

刘殿宇 著

Design and Application of
the Falling Film Evaporator

降膜式蒸发器 设计及应用



化学工业出版社

降膜式蒸发器设计及应用

刘殿宇 著



降膜式蒸发器在食品、制药、医疗保健用品、化工、玉米深加工及污水处理等行业应用广泛，但相对来说有关这方面的参考资料较少。本书作者具有丰富的降膜式蒸发器设计、使用实践经验，书中内容大多来自作者的一手资料。本书在系统介绍降膜式蒸发器设计理念的同时，通过大量的设计实例及相关的计算，使读者了解选择使用降膜式蒸发器的方法，以及从事不同领域降膜式蒸发器设计中需要考虑的影响因素。

本书适合化工机械、食品机械设计人员以及食品、制药、玉米深加工及污水处理等行业的技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

降膜式蒸发器设计及应用/刘殿宇著. —北京：
化学工业出版社，2015.10
ISBN 978-7-122-25159-6
I. ①降… II. ②刘… III. ①降膜蒸发器-设计
IV. ①P747
中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2015) 第 218086 号

责任编辑：李晓红

装帧设计：刘丽华

责任校对：宋 夏

出版发行：化学工业出版社（北京市东城区青年湖南街 13 号 邮政编码 100011）

印 刷：北京市振南印刷有限责任公司

装 订：三河市宇新装订厂

787mm×1092mm 1/16 印张 16 字数 400 千字 2016 年 1 月北京第 1 版第 1 次印刷

购书咨询：010-64518888（传真：010-64519686） 售后服务：010-64518899

网 址：<http://www.cip.com.cn>

凡购买本书，如有缺损质量问题，本社销售中心负责调换。

定 价：78.00 元

版权所有 违者必究



前言

FOREWORD

20世纪70年代初期，我国第一台双效降膜式蒸发器在黑龙江省乳品机械总厂研制成功。到了20世纪90年代中期，由本厂设计并制造的三效降膜式蒸发器才真正开始应用于乳品工业生产中，并于同年出口到国外。随着我国经济的快速发展，降膜式蒸发器的生产企业也得到了发展，降膜式蒸发器在不同领域内得到了应用。在此期间国外的蒸发器也相继进入了我国。

降膜式蒸发器有别于其他形式的蒸发器，其特点是料液在蒸发器中受热温度较低（加热温度大都小于100℃），大都是在真空减压下加热完成蒸发，属于低温蒸发。连续进料、连续出料，蒸发速率快，料液在蒸发器中停留时间短，最大限度地保证了料液中有益元素不被破坏。因此，这种蒸发器不但适合非热敏性物料的蒸发，而且尤其适合热敏性物料的蒸发，在乳品、果汁、咖啡、蛋品、饮料、医疗保健用品、玉米深加工及污水处理等工业生产中都得到了成功的应用。降膜式蒸发器的另一特点是节能。采用多效蒸发及热压缩技术（或机械压缩技术），可充分利用二次蒸汽作为加热热源，节能效果显著，在生产实践中获得了良好的经济效益。

由于是低温蒸发，连续进料连续出料，所以一台三效降膜式蒸发器单位时间内，即每小时每蒸发1t水大约需要换热面积为50m²左右（设备内无杀菌装置）。蒸发浓度较高的料液其蒸发面积更大。因此，一次性投资相对较大。

降膜式蒸发器的设计过程比较繁琐，首先要进行蒸发器的工艺计算，即通过物料及热量衡算确定出蒸发器的换热面积、预热面积及相关零部件等。物料的性质、工艺参数及其工艺要求不同，降膜式蒸发器的结构形式差异也较大。

本书共分9章，主要围绕降膜式蒸发器的设计及其应用中容易出现的问题结合作者多年设计的经验列举应用实例进行计算并作阐述。

需要说明的是本书中蒸发器的换热面积计算还是很精准，其中传热系数等还是经验值，尚不能精准量化。影响传热的因素也较多，与材料、管子规格、加热介质、物料特性、传热温差、操作条件、蒸发器的结构形式及制造水平等因素都有关系。这就需要设计者在实践中不断研究，不断探索，积累更多的经验，计算出更加合理的传热系数数值，从而满足不同料液蒸发的需要。

由于水平所限，书中不足之处在所难免，敬请广大读者批评指正，以便进行修正。

刘殿宇

2015年10月于上海



目录

CONTENTS

第1章 常用的蒸发器种类及降膜式蒸发器的发展

1.1 蒸发器的蒸发及其节能	1	1.5 降膜式蒸发器	8
1.2 升膜式蒸发器	7	1.6 混合式蒸发器应用的范围	13
1.3 外循环蒸发器	7	1.7 板式升降膜式蒸发器	13
1.4 强制循环蒸发器	8		

第2章 蒸发器工艺计算及零部件设计

2.1 单效蒸发器的工艺计算	14	2.3.4 预热器的设计	30
2.1.1 蒸发量的计算	14	2.3.5 分离器的设计	37
2.1.2 加热蒸汽耗量的计算	14	2.3.6 下器体的设计	38
2.1.3 蒸发器传热面积计算	15	2.3.7 热泵的设计	39
2.2 多效蒸发器的工艺计算	16	2.3.8 蒸发器中杀菌器的设置	48
2.2.1 蒸发量的计算	17	2.3.9 冷凝器的设计	48
2.2.2 加热蒸汽耗量的计算	17	2.3.10 真空泵的计算及选型	53
2.2.3 蒸发器传热面积的计算	20	2.3.11 物料泵及冷凝水泵	
2.3 蒸发器零部件的设计	25	的确定选型	56
2.3.1 蒸发器效体的设计	25	2.3.12 蒸发器蒸汽、出料、冷凝水及	
2.3.2 料液分布器的设计	26	不凝性气体接口的设计	61
2.3.3 降膜管在管板上的排列	28	2.3.13 检测仪表及照明灯的设计	61

第3章 降膜式蒸发器的设计

3.1 单效降膜式蒸发器的设计	63	3.6 采用不同计算方法计算蒸	
3.2 双效降膜式蒸发器的设计	73	发器换热面积	91
3.3 带预热及杀菌的双效降膜		3.7 四效降膜式蒸发器的设计	92
式蒸发器的设计	76	3.8 降膜式蒸发器分程及其	
3.4 带预热及杀菌的三效降		注意事项	98
膜式蒸发器的设计	81	3.9 降膜式蒸发器节流孔板的计算及	
3.5 用于浓度较高料液蒸发的三		其调整对加热温度的影响	102
效降膜式蒸发器的设计	86	3.10 料液置换水与水置换料液	105

第4章 降膜式蒸发器有无热压缩蒸汽耗量的比较

4.1 单效降膜式蒸发器有		无热泵的比较	107
---------------	--	--------	-----

4.2 双效降膜式蒸发器有 无热泵的比较	109	无热泵的比较	114
4.3 三效降膜式蒸发器有 无热泵的比较	111	4.5 四效降膜式蒸发器热压缩不 同效二次蒸汽的比较	117
4.4 四效降膜式蒸发器有		4.6 热泵使用效果及设 计注意事项	122

第5章 不同加料方法蒸汽耗量的比较

5.1 主要技术参数	123	5.2.3 逆流加料、一效出料 的蒸汽耗量	127
5.2 不同加料方法的比较	123	5.2.4 低于沸点温度并流加 料的蒸汽耗量	128
5.2.1 并流加料、末效出料 的蒸汽耗量	124	5.3 闪蒸脱汽设备	130
5.2.2 混流加料、二效出料 的蒸汽耗量	126		

第6章 降膜式蒸发器的自动控制

6.1 蒸发器自动控制程序 的编写过程	131	6.2.2 压力变送器、差压变送器 与调节阀	133
6.2 控制阀的选择	133	6.2.3 密度检测	140
6.2.1 管道上常规阀门	133		

第7章 降膜式蒸发器安装调试过程及注意事项

7.1 设备原理	141	7.6 蒸发器蒸发温度高 对奶粉质量的影响	147
7.2 设备安装	142	7.7 导致蒸发器生产能力降 低的因素	148
7.3 设备调试	142	7.8 多效降膜式蒸发器蒸发温 度升高的原因	150
7.4 蒸发器真空度保持不 住的原因	144		
7.5 蒸发器清洗间隔时 间缩短的原因	145		

第8章 降膜式蒸发器在各领域应用及注意事项

8.1 降膜式蒸发器预热器的设置	153	8.7.1 帽式捕沫器	158
8.2 预热器的计算	154	8.7.2 挡板式捕沫器	159
8.3 预热器形式的确定	155	8.7.3 其他形式捕沫器	159
8.4 板式蒸发器的预热问题	155	8.8 杀菌装置的设置	160
8.5 国内板式蒸发器存在的问题、建议 及其发展方向	156	8.8.1 间接式杀菌装置	161
8.6 盘式液体分布器结构特点及 其应用效果	157	8.8.2 直接式杀菌装置	163
8.7 分离器的设计注意事项	158	8.8.3 管式杀菌的控制研究	166
		8.9 温差损失对蒸发器换热面 积的影响	169
		8.10 闪蒸脱汽设备的设计及应用	171

8.11 利用末效二次蒸汽对物料预热的节能效果及意义	173	确定原则	195
8.12 大型蒸发器中冷凝水的回收利用	175	8.20 多效降膜式蒸发器换热面积分配原则	198
8.13 降膜式蒸发器的绝热保温处理	177	8.21 回收污染物的方法	204
8.14 混合式三效蒸发器在谷氨酸二次母液上的应用	178	8.22 混合式蒸发器设计注意事项	206
8.15 红曲色素生产中浸提液的蒸发及酒精回收的设计	180	8.23 MVR 蒸发器与 TVR 蒸发器节能效果比较	209
8.16 降膜式蒸发器在茶多酚生产中的应用	184	8.24 关于蒸发过程中香气回收问题	214
8.17 板式升降膜蒸发器在胶原蛋白生产中的应用	188	8.25 外循环及强制循环蒸发器设计注意事项	215
8.18 浓缩与喷雾干燥设备的合理匹配	192	8.25.1 外循环蒸发器未能达到生产能力的原因	215
8.19 降膜式蒸发器效数的		8.25.2 强制循环蒸发器设置热泵的应用效果	218

第9章 国内引进蒸发器的特点

9.1 我国引进丹麦四效降膜式蒸发器	228	多效蒸发器	230
9.2 我国引进 GEA 四效降膜式蒸发器	229	9.4 我国引进 GEA 可切换四效降膜式蒸发器	231
9.3 我国引进 GEA 混合式		9.5 我国与国外降膜式蒸	
		发器比较	232

附录

附表 1 管壳式冷却器总传热系数	234	附表 9 夹套式蒸发器总传热系数	240
附表 2 管壳式换热器总传热系数	235	附表 10 螺旋板式换热器	
附表 3 管壳式加热器总传热系数	235	总传热系数	240
附表 4 管壳式冷凝器总传热系数	236	附表 11 其他换热器总传热系数	240
附表 5 蛇管式冷却器总传热系数	237	附表 12 饱和水蒸气及饱和水性	
附表 6 蛇管式蒸发器总传热系数	238	质表(依温度排列)	241
附表 7 蛇管式加热器总传热系数	238	附表 13 不同温度下无机水溶液	
附表 8 蛇管式冷凝器总传热系数	239	的浓度	248

参考文献

常用的蒸发器种类及 降膜式蒸发器的发展

1.1 蒸发器的蒸发及其节能

蒸发分为加压蒸发、常压蒸发及减压蒸发三种。工业上的蒸发操作经常在减压下进行，这种操作称为真空蒸发。真空蒸发的优点是：可使加热蒸汽与料液的温度差加大；可低温蒸发，能够减少料液在蒸发过程中的热变性；可采用多效蒸发，从而降低蒸汽的消耗；可利用冷凝的方式将蒸发后的尾汽冷凝成液态，减少对大气的排放量及污染。但真空蒸发也有缺点，因为随着真空度的提高〔式（1-1）〕，蒸发潜热也随之加大。

$$r = 607 - 0.708t \quad (1-1)$$

式中 r ——水的蒸发潜热， $\text{kcal}^{\text{①}}/\text{kg}$ ；

t ——蒸发温度， $^{\circ}\text{C}$ 。

可见在减压下低温蒸发，当扣除潜热后丝毫也不能节能，实际上为保持系统的真空度，必须启动冷凝器及真空泵并支付动力费用。从这一点看单纯地减压蒸发水分以浓缩料液是达不到经济的要求的，非反复多次利用蒸汽的潜热不可，即采用多效蒸发。

蒸发器要达到节能目的有以下几种途径：采用多效蒸发；采用热压缩二次蒸汽技术；采用完全机械压缩二次蒸汽技术；充分利用末效二次蒸汽及冷凝水热量对物料进行预热。

图 1-1 (a) 为蒸汽直接加热。图 1-1 (b) 为采用热压缩技术抽吸一部分二次蒸汽作为蒸发器的加热热源，即 TVR 蒸发器。图 1-1 (c) 为采用蒸汽压缩机将二次蒸汽全部进行再压缩作为蒸发器的加热热源，即 MVR 蒸发器。可以看出，由于在蒸发器中引入了节能装置，降低了能源的消耗。

目前在食品、制药、玉米深加工及生物化工等领域比较常用的蒸发器有外循环蒸发器、强制循环蒸发器、降膜式蒸发器、混合式蒸发器及板式蒸发器五种，如图 1-2 所示。

① $1\text{cal} = 4.187\text{J}$ ，下同。

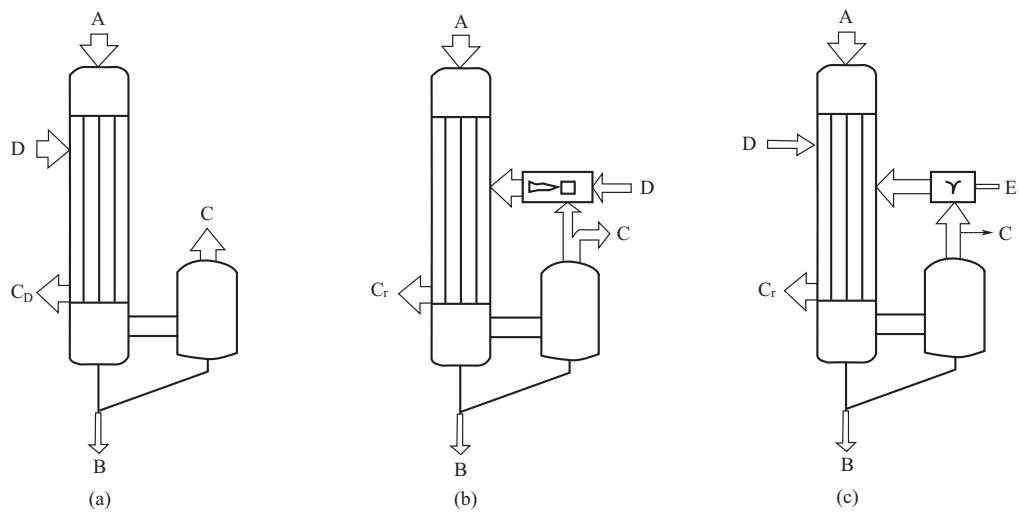
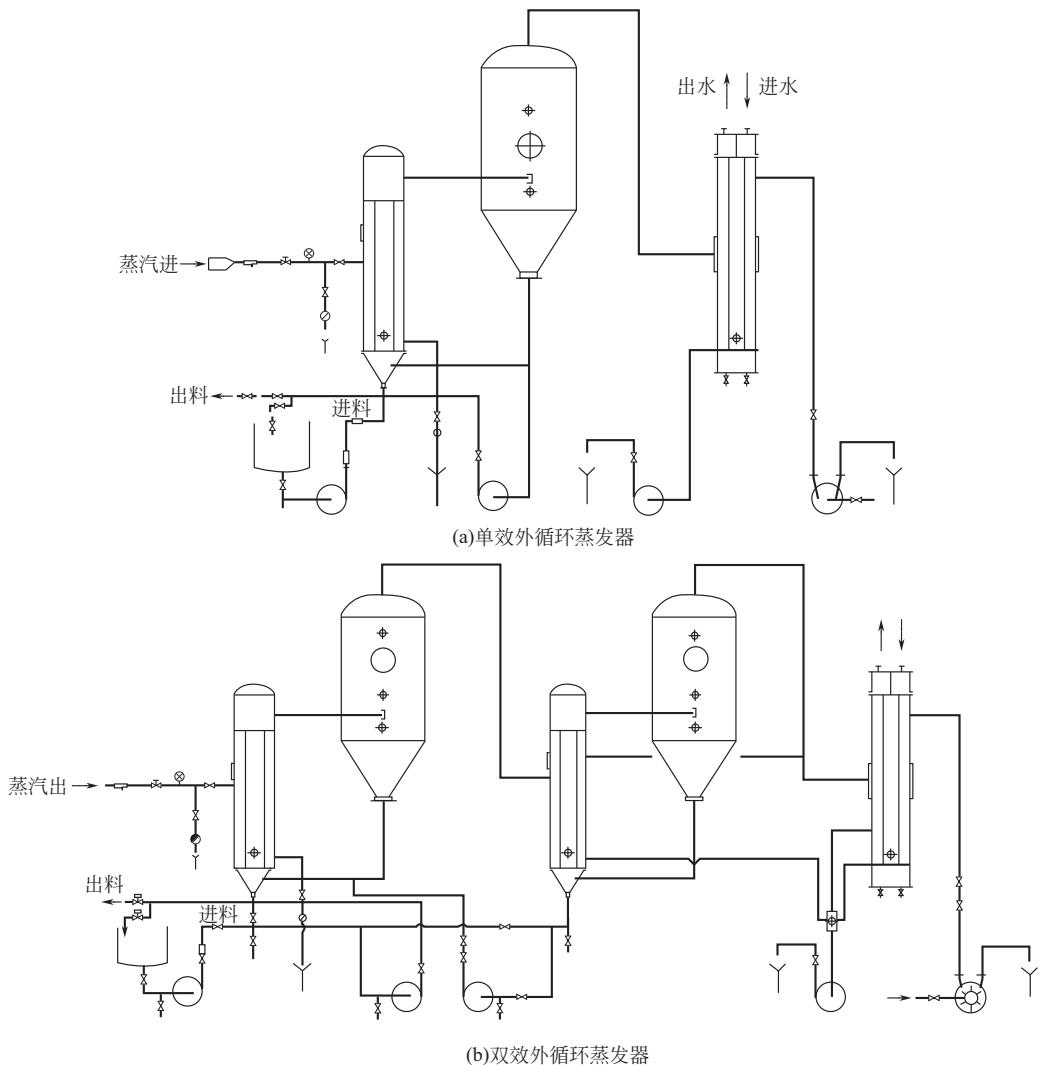
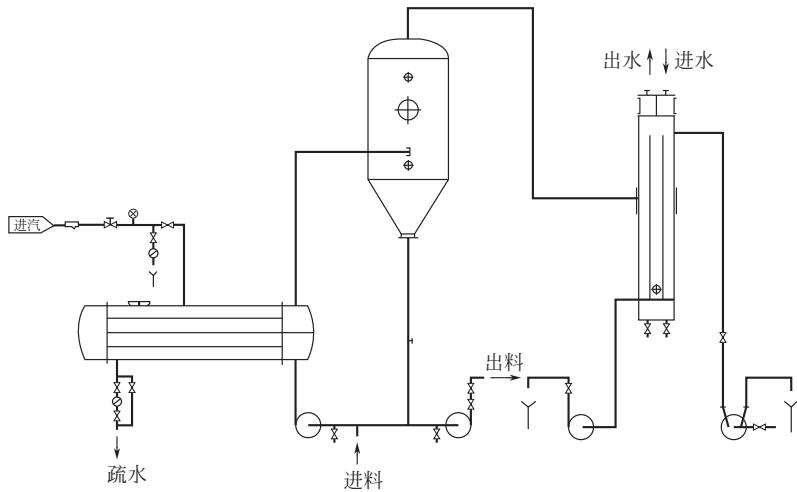


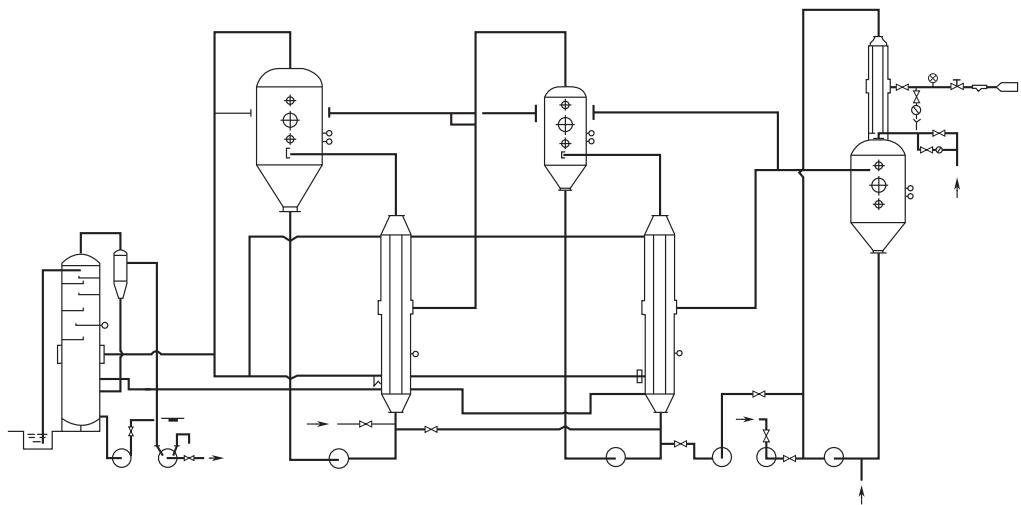
图 1-1 不同加热方式下的蒸发器质量能量



(b)双效外循环蒸发器

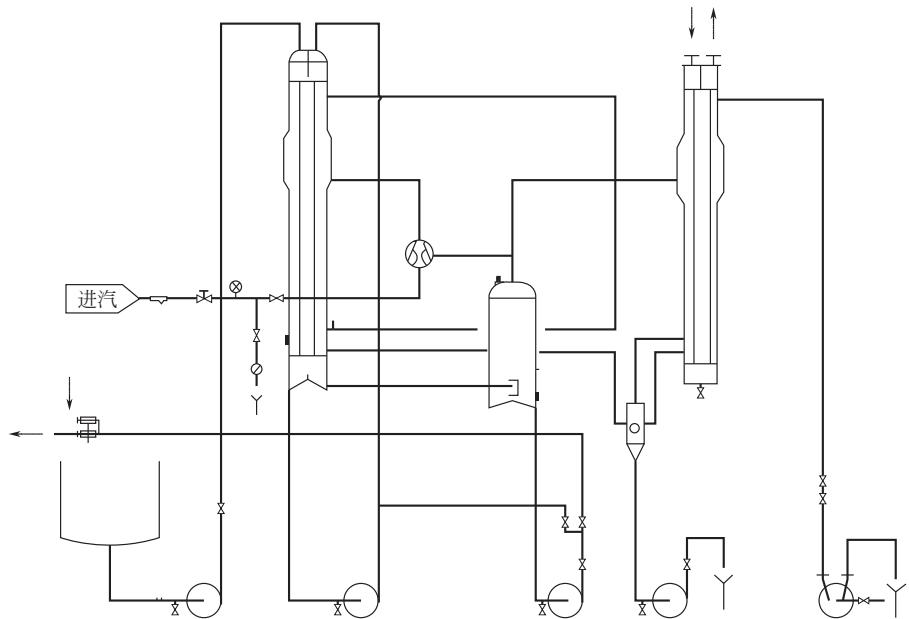


(c)单效卧式强制循环蒸发器

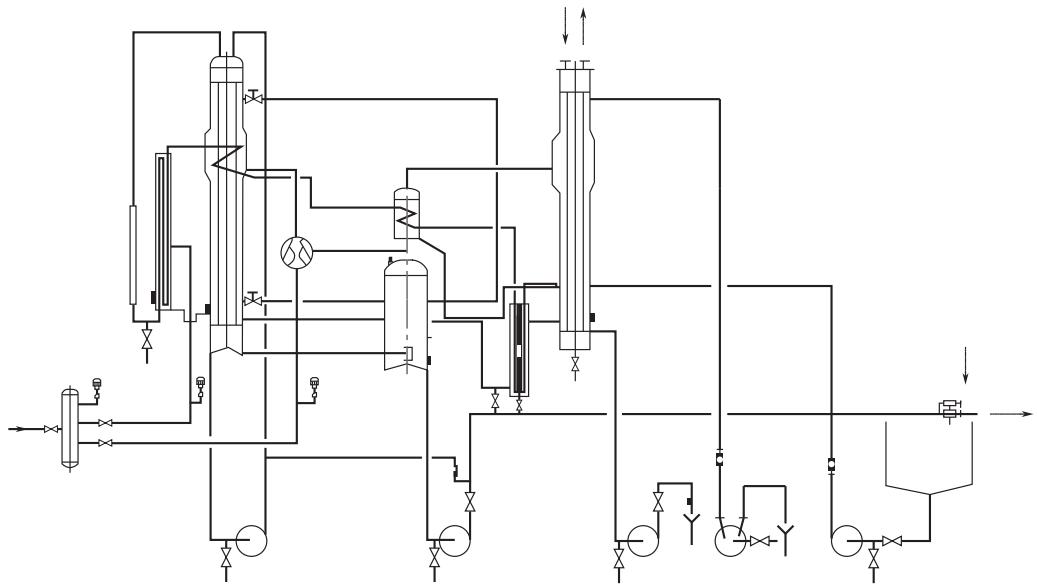


(d)三效强制循环蒸发器

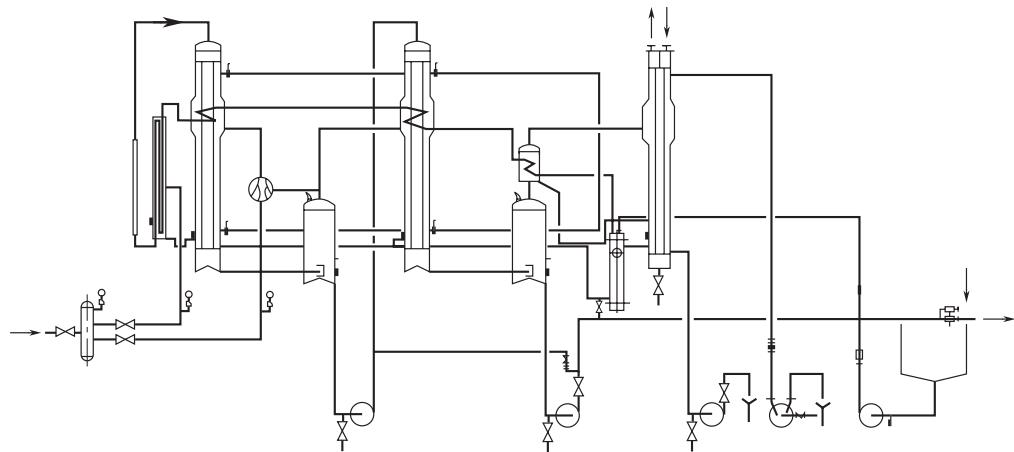
图1-2



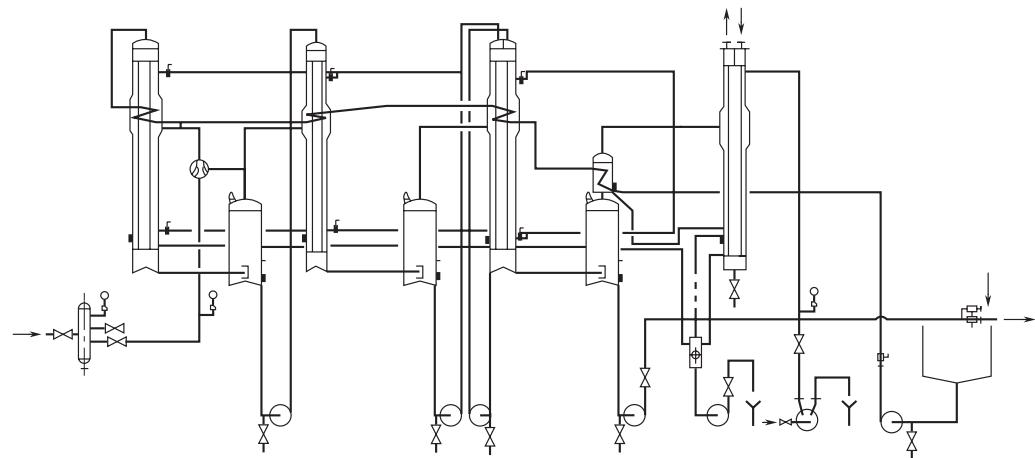
(e)单效降膜式蒸发器



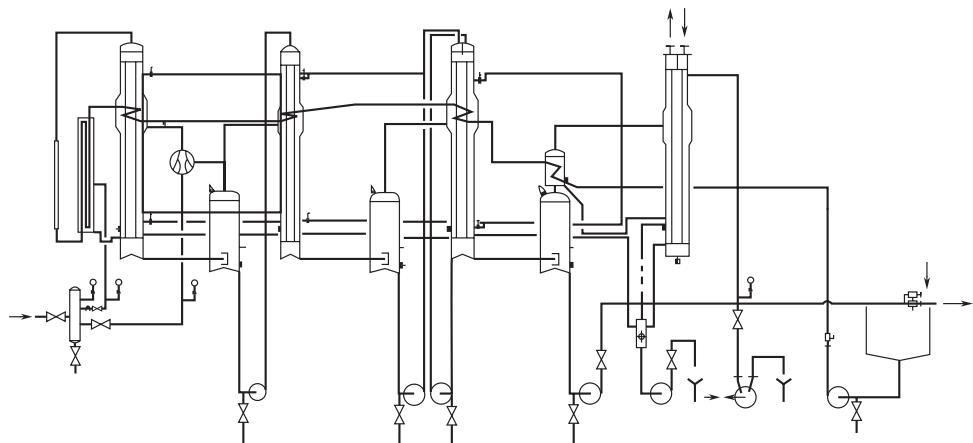
(f)单效降膜式蒸发器



(g) 双效降膜式蒸发器



(h) 三效降膜式蒸发器



(i) 三效降膜式蒸发器(含杀菌)

图1-2

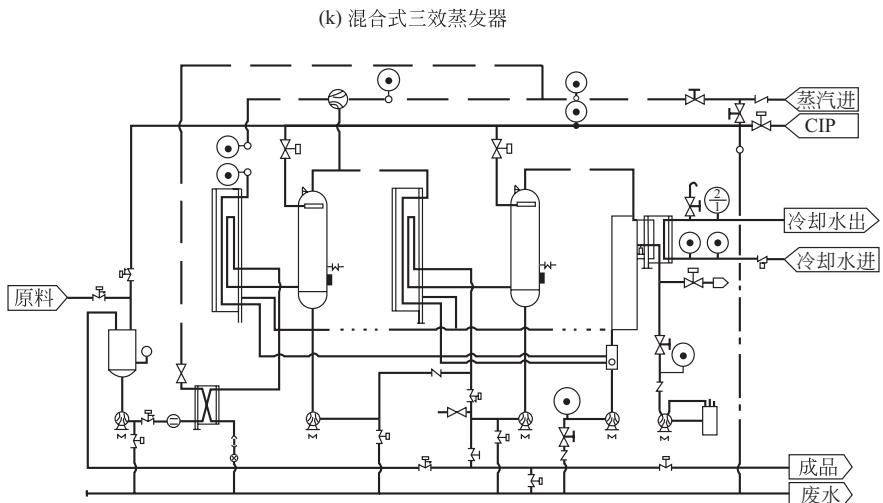
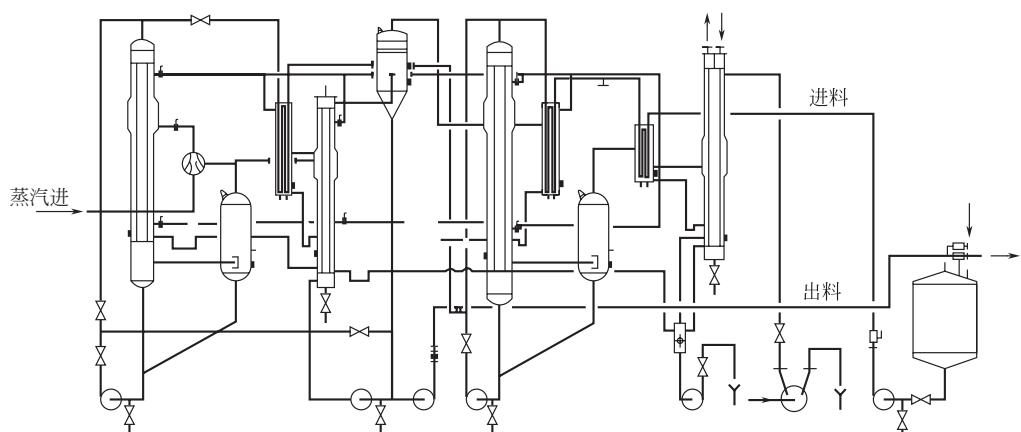
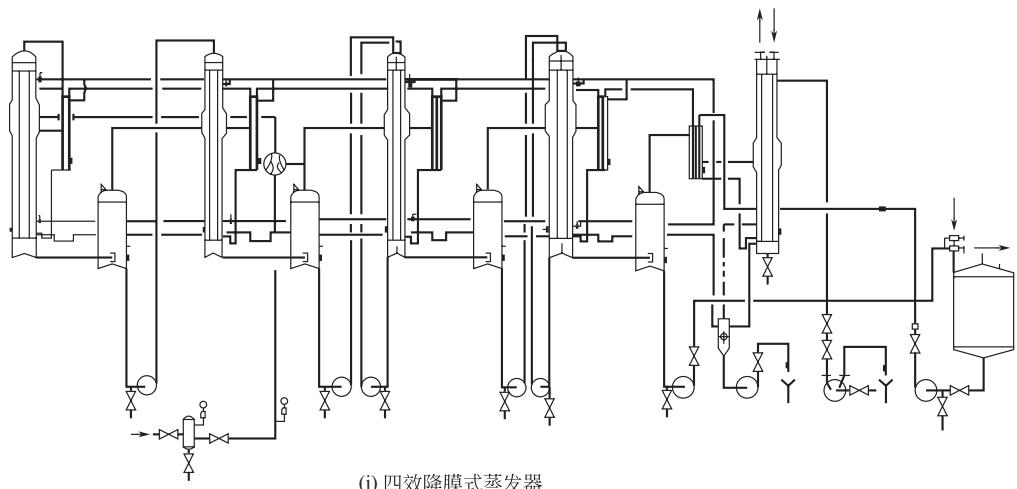


图 1-2 几种常用的蒸发器

1.2 升膜式蒸发器

在升膜式蒸发器中，料液在二次蒸汽流的拖动下以液膜的状态沿着管壁向上流动，边流动边与管外加热介质进行热与质的交换并蒸发。升膜式蒸发器不适合浓度较高的易结垢结焦或在蒸发过程中有结晶析出的料液的蒸发，其特点是在高速的二次蒸汽流及真空的作用下在管壁成膜并向上运动，蒸发后料液与二次蒸汽从蒸发器顶部进入分离器，实现蒸发后料液与二次蒸汽的分离。

进入升膜式蒸发器中料液的温度必须大于或等于蒸发温度，否则料液在蒸发器底部必有一部分受热面用来加热料液使其达到沸点后才能汽化蒸发，不仅如此，低温的物料进入蒸发器后不能马上形成液膜，而且在泵及真空的作用下会以液柱的形式上升，从而降低了蒸发效率。因此，低于沸点温度的料液要经过预加热到沸点或沸点以上温度方可进入蒸发器，这样蒸发参数才会很快达到要求并稳定。升膜加热管的长径比为100~150，管径为25~50mm。升膜式蒸发器管长可高达8m，短管则为3~4m。升膜式蒸发器中液膜的形成完全依靠二次蒸汽及真空的推动，二次蒸汽在加热管内的速度不低于10m/s，一般为20~50m/s，减压下可高达100~160m/s，甚至更高。需要加热温差比较大，加热蒸汽压力不稳定或不足就会影响二次蒸汽对料液的向上拖动，也会影响液膜的形成。升膜式蒸发器进料开始不能快，要求在加热管中必须保持一定的料位高度，否则难以成膜。这个量需要在生产实际中去摸索。尤其在多效升膜式蒸发器中，如果次效靠二次蒸汽加热蒸发，进料量必须严格加以控制，否则便难以成膜，难以蒸发。由于料液在加热管中的布膜完全靠高速的二次蒸汽流及真空带动下形成，所以其膜不稳定，进入分离器时在二次蒸汽与料液分离过程中更容易产生二次蒸汽中雾沫的夹带，即分离不彻底而造成跑料。升膜式蒸发器的特点更适合高温加热蒸发，这样可获得较高的加热温差并达到预期的二次蒸汽的流速。当蒸发量大于料液量实际的蒸发水分时也不能成膜，甚至还引起结垢结焦。

升膜式蒸发器在生产过程中是连续进料连续出料，它不同于外循环式蒸发器，外循环式蒸发器间断出料，料液在蒸发器中是靠密度差形成循环并蒸发，加泵后料液在加热管中达到2~5m/s速度即为强制循环型蒸发器。而升膜式蒸发器的泵也不是强制循环的泵，仅是维持正常进料的泵。料液在外循环蒸发器中自循环时间较长，根据对出料密度（或浓度）的要求至少都在20min左右。自然外循环蒸发器加进一定料液泵即停止工作，而升膜式蒸发器的物料泵是连续工作的。升膜式蒸发器当蒸发参数稳定后料液在蒸发器中不进行循环，严格地说是一次进料一次出料即能达到设计蒸发要求。这种蒸发器要求加热温差较大，二次蒸汽速度较高，二次蒸汽中易产生雾沫夹带，不易操作及控制，所以升膜式蒸发器应用受到了限制。

1.3 外循环蒸发器

外循环蒸发器主要适用于物料浓度较大、黏度较大、易结垢结焦的料液的蒸发。如骨头汤、番茄酱及刺五加等中草药的蒸发浓缩，如图1-2（a）、（b）所示。这种蒸发器在化工、医药、食品等行业上仍有应用。由于料液在管内液柱较高，提高了下部液体的沸点，

故要求加热误差较大，限制了多效使用。这种蒸发器生蒸汽（一次蒸汽）加热温度都较高。

外循环蒸发器是中央循环管蒸发器的变形，相比中央循环管蒸发器其方便清洗与检修。外循环蒸发器加热管管径常采用的规格是 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 、 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 、 $\phi 32\text{mm} \times 2\text{mm}$ 。其长径比在 50~100 之间，多在 80 左右。循环管截面积按加热管截面积的 50%~60% 选取。外循环蒸发器的蒸发过程与降膜式蒸发器的蒸发过程不同，降膜式蒸发器是边蒸发料液边与二次蒸汽分离，到了分离室已基本完成分离，而外循环蒸发器完成汽液分离绝大部分是在分离室中进行的。因此，外循环蒸发器就更容易产生雾沫夹带，甚至跑料。分离室必须要有足够的分离容积，除了进口要制成功线的方式外，分离室内要设置捕沫装置。二次蒸汽要在分离室顶部排出，二次蒸汽管道要插入分离室内一段，这段长度一般在 150~250mm 之间，这样可起到旋流的作用，有利于汽液进一步分离。为了更好地回收二次蒸汽中夹带的料液，也可在排出管道即分离室至冷凝器管道之间设置挡板式或旋流式捕沫装置。分离室偏小，二次蒸汽直接进入分离室，分离室中没有设置捕沫装置等在实际中比较多见，因此跑料现象在所难免。

外循环蒸发器与升膜式蒸发器最大的区别就在于外循环蒸发器料液蒸发后形成了密度差，循环管中料液密度高于加热室中料液密度，这样依靠料液密度差产生自然循环，如果在外循环与加热室之间加装泵加快料液在加热管中的循环速度即为强制循环蒸发器。外循环蒸发器是间断进料间断出料，而升膜式蒸发器则是连续进料连续出料。升膜式蒸发器进料泵仅为正常进料而设置，而维持正常形成膜的量的泵并不是作为强制循环泵来用。升膜式蒸发器进料温度必须高于或等于沸点温度，否则料液在管中难以成膜，会降低蒸发效率，便不能连续进料连续出料。而外循环蒸发器则不需要。升膜式蒸发器蒸发后的料液一般不循环而是直接进入次效蒸发器或出料。

1.4 强制循环蒸发器

强制循环蒸发器主要用于浓度较大、黏度较大、在蒸发过程中易结垢结焦并含有颗粒物的耐热性比较强的料液的蒸发，如用于骨头汤、番茄酱、刺五加、污水、氯化钾等的蒸发浓缩，如图 1-2 (c), (d) 所示。这种蒸发器可独立使用，也可与降膜、外循环蒸发器组合使用。目前应用较多。

强制循环蒸发器实际是在外循环蒸发器的基础上演变而来的。自然循环蒸发器亦即外循环蒸发器（或中央循环管蒸发器）是指在蒸发过程中由于蒸发的作用使料液产生密度差，料液依靠密度差产生循环。如果在料液循环管与加热室之间加装泵来加大循环速度即为强制循环蒸发器。强制循环蒸发器料液在加热管中循环速度为 2~5 m/s。强制循环蒸发器动力消耗大，通常为 0.4~0.8 kW/m²，这种蒸发器生蒸汽（一次蒸汽）加热温度都较高，因此这种蒸发器加热面积设计不宜太大。因此能用其他蒸发器蒸发的则不选用此蒸发器。

1.5 降膜式蒸发器

目前，实际中应用最为广泛的是降膜式蒸发器，如图 1-2(e)~(j) 所示。这是因为降膜式蒸发器加热温度低、蒸发速率快、物料在设备中停留时间短、节能。在食品、

乳品、化工、制药及玉米深加工中降膜式蒸发器都有广泛的应用，如用于果蔬汁、牛奶、蛋品、维生素C、胶原蛋白、茶的浸泡液、谷氨酸钠等的蒸发浓缩，尤其适合热敏性物料的蒸发浓缩，物料在加热蒸发过程中有益元素能最大限度地得到保护。降膜式蒸发器分为单效、双效、三效及多效几种。根据料液特点及工艺需要，其加料方法也不尽相同。以三效降膜式蒸发器为例，其中最常用的加料方法是并流加料法，末效出料，如图1-3所示。

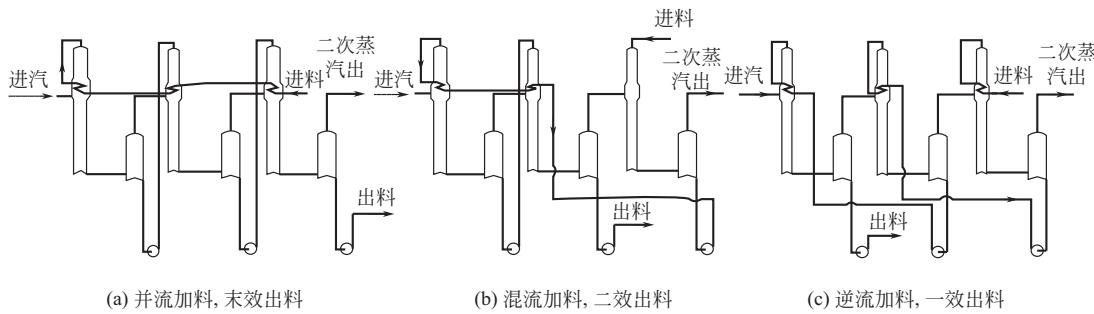


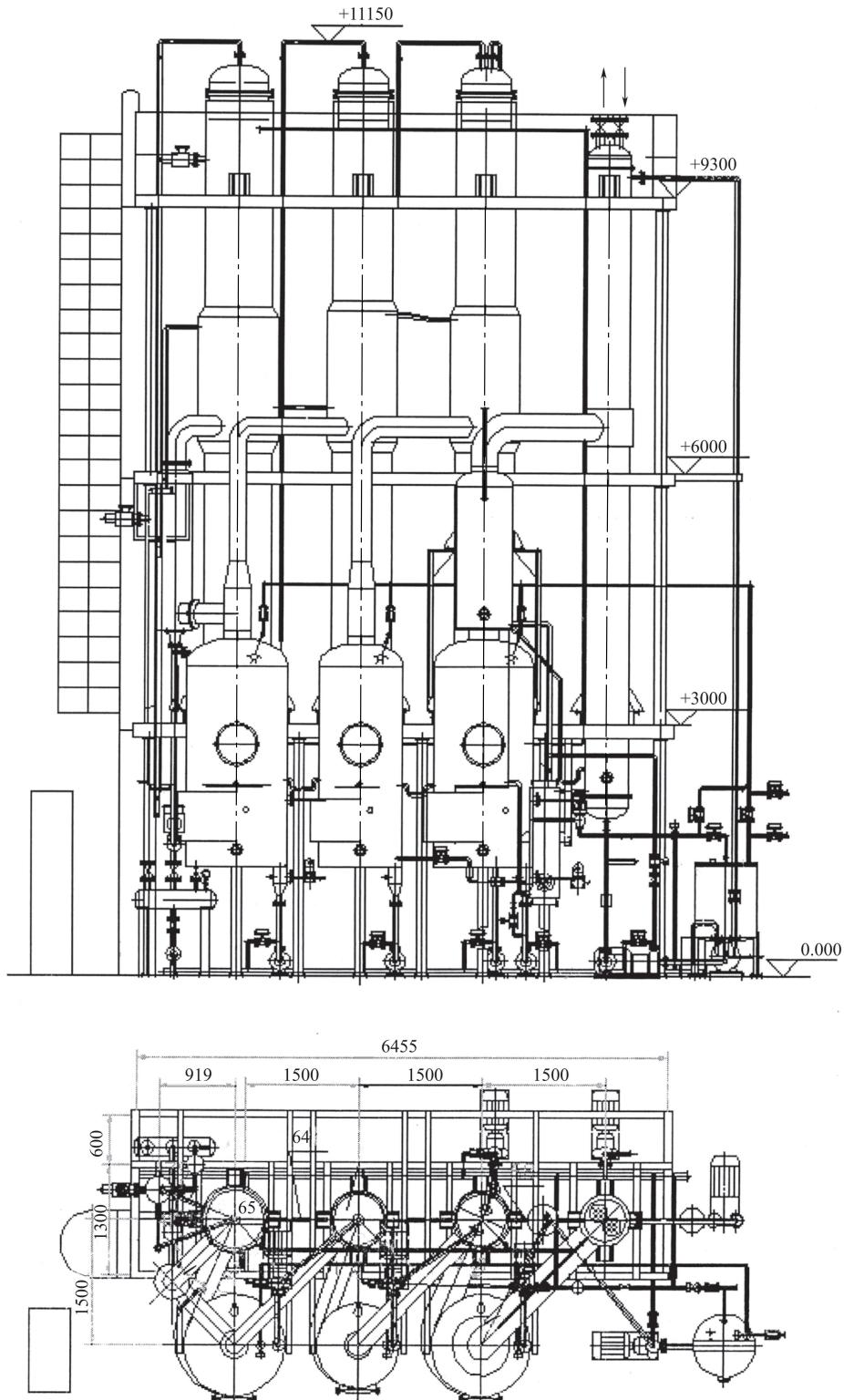
图1-3 不同加料法的三效降膜式蒸发器

料液在降膜式蒸发器中膜的形成与升膜式蒸发器完全不同。在降膜式蒸发器顶部设有料液分布器（应用最为广泛的是盘式分布器），料液分布器的作用是将进料均匀地分配给每根降膜管，并保证每根降膜管中的料液以液膜的状态沿着管壁向下流动。料液在降膜管中的流动是在重力及二次蒸汽流的作用下进行的，由于不是二次蒸汽克服料液自身的重力推动向上成膜，而是料液边向下流动边蒸发，到了降膜管底端，料液与二次蒸汽基本完成了分离，因此二次蒸汽夹带料液的现象大大改善，料液在加热管中布膜及蒸发更加稳定而有序。降膜管的长径比在100~250之间，管径一般在38~50mm之间。

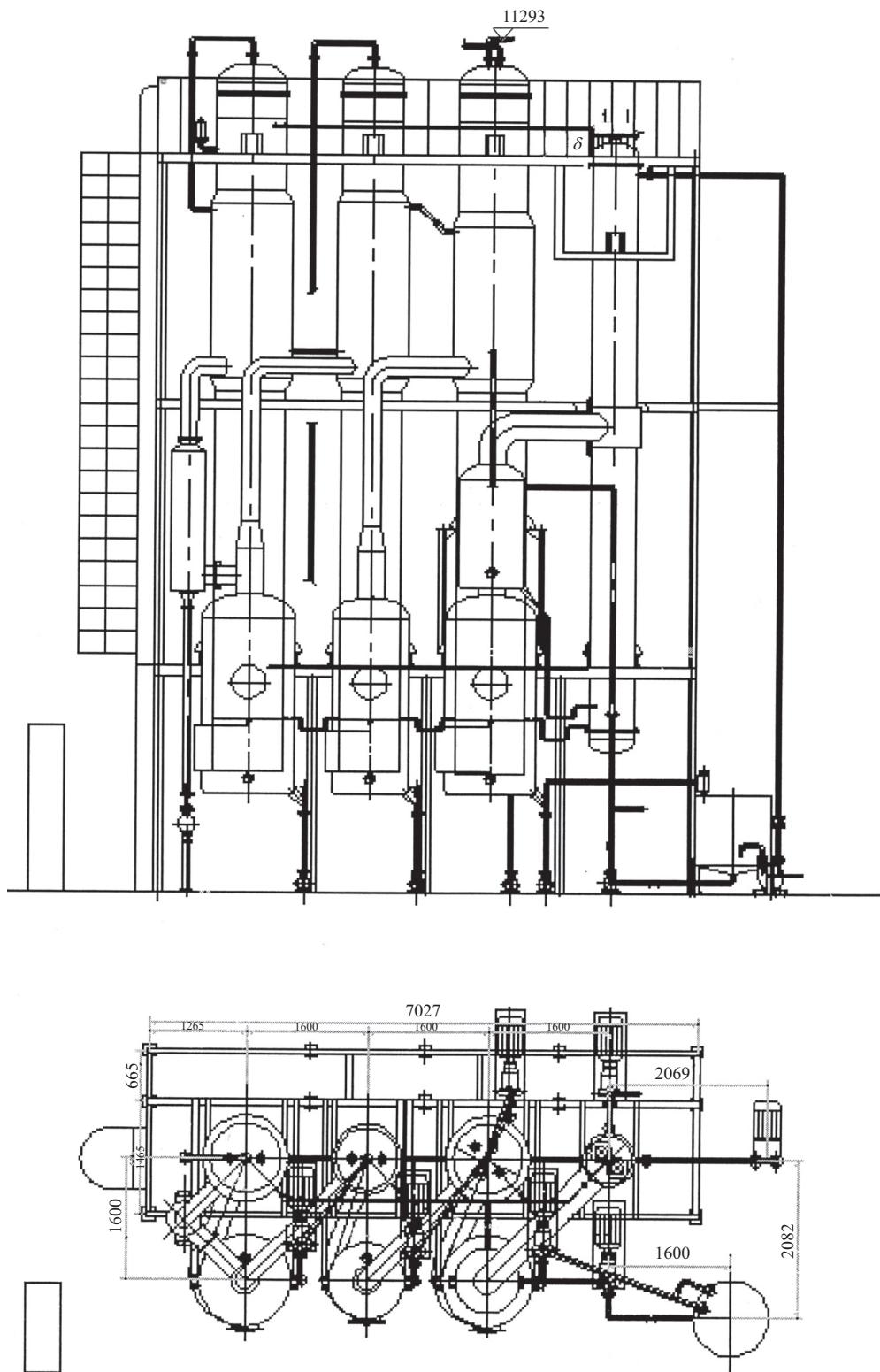
降膜式蒸发器体积较大，占用空间较大，比同生产能力的外循环、强制循环蒸发器外形尺寸都要大。因此，一次性投资成本也比较大。如一台用于葡萄糖浆（玉米淀粉糖化液化转化而成）生产能力为8000kg/h的三效降膜式蒸发器，外形尺寸（长×宽×高）为10000mm×5000mm×12500mm。

降膜式蒸发器的最大特点是连续进料连续出料，浓度可一次达到设计要求，料液在设备中停留的时间短，一台蒸发量为5000kg/h的三效降膜式蒸发器料液从进入（含预热过程）至出料的时间仅为7min左右，而外循环等蒸发器则是间断出料，物料在设备中停留时间长，一般在20min以上。降膜式蒸发器的另一特点是节能，运行成本较低，而强制循环蒸发器的动力消耗大。因此，能用降膜式蒸发器蒸发的则不采用强制循环蒸发器或外循环蒸发器。无论从应用领域及数量上看，降膜式蒸发器都是排在首位的，随着我国国民经济的快速发展，降膜式蒸发器的应用领域也正在不断地扩大。降膜式蒸发器在热敏性物料的低温蒸发上更显其优越性。作为节能技术的热压缩装置即热泵在降膜式蒸发器中获得了广泛的应用并产生了良好的经济效益及社会效益。

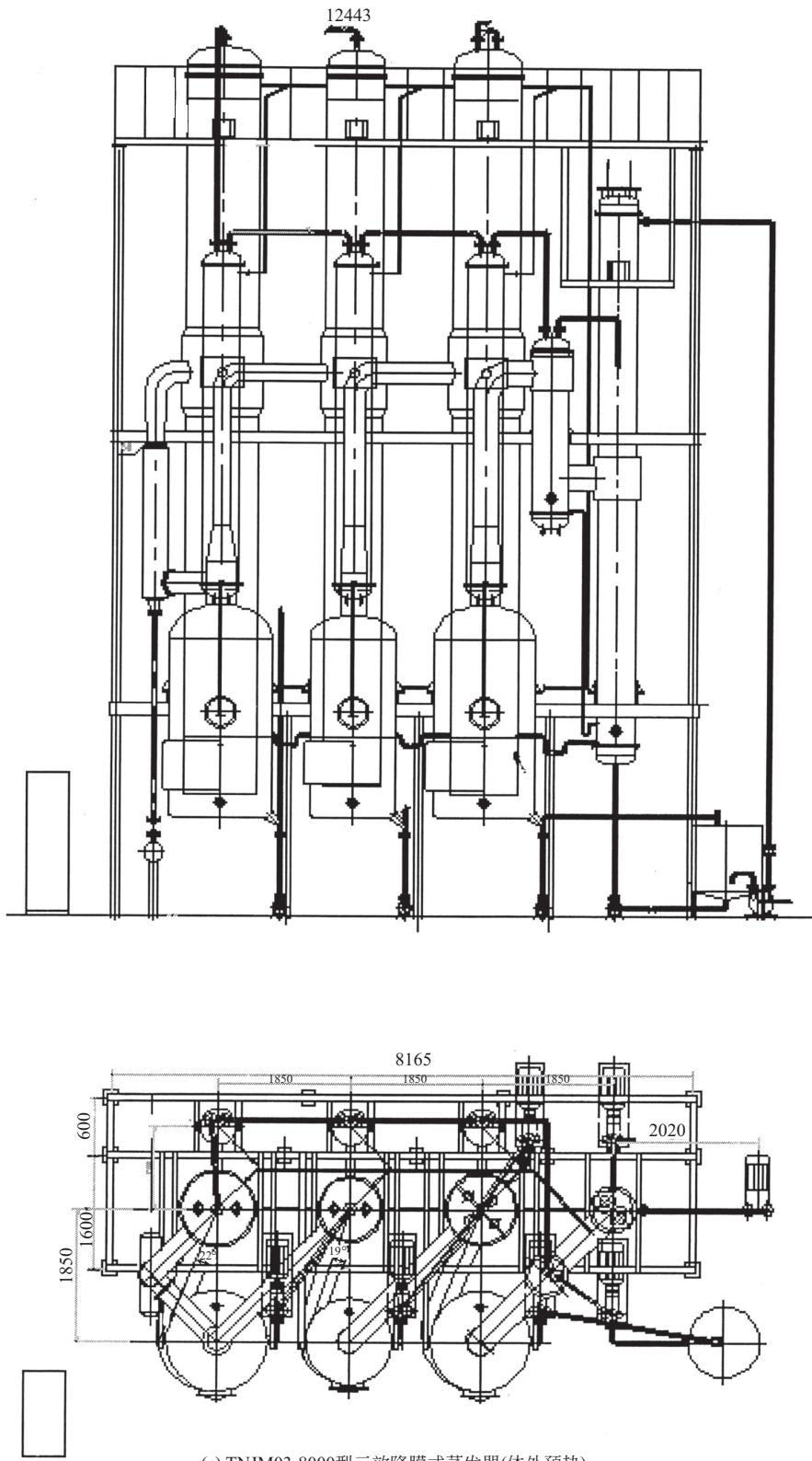
图1-4所示为不同预热形式的降膜式蒸发器总装图。实际应用中的降膜式蒸发器如图1-5和图1-6所示。



(a) RNJM03-4000型三效降膜式蒸发器(体内预热、含杀菌、含冷凝水预热)



(b) TNJM03-6000型三效降式蒸发器(体内预热)



(c) TNJM03-8000型三效降膜式蒸发器(体外预热)

图 1-4 不同预热形式的降膜式蒸发器总装图 (单位: mm)



图 1-5 实际应用中的三效降膜式蒸發器



图 1-6 实际应用中的四效降膜式蒸發器

1.6 混合式蒸發器应用的范围

混合式蒸發器是指在同一蒸發器组内有两种不同形式的蒸發器存在,如外循环蒸發器、升降膜式蒸發器、降膜式蒸發器与强制循环蒸發器的组合,这种蒸發器称为组合式蒸發器。这种蒸發器是根据料液的特性而设计的,用于料液在蒸發过程中黏度变化较大,易产生结垢结焦甚至有结晶析出的物料的蒸發上。最常用的是降膜式蒸發器与强制循环蒸發器结合的蒸發器组。组合式蒸發器近年来主要用于污水、谷氨酸二次母液、玉米浸泡液、番茄酱等的蒸發浓缩。如图 1-2 中 (k) 所示。

1.7 板式升降膜式蒸發器

板式蒸發器最大优点是体积较小,占用空间较小。其次,与管式降膜式蒸發器一样也是在负压下蒸發,因此属于低温蒸發。其主要形式有升膜式、升降膜式与降膜式三种。近些年来国内在果汁饮品、食品、玉米深加工、医药等领域都有应用。如用于苹果汁、山梨醇、骨头汤、胶原蛋白等的生产。如图 1-2 中 (l) 所示。其缺点是蒸發器胶垫容易老化而产生泄漏,清洗是否彻底也很难掌握。由于受制造模具制约,选用需要的板片形状还不灵活。

蒸发器工艺计算及 零部件设计

2.1 单效蒸发器的工艺计算

单效蒸发器的计算项目有蒸发量即生产能力的计算，加热蒸汽耗量的计算，蒸发器传热面积的计算。

2.1.1 蒸发量的计算

根据图 2-1 进行溶质的衡算：

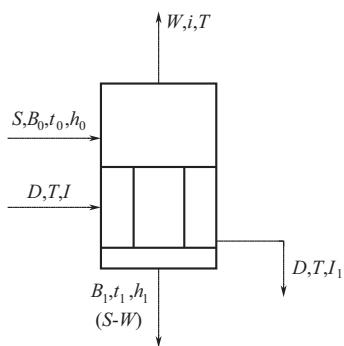


图 2-1 单效蒸发

$$SB_0 = (S - W)B_1 \quad (2-1)$$

$$W = S(1 - B_0/B_1)$$

式中 S ——原料液的流量，kg/h；
 W ——单位时间内蒸发的水分量，即蒸发量，kg/h；
 B_0 ——原料液的质量分数，%；
 B_1 ——完成液的质量分数，%。

2.1.2 加热蒸汽耗量的计算

蒸发操作中，加热蒸汽的热量一般用于将溶液加热至沸点，将水分蒸发为蒸汽以及向周围散失的热量。对某些溶液，如 NaOH 等水溶液，稀释时放出热量，因此蒸发这些溶液时应考虑供给和稀释热相当的浓缩热。

(1) 溶液稀释热不可忽略时物料的焓

$$DI + Sh_0 = Wi + (S - W)U_1 + DI_1 + q' \quad (2-2)$$

$$D = [Wi + (S - W)h_1 - Sh_0 + q']/(I - I_1)$$

式中 D ——加热蒸汽的消耗量，kg/h；
 I ——加热蒸汽的焓，kcal/kg；
 h_0 ——原料液的焓，kcal/kg；

i ——二次蒸汽的焓, kcal/kg;

h_1 ——完成液的焓, kcal/kg;

I_1 ——冷凝水的焓, kcal/kg;

q' ——热损失, kcal/h。

若加热蒸汽的冷凝液在蒸汽的饱和温度下排出, 则

$$R = (I - I_1)$$

式中 R ——加热蒸汽的汽化热, kcal/kg。

式 (2-2) 可改写为

$$D = [Wi + (S - W)h_1 - Sh_0 + q']/R \quad (2-3)$$

(2) 溶液稀释热可以忽略时物料的焓

$$h_0 = c(t_0 - 0) = ct_0 \quad (2-4)$$

$$h_1 = c_1(t_1 - 0) = c_1t_1 \quad (2-5)$$

式中 c ——料液的比热容, kcal/(kg·℃)。

$$I_1 = c_p(T - 0) = c_pT \quad (2-6)$$

当冷凝液在饱和温度下排出时, 则有

$$I - c_pT \approx R$$

$$i - c_p t_1 \approx r$$

式中 R ——加热蒸汽的汽化热, kcal/kg;

r ——二次蒸汽的汽化热, kcal/kg;

c_p ——纯水的比热容, kcal/(kg·℃)。

代入式 (2-2) 并整理得

$$D(I - c_pT) = Wi + (S - W)c_1t_1 - Sct_0 + q' \quad (2-7)$$

当料液的比热容缺乏可靠数据时, 可按下面经验公式计算:

$$c = c_a B + c_b(1 - B) \quad (2-8)$$

式中 B ——溶液浓度 (以溶质质量分数表示), %;

c_a , c_b ——溶质 (当溶剂为水时 $c_b = c_p$)、溶剂的比热容。

对于稀溶液即当 B 小于 20% 时, 其比热容 c 可近似地按下式估计:

$$c = c_b(1 - B) \quad (2-9)$$

将 (2-7) 中的 c 、 c_1 均写成 (2-8) 的形式, 并与式 (2-1) 联立, 即可得到原料液比热 c_1 与完成液比热容 c 间的关系为

$$(S - W)c_1 = Sc - Wc_p \quad (2-10)$$

将 (2-10) 代入 (2-7) 并整理得

$$D(I - c_pT) = W(i - c_p t_1)c_1 t_1 + Sc(t_1 - t_0) + q' \quad (2-11)$$

简化得加热蒸汽耗量为

$$D = [Wr + Sc(t_1 - t_0) + q']/R \quad (2-12)$$

稀释热不可忽略时溶液的焓由专用的焓浓图查得。有时对稀释热不可忽略的溶液, 也可先按忽略稀释热的方法计算, 然后再修正计算结果。

2.1.3 蒸发器传热面积计算

传热速率方程为

$$Q = kF\Delta t \quad (2-13)$$

式中 Q ——传热量, kcal/h;

F ——蒸发器的传热面积, m^2 ;

k ——传热系数, $\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

Δt ——加热蒸汽的饱和温度与溶液的沸点之差, $^\circ\text{C}$ 。

则传热面积为

$$F = Q/(k\Delta t) \quad (2-14)$$

【例 2-1】 有一单效外循环蒸发器, 蒸发 NaOH 水溶液, 生产能力为 $3000\text{kg}/\text{h}$, 进料浓度为 20%, 进料温度为 60°C , 出料浓度为 50%, 平均比热容为 $0.813\text{kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 壳程蒸汽加热温度为 140°C , 蒸发温度为 80°C , 操作条件下溶液的沸点温度为 126°C , 总传热系数为 $1342\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 加热蒸汽冷凝水在饱和温度下排出, 热损失按 5% 计算, 试求: 考虑浓缩热时加热蒸汽耗量和传热面积; 忽略浓缩热时加热蒸汽耗量和传热面积。

从附表 12 查出加热蒸汽、二次蒸汽及冷凝水的有关参数如下: 140°C 饱和蒸汽的焓 $I = 653.0\text{kcal/kg}$, 汽化热 $R = 512.3\text{kcal/kg}$, 冷凝水的焓 $I_1 = 140.7\text{kcal/kg}$, 蒸发温度为 80°C , 二次蒸汽的焓 $i = 631.3\text{kcal/kg}$, 汽化热 $r = 551.3\text{kcal/kg}$ 。

(1) 考虑浓缩热时

① 加热蒸汽耗量 由式 (2-1) 得

$$S = WB_1/(B_1 - B_0)(3000 \times 50)/(50 - 20) = 5000\text{kg}/\text{h}$$

由附图中查出 60°C 、20% 时 NaOH 水溶液的焓、 126°C 时 50%、 NaOH 水溶液的焓分别是 $h_0 = 50.24\text{kcal/kg}$, $h_1 = 148.33\text{kcal/kg}$ 。

由式 (2-3) 得加热蒸汽耗量为

$$\begin{aligned} D &= [Wi + (S - W)h_1 - Sh_0 + q'] / R \\ &= [3000 \times 631.3 + (5000 - 3000) \times 148.33 - 5000 \times 50.24] \times 1.05 / 512.3 = 3974.87\text{kg}/\text{h} \end{aligned}$$

② 传热面积

$$F = Q/(k\Delta t) = 3974.87 \times 512.3 / [1342 \times (140 - 126)] = 108.4\text{m}^2$$

(2) 忽略浓缩热时

① 加热蒸汽耗量 由式 (2-12) 计算得

$$\begin{aligned} D &= [Wr + Sc(t_1 - t_0) + q'] / R \\ &= [3000 \times 551.3 + 5000 \times 0.813 \times (126 - 60)] \times 1.05 / 512.3 \\ &= 3939.68\text{kg}/\text{h} \end{aligned}$$

② 传热面积

$$F = Q/(k\Delta t) = 3939.68 \times 512.3 / 1342 \times (140 - 126) = 107.4\text{m}^2$$

2.2 多效蒸发器的工艺计算

以顺流加料法的蒸发操作为例, 如图 2-2 所示。

在蒸发计算过程中, 进料量、料液的浓度与温度, 以及浓缩液的浓度均由工艺条件所

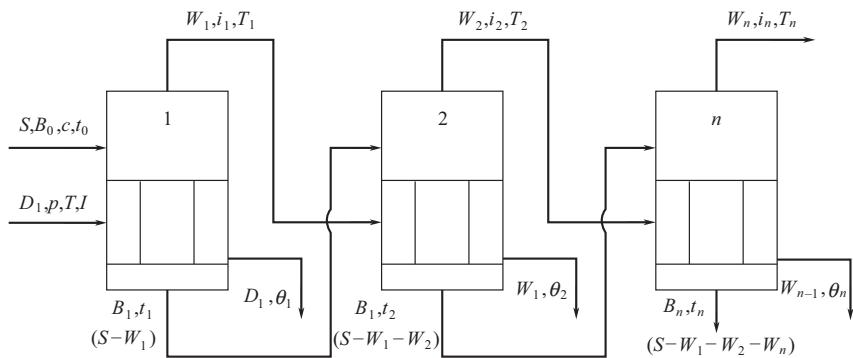


图 2-2 顺流加料法的多效蒸发工艺流程

S —进料量, kg/h; W_1, W_2, \dots, W_n —各效的蒸发水量, kg/h; $B_0, B_1, B_2, \dots, B_n$ —料液及各效的质量分数, %; t_0 —进料温度, °C; t_1, t_2, \dots, t_n —各效溶液的沸点, °C; D_1 —加热蒸汽的耗量, kg/h; p —加热蒸汽的压力, kgf/cm²❶ (绝对压力); T —加热蒸汽温度, °C; T_1, T_2, \dots, T_n —各效二次蒸汽温度, °C; $\theta_1, \theta_2, \dots, \theta_n$ —各效蒸汽的冷凝温度, °C; I, i_1, i_2, \dots, i_n —加热蒸汽及各效二次蒸汽的焓, kcal/kg

规定; 加热蒸汽的压力, 末效蒸发室的真空度, 蒸发器的型式、效数及蒸发流程等, 必须根据溶液性质、生产能力的大小通过经济比较而定; 总的蒸发水量 W , 各效蒸发水量 W_1 、 W_2 、 \dots 、 W_n , 加热蒸汽的消耗量 D 和各效的传热面积 F , 可通过物料衡算、热量衡算和传热速率方程求取。

2.2.1 蒸发量的计算

在蒸发过程中, 如果无额外蒸汽引出, 则总蒸发量 W 为各效蒸发量 (W_1, W_2, \dots, W_n) 之和:

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n \quad (2-15)$$

溶质的物料衡算式如下:

$$SB_0 = (S - W_1)B_1 = (S - W_1 - W_2)B_2 = \dots = (S - W_1 - W_2 - \dots - W_n)B_n \quad (2-16)$$

由此求出总蒸发量 W 为

$$W = S(1 - B_0/B_n) \quad (2-17)$$

而任一效中溶液的浓度为

$$B_n = SB_0/(S - W_1 - W_2 - \dots - W_n) \quad (2-18)$$

2.2.2 加热蒸汽耗量的计算

由图 2-2 可以看出, 输入第一效蒸发器的热量为加热蒸汽和料液的带入量; 输出的热量为, 二次蒸汽、浓缩液、加热蒸汽冷凝水等带出的热量及热损失。如果忽略因溶液的浓度变化而产生的热效应, 各效纯水的比热容值视为不变, 则可写出第一效蒸发器的热量衡算式:

$$D_1 I_1 + Sct_0 = W_1 i_1 + (Sc - W_1 c_p)t_1 + D_1 \theta_1 + q'_1 \quad (2-19)$$

式中 c —溶液的比热容;

❶ $1\text{kgf/cm}^2 = 98.0665\text{kPa}$, 下同。

q'_1 —— 第一效蒸发器的热损失, kcal/kg。

将式 (2-19) 移项整理, 得

$$D_1(I_1 - \theta_1) = W_1(i_1 - c_p t_1) + Sc(t_1 - t_0) + q'_1 \quad (2-20)$$

$I_1 - \theta_1$ 为加热蒸汽的冷凝潜热 R_1 (kcal/kg); $i_1 - c_p t_1$ 为一效二次蒸汽的蒸发潜热 r_1 (kcal/kg)。式 (2-20) 可写为

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + q'_1 \quad (2-21)$$

对于第二效蒸发器, 加热蒸汽量为 D_2 (kg/h), 当无额外蒸汽引出时, 其质量即为第一效产生的二次蒸汽质量 W_1 (kg/h), 则可仿式 (2-20) 写出第二效蒸发器的热量衡算式:

$$D_2(I_2 - \theta_2) = W_2(i_2 - c_p t_2) + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + q'_2 \quad (2-22)$$

$I_2 - \theta_2$ 为加热蒸汽的冷凝潜热 R_2 (kcal/kg); $i_2 - c_p t_2$ 为二效二次蒸汽的蒸发潜热 r_2 (kcal/kg)。式 (2-22) 可写为

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + q'_2 \quad (2-23)$$

同理, 第三效蒸发器的热量衡算式为

$$D_3 R_3 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p)(t_3 - t_2) + q'_3 \quad (2-24)$$

第 n 效蒸发器的热量衡算式为

$$D_n(I_n - c_p \theta) = W_n(i_n - c_p t_n) + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1}) + q'_n \quad (2-25)$$

将式 (2-25) 等号两端各除以 $(i_n - c_p t_n)$, 并移项整理得

$$\begin{aligned} W_n &= D_n(I_n - \theta_n)/(i_n - c_p t_n) - (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots \\ &\quad - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1})/(i_n - c_p t_n) - q'_n/(i_n - c_p t_n) \end{aligned} \quad (2-26)$$

$I_n - \theta_n$ 为任一效加热蒸汽所放出的热量 (kcal/kg), 如果加热蒸汽的冷凝水在凝缩温度 θ_1 排出, 则 $I_n - \theta_n$ 为加热蒸汽的冷凝潜热 R_n (kcal/kg); $i_n - c_p t_n$ 为任一效二次蒸汽的蒸发潜热 r_n (kcal/kg)。式 (2-25) 可写为

$$D_n R_n = W_n r_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1}) + q'_n \quad (2-27)$$

第 n 效蒸汽耗量为

$$D_n = [W_n r_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1}) + q'_n]/R_n$$

$(I_n - \theta_n)/(i_n - c_p t_n)$ 为每千克加热蒸汽冷凝时所放出的潜热可以蒸发的溶剂量 (kg), 称为蒸发系数, 用符号 a_n 表示, 即

$$a_n = (I_n - \theta_n)/(i_n - c_p t_n) \quad (2-28)$$

对于水溶液, a_n 可近似取 1。

$t_{n-1} - t_n$ 为相邻两效的沸点之差, 当顺流操作时 $t_{n-1} > t_n$, 每千克溶液从 $n-1$ 效进入时所放出的显热为 $c_n(t_{n-1} - t_n)$ (kcal/kg), 此项热量所产生的二次蒸汽量为

$$c_n(t_{n-1} - t_n)/(i_n - c_p t_n) = c_n \beta_n \quad (2-29)$$

这种现象称为溶液的自蒸发, 式 (2-29) 中 β_n 为自蒸发系数:

$$\beta_n = (t_{n-1} - t_n)/(i_n - c_p t_n)$$

β_n 值很小, 一般为 $0.01 \sim 0.1$ 。

将热损失一项并入等式右端两项中, 可将式 (2-26) 的右端乘以一个系数 η_n , 称为热利用系数。

$$W_n = [D_n a_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots - W_{n-1} c_p) \beta_n] \eta_n \quad (2-30)$$

对一般溶液的蒸发 η_n 的值为 0.98。

式(2-30)为多效蒸发操作任一效蒸发量的计算式,这个式子将加热蒸汽耗量、自蒸发量和热损失的关系联系起来,多效蒸发的热量衡算式是求取第一效的加热蒸汽耗量 D_1 和校核各效的蒸发量 W_1, W_2, \dots, W_n 的依据,所以,必须将各效蒸发量与计算式都整理为 D_1 的函数式,如由(2-30)得第一效与第二效的蒸发量分别为

$$W_1 = (D_1 a_1 + Sc_1 \beta_1) \eta_1 \quad (2-31)$$

$$W_2 = [D_2 a_2 + (Sc - W_1 c_1) \beta_2] \eta_2 \quad (2-32)$$

其他各效依次类推。

当有额外蒸汽从第一效与第二效引出时,则

$$D_2 = W_1 - E_1$$

$$D_3 = W_2 - E_2$$

式中 E_1, E_2 ——由第一效与第二效的二次蒸汽中引出的额外蒸汽量, kg/h。

如将各效蒸发量表示为 D_1 的函数式,则为

$$\left. \begin{array}{l} W_1 = a_1 D_1 + b_1 \\ W_2 = a_2 D_1 + b_2 \\ \vdots \\ W_n = a_n D_1 + b_n \end{array} \right\} \quad (2-33)$$

将式(2-33)各项相加,可得

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n = D_1 (a_1 + a_2 + \dots + a_n) + (b_1 + b_2 + \dots + b_n) \quad (2-34)$$

设 $A = a_1 + a_2 + \dots + a_n, B = b_1 + b_2 + \dots + b_n$ 则式(2-34)可简化为

$$W = D_1 A + B$$

即

$$D_1 = (W - B) / A \quad (2-35)$$

由式(2-35)求出第一效加热蒸汽耗量 D_1 后,即可由式(2-31)和式(2-32)等求出蒸发量 W_1, W_2, \dots, W_n

应该说明,上述计算方法无论是顺流或是逆流都能适用,但在逆流操作时自蒸发系数不同,可写为

$$b_n = (t_{n+1} - t_n) / (i_n - c_p t_n)$$

此外,由于物料流向与顺流不同,加入末效的物料为 S ,加入第一效的则为 $S - W_1 - W_2 - \dots - W_n$,因此,式(2-31)和式(2-32)等中右端括号中的第二项要进行相应修改。

需要特别说明的是上述各热量衡算式仅适用于各效冷凝水直接排放掉忽略不计的情况下,若考虑冷凝水回收再利用,即前效冷凝水按顺序进入后效,若利用蒸发器壳程蒸汽对物料进行预热,或蒸发器壳程中有蒸汽引出,可参照上述蒸发器的热量衡算公式将这些项考虑进去再进行热量衡算,详见计算实例。

降膜式蒸发器大都是在高于或等于沸点温度的情况下进料的,而实际进料的温度一般都比较低,绝大多数的降膜式蒸发器在各效壳程中还设有预热器,对低于沸点温度的物料进行逐级预热,冷凝水也不是直接排放掉,而是顺序从前效进入后效,冷凝水最终从末效排出,在此过程中回收其中一部分显热,将式(2-27)改写为式(2-38),可直观地表达出。还可看出随着蒸发的进行,料液在不同效中料液量、比热容的变化。多效降膜式蒸发器热量衡算大多是分步试算而得,最终维持蒸发进行的加热介质所给予的热量必须与实际所需

要的热量平衡。

当蒸发系统中各效设有物料预热装置, 冷凝水顺序从前效进入后效壳程中, 最终从末效排出时, 上述工艺流程可改为图 2-3 所示的流程。

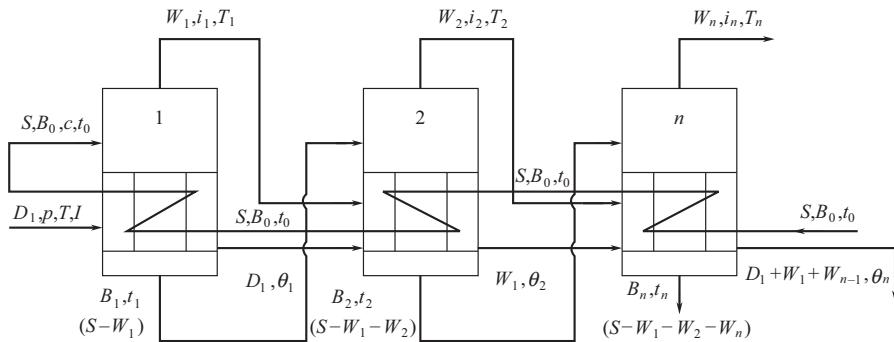


图 2-3 带有预热及冷凝水不直接排放的顺流加料法的多效工艺流程

由 (2-27) 整理得

第一效热量衡算式为

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1 \quad (2-36)$$

第二效热量衡算式为

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2 \quad (2-37)$$

依此类推, 任一效热量衡算式直观的基本通式为

$$D_n R_n = W_n r_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \dots - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1}) + Q_n - q_n + q'_n \quad (2-38)$$

式中 Q_n —— 任意一效利用壳程蒸汽对物料预热的热量, kcal/h;

q_n —— 前一效或几效蒸发器壳程冷凝水进入次效壳程所放出的显热, kcal/h。

$$q_n = W_{n-1} c_p (t_{n-1} - t_n) r_n / i_n$$

式中 q_n —— 自蒸发热量, kcal/h;

W_{n-1} —— 进水量, kg/h;

c_p —— 冷凝水比热容, kcal/(kg·°C);

t_{n-1} —— 进水温度, $t_1 = 80^\circ\text{C}$;

t_n —— 饱和蒸气压下的二次蒸气温度, °C;

r_n —— t_n 下二次蒸气的汽化潜热, kcal/kg;

i_n —— t_n 下二次蒸气热焓, kcal/kg。

2.2.3 蒸发器传热面积的计算

传热速率方程和传热面积计算公式同 2.1.3 节式 (2-13) 和式 (2-14)。

(1) 蒸发器温差损失计算

传热性质: 在蒸发操作中, 蒸发器加热室壁面一侧为加热蒸气进行冷凝, 另一侧为溶液进行沸腾, 故蒸发过程属于壁面两侧流体有相变的恒温传热过程, 因此传热平均温差为 $T - t$ (T 为加热蒸气温度, t 为操作条件下溶液的沸点)。溶液的沸点受溶液浓度、蒸发器内液面压力等因素影响, 在计算 Δt_m 时需考虑这些因素。

加热蒸汽温度为 T ，溶液的沸点为 t ，则蒸发器加热室的温差为 $\Delta t_m = T - t$ ，在多效操作的情况下，若无任何温度损失时，溶液的沸点等于二次蒸汽的温度，也必须等于进入次效作为加热蒸汽的温度，即

$$t_1 = T_2, t_2 = T_3, \dots$$

而各效的温差为

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1, \Delta t_2 = T_2 - t_2 = t_1 - t_2, \dots, \Delta t_n = t_{n-1} - t_n$$

所以各效温差总和为 $\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n$ ，而总的温差为第一效加热温度与末效二次蒸汽温度之差，即 $\sum \Delta t_{\text{总}} = T_1 - t_n$ ，在无温差损失时，温差的总和应与总温差相等，即 $\sum \Delta t = \sum \Delta t_{\text{总}}$ ，而实际上，蒸发过程中是有温差损失的，所以 $\sum \Delta t < \sum \Delta t_{\text{总}}$ ， $\sum \Delta t$ 称为有效总温差。两者之间的差额 Δ ，称为温差损失，即

$$\Delta = \sum \Delta t_{\text{总}} - \sum \Delta t$$

蒸发过程中温差损失主要有三项。

一是因溶液蒸气压下降而引起的温差损失 Δ' 。

在相同温度下，由于溶质的存在，溶液的蒸气压总是比纯溶剂的低，因此当液面的压力一定时，溶液的沸点比纯溶剂的高，所高出的温度称为溶液的沸点升高。

溶液的沸点升高随着溶液的浓度而变，浓度越高，沸点升高越大，它们的沸点差值以 Δ' 表示。一般情况下，有机溶液的沸点升高 Δ' 不显著，无机溶液的 Δ' 较大；稀溶液的沸点 Δ' 较小；但高浓度的无机溶液的 Δ' 却相当大。例如，在 0.1MPa 下，10%NaOH 水溶液的沸点升高约为 3℃，而 50%NaOH 水溶液沸点升高可达 40℃以上。常压下不同浓度的沸点可通过实验测定，常压下某些无机盐水溶液的沸点升高与浓度的关系见附图 1，部分常见溶液的沸点可在相关书籍或手册中查得。当缺乏实验数据时，可用下式估算出沸点升高的数值：

$$\Delta' = f \Delta a$$

式中 Δa ——常压下由于溶液蒸气压下降而引

起的沸点升高，℃；

Δ' ——操作压力下由于溶液蒸气压下降而引起的沸点升高，℃；

f ——校正系数，量纲为 1。

f 的经验计算式为

$$f = 0.0162(T_n + 273)^2 / r'$$

式中 T_n ——操作压强下二次蒸汽的温度，℃；

r' ——操作压强下二次蒸汽的汽化潜热，kJ/kg。

当蒸发器中的操作压强不是常压时，为估计不同压强下溶液的沸点以计算沸点升高，提出了某些法则。其中杜林规则得到了广泛应用。

杜林规则：在相当宽的压强范围内，一定组成的溶液的沸点与同压强下溶剂的沸点成线性关系。图 2-4 所示为不同浓度 NaOH 的沸点与对应压强下纯水沸点的关系。由图 2-4 可见，NaOH 的质量分数为零（即纯水）的沸点为一条 45°对角线；在浓度不太高（<40%）的范围内，溶液的沸点线大致为一组与 45°对角线平行的线束，可以合理地认为溶液的沸点升高与操作压强无关，即不同压力下的 Δ'

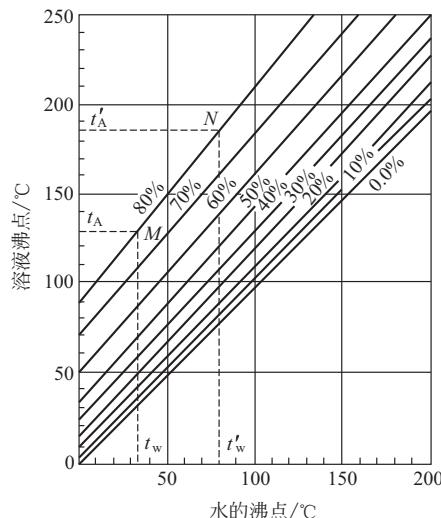


图 2-4 NaOH 水溶液的杜林线

可取常压下的 Δ' 数值；在高浓度范围内，只要已知两个不同压强下溶液的沸点，可通过杜林线的斜率计算或直接按水的沸点进行线性内插（或外推）。图 2-3 中在任意直线上（即任一组成）任选 N 及 M 两点，该两点纵坐标值分别为 t'_A 及 t_A ，横坐标值分别为 t'_w 及 t_w ，则直线的斜率为

$$k = (t'_A - t_A) / (t'_w - t_w) \quad (2-39)$$

式中 k ——杜林线的斜率，量纲为 1；

t_A ， t_w —— M 点溶液的沸点与纯水的沸点， $^{\circ}\text{C}$ ；

t'_A ， t'_w —— N 点溶液的沸点与纯水的沸点， $^{\circ}\text{C}$ 。

当某压力下水的沸点 $t_w = 0$ 时，式 (2-39) 变为

$$y_m = t'_A - kt'_w \quad (2-40)$$

式中 y_m ——杜林线的截距， $^{\circ}\text{C}$ 。

不同组成的杜林线是不平行的，斜率 k 与截距 y_m 都是溶液质量组成 x 的函数。对 NaOH 水溶液， k 、 y_m 与 x 的经验关系为

$$k = 1 + 0.142x \quad (2-41)$$

$$y_m = 150.75x^2 - 2.71x \quad (2-42)$$

利用经验公式计算 50kPa 时溶液的沸点：用式 (2-41) 求 20%NaOH 水溶液的杜林线的斜率，即

$$k = 1 + 0.142x = 1 + 0.142 \times 0.2 = 1.028$$

再用式 (2-42) 求该线的截距，即

$$y_m = 150.75x^2 - 2.71x = 150.75 \times 0.2^2 - 2.71 \times 0.2 = 5.488$$

又由式 (2-40) 知该线的截距为

$$y_m = t'_A - kt'_w = 5.488$$

将已知值代入上式，得

$$t'_A - 1.028 \times 81.2 = 5.488$$

$$t'_A = 88.96^{\circ}\text{C}$$

即在 50kPa 时溶液的沸点为 88.96°C

二是加热管内溶液的静压强引起的温差损失 Δ'' 。

在蒸发过程中某些蒸发器加热管内积有一定液层，低层溶液所承受的压强要比液面的高，因此液层内溶液的沸点高于液面沸点。液层内部沸点与表面沸点之差即为液柱静压强引起的温差损失。降膜式蒸发器与外循环蒸发器等不同，料液在降膜管中是以液膜状沿着降膜管壁在自身的重力及二次蒸汽流的作用下自上而下流动，降膜管内不存在料位，即便自动控制某效分离室要保持一定料位，但料位的高度也没有超过下器体出料口的高度，因此静压强引起的沸点升高可以忽略不计。

由静压强引起的温差损失用 Δ'' 表示。真空蒸发压力越低， Δ'' 越显著。

液层的平均压强为

$$p_m = p' + \rho_m gh / 2$$

式中 p_m ——液层的平均压强；

p' ——液面处的压强，即蒸发器的操作压强；

ρ_m ——液层的平均密度；

g ——重力加速度；

h ——液层高度。

则由液柱静压强引起的温差损失 Δ'' 可表示为

$$\Delta'' = t_m - t_b$$

式中 t_m ——液层中部压强 p_m 对应的溶液的沸点；

t_b ——液面处压强 p' 对应的溶液的沸点。近似计算时， t_b 与 t_m 可取对应压强下水的沸点。

影响 Δ'' 因素：沸腾时液层内混有气泡，液层实际的密度较计算公式所用的纯液体密度要小，算出的 Δ'' 值偏大；当溶液在加热管内循环速度较大时，会因流体阻力使平均压强增高。

【例 2-2】 在外循环蒸发器内，蒸发 28% 葡萄糖水溶液，分离器温度为 65°C，其对应的饱和蒸气压为 25.5 kPa，加热液层高度为 0.65 m，溶液的平均密度为 1100 kg/m³。试求因静压强引起的温差损失 Δ'' 。

先求液层的平均压强：

$$p_m = p' + \rho_m gh/2 = 25.5 \times 10^3 + 1100 \times 9.81 \times 0.65/2 = 29007 \text{ Pa} \approx 29 \text{ kPa}$$

查附表 12，29 kPa 压强下对应饱和蒸汽温度为 68°C，故由静压强引起的温差损失

$$\Delta'' = 68 - 65 = 3 \text{ }^\circ\text{C}$$

三是各效间二次蒸汽在管道中，由于流动阻力而引起的温差损失 Δ''' 。

各效间二次蒸汽在管道中，由于流动阻力引起的温差损失值难以准确计算。多效蒸发中二次蒸汽在进入次效加热壳程中，管路中由于流动阻力使蒸发压力降低，蒸汽的饱和温度随之下降，因而发生蒸汽在各效间的温度损失，这个损失与蒸汽流的速度、管路长短、管件多少、搏沫器的阻力等有关。管路损失温度约为 1°C，从蒸发器至冷凝器的 Δ''' 取 1~1.5°C。

考虑了上述因素后，操作条件下任意一效溶液的沸点为

$$t_n = T_n + \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$$

令 $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$ ，则

$$t_n = T_n + \Delta$$

式中 T_n ——冷凝器操作压力下任一效饱和蒸汽温度即二次蒸汽温度；

Δ ——总温差损失。

因此，传热平均温差为

$$T - t_n = T - (T_n + \Delta)$$

(2) 有效温度差在各效的分配原则

① 等压强降原则是指设定蒸汽通过各效的压强降相等。

设 p_0 表示第一效加热蒸汽的压强， p_k 表示冷凝器中的压强（间壁冷凝器为壳程或管程中压强，直接式冷凝器为器内压强）， $\Delta p_{\text{总}}$ 为总的压强降，则经过蒸发器的压强降为

$$\Delta p_{\text{总}} = p_0 - p_k$$

假定蒸汽通过各效压强降相等，则当效数为 n 时，各效压强降为

$$\Delta p_n = \Delta p_{\text{总}} / n$$

根据 Δp_n 即可求出各效的二次蒸汽温度。

例如三效蒸发器， $\Delta p_3 = \Delta p_{\text{总}} / 3$ ，若忽略蒸汽管道中压强降，则第三效的蒸发室压强 $p_3 = p_k$ ，由 p_3 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_3 ，即该效的二次蒸汽温度；第二效的蒸发室压强 $p_2 = p_3 + \Delta p_{\text{总}} / 3$ ，由 p_2 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_2 ，即该效的二次蒸汽温度；

第一效的蒸发室压强 $p_1 = p_2 + \Delta p_{\text{总}}/3$, 由 p_1 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_1 , 即该效的二次蒸汽温度。

假定各效蒸发量的分配, 由总蒸发水量求得各效的蒸发水量 W_1 、 W_2 及 W_3 , 然后计算出各效溶液浓度 B_1 、 B_2 及 B_3 , 根据各效二次蒸汽温度可求得溶液的沸点 t_1 、 t_2 及 t_3 。

【例 2-3】 有一三效降膜式蒸发器用于牛奶的蒸发, 第一效加热温度控制在 87°C, 末效蒸发室真空度为 0.09 MPa 左右。试求一效、二效蒸发温度。

假定蒸汽通过各效压强降相等。

87°C 对应的饱和蒸气压 (绝压) $p_0 = 0.6372 \text{ kgf/cm}^2$, 末效蒸发室内的绝压即第三效蒸发室的压强 $p_3 = p_k$, 由 p_3 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_3 即末效的二次蒸汽温度。

若忽略蒸汽管道中压强降, 则 $p_3 = p_k = 0.1013 - 0.09 = 0.0113 \text{ MPa}$, 所对应的饱和蒸汽温度约为 48°C, $\Delta p_{\text{总}} = p_0 - p_k = 0.06372 - 0.0113 = 0.05242 \text{ MPa}$, 假定蒸汽通过各效压强降相等, 则当效数为 3 时, 各效压强降为 $\Delta p_3 = 0.05242/3 = 0.01747 \text{ MPa}$ 。

第二效蒸发室的压强 $p_2 = 0.0113 + 0.01747 = 0.02877 \text{ MPa}$, 由 p_2 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_2 约为 67°C, 即该效的二次蒸汽温度。

第一效蒸发室的压强 $p_1 = 0.02877 + 0.01747 = 0.04624 \text{ MPa}$, 由 p_1 可查出相应的饱和蒸汽温度 T'_1 约为 79°C, 即该效的二次蒸汽温度。

也可以采用等温差的方法进行分配。例如, 一效加热温度控制在 87°C, 末效蒸发室温度为 $t_3 = 45^\circ\text{C}$, 总温差 $\Delta T = T_0 - t_k = 87 - 45 = 42^\circ\text{C}$ 。

如三效蒸发器, $\Delta T_3 = \Delta T/3 = 42/3 = 14^\circ\text{C}$ 。若忽略蒸汽管道中温度损失, 则第二效的蒸发温度 $t_2 = t_3 + \Delta T/3 = 45 + 14 = 59^\circ\text{C}$; 第一效的蒸发温度 $t_1 = t_2 + \Delta T/3 = 59 + 14 = 73^\circ\text{C}$ 。

可以看出两种分配方法各效温差不同, 后者没有把温差损失考虑进去, 按此分配计算更为方便, 更为直观, 与实际应用也比较接近。应予指出的是也不是所有蒸发器都按此方法进行分配各效蒸汽的压强, 还要根据具体物料参数及生产工艺的具体要求进行综合考虑。

从上述计算不难看出, 按等压强降分配一效的传热温差为 8°C 往往过小, 热量衡算后一效的蒸发面积过大, 一效实际蒸发温度偏低。因此, 也可以按照非等压强降的方法进行分配, 不过, 这种分配方法各效的温差实际应用表明差距也不大, 因此分配时各效压强降的差别也不宜过大。

② 非等压强降原则 是指蒸汽通过各效的压强降不相等, 根据实际需要将有效温差分配到各效。采用这种分配方法分配各效有效温差可以用以调整各效的换热面积, 为实际生产需要, 可减少末效换热面积, 用以消减或延缓结垢结焦的发生, 从而满足某种料液正常蒸发的需要。这对热敏性的、易结垢结焦的物料蒸发来说是有益的。

无论采取何种分配方法, 实际生产设备的蒸发参数都主要受加热及冷凝压力两个参数的影响, 并在一定范围内波动, 加热及冷凝压力这两个参数一经发生变化, 蒸发参数也随之改变。

蒸发器总的传热系数为

$$K = 1/(1/a_i + R_i + \delta/\lambda + R_o + 1/a_o)$$

式中 K ——总传热系数;

a_i ——管内溶液沸腾的对流传热系数;

a_o ——管外蒸汽冷凝的对流传热系数;

R_i ——管内垢层热阻；
 R_o ——管外垢层热阻；
 δ ——管壁厚度；
 λ ——加热管的热导率。

在蒸发过程中，由于溶液的浓度不断提高，加热面处溶液更易呈过饱和状态，溶质和可溶性物质析出，附着于加热表面，便形成污垢。因此 R_i 经常成为蒸发器的主要热阻部分，目前， R_i 的取值多来自经验数据。同样，影响管内溶液沸腾对流传热系数 a_i 因素也很多，如溶液的性质、操作条件、传热状况和蒸发器的结构等，所以 a_i 又是影响总传热系数的主要因素。但诸多的因素也致使准确计算 a_i 有困难。其次，随着蒸发器使用时间的加长，蒸发器管外热阻 R_o 也会不同程度地加大。因此，作为蒸发器的设计依据，总传热系数主要来自现场实测和生产经验。

2.3 蒸发器零部件的设计

降膜式蒸发器的料液是从蒸发器的顶部进入，在蒸发器的上管板上设有料液分布器，料液进入蒸发器即首先进入料液分布器，经过料液分布器将料液均匀地分配给蒸发器的每根降膜管，料液在自身的重力及二次蒸汽流的作用下以液膜状沿着管壁自上向下流动，料液进入蒸发器底部即下器体，再进入分离器实现二次蒸汽与料液的彻底分离。二次蒸汽进入次效作为加热热源或进入预热器中预热再进入冷凝器中被冷凝成凝结水排放掉。料液则从分离器的底部被泵抽出送到次效或下道工序。降膜式蒸发器如图 2-5 所示（带热泵的降膜式蒸发器）。与外循环蒸发器、升膜式蒸发器及强制循环蒸发器等的结构不同，降膜式蒸发器换热管较长，长径比为 100~250。常用的管径在 38~50mm 之间。比较常用的管子长度在 6000~12000mm 之间。传热系数在 500~1200kcal/(m²·h·℃) 之间。一效加热温度最高，料液浓度一般最低，结垢结焦的可能性最小。因此，一效传热系数最大，末效温度最低，料液浓度最高（末效出料），结垢结焦比较严重，末效传热系数最小。由于成膜机理不同于升膜式蒸发器，可蒸发浓度较高、黏度较大（一般黏度在 0.05~0.7Pa·s）的料液。但不适宜处理易结晶的料液。提高传热系数的方法：蒸发器的结构设计要合理；有效布膜；及时清除降膜管上的垢层，包括管外的垢层；排除壳程中的不凝性气体；壳程中不得存水。

2.3.1 蒸发器效体的设计

降膜式蒸发器是在真空负压状态下完成蒸发的，在生产过程中系统最高真空度可达 0.085MPa 以上，因此降膜式蒸发器属于压力容器。在制造过程中应严格按 GB 150—2011《压力容器》、GB 151—2012《管壳式换热器》及 QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》三个标准中有关规定进行制造、检验并验收。一台降膜式蒸发器机组主要由蒸发器器体、热泵、分离器、预热器、冷凝器、真空泵、物料泵、物料管线、冷凝水管线、不凝性气体管线、阀门、仪表、控制柜、平衡缸（或罐）等组成。用于牛奶蒸发的三效降膜式蒸发器流程如图 2-6 所示。用于奶粉生产的蒸发器还设有杀菌器保持管等。每一效蒸发器简称为某效，每一效主要由料液分布器、管板、降膜管、预热器、折流板、下器体、进汽接管、冷凝水接管、上不凝性气体接管、下不凝性气体接管、视镜、压力及温度传感器等组成。

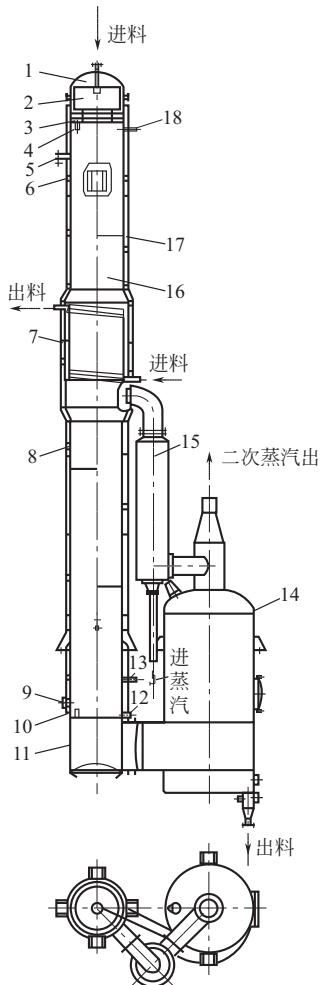


图 2-5 降膜式蒸发器

1—上器盖；2—盘式分布器；3—管板；4—降膜管；5—安全阀座；
 6—保温；7—预热盘管；8—外包皮；9—视镜；
 10—冷凝水接管；11—下器体；12—冷凝水接管；13—下不凝气接管；
 14—分离器；15—热泵；16—壳体；17—折流板；18—上不凝气接管

膜管周边都有料液，引导料液沿着管壁以膜的状态向下流动。

分布器工作原理：当料液进入分布器先经过喷淋式的布料板将料液分散成小液滴向上分布器盘面上喷洒，上分布器盘通过分布孔再把料液分配给下分布器，下分布器则把料液均匀地分配到管板管间的表面上，管板表面的料液则均匀地分配到每根降膜管内表面，并形成液膜，在料液自身重力及二次蒸汽流的作用下向下流动，并与管外加热介质实现热与质的交换。

现以盘盘式分布器为例计算分布器上小孔的直径。

分布器上小孔孔径按下式计算：

$$q = (d^2/4)\pi\mu\sqrt{2gh}$$

式中 q ——单个小孔流量， m^3/s ；

d ——小孔直径， m ；

μ ——小孔流量系数， $\mu = 0.61 \sim 0.63$ ；

2.3.2 料液分布器的设计

降膜式蒸发器的料液分布器目前应用最为广泛的是盘式分布器。盘式分布器一种为盘盘式分布器，如图 2-7 所示；一种为板盘式分布器，图 2-10 左上角所示。盘盘式分布器主要由布料板、上分配盘及下分配盘组成。布料板是块带孔的圆板，它的主要作用是缓冲料液、预先分布料液，可以是平板，也可以做成外凸的，这样更有利于布料。上分配盘（图 2-8）位于下分配盘（图 2-9）之上，上分配盘的主要作用是把进入蒸发器中的料液均匀地分配给下分配盘。板盘式分布器主要由分配板和分配盘组成，分配板没有分配盘布料均匀，因此效果也就没有分配盘好。

盘盘式分布器的下分布器与上分布器结构大致相似，所不同的是盘底除了有布料孔外还设有导气管，导气管主要起到平衡稳流的作用，料液在分配给降膜管的过程中，不受二次蒸汽的干扰。导气管的内径多在 $10 \sim 18\text{mm}$ 之间，壁厚为 1.5mm 。导气管的长度比盘沿高出 $20 \sim 25\text{mm}$ 。下分布器上的小孔正对着上管板管间，导气管中心正对着降膜管中心。下分布器的作用是将上分布器供给的料液均匀地分配给每根降膜管，并保证每根降膜管周边都有料液，引导料液沿着管壁以膜的状态向下流动。

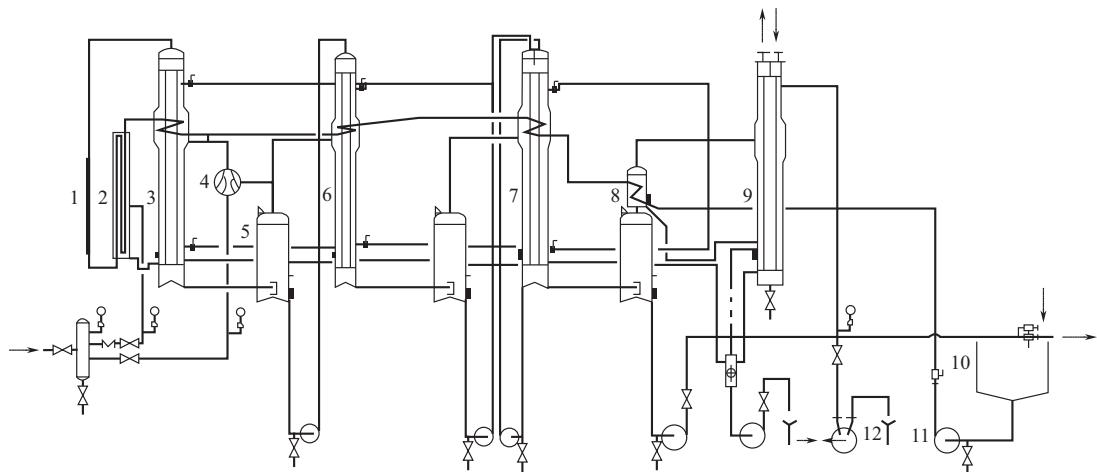


图 2-6 RNJM03-3600 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；
 5—分离器；6—二效蒸发器；7—三效蒸发器；8—预热器；
 9—冷凝器；10—平衡缸；11—物料泵；12—真空泵

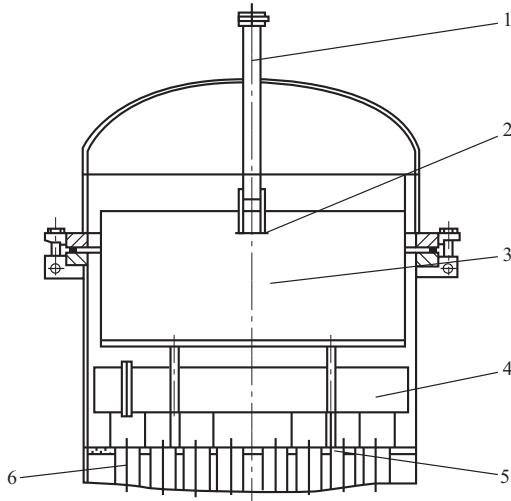


图 2-7 盘式分布器

1—进料管；2—布料板；3—上分布器；4—下分布器；5—上管板；6—降膜管

g ——重力加速度, m/s^2 ;

h ——盘上液位高度, 这里 $h = 0.045 \sim 0.05 \text{m}$ 。

【例 2-4】 进入蒸发器料液量为 1169kg/h , 料液密度为 1030kg/m^3 , 降膜管在管板上的排列为正三角形排列, 降膜管管径为 45mm , 壁厚为 1.5mm 。按正三角排列小孔的数量共 64 个, 计算分布器 (下分布器) 上小孔孔径。

分布器上小孔孔径按下式计算:

$$q = (d^2/4)\pi\mu\sqrt{2gh}$$

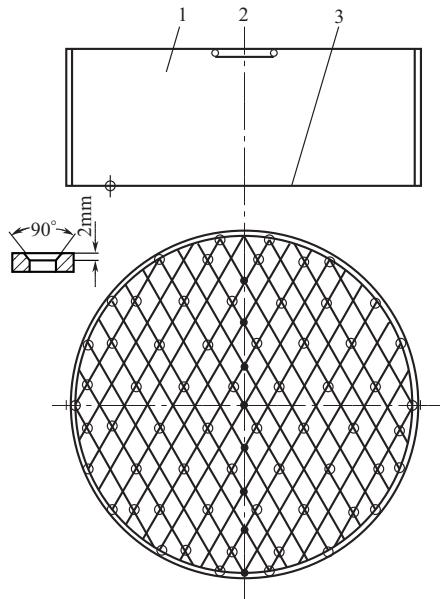


图 2-8 上分布器

1—壳体；2—扳手；3—器底

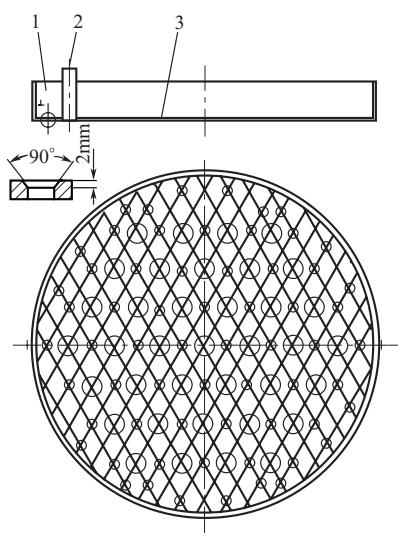


图 2-9 下分布器

1—壳体；2—导气管；3—器底

这里 $q = 4.93 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $\mu = 0.63$, $g = 9.8 \text{ m/s}^2$, $h = 0.045 \text{ m}$, 则

$$4.93 \times 10^{-6} = (d^2/4)\pi \times 0.63 \times \sqrt{2 \times 9.8 \times 0.045}$$

$$d = 0.00326 \text{ m}$$

影响分布器使用效果的因素是：分布器器底严重变形；小孔边缘有毛刺；下分布器上小孔与降膜管管间发生了严重错位。此外，对有导气管的下分布器来说，上分布器的小孔切不可对准导气孔，否则便无法正常生产。为防止料液溅出上分布器，上分布器高度不得过小，上分布器高度在 200~350mm 之间，进料管端部的布料板应没入上分布器沿口。上、下分布器之间及下分布器至上管板之间距离较短，物料流动较平稳，因此下分布器较短，高度在 60~100mm 之间即可满足需要。在加工过程中分布器器底要有严格的形位公差限制，不得变形。按 QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》中有关规定制造、检验并验收。

下分布器也有不带导气管的，其应用效果也很好。如板盘式分布器（图 2-10 左上角）就是这种结构。另外一种盘盘式分布器下分布器上不设分布孔，而是焊有三豁口式的短管，豁口分上下三豁口结构，上下三豁口呈交错排列。上分布器小孔及下分布器上豁口管的豁口正对着正三角形排列的降膜管的垂心位置。三豁口布料管与降膜管的排列一致，呈间隔排列。管外径即为降膜管的中心距。料液从三豁口进入，沿着短管内表面落入到管板管间，再均匀地分配到每根降膜管并以膜的状态向下流动。该分布器应用效果也很好，如图 2-11 所示。GEA 公司生产的降膜式蒸发器上的分布器有的就是采用这种结构。

2.3.3 降膜管在管板上的排列

降膜管在管板上大多为正三角形排列，如图 2-12 所示。降膜管在管板上的排布按 GB 151—2012《管壳式换热器》中的有关规定执行，降膜管的中心距不小于 1.25 倍的降膜管外径，常见的降膜管中心距见表 2-1。



图 2-10 盘式分布器

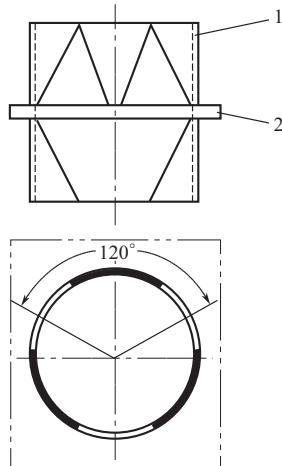


图 2-11 三豁口管盘式分布器

1—三豁口导管；2—下分布器

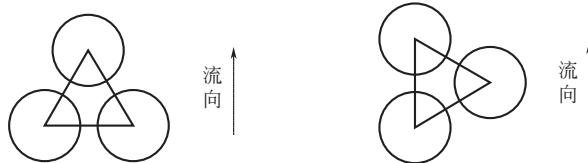


图 2-12 降膜管在管板上的排列方式

表 2-1 常见的降膜管中心距

mm

换热管外径 d	10	12	14	15	19	20	22	25	30	32	35	38	45	50	55	57
降膜管中心距 s	13~14	16	19	22	25	26	28	32	38	40	44	48	57	65	70	72

降膜式蒸发器与其他管壳式换热器一样,为增强换热效果,防止降膜管受热不均,在壳程中要设置折流板,折流板的形式多为半圆弓形结构,在设计折流板时不能产生死汽区。折流板与降膜管装配间隙一般不小于2mm。此外,要倒去孔边缘上的毛刺,以防结垢。

降膜管与管板的连接形式有焊接、胀接与胀焊结合三种。降膜式蒸发器降膜管与管板的连接与其他列管式换热器虽有相似之处,但也有不同,这是由于其工作要求决定的。降膜式蒸发器与管板不管采用何种连接方式,最后管子边缘都不得超出管板表面,应与管板上、下(下管板)表面平齐,且连接后管孔端部边缘必须修磨成具有一定均匀的圆角过渡的形式,如图2-13所示,这样做的主要目的就是使料液在管壁上能够均匀地布膜,以防局部产生结垢结焦。管板与降膜管连接完毕,壳程要进行水压试验,试验压力不得低于0.2MPa,水温不低于15℃,保持15min不得泄漏。降膜管预先也要进行水压试验,试验压力不低于0.4MPa,保持15min不得泄漏。降膜管与管板的连接应符合GB 151—2012《管壳式换热器》中的有关规定及要求。

管板的表面粗糙度不低于 $R_a 1.6 \mu\text{m}$ 。管板的厚度按GB 151—2012《管壳式换热器》中的有关计算进行确定。降膜管较长,常用的规格为 $\phi 38 \times 1.5 \times 6000$ (mm)、 $\phi 45 \times 1.5 \times 6000$ (mm)、 $\phi 50 \times 1.5 \times (6000 \sim 12000)$ (mm)、 $\phi 57 \times 1.5 \times 12000$ (mm)、 $\phi 65 \times 1.5 \times$

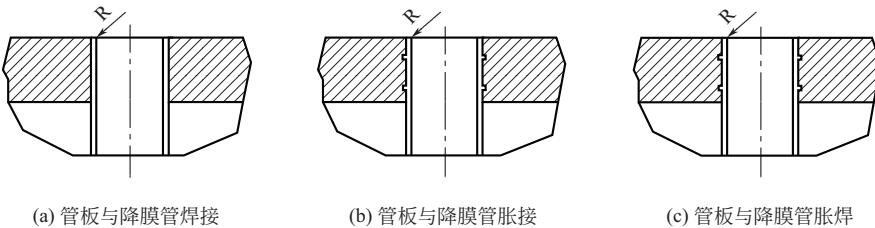


图 2-13 降膜管与管板的连接形式

13000 (mm) 等。降膜管一般采用冷拔无缝不锈钢管。管子耐水压不低于 0.4MPa。降膜管的内表面要求较高,一般管内壁均采用内表面镜面抛光,可起到减缓或降低结垢结焦的作用。降膜管不得弯曲变形。降膜管应符合 QB/T 1163—2000 《降膜式蒸发器》中的有关规定及要求。

2.3.4 预热器的设计

低于沸点温度的料液在降膜式蒸发器中都要经过逐级预加热,将料液的温度提高到沸点或沸点以上的温度方可进入蒸发器中蒸发。这就涉及预热的问题。

(1) 基本概念

潜热: 单位质量的纯物质在相变过程中温度不发生变化吸收或放出的热称为潜热。

显热: 纯物质在不发生相变和化学反应的条件下,因温度的改变而吸收或放出的热称为显热。

焓: 也称热焓,它是表示物质系统能量的一个状态函数,通常用 H 来表示,其数值上等于系统的内能 U 加上压力 p 和体积 V 的乘积,即 $H=U+pV$ 。

熵: 热力系中工质的热力状态参数之一,在可逆微变化过程中,熵的变化等于系统从热源吸收的热量与热源的热力学温度之比,可用于度量转变为功的程度。

无相变传热: 两种流体在热交换过程中均没有发生相变的传热。

流体无相变 (不计热损失,以下同):

$$Q = G_1 c_1 (T_1 - T_2) = G_2 c_2 (t_2 - t_1)$$

式中 G_1, G_2 —— 热流体、冷流体的量, kg/h;

c_1, c_2 —— 热流体、冷流体的比热容, kJ/(kg·°C);

T_1, T_2 —— 热流体换热前后的温度, °C;

t_1, t_2 —— 冷流体换热前后的温度, °C。

有相变传热: 两种流体在热交换过程中一方或双方均有相变的传热,如饱和蒸汽的冷凝,被加热介质温度升高或被加热介质的沸腾。

流体有相变:

饱和蒸汽的冷凝,被加热介质温度升高时

$$Q = G_1 [R + c_1 (T_1 - T_2)] = G_2 c_2 (t_1 - t_2)$$

饱和蒸汽的冷凝,被加热介质沸腾时

$$Q = G_1 [R + c_1 (T_1 - T_2)] = W r + G_2 c_2 (t_1 - t_2)$$

当加热蒸汽变成同温度凝结水排出时

$$Q = G_1 r = W r' + G_2 c_2 (t_1 - t_2)$$

式中 W ——蒸发量, kg/h ;

R ——饱和蒸汽冷凝潜热, kJ/kg ;

r ——冷流体潜热, kJ/kg 。

(2) 恒温传热

在换热器中两流体间传递的热可能是伴有流体相变的潜热, 如冷凝或沸腾; 也可能是流体无相变仅有温度变化的显热, 如加热或冷却。换热器的热量衡算是传热计算的基础之一。

换热器间壁两侧的流体均有相变时, 如蒸发器中, 饱和蒸汽和沸腾液体之间的传热就是恒温传热。此时, 冷热流体的温度均不按管长变化, 两者的温差处处相等, 即 $\Delta t = T - t$ 。流体的流动方向对 Δt 也无影响。因此换热面积为

$$F = Q / [k(T - t)]$$

当换热器一侧为饱和蒸汽冷凝, 流体温度恒定时, 无并流、逆流区别, Δt 可简化为

$$\Delta t = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_s - t_1}{T_s - t_2}}$$

在实际换热器操作中, 纯粹的并流及逆流并不多见, 经常采用折流、错流或其他复杂的流动形式。

(3) 变温传热

变温传热是指在换热过程中两流体中都有温度变化或一方有温度变化的传热过程。变温传热时, 若两流体相互流向不同, 则对温差的影响也不同。

变温传热的平均温差: 指逆流与并流时的平均温差。

在换热器中两流体若以相反的方向流动称为逆流 [图 2-14 (a)]; 若以相同的方向流动称为并流 [图 2-14 (b)]。

错流: 参与热交换的两流体在传热面的两侧彼此呈现直角方向的流动, 如图 2-14 (c) 所示。

折流: 参与热交换的两流体在传热面的两侧, 其中之一只沿着一个方向流动, 而另一侧的流体先沿着一个方向流动, 然后折回以相对方向流动, 或如此反复地进行流动, 称为简单折流。若两种流体均作折流流动, 则称为复杂折流。在折流时两侧流体并流与逆流交替存在。如图 2-14 (d) 所示。

流向的选择: 当换热器的传热量及总传热系数一定时, 采用逆流操作, 所需的换热器的传热面积较小, 若传热面积一定, 可节省加热介质及冷却介质的用量, 因而换热器上应尽量采用逆流操作; 若对流体的温度有所限制, 如冷流体被加热后不得超过某一温度, 或热流体被冷却后不得低于某一温度, 则宜采用并流操作。

逆流与并流传热的平均温差的计算通式为

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

式中 Δt ——换热器两端温差的对数平均值。

传热的基本方程为

$$F = Q / [k(\frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}})]$$

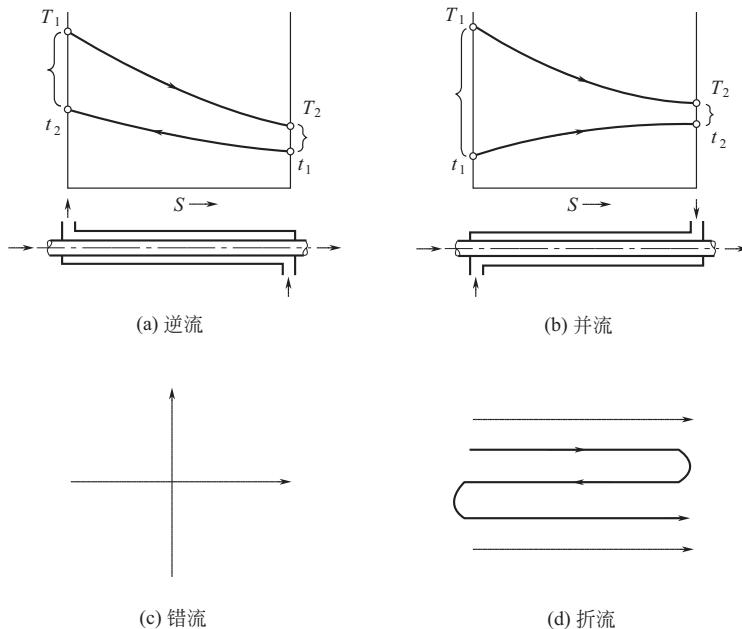


图 2-14 换热器操作中的几种流动形式

在工程计算中 $\Delta t_2 / \Delta t_1 \leq 2$ 时, 可用算术平均温差 $\Delta t_m = (\Delta t_1 + \Delta t_2) / 2$ 代替对数平均温差, 其误差不超过 4%。

错流与折流的平均温差: 可采用图 2-15 安德伍德 (Underwood) 和鲍曼 (Bowman) 提出的图算法, 该法是先按逆流时计算对数平均温差, 再乘以考虑流动方向的修正系数, 即

$$\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t'_m$$

式中 $\Delta t'_m$ —— 按逆流计算的对数平均温差, $^{\circ}\text{C}$;

$\varphi_{\Delta t}$ —— 温差修正系数, 量纲为 1。

温差修正系数 $\varphi_{\Delta t}$ 与冷、热流体的温度变化有关, 是 P 和 R 的函数, 即

$$\varphi_{\Delta t} = f(P, R)$$

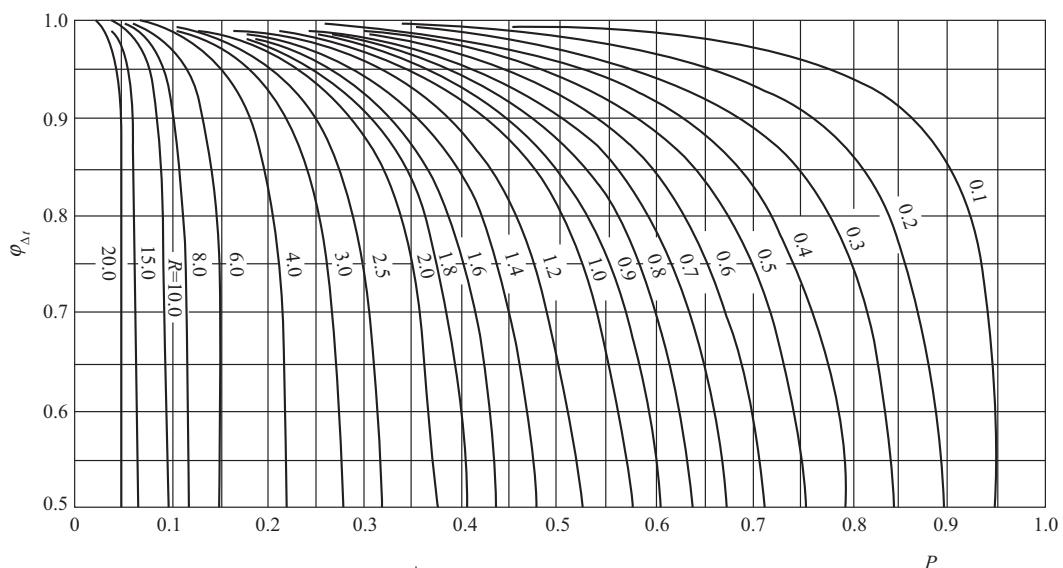
其中

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

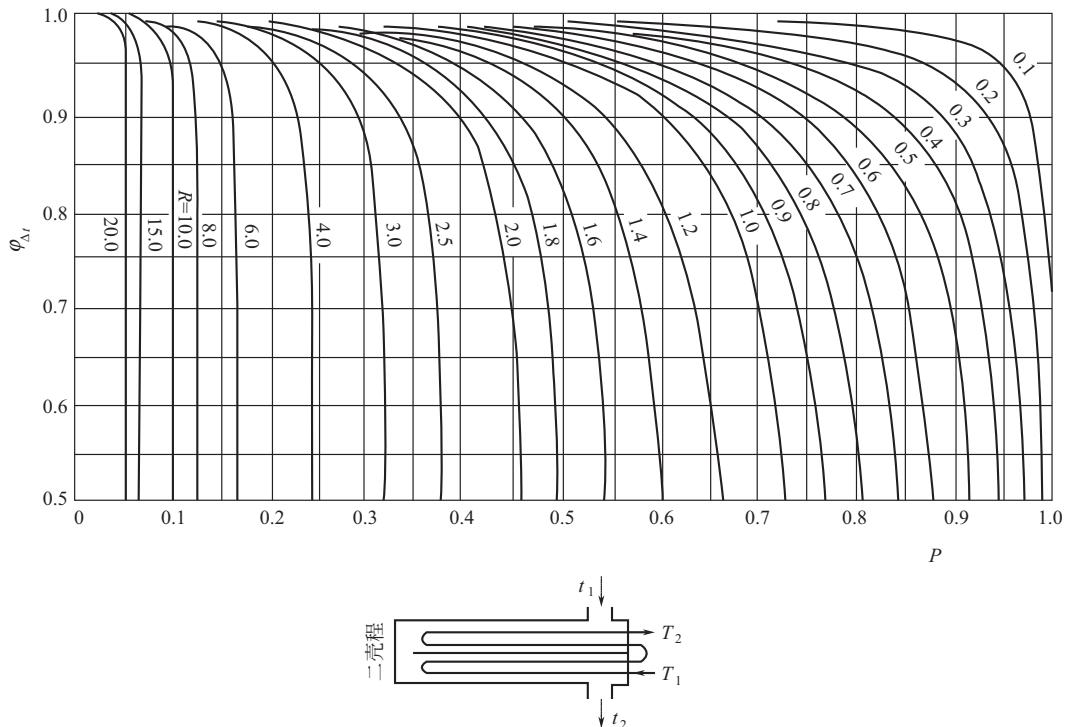
$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

即 $P = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体的最初温差}}$; $R = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}}$ 。

温差修正系数 $\varphi_{\Delta t}$ 可根据 P 和 R 从图 2-15 中查得。图 2-15 (a)、(b)、(c)、(d) 分别适合于壳程为一、二、三及四程, 每个单程可以是 2、4、6 或 8 程。从曲线上可看出 $\varphi_{\Delta t}$ 值恒小于 1, 这是由于各种复杂流动中同时存在逆流和并流的缘故。温差修正系数是基于以下假定作出的: 壳程任一截面上流体温度均匀一致; 管方各程传热面积相等; 总传热系数和流体的比热容为常数; 流体无相变; 换热器的热损失可以忽略不计。



(a)



(b)

图2-15

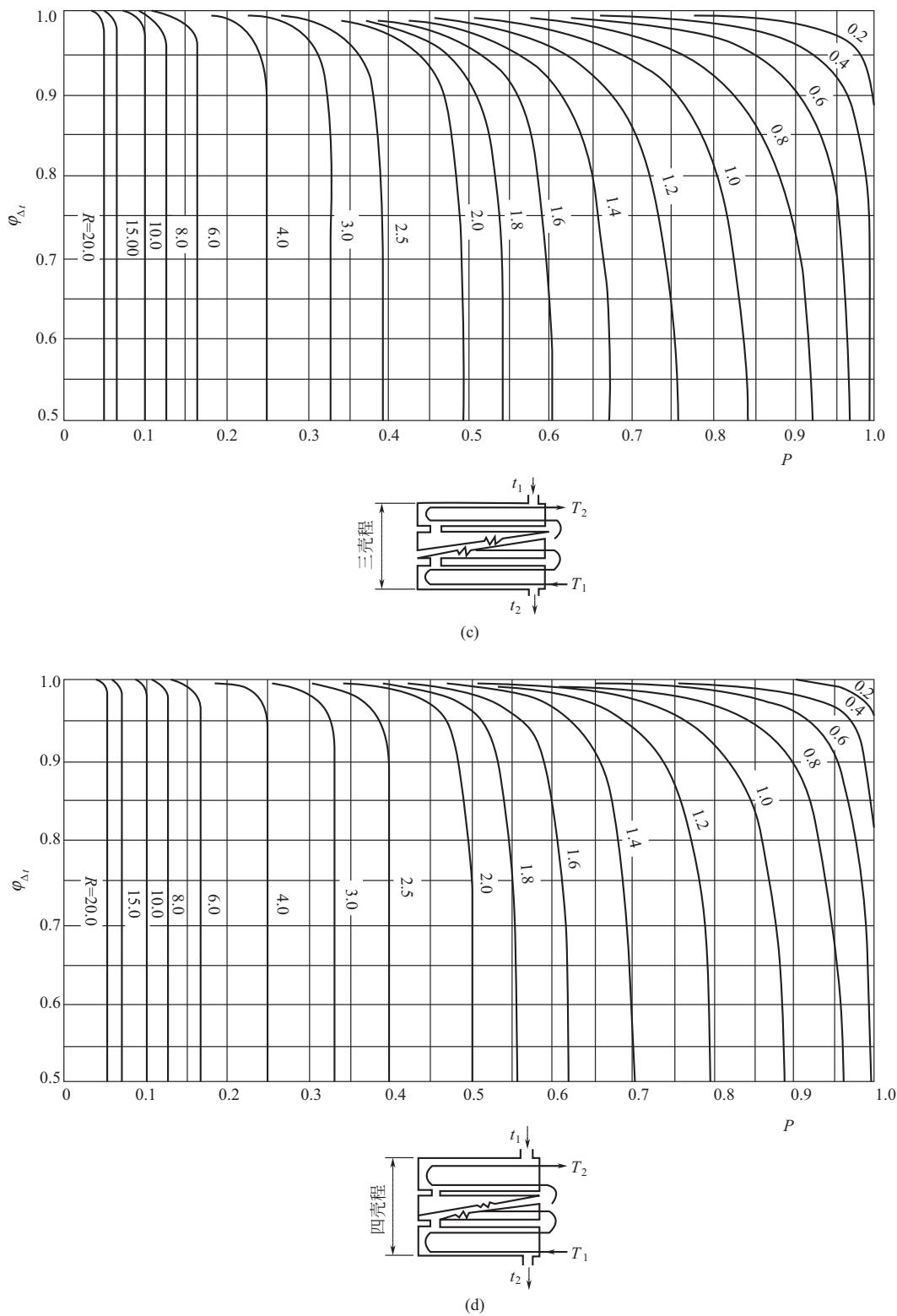


图 2-15 安德伍德 (Underwood) 和鲍曼 (Bowman) 图算法

对 1-2 型（壳方单程、管方双程）换热器， $\varphi_{\Delta t}$ 可用下式计算：

$$\varphi_{\Delta t} = \frac{\sqrt{R^2 + 1}}{R - 1} \ln \frac{1 - P}{1 - PR} / \ln \frac{2/P - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{2/P - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}}$$

对 1-2n 型换热器也可近似使用上式计算 $\varphi_{\Delta t}$ 。

【例 2-5】 一单壳程单管程的列管式换热器中，热流体由 85℃ 冷却至 55℃，冷流体由 20℃ 加热至 45℃，热流体走壳程，冷流体走管程。试求上述温度条件下两流体作逆流与并流时的对数平均温差。

逆流：85℃ → 55℃，45℃ ↘ 20℃， $\Delta t_1 = 85 - 45 = 40^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 55 - 20 = 35^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{40 - 35}{\ln \frac{40}{35}} = 37.4^\circ\text{C}$$

并流：85℃ → 55℃，20℃ ↗ 45℃， $\Delta t_1 = 85 - 20 = 65^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 55 - 45 = 10^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \frac{65 - 10}{\ln \frac{65}{10}} = 29.4^\circ\text{C}$$

如果将例 2-5 改为单壳程双管程，计算此时的对数平均温差，则先按逆流式计算，得 $\Delta t = 37.4^\circ\text{C}$ ，折流时的对数平均温差为 $\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t$ ，其中 $\varphi = f(P, R)$ ， $P = \frac{45 - 20}{85 - 20} = 0.38$ ， $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{85 - 55}{45 - 20} = 1.2$ ，查图 2-15 (a) 得 $\varphi_{\Delta t} = 0.89$ ，故 $\Delta t_m = 0.89 \times 37.4 = 33^\circ\text{C}$ 。

计算蒸发器中预热器及冷凝器的换热面积要用到上述理论计算公式。

(4) 蒸发器的预热

预热器的作用是在蒸发器中将温度低于沸点的料液预加热至沸点或沸点以上，保证料液在降膜管中有效蒸发。

进入蒸发器的料液温度分为低于沸点、高于沸点或等于沸点三种情况。前者最为普遍，温度低于沸点的料液需经过预热，即逐级预热使之达到或超过沸点方能进入蒸发器中蒸发，否则，料液在降膜管中就存在一个预热段，由于传热温差较大，料液瞬间在蒸发器中可能造成结垢结焦现象。预热根据加热介质的不同可分为溶液、溶剂、饱和蒸汽、饱和二次蒸汽及冷凝水等预热。降膜式蒸发器的预热大多数是利用效体壳程中饱和蒸气作为加热介质逐级完成的。常见的预热器的形式有盘管预热、列管预热及板式预热，如图 2-16 所示。蒸发量小的一般多采用盘管预热，即在蒸发器壳程中以盘管的形式利用壳程蒸汽进行预热，也称体内预热。大生产能力的多采用体外预热，即在蒸发器效体外部完成预热过程，也是利用蒸发器壳程蒸汽进行预热，如列管预热、板式预热。预热的温差选择不宜过大，一般在 10~18℃ 之间，大多取中间值。物料的性质、加热介质、换热器结构形式及材质等不同，传热系数也不同，换热器传热系数详见附表 1~附表 11。列管式换热器在无相变情况下的

换热系数见表 2-2 和表 2-3。

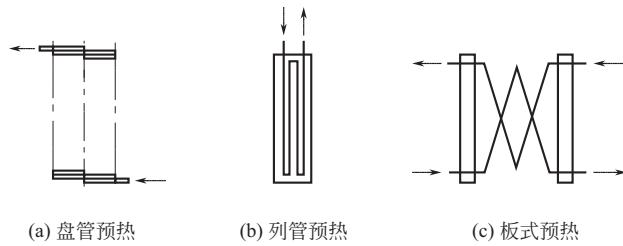


图 2-16 常见的预热器形式

表 2-2 列管式换热器在无相变情况下的换热系数 (一)

管内	管间	$k/[\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})]$
水 (0.9~1.5 m/s)	净水 (0.3~0.6 m/s)	500~600
水	水 (流速较高时)	700~1000
冷水	轻有机物 $\mu < 0.5 \text{cP}$	350~700
冷水	中有机物 $\mu = 0.5 \sim 1 \text{cP}$	250~600
冷水	重有机物 $\mu > 1 \text{cP}$	20~370
盐水	轻有机物 $\mu < 0.5 \text{cP}$	200~500
有机溶剂 $\mu < 0.5 \text{cP}$	有机溶剂 $\mu = 0.3 \sim 0.55 \text{cP}$	170~200
中有机物 $\mu = 0.5 \sim 1 \text{cP}$	中有机物 $\mu = 0.5 \sim 1 \text{cP}$	100~300
重有机物 $\mu > 1 \text{cP}$	重有机物 $\mu > 1 \text{cP}$	50~200
水	气体	10~240

注: $1 \text{cP} = 1 \text{mPa} \cdot \text{s}$ 。

表 2-3 列管式换热器在无相变情况下的换热系数 (二)

管内	管间	$k/[\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})]$
水	水蒸气	1000~2400
水溶液 $\mu = 2 \text{cP}$ 以下	水蒸气	1000~2400
水溶液 $\mu = 2 \text{cP}$ 以上	水蒸气	490~2400
水	有机物蒸气及水蒸气	500~1000
水	重有机物蒸气 (常压)	100~300
水	重有机物蒸气 (负压)	50~100
水	饱和有机蒸气 (常压)	500~1000

料液的预热过程可取无相变的变温传热段 (蒸汽被冷凝成同温度的水排出体外), 因此在计算传热温差时应按对数温差计算。由于采用预热的形式不同, 传热温差计算也不尽相同。

预热过程一部分饱和蒸汽被冷凝成同温度的水 (否则应分段计算换热面积), 即在计算传热温差时可视为饱和蒸汽的温度没有发生变化。如果是盘管在效体壳程中预热, 可按并流的形式求取对数平均温差。

【例 2-6】 蒸发器某效料液进口温度 52°C, 出口温度 67°C, 进料量为 1600 kg/h, 料液比热容为 $3.89 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 采用盘管预热, 壳程饱和蒸汽温度 72°C, 计算预热的对数平均温差及换热面积。

壳程中饱和蒸汽被冷凝成同温度的水, 温度不变, 按并流计算对数平均温度差。

并流: $72^\circ\text{C} \rightarrow 72^\circ\text{C}$, $52^\circ\text{C} \nearrow 67^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 72 - 52 = 20^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 72 - 67 = 5^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{20 - 5}{\ln \frac{20}{5}} = 10.8^{\circ}\text{C}$$

换热面积为

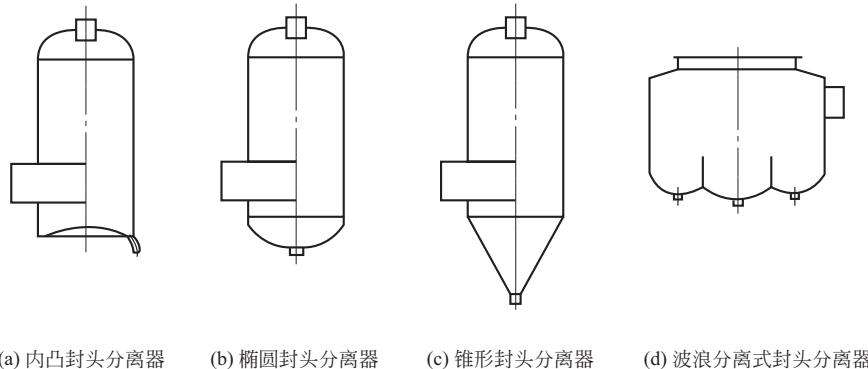
$$F = Q / (k \Delta t) = 1600 \times 3.89 \times (67 - 52) / (4180 \times 10.8) = 2.06 \text{ m}^2$$

如果采用列管预热，单壳程双管程的结构形式，其对数平均温差与上述计算相同。

2.3.5 分离器的设计

(1) 分离器的结构形式

分离器在降膜式蒸发器中是完成料液与二次蒸汽分离的装置。降膜式蒸发器的分离器主要结构型式如图 2-17 所示（按分离器底封头的型式分）。



(a) 内凸封头分离器 (b) 椭圆封头分离器 (c) 锥形封头分离器 (d) 波浪分离式封头分离器

图 2-17 分离器主要结构型式

(2) 分离器的设计计算

① 分离器直径计算

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}\omega_0 \times 3600}} \text{ (m)}$$

式中 W ——二次蒸汽量（水分蒸发量）， kg/h ；

V_0 ——蒸汽比体积， m^3/kg ；

ω_0 ——自由截面的二次蒸汽流速， m/s ， $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0}$ 。

② 分离器有效高度计算

$$h = \frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}d^2V_s \times 3600} \text{ (m)}$$

式中 V_s ——允许的蒸发体积强度， $V_s = 1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

【例 2-7】 有一单效降膜式蒸发器，蒸发量为 $700 \text{ kg}/\text{h}$ ，二次蒸汽温度（分离器蒸发温度） 65°C ，试求降膜式蒸发器分离器的直径及有效高度。

查附表 12， 65°C 时的饱和蒸汽比体积 $V_0 = 6.201 \text{ m}^3/\text{kg}$ ， $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = \sqrt[3]{4.26 \times 6.201} = 2.978 \text{ m/s}$ ，则分离器直径为

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}\omega_0 \times 3600}} = \sqrt{\frac{700 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 2.978 \times 3600}} = 0.718\text{m} \text{ (圆整为 } 0.7\text{m)}$$

取 $V_s = 1.3\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$, 则分离器有效高度为

$$h = \frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}d^2V_s \times 3600} = \frac{700 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 0.7^2 \times 1.3 \times 3600} = 2.411\text{m}$$

应用最为普遍的是内凸封头分离器, 具体结构如图 2-18 所示。二次蒸汽均以切线方式进入分离器, 切点位置不低于图 2-18 所示正前方位置。分离器主要由器体、捕沫器、检修孔、视镜、灯孔、料液进出口、二次蒸汽出口、压力传感或压力表座及温度传感或温度表座等组成。蒸发后料液及二次蒸汽从蒸发器的下器体排出并进入分离器。分离器的进口横

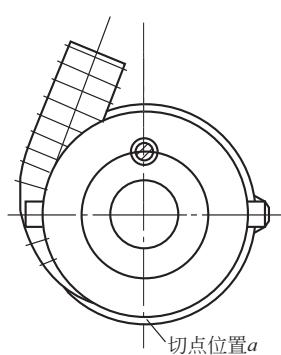
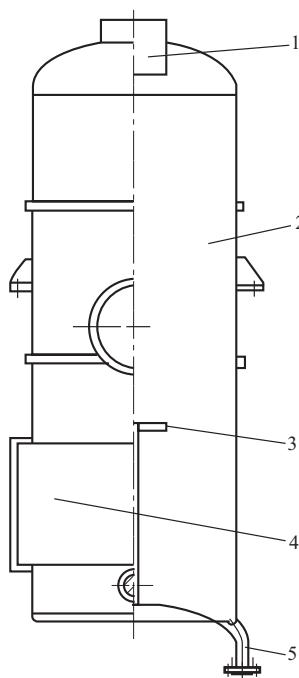


图 2-18 内凸封头分离器

1—出气口; 2—器体;
3—捕沫器; 4—方接口; 5—出料口

截面一般为矩形, 按矩形长边为短边 2 倍选取。方接口底面至器底部一般为 300mm (内凸封头分离器器底) 左右, 二次蒸汽在方接口 (根据分离器及下器体结构不同, 二次蒸汽、料液出口也可采用圆形结构, 这种结构一般多见于大型蒸发器) 中的流速按 18m/s 计算应用效果已经很好。分离器二次蒸汽排出速度按 36m/s 选取比较适宜。排出管一般要伸入封头内一段 (起到旋流的作用), 这样做的目的是防止料液沿着器壁被二次蒸汽带走。

有些料液在蒸发过程中会产生大量雾沫, 这些雾沫很容易被二次蒸汽夹带进入次效壳程或冷凝器的壳程中, 尤其料液中含有易挥发性的低沸点物质, 即便有捕沫器, 作用也甚微。

捕沫器为圆盘帽式结构, 因此也称捕沫帽。捕沫器位于分离器中央, 料液进口的上方。捕沫器的直径按分离器直径的 0.25 倍设计比较合适。捕沫器上钻有小孔。捕沫器的主要作用是扑灭泡沫, 防止二次蒸汽夹带料液。

2.3.6 下器体的设计

下器体位于蒸发器下管板之下, 是料液与二次蒸汽一次分离的场所, 可称为一次分离室, 也是分离器的组成部分。实际上, 如果下器体的容积足够大即为分离器。德国 GEA 公司生产的蒸发器就有这种分离器。蒸发后的料液首先落入下器体中并完成料液与二次蒸汽的分离。这种分离器的特点是直接与蒸发器下管板相连接。应用比较多的结构如图 2-19 所示, 主要由器体、方接口、下器盖等组成。这种结构的优点在于器体底部为可拆卸式结构, 便于检查降膜管在生产过程中结垢结焦的程度以及是否有其他故障。这种下器体的结构, 主要用于框架支承式蒸发器。下器体另外一种结构的器底是锥形封头或椭圆封头, 为焊

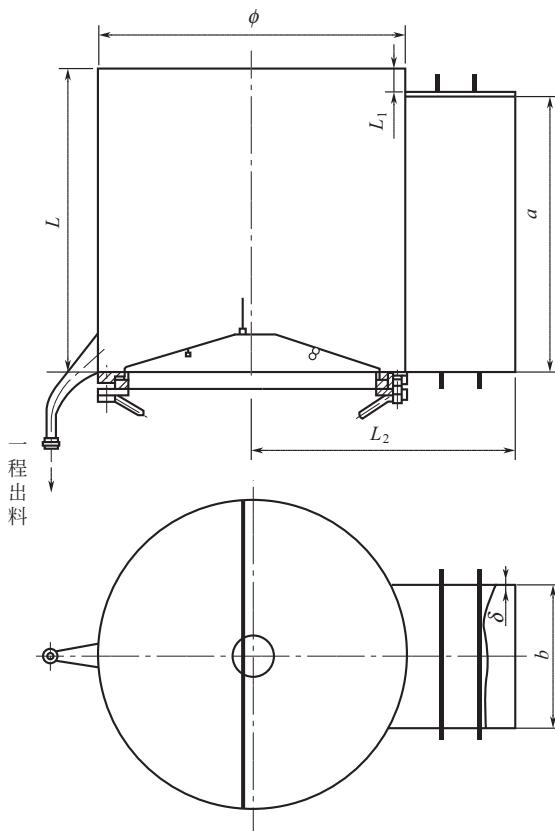


图 2-19 快开式下器体

接式结构,如图 2-20 所示。主要由下器体、裙座及方接口组成。这种下器体底部是打不开的,有的是在侧面设有检修孔。这种下器体主要适合于裙座支承式的大型蒸发器。这种下器体的不足之处是不便于检查及维修。比较适合完全自动控制的蒸发器。下器体可视为一次汽液分离器,下器体容积一般根据料液的特性而确定,下器体容积设计适宜,可减少雾沫的夹带量,也会起到降低料液温度的作用。蒸发量不大的料液完全可以在分离器中排出。

当降膜管周边润湿量小到一定数值时就要考虑分程,即把降膜管束分为双管程或多管程循环进料。分程的方法是从降膜管的料液分布器开始至上管板用隔板分开,下器体与之相对应也用隔板分开。对可拆卸结构的下器体,隔板焊在下器体的壳体上,并在可拆卸器底上设有密封槽,防止两程料液掺混。对不可拆卸的下器体,隔板可焊接于底封头及侧壁上。

2.3.7 热泵的设计

(1) 热泵的理论计算

利用热压缩技术即热泵抽吸二次蒸汽提高其温度及压力作为一部分加热热源可起到节能降耗的作用,属于热力压缩。因此,这种蒸发器又称为 TVR 蒸发器。热力蒸汽再压缩加热蒸发器的热流图如图 2-21 所示。

蒸汽热泵主要由喷嘴、混合室、扩散管、保温层及外包皮等组成。其理论计算包括喷

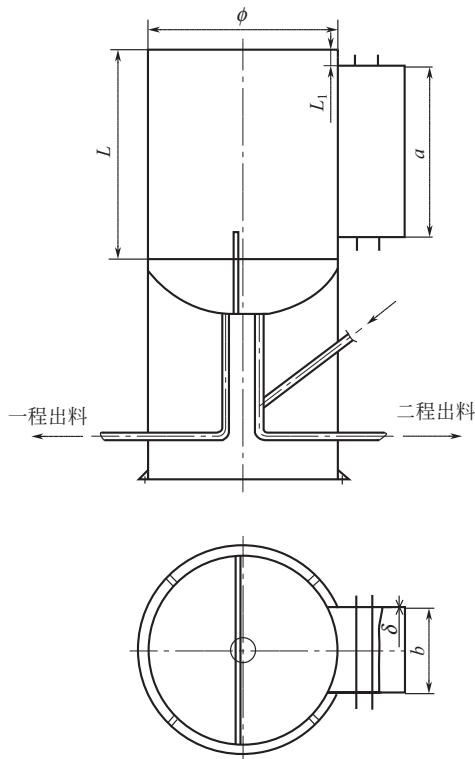


图 2-20 焊接式下器体

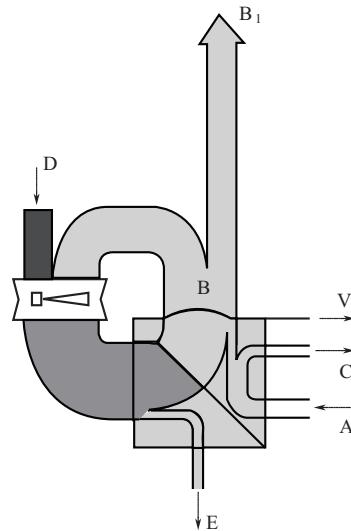


图 2-21 热力蒸汽再压缩加热蒸发器的热流图

A—产品；B—蒸汽；B₁—残余蒸汽；C—浓缩液；
D—动力蒸汽；E—加热蒸汽冷凝水；V—热损失

射系数的计算和热泵结构尺寸计算两部分。喷射系数为吸入蒸汽量 G_1 与工作蒸汽量 G_0 之比, 用 μ 表示, 即 $\mu = G_1/G_0$, 它表示耗用 1kg 的高压蒸汽能抽取多少千克二次蒸汽进行再压缩。 μ 值越大越节能。若计算选取上不合理, 如喷射系数过小则蒸汽耗量加大, 可能会导致蒸发系统热不平衡, 如喷射系数过大则蒸汽耗量变小, 可能导致生产能力不足。

热泵喷射系数的大小直接关系到耗用蒸汽量的大小及设备的使用效果。热泵喷射系数是热力蒸汽再压缩加热蒸发器的一个主要设计参数。热泵喷射系数确定方法有两种: 一种是利用图线法 (图 2-22) 直接确定; 另一种是采用差值的方法确定 (表 2-4)。前者误差较大, 后者误差较小, 因此, 一般多采用后者确定热泵喷射系数。无论哪种方法都要根据压缩比与膨胀比两个参数确定喷射系数。热泵排出蒸汽压力 p_4 与吸入蒸汽压力 p_1 的比值称为压缩比, 即 $\sigma = p_4/p_1$, 热泵的工作蒸汽压力 p_0 与吸入蒸汽压力 p_1 之比称为膨胀比, 即 $\beta = p_0/p_1$ 。

(2) 热泵的几何尺寸计算

热泵的结构简图如图 2-23 所示。

① 喷嘴喉部直径计算

$$d_0 = 1.3 \sqrt[4]{\frac{G_0}{p_0 V_0}}$$

式中 d_0 ——喷嘴喉部直径, m;

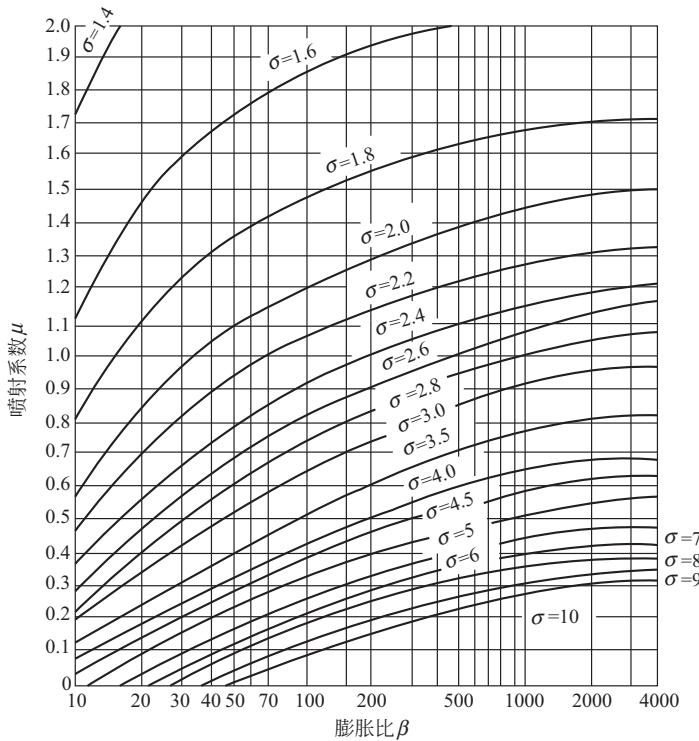


图 2-22 根据膨胀比 β 与压缩比 σ 求喷射系数

表 2-4 热泵的喷射系数

$\frac{\beta}{\sigma}$	10	15	20	30	40	60	80	100	150	200	300	400	600	800	1000	1500	2000	3000	4000
1.2	3.1	3.42	3.6	3.71	3.8	3.89	3.95	4.0	4.01	4.02	4.03	4.04	4.06	4.06	4.06	4.06	4.07	4.07	
1.4	1.73	1.98	2.11	2.31	2.4	2.47	2.52	2.56	2.59	2.61	2.61	2.62	2.62	2.63	2.64	2.65	2.65	2.66	
1.6	1.12	1.32	1.40	1.58	1.67	1.75	1.79	1.83	1.88	1.98	1.95	1.98	2.00	2.00	2.01	2.01	2.01	2.01	
1.8	0.81	1.00	1.11	1.23	1.29	1.36	1.41	1.44	1.49	1.53	1.58	1.61	1.64	1.66	1.67	1.67	1.69	1.70	
2.0	0.58	0.76	0.87	0.98	1.05	1.12	1.17	1.20	1.24	1.28	1.32	1.35	1.38	1.40	1.42	1.44	1.45	1.46	
2.2	0.46	0.60	0.71	0.82	0.89	0.97	1.01	1.05	1.10	1.13	1.17	1.20	1.23	1.25	1.26	1.28	1.30	1.32	
2.4	0.37	0.48	0.55	0.68	0.72	0.82	0.86	0.90	0.94	0.98	1.02	1.05	1.09	1.12	1.14	1.17	1.20	1.22	
2.6	0.30	0.41	0.49	0.58	0.65	0.71	0.77	0.81	0.86	0.90	0.94	0.97	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.12	
2.8	0.24	0.34	0.41	0.50	0.57	0.64	0.69	0.73	0.78	0.82	0.87	0.87	0.93	0.96	0.98	1.00	1.03	1.04	
3.0	0.19	0.28	0.34	0.41	0.47	0.53	0.59	0.62	0.68	0.71	0.77	0.81	0.86	0.89	0.91	0.93	0.94	0.96	
3.2	0.17	0.25	0.31	0.38	0.43	0.50	0.54	0.57	0.62	0.67	0.71	0.75	0.79	0.82	0.84	0.86	0.89	0.91	
3.4	0.15	0.22	0.27	0.35	0.40	0.46	0.50	0.52	0.58	0.62	0.67	0.70	0.73	0.76	0.78	0.80	0.82	0.84	
3.6		0.19	0.24	0.31	0.36	0.42	0.46	0.49	0.54	0.59	0.63	0.65	0.69	0.71	0.73	0.75	0.76	0.78	
3.8		0.17	0.22	0.28	0.33	0.39	0.43	0.45	0.50	0.53	0.57	0.60	0.63	0.65	0.67	0.69	0.71	0.73	
4.0			0.19	0.25	0.30	0.35	0.40	0.42	0.46	0.50	0.53	0.55	0.59	0.61	0.62	0.64	0.66	0.68	
4.5				0.15	0.20	0.24	0.29	0.33	0.36	0.40	0.44	0.48	0.51	0.53	0.55	0.57	0.59	0.60	
5.0					0.16	0.19	0.24	0.28	0.31	0.35	0.38	0.41	0.43	0.46	0.48	0.50	0.51	0.53	0.55

续表

$\frac{\beta}{\sigma}$	10	15	20	30	40	60	80	100	150	200	300	400	600	800	1000	1500	2000	3000	4000
5.5					0.16	0.21	0.24	0.27	0.30	0.33	0.37	0.40	0.42	0.44	0.45	0.47	0.49	0.51	0.52
6.0						0.18	0.20	0.23	0.26	0.30	0.33	0.36	0.39	0.41	0.42	0.43	0.45	0.46	0.47
7.0						0.15	0.17	0.19	0.22	0.25	0.29	0.31	0.34	0.36	0.37	0.39	0.41	0.42	0.43
8.0							0.16	0.19	0.22	0.25	0.27	0.30	0.32	0.33	0.35	0.36	0.38	0.39	
9.0								0.16	0.19	0.21	0.23	0.26	0.28	0.30	0.32	0.33	0.35	0.36	
10.0									0.18	0.20	0.23	0.25	0.27	0.29	0.30	0.32	0.33	0.36	

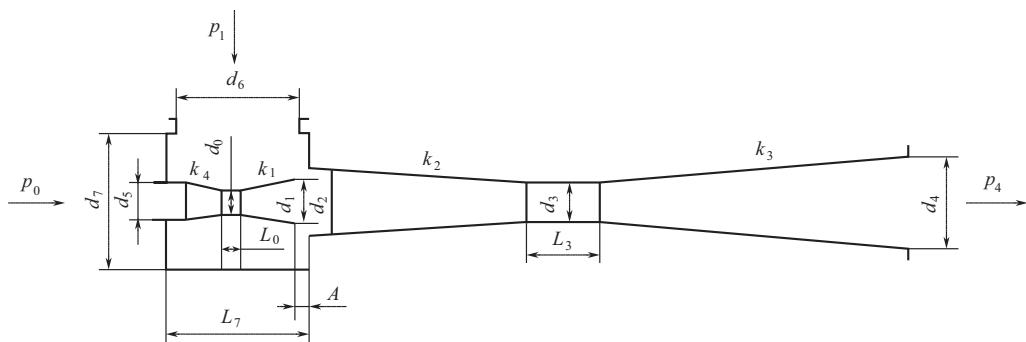


图 2-23 热泵的结构简图

G₀——工作蒸汽量, kg/h;p₀——工作蒸汽压力, kgf/cm²;V₀——工作蒸汽在压力 p₀下的比体积, m³/kg。

对饱和蒸汽:

$$d_0 = 1.35 \sqrt[4]{\frac{G_0}{p_0 V_0}}$$

对饱和蒸汽其喷嘴喉部直径按下式计算实际应用表明效果已经很好:

$$d_0 = 1.6 \sqrt{\frac{G_0}{p_0}}$$

② 喷嘴出口直径 喷嘴出口压力按与工作压力相等来考虑。

对饱和蒸汽:

当 $\beta < 500$ 时 $d_1 = 0.61 \times 2.52^{\lg \beta} d_0$

当 $\beta > 500$ 时 $d_1 = 0.61 \times 2.65^{\lg \beta} d_0$

对过热蒸汽:

当 $\beta < 100$ 时 $d_1 = 0.67 \times 2.17^{\lg \beta} d_0$

当 $\beta > 100$ 时 $d_1 = 0.56 \times 2.36^{\lg \beta} d_0$

③ 扩散管喉部直径

$$d_3 = 1.6 \sqrt{\frac{0.622(G_1 + G_3 + G_4) + G_0 + G_2}{p_4}}$$

式中 d_3 ——扩散管喉部直径, mm;

G_1 ——被抽混合物中空气量, kg/h;

G_2 ——被抽混合物中水蒸气量, kg/h;

G_3 ——从泵外漏入的空气量, kg/h;

G_4 ——混合式冷凝器冷却水析出的空气量, kg/h。

校核最大的反压力:

$$p_{fm} \approx (d_0/d_3)^2 (1 + \mu) p_0$$

校核的结果必须使最大反压力 $p_{fm} = p_4$, 若 $p_{fm} < p_4$, 则可适当增大 d_0 。

表 2-5 热泵的尺寸数据

尺寸	数值	尺寸	数值
d_5	$(3 \sim 4)d_0$	L_3	$(2 \sim 4)d_3$
k_4	$1 : 1.2$	d_4	$1.8d_3$
L_0	$(0.5 \sim 2.0)d_0$	k_3	$(1 : 8) \sim (1 : 10)$
k_1	$1 : 4 (p_s > 1 \text{ Torr})$ $1 : 3 (p_s < 1 \text{ Torr})$	d_s	$(1.35 \sim 1.37)d_3 (p_s > 100 \text{ Torr})$ $1.4d_3 (p_s \approx 50 \text{ Torr})$ $1.45d_3 (p_s \approx 10 \text{ Torr})$ $1.5d_3 (p_s \approx 1 \text{ Torr})$ $\geq 1.55d_3 (p_s \leq 10 \text{ Torr})$
d_2	$1.5d_3 (p_s \geq 100 \text{ Torr})$ $1.7d_3 (p_s < 1000 \text{ Torr})$	L_1	$(d_5 - d_0)/k_4$
d_6	$d_6 = 4.6(G_0/p_1)^{0.48}$	L_2	$(d_1 - d_0)/k_1$
d_7	$d_7 = (2.3 \sim 5)d_3$	L_4	$(d_2 - d_3)/k_2$
L_7	$L_7 = (1 \sim 1.15)d_7$	L_5	$(d_4 - d_3)/k_3$

注: 1. p_s 为工作压力。

2. $1 \text{ Torr} = 133.322 \text{ Pa}$ 。

④ 热泵其他有关尺寸 按表 2-5 计算。

为了确定喷嘴出口端部至扩散管入口端部的距离 A , 必须计算出自自由喷射流长度和自由喷射流在距离喷嘴出口截面积 I_c 距离处 d_c 两个尺寸。

a. 自由喷射流长度 I_c 的计算

当喷射系数 $\mu \geq 0.5$ 时:

$$I_c = (0.37 + \mu)d_1/(4.4\alpha)$$

式中 I_c ——喷射流长度, mm;

α ——实践常数, 对弹性介质, α 在 $0.01 \sim 0.09$ 之间选取, μ 值较大时取较高值。

当喷射系数 $\mu \leq 0.5$ 时:

$$I_c = (0.083 + 0.76\mu - 0.29)d_1/(2\alpha)$$

b. 在 I_c 处扩散管直径 D_c 的计算

$$D_c = d_3 + 0.1(L_4 - I_c)$$

c. 自由喷射流在距离喷嘴出口截面积 I_c 处 d_c 的计算

当喷射系数 $\mu \geq 0.5$ 时:

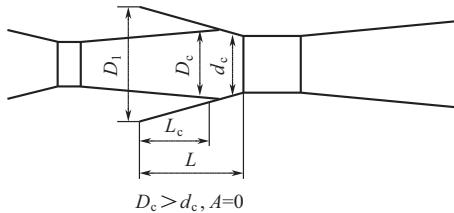
$$d_c = 1.55d_1(1 + \mu)$$

如果 $D_c > d_c$ ，则 $A = 0$ [图 2-24(a)]。

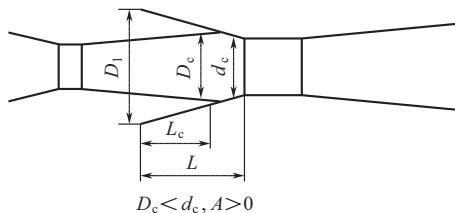
当喷射系数 $\mu \leq 0.5$ 时：

$$d_c = 3.4 d_1 \sqrt{0.083 + 0.76\mu}$$

喷嘴出口与扩散管入口在同一断面上。如果 $D_c < d_c$ ，则 $A > 0$ [图 2-24(b)]，喷嘴离开扩散管距离为 A 值。这里 $D_c = d_3 + 0.1[L_4 - (I_c - A)] \geq d_c$ 令 $D_c = d_c$ 得 A 值。一般 A 值在 $0 \sim 36$ 范围内变化。



(a)



(b)

图 2-24 A 值的两种情况

【例 2-8】 以 RNJM02-1200 型双效降膜式蒸发器 (图 2-25) 在奶粉生产中的应用为例阐述热压缩技术在降膜式蒸发器中的设计过程。

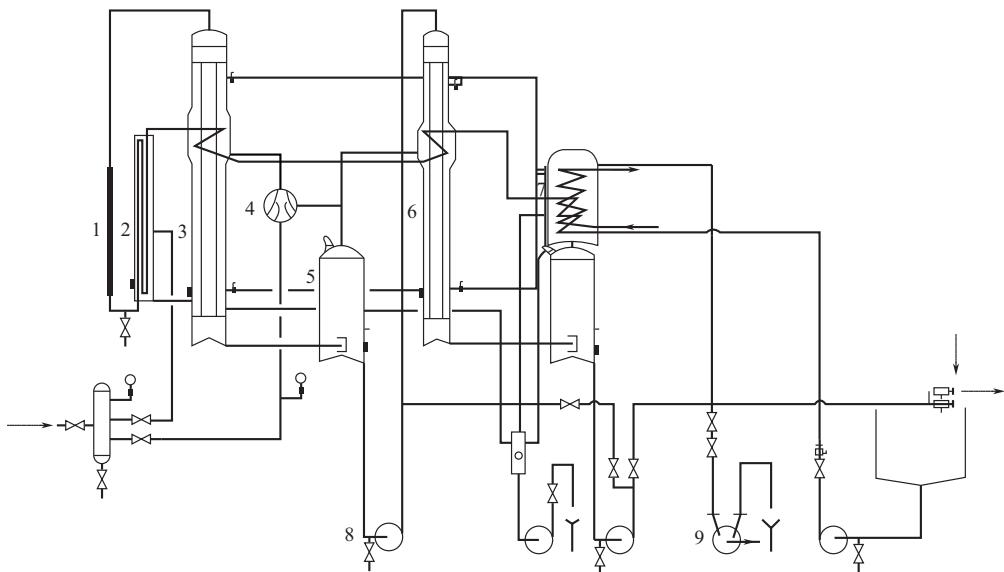


图 2-25 RNJM02-1200 型双效降膜式蒸发器流程

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；
6—二效蒸发器；7—冷凝器；8—物料泵；9—真空泵

(1) 结构特点及主要技术参数

① 结构特点 本热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效一部分加热热源。与蒸汽接触的部位全部采用 304 或 40Cr 不锈钢制造；采用 100mm 厚的岩棉进行绝热保温处理。

② 主要技术参数

物料介质：牛奶

出料质量分数：38%~40%

生产能力：W=1200kg/h

使用蒸汽压力：0.7MPa

进料质量分数: 11.5%

物料比热容: $3.894 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

进料温度: 5°C

蒸汽状态参数: 见表 2-6

表 2-6 蒸汽状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积 /(m³/kg)	汽化热 /(kJ/kg)	焓 /(kJ/kg)
工作蒸汽	0.6302	160	0.3068	2082.6	2757.98
一效加热	0.07149	90	2.361	2282.75	2659.58
一效蒸发	0.03463	72	4.655	2328.39	2625.458
二效蒸发	0.012518	50	12.04	2382.4	2591.75
冷凝器壳程	0.011967	49	12.62	2384.92	2590.08

(2) 热泵的设计

现以二次差值计算方法根据表 2-6 各蒸汽状态参数介绍热泵的设计计算过程。

① 热泵喷射系数的计算 压缩比 $\sigma = p_4/p_1$, 由表 2-6 查得 $p_4 = 0.07149 \text{ MPa}$; $p_1 = 0.03463 \text{ MPa}$, 则 $\sigma = 0.07149/0.03463 = 2.06$ 。膨胀比 $\beta = p_0/p_1$, 由表 2-6 查得 $p_0 = 0.6302 \text{ MPa}$, $p_1 = 0.03463 \text{ MPa}$, 则 $\beta = 0.6302/0.03463 = 18.20$ 。

由压缩比及膨胀比根据表 2-4 及差值公式进行二次差值计算。

即当 $\sigma = 2.06$, $\beta = 15$ 时:

$$\mu_1 = 0.76 + [(0.6 - 0.76)/(2.2 - 2.0)] \times (2.06 - 2.0) = 0.712$$

当 $\sigma = 2.06$, $\beta = 20$ 时:

$$\mu_2 = 0.87 + [(0.71 - 0.87)/(2.2 - 2.0)] \times (2.06 - 2.0) = 0.822$$

当 $\sigma = 2.06$, $\beta = 18.20$ 时:

$$\mu = 0.712 + [(0.822 - 0.712)/(20 - 15)] \times (18.2 - 15) = 0.78$$

② 热泵的几何尺寸计算 热泵结构如图 2-23 所示。

用于一效加热的蒸汽总量可按热量衡算原理求出, 由一效加热蒸汽量算出饱和生蒸汽耗量:

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D/(1 + \mu)$$

式中, G_0 为饱和生蒸汽量, kg/h ; D 为效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 850 \text{ kg}/\text{h}$; μ 为喷射系数, 这里 $\mu = 0.78$ 。则 $G_0 = 850/(1 + 0.78) = 477.53 \text{ kg}/\text{h}$ 。

喷嘴喉部直径计算:

$$d_0 = 1.6 \sqrt{\frac{G_0}{p_0}}$$

式中, d_0 为喷嘴喉部直径, mm ; p_0 为饱和生蒸汽压力, 这里 $p_0 = 0.6302 \text{ MPa}$ 。则

$$d_0 = 1.6 \times \sqrt{\frac{477.53}{6.302}} = 13.93 \text{ mm}$$

喷嘴出口直径计算: 喷嘴出口压力按与工作压力相等考虑, 对饱和蒸汽 $\beta < 500$ 时:

$$d_1 = 0.61 \times 2.52^{\lg \beta} d_0$$

则 $d_1 = 0.61 \times 2.52^{\lg 18.2} \times 13.93 = 27.17 \text{ mm}$ 。

扩散管喉部直径计算:

$$d_3 = 1.6 \sqrt{\frac{0.622(G_1 + G_3 + G_4) + G_0 + G_2}{p_4}}$$

式中, d_3 为扩散管喉部直径, mm; G_1 为被抽混合物中空气量, 这里 $G_1 = 1\text{kg/h}$; G_2 为被抽混合物中水蒸气量, $G_2 = D - G_0 = 850 - 477.53 = 372.47\text{kg/h}$;

G_3 为从泵外漏入的空气量, 这里 $G_3 = 1\text{kg/h}$; G_4 为混合式冷凝器冷却水析出的空气量, 这里 $G_4 = 0\text{kg/h}$ 。则

$$d_3 = 1.6 \times \sqrt{\frac{0.622 \times (1+1+0) + 477.53 + 372.47}{0.7149}} = 55.21\text{mm}$$

校核最大的反压力:

$$p_{fm} \approx (d_0/d_3)^2 (1+\mu) p_0$$

校核的结果必须使最大反压力 $p_{fm} = p_4$, 若 p_{fm} 小于 p_4 , 则可适当增大 d_0 值。则

$$p_{fm} \approx (13.93/55.21)^2 \times (1+0.78) \times 6.302 = 0.714\text{kgf/cm}^2$$

$p_{fm} \approx p_4 = 0.7149\text{kgf/cm}^2$, 因此可行。

热泵其他有关尺寸按表 2-5 计算。

$$d_5 = (3-4)d_0 = 3 \times 13.93 = 41.79\text{mm}, \text{ 取 } 42\text{mm}。$$

$$L_0 = (0.5-2.0)d_0 = 1.5 \times 13.93 = 20.9\text{mm}, \text{ 取 } 21\text{mm}。$$

$$d_2 = 1.5d_3 = 1.5 \times 55.21 = 82.8\text{mm}, \text{ 取 } 83\text{mm}。$$

$$L_3 = (2 \sim 4)d_3 = 3 \times 55.21 = 165.63\text{mm}, \text{ 取 } 166\text{mm}。$$

$$d_4 = 1.8d_3 = 1.8 \times 55.21 = 99.38\text{mm}, \text{ 取 } 99.4\text{mm}。$$

$$L_1 = (d_5 - d_0)/k_4 = (42 - 13.93)/(1/1.2) = 33.68\text{mm}, \text{ 取 } 3.4\text{mm}。$$

$$L_2 = (d_1 - d_0)/k_1 = (27.17 - 13.93)/(1/4) = 52.96\text{mm}, \text{ 取 } 53\text{mm}。$$

$$L_4 = (d_2 - d_3)/k_2 = (83 - 55.21)/(1/10) = 277.9\text{mm}, \text{ 取 } 278\text{mm}。$$

$$L_5 = (d_4 - d_3)/k_3 = (99.4 - 55.21)/(1/8) = 353.52\text{mm}, \text{ 取 } 354\text{mm}。$$

二次蒸汽入口直径计算

$$d_6 = 4.6(G_0/p_1)^{0.48}$$

$$\text{则 } d_6 = 4.6 \times (477.53/0.3463)^{0.48} = 147.8\text{mm}, \text{ 取 } 148\text{mm}。$$

混合室直径 d_7 一般为扩散管喉部直径的 2.3~5 倍选取, 即

$$d_7 = (2.3 \sim 5)d_3$$

$$\text{则 } d_7 = (2.3 \sim 5)d_3 = 4 \times 55.21 = 220.84\text{mm}, \text{ 取 } 221\text{mm}。$$

混合室长度一般按 d_7 的 1~1.15 倍选取, 即

$$L_7 = (1 \sim 1.15)d_7$$

$$\text{即 } L_7 = 1.15 \times 221 = 254.15\text{mm}, \text{ 取 } 254\text{mm}。$$

自由喷射流长度 I_c 的计算:

当喷射系数 $\mu \geq 0.5$ 时,

$$I_c = (0.37 + \mu)d_1/(4.4\alpha)$$

当喷射系数 $\mu \leq 0.5$ 时

$$I_c = (0.083 + 0.76\mu - 0.29)d_1/(2\alpha)$$

$$\text{本例 } \mu = 0.78 > 0.5, \text{ 所以: } I_c = \frac{0.37 + 0.78}{4.4 \times 0.08} \times 27.71 = 90.53\text{mm}。$$

在 I_c 处扩散管的直径计算:

$$D_c = d_3 + 0.1(L_4 - I_c)$$

$$\text{则 } D_c = 55.21 + 0.1 \times (278 - 90.53) = 73.96\text{mm}。$$

自由喷射流在距离喷嘴出口截面积 I_c 距离处 d_c 计算：

当喷射系数 $\mu > 0.5$ 时

$$d_c = 1.55d_1(1 + \mu)$$

$$\text{则 } d_c = 1.55 \times 27.71 \times (1 + 0.78) = 76.45 \text{ mm}.$$

若 $D_c > d_c$ ，则 $A = 0$ 。本例 $D_c = 73.96 \text{ mm} < d_c = 76.45 \text{ mm}$ ，所以 $A > 0$ 。

这里， $D_c = d_3 + 0.1(L_4 - A) \geq d_c$ ，令 $D_c = d_c$ ，则

$$55.21 + 0.1 \times [278 - (90.53 - A)] = 76.45$$

$A = 24.93 \text{ mm}$ (取 $A = 25 \text{ mm}$)。

(3) 其他注意事项

热泵除了合理计算达到良好的使用性能外，其噪声不能忽视。目前国内使用的带有热泵的蒸发器，其噪声范围都在 $85 \sim 96 \text{ dB (A)}$ 之间，有的甚至超过 100 dB (A) 。降噪应以下几个方面考虑：加工制造首先应保证加工精度，即保证热泵中的喷嘴与扩散管同轴度在允许的误差范围内，不得偏斜；扩散管端部不伸入混合室内，蒸汽高速射流，会在扩散管端部产生摩擦，产生振动噪声，收缩管端部与混合室端板内端面齐平焊接，可起到减少噪声的作用；扩散管中的收缩管、喉管、扩压管如果是焊接式结构，必须保证其同轴度，圆度在允许的误差范围内，否则也会使噪声变大；收缩管、扩压管的壁厚不低于 3 mm ，喉管的壁厚不低于 7 mm 。焊接要牢固，不得出现开焊，一经出现开焊或开裂即会产生振动，进而使噪声加大。如果采用一体式的结构效果会更好，但加工比较困难。无论采用哪种结构，制造完毕应对热泵进行水压试验，试验压力不低于 0.2 MPa ，且保持 15 min 不得渗漏。喷嘴内表面粗度不低于 $Ra 1.6 \mu\text{m}$ ，喷嘴的进、出口端部应有圆角过渡，不得有尖角或毛刺出现，以防噪声的产生；喷嘴的材质应具有一定硬度，加工成形后或经热处理后应耐磨。降低噪声的另一种方法是在扩散管中设置消声孔。对于大生产能力的热泵也可采用多喷嘴进流的方法。保温层可以防止热量损失并屏蔽一定噪声，因此热泵要进行绝热保温处理。一般保温材料为岩棉，保温层厚度不低于 50 mm 。保温材料要填实，不得出现空洞现象。

蒸汽热压泵作为降膜式蒸发器的给热装置，主要作用是利用一次蒸汽来抽吸二次蒸汽经过混合热压缩提高二次蒸汽温度、压力，作为蒸发器一部分加热热源，从而可起到节约能源的作用。因此，热泵在降膜式蒸发器中已经得到了广泛的应用，并取得了良好的经济效益及社会效益。

把二次蒸汽经过热压缩后提高其温度及压力达到加热蒸汽的程度加以利用，这样即回收了二次蒸汽的热能又节省了冷却水的消耗，这种方法称为二次蒸汽的再压缩。如果用高压工作蒸汽对二次蒸汽进行压缩则称为热力压缩式，热压缩技术在降膜式蒸发器、混合式蒸发器、升降膜式蒸发器中都得到了成功地应用。此外，还有一种压缩为机械式的再压缩，这种压缩是完全靠外部的机械动力把二次蒸汽或废热蒸汽进行再压缩作为蒸发器的加热热源。

利用高能效蒸气压缩机压缩蒸发系统的二次蒸汽，提高二次蒸汽的焓值，提高热焓的蒸汽进入蒸发系统作加热热源，循环使用，替代绝大多数的生蒸汽，生蒸汽仅用于补充热损失和补充进、出料温差所需热焓，从而大幅度降低蒸发器生蒸汽的消耗，达到节能目的。这属于把电能转化为热能的过程，如图 2-26 所示，即 MVR 蒸发器。

MVR 是蒸汽机械再压缩技术的简称。MVR 蒸发器是重新利用其自身产生的二次蒸汽的能量，从而减少对外界能源的需求的一项节能技术。早在 20 世纪 60 年代，德国和法国

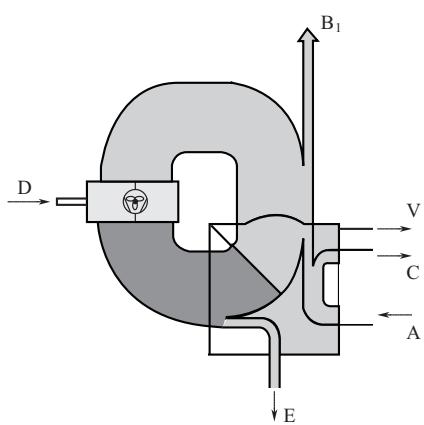


图 2-26 机械蒸汽再压缩加热蒸发器的热流图

A—产品；B—蒸汽；B₁—残余蒸汽；C—浓缩液；
D—电能；E—加热蒸汽冷凝水；V—热损失

就已成功地将该技术用于化工、食品、造纸、医药、海水淡化及污水处理等领域。蒸发器工作过程是将低温位的蒸汽经压缩机压缩，温度、压力提高，热焓增加，然后进入换热器冷凝，以充分利用蒸汽的潜热。除开车启动外，整个蒸发过程中无需生蒸汽。近年来，在国内的玉米深加工、生物化工及污水处理等领域里有应用。也有利用二次蒸汽或废弃二次蒸汽进行机械再压缩用于蒸发上，属于能源的回收再利用，在电价不太高的情况下节能效果显著。不过，在其他领域内尚未得到广泛的应用。

2.3.8 蒸发器中杀菌器的设置

有些物料如牛奶、果蔬汁等料液在蒸发前需要进行灭菌，因此在蒸发器中需要设置杀菌装置。杀菌分为间接式杀菌及直接式杀菌两种，国内比较常用的是间接式杀菌。列管式杀菌器如图 2-27 所示，主要由换热管、壳体、管板、端盖、安全阀及保温材料等组成，杀菌系统主要由杀菌器、保持管、调节阀、截止阀、减压阀、压力表及温度表等组成。采用蒸汽间壁列管式杀菌在我国奶粉生产中应用最为普遍，这种杀菌温度一般控制在 86~94℃之间，杀菌后料液在保持管中保持时间（即杀菌时间）一般在几十秒，不超过 1min。随着我国奶粉等产品质量的提高，近年来也采用 UHT 超高温瞬时灭菌装置用于料液蒸发前灭菌。UHT 超高温杀菌是采用高温水间壁加热进行杀菌，杀菌温度一般控制在 120~137℃之间，灭菌时间通常在几秒钟内瞬间完成，灭菌效果好。

2.3.9 冷凝器的设计

冷凝器在蒸发系统中的主要作用是将末效二次蒸汽冷凝成凝结水然后由泵排出，真空泵通过冷凝器抽真空保持系统一定的真空度。冷凝器分为两类：一类为间接式冷凝器；另一类为直接式冷凝器。间接式冷凝器分为列管式冷凝器、板式冷凝器、盘管式冷凝器、螺旋板式冷凝器。直接式冷凝器分为喷淋式冷凝器（高、低）、水力喷射式冷凝器。常见冷凝器结构如图 2-28 所示。

(1) 间接式冷凝器的设计

列管式冷凝器广泛应用于食品特别是乳品工业生产中，其最大优点是二次蒸汽与冷却水不接触，所以，也就不存在冷却水污染料液的问题。间接式冷凝器一般是二次蒸汽走壳程，冷却水走管程。它分为立式与卧式两种。

间接式冷凝器的设计分为换热面积计算及结构设计。

进入冷凝器的二次蒸汽分两部分，一部分是末效的二次蒸汽量，一部分是各效未冷凝掉的沿每效上、下不凝气管道进入冷凝器的蒸汽量，这部分蒸汽量按每效加热蒸汽量的 0.2%~1% 计算选取。

【例 2-9】 一生产能力为 8000kg/h 用于速溶奶粉生产的四效降膜式蒸发器，其各效蒸发量分配为：1 效 3630kg/h；2 效 1552kg/h；3 效 1455kg/h；4 效 1363kg/h。进入冷凝器

的末效二次蒸气量为 1144kg/h，末效二次蒸气温度为 45℃。采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸气，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。进入冷凝器中的冷却水温度为 30℃，排出温度按 42℃计算。冷凝水在 45℃下排出，试计算冷凝器的换热面积。

二次蒸气的潜热为 2390.1kJ/kg，末效二次蒸气冷凝成同温度的冷凝水所放出的热量为

$$Q_1 = 1144 \times 2390.13 = 2738884.72 \text{ kJ/h}$$

各效未冷凝掉的加热蒸气量按 1% 选取，则

$$Q_2 = (36.3 + 15.52 + 14.55 + 13.63) \times 2394.13 = 191530.4 \text{ kJ/h}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 2738884.72 + 191530.4 = 2930415.12 \text{ kJ/h}$$

传热温差计算：本例按单壳程双管程无相变的变温传热计算传热温差，因此按对数平均温差计算传热温差。

并流：45℃ → 45℃，30℃ ↗ 42℃， $\Delta t_1 = 45 - 30 = 15^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 45 - 42 = 3^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{15 - 3}{\ln \frac{15}{3}} = 7.45^\circ\text{C}$$

换热面积按下式计算：

$$Q = kF\Delta t$$

式中， $Q = 2930415.12 \text{ kJ/h}$ ，则

$$F = 2930415.12 / (4187 \times 7.45) = 93.9 \text{ m}^2$$

考虑冷凝器在应用过程中可能出现的极端情况，为安全考虑，实际换热面积按理论计算的 1.25 倍选取。实际换热面积为

$$F' = 1.25 \times 93.9 = 117.38 \text{ m}^2$$

(2) 直接式冷凝器的设计

直接式冷凝器也称混合式冷凝器，图 2-29 所示冷凝器是被冷凝的二次蒸气与冷却水直接接触，把二次蒸气冷凝成凝结水与冷却水混合一起进入到循环水池。由于这种冷凝是二次蒸气与冷却水直接接触进行热交换，冷却效果较好，操作方便，造价低廉。过去应用也比较广泛。缺点是长时间生产二次蒸气的凝结水会污染冷却水，冷却水一旦发生倒灌也易污染料液，另外，多孔板易堵塞。因此，这种冷凝器虽然应用效果较好，但在食品工业尤其是乳品工业生产中很少采用。

直接式冷凝器应用最为普遍的是喷淋式冷凝器，这种冷凝器分高位冷凝器（也称大气冷凝器）及低位冷凝器两种，结构基本一致，所不同的是安装高度不同，前者安装高度必

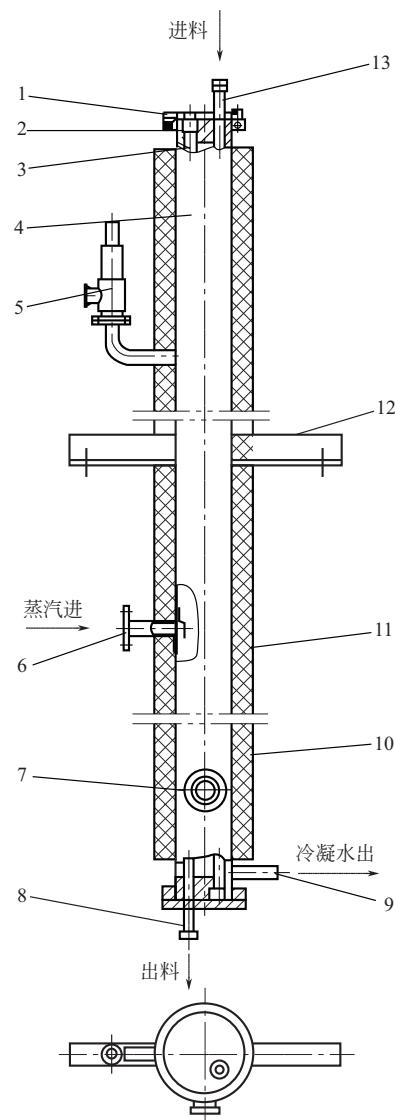


图 2-27 列管式杀菌器

1—端盖；2—管板；3—换热管；4—壳体；5—安全阀；
6—蒸汽进口；7—视镜；8—出料口；9—冷凝水出口；
10—外包皮；11—保温材料；12—支承；13—进料口

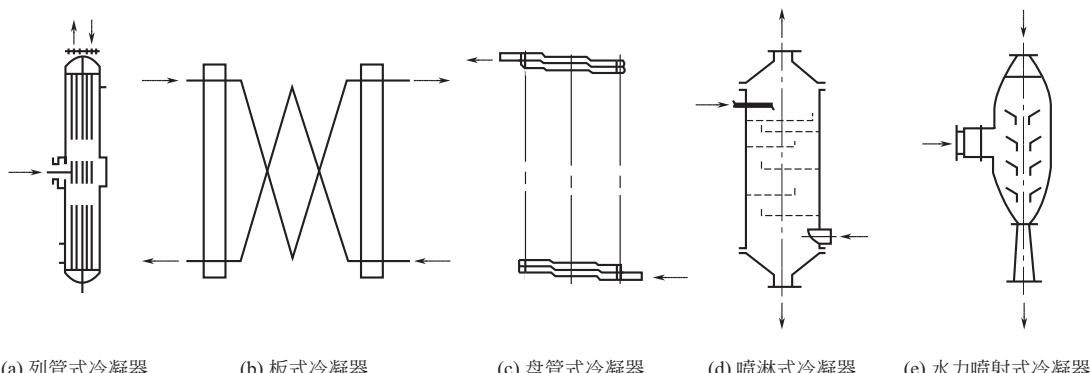


图 2-28 冷凝器

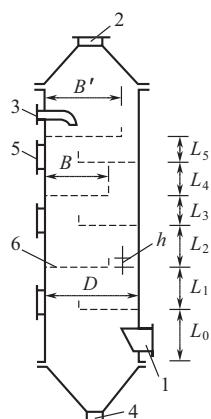


图 2-29 喷淋式冷凝器

1—二次蒸汽进口；2—不凝性气体出口；3—进水口；

4—排水口；5—人口或手孔；6—多孔淋水板

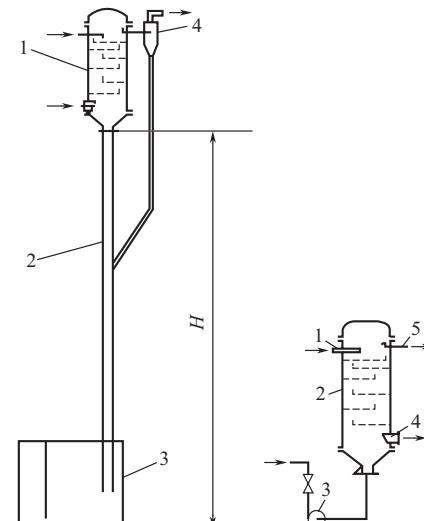


图 2-30 直接式冷凝器

须高于大气压的约束即要高于 10m，才会自然排水，后者是靠泵把冷却水（含凝结水）排出（图 2-30）。喷淋式冷凝器其设计计算如下。

① 所用冷却水量 W_L 根据冷凝器入口蒸汽压力及冷却水进口温度由图 2-31 查得 $1\text{m}^3/\text{h}$ 冷却水冷凝的蒸汽量 $X(\text{kg}/\text{h})$ ，则

$$W_L = W'_V/X(\text{m}^3/\text{h})$$

式中， W'_V 为被冷凝的蒸汽量， kg/h 。由图所得值偏低，比实际经验数据约小 20%~25%，因此应取

$$W_L = (1.2 \sim 1.25)W'_V/X$$

② 冷凝器直径 D 蒸汽进入冷凝器后，在冷凝器截面的气速 u_V 一般取 $15 \sim 20\text{m}/\text{s}$ ，最大可取 $25\text{m}/\text{s}$ 。

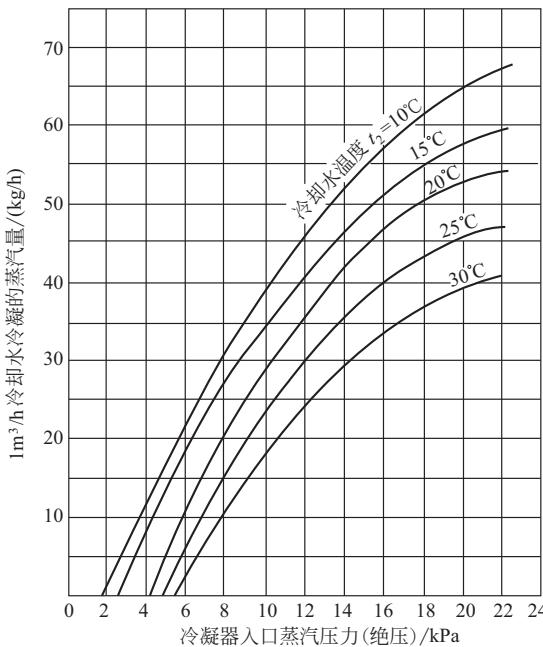


图 2-31 $1\text{m}^3/\text{h}$ 冷却水冷凝的蒸气量与冷凝气入口蒸汽压力及冷却水温度的关系

$$D = \sqrt{\frac{W_v}{\frac{\pi}{4} u_v}} \text{ (m)}$$

其中， $W_v = W' v V_s$ ， V_s 为蒸汽的比体积，可由相关饱和蒸汽表中查得。

③ 多孔淋水板的设计 淋水板数：冷凝器直径 $D < 500\text{mm}$ ，可用 4~6 块；冷凝器直径 $D \geq 500\text{mm}$ ，可用 7~9 块。

淋水板的间距 L ，采用下疏上密的上下不等距式：当用 4~6 块时， $L_{n+1} = (0.5 \sim 0.7) L_n$ ；

当用 7~9 块时， $L_{n+1} = (0.6 \sim 0.7) L_n$ 。 $L_0 = D + (0.15 \sim 0.3)\text{m}$ ， $L_{\text{末}} \geq 0.15\text{m}$ 。

弓形淋水板的宽度：最上一块 $B' = (0.8 \sim 0.9)D$ ；其他各块淋水板 $B = \frac{D}{2} + 0.05\text{m}$ 。

淋水板堰高 h ： $D < 500\text{mm}$ ， $h = 40\text{mm}$ ； $D \geq 500\text{mm}$ ， $h = 50 \sim 70\text{mm}$ 。

淋水孔径 d ：若冷却水质好或冷却水不循环使用时， d 可选取 4~5mm；若冷却水质差或冷却水循环使用时， d 可选取 6~10mm。

淋水孔冷却水流速 $u_0 = \eta \varphi \sqrt{2gh}$ (h 为淋水板堰高)，淋水孔的阻力系数 $\eta = 0.95 \sim 0.98$ ，水流收缩系数 $\varphi = 0.8 \sim 0.82$ 。单孔的淋水量为 $W_0 = 3600 \times 0.785 d^2 u_0$ ，最上面一块淋水板要求 100% 的水量要通过淋水孔，考虑长期操作，孔易堵塞，孔数应加大 10%~15%，因此淋水孔数 $n = (1.1 \sim 1.15)(W_L/W_0)$ (W_L 为总淋水量)。

其他各淋水板均要求 50% 淋水量通过淋水孔，考虑长期操作，孔易堵塞，孔数应加大 5%。因此，实际每块板的淋水孔数 $n = 1.05[W_L/(2W_0)]$ 。

淋水孔以正六边形或正四边形排列为宜。

④ 冷凝器各管口尺寸 蒸汽进口尺寸 $D_1 = (0.4 \sim 0.65)D$ 。

不凝性气体接管口径 D_2 : 当 $D < 500\text{mm}$ 时, $D_2 = 50 \sim 75\text{mm}$; 当 $D \geq 500\text{mm}$ 时, $D_2 = 75 \sim 150\text{mm}$ 。

冷却水进口 D_3 : 以 1.5m/s 左右流速决定 D_3 , 若取流速 1.5m/s , 则 $D_3 = \sqrt{W_L}/65(\text{m})$ 。

冷却水出口 D_4 即大气腿的管径:

$$D_4 = \sqrt{\frac{W_L}{\frac{\pi}{4} \times 3600}} (\text{m})$$

此外, 为检修及清理淋水板, 还要在冷凝器上设置手孔。

⑤ 冷凝器的安装 冷凝器安装高度指冷凝器的出水口至水封槽面间的垂直距离 (也称大气腿高度)。它取决于冷凝器在真空条件下静压水柱的高度 H_1 , 若 p 为冷凝器内的真空度 (MPa), 则 $H_1 = 100p$ (m)。若大气腿内水流速度为 1.5m/s 时, 动力损失 $H_2 \leq 0.3\text{m}$ 。安全裕量 $H_3 = 0.5\text{m}$ 。安装高度 $H = H_1 + H_2 + H_3$, 冷凝器安装高度大于与大气压相当的水柱高度即能自然排水, 一般为 $11 \sim 11.5\text{m}$ 。

为了排除蒸汽所带的不凝性气体, 在冷凝器后面安装蒸汽喷射泵, 或水喷射泵或蒸汽串联的喷射泵, 或机械真空泵。排水管 (即大气腿) 下端应插入液封槽的液面下面。若采用蒸汽喷射泵时, 为了从喷射泵排出被冷凝蒸汽, 需采用后冷凝器的密封槽。液封槽内液体的容量必须大于大气腿的容积, 以防止停车时破坏液封。大气腿尽可能采用直管, 若采用弯管时, 必须避免与垂直线呈 45° 以上的弯管, 以减少冷却水的排出阻力。蒸发器上混合冷凝器与水环真空泵合用完成冷凝及抽真空保持系统真空度的形式应用普遍。

【例 2-10】 有一三效降膜式蒸发器采用低位混合式冷凝器冷凝末效二次蒸汽, 如图 2-30 (b) 所示, 末效蒸发量为 1210kg/h , 真空度为 0.09MPa , 末效二次蒸汽直接进入冷凝器中被冷凝, 冷却水进入温度为 30°C , 计算冷凝器直径、淋水板数、冷却水量、蒸汽进口尺寸。

冷凝器直径: $W_v = W'_v V_s = 1210 \times 15.28 = 18488.8\text{m}^3/\text{h}$, $u_v = 20\text{m/s}$, 则

$$D = \sqrt{\frac{W_v}{\frac{\pi}{4} u_v}} = \sqrt{\frac{18488.8}{\frac{\pi}{4} \times 20 \times 3600}} = 0.572\text{m}$$

圆整为 600mm 。

淋水板数量: 选取 8 块。

冷却水量: 由图 2-31 查得 $1\text{m}^3/\text{h}$ 冷却水冷凝的蒸汽量为 18.5kg/h , 则

$$W_L = W'_v / X = 1210 / 18.5 = 65.4\text{m}^3/\text{h}$$

蒸汽进口尺寸: 二次蒸汽进入冷凝器速度按 36m/s 选取, 则

$$1210 \times 15.28 / 3600 = \frac{D^2}{4} \times \pi \times 36$$

$$D = 0.426\text{m}$$

(3) 饱和蒸汽的冷凝及冷却

饱和蒸汽进入间壁式冷凝器时蒸汽先在其冷凝温度下放出潜热并液化, 凝液开始冷却, 由于这两段中温差与传热系数不相同, 所以必须分别算出各段的传热面积, 将整个过程假定为冷凝和冷却两个阶段。在计算各段的平均温差时必须知道两端交界处的冷流体温度 t_a 。如图 2-32 所示, 按逆流计算。实际上, 在列管间壁式冷凝器中大多采用折流, 折流多管程

的某一截面的冷却水的温度分布也是不尽相同的，比较复杂。

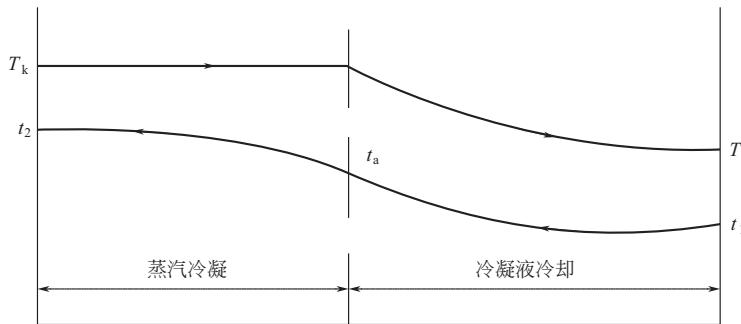


图 2-32 饱和蒸汽的冷凝和冷却

$$F_1 = Q / (k_1 \Delta t_1)$$

$$F_2 = Q_1 / (k_2 \Delta t_2)$$

$$Q = W_r = G_c (t_2 - t_a)$$

$$Q_1 = G_{c_p} (T_k - T_2) = G_c (t_a - t_1)$$

$$Q/Q_1 = (t_2 - t_a) / (t_a - t_1)$$

2.3.10 真空泵的计算及选型

真空泵在蒸发器中的作用是从冷凝器中抽出不凝性气体维持系统的真空度，使蒸发器在真空减压状态下工作，有利于提高食品质量。目前应用最普遍的是水环式真空泵。

蒸发器多采用间接式（或混合式）冷凝器与水环真空泵并用，将二次蒸汽冷凝成凝结水同时抽除不凝性气体，保持蒸发系统的真空度。在蒸发器中用真空泵使系统成为负压，真空泵的吸气量是依据经验数值来确定的，真空泵吸气量为

$$G = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 \text{ (kg/h)}$$

（1） G_1 值的确定

G_1 是真空系统渗漏的空气量，可根据真空系统中设备和管道的容积 V_1 按图 2-33 查出空气最大渗漏量 G_a ，取 $G_1 = 2G_a$ 。

（2） G_2 值的确定

G_2 是蒸发过程中料液释放的不凝性气体量，一般很小，可以忽略，即 $G_2 = 0$ 。

（3） G_3 值的确定

G_3 是直接式冷凝器冷却水释放溶解空气量，如图 2-34 所示。

$$G_3 = G_b \frac{\gamma_t (273 + t)}{47.88 \gamma_0 (760 - h - p_t)}$$

式中 G_b —— 真空系统抽出的不凝气体量， kg/m^3 ， $G_b = V_a + V_b + V_c$ ；

γ_t —— 温度 t 下饱和蒸汽的密度， kg/m^3 ；

γ_0 —— 0°C 、绝对压力 0.1 MPa 不凝气体的密度， kg/m^3 ；

h —— 真空泵吸入口的真空度， Pa ；

p_t —— 温度 t 下的饱和蒸汽绝对压力， Pa ；

t —— 真空泵吸入口的气体温度， $^\circ\text{C}$ ， $t = t_w + 5^\circ\text{C}$ ；

t_w —— 冷却水进口温度， $^\circ\text{C}$ 。

如果蒸汽冷凝采用的是间接式表面冷凝器时, $G_3=0$ 。水中溶解的空气量在标准大气压下随水温升高而减小, 不同温度下水中放出的空气量可由图 2-34 查得。

(4) G_4 值的确定

G_4 是未冷凝的蒸汽量, 取决于冷凝效果, 冷凝效果差这部分气体所占比例就大, 正常情况下, 采用经验值, $G_4=(0.2\% \sim 1\%)G_p$ (G_p 为每小时进入冷凝器的蒸汽量)。

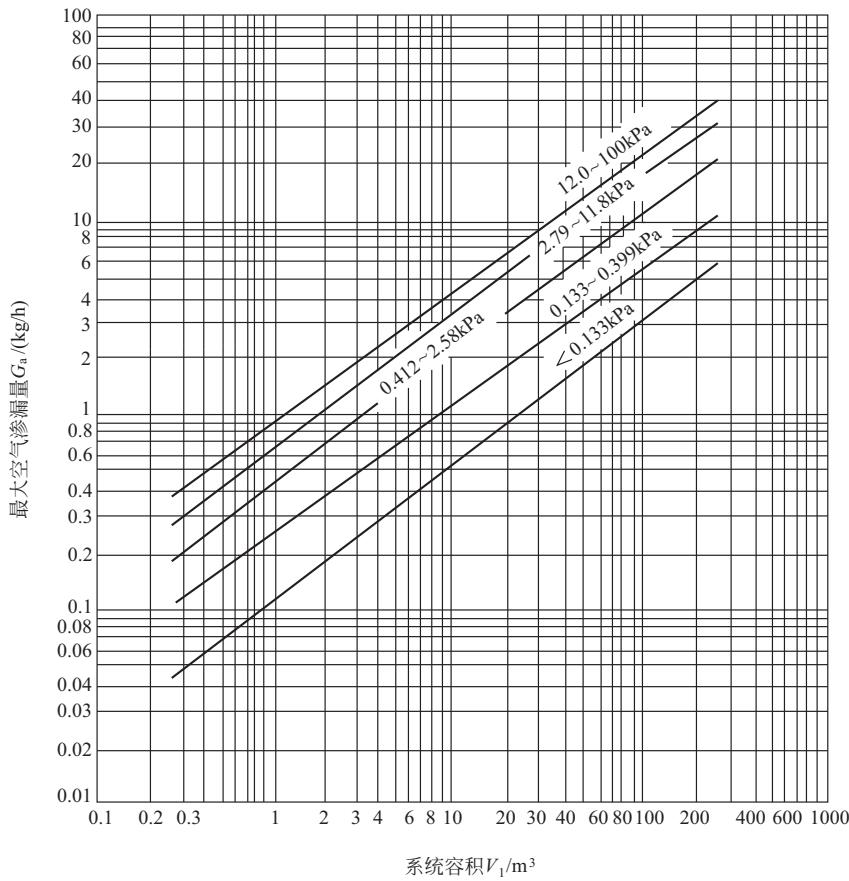


图 2-33 系统容积与空气最大渗漏量

真空泵吸气为混合气体 (由溶剂蒸汽和不凝性气体组成), 在标准状况下, 密度按下式计算:

$$\rho = p_0 M / (8.315 T)$$

式中 ρ ——在标准状况下混合气体密度, kg/m^3 ;

p_0 ——在标准状况下的大气压, kPa ;

M ——摩尔质量, kg/mol ;

T ——热力学温度, K 。

摩尔质量 M 按摩尔质量分率计算, 即

$$Y_1 = G_1 / 18 \quad Y_2 = G_4 / 28.95$$

$$M = 18Y_1 / (Y_1 + Y_2) + 28.95Y_2 / (Y_1 + Y_2)$$

真空泵吸气量应换算成真空泵吸入状态的体积, 其体积按下式计算:

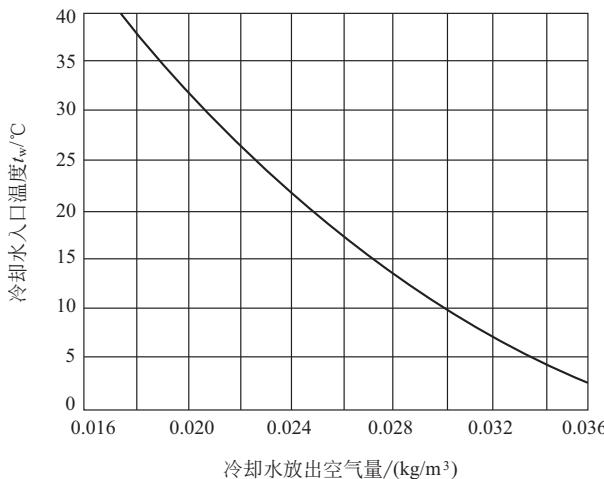


图 2-34 不同温度下水中放出的空气量

$$V = (G/\rho) [(273 + t) p_0 / (273 p)]$$

式中 V ——真空泵每小时吸气量, m^3/h ;

p ——真空泵吸入压力, MPa;

t ——真空泵吸入状态温度(取冷凝状态温度), $^{\circ}\text{C}$ 。

【例 2-11】 近年来, 在蒸发器系统中普遍采用水环真空泵抽真空维持蒸发系统的真空度, 保持料液在低沸点蒸发, 在实际应用中, 一些蒸发器真空泵选用得不尽合理, 要么偏大, 要么偏小, 偏大不够经济, 浪费能源, 偏小则蒸发系统真空度低, 影响蒸发器的蒸发量。因此, 真空泵选择得是否合理关系到蒸发系统真空度的高低, 即蒸发效果, 也关系到能源是否节约, 仅以 RNJM03-3600 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例(图 2-35), 对真空泵的吸气量进行计算并选择真空泵。

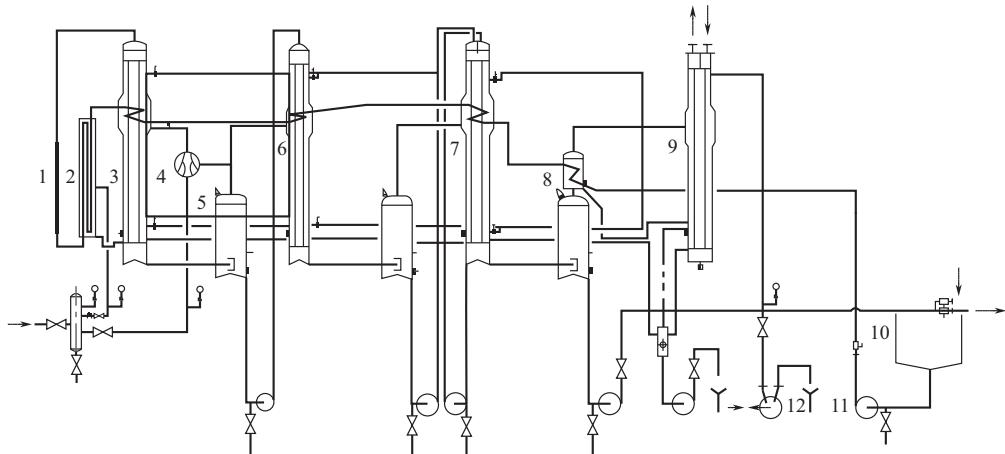


图 2-35 RNJM03-3600 型三效降膜式蒸发器

1—保持管; 2—杀菌器; 3—一效蒸发器; 4—热泵; 5—分离器; 6—二效蒸发器;

7—三效蒸发器; 8—预热器; 9—冷凝器; 10—平衡缸; 11—物料泵; 12—真空泵

(1) 主要技术参数

物料介质: 牛奶	冷却水进入温度: 20℃
生产能力: 3600kg/h	冷却水排出温度: 38℃
进料质量分数: 11.5%	冷却水耗量: 31t/h
出料质量分数: 45%	装机容量: 35.5kW
冷凝器换热面积: 38.99m ²	各效热量及蒸发量分配见表 2-7 (不计管道温度损失)

表 2-7 各效热量及蒸发量分配

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	热量/(kJ/h)	蒸发量/(kJ/h)
一效加热	0.05894	85	4580946.352	—
一效蒸发	0.03178	70	—	1923
二效加热	0.03178	70	4580946.352	—
二效蒸发	0.017653	57	—	867
三效加热	0.017653	57	2047593.9	—
三效蒸发	0.009771	45	—	810
杀菌器	0.12318	105	281991.996	—
冷凝器	0.009771	45	—	—

(2) 真空泵吸气量的理论计算过程

本例 $V_1=13.872\text{m}^3$, 末效分离器绝对压力为 0.009771MPa, 查图 2-33 得 $G_a=4\text{kg/h}$, 则 $G_1=2G_a=2\times 4=8\text{kg/h}$; $G_2=0$ 本例采用的是列管间壁式冷凝器, 故 $G_3=0$; 本例进入冷凝器蒸汽量为 565.26kg/h, 则 $G_4=(0.2\% \sim 1\%)G_p=1\%\times 565.26=5.65\text{kg/h}$ 。则真空泵的吸气量为 $G=G_1+G_2+G_3+G_4=8+0+0+5.65=13.65\text{kg/h}$ 。

摩尔质量 M 按摩尔质量分率计算, 即 $Y_1=5.65/18=0.3139$, $Y_2=8/28.95=0.2763$, 则 $M_1=18\times(0.3139/0.5902)=9.573\text{kg/mol}$, $M_2=28.95\times(0.2763/0.5902)=13.553\text{kg/mol}$, $M=M_1+M_2=9.573+13.553=23.126\text{kg/mol}$, 故 $\rho=p_0M/(8.315T)=101.3\times 23.126/(8.315\times 273)=1.032\text{kg/m}^3$, 则 $V=(G/\rho)[(273+t)p_0/(273p)]= (13.65/1.032)\times[(273+45)\times 0.1013/(273\times 0.009771)]=159.73\text{m}^3/\text{h}$ 。

选择真空泵时, 实际吸气量应大于上述计算值, 一般按 1.25~1.5 倍计算值选取比较合适。本例按 1.5 倍计算值选取。因此, 真空泵实际吸气量为 $V'=1.5V=1.5\times 159.73=239.59\text{m}^3/\text{h}$ 。可依据此计算值查相关产品样本选择真空泵实际型号。

真空泵吸气量及型号的确定直接关系到蒸发器工作运行状态。真空泵选择过小就会导致蒸发器蒸发温度升高, 严重时还会影响蒸发量; 选择过大则不节能。因此, 要选择出合适的真空泵必须根据蒸发器的大小及相关参数进行上述理论计算, 根据计算出真空泵实际的理论吸气量选择真空泵, 这样才会使蒸发器蒸发系统处于稳定的工作运行状态。才不会出现由于真空泵选择不合适而给蒸发器带来诸如蒸发参数不正常或不节能等不良效果。真空泵工作所用的水温不得过高, 否则会影响真空泵的吸气量, 应采用自来水单独供水。

2.3.11 物料泵及冷凝水泵的确定选型

降膜式蒸发器是在真空状态下工作的, 设备上的物料泵及冷凝水泵都是在负压状态下工作的, 与常压工作的泵有所不同, 所使用的泵必须具有足够的汽蚀余量才能保证正常工

作。蒸发器上所使用的泵多为双密封水冷却的离心泵。

(1) 泵的扬程及功率计算

泵的扬程按伯努利方程确定：

$$Z_1 + p_1/(\rho g) + u_1^2/(2g) + H = Z_2 + p_2/(\rho g) + u_2^2/(2g) + \sum H_{f,1-2}$$

泵的功率按下式计算：

$$N = (QH\rho g)/(102\eta)$$

泵的有效功率为

$$N_e = HQ\rho g$$

式中 N ——轴功率, W;

Q ——泵在输送条件下的流量, m^3/s ;

H ——泵的压头, m;

ρ ——被输送液体密度, kg/m^3 ;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

η ——效率, 这里按 $\eta=75\%$ 计算;

N_e ——有效功率, W。

【例 2-12】 过去国内一些制造厂家在泵的配套上曾出现过不少问题, 这些问题主要表现为排料困难, 分离室内存料, 壳程存水, 泵泄漏严重, 泵的扬程不足, 甚至无法正常生产等。仅以 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例, 就泵的确定、选型及注意事项加以阐述。

① 主要技术参数及结构特点

物料介质: 牛奶

出料质量分数: 38%~40%

生产能力: 8000kg/h

使用蒸汽压力: 0.7~0.8MPa

进料质量分数: 11.5%

蒸发器生产状态参数: 见表 2-8

进料温度: 5°C

表 2-8 蒸发器生产状态参数

参数 项目	压力 (绝压)/MPa	温度/°C	比体积/ (m^3/kg)	汽化热/ (kJ/kg)	焓/ (kJ/kg)	各效蒸发量 分配/(kg/h)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	2052.886	2767.61	
一效加热	0.06372	87	2.629	2286.878	2654.977	4240
二效加热	0.03178	70	5.045	2333.415	2626.505	1960
三效加热	0.017653	57	8.757	2365.655	2604.314	1800
三效蒸发	0.011382	48	13.23	2387.01	2587.985	
冷凝器	0.009771	45	15.28	2394.127	2582.542	
杀菌器	0.12318	105	1.419	2243.395	2683.448	

本蒸发器结构特点是: 采用三效降膜蒸发器, 末效为双管程进料, 采用并流加料法, 末效出料; 采用五个预热级 (包括一个杀菌段), 采用体外预热, 将进入蒸发器的 5°C 的料液温度加热至沸点或沸点以上的温度, 本例为 92°C。本蒸发器物有料泵 5 台, 冷凝水泵 1 台, 真空泵 1 台, 如图 2-36 所示。

② 泵的扬程及功率计算 本例以一效蒸发器的出料泵为例进行计算, 如图 2-37 所示。

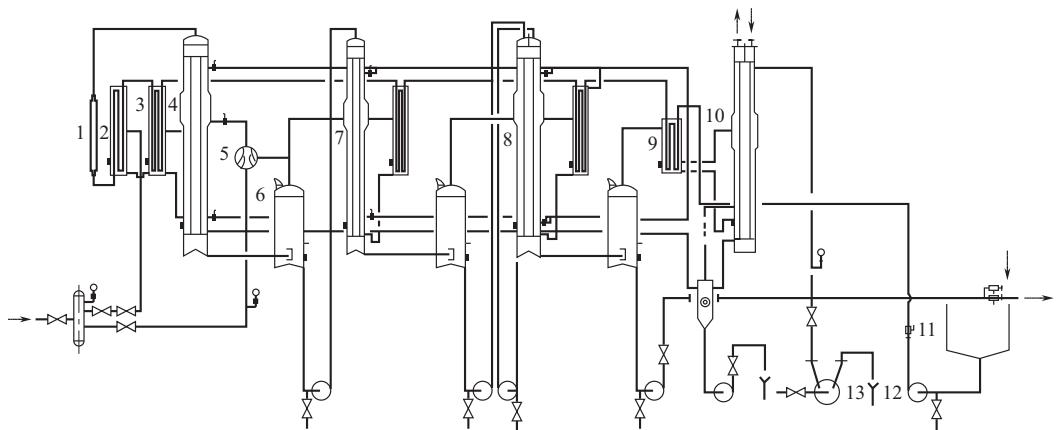


图 2-36 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3, 9—预热器；4—效；5—热泵；6—分离器；
7—二效；8—三效；10—冷凝器；11—平衡缸；12—物料泵；13—真空泵

进入蒸发器的料液量为 11228kg/h，蒸发后出料泵流量为 6988kg/h，输料管径为 $\phi 50\text{mm} \times 2\text{mm}$ 的不锈钢管，分离器蒸发温度为 70°C，因此进料入口压力为 -0.0695MPa。

进料密度为 1030kg/m³，蒸发器安装高度为 12m，吸入管路的阻力可不计，排出管路的压力损失可忽略不计，料液在管内流速为 1.2m/h。1-1 至 2-2 之间距离按 0.3m 计算，按此条件求出泵的扬程及其功率。泵的扬程按伯努利方程式求取。以 1-1 截面为基准面，列 1-1 至 2-2 基准面机械能算式：

$$Z_1 + p_1/(\rho g) + u_1^2/(2g) + H = Z_2 + p_2/(\rho g) + u_2^2/(2g) + \sum H_{f,1-2}$$

$Z_2 - Z_1 = 0.3\text{m}$, $p_1 = -0.0695\text{MPa}$ (表压), $p_2 = 0.133\text{MPa}$ (表压), $u_1 = 1.1\text{m/s}$, $\sum H_{f,1-2} = 0\text{MPa}$, $u_2 = 1.2\text{m/s}$, 则

$$0 - 69.5 \times 10^3 / (1030 \times 9.8) + 1.1^2 / (2 \times 9.8) + H = 0.3 + 13.3 \times 10^4 / (1030 \times 9.8) + 1.2^2 / (2 \times 9.8) + 0$$

$$H = 20.4\text{m}$$

实际扬程圆整为 21m。

泵的功率按下式计算：

$$N = (QH\rho g)/(102\eta) \\ = (1.88 \times 10^3 \times 21 \times 1030 \times 9.8) / (0.75 \times 102 \times 1000) = 5.21\text{kW}$$

物料大多数是在低于蒸发器中料液沸点温度进入蒸发器的，都要经过逐级预热至沸点或沸点以上的温度方可进行降膜蒸发，预热可分为两种形式：一种为体内预热，即以盘管的形式在蒸发器的壳程中完成预热；另一种为体外预热，这种预热多采用列管预热（也有采用板式预热）。本例为体外预热，共分五个预热级（末级杀菌也可视为预热段）。无论哪种形式的预热在输送料液过程中物料在管路中都要有一定阻力，这些阻力与管路阀门的多少、弯度、弯头的数量及管子内表面的粗糙度有关，计算往往比较麻烦，一般的做法是在泵的输出管道安装压力表，这样就可很容易计算出泵的压头，也可知道管道的压力损失是多少。多次的实验测定即是以后同类设计的参考依据。

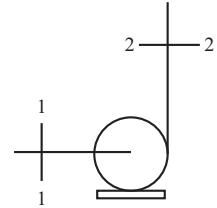


图 2-37 截面位置

(2) 泵的选型

在例 2-12 的降膜式蒸发器中, 除了一台进料泵外, 其余泵均是在负压下工作的, 所选泵必须具有抗汽蚀和克服真空度的能力。

① 汽蚀对泵的影响 汽蚀是离心泵的特有现象。汽蚀产生的原因之一是当叶片入口附近液体的静压力等于或低于输送温度下液体的饱和蒸气压时, 将在该处部分汽化, 产生气泡。含气泡的液体进入叶轮高压区后, 气泡就急剧凝结或破裂, 因气泡的消失产生局部真空。此时周围的液体以极高的速度流向原气泡占据的空间, 产生极大的局部冲击压力。其危害是使泵的性能下降, 其次是产生振动和噪声。汽蚀产生的另一种原因是泵与管道连接处或管道或设备有漏点, 有空气被吸入。后者在生产过程中最为常见。

汽蚀余量常用来描述泵的汽蚀特性, 计算式为

$$NPSH = p_{in}/(\rho g) + u_{in}^2/(2g) - p_v/(\rho g)$$

式中 p_v ——一定温度下液体汽化相变压强, MPa;

p_{in} ——液体在泵入口处的静压强, MPa;

u_{in} ——液体在泵入口处的绝对速度, m/s。

发生汽蚀的临界汽蚀余量 $(NPSH)_{cr}$ 为实验测定数据, 再加上一定安全裕量得到必需汽蚀余量, $(NPSH)_{cr}$ 与泵的设计有关, 即 $NPSH > (NPSH)_{cr}$

② 必须能克服真空度的约束 例 2-12 中三效降膜式蒸发器在生产过程中是低温加热蒸发, 系统在负压状态下工作, 最高真空度可达 0.09 MPa 以上, 因此用于蒸发器上的泵包括冷凝水泵都必须具有克服真空度的能力。

离心泵允许吸上真空度按下式计算:

$$H'_s = (p_a - p_1)/(\rho g)$$

式中 p_a ——当地大气压, Pa;

p_1 ——泵吸入口处允许的最低绝压, Pa。

这里 $p_a = 1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$, $p_1 = 3.339 \times 10^3 \text{ Pa}$, 则

$$H'_s = (1.0133 \times 10^5 - 3.339 \times 10^3)/(1030 \times 9.81) = 9.698 \text{ m (水柱)}$$

③ 双密封水冷却离心泵 $NPSH$ 与 Q 的变化关系如图 2-38 所示。该曲线是按输送 20℃ 的清水测定得到的, 当输送其他液体时应乘以校正系数予以修正, 但一般校正系数小于 1, 故通常将其作为外加的安全因素, 不再校正。

由于降膜式蒸发器的蒸发过程是在负压状态下完成的, 所以泵允许吸上真空度是泵的抗汽蚀性能参数, 其值与泵的结构、流量、被输送液体的性质及当地大气压等因素有关。某泵生产企业针对双密封水冷却离心泵作的汽蚀余量实验报告如表 2-9 所示。介质为水, 开式叶轮。当地大气压为 0.1033 MPa, 所使用的泵就必须具有足够的抗汽蚀的能力。用于多效降膜式蒸发器的泵多为双密封水冷却的离心泵。根据料液的特性, 如物料的浓度, 黏度及悬浮物的多少来确定泵的叶轮的形式。离心泵叶轮的形式有闭式、半开式及开式叶轮三种。在降膜式蒸发器中所使用的离心泵叶轮结构上述三种

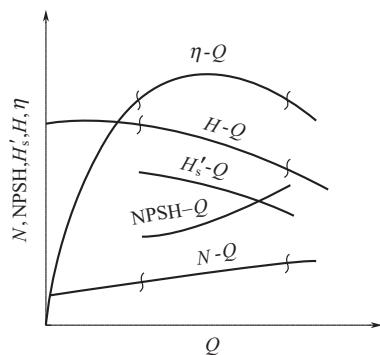


图 2-38 $NPSH-Q$ 及 H'_s 曲线

都有应用。用于乳品生产的可采用闭式叶轮，麦芽糖浆浓度高、黏度大，就可采用半开式的叶轮。污水中的悬浮物多，且在蒸发过程中随着浓度的提高还有结晶的产生，用于污水的泵叶轮也为半开式的，并在泵中还设有导流装置。这些泵的密封均采用双端面机械密封且水冷却，单密封泵在蒸发器中有过应用，但由于真空的作用及工作时产生的振动，单密封很难克服真空的约束，在使用时易漏入空气致使排料困难，最终导致更换密封频繁，甚至无法使用。在选择泵时应将物料的特性及主要参数如温度、流量、扬程及输送料液时泵所处的工作状态等提供给泵的生产厂家，由厂家根据物料特性及参数选择并确定出所需要的泵，这样比较安全可靠。此外，应尽可能减少泵吸入管道的阻力。在蒸发器中进入泵的管道直径都比较大，其流速可按0.9~1m/s选取。

表 2-9 双密封水冷却离心泵汽蚀余量实验报告

序号	测定数据					换算成额定转速2850r/min的计算值				
	流量/(m ³ /h)	输入功率/kW	扬程/m	转速/(r/min)	进口压力/kPa	流量/(m ³ /h)	扬程/m	输入功率/kW	汽蚀余量/m	机组效率/%
1	10.73	2.245	22.69	2891.5	0.0012	10.58	22.04	2.150	10.84	29.55
2	10.63	2.238	22.77	2890.8	-0.0114	10.48	22.14	2.145	9.64	29.47
3	10.58	2.227	22.79	2892.8	-0.0249	10.42	22.12	2.130	8.31	29.50
4	10.55	2.225	22.82	2891.5	-0.0330	10.40	22.17	2.131	7.55	29.47
5	10.44	2.202	22.80	2891.3	-0.0421	10.29	22.15	2.109	6.67	29.44
6	10.42	2.212	22.80	2891.0	-0.0513	10.27	22.15	2.119	5.79	29.26
7	10.32	2.198	22.89	2892.2	-0.0615	10.17	22.23	2.103	3.80	29.27
8	10.18	2.184	22.94	2894.7	-0.0711	10.02	22.23	2.084	3.86	29.13
9	9.99	2.192	22.91	2890.6	-0.0808	9.85	22.27	2.101	2.94	28.46
10	10.06	2.184	22.92	2891.6	-0.0829	9.91	22.27	2.091	2.74	28.75
11	9.98	2.175	23.02	2895.1	-0.0865	9.83	22.31	2.075	2.38	28.78
12	9.96	2.173	22.99	2894.1	-0.0884	9.81	22.29	2.075	2.20	28.70
13	9.88	2.163	22.99	2895.6	-0.0904	9.73	22.27	2.062	2.00	28.62
14	9.86	2.170	22.97	2896.0	-0.0924	9.70	22.25	2.068	1.81	28.43
15	9.76	2.158	22.92	2894.6	-0.0932	9.61	22.22	2.060	1.73	28.24
16	9.75	2.154	22.87	2894.6	-0.0939	9.60	22.17	2.056	1.67	28.20

蒸发器是在真空状态下出料，设备组装完毕必须进行气密性试验，因此首先要进行以水代料试车试验（系统抽真空），检查是否有漏点。其真空度衰减应符合QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》的有关规定。如分离器或出料管道与泵连接处出现泄漏，分离器、管道内即可吸入空气，在料液中产生大量气泡，随即进入泵中即形成汽蚀，导致泵排料困难，分离器料位上涨，甚至无法正常生产。蒸发器出料泵出口一般要加装单向阀，以防料液倒流。在多效蒸发器中单向阀通常装在末效出料泵的出口管路上，这样也便于生产前的抽真空用。

需要说明的是由于降膜式蒸发器应用领域广泛，如用于酒精、二氯甲烷及乙酸乙酯的蒸发回收上，上述离心泵也很难满足生产需要，主要是因为：有机溶剂对泵的密封垫圈腐蚀严重，用不久垫圈即开始腐蚀并出现泄漏现象，严重阻碍生产。所以，一般采用磁力泵代替上述泵，实际应用效果良好。在麦芽糖浆及葡萄糖浆生产中，这两种料液经过蒸

后浓度根据工艺要求有的可达 75% 以上，所以，用于这种料液的泵可选择浓浆泵，浓浆泵就是为高浓度且含有悬浮颗粒的料液而设计，对葡萄糖浆及麦芽糖浆其浓度如果高于 78% 应考虑采用螺杆泵。总之，蒸发器上的泵比较特殊，应根据具体物料的特性对泵进行适合生产需要的正确选择，这样才能避免一些问题的发生。

2.3.12 蒸发器蒸汽、出料、冷凝水及不凝性气体接口的设计

(1) 蒸发器进汽接口的确定

蒸发器进汽口的蒸汽流速按 $45\sim50\text{m/s}$ 选取。蒸汽进口处要设置蒸汽挡板，蒸汽挡板环带空间面积应与进口接管的横截面积相当。

(2) 蒸发器出料口尺寸的确定

降膜式蒸发器出料方式有两种：一种是在分离器中出料；另一种是在下器体中出料（含分离器出料）。前者应用比较普遍，在真空状态下各效出料的流速按 1.1m/s 选取，流速选择不宜过快，过快会导致出料困难，尤其自动控制的蒸发器，生产完毕分离器即使破空后料液排出速度仍缓慢。因此，出料管道直径不能按常压下选择。

(3) 冷凝水出口尺寸的确定

在真空状态下各效出水口水的流速按 1.1m/s 选取，流速选择过大可能导致蒸发器壳程存水，这样的例子在过去的应用中是出现过的。效间冷凝水管一般做成 U 形接管状，目的是用以保持各效壳程内的压力，起到一定的水封作用。根据两效间的压差确定 U 形管的高度。

(4) 上、下不凝气接口尺寸的确定

蒸发器各效壳程上都设有不凝性气体接口，以上、下不凝性气体接口居多。其主要作用是能及时排除不凝性气体，保持系统的真空度。不凝性气体主要由空气、二氧化碳及氮气等组成。理论上不凝性气体中是不含有水蒸气的，实际上在不凝性气体中仍会混有一定量的水蒸气，这主要取决于热平衡计算及实际各效冷凝效果，这部分未冷凝掉的水蒸气按 $0.2\%\sim1\%$ 计算。实际上各效壳程中不凝性气体量除了空气之外，水蒸气占的量比较多，二氧化碳及氮气量却很少，计算时可以忽略。计算不凝性气体接口尺寸主要是估算空气及水蒸气的量。每一效的气体量可按计算真空泵吸气量的方法求出，然后确定不凝性气体接口尺寸。调节平衡各效温差往往是通过调节上、下不凝气管道上的节流垫片孔径（或调节阀门通流截面积）的大小来完成的（也可以采用球阀等调节）。一般，要做成一系列的不同孔径的节流垫片，以备试车调整各效蒸发温度使用。

(5) 视镜及检修孔的设置

蒸发器效体壳程下部、预热器壳程下部、冷凝器壳程下部及分离器下部（距下管板或器底约 200mm 处）均设有视镜，目的是用以观察壳程中冷凝水水位及料液的运动状态。水位或料位持续升高则说明系统有泄漏处或排出管道细或泵出现故障。其次，在分离器上还设有检修孔，以备检修之用。

2.3.13 检测仪表及照明灯的设置

蒸发系统分为手动控制及自动控制两种控制方法。为了及时掌握蒸发器一些工作参数情况，在蒸发器或管道上都要设置压力表或温度表或浓度检测仪等，这些仪表分为现场直

接显示或在控制柜中集中显示，无论手动还是自动控制这些检测仪表都不能缺少。如蒸发器、分离器、预热器、冷凝器上的温度表或压力表，物料管道、蒸汽管道、真空管道上的温度表或压力表，还有出料管道上的密度仪等。此外，为及时掌握并方便观察料液在蒸发器中的蒸发及运行状态，在分离器上还要设置照明灯，照明灯一般设置于分离器封头之上，在分离器前侧壁下方设有观察视镜。灯分为普通灯及防爆灯两种。

第③章

降膜式蒸发器的设计

生产能力（即水分蒸发量）：单位时间内从料液中蒸发出的水分量，以 kg/h 为单位。检验设备生产能力也是以被蒸发料液为基准，检验设备生产能力是否达到设计要求，而不是以水蒸发为基准检查设备的生产能力。

蒸发强度（生产强度）：蒸发器的蒸发强度是指单位时间单位传热面积的蒸发量，用式 $U=W/F$ 来表示 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]。如果料液是沸点进料， $q=W \cdot r$ 可写成 $U=W/F=q/(Fr) = (Fk \Delta t)/(Fr) = k \Delta t/r$ ，要提高蒸发强度必须提高传热系数或增大传热温差或两者并进，温度差的提高主要在于提高系统的真空度，真空度过高还会造成能源的浪费，因此真空度应适度，而第一效加热蒸汽的压力也有帮助。

经济指标：蒸发器单位时间蒸发所耗用的蒸汽量与蒸发量之比即为经济指标，即 $V=D_0/W$ 。

绝对压强：以绝对零压作起点计算的压强，称为绝对压强，简称绝压，是流体的真实压强。蒸发器的计算均为绝对压强。

表压强：压力表上表示被测流体的绝对压强比大气压强高或低的读数，即为表压。表压有正负之分。正的为正压，负的为负压。低于大气压强的数值称真空度。真空度数值书写为正。

$$\text{表压强} = \text{绝对压强} - \text{大气压强}$$

$$\text{真空度} = \text{大气压强} - \text{绝对压强}$$

3.1 单效降膜式蒸发器的设计

单效降膜式蒸发器的特点是料液在蒸发器中受热时间较短，适合于低温蒸发，尤其是热敏性料液的蒸发，一般处理量较大，浓缩后料液浓度要求较高的料液，不宜采用单效蒸发，对浓缩比较大的料液，采用单效蒸发，料液在蒸发过程中往往需要重复进料重复蒸发，不如双效、三效等降膜式蒸发器等节能。

以单效降膜式蒸发器在液态奶中的应用为例阐述设备的设计过程。单效降膜式蒸发器在液态奶的前处理阶段主要作用是经过巴氏杀菌（灭菌温度 72~75℃）的奶液进入到单效中蒸发出一部分水分，视使用蒸汽压力的高低及冷却水温度的高低，其蒸发温度多在 60~

65℃之间，甚至可达51~55℃（冷却水温度较低），一般奶液质量分数从11.5%提高到12.7%~13.1%之间。经过浓缩提高奶液干物质含量，同时去除奶液中的膻味及不良气味。灭菌温度72~83℃为高温巴氏灭菌，目前还有一种为低温杀菌法，即在62~65℃下加热处理30min，所以进入蒸发器其加热温度通常不超过75℃，加热温度不高，无疑对奶液中有益元素是有益的。

RNJM01-1500型单效降膜式蒸发器主要技术参数为：

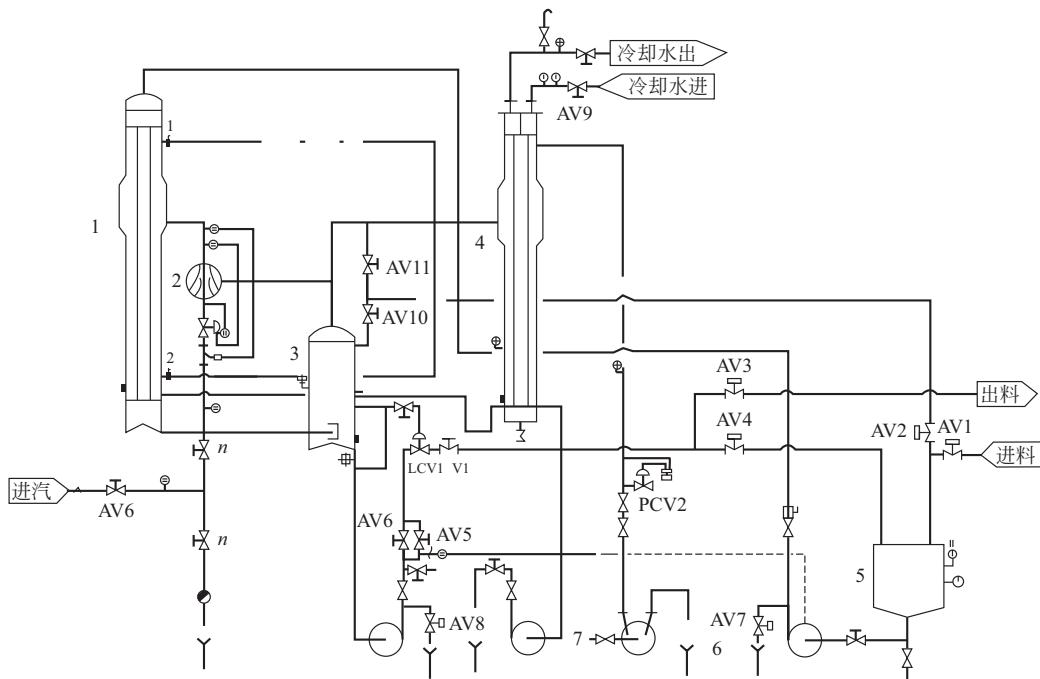


图3-1 用于液态奶蒸发单效降膜式蒸发器

1—蒸发器；2—热泵；3—分离器；4—冷凝器；5—物料缸；6—物料泵；7—真空泵

物料介质：牛奶

使用蒸汽压力：0.7325MPa（绝压）

生产能力：1500kg/h

加热温度：75℃

进料质量分数：11.5%

冷却水进入温度：30℃

出料质量分数：13.1%

冷却水排出温度：42℃

进料温度：68℃

冷凝水排出温度：60℃

料液比热容：3.8939kJ/(kg·℃) [牛奶比热容在3.8939~4.017kJ/(kg·℃)之间，不计在蒸发过程中比热容的微小变化]。

RNJM01-1500型单效降膜式蒸发器如图3-1所示，其特点是采用全自动控制，凡与物料接触的部位全部采用304-2B板面制造，与物料接触的管道内部全部充装氩气进行保护焊接；采用热压缩技术即采用热泵抽吸二次蒸汽并提高其温度和压力作为一部分加热热源；采用间壁列管式冷凝器冷凝二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度，蒸发器器体进行绝热保温处理。

（1）蒸发器换热面的确定

蒸发器换热面积的大小决定了生产能力的大小，是决定出料质量分数是否能够达到要

求的关键。本例蒸发器换热面积计算过程如下。

表 3-1 列出了蒸发状态参数。

表 3-1 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
工作蒸汽	0.7325	166	0.2662	2059.486	2760.054
蒸发器加热	0.03913	75	4.133	2316.974	2630.474
蒸发	0.02031	60	7.678	2341.636	2604.976

① 温差损失 降膜式蒸发器的温差损失包括两部分：一部分为沸点升高；另一部分为管道沿程压力损失。

溶液的沸点升高随溶液浓度而变，浓度越高沸点升高也越大，牛奶在不同含固量下沸点升高按下式计算：

$$\Delta a = 0.38 e^{0.05+0.045B}$$

式中 Δa ——常压下溶液的沸点升高，℃；

B ——牛奶固形物的百分含量，这里 $B=13.1\%$ 。则

$$\Delta a = 0.38 \times e^{0.05+0.045 \times 13.1} = 0.72^\circ\text{C}$$

溶液的沸点升高还与压强有关，上式是在常压下的沸点升高，而在其他压力下的沸点升高可按下式进行计算：

$$\Delta = \Delta a f$$

式中， f 为校正系数， $f=0.0038(T^2/r)$ ； T 为某压力下水的沸点，这里 $T=333\text{K}$ ； r 为某压力下水的蒸发潜热，这里 $r=563.2\text{kcal/kg}$ 。则

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (333^2/563.2) = 0.748$$

$$\Delta = 0.72 \times 0.748 = 0.54^\circ\text{C}$$

降膜式蒸发器中的静压强可忽略不计，管道等温度损失按 $1\sim 1.5^\circ\text{C}$ 选取，这里取 1.5°C ，则温差损失为 2.04°C ，取 2°C 。沸点温度为 62°C 。

② 物料处理量 按下式计算：

$$SB_0 = (S - W)B_1$$

这里 $B_0=11.5\%$ ， $W=1500\text{kg/h}$ ， $B_1=13.1\%$ ，则进料量为

$$S = 1500 \times 13.1 / (13.1 - 11.5) = 12281.25\text{kg/h}$$

③ 热量衡算 按下式计算：

$$D_n R_n = [W_n r_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \cdots - W_{n-1} c_p)(t_n - t_{n-1}) + q'_n]$$

由于是单效，所以可写成为

$$D = [Wr - Sc(T - t) + q'] / R$$

式中 D ——蒸汽耗量， kg/h ；

W ——水分蒸发总量， $W=1500\text{kg/h}$ ；

S ——进料量， $S=12281.25\text{kg/h}$ ；

c ——物料比热容， $c=3.8939\text{kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ ；

T ——进料温度， $T=68^\circ\text{C}$ ；

t ——料液沸点温度， $t=62^\circ\text{C}$ ；

R ——加热蒸汽潜热, $R=2320.85\text{kJ/kg}$;

r ——二次蒸汽汽化潜热, $r=2358.118\text{kJ/kg}$;

q' ——热量损失, 这里按总热量的 5% 计算。则

$$D = [1500 \times 2358.118 - 12281.25 \times 3.8939 \times (68 - 62)] \times 1.05 / 2320.85 = 1470.5\text{kg/h}$$

④ 生蒸汽耗量 本蒸发器采用热压缩技术, 即采用热泵抽吸二次蒸汽经过热泵提高其温度、压力作为蒸发器的加热热源, 生蒸汽的耗量计算如下。

按内插法计算热泵的喷射系数: 压缩比 $\sigma = p_4/p_1$, 由表 3-1 查得 $p_4 = 0.03913\text{MPa}$, $p_1 = 0.02031\text{MPa}$, 则 $\sigma = 0.03913/0.02031 = 1.93$; 膨胀比 $\beta = p_0/p_1$, 由表 3-1 查得 $p_0 = 0.7325\text{MPa}$, $p_1 = 0.02031\text{MPa}$, 则 $\beta = 0.7325/0.02031 = 36$ 。由压缩比及膨胀比根据表 2-4 及差值公式进行二次差值计算。

当 $\sigma = 1.93$ 、 $\beta = 30$ 时

$$\mu_1 = 1.23 + [(0.98 - 1.23)/(2.0 - 1.8)] \times (1.93 - 1.8) = 1.068$$

当 $\sigma = 1.93$ 、 $\beta = 40$ 时

$$\mu_2 = 1.29 + [(1.05 - 1.29)/(2.0 - 1.8)] \times (1.93 - 1.8) = 1.134$$

当 $\sigma = 1.93$ 、 $\beta = 36$ 时

$$\mu = 1.068 + [(1.134 - 1.068)/(40 - 30)] \times (36 - 30) = 1.1076 \quad (\text{取 } 1.11)$$

$$D = G_0 + E$$

式中 D ——蒸发器蒸汽耗量, $D = 1470.5\text{kg/h}$;

G_0 ——生蒸汽量, kg/h ;

E ——热泵抽吸二次蒸汽量, kg/h , $E = \mu G_0$;

μ ——喷射系数, $\mu = 1.11$ 。则

$$G_0 = D / (1 + \mu) = 1470.5 / (1 + 1.11) = 696.92\text{kg/h}$$

⑤ 换热面积

$$F = [Wr - Sc(T - t)] / [k(T' - t)]$$

式中 k ——传热系数, $k = 4389\text{kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$;

T' ——加热温度, $T' = 75^\circ\text{C}$ 。则

$$F = [1500 \times 2354.176 - 12281.25 \times 3.8939 \times (68 - 62)] / [4389 \times (75 - 62)] = 56.86\text{m}^2$$

⑥ 降膜管根数 降膜管按 $\phi 38\text{mm} \times 1.5\text{mm} \times 6000\text{mm}$ 选取, 降膜管根数为

$$n = 56.86 / (0.0365 \times \pi \times 5.95) = 83.4 \text{ 根} \quad (\text{取 } 84 \text{ 根})$$

⑦ 周边润湿量 又称降膜管周边润湿宽度, 它指料液在单位时间内、单位长度上降膜管周边的布料量 (也称降液密度), 单位为 $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$ 。它分上、下周边润湿量。上、下周边润湿量是指料液进入蒸发器及离开蒸发器时的周边润湿量。下周边润湿量更能反映料液在降膜管中的分布情况。

提高降膜管周边润湿量的方法有两种, 一种是加长降膜管的长度。目前降膜管长度已经有 8m、11m、12m 规格的, 有的甚至更长。其次是分程。分程是指将降膜管分成两组或多组以增加降膜管的周边液膜的厚度。

料液蒸发过程中最小周边润湿量, 即不干壁的条件, 按下式计算:

$$\frac{G_{\min}}{\gamma_1 \rho_1} = \left(\frac{\sigma}{\gamma_1^{4/3} \rho_1 g^{1/3}} \right)^{0.625}$$

式中 G_{\min} ——单位长度管周边最小降液量, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$;

ρ_1 ——液体密度, kg/m^3 ;
 γ_1 ——液体运动黏度, m^2/s ;
 σ ——表面张力, N/m ;
 g ——重力加速度, m/s^2 。

料液不干壁的条件为降膜管底端的周边润湿量 $G' \geq G_{\min}$

本例中 $\rho_1 = 1040 \text{ kg}/\text{m}^3$, $\gamma_1 = 1.153 \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$, $\sigma = 0.0475 \text{ N}/\text{m}$, $g = 9.8 \text{ m}/\text{s}^2$, 则

$$\frac{G_{\min}}{1.153 \times 10^{-3} \times 1040} = \left[\frac{0.0475}{(1.153 \times 10^{-3})^{4/3} \times 1040 \times 9.8^{1/3}} \right]^{0.625}$$

$$G_{\min} = 0.406 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$$

液体物性取操作压力下溶液中溶质最终含量对应沸点温度时的数值。按此要求降膜管上部的降液密度按下式计算：

$$G_B = \frac{a}{b} G_{\min}$$

式中, a 、 b 为溶液初始及终了干物质百分含量。则

$$G_B = \frac{11.5}{13.1} \times 0.406 = 0.356 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$$

周边润湿量不足多出现在多效降膜式蒸发器中的末效或末两效, 这主要取决于浓缩比的大小。当周边润湿量小到一定数值, 就应采取分程的方法进料, 以加大降膜管的周边润湿量。分程有体内分程与体外分程两种。体内分程是指降膜管在同一壳程中进行分程, 这种分程结构简单紧凑, 比较多见。体外分程是指降膜管不在同一壳程中。

本例中上、下周边润湿量分别为

$$G' = 12281.25 / (0.035\pi \times 84) = 1330.35 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

$$G'_1 = 10781.25 / (0.035\pi \times 84) = 1167.86 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

⑧ 蒸发强度

$$U = 1500 / (0.035\pi \times 84 \times 5.95) = 27.3 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

⑨ 经济指标

$$V = 700.24 / 1500 = 0.467$$

从实际应用看, 周边润湿量是安全的, 但对浓缩比较大的绝大多数料液来说, 其周边润湿量已经远远小于了临界周边润湿量, 在实际中应用效果也是好的, 因此按上述公式计算出的临界周边润湿量还只能是个参考。周边润湿量是蒸发器设计的一个重要参数, 计算过程中必须进行计算比较。

(2) 蒸发器器体的确定

① 蒸发器器体直径 D (按正三角形排列)

$$D = t(1.1\sqrt{n} - 1) + 2t$$

式中, t 为管心距, mm ; n 为管子数, 根。则

$$D = 48 \times (1.1 \times \sqrt{84} - 1) + 2 \times 48 = 531.9 \text{ mm}$$

取标准直径为 550 mm 。

按上述公式初步确定效体直径, 然后在管板上排管, 再根据实际情况进行圆整。

② 蒸发器进汽接管直径 d

$$1470.5 / (0.130 \times 3600) = \frac{d^2}{4} \pi \times 45 \quad (\text{这里蒸汽流速取 } 45 \text{ m/s})$$

$$d = 298 \text{ mm}$$

(3) 料液分布器的设计

本例采用盘式分布器进行布料布膜

① 分布器上小孔的确定 确定分布器上小孔的原则是必须保证每根降膜管中的料液都能沿着管壁以膜的状态均匀流动，这里就存在边缘分布孔能否保证边缘降膜管料液分配均匀的问题，因此必须先布孔。本例布料小孔的数量为 100 个。

② 分布器上小孔孔径的计算

$$q = (\pi d^2 / 4) \mu \sqrt{2gh}$$

式中 d ——小孔直径，m；

q ——单个小孔流量， m^3/s ；

μ ——小孔流量系数， $\mu = 0.61 \sim 0.63$ ，这里 $\mu = 0.63$ ；

g ——重力加速度，这里 $g = 9.8 \text{ m/s}^2$ ；

h ——盘上液位高度，这里 $h = 0.045 \text{ m}$ 。则

$$3.28 \times 10^{-3} = 100 \times (d^2 \pi / 4) \times 0.63 \times \sqrt{2 \times 9.8 \times 0.045}$$

$$d = 0.0084 \text{ m}$$

所以，分布器上小孔孔径为 8.4mm。

(4) 热泵结构尺寸计算

① 喷嘴喉部直径 d_0

$$d_0 = 1.6 \sqrt{\frac{G_0}{p_0}}$$

式中， d_0 为喷嘴喉部直径，mm； p_0 为饱和生蒸汽压力，这里 $p_0 = 0.7325 \text{ MPa}$ ，则

$$d_0 = 1.6 \times \sqrt{\frac{700.24}{7.325}} = 15.6 \text{ mm} \quad (\text{取 } 16 \text{ mm})$$

② 喷嘴出口直径 d_1 喷嘴出口压力按与工作压力相等考虑，对饱和蒸汽 $\beta < 500$ 时：

$$d_1 = 0.61 \times (2.52)^{\lg \beta} d_0$$

则

$$d_1 = 0.61 \times (2.52)^{\lg 36} \times 16 = 41.1 \text{ mm} \quad (\text{取 } 41 \text{ mm})$$

③ 扩散管喉部直径 d_3 按下式计算比较合适：

$$d_3 = 1.6 \sqrt{\frac{0.622(G_1 + G_3 + G_4) + G_0 + G_2}{P_4}}$$

式中， d_3 为扩散管喉部直径，mm； G_1 为被抽混合物中空气量，这里 $G_1 = 1 \text{ kg/h}$ ； G_2 为被抽混合物中水蒸气量， $G_2 = D - G_0 = 1470.5 - 700.24 = 770.26 \text{ kg/h}$ ； G_3 为从泵外漏入的空气量，这里 $G_3 = 1 \text{ kg/h}$ ； G_4 为混合式冷凝器冷却水析出的空气量，这里 $G_4 = 0 \text{ kg/h}$ 。则

$$d_3 = 1.6 \times \sqrt{\frac{0.622 \times (1 + 1 + 0) + 700.24 + 770.26}{0.3913}} = 98.13 \text{ mm} \quad (\text{取 } 98 \text{ mm})$$

④ 校核最大的反压力 p_{fm}

$$p_{fm} \approx (d_0/d_3)^2 (1 + \mu) p_0$$

校核的结果必须使最大反压力 $p_{fm}=p_4$ ，若 $p_{fm} < p_4$ ，则可适当增大 d_0 值。则

$$p_{fm} \approx (16/98)^2 \times (1 + 1.11) \times 7.325 = 0.4120 \text{ kgf/cm}^2$$

$p_{fm} \approx p_4 = 0.3913 \text{ kgf/cm}^2$ ，因此可行。

⑤ 热泵其他有关尺寸 (表 2-5)

$$d_5 = (3 \sim 4)d_0 = 3 \times 16 = 48 \text{ mm}$$

$$L_0 = (0.5 \sim 2.0)d_0 = 1.5 \times 16 = 24 \text{ mm}$$

$$d_2 = 1.5d_3 = 1.5 \times 98 = 147 \text{ mm}$$

$$L_3 = (2 \sim 4)d_3 = 3 \times 98 = 294 \text{ mm}$$

$$d_4 = 1.8d_3 = 1.8 \times 98 = 176.4 \text{ mm} \quad (\text{取 } 176 \text{ mm})$$

$$L_1 = (d_5 - d_0)/k_4 = (48 - 16)/(1/1.2) = 38.4 \text{ mm} \quad (\text{取 } 38 \text{ mm})$$

$$L_2 = (d_1 - d_0)/k_1 = (41 - 16)/(1/4) = 100 \text{ mm}$$

$$L_4 = (d_2 - d_3)/k_2 = (147 - 98)/(1/10) = 490 \text{ mm}$$

$$L_5 = (d_4 - d_3)/k_3 = (176 - 98)/(1/8) = 624 \text{ mm}$$

⑥ 二次蒸汽入口直径 d_6

$$d_6 = 4.6(G_0/p_1)^{0.48} \\ = 4.6 \times (700.24/0.2031)^{0.48} = 229.5 \text{ mm} \quad (\text{取 } 230 \text{ mm})$$

⑦ 混合室直径 d_7 一般为扩散管喉部直径的 2.3~5 倍，即

$$d_7 = (2.3 \sim 5)d_3 \\ = 3 \times 98 = 294 \text{ mm}$$

⑧ 混合室长度 L_7 一般按 d_7 的 1~1.15 倍选取，即

$$L_7 = (1 \sim 1.15)d_7$$

⑨ 自由喷射长度 I_c

$$I_c = (0.37 + \mu)d_1/(4.4\alpha) \\ = 294 \text{ mm}$$

式中， I_c 为喷射流长度，mm； α 为实践常数，对弹性介质， α 在 0.01~0.09 之间选取， μ 值较大时取较高值。本例 $\mu = 1.11 > 0.5$ ，所以

$$I_c = (0.37 + 1.11) \times 41/(4.4 \times 0.08) = 172 \text{ mm}$$

⑩ 在 I_c 处扩散管直径 D_c

$$D_c = d_3 + 0.1(L_4 - I_c) \\ = 98 + 0.1 \times (490 - 172) = 129.8 \text{ mm}$$

⑪ 自由喷射流在距离喷嘴出口截面积 I_c 距离处 d_c 当喷射系数 $\mu > 0.5$ 时：

$$d_c = 1.55d_1(1 + \mu) \\ = 1.55 \times 41 \times (1 + 1.11) = 134.09 \text{ mm}$$

如果 $D_c > d_c$ ， $A = 0$ 。本例 $D_c = 129.8 \text{ mm} < d_c = 134.09 \text{ mm}$ ，所以， $A > 0$ 。这里 $D_c = d_3 + 0.1[L_4 - (I_c - A)] \geq d_c$ ，令 $D_c = d_c$ ，则

$$d_3 + 0.1[L_4 - (I_c - A)] = d_c$$

$$98 + 0.1 \times [490 - (172 - A)] = 134.09$$

$$A = 47.9 \text{ mm} \quad (\text{取 } 36 \text{ mm})$$

⑫ 热泵生蒸汽进汽口直径

$$700.24 / (3.76 \times 3600) = \frac{d^2}{4} \pi \times 45 \text{ (这里蒸汽流速取 } 45 \text{ m/s)}$$

$$d = 0.038 \text{ m}$$

热泵各个尺寸如图 3-2 所示。

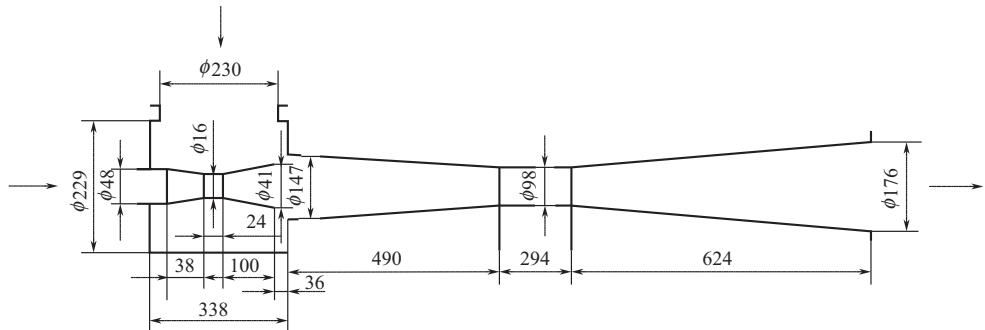


图 3-2 热泵尺寸

(5) 分离器的设计计算

① 分离器直径

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}\omega_0 \times 3600}}$$

式中, W 为二次蒸气量 (水分蒸发量), 这里 $W = 1500 \text{ kg/h}$; V_0 为蒸汽比体积, $V_0 = 7.678 \text{ m}^3/\text{kg}$; ω_0 为自由截面的二次蒸气流速, $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = \sqrt[3]{4.26 \times 7.678} = 3.198 \text{ m/s}$ 。则

$$d = \sqrt{\frac{1500 \times 7.678}{\frac{\pi}{4} \times 3.198 \times 3600}} = 1.129 \text{ m} \text{ (取 } 1.1 \text{ m)}$$

② 分离器的有效高度

$$h = \frac{WV_0}{\frac{\pi}{4}d^2V_s \times 3600}$$

式中, V_s 为允许的蒸发体积强度, $V_s = 1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。则

$$h = \frac{1500 \times 7.678}{\frac{\pi}{4} \times 1.1^2 \times 1.3 \times 3600} = 2.59 \text{ m}$$

③ 分离器方接口尺寸 这里二次蒸气流速选取 18m/s, 断面为长方形, 长是高的 2 倍。

$$1500 / (0.130 \times 3600) = 2a^2 \times 18$$

$$a = 298 \text{ mm}$$

方接口长

$$b = 2 \times 298 = 596 \text{ mm}$$

即方接口尺寸为 298mm \times 596mm。

④ 分离器出口尺寸 这里二次蒸气流速按 36m/s 选取。

$$1500 / (0.130 \times 3600) = \frac{d^2}{4} \pi \times 36$$

$$d = 337 \text{ mm}$$

⑤ 分离器出料管尺寸 这里料液流速按 1.1 m/s 选取。

$$10781.25 / (1030 \times 3600) = \frac{d^2}{4} \pi \times 1.1$$

$$d = 0.058 \text{ m} \text{ (取 } 60 \text{ mm)}$$

(6) 冷凝器的设计计算

蒸发器温度过高大多数是由冷凝器冷凝面积不足，冷却水量不足或冷却水温度过高所致。一般情况下，冷凝器换热面积大多按末效二次蒸汽冷凝成同温度的凝结水直接排放掉进行计算。实际上冷凝器壳程温度大多都低于二次蒸汽温度，当冷凝水温有要求，需要继续降温，冷凝器换热面积计算就略有不同。本例冷凝器采用间壁列管式冷凝器，冷凝器换热面积计算过程如下。

① 对数温差 并流，

$$60 \rightarrow 60^\circ\text{C}, 30 \nearrow 42^\circ\text{C}, \Delta t_1 = 60 - 30 = 30^\circ\text{C}, \Delta t_2 = 60 - 42 = 18^\circ\text{C}, \text{ 则}$$

$$\Delta t = (30 - 18) / \ln(30/18) = 23.5^\circ\text{C}$$

② 换热面积

$$F = (Q_1 + Q_2) / (k \Delta t)$$

式中， Q_1 为进入冷凝器中冷凝潜热， kJ/h ； Q_2 为蒸发器壳程中冷凝水进入冷凝器自蒸发所放出的热量， kJ/h 。

$$Q_1 = (1500 + 14.71) \times 2358.118 = 3571864.92 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = Dc(t_1 - t_2)r_2/i_2$$

式中， t_1 为进水温度， $t_1 = 75^\circ\text{C}$ ； t_2 为饱和压力下蒸发温度， $t_2 = 60^\circ\text{C}$ ； i_2 为 t_2 下的热焓， $i_2 = 2609.338 \text{ kJ/kg}$ ； r_2 为 t_2 时的汽化潜热， $r_2 = 2358.118 \text{ kJ/kg}$ 。则

$$Q_2 = 1470.5 \times 4.187 \times (75 - 60) \times 2358.118 / 2609.338 = 83463.087 \text{ kJ/h}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 3571864.92 + 83463.087 = 3655328.0 \text{ kJ/h}$$

传热系数 $k = 4180 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot {^\circ}\text{C)}$ ，则换热面积为

$$F = 3655328.0 / (4180 \times 23.5) = 37.15 \text{ m}^2$$

实际换热面积为

$$F' = 1.25 \times 37.18 = 46.47 \text{ m}^2 \text{ (取整为 } 46 \text{ m}^2)$$

③ 换热管数量

选择直径为 25 mm 、壁厚为 1.5 mm 、长度为 6000 mm 的换热管，则冷凝器换热管根数为

$$n = 46 / (0.0235 \times \pi \times 6.0) = 103.8 \text{ 根} \text{ (取 } 104 \text{ 根)}$$

④ 冷凝器壳体直径 $D = t(1.1\sqrt{n} - 1) + 2t = 32 \times (1.1 \times \sqrt{104} - 1) + 2 \times 32 = 391 \text{ mm}$ ，根据实际换热管的排布确定，圆整为 400 mm 。

为了进汽的需要，冷凝器的进汽口应考虑进汽室采用四周进汽的方法，即采用两点进汽的方法，进汽结构如图 3-3 所示，效果较好。

⑤ 冷却水耗量 $W = 3655328.0 / [4.187 \times (42 - 30)] = 72.8 \text{ t/h}$ ，选择供水泵应不低于此水量。

从上述计算可看出，蒸发温度高，冷凝器换热面积小，反之则大。对饱和的二次水蒸气来说大多是在冷凝后直接排除了。

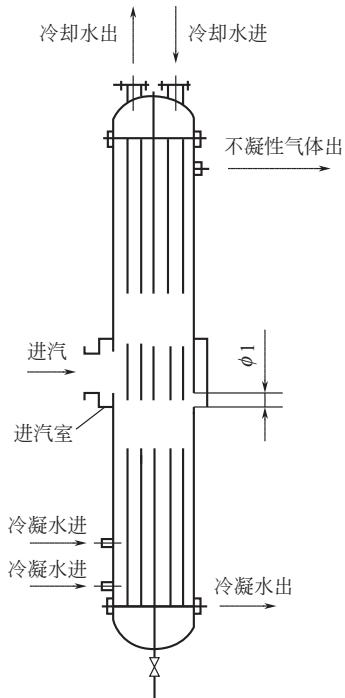


图 3-3 列管式冷凝器进汽结构

(7) 真空泵的计算选型

真空泵吸气量为

$$G = G_1 + G_2 + G_3 + G_4$$

按图 2-33 查出空气最大渗漏量 G_a ，取 $G_1 = 2G_a$ ，真空系统中设备和管道容积 $V_1 = 6.732 \text{ m}^3$ ，末效分离器绝对压力为 0.02550 MPa ，查图 2-33 得 $G_a = 3.7 \text{ kg/h}$ ，则 $G_1 = 2G_a = 2 \times 3.7 = 7.4 \text{ kg/h}$ 。

G_2 是蒸发过程中料液释放的不凝性气体量，一般很小，可以忽略，即 $G_2 = 0$ 。

G_3 是直接式冷凝器冷却水释放溶解空气量，如果蒸汽冷凝采用的是间接式表面冷凝器， $G_3 = 0$ 。水中溶解的空气量在标准大气压下随水温升高而减小，不同温度下水中放出的空气量可由图 2-34 查得。

G_4 是未冷凝的蒸汽量，取决于冷凝效果，冷凝效果差这部分气体所占比例就大，正常情况下，采用经验值， $G_4 = (0.2\% \sim 1\%)G_p$ 。 G_p 为每小时进入冷凝器的二次蒸汽量。 $G_4 = 1500 \times 1\% = 15 \text{ kg/h}$ 。

则

$$G = 7.4 + 0 + 0 + 15 = 22.4 \text{ kg/h}$$

真空泵吸气为混合气体（由溶剂蒸汽和不凝性气体组成），在标准状况下，密度按下式计算：

$$\rho = p_0 M / (8.315 T)$$

式中 ρ ——在标准状况下混合气体密度， kg/m^3 ；

p_0 ——在标准状况下的大气压， kPa ；

M ——摩尔质量， kg/mol ；

T ——热力学温度， K 。摩尔质量 M 按摩尔质量分率计算，即

$$Y_1 = 15/18 = 0.833, Y_2 = 7.4/28.95 = 0.256$$

则

$$M_1 = 18 \times (0.833/1.089) = 13.77 \text{ kg/mol}$$

$$M_2 = 28.95 \times (0.256/1.089) = 6.81 \text{ kg/mol}$$

$$M = M_1 + M_2 = 13.77 + 6.81 = 20.58 \text{ kg/mol}$$

$$\rho = 101.3 \times 20.58 / (8.315 \times 273) = 0.918 \text{ kg/m}^3$$

真空泵吸气量应换算成真空泵吸入状态的体积，其体积按下式计算：

$$V = (G/\rho) [(273 + t)p_0 / (273p)]$$

式中 V ——真空泵每小时吸气量， m^3/h ；

p ——真空泵吸入压力， MPa ；

t ——真空泵吸入状态温度， $^\circ\text{C}$ ，取冷凝状态温度。则

$$V = (22.4 / 0.918) \times [(273 + 60) \times 0.1013 / (273 \times 0.02031)] = 148.45 \text{ m}^3/\text{h}$$

选择真空泵时，其实际吸气量应大于上述计算值，一般按 $1.25 \sim 1.5$ 倍计算值选取。本例按 1.25 倍计算值选取。因此，真空泵实际吸气量为

$$V' = 1.25 \times 148.45 = 185.56 \text{ m}^3/\text{h}$$

可选择 2BV 系列水环真空泵，最大吸气量为 $230 \text{ m}^3/\text{h}$ 。

物料泵及冷凝水泵选择双密封水冷却的离心泵（选择过程略）。

需要说明的是在蒸发过程中随着料液浓度的升高，料液、水及水蒸气的比热容也在发生微小变化，本书计算没有计入比热容的微小变化。对于牛奶而言，其比热容可按下式进行估算：

$$c = 1 - 0.7B$$

式中， B 为料液浓度，%。

低温奶（5℃）直接进入蒸发器也可采用图 4-1 所示的单效结构形式进行生产。

3.2 双效降膜式蒸发器的设计

双效降膜式蒸发器的特点是料液在蒸发器中受热时间较短，一效二次蒸汽用于加热二效得到利用，比单效节能，浓缩后料液浓度提高得较快。

有一并流双效降膜式蒸发器，如图 3-4 所示，用于牛奶的蒸发，蒸发量为 2400 kg/h ，牛奶的进料质量分数为 11.5%，进料温度为 90°C ，经过蒸发后牛奶的质量分数为 45%，第一效加热温度不超过 87°C ，采用热压缩技术，即采用热泵抽吸一效二次蒸汽用于一效的一部分加热热源，料液比热容按 $3.8939 \text{ kJ/(kg}\cdot\text{C)}$ 计算，不计在蒸发过程中比热容的变化。试计算各效蒸发量；蒸汽耗量；各效传热面积、降膜管根数及降膜管周边润湿量（各蒸发器壳程冷凝水按直接排出进行计算）。表 3-2 列出了蒸发状态参数。

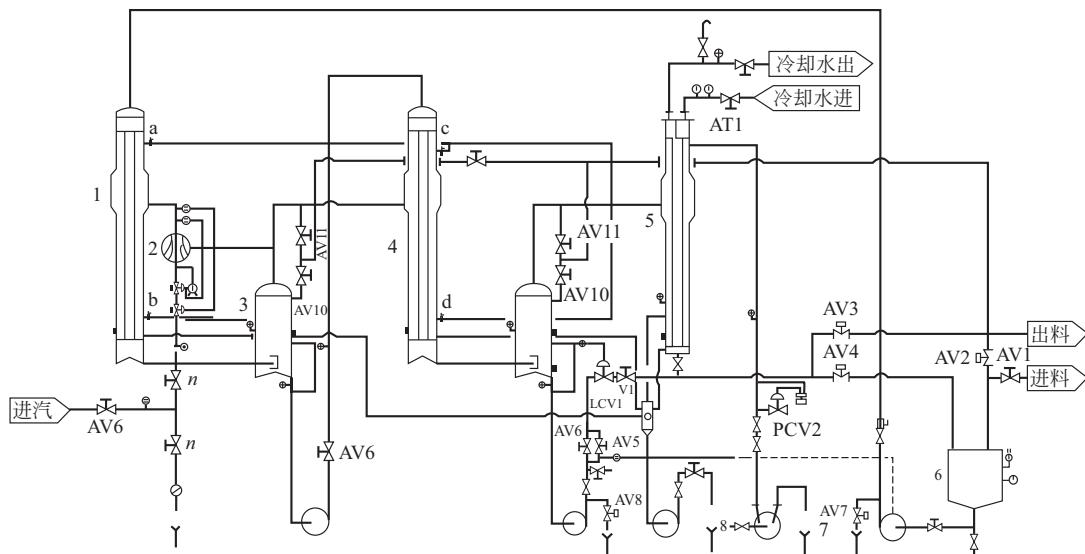


图 3-4 RNJM02-2400 型双效降膜式蒸发器

1—一效蒸发器；2—热泵；3—分离器；4—二效蒸发器；5—冷凝器；6—平衡缸；7—物料泵；8—真空泵

表 3-2 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7507	167	0.2600	491.9	660.5
一效加热	0.06372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.03463	72	4.655	556.1	628.1
二效蒸发	0.011382	48	13.23	570.1	618.1

假设一效蒸发量为 1600kg/h, 二效蒸发量为 800kg/h, 则

$$S = \frac{WB_2}{B_2 - B_0} = \frac{2400 \times 45\%}{45\% - 11.5\%} = 3223.9 \text{kg/h}$$

第一效出料浓度为

$$B_1 = \frac{SB_0}{S - W_1} = \frac{3223.9 \times 11.5\%}{3223.9 - 1600} = 22.8\%$$

(1) 各效蒸发量及蒸汽耗量

一效沸点升高:

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38 \times e^{0.05+0.045 \times 22.8} = 1.11^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (318^2/571.8) = 0.672$$

$$\Delta = \Delta a f = 1.11 \times 0.672 = 0.746^\circ\text{C}$$

降膜式蒸发器中的静压强可忽略不计, 管道等温度损失按 $1 \sim 1.5^\circ\text{C}$ 选取, 这里取 1.5°C , 则温差损失为 2.246°C , 取 2°C 。沸点温度为 74°C 。

二效沸点升高:

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38 \times e^{0.05+0.045 \times 45} = 3.03^\circ\text{C}$$

$$\Delta = \Delta a f$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (321^2/570.1) = 0.69$$

$$\Delta = \Delta a f = 3.03 \times 0.69 = 2.09^\circ\text{C}$$

管道等温度损失按 1.5°C 选取, 则温差损失为 3.59°C , 取 4°C 。沸点温度为 52°C 。

由热量衡算式

$$W_n = [D_n + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - \dots - W_{n-1} c_p) b_n] \eta_n$$

得

$$W_1 = (D_1 + Sc b_1) \eta_1$$

$$W_2 = [D_2 + (Sc - W_1 c_p) b_2] \eta_2$$

由热泵关系式

$$D = G_0(1 + \mu)$$

得

$$W_1 = [G_0(1 + \mu) + Sc b_1] \eta_1$$

$$W_2 = [(W_1 - \mu G_0) + (Sc - W_1 c_p) b_2] \eta_2$$

喷射系数的计算选取:

压缩比 $\sigma = p_4/p_1$, 由表 3-2 查得 $p_4 = 0.06372 \text{ MPa}$, $p_1 = 0.03463 \text{ MPa}$, 则 $\sigma = 0.06372/0.03463 = 1.84$ 。

膨胀比 $\beta = p_0/p_1$, 由表 3-2 查得 $p_0 = 0.7507 \text{ MPa}$; $p_1 = 0.03463 \text{ MPa}$, 则 $\beta = 0.7507/0.03463 = 21.68$ 。

由压缩比及膨胀比根据表 2-4 及差值公式进行二次差值计算。

当 $\sigma = 1.84$ 、 $\beta = 20$ 时:

$$\mu_1 = 1.11 + [(0.87 - 1.11)/(2.0 - 1.8)] \times (1.84 - 1.8) = 1.062$$

当 $\sigma = 1.84$ 、 $\beta = 30$ 时:

$$\mu_2 = 1.23 + [(0.98 - 1.23)/(2.0 - 1.8)] \times (1.84 - 1.8) = 1.18$$

当 $\sigma = 1.84$ 、 $\beta = 21.68$ 时:

$$\mu = 1.062 + [(1.18 - 1.062)/(30 - 20)] \times (21.68 - 20) = 1.082$$

$$W_1 = [G_0(1 + 1.082) + 3223.9 \times 0.93 \times 0.0235] \times 0.98 \\ = 2.04G_0 + 69.05$$

$$W_2 = [(2.04G_0 + 69.05 - 1.082G_0) + (3223.9 \times 0.93 - 2.04G_0 - 69.05) \times 0.039] \times 0.98 \\ = 0.86G_0 + 179.62$$

$$W_1 + W_2 = 2400$$

$$2400 = 2.04G_0 + 69.05 + 0.86G_0 + 179.62$$

$$G_0 = 741.84 \text{ kg/h}$$

$$W_1 = 2.04 \times 741.84 + 69.05 = 1582.4 \text{ kg/h}$$

$$W_2 = 0.86 \times 741.84 + 179.62 = 817.6 \text{ kg/h}$$

与第一次假设相近, 若相差较大, 则以第一次的计算结果作为第二次的假设值, 重复上述步骤。

(2) 换热面积、降膜管根数及降膜管周边润湿量

第一效换热面积:

$$F_1 = Q_1 / (k_1 \Delta t_1)$$

$$Q_1 = D_1 R_1 = G_0(1 + \mu)R_1 = 741.84 \times (1 + 1.082) \times 547.1 = 845001.9 \text{ kcal/h}$$

$$k_1 = 1200 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$F_1 = 845001.9 / [1200 \times (87 - 74)] = 54.16 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \times 1.5 \times 5950 \text{ mm}$ (以下同)。

管子根数:

$$n = 54.16 / (0.0485 \times \pi \times 5.950) = 59.77 \text{ 根} (\text{取 60 根})$$

周边润湿量 (上):

$$G' = 3223.9 / (0.047 \times \pi \times 60) = 364.1 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 1582.4 / 54.16 = 29.22 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

第二效换热面积:

$$F_2 = Q_2 / (k_2 \Delta t_2)$$

$$Q_2 = D_2 R_2 = (W_1 - \mu G_0)R_2 = (1582.4 - 1.082 \times 741.8) \times 556.1 = 433631.43 \text{ kcal/h}$$

$$k_2 = 750 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$F_2 = \frac{433631.43}{750 \times (72 - 52)} = 28.9 \text{ m}^2$$

管子根数:

$$n = 28.9 / (0.0485 \times \pi \times 5.950) = 31.89 \text{ 根} (\text{取 32 根})$$

周边润湿量 (上):

$$G' = 1641.5 / (0.047 \times \pi \times 32) = 347.59 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 817.6 / 28.9 = 28.29 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

总蒸发强度:

$$U = W/F = 2400 / 84.06 = 28.55 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

经济指标:

$$V = 741.8 / 2400 = 0.309$$

如果采用分步试算, 一效蒸发量为 1637kg/h , 二效蒸发量为 763kg/h 。一效换热面积为 55.27m^2 , 二效换热面积为 26.8m^2 。一效换热面积比利用上述计算方法大, 这对热敏性料液蒸发是有好处的, 尤其多效蒸发对防止末效结垢结焦有利。

3.3 带预热及杀菌的双效降膜式蒸发器的设计

有一双效降膜式蒸发器用于奶粉的生产, 生产能力为 1200kg/h , 进料质量分数为 11.5%, 经过浓缩后奶液浓度为 38%~40%, 进料温度为 5°C , 杀菌温度为 $85\sim94^\circ\text{C}$, 采用间壁列管式杀菌器灭菌。采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽, 采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。冷却水进入温度为 30°C , 排出温度为 42°C , 牛奶的比热容按 $0.93\text{kcal}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ 计算, 不计在蒸发过程中比热容的变化。采用并流加料法, 末效出料。采用热压缩技术, 即采用热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源。采用蒸发器壳程冷凝水作为第一级物料预热器的加热热源。其流程如图 3-5 所示。计算各级预热面积及管长; 各效蒸发量; 蒸汽耗量; 各效换热面积、降膜管根数及降膜管周边润湿量; 冷凝器换热面积及换热管根数; 冷却水耗量。

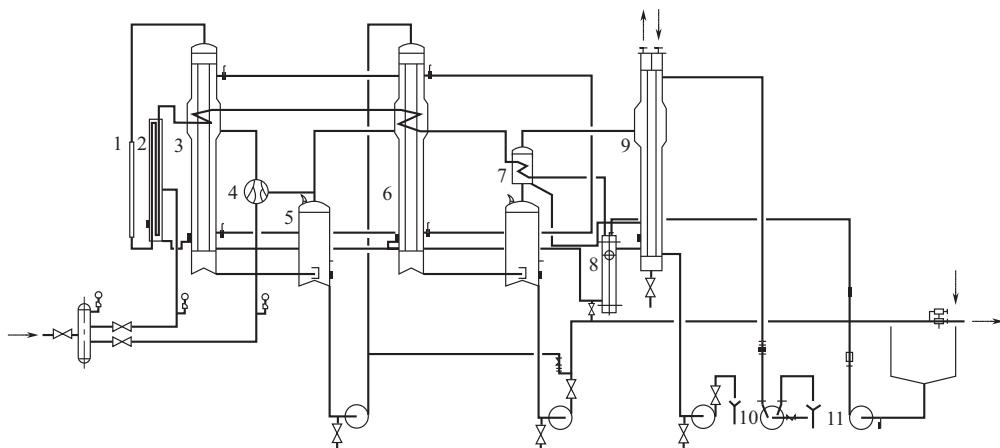


图 3-5 RNJM02-1200 型双效降膜式蒸发器

1—保持管; 2—杀菌器; 3—一效蒸发器; 4—热泵; 5—分离器; 6—二效蒸发器;
7, 8—预热器; 9—冷凝器; 10—真空泵; 11—物料泵

蒸发状态参数见表 3-3。

表 3-3 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.8076	170	0.2426	489.5	661.3
一效加热	0.06372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.03463	72	4.655	556.1	628.1
二效蒸发	0.013216	51	11.5	568.4	618.4
杀菌(壳程)	0.12318	105	1.419	535.8	640.9

(1) 沸点升高计算

假设一效蒸发量为 800kg/h, 二效蒸发量为 400kg/h。

进料量:

$$S = \frac{WB_2}{B_2 - B_0} = \frac{1200 \times 40\%}{40\% - 11.5\%} = 1684 \text{kg/h}$$

第一效出料浓度:

$$B_1 = \frac{SB_0}{S - W_1} = \frac{1684 \times 11.5\%}{1684 - 800} = 21.9\%$$

一效沸点升高:

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38 \times e^{0.05+0.045 \times 21.9} = 1.07^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (345^2/556.1) = 0.81$$

$$\Delta = \Delta a f = 1.07 \times 0.81 = 0.87^\circ\text{C}$$

降膜式蒸发器中的静压强可忽略不计, 管道等温度损失按 $1 \sim 1.5^\circ\text{C}$ 选取, 这里取 1.5°C , 则温差损失为 2.37°C , 取 2°C 。沸点温度为 74°C 。

二效沸点升高:

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38 \times e^{0.05+0.045 \times 40} = 2.4^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (324^2/568.4) = 0.702$$

$$\Delta = \Delta a f = 2.4 \times 0.702 = 1.68^\circ\text{C}$$

管道等温度损失按 1.5°C 选取, 则沸点升高为 3.18°C , 取 3°C 。沸点温度为 54°C 。

(2) 物料预热计算

① 预热管径确定

$$1684/(1030 \times 3600) = \frac{d^2}{4} \times \pi \times 1.2$$

$$d = 0.0219$$

选取外径为 25mm 、壁厚为 1.5mm 的不锈钢管。

② 换热面积计算

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化 (以下计算同)。本蒸发系统的预热分三段预热加一个杀菌器 (可视为预热):

$$Q_1 = 1684 \times 3.8939 \times (20 - 5) = 98359.914 \text{kJ/h}$$

$$Q_2 = 1684 \times 3.8939 \times (45 - 20) = 163933.19 \text{kJ/h}$$

$$Q_3 = 1684 \times 3.8939 \times (60 - 45) = 98359.914 \text{kJ/h}$$

$$Q_4 = 1684 \times 3.8939 \times (75 - 60) = 98359.914 \text{kJ/h}$$

$$Q_5 = 1684 \times 3.8939 \times (90 - 75) = 98359.914 \text{kJ/h}$$

a. 第一级物料预热器的换热面积及管长 由于是无相变的变温传热, 因此按对数温差计算传热温差。

为缩小预热器体积, 减少占地, 第一级预热器采用折流式四管程进行设计, $Q_1 = 98359.914 \text{kJ/h}$, $k_1 = 4187 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot {}^\circ\text{C})$ 。先按逆流计算对数温差: $72^\circ\text{C} \rightarrow 50^\circ\text{C}$, $20^\circ\text{C} \leftarrow 5^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 72 - 20 = 52^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 50 - 5 = 45^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = (52 - 45)/\ln(52/45) = 48.4^\circ\text{C}$$

折流时的对数平均温度差:

$$\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t$$

$$\text{其中 } \varphi_{\Delta t} = f(P, R), P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{20 - 5}{72 - 5} = 0.224, R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{72 - 50}{20 - 5} = 1.47, \text{查曲线图 2-14(a) 得 } \varphi_{\Delta t} = 0.97.$$

$$\Delta t_m = 0.97 \times 48.4 = 46.95^\circ\text{C} \text{ (即 } \Delta t_1 = 46.95^\circ\text{C})$$

换热面积：

$$F_1 = \frac{Q_1}{k_1 \Delta t_1} = \frac{98359.914}{4187 \times 46.95} = 0.5 \text{ m}^2$$

预热管长：

$$L = 0.5 / (0.0235 \times \pi) = 6.78 \text{ m}$$

取管长为 1.2m，则管子根数为

$$n = 6.78 / 1.2 = 5.6 \text{ 根 (取 6 根)}$$

单壳程六管程预热。

b. 第二级物料预热器的换热面积及管长 第二级预热是利用末效的二次蒸汽进行的，是以盘管的形式（大型的采用列管）对料液进行预热的，这一级的预热意义很大。按无相变传热计算传热温差，因此按并流对数温差计算传热温差。

$Q_2 = 163933.19 \text{ kJ/h}$, $k_2 = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。并流： $51^\circ\text{C} \rightarrow 51^\circ\text{C}$, $20^\circ\text{C} \nearrow 45^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 51 - 20 = 31^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 51 - 45 = 6^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = \frac{31 - 6}{\ln \frac{31}{6}} = 15.2^\circ\text{C} \text{ (即 } \Delta t_2 = 15.2^\circ\text{C})$$

换热面积：

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta t_2} = \frac{163933.19}{4187 \times 15.2} = 2.58 \text{ m}^2$$

预热管长：

$$L = 2.58 / (0.0235 \times \pi) = 34.9 \text{ m}$$

c. 第三级物料预热器的换热面积及管长 第三级预热是利用末效壳程的加热蒸汽进行预热的，也是以盘管的形式（大型的采用列管）对料液进行预热。按无相变传热计算传热温差，因此按并流对数温差计算传热温差。

$Q_3 = 98359.914 \text{ kJ/h}$, $k_3 = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。并流： $72^\circ\text{C} \rightarrow 72^\circ\text{C}$, $45^\circ\text{C} \nearrow 60^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 72 - 45 = 27^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 72 - 60 = 12^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = \frac{27 - 12}{\ln \frac{27}{12}} = 18.5^\circ\text{C} \text{ (即 } \Delta t_3 = 18.5^\circ\text{C})$$

换热面积：

$$F_3 = \frac{Q_3}{k_3 \Delta t_3} = \frac{98359.914}{4187 \times 18.5} = 1.27 \text{ m}^2$$

预热管长

$$L = 1.27 / (0.0235 \times \pi) = 17.2 \text{ m}$$

d. 第四级物料预热器的换热面积及管长 第四级预热是利用一效壳程的加热蒸汽进行预热的，也是以盘管的形式（大型的采用列管）对料液进行预热。按无相变传热计算

传热温差，因此按并流对数温差计算传热温差。

$Q_4 = 98359.914 \text{ kJ/h}$, $k_4 = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。并流: $87^\circ\text{C} \rightarrow 87^\circ\text{C}$, $60^\circ\text{C} \nearrow 75^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 87 - 60 = 27^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 87 - 75 = 12^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = \frac{27 - 12}{\ln \frac{27}{12}} = 18.5^\circ\text{C} \text{ (即 } \Delta t_4 = 18.5^\circ\text{C})$$

换热面积:

$$F_4 = \frac{Q_4}{k_4 \Delta t_4} = \frac{98359.914}{4187 \times 18.5} = 1.27 \text{ m}^2$$

预热管长: $L = 1.27 / 0.0235 / \pi = 17.2 \text{ m}$

e. 第五级物料预热器的换热面积及管长第五级是杀菌段，也可看成是最末级的预热级。是以间壁列管的形式对料液进行杀菌。第五级杀菌器采用折流式五管程进行设计。按无相变传热计算对数传热温差。

$Q_5 = 98359.914 \text{ kJ/h}$, $k_5 = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。并流: $105^\circ\text{C} \rightarrow 105^\circ\text{C}$, $75^\circ\text{C} \nearrow 90^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 105 - 75 = 30^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 105 - 90 = 15^\circ\text{C}$, 则

$$\Delta t = \frac{30 - 15}{\ln \frac{30}{15}} = 21.64^\circ\text{C} \text{ (即 } \Delta t_5 = 21.64^\circ\text{C})$$

换热面积:

$$F_5 = \frac{Q_5}{k_5 \Delta t_5} = \frac{98359.914}{4187 \times 21.64} = 1.086 \text{ m}^2 \text{ (取 } 1.1 \text{ m}^2)$$

预热管长:

$$L = 1.1 / 0.0235 / \pi = 14.9 \text{ m}$$

第五级预热为杀菌段，采用折返式五管程管长为 3m 的杀菌器。

(3) 热量衡算

经过热量衡算实际蒸发量分配: 一效 852kg/h; 二效 348kg/h (由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数: 一效 71%; 二效 29%。

沸点: 一效沸点 74°C ; 二效沸点 54°C 。

热量衡算 (多次试算结果):

$$D = [Wr + Sc(t - T) + Q - Q_L + q] / R$$

式中 D —— 蒸汽耗量, kg/h;

W —— 水分蒸发总量, 1200kg/h;

S —— 进料量, 1684kg/h;

c —— 物料比热容, $3.8939 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$;

T —— 进料温度, 90°C ;

t —— 料液沸点温度;

R —— 加热蒸汽潜热, 2290.71 kJ/kg ;

r —— 二次蒸汽汽化潜热, 2328.39 kJ/kg ;

q —— 热量损失, 这里按总热量的 6% 计算;

Q_L —— 前效壳程 (或杀菌器壳程) 冷凝水进入后效壳程冷凝水放出的热量, kJ/h。

Q_L 为壳程蒸汽对物料预热的热量, kJ/h。则用于一效加热的蒸汽耗量按下式计算:

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1$$

$$D_1 = \frac{852 \times 2328.391 + 1684 \times 3.8939 \times (74 - 90) + 98359.914 - \frac{43.8 \times 4.187 \times (105 - 87) \times 2290.71}{2654.977}}{2290.71} \times 1.06$$

$$= 913.6 \text{ kg/h}$$

由于采用热压缩技术, 本例喷射系数 $\mu = 1.1$ 。由热泵关系式得

$$G_0 = D/(1 + \mu) = 913.6/(1 + 1.1) = 435 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$852 - 478.6 = 373.4 \text{ kg/h}$$

$373.4 \times 2328.391 = 869421.199 \text{ kg/h}$ 用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$852 - 478.6 = 373.4 \text{ kg/h}$$

$$373.4 \times 2328.391 = 869421.199 \text{ kJ/h}$$

二效热量衡算式为

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2$$

二效蒸发所需热量为

$$Q_2 = [348 \times 568.4 + (1684 \times 0.93 - 852 \times 1) \times (54 - 74) + 23491.74 - \left[\frac{957.4 \times (87 - 72) \times 556.1}{628.1} \right]] \times 4.187 \times 1.06 = 862336.213 \text{ kJ/h}$$

$$862336.213 / 869421.199 = 0.992$$

不再试算。

(4) 换热面积计算

① 一效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 852 \times 2328.391 - 1684 \times 3.8939 \times (90 - 74) = 1878871.89 \text{ kJ/h}$, $k = 5024.4 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{1878871.89}{5024.4 \times (87 - 74)} = 28.77 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 45 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 5950 \text{ mm}$ (以下同)。

管子根数:

$$n = 28.77 / (0.0435 \times \pi \times 5.950) = 35.4 \text{ 根} \quad (\text{取 35 根})$$

周边润湿量 (上):

$$G' = 1684 / (0.042 \times \pi \times 35) = 364.83 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 852 / 28.77 = 29.6 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

经济指标 (杀菌器采用蒸汽加热消耗的蒸汽量为 43.8 kg/h):

$$V = (435 + 43.8) / 1200 = 0.366$$

② 二效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 348 \times 568.4 - (1684 \times 0.93 - 852 \times 1) \times (74 - 54) = 768401.59 \text{ kJ/h}$, $k = 3140.25 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{768401.59}{3140.25 \times (72 - 54)} = 13.59 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 13.59 / (0.0435 \times \pi \times 5.950) = 16.73 \text{ 根 (取 17 根)}$$

周边润湿量 (上)：

$$G' = 832 / (0.042 \times \pi \times 17) = 371.1 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 348/13.59 = 25.6 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

总蒸发强度：

$$U = W/F = 1200/42.36 = 28.33 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

(5) 冷凝器换热面积及换热管根数

进入冷凝器的末效二次蒸汽量的热量：

$$Q = (348 + 9.136 + 3.73) \times 568.4 \times 4.187 - 163933.19 = 694888.48 \text{ kJ/h}$$

按对数平均温差计算传热温差。

并流：45→45°C, 30↗42°C, $\Delta t_1 = 45 - 30 = 15^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 42 = 3^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{15 - 3}{\ln \frac{15}{3}} = 7.46^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{694888.48}{4187 \times 7.46} = 22.25 \text{ m}^2$$

实际换热面积按 1.25 倍的计算值确定冷凝器的换热面积，则

$$F' = 1.25 \times 22.25 = 27.8 \text{ m}^2$$

取管子规格为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2 \text{ mm} \times 5500 \text{ mm}$ 。

换热管根数：

$$n = 27.8 / (0.023 \times \pi \times 5.5) = 70.02 \text{ (取 70 根)}$$

(6) 冷却水耗量

$$W = 694888.48 / 4.187 \times (42 - 30) = 13.83 \text{ t/h}$$

3.4 带预热及杀菌的三效降膜式蒸发器的设计

三效降膜式蒸发器的特点是：料液在蒸发器中受热时间较短，二效二次蒸汽作为三效的加热热源，从而使二效二次蒸汽得到了充分利用，连续进料连续出料，蒸发速度快，料液浓度提升得也比双效快，比双效更加节能。因此，它适合于处理量较大、蒸发后浓度要求较高的料液的蒸发。

有一三效降膜式蒸发器用于奶粉生产，生产能力为3600kg/h，进料质量分数为11.5%，经过浓缩后奶液浓度为38%~40%，进料温度为5℃，杀菌温度为86~94℃，采用间壁列管式杀菌器进行灭菌。一效加热温度控制在85~87℃之间，末效蒸发室真空度为0.085~0.09MPa之间。采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。冷却水进入温度为30℃，排出温度为42℃，牛奶的比热容按0.93kcal/(kg·℃)计算，不计在蒸发过程中比热容的微小变化。采用并流加料法，末效出料。采用热压缩技术，即采用热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源。其流程如图3-6所示。计算：进料量及出料量；各级预热热量；各效蒸发量及蒸汽耗量；各效传热面积及降膜管周边润湿量；冷凝器换热面积及冷却水耗量。蒸发状态参数见表3-4。

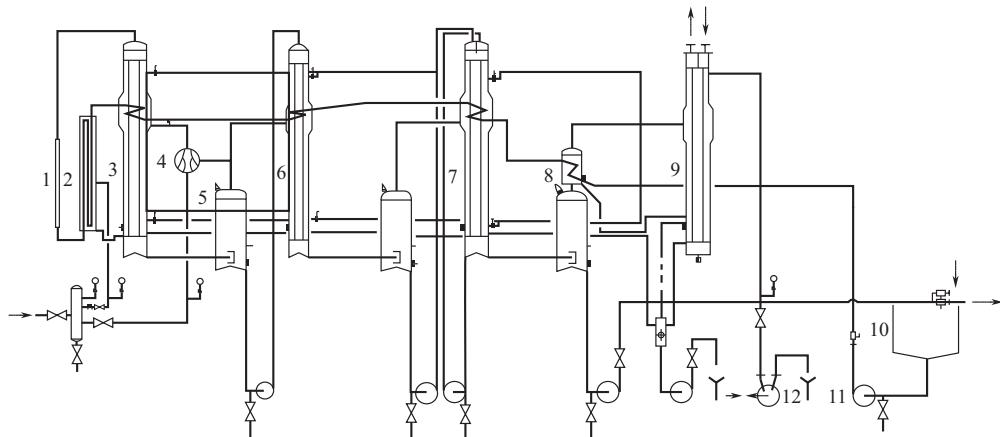


图3-6 RNJM03-3600型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；6—二效蒸发器；
7—三效蒸发器；8—预热器；9—冷凝器；10—平衡缸；11—物料泵；12—真空泵

表3-4 蒸发状态参数

项目\参数	压力/(kgf/cm ²)	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	7.146	165	0.2725	493.5	660.0
杀菌	1.2318	105	1.419	535.8	640.9
一效加热	0.6372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.3463	72	4.655	556.1	628.1
二效蒸发	0.1939	59	8.02	563.8	622.8
三效蒸发	0.09771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器(壳)	0.09771	45	15.28	571.8	616.8

(1) 物料衡算

进料量：

$$S = 3600 \times 40 / (40 - 11.5) = 5052.63 \text{kg/h} (\text{取 } 5053 \text{kg/h})$$

出料量：

$$S' = 5053 - 3600 = 1453 \text{kg/h}$$

(2) 预热热量计算

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化 (以下计算同)。

本蒸发系统的预热分四段预热加一个杀菌器 (可视为预热), 如图 3-6 所示。

$$Q_1 = 5053 \times 3.8939 \times (40 - 5) = 688655.68 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 5053 \times 3.8939 \times (52 - 40) = 236110.52 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 5053 \times 3.8939 \times (65 - 52) = 255786.40 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 5053 \times 3.8939 \times (79 - 65) = 275462.27 \text{ kJ/h}$$

$$Q_5 = 5053 \times 3.8939 \times (90 - 79) = 216434.64 \text{ kJ/h}$$

(3) 各效蒸发量计算

蒸发量分配: 一效 1990kg/h; 二效 829.5kg/h; 三效 780.5kg/h (由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数: 一效 55.33%; 二效 22.97%; 三效 21.7%。

沸点温度: 一效沸点 74°C; 二效沸点 61°C; 三效沸点 48°C (计算略)。

一效的热量衡算式:

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1$$

用于一效加热的蒸汽耗量:

$$D_1 = \left[1990 \times 2328.39 - 5053 \times 3.8939 \times (90 - 74) + 275462.27 - \frac{96.48 \times 4.187 \times (105 - 87) \times 2290.71}{2654.98} \right] / 2290.71 \times 1.06 = 2122.98 \text{ kg/h} \text{ (取 2123 kg/h)}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

这里喷射系数 $\mu = 1.069$ (计算略)。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 —— 饱和生蒸汽量, kg/h;

D —— 一效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 2123 \text{ kg/h}$;

μ —— 喷射系数, 这里 $\mu = 1.069$ 。

则

$$G_0 = 2123 / (1 + 1.069) = 1026.1 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$2123 - 1026.1 = 1096.9 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$1990 - 1096.9 = 893.1 \text{ kg/h}$$

$$893.1 \times 2328.39 = 2079485.11 \text{ kJ/h}$$

二效的热量衡算式:

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2$$

二效蒸发所需热量:

$$Q = [829.5 \times 565 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1) \times (74 - 61) + 61090.61 - \frac{2219.46 \times (87 - 72) \times 556.1}{628.1}] \times 4.187 \times 1.06$$

$$= 2064046.32 \text{ kJ/h}$$

$$2064046.32 / 2079485.11 = 0.993$$

用于三效加热的热量：

$$829.5 \times 2365.655 = 1962310.823 \text{ kJ/h}$$

三效的热量衡算式：

$$D_3 R_3 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p)(t_3 - t_2) + Q_3 - q_3 + q'_3$$

三蒸发所需热量：

$$\begin{aligned} Q &= [780.5 \times 571.8 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1 - 829.5 \times 1) \times (61 - 48) \\ &\quad + 56391.34 - \frac{3112.56 \times (72 - 59) \times 563.8}{622.8}] \times 4.187 \times 1.06 \\ &= 1959979.72 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$1959979.72 / 1962310.823 = 0.998$$

不再试算。

(4) 各效换热面积计算

① 一效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1990 \times 2328.39 - 5053 \times 3.8939(90 - 74) = 4318682.1 \text{ kJ/h}$, $k = 4815.05 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{4318682.1}{4815.05 \times (87 - 74)} = 68.99 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ 。

管子根数：

$$n = 68.99 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 56.98 \text{ 根 (取 57 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 5053 / (0.047 \times \pi \times 57) = 600.68 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 1990 / 68.99 = 28.84 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

② 二效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 829.5 \times 565 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1) \times (74 - 61) = 1814841.46 \text{ kJ/h}$, $k = 3558.95 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$

$$F = \frac{1814841.46}{3558.95 \times (72 - 61)} = 46.36 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ 。

管子根数：

$$n = 46.36 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 38.29 \text{ 根 (取 38 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 3063 / (0.047 \times \pi \times 38) = 546.18 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 829.5 / 46.36 = 17.89 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

③ 三效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 780.5 \times 571.8 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1 - 829.5 \times 1) \times (61 - 48) = 1766296.96 \text{ kJ/h}$, $k = 3265.46 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{1766296.96}{3265.46 \times (59 - 48)} = 49.17 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ 。

管子根数:

$$n = 49.17 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 40.6 \text{ 根 (取 41 根)}$$

周边润湿量(上):

$$G' = 2233.5 / (0.047 \times \pi \times 41) = 369.13 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 780.5 / 49.17 = 15.87 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

总蒸发强度:

$$U = W/F = 3600 / 164.51 = 21.88 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

经济指标:

$$V = (1026.1 + 96) / 3600 = 0.312$$

末效周边润湿量安全, 为增大其润湿量延缓结垢结焦的时间也可使末效分成双管程进料。

对生产奶粉而言, 随着生产时间的延长, 末效结垢结焦更加严重, 二效次之。对于三效蒸发器来说较为理想的换热面积是一效大于二效, 二效大于三效。如果三效面积过大, 应重新分配各效有效温差再进行计算。由于沸点升高的影响, 末效尤为明显, 换热面积甚至成倍增大。牛奶是众多料液中比较难蒸发的料液之一, 这是因为料液中的蛋白质及脂肪含量较高, 最易结垢结焦, 属于热敏性物料。蒸发器换热面积计算及分配是关键。应予指出在计算过程中忽略热量衡算及各效蒸发量与假设蒸发量分配上的差异而引起的沸点升高上的微小差异。

(5) 冷凝器换热面积及冷却水耗量计算

进入冷凝器的热量:

$$Q = (780.5 + 21.23 + 8.295) \times 571.8 \times 4.187 - 688655.68 = 1272028.664 \text{ kJ/h}$$

冷凝器换热面积:

$$F = Q / (k \Delta t)$$

$$Q = 1272028.664 \text{ kJ/h, 这里 } k = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$$

传热温差 Δt 按对数温差计算。

并流: $45^\circ\text{C} \rightarrow 45^\circ\text{C}$, $30^\circ\text{C} \nearrow 42^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 45 - 30 = 15^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 42 = 3^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{15 - 3}{\ln \frac{15}{3}} = 7.46^\circ\text{C}$$

$$F = 1272028.664 / (4187 \times 7.46) = 40.72 \text{ m}^2$$

为安全考虑按理论计算的 1.25 倍选取冷凝器的换热面积, 实际换热面积 $F' = 1.25 \times 40.69 = 50.86 \text{ m}^2$ 。

冷却水耗量:

$$W = 1272028.664 / [4.187 \times (42 - 30)] = 25.32 \text{ t/h}$$

采用解方程方法进行计算看其结果的差异。

3.5 用于浓度较高料液蒸发的三效降膜式蒸发器的设计

有一三效降膜式蒸发器用于麦芽糖浆的生产，生产能力为3200kg/h，进料温度为43℃，进料质量分数为30%，pH值为6，经过蒸发浓缩后出料质量分数为75%。一效加热温度控制在94~96℃之间，末效蒸发温度在51℃。采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。冷却水进水温度为30℃，排出温度为42℃，麦芽糖浆的平均比热容按0.55kcal/(kg·℃)计算，不计在蒸发过程中比热容的变化。采用并流加料法，末效出料。采用热压缩技术，即采用热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源，其流程如图3-7所示。计算：各级预热面积及管长；各效蒸发量及蒸汽耗量；各效传热面积、降膜管根数及降膜管周边润湿量。

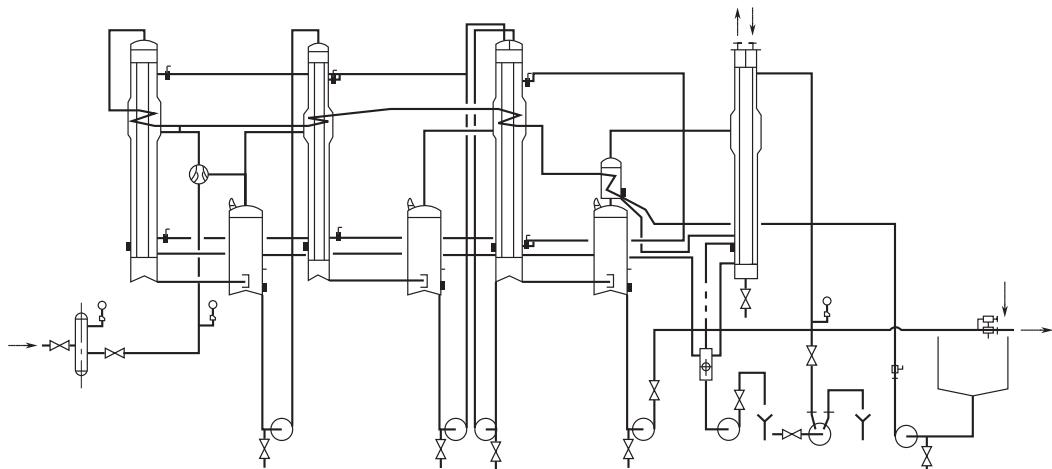


图 3-7 TNJM03-3200 型三效降膜式蒸发器

(1) 各级预热面积

① 各效温度降分配

采用等温降的方法确定各效蒸发温度。本例一效加热温度控制在96℃，末效蒸发室温度为51℃，即 $t_3=51^\circ\text{C}$ ，总温度差 $\Delta T=T_0-t_3=96-51=45^\circ\text{C}$ 。

本例为三效蒸发器，因此 $\Delta T_3=\Delta T/3=45/3=15^\circ\text{C}$ 。若忽略蒸汽管道中温度损失，则：第二效的蒸发温度 $t_2=t_3+\Delta T/3=51+15=66^\circ\text{C}$ ；第一效的蒸发温度 $t_1=t_2+\Delta T/3=66+15=81^\circ\text{C}$ 。

蒸发状态参数如表3-5所示。

表 3-5 蒸发状态参数

项目\参数	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	490.3	661.0
一效加热	0.08949	96	1.915	541.5	637.6
二效加热	0.05028	81	3.282	550.7	631.7
三效加热	0.02666	66	5.947	559.6	625.6
三效蒸发	0.013216	51	11.5	568.4	619.4

② 物料衡算及沸点升高计算

假定蒸发量分配：一效 1792kg/h；二效 723kg/h；三效 685kg/h。

进料量：

$$S = \frac{W \times B_3}{B_3 - B_0} = \frac{3200 \times 75\%}{75\% - 30\%} = 5333 \text{ kg/h}$$

第一效出料浓度：

$$SB_0 = (S - W)B_1$$

$$B_1 = \frac{SB_0}{S - W_1} = \frac{5333 \times 30\%}{5333 - 1792} = 45\%$$

第二效出料浓度：

$$S_1 B_1 = (S_1 - W_1)B_2$$

$$B_2 = \frac{S_1 B_1}{S_1 - W_2} = \frac{3541 \times 45\%}{3541 - 723} = 56.5\%$$

第三效出料浓度要求为 75%。

麦芽糖浆常压下的沸点升高：浓度为 40%~45% 约为 1.5°C；浓度为 50%~60% 约为 2.7°C；浓度为 75%~80% 约为 5.8°C。

操作压力下的沸点升高分别如下。

一效：

$$\Delta' = f \Delta a = [0.0162 \times (81 + 273)^2 / 2640.5] \times 1.5 = 1.15^\circ\text{C}$$

管道温度损失按 1.5°C 计算（以下同），一效沸点温度为 84°C。

二效：

$$\Delta'' = f \Delta a = [0.0162 \times (66 + 273)^2 / 2339.13] \times 2.7 = 2.2^\circ\text{C}$$

二效沸点温度为 70°C。

三效：

$$\Delta''' = f \Delta a = [0.0162 \times (51 + 273)^2 / 2375.9] \times 5.8 = 3.94^\circ\text{C}$$

三效沸点温度为 57°C。

③ 物料预热计算

本计算不计蒸发过程中比热容的微小变化（以下计算同）。

本蒸发系统的预热分四段预热，体内盘管预热（见图 3-7）。

预热热量：

$$Q_1 = 5333 \times 2.30285 \times (48 - 43) = 61405.495 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 5333 \times 2.30285 \times (61 - 48) = 159654.288 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 5333 \times 2.30285 \times (76 - 61) = 184216.486 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 5333 \times 2.30285 \times (92 - 76) = 196497.585 \text{ kJ/h}$$

预热管径的确定：

$$5333/1040/3600 = (d^2/4)\pi \times 1.2$$

$$d = 0.038 \text{ m}$$

取 $\phi 43 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 规格管。

① 第一级物料预热器的换热面积 第一级预热是利用末效二次蒸汽作为加热介质，是以盘管的形式对料液进行预热，按无相变变温传热计算传热温差，按对数温差计算传热温

差, 按并流计算传热温差。

$Q_1=61405.495\text{kJ}/\text{h}$, 这里 $k_1=4187\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$ 。

按并流计算对数温差。

并流: $51\rightarrow51^\circ\text{C}$, $43^\circ\text{C}\nearrow48^\circ\text{C}$, $\Delta t_1=51-43=8^\circ\text{C}$, $\Delta t_2=51-48=3^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t=\frac{8-3}{\ln \frac{8}{3}}=5.1^\circ\text{C}$$

换热面积:

$$F_1=\frac{Q}{k\Delta t}=\frac{61405.495}{4187\times 5.1}=2.876\text{m}^2$$

管长:

$$L_1=2.876/(0.041\times \pi)=22.3\text{m}$$

② 第二级物料预热器的换热面积 第二级预热是在蒸发器壳程中利用壳程加热蒸汽完成预热, 是以盘管的形式对料液进行预热, 按无相变的变温计算传热温差, 按对数温差计算传热温差。以下预热均与本段预热相同。

$Q_2=159654.288\text{kJ}/\text{h}$, 这里 $k_2=4187\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$ 。

并流: $66^\circ\text{C}\rightarrow66^\circ\text{C}$, $48^\circ\text{C}\nearrow61^\circ\text{C}$, $\Delta t_1=66-48=18^\circ\text{C}$, $\Delta t_2=66-61=5^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t=\frac{18-5}{\ln \frac{18}{5}}=10.15^\circ\text{C}$$

换热面积:

$$F_2=\frac{Q}{k\Delta t}=\frac{159654.288}{4187\times 10.15}=3.76\text{m}^2$$

管长:

$$L_2=3.76/(0.041\times \pi)=29.2\text{m}$$

③ 第三级物料预热器的换热面积

$Q_3=184216.486\text{kJ}/\text{h}$, 这里 $k_3=4187\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$ 。

并流: $81^\circ\text{C}\rightarrow81^\circ\text{C}$, $61^\circ\text{C}\nearrow76^\circ\text{C}$, $\Delta t_1=81-61=20^\circ\text{C}$, $\Delta t_2=81-76=5^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t=\frac{20-5}{\ln \frac{20}{5}}=10.8^\circ\text{C}$$

换热面积:

$$F_3=\frac{Q}{k\Delta t}=\frac{184216.486}{4187\times 10.8}=4.1\text{m}^2$$

管长:

$$L_3=4.1/(0.041\times \pi)=31.8\text{m}$$

④ 第四级物料预热器的换热面积

$Q_4=196497.585\text{kJ}/\text{h}$, 这里 $k_4=4187\text{kJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C})$ 。

并流: $96^\circ\text{C}\rightarrow96^\circ\text{C}$, $92^\circ\text{C}\nearrow76^\circ\text{C}$, $\Delta t_1=96-92=4^\circ\text{C}$, $\Delta t_2=96-76=20^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t=\frac{4-20}{\ln \frac{4}{20}}=9.94^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F_4 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{196497.585}{4187 \times 9.94} = 4.72 \text{ m}^2$$

管长：

$$L_4 = 4.72 / (0.041 \times \pi) = 36.7 \text{ m}$$

(2) 各效蒸发量及蒸汽耗量

蒸发量分配：一效 1785kg/h；二效 733kg/h；三效 682kg/h(由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数：一效 55.78%；二效 22.9%；三效 21.32%。

第一效热量衡算式：

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1$$

$$q_1 = 0$$

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{1785 \times 2305.781 - 5333 \times 2.30285 \times (92-84) + 196497.585}{2267.26} \times 1.06 = 1970.18 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

这里喷射系数经计算(计算过程略)得 $\mu = 1.047$ ，取 $\mu = 1$ (喷射系数在实际蒸发器设计中为安全考虑往往取小值)。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中， G_0 为饱和生蒸汽量，kg/h； D 为一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 1970.18 \text{ kg/h}$ ； μ 为喷射系数，这里 $\mu = 1$ 。则

$$G_0 = 1970.18 / (1 + 1) = 985.09 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$1970.18 - 985.09 = 985.09 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$1785 - 985.09 = 799.91 \text{ kg/h}$$

$$799.91 \times 2305.781 = 1844417.28 \text{ kJ/h}$$

第二效热量衡算式：

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [733 \times 559.6 - (5333 \times 0.55 - 1785 \times 1) \times (84 - 70) + 43997.25$$

$$- \frac{1970.18 \times (96 - 81) \times 550.7}{631.7}] \times 4.187 \times 1.06$$

$$= 1830085.182 \text{ kJ/h}$$

$$1830085.182 / 1844417.28 = 0.992$$

用于三效加热的热量：

$$733 \times 2343.045 = 1717451.985 \text{ kJ/h}$$

第三效热量衡算式：

$$D_3 R_3 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p)(t_3 - t_2) + Q_3 - q_3 + q'_3$$

三效蒸发所需热量：

$$\begin{aligned}
 Q &= [682 \times 568.4 - (5333 \times 0.55 - 1785 \times 1 - 733 \times 1) \times (70 - 57) + 38130.95 \\
 &\quad - \frac{2770.09 \times (81 - 66) \times 559.6}{625.6}] \times 4.187 \times 1.06 \\
 &= 1700792.76 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

$$1700792.76 / 1717451.985 = 0.99$$

因此可视为热平衡，不再试算。

(3) 各效换热面积计算

一效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1785 \times 2305.781 - 5333 \times 2.30285 \times (92 - 84) = 4017570.29 \text{ kJ/h}$, $k = 4396.35 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{4017570.29}{4396.35 \times (96 - 84)} = 76.15 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ (以下同)。

管子根数：

$$n = 76.15 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 62.897 \text{ 根 (取 63 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 5333 / (0.047 \times \pi \times 63) = 573.59 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 1785 / 76.15 = 23.44 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

二效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里， $Q = 733 \times 559.6 - (5333 \times 0.55 - 1785 \times 1) \times (84 - 70) = 1650149.875 \text{ kJ/h}$, $k = 2721.55 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{1650149.875}{2721.55 \times (81 - 70)} = 55 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 55 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 45.42 \text{ 根 (取 45 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 3548 / (0.047 \times \pi \times 45) = 534.25 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 733 / 5 = 13.33 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

三效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 682 \times 568.4 - (5333 \times 0.55 - 1785 \times 1 - 733 \times 1) \times (70 - 57) = 1600488.496 \text{ kJ/h}$, $k = 1884.15 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{1600488.496}{1884.15 \times (66 - 53)} = 65.34 \text{ m}^2$$

这里取约沸点升高值的一半作为计算换热面积的沸点温度应用效果已经很好。

管子根数：

$$n = 65.34 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 53.97 \text{ 根 (取 54 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 2815 / (0.047 \times \pi \times 54) = 353 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 682/65.34 = 10.44 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

总蒸发强度：

$$U = W/F = 3200/196.49 = 16.28 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

经济指标：

$$V = 985.09/3200 = 0.308$$

从上述计算可看出，总蒸发面积为 196.49 m^2 ，比同生产能力的用于其他物料蒸发的三效蒸发面积约大 10 m^2 ，实际应用中甚至比这还要大。糖类尤其浓度较高的糖类蒸发比较困难，其蒸发面积比一般性料液都要大。而像麦芽糖、葡萄糖浆等虽然浓度较高，在蒸发过程中其流动性却较好，由于料液成分比较单一，在蒸发过程中也不易结垢结焦。

3.6 采用不同计算方法计算蒸发器换热面积

仍以上述参数(3.5 中)为依据，其他参数不变。

采用单效联立的形式进行热平衡计算。

(1) 热量衡算

实际蒸发量分配：一效 1743 kg/h ；二效 740 kg/h ；三效 717 kg/h (由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数：一效 54.5% ；二效 23.1% ；三效 22.4% 。

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{1743 \times 2305.781 - 5333 \times 2.30285 \times (92 - 84) + 196497.585}{2267.26} \times 1.06 = 1924.9 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

这里喷射系数经计算(计算过程略)得 $\mu = 1.047$ ，取 $\mu = 1$ 。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中， G_0 为饱和生蒸汽量， kg/h ； D 为一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 1924.9 \text{ kg/h}$ ； μ 为喷射系数，这里 $\mu = 1$ 。则

$$G_0 = 1924.9 / (1 + 1) = 962.45 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$1924.9 - 962.45 = 962.45 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$1743 - 962.45 = 780.55 \text{ kg/h}$$

$$780.55 \times 2305.781 = 179977.361 \text{ kJ/h}$$

二效蒸发所需热量：

$$\begin{aligned}
 Q &= [740 \times 559.6 - 3590 \times 0.55 \times (84 - 70) + 43997.25 \\
 &\quad - \frac{1924.9 \times (96 - 81) \times 550.7}{631.7}] \times 4.187 \times 1.06 \\
 &= 1798753.17 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

用于三效加热的热量：

$$740 \times 2343.045 = 1733853.3 \text{ kJ/h}$$

三效蒸发所需热量：

$$\begin{aligned}
 Q &= [717 \times 568.4 - 2850 \times 0.55 \times (70 - 57) + 38130.95 \\
 &\quad - \frac{2705.45 \times (81 - 66) \times 559.6}{625.6}] \times 4.187 \times 1.06 \\
 &= 1726449.042 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

(2) 各效换热面积计算

一效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1743 \times 2305.781 - 5333 \times 2.30285 \times (92 - 84) = 3920727.491 \text{ kJ/h}$, $k = 4396.35 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{3920727.491}{4396.35 \times (96 - 84)} = 74.3 \text{ m}^2$$

二效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 740 \times 559.6 - 3590 \times 0.55 \times (84 - 70) = 1618112.21 \text{ kJ/h}$, $k = 2721.55 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{1618112.21}{2721.55 \times (81 - 70)} = 54.05 \text{ m}^2$$

三效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 717 \times 568.4 - 2850 \times 0.55 \times (70 - 57) = 1621061.11 \text{ kJ/h}$, $k = 1884.15 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

$$F = \frac{1621061.11}{1884.15 \times (66 - 53)} = 66.2 \text{ m}^2$$

这里取约温差损失值的一半作为计算换热面积的沸点温度。

前者三效总面积 $F' = 76.15 + 55 + 65.34 = 196.49 \text{ m}^2$, 后者三效总面积 $F'' = 74.3 + 54.05 + 66.2 = 194.55 \text{ m}^2$ 。总蒸发面积相差 1.94 m^2 。后者蒸发面积与前者蒸发面积所差无几, 因此采用此计算方法也是可行的。需要注意的是后者计算是在忽略了由于浓度的增高所带来的料液比热容上的微小变化之上进行的。

3.7 四效降膜式蒸发器的设计

有一四效降膜式蒸发器用于味精发酵液的蒸发, 发酵液进料干物质含量(大部分为谷氨

酸钠)为12%，蒸发后干物质含量为30%，生产能力为20000kg/h，pH值为5。发酵液的比热容按 $0.677\text{ kcal}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$ 计算，不计在蒸发过程中比热容的微小变化。一效加热控制在96°C，末效蒸发温度在48°C左右。进料温度按25°C计算，采用列管式冷凝器，真空泵为水环真空泵。冷却水进水温度为30°C，排出温度为42°C，冷凝水在48°C排出。采用并流加料法，末效出料。采用热压缩技术，即采用热泵抽吸二效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源。其设备工艺流程如图3-8所示。计算：各级预热换热量；各效蒸发量；蒸汽耗量；各效传热面积、降膜管根数及降膜管周边润湿量；冷凝器的换热面积、管子根数及冷却水耗量。

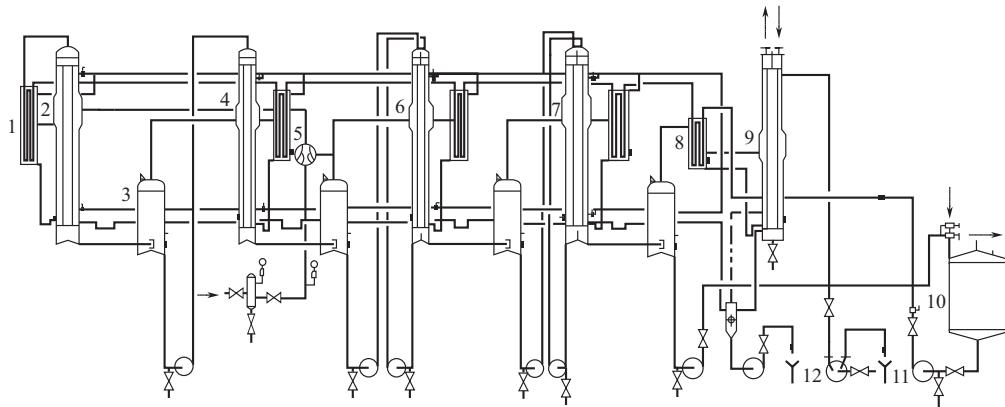


图3-8 FJNJM04-20000型四效降膜式蒸发器

1, 8—预热器；2—一效蒸发器；3—分离器；4—二效蒸发器；5—热泵；
6—三效蒸发器；7—四效蒸发器；9—冷凝器；
10—平衡罐；11—物料泵；12—真空泵

(1) 各效温度降分配

采用等温降的方法确定各效蒸发温度。本例一效加热温度控制在96°C，末效蒸发室温度为48°C，即 $t_4=48\text{°C}$ ，总温度差 $\Delta T=T_0-t_4=96-48=48\text{°C}$ 。

本例为四效蒸发器，因此 $\Delta T_4=\Delta T/4=48/4=12\text{°C}$ 。若忽略蒸气管道中温度损失，则：第三效的蒸发温度 $t_3=t_4+\Delta T/4=48+12=60\text{°C}$ ；第二效的蒸发温度 $t_2=t_3+\Delta T/4=60+12=72\text{°C}$ ；第一效的蒸发温度 $t_1=t_2+\Delta T/4=72+12=84\text{°C}$ 。

蒸发状态参数如表3-6所示。

表3-6 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.8076	170	0.2426	489.5	661.3
一效加热	0.08949	96	1.915	541.5	637.6
二效加热	0.05028	84	2.934	548.9	632.9
三效加热	0.03463	72	4.655	556.1	628.1
四效加热	0.02031	60	7.678	563.2	623.2
四效蒸发	0.011382	48	13.23	570.1	618.1

(2) 物料预热即沸点升高计算

蒸发量分配：一效6923kg/h；二效6437kg/h；三效3447kg/h；四效3193kg/h(多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数：一效 34.62%；二效 32.2%；三效 17.24%；四效 15.94%。

进料量：

$$S = \frac{WB_3}{B_3 - B_0} = \frac{20000 \times 30\%}{30\% - 12\%} = 33333 \text{ kg/h}$$

(3) 各级预热换热量计算

本例采用体外列管预热，各个预热级的热量为

$$Q_1 = 33333 \times 2.8346 \times (40 - 25) = 1417285.827 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 33333 \times 2.8346 \times (52 - 40) = 1133828.662 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 33333 \times 2.8346 \times (64 - 52) = 1133828.662 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 33333 \times 2.8346 \times (76 - 64) = 1133828.662 \text{ kJ/h}$$

$$Q_5 = 33333 \times 2.8346 \times (90 - 76) = 1322800.105 \text{ kJ/h}$$

第一效出料浓度：

$$SB_0 = (S - W_1)B_1$$

$$B_1 = \frac{SB_0}{S - W_1} = \frac{33333 \times 12\%}{33333 - 7092} = 15.24\%$$

第二效出料浓度：

$$S_1 B_1 = (S_1 - W_2) B_2$$

$$B_2 = \frac{S_1 B_1}{S_1 - W_2} = \frac{26241 \times 15.24\%}{26241 - 6622} = 20.38\%$$

第三效出料浓度：

$$S_2 B_2 = (S_2 - W_3) B_3$$

$$B_3 = \frac{S_2 B_2}{S_2 - W_3} = \frac{19619 \times 20.38\%}{19619 - 3285} = 24.48\%$$

各效温度差损失计算：沸点升高可按牛奶蒸发的计算方法进行估算。

一效沸点升高：

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38e^{0.05+0.045 \times 15.2} = 0.79^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (357^2/48.9) = 0.88$$

$$\Delta = \Delta a f = 0.79 \times 0.88 = 0.695^\circ\text{C}$$

降膜式蒸发器中的静压强可忽略不计，管道等温度损失按 1~1.5°C 选取，这里取 1.5°C，则温差损失为 2.195°C，取 2°C。沸点温度为 86°C。

二效温差损失：

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38e^{0.05+0.045 \times 20.38} = 0.999^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (345^2/556.1) = 0.81$$

$$\Delta = \Delta a f = 0.999 \times 0.81 = 0.81^\circ\text{C}$$

管道等温度损失按 1.5°C 选取，则温差损失为 2.309°C，取 2°C。沸点温度为 74°C 三效温差损失：

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38e^{0.05+0.045 \times 24.48} = 1.2^\circ\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (333^2/563.2) = 0.748$$

$$\Delta = \Delta a f = 1.2 \times 0.748 = 0.89^\circ\text{C}$$

管道等温度损失按 1.5°C 选取，则温差损失为 2.39°C ，取 2°C 。沸点温度为： 62°C 四效温差损失：

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B} = 0.38e^{0.05+0.045 \times 30} = 1.54^{\circ}\text{C}$$

$$f = 0.0038(T^2/r) = 0.0038 \times (321^2/570.1) = 0.687$$

$$\Delta = \Delta a f = 1.54 \times 0.687 = 1.058^{\circ}\text{C}$$

管道等温度损失按 1.5°C 选取，则温差损失为 2.558°C ，取 3°C 。沸点温度为 51°C 。

沸点温度：一效沸点 86°C ；二效沸点 74°C ；三效沸点 62°C ；四效沸点 51°C （不计由于假设蒸发量分配带来温差损失的微小变化）。

（4）热量衡算

第一效热量衡算式：

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1$$

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{6923 \times 2298.24 - 33333 \times 2.8346 \times (90-86) + 1322800.105}{2267.26} \times 1.06 = 7880.396 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸二效二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算：膨胀比 $\beta = 8.076/0.3463 = 23.32$ ，压缩比 $\sigma = 0.8949/0.3463 = 2.584$ ，利用差值的方法求取，按表2-4进行差值计算，即当 $\sigma = 2.584$ 、 $\beta = 23.32$ 时有

$$\mu_1 = 0.55 + \frac{0.49 - 0.55}{2.6 - 2.4} \times (2.584 - 2.4) = 0.494$$

$$\mu_2 = 0.68 + \frac{0.58 - 0.68}{2.6 - 2.4} \times (2.584 - 2.4) = 0.588$$

$$\mu = 0.494 + \frac{0.588 - 0.494}{30 - 20} \times (23.32 - 20) = 0.525$$

取 $\mu = 0.53$ 。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中， G_0 为饱和生蒸汽量， kg/h ； D 为一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 7880.396 \text{ kg/h}$ ； μ 为喷射系数，这里按 $\mu = 0.53$ 计算。则

$$G_0 = 7880.396 / (1 + 0.53) = 5150.58 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的热量：

$$6923 \times 2298.24 = 15910715.52 \text{ kJ/h}$$

第二效热量衡算式：

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [6437 \times 556.1 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1) \times (86 - 74) + 270797.39 - \frac{7880.396 \times (96 - 84) \times 548.9}{632.9}] \times 4.187 \times 1.06 = 15891836.3 \text{ kJ/h}$$

$$15891836.3 / 15910715.52 = 0.999$$

用于一效加热的二效二次蒸汽量：

$$7880.396 - 5150.58 = 2729.816 \text{ kg/h}$$

用于三效加热的二效二次蒸气量：

$$6437 - 2729.816 = 3707.184 \text{ kg/h}$$

用于三效加热的热量：

$$3707.184 \times 2328.39 = 8631770.15 \text{ kJ/h}$$

第三效热量衡算式：

$$D_3 R_3 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p)(t_3 - t_2) + Q_3 - q_3 + q'_3$$

三效蒸发所需热量：

$$Q' = [3447 \times 563.2 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1 - 6437 \times 1) \times (74 - 60) + 270797.39 - \frac{14803.396 \times (84 - 72) \times 556.1}{628.1}] \times 4.187 \times 1.06 = 8547923.298 \text{ kJ/h}$$

$$8547923.298 / 8631770.15 = 0.99$$

用于四效加热的热量：

$$3447 \times 2358.12 = 8128439.64 \text{ kJ/h}$$

第四效热量衡算式：

$$D_4 R_4 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p - W_3 c_p)(t_4 - t_3) + Q_4 - q_4 + q'_4$$

四效蒸发所需热量：

$$Q'' = [3193 \times 570.1 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1 - 6437 \times 1 - 3447 \times 1) \times (62 - 51) + 270797.39 - \frac{18510.59 \times (72 - 60) \times 563.2}{623.2}] \times 4.187 \times 1.06 = 8108767.965 \text{ kJ/h}$$

$$8108767.965 / 8128439.64 = 998$$

从上述计算实际所需热量与前效给予的热量之比均大于或等于 99%，因此可视为热量平衡，不再试算。

(5) 各效换热面积计算

一效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里， $Q = 6923 \times 2298.24 - 33333 \times 2.8346 \times (90 - 86) = 15532772.63 \text{ kJ/h}$ ， $k = 4396.35 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{}^{\circ}\text{C})$ 。

$$F = \frac{15532772.63}{4396.35 \times (96 - 86)} = 353.31 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 9950 \text{ mm}$ (以下同)。

管子根数：

$$n = 353.31 / (0.0485 \times \pi \times 9.950) = 233.16 \text{ 根} \quad (\text{取 233 根})$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 33333 / (0.047 \times \pi \times 233) = 969 \text{ kg/(m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 6923 / 353.31 = 19.6 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h})$$

二效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 6437 \times 556.1 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1) \times (86 - 74) = 14201861.89 \text{ kJ/h}$, $k = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{14201861.89}{4187 \times (84 - 74)} = 339.2 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 339.2 / (0.0485 \times \pi \times 9.950) = 223.9 \text{ 根 (取 224 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 26410 / (0.047 \times \pi \times 224) = 798.9 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 6437 / 339.2 = 18.98 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

三效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 3447 \times 563.2 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1 - 6437 \times 1) \times (74 - 60) = 7588770.966 \text{ kJ/h}$, $k = 3349.6 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{7588770.966}{3349.6 \times (72 - 62)} = 226.56 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 226.56 / (0.0485 \times \pi \times 9.950) = 149.52 \text{ 根 (取 150 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 19973 / (0.047 \times \pi \times 150) = 902.25 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 3447 / 226.56 = 15.2 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

如果周边润湿量不足需要分双管程。

四效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 3193 \times 570.1 - (33333 \times 0.677 - 6923 \times 1 - 6437 \times 1 - 3447 \times 1) \times (62 - 51) = 7356456.21 \text{ kJ/h}$, $k = 3140.25 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{7356456.21}{3140.25 \times (60 - 51)} = 260.29 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 260.29 / (0.0485 \times \pi \times 9.950) = 171.78 \text{ 根 (取 172 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 16526 / (0.047 \times \pi \times 172) = 651 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 3193 / 260.29 = 12.27 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

总蒸发强度：

$$U = W/F = 20000 / 1179.36 = 16.96 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

经济指标：

$$V = 5150.58 / 20000 = 0.257$$

大型蒸发器的冷凝水量较大，应充分利用这部分冷凝水的余热对物料进行预热，然后再进入下道工序。冷凝水在 48℃ 排出。

(6) 冷凝器的计算

进入冷凝器的二次蒸汽所带入的热量：

$$Q = (3193 + 78.8 + 69.23 + 37.07 + 34.47) \times 2387 - 1417285.827 = 6728518.763 \text{ kJ/h}$$

按对数温差计算传热温差。

并流：48℃ → 48℃，30℃ ↗ 42℃， $\Delta t_1 = 48 - 30 = 18^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 48 - 42 = 6^\circ\text{C}$ 。

$$\Delta t = \frac{18 - 6}{\ln \frac{18}{6}} = 10.9^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{6728518.763}{4187 \times 10.9} = 147.43 \text{ m}^2$$

实际冷凝器换热面积按 1.25 倍的计算值选取，实际冷凝器的换热面积为 $F' = 1.25 \times 147.43 = 184.29 \text{ m}^2$ 。

选取换热管规格为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2 \text{ mm} \times 8500 \text{ mm}$ 。

管子数量：

$$n = 184.29 / (0.0235 \times \pi \times 8.5) = 293.8 \text{ 根} \quad (\text{取 294 根})$$

冷却水耗量：

$$W = 6728518.763 / [4.187 \times (42 - 30)] = 133.9 \text{ t/h}$$

3.8 降膜式蒸发器分程及其注意事项

降膜式蒸发器特点之一就是料液在蒸发器中受热时间短，减少受热时间无疑可以最大限度保持料液中有益元素不被破坏，从而保证产品的品质。分程是因为降膜管的周边润湿量不足，为防止结垢结焦加速或干壁现象产生，采取分程是最有效的方法之一。用以加大降膜管的周边润湿量。分不分程完全取决于料液的浓缩比、料液的特性。仅以 YNNM03-3800 型三效降膜式蒸发器在椰奶生产中的应用为例进行阐述。

一效加热温度控制在 95℃，末效蒸发温度在 50℃。采用并流加料法，末效出料，末效分四管程循环进料。采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源。采用盘管利用蒸发器壳程中蒸汽对物料进行预热，第一级采用末效二次蒸汽进行预热，余下二次蒸汽进入冷凝器被冷凝。冷凝器采用间壁列管式冷凝器。一、二、三效体全部进行保温绝热处理。其流程如图 3-9 所示。计算三效蒸发器各效换热面积及各效降膜管周边润湿量，据此考虑是否分程。

(1) 主要技术参数

物料介质：椰奶水溶液	进料质量分数：4%
水分蒸发量：3800kg/h	出料质量分数：60%

(2) 各效温度差分配

采用等温降的方法确定各效蒸发温度。本例一效加热温度控制在 95℃，末效蒸发室温

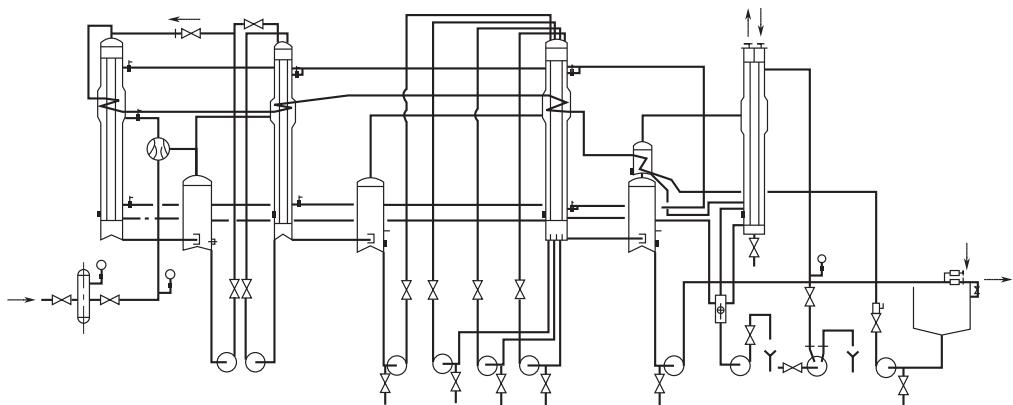


图 3-9 末效为多管程进料的三效降膜式蒸发器

度为 50°C，即 $t_3=50^{\circ}\text{C}$ ，总温度差 $\Delta T=T_0-t_3=95-50=45^{\circ}\text{C}$ 。

本例为三效蒸发器，因此 $\Delta T_3=\Delta T/3=45/3=15^{\circ}\text{C}$ 。若忽略蒸汽管道中温度损失，则：第二效的蒸发温度 $t_2=t_3+\Delta T/3=50+15=65^{\circ}\text{C}$ ；第一效的蒸发温度 $t_1=t_2+\Delta T/3=65+15=80^{\circ}\text{C}$ 。

蒸发状态参数如表 3-7 所示。

表 3-7 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7146	165	0.2725	493.5	660.0
一效加热	0.08619	95	1.982	542.1	637.2
二效加热	0.04829	80	3.408	551.3	631.3
三效加热	0.02550	65	6.201	560.2	625.2
三效蒸发	0.012578	50	12.04	569.0	619.0
冷凝器壳程	0.012578	50	12.04	569.0	616.0

(3) 物料量计算

进料量：

$$S=3800 \times 60 / (60-4)=4071 \text{ kg/h}$$

出料量：

$$S'=4071-3800=271 \text{ kg/h}$$

各效蒸发量分配(经过多次试算而得)：一效 2121kg/h；二效 874kg/h；三效 805kg/h。

各效沸点温度：一效 82°C；二效 67°C；三效 54°C(计算略)。

(4) 预热管径及换热量

管径：

$$4071/1030/3600=\frac{d^2}{4} \times \pi \times 1.2$$

$d=0.034 \text{ m}$ 取直径为 40mm，选用壁厚为 2mm 的 304 不锈钢管。

换热热量：

$$Q_1=4071 \times 0.93 \times (45-30)=56790.45 \text{ kcal/h}$$

$$Q_2=4071 \times 0.93 \times (60-45)=56790.45 \text{ kcal/h}$$

$$Q_3 = 4071 \times 0.93 \times (75 - 60) = 56790.45 \text{ kcal/h}$$

$$Q_4 = 4071 \times 0.93 \times (89 - 75) = 53004.42 \text{ kcal/h}$$

(5) 热量衡算

用于第一效加热用的蒸汽量按下式计算：

$$D = [Wr - Sc(T - t) + Q + q]/R$$

式中 D ——蒸汽耗量, kg/h;

W ——水分蒸发量, kg/h;

S ——进料量, kg/h;

c ——物料比热容, 这里按 $c = 0.93 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot \text{°C})$, 计算过程中不计由于浓度的变化引起料液比热容发生的微小变化;

T ——进料温度, °C;

t ——料液沸点温度, °C;

R ——加热蒸汽潜热, kcal/kg;

r ——二次蒸汽汽化潜热, kcal/kg;

q ——热量损失, 5%~6%, 这里按总热量的 6% 计算;

Q ——预热热量, kcal/h。

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{2121 \times 551.3 - 4071 \times 0.93 \times (89 - 82) + 53004.42}{542.1} \times 1.06 = 2338.24 \text{ kg/h}$$

由于采用热压缩技术, 经计算本例喷射系数 $\mu = 1.016$, 取 $\mu = 1$ 。

由热泵关系式：

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu) = 2338.24 / (1 + 1) = 1169.12 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$2338.24 - 1169.12 = 1169.12 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$2121 - 1169.12 = 951.88 \text{ kg/h}$$

$$951.88 \times 551.3 = 524771.44 \text{ kcal/h}$$

实际所需热量：

$$Q = [874 \times 560.2 - (4071 \times 0.93 - 2121 \times 1) \times (82 - 67) + 56790.45 - \frac{2338.24 \times (95 - 80) \times 551.3}{631.3}] \times 1.06$$

$$= 520248.96 \text{ kcal/h}$$

$$520248.96 / 524771.44 = 0.991$$

用于三效加热的热量：

$$874 \times 560.2 = 489614.8 \text{ kcal/h}$$

实际所需热量：

$$Q = [805 \times 569 - (4071 \times 0.93 - 2121 \times 1 - 874 \times 1) \times (67 - 54) + 56790.45 - \frac{3507.24 \times (80 - 65) \times 560.2}{625.2}] \times 1.06$$

$$= 484857.78 \text{ kcal/h}$$

$$484857.78/489614.8=0.99$$

从上述计算可看出热量平衡，不再试算。

(6) 蒸发器换热面积、分程计算

一效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 2121 \times 551.3 - 4071 \times 0.93 \times (89 - 82) = 1142805.09 \text{ kcal/h}$, $k = 1050 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{1142805.09}{1050 \times (95 - 82)} = 83.7 \text{ m}^2$$

选取直径为 50mm、壁厚为 1.5mm、长为 7950mm 的 SUS304 卫生级不锈钢无缝钢管作为降膜管，以下各效同。

降膜管根数：

$$n = 83.7 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 69.13 \text{ 根} \quad (\text{取 69 根})$$

降膜管上端周边润湿量：

$$G = 4071 / (0.047 \times \pi \times 69) = 399.78 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

降膜管下端周边润湿量：

$$G_1 = 1950 / (0.047 \times \pi \times 69) = 191.5 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

二效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 874 \times 560.2 - (4071 \times 0.93 - 2121 \times 1) \times (82 - 67) = 464639.35 \text{ kcal/h}$, $k = 820 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{464639.35}{820 \times (80 - 67)} = 43.6 \text{ m}^2$$

降膜管根数：

$$n = 43.6 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 36.012 \text{ 根} \quad (\text{取 36 根})$$

降膜管上端周边润湿量：

$$G = 1950 / (0.047 \times \pi \times 36) = 367 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

降膜管下端周边润湿量：

$$G_1 = 1076 / (0.047 \times \pi \times 36) = 202.53 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

三效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 805 \times 569 - (4071 \times 0.93 - 2121 \times 1 - 874 \times 1) \times (67 - 54) = 447761.61 \text{ kcal/h}$, $k = 700 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{447761.61}{700 \times (65 - 54)} = 58.15 \text{ m}^2$$

降膜管根数：

$$n = 58.15 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 48.03 \text{ 根} \quad (\text{取 48 根})$$

降膜管上端周边润湿量：

$$G = 1076 / (0.047 \times \pi \times 48) = 151.9 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

根据料液的黏度情况, 降膜管上端周边润湿量若小于或等于 $300 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$ 时就应考虑是否分程的问题。

降膜管周边润湿量严重不足, 可分四管程进料。

假设每一程降膜管为 12 根, 则: 一程降膜管上端周边润湿量 $G'_1 = 1076 / (0.047 \times \pi \times 12) = 607.58 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$; 二程降膜管上端周边润湿量 $G'_2 = 874.75 / (0.047 \times \pi \times 12) = 380.3 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$; 三程降膜管上端周边润湿量 $G'_3 = 673.5 / (0.047 \times \pi \times 12) = 382 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$; 四程降膜管上端周边润湿量 $G'_4 = 472.25 / (0.047 \times \pi \times 12) = 266.67 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$ 。

分程循环进料的原则及意义: 分不分程取决于料液周边润湿量的大小、黏度的高低以及蒸发温度对料液黏度影响的程度, 分四程进料, 末效干壁的可能性不大, 结垢结焦的速度就会减缓, 清洗间隔时间就会延长, 因此生产效率也会提高。

(7) 分程后的几个问题

① 分程后物料泵的选择问题 分程是从料液分布器至上管板用隔板按分程要求分隔开来, 下器体则是用隔板把器盖按上分程区域要求一一对应分割开来。上分程隔板是可拆卸的, 下隔板可以是焊接结构, 也可以是可拆卸的结构。

对分程一效来说关键是泵的选择, 泵输送量不能大于实际的料液量, 否则由于泵内断料引起空转导致泵泄漏甚至无法工作, 从而影响正常生产。泵出口应设置阀控制流量, 每一程计算料液量与设计料液量往往还有差距, 一般地实际料液量要比计算料液量小。一般离心泵都有余量, 不可超出工作流量, 甚至选择略小于实际料液量的泵都能满足需要。

② 料液不得残留 单管程的料液一般不会出现料液残留问题, 而多管程就不同了, 多管程下器体端盖制造相对较为复杂, 由于隔板把下器盖分成若干个区域, 因此每个小区域最易出现料液残留或死角问题。为了便于出料, 可将出料底部做成倾斜式或沟槽式结构(如图 3-9 所示)。为防止死角出现, 相隔处应有圆角过渡。隔板端部也必须倒去毛刺, 制作成圆角过渡。

③ 补偿周边润湿量的其他方法 一、二效的周边润湿量虽然不算大, 由于蒸发后浓度不算高, 不分程也不会在短时内引起结垢或结焦。为了加大一效周边润湿量, 可采取小回流的方法进行补偿。其次, 对计算后各效面积进行调整, 尽量减少末效降膜管根数。蒸发器一般都有最大生产量, 为了防止结垢或结焦加速, 可采取加大进料量的方法进行补偿。

④ 检修方便 设计多管程蒸发器要方便检修。小型蒸发器下器盖应能打开, 密封要好, 不得有泄漏现象发生。大型蒸发器要设置检修人孔或相关的手孔, 以备检修之用。

除应用过物料之外, 分程前应准确掌握料液不同浓度及温度情况下黏度的变化情况, 以便掌握蒸发器的选型或料液在蒸发过程中结垢或结焦的程度。

3.9 降膜式蒸发器节流孔板的计算及其调整对加热温度的影响

决定降膜式蒸发器温度高低的参数主要有两个, 一个是一效加热蒸汽的压力, 另一个是冷凝器的压力。但在正常使用情况下, 各效温度可在一定范围内进行微调, 这种调整即通过调换各效壳程中上下不凝性气体出口的节流孔板来完成, 从而达到某效加热或蒸发温度的需要。上下不凝性气体接口主要是为真空泵抽取不凝性气体而设置的, 节流孔板小,

加热温度高, 反之则低。仅以 CNJM03-3200 型三效降膜式蒸发器在茶粉生产中的应用为例进行阐述。

(1) 主要技术参数

物料介质: 茶浸渍液

出料质量分数: 17%~25%

进料质量分数: 3%~4%

进料温度: 20°C

出料质量分数: 17%~25%

蒸发状态参数见表 3-8。

表 3-8 蒸发状态参数

项目 \ 参数	压力/MPa	温度/°C	蒸发量分配/(kg/h)
工作蒸汽	0.7883	169	—
一效加热	0.06882	89	1785
二效加热	0.03463	72	735
三效加热	0.017653	57	680
三效蒸发	0.009771	45	—
冷凝器	0.009771	45	—

本例蒸发器的流程如图 3-10 所示。在本例蒸发系统中, 每一效都设有上下不凝性气体接管 1~6, 汇集于上下不凝性气体的总管并接于冷凝器进口。在每效上下不凝性气体接口处都装有节流孔板。节流孔板的作用是通过调换节流孔板的孔径对某效或系统加热温度进行调整。本蒸发系统采用列管间壁式冷凝器, 采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。

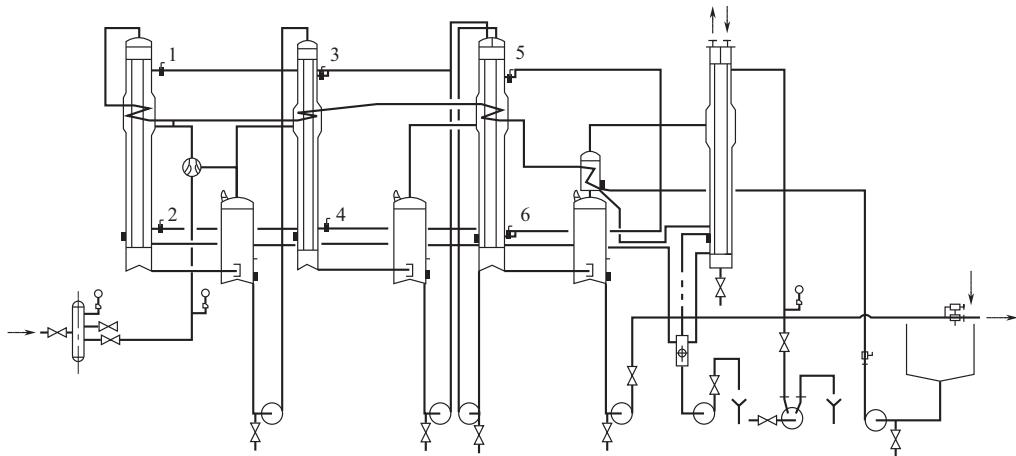


图 3-10 用于茶粉生产的 CNJM03-3200 三效降膜式蒸发器

1~6—上下不凝性气体接管

(2) 节流孔板孔径的计算

计算节流孔板的孔径实质上是计算进入真空泵的不凝性气体的量。

仅以用于茶粉生产的三效蒸发器中的第一效上下不凝性气体接口上的节流孔板为例进行计算。

真空泵吸气量:

$$G = G_1 + G_2 + G_3 + G_4$$

G_1 值的确定: G_1 是真空系统渗漏的空气量, 它可根据真空系统中设备和管道的容积

V_1 按图 2-33 查出空气最大渗漏量 G_a , 取 $G_1=2G_a$, 本例 $V_1=3.7\text{m}^3$, 末效分离器绝对压力为 0.009771MPa , 查图 2-33 得 $G_a=1.5\text{kg/h}$, 则 $G_1=2G_a=2\times1.5=3\text{kg/h}$ 。

G_2 值的确定: G_2 是蒸发过程中料液释放的不凝性气体量, 一般 G_2 很小, 可以忽略, 即 $G_2=0$ 。

G_3 值的确定: G_3 是直接式冷凝器冷却水释放溶解空气量, 如果蒸汽冷凝采用的是间接式表面冷凝器时, $G_3=0$, 本例采用的是列管式间壁冷凝器, 故 $G_3=0$ 。

G_4 值的确定: G_4 是未冷凝的蒸汽量, 取决于冷凝效果, 冷凝效果差, 这部分气体所占比例就大, 正常情况下, 采用经验值, $G_4=(0.2\% \sim 1\%)G_p$, G_p 为每小时进入冷凝器的蒸汽量, 这里 $G_4=(0.2\% \sim 1\%)G_p=0.2\%\times973.6=1.95\text{kg/h}$ (这里取小值)。则

$$G=G_1+G_2+G_3+G_4=3+0+0+1.95=4.95\text{kg/h}$$

真空泵吸气为混合气体(由溶剂蒸气和不凝性气体组成), 在标准状况下, 密度按下式计算:

$$\rho=p_0M/(8.315T)$$

式中, ρ 为标准状况下混合气体密度, kg/m^3 ; p_0 为标准状况下的大气压, kPa ; M 为摩尔质量, kg/mol ; T 为热力学温度, K 。

摩尔质量 M 按摩尔质量分率计算, 即

$$Y_1=1.95/18=0.108$$

$$Y_2=3/28.95=0.1036$$

则

$$M_1=18\times(0.108/0.213)=9.13\text{kg/mol}$$

$$M_2=28.95\times(0.1036/0.213)=14.08\text{kg/mol}$$

$$M=M_1+M_2=9.13+14.08=23.21\text{kg/mol}$$

$$\rho=p_0M/(8.315T)=101.3\times23.21/(8.315\times273)=1.036\text{kg/m}^3$$

真空泵吸气量计算: 真空泵吸气量应换算成真空泵吸入状态的体积, 其体积按下式计算, 即

$$V=(G/\rho)[(273+t)p_0/(273p)]$$

式中 V ——真空泵每小时吸气量, m^3/h ;

p ——真空泵吸入压力, MPa ;

t ——真空泵吸入状态温度, $^{\circ}\text{C}$, 取冷凝状态温度。则

$$V=(G/\rho)[(273+t)p_0/(273p)]=(4.95/1.036)\times[(273+45)\times0.1013/(273\times0.009771)]=57.72\text{m}^3/\text{h}$$

上下节流孔板孔径计算(不凝性气体流速按 $45\sim50\text{m/s}$ 选取):

$$(57.72/2)/3600=\frac{d^2}{4}\times\pi\times50$$

$$d=0.014\text{m}$$

(3) 节流孔板的调整对各效温度的影响

节流孔板孔径变小, 壳程中压力在一定范围内会升高, 调节其中一效节流孔板, 其他效蒸发参数也会随之发生变化。上述计算是按上下节流孔板孔径相等原则计算而得, 实际上, 每效上下节流孔板的孔径是不一样的, 一般情况下, 下大于上不凝气节流孔板的孔径。

一效大于二效节流孔板孔径，三效上下节流孔板孔径与一效接近。如要提高一效壳程温度，则要把一效上下节流孔板孔径变小，直至达到所需要的温度为止。计算完毕，生产时要制出与之相邻孔径的几块孔板，以备调试更换。

节流孔板孔径过大的弊端是对于蒸汽直接加热的一效来说加热温度提高缓慢，蒸发温度提高也缓慢，由此引起次效的加热温度也随之降低，一部分蒸汽的热能就会被真空泵消耗并带入到冷凝器中，导致热效率降低，因此也就不节能。另外，真空泵选择应合适，吸气量不能过大，当蒸汽压力一定时，壳程真空度越高往往热效率越低。

节流孔板不但能够调节各效的加热温度，而且能够使蒸发器在合理的热力状态下进行工作，进而起到节能降耗的作用。真空泵吸气量过大势必会造成蒸发器壳程温度过低，过低的加热温度不利于蒸发，也不节能，根据蒸发的需要，在满足蒸发温度的情况下尽量不在低温下加热。需要注意的是，节流孔板对蒸发参数的调节只是在一定的很小的范围内微调，超过此范围调节势必会影响蒸发的正常进行。

3.10 料液置换水与水置换料液

降膜式蒸发器不同于其他形式的蒸发器，料液都是在高于或等于沸点温度进料的。高于或等于沸点温度直接进料的很少，大都是在常温甚至低温下进料。因此，在料液蒸发前都要经过逐级预热使料液温度达到、接近或超过沸点温度后方可降膜蒸发。预热分为体内与体外两种方式，预热器的型式有盘管预热、列管预热、板式换热器预热等。由于预热器的存在，生产结束或生产开始这些预热装置中都会不同程度地残留一定料液或水，此外一些进料管道中也存留一定料液或水，为此每个生产班次结束或每个生产班次开始都要进行料液及水的置换。仅以 RNJM01-1250 型单效降膜式蒸发器(手动操作，如图 3-11 所示)在液态奶生产中的应用为例阐述料液的置换与水的置换过程。

(1) 主要技术参数

介质：牛奶	蒸发器壳程温度：84~87℃
生产能力：1250kg/h	蒸发温度：56~65℃
进料温度：5℃	冷却水(采用冰水)进入温度：5℃(排水温度控制在 28℃)
进料质量分数：11.5%	
出料质量分数：13.4%	装机容量：17.5kW

(2) 料液置换水与水置换料液

① 料液置换水 是指进料前以水代料进行蒸发，然后料液将水置换出的过程。进水开始，当水构成循环，启动真空泵抽真空，当分离器的真空度达到约 0.07 MPa 时依次缓慢打开蒸发器蒸汽阀及杀菌器蒸汽阀，当达到表 3-9 所示蒸发参数时(观察平衡缸内直至无水)，可开启进料阀，关闭给水阀，此时料液已进入置换水的过程，当管道、预热器中的水完全被置换到分离器，对于手动控制可根据物料特性如料液颜色、浓度及黏度的变化在分离器视镜口观察或在出料管道取样检测水溶液的浓度变化，然后决定是否将水排放掉，如果确定不可排放则可将排水阀关闭或切换至平衡缸内循环或直接将料液打入到下道工序，然后设备即进入正常的生产状态。对于自动控制可在 PLC

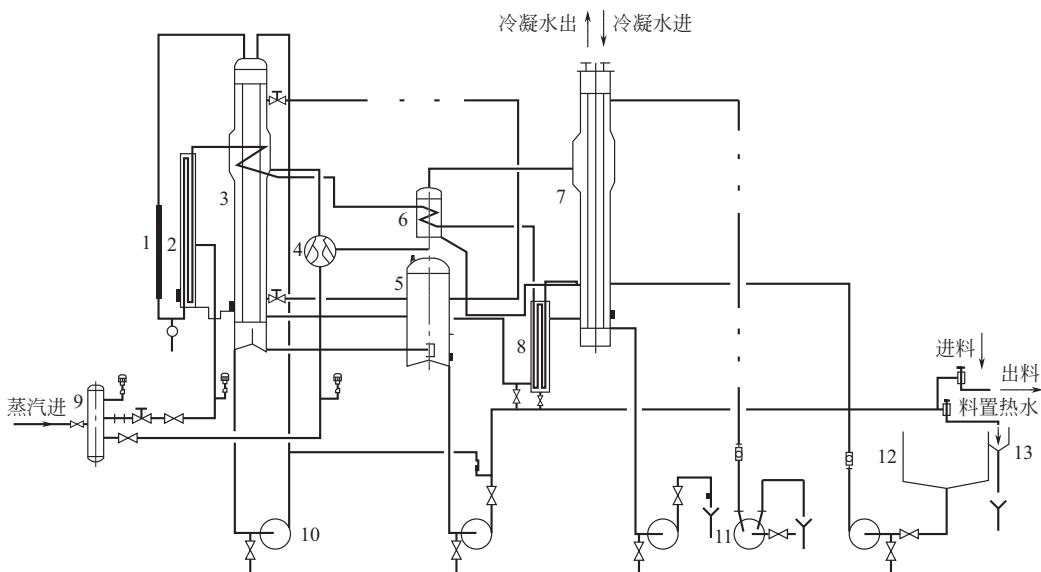


图 3-11 RNJM01-1250 型单效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—蒸发器；4—热泵；5—分离器；6，8—预热器；7—冷凝器；9—分汽缸；10—泵；11—真空泵；12—平衡缸；13—排水缸

触摸屏设置水溶液最低密度值，根据质量流量计的检测与设定密度值比对一致后由 PLC 发出指令继续排水或是关闭排水阀。

表 3-9 蒸发状态参数

项目	参数	压力/MPa	温度/℃
工作蒸汽		0.63~0.7	166~170
蒸发器加热		-0.038~-0.042	85~87
蒸发		-0.076~-0.0845	56~65
冷凝器(壳程)		-0.096~-0.097	28~32
杀菌		-0.046~-0.06	76~84
杀菌壳程压力(不高于)		0.022	105

② 水置换料液 是指生产结束，以水将设备内残存料液置换出的过程，也是设备水洗的开始。其操作过程为：关闭进料阀（观察平衡缸直至无料），开启进水阀，依次关闭蒸发器及杀菌器蒸汽阀，关掉真空泵，破坏系统真空，对于手动控制也是根据物料特性如料液颜色、浓度及黏度的变化，在分离器视镜口观察或在出料管道取样检测水溶液的浓度变化，然后决定最后稀料是否排放掉。对于自动控制其检测方法与上述一致，即可在 PLC 触摸屏设置料液最低密度值，经过质量流量计的检测，比对后由 PLC 发出指令继续排放或是关掉排料阀。

无论是单效还是多效，也无论是手动操作还是自动控制，生产开始或生产结束都要进行料液置换水与水置换料液的操作。即便是沸点进料的无预热的降膜式蒸发器其进出料管道中也或多或少残存料液，生产结束时也必须将管道中的料液置换出。水置换出的料液可直接进入下道工序。

第 4 章

降膜式蒸发器有无热压缩蒸汽耗量的比较

热泵作为节能技术在降膜式蒸发器中已是成熟的技术并取得了良好的经济效益及社会效益。采用热压缩技术即热泵抽吸二次蒸汽在单效、双效、三效及多效降膜式蒸发器中理论上究竟能节省多少生蒸汽，现以 RNJM01-1200 型单效、RNJM02-1200 型双效、RNJM03-3600 型三效及 RNJM04-8000 型四效蒸发器在奶粉生产中的应用为例进行理论计算比较。

4.1 单效降膜式蒸发器有无热泵的比较

以 RNJM01-1200 型单效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例进行理论计算比较(以下同)，其结构如图 4-1 所示，主要由蒸发器、分离器、物料预热器、热泵、杀菌器、冷凝器、物料泵、真空泵及平衡缸等组成。

(1) 主要技术参数

物料介质为牛奶，水分蒸发量为 1200kg/h，料液比热容按 $3.8939\text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$ 计算，进料质量分数为 11.5%，进料温度为 5°C，出料质量分数为 38%~40%，热损失按 6% 计入。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 4-1。

表 4-1 蒸发状态参数

项目 \ 参数	压力/(\text{kgf}/\text{cm}^2)	温度/°C	比体积/(m^3/kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	8.076	170	0.2426	489.5	661.3
杀菌	1.2318	105	1.419	535.8	640.9
一效加热	0.6372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.2550	65	6.201	560.2	625.2
冷凝器	0.2550	65	6.201	560.2	625.2

进料量：

$$S = 1200 \times 40 / (40 - 11.5) = 1684.2 \text{ kg/h} \text{ (取 } 1684 \text{ kg/h)}$$

出料量：

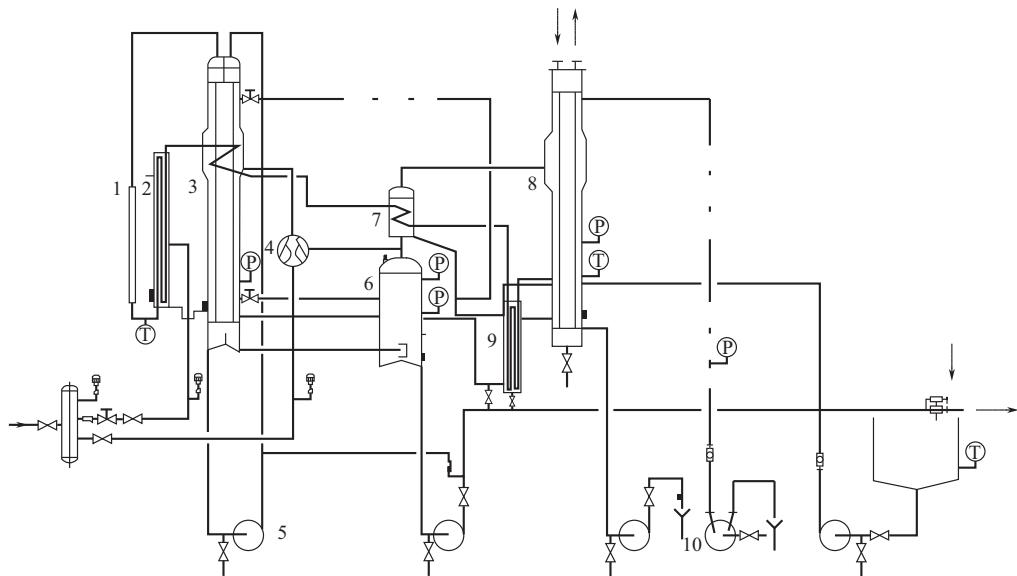


图 4-1 RNJM01-1200 型单效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—蒸发器；4—热泵；5—泵；
6—分离器；7, 9—预热器；8—冷凝器；10—真空泵

$$S' = 1684 - 1200 = 484 \text{ kg/h}$$

(2) 物料预热计算

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化 (以下计算同)。

本蒸发系统的预热分三段预热加一个杀菌器 (可视为预热段)。

$$Q_1 = 1684 \times 3.8939 \times (45 - 5) = 262293.1 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 1684 \times 3.8939 \times (55 - 25) = 196719.828 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 1684 \times 3.8939 \times (73 - 55) = 118031.897 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 1684 \times 3.8939 \times (90 - 73) = 111474.57 \text{ kJ/h}$$

(3) 热量衡算

蒸发量为 1200kg/h, 沸点为 68℃ (计算略)。

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{[1200 \times 2345.557 - 1684 \times 3.8939 \times (90 - 68) + 118031.897 - \frac{49.69 \times 4.187 \times (105 - 87) \times 2290.71}{2654.977}] \times 1.06}{2290.71}$$

$$= 1288.82 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算：

膨胀比 $\beta = 8.076 / 0.255 = 31.67$, 压缩比 $\sigma = 0.6372 / 0.255 = 2.499$, 利用差值方法求取, 按表 2-4 进行差值计算, 即当 $\sigma = 2.499$ 、 $\beta = 31.67$ 时, 有

$$\mu_1 = 0.68 + \frac{0.58 - 0.68}{2.6 - 2.4} \times (2.499 - 2.4) = 0.6305$$

$$\mu_2 = 0.72 + \frac{0.65 - 0.72}{2.6 - 2.4} \times (2.499 - 2.4) = 0.685$$

$$\mu = 0.6305 + \frac{0.685 - 0.6305}{30 - 20} \times (31.67 - 30) = 0.6396 \quad (\text{取 } \mu = 0.64)$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸汽量, kg/h;

D ——一效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 1288.82\text{kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu = 0.64$ 。则

$$G_0 = 1288.82 / (1 + 0.64) = 785.87\text{kg/h}$$

蒸发所需蒸汽总量:

$$G'_0 = 785.87 + 49.69 = 835.56\text{kg/h}$$

经济指标:

$$V = 835.56 / 1200 = 0.696$$

如果不设有热泵, 蒸汽耗量即为一效加热蒸汽的耗量 1276.69kg/h 。

蒸发所需蒸汽总量:

$$G''_0 = 1276.69 + 49.68 = 1326.37\text{kg/h}$$

经济指标:

$$V = 1326.37 / 1200 = 1.105$$

有热泵节省蒸汽量:

$$G'''_0 = 1326.37 - 835.56 = 490.81\text{kg/h}$$

4.2 双效降膜式蒸发器有无热泵的比较

(1) 主要技术参数

物料介质为牛奶, 水分蒸发量为 1200kg/h , 料液比热容按 $3.89394\text{kJ/(kg}\cdot\text{°C)}$ 计算, 进料质量分数为 11.5% , 进料温度为 5°C , 出料质量分数为 $38\% \sim 40\%$, 热损失按 6% 计入。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 4-2。

表 4-2 蒸发状态参数

参数 项目	压力/ kgf/cm^2	温度/ $^{\circ}\text{C}$	比体积/ (m^3/kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	8.076	170	0.2426	489.5	661.3
杀菌	1.2318	105	1.419	535.8	640.9
一效加热	0.6372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.3463	72	4.655	556.1	628.1
二效蒸发	0.13216	51	11.50	568.4	619.4
冷凝器	0.13216	51	11.50	568.4	619.4

进料量:

$$S = 1200 \times 40 / (40 - 11.5) = 1684.2\text{kg/h} \quad (\text{取 } 1684\text{kg/h})$$

出料量:

$$S' = 1684 - 1200 = 484\text{kg/h}$$

(2) 物料预热计算

以 RNJM02-1200 型双效降膜式蒸发器在奶粉中的生产应用为例进行理论计算比较(以下同)其结构如图 4-2 所示, 主要由一、二效蒸发器及分离器、物料预热器、热泵、杀菌器、冷凝器、物料泵、真空泵、平衡缸等组成。

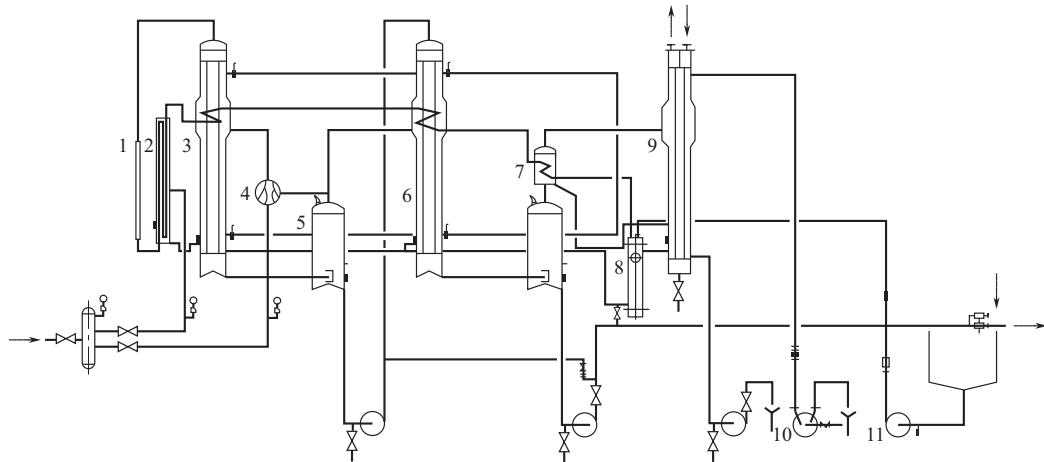


图 4-2 RNJM02-1200 型双效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；
6—二效蒸发器；7, 8—预热器；9—冷凝器；
10—真空泵；11—物料泵

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化(以下计算同)。

本蒸发系统的预热分四段预热加一个杀菌器(可视为预热)。

$$Q_1 = 1684 \times 3.8939 \times (20-5) = 98359.914 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 1684 \times 3.8939 \times (45-20) = 163933.19 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 1684 \times 3.8939 \times (60-45) = 98359.914 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 1684 \times 3.8939 \times (75-60) = 98359.914 \text{ kJ/h}$$

$$Q_5 = 1684 \times 3.8939 \times (90-75) = 98359.914 \text{ kJ/h}$$

(3) 热量衡算

蒸发量分配: 一效 851kg/h; 二效 349kg/h(由热平衡多次试算而得)。

沸点温度: 一效沸点 74°C; 二效沸点 54°C(计算略)。

用于一效加热的蒸汽耗量:

$$D = \frac{851 \times 2328.39 - 1684 \times 3.8939 \times (90-74) + 98359.914 - \frac{43.8 \times 4.187 \times (105-87) \times 2290.71}{2654.977}}{2290.71} \times 1.06 \\ = 912.55 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算: 膨胀比 $\beta = 8.076/0.3463 = 23.32$, 压缩比 $\sigma = 0.6372/0.3463 = 1.84$, 利用差值的方法求取, 按表 2-4 进行差值计算, 即当 $\sigma = 1.84$ 、 $\beta = 23.32$ 时, 有

$$\mu_1 = 1.11 + \frac{0.87 - 1.11}{2.0 - 1.8} \times (1.84 - 1.8) = 1.062$$

$$\mu_2 = 1.23 + \frac{0.98 - 1.23}{2.0 - 1.8} \times (1.84 - 1.8) = 1.18$$

$$\mu = 1.062 + \frac{1.18 - 1.062}{30 - 20} \times (23.32 - 20) = 1.101$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸汽量, kg/h;

D ——一效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 912.55\text{kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu = 1.101$ 。则

$$G_0 = 912.55 / (1 + 1.101) = 434.34\text{kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量:

$$912.55 - 434.34 = 478.21\text{kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量:

$$851 - 478.21 = 372.79\text{kg/h}$$

$$372.79 \times 2328.39 = 868000.51\text{kJ/h}$$

蒸发器所需热量:

$$Q = [349 \times 568.4 - (1684 \times 0.93 - 851 \times 1) \times (74 - 54) + 23491.74 - \frac{956.35 \times (87 - 72) \times 556.1}{628.1} \times] 4.187 \times 1.06$$

$$= 864832\text{kJ/h}$$

蒸发所需蒸汽总量:

$$G'_0 = 434.34 + 43.8 = 478.14\text{kg/h}$$

经济指标:

$$V = 478.14 / 1200 = 0.398$$

如果不设有热泵, 蒸汽耗量即为一效加热蒸汽的耗量 663.66kg/h 。

蒸发所需蒸汽总量:

$$G''_0 = 663.66 + 43.8 = 707.46\text{kg/h}$$

经济指标:

$$V = 707.46 / 1200 = 0.58$$

有热泵节省蒸汽量:

$$G'''_0 = 707.46 - 478.14 = 229.32\text{kg/h}$$

4.3 三效降膜式蒸发器有无热泵的比较

(1) 主要技术参数

物料介质为牛奶, 水分蒸发量为 3600kg/h , 料液比热容按 $3.8939\text{kJ/(kg}\cdot\text{°C)}$ 计算, 进料质量分数为 11.5% , 进料温度为 5°C , 出料质量分数为 $38\% \sim 40\%$, 热损失按 6%

计人。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 4-3。

表 4-3 蒸发状态参数

项目 \ 参数	压力/(kgf/cm ²)	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	8.076	170	0.2426	489.5	661.3
杀菌	1.2318	105	1.419	535.8	640.9
一效加热	0.6372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.3463	72	4.655	556.1	628.1
二效蒸发	0.17653	57	8.757	565.0	622.0
三效蒸发	0.09771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器	0.09771	45	15.28	571.8	616.8

进料量：

$$S = 3600 \times 40 / (40 - 11.5) = 5052.63 \text{ kg/h} \text{ (取 } 5053 \text{ kg/h)}$$

出料量：

$$S' = 5053 - 3600 = 1453 \text{ kg/h}$$

(2) 物料预热计算

以 RNJM03-3600 型三效降膜式蒸发器在奶粉中的生产应用为例进行理论计算比较(以下同)，其结构如图 4-3 所示，主要由一、二、三效蒸发器及分离器、物料预热器、热泵、杀菌器、保持管、冷凝器、物料泵、真空泵、平衡缸等组成。

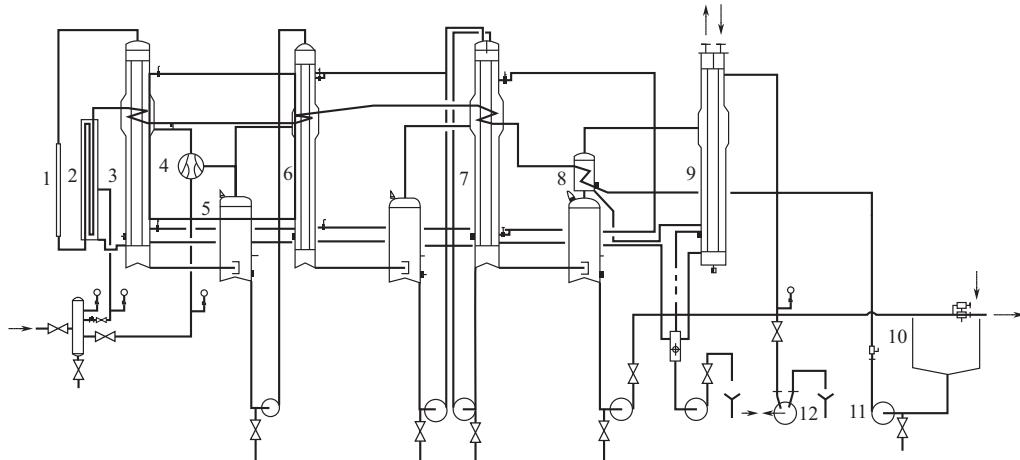


图 4-3 RNJM03-3600 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；6—二效蒸发器；
7—三效蒸发器；8—预热器；9—冷凝器；10—平衡缸；11—物料泵；12—真空泵

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化(以下计算同)。

本蒸发系统的预热分四段预热加一个杀菌器(可视为预热)。

$$Q_1 = 5053 \times 3.8939 \times (40 - 5) = 688655.685 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 5053 \times 3.8939 \times (52 - 40) = 236110.52 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 5053 \times 3.8939 \times (65 - 52) = 255786.397 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 5053 \times 3.8939 \times (79 - 65) = 275462.274 \text{ kJ/h}$$

$$Q_5 = 5053 \times 3.8939 \times (90 - 79) = 216434.644 \text{ kJ/h}$$

(3) 热量衡算

蒸发量分配：一效 1990kg/h；二效 828kg/h；三效 782kg/h(由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数：一效 55.33%；二效 22.97%；三效 21.7%。

沸点温度：一效沸点 74°C；二效沸点 59°C；三效 48°C(计算略)。

一效的热量衡算式：

$$D_1 R_1 = W_1 r_1 + Sc(t_1 - t_0) + Q_1 - q_1 + q'_1$$

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{1990 \times 2328.39 - 5053 \times 3.8939 \times (90 - 74) + 275462.274 - \frac{96.48 \times 4.187 \times (105 - 87) \times 2290.71}{2654.977}}{2290.71} \times 1.06 \\ = 2122.98 \text{ kg/h (取 2123 kg/h)}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中， G_0 为饱和生蒸汽量，kg/h； D 为一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 2123 \text{ kg/h}$ ； μ 为喷射系数，这里 $\mu = 1.101$ 。则

$$G_0 = 2123 / (1 + 1.101) = 1010.47 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$2123 - 1010.47 = 1112.53 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$1990 - 1112.53 = 877.47 \text{ kg/h}$$

$$877.47 \times 2328.39 = 2043092.373 \text{ kJ/h}$$

二效的热量衡算式：

$$D_2 R_2 = W_2 r_2 + (Sc - W_1 c_p)(t_2 - t_1) + Q_2 - q_2 + q'_2$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [828 \times 565 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1) \times (74 - 59) + 61090.613 -$$

$$\frac{2219.48 \times (87 - 72) \times 556.1}{628.1}] \times 4.187 \times 1.06 = 2036234.9 \text{ kJ/h}$$

$$2036234.9 / 2043092.373 = 0.996$$

用于三效加热的热量：

$$828 \times 2365.655 = 1958762.34 \text{ kJ/h}$$

三效的热量衡算式：

$$D_3 R_3 = W_3 r_3 + (Sc - W_1 c_p - W_2 c_p)(t_3 - t_2) + Q_3 - q_3 + q'_3$$

三效蒸发所需热量：

$$Q = [782 \times 571.8 - (5053 \times 0.93 - 1990 \times 1 - 828 \times 1) \times (59 - 48) + 56391.335 -$$

$$\frac{3096.95 \times (72 - 57) \times 565}{622}] \times 4.187 \times 1.06 = 1955690.798 \text{ kJ/h}$$

$$1955690.798 / 1958762.34 = 0.998$$

不再试算。

蒸发所需蒸汽总量：

$$G'_0 = 1010.47 + 96.48 = 1106.95 \text{ kg/h}$$

经济指标：

$$V = 1106.95 / 3600 = 0.307$$

如果不设有热泵，蒸汽耗量即为一效加热蒸汽的耗量 1349.4kg/h。

蒸发所需蒸汽总量：

$$G''_0 = 1349.4 + 96.48 = 1445.88 \text{ kg/h}$$

经济指标：

$$V = 1445.88 / 3600 = 0.402$$

有热泵节省蒸汽量：

$$G'''_0 = 1349.4 - 1106.95 = 242.45 \text{ kg/h}$$

4.4 四效降膜式蒸发器有无热泵的比较

(1) 主要技术参数

物料介质为牛奶，水分蒸发量为 8000kg/h，料液比热容按 $3.8939 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{C}^\circ\text{)}$ 计算，进料质量分数为 11.5%，进料温度为 5°C，出料质量分数为 38%~40%，热损失按 6% 计入。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 4-4。

表 4-4 蒸发状态参数

参数 项目	压力/(kgf/cm ²)	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	8.076	170	0.2426	489.5	661.3
杀菌	1.2318	105	1.419	535.8	640.9
一效加热	0.7110	90	2.361	545.2	635.2
一效蒸发	0.4637	79	3.54	551.9	630.9
二效蒸发	0.3043	69	5.255	557.9	626.9
三效蒸发	0.17653	57	8.757	565	622
四效蒸发	0.09771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器	0.09771	45	15.28	571.8	616.8

进料量：

$$S = 8000 \times 40 / (40 - 11.5) = 11228.07 \text{ kg/h (取 11228 kg/h)}$$

出料量：

$$S' = 11228 - 8000 = 3228 \text{ kg/h}$$

(2) 物料预热计算

以 RNJM04-8000 型四效降膜式蒸发器在奶粉中的生产应用为例进行理论计算比较(以下同)，其结构如图 4-4 所示，主要由一、二、三、四效蒸发器、分离器、物料预热器、热

泵、杀菌器、保持管、冷凝器、物料泵、真空泵、平衡罐等组成。

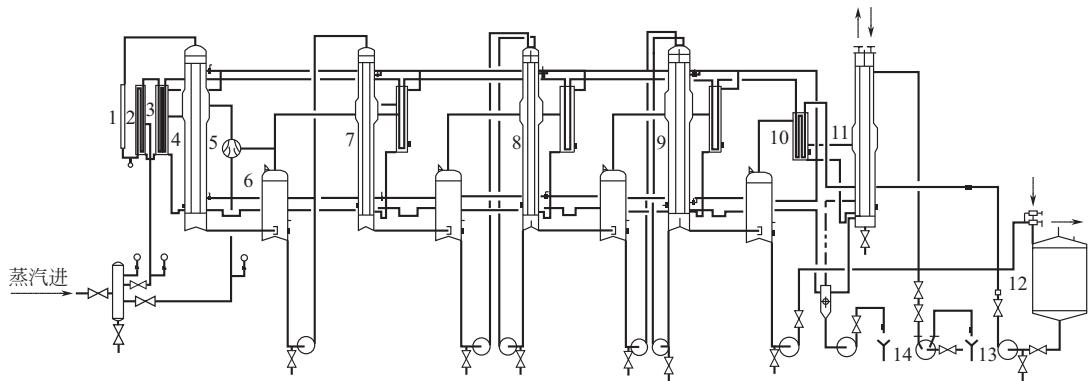


图 4-4 RNJM04-8000 型四效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3, 10—预热器；4—一效蒸发器；5—热泵；
6—分离器；7—二效蒸发器；8—三效蒸发器；9—四效蒸发器；
11—冷凝器；12—平衡罐；13—物料泵；14—真空泵

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化（以下计算同）。

本蒸发系统的预热分五段预热加一个杀菌器（可视为预热）。

$$Q_1 = 11228 \times 3.8939 \times (40-5) = 1530224.82 \text{ kJ/h}$$

$$Q_2 = 11228 \times 3.8939 \times (52-40) = 524648.51 \text{ kJ/h}$$

$$Q_3 = 11228 \times 3.8939 \times (64-52) = 524648.51 \text{ kJ/h}$$

$$Q_4 = 11228 \times 3.8939 \times (74-64) = 437207.09 \text{ kJ/h}$$

$$Q_5 = 11228 \times 3.8939 \times (84-74) = 437207.09 \text{ kJ/h}$$

$$Q_6 = 11228 \times 3.8939 \times (92-84) = 349765.67 \text{ kJ/h}$$

（3）热量衡算

蒸发量分配：一效 4240kg/h；二效 1361.5kg/h；三效 1245.5kg/h；四效 1153kg/h（由热平衡多次试算而得）。

各效占总蒸发量质量分数：一效 52.9%；二效 17.2%；三效 15.7%；四效 14.2%。

沸点温度：一效沸点 81℃；二效沸点 71℃；三效沸点 59℃；四效沸点 48℃（计算略）。

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{4240 \times 2310.81 - 11228 \times 3.8939(92-81) + 437207.09 - \frac{155.9 \times 4.187 \times (105-90) \times 2282.75}{2659.58}}{2282.75} \times 1.06 \\ = 4525.44 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算：膨胀比 $\beta = 8.076/0.4637 = 17.42$ ，压缩比 $\sigma = 0.711/0.4637 = 1.533$ ，利用差值的方法求取，按表 2-4 进行差值计算，即当 $\sigma = 1.533$ 、 $\beta = 17.42$ 时，有

$$\mu_1 = 1.98 + \frac{1.32 - 1.98}{1.6 - 1.4} \times (1.533 - 1.4) = 1.541$$

$$\mu_2 = 2.11 + \frac{1.45 - 2.11}{1.6 - 1.4} \times (1.533 - 1.4) = 1.6711$$

$$\mu = 1.541 + \frac{1.671 - 1.541}{20 - 15} \times (17.42 - 15) = 1.604 \text{ (取 } \mu = 1.6)$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸汽量, kg/h;

D ——一效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 4525.44 \text{ kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu = 1.6$ 。则

$$G_0 = 4525.44 / (1 + 1.6) = 1740.55 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$4525.44 - 1740.55 = 2784.89 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$4240 - 2784.89 = 1455.11 \text{ kg/h}$$

$$1455.11 \times 2310.81 = 3362482.74 \text{ kJ/h}$$

二效蒸发所需热量:

$$Q = [1361.5 \times 557.9 - (11228 \times 0.93 - 4240 \times 1) \times (81 - 71) + 104420.13 - \frac{4681.34 \times (90 - 79) \times 551.9}{630.9}] \times 4.187 \times 1.06 = 3359439.2 \text{ kJ/h}$$

$$3359439.2 / 3362482.74 = 0.999$$

用于三效加热的热量:

$$1361.5 \times 2335.93 = 3180368.695 \text{ kJ/h}$$

三效蒸发所需热量:

$$Q' = [1245.5 \times 565 - (11228 \times 0.93 - 4240 \times 1 - 1361.5 \times 1) \times (71 - 59) + 125304.158 - \frac{6136.45 \times (79 - 69) \times 557.9}{626.9}] \times 4.187 \times 1.06 = 3179162.611 \text{ kJ/h}$$

$$3179162.611 / 3180368.695 = 0.999$$

用于四效加热的热量:

$$1245.5 \times 2365.655 = 2946423.3 \text{ kJ/h}$$

四效蒸发所需热量:

$$Q'' = [1153 \times 571.8 - (11228 \times 0.93 - 4240 \times 1 - 1361.5 \times 1 - 1245.5 \times 1) \times (59 - 48) + 125304.158 - \frac{7497.95 \times (69 - 57) \times 565}{622}] \times 4.187 \times 1.06 = 2943933.692 \text{ kJ/h}$$

$$2943933.692 / 2946423.3 = 0.999$$

不再试算。

蒸发所需蒸汽总量:

$$G'_0 = 1740.55 + 155.9 = 1896.45 \text{ kg/h}$$

经济指标:

$$V = 1896.45 / 8000 = 0.237$$

如果不设有热泵, 蒸汽耗量即为一效加热蒸汽的耗量 2379.4 kg/h。

蒸发所需蒸汽总量:

$$G''_0 = 2379.4 + 155.9 = 2535.3 \text{ kg/h}$$

经济指标:

$$V = 2535.3 / 8000 = 0.316$$

有热泵节省蒸汽量：

$$G''_0 = 2535.3 - 1896.45 = 638.85 \text{ kg/h}$$

从上述计算比较可看出采用热压缩技术节能效果显著，此外采用多效降膜式蒸发器节能效果更加显著。因此，应根据处理量大小，浓缩后料液浓度的高低（即浓缩比的大小，浓缩比是指浓缩后料液浓度与浓缩前料液浓度之比），最重要的是节能多少及物料特性综合考虑并确定出究竟采用几效进行蒸发。从上述计算可看出，由于采用了蒸汽杀菌，也使蒸汽耗量增加。

4.5 四效降膜式蒸发器热压缩不同效二次蒸汽的比较

（1）主要技术参数

物料介质为牛奶，水分蒸发量为 10000kg/h，料液比热容按 $0.93 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot \text{°C})$ 计算，进料质量分数为 11.5%，进料温度为 5°C，出料质量分数为 40%~45%，热损失按 6% 计入。物料利用蒸发器壳程蒸汽及末效二次蒸汽进行预热，经过五级预热使物料温度预热至 82°C，杀菌采用蒸汽直接式杀菌方法，杀菌温度为 92°C，使用蒸汽压力为 0.123MPa，杀菌后经过闪蒸脱臭将加入蒸汽去除，然后进入蒸发器蒸发，料液进入蒸发器温度为 82°C。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 4-5。

表 4-5 蒸发状态参数

参数 项目	压力/(\text{kgf}/\text{cm}^2)	温度/°C	比体积/(m^3/kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
进汽	7.146	165	0.2725	493.5	660.0
杀菌	—	92	2.2	543.9	635.9
一效加热	0.6372	87	2.629	547.1	634.1
一效蒸发	0.3313	75	4.133	554.3	629.3
二效蒸发	0.2330	63	6.749	561.4	624.4
三效蒸发	0.14574	53	10.49	567.3	620.3
四效蒸发	0.09771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器	0.09771	45	15.28	571.8	616.8

进料量：

$$S = 10000 \times 45 / (45 - 11.5) = 11688.3 \text{ kg/h} \quad (\text{取 } 11688 \text{ kg/h})$$

出料量：

$$S' = 11688 - 10000 = 1688 \text{ kg/h}$$

（2）物料预热计算

蒸发器结构如图 4-5 所示，主要由一、二、三、四效蒸发器、分离器、物料预热器、热泵、杀菌器、闪蒸器、保持管、冷凝器、物料泵、真空泵、平衡缸等组成。

本计算不计蒸发过程中料液比热容的微小变化（以下计算同）。

本蒸发系统的预热分五段预热加一个直接式杀菌系统。

$$Q_1 = 11688 \times 0.93 \times (40 - 5) = 380444.4 \text{ kcal/h}$$

$$Q_2 = 11688 \times 0.93 \times (48 - 40) = 86958.72 \text{ kcal/h}$$

$$Q_3 = 11688 \times 0.93 \times (58 - 48) = 108698.4 \text{ kcal/h}$$

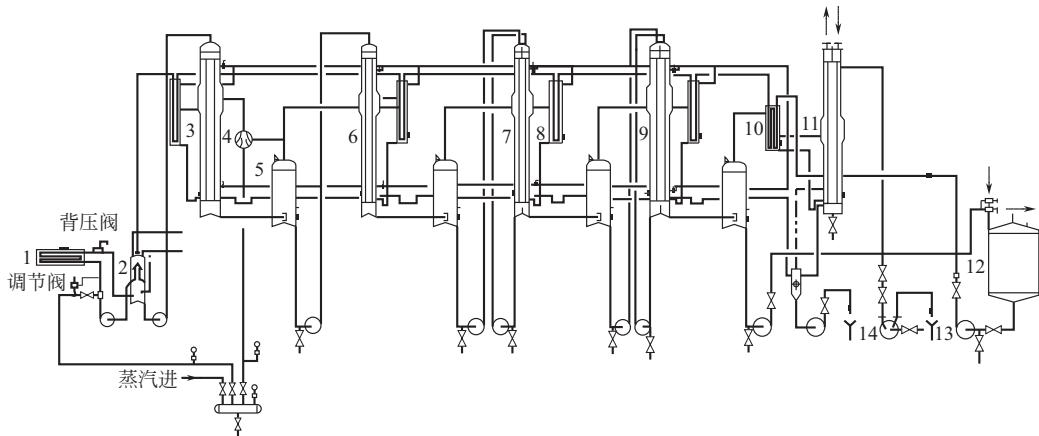


图 4-5 RNJM04-10000 型四效降膜式蒸发器

1—保持管；2—闪蒸器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；6—二效蒸发器；
7—三效蒸发器；8, 10—预热器；9—四效蒸发器；11—冷凝器；
12—平衡罐；13—物料泵；14—真空泵

$$Q_4 = 11688 \times 0.93 \times (67 - 58) = 97828.56 \text{ kcal/h}$$

$$Q_5 = 11688 \times 0.93 \times (82 - 67) = 163047.6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_6 = 11688 \times 0.93 \times (92 - 82) = 108698.4 \text{ kcal/h}$$

料液经过直接式杀菌所消耗的蒸汽量的计算：物料由 82℃ 经过杀菌后温度 92℃，蒸汽加热温度为 105℃。

$$G_0 = \frac{c(t_2 - t_1)S}{i - ct_2}$$

式中 G_0 ——蒸汽耗量, kg/h;

t_1, t_2 ——料液加热前后温度, 这里 $t_1 = 82^\circ\text{C}$, $t_2 = 92^\circ\text{C}$;

S ——处理量, 这里 $S = 11688 \text{ kg/h}$;

i ——蒸汽热焓, 这里 $i = 2683.448 \text{ kJ/kg}$;

c ——比热容, 这里 $c = 3.8939 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

则蒸汽耗量为

$$G_0 = \frac{3.8939 \times (92 - 82) \times 11688}{2683.448 - 3.8939 \times 92} = 195.73 \text{ kg/h}$$

将经过直接杀菌后的料液中的蒸汽增加量通过闪急蒸发器将其去除, 按等量计算, 闪蒸后的二次蒸汽直接被系统真空泵抽除不再作为蒸发器加热热源考虑(以下同)。

(3) 热量衡算

热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源, 如图 4-5 所示。

蒸发量分配: 一效 5063kg/h; 二效 1743kg/h; 三效 1641kg/h; 四效 1553kg/h(由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数: 一效 50.63%; 二效 17.43%; 三效 16.41%; 四效 15.53%。

沸点温度: 一效沸点 77℃; 二效沸点 65℃; 三效沸点 55℃; 四效沸点 48℃(计算略)。

用于一效加热的蒸汽耗量:

$$D = \frac{5063 \times 554.3 - 11688 \times 0.93 \times (82-77) + 163047.6}{547.1} \times 1.06 = 5648 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算：膨胀比 $\beta = 7.146/0.3913 = 18.26$ ，压缩比 $\sigma = 0.6372/0.3913 = 1.628$ ，利用差值的方法求取，按表 2-4 进行差值计算，即当 $\sigma = 1.628$ 、 $\beta = 18.26$ 时，有

$$\mu_1 = 1.32 + \frac{1-1.32}{1.8-1.6} \times (1.628-1.6) = 1.275$$

$$\mu_2 = 1.45 + \frac{1.11-1.45}{1.8-1.6} \times (1.628-1.6) = 1.402$$

$$\mu = 1.275 + \frac{1.402-1.275}{20-15} \times (18.26-15) = 1.3578 \quad (\text{取 } \mu = 1.35)$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D/(1+\mu)$$

式中， G_0 为饱和生蒸汽量，kg/h； D 为一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 5648 \text{ kg/h}$ ； μ 为喷射系数，为安全考虑这里 $\mu = 1.35$ 。则

$$G_0 = 5648/(1+1.35) = 2403.4 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量为

$$5648 - 2403.4 = 3244.6 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量分别为

$$5063 - 3244.6 = 1818.4 \text{ kg/h}$$

$$1818.4 \times 554.3 = 1007939.12 \text{ kcal/h}$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [1743 \times 561.4 - (11688 \times 0.93 - 5063 \times 1) \times (77-65) + 97828.56 - \frac{5648 \times (87-75) \times 554.3}{629.3}] \times 1.06 = 1003786.32 \text{ kcal/h}$$

$$1003786.32 / 1007939.12 = 0.995$$

用于三效加热的热量：

$$1743 \times 561.4 = 978520.2 \text{ kcal/h}$$

三效蒸发所需热量：

$$Q = [1641 \times 567.3 - (11688 \times 0.93 - 5063 \times 1 - 1743 \times 1) \times (65-55) + 108698.4 - \frac{7466.4 \times (75-63) \times 561.4}{624.4}] \times 1.06 = 973549.1 \text{ kcal/h}$$

$$973549.1 / 978520.2 = 0.995$$

用于四效加热的热量：

$$1641 \times 567.3 = 930939.3 \text{ kcal/h}$$

四效蒸发所需热量：

$$Q = [1553 \times 571.8 - (11688 \times 0.93 - 5063 \times 1 - 1743 \times 1 - 1641 \times 1) \times (55-48) + \frac{9209.4 \times (63-53) \times 567.3}{620.3}] \times 1.06 = 926205.72 \text{ kcal/h}$$

$$926205.72 / 930939.3 = 0.995$$

不再试算。

蒸发所需蒸汽总量：

$$G'_0 = 2403.4 + 195.73 = 2599.13 \text{ kg/h}$$

经济指标：

$$V = 2599.13 / 10000 = 0.2599$$

(4) 热泵抽吸二效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源

上述一些参数不变，如图 4-6 所示。

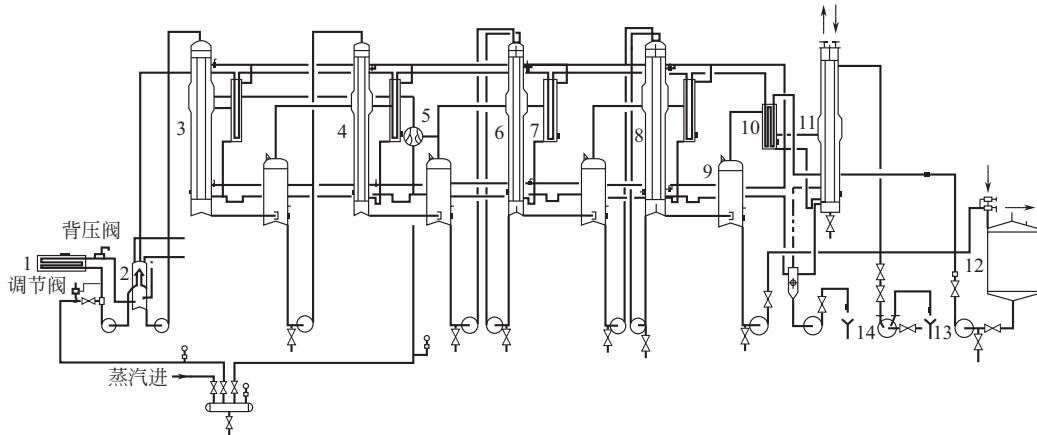


图 4-6 RNJM04-10000 型四效降膜式蒸发器

1—保持管；2—闪蒸器；3—一效蒸发器；4—二效蒸发器；5—热泵；
6—三效蒸发器；7, 10—预热器；8—四效蒸发器；9—分离器；
11—冷凝器；12—平衡罐；13—物料泵；14—真空泵

蒸发量分配：一效 3376kg/h；二效 3202kg/h；三效 1763kg/h；四效 1659kg/h(由热平衡多次试算而得)。

各效占总蒸发量质量分数：一效 33.76%；二效 32.02%；三效 17.63%；四效 16.59%。

沸点温度：一效沸点 81℃；二效沸点 71℃；三效沸点 59℃；四效沸点 48℃(计算略)。

用于一效加热的蒸汽耗量：

$$D = \frac{3376 \times 554.3 - 11688 \times 0.93 \times (82 - 77) + 163047.6}{547.1} \times 1.06 = 3836.26 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸二效二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算：膨胀比 $\beta = 7.146 / 0.2330 = 30.66$ ，压缩比 $\sigma = 0.6372 / 0.2330 = 2.73$ ，利用差值的方法求取，按表 2-4 进行差值计算，即当 $\sigma = 2.73$ 、 $\beta = 30.66$ 时，有

$$\mu_1 = 0.58 + \frac{0.5 - 0.58}{2.8 - 2.6} \times (2.73 - 2.6) = 0.528$$

$$\mu_2 = 0.65 + \frac{0.57 - 0.65}{2.8 - 2.6} \times (2.73 - 2.6) = 0.598$$

$$\mu = 0.528 + \frac{0.598 - 0.528}{40 - 30} \times (30.66 - 30) = 0.533$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸汽量, kg/h;

D ——二效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D=3836.26\text{kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu=0.533$ 。则

$$G_0=3836.26/(1+0.533)=2502.45\text{kg/h}$$

用于二效加热的热量:

$$3376 \times 554.3 = 1871316.8\text{kcal/h}$$

二效蒸发所需热量:

$$Q = [3202 \times 561.4 - (11688 \times 0.93 - 3376 \times 1) \times (77 - 65) + 97828.56 - \frac{3836.26 \times (87 - 75) \times 554.3}{629.3}] \times 1.06 = 1870854\text{kcal/h}$$

$$1870854/1871316.8 = 0.999$$

用于一效加热的二效二次蒸汽量:

$$3836.26 - 2502.45 = 1333.81\text{kg/h}$$

用于三效加热的二效二次蒸汽量:

$$3202 - 1333.81 = 1868.19\text{kg/h}$$

用于三效加热的热量:

$$1868.19 \times 561.4 = 1048801.87\text{kcal/h}$$

三效蒸发所需热量:

$$Q = [1763 \times 567.3 - (11688 \times 0.93 - 3376 \times 1 - 3202 \times 1) \times (65 - 55) + 108698.4 - \frac{7212.26 \times (75 - 63) \times 561.4}{624.4}] \times 1.06 = 1047402\text{kcal/h}$$

$$1047402/1048801.87 = 0.998$$

用于四效加热的热量:

$$1763 \times 567.3 = 1000149.9\text{kcal/h}$$

四效蒸发所需热量:

$$Q = [1659 \times 571.8 - (11688 \times 0.93 - 3376 \times 1 - 3202 \times 1 - 1763 \times 1) \times (55 - 48) + \frac{86958.72 - 9080.45 \times (63 - 53) \times 567.3}{620.3}] \times 1.06 = 990916.73\text{kcal/h}$$

$$990916.73/1000149.9 = 0.99$$

可视为热平衡, 不再试算。

蒸发所需蒸汽总量:

$$G'_0 = 2502.45 + 195.73 = 2698.18\text{kg/h}$$

经济指标:

$$V = 2698.18/10000 = 0.2698$$

按上述给定的蒸发参数计算可看出热泵抽吸一效及二效二次蒸汽分别用于一效的一部分加热热源, 后者生蒸汽耗量比前者增加 99kg/h 左右, 其次是热泵抽吸二效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源, 经过热量衡算二效的蒸发量比前者要大, 其蒸发面积显然也要大于前者。从蒸发量分配看, 二效与一效差距不是很大。如果热泵抽吸二效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源, 能比抽吸一效二次蒸汽作为一效加热热源节省蒸汽, 一是要提高使

用蒸汽压力，二是要提高二效蒸发温度。优点是二效换热面积变大，蒸发量变大，一、二效加热温度较高，这样更有利于一、二效蒸发面积均衡分配及有效蒸发。四效采用热压缩技术抽吸二效二次蒸汽的原因之一是，当喷射系数较大时，即当 μ 值达到 1.6 左右时，一效的蒸发面积就要占总面积 60% 以上了。当参数不变时抽吸二效二次蒸汽加热一效无疑是可以起到平衡各效换热面积畸形问题。当然，调整各效换热面积可以采用调整各效传热温差的办法来实现，这是常用的方法。

4.6 热泵使用效果及设计注意事项

热泵应用效果如何与以下几个方面有关：与热泵设计有关；与蒸发系统热量衡算即蒸发器换热面积的计算确定有关；与制造安装及操作参数控制有关。热泵的设计及计算是比较成熟的技术，热泵喷嘴孔径、热泵的喷射系数及热泵喷嘴端面至扩散管端面距离的确定是关键，其次是结构尺寸的确定。热泵的喷射系数根据压缩比与膨胀比查表按内插法计算求出，计算数值要准确。热泵结构设计也关系到热泵噪声的大小。热泵是否能起到节能作用与蒸发系统的热量衡算即换热面积的确定有关。目前国内的蒸发器大多数是超能力设计，即换热面积的确定偏保守，如果按生产工艺要求进行生产很可能热泵的进汽压力低于设计值，这样也就会降低热泵的工作效率。其次如果蒸发系统热量衡算不正确如各效换热面积分配不合理，冷凝器换热面积计算不足，冷却水量不足或水温过高，对热敏性物料来说又有蒸发温度控制要求，热泵的进汽压力低，不能达到设计值，其抽吸二次蒸汽量会降低。热泵在制造过程中最重要的一点是要保证其气密性，制造完毕后进行不低于 0.2MPa 的水压试验，保持 15min 不得泄漏。其次是安装，热泵一般按二次蒸汽流向(旋转方向)安装或安装在二次蒸汽走向的最高点，安装过程中各连接处不得泄漏。热泵的使用效果还与操作控制有关，热泵在进汽前要检查蒸汽的质量，是否带水操作，长时间蒸汽中带水操作会降低热泵的工作效率，降低加热温度。因此，开机前要把分汽缸或管道中的水排净后方可给汽生产。此外，要满负荷生产。

热泵在降膜式蒸发器中作为节能技术应用普遍，要获得良好的节能效果，除了上述注意事项外设备的使用维护也是关键，如泄漏、喷嘴严重磨损等要及时进行维修或更换。此外，热泵的噪声也是近几年用户关注的问题。噪声的大小也是衡量热泵性能的一项重要指标，在设计上必须给予重视。总之，热泵在蒸发器中的应用效果是好的，但必须每一步都做好，这样才能获得良好的使用效果。

热泵在蒸发器中，尤其是在单效、双效以及多效降膜式蒸发器中应用最为普遍。其主要作用是：抽吸二次蒸汽并提高其温度、压力作为加热热源，起到节能作用；降低了一次蒸汽的温度以利于低温加热蒸发。热泵使用效果怎样绝大多数用户还没有做过测算，因为大多数蒸发器还不是自动控制，蒸发器进汽管道大多数还没有安装蒸汽流量计，即使安装了蒸汽流量计，还与流量计本身的质量、蒸汽的质量及参数的控制有关，所以究竟能节能多少，用户还无从得知。因此，有的用户对热泵的节能效果也会产生怀疑。但是，从上述理论计算中可以看出在蒸发器中设置热泵是节能的，在不同行业广泛、长期的应用中都证明了这一点。

不同加料方法蒸汽耗量的比较

进入蒸发器的料液的温度有三种：一种为低于沸点温度进料；一种为高于沸点温度进料；还有一种是等于沸点温度进料。低于沸点温度的料液在降膜式蒸发器中都要经过预热器将料液预热至沸点或沸点以上的温度方可进入蒸发器中进行蒸发，在多效降膜式蒸发器中，加料方式也不尽相同，有并流加料法、逆流加料法及混流加料法，其中以并流加料法最为常见。采用什么样的加料方法及第几效出料是由物料的特性决定的。用于并流加料法末效出料的料液有很多，如牛奶、果汁、茶浸提液、胶原蛋白、葡萄糖浆等。混流与逆流加料法通常是采用蒸发温度较高的效出料，适合于料液随着蒸发温度降低，浓度增高而黏度变大的产品的蒸发，尤其适合含糖量较高的物料，如用于蜜汁用的蔗糖水溶液、味精生产中的谷氨酸二次母液、果糖、麦芽糖浆、葡萄糖浆等的生产。而牛奶等热敏性物料不宜采用此加料方法。仅以 TNJM03-6200 型三效降膜式蒸发器在木糖蒸发中的应用为例进行比较阐述。

5.1 主要技术参数

物料介质：木糖水溶液

生产能力：6200kg/h

料液比热容按 $2.931\text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 计算

进料质量分数：12%

使用蒸汽压力：0.75~0.8MPa

进料温度：68°C

热损失：按 6% 计入

出料质量分数：35%

装机容量：45kW

5.2 不同加料方法的比较

同种物料条件下三种不同加料方法及出料方法的设备流程如图 5-1~图 5-3 所示。

蒸发器设计蒸发状态参数见表 5-1。

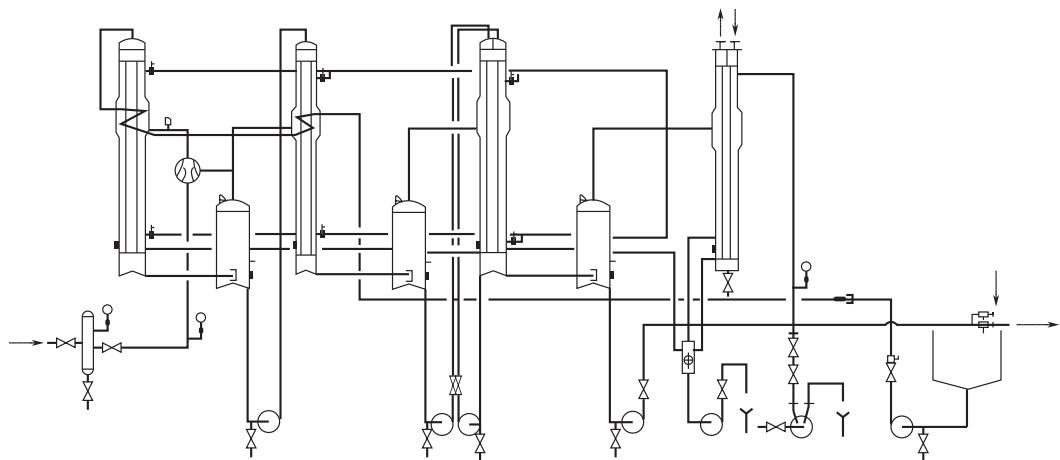


图 5-1 TNJM03-6200 型三效降膜式蒸发器
(并流加料、末效出料)

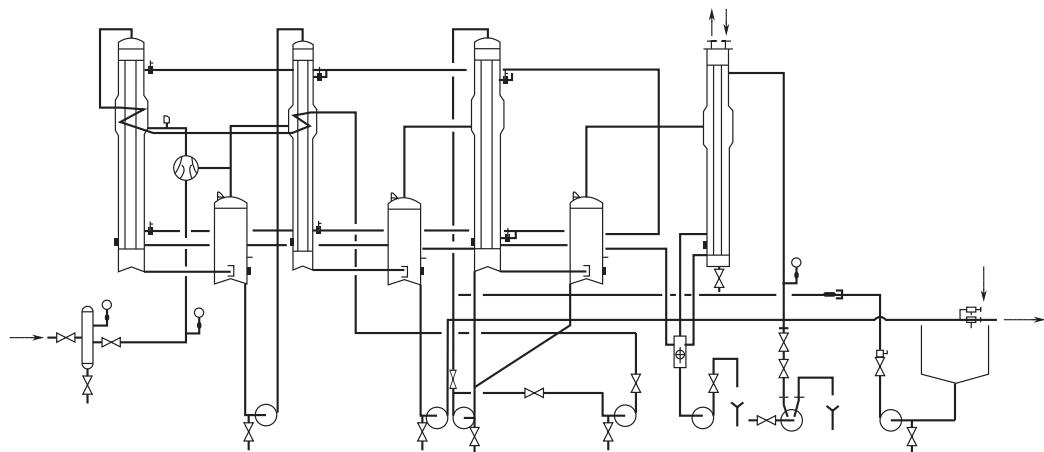


图 5-2 TNJM03-6200 型三效降膜式蒸发器
(混流加料、二效出料)

表 5-1 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/ (m ³ /kg)	汽化热/ (kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
进汽	0.7883	169	0.2725	2052.886	2767.61
一效加热	0.08949	96	1.915	2267.261	2669.631
二效加热	0.05028	81	3.282	2305.781	2644.928
三效加热	0.02666	66	5.947	2343.045	2619.387
三效蒸发	0.013216	51	11.5	2379.89	2593.428
冷凝器	0.013216	51	11.5	2379.9	2593.428

5.2.1 并流加料、末效出料的蒸汽耗量

(1) 预热级的热量计算

不计冷凝水的热量，忽略物料比热容在蒸发过程中的微小变化（以下同）。

各效温差损失（计算略）：一效 83℃；二效 68℃；三效 54℃。

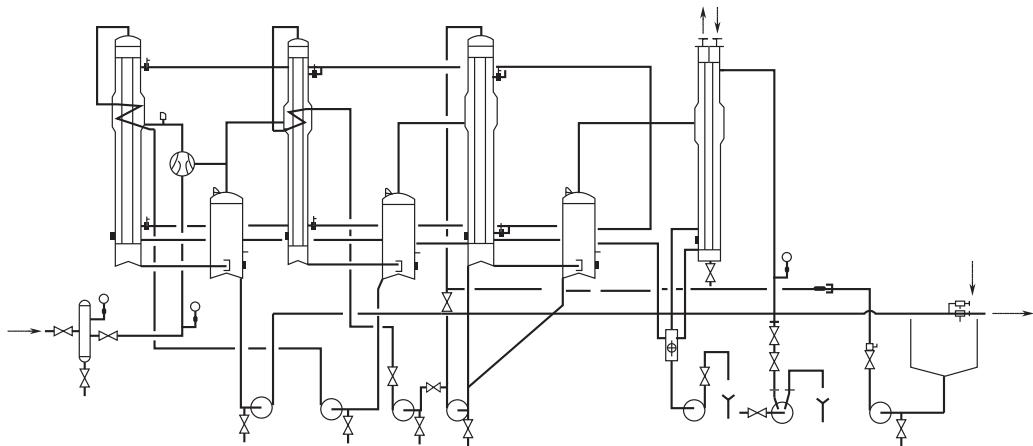


图 5-3 TNJM03-6200 型三效降膜式蒸发器
(逆流加料、一效出料)

蒸发量分配: 一效 3540kg/h; 二效 1460.5kg/h; 三效 1199.5kg/h。

各效占总蒸发量质量分数: 一效 57.1%; 二效 23.56%; 三效 19.34%。

进料量:

$$S = (6200 \times 35) / (35 - 12) = 9434.78 \text{kg/h (取 9435kg/h)}$$

第一级预热级的热量: [这里料液比热容取 2.931kJ/(kg·°C)]

$$Q'_1 = 9435 \times 2.931 \times (76 - 68) = 221231.88 \text{kJ/h}$$

第二级预热级的热量: [这里料液比热容取 2.931kJ/(kg·°C)]

$$Q'_2 = 9435 \times 2.931 \times (92 - 76) = 442463.76 \text{kJ/h}$$

(2) 热量衡算(多次试算结果)

一效加热用的蒸汽量:

$$D_1 = [W_1 r_1 - S c (t_0 - t_1) + Q'_1 + q] / R_1$$

二效的热量衡算式:

$$R_2 D_2 = W_2 r_2 - (S c - W_1 c_p) (t_1 - t_2) + Q'_2 + q$$

三效的热量衡算式:

$$R_3 D_3 = W_3 r_3 - (S c - W_1 c_p - W_2 c_p) (t_2 - t_3) + Q'_3 + q$$

式中, D_1 、 D_2 、 D_3 为蒸汽耗量, kg/h; W_1 、 W_2 、 W_3 为水分蒸发量, kg/h; S 为进料量, 这里 $S=9435 \text{kg/h}$; c 为物料比热容, 这里 $c=2.93 \text{kJ/(kg·°C)}$; t_0 、 t_1 、 t_2 、 t_3 为料液沸点温度, $t_0=92^\circ\text{C}$; R_1 为加热蒸汽潜热, 这里 $R_1=2267.261 \text{kJ/kg}$; r_1 、 r_2 、 r_3 为二次蒸汽汽化潜热, $r_1=2305.781 \text{kJ/kg}$; q 为热量损失, 5%~6%, 这里按总热量的 6% 计算。

则一效蒸汽耗量:

$$D_1 = [3540 \times 2305.781 - 9435 \times 2.931 \times (92 - 83) + 442463.76] \times 1.06 / 2267.261 \\ = 3906.65 \text{kg/h}$$

生蒸汽耗量 (这里喷射系数取 $\mu=1$):

$$G_0 = 3906.65 / (1 + 1) = 1953.325 \text{kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量:

$$3906.65 - 1953.325 = 1953.325 \text{kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸气量及热量：

$$3540 - 1953.325 = 1586.675 \text{ kg/h}$$

$$1586.675 \times 2305.781 = 3658525.068 \text{ kJ/h}$$

二效加热蒸发实际所需要的热量：

$$Q_2 = [1460.5 \times 2343.045 - (9435 \times 2.931 - 3540 \times 4.187) \times (83 - 68) + 221231.88] \times 1.06 \\ = 3657815.17 \text{ kJ/h}$$

$$3657815.17 / 3658525.068 = 0.999$$

不再试算。

用于三效加热的热量：

$$1460.5 \times 2343.045 = 3422017.223 \text{ kJ/h}$$

三效加热蒸发实际所需要的热量 ($Q'_3 = 0$)：

$$Q_3 = [1199.5 \times 2768.108 - (9435 \times 2.931 - 3540 \times 4.187 - 1460.5 \times 4.187) \times (68 - 54)] \\ \times 1.06 = 3419887.609 \text{ kJ/h}$$

$$3419887.609 / 3422017.223 = 0.999$$

实际蒸发所需要的热量与用于蒸发的热量之比不低于 99%，可视为热平衡，因此不再试算。

由于混流与逆流加料、出料与并流发生了改变，其热量衡算过程与并流衡算过程也不相同。

5.2.2 混流加料、二效出料的蒸汽耗量

(1) 预热级的热量计算

料液蒸发时沸点温度：一效 83°C；二效 68°C；三效 54°C。

蒸发量分配：一效 3620kg/h；二效 1360kg/h；三效 1220kg/h。

各效占总蒸发量质量分数：一效 58.4%；二效 21.94%；三效 19.66%。

第一级预热级的热量计算 [这里料液比热容取 $2.931 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$]：

$$Q'_1 = 8215 \times 2.931 \times (70 - 54) = 385250.64 \text{ kJ/h}$$

第二级预热级的热量计算 [这里料液比热容取 $2.931 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$]：

$$Q'_2 = 8215 \times 2.931 \times (92 - 70) = 529719.63 \text{ kJ/h}$$

(2) 热量衡算(多次试算结果)

用于第一效加热用的蒸气量：

$$D = [3620 \times 2305.781 - (9435 \times 2.931 - 1360 \times 4.187) \times (92 - 83) + 529719.63] \times 1.06 / 2267.261 = 4057.65 \text{ kg/h}$$

生蒸汽耗量 (这里喷射系数 $\mu = 1$)：

$$G_0 = 4057.65 / (1 + 1) = 2028.825 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸气量：

$$4057.65 - 2028.825 = 2028.825 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸气量及热量：

$$3620 - 2028.825 = 1591.175 \text{ kg/h}$$

$$1591.175 \times 2305.781 = 3668901.083 \text{ kJ/h}$$

二效加热蒸发实际所需要的热量：

$$Q_2 = [1360 \times 2343.045 - (9435 \times 2.931 - 1220 \times 4.187 - 3620 \times 4.187) \times (83 - 68) + 385250.64] \times 1.06 = 3668615.761 \text{ kJ/h}$$

$$3668615.761 / 3668901.083 = 0.999$$

用于三效加热的热量：

$$1360 \times 2343.045 = 3186541.2 \text{ kJ/h}$$

三效加热蒸发实际所需要的热量：

$$Q_3 = [1220 \times 2768.108 - 9435 \times 2.931 \times (68 - 54)] \times 1.06$$

$$= 3169332.128 \text{ kJ/h}$$

$$3169332.128 / 3186541.2 = 0.99$$

实际蒸发所需要的热量与用于蒸发的热量之比不低于 99%；可视为热平衡，因此不再试算。

5.2.3 逆流加料、一效出料的蒸汽耗量

(1) 预热级的热量计算

料液蒸发时沸点温度：一效 83°C；二效 68°C；三效 54°C。

蒸发量分配：一效 3542kg/h；二效 1403kg/h；三效 1255kg/h。

各效占总蒸发量质量分数：一效 57.22%；二效 22.6%；三效 20.18%。

第一级预热级的热量 [这里料液比热容取 2.931kJ/(kg·°C)]：

$$Q'_1 = 8180 \times 2.931 \times (70 - 54) = 383609.28 \text{ kJ/h}$$

第二级预热级的热量 [这里料液比热容取 2.931kJ/(kg·°C)]：

$$Q'_2 = 6777 \times 2.931 \times (92 - 68) = 476721.288 \text{ kJ/h}$$

(2) 热量衡算 (多次试算结果)

用于第一效加热用的蒸汽量：

$$D = [3542 \times 2305.781 - (9435 \times 2.931 - 1403 \times 4.187 - 1255 \times 4.187) \times (92 - 83) + 476721.288] \times 1.06 / 2267.261 = 3971.65 \text{ kg/h}$$

生蒸汽耗量 (这里喷射系数 $\mu=1$)：

$$G_0 = 3971.65 / (1+1) = 1985.825 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量：

$$3971.65 - 1985.825 = 1985.825 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量：

$$3542 - 1985.825 = 1556.175 \text{ kg/h}$$

$$1558.9 \times 2305.781 = 3588198.748 \text{ kJ/h}$$

二效加热蒸发实际所需要的热量：

$$Q_2 = [1403 \times 2343.045 - (9435 \times 2.931 - 1255 \times 4.187) \times (68 - 54) + 383609.28] \times 1.06 = 3558749.888 \text{ kJ/h}$$

$$3558749.888 / 3588198.748 = 0.991$$

用于三效加热的热量：

$$1403 \times 2343.045 = 3287292.135 \text{ kJ/h}$$

三效加热蒸发实际所需要的热量：

$$Q_3 = [1255 \times 2768.108 - 9435 \times 2.931 \times (68 - 54)] \times 1.06 = 3272028.935 \text{ kJ/h}$$

$$3272028.935 / 3287292.135 = 0.995$$

不再试算。

从上述不同进料及出料方式可以看出，三种不同加料方法的蒸汽耗量分别是：并流加料法 1953.325kg/h；混流加料法 2028.825kg/h；逆流加料法 1985.825kg/h。蒸汽耗量后两种较高。经济指标（单耗 kg/kg，即每蒸发 1kg 水分所消耗蒸汽的量）分别为：并流 0.3157；混流 0.32；逆流 0.32。

对热敏性物料，一般不采用后两种方法进料及出料，如对牛奶来说随着浓度的增高，蒸发温度升高，很容易产生结垢结焦，甚至引起热变性。而对于其他一些料液如味精生产中的谷氨酸二次母液、玉米浸泡液、葡萄糖浆等却可以采用后两种进料及出料方式。这是由这些料液特性决定的：随着蒸发温度的降低其黏度增大，甚至还有可能产生少量结晶现象，这样就可采用后两种加料方式进料。

5.2.4 低于沸点温度并流加料的蒸汽耗量

绝大多数的料液是在比较低的温度下进入蒸发器蒸发的。其进料也有上述三种进料方法，后两种不常采用，因此不再赘述，需要说明的是并流加料末效出料也是最为常见的一种加料方式，仍以上述主要参数为例进行计算并作阐述。进料温度为 20℃，前效壳程冷凝水进入次效壳程所释放的热量计入热量衡算，其设备流程如图 5-4 所示。

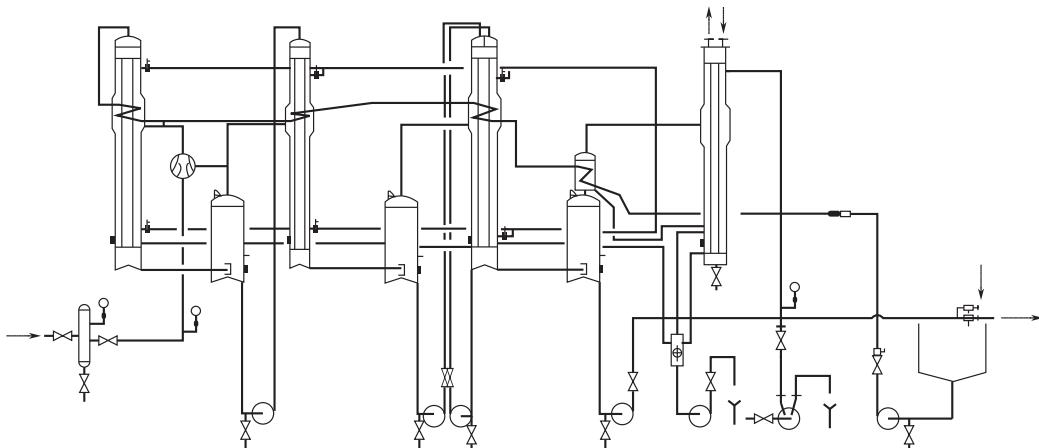


图 5-4 TNJM03-6200 型三效降膜式蒸发器
(并流加料、末效出料)

(1) 预热级的热量计算

共分四个预热级，将 20℃ 料液预热至沸点以上的温度。

料液蒸发时沸点温度：一效 83℃；二效 68℃；三效 54℃。

蒸发量分配：一效 3454kg/h；二效 1422kg/h；三效 1324kg/h。

各效占总蒸发量质量分数：一效 55.7%；二效 22.9%；三效 21.4%。

第一至第四级预热级的热量计算 [这里料液比热容取 2.931kJ/(kg·°C)]：

$$Q'_1 = 9435 \times 2.931 \times (47 - 20) = 746657.595 \text{ kJ/h}$$

$$Q'_2 = 9435 \times 2.931 \times (61 - 47) = 387155.79 \text{ kJ/h}$$

$$Q'_3 = 9435 \times 2.931 \times (76-61) = 414809.775 \text{ kJ/h}$$

$$Q'_4 = 9435 \times 2.931 \times (92-76) = 442463.76 \text{ kJ/h}$$

(2) 热量衡算(多次试算结果)

用于第一效加热用的蒸汽量(冷凝水的热量计入热平衡计算中):

$$D = [3454 \times 2305.781 - 9435 \times 2.931 \times (92-83) + 442463.76] \times 1.06 / 2267.261 = 3813.95 \text{ kg/h}$$

生蒸汽耗量计算: (这里喷射系数 $\mu=1$)

$$G_0 = 3813.95 / (1+1) = 1906.975 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸汽量:

$$3813.95 - 1906.975 = 1906.975 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量:

$$3454 - 1906.975 = 1547.025 \text{ kg/h}$$

$$1547.025 \times 2305.781 = 3567100.852 \text{ kJ/h}$$

二效加热蒸发实际所需要的热量:

$$Q_2 = [1422 \times 2343.045 - (9435 \times 2.931 - 3454 \times 4.187) \times (83-68) + 414809.775 - 3813.95 \times 4.187 \times (96-81) \times 2305.781 / 2644.928] \times 1.06 = 3540312.892 \text{ kJ/h}$$

$$3540312.892 / 3567100.852 = 0.992$$

用于三效加热的热量:

$$1422 \times 2343.045 = 3331809.99 \text{ kJ/h}$$

三效加热蒸发实际所需要的热量:

$$Q_3 = [1324 \times 2379.89 - (9435 \times 2.931 - 3454 \times 4.187 - 1422 \times 4.187) \times (68-54) + 387155.79 - 5360.975 \times 4.187 \times (81-66) \times 2343.045 / 2619.387] \times 1.06 = 3323757.939 \text{ kJ/h}$$

$$3323757.939 / 3331809.99 = 0.998$$

不再试算。

蒸汽耗量:

$$G_0 = 1906.975 \text{ kg/h}$$

经济指标:

$$V = 1906.975 / 6200 = 0.308$$

从上述热量衡算可以看出, 这种进料方法随着蒸发温度的降低, 各效蒸发量是逐渐降低的, 由于低温进料, 料液经过逐级预热升温至沸点温度以上才进入蒸发器开始蒸发, 其蒸汽耗量要比上述并流加料法、混流加料法及完全的逆流加料法的蒸汽耗量所差无几 (上述三种忽略冷凝水的热量)。本例最大优点是利用了末效二次蒸汽对料液进行了预热, 预热后的蒸汽再进入冷凝器中, 这也大大减低了冷凝器的冷凝负荷, 起到节能降耗的作用。从上述计算可以看出, 虽然进料温度比较低, 但蒸汽耗量增加并不明显, 这主要是末级预热温差比较大所带来的效果。降膜式蒸发器加料及出料方法不尽相同, 其蒸汽耗量也有明显差别, 采取什么样的加料及出料方法, 应根据料液的特性及工艺要求作出判断及选择。能用一般生产工艺完成蒸发任务就没有必要采取比较复杂的加料方法, 这样才能使设备设计更趋于合理化, 并满足不同料液的生产需要。

5.3 闪蒸脱汽设备

当高压、高温料液突然进入到低压空间时，如压力差较大，则料液于冷却放出显热的同时，一部分水分即急剧汽化，这种蒸发称为闪急蒸发。因此，闪急蒸发器内就没有必要设置加热面，从而就没有结晶析出污染传热面的危险，颇适合于结晶物料和易结晶的物料。如海水的淡化、液态奶巴氏杀菌后的闪蒸脱汽等。也可与蒸发器并用作为闪急蒸发或降低料液的温度之用。其设备流程如图 5-5 所示。闪蒸脱汽设计及应用详见第 8 章。

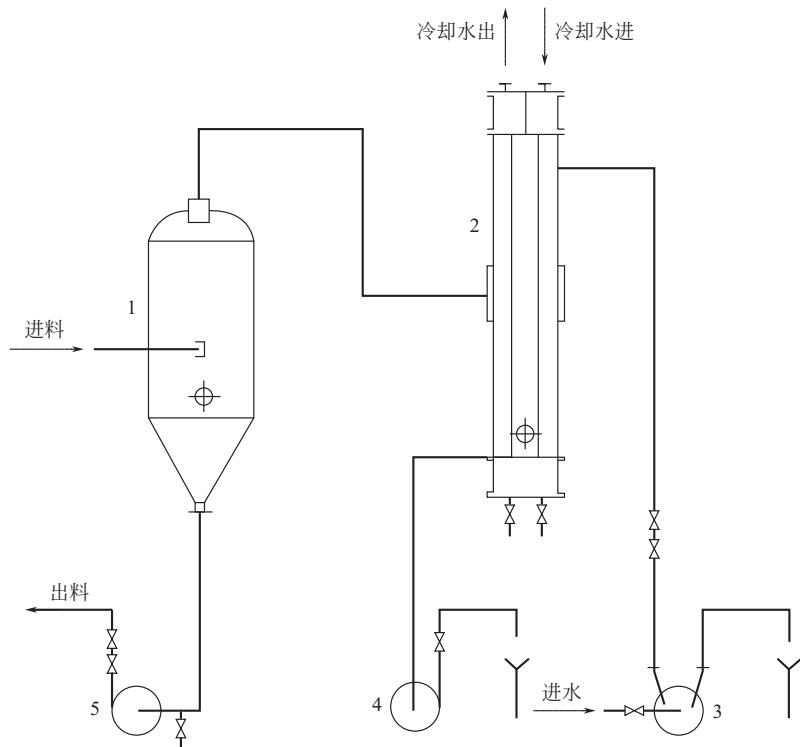


图 5-5 闪蒸脱汽设备流程

1—闪蒸脱汽罐；2—冷凝器；3—真空泵；4—冷凝水泵；5—物料泵

第⑥章

降膜式蒸发器的自动控制

随着降膜式蒸发器应用领域的不断扩大，降膜式蒸发器的生产能力已从单产 (kg/h) 十几千克到几十吨，甚至上百吨。为了获得更加稳定的产品质量，降低生产成本，自动控制近年来在工业生产中得到了广泛的应用。由于自动控制在蒸发器上的成功应用，不但操作简单，蒸发参数也更加趋于稳定，尤其是出料浓度上下波动的误差很小，一般浓度误差可控制在 1%~3% 之间，清洗间隔时间也大大延长。

蒸发器的自动控制主要是对蒸汽压力（包括温度）、进料量、出料密度及系统真空度的控制。其控制过程是根据蒸发器蒸发过程编写执行元件的动作过程，然后在 PLC 上通过参数的设定对执行元件发出指令信号并完成控制的全过程。

6.1 蒸发器自动控制程序的编写过程

蒸发器自动控制过程与其他控制一样，控制过程的编写或称工艺过程描述是关键。要完成完整的自动控制过程必须将蒸发器的详细工作过程或工作原理描述清楚，此外，还要把蒸发器在工作过程中可能随机发生的情况一并描述清楚。以 CNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在茶的浸泡液中的应用为例进行阐述。

主要技术参数：物料介质为茶的浸泡液，生产能力为 8000kg/h，进料温度为 25℃，进料质量分数为 3%~4%，出料质量分数为 25%，出料浓度参数上下偏差控制在 3% 以内，冷却水进水温度为 30℃，冷却水排出温度为 42℃。其控制过程如图 6-1 所示。

料液在蒸发器中的走向：料液→一级预热→二级预热→三级预热→一效蒸发→二效蒸发→三效蒸发→出料。

蒸汽在蒸发器中的走向：蒸汽→一效壳程，一效二次蒸汽→二效壳程，二效二次蒸汽→三效壳程，三效二次蒸汽→一级预热→冷凝器壳程。

冷凝水在蒸发器中的走向：一效壳程冷凝水→二效壳程冷凝水→三效壳程冷凝水→排水。

蒸发器开车及工作过程(手动操作)：启动进料泵 (P7)，启动出料泵 (P1)，启动出料

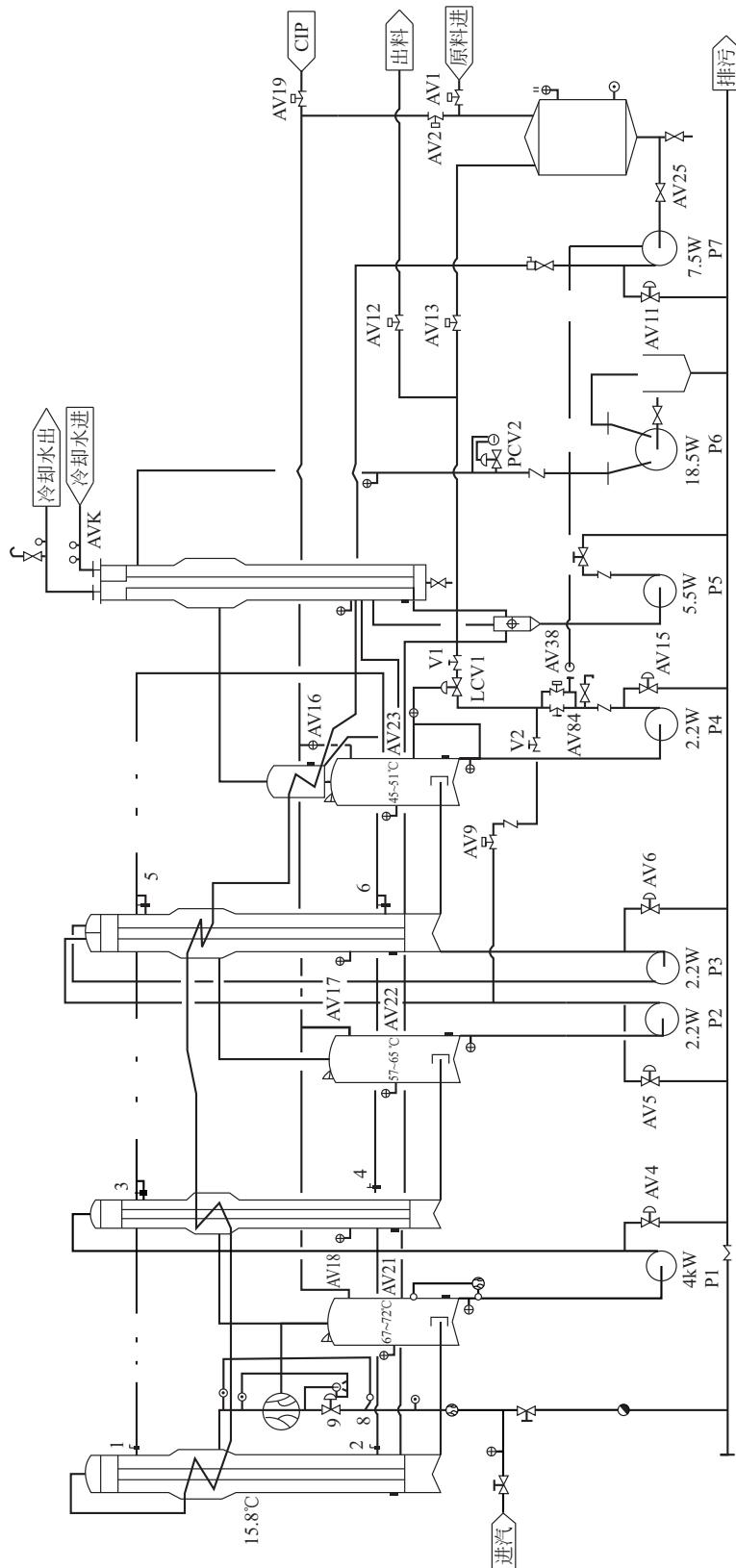


图6-1 CNJM03-8000型三效降膜式蒸发器

泵 (P2)，启动出料泵 (P3)，启动出料泵 (P4)，启动冷却水泵，启动真空泵 (P6)，当末效分离器的真空度接近 0.07MPa 时启动蒸汽阀门，料液在蒸发器中进行循环，当各蒸发参数达到稳定的状态，出料浓度达到要求值时，即可连续进料连续出料。出料浓度未达到要求值，调节进汽压力，开启小回流或大回流，生产结束用水将最后料液置换出并送回至蒸发器前段原料罐内，检测水中料液的浓度，低于要求值，将其排放掉，然后进入清洗阶段。水清洗 10min，碱 (2% 的 NaOH) 清洗 40min，然后酸 (2% HNO₃) 清洗 20min，再水清洗 10min。停机顺序：先关掉进汽阀门，关掉真空泵，关掉冷却水泵，打开系统破真空阀，依次从进料泵开始关掉所有泵，关掉电源。蒸发器的自动控制过程编写按上述进行。

蒸发器实际生产工艺参数如表 6-1 所示。

表 6-1 蒸发器实际生产工艺参数

项目 参数	压力/MPa	温度/℃
蒸汽	0.75~0.8	167~170
一效加热	0.058~0.064	85~87
二效加热	0.02~0.035	67~72
三效加热	0.017~0.026	57~65
三效蒸发	0.009771~0.0132	45~51

本例蒸发器自动控制步骤的编写过程如图 6-2 所示。

6.2 控制阀的选择

6.2.1 管道上常规阀门

目前用于降膜式蒸发器自动控制的阀门主要有气动球阀、气动隔膜阀、气动蝶阀、气动组合型换向阀、气动调节阀及气动角座阀等。

气动与电动控制阀门的区别在于气动控制比较精准，对过程变化反应迅速，能迅速修正过程偏差，电动控制次之。因此，在自动控制上采用气动控制阀比较多见。

6.2.2 压力变送器、差压变送器与调节阀

(1) 压力变送器

压力变送器用于测量液体、气体或蒸汽的液位、密度与压力，然后将其转变成 4~20mA/DC 电流信号输出。压力变送器在蒸发器中可用于蒸汽压力的调节，与压力传感器不同的是，其压力值直接显示（图 6-3），其测量范围选择以及安装参考差压变送器。

压力变送器分为普通型压力变送器及卫生型压力变送器两种。卫生型压力变送器主要用于储罐、奶仓等对卫生要求较高的设备上。

(2) 差压变送器

在蒸发器中普遍采用的是隔膜密封式差压变送器。差压变送器在蒸发器中的主要作用是对分离器中料液压力的变化通过 PLC 对出料进行控制，即通过 PLC 控制调节阀的开启或关闭，并可在 PLC 触摸屏上设置料位的高度参数，满足不同生产工况的需要。

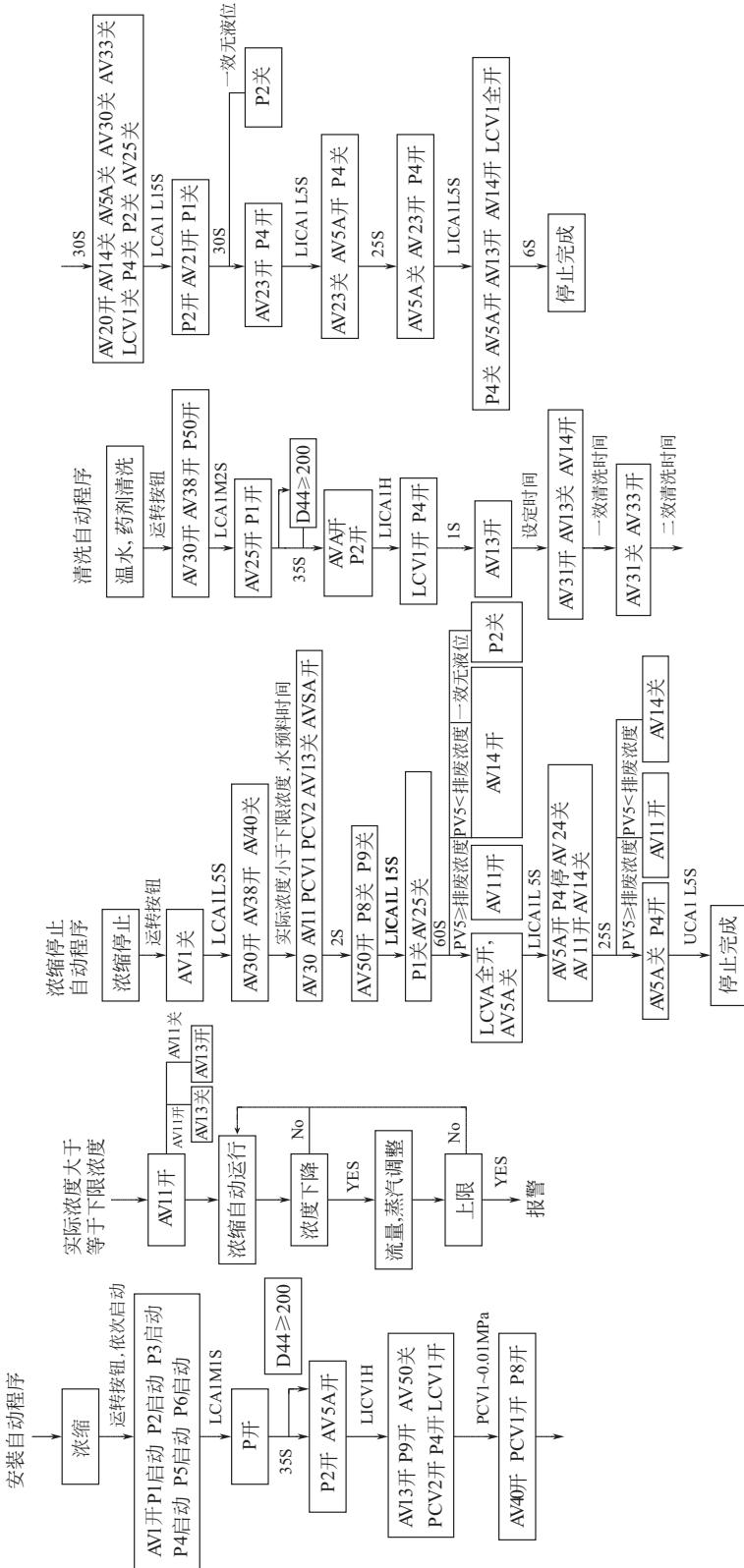


图6-2 蒸发器自动控制步骤的编写过程



(a) 普通型压力变送器

(b) 卫生型压力变送器

图 6-3 重庆横河川仪有限公司生产的产品

密封隔膜是用于防止管道中介质直接进入差压变送器里的压力传感器组件中，它与变送器之间是靠注满流体的毛细管连接起来的。隔膜密封式差压变送器用于测量液体、气体和蒸汽的流量、液位、密度和压力，然后输出与测得的差压相对应的 4~20mA 电信号，如图 6-4 所示。

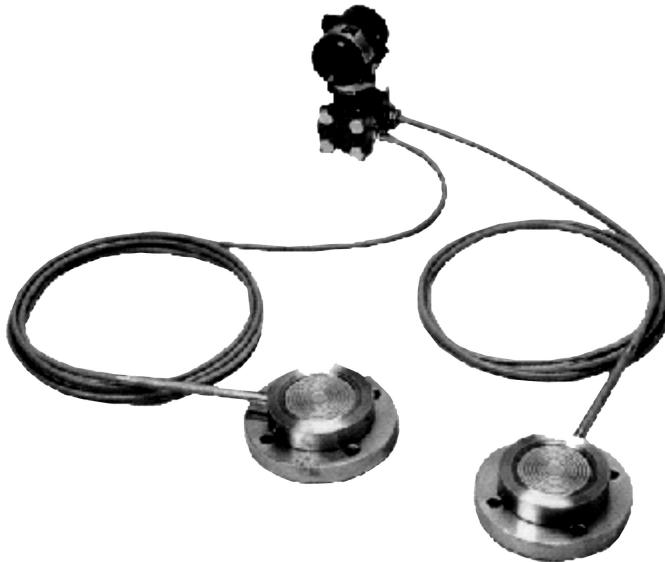


图 6-4 隔膜密封式差压变送器

测量范围：以重庆横河川仪有限公司生产的 EJA113W、EJA433W、EJA118W、EJA118N 和 EJA118Y 型隔膜密封式差压变送器为例。EJA113W、EJA433W 为卫生型隔膜式差压变送器，其测量范围如表 6-2 所示，主要用于食品、饮料、制药及医疗保健用品的生产上，如牛奶、果蔬汁、维 C 及胶原蛋白的蒸发生产中大都采用的是这种差压变送器。EJA118W、EJA118N 和 EJA118Y 为普通型隔膜式差压变送器。隔膜式差压变送器可与手操器互相通信，通过它们进行设定、监控等，主要用于蒸发器分离器，测量分离器内的压力，通过 PLC 调节出料阀门开启的大小或在 PLC 触摸屏上设定压力参数，并根据压力参数

对调节阀发出指令来调节出料量，亦即根据出料密度的大小决定调节阀是否开启与关闭。

表 6-2 卫生型隔膜式差压变送器的测量范围

膜盒	量程	范围
M	2.5~100kPa(250~1000mmH ₂ O)	-100~100kPa(-10000~10000mmH ₂ O)
H	25~500kPa(0.25~5kgf/cm ²)	-500~500kPa(-5~5kgf/cm ²)

某三效降膜式蒸发器用于某食品料液的蒸发，末效蒸发温度为 45℃，对应的压力为 97.71kPa（绝压），分离器内液位极限高度设为 500mm，上、下膜盒安装距离为 800mm，出料密度为 1100kg/m³，其压力检测范围为 89.89~—91.53kPa，根据此压力值可选择卫生型差压变送器 EJA113W-DMSC4N-BB03-90DB（图 6-5），检测分离器内料液压力值及其变化，通过 PLC 触摸屏设定液位高度，与质量流量计通过程序共同控制调节阀的开启与关闭。

EJA113W、EJA118W 差压变送器外形连接尺寸分别如图 6-5 和图 6-6 所示。

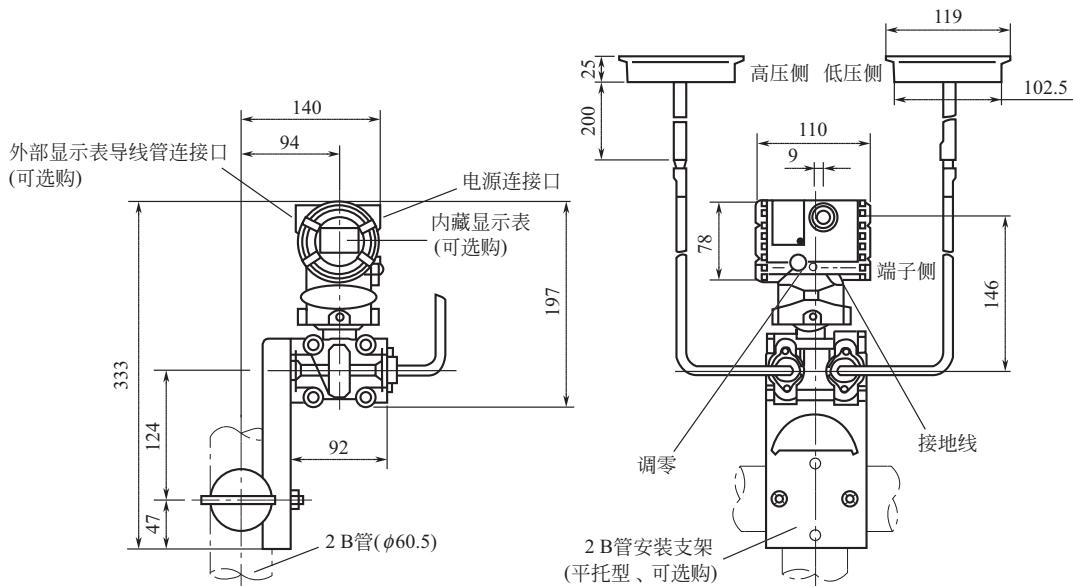


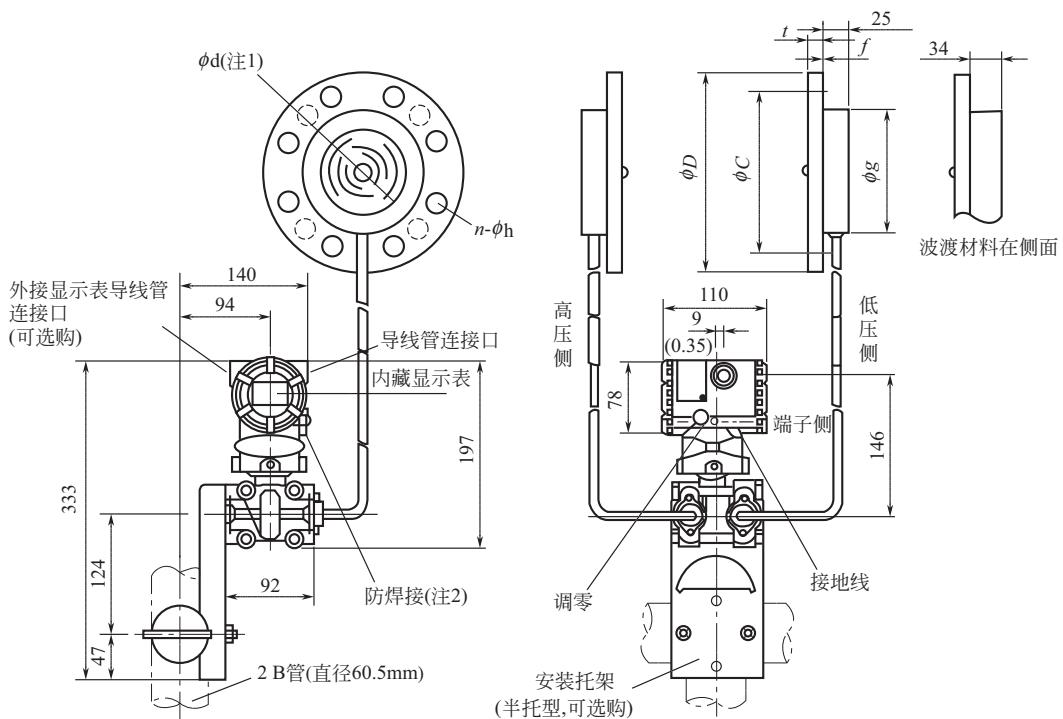
图 6-5 EJA113W 卫生型差压变送器外形连接尺寸（单位：mm）

安装注意事项：

- ① 安装前应详细了解并掌握差压变送器的工作原理及注意事项，在安装差压变送器时应严格按照安装手册进行。
- ② 检查并确认高、低压端连接是否正确。
- ③ 膜盒膜片表面不得有划痕，不得将毛细管折弯过大，不得拆卸毛细管。

(3) 调节阀

调节阀在蒸发器中主要用于对蒸汽压力的调节或对出料的控制（图 6-7），如斯派莎克二通、三通控制阀用于电动或气动执行器，为蒸汽、水、油和其他工业流体的控制提供了广泛的选择，可用于过程温度、压力、流量、液位压差及湿度控制，如图 6-8 所示。在蒸发器中通过差压变送器的高、低压端压差来测定分离器内压力的变化（或在 PLC 触摸屏上设定液位的高度）及通过对密度的检测通过 PLC 对调节阀的出料进行调节。



注1: 垫圈接触面内径。

注2: 仅适用于ATEX、IECEx和TIIS防爆型

图 6-6 EJA118W 普通型差压变送器外形连接尺寸



(a) 蒸汽调节阀

(b) 卫生型调节阀

图 6-7 调节阀

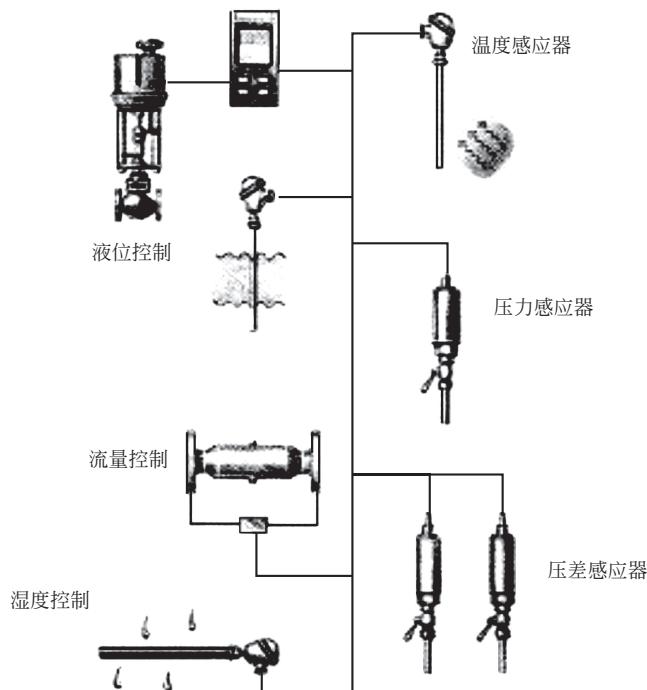
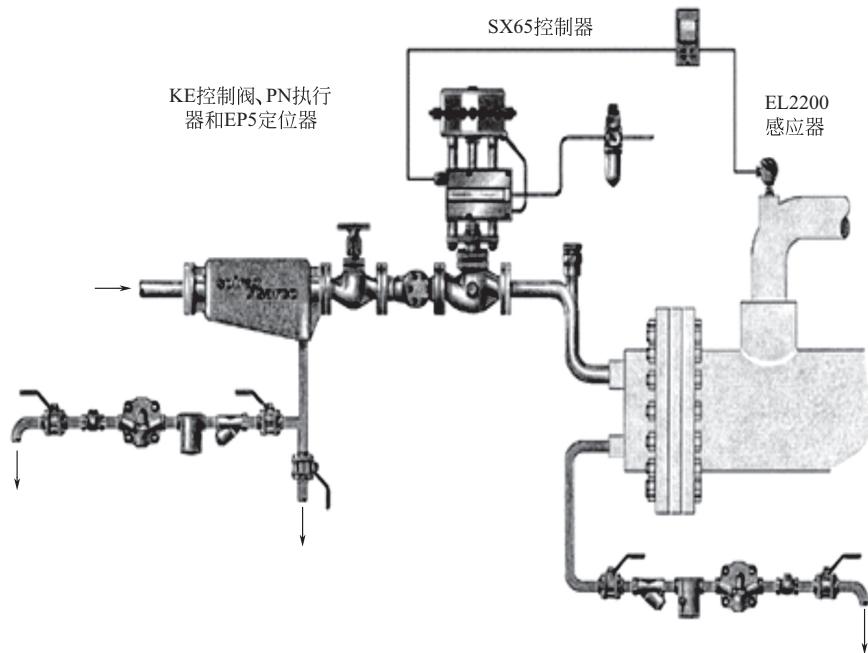


图 6-8 用于过程温度、压力、流量、液位压差及湿度控制的调节阀

① 调节阀的典型应用及气动系统典型组成 调节阀的典型应用如图 6-9 所示；气动系统典型组成如图 6-10 所示。



(a) 电-气温度控制

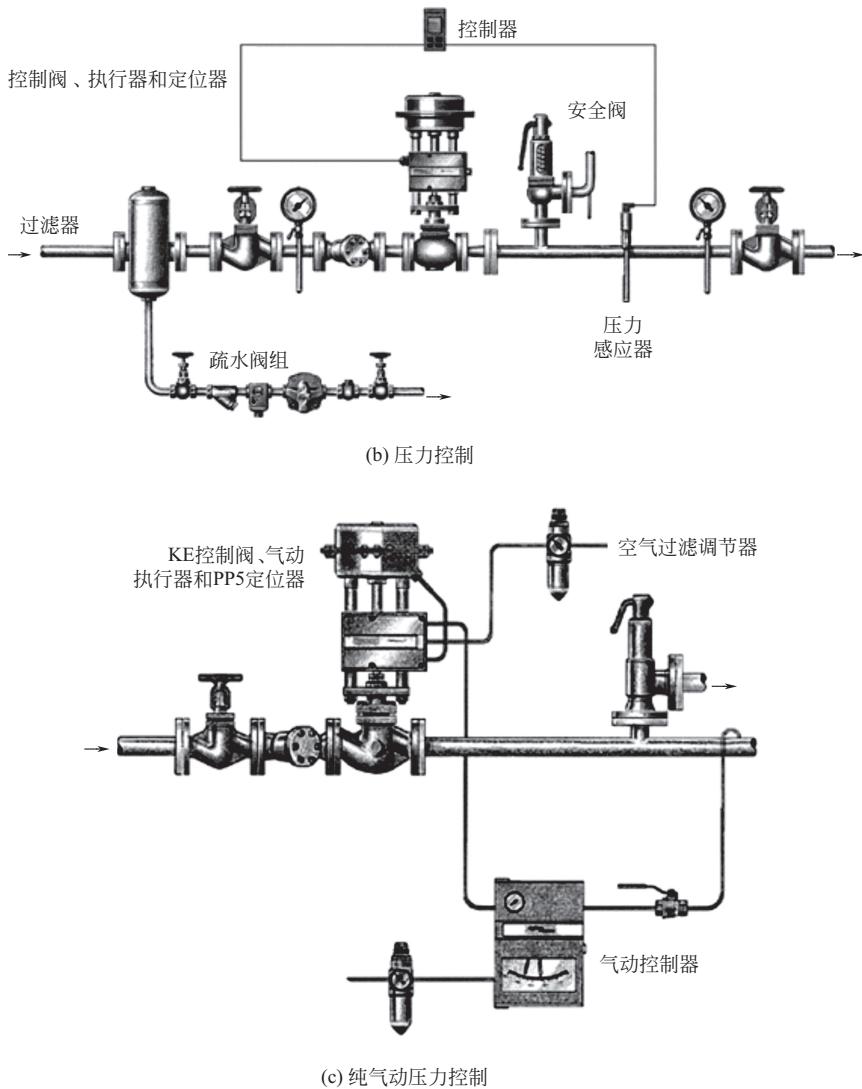


图 6-9 典型应用实例

② 气动控制的优点及调节阀的控制过程

气动控制的优点：

- a. 只要有压缩空气源就可以使用气动控制，几乎适用于所有的工业应用。
- b. 强有力的推动力。对高压应用相当理想。
- c. 最新的膜片制造技术和定位器技术的应用。可进行闭环控制，可靠性高，滞后性小。
- d. 高的控制精度。对过程变化反应迅速，能迅速修正过程偏差。
- e. 通常比电控便宜。对大用户来说比较经济。
- f. 信号的扰动（如轻微的不稳定或电磁干扰）很容易被大容量的气动执行器吸收，对控制信号的扰动具有抵抗能力。
- g. 几乎能跟所有的控制阀配套使用，选择简单。
- h. 一个执行器可方便地转换成“气开式”或“气关式”，简化选择。
- i. 执行器和控制阀结构结实、简单。长的使用寿命、低的维修工作，特别适用于工业应用。
- j. 无需电力供应。对危险、潮湿、腐蚀的环境相当适合。

k. 执行器的弹簧回复功能。出现故障时操作安全。

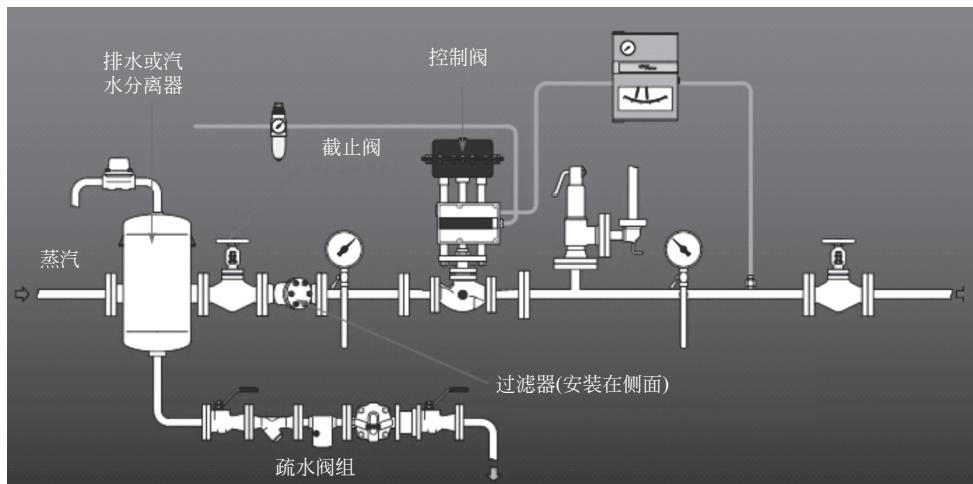


图 6-10 气动系统典型组成

调节阀在设备上的控制过程如图 6-11 所示。

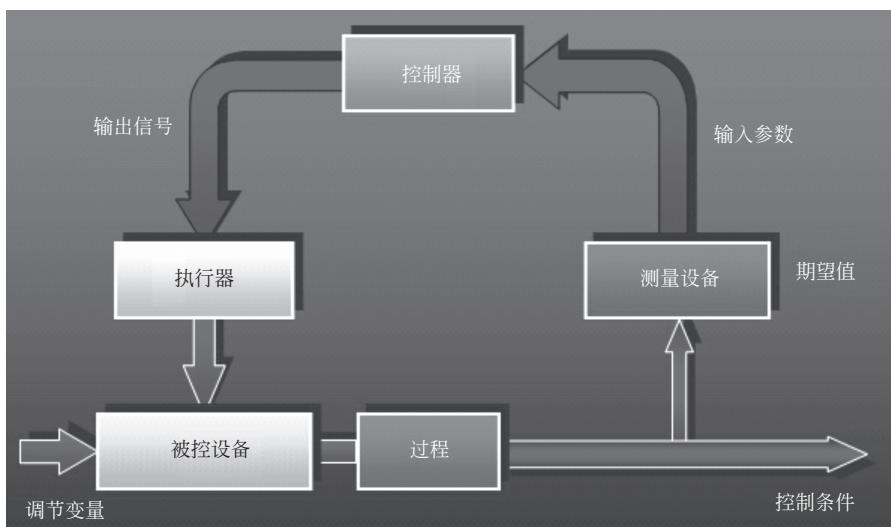


图 6-11 调节阀在设备上的控制过程

6.2.3 密度检测

在蒸发器的自动控制中，都要设置浓度的检测。一种为质量流量计。测量原理基于科氏力原理进行测量。可对流体质量、流体密度及流体温度进行测量。密度测量范围为 0~5000kg/m³；温度测量范围在-40~140℃之间。可在 PLC 触摸屏上设定密度值，根据设定的密度值控制进料量的大小。也可以直接显示流体的浓度，即质量分数。其输出电流为 4~20mA。另一种为糖度仪，它也是用来测量料液的质量分数的，可在 PLC 触摸屏上设定密度值，也可以直接显示流体的浓度，即质量分数，作用与上述相同。其输出电流为 4~20mA。在蔗糖、麦芽糖、葡萄糖上用的折光仪就属于这种类型。不过，在测量除蔗糖以外的料液浓度（麦芽糖与葡萄糖一般不进行换算）时测量的数值要进行换算。

降膜式蒸发器安装调试过程及注意事项

降膜式蒸发器应用广泛。降膜式蒸发器在奶粉生产中作为主要的设备之一，它的工作运行状态如何，直接关系到设备的使用性能及产品的质量。随着乳品厂规模的扩大，近年来蒸发量小到几吨大到几十吨的双效、三效乃至四效降膜式蒸发器，在奶粉及其他行业上都得到了成功应用。蒸发器的安装调试也是决定能否良好生产的关键。

以 RNJM03-2600 型三效降膜式蒸发器（手动操作控制生产）（图 7-1）在奶粉生产中的应用为例，阐述降膜式蒸发器安装调试过程及注意事项。

主要技术参数如下。

物料介质：牛奶

出料温度：45~55℃

生产能力：2600kg/h

冷凝器真空度：0.085~0.09MPa

进料质量分数：11.5%~12.5%

冷却水耗量：18t/h（冷却水进水温度 30℃）

进料温度：5℃

装机容量：18.5kW

出料质量分数：38%~40%

各效蒸汽状态参数如表 7-1 所示。

表 7-1 各效蒸汽状态参数

项目	壳程压力/ MPa(绝压)	壳程加热温度/℃	蒸发温度/℃
工作蒸汽	0.7146	—	—
一效	0.6578	85	70
二效	0.03118	70	57
三效	0.01732	57	45
杀菌	0.1208	105	—
冷凝器	0.00956	45	—

7.1 设备原理

物料经分配装置均匀地分配到各蒸发管内，物料在自身的重力及二次蒸汽流的作用下成膜状自上向下流动，同时与管外加热介质进行热和质的交换。其工艺流程见图 7-1，安装

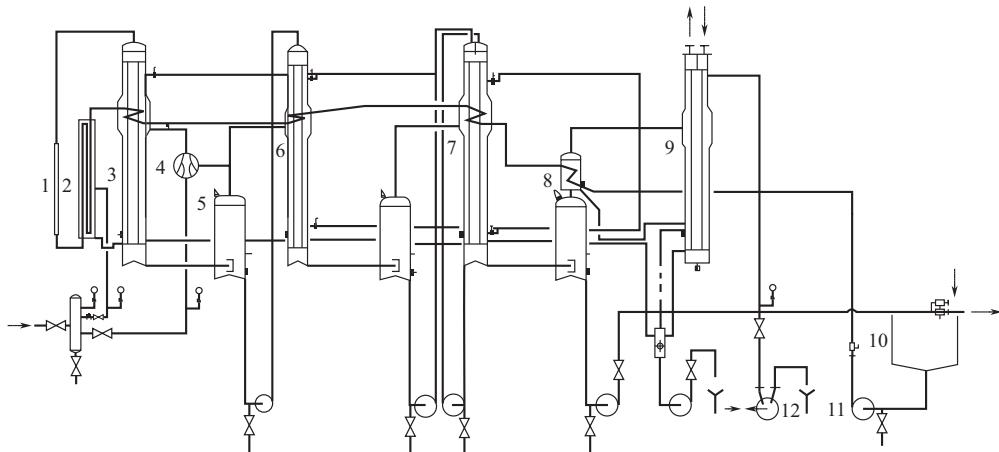


图 7-1 RNJM03-2600 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—一效蒸发器；4—热泵；5—分离器；6—二效蒸发器；
7—三效蒸发器；8—预热器；9—冷凝器；10—平衡缸；11—物料泵；12—真空泵

调试人员必须掌握设备的原理。

7.2 设备安装

由于料液是沿着降膜管壁以膜的状态向下均匀流动，边流动边蒸发，因此在安装降膜式蒸发器时就必须保证降膜管与水平面垂直，应严格按 QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》制造标准中有关规定进行，否则就会引起布料不均，即降膜管周边不能完全有料液向下流动，使料液发生偏流，从而引起结垢或结焦的迅速产生，甚至造成降膜管局部断料引起干壁现象。总装后蒸发器上管板水平极限偏差不大于 $2/1000$ ；蒸发管的轴线直线度偏差不大于 $2/1000$ 。

7.3 设备调试

降膜式蒸发器是在负压状态下工作的，在试车前必须进行设备的气密性试验。气密性试验范围包括各效体、分离器、冷凝器、物料管线、蒸汽管线及物料泵等的试验。要关闭放空阀，关闭出料阀，使整个设备系统处于封闭状态，用压缩空气使设备内压力升至 $0.15\sim0.2\text{ MPa}$ ，然后在所有的连接处及焊缝处涂抹肥皂水进行检漏，检漏完毕系统充气至 $0.15\sim0.2\text{ MPa}$ 进行气密性保压试验，平均每小时系统真空度衰减不大于 5%。近年来也有采用蒸汽进行检漏，这种方法只需要打开热泵进气阀使蒸汽压力缓慢升至 $0.1\sim0.15\text{ MPa}$ 之间，然后在所有连接处及焊缝处涂抹肥皂水进行检漏，方法简便快捷。

(1) 试车

全面系统地认真检查设备安装的正确性、安全性和精密度，重点是三个效体的垂直度。组织试车人员进行一次设备的学习，熟悉设备的流程、结构、性能、操作规程和操作注意事项，参加人员还要进行明确的分工。

准备好试车用的器具和试车记录本，并明确记录内容和要求；设备内进行彻底清洗。配置酸、碱洗涤液（2% NaOH 和 2% HNO₃ 水溶液）。

（2）试车注意事项及要求

设备投料运转过程中，绝对不允许断料，以牛奶作为物料时投料前要检查其酸度，高于行业标准规定的酸度值不能用于试车。严格执行操作规程，认真做好记录。投料前用酸、碱洗涤液清洗一次，认为正常的水试必须重复两次以上方可投料试车。水试完毕应接近或达到表 7-2 的要求。

表 7-2 试车工艺参数

项目	名称	工艺参数	备注
压力/MPa	热泵工作蒸汽	0.45	
	一效壳程	0.03	
	二效壳程	0.045	
	三效壳程	0.06	
	一效分离器	0.05	冷却水进水温度 20~25℃
	二效分离器	0.065	
	三效分离器	0.08~0.085	
温度/℃	冷凝器	0.089	
	一效蒸发	69~72	
	二效蒸发	57~65	
	三效蒸发	45~50	

投料前设备要按操作规程配好酸、碱洗涤液清洗，并停车检查效果，如仍有水垢等污物应重新清洗；投料前原料乳的酸度值重新检查，超标准的乳液严禁使用；第一次开始投料量应比要求投料量大 10% 以上，然后根据出料浓度逐渐调整；在物料试车过程中，应根据表 7-2 中的要求进一步调整设备的节流垫圈。

（3）设备操作

① 开车前的准备 打开分汽缸总供汽阀，检查各路的供汽压力是否达到要求压力；打开分汽缸冷凝水排除阀，把冷凝水排尽，检查酸、碱液的浓度是否符合要求（2%），超过或低于要求均应调整；检查所有螺母、活接头是否拧紧；各个阀的开关是否正确；打开平衡槽或平衡罐进水阀把水放满。

② 开车 启动进水泵，打开照明灯，末效分离器内进水，打开出料泵，打开冷凝器给水泵，检测进水温度，启动真空泵抽真空，当抽真空时间至约 5min，末效分离器真空度接近 0.07MPa 时，缓慢打开热压泵给汽阀，注意压力表指针的位置，当指针至 0.45~0.5MPa，停止给汽，以水代料进行大循环至各效参数接近表 7-2 的值，杀菌温度至 86℃，关闭平衡槽进水阀门，将平衡槽内水放尽，开始进料，当大回流浓度接近要求浓度时，打开出料阀，关闭大回流阀门，同时调节进料量和杀菌温度等各有关参数。

③ 清洗与停车 当一个班次结束或一批料处理完毕需要停车时必须进行一次清洗。清洗顺序与时间为：水洗 10~15min → 2% NaOH 水溶液洗 40~45min → 水洗 10min → 2% HNO₃ 洗 40min → 水洗 10min。清洗时与投料的操作基本相同，不同点是碱洗时应把各效蒸发温度提高 10℃，酸洗时应把各效蒸发温度降低 10~20℃，清洗时进料应比正常进料大 50% 左右。需要说明的是酸洗也可采用正压稍加热的清洗方法，因硝酸易挥发，被真空泵抽出会挥发至室内。停机顺序：关闭进料阀 → 关闭真空泵 → 关闭冷凝器给水泵 → 破坏各效

真空→关闭进料泵（末效分离器温度接近30℃左右）→关闭冷凝水泵→关闭各效出料泵。

（4）常见故障及产生原因

① 系统真空度低、蒸发温度高的原因是冷却水给水量小，进水温度高；蒸发系统有泄漏处；真空泵吸气量不足或真空泵给水量小，进水温度高，热泵工作压力高。

② 出料困难是因为进料量过大，有泄漏处；出料泵小或出料泵密封泄漏。冷凝水排出困难。冷凝水排出困难的主要原因是冷凝水管道口径过小，有漏点，冷凝水泵克服不了真空度的约束。

7.4 蒸发器真空度保持不住的原因

蒸发器在长期使用过程中，会出现真空度降低，真空度降低的主要原因有系统泄漏，真空泵受腐蚀严重，冷凝器严重结垢及水温升高或冷却水量减少，其中系统泄漏是最为常见的故障，排除漏点费时，仅以RNJM03-6300型三效降膜式蒸发器在乳品工业中生产奶粉为例，阐述蒸发器真空度降低的原因及改进方法。

（1）系统真空度降低

蒸发系统泄漏是导致真空度降低、蒸发温度升高、蒸发量减少的最为普遍的原因，蒸发系统泄漏的位置较多，其中最常见的有各连接处胶垫老化、胶垫压不实、螺栓松动。过去分离器到效体的二次蒸汽管道两端连接均为活套法兰式连接，长期使用胶垫逐渐老化，需要定期进行更换，一般泄漏也难以查到，更换胶垫较费时，分离器至蒸发器这一段流过的是二次蒸汽，设备安装后，不需要拆卸，因此这两处的连接应改为焊接式结构，实际应用效果良好，蒸发系统真空度稳定，现在大部分的蒸发器已经开始采用焊接式的结构。多效蒸发器壳程冷凝水一般是由一效顺次至末效（除特殊需要外），然后再进入冷凝器壳程中由泵排出。各效冷凝水管的连接以往也是采用法兰式连接或活接式连接，长期使用仍存在上述泄漏问题。一旦泄漏，除了系统真空度降低，还会导致壳程积水，影响正常生产，因此有必要将此处也采用焊接式的结构。如果是一台三效蒸发器，就可以将原来的13个活连接点变为一体式的焊接结构，这样蒸发器真空度一般情况下不会衰减，使用表明这种焊接式的结构已经被用户接受，因此在不影响设备使用、维护的情况下，尽量减少不必要的活连接结构。此外，蒸发器属于I类压力容器，在制造过程中应严格按照GB 150—2011《压力容器》及GB 151—2012《管壳式换热器》中有关规定进行制造检查并验收，否则由于焊接出现质量问题，长期使用也会出现泄漏。

（2）真空泵受腐蚀

真空泵抽取的是不凝性气体及少量的二次蒸汽，不凝性气体来自二次蒸汽，有些二次蒸汽还夹带着微量腐蚀性物质，长期使用会对真空泵过流件产生腐蚀，久而久之使真空泵叶轮端面产生点蚀，使间隙逐渐加大，单位时间内抽取不凝性气体量减少，导致系统真空度衰减。因此，应根据被处理物料的性质即pH值强弱选择真空泵，确定过流件是否采用耐腐蚀的材料。用于玉米浸泡液、谷氨酸等的蒸发设备，其真空泵的过流件大部分采用316L不锈钢制造，近年来，由于真空泵材质问题影响蒸发器生产能力的例子也比较常见，因此对蒸发器过流件选取应给予重视。乳品工业中用户也曾提出真空泵受腐蚀的问题，过流件采用不锈钢的真空泵比采用球墨铸铁的真空泵耐用。

(3) 其他因素的影响

除了上述原因影响蒸发系统真空度外,冷凝器的结垢、冷却水量减少或水温升高也会导致蒸发系统真空度降低,大多数使用厂家所使用的冷却水为循环水,都不是净化水,水质较差,冷凝器的结垢(间壁式冷凝器)速度比较快,结垢影响传热,导致蒸发器真空度降低。另外,随着使用,冷却水温逐渐升高,需要在冷却水池中定期补充冷却水,以保持进水温度的恒定,其次,蒸发器壳程结垢也同样会导致蒸发系统真空度降低,因此应进行定期检查和清洗。

7.5 蒸发器清洗间隔时间缩短的原因

(1) 各效蒸发面积分配不正确

近年来,多效降膜式蒸发器,尤其是三效降膜式蒸发器在奶粉生产中应用越来越多,在生产结束或生产过程中都要对设备进行清洗,而频繁的清洗说明奶液在蒸发器中结焦严重,影响产品质量,生产效率降低,是不正常的。正常的三效降膜式蒸发器(手动操作)在奶粉生产过程中清洗间隔时间对于配方奶粉为5h左右,对全脂淡奶粉为5~7h,最长可达到8h。造成清洗间隔时间短、生产效率低的主要原因大致有以下几个方面:一是各效蒸发面积分配不正确;二是预热面积不足;三是杀菌器结构设计不合理;四是操作控制因素的影响以及物料特殊。

现以RNJM03-5000型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例进行阐述。

物料衡算、热量衡算及最终各效蒸发面积的分配是否正确是决定一台蒸发器使用效果好坏的关键,有些蒸发器之所以清洗间隔时间短,其中主要的原因之一是由各效蒸发面积分配不正确所致,最终导致各效结焦严重,蒸发温度升高,处理量减少,被迫频繁停车清洗。RNJM03-5000型三效降膜式蒸发器各效蒸发所需要的热量及蒸发面积分配如下。

用于一效蒸发热量及蒸发面积:5621652.991kJ/h,98.5m²。用于二效蒸发热量及蒸发面积:2639067.871kJ/h,55m²。用于三效蒸发热量及蒸发面积:2567404.363kJ/h,69.79m²。对牛奶而言,单位时间内(1h)每蒸发1000kg水分大约需要蒸发面积为45m²左右,一般不超过48m²,如果进料量一定,蒸发面积过大,会引起降膜管周边润湿量不足,造成结焦,因此各效蒸发面积的确定是关键。

(2) 预热及杀菌器结构设计不合理

① 预热级设计注意事项 牛奶大多数是在5℃左右进入蒸发器,低于沸点温度进料需要进行预热,在蒸发器中根据物料的温度,一般设有几个预热级才能达到所需要的沸点(或沸点以上)温度。预热分为两种:一种为体内预热,即在蒸发器壳程中完成,蒸发量小的多采用此方法;另一种为体外预热,即在蒸发器外部完成,蒸发量大的多采用此种方法。预热的末级就是杀菌段,如果预热面积不足,实际各级物料温升达不到所要求的温度值,到了杀菌段加热温差必然过大,杀菌器热负荷加大,其后果则会导致杀菌器在短时间内结焦,杀菌温度难以保持,只能被迫停车清洗。因此,每一级物料温升不宜设计过大,多在12℃左右,最高不宜超过15℃,否则极易达不到预热效果,其后果则是清洗间隔时间缩短,从而降低生产效率。

② 杀菌器的结构设计 用于奶粉生产的降膜式蒸发器都带有杀菌器,也是末级的预热

段，杀菌温度多控制在 86~94℃之间。杀菌器分为间接式杀菌和直接式杀菌两种。直接式杀菌大多是在物料中直接喷入蒸汽进行加热，不易产生结垢或结焦，但会使物料增湿，对蒸汽质量较高，其杀菌温度稳定，保持时间较长，国外应用较多。间接式杀菌由于采用间壁式蒸汽加热杀菌，物料不受蒸汽及蒸汽质量的影响，应用比较广泛，但如果杀菌器设计不合理，就容易产生结焦，杀菌温度保持时间短。以 RNJM03-5000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中应用为例阐述间壁式杀菌器的设计过程。杀菌器主要技术参数：物料介质为牛奶，生产能力为 5000kg/h，杀菌温度为 86~94℃，杀菌器加热温度为 105℃，本例用于杀菌器加热的热量为 391616.68kJ/h，进入杀菌器的物料量为 6716.4kg/h，进入杀菌器的物料温度为 80℃。由于物料在杀菌器中是变温传热，因此计算杀菌器换热面积时，应用对数温差计算传热温差。杀菌器传热面积按下式计算：

$$F = Q / (k \cdot \Delta t)$$

式中， F 为传热面积， m^2 ； Q 为传热量，这里 $Q = 391616.68 \text{ kJ/h}$ ； k 为传热系数，这里 $k = 4187 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； Δt 为传热温差， $^\circ\text{C}$ 。

按并流的形式计算传热温差： $105 \rightarrow 105^\circ\text{C}$ ， $80^\circ\text{C} \nearrow 94^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 105 - 80 = 25^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 105 - 94 = 11^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = (25 - 11) / \ln (25/11) = 17.05^\circ\text{C}$$

则杀菌器传热面积为

$$F = 391616.68 / (4187 \times 17.05) = 5.49 \text{ m}^2$$

杀菌器传热面积计算出后，杀菌器列管管径的选择最为关键，大蒸发量的蒸发器杀菌器管径应根据物料通流管径净截面积换算成小管径的净截面积，来确定小管径的管子根数，这样设计的目的是要在短时间内扩大物料与管壁的接触面积，加大传热效果，防止大管径内的物料由于受热温差过大而引起结焦，即受热时间不宜过长，否则结焦速度加快，比较适宜的管径为 19~25mm，甚至更小，这也是为什么一些蒸发器杀菌温度保持不住，在生产过程中清洗间隔时间短的主要原因之一。本例杀菌器列管采用的是 $\phi 25 \text{ mm} \times 2 \text{ mm} \times 4000 \text{ mm}$ 规格的管子，数量为

$$n = 5.49 \div (0.023 \times \pi \times 4) = 18.6 \text{ 根} \quad (\text{取 19 根})$$

进入杀菌器物料量为 6716.4kg/h，物料流速按 1.2m/s 计算，则杀菌器分程计算为

$$6716.4 / 1030 / 3600 = N (0.023^2 / 4) \times \pi \times 1.2$$

$$N = 3.63 \quad (\text{取 4})$$

杀菌保持时间：保持管选择 $\phi 133 \text{ mm} \times 3 \text{ mm} \times 4000 \text{ mm}$ （外径 \times 壁厚 \times 长度）不锈钢管：

$$(0.127^2 / 4) \times \pi \times v = 1.866 \times 10^{-0.3}$$

$$v = 147.4 \text{ mm/s}$$

$$t = 4000 / 147.4 = 27.14 \text{ s} \quad (\text{取 27 s})$$

（3）操作控制因素的影响

蒸发器在生产过程中分为人工控制与自动控制两种，国内生产的蒸发器大多数仍为人工控制。人工控制参数主要有两个，一个是进料量，另一个是使用蒸汽压力。一台蒸发器只要进入稳定的工作状态，上述两个参数要求必须稳定，不得随便进行调整，一经调整，系统整个参数如加热温度、蒸发温度、出料浓度等都会随之发生明显的变化。尤其是杀菌器进汽压力，只要满足杀菌温度的要求，其压力应保持最低值，不得轻易提高工作压力，

否则瞬间就可能造成结焦，为防止人为随意调整进汽压力，在进汽管道上必须加装减压阀，控制进汽压力，防止波动。另外，每次清洗必须彻底，必须进行检查。由于受设备价格、用户观念以及生产厂家规模等诸多因素的影响，国内蒸发器采用自动控制的目前还不多，只有几家大集团公司引进的设备是自动控制，由于自动控制不能在蒸发器中广泛应用，也就阻碍了这方面技术的发展。蒸发器自动控制的主要参数为进料量、蒸汽压力、出料浓度及系统的真空度。采用自动控制可使蒸发器在生产过程中运行更稳定更精准，操作更快捷，设备清洗间隔时间相对较长。

(4) 物料因素的影响

进入蒸发器的物料适宜的酸度值为 $14\sim16^{\circ}\text{T}$ ($^{\circ}\text{T}$ 为吉尔涅尔度)，一般不超过 18°T 。酸度值偏高表明奶中蛋白变质，进入蒸发器最易结焦。另外，在生产配方奶粉的物料中添加糊精等过量也会引起蒸发器短时间内结焦，导致清洗次数增多。

除了上述各因素的影响外，降膜式蒸发器料液分布器的设计是否合理，降膜管内表面的粗糙度，系统是否泄漏等都会不同程度地影响清洗间隔时间的长短。总之，清洗间隔时间长短主要取决于蒸发器的性能，清洗间隔时间短其实质是物料在蒸发器中产生结垢或结焦速度快，其危害是影响产品质量。因此，设计制造单位应对每台蒸发器进行跟踪，然后进行不断的总结，对产品进行改进，这样才会使产品质量得到提高，在实际生产过程中，才能获得较长的清洗间隔时间。

7.6 蒸发器蒸发温度高对奶粉质量的影响

近年来，多效降膜式蒸发器尤其是三效降膜式蒸发器在奶粉生产中应用越来越多。20世纪70~80年代用于奶粉生产的浓缩设备多以单效及双效降膜式蒸发器为主，多效降膜式蒸发器基本上没有应用。到了20世纪90年代，三效降膜式蒸发器在奶粉生产上才开始应用。三效降膜式蒸发器节能，蒸发浓度容易达到，在三效降膜式蒸发器中二效二次蒸汽得到充分利用，双效经济指标（均含热压缩技术、含杀菌）为0.46，三效经济指标为0.28~0.31，三效一次性投资较大。随着奶粉生产规模的不断扩大，对大生产量的采用多效降膜式蒸发器，其节能效果尤其明显，牛奶在多效蒸发器中如三效降膜式蒸发器中运行时间较长，对于一台蒸发量5000kg/h的三效降膜式蒸发器，料液在设备中运行时间约为5~6min（含预热），而过去使用的生产能力1.2~2.4t/h的双效降膜式蒸发器料液在设备中运行的时间仅为2.5~3min。近年来有人提出牛奶在多效蒸发器中会产生热变性，导致终端产品冲调不好，现仅以应用过的多效降膜式蒸发器为例阐述是否会产生热变性，是否影响奶粉的冲调。

牛奶在蒸发器中加热温度最高一效一般控制温度为85~87℃，杀菌温度控制在86~94℃之间，杀菌时间较短，通常为几十秒，如RNJM02-2400型、RNJM03-5000型、RNJM03-6300型蒸发器，杀菌时间分别为24s、32s、36s，用于蒸发的加热温度不宜过高，通常不超过90℃，如果一效加热温度超过90℃，实际应用中牛奶在蒸发器中温差过大，结垢结焦速度加快，清洗间隔时间缩短（产生结焦的主要部位为降膜管、杀菌管），已经发生蛋白变性的奶垢如果进入喷雾干燥塔内进行喷雾干燥，则奶粉冲调差，进行冲调复原试验时奶中会出现大量的白点上浮，其产品检验结果如表7-3所示。

表 7-3 检验结果

感官鉴定	密度: 0.38g/cm ³
	色泽: 淡黄
	滋味: 浓郁奶香
	组织状态: 干燥均匀粉末
	冲调性: 无团块大量上浮, 少量下降, 大量白点
理化指标	水分: 3.7%
	复原乳酸度: 14°T
	蛋白质: 35%
	脂肪: 27.9%
	不溶度指数: 0.1mL
生物指标	杂质度 6×10^{-6}
	细菌总数: 4000 个/g
	大肠菌群总数: 30 个/100g

注: 检验项目执行 CB 5410—1999

只要蒸发与喷雾干燥匹配, 连续进料、连续出料, 中间无奶液在蒸发器中回流、循环, 浓奶缸中无大量长时间未处理加工的料液, 奶液是不会发生蛋白变性的。牛奶加工成奶粉的过程是热加工处理过程, 绝对的热不变性也是不存在的。

7.7 导致蒸发器生产能力降低的因素

在实际应用过程中蒸发器出现了生产能力降低的问题。导致降膜式蒸发器生产能力降低的主要因素是: 蒸发器泄漏严重, 壳程存水; 液体分布器发生错位或变形; 蒸发器壳程结垢严重; 冷凝器进水温度升高。仅以 RNJM03-10000 型三效降膜式蒸发器在维 C 药液生产中的应用为例进行阐述。

(1) 蒸发器泄漏严重、壳程存水

物料介质: 维 C 药液 出料质量分数: 30%~40%

生产能力: 10000kg/h 进料温度: 40°C

进料质量分数: 12%~15% pH 值: 1.4~1.7

结构特点: 采用并流加料法, 末效出料; 采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽, 提高其温压作为一效一部分加热热源; 采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽, 采用水环真空泵抽真空保持蒸发系统的真空度。凡与物料接触部位采用 Ti、TiAl 或 316L 制造。效体、预热器、分离器等全部进行保温绝热处理。

蒸发器在生产过程中生产能力降低, 系统真空度衰减, 蒸发温度升高的原因之一就是系统出现泄漏, 壳程中出现存水。出现泄漏的主要部位是: 分离器方接口与下器体的连接处, 二次蒸汽管道两端与分离器、效体的连接处, 或与预热器、冷凝器的连接处; 各效体与下器体的连接处等, 过去均采用法兰连接, 长时间使用由于胶垫老化, 各处泄漏现象比较严重。蒸发器一经出现泄漏, 系统真空度就会降低, 蒸发器壳程存水, 分离器料位上涨, 蒸发温度升高, 蒸发量随之会降低。效体与下器体连接处如果出现泄漏, 料液向下流动就

会受阻，导致降膜管下端或管板上结垢或结焦严重。蒸发器壳程存水，除了管道口径小外就是壳程或管道连接处泄漏引起的，改上述法兰连接为焊接结构，蒸发系统真空度稳定，蒸发量稳定。尽量减少不必要的法兰连接，这是目前蒸发器发展的方向。

(2) 液体分布器发生错位

液体分布器是降膜式蒸发器的关键部件，目前广泛采用的是盘式分布器，这种分布器结构简单，布料均匀，效果良好。布料器的主要作用：布料器上的分布孔将料液均匀地分配给每根降膜管，并保证每根降膜管周边都有料液均匀润湿。料液在自身的重力及二次蒸汽流的作用下沿着管壁以液膜状均匀地向下流动，并与管外加热蒸汽进行热和质的交换。正常工作时下分布器上的每个小孔正对着蒸发器上管板管间，如果在工作过程中分布器上小孔发生错位或偏离，料液在降膜管中就会产生偏流，甚至管壁无料，而是沿着管壁向下形成线流状或从管中心向下流动，由于不能形成膜，不能润湿或完全润湿管壁，就会造成结垢结焦，蒸发量也会大大降低，蒸发温度会随之升高。分布器变形严重或分布孔出现堵塞，也会导致生产能力降低。液体分布器出厂前要进行预装，要经过质检，预装无问题拆分包装运输，现场安装后还要检查上、下分布器小孔是否错位，生产过程中如果需要拆卸，要按原位放回，不得放错。

(3) 蒸发器壳程结垢

蒸发器在长期使用过程中，尤其设备间断工作使用，降膜管外壁、冷凝器（列管或盘管式，管内走水）会产生垢层而影响传热，也会不同程度地影响蒸发器的生产能力。国内大部分蒸发器壳程都没有设置清洗接口，壳程清洗比较困难。正确的清洗方法是：在壳程中通入热的3%氢氧化钠或草酸进行浸泡，浸泡时间不低于6h。

(4) 冷凝器的影响

冷凝器的冷却水量及水温是设计蒸发器的重要参数，冷却水量不足或冷却水温升高都会直接导致蒸发器蒸发温度升高，蒸发量降低。设计时用户必须提供当地比较准确的冷却水参数。我国南、北方冷却水温度差别较大，且都是循环水，即使是同一蒸发器蒸发同一种物料，在南、北方其蒸发参数也会有变化。蒸发器的冷却水给水量是一定的，为保持系统真空度的稳定，其冷却水温不能有较大的波动，冷却水温稳定，蒸发参数才会稳定，因此必须定期向循环水池中补充冷水以保持冷却水温的基本稳定。降膜式蒸发器与冷凝器的安装高度都较高，冷凝器的进水量是一定的，也要求定量供水。需要特别说明的是，如果生产车间是管网供水，必须考虑蒸发器的冷却水量是否足够，如果不能满足就应考虑单独供水，由于管网供水冷却水从低水位流走从而导致蒸发器冷却水量不足，冷凝二次蒸发量降低、蒸发温度升高、蒸发量急剧下降的情况是出现过的。冷凝器结垢的情况最为普遍，管壁水垢使传热效果降低，也会降低蒸发量。因此，要对冷凝器进行不定期的检查，不定期地进行酸洗或碱洗。

除了上述几种影响因素外，热泵喷嘴磨损严重，导致蒸发系统热量失衡；真空泵腐蚀严重，端面间隙过大，导致吸气量不足，真空度衰减，也会引起蒸发温度升高，蒸发量降低。此外，不按照蒸发器操作规程进行生产，如清洗间隔时间过长或清洗不彻底等也都会不同程度地影响蒸发器的蒸发量。总之，要保持蒸发器的正常工作，操作人员必须详细了解并掌握设备的结构、原理及操作规程及注意事项，只有这样，蒸发器一旦出现故障，才能及时得到排除。

7.8 多效降膜式蒸发器蒸发温度升高的原因

多效降膜是蒸发器应用领域广泛，尤其在乳品工业中应用更为普遍。牛乳是热敏性物料，蒸发器蒸发温度高会对其中的有益元素产生破坏，尤其是多效降膜式蒸发器，物料在设备中停留时间相对较长，各效蒸发温度就更不宜过高。蒸发器温度高的原因：物料与热量计算不守恒；设备泄漏严重；冷凝器物料与热量计算不守恒，换热面积小或冷却水量不足，冷却水温过高；冷凝器结垢严重；真空泵吸气量不足。仅以 RNJM03-5000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例加以阐述。

(1) 物料与热量计算不守恒

物料与热量计算不守恒导致各效蒸发面积计算不正确，直接采用一次蒸汽加热的一效换热面积过大，二效、三效换热面积过小，尤其是二效换热面积过小就会导致各效蒸发温度过高。RNJM03-5000 型三效降膜式蒸发器各效蒸发面积分别是 125m^2 、 63m^2 、 62m^2 ，正常的蒸发温度分别是 $70\sim72^\circ\text{C}$ 、 $57\sim65^\circ\text{C}$ 、 $45\sim55^\circ\text{C}$ ，非正常的蒸发温度分别是 $78\sim82^\circ\text{C}$ 、 $70\sim75^\circ\text{C}$ 、 $55\sim60^\circ\text{C}$ ，蒸发温度高说明热量过剩，热量计算不守恒，其后果是导致各效结垢结焦严重，结焦大多数蛋白质已经变性。因此，一经进入到喷雾干燥段生产出的产品进行冲调复原试验时就会有大量白点上浮，有黑点沉积。用于奶粉生产的多效降膜式蒸发器大多采用的是三效降膜式蒸发器，且带有热压缩技术，热量衡算的结果表明，各效的换热面积不等，一效最大。即使没有热压缩技术，也不能按等面积原则计算各效的换热面积。按等面积原则设计的蒸发器结垢结焦严重，效果不佳，甚至无法正常生产。

用于奶粉生产的双效、三效降膜式蒸发器各项参数如表 7-4 所示。

表 7-4 用于奶粉生产的双效、三效降膜式蒸发器各项参数

参数 项目	蒸发器类型 RNJM02-1200 型双效	RNJM02-2400 型双效	RNJM03-3600 型三效	RNJM03-5000 型三效
一效加热	85~87	85~87	85~87	85~87
一效蒸发	70~72	70~72	70~72	70~72
二效加热	70~72	70~72	70~72	70~72
二效蒸发	45~51	45~51	57~65	57~65
三效蒸发	—	—	45~51	45~51
杀菌	86~96	86~96	86~96	86~96

实际应用表明最高蒸发温度不超过 78°C 对奶粉的冲调没有影响。

蒸发过程是否连续与稳定，是否回流，是决定料液在蒸发器中停留时间长短的关键。牛奶在蒸发器中出现蛋白变性的根本原因是产生结焦所致。产生结焦的主要原因有两个，一个是设备本身产生结焦所致，另外一个是设备不匹配所致。设备本身产生结焦的因素较多，蒸发面积过大，即各效蒸发面积分配不合理；料液分布器设计不合理，即分布器分布孔径计算不正确，孔的分布不正确；降膜管弯曲严重，即降膜管直线度偏离了降膜式蒸发器制造标准中的有关规定；安装蒸发器上管板及分布器水平度误差及平面度误差过大等。设备不匹配主要指蒸发器与喷雾干燥塔不配套，主要表现为蒸发器的生产能力大于喷雾干燥塔的生产能力。当蒸发器的生产能力大于喷雾干燥塔的生产能力时浓奶缸压料，蒸发器

打回流或蒸发器不能满负荷工作，当蒸发器面积一定、进料量过少时，短时间内会造成结焦。不按操作规程使用设备也会使设备不匹配。

(2) 设备泄漏严重

为了降低料液的沸点温度，提高蒸发速率，多效降膜式蒸发器都是在真空减压状态下工作的。蒸发温度高的另一个原因是设备泄漏严重。过去二次蒸汽管道两端与效体、分离器的连接，下器体与效体的连接，分离器方接口与下器体方接口的连接均采用法兰式可拆卸连接，设备在实际应用中胶垫极易老化，泄漏严重，真空度难以保持，因此各效蒸发温度都比较高，且降膜管底端（下管板处）结垢严重。近几年大多数蒸发器上述几处已由原来的可拆卸连接改为焊接式结构，在使用过程中真空度高、稳定。末效分离器真空度多在0.085~0.087MPa之间。因此，其蒸发温度较低，结垢结焦现象大大减小。尽量减少不必要的可拆卸式连接就会减少泄漏的可能。

(3) 冷凝器换热面积、冷却水的影响

蒸发温度高大多由于冷凝器冷凝面积不足、冷却水量不足或冷却水温度过高。冷凝器的结构形式有直接式与间接式两种。直接式冷凝器多以喷淋式为主，冷却效果较好，二次蒸汽与冷却水直接接触混合，缺点是污染冷却水也易污染产品。间接式冷凝器有列管式、盘管式、板式及螺旋板式冷凝器。间接式冷凝器二次蒸汽不与冷却水直接接触，不污染冷却水也不污染产品，由于二次蒸汽与冷却水是间接进行换热，所以效果不如直接式冷凝器。一台蒸发量为5000kg/h的三效降膜式蒸发器，如果采用间接列管式冷凝器，其换热面积为60m²左右（冷却水进水温度为30℃，排水温度为42℃），冷凝器换热面积不足，单位时间内冷凝的二次蒸汽量降低，如果进料量不变，则蒸发温度会持续升高，真空度急剧衰减，冷凝器表面温度持续升高，真空泵出口会有大量未冷凝掉的二次蒸汽排出。间接式冷凝器实际换热面积按理论计算值的1.25倍选取更安全。

冷凝器换热面积是一定的，冷却水量及水温是影响冷凝器使用效果的关键。我国南、北方冷却水温度差别较大，且多采用循环水，南方冷却水进水温度平均为28~30℃，北方相对较低，在20~25℃之间。冷却水的进水温度是设计冷凝器的重要参数，设计之前用户必须提供准确的冷却水进水温度以便设计冷凝器时综合考虑其换热面积。进水量不足、换热量减少、蒸发温度升高、进水温度高则需要进水量大。每一台蒸发器的进水量都是一定的，供给冷凝器的实际水量应按理论计算值的1.2倍左右选取，只有这样才能保证蒸发器在冷却水进水温度较高的情况下正常工作。需要特别说明的是，采用晾晒塔的储水池也必须及时定时补充冷却水以保持进水温度的恒定。降膜式蒸发器安装后高度较高，冷凝器安装高度也较高，一般情况下要求定量供水以保证其足够的水量，如果是管网对车间内各设备供水，就要特别注意供给蒸发器的水量是否足够，防止冷却水从低水位流走，如果不能保证供水量就应考虑单独定量供水。另外，间接式冷凝器结垢后垢阻增大，传热系数减小，传热效果下降，因此使用列管式冷凝器应对其不定期进行检查并进行酸洗、碱洗，以清除垢层，增大传热系数。

(4) 真空泵吸气量不足

真空度高，蒸发温度低，反之蒸发温度高。真空泵吸气量不足真空度降低导致蒸发温度升高。真空泵吸气量不足有两方面原因：一是计算选取的真空泵吸气量不足，理论计算真空泵吸气量是根据参数如进入冷凝器的二次蒸汽量、温度、真空系统的有效容积及未冷

凝掉的蒸汽量等通过曲线计算确定的，实际真空泵吸气量应按计算值的 1.25 倍左右选取；二是真空泵过流件被腐蚀，真空度逐渐衰减，有些二次蒸汽中夹带具有腐蚀性酸性物质，未完全冷凝被抽入真空泵中，对泵的端面产生腐蚀，导致泵的端面间隙加大，抽吸速率降低，应根据物料 pH 值情况确定泵的材质，对含有腐蚀性较强的二次蒸汽，真空泵过流件应采用 304 或 316L 不锈钢制造。

降膜式蒸发器在各领域应用及注意事项

8.1 降膜式蒸发器预热器的设置

低于沸点温度的料液进入蒸发器蒸发前需要经过逐级预热至沸点或沸点以上的温度方可进入蒸发器中进行蒸发，这也是降膜式蒸发器的特点，即物料在蒸发器中停留时间短，蒸发速率快，物料在较低的温度下进行蒸发，最大限度地保持了物料中有益元素不被破坏。物料预热器按结构形式可分为盘管、列管、板式等。预热器所使用的加热介质为一次蒸汽、二次蒸汽或冷凝水等。近年来随着降膜式蒸发器应用领域的不断扩大，特别是在玉米深加工中应用越来越多，一些蒸发器使用效果不佳，也与预热器所采用的结构形式有关。

以 TNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在葡萄糖浆生产中的应用为例阐述预热器的设计及应用。其主要技术参数如下。

物料介质：葡萄糖浆	出料质量分数：75%
生产能力：8000kg/h	pH 值：5
进料质量分数：25%	使用蒸汽压力：0.7~0.8MPa
进料温度：25°C	
结构特点如图 8-1 所示。	

采用并流加料法进料，三效出料。采用热压缩技术即热压泵抽吸一效二次蒸汽加热一效。采用四级列管式预热器对物料逐级进行预热。除冷凝器外蒸发器全部进行保温绝热处理。蒸发器生产状态参数如表 8-1 所示。

表 8-1 蒸发器生产状态参数

参数 项目	蒸汽压力/MPa	加热温度/°C	蒸发温度/°C	汽化潜热/(kJ/kg)
生蒸汽	0.7883	169	—	2052.886
一效	0.08949	96	81	2305.781
二效	0.05028	81	66	2343.045
三效	0.02666	66	51	2379.89
冷凝器	0.013216	51	—	2379.89

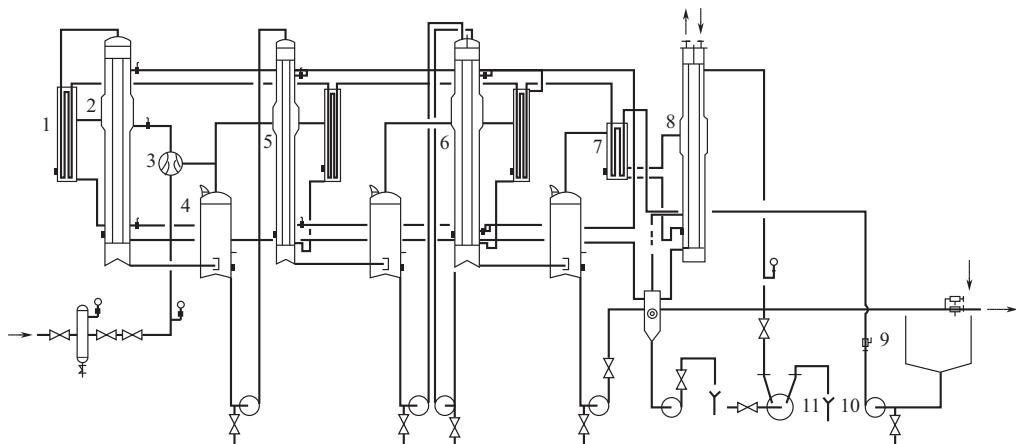


图 8-1 TNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器

1, 7—预热器；2—一效蒸发器；3—热泵；4—分离器；5—二效蒸发器；6—三效蒸发器；
8—冷凝器；9—平衡罐；10—物料泵；11—真空泵

8.2 预热器的计算

进入蒸发器的料液温度大多数较低，只有一少部分料液温度接近蒸发温度。低于沸点温度的料液在蒸发前进行预热的目的有两个：一是为一次性进料蒸发一次性出料做准备；二是为防止由于加热与物料温差过大产生结垢结焦，这也是由降膜式蒸发器的结构特点决定的。结垢结焦往往会造成产品变质，尤其对热敏性物料如牛奶、蛋白、胶原蛋白、果蔬汁、茶浸渍液等是不允许的。麦芽糖浆、葡萄糖浆等的蒸发温度也不宜过高，过高糖的颜色加深会产生褐变。基于上述原因，一般地，降膜式蒸发器都有预热物料过程。本例中 TNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器分四个预热级：第一级物料温升设为 5℃，热量为 265645.5 kJ/h；第二级物料温升为 13℃，热量为 690678.25 kJ/h；第三级物料温升为 15℃，热量为 796936.4 kJ/h；第四级物料温升为 16℃，热量为 850065.53 kJ/h。

第一级预热换热面积按下式计算：

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中， F 为换热面积， m^2 ； Q 为换热热量，这里 $Q = 265645.5 \text{ kJ/h}$ ； k 为传热系数，这里 $k = 4187 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； Δt 为传热温差， $^\circ\text{C}$ 。按无相变的变温传热计算传热温差，这里按对数温差计算传热温差。

按并流的形式计算传热温差（以下同）： $51 \rightarrow 51^\circ\text{C}$ ， $43 \nearrow 48^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 51 - 43 = 8^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 51 - 48 = 3^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (8 - 3) / \ln (8/3) = 5.1^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = 265645.5 / (4187 \times 5.1) = 12.43 \text{ m}^2$$

第二级预热换热面积计算 $Q = 690678.25 \text{ kJ/h}$ ； $k = 4187 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

并流： $66 \rightarrow 66^\circ\text{C}$ ， $48 \nearrow 61^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 66 - 48 = 18^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 66 - 61 = 5^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (18 - 5) / \ln (18/5) = 10.15^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = 690678.25 / (4187 \times 10.15) = 16.25 \text{ m}^2$$

第三级预热换热面积计算： $Q = 796936.4 \text{ kJ/h}$, $k = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{C})$ 。

$81 \rightarrow 81^\circ\text{C}$, $61 \nearrow 76^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 81 - 61 = 20^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 81 - 76 = 5^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (20 - 5) / \ln (20/5) = 10.82^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = 796936.4 / (4187 \times 10.82) = 17.59 \text{ m}^2$$

第四级预热换热面积计算： $Q = 850065.53 \text{ kJ/h}$, $k = 4180 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{C})$ 。

$96 \rightarrow 96^\circ\text{C}$, $76 \nearrow 92^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 96 - 76 = 20^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 96 - 92 = 4^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (20 - 4) / \ln (20/4) = 9.94^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = 850065.53 / (4187 \times 9.94) = 20.43 \text{ m}^2$$

8.3 预热器形式的确定

如果采用常规的盘管在效体壳程中预热，则 $13667/1140/3600 = (d^2/4) \times \pi \times 1.2$, 得 $d = 59.4 \text{ mm}$, 选取 $\phi 63 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的管子。四个预热级管子总长度为 364 m , 物料在管中运行时间为 5.05 min 左右。实际应用测得一效蒸发器进料口温度为 72°C , 没有达到设计值, 主要原因是管径太大, 管内物料受热不均所致。为使物料受热均匀, 需要扩大物料与管壁的接触面积, 即改体内盘管预热为体外列管预热, 选 $\phi 25 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm}$ 规格的管子, 管子的根数计算如下: 第一级物料预热器管子长度设为 2 m , 则管子根数为 $n = 12.5 / 0.0235 \times \pi \times 2 = 85$ 根, 分四程, 物料在预热器中运行时间为 6.6 s , 二、三、四级预热器管子长度设为 4 m , 分四程, 其管子根数分别为 55 根、60 根、69 根, 物料在这三级预热器中运行时间为 40 s 。物料在四个预热器中总的运行时间不到 1 min , 预热时间缩短约 4 min , 一效进口温度为 $90 \sim 92^\circ\text{C}$, 达到了设计要求, 效果良好, 其预热过程如图 8-1 所示。对于一些物料如麦芽糖浆等也可采用板式换热器进行预热, 板式换热器换热效果更好, 缺点是结垢不易清理, 不便观察, 阻力较大。总之, 大蒸发量的, 生产能力超过 10 t/h 的不宜采用盘管预热, 预热效果不佳, 制造成形比较困难且管子易变形。从制造成本上看, 列管预热要比盘管预热高出约 $1/4$ 的造价, 但应用效果佳。此外, 大生产能力的蒸发器产生的冷凝水量较大, 对于一台三效或四效降膜式蒸发器来说, 一、二效壳程冷凝水的温度都在 $75 \sim 90^\circ\text{C}$ 之间, 利用这部分冷凝水的显热对物料进行初级预热是十分必要的, 这对节能降耗也是十分有益的。

降膜式蒸发器加热、蒸发温度较低, 蒸发速率快, 物料在设备中停留时间短, 要保证蒸发的顺利进行, 物料在蒸发前必须逐级进行预热, 大型蒸发器的预热形式不能简单采用小型蒸发器的预热形式, 应有所区别, 这样才能获得良好的预热及蒸发效果。大型蒸发器的预热大都采用的是体外预热, 即采用列管式预热。

8.4 板式蒸发器的预热问题

与管式降膜式蒸发器一样, 低于沸点温度的物料需要经过逐级预热使物料温度达到沸点或沸点以上的温度才能进入蒸发器中进行蒸发, 否则物料在蒸发器中会有个预加热的过

程,这样会使物料在蒸发器中停留时间过长,使物料在蒸发器中结垢结焦速度加快,影响正常蒸发。对管式降膜式蒸发器来说,小型蒸发器预热过程在蒸发器的壳程中完成,大型蒸发器在蒸发器外部完成,而对于板式蒸发器来说,其预热都是在外部完成的。本例为JB-SJ02—800型板式升降膜式蒸发器在胶原蛋白生产中的应用。

(1) 影响系统真空度的原因

板式蒸发器的预热与管式降膜式蒸发器的预热有所不同,都是在外部完成的。管式降膜式蒸发器生产能力大的在蒸发器外部完成,预热所产生的冷凝水直接回到蒸发器的壳程中,与蒸发器的冷凝水一起排出体外。这样连接的好处是:蒸发器壳程与预热器壳程形成一个系统,其壳程压力值基本相同。国内生产的板式蒸发器都没有考虑设置物料预热的出口及冷凝水的回水接口,预热后的冷凝水回不到蒸发器的壳程中,一般的连接是从热泵出来的蒸汽一大部分作为蒸发器加热热源,一小部分引出作为预热用,而冷凝水则与蒸发器冷凝水管并在一起接到系统冷凝水的汽水分离器上,蒸发器壳程压力与预热器壳程压力不一致,形成两个系统,且在预热器壳程没有设置不凝性气体的排出口,这样在预热过程中一旦有多余的未冷凝掉的加热蒸汽,就会从冷凝器的出水口逆向进入冷凝器中,冷凝器来不及冷凝蒸汽,甚至从真空泵中排出或经过冷凝水泵排出,导致真空度急剧衰减,正常真空泵吸气管道压力在 $-0.09\sim-0.1\text{ MPa}$ 之间,非正常的负压小于 -0.07 MPa ,且真空度难以保持,压力过低就会影响蒸发。由于蒸发器与预热器的壳程压力不同,换热面积不同,预热器中蒸汽压力平衡困难,虽对预热进汽压力及流量可进行截流,但效果并不明显。

(2) 独立预热

针对上述板式蒸发器的特点应采取独立预热的方式,即采用单独蒸汽对物料进行预加热,蒸汽从蒸汽总管或分汽缸中引出,而不是从热泵出口引出,壳程产生的冷凝水经截止阀、疏水器排出。这种预热冷凝水可单独排放,就不存在多余的蒸汽及不凝性气体混到冷凝水中的问题,也就不会对系统真空度产生干涉,实际应用表明使用效果良好。

(3) 预热温度的控制问题

无论手动控制还是自动控制,预热的温差都不宜选择过大。手动控制预热器的进、出口要有料液温度显示,以便对蒸汽压力及时进行调节。需要特别说明的是,只要物料及物料温度参数稳定,进汽压力调定好后就不宜频繁改变,否则会导致结垢结焦速度加快。自动控制则是根据料液预热出口温度的设定值通过压力调节阀控制进汽的压力,从而满足预热温度的需要。要获得稳定的蒸汽压力,在蒸汽管道上必须加装过滤器及减压阀。

8.5 国内板式蒸发器存在的问题、建议及其发展方向

国内板式蒸发器的不足是没有设置预热出汽接口,也没有设置预热冷凝水回水接口,如果设置上述接口或能根据设计单位的要求而设计,就会使预热过程简化许多。板式蒸发器分为升膜式、升降膜式及降膜式三种,因物料在板式降膜式蒸发器中停留时间短,受热时间短,故板式降膜式蒸发器是板式蒸发器的发展方向。板式降膜式蒸发器在国外如日本、丹麦、德国等都有应用,在我国还没有制造出可拆卸的板式降膜式蒸发器。

板式蒸发器虽然没有管式降膜式蒸发器应用范围广泛,但由于其自身的一些特点,如

占地、占用空间较小等，近年来在食品、玉米深加工、生物制药、生物化工等领域也都有所渗透。目前，国内板式蒸发器的设计还存在一定不足，建议设计制造板式蒸发器的生产厂家能够根据实际应用过程中所暴露出的问题及结构不足及时进行改进，这样板式蒸发器机组的设计才能得到简化，才能提高产品的竞争力。

8.6 盘式液体分布器结构特点及其应用效果

液体分布器是降膜式蒸发器的重要组成部分，它的主要作用是将料液均匀地分配给每根降膜管，并保证每根降膜管周边料液沿着管壁呈液膜状均匀向下流动。盘式液体分布器之所以被广泛采用，是因为它具有如下优点：结构简单，布料均匀，不易结垢，清洗方便，不仅适合普通料液，尤其适合于黏度相对较大易结垢结焦料液的布膜。本例为 TNJM03-6000 型三效降膜式蒸发器在麦芽糖生产中的应用情况介绍。

(1) 盘式液体分布器的结构特点及工作原理

盘式液体分布器主要由喷淋板、上分布器及下分布器组成。下分布器由盘体、分布孔、导汽管组成（详见第2章）。上分布器由盘体、分布孔组成。喷淋板为带有小孔向外凸出的圆形孔板。工作原理：下分布器上布液孔正对着蒸发器上管板管间中心，呈正三角形排列，下分布器上设有导流管，其排列与管板上降膜管的排列一致并呈重合排列，其主要作用是导汽导流防止二次蒸汽干扰料液并保证料液向下平稳流动，起到平衡作用。上分布器小孔与下分布器小孔呈交错排列（为布料更均匀而设计）。喷淋板也是钻有小孔的向外凸出的圆形弧板，当料液进入分布器，先经过喷淋弧板将料液分散成小液滴向上分布器盘面喷洒，上分布器的料液通过分布孔进入下分布器，下分布器再把料液均匀地分配到管板管间的表面上，管板表面的料液则均匀地分流至每根降膜管内表面，并形成液膜状，在料液自身的重力及二次蒸汽流的作用下向下流动，与管外加热介质实现热与质的交换。分布器应用效果好坏会直接影响蒸发效果及产品品质。

(2) 盘式液体分布器设计过程及与传统分布器进行比较

降膜管比较常用的规格为 $\phi 38mm \times 1.5mm$ 、 $\phi 45 \times 1.5mm$ 、 $\phi 50mm \times 1.5mm$ 三种，在管板上的排布多为正三角形排列，分布器上小孔也多为正三角形排列，也可以是正六边形排列，不过这种排列小孔多，孔的截面积小，布料虽均匀，但易挂垢堵塞。

本例采用 $\phi 50mm \times 1.5mm \times 7950mm$ 规格的管，一效下分布器上小孔为正三角形排列（以一效为例），共 194 个，孔径为 $\phi 5.5mm$ 。分布器上小孔按下式进行计算：

$$q = (d^2/4) \pi \mu \sqrt{2gh}$$

式中 q ——单个小孔流量， m^3/s ；

d ——小孔直径， m ；

μ ——小孔流量系数， $\mu = 0.61 \sim 0.63$ ；

g ——重力加速度， m/s^2 ；

h ——盘上液位高度，这里 $h = 0.045 \sim 0.05m$ 。

以导流伞形分布器为例与之比较。传统的导流伞形分布器是在每根降膜管上端都装有端部为喇叭口形的导流管，喇叭口没入降膜管中，喇叭口与降膜管之间留有一定缝隙，液体由缝隙流入降膜管壁进行布膜。本例如果采用导流伞形分布器，其环形缝隙按等面积原

则计算（这里降膜管为 138 根）：

$$(0.0055^2/4) \times \pi \times 194 = (0.047^2 - D^2) \pi / 4 \times 138$$

经过计算，喇叭口与降膜管之间缝隙为 0.25mm。为了更好地布料，管板上还必须保持一定料位，即使间隙再放大，管板上也不可无料位。这样小的间隙，降膜管局部或整个周边一旦被堵塞，料液在降膜管中就会产生偏流或断流，最终导致降膜管结垢结焦严重。因此，这种分布器的缺点是易结垢，缝隙一旦局部或全部堵塞就会引发结垢结焦，甚至断料出现干壁现象。这种分布器仅适合于黏度很小、浓度很低、不结垢的料液，其应用范围受到限制。

（3）盘式液体分布器安装注意事项

料液分布器应按 QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》中有关规定进行制造、检查并验收。

分布器上小孔直径大小应根据进料量大小确定，应保证料液在分布器上具有一定液位高度，盘上料液不足则不能均匀布料。下分布器上小孔必须正对着上管板管间中心，不得发生偏斜。分布器制造成形后盘底不得发生凸凹变形，变形会影响布料，喷淋头及盘上小孔不得有毛刺，盘上表面孔要进行沉头划窝处理。制造完毕，分布器内外表面进行抛光处理，抛光精度不低于 $Ra 1.6 \mu\text{m}$ 。出厂前要进行预装，按照上述要求详细检查。确定都符合设计要求后方可拆分包装出厂。

牛奶是热敏性物料，其中蛋白质及脂肪含量都比较高，在生产过程中最容易产生结垢结焦，是众多物料中比较难生产的料液之一。玉米浸泡液虽然浓度小，其中也含有一定蛋白及脂肪，也是易结垢结焦的物料。盘式液体分布器在奶粉及其他领域生产中的长期大量应用都证明其使用效果是好的，目前，在其他行业生产中也都采用这种盘式分布器，盘式分布器基本取代了传统的分布器。

8.7 分离器的设计注意事项

汽液分离器在蒸发器中的主要作用：料液经过加热蒸发进入汽液分离器中实现浓缩后料液与二次蒸汽的分离及进一步汽化，料液从分离室的底部由泵打入到次效或下道工序，二次蒸汽则进入次效壳程中作为次效加热热源或被冷凝器冷凝成凝结水。汽液分离器的主要结构形式：按料汽进入分离器中的方式可分为切线型与蜗壳切线型两种；按分离器底封头的结构可分为椭圆封头型、锥体型及内凸型三种。切线型及蜗壳切线型分离器是目前普遍采用的两种结构，这两种结构都是为有利于料液与二次蒸汽彻底分离而设计的。料汽进口的速度一般按 18 m/s ，排出口的速度按 36 m/s 选择。一般分离器允许的蒸发体积强度为 $1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 之间。实践应用表明对一般性物料的蒸发按此计算的分离器直径及高度大都能够满足要求，但对在蒸发过程中容易产生大量泡沫的物料来说，在此基础上还应适当加大分离器的容积，尤其是分离器的有效高度。除了分离器容积及结构设计合理外，分离器中还要设置捕沫装置，目的是对二次蒸汽夹带雾沫作进一步捕集，如谷氨酸钠等在蒸发过程中会产生大量的泡沫飞溅，有了捕沫器就会消灭大量泡沫，减少二次蒸汽中料液的夹带，降低产品的损失及对环境的污染。捕沫器是否能达到捕集的效果，与捕沫器的结构形式有关，与捕沫器设置的位置有关。近年来随着降膜式蒸发器在玉米深加工领域内的大量应用，跑料、二次蒸汽夹带料液量增多也时有发生。

8.7.1 帽式捕沫器

帽式捕沫器是应用比较早的一种捕沫装置，由于应用效果较好，至今在降膜式蒸发器

中仍被采用。帽式捕沫器一般安装在分离器中部，料汽进口的上方或二次蒸汽的出口处。二次蒸汽以切线形式进入分离器内，沿着器壁做旋转运动，实现汽液分离，但对有些料液来说在汽液进入分离器一瞬间就会产生大量雾沫并会迅速飞溅（降膜式蒸发器并不明显，外循环及强制循环型蒸发器尤为严重），尤其是蒸发器刚开始生产时更为严重，当这些雾沫撞击到捕沫器时雾沫就会被捕捉一大部分，捕捉过程又有消泡过程，没有被捕捉的泡沫一部分在真空的作用下被破碎一些，其余则被二次蒸汽夹带到次效壳程中或冷凝器中被冷凝。过去帽式捕沫器为碟状盲板型，这种捕沫器的缺点是捕沫帽是块盲板，在长期使用过程中雾沫在帽下形成死汽区，而雾沫又容易被二次蒸汽迅速带走。为了减少泡沫，将捕沫帽改为孔板式的结构，即在捕沫帽上钻有直径为5mm左右的小孔，并以正三角形排列。这种结构的好处是：雾沫经过捕沫器小孔时，泡沫被刮破，料液则沿着帽子支承流至出料口。捕沫器的大小按分离器截面积的0.1~0.2倍计算选择，不宜过大，否则会导致二次蒸汽流速加快，夹带量增多。这种捕沫器在乳品、果蔬汁、食品、医药等领域都有应用。

8.7.2 挡板式捕沫器

(1) 锥形挡板捕沫器

这种捕沫器的特点是在分离器进口上方沿着分离器器壁安装一锥形环板，锥形环板可以与器壁留有一定缝隙，也可以不留缝隙，留缝隙的环形板为盲板，不留缝隙的在锥形环板上可钻有一定数量的小孔，其孔径也为5mm左右。外循环、强制循环蒸发器的蒸发过程与降膜式蒸发器有所不同，降膜式蒸发器是边蒸发边完成汽液分离，料液到了降膜管底端汽液分离已基本完成，外循环、强制循环蒸发器，虽然加热过程也在蒸发，但料汽是混在一起的，真正的汽液分离是在分离室中完成的。料汽进入分离器一瞬间会产生大量的气泡且飞溅严重，蒸汽带料现象非常严重，分离器中捕沫装置也不完全相同。因此，锥形挡板或丝网型捕沫器比较适合上述蒸发器对雾沫的捕集。还有一种螺旋挡板式捕沫器，通过二次蒸汽在螺旋板面上接触旋转对蒸汽中夹带的气泡或小液滴进行捕捉，从而达到汽液分离的目的，有旋流作用。这种捕沫器在非热敏性不易滋生细菌的物料上有应用，应用受限。

(2) L形挡板捕沫器

这种捕沫器大都以组合形式出现，即在分离器切线进料口上方安放一块向下弯折的L形板（也有的是一块月牙式的直板），在分离器器壁上也安装一根直立式的L形弯折板（为分离器柱体长度的0.5倍左右），弯折方向与料汽的旋转方向相对。进口挡板的主要作用是引导料汽沿着分离器切线方向旋转，防止料汽进入蒸发器的一瞬间产生大量泡沫被二次蒸汽带走，同时也起到消泡作用，当旋转的二次蒸汽撞击到逆向直立的L形挡板时，由于改变了方向，雾沫撞击到挡板上要沉降下来，携带的气泡也被击破，从而料液沿着折流板、器壁流入分离器底部。这种捕沫装置适合于升降膜式蒸发器，也适合外循环及强制循环蒸发器。在热敏性物料蒸发上很少采用，主要原因是死角过多，一旦清洗不到位就会影响产品质量。

8.7.3 其他形式捕沫器

丝网型捕沫装置是比较古老的，采用金属丝或耐高温的有机材料编织成网格层，安装于分离器的上方，一般与分离室直径一致，在大型蒸发器中的污水处理及化工上有应用。这种捕沫装置捕集率较高，缺点是容易造成跑料，除了蒸汽通过的净截面积要足够外，还

要考虑控制跑料的措施。需要特别说明的是这种捕沫装置在乳品、果蔬汁、饮料、食品及制药上没有应用，主要原因是容易挂垢，滋生细菌，还容易造成跑料，清洗困难，清洗如果不彻底就会导致产品细菌超标等，因此应用受到限制。旋风式及离心式捕集器可归为一类，这两种捕集器主要应用于分离器外部的二次蒸汽管道上，在盘管、中央循环管、外循环等单效的二次蒸汽管道上比较多见，如真空蒸煮锅类的二次蒸汽管道上设置的就是这种捕集器，对二次蒸汽夹带料液的回收效果较好。为了更好地回收二次蒸汽夹带的料液，也可以采用两级或多级的方式进行捕集。

选择什么样的捕沫器应根据其应用效果及物料的特性来决定。前提是分离器必须具有足够的容积，结构上要保证汽液有效分离。进、出口要有最佳的二次蒸汽流速，除了进口采用切线型或蜗壳切线型外，排出口也要制成渐缩的（有利于减少蒸汽的夹带）。排出口二次蒸汽管道要插入分离器中一段，这段管道端部一般制成喇叭口状，伸入长度一般为150~250mm。这样设计的目的是：二次蒸汽在分离器中做旋转运动，在此作进一步旋流，具有旋流器作用，有利于汽液分离，减少料液夹带。排出管道要制成有利于蒸汽管道冷凝液回流的形式，即朝着分离器方向倾斜一定角度，不宜制成水平状。尽管如此，蒸发器在蒸发过程中二次蒸汽夹带料液也不能全部回收，因为除了泡沫还有更加微细的小雾滴会随着二次蒸汽跑掉，这部分分为可溶的易挥发的和不可溶的易挥发的两种，如酒精、乙酸乙酯等就是挥发的物料，这一部分是很少量的，即使是可溶的在冷凝水中用肉眼也是观察不到的。只有设计出最佳的回收二次蒸汽料液的夹带的装置，才可以提高产品的得率，减少污染物的排放量，这也是目前节能减排的迫切需要。

8.8 杀菌装置的设置

降膜式蒸发器是奶粉生产的核心设备之一，奶液进入蒸发器中进行降膜蒸发，其杀菌温度通常控制在86~94℃之间。杀菌分为两种：一种为间接式杀菌，一种为直接式杀菌。间接式杀菌加热蒸汽在管的外部加热，不与料液直接接触，如列管、盘管式杀菌。由于加热蒸汽不与料液直接接触，所以料液不受蒸汽的影响。缺点是易结垢结焦，影响杀菌温度，也不同程度地影响产品质量，清洗间隔时间较短，一般设备生产5~8h就要停机进行清洗（采用手动控制），国产设备大都是采用这种杀菌方式。近年来也有采用全自动超高温管式UHT或板式杀菌机代替上述杀菌装置的，这种杀菌装置是先采用蒸汽把水加热成过热的高温水（水温大于100℃），再进行间壁加热物料，这种结构杀菌温度可根据需要进行调整，由于是高温水加热且采用全自动控制，因此杀菌温度稳定，效果佳。直接式杀菌是指加热介质即蒸汽直接喷入到料液中进行灭菌，由于蒸汽不是通过管壁把热量传递给料液而是直接喷入到料液中，也就杜绝了由于管壁温度过高，局部料液温度偏低，温度分布不均，短时间可能在管壁产生结垢结焦的现象，从而延长了奶液在管壁上结垢结焦的时间。

杀菌的关键是杀菌温度是否稳定，是否能满足生产工艺的要求。杀菌温度持续时间短或不稳定，大都是结垢结焦所致。蒸汽间壁式杀菌装置的不足之处是生产过程中清洗间隔时间较短，但结构较简单，操作方便。而蒸汽直接加热虽然清洗间隔时间较长，但也会给奶液带来不利的影响或隐患，操作比较麻烦，运行成本也比较高。采用UHT高温水间壁式杀菌装置加热温度比较均匀，杀菌温度保持较长，这样的结构是未来灭菌的发展趋势。此外，操作者的操作水平也不容忽视，也在不同程度上影响着杀菌的效果。因此，采用自

动控制是蒸发器未来的发展方向。

无论是直接杀菌还是间接杀菌，采用自动控制是现代乳品工业生产的需要。自动控制的主要参数为使用蒸汽压力、杀菌温度、流量、系统真空度。一般情况下真空度是一定的，因此对杀菌来说，蒸汽压力、杀菌温度及流量的控制是关键。杀菌温度的控制范围应稳定，不能产生较大的不规律的波动，否则也就失去了自动控制的意义。

直接式杀菌的优点是使杀菌设备清洗间隔时间延长，缺点是料液中有蒸汽混入，同时也会带来其他如杂质等的问题。间接式杀菌的优点是料液不受蒸汽的影响。应予指出的是，不单是杀菌这一环节解决得好就能够延长设备的清洗间隔时间，设备情况间隔时间还与降膜管是否结垢结焦、料液有无问题、操作者的操作水平、操作者是否按操作规程进行生产、设备采用手动还是自动控制等有关。实际上，设备清洗间隔时间的长短反映了设备的整机性能。采用什么样的杀菌方式应根据自己生产实际出发进行选择。

管式杀菌器在降膜式蒸发器中作为杀菌装置应用广泛，尤其在奶粉生产中应用更为普遍。管式杀菌器在降膜式蒸发器中大都是以列管的形式出现。这种杀菌器的优点是：由于是采用间壁加热，加热介质是通过管壁与物料完成热和质的交换，不与物料直接接触，因此，物料在杀菌过程中不受加热介质质量的影响。这种杀菌多采用饱和蒸汽作为加热热源。而对于热敏性物料如牛奶、蛋品、果蔬汁等在杀菌过程中极易产生结垢结焦，尤其牛奶这类料液中蛋白质及脂肪含量较高，杀菌温度控制不当就更容易产生结垢结焦。一旦产生结垢结焦，杀菌温度难以保持，杀菌效果不佳，甚至无法杀菌，因此必须停机进行清洗。常见的奶粉生产分为全脂淡奶粉、配方奶粉、脱脂奶粉及乳清粉等的生产。其中配方奶粉由于奶液浓度相对较高，杀菌器的清洗间隔时间最短，一般在5h左右（手动控制），其他奶粉生产的清洗间隔时间多在7~8h之间。

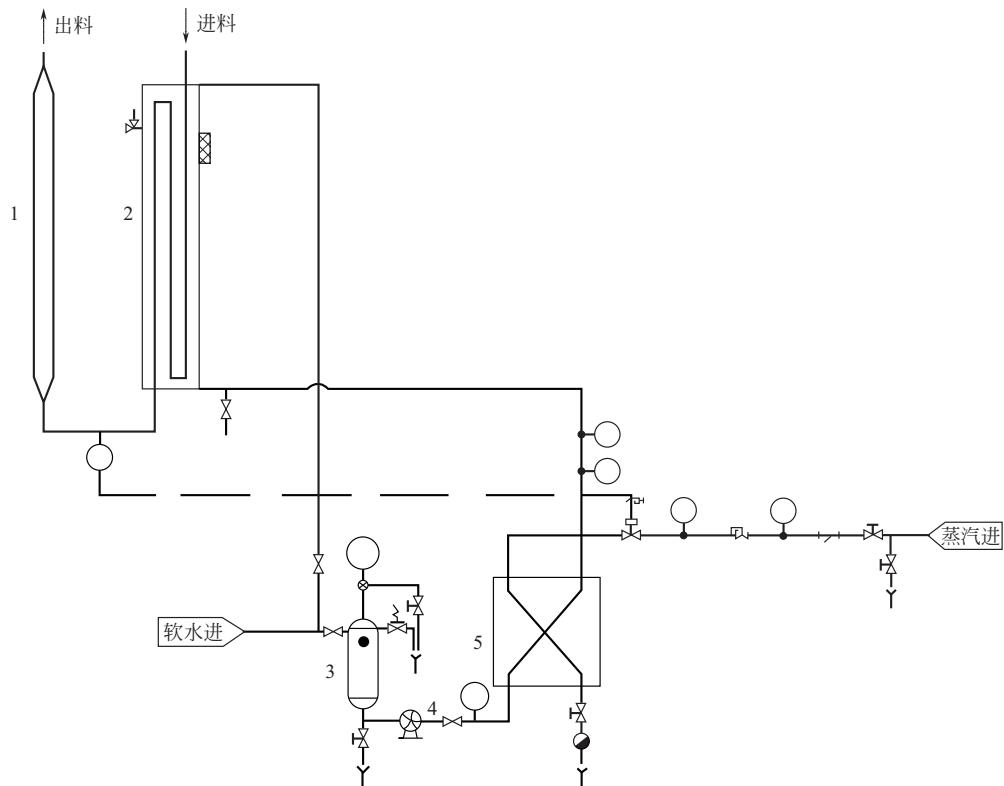
8.8.1 间接式杀菌装置

(1) 蒸汽间壁式杀菌装置

间接式杀菌装置尤其采用蒸汽间壁加热杀菌装置在我国奶粉等生产的蒸发器中应用最为广泛，主要以列管式杀菌装置为主，杀菌装置由列管式杀菌器、保持管、阀及温控仪表等组成。杀菌器结构简单，管子直径选择不宜过大，过大会造成温度分布不均，结垢结焦速度加快。一般管子内径不超过28mm。也有采用管子内径20mm左右的杀菌管，其杀菌温度升得快，温度分布较均匀，但结垢结焦不能严重，否则清洗费时，加热温差也不能过大，加热温差过大将导致结垢结焦速度加快，一般加热温差设计在10~15℃之间为宜。在降膜式蒸发器中，低于沸点的物料需要经过逐级预热至沸点或沸点以上的温度方可进入蒸发器中蒸发，杀菌可看成是最末的预热级，在此预热过程中加热温差也不能过大，否则到了杀菌段达不到预热的温度值，即会增大杀菌段的加热温差，这样也会造成结垢结焦速度加快。蒸汽间壁式杀菌装置的优点：杀菌温度升得快，效果较好，杀菌温度比较稳定，物料不受蒸汽质量的影响，造价较低。在我国奶粉生产企业中大都采用这种杀菌装置。手动操作这类杀菌器要注意进汽压力的稳定，不能产生波动，生产过程中不宜随便对蒸汽压力进行调整，采用自动控制效果更佳。蒸汽间壁式杀菌装置的缺点是容易结垢结焦，清洗间隔时间较短，清洗费时。手动操作一般在5~8h之间（根据物料的特性）即要停机进行清洗一次。

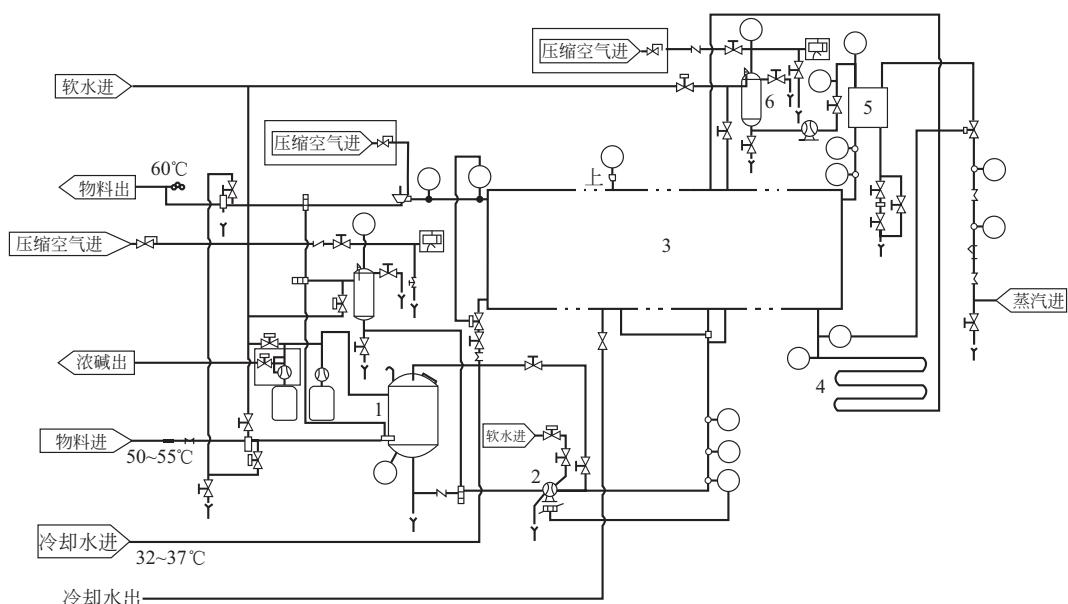
(2) 高温水间壁式杀菌装置

高温水间壁式杀菌装置有UHT超高温杀菌装置和板式超高温杀菌装置两种，其流程如图8-2所示。



(a) UHT 管式超高温杀菌装置

1—保持管；2—列管杀菌器；3—压力平衡缸；4—进料泵；5—板热交换器



(b) 板式超高温杀菌装置

图 8-2 超高温杀菌流程

1—平衡缸；2—进料泵；3—热交换装置；4—保持管；5—板热交换器；6—压力平衡缸

超高温杀菌是液态奶等杀菌所采用的方法，近年来在奶粉上也有应用，这种杀菌对牛奶中的耐热菌如芽孢菌等杀灭效果佳，由于采用的是高温水进行间壁加热，与蒸汽直接加热的区别在于加热温度比较温和而稳定，不易造成由于瞬间的压力、温度升高使加热面局部过热而引起结垢结焦，采用全自动控制且杀菌温度可按要求设定并进行调节。这种杀菌属于瞬时高温灭菌，灭菌加热温度可高达 $120\sim157^{\circ}\text{C}$ ，有的甚至更高。灭菌时间根据杀菌温度的高低，一般在几秒钟内就可完成，如用于牛奶，杀菌温度为 137°C 的杀菌时间只需 5s。因此，这种杀菌方法在生产过程中杀菌温度稳定，不易结垢结焦，清洗间隔时间较长，可持续 12h 以上再进行清洗。其不足是蒸汽耗量较大，冷量消耗也较大。

蒸发器中间壁式杀菌装置不外乎上述几种，这几种杀菌装置都在实际生产中得到应用，都能满足现代奶粉生产的需要。国内奶粉生产企业绝大多数采用的仍是蒸汽间壁式杀菌装置，这种杀菌装置结构简单，操作方便，不过，有些杀菌装置的结构还不是很合理，设计的杀菌管径偏大，设计的加热温差也偏大，所以就杀菌而言清洗的间隔时间比较短。对生产规模不大的企业，采用这种杀菌装置完全能满足需要。UHT 杀菌装置虽然有应用，但并不多，它的好处在于采用的是间壁式的高温水作为加热热源，这是杀菌装置的发展方向。

8.8.2 直接式杀菌装置

直接式杀菌装置在我国引进的设备上有应用，在国内应用不多，原因在于在杀菌过程中有可能对奶液产生污染，还要借助闪蒸把加进来的这部分蒸汽去除掉，生产比较麻烦，且有安全隐患，更适合连续的大生产能力的蒸发器。这种杀菌装置如图 8-3 所示。近年来，国内引进的丹麦、GEA 公司的蒸发器也都是采用这种灭菌方法。

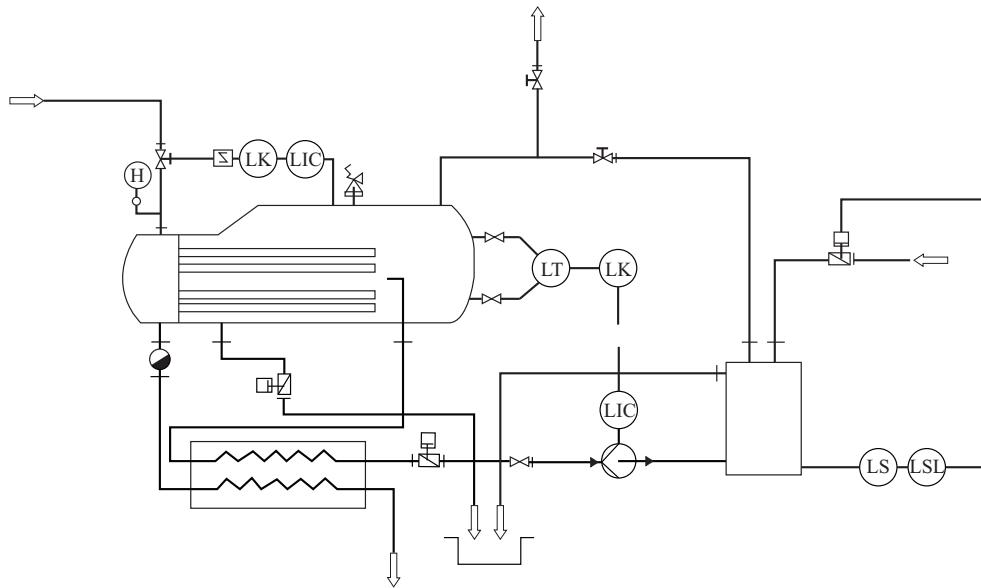


图 8-3 汽水加热器

其优点是：加热温度分布均匀，不易结垢结焦，清洗间隔时间较长。如果控制参数稳定，清洗间隔时间可达 20h 以上（采用自动控制）。蒸汽耗量比蒸汽间壁加热杀菌还要低。其缺点是：蒸汽直接加热料液，会降低料液的浓度，易于混入杂质，对蒸汽质量要求较高，因此杀菌后的料液通常要进行闪急蒸发处理。目前，国内有的制造厂家也在进行这方面的

研究设计或仿制。

仅以 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的设计为例, 阐述直接式杀菌设计过程及注意事项。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质为牛奶, 生产能力为 8000kg/h, 进料质量分数为 11.5%, 进料温度为 80°C, 出料质量分数为 40%~45%, 杀菌温度为 85%~94°C, 牛奶比热容为 3.8939kJ/(kg·°C)。

结构特点: 本蒸发器采用直接式杀菌, 蒸汽来自于锅炉并经过严格过滤, 主要由闪蒸罐、汽液加热器、保持管、物料泵、物料管线、阀及自控装置组成。其工艺流程如图 8-4 所示本设备全部采用自动控制。

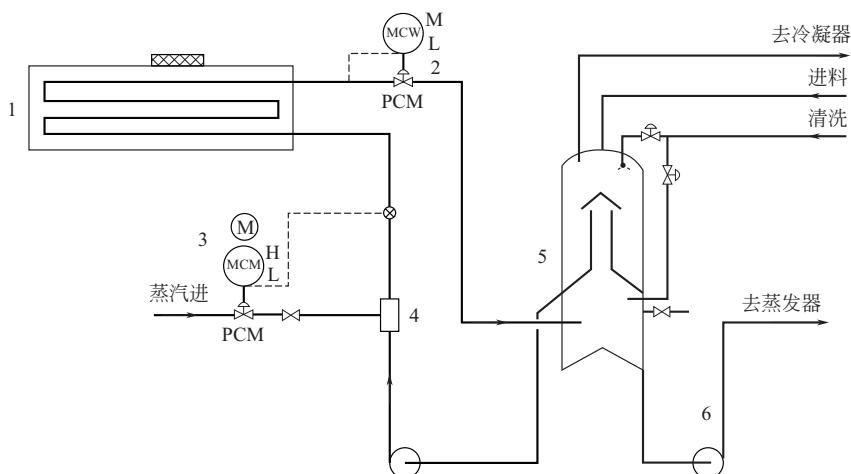


图 8-4 单级直接式杀菌

1—保持管; 2—背压阀; 3—调节阀; 4—汽液加热器; 5—闪蒸罐; 6—泵

(2) 直接式杀菌设计过程

① 工作原理 经过预热的物料 (本例物料预热后温度为 80°C) 进入闪蒸罐上半部初次闪蒸后进入汽液加热器中进行杀菌, 杀菌温度控制在 85~94°C 之间, 杀菌后的料液进入保持管中, 在保持管中保持时间约 36s (为使料液杀菌温度更趋于均匀稳定), 然后进入闪蒸罐的下半部内进行闪急蒸发, 理论上料液中加进多少蒸汽要闪蒸掉等量的水分, 以保持奶液原有的浓度。

② 直接杀菌蒸汽耗量计算 蒸汽直接杀菌过程是在汽液加热器中完成的, 汽液加热器实际上就是汽水加热器结构, 不过加热牛奶与加热水不同, 加热器不能有死角, 拆卸清洗方便。应将有关杀菌参数提供给专业生产厂家, 由专业生产厂进行确定选型比较好。

蒸汽耗量按下式计算:

$$G_0 = \frac{c (t_2 - t_1) S}{i - ct_2}$$

式中 G_0 ——蒸汽耗量, kg/h;

t_1, t_2 ——料液加热前后温度, 这里 $t_1 = 80^\circ\text{C}$, $t_2 = 94^\circ\text{C}$;

S ——处理量, 这里 $S = 10746.27\text{kg/h}$;

i ——蒸汽热焓, 这里 $i=2683.448 \text{ kJ/kg}$;

c ——比热容, 这里 $c=3.8939 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

料液经过直接式杀菌所消耗的蒸汽量的计算: 物料由 80°C 经过杀菌后温度为 94°C , 蒸汽加热温度为 105°C 。则蒸汽耗量为

$$G_0 = \frac{3.8939 \times (94-80) \times 10746.27}{2683.448 - 3.8939 \times 94} = 252.8 \text{ kg/h}$$

这些蒸汽进入料液中杀菌后要将其通过闪蒸罐闪蒸除掉, 同时也起到了进一步去除奶液中的膻味及不良气味的作用。闪蒸罐自蒸发温度为 65°C 左右, 65°C 饱和蒸汽的比体积为 $6.201 \text{ m}^3/\text{kg}$ 。

③ 闪蒸罐尺寸的确定

a. 闪蒸罐直径

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}}$$

式中 W ——蒸汽闪蒸量, 这里 $W=252.8 \text{ kg/h}$;

V_0 ——蒸汽比体积, 这里 $V_0=6.201 \text{ m}^3/\text{kg}$;

ω_0 ——自由截面的二次蒸汽流速, m/s 。

$$\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = 2.978 \text{ m/s}$$

则闪蒸脱气罐直径为

$$d = \sqrt{\frac{252.8 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 2.978 \times 3600}} = 0.432 \text{ m (圆整为 0.5 m)}$$

b. 闪蒸罐高度

$$h = 4WV_0 / (\pi d^2 V_s \times 3600)$$

式中 V_s ——允许的蒸发体积强度, 这里 $V_s=1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

则

$$h = \frac{4 \times 252.8 \times 6.201}{\pi \times 0.5^2 \times 1.1 \times 3600} = 2.02 \text{ m (圆整为 2 m)}$$

大型蒸发器多采用两个闪蒸罐进行闪急蒸发, 如图 8-5 所示, 这样闪蒸得比较彻底, 效果更佳。本例采用一个闪蒸罐。

④ 直接式杀菌设计注意事项

a. 蒸汽质量问题 直接式杀菌的关键是蒸汽质量。可以采用蒸汽发生装置, 即采用蒸汽间壁加热或电加热的方式将食用的卫生水加热成蒸汽并达到所需要的蒸汽温度。蒸汽发生装置也是自动控制的。对生产能力小的蒸发器, 在杀菌过程中蒸汽消耗量小, 多采用这种方法进行杀菌。对大生产能力的蒸发器, 杀菌蒸汽耗量较大, 因此蒸汽可直接来自锅炉, 锅炉的蒸汽中往往夹带着杂质等, 因此必须经过严格的过滤。

b. 直接式杀菌可减少预热过程 管式杀菌其温差不能过大, 否则极易产生结焦。因此, 到了管式杀菌段的奶液温度都是经过逐级预热而达到的, 且与杀菌后的奶液温度差较小, 通常在 $15 \sim 25^\circ\text{C}$ 之间。采用直接式杀菌其温差范围可以扩大, 这样就可以缩短预热路径。

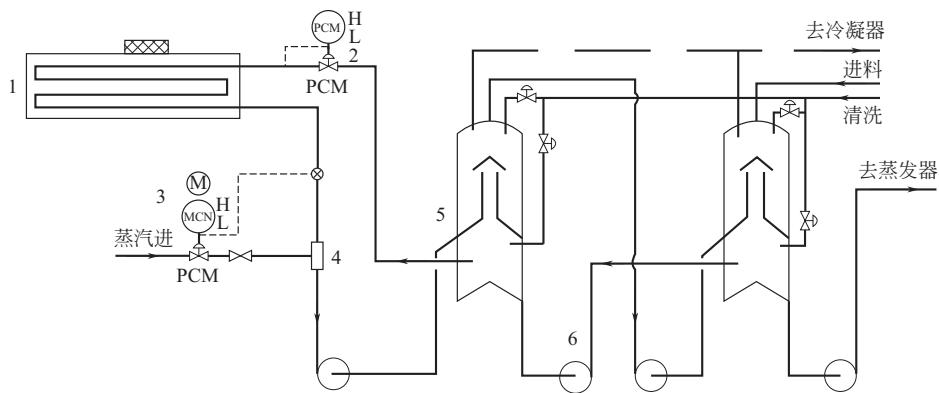


图 8-5 双级闪蒸罐

1—保持管；2—背压阀；3—调节阀；4—汽液混合器；5—闪蒸器；6—泵

c. 蒸汽喷射器的有关事项 蒸汽喷射器在使用过程中不能有死角，且便于清洗或清理。在选择喷射器时应以物料介质及杀菌参数为依据。

d. 闪蒸罐料液进口问题 闪蒸脱气过程料液没有进行加热，料液由高压区突然进入低压空间，完全是压力的瞬间降低所形成的自蒸发过程。为便于料液能够进行良好的闪急蒸发，料液进入闪蒸罐应以切线的形式进入，且能够使料液呈液面状打开并进行旋转运动，即最大限度地扩大自蒸发的接触面积，使料液中的水分得以充分汽化蒸发。

8.8.3 管式杀菌的控制研究

仅以 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器用于奶粉生产中的实例，就蒸汽管式杀菌器的设计过程及自动控制过程进行阐述，同时对本例采用高温水作为加热介质的管式杀菌器也进行了计算并作了比较。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：牛奶

生产能力：8000kg/h

进料浓度：11.5%

出料浓度：45%

杀菌前料液温度：75℃

杀菌温度：86~94℃

使用蒸汽压力：0.1~0.2MPa

蒸汽耗量：354.4kg/h

本例杀菌器如图 8-6 所示，主要由杀菌器、保持管、调节阀、减压阀等组成。本蒸发器采用全自动控制，采用列管式杀菌器杀菌，采用饱和蒸汽作为加热介质，通过 PLC 触摸屏对温度、压力参数进行设定，并对蒸汽压力通过调节阀完成调节，从而满足杀菌温度的需要。杀菌温度保持时间为 24s，杀菌器壳体全部进行绝热保温处理。

(2) 管式杀菌器的设计过程

① 蒸汽间接杀菌器的设计 低于沸点温度的物料进入蒸发器都要经过逐级预热至沸点或沸点以上的温度才能进入蒸发器中进行降膜蒸发，而物料能否达到所要求的设定温度则取决于每一级的预热，杀菌是在料液进入蒸发器蒸发之前完成的，因此杀菌器可看成料液最末级的预热段。本例杀菌器的设计参数：进入杀菌器的物料量为 10746.3kg/h，物料温度为 75℃，物料比热容为 $3.8939 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{°C})$ ，物料密度为 $1030 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，杀菌温度为 86~94℃，物料杀菌后在保持管中保持 24s，使用蒸汽压力在 0.1~0.15MPa 之间。

a. 杀菌器换热面积计算 杀菌器的换热面积为

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中 F ——换热面积, m^2 ;

$$Q \text{——热量, 这里 } Q = 10746.3 \times 3.8939 \times (94 - 75) = 795055.33 \text{ kJ/h;}$$

$$k \text{——传热系数, 这里 } k = 4187 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C});$$

Δt ——传热温差, 由于是无相变变温传热, 因此按对数温差计算传热温差。

饱和蒸汽加热温度设为 105°C , 进料温度为 75°C , 出料温度为 94°C 。杀菌器采用的是单壳程多管程, 因此按并流计算传热温差: $105^\circ\text{C} \rightarrow 105^\circ\text{C}$, $75^\circ\text{C} \nearrow 94^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 105 - 75 = 30^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 105 - 94 = 11^\circ\text{C}$ 。则 $\Delta t = (30 - 11) / \ln (30/11) = 18.94^\circ\text{C}$

换热面积:

$$F = 795055.33 / (4187 \times 18.94) = 10 \text{ m}^2$$

b. 饱和蒸汽耗量计算 饱和蒸汽量为

$$795055.33 / 2243.395 = 354.4 \text{ kg/h}$$

c. 杀菌器结构尺寸的确定 本杀菌器采用列管式且垂直水平面安装于蒸发器中, 杀菌管管径为 32mm , 壁厚为 2mm , 物料在管中流速按 1.2m/s 设计, 物料管径为

$$10746.3 / 1030 / 3600 = (d^2 / 4) \times \pi \times 1.2$$

$$d = 0.055 \text{ m}$$

按等面积原则求取 $\phi 32\text{mm}$ 管子根数:

$$(0.055^2 / 4) \times \pi = n \times (0.0282 / 4) \times \pi$$

$$n = 3.86 \text{ (取 } n = 4)$$

管子总长度:

$$10 / (4 \times 0.028) = 28 \text{ m}$$

可分为 5 程, 则杀菌管子长度为 5.6m 。

根据杀菌器管程为 5 程, 杀菌器管板的直径为 290mm 。

依据计算选取直径为 300mm 、壁厚为 7mm 的无缝钢管作为杀菌器的壳体。

保持管径的确定: 物料在保持管中的速度较小, 一般按 0.25m/h 左右的速度选取, 则保持管径为

$$10746.3 / 1030 / 3600 = (d^2 / 4) \times \pi \times 0.25$$

$$d = 121.5 \text{ mm}$$

保持管的长度:

$$L = 0.25 \times 24 = 6 \text{ m}$$

杀菌器换热管径越小, 传热效果也就越好, 料液温度升得快且均匀。一般情况下, 这种采用蒸汽间壁加热的杀菌器换热管径选择不宜过小, 这是因为无论何种杀菌器随着生产

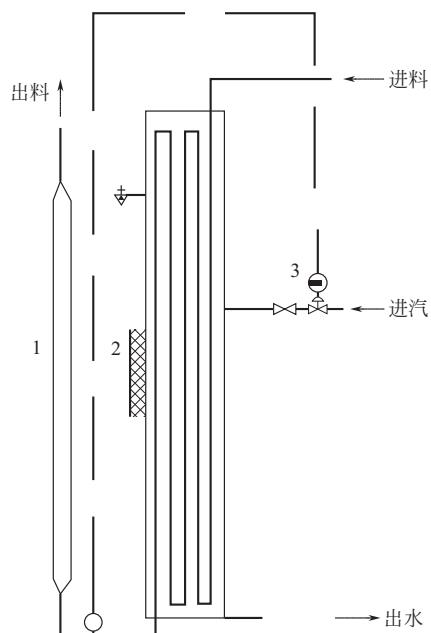


图 8-6 管式杀菌器

1—保持管; 2—杀菌器; 3—调节阀

时间的延长都会有不同程度的结垢结焦，当结焦到一定程度时，有时仅靠清洗很难清洗彻底，尤其像牛奶这种物料，往往清洗费时，最后可能管壁上仍有残垢。一般乳品厂的做法是，清洗至一定程度后打开杀菌器上、下端盖进行检查，如发现管壁仍有残垢，则借助手动工具进行清理。具体的做法是：打开杀菌器上、下端盖（上、下端盖为快开式结构）对换热管逐一排查，发现管壁有结焦物，采用粗钢丝（一般直径在4~5mm之间）端部固定无毒的非金属刷头上下刷除几次即可清理彻底，然后再次用水清洗，简单快捷。

在奶粉生产中，杀菌器结垢结焦相对速度较快。原因可能是：换热面积不足；使用蒸汽压力过高或不稳定；人为随意提高蒸汽压力。面积不足的主要原因可能是：传热温差过大，传热系数选取过大所致。实际传热温差过大的原因是上级物料预热的温度没有达到设计值，温差大、物料受热温度高且不均，极易造成结焦。一般情况下，奶粉生产在浓缩段的杀菌温度控制在86~94℃之间，使用蒸汽压力也不高，因此、不能随意提高蒸汽压力，否则瞬间就可能造成结垢结焦。

采用自动控制可延长杀菌器的结垢结焦时间。自动控制主要对进料量、杀菌温度及使用蒸汽压力参数的控制。自动控制过程为：进料量在蒸发器中一般是一样的，由电磁流量计计量物料量的大小，在PLC触摸屏上设定所需要的进料量，通过改变进料泵电机的频率来完成，在杀菌器的出料端设置温度传感器，在蒸汽进汽的管道上加装调节阀、减压阀及过滤器等，通过PLC触摸屏对杀菌温度进行设定即设为87℃左右，然后在触摸屏上设定温度的调节范围，PLC根据所设定的温度值对进汽压力进行自动调节，温度控制偏差在±1℃之间。这种控制实际应用表明温度和压力平稳，结垢结焦速度减慢。

间接式杀菌由于料液不受蒸汽的影响，所以在乳品工业生产中应用比较广泛，上述主要从杀菌器换热面积的设计过程、杀菌器的自动控制两方面阐述如何延长杀菌器的结垢结焦时间。应予指出，如果料液浓度发生变化或料液出现酸败等现象也会导致结垢结焦速度加快。

② 高温水间接杀菌器的设计 本例中有关参数不变，采用图8-2(a)所示结构，将饱和蒸汽改为高温水作为加热介质，进水温度为110℃，出水温度为105℃，加热器饱和蒸汽温度为160℃。

a. 杀菌器换热面积 由于是单壳程多管程换热，因此先按逆流计算对数温差：110℃→105℃，94℃→75℃， $\Delta t = 110 - 94 = 16^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 105 - 75 = 30^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (16 - 30) / \ln(16/30) = 22.3^\circ\text{C}$$

折流时的对数平均温度差为

$$\Delta t_m = \varphi_{\Delta t} \Delta t$$

其中

$$\varphi_{\Delta t} = f(P, R)$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{94 - 75}{110 - 75} = 0.542$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{110 - 105}{94 - 75} = 0.263$$

查曲线图2-15(a)得 $\varphi_{\Delta t} = 0.97$ 。

$$\Delta t_m = 0.97 \times 22.3 = 21.6^\circ\text{C}$$

则杀菌器换热面积为

$$F = 795055.33 / (4187 \times 21.6) = 8.79 \text{ m}^2$$

b. 循环水量及饱和蒸汽耗量 循环水量为

$$795055.33 / [4.187 \times (110 - 105)] = 37977 \text{ kg/h}$$

假设水温为 160°C, 使用蒸汽压力为 0.6302 MPa, $Q = 795055.33 \text{ kJ/h}$, 折合 160°C 饱和蒸汽量为

$$D = 795055.33 / 2082.6 = 381.76 \text{ kg/h}$$

c. 加热器换热面积 按无相变变温传热计算传热温差, 因此按对数温差计算传热温差。饱和蒸汽加热温度设为 160°C, 进料温度为 75°C, 出料温度为 94°C。

$160^\circ\text{C} \rightarrow 160^\circ\text{C}, 105^\circ\text{C} \nearrow 110^\circ\text{C}$,

$$\Delta t_1 = 160 - 105 = 55^\circ\text{C}, \Delta t_2 = 160 - 110 = 50^\circ\text{C} \text{。则}$$

$$\Delta t = (55 - 50) / \ln (55/50) = 52.46^\circ\text{C}$$

这里按 $k = 5016 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot {}^\circ\text{C})$ 计算。

则换热面积为

$$F = 795055.33 / (5016 \times 52.46) = 3.02 \text{ m}^2$$

实际换热面积为

$$F' = 1.25 \times 3.02 = 3.775 \text{ m}^2$$

从上述计算可以看出, 采用高温水间接杀菌蒸汽耗量高出大约 25kg/h, 功率消耗要比蒸汽间接杀菌稍高些, 但清洗间隔时间却较长。

8.9 温差损失对蒸发器换热面积的影响

溶质的存在可使溶液的蒸汽压力较纯水的低, 从而使沸点升高。不同性质的溶液在不同的浓度范围内沸点上升数值是不同的, 浓度越高沸点升高也越大。沸点升高会导致蒸发器换热面积增大, 在计算蒸发器换热面积时是不能忽略的。

仅以 RNJM03-6300 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例阐述温差损失对蒸发器换热面积的影响。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质: 牛奶 出料质量分数: 38%~40%

生产能力: 6300kg/h 出料温度: 45~55°C

进料质量分数: 11.5%~12.5% 冷凝器压力: -0.085~-0.09 MPa

进料温度: 5°C 装机容量: 35kW

蒸发器设计蒸汽状态参数见表 8-2。

表 8-2 蒸汽状态参数

项目参数	蒸汽压力/MPa(绝压)	加热温度/°C	汽化潜热/(kJ/kg)
蒸汽压力	0.7883	169	2052.8861
一效加热	0.06372	87	2290.71
二效加热	0.045737	72	2328.39
三效加热	0.027754	57	2365.655
三效蒸发	0.009771	45	2394.127

结构特点: 采用并流加料法进料, 三效出料; 采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸

汽加热一效；采用四级盘管式预热器对物料逐级进行预热；除冷凝器、分离器外蒸发器全部进行绝热保温处理。

(2) 各效温差损失计算及温差损失对换热面积的影响

降膜式蒸发器的温度差损失有两项，一项为料液的沸点升高，一项为沿程压力损失。温度差损失对蒸发器换热面积影响大，不能忽略不计。

① 各效沸点升高计算 溶液的沸点升高随溶液浓度而变，浓度越高沸点升高也越大，牛奶在不同含固量下沸点升高按下式计算：

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B}$$

式中 Δa ——常压下溶液的温差损失， $^{\circ}\text{C}$ ；

B ——牛奶固形物的百分含量，%。

溶液的沸点升高还与压力有关，上式是在常压下的沸点升高，在其他压力下的沸点升高可按下式进行计算：

$$\Delta = \Delta a f$$

式中， f 为校正系数， $f = 0.0038 (T^2/r)$ ； T 为某压强下水的沸点， K ； r 为某压强下水的蒸发潜热， kcal/kg 。

本例各效蒸发温度分别为：一效 72°C ；二效 57°C ；三效 45°C 。

各效出料质量分数分别为：一效 19.08% ，二效 27.17% ，三效 45% 。

则一效的沸点升高为

$$\Delta a = 0.38e^{(0.05+0.045 \times 19.08)} = 0.942^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta = \Delta a f = 0.942 \times 0.0038 \times (345^2/556.1) = 0.766^{\circ}\text{C}$$

二效的温差损失为

$$\Delta a = 0.38e^{(0.05+0.045 \times 27.17)} = 1.36^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta = \Delta a f = 1.36 \times 0.0038 \times (330^2/560.2) = 1.0046^{\circ}\text{C}$$

三效的温差损失为

$$\Delta a = 0.38e^{(0.05+0.045 \times 45)} = 3.03^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta = \Delta a f = 3.03 \times 0.0038 \times (318^2/571.8) = 2.04^{\circ}\text{C}$$

管道温度损失按 $1\sim 1.5^{\circ}\text{C}$ 计算，这里取 1°C 。料液的沸点温度分别为：一效 73°C ；二效 58°C ；三效 48°C 。

② 温差损失对换热面积的影响 不考虑温差损失与考虑温差损失蒸发器换热面积的变化如下。

a. 不考虑温差损失的各效换热面积 用于一效蒸发的加热热量为 1693176.33kcal/h ；用于二效蒸发的加热热量为 787090kcal/h ；用于三效蒸发的加热热量为 764187.78kcal/h 。各效的换热面积分别为

$$\text{一效换热面积} \quad F_1 = 1693176.33 / [100 \times (85 - 72)] = 118\text{m}^2$$

$$\text{二效换热面积} \quad F_2 = 787090 / [820 \times (72 - 57)] = 63.99\text{m}^2$$

$$\text{三效换热面积} \quad F_3 = 764187.78 / [768 \times (57 - 45)] = 82.92\text{m}^2$$

b. 考虑温差损失的各效换热面积 根据热量衡算得：用于一效蒸发的加热热量为 1701046.92kcal/h ；用于二效蒸发的加热热量为 796576kcal/h ；用于三效蒸发的加热热量为 777509.1kcal/h 。各效的换热面积分别为

$$\text{一效换热面积} \quad F_1 = 1701046.92 / [100 \times (85 - 73)] = 128.86\text{m}^2$$

$$\begin{array}{ll} \text{二效换热热面积} & F_2 = 796576 / [820 \times (72 - 58)] = 69.4 \text{ m}^2 \\ \text{三效换热热面积} & F_3 = 777509.1 / [768 \times (57 - 48)] = 112.5 \text{ m}^2 \end{array}$$

随着蒸发的进行料液浓度会越来越高,从计算可看出随着料液浓度的增高其沸点温度也随之升高。考虑温差损失与不考虑温差损失其换热面积是不同的,按此计算各效换热面积前后的差别为:一效 $128.86 - 118 = 10.86 \text{ m}^2$;二效 $69.4 - 63.99 = 5.41 \text{ m}^2$;三效 $112.5 - 82.92 = 29.58 \text{ m}^2$ 。总面积增加 45.85 m^2 。

随着蒸发的进行料液浓度在增高,其沸点温度也随之升高,在蒸发器设计计算时料液的温差损失不能忽略不计,尤其对于蒸发后出料浓度较高的料液。例如,高浓度的无机溶液 NaOH 其温差损失相当大;玉米深加工中的麦芽糖浆、葡萄糖浆等料液的蒸发,其出料浓度都在 75% 以上,其温差损失数值也随之加大。过去实际应用中有的蒸发器未能达到生产能力的要求,其中主要原因之一就是对料液的特性了解不够,忽略了温差损失对蒸发器换热面积的影响,最终导致蒸发器换热面积不足。从上述计算可以看出温差损失对蒸发器换热面积的影响是很大的,因此不能忽略不计,应给予足够的重视。

8.10 闪蒸脱汽设备的设计及应用

当高压、高温料液突然进入到低压空间时,如压力差较大则料液于冷却放出显热的同时,一部分水分即急剧汽化,这种蒸发称为闪急蒸发。因此,闪急蒸发器内就没有必要设置加热面,从而也就没有结晶析出污染传热面的危险,颇适合于结晶物料和易结晶的物料。如用于海水的淡化、液态奶的闪蒸脱汽等。闪急蒸发的效果与进料温度有关,温度越高闪蒸效果越好,反之则差。现仅以闪急蒸发在液态奶生产中的应用为例,介绍其在实际中的应用情况。闪蒸脱汽设备在液态奶前处理阶段主要作用是:将经过巴氏杀菌,杀菌温度为 85℃ (也有采用低温杀菌,杀菌温度为 75℃ 左右) 的原料奶液送入闪蒸脱汽罐内闪蒸出一部分水分,闪蒸后奶液温度降至 65℃ 左右。一般奶液经过闪蒸脱汽后浓度可从 11.5% 提高至 12%~12.5% 之间,同时去除奶液中的膻味及不良气味。闪蒸脱汽设备未达到设计要求可能有以下两个原因:一是进料温度过低;二是闪蒸脱汽罐设计不合理。

以 SZF01-400 型闪蒸脱汽设备 (手动控制) (图 8-7) 在液态奶生产中应用为例,阐述闪蒸脱汽设备的设计及注意事项。

(1) 主要技术参数及设备组成

水分蒸发量: 400kg/h	出料质量分数: 12.2%
进料质量分数: 11.5%	闪蒸温度: 65℃
进料温度: 85℃	出料温度: 66℃

设备主要由闪蒸罐、冷凝器、物料泵、冷凝水泵及水环真空泵等组成。其结构特点为采用一个闪蒸罐,采用间壁列管式冷凝器冷凝二次蒸汽,采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。凡是与物料接触部位全部采用 304 不锈钢制造成型。

(2) 闪蒸脱汽罐的设计

闪蒸脱汽罐的直径按下式计算:

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}}$$

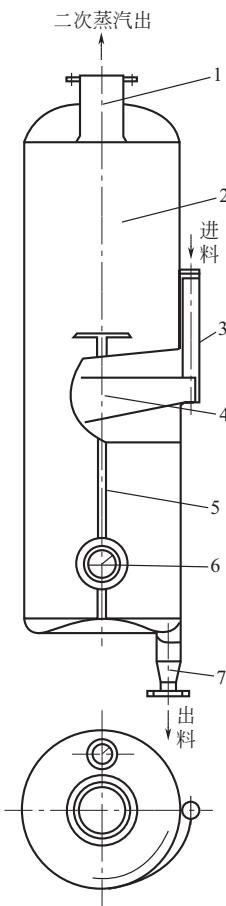


图 8-7 SZF01-400 型闪蒸器

- 1—二次蒸汽接管；2—器体；
3—进料管；4—进料口；
5—捕沫器；6—视镜；
7—出料管

式中 d ——闪蒸脱汽罐直径, m;

W ——水分蒸发量, 这里 $W=400 \text{kg/h}$;

V_0 ——二次蒸汽比体积, 这里 $V_0=6.201 \text{m}^3/\text{kg}$;

ω_0 ——自由截面二次蒸汽流速, 这里 $\omega_0=\sqrt[3]{4.26V_0}=2.978 \text{m/s}$ 。

则

$$d = \sqrt{\frac{400 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 2.978 \times 3600}} = 0.543 \text{m} \text{ (取 } 550 \text{mm)}$$

闪蒸脱汽罐柱体有效高度按下式计算:

$$h = \frac{4WV_0}{\pi d^2 V_s \times 3600}$$

式中 h ——闪蒸脱汽罐有效高度, m;

V_s ——允许的蒸发体积强度, 这里 $V_s=1.1 \sim 1.5 \text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

则

$$h = \frac{4 \times 400 \times 6.201}{\pi \times 0.55^2 \times 1.3 \times 3600} = 2.232 \text{m} \text{ (取 } 2230 \text{mm)}$$

从上述计算可以看出, 闪蒸脱汽罐的结构尺寸计算与降膜式蒸发器分离器的计算基本相同, 所不同的是进料口处的结构形式, 进入器体内的速度也不相同, 这主要是由进入脱汽罐的料液状态不同所致, 前者为料液蒸发后与二次蒸汽一并进入分离器, 后者则是未蒸发加热料液进入闪蒸器内。

(3) 闪蒸脱汽罐进、出口的设计

闪蒸脱汽罐效果的好坏除了与进料温度的高低有关外, 还与闪蒸脱汽罐的结构设计有关。一般地, 料液是以切线并与水平面保持一定夹角进入闪蒸器的, 夹角一般在 $13^\circ \sim 15^\circ$ 之间。

料液沿着闪蒸器内壁边旋转边以扇面状打开并向器底部运动。这样在真空的作用下料液中的潜热可得到迅速有效的释放, 同时又可去除奶液中的膻味及不良气味。料液进入闪蒸器前多是垂直进入, 如图 8-7 所示, 进口速度不低于 1.2m/s 。进料泵的压头不能过低, 进料速度不能过慢, 否则料液进入时不能以良好的扇面状打开, 也就不能有效蒸发。进口断面为长方形, 长度约是宽度的 $13 \sim 14$ 倍, 这样的结构设计目的是为料液进入闪蒸脱汽罐内能以扇面状打开, 也就是说料液是通过狭缝进口进入闪蒸脱汽罐的。闪蒸脱汽罐出汽口二次蒸汽的速度可按分离器二次蒸汽的流速选取, 即按 36m/h 选取效果已经很好。为防止雾沫夹带, 出汽管要插入罐内一段长度, 以起到旋流作用, 插入长度在 $150 \sim 250 \text{mm}$ 之间。进料口距脱汽罐底部的距离按罐体有效长度的 0.3 倍左右选取效果已经很好。为防止料液或雾沫被二次蒸汽夹带, 在闪蒸脱汽罐内还设有孔板式的捕沫器。为使排料顺畅器底可做成内凸形或锥形的结构。与器底相接的出料管直径要大, 出料速度可按 $0.5 \sim 0.7 \text{m/s}$ 选取。

(4) 闪蒸脱汽罐的气密性试验

闪蒸脱汽过程是在负压状态下进行的, 属于压力容器。因此, 制造应按 GB 150—2011

《压力容器》标准中的有关规定制造、检查并验收。罐内真空度最高可控制在0.085~0.089MPa之间，在生产过程中不得有泄漏现象发生，哪怕有微小的漏点都会导致出料困难，罐内料位上涨，甚至造成跑料而无法正常生产。因此，设备制造完毕在厂内必须进行水压试验，包括冷凝器、二次蒸汽管道、与之连接的物料及冷凝水管道等也必须进行水压试验。组装后系统进行抽真空试验，3~5min压力即可达到-0.089~-0.095MPa。真空衰减应符合乳品机械标准中的有关规定。尽量减少不必要的可拆卸式的连接结构，因为没必要的可拆卸连接点越多，越容易造成泄漏。

(5) 其他注意事项

闪蒸脱汽系统所使用的泵必须具有足够的汽蚀余量及扬程才能克服真空度的约束，才能完成出料、出水的任务。多采用双密封水冷却的离心泵。

为系统的正常工作在排料口、排水口应加装单向阀。真空泵的过流件应选择304或316不锈钢材质，这样材质的真空泵吸气量稳定，不易衰减，性能稳定。

8.11 利用末效二次蒸汽对物料预热的节能效果及意义

降膜式蒸发器的特点是：低于沸点温度的料液需要进行逐级预热并预热至沸点或沸点以上的温度然后进入蒸发器蒸发，这种蒸发器与外循环、中央循环管及强制循环蒸发器的蒸发有所不同，它是连续进料、连续出料，即使有些料液需要在蒸发器中某效中进行循环，但在设备中停留的时间也很短暂，其加热温度低，蒸发速率快，而多效降膜式蒸发器节能效果显著，因此广泛应用于食品、饮料、乳品、生物制药、化工及玉米深加工等领域中。降膜式蒸发器的预热过程多采用效体壳程或在效体外部完成预热。大多是利用二次蒸汽逐级进行预热至所需要的沸点或沸点以上的温度。而最大限度地利用末效二次蒸汽对物料预热可以达到节省能源、减少冷凝器换热面积及冷却水耗量的目的；其次，泵的功率也随之减小。因此，充分利用好末效二次蒸汽的余热预热物料可起到节能降耗的作用。

以RNJM03-8000型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例，就充分利用末效二次蒸汽对物料预热的节能效果及意义进行阐述。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：牛奶 出料质量分数：40%~45%

水分蒸发量：8000kg/h 牛奶比热容：3.8939kJ/(kg·°C)

进料温度：5°C 使用蒸汽压力：0.7~0.8MPa

进料质量分数：11.5% 蒸发器蒸发状态参数见表8-3。

表8-3 蒸发器蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/ (m ³ /kg)	汽化热/ (kJ/kg)	焓/ (kJ/kg)	各效蒸发量 分配(kg/h)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	2052.886	2767.607	4240
一效加热	0.06372	87	2.629	2290.71	2654.977	1960
二效加热	0.03178	70	5.045	2333.415	2626.505	1800
三效加热	0.017653	57	8.757	2365.655	2604.314	
三效蒸发	0.011382	48	13.23	2387.01	2587.985	
冷凝器	0.011382	48	13.23	2387.01	2587.985	
杀菌器	0.12318	105	1.419	2243.395	2683.448	

本蒸发器结构特点：采用五个预热级（包括一个杀菌段）将5℃料液逐级预热至92℃，采用并流加料法，末效出料。采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽提高其温压作为一效的一部分加热热源。利用末效二次蒸汽对物料进行预热。蒸发器各个效体等全部进行绝热保温处理。冷凝水在48℃下排出。其工艺流程如图8-8所示。

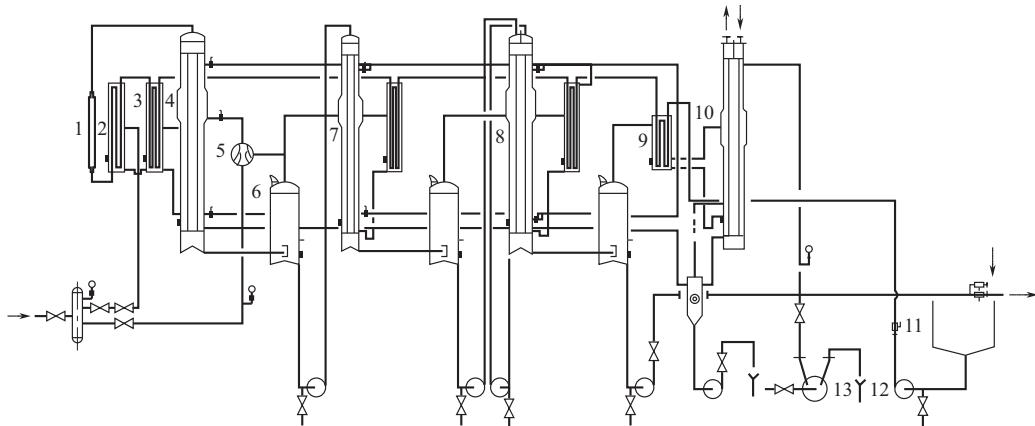


图 8-8 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3、9—物料预热器；4—一效蒸发器；5—热泵；6—分离器；7—二效蒸发器；8—三效蒸发器；10—冷凝器；11—平衡缸；12—物料泵；13—真空泵

(2) 未利用末效二次蒸汽预热与利用末效二次蒸汽预热的冷凝器计算过程比较

① 未利用末效二次蒸汽预热的冷凝器计算 当没有利用末效二次蒸汽预热，物料预热需在其余四个预热级内完成，实际上末效的蒸发量与前者相差不大，而蒸汽耗量却有所增加，假如忽略上述参数的影响，则末效所产生的二次蒸汽全部进入冷凝器中被冷凝成凝结水。末效蒸发量为1800kg/h。这里冷凝器冷却水进入温度为30℃，排出温度为42℃，48℃饱和二次蒸汽冷凝为同温度的水所释放的热量 $Q = (1800 + 83.85) \times 2387.01 = 4496768.789\text{kJ/h}$ (83.85kg/h为各效未冷凝掉的蒸汽量)。

冷凝器换热面积按下式计算：

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中， $k = 4187\text{kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$ ； Δt 为传热温差，按无相变的变温传热计算，因此按对数温差计算传热温差。冷却水进入温度按30℃，排水温度按42℃计算。本例48℃饱和蒸汽进入冷凝器冷凝后即排出。按并流求取传热温差： $48 \rightarrow 48^\circ\text{C}$ ， $30 \nearrow 42^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 48 - 30 = 18^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 48 - 42 = 6^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (18 - 6) / \ln (18/6) = 10.9^\circ\text{C}$$

则冷凝器换热面积为

$$F = 4496768.789 / (4187 \times 10.9) = 98.53\text{m}^2$$

冷凝器冷却水耗量为

$$G = 4496768.789 / [4187 \times (42 - 30)] = 89498.6\text{kg/h}$$

② 利用末效二次蒸汽预热的冷凝器计算 本例物料进入蒸发器前温度为5℃，经过末效二次蒸汽预加热后物料温度为40℃，末效二次蒸汽温度为48℃，则把物料温度为5℃预热至40℃所需要的热量为

$$Q = 10746.27 \times 3.8939 \times (40 - 5) = 1464571.526\text{kJ/h}$$

折合成48℃饱和蒸汽量为

$$G = 1464571.526 / 2387.01 = 613.56 \text{ kg/h}$$

进入冷凝器中的饱和二次蒸汽冷凝成水所释放的热量为

$$Q = 4496768.789 - 1464571.526 = 3032197.263 \text{ kJ/h}$$

冷凝器换热面积为

$$F = 3032197.263 / [4187 \times 10.9] = 66.4 \text{ m}^2$$

冷凝器冷却水耗量为

$$G = (3032197.263 + 15924.2) / [4187 \times (42 - 30)] = 60666.38 \text{ kg/h}$$

从上述计算可看出，利用末效二次蒸汽对物料进行预热可减少冷凝器的工作负荷，即减少冷凝器的换热面积，降低冷却水耗量，也降低冷却水泵的电机功率，从而可达到节能降耗的作用。多年来在不同行业中的大量应用都证明效果显著。尤其大型多效降膜式蒸发器，末效蒸发量大，充分利用好末效二次蒸汽，设备长期运行其节能降耗就更加明显，更加有意义。应指出的是，有些蒸发器末效二次蒸汽还没有得到充分利用，设计工作者首先能从理论上理解、认识这一点，设计单位能够给用户以正确的引导并给予高度重视，从节能降耗的角度出发，设计确定出合理的方案。只有这样才能使蒸发器运行成本最低，才能达到节能降耗的目的，也才能使产品在市场上具有竞争优势。

8.12 大型蒸发器中冷凝水的回收利用

蒸发器尤其是大型蒸发器，如大型多效降膜式蒸发器在生产过程中会产生大量的冷凝水，这些冷凝水携带着大量的显热，充分利用好这些余热可起到节能降耗的作用。这些冷凝水中主要是二次蒸汽及二次蒸汽被冷凝后所产生的水，其中也包含极微量的挥发性物质。这些冷凝水的主要用途有三种：上效冷凝水进入次效壳程中对次效进行加热（可按闪急蒸发对待，其热作用很小）；对物料或其他工序的料液进行预加热；用于清洗、配料或回污水处理厂。

以 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为例，阐述充分利用冷凝水的余热预热物料的过程。

（1）主要技术参数及结构特点

物料介质：牛奶 出料质量分数：40%~45%

水分蒸发量：8000 kg/h 牛奶比热容：3.8939 kJ / (kg · °C)

进料温度：5°C 一效加热温度：85~87°C

进料质量分数：11.5% 使用蒸汽压力：0.7~0.8 MPa

结构特点：本蒸发器采用并流加料，末效出料。采用热压缩技术即热泵抽吸一部分一效二次蒸汽经过热泵提高其温压作为一效的一部分加热热源。冷凝水的利用过程是：由一效壳程顺次进入末效壳程，三效壳程中的冷凝水经泵输送对物料进行初级预热，如图 8-9 所示。

（2）冷凝水的回收利用过程

本例冷凝水总量为 10185.17 kg/h，其中一次蒸汽凝结水量为 2185.2 kg/h。一效壳程冷凝水温度约为 80°C，冷凝水利用过程：一效壳程 → 二效壳程 → 三效壳程 → 一级物料预热器。一效加热温度为 85~87°C，二效加热温度为 70~72°C，三效加热温度为 57~65°C，三效蒸发温度为 45~48°C。

① 冷凝水自蒸发放出热量计算 以一效壳程冷凝水进入二效壳程为例，阐述其设计计

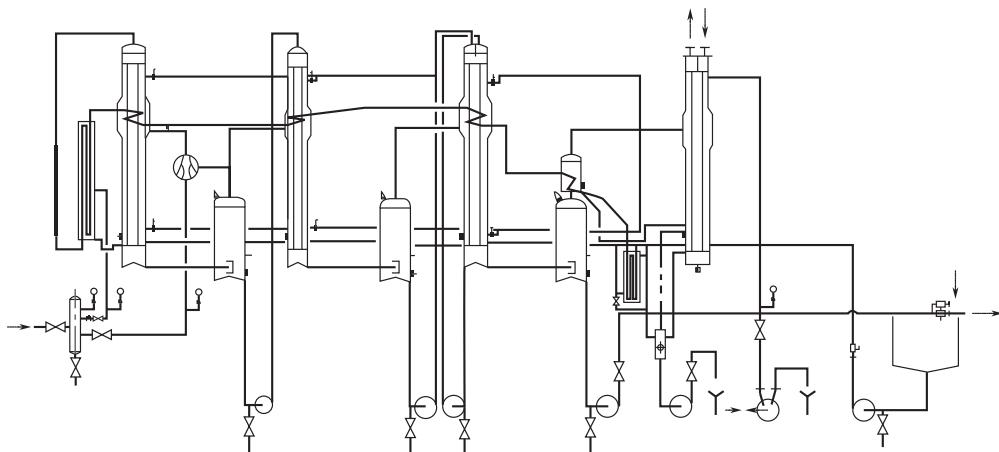


图 8-9 用于奶粉生产的 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器

算过程。冷凝水进入壳程为闪急自蒸发过程，其自蒸发所放出的热量按下式进行计算：

$$q = W c_p (t_1 - t_2) r_2 / i_2$$

式中 q ——自蒸发热量， kJ/h ；

W ——进水量，这里 $W = 6555.57 \text{ kg}/\text{h}$ ；

c_p ——比热容，这里 $c_p = 4.202 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{°C})$ ；

t_1 ——进水温度，这里 $t_1 = 80^\circ\text{C}$ ；

t_2 ——饱和蒸气压下的二次蒸汽温度，这里 $t_2 = 70^\circ\text{C}$ ；

r_2 —— t_2 下二次蒸汽的汽化潜热，这里 $r_2 = 2333.415 \text{ kJ}/\text{kg}$ ；

i_2 —— t_2 下二次蒸汽热焓，这里 $i_2 = 2626.505 \text{ kJ}/\text{kg}$ 。

$$\text{则 } q = 6555.57 \times 4.202 \times (80 - 70) \times 2333.415 / 2626.505 = 244726.084 \text{ kJ}/\text{h}$$

需要说明的是冷凝水在进入壳程时，其进水管要与蒸发器下管板保持一定距离，这样更有利于冷凝水的闪急蒸发。

② 冷凝水预热物料计算 本例物料处理量为 $10746 \text{ kg}/\text{h}$ ，进料温度为 5°C ，冷凝水总量为 $10185.17 \text{ kg}/\text{h}$ ，冷凝水进入温度为 57°C 。设牛奶经过预热其温升至 25°C 。则预热牛奶冷凝水的温降为

$$Q = 10746 \times 3.8939 \times (25 - 5) = 836876.988 \text{ kJ}/\text{h}$$

$$Q_1 = 10185 \times 4.187 \times (57 - t)$$

$$Q = Q_1$$

即

$$836876.988 = 10185 \times 4.187 \times (57 - t)$$

$$t = 37.4^\circ\text{C}$$

即冷凝水经过对物料的预热其温度由 57°C 降至 37.4°C ，而把物料从 5°C 预热至 25°C ，所需的热量折合为 0.7146 MPa 饱和蒸气量为： $836876.988 / 2066.285 = 405 \text{ kg}/\text{h}$ ，物料进入蒸发器要经过四到五级预热才能达到沸点或沸点以上的温度。这也是降膜式蒸发器与其他形式蒸发器所不同的地方，用过的冷凝水即可再作为他用。也有单独利用大型蒸发器其中某一效（通常为一效）来对物料进行预加热，这一效一般冷凝水温度较高（有杀菌器除外），单排水量较大，作为预加热热源。

(3) 其他利用

除了上述利用外,还可把冷凝水送回至暂存大储罐内作为预清洗设备用。清洗的对象为蒸发器、喷雾干燥塔、罐类及管道等。过去也用于奶粉的配料,但随着奶粉质量要求的提高,现在用于配料已不多见。

对有些酸性很强的冷凝水,如谷氨酸生产中除了暂存作为预热、清洗等或返回至原料液中一部分作为配料用之外,不再返回锅炉,大部分是排放至污水处理厂进行处理。目前,有些大型蒸发器的冷凝水还是直接被排放掉了,冷凝水的余热并没有真正得到利用。总之,大量实践应用证明,充分利用好蒸发器中的冷凝水,尤其是冷凝水中的余热,对物料等进行预热可以达到节能降耗的目的,特别是在能源紧张的今天,如何降低设备能耗,回收并利用好废热是十分必要的。

8.13 降膜式蒸发器的绝热保温处理

目前国内玉米深加工生产中,绝大多数降膜式蒸发器未进行保温绝热处理,未进行保温处理的主要原因有三个:一是用户对产品不甚了解;二是保温后蒸发器外形美观受到一定影响,生产制造单位不作引导;三是受价格因素的影响。降膜式蒸发器应用领域广泛,在全国各地都有应用,南北方的气温相差较大,如南方江浙一带夏天平均气温都在25℃以上,而北方也在20℃左右,无霜期北方相对较短,如东北三省约5~6个月、内蒙古北部就更短,南方冬季相对较短,北方生产车间都设有取暖设施,而南方却没有,如果蒸发器不进行保温处理,会不同程度地造成热量损失,尤其在南方夏季还会劣化工作环境。

以三效降膜式蒸发器用于奶粉生产为例阐述蒸发器绝热保温处理的意义。

(1) 绝热保温处理可以减少热量损失、降低能耗

降膜式蒸发器壳程加热温度最高,均在87~105℃之间(含杀菌),不作保温处理,其热量损失实际应用测得约为5%~6%。用于食品生产的蒸发器绝大多数安装于室内,仅一小部分安装于室外(其他生产工业),室外的蒸发器热量损耗就更大,室外的蒸发器大多数进行了保温绝热处理,而安装于室内的蒸发器绝大多数却没有进行保温绝热处理,主要因为进行保温处理比较麻烦,会增加设备成本,操作不好可能还会影响蒸发器的整体美观。蒸发器保温可分为全部保温和局部保温两种:全部保温是指对蒸发器中各效体、分离器及杀菌器全部进行保温,一般保温层的厚度为50mm,保温绝热材料多为岩棉;局部保温是指对蒸发器各效体进行保温,分离器不进行保温。多效蒸发器温度比较高的是一效和二效,如用于麦芽糖生产的一台三效降膜式蒸发器,一、二、三效壳程温度分别为90~96℃、72~81℃、57~65℃,而一、二、三效分离器的温度分别为72~81℃、57~65℃、45~51℃。进行全部保温适合于南方年平均气温比较高的地区,而全部保温与局部保温都适合于年平均气温比较低的北方地区。进行保温绝热处理既可以防止热量损失、降低能耗(约减少热损失5%~6%),又可以防止操作环境温度过高,从而改善工作环境。进行保温的保温材料必须填满,不得出现空洞。

(2) 蒸发器经过保温后可以降低噪声

蒸发器噪声的主要来源:一是来自热压泵,其次是一效加热时蒸汽对效体壳程中蒸汽挡板及加热管产生的冲击,产生振动噪声。热压泵的工作原理是:一定压力的工作蒸汽通过热泵的喷

嘴高速射流，在热泵的混合室内形成负压区，在负压作用下抽吸二次蒸汽至热泵内与高速的蒸汽混合，使其温度压力得以提高，作为一部分加热热源。热泵在工作过程中会产生蒸汽摩擦声及机械振动，为了降低热泵工作产生蒸汽摩擦声及机械振动，除了在加工制造上保证质量，如保证喷嘴与扩散管的同轴度，扩散管的圆度及内表面的光洁程度外，还可在扩散管中部设置消声孔，有国内文献报道效果显著。此外，热泵也必须进行保温绝热处理，保温可以起到防止散热的作用，同时也会隔阻热泵在工作时产生的蒸汽摩擦振动声。多效降膜式蒸发器直接用一次蒸汽加热的是一效，一效的蒸发量最大，用汽量也最多，因此热泵进汽时蒸汽压力一般都在0.7~0.8MPa之间，有的甚至更高（压力太低热泵性能降低），由于蒸汽的高速进入会对一效入口处蒸汽挡板、降膜管、壳体产生冲击，并发出刺耳的响声，尤其当料液未完全蒸发或进料量不足时蒸汽与效体、降膜管的摩擦声就更大，其次还有来自于进料泵等在工作时产生的机械振动等。不进行保温的一台多效降膜式蒸发器，其噪声通常为95~98dB(A)，经过保温处理的蒸发器噪声可降低10dB(A)左右（实测），通过多家对蒸发器进行绝热处理后实际应用证明确实起到降低噪声的作用。降膜式蒸发器属于I类压力容器，在制造过程中应严格按照GB 150—2011《压力容器》及GB 151—2012《管壳式换热器》两个标准中有关规定制造、检查并验收。应予指出的是，蒸发器工作的车间空间高度不能过小，否则会增大噪声，保持工作车间的高度可起到一定的消声作用。一般情况下，蒸发器顶部空间高度不低于2m，尽量使车间顶部不形成声波反射的结构。

蒸发器进行保温处理即可以防止热量损、失降低能耗，又可以降低蒸发器在工作中产生的噪声，还可以改善由于蒸发器散热而产生的高温操作环境。保温虽然会增加设备的一次投资成本，但从长期使用看，效果显著，设备设计制造单位应给予重视，给予引导与说明，使用厂家在选择设备时也应多方考察，综合考虑，经过多家的实际应用已经证明了上述效果，国外引进的设备也大都进行了保温绝热处理。

8.14 混合式三效蒸发器在谷氨酸二次母液上的应用

在味精生产中为提取谷氨酸二次母液中的谷氨酸钠，需要采用浓缩的方法使进料母液中含酸由5%经过蒸发提高到25%左右，二次母液中主要成分为谷氨酸钠，其次为蛋白、硫酸及其他微量元素。二次母液极易形成泡沫，在蒸发过程中随着物料浓度的提高，温度的降低又极易凝固、结晶，出料固含量超过32%时还容易堵塞管道，严重时会将泵的叶轮粘住。选择的蒸发器必须能适应这种物料，采用怎样结构的蒸发器至关重要。实践应用表明可采用两种形式的蒸发器：一种为混合式蒸发器；另一种为降膜式蒸发器。前者为降膜式与强制循环结合的蒸发器，采用混流加料法进料。后者为完全的降膜式蒸发器。仅以GHNJ03-10000型三效混合式蒸发器（人工操作）用于谷氨酸二次母液上的应用进行阐述。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：谷氨酸二次母液

进料温度：20°C

水分蒸发量：10000kg/h

出料浓度：28~30°Bé

进料浓度：12~14°Bé

出料黏度：约120cP（约120MPa·s）

进料黏度：约10cP（约10MPa·s）

使用蒸汽压力：0.6~0.7MPa

pH值：3

冷却水进入温度：≤30°C

装机容量：134.5kW

本蒸发器结构特点如图 8-10 所示, 一、三效为降膜式蒸发器, 二效为强制循环蒸发器, 考虑物料在浓缩过程中随着浓度的升高温度的降低易凝固、结晶、堵塞管道, 为了提高出料温度降低黏度, 采用二效出料。采用热压缩技术即采用热泵抽吸一效二次蒸汽提高其温压加热一效, 设备在室外安装, 设备除冷凝器之外全部进行保温绝热处理, 由于物料 pH 值为 3, 因此凡与物料、冷凝水及二次蒸汽接触部位全部采用 316L 不锈钢制造, 物料泵、真空泵、冷凝水泵过流部件均采用 316L 不锈钢制造。

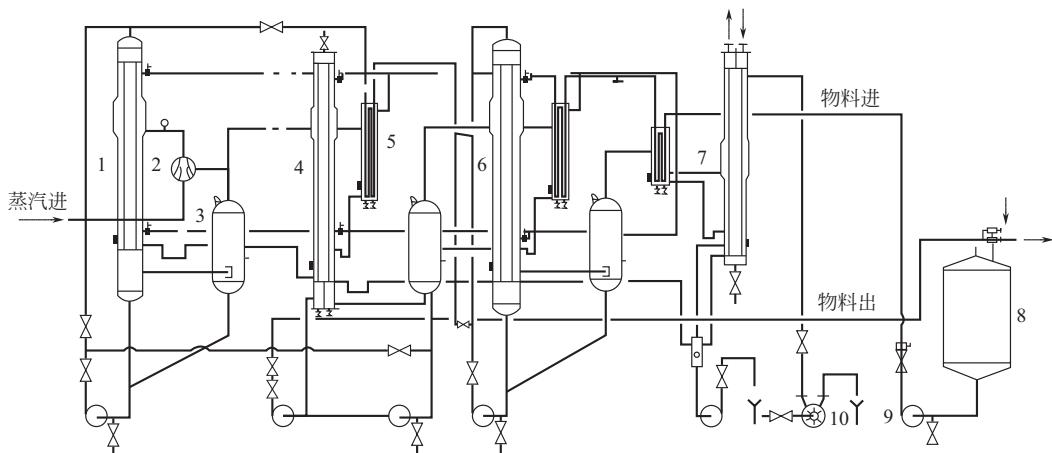


图 8-10 GHNJ03-10000 型蒸发器

1—一效降膜式蒸发器; 2—热泵; 3—分离器; 4—强制循环蒸发器; 5—预热器;
6—三效降膜式蒸发器; 7—冷凝器; 8—平衡罐; 9—物料泵; 10—真空泵

(2) 工作原理及操作注意事项

① 工作原理 根据谷氨酸二次母液的特点, 本蒸发系统一、三效采用降膜式蒸发器, 为提高料液温度, 降低料液黏度, 防止结垢结焦的产生, 二效采用强制循环型蒸发器, 二效出料。其工作原理为:

物料→一级预热→二级预热→三效降膜蒸发→三级预热→一效降膜蒸发→二效强制循环蒸发→二效出料。

设备主要工艺参数见表 8-4。

表 8-4 设备生产工艺参数

项目 类型	压力/MPa	温度/℃	进料量/(kg/h)	出料量/(kg/h)	出料浓度/%	进料浓度/%
进汽	0.7883	169	—	—	—	—
一效加热	-0.0115	96	14572	8683	—	—
二效加热	-0.059	80	—	—	—	—
二效蒸发	-0.065	59	8683	6363	29.5	—
三效加热	-0.068	59	—	—	—	—
三效蒸发	-0.07	48	—	—	—	—
冷凝器	-0.088	48	—	—	—	—
总进料	—	—	16363	—	—	—
进料含酸	—	—	—	—	—	5

② 操作注意事项 谷氨酸二次母液在生产过程中极易产生雾沫, 这种物料蒸发操作与常规物料蒸发有所不同, 进料前蒸发系统需要先抽真空, 当系统真空稳定时, 开始进料

(这样不易产生雾沫)，进料量要少，一般按实际进料量的 50%~70% 进料，然后缓慢打开蒸汽截止阀，使物料迅速升温，再进行循环，当物料循环约 20min，蒸发状态参数基本稳定，蒸汽压力升至稳定设计值时，出料浓度即可达到正常要求浓度，料液即可进入成品罐，随即即可连续进料连续出料。迅速升温的目的是迫使物料迅速蒸发，防止物料在未蒸发前产生大量雾沫，如果以水代料进行循环至蒸发参数再进料，出料浓度达到要求时间较长，主要是因为蒸发器中存水。由于二效为强制循环蒸发器（手动控制），料液与二次蒸汽大都在分离器中闪急蒸发并分离，因此应掌握好二效的进料量，否则容易造成跑料。这种形式的蒸发器各效物料量的分配完全靠管道阀门分配调整来完成。当进料量恒定，分料均衡时，一般不进行调整，尤其二效给料量要适当，不宜随意增大进料量，进料量过大，超过蒸发能力，会导致蒸发器内积料，迅速导致跑料，一经出现积料应减小进料量，开大排料量。最重要的是进汽压力要恒定。本蒸发器进入热泵压力为 0.65MPa，要求分汽缸压力必须稳定在 0.7~0.75MPa 之间，只有给汽压力恒定，进料量恒定，各效物料分配均衡，设备才能进入稳定的工作状态。此外由于本蒸发器是采用一、三效降膜二效强制循环，所以这种混合型蒸发器不宜采用手动控制，采用自动控制蒸发，参数稳定，操作方便。如果在生产过程中需要换料生产（与本物料相近的物料），一般不宜停机，应采取直接切换的方法给料。

(3) 设计注意事项

物料的性质决定蒸发器的结构形式，谷氨酸二次母液雾沫多，易凝固结晶，随着浓度的增高、蒸发温度的降低晶体析出量增多，当出料浓度高于 32% 时就有堵塞管道的可能，因此本蒸发器采用二效出料，二效采用强制循环蒸发器。需要指出的是在设计本蒸发系统时，二效的闪蒸器有效蒸发容积必须足够，并留有一定余量；强制循环泵的流量、扬程选择要合理，物料进入闪蒸器后必须保证料液能呈伞状打开，以便料液能进一步得以闪急蒸发并释放出二次蒸汽。设计本蒸发系统时还必须做到生产完毕确保设备及管道中无残存料液存在。

(4) 其他注意事项

蒸发是在真空减压下进行的，在蒸发过程中，物料中易挥发性微量物质进入冷凝水中或直接被真空泵抽出是正常的。物料性质不同，夹带量也不同，为了控制 COD 的指标，减少真空泵排出口挥发性物质对大气的污染，可采取二次回收的方法。

总之，谷氨酸二次母液比较特殊，本例以 GHNJ03-10000 型三效蒸发器为例对其生产进行了阐述。物料的性质决定了蒸发器结构形式，用户选择设备要多方面考察，设计制造单位承接项目时要详细了解物料性质；详细了解用于同类物料生产的设备，必要时还要借助试验的方法了解物料的生产过程情况，这样才会选择出切实符合物料生产需要的蒸发器来。此外，选择三效降膜式蒸发器也可以完成上述料液的蒸发，且工作平稳，容易控制，操作简便，采用混流加料二效出料效果更好。其功率消耗也会大大降低。

8.15 红色素生产中浸提液的蒸发及酒精回收的设计

液体法发酵生产红色素的生产工艺为：红曲米→菌种培养→发酵→色素分离→干燥。其中色素分离过程包括压滤、滤渣、三次浸提，三次浸提后要经过压滤，将三次压滤得到的紫红色液集中，在降膜式蒸发器中经过减压真空蒸发使酒精与料液分离并冷凝回收。用

于红曲色素生产的降膜式蒸发器不同于用于一般水溶液生产的蒸发器，这种蒸发器的特点是蒸发比较容易进行，冷凝回收却比较困难，这是因为酒精的沸点低，易挥发。因此，提高酒精的回收得率是关键。本文仅以 SNJM01-1000 型单效降膜式蒸发器在红曲色素生产中的应用为例阐述其关键设计过程。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：红曲色素酒精溶液

进料量：1250kg/h

进料温度：20℃

进料质量分数：8%

冷却水进入温度：30℃（排出温度按38℃计算）

出料质量分数：40%

装机容量：15kW

结构特点：如图8-11所示，主要由蒸发器、汽液分离器、板式冷凝器、冷却器、泵、控制系统等组成。采用单效降膜式蒸发器蒸发，酒精采用间壁板式冷凝器及冷却器进行回收，第一段为冷凝段，第二段为冷却段（为防止酒精回收不尽及挥发而设置）。第二段壳程也通以20℃水进行冷却。效体进行保温绝热处理。真空泵过流件材质为316L不锈钢，物料泵采用磁力泵，照明灯采用防爆灯，电机为防爆电机，其他电器均符合防爆设计要求的有关规定。

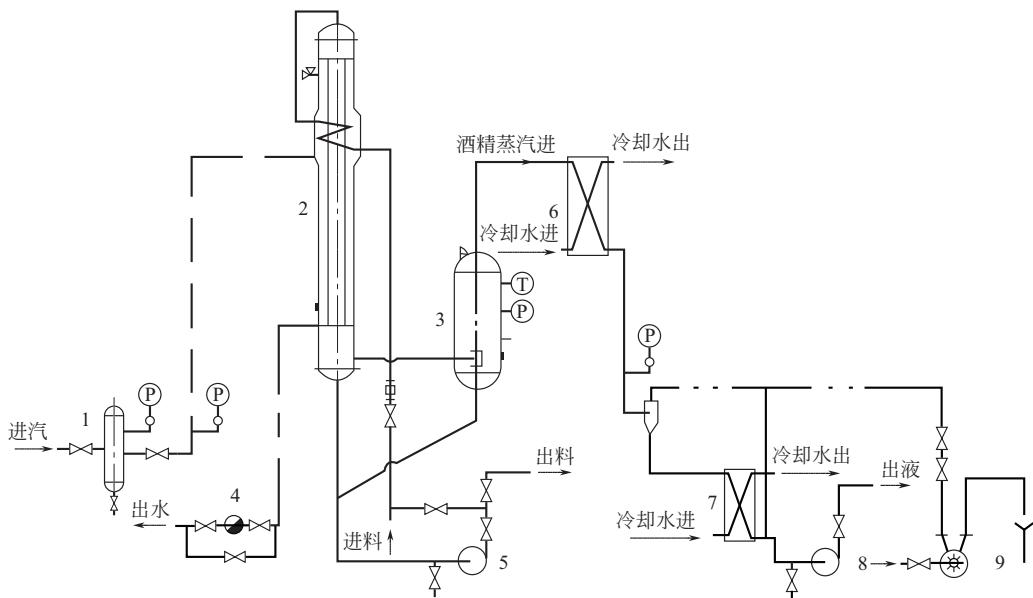


图8-11 SNJM01-1000型单效降膜式蒸发器

1—分汽缸；2—蒸发器；3—分离器；4—输水系统；5—磁力泵；

6—板式冷凝器；7—板式冷却器；8—磁力泵；9—真空泵

工作过程：进料→预热→蒸发→分离→冷凝→冷却→储罐。

工作特点：当设备蒸发参数稳定后即可实现连续进料连续出料，已蒸发的料液不再重复进入蒸发器内，从而缩短了料液在蒸发器中的停留时间，这对热敏性的物料来说是非常有益的，即料液中一些有益的元素最大限度地不被破坏。单效外循环、强制循环蒸发器则用于间断出料重复进料的情况，物料在设备内停留时间长，物料中一些有益元素容易被破坏。以本例为例，物料在降膜式蒸发设备中停留的时间不到5min，而物料在外循环或强制循环蒸发器中的停留时间每批次至少需要15~20min，控制不好还容易跑料，所以降膜式蒸发器在热敏性物料生产中应用越来越多。

(2) 蒸发系统计算过程

① 蒸发器计算 蒸发器蒸汽状态参数见表 8-5。

表 8-5 蒸发器蒸汽状态参数

项目 参数	压力/MPa	温度/°C	比体积 /(m ³ /kg)	汽化潜热/ (kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
工作蒸汽	0.04829	80	3.408	2308.293	2643.253
蒸发	—	70	—	862.552	—
冷凝	—	70	—	—	—
冷却	—	45	—	—	—

a. 总蒸发量

$$W = S(1 - B_0/B_1) = 1250 \times (1 - 8/40) = 1000 \text{ kg/h}$$

b. 热量衡算 加热蒸汽耗量为

$$D = [Wr + Sc(t - T) + Q_1 + q'] / R$$

式中 D —— 蒸汽耗量, kg/h;

W —— 水分蒸发量, 这里 $W = 1000 \text{ kg/h}$;

S —— 进料量, 这里 $S = 1250 \text{ kg/h}$;

c —— 物料比热容, 这里 $c = 2.394 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{°C)}$;

T —— 预热后进料温度, 这里 $T = 50^\circ\text{C}$;

t —— 料液沸点温度, 这里 $t = 71.5^\circ\text{C}$ (温差损失取 1.5°C);

R —— 加热蒸汽汽化潜热, 这里 $R = 2308.293 \text{ kJ/kg}$;

r —— 料液蒸发汽化潜热, 这里 $r = 862.552 \text{ kJ/kg}$;

q' —— 热量损失, 这里按总热量的 5% 计算;

Q_1 —— 热热量, kJ/h 。

则

$$D = [1000 \times 862.552 + 1250 \times 2.394 \times (71.5 - 50) + 1250 \times 2.394 \times (50 - 20)] \times 1.05 / 2308.293 = 462.46 \text{ kg/h}$$

蒸发器加热采用蒸汽直接加热的方式, 冷凝水返回至锅炉。

c. 蒸发器换热面积

$$F = [Wr + Sc(t - T)] / [k(T - t)]$$

式中, $k = 4396.35 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C)}$; $T' = 80^\circ\text{C}$ 。

$$F = [1000 \times 862.552 + 1250 \times 2.394 \times (71.5 - 50)] / [4396.35 \times (80 - 71.5)] = 24.8 \text{ m}^2$$

降膜管根数计算: 降膜管选择 $\phi 38 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 6000 \text{ mm}$ 规格管子, 其长径比为 158, 则

$$n = 24.8 / 0.0365 \times \pi \times 5.95 = 36.36 \text{ 根 (取 36 根)}$$

周边润湿量:

$$G' = 1250 / (0.0365 \times \pi \times 36) = 302.95 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

酒精比较容易蒸发, 因此其蒸发面积较小。

d. 分离器计算 分离器直径按下式计算:

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}}$$

式中 V_0 ——蒸汽比体积, 这里 V_0 按 $6.201 \text{ m}^3/\text{kg}$ 选取;

ω_0 ——自由截面的二次蒸汽流速, $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = 2.978 \text{ m/s}$ 。

则
$$d = \sqrt{\frac{1000 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 2.978 \times 3600}} = 0.858 \text{ m} \text{ (取 } 850 \text{ mm)}$$

分离器高度按下式计算:

$$h = 4V / (\pi d^2 V_s)$$

式中 V ——二次蒸汽体积流量, m^3/s ;

V_s ——允许的蒸发体积强度, 这里 $V_s = 1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。则

$$h = 4 \times 1000 \times 6.201 / (\pi \times 0.85^2 \times 1.3 \times 3600) = 2.336 \text{ m} \text{ (取 } 2.4 \text{ m)}$$

② 冷凝器计算 酒精蒸发分离后即进入板式冷凝器和冷却器中进行冷凝、冷却, 然后泵送回储罐以便再次利用。

将整个过程假定为冷凝和冷却两个阶段。换热面积计算公式为

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中 k ——传热系数 $k = 4187 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$;

Δt ——传热温差。

按无相变的变温传热。因此, 按对数温差计算传热温差。冷却水进入温度按 30°C , 排水温度按 38°C 计算。

在计算各段的平均温度差时必须要知道两端交界处的冷流体温度 t_a 。

$$F_1 = Q / k_1 \Delta t_1$$

$$F_2 = Q_1 / k_2 \Delta t_2$$

$$Q = W_r = G_c (t_2 - t_a)$$

$$Q_1 = G_{c_p} (T_k - T_2) = G_c (t_a - t_1)$$

$$Q = 1000 \times 862.552 = 862552 \text{ kJ/h}$$

$$Q_1 = 1000 \times 2.394 \times (70 - 45) = 59850 \text{ kJ/h}$$

$$Q/Q_1 = (t_2 - t_a) / (t_a - t_1)$$

$$862552/59850 = (38 - t_a) / (t_a - 30)$$

$$t_a = 30.5^\circ\text{C}$$

按逆流求对数温差: $70 \rightarrow 70^\circ\text{C}$, $30^\circ\text{C} \nearrow 30.5^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 70 - 30.5 = 39.5^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 70 - 30 = 40^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (39.5 - 40) / \ln (39.5/40) = 39.7^\circ\text{C}$$

第一段即冷凝段换热面积:

$$F_1 = Q / (k \cdot \Delta t) = 862552 / (293.09 \times 39.75) = 74.037 \text{ m}^2 \text{ (这里 } k = 293.09 \text{ kJ} / \text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$$

第一段采用的是 30°C 冷却水进行冷凝。

第二段即冷却段换热面积:

70°C 冷凝液继续冷却至 45°C 释放出的热量为

$$Q_2 = 1000 \times 2.394 \times (70 - 45) = 59850 \text{ kJ/h}$$

先按逆流求对数温差: $70^\circ\text{C} \rightarrow 45^\circ\text{C}$, $38^\circ\text{C} \leftarrow 30.5$, $\Delta t_1 = 70 - 38 = 32^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 30.5 = 14.5^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = \frac{(32 - 14.5)}{\ln \frac{32}{14.5}} = 22.11^\circ\text{C}$$

折流时对数平均温差为：

$$\Delta t_a = \varphi_{\Delta t} \Delta t$$

$$\text{其中, } \varphi_{\Delta t} = f(P, R), P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{38 - 30.5}{70 - 30.5} = 0.189, R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{70 - 45}{38 - 30.5} =$$

3.333, 查曲线图 2-15 (a) 得 $\varphi_{\Delta t} = 0.97$, 则

$$\Delta t_a = 0.97 \times 22.11 = 21.45^\circ\text{C}$$

第二段换热面积：

$$F_2 = 59850 / (250.68 \times 21.45) = 11.13 \text{ m}^2 \quad [\text{这里 } k = 250.68 \text{ kJ / (m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}]$$

实际换热面积：

$$F' = 1.25 \times 11.13 = 13.9 \text{ m}^2$$

冷却水耗量：

$$W = (862552 + 59850) / [4.187 \times (38 - 30)] = 27.54 \text{ t/h}$$

第二段采用第一段冷凝器冷凝后的冷却水作为冷却介质进行冷却, 第二段也是采用板式换热器。

(3) 应用效果及操作注意事项

按上述设计的蒸发器在红曲色素生产中的应用各项蒸发参数指标均达到了设计要求, 性能稳定, 酒精回收得率在 99.5% 以上。酒精沸点温度较低, 用于酒精料液生产的单效降膜式蒸发器与一般水溶液生产的蒸发器结构上大同小异, 其操作过程也基本相同, 即进料、抽真空、进汽加热。开始进料要少, 约是实际进料量的 70%, 此后逐步递增, 当进料量接近设计值, 蒸发参数接近稳定时, 料液在设备内循环结束, 即可连续进料连续出料。当参数一定后要求进汽压力必须稳定, 进料量不能随意调整。当换热面积一定时, 冷凝器中的冷却水量、水温是影响蒸发器蒸发的关键。降膜式蒸发器安装高度较高, 因此必须保证冷却水量, 水量不足换热量降低, 蒸发量降低, 尤其是在冷却水用量较大的生产线系统中, 更要注意降膜式蒸发器的给水量是否能达到设计值, 如果难以保证则应考虑单独供水。

酒精的沸点较低, 易挥发, 蒸发特别是在真空减压下蒸发较容易进行, 因此其蒸发面积较小, 酒精蒸气的冷凝回收比较困难, 因此其冷凝器的换热面积较大。为了获得良好的冷却效果, 往往采用两级或多级的方式进行冷却回收, 这也是与一般水溶液蒸发不同之处。另外, 酒精易燃, 设备中电机、控制系统必须全部按防爆要求进行设计、选型、安装、调试并验收。

8.16 降膜式蒸发器在茶多酚生产中的应用

某些液体的蒸发潜热见表 8-6。

表 8-6 某些液体的蒸发潜热

kcal/kg

液体	在大气压下的沸点/℃	温度/℃				
		0	20	60	100	140
氨	-33	302	284	—	—	—
苯胺	184	—	—	—	—	104(在 180℃)
丙酮	56.5	135	132	124	113	—
苯	80	107	104	97.5	90.5	82.5
丁醇	117	168	164	156	146	134

续表

液体	在大气压 下的沸点/℃	温度/℃				
		0	20	60	100	140
水	100	595	584	579	539	513
二氧化碳	-78	56.1	37.1	—	—	—
甲醇	65	286	280	265	242	213
硝基苯	211	—	—	—	—	79.2(在 211℃)
丙醇	98	194	189	178	163	142
异丙醇	82.5	185	179	167	152	133
二硫化碳	46	89.4	87.6	82.2	75.5	67.1
甲苯	110	99	97.3	92.8	88	82.1
乙酸	118	—	—	—	97(在 118℃)	94.4
氟里昂-12	-30	37	34.6	31.6	—	—
氯	-34	63.6	60.4	53	42.2	17
氯甲苯	132	89.7	88.2	84.6	80.7	76.5
氯仿	61	64.8	62.8	59.1	55.2	—
四氯化碳	77	52.1	62.8	59.1	55.2	—
乙酸乙酯	77.1	102	98.2	92.1	84.9	75.7
乙醇	78	220	218	210	194	170
乙醚	34.5	92.5	87.5	77.9	67.4	54.5
戊醇	—	—	120	—	—	—
甲酸	—	—	120	—	—	—

茶多酚简称 GTP, 是茶叶中儿茶素类、丙酮类、酚酸类和花色素类化合物的总称, 因其化学性质中有多个活性羟基, 对人体的保健极为有利, 且有抑菌、杀菌、抗肿瘤、抗辐射等多项功能, 作为医药和食品等的添加剂, 开发和应用前景十分看好, 茶多酚提取工艺其中之一为溶剂提取法: 茶叶的浸渍→萃取分离→浓缩→喷雾干燥→成品包装。所用溶剂有乙酸乙酯、丙酮、乙醚、甲醇、乙烷等。浸渍后的溶剂最终需要经过浓缩将其蒸发与物料分离, 冷凝收集后再返回至溶剂储罐内以备再利用。仅以 YZJM01-3500 型单效降膜式蒸发器在乙酸乙酯的蒸发、冷凝、回收上的应用为例阐述其设计过程及应用注意事项。

(1) 主要技术参数及工作特点

物料介质: 乙酸乙酯

进料温度: 20℃

物料处理量: 4500kg/h

冷却水进入温度: 30℃

进料质量分数: 2%

装机容量: 15kW

出料质量分数: 9%

结构特点: 如图 8-12 所示, 主要由蒸发器、汽液分离器、冷凝器、冷却器、泵、控制系统等组成。采用单效降膜式蒸发器蒸发, 采用间壁列管式冷凝器回收乙酸乙酯, 共分两段, 即第一段为冷凝段, 第二段为冷却段(防止挥发), 第二段壳程通以冰水进行冷却, 采用降膜式换热器冷却。真空泵过流件材质为 316L 不锈钢, 物料泵选择磁力泵, 照明灯采用防爆灯, 电机为防爆电机, 其他电器均符合防爆要求的有关规定。效体进行保温绝热处理。

工作过程: 进料→蒸发→分离→冷凝→冷却→储罐。

当设备蒸发参数稳定后即可实现连续进料连续出料, 已蒸发的料液不再重复进入蒸发器内, 从而缩短了料液在蒸发器中的停留时间。这也是降膜式蒸发器的特点。

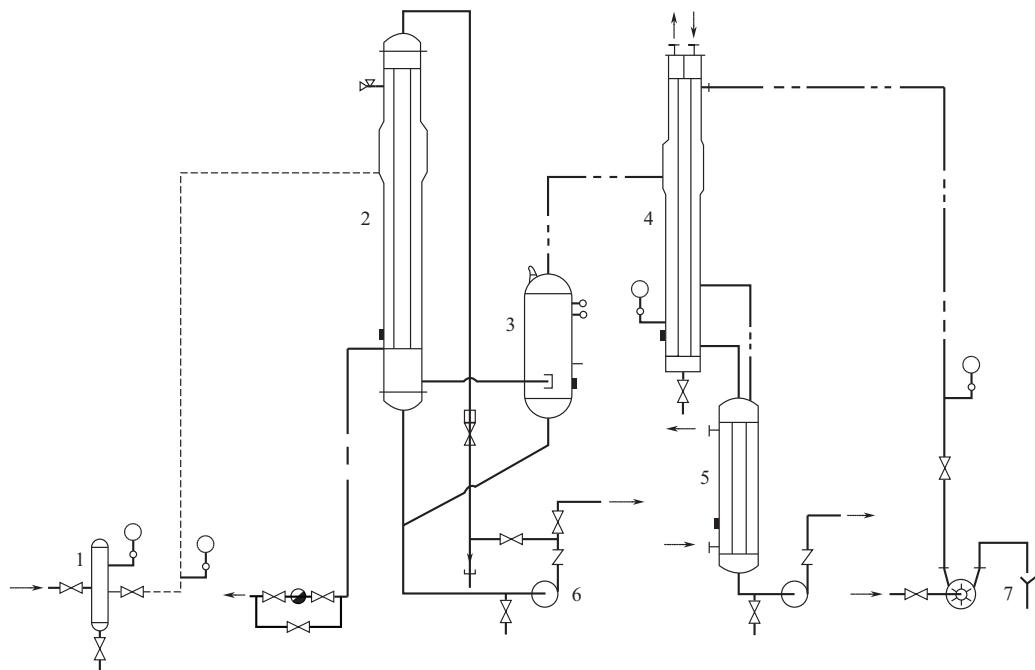


图 8-12 YZJM01-3500 型单效降膜式蒸发器

1—分汽缸；2—蒸发器；3—分离器；4—冷凝器；5—冷却器泵；6—磁力泵；7—真空泵

(2) 蒸发系统计算过程

① 蒸发器计算 蒸发器蒸汽状态参数见表 8-7。

表 8-7 蒸发器蒸汽状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化潜热/(kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
工作蒸汽	0.04637	79	3.540	2310.803	2641.578
蒸发	—	70	—	378.08	—
冷凝	—	70	—	—	—
冷却	—	35	—	—	—

a. 总蒸发量

$$W = S (1 - B_0 / B_1) = 4500 (1 - 2/9) = 3500 \text{ kg/h}$$

b. 热量衡算 加热蒸汽耗量为

$$D = [W r + S c (t - T) + q'] / R$$

式中 D —蒸汽耗量, kg/h;

W —水分蒸发量, 这里 $W = 3500 \text{ kg/h}$;

S —进料量, 这里 $S = 4500 \text{ kg/h}$;

c —物料比热容, 这里 $c = 1.923 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot \text{°C})$;

T —进料温度, 这里 $T = 20 \text{ °C}$;

t —料液沸点温度, 这里 $t = 71 \text{ °C}$ (温差损失取 1 °C);

R —加热蒸汽汽化潜热, 这里 $R = 2310.803 \text{ kJ/kg}$;

r —料液蒸发汽化潜热, 这里 $r = 378.08 \text{ kJ/kg}$;

q' —热量损失, 这里按总热量的 5% 计算。

则

$D = [3500 \times 378.08 + 4500 \times 1.923 \times (71-20)] \times 1.05 / 2310.803 = 801.82 \text{ kg/h}$
蒸发器采用蒸汽直接加热的方式，冷凝水返回至锅炉。

c. 蒸发器换热面积计算

$$F = Q / (k \Delta t) = [Wr + Sc(t - T)] / [k(T' - t)]$$

式中， $k = 4396.35 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ； $T' = 79^\circ\text{C}$ 。

这里

$$Q = [3500 \times 378.08 + 4500 \times 1.923 \times (71-20)] = 1764608.5 \text{ kJ/h}$$

则

$$F = 1764608.5 / [4396.35 \times (79-71)] = 50.2 \text{ m}^2$$

降膜管选择 $\phi 38 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 8000 \text{ mm}$ 规格管子，其长径比为 210，则降膜管根数为

$$n = 50.2 / (0.0365 \times \pi \times 7.95) = 55.07 \text{ 根} (\text{取 55 根})$$

周边润湿量：

$$G' = 4500 / (0.035 \times \pi \times 55) = 744.5 \text{ kg} / (\text{m} \cdot \text{h})$$

乙酸乙酯比较容易蒸发，因此其蒸发面积较小。

d. 分离器计算 分离器直径按下式计算：

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}}$$

式中 V_0 ——蒸汽比体积，这里 V_0 按 $6.201 \text{ m}^3 / \text{kg}$ 选取；

ω_0 ——自由截面的二次蒸汽流速， $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = 2.978 \text{ m/s}$ 。

则

$$d = \sqrt{\frac{3500 \times 6.201}{\frac{\pi}{4} \times 2.978 \times 3600}} = 1.606 \text{ m} (\text{取 1600 mm})$$

分离器高度按下式计算：

$$h = 4WV / (\pi d^2 V_s)$$

式中 V ——二次蒸汽体积流量， m^3 / s ；

V_s ——允许的蒸发体积强度，这里 $V_s = 1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

则

$$h = 4 \times 3500 \times 6.201 / (\pi \times 1.6^2 \times 1.3 \times 3600) = 2.308 \text{ m} (\text{取 2.3 m})$$

② 冷凝器计算 乙酸乙酯蒸发分离后即进入间壁式冷凝器、冷却器中进行冷凝、冷却、回收以便再次利用。

冷凝器换热面积按下式计算：

a. 冷凝器的计算

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中 Q ——换热热量，这里 $Q = 3500 \times 378.08 = 1323280 \text{ kJ/h}$ ；

k ——传热系数，这里 $k = 300.5 \text{ kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ；

Δt ——传热温差， $^\circ\text{C}$ 。

冷却水进入温度为 30°C ，排出温度为 42°C 。

乙酸乙酯蒸气在冷凝成同温度的液体后排出并进入冷却器。

假设乙酸乙酯二次蒸气冷凝成同温度的液体即在 60°C 下排出。冷凝器采用单壳程多管程结构，先按并流计算传热温差： $70^\circ\text{C} \rightarrow 70^\circ\text{C}$ ， $30^\circ\text{C} \nearrow 42^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 70 - 30 = 40^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 =$

$70 - 42 = 28^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (40 - 28) / \ln (40/28) = 33.6^{\circ}\text{C}$$

$$F = 1323280 / (300.5 \times 33.6) = 131.06 \text{ m}^2$$

从安全考虑实际换热面积为

$$F' = 1.25 \times 131.06 = 163.8 \text{ m}^2$$

冷却水耗量：

$$W = 1323280 / 4.187 \times (42 - 30) = 26.3 \text{ t/h}$$

b. 冷却器的计算 乙酸乙酯沸点温度较低，为 77.1°C ，易挥发，为了进一步冷却降温、便于储存，设置二次冷却，将乙酸乙酯温度由 70°C 降至 35°C 左右，第二段冷却器冷却介质为冰水，冰水进入温度设为 10°C ，排出温度设为 25°C 。

这里换热热量 $Q = 3500 \times 1.923 \times (70 - 35) = 235567.5 \text{ kJ/h}$ ，传热系数 $k = 290.48 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C})$ 。

按并流计算传热温差： $70^{\circ}\text{C} \rightarrow 35^{\circ}\text{C}$ ， $10^{\circ}\text{C} \nearrow 25^{\circ}\text{C}$ ， $\Delta t_1 = 70 - 10 = 60^{\circ}\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 35 - 25 = 10^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (60 - 10) / \ln (60/10) = 27.9^{\circ}\text{C}$$

则换热面积为

$$F = 235567.5 / (290.48 \times 27.9) = 29.07 \text{ m}^2$$

实际换热面积为

$$29.07 \times 1.25 = 36.34 \text{ m}^2$$

第二段冷却器采用间壁降膜式换热器结构，乙酸乙酯经分布器分配给每根降膜换热管，乙酸乙酯以液膜的形式与管外冷却介质进行热与质的交换。换热管采用螺旋波纹形表面的管子，用以强化传热效果。乙酸乙酯蒸气与酒精类似，蒸发容易进行，蒸发面积较小，而冷凝比较困难，冷凝器换热面积较大。为了防止未冷凝的乙酸乙酯蒸气被真空泵抽走，可在吸气管道上或真空泵排出口再设置冷凝器进行回收，效果更好。

(3) 操作注意事项

单效降膜式蒸发器的工作过程是，进料构成循环即可给汽加热，然后开启真空泵抽真空。开始进料要少，约是实际进料量的 70%，此后逐步递增，当进料量接近设计值，蒸发参数接近稳定时，料液在设备内循环结束，即可连续进料连续出料。当参数稳定后要求进汽压力必须稳定，进料量不能随意调整。

当换热面积一定时，冷凝器中的冷却水量、水温是影响蒸发器蒸发的关键，降膜式蒸发器安装高度较高，因此必须保证冷却水量，水量不足换热量降低，蒸发量降低，尤其是在冷却水用量较大的生产线系统中，更要注意降膜式蒸发器的给水量是否能达到设计值，如果难以保证，应考虑单独供水。乙酸乙酯的沸点较低易挥发，蒸发特别是在真空减压下蒸发较容易进行。

8.17 板式升降膜蒸发器在胶原蛋白生产中的应用

胶原蛋白是一种生物高分子物质，在动物细胞中扮演结合组织的角色，为生物科技产业最具关键性材料之一，也是需求十分庞大的最佳生物医药材料之一，其应用领域包括生

生物医药材料、食品工业、化妆品等。胶原蛋白的生产工艺为（以鱼皮为原料）：原料清洗→浸酸→水洗→提取→过滤→浓缩→灭菌→喷雾干燥→包装。胶原蛋白属于热敏性物料，浓缩段可采用管式降膜式蒸发器或板式蒸发器等进行生产。本例采用板式升降膜式蒸发器即JB JM02-800型双效板式升降膜式蒸发器，现就其在胶原蛋白生产中的设计及应用进行阐述。

（1）主要技术参数及结构特点

介质：胶原蛋白水溶液	出料质量分数：40%
生产能力：800kg/h	一效加热温度：85~87℃
pH值：6	最高蒸发温度：72℃
进料黏度：10cP (10MPa·s)	使用蒸汽压力：0.7MPa
进料质量分数：18%	装机容量：10kW
进料温度：50℃	设备外形尺寸：5500mm×3900mm×5000mm

蒸发器状态参数见表 8-8。

表 8-8 蒸发器状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化潜热/(kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	2052.886	2767.607
一效加热	0.0589	85	2.828	2295.732	3084.171
二效加热	0.03178	70	5.045	2333.415	2626.505
二效蒸发	0.012578	50	12.04	2382.403	2591.753
冷凝器	0.012578	50	12.04	2382.403	2591.753

本蒸发器采用板式升降膜蒸发器结构；由于进料温度为50℃，所以采用一个预热级，即一个板式预热器将物料从50℃预热至73℃；采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽提高其温压作为一效一部分加热热源。采用板式冷凝器冷凝二效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持蒸发系统的真空度；采用全自动控制，系统控制参数为进料量、加热温度、蒸发温度、出料密度及系统真空度。其工艺流程如图8-13所示。

（2）板式蒸发器设计过程

① 换热面积的计算 蒸发量分配：一效546kg/h；二效254kg/h（计算略）。

沸点温度：一效72℃；二效53℃（计算略）。

各效占总蒸发量质量分数：一效68.25%；二效31.75%。

进料量：

$$S = 800 \times 40 / (40 - 18) = 1454.55 \text{ kg/h}$$

出料量：

$$S' = 1454.55 - 800 = 654.55 \text{ kg/h}$$

一效加热蒸汽耗量：

$$D = [Wr - Sc (T - t) + Q_1 + q'] / R$$

式中 D ——蒸汽耗量，kg/h；

W ——水分蒸发量，这里 $W = 546 \text{ kg/h}$ ；

S ——进料量，这里 $S = 1454.55 \text{ kg/h}$ ；

c ——物料比热容，这里 $c = 3.8939 \text{ kJ/(kg} \cdot {^\circ}\text{C)}$ ；

T ——进料温度，这里 $T = 73^\circ\text{C}$ ；

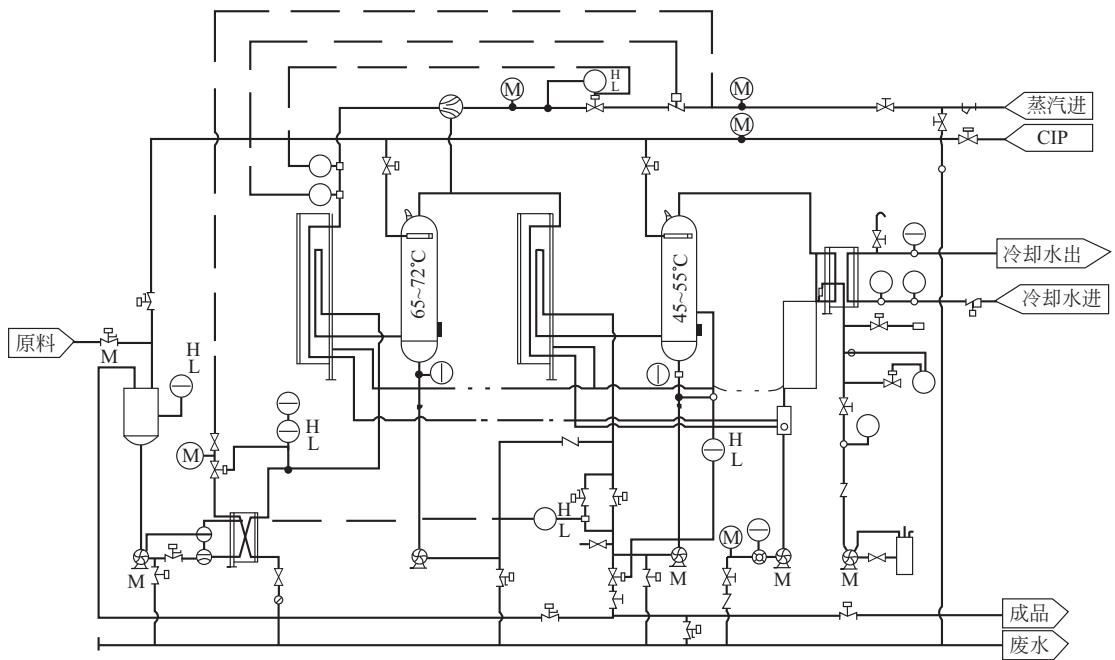


图 8-13 JBM02-800 型双效板式升降膜式蒸发器

t ——料液沸点温度, 这里按 72°C 计算;

R ——加热蒸汽潜热, 这里 $R = 2295.732 \text{ kJ/kg}$;

r' ——二次蒸汽汽化潜热, 这里 $r' = 2333.415 \text{ kJ/kg}$;

Q_1 ——预热热量, 这里 $Q_1 = 31174.57 \text{ kJ/h}$ 。

则

$$D = [546 \times 2333.415 - 1454.55 \times 3.8939 \times (73 - 72) + 31174.57] \times 1.06 / 2295.732 \\ = 600 \text{ kg/h}$$

本蒸发器采用热压缩技术, 生蒸汽耗量为

$$D = G_0 + E$$

式中 D ——蒸发器蒸汽耗量, 这里 $D = 600 \text{ kg/h}$;

G_0 ——生蒸汽量, kg/h ;

E ——热泵抽吸二次蒸气量, kg/h , $E = \mu G_0$;

μ ——喷射系数, $\mu = 1.052$, 这里取 $\mu = 1$ (计算略)。则

$$G_0 = D / (1 + \mu) = 600 / (1 + 1) = 300 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸气量:

$$600 - 300 = 300 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸气量及热量:

$$546 - 300 = 246 \text{ kg/h}$$

$$246 \times 2333.415 = 574020.09 \text{ kJ/h}$$

二效实际所需的热量:

$$Q = [254 \times 2382.403 - (1454.55 \times 3.8939 - 546 \times 4.187) \times (72 - 53)] \times 1.06 \\ = 573409.891 \text{ kJ/h}$$

$$573409.891/574020.09=0.998$$

可视为平衡不再试算。

一效换热面积按下式计算：

$$F = [Wr - Sc(T - t)] / [k(T' - t)]$$

式中 k ——传热系数，这里 $k = 3204.36 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ ；

T' ——加热温度，这里 $T' = 85^\circ\text{C}$ 。

$$\text{则 } F = [546 \times 2333.415 - 1454.55 \times 3.8939 \times (73 - 72)] / [3204.36 \times (85 - 72)]$$

$$= 30.4 \text{ m}^2$$

根据热量衡算二效的换热面积[这里 $k = 2095.5 \text{ kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$]：

$$F = [254 \times 2382.403 - (1454.55 \times 3.8939 - 546 \times 4.187) \times (72 - 53)] / 2095.5 \times (70 - 53) = 15.2 \text{ m}^2$$

无论哪种形式的蒸发器，最难确定的就是传热系数，影响传热系数的因素较多，计算出的传热系数往往与实际应用相差甚远，传热系数还有很多不确定因素难以量化。因此，传热系数的选取要根据具体物料特性及蒸发参数综合进行确定。一般情况下，板式升降膜式蒸发器一效传热系数最小值取自然循环（标准型）蒸发器与降膜式蒸发器经验值的平均值即 $(600 + 1200)/2 = 900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，一效传热系数在 $900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 比较合适。实际应用证明效果比较好。这样选取是因为这种蒸发器具有升膜腔及降膜腔，是两种不同的蒸发腔，这两种腔的传热系数不相同，料液在这两种腔中的蒸发也不相同，在选取传热系数时就必须都兼顾到，这就需要有一定设计经验的积累。板式升降膜式蒸发器升膜腔料液的运动状态与降膜腔不同。膜的厚薄也是影响蒸发快慢及结垢快慢的主要因素，这就涉及板片的尺寸问题，即板面净宽度的布膜厚度。本例板面净宽度为 650 mm ，板面润湿量为 $203.4 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。周边润湿量即管壁或板面所覆盖料液量的大小，反映了管壁或板面成膜量的大小，同样也是判断板式降膜式蒸发器能否干壁的依据。

② 分离器的设计 分离器直径按下式计算：

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}}$$

式中 V_0 ——蒸汽比体积，这里 $V_0 = 5.045 \text{ m}^3/\text{kg}$ ；

ω_0 ——自由截面的二次蒸汽流速，这里 $\omega_0 = \sqrt[3]{4.26V_0} = 2.78 \text{ m/s}$ 。

则一效分离器直径：

$$d = \sqrt{\frac{WV_0}{\frac{\pi}{4} \times \omega_0 \times 3600}} = \sqrt{\frac{546 \times 5.045}{\frac{\pi}{4} \times 2.78 \times 3600}} = 0.592 \text{ m} \text{ (取 } 600 \text{ mm)}$$

分离器高度按下式计算：

$$h = 4WV / (\pi d^2 V_s)$$

式中 V ——二次蒸汽体积流量， m^3/s ；

V_s ——允许的蒸发体积强度，这里 $V_s = 1.1 \sim 1.5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

则一效分离器高度：

$$h = 4 \times 546 \times 5.045 / (\pi \times 0.62 \times 1.3 \times 3600) = 2.08 \text{ m} \text{ (取 } 2.5 \text{ m)}$$

二效分离器直径：

$$d = \sqrt{\frac{254 \times 12.04}{\frac{\pi}{4} \times 3.715 \times 3600}} = 0.54 \text{ m} \text{ (取 } 550 \text{ mm)}$$

二效分离器高度：

$$h = 4 \times 254 \times 12.04 / (\pi \times 0.55^2 \times 1.3 \times 3600) = 2.75 \text{m} (\text{取 } 2.5 \text{m})$$

③ 冷凝器的设计 进入冷凝器的热量为

$$Q_1 = (254 + 6 + 2.46) \times 2382.403 = 625285.49 \text{kJ/h}$$

假设冷凝器壳程中冷凝水在 50℃ 温度下排出。按无相变变温传热计算传热温差。因此，按对数温差计算传热温差。冷凝器冷却水进水温度为 32℃，排水温度为 42℃。

50℃ → 50℃，32℃ ↗ 42℃， $\Delta t_1 = 50 - 32 = 18^\circ\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 50 - 42 = 8^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (18 - 8) / \ln (18/8) = 12.3^\circ\text{C}$$

冷凝器换热面积按下式计算：

$$F = Q / (k \cdot \Delta t)$$

式中 Q ——换热热量，这里 $Q = 625285.49 \text{kJ/h}$ ；

k ——传热系数，这里 $k = 4187 \text{kJ} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot {}^\circ\text{C})$ ；

Δt ——传热温差，这里 $\Delta t = 12.3^\circ\text{C}$ 。

则

$$F = 625285.49 / (4187 \times 12.3) = 12.14 \text{m}^2$$

$$F' = 1.25 \times 12.14 = 15.2 \text{m}^2$$

④ 冷却水耗量的计算 冷却水耗量为

$$W = 625285.49 / [4.187 \times (42 - 30)] = 12445 \text{kg/h}$$

(3) 板式升降膜式蒸发器与管式降膜式蒸发器的应用比较

板式升膜、升降膜或降膜式蒸发器灵活、功能多，可对中等规模的热敏产品进行加工，多用在果汁或停留时间短、生产优质浓缩物的其他流体。现在这种蒸发器越来越多地应用在医药企业及化工厂生产抗生素及无机酸，此型蒸发器的流体停留时间短、容量大，广泛应用于许多加工设备中。板式蒸发器的另一优点是占地占用空间比较小，本例设备外形尺寸为 5486mm × 3890mm × 4970mm（长 × 宽 × 高）。缺点是蒸发速率没有管式降膜式蒸发器快；进汽、进料阻力较大，对结垢结焦程度的判断比较困难，清洗困难，也无法知道清洗是否彻底，因此更适合全自动控制，否则由于加热蒸汽温度等的波动会使结焦速度加快，这些均与管式降膜式蒸发器不同，另外胶垫易老化产生泄漏。由于应用上存在不足，其应用范围受限，没有管式降膜式蒸发器应用领域广泛。

本蒸发器参数正常，自动控制正常，产品各项指标均达到设计要求。应予指出，蒸发器与冷凝器换热面积的大小、冷却水量的大小、冷却水温的高低共同决定着生产能力的大小与蒸发温度的高低。要获得稳定的蒸发效果上述是关键。此外，无论是自动控制还是手动控制，使用蒸汽压力必须稳定，进料参数也必须稳定，这样自动控制才不会产生较大波动，否则难以达到设计要求。

8.18 浓缩与喷雾干燥设备的合理匹配

浓缩与喷雾干燥设备是奶粉等生产的两大核心设备。一般地，浓缩后料液即进入喷雾干燥段。两设备选择得如何直接关系到使用效果及终端产品品质。以奶粉生产为例进行阐述。

经过蒸发浓缩后的料液大多是进入喷雾干燥塔干燥成粉末状态，以便储存及运输，如本例。浓缩与喷雾干燥设备不匹的两种情况：一是蒸发器供料量小于干燥塔进料量；二是蒸发器供料量大于干燥塔进料量。蒸发器生产能力大于喷雾干燥塔生产能力会导致料液在蒸发器

中停留时间过长甚至造成结垢结焦。蒸发器生产能力小于喷雾干燥塔生产能力就会降低喷雾干燥塔的生产效率。本例以 RNJM03-2100 型三效降膜式蒸发器与 RGYP01-500 型立式压力喷雾干燥塔生产奶粉为例阐述浓缩与喷雾干燥的合理匹配过程。其工艺流程如图 8-14 所示。

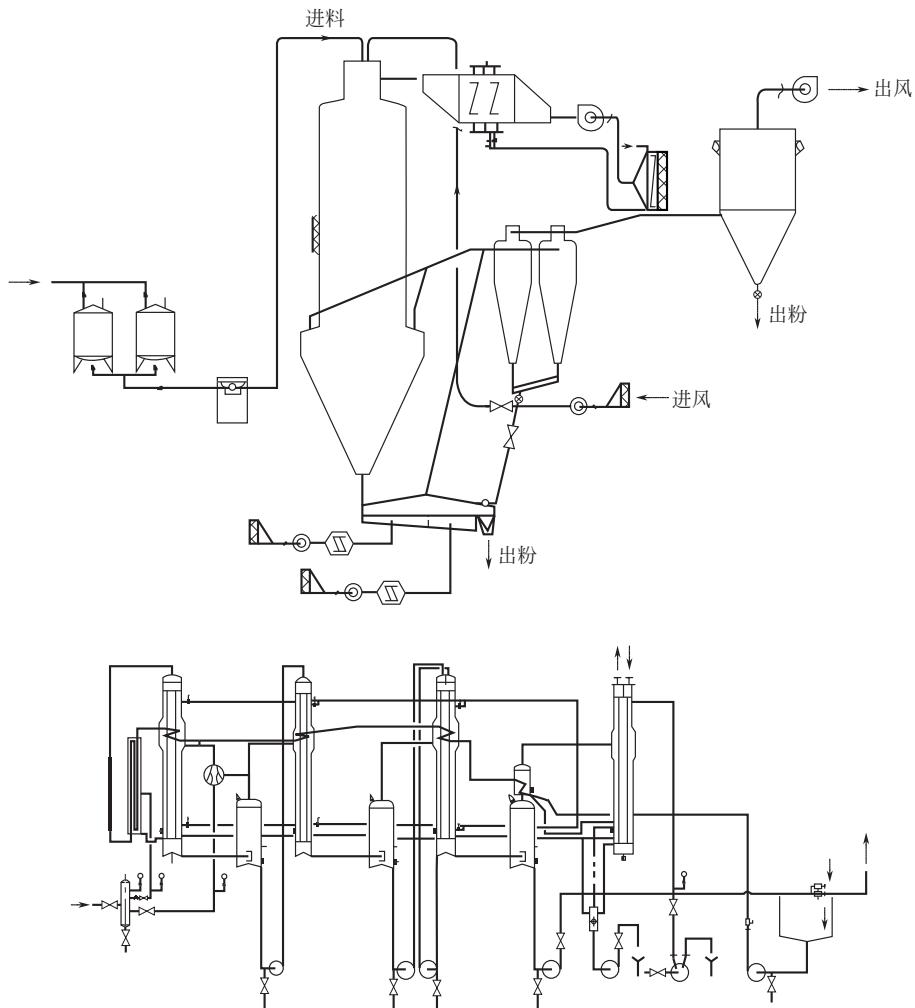


图 8-14 RNJM03-2100 型三效降膜式蒸发器与 RGYP01-500 型立式压力喷雾干燥塔用于奶粉生产的匹配过程

(1) RNJM03-2100 型三效降膜式蒸发器主要技术参数及结构特点

物料介质：牛奶

出料质量分数：38%~40%

牛奶比热容按 $3.8939 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 计算

使用蒸汽压力：0.7MPa

生产能力：2100kg/h (按干燥塔生产能力确定)

蒸汽耗量：812kg/h

进料质量分数：11.5%

冷却水耗量：18~20t/h

进料温度：5°C

装机容量：32.5kW

本设备结构特点：采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽提高其热焓用于一效的一部分加热热源，采用列管间壁式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。利用末效二次蒸汽预热物料。蒸发器及分离器全部进行保温绝热处理。真空泵的过流件全部采用 304 (或 316L) 不锈钢制造。

(2) RGYP01-500 型立式压力喷雾干燥塔主要技术参数及结构特点

单位时间出粉量: 347.8kg/h	排风风量: 31200m ³ /h
进料质量分数: 38%~40%	排风温度: 75~85℃
出粉干物质含量: 97.5%	使用蒸汽压力: 0.8~0.9MPa
进风风量: 24000m ³ /h (热风)	使用喷头只数: 1
进风温度: 150~160℃	装机容量: 77.25kW

本设备结构特点: 采用两级捕粉, 即采用两级旋风分离器并联再与袋滤器串联捕捉排风携带的粉尘, 通过罗茨风机把旋风分离器捕捉下来的粉尘送回至干燥塔内进行附聚再造粒。

(3) 两设备匹配过程计算

设进入干燥塔的浓奶量为 S , 以干燥塔生产能力确定蒸发器的生产能力, 其计算过程如下。

$$S \times 40\% = 347.8 \times 97.5\%$$

$$S = 847.8 \text{kg/h}$$

干燥塔的水分蒸发量:

$$W = 847.8 - 347.8 = 500 \text{kg/h}$$

牛奶经过蒸发器浓缩后浓奶量为 847.8kg/h, 按此推算浓缩设备的生产能力 (水分蒸发量)。

本例采用三效降膜式蒸发器, 设蒸发器物料处理量为 S_0 , 则

$$S_0 \times 11.5\% = 847.8 \times 40\%$$

$$S_0 = 2948.9 \text{kg/h}$$

蒸发器的生产能力:

$$W_0 = 2948.9 - 847.8 = 2101.1 \text{kg/h} \text{ (取蒸发量为 2100kg/h)}$$

(4) 匹配原则

一般地, 喷雾干燥塔的生产能力要比与之配套的蒸发器的生产能力大, 干燥塔的实际生产能力比蒸发器供料量大 5% 左右即可保证生产的连续性。此外在设计配套设备时还必须充分考虑两设备在生产过程中的清洗或清扫甚至可能出现的故障。牛奶尤其是豆奶之类的料液等均属于热敏性物料, 物料在缓冲罐内停留时间不宜过长, 否则可能会引起酸败现象。

浓缩与喷雾干燥设备均属于非标设备, 它是根据用户生产工艺要求进行配套设计的。所以, 各生产厂家设计的即使是同生产能力的同种类型设备, 其差别也较大。造成两设备不匹配的主要原因是设计者对设备设计的量把握得不够准确, 实践经验不足。比较常见的问题是浓缩设备生产能力大于喷雾干燥塔生产能力, 导致浓料缸内积料严重, 被迫减少进料量很可能造成蒸发器在短时间内结垢结焦加剧, 甚至无法连续生产。奶粉生产可分为全脂淡奶粉、加糖奶粉、脱脂奶粉及乳清粉等, 物料参数发生改变, 蒸发器的生产状态参数也随之发生改变, 甚至会出现生产异常或导致生产效果不佳。降膜式蒸发器可生产与设计参数一致或相近物料, 严格地说设备是一对一的关系, 而不是一对多的关系, 物料性质改变了, 蒸发参数也会随之改变。对喷雾干燥塔来说, 一般是随着生产时间的延长, 塔壁会出现不同程度的挂粉, 生产效率会降低, 而蒸发器如果不结垢结焦, 效率则比较高。蒸发器的生产能力过小, 供给喷雾干燥塔物料量不足, 这会造成蒸发器浓缩后浓度过低, 干燥后产品水分含量很可能偏高, 粉的颗粒、色泽、堆积密度及冲调都可能发生改变。干燥塔

能耗也随之加大。

总之，两种设备合理匹配才能使设备处于最佳的运行状态，才能获得比较好的产品品质。

8.19 降膜式蒸发器效数的确定原则

降膜式蒸发器分为单效、双效及多效降膜式蒸发器。采用几效进行蒸发更为合理，确定的原则是：根据物料的特性、生产能力的大小、节能效果、浓缩后料液浓度的高低等几个方面进行综合考虑。仅以 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器在奶粉生产中的应用为举例加以阐述。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：牛奶 进料质量分数：11.5%
 水分蒸发量：8000kg/h 出料质量分数：38%~45%
 进料温度：5℃ 使用蒸汽压力：0.7~0.8MPa

蒸发器蒸发状态参数见表 8-9。

表 8-9 蒸发器蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/ (m ³ /kg)	汽化热/ (kJ/kg)	焓/ (kJ/kg)	各效蒸发量 分配/(kg/h)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	2052.886	2767.61	
一效加热	0.06372	87	2.629	2290.71	2654.977	4240
二效加热	0.03178	70	5.045	2333.415	2626.51	1960
三效加热	0.017653	57	8.757	2365.655	2604.314	1800
三效蒸发	0.011382	48	13.23	2387.008	2587.985	
冷凝器	0.009771	45	15.28	2394.127	2582.54	
杀菌器	0.12318	105	1.419	2243.395	2683.448	

本蒸发器结构特点：采用五个预热级（包括一个杀菌段）将进入蒸发器的料液温度由5℃预热至92℃，采用并流加料法，末效出料。采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽提高其温压作为一效的一部分加热热源。利用末效二次蒸汽对物料进行预热，预热后剩余部分二次蒸汽进入冷凝器中被冷凝成凝结水。蒸发器各效体等全部进行保温绝热处理。其工艺流程如图 8-15 所示。

(2) 多效蒸发的优点

① 多效蒸发的节能效果好 采用多效蒸发的最大优点之一就是节省能源。多效蒸发二次蒸汽得到了充分利用，如本例采用的是三效降膜式蒸发器，一效二次蒸汽作为二效的加热热源，二效二次蒸汽作为三效的加热热源，三效二次蒸汽对物料预热后剩余二次蒸汽才进入冷凝器中被冷凝成凝结水由泵排出。如果是四效、五效等依此类推。使用热压缩技术（热泵）的蒸发器经济指标约是（单耗 kg/kg，即每蒸发1kg水分所消耗蒸汽的量）：单效0.625~0.69；双效0.46~0.58；三效0.31~0.32；四效0.23~0.25；五效0.19~0.22（热损失按5%~6%计）。大生产能力的节能效果更加明显。经济指标还与设计参数、采用何种节能技术及怎样设置节能技术有关。

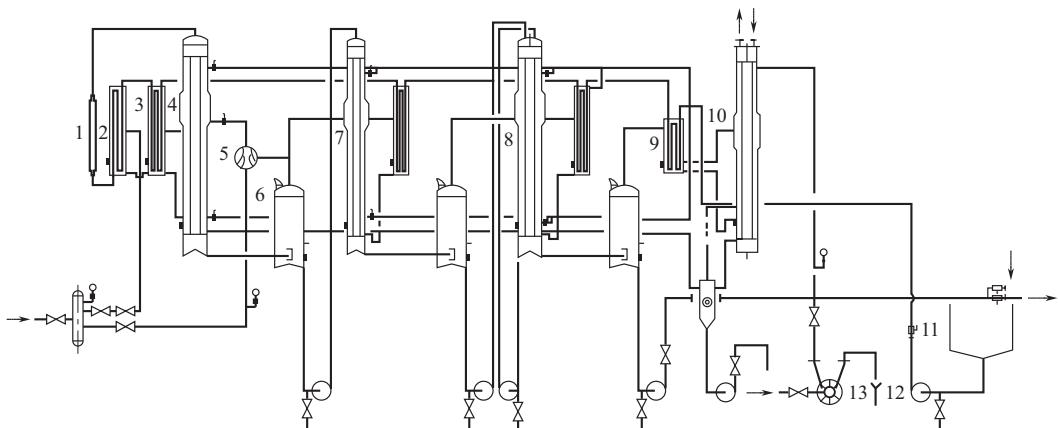


图 8-15 RNJM03-8000 型三效降膜式蒸发器

1—保持管；2—杀菌器；3—预热器；4—一效蒸发器；5—热泵；6—分离器；

7—二效蒸发器；8—三效蒸发器；9—物料预热器；10—冷凝器；11—平衡缸；12—物料泵；13—真空泵

② 多效蒸发料液浓度提高快 多效蒸发与单效蒸发的不同之一就是料液浓度提高得快，已蒸发的料液不需要在蒸发器中长时间循环蒸发，即使在多效蒸发中某一段或两段中有小循环，但料液在蒸发器中停留时间却很短。同生产能力的蒸发量小于 1t 的单效、双效外循环蒸发器物料在设备中停留时间都在 20min 以上。而本例物料从进入蒸发器到出料，物料在设备中的停留时间仅为 7min 左右（蒸发参数稳定的情况下）。这也是为什么热敏性物料如乳品、蛋品、果蔬汁、咖啡、胶原蛋白、茶的浸渍液等宜采用降膜式蒸发器蒸发而不采用外循环等其他形式蒸发器蒸发的主要原因之一。多效降膜式蒸发器最大的优点之一就是连续进料连续出料，出料的浓度一次即可达到设计要求的值，而单效提高浓度有限，一次则不能够实现大浓度的提高，需要循环进料，待浓度达到了才可出料。理论上等量生产能力的单效与多效换热面积也是不同的。多效随着二次蒸汽温度的降低，料液浓度的增高，温差损失较大，传热系数在变小，换热面积变大，都大于单效的换热面积，这也是为什么多效可连续出料的主要原因。

③ 多效蒸发可降低冷凝负荷 采用多效蒸发可减小冷凝器的换热面积、冷却水耗量及真空泵的电机功率。采用多效蒸发末效蒸发量很小，对有热压缩技术的本例来看仅占一效蒸发量的 42.4%，占总蒸发量的 22.5%，不仅如此，末效的二次蒸汽又对物料进行了预热，剩余部分才进入冷凝器中被冷凝掉。仅利用末效二次蒸汽一项，本例就可节省冷凝器的换热面积约 40m^2 ，冷却水耗量约为 $29\text{t}/\text{h}$ ，真空泵功率可降低 $3\sim 5\text{kW}$ 。

(3) 降膜式蒸发器效数的确定

① 温度差的损失 设加热温度为 T , 溶液的沸点为 t , 则蒸发器传热温度差为 $\Delta t = T - t$, 在多效蒸发过程中, 若无任何温度损失时溶液的沸点温度等于二次蒸汽的温度, 也必须等于进入次一效进行加热的温度, 即 $t_1 = T_2$, $t_2 = T_3$, \dots 。而各效的温度差为 $\Delta t_1 = T_1 - t_1$, $\Delta t_2 = T_2 - t_2 = t_1 - t_2$, \dots , $\Delta t_n = T_n - t_n = t_{n-1} - t_n$ 。所以, 各效温度差总和为 $\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n$, 而总的温度差为第一效加热温度与末效二次蒸汽温度之差, 即 $\sum \Delta t_{\text{总}} = T_1 - t_n$, 在无温度差损失时, 温度差的总和应与总温度差相等, 即 $\sum \Delta t = \sum \Delta t_{\text{总}}$, 而实际上, 蒸发过程中是有温度差损失的, 故 $\sum \Delta t < \sum \Delta t_{\text{总}}$, $\sum \Delta t$ 称为有效总温度差。

差。两者之间的差额 $\sum \Delta$ ，称为温度差损失，即 $\sum \Delta = \sum \Delta t_{\text{总}} - \sum \Delta t$ 。蒸发过程中温度差损失主要有三项。一是溶液的沸点升高。在相同温度下，由于溶质的存在，溶液的蒸汽压力总是比纯溶剂的低，因此当液面的压强一定时，溶液的沸点比纯溶剂的高，所高出的温度称为溶液的沸点升高。溶液的温差损失随着溶液的浓度而变，浓度越高，沸点升高越大。这也是为什么在多效降膜蒸发过程中末效的换热面积比较大的主要原因之一。二是溶液的静压强引起的温差损失。在蒸发过程中低层溶液所承受的压强要比液面的高。降膜式蒸发器与外循环等的蒸发器不同，料液在降膜管中是以液膜状沿着降膜管壁在自身的重力及二次蒸汽流的作用下自上而下流动，因此静压强引起的温差损失对降膜蒸发过程来说并没有什么影响。三是各效间二次蒸汽在管道中由于流体的阻力而引起的温差损失。多效蒸发中二次蒸汽在进入次效加热壳程中，管路中由于流体阻力使蒸发压强降低，蒸汽的饱和温度随之下降。因而发生蒸汽在各效间的温差损失，这个损失与蒸汽速度、管路长短、管件多少、捕沫器的阻力等有关。管路损失温度约为 1°C 。应予指出的是，导致蒸发温度降低的还有一个特别重要的影响因素，那就是热损失，蒸发过程不是完全绝热的过程，是有热量损失的，根据当地环境条件的不同其热量损失也不尽相同。这一点对多效蒸发的影响不容忽视，因此建议蒸发器要进行保温处理。

一定加热蒸汽压强和冷凝器中的压强下各效温度差亦即确定，换言之，有效温度差在各效的分配是根据操作情况而自动进行调节的，亦即根据加热蒸汽压强及冷凝器压强两个参数的变化而变化。实际上各效温度当某一效的情况有了变化而影响温度差时，其他各效也随之而受到影响。在设计计算时一般是按等压强降进行分布各效的加热蒸汽压强的，在实际应用中由于参数的变化各效蒸汽压强不一定与设计完全吻合，波动在一定范围内进行也是正常的。

② 效数的确定 从上述内容可看出在多效蒸发过程中其温度差是有损失的，不仅如此还有热损失造成蒸发温度的降低。蒸发必须保持一定的温度差，这样才会推动蒸发快速进行。随着效数的增加，温度梯度就会变小，二次蒸汽作为次效加热温度会越来越低，后效的蒸发越来越困难。

总温度差为第一效最大允许加热温度与最末一效最低沸点温度之差，这个温度差在其中各效分配，所以每效的温度差随着效数增加而减小。由此，为了达到要求的蒸发量，各效的加热表面积必须扩大，但温度差 Δt 较低。图 8-16 表明，随着蒸发装置效数的增加，全部各效的总加热表面积也呈线性比例增加，因此投资费用也大幅度上涨，而节能的能量却越来越少。

本例蒸发量的分配是：一效 $4240\text{kg}/\text{h}$ ；二效 $1960\text{kg}/\text{h}$ ；三效 $1800\text{kg}/\text{h}$ 。根据多效蒸发过程的特点，在选择确定蒸发器的效数时必须适当，并不是效数越多越好。具体的确定原则是：应根据物料的特性、生产能力的大小、节能的效果、浓缩后料液浓度的高低等几个方面进行综合考虑。蒸发量为 $1200\sim 2500\text{kg}/\text{h}$ 、物料出料浓度为 $40\% \sim 45\%$ ，多

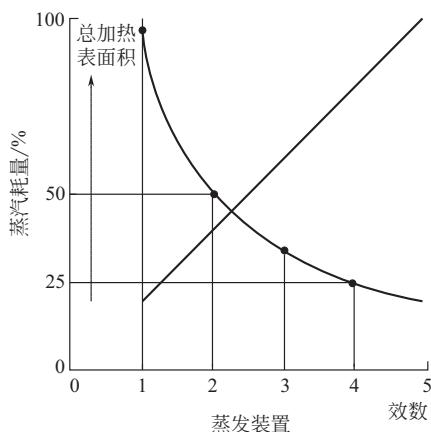


图 8-16 蒸汽耗量、总加热表面积和蒸发装置效数的关系曲线

采用双效或三效，蒸发量为 2500~10000kg/h、出料浓度为 40%~75%，可选择三效或四效，目前很少采用单效蒸发，除非蒸发量很小，小于 500kg/h，浓度要求不高，料液属于非热敏性，间断生产或在实验室中用于实验才考虑单效蒸发。液态奶生产前处理段采用单效降膜蒸发是因为其浓缩后提高的干物质仅为 0.5%~2.9%，这种蒸发也是连续进料连续出料，料液在蒸发器内不循环，是比较特殊的蒸发，此外，还兼起闪蒸脱气去除不良膻味的作用。单效蒸发浓度提高慢且重复蒸发，在蒸发过程中物料受热时间较长，尤其是热敏性物料，会破坏料液中有益元素。一般生产能力超过 10000kg/h 就应考虑是否采用四效蒸发，超过 20000kg/h 可考虑采用四效或五效进行蒸发。大生产能力的多效蒸发，其一效加热温度也在提高，加大传热温差补充温度差的损失。有些蒸发还必须兼顾物料的特性，如本例物料为牛奶，牛奶中的蛋白质、脂肪含量都很高，是典型的热敏性物料，也是众多物料中最难生产的物料之一，在生产过程中极易产生结垢结焦，效数越多，温度差损失越大，温度梯度降就越小，小到一定程度蒸发效率会降低甚至蒸发甚微，降膜管的布液量也越来越少，结垢结焦速度加快，严重结垢结焦会影响产品品质。所以，生产能力 8000kg/h 用于奶粉生产的蒸发器可选择三效或四效降膜式蒸发器。

综上所述，选择并确定出合适的效数，在生产中无疑可起到节能降耗的作用，可以达到连续进料连续出料的目的，可以提高生产效率。由于生产的连续性使操作过程更加稳定，更加容易控制。因此，效数的确定应符合实际需要，除了必需的理论计算外，也必须根据不同的物料进行区别对待，只有这样才能确定并选择出最佳的方案来适应物料的生产。为了生产出更加稳定的高品质的产品，采用多效蒸发，全自动控制则是今后降膜式蒸发器的发展方向。

8.20 多效降膜式蒸发器换热面积分配原则

多效降膜式蒸发器各效换热面积是依据物料及热量衡算确定的，而热量衡算中的有效温度差在各效的分配决定了各效换热面积的大小。随着蒸发的进行，物料浓度提高，还有温差损失的影响，对有些物料影响明显，往往导致末效面积增大，有些物料到了末效还面临降膜管周边润湿量不足的问题，对并流加料末效出料的多效来说，减小末效换热面积无疑可以起到增大降膜管周边润湿量、减缓结垢结焦发生的作用。除了采用等压力降的方法分配各效有效温差外，还可以采用非等压力降的方法分配各效的有效温差。采用这种分配方法可以达到所希望某效理想的面积。仅以 GNJM03-3200 型三效降膜式蒸发器在果汁生产中的设计及应用阐述换热面积在各效的分配。

(1) 有效温度差从小到大分配

① 主要技术参数及结构特点

介质：果汁水溶液 出料质量分数：38%~40%

生产能力：3200kg/h 物料比热容：3.9kJ/(kg·℃)

进料质量分数：10% 各效热损失：按 6% 计算

进料温度：20℃

蒸发状态参数见表 8-10。

表 8-10 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7146	165	0.2725	493.5	660.0
一效加热	0.06372	87	2.629	547.1	634.1
二效加热	0.03913	75	4.133	554.3	629.3
三效加热	0.02227	62	7.043	562.0	624.0
三效蒸发	0.009771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器壳程	0.009771	45	15.28	571.8	616.8

本例采用并流加料末效出料, 物料经过四个预热级将物料预热至沸点以上温度进料。采用热压缩技术即热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源, 如图 8-17 所示。

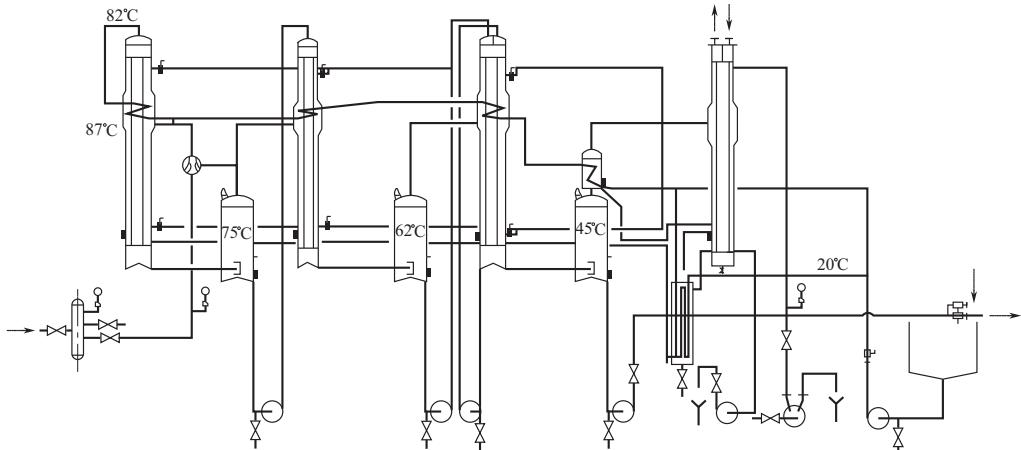


图 8-17 GNJM03-3200 型三效降膜式蒸发器

② 物料衡算 进料量:

$$S = 3200 \times 40 / (40 - 10) = 4266.67 \text{ kg/h} \quad (\text{取 } 4267 \text{ kg/h})$$

出料量:

$$S' = 4267 - 3200 = 1067 \text{ kg/h}$$

物料预热计算:

$$Q_1 = 4267 \times 0.933 \times (25 - 20) = 19905.6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_2 = 4267 \times 0.933 \times (39 - 25) = 55735.6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_3 = 4267 \times 0.933 \times (53 - 39) = 55735.6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_4 = 4267 \times 0.933 \times (67 - 53) = 55735.6 \text{ kcal/h}$$

$$Q_5 = 4267 \times 0.933 \times (82 - 67) = 59716.7 \text{ kcal/h}$$

各效蒸发量分配为(多次试算而得):一效 1896kg/h;二效 678kg/h;三效 626kg/h。

各效占总蒸发量质量分数:一效 59.2%;二效 21.2%;三效 19.6%。

为减少末效换热面积, 假定一效蒸发温度为 75°C, 二效蒸发温度为 62°C, 三效蒸发温度为 45°C。

常压下沸点按下式进行估算(以下同):

$$\Delta a = 0.38 e^{0.05 + 0.045B} = 0.38 \times e^{0.05 + 0.045 \times 17.2} = 0.38 \times 2.26 = 0.86^\circ\text{C}$$

操作压强下的温差损失分别如下。

一效：

$$\Delta' = f\Delta a = [0.0038 \times (75 + 273)^2 / 554.3] \times 0.86 = 0.71^\circ\text{C}$$

管道温度损失按 1°C 计算 (以下同), 一效沸点温度为 77°C 。

二效：

$$\Delta' = f\Delta a = [0.0038 \times (62 + 273)^2 / 562.0] \times 1.19 = 0.903^\circ\text{C}$$

二效沸点温度为 64°C 。

三效：

$$\Delta' = f\Delta a = [0.0038 \times (45 + 273)^2 / 571.8] \times 2.42 = 1.63^\circ\text{C}$$

管道温度损失按 1.5°C 计算 (以下同), 三效沸点温度为 48°C 。

沸点温度：一效沸点 77°C ; 二效沸点 64°C ; 三效沸点 48°C 。

有效温度差：一效 $\Delta t_1 = 87 - 77 = 10^\circ\text{C}$; 二效 $\Delta t_2 = 75 - 64 = 11^\circ\text{C}$; 三效 $\Delta t_3 = 62 - 48 = 14^\circ\text{C}$ 。

③ 热量衡算 用于一效加热的蒸汽耗量为

$$D = \frac{1896 \times 554.3 - 4267 \times 0.933 \times (82 - 77) + 59716.7}{547.1} \times 1.06 = 2113.34 \text{ kg/h}$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸汽量, kg/h ;

D ——一效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D = 2113.34 \text{ kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu = 1.191$ 。

则 $G_0 = 2113.34 / (1 + 1.191) = 964.55 \text{ kg/h}$

用于一效加热的一效二次蒸汽量：

$$2113.34 - 964.55 = 1148.79 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸汽量及热量：

$$1896 - 1148.79 = 747.21 \text{ kg/h}$$

$$747.21 \times 554.3 = 414178.5 \text{ kcal/h}$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [678 \times 562 - (4267 \times 0.933 - 1896 \times 1) \times (77 - 64) + 55735.6 -$$

$$\frac{2113.34 \times (87 - 75) \times 554.3}{629.3}] \times 1.06 = 410567.14 \text{ kcal/h}$$

$$410567.14 / 414178.5 = 0.99$$

用于三效加热的热量：

$$678 \times 562 = 381036 \text{ kcal/h}$$

三效蒸发所需热量：

$$Q = [626 \times 571.8 - (4267 \times 0.933 - 1896 \times 1 - 678 \times 1) \times (64 - 48) + 55735.6 -$$

$$\frac{2860.55 \times (75 - 62) \times 562.0}{624}] \times 1.06 = 379136.93 \text{ kcal/h}$$

$$379136.93 / 381036 = 0.995$$

不再试算。

④ 各效换热面积计算

a. 一效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1896 \times 554.3 - 4267 \times 0.933 \times (82 - 77) = 1031047.25 \text{ kcal/h}$, $k = 1150 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$F = \frac{1031047.25}{1150 \times (87 - 77)} = 89.66 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ 。

管子根数：

$$n = 89.66 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 74 \text{ 根} (\text{取 74 根})$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 4267 / (0.047 \times \pi \times 74) = 390.71 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

b. 二效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 678 \times 562 - (4267 \times 0.933 - 1896 \times 1) \times (77 - 64) = 353929.56 \text{ kcal/h}$, $k = 900 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$F = \frac{353929.56}{900 \times (75 - 64)} = 35.75 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 35.75 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 29.5 \text{ 根} (\text{取 30 根})$$

周边润湿量：

$$G'' = 2371 / (0.047 \times \pi \times 30) = 535.53 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

c. 三效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 626 \times 571.8 - (4267 \times 0.933 - 1896 \times 1 - 678 \times 1) \times (64 - 48) = 335433 \text{ kcal/h}$, $k = 750 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$F = \frac{335433}{750 \times (62 - 48)} = 31.95 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 31.95 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 26.39 \text{ 根} (\text{取 26 根})$$

周边润湿量：

$$G'' = 1693 / (0.047 \times \pi \times 26) = 441.22 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

末效周边润湿量安全。

经济指标：

$$V = 964.55 / 3200 = 0.301$$

这样分配有效温差可使末效换热面积变小, 降膜管周边润湿量增大, 可以不用分程蒸发即可正常进行。二效的加热温度较高, 适当将面积向二效分配, 其有效温差的分配又将发生变化。

(2) 有效温差的调节

适当增大一效有效温差，减小二效有效温差。其他参数不变重新分配各效有效温差，看其面积变化情况。蒸发状态参数见表 8-11。

表 8-11 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7146	165	0.2725	493.5	660.0
一效加热	0.06372	87	2.629	547.1	634.1
二效加热	0.03463	72	4.655	556.1	628.1
三效加热	0.02227	62	7.043	562.0	624.0
三效蒸发	0.009771	45	15.28	571.8	616.8
冷凝器壳程	0.009771	45	15.28	571.8	616.8

沸点温度：一效沸点 74℃；二效沸点 64℃；三效沸点 48℃。

有效温差：一效 $\Delta t_1 = 87 - 74 = 13^\circ\text{C}$ ；二效 $\Delta t_2 = 72 - 64 = 8^\circ\text{C}$ ；三效 $\Delta t_3 = 62 - 48 = 14^\circ\text{C}$ 。

各效蒸发量分配：一效 1833kg/h；二效 719kg/h；三效 648kg/h。

① 热量衡算 各效占总蒸发量质量分数：一效 57.3%；二效 22.5%；三效 20.2%。

$$D = \frac{1833 \times 554.3 - 4267 \times 0.933 \times (82 - 74) + 59716.7}{547.1} \times 1.06 = 2022.54 \text{kg/h}$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸气量，kg/h；

D ——一效蒸发器加热蒸汽总量，这里 $D = 2022.54 \text{kg/h}$ ；

μ ——喷射系数，这里 $\mu = 1.069$ 。

则

$$G_0 = 2022.54 / (1 + 1.069) = 977.54 \text{kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸气量：

$$2022.54 - 977.54 = 1045 \text{kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸气量及热量：

$$1833 - 1045 = 788 \text{kg/h}$$

$$788 \times 554.3 = 436788.4 \text{kcal/h}$$

二效蒸发所需热量：

$$Q = [719 \times 562 - (4267 \times 0.933 - 1833 \times 1) \times (74 - 64) + 55735.6 - \frac{2022.54 \times (87 - 72) \times 556.1}{628.1}] \times 1.06 = 436160.42 \text{kcal/h}$$

$$436160.42 / 436788.4 = 0.998$$

用于三效加热的热量：

$$719 \times 562 = 404078 \text{kcal/h}$$

三效蒸发所需热量：

$$Q = [648 \times 571.8 - (4267 \times 0.933 - 1833 \times 1 - 719 \times 1) \times (64 - 48) + 55735.6 - \frac{2810.54 \times (72 - 62) \times 562.0}{624}] \times 1.06 = 400768.35 \text{kcal/h}$$

$$400768.35/404078=0.992$$

不再试算。

② 各效换热面积计算

a. 一效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1833 \times 554.3 - 4267 \times 0.933 \times (82 - 73) = 980201.9 \text{ kcal/h}$, $k = 1150 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$, 则

$$F = \frac{980201.9}{1150 \times (87 - 74)} = 65.56 \text{ m}^2$$

降膜管的规格为 $\phi 50 \text{ mm} \times 1.5 \text{ mm} \times 7950 \text{ mm}$ 。

管子根数：

$$n = 65.56 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 54.2 \text{ 根 (取 54 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G' = 4267 / (0.047 \times \pi \times 54) = 535.43 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

b. 二效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 719 \times 562 - (4267 \times 0.933 - 1833 \times 1) \times (74 - 64) = 382596.9 \text{ kcal/h}$, $k = 900 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$, 则

$$F = \frac{382596.9}{900 \times (72 - 64)} = 53.14 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 53.14 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 43.89 \text{ 根 (取 44 根)}$$

周边润湿量(上)：

$$G'' = 2434 / (0.047 \times \pi \times 44) = 374.8 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

周边润湿量安全。

c. 三效换热面积

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 648 \times 571.8 - (4267 \times 0.933 - 1833 \times 1 - 719 \times 1) \times (64 - 48) = 347660.62 \text{ kcal/h}$, $k = 750 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$, 则

$$F = \frac{347660.62}{750 \times (62 - 48)} = 33.11 \text{ m}^2$$

管子根数：

$$n = 33.11 / (0.0485 \times \pi \times 7.950) = 27.35 \text{ 根 (取 27 根)}$$

周边润湿量：

$$G'' = 1715 / (0.047 \times \pi \times 27) = 430.4 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

经济指标：

$$V = 977.5 / 3200 = 0.305$$

末效降膜管周边润湿量安全。二效面积如果偏大,可适当增大一效传热温度差,再重复上述试算进行调节。从上述计算可以看出,蒸发器换热面积一效最大,二效次之,三效与二效面积相当。这样分配是比较合理的。

(3)有效温度差的确定原则

当蒸发器的生产任务及操作条件(加热蒸汽压力及冷凝器的操作压力)均给定时,各效有效温度差的大小已由传热速率方程限定,在操作中自动形成某种分布,不能随意变动。

$$\text{各效有效温度差:一效 } \Delta t_1 = \frac{Q_1}{k_1 F_1}; \text{二效 } \Delta t_2 = \frac{Q_2}{k_2 F_2}; \text{三效 } \Delta t_3 = \frac{Q_3}{k_3 F_3}.$$

根据传热速率方程并结合上述两种有效温度差,从各效分配的计算结果可以看出,传热系数在各效均确定(忽略有效温度差差异影响),有效温度差只与传热热量、换热面积有关。有效温度差的大小决定着各效换热面积的大小。在多效降膜蒸发过程中,随着生产时间的延长,料液浓度提高,降膜管会不同程度地产生结垢结焦现象,而并流加料末效出料为最常见的设备工艺流程,这种加料法末效结垢结焦最为严重,二效次之,一效很少产生结垢结焦。因此,适当调整一、二效有效传热温度差,减小末效的换热面积,无疑可以起到减轻或延缓结垢结焦发生的作用。从上述计算中还可以看出,由于温度差发生变化,蒸汽耗量也发生了改变,后者要大于前者的蒸汽耗量。

在多效蒸发器的设计过程中,有效温度差分配原则是尽量减少末效换热面积,相应增加一效及二效换热面积。这两种有效温度差分配都能满足蒸发需要,前者一效换热面积稍大,应用时提高一效蒸发温度比较困难,适当调整一效换热面积、增大二效及三效换热面积且保证末效换热面积在足够的降膜管周边润湿量的范围内即可。除了分配上的原因导致末效换热面积变大外,三效换热面积大的另外一个主要原因是沸点的升高所引起的。基于此,适当减少末效换热面积对于蒸发浓度较高又易结垢结焦的热敏性物料来说是有益的,如乳品、蛋品、果蔬汁、咖啡、茶的浸渍液及胶原蛋白等物料的蒸发。实际上当蒸发量一定时,各效料液的浓度也确定,对一些物料要解决末效结垢结焦的问题,借助分程的方法更加有效。

8.21 回收污染物的方法

随着玉米深加工的快速发展,蒸发器尤其是大型多效降膜式蒸发器在玉米深加工中的应用越来越多,在蒸发浓缩过程中最大限度地减少污染物的排放量是目前环境治理的迫切要求。在蒸发过程中污染物排放主要来自两个方面:一是二次蒸汽夹带,被冷凝后进入冷凝水中;二是真空泵抽真空过程中不凝性气体的夹带,这些气体会排至大气中造成环境污染。

GNJM03-11000型三效热复压式蒸发器是用于谷氨酸二次母液生产的混合型蒸发器。以此阐述回收真空系统排放污染物的设计过程。

(1)主要技术参数及结构特点

物料介质:谷氨酸二次母液 水分蒸发量:11000kg/h

进料黏度:约10cP(约10mPa·s) pH值:5

进料温度:20℃ 进料质量分数:12%~14%

出料质量分数:28%~32%

使用蒸汽压力:0.7MPa

冷却水进水温度: $\leq 30^{\circ}\text{C}$

蒸发器状态参数见表 8-12。

表 8-12 蒸发器状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/°C	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	蒸发量分配/(kg/h)
工作蒸汽	0.7883	169	0.2483	490.3	—
一效加热	0.08949	96	1.915	541.5	6478
二效加热	0.05028	81	3.282	550.7	2552
三效加热	0.02666	66	5.947	559.6	1970
三效蒸发	0.01321	51	11.50	568.4	—
冷凝器	0.009771	45	15.28	571.8	—

本例采用三个物料预热级对物料进行预热,第一级物料预热利用三效二次蒸汽,余下的二次蒸汽再进入冷凝器中被冷凝。各个效体全部进行保温绝热处理。

(2) 真空泵排除口污染物冷凝回收设计过程

真空泵的作用是抽取蒸发系统不凝性气体,维持系统的真空度,保证物料在真空减压下进行蒸发。物料不同不凝性气体中所含的成分也不同,本例不凝性气体中主要包括三部分,一部分是难溶的或易挥发的酸性物质,一部分为空气,还有一部分是水蒸气。

各效及冷凝器壳程蒸汽的冷凝理论上应完全被冷凝,而实际上还有0.1%~1%的蒸汽未被冷凝掉,对冷凝器来说未被冷凝掉的这部分二次蒸汽则被真空泵抽出排放至大气中,其中夹带着挥发性的如硫酸铵等污染物,如果不加以回收,长期排放就会对空气造成污染,回收这部分污染物的过程为:在真空泵吸入管道设置二次、三次冷凝器进行回收。本冷凝系统采用板式冷凝器,为了回收完全,采用两段分开式冷凝的方法,其结构如图8-18所示。工作原理为:被抽吸的含有挥发性物质的气体先经过一级冷凝器,然后经过二级冷凝器再次冷凝,两级冷凝器壳程中均通以约10°C的冰水作为冷却介质,冷凝下来的回收液则返回至原料液中。进入一级冷凝器不凝性气体量按110kg/h计算,不凝性气体温度为45°C,壳程冰水进入温度为10°C,排出温度设为25°C。

冷凝器换热面积按下式计算:

$$F = Q / (k \Delta t)$$

式中 Q ——换热热量,这里 $Q = 110 \times 571.8 \times 4.187 = 263353.926 \text{ kJ/h}$;

k ——传热系数,这里 $k = 4187 \text{ kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C)}$;

Δt ——传热温差,°C。

这里按对数温差计算传热温差: $45^{\circ}\text{C} \rightarrow 45^{\circ}\text{C}$, $10^{\circ}\text{C} \nearrow 25^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 45 - 10 = 35^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 25 = 20^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (35 - 20) / \ln (35/20) = 26.8^{\circ}\text{C}$$

则换热面积为

$$F = 263353.926 / [4187 \times 26.8] = 2.35 \text{ m}^2$$

实际换热面积为

$$F' = 1.25 \times 2.35 = 2.93 \text{ m}^2$$

经过一级冷凝后绝大多数的可溶性污染物已被冷凝,为了回收彻底,设置二级冷凝器,二级冷凝器也是采用板式冷凝,从安全考虑,进入二级冷凝器的不凝性气体量仍按110kg/h

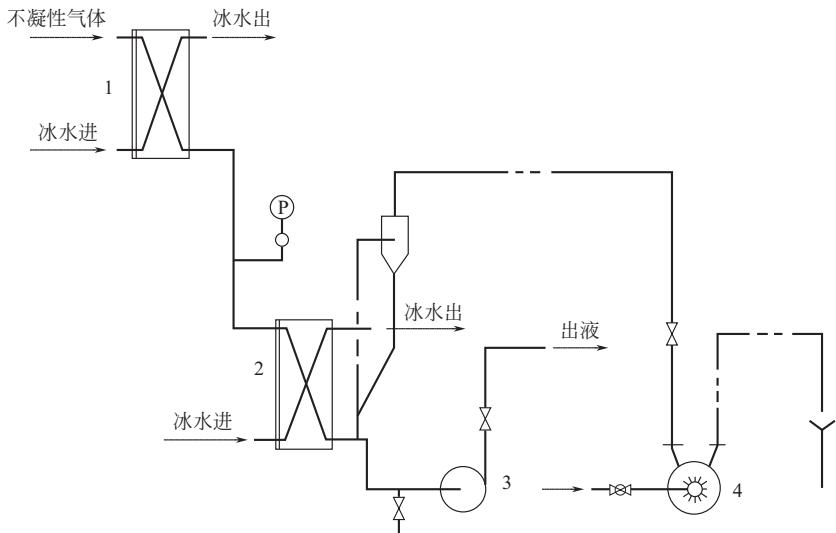


图 8-18 回收真空系统排放污染物的设计过程

1—一级冷凝器；2—二级冷凝器；3—物料泵；4—真空泵

h 计算，因此其换热面积也取上述计算值。

(3) 应用效果

经过两级冷凝回收不凝性气体夹带的污染物约 98% 以上被回收，未被回收的则为难溶的气体。在真空泵附近刺鼻的酸味明显减小，此方法也适合低沸点污染物的回收。

8.22 混合式蒸发器设计注意事项

混合式蒸发器是指在同一蒸发器组内有两种不同形式的蒸发器存在，如升降膜式蒸发器，降膜式蒸发器与强制循环蒸发器组成的多效蒸发器。这种形式的蒸发器是根据物料的特性而设计的，用于料液在蒸发过程中黏度变化较大，易产生结垢结焦甚至有结晶物析出的物料上。污水的成分比较复杂，有的就伴有前述情况发生。近些年来实际应用这类蒸发器也出现不少问题，这些问题主要是：生产能力不足，不好控制，设备压料严重甚至出现跑料。就本例 HJMQ03-10000 型三效混合式蒸发器在污水处理上的蒸发进行阐述。

(1) 主要技术参数及结构特点

介质：污水	进料温度：40℃
生产能力：10000kg/h	出料质量分数：50%
进料质量分数：12%	

结构特点：本蒸发器采用三效混合式蒸发器，一效、三效采用降膜式蒸发器，二效采用强制循环蒸发器，如图 8-19 所示。料液经过预热先进入三效蒸发器，然后进入一效降膜蒸发器蒸发，最后进入二效强制循环蒸发器进行强制循环蒸发并出料。一效加热温度为 96℃，一效蒸发温度为 81℃，二效蒸发温度为 66℃，三效蒸发温度在 45~51℃ 之间。

(2) 混合式蒸发器的设计注意事项

① 降膜式蒸发器与强制循蒸器的区别 降膜式蒸发器与强制循环蒸器是两种不同形式

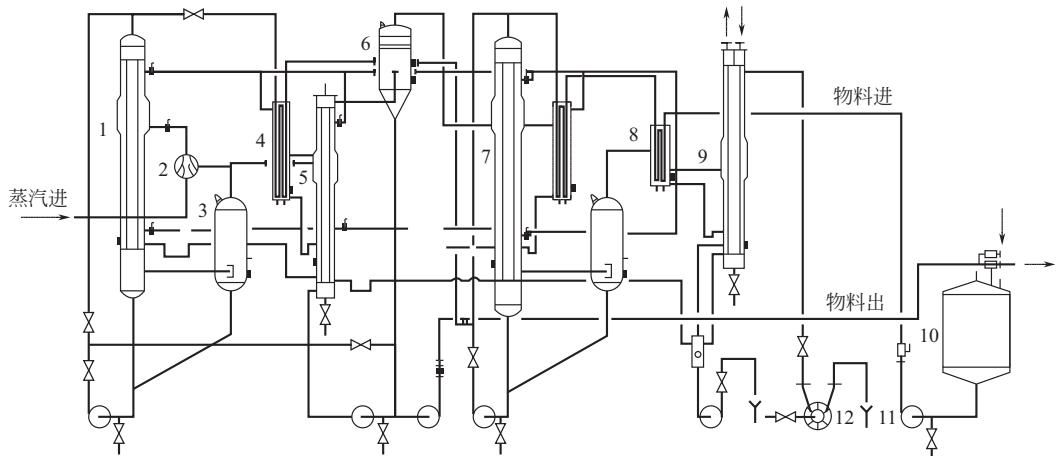


图 8-19 HJMQ03-10000 型蒸发器

1—一效降膜式蒸发器；2—热泵；3, 6—分离器；4, 8—预热器；5—强制循环蒸发器；7—三效降膜式蒸发器；9—冷凝器；10—平衡罐；11—物料泵；12—真空泵

的蒸发器，降膜式蒸发器是低温蒸发，加热温度不高，一般不超过100℃，它的工作原理与强制循环蒸发器完全不同。降膜式蒸发器的料液是从蒸发器的顶部进入，在蒸发器上管板上设有料液分布器，料液进入蒸发器后即进入料液分布器，经过料液分布器将料液均匀地分配给每根降膜管，料液在自身的重力及二次蒸汽流的作用下以液膜的状态沿着管壁自上向下流动，料液从蒸发器底部进入分离器实现二次蒸汽与料液的彻底分离。料液在降膜管中边蒸发边与二次蒸汽分离，料液进入分离器已经基本完成分离，其加热大都是在负压的情况下进行的。而强制循环蒸发器料液从蒸发器的底部进入，是靠外部动力及加热介质促使料液蒸发并拖动料液在加热管内形成高速循环，一般循环速度在2~5m/s，完成料液与二次蒸汽的分离是在分离器中实现的。料液进入加热管是充满的，因此要求加热温度比较高，加热温度差比较大。其蒸发过程实质是靠高温加热、外部动力强制推动料液产生循环实现蒸发的。使用蒸汽压力比较高。

② 强制循环蒸发器位置的确定 基于上述两种蒸发器各自的特点，在进行组合时，应考虑强制循环蒸发器的加热温度问题，尽量将强制循环蒸发器置于加热温度较高的位置上。一般不宜放在末效，末效加热温度最低。对于一台三效混合式蒸发器，在负压操作情况下，末效加热温度一般在57~65℃之间，末效的蒸发温度也是最低的，在45~51℃之间，除非是强制循环的多效蒸发，大多数料液如糖类，随着温度的降低，浓度升高黏度也随之增大，蒸发变得困难，而随着温度的升高黏度在降低，蒸发也会变得相对容易。为了降低料液的黏度，减少结垢结焦的产生，根据料液的特性可将强制循环蒸发器置于二效位置比较合适。

③ 强制循环蒸发器结构形式 强制循环蒸发器的特点是料液从蒸发器的底部进入蒸发器，在分离器中实现料液与二次蒸汽的彻底分离。一般情况下，分离器位于蒸发器的上侧，如本例。但也有下置式的，这种形式是由料液在管中的循环速度决定的，同时也兼顾了泵功率的大小，具体由所分的程数来决定，如图8-20所示。前者比较普遍，分程无疑可降低泵的功率。

④ 强制循环蒸发器换热面积的确定 用于本例蒸发的强制循环蒸发器的蒸发量为2296kg/h，蒸发所需要的热量 $Q = 1165019.03 \text{ kcal/h}$ 。

换热面积：

$$F = 1165019.03 / [1000 \times (81 - 69)] = 97 \text{ m}^2$$

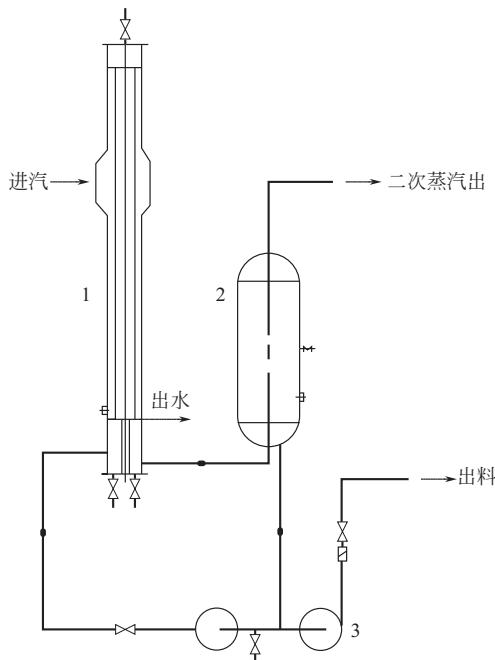


图 8-20 强制循环蒸发器 (下置式分离器)

1—蒸发器；2—分离器；3—物料泵

器中更容易造成雾沫夹带，与降膜式蒸发器中二次蒸汽及料液的运动状态截然不同。二次蒸汽在降膜式蒸发器中流动则相对处于比较独立、比较稳定的状态。由于二次蒸汽夹带大量料液进入分离器，要实现料汽彻底分离，分离器除了要有足够的容积空间外，其结构也必须有利于脱汽。进料接口有两种。一种为直接喷射式进入，如图 8-21 (a) 所示。在进料管末端设置分料帽，其作用是将高速进入的料液直接喷射到伞形帽的内表面，促使料液呈伞面的液膜状迅速打开，实现料液与二次蒸汽的彻底分离并释放出显热，当料液落至锥体内表面上时也是以液膜状覆盖于锥体的表面上，然后汇集于出料口出料。这种分离器的结构有利于进一步闪急蒸发，有利于料液的进一步汽化。另一种为切线分离式进入，如图 8-21 (b) 所示。这种进料方法是料液以切线或蜗壳切线的形式进入分离器。料液边进入边旋转，最终也是将料液呈液膜状打开，以液膜状分布于分离器内表面并沿着器壁向下流动进入出料口。这两种分离器的底封头均为锥形封头，这样的封头更有利于料液呈液膜状打开，起到进一步分离料汽的作用。为了减少雾沫夹带，可根据料液起沫程度在分离器内加装捕沫装置。

⑥ 混合式蒸发器的控制问题 混合式蒸发器操作时其蒸汽压力必须稳定，进料量必须稳定，否则会在强制循环蒸发器中造成压料，严重时还会造成跑料，采用自动控制设备运行平稳。

混合式蒸发器不足之处是功率消耗较大，强制循环蒸发器一台泵的功率就相当于同生产能力的降膜式蒸发器机组的总功率。因此不是特殊料液不宜采用这种蒸发器组。

这类混合式的蒸发器机组由于蒸发机理各不相同，人工控制操作比较麻烦，各效料液分配难以掌控，采用自动控制生产会方便许多。

选择管径为 25mm、壁厚为 1.5mm、管长为 4500mm 的无缝不锈钢钢管，则管子根数为

$$n = 97 / (0.0235 \times \pi \times 4.5) = 292 \text{ 根}$$

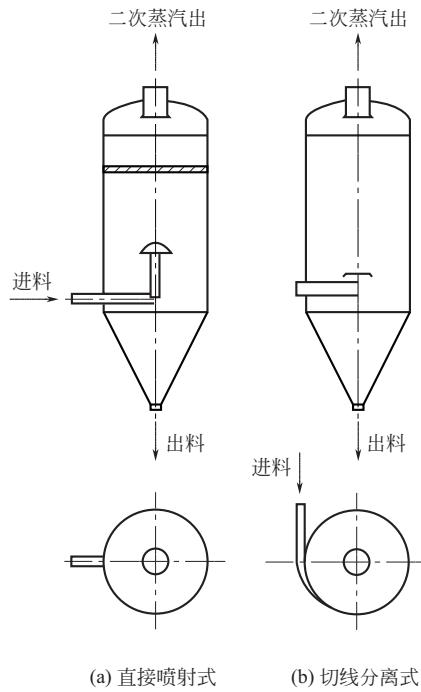
按三管程设计，(料液在总加热管中强制循环的速度为 2~5m/s，这里料液在管中循环速度取 2m/s) 泵的流量为

$$L = 0.011^2 \times \pi \times 292 \times 2/3 = 0.074 \text{ m}^3 /$$

$$s = 266.4 \text{ m}^3 / \text{h}$$

扬程为 17m、流量 320m³/h 的化工流程泵，泵的功率为 30kW。

⑤ 分离器的结构形式 强制循环蒸发器的料液与二次蒸汽在蒸发器内高速运动，在分离器内实现料液与二次蒸汽的彻底分离，料液蒸发形成泡状体，包裹着二次蒸汽，二次蒸汽迅速冲破泡状体并释放出大量二次蒸汽，料液在二次蒸汽、外部动力、密度差及真空共同作用下拖动着料液进入分离器，因此这种蒸发器的特点是在分离



(a) 直接喷射式 (b) 切线分离式

图 8-21 分离器的结构形式

8.23 MVR 蒸发器与 TVR 蒸发器节能效果比较

MVR 蒸发器是将单效蒸发器中的二次蒸汽或多效蒸发器中末效的二次蒸汽通过蒸汽压缩机全部进行压缩提高其热焓作为加热热源（应用于多效蒸发意义不大）。在电价相对比较便宜的情况下可起到节能降耗的作用。近年来在玉米深加工、制盐、生物化工及污水处理等上有所应用。这种类型的蒸发器多以单效蒸发器的形式出现，如图 8-22 所示。还有一种是将其他生产工段产生的二次蒸汽通过蒸汽压缩机回收压缩提高其热焓值作为蒸发器的加热热源，如图 8-23 所示。

离心压缩机轴功率的估算：单级离心压缩机需要的动力为

$$N = m_L \Delta h_s / \eta_s$$

式中 N ——压缩机功率，kW；

m_L ——被吸入的蒸汽量，kg/s；

Δh_s ——单位等熵压缩功，kJ/kg， $\Delta h_s = k z_1 R T_1 \left[(p_2/p_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] * / (k-1)$ ；

η_s ——压缩机的等熵效率（内效率）， $\eta_s \approx \Delta h_s / \Delta h_p = (h_2^* - h_1) / (h_2 - h_1) \approx 0.8$ ；

Δh_p ——单位多变（有效）压缩功，kJ/kg； $\Delta h_p = m z_1 R T_1 \left[(p_2/p_1)^{(m-1)/m} - 1 \right] / (m-1)$ ；

k ——比热容比， $k = c_p / c_v$ ；

R ——气体常数， $R = 848 \text{ kg} \cdot \text{m}^2 / (\text{kmol} \cdot \text{K})$ ；

z_1 ——进口压缩因子；

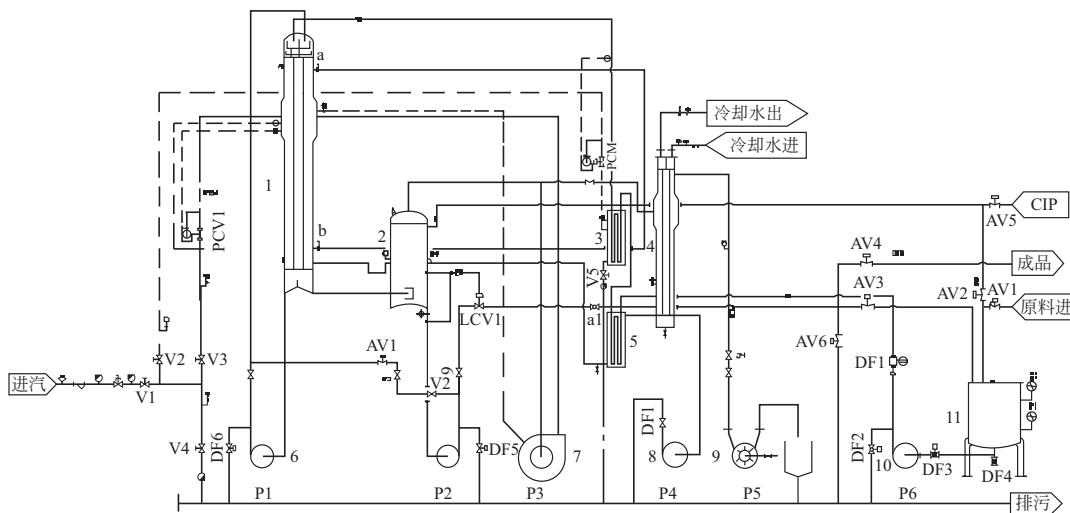


图 8-22 HGNJMO1-1000 型 MVR 单降膜式蒸发器

1—蒸发器；2—分离器；3—预热器器；4—冷凝器；5—预热器；6—物料泵；

7—蒸汽压缩机；8—冷凝水泵；9—真空泵；10—物料泵；11—平衡缸

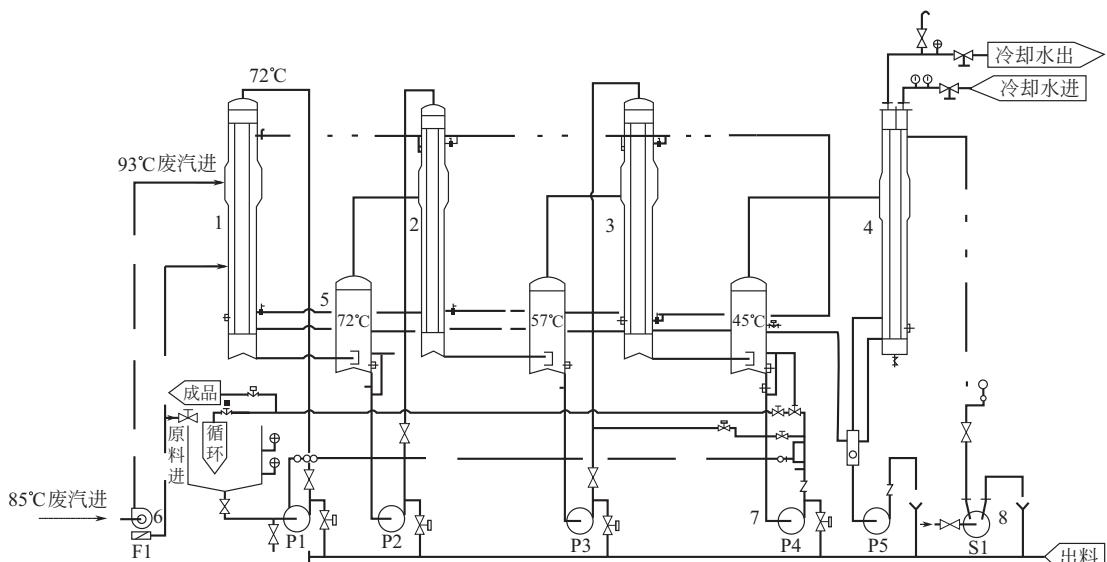


图 8-23 回收废气作为加热热源的蒸发器

1—一效蒸发器；2—二效蒸发器；3—三效蒸发器；4—冷凝器；

5—分离器；6—蒸汽压缩机；7—物料泵；8—真空泵

 h_1 —压缩机进口焓值, kJ/kg ; h_2^* —压缩机出口焓值 (过热蒸汽的焓值), kJ/kg ; T_1 —进口温度, K ; p_1 —进口压力, MPa ; p_2 —出口压力, MPa ; m —多变指数, $m=1/\left[1-\lg\left(T_2/T_1\right)/\lg\left(p_2/p_1\right)\right]$ 。

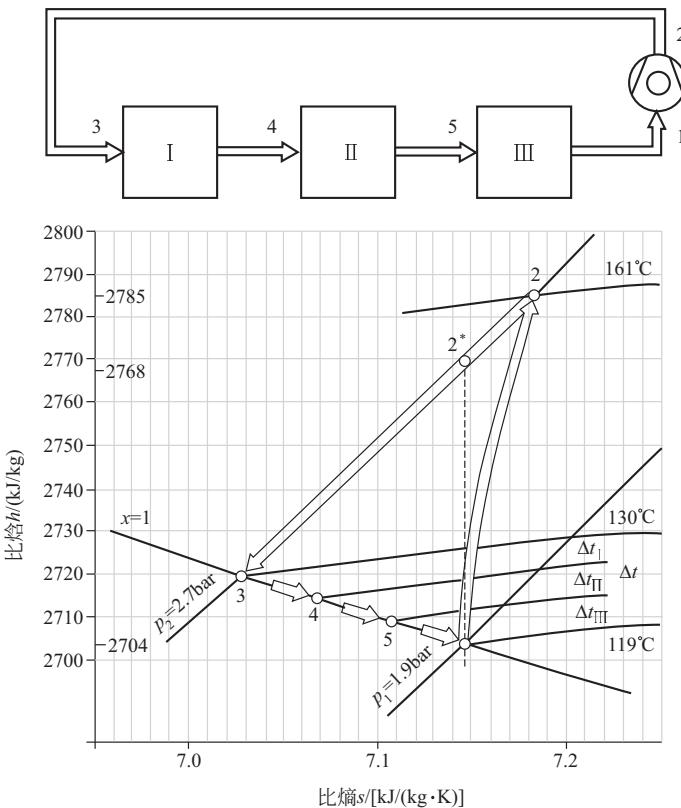


图 8-24 离心蒸汽压缩机工作原理及水蒸气在 Mollier 焓/熵图的状态变化（单级压缩）

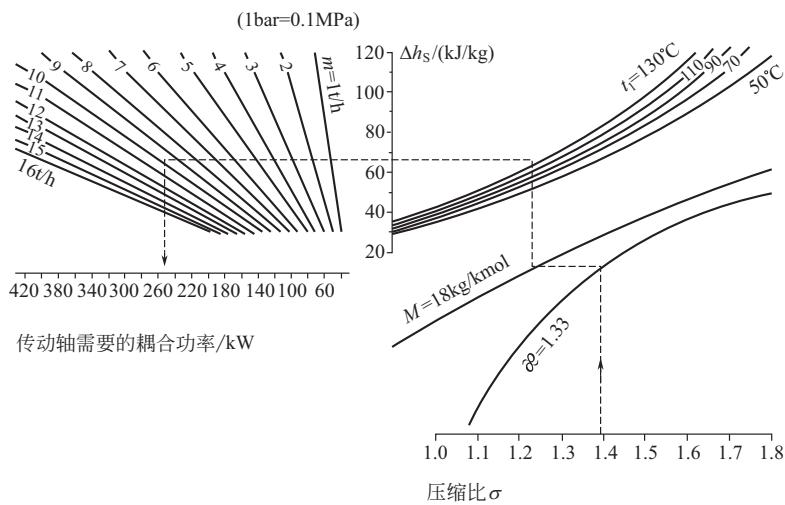


图 8-25 离心蒸汽压缩机轴功率估算图线

$$N_{\text{总}} = m_L \Delta h_S / \eta_S \eta_m = m_L \Delta h_p / (\eta_{\text{pol}} \eta_m)$$

式中 η_m —— 机械效率，一般按 0.95 选取；

η_{pol} —— 多变效率。

例如：如图 8-24 所示，将来自蒸发器的饱和状态的蒸汽由 $p_1 = 1.9\text{bar}$ ($1\text{bar} = 0.1\text{MPa}$)， $t_1 = 119^\circ\text{C}$ 压缩到 $p_2 = 2.7\text{bar}$ 、 $t_2 = 161^\circ\text{C}$ ($\sigma = 1.4$)，压缩循环沿着多变曲线 1-

2, 蒸汽的比焓增加量 Δh_p , 对蒸汽的比焓 h_2 , 由压缩机内效率(等熵效率)的等式得到的值是 $h_2 = 2785 \text{ kJ/kg}$ ($\eta_s = 0.8$, 适用于水蒸气介质的单级离心压缩机)。 $t_2 = 161^\circ\text{C}$ 相对于 h_2 和 p_2 。现在此蒸汽就能够用于加热蒸发器。首先它失去过热并冷却至饱和温度 t_3 (130°C), 压力 p_2 (2.7bar)。在此温度下进入蒸发器。

除其他因素之外, 单位多变压缩功 Δh_p 取决于多方指数和吸入气体的摩尔质量, 以及吸入温度和要求的压升。对于原动机(电动机、燃气机、涡轮机)的实际耦合功率, 考虑了更大的机械损耗余量。

本例以 HGNJM01-1000 型单效降膜式蒸发器将料液蒸发产生的二次蒸汽全部回收压缩用于加热热源, 即 MVR 蒸发器与同生产能力的 TVR 蒸发器(热泵压缩一部分二次蒸汽作为蒸发器一部分加热热源)进行比较。

(1) 主要技术参数

物料介质: 某低聚糖 出料质量分数: 35%

进料质量分数: 7% 壳程加热温度: 81°C

进料温度: 68°C 蒸发温度: 65°C

本蒸发系统主要由蒸发器、蒸汽压缩机、冷凝器、分离器、预热器、物料泵及真空泵等组成, 如图 8-22 所示。

蒸发器加热温度为 $81\sim 85^\circ\text{C}$, 蒸发温度为 65°C 左右, 利用离心蒸汽压缩机将二次蒸汽全部进行压缩作为蒸发器的加热热源。压缩机将二次蒸汽的温度提高 11°C 左右。采用饱和蒸汽启动设备, 当蒸发参数稳定时, 即可关掉饱和蒸汽进汽阀, 然后启动离心机, 压缩机开始工作。如果加热温度达不到要求温度时温度自动检测, 可在 PLC 触摸屏上设定温度值的下限, 并决定是否通过调节蒸汽压缩机电机频率等参数来提高加热温度, 保证蒸发器正常生产, 或是否采取自动补充蒸汽的方法来保证蒸发的顺利进行。

工作原理: 进料循环, 依次启动冷却水给水泵、进料泵、出料泵、真空泵, 开启蒸汽进汽阀, 当加热温度及蒸发温度达到要求值并稳定后, 即可启动离心压缩机将二次蒸汽全部进行压缩, 作为加热热源, 然后关闭蒸汽进气阀。

由蒸发器生产能力确定离心压缩机功率的大小, 其功率的确定与二次蒸汽经过压缩后提升的压力即压缩比有关, 其对应关系如图 8-25 所示。离心蒸汽压缩机的轴功率可参照图 8-25 进行估算。单级离心压缩机需要的动力, 如本例: 将来自蒸发器的饱和蒸汽从吸入状态 $p_1 = 0.02550 \text{ MPa}$ 、 $t_1 = 65^\circ\text{C}$ 压缩到 $p_2 = 0.05028 \text{ MPa}$ 、 $t_2 = 81^\circ\text{C}$, 压缩比为 $\sigma = 0.05028 / 0.02550 = 1.97$, 压缩循环沿着多变曲线, 蒸汽比焓增量约为 0.193 kJ/kg 。对于蒸汽比焓通过压缩机内效率(等焓效率)的等式, 在此温度下进入蒸发器。基于被吸入的蒸汽量及压缩的温度可确定离心压缩机的轴功率。

物料处理量按下式计算:

$$S B_0 = (S - W) B_1$$

这里, $B_0 = 7\%$, $W = 1000 \text{ kg/h}$, $B_1 = 35\%$, 则进料量为

$$S = 1000 \times 35 / (35 - 7) = 1250 \text{ kg/h}$$

热量衡算按下式计算:

$$Q_n = W_n r_n + (S_c - W_1 c_p - W_2 c_p - \dots - W_{n-1} c_p) (t_n - t_{n-1}) + q'_n$$

由于是单效所以可写为

$$Q = W r - S c (T - t) + q'$$

式中 D —— 蒸汽耗量, kg/h ;

W —— 水分蒸发量, 这里 $W = 1000 \text{ kg/h}$;

S —— 进料量, 这里 $S = 1250 \text{ kg/h}$;

c ——物料比热容, 这里 c 取 $2.512 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;
 T ——进料温度, 这里 $T=68^\circ\text{C}$;
 t ——料液沸点温度, 这里 $t=66^\circ\text{C}$;
 r ——二次蒸汽汽化潜热, 这里 $r=2345.558 \text{ kJ/kg}$;
 q' ——热量损失, 这里按总热量的 5% 计算。

则

$$Q = [1000 \times 2345.558 + 1250 \times 2.512 \times (66 - 68)] \times 1.05 = 2456241.9 \text{ kJ/h}$$

蒸汽耗量:

$$D = 2456241.9 / 2305.781 = 1065.25 \text{ kg/h}$$

离心压缩机将二次蒸汽全部压缩, 二次蒸汽温度 70°C 提高到 81°C 的热量为

$$Q' = 1000 \times 2617.712 \times 0.95 = 2486826.4 \text{ kJ/h}$$

(2) 离心压缩机轴功率的估算

本例生产能力为 1000 kg/h , 蒸汽压缩机入口温度为 65°C , 压力为 25.5 kPa ; 出口温度为 81°C , 出口压力为 50.28 kPa 。压缩比为 $\sigma = 0.05028 / 0.02550 = 1.97$ 。根据饱和蒸汽表查得 65°C 饱和蒸汽对应的焓值为 2345.558 kJ/kg , 由等熵压缩过程可知:

$$T_2 / T_1 = (p_2 / p_1)^{(k-1)/k}$$

$$T_2 = T_1 \cdot (p_2 / p_1)^{(k-1)/k}$$

比热容比

$$k = c_p / c_v \approx 1.33$$

$$T_2 = (65 + 273) \times (65 + 273)^{(1.33-1)/1.33} = 399.92 \text{ K}$$

$$T_2 = 399.92 - 273 = 126.92^\circ\text{C}$$

由水蒸气过热蒸汽表查得, 126.92°C 过热蒸汽所对应的焓值为 2735.3 kJ/kg , 则等熵压缩功为

$$N = m \Delta h_s / \eta_s = m (h_2^* - h_1) / \eta_s = 1000 \times (2735.3 - 2617.712) / (3600 \times 0.8) = 40.82 \text{ kW}$$

实际压缩机轴功率在 $45 \sim 55 \text{ kW}$ 之间, 也可根据上述参数直接查离心蒸汽压缩机轴功率估算图线进行确定。

从上述计算可以看出, 应保证上述供给的热量才能保证蒸发器的正常蒸发, 实际压缩机都要留有余量, 如不能保证应采取补充蒸汽的措施或减少生产能力的方法进行生产。

(3) 与同生产能力的 TVR 蒸发器经济效益的比较

以水分蒸发量为 1000 kg/h 为例与同生产能力的 TVR 蒸发器 (含有热泵压缩) 进行比较, 结果见表 8-13。

表 8-13 比较结果

项目	生产能力/ (kg/h)	装机容量/ kW	蒸汽耗量/ (kg/h)	冷却水耗量 (循环水)/(kg/h)	设备运行费用 (10h)/元	设备一次性投资 /万元
MVR 蒸发器	1000	55	32	5000	922	110
TVR(热泵压缩)蒸发器	1000	16.8	650	46000	1544	55

可以看出, 当电价不高, 采用 MVR 蒸发器的经济效益是可观的 (收回投资差额后效益更加明显)。

这种蒸发器冷凝器很小, 换热面积只需 8 m^2 , 而 TVR 蒸发器冷凝器换热面积为 40 m^2 。

(4) 设计及操作注意事项

MVR 蒸发器是利用高能效的压缩机压缩全部二次蒸汽, 把电能转换成热能, 提高蒸汽

的热焓值作为加热热源，从而达到节能的目的。设计时应注意以下几方面问题。一是压缩机的选用。MVR 蒸发器蒸汽压缩机的主要形式为单级离心蒸汽压缩机、罗茨蒸汽压缩机等。需要根据具体的工艺参数蒸发温度、加热温度及生产能力的大小确定合适的压缩机，这样才能达到最佳的使用效果。蒸发器的蒸发量必须首先足够，也就是说，蒸发面积必须足够，否则单位时间内难以达到生产力。当加热温度不足时应能通过调节蒸汽压缩机电机频率提高蒸发器的加热温度或通过温度传感器调节压力调节阀自动额外补充热能（在压缩机无调节余量情况下，一般不用此方法）。二是选择 MVR 蒸发器需根据具体情况而定。MVR 蒸发器的投资相对较大，应根据生产情况确定是否采用该形式的蒸发器。三是几个生产工艺上的问题，即在选择此形式蒸发器时必须解决好温差损失、浓缩比大及二次蒸汽是否腐蚀设备的问题。蒸汽压缩生产厂一般要对所蒸发料液温差损失进行实验，即检测料液的实际沸点温度，用以应对由于温差损失而引起的压缩机压缩比的变化问题。其次是离心压缩机噪声问题。蒸发器及分离器要进行保温绝热处理以减少散热的发生。

蒸汽压缩机采用变频启动，变频控制，在开机时启动蒸汽进汽阀开始进蒸汽加热，参数稳定后，随即启动蒸汽压缩机并采用变频调节至蒸发参数稳定为止，关闭蒸汽进汽阀。

MVR 蒸发器在单效蒸发中有应用，在多效蒸发中目前并不多见。其次，由于料液在蒸发器中进行循环，停留时间较长，对热敏性物料来说选择时要慎重。

MVR 蒸发器应用存在的问题主要是蒸发量不足，其次是压缩机质量问题。

8.24 关于蒸发过程中香气回收问题

蒸发是热加工过程，料液中的芳香物质沸点较低，在蒸发过程中其中芳香物质首先挥发，跟随二次蒸汽进入次效壳程中或冷凝器中或一部分被真空泵直接排出，如果蔬汁、茶的浸渍液等的蒸发。对果汁而言香气量一般占鲜果汁量的 0.5%~2%。回收这些芳香物质十分困难，国内外都进行过实验探索，但在工业生产中回收这些物质的效果并不是很理想，且回收成本很高。因此，直到今天，芳香物质的回收并没有在相关领域里得到广泛应用。比较典型的回收办法就是将蒸发器中的冷凝水或不凝性气体（不凝性气体中含芳香物质）再通入到蒸馏塔中进行蒸馏，冷凝并回收。图 8-26 所示为 GEA 公司用于苹果汁蒸发的五效降膜式蒸发器带有香气回收装置，只回收二效壳程中不凝性气体中的香气，据 GEA 公司介绍，效果很好。

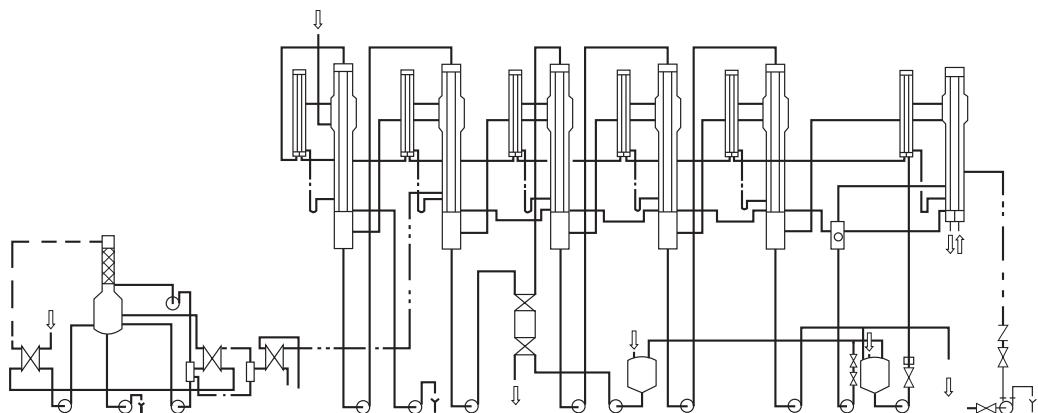


图 8-26 用于苹果汁蒸发的五效降膜式蒸发器

8.25 外循环及强制循环蒸发器设计注意事项

8.25.1 外循环蒸发器未能达到生产能力的原因

外循环蒸发器在食品、化工尤其是制药工业生产中都有广泛的应用。如用于骨头汤的浓缩、酒精的回收、刺五加药业的生产等。随着其应用领域的扩展，近年来有一些蒸发器并未达到生产设计能力，其主要原因是：设计参数不十分清楚；设计者对物料特性了解掌握得不够透彻；蒸发器换热面积计算偏小；结构设计不尽合理。其中蒸发器换热面积计算偏小是蒸发器未能达到设计能力的主要原因。

仅以 WXZ01-1000 型单效外循环蒸发器在刺五加药业生产中的应用为例阐述其主要设计过程。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：刺五加浸泡液

出料质量分数：10%

生产能力：1000kg/h

料液平均密度：按 1006kg/m^3 计算

进料质量分数：1.5%

使用蒸汽压力：0.3MPa

进料温度：30℃

冷却水进水温度：30℃

进料黏度：10cP ($10\text{mPa}\cdot\text{s}$)

物料 pH 值：6

蒸发温度：65℃

蒸发器状态参数见表 8-14。

表 8-14 蒸发器状态参数

参数 项目	压力/MPa(绝压)	温度/℃	比体积/(m^3/kg)	汽化潜热/(kJ/kg)	焓/(kJ/kg)
工作蒸汽	0.3011	133	0.6148	2165.516	2724.481
一效加热	0.20245	120	0.8917	2202.781	2714.851
一效蒸发	0.0255	65	6.201	2345.557	2617.712
冷凝器	0.0255	65	6.201	2345.557	2617.712

结构特点：本蒸发器凡与物料接触部位全部采用 304 不锈钢 2B 板加工制造；加热管采用规格为 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm} \times 2000\text{mm}$ 不锈钢管制造；加热室及分离器全部采用 50mm 厚的岩棉进行保温绝热处理；采用间壁列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度，其流程如图 8-27 所示。

(2) 设计蒸发器应掌握料液的基本参数

① 物料特性 设计蒸发器首先要了解并掌握物料的物理及化学特性，具体要了解并掌握的是物料的组成、黏度、比热容、密度等。重点要了解并掌握物料的组成，其黏度随着浓度增高、温度增高或降低的变化情况，有条件的要对陌生料液进行蒸发试验，通过试验能够掌握料液在蒸发过程中的状态参数及变化情况，得到所需要的有关数据。例如，在蒸发过程中加热温度对物料品质的影响，物料挥发的程度，黏度的数值变化，随着生产时间的延长结垢结焦的程度等，其中有些物料在蒸发过程中结垢结焦比较严重，除了清洗到位，蒸发器结构设计也是关键，否则就会影响蒸发的效果及产品品质。

② 进料参数 了解并掌握物料特性后，进料参数则是设计蒸发器的依据，用户必须提供的

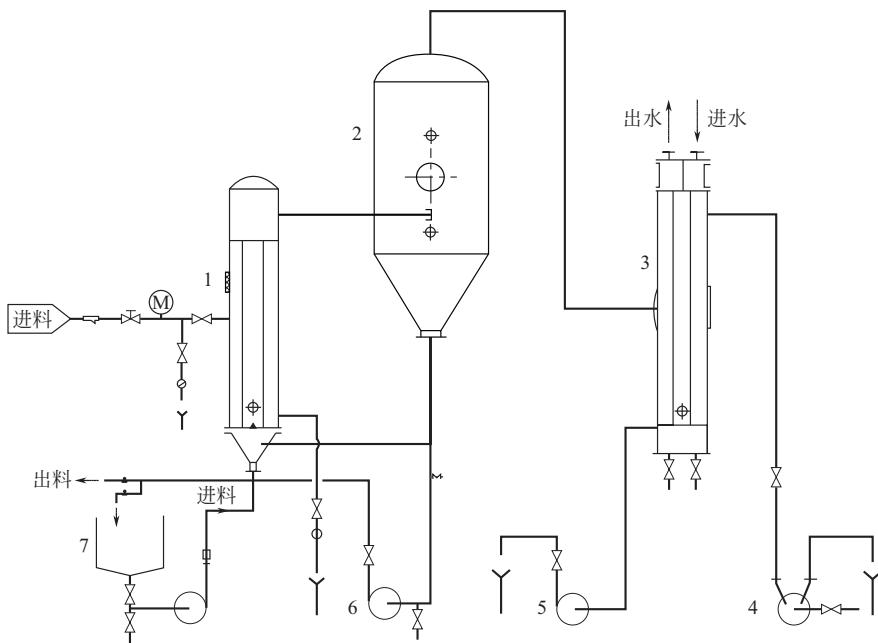


图 8-27 WXZ01-1000 型单效外循环蒸发器

1—蒸发器；2—分离器；3—冷凝器；4—真空泵；5—冷凝水泵；6—物料泵；7—平衡罐

参数是：生产能力，即水分蒸发量（或物料处理量），如本例水分蒸发量为 1000kg/h，水分蒸发量是指蒸发器在蒸发过程中从料液中要蒸发掉的水分量，而不是以水为介质从水中蒸发掉的水分量，有的生产制造厂家在验收设备时也曾提出以水为介质来检验设备的生产能力，这是错误的，有合同约定除外；进、出料浓度即进、出料质量分数，一般是定值，也有给出的是一个比较小的范围值，计算蒸发器要以最大进料量进行计算；进料温度，是由生产工艺给出的，这是进行热量衡算的依据，不能自己设定；黏度，用户最好能提供不同温度下不同浓度料液的黏度数值，以便确定选择蒸发器时参考；使用蒸汽压力，蒸发器加热热量的来源，使用蒸汽压力一般由设计制造方提出，用户根据蒸汽压力及蒸汽耗量确认其锅炉是否能满足要求，蒸发器在工作中其进汽压力不得低于设备的正常工作压力；冷却水温度，冷凝器的进水温度是设计冷凝器的重要参数，是决定蒸发效果的关键，用户必须给出当地冷却水温的年平均值及最高值，设计冷凝器应按当地最高温度值计算冷凝器的换热面积。

(3) 设计计算过程

物料处理量：

$$S = 1000 \times 10 / (10 - 1.5) = 1176.47 \text{ kg/h}$$

出料量：

$$1176.47 - 1000 = 176.47 \text{ kg/h}$$

加热蒸汽耗量按下式计算：

$$D = [Wr + Sc(t - T) + q'] / R$$

式中 D ——蒸汽耗量， kg/h ；

W ——水分蒸发量，这里 $W = 1000 \text{ kg/h}$ ；

S ——进料量，这里 $S = 1176.47 \text{ kg/h}$ ；

c ——物料比热容，这里 $c = 1.887 \text{ kJ/(kg} \cdot {^\circ}\text{C)}$ ；

T ——进料温度,这里 $T=30^{\circ}\text{C}$;

t ——料液沸点温度, $^{\circ}\text{C}$;

R ——加热蒸汽潜热,这里 $R=2202.781\text{kJ/kg}$;

r ——二次蒸汽汽化潜热,这里 $r=2345.557\text{kJ/kg}$;

q' ——热量损失,这里按总热量的 5% 计算。

因蒸汽压力下降而引起的温差损失按下式计算:

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045B}$$

式中 Δa ——常压下溶液的温差损失, $^{\circ}\text{C}$;

B ——料液固形物的百分含量,这里 $B=10\%$ 。

则

$$\Delta a = 0.38e^{0.05+0.045 \times 10} = 0.627^{\circ}\text{C}$$

溶液的温差损失还与压力有关,上式是在常压下的温差损失,而在其他压力下的温差损失可按下式进行计算:

$$\Delta' = 0.627f$$

式中 f ——校正系数, $f=0.0038(T^2/r)$;

T ——某压力下水的沸点, K ;

r ——某压力下水的蒸发潜热, kcal/kg 。

$$f = 0.0038 \times (338^2 / 560.2) = 0.775$$

$$\Delta' = 0.627 \times 0.775 = 0.49^{\circ}\text{C}$$

由静压强引起的温差损失用 Δ'' 表示。

先求液层中部的平均压力(这里液层高度按 0.65 计算):

$$p_m = p' + \rho_m gh / 2 = 25.5 \times 10^3 + 1006 \times 9.81 \times 0.65 / 2 = 28.7 \times 10^3 \text{Pa} = 28.7 \text{kPa}$$

利用内插计算,28.7kPa 压强下对应饱和蒸汽温度为 67.66°C ,故由静压强引起的温差损失为

$$\Delta'' = 67.66 - 65 = 2.66^{\circ}\text{C}。$$

管道压力损失引起的温差损失按 1.5°C ,即 $\Delta''' = 1.5^{\circ}\text{C}$ 。

$$\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 0.49 + 2.66 + 1.5 = 4.65^{\circ}\text{C}$$

,取 5°C , $t_n = T_n + \Delta = 65 + 5 = 70^{\circ}\text{C}$ 。则

$$D = [1000 \times 2345.557 + 1176.47 \times 1.887 \times (70 - 30)] \times 1.05 / 2202.781 = 1160.4 \text{kg/h}$$

换热面积按下式计算:

$$F = [Wr + Sc(t - T)] / [k(T' - t)]$$

式中 k ——传热系数,这里 $k = 4187 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C})$;

T' ——加热温度, $T' = 120^{\circ}\text{C}$ 。

则

$$F = [1000 \times 2345.557 + 1176.47 \times 1.887 \times (70 - 30)] / [4187 \times (120 - 70)] = 11.63 \text{m}^2$$

为安全起见,实际蒸发器的换热面积按理论计算值的 1.25 倍选取,即实际换热面积为 $F' = 1.25 \times 11.63 = 14.5 \text{m}^2$,取 15m^2 。这是在 0.2MPa 工作压力下的加热面积,如果压力发生改变,蒸发量也随之发生改变,不可能在低于设计压力情况下也能达到设计生产能力,除非换热面积余量过大,也就是说进汽压力越低换热面积越大,考虑料液在蒸发过程中结垢结焦因素的影响,一般蒸汽压力控制不超过设计压力值,换热面积要有设计余量。传热系数的计算选取是关键,影响传热的因素很多,在蒸发器设计过程中传热系数的计算十分繁琐,计算的结果往往又与实际应用相差较大,传热系数一般是在实际中反复应用获得或测定的。材料、温度,物料等一旦发生变化,传热系数都会跟随发生变化,因此需要设计者在实践中不断地去积累经验。

8.25.2 强制循环蒸发器设置热泵的应用效果

强制循环蒸发器的工作原理与降膜式蒸发器的工作原理不同,它是在加热蒸发过程中依靠外部动力即泵的动力推动料液在加热管中高速循环并蒸发,要求加热温度较高,加热温度差较大,加热壳程一般是正压加热,它可以连续进料连续出料,可蒸发黏度较大易结垢结焦的物料,甚至在蒸发过程中有少量晶体析出的料液也能够进行蒸发。

如果在蒸发器中引入热泵抽吸二次蒸汽作为一部分加热热源,通过计算进行比较其节能效果,本例以 WXZ02-1200 型双效强制循环蒸发器在骨头汤生产中的设计及应用为例进行阐述。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质: 鸡骨头汤

原料进入温度: 60℃

进料质量分数: 7%

进料密度: 1010kg/m³

出料质量分数: 55%

出料密度: 1110kg/m³

蒸发状态参数见表 8-15。

表 8-15 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/ (m ³ /kg)	汽化热/ (kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.8076	170	0.2426	489.5	661.3
一效加热	0.146	110	1.21	532.6	642.8
一效蒸发	0.05894	85	2.828	548.3	633.3
二效蒸发	0.013216	51	11.5	568.4	618.4

结构特点: 采用并流加料, 末效出料, 采用热泵抽吸一效二次蒸汽作为一效加热热源, 一效加热温度为 110℃, 效体进行保温绝热处理。其工艺流程如图 8-28 所示。

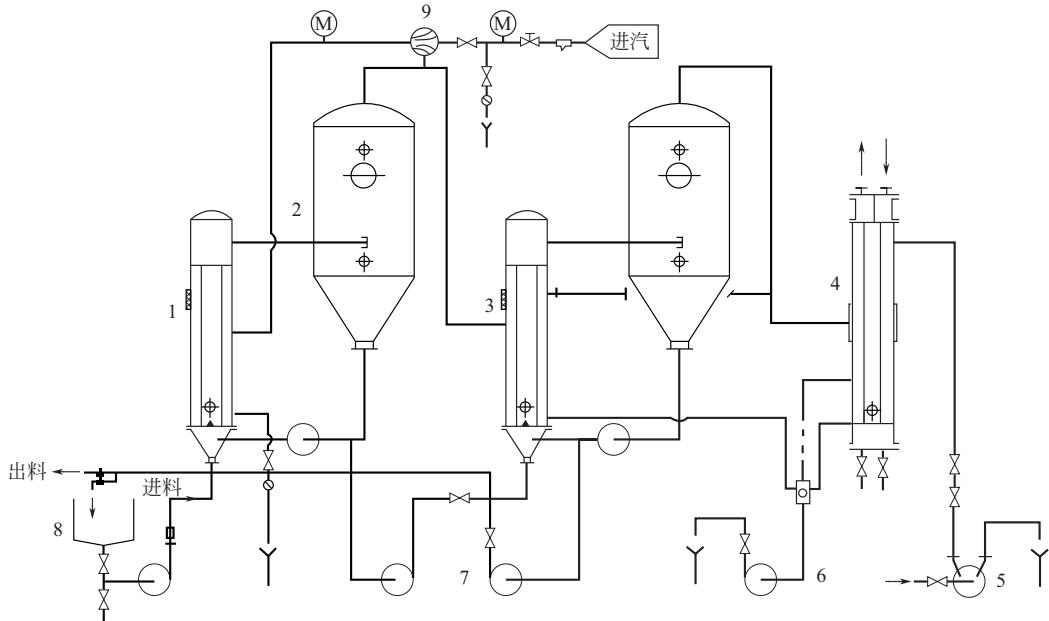


图 8-28 WXZ02-1200 型双效强制循环蒸发器

1—一效蒸发器; 2—分离器; 3—二效蒸发器; 4—冷凝器; 5—真空泵; 6—冷凝水泵; 7—物料泵; 8—平衡缸; 9—热泵

(2) 计算比较

蒸发量分配: 一效 738kg/h; 二效 462kg/h。

物料处理量:

$$S = 1200 \times 55 / (55 - 7) = 1375 \text{ kg/h}$$

出料量：

$$1375 - 1200 = 175 \text{ kg/h}$$

因蒸汽压力下降而引起的温差损失为

$$\Delta a = 0.38 e^{0.05 + 0.045B}$$

式中 Δa —— 常压下溶液的温差损失, $^{\circ}\text{C}$;

B —— 料液固形物的百分含量, 这里 $B = 14.3\%$ 。

溶液的温差损失还与压力有关, 上式是在常压下的温差损失, 而在其他压力下的温差损失为

$$\Delta' = \Delta a f$$

式中 f —— 校正系数, $f = 0.0038 (T^2 / r)$;

T —— 某压强下水的沸点, K ;

r —— 某压强下水的蒸发潜热, kcal/kg 。

按上述公式计算得, 一效沸点升高 $\Delta' = 0.696^{\circ}\text{C}$, 二效沸点升高 $\Delta' = 3.33^{\circ}\text{C}$ 。

由静压强引起的温差损失用 Δ'' 表示。

先求液层中部的平均压强 (这里液层高度按 0.65m 计算):

$$p_m = p' + \rho_m gh / 2 = 58.94 \times 10^3 + 1010 \times 9.81 \times 0.65 / 2 = 62160 \text{ Pa} = 62.16 \text{ kPa}$$

62.16kPa 对应饱和蒸汽温度为 86.5°C , 故由静压强引起的一效温差损失为

$$\Delta'' = 86.5 - 85 = 1.5^{\circ}\text{C}$$

先求液层中部的平均压强 (这里液层高度按 0.65m 计算):

$$p_m = p' + \rho_m gh / 2 = 13.216 \times 10^3 + 1110 \times 9.81 \times 0.65 / 2 = 16755 \text{ Pa} = 16.755 \text{ kPa}$$

216.755kPa 对应饱和蒸汽温度为 55.5°C , 故由静压强引起的二效温差损失为

$$\Delta'' = 55.5 - 51 = 4.5^{\circ}\text{C}$$

管道温度损失按 1°C 计算。

一效温差损失 $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 0.696 + 1.5 + 1 = 3.196^{\circ}\text{C}$, 则一效沸点温度为

$$t_1 = T_1 + \Delta = 85 + 3.196 = 88.196^{\circ}\text{C}$$
 (取 88°C)

二效温差损失 $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 3.33 + 4.5 + 1 = 8.83^{\circ}\text{C}$, 则二效沸点温度为

$$t_2 = T_2 + \Delta = 51 + 8.83 = 59.83^{\circ}\text{C}$$
 (取 60°C)

用于一效加热的蒸汽耗量按下式计算:

$$D = [Wr + Sc(t - t_0) + q'] / R$$

式中 D —— 蒸汽耗量, kg/h ;

W —— 水分蒸发量, 这里 $W = 738 \text{ kg/h}$;

S —— 进料量, 这里 $S = 1375 \text{ kg/h}$;

c —— 物料比热容, 这里 $c = 3.3496 \text{ kJ/(kg} \cdot {^{\circ}\text{C}})$;

t_0 —— 进料温度, 这里 $t_0 = 60^{\circ}\text{C}$;

t —— 料液沸点温度, 这里按 85°C 计算;

R —— 加热蒸汽潜热, 这里 $R = 2229.996 \text{ kJ/kg}$;

r —— 二次蒸汽汽化潜热, 这里 $r = 2295.732 \text{ kJ/kg}$;

q' —— 热量损失, 这里按总热量的 5% 计算。

则

$$D = [738 \times 2295.732 + 1375 \times 3.3496 \times (88 - 60)] \times 1.05 / 2229.996 = 858.5 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸一效二次蒸汽作为一效蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算: 膨胀比 $\beta = 8.076 / 0.5894 = 13.7$, 压缩比 $\sigma = 1.46 / 0.5894 = 2.48$, 利

用差值的方法求取得 $\mu=0.42$ 。

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸气量, kg/h;

D ——一效蒸发器加热蒸气总量, 这里 $D=858.5\text{kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里 $\mu=0.42$ 。

则

$$G_0 = 858.5 / (1 + 0.42) = 604.6\text{kg/h}$$

用于一效加热的一效二次蒸气量:

$$858.5 - 604.6 = 253.9\text{kg/h}$$

用于二效加热的一效二次蒸气量及热量分别为

$$738 - 253.9 = 484.1\text{kg/h}$$

$$484.1 \times 2295.732 = 1111363.861\text{kJ/h}$$

二效蒸发所需热量:

$$Q = [462 \times 568.4 - (1375 \times 0.8 - 738 \times 1) \times (88 - 60)] \times 4.187 \times 1.05$$

$$= 1109923.623\text{kJ/h}$$

$$1109923.623 / 1111363.861 = 0.998$$

一效换热面积:

$$F = Q / [k(T - t)]$$

式中 k ——传热系数, 这里 $k=4187\text{kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$;

T ——加热温度, 这里 $T=110^\circ\text{C}$ 。

则

$$F = [738 \times 2295.732 + 1375 \times 3.3496 \times (88 - 60)] / [4187 \times (110 - 88)] = 19.8\text{m}^2$$

二效换热面积:

$$F = [Wr + Sc(t - t_0)] / [k(T - t)]$$

式中 k ——传热系数, 这里 $k=3349.6\text{kJ/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$;

T ——加热温度, 这里 $T=85^\circ\text{C}$ 。

则

$$F = [462 \times 568.4 - (1375 \times 0.8 - 738 \times 1) \times (88 - 60)] \times 4.187 / [3349.6 \times (85 - 60)]$$

$$= 12.6\text{m}^2$$

假设一效加热温度为 110°C , 其他蒸发参数不变。

蒸发量分配: 一效 614kg/h ; 二效 586kg/h 。

则

$$D = [614 \times 2295.732 + 1375 \times 3.3496 \times (88 - 60)] \times 1.05 / 2229.996 = 724.4\text{kg/h}$$

用于二效蒸发的热量:

$$614 \times 2295.732 = 1409579.448\text{kJ/h}$$

二效蒸发所需热量:

$$Q = [586 \times 568.4 - (1375 \times 0.8 - 614 \times 1) \times (88 - 60)] \times 4.187 \times 1.05$$

$$= 1404521.278\text{kJ/h}$$

$$1404521.278 / 1409579.448 = 0.996$$

可视为平衡, 不再试算。

蒸汽耗量为: 724.4kg/h , 引入热泵蒸汽耗量为 604.6kg/h , 节省蒸汽 724.4

$$-604.6 = 119.8 \text{ kg/h}.$$

从上述计算可以看出，在强制循环蒸发器中引入热泵压缩二次蒸汽作为一效的一部分加热热源，理论上是能起到节能降耗作用的，只是降耗不是特别明显。也就是说热泵在强制循环蒸发器中也可以引入。强制循环蒸发器加热温度一般较高，应根据物料情况确定是否引入热泵。

双效外循环蒸发器的蒸发也是先在两个蒸发器中进料（二效进料量小于一效），然后循环蒸发间断共同出料。

8.26 四效降膜式蒸发器在酶解蛋白生产中的应用

以BNJM04-6800型四效降膜式蒸发器在酶解蛋白中的设计及应用为例阐述各效预热面积、蒸发面积及冷凝器换热面积计算过程。假设冷凝水在45℃下排出。

(1) 主要技术参数及结构特点

物料介质：酶解蛋白水溶液

进料质量分数：8%~10%

水分蒸发量：6800kg/h

出料质量分数：40%~45%

蒸发状态参数见表8-16。

表8-16 蒸发状态参数

参数 项目	压力/MPa	温度/℃	比体积/(m ³ /kg)	汽化热/(kcal/kg)	焓/(kcal/kg)
工作蒸汽	0.7507	167	0.26	491.8	660.5
一效加热	0.08949	96	1.915	541.5	637.6
二效加热	0.05028	81	3.282	550.7	631.7
三效加热	0.03043	69	5.255	557.9	620.2
四效加热	0.017653	57	8.757	565.0	622.0
四效蒸发	0.009771	45	15.28	571.8	616.8

结构特点：本蒸发器采用并流加料法进料，末效出料，采用热压缩技术即热泵抽吸二效二次蒸汽作为一效的一部分加热热源，采用盘管式预热器在蒸发器壳程中完成预热，采用列管式间壁式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度，效体全部进行保温绝热处理。其工艺流程如图8-29所示。

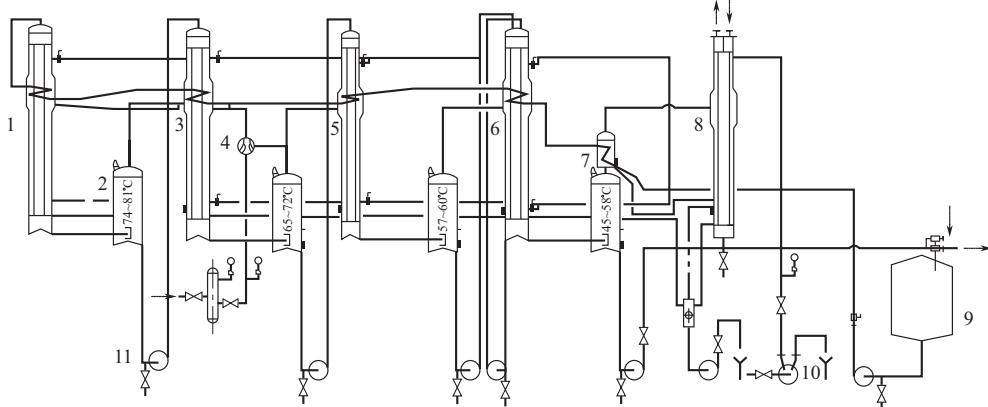


图8-29 BNJM04-6800型四效降膜式蒸发器

1—一效蒸发器；2—分离器；3—二效蒸发器；4—热泵；5—三效蒸发器；6—四效蒸发器；7—预热器；8—冷凝器；9—平衡罐；10—真空泵；11—物料泵

(2) 物料量计算

进料量：

$$S = 6800 \times 45 / (45 - 10) = 8742.85 \text{ kg/h}$$

出料量：

$$S' = 8742.85 - 6800 = 1942.86 \text{ kg/h}$$

有效温度差在各效的分配如表 8-16 所示。

(3) 各效蒸发量分配

经过热量衡算各效蒸发量分配 (多次试算而得): 一效 2254kg/h; 二效 2094kg/h; 三效 1272.5kg/h; 四效 1179.5kg/h。

各效占总蒸发量质量分数: 一效 33.15%; 二效 30.79%; 三效 18.71%; 四效 17.35%。

(4) 各效沸点温度

一效 83°C; 二效 72°C; 三效 60°C; 四效 49°C (计算过程略)。

(5) 预热管径及管长

$$8742.85 / 1030 / 3600 = \frac{d^2}{4} \times \pi \times 1.2$$

$d = 0.05 \text{ m}$, 取直径为 57mm、壁厚为 2mm 的 304 不锈钢管。

预热计算：

$$Q_1 = 8742.85 \times 0.93 \times (40 - 25) = 121962.76 \text{ kcal/h}$$

$$Q_2 = 8742.85 \times 0.93 \times (52 - 40) = 97570.21 \text{ kcal/h}$$

$$Q_3 = 8742.85 \times 0.93 \times (64 - 52) = 97570.21 \text{ kcal/h}$$

$$Q_4 = 8742.85 \times 0.93 \times (76 - 64) = 97570.21 \text{ kcal/h}$$

$$Q_5 = 8742.85 \times 0.93 \times (88 - 76) = 97570.21 \text{ kcal/h}$$

第一级物料预热器的换热面积及管长：第一级预热是利用末效二次蒸汽作为加热介质，是以盘管的形式 (大型的采用列管) 对料液进行预热，这一级预热意义很大，按无相变变温传热计算传热温差，按对数温差计算传热温差，按并流计算传热温差。 $Q_1 = 121962.76 \text{ kcal/h}$, $k_1 = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{}^{\circ}\text{C)}$ 。

按并流计算对数温差： $45 \rightarrow 45^{\circ}\text{C}$, $25^{\circ}\text{C} \nearrow 40^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 45 - 25 = 20^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 40 = 5^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (20 - 5) / \ln (20/5) = 10.8^{\circ}\text{C}$$

换热面积：

$$F_1 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{121962.76}{1000 \times 10.8} = 11.29 \text{ m}^2$$

管长：

$$L_1 = 11.29 / (0.053 \times \pi) = 67.9 \text{ m}$$

第二级物料预热器的换热面积及管长：第二级预热是在蒸发器壳程中利用壳程加热蒸汽完成预热的，是以盘管的形式 (大型的采用列管) 对料液进行预热。按无相变的变温计算传热温差，按对数温差计算传热温差。以下预热均与本段预热相同。 $Q_2 = 97570.21 \text{ kcal/h}$, $k_2 = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{}^{\circ}\text{C)}$ 。

并流: $57^{\circ}\text{C} \rightarrow 57^{\circ}\text{C}$, $40^{\circ}\text{C} \nearrow 52^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 57 - 40 = 17^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 57 - 52 = 5^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (17 - 5) / \ln\left(\frac{17}{5}\right) = 9.8^{\circ}\text{C}$$

换热面积:

$$F_2 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{97570.21}{1000 \times 9.8} = 9.96 \text{ m}^2$$

管长:

$$L_2 = 9.96 / (0.053 \times \pi) = 59.87 \text{ m}$$

第三级物料预热器的换热面积及管长 $Q_3 = 97570.21 \text{ kcal/h}$, $k_3 = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C)}$ 。

并流: $69^{\circ}\text{C} \rightarrow 69^{\circ}\text{C}$, $52^{\circ}\text{C} \nearrow 64^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 69 - 52 = 17^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 69 - 64 = 5^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (17 - 5) / \ln\left(\frac{17}{5}\right) = 9.8^{\circ}\text{C}$$

换热面积:

$$F_3 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{97570.21}{1000 \times 9.8} = 9.96 \text{ m}^2$$

管长:

$$L_3 = 9.96 / (0.053 \times \pi) = 59.87 \text{ m}$$

第四级物料预热器的换热面积及管长: $Q_4 = 97570.21 \text{ kcal/h}$, $k_4 = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C)}$ 。

并流: $81^{\circ}\text{C} \rightarrow 81^{\circ}\text{C}$, $64^{\circ}\text{C} \nearrow 76^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 81 - 64 = 17^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 81 - 76 = 5^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (17 - 5) / \ln\left(\frac{17}{5}\right) = 9.8^{\circ}\text{C}$$

换热面积:

$$F_4 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{97570.21}{1000 \times 9.8} = 9.96 \text{ m}^2$$

管长:

$$L_4 = 9.96 / (0.053 \times \pi) = 59.87 \text{ m}$$

第五级物料预热器的换热面积及管长: $Q_5 = 97570.21 \text{ kcal/h}$, $k_5 = 1000 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C)}$ 。

并流: $96 \rightarrow 96^{\circ}\text{C}$, $76 \nearrow 88^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_1 = 96 - 76 = 20^{\circ}\text{C}$, $\Delta t_2 = 96 - 88 = 8^{\circ}\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (20 - 8) / \ln\left(\frac{20}{8}\right) = 13.1^{\circ}\text{C}$$

换热面积:

$$F_5 = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{97570.21}{1000 \times 13.1} = 7.45 \text{ m}^2$$

管长:

$$L_5 = 7.45 / (0.053 \times \pi) = 44.79 \text{ m}$$

(6) 各效蒸发器换热面积计算

用于第一效加热用的蒸汽量按下式计算:

$$D = [Wr - Sc(T - t) + Q + q] / R$$

式中 D ——蒸汽耗量, kg/h;

W ——水分蒸发量, 这里 $W=2254 \text{ kg/h}$;

S ——进料量, 这里 $S=8742.85 \text{ kg/h}$;

c ——物料比热容, 这里 $c=0.93 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 计算过程中不计由于浓度的变化引起料液比热容发生的微小变化;

T ——进料温度, 这里 $T=88^\circ\text{C}$;

t ——料液沸点温度, 这里按 83°C 计算;

R ——加热蒸汽潜热, 这里 $R=541.5 \text{ kcal/kg}$;

r ——二次蒸汽汽化潜热, 这里 $r=550.7 \text{ kcal/kg}$;

q ——热量损失, $5\% \sim 6\%$. 这里按总热量的 6% 计算;

Q ——预热的热量, 这里 $Q=Q_5=97570.21 \text{ kcal/h}$ 。

则用于一效加热的蒸汽耗量为

$$D = \frac{2254 \times 550.7 - 8742.85 \times 0.93 \times (88 - 83) + 97570.21}{541.5} \times 1.06 = 2541.25 \text{ kg/h}$$

采用热压缩技术抽吸二效二次蒸汽作为蒸发器的一部分加热热源。

喷射系数计算: 膨胀比 $\beta=0.7507/0.03043=24.67$, 压缩比 $\sigma=0.08949/0.03043=2.94$, 利用差值的方法求取, 按表 2-4 进行差值计算, 即当 $\sigma=2.94$ 、 $\beta=24.67$ 时:

$$\mu_1 = 0.41 + \frac{0.34 - 0.41}{3.0 - 2.8} \times (2.94 - 2.8) = 0.361$$

$$\mu_2 = 0.5 + \frac{0.41 - 0.5}{3.0 - 2.8} \times (2.94 - 2.8) = 0.437$$

$$\mu = 0.361 + \frac{0.437 - 0.361}{30 - 20} \times (24.67 - 20) = 0.396$$

$$\mu = 0.4$$

$$G_0 + \mu G_0 = D$$

$$G_0 = D / (1 + \mu)$$

式中 G_0 ——饱和生蒸气量, kg/h;

D ——二效蒸发器加热蒸汽总量, 这里 $D=2541.25 \text{ kg/h}$;

μ ——喷射系数, 这里按 $\mu=0.4$ 计算。

则

$$G_0 = 2541.25 / (1 + 0.4) = 1815.2 \text{ kg/h}$$

用于一效加热的二效二次蒸气量:

$$2541.25 - 1815.2 = 726.05 \text{ kg/h}$$

用于二效加热的热量:

$$2254 \times 550.7 = 1241277.8 \text{ kcal/h}$$

实际所需热量:

$$Q = [2094 \times 557.9 - (8742.85 \times 0.93 - 2254 \times 1) \times (83 - 72) + 97570.21 - \frac{2541.25 \times (96 - 81) \times 550.7}{631.7}] \times 1.06 = 1238012.69 \text{ kcal/h}$$

$$1238012.69 / 1241277.8 = 0.997$$

用于三效加热的热量:

$$1367.95 \times 557.9 = 763179.31 \text{ kcal/h}$$

实际所需热量：

$$Q = [1272.5 \times 565 - (8742.85 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1) \times (72 - 60) + \\ 97570.21 - \frac{4795.25 \times (81 - 69) \times 557.9}{620.2}] \times 1.06 = 762538.33 \text{ kcal/h} \\ 762538.33 / 763179.31 = 0.9999$$

用于四效加热的热量：

$$1272.5 \times 565 = 718962.5 \text{ kcal/h}$$

实际所需热量：

$$Q = [1179.5 \times 571.8 - (8742.85 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1 - 1272.5 \times 1) \times (60 - 49) + \\ 97570.21 - \frac{6163.2 \times (69 - 57) \times 557.9}{622}] \times 1.06 = 718741.28 \text{ kcal/h} \\ 718741.28 / 718962.5 = 0.999$$

从上述计算可以看出热量平衡，不再试算。

一效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 2254 \times 550.7 - 8742.85 \times 0.93 \times (88 - 83)$, $k = 1050 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$, 则

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{2254 \times 550.7 - 8742.85 \times 0.93 \times (88 - 83)}{1050 \times (96 - 83)} = 87.96 \text{ m}^2$$

选取直径为 50mm、壁厚为 1.5mm、长度为 7950mm 的 304 不锈钢无缝钢管作为降膜管，以下各效同。

则降膜管根数为

$$n = 87.95 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 72.6 \text{ 根 (取 73 根)}$$

降膜管上端周边润湿量：

$$G = 8742.85 / (0.047 \times \pi \times 73) = 811.53 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 2254 / 87.95 = 25.63 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

二效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 2094 \times 557.9 - (8742.85 \times 0.93 - 2254 \times 1) \times (83 - 72)$, $k = 900 \text{ kcal/(m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C)}$, 则

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{2094 \times 557.9 - (8742.85 \times 0.93 - 2254 \times 1) \times (83 - 72)}{900 \times (81 - 72)} = 136.2 \text{ m}^2$$

则降膜管根数为

$$n = 136.2 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 112.5 \text{ 根 (取 113 根)}$$

降膜管上端周边润湿量：

$$G = 6488.85 / (0.047 \times \pi \times 113) = 389.1 \text{ kg/(m} \cdot \text{h)}$$

蒸发强度：

$$U = W/F = 2094 / 136.2 = 15.37 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{h)}$$

三效换热面积：

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1272.5 \times 565 - (8750 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1) \times (72 - 60)$, $k = 800 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{1272.5 \times 565 - (8750 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1) \times (72 - 60)}{800 \times (69 - 60)} = 93.54 \text{ m}^2$$

则降膜管根数为

$$n = 93.54 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 77.26 \text{ 根} (\text{取 77 根})$$

降膜管上端周边润湿量:

$$G = 4394.85 / (0.047 \times \pi \times 77) = 386.75 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 1272.5 / 93.5 = 13.61 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

四效换热面积:

$$F = \frac{Q}{k \Delta t}$$

这里 $Q = 1179.5 \times 571.8 - (8750 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1 - 1272.5 \times 1) \times (60 - 49)$, $k = 750 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$, 则

$$F = \frac{Q}{k \Delta t} = \frac{1179.5 \times 571.8 - (8750 \times 0.93 - 2254 \times 1 - 2094 \times 1 - 1272.5 \times 1) \times (60 - 49)}{750 \times (57 - 49)} = 107.8 \text{ m}^2$$

则降膜管根数为

$$n = 107.8 / (0.0485 \times \pi \times 7.95) = 89.04 \text{ 根} (\text{取 89 根})$$

降膜管上端周边润湿量:

$$G = 3122.35 / (0.047 \times \pi \times 89) = 237 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

降膜管下端周边润湿量:

$$G_1 = 1942.85 / (0.047 \times \pi \times 89) = 147.9 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

根据料液黏度情况, 降膜管上端周边润湿量小于或等于 $300 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$ 时就应考虑是否分程的问题。

从上述计算可以看出, 四效周边润湿量不足, 容易引起结垢结焦, 甚至干壁, 因此应分双管程进料, 即在末效设置循环泵进料, 如图 8-29 所示。

假设一程降膜管根数为 49 根, 二程为 40 根, 分程后降膜管的周边润湿量分别如下。

一程降膜管上端周边润湿量:

$$G = 3122.35 / (0.047 \times \pi \times 49) = 431.77 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

一程降膜管下端周边润湿量:

$$G'_1 = 2472.96 / (0.047 \times \pi \times 49) = 341.97 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

二程降膜管上端周边润湿量:

$$G'' = 2472.96 / (0.047 \times \pi \times 40) = 418.92 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

二程降膜管下端周边润湿量:

$$G'''_1 = 1942.85 / (0.047 \times \pi \times 40) = 329 \text{ kg}/(\text{m} \cdot \text{h})$$

蒸发强度:

$$U = W/F = 1179.5/107 = 11 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

总蒸发强度：

$$U = W/F = 6800/424.7 = 16 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

经济指标：

$$V = 1815.2/6800 = 0.267$$

(7) 冷凝器换热面积及冷却水耗量计算

进入冷凝器的末效二次蒸汽量的热量：

$$Q = (1179.5 + 25.41 + 22.54 + 13.68 + 12.73) \times 571.8 - 122062.5 = 594894.65 \text{ kcal/h}$$

按对数平均温差计算传热温差。

并流: $45 \rightarrow 45^\circ\text{C}$, $30 \nearrow 42^\circ\text{C}$, $\Delta t_1 = 45 - 30 = 15^\circ\text{C}$, $\Delta t_2 = 45 - 42 = 3^\circ\text{C}$ 。则

$$\Delta t = (15 - 3) / \ln(15/3) = 7.46^\circ\text{C}$$

换热面积：

$$F = \frac{Q}{k\Delta t} = \frac{594894.65}{1000 \times 7.46} = 79.7 \text{ m}^2$$

实际换热面积按 1.25 倍的计算值确定冷凝器的换热面积。则

$$F' = 1.25 \times 79.7 = 99.63 \text{ m}^2 \text{ (取 } 100 \text{ m}^2\text{)}$$

冷却水耗量：

$$W = 594894.65 / (42 - 30) = 49.6 \text{ t/h}$$

国内引进蒸发器的特点

9.1 我国引进丹麦四效降膜式蒸发器

近年来国内在乳品、玉米深加工及污水处理等行业中引进一些国外的蒸发器。用于奶粉生产的四效降膜式蒸发器如图 9-1、图 9-2、图 9-4 所示。

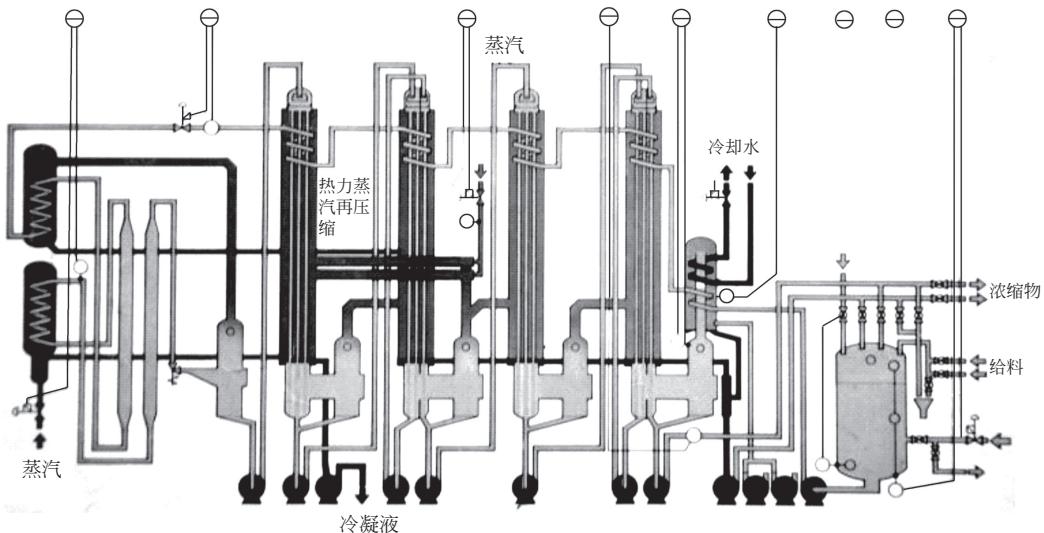


图 9-1 RNJM04-10000 型四效降膜式蒸发器

图 9-1 所示为某乳品厂 20 世纪 80 年代末引进丹麦尼鲁公司的四效降膜式蒸发器。这套设备的特点是采用盘管在效体壳程中完成物料的预热；采用双级热压缩技术，即采用双级热泵抽吸二次蒸汽加热一效。设备内含有闪蒸设备，采用盘管杀菌，料液经过杀菌即进入闪蒸器内闪蒸，然后再进入蒸发器蒸发。采用盘管预热及盘管间壁式冷凝器于一体完成一级物料预热及对二次蒸汽的冷凝。采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。采用自动控制。缺点是盘管杀菌、盘管内壁结垢结焦不容易清洗及清理。

9.2 我国引进 GEA 四效降膜式蒸发器

如图 9-2 所示为某乳业集团 21 世纪初引进 GEA 的四效降膜式蒸发器。这套设备的特点是采用

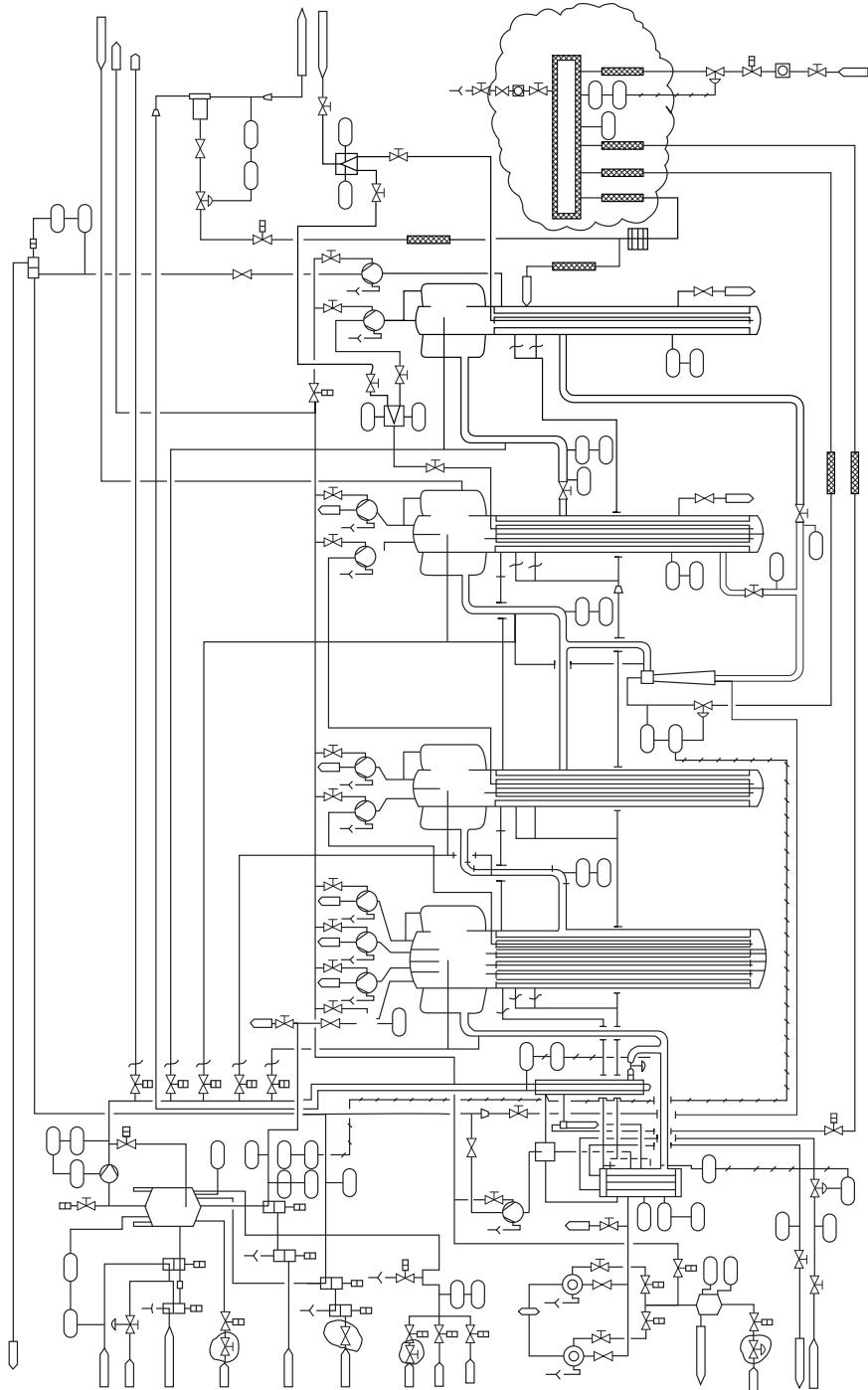


图 9-2 RNJM04-10000 型四效降膜式蒸发器

列管预热，采用热泵抽吸二效二次蒸汽作为一、二效的加热热源。分离器位于蒸发器之下，直接连接而不是侧置连接。采用多管程进料方法。采用列管式冷凝器冷凝末效二次蒸汽，采用水环真空泵抽真空保持系统的真空度。料液预热、闪蒸后进入蒸发器蒸发。采用自动控制。

9.3 我国引进 GEA 混合式多效蒸发器

图 9-3 所示为用于污水处理的蒸发量为 120000kg/h 的五效混合式蒸发器。国内某味精

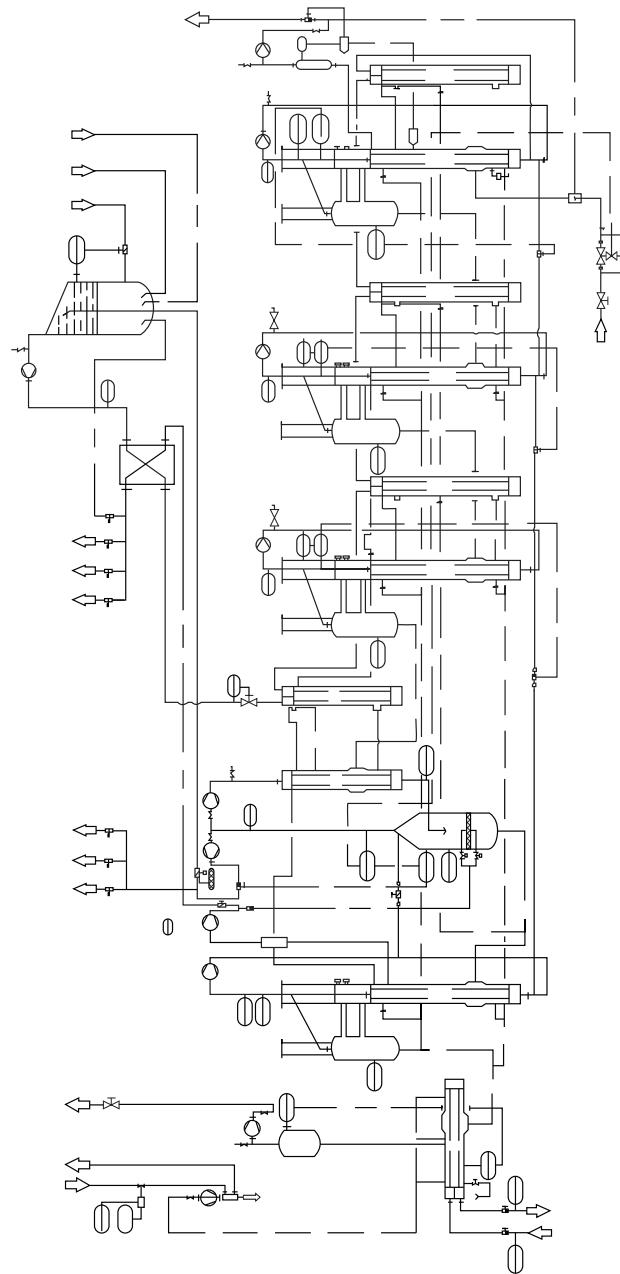


图 9-3 用于污水处理的五效混合式蒸发器

厂引进德国 GEA 公司的设备。这套设备的特点是采用五效蒸发器，第四效采用强制循环蒸发，其他各效均为降膜式蒸发器从顶部进料，预热采用列管式预热。采用全自动控制，冷凝器采用卧式间壁列管式冷凝器。另外一大特点是本蒸发器采用蒸汽直接作为加热热源，采用类似汽水加热器装置将冷凝水加热并汽化作为一部分加热热源，并没有抽吸二次蒸汽作为加热热源。

9.4 我国引进 GEA 可切换四效降膜式蒸发器

图 9-4 所示为用于奶粉生产的四效降膜式蒸发器。其特点是可以转换成三效或双效使用。采用全自动控制。这也是 GEA 的产品。图 9-5 所示为用于含油含盐废水处理的蒸发器 (GEA)，其生产工艺流程如图 9-6 所示。

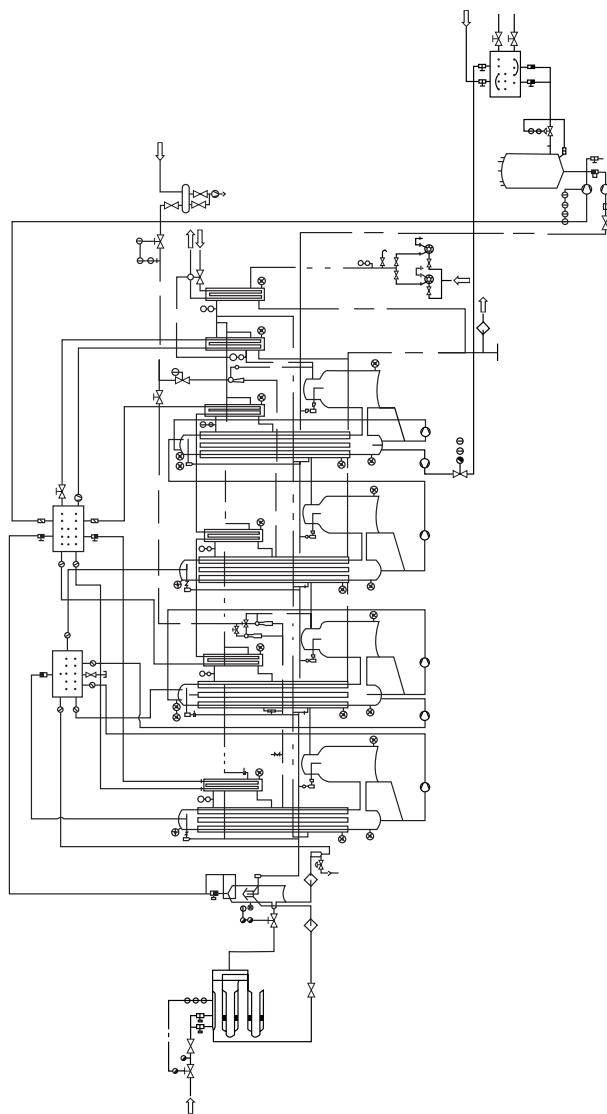


图 9-4 RNJM04-11000 型四效降膜式蒸发器 (可切换的)

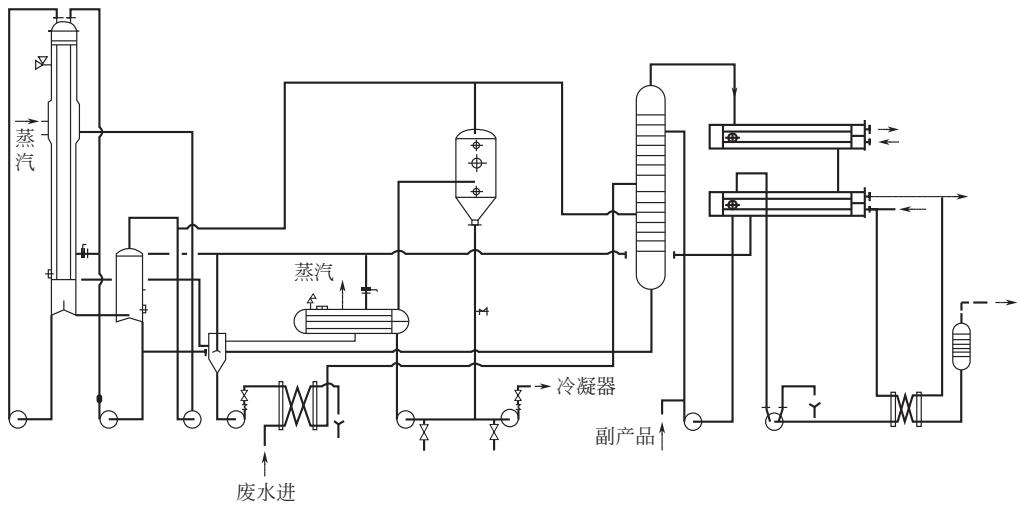


图 9-5 用于含油含盐可变组分废水处理蒸发器机组

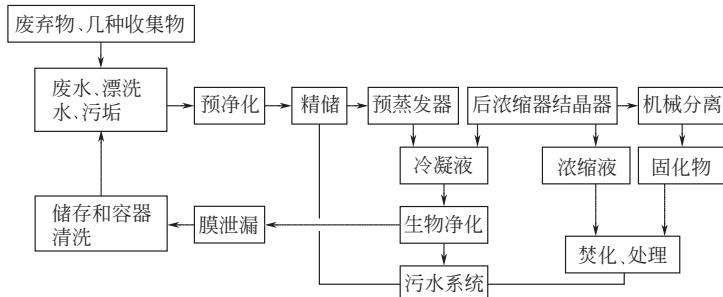


图 9-6 废水处理工艺流程

9.5 我国与国外降膜式蒸发器比较

我国蒸发器尤其是降膜式蒸发器应用较晚，改革开放后随着经济的快速发展，降膜式蒸发器在各个领域里都得到了成功的应用，如单效、双效、三效及多效降膜式蒸发器，蒸发量小到每小时几千克大到几十吨都有应用。自动控制近年来在蒸发器中也得到了成功应用并取得了良好的应用效果。但是，我国的降膜式蒸发器与国外的降膜式蒸发器比较还存在一定差距，这些差距主要表现在：设计理念及创新上有差距，对物料特性的研究把握上有差距，自动控制的精准度也存在着差距。

料液特性千差万别，能够专门研究料液蒸发的实验很少，即便是研究又与实际应用往往脱节，料液蒸发特性可参照的研究数据不多，有价值能够推广应用的就更少。观念与国外企业还存在着差距，有规模的企业还没有中试的意识及条件，对一些陌生产品并没有在厂内做生产实验，有很多应用还只能靠在用户的应用中去摸索去完善，这样就存在着不确定的风险，甚至带来意想不到的设计上的缺陷。还没有可参照的理论性的东西出现，如蒸发器的传热系数还没有针对不同料液不同浓度制定出比较可靠的计算方法，还是选取各自的经验数值，因此用于同一料液蒸发的同一生产能力的同一类型的蒸发器使用的效果差别

也较大，各不相同。一些蒸发器生产能力不足都与设计计算有关。在蒸发器上属于独立创新的东西还不多。我国蒸发器自动控制过程相对简单，因此控制不够精准。国内自动控制的阀门、仪表、检测及控制元器件在质量上还与国外公司存在着一定距离。尽管如此，随着蒸发器应用领域的不断扩大，相信我国蒸发器在不远的将来一定会缩小与国外蒸发器的差距，提高到一个新的水平。



附录



附表 1 管壳式冷却器总传热系数

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/ (m ² • h • °C)]	备注
水	水	1200~2440	污垢系数 0.0006m ² • h • °C/kcal
甲醇、氨	水	1200~2400	
有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	水	370~730	
有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	冷冻盐水	190~490	
有机物黏度 0.5~1.0cP ^②	水	240~610	
有机物黏度 1.0cP 以上 ^③	水	24~370	
气体	水	10~240	
水	冷冻盐水	490~1000	
水	冷冻盐水	200~500	传热面为塑料衬里
硫酸	水	750	传热面为不透性石墨，两侧传热系数均为 2100kcal/(m • h • °C)
四氯化碳	氯化钙溶液	65.5	管内流速 0.0052~0.011m/s
氯化氢气 (冷却除水)	盐水	30~150	传热面为不透性石墨
氯气 (冷却除水)	水	30~150	传热面为不透性石墨
焙烧 SO ₂ 气体	水	200~400	传热面为不透性石墨
氮	水	57	计算值
水	水	350~1000	传热面为塑料衬里
20%~40%硫酸	水 (t=30~60°C)	400~900	冷却，洗涤用硫酸
20%盐酸	水 (t=25~110°C)	500~1000	
有机溶剂	盐水	150~440	

① 为苯、甲苯、丙酮、乙醇、丁酮、汽油、轻煤油、石脑油等有机物。

② 为煤油、热柴油、热吸收油、原油馏分等有机物。

③ 为冷柴油、燃料油、原油、焦油、沥青等有机物。

附表 2 管壳式换热器总传热系数

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/(m ² ·h·°C)]	备注
水	水	1200~2440	
水溶液	水溶液	1200~2440	
有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	190~370	
有机物黏度 0.5~1.0cP ^②	有机物黏度 0.5~1.0c 以下 ^①	100~290	
有机物黏度 1.0cP 以上 ^②	有机物黏度 1.0cP 以上 ^②	50~190	
有机物黏度 1.0cP 以下 ^③	有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	150~290	
有机物黏度 0.5cP 以下 ^①	有机物黏度 1.0cP 以上 ^②	50~190	
20%盐酸	35%盐酸	500~800	传热面为不透性石墨, 35%盐酸, 入口温度 20°C, 出口温度 60°C
有机溶剂	有机溶剂	100~300	
有机溶剂	轻油	100~340	
原油	瓦斯油	390~439	管内流速 3.05m/s, 管外瓦斯油流速 1.83m/s
重油	重油	40~240	
SO ₃ 气体	SO ₂ 气体	5~7	

① 为苯、甲苯、丙酮、乙醇、丁酮、汽油、轻煤油、石脑油等有机物。

② 为煤油、热柴油、热吸收油、原油馏分等有机物。

③ 为冷柴油、燃料油、原油、焦油、沥青等有机物。

附表 3 管壳式加热器总传热系数

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/(m ² ·h·°C)]	备注
水蒸气	水	1000~3400	污垢系数 0.0002m ² ·h·°C/kcal
水蒸气	甲醇、氨	1000~3400	污垢系数 0.0002m ² ·h·°C/kcal
水蒸气	水溶液黏度在 2cP 以下	1000~3400	
水蒸气	水溶液黏度在 2cP 以上	490~2400	污垢系数 0.0002m ² ·h·°C/kcal
水蒸气	有机物黏度在 0.5cP 以下 ^①	490~1000	
水蒸气	有机物黏度在 0.5~1.0cP ^②	240~490	
水蒸气	有机物黏度在 1cP 以上 ^③	29~290	
水蒸气	气体	24~240	
水蒸气	水	1950~3900	水流速 1.2~1.5m/s
水蒸气	盐酸或硫酸	300~500	传热面为塑料衬里
水蒸气	饱和盐水	600~1300	传热面为不透性石墨
水蒸气	硫酸铜溶液	800~1300	传热面为不透性石墨

续表

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
水蒸气	空气	44	空气流速 3m/s
水蒸气(或热水)	不凝性气体	20~25	传热面为不透性石墨, 不凝性气体流速 4.5~7.5m/s
水蒸气	不凝性气体	30~40	传热面为不透性石墨, 不凝性气体流速 9.0~12.0m/s
水	水	350~1000	管外为水
热水	碳氢化合物	200~430	传热面材料为石墨
温水	稀硫酸溶液	500~1000	
熔融盐	油	250~390	
导热油蒸气	重油	40~300	
导热油蒸气	气体	20~200	

① 为苯、甲苯、丙酮、乙醇、丁酮、汽油、轻煤油、石脑油等有机物。

② 为煤油、热柴油、热吸收油、原油馏分等有机物。

③ 为冷柴油、燃料油、原油、焦油、沥青等有机物。

附表 4 管壳式冷凝器总传热系数

管内流体	管外流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
有机质蒸气	水	200~800	传热面为塑料衬里
有机质蒸气	水	250~1000	传热面为不透性石墨
饱和有机质蒸气(大气压下)	盐水	490~980	
饱和有机质蒸气(减压下,且含少量不凝性气体)	盐水	240~490	
低沸点碳氢化合物(大气压下)	水	390~980	
高沸点碳氢化合物(减压下)	水	50~150	
21%的盐酸蒸气	水	100~1500	传热面为不透性石墨
氨蒸气	水	750~2000	水流速 1~1.5m/s
有机溶剂蒸气和水蒸气混合物	水	300~1000	传热面为塑料衬里
有机质蒸气(减压下,且含有大量不凝性气体)	水	50~240	
有机质蒸气(大气压下,且含有大量不凝性气体)	盐水	100~390	
氟里昂液蒸气	水	750~850	水流速 1.2m/s
汽油蒸气	水	450	水流速 1.5m/s
汽油蒸气	原油	100~150	原油流速 0.6m/s
煤油蒸气	水	250	水流速 1m/s

续表

管内流体	管外流体	总传热系数/[kcal/(m ² ·h·°C)]	备注
水蒸气(加压下)	水	1710~3660	
水蒸气(减压下)	水	1460~2930	
氯乙醛(管外)	水	142	直立,传热面为搪玻璃
甲醇(管内)	水	550	直立式
四氯化碳(管内)	水	312	直立式
缩醛(管内)	水	397	直立式
糖醛(管内有不凝性气体)	水	190	直立式
糖醛(管内有不凝性气体)	水	164	直立式
糖醛(管内有不凝性气体)	水	107	直立式
水蒸气(管外)	水	525	卧式

附表 5 蛇管式冷却器总传热系数

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/(m ² ·h·°C)]	备注
水(管材:合金钢)	水状液体	320~460	自然对流
水(管材:合金钢)	水状液体	510~760	强制对流
水(管材:合金钢)	淬火用的机油	34~49	自然对流
水(管材:合金钢)	淬火用的机油	73~120	强制对流
水(管材:合金钢)	润滑油	24~39	自然对流
水(管材:合金钢)	润滑油	49~98	强制对流
水(管材:合金钢)	蜜糖	20~34	自然对流
水(管材:合金钢)	蜜糖	40~73	强制对流
水(管材:合金钢)	空气或煤气	5~15	自然对流
水(管材:合金钢)	空气或煤气	20~40	强制对流
氟里昂或氨(管材:合金钢)	水状溶液	97~170	自然对流
氟里昂或氨(管材:合金钢)	水状溶液	190~290	强制对流
冷冻盐水(管材:合金钢)	水状溶液	240~370	自然对流
冷冻盐水(管材:合金钢)	水状溶液	390~610	强制对流
水(管材:铅)	稀薄有机染料中间体	1460	涡轮式搅拌器 95r/min
水(管材:低碳钢)	温水	730~1460	空气搅拌
水(管材:铅)	热溶液	440~1750	桨式搅拌器 0.4r/min
冷冻盐水	氨基酸	490	搅拌器 30r/min
水(管材:低碳钢)	25%发烟硫酸(60℃)	100	有搅拌
水(管材:塑料衬里)	水	300~800	
水(管材:铅)	液体	1100~1800	旋桨式搅拌 500r/min
油	油	5~15	自然对流

续表

高温流体	低温流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
油	油	10~50	强制对流
水(管材:钢)	植物油	140~350	搅拌器转速可变
石脑油	水	39~110	
煤油	水	58~140	
汽油	水	58~140	
润滑油	水	29~83	
燃料油	水	29~73	
石脑油与水	水	50~150	
苯(管材:钢)	水	84	
甲醇(管材:钢)	水	200	
二乙胺(管材:钢)	水	176	水流速 0.2m/s
CO ₂ (管材:钢)	水	41	

附表 6 蛇管式蒸发器总传热系数

管内流体	管外流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
水蒸气	乙醇	2000	
水蒸气	水	1500~4000	水为自然对流
水蒸气		2900	
水蒸气(管材:铜)		1500~3000	长蛇形管
水蒸气(管材:铜)		3000~6000	短蛇形管

附表 7 蛇管式加热器总传热系数

管内流体	管外流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
水蒸气(管材:合金钢)	水状液体	490~980	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	水状液体	730~1340	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	轻油	190~220	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	轻油	290~540	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	润滑油	170~200	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	润滑油	240~490	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	重油或燃料油	73~150	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	重油或燃料油	290~390	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	焦油或沥青	73~120	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	焦油或沥青	190~290	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	熔融硫黄	98~170	自然对流

续表

管内流体	管外流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
水蒸气(管材:合金钢)	熔融硫黄	170~220	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	熔融石蜡	120~170	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	熔融石蜡	190~240	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	空气或煤气	5~15	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	空气或煤气	20~40	强制对流
水蒸气(管材:合金钢)	蜜糖	73~150	自然对流
水蒸气(管材:合金钢)	蜜糖	290~390	强制对流
热水(管材:合金钢)	水状液体	340~490	自然对流
热水(管材:合金钢)	水状液体	530~780	强制对流
热油(管材:合金钢)	焦油或沥青	49~98	自然对流
热油(管材:合金钢)	焦油或沥青	150~240	强制对流
有机载热体(管材:合金钢)	焦油或沥青	58~98	自然对流
有机载热体(管材:合金钢)	焦油或沥青	150~240	强制对流
水蒸气(管材:铅)	水	340	有搅拌
水蒸气(管材:铜)	蔗糖或蜜糖溶液	240~1170	无搅拌
水蒸气(管材:铜)	加热至沸腾的水溶液	2930	
水蒸气(管材:钢)	脂肪酸	470~490	无搅拌
水蒸气(管材:钢)	植物油	110~140	无搅拌
水蒸气(管材:钢)	植物油	190~350	搅拌器转速可变
热水(管材:铅)	水	400~1300	桨式搅拌器
水蒸气	石油	70~100	盘管油罐石油黏度 10°C 以下
水蒸气	石油	50~80	盘管油罐石油黏度 10°C 以下
稀甲醇(管材:钢)	水蒸气	1500	
水蒸气(管材:钢)	重油液体燃料	52	自然对流
过热蒸汽(管材:铜)	苯二甲酸酐	218	

附表 8 蛇管式冷凝器总传热系数

管内流体	管外流体	总传热系数/ [kcal/(m ² · h · °C)]	备注
瓦斯油蒸气	水	40~100	无搅拌
煤油蒸气	水	50~130	无搅拌
石脑油与水蒸气	水	83~170	
石脑油	水	68~120	
汽油	水	50~78	

附表 9 夹套式蒸发器总传热系数

夹套内流体	罐(釜)中流体	管壁材料	总传热系数/ [kcal/(m ² • h • °C)]	备注
水蒸气	液体		250~1500	罐中有搅拌或无搅拌
水蒸气	40%结晶性水溶液		490~980	刮刀式搅拌器 13.5r/min 液体温度 105~120°C
水蒸气	水	钢	910~1200	无搅拌
水蒸气	二氧化硫	钢	290	无搅拌
水蒸气	牛乳	铸铁搪瓷	2400	无搅拌
水蒸气	苯	钢	600	无搅拌
水蒸气	二乙胺	钢	421	无搅拌
水蒸气	氯乙酰	搪玻璃	320	无搅拌

附表 10 螺旋板式换热器总传热系数

进行热交换的流体	进行热交换的流体	材料	流动方式	总传热系数/ [kcal/(m ² • h • °C)]
清水	清水		逆流	1500~1900
水蒸气	清水		错流	1300~1500
废液	清水		逆流	1400~1800
有机物蒸气	清水		错流	800~1000
苯蒸气	水蒸气混合物和清水		错流	800~1000
有机物	有机物		逆流	300~500
粗轻油	水蒸气混合物和焦油中油		错流	300~500
焦油中油	焦油中油		逆流	140~170
焦油中油	清水		逆流	230~270
高黏度油	清水		逆流	200~300
油	油		逆流	80~120
气	气		逆流	25~40
液体	盐水			800~1600
废水(流速 0.925m/s)	清水(流速 0.925m/s)			1450
液体	水蒸气			1300~2600
水	水	钢		1200~1800

附表 11 其他换热器总传热系数

类型	热交换流体		传热面材料	总传热系数/ [kcal/(m ² • h • °C)]	备注
板式换热器	液体	液体		1300~3500	
板式换热器	水	水	钢	1300~1900	EX-2 型

续表

类型	热交换流体		传热面材料	总传热系数 /[kcal/(m ² ·h·°C)]	备注
板式换热器	水	水	钢	2000~2400	EX-3型
刮面式加热器	汁液	水蒸气		1500~2000	密闭刮面式:液体温度 20~110°C,蒸汽温度 140°C
刮面式加热器	牛乳	水蒸气		1800~2500	密闭刮面式:牛乳温度 10~130°C,蒸汽温度 160°C
刮面式加热器	18%的淀粉糊	水蒸气		1200~1500	密闭刮面式:淀粉糊温度 10~110°C,蒸汽温度 130°C
刮面式冷却器	润滑油	水		500~800	密闭刮面式:润滑油温度 150~140°C,水温度 15°C
刮面式冷却器	18%的淀粉糊	水、盐水		1000~1300	密闭刮面式:淀粉糊温度 110~15°C,水、盐水温度 10~15°C
刮面式冷却器	黏胶	水		300~600	密闭刮面式:黏胶温度 90~30°C,水温度 15°C
立方体列管式冷凝器	醋酸(进口温 度 118°C)	水	不透性石墨	700	不透性石墨块状热交 换器
立方体列管式冷凝器	甲醇蒸气	水	不透性石墨	600~1000	不透性石墨块状热交 换器
立方体列管式冷凝器	丙酮蒸气 (进口温度 70°C)	水	不透性石墨	200	不透性石墨块状热交 换器
立方体列管式冷凝器	盐酸酸性蒸气 (进口温度 120°C)	水	不透性石墨	700	不透性石墨块状热交 换器

附表 12 饱和水蒸气及饱和水性质表 (依温度排列)

温度/°C	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的 比体积/ (m ³ /kg)	干饱和水 蒸气的比 体积/ (m ³ /kg)	干饱和水 蒸气的密度 /(kg/m ³)	饱和水的 焓/(kcal/kg)	干饱和水 蒸气的焓/ (kcal/kg)	汽化潜热/ (kcal/kg)	饱和水的 熵/[kcal/ (kg·°C)]	干饱和水 蒸气的熵/ [kcal/ (kg·°C)]
0	273.16	0.006228	0.0010002	206.3	0.004847	0	597.3	597.3	0	2.1865
1	274.16	0.006695	0.0010001	192.6	0.005192	1.01	597.7	596.7	0.0037	2.1802
2	275.16	0.007193	0.0010001	172.9	0.005559	2.01	598.2	596.2	0.0073	2.1939
3	276.16	0.007724	0.0010001	168.2	0.005945	3.02	598.6	595.6	0.0109	2.1677
4	277.16	0.008289	0.0010001	157.3	0.006357	4.02	599.1	595.1	0.0146	2.1615
5	278.16	0.008891	0.0010001	147.2	0.006793	5.03	599.5	594.5	0.0182	2.1554
6	279.16	0.009532	0.0010001	137.8	0.007257	6.03	599.9	593.9	0.0218	2.1493
7	280.16	0.010210	0.0010001	129.1	0.007746	7.03	600.4	593.4	0.0254	2.1433
8	281.16	0.010932	0.0010002	121.0	0.008264	8.04	600.8	592.8	0.0290	2.1373
9	282.16	0.011699	0.0010003	113.4	0.008818	9.04	601.3	592.3	0.0326	2.1314
10	283.16	0.012513	0.0010004	106.42	0.009398	10.04	601.7	591.7	0.0361	2.1256
11	284.16	0.013376	0.0010005	99.91	0.01001	11.04	602.2	591.2	0.0396	2.1198
12	285.16	0.014292	0.0010006	93.84	0.01066	12.04	602.6	590.6	0.0431	2.1141

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
13	286.16	0.015262	0.0010007	88.18	0.01134	13.04	603.1	590.1	0.0466	2.1084
14	287.16	0.016289	0.0010008	82.90	0.01206	14.04	603.5	589.5	0.0501	2.1028
15	288.16	0.017377	0.0010010	77.97	0.01282	15.04	603.9	588.9	0.0536	2.0972
16	289.16	0.018528	0.0010011	73.39	0.01363	16.04	604.3	588.3	0.0571	2.0916
17	290.16	0.019746	0.0010013	69.10	0.01447	17.04	604.7	587.7	0.0605	2.0861
18	291.16	0.02103	0.0010015	65.09	0.01536	18.04	605.1	587.1	0.0640	2.0807
19	292.16	0.02239	0.0010016	61.34	0.01630	19.04	605.6	586.6	0.0674	2.0753
20	293.16	0.02383	0.0010018	57.84	0.01729	20.04	606.0	586.0	0.0708	2.0699
21	294.16	0.02535	0.0010021	54.56	0.01833	21.04	606.4	585.4	0.0742	2.0646
22	295.16	0.02695	0.0010023	51.50	0.01942	22.04	606.9	584.9	0.0776	2.0593
23	296.16	0.02863	0.0010025	48.62	0.02057	23.04	607.3	584.3	0.0810	2.0541
24	297.16	0.03204	0.0010028	45.93	0.02177	24.03	607.8	583.8	0.0843	2.0489
25	298.16	0.03229	0.0010030	43.40	0.02304	25.03	608.2	583.2	0.0877	2.0438
26	299.16	0.03426	0.0010033	41.04	0.02437	26.03	608.6	582.6	0.0911	2.0387
27	300.16	0.03634	0.0010036	38.82	0.02576	27.03	609.1	582.1	0.0944	2.0337
28	301.16	0.03853	0.0010038	36.73	0.02723	28.03	609.5	581.5	0.0977	2.0287
29	302.16	0.04083	0.0010041	34.77	0.02876	29.02	610.0	581.0	0.1010	2.0237
30	303.16	0.04325	0.0010044	32.93	0.03037	30.02	610.4	580.4	0.1043	2.0188
31	304.16	0.04580	0.0010047	31.20	0.03205	31.02	610.9	579.9	0.1076	2.0139
32	305.16	0.04847	0.0010051	29.57	0.03382	32.02	611.3	579.3	0.1108	2.0091
33	306.16	0.05128	0.0010054	28.04	0.03566	33.02	611.7	578.7	0.1141	2.0043
34	307.16	0.05423	0.0010057	26.60	0.03759	34.02	612.2	578.2	0.1173	1.9995
35	308.16	0.05733	0.0010061	25.24	0.03962	35.01	612.6	577.6	0.1206	1.9948
36	309.16	0.06057	0.0010064	23.97	0.04172	36.01	613.0	577.0	0.1239	1.9901
37	310.16	0.06398	0.0010068	22.77	0.04392	37.01	613.5	576.5	0.1271	1.9855
38	311.16	0.06755	0.0010071	21.63	0.04623	38.01	613.9	575.9	0.1303	1.9809
39	312.16	0.07129	0.0010075	20.56	0.04864	39.01	614.3	575.3	0.1335	1.9764
40	313.16	0.07520	0.0010079	19.55	0.05115	40.01	614.7	574.7	0.1367	1.9719
41	314.16	0.07931	0.0010083	18.59	0.05379	41.00	615.1	574.1	0.1399	1.9674
42	315.16	0.08360	0.0010087	17.69	0.05653	42.00	615.5	573.5	0.1430	1.9630
43	316.16	0.08809	0.0010091	16.84	0.05938	43.00	615.9	572.9	0.1462	1.9586
44	317.16	0.09279	0.0010095	16.04	0.06234	44.00	616.4	572.4	0.1493	1.9542
45	318.16	0.09771	0.0010099	15.28	0.06544	45.00	616.8	571.8	0.1525	1.9499
46	319.16	0.10284	0.0010103	14.56	0.06868	46.00	617.3	571.3	0.1556	1.9456
47	320.16	0.10821	0.0010108	13.88	0.07205	47.00	617.7	570.7	0.1588	1.9413

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
48	321.16	0.11382	0.0010112	13.23	0.07559	47.99	618.1	570.1	0.1619	1.9391
49	322.16	0.11967	0.0010116	12.62	0.07924	48.99	618.6	569.6	0.1650	1.9329
50	323.16	0.12578	0.0010121	12.04	0.08306	49.99	619.0	569.0	0.1681	1.9287
51	324.16	0.13216	0.0010126	11.50	0.08696	50.99	619.4	568.4	0.1712	1.9246
52	325.16	0.13880	0.0010130	10.98	0.09107	51.99	619.8	567.8	0.1742	1.9205
53	326.16	0.14574	0.0010135	10.49	0.09533	52.99	620.3	567.3	0.1773	1.9164
54	327.16	0.15297	0.0010140	10.02	0.09980	53.98	620.7	566.7	0.1804	1.9124
55	328.16	0.16050	0.0010145	9.578	0.1044	54.98	621.1	566.1	0.1834	1.9084
56	329.16	0.16835	0.0010150	9.158	0.1092	55.98	621.5	565.5	0.1864	1.9045
57	330.16	0.17653	0.0010155	8.757	0.1142	56.98	622.0	565.0	0.1895	1.9005
58	331.16	0.18504	0.0010160	8.380	0.1193	57.98	622.4	564.4	0.1925	1.8966
59	332.16	0.19390	0.0010166	8.020	0.1247	58.98	622.8	563.8	0.1955	1.8928
60	333.16	0.2031	0.0010171	7.678	0.1302	59.98	623.2	563.2	0.1985	1.8889
61	334.16	0.2127	0.0010177	7.353	0.1360	60.98	623.6	562.6	0.2015	1.8851
62	335.16	0.2227	0.0010182	7.043	0.1420	61.98	624.0	562.0	0.2045	1.8813
63	336.16	0.2330	0.0010188	6.749	0.1482	62.98	624.4	561.4	0.2075	1.8775
64	337.16	0.2438	0.0010193	6.468	0.1546	63.98	624.8	560.8	0.2104	1.8738
65	338.16	0.2550	0.0010199	6.201	0.1613	64.98	625.2	560.2	0.2134	1.8701
66	339.16	0.2666	0.0010205	5.947	0.1681	65.98	625.6	559.6	0.2163	1.8665
67	340.16	0.2787	0.0010210	5.705	0.1753	66.98	626.1	559.1	0.2193	1.8628
68	341.16	0.2912	0.0010216	5.475	0.1826	67.98	626.5	558.5	0.2222	1.8592
69	342.16	0.3043	0.0010222	5.255	0.1903	68.98	626.9	557.9	0.2252	1.8557
70	343.16	0.3178	0.0010228	5.045	0.1982	69.98	627.3	557.3	0.2281	1.8521
71	344.16	0.3318	0.0010234	4.846	0.2064	70.98	627.7	556.7	0.2310	1.8485
72	345.16	0.3463	0.0010240	4.655	0.2148	71.99	628.1	556.1	0.2340	1.8450
73	346.16	0.3613	0.0010246	4.493	0.2236	72.99	628.5	555.5	0.2369	1.8416
74	347.16	0.3769	0.0010252	4.299	0.2326	73.99	628.9	554.9	0.2407	1.8381
75	348.16	0.3913	0.0010258	4.133	0.2420	74.99	629.3	554.3	0.2426	1.8347
76	349.16	0.4098	0.0010264	3.975	0.2516	75.99	629.7	553.7	0.2454	1.8313
77	350.16	0.4272	0.0010270	3.824	0.2615	76.99	630.0	553.0	0.2483	1.8280
78	351.16	0.4451	0.0010277	3.679	0.2718	78.00	630.5	552.5	0.2512	1.8246
79	352.16	0.4637	0.0010283	3.540	0.2825	79.00	630.9	551.9	0.2540	1.8213
80	353.16	0.4829	0.0010290	3.408	0.2934	80.00	631.3	551.3	0.2563	1.8180
81	354.16	0.5028	0.0010297	3.282	0.3047	81.00	631.7	550.7	0.2597	1.8147
82	355.16	0.5234	0.0010304	3.161	0.3164	82.01	632.1	550.1	0.2625	1.8115

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
83	356.16	0.5447	0.0010310	3.045	0.3284	83.01	632.5	540.5	0.2653	1.8082
84	357.16	0.5867	0.0010317	2.934	0.3408	84.01	632.9	548.9	0.2681	1.8050
85	358.16	0.5894	0.0010324	2.828	0.3536	85.02	633.3	548.3	0.2709	1.8018
86	359.16	0.6129	0.0010331	2.727	0.3667	86.02	633.7	547.7	0.2737	1.7986
87	360.16	0.6372	0.0010338	2.629	0.3804	87.03	634.1	547.1	0.2765	1.7955
88	361.16	0.6623	0.0010345	2.536	0.3943	88.03	634.4	546.4	0.2792	1.7923
89	362.16	0.6882	0.0010352	2.447	0.4087	89.03	634.8	545.8	0.2820	1.7893
90	363.16	0.7149	0.0010359	2.361	0.4235	90.04	635.2	545.2	0.2848	1.7862
91	364.16	0.7424	0.0010369	2.279	0.4288	91.04	635.6	544.6	0.2876	1.7832
92	365.16	0.7710	0.0010373	2.200	0.4545	92.05	635.9	543.9	0.2903	1.7802
93	366.16	0.8004	0.0010381	2.124	0.4708	93.05	636.3	543.3	0.2931	1.7772
94	367.16	0.8307	0.0010388	2.052	0.4873	94.06	636.8	542.7	0.2959	1.7742
95	368.16	0.8619	0.0010396	1.982	0.5045	95.07	637.2	542.1	0.2986	1.7712
96	369.16	0.8949	0.0010404	1.915	0.5222	96.07	637.6	541.5	0.3013	1.7682
97	370.16	0.9274	0.0010412	1.851	0.5402	97.08	638.0	540.9	0.3041	1.7652
98	371.16	0.9616	0.0010420	1.789	0.5590	98.09	638.4	540.3	0.3067	1.7623
99	372.16	0.9972	0.0010427	1.730	0.5780	99.10	638.7	539.6	0.3095	1.7595
100	373.16	1.0332	0.0010435	1.673	0.5977	100.10	639.1	539.0	0.3122	1.7566
101	374.16	1.0707	0.0010443	1.618	0.6181	101.11	639.5	538.4	0.3149	1.7538
102	375.16	1.1092	0.0010450	1.566	0.6386	102.11	639.8	537.7	0.3176	1.7510
103	376.16	1.1489	0.0010458	1.515	0.6601	103.12	640.2	537.1	0.3203	1.7482
104	377.16	1.1896	0.0010466	1.466	0.6821	104.13	640.5	536.4	0.3229	1.7454
105	378.16	1.2318	0.0010474	1.419	0.7047	105.14	640.9	535.8	0.3256	1.7426
106	379.16	1.2751	0.0010482	1.374	0.7278	106.15	641.8	535.2	0.3283	1.7398
107	380.16	1.3196	0.0010490	1.331	0.7513	107.16	641.7	534.5	0.3309	1.7370
108	381.16	1.3654	0.0010498	1.289	0.7758	108.17	642.1	533.9	0.3335	1.7343
109	382.16	1.4125	0.0010507	1.249	0.8006	109.18	642.4	533.2	0.3362	1.7316
110	383.16	1.4609	0.0010515	1.210	0.8264	110.19	642.8	532.6	0.3388	1.7289
111	384.16	1.5106	0.0010523	1.173	0.8525	111.20	643.2	532.0	0.3414	1.7262
112	385.16	1.5618	0.0010532	1.137	0.8795	112.21	643.5	531.3	0.3440	1.7236
113	386.16	1.6144	0.0010540	1.102	0.9074	113.22	643.9	530.7	0.3467	1.7209
114	387.16	1.6684	0.0010549	1.069	0.9354	114.23	644.2	530.0	0.3493	1.7183
115	388.16	1.7239	0.0010558	1.036	0.9652	115.25	644.6	529.4	0.3519	1.7157
116	389.16	1.7809	0.0010567	1.005	0.9950	116.26	645.0	528.7	0.3545	1.7131
117	390.16	1.8394	0.0010570	0.9754	1.025	117.27	645.4	528.1	0.3571	1.7105

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
118	391.16	1.8995	0.0010585	0.9465	1.056	118.29	645.7	527.4	0.3597	1.7080
119	392.16	1.9612	0.0010594	0.9186	1.089	119.30	646.0	526.7	0.3623	1.7054
120	393.16	2.0245	0.0010603	0.8917	1.121	120.3	646.4	526.1	0.3649	1.7029
121	394.16	2.0895	0.0010612	0.8657	1.155	121.3	646.7	525.4	0.3675	1.7065
122	395.16	2.1561	0.0010621	0.8407	1.189	122.3	647.0	524.7	0.3700	1.6981
123	396.16	2.2245	0.0010630	0.8164	1.225	123.4	647.5	524.1	0.3726	1.6954
124	397.16	2.2947	0.0010640	0.7930	1.261	124.4	647.8	523.4	0.3751	1.6930
125	398.16	2.3666	0.0010649	0.7704	1.298	125.4	648.1	522.7	0.3777	1.6905
126	399.16	2.4404	0.0010658	0.7486	1.336	126.4	648.4	522.0	0.3803	1.6880
127	400.16	2.5160	0.0010668	0.7276	1.374	127.4	648.8	521.4	0.3828	1.6856
128	401.16	2.5935	0.0010677	0.7074	1.414	128.4	649.1	520.7	0.3854	1.6832
129	402.16	2.6730	0.0010687	0.6880	1.453	129.5	649.5	520.0	0.3879	1.6803
130	403.16	2.7544	0.0010697	0.6683	1.496	130.5	649.8	519.3	0.3904	1.6784
131	404.16	2.8378	0.0010707	0.6499	1.539	131.5	650.1	518.6	0.3929	1.6760
132	405.16	2.9233	0.0010717	0.6321	1.582	132.5	650.4	517.9	0.3954	1.6737
133	406.16	3.011	0.0010727	0.6148	1.626	133.5	650.7	517.2	0.3979	1.6713
134	407.16	3.101	0.0010737	0.5981	1.672	134.6	651.1	516.5	0.4004	1.6690
135	408.16	3.192	0.0010747	0.5820	1.718	135.6	651.4	515.8	0.4029	1.6667
136	409.16	3.286	0.0010757	0.5664	1.765	136.6	651.7	515.1	0.4054	1.6644
137	410.16	3.382	0.0010767	0.5512	1.814	137.6	652.0	514.4	0.4079	1.6621
138	411.16	3.481	0.0010777	0.5366	1.864	138.7	652.4	513.7	0.4104	1.6598
139	412.16	3.582	0.0010788	0.5224	1.914	139.7	652.7	513.0	0.4129	1.6575
140	413.16	3.685	0.0010798	0.5037	1.966	140.7	653.0	512.3	0.4154	1.6553
141	414.16	3.790	0.0010808	0.4953	2.019	141.7	653.3	511.6	0.4179	1.6531
142	415.16	3.898	0.0010819	0.4824	2.073	142.8	653.7	510.9	0.4203	1.6508
143	416.16	4.009	0.0010829	0.4699	2.128	143.8	654.0	510.2	0.4228	1.6486
144	417.16	4.121	0.0010840	0.4579	2.184	144.8	654.2	509.4	0.4252	1.6464
145	418.16	4.237	0.0010851	0.4461	2.242	145.8	654.5	508.7	0.4277	1.6442
146	419.16	4.355	0.0010862	0.4347	2.300	146.9	654.8	507.9	0.4301	1.6420
147	420.16	4.476	0.0010873	0.4237	2.360	147.9	655.1	507.2	0.4326	1.6398
148	421.16	4.599	0.0010884	0.4130	2.421	148.9	655.4	506.5	0.4350	1.6376
149	422.16	4.725	0.0010895	0.4026	2.484	150.0	655.7	505.7	0.4375	1.6355
150	423.16	4.854	0.0010906	0.3926	2.547	151.0	656.0	505.0	0.4399	1.6333
151	424.16	4.985	0.0010917	0.3828	2.612	152.0	656.3	504.3	0.4423	1.6311
152	425.16	5.119	0.0010928	0.3733	2.679	153.1	656.7	503.6	0.4448	1.6290

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
153	426.16	5.257	0.0010939	0.3641	2.746	154.1	657.0	502.9	0.4472	1.6269
154	427.16	5.397	0.0010950	0.3552	2.815	155.1	657.2	502.1	0.4496	1.6248
155	428.16	5.540	0.0010962	0.3466	2.885	156.2	657.5	501.3	0.4520	1.6227
156	429.16	5.636	0.0010974	0.3381	2.958	157.2	657.7	500.5	0.4544	1.6207
157	430.16	5.836	0.0010986	0.3299	3.030	158.2	657.9	499.7	0.4568	1.6186
158	431.16	5.988	0.0010998	0.3220	3.106	159.3	658.2	498.9	0.4592	1.6165
159	432.16	6.144	0.0011009	0.3143	3.182	160.3	658.4	498.1	0.4616	1.6145
160	433.16	6.302	0.0011021	0.3068	3.258	161.3	658.7	497.4	0.4640	1.6124
161	434.16	6.464	0.0011033	0.2996	3.338	162.4	659.0	496.6	0.4664	1.6103
162	435.16	6.630	0.0011044	0.2925	3.419	163.4	659.2	495.8	0.4688	1.6083
163	436.16	6.798	0.0011056	0.2856	3.500	164.5	659.5	495.0	0.4712	1.6062
164	437.16	6.970	0.0011069	0.2790	3.584	165.5	659.7	494.2	0.4735	1.6042
165	438.16	7.146	0.0011081	0.2725	3.670	166.5	660.0	493.5	0.4759	1.6022
166	439.16	7.325	0.0011094	0.2662	3.757	167.6	660.3	492.7	0.4783	1.6002
167	440.16	7.507	0.0011106	0.2600	3.846	168.6	660.5	491.9	0.4806	1.5983
168	441.16	7.693	0.0011119	0.2541	3.935	169.7	660.8	491.1	0.4830	1.5963
169	442.16	7.883	0.0011131	0.2483	4.027	170.7	661.0	490.3	0.4853	1.5943
170	443.16	8.076	0.0011144	0.2426	4.122	171.8	661.3	489.5	0.4877	1.5923
171	444.16	8.274	0.0011156	0.2371	4.218	172.8	661.5	488.7	0.4900	1.5903
172	445.16	8.475	0.0011169	0.2318	4.314	173.9	661.8	487.9	0.4924	1.5883
173	446.16	8.679	0.0011182	0.2266	4.413	174.9	662.0	487.1	0.4947	1.5864
174	447.16	8.888	0.0011195	0.2215	4.515	176.0	662.3	486.3	0.4971	1.5844
175	448.16	9.101	0.0011208	0.2166	4.617	177.0	662.4	485.4	0.4994	1.5825
176	449.16	9.317	0.0011221	0.2118	4.721	178.1	662.7	484.4	0.5017	1.5806
177	450.16	9.538	0.0011234	0.2071	4.829	179.1	662.9	483.8	0.5040	1.5787
178	451.16	9.763	0.0011248	0.2026	4.936	180.2	663.2	483.0	0.5064	1.5768
179	452.16	9.992	0.0011281	0.1982	5.045	181.2	663.4	482.2	0.5087	1.5749
180	453.16	10.225	0.0011275	0.1939	5.157	182.3	663.6	481.3	0.5110	1.5730
181	454.16	10.462	0.0011289	0.1897	5.271	183.3	663.7	480.4	0.5133	1.5711
182	455.16	10.703	0.0011303	0.1856	5.388	184.4	663.9	479.5	0.5156	1.5692
183	456.16	10.950	0.0011316	0.1816	5.507	185.4	664.0	478.6	0.5179	1.5674
184	457.16	11.201	0.0011330	0.1777	5.627	186.5	664.3	477.8	0.5202	1.5655
185	458.16	11.456	0.0011344	0.1739	5.750	187.6	664.6	476.0	0.5225	1.5636
186	459.16	11.715	0.0011358	0.1702	5.875	188.6	664.7	476.1	0.5248	1.5617
187	460.16	11.979	0.0011372	0.1666	6.002	189.7	664.9	475.2	0.5271	1.5598

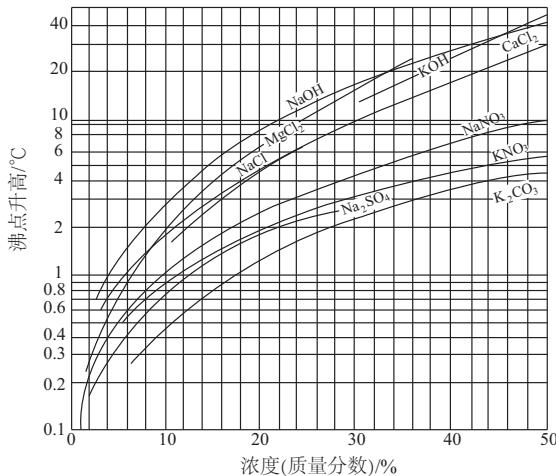
续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
188	461.16	12.248	0.0011386	0.1631	6.131	190.7	665.0	474.3	0.5294	1.5580
189	462.16	12.522	0.0011401	0.1597	6.262	191.8	665.2	473.4	0.5317	1.5561
190	463.16	12.800	0.0011415	0.1564	6.394	192.9	665.5	472.6	0.534	1.5543
191	464.16	13.083	0.0011430	0.1531	6.532	193.9	665.6	471.7	0.5363	1.5525
192	465.16	13.371	0.0011430	0.1499	6.671	195.0	665.8	470.8	0.5386	1.5503
193	466.16	13.664	0.0011459	0.1468	6.812	196.1	666.0	469.9	0.5408	1.5488
194	467.16	13.962	0.0011474	0.1438	6.954	197.2	666.2	469.0	0.5431	1.5470
195	468.16	14.265	0.0011489	0.1409	7.097	198.2	666.3	468.1	0.5454	1.5452
196	469.16	14.573	0.0011504	0.1380	7.246	199.3	666.5	467.2	0.5477	1.5434
197	470.16	14.886	0.0011519	0.1352	7.396	200.4	666.7	466.3	0.5499	1.5416
198	471.16	15.204	0.0011534	0.1325	7.547	201.4	666.8	465.4	0.5522	1.5398
199	472.16	15.528	0.0011550	0.1298	7.704	202.5	667.0	464.5	0.5545	1.5380
200	473.16	15.857	0.0011565	0.1272	7.862	203.6	667.1	463.5	0.5567	1.5362
201	474.16	16.192	0.0011581	0.1246	8.026	204.7	667.2	462.5	0.5589	1.5344
202	475.16	16.532	0.0011596	0.1222	8.183	205.7	667.3	461.5	0.5612	1.5326
203	476.16	16.877	0.0011612	0.1197	8.354	206.8	667.4	460.6	0.5634	1.5309
204	477.16	17.228	0.0011628	0.1174	8.518	207.9	667.6	459.7	0.5657	1.5291
205	478.16	17.585	0.0011644	0.1151	8.688	209.0	667.7	458.7	0.5679	1.5273
206	479.16	17.948	0.0011660	0.1128	8.865	210.1	667.9	457.8	0.5701	1.5255
207	480.16	18.316	0.0011676	0.1106	9.042	211.2	668.0	456.8	0.5724	1.5238
208	481.16	18.690	0.0011693	0.1084	9.225	212.3	668.1	455.8	0.5746	1.5220
209	482.16	19.070	0.0011709	0.1063	9.407	213.3	668.2	454.8	0.5769	1.5202
210	483.16	19.456	0.0011726	0.1043	9.588	214.4	668.3	453.9	0.5791	1.5185
211	484.16	19.848	0.0011743	0.1023	9.775	215.5	668.4	452.9	0.5814	1.5168
212	485.16	20.243	0.0011760	0.1003	9.970	216.6	668.5	451.9	0.5836	1.5150
213	486.16	20.651	0.0011778	0.09836	10.170	217.7	668.6	450.9	0.5858	1.5133
214	487.16	21.061	0.0011795	0.09649	10.360	218.8	668.7	449.9	0.5881	1.5115
215	488.16	21.477	0.0011812	0.09465	10.560	219.9	668.8	448.9	0.5903	1.5098
216	489.16	21.901	0.0011829	0.09285	10.770	221.0	668.9	447.9	0.5925	1.5081
217	490.16	22.331	0.0011846	0.09110	10.980	222.1	669.0	446.9	0.5947	1.5063
218	491.16	22.767	0.0011864	0.08938	11.190	223.2	669.1	445.9	0.5970	1.5046
219	492.16	23.209	0.0011882	0.08770	11.400	224.3	669.1	444.8	0.5992	1.5028
220	493.16	23.659	0.0011900	0.08606	11.620	225.4	669.1	443.7	0.6014	1.5011
221	494.16	24.115	0.0011918	0.08446	11.840	226.5	669.2	442.7	0.6034	1.4994
222	495.16	24.577	0.0011937	0.08288	12.060	227.6	669.3	441.7	0.6058	1.4977

续表

温度/℃	温度/K	压力/(kgf/cm ²)	饱和水的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的比体积/(m ³ /kg)	干饱和水蒸气的密度/(kg/m ³)	饱和水的焓/(kcal/kg)	干饱和水蒸气的焓/(kcal/kg)	汽化潜热/(kcal/kg)	饱和水的熵/[kcal/(kg·℃)]	干饱和水蒸气的熵/[kcal/(kg·℃)]
223	496.16	25.047	0.0011955	0.08135	12.290	228.7	669.3	440.6	0.6080	1.4959
224	497.16	25.523	0.0011973	0.07984	12.520	229.8	669.3	439.5	0.6102	1.4942
225	498.16	26.007	0.0011992	0.07837	12.760	230.9	669.3	438.4	0.6124	1.4925

注: $1\text{kgf/cm}^2 = 0.0980665\text{MPa} \approx 0.1\text{MPa}$, $1\text{kcal/kg} = 4.187\text{kg}$ 。

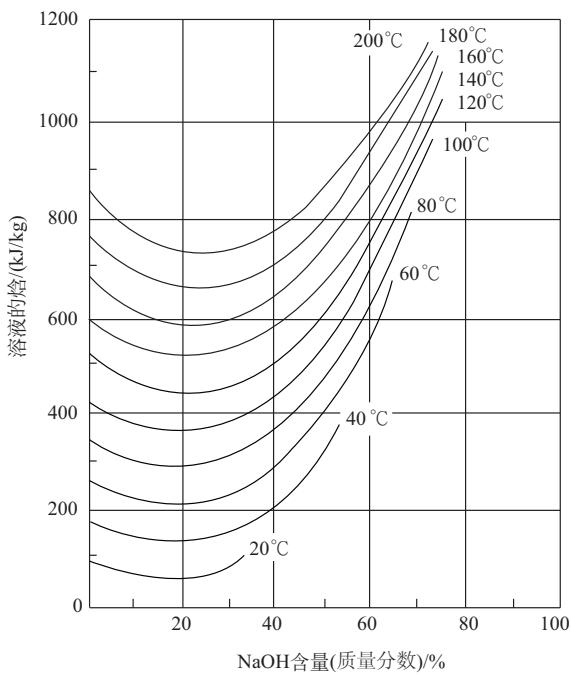


附图 1 101.33kPa 下溶液的温差损失与浓度之间的关系曲线

附表 13 不同温度下无机水溶液的浓度

溶液	温度/℃	101	102	103	104	105	107	110	115	120	125	140	160
		溶液浓度(质量分数)%											
CaCl ₂	5.66	10.31	14.16	17.36	20.00	24.24	29.33	35.68	40.83	45.80	57.89	68.94	
KOH	4.49	8.51	11.96	14.82	17.01	20.88	25.65	31.97	36.51	40.23	48.05	54.89	
KCl	8.42	14.31	18.96	23.02	26.57	32.62							(近于108.5℃)
K ₂ CO ₃	10.31	18.37	24.20	28.57	32.24	37.69	43.97	50.86	56.04	60.40	66.94		
KNO ₃	13.19	23.66	32.23	39.20	45.10	54.65	65.34	79.53					
MgCl ₂	4.67	8.42	11.66	14.31	16.59	20.23	24.41	29.48	33.07	36.02	38.61		
MgSO ₄	14.31	22.78	28.31	32.23	35.32	42.86							(近于108℃)
NaOH	4.12	7.40	10.15	12.51	14.53	18.32	23.08	26.21	33.77	37.58	48.32	60.13	
NaCl	6.19	11.03	14.67	17.69	20.32	25.09	28.92						
NaNO ₃	8.26	15.61	21.87	27.58	32.45	40.77	49.87	60.94	68.94				
Na ₂ SO ₄	15.26	24.81	30.73	31.83									(近于103.2℃)
Na ₂ CO ₃	9.42	17.22	23.72	29.18	33.66								
CuSO ₄	26.94	39.98	40.83	44.47	45.12								(近于104.2℃)
ZnSO ₄	20.00	31.22	37.89	42.92	46.15								
NH ₄ NO ₃	9.09	16.66	23.08	29.08	34.21	42.52	51.92	63.24	71.26	77.11	87.09	93.20	
NH ₄ Cl	6.10	11.35	15.96	19.80	22.89	28.37	35.98	46.94					
(NH ₄) ₂ SO ₄	13.31	23.41	30.65	36.71	41.79	49.73	49.77	53.55					(近于108.2℃)

注: 括号内的指饱和溶液。



附图 2 不同温度下 NaOH 水溶液的焓与浓度之间的关系曲线

参考文献

- [1] 基础化学工程编写组. 基础化学工程 [M]. 上海: 上海科学技术出版社, 1984.
- [2] 中国石化集团上海工程有限公司编. 化工工艺设计手册 (上) [M]. 北京: 化学工业出版社, 2008.
- [3] 夏青, 陈常贵主编. 化工原理 (上) [M]. 天津: 天津科学技术出版社, 2005.
- [4] 无锡轻工业学院, 天津轻工业学院编. 食品工厂机械与设备 [M]. 北京: 轻工业出版社, 1981.
- [5] 马晓迅, 夏素兰, 曾庆荣主编. 化工原理 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2010.
- [6] 化工机械编辑委员会. 化工机械手册 [M]. 天津: 天津大学出版社, 1992.
- [7] 杜朋编译. 果蔬汁饮料工艺学 [M]. 北京: 农业出版社, 1992.
- [8] 乳品工业手册编写组编. 乳品工业手册 [M]. 北京: 轻工业出版社, 1987.
- [9] 袁一主编. 化学工程师手册 [M]. 北京: 机械工业出版社, 1987.
- [10] 姚玉瑛, 陈常贵, 柴诚敬编. 化工原理 [M]. 天津: 天津大学出版社, 1996.
- [11] 机械工程手册, 电机工程手册编辑委员会编. 机械工程手册 [M]. 北京: 机械工业出版社, 1982.
- [12] 赵锦全编. 化工过程及设备 [M]. 北京: 化学工业出版社, 1985.
- [13] 无锡轻工业学院, 天津轻工业学院合编. 食品工程原理 (下) [M]. 北京: 轻工业出版社, 1987.
- [14] [日] 林弘通著. 乳粉制造工程学 [M]. 陶云章译. 北京: 轻工业出版社, 1987.
- [15] 刘振义, 陆跃武, 徐饶润. 布膜装置的研究 [J]. 中国乳品工业, 1992, 20 (1): 16-17.
- [16] 刘殿宇. 板式降膜蒸发器在胶原蛋白生产中的设计研究 [J]. 医药工程设计, 2012, 33 (1): 62-64.
- [17] 刘殿宇. 影响蒸发器使用的几个因素 [J]. 发酵科技通讯, 2008, 37 (4): 46-47.
- [18] 刘殿宇. 利用末效二次蒸汽进行预热的节能效果及意义 [J]. 中国奶牛, 2012, (7): 40-41.
- [19] 刘殿宇. 三效蒸发器在谷氨酸二次母液上的应用 [J]. 发酵科技通讯, 2006, 35 (2): 45-46.
- [20] 刘殿宇. 热泵在蒸发器中的应用效果及注意事项 [J]. 化工设备与管道, 2011, 48 (2): 2-3.
- [21] 刘殿宇. 单效降膜式蒸发器在液态奶生产中的设计研究 [J]. 乳业科学与技术, 2010, (7): 167.
- [22] 刘殿宇. 降膜蒸发设备中热泵的设计 [J]. 化工设备与管道, 2001, 38 (1): 43-46.
- [23] 刘殿宇. 防止热敏性物料在降膜式蒸发器中产生结焦的方法 [J]. 中国乳品工业, 2004, 32 (7): 44-46.
- [24] 刘殿宇. 蒸发器杀菌温度的控制研究 [J]. 中国乳品工业, 2005, 33 (3): 45-50.
- [25] 刘殿宇. 用于奶粉生产的多效降膜式蒸发器清洗间隔时间短的原因分析 [J]. 医药工程设计, 2007, 28 (6): 25-27.
- [26] 刘殿宇. 多效降膜蒸发器中各效蒸发面积的调整 [J]. 医药工程设计, 2008, 29 (3): 5-6.
- [27] 刘殿宇. 大型降膜蒸发设备的物料预热及应用 [J]. 化工装备技术, 2003, 24 (4): 17-19.
- [28] 刘殿宇. 多效降膜式蒸发器不同加料及出料方法的比较 [J]. 安徽化工, 2014, (1): 58-62.
- [29] 刘殿宇. 液体分布器的改进及应用 [J]. 现代化工, 2002, 22 (2): 42-45.
- [30] 刘殿宇. 降膜式蒸发器真空系统的改进 [J]. 食品与机械, 2001, (5): 21-22.
- [31] 刘殿宇. 降膜式蒸发器试车的过程及注意事项 [J]. 中国乳品工业, 2001, 29 (1): 47-48.
- [32] 刘殿宇. 用于乙酸乙酯蒸发的单效降膜式蒸发器的设计及应用 [J]. 中国茶叶, 2009, (12): 21-23.
- [33] 刘殿宇. 多效降膜蒸发器不同加料方法及出料方法的比较及其意义 [J]. 化工与医药工程, 2014, 35 (2): 50-54.
- [34] 刘殿宇. 升膜式蒸发器与降膜式蒸发器的比较 [J]. 发酵科技通讯, 2014, 43 (2): 53-55.
- [35] 刘殿宇. 多效降膜式蒸发器换热面积分配原则 [J]. 饮料工业, 2014, 17 (11): 48-52.
- [36] QB/T 1163—2000《降膜式蒸发器》.
- [37] GB 151—2012《管壳式换热器》.
- [38] GB 150—2011《压力容器》.

Design and Application of
the Falling Film Evaporator

降膜式蒸发器 设计及应用

ISBN 978-7-122-25159-6



9 787122 251596 >



www.cip.com.cn

读科技图书 上化工社网

销售分类建议：化工/机械

定价：78.00元