



# 抚顺分公司设计参考资料

重（再）沸器的工艺设计

FDC—Y—06<1>

中国石油集团工程设计有限责任公司抚顺分公司

## 前 言

本文对各种重（再）沸器的选用比较、选型、流程确定作了比较详细的叙述，并附有应用实例、工艺计算例题，具有实用价值，可作为设计人员的参考。欢迎提出意见，以便逐步修改完善。

整理编辑：

冯国治 曾 蓬

校 审：

冯国治

工作人员：

陈维思 李 爽

2005. 07

## 目 录

I、重沸器的选用设计 .....	1
一、重沸器类型 .....	1
1. 重沸器的比较 .....	1
2. 各种重沸器分类及优缺点 .....	3
3. 重沸器选择的逻辑流程图 .....	6
二、重沸器相关因素 .....	6
1. 加热介质 .....	6
2. 沸腾流动方式 .....	7
3. 传热通量的限制 .....	7
4. 强化传热表面 .....	7
三、重沸器设计要点 .....	8
1. 釜式重沸器 .....	8
2. 垂直热虹吸重沸器 .....	8
3. 卧式热虹吸重沸器 .....	9
四、重沸器循环控制 .....	10
五、重沸器进料方式的选用 .....	10
1. 进料 .....	10
2. 热虹吸式重沸器的配管 .....	12
六、影响重沸器运行的重要因素 .....	14
1. 介质粘度 .....	14
2. 塔底液面 .....	14
3. 气化率 .....	14
4. 液位压头 .....	14
5. 重沸器返塔线安装位置 .....	16
6. 重沸器进料管的安装位置 .....	17
七、例题 .....	17
1. 例题 1 .....	17
2. 例题 2 .....	18
3. 例题 3 .....	20
II、重沸器设计的几个问题 .....	22
一、结构类型及选择 .....	22

1. 结构分类 .....	22
2. 类型选用 .....	23
二、设计方法及步骤 .....	23
1. 工艺计算 .....	23
2. 结构设计 .....	24
3. 压力降计算及安装尺寸的确定 .....	25
三、设计中的几个问题 .....	26
1. 管束沸腾侧的传热系数 .....	26
2. 垂直管内侧（膜）传热系数 .....	26
3. 重沸器的加热介质 .....	27
4. 强制循环重沸器用泵的选择 .....	27
四、设计实例 .....	27
1. 设备尺寸的初估 .....	27
2. 复核传热面积 .....	27
3. 安装尺寸 HX .....	28
五、结论 .....	31
III、再沸用螺旋板换热器的设计计算 .....	32
一、螺旋板式再沸器 .....	32
二、设计计算 .....	32
1. 再沸器出口贫油温度的计算 .....	32
2. 平均温差的计算 .....	33
3. 贫油给热系数 $A_2$ 的计算 .....	33
4. 粗苯给热系数 $A_1$ 的计算 .....	33
5. 传热系数 $K$ 的计算 .....	34
6. 传热面积 $F$ 的计算 .....	34
7. 螺旋通道长度 $L$ 的计算 .....	34
8. 螺旋圈数 $N$ 和外径 $D_0$ 的计算 .....	34
9. 贫油侧压降 $\Delta P$ 的计算 .....	34
三、结论 .....	34
IV、管壳式换热器用高效换热管 .....	36
一、范围 .....	36
二、规范性引用文件 .....	36

三、产品形式 .....	36
1. 缩放换热管 .....	36
2. T型翅片换热管结构图 .....	37
3. T型翅片换热管基本参数 .....	38
4. 菱形翅片换热管结构图 .....	38
5. 菱型翅片换热管基本参数 .....	39
四、技术要求 .....	39
五、检测规则 .....	40
V、板条式折流螺旋槽管再沸器开发及应用 .....	41
一、问题的提出 .....	41
二、沸腾传热机理 .....	42
三、结构设计 .....	43
1. 螺旋管槽 .....	43
2. 板条式折流圈（栅） .....	43
四、应用效果 .....	44
五、结论 .....	45
VI、多孔表面管换热器 .....	46
一、概述 .....	46
二、传热性能（碳钢管涂层多孔表面） .....	46
三、数据比较 .....	46
附录 .....	48
参考文献 .....	51

# 重（再）沸器的设计概要

## I、重沸器的选用设计

### 一、重沸器类型

通常根据流体循环方式和重沸器位置划分重沸器类型。重沸器可以是利用液相压差自然循环，也可以是通过泵进行强制循环。重沸器的安装位置可以是水平安装，也可以是垂直安装。图 1-1 是石油化工工业常用的一些不同类型的重沸器。

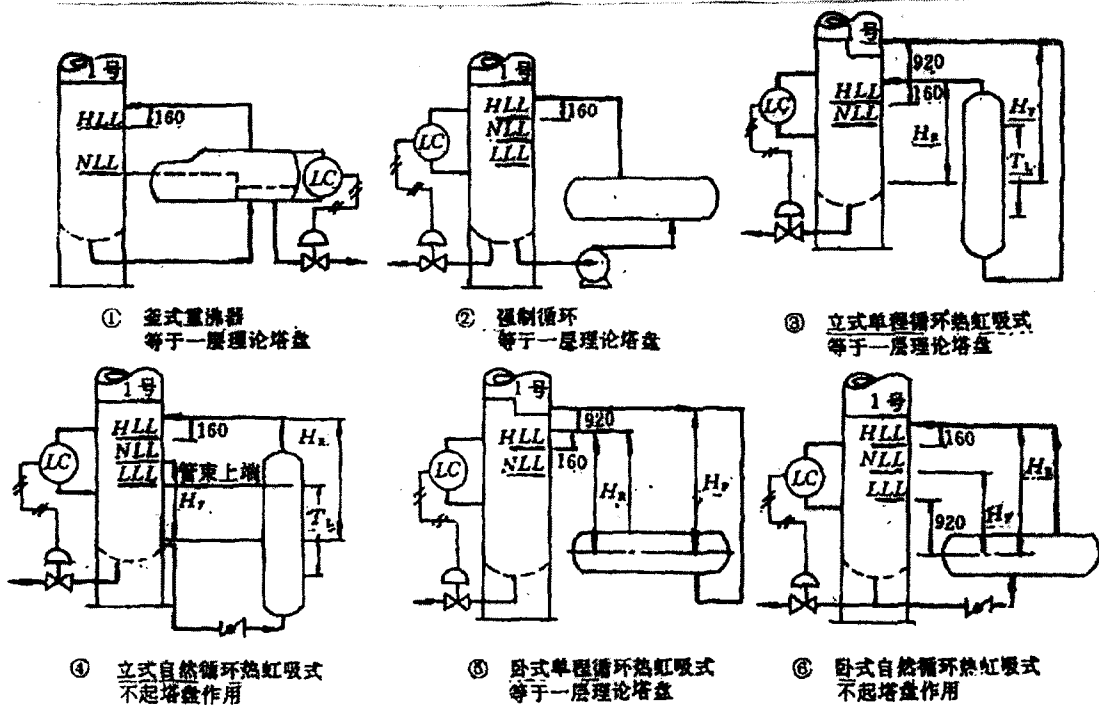


图 1-1 重沸器的安装方式

### 1. 重沸器的比较

根据重沸器的型号、安装位置，运行方式可分为六种形式：（1）釜式重沸器；（2）强制循环重沸器；（3）单程循环热虹吸式立式重沸器；（4）自然循环热虹吸式立式重沸器；（5）单程循环热虹吸式卧式重沸器；（6）自然循环热虹吸式卧式重沸器。这六种重沸器的优点如表 1-1 所示。

表 1-1 重沸器比较

型式	优点	缺点
釜式重沸器	相当于一层理论塔盘，易于检修，气相与液相分开，支座低进料粘度可大于 $0.5 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ，易于控制，气相负荷无限制	占地面积大，管线长，费用高，进料时会堵塞。由于物料在釜内停留的时间长，温度又高，对某些物料可能会引起裂解；物料停留时间短会引起重沸器颤动
单程循环热虹吸式立式重沸器	相当于一层理论塔盘，配管简单，紧凑，不易堵塞，费用比釜式重沸器低	维修困难，裙座高，对循环不能控制，控制迟缓
自然循环热虹吸式立式重沸器	控制性能灵敏，配管简单、紧凑、费用比釜式重沸器低	不起塔盘作用，进料中高沸点组分会聚集在进料线中，即进料的温度会比塔底略高，液位过高会引起重沸器的容积变小，易于堵塞，维修困难，裙座高
单程循环热虹吸式卧式重沸器	相当于一层塔盘，配管简单、紧凑、不宜堵塞、支座比立式重沸器低，压力降比立式重沸器低，器内管线可能较长，易于维修，费用比釜式重沸器低	对循环不能控制，控制迟缓，支座高（相对于卧式自然循环）
自然循环热虹吸式卧式重沸器	易于检修，支座比立式重沸器低，压力降比立式重沸器低，管线可以较长，费用比釜式重沸器低	不起塔盘作用，与立式重沸器相比占地面积大，配管占地面积大，易于堵塞，高沸点组分会聚集在进料线中，即进料线中温度会比塔底略高
强制循环重沸器	相当与一层理论塔盘，介质可以是高粘度且携带固体颗粒的液体，循环可以控制，传热系数较高	由于增加泵和管线，所以费用最高，操作费用较高，需要附加面积

表 1-1 对六种重沸器在投资费用、维修、气相负荷和进料粘度等方面进行比较。从这些比较材料中可以得到下列三个结论:

a、相当于一块理论塔盘的重沸器

(1) 釜式重沸器; (2) 强制循环重沸器; (3) 单程循环热虹吸式立式重沸器; (4) 强制循环重沸器。

b、在投资费用方面比较的结果

(1) 强制循环重沸器费用最高; (2) 釜式重沸器费用比较高; (3) 热虹吸式重沸器费用最低。

c、重沸器对进料粘度的适应性

重沸器的进料如果粘度太大或者含有固定颗粒时, 应选用强制循环重沸器; 若进料的粘度不是太大, 则可选用单程循环卧式重沸器。

## 2. 各种重沸器分类及优缺点

### (1) 自然循环重沸器

自然循环重沸器可分为共沸重沸器和热虹吸重沸器。

共沸重沸器: 共沸重沸器的特点是等温沸腾, 汽化率高, 可至 100%。共沸重沸器采用卧式安装。釜式重沸器由于可靠性高和操作灵活而在石化行业广泛应用。在炼厂塔底内置翅片管束型的重沸器很少采用, 多用精细化工塔内。

TEMA 类型 AKT 釜式重沸器用于易成堵塞的热介质, 如重油和油浆等工艺介质。浮头式结构便于清洗管束。在采用蒸汽作传热介质时, 为降低设备费用和减少蒸汽泄露, 常采用 BKU 型重沸器。当壳程介质为清洁气体时, 选用固定管板重沸器如 BKM 和 NKN 型。

### (2) 热虹吸式重沸器

这类重沸器可根据工艺要求或场地条件采用立式或卧式, 可以是一次通过方式, 也可以根据工艺要求进行强制循环。

在立式热虹吸式重沸器中, 应用最普遍的是有或没有膨胀节的单程固定管板式 TEMA 类的 AEL、NEN 和 BEM 型重沸器。通常, 沸腾液体在外径 1 in (25.4mm) 或更粗的管程流动。壳程以中压或低压蒸汽作传热介质。在壳程设计高点放空, 在管程安装低点排淋。为了减少返回蒸汽管线的压降和简化管线设计, 常采用直接联结管嘴将重沸器的顶部与塔连接。如易出现堵塞, 常采用可拆卸的 NEN 型重沸器。

卧式热虹吸重沸器常采用 TEMA 类的“J”, “G”或“H”壳程。当物料的沸程较宽或预



热负荷超过总热负荷的 20%时, 选用“J”型壳程。如超过 40°F (约 22°C) 时, 不推荐用“G”型或“H”型壳层。“J”型壳程的压降[1~2psi (约 6.9~13.8kPa)]比“G”型或“H”型壳层压降大[0.5~1psi (约 3.4~6.9kPa)]。当允许的压降特别低和沸程窄时, 选用“X”型壳程(单纯错流)。当液压头太高, 由于塔和卧式重沸器的压差太大, 常在管线上安装限流设施(如控制阀或限流孔板)以降低压头。

在新装置设计时, 立式热虹吸重沸器设计的汽化率不超过 30%, 卧式热虹吸重沸器不超过 40%。如果压头等参数正常, 现有的立式热虹吸重沸器可达 60%。如果要求汽化率超过 60%, 而沸腾流体必须返塔时, 需要设计强制循环重沸器。

单程热虹吸重沸器从塔的抽出塔盘抽出液体, 换热后两相共存的流体返回到抽出塔盘的下方。液压头在正常的操作中保持不变, 循环率也因此保持不变如果取热量保持不变, 返塔的汽化率也保持不变。单程重沸器在分馏塔中可认为是一级平衡塔板。

与单程重沸器明显不同的是, 循环重沸器从塔底抽出液体, 部分汽化后返回到塔底塔盘下部。这种重沸器不能认为是又一级平衡。其循环率随着液位而变化。在重沸器尺寸确定后, 要按三个液位(正常、低、高)进行水力学核算。

### (3) 强制循环重沸器

强制循环重沸器的热流体由泵驱动。其允许压差通常为 3~5psi (约 20.7~34.5kPa) 或更高些, 采用 TEMA “E” 型壳层装有折流板。如果热流体易造成堵塞, 粘度高或夹带固体(如油浆等), 建议采用此类重沸器。当汽化率超过 40%和热流体要返塔, 就应该用强制循环重沸器。当需要大循环量和换热面积时, 也应选用强制循环重沸器。表 1-1 中各类重沸器的优缺点进一步说明如下:

#### (4) 釜式重沸器

优点: 1、操作最可靠; 2、汽化率高, 汽化质量好; 3 相当一块理论塔板数; 4、清洗和维修方便; 5 循环率低。

缺点: 1、装费用高; 2、留时间长; 3、对高压沸腾不适合; 4、热速率较低, 弹性较差; 5、重组分和聚合物易累积。

说明: 1、可采用多出口设计降低外型尺寸; 2、采用连续冲洗方式, 避免重组分和聚合物的积累而堵塞。

#### (5) 内置重沸器

优点: 1、安装费用低; 2、适用于塔区没有安装场地的情况; 3、适用于热负荷小的情况。

缺点: 1、取热量小; 2、在工艺上无法隔离; 3、清洗和维修不方便; 4、管束长度受塔径的

限制；5、不能按一块理论塔板设计。

说明：多用于化工厂。

#### (6) 立式热虹吸重沸器

优点：1、传热量大；2、占地小；3、停留时间短；4、配管方便；5、不易出现堵塞；6、操作控制容易；7、采用固定管板设计时，安装费用低。

缺点：1、最大汽化率不能超过 30%；2、管长受到限制，通常不超过 16ft (约 4.9M)；3、安装和检修不方便；4、某些设计要求在壳体上采用膨胀节。工艺介质粘度大于  $0.5 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$  不适用。

说明：1、在实际塔设计中，正常采用负荷为 70%的复式重沸器，在检修时容易隔离；2、在大多数烃类重沸器中，总的传热系数为  $(90 \sim 160 \text{Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$   $439 \sim 781 \text{kcal/m}^2 \cdot \text{h}$ 。

#### (7) 卧式热虹吸重沸器

优点：1、中等传热率；2、热负荷可以很大；3、停留时间短；4、不易堵塞；5、控制容易；6、清洗和维护方便。

缺点：1、配管多；2、汽化率低，一般小于 35%；3、如果壳程流速慢，可能出现相分离现象；4、采用多壳程和多入口设计时，出现流动分布不均匀。

说明：重烃总传热系数为  $340 \sim 488 \text{kcal/m}^2 \cdot \text{h}$  ( $70 \sim 100 \text{Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ )，轻烃可达  $732 \text{kcal/m}^2 \cdot \text{h}$  ( $150 \text{Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ )。

#### (8) 单程自然循环重沸器

优点：1、作为热虹吸重沸器，根据塔的高度，可以是立式也可以是卧式；2、中等至高的传热率；3、相当一块理论塔板数；4、停留时间短；5、不易堵塞；

缺点：1、对循环量不能控制；2、在塔内有倒流的危险；3、对立式重沸器存在单程过度汽化问题。

说明：汽化率可达入口物料的 40%。

#### (9) 强制循环重沸器

优点：1、适合粘度大或含固体的热液体；2、循环率容易控制；3、循环率可以很大；4、适合需要大的换热面积场合；5、炉加热重沸器；6、可避免相分离现象；7、能达到腐蚀平衡。

缺点：1、由于要增加泵、管线和控制设施，费用最高；2、由于泵密封面的原因，存在泄露问题；3、需要额外的场地安装泵；4、操作费用高。

说明：只有当釜式重沸器和卧式重沸器不适应时，才考虑用强制循环重沸器。

### 3. 重沸器选择的逻辑流程图

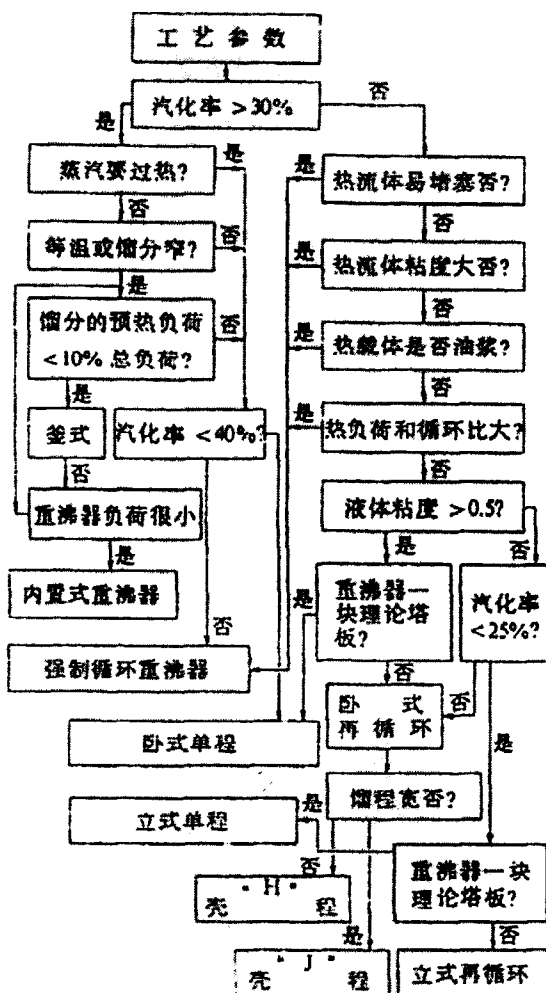


图 1-2 重沸器选择的逻辑流程图

## 二、重沸器相关因素

### 1. 加热介质

加热介质可以是蒸汽、工艺流体或导热油。在炼油厂，蒸汽和工艺流体是常见的加热介质。

#### (1) 蒸汽

在大多数情况下，采用中压或低压饱和蒸汽作重沸器加热介质，而很少采用过热蒸汽。过热蒸汽容易在管层产生干壁沸腾区。干壁区很快造成结垢，使管壁形成高温，造成管子损

坏。可通过不同的防过热设计消除蒸汽过热现象。当过热温度太高时，要安装消除过热器设施。根据塔底温度或热量输入控制蒸汽流量。在重沸器的下游安装冷凝器或蒸汽阱以提高能量效率。

### (2) 工艺物流

在许多重沸器中，采用工艺物流作为加热介质以降低能耗。但是由于加热介质和沸腾液体之间的温差大，而出现膜沸腾现象，易造成重沸器体积大和结垢问题。为了避免膜沸腾现象，加热介质温度不应高于沸腾液体  $44^{\circ}\text{C}$ 。通过合理的工艺流程可以解决此问题。热工艺物流在进入重沸器之前，先通过另一换热器冷却。安装旁路控制阀也是控制重沸器热负荷常用的办法。

### (3) 导热油

在不具备蒸汽或蒸汽温度太低的场合下，化工厂采用热油重沸器。热油系统的投资和操作费用与蒸汽系统相当，但是不需要锅炉水和排放处理系统。

## 2. 沸腾流动方式

对重沸器返塔气、液两相流动管线，设计时应避开块状区，以防止管线振动。还应避开雾状区以防止管线磨损，计算所得两相流动液体压降应充分留有余地，一般应乘以 2.5~3 倍安全系数。

## 3. 传热通量的限制

根据经验，核状沸腾的最大传热量为：

釜式重沸器： $9000\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$ ； $4.4 \times 10^4 \text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

热虹吸重沸器： $15000\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$ ； $7.32 \times 10^4 \text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

汽提重沸器： $25000\text{Btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$ ； $12.2 \times 10^4 \text{kcal}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

如果怀疑处于过渡态下操作，就需要计算局部的传热通量加以验证。

## 4. 强化传热表面

当最小温差小于  $6^{\circ}\text{C}$  时，就要考虑强化传热表面。当温差为  $4\sim 6^{\circ}\text{C}$  时，对于干净的介质，翅片管的效果较好，否则就要用高通量管子。低温沸腾采用板式翅片换热器强化传热表面，有利于检查和清洗。

### 三、重沸器设计要点

#### 1. 釜式重沸器

- (1)、液体入口喷嘴安装在釜的侧面并加装挡板，以避免对入口处的冲刷；
- (2)、当管长超过 16ft (4.8m) 且汽相体积流速很高时，要设计两个气体出口管嘴以减少釜的体积；
- (3)、U 型和固定管板设计，底部管束和壳体相邻管间距不得小于 1 in(25.4mm)；
- (4)、保持管束浸没高度的溢流堰板最少应高于管束 2 in(50.8mm)；

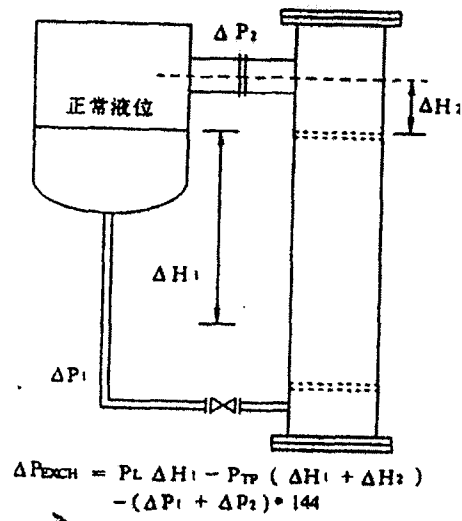


图 1-3 立式重沸器的水力学平衡示意图

- (5)、堰板后的隔板通常设计成 3 分钟停留时间，由于投资原因限制在 6 ft(1.8m)之内。最高液位应低于堰板 6 in(152.4mm)，最低液位离壳体底部应大于 4 in(101.6mm)。按最高液位和最低液位间的缓冲容积计算的停留时间应在设备表中标明；
- (6)、在液体抽出口安装消涡器；
- (7)、采用 *HTRI* 程序的 *RKH* 软件设计釜式重沸器；
- (8)、汽液分离高度最小为 12 in(304.8mm)；
- (9)、沸腾液有脏物时，在釜底设计一个或多个排污口。

#### 2. 垂直热虹吸重沸器

- (1)、沸腾液走管程，管径为 1 in (25.4mm) 或更粗；
- (2)、通常，管长 8~12 ft (2.4~3.6m)，很少超过 16 ft (4.8m)；

- (3)、对再循环式重沸器，要保持上管板高度与塔正常液位高度相同；
- (4)、采用直联管嘴或 90 度弯头连接方式减少两相回流管线的复杂性；
- (5)、当壳程采用蒸汽作为加热介质时，为防止管——管板处出现干管现象，应在管板周围设计汽化空间。如果消耗的蒸汽量大，最好设计多个蒸汽入口管嘴。通常采用水平隔流，切口 40%，间隔 24 in (609.6mm)；
- (6)、采用 *HTRI* 中的 *CST* 程序设计垂直热虹吸重沸器时设计的富余量为 5%~10%。然后采用 *HTRI* 中的 *RFT* 程序检查水力学平衡和在管程出口处汽化百分值。当程序结束时，再次运行 *HTRI-CST* 程序，核算传热通量和沸腾流动方式；
- (7)、当壳体大小和长度没超过限制时，尽量设计单程立式热虹吸重沸器。
- (8)、重沸器的设计热负荷和流量是实际值的 120%。
- (9)、将压力为 5~10psi (约 34.5~68.9kPa) 的等压曲线输入 *HTRI-RFT*；
- (10)、蒸汽重沸器旁应安装冷凝槽，回收未冷凝的蒸汽，不凝蒸汽通过一根平衡管线流到蒸汽供给线；

### 3. 卧式热虹吸重沸器

- (1)、通常热流体走壳程，管子的尺寸取决与管程加热介质的洁净与否；
- (2)、通常选择带折流板的“J”型或“H”型壳体；

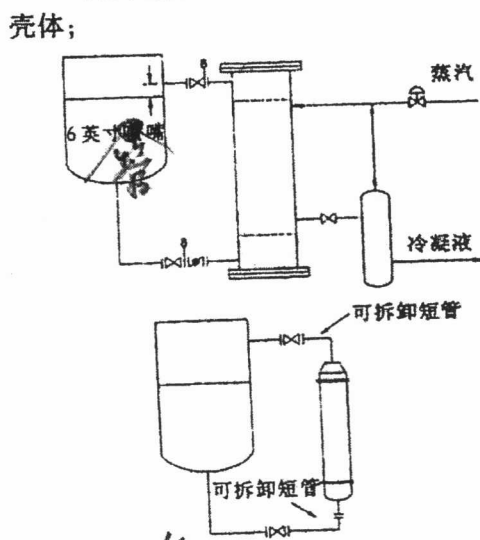


图 1-4 立式重沸器的配管示意图

- (3)、采用“J”型壳体时，注意沸腾流体的相分离情况。当在壳体内易产生相分离现象时，采用水平折流方式。
- (4)、如选用“H”型壳体设计，长折流板的长度约为 4ft (约 1.2M)，或是换热管长的 1/4。

长折流板可以是整板，也可以是筛板。在新设计方案中很少再用筛板式长折流板。在“H”型重沸器总不采用交叉的折流板；

(5)、由于卧式重沸器的高度小于塔的液位，安装手控阀（细管用球阀，粗管用蝶阀）调节液体压头。有时，沸腾液体淹没重沸器的管束，从而失去有效表面积。必须改变重沸器的高度，以保证进入重沸器的沸腾液体在泡点；

(6)、在蒸汽重沸器冷凝液体出口管线上安装蒸汽疏水器。

(7)、将压力为 5~10psi（约 34.5~68.9kPa）的两条等压热曲线输入 HTRI-RFT；

(8)、采用 HTRI-CST 程序检查最大的传热量和管程压降。

#### 四、重沸器循环控制

(1)、热值控制是最精确但也是最昂贵的控制方式。由于仪器的进步和 DCS 系统的完善，热值控制方式正成为最适合的重沸器循环控制方式；

(2)、由于温度传感器安装问题，塔温有时不能正确控制。当塔的液位降到温度传感器之下时，传送到控制器的温度值偏低。最好在重沸器液体进料管线上安装温度传感器；

(3)、加热介质的控制

a、当加热介质是工艺流体后导热油时，通常采用温度旁路控制方式。通过改变加热介质旁路量控制加热介质的出口温度，该控制阀安装在旁管路线上，流量为总流量的 30%~40%，见图 1-5(b)；

b、如果采用蒸汽作加热介质，则由塔温度控制系统控制蒸汽的流量，见图 1-5 (a)。

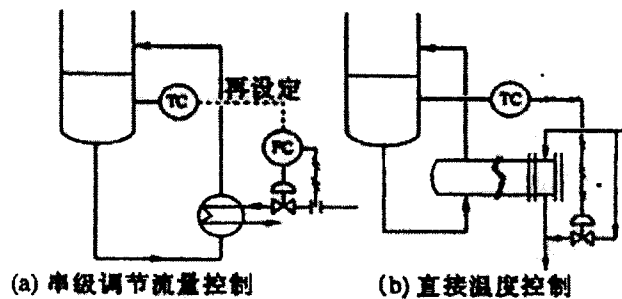


图 1-5 重沸器的温度控制原理图

#### 五、重沸器进料方式的选用

##### 1. 进料

按进料方式分类，热虹吸式重沸器主要有一次通过式和循环式两种，见图 1-6。

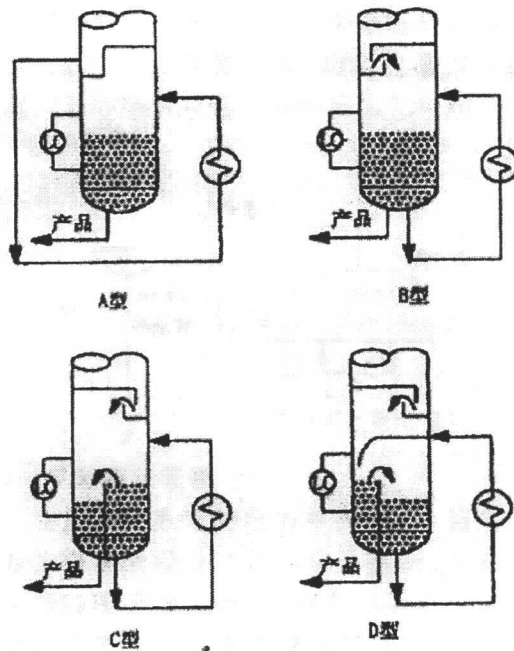


图 1-6 重沸器的类型

一次通过式 (A 型) 具有分离效率高、加热段停留时间短、加热温度低、不易结垢等优点。由于进料为底层塔板的液相物料，故不能对循环量进行控制。同时，循环物料的汽化率不宜超过 25%~30%，否则，循环介质在重沸器内的流动将成环状流或膜状沸腾，会导致传热系数的下降而影响到重沸器的性能。

此类重沸器的进料特点是入口侧的液位压头远高于循环式。当重沸器进料密度与出料密度 (气、液相均匀密度) 之比小于 10 或重沸器的汽化率小于 5% 时，由进、出口物料的密度差所形成的压差较难推动物料循环。此时，应选用一次通过式热虹吸式重沸器，较高的入口侧液位所产生的“额外”压差可弥补密度差的不足。

循环式重沸器分为不带隔板 (B 型) 和带隔板两种型式，后者又可称为部分循环或混合进料式。设置隔板的目的是有：①为循环提供恒定的驱动压头 (C 型)；②最大限度地提高重沸器的传热温差 (D 型)。不带隔板型重沸器的塔釜内部设置简单 (塔釜内无隔板)，为重沸器出料提供了最大的气、液分离空间，是目前最常用的形式。C 型结构利用溢流隔板使重沸器进料侧的液面自动保持恒定，故系统的操作稳定性能最好。在这种结构的重沸器中，液相仅有一部分是循环的，分离效率较高。当釜液组成的沸点或相对挥发度差异较大时，重沸器的进料温度会稍低于产品抽出侧的釜液温度。其缺点是在重沸器侧构成闭路循环，当物料中有固体产生时，易沉积而造成重沸器堵塞。在 D 型结构中，液相物料从底层塔板直接进入重沸器进料侧，与产品抽出侧溢流出来的部分物料混合后组成重沸器的进料。故进料中轻组分含量高，在相对挥发度较大的系统中能够明显地提高重沸器的传热温差，从而降低传热面积，但在相对挥发度较小的系统中就无此优势，选用的意义不大。



在重沸器系统的设计，特别是在处理量增大，塔径保持不变的改造设计塔底应有足够停留时间，确保塔底液体中的气体分离出来。

## 2. 热虹吸式重沸器的配管

为了保证重沸器系统正常工作，其工艺管道的合理布置至关重要。工艺管道的布置除满足冷换设备配管的一般要求外，尚需注意温差损失和两相流动等特殊问题。典型的工艺管道布置如图所示。

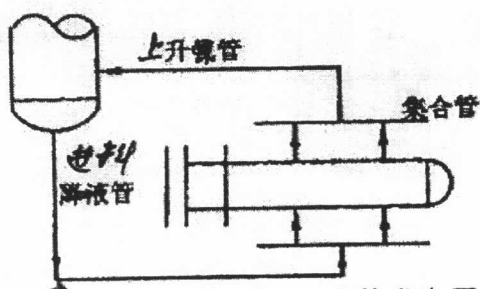


图 1-7 典型的重沸器工艺管道布置

### (1) 温差损失现象

由重沸器系统的压力平衡可知，当系统的摩擦压力降增大或液体静压头升高时，重沸器内工艺介质的压力就会增大，沸点随之升高。在加热介质的温度保持不变的情况下，重沸器的有效平均温差就会降低，造成所谓的温差损失现象。温差损失对宽馏分、高温差系统的影响并不明显，但对窄馏分、低温差系统的影响却十分显著。例如，某低压操作的乙烷乙烯分离塔采用热泵技术，其重沸器升气管压力降若增加 0.01MPa，重沸器的有效平均温差就会降低 25%，系统所需要的传热面积就会大大增加。而且，热敏性物系还存在受热分解问题，设计中应特别注意两点：①重沸器工艺管道应尽量短而直，尽量减少弯头等管件数量，以减少压力降；②对系统的压力平衡应严格计算，确保重沸器的操作压力符合实际情况，重沸器的传热面积应留有一定的富裕量

### (2) 重沸器的进料管

从投资费用和压力损失等方面综合考虑，确定降液管直径时，其内部液体流速一般取

1~2.5m/s。

塔底重沸器进料管嘴的内径一般与降液管的内径相同。但由于该处压力为塔釜循环液泡点压力与液位静压差之和，故必须保证起局部阻力损失不超过塔釜最低液位所产生的静压差，否则就可能发生闪蒸现象而造成降液管内气、液两相流动。

### (3) 上升管（返塔管）