



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

扬子石化—巴斯夫分公司

年产15万吨醋酸乙烯酯和副产29万吨醋酸项目

# 换热器设计说明书



SSS 团队

团队成员：张祖源 周笑寒 曹凤书 左姗 邹震

指导老师：胡为民 刘杨 李德莹

## 目 录

第一章 换热器设计 .....	3
1.1 换热器设计依据 .....	3
2.1 换热器设计概述 .....	3
2.1.1 换热器选型 .....	3
2.1.2 物流安排 .....	6
2.1.3 壳程数和台数 .....	7
2.1.4 温度 .....	7
2.1.5 压力降 .....	7
2.1.6 换热管 .....	8
2.1.7 管长 .....	8
2.1.8 排列方式 .....	9
2.1.9 折流板 .....	9
2.1.10 裕量 .....	9
3.1 换热器选型示例：E0415 .....	9
3.1.1 换热器选型参数设计 .....	<b>10</b>

## 第一章 换热器设计

### 1.1 换热器设计依据

表 1-1 换热器设计依据

内容出版日期及版号

《化工设备设计全书—换热器》	2003-5
《热交换器》	GB/T 152-2014
《压力容器》	GB 150-2011
《化工配管用无缝及焊接钢管尺寸 选用系列》	HG/T 20553-2011
《钢制管法兰、垫片和紧固件》	HG/T 20592~20635-2009
《容器支座》	JB/T 4712-2007
《补强圈》	JB/T 4736-2002

### 2.1 换热器设计概述

在不同温度的流体间传递热能的装置称为热交换器，简称换热器。在换热器中至少要有两种温度不同的流体，一种流体温度高，放热；另一种流体温度低，吸热。在工程实践中有时也会有两种以上流体参加换热的换热器，但其基本原理与前一致。化工、石油、动力、食品等行业中广泛使用各种换热器，它们是上述这些行业的通用设备，占有十分重要的地位。随着工业的迅速发展，能源消耗量不断增加，能源紧张已成为一个世界性问题。为缓和能源紧张的状况，世界各国竞相采取节能措施，大力发展节能技术，已成为当前工业生产和人民生活中一个重要课题。换热器在节能技术改造中具有很重要的作用，表现在两方面：一是在生产工艺流程中使用着大量的换热器，提高这些换热器效率，显然可以减少能源的消耗；另一方面，用换热器来回收工业余热，可以显著地提高设备的热效率。

### 2.1.1 换热器选型

换热器选型时需要考虑的因素很多，主要是流体的性质；压力、温度及允许 压力降得范围；对清洗、维修的要求；材料价格；使用寿命等。

换热器种类很多，按热量交换原理和方式，可分为混合式、蓄热式和间壁式 三类。间壁式换热器有夹套式、管式和板式换热器。

管壳式换热器又称列管式换热器，该类换热器具有可靠性高、适应性广等优 点，在各工业领域中得到最广泛的应用。近年来，尽管受到了其他新型换热器的挑战，但反过来也促进其自身的发展。在换热器向高参数、大型化发展的今天， 管壳式换热器仍占主导地位。

表 1-2 换热器类型

类型			特点
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 $\leq 50^{\circ}\text{C}$ ），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
		U型管式	管内外均能承受高压，管内清洗及检修困难
		填料函式	外填料函：管间容易漏泄，不宜处理易挥发，易燃易爆及压力较高的介质
			内填料函：密封性能差只能用于压差较小的场合
	套管式	釜式	壳体上都有个蒸发空间，用于蒸汽与液相分离
		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，用于传热面积较小的冷却器、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	只能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
	螺旋式		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		板式类似于管束，可抽出清洗检修，压力不能太高
液膜	升降膜式		接触时间短，效率高，无内压降，浓缩比不大于 5

式	挂板薄 膜式		接触时间短，适用于高粘度，易结垢物料，浓缩比 11~20
---	-----------	--	---------------------------------

	离心薄膜式	受热时间短，清洗方便，效率高，浓缩比不大于 15
--	-------	--------------------------

表 2-2 管壳式换热器优缺点对比

种类	优点	缺点
浮头式换热器	管束可以抽出，方便清洗；介质温度不受限制；可在高温高压下工作，一般温度 $\leq 450^{\circ}\text{C}$ ，压力 $\leq 6.4\text{Mpa}$ ；可用于结垢比较严重的场合	小浮头易发生内漏；金属材料耗量大，成本高 20%；结构复杂
固定管板式换热器	传热面积比浮头式换热器大 20%~30%；旁路漏流较小；锻件使用较少，成本低 20%以上；没有内漏	壳体 and 管子壁温差一般宜小于等于 $50^{\circ}\text{C}$ ，大于 $50^{\circ}\text{C}$ 时应在壳体上设置膨胀节；管板与管头之间易产生温差应力而损坏；壳程无法清洗；管子腐蚀后造成连同壳体报废、壳体部件寿命决定于管子寿命，故设备寿命相对较低；不适用于壳程易结垢场合
U 型管式换热器	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，一般适用温度 $\leq 500^{\circ}\text{C}$ ，压力 $\leq 10\text{Mpa}$ ；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 形出冲蚀，应控制管内流速；管程不适用于结垢较严重的场合；单管程换热器不适用；不适用于内导流筒，故死区较大
填料函式换热器	管束可抽出机械清洗介质间温差不受限制可用于结构比较严重的场合；可用于管程腐蚀较重的场合；金属耗量较浮头低 10%左右；适用温度可达 $200^{\circ}\text{C}$ ，压力可达 $2.5\text{Mpa}$	密封处易漏；不适用于有毒、易燃、易爆、易挥发及贵重介质场合
双壳程换热器	传热面积可减少 10%~30%；减少设备数量和属耗量；传热效率提高；适用于大型化装置；适用于串联台数较多；适用于高温、高压场合	壳程压降约提高 4 倍；分程隔板与壳体密封片处易泄露；壳体直径圆度要求较高
外导流筒换热器	进出口压降降低 90%以上；进出口处流动死区，旁路漏流减小，可提高传热有效面积 7%以上；在 DN325-1800 范围内，可增加 5%~16%传热面积；总传热效率相应提高 12%~23%	金属耗量增加 10%（按相同直径比较）；制造难度加大，外导流筒处焊缝要求 100%射线探伤



<b>折流杆换热器</b>	不易发生诱导振动损失；传热死区小，传热效率提高 20%以上；压降小；抗垢性能良好；适用于换热器大型化，特别是核电换热应用	在低雷诺数 $Re < 6000$ （液相）、 $Re < 10000$ （气相）热效率较低；造价提高 3%~5%
<b>新结构高效换热器</b>	液相传热 $Re < 600$ ，气相传热 $Re < 3000$ ，传热效率提高 25%以上；压降比折流板式换热器小 1 倍以上；适用于带固体颗粒的场合；抗垢性能优良；适用于低温位冷却场合	不适用于有相变传热；压降比折流杆式换热器大
<b>高效重沸器</b>	有自清洁作用；给热系数比光管提高 3.3~10 倍以上；总传热系数提高 40%以上；节约设备重量 25%以上；适用于塔底重沸器、侧线虹吸式重沸器；适用于化工、制冷系统重沸器或再沸器；抗腐蚀性能良好	在重油设备上，如渣油、原油设备无应用历史；造价上升 10%~15%；不适用于有湿硫化氢场合

列管换热器中常用的是固定管板式和浮头式两种。一般要根据物流的性质、流量、腐蚀性、允许压降、操作温度与压力、结垢情况和检修清洗等要素决定选用列管换热器的型式。从经济角度看，只要工艺条件允许，应该优先选用固定管板式换热器。但遇到以下两种情况时，应选用浮头式换热器。

1、壳壁与管壁的温差超过  $70^{\circ}\text{C}$ ；壁温相差  $50\sim 70^{\circ}\text{C}$ 。而壳程流体压力大于  $0.6\text{MPa}$  时，不宜采用有波形膨胀节的固定管板式换热器。

2、壳程流体易结垢或腐蚀性强时不能采用固定管板式换热器。综合考虑本次设计任务及制造、经济等方面，本次设计主要采用浮头式和固定管板式换热器。

### 2.1.2 物流安排

(1) 高温物流，一般走管程，除此有时为了节省保温层和减少壳体厚度，也可以使高温物流走壳程。

(2) 较高压的物流应走壳程，在壳程可以得到较高的传热系数。

(3) 较粘的物流应走壳程，在壳程可以得到较高的传热系数。

(4) 腐蚀性较强的物流应位于管程。

(5) 对压力降有特定要求的工艺物流，应位于管程，因管程的传热系数和压降计算误差小。

(6



) 较脏和易结垢的物流应走管程, 以便清洗和控制结垢。若必须走壳程, 则应采用正方形管子排列, 并可用可拆式(浮头式、填料函式、U 形管式) 换热器。

(7) 流量较少的物流应走壳程, 因为在壳程易使物流成为湍流状态, 从而增加传热系数。

(8) 给热系数较小的物流, 像气体, 应走壳程, 易于提高给热系数。

### 2.1.3 壳程数和台数

换热器的壳径越大, 传热面积也越大, 单位传热面积的金属耗量程压力降比单壳程约增加越低。采用一台较大的换热器比采用多台小换热器更经济, 阻力也更小, 且便于操作管理。通常采用单壳程换热器。双壳程的隔板在制造和检修时都较困难, 若把两个换热器的壳程串联起来使用, 就相当于双壳程了, 但壳程压力降比单壳程约增加 6~8 倍。只有壳程流量很小, 采用最小板间距壳程流速仍很低, 以致于壳程一侧流体成为主要的控制热阻, 同时壳程又允许较大的压力降时, 可考虑用两个换热器串联代替双壳程。

### 2.1.4 温度

(1) 冷却水的出口温度不宜高于 60℃, 以免结垢严重。

(2) 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℃。

(3) 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℃。

(4) 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

(5) 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℃。

(6) 换热器的设计温度应高于最大使用温度, 一般高 15° C。

### 2.1.5 压力降

增强工艺物流流速, 可增大传热系数, 使换热器结构紧凑, 但增加流速将关系到换热器的压力降, 磨蚀和振动破坏加剧等。压力降增加使动力消耗增强, 因此, 最大允许的压力降范围一般限制如下表。

表 1-3 允许的压力降范围

工艺物流的压力/Pa	允许压力降 $\Delta P$ /Pa
------------	----------------------

$< 9.8 \times 10^4$	$9.8 \times 10^3$
$9.8 \times 10^4 \sim 16.7 \times 10^4$	$3.9 \times 10^3 \sim 3.3 \times 10^4$
$> 16.7 \times 10^4$	$> 9.8 \times 10^4$

### 2.1.6 换热管

#### (1) 换热管规格

表 1-4 换热管规格表

材料	换热管标准	管子规格/mm	
		外径	壁厚
碳钢 低合金钢	GB/T 8163	$\geq 14 \sim 30$	2~2.5
	GB 9948	$> 30 \sim 50$	2.5~3
		57	3.5
不锈钢	GB 13296	$\geq 14 \sim 30$	$> 1.0 \sim 2.0$
	GB 9948	$> 30 \sim 50$	$> 2.0 \sim 3.0$
		57	
	GB/T 14976	$\leq 34$	
铝 铝合金	GB/T 6893	$36 \sim 50$	2.0~3.5
		$> 50 \sim 55$	
		10	
铜	GB/T 1527	$11 \sim 18$	1.0~3.0
		$19 \sim 30$	
		$10 \sim 12$	
铜合金	GB/T 8890	$> 12 \sim 18$	1.0~3.0
		$> 18 \sim 25$	
		$> 25 \sim 28$	
钛 钛合金	GB/T 3625	$10 \sim 30$	0.5~2.5
		$> 30 \sim 40$	
		$> 40 \sim 50$	

在选择管道规格时，通常选用  $\Phi 19\text{mm}$  的管子；对于易结垢的物料，为方便清洗，采用外径  $\Phi 25\text{mm}$  或  $\Phi 38\text{mm}$  的管子；对于有气液两相流的工艺物流或者物流流量较大工艺物流，一般选用较大的管径。

### 2.1.7 管长

在满足设计要求的前提下，尽量选用较短的管子，以降低压降。

#### (1) 管程数

随着管程数增加，管内流速和传热系数均相应的增加，因此一般选在 1~2 或者 4 管程，不宜选用太高的管程数，以免压力降过大。

(2) 换热管中心距

管心距为管径的 1.25~1.5 倍，常用换热管中心距一般按照下表选取。

表 1-5 换热管中心距/mm

换热管外径	19	25	32	38
换热管中心距	25	32	40	48
分程隔板槽两侧相邻管中心距	38	44	52	60

2.1.8 排列方式

正三角形排列更为紧凑，管外流体的湍动程度高，给热系数大，而正方形排列的管束清洗方便，对易结垢流体更为适用，如将管束旋转 45°放置，也可提高给热系数。

2.1.9 折流板

折流板可以改变壳程流体的方向，使其垂直于管束流动，获得较好的传热效果。

表 1-6 折流板间距/mm

公称直径	管长	折流板间距					
		100	200	300	450	600	-
≤500	≤3000	100	200	300	450	600	-
	4500-6000	-					
600-800	1500-1600	150	200	300	450	600	-
900-1300	≤6000	-	200	300	450	600	-
	7500,9000		-				750
1400-1600	6000	-	-	300	450	600	750
	7500,9000			-			
1700-1800	6000-9000	-	-	-	450	600	750

依据表中的数据，可以确定折流板数目。对于 DN500mm，选择一对；对于 DN500~1000mm，选择两对；对于 DN>1000mm，选择三对以上。

2.1.10 裕量

对于工艺物流间的换热，留有实际传热面积应比计算所需传热面积大 30%-50%。

### 3.1 换热器选型示例：E0415

在对工艺流程的换热器设计与选型中，先按照实际工业实施情况以及成本因素，对车间进行了热集成，优化了换热网络，然后针对特定的换热任务，确定合适的换热工艺参数，并进行换热费用的优化，再根据国家标准 GB/T152-2014《热交换器》以及《化工工艺设计手册（下）》第四版，使用 Aspen Exchanger Design and Rating V7.2 进行换热设备的设计，以此作为参考从工艺手册上选取换热器。

#### 3.1.1 换热器选型参数设计

##### （一）流股参数确定

##### ①流股参数确定

利用 Aspen Plus V10 对 E0415 进行简捷计算，可以得到该换热器所需换热面积为 55.3m<sup>2</sup> 以及各流股参数如下：

表 1-7 流股参数

流股名称	压力 /kPa	温度/°C	质量流量 /kg/hr	气相质 量分率	主要组成
管程入口	719.5	202.4	69992.1	0	99.98% wt 醋酸
管程出口	719.5	136	69992.1	0	99.98% wt 醋酸
壳程入口	1500	30	79000	1	100.0% wt 乙烯
壳程出口	1500	120	79000	1	100.0%wt 乙烯

##### ②换热器型式的选择

该换热器选择工业上最常见的管壳式换热器。

固定管板换热器结构简单；在相同的壳体直径内，排管最多，比较紧凑；在有折流板的壳侧流动中，E

旁路最小，管程可以分成任一偶数程数。由于两管板被换热管互相支撑，与其他管壳式换热器相比，管板最薄，不仅造价低而且没跟管子内侧都能进行清洗。所以选择管壳式换热器中最常见的固定管板式换热器。

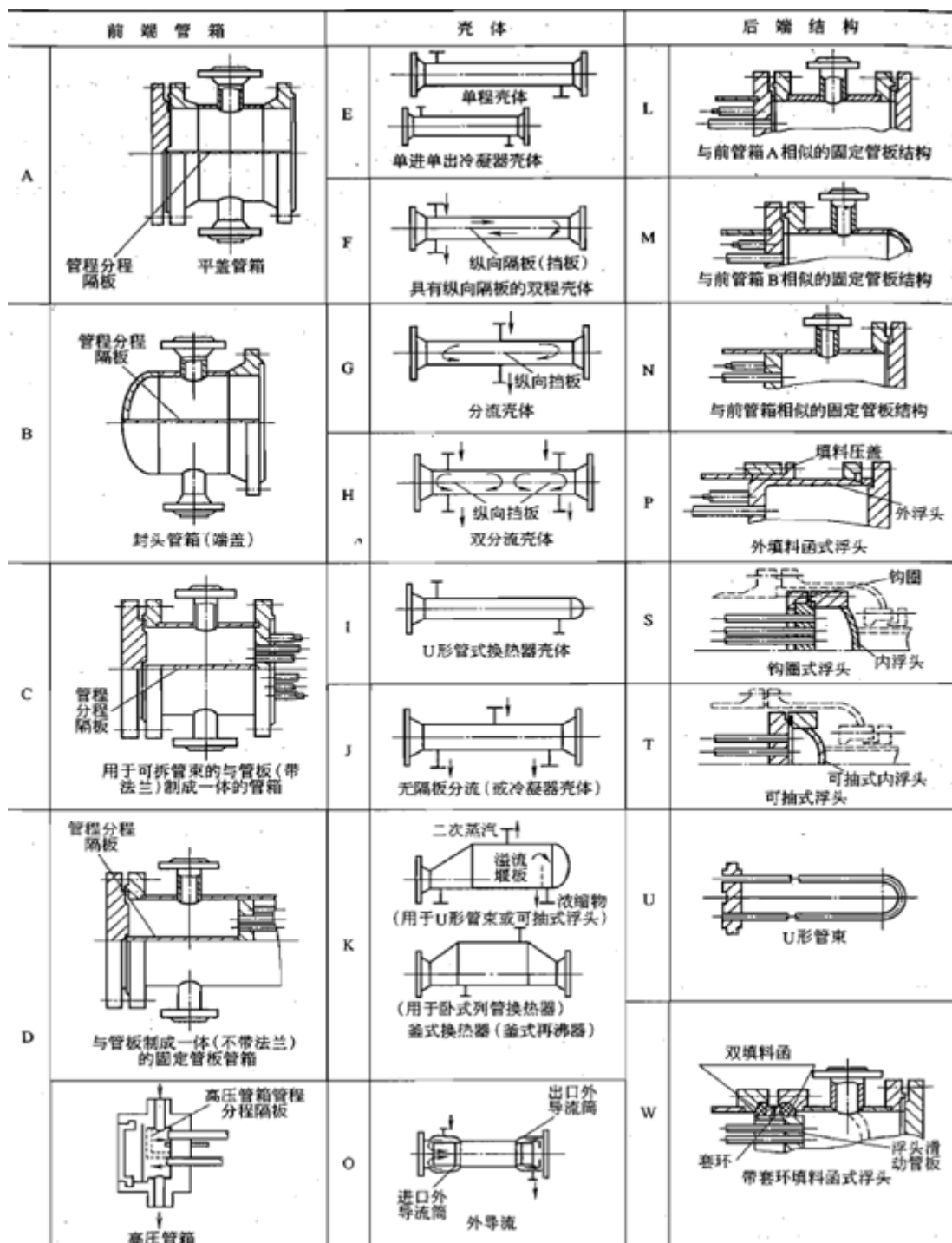


图 1-1 换热器结构图

在换热器具体形式上，选择 B 型前端封头管箱，单管程 E 型壳体，以及常用的 M 型后

端管箱。



### ③流体通道选择

固定管板式换热器每根管子内侧都能进行清洗；但壳侧清洗较难，不能进行机械清洗，所以宜用于不易结垢和清洁的流体，高温流体一般走管程，可以节省保温层和减少壳体厚度。所以醋酸走管程。

### ④设计压力

该换热器的操作压力为管程 8.2bar，壳程 16bar。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。这里取管程设计压力为 9.02bar，壳程设计压力为 17.6bar。

设置 EDR 中换热器的压降，当出口绝压小于 0.1Mpa（真空条件）时压降不大于进口压强的 40%，当出口绝压大于 0.1Mpa 时，压降不大于进口压强的 20%，所以在 EDR 里设置管程允许压降为 0.05MPa，壳程允许压降为 0.026MPa。

### ⑤设计温度

该换热器的壳程工作温度为 30~120℃，管程工作温度为 137~203℃,进出口温差符合本项目最经济温差。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 140℃，管程设计温度为 230℃。

### ⑥传热系数

传热系数主要由传热膜系数、固壁热阻和垢层热阻三部分组成。其中传热膜系数和固壁热阻在 EDR 中为自动默认值。

该换热器壳程介质为乙烯，根据《化工工艺设计手册》（第四册）的污垢热阻经验系数（图 2-2 所示），选取污垢系数为  $8.6 \times 10^{-5} \text{m}^2 \cdot \text{K/W}$ ，管程介质为醋酸，同样从手册上查得污垢系数，为保证换热效果选取较大的污垢系数为  $1.72 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K/W}$ 。

表 15-33 工艺物料的污垢系数

			/( $\text{m}^2 \cdot \text{K/W}$ )
①工业液体		重质柴油	$5.16 \times 10^{-4}$
有机物	$1.72 \times 10^{-4}$	重质燃料油	$8.60 \times 10^{-4}$
冷冻剂	$1.72 \times 10^{-4}$	沥青和残渣油	
有机热载体		裂化和焦化装置物料	
冷冻盐水	$1.72 \times 10^{-4}$	塔顶蒸气	$3.44 \times 10^{-4}$
传热用熔融盐	$8.60 \times 10^{-5}$	轻质循环油	$3.44 \times 10^{-4}$
单乙醇胺溶液	$3.44 \times 10^{-4}$	重质循环油	$5.16 \times 10^{-4}$
烧碱溶液	$3.44 \times 10^{-4}$	轻质焦化瓦斯油	$5.16 \times 10^{-4}$
盐类	$8.60 \times 10^{-5}$	重质焦化瓦斯油	$6.88 \times 10^{-4}$
②工业气体		底部油浆(最小 $4\frac{1}{2}$ ft/s)	$5.16 \times 10^{-4}$
焦炉气,造气	$1.72 \times 10^{-3}$	轻质液态产品	$3.44 \times 10^{-4}$
水蒸气	$8.60 \times 10^{-5}$	催化重整和加氢脱硫物料	
空气	$3.44 \times 10^{-4}$	重整炉进料	$3.44 \times 10^{-4}$
溶剂蒸气	$1.72 \times 10^{-4}$	重整炉流出物	$1.72 \times 10^{-4}$
天然气	$1.72 \times 10^{-4}$	加氢脱硫进料和出料	$3.44 \times 10^{-4}$
有机化合物	$8.60 \times 10^{-5}$	塔顶蒸气	$1.72 \times 10^{-4}$
柴油机排气	$1.72 \times 10^{-3}$	50°API 以上的液态产品	$1.72 \times 10^{-4}$
往复泵废蒸气	$1.72 \times 10^{-4}$	30°~50°API 的液态产品	$3.44 \times 10^{-4}$
酸性气体	$1.72 \times 10^{-4}$	轻馏分加工物料	

图 2-2 工艺物料污垢热阻经验系数图

### ⑦选用材质

壳体选用 Q345R 板材，换热器选用 16Mn 管材。

### ⑧EDR 数据导入

将上述数据导入 EDR，如下图：

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	CH3COOH		C2H4	
Mass flow rate	kg/h	69992	79000	
Temperature	°C	202.42	30	
Vapor mass fraction		0	1	1
Pressure (absolute)	kgf/cm <sup>2</sup>	8.371	16.329	16.064
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kcal/h	3065229		
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	kgf/cm <sup>2</sup>	0	0	
Allowable pressure drop	kgf/cm <sup>2</sup>	0.265	0.51	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -h-C/kcal	0.0005	0.000088	

图 1-3 流股输入数据图

## (二) 换热器选型结构设计

### ①换热器结构参数选择

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。结合 JB/T 4715-92 规定，对于固定管板式换热器，常用换热管外径有 19mm 和 25mm。根据生产成本以及该换热器实际换热需求，选择换热管外径为 19mm，管厚 2mm。

选择换热管排列方式为常用的正三角形，有利于壳程物料形成湍流，提高管板利用率，根据 JB/T 4715-92，管心距为 25mm。

选择折流板形式为单弓形折流板，根据 JB/T 4715-92，选择折流板间距为 200mm，圆缺率取 25%。

根据 JB/T 4715-92，拉杆、定距杆规格为：

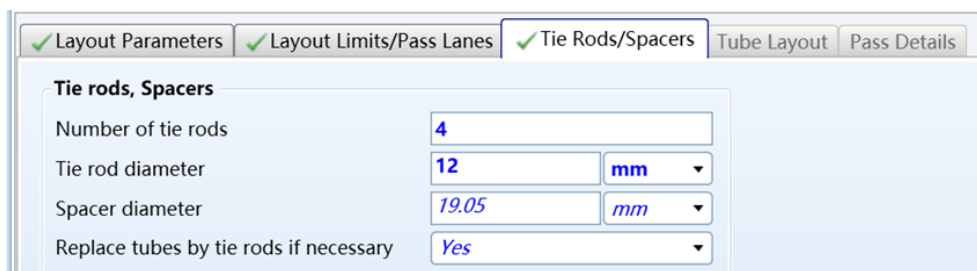


图 1-4 软件截图

## ②换热器接管设计

壳程入口：工艺液体体积流量为 1.123 m<sup>3</sup>/s，流速取 10m/s

壳程入口接管内径为：

$$D_i = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.123}{3.14 \times 10}} = 377mm$$

根据 GB/T8163-2008 无缝钢管，圆整后得到接管尺寸为Φ377×15。

壳程出口：工艺液体体积流量为 1.536m<sup>3</sup>/s，流速取 20m/s

壳程出口接管内径为：

$$D_i = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.536}{3.14 \times 20}} = 312mm$$

根据 GB/T8163-2008 无缝钢管，圆整后得到接管尺寸为Φ325×7。

壳程接管尺寸及方位如图所示：

	Inlet	Outlet	Intermediate
Nominal pipe size			
Nominal diameter			
Actual OD		377	325
Actual ID		347	311
Wall thickness		15	7
Nozzle orientation	Top	Bottom	
Distance to front tubesheet			
Number of nozzles	1	1	1
Multiple nozzle spacing			
Nozzle / Impingement type	No impingement	No impingement	
Remove tubes below nozzle	Equate areas	Equate areas	
Maximum nozzle RhoV2			

图 1-5 壳程接管尺寸圆整值

管程入口：醋酸蒸汽体积流量为 0.024m³/s，流速取 2m/s

管程入口接管内径为：

$$D_i = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.024}{3.14 \times 2}} = 124mm$$

根据 GB/T8163-2008 无缝钢管，圆整后得到接管尺寸为 Φ127×5。

管程出口：导热油体积流量为 0.021m³/s，流速取 2m/s

管程出口接管内径为：

$$D_i = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.021}{3.14 \times 0.3}} = 116mm$$

根据 GB/T8163-2008 无缝钢管，圆整后得到接管尺寸为 Φ121×4。

	Inlet	Outlet	Intermediate
Nominal pipe size			
Nominal diameter			
Actual OD		127	121
Actual ID		117	113
Wall thickness		5	4
Nozzle orientation	Bot		
Distance to tubesheet			
Centerline offset distance			
Maximum nozzle RhoV2			

图 1-6 管程接管尺寸圆整值

### ③换热器结构参数设计及初步选型

主要结构参数如图所示：

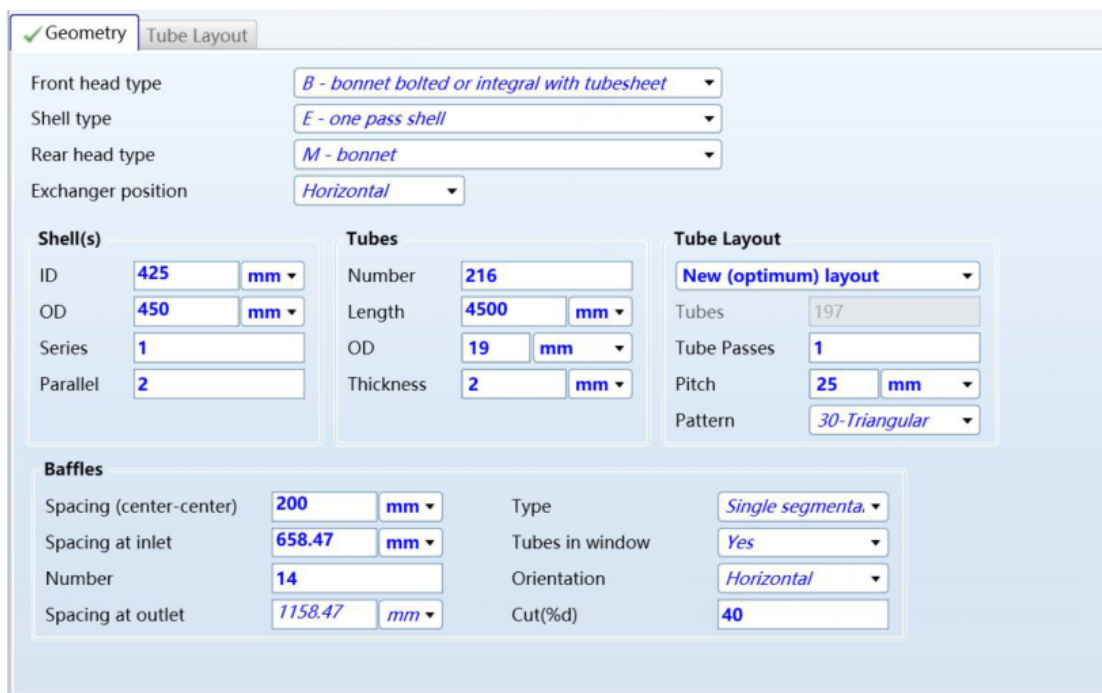


图 2-9 换热器校核数据截图

校核结果如下：

1	Size	425	X	4500	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	2	parallel	1	series
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)	116	/	113.9	/				m <sup>2</sup>	Shells/unit	2		
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)	58	/	56.9	/				m <sup>2</sup>				
4	Rating / Checking												
5	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
6	Process Data												
7	Total flow	kg/s	In	26.854	Out	21.9444							
8	Vapor	kg/s	0	0	21.9444	21.9444							
9	Liquid	kg/s	26.854	26.854	0	0							
10	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0							
11	Cond./Evap.	kg/s	0	0	0	0							
12	Temperature	°C	202.42	156.09	30	119.92							
13	Bubble Point	°C											
14	Dew Point	°C											
15	Vapor mass fraction		0	0	1	1							
16	Pressure (abs)	bar	8.209	8.14351	16.01325	15.84655							
17	DeltaP allow/cal	bar	0.26	0.06549	0.5	0.1667							
18	Velocity	m/s	0.49	0.44	14.71	20.34							
19	Liquid Properties												
20	Density	kg/m <sup>3</sup>	806.77	886.68									
21	Viscosity	mPa-s	0.2117	0.2869									
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	3.135	2.632									
23	Therm. cond.	W/(m-K)	0.1268	0.1353									
24	Surface tension	N/m											
25	Molecular weight		60.05	60.05									
26	Vapor Properties												
27	Density	kg/m <sup>3</sup>			19.54	14.13							
28	Viscosity	mPa-s			0.0108	0.0135							
29	Specific heat	kJ/(kg-K)			1.684	1.938							
30	Therm. cond.	W/(m-K)			0.0213	0.0331							
31	Molecular weight				28.05	28.05							
32	Two-Phase Properties												
33	Latent heat	kJ/kg											
34	Heat Transfer Parameters												
	Total heat load	kW											3564.9
	Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C	102.35	/	102.37								
	Actual/Reqd area ratio - fouled/clean		1.33	/	1.52								
	Coef./Resist.												
	Overall fouled	W/(m <sup>2</sup> -K) m <sup>2</sup> -K/W	406.1		0.00246								
	Overall clean		463.3		0.00216								
	Tube side film		691.7		0.00145								58.72
	Tube side fouling		4590		0.00022								8.85
	Tube wall		22682.8		4E-05								1.79
	Outside fouling		11627.9		9E-05								3.49
	Outside film		1495.7		0.00067								27.15
	Shell Side Pressure Drop												
	Inlet nozzle	bar	0.0016		2.43								
	InletspaceXflow		0.00254		3.87								
	Baffle Xflow		0.03508		53.37								
	Baffle window		0.02142		32.59								
	Outlet spaceXflow		0.00197		3								
	Outlet nozzle		0.00311		4.73								
	Tube Side Pressure Drop												
	Inlet nozzle	bar	0.00522		3.46								
	Entering tubes		0.01047		6.94								
	Inside tubes		0.1064		70.61								
	Exiting tubes		0.02329		15.45								
	Outlet nozzle		0.00532		3.53								
	Velocity / Rho*V2												
		m/s											kg/(m-s <sup>2</sup> )

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/728001103030007002>