

食工原理课程设计

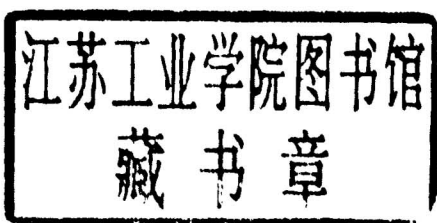
多效蒸发器设计

化工原理教研室

2001年4月

食工原理课程设计

多效蒸发器设计



目 录

第一节	概述	(1)
第二节	蒸发设备的类型和选择	(2)
2.1	对蒸发设备的要求	(2)
2.2	蒸发设备的类型和先择	(2)
2.3	中央循环管式蒸发器	(3)
2.4	升膜式和降膜式蒸发器	(7)
第三节	蒸发系统操作条件的确定	(10)
3.1	流程选择	(10)
3.2	效数的确定	(10)
3.3	蒸发器操作条件的确定	(11)
第四节	蒸发系统工艺计算	(12)
4.1	蒸发水量和各效浓度	(12)
4.2	首效加热蒸汽耗用量	(13)
4.3	蒸发中的温度差损失	(15)
4.4	传热量计算	(16)
4.5	传热系数的确定	(16)
4.6	有效温度差的分配	(21)
4.7	传热面积的计算	(22)
4.8	蒸发工艺计算程序	(22)
4.9	用计算机进行蒸发工艺计算	(24)
第五节	中央循环管式蒸发器主要结构计算	(25)
5.1	加热室	(25)
5.2	蒸发室	(25)
5.3	接管尺寸	(26)
5.4	材料强度计算	(27)
第六节	升膜式和降膜式蒸发器的设计	(29)
6.1	升膜式蒸发器的设计计算	(29)
6.2	降膜式蒸发器的设计计算	(30)
第七节	水喷射冷凝器结构计算	(35)
7.1	结构及工作原理	(35)
7.2	计算方法	(35)
7.3	设计时应注意的问题	(39)
第八节	混合冷凝器的设计计算	(41)
8.1	混合冷凝器的结构	(41)
8.2	设计计算	(41)
第九节	蒸发系统的设计程序	(45)
	参考文献	(46)
	附录	(47)

第一节 概 述

蒸发是轻工、化工工厂中广泛应用的单元操作之一，适用于溶质不可挥发而溶剂可挥发的溶液的分离。它通常用于浓缩各种不挥发性物质的水溶液。例如：在糖厂将浓度为10—15锤度的

糖汁浓缩为55—65锤度的糖浆；食品厂将牛奶浓缩到含固溶物45—52%；肥皂厂将粗甘油脱水以便精馏制成精甘油。有时，蒸发除去的不一定是水，如油脂工厂中的混合油中含有溶剂轻汽油，就需要通过蒸发脱除。

蒸发过程需要消耗大量的热量。蒸发器实质上就是一台特殊的换热器。考虑到物料的特性，如热敏性、粘性、起泡性、结晶性、结垢性、挥发性、腐蚀性等，以及蒸发时沸腾传热特点和汽液分离的要求，以及蒸发时沸腾传热特点和汽液分离的要求，构造上不同，蒸发器的形式就有多种多样。

在轻工业工厂中，应用最广的是利用饱和水蒸汽为热源通过间壁加热的方法。因此，传热过程的一侧是水蒸汽的冷凝给热，另一侧是溶液的沸腾给热。由于冷凝给热系数比沸腾给热系数大得多，因此关键在于创造良好的传热条件，提高沸腾给热系数，以提高蒸发器的生产强度。

为了使蒸发操作能够连续不断地顺利进行，要及时排除二次蒸汽。二次蒸汽的除去通常是用冷凝器冷凝的方法。因此，冷凝器是蒸发设备的重要组成部分。

糖厂和食品工厂经常采用真空蒸发。在多效蒸发中更有必要采用真空。真空蒸发必须配置抽真空的设备。目前常用的水喷射冷凝器可以起到冷凝和抽真空的双重作用。

采用多效蒸发，以节省加热蒸汽，当然相应的设备也增多了。

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，这叫做额外蒸汽。糖厂的蒸发设备通常是引出额外蒸汽的。抽取额外蒸汽的目的，也在于节省加热蒸汽，而且可以直接供给只需要低压蒸汽的部门使用，避免由锅炉蒸汽减压使用。所以糖厂的蒸发站也有低压锅炉之称。合理抽取额外蒸汽对糖厂的热力方案和热能利用影响很大。为了提高热能利用的经济性，还可以利用压缩方法将二次蒸汽的热力参数提高到接近原来加热蒸汽的参数。

在蒸发系统中，溶液的流程可以是顺流、逆流或平流。一般情况下常用顺流加料。对于生成结晶的蒸发过程，例如食盐水溶液的蒸发，则常用平流加料法，因为各效溶液都是饱和溶液，没有必要从一效送入另一效。

目前国内外对蒸发操作的研究方向可归纳为以下几个方面：

1. 设备大型化，以利于提高设备的紧凑性，降低金属消耗和能量消耗，便于管理控制。

2. 参数最优化，用最优化方法使效数、温度差、浓度比，操作费用和总传热面积等参数达到最佳值。

3. 改进和研制新型蒸发器，将它作为蒸发干燥、蒸发分馏、蒸发造粒等双重目的使用。

4. 减少蒸发器的结垢。

蒸发课程设计的内容，包括蒸发方案的确定，蒸发工艺计算、设备结构计算、附属设备的计算、流程图和装配图的绘制，以及设计说明书的编写。

第二节 蒸发设备的类型和选择

2.1 对蒸发设备的要求

蒸发设备在构造上必须有利于蒸发过程的进行,并且满足生产工艺和操作上的要求。为此,设计时应考虑以下各点:

1. 要提高冷凝和沸腾给热系数,特别是沸腾给热系数,从而保证有较高的传热系数,以提高传热效果。
2. 要减少温度差损失,使有效温度差增大,提高热能利用率。
3. 设备性能要适合料液的特性。
4. 汽-液分离效果要好。
5. 尽量减缓传热面上污垢的生长。
6. 能顺利地排出溶液在蒸发过程中析出的结晶体。
7. 能保证加热蒸汽在管间空间均匀分配。
8. 能较方便地清洗传热面。
9. 结构紧凑,操作方便。
10. 易于制造和检修。
11. 设备的使用寿命要长,具有足够的机械强度,金属消耗量少,耐腐蚀。

要全面满足以上诸点是比较困难的。设计时只能根据具体情况,综合考虑,分别主次,在保证符合生产工艺要求的前提下,尽可能提高传热效果,选择一个较优的设计方案。

2.2 蒸发设备的类型和选择

蒸发器的型式很多。目前轻工业工厂和化工厂中常用的间壁传热蒸发器有:

1. 根据溶液的循环方法分:
 - a. 自然循环式蒸发器
 - b. 强制循环式蒸发器
 - c. 单程式(无循环)蒸发器
2. 根据蒸发器结构型式分:
 - a. 中央循环管式蒸发器
 - b. 悬筐式蒸发器
 - c. 外加热式蒸发器
 - d. 列文式蒸发器
 - e. 升膜式蒸发器
 - f. 降膜式蒸发器
 - g. 刮板式蒸发器
 - h. 其他蒸发器

其中,中央循环管式蒸发器是使用最普遍的,有标准式蒸发器之称。近年来,各种膜式蒸发器使用日益广泛。设计时,应根据生产工艺特点,规模大小等条件来选择适宜的蒸发器,表2-1可作为蒸发器选型的参考。

表 2-1 常见蒸发器的主要性能

蒸发器型式	造价	传热系数		溶液在管内流速 (m/s)	停留时间	完成液浓度能否恒定	浓缩比	处理量	对溶液性质的适应性					
		稀溶液	高粘度						稀溶液	高粘度	易生泡沫	易结垢	热敏性	有结晶析出
水平管型	最廉	良好	低	—	长	能	良好	一般	适	适	适	不适	不适	不适
标准型	最廉	良好	低	0.1~0.5	长	能	良好	一般	适	适	尚	尚	尚	稍
外热式(自然循环)	廉	高	良好	0.4~1.5	较长	能	良好	较大	适	尚	尚	尚	尚	稍
列文式	高	高	良好	1.5~2.5	较长	能	良好	较大	适	尚	尚	尚	尚	稍
强制循环	高	高	高	2.0~3.5	—	能	较高	大	适	尚	好	尚	尚	适
升膜式	廉	高	良好	0.4~1.0	短	较难	高	大	适	好	好	尚	良好	不
降膜式	廉	良好	高	0.4~1.0	短	尚能	高	大	较适	尚	好	不	良好	不
刮板式	最高	高	高	—	短	尚能	高	较小	较适	好	好	不	良好	不
甩盘式	较高	高	低	—	较短	尚能	较高	较小	适	好	好	不	较好	不
旋液式	最廉	高	良好	1.5~2.0	短	较难	较高	较小	适	尚	适	尚	尚	不
板式	高	高	良好	—	较短	尚能	良好	较小	适	适	不	尚	尚	不
浸没燃烧	廉	高	高	—	短	较难	良好	较大	适	适	适	不	尚	不

2.3 中央循环管式蒸发器

中央循环管式蒸发器有悠久的历史,因被普遍采用而在传统上被称为标准式蒸发器。由于它结构简单,适应性强,操作可靠,至今工业上仍广泛使用。对较粘的液体,易结垢或易析出结晶的溶液都可以采用。当有结晶析出时,器底应为锥形以便排出晶体。目前国内制糖工业一般用标准式蒸发器,它的构造见图 2-1。

从外观看,中央循环管式蒸发器是一个圆柱形容器,由蒸发室、加热室和器底三部分构成。其高度和直径视生产能力和加热面积大小而定,一般高约 5~8 米,直径约 1.5~3.5 米。

1. 加热室

加热室又称汽鼓,是由加热管,中央循环管和上下管板组成的竖式加热管束。中央循环管的截面积约等于全部加热管截面积的 35~40%。加热蒸汽在管间冷凝,以加热管内的溶液。而中央循环管和加热管内的溶液受热程度不同,其密度也就不同,形成了从加热管上升,再沿循环管下降的循环,从而提高了传热系数。在糖厂,循环管内常装有出汁管,管端装有漏斗,浓度较高的糖汁从出汁管后到下一效蒸发器。糖汁从器底送入,器底常装有汁分配装置。

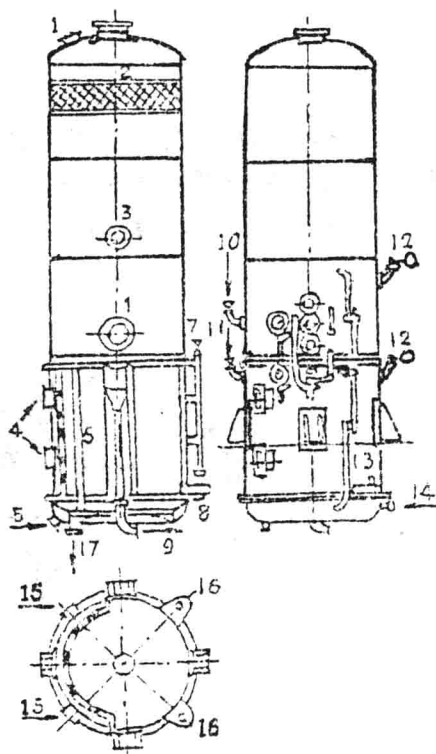


图 2-1 中央循环管式蒸发器

- 1—人孔 2—榨汁器 3—视镜 4—进汽口
- 5—进汁 6—加热器 7—蒸汽管 8—排凝结水
- 9—出汁管 10—加水管 11—加水管
- 12—安全阀 13—液面计 14—加酸管
- 15—进汽口 16—排凝结水 17—排污

糖汁的循环速度约 0.4—0.5m/s。

加热管材料有碳钢、黄铜、紫铜和不锈钢等。糖厂目前一般采用碳钢，长度一般为 1.5—3.5m。最常用的管长是 2—3m。

蒸汽进入加热室后，由于入口构造、冷凝水出口位置、不凝结气体的排除等因素，蒸汽有偏向一部分的情况。这样，传热面的一部分会不和蒸汽接触，不凝结气体会停滞其间，而减低了传热系数。不凝结气体停滞的地方称气袋。图 2-2 表示蒸汽流通过径与气袋位置。

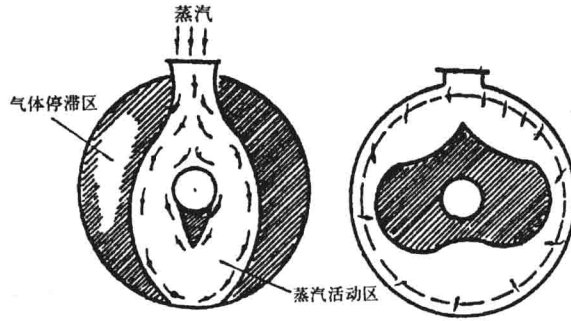


图 2-2 蒸汽流通过径与气袋位置

为了充分利用所有的加热面，必须改善蒸汽的分布，采用的办法有：增加蒸汽入口数，合理布置管口位置；在管束间装挡板，使蒸汽循一定的路径通过(图 2-3)；加热室内留一定空位不装管子，形成蒸汽通道(图 2-4)等。

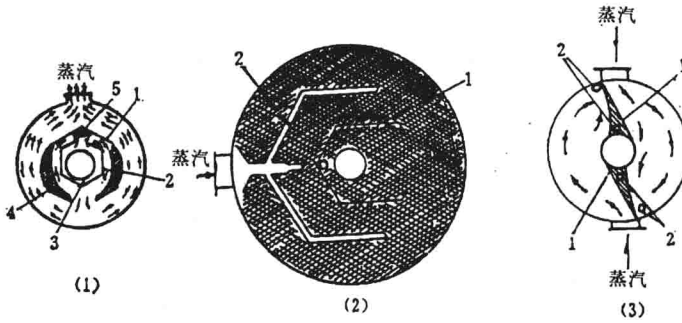


图 2-3 汽鼓挡板型式

(1)
1,2—挡板
3,5—氨管位置
4—不凝汽停滞区

(2)
1—挡板
2—蒸汽通道

(3)
1—挡板
2—氨管位置

在加热蒸汽中会含有少量不凝结气体，通常称为氨气，其来源有：a. 锅炉给水中溶解的空气和其他气体；b. 管路及阀门接头漏气；c. 用前效二次蒸汽作为加热蒸汽时，糖汁蒸发中

因分解、焦化而产生部分氨气和二氧化碳气体。这些氨气在加热管表面形成气膜,大大降低了冷凝给热系数,而且对加热管有腐蚀作用(特别是对铜管)。表 2-2 列出了蒸汽中不凝结气体对传热的影响。

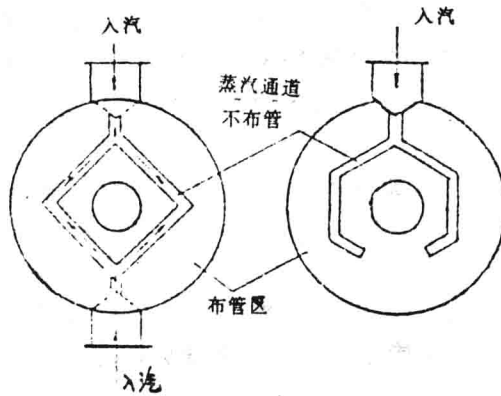


图 2-4 蒸汽通道

表 2-2 蒸汽不凝结气体对传热系数的影响

a. 甘蔗糖厂的数据(摘自《甘蔗制糖技术》下册)

x (%)	0	1	2	3	4	5	6	7
α_x/α	1	0.45	0.3	0.24	0.19	0.175	0.168	0.16

b. 甜菜糖厂的数据(摘自《甜菜制糖工业手册》上册)

x (%)	0	0.5	1	2	3
α_x/α	1	0.87	0.76	0.69	0.67

x —气体含量 α_x —有不凝结气体时的给热系数 α —蒸汽的给热系数

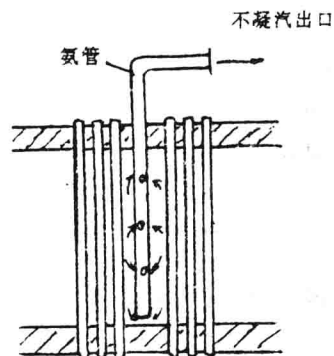


图 2-5 氨管的装置

因此,必须在适当位置安装排除氨气的管子,称为氨管。氨管应安在氨气聚集的地方,一般在加热室周边引出,接入本蒸发器的蒸发室。也有将氨管引出的氨气—蒸汽混合物引出另作利用的。氨管直径一般12—30mm,管数视实际情况而定,如图2-5所示。在距上管板30—100mm和距下管100—150mm处各开3—4个孔,以将密度不同的气体排出。

加热室中的汽凝水必须及时、完全地排出,否则会使部分加热面被浸没而影响传热,而且腐蚀管子。因此,汽凝水排出管应装在加热室底部接近或低于管板处,应有足够的截面积,使汽凝水流速保持在0.3—0.5m/s左右,管数视加热室结构而定。

2. 蒸发室

蒸发室大多装在汽鼓上面,高度为加热管长度的1.5—2倍,以保证有足够的空间使汽液分离,直径与加热室相同或稍大一些。正面和背面装有视镜。另有温度计、压力表或真空表,人孔,进水管等。

蒸发室顶部装有捕汁器(除沫器),以将二次蒸汽中的液滴分离。对捕汁器的要求是:汽液分离完全,流体阻力小,不阻塞,液体能连续排出,结构简单,价格低廉。常用的有惯性式捕汁器、离心式捕汁器,表面式捕汁器(网式或填料式)等,见图2-6。

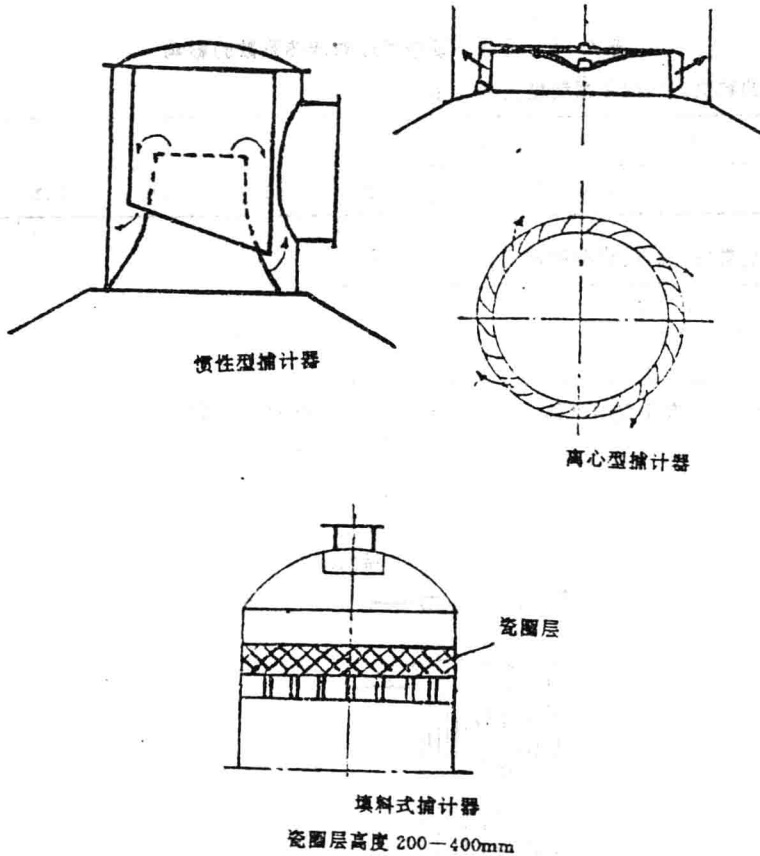


图2-6 糖厂常用的几种捕汁器

惯性式和离心式捕汁器只有在二次蒸汽的流速较大(一般应有12—30m/s)时才能收到良好的分离效果。这样必然使气流突然改变方向的通道较少,结果阻力较大,压降达40—

100mm H₂O。表面型捕汁器可以在二次蒸汽流速很低的情况下操作，一般压降只有几个 mm H₂O。但通道易堵塞，粘性高的溶液尤为严重。填料和金属网也不易清洗。一般中小型糖厂常用惯性式捕汁器，大型糖厂常用离心式和表面式捕汁器。

3. 汽凝水自蒸发器

汽凝水的排除可以用浮球式疏水器，使汽水分离。但多效蒸发时使用台数多，管路复杂，维修费用大。也可以将同一汽源的汽凝水集中在一个水包内，其中的未凝结蒸汽则回到加热室内。近年来糖厂多用汽凝水自蒸发器，又称排水柱，如图 2-7。它利用汽凝水本身的水封作用，使汽水分离。汽凝水从下部进入，由上部流出。在上升过程中压力逐渐下降，到上部产生自蒸发，蒸汽从顶部排出，引入下一效的汽鼓，作为加热蒸汽。另有一部分汽凝水在套管中循环，使自蒸发更加完全，排出的汽凝水还可进入下一效的自蒸发器，逐级自蒸发。

中央循环管式蒸发器的缺点是：检修、清洗较困难，循环速度较低，溶液粘度高（例如糖厂的末效）时循环效果较差。

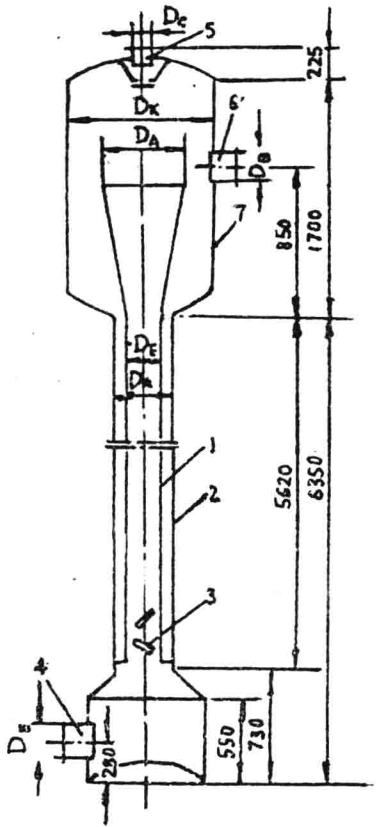


图 2-7 汽凝水自蒸发器

1—内管 2—外管 3—小孔 4—接管
5—蒸汽出口 6—汽凝水出口 7—汽液分离室

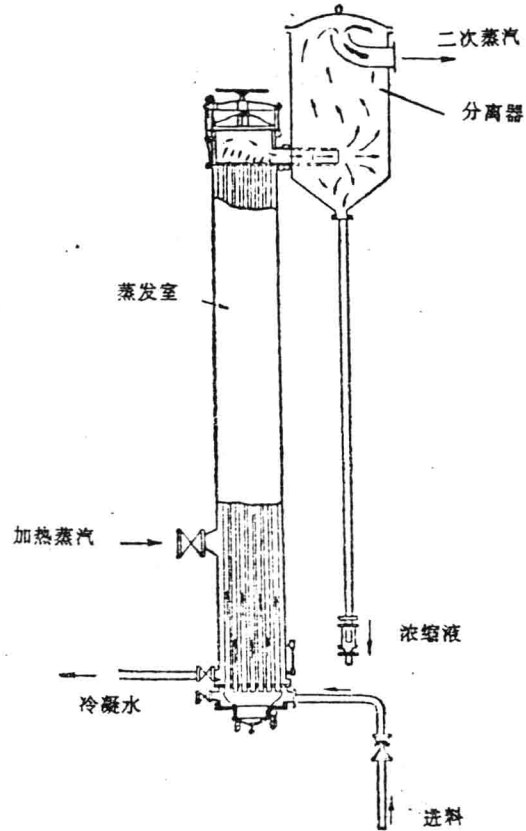


图 2-8 升膜式蒸发器

2.4 升膜式和降膜式蒸发器

升膜式和降膜式蒸发器是膜式蒸发器中的典型设备。它们属于单程(无循环)蒸发器。

升膜式蒸发器如图 2-8 所示。它的加热室由垂直的长管所组成,长径比范围为 100—300。原料液先由预热器加热到接近沸点,然后从蒸发器底部进入。溶液受热后迅速汽化,液体被迅速上升的二次蒸汽所带动,沿管内壁成膜状上升,同时被蒸发。汽液混合物在顶部的分离器内分离,二次蒸汽由分离器上部排出,完成液从分离器底部排出。

这种蒸发器内溶液不循环,所以称为单程式蒸发器。溶液在蒸发器内停留时间短。溶液浓度不象标准式蒸发器那样接近完成液浓度,因此沸点升高引起的温度差损失也小一些。而且由静压所引起的沸点升高可以忽略不计。液膜传热的热阻小,因而总传热系数较高。适用于蒸发量较大(浓度较稀)、热敏性和易生泡沫的溶液的蒸发,但不适用于高粘度、有结晶析出或易结垢的溶液。

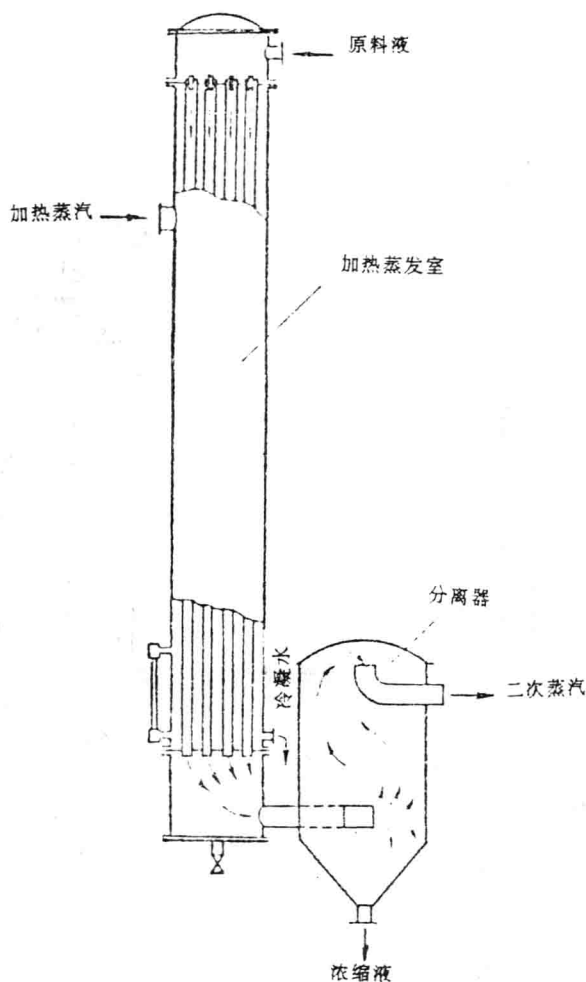


图 2-9 降膜式蒸发器

降膜式蒸发器的结构与升膜式蒸发器相似,见图 2-9。不同的是它的料液从顶部加入,通过特定的装置进入加热管,在重力作用下沿管内壁成膜状下降。在下降过程中被蒸发,汽

液混合物在蒸发器底部进入汽液分离器。二次蒸汽从分离器顶部排出,完成液从分离器底部排出。

降膜式蒸发器的加热管长径比约为 100—250。它的特点与升膜式蒸发器相仿。不同的是它由液体分布装置实现成膜,因此可以处理粘度较高的物料。这种蒸发器设计的关键是液体分布装置。常用的成膜装置有:螺旋沟槽导流管,圆锥体导流管,锯齿形缘口,旋流式成膜装置等(图 2-10)。

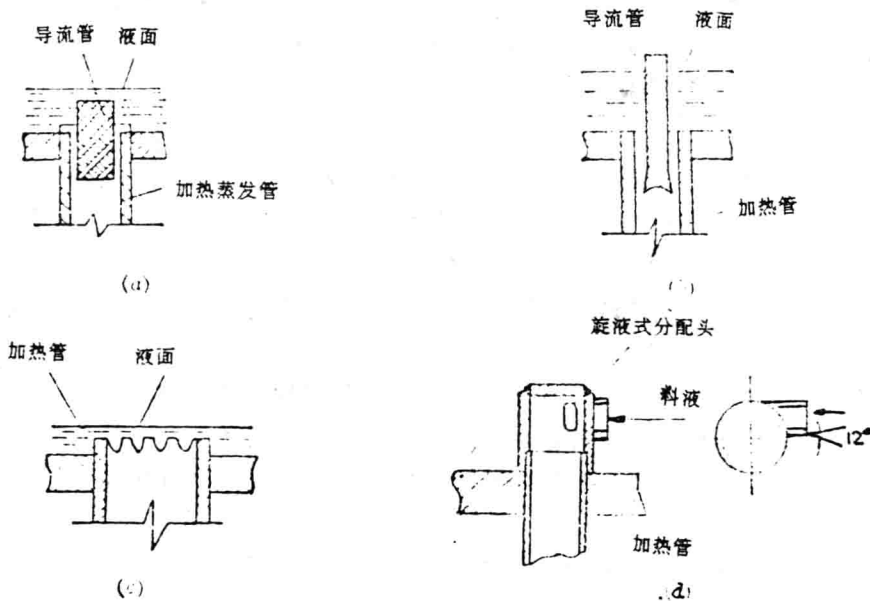


图 2-10 降膜式蒸发器的液体分布装置

第三节 蒸发系统操作条件的确定

3.1 流程选择

多效蒸发系统的流程,依据加料方法的不同,常用的有三种:

1. 顺流法

溶液与蒸汽的流动方向一致,是常用的蒸发流程。其优点是:a. 由于蒸发室压力依效序递减,料液在效间流动不必用泵;b. 料液沸点依效序递减,前效料液进入后效时产生自蒸发,增加了蒸发器的蒸发量;c. 汽凝水也可以逐效自蒸发,产生一部分蒸汽;d. 高浓度的料液处于低温,对浓缩热敏性的物料有利。其缺点是:由于料液浓度逐效递增,沸点递减,使粘度显著升高,传热系数因而逐效递减,影响传热速率。

2. 逆流法

溶液与蒸汽的流动方向相反。其优缺点与顺流加料正好相反。按逆流法操作时,浓液在第一效排出,所以在高温操作的蒸发器内停留时间比顺流法长,必须注意在高温加热面上,浓溶液容易局部过热,引起焦化或营养物质被破坏的危险。通常逆流法适用于溶液粘度随浓度和温度变化而变化较大的溶液,不适用于热敏性物料的蒸发。

3. 平流法

各效都加入料液和放出浓缩液,浓液在各效的浓度都相同。适用于蒸发时结晶析出的场合,可避免粘稠晶体悬浮液在各效间的输送。

设计时,应根据物料的特性采取不同的蒸发流程,有时亦可将几种加料法结合交替使用。

糖溶液蒸发一般用顺流流程,蕃茄酱的浓缩有顺流流程和逆流流程。

3.2 效数的确定

采用多效蒸发是减少加热蒸汽耗用量,提高热能经济性的有效措施。然而也不能无限制地增加效数。理由如下:

1. 效数越多,节省的加热蒸汽量就越少。由于汽化潜热随温度降低而增大,并且效间有热损失存在,多效蒸发时加热蒸汽耗用量的经验数据如下表:

表 3-1 多效蒸发时加热蒸汽用量与蒸发水量之比

效数	单效	双效	三效	四效	五效
加热蒸汽用量/蒸发水量	1.1	0.57	0.40	0.30	0.27

由表可见,由单效改为双效时,加热蒸汽用量可减少 50%,但由四效改为五效只能节约 10%,热能经济性提高不大。

2. 多效蒸发并不增加生产能力,而设备费用都随效数的增加而成倍增加。到一定程度时,节约的蒸汽费用不再能补偿增加的设备费用,效数就达到了极限。

3. 效数越多,温度差损失越大,分配到各效的有效温度差就越小。为了维持料液在泡核沸腾阶段,每效的有效温度差不能小于 5—7℃。这样也限制了效数的增加。

4. 某些料液的最高蒸发温度有一定限度,从而使第一效的加热蒸汽温度不能太高。而末

效的真空度也有限制。为了使各效均有一定的有效温度差,效数就不能无限制增加。

5. 物料的其他物理性质也影响效数的增加。当处理腐蚀性液体或有腐蚀性蒸汽产生时,须用石墨、橡胶衬里,衬铅或不锈钢等特殊材料,而使蒸发器的价格升高,一般只用单效或双效。

当液体粘度高时,一般用 2—3 效,若粘度很高而要采用强制循环时,用单效。

当溶液的沸点上升较大时,如高浓度 NaOH 溶液的浓缩,用单效。

对易结垢或起泡性很严重的溶液,一般用单效。

热敏性溶液的蒸发,一般不超过三效。

总而言之,应该根据物料的性质,在保证每效均具有一定的有效温度差的条件下,通过经济核算确定多效蒸发的效数。对于非常热敏的食品物料如果酱、炼乳等,大多采用单效真空蒸发。糖厂因需用大量的加热蒸汽,一般用多效蒸发。糖溶液蒸发温度有一定限制,不宜使用温度太高的生蒸汽,末效真空度也有限度,一般用 3—5 效。

3.3 蒸发器操作条件的确定

蒸发器的操作条件首先是第一效加热蒸汽的压力和冷凝器的压力(或真空度)。加热蒸汽的压力愈高,则能使传热温度差增加,有利于提高传热速率,可以节省传热面积。但是压力过高是不必要的,因为压力越高,饱和温度随压力升高得越慢。而采用较高压力的蒸汽,使蒸发器所要承受的压力较高,必然要增加蒸发器的机械强度,需要更完善的密封条件。同时也需要压力较高的锅炉,从而成本增高。另一方面,许多轻化工厂的动力车间往往会产生大量的低压水蒸汽。从综合利用热能的观点出发,用这种低压蒸汽作为蒸发器的热源是合理的。

在一般情况下,多效蒸发器加热蒸汽的压力以 4—5bar 为适宜。过高要受到来源的限制,过低则不能保证各效有足够的传热温度差。一般应使传热温度差在 5—7℃ 以上。

如果最后一效采用真空操作,真空度一般可取为 550—650mm Hg,相当于 0.733—0.866bar。过高的真空度一方面使真空泵的负荷大为增加,另一方面因冷凝温度低,使冷凝器的操作困难。例如,若绝对压力只有 0.05bar 时,冷凝温度只有 32.4℃,这样冷却水耗用量就大为增加。此外,还要考虑到产品温度对后道工序的影响。

对于糖溶液和其他食品物料的浓缩,更不允许加热蒸汽的压力太高。因为糖溶液在高温下会焦化,食品的营养成分将被破坏。所以对此类物料的蒸发常规定蒸发温度的安全极限。如糖溶液的最高蒸发温度不高于 130℃,蕃茄酱浓缩则为 60—65℃。这样加热蒸汽压力不超过 3bar 表压,经常采用 2.5bar 表压。

对于 NaOH 溶液,由于沸点升高而造成的温度差损失很大,加热蒸汽的压力应该较高一些,以保证有足够的传热温度差。对三效蒸发器一般采用 3—5bar 表压的蒸汽。

进入蒸发器的液体温度低于沸点时,则要先被加热到沸点以后才开始剧烈沸腾。这样,蒸发器的一部分加热面积只能作为低传热系数的加热器之用。蒸发器的效能就不能充分发挥。对于多效蒸发器,还会影响以后各效的操作。因此,一般都是将料液加热到沸点进料。

最后,全面抽取额外蒸汽是提高多效蒸发系统热能经济性的有效措施。从热能经济性考虑,应尽量抽取后效的二次蒸汽。但也不能任意抽取。额外蒸汽抽用量必须与各效中的蒸发水量相协调,也必须与加热蒸汽用量相协调。

第四节 蒸发系统工艺计算

多效蒸发系统工艺计算的主要目的是求取总蒸发水量、各效蒸发水量和加热蒸汽耗用量,以便最后确定各效传热面积。计算用的主要工具是物料衡算式和热量衡算式。计算时按稳态操作处理,因此得到的是代数方程组。今以顺流加料多效蒸发系统为例讨论上述问题。系统的示意图如图4-1。

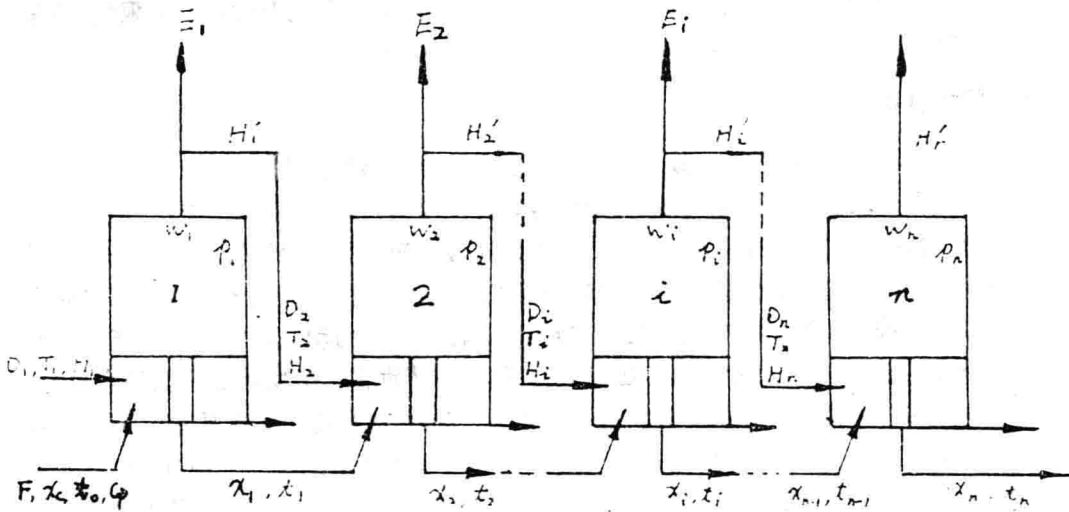


图 4-1 并流加料多效蒸发流程

4.1 蒸发水量和各效浓度

由整个系统的溶质衡算得

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_n} \right) \quad (4-1)$$

F —进料量 [kg/h]

W —总蒸发水量 [kg/h]

x_0 —进料浓度 [质量%]

x_n —末效出料浓度 [质量%]

下标 1, 2, ..., i, ..., n 表示各效序号

同理,对第 i 效有:

$$W_i = F_{i-1} \left(1 - \frac{x_{i-1}}{x_i} \right) \quad (4-2)$$

由此得各效浓度为:

$$x_i = \frac{F x_0}{F - W_1 - W_2 - \dots - W_i} \quad (4-3)$$

只有在求出各效蒸发水量 W_i 后才能用式(4.3)求各效浓度,而 W_i 应由热量衡算式求取。

4.2 首效加热蒸汽耗用量

第 i 效的蒸发量 W_i 由下式计算:

$$W_i = [\alpha_i D_i + (FC_0 - C_p^* W_1 - C_p^* W_2 - \dots - C_p^* W_{i-1}) \beta_i] \eta_i \quad (4-4)$$

式中:

α_i —第 i 效的蒸发系数,表示 1kg 加热蒸汽冷凝时放出的热量所能蒸发的溶剂(水)量 [kg],溶剂为水时, $\alpha \approx 1$,但小于 1。

$$\alpha_i = \frac{H_i - C_p^* T_i}{H_i' - C_p^* t_i} \quad (4-5)$$

β_i —第 i 效的自蒸发系数,反映了自蒸发效应产生的二次蒸汽量。

$$\beta_i = \frac{t_{i-1} - t_i}{H_i' - C_p^* t_i} \quad (4-6)$$

D_i —第 i 效的加热蒸汽量 [kg/h]

C_p —料液的比热 [kJ/kg $^{\circ}$ C]

C_p^* —汽凝水的比热 = 4.187kJ/kg $^{\circ}$ C

H_i —第 i 效加热蒸汽的焓 [kJ/kg]

H_i' —第 i 效二次蒸汽的焓 [kJ/kg]

T_i —第 i 效加热蒸汽温度 [$^{\circ}$ C]

t_i —第 i 效的溶液的沸点 [$^{\circ}$ C]

η_i —第 i 效的热能利用系数,无因次,它反映了热损失,一般 $\eta_i = 0.96 - 0.98$ 。

从式(4-4)可知,欲求各效的蒸发水量 W_i ,必须知道料液性质、溶液沸点、加热蒸汽和二次蒸汽的性质、加热蒸汽用量以及 η_i 值。

其中,料液性质 F, C_p 为已知值。 η_i 可以凭经验选取。蒸汽的焓值由其温度或压力决定。溶液沸点的求取则将在下一小节讨论。

实际上, D_i 和 W_i 之间有一定关系。不计损失时,可以列出以下方程:

a. 无额外蒸汽引出

$$D_i = W_{i-1} \quad (4-7a)$$

b. 有额外蒸汽引出但不计汽凝水自蒸发

$$D_i = W_{i-1} - E_{i-1} \quad (4-7b)$$

c. 有额外蒸汽引出且计入汽凝水自蒸发

许多工厂将各效汽凝水逐级在自蒸发器内通过,使汽凝水产生自蒸发,可以节省加热蒸汽用量。图 4-2 是一个典型的糖厂五效蒸发流程。其中第一效的汽凝水因不含糖汁受热分解而产生的氨气和雾沫夹带可能带入的糖,可以直接作锅炉用水。其余诸效的汽凝水逐级自蒸发。

在图 4-2 的流程中,不仅各效加热蒸汽的汽凝水逐级自蒸发,连额外蒸汽的汽凝水也

汇入温度相同的自蒸发器内。这时可以写出：

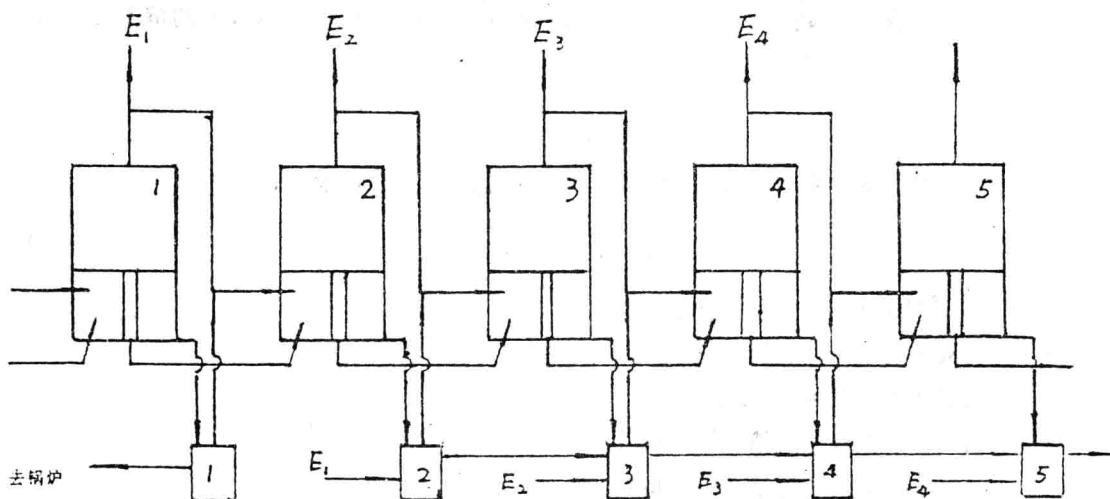


图 4-2 带汽凝自蒸发的五效蒸发流程

$$D_2 = W_1 - E_1 + D_2'$$

$$D_3 = W_2 - E_2 + D_3'$$

$$D_4 = W_3 - E_3 + D_4'$$

$$D_5 = W_4 - E_4 + D_5'$$

或简写成

$$D_i = W_{i-1} - E_{i-1} + D_i' \quad (4-7c)$$

其中：

$$D_2' = \frac{C_P^* (T_1' - T_2')}{r_2} D_1 \quad (4-8a)$$

$$D_3' = \frac{C_P^* (T_2' - T_3')}{r_3} (D_2 + E_1) \quad (4-8b)$$