

第9篇 蒸 发

主稿、编写人 胡修慈 河北工学院 教授
编写人 董伟志 河北工学院 副教授

符号说明	9-2	3.3.1 长管自然循环蒸发器	9-23
1 概述	9-2	3.3.2 升膜蒸发器	9-23
2 蒸发装置的类型与所需能耗	9-3	3.3.3 降膜蒸发器	9-23
2.1 单效蒸发	9-3	3.3.4 长管立式蒸发器的应用	9-23
2.1.1 单效真空蒸发	9-3	3.4 强制循环蒸发器	9-23
2.1.2 溶液的沸点升高	9-4	3.5 板式蒸发器	9-24
2.1.3 连续蒸发	9-4	3.5.1 螺旋板蒸发器	9-24
2.1.4 传热面积与有效温差	9-4	3.5.2 充胀板式加热元件	9-24
2.1.5 分批蒸发	9-6	3.6 刮膜蒸发器	9-24
2.2 多效蒸发	9-6	3.7 直接加热蒸发器	9-25
2.2.1 并流(顺流)加料流程	9-7	3.8 蒸发器的选型	9-26
2.2.2 逆流加料流程	9-7	3.8.1 选型考虑的因素	9-26
2.2.3 其他流程	9-7	3.8.2 蒸发设备选型表	9-26
2.2.4 多效蒸发的计算	9-8	3.8.3 有关选型的说明	9-26
2.3 热泵蒸发	9-11	4 蒸发器的设计	9-27
2.3.1 蒸汽喷射热泵(热力喷射泵)	9-11	4.1 加热装置	9-27
2.3.2 机械压缩式热泵	9-13	4.1.1 料液侧的传热膜系数	9-27
2.4 减压闪蒸	9-16	4.1.2 加热器的传热系数	9-29
2.4.1 多级闪蒸器	9-16	4.2 蒸发器的加料	9-29
2.5 蒸发系统的热能利用	9-18	4.3 汽液分离	9-30
2.5.1 料液的分级预热	9-18	4.4 存液容积	9-31
2.5.2 浓缩液热量的利用	9-18	4.5 含盐悬浮液的排出	9-31
2.5.3 冷凝液热量的利用	9-18	4.6 不凝气的排除	9-32
2.5.4 额外蒸汽的利用	9-18	4.7 蒸汽进口与凝液出口	9-33
2.6 蒸发系统的优化	9-19	5 蒸发系统及其操作特点	9-34
3 蒸发器的类型与选择	9-19	5.1 蒸发系统的组成	9-34
3.1 夹套釜式蒸发器	9-20	5.2 直接式冷凝器	9-35
3.2 立式短管蒸发器	9-20	5.2.1 多孔板冷凝器的结构	9-35
3.2.1 中央循环管蒸发器	9-20	5.2.2 多孔板冷凝器的设计计算	9-35
3.2.2 悬筐蒸发器	9-21	5.3 压缩机与真空泵的选择	9-37
3.2.3 带搅拌的中央循环管蒸发器	9-21	5.3.1 蒸汽压缩机的选择	9-37
3.2.4 立式短管蒸发器的应用	9-21	5.3.2 真空泵的选择	9-39
3.3 立式长管蒸发器	9-22	5.4 蒸发系统操作中的问题	9-40

5.4.1 蒸汽经济性过低	9-40
5.4.2 传热系数过低	9-40
5.4.3 过量的雾沫夹带	9-40
5.4.4 清洗周期过短	9-40
一般参考文献	9-41
参考文献	9-41

符号说明

A	传热面积	m^2
C	与表观液面百分比有关的系数	
c	溶液比热容	$kJ/(kg \cdot K)$
c^*	水的比热容	$kJ/(kg \cdot K)$
COP	热泵的供热系数	
D	加热蒸汽量	kg/h
	或加热管直径	m
E	额外蒸汽量	kg/h
F	加料量	kg/h
G	冷却水量	kg/h
	或真空泵的排气量	kg/h
h	表观液面百分比;或多孔板堰高	m
h_i	各效中浓缩溶液的焓	kJ/kg
h_o	料液的焓	kJ/kg
h^*	蒸汽凝液的焓	kJ/kg
H	加热蒸汽的焓	kJ/kg
H'	二次蒸汽的焓	kJ/kg
K	传热系数	$kJ/(m^2 \cdot s \cdot K)$
K_v	雾沫携带因子	
l	管长	m
n	孔数	
p_o	加热蒸汽压力	MPa
p_i	各效蒸发压力	MPa
Q	传递热量	kJ/h
Q'_i	各效蒸发器的热损失	kJ/h
q	热负荷	W/m^2
R	污垢系数	$(m^2 \cdot K)/kW$
r	水的蒸发潜热	kJ/kg
T	温度	K
T_i	各效加热蒸汽温度	$^{\circ}C$
t_i	各效沸腾温度	$^{\circ}C$
Δt	有效传热温差	$^{\circ}C$
Δt_{eff}	总有效传热温差	$^{\circ}C$
Δt_w	加热壁与沸腾溶液的温差	$^{\circ}C$
U	表观流速	m/s
U_v	二次蒸汽速度	m/s

V	真空泵的吸入体积	m^3/h
W	蒸发量	kg/h
	或比功	kJ/kg
x_o	初始浓度	
x_i	各效终了浓度	
α_i	各效传热膜系数	$kJ/(m^2 \cdot s \cdot K)$
α	蒸发系数	
β	自蒸发系数	
Δ'	沸点上升	$^{\circ}C$
Δ''	静压引起的温差损失	$^{\circ}C$
δ	加热管壁厚	m
η	热利用系数;或效率	
θ	蒸汽冷凝温度与溶液沸腾温度之差	$^{\circ}C$
λ	导热系数	$kJ/(m \cdot s \cdot K)$
μ	溶液的动力粘度	$kg/(m \cdot s)$
σ	表面张力	N/m
ρ	密度	kg/m^3

上标

* 水的

下标

0	初始值
1, 2, ..., i	各效值
k	末效值
o, i	管外,管内
S	等熵
C	压缩机
T	汽轮机
m	机械的
L	液体
V	蒸汽

1 概述

蒸发是浓缩溶液的单元操作。溶液包括溶剂与被溶解的固体物质(叫溶质)。溶剂通常是可挥发的,而大多数溶质的蒸气压趋近于零,是不能挥发的。因此可以在沸腾状态下,用汽化溶剂的办法,使溶液浓缩,这就是蒸发过程。在工业中所遇到的大多数溶液以水为溶剂,汽化所得的水蒸气,除了用作加热介质、回收其热量外,一般不回收使用。但也有些非水溶剂的蒸气是要回收来循环使用的。

蒸发也可以用于饱和溶液或悬浮液的浓缩,这时要注意结晶析出时加热面的结垢问题。

第9篇 蒸 发

主稿、编写人 胡修慈 河北工学院 教授
编写人 董伟志 河北工学院 副教授

符号说明	9-2	3.3.1 长管自然循环蒸发器	9-23
1 概述	9-2	3.3.2 升膜蒸发器	9-23
2 蒸发装置的类型与所需能耗	9-3	3.3.3 降膜蒸发器	9-23
2.1 单效蒸发	9-3	3.3.4 长管立式蒸发器的应用	9-23
2.1.1 单效真空蒸发	9-3	3.4 强制循环蒸发器	9-23
2.1.2 溶液的沸点升高	9-4	3.5 板式蒸发器	9-24
2.1.3 连续蒸发	9-4	3.5.1 螺旋板蒸发器	9-24
2.1.4 传热面积与有效温差	9-4	3.5.2 充胀板式加热元件	9-24
2.1.5 分批蒸发	9-6	3.6 刮膜蒸发器	9-24
2.2 多效蒸发	9-6	3.7 直接加热蒸发器	9-25
2.2.1 并流(顺流)加料流程	9-7	3.8 蒸发器的选型	9-26
2.2.2 逆流加料流程	9-7	3.8.1 选型考虑的因素	9-26
2.2.3 其他流程	9-7	3.8.2 蒸发设备选型表	9-26
2.2.4 多效蒸发的计算	9-8	3.8.3 有关选型的说明	9-26
2.3 热泵蒸发	9-11	4 蒸发器的设计	9-27
2.3.1 蒸汽喷射热泵(热力喷射泵)	9-11	4.1 加热装置	9-27
2.3.2 机械压缩式热泵	9-13	4.1.1 料液侧的传热膜系数	9-27
2.4 减压闪蒸	9-16	4.1.2 加热器的传热系数	9-29
2.4.1 多级闪蒸器	9-16	4.2 蒸发器的加料	9-29
2.5 蒸发系统的热能利用	9-18	4.3 汽液分离	9-30
2.5.1 料液的分级预热	9-18	4.4 存液容积	9-31
2.5.2 浓缩液热量的利用	9-18	4.5 含盐悬浮液的排出	9-31
2.5.3 冷凝液热量的利用	9-18	4.6 不凝气的排除	9-32
2.5.4 额外蒸汽的利用	9-18	4.7 蒸汽进口与凝液出口	9-33
2.6 蒸发系统的优化	9-19	5 蒸发系统及其操作特点	9-34
3 蒸发器的类型与选择	9-19	5.1 蒸发系统的组成	9-34
3.1 夹套釜式蒸发器	9-20	5.2 直接式冷凝器	9-35
3.2 立式短管蒸发器	9-20	5.2.1 多孔板冷凝器的结构	9-35
3.2.1 中央循环管蒸发器	9-20	5.2.2 多孔板冷凝器的设计计算	9-35
3.2.2 悬筐蒸发器	9-21	5.3 压缩机与真空泵的选择	9-37
3.2.3 带搅拌的中央循环管蒸发器	9-21	5.3.1 蒸汽压缩机的选择	9-37
3.2.4 立式短管蒸发器的应用	9-21	5.3.2 真空泵的选择	9-39
3.3 立式长管蒸发器	9-22	5.4 蒸发系统操作中的问题	9-40

5.4.1 蒸汽经济性过低	9-40
5.4.2 传热系数过低	9-40
5.4.3 过量的雾沫夹带	9-40
5.4.4 清洗周期过短	9-40
一般参考文献	9-41
参考文献	9-41

符号说明

A	传热面积	m^2
C	与表观液面百分比有关的系数	
c	溶液比热容	$kJ/(kg \cdot K)$
c^*	水的比热容	$kJ/(kg \cdot K)$
COP	热泵的供热系数	
D	加热蒸汽量	kg/h
	或加热管直径	m
E	额外蒸汽量	kg/h
F	加料量	kg/h
G	冷却水量	kg/h
	或真空泵的排气量	kg/h
h	表观液面百分比;或多孔板堰高	m
h_i	各效中浓缩溶液的焓	kJ/kg
h_o	料液的焓	kJ/kg
h^*	蒸汽凝液的焓	kJ/kg
H	加热蒸汽的焓	kJ/kg
H'	二次蒸汽的焓	kJ/kg
K	传热系数	$kJ/(m^2 \cdot s \cdot K)$
K_v	雾沫携带因子	
l	管长	m
n	孔数	
p_o	加热蒸汽压力	MPa
p_i	各效蒸发压力	MPa
Q	传递热量	kJ/h
Q'_i	各效蒸发器的热损失	kJ/h
q	热负荷	W/m^2
R	污垢系数	$(m^2 \cdot K)/kW$
r	水的蒸发潜热	kJ/kg
T	温度	K
T_i	各效加热蒸汽温度	$^{\circ}C$
t_i	各效沸腾温度	$^{\circ}C$
Δt	有效传热温差	$^{\circ}C$
Δt_{eff}	总有效传热温差	$^{\circ}C$
Δt_w	加热壁与沸腾溶液的温差	$^{\circ}C$
U	表观流速	m/s
U_v	二次蒸汽速度	m/s

V	真空泵的吸入体积	m^3/h
W	蒸发量	kg/h
	或比功	kJ/kg
x_o	初始浓度	
x_i	各效终了浓度	
α_i	各效传热膜系数	$kJ/(m^2 \cdot s \cdot K)$
α	蒸发系数	
β	自蒸发系数	
Δ'	沸点上升	$^{\circ}C$
Δ''	静压引起的温差损失	$^{\circ}C$
δ	加热管壁厚	m
η	热利用系数;或效率	
θ	蒸汽冷凝温度与溶液沸腾温度之差	$^{\circ}C$
λ	导热系数	$kJ/(m \cdot s \cdot K)$
μ	溶液的动力粘度	$kg/(m \cdot s)$
σ	表面张力	N/m
ρ	密度	kg/m^3

上标

* 水的

下标

0	初始值
1, 2, ..., i	各效值
k	末效值
o, i	管外,管内
S	等熵
C	压缩机
T	汽轮机
m	机械的
L	液体
V	蒸汽

1 概述

蒸发是浓缩溶液的单元操作。溶液包括溶剂与被溶解的固体物质(叫溶质)。溶剂通常是可挥发的,而大多数溶质的蒸气压趋近于零,是不能挥发的。因此可以在沸腾状态下,用汽化溶剂的办法,使溶液浓缩,这就是蒸发过程。在工业中所遇到的大多数溶液以水为溶剂,汽化所得的水蒸气,除了用作加热介质、回收其热量外,一般不回收使用。但也有些非水溶剂的蒸气是要回收来循环使用的。

蒸发也可以用于饱和溶液或悬浮液的浓缩,这时要注意结晶析出时加热面的结垢问题。

蒸发区别于蒸馏,是在于蒸馏产生的蒸气不是单组分的,要进一步进行分离。而蒸发产生的蒸气基本上是单一物质(大多数情况下是水),不用继续分离,当是水时更不回收。

蒸发区别于干燥,是在于蒸发后的剩余物质是液相的,整个传热过程是对液体进行加热(有时是对固液悬浮液)。而干燥则以对固相加热为主,其最终产品为固相。

蒸发与结晶两种过程很难截然区分。饱和溶液的蒸发必然伴有结晶过程。但结晶过程的目的往往是为了获得纯净、颗粒均匀的固体,而蒸发过程的目的则侧重于溶液的浓缩。

蒸发设备属于换热设备,在大部分情况下,用水蒸气为加热介质(通常称之为加热蒸汽,或生蒸汽),通过金属壁间接传热给溶液,溶液受热后使溶剂沸腾汽化,产生的蒸汽(大多数情况下也是水蒸气),叫做二次蒸汽。

蒸发操作有一个特点:溶液中含有不挥发的溶剂,在相同温度下溶液的蒸汽压较纯溶剂的蒸汽压低,因此在相同压力下,溶液的沸点比纯溶剂要高。溶液浓度越大,这种差别越大。因此当加热蒸汽温度一定时,蒸发溶液时的有效传热温差,就比加热纯溶剂时要小。

此外,被蒸发的溶液常具有某些特点,例如有些溶液在浓缩时可能结垢或析出结晶;有些热敏性物料在一定温度下容易分解变质;有些物料具有较大粘度或较强腐蚀性等。如何根据这些特点和物料的特性选择适宜的蒸发方法和适宜的设备型式,也是必需考虑的。

2 蒸发装置的类型与所需能耗

蒸发可以在常压、加压或减压下进行。减压下的蒸发称为真空蒸发。溶液在低于常压条件下其沸点下降,因此可以提高有效的传热温度差。

多效蒸发是把前效产生的二次蒸汽用作后效的加热蒸汽,使热量多次利用,可以比单效蒸发节省能量。

热泵蒸发是把产生的二次蒸汽压缩,提高压力后送回加热室再次用作加热介质,提供溶剂汽化所需的热量。

减压闪蒸是把热溶液送入低压空间,使其在绝热条件下急骤汽化。适宜于回收热溶液的热量,或处理容易在加热面结垢的料液。

2.1 单效蒸发

单效蒸发是最基本的蒸发流程,原料液在蒸发器内被加热汽化,产生的二次蒸汽由蒸发器引出后排空或冷凝,不再次利用。

2.1.1 单效真空蒸发

图 2-1 所示为单效真空蒸发流程。图中 1 为蒸发器

的加热室。加热蒸汽在加热室的管间冷凝,放出的热量通过管壁传给管内溶液。蒸发后的浓缩液由蒸发器底部排出。产生的二次蒸汽在蒸发室 2 与液滴分离后,引到冷凝器 3,与冷却水直接接触而被冷凝,由冷凝器底部排出。二次蒸汽中的不凝性气体经分离器 4 和缓冲罐 5,由真空泵 6 抽出,排入大气。

真空蒸发的优点:

(1) 在减压下溶液的沸点下降,与常压下蒸发相比较,当加热蒸汽压力相同时,蒸发的传热推动力增大,因而可以减少所需的传热面积。

(2) 适宜于处理在较高温度下容易分解、聚合或变质的热敏性物料。

(3) 可以采用低压蒸汽或乏汽做加热介质。

(4) 蒸发器在较低温度下操作,对材料的腐蚀和对外界的热损失都比较小。

真空蒸发的缺点:

(1) 因溶液在较低温度下沸腾,粘度增大,溶液侧的传热膜系数下降。

(2) 需要有造成减压的装置,并消耗一定的能量。

蒸发器的操作可以分批间歇进行,但大多数蒸发过程是稳定和连续的。

如图 2-1 展示的蒸发流程,所产生的二次蒸汽直接冷凝或排空,热量只在单个蒸发器内利用一次,为单效蒸发。为了提高蒸汽的经济性,降低蒸发的单位蒸汽消耗量,把在较高压力下沸腾产生的二次蒸汽,送入另一台在较低压力下操作的蒸发器中,用作该蒸发器的加热蒸汽。如此类推,可以把多个操作压力大小不同,并循序排列的蒸发器串联起来,组成多效,为多效蒸发器组。

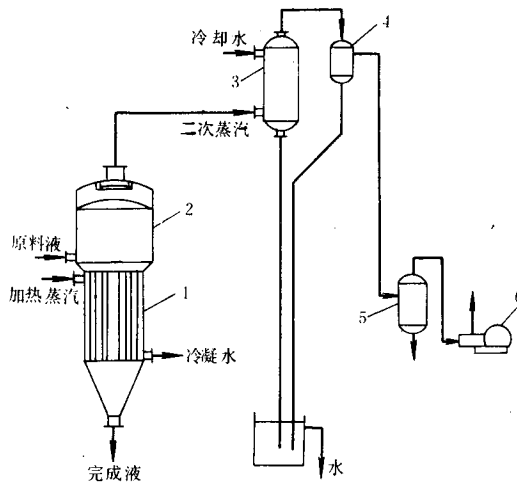
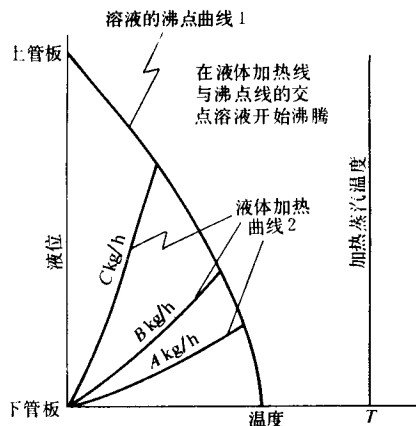


图 2-1 单效真空蒸发流程

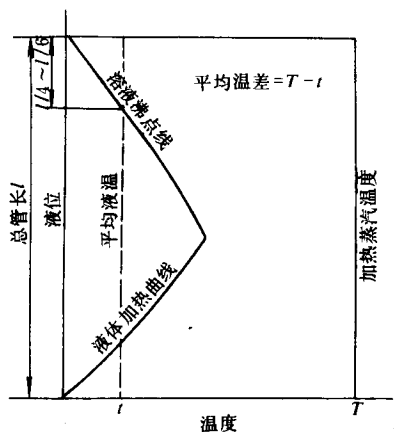
1—加热室; 2—蒸发室; 3—混合冷凝器;
4—分离器; 5—缓冲罐; 6—真空泵

外壁的对流传热膜系数及管壁热阻、积垢热阻各项求出。溶液侧的对流传热膜系数将在 4.1.1 中专门讨论。 Δt 为有效传热温差, 为加热蒸汽温度与溶液实际温度之差。

在 2.1.2^[6]中已经指出, 在蒸发室的汽液分界面上, 溶液的沸腾温度为 t_i , 但低于液面的料液的沸点, 由于还承受了上面液柱的静压, 比界面上的沸点还要高一些。由液柱静压引起的沸点升高值 Δ' , 既随液柱的增加而加大, 亦随二次蒸汽压力的降低而加大, 在真空蒸发条件下有时可高达 20~30 度。



a. 加热线与沸腾线



b. 有效平均传热温差

图 2-4 自然循环蒸发器的传热温度分布

图 2-4 可用来描述加热室中的传热过程。图 2-4a 中的曲线是描述不同深度下溶液的沸点线, 循环料液返回加热室底部的温度等于二次蒸汽压力下液面的饱和温度, 它低于由液柱静压引起的沸腾温度, 因此在加热室

下部形成了一个无相变加热区, 该区的高度取决于传热速率、静压头和溶液的循环速度 (图中的 A、B、C 线各表示从小到大不同的循环速度)。一旦液体被加热到它的沸点, 就进入沸腾区。沸腾后形成的汽液两相混合物改变了液柱静压力, 又对沸点线 1 的斜率产生影响。一般说来, 沸腾传热比无相变传热的传递速率高很多, 在处理很少结垢的料液时, 从增强传热的角度考虑, 要尽量使管子的大部分处在沸腾区操作。

静液柱引起的沸点上升 Δ' , 使溶液的沸点线 1 沿管长而变化。在无相变加热区, 液体的温度沿管长上升, 直到与线 1 相交的沸腾温度。所以溶液在管内上升时的实际温度有一最高值 (见图 2-4b)。只有知道这一温度分布曲线, 才能精确计算平均有效传热温差。作为粗略估计, 当总液位高度为 l 时, 可按液面下 $l/5$ 处的溶液沸腾温度, 作为溶液的平均温度 t_i 来计算。这比一般^[1~3]的推荐值“液下 $l/2$ 处”更接近实际。这样, 求取溶液平均温度的饱和压力 p' , 将由下式给出:

$$p' = p + \Delta p = p + \frac{1}{5} l \rho g$$

用 p' 下的水的饱和温度 t_m 与该效料液浓度 x , 按图 2-2 查得沸点升高值 Δ' 之后, 再按式 (2-1a) 求得的温度 t_i , 才是溶液的平均温度。

$$t_i = t_m + \Delta' \quad (2-1a)$$

例 1 计算蒸发烧碱溶液的单效蒸发器。其生产能力为 15t/h, 连续操作。进入装置的稀碱液 52.5 t/h, 温度 $t_0 = 80^\circ\text{C}$, 浓度 $x_0 = 28\%$ 。要求浓缩到 $x = 40\%$ 。加热蒸汽压力 $p = 0.25\text{MPa}$ (绝), 其饱和温度 $t_s = 127.2^\circ\text{C}$, 蒸发空间的绝对压力为 0.02MPa。已知传热系数 $K = 1300\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, 采用蒸发器的液层总高度为 2.5m。求蒸汽消耗量及蒸发器所需的加热面积。

解: (一) 蒸发水量 W , 根据式 (2-3)

$$\begin{aligned} W &= F \left(1 - \frac{x_0}{x}\right) = 52500 \left(1 - \frac{28}{40}\right) \\ &= 15750\text{kg/h} = 4.38\text{kg/s} \end{aligned}$$

(二) 有效传热温差 Δt

(1) 在 0.02MPa 绝压下, 水的沸点 $t_0 = 60^\circ\text{C}$ 。循环型蒸发器, 在连续操作时, 器内的溶液浓度接近终了浓度 $x = 40\%$, 查得该浓度下的溶液密度 $\rho = 1420\text{kg}/\text{m}^3$, 则在液面下 $l/5$ 处的压力 p' 为:

$$\begin{aligned} p' &= p + \frac{l}{5} \rho g \\ &= 0.02 \times 10^6 + \frac{2.5}{5} \times 1420 \times 9.81 \\ &= 26970\text{Pa} = 0.027\text{MPa} \end{aligned}$$

查得该压力下水的沸点为 66°C 。

(2) 由图 2-2 查得浓度为 40% 的 NaOH 溶液, 当处

于水的沸点为 66℃ 的压力下时, 其沸点升高 $\Delta' = 24.5^\circ\text{C}$, 因此根据式 (2-1a), 溶液的平均温度:

$$t_1 = t_m + \Delta' = 66 + 24.5 = 90.5^\circ\text{C}$$

有效传热温差:

$$\Delta t = T_1 - t_1 = 127.2 - 90.5 = 36.7^\circ\text{C}$$

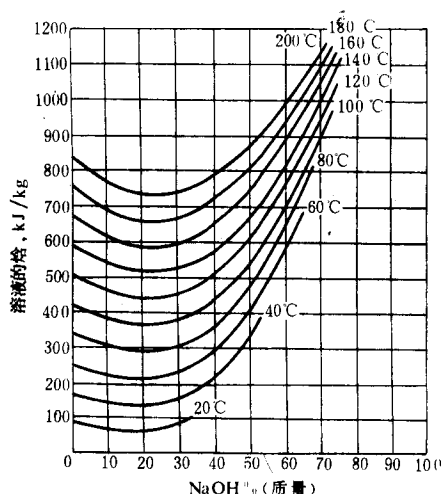


图 2-5 氢氧化钠水溶液的焓浓图^[2]

(3) 加热蒸汽量 D 。由热量平衡式 (2-3) 得出:

$$D = \frac{W(H' - h_0) + F(h_1 - h_0) + Q_i}{H - h^*}$$

在 0.02MPa 下的水蒸气 $H' = 2605\text{kJ/kg}$; 2.5MPa 下的水的汽化热 $(H - h^*) = 2185\text{kJ/kg}$; 由图 2-5 查得 90.5°C 、40% NaOH 的 $h_1 = 400\text{kJ/kg}$, 80°C 、28% NaOH 溶液的 $h_0 = 300\text{kJ/kg}$, 设热损失为全部热负荷的 3%, 则得:

$$D = \frac{[15750 \times (2605 - 300) + 52500 \times (400 - 300)] \times 1.03}{2185} = 19660\text{kg/h}$$

(4) 传热面积 A 。根据式 (2-4)、(2-5)

$$A = \frac{D(H - h^*)}{K\Delta t} = \frac{19660 \times 2185 \times 1000}{1300 \times 36.7 \times 3600} = 250\text{m}^2$$

2.1.5 分批蒸发^[13]

连续操作的各项参数如温度、压力、流量、浓度等都是稳定不变的, 易于自动控制。所以大多数工业规模的蒸发装置都是连续操作的。但正如在 2.1.1 节所介绍的, 整个蒸发过程是在最终排出浓度 x_1 下进行的。众所周知, 高浓度溶液的粘度比低浓度的大, 因此其溶液侧的对流传热膜系数较小。而高浓度下溶液又具有较高的

沸点升高值, 导致较小的有效传热温差。所以连续操作实际上是在传热系数小、有效传热温差也小的较差的条件下进行传热。

如果是分批间歇操作, 蒸发器内一次性充满料液, 则蒸发是在初始浓度 x_0 到终了浓度 x_1 的连续变化过程中进行的, 其传热条件也由较好到较差逐渐变化。这当然比稳定操作的从始至终全部过程都在较差条件下进行要好一些。

分批操作的实施方法可分两种:

(1) 一次性加入全部料液, 蒸发到所需浓度后全部排空, 此后再周而复始地进行下一批加料。这需要蒸发器有很大的存液量, 而在浓缩终了时却要保证加热面仍浸没在溶液中, 以免暴露的加热面蒸干结垢。

(2) 在器内料液因蒸发而减少后, 连续或分批补充新鲜料液, 直到蒸发器内全部料液达到所需浓度, 停车排空, 再进行下一批加料。这需要连续调整加料流量, 保持蒸发器液面, 控制比较困难。

此外分批蒸发还需要一定容量的料液储槽与浓缩液储槽, 因此在大中型规模生产中, 多采用连续操作方法。而在小规模生产中, 分批蒸发仍然有其生命力。

分批蒸发的物料平衡计算与连续操作相同, 而其传热计算比较复杂, 因为在蒸浓过程中, 与浓度变化同时, 还引起沸点的变化和传热系数的变化, 所以只能根据所建立的微分方程, 积分求解各时段的传热量与蒸发量。有关计算可参考文献 [3]。

2.2 多效蒸发

在工业生产中要蒸发大量水分, 为了减少加热蒸汽消耗量, 可采用多效蒸发。多效蒸发是将多个蒸发器连接起来的系统, 后一效的操作压力和溶液沸点均较前一效低, 仅在压力最高的第一效加入新鲜的加热蒸汽, 所产生的二次蒸汽作为后一效的加热蒸汽, 也就是后一效的加热室成为前一效二次蒸汽的冷凝器。最末效往往是在真空中操作的, 只有末效的二次蒸汽才用冷却介质冷凝。因此多效蒸发不但明显地减少了加热蒸汽的耗量, 而且也明显地减少了冷却水的耗量。

表 2-1 多效蒸发蒸汽与冷却水的消耗量举例

	单效	双效	三效	四效	五效
单位蒸汽消耗量 ^[6] (D/W) _{min} , kg/kg	1.1	0.57	0.4	0.3	0.27
冷却水消耗量 ^① G/W , kg/kg	13.5	6.75	4.5	3.38	2.7

① 按冷却水允许温升 40°C 计算。

由表 2-1 可以看到, 效数增加, 汽耗量与水耗量同时

下降。但效数要受两方面的限制：

(1) 设备投资与设备折旧费的限制 设备投资几乎与效数成正比增加，而能耗的减少（蒸汽耗量与水耗量的减少）却与效数成弱比例。当因节能而省下的开支不足以补偿设备折旧费的增加时，增加效数就失去经济价值。此外在投资有限时，其效数也受限制。

(2) 温度差的限制 首效的加热蒸汽压力和末效的真空度都有一定限制，所以装置的总温差是一定的。多效蒸发器组的每一效中都有沸点升高引起的温差损失 $\Delta t'$ ，以及其它温差损失。而各效的有效温差与各效的温差损失之和等于总温差，因此各个单效的有效温差就要比总温差小得多。虽然 n 效蒸发器组的总传热面积 n 倍于单效蒸发器，但在相同总温差下，其生产能力却要低于单效蒸发器。

对于图 3-2、3-3、3-5 所示的自然循环蒸发器，当有效温差过小时，不能维持稳定的自然循环，这也限制了效数的增加。

根据加热蒸汽与料液的流向关系，多效蒸发的操作流程可分为多种，下面以三效为例分别加以说明。

2.2.1 并流（顺流）加料流程（图 2-6）

溶液和蒸汽流向相同，都由第一效顺序流到末效。原料液用泵送入第一效，依靠效间的压差，自动流入下一效，浓缩液（或称完成液）自末效（一般是在真空下操作）用泵抽出。这是最常见的流程。因为后一效的压力低，溶液的沸点也低，故溶液从前效进入后一效时，会因过热而自行蒸发，称为闪蒸。因而后一效有可能比前效产生较多的二次蒸汽。但因为后效的溶液浓度比前效高，而操作温度又较低，所以后效的传热系数要比前效低，往往第一效的传热系数比末效要高很多。并流流程适宜处理在高浓度为热敏性的溶液。

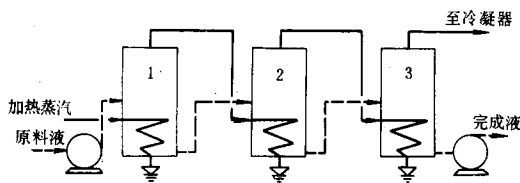


图 2-6 并流加料三效蒸发装置流程图

2.2.2 逆流加料流程（图 2-7）

原料液由末效加入，用泵依次送到前一效，完成液由第一效排出，料液与蒸汽逆向流动。随着溶剂的蒸发、溶液浓度逐渐提高的同时，溶液的蒸发温度也逐效上升，因此各效溶液的粘度比较接近，使各效的传热系数也大致相同。但因为溶液从后一效送到前一效时，液温低于

送入效的沸点，有时需要补充加热，否则产生的二次蒸汽量将逐效减少。一般说来，逆流加料流程宜于处理粘度随温度和浓度变化较大的溶液，而不宜处理热敏性溶液。

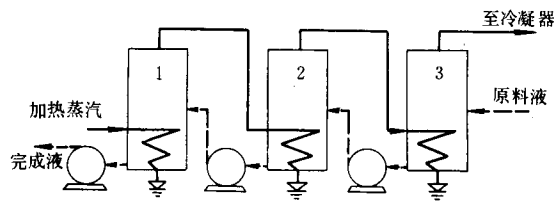


图 2-7 逆流三效蒸发装置流程图

2.2.3 其他流程

(1) 错流加料流程（图 2-8） 亦称混流流程，它是并、逆流流程的结合。例如五效蒸发流程中，蒸汽还是沿 I—II—III—IV—V 效流向，而料液的供料方式，可以采用 III—IV—V—I—II 效或 III—IV—V—II—I 效的循序。错流的特点是兼有并流与逆流的优点而避免其缺点。但操作复杂，要有完善的自控仪表才能实现其稳定操作。我国目前主要用于造纸工业的碱回收系统。

(2) 平流流程（图 2-9） 各效都加入料液，又都引出完成液。此流程用于饱和溶液的蒸发。各效都有结晶析出，可及时分离结晶。此法还可同时浓缩两种或多种水溶液。

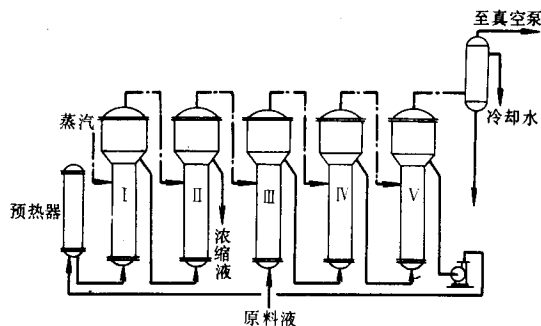


图 2-8 五效错流流程^[4]：III—I V—V—I—II

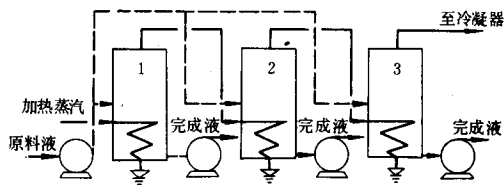


图 2-9 平流加料三效蒸发装置流程图

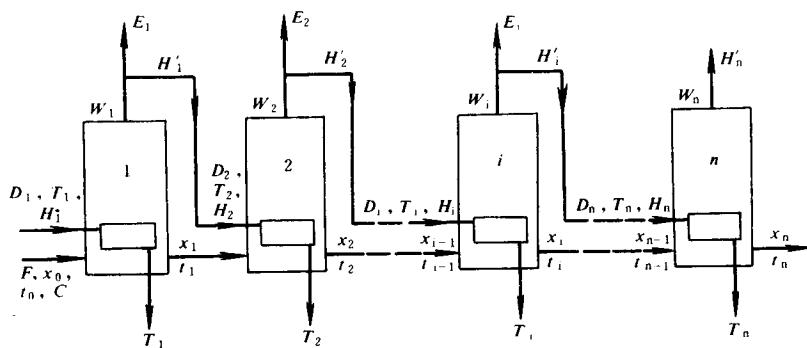


图 2-10 并流加料多效蒸发的物料衡算、热量衡算示意图

W —蒸发水分, kg/h; H' —二次蒸汽的焓, kJ/kg; D —加热蒸汽量, kg/h; H —加热蒸汽的焓, kJ/kg;
 T —加热蒸汽饱和温度, $^{\circ}\text{C}$; E —引出的额外蒸汽量, kg/h; F —料液量, kg/h; x —溶液浓度, 质量%;
 t —溶液温度, $^{\circ}\text{C}$; C —溶液比热, kJ/(kg $\cdot^{\circ}\text{C}$);

下标 1, 2, ..., i , ..., n 表示效数序号

2.2.4 多效蒸发的计算

在稳定操作的多效蒸发中, 已知量包括: ①进料量 F ; ②进料温度 t_0 ; ③进料浓度 x_0 ; ④最终浓缩液浓度 x_n ; ⑤加热蒸汽压力 p_0 ; ⑥冷凝器中 (即末效二次蒸汽) 的压力 p_n 。各效的传热系数 K_i 可引用生产或实验测得的数据, 也可用经验公式估算。

未知量包括: ①水分蒸发量 W ; ②加热蒸汽消耗量 D ; ③各效蒸发器的传热面积 A_i 。此时仍可根据总的以及各效的物料衡算、热量衡算和传热方程建立相互关系。但由于效数多时, 各效的上述诸未知量很多, 相应的关系式也很多, 需要根据经验先给定初值, 进行迭代求解。

(1) 物料衡算和热量衡算 下面以常见的并流流程 (图 2-10) 为例进行讨论。

与单效蒸发相同, 总的蒸发水量仍可按物料平衡式 (2-2) 计算:

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_n} \right); \quad W = \sum_{i=1}^n W_i \quad (2-6)$$

任意效 (第 i 效) 的溶液浓度:

$$x_i = \frac{F x_0}{F - \sum_{j=1}^i W_j} \quad (2-7)$$

根据对任意效 (第 i 效) 的热量平衡, 可得第 i 效的蒸发水量:

$$W_i = [a_i D_i + (F - C \cdot W_1 - \dots - C \cdot W_{i-1}) \beta_i] \eta_i \quad (2-8)$$

式中

$$\alpha_i = \frac{H_i - C \cdot T_i}{H'_i - C \cdot t_i} = \frac{r_i}{r'_i} \quad (2-9)$$

为 i 效的蒸发系数, 考虑加热蒸汽与二次蒸汽蒸发潜热略有差别;

$$\beta_i = \frac{t_{i-1} - t_i}{H'_i - C \cdot t_i} = \frac{t_{i-1} - t_i}{r'_i} \quad (2-10)$$

为 i 效的自蒸发系数, 是并流加料流程所特有的系数;

η_i 为考虑热损失及浓缩热的热利用系数, 对于一般溶液可取 $\eta = 0.96 \sim 0.98$; 对于 NaOH 水溶液, 为了考虑浓缩热可取 $\eta = 0.98 - 0.007 \Delta x$, Δx 为该效溶液的浓度变化, %^[3]。

当 $i \geq 2$ 时, 前效二次蒸汽量与后效加热蒸汽量之间, 有下列关系:

$$D_i = W_{i-1} - E_{i-1} \quad (2-11)$$

(2) 传热面积的确定和有效温差在各效中的分配 求得各效的加热蒸汽量 D_i 之后, 可根据各效的传热量:

$$Q_i = D_i (H_i - C \cdot T_i) = D_i r_i \quad (2-12)$$

利用传热方程, 求各效的传热面积:

$$A_i = \frac{Q_i}{K_i \Delta t_i} \quad (2-13)$$

式中 $\Delta t_i = T_i - t_i$ (2-14)

在第一效新鲜加热蒸汽温度 T_1 及末效二次蒸汽温度 T'_n 已知条件下, 总有效温差:

$$\Delta t_{\text{eff}} = T_1 - T'_K - \sum_{i=1}^n \Delta'_i - \sum_{i=1}^n \Delta''_i \quad (2-15)$$

式中 Δ'_i ——各效溶液的沸点升高(图 2-2);

Δ''_i ——各效的其它温差损失,包括静液柱引起的温差损失(见 2.1.1(2))和二次蒸汽在效间管道输送的阻力损失。

采用式(2-16)来分配各效的有效传热温差,可得到各效计算传热面积相等的结果:

$$\Delta t_i = \frac{Q_i/K_i}{\sum_{i=1}^n Q_i/K_i} \left(T_1 - T'_K - \sum_{i=1}^n \Delta'_i - \sum_{i=1}^n \Delta''_i \right) \quad (2-16)$$

用式(2-17)来分配各效的传热温差,可得到总传热面积(各效蒸发器传热面积之和)为最小的结果。在必需用较贵金属做传热面时,应对这个问题加以考虑。

$$\Delta t_i = \frac{\sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^n \sqrt{Q_i/K_i}} \Delta t_{\text{eff}} \quad (2-17)$$

例 2 采用三效并流加料蒸发流程,将 10%(质量)的 NaOH 水溶液浓缩到 40%,进料量为 $2.5 \times 10^5 \text{ kg/h}$,温度为 80°C 。用 0.5 MPa 的饱和蒸汽加热,末效二次汽进冷凝器冷凝,其压力为 0.02 MPa 。已知各效传热系数分别为 $K_1 = 1500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, $K_2 = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, $K_3 = 560 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。若各效蒸发器采用相等的传热面积,蒸发器内液层高度为 7 m ,求加热蒸汽消耗量和各效的传热面积。

解: (一) 总蒸发水量 W

$$W = F \times \left(1 - \frac{x_0}{x_3} \right) = 2.5 \times 10^5 \times \left(1 - \frac{10}{40} \right) = 187500 \text{ kg/h} = 52.1 \text{ kg/s}$$

(二) 各效浓度估计

因为没有引出额外蒸汽,可假设各效的水分蒸发量相等,故有:

$$W_1 = W_2 = W_3 = \frac{W}{3} = \frac{187500}{3} = 62500 \text{ kg/h} = 17.4 \text{ kg/s}$$

则各效中的溶液浓度为:

$$x_1 = \frac{F x_0}{F - W_1} = \frac{2.5 \times 10^5 \times 0.1}{2.5 \times 10^5 - 62500} = 13.33\%$$

$$x_2 = \frac{F x_0}{F - (W_1 + W_2)} = 20\%$$

$$x_3 = \frac{F x_0}{F - (W_1 + W_2 + W_3)} = 40\%$$

(三) 各效溶液沸点和有效传热温差的估算

(1) 设蒸汽压力按等压降分配,每效压降为

$$\Delta p = \frac{(p_0 + 0.1013) - p_3}{3} = \frac{0.5 + 0.1013 - 0.02}{3} = 0.1938 \text{ MPa}$$

据此求得各效二次蒸汽压,并查得各有关参数列于下表:

	I 效	II 效	III 效
加热蒸汽压力 p , MPa	0.601	0.407	0.213
加热蒸汽饱和温度 T_1 , $^\circ\text{C}$	158.7	144.0—1.0 = 143.0	123.0—1.0 = 122.0
加热蒸汽的焓 H_1 , kJ/kg	2752.8	2741.7	2711.9
加热蒸汽的汽化热 r_1 , kJ/kg	2113.2	2139.9	2177.6
二次蒸汽压力, p_1 , MPa	0.407	0.213	0.021
二次蒸汽的饱和温度 t_1 , $^\circ\text{C}$	144.0	123.0	61.1

①考虑蒸汽管路的阻力,此温度比前效的二次蒸汽温度下降 1.0°C 。

(2) 各效蒸发器中的有效传热温差 假设循环型蒸发器中溶液基本上符合理想混合模型,取效中的溶液浓度等于该效的出口浓度。因此以出口浓度来确定溶液的沸点。

各效蒸发器中溶液的平均温度为处在液面下五分之一液层深度处的沸腾温度,其所处的压力为:

$$p'_i = p_i + \Delta p = p_i + \frac{1}{5} l \rho g$$

下面用表列出各相应数据。

	I 效	II 效	III 效		I 效	II 效	III 效
溶液浓度 x_i , %	13.33	20.0	40.0	在 p' 下的水的饱和温度, t_p , $^\circ\text{C}$	145.5	124.4	75.62
溶液密度 ρ , kg/m^3	1146	1219	1423	沸点升高 Δ'_i , $^\circ\text{C}$	2.6	6.5	25.0
蒸发压力 p , MPa	0.407	0.213	0.02	溶液的平均温度 t_m , $^\circ\text{C}$	148.1	130.9	100.62
$\Delta p = \frac{1}{5} l \rho g$, MPa	0.016	0.017	0.021	有效传热温差 $\Delta t_i = T_i - t_m$	10.6	11.5	21.4
$p' = p + \Delta p$, MPa	0.423	0.230	0.041	有效总温差 $\sum \Delta t_i$, $^\circ\text{C}$			10.6 + 11.5 + 21.4 = 43.5

①沸点升高 Δ'_i 是根据 x_i , t_p 由图 2-2 查出的。

(四) 首效加热蒸汽耗量和各效水分蒸发量的初步计算

(1) 求取各效的蒸发系数 α_i , 自蒸发系数 β_i 与热利

用系数 η_i (对于 NaOH 水溶液, 取 $\eta_i = 0.98 - 0.007.1x$), 列表如下:

	I 效	II 效	III 效
$\alpha_i = \frac{H_i - C \cdot T_i}{H'_i - C \cdot t_i} = \frac{r_i}{r'_i}$	$\alpha_1 = \frac{2113.2}{2139.9} = 0.988$	$\alpha_2 = \frac{2139.9}{2177.6} = 0.982$	$\alpha_3 = \frac{2177.6}{2355.1} = 0.925$
$\beta_i = \frac{t_{i-1} - t_i}{H'_i - C \cdot t_i} = \frac{t_{i-1} - t_i}{r'_i}$	$\beta_1 = \frac{80 - 148.2}{2139.9} = -0.032$	$\beta_2 = \frac{148.2 - 131.2}{2177.6} = 0.00781$	$\beta_3 = \frac{131.2 - 100}{2355.1} = 0.0132$
$\eta_i = 0.98 - 0.007.1x$	$\eta_1 = 0.98 - 0.007(13.33 - 10.0) = 0.957$	$\eta_2 = 0.98 - 0.007(20 - 13.33) = 0.933$	$\eta_3 = 0.98 - 0.007(40 - 20) = 0.84$

(2) 将各效的 α 、 β 、 η 代入式 (2-8), 得各效蒸发水量的关系式:

$$W_1 = [0.988D + (2.5 \times 10^5 \times 3.75)(-0.032)] \times 0.957 \text{ kg/h} \quad (\text{a})$$

$$W_2 = [0.982W_1 + (2.5 \times 10^5 \times 3.75 - 4.187W_1) \times 0.00781] \times 0.933 \text{ kg/h} \quad (\text{b})$$

$$W_3 = [0.925W_2 + (2.5 \times 10^5 \times 3.75 - 4.187 \times (W_1 + W_2)) \times 0.0132] \times 0.84 \text{ kg/h} \quad (\text{c})$$

$$\text{另有} \quad W_1 + W_2 + W_3 = 187500 \text{ kg/h} \quad (\text{d})$$

(a)、(b)、(c)、(d) 四式联立, 解出得:

$$W_1 = 66450 \text{ kg/h}, W_2 = 65700 \text{ kg/h}, W_3 = 55300 \text{ kg/h},$$

$$D = 100600 \text{ kg/h}$$

(五) 各效有效温差的分配列表如下:

	I 效	II 效	III 效	Σ
加热蒸汽量 D_i , kg/h	100600	66450	65700	
蒸汽的蒸发热 r_i , kJ/kg	2113.2	2139.9	2177.6	
热负荷 $Q_i = D_i r_i$, kJ/h	21.26	14.22	14.31	
	$\times 10^7$	$\times 10^7$	$\times 10^7$	
传热系数 K_i , W/(m ² · K)	1500	1000	650	
Q_i/K_i , m ² · K	39370	39500	61150	140000
$\Delta t_i = Q_i/K_i \times \frac{\sum \Delta t_i}{\sum Q_i/K_i}$, °C	12.23	12.27	19.00	

(六) 初设值的复核

(1) 由各效水分蒸发量反算各效溶液的浓度

$$x_1 = \frac{Fx_0}{F - W_1} = \frac{2.5 \times 10^5 \times 10\%}{2.5 \times 10^5 - 66450} = 0.1362$$

$$x_2 = \frac{Fx_0}{F - (W_1 + W_2)} = 0.2121$$

$$x_3 = \frac{Fx_0}{F - (W_1 + W_2 + W_3)} = 0.3997$$

(2) 反推各效蒸发压力 由于各效的有效传热温差与初设值有差异, 各效的溶液浓度也与初设值不同, 所以各效的操作压力与等压差的设定值不同, 反推后的结果见下表:

	I 效	
	设定值	反推结果
溶液浓度 x , %	13.33	13.62
加热蒸汽温度 T , °C	158.7	158.7
溶液的沸点升高 Δ' , °C	2.6	2.8
有效传热温差 Δt , °C	10.6	12.0
因液柱静压引起的沸点升高 Δ'' , °C	1.5	1.5
管路阻力的蒸汽温降 Δ''' , °C	1.0	1.0
二次蒸汽温度 t , °C	144.0	142.4
	II 效	
	设定值	反推结果
溶液浓度 x , %	20.00	21.21
加热蒸汽温度 T , °C	143.0	141.4
溶液的沸点升高 Δ' , °C	6.5	6.8
有效传热温差 Δt , °C	11.5	12.0
因液柱静压引起的沸点升高 Δ'' , °C	2.0	2.0
管路阻力的蒸汽温降 Δ''' , °C	1.0	1.0
二次蒸汽温度 t , °C	123.0	120.6
	III 效	
	设定值	反推结果
溶液浓度 x , %	40.00	39.97
加热蒸汽温度 T , °C	123-1	120.6-1.0
	= 122	= 119.6
溶液的沸点升高 Δ' , °C	25.0	25.0
有效传热温差 Δt , °C	21.4	19.0
因液柱静压引起的沸点升高 Δ'' , °C	14.5	14.5
管路阻力的蒸汽温降 Δ''' , °C	1.0	1.0
二次蒸汽温度 t , °C	61.1	61.1

(七) 各效面积的计算

	I 效	II 效	III 效
加热蒸汽量 D_i , kg/h	100600	66450	65700
加热蒸汽饱和温度 T_i , °C	158.7	141.4	119.6
加热蒸汽压力 p_i , MPa	0.601	0.377	0.196
蒸发热 r_i , kJ/kg	2113.2	2144.6	2204.1
热负荷 $Q_i = \frac{r_i \cdot D_i \times 1000}{3600}$, W	5.905 $\times 10^7$	3.959 $\times 10^7$	4.022 $\times 10^7$
传热系数 K_i , W/(m ² ·K)	1500	1000	650
Δt_i , °C	12.0	12.0	19.0
传热面积 $A = Q_i / (K_i \Delta t_i)$, m ²	3280	3299	3257

注:上表所列数据,与所设值基本相符,是最终设计结果。

2.3 热泵蒸发

蒸发所产生的二次蒸汽的流量与加热蒸汽量相差无几,但它的温度、压力都比加热蒸汽为低。如果能设法提高二次蒸汽的压力,则其饱和温度也将相应提高,于是就可以将压力提高后的蒸汽代替新鲜蒸汽,重新用来加热。

以消耗一部分高质能(机械能、电能)或高温位热能为代价,通过热力循环,把热能由低温位物体转移到高温位物体的能量利用装置,称为“热泵”。它的工作原理与致冷装置相同,但使用目的不是致冷,而是致热。

图 2-10 是压缩式热泵的作用原理图。通过热泵的循环,消耗了高质能 W ,由低温热源 T_2 吸收热量 Q_0 ,使温度为 T_3 的用热场所获得热量 $Q_1 = Q_0 + W$ 。如果热泵作逆卡诺循环,则加入的理论功最小,为:

$$W = \frac{T_3 - T_2}{T_3} Q_1, \text{ kJ} \quad (2-18)$$

式中, T_2 、 T_3 为以绝对温度表示的低温与高温热源的温度, K。

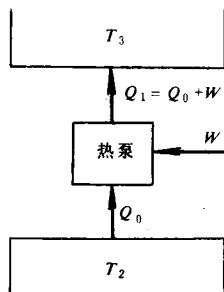


图 2-11 热泵工作原理图

通常用供热系数 COP (Coefficient of performance)——单位外功所能提供的热量,来衡量热泵系统的能量利用率:

$$COP = Q_1 / W \quad (2-19)$$

则按逆卡诺循环运行的热泵,其最大供热系数为:

$$COP_{\max} = Q_1 / W = \frac{T_3}{T_3 - T_2} \quad (2-20)$$

蒸发器产生的二次蒸汽就是低温热源,其温度为 T_2 ;而所需的加热蒸汽就是高温热源,其温度为 T_3 。高低温热源的温差 $T_3 - T_2$,也就是蒸发器加热室的名义传热温差(包括有效传热温差与沸点升高等温差损失 $\Delta'' + \Delta'$),其值往往不大(8~20K)。所以在蒸发中采用热泵技术的条件是非常优越的,可以得到较高的 COP 值(当 $T_3 = 373\text{K}$, $T_3 - T_2 = 15\text{K}$ 时, $COP_{\max} = 25$)。

在工业实践中,蒸汽就是热泵循环的工质,可以采用热力喷射泵或机械式压缩机来提高二次蒸汽的压力。

2.3.1 蒸汽喷射热泵(热力喷射泵)

图 2-12 是蒸汽喷射泵,高温 T_1 高压 p_1 的蒸汽 D_A ,在绝热条件下通过一种先收缩后扩张的喷管 1,膨胀到低压 p_2 ,可以得到速度很高的汽流。如果在与 p_2 相同压力下混入蒸发所得的二次蒸汽 D_B ,并使混合后速度仍以较大的汽流 ($D_A + D_B$) 进入一个截面逐渐变大的扩压管 3,则可在扩压管出口处得到压力 p_3 的蒸汽流 $D = D_A + D_B$ 。而 $p_1 > p_3 > p_2$ 。

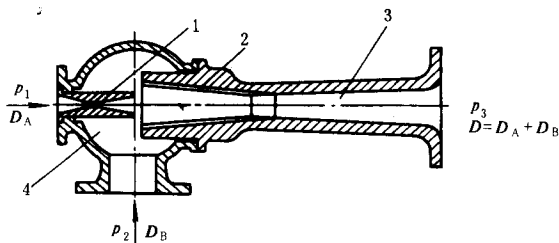


图 2-12 蒸汽喷射泵

1—喷管; 2—混合室; 3—扩压管; 4—吸入室

图 2-13 是蒸汽喷射泵与蒸发器组合成的热泵蒸发装置。高温高压新鲜蒸汽(最好是过热蒸汽)是喷射泵的动力蒸汽。蒸发器一般在低于常压下操作,低压二次蒸汽的压力被增加到略高于常压,进加热室。剩余的二次蒸汽排出系统,或进行冷凝。

图 2-14 是当压缩后出口混合蒸汽温度为 105°C 时某蒸汽喷射器的泵送性能^[8]。纵坐标是携带比 ϕ :

$$\phi = \frac{D_B}{D_A} = \frac{\text{驱动蒸汽量 (kg/h)}}{\text{二次蒸汽量 (kg/h)}} \quad (2-21)$$

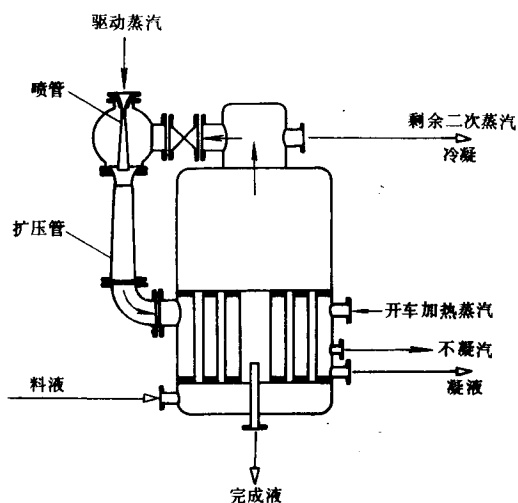
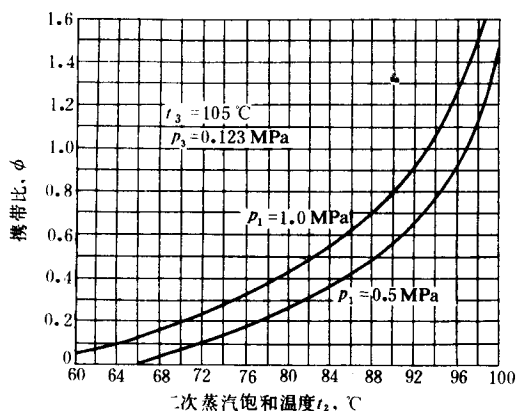


图 2-13 蒸汽喷射泵与蒸发器的组合

横坐标是二次蒸汽饱和温度(℃)。两条曲线各指驱动蒸汽的压力。由图可见,当二次蒸汽饱和温度 t_2 与加热蒸汽温度($t_3=105^\circ\text{C}$)的差值较大时, ϕ 值下降,也就是所需的驱动蒸汽耗量增加。需要说明的是,蒸汽喷射器的性能与设计制造的质量有密切关系。

图 2-14 蒸汽喷射泵的泵送性能^[3]

p_1 —驱动蒸汽的压力; p_3 —出口混合蒸汽压力

喷射泵的三股蒸汽流量(图 2-12)为:

排出汽量(压力为 p_3)

$$D = D_A + D_B = D_A (1 + \phi) \quad (2-22)$$

驱动汽量(压力为 p_1)

$$D_A = D / (1 + \phi) \quad (2-23)$$

吸入汽量(压力为 p_2)

$$D_B = D / [\phi / (1 + \phi)] \quad (2-24)$$

对于已定的蒸发任务,其所需加热蒸汽量 D 由式(2-22)给出,然后根据操作条件,由图 2-14 读取携带比 ϕ ,再由式(2-23)与(2-24)分别求出 D_A 、 D_B 即可。

例 3 采用热泵蒸发,处理初始浓度 $x_0=10\%$,初始温度 $t_0=80^\circ\text{C}$ 的料液 5000kg/h 。要求终了浓度为 $x=25\%$ 。已知溶液的比热 $C_0=3.55\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$,其沸点升高 $\Delta'=2.0^\circ\text{C}$,若用热力喷射泵与蒸发器联用,蒸发室压力为 $p_2=0.08\text{MPa}$,进入喷射泵的新鲜饱和蒸汽压力 $p=1.0\text{MPa}$,求新鲜蒸汽消耗量与蒸发器的加热面积。

解:(一) 蒸发水量 $W = F(1 - x_0/x)$

$$= 5000 \times (1 - 10/25)$$

$$= 3000\text{kg/h}$$

(二) 新鲜蒸汽耗量

(1) 确定操作条件 喷射式热泵的新鲜蒸汽压力 $p_1=1.0\text{MPa}$,饱和温度 $t_1=179.9^\circ\text{C}$,焓 $h_1=2782.5\text{kJ/kg}$,吸入蒸汽压力 $p_2=0.08\text{MPa}$, $t_2=93.2^\circ\text{C}$, $h_2=2665.3\text{kJ/kg}$,汽化热 $r=2275.3$,增压后蒸汽压力 $p_3=0.121\text{MPa}$, $t_3=105^\circ\text{C}$, $h_3=2685.0\text{kJ/kg}$, $r_3=2245.4\text{kJ/kg}$

由图 2-14 查得在上述条件下运行的喷射泵的携带比 $\phi=0.98$,蒸发器的蒸发压力 $p=p_2=0.08\text{MPa}$,溶液温度 $t=t_2+\Delta'=93.2+2.0=95.2^\circ\text{C}$

加热蒸汽温度 $T=t_3=105^\circ\text{C}$,汽化热 $r=r_3=2245.4\text{kJ/kg}$

(2) 求蒸发器所需的加热蒸汽量 D 考虑热损失为总传热量的 3% ,则所需热量:

$$\begin{aligned} Q &= [FC_0(t-t_0) + Wr] \times 1.03 \\ &= [5000 \times 3.55 \times (95.2 - 80.0) + 3000 \times 2275.3] \\ &\quad \times 1.03 \\ &= 7.31 \times 10^6\text{kJ/h} \end{aligned}$$

则加热蒸汽耗量:

$$D = Q/r = 7.31 \times 10^6 / 2245.4 = 3256\text{kg/h}$$

$$W/D = 3000/3256 = 0.921\text{kg/kg}$$

(3) 求新鲜蒸汽耗量根据式(2-23)

$$D_A = D / (1 + \phi) = 3256 / (1 + 0.98) = 1645\text{kg/h}$$

吸入蒸汽量 $D_B = D - D_A = 3256 - 1645 = 1611\text{kg/h}$

可以根据上述数据选择喷射泵的规格。

(三) 能源利用

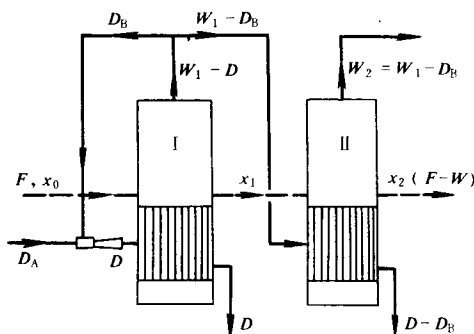
蒸发所产生的二次蒸汽, 3000kg/h ,除了 D_B 由喷射泵吸入回用之外,剩余 $3000 - 1611 = 1389\text{kg/h}$,其压力为 0.08MPa ,仍可供第二效蒸发器加热用。如采用例 3 图所示的双效蒸发流程,设在沸点加料,忽略热损失,并设加热蒸汽、I 效二次蒸汽、II 效二次蒸汽的汽化热相等,

则:

$$W_1 = D$$

$$W_2 = D - D_B = \frac{D}{1+\phi} = D_A$$

$$W = W_1 + W_2 = \frac{D(2+\phi)}{1+\phi} \text{ 或 } D = \frac{W(1+\phi)}{2+\phi}$$



$$D_A + D_B = D = W_1, W_2 = D - D_B$$

$$W = W_1 + W_2 = 2D - D_B$$

例 3 图 热力喷射蒸发的两效流程

(四) 传热面积

若传热系数 $K=1000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$, 则:

(1) 单效 传热温差 $\Delta t_1 = 105 - 2 - 93.2 = 9.8^\circ \text{C}$

$$\text{传热面积 } A = \frac{D r}{K \Delta t_1} = \frac{3256 \times 2245.4}{1000 \times 9.8 \times 3.6} = 207 \text{ m}^2$$

(2) 双效 第二效的传热温差 $\Delta t_2 = 93.2 - 1 - 60 = 32.1^\circ \text{C}$

设第一效蒸发水量 $W_1 = 1993 \text{ kg}$

则第二效蒸发水量 $W_2 = (3000 - 1993) \text{ kg}$

$$\text{一效传热面积 } A_1 = \frac{1993 \times 2245.4}{1000 \times 9.8 \times 3.6} = 127 \text{ m}^2$$

$$\text{二效传热面积 } A_2 = \frac{(3000 - 1993) \times 2275.3}{1000 \times 32.1 \times 3.6} = 20 \text{ m}^2$$

$$\sum A_i = 127 + 20 = 157 \text{ m}^2, \text{ 小于单效蒸发}$$

(五) 各效浓度与蒸汽利用率

$$\text{一效出口浓度 } x_1 = \frac{5000 \times 10\%}{5000 - 1993} = 16.62\%$$

$$\text{二效出口浓度 } x_2 = \frac{5000 \times 10\%}{5000 - (1993 + 1007)} = 25.00\%$$

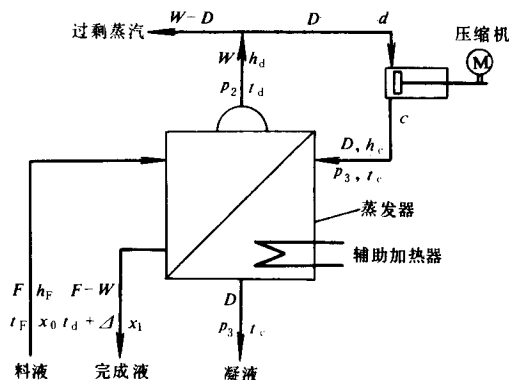
$$\text{每公斤新鲜蒸汽能蒸发水分 } W/D_A = 3000/1007 = 2.98 \text{ kg/kg}$$

由于蒸汽喷射泵的结构简单, 没有运动部件, 不易出故障, 装置费用很低, 而且其结构材料的选择不受限制, 所以适合于中小型规模的热泵蒸发装置。但应指出, 其效率很低, 而且如果所用的驱动蒸汽中含有液滴, 容易使喷管磨损, 使效率更为下降。

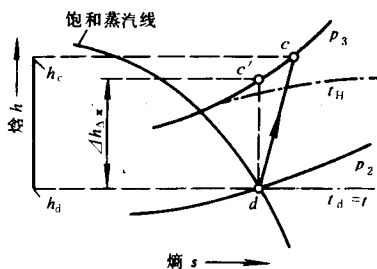
从能量的合理利用考虑, 蒸汽喷射器适用于较低的蒸发压力。当要求加热蒸汽流量超过 5000 m^3 (标) ①/h 时, 用机械式压缩机比较适宜, 此时, 可用电动机驱动压缩机, 也可用蒸汽透平或其它发动机来驱动。

2.3.2 机械压缩式热泵

从理论上说, 凡是能提高气体压力的机械, 诸如罗茨鼓风机、往复式、螺杆式以及离心式压缩机等, 都可用作热泵。它们可以用电动机驱动, 也可以用汽轮机或其它动力机械驱动。用电动机驱动的热泵蒸发如图 2-15a 所示。辅助加热器 2 是装置开车时所必需的, 如果加入的料液温度较低, 也用来在操作中补充热量。



a



b

图 2-15 电动机驱动的热泵蒸发

图 2-15b 所示蒸汽焓熵图有助于说明压缩过程。设二次蒸汽是压力为 p_2 的饱和蒸汽 (状况 d), 所需的加热蒸汽压力为 p_3 。理想的可逆压缩沿等熵线 $d-c'$ 交等压线 p_3 于 c' 点, 其等熵焓增为 $h_{c'} - h_d$ 。实际压缩过程是 $d-c$ 的多变过程, 其焓增 $h_c - h_d$ 为:

$$h_c - h_d = \frac{h_{c'} - h_d}{\eta_{nc}} \quad (2-25)$$

① (标) 表示标准状态。

式中, η_{sc} 为压缩机的等熵效率。离心压缩机的 η_{sc} 一般高于 0.8, 则为了压缩 D (kg/h) 的蒸汽, 压缩机所需的拖动功率 (kW) 为:

$$\begin{aligned} N_c &= \frac{D}{3600} \frac{h_c - h_d}{\eta_{mc}} \\ &= \frac{D}{3600} \frac{h_{c'} - h_d}{\eta_{sc} \cdot \eta_{mc}} \\ &= \frac{D}{3600} \frac{h_{c'} - h_d}{\eta_c} \end{aligned} \quad (2-26)$$

式中, $\eta_c = \eta_{sc} \cdot \eta_{mc}$, 包括压缩机多变熵增和机械损失 (η_{mc}) 的压缩机总效率 $\eta_c = 0.75 \sim 0.80$ 。

例 4 生产任务和操作条件与例 3 相同。蒸发后的二次蒸汽用电动机驱动的离心压缩机压缩, 其综合效率为 75%, 求所需功率及供热系数 COP 。

解: 参见图 2-15, 查得压缩机进口 (即蒸发器的二次蒸汽) d 点与压缩机出口 (即加热蒸汽) c' 点的参数列表如下:

	状态 d (压缩机入口 蒸发器的二次蒸汽)	状态 c' (压缩机出口 加热蒸汽)
压力 p , MPa	0.08	0.121
温度 t , °C	93.2	133
汽相焓 h'' , kJ/kg	2665.3	2742.6
液相焓 h' , kJ/kg	390.1	440.0
熵 s' , kJ/(kg·K)	7.453	7.453

注: p_c 是根据 $t_s = 105$ 查出的; $h_{c'}$ 是根据 $s_{c'} = s_{c'} = 7.453$ 与 $p_{c'} = 0.121$ 查出的。

将上述参数代入式 (2-26), 得:

$$\begin{aligned} N_c &= \frac{D}{3600} \times \frac{h_{c'} - h_d}{\eta_c} \\ &= \frac{3000}{3600} \times \frac{2742.6 - 2665.3}{75\%} = 86.1 \text{ kW} \end{aligned}$$

预热料液与蒸发水分所需的热量:

$$\begin{aligned} Q_1 &= F_{c_0} (t - t_0) + W (h_d'' - h_d') \\ &= 5000 \times 3.55 \times (95.5 - 80) \\ &\quad + 3000 \times (2665.3 - 390.1) \\ &= 7.1 \times 10^6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

蒸汽冷却冷凝放出热量:

$$\begin{aligned} Q_2 &= W (h_{c'} - h_{c'}) \\ &= 3000 \times (2742.6 - 440) \\ &= 6.91 \times 10^6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

实际上因为不是等熵压缩, 状态 c' 的 h'' 要更大些。考虑到热损失, 所以还要补充热量。

供热与需热的差值, 可用热的浓缩液和加热蒸汽冷

凝液与冷料液的换热来补偿。

$$\text{供热系数 } COP = Q_2 / W = 6.91 \times 10^6 / (86.1 \times 3600) = 22.3$$

图 2-16a 是采用蒸汽轮机驱动压缩机的热泵蒸发流程。设计中要求蒸汽轮机膨胀后排出的压力与蒸发二次蒸汽经压缩后排出的压力相同, 均为 p_3 。则两种蒸汽都可用作蒸发器的加热蒸汽。

在图 2-16b 所示蒸汽焓熵图中, 高压过热蒸汽 D_A 以压力 p_1 、温度 t_1 进入汽轮机, 膨胀后压力为 p_3 , 理想可逆过程沿虚线 $a-b'$ 变化, 其等熵焓降为 $h_a - h_{b'}$ 。实际上的膨胀过程是多变过程, 沿实线 $a-b$ 变化。

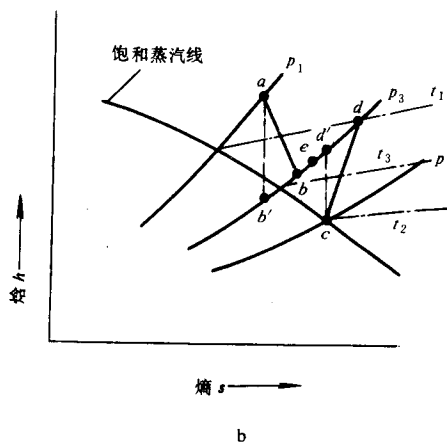
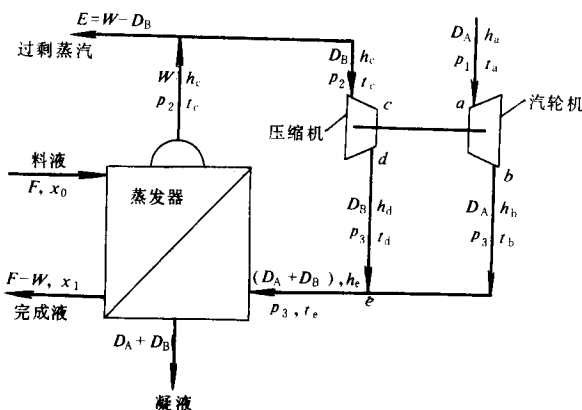


图 2-16 汽轮机驱动的热泵蒸发

$$h_a - h_b = (h_a - h_{b'}) \eta_{st} \quad (2-27)$$

式中, η_{st} 为汽轮机的等熵效率。与此同时汽轮机拖动压缩机, 使压力为 p_2 的二次蒸汽 (设为饱和状态) D_B , 压缩到 p_3 , 理想可逆过程沿虚线 $c-d'$ 变化, 其等熵焓增为

$h_{d'} - h_c$ 。实际上的压缩过程也是多变的,沿实线 $c-d$ 进行。

$$h_d - h_c = \frac{h_d - h_{d'}}{\eta_{sc}} \quad (2-28)$$

但压缩机是由汽轮机直接驱动的,两者的轴功率应该相等,即:

$$D_A (h_a - h_{b'}) \eta_{sT} \cdot \eta_{mT} = D_B \frac{h_d' - h_c}{\eta_{sc} \cdot \eta_{mc}} \quad (2-29)$$

$$\text{或 } D_A (h_a - h_c) \eta_T = D_B \frac{h_d' - h_c}{\eta_c} \quad (2-29a)$$

在(2-27~29)各式中:

$\eta_{sT}, \eta_{mT}, \eta_T$ ——汽轮机的等熵效率、机械效率和总效率;

$\eta_{sc}, \eta_{mc}, \eta_c$ ——压缩机的等熵效率、机械效率和总效率。

但蒸发器的加热蒸汽量 D 为汽轮机的排出汽量 D_A 与压缩机的排气量 D_B 之和:

$$D = D_A + D_B \quad (2-30)$$

混合后的状况为图 2-16b 上的 e 点,其焓值 h_e 为:

$$h_e = \frac{D_A h_b + D_B h_d}{D_A + D_B} \quad (2-31)$$

(2-29)、(2-30) 两式联立,可解得:

$$D_A = \frac{D (h_d' - h_c)}{(h_a - h_{b'}) \eta_T \eta_c + (h_d' - h_c)} \quad (2-32)$$

$$D_B = \frac{D (h_a - h_{b'}) \eta_T \eta_c}{(h_a - h_{b'}) \eta_T \eta_c + (h_d' - h_c)} \quad (2-33)$$

蒸发器的加热蒸汽需要量可按式(2-30)求得。则可根据此由式(2-32)求得驱动汽轮机的蒸汽量 D_A , 用式(2-33)计算所需压缩的蒸汽量 D_B , 而:

$$\dot{W} - D_B = E \quad (2-34)$$

则是该蒸发系统的额外蒸汽或剩余蒸汽量 (kg/h)。在汽轮机带动压缩机的热泵蒸发条件下, E 总是正值。

显然,驱动蒸汽量 D_A 恒小于所需的加热蒸汽量 D , 两者之比即驱动蒸汽比耗 d , 可低到 0.3。

$$d = D_A / D \quad (2-35)$$

例 5 生产任务与操作条件与例 3 相同。采用如图 2-16 所示的流程,用汽轮机来带动压缩机,汽轮机用 $p = 2.6 \text{ MPa}$, $t = 400^\circ\text{C}$ 的过热蒸汽驱动,膨胀后排出的蒸汽用以补充蒸发器加热所需。求蒸汽消耗量与剩余的低压蒸汽量。

解: 由例 3 知蒸发水量 $W = 3000 \text{ kg/h}$, 蒸发器的加热蒸汽耗量 $D = 3256 \text{ kg/h}$ 。参见图 2-16。由水蒸汽图表查得:

$$p_1 = 2.6 \text{ MPa} \quad h_a = 3240 \text{ kJ/kg}$$

$$p_3 = 0.121 \text{ MPa} \quad h_{b'} = 2580 \text{ kJ/kg} \quad h_{d'} = 2743 \text{ kJ/kg}$$

$$p_2 = 0.08 \text{ MPa} \quad h_c = 2665 \text{ kJ/kg}$$

若汽轮机的 $\eta_T = 80\%$, 压缩机的 $\eta_c = 75\%$, 代入式(2-32), 得新蒸汽消耗量 D_A 为:

$$\begin{aligned} D_A &= \frac{D(h_d' - h_c)}{(h_a - h_{b'}) \eta_T \eta_c + (h_d' - h_c)} \\ &= \frac{3256 \times (2743 - 2665)}{(3240 - 2580) \times 0.75 \times 0.8 + (2743 - 2665)} \\ &= 536 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

压缩机的蒸汽压缩量 D_B 为:

$$D_B = D - D_A = 3257.2 - 536 = 2721 \text{ kg/h}$$

压比 $p_3/p_2 = 0.121/0.08 = 1.513$

剩余蒸汽量 E 为:

$$E = W - D_B = 3000 - 2721 = 279 \text{ kg/h}$$

蒸汽利用率 $W/D_A = 3000/536 = 5.6 \text{ kg/kg}$

蒸汽比耗 $d = D_A/D = 536/3257.2 = 0.1646$

由上可见,无论是热力喷射泵的携带比 ϕ [见式(2-21)与图 2-14], 电动机驱动的压缩机的单位能耗 N_c/D [见式(2-26)], 还是汽轮机驱动的压缩机的蒸汽比耗 d [见式(2-32)与(2-35)], 都与被压缩蒸汽的等熵焓增 $(h_d' - h_c)$ 成正比。而等熵焓增则是与被压缩蒸汽的压缩比 p_3/p_2 , 或者更直接说,与加热蒸汽的冷凝温度和被蒸溶液沸腾温度之差 θ 成正比。 θ 值过大,则能耗增大。经济合理的 θ 值为 $10 \sim 20^\circ\text{C}$ 。

经压缩后的蒸汽,一般都处于过热状态。因为过热蒸汽的换热系数明显低于饱和蒸汽冷凝时的换热系数,所以在蒸汽进加热室之前要设法消除其过热。最简便的方法是向过热蒸汽喷入雾状水滴,使雾滴直接与过热蒸汽接触,吸收过热蒸汽的显热,本身得以汽化(图 2-17)。喷入水量可根据热量平衡求出。在蒸发高浓度电解质溶液时,溶液的沸点升高值很大,所得的二次蒸汽也是过热蒸汽,有时也采用这一方法消除过热。

如果蒸汽的过热度不是很大,也可以不经过热消除,直接把蒸汽引入加热室,因为换热管外的冷凝液膜与雾滴一样,也可以起到蒸发汽化的作用。

在蒸汽喷射热泵与汽轮机驱动的机械压缩热泵蒸发中,一般说来,二次蒸汽都有剩余,这时就要设法利用剩余的二次蒸汽。可以用来预热料液,或用以供给另一台操作压力较低的蒸发器作加热用(即设置加热面积较小的第二效蒸发器),或者专设辅助冷凝器冷凝。在电动机驱动的热泵蒸发中,都要设辅助加热器。这是在蒸发器启动时,用以加热料液,并产生蒸汽的。只有在产生的蒸汽足以供给压缩机时,才停用辅助加热器。多数情况下,尤其在加入的料液预热不足时,在整个蒸发过程中,都要用辅助加热器以补充热量。