年处理3万吨含硫酸钠废水的蒸发工艺及设备设计

班级 过程121 姓名 张常玲 指导老师：胡柏松

摘 要：针对年处理3万吨含硫酸钠废水的蒸发工艺及设备设计，考虑原料液的特点，兼顾节能要求，采用机械再压缩蒸发结晶工艺。设计将降膜蒸发器和强制循环蒸发器结合使用，取两者之优点，降膜蒸发器中蒸发出大部分水，强制循环蒸发器带结晶操作，蒸发完成液离心甩干后得到硫酸钠固体。本课题以物料衡算、能量衡算基础，进行了蒸发工艺设计，设备结构设计和强度计算。主要设备包括非标设备，如加热室、分离室、物料罐、冷凝水罐，母液罐；定型设备的选型，如压缩机和泵等。绘制完成了带控制点的工艺流程图、设备布置图、加热室、分离室、冷凝水罐等设备的装配图及零件图。

关键词：硫酸钠溶液 MVR 蒸发结晶 降膜 强制循环

**1 引言**

近年来，我国工业用水量逐年递增，同时废水产量也迅速增加[1]。其中含砷工业水处理难度较大，此类废水采用化学法、臭氧曝气等环保方法处理，处理过程中会加入酸、碱，最后经过RO反渗透浓缩，会形成含2%硫酸钠的废水。此类废水未经处理排放会污染环境。并且废水中的硫酸钠可以被回收。若再次采用反渗透技术处理硫酸钠废水，工艺中是不允许的。故在本次设计中，采用蒸发方式来处理硫酸钠废水。

在工业生产中，多效蒸发和蒸汽机械再压缩蒸发（MVR）被认为是比较有效的两种工艺。经过对两者蒸发方式的投资及运行成本的比较，选取MVR蒸发方式。与多效蒸发相比，MVR除在开车时，需要一部分蒸汽，正常工作中基本不需要额外的生蒸汽，且系统启动方便，整个系统装置不多，占地面积小，更加经济节能[2]。

本次设计采用两体MVR蒸发，第一体采用降膜式蒸发器蒸发出92%的水，使溶液浓度由2%浓缩到20%。第二体采用强制循环式蒸发器，溶液结晶经离心机实现固液分离。

**2 物料、能量衡算**

a、处理量：。

b、总蒸发量：

查《化学化工设计物性手册》[3]降膜式蒸发器中料液浓缩到20%后进入强制循环式蒸发器。

本次设计中加热蒸汽的温度是106℃，二次蒸汽的温度为90℃，物料加热到92℃。

蒸发量计算：，

c、去过热用水

设加入的冷却水的量为，过热蒸汽焓为，饱和蒸汽焓为，25℃冷却水的焓值为。则：

计算得需加入去过热水量为109.96kg/h。

d、预热器

物料温度升高所需要的热量为：

冷凝水释放的热量为:

 所以冷凝水可以将物料加热至92℃，无需另行加热。

预热器选用某厂，经计算总传热系数为，换热面积为。

e、加热室换热面积

降膜式蒸发器总传热系数为，经计算换热面积为。经核算后K值选取合格，换热面积正确。

设强制循环式蒸发器总传热系数为，经计算换热面积为。经核算后K值合格，换热面积正确。

**3 接管设计**

根据

工艺装置中接管数据如下：

表3.1 接管数据

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 装置 | 接管名称 | 流速（m/s） | 密度（） | 直径（m） | 接管规格 |
| 降膜式蒸发器 | 蒸汽进口 | 25 | 0.734 | 0.255 | DN250 Ф273×8 |
| 物料进口 | 1.5 | 1020 | 0.0294 | DN32 Ф38×3 |
| 冷凝水出口 | 1 | 933.95 | 0.035 | DN40 Ф45×3 |
| 二次蒸汽出口 | 25 | 0.424 | 0.336 | DN350 Ф377×8 |
| 料液循环口 | 1.5 |  | 0.112 | DN125 Ф133×5 |
| 物料出口 | 1.5 |  | 0.112 | DN150 Ф159×5 |
| 强制循环式蒸发器 | 蒸汽进口 | 25 | 0.734 | 0.076 | DN80 Ф89×3 |
| 物料进口 | 1.5 | 1020 | 0.0294 | DN32 Ф38×3 |
| 冷凝水出口 | 1 | 933.95 | 0.0105 | DN15 Ф15×2 |
| 二次蒸汽出口 | 25 | 0.424 | 0.1 | DN100 Ф108×4 |
| 料液循环口 | 2 |  |  | DN300 Ф325×8 |
| 物料出口 | 1.5 |  |  | DN80 Ф89×4 |

**4 加热室设计**

a、换热管及筒径计算

，选用的换热管，换热管长L取。设备选材为S30408。管子按正三角形方式布置，换热管数为235根，由《化工原理》[4]计算得筒径为1000mm。

强制循环式蒸发器选取的换热管，管长取1.5。官子正三角形布置，换热管数为249根，筒径为450mm

b、加热室厚度确定

降膜式加热室设计压力为0.05MPa。强制循环式加热室工作压力为0.05MPa。本次设计采用双面对焊全焊透，局部无损检测。取0.85；查GB150-2011[5]知S30408合金钢的许用应力为137MPa。厚度负偏差C1为0.3mm,腐蚀裕量C2为1mm。则厚度附加量C为1.3mm。

筒体厚度计算公式：，封头厚度计算公式：

经计算，降膜式加热室筒体厚度为0.22mm，封头厚度为0.21mm。强制循环式加热室筒体直径为0.097mm，封头厚度为0.096mm。根据GB/T151-2014[6] 中对壁厚的要求，且封头厚度一般与筒体厚度相投，最终确定降膜式蒸发器厚度为8mm，有效厚度为6.7mm。强制循环式蒸发器厚度为6mm，有效厚度为4.7mm。

依据JB/T4746-2002[7]，查取相应封头数据如下：

降膜式蒸发器EHA:总深度，内表面积，容积，质量，直边高度。

强制循环式蒸发器CHA: 总深度，圆弧半径，内表面积，容积，质量，直边高度。

进行水压试验校核及强度和稳定性校核，均合格。

c、折流板设计

根据GB/T151-2014设计，选取单弓形折流板，缺口高度取。降膜式蒸发器所需折流板数为9，名义外直径为DN-6，缺口高度为。强制循环式所需折流板数为4，名义内直径为DN-3.5，缺口高度为。

d、拉杆设计 降膜式蒸发器拉杆数为6，拉杆直径为，强制循环式蒸发器拉杆数为4，拉杆直径为

e、膨胀节设计 均选用无内衬套ZDL型膨胀节

f、管板设计 管板厚度为40mm

g、开孔补强设计 依据《过程设备设计》[8]进行补强计算，经计算无需补强。

h、支座选取 选取耳式支座，依据JB/T4712.3-2007[9]设计，经计算，降膜式加热室选用B4-Ⅲ，支座数量为8，强制循环式加热室选用B1-Ⅲ。

**5 分离室设计**

分离室工作压力为负压，设计压力为-0.05MPa。

a、分离室筒径确定

筒径计算公式： ，

经计算且考虑实际，降膜式分离室筒径为1600mm，筒高取3.5m。强制循环式分离室筒径为700mm，筒高为2.5m。

b、分离室筒厚确定

依据《过程设备设计》进行外压厚度计算

假设降膜式蒸发器名义厚度为 ，则有效厚度为 。经计算假设名义厚度合理。假设强制循环式蒸发器名义厚度为，则有效厚度为。经计算，假设名义厚度合理。

c、分离室封头选用及厚度确定

假设降膜式分离室封头名义厚度为，上封头选用标准EHA椭圆封头，下封头采用CHB锥形封头，经计算封头厚度假设合理。

假设强制循环式封头名义厚度为，上封头选用标准EHA封头，下封头选用CHA锥形封头，经计算封头厚度假设合理。

表6.1 封头数据

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 筒径(mm) | 封头类型 | 总深度H(mm) | 内表面积(㎡) | 圆弧半径r（mm) | 容积V(） | 质量M(kg) | 直边高度h（mm) |
| 1600 | EHA | 425 | 12.9007 |  | 0.5864 | 178.4 | 25 |
| CHB | 924 | 3.4105 | 240 | 0.7802 | 237.4 | 25 |
| 700 | EHA | 150 | 0.3103 |  | 0.0213 | 14.6 | 25 |
| CHA | 478 | 0.4619 | 75 | 0.0371 | 22.3 | 25 |

d、支座选取 选取耳式支座，经计算降膜式分离室选取B4-Ⅲ支座，数量为4，强制循环式分离室选取B1-Ⅲ支座，数量为4。

e、视镜选取 降膜式分离室选取两个视镜，标记为PN1.0DN100II，强制循环式分离室选取两个视镜，标记为：PN1.0DN100II。

**6 冷凝水罐设计**

a、直径及高度设计

假定冷凝水在罐内停留时间为15s，计算得冷凝水体积为：。取筒高，根据公式求解D，解得，圆整，则冷凝水罐的筒径为，筒高为。

b、 筒体厚度设计

设计压力位-0.1MPa,为外压筒体

假设筒体及封头名义厚度为，经计算假设名义厚度合理。

封头选用标准EHA封头，查得: 总深度，内表面积，容积，质量，直边高度。

经计算，水压试验校核、应力校核、稳定性校核均合格。

采用支承式支座，依据JB/T4712.4-2007设计，经计算，选用B2型支座，支座数量为4个。

取，则接管直径：，计算得。

选取S30408管： ，选用管法兰，标记为：HG/T 20592 PL40(B)-10 RF S30408

**7泵的选取**

表7.1 选泵一览表

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 名称 | 泵型号  Model | 转速  r/min | 流量  m3/h | 扬程  m | 功率（kW） | | 泵口径（mm） | |
| 轴功率 | 电机功率 | 进口 | 出口 |
| 原液泵 | IH-50-32-125 | 1450 | 6.3 | 5 | 0.19 | 0.55 | 50 | 32 |
| 一体料液循环泵 | IH150-125-250 | 1450 | 120 | 24.8 | 12.3 | 18.5 | 150 | 125 |
| 冷凝水泵 | IS65-40-200 | 2900 | 15 | 53 | 4.42 | 7.5 | 65 | 42 |
| 二体料液打入泵 | IH-50-32-125 | 1450 | 6.3 | 5 | 0.19 | 0.55 | 50 | 32 |
| 强制循环泵 | HZW300I-A | 1450 | 500 | 4 |  | 22 | 300 | 300 |
| 母液回流泵 | IH50-32-125 | 1450 | 6.3 | 5 | 0.19 | 0.55 | 50 | 32 |

表7.2 真空泵参数表

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | 型号 | 最大气量（m3/h） | 电机功率(kW） | 转速（r/min） |
| 真空泵 | 2BE 1151-0 | 6.0 | 11 | 1300 |

**参考文献**

[1] 王海, 张峰榛, 王成端, 等. MVR 技术处理高盐废水工艺的模拟与分析[J]. 环境工程, 2015, (10): 35.

[2] 赵云松, 胡海军, 张丹. 机械蒸汽再压缩（MVR）技术在制浆废液蒸发中的应用[J]. 中国造纸, 2013, 32(2): 45-46.

[3]刘光启，马连湘，刘杰.化学化工物性数据手册[M].北京：化学工业出版社，2002.

[4]姚玉英, 黄凤廉, 陈常贵, 等.化工原理(第二版)[M].天津:高等教育出版社, 2010.

[5]GB150-2011, 压力容器[S].

[6]GB/T151-2014, 热交换器[S].

[7]JB/T4746-2002, 钢制压力容器封头[S].

[8]郑津洋, 董其伍, 桑芝富.过程设备设计[M]. 北京:化学工业出版社, 2010.

[9]JB/T4712.1～4712.4-2007, 容器支座[S].