

高等学校教学用书

化工过程及设备课程设计参考资料

第一分册

蒸发设备的设计

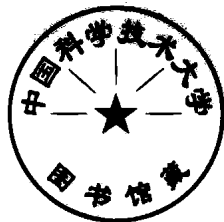
大连工学院化工机械系
化工过程及设备教研室编

人民教育出版社

本书系由大连工学院化工机械系化工过程及设备教研室编写而成。书中共包括五个单元的課程設計資料：蒸发設備的設計，填料吸收塔的設計，泡蓋式精餾塔的設計，壓縮式冷冻机的設計与轉筒式干燥設備的設計。

本书作为化工各专业及化工机械专业学生在进行化工过程及设备之課程設計时的教学參考資料。

本书除以整册形式出版外，同时以分册形式出版五个单元的单行本：第一分册，蒸发設備的設計；第二分册，填料吸收塔的設計；第三分册，泡蓋式精餾塔的設計；第四分册，壓縮式冷冻机的設計；第五分册，轉筒式干燥設備的設計。



化工过程及设备課程設計參考資料

第一分册

蒸发設備的設計

大连工学院化工机械系
化工过程及设备教研室編

人民教育出版社出版 高等学校教材編輯部
北京宣武門內承恩寺7號

(北京市書刊出版業營業許可證出字第2号)

人民教育印刷厂印裝 新华书店发行

統一書号 15010·886 开本 850×1168 1/32 印張 13 1/16
字數 39 000 印數 0001—3000 定价(7) 0.17
1960年5月第1版 1960年5月北京第1次印刷

本书系由大連工学院化工机械系化工过程及设备教研室编写而成。书中共包括五个单元的課程設計資料：蒸发设备的設計，填料吸收塔的設計，泡蓋式精餾塔的設計，壓縮式冷冻机的設計与轉筒式干燥设备的設計。

本书作为化工各专业及化工机械专业学生在进行化工过程及设备之課程設計时的教学参考資料。

本书除以整册形式出版外，同时以分册形式出版五个单元的单行本：第一分册，蒸发设备的設計；第二分册，填料吸收塔的設計；第三分册，泡蓋式精餾塔的設計；第四分册，壓縮式冷冻机的設計；第五分册，轉筒式干燥设备的設計。

化工过程及设备課程設計参考資料

第二分册

填料吸收塔的設計

大連工学院化工机械系
化工过程及设备教研室編

人民教育出版社出版 高等学校数学用書編輯部
北京宣武門內承恩寺7号

(北京市書刊出版業營業許可証出字第2号)

人民教育印刷厂印装 新华书店发行

統一書号 15010·887 开本 850×1168 $1/32$ 頁数 1 $1/4$ 插頁 1
字數 31,000 印數 0001—3,000 定价 (7) 半0.22
1960年7月第1版 1960年7月北京第1次印刷

目 录

第一章 蒸发设备的設計	1
§ 1. 精論	1
§ 2. 蒸发设备的要求	2
§ 3. 蒸发设备的設計程序	3
§ 4. 蒸发器的类型及其选择	4
1. 自然循环的直立式蒸发器	5
2. 直通式长管蒸发器(液膜式蒸发器)	7
3. 强制循环蒸发器	8
§ 5. 蒸发器的热計算	9
1. 蒸发量及加热蒸汽消耗量的計算	9
2. 传热量的計算	12
3. 传热系数的計算	12
4. 有效传热温度差的計算	17
5. 传热面积的計算	18
6. 蒸发器操作条件的决定	18
§ 6. 蒸发器主要尺寸的决定	20
§ 7. 混合冷凝器的选择	27
附录	29
附录 1-1 水在飽和线上的物理参数(0--190 [°C])	29
附录 1-2 $\Delta = f \Delta_n$ 的列线图表	30
附录 1-3 在大气压下食糖溶液的沸点上升, [°C] (Δ_n)	31
附录 1-4 苏联 BB 型蒸发器加热室的基本尺寸	31
附录 1-5 苏联 BB 型蒸发器蒸发室(分离器)的尺寸	32
附录 1-6 花板上加热管数与圈数的关系	33
附录 1-7 糖溶液的物理性质	34
附录 1-8 苛性钠水溶液的物理性质	35
参考图样(暫缺)	
参考书刊	37

第二分册目录

第二章 填料吸收塔的设计	39
§ 1. 绪论	39
§ 2. 平衡数据	40
1. 氨在水中的溶解度	43
2. 二氧化碳在水中的溶解度	44
3. 二氧化硫在水中的溶解度	45
4. 氯化氢在水中的溶解度	47
5. 硫酸水溶液面上的水汽分压	48
6. 丁二烯在火油中溶解的平衡关系	49
§ 3. 填料	49
§ 4. 填料塔直径的决定	52
§ 5. 填料层高度	54
§ 6. 吸收系数的数据	56
1. 氨在水中的吸收系数	57
2. 二氧化碳在水中的吸收系数	58
3. 二氧化硫在水中的吸收系数	59
4. 氯化氢在水中的吸收系数	59
5. 以浓硫酸吸收气体中的水汽时的吸收系数	59
6. 用火油吸收丁二烯的吸收系数	60
§ 7. 填料塔流体阻力的计算	60
§ 8. 附属装置	68
1. 填料支承板	68
2. 液体再分布装置	72
3. 液体淋洒装置	73
4. 除沫装置	78
5. 气体的出入口装置与液体的出口装置	79
塔结构参考图	80
参考书刊	84

第五章 蒸发設備的設計

在化学工业中，蒸发过程的目的常常是濃縮溶液，并且通常是水溶液。蒸发过程是沸騰傳热的过程。因此，蒸发过程得以順利进行的主要条件是良好的傳热条件以及順利地除去所产生的二次蒸汽。

蒸发器實質上就是热交換器，只是为了有利于沸騰傳热过程以及汽液分离过程而在构造上有其特点就是了。

在化学工业中，大多数蒸发器都是用水蒸汽作为加热的热源的。因此，在蒸发器中傳热过程的一方面是水蒸汽的冷凝給热，另一方面是溶液的沸騰給热。一般說来，冷凝給热系数比沸騰給热系数大，因此关键在于沸騰給热。

二次蒸汽的除去通常是用冷凝器冷凝的方法，因此冷凝器是蒸发設備的重要組成部分。

多效蒸发是多次利用二次蒸汽的过程，因此多效蒸发的目的是节省加热蒸汽，但与此同时所需的設備也增加了。

在多效蒸发器中，有时从前几效的二次蒸汽中抽出一部分蒸汽用于其他的加热器，这叫做額外蒸汽。抽出額外蒸汽的目的，也在于节省加热蒸汽，因为这样可以省得直接从蒸汽鍋炉取用蒸汽来用于加热器了，額外蒸汽不过是压力稍低而已。額外蒸汽抽出量的多少，視生产需要和蒸发器的可能性而定。糖厂的蒸发設備通常都是引出額外蒸汽的。

为了降低溶液的沸点，往往利用真空蒸发；在多效蒸发中，則常常更有必要采用真空。显然，真空蒸发必須配备有抽真空的設

2 .
备。

在蒸发设备中溶液的流程,可以是并流、逆流、错流或平流(即各效直接进料和出料),在一般情况下常用并流加料。对于生成结晶的蒸发过程,例如食盐水的蒸发,则常用平流加料法,各效溶液都是饱和浓度,没有必要将溶液从一效送入另一效去。

§.2. 蒸发设备的要求

蒸发设备在构造上必须尽量有利于过程的进行。从这一观点来看,设计蒸发设备时应该考虑下列诸点:

(1) 要提高冷凝和沸腾的给热系数,从而保证较大的传热系数;

(2) 要适合溶液的一些特性:粘性、起泡性、对温度的不稳定性、溶解度随温度变化的特性以及腐蚀性等等;

(3) 要能完善地分离液沫;

(4) 要减少温度差损失;

(5) 要尽量减慢传热面上污垢的生成;

(6) 要保证加热蒸汽在管间空间均匀地分配;

(7) 要能排出溶液在蒸发过程中所析出的结晶体;

(8) 要保证能够比较方便地清洗传热面。

除了从过程的要求来考虑蒸发设备的结构以外,还必需从机械加工的工艺性、设备的价格、操作费和设备费的经济分析来考虑。为此,必需注意下列诸点:

(1) 设备的体积要小,金属材料的消耗量要小;

(2) 机械加工和制造安装应该合理和方便;

(3) 检修要容易;

(4) 设备的使用寿命要长;

(5) 要有足够的机械强度。

从以上所提的这些还不是很全面的要求来看，如果希望在所有要求上都能满意是比较困难的。因此，在设计过程中考虑这些要求时，必需权衡轻重，研究主次，综合考虑。

正因为蒸发设备的要求是相当复杂的，因此实际上存在的蒸发器的类型是很多的，它们各有其特点及适用的场合。

§ 3. 蒸发设备的设计程序

蒸发设备的设计一般可按下列步骤进行：

- (1) 根据工艺条件确定蒸发设备的流程、效数及蒸发器的型式；
- (2) 根据物料衡算及热量衡算计算加热蒸汽消耗量及各效蒸发量；
- (3) 求出各效的传热量、传热系数及有效传热温度差，从而求出各效的传热面积。
- (4) 选定加热管的直径和长度，算出加热管的根数，确定管距和排列方法，这样就决定了加热室外壳的直径；
- (5) 确定蒸发室的大小和构造；
- (6) 确定蒸发器的草图，考虑一些部件例如人孔、视镜、进出口管等的大小和位置，以及某些连接部分的连接方法；
- (7) 进行蒸发器的机械强度的计算，例如蒸发器壳体的厚度、管板的厚度、支脚的尺寸以及法兰的尺寸等等；
- (8) 运用简图最后审定所有的结构问题；
- (9) 计算冷凝器的尺寸；
- (10) 绘制蒸发器的结构图，编写材料表，计算重量；
- (11) 编写设计说明书，并将工艺计算的主要结果和设备的主要尺寸列成简明的表格。因系技术文件故应该写得整齐清楚。

§ 4. 蒸发器的类型及其选择

蒸发器的类型不胜枚举。从许多可以作为分类的特征中，我們选择其中三个特征来分类。

1. 根据溶液循环的方法可分为：

- (1) 自然循环的蒸发器；
- (2) 强制循环的蒸发器；
- (3) 不循环的(一次通过的)蒸发器。

2. 根据通入加热蒸汽的空间可分为：

- (1) 管外加热的蒸发器；
- (2) 管内加热的蒸发器。

3. 根据结构的特点可分为：

- (1) 夹套式；
- (2) 蛇管式；
- (3) 水平管式；
- (4) 中央循环管式；
- (5) 悬筐式；
- (6) 加热管在外的；
- (7) 长管式(一次通过的膜式蒸发器)；
- (8) 多程式；
- (9) 强制循环的；
- (10) 其他特殊结构的。

在化学工业中，自然循环的蒸发器使用得最为普遍。强制循环的蒸发器应用于易生污垢或析出晶体的溶液的蒸发。它的主要缺点是能量消耗大(每平方米加热面积要 0.4—0.8 千瓦)，其次是操作比较复杂。不循环的蒸发器，即所谓膜式蒸发器，主要用来处理某些对较高温度敏感的溶液，例如果汁等。

在化学工业中,水溶液的蒸发采用管外加热的居多,蛇管式和水平管式这样一些管外沸腾的蒸发器现在已经很少采用了。

对于一个具体的蒸发过程,根据它的工艺特点选择结构适宜的蒸发器是很重要的,也是设计工作中应该首先确定的。现在简单介绍几种主要的蒸发器类型的特点。

1. 自然循环的直立式蒸发器

(1) 中央循环管式蒸发器 这种蒸发器的构造如图1-1所示,过去人们传统地常称它为标准式蒸发器。它的构造简单,适应性好而比较可靠。因此,在很多情况下它都能适用。例如,对于较粘的液体或是在浓缩过程中会产生结晶的溶液等往往都可采用。当有结晶析出时,罐底应该是锥形的,以便排出晶体。在烧碱工业中,

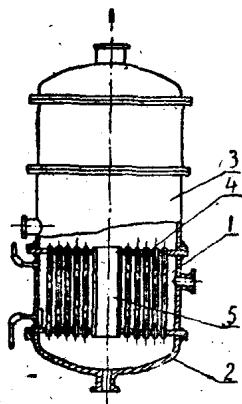


图1-1. 中央循环管式蒸发器:

1—加热室; 2—罐底; 3—蒸发室; 4—加热管; 5—循环管。

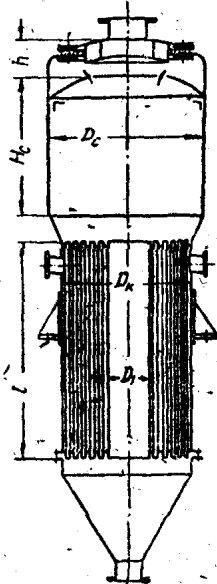


图1-2. 苏联BB型中央循环管式蒸发器。

常用这种蒸发器来浓缩烧碱溶液。在制糖工业中也常用它。

图 1-2 是苏联化工机械制造管理总局 BB 型号中央循环管式蒸发器的定型设计。

中央循环管式蒸发器的主要缺点是在增大循环速度的可能性方面有一定限制，因而在提高溶液的沸腾给热系数上受到一定的限制。

(2) 悬筐式蒸发器 悬筐式蒸发器是中央循环管式蒸发器的变形。它的结构如图 1-3 所示。这种蒸发器的加热器悬架在蒸发器的外壳中，四周的环隙作为循环的通道。它的主要特点是便于拆换加热室。只要把顶盖拿下，拆开管道的连接部分，卸下加热室与壳体固定的螺丝，就可以将加热室取出，进行检修或更换。下

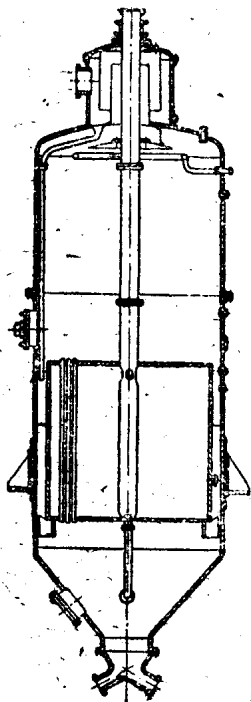


图 1-3. 悬筐式蒸发器。

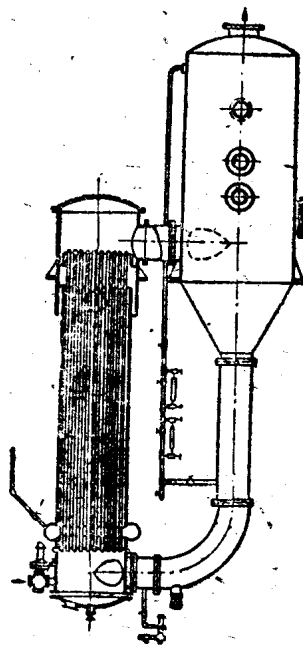


图 1-4. 加热室在外的自然循环蒸发器。

面的錐形底是便于放出在蒸发过程中析出的晶体的。

这种蒸发器的缺点是装置比较复杂，因为加热室在壳体里面，所以蒸汽入口、冷凝水和不凝性气体排出口的装置都比较复杂。此外其轮廓尺寸较大，金属消耗量稍大。

悬筐式蒸发器的性能与中央循环管式的很接近。烧碱溶液的蒸发常采用它。

悬筐式蒸发器的加热蒸汽管与外壳的连接方法常有不同，可参考 A. Д. 杜馬什涅夫所著“化学生产机器及设备”^①。

(8) 加热室在外的自然循环蒸发器 这种蒸发器的加热室和汽液分离器(蒸发室)构成两个单独的设备，彼此之間用管子连接起来。图 1-4 是这种蒸发器的一种。从很多方面看，把加热室和蒸发室分开是有好处的。首先，可以减低蒸发器的高度，同时分离器的直径也可以按需要设计而不受加热室外壳直径的限制。当加热管较长时，可以适当调节操作以使溶液仅在管子的上端沸腾，从而避免在管内很快结垢。此外，这样的蒸发室还可以大大改善分离液体的条件，同时还可以把蒸发室变为一个旋风分离器。由于蒸发室是在外的，因此它可以连接两个或几个加热室。这样就比较便于检修或轮换使用加热室，而不使蒸发器停工。

与中央循环管式的蒸发器比较，这种设备的缺点是热损失较大和金属消耗量较大。

加热室在外的蒸发器的适应性也是比较大的，在很多情况下都可以采用它。

2. 直通式长管蒸发器(液膜式蒸发器)

这是一种溶液不循环的蒸发器。它在结构上的一个主要特点是加热管很长，一般不小于 6-8 [米]。由于加热管很长，管内液面维持较低，因此在操作时，当把溶液送入管内后，溶液立即剧烈沸腾，管内汽液比很大，以致在管口流出时的蒸汽速度可达 100-120

米/秒。这样就使得管子的中央部分充满了蒸汽，而管壁有一层液膜被蒸汽带上，故有液膜式蒸发器之称。

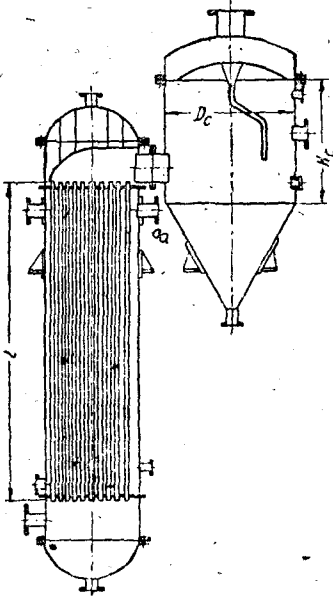


图1-5. 苏联BH型直通式长管蒸发器。

由于溶液是不循环的，因此溶液在加热器内停留的时间是很短的。所以这种蒸发器特别适合于处理那些不能长时间受热的物料，例如牛乳、果汁之类。但对于容易析出结晶的溶液它是不适合的。

这种蒸发器的缺点是在操作上要求非常均匀地进料，因而控制操作比较复杂。此外，长管的清洗和拆换也比较困难。

图1-5是苏联化工机械总局BH型直通式长管蒸发器的设计。它的管长分两类，一类为7米，另一类较短，为4-5[米]。

3. 强制循环蒸发器

在自然循环的蒸发器中，溶液在管内的循环速度较小，一般不超过1[米/秒]强制循环的蒸发器可使溶液在管中的速度达到2.0-3.5[米/秒]，这样就可以提高管内的给热系数。同时，由于溶液的速度大，对于容易生垢的溶液来说，有随时清洗的作用。所以，强制循环蒸发器(图1-6)适用于容易生垢和结晶的溶液，此外，还适用于粘性大的溶液，因而比较有条件使溶液浓缩到很高的浓度。强制循环蒸发器的主要缺点，是要经常消耗能量来循环溶液，而且能量消耗很大，每平方米加热面积要0.4-0.8[千瓦]，因此，

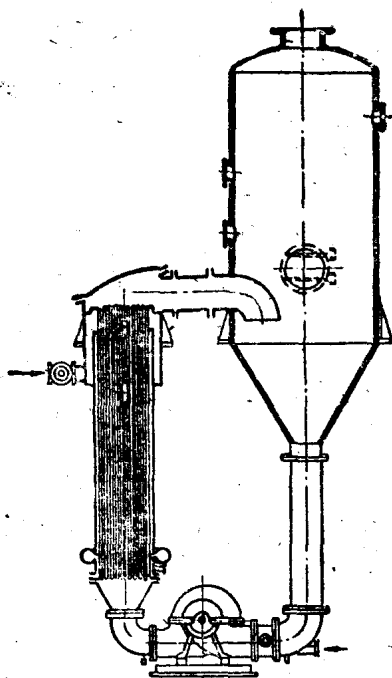


图 1-6. 强制循环蒸发器。

对于需要用贵重材料(例如镍)制造的蒸发器, 则采用强制循环以节省较多的设备费。在这种情况下有时是经济的。

强制循环用的泵常为离心泵或轴流泵。泵所需要的压头较小, 流量较大, 压头仅用来克服流体阻力。

§ 5. 蒸发器的热计算

1. 蒸发量及加热蒸汽消耗量的计算

为了计算传热量, 从而求得传热面积, 必须首先计算总蒸发量和各效蒸发量。这里的计算以并流加料而论。计算蒸发量及加热蒸汽消耗量的根据是物料平衡和热量平衡。为了避免过于复杂, 常常作一些合理的简化, 其中以 M. A. 基奇金和 Г. Н. 科斯坚科所

提出的方法^[2]最为实用,所得到的公式如下:(以三效为例)

$$W = w_1 + w_2 + w_3 \quad (1-1)$$

$$W = S \left(1 - \frac{B}{B_3} \right) \quad (1-2)$$

$$w_1 = (D_1 + Sc\beta_1)\eta_1 \quad (1-3)$$

$$w_2 = [D_2 + (Sc - w_1)\beta_2]\eta_2 \quad (1-4)$$

$$w_3 = [D_3 + (Sc - w_1 - w_2)\beta_3]\eta_3 \quad (1-5)$$

如不引出額外蒸汽,則

$$D_2 = w_1 \quad (1-6a)$$

$$D_3 = w_2 \quad (1-7a)$$

如引出額外蒸汽,則

$$D_2 = w_1 - E_1 \quad (1-6b)$$

$$D_3 = w_2 - E_2 \quad (1-7b)$$

从(3)、(4)及(5)式中消去 D_2 及 D_3 ,則得

$$w_1 = D_1 a_1 + b_1 \quad (1-8)$$

$$w_2 = D_1 a_2 + b_2 \quad (1-9)$$

$$w_3 = D_1 a_3 + b_3 \quad (1-10)$$

这里的 a 和 b 都是根据具体数值得到的計算系数。以上三式相加得:

$$W = D_1(a_1 + a_2 + a_3) + (b_1 + b_2 + b_3) = D_1 A + B$$

或
$$D_1 = \frac{W - B}{A} \quad (1-11)$$

这里 $A = a_1 + a_2 + a_3$, $B = b_1 + b_2 + b_3$ 。順着上述步骤可以很方便地求出第一效的加热蒸汽消耗量 D_1 ,然后由(8)-(10)式即可求出各效蒸发量 w_1 、 w_2 及 w_3 。

各式中 W —— 总蒸发量, [公斤/小时];
 w —— 各效蒸发量, [公斤/小时];
 S —— 原料液量, [公斤/小时];
 B —— 各效出口的溶液濃度, 重量百分数;

B_0 ——原料液濃度, 重量百分数;

D ——各效加热蒸汽消耗量, [公斤/小时];

c ——原料液的比热, [千卡/公斤 $^{\circ}\text{C}$];

β ——各效的自蒸发系数, $\beta_n = \frac{t_{n-1} - t_n}{t_n - t_n}$, t 为各效沸点, [$^{\circ}\text{C}$], i 为各效二次蒸汽的热含量, [千卡/公斤];

η ——热损失系数;

下标 1, 2, \dots , n ——代表第几效。

在应用上法计算时, 首先应该估计各效的自蒸发系数 β 。估计的方法如下。首先按照自蒸发系数等于零估计各效蒸发量(参考^[8]第 249 页), 从而估计各效出口浓度。如蒸发器是按照完全混合的原则操作的话, 则出口浓度就是蒸发器内溶液的浓度。按照各效加热室和蒸发室压力差相等的假定, 求出各效蒸发室的压力, 再考虑温度差损失, 就可以估计各类的沸点, 这样就可以估计出各效的自蒸发系数 β 。由于 β 的数值对蒸发量的影响不大, 因此在一般情况下最后可不必重新核对。

温度差的损失有三方面, 第一是由于水中有溶解物存在而引起的沸点上升, 各种溶质的水溶液在一个大气压之下的沸点上升 Δ_0 如附录 1-2 及附录 1-3, 所示, Δ_0 随溶液的浓度不同而不同。在不同压力下的沸点上升, 可根据吉辛科法^[8]计算之, 其公式为:

$$\Delta = f\Delta_0 \quad (1-12)$$

式中 Δ 为任一指定压力下的沸点上升 [$^{\circ}\text{C}$], f 为校正系数, 其值为

$$f = 0.00387 \frac{T^2}{r}$$

式中 T ——指定压力下水的沸点, [$^{\circ}\text{K}$];

r ——指定压力下水的蒸发潜热, [千卡/公斤]。

附录 1-2 是 (1-12) 式的列栈算图, 利用它可以直接根据 Δ_0 求得 Δ 。另一个温度差损失是蒸发器中液体静压力所引起的沸点升高。

按照蒸发器中液面高度的一半加上蒸发室的压力来求得该压力下水的沸点,以之减去蒸发室压力下的沸点,即可作为这一项温度差损失(以 Δ' 表之)。第三项温度差损失是指各效间导管中流体阻力所引起的二次蒸汽温度的降低,此项温度降低受管路大小、蒸汽速度以及除沫器阻力等影响,通常根据经验数据,每两效间取 $0.5-1.5[^\circ\text{C}]$ 作为这项温度差损失(以 Δ'' 表之)。

2. 传热量的计算

各效的加热蒸汽量求得以后,即可求出各效传热量 q_n 。

$$q_n = D_n R_n \quad (1-13)$$

式中 q_n ——第 n 效的传热量, [千卡/小时];

R_n ——第 n 效加热蒸汽的蒸发潜热, [千卡/公斤]。

3. 传热系数的计算

蒸发器的传热系数可按下式计算:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (1-14)$$

式中 K ——蒸发器的传热系数, [千卡/米²·小时· $^\circ\text{C}$];

α_1 ——加热蒸汽冷凝给热系数, [千卡/米²·小时· $^\circ\text{C}$]

α_2 ——溶液沸腾给热系数, [千卡/米²·小时· $^\circ\text{C}$];

δ_1, δ_2 ——分别为管壁及污垢的厚度, [米];

λ_1, λ_2 ——分别为管壁及污垢的热传导系数, [千卡/米·小时· $^\circ\text{C}$]。

其中蒸汽冷凝给热系数可按参考书刊^[3]所推荐的公式计算, 蒸汽在竖直接管外冷凝时的计算式为:

$$Nu = m(Ga \cdot Pr \cdot K_D)^n \quad (1-15)$$

当 $(Ga \cdot Pr \cdot K_D) < 10^{15}$ 时, $m = 1.15, n = \frac{1}{4}$;