

列管式固定床反应器的模拟与设计

摘要：列管式固定床反应器是化工行业和石化行业中一种非常重要的反应器，对一些强放热反应优势明显。传统的模拟和设计列管式反应器的方法是基于单管实验，假定工业反应器内各反应管的操作条件与单管实验条件相同，也就是说忽视了工业反应器内冷却条件和流动的不均匀性，这个假定会引起很大的误差。邻二甲苯氧化制苯配是工业生产苯配的主要工艺，其工业生产主要在列管式固定床反应器内进行。要设计合理的列管式反应器，最重要的就是确定壳程空间的最优解。本文提出了一个关于壳程的二维小池模型，将壳程空间分成若干个二维小池，在所有小池内，冷却剂的流动只有平行于管束和垂直于管束两个分量。

关键词：列管式反应器，固定床，结构设计

目录

列管式固定床反应器的模拟与设计.....1.....

第 1 章前言.....3.....

第 2 章文献综述.....4.....

2.1 苯配生产.....4.....

2.2 列管式固定床反应器的结构.....5.....

2.3 列管式固定床反应器的设计进展.....7.....

2.4 反应器的分析方法.....18.....

2.5 反应器结构的优化.....19.....

第 3 章 列管式固定床反应器中邻二甲苯氧化反应的研究20.....

3.1 邻二甲苯氧化制苯配工艺.....20.....

3.2 一维拟均相模型求解管侧.....22.....

3.3 二维拟均相模型求解管侧.....24.....

3.4 操作参数对邻二甲苯氧化反应的影响.....26.....

3.5 结果与讨论.....28.....

第 6 章全文总结.....29.....

参考文献.....31.....

第 1 章 前言

固定床催化反应器是化学工业和石油化学工业中应用多、用面广泛的反应设备,根据其换热方式可分为绝热和非绝热(列管式)两种。对于反应热效应很大,收率对温度敏感而又要求高转化率和高选择性的反应,为维持适宜的温度,必须用换热介质来移走或供给热量,采用列管式固定床反应器是非常合适的。如丙烯胺氧化制备丙烯晴、蔡或邻二甲苯氧化制备苯配、乙烯氧化制环氧乙烷、苯或正丁烷氧化制顺配、异丁烯氧化制备甲基丙烯酸等^{[1][5]}。

如今,相当一部分气固相催化反应在列管式固定床反应器中进行,而该反应器的设计开发技术大都是从国外引进,国内的装置普遍存在温差较大的问题,主要是壳程冷却剂流动分布不均的问题。一般说来,列管式固定床反应器的设计和管壳式换热器具有很多相似性和共同点,因此国内外对 MTR 的研究往往以管壳式换热器作为研究对象。这两种设备都是由多根管子和一个壳程组成,另外反应器内通常配备特殊设计的挡板,以确保最有效的流体分布,从而得到最佳的换热效果。显然,反应器的外部几何形状会随着情况不同而不同,通常情况下,列管式固定床反应器的管径/管长值比管壳式换热器的要大很多。列管式反应器的管子数可多达 20000 到 30000 根,而管壳式换热器很少能达到数千根管子。

列管式固定床反应器是由多根直径 25~50mm 的反应管并联构成。几乎所有类型的列管式固定床反应器都是在管内装填某种催化剂,管束的排列方式有多种,在大多数工业设计中,管子都是等边三角形排列的。在壳程,适当的载热体(如水、熔盐、多种矿物油以及液态金属等)流经管间移走或提供反应热。列管式反应器根据换热介质的不同分为对外换热式和自热式。列管式固定床反应器具有以下优点:反应器床层内流体的轴向流动近似为理想的活塞流,而活塞流内的化学反应速度非常快,单程转化率高,为完成同样生产任务所需催化剂的用量少,反应器体积可以较小。流体在反应器内的停留时间可以严格控制,床层的温度分布可以严格的控制,因而有利于提高化学反应的转化率和选择性。此外固定床反应器中的催化剂不易磨损,损耗率低^{[6][7]}。

传统的列管式反应器设计一般是基于假定工业反应器中的实际操作条件与单管实验的操作条件相同,即每根管子的操作条件相同。这个假定只对热载体分布完全均匀的并流反应器适用,对错流式反应器并不适用。但在实际的操作过程

中,管与管之间的相互作用对过程的总效率以及冷却剂流经壳程的泵送成本有很大的影响,另外,每根管子因其在反应器中的位置不同而导致彼此的操作条件各不相同。在设计列管式工业反应器时,许多问题的产生都与壳程空间的最优解(包括折流板型式、壳体的几何结构参数)、冷却剂的流动形式以及最优的工艺条件(确保整个系统在最低能耗下操作)等因素有关。而以上条件的确定必须以可靠的数学模型为基础,通过反复分析比较,才能最终确定。满足上述操作条件的数学模型必须要考虑壳程冷却剂流动对反应器系统性能的影响。但截止目前为止,文献中将管间空间的影响考虑到模型计算中的记录很少,而在仅有的几份文献中,又都是以横截面为长方形的特殊反应器为研究对象,并且假定管间冷却剂的流动是理想的恒速错流。因此非常有必要分析壳程几何结构参数及操作参数对反应器性能的影响,反应与冷却剂之间的关系,并在此基础上提出合理的列管式反应器数学模型。

本课题对迄今为止提出的描述反应管束内及管束间的各个过程的数学模型进行了综述和讨论,并且重点考察了管束空间对反应器性能的影响,通过对不同模型的定量分析,提出一个可靠的列管式反应器数学模型。然后将此数学模型用于多相催化反应(如临二甲苯部分氧化制苯配)体系的列管式反应器的模拟和设计,通过建立和计算这些数学模型,通过优化得到性能好的列管式反应器,完成反应器的设计。

第 2 章文献综述

2.1 苯配生产

苯配又名邻苯二甲酸酐,是一种重要的有机化工原料和中间体。苯配广泛应用于化工、医药、涂料、精细化工等工业部门,主要生产塑料增塑剂、醇酸树脂、燃料、不饱和树脂以及某些医药和农药。在我国苯酐主要应用于生产邻二甲酸酐类增塑剂,大约占苯酐总消费量的 60%^[1]。

目前,工业上生产苯配有蔡或邻二甲苯或者两者混合物的固定床氧化工艺(Wacker 化学、巴斯夫、日本催化合成等工艺)、蔡流化床氧化工艺等。每种工艺均包括反应和精剂两个工艺。目前采用的生产工艺主要是 Arkema(阿科玛)、

巴斯夫或鲁奇公司的邻二甲苯氧化制苯配工艺,采用五氧化二钒催化剂^{[2][3]}。反应原料是包含氧气的气体,比如最常见的空气。气体与邻二甲苯或蔡或者两者混合物经过包含数万根管子的列管式反应器,在管子中装有催化剂,反应温度通过管束外的传热介质,如水、熔盐等来控制。有的文献也采用两种或以上的催化剂,以增加苯醉的收率。

本课题以邻二甲苯氧化反应制苯配为例,研究列管式固定床反应器的设计。通过建立并求解合适的数学模型,考察反应器几何结构和操作系数对反应器性能的影响,并在此基础上改进反应器的性能,设计一个高性能、易控制的列管式固定床反应器。

2.2 列管式固定床反应器的结构

列管式固定床反应器在结构上类似于管壳式热交换器,因此国内外对列管式反应器的研究主要对象是管壳式换热器。两者都是由壳体和管束组成,管束的排列方式有多种,工业上大都是采用等边三角形的排列方式。反应管直径视热效应大小而定,通常为 20~50mm,两端固定在管板上,根数达几百根甚至几万根。反应器按壳程流体流动方式可分为平行流和错流两种,而按载热体的冷却方式可分为内循环和外循环两种^{[9][10][11]}。

所有列管式固定床反应器的共同特征如下^{[8][12]}。

1. 虽然列管式反应器结构上造的很像管壳式热交换器,但与普通壳管或热交换器的差别还很大。列管式固定床反应器通常很大,直径达四五米,管数一般多达 3000 到 20000 根。而换热器往往不会超过上千根管子。

2. 为了改进反应器的传热状况并提供单位体积的最大表面积,管径要在可行的范围内尽量取得小一些。而为了保证产量,管径又不能太小,因此工业上常用的管径通常是 1 到 2 英寸。值得一提的是,如果反应器内反应速率较慢或掺入大量的惰性物时,则可采用相对较大的管径。

3. 在列管式反应器的壳程,载热体流进和流出反应器管束之前和之后一般都设环形流道,与平行流式和错流式构成管间流体均匀分布的重要组成部分。因此管间流体均布问题就分为两部分:一是环形流道内的流体均匀分流和合流,一是壳程管间流动。后者主要是防止大部分载热体沿反应器壁做轴向流动,使中心部

分变成死水去。

4. 因为 **MTR** 中反应管内的流动是单程的, 所以管子在反应器的两端必须连接在固定管板上。膨胀不相等的问题可依靠装在壳体上的波纹式膨胀节来解决。这种膨胀节可用一段管子沿管长剖成两半, 然后焊接起来再弯成圈和壳体连接。

5. 管中的催化剂可以由反应器内装配的多孔挡板固定在适当位置, 多孔挡板上铺有筛网并可分段取出, 或者将筛网与可移动的支撑格栅相连。无论是何种情况, 管子都应当稍微伸出管板并靠在筛网上。支撑格栅与多孔挡板由构件固定在管板上, 而催化剂可以用单个带孔的塞子固定在每根管子内。需要装卸催化剂时, 应将催化剂分段取出筛网、支撑组件, 或者挨个取出每个塞子再用空气吹扫, 必要时用氮气吹扫就可将催化剂全部卸出。

6. 反应器容器是根据 **ASME** 受压容器规范或其他相似规范来设计的。如管板等一些内部构件可根据管子的稳定效应用的公式做出比较经济、合理的设计。为了沿管长稳定管子, 必要时可装上拉杆。按照标准热交换器的习惯做法, 还可装设挡板以分布壳程流体。

图 2.1 是外循环式的反应器示意图。外循环平行流式反应器(图 2.1.a) 中, 传热介质是经两块作为分布板的孔板型折流板作平行于管束的流动, 其目的是使传热介质的流动沿反应器半径方向尽可能均匀分布, 这可以通过分布板作适当的机械设计来实现。在理想的情况下, 装备了这样的挡板的反应器在横截面应该没有温度梯度, 因此, 反应器内的所有管子具有相同的散热条件, 而这也正是平行流反应器的一个重要优势所在。然而, 另一方面, 平行流反应器的传热系数相对较小, 因此平行流反应器需要更高的壳程流速, 而这也增加了泵在传热介质通过壳程时的功耗^{[11][12]}。

外循环错流式反应器(图 2.1.b) 结构与管壳式热交换器相似, 为提高管外载热体的载热能力, 反应器内常设置各种形式的内部结构, 如弓形挡板、三弓形挡板和圆盘圆环挡板, 使流体横向流过反应管, 以提高管外换热系数。其中圆盘—圆环挡板是错流列管式反应器中最为典型的一种^{[15][16]}。在实际应用中, 平行流式和错流式反应器都有应用。一般说来, 错流式列管式固定床反应器多用于邻二甲苯制苯醉、苯氧化制顺配的反应; 而平行流式反应器多用于乙烯氧化制环氧乙烷、醋酸乙烯合成等反应。这是由于平行流式反应器阻力较小, 管束间的流体均布较好, 温度差异小、催化剂利用率高。而错流式反应器虽然列管间差异大, 但泵的能耗

低^{[17][18]}。

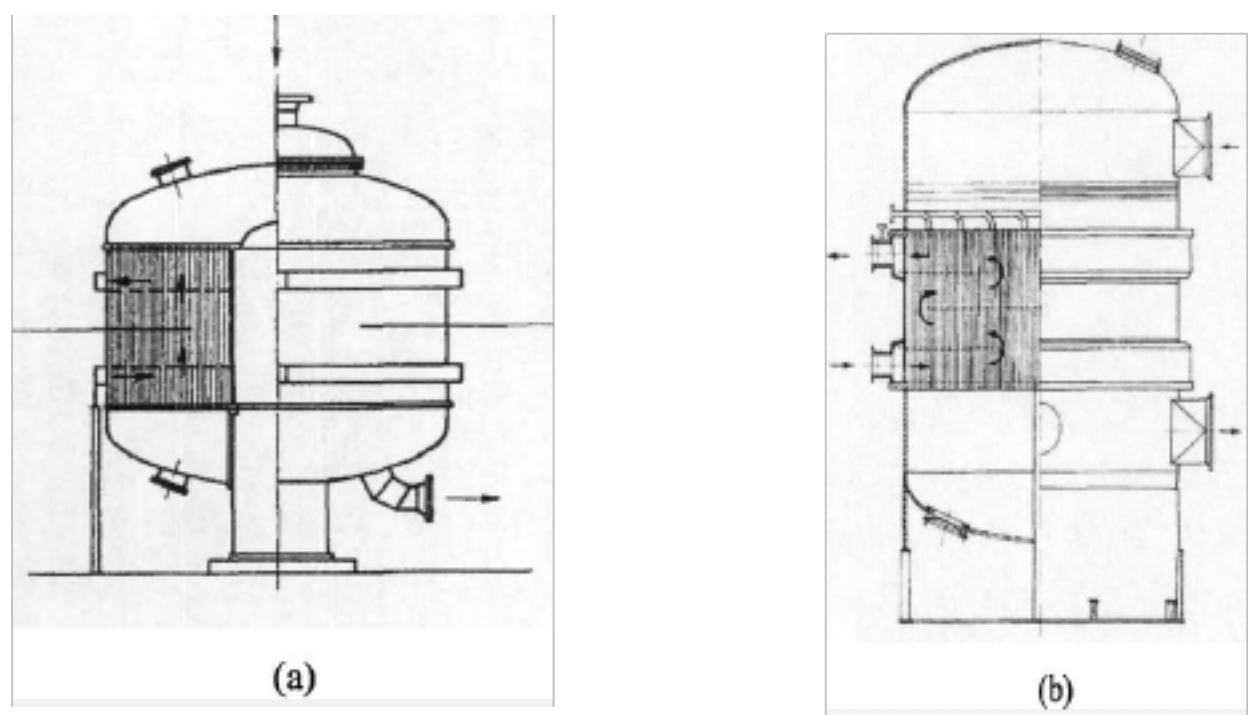


图 2.1(a) 平行流式反应器示意图 (Deggendorfer Werft und Eisenbau GmbH ^[13] 设计)

(b) 错流式反应器示意图(RheinstahlAGt ^[13] 设计)

也有一些反应器采用内循环错流式(图 2.2)^{[14][15]}, 传热载体是由反应器中心的泵驱动循环。但是这种形式的反应器主要受到过程热效应也就是换热器所需尺寸的限制。某些快速和强放热过程采用内换热器会造成反应器直径的过分增大, 而且内置式换热器和循环泵检修相当困难。大型列管式换热器一般均采用外循环式。

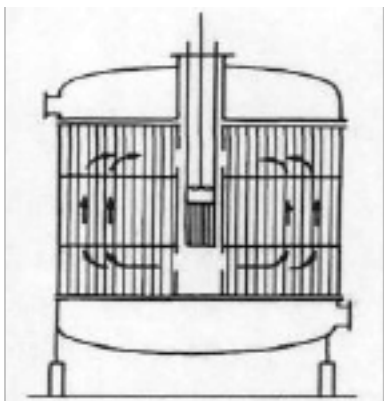


表 2.2 内循环式列管式固定床反应器

2.3列管式固定床反应器的设计进展

虽然如上所述, 在工业反应器的设计中有很多的误差, 尤其是在管间空间。但令人奇怪的是, 很少有文献致力于列管式固定床反应器的建模和设计工作。在化学工程的教学, 以及大多数化学工程的文献中都是假定工业多管反应器的实际操作条件与单管实验反应器操作条件相同, 因此在工业列管式反应器设计中通常都是假定反应器中管束的操作条件与单管实验相同。这个假定只对热载体分布完

全均匀的并流反应器适用,对错流式反应器并不适用。但在实际的操作过程中,管与管之间的相互作用对过程的总效率以及冷却剂流经壳程的泵送成本有很大的影响,另外,每根管子因其在反应器中的位置不同而导致彼此的操作条件各不相同。在设计列管式工业反应器时,许多问题的产生都与壳程空间的最优解(包括折流板型式、壳体的几何结构参数)、冷却剂的流动形式以及最优的工艺条件(确保整个系统在最低能耗下操作)等因素有关。而以上条件的确定必须以可靠的数学模型为基础,通过反复分析比较,才能最终确定。满足上述操作条件的数学模型必须要考虑壳程冷却剂流动对反应器系统性能的影响。但截止目前为止,文献中将管间空间的影响考虑到模型计算中的记录很少,而在仅有的几份文献中,又都是以横截面为长方形的特殊反应器为研究对象,并且假定管间冷却剂的流动是理想的恒速错流。因此非常有必要分析壳程几何结构参数及操作参数对反应器性能的影响,反应与冷却剂之间的关系,并在此基础上提出合理的列管式反应器数学模型^[9]。

研究 MTR 中壳程流体的流动和传热,国内外研究者都是以管壳式换热器为对象。国外一般要求壳程载热体的径向温差不超过 3°C ,给国内装置一般达不到此标准,很多甚至达到 10°C 左右。这是因为固定床反应器的主要问题常常在于床层内部传热效果差,最好的方法是将同等状况下的反应管并联并进行放大,将床层传热问题转化为反应管的均匀传热问题。目前,采用数值模拟的方法对管间进行模拟研究是研究的主要方向^[13]。刘利平、黄万年^[14]利用多孔介质和分布阻力模型对管壳式换热器的壳程进行了流动和传热的三维数值模拟。解衡等^[15]则用多孔介质的模型,引入了体积渗透率、表面渗透率和异向分布阻力等参数对管壳式换热器进行三维数值模拟。

列管式固定床反应器管间流场的分布研究主要包括环形流道的流体静压分布研究和管束间流体分布研究两方面。

2.3.1 环形流道内流体分布研究

在反应器内装配流体分布器是常见的进料分布设备,由于进料的均匀关系到整个反应系统的成败,因此流体分布器的设计非常重要。流体分布器主流道内的流动是变质量流动,因此要均匀分布分支流动的前提就是要求主流道内流体的静

压分布要均匀。在本课题中,分析和设计环形流道就要清楚分布器主流道内的静压规律。

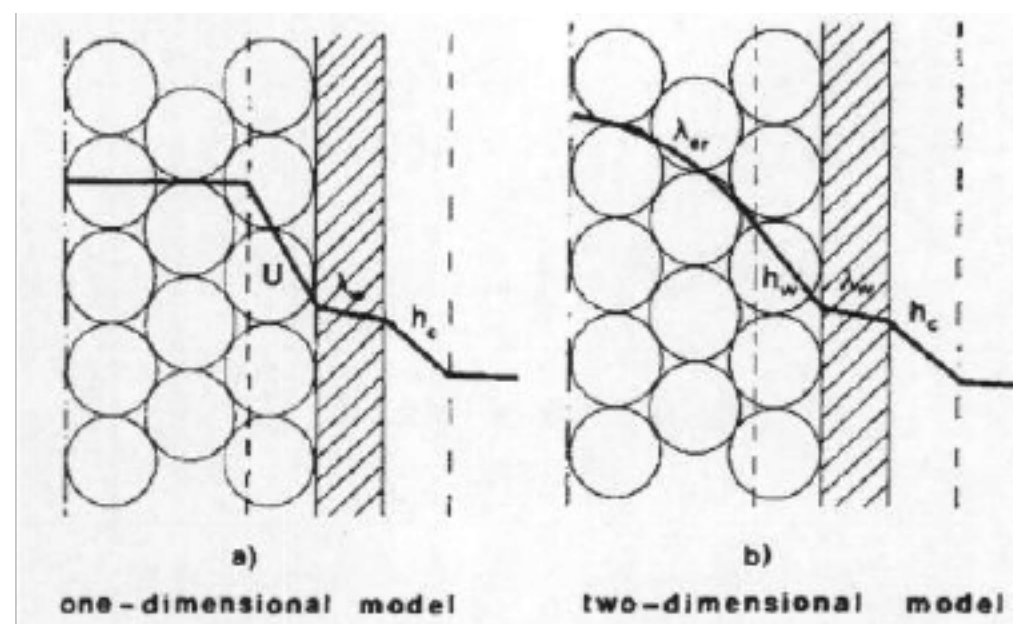
陈春生^[16]对径向入口的环形流道作了研究,假设环形流道内流体关于入口中心线对称,通过求解 Navier-Stokes 运动方程得到了流道内流动的静压分布规律计算式,由此得到流道内静压随流速降低而抛物线上升的规律。而吕志敏等人^[16]通过研究则认为陈春生对流体关于入口中心线对称的假设是不成立的,他们研究了环形流道流动和压强分布的实验研究,通过测量发现,整个环形流道内的流动是以切向流动为主。而无论是切向入口还是径向入口,当流动稳定时,流体在流道内的流动总是单向的,吕志敏等人认为这是由于设备不精确而导致的附壁效应引起的。根据动量平衡建立环形通道内变质量流动的数学模型,并通过求解该模型可以得到环形通道内的静压分布^[21]

2.3.2 反应器壳程流体分布

要实现载热体和反应管均匀传热,就必须解决反应器壳程流体的均匀流动问题。原则上讲,列管式反应器中反应气体和冷却剂之间的热交换可分为两个共存的局部过程,每个过程都是由两个阶段所组成:

- 1) 在管间的某一位置(图 3),载热体将床层产生的热移走;
- 2) 通过载热体将阶段 1) 产生的热量移动至管束的下一个位置,然后在新的热条件和流体动力学条件下重复第一个阶段。为完整、定量的描述阶段 1) 发生的现象,除了需要测定管束局部位置的操作条件外,还需要估算管束两侧的传热参数等。在大多数情况下,管壁的导热系数是可以忽略的。所需估算的参数取决于采用何种管侧模型(见图 2.3),在一维模型(忽略了床层径向梯度)中,只需要估算管壁的总传热系数 U ;在二维模型中,不但要估算管壁的传热系数 h_w ,还要估算流体和固体多相体系间的有效径向导热系数 λ_{er} ,这是因为 λ_{er} 描述了管内壁传热的边界条件:

$$\left| r = R_t \Rightarrow -\lambda_{er} \frac{\partial T}{\partial r} = h_r (T - T_r) \right|$$



在一维模型和二维模型中反应物和冷却剂的换热示意图

描述上述阶段 1) 的传热过程的所有参数值,无论是固定床层还是载热体中,都主要是取决于管壁某一侧的流体动力学和传热状况。另一方面,阶段 2) 的传热过程则完全取决于反应器壳程的局部流体动力学条件。而这些条件的定量描述只能依靠可靠的管束间载热体的流动模型来实现。

模型中参数的确定

管侧参数的确定

表 2.1 是几个采用估算管侧总传热系数的重要关联式。前两个是一维模型的关联式,其中 **Dewasch**和 **Froment** 关联式中,管内传热系数和雷诺数之间呈线性关系,但值得一提的是该结果是在较大管子中得到的(比工业反应器直径大 3~5 倍),所以,文献给出的静态传热系数仅为理论值。**Stankiewicz** [9]推荐使用 **Li** 和 **Finlayson** 关联式 [10],该关联式是在大量实验数据分析的基础上得到的,适用的雷诺数和粒径比范围较宽。

文献 [11] 是采用二维模型的估算有效径向导热系数和壁传热系数值得推荐的一个关联式。有一些研究者报道了不同二维模型下传热系数数据的离散性,特别是伴随着化学反应壁传热系数变化更为明显,而有效径向导热系数误差则在允许范围内。总之,采用二维模型计算壁传热系数在精确度上还存在问题,需要研究反应下的传热情况之后建立可靠的关联模型。

管内总传热系数关联式

文献	关联式	适用范围及说明
[25]	$\frac{Ud_p}{\lambda_f} = \frac{U^0 d_p}{\lambda_f} + 0.024 \text{Re}_p$	$30 \leq \text{Re}_p \leq 1000$, U^0 取决于与催化剂颗粒的形式和尺寸以及管径。对苯酐催化剂, $d_i = 15.7 \sim 9.9 \text{mm}$, $U^0 = 6.6 \sim 13.3$
[31]	$\frac{Ud_p}{\lambda_f} = 2.09 \exp(-6 \frac{d_p}{d_i}) \text{Re}_p^{0.8}$	$20 \leq \text{Re}_p \leq 7600$; $0.05 \leq \frac{d_p}{d_i} \leq 0.3$ 球形填料
	$\frac{Ud_p}{\lambda_f} = 1.26 \exp(-6 \frac{d_p}{d_i}) \text{Re}_p^{0.95}$	$20 \leq \text{Re}_p \leq 800$; $0.03 \leq \frac{d_p}{d_i} \leq 0.2$ 圆柱形填料
[32]	$\frac{\lambda_{cr}}{\lambda_f} = K_1 + K_2 \text{Re}_p \text{Pr}_f$	对球形、圆柱形、不规则颗粒混合物均适用, 对良导体和不良导体均适用。 $K_1=4.4-72.1$; $K_2=0.021-1.0$; $T=300-1000 \text{K}$; $dp/dt=0.02-0.1$

壳侧参数的确定

对管壳式换热器壳侧流体动力学的研究已经进行了近 40 年。最初, 对流体流动的研究仅仅是定性研究, 只是提供了管壳式换热器换热过程的一个总体思路。在这些研究中, Gunter 用摄影的方法研究了在二维模型中挡板间距和开口对换热的影响, 在研究中 Gunter 不考虑挡板和壳体的间隙以及挡板和管子的间隙。Short 则研究了挡板开口和挡板一管子间隙对传热和压降的影响, 其中该反应器挡板的洞比管子外径大 0.125mm Stachiewicz 研究了立方体换热器的局部传热参数, 图 2.4 描绘了在该反应器内传热系数的分布。该图显示壳侧的传热有相当大的差异, 有些部位的传热系数是最低值的 400%。这也说明深入研究壳侧冷却剂传热状况是非常有必要的。

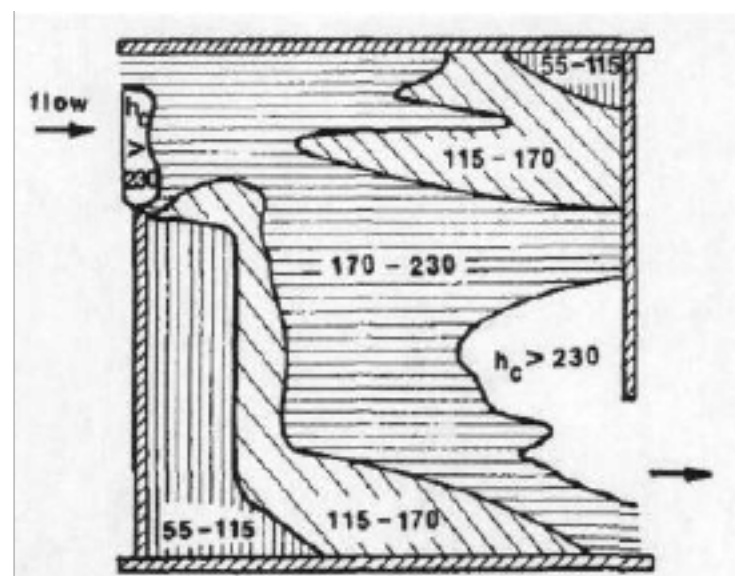


图 2.4 在换热器中壳程传热系数的分布示意图

1951 年,Tinker^[12]首次完整地分析了管壳式换热器中壳程的流动分布,壳侧的流体分成如下几部分:

- (A)通过管子和挡板孔之间环隙的漏流
- (B)通过管束的错流部分;
- (C)管束和换热器壳体的边缘流;
- (D)挡板边缘和换热器壳体的漏流。

为了求解该模型,也就是确定上述各流股所占的比率,必须先了解壳程部分所有几何结构的压降参数关联式。因此,研究者们都以 Tinker 模型为出发点,展开了更加广泛的研究^[19]。sullivan 等人基于载热体动量微分方程和物质守恒方程,得到了另一个二维模型,但此模型相当复杂,只能用于一些简单的换热器结构,如单挡板立方形换热器。

GuPta 提出了一个新的模型,他忽略了挡板和壳体以及管束和挡板的间隙,GuPta 将管间流动分为以下三个特征区域:纵向流或挡板开口区;纯错流区;涡流区。GuPta 的这一模型同样也被许多研究者所采用。另外一个模型是 Brambilla 提出来的,他也是基于 Tinker 模型,将管间区域分为若干个二维单元,在所有单元内载热体的流动方向被分为两个分,即平行流和错流该模型较详细地描述了壳程内的流体动力学行,因此用途极为广泛^[19] Dietz 和 Gaddis 也提出了类似的模型,而且后者还将其用来估算双通道管壳式换热器中的操作性能和平均温差。

此外,Patankar^[13]最先提出了一个多孔体模型(Porous Body Model),该模型是考虑整个管间的三维微分模型,基于各向异性多孔介质与分布阻力得出来的模型。目前由于该模型非常的复杂,主要是用于具有简单结构的管壳式换热器的模拟,而对列管式换热器,该模型还不适用,但是也有一些文献中采用这种方法^{[18][19]}。

2.3.3.2.2 壳侧压降和传热系数。

为了求解载热体的流动模型,必须要了解壳程所有几何结构单元的水力阻力系数。这些结构单元包括管束(产生错流阻力和纵向流阻力)、挡板开口、管束与壳体之间的间隙以及挡板与壳体和管子与挡板之间的间隙。另外,对于列管式反应器,壳程的换热系数,包括平行流和错流,都必须知道。

(1) 错流区

式^[15]。除特别说明外,摩擦系数由下式定义:

$$\Delta P_c = f_c N_R \frac{\rho_c u_{\max}^2}{2}$$

有研究者对各个关联式进行了实验验证,结果表明多数关联式的吻合程度比较好,可靠程度相差无几。对压降系数本文推荐的是 Engineering&scienceData; 对传热系数本文推荐的是 VDIWannenilas 关联式,该关联式用简单的形式关联了 $10 \sim 10^6$ 雷诺数范围内的错流传热系数。

VDI Wannenilas 关联式:

$$\begin{aligned} \Delta P_c &= \sum_1^{N_R} \frac{f_{c,i}}{\left(\frac{4t}{\Pi d}\right)} \frac{\rho_c u_i^2}{2}; \quad u_i = \frac{u_{cs,i}}{1 - \frac{\Pi d}{4t}} \\ f_{c,i} &= 2\left(\frac{64}{\text{Re}_i} + \frac{2}{\text{Re}_i^{0.18}}\right) \\ \text{Re}_i &= \frac{u_i d \rho_c}{\mu_c} \left(\frac{4t}{\Pi d} - 1\right) \\ \frac{h_{cc} d}{\lambda_c} &= \frac{2}{\Pi} \left(0.3 + \sqrt{Nu_{c,lam}^2 + Nu_{c,turb}^2}\right) \frac{1 + (N_r - 1) f_A}{N_R} \\ Nu_{c,lam} &= 0.664 \left(\text{Re}_s \frac{\Pi}{2\psi}\right)^{1/2} \text{Pr}_c^{1/3} \\ Nu_{c,turb} &= \frac{0.037 \left(\text{Re}_s \frac{\Pi}{2\psi}\right)^{0.8} \text{Pr}_c}{1 + 2.443 \left(\text{Re}_s \frac{\Pi}{2\psi}\right)^{-0.1} (\text{Pr}_c^{2/3} - 1)} \\ \psi &= 1 - \frac{\Pi d}{4t}; \quad f_A = 1 + \frac{4d}{3\sqrt{3}t} && \text{三角错列} \\ \psi &= 1 - \frac{\Pi d}{2\sqrt{3}t}; \quad f_A = 1 + \frac{0.7}{\psi^{1.5}} \frac{\left(\frac{2}{\sqrt{3}} - 0.3\right)}{\left(\frac{2}{\sqrt{3}} - 0.7\right)^2} && \text{三角直列} \end{aligned} \quad (3)$$

文献中有很多与管束平行流时的压降和传热系数的关联式。压降系数是由下式定义：

$$\Delta P_L = f_L \frac{\Delta z}{d_{eL}} \frac{\rho_c u_L^2}{2}$$

绝大多数情况下,雷诺数和努塞尔数都是由管子的当量直径定义的。经研究者检验,在工业实际生产中最常用的雷诺数范围内,大多数文献提出的平行流传热系数关联式均吻合良好,结果非常相近。而不同压降系数关联式得到的结果则相差很大,这很可能是由于平行流式反应器的流动阻力较小,所以实验测定时的较小误差就会引起很大的误差。

对平行流时的压降系数本文推荐采用的是Firsova 或 Miller.P 关联式;传热系数采用 Brambilla 或 weisman 关联式。

MilleLP 关联式:

$$\frac{h_L d_{eL}}{\lambda_c} = 0.032 \text{Re}_{eL}^{0.8} \text{Pr}_c^{0.33},$$

$$f_L = 296 \text{Re}_{eL}^{-0.2}$$

3) 管一折流板与折流板一壳之间的漏流

载热体在管一折流板与折流板一壳体之间缝隙的流动对管间的流体动力学影响很大,尤其是对大直径反应器内,有相当一部分载热体是从管一折流板之间的缝隙流出去的。文献中有关此种流动的压降和传热系数研究的不多,研究最详尽的是 Sulllvan 和 Bell 等人,这些研究者发现,管一板之间和板一壳之间缝隙的流动可以用描述单环空隙的流动方法来研究,而且流动参数与错流管束无关。但令人遗憾的是所有的研究结果都不是以关联式的形式,而是以图表的形式来表示的。Speyer 关联了 Bell 和 Bergelin 的数据,提出了下列方程式:

$$f_{cl} = \frac{2\Delta P_{cl}}{\rho_c u_{cl}^2} = C \text{Re}_{cl}^{-1} + 1.8$$

C由下表取值。

表 2.2 上式中的 C 值

$2l/d \quad -d$	0.1	1	2	5	10	20
C	40	60	80	132	236	414

(4) 管-壳程之间的漏流

有关管束和壳体之间的旁流,文献中没有很好的描述。同时,由于在很多列管反应器设计中,管束和壳体之间的缝隙很小,有时还采用纵向挡板,所以其管束旁流实际上可以忽略。

(5) 折流板缺口处的流动

折流板缺口产生的压降不但包括载热体流动时的收缩和膨胀所引起的能量损失,还有流向变化引起的能量损失。通过折流板缺口处的压降系数一般定义为

$$\Delta P_w = f_w \frac{\rho_c u_w^2}{2}$$

文献中用于折流板缺口处流动的压降和传热关联式大多只适用于弓形挡板,本文采用的 `slipcevic` 关联式可以用于盘一环式挡板。

`slipeevie` 关联式:

$$\Delta P_w = (2.2 + 286 Re_{ew}^{-0.845}) \frac{\rho_c u_w^2}{2} \quad 1 < Re_{ew} < 3 \times 10^4$$

(6) 涡流区

有关涡流区的传热关联式很少,文献中只有少数关联式。对管间湍流涡流的精确数学描述实际上是不可能的,所以实际设计中只能尽量减弱涡流区的影响。

列管式固定床反应器的放大

列管式固定床反应器(MTR)广泛应用与气固相催化反应,该类反应反应速度非常快,放热量大,反应系统对传热条件非常敏感。所以该反应系统对等温过程的

要求非常的高。国外大直径的大型反应器的径向温差一般在 $2\sim 3^{\circ}\text{C}$ 左右,而国内的大型装置经常高达 10°C ,如此大的温差大大降低了催化剂的催化效用,并很大的影响了反应系统的热稳定性,因此在设计该类反应过程的列管式反应器时应确保反应器壳程载热体的均匀流动,以保证传热均匀。

对于平行流式反应器,就是通过反应器内的分布板调节管外流体在反应器内的均匀流动;而对于错流式反应器,通过管心距的调节、折流板的形式选择、折流板缺口的调节、折流板与管束环隙的调节等使管外载热体的流动更均匀,也就保证了整个反应器的径向温差较小。如果保证了反应器内每一根管子所处的热条件都与单管实验相同,也就解决了大型列管式固定床反应器的设计放大问题^[19]。

典型的列管式固定床反应器中,反应管束内装催化剂,反应气体走管程,通过管内催化剂的装填来控制每根管子的压降相同。而管外则是载热体,为了使壳程载热体能均匀流动,一般在平行流式反应器的上下分别装有分布板,通过分布板的开孔调节反应器内载热体的均匀流动。如果反应器的设计要求较高,则需对分布板的环隙进行设计,即在压降大的地方开较小的环隙,而在压降小的地方开较大的环隙,如果此类要求对反应器的制造带来了不便,通常采用额外开附加孔的方法来解决。在错流式反应器中,则通过调节折流板与管子的环隙、折流板缺口等来实现载热体的均匀流动^[20]。

2.3.4. 环形流道的设计

无论是错流式反应器还是平行流式反应器,壳程换热介质进、出口的结构都是带导流板的环形通道。在环形通道的圆周上开设 18 到 36 个大小不等均匀分布的分布孔(数量与反应器公称直径有关),壳程载热体通过环形通道进入环绕反应器圆周的环形通道,从分布孔进入反应器,经过下分布板后平行于反应管流动,带走热量后经上分布板进入上环形通道,离开反应器。因此,均匀传热的问题也就转化为载热体在反应器壳程的均匀分布问题。

在环形流道分布板上的长孔条面积是不同的,一般是按照所在位置与环槽入口位置的增加而减少,环形通道两侧则是关于中心线对称,这样就保证了换热载体均匀低流入和流出壳程。

环形流道的设计有如下优点^[21]:

- (1) 载热体均匀分布,有利于均匀传热;
- (2) 减少了载热体对反应管的冲击而引起管子振动;
- (3) 环形流道同时起到了膨胀节的作用,缓解了反应器承受的热应力。

2.3.4. 列管式反应器的开孔规律

为了使载热体在整个反应器内达到流动均匀,主要的方法是采用环隙孔进行调节,即随着半径的改变而调节环隙,一般是半径越大,环隙孔越小。但当反应器尺寸很大,而且对温度要求又很高时,仅仅采用环隙孔调节是不够的,反应器制造上也有很大的困难,这时候应采用开附加小孔的办法。这时候,保持环隙的尺寸不变,而改变圆形小孔的尺寸。

陈春生分析了环形流道内的静压分布状况,得到了以反应器入口为基准的静压分布曲线,该曲线表明:随着主流的分流会导致静压的不断回升,而主流的合流会导致静压的不断降低。得到了静压变化曲线,就可以设计反应器壁的开孔状况。一般有两种开孔方法,一是在反应器壁上等距离开长度不同的条形缝,一是在器壁上开阻力相同的小孔,小孔的数量不同以保证载热体的均匀分布。

在反应器设计时,会有不同的开孔方法,都能达到流体均匀的目的。但反应器的总压也会随之改变,所以在反应器设计时,一定要综合反应器操作条件、容器设计能力等,给出最合适的开孔方法,使反应器的总压降最小^[22]。

2.3.5 管间载热体及其流动方式研究

在列管式固定床反应器中,管内装有催化剂,一般反应气体走管内,反应所产生的热量由壳程的冷却剂带走,冷却剂可采用加压水、导热油、熔盐等。当反应温度在 240℃ 以下时,用加压热水即可作为冷却剂,而当反应温度在 240-300℃ 范围内,则可采用挥发性较低的导热油作为冷却剂。而当反应温度在 300℃ 以上时,则需要用熔盐作为冷却剂。

列管式反应器管内外流体的流动有并流和逆流两种方式。在反应器设计时,应根据反应器的结构以及反应系统的传质、传热特点,来确定冷却剂的流动方式。一般说来,管内反应速率较快时,管内外地流动方式最好采用逆流的方式来提高催化剂效率并促进换热,达到径向的传热均匀。

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/885341121024011234>