

第11篇 传 热 设 备

作者:

Frank L. Rubin	管壳式换热器,液体和气体用其它型式换热器,本篇编辑
Herbert A. Moak	绝热
Arthur D. Holt	固体用换热器
F. C. Standiford	蒸发器
David Stuhlbarg	贮槽蛇管

译者:

蔡振业	传热设备
林纪方	本篇审校人

zk449/411)

zk449/0111

第11篇 目 录

11.1 管壳式换热器	11-4
11.1.1 型式和定义	11-4
一、尺寸编号和型式名称	11-4
二、功能的定义	11-4
11.1.2 一般的设计依据	11-7
一、流路的选择	11-7
二、结构规范	11-7
三、管束振动	11-7
四、检验	11-8
11.1.3 结构的主要型式	11-8
一、固定管板式换热器	11-8
二、U形管式换热器	11-12
三、填料函套环式换热器	11-12
四、外填料函浮头式换热器	11-13
五、内浮头式换热器	11-13
六、可抽式浮头换热器	11-13
11.1.4 管程结构	11-14
一、管程顶盖	11-14
二、特殊高压密封端盖	11-14
三、管程	11-14
四、管子	11-14
五、辗压的管子连接(胀管连接)	11-17
六、焊接的管子连接	11-17
七、双管板连接	11-17
11.1.5 壳程结构	11-23
一、壳体尺寸	11-23
二、壳程布置	11-24
11.1.6 折流板和管束	11-24
一、弓形折流板	11-24
二、棒状折流板(折流杆)	11-25
三、拉杆和定距管	11-25
四、冲击挡板	11-25
五、蒸汽分布	11-26
六、管束旁流	11-26
七、纵向折流板	11-26
11.1.7 换热器内的腐蚀	11-26
一、结构材料	11-26
二、双金属管	11-27
三、复合管板	11-27
四、非金属结构	11-28
五、制造	11-28
11.1.8 管壳式换热器费用	11-28
11.2 液体和气体用其它型式换热器	11-31
11.2.1 套管和多管型	11-31
11.2.2 板式换热器	11-32
一、螺旋板换热器	11-32
二、板框式换热器	11-32
三、钎焊板翅式换热器	11-34
四、板翅管式表面	11-34
11.2.3 石墨块体换热器	11-34
11.2.4 级联式冷却器	11-35
11.2.5 空气冷却器	11-35
11.2.6 刺刀管换热器	11-35
11.2.7 螺旋管换热器	11-35
11.2.8 低温操作螺旋管换热器	11-35
11.2.9 降膜式换热器	11-36
一、液体冷却器和冷凝器	11-36
二、蒸发器	11-36
三、吸收器	11-36
四、致冷机	11-36
11.2.10 聚四氟乙烯换热器	11-36
11.2.11 刮面换热器	11-37
11.2.12 空气冷却换热器(空冷器)	11-37
一、强制通风和吸入通风	11-38
二、管束	11-38
三、管子	11-39
四、翅片管结构	11-39
五、通风机	11-40
六、通风机驱动装置	11-41
七、风机环和充气室	11-41
八、气流控制	11-42
九、空气再循环	11-42
十、最终冷却器	11-42
十一、增湿室	11-43
十二、蒸发冷却	11-43

十三、蒸汽冷凝器	11-43
十四、空冷式塔顶馏出物冷凝器	11-43
十五、空冷器的费用	11-44
十六、设计依据	11-44
11.2.13 贮槽的加热和冷却	11-45
一、贮槽蛇管	11-45
二、聚四氟乙烯浸渍蛇管	11-47
三、刺刀管加热器	11-47
四、外部蛇管和仿形管	11-47
五、夹套容器	11-47
11.3 蒸发器	11-48
11.3.1 主要的设计问题	11-48
一、选择问题	11-48
11.3.2 蒸发器型式和应用	11-49
一、强制循环式蒸发器	11-49
二、短管垂直式蒸发器	11-50
三、长管垂直式蒸发器	11-51
四、水平管蒸发器	11-53
五、加热表面的其他型式	11-54
六、无加热表面蒸发器	11-55
11.3.3 蒸发器中的传热	11-55
11.3.4 温差的利用	11-56
11.3.5 汽-液分离	11-57
11.3.6 蒸发器布置	11-58
一、单效蒸发器	11-58
二、热泵	11-58
三、多效蒸发	11-59
四、海水蒸发器	11-60
11.3.7 蒸发器计算	11-62
一、单效蒸发器	11-62
二、热泵式蒸发器	11-62
三、闪蒸式蒸发器	11-63
四、多效蒸发器	11-63
五、优选法	11-64
11.3.8 蒸发器附件	11-65
一、冷凝器	11-65
二、排放系统	11-65
三、除盐	11-66
11.3.9 蒸发器费用和操作	11-66
一、投资费用	11-66
二、操作费用	11-68
三、蒸发器操作	11-68
11.4 固体用换热器	11-70
11.4.1 凝固用设备	11-70
一、台式	11-70
二、搅拌盘式	11-70
三、振动式	11-71
四、带式	11-71
五、滚筒式	11-73
六、回转支架式	11-73
11.4.2 固体熔化用设备	11-74
一、水平贮槽式	11-74
二、垂直搅拌釜式	11-74
三、磨式	11-75
11.4.3 片状固体用传热设备	11-75
一、圆筒式传热装置	11-75
11.4.4 分散固体用传热设备	11-76
一、流化床式	11-76
二、移动床式	11-77
三、搅拌盘式	11-77
四、混合装置	11-78
五、支架装置	11-78
六、回转壳体装置	11-78
七、带式运输装置	11-79
八、螺旋输送装置	11-80
九、双锥混合装置	11-81
十、振动运输装置	11-81
十一、提升装置	11-83
十二、气力输送装置	11-83
十三、真空搁板式	11-84
11.5 绝热	11-85
11.5.1 绝热材料	11-85
一、材料	11-85
二、热导率(K 因子)	11-85
三、面层	11-85
11.5.2 系统的选择	11-86
一、低温(深冷) $[-273 \sim -101^{\circ}\text{C} (-459 \sim -150^{\circ}\text{F})]$ 高真空	11-86
二、低温 $[-101 \sim -1^{\circ}\text{C} (-150 \sim +30^{\circ}\text{F})]$	11-87
三、中温和高温[超过 $2^{\circ}\text{C} (36^{\circ}\text{F})]$	11-87
11.5.3 保温层的经济厚度	11-89
例题 1	11-89
例题 2	11-89
例题 3	11-89
11.5.4 安装技术	11-89
一、管子	11-89
二、贮槽、容器和设备	11-94

第11篇 传 热 设 备

作者:

Frank L. Rubin	管壳式换热器,液体和气体用其它型式换热器,本篇编辑
Herbert A. Moak	绝热
Arthur D. Holt	固体用换热器
F. C. Standiford	蒸发器
David Stuhlbarg	贮槽蛇管

译者:

蔡振业	传热设备
林纪方	本篇审校人

zk449/411)

zk449/0111

第11篇 目 录

11.1 管壳式换热器	11-4	三、复合管板	11-27
11.1.1 型式和定义	11-4	四、非金属结构	11-28
一、尺寸编号和型式名称	11-4	五、制造	11-28
二、功能的定义	11-4	11.1.8 管壳式换热器费用	11-28
11.1.2 一般的设计依据	11-7	11.2 液体和气体用其它型式换热器	11-31
一、流路的选择	11-7	11.2.1 套管和多管型	11-31
二、结构规范	11-7	11.2.2 板式换热器	11-32
三、管束振动	11-7	一、螺旋板换热器	11-32
四、检验	11-8	二、板框式换热器	11-32
11.1.3 结构的主要型式	11-8	三、钎焊板翅式换热器	11-34
一、固定管板式换热器	11-8	四、板翅管式表面	11-34
二、U形管式换热器	11-12	11.2.3 石墨块体换热器	11-34
三、填料函套环式换热器	11-12	11.2.4 级联式冷却器	11-35
四、外填料函浮头式换热器	11-13	11.2.5 空气冷却器	11-35
五、内浮头式换热器	11-13	11.2.6 刺刀管换热器	11-35
六、可抽式浮头换热器	11-13	11.2.7 螺旋管换热器	11-35
11.1.4 管程结构	11-14	11.2.8 低温操作螺旋管换热器	11-35
一、管程顶盖	11-14	11.2.9 降膜式换热器	11-36
二、特殊高压密封端盖	11-14	一、液体冷却器和冷凝器	11-36
三、管程	11-14	二、蒸发器	11-36
四、管子	11-14	三、吸收器	11-36
五、辗压的管子连接(胀管连接)	11-17	四、致冷机	11-36
六、焊接的管子连接	11-17	11.2.10 聚四氟乙烯换热器	11-36
七、双管板连接	11-17	11.2.11 刮面换热器	11-37
11.1.5 壳程结构	11-23	11.2.12 空气冷却换热器(空冷器)	11-37
一、壳体尺寸	11-23	一、强制通风和吸入通风	11-38
二、壳程布置	11-24	二、管束	11-38
11.1.6 折流板和管束	11-24	三、管子	11-39
一、弓形折流板	11-24	四、翅片管结构	11-39
二、棒状折流板(折流杆)	11-25	五、通风机	11-40
三、拉杆和定距管	11-25	六、通风机驱动装置	11-41
四、冲击挡板	11-25	七、风机环和充气室	11-41
五、蒸汽分布	11-26	八、气流控制	11-42
六、管束旁流	11-26	九、空气再循环	11-42
七、纵向折流板	11-26	十、最终冷却器	11-42
11.1.7 换热器内的腐蚀	11-26	十一、增湿室	11-43
一、结构材料	11-26	十二、蒸发冷却	11-43
二、双金属管	11-27		

十三、蒸汽冷凝器	11-43	一、台式	11-70
十四、空冷式塔顶馏出物冷凝器	11-43	二、搅拌盘式	11-70
十五、空冷器的费用	11-44	三、振动式	11-71
十六、设计依据	11-44	四、带式	11-71
11.2.13 贮槽的加热和冷却	11-45	五、滚筒式	11-73
一、贮槽蛇管	11-45	六、回转支架式	11-73
二、聚四氟乙烯浸渍蛇管	11-47	11.4.2 固体熔化用设备	11-74
三、刺刀管加热器	11-47	一、水平贮槽式	11-74
四、外部蛇管和仿形管	11-47	二、垂直搅拌釜式	11-74
五、夹套容器	11-47	三、磨式	11-75
11.3 蒸发器	11-48	11.4.3 片状固体用传热设备	11-75
11.3.1 主要的设计问题	11-48	一、圆筒式传热装置	11-75
一、选择问题	11-48	11.4.4 分散固体用传热设备	11-76
11.3.2 蒸发器型式和应用	11-49	一、流化床式	11-76
一、强制循环式蒸发器	11-49	二、移动床式	11-77
二、短管垂直式蒸发器	11-50	三、搅拌盘式	11-77
三、长管垂直式蒸发器	11-51	四、混合装置	11-78
四、水平管蒸发器	11-53	五、支架装置	11-78
五、加热表面的其他型式	11-54	六、回转壳体装置	11-78
六、无加热表面蒸发器	11-55	七、带式运输装置	11-79
11.3.3 蒸发器中的传热	11-55	八、螺旋输送装置	11-80
11.3.4 温差的利用	11-56	九、双维混合装置	11-81
11.3.5 汽-液分离	11-57	十、振动运输装置	11-81
11.3.6 蒸发器布置	11-58	十一、提升装置	11-83
一、单效蒸发器	11-58	十二、气力输送装置	11-83
二、热泵	11-58	十三、真空搁板式	11-84
三、多效蒸发	11-59	11.5 绝热	11-85
四、海水蒸发器	11-60	11.5.1 绝热材料	11-85
11.3.7 蒸发器计算	11-62	一、材料	11-85
一、单效蒸发器	11-62	二、热导率(K 因子)	11-85
二、热泵式蒸发器	11-62	三、面层	11-85
三、闪蒸式蒸发器	11-63	11.5.2 系统的选择	11-86
四、多效蒸发器	11-63	一、低温(深冷) $[-273 \sim -101^{\circ}\text{C} (-459$	
五、优选法	11-64	$\sim -150^{\circ}\text{F})]$ 高真空	11-86
11.3.8 蒸发器附件	11-65	二、低温 $[-101 \sim -1^{\circ}\text{C} (-150 \sim$	
一、冷凝器	11-65	$+30^{\circ}\text{F})]$	11-87
二、排放系统	11-65	三、中温和高温[超过 $2^{\circ}\text{C} (36^{\circ}\text{F})]$	11-87
三、除盐	11-66	11.5.3 保温层的经济厚度	11-89
11.3.9 蒸发器费用和操作	11-66	例题 1	11-89
一、投资费用	11-66	例题 2	11-89
二、操作费用	11-68	例题 3	11-89
三、蒸发器操作	11-68	11.5.4 安装技术	11-89
11.4 固体用换热器	11-70	一、管子	11-89
11.4.1 凝固用设备	11-70	二、贮槽、容器和设备	11-94

11.1 管壳式换热器

11.1.1 型式和定义

尽管其它的设计型式也正在增加,但在化工厂中,管壳式换热器仍为构成非直接火传热设备的主体。换热器的基本型式举例如图11-1,其特性总结于表11-1中。

一、尺寸编号和型式名称

对于常规的管壳式换热器的名称,推荐实际使用由管式换热器制造者协会(TEMA)已经制定的数字和字母。取自TEMA标准第六版的这个资料,于下一节中转载。

建议换热器的尺寸和型式用数字和字母来表示。

1. 尺寸 壳体(和管束)的尺寸,应用记述壳体(和管束)直径和管长的数字按下述方式表示:

2. 直径 公称直径应为以英寸表示的壳体内径,圆整到最接近的整数。对于釜式再沸器公称直径应是口部直径其后附以壳体直径,两者均圆整到最接近的整数。

3. 长度 公称长度应为以英寸表示的管长。直管的管长应取实际的总长。对于U形管,其长度应取从管子端部到弯头切线的直线长度。

4. 型式 型式名称应取描述固定头盖、壳体(仅略去管束)和后端头盖的字母,按图11-1所示的顺序表示。

典型实例 (A) 具有可拆的管箱和盖板、单程壳体、内径591mm (23 1/4in)、管长4.9m(16ft)的剖分环浮头式换热器。尺寸23-192型式AFS。

(B) 具有端盖(封头)式固定头盖、分流式壳体、内径483mm,管子直线长度21m(7ft)的U形管式换热器,尺寸19-84型式BGU●。

(C) 具有与管板制成整体的固定头盖,口部直径584mm(23in),壳体内径940mm(37in)管长4.9m(16ft)的牵拉浮头釜式再沸器。尺寸23/37-192型式CKT。

(D) 具有可拆的管箱和盖板、端盖(封头)式后端头盖、双程壳体,直径841mm(33 1/8in)管长2.4m(8ft)的固定管板式换热器。尺寸33-96型式AFM。

(E) 具有与管板制成整体的固定头盖和后端头盖、单程壳体、内径432mm(17in)、管长4.9m(16ft)的固定管板式换热器。尺寸17-192型式CEN。

二、功能的定义

换热设备可以根据型式(如固定管板式,外填料函头盖式等)或功能(冷冻器、冷凝器、冷却器等)来命名。几乎任何型式的装置,都可应用任一或全部列出的功能来命名。*Dona-hue*已经定义了许多这样的名称[*pet. process.*, 103 (March 1956)]。

● 原文为GBU有误。——译者注

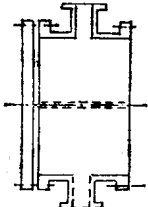
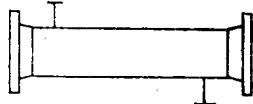
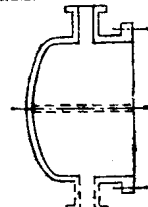
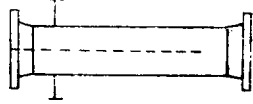
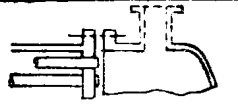
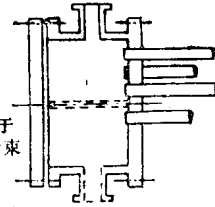
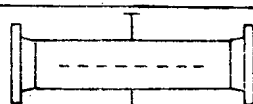
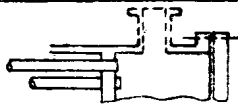
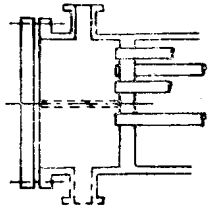
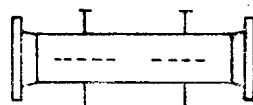
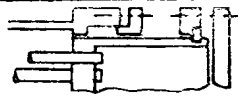
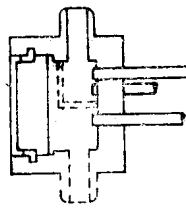
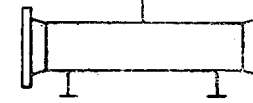
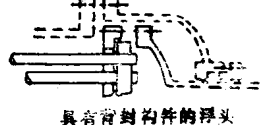
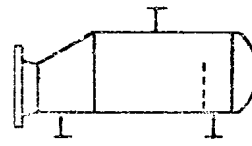
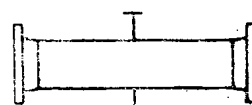
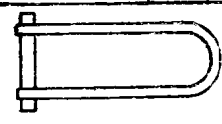
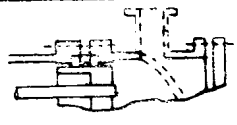
前端固定头盖型式		壳体型式		后端头盖型式	
A	 管箱和可拆的盖板	E	 单程壳体	L	 与固定头盖“A”相似的固定管板
B	 端盖(整体盖板)	F	 具有纵向隔板的 双程壳体	M	 与固定头盖“B”相似的固定管板
C	 仅用于 可拆管束 与管板制成整体的 管箱和可拆盖板	G	 分隔流动	N	 与固定头盖“N”相似的固定管板
N	 与管板制成整体的管箱 和可拆盖板	H	 双分隔流动	P	 外填料函式浮头
D	 特殊高压密封端盖	J	 分流流动	S	 具有密封构件的浮头
		K	 釜式再沸器	T	 牵拉浮头式头盖
		X	 横向流动	U	 U形管管束
				W	 外部密封的浮动管板

图 11-1 管壳式换热器的TEMA型式名称 (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association 6th ed., 1978.)

装 置	功 能
冷冻器	如果只用水作冷却剂,将液体冷却到低于可得到的温度。它应用致冷剂如氨和氟里昂。
冷凝器	使蒸汽或蒸汽混合物冷凝,不论是单独的还是有非凝结气体存在
部分冷凝器	使蒸汽在足够高的温度下冷凝,以提供充分预热过程流体的冷流体的温差。它节省热量并省去需要安装的(应用火焰或蒸汽的)隔离式预热器。
最终冷却器	使蒸汽冷凝到最终贮藏温度,约为38.7°C(100°F)。它用水冷却,这意味着所传递的热量散失到过程中。
冷却器	用水来冷却液体或气体。
换热器	完成两种功能:(1)使用热流体加热冷流体,(2)这个热流体被冷却。所传递的热量没有散失。
加热器	使蒸汽或导热姆换热剂(Dowtherm,高沸点有机溶液)冷凝,给予液体或气体以显热。
再沸器	连接在精馏塔的底部,提供蒸馏所需的再沸腾热量。加热工质可用蒸汽或过程的热流体。
热虹吸式再沸器	以保持足够的液体位差维持循环,获得沸腾工质的自然循环。
强制循环再沸器	使用泵,使液体强制通过再沸器。
蒸汽发生器	为工厂里其它地方使用,以焦油或重油可用的高品位热能产生蒸汽。
过热器	将蒸汽加热到饱和温度以上。
汽化器	使部分液体汽化的加热器。
废热锅炉	生产蒸汽,类似于蒸汽发生器,只是加热工质是在化学反应中产生的热气体或热液体。

表 11-1 主要管壳式换热器特性①

设计的型式	固定管板式	U形管式	填料函套 环浮头式	内浮头式 (剖分式背衬环)	外填料函 浮头式	牵伸浮头式
TEMA后端头盖型式	L或M或N	U	W	S	P	T
相对费用增加由A(最便宜)到E(最昂贵)	B	A	C	E	D	F
差异膨胀的补偿措施	连接在壳体上,膨胀	个别管子可自由膨胀	浮 头	浮 头	浮 头	浮 头
可拆管束	否	是	是	是	是	是
更换管束的可能性	否	是	是	是	是	是
个别管子是可替换的	是	仅外排的管子可换②	是	是	是	是
用试剂清洗管子的内部和外部	是	是	是	是	是	是
用机械方法清洗管子内部	是	需要特殊工具	是	是	是	是
用机械方法清洗管子外部:						
三角形节距	否	否③	否③	否③	否③	否③
正方形节距	否	是	是	是	是	是
水力喷嘴清洗:						
管子内部	是	需要特殊工具	是	是	是	是
管子外部	否	是	否	是	是	是
双管板是可能的	是	是	否	否	是	否
管子程数	实际没有限制	任何数目都是可能的	限制单程或双程	实际没有限制④	实际没有限制	实际没有限制④
省去内部垫圈	是	是	是	否	是	否

注: 相对费用A和B没有显著的差别, 对长的管子可互换。

① 根据Page a-8 of the Patterson-Kelley Co. Manual No. 700A, Heat Exchangers 修正的。

② 已制造的U形管管束用管子支撑, 可使U形弯管舒展开, 更换管束内部的管子。

③ 正三角形节距, 不允许进行机械清洗。用宽三角形节距, 在可拆管束上进行机械清洗是可能的, 宽三角形节距等于2 (管子直径+清洗通路)/√3。

④ 对奇数管程, 浮头需要填料函式连接或伸缩连接。

11.1.2 一般的设计依据

一、流路的选择

选择两种流体通过换热器的流路，一般采用几种方法。管程流体是有腐蚀性的，或易于弄脏的或在较高压力下的流体。壳程流体是高粘度的液体或气体。

当两种流体中的一种需要合金结构时，碳钢壳体同合金钢管程部件的组合，较之与壳程流体接触的合金钢同碳钢顶盖的组合是便宜的。

清洗管子内表面较之清洗管子外表面是更易于进行的。

一个流体的表压超过 2068kPa (3000lbf/in²) 时，比较便宜的结构是高压流体放在管内。

对给定压力降的情况，在壳程较之在管程可获得较高的传热系数。

由于污垢、腐蚀和磨蚀，换热器的故障几乎经常出现。

二、结构规范

“*Rules for Construction of Pressure Vessels, Division 1*,” 是作为提供最低标准结构规范的(美国机械工程师学会) ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII 的一部分。通常每三年出版这个规范的新版本。每半年以补遗的形式，作临时性的修订。ASME规范的要求，在美国和加拿大的许多地方是必须遵守的。最初，并没有为换热器制订这些规则。但是，当时是包括固定管板式换热器的管板和壳体之间的焊接连接。还包括有关管子和管板连接的非必须遵守的附录。换热器的附加规定是正在扩大的。

Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 6th ed., 1978 (通常称为TEMA标准)，用作所有管壳式换热器(套管式结构除外)应用 ASME 规范的补充和规定。TEMA R类设计是“为石油和有关加工过程应用的一般地严格要求。按照这些标准的制造要求进行设计是为了在这些应用中，在严格操作和维护条件下的安全性和耐久性。”TEMA C类设计是“为工业及一般加工过程应用的一般地中等要求。”而TEMA B类设计是“为化工过程操作应用的。”

对所有这三类结构，机械设计要求是相同的。TEMA分类之间的差异是较小的，已由Rubin列出[*Hydrocarbon Process.*, 59, 92(June 1980)]。

在TEMA标准细目之中有名称、制造公差、检验、保证、管子、壳体、折流板、支撑板、浮头、垫圈、管板、管箱、接管、设备法兰、螺栓、材料规格和污垢阻力。

Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services, API Standard 660, 4th ed., 1982, 是由美国石油协会出版并对TEMA标准和ASME规范作了补充。在化工和石油加工领域中的许多公司，有他们自己的标准以补充这些不同的要求。*The Interrelationships between Codes, Standards, and Customer Specifications for Process Heat Transfer Equipment* 是一本专题讨论会论文集，该书已由F. L. Rubin编辑，由ASME于1979年12月出版(参见第6篇压力容器规范的讨论)

通常以超过预期操作条件的安全系数，规定了换热器的设计压力和设计温度。设计压力一般较操作期间或在泵停止时预期的最大压力约高172kPa(25 lbf/in²)。设计温度通常较操作的最高温度高 14℃(25°F)。

三、管束振动

在换热器的尺寸和流量增加的情况下,因管子振动的损坏已经成为一种日益增加的现象。壳程流量、折流板构形和无支撑管子的跨距是首先考虑的问题。管子振动的机理如下。

涡流的流出 液体横向流过管子的涡流流出频率,可能与管子的自然频率相重合,引起大的共振振幅。

流体弹性耦合 流体流过管子使管子产生旋涡运动的振动。当超过“临界”速度,于是振动变成自身的激发和振幅的增长时,则产生液体弹性耦合的作用过程。在遭受振动损坏的换热器中,这个作用过程是经常出现的。

压力脉动 在泵体尾流中形成的或者由上游液流带到这个泵体的湍流压力脉动,可能提供管子振动的潜在的作用过程。该管子与部分能谱相符合,这就接近于管子自己的自然频率。

声响耦合 如壳程流体是低密度的气体,当壳体中的驻波与从管中涡流的流出是同相的时候,则形成声响共振或声响耦合。该驻波是与管子的轴线垂直的,取横向流动的方向。对管子的损坏是不多见的,但是声音可能是极端有害的。

四、检验

在完成车间制造时和在维修操作期间,需要对管式换热器的壳程进行水压试验,以便对管子端部可以进行直观的检验。管子泄漏可以很容易地找出位置并进行维修。当不能利用管子端部确定泄漏时,对所有可能损坏的管子与管板间的连接,需要重新胀管或重焊,以达到令人满意的连接。

Rubin对换热器泄漏的检验进行了讨论[Chem. Eng., 68 160-166(July 24,1961)]。

换热器的性能试验,在American Institute of Chemical Engineers' *Standard Testing Procedure for Heat Exchangers*, sec. 1. "Sensible Heat Transfer in Shell-and-Tube-Type Equipment"中作了讨论。

11.1.3 结构的主要型式

图11-2表示管壳式换热器主要型式的结构详图。这些型式和其它型式的换热器在下面各节中讨论。

一、固定管板式换热器

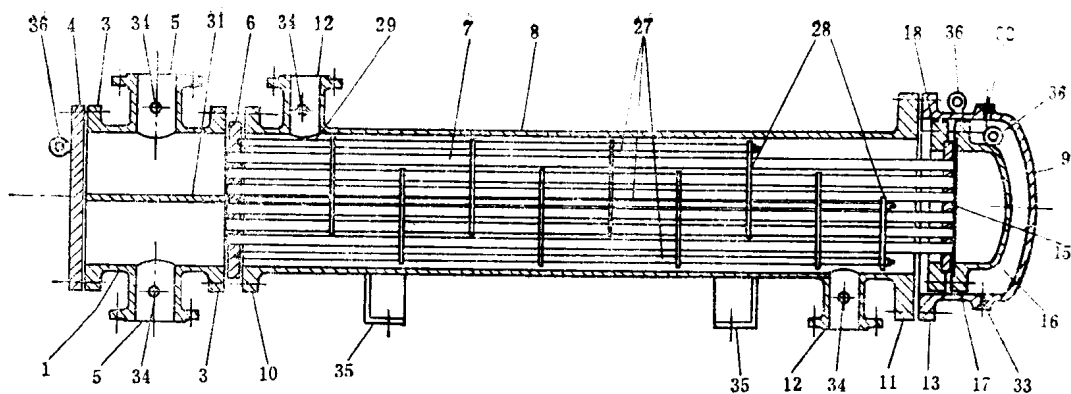
固定管板式换热器(图11-2b)较其它型式换热器得到更经常的应用,而且近年来应用的频繁情况已在增加。管板被焊接到壳体上。通常管板延伸到超过壳体并用作法兰,使其与管程顶盖用螺栓连接。这种结构要求壳体材料与管板材料互相间是可以焊接的。

当这样的焊接是不可能的时候,可以利用“死”垫圈(“Blind”gasket)型式的结构。这个装置一经制成,对于维修和更换,这种死垫圈是不易受影响的。这种结构可用于在真空下操作的蒸汽表面冷凝器。

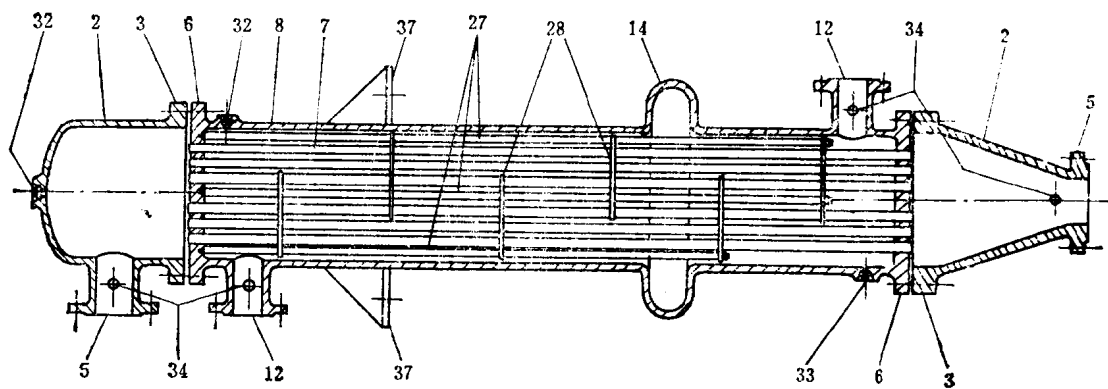
可将管程顶盖(或管箱)焊接到管板上,如图11-1所示的C型和N型头盖。这种型式的结构较B型和M型或A型和L型为便宜,而且还具有在不干扰管程的管子连接的情况下,可以检验和更换管子的优点。

管程的程数是不受限制的,壳程可以是单程或多程,不过双壳程以上的壳体是很少应用的。

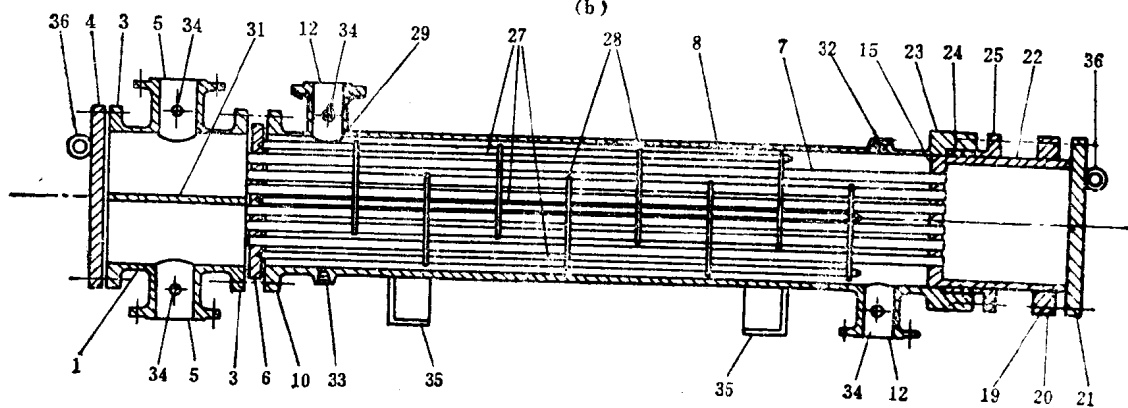
管子可以完全充满换热的壳体。最外层管子和壳体之间的间隙仅是制造的最小必需量。



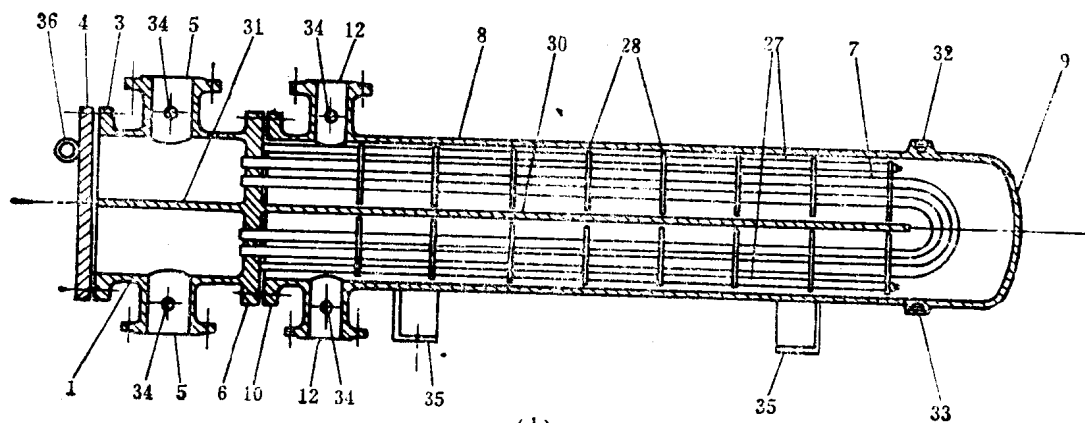
(a)



(b)



(c)



(d)

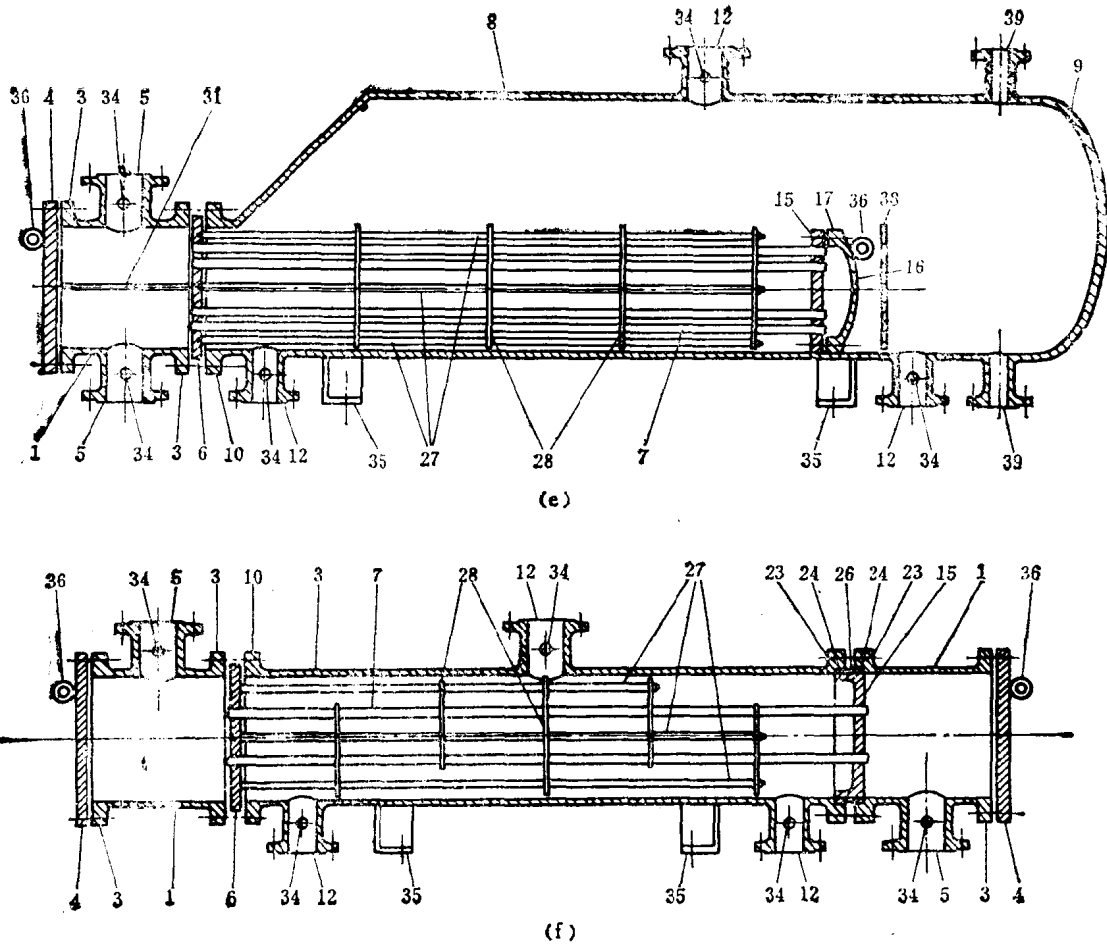


图 11-2 换热器部件的名称

(a) 内浮头式换热器 (具有背衬的浮头), 型式AES; (b) 固定管板式换热器, 型式BEM; (c) 外填料函浮头式换热器, 型式AEP; (d) U形管式换热器, 型式CFU; (e) 釜式浮头式再沸器, 型式AKT; (f) 具有填料函浮动管板和套环的换热器, 型式AJw (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 6th ed., 1978.)

1—固定头盖—管箱; 2—固定头盖—端盖; 3—固定头盖法兰—管箱或端盖; 4—管箱盖; 5—固定头盖接管; 6—固定管板; 7—管子; 8—壳体; 9—封头; 10—壳体法兰—固定, 头盖端部; 11—壳体法兰—后端头盖端部; 12—壳体接管; 13—壳体盖板法兰; 14—伸缩连接; 15—浮动管板; 16—浮头盖; 17—浮头法兰; 18—浮头背衬; 19—剖分剪切环; 20—活套背衬法兰; 21—浮头盖—外部的; 22—浮动管板箱; 23—填料函法兰; 24—填料; 25—填料压盖; 26—套环; 27—拉杆和定距管; 28—横向折流板或支撑板; 29—缓冲板; 30—纵向折流板; 31—分程隔板; 32—放气接口; 33—排气接口; 34—仪表接口; 35—鞍式支座; 36—吊耳; 37—支撑支座; 38—堰板; 39—液面计接口

在壳体内部和折流板之间, 一定要留有某些间隙, 以便使折流板可以放进壳体中。其次, 制造公差需要在折流板外径和最外层管子之间有某些附加的间隙, 外层管子极限值 (OTL) 和折流板直径之间的边缘距离, 一定要足以防止穿过折流板孔的管子的振动。必须使最外层管子保持在OTL之内。壳体内径和OTL之间的间隙, 对内径635mm (25in) 的壳体为13mm (1/2in), 对254~610mm (10~24in) 管子制成的壳体可达11mm (7/16in), 对较小直径管子制成的壳体, 可稍小些。

管子是可以更换的。管程顶盖, 管箱盖, 垫圈等是易于维修和更换的。壳程折流板结构

和死垫圈都是不受影响的。在管子拆除过程中,管子可能损坏在壳体里。当这种情况发生时,拆除或更换管子则是最困难的。通常的措施是塞住管板上相应的管孔。

由于因热膨胀引起长度的差异,壳体和管子之间的差异膨胀可能扩大。应用各种不同型式的伸缩连接,以消除由膨胀引起的额外应力。对于伸缩连接需要随工艺过程中所预期的差异膨胀量和循环状态而变化。许多型式的伸缩连接是可用的(图11-3)。

a. 平板式 在外缘处有一钢条的双同心平板。这个平板可以弯曲为差异膨胀形成一些余量。这个设计通常用于真空操作和表压低于103kPa(151bf/in²)的操作。在差异膨胀过程中,所有焊接点受到危险的应力。

b. 法兰接头 将平板作成法兰(或曲面)。这些接头的直径,一般为203mm(8in)或大于壳体的直径。在壳体的焊接接头受到和从前有关的应力,但是在膨胀过程中由于弯曲的形状,连接接头的焊缝则受到较小的应力。

c. 扩口壳体或弓形管段 将壳体扩口与弓形管段连接,或者将管子二等分和四等分制成环。

d. 成型接头 可以应用一对蝶形接头,或者椭圆形接头与蝶形接头或者法兰与蝶形接头。将它们焊在一起或用环连接。这种型式的连接类似于法兰接头型式,但是,显然受到较小的应力。

e. 法兰和喇叭形接头 装有一对具有同心反向喇叭孔的法兰接头。由于制成喇叭形的加工费用高,这种接头是比较昂贵的。接头的弯曲形状,降低了壳体焊接处以及接头连接处的应力。

f. 环形接头 这种环形接头具有用数学方法可估算的较低数值的光滑应力图形,在波纹的侧壁具有最大的应力,在顶部和底部具有最小的应力。

上述的设计作为环状伸缩连接已由Kopp和Sayre作了讨论,“*Expansion Joints for Heat Exchangers*”(ASME Misc. Pap., vol. 6, no. 211)。整体是静不定的,但是在引入各种简化假定的条件下,可进行分析。现代工业应用的某些接头,与用该文方法指出的相比,壁的结构是较薄的。

g. 波纹管 薄壁波纹管接头是由各制造厂生产的。对于差异膨胀进行了设计,并对于轴向和横向移动以及周期性的使用寿命进行了试验。波纹管可以是不锈钢、镍合金或铜制的(已制成铝、蒙乃尔合金、磷青铜和钛的波纹管)。通常装有和换热器壳体相同成分的焊接的螺纹接头。波纹管可由单片金属液压成型,或由焊接件组成。为防止轻型波纹管的损坏,常常装有碳钢的外部保温罩。这个罩还可避免保温层受波纹管移动的干扰(参见h)。

i. 环形波纹管 对于高压装置,波纹管型式的连接已作了修改,以便使用薄壁小直径环形波纹管承受移动,使高压条件下的零件厚度大为降低(参见f)。

在用薄壁波纹管或环式伸缩连接装备的换热器的制造、运输、安装或维修过程中,不适

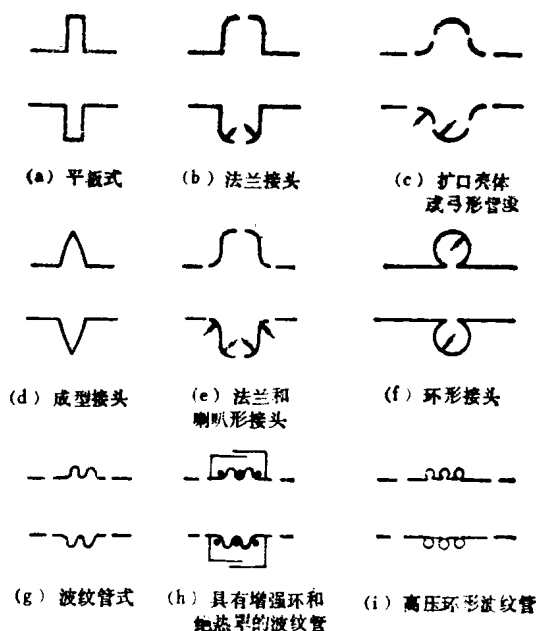


图 11-3 伸缩连接

当的处理可能损坏接头。在大型装置中, 这些薄壁接头是尤其容易损坏的, 因而有些设计者宁愿采用壁厚较厚的成型接头。

化工厂换热器需要的伸缩连接, 通常大多采用法兰和喇叭形接头的型式。有一种倾向是比较普遍地采用薄壁波纹管型式。

二、U形管式换热器 (图11-2d)

管束是由固定管板、U形管 (或发针形管)、折流板或支撑板以及适当的拉杆和定距管组成。管束可以从换热器壳体中拆除。装有壳程顶盖 (固定头盖) 和具有整体封头的壳体, 封头是焊到壳体上的。每根管子可以自由膨胀或收缩, 而不受安装其它管子的任何限制。

对任何可拆管束结构, 在外层管子极限值和壳体内径之间, U形管管束具有保持最小间隙的优点。间隙的大小和固定管板式换热器是同样的。

由于受弯管最短半径的限制, 在给定壳体中管孔的数目, 较固定管板式换热器中管孔的数目为少。

U形管设计具有减少接头数目的优点。在高压结构中, 在降低生产成本和维修费用方面, 这个特点变得非常重要。U形管结构的应用, 随着液力管子清洁器的改进而显著地增加, 液力管子清洁器可以清除直管和管子的U形弯头部分的污垢沉积物。

John对管内的机械清扫作了讨论[Chem. Eng. 66, 187-192 (Dec. 14, 1959)]。棒状的和通用的机械管子清洁器, 不能从U形管的一端穿过到另一端。动力驱动的管子清洁器, 可以清扫管子的直管段和弯头, 这种清洁器是可买到的。

为了清扫管子内部和可拆管束的外部, 在高压下使水强制通过喷射器喷嘴的水力喷射, 已由Canaday作了报道 (“Hydraulic Jetting Tools for Cleaning Heat Exchangers.” ASME Pap. 58-A-217, 未发表)。

贮罐虹吸加热器, 如图11-4所示, 装有一个U形管管束。这种设计常常用于重燃料油、

焦油、糖蜜和粘度必须降低易于泵送的类似液体的室外贮罐。通常管程加热工质是蒸汽。加热器壳体的一端是敞开的, 正被加热的液体穿过管子外部。不用加热贮罐的全部储量, 可以降低泵送费用, 可以安装具有折流板的光管和整体低翅片管, 纵向翅片管加热器是不受阻挡的。

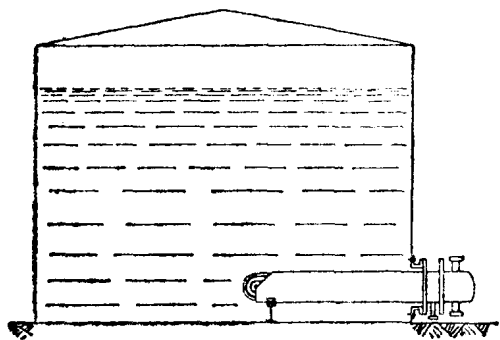


图 11-4 贮罐虹吸式加热器

釜式再沸器、蒸发器等常常是具有放大壳体部分的U形管式换热器, 用于汽液分离。这种U形管管束可代替图11-2e的浮头式加热管束。

具有铜管、铸铁顶盖和碳钢其它零件的U形管换热器, 可用于办公大楼、学校、医院、

旅馆等处的水和蒸汽操作系统。有色金属管板和海军铜或90-10铜镍合金管子, 是最常使用的代替材料。许多制造厂现有的这种标准换热器, 其费用远低于定做的制造工业的装置。

三、填料函套环式换热器 (图11-2f)

这种结构是直管可拆管束式最便宜的。壳程和管程流体各自皆为填料分隔环封住, 填料分隔环被安装在浮动管板上的套环所隔开。套环开有泪孔。于是, 任何穿过填料函的泄漏, 通过泪孔滴落到地面上。在填料函处的泄漏, 并不造成两种流体在换热器内的混合。

浮动管板的宽度一定要足够大,能够容纳填料函、套环和差异膨胀。有时,将一个小的管板箱连接到薄的管板上,以提供填料函和套环所需的光滑表面。

外层管子极限值和壳体内径间的间隙,稍大于固定管板式和U形管式换热器中相应的间隙。应用浮动管板箱增大了这个间隙。不用管板箱,这个间隙一定要容许在靠近管板外部边缘胀管过程中管孔的扭曲,或者在浮动管板处管端的焊接。

填料函套环结构通常限制在设计温度低于 191°C (375°F) 和水,蒸汽、空气、润滑油等适度的操作系统。管壳式换热器的设计表压不超过 2068kPa (3001bf/in^2),对于 $610\sim 1067\text{mm}$ ($24\sim 42\text{in}$) 直径的壳体则限制在 1034kPa (1501bf/in^2)。

四、外填料函浮头式换热器 (图11-2c)

壳程流体用填料环封住,此填料环是用填料函压环压紧在填料箱内。这种结构经常用于化学工业,但是近年来应用已减少。适应壳体和管子之间差异膨胀的可拆管束结构,可用于壳程操作条件在 316°C (600°F) 时高达 4137kPa 表压 (6001bf/in^2)。管程的程数或管程设计压力和设计温度是不受限制的。外填料函浮头式换热器,是化工厂操作中最普遍应用的可拆管束结构的型式。

浮动管板箱与填料环接触的地方,具有精细的机械磨光。剖分剪切环被嵌入浮动管板箱的四槽中。在操作中被剪切环固定在应有位置的活套背衬法兰,是用螺栓连接到外浮头盖上的。

浮头盖通常是一个圆盘。如有奇数管程,则轴向接管可以安装在这样的浮头盖上。如果需要侧面接管,圆盘可以用碟形头盖,或是在浮头盖和浮动管板箱之间用螺栓连接的管箱筒体代替 (类似于图11-2f)。

外层管子极限值接近管板箱内径,但是,较以前讨论的任何结构更易从壳体内部拆除。壳体直径和管束OTL之间的间隙,对于小直径管子制成的壳体为 22mm ($7/8\text{in}$),对于大直径管子制成的壳体为 44mm ($1\frac{3}{4}\text{in}$),对于中等直径平板制成的壳体为 58mm ($2\frac{1}{8}\text{in}$)。

五、内浮头式换热器 (图11-2a)

内浮头式设计广泛用于石油炼制厂的操作,但是,近年来应用已有下降。

管束是可拆的,浮动管板调节壳体和管子之间的差异膨胀而移动 (或浮动)。外层管子极限值接近浮动管板处的垫圈内径。(壳体和OTL之间的) 间隙,对于管子制成的壳体为 29mm ($1\frac{1}{8}\text{in}$),对于中等直径平板制成的壳体为 37mm ($1\frac{7}{16}\text{in}$)。

剖分背衬环和螺栓,通常将浮头盖固定在浮动管板处。其位置处于壳体端部之外,直径较大的封头之内。封头、剖分背衬环和浮头盖,在管束可以穿过换热器壳体之前,必须是拆开的。

如有偶数管程,浮头盖可用作管程流体的回程盖。如有奇数管程,则接管必须从浮头盖延伸穿过封头。对于差异膨胀和管束可拆这两者必须作规定。

六、可抽式浮头换热器 (图11-2e)

结构类似于内浮头剖分背衬环式换热器,只是浮头盖用螺栓直接固定到浮动管板上。管束可以从壳体中抽出,而不用拆除封头或浮头盖。这个特点减少了在检查和修理过程中的维修时间。

为了安装浮头盖处的垫圈和螺栓,在管子和壳体之间都必须保持大的间隙。这个间隙大约是根据剖分环设计所需间隙的 $2\sim 2\frac{1}{2}$ 倍。常常安装密封垫或盲管以降低管束的旁流。

11.1.4 管程结构

一、管程顶盖

管程顶盖（或固定头盖）装有一个或多个流动接管。

端盖（封头）（图11-1B）用螺栓固定在壳体上。为了检验管子端部，需要拆卸端盖。图11-2B的固定管板式换热器，在壳体的两端装有端盖。

管箱（图11-1A）有一个可拆的管箱盖。检验管子端部，可拆除这个管箱盖而不干扰连接在管箱接管上的管子。管箱可用螺栓固定在壳体上如图11-2a和c所示。图11-1的C型和N型管箱是焊接在管板上的。这个设计在费用方面可与端盖相比，并具有容许穿过管子而不干扰管子连接和取消垫圈接头的优点。

二、特殊高压密封端盖（图11-1D）

管箱筒体和管板通常是锻制的。可拆管箱盖由于液压固定在所处的位置，而承受剪切应力的剪切环承担端部的力。压力超过6205kPa时，这种设计通常较用螺栓连接的结构更为经济，螺栓连接的结构在压力增加时，为了以螺栓的拉力牵制端部的力，则需用较厚的法兰和较粗的螺栓。装有比较轻型的内部通道隔板，可导引管程流体的流动，但是，这种设计仅可用于不同压力穿过管束的情况。

三、管程

大多数换热器具有偶数管程。固定管板式换热器（它没有封头）通常有一个回程端盖，而无任何流动接管，如图11-1M所示，也可应用L型和N型。所有可拆管束设计（U形管除外）在浮动管板处，都有一个导引管程流体流动的浮头端盖。

四、管子

标准换热器管子外径是1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1 1/4 和 1 1/2 in, (in × 25.4 = mm)。壁厚是用伯明翰线规 (BWG) 单位度量。(管子特性表示在表11-2中)。在化工厂和石油炼制厂中，最常用的管子外径为19和25mm (3/4和1in)。标准管长为8, 10, 12, 16和20 ft, 现在普通的管长是20ft (ft × 0.3048 = m)。

碳钢、不锈钢和镍合金管的制造公差是这样的，管子或是以平均壁厚或是以最小壁厚生产的。无缝碳钢管的最小壁厚变化范围高于公称壁厚的0~20%。无缝管平均壁厚允许偏差为±10%。焊接碳钢管是按照高精度公差来生产的，(最小壁厚的0~+18%，平均壁厚的±9%)。铝管，铜管和它们的合金管易于拉伸，通常是按最小壁厚规格加工的。

一般的做法是规定**换热器表面积**，以管子的总外表面积ft²表示。有效的外部换热表面积是以两管板内侧之间所测得的管长为基准的。在大多数换热器中，总表面积和有效表面积之间的差别是不大的。在高压和双管板设计中，通常发现有显著的差别。

现有的各种合金和尺寸的整体翅片管，可用于管壳式换热器。翅片是由厚壁管轴向挤压而成，高1.6mm (1/16in)，间距1.33mm (每英寸19个翅片) 或高3.2mm (1/8in) 间距2.3mm (每英寸11个翅片)。外表面积近似为具有相同外径光管外表面积的2 1/2倍。可用的还有翅片高0.93mm (0.037in)，间距0.91mm (每英寸28个翅片)，外表面积约为光管表面积的3.5倍。规定了公称管径的光滑端，而翅片高度较该直径稍小些。这种管子可以插入常规的管束中，以光管所用的同样方法，胀入或焊接到管板上。用双齿面连接并在入口处扩口，将整体翅片管胀入管板，如图11-5所示。已经制成内翅片管，但应用受到限制。