公式，现将推导结果列在下表内。

蓄质量动态系数 B_t 的计算公式

出口为汽水混合物 ($x_1 < 1$)	$B_t = 10(\gamma' - \gamma'') \left[\frac{x_1(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}'_2) + 0.1 \frac{\Delta i_q}{r} \bar{\beta}_2}{\gamma_s \frac{\Delta i_q}{r} + x_1 \bar{\gamma}_h} + \frac{\bar{\beta}'_2 - \bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_h} \right]$	
出口为饱和蒸汽 ($x_1 = 1$)	$B_t = (\gamma' - \gamma'') \left[\frac{1}{\gamma_s + \frac{r}{\Delta i_q} \bar{\gamma}_h} + \frac{1 - \bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_h} \right]$	
出口为过热蒸汽	$B_t = \frac{\frac{\Delta i_q}{r} (\gamma_s - \bar{\gamma}_{sq})}{\gamma_s \frac{\Delta i_q}{r} + \bar{\gamma}_h + \bar{\gamma}_{sq} \frac{\Delta i_{sq}}{r}} + \frac{\bar{\gamma}_h - \bar{\gamma}_{sq}}{\bar{\gamma}_h + \frac{\Delta i_{sq}}{r} \bar{\gamma}_{sq}}$	
分级管径管圈	开始沸腾点在第一段	$B_t = 10(\gamma' - \gamma'') \left[\frac{(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}'_2) \left(\frac{v_2}{v_1} \Delta i_1 + \Delta i_1 - \Delta i_q \right) + 0.1 \Delta i_q \bar{\beta}_2}{\gamma_s \Delta i_q + \bar{\gamma}_h \left(\Delta i_1 - \Delta i_q + \Delta i_1 \frac{v_2}{v_1} \right)} + \frac{\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_h} \right]$
	开始沸腾点在第二段	$B_t = 10(\gamma' - \gamma'') \left[\frac{(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}'_2) x_1 r + 0.1 \Delta i_q \bar{\beta}_2}{\gamma_s \left(\frac{v_1}{v_2} \Delta i_2 + \Delta i_q - \Delta i_r \right) + \bar{\gamma}_h X_1 r} + \frac{\bar{\beta}'_2 - \bar{\beta}_1}{\bar{\gamma}_h} \right]$

表中公式中 $\bar{\gamma}_{sq}$ 、 Δi_{sq} —过热段的平均比重和焓增； v_1 、 v_2 —第一级（较小管径）和第二级（较大管径）管段的容积； Δi_1 、 Δi_2 —第一级和第二级管段中工质在初始工况下的焓增。

四、各种因素对脉动的影响

从前几节分析可知，提高阻力比K和降低动态系数B_d值都有利于防止脉动。图5所示，为按某一试验台管子结构数据算得的在各种压力p和进口欠热下的K及B_d值。从图中可看出，压力升高时，K值增大，B_d值减小，这都有利于防止脉动。或者说，当其他条件相同时，压力越高，由于汽水比重差减小，故越不易发生脉动。

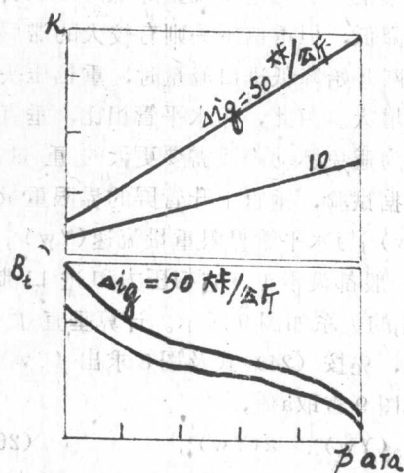


图5

当提高进口沸腾欠热 Δi_g 时，K和B_d值均升高，故 Δi_g 的大小对脉动的影响不是单一的。例如图6所示的试验曲线表明， $\Delta i_g \approx 50 \text{ kcal/kg}$ 时对防止脉动最不利，当然，在其他压力和重量流速下，此临界值又有所变更。

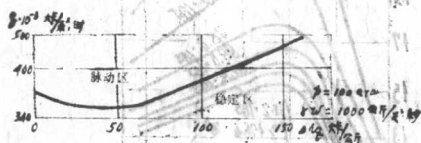


图6

试验也表明（图6及图7），热负荷q升高，对防止脉动是不利的。图7也表明，重量流速提高，有利于防止脉动。

由于增大进口阻力和减小出口阻力都会增大阻力比K值，故进口装节流圈是防止脉动的有效措施，但若把节流圈装在出口端，则反而有助于发生脉动。

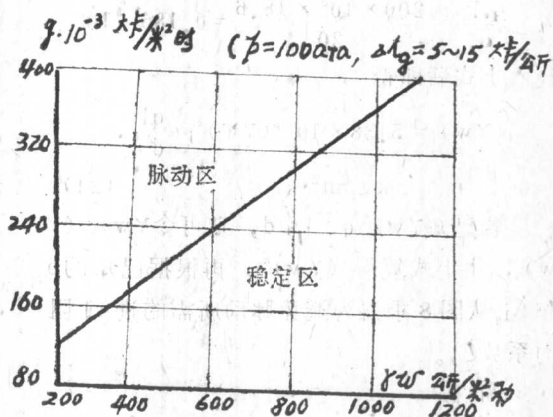


图7

因此校核直流锅炉是否发生脉动时应对应热负荷最大、重量流速最低的管组，显然应按最低负荷工况或起动工况进行计算。

五、管间脉动计算的进一步发展

近年来，在分析脉动机理的基础上，列出了描述受热蒸发管组的非稳定传热和流动的偏微分方程组，再按相应的初始条件和边界条件，采用电子计算机进行直接数值积分。对内径 $d = 20 \text{ mm}$ 、受热长度 $l = 18.6 \text{ m}$ 、内壁热负荷 $q = 200 \times 10^3 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{h}$ 的水平蒸发管组，按四种不同的进口沸腾欠热 Δi_g ，用电子计算机进行了计算。所得到的不脉动时最低重量流速或界限重量流速 $(\gamma w)^*$ ，与进口阻力系数 ζ_{i_e} 、 p 、 Δi_g 的关系，被绘成图8所示的一系列曲线。其中进口阻力系数包括节流圈、进口局部阻力及受热前管段的阻力。

研究表明，界限重量流速与复合量 $q l / d$ 成正比，则任意参数下的界限重量流速 $(\gamma w)^*$ 与图8中的界限重量流速的关系如下：

$$(\gamma_w)_j = (\gamma_w)^* \cdot \frac{q_1}{d} \cdot \frac{d_0}{q_0} \quad (23)$$

因

$$\frac{q_0 \cdot d_0}{d} = \frac{200 \times 10^3 \times 18.6}{20} = 0.186 \times 10^6$$

代入上式后即得

$$(\gamma_w)_j = 5.38 \times 10^{-6} (\gamma_w)^* \cdot \frac{q_1}{d}, \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad (24)$$

若已知 γ_w 、 q_1 和 d ，则可令 $\gamma_w = (\gamma_w)_j$ ，由上式算得 $(\gamma_w)^*$ ，再根据已知的 p 和 Δi_j 从图 8 求得为避免脉动所需的进口阻力系数 ζ_{ik} 。

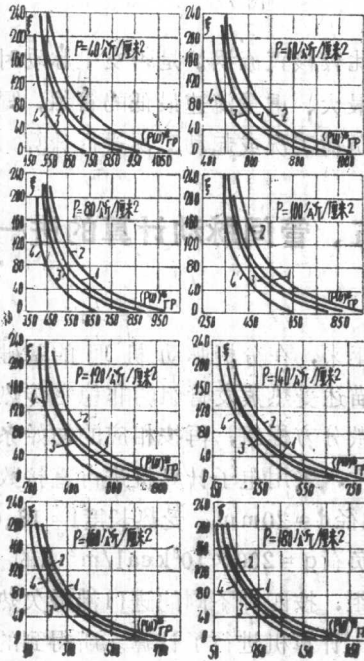


图 8 边界质量流量 $(\rho_w)_r$ 与入口节流度的关系曲线。(对水平管在不同压力下，受热管长 18.6 米，内径 20 毫米，表面热负荷 200×10^3 大卡/米²时) 1— $\Delta i_q = 5$ 大卡/公斤，2— $\Delta i_q = 20$ 大卡/公斤，3— $\Delta i_q = 50$ 大卡/公斤，4— $\Delta i_q = 100$ 大卡/公斤

试验研究表明，采用分级管径可减弱脉动。对于两级分级管径水平管圈，可按下列式计算界限重量流速：

$$(\gamma_w)_j = 5.38 \times 10^{-6} (\gamma_w)^* \cdot$$

$$\frac{q_1 d_1 + q_2 d_2}{d_1} \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^{0.25}, \quad \text{kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad (25)$$

式中下角码 1 和 2 分别指内径较小的第一级和内径较大的第二级管段。

对于垂直上升并联蒸发管组，试验表明，当某根管子的进口流量降低时，该管摩擦阻随之降低，但重力压头则有较大的滞后，而且在刚开始降低进口流量时，重力压头反而有所增大。因此，与水平管相比，垂直上升管屏为避免脉动一般需要更大的重量流速。根据试验，垂直上升管屏的界限重量流速 $(\gamma_w)^*_j$ 与水平管界限重量流速 $(\gamma_w)^*_j$ 之比 a 一般都大于 1，它与压力和进口沸腾欠热 Δi_j 的关系如图 9 所示。计算垂直上升管屏时，先按 (24) 式及图 8 求出 $(\gamma_w)^*_j$ ，然后从图 9 查取 a 值，则

$$(\gamma_w)_j = a (\gamma_w)^*_j \quad (26)$$

按上述计算方法求得的 $(\gamma_w)_j$ 值与大量的水平及垂直管屏的试验值作了比较，计算值与试验值之差平均为 10~15%，最大偏差为 20%。

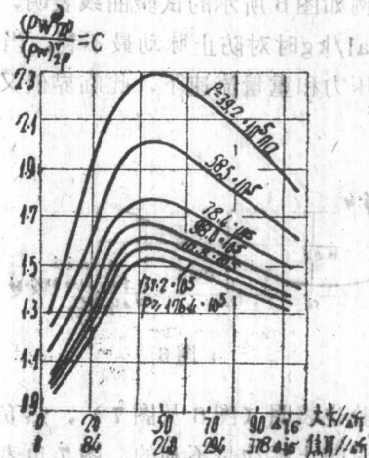


图 9 计算垂直管中流体稳定性的线图

第一种计算方法举例

某垂直上升管屏的已知数据及计算过程如下表

项目	计算 公式 或 图 表	数值	单位
P	已知(进口压力为120, 出口为117.3)	118.7	ata
Δi_q	已知	51.7	kcal/kg
G	已知	620×10^3	kg/h
Q	已知	96162×10^3	kcal/h
Σf	已知	0.2482	m ²
r	水蒸汽表	290.4	kcal/kg
γ'	水蒸汽表	660.6	kg/m ³
γ_0	根据进口水温查水蒸汽表	749.6	kg/m ³
γ_0	$\gamma_0 = \frac{1}{2}(\gamma' + \gamma_0) = \frac{1}{2}(660.6 + 749.6)$	705.1	kg/m ³
γ''	水蒸汽表	67.41	kg/m ³
x_1	$\frac{1}{r} \left(\frac{Q}{G} - \Delta i_q \right) = \frac{1}{290.4} \left(\frac{96162}{620} - 51.7 \right)$	0.356	/
x_2	$1.1x_1 + 0.1 \frac{\Delta i_q}{r} = 1.1 \times 0.356 + 0.1 \times \frac{51.7}{290.4}$	0.4088	/
x'_2	$1.1x_1 = 1.1 \times 0.356$	0.391	/
a	$\frac{\gamma'}{\gamma''} - 1 = \frac{660.6}{67.41} - 1 =$	8.800	/
$\bar{\beta}_1$	$\frac{\gamma'}{\gamma''} \frac{1}{a} \left[1 - \frac{1}{ax_1} \ln(1+ax_1) \right] = \frac{660.6}{67.41} \times \frac{1}{8.8} \left[1 - \frac{1}{8.8 \times 0.356} \ln(1 + 8.8 \times 0.356) \right]$	0.9097	/

续计算举例

项 目	计 算 公 式 或 图 表	数 值	单 位
$\bar{\beta}_2$	$\frac{\gamma'}{\gamma''} \cdot \frac{1}{a} \left[\frac{1}{1 - \frac{1}{\beta_2} \ln(1 + ax_2)} \right] = \frac{660.6}{67.41 \times 8.8} \left[1 - \frac{1}{8.8 \times 0.4088} \ln(1 + 8.8 \times 0.4088) \right]$	0.6424	/
$\bar{\beta}_2$	$\frac{\gamma'}{\gamma''} \cdot \frac{1}{a} \left[1 - \frac{1}{ax'_2} \ln(1 + ax'_2) \right] = \frac{660.6}{67.41 \times 8.8} \left[1 + \frac{1}{8.8 \times 0.391} \ln(1 + 8.8 \times 0.391) \right]$	0.6316	/
\bar{W}_h	$\frac{G}{3600 \sum f \cdot \gamma'} (1 + 0.5x_{1a}) = \frac{620}{3.6 \times 0.2482 \times 660.6} (1 + 0.5 \times 0.356 \times 8.8)$	2.696	m/s
C	$C = f(\beta, \bar{W}_h, P)$, 查“水力计算标准”	0.96	/
K_w	$K_w = f(P, \alpha, \bar{W}_h)$, 查“水力计算标准”	1.0	$\frac{kg}{m^3}$
$\bar{\varphi}$	$\bar{\varphi} = K_w C \bar{\beta}_1 = 1 \times 0.96 \times 0.6097$	0.5853	/
$\bar{\gamma}_2$	$\bar{\varphi} \gamma'' + (1 - \bar{\varphi}) \gamma' = 0.5853 \times 67.41 + (1 - 0.5853) \times 660.6$	313.4	$\frac{kg}{m^3}$
B_1	$10(\gamma' - \gamma'') \left[\frac{x_1(\bar{\beta}_2 - \bar{\beta}_2') + 0.1 \frac{\Delta i q}{r} \bar{\beta}_2}{\gamma_0 \frac{\Delta i q}{r} + x_1 \gamma_h} + \frac{\bar{\beta}_2' - \bar{\beta}_1}{\gamma_h} \right]$	0.797	
$\Delta P'$	从水阻力计算来	7368.5	$\frac{kg}{m^2}$
$\Delta P''$	”	19859.4	$\frac{kg}{m^2}$
K	$\Delta P' / \Delta P''$	0.371	/