

毕业设计（论文）任务书

毕业设计（论文）题目：

1500t/d合成氨工艺耐硫变换工段第一变换换热器

毕业设计（论文）要求及原始数据（资料）：

毕业设计的主要目的是培养和训练学生综合运用所学知识独立进行过程设备设计、控制方案制定及和制造中技术问题处理的能力。毕业设计环节要求学生完成以下任务：

- 1 了解合成氨生产工艺，掌握耐硫变换、转化/变换或煤气水分离工段的工艺流程及控制方法。
- 2 使用国家最新压力容器和换热器设计标准、规范进行设计。掌握最新化工容器及设计的全过程。
- 3 查阅翻译综合分析各种文献资料，进行设计方法和设计方案的可行性和论证。
- 4 设计计算以手算、电算相结合，要求设计思路新颖、计算数据准确、可靠、且正确掌握计算机操作和专业软件使用。
- 5 采用CAD绘制所设计的工程图纸。
- 6 毕业设计全部工作由设计者独立完成。

设计数据

物 料	温度（进口/出口）℃	操作压力(MPa)	体积流量 (Nm^3 /hr)
粗煤气	180.4/200	2.9776	147240
变换煤气	248.8/228.6	2.7941	184904

毕业设计（论文）主要内容：

具体内容包括：

- 1 合成氨生产工艺、耐硫变换、转化/变换或煤气水分离工段工艺流程及控制方法设计；
- 2 评述所设计的换热器在生产中的地位、作用及设备选型（附工艺流程图）；
- 3 单体设备工艺计算及初选设备轮廓尺寸（如：管径、管长、管子数、管壳程数、壳径等）；
- 4 设备结构设计；
- 5 设备强度计算；
- 6 编制制造、检验、安装、运输等技术条件；
- 7 绘制设备总装配图及零件图；
- 8 编制设计说明书。

学生应交出的设计文件（论文）：

- 1 设计说明书一份。
- 2 合成氨生产工艺物料流程图、耐硫变换、转化/变换或煤气水分离工段工艺物料流程图各一张(A1)、总装配图一张(A1)、零部件图不少于四张（折合 A1 图纸）
- 3 相关题目中文文献综述一篇，译文一篇。

主要参考文献（资料）：

- 1 天津大学化工原理教研室，《化工原理》上册，天津科技出版社，1992年
- 2 国家技术监督局，《钢制管壳式换热器》（GB151-99）
- 3 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），化学工业出版社，1987
- 4 国家压力容器标准化委员会，《压力容器》（GB150-2011）
- 5 燕山石化总公司设计院化工设计院，《钢制列管式固定管板换热器结构设计手册》，化工部设备设计技术中心站，1985
- 6 化工部第六设计院，《化工设备图样技术要求》（上、下册），化工部设备设计技术中心站，2000
- 7 石油化学工业部化工设计院，《小氮肥厂工艺设计手册》，石油化学工业出版社，1979
- 8 化学工业部设备技术中心站，全国压力容器标准化技术委员会，《化工设备标准手册》（共4册）1997
- 9 《过程装备成套设计》，化学工业出版社，2002
- 10 《过程装备成套技术课程设计指南》，化学工业出版社，2002年工业出版社，2002
- 11 国家压力容器标准化委员会，《钢制焊接压力容器及标准释义》（JB/T4735 - 1997）
- 12 国家压力容器标准化委员会，《压力容器用锻件、压力容器用镍铜合金》（JB4726~4728、JB4741~4743-2000）
- 13 国家压力容器标准化委员会，《钢制管法兰、垫片、紧固件》（HG 20592~20635-2009）
- 14 国家压力容器标准化委员会，《钢制压力容器焊接工艺评定、钢制压力容器焊接规程、钢制压力容器产品焊接试板的力学性能测试》（JB4708、JB/T4709、JB4744-2000）
- 15 国家压力容器标准化委员会，《压力容器法兰》（GB4700~4707-2000）
- 16 国家压力容器标准化委员会，《压力容器波形膨胀节及标准释义》（GB16749-1997）
- 17 国家压力容器标准化委员会，《容器支座》（JB/T4712、4713、4724、4725-92）
- 18 国家压力容器标准化委员会，《换热器基本参数》（JB/T4714~4720、JB4721、JB/T4722~4723-92）
- 19 国家压力容器标准化委员会，《压力容器封头》（（GB/T25198-2010））
- 20 国家压力容器标准化委员会，《固定式压力容器安全技术监察规程》，2010

专业班级_____学生_____

要求设计（论文）工作起止日期_____

指导教师签字_____日期_____

教研室主任审查签字_____日期_____

系主任批准签字_____日期_____

摘 要

本次设计在安全前提下，以经济实用为原则，从原始数据开始经工艺计算、机械设计和强度校核三步详尽地阐述了本台换热器的设计过程。

此设计过程有五个部分：绪论，工艺计算，机械设计，强度校核和技术条件的编制。

在绪论中主要叙述了合成氨生产工艺中的耐硫变换工段W-301所在的工段工艺流程、变换煤气冷却的工艺说明。控制方案的设计主要是通过对整体设备的综合分析，确定设备的控制方案，达到自动控制目的；工艺计算主要是通过对热量负荷的计算得到换热器的传热面积、初步确定换热器的基本尺寸，为下一步提供依据；机械设计主要任务是在设计条件下，从主体到部件，进行材料和零部件的设计入手，设计合理的结构；强度校核是在满足工艺条件的要求下，对所设计的设备进行强度校核，以便生产可以顺利的进行。

关键词： 换热器，工艺计算，机械设计

Abstract

The premise of the design is a safe, economical and practical to the principle of starting from the raw data calculated by the technology, mechanical design and strength check of this three-step detail on the design of heat exchanger units.

The design process has five parts: Introduction, process computing, mechanical design, strength check, and the establishment of technical conditions.

Described in the introduction, the main production process of transformation of sulfur tolerant shift in W-301 is located in the section in process, transform Sulfur tolerant shift. Control program design mainly through a comprehensive analysis of the overall device to determine the device's control program, to achieve automatic control purposes; process mainly through the calculation of heat load on the calculated heat transfer area of heat exchanger, heat exchanger initially defined basic dimensions provide the basis for the next step; mechanical design major tasks is to design conditions, from the principal to parts, materials and components designed to start with design and reasonable structure; strength check is to meet the conditions of the request, The design of the equipment on the strength check, so production can proceed smoothly.

KEY WORDS: HEAT EXCHANGER, PROCESS CALCULATION, MECHANICAL DESIGN

摘 要.....	V
ABSTRACT	VI
1 绪 论.....	1
1.1 合成氨的工艺流程.....	1
1.2耐硫变换工段说明.....	3
1.3第一变换热交换器（W-301）设计说明.....	3
2. 工艺计算	3
2.1壳程介质物性计算.....	4
2.1.1壳程介质比热容.....	4
2.1.2壳程介质黏度.....	4
2.1.3壳程介质导热系数.....	5
2.1.4壳程介质密度.....	5
2.2管程介质物性计算.....	5
2.2.1管程介质比热容.....	5
2.2.2管程介质黏度.....	6
2.2.3管程介质导热系数.....	6
2.2.4管程介质密度.....	7
2.3换热器选型.....	7
2.3.1初算换热面积.....	7
2.3.2初选换热器类型.....	7
2.4 总传热系数.....	8
2.4.1物质流速.....	8
2.4.2管程对流传热系数.....	8
2.4.3壳程的对流传热系数.....	9
2.5压力降校核.....	9
2.5.1管程压力降校核.....	9
2.5.2壳程压力降校核.....	10
3 机械设计.....	11
3.1设计压力.....	11
3.2设计温度.....	11
3.3金属壁温的确定.....	11
3.3.1管程金属壁温的确定.....	11
3.3.2壳程金属壁温的确定.....	11
3.4接管设计.....	12
3.4.1管程进出口设计.....	12
3.4.2壳程进出口设计.....	13
3.4.3排气、排液管设计.....	13
3.4.4接管外伸长度设计.....	14

3.5接管法兰的选取.....	14
3.5.1接管法兰的接口形式及标记.....	15
3.6接管法兰垫片选用.....	15
3.7钢制管法兰紧固件.....	16
3.8接管与筒体的连接.....	16
3.8.1筒体与封头的连接.....	16
3.8.2接管与筒体的连接.....	17
3.9管箱结构设计.....	17
3.9.1封头设计选型.....	18
3.9.1.1封头材料选择.....	18
3.9.1.2封头尺寸.....	19
3.9.2管箱法兰的选取.....	19
3.9.2.1管箱法兰材料选取.....	19
3.9.2.2法兰尺寸.....	20
3.9.3管箱垫片.....	20
3.9.4螺柱与螺母的选择.....	21
3.10管板设计.....	21
3.10.1管板的结构形式及尺寸.....	21
3.10.2管板上的布管设计.....	22
3.10.3换热管规格尺寸及换热管孔尺寸.....	23
3.10.4拉杆孔的设计.....	23
3.11筒体设计.....	24
3.11.1筒体材料的选择.....	24
3.11.2筒体壁厚的计算.....	24
3.12换热管设计.....	25
3.13拉杆与定距管设计.....	26
3.14折流板设计.....	27
3.15防冲挡板的设计.....	28
3.15.1防冲挡板的位置确定.....	28
3.15.2防冲挡板的材料.....	28
3.16保温层设计.....	28
3.17支座设计.....	29
3.17.1支座的选型与材料选择.....	29
3.17.2支座承受载荷计算.....	29
3.17.3支座结构尺寸.....	30
3.17.4支座的安装尺寸.....	31
3.18压力试验.....	31
4 强度校核.....	32
5. 技术条件的编制.....	52
5.1 技术条件的说明.....	52
5.1.1 钢材.....	53

5.1.2 焊接.....	53
5.1.3 热处理.....	53
5.1.4 无损探伤.....	53
5.1.5 换热管的尺寸偏差.....	53
5.2 设备的技术条件.....	54
5.2.1 装配图的技术条件.....	54
5.2.2 折流板技术条件.....	54
5.2.3 管板技术要求.....	54
5.2.4 鞍座技术要求.....	54
参考文献.....	55
结束语.....	56

1 绪 论

本次设计是针对天脊集团合成氨生产工艺中的粗煤气变换系统中的第一变换热交换器（W-301）的设计。天脊煤化工有限公司现在位于山西省潞城市。它的前身是山西化肥厂，1997年，山西化肥厂整体改制为天脊煤化工有限公司。经过十多年的发展，天脊集团的总资产已达35亿，年销售收入近15亿元，公司拥有年产合成氨60万吨、硝酸81万吨、硝酸磷肥90万吨（或硝酸磷肥100万吨）、工业用多孔硝酸铵20万吨、尿素45万吨、硝酸铵钙20万吨、水泥28万吨、塑料编织袋及塑料编织品4500万余条的生产规模。

换热器又称热交换器，是冷、热流体间进行换热的设备。它广泛地应用于化工、石油、动力、食品、制药、冶金等工业部门。为适应不同的工作条件和物料特性，换热器种类繁多、结构各异、用材多样，可根据生产工艺要求进行选择。在工业生产中，尤其是在石油、化工、轻工、制药、能源等工业生产中，常常需要把低温流体加热或者把高温流体冷却，把液体汽化成蒸汽或者把蒸汽冷凝成液体。这些过程均和能量传递有着密切联系，因而均可通过换热器来完成。换热设备性能的好坏直接关系到能源利用率的高低，环保质量的好坏。

1.1 合成氨的工艺流程

合成氨的反应式为 $N_2 + 3H_2 = 2NH_3$ ，合成氨工艺流程图如下：

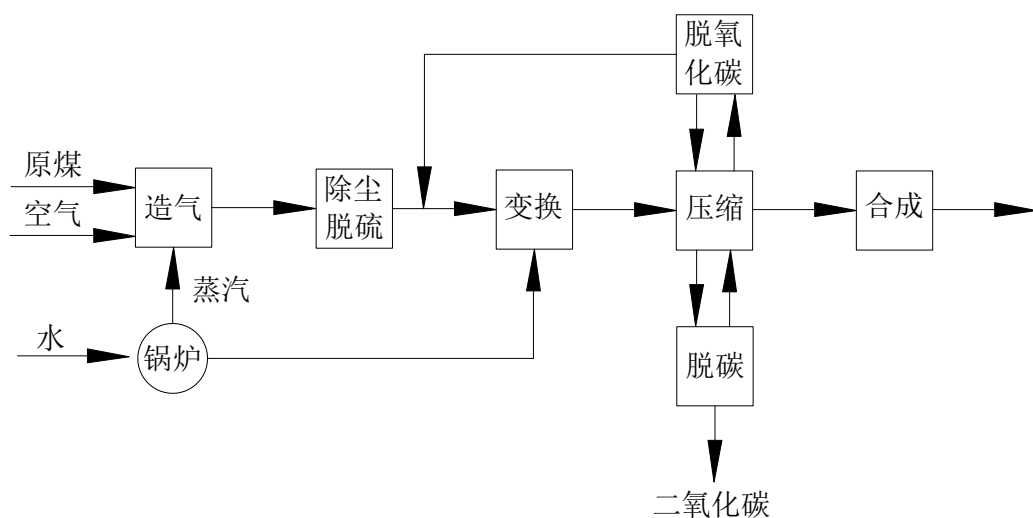
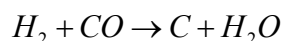
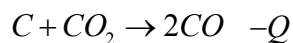
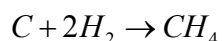
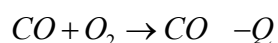
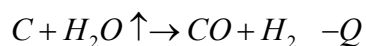
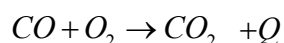
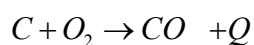
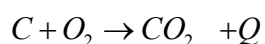


图 1 合成氨工艺流程图

对原料气的制取有许多种方法，它可以由分别制得的氢气和氮气混合而成，也可以同时制得氢、氮混合气。煤和天然气等原料可制成含氢和氮的粗原料气。对于固体原料煤和焦炭，通常采用气化的方法制取合成气；渣油可采用非催化部分氧化的方法获得合成气；对气态烃类和石脑油，工业中利用二段蒸汽转化法制取合成气。比如对 H_2 的制取有煤气化法，烃类蒸汽转化法，重油部分氧化法。本次采用煤气化法制取 H_2 。而对 N_2 来说一般是采用空气分离法制得，本次在 5800# 和 1800# 工段经过空气分离制得 N_2 。 H_2 的制取过程为：原煤——煤处理系统（100#）——加压气化系统（200#）——粗煤气变换系统（300#）——煤气冷却系统（400#）——低温甲醇洗及冷冻系统（500#/550#）。在这些过程中发生的主要反应式是：



从 300# 工段出来的粗煤气的主要成分是 CO_2 ， H_2 ， CO ， CH_4 ， H_2S ， N_2 ， O_2 及碳化物等。除 H_2 、 N_2 外，其它物质的存在对合成氨的催化剂均有毒害，会影响合成氨的质量，还可能造成设备仪器的损坏等，需要进行脱除，直至百分之几的数量级为止。

工段 400# 的主要作用是将气体冷却，气体的成分基本没有变化。

脱硫的方法很多，目前主要分为干法脱硫和湿法脱硫。干法脱硫有活性炭法，有机硫加氢法和氧化锌法。湿法脱硫就是对含有大量 H_2S 的气体采用溶液吸收法脱硫。可以分为化学吸收法和物理吸收法。化学吸收法又有碳酸钠，氨水，醇胺溶液吸收，物理吸收法有用冷甲醇吸收硫化氢。本次采用的就是物理吸收法中的用冷甲醇吸收硫化氢。

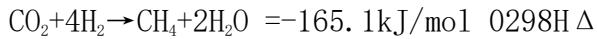
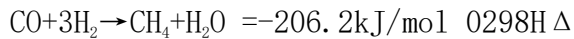
粗原料气经 CO 变换以后，变换气中除 H_2 外，还有 CO_2 、 CO 和 CH_4 等组分，其中以 CO_2 含量最多。 CO_2 既是氨合成催化剂的毒物，又是制造尿素、碳酸氢铵等氮肥的重要原料。因此变换气中 CO_2 的脱除必须兼顾这两方面的要求。

一般采用溶液吸收法脱除 CO_2 。根据吸收剂性能的不同，可分为两大类。一类是物理吸收法，利用 CO_2 能溶于水或有机溶剂的特性。如低温甲醇洗法 (Rectisol)，聚乙二醇二甲醚法 (Selexol)，碳酸丙烯酯法。本次就是采用低温甲醇洗涤法 (Rectisol)。一类是化学吸收法，是利用碳酸钾，有机胺和氨水等碱性溶剂为吸收剂，利用 CO_2 具有酸性而进行反应将其吸收。如热钾碱法，低热耗本菲尔法，活化 MDEA 法，MEA 法等。

去除杂质的主要工段是在 500#和 550#,即低温甲醇洗及冷冻系统。从 500#和 550#出来的气体除 H₂外还有残余的 CH₄, N₂, CO 等杂物。

经 CO 变换和 CO₂ 脱除后的原料气中尚含有少量残余的 CO 和 CO₂。为了防止对氨合成催化剂的毒害,规定 CO 和 CO₂ 总含量不得大于 10cm³/m³(体积分数)。因此,原料气在进入合成工序前,必须进行原料气的最终净化,即精制过程。

目前在工业生产中,最终净化方法分为深冷分离法和甲烷化法。深冷分离法主要是液氮洗法,是在深度冷冻(<-100℃)条件下用液氮吸收分离少量 CO,而且也能脱除甲烷和大部分氨,这样可以获得只含有惰性气体 100cm³/m³以下的氢氮混合气,深冷净化法通常与空分以及低温甲醇洗结合。甲烷化法是在催化剂存在下使少量 CO、CO₂ 与 H₂ 反应生成 CH₄ 和 H₂O 的一种净化工艺,要求入口原料气中碳的氧化物含量(体积分数)一般应小于 0.7%。甲烷化法可以将气体中碳的氧化物(CO+CO₂)含量脱除到 10cm³/m³以下,但是需要消耗有效成分 H₂,并且增加了惰性气体 CH₄ 的含量。甲烷化反应如下:



从 1800#和 5800#空气分离得到的 N₂ 也进入 600#工段与 H₂ 混合。将纯净的氢、氮混合气压缩到高压,按照一定的控制比例系统将 3:1 的氢氮气送入氨合成系统(900#)工段,在催化剂的作用下合成氨。由于氨的合成反应是可逆的,要采用氨分离器将氨与未反应的原料气分离并将没有反应的气体回送入合成塔。将合成的纯净氨经多级压缩后送入氨库(2000#)工段。

1.2耐硫变换工段说明

此工段主要任务是将来自200#的粗煤气进行洗涤、分离和加热变换成为变换煤气和煤气水分别输送到400#和1000#。工段的主要设备有B-301变换气煤气水分离器、B-302径流洗涤器、W-301第一变换热交换器、B-305雾化器、W-303第三变换热交换器和W-304废热锅炉。

1.3第一变换热交换器(W-301)设计说明

第一变换热交换器(W-301)是利用生成的高温变换煤气与进入换热器的相对低温的粗煤气进行换热,以达到加热粗煤气同时冷却变换煤气的目的,节省了资源的利用。

2. 工艺计算

依据任务书可知,此设计温差不大因此可选固定管板式换热器,粗煤气走管程,变换煤气走壳程。

2.1 壳程介质物性计算

壳程给定的操作压力为2.7941MP，进出口温度分别为248.8°C和228.6°C，则壳程的定型

$$\text{温度 } t_{\text{壳程}} = \frac{t_{\text{进}} + t_{\text{出}}}{2} = \frac{248.8 + 228.6}{2} = 238.7^{\circ}\text{C}。$$

2.1.1 壳程介质比热容

壳程主要介质组成：

名称	CO ₂	Co	H ₂	CH ₄	N ₂
x v(VOL%)	40.00	1.45	49.64	7.01	0.92

变换煤气的混合摩尔质量：

$$\begin{aligned} M_{\text{壳}} &= M_{\text{Co}_2} \times v(\text{Co}_2) + M_{\text{Co}} \times v(\text{Co}) + M_{\text{H}_2} \times v(\text{H}_2) + M_{\text{CH}_4} \times v(\text{CH}_4) + M_{\text{N}_2} \times v(\text{N}_2) \\ &= 44 \times 40\% + 28 \times 1.45\% + 2 \times 49.64\% + 16 \times 7.01\% + 28 \times 0.92\% \\ &= 20.378 \text{g/mol} \end{aligned}$$

壳程混合气体各组分质量分数：

$$x_{m(\text{Co}_2)} = \frac{M_{\text{Co}_2} \times v(\text{Co}_2)}{M_{\text{壳}}} = \frac{44 \times 40\%}{20.378} = 0.8637 = 86.37\%$$

同理 $x_{m(\text{Co})} = 2\%$ ， $x_{m(\text{H}_2)} = 4.87\%$ ， $x_{m(\text{CH}_4)} = 5.5\%$ ， $x_{m(\text{N}_2)} = 1.26\%$

经查表[1, 45-55]的在壳程的操作条件下各组分的比热容：

$$C_{p(\text{Co}_2)} = 2.6556 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}, C_{p(\text{Co})} = 1.7280 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}, C_{p(\text{H}_2)} = 1.6723 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C},$$

$$C_{p(\text{CH}_4)} = 2.6263 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}, C_{p(\text{N}_2)} = 1.0713 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

壳程混合气体的比热容：

$$\begin{aligned} C_{p(\text{壳})} &= C_{p(\text{Co}_2)} \times x_{m(\text{Co}_2)} + C_{p(\text{Co})} \times x_{m(\text{Co})} + C_{p(\text{H}_2)} \times x_{m(\text{H}_2)} + C_{p(\text{CH}_4)} \times x_{m(\text{CH}_4)} + C_{p(\text{N}_2)} \\ &\quad \times x_{m(\text{N}_2)} \\ &= 2.5676 \text{kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

2.1.2 壳程介质黏度

经查表[1, 80-96]在壳程的操作条件下各组分的黏度：

$$\mu_{\text{Co}_2} = 2457.528 \times 10^{-7} \text{p}, \mu_{\text{Co}} = 2612.367 \times 10^{-7} \text{p}, \mu_{\text{H}_2} = 1280.933 \times 10^{-7} \text{p}, \mu_{\text{CH}_4} = 1711.997 \times 10^{-7} \text{p}, \mu_{\text{N}_2} = 2642.587 \times 10^{-7} \text{p}$$

壳程混合气体的黏度

$$\mu_{\text{壳}} = \mu_{\text{Co}_2} \times x_{m(\text{Co}_2)} + \mu_{\text{Co}} \times x_{m(\text{Co})} + \mu_{\text{H}_2} \times x_{m(\text{H}_2)} + \mu_{\text{CH}_4} \times x_{m(\text{CH}_4)} + \mu_{\text{N}_2} \times x_{m(\text{N}_2)}$$

$$=2364.65210^{-7}p=2364.65210^{-8}\text{Pa} \cdot \text{S}$$

2.1.3壳程介质导热系数

经查表[1, 132-145]在壳程的操作条件下各组分的导热系数:

$$\lambda_{\text{Co}_2}=833 \times 10^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}, \quad \lambda_{\text{Co}}=1007.339 \times 10^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}, \quad \lambda_{\text{H}_2}$$

$$=6207.418 \times 10^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}, \quad \lambda_{\text{CH}_4}=1717 \times 10^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}, \quad \lambda_{\text{N}_2}=940.701 \times$$

$$10^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}$$

壳程混合气体的导热系数:

$$\lambda_{\text{壳}} = \lambda_{\text{Co}_2} \times m_{\text{(Co}_2)} + \lambda_{\text{Co}} \times m_{\text{(Co)}} + \lambda_{\text{H}_2} \times m_{\text{(H}_2)} + \lambda_{\text{CH}_4} \times m_{\text{(CH}_4)} + \lambda_{\text{N}_2} \times m_{\text{(N}_2)}$$

$$=1148.19810^{-7} \text{K} / \text{cm} \cdot \text{S} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$=0.0481 \text{W} / \text{cm} \cdot ^\circ\text{C}$$

2.1.4壳程介质密度

$$\rho_{\text{壳}} = \frac{P_{\text{壳}} M_{\text{壳}}}{RT_{\text{壳}}} = \frac{2.7941 \times 10^6 \times 20.378}{8.314 \times (238.7 + 273.15)} = 13.38 \text{kg} / \text{m}^3$$

2.2管程介质物性计算

壳程给定的操作压力为2.9716MP, 进出口温度分别为180.4°C和200.0°C, 则壳程的定型

$$\text{温度 } t_{\text{管程}} = \frac{t_{\text{进}} + t_{\text{出}}}{2} = \frac{180.4 + 200.0}{2} = 190.2^\circ\text{C}.$$

2.2.1管程介质比热容

管程主要介质组成:

名称	Co ₂	Co	H ₂	CH ₄	N ₂
× v(VOL%)	24.68	27.34	36.87	8.81	1.15

变换煤气的混合摩尔质量:

$$M_{\text{管}} = M_{\text{Co}_2} \times v_{\text{(Co}_2)} + M_{\text{Co}} \times v_{\text{(Co)}} + M_{\text{H}_2} \times v_{\text{(H}_2)} + M_{\text{CH}_4} \times v_{\text{(CH}_4)} + M_{\text{N}_2} \times v_{\text{(N}_2)}$$

$$= 44 \times 24.68\% + 28 \times 27.34\% + 2 \times 36.87\% + 16 \times 8.81\% + 28 \times 1.15\%$$

$$= 20.9834 \text{g/mol}$$

壳程混合气体各组分质量分数:

$$x_{m_{\text{(Co}_2)}} = \frac{M_{\text{Co}_2} \times v_{\text{(Co}_2)}}{M_{\text{壳}}} = \frac{44 \times 24.68\%}{20.9834} = 0.5175 = 51.75\%$$

同理 $x_{m(\text{Co})}=36.48\%$, $x_{m(\text{H}_2)}=3.51\%$, $x_{m(\text{CH}_4)}=6.72\%$, $x_{m(\text{N}_2)}=1.53\%$

经查表[1, 45-55]在壳程的操作条件下各组分的比热容:

$$C_{p(\text{Co}_2)}=2.6492\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}, C_{p(\text{Co})}=1.7191\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}, C_{p(\text{H}_2)}=1.6723\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C},$$

$$C_{p(\text{CH}_4)}=2.5348\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}, C_{p(\text{N}_2)}=1.0679\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$$

壳程混合气体的比热容:

$$\begin{aligned} C_{p(\text{管})} &= C_{p(\text{Co}_2)} \times m_{(\text{Co}_2)} + C_{p(\text{Co})} \times m_{(\text{Co})} + C_{p(\text{H}_2)} \times m_{(\text{H}_2)} + C_{p(\text{CH}_4)} \times m_{(\text{CH}_4)} + C_{p(\text{N}_2)} \\ &\quad \times m_{(\text{N}_2)} \\ &= 2.2435\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C} \end{aligned}$$

2.2.2管程介质黏度

经查表[1, 80-96]在壳程的操作条件下各组分的黏度:

$$\mu_{\text{Co}_2}=2259.570 \times 10^{-7}\text{p}, \mu_{\text{Co}}=2444.436 \times 10^{-7}\text{p}, \mu_{\text{H}_2}=1201.176 \times 10^{-7}\text{p}, \mu_{\text{CH}_4}=1600.137 \times 10^{-7}\text{p}, \mu_{\text{N}_2}=2471.556 \times 10^{-7}\text{p}$$

壳程混合气体的黏度

$$\begin{aligned} \mu_{\text{管}} &= \mu_{\text{Co}_2} \times m_{(\text{Co}_2)} + \mu_{\text{Co}} \times m_{(\text{Co})} + \mu_{\text{H}_2} \times m_{(\text{H}_2)} + \mu_{\text{CH}_4} \times m_{(\text{CH}_4)} + \mu_{\text{N}_2} \times m_{(\text{N}_2)} \\ &= 2248.56310^{-7}\text{p} = 2248.56310^{-8}\text{Pa}\cdot\text{S} \end{aligned}$$

2.2.3管程介质导热系数

经查表[1, 132-145]在壳程的操作条件下各组分的导热系数:

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{Co}_2} &= 759 \times 10^{-7}\text{K}/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C}, \lambda_{\text{Co}} = 931.019 \times 10^{-7}\text{K}/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C}, \lambda_{\text{H}_2} = 5795.167 \\ &\times 10^{-7}\text{K}/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C}, \lambda_{\text{CH}_4} = 1518.6 \times 10^{-7}\text{K}/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C}, \lambda_{\text{N}_2} = 875.583 \times 10^{-7}\text{K} \\ &/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C} \end{aligned}$$

壳程混合气体的导热系数:

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{管}} &= \lambda_{\text{Co}_2} \times m_{(\text{Co}_2)} + \lambda_{\text{Co}} \times m_{(\text{Co})} + \lambda_{\text{H}_2} \times m_{(\text{H}_2)} + \lambda_{\text{CH}_4} \times m_{(\text{CH}_4)} + \lambda_{\text{N}_2} \times m_{(\text{N}_2)} \\ &= 1051.34510^{-7}\text{K}/\text{cm}\cdot\text{S}\cdot^\circ\text{C} \\ &= 0.0440\text{W}/\text{cm}\cdot^\circ\text{C} \end{aligned}$$

2.2.4管程介质密度

$$\rho_{\text{管}} = \frac{P_{\text{管}} M_{\text{管}}}{RT_{\text{管}}} = \frac{2.9716 \times 10^6 \times 20.9834}{8.314 \times (190.2 + 273.15)} = 16.19\text{kg}/\text{m}^3$$

2.3 换热器选型

2.3.1 初算换热面积

换热量计算：

$$\begin{aligned} Q &= \omega_{\text{壳}} C_{p\text{壳}} (t_{\text{进}} - t_{\text{出}}) \\ &= 210957.8 \times 2.5676 \times (248.8 - 228.6) \\ &= 10941436 \text{ kJ/h} \\ &= 3039.29 \text{ kW} \end{aligned}$$

初选 $K=420$

换热器采用逆流形式，则

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 248.8 - 200 = 48.8^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 228.6 - 180.4 = 48.2^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{48.8}{48.2} = 1.01 \leq 2$$

$$\Delta t_m' = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2} = \frac{48.8 + 48.2}{2} = 48.5^\circ\text{C}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{200 - 180.4}{248.8 - 180.4} = \frac{19.6}{68.4} = 0.2865$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{248.8 - 228.6}{200 - 180.4} = \frac{20.2}{19.6} = 1.0306$$

换热器为单壳程查表可知 $\phi_{\Delta t} = 0.975$

$$\Delta t_m = \Delta t_m' \cdot \phi_{\Delta t} = 48.5 \times 0.975 = 47.3^\circ\text{C}$$

则换热面积：

$$S = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{3039.29 \times 10^3}{420 \times 47.3} = 153.0 \text{ m}^2$$

2.3.2 初选换热器类型

由换热面积参考[8, 19-27]初选换热器类型参数如下：

公称直径：DN=800mm

公称压力：PN=4.0MPa

管程数：N=1

管子根数：n=797

中心排管数：31

管程流通截面积：S=0.1408m²

换热管长度：L=4500mm

计算换热面积： $S_{\text{计}}=209.3\text{m}^2$

2.4 总传热系数

2.4.1 物质流速

流速计算公式为： $u = \frac{m}{\rho \cdot s}$

壳程的流通面积：

$$s_{壳} = h \cdot D \left(1 - \frac{d_o}{t}\right)$$

折流板的间距h取800mm

换热管取的是 $\phi 19 \times 2$ 的管子

则 $s_{壳} = 0.1536 \text{m}^2$

由上可知 $s_{管} = 0.1408 \text{m}^2$

所以 $u_{壳} = 28.5 \text{m/s}$

$u_{管} = 25.7 \text{m/s}$

2.4.2 管程对流传热系数

管程物质的雷诺数：

$$Re_{管} = \frac{d_{管} u_{管} \rho_{管}}{\mu_{管}} = 2.78 \times 10^5 > 10000$$

管程物质的普朗特常数：

$$Pr_{管} = \frac{C_{p管} \mu_{管}}{\lambda_{管}} = 1.15$$

则管程的对流传热系数：

$$\alpha_{管} = 0.023 \frac{\lambda_{管}}{d_i} Re_{管}^{0.8} Pr_{管}^{0.4} = 1615.85 \text{w}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

2.4.3 壳程的对流传热系数

壳程物质的雷诺数；

$$Re_{壳} = \frac{d_o u_{壳} \rho_{壳}}{\mu_{壳}} = 2.42 \times 10^5 > 10000$$

壳程物质的普朗特常数：

$$Pr_{壳} = \frac{C_{p壳} \mu_{壳}}{\lambda_{壳}} = 1.26$$

则壳程的对流传热系数：

$$\alpha_{壳} = 0.023 \frac{\lambda_{壳}}{d_{壳}} Re_{壳}^{0.8} Pr_{壳}^{0.4} = 1562.80 \text{w}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

由[2]附录20表

管内外侧污垢热阻均取：

$$R_{s管} = R_{s壳} = 1.7197 \times 10^{-4} \text{w}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

换热器的总传热系数：

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{壳}} + R_{s壳} + R_{s管} \frac{d_o}{d_i} + \frac{b \cdot d_o}{\lambda d_m} + \frac{d_o}{\alpha_{管} d_i}} = 536.7^\circ\text{C}$$

因为 $15\% \ll \frac{K' - K}{K'} = 21.74\% \ll 25\%$

所以符合要求

2.5 压力降校核

2.5.1 管程压力降校核

管程压力降计算公式：

$$\Sigma \Delta p_{管} = (\Delta p_1 + \Delta p_2) F_t \cdot N_p \cdot N_s$$

由[2]查得管子为 $\phi 19 \times 2$ 时结垢校正系数为 $F_t = 1.5$

设管壁粗糙度 $\varepsilon = 0.15\text{mm}$

$$\text{则 } \frac{\varepsilon}{d_i} = \frac{0.15}{15} = 0.01$$

由[2]图1-27查得 $\lambda = 0.0495\text{w}/\text{m} \cdot \text{K}$

直管摩擦阻力压降：

$$\Delta p_1 = \lambda_1 \frac{L}{d_i} \cdot \frac{\rho_i v_i^2}{2} = 79398\text{Pa}$$

弯管摩擦阻力压降：

$$\Delta p_2 = 3 \cdot \frac{\rho_i v_i^2}{2} = 2596.4\text{Pa}$$

管程数 $N_p = 1$

壳程数 $N_s = 1$

管程压力降： $\Sigma \Delta p_{管} = 143157\text{Pa} \approx 0.14\text{MPa}$

操作压力 $P_{管} = 2.97\text{MPa} \in [1.1 \sim 5]\text{MPa}$

则允许压力降 $[\Delta p_t] \in [0.035 \sim 0.18]\text{MPa}$

因为 $\Sigma \Delta p_{管} < [\Delta p_t]$

所以符合要求

2.5.2 壳程压力降校核

壳程压力降计算公式：

$$\Sigma \Delta p_{壳}' = [\Delta p_1' + \Delta p_2'] F_t N_s$$

流体流经管束的压力降：

$$\Delta p_1' = F \cdot f_o \cdot n_c (N_B + 1) \frac{\rho_{壳} v_{壳}^2}{2}$$

管子按三角形排列则 $F=0.5$

折流板数： $N_B = \frac{L}{h} - 1 = 4$

$$f_o = 5.0 \cdot Re_o^{-0.228} = 0.28$$

$$n_c = 1.19 \sqrt{n} = 34$$

所以流经管束的压力降 $\Delta p_1 = 3803.75 \text{Pa}$

流经折流板缺口压力降：

$$\Delta p_2' = N_B \left(3.5 - \frac{2h}{D} \right) \frac{\rho_{壳} v_{壳}^2}{2} = 789.2 \text{Pa}$$

壳程数 $N_s = 1$

所以 $\Sigma \Delta p_{壳}' = 82705.75 \text{Pa} = 0.083 \text{MPa}$

操作压力为 $2.79 \text{MPa} \in [1.1 \sim 5] \text{MPa}$

则允许压力降 $[\Delta p_t] \in [0.035 \sim 0.18] \text{MPa}$

因为 $\Sigma \Delta p_{壳}' < [\Delta p_t]$

所以符合要求

3 机械设计

3.1 设计压力

壳程设计压力 $P_s = 1.1 P_{壳} \approx 3.08 \text{MPa}$

管程设计压力 $P_1 = 1.1 P_{管} \approx 3.27 \text{MPa}$

3.2 设计温度

壳程设计温度 $T_s = T_{壳进} + (15 \sim 20) = 263.8 \sim 268.8^\circ\text{C}$ ，取 $T_s = 265^\circ\text{C}$

管程设计温度 $T_1 = t_{管出} + (15 \sim 20) = 215 \sim 220^\circ\text{C}$ ，取 $T_1 = 220^\circ\text{C}$

3.3 金属壁温的确定

3.3.1 管程金属壁温的确定：

热流体侧壁温：

$$t_{th} = T_m - q \left(\frac{1}{\alpha_h} + \gamma_h \right)$$

冷流体侧壁温:

$$t_{tc} = t_m + q \left(\frac{1}{\alpha_c} + \gamma_c \right)$$
$$t_m = \frac{t_{th} + t_{tc}}{2}$$

所以 $t_{th} = 217.9^\circ\text{C}$

$t_{tc} = 169.3^\circ\text{C}$

则管程金属平均壁温 $t_m = 193.6^\circ\text{C}$

3.3.2壳程金属壁温的确定

因为壳程有保温层进行保温，所以壳程金属壁温取流体的平均温度

则 $t_m = t_s = 238.7^\circ\text{C}$

3.4接管设计

3.4.1管程进出口设计

管程密度修正系数 $\rho_i = \frac{\bar{M}_i}{22.4} = 0.94$

管程进口密度:

$$\rho_{\text{入}} = \frac{p_{\text{入}} T \rho_i}{T_{\text{入}} P} = 16.82 \text{Kg/m}^3$$

管程出口密度:

$$\rho_{\text{出}} = \frac{p_{\text{出}} T \rho_i}{T_{\text{出}} P} = 16.12 \text{Kg/m}^3$$

管程进口流量:

$$v_{\text{入}} = \frac{W_{\text{入}}}{\rho_{\text{入}}} = 12542.28 \text{m}^3$$

管程出口流量:

$$v_{\text{出}} = \frac{W_{\text{出}}}{\rho_{\text{出}}} = 13086.92 \text{m}^3$$

管程进口流速:

$$u_{\text{入}} = \frac{0.2P}{\rho_{\text{入}}} = 35.33 \text{m/s}$$

管程出口流速:

$$u_{\text{出}} = \frac{0.2P}{\rho_{\text{出}}} = 36.89 \text{m/s}$$

则管程入口直径:

$$d_{\text{入}} = \sqrt{\frac{4v_{\text{入}}}{\pi u_{\text{入}}}} = 354\text{mm}$$

圆整后取DN=400mm

管程出口直径:

$$d_{\text{出}} = \sqrt{\frac{4v_{\text{出}}}{\pi u_{\text{出}}}} = 354\text{mm}$$

圆整后取DN=400mm

3.4.2壳程进出口设计

$$\text{壳程密度修正系数 } \rho_o = \frac{\overline{M}_i}{22.4} = 0.91$$

壳程进口密度:

$$\rho_{\text{入}} = \frac{p_{\lambda} T \rho_i}{T_{\lambda} P} = 13.30\text{Kg/m}^3$$

壳程出口密度:

$$\rho_{\text{出}} = \frac{p_{\text{出}} T \rho_i}{T_{\text{出}} P} = 13.84\text{Kg/m}^3$$

壳程进口流量:

$$v_{\text{入}} = \frac{w_{\text{入}}}{\rho_{\text{入}}} = 15861.49\text{m}^3$$

壳程出口流量:

$$v_{\text{出}} = \frac{w_{\text{出}}}{\rho_{\text{出}}} = 15242.62\text{m}^3$$

壳程进口流速:

$$v_{\text{入}} = \frac{0.2P}{\rho_{\text{入}}} = 42.02\text{m/s}$$

壳程出口流速:

$$v_{\text{出}} = \frac{0.2P}{\rho_{\text{出}}} = 40.36\text{m/s}$$

则壳程入口直径:

$$d_{\text{入}} = \sqrt{\frac{4v_{\text{入}}}{\pi u_{\text{入}}}} = 365\text{mm}$$

圆整后取DN=400mm

壳程出口直径:

$$d_{\text{出}} = \sqrt{\frac{4v_{\text{出}}}{\pi u_{\text{出}}}} = 365\text{mm}$$

圆整后取DN=400mm

3.4.3 排气、排液管设计

经考虑为保持换热器外形的美观选取DN80的管子

3.4.4 接管外伸长度设计

外伸长度:

$$l \gg h + h_1 + \delta + 15 \quad (\delta=100\text{mm})$$

则DN80: $l \gg 153\text{mm}$, 取 $l=200\text{mm}$

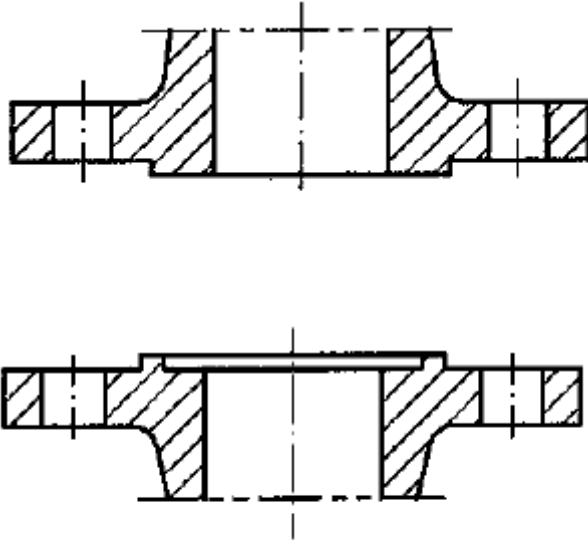
DN400: $l \gg 183\text{mm}$, 取 $l=200\text{mm}$

3.5 接管法兰的选取

本设计采用的是带颈对焊法兰:

公称直径	钢管外径	法兰外径	螺栓孔中心圆直径	螺栓孔直径	螺栓孔数量	螺纹	法兰厚度	N		法兰内径	H	R	法兰高度	法兰理论质量	破口高度
								A	B						
DN	B	D	K	L	N	Th	C	A	B				H	Kg	n
80	89	200	160	18	8	M16	24	105	105	90	12	6	40	4.86	6
400	426	660	585	39	16	M36 × 3	50	462	462	400	20	12	135	48	12

3.5.1 接管法兰的接口形式及标记



凹面/凸面(MFM)

接管法兰标记举例：

公称直径DN400，公称压力PN4.0的带颈对焊凸面法兰标记为：WN400-4.0-M

管口表

DN	PN	连接标准	法兰型式	连接型式	用途或名称
80	40	HG/T20592 -2009	WN	M	排气和安全泄压口
400	40	HG/T20592 -2009	WN	FM	壳程进料口
400	40	HG/T20592 -2009	WN	FM	壳程出料口
400	40	HG/T20592 -2009	WN	FM	管程进料口
80	40	HG/T20592 -2009	WN	M	排液口
400	40	HG/T20592 -2009	WN	FM	管程出料口

3.6 接管法兰垫片选用

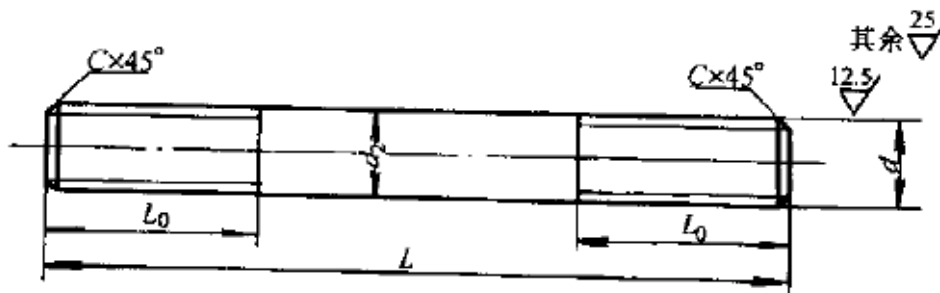
本设计根据公称压力PN4.0和最高设计温度位265℃选用包覆材料为纯铜板，填充材料为石棉橡胶板的金属包垫片

则DN80的垫片标记为：HG/T20609 金属包垫片 80-40 T3/XB450

DN400的垫片标记为：HG/T20609 金属包垫片 400-40 T3/XB450

3.7钢制管法兰紧固件

本设计各法兰用双头螺柱连接：



等长双头螺柱长度：

$$L = 2(C + \Delta C) + 2m + 2p + 2T_1 + n + T$$

C —法兰厚度，mm

ΔC —法兰厚度正公差，mm

P —紧固件的角端长度，mm

T_1 —螺柱安装时的最小伸长长度，mm

n —螺柱负公差，mm

T —垫片厚度

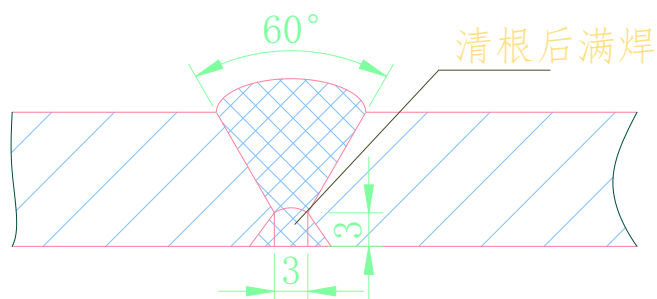
DN80的螺柱长度： $L=95\text{mm}$

DN400的螺柱长度： $L=210\text{mm}$

3.8接管与筒体的连接

3.8.1筒体与封头的连接

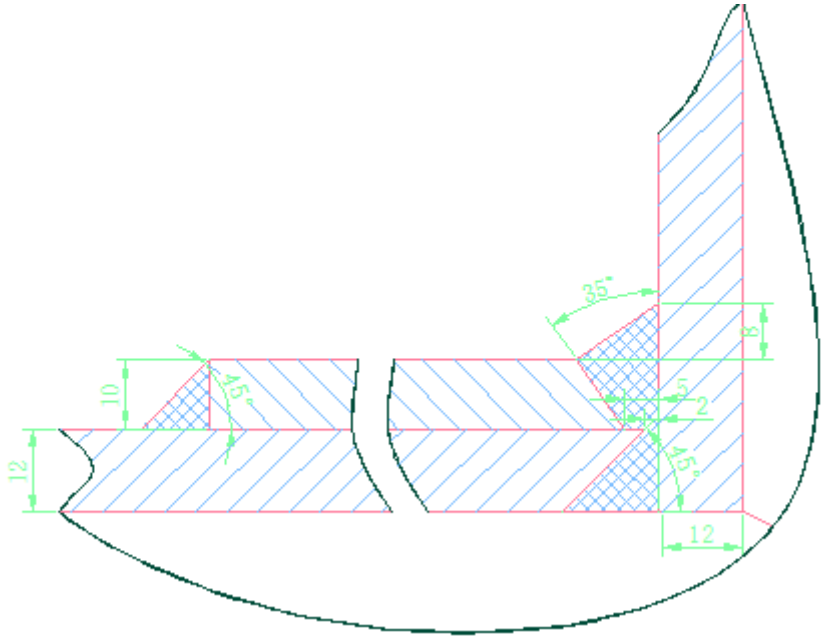
焊接采用单面坡口单面焊全焊透的形式，如下图所示：



筒体与封头的焊接

3.8.2 接管与筒体的连接

接管和筒体的连接采用单面焊全焊透形式，如下图



接管与筒体的焊接

3.9 管箱接构设计

选择Q345R材料，设厚度在6~16mm，查上表得： $\sigma_b=510\text{Mpa}$ ， $\sigma_s=345\text{Mpa}$ ，在设计温度为220℃时， $[\sigma]^t=160\text{Mpa}$ 。焊接接头型式选双面焊对接接头，由[3，15]表4，采用100%无损检测，即焊接接头系数 $\phi=1.00$ 。腐蚀余量应按照容器使用中的腐蚀速率和使用寿命来确定，本次设计中选着容器的腐蚀余量为2，即 $C_2=2\text{mm}$ ，钢板厚度负偏差 $C_1=0.3\text{mm}$ 。

$$\text{计算厚度 } \delta = \frac{P_c D_i}{2[\sigma]^t \phi - P_c}$$

式中， P_c 为计算压力

$$\delta = 8.26\text{mm}$$

$$\text{计算厚度 } \delta = 8.26\text{mm}$$

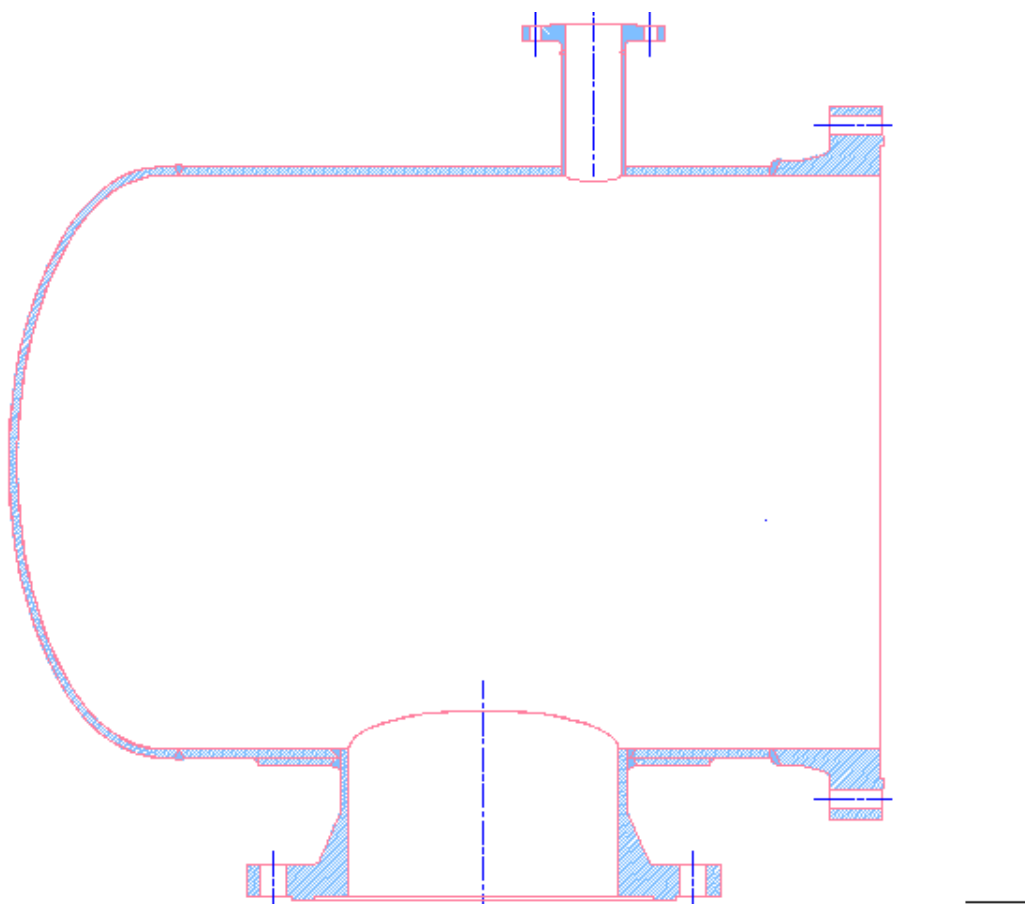
$$\text{设计厚度 } \delta_d = \delta + C_2 = 8.26 + 2 = 10.26\text{mm}$$

$$\text{名义厚度 } \delta_n = \delta_d + C_1 = 10.26 + 0.3 = 10.56\text{mm}$$

根据[3，19]中的规定对壳体公称直径在 $D_i=800\text{mm}$ 时，由碳素钢和低合金钢制造的固定管板式换热器的最小筒体厚度为9mm。满足厚度要求，选选择常见的钢板，厚度为12mm。管箱名义厚度 δ_n 取12mm，有效厚度 δ_e 为10.56mm。

封头管箱型式采用B型，这种型号适用于单程和多程管箱，结构简单，便于制造。

由[3, 10]图7, 查得管箱结构, 如图:



管箱的结构数据

	长度 L_g /mm	直径D/mm	厚度 δ /mm	材料
前端管箱	1215	800	12	Q345R
后端管箱	1215	800	12	Q345R

3.9.1 封头设计选型

3.9.1.1 封头材料选择

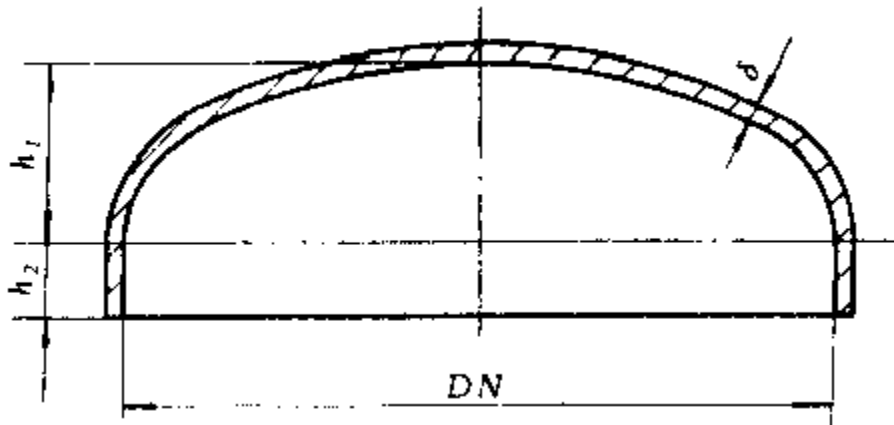
本次换热器的设计，管程的设计温度为200℃，根据经验选择Q345R，由[4，16]表4-1，查得材料性能，见表4-4。

表4-4 Q345的材料性能

钢号	钢板标准	使用状态	厚度 mm	常温强度指标		在下列温度(°C)下的许用应力,MPa															
				σ_b MPa	σ_s MPa	≤20	100	150	200	250	300	350	400	425	450	475	500	525	550	575	
低合金钢板																					
16MnR	GB 6654	热轧,正火	6~16	510	345	170	170	170	170	156	144	134	125	93	66	43	—	—	—		
			>16~36	490	325	163	163	163	159	147	134	125	119	93	66	43	—	—	—		
			>36~60	470	305	157	157	157	150	138	125	116	109	93	66	43	—	—	—		
16MnR	GB 6654	热轧,正火	>60~100	460	285	153	153	150	141	128	116	109	103	93	66	43	—	—	—		
			>100~120	450	275	150	150	147	138	125	113	106	100	93	66	43	—	—	—		

3.9.1.2封头尺寸

本次设计选用以内径为基准的椭圆形封头，代号EHA，由[7, 19]续表1，查得其尺寸和结构，如图：



封头尺寸

公称直径 DN/mm	曲面高度 h_1 /mm	直边高度 h_2 /mm	封头厚度 δ /mm	内表面积 A/mm ²	容积 V/m ³	质量 m/kg
800	200	25	12	0.7566	0.0796	96.5

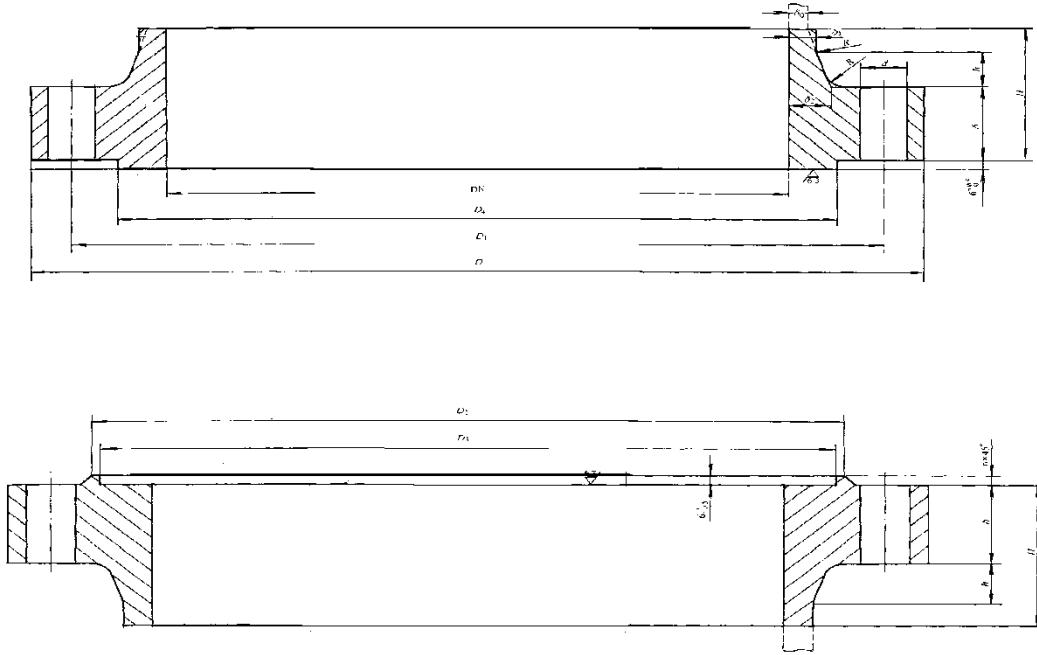
3.9.2管箱法兰的选取

3.9.2.1管箱法兰材料选取

管箱的材料选择Q345R，根据[6, 12]与其连接的管箱法兰选择材料Q345。以便于焊接。

3.9.2.2 法兰尺寸

根据[6, 11]表7, 长径对焊法兰适用的公称压力为0.6~6.4Mpa, 工作温度-70~450℃, 管箱的设计温度为220℃, 设计压力为3.27Mpa, 管箱内径800mm, 因此选用凹凸密封面(MFM)形式的长径对焊法兰。



公称直径 D ₀ /mm	法兰/mm									
	D	D ₁	D ₂	D ₃	D ₄	δ	H	h	a	a ₁
800	995	940	898	888	885	70	150	42	21	18
	法兰/mm				螺柱		对接筒体最小厚度 δ ₀ /mm	法兰质量/kg		
	δ ₁	δ ₂	R	d	规格	数量		凸面	凹面	
	22	32	15	30	M27	40	22	174.4	170.2	

3.9.3 管箱垫片

由[6, 6], 根据设计温度选法兰垫片为带内环的金属带材料为0Cr18Ni9, 填充材料为温石棉带的缠绕式垫片。

由[6, 63], D_N=800mm, P_N=4.0MPa, 选择垫片的结构和尺寸如下图: 如图4-4,



图4-4 管箱法兰垫片

根据[6, 64], 由 $DN=800\text{mm}$, $PN=4\text{MPa}$, 查得垫片尺寸, 垫片尺寸见表4-7

表4-7 管箱垫片尺寸

公称直径DN/mm	公称压力PN/MPa	D/mm	d/mm
800	4	887	847

3.9.4 螺柱与螺母的选择

根据[6, 6]对 $D_N=800\text{mm}$ 的换热器应当选择螺柱的材料为35CrMoA, 对应的螺母为35CrMoA。

根据[6, 81], 对M27的螺柱其尺寸和结构如下图:



双头螺柱的结构

双头螺柱尺寸

d/mm	L_0 /mm	C/mm	型式	d_2 /mm	L/mm	极限偏差/mm	单件质量/kg
27	80	5	7	36	145	± 1.5	2.064

3.10 管板设计

3.10.1 管板的结构形式及尺寸

根据[3, 27], 选择e型管板, 即管板兼做法兰, 通过焊接与筒体连接, 与管箱通过螺母螺柱及垫片连接。

管板结构及尺寸件下图:

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。如要
下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/878126116044006060>