



76-1-4

化工单元设备资料

结晶装置

上海化学工业设计院医药农药工业设计建设组

本文译自英国伦敦大学化学工程教授 J. W. Mullin
所著的“结晶”一书中的九、十、两章，由本院援外翻译，
李康诩同志校对。

一 结 晶 设 备

将工业结晶器分为各式类型，其法很多。可采用自行命名者如“间歇的”，“连续的”，“搅拌的”，“非搅拌的”设备，然而对于大多数用途来说，这种表达未免太一般化了。单元设备可按控制最后产品的颗粒度来分类；此类常见的名称如“控制”和“非控制”或“分粒”和“非分粒”结晶器。

另一分类法基于达到必要的溶液过饱和态或熔融状的途径，如采用冷却，蒸发或两相间的反应。如果在低压下通过闪蒸进行冷却时，则可称之为“真空”结晶器使正在成长中的晶体与过饱和液接触的方式也已被建议为分类之用，按此法则常用三个名称，“无搅拌的”，“循环液”，和“循环稠液”式结晶器。

下述各节中，将各项设备分为三个主要类型冷却，蒸发，和真空结晶器，但也将提到其它分类法。曾有些作者对工业结晶技术和设备作了广泛的论述。

冷 却 结 晶 器

敞 槽 式 结 晶 器

最简单形式的槽式结晶器是由无机机械转动部件的光滑壁的容器组成，它提供了一个与大气接触的大的溶液表面积。热的浓缩溶质溶液倒入槽内后，利用自然对流和蒸发经一定的时间，通常长至几天，使其冷却下来。由于容器内的温度与浓度之梯度，槽内常产生缓慢的液体循环。向液体表面吹冷空气或使冷空气鼓泡通过液体有助于冷却。

一些熔融物和水溶液可按此方式操作，随时用手桨搅拌锅料，防止在结晶器底沉积硬结晶块。有时在溶液中悬挂一些细棒或金属条；晶体在细棒上生长以免沉落在结晶器底。因为有大灰尘和前批遗留的残晶，核晶过程通常极易发生，故不需加入晶种。

结晶稠液可用手或机械移至过滤设备。另法是将大量母液自槽底排出，从而减少了过滤器的液体处理量。在用于付产物回收的大溢流槽组中，应予以足够的沉降时间使连续进料及使无晶体母液不断流出；当

槽盛满结晶产品时，此槽即由旁路管脱出组外后出空之。

在敞口槽式结晶器中无法控制晶粒大小，但经验将指出所需容器的大小和生产所需类型晶块的必要冷却时间。因为冷却速度缓慢，通常获得的结晶中大的结合结晶百分比高，但大小变化殊大，其粒度范围自细粉至大块。结晶的不规则性导致过滤后晶块内留存大量的母液。因而干燥后的结晶将必然是不纯的。

从工业级晶体的小量生产和付产品的回收来说，敞口槽式结晶法也许是最经济的。资金费用小，维修和操作费用一般是微不足道的，另一方面，单位产量的操作人工费则远比其它结晶法高。试剂级化学产品通常采用敞口式结晶器制备。

搅 拌 槽 和 容 器

如果采用机械搅拌器，则敞开式结晶槽内不期望的温度梯度可以减小；较小和较均匀的晶体沉积下来，冷却周期亦能缩短。由于晶粒中母液含量较少，因此在过滤过程中可以较有效地洗涤晶体，所得产品是较纯的。垂直挡板可用来防止稠液的涌动，而引起所需的流动型式，但不能超过液面，以免造成结垢和结壳。

搅拌器可装配水夹套或蛇管助冷。夹套较蛇管优越，因蛇管上易沉积硬晶体壳而使传热速度大为降低。可是，对于高冷却负荷来说，水夹套通常是不够的，而需用蛇管来补充必要的传热面积。一条须记住而有用的规则是冷却表面与液体间的温差大于 10°C 是不期望的。因为高的局部过饱和度导致过剩的核晶体沉积。对于搅拌容器中蛇管传热速度的估定是当前评论的主题。

如果采用冷却水套，结晶器内表面必须尽可能光滑平坦。这就减少了在冷表面上结晶的形成，或产生沉积时，也容易除去。结晶器壁上的晶体切不可刮去，因表面上微小的抓痕会变成不期望的“晶体中心”。熔化或溶解是除去结晶锅垢的唯一安全办法。磨光的不锈钢和搪玻璃的钢材是制造结晶器内壁的良好材料。

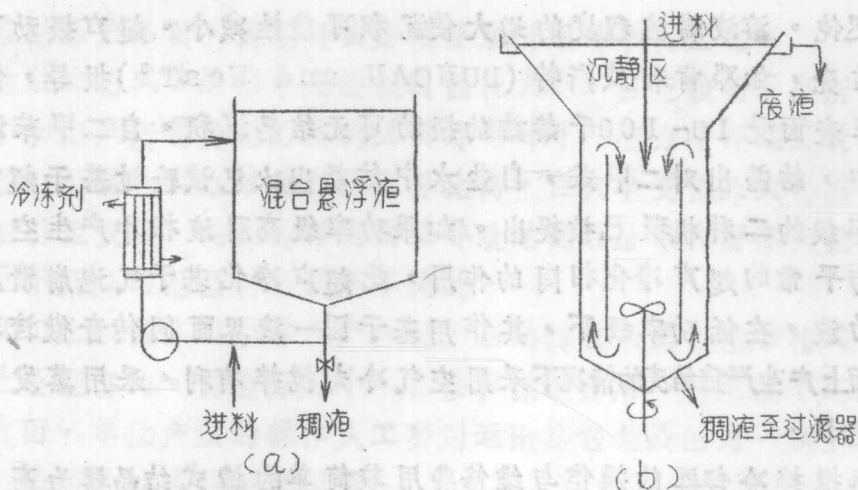
詹特勒⁷ (CHANDLER) 报导了测定冷却表面上晶体沉积速度的研究。速度对于传热器表面上的过饱和度是很敏感的，而对表面的性

质却较迟钝。溶液湍流程度的增大使沉积可能性减小。超声振动可防止结晶结壳，如邓肯和威斯特 (DUNCAN and West²) 报导，使冷热交换器表面受 10-100 千赫兹的振动可无结晶沉积。自二甲苯混合异构体中，结晶出对二甲苯，自盐水中结晶出冰已试验过基于超声振动的功率级的二种机理已被提出。如果功率级高到液相中产生空化时，则出现与平常的超声净化相同的作用，此超声净化基于气泡崩溃所产生的震动波。在低功率级下，其作用基于固-液界面间传音微流现象。在冷却面上产生严重结壳的情况下采用空气冷却搅拌有利。采用蒸发，冷却尤为优良。

虽然搅拌冷却器的操作与维修费用较简单的槽式结晶器为高，但按较快的物料通过量和较好的产品所获之财务利益作比较，其费用是小的。然而，处理结晶的劳动费用仍是很高的。槽式及搅拌结晶的主要缺点是设备庞大和占用较多的车间面积。

无须对搅拌式或其它型式的结晶槽提出一般的设计；容器可按个别的需要采用从小的浅锅到很大的圆筒槽。采用无水溶剂时，可使用带有蛇管或冷却夹套的密闭搅拌容器，其放空管与通水冷却冷凝器联接。间歇搅拌结晶器的典型的操作程序如下，热溶液尽快地冷却至过饱和。然后减慢冷却速度以防其变为不稳定溶液，再加入预定的适当的晶种。并非在所有情况下都可放入晶种，但放入晶种一般比不能控制且易过剩的自发核晶安全。结晶过程一旦开始，由于放出结晶热，物料温度就会上升。因此冷却速度调节到使结晶在一固定的或缓慢降低的温度下进行。缓慢的冷却继续进行，直到大部份溶质沉淀在晶种上；此后冷却速度可加快到所需出料温度。在实际装置中用试差法来决定较好的程序细则。对于能与空气接触而氧化的物质的结晶过程，可向密闭容器中通入惰性或还原气层。例如二氧化硫气层用于搅拌容器的氢醌结晶是为了防止产品发黑。

采用外循环可获得结晶器内液体与冷却剂间混合及高传热速度。因为管中高的流速，低的温差满足冷却的需要，而生垢大为减少。图 9.1a 中所示装置可用于间歇或连续操作。如果桨叶围一罩子（所谓通风管式搅拌器），在搅拌容器式结晶器中内循环和混合即能得到改进。与此



(a) 通过换热器外循环

(b) 用通风管内循环

图 9.1 搅拌结晶槽

原理有联系的结晶器如图 9.1b 所示。此类装置称帕丘卡(Pachuca)生长型结晶器，已用在屈罗那(Trona)和加利福尼亚(California)自天然盐水大规模生产硼砂。高大的圆筒状容器有一顶部分粒区，此分粒区的流出液可带走过剩晶核而不允许带走晶体，而在生长区则保持预定的稠液密度。必要时可加内冷却。搅拌器按照需要可在上部或下部传动，而通过通风管的稠液可按需要而向上或向下流动。第 11 章述及了搅拌器的尺寸、速度和位置。

旋转式结晶器

旋转式结晶器在某些类似旋转式干燥器或转窑已用于溶液的结晶。圆筒自料液进口至结晶稠液出口微微向下倾斜。采用通过圆筒鼓入冷空气或外部喷水的办法提供冷却。在前一情况中，内部的拼流板搅乱在内壁表面的液体，使其如雨滴般地通过气流。在后一情况中，内刮板装置用来防止器壁上堆积过多的晶体。

培姆福斯²引用了空气冷却旋转结晶器用于从酸洗液回收硫酸和硫酸亚铁晶体。一台冷却能力为 8.1 瓩 (7×10^4 大卡/小时)，长 9.5 米，直径 1.4 米的圆筒可处理 3 米³/小时的液体，生产出 500 微米

的结晶，转动圆筒的功率消耗为 4 瓩，冷却风扇功率消耗为 4 瓩。

双 结 晶 器

尼符尔特 (NYVILT[®]) 曾阐述过一种据称能生产出颗粒度分布很均匀的结晶器。该装置称为“双”或“李”式结晶器，由两个相连的简单结晶器组成，各部在不同的温度下操作（图 9.2）。热料液进入并与结晶器内循环液混合，此液在搅拌器的作用下经水冷却通风管 A 流下。部份冷却稠液通过可调闸门 B 进入结晶器的第二室，再与第二通风管 C 中较低温度的循环稠液混合。在闸门上面产生稠液反流。大晶体移向结晶器底而被排出。母液出口位于折流板后面。如结晶器两部份均以过饱和液操作，则本系统基本上起一种如同串联结晶器的作用。如果结晶器的一部分在比饱和温度稍高的温度下操作，则过量的细晶粒被溶解，产生圆边粗结晶。

长 槽 式 结 晶 器

工业上常见到带有内搅拌器及冷却系统的长而浅的槽所组成的结晶器用于浓和粘稠溶液的结晶。当然，槽式结晶器不仅限于粘稠溶液。著名的属于此类型的设备部件是斯温森惠尔格 (Swenson-Walker) 结晶器⁶，如图 9.3 所示。此结晶器由约 2 呎宽和 10-15 呎长的半圆筒形长槽组成，通常装有水冷却套。槽为敞开式或密闭式要看是否需要附加大气冷却而定。一螺旋搅拌器在槽内低速 (5-10 转/分) 转动，使晶体在溶液中上下翻动，以助其生长。使系统保持在缓慢的搅拌下，则结晶可沿槽移动。因此，这种结晶器可归属于“循环稠液”类型。

只要结晶过程需要，许多装置可连结在一起使用。另外，为了节约场地，可将一装置按装于另一装置之上，但在上面装置出料至下面装置的地方会产生过多的核晶现象，而造成产品中有许多细晶体。可将冷水或后一阶段的冷冻盐水通入夹套，与结晶流向相反。在出料端，通常将结晶稠液直接送入过滤装置。由此种类型的结晶器可获得中等粒度较均匀的晶体。各种结构材料往往取决于所处理的物体。

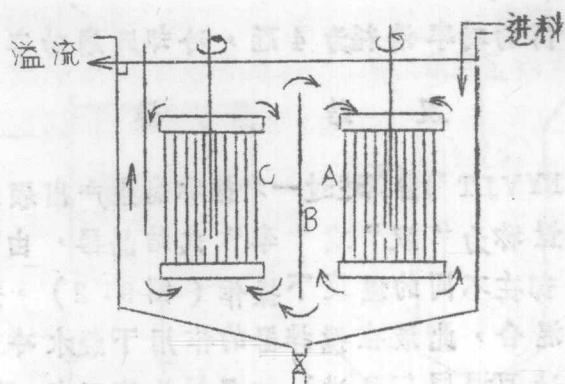


图 9.2 “李”或“双”结晶器

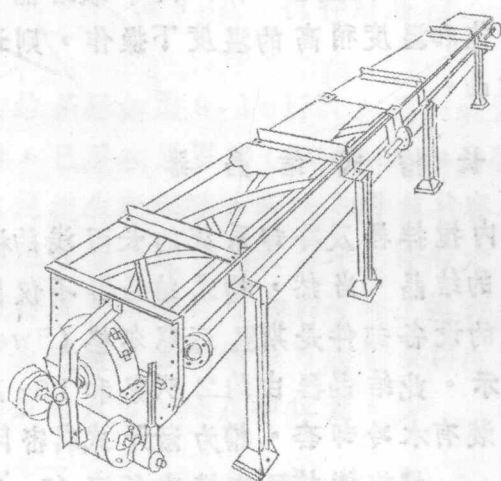


图 9.3 斯温森—惠尔格结晶器⁶

从一搅拌器轴能安全开动的最大长度是40呎：此尺寸的结晶器其每呎范围的有效传热面积约为1呎²（ $\sim 0.9 \text{ 米}^2/\text{米}$ ）预计基于溶液及冷却水间的对数平均温差的总传热系数为10-25 Btu/小时·呎²·°F（ $\sim 50-150 \text{ W}/\text{米}^2 \text{ K}$ ）。在其它因素中，物料的粘度对传热速度影响很大；科尔（COOL）¹²的分析指出了问题的复杂性。

如果内冷却表面覆有沉积结晶，将会得到很低的传热系数，螺旋

搅拌的安装可与结晶器壁紧密接触,起刮板的作用,然而刮板作用会造成结晶的损坏,使产品中含有高百分比的细结晶。从许多目的来说这是最不希望的,螺旋物应安装在距壁 $\frac{1}{2}$ —1吋处。生产磷酸钠和硫酸钠的单个装置的生产率可达20吨/天。

相似于半圆筒(U-型)或近圆筒(O-型)截面的斯温森—瓦格(Swenson-Walker)型的结晶器已在结晶浓缩糖蜜的制糖工业中应用了多年。带水冷却套的装置仍在使用,但其传热性能较差;由于刮板搅拌会损坏晶体未被采用。因此,已试制了许多其它类型的冷却装置。例如,将水冷却管的分离排管插入槽内缓慢转动的桨叶间。此外水冷却管能起搅拌作用(图9.4),但其结构须坚固,以免漏水。静止的和转动的两种冷却盘在槽结晶器中都已成功地使用。

另一循环稠液型连续槽结晶器是伍尔夫—鲍克(Wulff-Bock)装置,有时称结晶摇架摆动式结晶器(图9.5)。这是由能支承在液柱上摇动的长而浅的槽所组成的。结晶液在一端连续进入,结晶在另一端连续排出。槽内可安装横向折流板以防止液体纵向涌浪,而物料沿装置曲折流动。槽向出料端的倾斜度可按液体在结晶器内停留的时间而改变。

伍尔夫—鲍克结晶器的一个最大的优点是结晶区内无转动部件。因此,腐蚀问题可以大大减少;如果须要处理腐蚀性液,该槽则可便于衬橡胶或类似的保护层。此法不适于有机溶剂系统或易氧化物的结晶,因为结晶器敞开在大气中。许多装置可连结在一起;已装配出总长度达30米的组合件。开动一个典型的50米×1米的装置,电力需要约1.1瓩。

不采用内部冷却;热量经自然对流消失至大气。因此,在装置内任何处未发现有过度的过饱和现象,且结晶缓慢地发生。缓慢的搅拌防止结晶损坏及液体表面结晶皮的形成。大而均匀的结晶能够在伍尔夫—鲍克结晶器中生长,已报导12mm的晶体的产率为3吨/天。工业上已用此法生产出氯化钾,高锰酸钾、醋酸钠、硫代硫酸钠、硫酸钠和亚硫酸钠。

目前仅有少量的伍尔夫—鲍克结晶器仍在使用。它们已不流行,

其原因很多：设备规模大物料投料量低，取决于周围条件可变化的操作性能等。然而，此种结晶器仍是工业生产大而均匀结晶的最好装置之一。

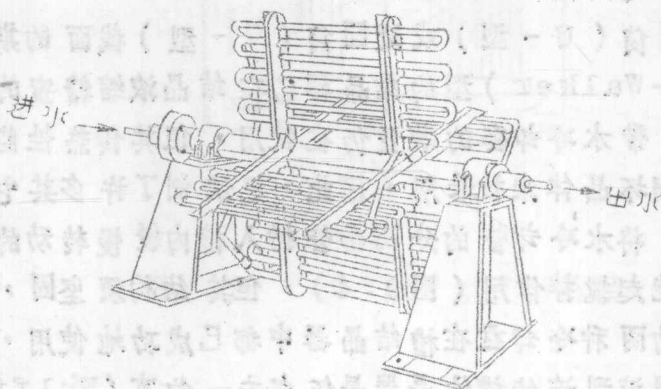


图9.4 槽结晶器的转动管冷却系统

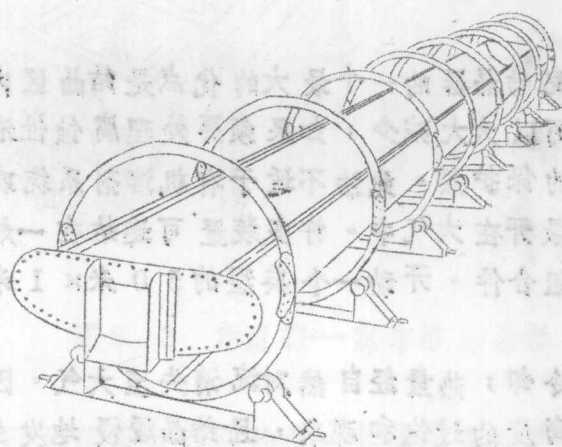


图9.5 伍尔夫-鲍克结晶器(依H. 格利费斯¹²)

刮板式结晶器

典型双管式结晶器或刮板冷却器就是伏塔脱(Votator)装置，

如图9.6所示。此装置主要是一个双管式换热器，换热器内装有内刮具以保持传热面清洁。它是1928年首先由伏格特(Vogt)发展为冰淇淋冷冻机。在两个同心管间的环状空间内装有冷冻流体，与中心管内的晶化溶液逆向流动。中心管内有轴，轴上的刮片通常用负载弹簧固定。溶液用泵通过此装置，由于湍流速度极高，因此可获得很高的传热系数。

刮板式结晶器用于石蜡结晶以及加工粘稠物如猪油和人造奶油等。也用于对水果汁、醋、茶和咖啡等食料的冷冻浓缩，但通常生成的晶体很小，因为损坏程度很大，核晶过程也是不可避免的。的确在某些过程中装设刮板装置往往全是为了对另一结晶的生长区提供晶核在烃的分离过程中，如从二甲苯混合物(第276页)中回收对二甲苯，乙烯或丙烷冷却装置可采用串联的敞开式结晶槽：冷却器对热量排除和核晶过程起作用；结晶槽使结晶缓慢生长。双管式结晶的一种优点是液体留存量极低。

此装置可由多种材料制造，直径由75 mm到600 mm，长度由0.3米到3米。用作换热器时转子转速可高达2000转/分，但用作结晶器时可采用极低转速(10-50转/分)^{16,17}。有关刮板换热器传热研究表明，转子转速，刮片间隙，流体性质均起着很大的作用。已报导对于高速换热器，其传热系数可达 $4 \text{ KW/m}^2 \text{ K}$ ，但极低的传热系数($50-700 \text{ W/m}^2 \text{ K}$)才是结晶器运转所期望的。

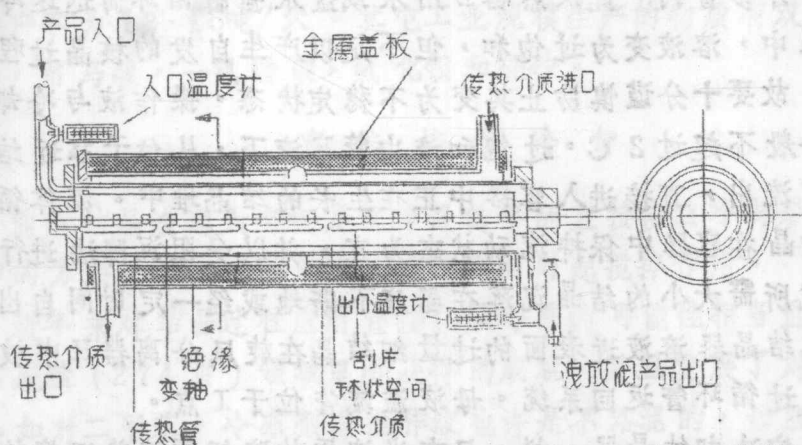


图9.6 双管式结晶器(瓦格特装置)承蒙约翰逊和(伦敦)有限公司特许

克里斯特冷却结晶器

近第一次世界大战末，在挪威由伊萨克森 (Isaachsen) 和吉列米阿森 (Jeremiassen) 完成了有关连续生产大而均匀的晶体特别是氯化钠的研究。这些研究后来发展为吉列米阿森得出了在结晶器生长区内获得一种稳定的结晶悬浮体的方法。此法的实际应用使其归入名为奥斯陆，吉列米阿森 (Oslo, Jeremiassen) 或克里斯特 (Krystal) 装置的连续分粒结晶器。后一名称几乎独用，联合王国英联邦及许多其它国家的克里斯特结晶器的制造权由电气有限公司 (Power Gas Co Ltd) 所持有。司屈路奢斯威尔斯 (Struther Wells) 组织在美国制造这些结晶器。培姆斯 (BAMFORTH) 对这种多能而紧凑的装置的设计和应用已作了简要的阐述。

克里斯特装置有几种基本型式，如冷却 (图 9.7) 蒸发和真空结晶器 (图 9.20)，但所有基于原吉列米阿森过程的装置都有一个共同的特点：结晶器中不断循环的浓缩液在装置的一部分中被过饱和，而过饱和液再转入装置的另一部分，逐渐变成一粒粒生长结晶。因此这种装置属于“循环液”型结晶器。

克里斯特冷却结晶器 (图 9.7) 的操作可叙述如下。少量热浓缩进料液 (液体循环速率的 0.5-2%) 在正对循环管 B 之上的 A 点处进入结晶器。容器上部的饱和液与少量的进料液一起由泵 C 循环进入换热器 D 的许多管内，此换热器 D 用水或盐水强制循环而迅速冷却下来。冷却过程中，溶液变为过饱和，但不足以产生自发的核晶过程，即亚稳状态，故要十分谨慎防止其变为不稳定状态。操作液与冷却剂之间的温差一般不超过 2°C 。过饱和液由管 E 流下，从位于靠近结晶器底的出口 F 流出，直接进入容器中正在生长的结晶堆中。流体循环速率是以使结晶在容器中保持流动状态为宜，并以受阻沉降法进行分类。已生长成所需大小的结晶沉落在器底不断地或经一定时间自出口 G 放出。浮在结晶器溶液近表面的过量细结晶在旋风分离器 H 中被分离出清液体通过循环管返回系统。母液溢流管位于 I 点。

同其它冷却结晶器一样，只有当溶质的溶解度随着温度的降低而明显下降时，应用此装置才有利。可用此法结晶的盐例如有醋酸钠，

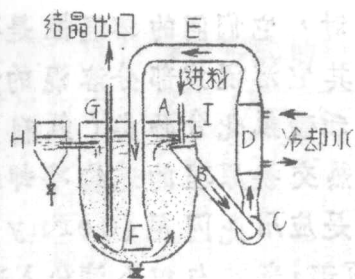


图9.7 克里斯特冷却结晶器

硫代硫酸钠，硝酸钾，硝酸银，硫酸酮，硫酸镁和硫酸镍。培姆福斯报导，在直径为2米，高6米，热交换面积为200米²，总传热系数为930W（800大卡）的容器中，10×5mm的硫代硫酸钠晶体的生产能力为7吨/天。

脉 动 柱

发展了近来高凡诺拉(Giovanola Freres S.A.)以茨丹斯基(A.E. Zdansky)的发明为根据的脉动柱冷却结晶器，热饱和液进入被一系列的锥形(尖顶向下)多孔板分割为若干部份的高柱的顶端。柱内还有许多“冷指”式垂直水冷管，能使水流方向与向下流动的溶液方向相反，原料以每秒1脉动的速度在柱内脉动而下，柱底排泄口每6-10秒钟短促地开放一次，以排出冷稠物。脉动作用会再分散晶核，所以晶核会继续生长，而装置起着—个分粒器的作用。已报导0.5毫米已二酸结晶的生产率为12-15吨/天。其它工业规模生产的物质有双氯胺，氨基辛酸，富马酸，—氯醋酸，氯化钡和硼砂。

直接 接 触 冷 却

向热结晶液通入空气是这种最简单的直接接触冷却形式实现的，冷却的方法主要是通过蒸发，空气则同时起搅拌作用。

近年来对结晶过程应用直接接触冷冻的可能性相当重视。已报导了在脱盐(274页)领域里所获得的成就，并且发展了对烃类分离的方法如对二甲苯。冷冻剂与操作液也许是不溶混的，如脱盐过程中的液态丁烷和盐水，或者是不溶混的，如液态烃冷冻分离过程中的CO₂。

如果冷冻剂与操作液的相对挥发度很高时，它们间的溶混性是不存在困难的，分离过程能以简单工艺进行。其它溶混或部分溶混的烃类系统直接接触冷冻剂包括液态乙烯，乙烷和碳氟化合物类（氟利昂类）。

利用结晶液与不溶混冷却剂间直接热交换原理的连续冷却结晶器如图9.8所示。四水合硝酸钙的生产就是应用此闪尼(Cerny)结晶器的一个例子。升液在 25°C 进入结晶器顶部，当其与以小滴状入通风管内上升的不溶混冷却剂（如 -15°C 石油）逆流相遇时即冷却下来。密度小的冷却剂于上层捕集，而密度大的水溶液则循环上升到通风管再下沉入环状空间，使小结晶保持在悬浮状态。大于0.4毫米的结晶沉落在较低区域，在 -5°C 左右以稠液排出。采用一低速搅拌器以防止稠液出口中的结晶固结，冷却剂通过旋风分离器除去微量水溶液后再循环。

蒸发结晶器

当溶质在溶剂中的溶解度不是随着温度的降低而显著减小时，采用除去溶剂的办法可获得过饱和溶液。食盐结晶过程的蒸发技术已使用了若干世纪，最简单的方法即太阳热的利用在世界各地仍是一个工业措施。自死海（位于约旦与以色列间的盐水湖——译注）水中生产盐是现代利用太阳蒸发的一个例子。绕着360平方哩湖周围大约40平方哩的浅水被提划分为盐类晶体的复杂混合物的间隔。死海之所以不寻常是它含有百分比高的镁盐（ $\sim 14\%$ ）的高度浓缩盐水（ $\sim 27\%$ ）（见表9.1）结晶盐类中主要的一种是光卤石（ $\text{KCl} \cdot \text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ）。比较起来，普通的海水是很淡的（3.3%的溶解盐类），其中主要的可溶组份是氯化钠（2.6%）。海水中的氯化镁仅占0.3%。

要求形状为硬碟形，直径为6-12毫米的结晶渔场盐，是采用直接火，各种热气或蒸汽管加热的长而浅的敞口锅中蒸发盐水的办法大量生产的。蒸发可借助在锅表面缓缓通风的办法进行。出呈现在盐水表面的结晶继续生长，生长到过重而不能被支持于表面时，即沉落在锅底，被耙子耙出。每磅产品的劳动价值高，热利用效率低，但直到现在尚未发现其它能生

产这种渔业需用特殊形式的硬结晶的方法。

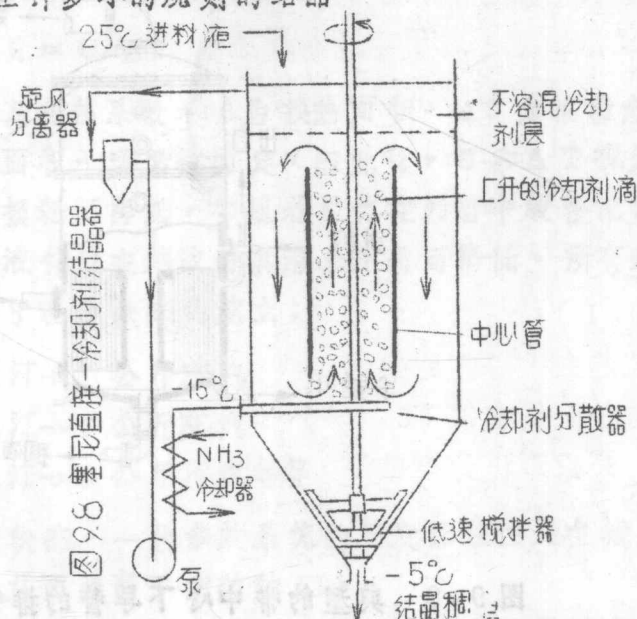
海斯脱和大埃蒙特 (HESTER and DIAMOND)²⁴ 描述了在长为3.6米，宽5米，深0.6米的敞口槽中颗粒盐的生产，形状与渔业用盐相似，但较小。盐水以200-400米³/小时的流量通过蒸汽外加热的换热器再循环而使其保持在约99°C。每锅生产漏斗形结晶约30吨/天。这种每单位物质表面积很大的粗盐须小心处理以防破损。经筛选后分为几种等级，最粗的是6-28目(mesh)(0.5-3mm)。在水中溶解速度很高的粒盐用于制造乳酪与奶油。

用盐水来生产许多其它用途的食盐是在封闭列管式蒸发器(适当地称做盐蒸发器)中进行的。结晶的大小可能不加控制所生成的细晶难得有大于1.5mm的。蒸发器中采用减压以除去溶剂，降低热消耗或降低操作液的温度乃是通行的。列管式或蛇管式蒸发器常用于多效系，被用于制糖或食盐工业。有时，如在精制糖的过程中，通过蒸发系统的最后一效的浓缩液，被注入一单独的蒸发器，在此，液体被巧妙的真空控制所“击中”，产生许多小的规则的结晶。

表9.1 75米深处的死海水的组成

盐	百分含量
氯化钠	7.2
氯化钾	1.3
氯化镁	13.7
氯化钙	3.8
溴化镁	0.6
硫酸钙	0.1
总溶解固体	26.7

密度=1.24克/厘米³



盐和糖的结晶过程可看做是一种较为特殊的事情，这并非因为其主要原理如何地不同于蒸发结晶过程的一般原理，而是因为相当数量的技术性的“了解”被各种大工业组织所保留。若干出版物²⁴⁻²⁶相当

详细地述及了这些工业所采用的实际情况。在此将对若干常用的蒸发结晶器设备及操作方法作一简要叙述。

虽然蒸发设备可用电阻加热和各种热气体通过液体加热，但大多数蒸发设备是蒸汽加热的。曾一度广泛地使用于制糖锅的蒸汽蛇管逐渐不甚流行。一种用于蒸发结晶的典型蒸发器主体是立式短管型，采用蒸汽加热，于管外冷凝（图 9.9）。蒸汽箱或列管有一个中央下导管供稠液通过循环管进行循环；在操作期间，管顶正好被液体所封盖。为了提高传热速度，尤其是在处理粘稠液体时，可在下导管中装设叶轮进行液体强制循环。

多 效 蒸 发

蒸发器中通常使用的是小于 4 巴的低压蒸汽，而经常所使用的是某些其它流程中的付产蒸汽（ $\sim 1.5-2$ 巴）。可是，1 公斤的蒸汽是

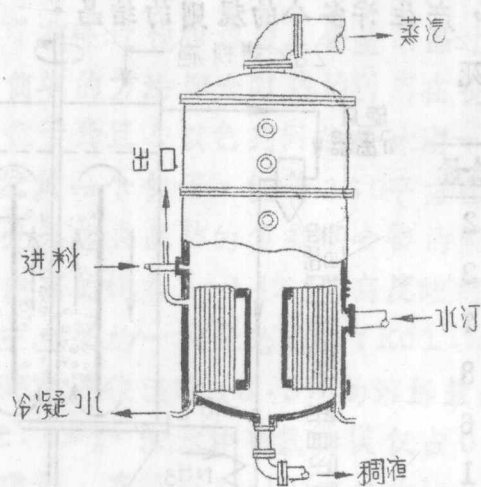


图 9.9 典型的带中心下导管的排管式结晶蒸发器

不能从液体中蒸出 1 公斤以上的水来，在很高的蒸发负荷时，用蒸汽作为单一热源则是很昂贵的。如将来自某一蒸发器的蒸汽通入第二蒸

发器的蒸汽箱时，能获得较大的节约。这就是周知的多效蒸发器的操作原理（图 9.10）。实际应用中可多至六效。

详述多效蒸发不属本书范围；此操作法在所有标准化工教科书中均有足够的说明，在此仅对二个重要点加以叙述。第一，多效蒸发提高了蒸汽利用效率（每公斤蒸汽蒸发水的公斤数）但降低了系统的生

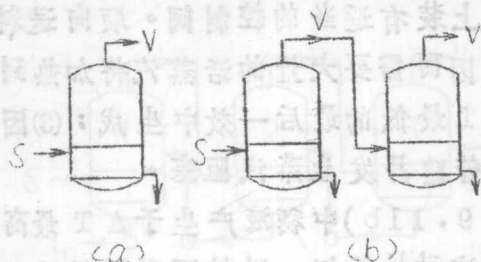


图 9.10 多效蒸发原理：(a)单效；(b)多效

产力（被蒸发的水的公斤数）。众所周知的传热方程式可写为

$$Q = UA\Delta T$$

式中 Q 是传热速度， U 为总传热系数， A 为换热面积， ΔT 为推动力，即传热片二侧的温度差。面积 A 通常被固定，因此 Q ， U 和 ΔT 视为变量。 Q 将随着设备热量损耗而降低， U 随着液体在列管中缓慢流动和生垢而减小， ΔT 随着液体越来越浓时其沸点升高而降低。所有这些以及其它许多因素妨碍了理想状态的建立：

1 效：1 公斤水汀 → 1 公斤蒸汽

2 效：1 公斤水汀 → 2 公斤蒸汽

3 效：1 公斤水汀 → 3 公斤蒸汽等等

然而通常可获得近似理想状态。一些多效系统的蒸发器往往是在减压下操作以降低液体沸点，从而提高了有效的 ΔT 。

在结束这简短的多效蒸发的阐述之前，对可采用的各种进料方法作一说明。图 9.11 以图解的形式表示了各种可能的进料流程。每种情况中，新鲜的蒸汽进入到效数 1。S 表示活蒸汽，F 表示进料液，