项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载



2019 年“东华科技-恒逸石化杯”第十三届全国大学生化工设计竞赛

换热器设计说明书

扬子石化年产 10 万吨醋酸乙烯酯生产分厂项目

江西理工大学·烯望之光团队

团队成员：杨　林　郭宝鉴　郑明豪　胡　颖　罗荣烽

指导老师：李立清　邹来禧　李　敏　陈火平　朱丽华

目录

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

第一章　换热器选型 3

1.1　换热器选择依据 3

1.2　换热器概述 3

1.2.1　换热器分类 3

1.2.2　常用管式换热器的比较 5

1.2.3　换热器工艺条件选择原则 6

1.2.4　换热器组件选择原则 7

1.3　换热器型号表示方法 8

1.4　换热器的选型软件 9

第二章　管壳式换热器选型实例 10

2.1　E0107 选型设计 10

2.1.1　设计条件 10

图 2-2　EDR 工艺数据输入界面 11

2.1.2　结构参数设计 12

2.1.3　换热器结构校核 15

2.1.4　换热器机械强度校核 20

2.1.5　换热器强度计算与校核小结 39

2.1.6　设备条件图 40

2.2　E0109 选型设计 40

2.2.1　设计条件 40

图 2-14　EDR 工艺数据输入界面 42

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.2.2 结构参数设计.....42

2.2.3 换热器结构校核.....45

2.2.4 换热器机械强度校核.....49

2.2.5 换热器强度计算和校核小结.....68

2.2.6 设备条件图.....69

2.3 换热器设备选型一览表.....70

第一章 换热器选型

1.1 换热器选择依据

《化工设备设计全书—换热器》	化学工业出版社
《石油化工设备设计选用手册换热器》	化学工业出版社
《化工工艺设计手册》	化学工业出版社
《压力容器安全技术监察规程》	质量技术监督局
《实用热物理性质手册》	中国农业机械出版社
《钢制压力容器》	GB 150-1998
《管壳式换热器》	GB 151-1999
《固定管板式换热器型式与基本参数》	JB/T 4715-1992
《U 形管式换热器型式与基本参数》	JB/T 4717-1992
《管径选择》	HG/T 20570.6-95
《化工配管用无缝及焊接钢管尺寸选用系列》	HG 20553-93
《石油化工企业钢管尺寸系列》	SH 3405-96
《鞍式支座》	JB/T 4712-1992

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

1.2 换热器概述

换热器，是将热流体的部分热量传递给冷流体的设备，又称热交换器。它是一种在不同温度的两种或两种以上流体间实现物料之间热量传递的节能设备，是使热量由温度较高的流体传递给温度较低的流体，使流体温度达到流程规定的指标，以满足工艺条件的需要，同时也是提高能源利用率的主要设备之一。换热器行业涉及暖通、压力容器、中水处理设备，化工，石油等近 30 多种产业，相互形成产业链条。

1.2.1 换热器分类

换热器的种类和规格众多，不同形式的换热器适用于不同的生产换热条件。因此，针对不同的换热条件选取符合生产要求的换热器显得尤为重要。

表 1-1 换热器的分类

管式	管壳式	固定管板式	刚性结构：用于管壳温差较小的情况(一般≤50°C)，管间不能清洗
			带膨胀节：有一定的温度补偿能力，壳程只能承受较低压力
		浮头式	管内外均能承受高压，可用于高温高压场合
管式	管壳式	U 型管式	管内外均能承受高压，管内清洗及检修困难
		填	外填料函：管间容易漏泄，不宜处理易挥发、易爆易燃及压力较高的介质

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

		料 函 式	
			内填料函：密封性能差，只能用于压差较小的场合
		釜式	壳体上都有个蒸发空间，用于蒸汽与液相分离
	套管式	双套管式	结构比较复杂，主要用于高温高压场合，或固定床反应器中
		套管式	能逆流操作，用于传热面较小的冷却器、冷凝器或预热器
	螺旋盘管式	浸没式	用于管内流体的冷却、冷凝，或者管外流体的加热
		喷淋式	只用于管内流体的冷却或冷凝
板式	板式		拆洗方便，传热面能调整，主要用于粘性较大的液体间换热
	螺旋板		可进行严格的逆流操作，有自洁作用，可回收低温热能
	伞板式		伞形传热板结构紧凑，拆洗方便，通道较小，易堵，要求流体干净
	板壳式		板束类似于管束，可抽出清洗检修，压力不能太高
扩展表面式	板翅式		结构十分紧凑，传热效率高，流体阻力大
	管翅式		适用于气体和液体之间传热，传热效率高，用于化工、动力、空调、制冷工业

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

蓄热式	回旋式	盘式	传热效率高，用于高温烟气冷却等
		鼓式	用于空气预热器等
	固定格室式	紧凑式	适用于低温到高温的各种条件
		非紧凑式	可用于高温及腐蚀性气体场合

目前，工业上常用的换热器以管式换热器居多，且管式换热器又以固定管板式换热器、U 型管换热器和浮头式换热器居多。因此我团队将这三种换热器的优缺点进行分析，选取符合自己工艺特点的换热器并进行设计。

1.2.2 常用管式换热器的比较

表 1-2 常用换热器的比较

种类	优点	缺点
固定管板式	旁路渗流较小; 锻件使用较少，造价低; 无内漏; 传热面积比浮头式换热器大 20%~30%。	壳体和管壁的温差较大，壳体和管子壁温差 t≤50℃； 当 t≥50℃时必须在壳体上设置膨胀节; 易产生温差力，管板与管头之间易产生温差应力而损坏; 壳程无法机械清洗; 管子腐蚀后连同壳体报废，设备寿命较低。
浮		小浮头易发生内漏;

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

头式	管束可以抽出，以方便清洗管、壳程; 介质间温差不受限制; 可在高温、高压下工作，一般温度小于等于 450 度，压力小于等于 6.4 兆帕; 可用于结垢比较严重的场合; 可用于管程易腐蚀场合。	金属材料耗量大，成本高 20%; 结构复杂。
U 型管式	管束可抽出来机械清洗； 壳体与管壁不受温差限制； 可在高温、高压下工作，一般适用于温度≤500℃，压力≤10MPa； 可用于壳程结构结垢比较严重的场合； 可用于管程易腐蚀场合。	在管子的 U 形处冲蚀，应控制管内流速； 管程不适用于结垢较重的场合； 单管程换热器不适用； 不适用于内导流筒，故死区较大。

1.2.3 换热器工艺条件选择原则

表 1-3 换热器工艺条件选择原则

类别	选择原则
流速	1、为了增大传热效果，进而提高传热系数，一般希望用较高流速。但流速过大，压降增大，使输送流体的动力消耗增加，

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

甚至造成设备振动，影响操作和使用寿命。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

	2、所选择的流速要尽量满足流体处于湍流状态，以保证换热器在较大的传热系数下进行换热。一般认为管程 Re > 10000、壳程 Re > 100 即为湍流状态。
物料流动路径	选择物料流动路径时主要考虑腐蚀和结垢两个因素。腐蚀性流体走管程可以避免管程壳程同时被腐蚀；由于管子内表面比外表面更易清洗，因此易结垢的流体走管程为宜。
压降	增加流体流速可以增加传热系数，使换热器结构紧凑，但是增加流速将关系到换热器的压力降，使腐蚀和振动破坏加剧等，压力降增加使得动力消耗增加，压力降通常有一个允许的压力降范围。对于液体一般取 0.01~0.1MPa，而气体控制在 0.001~0.01MPa 之间。
流动方式	管壳式换热器的流动方式除了基本的并流与逆流外，还可以是多管程多壳程复杂流动。在决定换热器的程数时，需要综合考虑传热、流体速度和流体输送方面的得失。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

温度	冷却水的出口温度不宜高于 60℃，以免结垢严重。高温端的温差不应小于 20℃，低温端的温差不应小于 5℃。当在两工艺物流之间进行换热时，低温端的温差不应小于 20℃。在冷却或者冷凝工艺物流时，冷却剂的入口温度应高于工艺物流中易结冻组分的冰点，一般高 5℃。在对反应物进行冷却时，为了控制反应，应维持反应物流和冷却剂之间当冷凝带有惰性气体的工艺物料时，冷却剂的出口温度应低于工艺物料的露点，一般低 5℃。换热器的设计温度应高于最大使用温度，一般高 15℃。
传热系数	在设计换热器时，应尽量使两侧的传热系数大体相等，避免出现控制性热阻。增加传热系数的方法通常可以通过增大流速、增设折流板、使用翅片管等方法提高流体扰动程度、强化传热，以提高传热系数。

1.2.4 换热器组件选择原则

表 1-4 换热器组件选择原则

组件		选择原则
换热	外形	列管换热器的管子外形有光滑管和螺纹管两种。一般按光滑管设计。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

管		
	直径	管径越小换热器越紧凑、越便宜。但是，管径越小换热器的压降越大，为了满足允许的压力降一般选用 ϕ19mm 的管子。对于易结垢的物料，推荐使用外径 25mm 的管子。
	管长	对于无相变换热，当管子较长时，传热系数增加，在相同的传热面积时，采用长管管程数少，压力降小，而且每平方米传热面的造价较低，但是，管子过长给制造和安装带来困难。壳径较大的换热器采用较长的管子可降低单位传热面积的金属耗量，更为经济。
	排列方式	管子的排列方式主要有正方形排列和三角形排列两种。三角形排列有利于壳程流体形成湍流状态，正方形排列方式有利于壳程的清洗。
	管心距	管心距小、设备紧凑，但将引起管板增厚、清洁不便、壳程压降增大，一般选用范围为管外径的 1.25~1.5 倍。
折流板	类型	折流板的型式有圆缺形、环盘形和孔流形等。通常圆缺形折流板应用最多，并可分为单弓形、双弓形和三弓形折流板。在要求压降小的情况下，也可选用环盘形折流板，但传热较差，应用较少。孔流折流板使流体穿过折流板孔和管子之间的缝隙流动，压降大，仅适用于清洁流体，应用更少。
	圆缺高度	单弓形折流板的开口高度为直径的 10~45％ ·双弓型

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

		折流板的开口高度为直径的 5~25%。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

管程数	管程数增加，管内流速增加，传热系数增加，但不选用过高的管程数，以免压力降过大，一般选在 1～2。一般根据管内流体雷诺数大于 10000 或者经验流速确定管程数。
壳径	换热器的壳径一般 325~1800mm。壳径越大，单台换热器面积越大，单位传热面积的金属耗量越低，因此采用一台大换热器比几台小换热器更经济。

1.3 换热器型号表示方法

换热器型号表示方法：

本法来自于 GB151-2014，适用于卧式和立式换热器。

示例说明：

型号： $\mathrm{AES500\text{-}\frac{1.6}{1}\text{-}54\text{-}\frac{6}{25}\text{-}4\ I}$

其中： A 表示前端管箱为平盖箱

E 表示壳体形式为单进单出冷凝器壳体

S 表示后端结构型式为浮头式

500 表示公称直径为 500mm

1.6 表示管侧设计压力 1.6MPa

1 表示壳侧设计压力 1MPa（压力相等时只写 Pt）

54 表示公称换热面积为 $54m^2$

6 表示公称长度为 6m

25 表示换热管外径为 25mm

4 表示管程数为 4

I 表示管束为 I 级，采用较高级冷拔钢管。。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

1.4 换热器的选型软件

表 1-5 换热器选型软件

名称	用途
Aspen Energy Analyzer V9	换热网络优化
Aspen Plus V9	换热器工艺参数设计
Aspen Exchanger Design and Rating V9	换热器选型
SW6-2011	换热器机械强度设计与校核

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

第二章　管壳式换热器选型实例

2.1　E0107 选型设计

2.1.1　设计条件

2.1.1.1　流股参数的确定

表 2-1 流股参数的确定

流股名称	压力/kpa	温度/℃	质量流量/（kg/h）	气相分率	主要介质名称和组成(摩尔分率)
壳程入口	110	38.47	21672	1	C_2H_2：1
壳程出口	96.659	71.95	21672	1	C_2H_2：1
管程入口	100	300	11082	1	H_2：1
管程出口	94.3	292.01	11082	1	H_2：1

2.1.1.2　管壳程设计温度

该换热器的壳程工作温度为 38.47 ~ 71.95℃，管程工作温度为 292.01 ~ 300℃,进出口温度大于 50℃，所以该管壳式换热器需要设计膨胀节。设计温度以工作温度为依据，一般为工作温度+（15 ~ 30）℃。这里取壳程设计温度为 92℃，管程设计温度为 320℃。

2.1.1.3　管壳程设计压力

该换热器的操作压力为壳程 0.11MPa，管程 0.1MPa。换热器的设计压力为设计温度下的最大工作压力，一般为正常工作压力的 1.1 倍。这里取壳程设计压力为 0.121MPa，管程设计压力为 0.11MPa。由于出口绝压大于 0.1MPa 时压降不能大于进口压强的 20%，小于 0.1MPa 时，不能大于进口压降的 40%，所以 EDR 中换热器的压降设置为 30kpa。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.1.1.3 传热系数及污垢热阻

传热系数基于传热膜系数、固壁热阻和垢层热阻计算得到。其中传热膜系数和固壁热阻为 EDR 自动默认值。该换热器壳程介质为乙炔，管程介质为氢气，考虑到换热器长期使用，故使污垢热阻较高于经验值，故取壳程的污垢系数为 0.00093m^2•K/W，管程的污垢系数为 0.00093m^2•K/W。

2.1.1.4 流体空间的选择

该换热器热物流为氢气，冷物流为乙炔，由于热物流和冷物流均为气体，所以考虑到压降的合理性，选择将流量大的热物流走管程，流量小的冷物流走壳程。

2.1.1.5 选用材质

因冷流体和热流体均没有腐蚀性，且皆为气体，故管箱和壳体都选用 Q345R。

2.1.1.6 换热面积的确定

根据 Aspen Plus 全流程模拟得到该换热器大约需要换热面积 1.76m^2，如下图所示。

换热器详细信息

热负荷计算值	0.30768	Gcal/hr
换热器面积要求	1.75011	sqm
实际换热器面积	1.75011	sqm
超过(低于)设计百分比	0	
平均 U (污)	730.868	kcal/hr-sqm-K
平均 U (净)		
UA	355.307	cal/sec-K
LMTD (校正)	240.544	C
LMTD 校正因子	1	
热效率		

图 2-1　模拟所得换热面积

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.1.1.7 EDR 数据输入

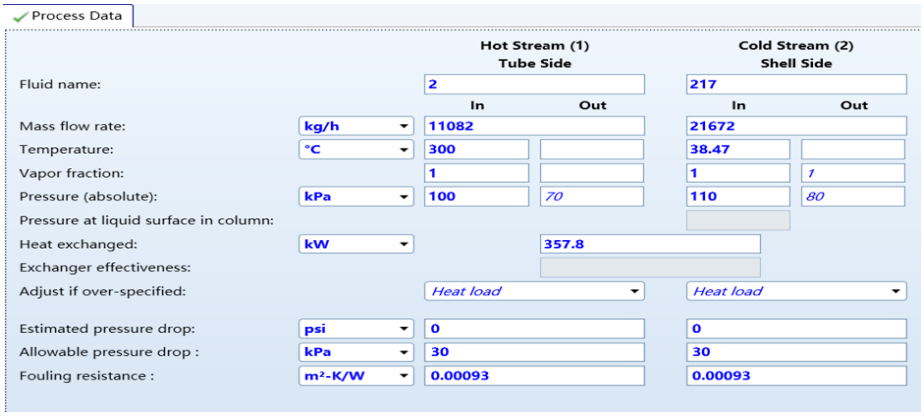


图 2-2 EDR 工艺数据输入界面

2.1.2 结构参数设计

2.1.2.1 换热器结构形式选择

换热器的结构形式如下表所示。

表 2-2 换热器结构形式

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

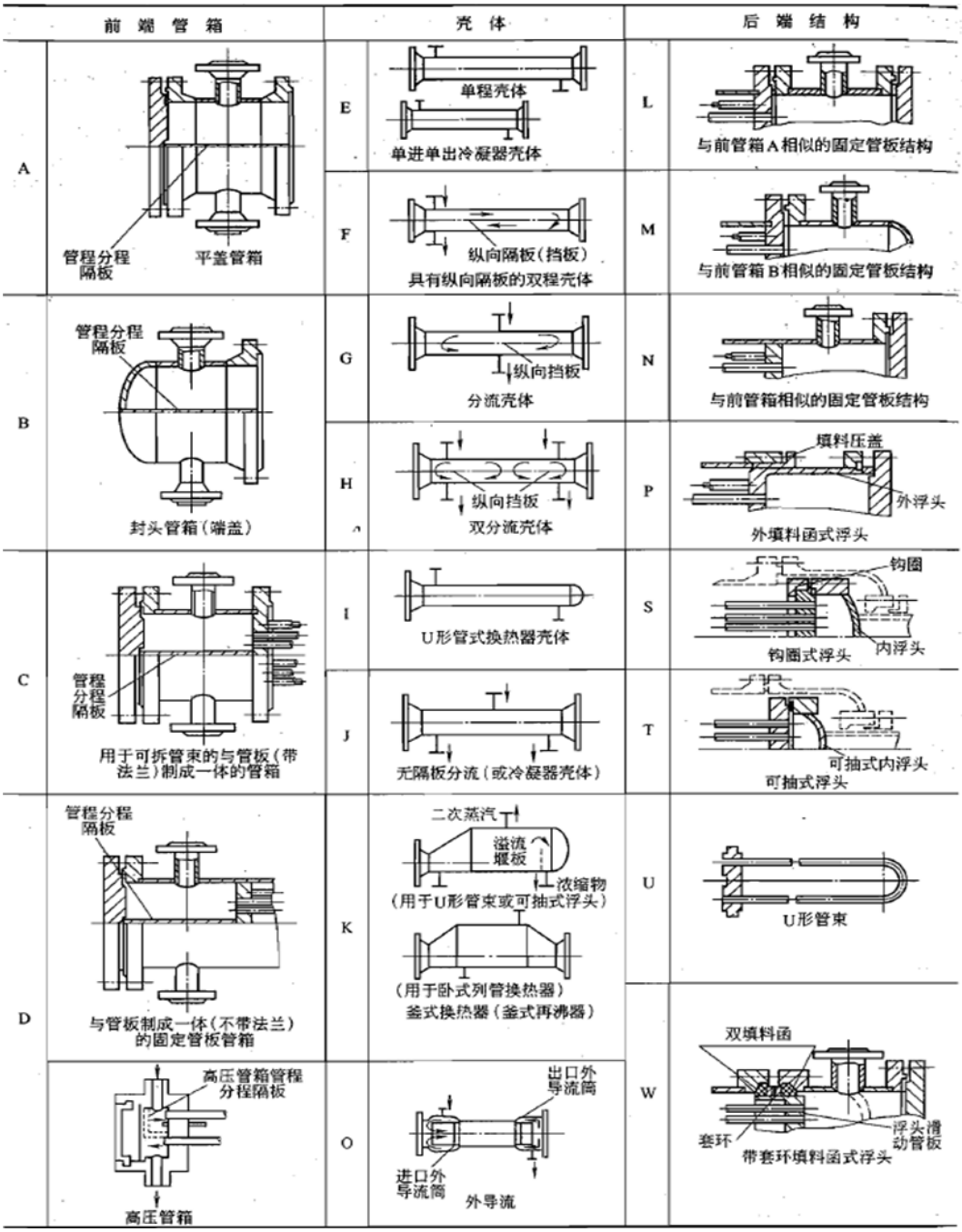


图 2-3　换热器结构形式一览

（1）　前端管箱的确定

由于 B 型管箱结构简单，便于制造，可用于单管程和多管程，故前选用 B 型管箱。

（2）　壳体形式选择

换热器的壳体选用最广泛的壳体形式，E 型壳体。

（3）　后端管箱

采用工业上常用的 M 型管箱。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

由此，确定选择 BEM 管壳式换热器。

2.1.2.2 换热管选择

（1）管子外形

为保证足够的面积余量，故管子外形选择低翅片管。

（2）换热器直径及管心距

对于固定管板式换热器，常用换热管直径有 19mm 和 25mm，由于管程的流量比较大，所以选择直径为 25mm，壁厚为 2.5mm 的换热管。故管心距对应选择 32mm。

(3) 管子的排列方式

管子在管板上的排列方式主要有正方形和三角形两种型式。该换热器选择转角三角形的排列方式。

(4) 换热管计算长度

根据换热器的初步设计，选择长度为 3000mm 的换热管。

（5）管程数

由于初步设计时使用双管程，管程流速较大，故为了降低流速和减小管程的压降，所以该换热器选择单管程。

2.1.2.3 壳程直径

壳径数值经过 EDR 多次校核，考虑到压降大小及换热面积 30% ~ 50%的裕量，该换热器壳径圆整为 1200mm。

2.1.2.4 折流板形式及间距

（1）折流板形式

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

常用的折流板有单弓形、双弓形、三弓形、盘环形折流板。该换热器采用工业上常用的单弓形折流板。

（2） 折流板间距

折流板间距影响到壳程流体流动方向和流速，从而影响到传热效率。最小折流板间距为壳体内径的 1/5，不应该小于 50mm。折流板间距太小会引起较大压力降，导致过量泄露和旁路流动，并使管外的机械清洁比较困难。根据初步设计进行调整，选择折流板间距为 300mm，折流板数为 6。

（3）折流板圆缺率及缺口方向

该换热器选择横缺形折流板，圆缺率取 15%。

2.1.2.5 接管尺寸及方位

（1）壳程接管尺寸及方位

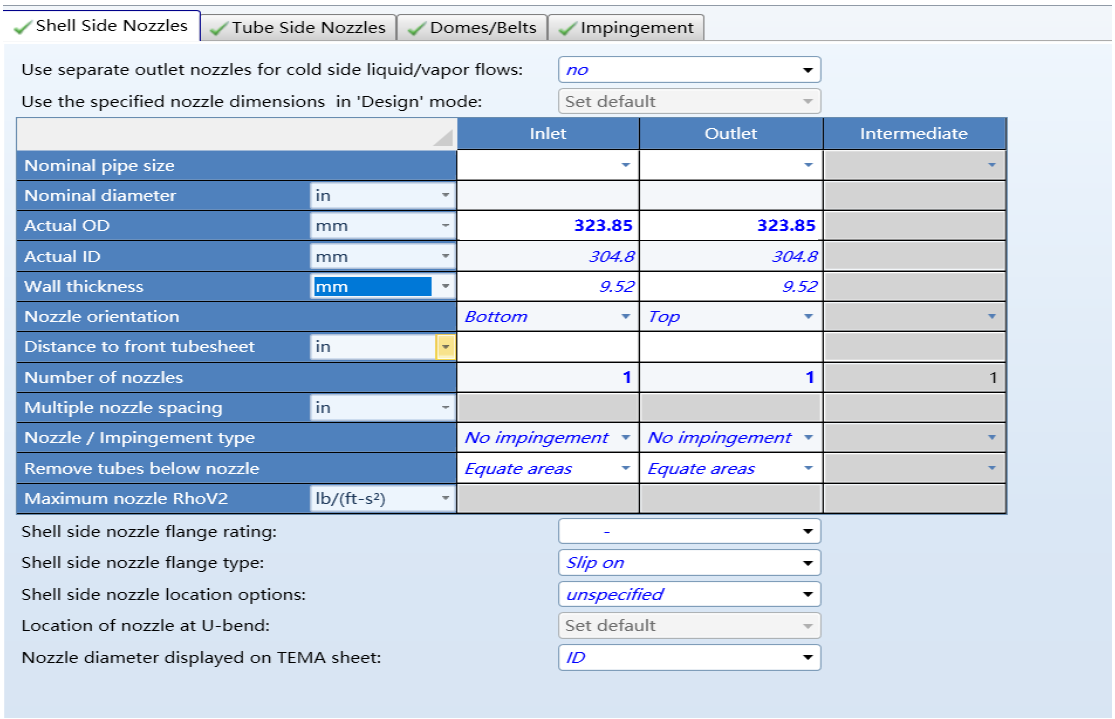


图 2-4 壳体接管直径圆整值

(2) 管程接管尺寸及方位

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

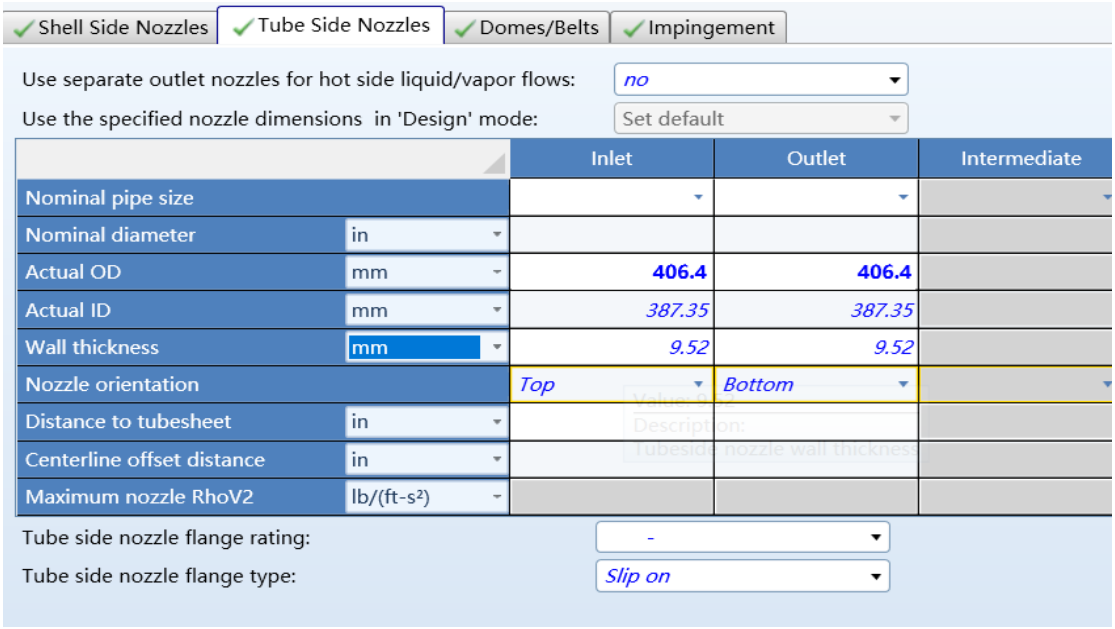


图 2-5　管侧接管直径圆整值

2.1.3　换热器结构校核

2.1.3.1　圆整后结构参数

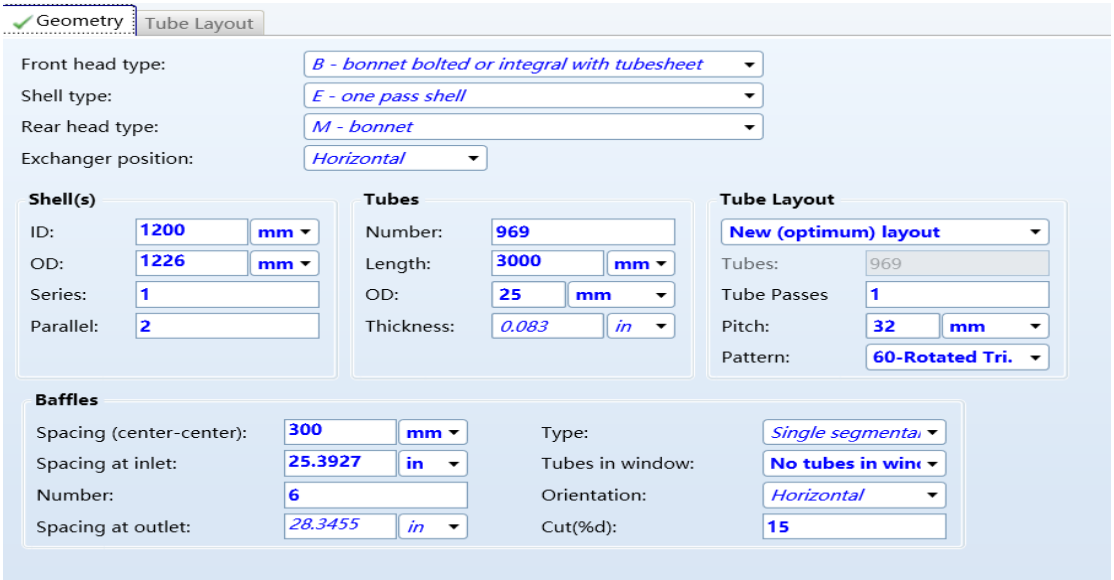


图 2-6　圆整后结构参数

经圆整后，该换热器的壳径取为 1200mm，管径为 25mm，管长为 3000mm，管程数为单管程，管间距为 32mm。折流板形式为单弓形折流板，折流板为横缺型，其圆缺率为 15%。折流板间距为 300mm，折流板数为 6。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.1.3.2 选型结果

1	Size	47.2441	X	118.1102	in	Type	BEM	Hor	Connected in	2 parallel	1 series
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)		4915.1	/	4693.9	/	14355.9ft²		Shells/unit	2	
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)		2457.6	/	2346.9	/	7178 ft²				
4	Rating / Checking				PERFORMANCE OF ONE UNIT						
5			Shell Side		Tube Side				Heat Transfer Parameters		
6	**Process Data**		**In**	**Out**	**In**	**Out**			Total heat load	BTU/h	1220973
7	Total flow	lb/h	47778		24432				Eff. MTD/ 1 pass MTD	°F	432.79 / 432.83
8	Vapor	lb/h	47778	47778	24432	24432			Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		33.89 / 45.17
9	Liquid	lb/h	0	0	0	0					
10	Noncondensable	lb/h	0		0				**Coef./Resist.**	W/(m²-K)	m²-K/W %
11	Cond./Evap.	lb/h	0		0				Overall fouled	115.7	0.00864
12	Temperature	°C	38.47	71.95	300	292.01			Overall clean	154.1	0.00649
13	Dew / Bubble point	°F							Tube side film	268.5	0.00372 43.09
14	Quality		1	1	1	1			Tube side fouling	814.6	0.00123 14.2
15	Pressure (abs)	kPa	110	96.659	100	94.3			Tube wall	24438.1	4E-05 0.47
16	DeltaP allow/cal	kPa	30	13.341	30	5.7			Outside fouling	1075.3	0.00093 10.76
17	Velocity	m/s	25.04	31.44	133.32	139.4			Outside film	367.4	0.00272 31.48
18	**Liquid Properties**								**Shell Side Pressure Drop**		psi %
19	Density	lb/ft³							Inlet nozzle		0.13 6.59
20	Viscosity	cp							InletspaceXflow		0.2 10.48
21	Specific heat	BTU/(lb-F)							Baffle Xflow		1.16 59.94
22	Therm. cond.	BTU/(ft-h-F)							Baffle window		0.11 5.66
23	Surface tension	lbf/ft							OutletspaceXflow		0.22 11.43
24	Molecular weight								Outlet nozzle		0.11 5.9
25	**Vapor Properties**								Intermediate nozzles		
26	Density	lb/ft³	0.069	0.055	0.003	0.003			**Tube Side Pressure Drop**		psi %
27	Viscosity	cp	0.0107	0.0118	0.0139	0.0138			Inlet nozzle		0.3 36.06
28	Specific heat	BTU/(lb-F)	0.4141	0.4325	3.4738	3.4737			Entering tubes		0.03 3.35
29	Therm. cond.	BTU/(ft-h-F)	0.014	0.016	0.171	0.169			Inside tubes		0.3 36.75
30	Molecular weight		26.04	26.04	2.02	2.02			Exiting tubes		0.05 5.53
31	**Two-Phase Properties**								Outlet nozzle		0.15 18.3
32	Latent heat	BTU/lb									
33	**Heat Transfer Parameters**								**Velocity / Rho*V2**	ft/s	lb/(ft-s²)
34	Reynolds No. vapor		64611.17	58572	7660.44	7734.51			Shell nozzle inlet	121.63	1028
35	Reynolds No. liquid								Shell bundle Xflow	82.14	103.14
36	Prandtl No. vapor		0.79	0.78	0.69	0.69			Shell baffle window	83.36	104.67
37	Prandtl No. liquid								Shell nozzle outlet	155.46	1314
38	**Heat Load**		BTU/h		BTU/h				Shell nozzle interm		
39	Vapor only		1220973		-1220973					ft/s	lb/(ft-s²)
40	2-Phase vapor		0		0				Tube nozzle inlet	1013.32	2711
41	Latent heat		0		0				Tubes	437.39	457.36
42	2-Phase liquid		0		0				Tube nozzle outlet	1071.6	2867
43	Liquid only		0		0				Tube nozzle interm		
44	**Tubes**				**Baffles**				**Nozzles: (No./OD)**		
45	Type		Lowfin tube		Type	Single segmental				**Shell Side**	**Tube Side**
46	ID/OD	in	0.8183	/ 0.9843	Number	6			Inlet in	1 / 12.75	1 / 16
47	Length act/eff	ft	9.8425	/ 9.3994	Cut(%d)	15.09			Outlet	1 / 12.75	1 / 16
48	Tube passes		1		Cut orientation	H			Intermediate	/	/
49	Tube No.		969		Spacing: c/c	mm 300			Impingement protection	None	
50	Tube pattern		60		Spacing at inlet	in 25.3927					
51	Tube pitch	mm	32		Spacing at outlet	in 28.3455					
52	Insert		None								
53	Vibration problem (HTFS / TEMA)		No /						RhoV2 violation		No

图 2-7 计算结果

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

Flow Analysis | Thermosiphons and Kettles

Shell Side Flow Fractions	Inlet	Middle	Outlet	Diameter Clearance in
Crossflow (B stream)	0.66	0.35	0.67	
Window (B+C+F stream)	0.67	0.36	0.69	
Baffle hole - tube OD (A stream)	0.23	0.44	0.22	0.0313
Baffle OD - shell ID (E stream)	0.1	0.19	0.1	0.25
Shell ID - bundle OTL (C stream)	0.01	0.01	0.01	0.5
Pass lanes (F stream)	0	0	0	

Rho*V2 Analysis	Flow Area in²	Velocity ft/s	Density lb/ft³	Rho*V2 lb/(ft-s²)	TEMA limit lb/(ft-s²)
Shell inlet nozzle	113.097	121.63	0.069	1028	1500
Shell entrance	292.256	47.07	0.069	154	4000
Bundle entrance	218.027	63.09	0.069	277	4000
Bundle exit	243.38	72.24	0.054	284	4000
Shell exit	292.256	60.16	0.054	197	4000
Shell outlet nozzle	113.097	155.46	0.054	1314	
	in²	ft/s	lb/ft³	lb/(ft-s²)	lb/(ft-s²)
Tube inlet nozzle	182.654	1013.32	0.003	2711	
Tube inlet	423.161	437.39	0.003	505	
Tube outlet	423.161	457.36	0.003	528	
Tube outlet nozzle	182.654	1071.6	0.002	2867	

图 2-8　流体分析结果

Heat Transfer Coefficients | MTD & Flux | Duty Distribution

Film coefficients W/(m²-K)	Shell Side Bare area (OD) / Finned area	Tube Side Bare area (OD) / ID area
Overall film coefficients	367.4 / 121	268.5 / 354.4
Vapor sensible	367.4 / 121	268.5 / 354.4
Two phase	/	/
Liquid sensible	/	/

Heat Transfer Parameters		In	Out	In	Out
Prandtl numbers	Vapor	0.79	0.78	0.69	0.69
	Liquid				
Reynolds numbers	Vapor Nominal	64611.17	58572	7660.44	7734.51
	Liquid Nominal				

Fin Efficiency 0.9911485

图 2-9　管程和壳程雷诺数数目

上述计算结果可以看到，换热器换热面积为 436.1m^2，设计余量为 33%，符合设计要求；壳程流速为 25.04~31.44m/s，管程流速为 133.3~139.4m/s，满足经济流速范围；流态分布合理，无气液混合进出料；壳程压降为 13.341kpa，压力降低 12.1%，管程压降为 5.7kpa，压力降低 5.7%，压降均可接受范围内。总传热系数（含污垢热阻）为 115.7W/(m2•K)。

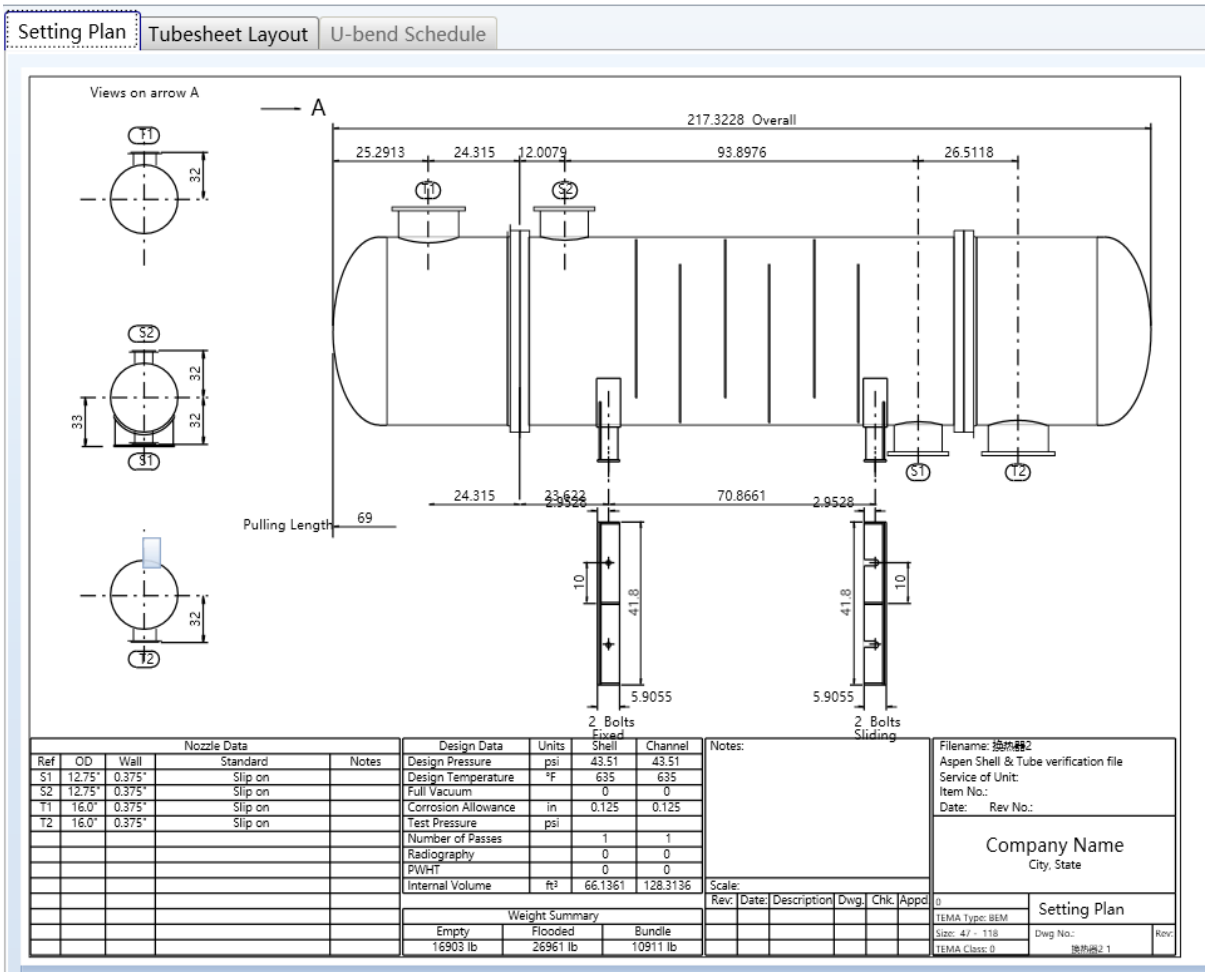
此外，换热器 Crossflow>0.6,说明其流体形态为湍流，符合设计要求。

参考化工工艺手册，得 E0107 的型号为 BEM1200-0.11/0.121-436.1-3/25-1Ⅰ。

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.1.3.4 详细尺寸



Nozzle Data				
Ref	OD	Wall	Standard	Notes
S1	12.75"	0.375"	Slip on	
S2	12.75"	0.375"	Slip on	
T1	16.0"	0.375"	Slip on	
T2	16.0"	0.375"	Slip on	

Design Data	Units	Shell	Channel
Design Pressure	psi	43.51	43.51
Design Temperature	°F	635	635
Full Vacuum		0	0
Corrosion Allowance	in	0.125	0.125
Test Pressure	psi		
Number of Passes		1	1
Radiography		0	0
PWHT		0	0
Internal Volume	ft³	66.1361	128.3136

Weight Summary		
Empty	Flooded	Bundle
16903 lb	26961 lb	10911 lb

Notes:

Scale:

Rev:	Date:	Description	Dwg.	Chk.	Appd

Filename:
Aspen Shell & Tube verification file
Service of Unit:
Item No.:
Date: Rev No.:

TEMA Type: BEM
Size: 47 - 118
TEMA Class: 0
Dwg No.:
Rev:

图 2-10 E0107 设备图

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

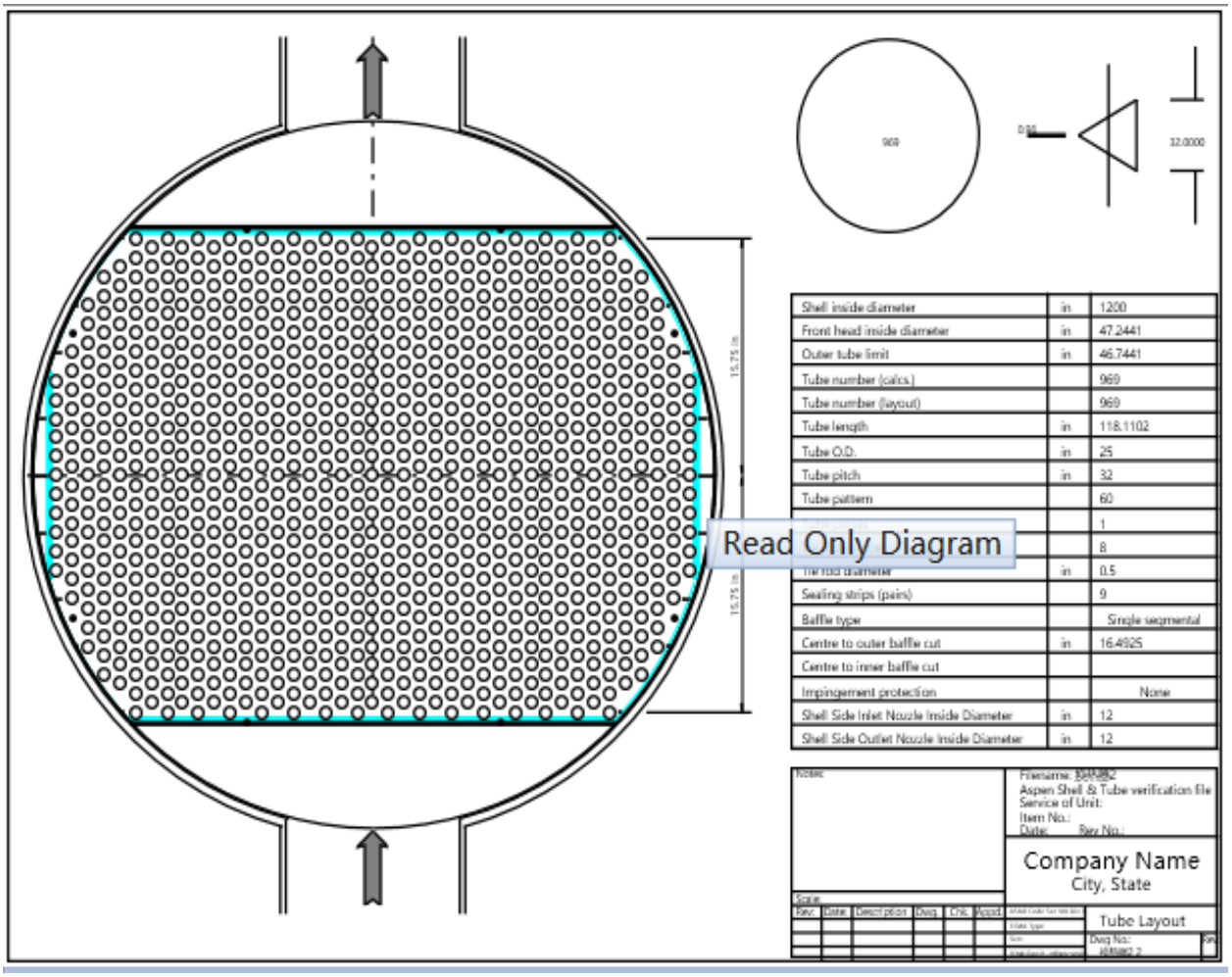


图 2-11　管板布置图

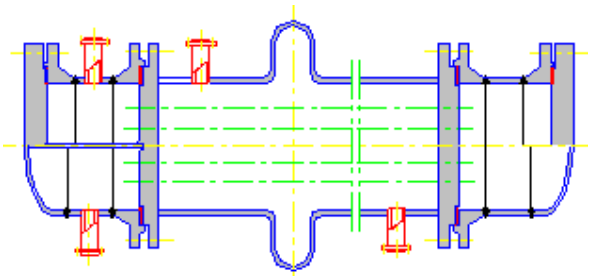
项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

2.1.4 换热器机械强度校核

固定管板换热器设计计算	计算单位	烯望之光

壳程			管程		
设计压力	0.121	MPa	设计压力	0.11	MPa
设计温度	92	℃	设计温度	320	℃
壳程圆筒外径D	1226		管箱圆筒外径D	1226	mm
材料名称	Q345R		材料名称	Q345R	



计算内容

壳程圆筒校核计算

前端管箱圆筒校核计算

前端管箱封头(平盖)校核计算

后端管箱圆筒设计计算

后端管箱封头(平盖)校核计算

管箱法兰校核计算

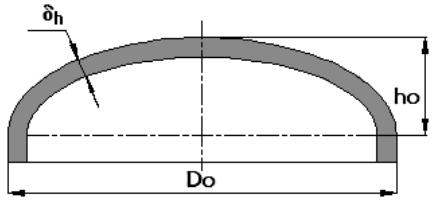
管板校核计算

管体法兰校核计算

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

前端管箱封头计算		计算单位	烯望之光
计算所依据的标准			GB 150.3-2011
计算条件			椭圆封头简图
计算压力 P_c	**0.11**	MPa	
设计温度 t	**320.00**	° C	
外径 D_o	**1226.00**	mm	
曲面深度 h_o	**450.00**	mm	
材料	**Q345R (板材)**		
设计温度许用应力 $[\sigma]^t$	**149.00**	MPa	
试验温度许用应力 $[\sigma]$	**189.00**	MPa	
钢板负偏差 C_1	**0.30**	mm	
腐蚀裕量 C_2	**1.00**	mm	
焊接接头系数 ϕ	**0.85**		



压力试验时应力校核		
压力试验类型	**气压试验**	
试验压力值	$P_T = 1.10P_c\frac{[\sigma]}{[\sigma]^t} =$ **0.1800** (或由用户输入)	MPa
压力试验允许通过的应力$[\sigma]_t$	$[\sigma]_T \le 0.80\ \sigma_s =$ **276.00**	MPa
试验压力下封头的应力	$\sigma_T = \frac{p_T.(KD_o-(2K-0.5)\delta_e)}{2\delta_e.\phi} =$ **7.77**	MPa
校核条件	$\sigma_T \le [\sigma]_T$	
校核结果	**合格**	

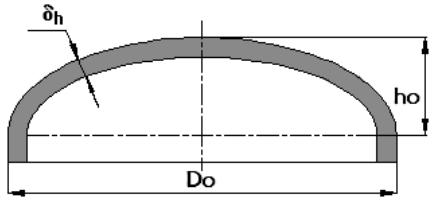
厚度及重量计算		
形状系数	$K = \frac{1}{6}\left[2+\left(\frac{D_o-2\delta_{nh}}{2(h_o-\delta_{nh})}\right)^2\right] =$ **0.6471**	
计算厚度	$\delta_h = \frac{KP_cD_o}{2[\sigma]^t\phi+(2K-0.5)P_c} =$ **0.34**	mm
有效厚度	$\delta_{eh} = \delta_n - C_1 - C_2 =$ **10.70**	mm
最小厚度	$\delta_{min} =$ **3.00**	mm
名义厚度	$\delta_{nh} =$ **12.00**	mm
结论	**满足最小厚度要求**	
重量	**182.63**	Kg

压 力 计 算		
最大允许工作压力	$[P_w] = \frac{2[\sigma]^t\phi\delta_e}{KD_o-(2K-0.5)\delta_e} =$ **3.45314**	MPa
结论	**合格**	

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

后端管箱封头计算		计算单位	烯望之光
计算所依据的标准			GB 150.3-2011
计算条件			椭圆封头简图
计算压力 P_c	**0.11**	MPa	
设计温度 t	**320.00**	° C	
外径 D_o	**1226.00**	mm	
曲面深度 h_o	**450.00**	mm	
材料	**Q345R (板材)**		
设计温度许用应力 $[\sigma]^t$	**149.00**	MPa	
试验温度许用应力 $[\sigma]$	**189.00**	MPa	
钢板负偏差 C_1	**0.30**	mm	
腐蚀裕量 C_2	**1.00**	mm	
焊接接头系数 ϕ	**0.85**		



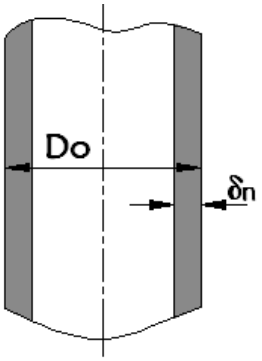
压力试验时应力校核		
压力试验类型	**气压试验**	
试验压力值	$P_T = 1.10P_c\frac{[\sigma]}{[\sigma]^t} =$ **0.1800** (或由用户输入)	MPa
压力试验允许通过的应力$[\sigma]_t$	$[\sigma]_T \le 0.80\ \sigma_s =$ **276.00**	MPa
试验压力下封头的应力	$\sigma_T = \frac{p_T.(KD_o-(2K-0.5)\delta_e)}{2\delta_e.\phi} =$ **7.77**	MPa
校核条件	$\sigma_T \le [\sigma]_T$	
校核结果	**合格**	

厚度及重量计算		
形状系数	$K = \frac{1}{6}\left[2+\left(\frac{D_o-2\delta_{nh}}{2(h_o-\delta_{nh})}\right)^2\right] =$ **0.6471**	
计算厚度	$\delta_h = \frac{KP_cD_o}{2[\sigma]^t\phi+(2K-0.5)P_c} =$ **0.34**	mm
有效厚度	$\delta_{eh} = \delta_n - C_1 - C_2 =$ **10.70**	mm
最小厚度	$\delta_{min} =$ **3.00**	mm
名义厚度	$\delta_{nh} =$ **12.00**	mm
结论	**满足最小厚度要求**	
重量	**182.63**	Kg

压 力 计 算		
最大允许工作压力	$[P_w] = \frac{2[\sigma]^t\phi\delta_e}{KD_o-(2K-0.5)\delta_e} =$ **3.45314**	MPa
结论	**合格**	

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

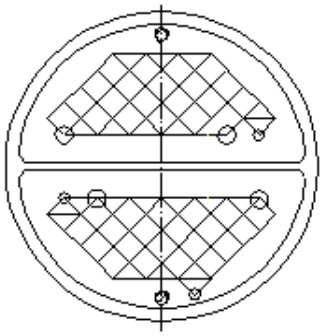
项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

内压圆筒校核		计算单位	烯望之光
计算所依据的标准		GB 150.3-2011	
计算条件			筒体简图
计算压力 P_c	**0.23**	MPa	
设计温度 t	**92.00**	° C	
外径 D_o	**1226.00**	mm	
材料	**Q345R （板材）**		
试验温度许用应力 $[\sigma]$	**189.00**	MPa	
设计温度许用应力 $[\sigma]^t$	**189.00**	MPa	
试验温度下屈服点 σ_s	**345.00**	MPa	
钢板负偏差 C_1	**0.30**	mm	
腐蚀裕量 C_2	**2.00**	mm	
焊接接头系数 ϕ	**1.00**		

厚度及重量计算		
计算厚度	$\delta = \dfrac{P_c D_o}{2[\sigma]^t\phi + P_c}$ **= 0.75**	mm
有效厚度	$\delta_e = \delta_n - C_1 - C_2$ **= 10.70**	mm
名义厚度	$\delta_n =$ **13.00**	mm
重量	**1166.63**	Kg
压力试验时应力校核		
压力试验类型	**气压试验**	
试验压力值	$P_T = 1.10P\dfrac{[\sigma]}{[\sigma]^t}$ **= 0.1980** (或由用户输入)	MPa
压力试验允许通过的应力水平 $[\sigma]_T$	$[\sigma]_T \le 0.80\,\sigma_s =$ **276.00**	MPa
试验压力下圆筒的应力	$\sigma_T = \dfrac{p_T \cdot (D_o - \delta_e)}{2\delta_e \cdot \phi}$ **= 11.24**	MPa
校核条件	$\sigma_T \le [\sigma]_T$	
校核结果	**合格**	
压力及应力计算		
最大允许工作压力	$[P_w] = \dfrac{2\delta_e[\sigma]^t\phi}{(D_o - \delta_e)}$ **= 3.32807**	MPa
设计温度下计算应力	$\sigma^t = \dfrac{P_c(D_o - \delta_e)}{2\delta_e}$ **= 13.12**	MPa
$[\sigma]^t\phi$	**189.00**	MPa
校核条件	$[\sigma]^t\phi \ge \sigma^t$	
结论	**合格**	

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

不带法兰固定式管板计算(c)		设 计 单 位	烯望之光	
设 计 计 算 条 件			简 图	
壳程圆筒	设计压力 P_s	**0.121**	MPa	
	设计温度 t	**92**	$^{\circ}C$	
	平均金属温度 t_s	**56**	$^{\circ}C$	
	装配温度 t_0	**15**	$^{\circ}C$	
	材料名称	**Q345R**		
	设计温度下许用应力$[\sigma]^t$	**189**	MPa	
	平均金属温度下弹性模量E_s	**1.992e+05**	MPa	
	平均金属温度下热膨胀系数α_s	**1.117e-05**	mm/mm $^{\circ}C$	
壳程圆筒	壳程圆筒内径 D_i		**1226**	mm
	壳程圆筒名义厚度 δ_s		**13**	mm
	壳程圆筒有效厚度 δ_e		**10.7**	mm
	壳程圆筒内直径横截面积 $A=0.25\pi D_i^2$		**1.181e+06**	mm^2
	壳程圆筒金属横截面积 $A_s=\pi\delta_s(D_I+\delta_n)$		**4.157e+04**	mm^2
管箱圆筒	设计压力 P_t		**0.11**	MPa
	设计温度 t_t		**320**	$^{\circ}C$
	材料名称		**Q345R**	
	设计温度下弹性模量E_h		**2.01e+05**	MPa
	管箱圆筒名义厚度δ_h		**30**	mm
	管箱圆筒有效厚度δ_{he}		**29**	mm
换热管	材料名称		**16Mn**	
	管子平均温度 t		**176**	$^{\circ}C$
	设计温度下管子材料许用应力 $[\sigma]_t^t$		**136**	MPa
	设计温度下管子材料屈服应力 σ_s^t		**204**	MPa
	设计温度下管子材料弹性模量 E_t^t		**1.81e+05**	MPa
	平均金属温度下管子材料弹性模量 E_t		**1.924e+05**	MPa

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

平均金属温度下管子材料热膨胀系数 α_t	**1.207e-05**	mm/mm $^\circ C$
管子外径 d	**25**	mm
管子壁厚 δ_t	**2.5**	mm
管子根数 n	**969**	
换热管中心 S	**32**	mm
一根管子金属横截面积 $a=\pi\ \delta_t(d-\delta_t)$	**176.7**	mm^2
换热管长度 L_1	**3000**	mm
换热管有效长度(两管板内侧间距) L	**2871**	mm

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

换热管	管束模数 $K_t=E_t na/LD_i$	**9362**	MPa
	管子回转半径 $i=0.25\sqrt{d^2+(d-2\delta_t)^2}$	**8.004**	mm
	管子受压失稳当量长度 l_{cr}	**100**	mm
	系数 $C_r=\pi\sqrt{2E_t^t/\sigma_s^t}$	**132.3**	
	比值 l_{cr}/i	**12.49**	
	管子稳定许用压应力（$C_r <= \frac{l_{cr}}{i}$） $[\sigma]_{cr}=\frac{\pi^2 E_t}{2(l_{cr}/i)^2}$		MPa
	管子稳定许用压应力 （$C_r > \frac{l_{cr}}{i}$）$[\sigma]_{cr}=\frac{\sigma_s^t}{2}\left[1-\frac{l_{cr}/i}{2C_r}\right]$	**97.19**	MPa
管板	材料名称	**16Mn**	
	设计温度 t_p	**320**	$^{\circ}C$
	设计温度下许用应力 $[\sigma]_r^t$	**120.6**	MPa
	设计温度下弹性模量 E_p^t	**1.81e+05**	MPa
	管板腐蚀裕量 C_2	**2**	mm
	管板输入厚度 δ_n	**64.52**	mm
	管板计算厚度 δ	**62.52**	mm
	隔板槽面积 (包括拉杆和假管区面积)A_d	**0**	mm^2
	管板强度削弱系数 η	**0.4**	
	管板刚度削弱系数 μ	**0.4**	
	管子加强系数 $K^2=1.318\frac{D_i}{\delta}\sqrt{E_t na/E_p^t L\delta\eta}$ ， $K=$	**6.415**	
	管板和管子连接型式	**焊接**	
	管板和管子胀接(焊接)高度 l	**3.5**	mm
	胀接许用拉脱应力[q]		MPa
	焊接许用拉脱应力[q]	**68**	MPa
管箱法兰	材料名称		
	管箱法兰厚度 δ_f''		mm
	比值 δ_h/D_i		
	比值 δ_f''/D_i		

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

	系数 (查<<GB151-1999>>图 25) C''		
	系数 (查<<GB151-1999>>图 26) ω''		
	旋转刚度 $K_f'' = \frac{1}{12} E_h \omega''$		MPa

壳体法兰	材料名称	**16Mn**	壳体法兰厚度 δ_f'	**64.52**	mm
	管板延长部分凸缘外直径 D_f			**0**	mm
	管板延长部分凸缘宽度 $b_f = (D_f - D_i)/2$			**-613**	mm
	比值 δ_s / D_i	**0.008728**	比值 δ_f' / D_i	**0.05263**	
	系数 C' (按 $\delta_s/D_i, \delta_f'/D_i$) 查<<GB151-1999>>图 25)			**0.005282**	
	系数 (查<<GB151-1999>>图 26) ω`			**0.0002898**	
	旋转刚度 $K_f' = \frac{1}{12}[\frac{2E_f' b_f}{D_i + b_f}\left(\frac{2\delta_f'}{D_i}\right)^3 + E_s \omega']$			**-33.55**	MPa
系数计算	旋转刚度(c 型结构 $K_f'' = 0$) $K_f = K_f' + K_f''$			**-33.55**	MPa
	旋转刚度无量纲参数 $\tilde{K}_f = \frac{\pi}{4}\frac{K_f}{K_t}$			**-0.002815**	
	膨胀节总体轴向刚度 K_{ex}			**20**	N/mm
	管板第一弯矩系数 m_1,(按 $K, \tilde{K}_f$ 查<<GB151-1999>>图 27)			**13.51**	
	系数 $\psi = \frac{m_1}{K \tilde{K}_f}$			**-756.4**	
	系数(按 $K_t \tilde{K}_f$ 查<<GB151-1999>>图 29) G_2			**-39.13**	
	换热管束与不带膨胀节壳体刚度之± $Q = \frac{E_t n a}{E_s A_s}$			**3.979**	
	换热管束与带膨胀节壳体刚度之比 $Q_{ex} = \frac{E_t n a (E_s A_s + K_{ex} L)}{E_s A_s K_{ex} L}$			**5.739e+05**	

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载

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/346204243010011102

项目附录、概述、计算表等可站内按相同项目名称查询下载