

冷凝器和蒸发器设计中的 两相流动工况研究

[美] K. J. Bell

摘 要 绝大多数冷凝器或蒸发器的设计程序都假定为通过流动截面的两相流是均匀分布的, 并且相互之间的分散性良好以使问题尽可能接近热平衡。通常, 这种假定就相当于要求受蒸汽剪力控制的流动工况, 这对于建立设计参数是重要的。本文介绍了换热器中两相流动工况的流动特性预测, 并对优良的设计经验提出建议。

引 论

关于蒸汽冷凝的两个基本要求是: 第一, 在蒸发空间中, 应有一个比形成压力下的蒸汽饱和温度低的冷凝表面, 第二, 该冷凝表面应与蒸汽互相接触。在冷凝表面上, 自然会产生一层能传递热量的凝结薄膜, 但是这层薄膜应该尽量地减薄和(或)尽可能成为湍流。

对于蒸发来说, 就要求蒸发表面温度应高于蒸发液体的饱和温度。同时, 该表面必须具有湿润性。如果汽化过程在核态沸腾下进行(至少是部分的), 除非采用市场上能买到的某种会促进汽化移心的蒸发表面外, 该蒸发表面温度需比饱和温度高10K。在引起核态沸腾所需的温差 ΔT 较低的情况下, 也有可能发生汽化; 此时, 与蒸发表面直接接触的液体会发生过热, 然后当扩展到汽—液分界面时, 就会在静态下汽化。所有的汽化过程被大量应用于各种立式或卧式管内降膜的蒸发器中。

至少在生产工业方面, 所有冷凝器和蒸发器的通用设计方法都假定在热交换器的任意流动截面上, 汽—液两相彼此均处于平衡状态。这对多组分混合物, 例如 Silver 方法 [1, 2] 的设计程序特别适用, 该方法与采用的所谓冷凝曲线相符合。由多元系统模拟方法和设计软件的K与H值程序, 可以得出该组冷凝曲线。诸如 Colburn —— Hongen 方法 [3] 在有不凝结气体存在的冷凝过程中, 为了计算局部传热速率和传质速率, 曾假定了汽—液分界面处于平衡状态下。对总的热平衡和物料平衡来说, 也作出了在任意截面处的两个宏观相之间平衡的假定。

为了在冷凝器中或是在蒸发器中实现蒸汽相和液相之间的近似平衡, 在所有的局部, 两个相之间应有较大的分界面, 为了减小分界面处两相体积之间的温度梯度和

组分梯度，每一个相的内部应尽可能湍流。为了满足这些条件，就要求设计者仔细考虑确实存在于热交换设备中的两相流动工况。本文的主题就是要探讨这些两相流动的最基本特性和现象，并且指出换热器的两个通用的几何条件，同时描述设计者如何利用这些信息以便在设计时获得运行成功方面的最佳可行方案。

相分布不均匀的例子

通过冷凝 0.5 克分子的丁烷混和物，在 0.345MPa (50 磅/平方英寸绝对压力)条件下，能获得设计冷凝时，相分布不均匀影响的评价。这种混和物的露点温度为 63.1℃，即该蒸汽开始冷凝的温度。当热量进一步被排除时，冷凝过程将取决于两个相彼此保持平衡的程度。两种极值情形可以用“整体冷凝”和“局部冷凝”这两个术语来加以识别。当整体冷凝时，假定两个相要冷凝过程中的所有相空间点彼此保持平衡。在局部冷凝时，液相假定会如同其形成那样迅速地从蒸汽中排除，并且不再受蒸汽的影响。

这两种冷凝过程如图1所示，图中表示，两种冷凝过程的温度曲线都是蒸汽初凝结克分子数的函数。开始阶段，温度曲线几乎是相同的，但是局部冷凝温度突然急剧下降，

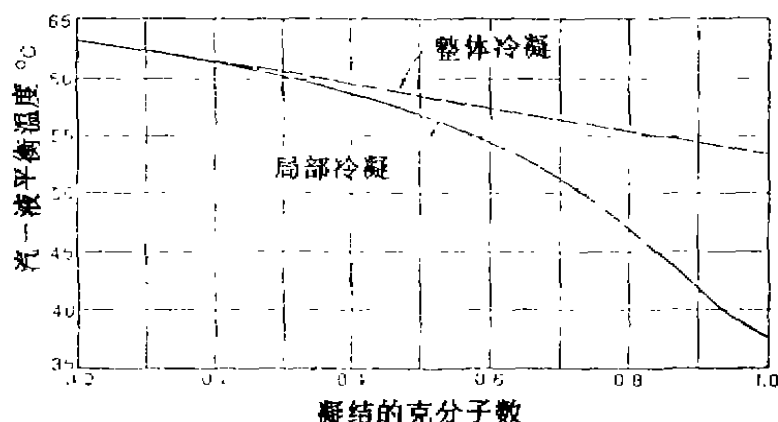


图1 整体冷凝和局部冷凝的温度分布(绝对压力为 0.435MPa 时，0.5 克分子的丁烷与戊烷的初始蒸汽混和物)

结果，局部冷凝的最终冷凝温度接近 37.8℃，而整体冷凝过程的对比终了温度为 53.5℃。

如果冷凝器中的冷却剂是单流程的，则局部冷凝过程将会导致更低的有效平均温差，

从而使换热器的尺寸明显增大。此外，最大允许的冷却剂入口温度必须小于 17.8°C ，相比之下，此温度小于整体冷凝时的 53.5°C ，这对于水冷式冷凝器来讲，并非重要的设计约束，但是对于可能应用空气冷却式的冷凝器来讲，却是一种明显的限制。对于应用较广的多流程冷却剂情形，问题将变得更为严重。和整体冷凝过程的 53.5°C 相比较，对局部冷凝过程来说，冷凝器中的最大允许回流温度必须低于 37.8°C 。

很清楚，尽可能地运用整体冷凝过程，问题就转变为应采取何种步骤来确保整体冷凝过程。这就要求我们更进一步考虑两相(蒸汽—液体)流动型的特性以及控制这些流动型式的参数。

水平管内的两相流动型式

图2表示通常公认的水平管内两相流动型式的示意图。这种流动型式的描述是非常主观的，尤其对该领域的工作人员来讲，牵涉到不同流动型式的定义和术语方面会起某些变化。可是，基本情形是这样：对普通冷凝过程条件下的一般流体来讲，有两种力控

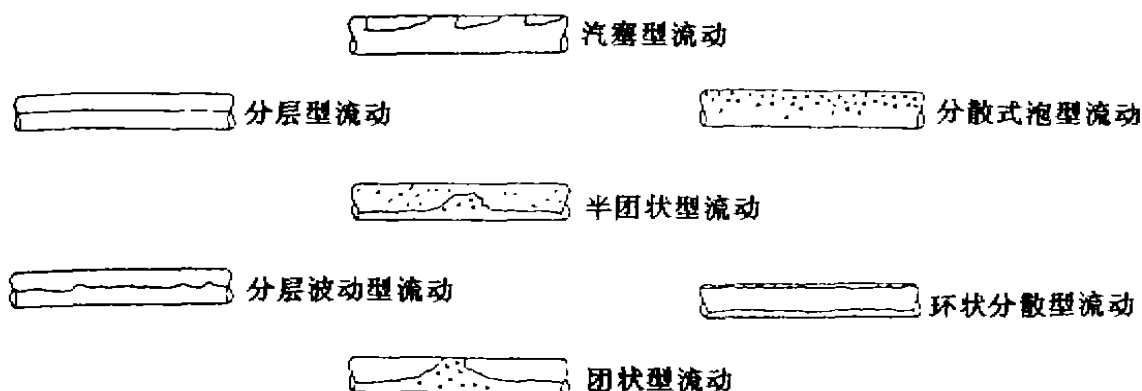


图2 水平管内两相流动的型式

制着相的工况及其分布。这两种力中的一种力为重力，它的作用方向总是指向地心，另一种力是蒸汽剪力，它沿着蒸汽流动的方向而作用在汽——液的分界面上。当重力占优势时(通常在较低的蒸汽和液体流量率条件下)，就能获得分层型和波动型的流动，如图中左边所示。当蒸汽剪力占优势时(通常蒸汽流量率较高的情形)，就能获得环状型流动(中心处夹带或不夹带液体)，如图中右边所示。当两种流量率都相当大，并且液体部分

占优势时,便能获得分散式泡型流动,此时,流动受剪力所控制,这对再沸器设计是重要的,但是对于冷凝器来说,其重要性极为有限。中等程度流量率所表示的流动型式与以重力和蒸汽剪力为重的型式旗鼓相当。

十分清楚,在水平管内,与受蒸汽剪力控制的流动相比,受重力控制的流动状态更可能导致相的不平衡性。可是,对所有的几何管道来说,相的不平衡性并非完全由受重力控制的流动所引起,情况往往是这样的。

至少就目前的事例来说已可定论,即人们显然希望有一种能使两相之间的非平衡性降低到最小限度的受蒸汽剪力控制的流动,设计者需要一定数量的准数组,以便预计在什么样的条件下,将会产生给定的流动工况。这种以图解形式的表示法通常称之为流动型式图,图3表示最常用的管内两相流动型式图,即 Taitel-Dukler图[5]。图中的有关参数如下:

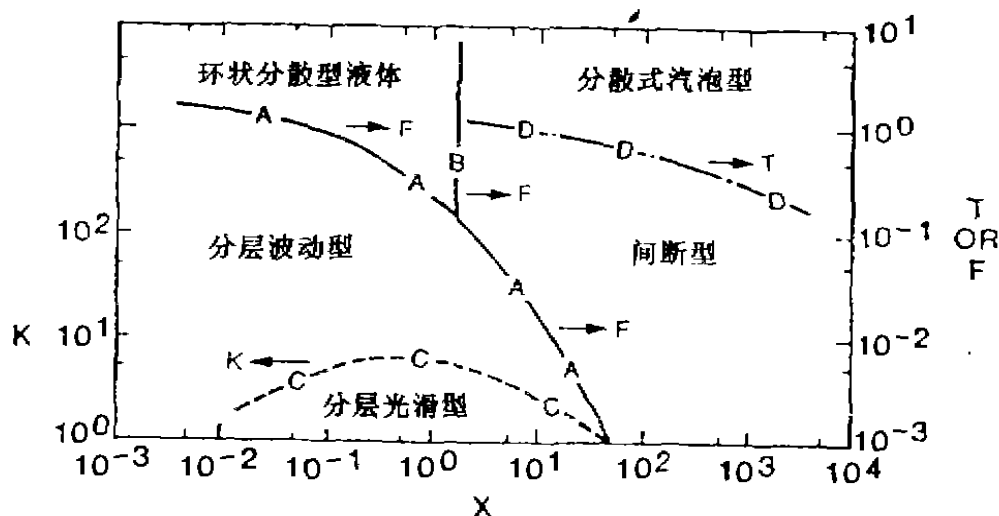


图3 管内两相流动的 Taitel-Dukler 流动型式图

$$X = \left[\frac{(dp/dz)_L}{(dp/dz)_G} \right]^{1/3}$$

$$K = \left[\frac{\rho_L \rho_G^2 J_L}{(\rho_L - \rho_G) g \mu_L \cos \alpha} \right]^{1/2}$$

使用任何流动型式图时，有几点需要强调：

1、任何两相流动型式的定义是非常主观的，不同的观察者会不同意他们中间所观察到的混乱状态，即各种测量两相流动的方法和为区分两相流动所造成不同组合准数的结果。

2、关于(1)的推论，从图中画出的边界线可以清楚地看到，由一种意义相当明确的流动型式向另一种流动型式的转变中，有着相当宽的过渡区域。

3、有少数的流动型式图表示成无量纲形式；致于量纲形式(诸如后面将讨论的 Grant 图)被认为是已获得有关流体和几何数据的代表，当扩大或外推到其他流动特性和几何形状时，应引起极大的注意，因为这是不可转换的。

4、多数的流动型式图都以空气——水质流动作为基础，这指的是蒸汽和液体两者的质量流量比例不会从管道某一段到另一段发生变化的情形。另一方面，冷凝流动和蒸发流动总是处于从一种质变到另一种质变的状态转变。然而，我们有必要作出处理关于冷凝流动和蒸发流动的假定，似乎各种局部参数都是用定型的绝热流动来描写，这是唯一最佳而合理的近似法。

5、事实上，甚至于定型的绝热流动由什么构成的问题引起了激烈争议。Collier 引了 Gill 与 Hewitt 的研究，其中阐述了产生空气——水质流动的两种不同方法(一种是射流喷射器和一种是多孔壁喷射器)，即引起完全不同的夹带液体的射流速度恰恰发生在 $L/d=150$ 之后。被假定更为接近运行热交换器情况的多孔壁喷射器就不会在该位置处出现某种平衡值。

所有上述忠告不一定都站得住脚，但使用那些找得到的有限信息和应用那些完全被公认的限制性条件能胜过全然不顾设计中的诸如此类的依据。

横流管束的两相流动

在设计算时时，通常把管壳型热交换器近似地当作流体作横向流动，并由窗孔或回流空间连结起来的理想管束串联装置。Bout 及其合作者 [1] 研究了在水平横向流动和立式向上流动中绕流管束的汽——水两相流动。他们观察到的特性流动图如图4所示，同时，他们提出的相应流动型式图如图5和图6所示。他们所做的所有实验是在接近大气压力条件下的空气——水质绝热流动，几何变量是极为有限的，而且流动型式图是有量纲的。因此，前段中所提出的预言需要非常小心地应用在这些情形中。即使如此，某些重

要的观点还是从流动工况图的对比中得出的。

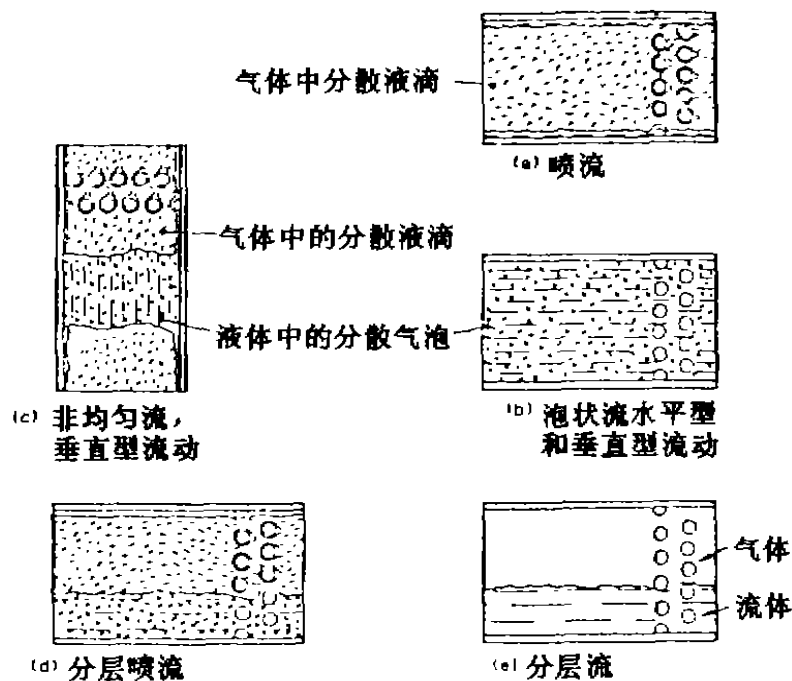


图4 横流管束情形中出现的两相流状态
(Grant的观察)

如果从两相之间保持紧密接触的观点有一致看法, 即我们希望避免分层流动型式, 那么我们可以看到, 当立式横向流动中的蒸汽和液体的流动速度低于卧式横向流动中蒸汽和液体的流动速度时, 就会有更多的机会获得所希望的喷射流动状态。存在非均匀流动的更大的显示区域, 从传热的观点看, 似乎是充足的, 但是会引起在运行上出现的稳定性问题和(或者)机械性损坏热交换器的问题。这就意味着我们应该考虑宁肯使用立式

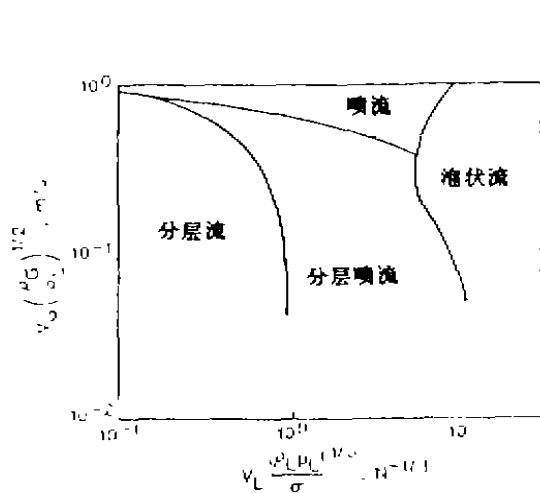


图5 管束中作水平横流时的两相流状态图(与立式分割折流挡板相对应)

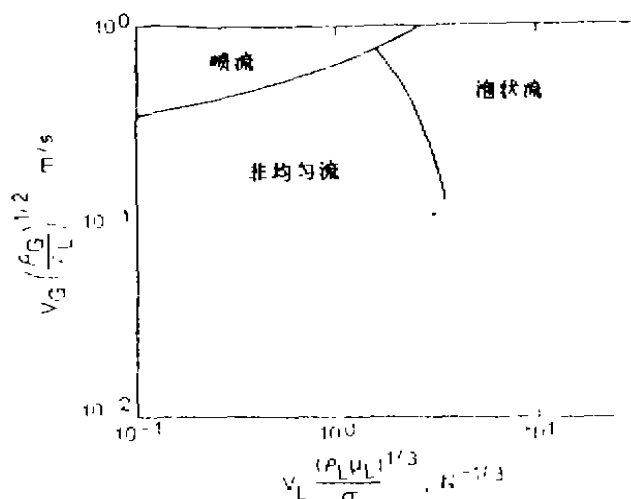


图6 管束中垂直向上横流时的两相流状态图(与卧式分割折流挡板相对应)

折流挡板而不使用卧式折流挡板，尽管这在热交换器设计者之中尚未推行过技术标准把折流挡板分列成垂直位置，如图7所示(挡板底部处开有槽口，便于在停止运行时排除液体)。

根据作者个人的经验，有几种实例可能提高卧式管束空间冷凝器的性能，由转动管束而使折流挡板相交于 90° ，以使折流挡板由垂直式分割方位变成水平式分割方位。(由于冲击板的方位和其他机械部件的关系，多数卧式冷凝器的管束，如果没有结构上的变更，是不可能旋转 90° 的)。可以预料，垂直向上流动会适当增加管间空间中的压力降，在任何措施采取之前，这种因素是应该加以考虑的。

至少对于作者来说，是可能的，即图8清楚地表明了水平方向分割折流挡板发生的情形，只要保持充分的流量率，流动主容积必然会经过管间空间领域，而不是通过挡板与壳体之间的泄漏以及通过挡板与管束上部管子之间的泄漏。

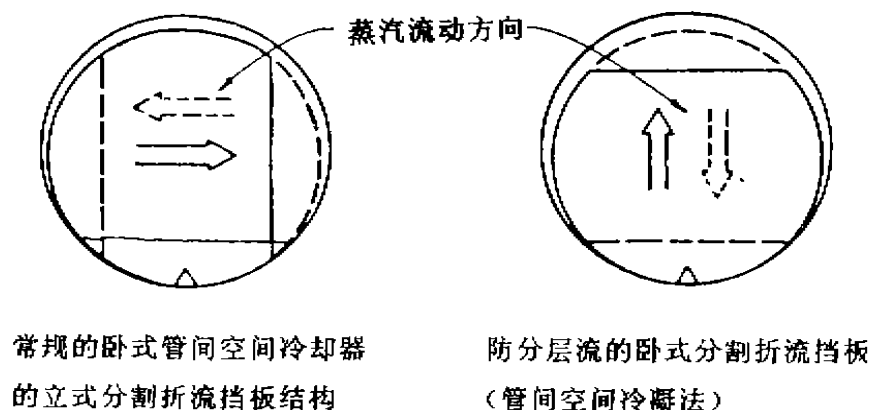


图 7 卧式管间空间冷凝器几种折流挡板构造的比较

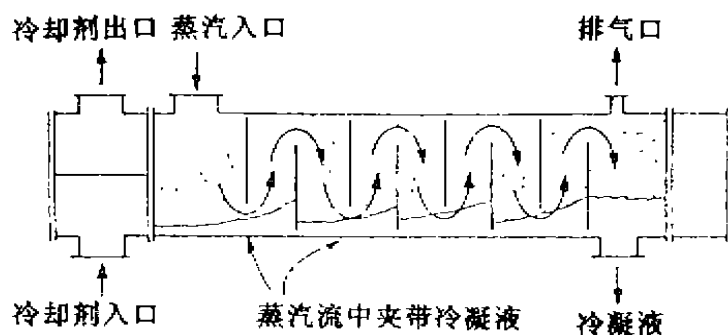


图8 装有水平方向分割折流挡板的卧式
管间空间冷凝器中的流谱简图

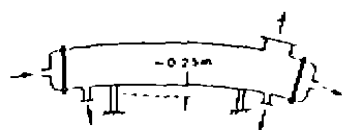
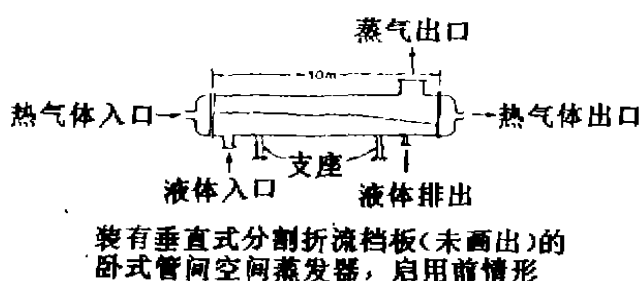
由 Kikagi [8] 等人所进行的一些空气——水质绝热流动的研究和录像带 [9] 记录的资料表明：分层流动比 Grant 指出的流动工况图有着更高的蒸汽和液体表面流速。因为在实验设备中，折流挡板与壳体之间，以及管子与折流挡板之间，有着很大的间隙（当然，在各种工业热交换器中也有同样情况），在准备预言横流段中工况之前，就必须从整体流中扣除泄漏流体。但是，这仅仅是管际空间中两相流动全部结构众多问题中的一部分。

对各种结构的商业热交换器来讲，更完整的研究就需要有关两相流动令人感兴趣的全部的几何参数范围。

卧式管际空间蒸发器的例子

各种卧式管际空间蒸发器被大量地应用，其中包括通常称为的氨水冷却装置的大容量制冷系统。当然，在蒸发器和再沸器中，就是要保证所有的蒸发表面是湿润的；另外，热交换过程是由传热系数相当低的蒸汽相单纯过热所组成。再有，被润湿的表面似乎要求能被保持着喷流工况的管际空间流动最容易地润湿，尽管各种热交换条件也许会在均匀流动下得到满足。然而，不均匀流动会引起不良的压力波动或机械振动，结果会损坏热交换器。

保持蒸发表面的湿润性有两个方面应分别加以考虑。第一，必须保证在紧贴蒸发表面处有液体存在，不管该液体是由受重力控制的液槽供给，或者是由处于基本稳定并绕流蒸发表面的载液蒸汽相供液。对于后者来说，液体中的一部分将沉积在蒸发表面上，当沉积速率等于或大于蒸发速率时，蒸发表面就会保持湿润。但是，随着表面温度的不可逆上升，保证蒸发表面不干燥也是必须的。这就建议人们在设计各类热交换器时，须极为小心，这类热交换器中的热源温度超过能重新形成稳固液膜的壁面温度（再湿润问题往往对核反应堆设计者很重要）。如果蒸发表面发生过热，则在正常运行条件下，不能再湿润，这不仅会使热交换器的热容量明显减小，而且将造成机械性损伤。



同样的热交换器，启用后情形

图9 由于不能保持正确流型而引起的机械性破坏

图9 表示安装在石油气加工厂中的卧式管际空间蒸发器。管侧流体为灼热气体，它作为蒸发壳侧液体的热源。当热交换器投入运行后，管束中的上部位管子显然未被湿润，因而这些管子迅速会达到某中间温度，即管侧灼热气体与壳侧蒸汽之间的中间温度。由于下部位管子浸没在液池中，则上部位管子会发生热膨胀，从而引起热交换器发生图中所示的香蕉型弯曲。该热交换器不得

不报废，而新的热变换便取而代之。看来有可能的是：热交换器中安装卧式折流挡板，在灼热气体进入管子之前，被蒸发的液体引入管际空间，由于蒸汽中夹带着的液体会向上部位管子连续不断地供应液体，则热交换器将会继续满意地运行。

然而，应该指出，这是一种颇为灵敏的平衡作用。如果供应的液体量发生任意的暂时性减少，则飞溅液沫不可能再输送到上部位管子处，正如存在着假想分层液池的情况一样，这种过程多半会发生的。在此情形下，谨慎的设计便要求再次考虑整个运行的基本原理，可以设想，有必要使全部管束被浸没，同时可用一控制装置来维持一定的液位，此类设备即为常规的浸没式冷却装置釜形再沸器。

关于使用蒸汽剪力控制流动的一些限制

为了最低限度获得蒸汽相和液相之间的近似热平衡，同时，也是为了维持热交换过程中的热——水力的条件，上述例子已经强调了在各式冷凝器和蒸发器中使用蒸汽剪力控制的流动力。

已经指出过关于这种实际应用的某些限制中，包括了目前各种设计方法的不确切性，这些方法用来预测一组给定的条件是否会导致蒸汽剪力控制的流动以及由于操作上流量率的变化或者由于运行条件对表面初始湿润过程造成不可逆破坏的可能性。

另一个问题是要实现蒸汽剪力控制流动几乎总是要求有比分层流动有较大压力降。显而易见，该问题在真空条件下比在高压条件下更为严重，而且冷凝器比蒸发器更为严重，因为在冷凝器中的任何压力损失将引起冷凝温度的下降，同时，相对于冷却剂的温度差也会减小。另一方面，在再沸器中，由于压力降所造成的沸腾温度下降会导致超临界热流密度的可能性。根据实际情况，允许的压力降问题显得特别重要，事实上，我们尚不能正确地预料两相流动的压力降问题。

关于这些情形的一种答案是，不管蒸汽剪力控制的流动是否在允许的压力降范围内可行，或者对设计者和运行员的各种需求是否充分可靠，采用重力式结构将会得到满意的结果，而且蒸汽剪力至少会与重力的机理发生矛盾。利用重力来控制流动的思想把设计者引向垂直向上流动的蒸发过程和垂直向下流动的冷凝过程，垂直向上流动的蒸发过程广泛应用于工业上，即垂直式管内热对流再沸器，在这方面，已有大量的数据和设计方法可资应用（有时也采用垂直式管际空间中的热对流运行方式，但是难于保证蒸汽相不聚集在上层管面处，这会使热交换器中由于管子表面过热而引起热应力的问题）。

无论是在壳侧还是在管侧进行的垂直降膜冷凝方式，都是利用重力原理来推动液体

流动的一种方法，此时，液体与蒸汽两相之间，始终保持着良好的接触。垂直式管内冷凝法是相当简单的，只要保证管子有足够大的直径，以避免分流和再充气，这样就能防止非凝结性气体从逸气口，流向排气系统。管侧式冷凝法的排气系统应尽量配备一个低位设备，在其中，凝结液体和任何的非凝结性气体会在重力作用下流动并发生分离。非凝结性气体便通过遮蔽式排气口逸出。

垂直式壳内凝结法使得每一横向剩余的蒸汽相进行喷淋的液体有提早凝结的可能。成薄膜形式下降的已凝结液体，其方位不变或者液滴呈分散状，都可能使凝结过程比较好地接近总体冷凝情形。当应用管际空间冷凝法时(图10)，在靠近凝结液侧面处装有一个位置恰当的良好排气口是至关重要的。排气口应高于热交换器管际空间处形成的任意液位。如果出口管尺寸过大(卧式的管内两相流动工况图在这里

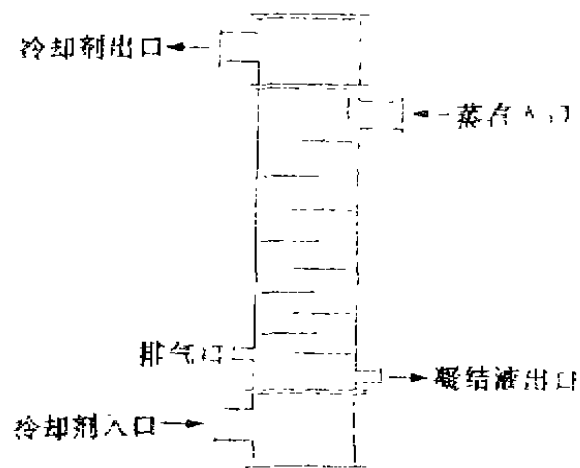


图10 立式管际空间冷凝器简图

图中画有正确的排气口位置

很有用)，这样，溢出的两相流被分层，制成的排气口不是从出口管道顶部去掉，就是应离开受液器(假定受液器已具有能充分满足设计要求的内部结构来确保良好的汽—液分离)。

立式凝结法的一般缺点是凝结液体不能正常地直接向立式壳体中排放，除非被抽吸回去。一个立式安装的冷凝器也许有一些维修上的困难，因为在它修理之前，通常需向上提升，然后水平地放下。但是，以上两个考虑的事项均属于方便性的问题，而不是给人印象深刻的同时又是不可接受的结构上性能恶化的问题。当在热—水力满意形式下操作的冷凝器有可能失效时，人们就会权衡这些不利因素，有关各种实际的工程方案都分明地展示过。在这种关系密切的情形下，一旦人们在经济价值方面看到反应堆表面对中流中回收能量的缺陷时，读者也许会想起管端装有膨胀节的1-1型立式溢流热交换

器曾经风尚一时。只要结构性和可运行性不能兼顾时，“我们从未那样做过”的理由和节能的相反争论是有抵触的。

结 束 语

本文的意图在于论证设计蒸发器和冷凝器时，须考虑两相流动型式的重要性。关于壳式和管式热交换器(双方面)的探讨已经初步有了发展，扩展其他几何型式换热器的基本想法是容易的。

采用这种设计工具的主要困难在于缺乏应用两相流动型式的相关性，特别是一些带有基本有效性的内部论据。毫无疑问，但也不是绝对地，有更多的研究，特别是实验方面的研究应致力于发展流动型式图，并且使其应用到其它的几何结构中去以及比简单的绝热空气——水质流动条件更为广泛的工况去。被设计者广为使用的现存信息至少能使设计者处于安全领域。

通常，保持蒸汽剪力控制的流动型式，其流动特性是非常需要的。但是，这就要求比分层流动有更大的压力降，也许比给定条件的许允值要大些。在这种情形下，值得向设计者提出建议，应该考虑有关垂直向下流动的冷凝问题和垂直向上流动的蒸发问题。

术 语 表

F	Taitel-Dukler 参数
g	重力加速度
J	表面相流速度, m/s
K	Taitel-Dukler 参数
(dp/dz)	给定相沿管道流动时的摩擦压力梯度, (N/m ²)/m
Y	Taitel-Dukler 参数
X	Taitel-Dukler 参数
α	管道倾角; 水平流动时, $\alpha = 0$, 向下流动时, $\alpha > 0$
μ	绝对粘度, Ns/m ²
ρ	密度, kg/m ³

脚 标

- G 气体相或蒸汽相
L 液体相

译自《INT. COMM. HEAT MASS TRANSFER》Vol. 15, pp. 429--448, 1988

陆 声 廷 译
花 克 勤 校