河 北 工 业 大 学

毕业设计说明书

作 者： 艾敬  学 号：151422

学 院：化工学院

系(专业)： 过程装备与控制工程

题 目： 年产1.35万吨细晶硝酸钾蒸发工段

工艺流程及装置设置

指导者： 张及瑞 高级工程师

评阅者：

2019年 5月 20日

毕业设计（论文）中文摘要

|  |
| --- |
| **年产1.35万吨细晶硝酸钾蒸发工段工艺流程及装置设计**  **摘要：**  细晶硝酸钾产品晶粒均匀细微，纯度高，无需粉碎就可以直接用于制造黑火药、烟花等原料。首先，本文主要介绍了细晶硝酸钾的生产方法及其各自的优缺点，论述了其蒸发工段蒸发器的选择及效数的确定；其次，本文详细地介绍了细晶硝酸钾蒸发工段的工艺流程及工艺计算过程，并绘制了工艺流程图与设备布置图；此外，本文还详细论述了降膜蒸发器蒸发室和分离室的设计计算及校核，并绘制了其装配图与零件图。  原料的消耗，动力设备的选择，车间的布置及节能环保等也是本次设计的重要考虑部分。  关键词： 细晶硝酸钾 离子交换法 多效蒸发 降膜蒸发器 设备设计 |

毕业设计（论文）外文摘要

|  |
| --- |
| **Title**  Technological Process and Device Design of  Evaporation Section with an Annual Output of  13500 Tons of Fine Crystal Potassium Nitrate.  **Abstract**  Fine crystal potassium nitrate products with even and fine grain, high purity, can be directly used in the manufacture of black powder, fireworks and other components without crushing. First of all, this paper mainly introduces the production methods of fine crystal potassium nitrate and their advantages and disadvantages, discusses the selection of evaporator in evaporating section and the determination of effective number. Secondly, this paper introduces the technological process and calculation process of the crystal potassium nitrate evaporation section in detail, and draws the process flow chart and equipment layout. In addition, the design calculation and check of falling film evaporator chamber and separation chamber are discussed in detail, and the assembly drawing and part drawing are drawn.  Material consumption, power equipment selection, workshop layout and energy saving and environment protection are also important considerations of this design.  **Keywords：** fine crystal potassium nitrate; ion exchange method;  multiple-effect evaporation; falling film evaporator; equipment design |

目录

[1 绪论 3](#_Toc28504_WPSOffice_Level1)

[1.1 硝酸钾的物性 3](#_Toc4116_WPSOffice_Level2)

[1.2 硝酸钾的用途 3](#_Toc8755_WPSOffice_Level2)

[1.3 硝酸钾的制取（离子交换法） 3](#_Toc16909_WPSOffice_Level2)

[1.4 硝酸钾喷雾结晶 4](#_Toc1611_WPSOffice_Level2)

[1.5 技术方案确定 5](#_Toc6879_WPSOffice_Level2)

[2 工艺计算](#_Toc28504_WPSOffice_Level1) 8

[2.1 物料衡算 8](#_Toc15838_WPSOffice_Level2)

[2.2 计算各效温度参数](#_Toc3007_WPSOffice_Level2) [11](#_Toc3007_WPSOffice_Level2)

[2.3 各效蒸发面积计算](#_Toc3585_WPSOffice_Level2) [12](#_Toc3585_WPSOffice_Level2)

[2.4 热量衡算](#_Toc9402_WPSOffice_Level2) [12](#_Toc9402_WPSOffice_Level2)

[3 加热室结构设计及机械设计 1](#_Toc28504_WPSOffice_Level1)3

[3.1 加热室直径的确定](#_Toc9353_WPSOffice_Level2) [13](#_Toc9353_WPSOffice_Level2)

[3.2 加热室壁厚设计及校核](#_Toc17369_WPSOffice_Level2) [14](#_Toc17369_WPSOffice_Level2)

[3.3 加热室其它部件设计](#_Toc2460_WPSOffice_Level2) [18](#_Toc2460_WPSOffice_Level2)

[4 分离室结构设计及机械设计](#_Toc28504_WPSOffice_Level1) 19

[4.1 分离室直径的计算 1](#_Toc3437_WPSOffice_Level2)9

[4.2 分离室壁厚设计及校核 2](#_Toc544_WPSOffice_Level2)0

[5 泵的选择及接管直径计算 2](#_Toc28504_WPSOffice_Level1)3

[5.1 泵的选择](#_Toc25928_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc25928_WPSOffice_Level2)4

[5.2 Ⅰ效接管直径](#_Toc29432_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc29432_WPSOffice_Level2)4

[5.3 Ⅱ效接管直径](#_Toc29595_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc29595_WPSOffice_Level2)5

[5.4 Ⅲ效接管直径](#_Toc18189_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc18189_WPSOffice_Level2)5

[5.5 Ⅳ效接管直径](#_Toc5464_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc5464_WPSOffice_Level2)5

[5.6 料液循环管直径计算](#_Toc13956_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc13956_WPSOffice_Level2)6

[5.7 蒸发室和分离室连接接管](#_Toc15622_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc15622_WPSOffice_Level2)6

[5.8 其它接管直径](#_Toc220_WPSOffice_Level2) [2](#_Toc220_WPSOffice_Level2)6

[6 接管开孔补强计算 2](#_Toc28504_WPSOffice_Level1)6

[7 乏气预热器和冷凝水预热器换热面积计算](#_Toc28504_WPSOffice_Level1) 29

[8 多孔板冷凝器工艺计算](#_Toc28504_WPSOffice_Level1) 29

[结 论 3](#_Toc12021_WPSOffice_Level1)2

[参 考 文 献](#_Toc30921_WPSOffice_Level1) [33](#_Toc30921_WPSOffice_Level1)

[致 谢](#_Toc7204_WPSOffice_Level1) [35](#_Toc7204_WPSOffice_Level1)

**1 绪论**

以氯化钾和硝酸铵为原料采用离子交换法制得硝酸钾，细晶硝酸钾产品晶粒均匀细微、纯度高，无需粉碎研细就可以直接用于制造黑火药、烟花等原料，且成品吸湿性小、可靠性好，储存期长。本文对硝酸钾蒸发工艺过程进行设计及对其蒸发浓缩用的降膜蒸发器进行结构设计。

**1．1** 硝酸钾的物性

硝酸钾分子量为101.10，熔点为334℃，相对密度为2.10g/。易溶于水和稀的酒精，在无水酒精中几乎不溶解。在水中的溶解度为31.6g/100g水（20℃），且随温度的升高溶解度增大，溶解时水的温度显著下降。



**1．2 硝酸钾的利用**

硝酸钾可用于制造焰火、黑火药、火柴、催化剂的添加剂、汽车灯的玻壳、光学玻璃显像管玻壳等；在农业上用作肥料（由于同时含有植物所需的钾和氮），还可用于选矿，金属热处理的盐浴等。

**1．3 硝酸钾的制取（离子交换法）**

以氯化钾和硝酸铵为原料，使氯化钾和硝酸铵溶液中的钾铵离子在离子交换树脂上进行转换，得到硝酸钾溶液和氯化铵溶液，经蒸发浓缩、过滤、滤液冷却结晶、过滤、水洗、离心分离、气流干燥，制得硝酸钾产品。此法的优点是可有效实现盐的分离，工艺设备简单，可实现连续操作。缺点是硝酸钾和氯化铵溶液浓度低，蒸发能耗高，对设备材质要求高，需要316L、钛材、钛钼镍合金等材料，设备制造成本高[1]。

目前国内利用硝酸铵与氯化钾离子法生产硝酸钾的主工艺流程都是依据山西文通钾盐集团公司生产硝酸钾工艺，只是细节上略有不同，如图1[2]。

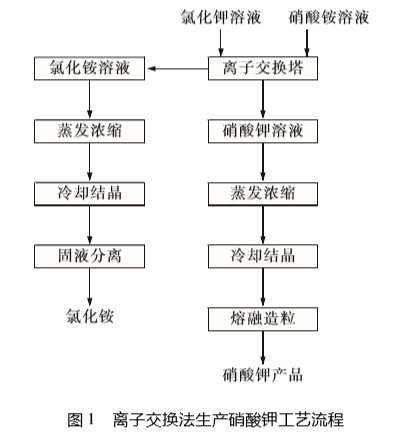


图1 离子交换法生产硝酸钾工艺流程

交换反应过程中，反应浓度越低，转换率越高，但产品溶液浓度也低；反应溶液浓度越高，转换率越低，但产品溶液浓度高。温度越低，树脂有效交换容量越小；温度越高，树脂有效交换容量越大，但对树脂损害也大。通常硝酸铵溶液浓度一般控制为不低于3mol/L，温度一般控制为50℃；进入交换柱的硝酸铵量一般控制为树脂交换容量的50％～60％，所得硝酸钾溶液平均波美度为13°Bé。进入交换柱的氯化钾溶液浓度一般控制为略高于硝酸铵溶液浓度，温度一般控制为50℃；进料量一般控制为硝酸铵量的1.05倍，所得氯化铵溶液平均波美度为8 ～9°Be[3]。

**1．4 硝酸钾喷雾结晶**

硝酸钾工艺溶液主要为、、、、、混合溶液[4]。硝酸钾的溶解度随温度升高急剧增大，加热需蒸发大量溶剂，结晶效果差，而且硝酸钾的热稳定性差，受热易分解出亚硝酸钾和氧气，故一般采用冷却其过饱和溶液来结晶。在实际生产中，在常压条件下，硝酸钾溶液沸点117℃，硝酸钾溶液冷却结晶的最终温度为30℃，在不考虑硝酸钾溶液体积变化条件下，硝酸钾溶液结晶的终点温度应为30℃[5]。硝酸钾浓缩采用真空冷却结晶的工艺方法。真空冷却结晶工艺是先进的冷却技术之一，现代冷却结晶都是尽可能优先考虑选用真空冷却结晶[6]。从生产中的应用情况来看，具有以下优点：冷却速度快，冷却均匀，结晶大小均匀，产品质量稳定，容易分离 [7]。



喷雾结晶使用的是常温或低温空气，只要将料液冷却，不可将水分蒸干，相反的还必须保留绝大部分的水分。工艺要求是将初始浓度为25.5％的硝酸钾蒸发浓缩至70％，并不是将硝酸钾溶液蒸干，需留有一部分水。因此此工艺可用喷雾结晶。

喷雾结晶原理：喷雾结晶是在结晶塔内，用喷咀将高温的饱和料液喷成雾状，比表面积极大地雾滴与常温或低温气流直接接触，气液之间热交换迅速，水分急剧蒸发，物料迅速冷却，因而生成大量晶核；由于晶核过多，同时与母液接触时间极短，晶核不能发育成晶形完整的大晶体，杂质结入晶格内的机会也很少，因而获得粒度约数十微米的高纯度的细微粒[8]。

喷雾结晶实验装置图如图2所示：

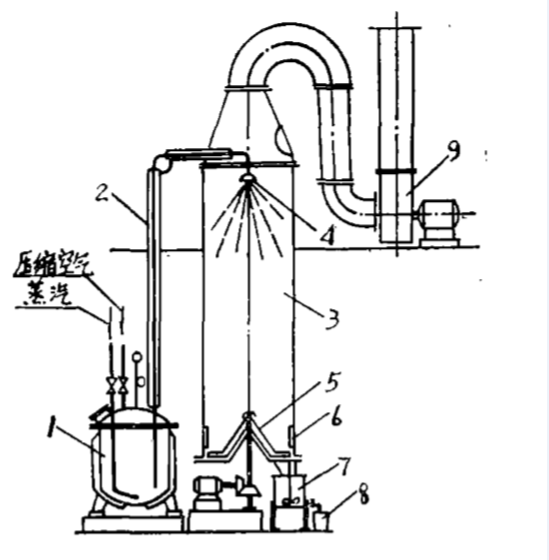


图2 喷雾结晶实验装置图

1.储料罐； 2.输料管； 3.喷雾结晶； 4.喷咀； 5.刮板出料装置；

6.进风口； 7.受槽； 8.小桶； 9.排风机

喷雾结晶冷却效果极佳，高温料液不到一分钟即可冷却下来，结晶生产潜力极大，可获得均匀、细微、高纯度的结晶细颗粒，能耗远远低于结晶槽。并且经多年的实践证明，喷前物料状态即硝酸钾的温度为115℃左右，逆流喷雾出料温度可降至32℃左右，完全满足硝酸钾结晶的要求，且喷雾结晶操作是连续的、可以控制的、为生产线的连续化、自动化创造了条件，使硝酸钾生产受益很大。喷雾结晶可提高结晶产量10倍，减少结晶工序能耗3/4，投资质量2/3，人力5/6[9]。

**1．5 技术方案确定**

1.5.1效数选择

单效蒸发是最基本的蒸发装置，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，不再利用。

多效蒸发是将多台蒸发器首尾相连，串联操作的系统。后一效的操作压力和溶液沸点均低较前一效低，仅在操作压力最高的第一效加热新鲜的加热蒸汽，所产生的二次蒸汽通入后一效的加热室作为后一效的加热蒸汽，即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下操作的，且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减少了加热蒸汽的耗量，同时也明显减少了冷却水的耗量。所以，由于多效蒸发的诸多优点，蒸发浓缩硝酸钾的工艺过程采用多效蒸发。

但蒸发效数也受诸多因素的影响：（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，而能耗的下降幅度（蒸汽耗量与水耗量的减少）却随效数增加而减少。当因节能而节省的开支不足以补偿设备折旧费增加时，增加效数就失去经济价值。此外在投资额有限时，其效数也受到限制。（2）温度差的限制。首效的加热蒸汽压力和末效冷凝器的真空度都有一定限制，所以装置总温差是一定的。多效蒸发器组每一效中都有三项温差损失=++（为溶液由于蒸气压下降而引起的沸点升高；为液柱静压引起的温度差损失；为蒸汽流动阻力引起的温差损失）。而各效的有效温差与各项的温差损失之和应该等于总温差：=+。当因效数增加，使得各效温差损失之和趋近于总温差（），则各效的有效温差趋近于零，此时蒸发器将无法操作。没效的以有效温差最小为5～7℃。所以考虑到操作的合理性，效数不能无限增加。



对于不同的溶液，溶液的沸点升高，采用的效数少。而对于沸点升高较小的体系可增大效数。最佳效数的确定，应根据设备投资费用和操作费用之和为最小的原则，一般取3~5效[10]。还应根据物料的特性、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。对蒸发量在1200kg/h～2500kg/h，物料出料浓度在40％～45％多采用双效或三效；蒸发量在2500kg/h～10000kg/h，出料浓度在40％～75％可选择三效或四效[11]。

此工艺蒸发量为1928kg/h，出料浓度要求为70％，综合考虑多效蒸发效数选择为四效。

1.5.2 工艺流程

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4种。

（1）并流加料流程：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。

（2）逆流加料流程：原料液由末效加入，用泵依次进入到前一效，完成液由第一效排出，料液与蒸汽逆向流动。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。

（3）平流流程：各效都同时加热新鲜料液，又都引出完成液。此流程用于饱和溶液的蒸发。此时各效都有结晶析出，可及时分离结晶。此法还可以同时浓缩两种或多种水溶液。

（4）错流加料流程：亦称混流流程，它是并、逆流流程的组合。错流的特点是兼有并流与逆流的有点而避免其缺点，但操作较复杂，要有完善的控制系统才能实现其稳定性。四效错流有多种方式，如Ⅰ—Ⅳ—Ⅲ—Ⅱ 、 Ⅰ—Ⅲ—Ⅳ—Ⅱ和Ⅰ—Ⅲ—Ⅱ—Ⅳ等。

由1.4所述，硝酸钾进行喷雾结晶前温度需达到115℃左右。因此，只有错流加料流程能满足此要求。末效二次蒸汽抽真空，压力为20Kpa，对应蒸汽温度为60℃。第Ⅰ效加热蒸汽压力为1-2个大气压。初步估计，从第Ⅱ效出料。为了简化流程，原液仍从第一效进料。则物料走向可有两种选择Ⅰ-Ⅳ-Ⅲ-Ⅱ和Ⅰ-Ⅲ-Ⅳ-Ⅱ。初定物料走向为Ⅰ-Ⅳ-Ⅲ-Ⅱ，蒸汽走向仍为Ⅰ-Ⅱ-Ⅲ-Ⅳ。物料和蒸汽走向示意图如下图所示：

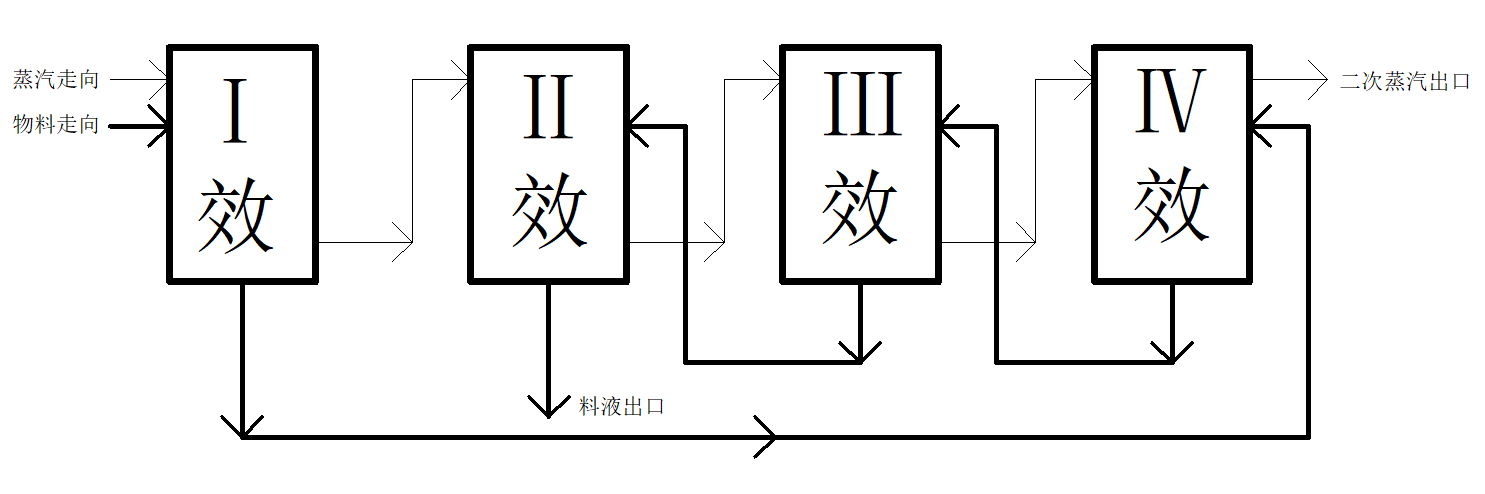


图3 物料和蒸汽走向示意图

1.5.3 蒸发器的选择

随着工业技术的发展，蒸发设备不断地改进和创新，种类繁多，结构各异。按使用目的分类，可分为浓缩用蒸发器和海水淡化蒸发器等；按操作分类，则可分为单效、多效和多级闪蒸等；按流程分类，则可分为间歇式连续式、自然循环型强制循环型。

薄膜蒸发具有传热系数高，蒸发速度快，无静压头产生的沸点升高等优点。特点是物料液体沿加热管壁呈膜状流动而进行传热和蒸发。特别适合热敏性物质的蒸发。按成膜原因和流动方向不同，可分为升膜蒸发器、降膜蒸发器和刮膜蒸发器三种类型。

该蒸发系统中蒸发器采用降膜蒸发器。因为过程中需采用低温蒸汽加热和真空蒸发，使得总有效传热温差变小。在较小的传热温差下，利用降膜蒸发器是实现多效蒸发很好的方式。

降膜蒸发器的料液是从蒸发器顶部加入，在重力作用下沿管壁成膜状下降，并在此过程中得到浓缩液。降膜蒸发器可以蒸发浓度较高，粘度较大的物料。物料在管壁中停留时间短，不易引起物料变质，适合处理热敏性物料。由于工艺流体仅在重力作用下流动，而不是靠高温差来推动，可以使用低温差蒸发。降膜蒸发器尤其适用于热敏性物料，设备被在真空低温下可以进行连续操作，具有蒸发能力高、节能降耗、运行费用低且能保证物料在蒸发过程中不变性。

降膜蒸发器的设计，主要考虑设备主体材料的选择、布液装置的设计、管板结构等。Tarif等分别在不同实验条件下得出降膜蒸发器总传热系数随蒸发温度的升高而增大[12]。另外，在降膜蒸发器的进料口下方需设置布膜装置，使被蒸发液体经循环泵送至设备上部经布液装置分配后均匀布在管板孔桥上，在每根换热器内形成液膜，液膜自换热管内由上而下边流动边蒸发。因此，布液装置是降膜蒸发器的关键部件[13]。

因此，此工艺才用四效错流多效蒸发，蒸发器选用降膜式蒸发器。

**2 工艺计算**

已知条件：硝酸钾年生产量：1.35t/年；

硝酸钾溶液初始浓度：25.5%，最终浓度：70％；

原料液温度：35℃，母液温度：40℃；

蒸汽压力：0.4Mpa～0.8Mpa（可调）；

年工作时间：7000小时；

采用多效蒸发。

**2.1 物料衡算**

（1）计算原液量、母液量和完成液量

工艺要求硝酸钾溶液每小时的获取量为

1.35××÷7000＝1928.78kg/h

则原液量为

＝＝7563.86kg/h

母液温度为40℃，硝酸钾溶液在40℃时的溶解度为63.9g/100g水，即40℃时硝酸钾溶液的饱和浓度为

×100％＝39％

设母液量为kg/h，完成液量为kg/h，列母液与完成液的关系方程为

解得：母液量为1866.3kg/h，完成液量为3794.9kg/h。

1. 计算各效蒸水量

总蒸水量

＝×74.5％＝5635.27kg/h

四效蒸水量分配比为初步定为1.2 : 1 : 0.8 : 1.15（1.2＋1＋0.8＋1.15＝4.15），则各效的蒸水量为：

＝＝1629.64kg/h

＝＝1357.71kg/h

＝＝1085.78kg/h

＝＝1562.14kg/h

1. 计算各效流量

①Ⅰ效流量计算为

＝＝7563.86kg/h

②Ⅳ效流量计算为



＝7563.86－1629.64＝5934.22kg/h

③Ⅲ效流量计算为

循环母液进Ⅲ效，则



＝7563.86－1629.64－1562.14＋1866.3

＝6238.38kg/h

④Ⅱ效流量计算为



＝7563.86－1629.64－1562.14＋1866.3－1085.78

＝5152.6kg/h。

（4）计算各效浓度

①Ⅰ效浓度计算为



即 1629.64＝7563.86×

解得 ＝32.5%

②Ⅱ效浓度计算为



解得 ＝44.1%

③Ⅲ效浓度计算为

循环母液进Ⅲ效，进Ⅲ效前混合料液浓度经计算为42.6%，则Ⅲ效料液浓度计算公式为



解得 ＝51.5%

③Ⅳ效浓度计算为

同理可得Ⅱ效溶液浓度



即 ＝70%

满足工艺要求。

式中 —硝酸钾溶液初始浓度；

、、、—分别为Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ、Ⅳ效浓度。

计算结果汇总如下：

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 效数 | Ⅰ | Ⅱ | Ⅲ | Ⅳ |
| 料液浓度（%） | 32.5 | 70 | 51.5 | 44..1 |
| 流量（kg/h） | 7563.86 | 5152.6 | 6238.38 | 5934.22 |
| 蒸水量（kg/h） | 1629.64 | 1357.71 | 1085.78 | 1562.14 |

**2.2 计算各效温度参数**

Ⅳ效二次蒸汽温度为60℃（抽真空极限），对应的汽化潜热为2358.6kJ/kg，溶液浓度为44.1%，此时硝酸钾溶液对应的沸点为104.8℃，则

△＝104.8－100＝4.8℃

校正系数

＝＝＝0.76

则Ⅳ效的沸点升高值为

△＝×△＝0.76×4.8＝3.648℃

取为4℃。

同理可算前三效溶液的沸点升高值。

每效传热温差取为10℃，各效之间管道内传热温差取为1℃。依此可计算出各效的二次蒸汽温度、蒸发温度及加热蒸汽温度，并可查取出对应的汽化潜热值。

结果汇总如下表：

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 效数 | Ⅰ | Ⅱ | Ⅲ | Ⅳ |
| 二次蒸汽温度（℃） | 113 | 91 | 75 | 60 |
| 蒸发温度（℃） | 116 | 102 | 80 | 64 |
| 加热蒸汽温度（℃） | 126 | 112 | 90 | 74 |
| 二次蒸汽温度下的汽化潜热（kJ/kg） | 2221.72 | 2280.6 | 2321.5 | 2358.6 |
| 蒸发温度下的汽化潜热（kJ/kg） | 2213.4 | 2251.58 | 2308.8 | 2348.76 |
| 加热蒸汽温度下的汽化潜热（kJ/kg） | 2209.12 | 2224.48 | 2283.2 | 2324 |

**2.3 各效蒸发面积及换热面积的计算**

降膜蒸发器传热系数值一般取为1200—3500 / [/(·）]，对流传热系数取为500 / [/(·）]，溶液的定压比热取为4。

Ⅰ效取为3500/ [/(·）]，则蒸发面积

＝＝＝＝28.63

对流传热温差

△＝＝30℃

所以 ＝＝＝31.38

则 ＝＋＝28.63＋31.38＝60

同理，Ⅱ效取为1950/ [/(·）]，经计算为57；Ⅲ效取为1600/ [/(·）]，经计算为57；Ⅳ效取为1200/ [/(·）]，经计算为56。

**2.4 热量校核**

①Ⅰ、Ⅱ效之间：

Ⅰ效冷凝水放热提供热量

＝＝1629.64×2221.72＝3620604kJ

Ⅱ效蒸发需要热量为将物料从80℃加热至102℃所需的热量和水在102℃下蒸发所需的热量，

即 ＝（）＋

＝5152.6×4×（102－80）＋1357.71×2251.58

＝3510421kJ。

因为＞，所以Ⅰ、Ⅱ效之间热量校核通过。

②Ⅱ、Ⅲ效之间

Ⅱ效冷凝水放热提供热量为＝3096393kJ，

Ⅲ效蒸发需要热量为＝3085270kJ，

因为＞，所以Ⅱ、Ⅲ效之间热量校核通过。

③Ⅱ、Ⅲ效之间

Ⅲ效冷凝水放热提供热量为＝2520638kJ，

Ⅳ效蒸发需要热量为＝2434819kJ，因为＞，

所以Ⅲ、Ⅳ效之间热量校核通过。

④Ⅰ效蒸发需要热量为＝5301350kJ，则生蒸汽需求量为

＝＝＝2400kg

热量校核全部通过，蒸水量分配比合理，即四效的分配比为1.2 : 1 : 0.8 : 1.15。

**3 加热室结构设计及校核**

**3.1 加热室直径的确定**

为使制造安装简便，将四效的加热室设计成同样的直径和壁厚。加热室选用固定管板式换热器。

经计算四效中加热室的传热面积最大值为60，向上圆整至70，再取20%的安全裕量，

则 ＝70×1.2＝84

根据GB/T151—2014，换热器直管段长度推荐值选取换热器长度为6m，换热管直径常选用、、等几种规格，现选用的换热管。

即 ＝38mm＝0.038m

换热管排布方式为正三角形排列，单管程。

根据加热管的规格与长度初步估计加热室所需管子数



＝＝120

式中 A—蒸发器加热室的传热面积，；

—加热管外径，；

—加热管长度，。

管中心距

t＝(1.25～1.5）＝1.4×0.038＝0.0532m＝53.2mm

管束中心线上的管数

＝1.1＝1.1×＝12.05

即为13根。

管束中心线上最外层管中心至壳体内壁距离：

＝(1～1.5）

取 ＝1.3＝1.3×0.038＝0.0494m＝49.4mm

加热室外壳直径

＝×（－1）＋2＝53.2×（13－1）＋2×49.4＝737.2mm

向上圆整取为＝800mm。

利用换热器布管软件可知，可排布211根换热管，其中包括6根拉杆。

**3.2 加热室壁厚设计及校核**

加热室材料选用0Cr18Ni9（作为不锈钢耐热钢使用最广泛，可用于一般化工设备），其许用应力＝137Mpa，弹性模量＝206×pa。

Ⅰ效筒体及封头壁厚计算：

Ⅰ效工作压力为0.4Mpa，设计压力

＝1.1＝1.1×0.4＝0.44Mpa

筒体受内压，壁厚计算公式为



式中 —筒体计算厚度，mm；

—设计压力，Mpa；

φ—焊接接头系数，采用双面焊对接接头，100%无损检测，所以φ＝1。

则 ＝1.29mm

由《压力容器用钢板》GB6654—1996可知，钢板负偏差＝0.25mm，腐蚀裕量取为＝1mm。

当筒体的厚度很薄时往往给运输、制造、吊装带来不便，因此规定：高合金钢制容器，厚度不小于2mm，因此δ取为2mm，则名义厚度

＝＋＋＝2＋1＋0.25＝3.25mm

由GB/T150—1998，高合金钢的最小厚度（用于固定管板式换热器）为6mm，因此综合考虑，取为8mm。

封头采用标准椭圆封头，则＝1，计算公式为



代入数据计算得＝1.28mm，同上综合考虑，封头名义厚度取为8mm。封头曲边高度为200mm。

Ⅰ效加热室外压试验校核：

筒体长度

＝6000＋25×2＋×2×250＝6217mm

筒体临界长度

＝＝1.17×800×＝9360mm

因为<，所以筒体属于短圆筒，外压应变系数

＝＝

式中 ＝－－＝12－1－0.25＝10.75mm

即 ＝＝＝×

则 ＝＝×206××1.3×＝×

＝＝＝0.15×pa＝0.15Mpa

因为>，即壁厚取得太小，现取＝12mm重新计算，

此时＝10.75mm

则 ＝＝＝×

＝×

＝0.48Mpa

即<，外压校核安全，即Ⅰ效加热室名义厚度＝12mm，为制造安装方便，封头厚度同筒体厚度，即封头名义厚度取为＝12mm。

Ⅰ效加热室水压试验校核:

壳程水压试验压力及强度校核：

＝

式中 —内压容器试验压力，0.44Mpa；

—试验时器壁金属温度下材料的许用应力，137Mpa；

—设计温度下材料的许用应力，137Mpa。

则 ＝＝1.25×0.44×1＝0.55Mpa

耐压试验时容器强度校核:

＝≤0.9φ

式中 —有效厚度，10.75mm；

—材料的屈服强度（大于205Mpa），取为205Mpa；

—筒体内径，800mm。

则 ＝＝＝20.74Mpa

0.9φ＝0.9×1×205＝184.5Mpa

因为 20.74<184.5，即<0.9φ，所以，水压试验安全。

管程水压试验及强度校核：

加热蒸汽温度为126℃，所以设计温度为126℃，工作压力为0.175Mpa（管程走硝酸钾溶液，进口温度为60℃，出口温度为116℃，工作压力为116℃对应的饱和蒸气压），设计压力

＝1.1×0.175＝0.193Mpa

则 ＝＝1.25×0.193×1＝0.24Mpa

则 ＝＝＝Mpa

式中 —管程水压试验压力；

—换热管内径，＝－＝mm。

0.9φ＝0.9×1×205＝184.5Mpa

因为 1.608<184.5，即<0.9φ，所以，管程水压试验安全。

经计算和压力试验校核，第Ⅰ效加热室筒体及封头的名义厚度为 12mm。

同理计算和校核，第Ⅱ效加热室筒体及封头的名义厚度为 10mm，第Ⅲ效加热室筒体及封头的名义厚度为 8mm，第Ⅳ效加热室筒体及封头的名义厚度为 8mm。

为制造、运输、吊装方便，四效加热室的筒体和封头取为相同的直径，为800mm；相同的壁厚，即名义厚度取为12mm。

**3.3 加热室其他结构**

1. 折流板

为了提高流体的流速，强化壳程流体的传热，在管外空间常装设折流板。折流板常用形式：弓形折流板、盘环形折流板、扇形折流板、管孔形折流板。在弓形折流板中，流体流动中的死角较小，结构也简单，因而用得最多。

缺口弦高一般为加热室公称直径的20%～25%，尤以25%最多普通，则切去的圆缺高度为：

h＝0.25×800＝200mm

为保证设计的合理性，弓形折流板的间距一般不应小于圆筒内径的且不小于50mm，最大则不超过2500mm（外径为38mm时最大无支撑跨距）。则折流板间距

E＝0.3＝0.3×800＝240mm

折流板数量＝＝＝24

由GB/T151—2014表6-21查取，折流板最小厚度为16mm，折流板名义外径为DN－4.5。

1. 定距管

定距管作用是将折流板之间的距离固定下来，并保持它与换热管垂直。当换热管外径大于等于19mm时，定距管外径与换热管相同，所以折流板规格取为φ38×3.5。

1. 拉杆

由GB/T151—2014表6-32，换热器外径为38mm（25<<57）时，拉杆直径为16mm，由表6-33，当拉杆直径为16mm，换热器公称直径为800mm时，拉杆个数为6个。拉杆应尽量均布在管束的外边缘。

（4）管板的确定

管板常用的均为圆形管板。固定管板式换热器的管板和壳体的连接常用不可拆结构，两端的管板直接焊于外壳上并延伸到壳体周围之外兼做法兰，拆下管箱即可检修胀口或清扫管内污垢。当换热管外径为38mm时，管板最小厚度为25mm。

1. 支座的选取

经计算，水压试验时设备最大的重量为18600kg，支座选用B3型耳式支座，材料为16MnR，允许载荷[Q]＝44kN。

**4 分离室结构设计及校核**

为制造安装方便，分离室材料与加热室选用同样的材料0Cr18Ni9，其许用应力＝137Mpa，弹性模量＝206×pa。

**4.1 分离室直径的计算**

蒸汽在分离室中的上升速度计算公式为：

＝

式中 —蒸发室中蒸汽平均上升速度，m/s；

、—溶液和蒸汽的密度，kg/（113℃时蒸汽的密度＝909.6kg/；溶液密度＝1100kg/）；

—雾沫携带因子，对于水溶液可以接收的最大值，＝0.017m/s。

则Ⅰ效蒸发室中蒸汽上升的速度为

＝0.017×＝0.59m/s

所以 ＝＝＝1.04m

向上圆整，分离室直径取为1200m，分离室高度

＝＝1.6×1200＝1920mm

**4.2 分离室壁厚设计及校核**

Ⅰ效分离室筒体受内压，壁厚计算公式为



Ⅰ效二次蒸汽温度为113℃，对应的压力为0.16Mpa，相应的设计压力为

＝1.1×0.16＝0.176Mpa

代入数据为

＝0.77m

同加热室所述，综合考虑，＝2mm，＝8mm，＝6.75mm。

分离室上封头采用标准椭圆封头，下封头采用圆锥角为60°的无折边锥形封头，锥体高度为1039mm，封头厚度同筒体厚度。

Ⅰ效分离室外压试验校核：

筒体长度

＝1920＋25＋×300＋1039＝3084mm

筒体临界长度

＝＝1.17×1200×＝17195mm

因为<，所以筒体属于短圆筒。

外压应变系数为

＝＝

即 ＝＝＝×

则 ＝＝×206××2.16×＝×

＝＝＝0.167×pa＝0.167Mpa

因为>，即壁厚取得太小，现取＝10mm重新计算，此时＝10.75mm，

＝＝＝×

＝×

＝0.32Mpa

即<，外压校核安全，即Ⅰ效分离室名义厚度＝10mm。

为制造安装方便，封头厚度同筒体厚度，即封头名义厚度取为＝10mm。

Ⅰ效分离室水压试验校核：

水压试验压力

＝＝1.25×0.176×1＝0.22Mpa

＝＝＝15.2Mpa

0.9φ＝0.9×1×205＝184.5Mpa

因为 15.2<184.5，即<0.9φ，所以，水压试验安全。

综上经计算和压力试验校核，第Ⅰ效分离室筒体及封头的名义厚度为 10mm。

饱和蒸汽压力小于100℃时按外压容器进行设计和校核，末效二次蒸汽抽真空的极限压力为20Kpa，即真空度为20Kpa，绝对压力＝当地大气压－真空度＝0.1－0.02＝0.08Mpa。为保证安全，外压设计时工作压力按0.1Mpa选取，即设计压力＝0.11Mpa。

同理计算，Ⅱ效分离室筒体及封头的名义厚度为 10mm，Ⅲ效分离室筒体及封头的名义厚度为 8mm，为制造、运输、吊装方便，Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ效分离室的筒体和封头取为相同的壁厚，即名义厚度取为10mm。

四效分离室：

第Ⅳ效蒸汽在分离室中的上升速度计算公式为：

＝

式中 60℃时蒸汽的密度＝0.1302kg/；溶液密度＝1500kg/。

则Ⅰ效蒸发室中蒸汽上升的速度为

＝0.017×＝1.82m/s

所以 ＝＝＝1.53m

向上圆整，分离室直径取为1600m。

分离室高度

＝＝1.6×1600＝2560mm

Ⅳ效分离室筒体受外压，为使制造加工简便，使Ⅳ效分离室壁厚同前三效分离室壁厚，即名义厚度取为10mm，进行强度校核。

Ⅳ分离室上封头采用标准椭圆封头，下封头采用圆锥角为60°的无折边锥形封头，锥体高度为1386mm，封头厚度同筒体厚度。

Ⅳ效分离室外压试验校核：

筒体长度

＝2560＋25＋×400＋1386＝3971mm

筒体临界长度

＝＝1.17×1600×＝23679mm

因为<，所以筒体属于短圆筒。

外压应变系数

＝＝

即 ＝＝＝×

则 ＝＝×206××2.15×＝×

＝＝＝0.16×pa＝0.16Mpa

因为<，即外压试验校核通过。

所以Ⅳ分离室壁厚同前三效 ，名义厚度取为10mm。

Ⅳ效分离室水压试验校核：

水压试验压力

＝＝1.25×0.11×1＝0.1375Mpa

＝＝＝12.64Mpa

0.9φ＝0.9×1×205＝184.5Mpa

因为 12.64<184.5，即<0.9φ。所以，水压试验安全。

综上所述，Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ效分离室直径取为1200mm，壁厚取为10mm，Ⅳ效分离室直径取为1600mm，壁厚取为10mm。

**5 泵的选择与接管直径计算**

按公式进行计算，即

式中 —体积流量，；

u—流速，m/s。

规定：

1. 蒸汽流速：当蒸汽压力小于1Mpa时，流速为15～20m/s，取为20m/s；
2. 冷凝水排出属液体自然流动，流速为0.2～0.5m/s，取为0.4m/s；
3. 盐水最大流速为1.8m/s且低粘度液体流速为1.5～3m/s，所以料液进口流速取为1.5m/s；
4. 料液出口流速为1.0～1.5m/s，取为1.5m/s；
5. 蒸汽流速（低压）为15～20m/s，所以前三效二次蒸汽流速为20m/s，末效二次蒸汽（20～50Kpa）时，u为60m/s。

注意：接管要与泵相配合使用，所以接管直径要与泵管口相配。

**5.1 泵的选择**

为简化制造和安装，本着经济的原则，工艺过程中的过液泵都选用IS50-32-125型离心泵，进口直径为DN50，出口直径为DN32，扬程为125m。

**5.2 Ⅰ效接管直径**

（1）生蒸汽进口直径：

＝2400kg/h，126℃时蒸汽的密度为1.336，u＝20m/s，

则 ＝0.178m＝178mm

查取规格为：为φ219×6（DN200）。

（2）冷凝水出口直径：

＝2400kg/h，生蒸汽在126℃下冷凝，对应的密度为937.7，u＝0.4m/s

则 ＝0.048m＝48mm

查取规格为：为φ57×3.5（DN50）。

（3）料液进口直径：

＝7563.86kg/h，溶液的密度为1000，u＝1.5m/s，

则 ＝0.042m＝42mm

查取规格为：为φ45×3.5（DN40）。

（4）分离室料液出口直径：

＝－＝7563.86－1629.64＝5934.22kg/h

密度取为1000，u＝1.5m/s，

则 ＝0.037m＝37mm

查取规格为：为φ38×3.5（DN32）。

（5）二次蒸汽出口直径：

＝1629.64kg/h，113℃下蒸汽密度为0.908，u＝20m/s，

则 ＝0.178m＝178mm

查取规格为：为φ219×6（DN200）。

**5.3 Ⅱ效接管直径**

（1）蒸汽进口直径：同Ⅰ效二次蒸汽出口直径，取为为φ219×6（DN200）。

（2）冷凝水出口直径：计算后查取规格为为φ45×3.5（DN40）。

（3）料液进口直径：配合泵的管口，取为为φ57×3.5（DN50）。

（4）分离室料液出口直径：计算后查取规格为为φ32×3.5（DN25）。

（5）二次蒸汽出口直径：计算后查取规格为为φ273×8（DN250）。

**5.4 Ⅲ效接管直径**

（1）蒸汽进口直径：同Ⅱ效二次蒸汽出口直径，取为为φ273×8（DN250）。

（2）冷凝水出口直径：计算后查取规格为为φ38×3.5（DN32）。

（3）料液进口直径：配合泵的管口，取为为φ57×3.5（DN50）。

（4）分离室料液出口直径：配合泵的管口，取为为φ38×3.5（DN32）。

（5）二次蒸汽出口直径：计算后查取规格为为φ325×8（DN300）。

**5.5 Ⅳ效接管直径**

（1）蒸汽进口直径：同Ⅲ效二次蒸汽出口直径，取为为φ325×8（DN300）。

（2）冷凝水出口直径：计算后查取规格为为φ32×3.5（DN25）。

（3）料液进口直径：同Ⅰ效料液出口直径，取为为φ38×3.5（DN32）。

（4）分离室料液出口直径：配合泵的管口，取为为φ38×3.5（DN32）。

（5）二次蒸汽出口直径：计算后查取规格为为φ377×9（DN350）。

**5.6 料液循环管直径计算**

为使料液充分混合均匀，在加热室和分离室之间设置循环管，由分离室进料，料液混合后由泵经循环管送入加热室，取混合料液流速u＝15m/s，混合料液密度取为1200，四效循环管取为相同的直径，查取规格选用为φ25×3（DN20）。

**5.7 蒸发室和分离室连接接管**

接管中为气液混合物，在降膜蒸发器中，蒸汽与料液共同排出，但因液体对蒸汽体积变化很小，故可按二次蒸汽量计算，因此，加热室出料口直径同蒸发室二次蒸汽出口直径。

**5.8 其它接管直径**

放空口：四效相同，取为φ32×3.5（DN25）；

放净口：四效相同，取为φ38×3.5（DN32）；

不凝气口：四效相同，取为φ57×3.5（DN50）；

排净口：四效相同，取为φ25×3（DN20）；

压力表口：四效相同，取为φ25×3（DN20）；

温度计口：四效相同，取为φ38×3.5（DN32）。

为简化制造和安装，四效冷凝水出口直径取为相同的直径，按四效中的最大值选取为

φ57×3.5（DN50）。

**6 接管开孔补强计算**

钢管材料取为10号钢，许用应力为115Mpa，厚度附加量C取为2mm；

设备材料取为0Cr18Ni9，许用应力为137Mpa，厚度附加量C取为1.25mm。

1. 补强及补强方法判别

①补强判别 允许不另行补强的最大接管外径为φ89mm，Ⅰ效加热室蒸汽进口和分离室二次蒸汽出口接管，同为φ219×6，故需另行考虑其补强。

②补强计算方法判别

开孔直径

d＝＋2C＝219－2×6＋2×2＝211mm

筒体开孔直径

d＝211mm＜＝600mm

满足等面积法开孔补强计算的适用条件，故可用等面积法进行开孔补强计算。

（2）开孔所需补强面积

先计算强度削弱系数，

＝＝0.839

接管有效厚度为

＝－C＝6－2＝4mm

开孔所需补强面积计算为：

＝211×2＋2×2×4×（1－0.839）＝424.576

（3）有效补强范围

①有效宽度B

 取最大值

故B＝422mm。

②有效高度 外侧有效高度确定

取最小值

故＝35.59mm。

内侧有效高度确定

取最小值

故＝0。

（4）有效补强面积

①筒体多余金属面积

筒体有效厚度：

＝10－1.25＝8.75mm

筒体多余金属面积的计算



＝（422－211）×（8.75－2）－2×4×（8.75－2）×（1－0.839）

＝1415.556

②接管多余金属面积

接管计算厚度

＝＝0.133mm

取＝2mm。

接管多余金属面积的计算



＝2×35.59×（4－2）×0.839＝119.44

③接管区焊缝面积（焊脚取6.0mm）：

＝×2×6×6＝36

④有效补强面积

＝1415.556＋119.44＋36＝1570.996

＝421.576

因为>，所以开孔后不需补强。

允许不另行补强的最大接管外径为φ89mm，其他外径大于φ89mm的接管都需要进行补强计算，经计算，所选用钢管开孔后都不需补强。

**7 乏气预热器和冷凝水预热器换热面积计算**

末效乏气温度为60℃，为了节约加热蒸汽用量，可以利用一部分乏气先将物料从35℃预热到45℃。Ⅰ、Ⅱ效冷凝水的温度大于100℃，仍有利用价值，同样可以用于余热物料，将物料从45℃预热到60℃后再使物料进入Ⅰ效。

预热物料用乏气量计算为



即 ×2358.6＝7563.86×4×（45－35）

解得 ＝128.28kg/h

乏气预热器和冷凝水预热器选用固定管板式换热器，设计方法同Ⅰ效加热室，经计算，为了简化制造安装，乏气预热器和冷凝水预热器的公称直径均为DN400。均选用φ25×2.5的换热管，管子呈正三角形排列，换热管长为2m，换热面积为20.2。

乏气预热器选用单管程，换热面积为30.2，可布109根换热管，其中包括4根拉杆。冷凝水预热器选用双管程，可布98根换热管，包括4根拉杆。

**8 多孔板冷凝器设计**

乏气共1562.14kg/h，预热物料用128.28kg/h，剩1433.86kg/h乏气需要用冷凝器冷凝。

1. 需用冷却水量

冷却水的流量G由冷凝器的热量衡算来确定

 kg/h

式中 —进入冷凝器的二次蒸汽的焓，J/kg；

—进入冷凝器的二次蒸汽量，kg/h；

—水的比热，4.187×J/kg·K；

—冷却水的初始温度，℃；

—水、凝液混合物的排出温度，℃。

即 ＝＝29154kg/h

1. 冷凝器直径D

蒸汽在冷凝器底部横截面上的汽速，一般取为15～25m/s，则取汽速为15m/s，直径

D＝＝＝0.52m

圆整到600m。

式中 v为蒸汽的比容，/kg。

Ⅳ效二次蒸汽温度为60℃，考虑管道阻力损失1℃，所以进冷凝器的蒸汽温度为59℃，对应的汽化潜热为2361.04kJ/kg，对应的比容为7.9974/kg。

1. 接管直径

①蒸汽进口直径 取蒸汽流速为80m/s，计算后选取规格为φ273×8（DN250）。

②冷却水进口直径 取冷却水流速为2.5m/s，计算后选取规格为φ76×4（DN65）。

③冷凝水出口直径 取冷凝水流速为1m/s，计算后选取规格为φ108×4（DN100）。

④不凝气口直径 选取规格为φ57×3.5（DN50）。

1. 多孔淋水板的设计

板数4块，板间距自下而上依次为

＝D＋0.20＝0.6＋0.2＝0.8m

＝0.6＝0.6×0.8＝0.48m

＝0.6＝0.6×0.48＝0.288m

＝0.6＝0.6×0.288＝0.1728m

顶层弓形板宽度

＝0.8D＝0.8×0.6＝0.48m

堰高取

h＝0.07m

其它各弓形板宽度

b＝＋0.05＝0.35m

淋水板的孔径d取为0.01m，则孔板为

＝＝1.13××＝124517

其余各层

＝＝62259

1. 冷凝器安装

大气腿高度

H＝11.5m

大气腿内径

＝＝0.1m

水封槽容积：

V≥1.5××0.785×11.5＝0.14

结 论

本次设计任务是年产1.35万吨细晶硝酸钾蒸发工段的装置设计。硝酸钾溶液为原料，初始浓度为25.5%，完成液浓度为70%。此次设计具有以下特点：

1. 根据料液的性质和其他工艺要求，确定采用四效错流降膜蒸发工艺。
2. 根据生产经验和有关资料，确定合适的工艺流程和设备布置方案，并绘制了工艺流程图及设备布置图。
3. 根据设计条件，对降膜蒸发器的加热室、分离室及预热器和大气冷凝器进行了工艺设计，绘制了降膜蒸发器加热室和分离室的装配图及部分非标准零部件图。
4. 利用第四效的二次蒸汽和第一效及第二效的蒸汽冷凝水最为加热蒸汽预热原料液。
5. 装置的主体材料选用0Cr18Ni9，主要设备为降膜蒸发器、乏气预热器、冷凝水预热器和大气冷凝器。
6. 本次设计大量采用CAD进行绘图。

参 考 文 献

1 张罡.我国硝酸钾生产工艺及装置概述[J].化肥工业,2011,38(02):7-12.

2 朱秀丽.浅析离子交换法制备硝酸钾工艺[J].盐科学与化工,2017,46(05):43-45.

3 宁延生.无机盐工艺学[M]. 北京:化学工业出版社,2013: 586.

4 赵美法.关于我国含氯中间体开发的几点想法和建议[J].中国氯碱，2002(12)：1-6

5 沈晃宏,张罡.硝酸钾真空冷却结晶工艺[J].化学工程,2006(05):16-18.

6 Thompson JT , Rumsey TR.Determining product temperature in avacuum cooler[P]US No.84-6543 , ASAE , New Orieans , USA. 11-14 December.

7 张罡,何斌鸿,沈晃宏.硝酸钾冷却结晶技术进展及应用[J].化肥设计,2008(02):59-61+64.

8 吕玉茀 ,马伟.喷雾结晶研究及其在硝酸钾生产中应用[J].无机盐工业,1987(03):5-8.

9 吕玉第 ,马伟.喷雾结晶的研究及其在硝酸钾生产中的应用[A];中国化工学会无机盐生产单元设备应用报告会会议论文集[C];2007年

10 徐垚.多效蒸发最佳效数选择分析[J]].石油化工设计,2005(04):4-6+9.

11 刘殿宇.降膜式蒸发器效数的确定原则[J].安徽化工,2013,39(04):80-82.

12 Tarif Ali Adib，Bertrand Heyd，Jean Vasseur．Experimental results and

modeling of boiling heat transfer coefficients in falling film evaporator usable for evaporator design[J]．Chemical Engineering and processing：Process Intensification，2009，48：961-968．

13 李彩霞,付庆端.降膜蒸发器的设计[J].化工设计通讯,2018,44(12):100.

14 时钧，汪家鼎，余国琮，陈敏恒.化学工程手册[M]. 北京：化学工业出版社，1996

15 姚玉英，黄凤廉，陈常贵，柴诚敬.化工原理[M].天津：天津大学出版社，1999

16 贺匡国.化工容器及设备简明设计手册（第二版）.北京：化学工业出版社，2002.4

17 郑津津，董其伍，桑之富.过程设备设计[M].北京：化学工业出版社，2001.7

18 国家医药管理局上海医药设计院.化工工艺设计手册(上、下册).北京：化学工业出版社，1986.10

19 天津化工研究院.无机盐工业手册. 北京.化学工业出版社.2005.8

20 GB 150-2011，压力容器[S]

21 李崇岳，化工工艺设计概论[M],天津：天津大学出版社，1994

22 HG/T 20519-2009，化工工艺设计施工图内容和深度统一规定[S]

23 HG/T 20546-2009，化工装置设备布置设计规定[S]

24 HG/T 20592~20635-2009，钢制管法兰、垫片和紧固件[S]

25 JB/T 4700~4709-2000，压力容器法兰[S]

26 GB 151-1999，管壳式换热器[S]

27 JB/T 4712.1~4712.4-2007，容器支座[S]

28 JB/T 4731-2005，钢制卧式容器[S]

29 JB/T 4745-2002，钛制焊接容器[S]

30 NB/T 47003.1-2009，钢制焊接常压容器[S]

31 JB/T 4736-2002，补强圈[S]

32 GB/T 25198-2010，压力容器封头[S]

33 GB 151-1999，管壳式换热器[S]

致 谢

在大四的最后一个学期通过自己的努力完成了规定的课题，这些离不开张及瑞老师的耐心指导和帮助。在毕业设计期间，张及瑞老师耐心讲解设计思路及设计过程中应该注意的地方，并且还给我们提供了许多有用的参考书籍和设计经验，让我们的毕业设计中少走了很多弯路，顺利完成。我在此真挚的感谢张及瑞老师，谢谢您的细心指导。每次有任何不懂的问题问张及瑞老师，他都会第一时间解答，对于不理解的地方，老师耐心的一遍遍的解释，谢谢您的耐心。

对于老师认为我有潜能部分，他总是点到为止，为我指明方向但又留有探索的空间，让我体会探索的乐趣的同时也收获了知识和解决问题的成就感。谢谢老师一直认为我有潜力并不断激发我的潜能。

老师对待学术一丝不苟，对待学生极为有耐心，这对于即将踏入教师行业的我影响很大，张及瑞老师会是我以后的榜样。

最后，再次感谢张及瑞老师。