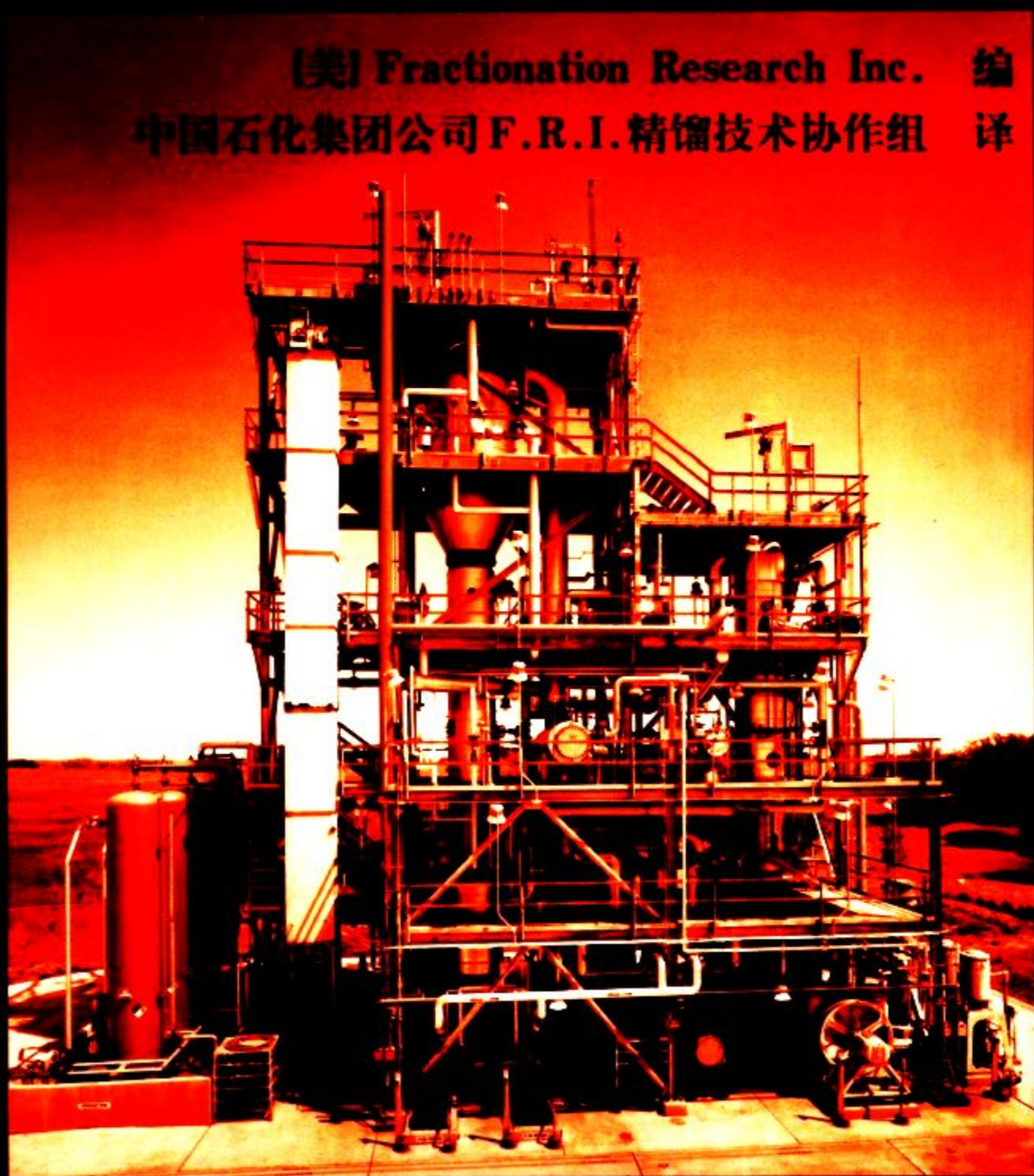


Tray Design Handbook

塔器设计手册

(上册)

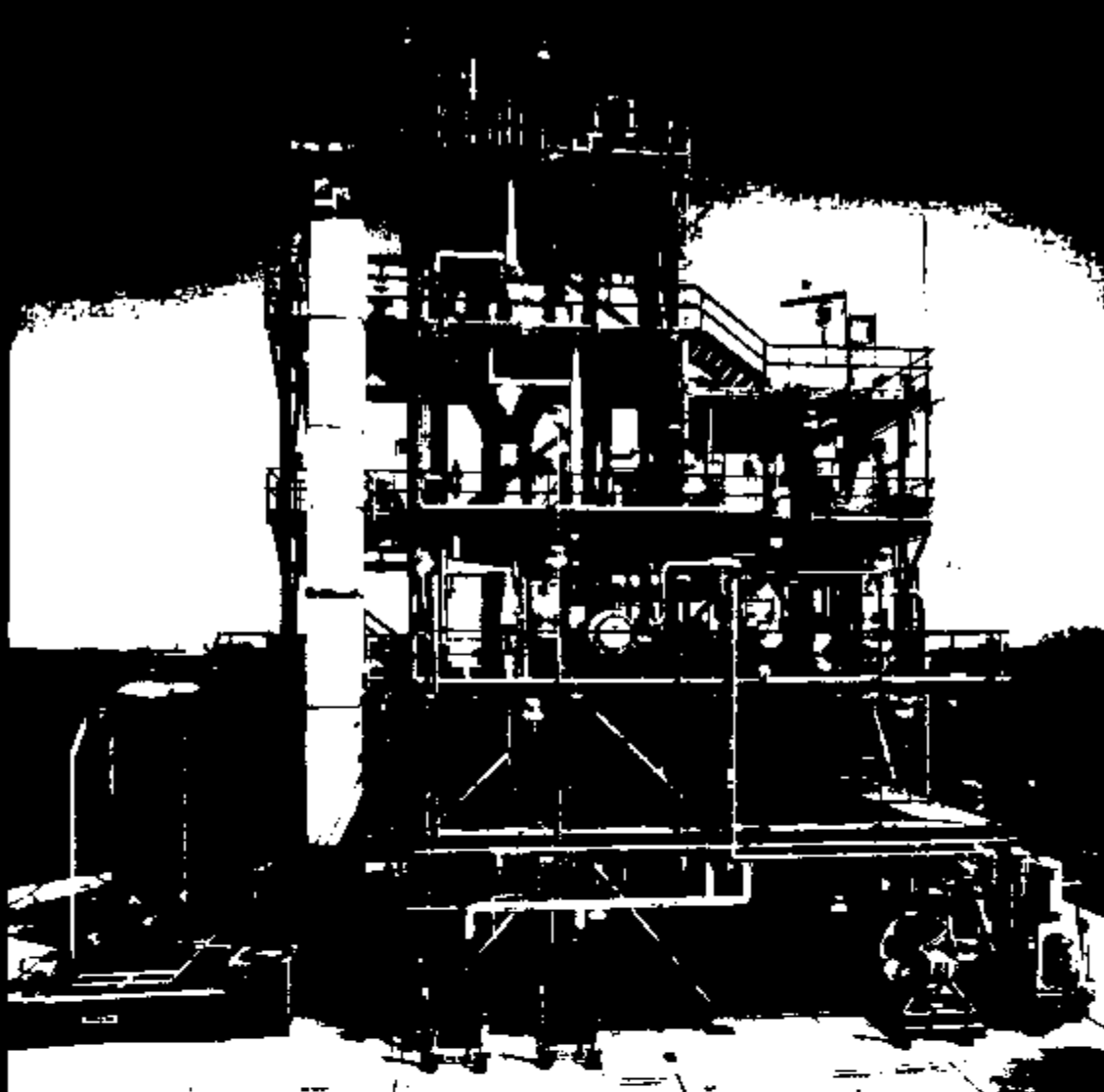
[美] Fractionation Research Inc. 编
中国石化集团公司 F.R.I. 精馏技术协作组 译



中国石化出版社

HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM

87-27898
TZ96



责任编辑 白桦 约稿编辑 高研校对 张小宏 封面设计 北京精美实业股份有限公司

定价：35.00元 1580164-111

（北京精美实业股份有限公司）

塔器设计手册

Tray Design Handbook

(上册)

【美】Fractionation Research Inc. 编
中国石化集团公司 F. R. I. 精馏技术协作组 译

中国石化出版社

内 容 提 要

《塔器设计手册》分上、下两册。上册主要介绍 50 余年间, F.R.I. 对气液接触装置的试验结果和性能预测方法, 包括筛孔塔盘、泡罩塔盘、穿流塔盘、折流塔盘、散堆填料、规整填料和一些专利设备等。下册主要介绍 F.R.I. 设计实施委员会收集的、F.R.I. 成员单位自愿提供的设计标准和实践经验, 这部分内容不属于 F.R.I. 的研究成果, 因其实用性较强而介绍给读者, 以供实践中参考。F.R.I. 不对任何直接或间接使用本手册所产生的工程问题负责。

关于浮阀塔盘, F.R.I. 已经做过大量的研究和性能预测工作, 但是截止 2005 年末仍没有公布在“Tray Design Handbook”中, 因此本书不包括此部分内容。

本书介绍的研究成果、总结的计算方法和收集的工程实践经验, 对设计、科研和生产方面的工程人员有一定的参考价值。

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec.press.com>

E-mail:press@sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

河北天普润印刷厂印刷

*

787×1092 毫米 16 开本 15.5 印张 384 千字
2006 年 6 月第 1 版 2006 年 6 月第 1 次印刷

定价:100.00 元

统一书号:1580164·441

译者说明

《塔器设计手册》译自美国精馏研究公司(Fractionation Research Inc., 简称 F.R.I.)提供给成员单位的“Tray Design Handbook”一书。该书共分五卷: Vol.1—板式塔的设计方法; Vol.2—填料塔的设计方法; Vol.3—计算机程序和使用说明; Vol.4—试验数据; Vol.5—设计实施标准与实践经验。自 1972 年出版以来,不断修改和补充完善,现已提供 2005 年修改版。经 F.R.I. 的批准,中国石化集团“F.R.I. 精馏技术协作组”负责组织将该手册 2005 年版的 Vol.1、Vol.2 和 Vol.5 翻译成中文,以供中国石化集团公司内部的科研、设计、生产等技术人员参考。

本书由中国石化出版社作为内部书刊出版,上册包括 Vol.1、Vol.2;下册包括 Vol.5。参加上册翻译工作的人员与单位如下:

| 译者 | 校对 | 单 位 | 卷 | 章 节 |
|-----|-----|----------------|-------|-----|
| 邓方义 | 白贵元 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.1 | 第一章 |
| 曹 睿 | 白贵元 | 北京联合应用与化学工程研究所 | Vol.1 | 第三章 |
| 曹 睿 | 白贵元 | 北京联合应用与化学工程研究所 | Vol.1 | 第四章 |
| 王 雷 | 白贵元 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.1 | 第五章 |
| 王 雷 | 白贵元 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.2 | 第七章 |
| 陈建娟 | 孙希瑾 | 中国石化工程建设公司 | Vol.2 | 第八章 |
| 邓方义 | 白贵元 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.2 | 第九章 |

另外说明,在上册中的公制单位以括号内表示。原文的 Vol.1 section 2 空缺, section 6 为全部试验塔件数据,略译。下册参加翻译工作的人员与单位,已写在下册的译者说明中。

关于浮阀塔盘, F.R.I 已经做过大量的研究和性能预测工作,但是截止 2005 年末仍没有公布在“Tray Design Handbook”中,因此本书不包括此部分内容。

本书由刘巍审核和主编。

由于时间和水平所限,译文可能有错误和不当之处,希望读者给予批评指正,以待进一步改进。



(上册)

| | |
|-------------------------|--------|
| 第一章 前言和背景 | (1) |
| 前言..... | (1) |
| 研究设施..... | (2) |
| 控制和仪表..... | (2) |
| 液泛试验..... | (3) |
| 第三章 穿流塔盘设计 | (5) |
| 3.0 前言与背景 | (5) |
| F.R.I. 的研究概况 | (6) |
| 3.1 塔盘设计 | (7) |
| 穿流塔盘特性..... | (7) |
| 气、液相分散状态..... | (8) |
| 定义..... | (10) |
| 设计考虑因素..... | (11) |
| 塔径近似估算..... | (12) |
| 已知塔径的塔盘设计..... | (14) |
| 压力分馏塔..... | (14) |
| 真空分馏塔..... | (14) |
| 最终设计核算..... | (14) |
| 3.2 液泛 | (15) |
| 液泛气相负荷..... | (15) |
| 3.3 压力降 | (16) |
| 3.4 效率 | (19) |
| 气体密度法..... | (19) |
| 负荷参数..... | (21) |
| 双膜计算法..... | (23) |
| 设计考虑因素..... | (27) |
| 3.5 极限 | (28) |
| 体系极限..... | (28) |
| 3.6 例题 | (28) |
| US 英制单位计算示例 | (28) |
| SI 单位制计算示例 | (33) |
| 3.7 塔盘结构 | (37) |
| 3.8 讨论 | (37) |
| 塔径和塔盘能力..... | (39) |
| 压力降和清液层高度..... | (40) |
| 塔盘效率..... | (44) |

| | |
|-------------------|---------------|
| 塔盘结构 | (48) |
| 极限 | (49) |
| 参考文献 | (51) |
| 符号说明 | (51) |
| 第四章 泡帽塔盘设计 | (55) |
| 4.0 前言与背景 | (55) |
| F.R.I. 泡帽塔盘 | (55) |
| 普通齿缝泡帽塔盘 | (55) |
| F.R.I. 的研究 | (55) |
| 4.1 塔盘设计 | (57) |
| F.R.I. 泡帽塔盘 | (57) |
| F.R.I. 泡帽塔盘的特点 | (57) |
| 普通齿缝泡帽塔盘 | (58) |
| 塔盘设计 | (58) |
| 定义 | (59) |
| 设计考虑因素 | (60) |
| 塔盘布置 | (60) |
| 泡帽数 | (61) |
| 安全因子 | (61) |
| 压力分馏塔 | (62) |
| 真空分馏塔 | (65) |
| 4.2 液泛 | (67) |
| 喷射液泛 | (67) |
| 降液管持液量液泛 | (69) |
| 体系极限液泛 | (71) |
| 4.3 塔盘水力学 | (71) |
| 压力降和降液管持液量 | (71) |
| 普通齿缝泡帽塔盘 | (72) |
| 标准 F.R.I. 泡帽塔盘 | (83) |
| 4.4 塔盘效率 | (86) |
| 双膜理论 | (87) |
| 泡沫层密度 | (87) |
| 有效液层高度 | (87) |
| 气液相接触时间 | (88) |
| 气相传质单元数 | (88) |
| 液相传质单元数 | (89) |
| 相平衡曲线斜率 | (90) |
| 塔盘效率 | (90) |
| 数据对比 | (90) |

| | |
|-------------------|----------------|
| 使用限制 | (92) |
| 4.5 雾沫夹带 | (92) |
| 雾沫夹带 | (92) |
| 雾沫夹带公式的可靠性 | (93) |
| 4.6 例题 | (94) |
| F.R.I. 泡帽塔盘 | (94) |
| 压力分馏塔 | (94) |
| 真空分馏塔 | (99) |
| 普通齿缝泡帽塔盘 | (100) |
| 4.7 塔盘结构 | (100) |
| 标准 F.R.I. 泡帽 | (100) |
| 普通齿缝泡帽 | (101) |
| 塔盘支撑圈和支撑件 | (101) |
| 水平容差 | (101) |
| 泡帽与出口堰和进口堰的距离 | (101) |
| 塔盘布置 | (102) |
| 4.8 实验数据 | (103) |
| 4.9 参考文献和符号说明 | (103) |
| 第五章 筛孔塔盘设计 | (109) |
| 5.0 概述和背景 | (109) |
| F.R.I. 的研究 | (109) |
| 筛孔塔盘特性 | (110) |
| 5.0-1 主要术语表 | (112) |
| 5.1 筛孔塔盘设计 | (115) |
| 塔盘设计 | (115) |
| 定义 | (116) |
| 设计考虑因素 | (117) |
| 塔盘布置 | (118) |
| 设计过程 | (119) |
| 开始设计 | (120) |
| 参考文献 | (122) |
| 5.2 筛孔塔盘的液泛 | (123) |
| 液泛的类型 | (123) |
| 流动状态 | (124) |
| 一般设计考虑因素 | (125) |
| 喷射液泛能力的预测方法 | (126) |
| 降液管速度液泛的预测 | (129) |
| 体系极限液泛 | (132) |
| 起泡 | (132) |

| | |
|----------------------------------|-------|
| 5.3 筛孔塔盘的液体压头、压力降和降液管持液量液泛 | (134) |
| 液体压头 | (135) |
| 压力降 | (137) |
| 降液管持液量液泛 | (138) |
| 5.4 筛孔塔板效率 | (143) |
| 概述 | (143) |
| 塔板效率模型 | (144) |
| 一般设计考虑因素 | (148) |
| 塔盘尺寸的影响 | (148) |
| 操作条件的影响 | (151) |
| 5.5 筛孔塔盘的漏液和雾沫夹带 | (152) |
| 漏液 | (152) |
| 雾沫夹带 | (155) |
| 5.6 模型可靠性分析和安全因子 | (157) |
| 置信度 | (159) |
| 根据经验分析计算结果 | (160) |

第七章 规整填料

| | |
|---------------------------|-------|
| 7.0 概述和背景 | (161) |
| F.R.I. 的研究 | (161) |
| 性能特征 | (162) |
| 7.1 规整填料塔的设计 | (163) |
| 术语定义 | (164) |
| 设计考虑因素 | (164) |
| 基于能力极限的设计 | (168) |
| 基于压力降限制的设计 | (170) |
| 7.2 规整填料塔的能力 | (171) |
| 液泛能力的预测 | (171) |
| 液泛安全因子 | (173) |
| 填料能力的一般设计考虑 | (173) |
| 7.3 规整填料塔的液体持液量和压力降 | (174) |
| 液体持液量 | (174) |
| 压力降 | (176) |
| 7.4 规整填料塔的效率 | (177) |
| 规整填料效率(HETP)预测方法 | (178) |
| 床层高度对 HETP 的影响 | (180) |
| 液体返混对 HETP 的影响 | (181) |
| 出现 HETP 驼峰的可能性 | (181) |
| HETP 安全因子 | (181) |
| 对 HETP 的总体设计考虑 | (182) |

| | |
|----------------------------|--------------|
| 7.5 驼峰对规整填料性能的影响 | (183) |
| 驼峰的标识 | (183) |
| 对压力降的校正 | (184) |
| 对 HETP 的校正 | (185) |
| 7.6 规整填料塔的性能比较 | (185) |
| 能力 | (185) |
| 液体持液量和压力降 | (186) |
| 传质效率(HETP) | (187) |
| 第八章 散堆填料 | (189) |
| 8.0 背景及简介 | (189) |
| F.R.I. 的研究范围 | (190) |
| 填料特性 | (191) |
| 8.1 散堆填料塔的设计 | (192) |
| 定义 | (192) |
| 设计考虑 | (193) |
| 填料类型 | (194) |
| 受能力限制的加压精馏塔设计 | (199) |
| 受压力降限制的真空精馏塔设计 | (200) |
| 8.2 散堆填料塔的处理能力 | (201) |
| 金属散堆填料的液泛处理能力计算 | (202) |
| 金属散堆填料的液泛处理能力 | (202) |
| 金属散堆填料的液泛安全因子 | (203) |
| 非金属散堆填料的液泛处理能力计算 | (204) |
| 处理能力的一般设计考虑 | (204) |
| 8.3 散堆填料塔内的液体持液量和压力降 | (205) |
| 金属散堆填料的持液量 | (205) |
| 金属散堆填料的压力降 | (207) |
| 非金属散堆填料的压力降 | (208) |
| 8.4 散堆填料塔效率 | (209) |
| 散堆填料效率(HETP)的计算 | (210) |
| 床层高度对 HETP 的影响 | (212) |
| 液体返混对 HETP 的影响 | (213) |
| 汽体返混对 HETP 的影响 | (213) |
| HETP 的安全因子 | (214) |
| HETP 的通用设计考虑 | (214) |
| 第九章 折流塔盘设计 | (217) |
| 9.0 前言和背景 | (217) |
| 9.0-1 主要术语表 | (218) |

| | |
|-------------------|-------|
| 9.1 折流塔盘设计 | (220) |
| 定义 | (220) |
| 设计考虑因素 | (220) |
| 影响处理能力的因素 | (221) |
| 影响液体分布的因素 | (221) |
| 影响压力降的因素 | (221) |
| 影响传热和传质的因素 | (221) |
| 近似塔径 | (222) |
| 9.2 折流塔盘液泛 | (225) |
| 体系极限液泛 | (225) |
| 液泛的汽相负荷 | (226) |
| 9.3 折流塔盘压力降 | (227) |
| 9.4 折流塔盘效率 | (227) |
| 传质 | (227) |
| 传热 | (229) |
| 9.5 折流塔盘结构 | (230) |
| 塔盘布置 | (230) |
| 冲孔 | (230) |
| 锯齿堰 | (231) |
| 倾斜的折流板 | (231) |
| 9.6 折流塔盘示例 | (232) |
| US 英制单位示例 | (232) |
| 设计条件 | (232) |
| 负荷 | (232) |
| SI 制例题 | (235) |
| 设计条件 | (235) |
| 负荷 | (235) |
| 参考文献 | (238) |

第一章 前言和背景

前 言

美国精馏研究公司(F.R.I.)《塔器设计手册》包括了 F.R.I. 研究计划的全部成果, 该手册共分为四卷。第一卷和第二卷为汽液接触设备的设计方法和性能预测, 给出了处理能力、压力降和效率的预测方法。汽液接触设备包括泡罩塔盘、筛孔塔盘、穿流塔盘、填料、折流塔盘以及一些专利设备。第三卷为 F.R.I. 开发的计算机程序, 用于穿流塔盘、填料塔、筛孔塔盘和泡罩塔盘的计算。第四卷为实验数据, 这些数据来自于 F.R.I. 五套实验装置所取得的结果。

F.R.I. 是一个非盈利的协作组织, 成立于 1952 年, 以开发蒸馏设备操作和结构方面的设计信息为主。F.R.I. 的研究以五套大小不同工业规模的试验装置为中心, 这些试验装置位于加利福尼亚州(California)的阿尔罕布拉市(Alhambra)。其他数据来自于 C. F. Braun & Co. 公司直径 5.5ft 的冷模试验装置, 以及会员单位的工业塔测试。

F.R.I. 研究计划的目的是要确定影响各类基本汽液接触设备性能的主要因素。所用实验体系尽可能接近于工业分馏塔的汽液处理能力和塔盘效率所包含的重要参数。改变基本接触设备的重要特性以确定每种情况下的设计极限。更重要的是, 不同塔盘的设计是以同一基准来比较, 因此各种用途的不同设计其优缺点可以清楚地体现出来。

通过 F.R.I. 的研究, 工业上第一次拥有了各种不同类型分馏设备性能的对比数据和设计细则。F.R.I. 已经测试了 200 多套分离设备, 包括泡罩塔盘、筛孔塔盘、填料、穿流塔盘、折流塔盘和专利设备。测试表明, 每种塔盘都有其自身的优点, 而最重要的是对所有应用场合并没有发现存在“最好”的塔盘。

F.R.I. 对汽液接触设备的处理能力、效率、压力降、雾沫夹带、泄漏和其他特征进行了研究。到目前为止, 已研究了 81 种测试体系, 包括丙烷/丙烯、正丁烷/异丁烷、正庚烷/环己烷、异丙醇/水、邻二甲苯/对二甲苯、正辛醇/正癸醇、丙烷/十一烷和二氧化碳/水。这些体系用于开发所有体系和汽液接触设备性能的预测方法, 以及用于塔盘测试和塔盘之间的相互比较。

F.R.I. 对塔盘设计中的许多其他特征也进行了研究。对泡罩塔盘, 进行了泡罩间距、受液盘、泡罩的拆除、塔盘间距、泡罩直径、泡罩开槽、堰高和降液管面积对塔盘性能影响的研究。对筛孔塔盘, 详细研究了筛孔面积、筛孔直径、堰高、后掠式堰、受液盘、塔盘间距、塔盘厚度及堵孔的影响。对穿流塔盘也进行了类似的研究。在 10~36ft 床层高度范围内测试了 23 种填料塔。对几种规格的拉西环(Rasching rings)、冲孔环(perforated rings)、鲍尔环(Pall rings)和贝尔鞍(Berl saddles)等填料也进行了研究。

F.R.I. 除了对常规塔盘和填料进行广泛研究外, 测试计划还包括了对专利塔盘的研究。通过对这些设备的测试, 公司有机会评价制造商的要求, 也可以确定这些设备的一些独到的特征。另一方面, 在公平测试基础上, 专利商也有平等机会证明他们的设备优点。F.R.I. 已经测试了一些专利设备, 如 Uniflux 塔盘、Flexitrays 塔盘、Ballast 塔盘、Float-Valve 塔盘、Pall 环、Bi-mix 塔盘和 Thormann 塔盘。其他一些塔盘已列入了将来的测试计划中。

所有研究结果和实验数据刊登在每月进展报告、专题报告和工厂测试报告中。每个会员公司都将收到这些报告和所有技术成果的拷贝，其目的是使每一个会员公司在授权许可下免费使用 F.R.I. 开发的或者专利商提供的任何设备或工艺。这种信息是单向的，属于公司的任何专利技术，并不要求他们泄漏其专有技术，也不要求将他们公司的专利送给 F.R.I. 或者其他人。

除了编制、发表实验数据和报告外，技术人员还花费了大量时间，从实验研究、文献和工业塔测试中开发关联式、设计方法和计算机程序。这些设计方法、设计建议和计算机程序以这四卷“分馏塔盘设计手册”的形式迅速提供给会员公司使用。F.R.I. 对这些手册不断修改，增加新的内容和揭示重要信息，修改内容立即提供给会员。

F.R.I. 已开发了穿流塔盘、填料塔、筛孔塔盘和泡罩塔盘完整的计算机程序。该核算程序采用了分时共享服务，允许会员公司内部更多应用此程序。

研究设施

F.R.I. 的第一套试验装置于 1954 年投入使用，从那时起又陆续建成了另外四套试验装置。为了降低会员费用，这五套装置是相互连接的，每套装置共用管线、罐、控制室和仪表，彼此之间以盲板隔开。

低压实验塔直径 4ft、高 40ft，可以安装 10 层塔盘，塔盘间距为 24in。塔的压力可以控制在 4~165psia 范围的任何值。

直径 4ft 低压塔顶部是直径 8ft 的低压塔，从而使得该装置的高度增加到约 62ft。直径 8ft 塔内安装 6 层塔盘，塔盘间距 24in。采用丁烷体系，在压力 150psig 下，重沸器和冷凝器负荷为 28000000Btu/h。

直径 4ft 的高压试验塔与直径 4ft 的低压试验塔是一样的，但它的操作和控制压力可高达 500psia。采用丙烷体系，在压力 500psia 下，重沸器和冷凝器的负荷为 12000000Btu/h。塔上开有 6 个直径 8in 的窗口，用于观察和录像，其中 4 个窗口位于中间塔盘，2 个位于顶部塔盘。

高真空试验塔的操作和控制压力在 10mmHg 以下(绝压)。为了得到这方面的试验数据，F.R.I. 已经制造了一台特殊的冷凝器试验管束，插入到直径 8ft 塔内的测试段，真空系统与这台冷凝器紧密相连。

F.R.I. 最后添置的设施是吸收/汽提塔试验装置。完工于 1970 年初，通过增加三通换热器、一台泵、几组仪表和一台鼓风机，将以前 4 套试验装置与它联成一体。在吸收/汽提塔试验装置中，高压塔作为吸收塔，低压塔作为汽提塔。但 F.R.I. 仍保留了操作的灵活性，通过改变盲板的设置，返回到需要的操作类型。

控制和仪表

高于一个大气压时，塔的压力是通过排出冷凝器中不凝气或冷却水流量进行控制；在真空条件下，塔的压力是通过连到蒸汽喷射装置的阀进行控制。压力的控制范围在 ± 0.05 psi，由刻度盘式精密压力表或水银压力计测量。

重沸器负荷是通过冷凝液抽出速率进行控制，总的蒸汽量和冷凝液量分别计量。冷却水可以采用流量控制或塔的压力控制。进料和塔顶产品采用流量控制。来自重沸器的塔底产品、来自冷凝器的塔顶产品和来自回流罐的回流液采用液位控制。这些物流流量采用连接到

变送器的 Daniel 孔板测量。雾沫夹带由校准的转子流量计测量，所有物流流率均有记录。当使用汽提蒸汽时，采用回流罐界面液位控制器排出汽提蒸汽冷凝液，其流率可由称重法测定，也可以由总蒸汽量与重沸器冷凝液量之差确定。

塔的温度由体系组成与压力来定，所有塔盘和物流温度由康铜热电偶测量，其值由精密的多点电位计显示出来。

液泛试验

液泛试验是在几种塔内液体负荷下进行的。为得到高液体负荷，可以像汽提塔操作那样，从顶层塔盘进料，塔顶总馏出物和夹带的液体用泵打到顶层塔盘；要得到低液体负荷，可将固定量的塔顶产品引入进料缓冲罐，剩余的塔顶产品和夹带的液体返回到顶层塔盘，进料物流循环进入重沸器中。中等负荷下的液泛是通过全回流方式进行的，也就是不出塔顶产品，进料物流循环进入重沸器。

任何一个塔产生液泛都将出现以下现象：

1. 重沸器蒸汽流率增加至某一值，若再增加少量蒸汽流率则导致回流仪表显示回流量的突然大幅度增加。这时回流剧增，可能失去控制，塔的压力也可能开始波动，雾沫夹带量和压力降迅速增加。

2. 从这一点开始减少蒸汽流率，直至回流恢复控制，且塔的压力稳定为止。然后，逐渐增加蒸汽流率，直至通过顶层塔盘时产生很大的压力降为止。或者有迹象表明已产生初始液泛时，则停止继续增加蒸汽。

3. 这时塔几乎是在初始液泛点下进行控制。由于液体从顶层塔盘冲到塔顶馏出线内，回流流率高于内部蒸汽流率。液体返回到顶层塔盘上形成具有一定高度的稳定液位，它以均匀的速率在塔内向下流动。全塔塔盘处在与塔盘间距相等的飞溅高度状态下运行。塔在这种状态下运行直到稳定后，才能取数。

效率试验：全回流效率试验是将进料循环到重沸器中，且塔顶馏出物作为回流全部用泵返到顶层塔盘。效率试验通常是在液泛以及液泛汽体流率的 95%、90%、80%、60%、40%、20% 下得到。

当液汽比大于 1 时，进料引到顶层塔盘，按汽提塔操作；当液汽比小于 1 时，进料进入重沸器，且抽出塔顶产品。在取样前大约 2h，列表输出塔的各点温度。

压力降试验：压力降试验是在恒定液体负荷以及每一液体负荷的几个不同蒸汽流率条件下进行。塔顶产品用泵送到进料缓冲罐，或将进料用泵送到顶层塔盘以获得所需要的内部液体负荷。这些试验的液汽比远远偏离 1.0，几乎没有分离作用，不需要进行效率计算。

雾沫夹带：雾沫夹带是通过一块特殊的除沫器塔盘进行测量。这块塔盘通常位于塔内顶层塔盘的正下方，除了没有降液管以外，其他特征与试验塔盘相同。上层塔盘的降液管直接穿过除沫器塔盘而到达下层塔盘。夹带的液体穿过除沫器塔盘时分离出来，经过一组并联的规格不同的转子流量计测量后，依靠重力流进塔顶回流罐中。

取样：带有降液管的塔盘，液体样品从降液管底部采出；对穿流塔盘，液体样品从塔盘中心的凹槽采出；对填料，有代表性的样品从间隔 2ft 的床层内采出。这些样品在取样瓶中分离从而得到具有代表性的样品。样品的分析方法因体系不同而异：正庚烷/环己烷体系采用折射率分析；正丁烷/异丁烷体系采用色谱分析；异丙醇/水和四氯化碳/二氯丙烯体系采用密度分析(密度由精密比重计测量)；吸收油/正戊烷体系采用气体燃烧分析器；丙烷/丙

稀、邻二甲苯/对二甲苯、正辛醇/正癸醇、丁烷/十一烷和二氧化碳/水体系采用色谱分析。

冷模试验装置：F.R.I. 使用的冷模试验装置是 C. F. Braun & Co. 公司的。该装置内径 66in，装有三层塔盘，塔盘间距 24in。空气、二氧化碳和天然气等气体的循环速率可达到 16000cfm(ft^3/min)，水、吸收油或己烷等液体的循环速率可达到 550gpm。塔壳和顶盖安装有较大的看窗，用于观察塔盘上的汽液接触状态和降液管液位。

冷模试验装置是通过将固定速率的气体和液体循环起来，运行足够长的时间以使温度和压力达到平衡。流率采用手动控制来设置。

通过冷模试验可以得到液泛、压力降、静压和雾沫夹带数据。由于冷模试验采用分子量相对较小的气体在常压下运行，因而气体密度较低。冷模试验所取得的数据可模拟真空蒸馏塔的数据。

第三章 穿流塔盘设计

3.0 前言与背景

“穿流塔盘”是美国精馏研究公司(F.R.I.)对无降液管的非错流式筛孔塔盘定义的名称。穿流塔盘曾经应用得很广泛，由于这种塔盘上的持液量低，又便于清洗，所以现在主要用于易聚合的化合物的蒸馏过程。此外，这种塔盘用于易结垢物系或设备的效果也很好，比如含有大量固体颗粒、泥浆的体系和一些腐蚀性体系。穿流塔盘上的开孔具有双重作用——汽、液两相均通过此孔，开孔直径的典型尺寸范围是0.5~1in(12.7~25.4mm)。整个塔盘由鼓泡区组成，和普通错流塔盘不同，没有降液管区和受液盘区。在同样的操作条件下，穿流塔盘的开孔率通常大于错流筛孔塔盘的开孔率。

有几种情况，使用穿流塔盘比其他汽液接触装置更具有优势。比如，穿流塔盘的处理量大，可用于消除塔设备能力的瓶颈；塔盘上的开孔直径较大，特别适用于比较脏的物系；并且，在所有类型的塔盘中，穿流塔盘的每板压力降可以设计得较低。与其他塔盘相比，穿流塔盘的制造和安装成本是最低的。不过，穿流塔盘的操作弹性较小，甚至比筛孔塔盘还要小。栅板塔盘(Turbogrid Tray)^(5,6,7,8)、波纹塔盘(Ripple Tray)^(1,2,3,9)、条孔网状塔盘(Kittel Tray)^(4,10)是三种类似结构的专利塔盘。图3.0-1是典型穿流塔盘的照片。

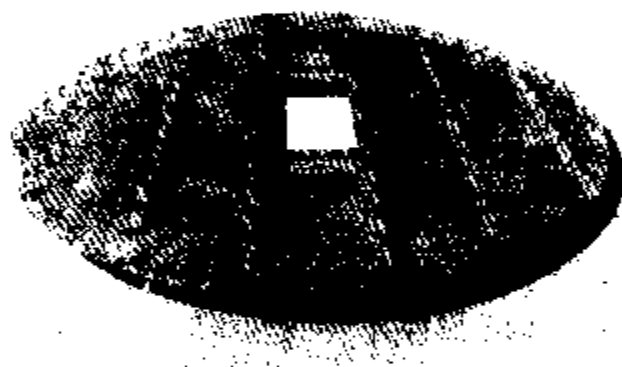


图 3.0-1 F.R.I. 的典型穿流塔盘照片
(可拆的内部人孔)

汽、液在同一时间通过同一开孔的流动过程还不是很清楚。最可能的是，气体上升通过的塔盘开孔不是液体下流通过的开孔。也就是说，每个开孔在某一时间只能允许一相通过，而另一相则从塔盘上的其他开孔通过。当气速

较低时，液体经开孔淋洒而下，塔盘上没有明显的液位。在这种状态下操作的塔盘，其作用类似于工业上安装格栅填料的冷却塔，其效率和压力降都是很低的。

当气体和(或)液体负荷增加时，液体持液量也随之增加。当达到足够高的负荷时，塔盘上会形成脉动的液封。在该状态下，液体类似波浪的方式喷溅，并且在波峰通过开孔时产生瞬间脉动，气体则在波谷处穿过塔盘剩余的开孔。液体通过塔盘的位置是随机移动的。从类似格栅的喷溅作用过渡到形成脉动的密封液层，气速范围通常为泛点汽速的40%~70%。对于不同的体系，这一气速值是不同的。随着气体负荷的增加，液体持液量也逐渐增加。并且，当气体负荷即将达到液泛条件时，塔盘效率增加到最大值。

穿流塔盘的主要缺点是在接近液泛时的高效区范围非常窄。在此高效区范围之外，效率下降得很快。此外，塔盘对安装的水平度很敏感，所以随着塔径的增大，达到安装要求也就更困难。穿流塔盘安装倾斜会造成汽、液相的分离，加剧塔盘的不稳定性和效率损失。

与其他类型的塔盘相比，穿流塔盘的开孔率可以非常高，因此具有更大的能力，但其效

率相对较低。在现有塔的改造中，当需要大幅度提高塔盘的能力，又允许效率有较大损失的时候，穿流塔盘常被用来代替其他类型的塔盘。

F.R.I. 的研究概况

F.R.I. 已经在穿流塔盘设计方面做了大量的研究工作。这些研究是在直径 4ft 和 8ft (1.2m 和 2.4m) 的低压试验塔以及直径 4ft (1.2m) 的高压试验塔上进行的，压力范围是 10mmHg ~ 500psia (34.5bar)。研究的详细内容可见 F.R.I. 的进展报告。全套穿流塔盘的性能模型已开发，具体内容详见 F.R.I. 的专题报告。所有报告的索引，包括相互参照主题索引，都可参见本手册的第 11 节。压缩后的试验结果数据表，包括与模型预测值的对比，可见电子数据库。如果想查找个别报告，可见 F.R.I. 的报告索引(见 F.R.I. 主页 www.FRI.org 或 F.R.I.《Tray Design Handbook》第 2 卷的后部)。

塔盘结构参数

F.R.I. 的试验覆盖了 100 多个穿流塔盘的设计，下面汇总了 F.R.I. 研究的穿流塔盘的各种结构参数：

| | |
|---------------|--|
| 塔径 | 4、8 ft (1.2、2.4 m) |
| 开孔率，(基于鼓泡面积)% | 8.6 ~ 29.3 |
| 孔径 | 3/16 ~ 2.0 in (4.8 ~ 50.8 mm) |
| 孔形 | 圆形和槽形 |
| 板间距 | 12 ~ 96in (0.305 ~ 2.440 m) |
| 塔盘板厚度 | 0.062, 0.078, 0.125, 0.25 in (1.6, 2.0, 3.2, 6.4 mm) |

* 大于 36in(0.914m)的板间距已经测试过，是为了开发最大能力关联式。对于典型的精馏装置不作推荐。

研究体系

选择的试验体系尽可能覆盖工业中可能遇到的体系，其主要物性范围如下所示：

| | US 英制 | SI 制 |
|------|----------------------------------|--|
| 气体密度 | 0.0033 ~ 8.79 lb/ft ³ | 0.053 ~ 141 kg/m ³ |
| 液体密度 | 19.1 ~ 83.7 lb/ft ³ | 306 ~ 1341kg/m ³ |
| 表面张力 | 0.11 ~ 59 dyne/cm | 0.00011 ~ 0.059 N/m |
| 气体粘度 | 0.00065 ~ 0.0169 cP | (0.00065 ~ 0.0169) × 10 ⁻³ kg/(m·s) |
| 液体粘度 | 0.033 ~ 1.39 cP | 0.000033 ~ 0.00139 kg/(m·s) |

研究的试验体系和压力范围如下所示：

| 体 系 | 压力范围 | |
|-----------|-------------------|-------------|
| | psia | bar(a) |
| 环己烷/正庚烷 | 4 ~ 50 | 0.27 ~ 3.4 |
| 异丁烷/正丁烷 | 165 ~ 500 | 11.4 ~ 34.5 |
| 邻/对二甲苯 | 16 ~ 760 mmHg(绝压) | |
| 戊烷/吸收油/蒸汽 | 14.7 ~ 24 | 1.0 ~ 1.65 |
| 氟利昂-11 | 70 ~ 165 | 4.8 ~ 11.4 |
| 异辛醇/甲苯 | 20 ~ 35 | 1.4 ~ 2.4 |

| | | |
|-------|--------------|-------------|
| 异丙醇/水 | 1.9 ~ 14.7 | 0.13 ~ 1.0 |
| 异丁烷 | 300 ~ 500 | 20.7 ~ 34.5 |
| 辛醇/癸醇 | 10 mmHg (绝压) | |
| 丙烷 | 330 ~ 500 | 22.8 ~ 34.5 |
| 水/蒸汽 | | atm |

工业试验

除了在试验蒸馏塔上进行的研究外, F.R.I. 还按照试验计划对安装了穿流塔盘的工业塔进行了试验。

| 设备名称 | 压力 | | 塔径 | |
|----------------------|-----------|----|------|--|
| | mm Hg(绝压) | ft | m | |
| 乙苯 - 苯乙烯 | 50 ~ 150 | 10 | 3.05 | |
| H ₂ S 汽提塔 | 100 | 12 | 3.66 | |

参 考 文 献

- 1 Hutchinson, M. H., and Baddour, R. F., Chem. Eng. Prog., 52, (12) 503, 1956.
- 2 Hutchinson, M. H., U. S. Pat 2, 767, 967.
- 3 Hutchinson, M. H. and Baddour, R. F., The Refinery Engr., C-6, February, 1957.
- 4 Kittel, W., U. S. Pat. 2, 568, 749.
- 5 Olney, R. B., Preprint, AIChE meeting, St. Louis, December, 1953.
- 6 Samaniego, J. A., The Oil & Gas J., 52, No. 51, 151-64, April, 1954.
- 7 Shell Dev. Co., Emeryville, California Chem. Eng. Prog., 50, (2), 57-64, 1954.
- 8 Shell Dev. Co., 50 West 50th St., New York, NY.
- 9 "Enter the Ripple Tray", Chem. Eng. page 136, January, 1957.
- 10 "Spiral Flow for Better Distillation", Pet. Processing, April, 1953.
- 11 F.R.I. Topical Report No. 121 "Documentation of PC Database". Revised annually.
- 12 F.R.I. Web site www.fri.org.
- 13 Winn, F. W. and Miller, J. D., F.R.I. Plant Test Report No. 2, November 26, 1958.
- 14 Seneshen, M. J. and Keller, G. J., F.R.I. Plant Test Report No. 8, July 10, 1959.

3.1 塔盘设计

为了指导穿流塔盘设计, 下面给出了一些术语的定义, 以及对选择设计方案的讨论。

穿流塔盘特性

图 3.1-1* 为穿流塔盘典型的负荷性能示意图。图中的适宜操作区由各种极限参数界定, 并用阴影表示以便识别。当操作气速低于适宜操作区的下限时, 上升的气体便不能维持塔盘上的液位。液体就会从筛孔倾泻下来, 造成气、液相接触不充分, 从而使效率降低。穿流塔盘的水力学操作下限可以描述为: 上升的气体足以托住下落的液体, 使得液体不全通过筛孔下流, 而在塔盘上保持一定高的液层。

随着汽速的增加, 操作状态开始呈现喷溅状态。当汽速进一步增加超过适宜操作区上限

时，喷射高度就会达到板间距，开始冲击上层塔盘，而且喷射流中的液体会被夹带到上层塔盘，形成雾沫夹带，雾沫夹带会使塔盘效率恶化。

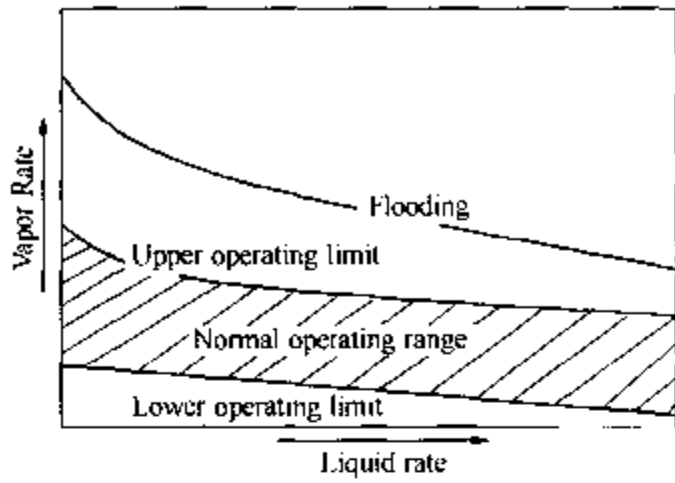


图 3.1-1 穿流塔盘的负荷性能图

如果气速再进一步增加，液体就不能正常下流，都被夹带上去。积聚在板间距范围内，最终导致塔内发生水力学液泛。（注：* 见 F.R.I. TR110）

图 3.1-2 是 F.R.I. 试验塔中某块穿流塔盘的负荷性能图。图中的纵坐标是基于鼓泡区面积的能力因子 C_b 。对于普通的穿流塔盘，鼓泡面积和塔的横截面积是相同的。横坐标是液流量，用单位鼓泡面积上的液体体积流率来表示。

图中上方的直线代表预测液泛关联式。从原点向外辐射的虚线代表四种体系在全回流操作下的效率线，线上点的数值就是测量的效率值。

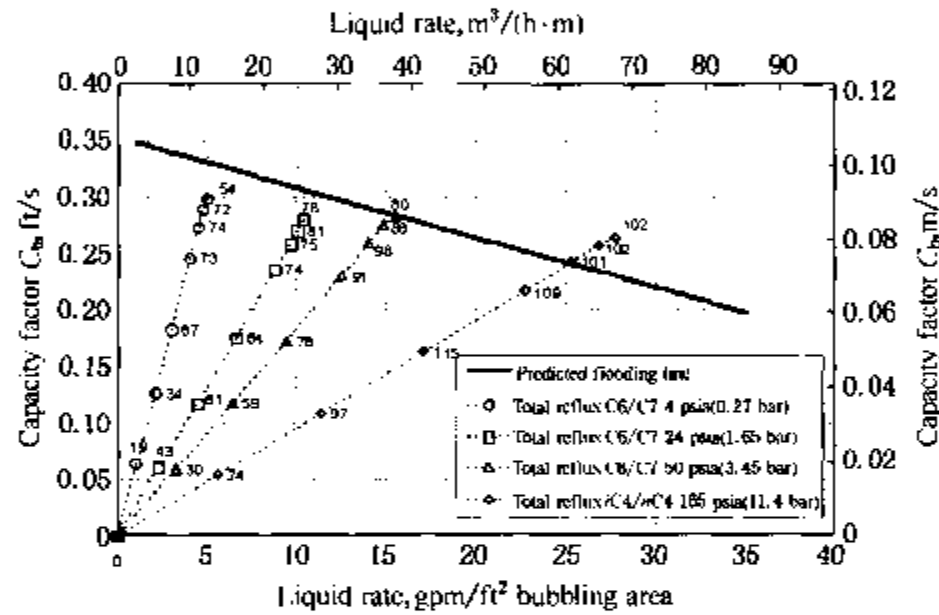


图 3.1-2 F.R.I. 蒸馏塔中某一典型穿流塔盘的负荷性能图
开孔率 19%，孔径 1 in(25.4 mm)，板间距 24 in(0.610 m)

气、液相分散状态

真空操作

在该状态下，液体的体积流率一般相对较低而汽速较高，这是由于气体密度较低的缘故。气体突破塔盘上的液层时会产生喷溅，主要是形成分散的小直径液滴。而液体通过开孔向下流动时，形成的流股也会破碎成液滴，但直径较大，这与从塔盘板上喷溅形成的小液滴是很容易区分的。

在试验中通过观察可以发现，穿流塔盘上的任意一个筛孔都不能同时既通过液体又通过气体。操作中穿流塔盘上的每个开孔，要么(1)通过向上的气体，要么(2)通过向下的液体，或者(3)既不通过液体也不通过气体。塔盘上的液体在整个鼓泡面积上以一定的频率呈波浪形摆动，同时伴随着通过孔群的流动。当呈波浪形流动的液体在波浪中向周围发生喷溅时——类似形成波峰的过程，液体就会瞬时脉冲通过孔群。这就使得波峰处

的液体流出，并转换成峰谷。然后，气体通过同样的孔群喷出，波谷处的液体被射流向上夹带，在板间距范围内发生喷溅。接着，液体急速冲向波谷，再形成波峰，重复前面的过程。液体流过塔盘开孔的位置、气体从塔盘开孔喷出的位置以及塔盘上流体的横向流动都是随机变化的。

高压操作

在该状态下，液体的体积流率一般相对较高而汽速较低，因为气体密度较高。液体在塔盘上呈波浪形流动形成的波峰和波谷不像低压或中压体系那么明显。气、液两相的接触更加缓和，气体通过液层时没有什么喷溅。液体通过开孔后在板间距范围内的流动是十分平缓的。

液泛

当气、液相接触所产生的平均喷溅高度到达上层塔盘板时，穿流塔盘就会发生液泛。在该流速下，塔盘上会产生大量的雾沫夹带，板上持液量剧增，最终导致塔内发生液泛。

如果塔上安装了用于观测整个塔盘间状况的观察口，那么在操作过程中通常可以监测到是否发生液泛。此外，还可以根据一些征兆来间接地确定液泛点，如塔盘压力降过大，进入塔顶部的雾沫夹带过量，或者是塔盘效率降低，这些都会影响分离效果。

穿流塔盘的能力随着板间距的增大而提高。通常，增大板间距也会增大效率峰值，但为了获得理想的分离效果，随着板间距增大，塔的高度也不得不增加。

增大塔盘开孔率可以提高塔盘的能力，但开孔率不宜超过 25%，否则塔盘效率会下降。例如，F.R.I. 的试验表明操作性能最好的开孔率为 19%。开孔率超过 25% 后，能力虽然增加，但塔盘的分离效率会显著降低，因此在设计之前应该进行仔细检查。

提高塔盘能力也可以通过减小孔径来实现。穿流塔盘的孔径范围在 $1/4 \sim 1$ in (6.35 ~ 25.4 mm) 之间。但是，小孔径的穿流塔盘不适用于体系较脏的装置，因为这样会增大塔盘堵塞的危险。

体系极限

对于每种体系，塔盘都有一个极限或者最大能力。无论改进塔盘的设计，还是增加板间距，都不会超过这一极限能力。体系极限与气、液相的密度以及体系的表面张力相关。

操作下限

大部分塔盘必须在大于一定流速下操作才能获得满意的效果，这个问题对穿流塔盘显得尤为重要，因为穿流塔盘的操作范围相对较窄。与筛孔塔盘不同的是，泄漏不能作为穿流塔盘是否正常操作的一个判据，因为液体通过塔盘开孔泄漏到下一层板是穿流塔盘的一个特点。取而代之的判据是塔盘上是否能够保持一定高度的液层。在较低的气速下，液体经过塔盘开孔流下，塔盘上没有明显的液层。在该操作状态下的穿流塔盘与工业上装填飞溅格栅填料的冷却塔较为相似，其塔盘效率和压力降都较低。

当气速非常低时，随着气速的增大，持液量也会增加。气速足够大时，建立起一个波动的密封液层。一旦形成液封，塔盘效率会随着气速的逐渐增加而增大，在大约 90% 的泛点气速时达到效率最大值。

当操作下限的气体流量和液体流量超过最初出现液体密封波动时的流量条件，此时的塔盘效率是可以接受的。这种可以接受的操作下限一般约为泛点气速的 40% ~ 70%，要视具体的体系而定。

雾沫夹带

峰值效率一般可在泛点汽速的 85% ~ 95% 处获得。和筛孔塔盘一样，在靠近液泛点时，

雾沫夹带量会急剧增加。因此，在系统顶部可能会存在一定量雾沫夹带。

喘振

当蒸馏塔内装有大量穿流塔盘时容易发生喘振。为了避免发生喘振，需要严格控制供给的热量和操作压力。例如，在 No.2 工业试验装置中，有一个乙苯/苯乙烯精馏塔，塔内安装了 50 块穿流塔盘，在高真空下操作。当再沸器循环蒸汽压力由 30 psig 增加到 31 psig (由 2.07 bar 到 2.14 bar)，在 5min 后，塔底循环蒸气流量减少了 20%。操作压力恢复后，不仅塔底汽速稳定了，而且效率也从 30% 提高到了 49%。

塔盘水平度

通过试验发现：穿流塔盘的操作性能对塔盘水平度和塔盘板下垂相当敏感，特别是对直径超过 4 ft (1.2 m) 的大直径塔。尽管没有足够的数据来定量说明水平度和效率损失之间的关系，但从 1989 年和 1994 年进行的试验可以看出，在 8 ft (2.4 m) 直径的塔上有规律地使塔盘下垂 0.5 in (12.4 mm)，会造成气体分布的不均匀，塔盘效率降低了大约 50%，详细情况可参见 1994 年 6-8 月的进展报告。此外，从 4 ft (1.2 m) 直径塔上的试验 (1955 年 11 月的进展报告) 可以看出，同样是塔盘倾斜 1 in (25.4 mm)，塔盘和塔盘之间交错倾斜产生的影响要明显小于所有塔盘平行倾斜的情况。因此，采用同一种模具制造的塔盘水平度可能会产生严重的问题，安装时新塔的垂直度必须非常仔细核定。塔盘安装不水平也会影响能力和操作弹性。不水平的塔盘具有稍高的能力和较低的压力降，但在操作弹性范围内效率损失增大。

气体分布不均

从 1989 年的试验可以看出，塔盘下垂会造成气体分布的不均。后来在 1994 年试验中，对气体分布和塔盘下垂都进行了修正，获得了非常好的试验效果。但是，气体分布不均和塔盘下垂这两种情况对效率损失的影响没有单独进行定量研究。

定 义

鼓泡面积

穿流塔盘的鼓泡面积定义为下列两种面积中较小者：(1) 塔横截面积；或 (2) 沿开孔区圆周向外延伸 3 in (76.2 mm) 后所包围的面积减去堵孔条及支撑梁等所占面积。

开孔面积

塔盘上扣除所有焊缝重叠等部分的面积后所有开孔面积的总和。

开孔率

开孔面积除以鼓泡面积的百分数。

塔段

塔段由具有相对恒定的汽、液相负荷的一定数量的平衡级所构成。在大多数分馏塔中，至少有两个不同负荷条件的塔段——进料板上为一个塔段，进料板下为一个塔段。带有侧线抽出或在不同塔盘上有多股进料的分馏塔可能有三个或三个以上的塔段。在真空分馏塔中，由于气体密度的变化，可能有几个不同负荷的塔段。为了获得分馏塔的最大负荷，应该确定塔内不同位置上汽、液两相的流量和物性。最大负荷可能出现在顶板或者底板甚至中间某一层塔盘上。

操作弹性，操作范围和操作灵活性

操作弹性指的是在保持 L/V 不变的前提下，塔盘维持适宜操作性能的最大气体流率和

最小气体流率之比。操作范围是一个类似的术语，它用液泛负荷的百分率表示。例如，操作范围为液泛负荷的 40% ~ 96%，相当于操作弹性 2.4。操作灵活性是用于对比不同设计方案时的术语，例如：操作弹性大的塔盘就比操作弹性小的塔盘灵活性大。

气相负荷

气相负荷定义为以 $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ 表示的气体流量和密度比平方根的乘积。

$$V_{\text{Load}} = Q_v \sqrt{\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)}} \quad (3.1 - 1)$$

液相负荷

液相负荷定义为以 $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ 表示的液体流量。

$$L_{\text{Load}} = \frac{Q_L}{K_0} \quad (3.1 - 2)$$

式中 V_{Load} ——气相负荷， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；
 Q_v ——气体体积流量， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；
 ρ_v ——气体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ ；
 ρ_L ——液体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ ；
 L_{Load} ——液相负荷， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；
 Q_L ——液体体积流量， $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$ ；
 K_0 ——常数，US 英制 448.8(SI 制 3600)。

能力因子(C_x)

能力因子定义为气相负荷除以鼓泡面积或者塔横截面积的比值，分别用下标 b 或 s 表示。

设计考虑因素

塔径

根据 F.R.I. 对安装有限几块塔盘的 8ft 直径塔设备的试验数据可知，如果塔盘安装得水平，塔径对塔盘的操作性能没有造成负面影响。但是 F.R.I. 的一个会员公司报道了穿流塔盘放大时产生严重问题的例子，并且说明会继续加紧对穿流塔盘的研究。过了相当长一段时间后，F.R.I. 的穿流塔盘数据仍然很少。有一篇报道*对塔盘操作性能变差的原因提供了一些意见，认为如果综合考虑塔内塔盘数的影响，就像填料塔一样，汽、液相周期进行再分布，也许能解释这个现象。当然，对易结垢体系来说，这个理由有些说不通，因为就是出于这个目的才对易结垢体系采用穿流塔盘。

* Zuiderweg, F. J., de Groot, J. H., Meeboer, B., van der Meer, D., "Scaling up Distillation Plates", I. Chem. E. Symposium Series, Brighton, England, September, 1969.

孔径

无论对压力分馏塔还是真空分馏塔，最佳孔径范围都是 $1/2 \sim 1\text{in}(12.7 \sim 25.4 \text{ mm})$ 。与 $1/2\text{in}(12.7\text{mm})$ 开孔相比， $1 \text{ in}(25.4 \text{ mm})$ 的开孔具有更高的效率，但能力相对稍低。

开孔型式

F.R.I. 的设计方法和核算方法都是针对圆孔的。有几种专利塔盘采用的是槽形开孔，采用这种专利塔盘时，建议使用专利商提供的能力、压力降和效率关联式。设计中可以采用

“水力当量直径”作为一种近似直径，它等于4倍的开孔面积与周长之比。有一点需要注意：F.R.I. 没有非圆形孔的数据，所以没有开发相关的模型。

开孔率

开孔率增大，塔盘的允许气速也随之增大。但是，当开孔率超过20%以后，塔盘效率就会降低。对于大多数分离过程，最佳开孔率一般在20%~25%范围内。对于设计一个新塔来说，推荐使用最大开孔率25%为初始点。但是，对于某些塔设备，也可以使用高达30%的开孔率，能大大提高现有塔设备的能力，当然塔盘效率会有损失。

孔间距

不推荐使用大于3in(76.2 mm)的孔间距。

塔盘板厚度

F.R.I. 的试验表明，一般来说，对于同一尺寸的开孔，减小塔盘板厚度可以增加塔盘效率和压力降。不过，非常薄的塔盘板以及在负荷下产生的塔盘下垂所造成的效率损失，要比稍薄于常规板厚的塔盘所获得的效率好处大很多，而且较厚的塔盘的抗振动与脉动能力更强。

开孔圆整

穿流塔盘的开孔沿着冲孔方向向内应该经过打磨，手感是光滑的。相反，冲孔出来的一面是有毛刺的，有毛刺的一面应当面向气体流动方向安装。

板间距

随着板间距增大，塔盘的允许负荷相应增加，全塔效率也随之提高。当板间距超过24in(0.610 m)以后，能力和效率提高的效果就不明显了。与板间距较小的塔相比，板间距大则需要的塔径较小，塔的总高度增加，但是需要的塔盘数较少。通常，板间距为18~24in(0.450~0.610 m)时，塔的投资最小。随着板间距减小，塔盘的操作弹性也减小。

与压力塔相比，真空塔的板间距设计得较小是比较经济的，因为通常都希望真空塔在相对较低的气速下操作，以保持较低的塔盘压力降。

塔径近似估算

专题报告 No.102 对穿流塔盘的性能预测模型进行了修正。在本节和下一节中用了专题报告 No.102 中开发的一些新模型。设计时，近似穿流塔盘面积可由下式估算：

$$A_B = \frac{(V_{Load} - M_E L_{Load})_{max} S_{cb}}{K^* J_1 J_2 J_3 J_H} \quad (3.1 - 3)$$

式中 A_B ——鼓泡面积，ft²(m²)；

S_{cb} ——安全因子(见第3.2节)；

K^* ——常数，US英制1.0(SI制0.3048)。

$$J_H = \exp(-K_1 - K_2 \ln(d_h) - K_3 (\ln(d_h))^2) \quad (3.1 - 4)$$

式中 d_h ——孔径，in(m)；

J_H ——模型参数；

K_1 ——常数，US英制0.07005(SI制1.0593)；

K_2 ——常数，US英制0.1371(SI制0.40156)；

K_3 ——常数，US英制0.036(SI制0.036)。

$$J_1 = -0.8452 + 0.622 \ln \varphi - 0.07003 (\ln \varphi)^2 \quad (3.1-5)$$

式中 J_1 ——模型参数；

$$\varphi \text{——开孔率} = \frac{\text{开孔面积}}{\text{鼓泡面积}} \times 100$$

注：F.R.I. 数据库中不含 $\varphi < 8.6$ 的数据。当 $\varphi = 5.335$ 时， J_1 趋近于 0。

$$J_2 = K_4 + K_5 \ln(T_S) \quad (3.1-6)$$

式中 T_S ——板间距，in(m)；

J_2 ——模型参数；

K_4 ——常数，US 英制 -0.0639(SI 制 1.1680)；

K_5 ——常数，US 英制 0.3354(SI 制 0.3354)。

注：F.R.I. 数据库中不含 $T_S < 12$ in(305 mm) 的数据。当 $T_S = 1.21$ in(0.0307m) 时， J_2 趋近于 0。

$$J_3 = \exp(1.2361 + 0.7534 \ln(\sqrt{\rho_V/\Delta\rho}) + 1.9198 \ln(J_1 J_2 J_H) + 1.2679 [\ln(\sqrt{\rho_V/\Delta\rho})] [\ln(J_1 J_2 J_H)]) \quad (3.1-7)$$

如果 $J_3 > 1$ ，令 $J_3 = 1$ ；

$$M_E = -1.3287 + 0.2725 \ln(\sqrt{\rho_V/\Delta\rho}) \quad (3.1-8)$$

式中 ρ_V ——气体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

$\Delta\rho$ —— $\rho_L - \rho_V$ ，lb/ft³(kg/m³)；

J_3 ——模型参数；

M_E ——模型参数。

为了便于快速估算，图 3.1-3，3.1-4，和 3.1-5 中分别给出了能力参数 J_1 ， J_2 和 J_H 的关系曲线。图中给出了安全因子为 1.0 时，设计负荷条件下发生液泛的塔截面积。为提供一定的安全余量，推荐安全因子取 1.2~1.3。按这种方法设计的塔设备，在最大设计负荷操作时处于液泛点的 80%，但是为了获得最高效率，穿流塔盘需要在更高的负荷下操作。根据公式(3.1-3)计算的塔径一般要圆整到最接近的公称塔径。

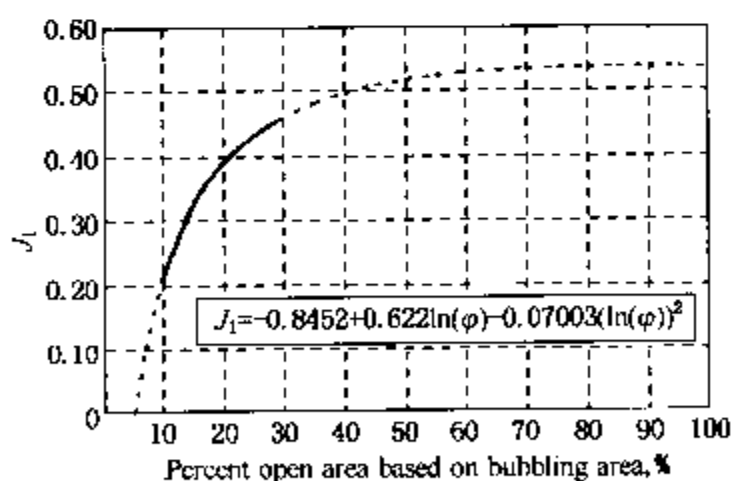


图 3.1-3 逆流塔盘的能力参数 J_1

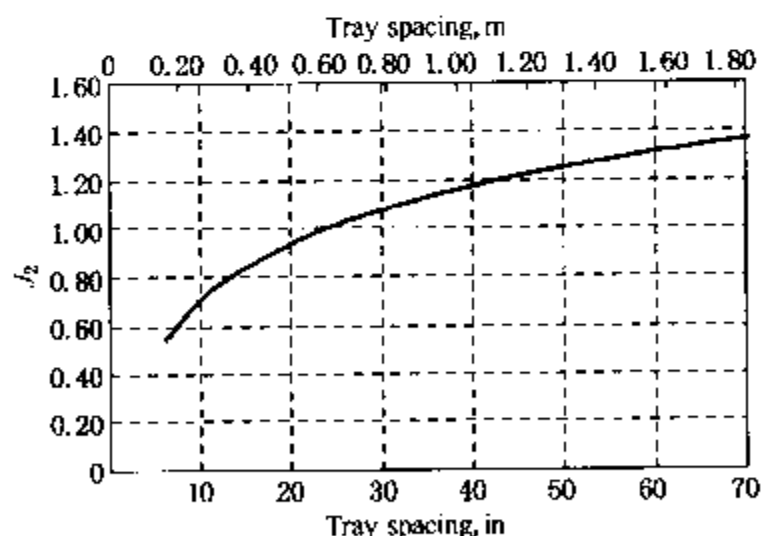


图 3.1-4 逆流塔盘的能力参数 J_2

已知塔径的塔盘设计

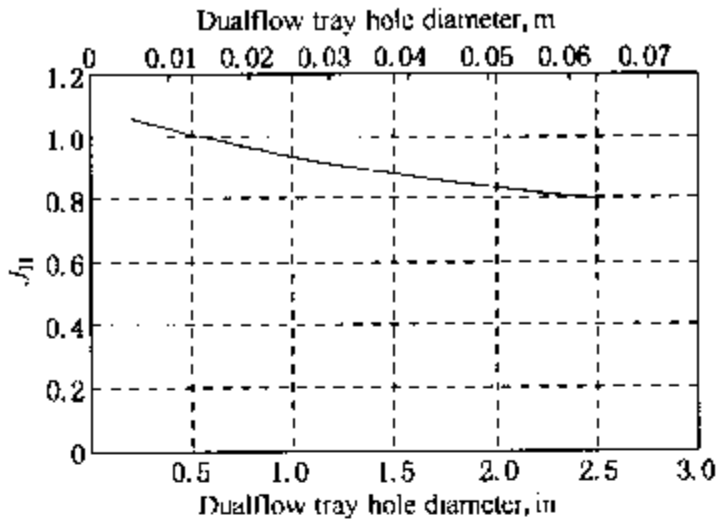


图 3.1-5 逆流塔盘的能力参数 J_H

在给定塔径条件下，为了达到预期的分离效果，有多个板间距、孔径及开孔率组合的设计方案。如果在最大负荷条件下，超负荷量或安全因子取最小值，那么这样设计的塔盘在最小负荷条件下其效率将最高。这就是设计时应尽量采用合理、较低的安全因子的原因。

有一点需要注意，如果根据液泛点确定的“设计点”取较大的安全因子，那么“设计点”不会处于效率的峰值。安全因子取得越大，在“设计点”操作越要注意。

前面讨论的一般性的设计依据同样适用于已知塔径和板间距的塔盘设计。在对几种可选的设计方案计算其安装费用后，才能做出最终的选择。

压力分馏塔

为了使塔盘在最大设计负荷下达到足够高的能力，同时在最小负荷条件下获得较高的效率，必须满足下面的公式：

$$J_1 = \frac{(V_{\text{Load}} - M_E L_{\text{Load}}) S_{cb}}{K^* J_2 J_3 J_H A_B} \quad (3.1-9)$$

该公式需要进行迭代计算，因为 $J_3 = f(\ln(J_1 J_2 J_H))$

根据上述公式计算出 J_1 后，再由公式(3.1-5)确定相应开孔率。设计时，应该计算出塔内各塔段的 J_1 值。

真空分馏塔

设计真空操作的穿流塔盘时，通常要求各塔段具有相对恒定的压力降。因此，塔盘开孔面积沿塔向上逐渐增大，以弥补沿塔向上气速越来越大的特性。

塔盘压力降的最大设计允许值可由下式计算：

$$\Delta P_{\text{dsg}} = \frac{\text{塔内允许的总压力降}}{\text{塔盘数}} \quad (3.1-10)$$

为了进行估算，塔盘数取理论板数除以塔盘效率 0.5，再加上由于进料板位置等因素影响而额外增加的塔盘数。

有些分离过程需要的塔盘数非常多，所以需要两个或多个分馏塔串联起来，分馏塔之间还需要有全凝和再汽化装置。提供恒定压力降下所需开孔面积的计算方程如下所示：

$$A_h = \frac{V_{\text{Load}}}{\left(\frac{1.5 \Delta P_{\text{dsg}}}{J_5 + J_6} - 0.35 \right)^{0.5}} \quad (3.1-11)$$

上式中的 J_5 和 J_6 项可根据第 3.3 节的内容获得。

最终设计核算

按照上述方法完成初步设计后，对塔盘的能力、效率、压力降及其他限制因素可采用下

面各节中所述方法进行核算。

3.2 液 泛

气体从穿流塔盘上液层的波谷穿过时，会夹带着液体向上喷射或飞溅。当气速增加时，喷射流升高，有部分雾沫将穿过上一层塔盘。随着气速的增加，一旦喷射流高度超过板间距时，塔盘上就发生液泛。

穿流塔盘的特点是塔盘上的液体呈波浪状晃荡。在相对较低的气速下，任何抑制波动的因素都可能使塔盘发生液泛。例如，粘性液体和易起泡液体可能会降低穿流塔盘的能力。

液泛气相负荷

有两个关联式可用于计算泛点气相负荷。第一个关联式称为设备极限关联式，适用于小开孔率或小板间距的低压体系。大板间距或大开孔率的高压体系常用第二个关联式(称为体系极限关联式)计算。对给定的穿流塔盘设计，液泛气相负荷的计算公式如下所示，术语表改在第3.8节中：

$$(V_{\text{Load}} - M_E L_{\text{Load}})_{\text{flood}} = K^* J_1 J_2 J_3 J_H A_B \quad (3.2-1)$$

或

$$(V_{\text{Load}} - M_S L_{\text{Load}}) = K_6 K^* J_3 A_B (1 - F) \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.25} \quad (3.2-2)$$

式中

$$1 - F = \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}}{1 + 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}} \quad (3.2-3)$$

$$M_S = -0.9357 + 0.3355 \ln \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} + 0.03068 \left(\ln \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} \right)^2 \quad (3.2-4)$$

或者当 $J_1 J_2 < 0.52$ 时，令 $M_S = M_E$ 。

式中 ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_V ——气体密度，lb/ft³(kg/m³)；

σ ——表面张力，dyn/cm(N/m)；

K_6 ——常数，US 英制 0.73(SI 制 8.214)；

M_E ——见公式(3.1-8)。

液泛负荷应取公式(3.2-1)或(3.2-2)计算结果的较小者。上述两个液泛负荷公式还可以改写成计算恒定 L/V 下液泛气相负荷的计算公式：

$$(V_{\text{Load}})_{\text{flood}} = \frac{R}{R - M_E} J_1 J_2 J_3 J_H K^* A_B \quad (3.2-5)$$

或

$$(V_{\text{Load}})_{\text{flood}} = \frac{R}{R - M_S} K_6 J_3 J_H K^* A_B (1 - F) \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.25} \quad (3.2-6)$$

式中

$$R = \frac{V_{Load}}{L_{Load}} \quad (3.2 - 7)$$

液泛负荷应取两个结果中较小的一个。

置信度(安全因子)

置信度确实促进了塔器设计的发展。液泛关联式为经验关联式，在有些范围内与试验数据不太吻合。因为水力学液泛是个物理界限而不是一个操作缺陷，所以通常设计经验要求要有相当高的置信度。设计人员可能想根据安全因子或液泛分率来设计，但实际上设计的关键参数是置信度。当然，了解设计关联式对常规设计问题的不确定性是很重要的。

安全因子定义为液泛气相负荷模型预测值与最大设计气相负荷之比。

$$Safety\ Factor = \frac{V_{Load\ flood}}{(V_{Load\ design})_{max}}$$

在筛孔塔盘第 5.2 节的内容里全面讨论了安全因子。安全因子基本上表示塔设备不发生液泛的置信度，这取决于模型对数据库的数据拟合的程度。

穿流塔盘的液泛模型可见专题报告 No.102。将第 5.2 节中筛孔塔盘安全因子的定义，应用于穿流塔盘的液泛数据库，得到的平均安全因子 $S_m = 1.065$ ，标准偏差 $\sigma = 0.134$ 。用公式(5.2-4)可以得到下表，该表为塔设备不发生液泛时给定置信度下所需的安全因子，这主要取决于模型和数据库拟合程度。

| | | | | | | | | | |
|------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 所需安全因子 | 1.48 | 1.38 | 1.29 | 1.24 | 1.20 | 1.18 | 1.14 | 1.07 | 1.05 |
| 预测液泛百分数, % | 67 | 73 | 78 | 81 | 83 | 85 | 88 | 94 | 95 |

由于穿流塔盘的最大效率只有在 85% 液泛点以上时才出现。而设计时为了保证塔不发生液泛的置信度要达到 95%，需要在 78% 液泛点以下操作，所以这种情况使设计者很矛盾。

一个可能较好的方法是对整个塔包括辅助设施如重沸器、冷凝器和泵等进行系统的设计，使塔能够在正常塔盘负荷以上运行，从而使塔盘获得最佳操作性能。

虽然液泛分率和安全因子是常用的工业设计标准，但用置信度来代替更有保证，因此推荐使用置信度。这里的关联式有 6%~7% 的不恒定偏差。这意味着设计点取 94% 液泛点时，可能正好处于关联式(由试验数据拟合)的液泛点。按一定置信水平设计可以使关联式的偏差处于一定范围。有一点需要注意的是不要采用过高的置信水平。如果置信度从 90% 到 95% 提高了 5%，则塔截面积改变 3%；而置信度从 95% 到 99%，虽然只提高了 4%，但塔截面积改变了 5%。因此，不推荐使用过高的置信度。

3.3 压 力 降

穿流塔盘的压力降是由气体和液体间歇流动穿过塔盘的各部分产生的。每块塔盘的压力降会有轻微波动，但是塔内的每块塔盘与其他塔盘之间是相对独立的，因此经过几块塔盘段的压力降波动可以忽略不计。

这里提供的资料假定塔设备不受直径放大效应的影响。但可惜的是，这里只有一套 4ft (1.2m) 直径塔上非等距开孔的试验数据，所以无法说明塔径增加或不均匀孔间距对压力降有何影响。

另外, 还有一篇文献*报道了塔径增加使得塔设备压力降降低的情况。这个影响虽然没有得到 F.R.I. 数据的验证, 但用户需要考虑这种影响。

* Zuiderweg, F. J., de Groot, J. H., Meeboer, B., van der Meer, D., "Scaling up Distillation Plates", I. Chem. E. Symposium Series, Brighton, England, September, 1969

干板压力降

穿流塔盘的“干板”压力降指的是塔盘上没有液体时的压力降, 主要是塔盘总开孔面积、孔径和塔盘板厚的函数, 与塔盘冲孔出口端面还是入口端面朝向气体流动方向无关。

干板压力降关联式

穿流塔盘的干板压力降计算如下所示:

$$\Delta P_D = \frac{K_7 J_5 V_h^2 \rho_V}{\rho_L} \quad (3.3-1)$$

式中 V_h ——孔速, ft/s(m/s);

ΔP_D ——干板压力降, in 热液柱(m 热液柱);

J_5 ——干板压力降系数;

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——气体密度, lb/ft³(kg/m³);

K_7 ——常数, US 英制 1(SI 制 0.2734)。

系数 J_5 主要是开孔率、孔径板厚比以及开孔上表面圆整度的函数。公式(3.3-2)是计算 J_5 的关联式, 而图 3.3-1 是适用于冲孔入口端面或圆滑端面朝向气体流动方向的工业多孔塔盘。

$$\begin{aligned} J_5 = & (0.26515 - 0.0031208\varphi - 0.000042208\varphi^2 + 0.0000010899\varphi^3) + \\ & (0.050512 - 0.00062028\varphi - 0.000031462\varphi^2 + 0.00000045310\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right) + \\ & (-0.002635 - 0.000073322\varphi + 0.000011347\varphi^2 - 0.00000020858\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right)^2 + \\ & (0.000040518 + 0.0000059435\varphi - 0.00000059076\varphi^2 + 0.000000011204\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right)^3 \end{aligned} \quad (3.3-2)$$

公式(3.3-3)也是计算 J_5 的关联式, 适用于冲孔出口方向或带毛刺的端面朝向气体流动方向的工业多孔塔盘, 也可由图 3.3-2 获得(见专题报告 No. 20)。

$$\begin{aligned} J_5 = & (0.28676 - 0.0039627\varphi - 0.000085487\varphi^2 + 0.0000027433\varphi^3) + \\ & (0.028299 - 0.0012114\varphi + 0.000088382\varphi^2 - 0.0000023225\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right) + \\ & (-0.00097889 + 0.00012331\varphi - 0.000012086\varphi^2 + 0.00000031706\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right)^2 + \\ & (0.0000040641 - 0.0000034591\varphi + 0.00000041586\varphi^2 - 0.000000011181\varphi^3)\left(\frac{d_h}{t}\right)^3 \end{aligned} \quad (3.3-3)$$

式中 J_5 ——干板压力降系数;

d_h ——孔径, in(m);

t ——塔盘板厚度, in(m);
 φ ——鼓泡面积上的开孔率, %。

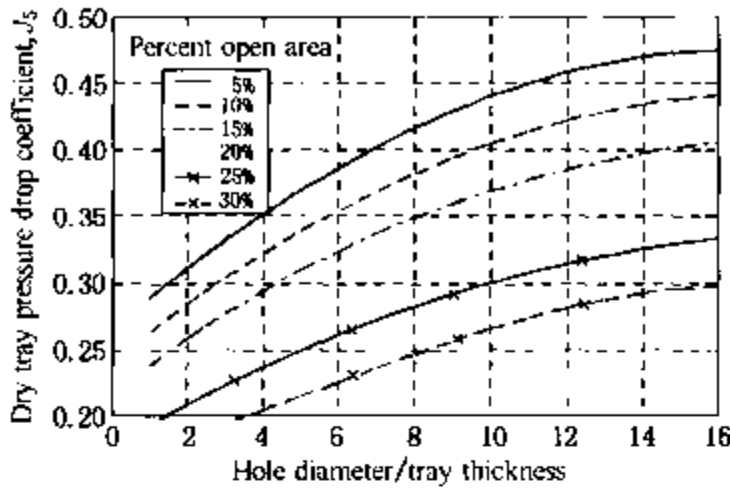


图 3.3-1 干板压力降系数 J_5 , 适用于冲孔入口端面或圆滑端面朝向气体流动方向的工业多孔塔盘 ($Re > 4000$)

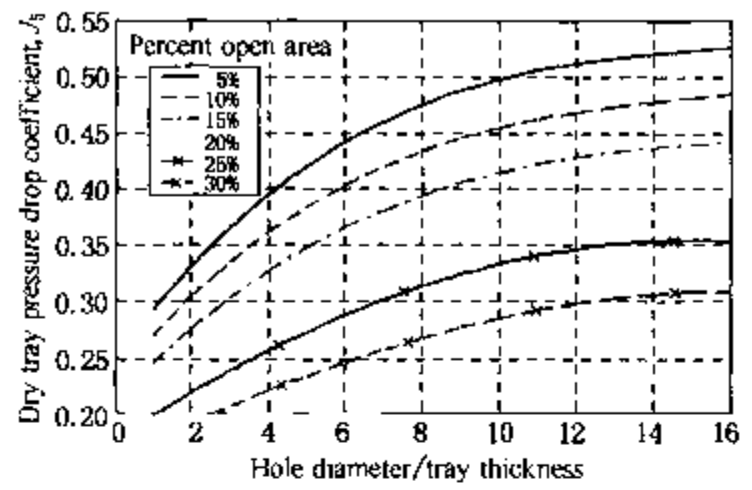


图 3.3-2 干板压力降系数 J_5 , 适用于冲孔出口端面或带毛刺的端面朝向气体流动方向的工业塔盘 ($Re > 4000$)

湿板压力降

穿流塔盘的压力降和持液量是气液相流量、密度以及干板压力降的复杂函数。因为前面提到过的波动原因, 压力降会随着时间变化而升高或降低。如果用一个严格表达式来充分描述这一现象, 那么关联式中应该包括时间参数和塔盘上的位置参数。但是为了简化, 通常会忽略时间参数和位置参数, 而采用压力降和持液量的平均值。

总压力降

穿流塔盘的总压力降可用下面的公式计算:

当 $V_h^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} < K_8$ 时:

$$\Delta P = K_7 (J_5 + J_6) V_h^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (3.3-4)$$

当 $V_h^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} > K_8$ 时:

$$\Delta P = \frac{0.67}{K_{10}} (J_5 + J_6) \left(K_9 V_h^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} + 0.35 \right) \quad (3.3-5)$$

式中 ΔP ——压力降, in 热液柱 (m 热液柱);
 K_8 ——常数, US 英制 0.7 (SI 制 0.065);
 K_9 ——常数, US 英制 1 (SI 制 10.764);
 K_{10} ——常数, US 英制 1 (SI 制 39.37)。

上面公式中的 J_6 项可由下式计算:

$$J_6 = \frac{4.6 + K_{11} (HS - d_h)}{0.5 + Q^{2/3}} \quad (3.3-6)$$

式中 HS ——孔间距, in(m);
 d_h ——孔径, in(m);
 Q ——公式 (3.3-7) 或 (3.3-8) 定义的参数;
 K_{11} ——常数, 英制 6.1 (SI 制 240.16)。

$$Q = \frac{Q_v}{L_{\text{load}}} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (3.3-7)$$

或
$$Q = \frac{\text{气体流量 lb/s}}{\text{液体流量 lb/s}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} = \frac{\text{气体流量 kg/s}}{\text{液体流量 kg/s}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} \quad (3.3-8)$$

当 $Q < 2.0$ 时，由上式计算的压力降过低，所以这些公式只适用于 $Q \geq 2.0$ 的情况。还有一点需要注意的是， Q 的倒数通常作为“流动参数”出现在填料塔的设计公式中。

孔间距

开发压力降模型所用的数据是开孔采用等边三角形排列的塔盘的试验数据(有少量数据来自用堵孔条堵孔的等边三角形排列的塔盘)。图 3.3-3 所示为非等边三角形布孔的排布图。只有 1994 年 7~8 月的进展报告中的数据是非等边三角形排列的塔盘数据。该数据是在 8ft(2.44m) 直径的试验塔上测得的，所以无法得到一个确定的结论说明孔间距对塔径的影响。当上述模型采用较大的孔间距时，试验值和模型才吻合得较好。公式 (3.3-9) 可用于计算按等边三角形排列的较大的孔间距。

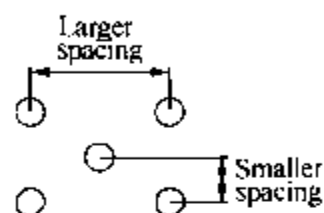


图 3.3-3 非等边三角形排列的布孔详图

$$HS = 0.9513 \frac{d_h}{\sqrt{OA}} \quad (3.3-9)$$

式中 OA ——开孔率，定义为开孔面积与鼓泡区面积之比。

这一间距将使压力降最大化，因此在程序 DRP 中采用。

清液层高度

穿流塔盘的清液层高度可用下式计算：

$$h_L = \Delta P - K_7 J_5 \left(\frac{Q^{2/3} + 1}{Q^{2/3}} \right)^2 \left(\frac{Q^{2/3} - 1}{Q^{2/3}} \right) \left(V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \quad (3.3-10)$$

3.4 效 率

穿流塔盘的效率是开孔率、孔径板厚比、板间距、汽液相物性、实际负荷与液泛负荷的比率或者负荷参数的函数。通常负荷为液泛分率的 80%~98% 时效率达到峰值。如果塔设备必须在较低的负荷下操作，那么效率就会低于峰值。效率损失可能会比较大，特别是对大直径塔。大塔保持一定的塔盘水平度也更困难，F.R.I. 的数据表明塔盘水平度在低操作气速下比在高气速下影响更大。应按每个塔段中最低设计负荷对应的效率来计算相应各塔段的塔盘数。

气体密度法

下面所述的方法是基于将汽相密度作为物性参数和负荷参数而开发的。该方法仅适用于 mG/L 的值在 0.5~2.0 之间的蒸馏系统，不能用于矿物油吸收塔或汽提塔。开发该模型使用的是 1967 年的液泛点关联式，后来根据 TR102 喷射液泛模型对该模型进行了修正。由该模型计算的效率百分数包含四个参数 E_1 、 E_2 、 E_3 和 E_4 ，可根据公式 (3.4-1) 计算效率：

$$E_o = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 \quad (3.4-1)$$

在上面的公式中， E_1 表示负荷参数和气体密度对效率的影响。公式 (3.4-2) 为 E_1 的关联式，该关联式的曲线可见图 3.4-1。

$$E_1 = (D_1 + D_2 \rho_v + D_3 \rho_v^2 + D_4 \rho_v^3) + (D_5 + D_6 \rho_v + D_7 \rho_v^2 + D_8 \rho_v^3) LP + (D_9 + D_{10} \rho_v +$$

$$D_{11}\rho_V^2 + D_{12}\rho_V^3)LP^2 + (D_{13} + D_{14}\rho_V + D_{15}\rho_V^2 + D_{16}\rho_V^3)LP^3 \quad (3.4 - 2)$$

式中 E_1 ——效率参数, %;

LP ——负荷参数, %;

ρ_V ——气体密度, lb/ft³(kg/m³)。

当 $20 < LP < 80$ 时

D_1 ——常数, US 英制 5.126(SI 制 5.126);

D_2 ——常数, US 英制 9.0584(SI 制 0.565498);

D_3 ——常数, US 英制 38.02(SI 制 0.148174);

D_4 ——常数, US 英制 -17.487(SI 制 -0.004255);

D_5 ——常数, US 英制 0.49663(SI 制 0.49663);

D_6 ——常数, US 英制 2.095(SI 制 0.130787);

D_7 ——常数, US 英制 -3.0462(SI 制 -0.011872);

D_8 ——常数, US 英制 1.1214(SI 制 0.000273);

D_9 ——常数, US 英制 9.0425E-3(SI 制 9.0425E-3);

D_{10} ——常数, US 英制 -0.040799(SI 制 -0.002547);

D_{11} ——常数, US 英制 0.069062(SI 制 2.6915E-3);

D_{12} ——常数, US 英制 -0.026336(SI 制 -6.4075E-6);

D_{13} ——常数, US 英制 -7.0106E-5(SI 制 -7.0106E-5);

D_{14} ——常数, US 英制 2.6219E-4(SI 制 1.6368E-5);

D_{15} ——常数, US 英制 -4.9393E-4(SI 制 -1.9250E-6);

D_{16} ——常数, US 英制 1.8953E-4(SI 制 4.6112E-8)。

当 $LP > 80$ 时, 若 $LP > 94\%$, 令 $LP = 94\%$

D_1 ——常数, US 英制 -79.417(SI 制 -79.417);

D_2 ——常数, US 英制 -16.704(SI 制 -1.0428);

D_3 ——常数, US 英制 52.981(SI 制 0.20648);

D_4 ——常数, US 英制 -51.437(SI 制 -0.01251);

D_5 ——常数, US 英制 1.6451(SI 制 1.6451);

D_6 ——常数, US 英制 0.76083(SI 制 0.047497);

D_7 ——常数, US 英制 0.27906(SI 制 0.001088);

D_8 ——常数, US 英制 1.3117(SI 制 0.000319);

D_9 ——常数, US 英制 2.0339E-2(SI 制 0.020339);

D_{10} ——常数, US 英制 0.01314(SI 制 8.2030E-4);

D_{11} ——常数, US 英制 -0.036346(SI 制 -1.4165E-4);

D_{12} ——常数, US 英制 -9.0507E-3(SI 制 -2.2020E-6);

D_{13} ——常数, US 英制 -2.2672E-4(SI 制 -2.2672E-4);

D_{14} ——常数, US 英制 -1.5217E-4(SI 制 -9.4997E-6);

D_{15} ——常数, US 英制 2.7577E-4(SI 制 1.0747E-6);

D_{16} ——常数, US 英制 9.4051E-6(SI 制 2.2882E-9)。

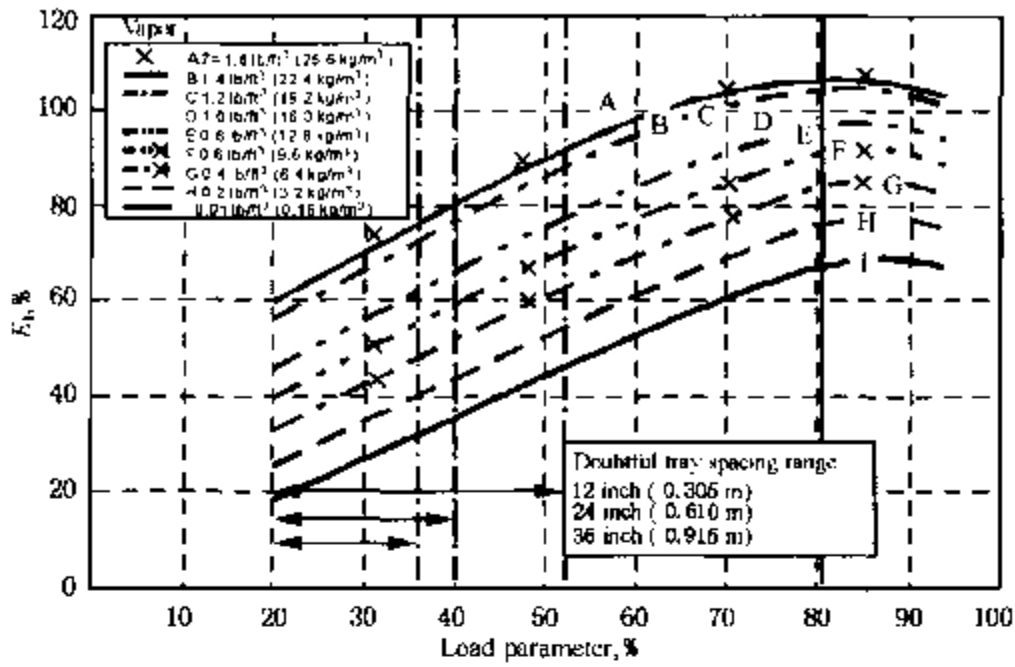


图 3.4-1 效率参数 E_1 与气体密度的关系曲线

图 3.4-1 适用于负荷参数 LP 在 20% ~ 94% 的范围内，但是该方法的使用范围还存在疑问，因此不推荐用于穿流塔盘的效率计算。在图 3.4-1 上用垂直虚线划出了的存在疑问的区域，因为构建该区域模型的试验数据有误。如果在该区域设计，可用双膜计算法对效率进行校核。存在疑问的区域范围大小取决于板间距，板间距为 12in(0.305 m)时有误区域最宽(负荷参数 20% ~ 52%)；板间距为 36 in(0.915 m)时最窄(负荷参数 20% ~ 36%)；板间距为 24 in(0.610m)时计算 E_1 的有误区域范围是负荷参数 20% ~ 40%。公式(3.4-2)有两套计算常数，当负荷参数在 20% ~ 80% 范围内时使用第一套，当负荷参数超过 80% 后使用第二套，负荷参数的上限是 94%。图 3.4-1 使用的负荷参数是由式(3.4-3)计算的。

负荷参数

最小负荷条件下塔段内的实际“汽相 + 液相”负荷占最大负荷的百分率就称之为负荷参数。

$$LP = \frac{100(V_{Load} - M_E L_{Load})_{min}}{A_B(K^* J_1 J_2 J_3 J_H)} \quad (3.4-3)$$

上述所有参数的定义在本手册的第 3.1 节中都有叙述。设计时的效率值可取最小推荐操作速率下的效率，该效率包含合适的安全因子。因为这些塔盘能力的操作弹性较差，所以在需要大操作弹性的设计中要特别注意。

气体密度和板间距对效率值的影响可用 E_2 表示， E_2 计算式见公式(3.4-4)：

$$E_2 = (D_{17} + D_{18} T_S + D_{19} T_S^2) + (D_{20} + D_{21} T_S + D_{22} T_S^2) \rho_V + (D_{23} + D_{24} T_S + D_{25} T_S^2) \rho_V^2 \quad (3.4-4)$$

式中 E_2 ——效率参数，%；

T_S ——板间距，in(mm)；

ρ_V ——气体密度，lb/ft³(kg/m³)；

D_{17} ——常数，US 英制 - 32.208(SI 制 - 32.208)；

D_{18} ——常数，US 英制 1.9087(SI 制 0.0751457)；

D_{19} ——常数，US 英制 - 0.023757(SI 制 - 3.68234E - 05)；

D_{20} ——常数，US 英制 - 15.782(SI 制 - 0.98524)；

D_{21} ——常数，US 英制 0.70169(SI 制 0.00172461)；

D_{22} ——常数, US 英制 - 0.0028153(SI 制 - 2.72418E - 07);

D_{23} ——常数, US 英制 - 0.092048(SI 制 - 3.58734E - 04);

D_{24} ——常数, US 英制 - 0.095974(SI 制 1.47258E - 05);

D_{25} ——常数, US 英制 - 0.0033298(SI 制 - 2.01145E - 08)。

图 3.4-2 是 E_2 的关联曲线图。

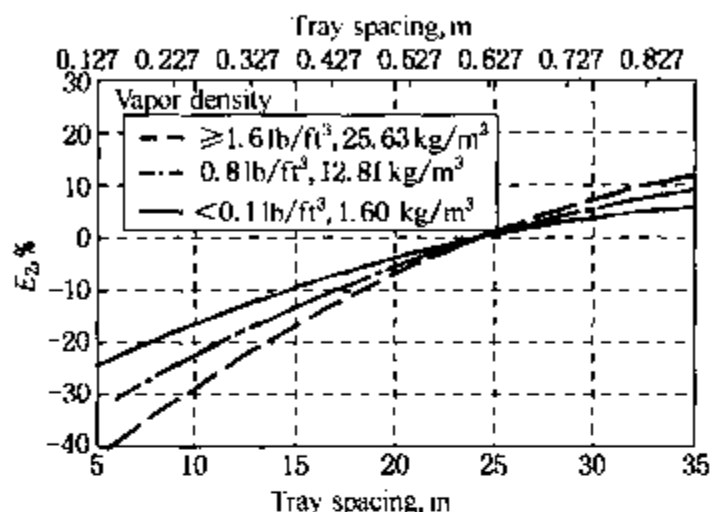


图 3.4-2 效率参数 E_2 与气体密度的关联曲线

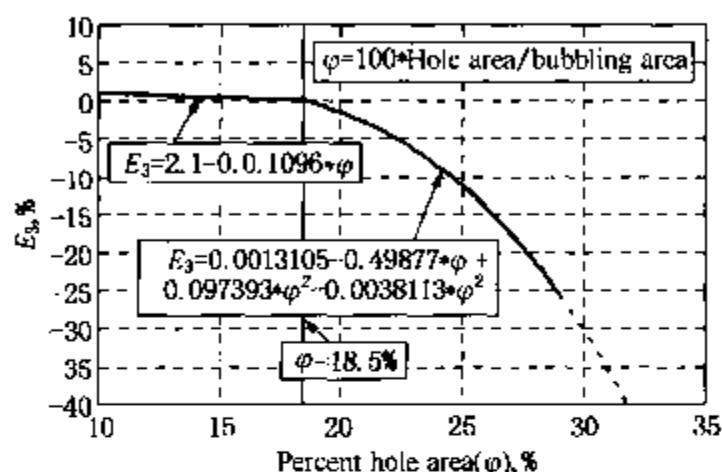


图 3.4-3 效率参数 E_3 与气体密度的关联曲线

图 3.4-3 说明了开孔率 φ 对气体效率参数 E_3 的影响。 E_3 关联式包括两部分：第一个关联式用于开孔率低于 18.5% 的情况，见公式(3.4-5)；第二个关联式用于开孔率大于或等于 18.5% 的情况，见公式(3.4-6)。

$$E_3 = D_{26} + D_{27}\varphi \quad \varphi < 18.5\% \quad (3.4-5)$$

$$E_3 = D_{28} + D_{29}\varphi + D_{30}\varphi^2 + D_{31}\varphi^3 \quad \varphi \geq 18.5\% \quad (3.4-6)$$

式中 E_3 ——效率参数, %;

φ ——开孔面积/鼓泡区面积 $\times 100\%$;

D_{26} ——常数, US 英制 2.1(SI 制 2.1);

D_{27} ——常数, US 英制 0.1096(SI 制 0.1096);

D_{28} ——常数, US 英制 0.0013105(SI 制 0.0013105);

D_{29} ——常数, US 英制 - 0.49877(SI 制 - 0.49877);

D_{30} ——常数, US 英制 0.097393(SI 制 0.097393);

D_{31} ——常数, US 英制 - 0.0038113(SI 制 - 0.0038113)。

因为该模型是根据开孔率为 29% 或更小开孔率的试验数据得到的, 所以超过这个开孔率的预测结果是不可靠的。

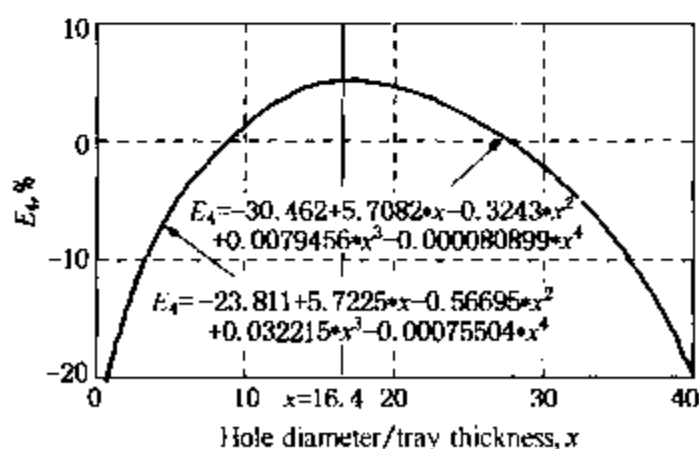


图 3.4-4 效率参数 E_4 与气体密度的关联曲线

图 3.4-4 给出了孔径板厚比对气体密度法计算效率的影响。该图包括两个关联式：一个用于孔径板厚比小于 16.4 的情况，见公式(3.4-7)，另一个用于孔径板厚比大于或等于 16.4 的情况，见公式(3.4-8)。

$$E_4 = D_{32} + D_{33}x + D_{34}x^2 + D_{35}x^3 + D_{36}x^4 \quad x < 16.4 \quad (3.4-7)$$

$$E_4 = D_{37} + D_{38}x + D_{39}x^2 + D_{40}x^3 + D_{41}x^4$$

$$x \geq 16.4 \quad (3.4-8)$$

式中 E_4 ——效率参数, %;
 x ——孔径板厚比;
 D_{32} ——常数, US 英制 - 23.811(SI 制 - 23.811);
 D_{33} ——常数, US 英制 5.7225(SI 制 5.7225);
 D_{34} ——常数, US 英制 - 0.56695(SI 制 - 0.56695);
 D_{35} ——常数, US 英制 - 0.032215(SI 制 - 0.032215);
 D_{36} ——常数, US 英制 - 7.5504E - 4(SI 制 - 7.5504E - 4);
 D_{37} ——常数, US 英制 - 30.462(SI 制 - 30.462);
 D_{38} ——常数, US 英制 5.7082(SI 制 5.7082);
 D_{39} ——常数, US 英制 - 0.3243(SI 制 - 0.3243);
 D_{40} ——常数, US 英制 - 7.9456E - 3(SI 制 - 7.9456E - 3);
 D_{41} ——常数, US 英制 8.0899E - 5(SI 制 8.0899E - 5)。

双膜计算法

下面就是双膜计算法预测穿流塔盘效率的公式, 该方法适用于任何穿流塔盘设备。

$$\frac{1}{-\ln(1 - E_{OC})} = \frac{1}{N_G} + \frac{mG}{N_L} \quad (3.4-9)$$

式中 N_G ——气相传质单元数;
 N_L ——液相传质单元数;
 m ——相平衡线斜率;
 G ——气体摩尔流速;
 L ——液体摩尔流速;
 E_{OC} ——“点”效率。

各相的传质单元数与汽液接触时间及气体流速有关。汽液接触时间是根据鼓泡区的清液层和泡沫层的有效体积持液量计算的。

相平衡曲线斜率 m

斜率 $m = dy^*/dx$, 可以从 $x - y$ 相图中的曲线得到。如果在操作范围内各组成对应的相平衡曲线的斜率变化不大, 建议对其斜率取一个平均值。在多组分体系中, 每个组成都对应着一个不同的斜率和塔盘效率值。

相平衡曲线斜率 m 可用下式计算:

$$m = \frac{\alpha}{[1 + X(\alpha - 1)]^2} \quad (3.4-10)$$

式中 X ——轻组分的摩尔分率;
 α ——相对挥发度。

清液层高度 h_L

可由公式(3.3-7)计算。

鼓泡面积气速 V_b ——基于鼓泡面积的气速。

$$V_b = \frac{Q_v}{A_B} \quad (3.4 - 11)$$

式中 V_b ——鼓泡面积气速, ft/s(m/s);
 Q_v ——气体体积流量, ft³/s(m³/s);
 A_B ——鼓泡区面积, ft²(m²)。

有效泡沫层高度 h_f

用公式(3.4-12)可计算 US 英制的 h_f 。

$$h_f = (1.214 + 0.54768 \log(h_L)) + 0.83922(\log(h_L))^2 + 0.54104(\log(h_L))^3 + \\ (0.36164 + 0.64721 \log(h_L) + 2.0491(\log(h_L))^2 + 2.9113(\log(h_L))^3) \log(V_b) + \\ (0.50507 - 0.034208 \log(h_L) - 0.92582(\log(h_L))^2 + 3.2822(\log(h_L))^3)(\log(V_b))^2 + \\ (0.60171 + 1.8006 \log(h_L) + 1.1353(\log(h_L))^2 + 3.0489(\log(h_L))^3)(\log(V_b))^3 \quad (3.4 - 12)$$

式中 h_f ——有效泡沫层高度, in。

要用公式(3.4-12)计算 SI 制的 h_f , 建议先将 h_L 和 V_b 由 SI 制换算成英制单位, 然后再将计算出的 h_f 由英制换算成 SI 制。此外, 还有一种方法, 可根据下面的图 3.4-5 得到有效泡沫层高度。

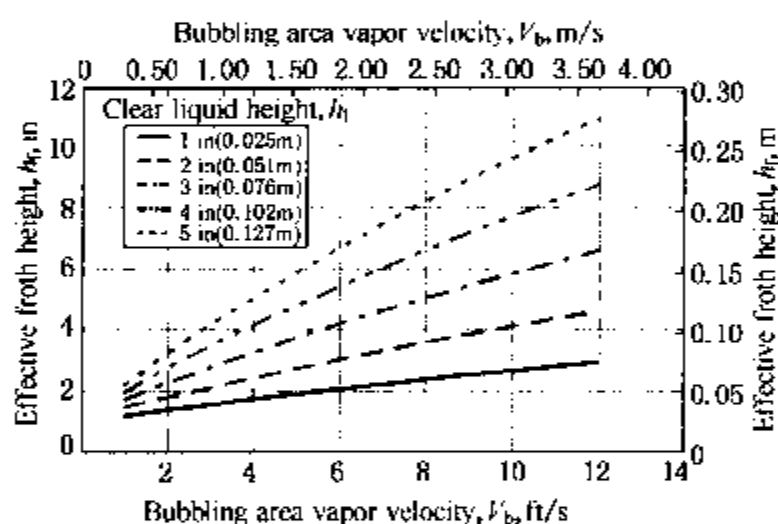


图 3.4-5 穿流塔盘的有效泡沫层高度

汽相接触时间: 可用下面的公式计算。

$$t_G = K_{12} \frac{h_f A_B}{Q_v} \quad (3.4 - 13)$$

式中 t_G ——气相接触时间, s;
 h_f ——有效泡沫层高度, in(m);
 A_B ——鼓泡区面积, ft²(m²);
 Q_v ——气体体积流量, ft³/s(m³/s);
 K_{12} ——常数, US 英制 0.0833(SI 制 1.0)。

液相接触时间: 可用公式(3.4-14)计算。

$$t_L = K_{13} \frac{h_L A_B}{Q_L} \quad (3.4 - 14)$$

式中 t_L ——液相接触时间, s;
 h_L ——清液层高度, in(m);
 A_B ——鼓泡区面积, ft²(m²);
 Q_L ——液体体积流量, gpm(m³/h);
 K_{13} ——常数, US 英制 37.40(SI 制 3600)。

液相传质单元数, N_L

下面有两个计算二元体系液相传质单元数的关联式。公式(3.4-15)用于鼓泡区气速 V_b 小于 5 ft/s(1.52 m/s)的情况, 公式(3.4-16)用于 V_b 为 5 ~ 25 ft/s(1.52 ~ 7.62 m/s)的情况。

$$N_L = K_{14} \frac{t_L V_b^{0.7287}}{(Sc_L)^{0.5}} \quad V_b < 5 \text{ ft/s} (1.52 \text{ m/s}) \quad (3.4-15)$$

$$N_L = K_{15} \frac{t_L V_b^{0.9309}}{(Sc_L)^{0.5}} \quad 5 \text{ ft/s} (1.52 \text{ m/s}) < V_b < 25 \text{ ft/s} (7.62 \text{ m/s}) \quad (3.4-16)$$

式中 N_L ——液相传质单元数；

Sc_L ——液相 Schmidt 准数；

K_{14} ——常数，US 英制 4.251(SI 制 10.1039)；

K_{15} ——常数，US 英制 2.978(SI 制 9.000)。

公式(3.4-15)和(3.4-16)的关联曲线可见图 3.4-6。图中左边用垂直实线隔开的阴影区域为公式(3.4-15)适用的区域，右边是公式(3.4-16)适用的区域。

多元体系的液相传质单元数关联式为下面的公式(3.4-17)和(3.4-18)：

$$N_L = K_{16} \frac{t_L V_b^{0.7287}}{(\mu_L)^{0.75}} \quad V_b \leq 5 \text{ ft/s} (1.52 \text{ m/s}) \quad (3.4-17)$$

$$N_L = K_{17} \frac{t_L V_b^{0.9309}}{(\mu_L)^{0.75}} \quad 5 \text{ ft/s} (1.52 \text{ m/s}) < V_b < 25 \text{ ft/s} (7.62 \text{ m/s}) \quad (3.4-18)$$

式中 N_L ——液相传质单元数；

μ_L ——液相粘度，cP(kg/(m·s))；

K_{16} ——常数，US 英制 0.1918(SI 制 0.002564)；

K_{17} ——常数，US 英制 0.1344(SI 制 0.002284)。

图 3.4-7 是液相接触时间的函数，图中左边阴影部分为公式(3.4-17)适用的区域，右边为公式(3.4-18)适用的区域。

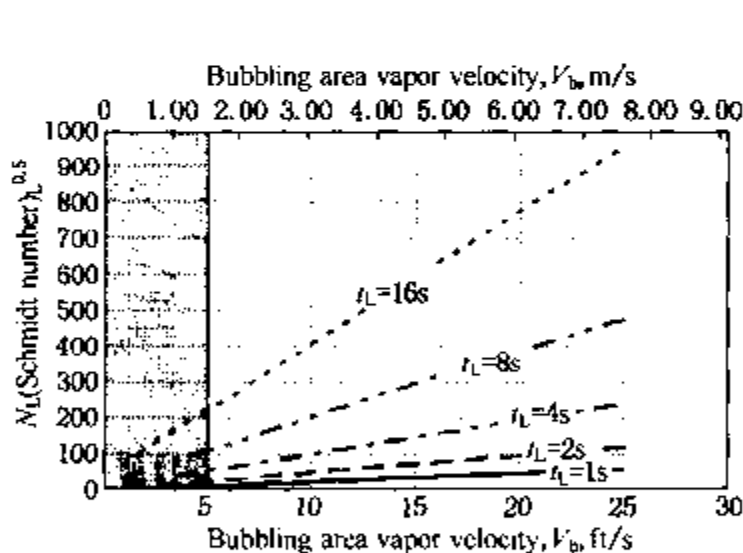


图 3.4-6 二元体系的穿流塔盘传质单元数

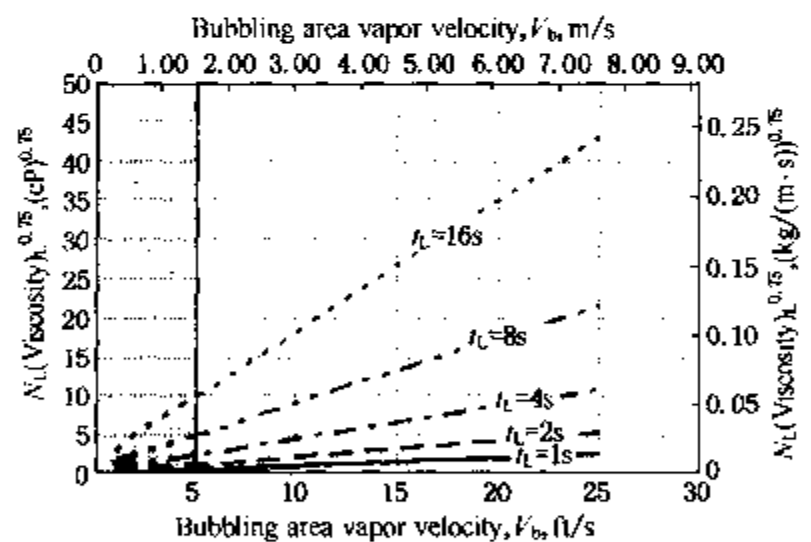


图 3.4-7 多元体系的穿流塔盘液相传质单元数

气相传质单元数 N_G

二元体系的气相传质单元数也可用两个关联式计算。公式(3.4-19)适用于鼓泡区气速 V_b 小于 14 ft/s(4.27 m)的情况，公式(3.4-20)适用于 V_b 为 14~25 ft/s(4.27~7.62 m)的情况。

$$N_G = 0.4590 \frac{t_G (K_{18} V_b + 5.0)^{1.584}}{(Sc_G)^{0.5}} \quad V_b < 14 \text{ ft/s} (4.27 \text{ m/s}) \quad (3.4-19)$$

$$N_G = 27.2 \frac{t_G \exp(K_{19} V_b^2)}{(Sc_v)^{0.5}} \quad 14 \text{ft/s}(4.27 \text{m/s}) < V_b < 25 \text{ft/s}(7.62 \text{m/s}) \quad (3.4-20)$$

式中 N_G ——气相传质单元数;

Sc_v ——气相 Schmidt 准数;

K_{18} ——常数, US 英制 1.0(SI 制 3.2808);

K_{19} ——常数, US 英制 0.003075(SI 制 0.0331)。

公式(3.4-19)和公式(3.4-20)绘于图 3.4-8。图中左边用垂直实线隔开的阴影部分为公式(3.4-19)适用的区域,右边为公式(3.4-20)适用的区域。

多元体系的气相传质单元数关联式为下面的公式(3.4-21)和(3.4-22),这两个关联式的曲线绘制在图 3.4-9 中:

$$N_G = 0.5901 \frac{t_G (K_{18} V_b + 5.0)^{1.584}}{(Sc_v)^{0.5}} \quad V_b \leq 14 \text{ft/s}(4.27 \text{m/s}) \quad (3.4-21)$$

$$N_G = 34.971 \frac{t_G \exp(K_{19} V_b^2)}{(Sc_v)^{0.5}} \quad 14 \text{ft/s}(4.27 \text{m/s}) < V_b < 25 \text{ft/s}(7.62 \text{m/s}) \quad (3.4-22)$$

图中左边阴影部分的面积适用于鼓泡区气速小于或等于 14 ft/s(4.27 m/s)的情况,右边的部分适用于鼓泡区气速在 14 ~ 25 ft/s(4.27 ~ 7.62 m/s)范围内的情况。

点效率

将 N_G 、 N_L 和 mG/L 代入公式(3.4-9)就可以得到点效率 E_{OG} 。图 3.4-10 所示为根据公式(3.4-9)计算的不同 N_G 对 $N_L/(mG/L)$ 的点效率图。

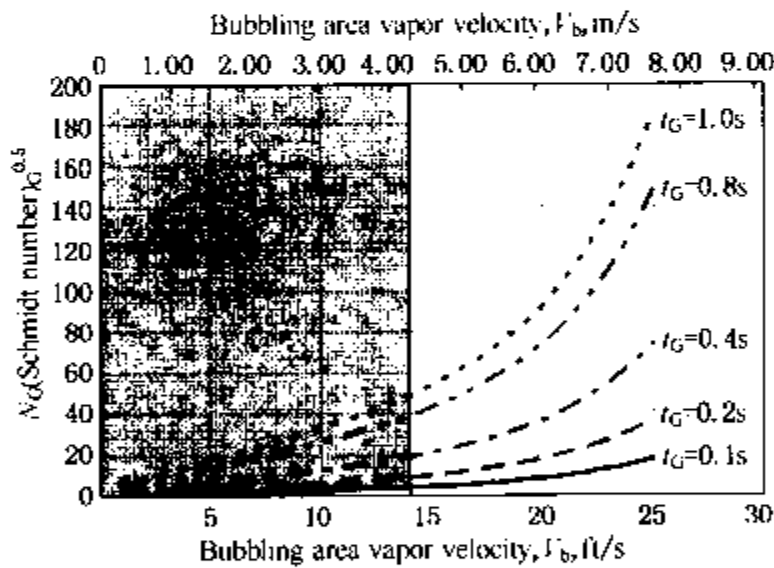


图 3.4-8 二元体系的穿流塔盘气相传质单元数

塔盘总效率:可用下式计算。

$$\left(\frac{mG}{L}\right)^{E_o} = 1 + E_{OG} \left(\frac{mG}{L} - 1\right) \quad (3.4-23)$$

当 $mG/L = 1$ 时:

$$E_o = n E_{OG} \quad (3.4-24)$$

参数 n 是塔盘上汽液相接触传质所需的理论级数,其值取决于板间距和汽相密度。用下面的公式(3.4-25)可以得到英制的 n 值:

$$n = (1.0487 + 0.11673 \log(\rho_v) + 0.040311 (\log(\rho_v))^2 - 0.0078183 (\log(\rho_v))^3) + \\ (0.014648 + 0.014399 \log(\rho_v) + 0.00069392 (\log(\rho_v))^2 - 0.0015285 (\log(\rho_v))^3) T_s +$$

$$(-1.6049E(-5) - 6.8206E(-5)\log(\rho_v) - 1.5863E(-6)(\log(\rho_v))^2 + 1.8467(\log(\rho_v))^2)T_s^2 \quad (3.4-25)$$

使用公式(3.4-25)也可计算得到SI制的结果,建议将 ρ_v 和 T_s 先由SI制换算成英制,得到结果后再换算成SI制。另外还有一种方法,可以用下面的图3.4-11得到汽液相接触传质所需的理论级数。

设计考虑因素

安全因子

不论用上述哪种方法得到的效率值,都要从计算结果中减去大约10%作为安全因子,这取决于置信极限以及所用关联式的准确性。根据本文第3.8节的内容可以对试验数据和由

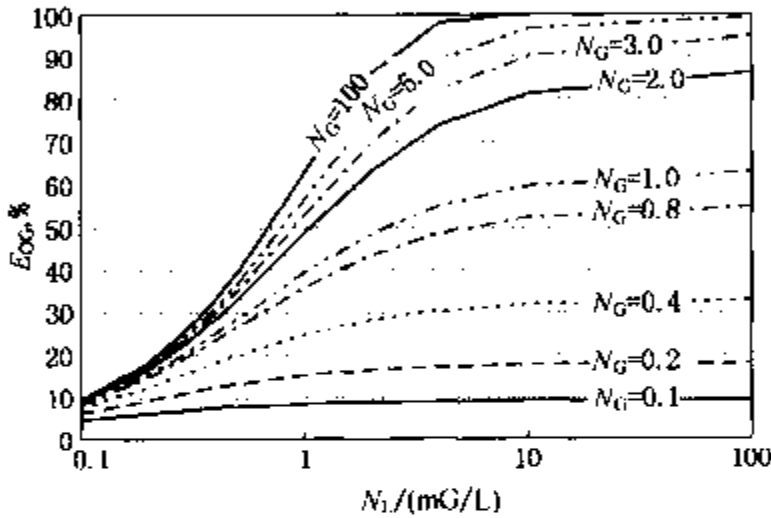


图 3.4-10 点效率曲线图

这些方法得到的模型预测结果进行对比。另外,当硬件条件和工艺条件接近于常规设计条件时,也可以根据F.R.I.的数据库确定效率关联式的准确性。如果F.R.I.的数据与常规设计的差距相当大,那么设计的置信度应该取大一些。在F.R.I.的4ft直径试验塔上安装了少数塔盘(12块或更少,取决于板间距)进行试验,结果表明设计合理的穿流塔盘的峰值效率与其他设计合理的塔盘的峰值效率相当。此外,还在8ft试验塔段上对极限状态进行了试验,塔内安装了5块试验板,试验结果表明塔径对塔盘效率没有影响。

最小负荷

与其他类型的塔盘相比,高气体密度的体系在40%泛点气速以下操作,以及低气体密度的体系在60%泛点气速以下操作时,需要额外增加一些塔盘数。在这些情况下,盲死塔盘上的部分开孔面积可以增加负荷参数,从而提高塔盘效率。如果操作负荷超过原来的最低负荷时,可以将盲板条在停工时拆除。此外,如果增大回流比,也可以使低负荷操作阶段的操作气速增加。

塔盘数

理论板数除以塔盘总效率即得到所需的实际塔盘板数。但是,还需要增加塔盘板数以弥补进料板位置和控制仪表所造成的影响。除此以外,还有对其他一些考虑因素的讨论可详见第3.0节的背景内容。

穿流塔盘是一种汽液相逆流接触传质设备,塔内液体从上流下时在塔盘上没有混合(喷溅状态除外)。因此,穿流塔盘和有降液管的塔盘完全不同,降液管可以在每层塔盘之间收集、混合液体。因此,大直径的穿流塔盘也像填料床层中观察到的

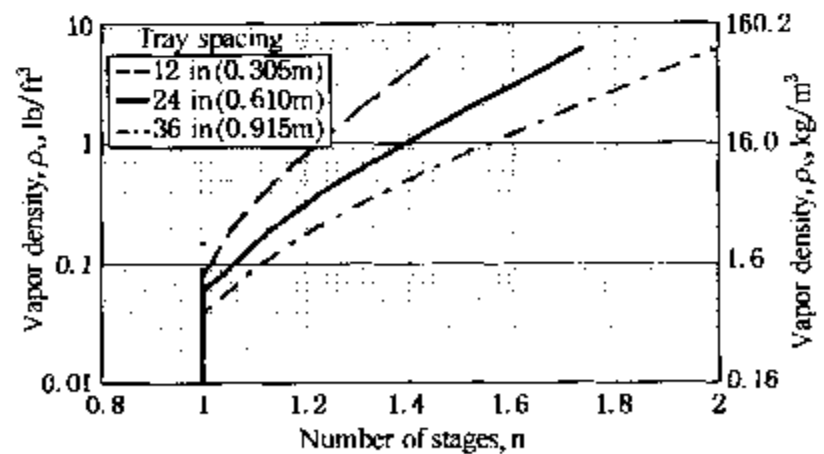


图 3.4-11 穿流塔盘的理论级数

一样存在一些类似问题。具体来说，就是液体从填料床层中的一个区域向另一区域流动时（造成 L/V 的差异）会引起浓度的差异和效率的损失。即使大量流体流动的差异是一致的，形成的浓度梯度也会存在并持续到下面的床层，浓度梯度的存在会引起点效率的差异。因此随着床层的生长，效率损失会变得越来越明显。虽然 F.R.I. 在试验研究结果中暗示存在上述现象，但还没有试验数据定量证实这一影响。可以确信，如果穿流塔盘的负荷条件合适，处于喷溅状态，会比填料床层的液体混合更容易。但是，有一点需要注意的是，F.R.I. 的效率模型主要是基于 7 ~ 10 块板的试验数据得到的。

3.5 极 限

穿流塔盘的操作具有两种特有的状态，这些状态取决于汽、液相的流速。当汽、液相流速较低时，液体经开孔淋洒而下，塔盘上没有明显的液位；当汽、液相流速足够高时，塔盘上形成脉动式的密封液层，此时板上液体发生波浪状起伏。

体系极限

对于每种体系，塔盘都有一个极限或者最大能力。无论改进塔盘的设计，还是增加板间距，都不会超过这一极限能力。发生这种情况时的汽相负荷可用下式计算（见专题报告 No. 136）：

$$(V_{Load})_{limiting} = K_{20} A_T C_{SP} e^{K_{21} \left[\frac{L_{Load} - K_{22}}{A_T C_{SP}} \right]^2} \quad (3.5 - 1)$$

式中 A_T ——塔截面积， $ft^2(m^2)$ ；

K_{20} ——常数，US 英制 0.641(SI 制 1.354)；

K_{21} ——常数，US 英制 - 11.25(SI 制 - 0.252)；

K_{22} ——常数，US 英制 0.033(SI 制 0.01)。

$$C_{SP} = \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.2} \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}}{1 + 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}} \quad (3.5 - 2)$$

式中 σ ——体系的表面张力， $dyn/cm(N/m)$ 。

在设计时，极限汽相负荷 V_{Load} 与实际汽相负荷 V_{Load} 之比应该等于或大于适宜的安全因子。

$$\frac{(V_{Load})_{limiting}}{(V_{Load})_{design}} \geq Safety Factor \quad (3.5 - 3)$$

3.6 例 题

US 英制单位计算示例

下面的计算示例是根据第 3.1 节到第 3.5 节中的设计程序进行的，为了评价 1956 年 8 月完成的试验结果（试验号：1031）。该试验是再沸蒸汽速度达到泛点气速的 98% 的条件下完成

的，测得的效率为 78%，压力降为 4 in 热液柱，试验所用塔盘的孔径板厚比为 9.6。

| | |
|-------|------|
| 塔径 | 4 ft |
| 孔径 | 1 in |
| 孔间距 | 2 in |
| 孔径板厚比 | 9.6 |

压力分馏塔

负荷：

气体

| | |
|----------------|--------------------------|
| 质量流量 | 44400 lb/h |
| 密度(ρ_V) | 0.284 lb/ft ³ |
| 体积流量 (Q_V) | 43.43 ft ³ /s |

液体

| | |
|------------------|-------------------------|
| 质量流量 | 44400 lb/h |
| 密度(ρ_L) | 42.7 lb/ft ³ |
| 体积流量(Q_L) | 129 gpm |
| 表面张力(σ) | 15.5 dyn/cm |
| 粘度(μ_L) | 0.288 cP |

$$V_{\text{Load}} = 3.55 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3.1 - 1)$$

$$L_{\text{Load}} = 0.287 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3.1 - 2)$$

近似塔径计算(见第 3.1 节)：

塔设备设计尺寸：

| | |
|--------------------|-------|
| 板间距(T_S) | 24 in |
| 孔径(d_b) | 1 in |
| 初试开孔率(φ) | 20 |

$$J_1 = 0.39 \quad (3.1 - 5)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1 - 6)$$

$$J_H = 0.932 \quad (3.1 - 4)$$

$$J_3 = 1.85 \Rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1 - 7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1 - 8)$$

$$S_{cb} = 1.0 \text{ (} S_{cb} = 1 \text{ 这里为了说明用,其值不是设计推荐值。)}$$

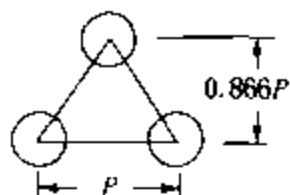
$$\text{初算 } A_R = \text{US 英制 } 11.33 \text{ft}^2 \quad (3.1 - 3)$$

11.33ft² 是直径 3.8ft 圆的面积，直径圆整到 4ft

$$\text{塔截面积}(A_T) = \text{鼓泡面积}(A_R) = 12.56 \text{ft}^2$$

能力 - 压力降

塔盘布置:



对无限大的平板, 开孔按等边三角形(P)排列。

$$\text{开孔率} = \frac{\pi}{4} \frac{(d_h)^2}{(0.866P)^2}$$

假设孔径为 1in, 开孔率为 20%, 则按等边三角形排列开孔的孔心距为 2.1in。对孔径 1in、孔心距 2in、按等边三角形排列的塔盘进行压力降计算。如果不考虑塔盘支撑圈、塔盘板重叠部分和支撑梁等造成的压力降损失, 计算的塔盘开孔率为 22.6%。制造塔盘时采用 19% 的开孔率, 因此塔设备的参数为:

| | |
|------------------|-----------------------|
| 直径 | 4 ft |
| $A_T = A_B$ | 12.56 ft ² |
| 孔径(d_h) | 1 in |
| 孔心距(HS) | 2 in |
| 开孔率(φ) | 19 |

泛点气相负荷(见第 3.2 节):

$$J_1 = 0.379 \quad (3.1-5)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1-6)$$

$$J_H = 0.932 \quad (3.1-4)$$

$$J_3 = 1.92 > 1.0 \rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1-7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1-8)$$

$$J_1 \times J_2 = 0.379 < 0.52 \rightarrow \text{令 } M_S = M_E = -2.0108 \quad (3.2-4)$$

计算恒定 L/V 下的泛点气相负荷:

$$R = 12.37 \quad (3.2-7)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}} = 3.93 \text{ft}^3/\text{s} \quad (3.2-5)$$

另一种方法:

$$1 - F = 0.945 \quad (3.2-3)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}} = 5.40 \text{ft}^3/\text{s} \quad (3.2-6)$$

公式(3.2-5)得出:

$$\text{液泛分率} = \frac{V_{\text{Load}}}{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}} \times 100 = \frac{3.55}{3.93} \times 100 = 90.3\%$$

或

$$\text{安全因子} = \frac{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}}{V_{\text{Load}}} = 1.11$$

$$\text{泛点液相负荷(恒定 } L/V) = \frac{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}}{R} = 0.318 \text{ft}^3/\text{s} = 143 \text{gpm}$$

压力降(见第 3.3 节):

假设: 12gauge plate $\frac{d_h}{t} = \frac{1000}{0.1046} = 9.6$ 块板

冲孔朝向气体流动方向

由图(3.3-2)查得:

$$J_5 = 0.38$$

孔速：
$$V_b = \frac{Q_v}{\left(\frac{\phi}{100}\right) A_B} = 18.2 \text{ft/s}$$

干板压力降：

$$\Delta P_D = 0.84 \text{in 热液柱} \quad (3.3 - 1)$$

塔板总压力降：

因为 $V_b^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} = 2.2 > 0.7$ ，所以采用公式(3.3-5)。

$$Q = 12.34 \quad (3.3 - 7)$$

$$J_6 = 1.83 \quad (3.3 - 6)$$

$$\Delta P = 3.78 \text{in 热液柱} \quad (3.3 - 5)$$

清液层高度：

$$h_L = 2.82 \text{in} \quad (3.3 - 10)$$

体系极限(见第 3.5 节)：

$$C_{SP} = 0.772 \quad (3.5 - 2)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{limiting}} = 6.21 \text{ft}^3/\text{s} \quad (3.5 - 1)$$

计算结果远大于公式(3.2-5)计算的 $3.93 \text{ft}^3/\text{s}$ ，因此不是控制因素。

效率(见第 3.4 节)：

气体密度法：

$$J_1 = 0.379 \quad (\text{见图 } 3.1 - 2)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1 - 6)$$

$$J_H = 0.932 \quad (3.1 - 4)$$

$$J_3 = 1.92 > 1.0 \rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1 - 7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1 - 8)$$

$$\text{负荷参数} = 92.8 \quad (3.4 - 3)$$

根据图 3.4-1 或公式(3.4-2)：

$$E_1 = 79\% \quad (3.4 - 2)$$

根据图 3.4-2 或公式(3.4-4)：

$$E_2 = -0.22\% \quad (3.4 - 4)$$

根据图 3.4-3 或公式(3.4-6)：

$$E_3 = -0.46\% \quad (3.4 - 6)$$

根据图 3.4-4 或公式(3.4-7)：

$$E_4 = 0.96\% \quad (3.4 - 7)$$

最终

$$E_0 = 79.3\% \quad (3.4 - 1)$$

双膜计算法：

首先，需要提供其他的体系物性数据。在本例中，要用到下述物性条件。

| | 液体 | 气体 |
|------------------------------------|------------------------|----------|
| 密度(ρ_V), lb/ft ³ | 42.7 | 0.284 |
| 粘度(μ_V), cp | 0.288 | 0.0084 |
| 扩散系数(D_V), cm ² /s | 0.462×10^{-4} | 0.0218 |
| χ (轻组分的摩尔分率) | 0.85 | |
| α (相对挥发度) | 1.59 | |
| 相平衡线的斜率(m) | 0.705 | (3.4-10) |

假设气体和液体的摩尔质量基本相等。

$$G/L(\text{摩尔比}) = 1$$

$$mG/L = 0.705$$

鼓泡区空塔气速

$$V_b = 3.46 \text{ ft/s} \quad (3.4-11)$$

根据图 3.4-5 或公式(3.4-12)计算有效泡沫层高度

$$h_f = 2.88 \text{ in} \quad (3.4-12)$$

气相接触时间:

$$t_G = 0.0694 \text{ s} \quad (3.4-13)$$

液相接触时间:

$$t_L = 10.27 \text{ s} \quad (3.4-14)$$

传质单元 - 方法 A (使用 Schmidt 准数 $Sc = \frac{\mu}{\rho D_x}$):

(注意: 计算 Schmidt 准数时要小心单位换算, 确保计算结果是无量纲的。)

$$Sc_l = 91.1$$

$$Sc_v = 0.847$$

根据图 3.4-6 中的阴影面积或公式(3.4-15)计算液相传质单元数:

$$N_l = 11.30 \quad (3.4-15)$$

根据图 3.4-8 中的阴影面积或公式(3.4-19)计算气相传质单元数:

$$N_G = 1.02 \quad (3.4-19)$$

根据图 3.4-10 或公式(3.4-9)计算点效率:

$$E_{OG} = 61.7\% \quad (3.4-9)$$

根据图 3.4-11 或公式(3.4-25)计算理论级数:

$$n = 1.18 \quad (3.4-25)$$

根据公式(3.4-23)计算全塔效率:

$$E_o = 67.8\% \quad (3.4-23)$$

传质单元法 - 方法 B (多组分体系的关联式):

根据图 3.4-7 中的阴影面积或公式(3.4-17)计算液相传质单元数:

$$N_L = 12.38 \quad (3.4-17)$$

根据图 3.4-9 中的阴影面积或公式(3.4-21)计算气相传质单元数:

$$N_G = 1.31 \quad (3.4-21)$$

根据图 3.4-10 或公式(3.4-9)计算点效率:

$$E_{OC} = 70.4\% \quad (3.4 - 9)$$

根据图 3.4-11 或公式(3.4-25)计算理论级数:

$$n = 1.18 \quad (3.4 - 25)$$

根据公式(3.4-23)计算全塔效率:

$$E_o = 78.6\% \quad (3.4 - 23)$$

SI 单位制计算示例

下面的计算示例是根据第 3.1 节到第 3.5 节中的设计程序进行的, 为了评价 1956 年 8 月完成的试验结果(试验号: 1031)。该试验是再沸蒸汽气速达到泛点气速的 98% 的条件下完成的, 测得的效率为 78%, 压力降为 109mm 热液柱, 试验所用塔盘的孔径板厚比为 9.6。

| | |
|-------|--------|
| 塔径 | 1.22 m |
| 孔径 | 25mm |
| 孔心距 | 50mm |
| 孔径板厚比 | 9.6 |

压力分馏塔

负荷:

气体

| | |
|----------------|------------------------|
| 质量流量 | 5.59 kg/s |
| 密度(ρ_V) | 4.55 kg/m ³ |
| 体积流量(Q_V) | 1.23 m ³ /s |

液体

| | |
|------------------|------------------------|
| 质量流量 | 5.59 kg/s |
| 密度(ρ_L) | 684 kg/m ³ |
| 体积流量(Q_L) | 29.4 m ³ /h |
| 表面张力(σ) | 0.0155 N/m |
| 粘度(μ_L) | 0.000288 kg/(m·s) |

$$V_{Load} = 0.1001 \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.1 - 1)$$

$$L_{Load} = 8.17 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.1 - 2)$$

近似塔径计算(见第 3.1 节):

塔设备设计尺寸的选取:

| | |
|--------------------|---------|
| 板间距(T_S) | 0.610 m |
| 孔径(d_b) | 0.025 m |
| 初试开孔率(φ) | 20 |

$$J_1 = 0.39 \quad (3.1 - 5)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1 - 6)$$

$$J_{II} = 0.934 \quad (3.1 - 4)$$

$$J_3 = 1.85 \Rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1 - 7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1-8)$$

$Scb = 1.0$ ($Scb = 1$ 这里为了说明用,其值不是设计推荐值。)

$$\text{初试 } A_R = 1.053 \text{ m}^2 \quad (3.1-3)$$

1.053 m^2 是直径 1.160 m 圆的面积,塔径圆整到 1.2 m 。

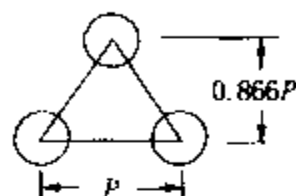
$$\text{塔截面积}(A_T) = \text{鼓泡区面积}(A_R) = 1.13 \text{ m}^2$$

能力-压力降

塔盘布置:

对无限大的平板,开孔按等边三角形(P)排列。

$$\text{开孔率} = \frac{\pi}{4} \frac{(d_h)^2}{(0.866P^2)}$$



假设孔径为 0.025 m , 开孔率为 20% , 则按等边三角形排列开孔的孔心距为 0.053 m 。对孔径 0.025 m 、孔心距 0.050 m 、按等边三角形排列的塔盘进行压力降计算,如果不考虑塔盘支撑圈、塔盘板重叠部分和支撑梁等造成的压力降损失,计算的塔盘开孔率为 22% 。制造塔盘采用 19% 的开孔率,因此塔设备的参数为:

| | |
|------------------|--------------------|
| 直径 | 1.2 m |
| $A_T = A_R$ | 1.13 m^2 |
| 孔径(d_h) | 0.025 m |
| 孔心距(HS) | 0.050 m |
| 开孔率(φ) | 19 |

泛点气相负荷(见第 3.2 节):

$$J_1 = 0.379 \quad (3.1-5)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1-6)$$

$$J_H = 0.934 \quad (3.1-4)$$

$$J_3 = 1.92 > 1.0 \rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1-7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1-8)$$

$$J_1 \times J_2 = 0.379 < 0.52 \rightarrow \text{令 } M_S = M_E = -2.0108 \quad (3.2-4)$$

计算恒定 L/V 下的泛点气相负荷:

$$R = 12.33 \quad (3.2-7)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}} = 0.105 \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.2-5)$$

另一种计算方法:

$$1 - F = 0.945 \quad (3.2-3)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}} = 0.148 \text{ m}^3/\text{s} \quad (3.2-6)$$

公式(3.2-5)适用,计算泛点负荷:

$$\text{液泛分率} = \frac{V_{\text{Load}}}{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}} \times 100 = \frac{0.1007}{0.1050} \times 100 = 95.9\%$$

或

$$\text{安全因子} = \frac{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}}{V_{\text{Load}}} = 1.04$$

$$\text{泛点液相负荷(恒定 } L/V) = \frac{(V_{\text{Load}})_{\text{Flood}}}{R} = 8.52 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

压力降(见第 3.3 节):

$$\text{假设: 12 gauge plate } \frac{d_h}{t} = \frac{0.025}{0.00266} = 9.4 \text{ 块板}$$

冲孔朝向气体流动方向

由图(3.3-2)查得:

$$J_s = 0.378$$

孔速:

$$V_h = \frac{Q_v}{\left(\frac{\phi}{100}\right) A_B} = 5.73 \text{ m/s}$$

干板压力降:

$$\Delta P_D = 21.8 \times 10^{-3} \text{ m 热液柱} \quad (3.3-1)$$

塔板总压力降:

因为 $V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 0.218 > 0.065$, 使用公式(3.3-5)。

$$Q = 12.28 \quad (3.3-7)$$

$$J_6 = 1.82 \quad (3.3-6)$$

$$\Delta P = 0.101 \text{ m 热液柱} \quad (3.3-5)$$

清液层高度:

$$h_L = 0.075 \text{ m} \quad (3.3-10)$$

体系极限(见第 3.5 节):

$$C_{SP} = 0.111 \quad (3.5-2)$$

$$(V_{\text{Load}})_{\text{limiting}} = 0.170 \text{ ft}^3/\text{s} \quad (3.5-1)$$

计算结果远远大于公式(3.2-5)计算的 $0.105 \text{ m}^3/\text{s}$, 因此不是控制因素。

效率(见第 3.4 节):

气体密度计算法:

$$J_1 = 0.379 \quad (\text{见图 } 3.1-2)$$

$$J_2 = 1.002 \quad (3.1-6)$$

$$J_H = 0.934 \quad (3.1-4)$$

$$J_3 = 1.92 > 1.0 \rightarrow \text{令 } J_3 = 1.0 \quad (3.1-7)$$

$$M_E = -2.0108 \quad (3.1-8)$$

负荷参数 = 95.9%, 设最大允许值为 94%。 (3.4-3)

根据图 3.4-1 或公式(3.4-2)计算:

$$E_1 = 78.2\% \quad (3.4-2)$$

根据图 3.4-2 或公式(3.4-4)计算:

$$E_2 = -0.20\% \quad (3.4-4)$$

根据图 3.4-3 或公式(3.4-6)计算:

$$E_3 = -0.46\% \quad (3.4-6)$$

根据图 3.4-4 或公式(3.4-7)计算:

$$E_4 = 0.75\% \quad (3.4 - 7)$$

最终 $E_0 = 78.3\% \quad (3.4 - 1)$

双膜计算法:

首先, 需要提供其他的体系物性, 在本例中, 需要用到下面的物性条件:

| | 液体 | 气体 |
|---|------------------------|-------------------------|
| 密度(ρ_v), kg/m^3 | 684 | 4.55 |
| 粘度(μ_v), $\text{kg/(m}\cdot\text{s)}$ | 0.000288 | $8.4\text{E}-5$ |
| 扩散系数(D_v), m^2/s | 0.462×10^{-8} | 0.0218×10^{-4} |
| χ (轻组分的摩尔分率) | 0.85 | |
| α (相对挥发度) | 1.59 | |
| 相平衡曲线的斜率(m) | 0.705 | (3.4 - 10) |

假定气体和液体的摩尔质量基本相等。

$$G/L(\text{摩尔比}) = 1$$

$$mG/L = 0.705$$

鼓泡区空塔气速:

$$V_b = 1.09\text{m/s} \quad (3.4 - 11)$$

根据图 3.4 - 5 或公式(3.4 - 12)可以计算有效泡沫层高度:

$$h_t = 0.077\text{m} \quad (3.4 - 12)$$

气相接触时间:

$$t_G = 0.0707\text{s} \quad (3.4 - 13)$$

液体接触时间:

$$t_L = 10.38\text{s} \quad (3.4 - 14)$$

传质单元数法 - 方法 A (使用 Schmidt 准数 $Sc = \frac{\mu}{\rho D_x}$):

(注意: 计算 Schmidt 准数时要小心单位换算, 确保计算结果是无量纲的。)

$$Sc_l = 91.1$$

$$Sc_v = 0.847$$

根据图 3.4 - 6 中的阴影面积或公式(3.4 - 15)计算液相传质单元数:

$$N_l = 11.68 \quad (3.4 - 15)$$

根据图 3.4 - 8 中的阴影面积或公式(3.4 - 19)计算气相传质单元数:

$$N_G = 1.06 \quad (3.4 - 19)$$

根据图 3.4 - 10 或公式(3.4 - 9)计算点效率:

$$E_{OG} = 63.1\% \quad (3.4 - 9)$$

根据图 3.4 - 11 或公式(3.4 - 25)计算理论级数:

$$n = 1.18 \quad (3.4 - 25)$$

根据公式(3.4 - 23)计算全塔效率:

$$E_0 = 69.5\% \quad (3.4 - 23)$$

传质单元数法 - 方法 B (多组分体系的关联式):

根据图 3.4 - 7 中的阴影面积或公式(3.4 - 17)计算液相传质单元数:

$$N_L = 12.82 \quad (3.4 - 17)$$

根据图 3.4-9 中的阴影面积或公式(3.4-21)计算气相传质单元数:

$$N_G = 1.36 \quad (3.4 - 21)$$

根据图 3.4-10 或公式(3.4-9)计算点效率:

$$E_{OG} = 71.8\%$$

根据图 3.4-11 或公式(3.4-25)计算理论级数:

$$n = 1.18 \quad (3.4 - 25)$$

根据公式(3.4-23)计算全塔效率:

$$E_o = 80.3\% \quad (3.4 - 23)$$

3.7 塔盘结构

塔盘布置

塔径、孔径和开孔率由用户决定,最终的塔盘布置通常由制造商完成。压力降计算方法将孔间距作为一个参数。在应用压力降计算时,为得到估算的孔间距,建议设计人员采用等边三角形排列方式,这样可以多排出 10% 的开孔面积。塔盘与支撑圈连接的部分和塔盘板相互之间重叠的部位等不能开孔。现代化的塔盘制造过程通常采用整体梁(Integral beam)设计,并且用微机控制打孔,在塔盘上重叠的部位不开孔。这样做的结果是,制造完的塔盘确实具有规定的开孔面积,但是通常开孔不呈等边三角形排列。如第 3.3 节所述,这里只将 F.R.I. 对这种类型塔盘的数据进行了分析,说明当孔间距较大时压力降试验值才接近于模型预测值。在任何情况下,如果将压力降作为一个重要的控制指标,那么在完成最终的塔盘布置设计后需要重新进行核算。

水平容差

如第 3.1 节所述,穿流塔盘的操作性能对塔盘的水平度和塔盘下垂非常敏感,特别是对大直径塔。F.R.I. 的 4ft 直径和 8ft 直径试验塔上的塔盘水平安装允许容差为 $\pm 1/8\text{in}(3\text{mm})$ 。在塔盘机械设计和制造时需要特别注意,确保在操作负荷下塔盘不弯曲。

进料和抽出分布器

F.R.I. 的 4ft(1.2m)直径试验塔的回流方式有两种:

- (1) 通过一根 4in(102mm)直径的管线切线流向塔壁* ; 或者
- (2) 通过一个 x 形的分布器。

这两种方法的能力、压力降和效率都是相同的**。在大直径的分馏塔中,如果进料和回流直接在塔盘上分布时,液体不均匀分布的趋势可能会小一些。同样,液体从中间塔盘抽出时,也应由专门设计的塔盘来完成。建议高升汽管用于走气体,低升汽管用于液体分布的结构。用于这个目的的其他塔盘在美国专利 No.2,682,394 中有介绍。相关内容也可见设计手册第 5 卷—设计实践。

* 在 8ft(2.4m)直径的试验塔中采用了两级槽孔式液体分布器。

** 工业实验指出要避免高速度的切线入口。

3.8 讨 论

第 3.1~3.7 节⁽¹⁸⁾中给出的方法基本上都是建立在试验基础之上。这些数据主要是在

F.R. 1.4ft(1.2m)直径的蒸馏塔、几个大塔径的工业蒸馏塔、Braun的5.5ft(1.68m)直径的模拟塔和1ft(0.30m)直径的模拟蒸馏塔上测取的。试验情况汇总见表3.8-1。

表 3.8-1 穿流塔盘的试验汇总表

| 孔径 in(mm) | 孔间距 in(mm) | 塔盘板厚度 in(mm) | 朝向气体的 端面 | 开孔率 | 孔径板 厚比 | 板间距 in(mm) | 数据来源 | 体系 ⁽⁵⁾ |
|---------------------------|---------------|-----------------|-------------|------|-----------|---------------|-------------|-------------------|
| 7/64 ⁽¹⁾ (2.8) | 11/64(4.4) | 0.066(1.68) | 光滑 | 25.5 | 1.67 | 24(0.610) | 专题报告 No.4 | 6 |
| 3/16(4.8) | 3/8(9.5) | 1/16(1.59) | 光滑 | 18.9 | 3 | 24(0.610) | 进展报告-56年11月 | 1,2 |
| 15/32(11.9) | 3/4(19.1) | 1/16(1.59) | 光滑 | 29.3 | 7.5 | 24(0.610) | 进展报告-55年8月 | 1,2 |
| | | | | | | 36(0.915) | 进展报告-55年11月 | 1,2 |
| 1/2(12.7) | 1(25.4) | 1/16(1.59) | 光滑 | 19.1 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-55年9月 | 1,2 |
| | | | | | | 12(0.305) | | |
| | | | | | | 24(0.610) | 进展报告-55年11月 | 1,2,3,4 |
| | | | | | | 36(0.915) | | |
| 1/2 ⁽²⁾ (12.7) | 1(25.4) | 1/16(1.59) | 光滑 | 19.1 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-55年11月 | 1 |
| 1/2(12.7) | 1(25.4) | 1/4(6.35) | 光滑 | 19.2 | 2 | 24(0.610) | 进展报告-58年12月 | 1,2,7 |
| 1/2(12.7) | 1 3/8(30.2) | 1/16(1.59) | 光滑 | 13.5 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-56年10月 | 1,2,4 |
| 1(25.4) | 2(50.8) | 1/16(1.59) | 光滑 | 18.9 | 16 | 24(0.610) | 进展报告-56年8月 | 1,2 |
| | | | | | | | 进展报告-56年12月 | 5 |
| 1(25.4) | 1 3/4(44.4) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 25.9 | 16 | 24(0.610) | 进展报告-59年3月 | 1,2,3 |
| 2(50.8) | 4(101.6) | 1/16(1.59) | 光滑 | 19.2 | 32 | 24(0.610) | 进展报告-56年11月 | 1,2 |
| — ⁽³⁾ | — | 1/16(1.59) | — | 28.3 | — | 24(0.610) | 进展报告-55年8月 | 1 |
| 1 ⁽⁴⁾ (25.4) | 可变 | 0.075(1.91) | — | 可变 | 13.3 | 18(0.457) | PI-2 | |
| 1/2(12.7) | 1 1/2(38.1) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 8.6 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-59年3月 | 1,2 |
| 1/2(12.7) | 1(25.4) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 堵孔 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-59年11月 | 1,2 |
| 15/32(11.9) | 3/4(19.1) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 29.3 | 7.5 | 可变 | 进展报告-60年3月 | 1,2,7 |
| | | | | | | | 进展报告-61年3月 | 8,9 |
| | | | | | | | 进展报告-64年8月 | 2,10 |
| 1/2(12.7) | 1 3/8(30.2) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 13.5 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-66年3月 | 2 |
| 1/2(12.7) | 1 3/8(30.2) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 12.9 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-67年8月 | 7,11 |
| 1/2(12.7) | 1(25.4) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 17.8 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-67年8月 | 7,11 |
| 1/2(12.7) | 1 3/32(27.8) | 1/16(1.59) | 毛刺 | 16 | 8 | 24(0.610) | 进展报告-89年9月 | 1' |
| 1/2(12.7) | 9/8(28.6) | 0.078(1.98) | 毛刺 | 16 | 6.4 | 24(0.610) | 进展报告-94年8月 | 1' |
| | 13/16(20.6) | | | | | | | |

* 8ft(2.44m)塔段

(1)模拟试验塔;(2)1"(25.4mm)倾斜研究;(3)1/4"×7"(6.35×178mm)矩形开孔;(4)乙苯-苯乙烯;(5)体系:

1 = 环己烷/正庚烷(C₆/C₇)

7 = 邻/对二甲苯(o/p-Xylene)

2 = 正丁烷/异丁烷(n-C₄/i-C₄)

8 = 氟利昂-11

3 = 异丙醇/水(IPA/H₂O)

9 = 异辛烷/甲苯(i-C₈/Tol)

4 = 水蒸气/水

10 = 丙烷(C₃)

5 = 吸收油/正戊烷/水蒸气

11 = 正辛醇/正癸醇

6 = 吸收油/N₂

在下面的讨论中,将对设计程序中使用的关联式进行推导,并与试验数据进行比较。

塔径和塔盘能力

图 3.8-1 ~ 图 3.8-4 是 F.R.I. 的穿流塔盘液泛试验数据绘制成的曲线图。这四个图分别说明了板间距、开孔率和孔径对塔盘能力的影响。图中的纵坐标与 F.R.I. 的月进展报告一样，也用“能力因子”来表示。

$$C_{bf} = V_{bf} \sqrt{\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)}} \quad (3.8-1)$$

式中： C_{bf} ——鼓泡区液泛气体能力， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；
 V_{bf} ——鼓泡区泛点气速， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ ；
 ρ_v ——气体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ ；
 ρ_L ——液体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

横坐标是液流通量，用每分钟通过每平方英尺鼓泡区面积的液体加仑数来表示 ($\text{m}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$)。F.R.I. 试验塔内的穿流塔盘鼓泡区面积等于塔截面积。

图中的直线是由液泛关联式作出的，此公式是由体系极限液泛情况下的公式(3.2-1)或公式(3.2-2)推导而来的。对于不同体系、板间距、开孔率和孔径条件下，图中的每条线大多数通过或略低于不同体系的试验数据点。塔设备极限情况下的液泛线函数关系为：

$$V_{bf} \sqrt{\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)}} = K \cdot J_1 J_2 J_3 J_H + M_E \frac{(L_{\text{Load}})_{\text{flood}}}{A_B} \quad (3.8-2)$$

式中所有术语的定义见第 3.8 节。

图 3.8-1 说明了板间距对穿流塔盘能力的影响，试验塔盘的开孔率为 19%，孔径为 0.5in(12.7mm)，试验体系为 165psia(11.4bar)压力下的 iC_4/nC_4 体系，直线斜率都为 -1.7，但是截距是板间距的函数。图 3.8-2 与图 3.8-1 类似，但试验体系为 24psia(1.65bar)压力下的 C_6/C_7 体系，该图中直线的斜率都为 -2.0。

图 3.8-3 说明了开孔率对穿流塔盘能力的影响，试验塔盘的孔径为 0.5in(12.7mm)，板间距为 24in(0.610m)，试验体系为 24psia(1.65bar)压力下的 C_6/C_7 体系。图 3.8-4 说明了孔径对穿流塔盘能力的影响，试验塔盘的开孔率为 19%，板间距为 24in(0.610m)，试验体系为 165psia(11.4bar)压力下的 iC_4/nC_4 体系。

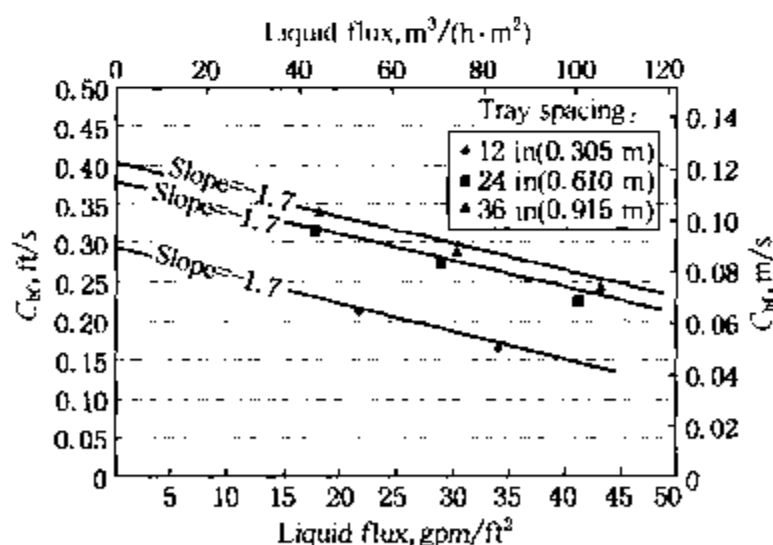


图 3.8-1 板间距对穿流塔盘能力的影响
 开孔率 19%，孔径 0.5in(12.7mm)，165psia(11.4bar)
 压力下的 iC_4/nC_4 体系

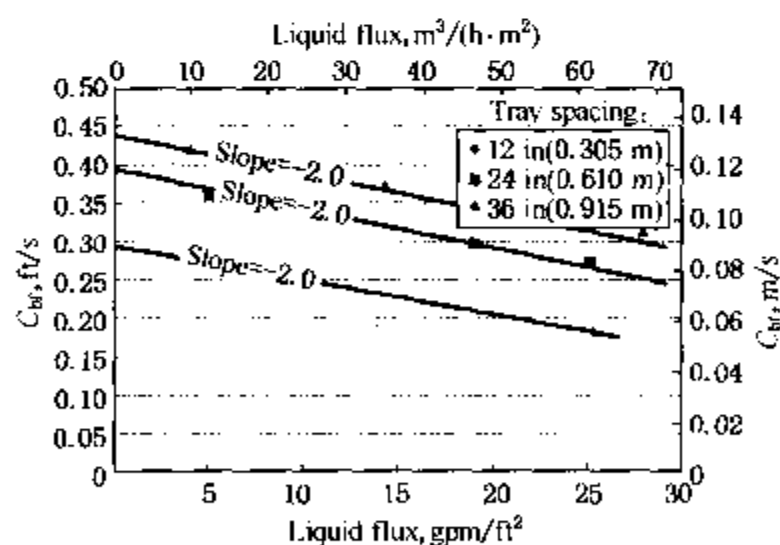


图 3.8-2 板间距对穿流塔盘能力的影响
 开孔率 19%，孔径 0.5in(12.7mm)，24psia(1.65bar)
 压力下的 C_6/C_7 体系

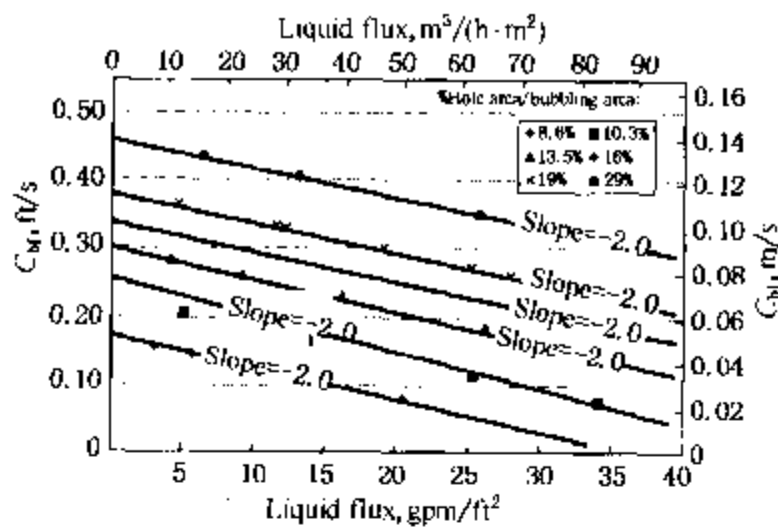


图 3.8-3 开孔率对穿流塔盘能力的影响
孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m),
24psia(1.65bar) 压力下的 C_b/nC_s 体系

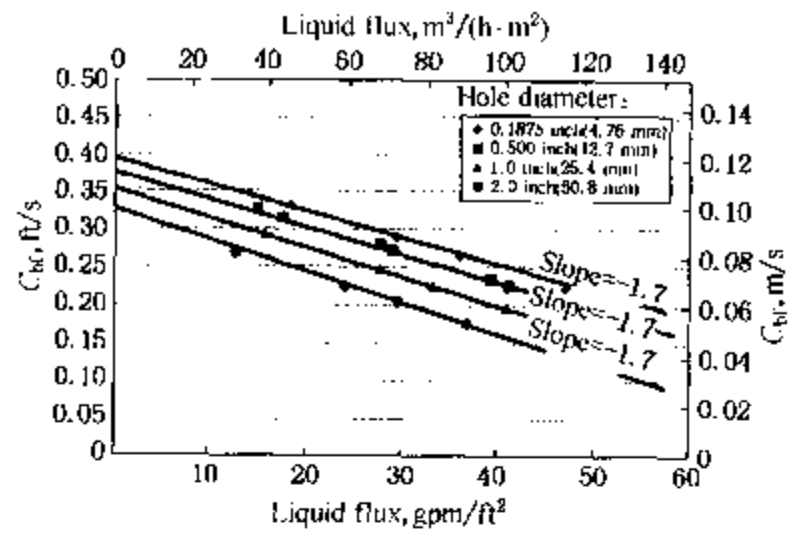


图 3.8-4 孔径对穿流塔盘能力的影响
开孔率 19%, 板间距 24in(0.610m),
165psia(11.4bar) 压力下的 iC_b/nC_s 体系

压力降和清液层高度

穿流塔盘的特点是汽液两相穿过塔盘不同部位的流动是不连续的。单层塔盘的压力降有轻微波动，但相对来说，每层塔盘的压力降不受塔内其他塔盘的影响。因此，一组塔盘的压力降的波动可以忽略不计。

干板压力降

一块“干”的穿流塔盘(塔盘上没有液体)，可以很方便地用第 3.3 节给出的关联式计算：

$$\Delta P_D = \frac{K_7 J_5^2 V_h^2 \rho_v}{\rho_l} \quad (3.3-1)$$

参数 J_5 的测量，是在 1ft(0.305m)直径的管子中，对大约 20 种不同孔径和孔间距的工业多孔板进行的，试验介质为空气，其他数据来自文献^(1,3,4,8,9)。参数 J_5 是开孔率、孔径板厚比以及面向气体物流开孔端面的圆滑程度的函数。第 3.3 节中的图 3.3-1 和 3.3-2 表明了 F.R.I. 数据对工业多孔板的关联结果。图 3.3-1 适用于塔盘的冲孔入口端面(或光滑端面)面向气体物流的情况，图 3.3-2 适用于塔盘冲孔出口端面(或毛刺端面)面向气体物流的情况。与试验数据相比，该关联式的平均偏差小于 10%。

湿板压力降

穿流塔盘的压力降和清液层高度是汽液相流速、密度、开孔面积、孔径、孔间距和塔盘板厚的复杂函数。压力降会随着时间的变化而升高和降低(产生波动)。因此，一个完整的公式应该包含表示时间和塔盘位置的变量。在下面的讨论中，忽略了时间及位置因素，使用的是压力降和清液层高度的平均值。

一块穿流塔盘上可以分成两部分区域。一部分区域可由分散在塔盘板上的一些更小区域组成，它只有气体通过，而另一部分只有液体通过。这些区域在塔盘上的位置是移动的。但是在固定的操作条件下，可以认为通过气体的总开孔面积所占分率 Z 是不随时间变化的。剩余的开孔面积分率 $1-Z$ 通过液体。气体通过塔盘时，会带动液体像喷泉一样喷出，喷出的液体一部分落回到气体区，另一部分落在液体区。每层塔盘上的液体随机落到下面的塔盘上。气体区的平均当量清液层高度 h_L' 小于液体区的平均当量清液层高度 h_L'' ，根据上面对塔盘操作状态的描述，可得到如下两个方程：

$$\Delta P = h_L' + J_5 \left(\frac{Q_V}{A_h Z} \right) \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (3.8-3)$$

$$\Delta P = h_L'' - J_7 \left(\frac{Q_L}{A_h (1-Z)} \right)^2 \quad (3.8-4)$$

式中 ΔP ——压力降, in 热液柱(m 热液柱);

Q_V ——气体流量, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$;

Q_L ——液体流量, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$;

J_5 ——气体流动的压力降参数;

J_7 ——液体流动的压力降参数;

A_h ——总开孔面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;

Z ——气体区总开孔面积所占分率;

h_L' ——气体区的清液层高度, in(m);

h_L'' ——液体区的清液层高度, in(m)。

这些公式也可以写成:

$$\Delta P = h_L' + J_5 \left(\frac{V_h^2 \rho_V}{\rho_L} \right) \left(\frac{1}{Z} \right)^2 \quad (3.8-5)$$

$$\Delta P = h_L'' - J_7 \left(\frac{V_h^2 \rho_V}{\rho_L} \right) \left(\frac{1}{1-Z} \right)^2 \left(\frac{1}{Q} \right)^2 \quad (3.8-6)$$

式中 $Q = \frac{\text{气体体积流量}}{\text{液体体积流量}} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$

从公式(3.8-5)和(3.8-6)中约掉 ΔP 项后可以得到下面的公式:

$$h_L'' - h_L' = \left[J_5 \left(\frac{1}{Z} \right)^2 + J_7 \left(\frac{1}{1-Z} \right)^2 \left(\frac{1}{Q} \right)^2 \right] V_h^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (3.8-7)$$

塔盘上的液体从液体区向气体区流动, 将使两区域间的清液层高度差趋于最小, 即: $h_L'' - h_L'$ 最小。令公式(3.8-7)对 Z 的一阶导数为零, 其导出方程就可用来求得使清液层高度差最小的 Z 值。

$$\frac{d(h_L'' - h_L')}{dZ} = \frac{-2J_5}{Z^3} + \frac{2J_7}{Q^2(1-Z)^3} = 0 \quad (3.8-8)$$

虽然 J_5 和 J_7 的值略有差别, 但是这里假定两者相等, 解方程(3.8-8)求 Z 得到下式:

$$Z = \frac{Q^{2/3}}{1 + Q^{2/3}} \quad (3.8-9)$$

该方程表明: 汽液两相的流率和密度比可以合成一项。在第 3.3 节中的公式(3.3-10)中就用了类似的项来关联穿流塔盘的清液层高度。此外, 该项还可以用于关联填料塔的压力降和液泛。在 Dilman 等人的论文中⁽²⁾, 就用了此项来关联格栅塔盘的压力降。

图 3.8-5 所示为恒定 L/V 下，典型穿流塔盘压力降与气速的平方曲线图。图中还给出了塔盘的干板压力降对比。曲线上从原点到点(A)急剧上升段，代表塔盘上形成脉动密封液层以前的压力降。曲线变陡是因为下降的液体与气体占据同一开孔，于是随着气体和液体流速的增加，塔盘上的有效开孔面积降低。

从点(A)到点(B)间一段的压力降，代表随着气液相流速的增大，板上持液量增加对压力降的影响。点(A)到点(B)之间的压力降曲线斜率大于干板压力降曲线的斜率，也说明了随着气液相流速的增大，板上持液量增加。直线段点(B)以后的曲线说明雾沫夹带对压力降产生影响，并且操作状态逐渐接近液泛点。

穿流塔盘的湿板压力降试验是在 F.R.I. 蒸馏塔上完成的，对十块不同孔径、开孔率和板厚的塔盘进行了研究。图 3.8-6 到 3.8-12 给出了全回流操作下对应于 $V_h^2 \rho_v / \rho_L$ 的压力降数据。由于在固定操作压力下，给定体系的 Q 值为常数，所以选择全回流操作来开发 ΔP 关联式。

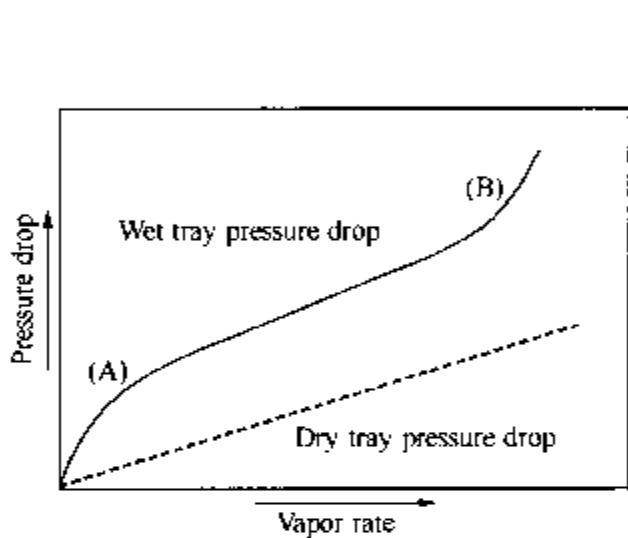


图 3.8-5 典型穿流塔盘的压力降

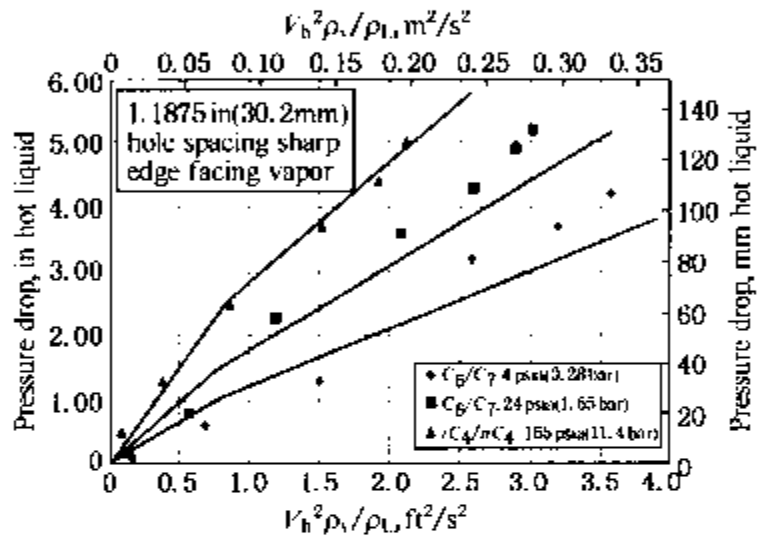


图 3.8-6 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 13.5%，孔径 0.5in(12.7mm)

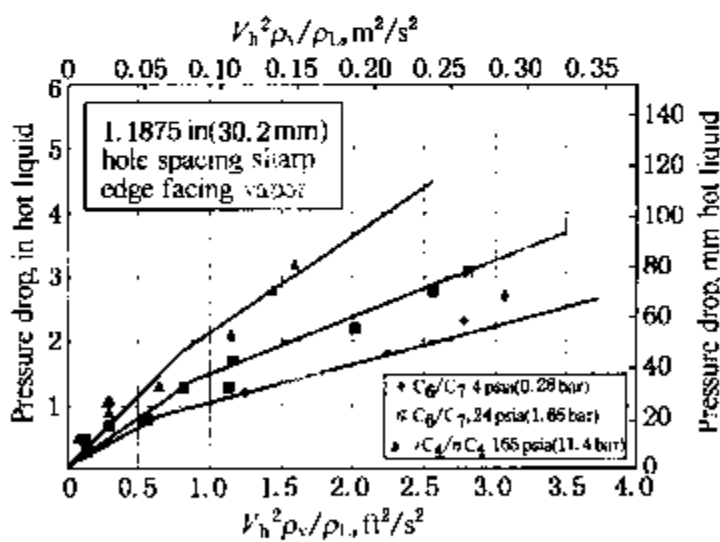


图 3.8-7 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 19%，孔径 0.1875in(4.8mm)

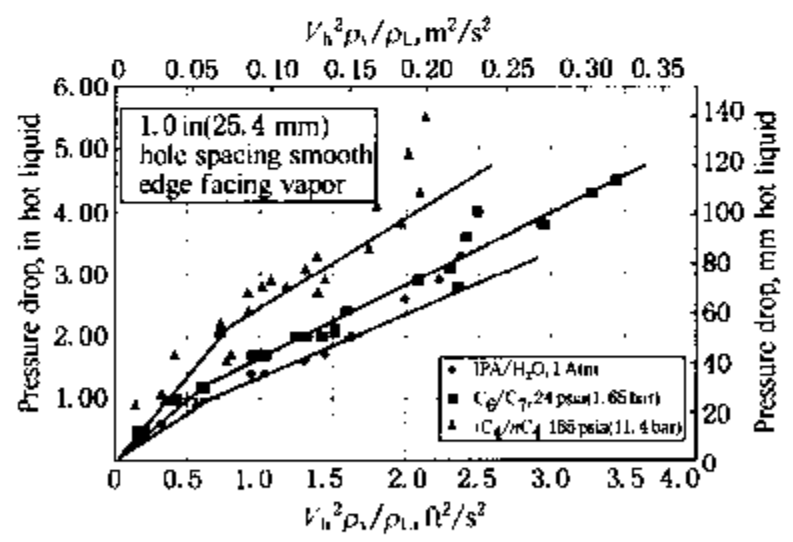


图 3.8-8 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 19%，孔径 0.5in(12.7mm)

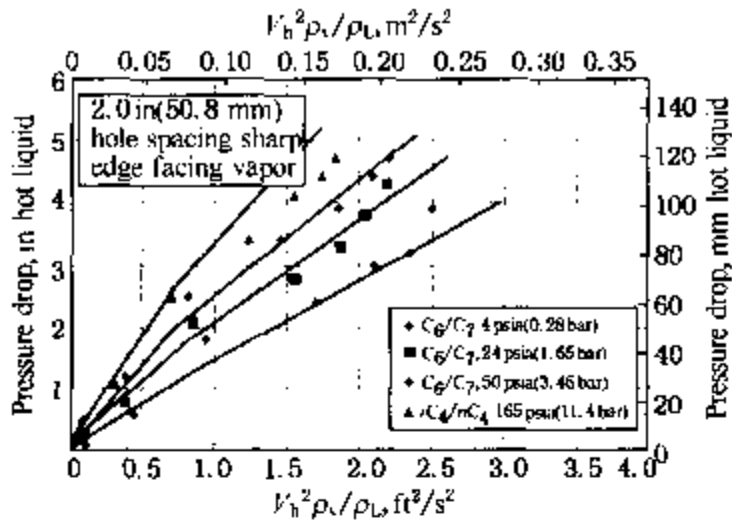


图 3.8-9 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 19%，孔径 1.0in(25.4mm)

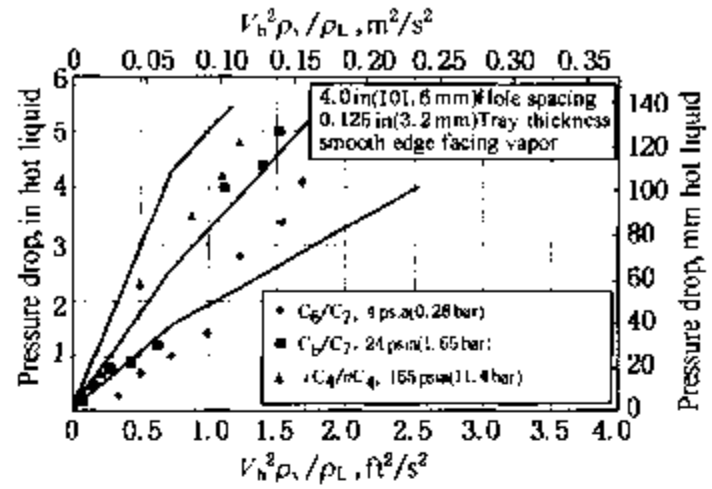


图 3.8-10 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 19%，孔径 2.0in(50.8mm)

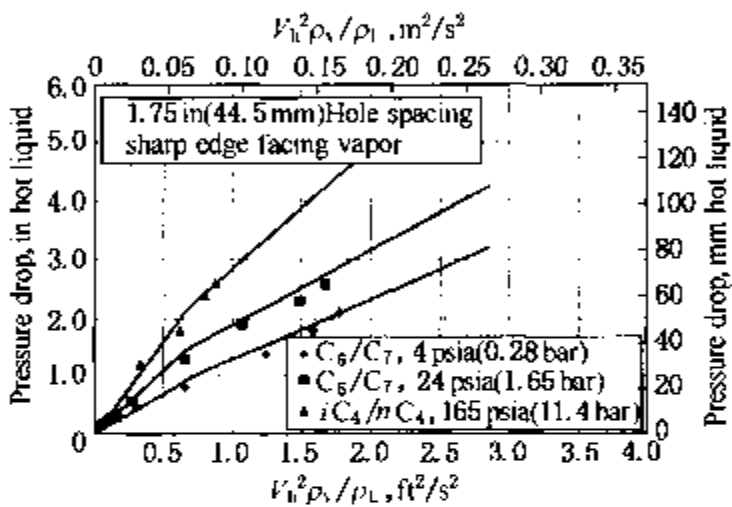


图 3.8-11 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 26%，孔径 1in(25.4mm)

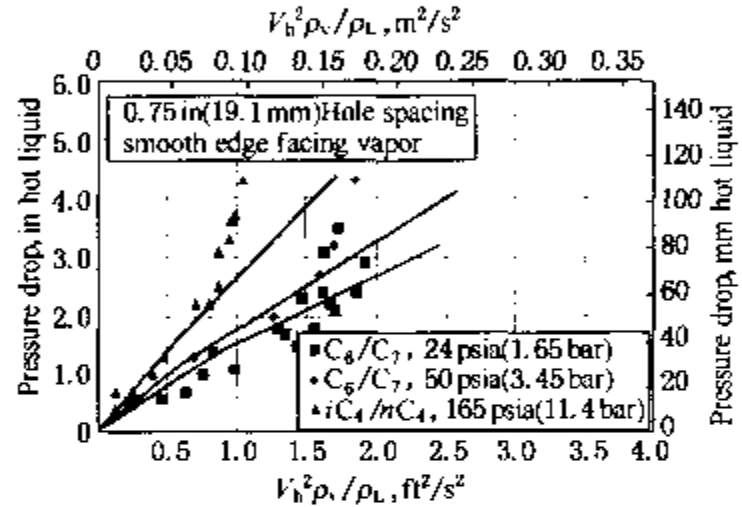


图 3.8-12 穿流塔盘的压力降预测值和观测值对比 - 开孔率 29%，孔径 0.469in(11.9mm)

在全回流操作条件下，给定体系的大部分数据可以表示成两条直线。一条直线通过原点，另一条直线在 $V_h^2 \rho_v / \rho_L$ 等于 K_8 处与第一条直线相交，其斜率为第一条直线的 $2/3$ 。通过原点的直线方程可表示为：

$$\Delta P = K_7 (J_5 + J_6) \left(V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \quad (3.3-4)$$

通过原点的直线斜率可用下式关联：

$$J_6 = (4.6 + K_{11} \delta) \ln \left(\frac{1}{Z} \right) \quad (3.8-11)$$

式中 δ ——孔间距 - 孔径，in(m)；

K_{11} ——常数，US 英制 6.1(SI 制 240.16)。

下面的简化式可用于 Q 值大于 2.0 的情况：

$$J_6 = \frac{4.6 + K_{11} \delta}{0.5 + Q^{2/3}} \quad (3.8-12)$$

下面是对压力降计算公式的总结：

当 $V_h^2 \rho_v / \rho_L$ 小于 K_8 时：

$$\Delta P = K_7(J_5 + J_6) V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (3.3-4)$$

当 $V_h^2 \rho_v / \rho_L$ 大于 K_8 时, 斜率会乘以 0.67 而有所降低:

$$\Delta P = \frac{0.67}{K_{10}} K_7(J_5 + J_6) \left(K_9 V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} + 0.35 \right) \quad (3.3-5)$$

上述公式绘制成的曲线可见图 3.8-6 至图 3.8-12。除了图 3.8-10 对应的塔盘厚度为 0.125in(3.2mm) 以外, 其他所有的曲线图对应的塔盘板厚都是 0.0625in(1.6mm)。图中包括板间距为 12、24 和 36in(0.305、0.610 和 0.915m) 的数据。压力降试验值和关联式预测值相比略有偏差, 接近液泛点除外。除了全回流条件外, 对其他操作状态下也进行了类似的对比, 得到了 ΔP 数据, 试验值与预测值的偏差小于 0.3in(7.6mm) 热液柱。

清液层高度

穿流塔盘上的平均清液层高度可表示为:

$$h_L = h'_L Z + h''_L(1 - Z) \quad (3.8-13)$$

下面计算平均清液层高度的公式是将公式(3.8-6)、(3.8-7)和(3.8-10)三者相结合得到的:

$$h_L = \Delta P - K_7 J_5 \left(\frac{Q^{2/3} + 1}{Q^{2/3}} \right)^2 \left(\frac{Q^{2/3} - 1}{Q^{2/3}} \right) \left(V_h^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \quad (3.8-14)$$

从公式(3.8-14)可以看出, 当 Q 等于 1 时平均清液层高度等于压力降。这部分说明了为什么当 Q 趋于 1 时, 穿流塔盘的操作无效。将公式(3.8-14)的预测值与全回流条件下的清液层高度试验值进行了对比, 其偏差程度和趋势基本与压力降关联式是一致的。

塔盘效率

对普通蒸馏塔, 影响塔盘效率的主要因素是塔盘上汽液两相的接触停留时间和塔盘间距。接触时间主要是气体密度和接触区清液层高度的函数。清液层高度又是过孔流速、孔径、汽液相密度以及汽液比的函数。

图 3.8-13~3.8-15 所示为板间距对穿流塔盘效率的影响, 试验在 F.R.I. 塔设备上完成, 试验体系为 iC_4/nC_4 、 C_6/C_7 和异丙醇/水体系。

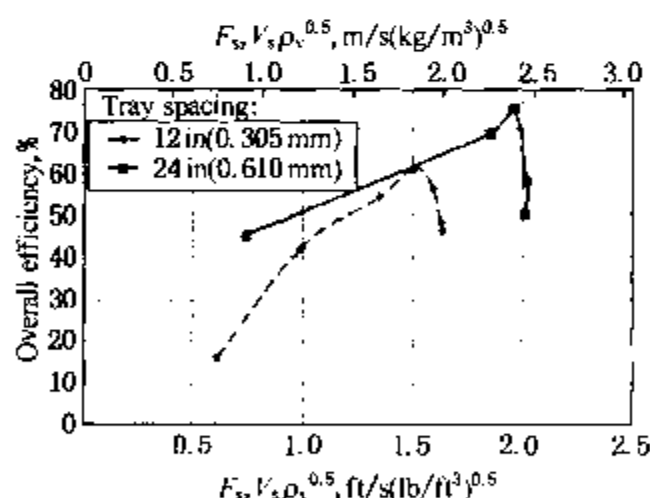


图 3.8-13 板间距对穿流塔盘效率的影响 - 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm), 常压下的异丙醇/水体系

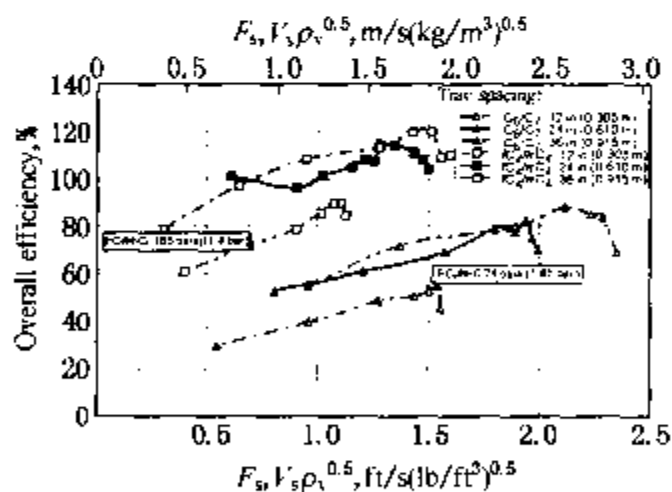


图 3.8-14 板间距对穿流塔盘效率的影响 - 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm)

图 3.8-16 和 3.8-17 表明了开孔率(开孔面积)对穿流塔盘效率的影响, 试验体系分别为 24psia(16.5bar) 压力下的 C_6/C_7 体系和 165psia(11.4bar) 压力下的 iC_4/nC_4 体系。图 3.8-18、

3.8-19和图 3.8-20 表明了孔径对穿流塔盘效率的影响, 塔盘开孔率为 19%, 板间距为 24in (0.610m), 其中图 3.8-18 和 3.8-19 的试验体系分别为 4 和 24psia (0.28 and 1.65 bar) 压力下的 C_6/C_7 体系, 图 3.8-20 为 165psia (11.4 bar) 压力下的 iC_4/nC_4 体系。图 3.8-21 表明了体系操作压力对穿流塔盘效率的影响, 塔盘开孔率为 19%, 板间距为 24in (0.610m), 孔径为 1in (25.4mm), 试验体系为 C_6/C_7 。这些图可以用来指导穿流塔盘的设计。

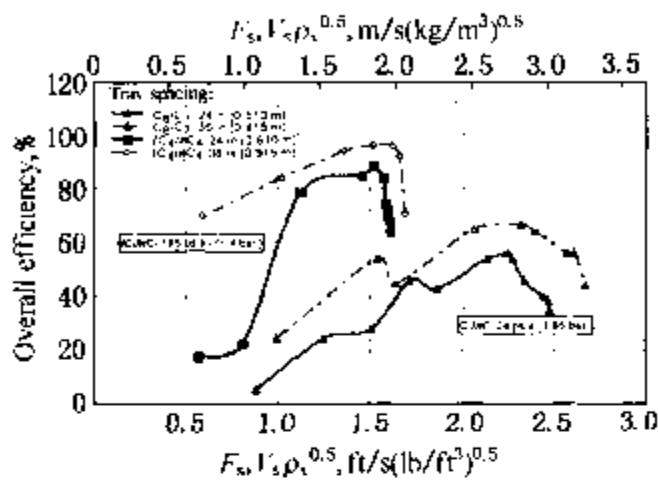


图 3.8-15 板间距对穿流塔盘效率的影响 - 开孔率 29%, 孔径 0.5in (12.7mm)

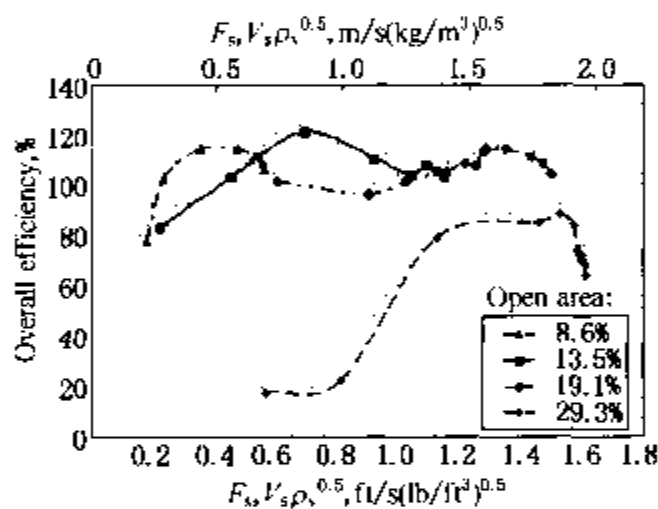


图 3.8-17 开孔率对穿流塔盘效率的影响 孔径 0.5in (12.7mm), 板间距 24in (0.610m), 165psia (11.4 bar) 压力下的 iC_4/nC_4 体系

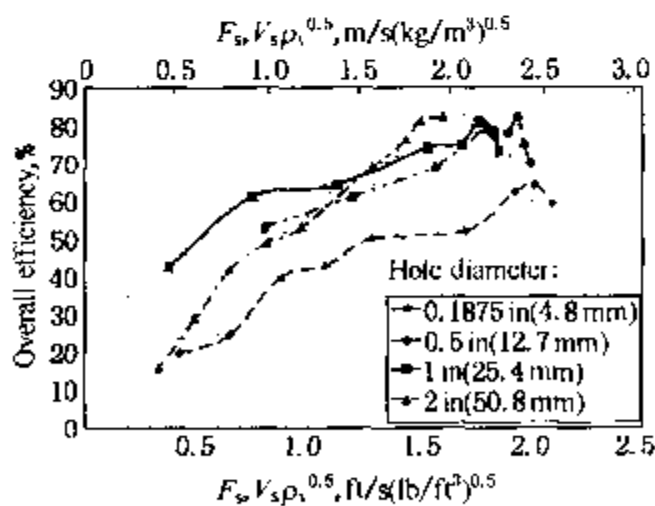


图 3.8-19 孔径对穿流塔盘效率的影响 开孔率 19%, 板间距 24in (0.610m), 24psia (1.65 bar) 压力下的 C_6/C_7 体系

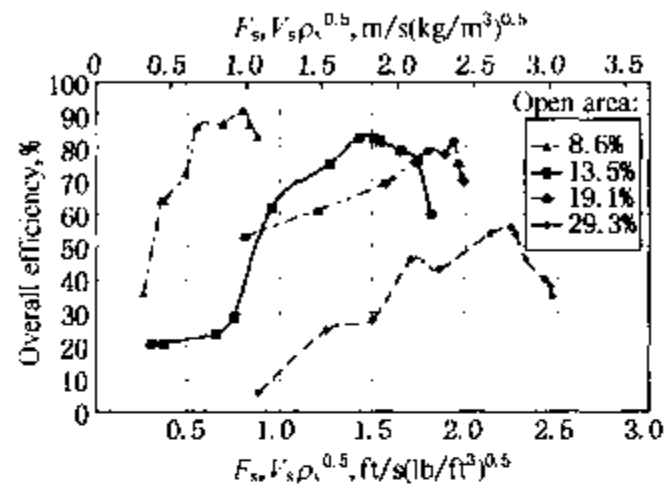


图 3.8-16 开孔率对穿流塔盘效率的影响 孔径 0.5in (12.7mm), 板间距 24in (0.610m), 24psia (1.65 bar) 压力下的 C_6/C_7 体系

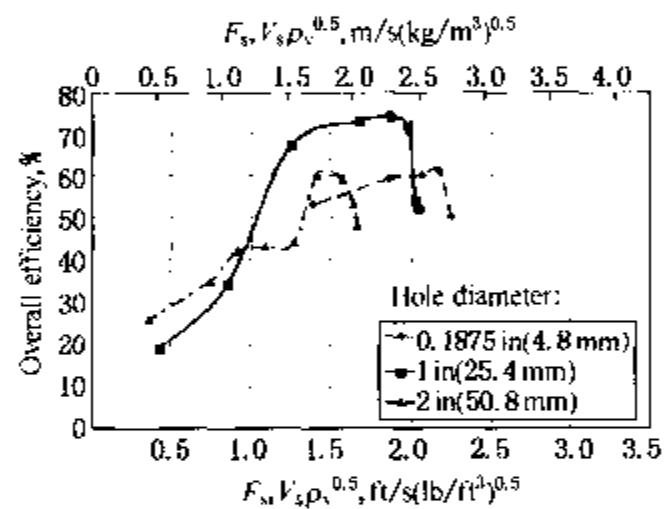


图 3.8-18 孔径对穿流塔盘效率的影响 开孔率 19%, 板间距 24in (0.610m), 4psia (0.28 bar) 压力下的 C_6/C_7 体系

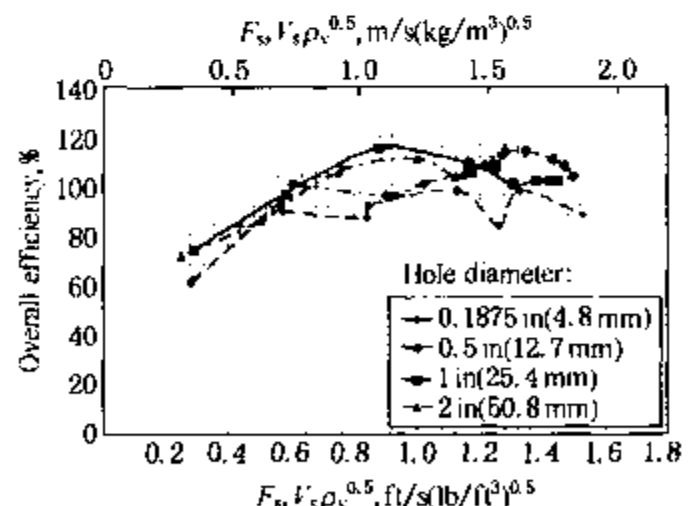


图 3.8-20 孔径对穿流塔盘效率的影响 开孔率 19%, 板间距 24in (0.610m), 165psia (11.4 bar) 压力下的 iC_4/nC_4 体系

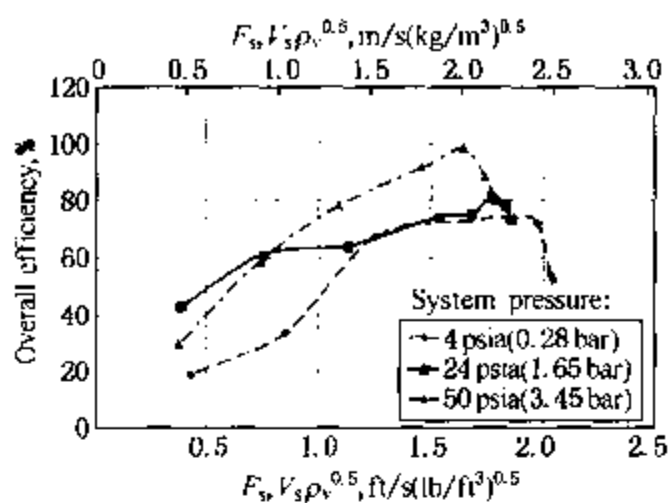


图 3.8-21 操作压力对穿流塔盘效率的影响
开孔率 19%，板间距 24in(0.610m)， C_6/C_7 体系

图 3.8-22 ~ 3.8-30 对全回流操作下效率的实测值与气体密度关联式的效率计算值进行了对比。图中的符号表示试验值，曲线表示关联式预测值。对 190 组试验数据计算得到的平均相对误差为 18%，标准偏差为 25%，均在可接受的关联范围内。非全回流条件下的偏差要更大些，这是因为在其他回流比下要想获得精确的数据有内在的困难。

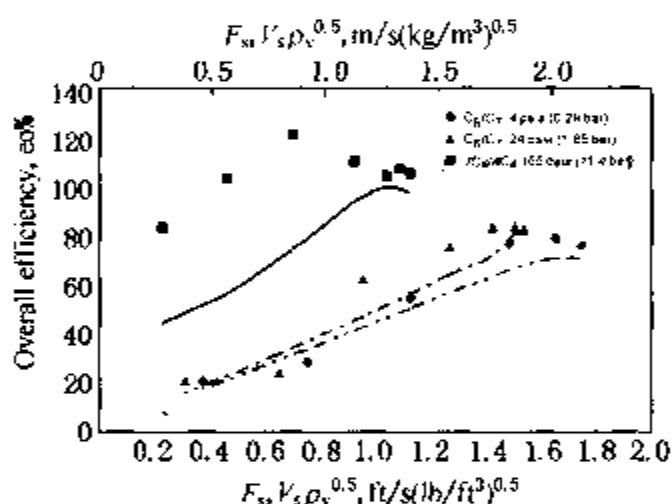


图 3.8-22 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 14%，孔径 0.5in (12.7mm)，板间距 24in(0.610m)

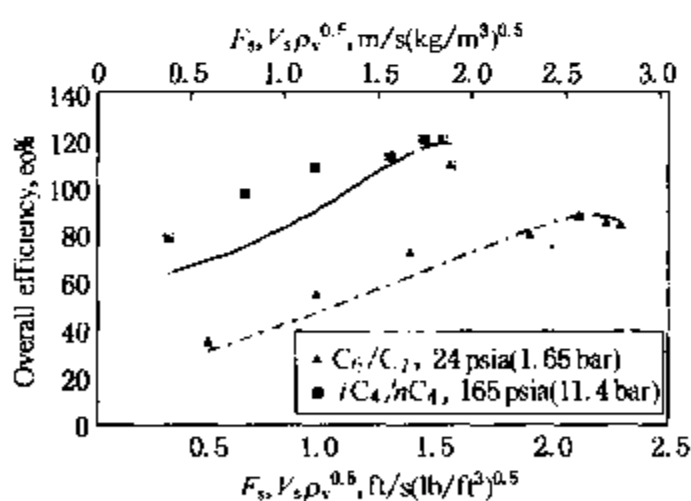


图 3.8-24 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 19.1%，孔径 0.5in (12.7mm)，板间距 36in(0.915m)

气体密度法

图 3.4-1 ~ 3.4-4 是用来确定塔盘效率的简捷图解方法。另外，用公式(3.4-1) ~ (3.4-8)也可以计算出塔盘效率。

这里选择气体密度作为物性影响参数，因为双膜理论指出：

1. 当体系处于沸点下或者 mG/L 在 0.5 ~ 2.0 之间时，液体中的传质阻力很小。
2. 气体密度是影响气膜接触时间的最重要的性质。

选择能力分率作为负荷参数来表示汽液相流率的影响是因为它与气速和清液层高度有关。

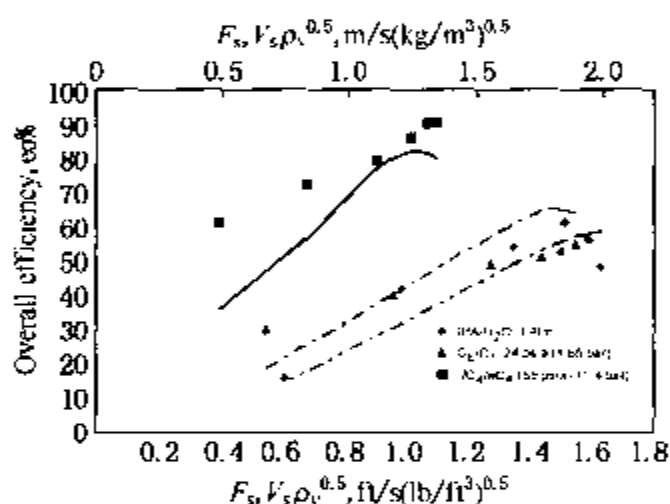


图 3.8-23 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 19.1%，孔径 0.5in (12.7mm)，板间距 12in(0.305m)

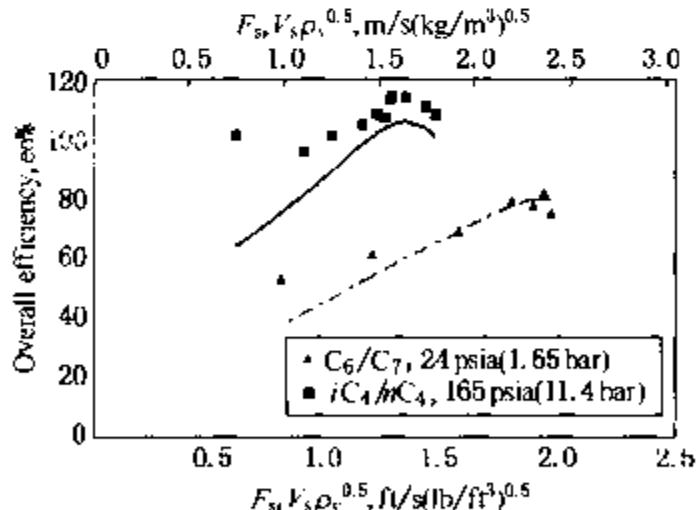


图 3.8-25 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 19.1%，孔径 0.5in (12.7mm)，板间距 24in(0.610m)

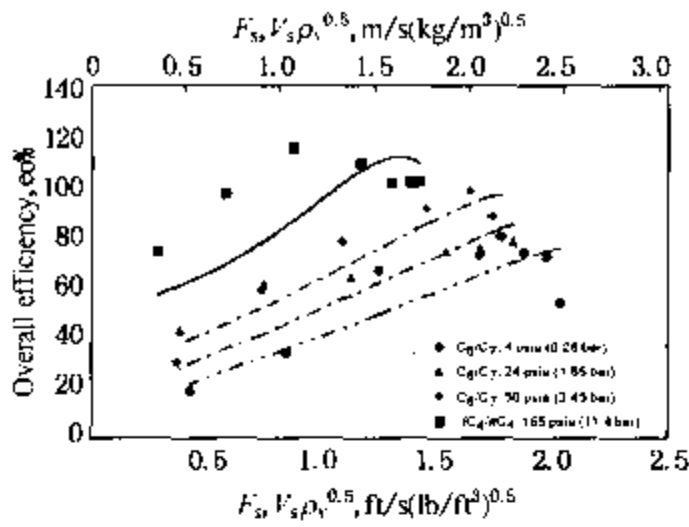


图 3.8-26 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 18.9%，孔径 1.0in (25.4mm)，板间距 24in(0.610m)

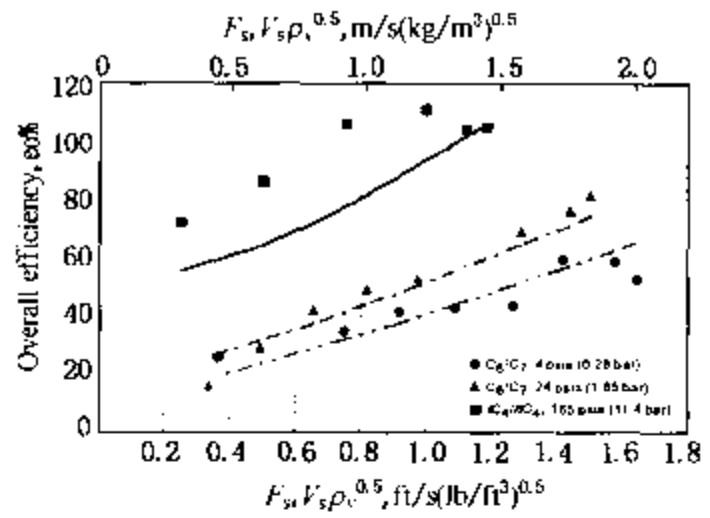


图 3.8-27 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 19.2%，孔径 2.0in (50.8mm)，板间距 24in(0.610m)

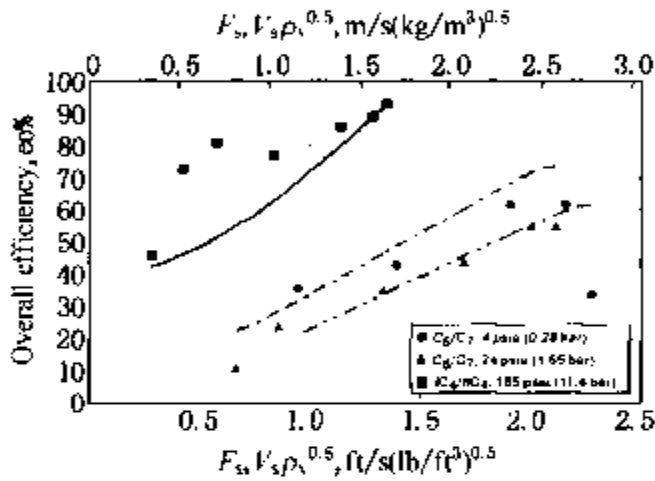


图 3.8-28 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 26%，孔径 1.0in (25.4mm)，板间距 24in(0.610m)

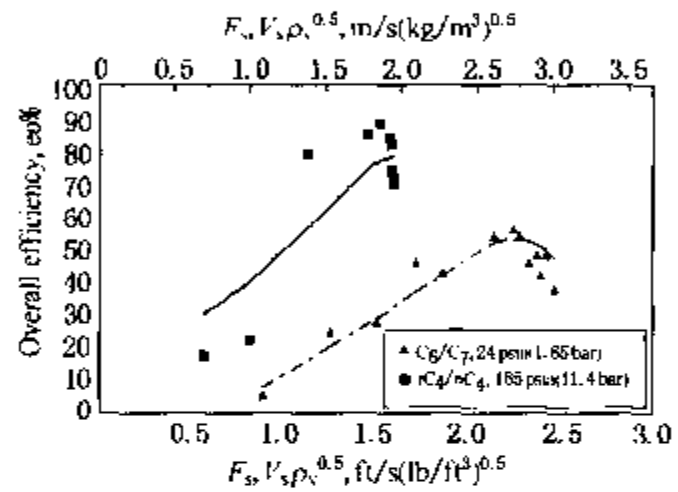


图 3.8-29 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 19.1%，孔径 0.469in (11.9mm)，板间距 24in(0.610m)

图 3.4-1 中的效率参数 E_1 是根据孔径 0.5in (12.7mm)、开孔率 19% 和板间距为 24in(0.610m) 的数据关联的。图 3.4-2~3.4-4 的其他几个校正项 E_2 、 E_3 和 E_4 ，允许对所有的板间距、开孔率和孔径采用一个关联式。利用其他几个校正项来调整塔盘设计，可以使现有数据得到较好的关联结果。

双膜计算法

该方法综合考虑了所有影响穿流塔盘效率的重要因素。图 3.4-6~图 3.4-9 的传质单元数关联曲线与本手册中泡帽塔盘部分的关联曲线不同，因为泡帽塔盘当气速超过 3.5ft/s(1.067m/s)时将引起 N_G 值和 N_L 值增加。除了清液层高度被液体流率代替、 F 因子被气体流率代替以外，图 3.4-5 中的有效泡沫高度关联式类似于泡帽塔盘的关联式。这些关联式主要是在真空条件下的研究结果，研究结果表明，用低密度气体所获得的高能位改善了穿流塔盘的接触效率。高速流动的气体明显改善了汽液两相的扩散能力，增加了有效传质面积。

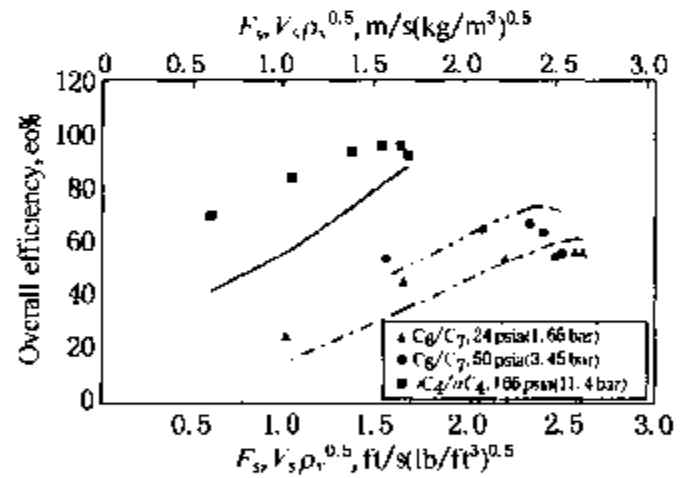


图 3.8-30 穿流塔盘的效率试验值和预测值对比—开孔率 29%，孔径 0.469in (11.9mm)，板间距 36in(0.915m)

除了清液层高度被液体流率代替、 F 因子被气体流率代替以外，图 3.4-5 中的有效泡沫高度关联式类似于泡帽塔盘的关联式。这些关联式主要是在真空条件下的研究结果，研究结果表明，用低密度气体所获得的高能位改善了穿流塔盘的接触效率。高速流动的气体明显改善了汽液两相的扩散能力，增加了有效传质面积。

该方法的数据主要是根据全回流体系处于沸点的条件下开发的，但同样也适用于其他回流比。看来，本方法在全回流条件下比 $L/V \neq 1.0$ 时的效果更好。其原因是：对所研究体系，在其他回流比条件下要取得好的塔盘效率数据很困难。

图 3.4-10 中关于理论级数 n 的关联曲线是以穿流塔盘上汽液相逆流流动为基础建立的。汽液相接触被认为是在理论级内发生的。所以，板间距和气体密度越大，理论级数也越大。

公式(3.4-24)和公式(3.4-25)给出的点效率、总板效率和平衡级数之间的关系式，与 Perry⁽¹²⁾ 给出的计算逆流接触设备塔盘数的公式是相当的。

把这一方法应用于多组分混合物将会遇到两个复杂的问题，即体系物性的关联和平衡曲线的斜率。对多组分体系，目前还没有开发出合适的体系性质校正方法。实际上，所有二元体系都具有几乎相同的气相 Schmidt 准数。图 3.4-9 中对多组分气相传质单元数的关联式正是基于此建立的。

液相 Schmidt 准数的变化范围很大。在 F.R.I. 和 AIChE 所研究的体系中，Schmidt 准数的 $1/2$ 次方的变化范围是 $16 \sim 200000$ ，这一变化主要是由液体粘度的差异引起的。Schmidt 准数的 $1/2$ 次方可以用粘度的 0.75 次方很好的关联。图 3.4-7 中对多组份液相传质单元数的关联式正是基于此建立的。

斜率 m

对于某些体系，相平衡曲线的斜率对塔盘效率有很大影响，例如丁烷和苯的脱水过程。对于丁烷体系，与水的相平衡线斜率大约是 15。对苯体系，从苯中汽提出水的斜率大约是 57，而从水中汽提出苯的斜率竟高达 1760。这么高的斜率可能使这些分离过程的塔盘效率降低到百分之一以下。

吸收塔和汽提塔的效率

对于这类体系只做了很有限的研究⁽¹⁹⁾。使用上述任何一种方法，预测吸收油/戊烷/水蒸气体系的效率，效果都不好。与试验值相比，汽体密度法得到的效率值偏高，而双膜算法得到的效率值偏低。

塔盘结构

塔盘倾斜的影响

图 3.8-31 和图 3.8-32 表明了塔盘安装倾斜 $1\text{in}(25.4\text{mm})$ 对穿流塔盘效率的影响，试验塔盘的开孔率为 19.1%，孔径为 $0.5\text{in}(12.7\text{mm})$ ，板间距为 $24\text{in}(0.610\text{m})$ ，试验体系为 $24\text{psia}(1.65\text{bar})$ 压力下的 C_6/C_7 体系和 $165\text{psia}(11.4\text{bar})$ 压力下的 iC_4/nC_4 体系。试验中采用了两种倾斜方案，一种方案塔盘是平行倾斜的，回流引入顶部塔盘上较低的一侧。另一种方案中，塔盘相互之间是超相反的方向倾斜的，回流引入了顶部塔盘上较高的一侧。

平行倾斜的塔盘效率仅为水平塔盘效率的 $1/3$ 。通过试验观察可知，在低风速下，液体全部从塔盘较低的一侧短路走掉了。

相互之间朝相反方向倾斜的穿流塔盘的峰值效率与水平塔盘相当。但是在较低风速下，这种倾斜塔盘的效率要低于水平塔盘。这些数据说明，穿流塔盘必须安装水平才能保证最佳的操作性能。F.R.I. 的 $4\text{ft}(1.2\text{m})$ 直径试验塔内安装的塔盘水平容差在 $\pm 1/8\text{in}(3.2\text{mm})$ 范围内，详细情况也可见 1994 年 7~8 月的进展报告。

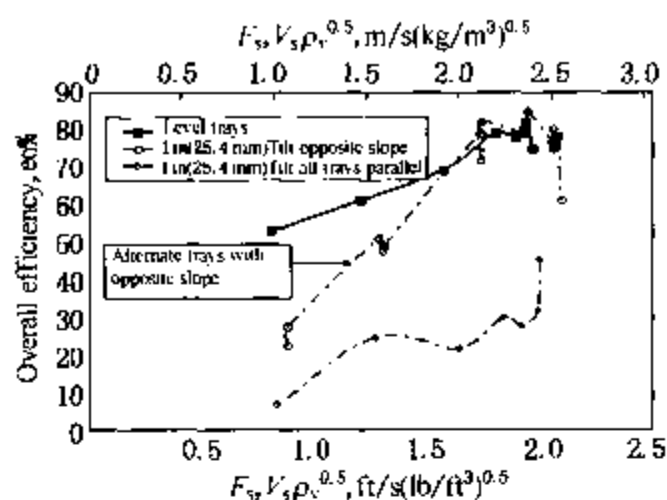


图 3.8-31 塔盘倾斜对穿流塔盘效率的影响
对 165psia(11.4bar)压力下的 iC_4/nC_4 体系, 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m)

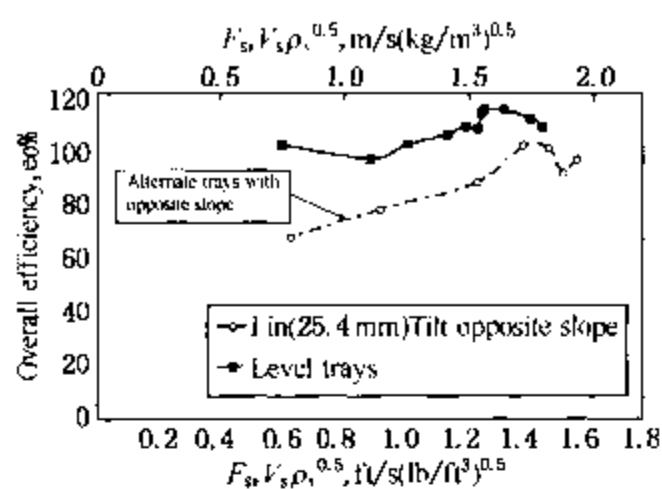


图 3.8-32 塔盘倾斜对穿流塔盘效率的影响
对 24psia(1.65bar)压力下的 C_6/C_7 体系, 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m)

堵孔的影响

图 3.8-33 ~ 图 3.8-35 对比了不堵孔的正常塔盘与具有相同开孔率的堵孔塔盘的整板效率。对开孔率为 19%、孔径为 0.5in(25.4mm)、板间距为 24in(0.610m)的试验塔盘周围设置堵孔条对其堵孔 50%。与正常塔盘相比, 这种塔盘的操作性能是较差的, 因此, 堵孔应该谨慎进行⁽²⁰⁾。

极 限

体系极限

F.R.I. 对各种塔盘的能力进行研究表明, 对于每种体系, 塔盘都有一个极限或者最终的能力。无论改进塔盘的设计, 还是增加板间距, 都不会超过这一极限能力。

F.R.I. 已经观察到了这种现象, 并且对 10 种体系获得了体系极限值^(21,22,23)。这些体系的物性范围见表 3.8-2。第 3.5 节中给出了体系极限的关联式, 关联式预测值与试验值的对比见图 3.8-36 ~ 图 3.8-40。根据图中的符号可以看出试验所测的能力因子。图中的实线和虚线是根据公式(3.5-1)计算得到的, 对每种体系采用的是液泛试验点下的平均物性。专题报告 No.136⁽²⁴⁾对所给关联式进行了讨论。

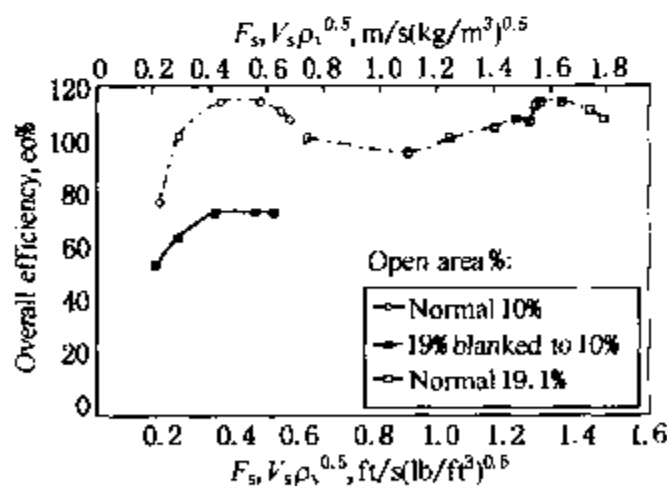


图 3.8-33 塔盘堵孔对穿流塔盘效率的影响
165psia(11.4bar)压力下的 iC_4/nC_4 体系, 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m)

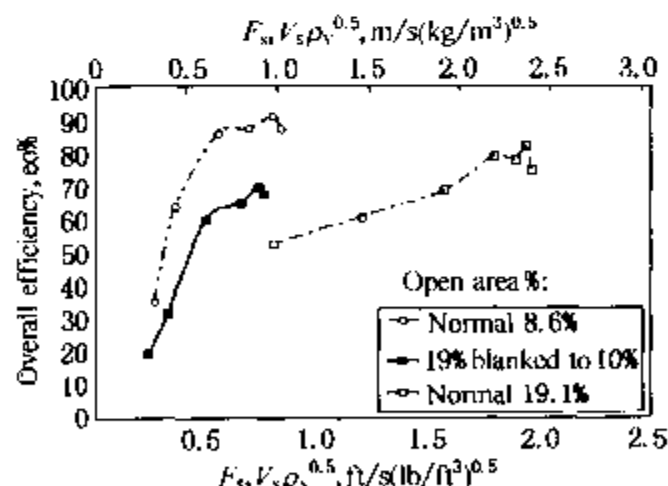


图 3.8-34 塔盘堵孔对穿流塔盘效率的影响
24psia(1.65bar)压力下的 C_6/C_7 体系, 开孔率 19%, 孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m)

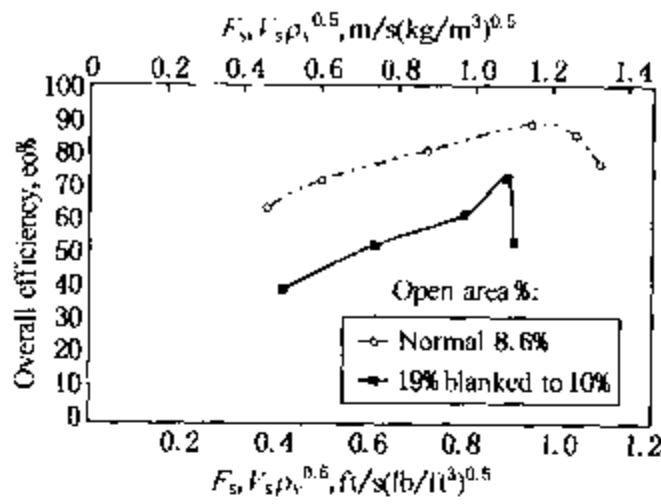


图 3.8-35 塔盘培孔对穿流塔盘效率的影响
4psia(0.28bar)压力下的 C_6/C_7 体系, 开孔率 19%,
孔径 0.5in(12.7mm), 板间距 24in(0.610m)

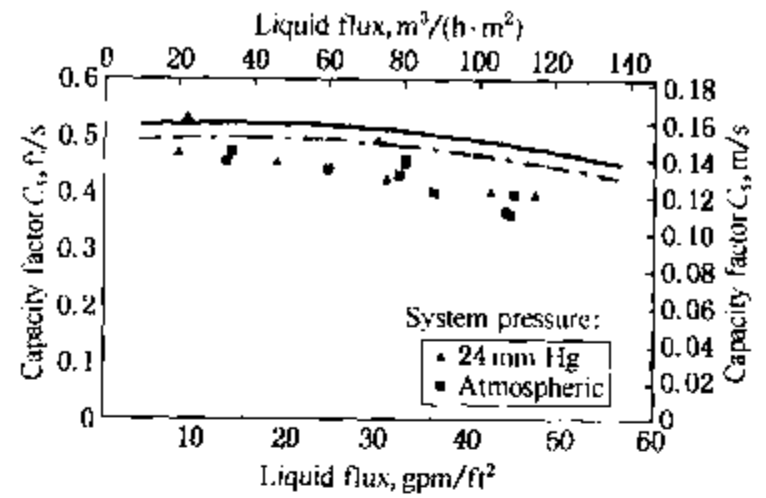


图 3.8-36 穿流塔盘的体系液泛极限
能力, 邻/对二甲苯体系, 开孔率 29.3%

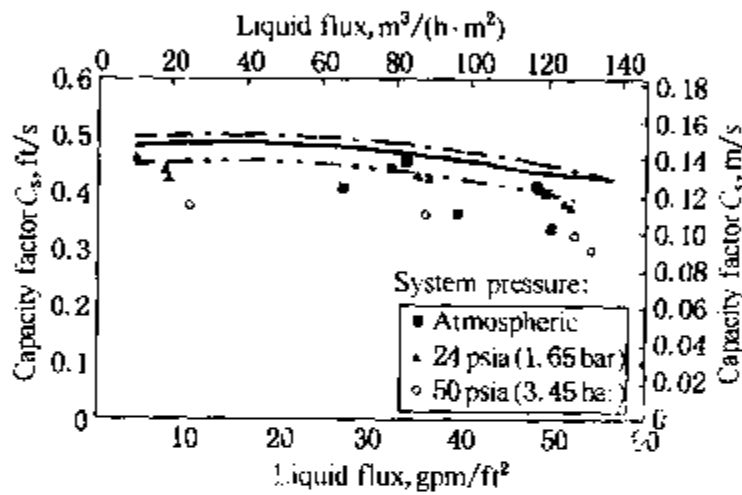


图 3.8-37 穿流塔盘的体系液泛极限
能力, C_6/C_7 , 开孔率 29.3%

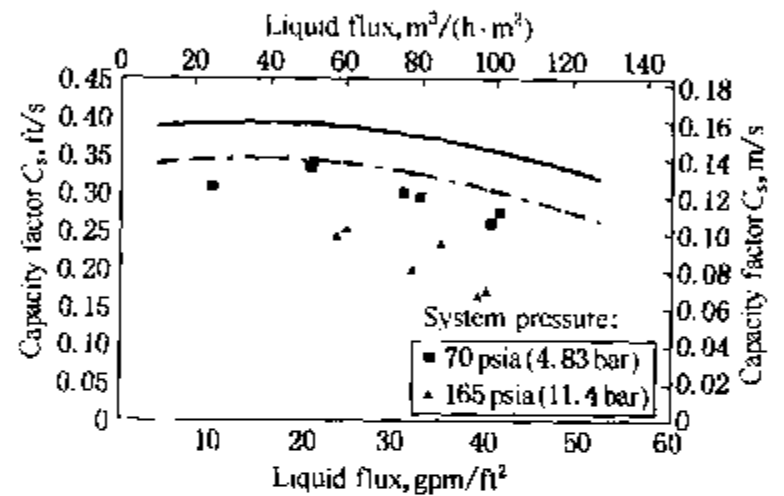


图 3.8-38 穿流塔盘的体系液泛极限能力
氟利昂-11 体系, 开孔率 29.3%

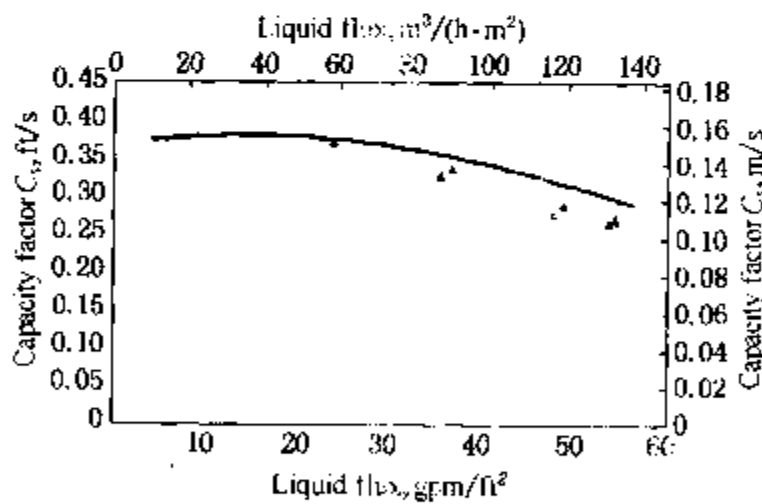


图 3.8-39 穿流塔盘的体系液泛极限能力
165psia(11.4bar)压力下的
 iC_4/nC_4 体系, 开孔率 29.3%

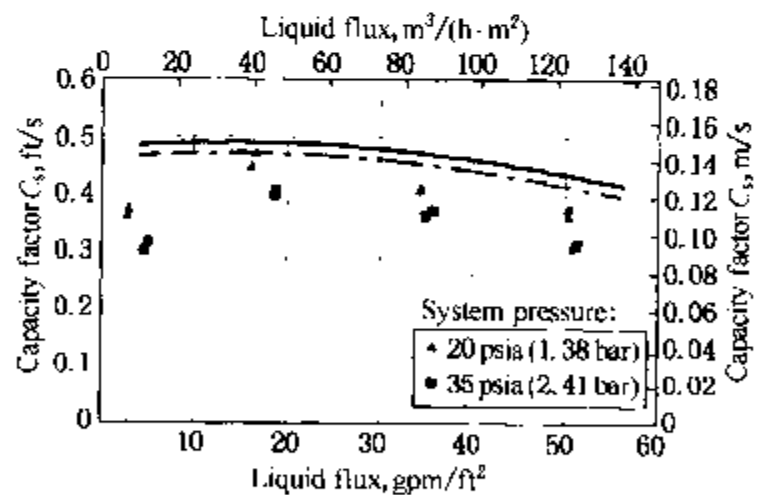


图 3.8-40 穿流塔盘的体系液泛极限
能力, 异辛烷/甲苯体系, 开孔率 29.3%

表 3.8-2 用于研究体系液泛极限能力的平均物性

| 研究体系 | 压力 | | ρ_v | | ρ_l | | σ | |
|---|------|------|--------------------|-------------------|--------------------|-------------------|----------|-----------|
| | psia | bar | lb/ft ³ | kg/m ³ | lb/ft ³ | kg/m ³ | dyne/cm | N/m |
| <i>i</i> C ₄ - <i>n</i> C ₄ | 165 | 11.4 | 1.88 | 30.1 | 30.46 | 488 | 4.93 | 4.93E-03 |
| Freon-11 | 165 | 11.4 | 3.80 | 60.9 | 75.9 | 1216 | 6.96 | 6.96E-03 |
| | 70 | 4.83 | 1.65 | 26.4 | 83.6 | 1339 | 11.47 | 11.47E-03 |
| C ₆ - C ₇ | 50 | 3.45 | 0.643 | 10.3 | 38.1 | 610 | 10.42 | 10.42E-03 |
| | 24 | 1.65 | 0.318 | 5.09 | 40.1 | 642 | 13.51 | 13.51E-03 |
| | 15 | 1.00 | 0.207 | 3.32 | 41.1 | 658 | 15.21 | 15.21E-03 |
| <i>i</i> C ₈ - Tol | 35 | 2.41 | 0.435 | 6.97 | 41.8 | 670 | 12.88 | 12.88E-03 |
| | 20 | 1.38 | 0.266 | 4.26 | 43.2 | 692 | 14.93 | 14.93E-03 |

参 考 文 献

- 1 Arnold, D. S., Plank, C. A., Schoenborn, E. M., Chem. Eng. Prog., 48(12), 633, 1952.
- 2 Dilman, V. V., Darouski, E. P., Aerov, M. E., and Axelrod, L. S. Khimicheskaya Promyshlennost, 28, (3), 156, 1956.
- 3 Foss, A. S. and Gerster, J. A., "Sieve Tray Plate Efficiencies", University of Delaware, 1954.
- 4 Hunt, C. d'A., Hanson, D. N. and Wilke, C. R., AIChE Journal 1, 441, 1955.
- 5 Hutchinson, M. H., and Baddour, R. F., Chem. Eng. Prog., 52, (12) 503, 1956.
- 6 Hutchinson, M. H., U. S. Pat 2,767,967.
- 7 Hutchinson, M. H. and Baddour, R. F., The Refinery Engr., C-6, February, 1957.
- 8 Kamci, S., Takamatsu, T., Goto, K., and Kometani, A., Chem. Eng. (Japan), 18, 307, 1954.
- 9 Kolodzie, P. A., VanWinkle, M., AIChE. Journal 3, 305, 1957.
- 10 Kittel, W., U. S. Pat. 2,568,749.
- 11 Olney, R. B., Preprint, AIChE meeting, St. Louis, December, 1953.
- 12 Perry, J. H., Chem. Engrs. Handbook, 3rd Ed, page 554, McGraw-Hill Book Co., 1950.
- 13 Samaniego, J. A., The Oil & Gas J., 52, No. 51, 151-64, April, 1954.
- 14 Shell Dev. Co., Emeryville, California Chem. Eng. Prog., 50, (2), 57-64, 1954.
- 15 Shell Dev. Co., 50 West 50th St., New York, NY.
- 16 "Enter the Ripple Tray", Chem. Eng. page 136, January, 1957.
- 17 "Spiral Flow for Better Distillation", Pet. Processing, April, 1953.
- 18 F.R.I. Tray Design Handbook, Vol. 1, sections 3.1 - 3.7.
- 19 F.R.I. Progress Report, December, 1956.
- 20 F.R.I. Progress Report, November, 1959.
- 21 F.R.I. Progress Report, March, 1960.
- 22 F.R.I. Progress Report, March, 1961.
- 23 F.R.I. Progress Report, August, 1964.
- 24 F.R.I. Topical Report No. 136.

符号说明

注释: 请注意在下面的 SI 制单位中, 长度(以及压头)的基本单位是 m, 而不是常用的 mm。

A_B ——鼓泡面积, ft²(m²);

A_h ——总开孔面积, ft²(m²);

A_T ——表观塔截面积, ft²(m²);

- APC ——基于鼓泡面积的开孔率, %;

 C_b ——基于鼓泡面积的能力因子, ft/s(m/s);

 C_{bf} ——基于鼓泡面积的液泛能力因子, ft/s(m/s);

 C_s ——基于塔截面积的能力因子, $V_s \left(\frac{\rho_v}{\Delta P} \right)$, ft/s(m/s);

 C_{sp} ——公式(3.5-2)中定义的体系极限参数;

 C_{ss} ——体系极限能力因子, ft/s(m/s);

 D_l ——液相扩散系数, $\text{cm}^2/\text{s}(\text{m}^2/\text{s})$;

 D_T ——塔径, ft(m);

 D_v ——汽相扩散系数, $\text{cm}^2/\text{s}(\text{m}^2/\text{s})$;

 d_h ——孔径, in(m);

 dy^*/dx ——相平衡曲线的斜率;

 E_0 ——总板效率, %;

 E_{OG} ——点效率, %;

 E_1 ——基准效率, %;

 E_2 ——板间距对效率的校正项, %;

 E_3 ——开孔率对效率的校正项, %;

 E_4 ——孔径对效率的校正项, %;

 F ——分散相在汽相连续相中所占分率;

 F_s ——基于表观塔截面积的 F 因子, $V_s \sqrt{\rho_v}$, ft/s(lb/ft³)^{0.5}(m/s(kg/m³)^{0.5});

 G ——汽相摩尔流率, lb·mol/h(kg·mol/h);

 HS ——孔间距, in(m);

 h_f ——塔盘上的有效泡沫高度, in(m);

 h_L ——塔盘上的当量清液层高度, in(m);

 h'_L ——气相区的液层高度, in(m);

 h''_L ——液相区的液层高度, in(m);

 J_1 ——开孔率参数;

 J_2 ——板间距参数;

 J_3 ——体系参数;

 J_H ——孔径参数;

 J_5 ——气体流动的压力降参数;

 J_6 ——总板压力降参数;

 J_7 ——液体流动的压力降参数;

 K ——相平衡参数, Y/X ;

 L ——液相摩尔流率, lb·mol/h(kg·mol/h);

 L_{Load} ——液体负荷, ft³/s(m³/s);

 LP ——负荷参数, %;

 M_E ——相平衡极限斜率;

 M_S ——体系极限斜率;

M ——相平衡曲线斜率；
 N_G ——汽相传质单元数；
 N_L ——液相传质单元数；
 n ——理论塔盘级数；
 OA ——鼓泡面积上的开孔分率；
 P ——孔间距, in(m)；
 ΔP ——塔盘压力降, in 热液柱(m 热液柱)；
 ΔP_D ——干板压力降, in 热液柱(m 热液柱)；
 ΔP_{dsq} ——每块实际板的设计压力降, in 热液柱(m 热液柱)；
 Q ——公式(3.3-5)(3.3-6)中定义的参数；
 Q_L ——液体体积流率, gpm(m^3/h)；
 Q_V ——气体体积流率, $ft^3/s(m^3/s)$ ；
 R ——气体负荷与液体负荷之比；
 S_c ——Schmidt 准数；
 S_{cb} ——置信区间的安全因子；
 S_{cl} ——液相 Schmidt 准数；
 S_{cv} ——气相 Schmidt 准数；
 S_m ——模型相对于数据库的平均安全因子；
 T_s ——板间距, in(m)；
 T ——塔盘板厚度, in(m)；
 t_C ——汽相接触时间, (s)；
 t_L ——液相接触时间, (s)；
 u_L ——基于塔截面积的液体流速, $ft/s(m/s)$ ；
 V_b ——基于鼓泡面积的气速, $ft/s(m/s)$ ；
 V_{bf} ——基于鼓泡面积的液泛气速, $ft/s(m/s)$ ；
 V_h ——基于开孔面积的气速, $ft/s(m/s)$ ；
 V_S ——基于塔截面积的气速, $ft/s(m/s)$ ；
 $V_{L,med}$ ——气体负荷, $ft^3/s(m^3/s)$ ；
 X ——轻组分的摩尔分率；
 x ——孔径板厚比；
 Z ——气相区的总开孔率。

希腊符号

α ——相对挥发度；
 δ ——孔间距 - 孔径, in(m)；
 φ ——基于鼓泡面积的开孔率；
 μ_L ——液体粘度, cP($kg/(m \cdot s)$)；
 μ_V ——气体粘度, cP($kg/(m \cdot s)$)；
 ρ_L ——液体密度, $lb/ft^3(kg/m^3)$ ；
 ρ_V ——气体密度, $lb/ft^3(kg/m^3)$ ；

$\Delta\rho$ ——液体密度 - 气体密度, lb/ft³(kg/m³);

σ ——体系的表面张力, dyn/cm(N/m);

σ_c ——标准偏差。

其他

C₆——环己烷;

C₇——正庚烷;

D_i——关系式中的无因次参数;

IPA——异丙醇;

iC₄——异丁烷;

iC₈——异辛烷;

J_i——液泛关系式中的无因次参数;

K_i——无因次常数;

nC₄——正丁烷;

tol——甲苯。

第四章 泡帽塔盘设计

4.0 前言与背景

在 F.R.I. 研究计划的进度中, F.R.I. 已在实验精馏塔上对 33 种泡帽塔盘进行了实验研究, 并且还对 17 个泡帽塔进行了工业测试。虽然这些塔盘的操作性能在某一方面或不同程度上会有所不同, 但目前所使用的大多数泡帽的设计结构和特征尚未得到验证, 这对操作性能实际上是不利的。设计方法的繁多, 不仅增加了成本, 也给操作性能的预测造成了不必要的复杂化。为了弥补这个问题, F.R.I. 研究开发了有限数量的泡帽塔盘, 其基本设计方法尽可能符合标准化特点, 并且尽量能表示出它的性能特征。在这个过程中开发的泡帽被称之为“F.R.I. 泡帽”。虽然在一些偶然情况下, 这么做可能会出现个别设计问题, 但在大多数情况下, 这种处理方法将会提高设计的可靠性。

F.R.I. 泡帽塔盘

图 4.0-1 所示为典型的标准 F.R.I. 泡帽塔盘的照片。标准 F.R.I. 泡帽塔盘是通过 F.R.I. 实验过的各种泡帽的功能及其性能特点, 进行了大量分析后开发出来的。设计开发的泡帽为外径 4in 的圆形泡帽。该泡帽不仅塔盘结构最为简单、能够提供最大的灵活性, 而且在最优效率下的能量损失也最小。



图 4.0-1 典型的 F.R.I. 泡帽塔盘照片

由于 F.R.I. 泡帽结构和塔盘布置的标准化, 因此在下列章节中所提到的 F.R.I. 标准泡帽的设计方法和步骤尽可能地简化。对后面各节内容需要注意的是, 这些具体的设计应用只适用于“F.R.I. 标准泡帽”。

普通齿缝泡帽塔盘

第 4.3 节的表 4.3-1 对这种类型的泡帽作了说明。目前所用的“齿缝”泡帽从结构和塔盘布置来看有上千种之多, 但它们一般都具有如表 4.3-1 所示的铃形齿缝泡帽的基本特性。在许多情况下, 这些设计结构仍然可以在新的条件下使用。而在有些情况下, 则需要对这些泡帽结构进行评价, 以确定这些现有的塔可否做别的用途, 或是需要更换塔盘进行改造。出于此目的, 本节中包含的大多数关联式和设计依据也适用于普通齿缝泡帽。但是有些情况下, 在 F.R.I. 标准泡帽的关联式不适用于其他类型的普通齿缝泡帽的地方, 设计时必须遵循具体的设计步骤和要求。

泡帽设计的相关性能特点和设计方法的基础数据, 可以从专题报告 No.29 中查得。

F.R.I. 的研究

美国精馏研究协会(F.R.I.)对泡帽设计已进行了大量的研究, 这些研究体系的压力范围

从 10mmHg 到 500psia(绝压)。关于这些研究的详细情况可见本文第 4.8 节内容和第 4.11 节的报告索引。

塔盘结构参数

下面汇总了 F.R.I. 研究的泡帽塔盘的结构参数。

| | |
|-------------------|------------|
| 泡帽类型 | 槽形, 矩形, 圆形 |
| 泡帽直径, in | 3 ~ 6 |
| 泡帽间距, in | 4 ~ 8 |
| 出口堰高, in | 1 ~ 6 |
| 板间距, in | 12 ~ 36 |
| 降液管面积占塔截面积的百分率, % | 5 ~ 30 |

体系研究

F.R.I. 研究体系的物性范围覆盖面很宽。

| | 最小 | 最大 |
|---------------------------|--------|-----|
| 液体密度, lbs/ft ³ | 20 | 90 |
| 气体密度, lbs/ft ³ | 0.0025 | 8 |
| 表面张力, dyn/cm | 0.2 | 70 |
| 液体粘度, cP | 0.035 | 2.3 |

研究体系及其压力范围如下所示:

| 体 系 | 压 力 |
|---------------------|-----------------|
| 吸收油/氮气/空气 | 常压 |
| 吸收油/水蒸气 | 常压 |
| 环己烷/正庚烷 | 4 ~ 50psia |
| 氟利昂 - 11 | 4 ~ 165psia |
| 正己烷/CO ₂ | 常压 |
| 异丁烷/正丁烷 | 115 ~ 500psia |
| 异丙醇/水 | 50mmHg ~ 65psia |
| 辛醇/癸醇 | 10 ~ 100mmHg |
| 邻/对二甲苯 | 16 ~ 760mmHg |
| 戊烷/吸收油/水蒸气 | 常压 |
| 水/空气 | 常压 |
| 水/水蒸气 | 3 ~ 15psia |
| 空气 | 常压 |

工业实验

除了在 F.R.I. 精馏实验设备上所做的研究以外, F.R.I. 根据“装置实验计划”对几种工业化的泡帽塔盘也进行了测试。测试的塔径、压力如下所示:

| 设备名称 | 压力, psia | 塔径, ft |
|-------|----------|--------|
| 脱异丁烷塔 | 120 | 6.5 |
| 戊烷分馏塔 | 40 | 7 |
| 脱异丁烷塔 | 160 | 10 |

| | | |
|-----------|-----|------|
| 脱异丁烷塔 | 150 | 13 |
| 脱异丁烷塔 | 165 | 5 |
| 脱异丁烷塔 | 125 | 8.5 |
| 脱异丁烷塔 | 150 | 10.5 |
| 脱戊烷塔 | 25 | 5 |
| 脱异戊烷塔 | 70 | 7.5 |
| 脱异戊烷塔 | 55 | 4 |
| 脱异戊烷塔 | 45 | 8.5 |
| 乙苯-苯乙烯分馏塔 | 0.8 | 8~9 |
| 脱异丁烷塔 | 130 | 10 |
| 乙烷乙烯分馏塔 | 175 | 6 |
| 脱甲烷塔 | 470 | 4 |
| 脱乙烷塔 | 275 | 4.5 |

4.1 塔盘设计

下面给出了塔盘设计步骤中常用术语的定义，并对一些设计变量进行了讨论，以便寻求一个最佳设计路线。

F.R.I. 泡帽塔盘

图 4.1-1 所示为是标准 F.R.I. 泡帽的结构和泡帽布置。

泡帽设计

标准 F.R.I. 泡帽采用圆形的“茶杯”结构，即在泡帽的罩子上没有齿缝，而是用泡帽与塔盘板上的底隙作为齿缝。泡帽和塔盘板上的升汽管的固定和支撑方式是可选的。泡帽和塔盘的具体结构详见第 4.7 节。

泡帽布置

一般标准泡帽沿着液体流动方向以正三角形的方式排列，其间距为 $5.75\text{in} \pm 0.125\text{in}$ 。泡帽间距通常是不变的，以便达到预定的性能或确定塔盘有效鼓泡面积上的泡帽数。由于机械原因对泡帽布置进行的微小调整，塔盘的性能将不会受到显著影响。

F.R.I. 泡帽塔盘的特点

设计 F.R.I. 泡帽塔盘时应使气相分布均匀，以便形成一个稳定的塔板。实际上这种塔盘的操作弹性是相当大的，典型 F.R.I. 泡帽塔盘的负荷性能图见图 4.1-2。预测各种塔盘性能特点的步骤将在下面的各节中列出。

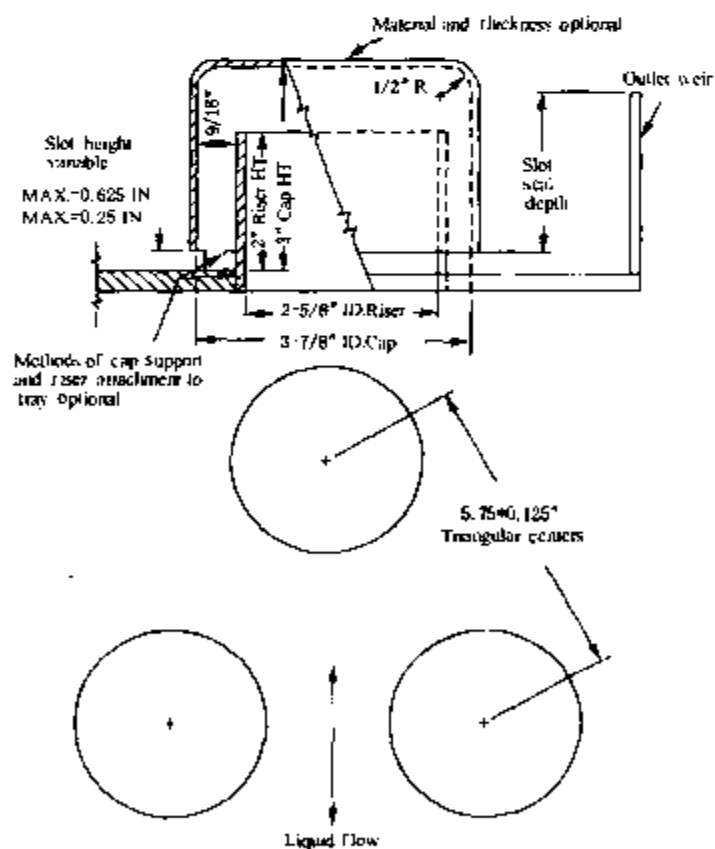


图 4.1-1 F.R.I. 泡帽的详细结构和布置

普通齿缝泡帽塔盘

圆形泡帽和矩形泡帽的选择

这里，没有明确说明是圆形泡帽好还是矩形泡帽好，但后面给出了使用建议。

泡帽布置

大多数情况下最常见的泡帽布置为圆形泡帽呈正三角形排列。对某些塔盘设计，如果在与液体流动相平行的方向上略微减小各排泡帽之间的距离，就可以增加一排泡帽。这样泡帽的排列方式就变为等腰三角形排列，也就是与液体流动方向垂直的那条边要长一些。

另外，矩形泡帽布置时应使长边平行于液体流动方向。

泡帽周长

一般来说，好的泡帽塔盘设计，每平方英尺所排泡帽的周长至少要求有 4ft，最好为 5ft。

泡帽直径

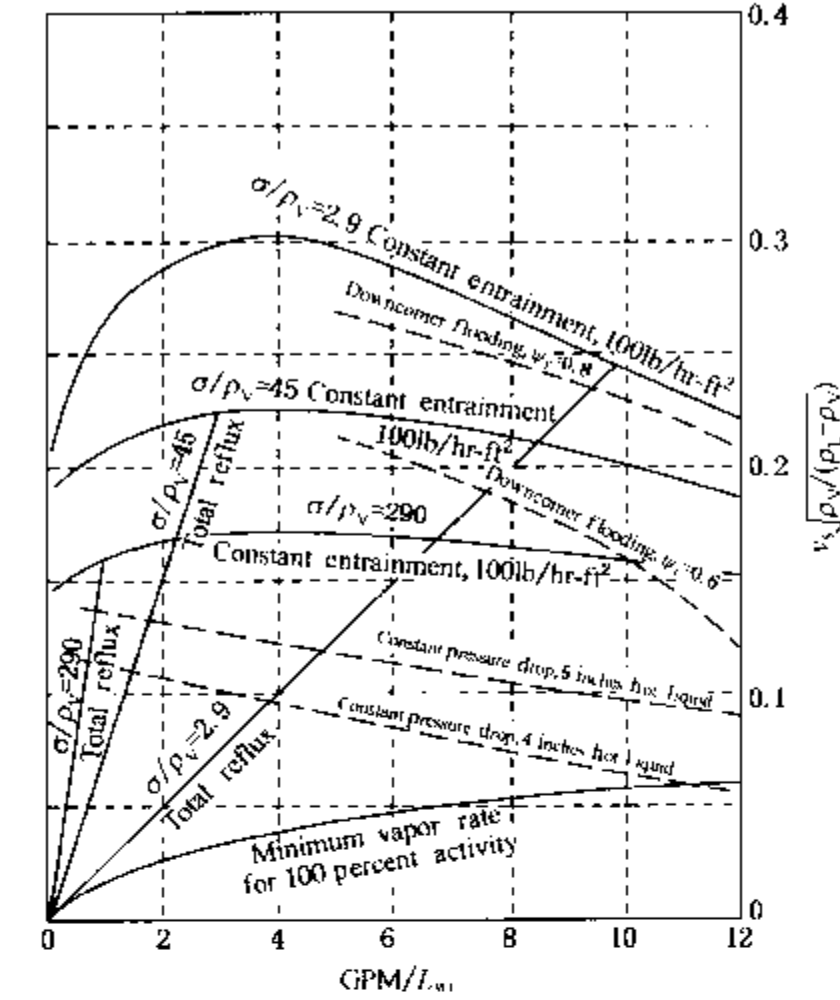


图 4.1-2 板间距为 24in 的典型 F.R.I. 泡帽塔盘的负荷性能图

工业经验表明，对大多数装置从经济和操作性能方面来说，泡帽直径最好为 3~6in。但有些装置上，泡帽直径小于 3in 是最有利的，例如液态空气的精馏。由于操作温度低，板间距非常小，所以只能采用很小的、顶针大小的圆筒式泡帽。本文提到的设计方法不能用于这样特殊的精馏装置。

泡帽间距(泡帽中心间距)

对于以正三角形排列的圆形泡帽，泡帽间距与泡帽直径的最优比约为 1.3~1.5。对圆形泡帽和矩形泡帽，建议对相邻泡帽齿缝间的最小距离取 1.5in，最大距离取 2in。

面积比

一般来说，好的泡帽设计，其升汽管面积、回转面积、环形面积和齿缝面积近似相等。

齿缝的尺寸

目前所用的齿缝设计没有说明对塔盘效率和处理能力的影响。

泡帽高度

雾沫夹带一般在齿缝和泡帽顶部之间的区域产生。较高的泡帽含有一个较长的液滴加速距离，相应的雾沫夹带量就会增大。较高的泡帽高度也会加大液面梯度。因此，对总的操作性能来说，泡帽高度相对低一些更好。

塔盘设计

下面叙述的设计方法是以 F.R.I. 的实验项目进行详细研究为基础提出的，某些地方用有关文献资料予以补充，但基本上是以 F.R.I. 实验数据为依据。在设计塔盘时，设计步骤不是惟一的，提出这些建议只是为了取得最优的设计指南，最终设计方案的选择是一次判断性问题。

定 义

后面提到的设计步骤和关联式会涉及到各种术语和塔板参数。图 4.1-3 和图 4.1-4 是这些术语的图介说明。

鼓泡面积

鼓泡面积是指由塔壁、出口堰或挡板和塔板进口边缘所围绕的面积，减去离泡帽区边缘切线距离 3in 多宽所围绕的面积。通常鼓泡面积等于塔板进口边缘与出口堰之间的面积，或者等于塔截面积减去降液管和受液盘面积之和。

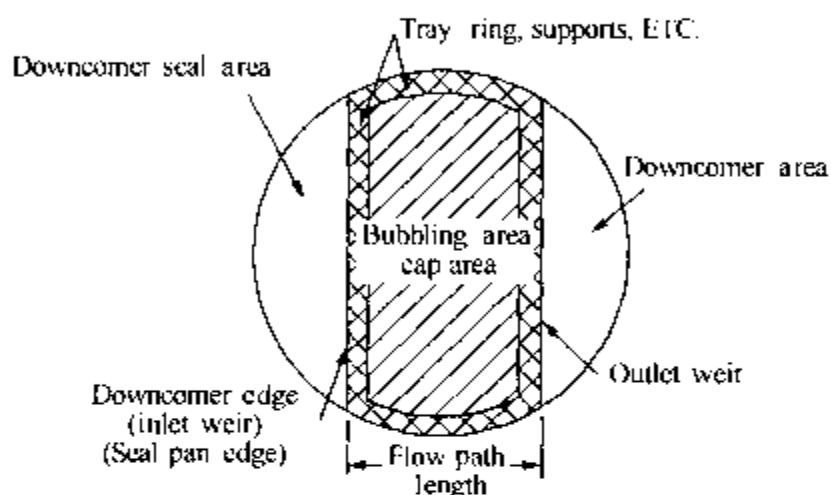


图 4.1-3 塔盘结构的定义

自由面积

自由面积是指气相流动所用的最小塔截面积，或者是塔截面积减去降液管顶部的最大面积。

塔截面积

塔截面积是指鼓泡面积、降液管顶部面积和受液盘面积之和。

降液管顶部面积

降液管顶部面积是指降液管顶部(或进入降液管)的最大面积。

降液管底部面积

降液管底部面积是指降液管底部的最小面积。

降液管受液盘面积

降液管受液盘面积是指在降液管底部下方，用于液封降液管并将液体分配流向塔盘上的面积。

塔段

一个塔段是指具有相对均匀气液负荷的一组塔盘所组成的塔段。

操作弹性、操作范围和操作灵活性

操作弹性指的是最大设计负荷与最小设计负荷之比；操作范围是一个类似的术语，它用液泛负荷的百分率表示；操作灵活性是用于对比不同设计方案时的术语，例如：操作弹性大的塔板就比操作弹性小的塔板灵活性大。

齿缝静液封

齿缝静液封是指出口堰高度和齿缝高度之差。

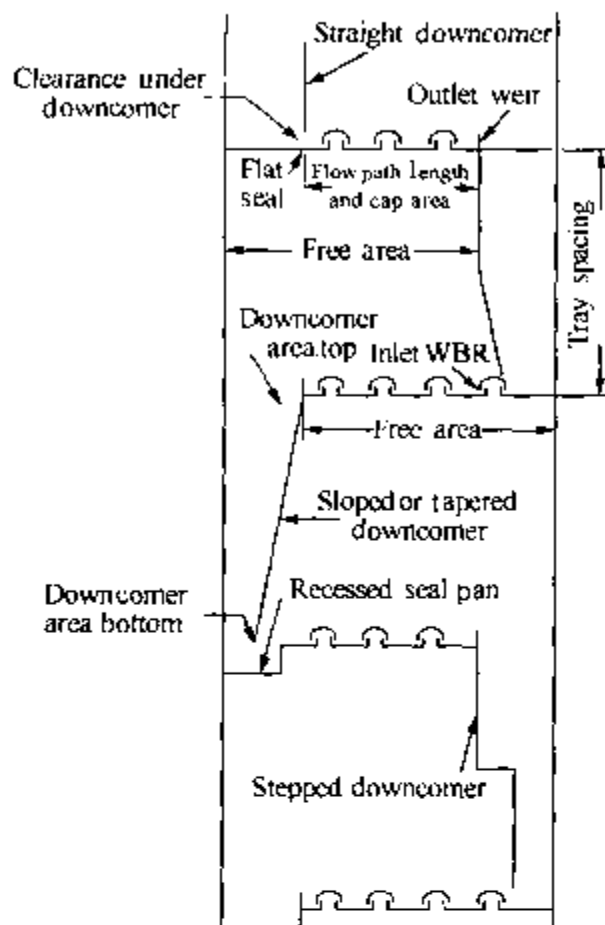


图 4.1-4 典型的塔盘布置

零液封

零液封是指齿缝高度等于出口堰高度时的塔盘压力降。

设计考虑因素

为达到要求的塔盘操作性能，下列设计参数可以作为泡帽塔盘设计的变量。

1. 齿缝高度
2. 出口堰高
3. 出口堰长(或液流程数)
4. 板间距
5. 鼓泡面积和降液管面积
6. 降液管设计
7. 泡帽数
8. 安全因子

齿缝高度

普通齿缝泡帽

齿缝高度对塔盘的压力降和效率都有影响，但对雾沫夹带性能没有影响。对压力分馏塔，最优齿缝高度要有 1-2in 的静液封(静液封是指堰高减去齿缝的高度)，而对真空分馏塔，有 1/4in 的静液封就可以满足要求。

F.R.I. 泡帽

考虑到机械方面的实际情况，建议最小齿缝高度取 0.25in。效率要保持在一定水平，塔盘压力就要减小，齿缝高度就要取得大，最大齿缝高度可取 0.625in。齿缝高度取 0.375in 对于大多数压力分馏塔都是适用的，而对大部分真空分馏塔，齿缝高度建议取 0.5in。

堰高

堰高对塔盘的压力降和效率都会产生影响。堰高不超过 4in 或小于板间距的 1/6 就不会因雾沫夹带而影响处理能力，但是堰高过高可能会引起降液管液泛而影响塔的处理能力。对大多数压力分馏塔，堰高建议取 2~3in，真空分馏塔堰高建议取 0.75~1in。

塔盘布置

塔盘上的液体流道对操作性能有很大影响。图 4.1-5 所示为液体流道的几种型式。塔盘的处理能力、板效率、操作弹性、压力降和雾沫夹带都是最终设计的堰长、降液管面积、

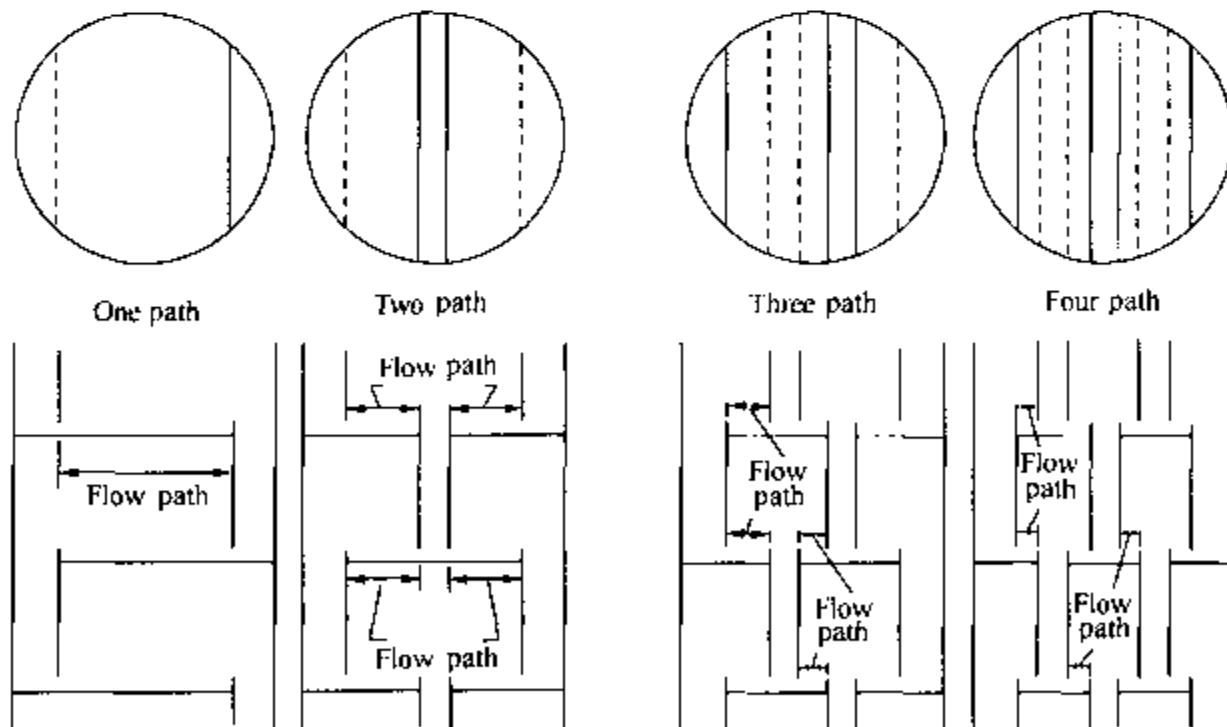


图 4.1-5 错流塔盘的基本布置

鼓泡面积和自由面积的函数。由于这些设计参数交互关联，因此综合考虑这些因素将有助于塔盘最终设计的优化组合。

堰长

如图 4.1-5 所示，塔盘上的液体分流成双流程或多流程时，堰长自然会发生变化。当降液管内持液量限制着处理量时，采用多流程可以减少所需要的塔径。

平均液体流道宽度

对单溢流塔盘，液体流道平均宽度定义为鼓泡区进口处、中心处和出口处塔壁与塔壁之间距离的算数平均值。对多溢流塔盘，液体流道的平均宽度为每一部分的平均宽度之和，即：

$$W_{fp} = \sum_1^n \left[\frac{\text{入口宽度} + \text{中心宽度} + \text{出口宽度}}{3} \right] \quad (4.1-1)$$

式中 W_{fp} ——流道宽度，in(m)。

液体流道长度

液体流道长度定义为塔板鼓泡区进口边缘到出口堰或到出口边缘的距离。F.R.I. 对 24in 的短流道进行过研究。在多溢流设计中，液体流道长度减少 1in，实际上就会减少最终设计的塔径。

板间距

处理能力一般随板间距的增加而增加，雾沫夹带量随板间距的增加而减少。但是当板间距大于 24in 时，处理能力增加相对并不明显，雾沫夹带变化也较小。一般来说，调整塔内不同负荷塔段的板间距可能会是有利的。

降液管设计

降液管的液相处理能力是由降液管的体积和降液管下端出口(溢流口)液体流动造成的压头损失来决定的。机械因素对降液管的操作性能也有重要的影响。出口的阻力损失基本上是由于降液管下口面积决定的，它随着降液管下口底隙高度的增加而减少，也随着因液体流程数增加而导致降液管下口长度的增大而减少，或者随着出口形状的改变而改变。在所有操作条件下，都要提供降液管液封，因此降液管中应保持足够的液体。

泡 帽 数

F.R.I. 泡帽塔盘

每块塔盘的泡帽数可能会随着泡帽间距的变化而稍有变化，泡帽间距的变化容许范围推荐值为 $\pm 0.125in$ 。这对于要增加塔盘上的泡帽排数，或为了降低压力降而增加泡帽数是很有用的。泡帽间距的变化对雾沫夹带性能或塔板的水力学梯度没有明显影响。

普通齿缝泡帽塔盘

对正三角形排列的圆形泡帽，泡帽间距与泡帽直径的最优比大致为 1.3~1.5。对矩形泡帽和圆形泡帽，要求相邻泡帽间齿缝的最小和最大距离分别为 1.5in 和 2in。

安全因子

安全因子在设计方法中主要起到三方面的作用：(1)对实际操作状况引入一个风险系数，因为实际操作状况可能不同于设计条件；(2)考虑设计中包含的结构参数和物性条件的不确定性；(3)考虑实验数据关联的误差。因此，在设计中要使安全因子最有效的用在最合适的地方，并应该避免使用随机安全因子。下面各节给出的设计关联式中包含的安全因子，都不

是随机的。但是在某些方面，这样得到的关联式较为保守。因此，建议给出安全因子的取值范围。在这些情况下，安全因子是一个允许的比值或是推荐的负荷与设计负荷之比。

在下面几节给出的设计步骤中都包含安全因子，其主要用途就是要设计者面对现实：关联式没有固定的安全因子，设计者必须应用自身的知识去处理。

压力分馏塔

设计泡帽塔板时，如果没有压力降限制，要需要重点考虑两个主要问题：一是根据允许最大(设计)负荷来选择塔径，二是降液管中气液混合物分离所必须的降液管面积。

以下图 4.1-6 所示的是根据具体工艺条件设计塔的常规步骤，图 4.1-6 给出的塔盘设计步骤的设计顺序并不是惟一的。各设计步骤的具体内容将会在下列各节中予以叙述。

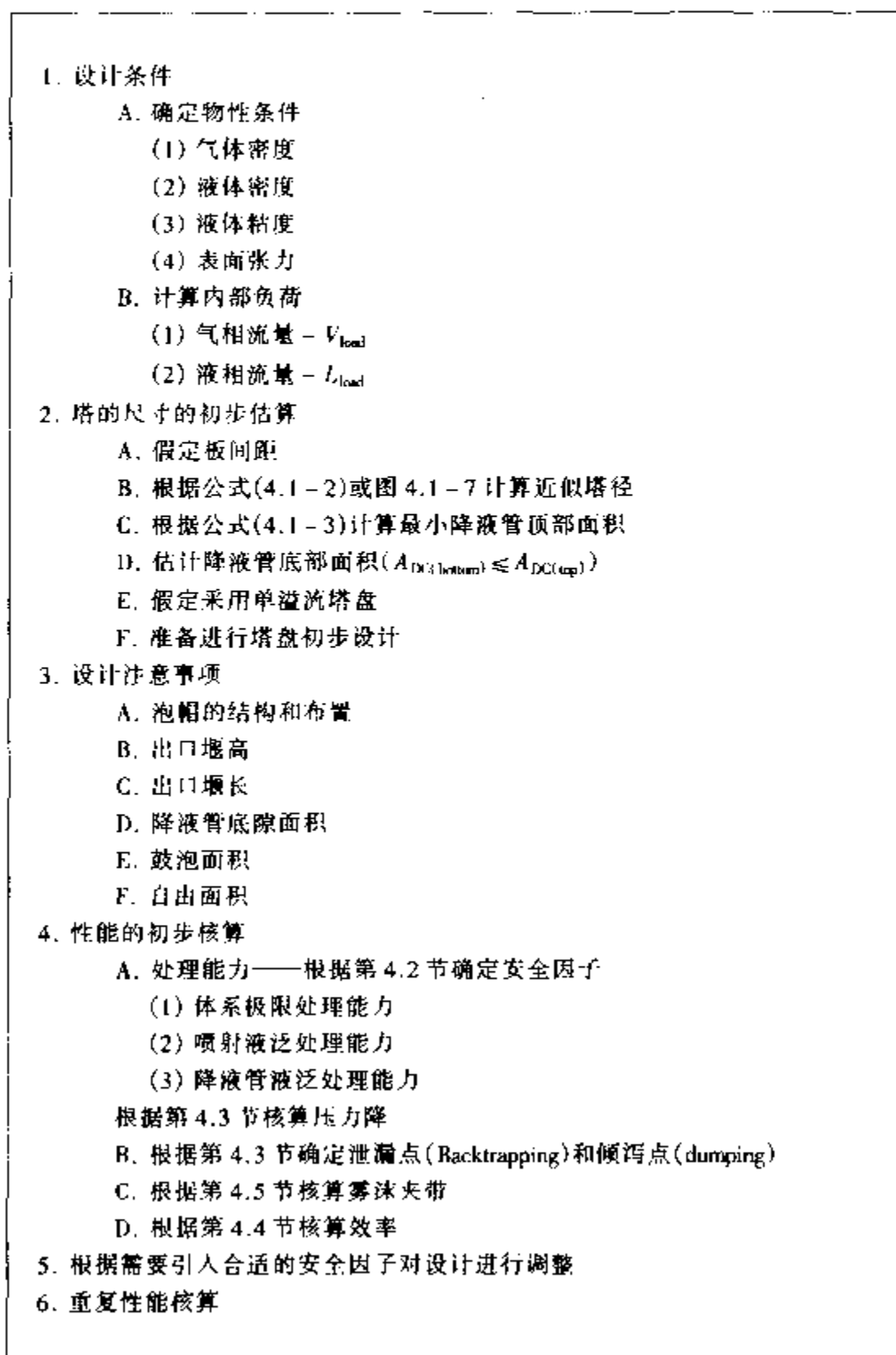


图 4.1-6 带压泡帽塔中各个塔段的设计步骤

负荷与物性

在一般的压力分馏塔中，通常有两段不同的负荷条件。即进料板上的塔段和进料板下的塔段。如果带有侧线汽提或者有两个或两个以上不同进料板的塔，将会有三个或更多个不同塔板负荷的塔段。设计中，需要了解塔内两相的流量和物性条件，以便确定每一塔段所有塔板中的最大设计负荷和最小设计负荷。初步设计是根据气液流率计算的，但是最终达到理想的设计效果，要通过改变各个塔段的塔径、板间距和塔盘结构来完成。

塔径初算

塔径可以由下面的公式(4.1-2)来估算：

$$D_t = \sqrt{\frac{6.8(V_{\text{load}}) + 10(L_{\text{load}})}{\sqrt{T_s}}} \quad (4.1-2)$$

式中 D_t ——塔径，ft；

T_s ——板间距，ft；

V_{load} ——气相负荷， $\sqrt{\rho_v/(\rho_L - \rho_v)}$ ，ft³/s；

L_{load} ——液相负荷，ft³/s。

根据每一塔段的最大设计速率，用公式(4.1-2)计算的塔径可能比最终设计的塔径大或小。当板间距为24in时，公式(4.1-2)估算塔径的图解法可用图4.1-7表示。从图中可以看出，塔径是气、液相负荷的函数，塔径的范围为5~30ft。当板间距不等于24in时，就将纵坐标和横坐标的值除以 $\sqrt{T_s/2}$ ，然后再由图查取塔径。

降液管面积

降液管顶部的最小总面积可以由下面的公式(4.1-3)计算得到：

$$A_{\text{DC}(\min)} = \frac{\text{gpm}}{449(1 - F_G)} \left(\frac{\rho_L^2}{\sigma \Delta \rho} \right)^{1/4} \quad (4.1-3)$$

式中 $A_{\text{DC}(\min)}$ ——最小降液管顶部面积，ft²；

$$\frac{1 - F_G}{F_G} = 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_L} \right)^{1/2}$$

σ ——表面张力，dyn/cm；

ρ_v ——气体密度，lb/ft³；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³；

$$\Delta \rho = \rho_L - \rho_v, \text{ lb/ft}^3.$$

降液管底部的最小面积由水力学因素和机械因素确定，如果根据公式(4.1-3)计算的降液管顶部面积设计合理，那么降液管底部就不会夹带大量的气体。

液流程数和降液管宽度

液流程数在与要求的处理能力相一致的情况下应该使其最小。F.R.I. 的实验研究和工

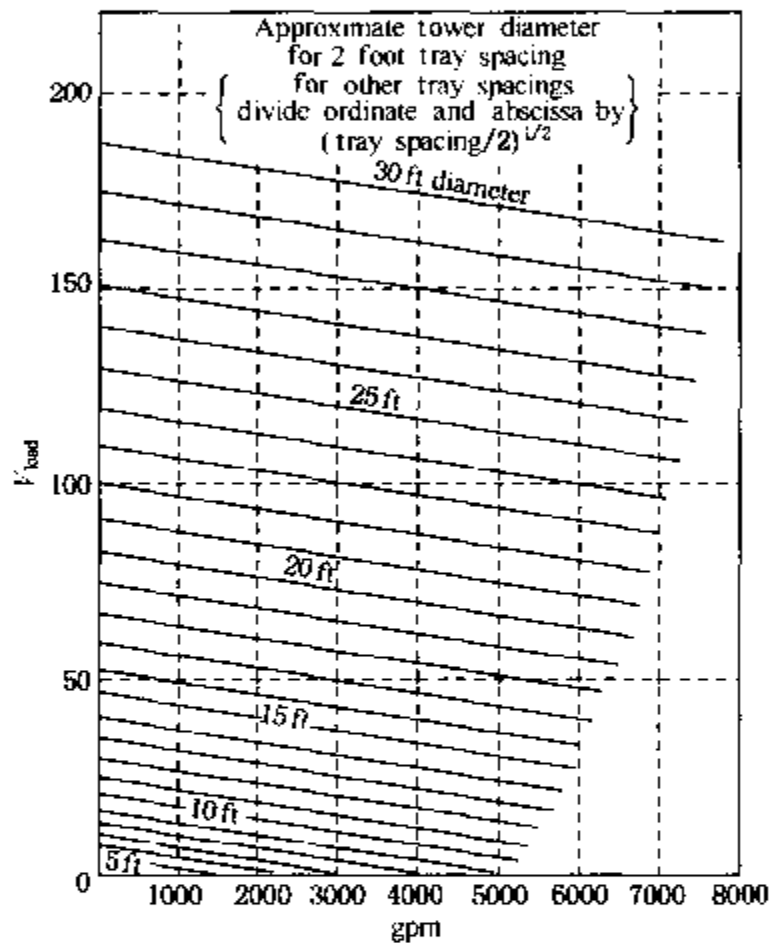


图 4.1-7 近似塔径估算

业经验表明：随着液流程数的增加，塔盘传质效率降低，这是比较了水力学参数(即：堰高、溢流强度和每单位鼓泡面积的气体流率)后得到的。当塔盘处理能力受降液管限制时，增加液流程数对提高处理能力是有用的。对大型塔的机械设计，要考虑桁架支撑、桁架尺寸和支撑件、结构强度，标准化塔盘板尺寸以及由于水力学方面的原因而出现气液比异常等因素，作为一个替代的手段，增加流程数不失为一个好方法。对要求降液管面积与塔截面积之比极大的工艺情况，采用多降液管来增加流程数也是非常有效的。

F.R.I. 没有研究液体流道长度小于 24in 的塔盘，不过，较短的液体流道在工业装置中是不常见的。没有实验数据表明液体的流道长度对泡帽塔盘的总传质效率有何影响。

当塔盘设计采用多流程结构时，特别要注意应确保塔盘上各处的气液相均匀分布。气相将优先向塔盘鼓泡区内气相流动阻力最低的地方流动。应该避免出现随机的“流道长度”。降液管间各鼓泡区的设计压力降应该相同，出口堰长度应该与每块板的降液管长度相等，液体流量也应尽量均匀分配。

降液管进口的宽度应该由机械条件和水力学条件来确定，并应与本节中公式(4.1-3)计算的降液管面积相一致。降液管开口太小将会妨碍液流进入降液管导流管。在多流程塔盘设计中，对着中心降液管来的液流可能产生足够大的冲击力，有碍于液流进入降液管。侧降液管的出口堰长与塔径之比如果太小，将会使降液管持液量和塔盘压力降增加。另外，从尺寸较小的侧降液管流出的液体分布也是个问题。

当水力学条件或机械条件要求采用较小的降液管面积时，建议在工业装置上遵循下列设计原则：

1. 采用后掠式堰、辅助堰或改变降液管形状来人为的增加出口堰长。
2. 在中心降液管口上方装设防冲挡板、或沿出口堰装有栅栏挡板，可以减缓中心降液管两边来的液流的冲击。
3. 小降液管的液体分布可通过采用进口堰、改变降液管开口形状或采用受液盘的办法加以改进。

提出上述内容的目的是为了在符合工艺条件和经济条件的情况下，指导最优设计的开发。通常一个给定的问题可以有几个可行方案，最终选择只是一个判断性的问题。

塔盘初始布置

塔盘各个部件的尺寸按图上的比例来确定。

1. 计算出口堰长、降液管出口长度、液体流道长度、降液管宽度、自由面积、鼓泡面积，并由公式(4.1-1)计算液体的流道宽度。

2. 第一次试算时，设堰高为 3in，降液管底隙高度比堰高小 1/4in。采用本节所述的有关设计方法，可指导对齿缝高度的设计。

最终设计核算

处理能力核算

根据以上步骤，按照第 4.2 节和 4.3 节的内容选择几种与初算塔径、初始布置相近的塔径、板间距和塔板布置，对其塔盘的极限处理量进行校核，并确定符合工艺要求的最经济设计方案。机械因素对最终设计也有影响，它可以通过改变塔径、板间距以及根据不同负荷设计塔段等措施，提高设计的经济性。

雾沫夹带核算

由第 4.5 节中给出的方法来校核在最大设计流率下的雾沫夹带量，并确定符合工艺要求

的最经济的设计方案。当每平方英尺鼓泡面积、每小时产生的雾沫夹带量超过 100lb 时，对大部分体系的效率都将带来不利影响。可以通过改变塔径、板间距以及根据不同负荷设计塔段，使得最终设计达到最经济的效果。

塔板效率核算

最终设计的塔盘效率可能会受齿缝高度、出口堰高、出口堰长和雾沫夹带性能的影响。塔盘效率可由第 4.4 节所述的计算步骤进行校核。

真空分馏塔

对温度较为敏感的材料来说，每块理论板的压力降可能会成为其设计的一个限制条件，因为这个原因，真空装置中塔盘的操作弹性相对来说就没有其他装置的高。

在真空塔的最初设计中，希望每块板的压力降保持为一个常数，而最终设计的每板压力降可能不尽相同。通过采用多塔串联的方法，每板允许的压力降就会增加，塔的操作灵活性也会提高，具体由多少个塔串联需要进行试算。

为了得到一个适宜的设计方案，图 4.1-8 列出了设计步骤的大纲：

1. 设计条件
 - A. 确定物性条件：
 - (1) 气体密度
 - (2) 液体密度
 - (3) 液体粘度
 - (4) 表面张力
 - B. 计算：
 - (1) 新塔的塔盘数
 - (2) 塔的允许压力降
 - (3) 根据第 4.1 节中的公式(4.1-4)计算设计压力降
 - (4) 塔内气体流量 - V_{ind}
 - (5) 塔内液体流量 - L_{ind}
2. 塔的尺寸的初步估算
 - A. 根据第 4.1 节中的公式(4.1-5)大致确定塔径
 - B. 根据第 4.1 节中的公式(4.1-3)计算最小降液管顶部面积
3. 设计注意事项
 - A. 泡帽的结构和布置
 - B. 出口堰高
 - C. 出口堰长
 - D. 降液管底隙面积
 - E. 板间距
 - F. 自由面积
 - G. 鼓泡面积
4. 性能的初步核算
 - A. 处理能力——根据第 4.2 节确定安全因子
 - (1) 体系极限处理能力
 - (2) 喷射液泛处理能力
 - (3) 降液管液泛处理能力
 - (a) 根据第 4.3 节确定压力降
 - B. 根据第 4.3 节确定泄漏点和倾泻点
 - C. 根据第 4.5 节核算雾沫夹带
 - (1) 气相量为 100 lb/h/ft²
 - D. 根据第 4.4 节核算塔盘效率
5. 根据需要，引入合适的安全因子对设计进行调整
6. 重复性能核算

图 4.1-8 真空泡帽塔中各个塔段的设计步骤

设计压力降

设计一个塔时，在最大设计负荷下的塔压力降不应超过允许的压力降，在最小设计负荷下要有一个适宜的效率。设计压力降 ΔP_{dsg} 可根据公式(4.1-4)来计算：

$$\Delta P_{\text{dsg}} = \frac{\text{塔的允许压力降 in 热液柱}}{\text{塔内的总塔盘数}} \quad (4.1-4)$$

式中：塔盘总数为最小负荷下的理论级数除以安全的全塔效率，再加上考虑进料位置需要的额外塔盘数。对初步设计，最小负荷条件下的板效率用 0.5，但这个效率值在初步设计完成之后要进行核算。

塔径初算

由下面的公式(4.1-5)来进行塔径初试计算，其值可能比最终计算的塔径偏大或偏小。

$$\text{初试塔径, ft} = \sqrt{\frac{(9)(V_{\text{load}})_{\text{max}}}{\sqrt{(\Delta P_{\text{dsg}} - 1.0)}}} \quad (4.1-5)$$

式中 $V_{\text{load}} = \sqrt{\rho_V / (\rho_L - \rho_V)}$, ft^3/s 。

对应的堰长大约是塔径的 50% ~ 60%。

降液管面积和鼓泡面积

真空分馏塔的降液管面积和鼓泡面积可用本小节中所述的计算方法来确定。

板间距

近似面积分配好了以后塔盘的大体布置就准备好了，塔盘的自由面积和出口堰长也就确定了。接着对各个塔段分别计算几种板间距下的雾沫夹带量，选择最合适的板间距，从而完成初步设计。

齿缝高度、堰高、降液管底隙

以本节所述的有关设计方法作为准则。

最终设计核算

根据上述各步，对相近的初试塔径下所规划的几种塔盘布置进行板效率、压力降、雾沫夹带和处理能力校核，并确定最经济的设计方案。这些设计校核方法在第 4.2 节到 4.5 节予以描述。

处理能力核算

根据第 4.2 节和 4.3 节描述的校核步骤，对具有相近的初试塔径和初始布置的几种结构分别在不同塔径、板间距和塔盘布置下进行处理能力的校核，并确定能满足工艺要求的最经济的设计方案。机械因素对最终设计也会有一定的影响，可以通过改变塔径、板间距以及对不同负荷的塔段采用不同结构来提高最终设计的经济性。

雾沫夹带核算

根据第 4.5 节所描述的步骤核算最大设计负荷下的雾沫夹带量，并确定符合工艺要求的最经济的设计方案。当每平方英尺鼓泡面积上的雾沫夹带量超过每小时 100lb 时，对大多数体系下的板效率都会有不利的影响，当雾沫夹带量超过气体流量的 5% 时，就会对压力降产生不利影响。调整雾沫夹带量可以通过改变塔径、板间距以及对不同负荷的塔段，采用不同结构来提高最终设计的经济性。

塔盘效率核算

可以根据第 4.4 节中给出的步骤，对最终设计的板效率进行核算。如果塔板效率与假设值有较大差别，则应重新计算设计压力降。

压力降核算

压力降可以根据第 4.3 节中给出的步骤进行核算。若压力降与设计压力降 ΔP_{des} 有显著差别, 就应改变设计条件达到所需的压力降。

4.2 液 泛

泡帽塔盘发生液泛的机理有以下几种:

- (1) 喷溅或大量雾沫夹带引起的液泛;
- (2) 降液管持液量液泛;
- (3) 体系极限液泛。

完成塔盘设计后需要对上述三种类型的液泛进行核算。

喷射液泛

喷射液泛是由于大量的液体被气体从一层塔盘夹带到上一层塔盘所造成的。由于大量雾沫夹带造成泡帽塔盘液泛所要求, 气体流量将随塔盘结构、板间距、液体流率和体系物性的变化而变化。在恒定液体流率下, 泛点气速可由公式(4.2-1)和公式(4.2-2)*来计算。对 SI 单位制, 可用公式(4.2-1S)和(4.2-2S)计算。将公式(4.2-1)和(4.2-2)的计算结果进行比较, 取二者的最小值作为喷射液泛时的气速(见图 4.2-1), 即:

喷射液泛气体流量, V_{bf} , ft/s(m/s): 当 $V_{\text{bf1}} \leq V_{\text{bf2}}$, $V_{\text{bf}} = V_{\text{bf1}}$, 当 $V_{\text{bf1}} > V_{\text{bf2}}$, $V_{\text{bf}} = V_{\text{bf2}}$ 。

$$V_{\text{bf1}} \sqrt{\rho_{\text{v}}/\Delta\rho} = \left[0.0058 + 0.15 \left(\frac{Q}{L_{\text{w}}} \right)^{0.08} + 0.286 (h_{\text{w}})^{-0.23} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{v}}} \right)^{-0.26} \right] (T_{\text{S}})^{0.68} \quad (4.2-1)$$

$$V_{\text{bf2}} \sqrt{\rho_{\text{v}}/\Delta\rho} = -0.289 + 0.033 (\Delta\rho)^{0.59} \left(\frac{Q}{L_{\text{w}}} \right)^{-0.17} + 0.08 (T_{\text{S}})^{1.39} + 0.516 \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{v}}} \right)^{-0.16} (h_{\text{w}})^{-0.024} \quad (4.2-2)$$

SI 制:

$$V_{\text{bf1}} \sqrt{\rho_{\text{v}}/\Delta\rho} = \left[0.004 + 0.86 \left(\frac{Q}{L_{\text{w}}} \right)^{0.08} + 0.411 (h_{\text{w}})^{-0.23} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{v}}} \right)^{-0.26} \right] (T_{\text{S}})^{0.68} \quad (4.2-1\text{S})$$

$$V_{\text{bf2}} \sqrt{\rho_{\text{v}}/\Delta\rho} = -0.088 + 0.00285 (\Delta\rho)^{0.59} \left(\frac{Q}{L_{\text{w}}} \right)^{-0.17} + 0.127 (T_{\text{S}})^{1.39} + 0.17 \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{v}}} \right)^{-0.16} (h_{\text{w}})^{-0.024} \quad (4.2-2\text{S})$$

式中 h_{w} ——出口堰高(见注释 1), in(mm);

L_{w} ——出口堰长(见注释 2), in(m);

Q ——液体流量, gal/min(m^3/h);

T_{S} ——板间距(见注释 3), ft(m);

V_{bf} ——基于鼓泡面积的泛点气速, ft/s(m/s);

V_{h1}, V_{h2} ——根据公式(4.2-1)和(4.2-2)分别计算的基于鼓泡面积的气速, ft/s(m/s);

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——气体密度, lb/ft³(kg/m³);

$\Delta\rho = \rho_L - \rho_V$, lbs/ft³(kg/m³)。

注释 1. 当 $h_w < 0.5\text{in}(12.7\text{mm})$, 取 $h_w = 0.5\text{in}(12.7\text{mm})$;

2. 对弓形堰取其堰长; 对后掠堰(swept-back)取堰长等于降液管边缘处的最小弦长; 对环形堰或圆形降液管上的堰尚没有可靠的关联式来计算堰长;

3. 当 $h_w > 1/6T_s$ (板间距)时, 用该式修正板间距: $T_s' = T_s - (h_w/C - 1/6T_s)$;

式中: $C = 12$ (US 英制), 1000 (SI 制)。

喷射液泛公式的可靠性

公式(4.2-1)和公式(4.2-2)是以表 4.2-1 列出的结构参数范围的数据为基础的。在此范围内, 公式的可靠性较好, 超过这个范围时建议加大安全因子。

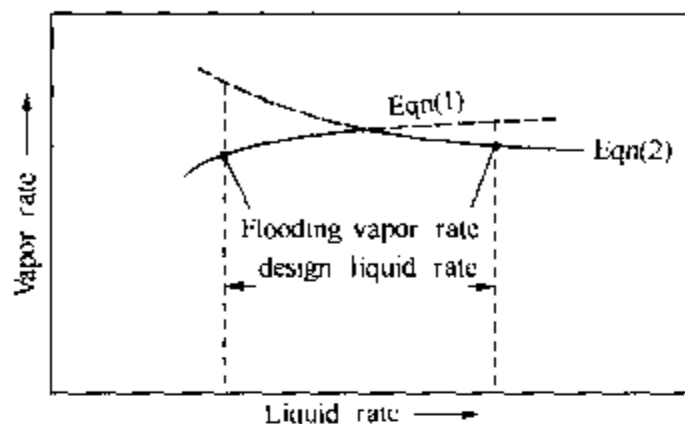


图 4.2-1

表 4.2-1 设计参数、流量和物性的范围

| | US 英制 | SI 制 |
|----------------------------|---------------------------------|-----------------------------|
| 板间距 | 12 ~ 36in | 0.30 ~ 0.91m |
| 出口堰高 | 3/4 ~ 6in | 19.0 ~ 152.4mm |
| 液体流量/ L_w | 0.56 ~ 15.1gpm/in | 5 ~ 135 m ³ /hrm |
| 液体密度 | 30.7 ~ 59.8 lb/ft ³ | 490 ~ 960kg/m ³ |
| 气体密度 | 0.037 ~ 1.78 lb/ft ³ | 0.6 ~ 28.5kg/m ³ |
| $(\rho_L - \rho_V)/\rho_V$ | 16.3 ~ 1.573 | 16.3 ~ 1.573 |

能力核算

在以上等式中所用的设计负荷为最大设计负荷, 对设计应用来说, 各塔段的喷射液泛气速与最大设计气速之比应大于等于一个适宜的安全因子, 即:

$$\frac{\text{喷射液泛气速}}{\text{最大设计气速}} \geq \text{安全因子} \quad (4.2-3)$$

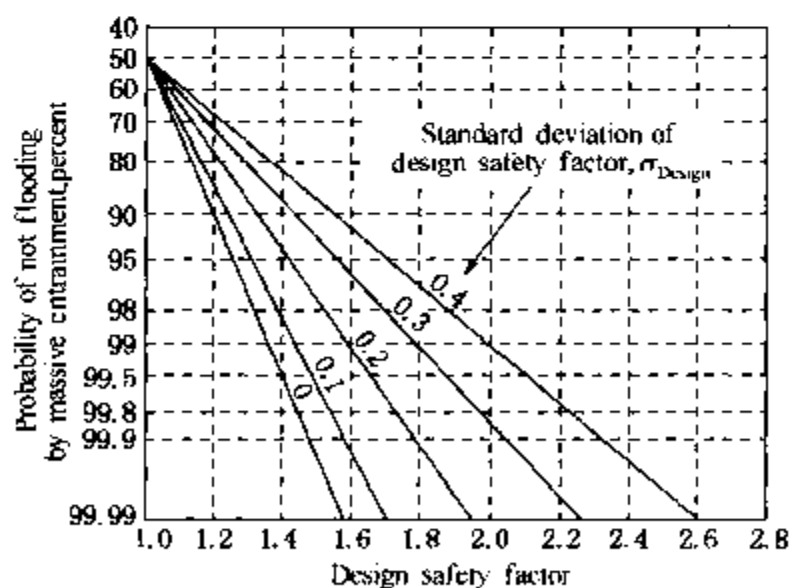


图 4.2-2

对大多数设计应用来说, 安全因子一般为 1.3~1.4。对矿物油吸收塔和汽提塔以及起泡严重的体系建议安全因子取得高一些。参见第 4.1 节中安全因子的相关内容。

如果公式(4.2-3)计算的安全因子比要求值高时, 取较小的塔径或者板间距就可以满足设计要求, 如果安全因子小于要求值, 那么就应加大塔径或板间距。

根据 F.R.I. 对喷射液泛、降液管液泛和体系极限液泛* 三种液泛机理的预测方法, 已经对 200 多组液泛实验进行了分析。用该技术对喷射液泛实验得到的分析结果

可表示成统计学结果(见图 4.2-2)。因此,可以采用下述步骤来确定一种设计在大量雾沫夹带(喷射液泛)的情况下,不发生液泛的几率有多大。

* F.R.I. 专题报告 No.78 的补充说明

1. 根据 F.R.I. 喷射液泛关联式计算安全因子:

$$\text{喷射液泛安全因子} = \frac{\text{喷射液泛气速}}{\text{设计气速}} \quad (4.2-4)$$

2. 计算安全因子的标准偏差 Z:

$$Z = \frac{(\text{设计安全因子}) - (\text{FRI 平均喷射液泛安全因子})}{\sqrt{(\sigma^2)_{\text{设计}} + (\sigma^2)_{\text{FRI}}}} \quad (4.2-5)$$

式中 设计安全因子由步骤 1. 获得;

F.R.I. 平均喷射液泛安全因子 = 1.0;

$(\sigma^2)_{\text{设计}}$ = 如果设计条件和塔盘的结构尺寸给出很准确,可假设 $\sigma_{\text{设计}} = 0$;

$(\sigma^2)_{\text{FRI}} = (0.15)^2$;

可根据概率表来确定大量雾沫夹带下不会发生液泛的几率有多大。

2a. 另外一种更为简单的方法,是采用图 4.2-2,从设计安全因子点向上对安全因子的标准偏差 σ_{design} 画线,就可以知道在大量雾沫夹带下不发生液泛的几率。

降液管持液量液泛

如果塔盘的降液管内充满充气液体和泡沫时,可能会发生液泛。充气液体的高度和泡沫的稳定性是液体流速、液体在降液管中的停留时间和体系物性的函数。

首先,规定液体混合物的流速要低于发生气液两相分离时的最大允许流速。然后确定降液管内液体的充气程度,以得到降液管内充气液体的泡沫层高。最后,对于起泡体系要提供足够的停留时间使气泡逸出。

最大汽速

降液管中的最大液体速度不能超过下面等式中给定的值。即:

$$V_{\text{DC(max)}} \geq \frac{\text{液体的设计流量 ft}^3/\text{s}}{\text{降液管面积 ft}^2} \quad (4.2-6)$$

降液管顶部的最大液体流速:

$$V_{\text{DC(max)}} = (1 - F_G) \left(\frac{\sigma \Delta \rho}{\rho_L^2} \right)^{1/4} \quad (4.2-7)$$

$$1 - F_G = \frac{1.4 \sqrt{(\rho_L - \rho_V) / \rho_L}}{1 + 1.4 \sqrt{(\rho_L - \rho_V) / \rho_L}}$$

式中 V_{DC} ——降液管液体流速, ft/s;

F_G ——体系中分散相在液体连续相中所占的分率;

σ ——表面张力, dyn/cm;

ρ_L ——液体密度, lb/ft³;

ρ_V ——气体密度, lb/ft³;

$\Delta \rho = \rho_L - \rho_V$, lb/ft³。

当液体流速超过最大液体流速推荐值时,液体就会夹带着气体以两相混合物的形式通过降液管。由于循环气量的增加,所以通过塔板的气体流量将会增加,它的影响和后果是未知

的。降液管内液层较低时，它可能不会造成降液管过早液泛，但设计中不提倡这样做，应该尽量避免。有关这个题目的讨论和这些公式的推导可见专题报告 No.64。

充气泡沫层高度

降液管中充气泡沫液体的高度可以由降液管里清液的高度 h_{dc} 除以充气系数 ψ_f 得到，即：

$$h_{froth, in} = \frac{h_{dc, in} \text{ 清液}}{\psi_f, \text{ 充气因子}} \quad (4.2-8)$$

降液管持液量

降液管持液量高度 h_{dc} 可用下式计算：

$$h_{dc, in} = h_{in} + (\Delta P_{tray} + h_{ud}) \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_V} \right) \quad (4.2-9)$$

式中 h_{in} ——塔盘进口边缘的清液层高度，in；

ΔP_{tray} ——整个塔盘的压力降，in；

h_{ud} ——降液管底部出口的阻力损失，in；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³；

ρ_V ——气体密度，lb/ft³。

这些项的数值可根据第 4.3 节给出的塔盘压力降的计算步骤得到。

充气因子

充气因子 ψ_f 可以由图 4.2-3 查取，它是体系性质和降液管中液体停留时间的函数，液体停留时间可用下面的公式计算：

$$\text{停留时间, s} = \frac{\text{清液层的体积, ft}^3}{(\text{清液 ft}^3/\text{s})_{\text{最大}}} \quad (4.2-10)$$

式中：清液层的体积是由降液管内的清液层高 h_{dc} 乘以降液管的几何面积得到的。

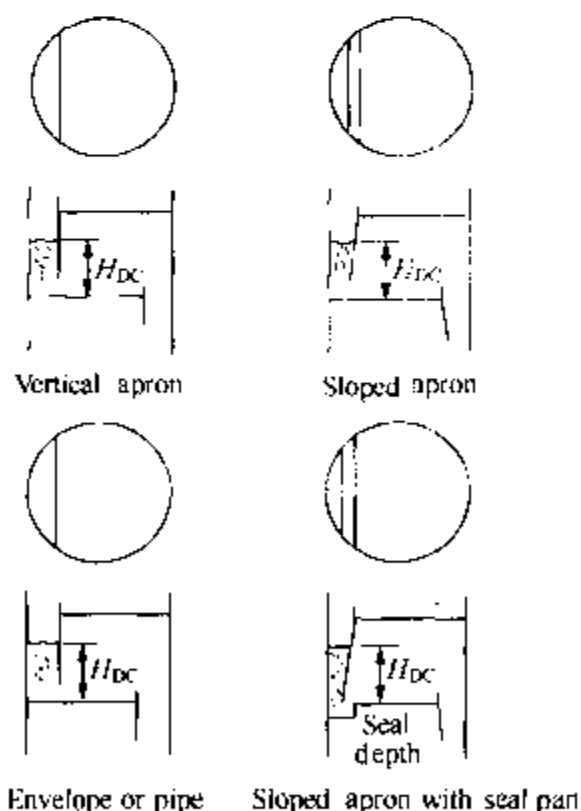


图 4.2-A

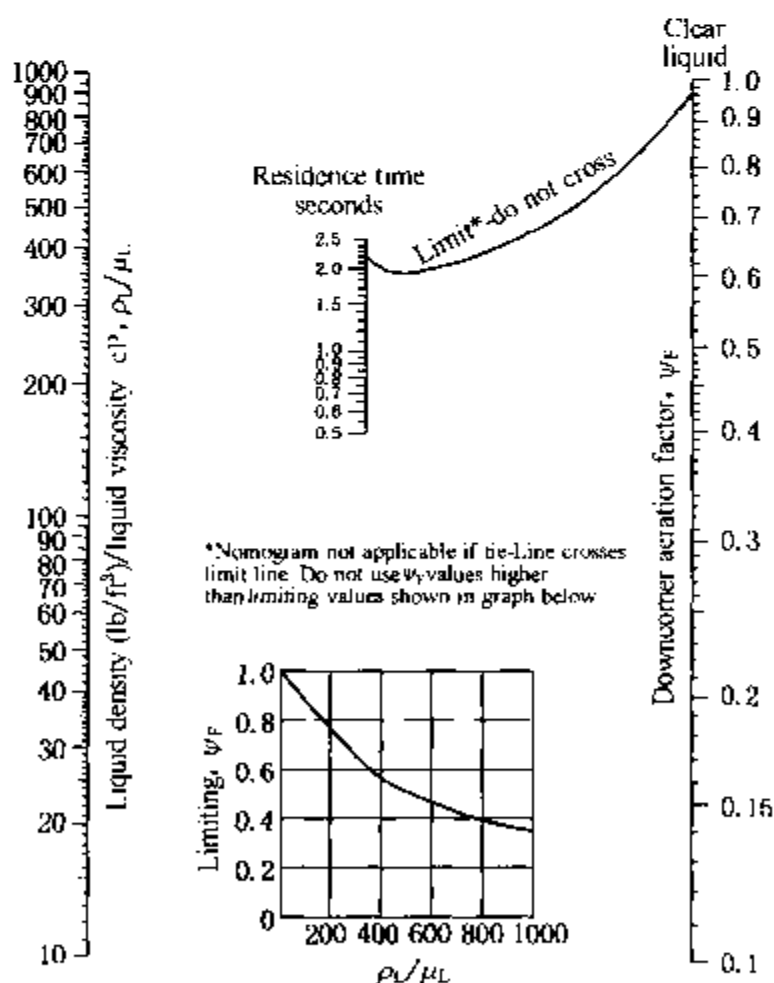


图 4.2-3 非起泡体系的降液管充气因子

注释：如果塔板是在倾泻点下操作，降液管高度就不能准确计算。在倾泻点下操作时，有部分液体没有通过降液管而是从其他旁路走掉了，所以通过降液管的实际液体流率比表观液体流率要低得多。

安全因子

为了保证降液管中的泡沫层高度不超过板间距和出口堰高之和，就应该采用足够的安全余量，即保持：

$$\frac{(\text{板间距} + h_w)}{(h_{de}/\psi_f)} \geq \text{安全因子} \quad (4.2-11)$$

式中 h_w ——出口堰高，in。

设计中建议安全因子取 1.1 ~ 1.3。

起泡性

对于稳定泡沫系统，液体在降液管中要有足够的停留时间使得泡沫从两相混合物中逸出。

$$(\text{液体量 ft}^3/\text{s})_{\max} = \frac{\text{降液管体积, ft}^3}{\text{表中的停留时间, s}}$$

对稳定起泡体系的停留时间推荐值如下所示：

| 泡沫的稳定性 | 体系举例 | 最小停留时间, s |
|--------|-----------|-----------|
| 低 | 低 MW 乙醇 | 3 |
| 中等 | 初馏塔，原油汽提塔 | 4 |
| 高 | 矿物油吸收塔 | 5 |
| 非常高 | 胺类和乙二醇塔 | 7 |

体系极限液泛

对每个体系都有一个极限处理能力，采取改进塔盘设计或增大板间距的方法也不可能超过极限处理能力。

$$(V_{\text{load}})_{\text{极限}} = 0.73 A_F (1 - F_L) \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{1/4} \quad (4.2-12)$$

$$(1 - F_L) = \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}}{1 + 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}}$$

式中 A_F ——用于气体流通的塔的自由面积，等于塔截面积减去一个或多个降液管面积，ft²；

σ ——表面张力，dyn/cm；

F_L ——体系中分散相在汽体连续相中所占的分率；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³；

ρ_V ——汽体密度，lb/ft³。

4.3 塔盘水力学

压力降和降液管持液量

“水力学”是一门主要与压力降、液体穿过塔盘不同部位的静压、通过各排泡帽的气体分

布以及液体倾泻(dumping)现象等相关的学科。这四个紧密相连的概念都是泡帽结构、泡帽布置、气液两相的流量和体系物性的函数。

普通齿缝塔板在进口处的液体静压头比出口的高，这两个位置的压头差称为水力学梯度，能够提供给液体通过塔盘所必需的部分推动力。齿缝顶以上静压头的变化将会导致通过每排泡帽的气体量的变化。如果水力学梯度过大，导致气体不良分布，那么塔盘的处理能力、板效率和操作灵活性肯定会受到不利影响。水力学梯度可以通过几种方法来降低：1)使用较高的堰；2)加大泡帽间距；3)在靠近塔盘出口处降低泡帽密度；4)泡帽的排列方式用矩形排列代替三角形排列；5)采用阶梯式塔板。此外，增加泡帽压力降，改变塔盘的零液封压力降或齿缝高度，也可以降低水力学梯度对气体分布的不良影响。

干板压力降是指在塔盘上没有液体时的压力降。零液封压力降是指穿过泡帽的压头损失，即液位在齿缝顶部上方时气体穿过环形面积和齿缝的压力降之和，总板压力降等于零液封压力降加上齿缝上方的当量液体压头。这三个压力降术语在泡帽塔盘的设计和性能研究中都会直接用到。后面将会说明预测压力降、液体静压头、气体分布和倾泻点的计算方法。

普通齿缝泡帽塔盘

干板压力降

气体通过一块没有液体的泡帽塔盘的压力降称之为干板压力降。气体流动是从下层塔盘的自由空间，穿过升汽管、回转面、环形空间、齿缝和裙边余隙或底隙(skirt clearance area)以及泡帽之间的区域流到上层塔盘的自由空间。气体从一个空间到另一个空间的过程中会发生收缩和扩张，且对大多数泡帽结构，气体流动方向有四个90°的变化。

一般，干板压力降的常规计算方法是对通过升汽管的气速进行关联得到的：

$$\Delta P_d = k_r V_r^2 \rho_v / 5.36 \rho_L \quad (4.3-1)$$

式中 ΔP_d ——干板压力降，由密度为 ρ_L 液体的液柱表示；

V_r ——通过升汽管的气速，ft/s；

$$k_r = k_1 + k_2 + \dots$$

k_1, k_2, \dots ，是指以升汽管的气速为基准，气体穿过泡帽时由于收缩、扩张和气体流动方向改变而产生的各种速度头。

由 Perry(29)给出的突然收缩和突然扩张的 K 值，是以两个相邻面积中较小的面积为基准的，也可以由下列关系式转换为以升汽管面积为基准。

$$V_r A_r / A_1 = V_1 \quad V_r A_r / A_2 = V_2$$

式中 A ——面积，ft²；

V ——气速，ft/s。

脚标 1, 2 和 r 分别表示上升气流、下降气流和升汽管。

收缩

突然收缩产生的速度头损失可由下面两个等式计算，当收缩比大于 1.4 时用公式(4.3-2)计算，小于 1.4 时用公式(4.3-3)，即：

$$\text{当 } A_1/A_2 > 1.4 \text{ 时,} \quad k_c = (0.5 - 0.4A_2/A_1)(A_r/A_2)^2 \quad (4.3-2)$$

$$\text{当 } 1.0 < A_1/A_2 < 1.4 \text{ 时,} \quad k_c = 0.75(1 - A_2/A_1)(A_r/A_2)^2 \quad (4.3-3)$$

对于逐渐收缩的情况，例如通过铸铁泡帽， k_c 值应除以 3.0。

扩张

突然扩张产生的速度头损失计算如下：

$$k_c = (1 - A_1/A_2)^2 (A_r/A_1)^2 = \left[\frac{A_r}{A_1} - \frac{A_r}{A_2} \right]^2 \quad (4.3-4)$$

式中：对于逐渐扩展的情况，应该将 k_c 除以 3.0。

气体流动方向变化

泡帽中由于气流方向发生改变而产生的压力降，在总压力降中占有相当大的比例。Perry (29) 给出 0.46 和 1.3 分别作为方向改变 90° 的长弯头和直角弯头的速度头。在泡帽设计时，表示方向改变 90° 的修正系数为 1.65。即：

$$k_d = 1.65 (A_r/A_d)^2 \quad (4.3-5)$$

式中 A_d ——出现方向变化处的面积。

当气流方向改变的同时伴随有突然收缩或突然扩张，这时采用几何平均面积来表示比其他任何平均面积都合适，因此相应的速度头按下式计算：

$$k_d = 1.65 (A_r/A_1) (A_r/A_2) \quad (4.3-6)$$

速度头系数汇总

表 4.6-1 汇总了普通齿缝泡帽在计算干板压力降时所必需的速度头系数，表中的所有面积比都是以升汽管面积为基准的。同时，表中还列出了典型布置中有关的几个面积的计算公式。

对于一些特殊的泡帽结构还要考虑另外的收缩或扩张。例如，将一个节流元件放在升汽管中可以增加泡帽的压力降，如果节流元件是锐孔型，则速度头就等于或小于由下面公式求得的价值。

$$k_{choke} = 2.7 (A_r/A_c)^2 \quad (4.3-7)$$

由于锐孔板的工作条件很难测定，所以实际的速度头可能比上式结果的 1/3 还要小。

表 4.3-1 速度头计算公式汇总

| 位 置 | 收 缩 | | 扩 张 |
|------------|--|---|--|
| | $A_1/A_2 > 1.4$ | $A_1/A_2 < 1.4$ | $A_1/A_2 < 1.0$ |
| 泡帽区到升汽管 | $k_1 = 0.5 - 0.4(A_r/A_{cl})$ | — | — |
| 升汽管到回转面 | $k_2 = \left(0.5 \left(\frac{A_r}{A_{rv}} \right) - 0.4 \right) \left(\frac{A_r}{A_{rv}} \right)$ | $0.75 \left(\frac{A_r}{A_{rv}} - 1 \right) \left(\frac{A_r}{A_{rv}} \right)$ | $k_2 = \left(1 - \frac{A_r}{A_{rv}} \right)^2$ |
| 回转面到环形区 | $k_3 = \left[0.5 \left(\frac{A_r}{A_{rm}} \right) - 0.4 \left(\frac{A_r}{A_{rv}} \right) \right] \left(\frac{A_r}{A_{rm}} \right)$ | $0.75 \left(\frac{A_r}{A_{rm}} - \frac{A_r}{A_{rv}} \right) \left(\frac{A_r}{A_{rm}} \right)$ | $k_3 = \left(\frac{A_r}{A_{rv}} - \frac{A_r}{A_{rm}} \right)^2$ |
| 环形区到齿缝 | $k_4 = \left[0.5 \left(\frac{A_r}{A_{rc}} \right) - 0.4 \left(\frac{A_r}{A_{rm}} \right) \right] \left(\frac{A_r}{A_{rc}} \right)$ | $0.75 \left(\frac{A_r}{A_{rc}} - \frac{A_r}{A_{rm}} \right) \left(\frac{A_r}{A_{rc}} \right)$ | $k_4 = \left(\frac{A_r}{A_{rm}} - \frac{A_r}{A_{rc}} \right)^2$ |
| 齿缝到泡帽间区域 | $k_5 = \left[0.5 \left(\frac{A_r}{A_{bc}} \right) - 0.4 \left(\frac{A_r}{A_{rm}} \right) \right] \left(\frac{A_r}{A_{bc}} \right)$ | $0.75 \left(\frac{A_r}{A_{bc}} - \frac{A_r}{A_{rm}} \right) \left(\frac{A_r}{A_{bc}} \right)$ | $k_5 = \left(\frac{A_r}{A_{rm}} - \frac{A_r}{A_{bc}} \right)^2$ |
| 在泡帽之间区域的面积 | $k_6 =$ — | — | $k_6 = \left(\frac{A_r}{A_{bc}} - \frac{A_r}{A_{cl}} \right)^2$ |

| 位 置 | 收 缩 | 扩 张 |
|----------|---|-----|
| | 90°方向的变化 | |
| 升汽管到回转面 | $k_7 = 1.65(A_r/A_{rv})$ | |
| 回转面到环形区 | $k_8 = 1.65\left(\frac{A_r}{A_{rv}}\right)\left(\frac{A_r}{A_{an}}\right)$ | |
| 环形区到齿缝 | $k_9 = 1.65\left(\frac{A_r}{A_{an}}\right)\left(\frac{A_r}{A_{sc}}\right)$ | |
| 齿缝到泡帽间区域 | $k_{10} = 1.65\left(\frac{A_r}{A_{sc}}\right)\left(\frac{A_r}{A_{bc}}\right)$ | |

上表中的符号意义及面积的计算:

A_r ——升汽管,

$$A_r = 0.785(\text{升汽管内径})^2;$$

A_{rv} ——回转面积,

$$A_{rv} = (3.14 \text{ 升汽管内径})(\text{泡帽高度} - \text{升汽管高度});$$

A_{an} ——环形面积,

$$A_{an} = 0.785[\text{泡帽内径}^2 - \text{升汽管外径}^2]$$

A_{sc} ——齿缝加上泡帽底隙的面积,

$$A_{sc} = (\text{每个泡帽的齿缝数})(\text{每个齿缝面积}) + 3.14(\text{泡帽外径})(\text{泡帽底隙高度})$$

A_{cf} ——△形排列的泡帽区面积,

$$A_{cf} = 0.866(\text{泡帽间距})^2$$

A_{cf} ——□形排列的泡帽区面积,

$$A_{cf} = (\text{泡帽间距})^2$$

A_{bc} ——泡帽间面积,

$$A_{bc} = A_{bc} - 0.785(\text{泡帽外径})^2。$$

注释: 1. 对圆滑的进口和像铸铁泡帽的回转面, 速度头 k_1 、 k_2 、 k_3 应除以 3.0。

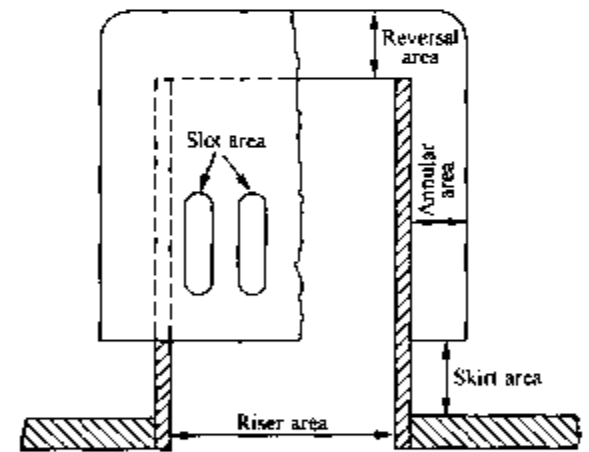
2. 矩形泡帽和六角形将有类似的面积。

3. A_1/A_2 是指两个相邻面积中的上游面积与下游面积之比。

干板压力降计算示例

下面给出了预测干板压力降的计算方法, 以泡帽外径为 4in、泡帽间距为 5.75in 的三角形排列的普通齿缝泡帽为例进行验证。各个面积的比率表示如下:

| A | in ² | A_r/A | A_1/A_2 | 收缩或扩张 |
|----------|-----------------|---------|-----------|---------------------|
| A_{cf} | 28.65 | 0.19 | 5.3 | 收缩, $A_1/A_2 > 1.4$ |
| A_r | 5.41 | 1.00 | 0.88 | 扩张 |
| A_{rv} | 6.19 | 0.88 | 1.05 | 收缩, $A_1/A_2 < 1.4$ |
| A_{an} | 5.87 | 0.92 | 0.52 | 扩张 |
| A_{sc} | 11.17 | 0.48 | 0.71 | 扩张 |
| A_{bc} | 16.10 | 0.34 | 0.56 | 扩张 |
| A_{cf} | 28.65 | 0.19 | | |



速度头

| | |
|---------------------------------------|------|
| $k_1 = 0.5 - (0.4)(0.19)$ | 0.42 |
| $k_2 = (1 - 0.88)^2$ | 0.02 |
| $k_3 = 0.75(0.92 - 0.88)(0.92)$ | 0.03 |
| $k_4 = (0.92 - 0.48)^2$ | 0.19 |
| $k_5 = (0.48 - 0.34)^2$ | 0.02 |
| $k_6 = (0.34 - 0.19)^2$ | 0.02 |
| $k_7 = 1.65(0.88)$ | 1.45 |
| $k_8 = 1.65(0.88)(0.92)$ | 1.34 |
| $k_9 = 1.65(0.92)(0.48)$ | 0.73 |
| $k_{10} = 1.65(0.48)(0.34)$ | 0.27 |
| $k_t =$ 速度头总数 | 4.49 |

干板压力降:

$$\Delta P_d = (4.49/5.36) V_r^2 \rho_v / \rho_L = 0.84 V_r^2 \rho_v / \rho_L$$

干板压力降计算公式的系数为 0.84, 与实验值 0.86 比较接近。

零液封压力降

在给定气体流量下, 相对应的零液封压力降是指气体穿过环形空间的干板压力降与湿齿缝压力降之和, 也就是指液面刚好在齿缝顶部时气体穿过齿缝的压力降。

与流体流过泡帽和环形空间的相关速度头的计算如下:

$$k_z = k_1 + k_2 + k_3 + k_7 + k_8 \quad (4.3 - 8)$$

式中 k_1 、 k_2 、 k_3 、 k_7 和 k_8 在干板压力降计算部分已经作了说明。

气体流过齿缝的压力降与齿缝开度有关, 其计算公式为:

$$\Delta P_{slot} = h_{so}(\rho_L - \rho_v) / \rho_L \quad (4.3 - 9)$$

零液封压力降可用公式(4.3 - 10)来计算:

$$\Delta P_z = (k_z V_r^2 \rho_v / 5.36 \rho_L) + [h_{so}(\rho_L - \rho_v) / \rho_L] \quad (4.3 - 10)$$

式中 ΔP_z ——零液封压力降, 以液体密度为 ρ_L 的液柱表示, in;

ΔP_{slot} ——齿缝压力降, in;

h_{so} ——齿缝开度, in。

公式(4.3 - 10)也可改写为:

$$\Delta P_z \rho_L / (\rho_L - \rho_v) = (k_z C_r^2 / 5.36) + h_{so} \quad (4.3 - 11)$$

式中 $C_r = V_r \sqrt{\rho_v / (\rho_L - \rho_v)}$ 。

由上式可以看出, 齿缝开度恰好是升汽管的 C 因子和泡帽结构的函数, 因此公式(4.3 - 11)的左边是 C_r 和泡帽结构的函数。也就是说, 如果 $\Delta P_z \rho_L / (\rho_L - \rho_v)$ 对 C_r 或 C_r^2 做图, 那么零液封压力降曲线可以应用于任何体系的具体泡帽设计中。

齿缝开度

下面列出的公式(4.3 - 12)可用来计算与任意齿缝开度相对应的齿缝气速, 泡帽齿缝的形状可以是三角形、矩形以及梯形, 该公式对齿缝压力降小于或者大于齿缝长度的情况都适

用。齿缝压力降是几倍齿缝长度，这个操作范围很重要，因为有些泡帽塔就是在这样的条件下操作的。等式(4.3-12)的右边有三项，第一项用于计算矩形齿缝，第二项用于三角形齿缝，第一项和第二项用于梯形齿缝，第三项只用于有带底隙的泡帽。

在等式括号中因数的指数为 1.5 和 2.5，如果括号内的数为负值，则设该项等于零，因为一个负数的 1.5 和 2.5 次方不是真的，比如 -1 的平方根就不是个实数。

当齿缝为不全开的情况下，等式(4.3-12)可通过图 4.3-1 和图 4.3-2 来求解齿缝开度。

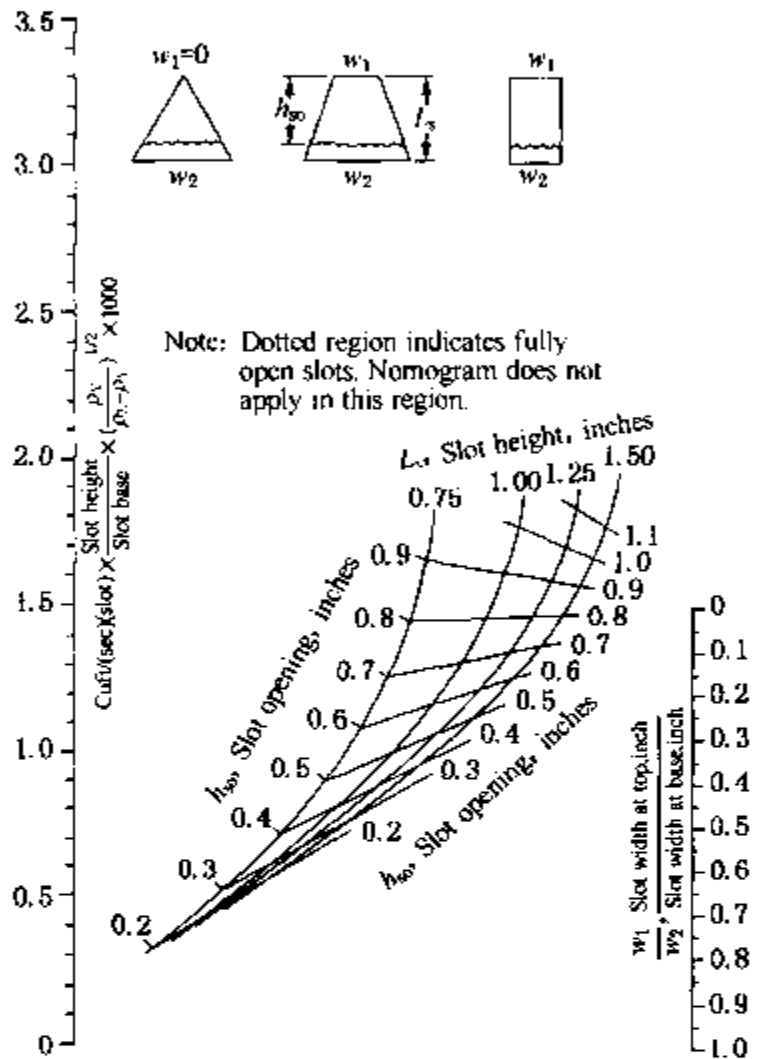


图 4.3-1 在低气速范围内的齿缝开度

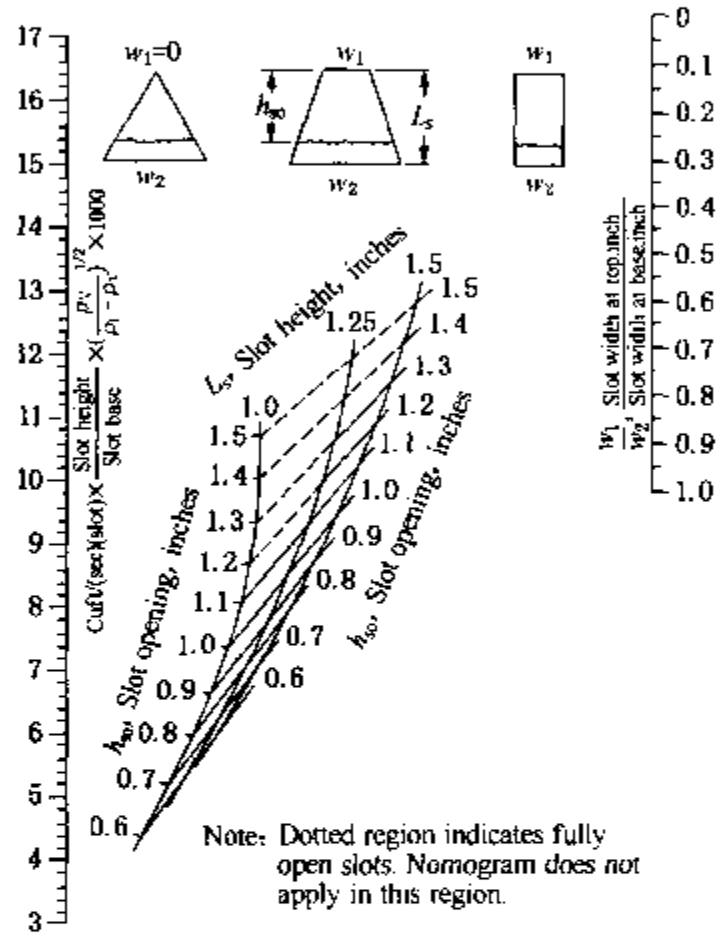


图 4.3-2 在高气速范围内的齿缝开度

与齿缝开度相对应的齿缝汽速

$$Q' = \frac{2W_1[(h_{so})^{1.5} - (h_{so} - L_s)^{1.5}]}{3} + \frac{W_2 - W_1}{L_s} \left[\frac{4(h_{so})^{2.5}}{15} + \frac{2(h_{so} - L_s)^{2.5}}{5} - \frac{2h_{so}(h_{so} - L_s)^{1.5}}{3} \right] + \frac{2W_3[(h_{so} - L_s - h_{sr})^{1.5} - (h_{so} - L_s - h_{sr} - h_{sc})^{1.5}]}{3} \quad (4.3-12)$$

$$C_r = \frac{1.32Q'N_s}{\text{每个泡帽的升汽管面积, in}^2} \quad (4.3-13)$$

- 式中 C_r ——提升管 C 因子， $V_r \sqrt{\rho_v/(\rho_l - \rho_v)}$ ；
 h_{so} ——齿缝开度或齿缝当量开度，in；
 h_{sr} ——圆环高度，in；
 h_{sc} ——泡帽底隙，in；

L_s ——齿缝长度, in;

N_s ——每个泡帽上的齿缝个数;

ΔP_s ——齿缝压力降, in 液柱;

Q' ——(109)(通过每个齿缝的气速) $\sqrt{\rho_v/(\rho_L - \rho_v)}$, ft^3/s ;

W_1 ——齿缝顶部宽度, in;

W_2 ——齿缝底部宽度, in;

W_3 ——适用于气体从底隙流动的泡帽周长/ N_s , in;

ρ_v ——气体密度, lb/ft^3 ;

ρ_L ——液体密度, lb/ft^3 。

确定零液封压力降的最好办法是根据等式(4.3-12)和(4.3-13)计算与各个齿缝开度相对应的 Q' 以及相关 C 因子, 给定 C 因子时, 齿缝开度可采用试差法计算。

ΔP_z 计算示例

计算普通齿缝泡帽塔盘的零液封压力降, 可用下面列举的方法。泡帽的详细尺寸如下所示:

齿缝长度, $L_s = 1.5\text{in}$

泡帽环高度, $h_{sr} = 0$

泡帽底隙, $h_{sr} = 0.25\text{in}$

齿缝顶部宽度, $W_1 = 0.1875\text{in}$

齿缝底部宽度, $W_2 = 0.25\text{in}$

$$W_2 - W_1 = 0.0625\text{in}$$

相邻齿缝中心的间距, $W_3 = 0.503\text{in}$

每个泡帽的齿缝数, $N_s = 25$

每个泡帽的升汽管面积, $A_r = 5.41\text{in}^2$

由前面的例题计算的通过环形面积的速度头为:

$$k_z = 0.43 + 0.02 + 0.03 + 1.45 + 1.34 = 3.27$$

下面列出齿缝开度分别为 0.75in 和 2.4in 两种情况的零液封压力降:

当齿缝开度为 0.75in 时:

$$Q' = \frac{2 \times 0.1875 \times 0.75^{1.5}}{3} + \frac{4 \times 0.0625 \times 0.75^{2.5}}{15 \times 1.5} = 0.0867$$

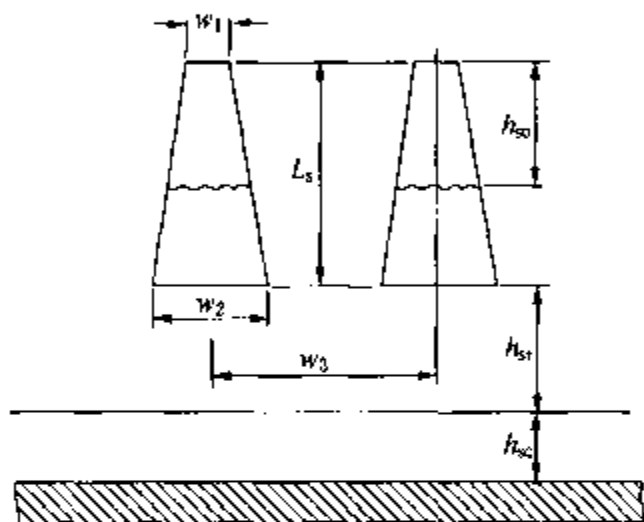
$$C_r = 1.32 \times 0.0867 \times 25/5.41 = 0.528$$

式(4.3-11)得:

$$\frac{\Delta P_z \rho_L}{\rho_L - \rho_v} = 3.27 \times 0.528^2 / 5.36 + 0.75 = 0.92$$

当齿缝开度为 2.4in 时:

$$Q' = \frac{2 \times 0.1875}{3} [2.4^{1.5} - (2.4 - 1.5)^{1.5}] + \frac{0.0625}{1.5} \left[\frac{4 \times 2.4^{2.5}}{15} + \frac{2(2.4 - 1.5)^{2.5}}{5} - \frac{2 \times 2.4(2.4 - 1.5)^{1.5}}{3} \right] + \frac{2 \times 0.503}{3} [(2.4 - 1.5)^{1.5} - (2.4 - 1.5 - 0.25)^{1.5}] = 0.523$$



$$C_r = 1.32 \times 0.523 \times 25/5.41 = 3.19$$

式(4.3-11)得:

$$\frac{\Delta P_z \rho_L}{\rho_L - \rho_V} = 3.27 \times 3.19^2 / 5.36 + 2.4 = 8.6$$

水力学计算和气体分布

当有气体穿过塔盘时,塔盘进口处的压力降略高于塔盘出口处的压力降。但是与塔盘的平均压力降相比,这两点之间的压力降变化差要小得多。基于这一前提,穿过塔盘的压力降与在塔板上所处的位置无关,那么可以认为塔盘上各点的零液封压力降之和与齿缝液封压力降必定处处相等。由于水力学梯度的存在将会引起齿缝液封高度的变化,因此使得通过各排泡帽的气体流量也随之变化。可以通过改变各排泡帽在塔盘底板上的齿缝高度,或安装节流孔板或其他元件来改变泡帽的零液封压力降的办法,使得经过所有泡帽的气体流量相等。

出口堰压力降

水力学性能的计算起点是在塔盘的出口处。气体从出口排泡帽吹出时,会推动液体越过出口堰;若没有气体吹出时,由此会引起出口堰处的清液层高度降低。从出口那一排泡帽刚流下的实际清液高度和理论清液高度之差,叫做出口堰压力降。出口堰压力降可以用下面的等式来计算。

$$h_d = 0.3 [F_{bc} \times (h_w - h_s + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3})]^{0.75} \quad (4.3-14)$$

式中 h_d ——压力降, in;

h_w ——堰高, in;

h_s ——塔盘板到齿缝顶部的距离, in;

F_{bc} ——泡帽间区域的 F 因子, $= V_{bc} \rho_V^{1/2}$;

V_{bc} ——出口排泡帽之间的汽速, ft/s。

这里,当 $h_s \geq h_w + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3}$ 时, $h_d = 0$ 。

正对着出口堰方向的齿缝是被育死的,所以由公式(4.3-14)中求得的 h_d 应除以 2.0。当使用防溅挡板时,液体从挡板下流过时的 h_d 是负的压头损失,例如: $-0.06(\text{gpm}/\text{挡板下的面积, in}^2)^2$ 。

清液层高度

塔盘上出口排泡帽下游的清液层高度等于理论清液层高度减去出口压力降。

$$h_o = h_w + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} - h_d \quad (4.3-15)$$

式中 当 $h_d \geq h_w + 0.48(\text{gpm}/\text{堰长})^{2/3}$ 时,取 $h_o = 0$ 。

齿缝液封高度

塔盘上一排泡帽下游的齿缝液封高度等于清液层高度减去齿缝的高度。

$$h_{ss} = h_l - h_s \quad (4.3-16)$$

式中 h_{ss} ——齿缝液封高度, in;

h_l ——泡帽排下游的清液层高度, in;

h_s ——塔盘板到齿缝的距离, in。

很显然，由于存在水力学梯度，靠近进口堰的地方齿缝液封高度会增加。

压力降

总板压力降等于：

$$\Delta P_t = \Delta P_z + h_L - h_s \tag{4.3 - 17}$$

出口排泡帽的总板压力降：

$$\Delta P_t = \Delta P_z + h_n - h_s \tag{4.3 - 18}$$

因为朝着塔盘进口的方向上齿缝的液封高度逐渐增大，并且 ΔP_t 必须基本保持不变，所以 ΔP_z 以同样的数量减少。

上述等式中，给出的某一排泡帽的清液层高度和压力降与通过那一排泡帽的气速有关。由于相邻两排泡帽之间存在液面梯度，所以在向着塔盘进口的方向上清液层高度会增加。这个梯度是由于液体通过一排泡帽时，在流经最小投影面积所受到的阻力而产生的。符号 Δh 用来表示某一排泡帽的上游与下游的清液层高度之差，在后面的讨论中也会用到它。下标表示泡帽的排数，因此下标 1 表示出口排，下标 2 表示紧靠出口排上游的那一排，等等。如果出口排泡帽下游的清液层高度为 h_0 ，则 h_1 表示出口排泡帽上游的清液层高度，例如：

$$h_0 + \Delta h_1 = h_1$$

$$h_1 + \Delta h_2 = h_2$$

$$\Delta P_{z1} - \Delta h_1 = \Delta P_{z2}$$

泄漏现象(Backtrapping)

清液层高度在朝着塔盘进口的方向上逐渐增大，若清液层高度超过了塔盘压力降和升汽管高度之和时，就会出现从升汽管泄漏(backtrapping)或者倾泻(dumping)的现象。

水力学梯度

流动型式为沟流时，可用范宁(Fanning)摩擦因子公式来计算水力学梯度。

$$\Delta h = \frac{1.28 n^2 L_c (\text{gpm}/\text{in}^2)^2}{R_h^{4/3}} \tag{4.3 - 18}$$

式中 Δh ——每排泡帽的水力学梯度，in 液柱；

n ——粗糙度因子，无因次；

L_c ——每排泡帽的沟流长度，in；

R_h ——水力学半径，in；

gpm/in^2 ——以每分钟流经每平方英寸面积的液体加仑数来表示的液体流速。

不充气的液体流过正三角形排列的泡帽区时，粗糙度因子为 0.028。与 Perry 给出的液体流过波纹状半圆形金属槽时的粗糙度因子相同。对于充气液体，如图 4.3-3 所示，粗糙度因子是泡帽布置方式和 F_{bx} 的一个函数。

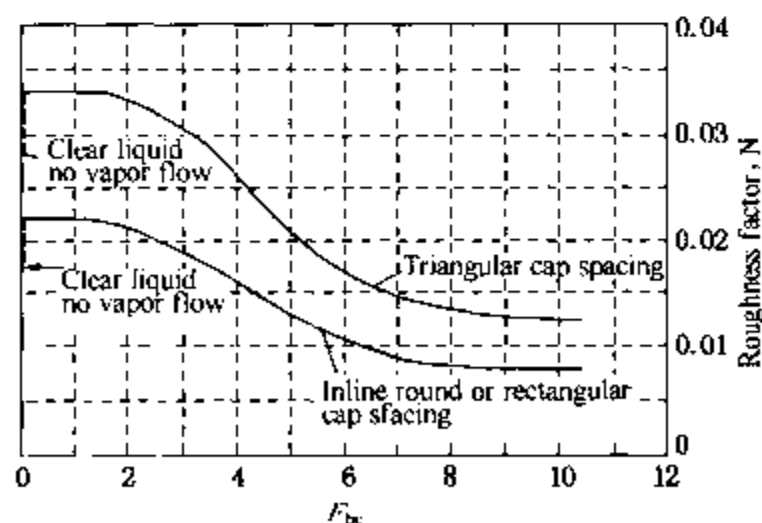
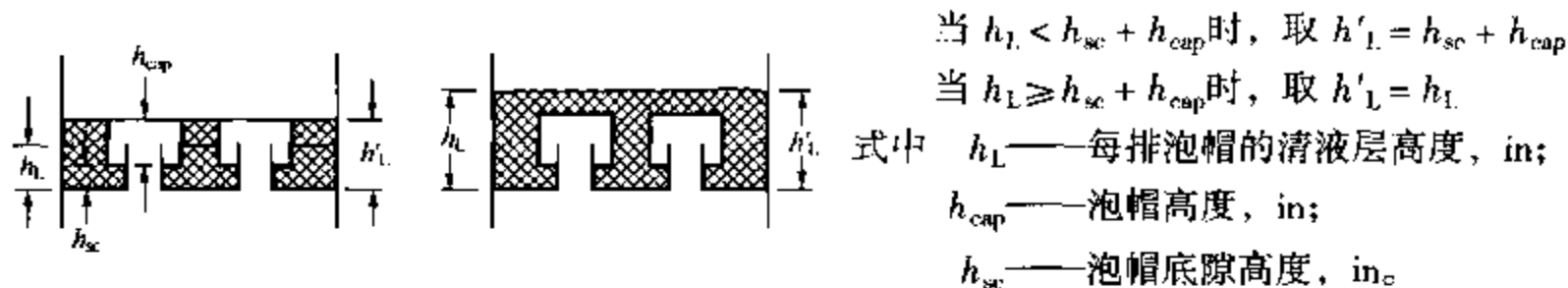


图 4.3-3 粗糙度因子

在等式(4.3-18)中, 每排泡帽的流道长度 L_c 采用的是泡帽间距, 这只是从一排泡帽到另一排泡帽之间流道的近似长度。

水力学半径是指正对着液体流动方向的最小投影面积除以润湿周长。液体的流通面积和水力学半径都随每排泡帽清液层高度的改变而改变。但是, 本文建议水力学半径只用来计算水力学梯度。在计算水力学半径和液体流通面积时, 泡帽顶的高度可作为液体的最小当量高度, 计算示例如下所示:



用 h'_L 确定最小投影面积(阴影面积)和润湿周边长度(图中黑粗线所示)。

$$h'_L = \frac{\text{最小投影面积}}{\text{润湿周边长度}}$$

液体流动速度是以正对着液体流动方向的最小投影面积为基准的。

塔盘水力学计算

对泡帽塔盘布置的水力学估算建议采取以下步骤:

1. 计算零液封压力降, 并以零液封压力降数据对 $F_r^2/(\rho_L - \rho_V)$ 做图。
2. 以有效液体流动面积和水力半径对清液层高度做图。(有些塔盘布置可能要求对每一排泡帽都要作图)。
3. 首先假设在出口泡帽排的 F_r 值并固定液体流量, 然后: (a) 由等式(4.3-14)求出口泡帽排的压力降; (b) 由等式(4.3-15)计算出口泡帽排的清液层高度; (c) 由 ΔP_z 图求出口泡帽排的零液封压力降; (d) 由等式(4.3-17)计算塔盘压力降。
4. 用粗糙度因子 n 、水力学半径 R_h , 加上以每排泡帽的清液层高度和 F 因子为基准的液体流动面积计算液体流过每排泡帽的水力学梯度。
5. 将每排泡帽的清液层高度加上 Δh 米计算下一排泡帽的清液层高度。
6. 求下一排泡帽的齿缝液封高度。
7. 由 ΔP_1 减去齿缝液封高度求得下一排泡帽的零液封压力降 ΔP_z , 再由零液封压力降图决定下一排泡帽的 F 因子。
8. 对每一排泡帽从第四步开始重复计算。
9. 如果以每排泡帽数为基准的加权 F_r 平均值与塔板的 F_r 平均值不一致, 则从步骤 3 开始重复计算。
10. 如果一排泡帽的 ΔP_z 值减少到 0 或负值, 那么这排泡帽和所有上游的各排泡帽就停止鼓泡, 清液的粗糙度因子从这一排开始使用。
11. 当清液层高度减去升汽管高度超过塔盘压力降时, 这排泡帽和所有上游的各排泡帽将会出现泄漏现象, 如果发生这种现象, 继续计算就没有意义了。

计算示例

下面给出了在典型 F.R.I. 模拟塔上, 对空气-水体系进行实验的水力学梯度和气体分布的计算示例。塔盘布置如图 4.3-4 所示, 研究结果详见专题报告 No.1。图 4.3-5 所示为零液封压力降对 $F_r^2/(\rho_L - \rho_V)$ 所作的曲线, 和有效液体流通面积与水力学半径对清液层高度的曲

线。实验条件如下所示：

$$A_{bc} = 16.1 \text{ in}^2 / \text{每个泡帽}$$

$$A_r = 5.41 \text{ in}^2 / \text{每个泡帽}$$

$$F_{bc} = A_r / A_{bc} \cdot F_r = 0.336 F_r$$

$$\Delta h / \text{row} = (1.28 \times 5.75 \times n^2 / R_h^{4/3})$$

$$(\text{gpm} / \text{面积})^2 = 7.35 (n^2 / R_h^{4/3}) (\text{gpm} / \text{面积})^2$$

$$h_w = 2.0 \text{ in}$$

$$h_b = 1.75 \text{ in}$$

当 $520 \text{ gpm} = 10 \text{ gpm} / L_{wi}$ 时，

$$0.48 (\text{gpm} / L_{wi})^{2/3} = 2.23 \text{ in}$$

$$\rho_L = 62.3 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\rho_V = 0.076 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$F_r = 12.0$ 时，该塔盘的水力学梯度和气体分布计算如下所示：

由式(4.3-14)：

$$F_{r \text{ 出口}} = 12.0$$

$$h_d = 0.3 [0.336 \times 12.0 (2.00 + 2.23 - 1.75)]^{0.75}$$

$$= 1.69 \text{ in}$$

由式(4.3-15)：

$$h_{\text{出口}} = 2.00 + 2.23 - 1.69 = 2.54 \text{ in}$$

当 $F_r^2 / (\rho_L - \rho_V) = (12.0)^2 / (62.3 - 0.076)$ 时，从图 4.3-5 查得 $\Delta P_z = 2.86 \text{ in}$ 。

$$h_{ss} = 2.54 - 1.75 = 0.79 \text{ in}$$

由式(4.3-17)：

$$\Delta P_t = 2.86 + 0.79 = 3.65 \text{ in 液柱} \quad (4.3-17)$$

按照流过塔盘的顺序对计算结果列表：

| 排数 | h_1 | h_w | ΔP_z | $\frac{F_r^2}{\rho_L - \rho_V}$ | F_r | F_{BR} | n | $R_h^{4/3}$ | A | Δh | $\Delta h + h_L$ |
|----|-------|-------|--------------|---------------------------------|-------|----------|-------|-------------|-----|------------|------------------|
| 1 | 2.54 | 0.79 | 2.86 | 2.31 | 12.0 | 4.03 | 0.026 | 0.40* | 70* | 0.69 | 3.23 |
| 2 | 3.23 | 1.48 | 2.17 | 1.43 | 9.43 | 3.17 | 0.030 | 0.47 | 86 | 0.51 | 3.74 |
| 3 | 3.74 | 1.99 | 1.66 | 0.88 | 7.40 | 2.49 | 0.032 | 0.92 | 139 | 0.11 | 3.85 |
| 4 | 3.85 | 2.10 | 1.55 | 0.77 | 6.92 | 2.33 | 0.032 | 0.84 | 138 | 0.13 | 3.98 |
| 5 | 3.98 | 2.23 | 1.42 | 0.66 | 6.41 | 2.15 | 0.033 | 1.05 | 154 | 0.09 | 4.07 |
| 6 | 4.07 | 2.32 | 1.33 | 0.57 | 5.96 | 2.00 | 0.033 | 0.86 | 140 | 0.13 | 4.20 |
| 7 | 4.20 | 2.45 | 1.20 | 0.48 | 5.47 | 1.84 | 0.033 | 0.98 | 143 | 0.11 | 4.31 |

* 基准高度相当于超出塔盘 3in 的泡帽顶部高度。

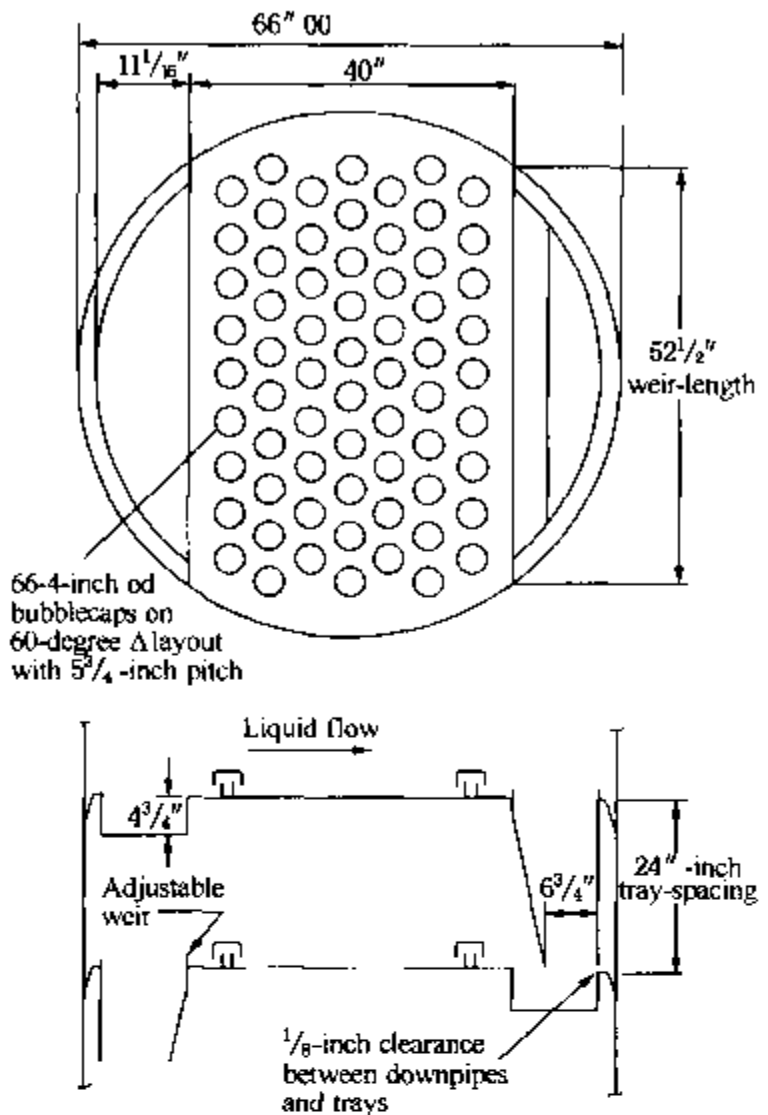


图 4.3-4 在模拟实验塔上进行研究时的泡帽塔盘布置

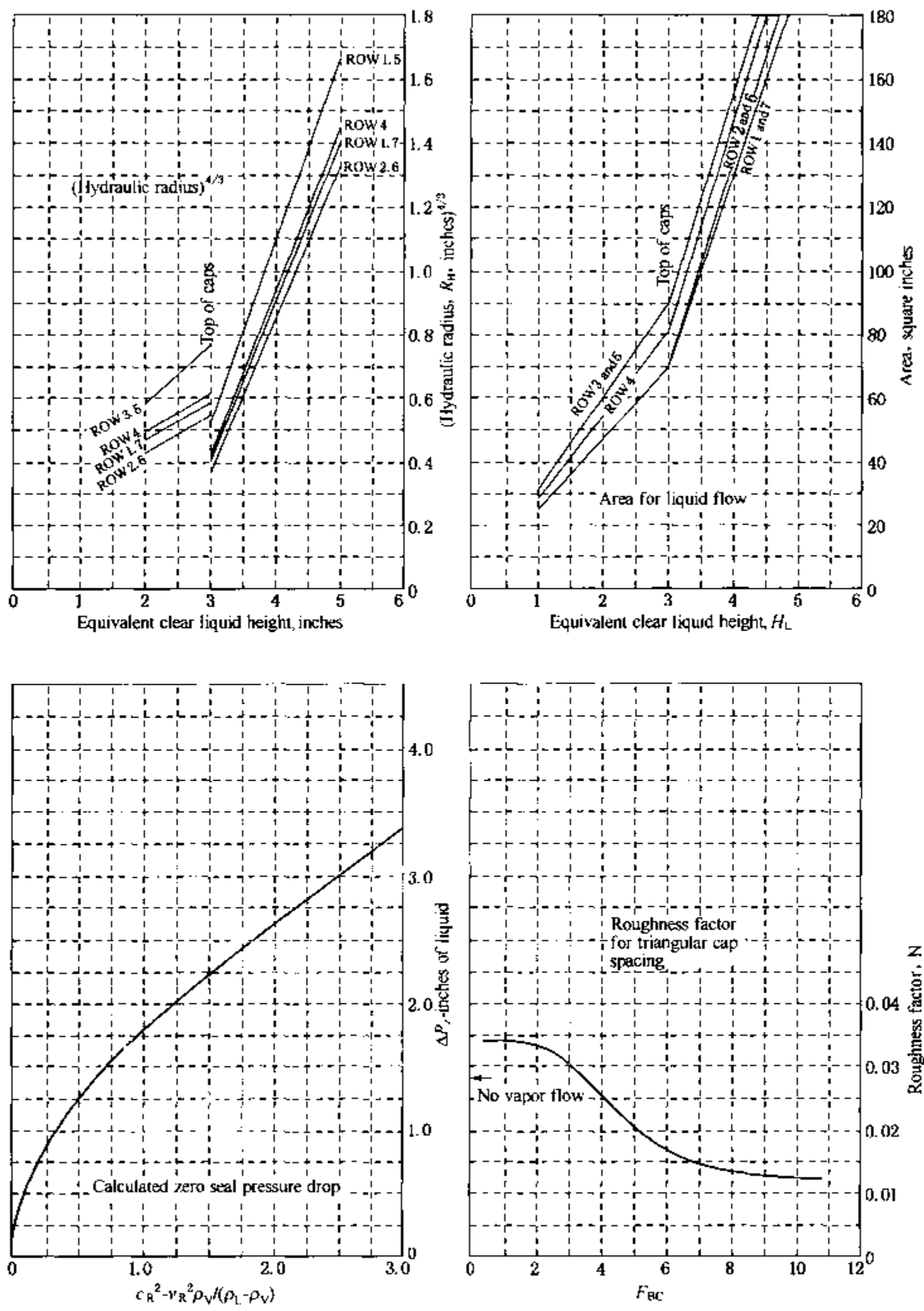


图 4.3-5 计算 F.R.I. 模拟实验塔水力学梯度的曲线

经计算求得通过塔盘的平均 F_r 值为 7.65, 这个值与下边给出的专题报告 No.1 中第 364 组的实验数据比较接近。

在该液体负荷下, 对每个 F_r 平均值来说, ΔP 的增加值和水力学梯度可以通过假设各出口的 F_r 值, 并按照上面的步骤重复计算求得。

| | 364 号试验 | 计算值 |
|-------------------|---------|------|
| F_r | 7.6 | 7.65 |
| h_{out} , in | 2.8 | 2.54 |
| h_{in} , in | 4.5 | 4.3 |
| 总 Δh , in | 1.7 | 1.76 |
| 总 ΔP , in | 3.4 | 3.65 |

降液管持液量 (build-up)

降液管的持液量计算参考下面标准 F.R.I. 泡帽塔盘的压力降一节。

标准 F.R.I. 泡帽塔盘

压力降

在操作状态下, 标准 F.R.I. 泡帽塔盘的压力降等于有效零液封压力降与塔盘上的当量清液层高度之和。当气体流量非常低而液体流量较高时, 由于存在水力学梯度, 塔盘上将会出现无效区, 这无效区会影响塔盘的压力降。因此在进行塔盘压力降计算之前, 应先确定在该操作状态下的塔盘有效区。

总板压力降可以由下面几个步骤求得:

1. 确定 C_r , 用下述公式计算:

$$C_r = 26.6 \left(\frac{\text{气体流量 ft}^3/\text{s}}{\text{泡帽数}} \right) \sqrt{\rho_v / \rho_l} \quad (4.3 - 19)$$

式中 气体流量——总的实际气体流量, ft^3/s ;

泡帽数——塔盘上总的泡帽数。

2. 确定最小升汽管 C 因子, 即: C'_r , 由下式求取 C'_r 时塔盘将保持全部为有效区。

$$C'_r = \sqrt{\left(\frac{h_{sc} \times \text{gpm}}{1.43 \times h_{in} \times L_c} \right)^2 + \frac{h_{gr} \times N_R}{2S_c}} \quad (4.3 - 20)$$

式中 h_{sc} ——泡帽裙边底隙, in;

h_{in} ——见公式(4.3-30);

L_c ——进口排泡帽上游切线的弦长, in;

h_{gr} ——见图 4.3-8;

N_R ——每个流道上的泡帽总排数;

S_c ——齿缝高度修正因子, 见图 4.3-6。

3. 对第 1 步与第 2 步的升汽管 C 因子作比较, 确定塔盘的有效性。

当 $C_r \geq C'_r$ 时, 塔盘全部有效 (4.3-21)

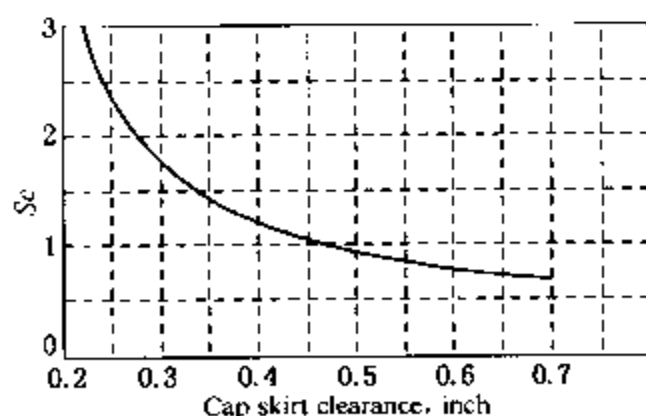


图 4.3-6 泡帽裙边的底隙修正系数

当 $C_r < C'_r$ 时, 塔盘部分有效 (4.3-22)

当塔盘全部为有效区时, 就可按照第 4、5 两步求得总板压力降, 然而当塔盘上只有部分为有效区时, 跳过步骤 4、5, 直接按照步骤 6~9 计算总板压力降。

塔盘全部有效, 即: $C_r \geq C'_r$,

4. 塔盘全部为有效区时, 按下面的公式计算有效零液封压力降:

$$\Delta P_z = 0.6 + 8.82k_z \left(\frac{\text{气体流量 ft}^3/\text{s}}{\text{泡帽数}} \right)^2 \frac{\rho_{VE}}{\rho_L}, \text{in 热液柱} \quad (4.3-23)$$

式中 k_z ——标准泡帽的零液封压力降系数, 见图 4.3-7;

泡帽数——塔盘上的全部泡帽数;

气体流量——总的实际气体流量, ft^3/s ;

ρ_{VE} ——经过雾沫夹带修正后的气体密度, 见公式(4.3-28)。

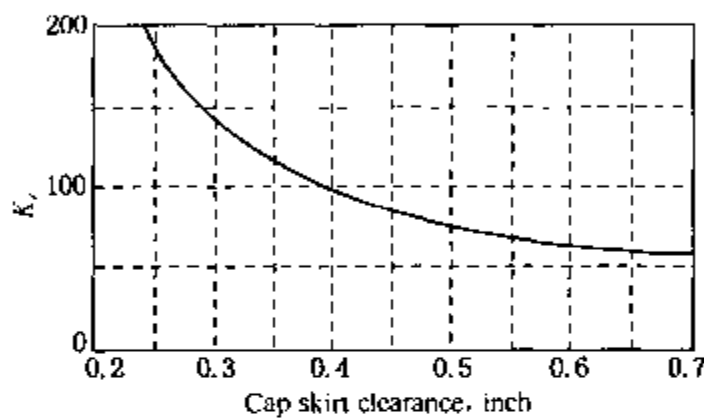


图 4.3-7 零液封压力降系数

5. 当塔盘全部为有效区时, 按下面的公式计算总的塔盘压力降:

$$\Delta P_1 = \Delta P_z + 0.25(h_w - h_{sc}) + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} \quad (4.3-24)$$

式中 ΔP_z ——见公式(4.3-23);

h_w ——出口堰高, in;

h_{sc} ——泡帽裙边的底隙高度, in;

gpm/L_{wi} ——每单位堰长流过的液体流量。

塔盘部分有效时, $C_r < C'_r$,

6. 当塔盘上存在部分无效区时, 可用下式确定有效区泡帽数与塔盘上的总泡帽数之比:

$$FAC = C_r/C'_r \quad (4.3-25)$$

式中 FAC ——有效泡帽数占总泡帽数之比;

C_r ——见公式(4.3-19);

C'_r ——见公式(4.3-20)。

7. 用下面的公式对塔盘有效性进行修正, 确定有效零液封压力降:

$$\Delta P_z = 0.6 + 8.82k_z \left(\frac{\text{气体流量 ft}^3/\text{s}}{FAC \times \text{泡帽数}} \right)^2 \frac{\rho_{VE}}{\rho_L}, \text{in 热液柱} \quad (4.3-26)$$

式中 k_z ——标准泡帽的零液封压力降系数, 见图 4.3-7;

FAC ——见公式(4.3-25);

泡帽数——塔盘上的总泡帽数;

气体流量——总的实际气体流量, ft^3/s ;

ρ_{VE} ——经过雾沫夹带修正后的气体密度, 见公式(4.3-28)。

8. 按照下面两步确定无效的泡帽排数 N_{IR} :

(a) 由 $(1 - FAC)$ 乘以塔盘上的总泡帽数得到无效的泡帽数。

(b) 确定塔盘进口侧的无效泡帽排数, 或确定一种塔盘布置情况下, 以每排泡帽数为基

准的无效泡帽占的分率，总的无效泡帽数由步骤(a)求得。

9. 当塔盘存在无效区时，用下式计算塔盘的总板压力降：

$$\Delta P_1 = \Delta P_2 + 0.25(h_w - h_{sc}) + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} - \left[\frac{h_{gr}}{2} \times N_{IR} \right] \quad (4.3-27)$$

式中 ΔP_2 ——见公式(4.3-26)；

h_w ——出口堰高，in；

h_{sc} ——泡帽裙边的底隙高度，in；

gpm/L_{wi} ——每单位堰长流过的液体流量；

h_{gr} ——见图 4.3-8；

N_{IR} ——每个流道上无效的泡帽排数。

10. 雾沫夹带的影响：当气体流量非常高时，就会出现雾沫夹带的影响，等式(4.3-23)和(4.3-26)中的气体密度项需根据下式来进行校正：

$$\rho_{VE} = (1 + Z)\rho_V \quad (4.3-28)$$

式中 ρ_{VE} ——经过雾沫夹带校正后的有效气体密度， lb/ft^3 ；

Z —— $-(\text{lb}/\text{h}$ 雾沫夹带量) $/(\text{lb}/\text{h}$ 气体流率)，从第 4.5 节得到雾沫夹带值。

水力学梯度， h_{gr} ：

h_{gr} 为每排泡帽的水力学梯度，在上面步骤中涉及到的 h_{gr} 可由图 4.3-8 查取。

泄漏点与倾泻点

由于塔盘上的清液层高度朝着进口方向上逐渐增加，所以当清液层高度超过塔盘压力降和升汽管高度之和时，泡帽塔盘将会通过升汽管泄漏或者倾泻液体。

$$h_{L(\text{倾泻点})} = \Delta P_{\text{塔盘}} + h_R \quad (4.3-29)$$

式中 h_L ——塔盘上任意泡帽排的清液层高度；

ΔP_{tray} ——总的塔盘压力降；

h_R ——升汽管的高度。

清液层高度

塔盘上任意一排泡帽的清液层高度 h_L 可由下式来计算：

$$h_L = h_w + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} + (h_{gr} \times N'_R) \quad (4.3-30)$$

式中 N'_R ——塔盘出口侧的泡帽排数；

h_{gr} ——见图 4.3-8。

当根据方程(4.3-30)计算的 $h_L > h_{L(\text{倾泻点})}$ 时，会发生倾泻或泄漏。倾泻现象将会严重影响塔盘效率，应该尽量避免。采取减少泡帽排数、降低堰高或减小液体流率等措施可以防止发生倾泻现象。

降液管持液量

降液管中的当量清液层高度可以由总板压力降、塔盘进口堰处的清液层高度和降液管下口的压力降损失来计算：

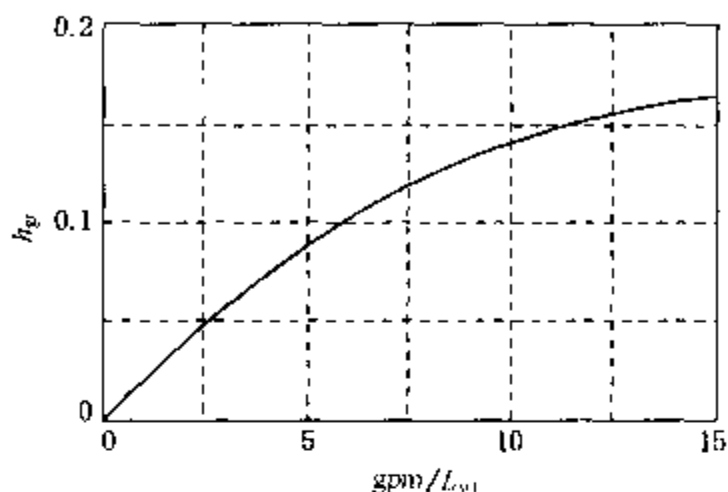


图 4.3-8 水力学梯度

$$h_{dc} = h_{in} + (\Delta P_{\text{塔盘}} + h_{ud}) \left(\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_v} \right), \text{in 热液柱} \quad (4.3-31)$$

式中 h_{dc} ——降液管持液量, in;
 h_{in} ——塔盘进口侧的液层高度, in;
 h_{ud} ——降液管出口的压头损失, in。

塔盘进口的清液层高度

塔盘进、出口或降液管出口的有效清液层高度取公式(4.3-32)和公式(4.3-33)所计算结果的较大值(或者公式(4.3-32)和公式(4.3-34)中的较大值)。公式(4.3-33)用于普通齿缝塔盘, 而公式(4.3-34)用于标准 F.R.I. 泡帽塔盘。

$$h_{in} = h_{iw} + 0.48(\text{gpm}/L_{iw})^{2/3} \quad (4.3-32)$$

式中 h_{iw} ——进口堰高, in;
 L_{iw} ——进口堰长, in。

对普通齿缝泡帽塔盘:

h_{in} = 塔盘进口排泡帽上游一侧的清液层高度, 对普通齿缝泡帽塔盘是根据塔盘水力学计算确定的, in (4.3-33)

对标准 F.R.I. 泡帽塔盘:

$$h_{in} = h_w + 0.48(\text{gpm}/L_{wi})^{2/3} + (h_{gr} \times N_R) \quad (4.3-34)$$

式中 h_w ——出口堰高, in;
 L_{wi} ——出口堰长, in;
 h_{gr} ——见图 4.3-8;

N_R ——每个流程的总泡帽排数。

当不设进口堰时, h_{in} 可以由公式(4.3-33)或(4.3-34)确定。

降液管底部出口的阻力损失

液体穿过降液管底部出口(或通过降液管下段的节流口)而产生的压力降可用下式计算:

$$h_{ud} = S_8(\text{gpm}/A_{ud})^2 \quad (4.3-35)$$

式中 h_{ud} ——降液管底部出口的阻力损失, in;
 A_{ud} ——降液管底部的最小横截面积, in²;
 S_8 ——系数, 见下表。

| 降液管的出口边半径, in | S_8 |
|---------------|-------|
| 0(锐边开口) | 0.060 |
| 1 | 0.036 |
| 2 | 0.020 |

4.4 塔盘效率

泡帽塔盘的效率原则上是气液流率、体系物性以及塔盘与泡帽结构的函数。与气体接触的有效液层高度(或者说连续相的高度和塔盘尺寸大小是确定传质效率的两个重要因素。泡帽塔盘的传质效率计算模型详见专题报告 No.84。

双膜理论

为将局部效率或点效率与气液相传质单元关联，本文采用传质两相阻力模型法来计算。

$$\frac{1}{N_{OC}} = \frac{1}{N_G} + \frac{\lambda}{N_L} \quad (4.4-1)$$

式中 N_{OC} ——气相总传质单元数；

N_G ——气相传质单元数；

N_L ——液相传质单元数；

$$\lambda = mG/L, \text{ 相平衡曲线的斜率与操作线斜率的比值} \quad (4.4-2)$$

式中 m ——用摩尔分率表示的相平衡曲线的斜率；

G ——气相摩尔流量；

L ——液相摩尔流量。

因此点效率或“局部”效率的定义为：

$$E_{OC} = 1 - e^{-N_{OC}} \quad (4.4-3)$$

各相的传质单元数是根据气液两相的接触时间、水力学参数、气体速率和体系的物理性质来关联的。

泡沫层密度

本文根据不同体系下泡帽塔盘的水力学性能开发了一个计算泡沫密度的公式。平均泡沫密度或液体体积分数可由下式计算：

$$\psi_T = 1 - \beta_1 (F_B / \sqrt{\rho_L})^{0.6} \quad (4.4-4)$$

式中 ψ_T ——塔盘上的泡沫密度；

F_B ——基于鼓泡区面积的 F 因子，

$$= V_B \sqrt{\rho_G}, \text{ ft/s } \sqrt{\text{lb/ft}^3} \text{ (m/s } \sqrt{\text{kg/m}^3});$$

V_B ——通过鼓泡区的空塔汽速，ft/s (m/s)；

ρ_G ——气体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

β_1 ——US 英制 1.59(公制 3.24)。

(注：泡沫密度推荐值不低于 0.05。)

对大多数工业应用来说，计算效率所使用的泡沫密度范围通常为 0.1 ~ 0.8。对泡沫密度的关联见图 4.4-1。

有效液层高度

计算有效液层高度主要是为了确定气液两相的接触时间，它是根据穿过塔盘的一个

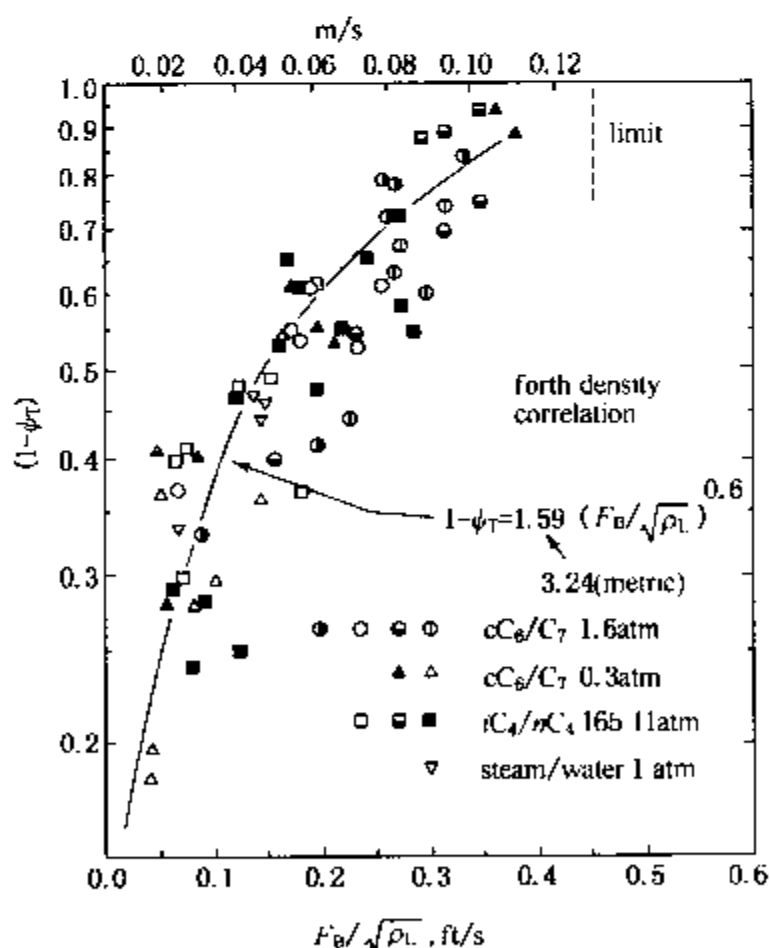


图 4.4-1 泡沫层密度关联

泡沫膨胀层来计算的：

$$h'_L = \psi_T [\beta_2 (Q_L / L_w \psi_T)^{2/3} + \beta_3 \Omega] \quad (4.4 - 5)$$

$$\Omega = \sqrt{h_w - h'_s} \quad (4.4 - 6)$$

式中 h'_L ——用于传质的有效清液层高度，in(mm)；

ψ_T ——最优效率下的泡沫层密度；

Q_L ——液体的体积流量，gpm(m^3/h)；

L_w ——出口堰长，in(mm)；

h_w ——出口堰高，in(mm)；

h'_s ——从塔盘板到齿缝中部的高度，如果不开齿缝(如茶杯泡帽)则表示泡帽裙边下的底隙高度，in(mm)；

β_2 ——0.48 英制(283 公制)；

β_3 ——1.0 英制(5.04 公制)。

图 4.4-2 中给出了 Ω 的定义， Ω 表示与气体接触时的液体连续相的平均动态清液层高度。对于有最小静液封高度的塔盘，要求 Ω 不小于 $0.5 \text{ in}^{1/2}$ ($2.5 \text{ mm}^{1/2}$)。另外，等式中限制堰高不能超过 4 in (120 mm)。

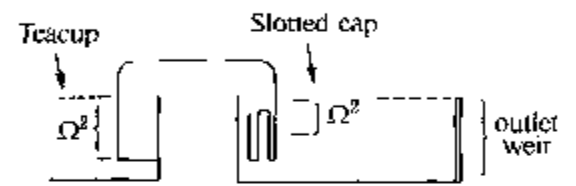


图 4.4-2 名词 Ω 的定义

气液相接触时间

用于关联各单相传质单元的气液接触时间定义为体积平均值，可由下式计算。

$$t_L = h'_L A_B / (\beta_4 Q_L) \quad (4.4 - 7)$$

$$t_G = h'_L A_B / (\beta_5 V_B) \quad (4.4 - 8)$$

式中 t_L ——液体接触时间，s；

t_G ——气体接触时间，s；

h'_L ——有效清液层高度(由公式(4-5)定义)，in(mm)；

A_B ——鼓泡面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

Q_L ——液体的体积流量，gal/min(m^3/h)；

V_B ——基于鼓泡面积的气速，ft/s(m/s)；

β_4 ——0.02674 英制(0.2778 公制)；

β_5 ——12 英制(1000 公制)。

气相传质单元数

气相传质单元数可以由下式来计算：

$$N_G / \sqrt{t_G / Sc_G} = \beta_6 V_B^{0.59} \rho_G^{-0.01} \quad (4.4 - 9)$$

式中 N_G ——气相传质单元数；

Sc_G ——气相施密特准数；

t_G ——气体接触时间，s；

V_B ——基于鼓泡面积的气体流速，ft/s(m/s)；

ρ_G ——气体密度，lb/ $\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ ；

β_6 ——US 英制 6.78(公制 14.1)。

图 4.4-3 给出了各种化学体系的气相传质单元数。在近似计算中, 气体施密特准数可以取 0.8。

液相传质单元数

液相传质单元数 N_L 可由下式计算:

$$N_L / \sqrt{D_L t_L} = \beta_7 V_B^{0.59} \rho_G^{0.37} \quad (4.4-10)$$

- 式中 N_L ——液相传质单元数;
 D_L ——液体扩散系数, $\text{ft}^2/\text{h}(\text{m}^2/\text{s})$;
 t_L ——液体接触时间, s ;
 V_B ——基于鼓泡面积的气速, ft/s
 (m/s);
 ρ_G ——气体密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 β_7 ——54.3 英制(7720 公制)。

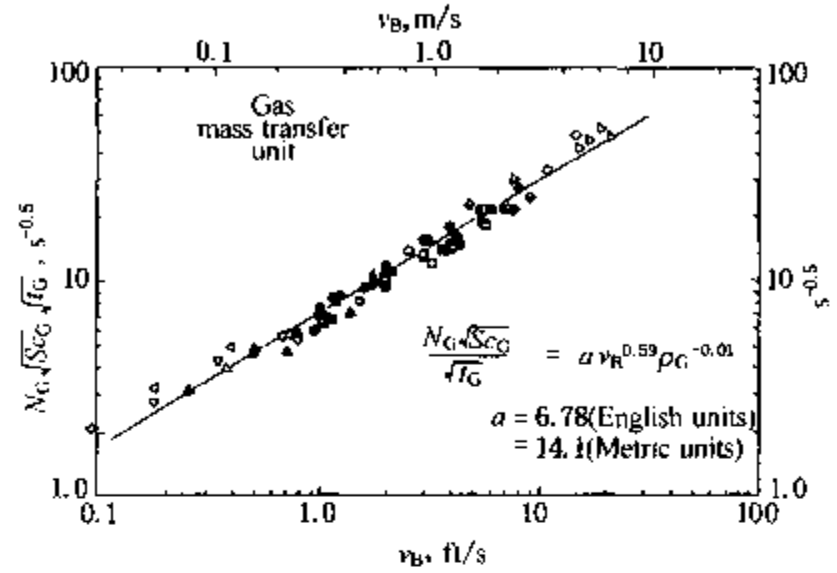


图 4.4-3 泡帽塔盘的气相传质单元数关联

液相扩散系数可以由专题报告 No.84 附录 B 中给出的步骤来估算, 这里给出了应用于一些烃类体系的简化公式:

$$D_L = \frac{\beta_8}{\rho_L (\mu_L)^{0.5}} \quad (4.4-11)$$

- 式中 D_L ——液体扩散系数, $\text{ft}^2/\text{h}(\text{m}^2/\text{s})$;
 ρ_L ——液体密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 μ_L ——液体粘度, $\text{lb}/\text{ft} \cdot \text{h}(\text{Ns}/\text{m}^2)$;
 β_8 ——US 英制 73×10^{-4} (公制 6.135×10^{-8})。

图 4.4-4 所示的是液相传质单元关联式。

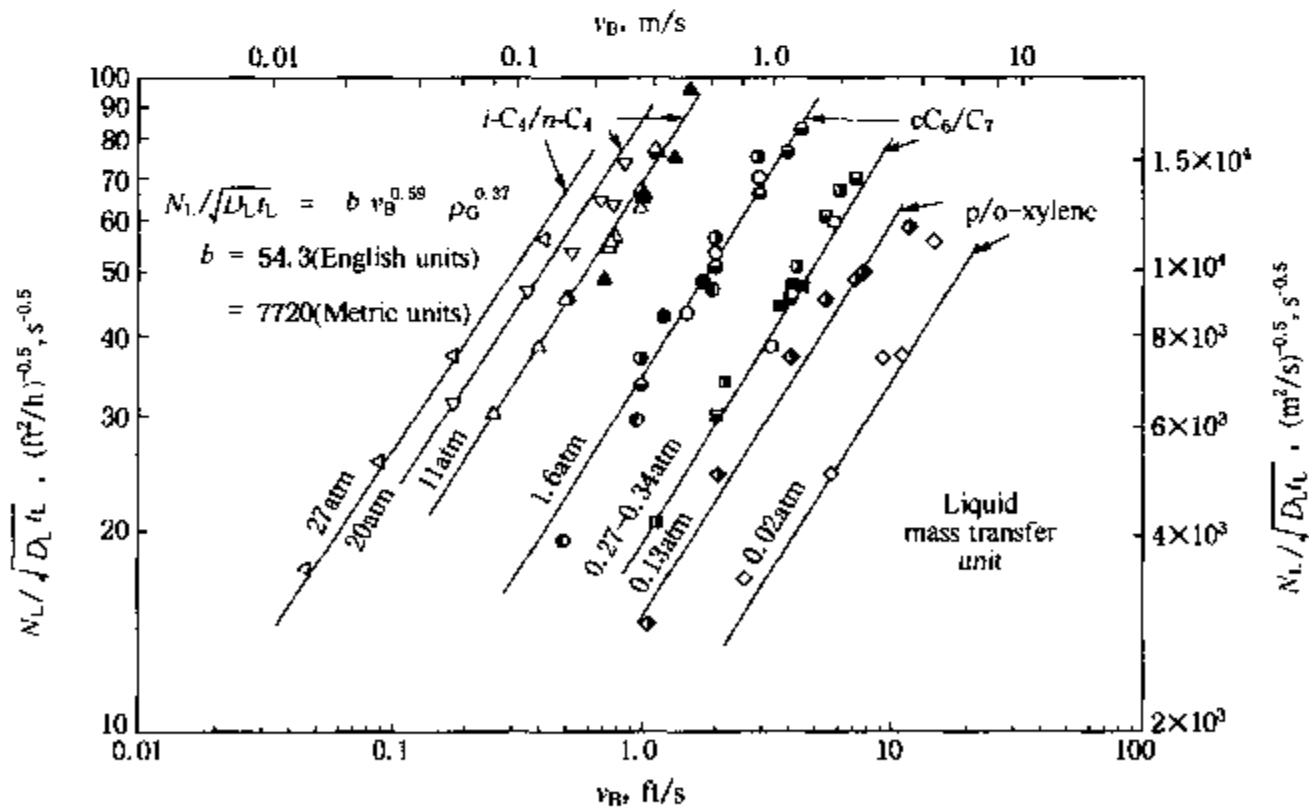


图 4.4-4 泡帽塔盘的液相传质单元数关联

相平衡曲线斜率

用摩尔分率表示的相平衡曲线的斜率定义为： $m = dy^*/dx$ ，它也等于相平衡常数 K 的乘积，对二元体系，等于 KK' 。当设计范围内相平衡曲线的斜率变化不是很大时，建议采用平均斜率。对于吸收塔和汽提塔可取 $m = K$ ；对于多组份体系，应将所分的拟二元体系取一个平均值 m 。

塔盘效率

Murphree 板效率可用下式计算：

$$E_{MV} = (e^{\lambda E_{0i}} - 1) / \lambda \quad (4.4 - 12)$$

总板效率可用下式计算：

$$E_0 = \ln[1 + (\lambda - 1)E_{MV}] / \ln \lambda \quad (4.4 - 13)$$

所需总的实际塔板数等于理论塔板数除以总板效率，即：

$$N_{总} = N_{理论} / E_0 \quad (4.4 - 14)$$

另外，考虑到可能存在进料位置的误差和操作条件改变等影响，应增加几块额外的塔盘予以弥补。

数据对比

图 4.4-5 ~ 图 4.4-15 列出了对各种塔盘结构和不同体系下，总板效率的计算值和实验值对比。图 4.4-16 给出的是总板效率的实验值与计算值类比图。由数据对比可知，在“下”板条件下效率模型对“茶杯”式泡帽塔盘的效率可以准确地预测，绝对标准偏差在 6% 范围内，这时，雾沫夹带、泄漏量的影响或塔板无效区的影响就不重要了。

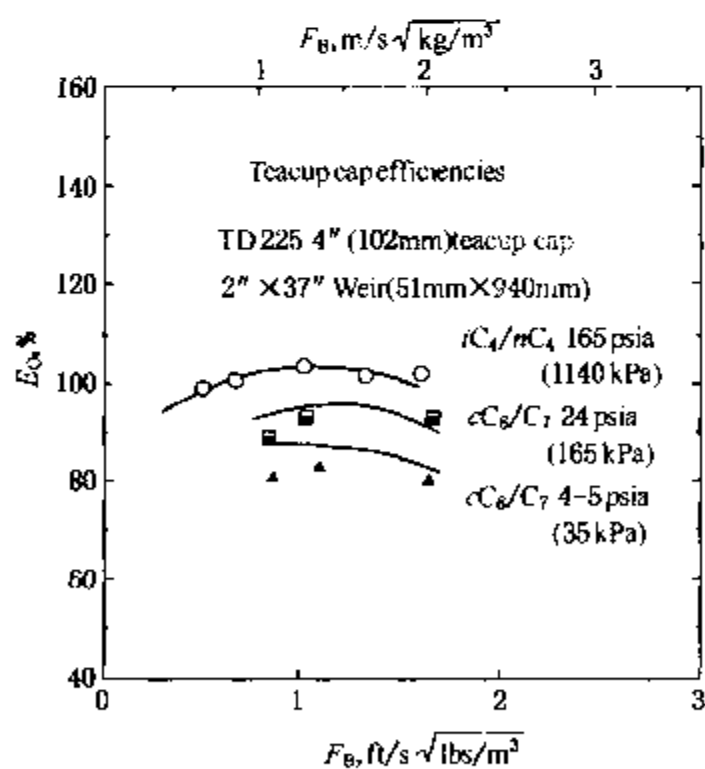


图 4.4-5 板效率的实验值和计算值对比

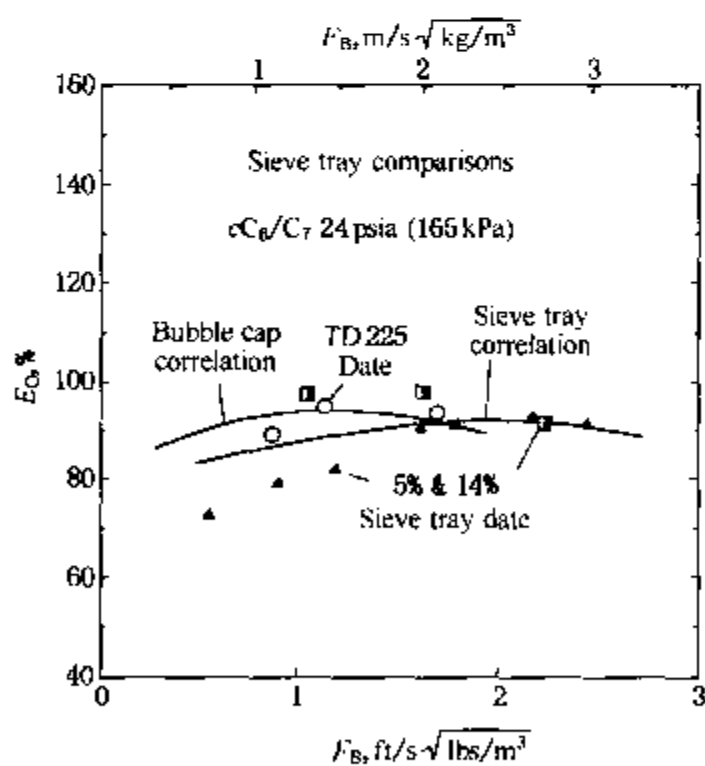


图 4.4-6 板效率的实验值和计算值对比

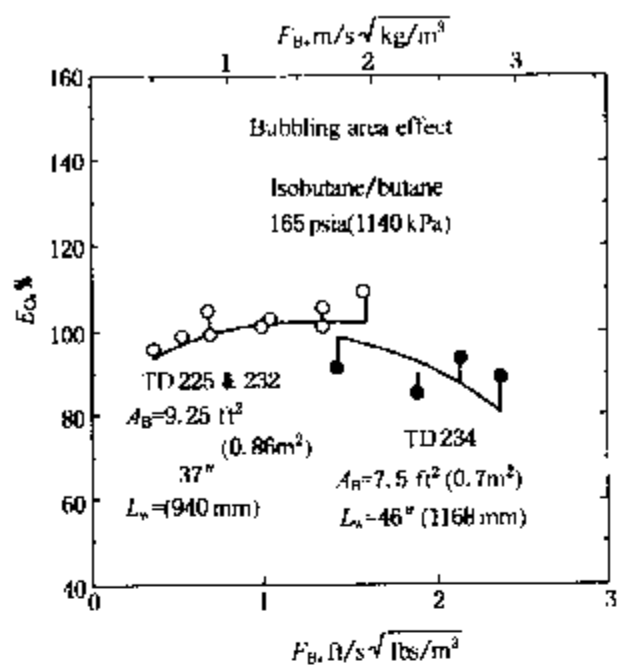


图 4.4-7 板效率的实验值和计算值对比

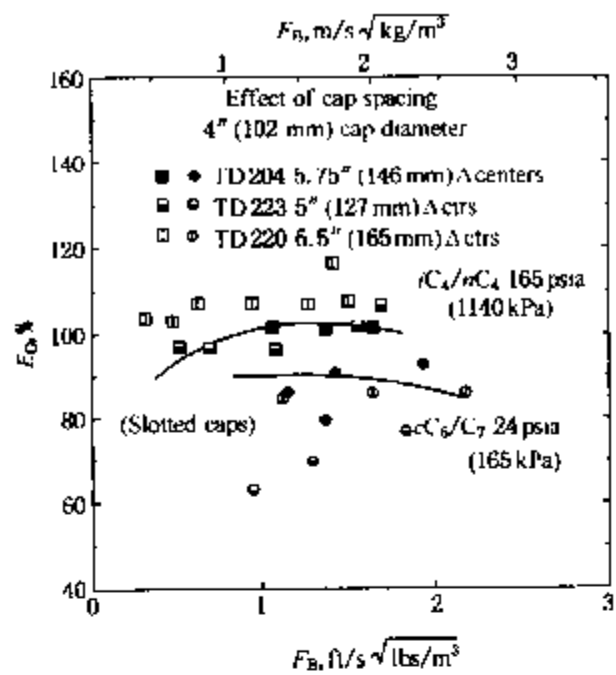


图 4.4-8 板效率的实验值和计算值对比

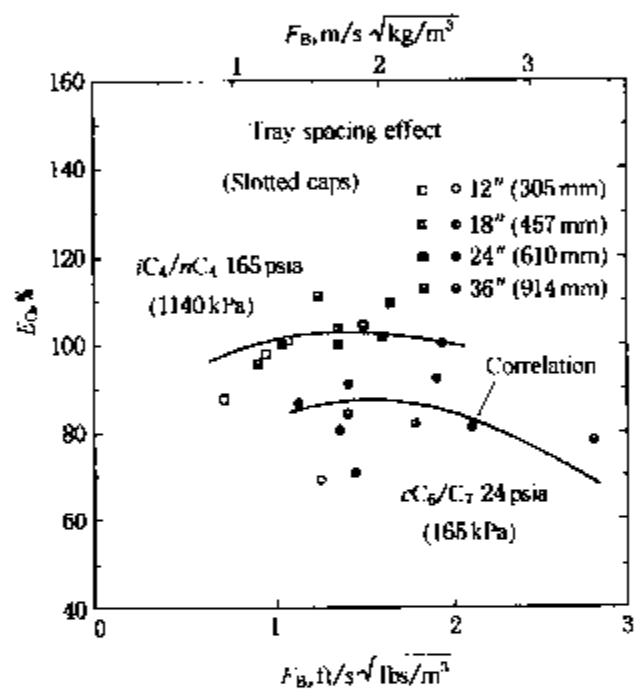


图 4.4-9 板效率的实验值和计算值对比

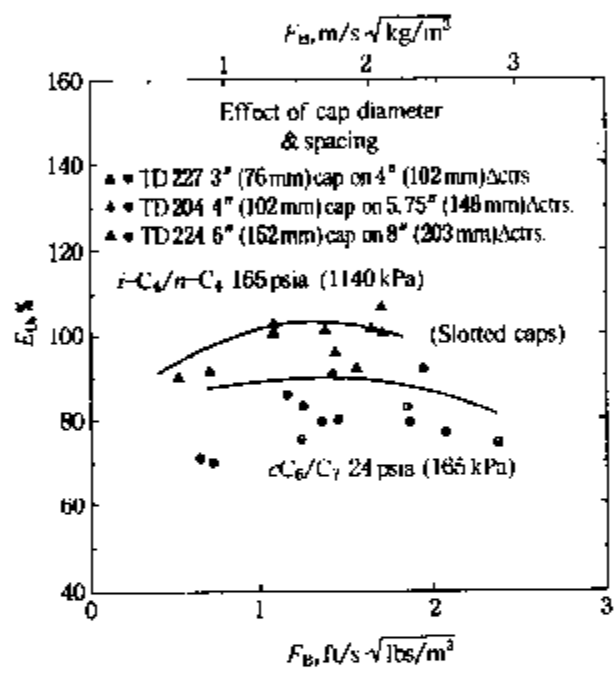


图 4.4-10 板效率的实验值和计算值对比

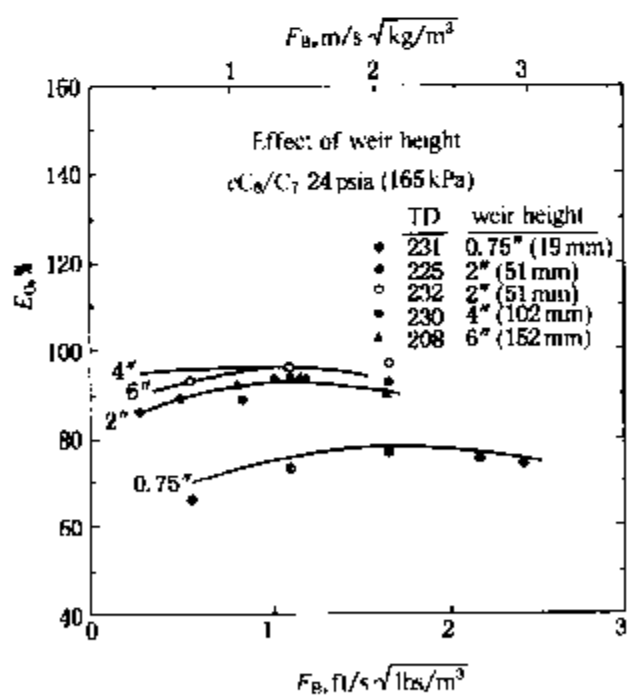


图 4.4-11 板效率的实验值和计算值对比

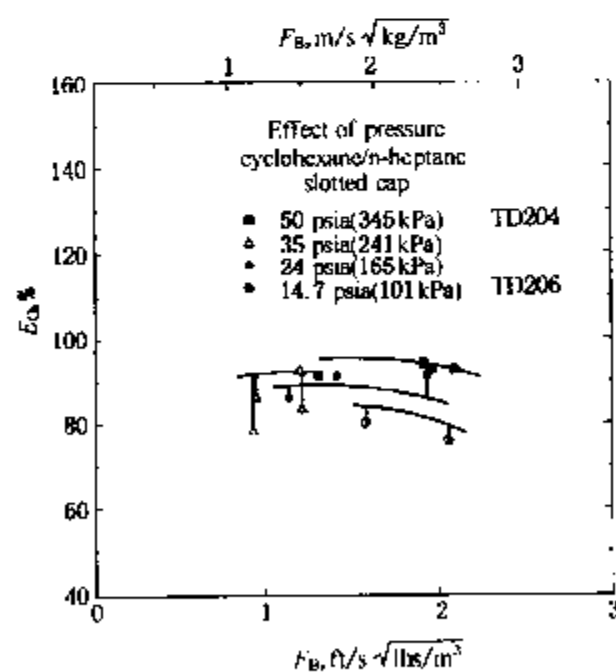


图 4.4-12 板效率的实验值和计算值对比

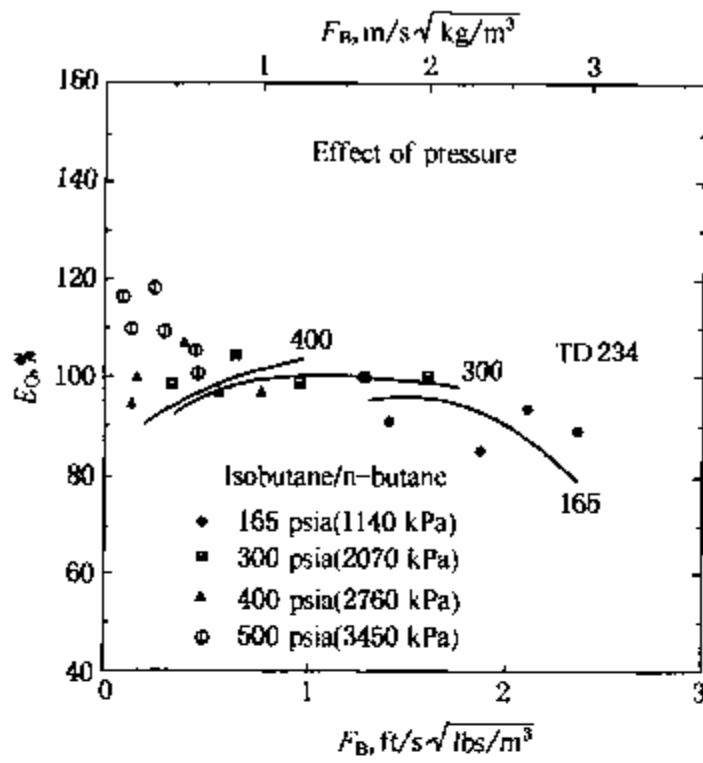


图 4.4-13 板效率的实验值和计算值对比

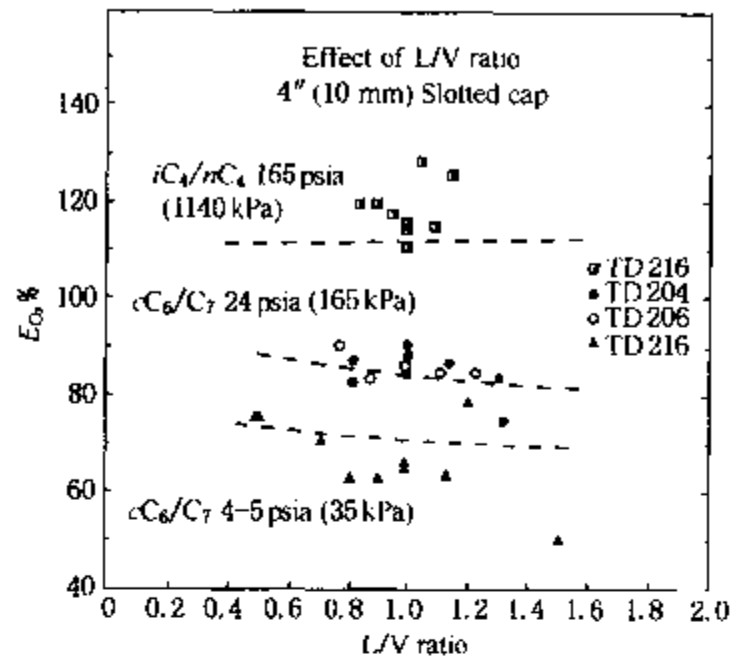


图 4.4-14 板效率的实验值和计算值对比

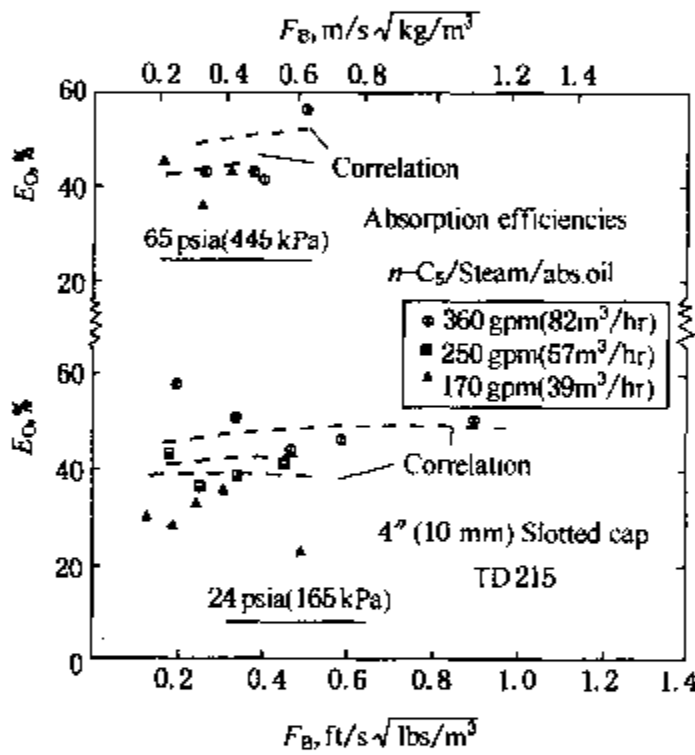


图 4.4-15 吸收效率

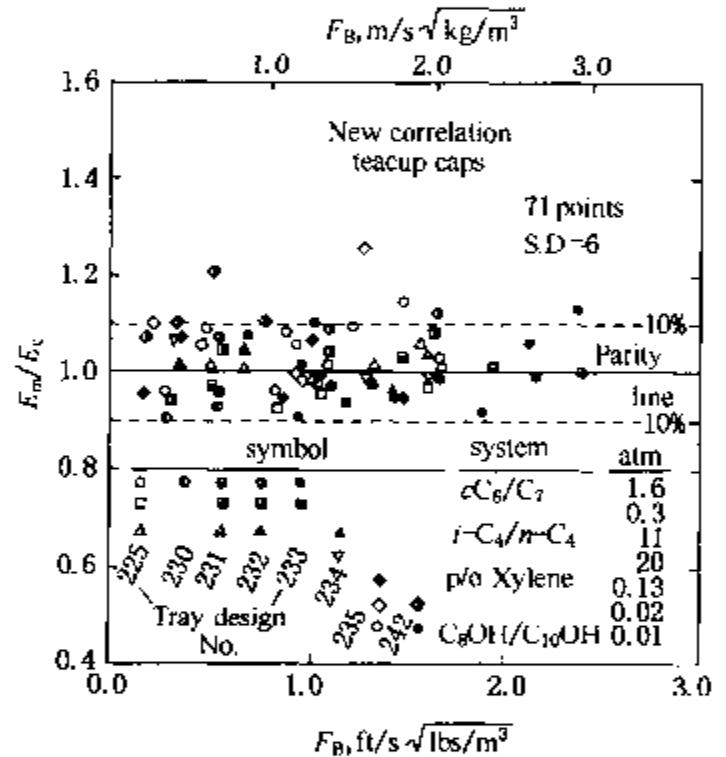


图 4.4-16 效率实验值和计算值类比图

使用限制

泡帽塔盘的效率关联式只能在干板条件下即：塔盘上的泄漏、气液分布不均匀，或者雾沫夹带量对塔盘效率均没有严重影响时才能使用。因此，建议在雾沫夹带速率不超过 $100 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$ ($0.136 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$) 的条件下使用。 $\lambda (= mG/L)$ 值在 $0.5 \sim 3.0$ 的范围内时，关联式的应用效果非常好。如果各塔段的物性条件和流量改变非常大，那么估算各塔段的塔盘效率是很重要的。

4.5 雾沫夹带

雾沫夹带

对于普通齿缝泡帽塔盘和标准 F.R.I. 泡帽塔盘，在给定雾沫夹带速率时，气速可以由

下面的公式(4.5-1)和公式(4.5-2)来求得。对于SI单位,可用公式(4.5-1S)和(4.5-2S)。等式(4.5-1)和等式(4.5-2)计算结果的最小值作为给定雾沫夹带速率下的气速。即:

给定雾沫夹带速率时,气速 V_b , ft/s(m/s): 当 $V_{b1} \leq V_{b2}$ 时,取 $V_b = V_{b1}$;

当 $V_{b1} > V_{b2}$ 时,取 $V_b = V_{b2}$ 。

$$V_{b1} \sqrt{\rho_V / \Delta \rho} = \left[0.0058 + 0.019 \left(\frac{Q}{L_w} \right)^{0.08} \ln \left(\frac{Ent}{A_b} \right) + 0.286 (h_w)^{-0.23} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_V} \right)^{-0.26} \right] [T_S]^{0.68} \quad (4.5-1)$$

$$V_{b2} \sqrt{\rho_V / \Delta \rho} = -0.289 + 0.00423 (\Delta \rho)^{0.59} \left(\frac{Q}{L_w} \right)^{-0.17} \ln \left(\frac{Ent}{A_b} \right) + 0.08 (T_S)^{1.39} + 0.516 \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_V} \right)^{-0.16} (h_w)^{-0.024} \quad (4.5-2)$$

对SI制,见下面的公式(4.5-1S)和(4.5-2S)

$$V_{b1} \sqrt{\rho_V / \Delta \rho} = \left[0.004 + 0.011 \left(\frac{Q}{L_w} \right)^{0.08} \ln \left(\frac{0.205 Ent}{A_b} \right) + 0.411 (h_w)^{0.23} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_V} \right)^{-0.26} \right] [T_S]^{0.68} \quad (4.5-1S)$$

$$V_{b2} \sqrt{\rho_V / \Delta \rho} = -0.088 + 0.000364 (\Delta \rho)^{0.59} \left(\frac{Q}{L_w} \right)^{-0.17} \ln \left(\frac{0.205 Ent}{A_b} \right) + 0.127 (T_S)^{1.39} + 0.17 \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_V} \right)^{0.16} (h_w)^{-0.024} \quad (4.5-2S)$$

式中 A_b ——鼓泡区面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;

Ent ——雾沫夹带率, $\text{lb/h}(\text{kg/h})$;

h_w ——出口堰高(见注释1), $\text{in}(\text{mm})$;

L_w ——出口堰长(见注释2), $\text{in}(\text{m})$;

Q ——液体流量, $\text{gal/min}(\text{m}^3/\text{h})$;

T_S ——板间距(见注释3), $\text{ft}(\text{m})$;

V_b ——基于鼓泡面积的气速, $\text{ft/s}(\text{m/s})$;

$V_{b1} V_{b2}$ ——根据公式(1)和(2)分别计算的基于鼓泡区面积的气速, $\text{ft/s}(\text{m/s})$;

ρ_L ——液体密度, $\text{lb/ft}^3(\text{kg/m}^3)$;

ρ_V ——气体密度, $\text{lb/ft}^3(\text{kg/m}^3)$;

$\Delta \rho$ —— $\rho_L - \rho_V$, $\text{lb/ft}^3(\text{kg/m}^3)$ 。

注释: 1. 当 $h_w < 0.5 \text{in}(12.7 \text{mm})$ 时,取 $h_w = 0.5 \text{in}(12.7 \text{mm})$ 。

2. 对弓形堰, L_w 取出口堰的长度; 对后掠式堰, 取降液管边缘处的最小弦长为堰长; 对于圆形堰或圆形降液管还没有可靠的关联式计算堰长。

3. 当 $h_w > 1/6$ 板间距时, $T_S = \text{板间距} - (h_w/C - 1/6 \text{板间距})$;

式中: $C = 12(\text{US 英制}); 1000(\text{公制})$ 。

雾沫夹带公式的可靠性

公式(4.5-1)和公式(4.5-2)是以表 4.5-1 列出的参数范围内的实验数据为基础关联

的。在这个范围内使用，公式较为可靠，在这个范围以外就需要增加安全因子。

注意：当雾沫夹带速率等于或小于 $1\text{lb}/\text{h}\cdot\text{ft}$ ($4.882\text{kg}/\text{h}\cdot\text{m}^2$) 时，建议不使用该关联式。因为在某些条件下，由这些关联式求得的处理能力因子 $V_b \sqrt{\rho_v/\Delta\rho}$ 可能是零或负值，零或负的能力因子是没有意义的，因此该关联式在这样的条件下不能使用。

图 4.5-1 和图 4.5-2 是由公式(4.5-1)和公式(4.5-2)求得的气速预测值与观测到的气速实验值的类比图。

表 4.5-1 设计参数、流量和物性范围

| | 英 制 | SI 制 |
|----------------------------|----------------------------------|--|
| 塔盘间距 | 15 ~ 24in | 0.38 ~ 0.61m |
| 出口堰高 | 3/4 ~ 2in | 19.1 ~ 50.8mm |
| 液流强度(液体流量/ L_w) | 0 ~ 10.3gpm/in | 0 ~ 0.92 $\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}$ |
| 气体流率 | 530 ~ 10400 lb/h·ft ² | 2590 ~ 50900 $\text{kg}/\text{h}\cdot\text{m}^2$ |
| 雾沫夹带流率 | 2.6 ~ 1060 lb/h·ft ² | 12.7 ~ 5170 $\text{kg}/\text{h}\cdot\text{m}^2$ |
| 液体密度 | 30.7 ~ 59.8 lb/ft ³ | 490 ~ 960 kg/m^3 |
| 气体密度 | 0.037 ~ 1.78 lb/ft ³ | 0.6 ~ 28.5 kg/m^3 |
| $(\rho_L - \rho_V)/\rho_V$ | 16.3 ~ 1573 | 16.3 ~ 1573 |

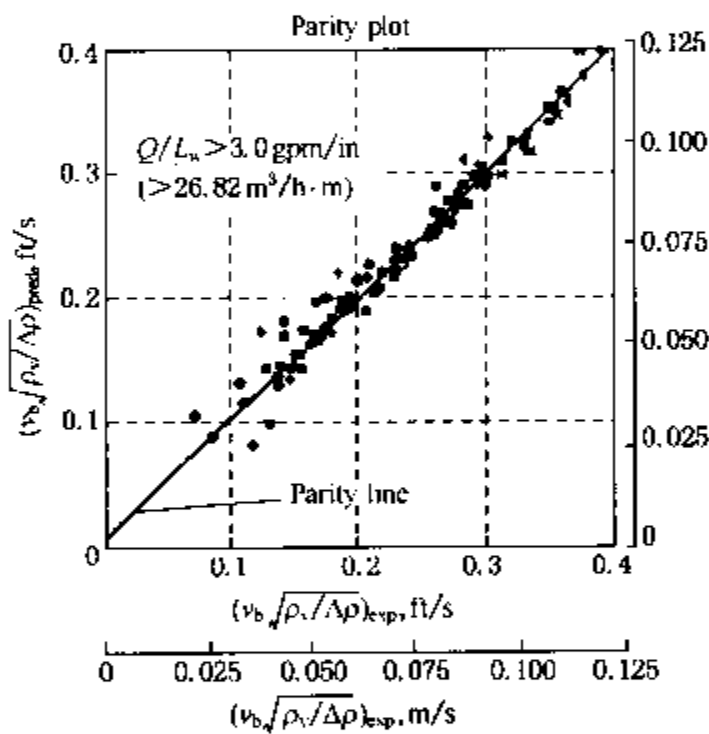


图 4.5-1

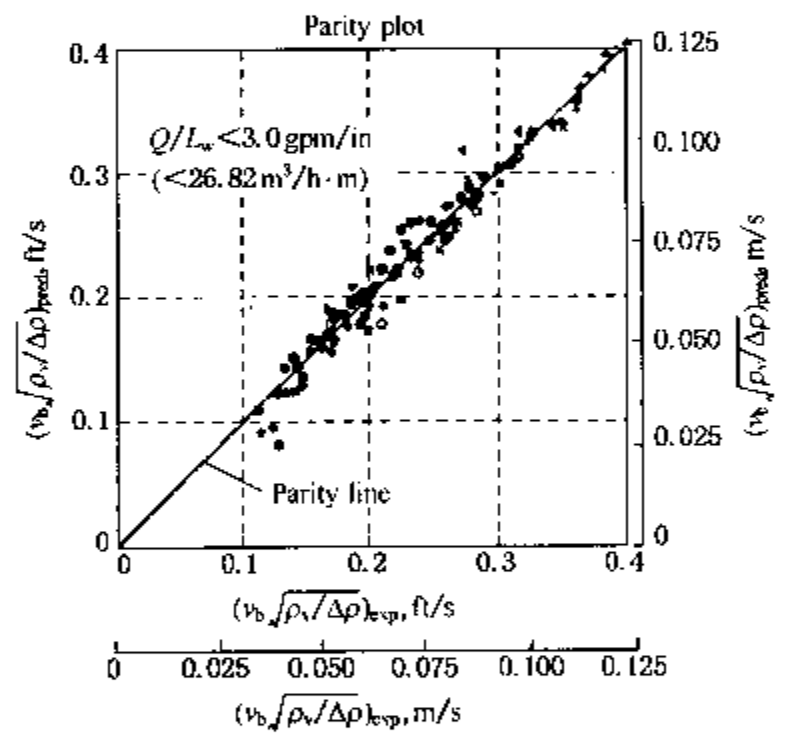


图 4.5-2

4.6 例 题

F.R.I. 泡帽塔盘

在下面的例题中，给出了压力分馏塔和真空分馏塔这两种类型的 F.R.I. 泡帽塔盘设计示例。所给的设计步骤不见得是惟一的计算顺序。不过，这些设计步骤将列出第 4.1 ~ 4.5 节所给出的具体应用方法。

压力分馏塔

【例 1】 设计一个操作压力为 $125\text{ lb}/\text{in}^2$ 的脱丁烷泡帽塔，最小和最大设计负荷以及

些初始计算结果如下所示:

| 设计条件 | 最大负荷 | | 最小负荷 | |
|--|-------|-------|-------|-------|
| | 1 | 2 | 1 | 2 |
| 塔段 | 1 | 2 | 1 | 2 |
| 气体流量, ft ³ /s | 19.3 | 20.1 | 9.65 | 10.0 |
| 液体流量, ft ³ /s | 0.54 | 0.81 | 0.27 | 0.40 |
| ρ_v , lb/ft ³ | 1.27 | 1.28 | 1.27 | 1.28 |
| ρ_L , lb/ft ³ | 31.9 | 32.1 | 31.9 | 32.1 |
| 表面张力 σ , dyn/cm | 5.0 | 5.0 | 5.0 | 5.0 |
| 粘度 μ_L , cP | 0.095 | 0.095 | 0.095 | 0.095 |
| 起泡性 | 低 | | 低 | |
| 负荷 | | | | |
| 塔段 | 1 | 2 | 1 | 2 |
| $V_{load} = \text{气体流量} \sqrt{\rho_v/(\rho_L - \rho_v)}$, ft ³ /s | 3.93 | 4.10 | 1.96 | 20.4 |
| $L_{load} = \text{液体流量}$, ft ³ /s | 0.54 | 0.81 | 0.27 | 0.40 |
| gpm | 242 | 364 | 121 | 180 |
| 当板间距为 2ft 时塔径的初步计算结果 | | | | |
| 塔段 | 1 | 2 | | |
| $D_1^2 = (6.8V_{load} + 10L_{load})/\sqrt{\text{板间距}}$, ft | 22.7 | 25.4 | | |
| D_1 , ft 或 | 4.77 | 5.04 | | |
| 近似 D_1 , 由第 4.1 节图 4.1-7 查出 | 5.0 | 5.0 | | |
| 流程数 | 1 | 1 | | |
| 圆整后的 D_1 , ft | 5.0 | 5.0 | | |
| 降液管面积(见第 4.1 节) | | | | |
| 最小降液管面积取决于塔段 1 和塔段 2 的最大负荷: | | | | |
| 塔段 | 1 | 2 | | |
| $(1 - F_C) = \frac{1.4 \sqrt{\Delta\rho/\rho_L}}{1 + 1.4 \sqrt{\Delta\rho/\rho_L}}$ | 0.579 | 0.578 | | |
| $A_{DC(\infty)min} = \frac{\left(\frac{\text{gpm}}{449}\right) \left(\frac{\rho_L^2}{\sigma\Delta\rho}\right)^{1/4}}{(1 - F_C)}$, ft ² | 1.49 | 2.26 | | |
| (见第 4.1 节, 式(4.1-3)) | | | | |

初步塔盘布置:

一个 5ft 直径的塔, 降液管面积占塔截面积的分率为 12% 时才能满足最小降液管面积为 2.26ft² 的要求。

| | |
|---|-------|
| 塔截面积, A_1 , ft ² | 19.63 |
| 降液管面积, % | 12 |
| 降液管面积, $A_{DC} = 0.12 \times A_1$, ft ² | 2.36 |
| 塔径, in | 60 |
| 流道长度, in | 38.6 |
| 降液管宽度, in | 10.7 |
| 堰长 L_W , in | 45.9 |
| 自由区面积, $A_F = A_1 - A_{DC}$, ft ² | 17.27 |
| 鼓泡区面积, $A_b = A_1 - 2A_{DC}$, ft ² | 14.91 |

| | |
|-------------------------------------|-------|
| 板间距 h_w , in | 24. |
| 堰高, in | 3.0 |
| 降液管底隙, in | 2.5 |
| 泡帽数, 每 $\text{ft}^2 A_b$ 面积上近似排 4 个 | 63* |
| 齿缝高度 h_s , in | 0.375 |
| 泡帽排数 | 7 |
| 泡帽的详细尺寸: | in |
| 泡帽高度 | 3.06 |
| 泡帽外径 | 4. |
| 泡帽内径 | 3.875 |
| 齿缝高度 | 0.375 |
| 升汽管外径 | 2.75 |
| 升汽管内径 | 2.625 |
| 升汽管距离塔盘板的高度 | 2.0** |

* 塔盘设计时实际采用的泡帽数。

** 尽管升汽管高度低于堰高, 但在这些给定条件下不会发生泄漏。

接着对这些设计结果进行核算, 以确定它们是否满足第 4.2 ~ 4.5 节所提出的要求。

雾沫夹带核算:

将最大设计负荷与喷射液泛气速以及推荐的最大雾沫夹带速率进行比较。

以鼓泡面积为基准的最大气速为:

$$V_b = \frac{\text{气体流量 } \text{ft}^3/\text{s}}{A_b} = \frac{20.1}{14.92} = 1.35 \text{ft/s} (0.41 \text{m/s})$$

$$\text{gpm}/L_w = \frac{364}{45.9} = 7.93 \text{gpm/in} (70.9 \text{m}^3/\text{h} \cdot \text{m})$$

对效率没有明显影响的最大雾沫夹带量推荐值是 $100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 (488.23 \text{kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2)$ 。

在 $100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$ 点, 由第 4.5 节公式(4-1)计算的最大气速 $V_{b1} = 1.62 \text{ft/s} (0.49 \text{m/s})$ 。

在 $100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$ 点, 由第 4.5 节公式(4-2)计算的最大气速 $V_{b2} = 1.6 \text{ft/s} (0.49 \text{m/s})$ 。

因为 $V_{b1} > V_{b2}$, 以 $V_b = V_{b2} = 1.6 \text{ft/s} (0.49 \text{m/s})$ 作为雾沫夹带量为 $100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 (488.23 \text{kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2)$ 时的汽速。

$$\frac{100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \text{ 的 } V_b}{V_{b \text{ 最大设计值}}} = \frac{1.6}{1.35} = 1.19$$

这个比值 1.19 说明雾沫夹带量将会小于 $100 \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$, 板效率不会因雾沫夹带受到严重影响。

受雾沫夹带影响的喷射液泛气速可以由第 4.2 节中公式(4.5-1)和(4.5-2)来计算:

$$V_{b1} = 2.2 \text{ft/s} (0.67 \text{m/s}) \text{ (见第 4.2 节, 公式(4.5-1))};$$

$$V_{b2} = 1.95 \text{ft/s} (0.6 \text{m/s}) \text{ (见第 4.2 节, 公式(4.5-2))}。$$

因为 $V_{b1} > V_{b2}$, 所以喷射液泛速度 $V_{b(\text{flood})} = V_{b2} = 1.95 \text{ft/s} (0.6 \text{m/s})$

$$\frac{\text{液泛点的 } V_b}{V_{b \text{ 最大设计值}}} = \frac{1.95}{1.35} = 1.44$$

对该塔盘设计，这个比率作为安全因子是足够的。下面将对初始设计进行降液管持液量的核算。

降液管持液量核算：

参考第 4.2 节至 4.3 节，假设塔盘全部为有效时计算塔盘的压力降。

$$\Delta P_z = 0.6 + 8.82 k_z \left(\frac{\text{气体流量 ft}^3/\text{s}}{\text{泡帽数}} \right)^2 \frac{\rho_{VE}}{\rho_L}, \text{ in 热液柱 (见第 4.3 节, 公式(4.3-23))。}$$

$$k_z = 107 \text{ (由图 4.3-7 查得)。}$$

$$\rho_{VE} = (1 + z) \rho_V = \left(1 + \frac{16.4 \times 14.91}{20.1 \times 1.28 \times 3600} \right) \times 1.28 = 1.28 \text{ lb/ft}^3 \text{ (见第 4.3 节, 公式(4.3-28))。}$$

$$\Delta P_z = 0.6 + 8.82 \times 107 \left(\frac{20.1}{63} \right)^2 \left(\frac{1.28}{32.1} \right) = 4.43 \text{ in 液柱}$$

$$\Delta P_t = \Delta P_z + 0.25(h_w - h) + 0.48(\text{gpm}/L_w)^{2/3} \\ = 4.43 + 0.25(3 - 0.375) + 0.48(364/45.9)^{2/3} = 7.00 \text{ in (见第 4.3 节, 公式(4.3-24))}$$

$$h_{in} = h_w + 0.48(\text{gpm}/L_w)^{2/3} + (h_g \times N_R) \text{ (见第 4.3 节, 公式(4.3-34))。}$$

$$h_g = 0.12 \text{ (见第 4.3 节, 图(4.3-8))。}$$

$$h_{in} = 3.0 + 0.48(364/45.9)^{2/3} + 0.12 \times 7 = 5.75 \text{ in}$$

$$h_{ud} = 0.06(\text{gpm}/A_{ud})^2 = 0.06(364/45.9 \times 2.5)^2 = 0.61 \text{ in (见第 4.3 节, 公式(4.3-35))}$$

由第 4.3 节的公式(4.3-31)计算：

$$h_{dc} = h_{in} + (\Delta P_t + h_{ud}) \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_V} \right) = 5.75 + (7.00 + 0.61) \left(\frac{32.1}{32.1 - 1.28} \right) = 13.68 \text{ in}$$

$$\text{停留时间} = \frac{\text{清液体积 ft}^3}{\text{液体流量 ft}^3/\text{s}} = \frac{(13.68/12) \times 2.36}{0.81} = 3.32 \text{ s}$$

$$\rho_L/\mu_L = (32.1 \text{ lb/ft}^3)/(0.095 \text{ cP}) = 338$$

充气因子， $\psi_f = 0.61$ ，(见第 4.2 节，图 4.2-3)

$$\text{安全因子} = \frac{(\text{板间距} + h_w)}{(h_{dc}/\psi_f)} = \frac{24 + 3}{13.68/0.61} = 1.20$$

安全因子等于 1.20 可能是合适的，也可能稍小于要求值。如果要求一个更大的安全因子，对设计者来说可能产生几种设计方案。在塔盘设计时，可采取一些措施降低降液管持液量，例如略微减少鼓泡区面积，并采用斜降液管来增加降液管顶部的面积。对本例题来说，可以认为所计算的安全因子是合适的。

极限处理能力核算：

该体系的最大气体负荷可以用最大允许气体负荷进行核算。

$$(V_{\text{load}})_{\text{limiting}} = 0.73 A_F (1 - F_L) \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{1/4}, \text{ (见第 4.2 节, 公式(4.2-8))}$$

$$(1 - F_L) = \frac{1.4 \sqrt{\frac{32.1 - 1.28}{1.28}}}{1 + 1.4 \sqrt{\frac{32.1 - 1.28}{1.28}}} = 0.872$$

$$(V_{\text{load}})_{\text{limiting}} = 0.73 \times 17.78 \times 0.872 \left(\frac{5.0}{32.1 - 1.28} \right)^{1/4} = 7.17$$

$$\frac{V_{\text{load极限}}}{\text{最大设计 } V_{\text{load}}} = \frac{7.17}{4.10} = 1.75$$

这个值与要求的安全因子相比是足够了，因此该塔不会发生体系极限液泛。

塔盘的有效性核算：

用第 4.3 节中给出的方法来核算最小负荷条件下塔盘的有效性。下面的计算是在塔段 2 的最小设计条件下进行的。

$$C_r = 26.6 \left(\frac{\text{气体流量, ft}^3/\text{s}}{\text{泡帽数}} \right) \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} = 26.6 \left(\frac{10.0}{63} \right) \sqrt{\frac{1.28}{32.1}} = 0.842 \text{ (见第 4.3 节, 公式(4.3-19))}$$

$$C_r' = \sqrt{\left(\frac{h_s \text{gpm}}{1.43 h_{in} L_C} \right)^2 + \frac{h_w N_R}{2 S_G}} \text{ (见第 4.3 节, 公式(4.3-20))}$$

$$h_{in} = 3.0 + 0.48(180/45.9)^{2/3} + 0.07 \times 7 = 4.68 \text{in (见第 4.3 节, 公式(4.3-34))}.$$

$$C_r' = \sqrt{\left(\frac{0.375 \times 180}{1.43 \times 4.68 \times 49.5} \right)^2 + \frac{0.07 \times 7}{2 \times 1.33}} = 0.475$$

由于 $C_r > C_r'$ ，所以塔盘在最小负荷条件下整块塔盘都是有效区。

对塔段 1 做类似的核算表明：初步设计是满意的，塔盘效率也得到确定。

塔盘效率：

用下面的简单问题来说明最小设计负荷条件下的效率计算。

| | 塔段 1 | 塔段 2 |
|---|-------|-------|
| 负荷 | 最小 | 最小 |
| $\rho_v, \text{ lb/ft}^3$ | 1.27 | 1.28 |
| $\rho_L, \text{ lb/ft}^3$ | 31.9 | 32.1 |
| gpm | 121 | 180 |
| $F_B, \text{ ft/s } \sqrt{\text{lbs/ft}^3}$ | 0.726 | 0.755 |
| ψ_T | 0.536 | 0.526 |
| $\Omega = \sqrt{h_w - h_s}, \text{ in}$ | 1.6 | 1.6 |
| $h_L', \text{ in}$ | 1.60 | 1.81 |
| $t_L, \text{ s}$ | 0.722 | 0.547 |
| $V_B, \text{ ft/s}$ | 0.644 | 0.667 |
| $t_C, \text{ s}$ | 0.207 | 0.226 |
| S_{CG} | 0.8 | 0.8 |
| $D_L \times 10^{-4}, \text{ ft}^2/\text{h}$ | 4.8 | 4.7 |
| N_L | 2.69 | 2.38 |
| N_G | 2.65 | 2.83 |
| λ | 1.42 | 0.997 |
| N_{OG} | 1.11 | 1.29 |
| $E_{OG}, \%$ | 66.9 | 72.6 |
| $E_{MV}, \%$ | 111.7 | 106.5 |
| $E_O, \%$ | 109.7 | 106.4 |

真空分馏塔

【例题 2】 设计一个在真空条件下操作的泡帽塔。该塔的最大允许压力降为 105mmHg，总理论板数为 45 块，考虑安全因子后额外增加了塔盘。

开始假设板效率为 50%，那么就要求 100 块实际塔盘才能达到分离任务。如果所有塔盘都安装在一个塔内，那么每块板的最大允许压力降为 0.66in 液柱，对于具体设计来说，这个最大允许压力降太低了。

如果采用 2 座塔，每座塔内各装 50 块塔盘，设计压力降则为每板 1.32in 液柱，在这个基础上初步设计的塔径大约为 11.5ft。然而作进一步的设计校核表明，塔板效率应远远高于 50%，因此可以取一个较小的塔径，在实际板间距条件下不会产生过量雾沫夹带。

如果假设板效率为 75%，且用两座塔，则设计压力降为每板 1.9in，每座塔内各装 35 块塔板。下面是该设计的计算示例：

真空分馏塔设计条件：

| 设计条件 | 35 块板 | | |
|---|-------|-------|-------|
| | 塔段 1 | 塔段 2 | 塔段 3 |
| 气体流量, ft ³ /s | 448 | 287 | 205 |
| 气体流量, lbs/hr | 29000 | 30000 | 31000 |
| 液体流量, gpm | 58 | 78 | 79 |
| 液体流量, lbs/hr | 24000 | 33000 | 34000 |
| ρ_v , lb/ft ³ | 0.018 | 0.029 | 0.042 |
| ρ_L , lb/ft ³ | 52 | 53 | 54 |
| σ , dyn/cm | 23 | 24 | 25 |
| μ_L , cP | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| ΔP_{des} , in 液柱 | 1.9 | 1.9 | 1.9 |
| $V_{\text{load}} = \text{气体流量} [\rho_v / (\rho_L - \rho_v)]^{1/2}$, ft ³ /s | 8.33 | 6.71 | 5.71 |

由第 4.1 节的公式(4.1-5)进行塔径核算可得：

$$D_t = [(9.0 \times 8.33) / (1.9 - 1.0)^{1/2}]^{1/2} = 9.0\text{ft}(\text{圆整})$$

接着就对塔径为 9ft 的塔盘进行初步设计，该塔盘设计成单溢流结构，开始选降液管面积为塔截面积的 7% 作为设计起点是较合适的，其他结构尺寸可从第 4.1 节提出的建议选取。

初步设计尺寸：

| | 塔段 1 | 塔段 2 | 塔段 3 |
|------------------------|------|------|------|
| 塔径, ft | 9.0 | 9.0 | 9.0 |
| 塔截面积, ft ² | 63.6 | 63.6 | 63.6 |
| 降液管面积, ft ² | 4.5 | 4.5 | 4.5 |
| 鼓泡区面积, ft ² | 54.6 | 54.6 | 54.6 |
| 堰长, in | 71 | 71 | 71 |
| 自由区面积, ft ² | 59.1 | 59.1 | 59.1 |
| 堰高, in | 0.75 | 0.75 | 0.75 |
| 齿缝高度, in | 0.5 | 0.5 | 0.5 |

雾沫夹带:

对几种板间距下的初步设计进行雾沫夹带核算:

| | 塔段 1 | 塔段 2 | 塔段 3 |
|---|------|------|------|
| $V_b = \text{气体流量}/A_b$ | 8.21 | 5.26 | 3.75 |
| gpm/L_w | 0.82 | 1.1 | 1.1 |
| 安全因子 = $\frac{V_b(Enu = 100\text{lb}/\text{h}\cdot\text{ft}^2)}{V_b}$ | | | |
| 板间距为 30in | 1.6 | 2.1 | 2.5 |
| 板间距为 24in | 1.4 | 1.8 | 2.2 |
| 板间距为 18in | 1.1 | 1.5 | 1.8 |

上面的安全因子表明,板间距为 24in 和 18in 时,塔段 1、塔段 2 和塔段 3 的设计是满足要求的,这时的雾沫夹带量将不会严重影响压力降或塔盘效率。

对这些问题也可以采用其他的设计方案。例如在各塔段中,塔径取得较大,板间距就可以取得较低,或者只是对塔段 1 取较大的塔径。另外,板间距也可以重新调节。

由于液体流率和压力降较低,对降液管的处理能力校核就不需要了。至于因雾沫夹带而产生液泛时的气速可以由第 4.2 节中的公式(4.2-1)和(4.2-2)确定。

| | 塔段 1 | 塔段 2 | 塔段 3 |
|--|------|------|------|
| $V_{b1}(\text{液泛点}), \text{ft}/\text{s}, \text{公式}(1)$ | 16.5 | 11.3 | 9.6 |
| $V_{b2}(\text{液泛点}), \text{ft}/\text{s}, \text{公式}(2)$ | 22.4 | 14.8 | 12.8 |

将公式(1)和公式(2)计算结果中较小值作为各塔段的泛点汽速。

安全因子:

| $V_{b(\text{液泛点})}/V_{b(\text{设计点})}, \text{ft}/\text{s}$ | 塔段 1 | 塔段 2 | 塔段 3 |
|---|------|------|------|
| | 2.01 | 2.14 | 2.57 |

各塔段的安全因子是足够大的,完全可以弥补由于操作状况未知或者操作速率发生变化所造成的影响。如果压力降没有超过限制的压力降,那么就可以采用一个较小的塔径。

这里没有说明有关效率和压力降的计算,因为在例题 1 中已经给出了压力降和效率的计算步骤。

普通齿缝泡帽塔盘

有关普通齿缝泡帽塔盘的计算将不予举例。除了塔盘压力降和板效率的计算以外,其他步骤与 F.R.I. 泡帽塔盘的计算相类似。对于普通齿缝泡帽塔盘的压力降和板效率计算方法可参考第 4.3 节和第 4.4 节。

4.7 塔盘结构

标准 F.R.I. 泡帽

图 4.7-1 所示为 F.R.I. 标准泡帽的结构图,本文的所有实验数据都是在这些 F.R.I. 泡帽塔盘上完成的,并根据这些实验数据开发了塔盘性能的关联式,这在各节中已予以说明。

如果塔盘的实际结构与本设计结构相差较大,可能会影响泡帽的压力降,从而影响其处理能力,但不会对板效率或雾沫夹带影响太大。制造材料对塔盘的操作性能应该没有什么重

要的影响，泡帽支撑件和较小的装配偏差对压力降也不会有严重影响。另外，根据专题报告 No.29 中给出的步骤可以估计出主要偏差的影响。

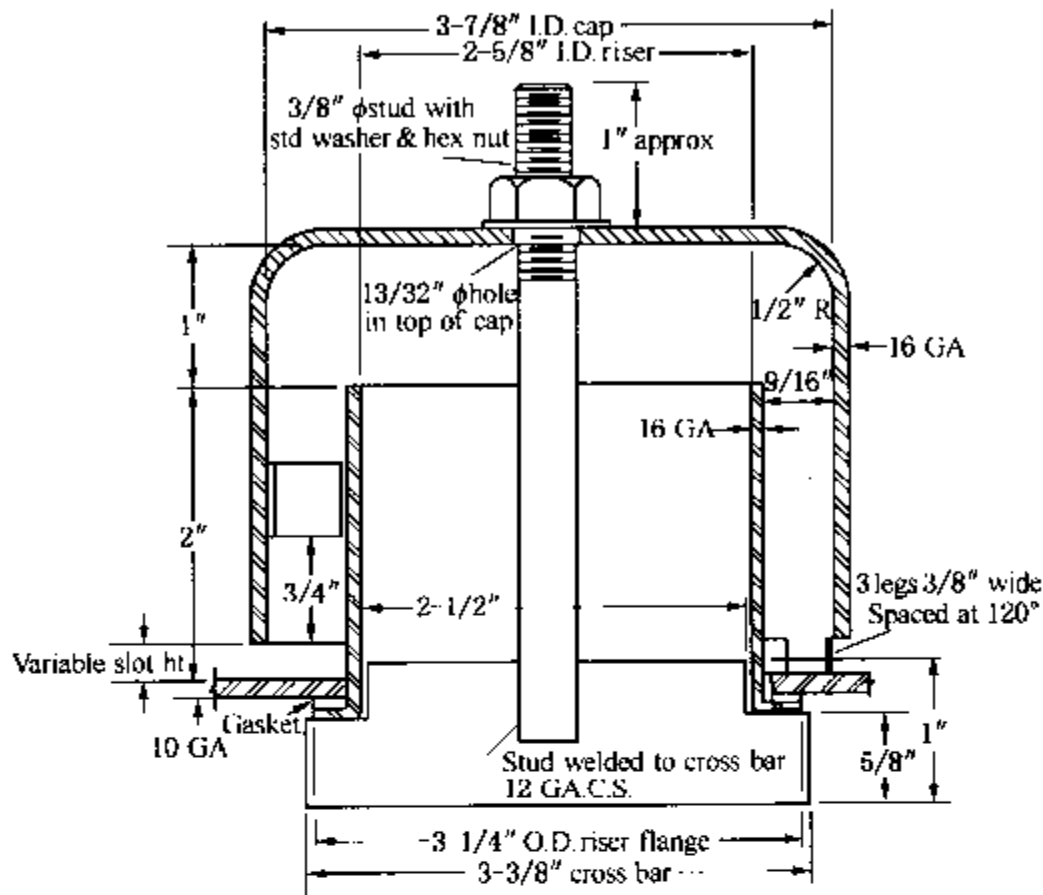


图 4.7-1 标准 F.R.I. 泡帽

普通齿缝泡帽

在普通齿缝泡帽塔盘设计中，设计差异可以有多种以致于无法一一列出。连接泡帽和塔盘的支撑结构也是多得数不清。设计时，对泡帽上方突出的部件或有妨碍液体流动的机械部件在使用时要特别注意。

塔盘支撑圈和支撑件

塔盘的支撑圈、支撑件、人孔等可能会影响泡帽的布置，具体影响到那些泡帽必须根据详细的塔盘布置来确定。通常塔盘布置时可能会少排几个泡帽，其结果一般只会对塔盘的压力降产生影响。

水平容差

F.R.I. 直径为 4ft 的实验塔中安装塔盘的水平容差为 $\pm 1/8$ in，较大直径的塔盘将要求更大的水平容差，选取合适的降液管和静齿缝液封可用来调节较大的容差要求。

泡帽与出口堰和进口堰的距离

F.R.I. 已经对几种塔盘结构作了实验，当出口排泡帽边缘与出口堰之间的距离大致为 1.5in 时，对塔盘操作没有什么不利影响。由此表明，塔盘上不需要太大的出口稳定区。同样 F.R.I. 也对进口排泡帽边缘与进口堰之间的距离为 1.5in 的塔盘结构作了实验，结果也没有什么不利影响。将朝着进口堰方向的泡帽齿缝盲死是一个好办法，因为液体流率较高而气

速较低时，在进口排泡帽的液流冲击将会产生倾泻现象。另外，采用凹形受液盘也会减少液流冲击的影响。

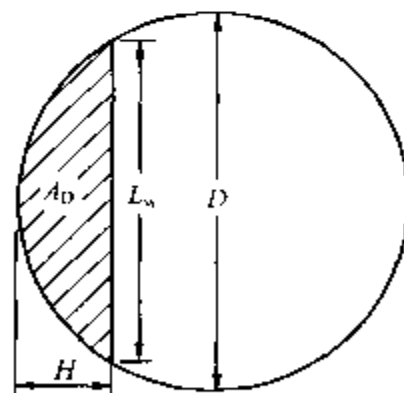
塔盘布置

进行塔盘结构设计时，参考表 4.7-1 是很有用的。表中给出了堰长和侧降液管的面积，堰长和降液管面积是以塔径和降液管宽度的函数形式来表示的。

表 4.7-1 堰长与降液管面积

| H/D | L | A | H/D | L | A | H/D | L | A | H/D | L | A | H/D | L | A | H/D | L | A |
|-------|-------|--------|-------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 0.070 | 0.511 | 0.0308 | 0.120 | 0.650 | 0.0680 | 0.170 | 0.751 | 0.113 | 0.220 | 0.828 | 0.163 | 0.260 | 0.878 | 0.207 | 0.360 | 0.961 | 0.324 |
| 1 | 0.514 | 0.0315 | 1 | 0.652 | 0.0688 | 1 | 0.753 | 0.114 | 1 | 0.829 | 0.164 | 5 | 0.883 | 0.213 | 5 | 0.964 | 0.330 |
| 2 | 0.517 | 0.0321 | 2 | 0.654 | 0.0697 | 2 | 0.755 | 0.115 | 2 | 0.831 | 0.165 | | | | | | |
| 3 | 0.521 | 0.0328 | 3 | 0.657 | 0.0705 | 3 | 0.756 | 0.116 | 3 | 0.832 | 0.166 | 0.270 | 0.888 | 0.218 | 0.370 | 0.967 | 0.337 |
| 4 | 0.524 | 0.0335 | 4 | 0.659 | 0.0714 | 4 | 0.758 | 0.117 | 4 | 0.834 | 0.167 | 5 | 0.893 | 0.224 | 5 | 0.969 | 0.343 |
| 5 | 0.527 | 0.0342 | 5 | 0.661 | 0.0722 | 5 | 0.760 | 0.117 | 5 | 0.835 | 0.169 | 0.280 | 0.898 | 0.230 | 0.380 | 0.971 | 0.348 |
| 6 | 0.530 | 0.0348 | 6 | 0.663 | 0.0731 | 6 | 0.762 | 0.118 | 6 | 0.836 | 0.170 | 5 | 0.903 | 0.236 | 5 | 0.974 | 0.354 |
| 7 | 0.533 | 0.0355 | 7 | 0.665 | 0.0739 | 7 | 0.763 | 0.119 | 7 | 0.838 | 0.171 | | | | | | |
| 8 | 0.536 | 0.0362 | 8 | 0.668 | 0.0748 | 8 | 0.765 | 0.120 | 8 | 0.839 | 0.172 | 0.290 | 0.908 | 0.241 | 0.390 | 0.977 | 0.361 |
| 9 | 0.539 | 0.0368 | 9 | 0.670 | 0.0756 | 9 | 0.766 | 0.121 | 9 | 0.841 | 0.173 | 5 | 0.913 | 0.247 | 5 | 0.979 | 0.367 |
| 0.080 | 0.542 | 0.0375 | 0.130 | 0.672 | 0.0765 | 0.180 | 0.768 | 0.122 | 0.230 | 0.842 | 0.174 | 0.300 | 0.917 | 0.252 | 0.400 | 0.980 | 0.374 |
| 1 | 0.545 | 0.0382 | 1 | 0.674 | 0.0774 | 1 | 0.770 | 0.123 | 1 | 0.843 | 0.175 | 5 | 0.921 | 0.258 | 5 | 0.982 | 0.380 |
| 2 | 0.548 | 0.0389 | 2 | 0.677 | 0.0782 | 2 | 0.772 | 0.124 | 2 | 0.845 | 0.176 | | | | | | |
| 3 | 0.552 | 0.0396 | 3 | 0.679 | 0.0791 | 3 | 0.773 | 0.125 | 3 | 0.846 | 0.177 | 0.310 | 0.925 | 0.264 | 0.410 | 0.984 | 0.386 |
| 4 | 0.555 | 0.0403 | 4 | 0.682 | 0.0799 | 4 | 0.775 | 0.126 | 4 | 0.848 | 0.178 | 5 | 0.930 | 0.270 | 5 | 0.986 | 0.392 |
| 5 | 0.558 | 0.0410 | 5 | 0.684 | 0.0808 | 5 | 0.777 | 0.127 | 5 | 0.849 | 0.179 | 0.320 | 0.933 | 0.276 | 0.420 | 0.987 | 0.398 |
| 6 | 0.561 | 0.0418 | 6 | 0.686 | 0.0817 | 6 | 0.778 | 0.128 | 6 | 0.850 | 0.180 | 5 | 0.937 | 0.282 | 5 | 0.989 | 0.405 |
| 7 | 0.564 | 0.0425 | 7 | 0.688 | 0.0825 | 7 | 0.780 | 0.129 | 7 | 0.851 | 0.181 | | | | | | |
| 8 | 0.567 | 0.0432 | 8 | 0.691 | 0.0834 | 8 | 0.781 | 0.130 | 8 | 0.853 | 0.182 | 0.330 | 0.941 | 0.288 | 0.430 | 0.991 | 0.412 |
| 9 | 0.570 | 0.0439 | 9 | 0.693 | 0.0842 | 9 | 0.783 | 0.131 | 9 | 0.854 | 0.183 | 5 | 0.945 | 0.294 | 5 | 0.993 | 0.418 |
| 0.090 | 0.573 | 0.0446 | 0.140 | 0.695 | 0.0851 | 0.190 | 0.784 | 0.132 | 0.240 | 0.855 | 0.184 | 0.340 | 0.948 | 0.300 | 0.440 | 0.994 | 0.424 |
| 1 | 0.576 | 0.0454 | 1 | 0.697 | 0.0860 | 1 | 0.786 | 0.133 | 5 | 0.860 | 0.190 | 5 | 0.951 | 0.306 | 5 | 0.995 | 0.430 |
| 2 | 0.578 | 0.0461 | 2 | 0.699 | 0.0869 | 2 | 0.787 | 0.134 | | | | | | | | | |
| 3 | 0.581 | 0.0469 | 3 | 0.701 | 0.0878 | 3 | 0.789 | 0.135 | 0.250 | 0.866 | 0.196 | 0.350 | 0.955 | 0.312 | 0.450 | 0.996 | 0.437 |
| 4 | 0.583 | 0.0476 | 4 | 0.702 | 0.0887 | 4 | 0.790 | 0.136 | 5 | 0.872 | 0.202 | 5 | 0.958 | 0.318 | | | |
| 5 | 0.586 | 0.0484 | 5 | 0.704 | 0.0896 | 5 | 0.792 | 0.137 | | | | | | | | | |
| 6 | 0.589 | 0.0491 | 6 | 0.706 | 0.0905 | 6 | 0.794 | 0.138 | | | | | | | | | |
| 7 | 0.592 | 0.0499 | 7 | 0.708 | 0.0914 | 7 | 0.795 | 0.139 | | | | | | | | | |
| 8 | 0.594 | 0.0506 | 8 | 0.710 | 0.0923 | 8 | 0.797 | 0.140 | | | | | | | | | |
| 9 | 0.597 | 0.0514 | 9 | 0.712 | 0.0932 | 9 | 0.798 | 0.141 | | | | | | | | | |
| 0.100 | 0.600 | 0.0521 | 0.150 | 0.714 | 0.0941 | 0.200 | 0.800 | 0.142 | | | | | | | | | |
| 1 | 0.603 | 0.0529 | 1 | 0.716 | 0.0950 | 1 | 0.802 | 0.143 | | | | | | | | | |
| 2 | 0.605 | 0.0537 | 2 | 0.718 | 0.0959 | 2 | 0.803 | 0.144 | | | | | | | | | |
| 3 | 0.608 | 0.0545 | 3 | 0.720 | 0.0969 | 3 | 0.805 | 0.145 | | | | | | | | | |
| 4 | 0.610 | 0.0553 | 4 | 0.722 | 0.0978 | 4 | 0.806 | 0.146 | | | | | | | | | |
| 5 | 0.613 | 0.0561 | 5 | 0.724 | 0.0987 | 5 | 0.808 | 0.148 | | | | | | | | | |
| 6 | 0.615 | 0.0568 | 6 | 0.726 | 0.0996 | 6 | 0.809 | 0.149 | | | | | | | | | |
| 7 | 0.618 | 0.0576 | 7 | 0.728 | 0.1005 | 7 | 0.810 | 0.150 | | | | | | | | | |
| 8 | 0.620 | 0.0584 | 8 | 0.729 | 0.1015 | 8 | 0.812 | 0.151 | | | | | | | | | |
| 9 | 0.623 | 0.0592 | 9 | 0.731 | 0.102 | 9 | 0.813 | 0.152 | | | | | | | | | |
| 0.110 | 0.625 | 0.0600 | 0.160 | 0.733 | 0.103 | 0.210 | 0.814 | 0.153 | | | | | | | | | |
| 1 | 0.628 | 0.0608 | 1 | 0.735 | 0.104 | 1 | 0.816 | 0.154 | | | | | | | | | |
| 2 | 0.630 | 0.0616 | 2 | 0.737 | 0.105 | 2 | 0.817 | 0.155 | | | | | | | | | |
| 3 | 0.633 | 0.0624 | 3 | 0.738 | 0.106 | 3 | 0.819 | 0.156 | | | | | | | | | |
| 4 | 0.635 | 0.0632 | 4 | 0.740 | 0.107 | 4 | 0.820 | 0.157 | | | | | | | | | |
| 5 | 0.638 | 0.0640 | 5 | 0.742 | 0.108 | 5 | 0.822 | 0.158 | | | | | | | | | |
| 6 | 0.640 | 0.0648 | 6 | 0.744 | 0.109 | 6 | 0.823 | 0.159 | | | | | | | | | |
| 7 | 0.643 | 0.0656 | 7 | 0.746 | 0.110 | 7 | 0.824 | 0.160 | | | | | | | | | |
| 8 | 0.645 | 0.0664 | 8 | 0.747 | 0.111 | 8 | 0.826 | 0.161 | | | | | | | | | |
| 9 | 0.648 | 0.0672 | 9 | 0.749 | 0.112 | 9 | 0.827 | 0.162 | | | | | | | | | |

This table relates the downcomer area the weir length, and the height of the circular segment formed by the weir



weir length, $L_w = (L)(\text{diameter})$

downcomer area, $A_D = (A)(\text{tower area})$

图 4.7-2

4.8 实验数据

参见 F.R.I.《Tray Design Handbook》第 4 卷中的泡帽塔盘实验数据。

4.9 参考文献和符号说明

参 考 文 献

- 1 AIChE Research Committee, Bubble - Tray Design Manual, New York, New York (1958).
- 2 Atteridge, P. T., Preprint, AIChE Meeting, St. Louis (1953).
- 3 Bijawut, H. C., M. S. Thesis, M.I.T. (1945).
- 4 Bolles, W. L., Pet. Processing, Feb through May, (1956).
- 5 Cauley, J. E., Moore, G. Z., and Van Winkle, M., Chem. Eng. Prog. 49, 553 (1953).
- 6 Clay, H. A., Hutson, T., and Kleiss, L. D., Chem. Eng. Prog. 50, 517 (1954).
- 7 Colburn, A. P., Ind. Eng. Chem. 28, 526 (1936).
- 8 Currey, J. C., and Guccicri, S. A., "Fluid Dynamics of Bubble Trays", Research Project Rubber Reserve Serial No.281, Parts I and II, University of Delaware, 1951.
- 9 Dauphine, T. C., Sc. D. Thesis, M. I. T. (1939).
- 10 Davies, J. A., Ind. Eng. Chem. 39, 774 (1947).
- 11 Davies, J. A., Pet. Refr. 29, (8) 93, (9) 121 (1950).
- 12 DeBaun, R. M., and Katz, S., Chem. Eng. Sci. 16, 97 (1961).
- 13 F.R.I. Topical Report No. 1 (1954).
- 14 F.R.I. Topical Report No. 9 (1956).
- 15 F.R.I. Topical Report No. 29 (1964).
- 16 Gardner, H. S., Sc. D. Thesis, M. I. T. (1946).
- 17 Gautreaux, M. F., and O'Connell, H. E., Chem. Eng. Prog. 51, 232 (1955).
- 18 Ghormley, E. L., M. S. Thesis, M. I. T. (1947).
- 19 Gonzales, C. A., and Roberts, W., M. S. Thesis, M. I. T. (1943).
- 20 Good, A. J., Hutchinson, M. H., and Rousseau, E. C., Ind. Eng. Chem. 34, 1945 (1942).
- 21 Houghland, G. S., and Schreiner, W. C., Fluid Dynamics of Bubble Trays, proceedings of National Conference on Industrial Hydraulics IV, 75 - 141 (1950).
- 22 Jones, J. B., and Pyle, C., Chem. Eng. Prog. 51, 424 (1955).
- 23 Kemp, H. S., and Pyle, C., Chem. Eng. Prog. 45, 435 (1955).
- 24 Kesler, G. H., M. S. Thesis, M. I. T. (1939).
- 25 Klein, J. H., Sc. D. Thesis, M. I. T. (1950).
- 26 Manning, E., Marple, S., and Hinds, G. P., Ind. Eng. Chem. 49, 2051 (1957).
- 27 May, J. A., and Frank, J. C., Chem. Eng. Prog. 51, 189 (1955).
- 28 Peavy, C. C., and Baker, B. N., Ind. Eng. Chem. 29, 1061 (1937).
- 29 Perry, J. H., Chemical Engineers Handbook, 3rd Ed., Page 389, McGraw Hill Book Co., New York, N. Y. (1950).
- 30 Rhys, C. O., and Minich, H. L., Fractionator Tray Performance, Presented at the Los Angeles Meeting, AIChE (1949).

- 31 Schneider, R. E., M. S Thesis, M. I. T. (1938).
 32 Seuren, W. R., M. S Thesis, M. I. T. (1947).
 33 Strang, L. C., J. Instn, Pet. Tech. 22, 166 (1936).
 34. Winn, F. W., and Keller, G. J., Pet. Refr. 34, 111 (July, 1955).

符 号 说 明

- A_{an} ——环形面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_b ——鼓泡面积, 是指由塔壁、出口堰和塔盘进口边缘所围绕的面积减去离泡帽边缘切成距离 3in 多宽所围绕的面积。通常鼓泡面积等于塔盘进口边缘与出口堰之间的面积, 或者等于塔截面积减去降液管和降液管受液面积的和, $\text{in}^2(\text{m}^2)$;
 A_{bc} ——泡帽之间的面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{BTM} ——降液管底面积, $\text{in}^2(\text{m}^2)$;
 A_c ——扼流板面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{cf} ——泡帽区面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_d ——气体流动方向发生变化地方的面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{DC} ——降液管面积, $\text{ft}^2/\text{塔板}$;
 $A_{DC(\min)}$ ——最小降液管面积, ft^2 ;
 A_F ——适于气体流通的塔的自由面积, ft^2 ;
 A_{int} ——内部降液管面积, $\text{in}^2(\text{m}^2)$;
 A_r ——升汽管面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{rv} ——回转面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{sc} ——齿缝加泡帽底隙面积, $\text{in}^2/\text{泡帽}$;
 A_{side} ——侧降液管面积, $\text{in}^2(\text{m}^2)$;
 A_t ——塔截面积, ft^2 ;
 A_{top} ——降液管顶面积;
 A_{ud} ——降液管下口的最小横截面积, in^2 ;
 A_1 ——每排泡帽上游的面积, in^2 ;
 A_2 ——每排泡帽下游的面积, in^2 ;
 C_r ——升汽管 C 因子;
 C'_r ——塔盘全部有效时的最小升汽管 C 因子;
D. C.——降液管;
 D_L ——液体扩散系数, $\text{in}^2/\text{h}(\text{m}^2/\text{s})$;
 D_t ——塔径, ft ;
 dy^*/dx ——平衡曲线的斜率;
 e ——自然对数的底;
 E_{MV} ——Murphree 板效率;
 E_0 ——总板效率;
 E_{OC} ——点效率;

- E_{nt} ——雾沫夹带速率, lb/h;
- FAC ——有效泡帽与总泡帽数的比率;
- F_B ——以鼓泡面积为基准的动能因子, $= V_b \rho_v^{1/2}$, $\text{ft/s}(\text{lb}/\text{ft}^3)^{1/2}$, $\text{m/s}(\text{kg}/\text{m}^3)^{1/2}$;
- F_{bc} ——在泡帽之间塔段的动能因子, $= V_{bc} \rho_v^{1/2}$;
- F_G ——液相为连续相体系中分散相(气相)的分率;
- F_L ——气相为连续相体系中分散相(液相)的分率;
- F_r ——以升汽管面积为基准的动能因子, $= V_r \rho_v^{1/2}$;
- G ——气体摩尔流率;
- G_{pm}, g_{pm} ——gal/min;
- h_d ——出口堰压力降, in;
- h_{dc} ——降液管中的清液层高度, in;
- $h_{f,orb}$ ——降液管中充气泡沫液层高度, in;
- h_{gr} ——每排泡帽的水力学梯度, in;
- h_{in} ——塔盘进口处的清液层高度, in;
- h_L ——塔盘上当量清液层高度, in;
- h'_L ——有效清液层高度, in(mm);
- h_0 ——在泡帽出口排下游侧的清液层高度, in;
- h_R ——塔盘板上的升汽管高度, in;
- h_s ——塔盘板上的齿缝高度, in;
- h'_s ——塔盘板上的齿缝中间点的高度, in, mm;
- h_{sc} ——泡帽底隙高度, in;
- h_{so} ——齿缝开度, in;
- h_{sr} ——泡帽上部遮盖环的高度, in;
- h_{ss} ——齿缝液封, 清液层高度减去齿缝高度, in;
- h_{ud} ——由于液体流过降液管下口时的压头损失, in 液柱;
- h_w ——出口堰高, mm;
- Δh ——每排泡帽的液面梯度, in 液柱;
- K ——平衡时 y/x ;
- k_c ——气体流通时突然收缩而产生的速度头系数;
- k_{choke} ——因升汽管中的扼流板而产生的速度头系数;
- k_d ——因气体流动方向发生变化而产生的速度头系数;
- k_e ——因气体发生膨胀而产生的速度头系数;
- k_r ——以升汽管面积为基准由于气体流经泡帽时受到收缩、扩张和方向发生变化而产生的速度头系数之和;
- k_2 ——与气体流过泡帽以及环形空间时有关的速度头系数;
- K_Z ——零液封压力降系数;
- L ——摩尔液体流率;

L_c ——每排泡帽的槽长, in;
 L_c ——对泡帽进口排的上游一侧划切线的弦长(对 F.R.I. 泡帽塔盘), in;
 L_{FP} ——进口到出口的流程长度, in;
 L_{coad} ——液体负荷参数, 液体体积流率, cfs;
 l_n ——自然对数;
 \log ——常用对数;
 L_s ——齿缝长度, in;
 L_{wi} ——出口堰长, in;
 L_w ——出口堰长, in(mm 或 m);
 L_1 ——侧堰长;
 L_2 ——中心堰长;
 L_3 ——三流程时偏中心堰长;
 L_4 ——三流程时偏边侧堰长;
 L_5 ——四流程时偏中心堰长;
 L_6 ——四流程时偏边侧堰长;
 m ——平衡曲线的斜率;
 n ——流程数;
 n ——粗糙度系数;
 n ——理想混合池数;
 N_c ——每板的泡帽数;
 N_G ——气相传质单元数;
 N_L ——每个流程的无效泡帽排数;
 N_{OG} ——气相总传质单元数;
 N_H ——每个流程的总泡帽排数;
 N'_R ——从出口一侧的泡帽排数;
 N_s ——每个泡帽的齿缝数;
 ΔP ——压力降, in 液柱;
 ΔP_d ——干板压力降, in 液柱;
 ΔP_{dsg} ——设计压力降, in 液柱;
 ΔP_{slot} ——气体流过齿缝的压力降, in 液柱;
 ΔP_t ——总板压力降, in 液柱;
 ΔP_z ——有效零液封压力降, in 液柱;
 Q ——液体流率, gal/min;
 Q_L ——液体流率, gal/min(m^3/h);
 Q' ——(109)(每个齿缝的气速) $\sqrt{\rho_v/(\rho_L - \rho_v)}$;
 R ——每个流程的总泡帽排数;
 R_b ——水力半径, in;

- S_c ——齿缝高度校正因子；
 S_{cG} ——气相 Schmidt 准数；
 S_B ——降液管出口处的范围系数；
 t_g ——气相接触时间，s；
 t_L ——液相接触时间，s；
 T_s ——板间距，ft；
 T_D ——塔盘设计数；
 $T.S.$ ——板间距，in；
 V ——气速，ft/s；
 V_b ——以鼓泡面积为基准的气速，ft/s(m/s)；
 V_{bc} ——出口排泡帽之间的气速，ft/s；
 V_{bf} ——液泛时以鼓泡面积为基准的气体速度，ft/s；
 $V_{DC(max)}$ ——降液管允许的最大速度，ft/s；
 V_F ——以自由面积为基准的气速，ft/s；
 V_{load} ——气体负荷，气体体积流率 $\sqrt{\rho_v/(\rho_l - \rho_v)}$ ；
 V_r ——以升汽管面积为基准的气速，ft/s；
 V_s ——以塔横截面积为基准的气体速度，ft/s；
 W_{DC} ——降液管的宽度，in；
 W_{fp} ——液体流动通道的平均宽度，in；
 W_1 ——齿缝顶部宽度，in；
 W_2 ——齿缝底部宽度，in；
 W_3 ——(在泡帽底隙塔段适于气体流动的泡帽周长)(齿缝数)；
 w_1 ——侧降液管宽度；
 w_2 ——中心降液管宽度；
 w_3 ——三流程中偏中心降液管宽度；
 w_4 ——四流程中偏中心降液管宽度；
 x ——在液相中易挥发组分的摩尔分率；
 y ——在气相中易挥发组分的摩尔分率；
 Z ——雾沫夹带，lb/h；
 β_1 ——第 4.4 节中公式(4)的常数 = 1.59(英制) = 3.24(公制)；
 β_2 ——第 4.4 节中公式(5)的常数 = 0.48(英制) = 283(公制)；
 β_3 ——第 4.4 节中公式(6)的常数 = 1.0(英制) = 5.04(公制)；
 β_4 ——第 4.4 节中公式(7)的常数 = 0.02674(英制) = 0.2778(公制)；
 β_5 ——第 4.4 节中公式(8)的常数 = 12(英制) = 1000(公制)；
 β_6 ——第 4.4 节中公式(9)的常数 = 6.78(英制) = 14.1(公制)；
 β_7 ——第 4.4 节中公式(10)的常数 = 54.3(英制) = 7720(公制)；
 β_8 ——第 4.4 节中公式(11)的常数 = 73×10^{-4} (英制) = 6.135×10^{-8} (公制)；

- λ ——mG/L;
- μ ——液体粘度, cP;
- ρ_v ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);
- ρ_L ——气体密度, lb/ft³(kg/m³);
- $\Delta\rho$ —— $\rho_L - \rho_v$, lb/ft³(kg/m³);
- σ ——表面张力, dyn/cm;
- ψ ——充气系数;
- ψ ——塔盘上泡沫密度, 或液体体积分率;
- Ω ——第 4.4 节中公式(6)定义的堰高。

第五章 筛孔塔盘设计

5.0 概述和背景

筛孔塔盘，即带降液管的穿孔塔盘，在石油和化学工业中已广泛应用多年。一般情况下，如果设计合理，筛孔塔盘的能力和效率与同样用途的其他类型塔盘相当。它们既可用于清洁物系的装置中，也可用于中等脏污物系的装置中。对于很多装置，在气相负荷 3:1 或更高的范围内能够保持良好的效率。由于筛孔塔盘是非专利塔盘，除了其良好的性能已得到证实外，筛孔塔盘的设计是将用户的需求与塔盘供货商进行沟通的最好途径，它也是与专利塔盘进行对比的最好基准。

图 5.0-1 是 F.R.I. 测试的典型的筛孔塔盘照片。

F.R.I. 的研究

精馏研究公司已研究过筛孔塔盘设计的很多变量。这些研究是在低压塔的直径为 4ft 和 8ft(1.2m 和 2.4m)塔段上和直径为 4ft 的高压塔上进行的。在 F.R.I. 进展报告中能找到每种研究的详细结果。F.R.I. 已开发了一整套筛孔塔盘性能模型，这些模型的详细资料发表在 F.R.I. 专题报告中。所有报告的索引，包括交叉参考的主题索引见本手册的第二卷第 11 章。在已发行的可搜索的电子版数据库中有实验结果汇总表，包括与模型预测值的对比结果。

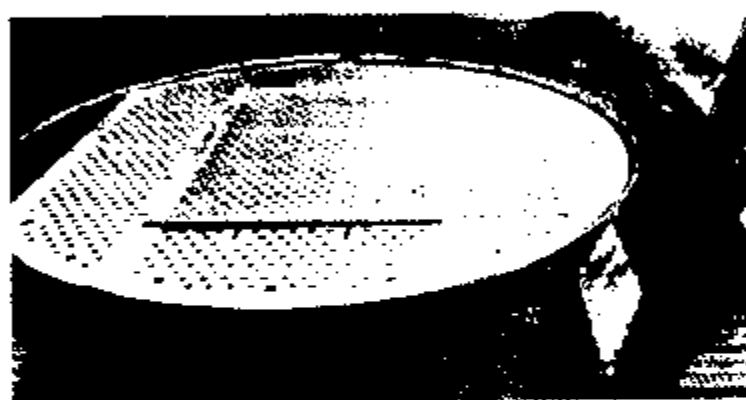


图 5.0-1 14%开孔面积的工业筛孔塔盘

塔盘参数

下表中汇总了 F.R.I. 研究过的筛孔塔盘设计参数的变化范围：

| | |
|-----------------|--|
| 塔径 | 4ft 和 8ft(1.2m 和 2.4m) |
| 鼓泡面积，占塔截面积的百分数 | 15% ~ 90% |
| 孔面积，占鼓泡面积的百分数 | 4% ~ 30% |
| 筛孔孔径 | 0.125 ~ 2.625in(3.2 ~ 66.7mm) |
| 出口堰高 | 0 ~ 6in(0 ~ 150mm) |
| 降液管面积，占塔截面积的百分数 | 5% ~ 40% |
| 塔板间距 | 12 ~ 36in(305 ~ 915mm) |
| 塔板厚度 | 0.062in, 0.14in 和 0.25in(1.6mm, 3.5mm 和 6.4mm) |
| 流路数 | 1, 2, 3 |
| 降液管形状 | 直、斜、阶梯、截断式、专利降液管形式 |
| 降液管液封形式 | 受液盘、入口堰、Operating Seal |
| 堵孔形式 | 入口、入口/出口、入口/中心/出口、入口到出口密封条 |

注意：“降液管面积”是指相邻两层塔盘进行液体流动的降液管所占的总面积。对于常规的直降液管，因降液管减少的总鼓泡面积是两倍的降液管面积，即将液体引入下层塔盘的降液管入口面积加上液体流到塔板上的降液管底部面积。

已研究过的体系

所选的测试体系尽可能地期望与工业上遇到的物性范围接近。主要性质及其范围如下：

| | US 工程单位制 | SI 单位制 | | US 工程单位制 | SI 单位制 |
|------|--------------------------------|------------------------------|------|-------------------|---|
| 气相密度 | 0.0025 ~ 8.2lb/ft ³ | 0.040 ~ 131kg/m ³ | 气相粘度 | 0.00048 ~ 0.016cP | (0.00048 ~ 0.016) × 10 ⁻³ kg/(m·s) |
| 液相密度 | 20 ~ 90lb/ft ³ | 320 ~ 1442kg/m ³ | | | |
| 表面张力 | 0.2 ~ 70dyne/cm | 0.0002 ~ 0.07N/m | 液相粘度 | 0.035 ~ 2.3cP | 0.000035 ~ 0.0023 kg/(m·s) |

已研究过的试验体系及每种体系的压力范围如下：

| 体系 | 压力范围 | | 当前状态 | 体系 | 压力范围 | | 当前状态 |
|--------------------|---------------------|------------|------|------------|----------------------|-------------|-----------|
| | psia | Bar(a) | | | | | |
| 环己烷/正庚烷 | 4 ~ 50 | 0.27 ~ 3.4 | 常用 | 异丙醇/水 | 50mmHg abs ~ 65 psia | 0.07 ~ 4.5 | 近期没用 |
| 异丁烷/正丁烷 | 100 ~ 500 | 6.9 ~ 34.5 | 常用 | 正戊烷 | 35 ~ 100 | 2.4 ~ 6.9 | 近期没用 |
| 邻二甲苯/对二甲苯 | 16 ~ 760 mmHg (abs) | | 常用 | 辛醇/葵醇 | 10 ~ 100 mmHg(abs) | | 近期没用 |
| 吸收油/氮气/空气 | atm | | 不再使用 | 戊烷/吸收油/水蒸气 | atm | | 不再使用 |
| 吸收油/水蒸气 | atm | | 不再使用 | 丙烯/丙烷 | 300 ~ 500 | 20.7 ~ 34.5 | 近期没用 |
| 环己烷/甲苯 | 15 ~ 35 | 1 ~ 2.4 | 近期没用 | 异构烷烃/空气 | atm | | 近期用过 |
| 氟利昂-11 | 40 ~ 65 | 2.7 ~ 11.4 | 不再使用 | 水/空气 | atm | | 近期没用 |
| 己烷/CO ₂ | atm | | 近期没用 | 水/水蒸气 | 3 ~ 15 | 0.2 ~ 1 | 近期用过 |
| 异辛烷/甲苯 | 3 ~ 35 | 0.2 ~ 2.4 | 近期没用 | 水/甲苯 | atm | | 水大量, 甲苯少量 |

工业装置上的测试

F.R.I. 除进行实验装置上的研究以外，作为“工厂测试项目”的一部分，还做过几个工业塔上的塔盘测试。

| 装置 | 压力 | | 塔径 | |
|---------|--------------|----------------------|-----------|-----------|
| | psig | bar(g) | ft | m |
| 脱丙烷塔 | 288 | 19.9 | 3 | 0.91 |
| 汽油分离塔 | 3 | 0.21 | 8 | 2.44 |
| 脱异戊烷塔 | 1, 5, 15, 30 | 0.07, 0.34, 1.0, 2.1 | 7 | 2.13 |
| 脱丁烷塔 | 250 | 17.2 | 5 | 1.52 |
| 邻二甲苯精馏塔 | 0 | 0 | 10.5 | 3.2 |
| 丁烷分离塔 | 120 | 8.3 | 8.5, 10.5 | 2.59, 3.2 |
| 脱乙烷塔 | 500 | 34.5 | 6 | 1.83 |
| 气体吸收塔 | 570/580 | 39.3/40 | 6.5 | 1.98 |

筛孔塔盘特性

塔盘的作用

F.R.I. 采用高速摄影和录像技术研究了汽相和液相在筛孔塔板上的相互作用。汽体并非以鼓泡形式均匀地穿过液层，而是间断地喷射穿过液层。这种喷射是一个随机过程，在任何一个时间里大约三分之一的孔有气体通过。没有通过气体的孔并不发生漏液，除非通过鼓

泡面积的气速低于漏液气速。在高压下，气体喷射是一个相对缓和的过程，汽相以鼓泡的形式分散到液相中。在低压下，这种行为更加强烈，大批液滴被抛向塔板之间的空间。虽然不同的状态下喷射量并不相同，但是 F.R.I. 认为没有必要对各种“流动状态”开发不同的模型。在 5.2 节中对“流动状态”做了更全面的讨论。

操作性能图

图 5.0-2 是由 F.R.I. 性能模型进行预测的典型的 F.R.I. 筛孔塔盘操作性能图。它显示了筛孔塔盘的各种性能特征和操作区。

操作上限

水力学能力的上限称为“液泛”，其定义为由于大量液体滞留塔内而造成塔无法操作的情况。液泛有两种基本的机理：

1. 汽体通过塔盘的鼓泡面积进入塔盘的上方夹带大量的液体，造成“喷射液泛”。喷射液泛通常是低压系统的限制条件，此时汽液在降液管中的分离不存在问题。

注意：在汽量大/液量小的条件下(常在真空操作时)，有时会碰到一种特殊的液泛称为“干吹”。字面上的意思是，高速气流将液体吹离塔板，汽体既通过筛孔也通过降液管向上流动。

2. 降液管无法将清液送到下层塔盘，造成“降液管液泛”。对高压系统这是常见的问题，此时常采用斜降液管以增加降液管的能力。

第三种极限是指“体系极限”或“最大能力”，它与分离设备的设计和类型无关。体系极限只是体系性质和汽液速度的函数。图 5.0-2 显示了预测的体系极限线、喷射液泛线、降液管液泛线与溢流强度的关系。5.2 节将详细讨论这些性能曲线。

操作下限

在低汽相流率操作时，可能会出现漏液。在真空操作时，通常有少量漏液。通常适当的漏液(净液体的 5% ~ 10%)是允许的，不会大幅降低分离效率。最严重的漏液形式称为倾泄。此时所有液体通过筛孔淋下，没有液体流过出口堰进入降液管。图 5.0-2 显示了漏液点和漏液 50% 线，在 5.5 节中将做更全面的讨论。设计点和恒液汽比(L/V)线也显示在操作性能图上。

操作性能线

F.R.I. 筛孔塔盘性能模型可以预测筛孔塔盘的操作性能线，如图 5.0-3 所示。显然，操作点的位置随溢流强度而改变。图中该线的相对位置也随塔的操作压力和特定的硬件参数而改变。例如在高真空操作时，一般塔盘的开孔面积大。这种情况下，通常漏液点和 50% 漏液线与液泛线和雾沫夹带线非常接近。这些线可以形象表示出操作性能的趋势和设计点的相对位置。在 5.3、5.4 和 5.5 节中对这些线将进行详细的讨论。

效率

设计良好的筛孔塔盘的效率与同样用途的其他类型塔盘效率相当。对许多装置的操作弹

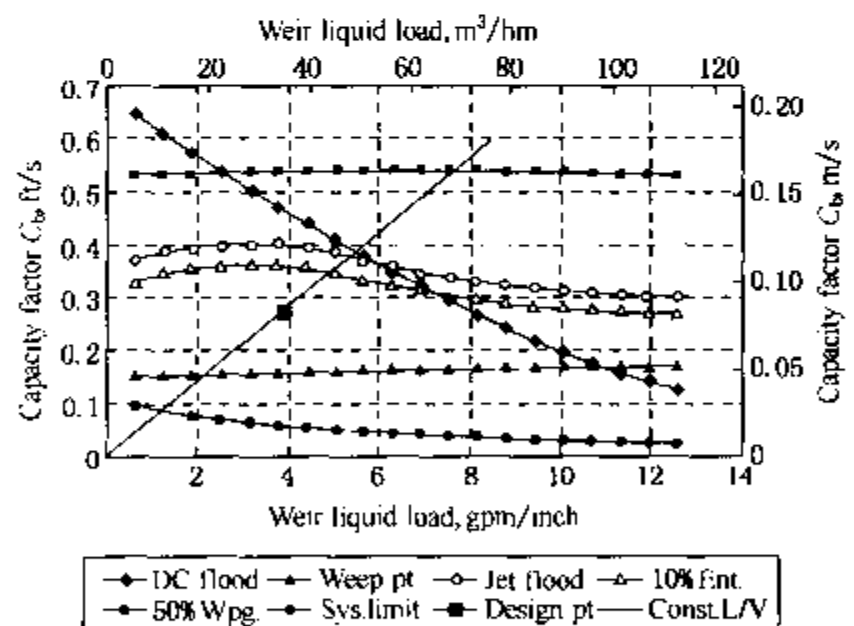


图 5.0-2 典型的筛孔塔盘操作性能图

性令人满意，在很多工业应用中，操作弹性可达 3:1 或更高。

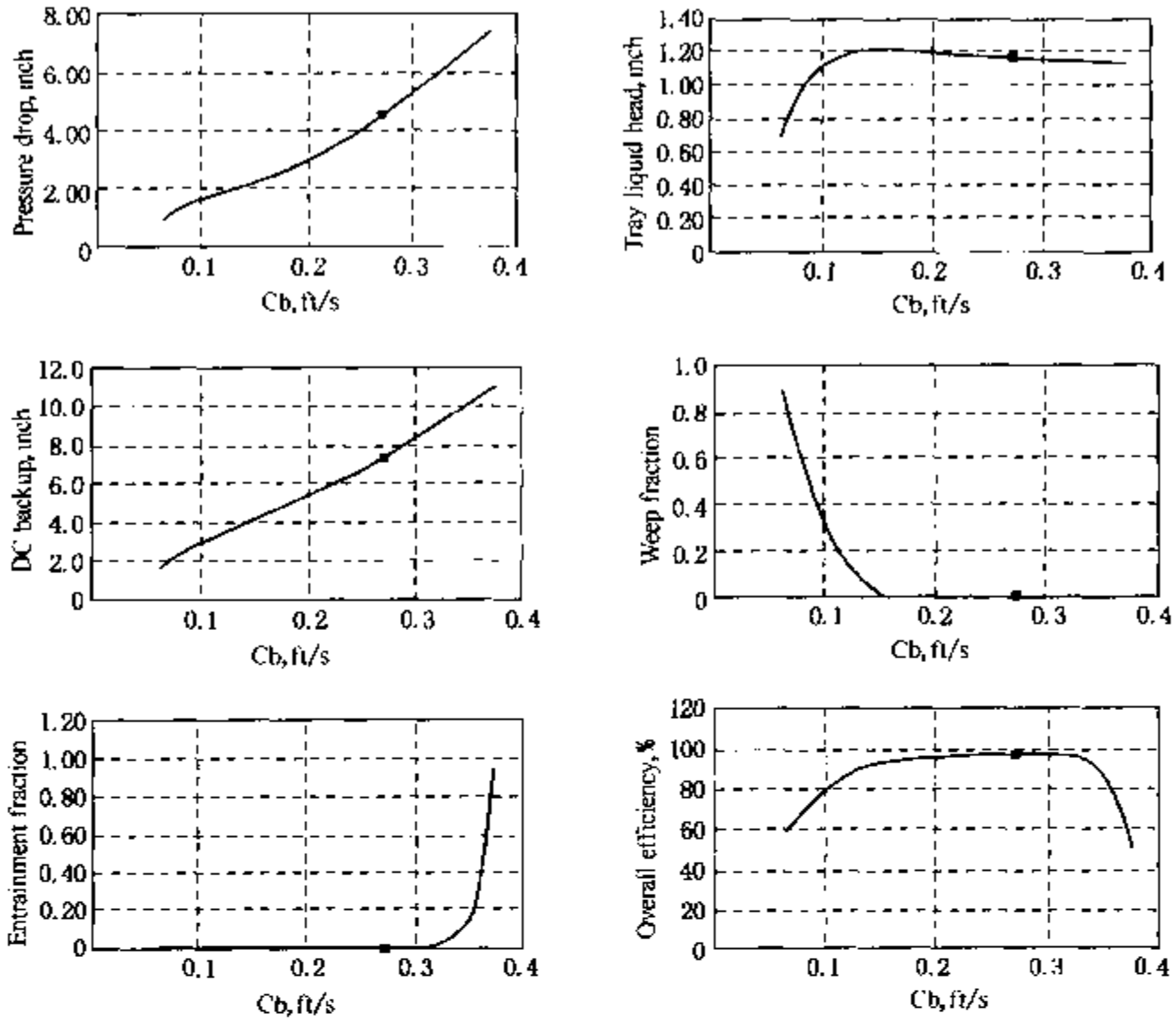


图 5.0-3 由 F.R.I. 模型预测的筛孔塔盘操作性能图(在全回流下操作)

5.0-1 主要术语表

注意：下面采用的 SI 单位制是以 SI 制为基准，其长度的单位为 m(表头单位)，而 mm 可能更常用，使用时要特别小心。

- A_B ——鼓泡面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_{dc} ——平均降液管面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_{deb} ——降液管底部面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_{det} ——降液管顶部面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_{ex} ——降液管最小出口面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- AF_{IF} ——自由面积，用于喷射液泛， $(A_T - 0.5(A_{deb} + A_{det}))$ ， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_h ——孔面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- A_{PC} ——基于鼓泡面积的孔面积百分数，%
- A_T ——塔截面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；
- C ——泡沫密度参数；
- C_B ——基于鼓泡面积的能力因子， $u_B \left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho} \right)^{0.5}$ ， $\text{ft/s}(\text{m/s})$ ；

- C_{BE} ——基于鼓泡面积的能力因子，用于特定雾沫夹带流率，ENT，ft/s(m/s)；
- $$u_{BE} \left(\frac{\rho_v}{\Delta\rho} \right)^{0.5} ;$$
- C_{BF} ——喷射液泛能力因子，ft/s(m/s)；
- C_{BT} ——目标能力因子，ft/s(m/s)；
- C_d ——水力学系数，变化值；
- d_b ——筛孔孔径，in(m)；
- D_c ——涡流扩散系数，ft²/s(m²/s)；
- D_G ——汽相分子扩散系数，ft²/s(m²/s)；
- D_L ——液相分子扩散系数，ft²/s(m²/s)；
- D_T ——塔径，ft(m)；
- e ——基于汽相流率的雾沫夹带分率；
- E_{MV} ——Murphree 汽相塔盘效率；
- E_{MV}^a ——表观(湿)Murphree 汽相塔盘效率；
- ENT——雾沫夹带流率，lb/h(kg/h)；
- E_{OC} ——汽相点效率；
- Fr_b ——基于鼓泡面积的 Froude 数；
- g ——重力加速度，ft/s²(m/s²)；
- G ——汽相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；
- h_{cl} ——塔板上液体压头，in liq(m liq)；
- h_{cld} ——降液管中的液体压头，in liq(m liq)；
- h_{cli} ——降液管出口处的液体压头，in liq(m liq)；
- h_{DF} ——从降液管底部到泡沫顶部的总高度，in(m)；
- h_{mb} ——最大鼓泡渗透高度，in(m)；
- h_f ——塔板上的泡沫高度，in liq(m liq)；
- h_{fd} ——降液管中的泡沫高度，in(m)；
- h_{fm} ——由摩擦阻力造成的降液管内压头损失，in liq(m liq)；
- h_{udc} ——降液管出口处压头损失，in liq(m liq)；
- h_w ——出口堰高，in(m)；
- k ——自塔盘板到阶梯降液管的阶梯处高度，in(m)；
- L ——液相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；
- L_w ——出口堰长度，in(m)；
- m ——平衡曲线斜率；
- M_G ——汽相分子量，lb/lb·mol(kg/kg·mol)；
- M_L ——液相分子量，lb/lb·mol(kg/kg·mol)；
- N ——喷发池数；
- N_{OC} ——总传质单元数；
- N_{AC} ——塔内所需实际塔盘数；

N_{TC} ——塔内所需理论塔盘数；
 ΔP ——塔板总压力降，in liq(m liq)；
 P_{dc} ——平均降液管周长，in(m)；
 P_{dch} ——降液管底部周长，in(m)；
 P_{dct} ——降液管顶部周长，in(m)；
 Pe ——Peclet 数；
 Q_L ——液相体积流率，gpm(m^3/h 或 m^3/s)；
 Q_{LDC} ——降液管中的液相流率， $Q_{LDC} = Q_L - Q_w$ ，gpm(m^3/h 或 m^3/s)；
 Q_{1SL} ——体系极限处的液相流率，gpm(m^3/h 或 m^3/s)；
 Q_V ——汽相体积流率，ft³/s(m^3/s)；
 Q_{VSL} ——体系极限处的汽相流率，ft³/s(m^3/s)；
 Q_w ——漏液流率，gpm(m^3/h 或 m^3/s)；
 R_{dc} ——降液管的平均水力半径，in(m)；
 Re_{dc} ——降液管内的雷诺数；
 r_{dc} ——降液管边缘的半径(直降液管 = 0)，in(m)；
 R_{SB} ——剪应力与浮力之比，基于降液管内的平均泡沫速度 U_{DF} ；
 S_{cb} ——置信区间的安全因子；
 S_{DPT} ——倾泄点的安全因子；
 S_{ENT} ——所需的的安全因子；
 S_i ——单个点的安全因子；
 S_{JF} ——喷射液泛安全因子；
 S_m ——相对其数据库的模型平均安全因子；
 S_{WPF} ——漏液分率的安全因子；
 S_{WPT} ——漏液点的安全因子；
 T_S ——塔板间距，in(m)；
 t ——研究值；
 t ——塔板厚度，in(m)；
 u_B ——基于鼓泡面积的汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{BDP} ——倾泄点处的汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{BE} ——给定雾沫夹带下的鼓泡面积汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{BF} ——基于鼓泡面积的喷射液泛汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{BWF} ——基于鼓泡面积的最大允许漏液分率的汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{BWP} ——漏液点汽相速度，ft/s(m/s)；
 u_{B1} ——鼓泡面积速度的初值，ft/s(m/s)；
 u_{B2} ——降液管液泛时，鼓泡面积速度的初值，ft/s(m/s)；
 u_L ——通过塔盘的液相平均水平流速，ft/s(m/s)；
 u_{Ldc} ——降液管内的清液速度，ft/s(m/s)；

u_{SDC} ——降液管内的表观清液速度, ft/s(m/s);

U_{DF} ——降液管内的泡沫平均速度, ft/s(m/s);

U_{DFC} ——临界降液管泡沫速度, ft/s(m/s);

W_{FP} ——平均流路宽度, in(m);

X ——临时变量;

x ——降液管泡沫层中的无因次高度;

x ——液相中易挥发组分的摩尔分率;

y ——汽相中易挥发组分的摩尔分率;

Z ——流路长度, in(m);

希腊符号

α ——相对挥发度;

$\alpha_{dc}(x)$ ——降液管泡沫中的局部液相体积分率;

α_{DC} ——降液管中的平均液相体积分率;

α_{df} ——降液管泡沫层中的平均液相体积分率;

α_e ——降液管出口处的液相体积分率;

α_T ——塔板上的平均液相体积分率;

η ——塔板上的汽液体积比;

λ ——mG/L;

μ_L ——液相粘度, cP(kg/(m·s));

ρ_L ——液相密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——汽相密度, lb/ft³(kg/m³);

$\Delta\rho$ ——液相密度 - 汽相密度, lb/ft³(kg/m³);

σ ——表面张力, dyn/cm(N/m);

σ_C ——标准偏差;

φ ——孔面积与鼓泡面积之比;

ω ——漏液分率, Q_w/Q ;

其他符号

f_b ——一个函数;

K_i ——因次常数;

下标

$n, n - 1$ ——塔盘号;

上标

*——汽液平衡中的摩尔分率。

5.1 筛孔塔盘设计

塔盘设计

以下是设计筛孔塔盘步骤, 所编排的步骤并不是唯一的, 这只是建议的一个达到设计要

求的指南。最终的塔盘设计还要进行调整，仅在给定的塔盘汽液负荷下，是不能实现惟一的“最佳设计”。还有一些关键的因素需要考虑：所设计的塔是新塔，还是更换现有塔内的塔盘？是进料组成不变(如空气分馏塔)，还是产品在达到要求的规格时，反应器流出物的组成随催化剂寿命变化而变化？当规定如压力降、雾沫夹带量、所需的喷射液泛安全因子等设计的目标时，需要考虑这些因素和其他因素。

设计步骤基本上是在给定一组汽液负荷的条件下，用一套数学模型预测特定结构塔盘的性能特征。本模型的结构既有 F.R.I. 自行开发的，也有引用文献上的。根据 F.R.I. 实验数据库确定本模型的系数。已在较宽的物性范围和尽可能多的塔盘几何参数条件下测试过本模型。在每个模型一节中说明了适用的范围。使用者将模型用于设计条件以外的范围时要特别小心。

定 义

以下是设计步骤、模型引用的各种术语和塔盘参数。虽然总体上同工业上的标准相同，但是它们并不是通用的。图 5.1-1 和图 5.1-2 表示了 F.R.I. 用到的一些术语。

几何参数

鼓泡面积 (Bubbling area) 是由塔壁、出口堰或塔盘板的边缘、塔板入口端围成的面积，不包括开孔区最外层孔的外边缘 4in 以外的面积。鼓泡面积通常是塔板入口端到出口堰之间的面积，即等于塔截面积减去降液管面积和降液管受液面积。

自由面积 (Free area) 是塔板上汽体流动的最小面积，或者是塔截面积减去最大的降液管顶部面积或塔板上的降液管面积。

塔截面积 (Tower area) 是塔内横截面积。

降液管顶部面积 (Downcomer top area) 是降液管顶部(或入口)的最大面积。

降液管底部面积 (Downcomer bottom area) 是降液管底部出口的最小面积。

降液管受液面积 (Downcomer seal area) 是降液管底部下方的面积，用来密封降液管并把液体分布到塔板上。

孔面积 (Hole area) 是为气体流动而开的所有孔的面积。

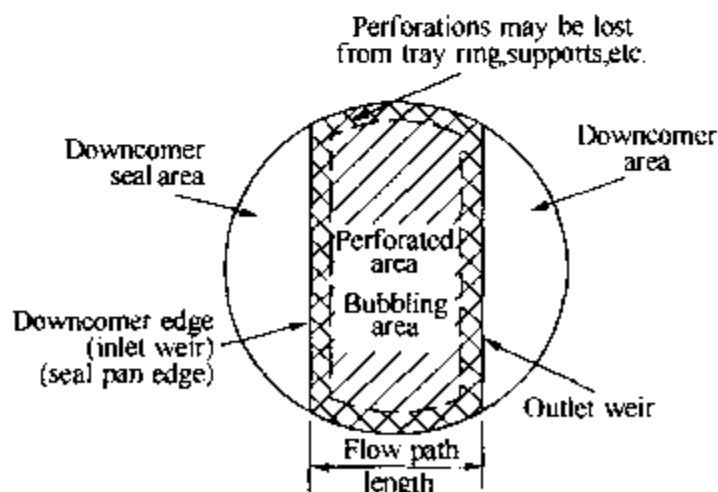


图 5.1-2 典型的塔盘布置

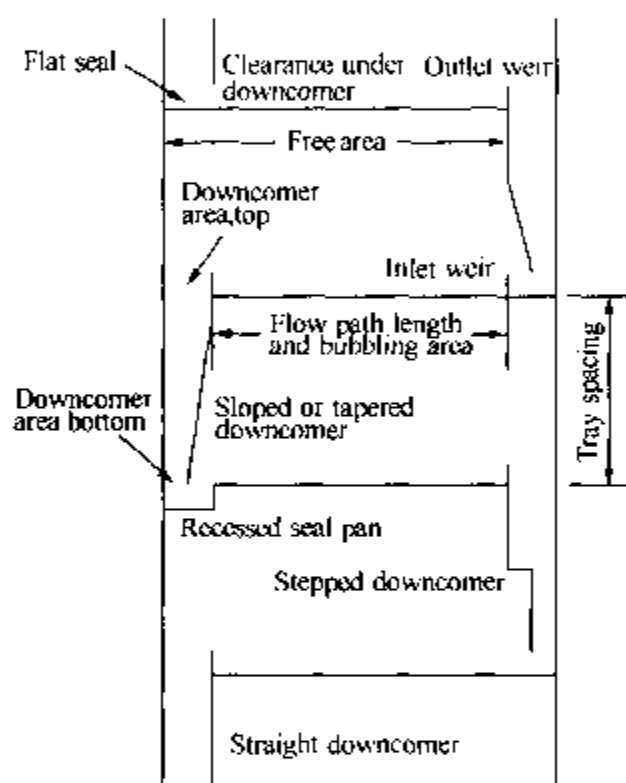


图 5.1-1 塔盘设计的定义

孔面积分率 (Fraction hole area) 是孔面积与鼓泡面积之比。开孔百分数是孔面积分数乘以 100。

流路平均宽度 (Average width of flow path) 被定义为塔盘板的入口、中心、出口处的塔壁之间距离的算术平均值。对多溢流塔盘，在计算平均表观气速时(见 5.5 节漏液)，需要将特定塔盘板的液体流动与该塔盘板相应的流路平均宽度结合起来。

塔段 (Zone) 是一组塔盘或多个平衡级，其中汽液相流率和物性相对稳定。

操作弹性和操作范围(Tumdown ratio and operating range) - 操作弹性是能达到满意性能的最大和最小汽液负荷之比。操作范围是用液泛负荷百分数表示的类似的术语。例如, 操作范围为液泛负荷的 20% ~ 90%, 相当于操作弹性为 4.5。

性能参数

常用 F 因子和 C 因子表示负荷。

F 因子——将 F 因子定义为气速乘以汽相密度的平方根: $F_x = u_x(\rho_v)^{0.5}$ 。它代表汽相动能的平方根。注意以哪个面积为基准非常关键(塔的表现面积、鼓泡面积和孔面积等。)

C 因子或能力因子——能力因子是气速乘以汽相密度与汽液密度差之比的平方根: $C_x = u_x \left(\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right)^{0.5}$ 。Souders 和 Brown 最初导出这个因子, 他们对泡罩塔盘的夹带研究很深入⁽¹⁾。它是从对一个悬浮液滴的曳力与重力之比导出来的。人们认为它是特别有用的关联参数, 在很多 F.R.I. 模型中都被采用。与 F 因子的情况一样, 有必要指定气速所基于的面积。

溢流强度(堰上负荷)——单位堰长上的液体体积流率, $\frac{Q_L}{L_w}$ 是确定塔板上液体压头的主要参数, 而液体压头是塔板压力降和降液管持液量的一个组成部分。在溢流强度大于 4gpm/in(35m³/h/m)时, 它会影响喷射液泛能力。

表观降液管速度, $\frac{Q_L}{A_{dc}}$, u_{SDC} ——虽然在降液管中的流体流动主要是汽液两相, 基于净清液流率的表观速度, 对方位和初选尺寸是一个有用的概念。

设计考虑因素

良好的塔盘设计是以最小的代价来满足工艺的要求。很多情况下, 机械的因素对方案的选择影响很大。为了最节省费用, 塔盘设计应该在满足最大设计流率的条件下选用最小的塔径, 在预期的最大和最小流率范围内具有可接受的塔盘效率。塔盘的压力降应与实际要求一样低。

通常, 对大多数问题设计步骤一般分为两类: 加压装置和真空装置。

a. 加压装置是指压力降不是控制因素。当被蒸馏的介质与对温度并不敏感时, 经常出现。

b. 在真空装置中, 每个理论级的压力降经常是控制的设计因素, 因为整个塔必须要保持低压力降, 以使温度梯度最小。

塔盘设计要考虑下面的建议, 作为选择各种硬件参数的指南。

孔面积——对大多数加压装置, 8% ~ 10%的孔面积是令人满意的。这个范围也可提供最大的操作弹性。对那些压力降或降液管持液量受限的装置, 孔面积最大到 15%。孔面积小于 8%雾沫夹带将大大增加。孔面积大于 15%漏液将大大增加。

孔径——对大多数装置, 优化的孔径大约为 0.5in(12mm)。孔径越大压力降越高, 雾沫夹带量越大。孔径越小越可能被堵塞或结垢。小孔径广泛用于空气分馏塔, 以及考虑用于清洁的真空装置, 因为压力降和雾沫夹带都比较小。

塔板厚度——大多数 F.R.I. 筛孔塔盘的研究采用 16gage(0.06in, 1.5mm)的冲孔金属板。这主要是考虑便于制造实验塔板。一般工业上采用比较厚的塔板, 以便保证结构的强度和腐蚀裕量(如果是碳钢板, 选用 10 ~ 12gage(2.5 ~ 3.5mm); 不锈钢板选用 12 ~ 14gage(1.5 ~

2.5mm))。对相同的孔径,较厚的塔板往往是压力降较低、漏液较高、塔盘效率较低。在F.R.I.模型中通过孔径与塔板厚度之比,已将这个因素考虑进去。

孔间距——可采用三角形和矩形排列,三角形排列比较普遍。F.R.I.研究常采用等边三角形间距。工业上的塔盘制造商排列冲孔型式时,通常采用等腰三角形型式。F.R.I.没有研究过孔间距超过3in(75mm)的情况,也不推荐使用。

塔板间距——塔板之间的垂直距离影响筛孔塔盘的能力和雾沫夹带,但它不影响操作下限。在允许的负荷变化范围内,不同塔段的塔板间距经常变化,以使塔体高度最小化。传统上,最常用的塔板间距为24in。也常采用较小的塔板间距,如12~18in(300~450mm)。

堰高——随着堰高的增加压力降将增加,而漏液和雾沫夹带增加很小。大多数精馏体系,堰高对传质效率的影响非常小。汽提和吸收体系(和某些反应体系)是液相控制的,堰高的影响很大。对加压体系最常采用2~3in(50~75mm)的堰高,对真空体系采用较低的堰高。在液相控制体系和反应体系采用较高的堰。

降液管出口间隙——在5.2节将提到,当降液管失去自封,将出现干吹现象。为了避免这种情况发生,尤其是当降低操作负荷时,如开工期间,降液管出口间隙通常规定一个相对于出口堰的正液封(例如,出口间隙为1.5in(37mm),出口堰为2in(50mm))。对很高的液体流率,出口压头损失就是一个问题,常采用零液封或负液封。对低液体流率,可考虑干吹造成的严重问题,应考虑采用入口堰或入口槽。

塔盘布置

通过塔盘的液体路径对塔盘性能影响很大。图5.1-3显示了几种类型。能力、效率、弹性、压力降和雾沫夹带都是出口堰长、降液管面积、鼓泡面积和自由面积的函数。因为这些设计参数是相互关联的,有必要布置塔盘以确定最佳的组合来。

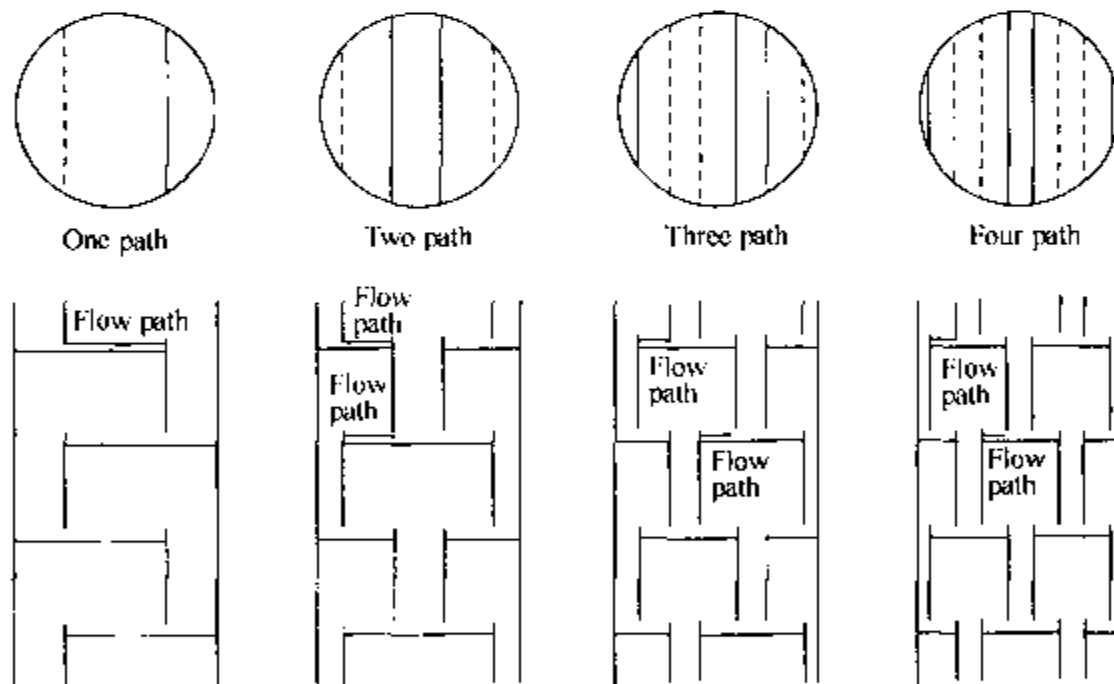


图 5.1-3 基本的错流塔盘布置图

溢流强度和流路数——当塔盘上液体压头很重要,或当操作受喷射液泛控制和溢流强度很高时,溢流强度对塔盘布置就很重要。一般希望溢流强度低于8~10gpm/in(70~90m³/h/m)。如图所示,将流路数分成双溢流或多溢流就能很容易降低溢流强度。很多专利塔盘采用后掠式堰来降低有效的溢流强度。1957年,F.R.I.曾做过后掠式堰的测试,但没有得出结论。

流路长度和流路数——F.R.I. 的实验研究和工程经验表明随着流路长度的增加，针对可比较的水力学参数，即溢流强度和通过鼓泡面积的汽相速度而言，其效率也是增加的。在 5.4 节中将作详细讨论。因此，在满足能力要求的条件下流路数应最小。增加流路数主要是用于对一个已定塔径在降液管受限制的条件下提高其能力。对三溢流或多溢流，特别要注意塔盘板之间的流动平衡。塔盘板之间液汽比(L/V)不相等将有损效率和能力。另外为满足人孔的要求，经常采用的最小流路长度为 16in(400mm)。

降液管宽度——泡沫速度通常是控制降液管宽度的因素。当人口速度受限，采用斜降液管较为有利(参见 5.2 节)。对高压装置必须要注意，倾斜面不要过大，否则会导致小气泡被液体夹带到下层塔盘。边降液管出口堰长过小于塔径，会造成持液量过高和压力降过大。对降液管面积小于 5% 塔截面积($L_w/D < 0.6$)的设计，F.R.I. 没有经验。在多溢流设计中，如果开口太小，中心降液管和中间塔盘的降液管会有反向液体的冲击。有时会用防冲挡板或防溅挡板，但是 F.R.I. 没有测试过。在专利塔盘和公开文献^(2,3)中，的有些设计方法推荐的最小降液管面积为 5% ~ 10%。有些推荐降液管最小宽度：边降液管为 5 ~ 6in(125 ~ 150mm)，中心降液管和中间塔盘的降液管为 8 ~ 12in(200 ~ 300mm)。

设计过程

下面是筛孔塔盘总体设计过程的概要。用户必须小心对待，跳过一些步骤是很危险的，这些步骤可能会被认为 $\times \times \times$ 从未做过这种类型的塔设计。

A. 确定设计条件

1. 每个塔段的负荷(通常由流程模拟结果得到)

- a. 汽相 - 最大和最小负荷
- b. 液相 - 最大和最小负荷

2. 物性

- | | | |
|---------|-----|-----|
| a. 密度 | 液相 | 汽相 |
| b. 表面张力 | 液相 | |
| c. 粘度 | 液相 | 汽相* |
| d. 扩散系数 | 液相* | 汽相* |
| e. 分子量 | 液相 | 汽相 |

* 或者 Schmidt 数，仅用于效率计算

3. λ = 平衡曲线斜率(m)乘以操作线(V/L)的斜率——仅用于效率计算。

B. 设定所需的置信度极限(参见 5.2 节至 5.5 节)

1. 操作能力

- a. 喷射液泛
- b. 降液管液泛
- c. 体系极限

2. 性能

- a. 压力降**
- b. 漏液
- c. 雾沫夹带
- d. 效率

* 参见压力降受限制塔盘的特殊设计方法

C. 初估塔径

1. 假定塔板间距
2. 初估塔径——参见下面的“开始设计”
3. 塔盘布置初步——流路数、降液管结构参数。

D. 设置塔盘参数

1. 筛孔孔径
2. 孔面积分率
3. 出口堰高度
4. 降液管入口间隙
5. 塔板厚度
6. 是否采用斜降液管?

E. 详细核算塔的性能(参见 5.2 节, 5.5 节)

1. 能力

- a. 喷射液泛
- b. 体系极限
- c. 降液管速度液泛
- d. 降液管持液量液泛

2. 性能判据

- a. 压力降
- b. 漏液
- c. 倾泄
- d. 雾沫夹带
- e. 效率

F. 评估结果, 调整参数, 重新设计

开始设计

塔径的估算——通常许多设计方案是可行的, 然而制定最优设计的判据并不容易。例如, 必须回答一些问题, 如“是否要达到现有塔的最大能力?”或“将来是否有可能改变进料和负荷?”下面概要介绍的方法是帮助设计者开始进行设计的一般指南。有经验的设计者可能会有他们自己的设计准则, 而跳过本节。本节目的是给出设计初始点。

如果设计常压或加压操作的塔, 只有惟一的液相进料、塔顶和塔底产品, 没有侧线抽出, 则塔底的负荷将控制塔径的尺寸。因此, 开始设计点最好选在塔底。

估算所需的鼓泡面积—压力降不是控制因素——下表给出首次估算鼓泡面积可行的基础数据。

| 塔板间距 | 目标 $C_B(C_{BT})$ | 塔板间距 | 目标 $C_B(C_{BT})$ |
|------|------------------|-------|------------------|
| in | ft/s | m | m/s |
| 18 | 0.24 | 0.45 | 0.073 |
| 24 | 0.28 | 0.600 | 0.085 |
| 30 | 0.31 | 0.75 | 0.095 |
| 36 | 0.34 | 0.90 | 0.104 |

因此

$$A_B = \frac{Q_V \sqrt{\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)}}}{C_{RT}} \quad (5.1 - 0)$$

式中 A_B ——鼓泡面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;
 C_{RT} ——目标能力因子, $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$;
 Q_V ——汽相体积流率, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$;
 ρ_L ——液相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 ρ_V ——汽相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

估算所需的鼓泡面积—压力降是控制因素——在真空条件下, 顶部塔盘负荷可能是控制因素, 在这种情况下要考虑两个负荷。估算的方法以下面的假设和典型的参数为基准:

筛孔孔径: 0.5 in (12mm);
 孔面积: 12%;
 出口堰高: 1in(25mm);
 塔盘厚度: 10gage(0.14in, 3.6mm);
 液体压头对总板压力降的贡献是: 0.75 in(20mm)热液柱。

每层塔盘的总板压力降公式为:

$$\Delta P = u_B^2 K_2 + h_{cl} \quad (5.1 - 1)$$

式中 ΔP ——总板压力降, in 液柱(m 液柱);
 ΔP_V ——湿板压力降, in 液柱(m 液柱);
 h_{cl} ——塔板上液体压头, in(m);
 K_2 ——有因次参数, in $\text{s}^2/\text{ft}^2(\text{s}^2/\text{m})$;
 u_B ——基于鼓泡面积的汽相密度, $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ 。

定义:
$$\Delta P_V = \Delta P - h_{cl} = u_B^2 K_2 \quad (5.1 - 2)$$

由以上参数确定 K_2

$$\text{US 英制: } K_2 = 22.1 \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \quad \text{SI 制: } K_2 = 5.97 \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \quad (5.1 - 3)$$

设典型的 h_{cl} 为 0.75in(20mm):

$$\text{US 英制: } \Delta P_V = \Delta P - 0.75 \quad \text{SI 制: } \Delta P_V = \Delta P - 0.02 \quad (5.1 - 4)$$

得到:

$$u_B = \sqrt{\left(\frac{\Delta P_V}{K_2} \right)} \quad (5.1 - 5)$$

最后得到:

$$A_B = \sqrt{\frac{Q_V}{u_B}} \quad (5.1 - 6)$$

估算所需的降液管面积——因为直降液管是开始塔盘设计的最直接的方法, 因此设计从此开始。对 F.R.I. 降液管液泛数据重新研究后发现, 大多数直降液管液泛是受速度限制。尽管有限制的泡沫速度(以及进入降液管汽液两相的密度)是汽相流率及液相流率和体系物性的主要函数, 这里还是采用表观降液管清液速度准则开始进行设计。采用这个简单的方法,

设计者可以确定降液管是否是控制因素，然后在检查主要项，逐步得到合理的设计方案。由下式估算允许的清液速度：

$$u_{SDC} = K_3(\rho_l - \rho_v) \quad (5.1-7)$$

式中 u_{SDC} ——表观降液管清液速度，ft/s(m/s)；

K_3 ——有因次常数，0.0134(0.254 × 10⁻⁶)。

得到：

$$A_{dc} = \frac{Q_l}{K_4 u_{SDC}} \quad (5.1-8)$$

式中 A_{dc} ——降液管面积，ft²(m²)；

Q_l ——液相体积流率，gpm，(m³/h)；

K_4 ——常数，448(3600)。

假设直降液管的受液面积和入口面积相等，则：

$$A_T = A_B + 2A_D \quad (5.1-9)$$

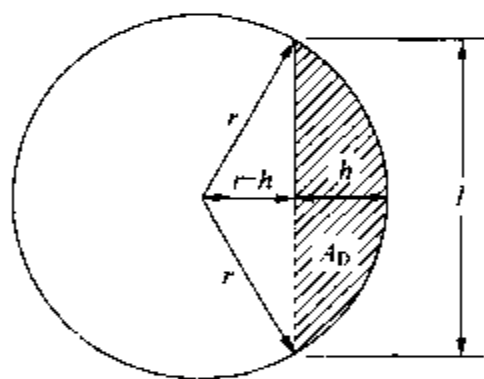
注意：如果 $A_D < 0.05A_T$ ，设 $A_D = 0.05A_T$

由此得到塔径为：

$$D_T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} \quad (5.1-10)$$

圆整 D_T ，使之最接近 6in 或 100mm，这与该塔在哪里制造和安装有关。

完成塔板的初步布置——到这时，需要完成塔盘的布置。这包括降液管弓形面积和弦长。



遗憾的是，当给定降液管面积后，没有直接的方法求出弦高和弦长。图 5.1-4 给出了一个有关的草图和公式，必须进行迭代求解。用电子表格程序求解十分简单(在一些 CAD 系统有库函数)。另一种办法是，采用已编写和出版的弓形的面积、弦长、和弦高关系表。在塔盘制造商的出版物^(2,4)、《管式换热器制造协会(TEMA)的标准》和老版本的《Perry 手册》中可找到这些表。

$$A_r = \pi r^2$$

$$A_D = \frac{2 \sin^{-1}\left(\frac{l/2}{r}\right)}{360} (\pi r^2) - \frac{2(r-h)(l/2)}{2} \left(\frac{Q_l}{L_w}\right)$$

$$r-h = \sqrt{r^2 - (l/2)^2}$$

一旦确定了降液管的宽度和弦长，即可校核溢流强度

图 5.1-4 弦的布置和公式 考虑到雾沫夹带、压力降和喷射液泛等因素，溢流强度最好不大于 10gpm/in(90m³/h/m)。一般这可以控制流路数。较高的溢流强度有时也采用较少的流路数，以避免使得流路长度过短，造成过多的鼓泡面积。

一旦完成塔盘初步布置，就完成了其他参数的选择，接着就可以进行详细核算。

参 考 文 献

- 1 Souders and Brown, I & EC, Vol.26, p98, 1934
- 2 Glitsch Bulletin # 4900
- 3 Kister, H., Distillation Design, McGraw-Hill, NY, 1992
- 4 Koch Bulletin 960-1

5.2 筛孔塔盘的液泛

液泛定义为由于液体在塔内大量滞留导致无法操作的现象。发生液泛的标志是压力降很高、压力降持续不断地增加(可能增加较慢),塔底产品流率减少(可能突然没有),塔失去质量平衡(总产品流率小于总进料流率),分离性能很差,温度分布图很窄(塔顶温度增加,和/或塔底温度降低)。用放射线同位素扫描和伽玛技术可以确定液泛的位置和程度。

液泛的类型

按照液泛开始的方式可分成不同的液泛类型。实际上,最常见的液泛类型是喷射液泛(雾沫夹带液泛)和降液管液泛。在液相负荷较低条件下喷射液泛很常见,常出现在低压(70psia, 5bar)和真空操作的塔,这些条件下雾沫夹带量很大。在液体负荷较高的条件下降液管液泛很常见,常出现在高压(145psia, 10bar)操作的塔。第三种类型是干吹,对某些特定的塔盘设计,它一般与真空操作下的低液体流率有关。在“F.R.I.录像带 A:精馏设备的设计和性能”中,可见在较宽操作范围条件内塔盘操作的范例。

喷射液泛——也称为雾沫夹带液泛,是由大量液体夹带到上层塔盘造成的。汽液两相混合物、喷溅或泡沫(或者两者都存在)充满塔盘之间的空间。被夹带的液体循环流动增加了降液管的负荷,最终导致降液管液泛。在液泛发生前塔的操作性能变得无法接受,这是由于大量雾沫夹带会造成效率损失,尤其常见在真空操作的塔中(参见 5.5 节)。减少雾沫夹带的任何办法,都将会增加喷射液泛能力。

干吹——是另一种形式的雾沫夹带。塔板液体很少,甚至可能出现干板。在这种低液位下,降液管出口没有液封,以致汽体由降液管向上流动。如果通过降液管的汽相速度超过基于降液管面积的体系极限(见下面),液体就不能向塔的下方流动,也就不能达到稳定的操作。正如喷射液泛,在干吹发生前塔的操作性能变得无法接受。干吹并不常见,只是在高真空操作时易发生,此时液相流率较低和/或干板压力降较大。F.R.I.还没有关联式能预测干吹。

降液管液泛——当降液管中的两相混合物(通常称为泡沫)向上返回到上层塔盘的出口堰,则发生降液管液泛。在正常操作下,泡沫从上层塔盘进入到降液管内,形成一个汽相脱离的区域。然后汽体返回上层塔盘空间,而液体流入下层塔盘。不是降液管太小就是降液管太短,都会造成泡沫向上返回到上层塔盘的出口堰或发生降液管液泛。

- **降液管速度液泛**——在太小的降液管中,当降液管中泡沫向下流动速度太大(通常发生在降液管顶部),使汽体几乎没有与液体脱离就会出现这种液泛。这会导致通过降液管的液相体积分率较低,引起持液量液泛。

- **降液管持液量液泛**——在太短的降液管中,虽然可以进行汽体脱离,但是降液管持液量超过了降液管的实际高度,泡沫就会向上返回到上层塔盘的出口堰上。

有两个概念有助于理解液泛。第一个是体系极限,它能指导用户了解设备变化到什么程度可能会得到更大的能力。第二个是最大可用能力或有效能力,它能帮助用户了解液泛点与传质效率仍保持较高的最大实际操作点之间的距离。

体系极限液泛(极限能力液泛)——通过改变塔盘的设计,经常可能增加塔的能力在塔盘的液泛点之上,但是这种能力的增加有个极限。体系极限液泛表示对给定的一组体系物性所

能达到的最大负荷，与设备设计无关。如果超过了体系极限，就会夹带大量的液滴，它与设备设计和塔内件无关。

最大可用能力或有效能力——它不是液泛的判据，但有时用于受喷射液泛限制的体系。当塔盘操作接近喷射液泛点时，开始把液体夹带到上层塔盘，造成液体返混，塔盘效率下降。这常常意味着塔的效率在靠近液泛点时无法接受。采用最大可用能力的问题是最小可接受的效率随不同体系和所用设备变化较大。正如 F.R.I.《Tray Design Handbook》第 5 卷，设计实施手册的 1.20-4 页(1/15/94 修订)所述，很多设计者更喜欢按照已知的效率与负荷的关系，将塔盘设计到一个给定的液泛负荷百分数。在 5.5 节给出的 F.R.I. 雾沫夹带模型允许设计者考虑效率随负荷变化的影响。

流动状态

在一层塔盘的有效面积上，汽液之间的相互作用产生的两相混合物的本性和表象与操作条件、塔径、塔盘设计有关。“流动状态”可分为四类，在确定塔盘的性能和液泛的类型方面起着非常重要的作用。

喷溅状态——定义为液相呈液滴分散在连续汽相中的两相混合物。在低液相流率和高真空(7psia, 0.5bar)条件下，筛孔塔盘常操作在喷溅状态。与液相动能相比，汽相动能很高。因此，液体被反复吹离塔盘底板，然后以液滴的形式落下。生成不同大小的液滴。由于所有的液滴都处于喷溅状态，通常在塔盘上难以看到固定的液层。靠近塔盘底板的液体很难看作是连续的液相，有些时候甚至塔盘好像是被吹干(这种条件称为“干板”)。操作在喷溅状态的筛孔塔盘出现的液泛通常是喷射液泛，因雾沫夹带对塔盘效率的负面影响会造成分离效率的损失，这可能是塔盘可用能力的真正限制因素。

乳化状态——定义为汽相作为泡沫分散在连续的液相中的两相混合物。在高液相流率和高压精馏(大于 200psia, 15bar)条件下，筛孔塔盘常操作在乳化状态。与液相流过鼓泡面积的动能相比，汽相动能很低。因此，汽体流过塔盘底部上的筛孔时被液流撕碎，形成一群小的泡沫，这称为“乳化”。在乳化区的上方通常有少量的喷溅，但是它对雾沫夹带和效率的影响是可忽略的。在大多数情况下，操作在乳化状态的筛孔塔盘出现的液泛通常是降液管液泛。在非常靠近液泛点之前，塔盘效率一般不变。

(混合)泡沫状态——这个状态处于喷溅状态和乳化状态之间，具有两者的特性。泡沫状态由塔板底板上的泡沫层和泡沫上方的喷溅区组成。泡沫与乳化状态类似，但气泡尺寸较大(一般为 5~10mm)，经常与形状不规则的大空间(典型的当量直径是 40~80mm)。一起出现。多数筛孔塔盘操作在这个状态下，出现的液泛可能是喷射液泛，也可能是降液管液泛，因此两种液泛机理都要考虑。

鼓泡状态——在鼓泡状态中，气泡群通过相对静止的液体向上流动。这种状态出现在低汽液相流率下，除非是严重的起泡体系，工业上一般很少考虑。筛孔塔盘几乎没有在这种状态操作。

塔盘上的流动状态主要与液相和汽相的动能之比有关。这个比率称为流动参数，定义如下：

$$\text{流动参数} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (5.2-1)$$

式中： L 和 V 分别是质量流率， ρ_V 和 ρ_L 分别是汽相密度和液相密度。这个比率最重要的参

数是汽相密度，它主要与操作压力有关。工业上的精馏系统，操作压力从真空到高压，变化范围超过 5000。随 L/V 比增加，液汽动能之比增加，塔盘操作从喷溅状态转化成泡沫状态，再转化成乳化状态。

其他因素，包括流路数和塔盘尺寸，也会影响流动状态。对单溢流塔盘，随塔径的增加，在恒液泛百分数条件下，气速基本保持不变，而通过塔盘的液速大致按塔径大小成比例增加。液汽动能之比也增加，塔盘操作从喷溅状态转化成泡沫状态，再转化成乳化状态。增加塔盘的流路数具有相反的作用，即液汽动能之比降低，塔盘操作从乳化状态转化成泡沫状态，再转化成喷溅状态。

从文献上得到的模型将流动状态分为喷溅和乳化状态。当操作状态不是两种状态时，假定操作在泡沫状态。实际上，模型的不确定性常无法确定到底哪种状态起主导作用。本节描述的液泛模型不需要明确流动状态。

一般设计考虑因素

详细的塔盘设计需要进行判断。塔盘流体力学很复杂，单个设备参数的变化会影响塔盘性能多个方面。因此，当分析设计变量对塔盘性能的影响时，没有经验的工程师应向塔盘设计专家或有经验的供应商咨询。在同一流率下，同时实现喷射液泛和降液管液泛的设计，通常会得到最大的能力。以下是与液泛控制机理有关的增加能力的方法：

a. 喷射液泛，能力可能由下列方法增加：

- 增加塔径，达到目标可能采取的主要方法。
- 增加塔板间距，也是主要的方法，但有时可能会减少塔盘数，或增加塔高。达到目标会增加现有塔的费用。
- 改成填料塔，也是主要的方法，但是比增加塔板间距要容易。选择合适的填料会满足工艺的要求。

- 通过减少降液管面积或将直降液管改成斜降液管或截断式降液管来增加鼓泡面积。
- 增加孔面积和(或)降低孔径。但是，这会降低效率或降低漏液安全因子。

b. 降液管持液量液泛，能力可能由下列方法增加：

- 增加降液管高度和塔板间距。
- 降低塔板压力降，如增加孔面积和(或)降低孔径，和(或)降低出口堰高度。
- 增加降液管出口间隙，或改变降液管出口形状。但是，如果降液管底隙超过出口堰高度，可能在开工时，降液管难以自封。采用降液槽可以允许使用低出口堰来保证降液管自封。

c. 降液管速度液泛，能力可能由下列方法增加：

- 寻找最优的降液管面积。采用斜降液管或截断式降液管可以降低鼓泡面积的损失。考虑到在高压装置中存在非常小的起泡，要注意选择斜率值以便将临界区降低到降液管进口下方。对高压体系，鼓泡面积气速对降液管速度液泛的影响很大。对多数这种塔，需要选择较低的喷射液泛值以防止发生降液管液泛。

d. 体系极限液泛。原则上，设计点不能超过体系极限能力。体系极限能力是以塔截面积为基准，它不是设备参数的函数，如降液管面积与鼓泡面积之比或塔板间距。因此，如果设计接近体系极限，不要期望通过改变塔盘布置，或改变塔板间距，或改成大尺寸的填料的方法来增加能力。有些专利塔盘通过利用压力降能量来强化汽液分离，可以允许超过体系极

限能力。否则，必须扩大塔径。

喷射液泛能力的预测方法

由喷射或大量雾沫夹带造成的液泛通常称为喷射液泛，以喷溅状态和泡沫状态出现，但不太可能以乳化状态出现，因为在引起喷射液泛的任一流率之前，很可能已发生了降液管液泛。正如上面“流动状态”一节所述，汽相密度，也就是压力是决定流动状态的主要参数。在补充的 F.R.I. 喷射液泛数据库(TR138)中可以看到这个作用：在 165psia(11.38bar)的压力下只有 6% 的数据用于开发喷射液泛关联式在 300psia(20.67bar)的压力下只有一组数据，在 300psia(20.67bar)的压力以上没有数据。反之，在下面的“降液管速度液泛”一节中，可以看到高压下的实验主要是降液管液泛研究。

喷射液泛模型——在喷射液泛处的汽相能力因子(C_{BF})是塔盘设计参数、物性、液相流率的函数(TR138)。F.R.I. 喷射液泛模型是对 F.R.I. 数据库进行拟合的经验关联式。该关联式不需要识别流动状态。喷射液泛模型如下：

$$C_{BF} = (K_0)(T_1)(T_2)(T_3)(T_4)(T_5)(T_6) \quad (5.2-2)$$

式中 T_1 至 T_6 由下列公式计算：

$$T_1 = \left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho} \right)^{0.04} \quad (5.2-3)$$

$$T_2 = \exp\left(-\frac{K_2}{T_s} \right) \quad (5.2-4)$$

$$T_3 = \left(\frac{AF_{JF}}{A_B} \right)^{0.5} \text{ 或 } 1.5, \text{ 取小值。} \quad (5.2-5)$$

$$T_4 = \exp\left(\frac{0.68}{K_{41}d_h + 0.73 + K_{42}\left(\frac{Q_L}{L_W}\right)^{0.77}} \right) \quad (5.2-6)$$

$$T_5 = 1 - \left(\frac{1}{\exp\left\{ \left(\frac{A_{PC}}{100} \right)^{0.23} \left(0.25 + \frac{K_5 Q_L}{L_W} \right)^{0.2} \right\}} \right) \quad (5.2-7)$$

如果 $\frac{Q_L}{L_W} > (T_s/6)$ (美国工程单位)，或者 $(352 T_s/6)$ (SI 制)：

$$T_6 = \exp\left[-0.6 \left(1 - \frac{K_6 T_s L_W}{6 Q_L} \right)^2 \right] \quad (5.2-8)$$

否则：

$$T_6 = 1.0 \quad (5.2-9)$$

A_B ——鼓泡面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

A_{dcb} ——降液管底部面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

A_{dct} ——降液管顶部面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

AF_{JF} ——自由面积，用于喷射液泛， $(A_T - 0.5(A_{dcb} + A_{dct}))$ ， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

A_{PC} ——基于鼓泡面积的孔面积百分数，%；

A_T ——塔截面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

C_{BF} ——基于鼓泡面积能力因子，在喷射液泛条件下为 $u_{BF} \left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho} \right)^{0.5}$ ， $\text{ft/s}(\text{m/s})$ ；

- d_b ——筛孔孔径, in(m);
 L_w ——有效出口堰长度, in(m);
 Q_L ——液相体积流率, gpm(m^3/h);
 T_S ——塔板间距, in(m);
 u_{BF} ——基于鼓泡面积的喷射液泛汽相速度, ft/s(m/s);
 ρ_V ——汽相密度, lb/ft³(kg/m³);
 $\Delta\rho$ ——液相密度 - 汽相密度, lb/ft³(kg/m³);
 K_0 ——公式(5.2-2)中的因次常数, 0.9(0.274);
 K_2 ——公式(5.2-4)中的因次常数, 11(0.28);
 K_{41} ——公式(5.2-6)中的因次常数, 1(39.37);
 K_{42} ——公式(5.2-6)中的因次常数, 0.24(0.044);
 K_5 ——公式(5.2-7)中的因次常数, 1(0.1118);
 K_6 ——公式(5.2-8)中的因次常数, 1(352)。

对已知的恒定液相流率, 可用喷射液泛模型预测液泛能力。通常适用于既没有冷凝器也没有重沸器的吸收塔和汽提塔。对其他类型的塔, 特别是汽相流率和液相流率与回流有关的精馏塔, 更可取的是计算恒液汽比(L/V)的喷射液泛能力因子。这需要迭代计算, 但是并不困难, 因为只有公式(5.2-6)和公式(5.2-8)是液相流率的函数。采用重复迭代的方法, 通常三次迭代就能得到结果, 误差接近 1%。F.R.I. 核算程序提供了恒液相流率和恒液汽比(L/V)两种液泛能力的计算。

所有的测试都是在 F.R.I. 直径 4ft(1.22m)或 8ft(2.44m)塔中进行的。研究的主要变量范围如下:

| | 美国单位 | 最大 | 最小 | SI 制 | 最大 | 最小 |
|-------------------|--------------------|--------|--------|-----------------------|---------|----------|
| 液相密度 | lb/ft ³ | 87.20 | 27.10 | kg/m ³ | 1396.77 | 434.09 |
| 汽相密度 | lb/ft ³ | 3.36 | 0.01 | kg/m ³ | 53.82 | 0.19 |
| 表面张力 | dyne/cm | 70 | 0.2 | N/m | 0.07 | 0.0002 |
| 液相粘度 | cP | 1.6 | 0.035 | kg/(m·s) | 0.0016 | 0.000035 |
| 溢流强度 | gpm/in | 15.00 | 0.22 | m ³ /(h·m) | 134.11 | 2.01 |
| 塔板间距 | in | 36.00 | 12.00 | mm | 914.4 | 304.8 |
| 孔径 | in | 1.50 | 0.13 | mm | 38.1 | 3.2 |
| 鼓泡面积 塔截面积 | | 90.0% | 30.0% | | 90.0% | 30.0% |
| 自由面积 鼓泡面积 | | 218.4% | 105.4% | | 218.4% | 105.4% |
| 降液管(顶部)面积 塔截面积 | | 42.2% | 4.0% | | 42.2% | 4.0% |
| 孔面积 鼓泡面积 | | 19.5% | 6.8% | | 19.5% | 6.8% |

喷射液泛安全因子——公式(5.6-2)给出的预测恒液汽比(L/V)喷射液泛能力与测试喷射液泛能力之比, 是用于进行误差分析的(TR138)。模型所用数据的标准偏差 S_c 由公式(5.6-4)给出, 标准偏差的平均值 S_m 由公式(5.6-3)给出, 分别为 0.07 和 1.008。可以用公式(5.6-6)计算所需的安全因子 S , 它与置信度的关系见下表:

| | | | | | | | | | |
|-------------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究值 z | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 | -0.84 |
| 所需的安全因子 S | 1.22 | 1.17 | 1.12 | 1.10 | 1.08 | 1.07 | 1.05 | 1.01 | 0.95 |
| 预测的液泛, % | 82 | 86 | 89 | 91 | 93 | 94 | 95 | 99 | 105 |

在上表中, 预测液泛百分数是 $(100/S)$ 。在塔的设计和核算中, 上表有多种用途。例如, 对于一个设计能力因子为 0.25ft/s , 在恒液汽比 (L/V) 下预测的喷射液泛为 0.29ft/s 的工况, 可用以下三种方式进行评定:

- **喷射液泛百分数**——在恒液汽比 (L/V) 下, 设计值为喷射液泛的 $(0.25/0.29) \times 100 = 86\%$ 。
- **在所要求的置信度下预测的范围**——给定一个置信度, 预测的喷射液泛将在 $(0.29/S)\text{ft/s}$ 之上。例如, 在 85% 不发生液泛的情况下, 预测的喷射液泛能力将高于 $(0.29/1.08) = 0.27\text{ft/s}$; 在 95% 不发生液泛的情况下将高于 $(0.29/1.12) = 0.26\text{ft/s}$; 在 99% 不发生液泛的情况下将高于 $(0.29/1.17) = 0.25\text{ft/s}$; 在 99.9% 不发生液泛的情况下将高于 $(0.29/1.22) = 0.24\text{ft/s}$ 。
- **在设计负荷下的置信度**——在置信度为 99% 时, 设计不发生液泛的可能性为 99% 。
- **在所要求的置信度下能够达到的操作范围**——对一个不发生液泛的给定置信度, 设计的流率可以增加或降低。例如, 在 85% 不发生液泛的情况下, 设计的流率可以增加到 $(0.29/1.08) = 0.27\text{ft/s}$; 在 95% 不发生液泛的情况下为 $(0.29/1.12) = 0.26\text{ft/s}$; 在 99.9% 不发生液泛的情况下为 $(0.29/1.22) = 0.24\text{ft/s}$ 。
- **安全因子 (F)**——本设计的能力安全因子是 $(0.29/0.25) = (100/\text{液泛百分数}\%) = 1.163$ 。
- **所要求的安全因子 (S)**——对给定的置信度, 上表给出了所要求的安全因子。例如, 95% 的置信度需要安全因子为 1.12 。
- **有效安全因子**——对所要求的置信度, 设计的有效安全因子为 (F/S) 。例如, 对 95% 的置信度, 有效安全因子为 $(1.163/1.12) = 1.04$ 。

上表给出的“所要求的安全因子”仅仅是以 F.R.I. 测试数据为基础, 因此只适用于 F.R.I. 数据的范围内。对于不同于 F.R.I. 测试的体系和(或)配置, 还不能确定本模型的可靠性。当用户不能得到模型更好的估算值, 必须认识到本模型使用是有限制的。减少风险的方法有两种:

(a) 从现有的或以前的生产装置中获取数据, 这些生产装置加工的体系或相同或相似的, 使用的筛孔塔盘的尺寸也是相近的。注意有必要确认数据的可靠性。

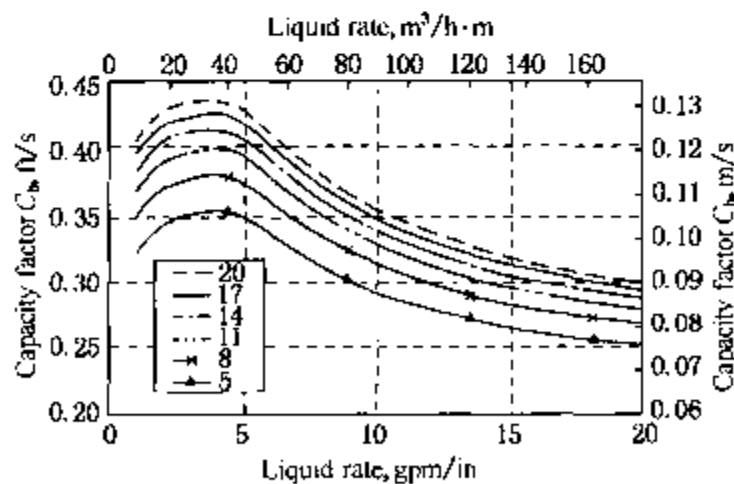


图 5.2-1 喷射液泛与开孔面积百分数和液相流率之间的关系

(b) 重新审核 F.R.I. 数据库 (TR138), 以便在相似体系和塔盘结构上找到一些有用的数据。

该数据库包括了液泛关联式的预测值, 使用者可以确定该关联式对所关心的数据集是否存在低估或高估的偏差。

进一步的降额有可能需要, 例如对起泡系统。对降额因子的一般讨论, 在《F.R.I. 设计手册》第五卷的 1.20 节中有根据实践经验形成的指南。

喷射液泛设计关联式——对本节给定的数据, 图 5.2-1 和图 5.2-3 只显示一个典型的趋势, 但一定不要用于任何特定的目的或设计中。

图 5.2-1 给出了喷射液泛能力因子的典型曲线，作为液体流率(用溢流强度表示)和开孔面积的函数。在图中清楚地显示处两个操作区。在低液相流率时，液泛时的汽相流率随液相流率的增加而增加。在高低液相流率时，汽相流率随液相流率的增加而减少。在开孔面积较少时，增加开孔面积可以大幅度增加塔盘的能力。当开孔面积高于 11%~14% 时，增加开孔面积对么能力影响很小。

图 5.2-2 显示孔径对喷射液泛能力的影响。F.R.I. 的数据和模型显示在低液相流率时，孔径对能力的影响更明显，这时流动状态很可能是喷溅状态。而在高液相流率时，流动状态很可能是乳化状态，孔径对能力的影响不太明显。同时增加开孔面积和降低筛孔孔径将降低塔盘效率和增加漏液趋势(参见 5.4 节)。图 5.2-3 显示了塔板间距对喷射液泛能力的影响。随塔板间距的增加，能力的增加减缓，尤其是当塔板间距大于 30in(762mm)以后。

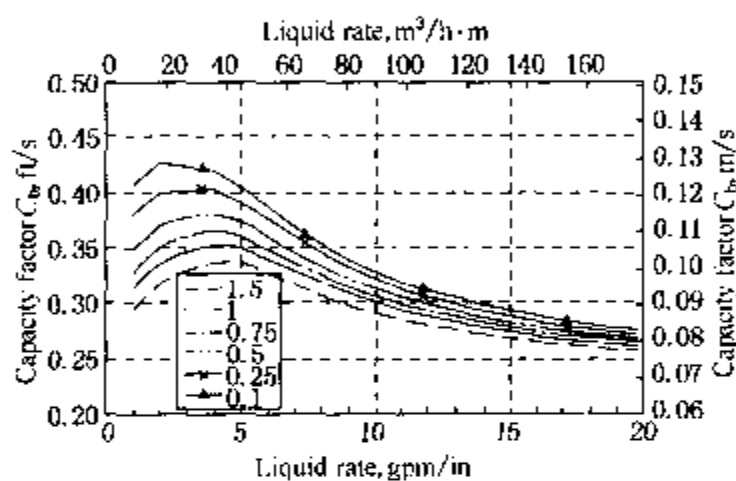


图 5.2-2 喷射液泛与孔径(in)和液相流率之间的关系

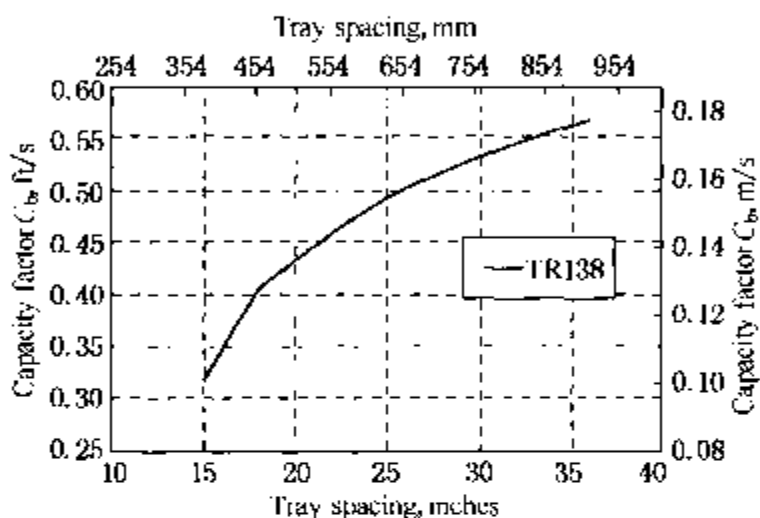


图 5.2-3 喷射液泛与塔板间距和液相流率之间的关系

降液管速度液泛的预测

降液管液泛主要与高液相负荷以及处于泡沫状态和乳化状态的操作有关。这种情况大多数发生在高压体系中，在 F.R.I. 提供的降液管液泛数据库(TR123)中可看到。75%的数据来自 165psia(11.38bar)压力下或更高的压力，20%来自常压到 165psia(11.38bar)，只有 5%的数据来自真空实验。

当汽液混合物流过出口堰进入降液管时，它会渗入已经形成的泡沫层内一些距离，并将一定量的汽体夹带到泡沫中。当泡沫向下流动时，气泡或者随之向下流动，或者向上升起逃逸出泡沫层，这和液相向下流动的剪应力与不同密度差导致的浮力之比有关。降液管正常操作时，浮力超过剪应力。气泡渗入泡沫的一定距离后，接着反转向上，升出泡沫层，再逃逸出降液管顶部。液体由降液管流向下层塔盘，几乎没有汽体。但是随着液相流率的增加，有些汽体被夹带到降液管，流到下层塔盘。这会导致降液管泡沫中的液相体积分率大幅降低，同时泡沫层高度迅速增加，经常超过降液管顶部，从而造成“降液管速度液泛”。在专题报告 123 号对本关联式的开发中，进行了更详细的讨论。

与之相关的液泛机理是“降液管持液量液泛”，即在低于临界速度的流率时，降液管中的泡沫高度超过了降液管顶部。

降液管速度液泛模型——降液管中的两相临界速度只是物性的函数，它是指进入降液管所有的汽体被夹带到下层塔盘的速度。它与塔盘和降液管设计无关，可看作是降液管的体系

极限。降液管临界速度定义为：

$$U_{DFC} = \left[\frac{1}{K_0} \frac{g^{0.4} \sigma^{0.6}}{\mu_L^{0.2}} \frac{(\rho_L - \rho_V)^{0.4}}{\rho_L^{0.8}} \right]^{1/1.8} \quad (5.2-10)$$

如果鼓泡面积的汽相速度是 0，则清液进入降液管，降液管速度就是以清液为基准。如果降液管清液速度比这个值小，则允许有一定的鼓泡面积的汽相速度。对给定的降液管清液速度公式(5.2-19)和公式(5.2-20)可以计算出允许的鼓泡面积汽相速度。降液管速度液泛经常出现在直降液管的顶部，但是斜降液管或阶梯降液管的顶部或内部也有出现。当达到临界泡沫速度时，鼓泡面积气速 u_b 是采用公式(5.2-11)和公式(5.2-12)计算的两者较小值。

a) 在降液管顶部

$$u_b = \left[\frac{1}{K_1} \left[U_{DFC} - \frac{Q_{LDC}}{K_3 A_{det}} \right] \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.26} \left[\frac{A_{det}}{A_{dc}} \right]^{0.4} \right]^{1/0.58} \quad (5.2-11)$$

b) 在降液管内

$$u_b = \left[K_2 \left[U_{DFC} - \frac{Q_{LDC}}{K_3 A_{dc}} \right] \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.22} \right]^{1/0.54} \quad (5.2-12)$$

斜降液管和阶梯降液管按直降液管的平均降液管面积， A_{dc} 处理。对斜降液管或阶梯降液管， k/T_S 之比范围是 0.4 ~ 0.6 (其中， k 是从塔板底板到阶梯的高度)。

$$A_{dc} = (A_{det} A_{deb})^{0.5} \quad (5.2-13)$$

对阶梯降液管的 k/T_S 之比超过 0.4 ~ 0.6 的范围：

$$A_{dc} = A_{det} \frac{T_S + h_w - k}{T_S + h_w} + A_{deb} \frac{k}{T_S + h_w} \quad (5.2-14)$$

式中 A_{dc} ——降液管几何平均面积， $ft^2(m^2)$ ；

A_{deb} ——降液管底部面积， $ft^2(m^2)$ ；

A_{det} ——降液管顶部面积， $ft^2(m^2)$ ；

g ——重力加速度， $ft/s^2(m/s^2)$ ；

h_{eld} ——降液管中的液体压头， $in\ liq(m\ liq)$ ；

h_{fd} ——降液管中的泡沫高度， $in(m)$ ；

h_w ——出口堰高， $in(m)$ ；

k ——自塔盘底板到阶梯降液管的阶梯处高度， $in(m)$ ；

Q_L ——液相体积流率， $gpm(m^3/h)$ ；

Q_{LDC} ——降液管中的液相流率， $Q_{LDC} = Q_L - Q_w$ ， $gpm(m^3/s)$ ；

Q_w ——在 5.5 节给出的漏液流率， $gpm(m^3/s)$ ；

T_S ——塔板间距， $in(m)$ ；

U_{DFC} ——临界降液管泡沫速度， $ft/s(m/s)$ ；

u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度， $ft/s(m/s)$ ；

α_{LDC} ——降液管中平均液相体积分率；

α_e ——降液管出口处的液相体积分率；

α_T ——塔盘上平均液相体积分率；

μ_L ——液相粘度， $cP(kg/(m \cdot s))$ ；

- ρ_L ——液相密度, lb/ft³(kg/m³);
- ρ_V ——汽相密度, lb/ft³(kg/m³);
- σ ——表面张力, dyn/cm(N/m);
- K_0 ——因次常数, 1.303(0.143);
- K_1 ——因次常数, 2.49(1.51);
- K_2 ——因次常数, 0.725(1.25);
- K_3 ——因次常数, 448.8(1.0)。

变量表的范围“喷射液泛模型”一节。

当设计点的汽相速度等于或高于由公式(5.2-19)或公式(5.2-20)计算的汽相速度时, 进入降液管泡沫层中的所有气泡就会被夹带到下层塔盘。假设整个降液管的液相体积分数近似等于塔板上的平均液相体积分数:

$$\alpha_{DC} = \alpha_c = \alpha_T \quad (5.2-15)$$

由下式计算降液管泡沫高度:

$$h_{fd} = \frac{h_{cld}}{\alpha_T} \quad (5.2-16)$$

式中 h_{cld} 是降液管中液体压头, α_T 是塔板上的液相体积分数, 将在 5.3 节中给出计算方法。如果降液管泡沫高度 h_{fd} 等于或超过塔板间距加上出口堰高, 降液管就发生液泛。可以认为降液管速度液泛就是降液管持液量液泛, 这是因为降液管内汽液两相的速度太高造成的。

降液管速度液泛安全因子——对每个塔段, 降液管速度液泛时的鼓泡面积汽相速度与设计负荷时的汽相速度之比都应等于或大于所需的安全因子。与喷射液泛安全因子类似, 可以得到所需的降液管速度液泛安全因子, 它是置信度的函数, 数值列于下表:

| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
|----------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| 研究值/ r | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 | -0.84 |
| 所需的安全因子 | 1.36 | 1.27 | 1.19 | 1.14 | 1.11 | 1.09 | 1.05 | 0.99 | 0.89 |
| 液泛百分数, % | 74 | 79 | 84 | 88 | 90 | 92 | 95 | 101 | 113 |

上表与喷射液泛一节讨论的使用方法相似。

降液管速度液泛考虑因素——降液管速度液泛能力是鼓泡面积和降液管面积的函数。

对确定的塔径, 鼓泡面积与降液管面积是相关联的。因此, 最初当降液管面积增加(同时鼓泡面积减少)时, 降液管速度液泛能力开始增加, 达到最大值后, 当降液管面积进一步增加时, 则开始降低。为了使鼓泡面积最大化, 有时采用斜降液管, 或阶梯降液管, 或截断式降液管。

图 5.2-4 显示对确定塔径的直降液管, 液泛能力与降液管面积的关系。在图中, 降液管面积表示成塔截面积的百分数。在降液管面积为 17% 的 B 点处, 达到最大的降液管液泛能力。对塔的最的能力, 还要考虑喷射液泛

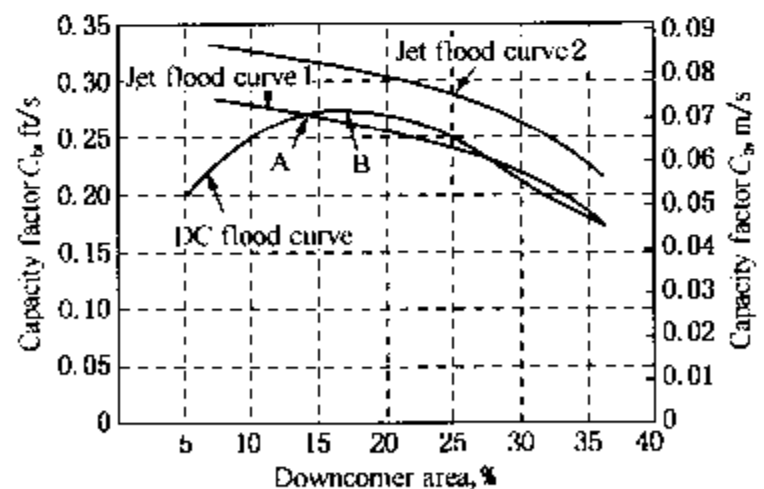


图 5.2-4 液泛能力与降液管面积的关系 (确定塔径的直降液管)

能力。对第一种情况，曲线 1 代表喷射液泛，在降液管面积为 14% 时，在 A 点达到塔的最大能力。在这种情况下，欲得到一个平衡的设计能力要考虑降液管液泛和喷射液泛两者的限制。对第二种情况，曲线 2 代表喷射液泛，其喷射液泛能力总是高于降液管液泛能力，如高压体系，在 B 点达到塔的最大能力。在这种情况下，塔的能力受到降液管液泛的限制。对斜降液管、或阶梯降液管、或截断式降液管，优化塔的最大能力的方法更为复杂。

体系极限液泛

体系极限液泛模型提供了估算与塔内构件或设计无关的、最大能力上限的方法。它是根据上升气流中，液滴力的平衡导出的，模型假设存在一个夹带所有液体向上的临界汽相速度。如果给定的设计接近体系极限（在 20% 之内），那么通过改进设计或更换其他类型的塔内件（例如，将筛孔塔盘换成填料），是不太可能大幅增加能力的。鉴于模型本身的特性及其简易性，体系极限模型是近似的模型，它不适用于详细设计。

体系极限液泛——用公式(5.2-18)或公式(5.2-19)计算体系极限能力因子(C_{SS})，它是物性和液体流率的函数：

$$C_{sp} = \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.20} \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}}{1 + 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}} \quad (5.2-17)$$

对 SI 制：
$$C_{SS} = 1.354 C_{sp} e^{-2.52 \left(\frac{u_L - 0.01}{C_{sp}} \right)^2} \quad (5.2-18)$$

对美国工程单位制：
$$C_{SS} = 0.641 C_{sp} e^{-11.25 \left(\frac{u_L - 0.033}{C_{sp}} \right)^2} \quad (5.2-19)$$

式中 C_{SS} ——体系极限液泛的能力因子，ft/s(m/s)；

u_L ——基于塔截面积的液体流速，ft/s(m/s)；

σ ——表面张力，dyne/cm(N/m)；

ρ_L ——液相密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_V ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)。

通常，体系极限模型用于消除瓶颈或扩能改造的初期。用最少的输入数据，就可以显示所考虑的塔是否会满足预期的负荷的要求。由于汽相流动的面积小于塔截面积，所以降液管面积较大的塔盘是不能期望接近体系极限能力的。在这种情况下，填料、专利塔盘（如有些截断式降液管的塔盘），或双流塔盘可能会大幅增加能力。

在压力高于 150psia(10bar)下，预测的喷射液泛能力可能会超过预测的体系极限能力。当塔盘有效面积不是接近乳化状态就是处于乳化状态，以及塔盘操作可能受降液管能力的限制时，发生这种情况的可能性就会增加。

对一个恒定液体流率的操作工况，公式(5.2-18)或公式(5.2-19)不需迭代；对一个恒定液气比的工况，需要进行迭代计算。

起 泡

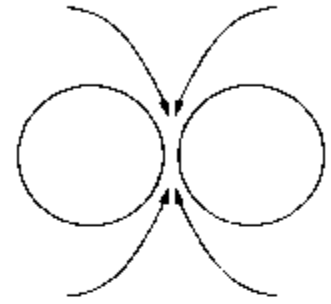
精馏塔中起泡何时发生、起泡原因等至今还没有搞得很清楚。由于造成大量的雾沫夹带或限制降液管的能力，起泡可能会影响精馏塔的能力。如果预料或怀疑有起泡发生，以下两个条件下或许适用：

1. 由于体系的物理化学性质引起的液相中的气体或汽体聚结与分离的速度特别缓慢。
2. 塔盘上鼓泡面积的流动状态是大部分汽相或气体以随意鼓泡或乳化鼓泡的形式被传到液相中。

在下面情况下会起泡：

A. Marangoni 稳定性 Marangoni 起泡的条件不易定义，但是一般在传质过程中会达到气泡的稳定。表面张力随传质过程的深入而增加的体系被认为是正体系。如果塔内是正体系，塔底的表面张力大于塔顶的表面张力。

如图所示，如果在正体系中两个气泡靠在一起，汽液相之间就会发生传质。在气泡之间的薄膜上，浓度变化的速率会大于其他地方。相对气泡表面的其他地方，这会增加膜上的表面张力。液体会被拽进薄膜中，抑制气泡聚结，稳定起泡程度。这种作用会受到传质速率及组分表面张力差异的影响。当传质过程完成，Marangoni 起泡停止，这种现象通常出现在塔盘的鼓泡面积上。但是，吸收塔和汽提塔的降液管中可能也会出现这种现象。



气泡的 Marangoni 稳定性

当表面张力梯度满足下列近似的判据时，Marangoni 起泡会出现在正体系的气泡或乳化流动状态：

$$\Delta\sigma > 0.3 \sim 1 \text{ dyne/cm (mN/m)}$$

$\Delta\sigma$ ——在两层(测量的)实际塔盘或(计算的)理论级之间的表面张力变化 dyne/cm(mN/m)。

B. 对于含部分易混合组分的液相，在靠近两个不同液相的过渡点处，只要该体系仍是单一均相的溶液就可能会起泡。倘若双组分体系是单一均相的溶液，该体系在临界点的温度和组成条件下有最大的起泡稳定性。倘若三组分或多组分体系是单相的溶液，该体系在给定的温度和组成条件下靠近褶点(Plait Point)处有最大的起泡稳定性。对上述任何情况，两个液相分离到最微小程度就会变成不起泡体系。起泡类型有时被称为 Ross 起泡，它是以 Sydney Ross 的定义命名的。(参见 F.R.I. 专题报告 68 号)。

因此，温度、压力和组成等工艺条件要选择在第二液相出现的地方或者尽可能远离临界点或褶点处操作。如果塔的设计靠近褶点，就应选择较大的喷射液泛和降液管液泛安全因子。

C. 体系存在表面活性剂。在吸收和汽提过程中这种情况最常见，在蒸馏过程中不可能是个问题。经常用化学处理方法或除泡剂的中和方法除去引起起泡的表面活性剂。表面活性剂引起的起泡条件一般非常稳定，应选择较大的喷射液泛和降液管液泛安全因子。

D. 含盐溶液会起泡，这是因为在界面处有离子交互作用。例如，碳酸盐溶液。

E. 少量极细的固体分散到液体中可能会导致生成界面表面活性，在精馏塔中引起起泡。这些固体可用过滤方法除去，或用除泡剂阻止它起作用。应选择较大的喷射液泛和降液管液泛安全因子。

F & G. 高粘度液体或分子量非常大的组分会阻止气泡间的液体排出，或干扰气泡从两相混合物中逃逸。这种体系存在其他起泡机理，更加复杂，但是通过改变工艺条件(如温度、组成等)或采用另一种塔内件可以缓解起泡问题。F.R.I. 进行过分子量较大的易起泡油的测试，结果表明填料塔比板式塔能力高(参见 1977 年和 1978 年年度报告)。采用较大降液管、较低压力降塔盘，以及最小化流体力学损失也可以增加能力。

现在还没有能预测起泡体系的性能模型、基本原理和经验式。但是，根据积累的实际

经验建立了降额因子，可用于对某些化学体系的起泡作用。在《F.R.I. 设计手册》第五卷 1.20 节中给出了这些因子表。这些因子都小于 1.0，所需的安全因子应除以适当的降额因子。

对精馏塔性能涉及起泡的讨论，可参考由 F.J. Zuiderweg 写的“咨询的报告”，题目是“起泡对流动状态、塔盘效率、降液管能力的限制”(“Flow Regime, Tray Efficiency, and Downcomer Capacity Limitation by Foaming”, November 20, 1981.)，也可参考由 Sydney Ross 和 Gary Nishikoka 写的“部分混合液体的起泡行为及其相图”(“Foaming Behavior of Partially Miscible Liquid as Related to their Phase Diagrams”)和“起泡”。(“Foams” Proceedings of a Symposium, Society of Chemical Industry, Colloid and Surface Chemistry Group, Brunel University, U.K., September 8 - 10, 1975, Academic Press, 1976)。还可以参考 M. J. Lockett 撰写的“精馏塔盘基本原理”，特别是第 44 ~ 53 页(“Distillation Tray Fundamentals”, Cambridge University Press, 1986)。

起泡的处理

| | 起泡类型 | 精馏塔问题 | 判据 | 设计采取措施 |
|--------|----------------|----------|--|---|
| 工艺过程性质 | A. Marangoni | 鼓泡面积 | $\Delta\sigma > 0.3 - 1$ mN/m (每层塔盘) | a) 除泡 b) 增大塔板间距，例如，从 0.6m 增加到 0.9m(2ft 到 3ft) |
| | B. 部分易混合液体 | 鼓泡面积 | 连接两相界面的单相 | a) 改变温度、压力 b) 增大塔板间距 |
| | C. 表面活性剂 | 鼓泡面积和降液管 | “起泡液体” | a) 除泡 b) 除泡剂，例如，吸收或过滤 c) 增大塔板间距 d) 增加降液管尺寸 |
| 流体性质 | D. 含盐溶液 | 鼓泡面积和降液管 | “起泡液体” | a) 除泡 b) 增大塔板间距 c) 增加降液管尺寸 |
| | E. 极细固体 | 鼓泡面积和降液管 | “起泡液体” | a) 除去固体，例如，过滤 b) 增大塔板间距 c) 增加降液管尺寸 |
| | F. 大分子量物质的稳定表面 | 鼓泡面积和降液管 | “起泡液体” | a) 除去 b) 增大塔板间距 c) 增加降液管尺寸 |
| | G. 高粘度液体 | 降液管 | “起泡液体” | a) 降低粘度 b) 扩大降液管 c) 最小化流体力学损失 |

5.3 筛孔塔盘的液体压头、压力降和降液管持液量液泛

总的来说，液体从降液管流出，流过塔盘的鼓泡面积(分散-收缩流动通道)。当液体流过鼓泡面积时，下层塔盘的汽体从塔盘底板上的筛孔流出，使液相充气形成两相混合物。汽

液两相混合物的本性与汽液相对速度有关(见 5.2 节对四类流动状态的讨论)。当混合物流过塔盘时, 汽体脱离流向上层塔盘, 被由下层塔盘上来的汽相所置换。在出口堰处或出口堰之前, 两相混合物被推过出口堰进入降液管, 在降液管中进行汽液脱离(塔盘处于正常操作)。无论汽液两相混合物的性质如何, 处于和靠近塔盘底部, 液相体积分率最大, 向上逐步降低, 直到全部为汽相或者到达上层塔盘。对后一种情况, 液体被夹带到上层塔盘, 导致塔板效率下降(参见 5.4 和 5.5 节)。

影响液体流过塔盘的一个重要因素是孔面积。如果孔面积相对汽相速度过大, 部分(或全部)液体就会通过筛孔漏下。这种漏液将会使塔板效率下降(参见 5.4 和 5.5 节)。漏液也会降低塔盘上的液体压头。如果所有的液体都通过筛孔漏下, 则称之为倾泄。达到完全倾泄之前, 降液管将失去液封。

如上所述, 可以很容易地推想到, 在精馏塔塔盘上及其降液管中的汽液流动是很复杂的现象。它不仅有两相扰动流动, 在塔盘板的泡沫层大多数汽相和液相的流动是彼此垂直相交的。在泡沫主体上方的喷溅区和降液管中, 两相是逆流/顺流。虽然 F.R.I. 模型是根据物理和水力学第一准则导出的, 但是所有常数和系数最终都是以 F.R.I. 数据库为基础回归得到的。因此, 将本模型用于数据库范围之外要特别小心。F.R.I. 水力学模型是一个整体, 这意味着参数是相互关联的: 例如, 漏液会影响液体压头, 液体压头会影响压力降, 它们还会影响降液管持液量。因此, 许多迭代计算过程是必须的。在 F.R.I. 计算机程序中可以完成迭代过程。

雾沫夹带增加塔板压力降和降液管负荷。但是, 定量预测雾沫夹带还相当不可靠。因此作为对液体负荷的校正, 雾沫夹带尚未包含在关联式中。在计算程序中肯定要考虑雾沫夹带的影响, 但使用者对所计算的数值应判断有无雾沫夹带的影响。

液体压头

塔板上的液体压头(有时也称为“清液层高度”或“持液量”)是塔盘性能的重要参数, 不仅对其本身, 而且与其他参数模型有关, 如压力降、漏液、降液管持液量和塔板效率。它也间接影响喷射液泛和雾沫夹带, 但影响程度较小。

液体压头模型——液体压头模型是最受关注的模型, 文献中最常引用的是 Colwell 模型(“Clear Liquid Head and Froth Density on Sieve Trays”, Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 20, 1981)。它是基于理论原理, 根据拟合实验数据调整经验参数而导出的。F.R.I. 模型是 Colwell 模型的修正, 由 F.R.I. 小型数据库导出, 数据库包括用伽玛射线扫描测量的液体压头数据。模型保留了 Colwell 模型主要的特征, 而大大改善了低液体流率下的预测值。操作条件范围很宽的情况下, 本模型还采用大约 3000 个不太精确的鼓泡器测量的数据, 进行了测试和比较, 其结果确认本模型性能良好。在模型中还包括了漏液对液体压头的影响。

塔板上的液体压头 h_{cl} 是物性、流率和塔盘设计的函数。F.R.I. 液体压头模型如下:

$$h_{cl} = a_T h_w + K_2 \left[\frac{\alpha_T^{0.5}}{C_d} \right]^{0.67} \left[\frac{(Q_L - Q_w)}{L_w} \right]^{0.45} \quad (5.3 - 1)$$

$$Fr_b = K_1 \left[\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right] \left[\frac{u_b^2}{gh_{cl}} \right] \quad (5.3 - 2)$$

$$\eta = 13.3 Fr_b^{0.4} \phi^{-0.25} \quad (5.3 - 3)$$

$$\alpha_T = \frac{1}{(1 + \eta)} \quad (5.3-4)$$

如果 $\frac{(h_f - h_w)}{h_w} \leq 8.135$, 则 $C_d = 0.61 + 0.08 \frac{(h_f - h_w)}{h_w}$ (5.3-5)

注意如果公式(5.3-5)中因 $h_w = 0$ 无法计算, 设堰高最小值为 $h_w = 0.0004 \text{in} (0.01 \text{mm})$ 能避免出现这个问题, 且没有重大误差。

或者
$$C_d = 1.06 \left[1 + \left[\frac{h_w}{h_f - h_w} \right] \right]^{1.5} \quad (5.3-6)$$

式中 C_d ——由公式(5.3-5)和公式(5.3-6)定义的系数;

Fr_b ——基于鼓泡面积的 Froude 数;

g ——重力加速度, $\text{ft/s}^2 (32.174) (\text{m/s}^2 (9.81))$;

h_{cl} ——塔板上液体压头, $\text{in} (\text{热液柱}) (\text{m 热液柱})$;

h_f ——塔板上的泡沫高度 $\left(= \frac{h_{cl}}{\alpha_T} \right)$, $\text{in} (\text{m})$;

h_w ——出口堰高, $\text{in} (\text{m})$;

Q_L ——液相体积流率, $\text{gpm} (\text{m}^3/\text{s})$;

Q_W ——漏液流率, $\text{gpm} (\text{m}^3/\text{s})$;

u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度; $\text{ft/s} (\text{m/s})$;

L_w ——出口堰长度, $\text{in} (\text{m})$;

α_T ——两相传播的液相体积分率;

ρ_v ——汽相密度, $\text{lb/ft}^3 (\text{kg/m}^3)$;

ρ_l ——液相密度, $\text{lb/ft}^3 (\text{kg/m}^3)$;

φ ——孔面积与鼓泡面积之比;

η ——塔板上的汽液体积比;

K_1 ——因次常数, 12(1);

K_2 ——因次常数, 1.02(0.385)。

公式(5.3-2)中的液体压头 h_{cl} 是独立变量, 因此模型必须通过迭代求解。先给个初值 (例如, 1in), 通过重复代入法可得到结果。当塔盘在漏液点上方操作时, 液体压头模型可以本身求解。在漏液点下方, 则必须与漏液模型联立求解。

模型的应用——一般不单独使用液体压头模型, 而要结合压力降、漏液、降液管持液量和塔板效率模型一起使用。因为每个相关模型都有自己的可靠性分析, 定义安全因子为置信度的函数, 因此没有必要进行可靠性分析。测试模型的精确度时, 有 55 组伽玛扫描数据可用, 采用 5.2 节所述的方法, 表明 95% 的置信区间预测值为 $\pm 35\%$ 。用伽玛扫描设备收集数据是在 1987 年以后, 在此之前大量的数据是用鼓泡器测量的, 这些数据点太分散。

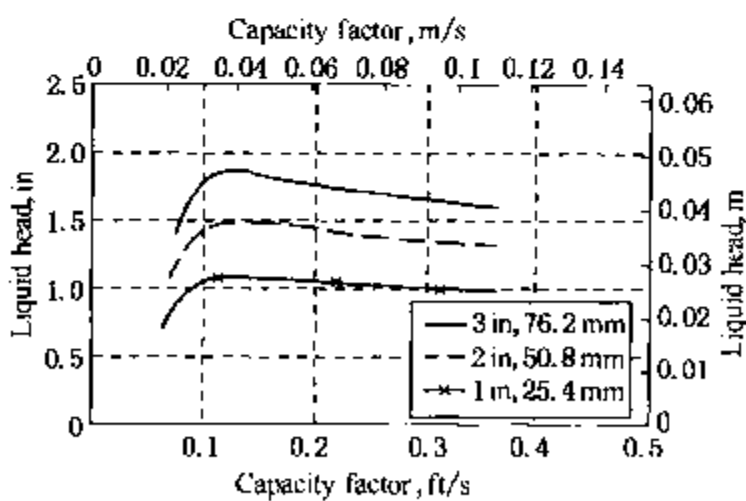


图 5.3-1 堰高对塔板上液体压头的影响

液体压头的考虑因素——出口堰高是影响液体压头最重要的塔盘设计参数。图 5.3-1

是在全回流条件下，用公式(5.3-1)计算的塔盘液体压头预测值与不同堰高的比较。在低的汽相流率下，由于漏液造成液体压头的下降。

压力降

压力降是重要参数，不仅影响单个塔盘的性能，而且对整个塔也有影响，特别是那些相对挥发度较低的体系和真空体系。

在真空条件下，选择塔盘有两个主要前提。首先要避免或减少结垢和(或)在高温下造成产品降级。其次重沸器可以采用较低温度的加热介质。根据塔底操作温度的限制，设定塔底压力，然后根据塔的压力降设定塔顶压力。其结果可能导致冷凝压力对冷凝器的尺寸和冷却剂的选择产生重大影响。塔的压力降有10%的不正常可能会导致塔顶压力20%以上的波动(例如，塔底为150mmHg，全塔压力降为100mmHg，塔顶压力为50mmHg)。

对相对挥发度低的体系，常需要大量的塔盘以达到所需的产品纯度。如果塔在接近或低于常压操作，塔板压力降就会占整个系统压力降的绝大部分。因为相对挥发度是压力的函数(随压力的增加而降低)，高于预计的压力降将会增加所需的回流。另外，如果塔底和塔顶温度都受限，则压力降将决定塔盘的数量，这意味着为满足产品纯度的要求可能需要增加回流比。

当低压力降是关键的设计因素时，可考虑填料塔作为板式塔的另一选择。

塔板压力降常常是影响降液管持液量的最大单项。因此，它是降液管持液量液泛的主要因素(参见下面的“降液管持液量液泛”一节)。除了上面列出的两种情况，压力降不大可能是塔盘设计的限制条件。

压力降模型——塔盘的压力降由塔板上的液体压头加上下列压力损失组成(TR119)：

- 通过湿孔的压力降；
- 鼓泡形成的压力降；
- 汽体离开筛孔减速时的压力补偿；
- 汽体减速时的摩擦压力损失；
- 上层塔盘液体漏液降到泡沫表面所施加的力。

对大多数情况，最后两个因素影响很小，可以忽略。剩下的三个因素要一起考虑，通过一个关联参数将它们与干板压力降联系起来。F.R.I.的压力降模型是：

$$\Delta P = u_b^2 K_2 + h_{cl} \quad (5.3-7)$$

$$\text{式中} \quad K_2 = 0.44 K_1 \frac{1 - \phi^2}{\phi^{0.2}} \left[\frac{d_h}{t} \right]^{0.2} \frac{\rho_G}{g \rho_L \phi^2} \quad (5.3-8)$$

- 式中
- d_h ——筛孔孔径，in(m)；
 - g ——重力加速度，ft/s²(m/s²)；
 - h_{cl} ——塔板上液体压头，in(m)；
 - ΔP ——塔板总压力降，in liq(m liq)；
 - t ——塔板厚度，in(m)；
 - u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度，ft/s(m/s)；
 - ρ_V ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)；
 - ρ_L ——液相密度，lb/ft³(kg/m³)；

ϕ ——孔面积与鼓泡面积之比；

K_1 ——因次常数，12(1)。

当塔盘操作在漏液点之上时，可用公式(5.3-7)和公式(5.3-8)计算压力降，须给定汽相速度和液体压头——后者是公式(5.3-1)至公式(5.3-6)的计算结果。在漏液点之下操作时，本压力降模型必须与漏液模型和液体压头模型一起联立求解。

模型的应用——当压力降是塔盘设计和辅助设备的关键时，有必要考虑模型的不确定性。根据所需适当的置信度，指定的最大压力降必须大于模型预测的压力降。常用预测的安全因子表示，它应大于所需的安全因子。

$$\text{预测的安全因子} = \frac{\text{给定最大压力降下的汽相流率}}{\text{给定工艺条件下的汽相流率}} \quad (5.3-9)$$

根据预测压力降与测量压力降之比分析模型的可靠性。在没有漏液的情况下压力降模型预测好于有漏液条件下得到的数据。所以，下面给出两组所需的安全因子：

| 置信度/% | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
|------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 没有漏液 | | | | | | | | | |
| 所需的安全因子 | 1.66 | 1.51 | 1.39 | 1.32 | 1.27 | 1.23 | 1.18 | 1.08 | 0.92 |
| 预测极限的百分数/% | 60.4 | 66.1 | 72.2 | 76.0 | 78.7 | 81.1 | 85.1 | 93.0 | 1.09 |
| 漏液 | | | | | | | | | |
| 所需的安全因子 | 1.73 | 1.55 | 1.38 | 1.22 | 1.19 | 1.12 | 0.99 | 0.99 | 0.79 |
| 预测极限的百分数/% | 57.8 | 64.7 | 72.3 | 77.2 | 80.8 | 84.1 | 89.7 | 101 | 127 |

漏液模型见 5.5 节。

压力降的考虑因素——筛孔孔径和孔面积是影响压力降的两个主要变量。堰高和塔板厚度也会影响塔板压力降，但影响较小。通过调整孔径和孔面积，总是可以保证设计的塔盘满足指定的压力降要求，图 5.3-2 比较了两种塔盘的压力降，高压力降塔盘的孔径为 3/16in，

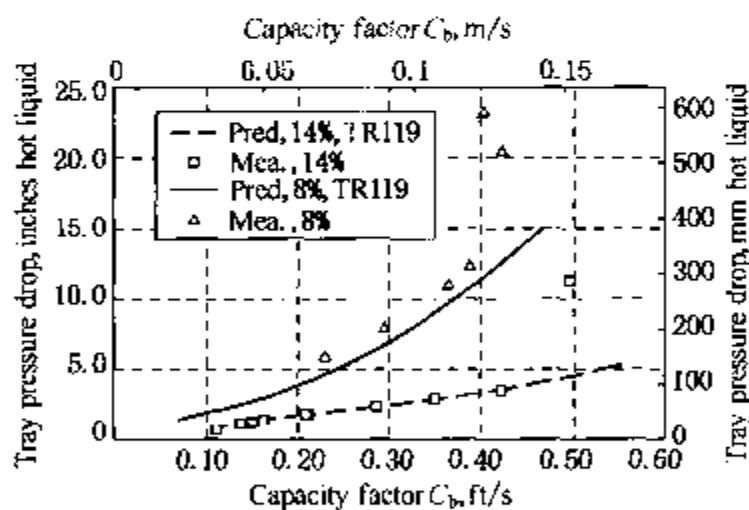


图 5.3-2 两种塔盘压力降的对比
塔盘 1：孔径为 3/16in，孔面积 14%；塔盘 2：
孔径为 1in，孔面积 8%；全回流操作

孔面积 14%；低压力降塔盘的孔径为 1in，孔面积 8%。低压力降的塔盘在低汽体流率下常会有大量的漏液。为操作稳定，可能有最小塔板压力降的要求。注意当接近液泛时，预测的压力降增加并不快，这是由于本模型没有考虑由液体夹带所造成液体负荷的增加。

降液管持液量液泛

当降液管中的泡沫累积量上升到塔盘出口堰以上时，就会发生降液管液泛。它是分别由下述两个机理之一引起的：降液管中速度过大（参见 5.2 节）或流体流动阻力过大。解决的办法

根据根据不同机理有所不同。防止发生降液管速度液泛，需要更大的降液管面积和(或)鼓泡面积(许多情况采用斜降液管比较好)，而增加塔板间距或降低塔板压力降则见效不大。相反，对降液管持液量液泛，增加塔板间距或降低塔板压力降有用，但是采用直降液管、斜降液管或阶梯降液管来增加降液管面积则帮助不大。

塔盘上汽液流率的体积比是确定引起降液管液泛机理的关键参数。一般的指导原则是，降液管速度液泛大多数与高压体系或高液体流率体系有关；而降液管持液量液泛大多数与高气相流率的真空低压体系有关。

理想情况是，在降液管泡沫中汽相从液相中分离并从降液管顶部逸出，然后继续沿塔向上流动，而剩下的清液则流到下层塔盘。在高液体流率下，可能达不到清液的程度，有些汽体被液体夹带，流出降液管，进入下层塔盘。在本节中这两种情况都会讨论。

降液管持液量模型——降液管持液量液泛由三部分组成，用以进行计算(TR123)：

- 降液管中的液体压头；
- 降液管中的泡沫高度和液相体积分率分布，没有汽体被夹带到下层塔盘；
- 降液管中的泡沫高度和液相体积分率分布，有汽体被夹带到下层塔盘。

本模型的这些部分是按直降液管提出的(降液管的截面积不变)。对斜降液管和阶梯降液管，采用公式(5.2-13)和公式(5.2-14)计算的降液管平均面积 A_{dc} 。

降液管中的液体压头——液体流过降液管会受到四个力的作用，其结果形成降液管持液量，它们是：

- 塔板压力降 ΔP (见上面的公式(5.3-7))；
- 流过降液管出口的压头损失 h_{udc} ；
- 降液管中的摩擦损失 h_{fin} ；
- 降液管出口处的液体压头 h_{cli} 。

故：

$$h_{cld} = h_{cli} + (\Delta P + h_{fin} + h_{udc}) \left[\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_V} \right] \quad (5.3-10)$$

$$h_{udc} = \frac{K_1 e^{K_2 R_{dc}}}{2g} \left[\frac{Q_{LDC}}{C_d A_{ex} \alpha_e} \right]^2 \frac{\alpha_e \rho_L + (1 - \alpha_e) \rho_V}{\rho_L} \quad (5.3-11)$$

$$h_{fin} = \frac{K_3}{2g} \left[\frac{Q_{LDC}}{A_{dc}} \right]^2 \frac{\Delta P + h_{cli} + h_{udc}}{R_{dc}} \quad (5.3-12)$$

该公式的最后一项表示降液管中汽液接触的高度。

$$h_{cli} = h_{cl} \left(1.6 - e^{-\frac{0.007}{\alpha_1}} \right) \left[\frac{A_{dcb}}{A_{dcl}} \right]^{0.5} \quad (5.3-13)$$

F.R.I. 的数据显示在直径为 4ft 塔中的流路长度一般小于 40in，水力梯度并不太大。

$$R_{dc} = \frac{K_4 A_{dc}}{P_{dc}} \quad (5.3-14)$$

$$P_{dc} = \frac{P_{dcl} + P_{dcb}}{2} \quad (5.3-15)$$

式中 A_{ex} ——降液管最小出口面积， $ft^2(m^2)$ ；

A_{dc} ——平均降液管面积，对斜降液管和阶梯降液管见公式(5.2-13)和公式(5.2-14)， $ft^2(m^2)$ ；

A_{dcb} ——降液管底部面积， $ft^2(m^2)$ ；

A_{dcl} ——降液管顶部面积， $ft^2(m^2)$ ；

g ——重力加速度， $ft/s^2(m/s^2)$ ；

h_{cl} ——塔板上液体压头， $in(m)$ ；

- h_{clt} ——降液管中的液体压头(持液量), in(m);
- h_{cli} ——降液管出口处的液体压头, in(m);
- h_{fm} ——由摩擦阻力造成的降液管内的压头损失, in(m);
- h_{udc} ——降液管出口处压头损失, in(m);
- ΔP ——塔板总压力降, in 液柱(m 液柱);
- P_{dc} ——平均降液管周长, in(m);
- P_{dcb} ——降液管底部周长, in(m);
- P_{dct} ——降液管顶部周长, in(m);
- Q_L ——液相体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{s})$;
- Q_{LDC} ——降液管中的液相流率, $Q_L - Q_W$, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{s})$;
- Q_W ——漏液流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{s})$;
- R_{dc} ——降液管的平均水力半径, in(m);
- α_T ——塔板上的平均液相体积分率;
- α_r ——降液管出口处的液相体积分率;
- ρ_l ——液相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
- ρ_v ——汽相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
- C_d ——降液管出口的流出系数, 0.6(0.6);
- K_1 ——公式(5.3-11)中的因次常数, $6 \times 10^{-5}(1)$;
- K_2 ——公式(5.3-11)中的因次常数, $-0.61(-24)$;
- K_3 ——公式(5.3-12)中的因次常数, $1.2 \times 10^{-5}(0.2)$;
- K_4 ——公式(5.3-14)中的因次常数, 144(1)。

无气体夹带到下层塔盘时, 泡沫高度和液体体积分率分布图——理想情况是, 当泡沫离开塔盘流过出口堰进入降液管中, 泡沫中的汽泡逐步聚结, 直到汽泡足够大时才逆着液流向上升起并逸出降液管顶部。这个过程使泡沫中的液相体积分率增加, 继续向下流动, 直到没有剩余的汽体为止。泡沫顶部到刚形成清液之间的距离称为最大鼓泡渗透高度 h_{mb} , 见图 5.3-3 所示。降液管持液量(或汽液两相高度) h_{DF} 是从降液管底部到泡沫的顶部之间的距离。

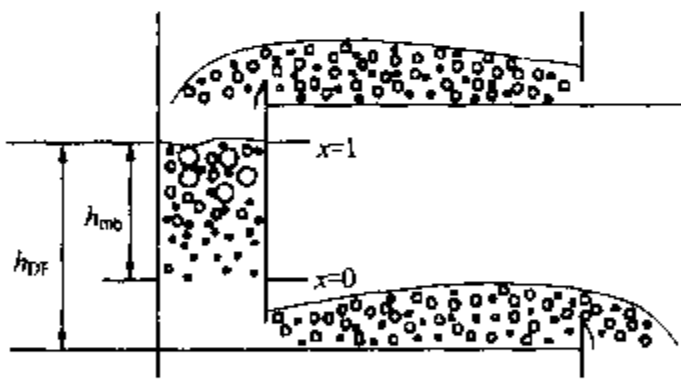


图 5.3-3 无气体夹带到下层塔盘时的降液管操作

为了模拟液相体积分率分布, 定义一个无因次高度:

$$\text{无因次泡沫高度 } x = \frac{\text{清液上方的距离}}{\text{最大鼓泡高度 } h_{mb}}$$

在 $x=0$ 处, 即清液层的上界面, 局部液相体积分率为 1; 在 $x=1$ 处, 即泡沫层的上表面, 假设此处的液相体积分率与塔盘上的相等(α_T)。用公式(5.3-16)到公式(5.3-21)计算最大鼓泡渗透高度 h_{mb} , 但是要注意只有当 $R_{SB} < 1$ 时, 才能得到 h_{mb} 的有限值。

$$h_{mb} = K_4 Re_{dc}^{0.2} \frac{U_{DF}^2}{g} \left[1 + \frac{1}{\left[(1 - R_{SB}) \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right) \right]^{0.24}} \right] \quad (5.3-16)$$

$$Re_{dc} = K_5 \frac{4R_{dc}\rho_L U_{DF}}{\mu_L} \quad (5.3-17)$$

$$R_{dc} = K_6 \frac{A_{dc}}{P_{dc}} \quad (5.3-18)$$

$$U_{DF} = u_{Ldc} + K_7 u_b^{0.54} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right]^{0.22} \quad (5.3-19)$$

$$u_{Ldc} = K_8 \frac{Q_{LDC}}{A_{dc}} \quad (5.3-20)$$

$$R_{SB} = \left[\frac{U_{DF}}{U_{DFC}} \right]^{1.8} \quad (5.3-21)$$

式中： U_{DFC} 用5.2节中的公式(5.2-10)计算。泡沫层中的液相体积分率分布表示成：

$$\alpha_{dc}(x) = 1 - (1 - \alpha_T)(C + 1)x^2 + (1 - \alpha_T)Cx^3 \quad (5.3-22)$$

$$0 \leq x \leq 1$$

式中

$$C = 1.11(e^{K_9 u_L}) - \text{TANH} \left[\frac{\left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right) - 72}{23} \right] \quad (5.3-23)$$

注意：TANH 函数要用弧度。

总高度 h_{DF} 是降液管底部到泡沫顶部的距离，计算的总高度为

$$h_{DF} = h_{eld} + h_{mb}(1 - \alpha_{df}) \quad (5.3-24)$$

通过对公式(5.3-22)从 $x=0$ 到 1 进行积分，得到泡沫层中平均的液相体积分率：

$$\alpha_{df} = 1 - \frac{C_1}{3} + \frac{C_2}{4} \quad (5.3-25)$$

式中 $C_1 = (1 - \alpha_T)(C + 1)$

$C_2 = (1 - \alpha_T)C$

最后，计算得到的降液管中平均的液相体积分率 α_{DC} 为：

$$\alpha_{DC} = \frac{h_{eld}}{h_{DF}} \quad (5.3-26)$$

公式(5.3-16)至公式(5.3-28)的符号表为：

A_{dc} ——平均降液管面积，见公式(5.2-13)和公式(5.2-19)， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

C ——公式(5.2-23)定义的泡沫密度参数；

g ——重力加速度， $\text{ft}/\text{s}^2(\text{m}/\text{s}^2)$ ；

h_{eld} ——降液管中的液体压头(持液量)， $\text{in}(\text{m})$ ；

h_{DF} ——降液管底部到泡沫顶部的总高度， $\text{in}(\text{m})$ ；

h_{mb} ——最大鼓泡高度， $\text{in}(\text{m})$ ；

P_{dc} ——平均降液管周长，见公式(5.3-15)， $\text{in}(\text{m})$ ；

Q_{Ldc} ——降液管中的液相流率， $Q_L - Q_w$ ， $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{s})$ ；

- R_{dc} ——降液管的平均水力半径, in(m);
 Re_{dc} ——降液管的雷诺数;
 R_{SB} ——剪应力与浮力之比, 基于平均降液管泡沫速度 U_{DF}
 u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度, ft/s(m/s);
 U_{DF} ——降液管内的泡沫平均速度, 定义在公式(5.3-19), ft/s(m/s);
 U_{DFC} ——临界降液管泡沫速度, 定义在公式(5.2-10), ft/s(m/s);
 $u_{l,dc}$ ——降液管内的清液速度, ft/s(m/s);
 x ——降液管泡沫层的无因次高度(见图 5.3-3 和图 5.3-4);
 $\alpha_{dc}(x)$ ——降液管泡沫层中的局部液相体积分率;
 α_{DC} ——降液管中的平均液相体积分率;
 α_{df} ——降液管泡沫层中的平均液相体积分率;
 α_T ——塔板上鼓泡面积的平均液相体积分率;
 ρ_L ——液相密度, lb/ft³(kg/m³);
 ρ_V ——汽相密度, lb/ft³(kg/m³);
 μ_L ——液相粘度, cP(kg/(m·s));
 σ ——表面张力, dyn/cm(N/m);
 K_4 ——公式(5.3-16)中的因次常数, 14.28(1.19);
 K_5 ——公式(5.3-17)中的因次常数, 124(1);
 K_6 ——公式(5.3-18)中的因次常数, 144(1);
 K_7 ——公式(5.3-19)中的因次常数, 1.38(0.8);
 K_8 ——公式(5.3-20)中的因次常数, 0.00223(1);
 K_9 ——公式(5.3-23)中的因次常数, 1.62(1620)。

有汽体夹带到下层塔盘时, 泡沫高度和液体体积分率分布图——降液管汽液两相速度较

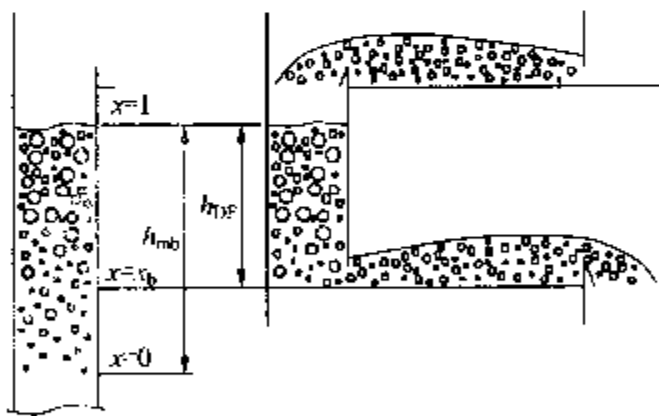


图 5.3-4 有汽体夹带到下层塔盘时的降液管操作

高时, 不能完全澄清泡沫, 汽体被带出降液管出口, 流到下层塔盘的鼓泡面积上。结果, 降液管中没有清液层。

图 5.3-4 分成两部分。该图的左手边处于高流体流率。公式(5.3-16)预测的最大鼓泡渗透高度, h_{mb} 超过了降液管底部。在降液管底部, 无因次泡沫高度是 x_b , 而降液管中的总泡沫高度是:

$$h_{DC} = h_{mb}(1 - x_b) \quad (5.3-27)$$

式中 h_{mb} 是与公式(5.3-16)~(5.3-21)计算的

完全澄清的情况相同。 x_b 由数值积分求出:

$$\begin{aligned}
 h_{cld} &= h_{mb} \int_{x_b}^1 \alpha_{dc}(x) dx \\
 &= h_{mb} \left[(1 - x_b) - \frac{C_1}{3}(1 - x_b^3) + \frac{C_2}{4}(1 - x_b^4) \right] \quad (5.3-28)
 \end{aligned}$$

$$\text{式中 } C_1 = (1 - \alpha_T)(C + 1)$$

$$C_2 = (1 - \alpha_T)C$$

需要迭代求解。注意在公式(5.3-22)必须用每个试算值 x_b ，计算出公式(5.3-11)所用的 α_e (降液管出口处的液相体积分率)。一旦得到 x_b 的收敛值，就可确定 h_{DF} ，进而可用公式(5.2-26)计算降液管中的平均液相体积分率。

模型的应用——降液管持液量液泛模型是以降液管液泛数据为基础。即假设在液泛点，预测的降液管总高度(泡沫加上所有清液层) h_{DF} 等于从降液管底部到出口堰的顶部之间的距离。在降液管的操作中，一般不可能测量降液管的泡沫高度，因为由出口堰出来的汽液混合物是以喷流的形式落在降液管泡沫中的。泡沫高度是在低于降液管持液量液泛点流率条件下预测的，不能期望很准确。

降液管持液量液泛安全因子——降液管持液量液泛时的汽相速度与给定的汽相速度之比，表示为预测的安全因子，它应等于或大于所需的安全因子。

$$\text{预测的安全因子} = \frac{\text{降液管持液量液泛时预测的汽相速度}}{\text{给定的汽相速度}}$$

用降液管持液量液泛时预测的汽相速度与测量的汽相速度之比，分析降液管持液量模型。在下表中给出了所需的安全因子和液泛百分数，它们是置信度的函数，正如在 5.2 节所讨论的那样，这是另外一种用法。

| | | | | | | | | | |
|----------|------|------|------|-----|------|------|------|------|------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 所需的安全因子 | 1.44 | 1.34 | 1.25 | 1.2 | 1.17 | 1.14 | 1.10 | 1.03 | 0.92 |
| 液泛百分数, % | 70 | 75 | 80 | 83 | 86 | 88 | 91 | 97 | 108 |

注意: 模型的统计数据(安全因子和液泛百分数)只是以 F.R.I. 测试计划为基础，所以只适用于在 F.R.I. 数据范围内的设计。对不同于 F.R.I. 测试的体系和(或)塔盘结构，本模型的可靠性是不确定的。因为难以估计本模型的不确定性，使用者必须认识到模型的局限性。减少风险的两个途径如下：

(a) 从现在或以前的生产装置中获取数据，生产的体系应相同或相似，筛孔塔的直径应相似。注意：必须证实数据的可靠性。

(b) 重新查阅专题报告 TR123 用于开发模型的数据范围。

(c) 重新查阅 F.R.I. 数据库(TR123)，在相似的体系和塔盘结构的实验中寻找数据，校核它们的性能，并与喷射液泛模型和降液管模型进行比较。

例如，对起泡体系，需要进一步降额。对降额因子的一般讨论，连同来自于实际经验的设计指南见《F.R.I. 设计手册》第五卷，设计实施的 1.20 节。

降液管持液量液泛考虑因素——在设计中应避免降液管持液量液泛。如果降液管持液量液泛是限制因素，就不能达到塔的最大能力。为了减少降液管持液量，应通过增加降液管出口高度控制降液管出口损失 h_{udc} 小于 1in(25.4mm)。降液管持液量的主要部分是塔板压力降。所以，设法降低塔板压力降会减少降液管持液量，增加降液管持液量液泛能力。

5.4 筛孔塔板效率

概 述

传质效率——塔板效率用于将理论级数转换成实际塔盘数。塔板效率主要是物性的函

数, 对不同体系, 效率范围在 20% ~ 130% 之间。塔板效率还受塔盘的物理参数影响, 如流路长度、孔面积分率, 孔径、塔板厚度和出口堰高。对多数体系, 一般这些影响限制在相对基准的 20% 以内。汽相和液相负荷对效率的直接影响很小, 漏液和雾沫夹带会在一定程度上降低塔板效率, 与漏液和雾沫夹带量以及其他塔盘的操作条件有关。包括液体滞留区和汽相沟流的非理想液体和汽体流动, 也会降低塔板效率。F.R.I. 在实验和理论上都研究过塔板效率, 并开发了效率模型用于塔盘设计。总体上, F.R.I. 效率模型是以双阻力或双膜理论的结构为基础, 这个结构最早于 1958 年应用并发表在 AIChE 上。

在文献和实践中用过各种传质效率的术语, 如点效率、塔板效率、塔效率、汽相效率和液相效率。在专题报告 TR126 和 F.R.I. 发表在 I&EC (Vol. 35, No. 8, Page 2660 - 2671, 1996) 上的论文中可找到它们的定义及它们之间的关系。

塔板效率模型

平衡曲线斜率 m ——平衡曲线斜率, m 是预测效率的重要参数。它不仅影响传质单元数, 而且影响根据点效率转化的总塔板效率。对二元精馏体系, 定义式为:

$$m = \frac{\alpha}{(1 + x(\alpha - 1))^2} \quad (5.4 - 1)$$

式中 m ——平衡曲线斜率;

α ——相对挥发度;

x ——液相中易挥发组分的摩尔分率。

对吸收和汽提体系, m 等于汽液平衡常数 K 。对多组分体系, 用平均的 m 值表示切割组分的拟二元对。公式(5.4-1)表明 m 值随着塔顶到塔底的组分 x 的不同变化很大, 尤其是当 α 较大时。当一层塔盘或几层塔盘的 m 值接近常数时, 在公式(5.4-1)可用平均的液相摩尔分率得到 m 。当整个塔或者多层塔盘都要计算时, 应将 m 值接近常数的塔盘分成多个塔段来计算塔板效率。

总传质单元数, N_{OG} 和点效率——总传质单元数由总传质系数、传质有效界面和汽液两相接触时间来确定。F.R.I. 采用双阻力或双膜理论, 在大量的实验数据的基础上开发了计算 N_{OG} 的半经验模型, 这些数据包括精馏、吸收、汽提体系, 见专题报告 TR126。

$$N_{OG} = \frac{K_0 e^{-0.001 \left(\frac{d_b}{t} - 13 \right)^2}}{1 + 2.84 m \frac{\rho_V M_L}{\rho_L M_V} \left(\frac{G}{L} \right)^{0.5} \left(\frac{D_V}{D_L} \right)^{0.5}} \cdot \frac{\rho_V^{0.73} h_{cl}^{0.25} u_b^{0.2}}{\phi^{0.1}} D_V^{0.5} \quad (5.4 - 2)$$

式中 d_b ——筛孔孔径, in(m);

D_V ——汽相分子扩散系数, ft²/s(m²/s);

D_L ——液相分子扩散系数, ft²/s(m²/s);

G ——汽相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

h_{cl} ——5.3 节公式(5.3-1)计算的塔板上液体压头, in(m);

L ——液相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

m ——平衡曲线斜率;

M_V ——汽相分子量, lb/lb·mol(kg/kg·mol);

M_L ——液相分子量, lb/lb·mol(kg/kg·mol);

- N_{OG} ——总传质单元数；
 t ——塔板厚度，in(m)；
 u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度，ft/s(m/s)；
 ρ_v ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)；
 ρ_l ——液相密度，lb/ft³(kg/m³)；
 φ ——孔面积分率；
 K_0 ——因次常数，586.3(806.7)。

对常见的精馏体系， m 值接近于 1。气液相传质阻力都很大，其 N_{OG} 的范围在 0.8 ~ 1.3 之间。 m 值较小时，公式(5.4-2)中分母的第二项远小于 1，因此可以忽略，该体系可视为气相控制体系。 m 值较大时，该项比 1 大得多，可以忽略公式(5.4-2)中的第一项，可将该体系视为液相控制体系。对液相控制体系， N_{OG} 可能比气相控制体系和精馏体系小得多。液相控制体系 N_{OG} 的值的范围对确定塔盘尺寸影响很大。

如果汽体是以活塞流流过泡沫，液体在垂直方向是完全混合的，在泡沫单元上的稳态质量平衡的总传质单元数与点效率的关系是：

$$E_{OG} = 1 - e^{-N_{OG}} \quad (5.4-3)$$

式中 E_{OG} ——汽相点效率。

从上面的公式可以确定，对液相控制体系，当 N_{OG} 远小于 1 时(0.1 或更小)时，点效率与 N_{OG} 几乎成比例，即 $E_{OG} \propto N_{OG}$ 。但是对气相控制体系或精馏体系，当 N_{OG} 较大(1.5 或更大)时，点效率随 N_{OG} 增大而大大减缓。因此，当 N_{OG} 较小时，塔盘尺寸对效率的影响是通过 N_{OG} 而体现的，这是很重要的。塔盘设计者在选择塔盘尺寸时应记住这一点。

喷发池数和 Murphree 塔板效率——一旦确定了点效率，如果知道了液相和汽相流动模式，就可以估算 Murphree 塔板效率。用喷发池来标识塔盘上液相流动的特征，塔盘上的一个喷发池意味着液体完全混合，无限个喷发池就意味着液体是活塞流。计算喷发池(N)的方法如下：

$$N = 1 + \frac{Pe}{2} \quad (5.4-4)$$

$$Pe = K_0 \frac{Z^2 Q_L}{A_b h_{cl} D_e} \quad (5.4-5)$$

$$D_e = \frac{0.1}{K_1} \frac{u_b h_{cl}}{\alpha_T^{1.5}} \quad (5.4-6)$$

- A_b ——鼓泡面积，ft²(m²)；
 D_e ——涡流扩散系数，ft²/s(m²/s)；
 h_{cl} ——塔板上液体压头，in(m)；
 Z ——流路长度，in(m)；
 N ——喷发池数；
 Pe ——Peclet 数；
 Q_L ——液相体积流率，gpm(m³/s)；
 u_b ——基于鼓泡面积的汽相速度，ft/s(m/s)；
 α_T ——塔板上两相扩散的液相体积分率；
 K_0 ——因次常数，0.000186(1)；

K_1 ——因次常数, 12(1)。

假如将两层塔盘之间的汽相视为完全混合的, 则 Murphree 板效率为

$$E_{MV} = \frac{1}{\lambda} \left[\left(1 + \frac{\lambda E_{OC}}{N} \right)^N - 1 \right] \quad (5.4-7)$$

$$\lambda = mG/L$$

$$E_{MV} = \text{Murphree 汽相塔盘效率} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

式中: y_n 和 y_{n-1} 分别是汽相离开和进入塔盘 n 的摩尔分率, y_n^* 是与出口液体组成 x_n 达到相平衡的汽相摩尔分率。按照塔板效率 E_{MV} 的定义, 其值可以大于 1 或 100%。可以将塔板效率 E_{MV} 与点效率 E_{OC} 之比理解为对塔板效率的强化, 这种强化作用随 λ 和 N 的增加而明显的变动。对于 F.R.I. 测试过的烃类精馏体系, λ 接近于 1 时预测的效率强化作用最大限制值约 1.6。当预测的效率强化作用小于 1.6 时, 公式(5.4-7)预测较好。然而对 λ 和 N 较大的体系, 当预测的效率强化作用大于 1.6 时, 计算值可能会有不确定性。当预测的效率强化作用超出 F.R.I. 数据范围(>1.6), 就要特别小心。

雾沫夹带对塔板效率的影响——由于雾沫夹带会使不易挥发的组分返混到上层塔盘, 致使塔板效率下降, 这种情况大多数常发生在真空和较低的压力下。为估算由于雾沫夹带造成的塔板效率下降, 专题报告 TR128 提供了一些公式如下:

$$E_{MV}^a = \frac{E_{MV}}{1 + e f_1 \frac{G}{L} E_{MV}} \quad (5.4-8)$$

$$f_1 = 1 - 0.6 \frac{N-1}{N} \quad (5.4-9)$$

式中 E_{MV}^a ——表观(湿)Murphree 汽相塔板效率;
 e ——基于汽相流率的雾沫夹带分率;
 N ——由公式(5.4-4)计算的喷发池数;
 G ——汽相摩尔流率;
 L ——液相摩尔流率。

塔盘上液体完全混合时, 雾沫夹带对塔板效率有很不利的影响。而塔盘上液体为活塞流时, 其不利影响是非常小的。因此, 对给定的雾沫夹带量, 小塔与大塔相比, 塔板效率下降更多。雾沫夹带也增加塔板压力降和边上的点效率。这种影响很小, 可以忽略不计。

漏液对塔板效率的影响——漏液使汽液相接触短路, 将易挥发组分返混带入下层塔盘。因此, 塔板效率下降。类似于雾沫夹带, 漏液大多数常发生在真空和较低的压力下, 尽管在高液汽比(L/V)操作的汽提塔也常常存在漏液问题。由于漏液而使操作塔板效率降低。不仅与漏液量有关, 而且与塔盘上的液体流动型式有关。在专题报告 128 号给出了漏液对塔板效率影响的计算公式, 并提供了其他背景资料。

$$\frac{E_{MV}^a}{E_{MV}} = \frac{2}{1 + (1 - f_2) \omega E_{MV} + \sqrt{(1 - (1 - f_2) \omega E_{MV})^2 + 4(1 - f_2) \lambda \omega E_{MV}}} \quad (5.4-10)$$

$$f_2 = 1 - 0.5 \frac{N}{N-1} \quad (5.4-11)$$

式中 E_{MV}^a ——表观(湿)Murphree 汽相塔板效率;
 N ——由公式(5.4-4)计算的喷发池数;

$$\lambda = m \frac{G}{L};$$

$$\omega = \text{漏液分率, 漏液速率/液体流率} = \frac{Q_w}{Q_L}.$$

以上两个公式显示当液体在塔盘上是活塞流时, 漏液对塔板效率有很不利的影响。而塔盘上液体为全混流时, 其不利影响是非常小的。因此, 对给定的漏液量, 小塔与大塔相比, 塔板效率下降少些。漏液也会降低塔盘上的液体持液量和点效率, 这些在公式(5.3-1)和公式(5.4-2)中都联系起来考虑了。

总板效率(全塔效率)——总板效率定义为理论塔盘数与实际塔盘数之比, 公式为:

$$E_O = \frac{\ln(1 + (\lambda - 1)E_{MV}^a)}{\ln \lambda} \quad (5.4-12)$$

式中 E_O ——总板效率。

如果塔的各塔段的总板效率相似, 它也可称为全塔效率。理论级数除以全塔效率就能算出所需的实际塔盘数:

$$N_{AC} = \frac{N_{TC}}{E_O} \quad (5.4-13)$$

式中 N_{AC} ——塔内所需实际塔盘数;

N_{TC} ——塔内所需理论塔盘数。

如果从塔顶到塔底总板效率不同, 实际塔盘数应按塔板效率相似的塔段分段进行计算。

模型的可靠性和安全因子——根据 F.R.I. 数据库对模型可靠性进行分析。对于 F.R.I. 测试的烃类精馏体系, 塔板效率模型的平均相对误差的绝对值是 7.2%, 而预测值与测量值之比的标准偏差为 0.1066, 平均值为 1.0177。下表中给出了不同置信度所需的安全因子:

表 5.4-1 对 F.R.I. 测试的精馏体系的塔板效率安全因子

| 置信度, % | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|
| 研究值 t | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 |
| 所需的安全因子 | 1.27 | 1.19 | 1.15 | 1.13 | 1.11 | 1.07 | 1.02 |

上述安全因子只是基于 F.R.I. 大多数烃类体系的数据, 其 λ 接近于 1、塔盘筛孔孔径为 1/2in、塔盘板较薄、孔面积为 8%~14%。专题报告 TRI26 介绍了本塔板效率模型导出的详细内容。对物性不在 F.R.I. 范围内的非烃类体系, 可能需要额外的安全因子。

对 F.R.I. 测试过的吸收和汽提体系, 塔板效率模型相对误差的绝对值为 16.6%, 预测值与测量值之比的标准偏差为 0.2263, 平均值是 0.9649。下表中给出了不同置信度所需的安全因子:

表 5.4-2 对吸收何汽提体系的塔板效率安全因子

| 置信度, % | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|
| 研究值 t | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 |
| 所需的安全因子 | 1.49 | 1.34 | 1.25 | 1.20 | 1.16 | 1.09 | 0.96 |

再次提醒使用者, 上述安全因子是基于有限的 F.R.I. 数据。对 F.R.I. 数据范围以外的体系, 使用时要特别小心。表 5.4-3 给出了开发本效率模型的数据范围。

表 5.4-3 物理性质、流率何塔盘尺寸的数据范围

| | 美国工程单位制 | SI 制 |
|------------------|---------------------------------|---------------------------------|
| 汽相密度 | 0.006 ~ 5.6lb/ft ³ | 0.096 ~ 89.7kg/m ³ |
| 液相密度 | 23.2 ~ 63.4lb/ft ³ | 371.6 ~ 1015.5kg/m ³ |
| 表面张力 | 0.83 ~ 63.4dyne/cm | 0.83 ~ 63.4dyne/cm |
| 汽相粘度 | 0.00048 ~ 0.014cP | 0.00048 ~ 0.014cP |
| 液相粘度 | 0.048 ~ 0.9cP | 0.048 ~ 0.9cP |
| 汽相扩散系数 | 0.0062 ~ 3.45ft ² /h | 0.0014 ~ 0.91cm ² /s |
| 液相扩散系数 | 0.53 ~ 14.73ft ² /h | 0.12 ~ 3.8cm ² /s |
| 平衡曲线(VLE)斜率 m | 0.022 ~ 2424 | 0.022 ~ 2424 |
| $\lambda = mG/L$ | 0.022 ~ 2196 | 0.022 ~ 2196 |
| 鼓泡面积的汽相速度 | 0.11 ~ 16ft/s | 0.034 ~ 4.88m/s |
| 溢流强度 | 0.09 ~ 14.3gpm/in | 0.8 ~ 127.9m ³ /h/m |
| 计算的塔盘液体压头 | 0.2 ~ 3.8in | 0.0051 ~ 0.097in |
| 计算的喷发池数 | 1.14 ~ 185 | 1.14 ~ 185 |
| 塔径 | 48 ~ 96in | 1.22 ~ 2.44m/s |
| 鼓泡面积 | 3.8 ~ 43ft ² | 0.35 ~ 4.0m ² |
| 孔面积 | 0.4 ~ 3.5ft ² | 0.037 ~ 0.33m ² |
| 基于鼓泡面积的孔面积百分数 | 4.5% ~ 15% | 4.5% ~ 15% |
| 筛孔孔径 | 0.125 ~ 1.5in | 3.2 ~ 38.1mm |
| 出口堰高度 | 0 ~ 6in | 0 ~ 152.4mm |
| 出口堰长度 | 30 ~ 164in | 0.76 ~ 4.17m |
| 液体流路长度 | 12.2 ~ 70in | 0.31 ~ 1.78m |
| 液体流路宽度 | 36 ~ 164in | 0.91 ~ 4.17m |
| 塔板间距 | 12 ~ 36in | 0.31 ~ 0.91m |
| 塔板厚度 | 0.0625 ~ 0.25in | 1.59 ~ 6.5mm |
| 孔径/板厚 | 2 ~ 24 | 2 ~ 24 |

实际塔盘数 N_{AC} 乘以安全因子就得到全塔的实际塔盘数。吸收和汽提体系的安全因子相当大。然而，由于吸收和汽提操作正常不超过 12 个理论级，所以对大多数情况，较大的安全因子仅额外增加三层或四层塔盘。推荐新设计选在 95% 置信度下的安全因子，对改造的项目可以选较低的安全因子。由于进行效率预测的各种情况和假设非常复杂，如果有可能得到类似装置的现场数据或专家的意见，特别强调一定要比较和验证预测的塔板效率和实际塔盘数。除了模型预测以外，可以参考 F.R.I. 的塔板效率数据库，校验或估算那些与数据库中物性相似体系的塔板效率。

一般设计考虑因素

物性、塔盘尺寸、汽液流率、流动形式都会影响塔板效率。对设计者来说，定量了解各种因素对塔板效率的影响是很有好处的，这样就可以优化塔盘设计，提高传质效率。以下的讨论大体上以 F.R.I. 测试的实验结果为基础，这些体系的 λ 值接近于 1。

塔盘尺寸的影响

液体流路长度——在所有塔盘尺寸中，液体流路长度对塔板效率影响最明显。它决定喷发池数，直接显示塔盘上液体活塞流的程度。然而，它对喷发池数的影响与体系的物性和塔的负荷有关。根据典型流率下的 F.R.I. 模型，下面两个表中给出了喷发池数。

表 5.4-4A 烃类体系的喷发池数(US 英制)

| 塔 压 力 | 流路长度, in | | | | | | | |
|-------------|----------|-----|----|----|-----|-----|-----|-----|
| | 28 | 45 | 63 | 90 | 110 | 126 | 155 | 190 |
| 100mmHg | 28 | 45 | 63 | 90 | 110 | 126 | 155 | 190 |
| 4psia | 22 | 35 | 50 | 70 | 87 | 100 | 122 | 150 |
| 24psia | 14 | 22 | 31 | 45 | 54 | 63 | 77 | 94 |
| 165psia | 7 | 10 | 15 | 20 | 24 | 28 | 35 | 42 |
| 300psia 或以上 | 3 | 5 | 7 | 10 | 12 | 14 | 17 | 21 |
| N | 1.2 | 1.5 | 2 | 3 | 4 | 5 | 7 | 10 |

表 5.4-4B 烃类体系的喷发池数(SI 制)

| 塔 压 | 流路长度, m | | | | | | | |
|--------------|---------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 0.71 | 1.14 | 1.60 | 2.29 | 2.79 | 3.20 | 3.94 | 4.83 |
| 100mmHg | 0.71 | 1.14 | 1.60 | 2.29 | 2.79 | 3.20 | 3.94 | 4.83 |
| 0.276 bar | 0.56 | 0.89 | 1.27 | 1.78 | 2.21 | 2.54 | 3.10 | 3.81 |
| 1.655bar | 0.36 | 0.56 | 0.79 | 1.14 | 1.37 | 1.60 | 1.96 | 2.39 |
| 11.376bar | 0.18 | 0.25 | 0.38 | 0.51 | 0.61 | 0.71 | 0.89 | 1.07 |
| 20.68bar 或以上 | 0.08 | 0.13 | 0.18 | 0.25 | 0.31 | 0.36 | 0.43 | 0.53 |
| N | 1.2 | 1.5 | 2 | 3 | 4 | 5 | 7 | 10 |

喷发池数决定效率强化程度，对于 λ 值较大的体系，效率强化程度非常明显。

下表显示了效率强化程度与一个 F.R.I 测试的典型的精馏体系的喷发池的关系，该体系点效率为 70%， $\lambda = 1$ 。

表 5.4-5 精馏体系的效率强化程度， $E_{OG} = 70\%$ ， $\lambda = 1$

| N | 1 | 1.2 | 1.5 | 2 | 3 | 4 | 5 | 7 | 10 | 20 | 100 |
|--------------|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| $E_{mv}, \%$ | 70 | 74 | 78 | 82 | 88 | 91 | 93 | 95 | 97 | 99 | 101 |
| 强化程度 | 1.0 | 1.06 | 1.11 | 1.17 | 1.26 | 1.30 | 1.33 | 1.36 | 1.39 | 1.41 | 1.44 |
| 活塞流, % | 69 | 73 | 78 | 81 | 86 | 89 | 91 | 94 | 95 | 98 | 99.5 |

表 5.4-4 表示在高压体系，短的流路长度就可以达到活塞流。然而，对真空体系，要达到与高压体系下同样程度的活塞流，则需要比高压体系高 10 倍以上的液体流路长度。这是因为在真空和高压体系中，汽液两相混合物的本质不同，即分别处于喷溅状态和乳化状态。

在设计和(或)改造中上表有多种用途。例如，将一个流路长度为 60in(1.52m)的单溢流塔盘，改为流路长度为 25in(0.64m)双溢流塔盘，在压力 300psia 以上的操作中对塔板效率几乎没有影响。然而，对压力低于 165psia 的体系，塔板效率将下降约 10%。该表还表明在 F.R.I. 直径为 4ft(1.22m)和 8ft(2.44m)塔中，对压力高于 165psia 的体系所测量的塔板效率可能是最大值，对压力为 24psia 的体系所测量的塔板效率可能接近最大值。但是，对真空体系，如果采用比 F.R.I. 塔更长的液体流路长度，塔板效率可能高于 F.R.I. 测试值。

应注意上表是根据 F.R.I. 测试的烃类体系得到的，仅提供一个大致的估计或示例。建议对特定塔的设计或改造要进行详细的计算。

塔径——塔径决定单溢流塔盘的流路长度，所以与流路长度类似，它也影响塔板效率。从入口到出口堰，液体流动优先流过塔盘中央，在靠近塔壁的弓形区液体会移动缓慢、出现滞留或循环。液体滞留区随塔径增加而增加，从而降低塔板效率。对一定的塔径，滞留区会

造成塔板效率达到一个峰值，它与体系有关。对单溢流塔盘，操作压力高于 24psia 的体系，塔板效率随着塔径从 6ft 增至 8ft (1.83 ~ 2.44m)，之后再继续增加塔径则塔板效率因滞留区增大而下降，在大的单溢流塔盘上观察到了滞留区。表 5.4-3 显示了较大塔径的真空体系的塔板效率峰值。

对塔径大于 10ft (3.05m) 的单溢流塔盘，除非通过特殊的塔盘设计消除滞留区之外，不可能达到按 90% 以上活塞流所预测的效率。由于滞留区对效率决定性的作用随喷发池数和 λ 的增加而增加。F.R.I. 的塔板效率模型仅仅是以直径 4ft 和 8ft 塔径的数据为基础开发的，没有考虑在较大的单溢流塔盘中由于液体滞留区可能导致效率下降的因素。对这种情况，需要选择比一般情况较大的安全因子。

多流路——流路数决定液体流路长度，正如以上讨论的，也影响塔板效率。对三溢流或多溢流，由于这些流路的液汽比 (L/V) 变化，不同的流路长度常常达不到预测的总板效率。因这些流路的液汽比 (L/V) 变化造成塔板效率的下降，也减少了每个流路的喷发池数。对三溢流或多溢流，特别是当每个流路的喷发池很大时，设计者要额外小心，要使用较大的安全因子。

开孔面积分数——效率随孔面积减少而增加，直到鼓泡面积的 5%。对于较小的开孔率具有较高的效率，主要归结于塔盘的干板压力降较大。一般来说，塔盘的干板压力降越大，效率越高、漏液越小，但是雾沫夹带加大，喷射液泛能力降低。正常情况下，对常见的精馏体系，效率随孔面积的变化控制在 15% 以内。

筛孔孔径和塔板厚度——F.R.I. 的数据表明孔径与板厚之比为 13 时 (例如，在 16gage 塔板上孔径为 0.75in，在 13 ~ 14gage 塔板上孔径为 1in) 塔板效率最高。之后无论增加和减少这个比值，塔板效率都将下降。这份资料，对表面张力高的体系，如水体系，并不适用。孔径与板厚之比的变化对塔板效率的影响一般小于 10%。

出口堰高——当精馏塔的传质处于汽相控制时，出口堰高度对塔板效率几乎没有影响。然而，对传质处于液相控制的汽提和吸收体系 (m 值较大) 和一些化学反应体系，塔板效率可能随出口堰高的增加而增加。与这些体系有关的 λ 值很大时，这种效率随堰高的增加程度还会进一步的扩大。下面两个表给出了两种体系在正常流率下，比较两个出口堰高度对效率的影响。

表 5.4-6A 对液相控制体系液体压头对效率的影响
(对活塞流, $m = 100, \lambda = 100$)

| | 工况 1 | 工况 2 | 比率 |
|---------------|--------|--------|-------|
| λ | 100 | 100 | |
| h_w , in | 1 | 3 | 3 |
| h_{d1} , in | 1 | 1.5 | 1.5 |
| N_{OG} | 0.03 | 0.0332 | 1.11 |
| E_{OC} | 0.0296 | 0.0327 | 1.104 |
| E_{MV} | 0.1821 | 0.2521 | 1.38 |

表 5.4-6B 常见精馏体系液体压头对效率的影响
(对活塞流, $m = 1, \lambda = 1$)

| | 工况 1 | 工况 2 | 比率 |
|---------------|--------|--------|------|
| λ | 1 | 1 | |
| h_w , in | 1 | 3 | 3 |
| h_{d1} , in | 1 | 1.5 | 1.5 |
| N_{OG} | 1.5 | 1.66 | 1.11 |
| E_{OC} | 0.7769 | 0.8099 | 1.04 |
| E_{MV} | 1.1747 | 1.2477 | 1.06 |

对这两种体系，较高出口堰引起液体压头增加 0.5in，虽然造成 N_{OG} 的增加相同，但是对液相控制的体系塔板效率增加的幅度要高于精馏体系，1.38:1.06。

当预测的塔板效率较低时，通过优化塔盘设计有改进塔板效率的空间。在这种情况下，塔盘尺寸对效率的影响很明显。另一方面，当预测的塔板效率很高时，通过调整塔盘尺寸很

难提高塔板效率。在这种情况下，塔盘尺寸对效率的影响就不太明显。

操作条件的影响

塔压——对烃类体系，塔板效率一般随塔压增加而增加，直到 165psia(11.4bar)，之后在此压力以上，塔板效率保持稳定或有所下降。对真空装置，每个理论级的压力降是比塔板效率更重要的参数。而需要最小化时，则需要其他考虑。每个理论级的压力降一般随孔面积的减少而增加。这是因为压力降的增加比塔板效率增加的更多。

汽液相流率——对精馏体系，对恒定的液汽比(L/V)，如果漏液和雾沫夹带不大，汽液相流率对塔板效率几乎没有影响。对真空体系，较低的操作流率确实可使每理论级的压力降较低。

回流比——适当变化回流比对塔板效率几乎没有影响。然而针对一个分离需要，回流比对所需的理论级数影响很大。当不能达到产品要求时，只要是该塔没有达到最大可用的能力，并且为实现分离要求，该塔的理论级数比最小理论级数多时，增加回流比常能提高分离效果。反之，使用最低的回流比也能得到规定的产品时，可以降低能耗。同样的原则也适用于再沸比。

漏液——漏液会降低塔板效率。推荐用公式(5.4-10)估算给定工况因漏液造成的塔板效率下降。漏液常出现在真空体系，而不是高压体系。对高真空装置，在整个操作范围内漏液可能一直存在，通过调整塔盘尺寸的方法不能完全消除。一般漏液流率为总液相流率的 20%时，会降低塔板效率 10%。如果漏液造成效率下降超过 10%，建议采用堵孔等补救措施。

雾沫夹带——雾沫夹带是限制塔盘能力的因素。雾沫夹带流率超过汽相流率的 15%会降低塔板效率 10%。当塔盘操作在喷溅状态时，常有雾沫夹带问题。在高真空操作下的 F.R.I. 塔中，观察到雾沫夹带和漏液同时出现的现象。当预料到雾沫夹带和漏液在高真空操作下会同时出现时，如果流路长度较短，应将塔盘设计成漏液多于雾沫夹带；如果流路长度较长，应将塔盘设计成雾沫夹带多于漏液，进而优化塔板效率。雾沫夹带很严重时损害塔板效率，通常要降低塔中的操作流率。

液相不良分布——对大直径塔盘，当液体在流过塔盘中央离开边上的滞留区时，会出现沟流。在这些区域内，液体达到相平衡并不能利于传质。因此降低了塔板效率。对大直径($> 10\text{ft}(3.05\text{m})$)单溢流塔盘，预测的效率高于活塞流的 90%时，因滞留区造成塔板效率下降很大。目前的 F.R.I. 模型不能预测这些液体滞留区造成的影响，设计者在计算中考虑这个影响需要使用更大的安全因子。

汽相不良分布——汽相不良分布会严重影响塔板效率。当干板压力降等于或大于清液层高度时，很少出现。汽相不良分布经常与漏液同时发生。对多溢流塔盘，如果对给定操作流率的塔盘设计不合理，也发生汽相不良分布。塔板间距小的大直径塔的大支撑梁，也经常被疑为会引起汽相不良分布。F.R.I. 效率模型没有考虑汽相不良分布对塔板效率的影响。

汽相混合——在大直径塔中，两层塔盘之间不混合的汽相将会降低预测的塔板效率，塔板效率模型是在汽相完全混合的假设下开发的。但是对大多数精馏体系，当 λ 很小时，因不混合的汽相造成的塔板效率下降很小。

降液管汽相夹带和降液管液相混合——正常情况下，降液管汽相夹带不大，可以忽略它对塔板效率的影响。液相在大降液管中不能完全混合，但它对塔板效率影响很小，也可以忽略。

5.5 筛孔塔盘的漏液和雾沫夹带

漏液和雾沫夹带都会对筛孔塔盘的传质效率产生负面影响。在不大幅影响分离效果的前提下，研究塔盘操作能接受的漏液量和雾沫夹带量是非常重要的。由于在喷射液泛之下的流率所产生的雾沫夹带造成的塔板效率损失，可能会限制塔盘的最大能力；而由于漏液造成的操作塔板效率损失，可能会限制操作弹性。

漏液是液体通过塔盘上筛孔造成的，筛孔本来只通过汽体。在塔盘入口处的漏液落到下层塔盘靠近出口堰处，因此会使两层塔盘失去汽液接触。靠近塔盘出口处的漏液落到下层塔盘入口堰附近，基本上与通过降液管的流动相同。实际上，漏液型式处于这两种极端情况之间，造成部分液体没有经过塔盘的活性面积。

相反，雾沫夹带是气流将液体以液滴的形式夹带到上层塔盘。雾沫夹带通过将不易挥发组分有效地返混到上层塔盘，从而降低了塔板效率。

漏 液

当通过塔盘板的压力降不足以支撑塔盘上的液体时，有些液体就会通过筛孔流到下层塔盘，而不是流过出口堰进入降液管。因此漏液降低了堰上负荷，影响了液体压头、压力降和降液管持液量，以及传质效率。塔盘的操作弹性因漏液造成的效率损失而受到限制。在 5.4 节公式(5.4-10)和公式(5.4-11)中给出了漏液和效率损失之间的关系。

漏液模型——因为漏液、压力降和液体压头是相互关联的，所以漏液模型要调用其他参数的模型，因此要进行迭代计算。可用 F.R.I. 漏液模型(TR119)预测四个参数：

- 漏液点：汽相流率降低时液体开始通过筛孔漏液。
- 倾泄点：90%或更多的液体从塔盘板上漏下。
- 漏液流率：在漏液点和倾泄点之间。
- 汽相流率：在规定漏液分率下得到的。

实验上难以测量漏液点和倾泄点，通常采用漏液流率曲线的外推来确定。在漏液模型中，将倾泄点定义为漏液流率是总液相流率的 90%。

漏液点是物性、流率和塔盘设计参数的函数，公式如下：

$$u_{BWP} = K_0 \left[\frac{\phi^{1.44}}{\rho_V^{0.5}} \right] \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0.094} \left[\frac{d_h}{t} \right]^{-0.22} (\rho_L h_{cl})^{0.144} \quad (5.5-1)$$

式中 d_h ——筛孔孔径，in(m)；

h_{cl} ——塔板上液体压头，in 液柱(m 液柱)；

t ——塔板厚度，in(m)；

u_{BWP} ——基于鼓泡面积的漏液点的汽相速度，ft/s(m/s)；

ϕ ——孔面积与鼓泡面积之比；

ρ_L ——液相密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_V ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)；

K_0 ——因次常数，14.5(20.1)。

注意：求解需要迭代计算。得解时，用于计算 h_{cl} 的液相流率和汽相流率必须与漏液点

汽相速度一致。该解与在恒液体流率下(L)还是在恒液汽比下(L/V)的操作有关。

倾泄点——漏液流率是90%处,求解如下:

$$u_{BDP} = u_{BWP} \left[1 - \frac{0.9 Q_L}{A_h} \frac{e^{K_2 u_L \frac{d_b}{t}}}{K_1 \alpha_T^2 \sqrt{2g \left[\frac{h_{cl}}{\alpha_T} - \Delta P \right]}} \right] \quad (5.5-2)$$

$$u_L = \frac{0.1 Q_L}{K_3 h_{cl} W_{FP}} \quad (5.5-3)$$

- 式中 A_h ——塔盘上孔面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;
 d_h ——筛孔孔径, $\text{in}(\text{m})$;
 g ——重力加速度, $\text{ft}/\text{s}^2(\text{m}/\text{s}^2)$;
 h_{cl} ——塔板上液体压头, in 液柱(m 液柱);
 ΔP ——塔板总压力降, in 液柱(m 液柱);
 Q_L ——液相体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 t ——塔板厚度, $\text{in}(\text{m})$;
 u_{BDP} ——基于鼓泡面积的倾泄点处的汽相速度, $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$;
 u_{BWP} ——基于鼓泡面积的漏液点汽相速度, $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$;
 u_L ——通过塔盘的平均水平液体流速, $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$;
 W_{FP} ——平均流路宽度, $\text{in}(\text{m})$;
 α_T ——塔板上的液相体积分率;
 K_1 ——因次常数, 94.6(2630);
 K_2 ——因次常数, 0.043(0.14);
 K_3 ——因次常数, 3.116(3600)。

注意: 求解需要迭代计算。得解时,用于计算 h_{cl} 和 ΔP 的液相流率和汽相流率必须与倾泄点汽相速度一致。该解与在恒液体流率下(L)还是在恒液汽比下(L/V)的操作有关。

漏液流率——将漏液流率模拟为在一定的推动力作用下,液体通过塔盘上筛孔向下流动。其表达式为:

$$Q_W = K_1 A_h \alpha_T^2 e^{-K_2 u_L \frac{d_b}{t}} \left[1 - \sqrt{\frac{u_B}{u_{BWP}}} \right] \sqrt{2g \left[\frac{h_{cl}}{\alpha_T} - \Delta P \right]} \quad (5.5-4)$$

$$u_L = \frac{Q_L - Q_W}{K_3 h_{cl} W_{FP}} \quad (5.5-5)$$

- 式中 A_h ——塔盘上孔面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;
 d_h ——筛孔孔径, $\text{in}(\text{m})$;
 g ——重力加速度, $\text{ft}/\text{s}^2(\text{m}/\text{s}^2)$;
 h_{cl} ——塔板上液体压头, in 液柱(m 液柱);
 ΔP ——塔板总压力降, in 液柱(m 液柱);
 Q_L ——液相体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 Q_W ——漏液流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 t ——塔板厚度, $\text{in}(\text{m})$;

- u_B ——基于鼓泡面积的汽相速度, ft/s(m/s);
- u_{BWP} ——基于鼓泡面积的漏液点汽相速度, ft/s(m/s);
- u_L ——通过塔盘的液相平均水平流速, ft/s(m/s);
- W_{FP} ——平均流路宽度, in(m);
- α_T ——塔板上的液相体积分率;
- K_1 ——因次常数, 94.6(2630);
- K_2 ——因次常数, 0.043(0.14);
- K_3 ——因次常数, 3.116(3600)。

注意: 求解需要迭代计算, 包括液体压头和压力降模型以及公式(5.5 - 4)和公式(5.5 - 5)。

给定漏液分率下的汽相流率——根据可以接受的漏液对效率损失的影响来选择最大允许漏液分率。5.4节给出了效率损失与漏液分率的关系式。

由倾泄点公式计算允许漏液分率下的汽相速度, 但要用漏液分率 ω 值代替公式(5.5 - 2)中的 0.9, 用 $(1 - \omega)$ 值代替公式(5.5 - 3)中的 0.1。

$$u_{BWF} = u_{BWP} \left[1 - \frac{\omega Q_L}{A_h} \frac{e^{(K_3 u_{BWP} \frac{d_b}{t})}}{K_1 \alpha_T^2 \sqrt{2g \left[\frac{h_{cl}}{\alpha_T} - \Delta P \right]}} \right]^2 \quad (5.5 - 6)$$

$$u_L = \frac{(1 - \omega) Q_L}{K_3 h_{cl} W_{FP}} \quad (5.5 - 7)$$

- 式中 A_h ——塔盘上孔面积, ft²(m²);
- d_h ——筛孔孔径, in(m);
- g ——重力加速度, ft/s²(m/s²);
- h_{cl} ——塔板上液体压头, in 液柱(m 液柱);
- ΔP ——塔板总压力降, in 液柱(m 液柱);
- Q_L ——液相体积流率, gpm(m³/h);
- t ——塔板厚度, in(m);

u_{BWF} ——基于鼓泡面积的最大允许漏液分率的汽相速度, ft/s(m/s);

u_{BWP} ——基于鼓泡面积的漏液点汽相速度, ft/s(m/s);

u_L ——通过塔盘的液相平均水平流速, ft/s(m/s);

W_{FP} ——平均流路宽度, in(m);

α_T ——塔板上的液相体积分率, $\frac{Q_w}{Q_L}$;

K_1 ——因次常数, 94.6(2630);

K_2 ——因次常数, 0.043(0.14);

K_3 ——因次常数, 3.116(3600)。

模型的应用——除了漏液流率之外, 将每个参数表示为预测的安全因子, 其值应等于或大于所需的安全因子。例如, 对漏液点:

$$\text{预测的安全因子} = \frac{\text{指定的汽相流率}}{\text{漏液点处的汽相流率}} \geq \text{所需的安全因子}$$

其中所需的安全因子是：漏液点安全因子为 S_{WPT} ；倾泄点安全因子为 S_{DP} ；给定漏液分率安全因子为 S_{WPF} 。根据在漏液点、倾泄点和给定漏液分率的预测值与测量值之比对模型进行分析。下表中给出了所需的安全因子和模型预测极限百分数，它们是置信度的函数。

| | | | | | | | | | |
|----------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 漏液点安全因子 S_{WPT} | 1.59 | 1.48 | 1.38 | 1.32 | 1.29 | 1.26 | 1.21 | 1.13 | 1.01 |
| 预测的模型极限, % | 63 | 68 | 72 | 76 | 78 | 79 | 83 | 88 | 99 |
| 倾泄点安全因子 S_{DP} | 1.19 | 1.12 | 1.05 | 1.02 | 1.00 | 0.98 | 0.95 | 0.89 | 0.81 |
| 预测的模型极限, % | 84 | 89 | 95 | 98 | 100 | 103 | 106 | 112 | 123 |
| 给定漏液分率安全因子 S_{WPF} | 1.63 | 1.48 | 1.35 | 1.28 | 1.23 | 1.19 | 1.13 | 1.03 | 0.86 |
| 预测的模型极限, % | 61 | 67 | 74 | 78 | 81 | 84 | 88 | 97 | 116 |

注意：模型的统计数据(安全因子和极限百分数)只是以 F.R.I. 测试项目为基础，所以只适用于在 F.R.I. 数据范围的设计。对不同于 F.R.I. 测试的体系和(或)塔盘结构,本模型的可靠性是不确定的。因为难以估计本模型的不确定性,使用者必须清楚这点。减少风险的两个方法如下：

a) 从现在或以前的生产装置中获取数据,生产的体系应相同或相似,筛孔塔的直径应相似。注意：必须证实数据的可靠性。

b) 重新审核 F.R.I. 数据库或专题报告 TR119 中的表,找到相似体系和塔盘结构的数据,校核它们的性能,并与本模型进行比较。

漏液考虑因素——塔板压力降对漏液影响

最大。压力降高的塔盘比压力降低的塔盘漏液少。因为孔径和孔面积对塔板压力降影响很大,因此它们对漏液也有明显的影响。图 5.5-1 比较了不同孔径和孔面积的两块塔盘的漏液分率。

雾沫夹带

雾沫夹带是气流将液滴从一层塔盘带到上层塔盘的现象,它是喷射液泛的前兆。雾沫夹带主要发生在喷溅和泡沫流动状态(参见 5.2 节“流动状态”)。乳化状态一般不会有太大的雾沫夹带。

正如从“概述”到 5.5 节所介绍的,雾沫夹带会造成塔板效率损失,用雾沫夹带模型可预测给定条件下它对效率的负面影响。雾沫夹带对效率的作用是夹带净液体流率分率的函数。然而影响雾沫夹带的主要因素是汽相流率,本雾沫夹带模型以汽相流率的雾沫夹带分率作为关联参数。

雾沫夹带也随体系压力变化很大。在真空条件下(1psia 或 0.07bar 以下),操作从液泛的 50% 增加到 90%,雾沫夹带会呈级数增加。在加压条件下(50~100psia, 3.50~7.00bar),增加类似的雾沫夹带量,仅会增加非常小的液泛百分数,如 80%~90%。也就是说,真空体系下雾沫夹带较大,在典型的设计条件下会影响塔板效率。在加压塔的典型设计条件下,不太会影响塔板效率。由于雾沫夹带与塔板效率关系密切,通常用雾沫夹带预测给定雾沫夹带

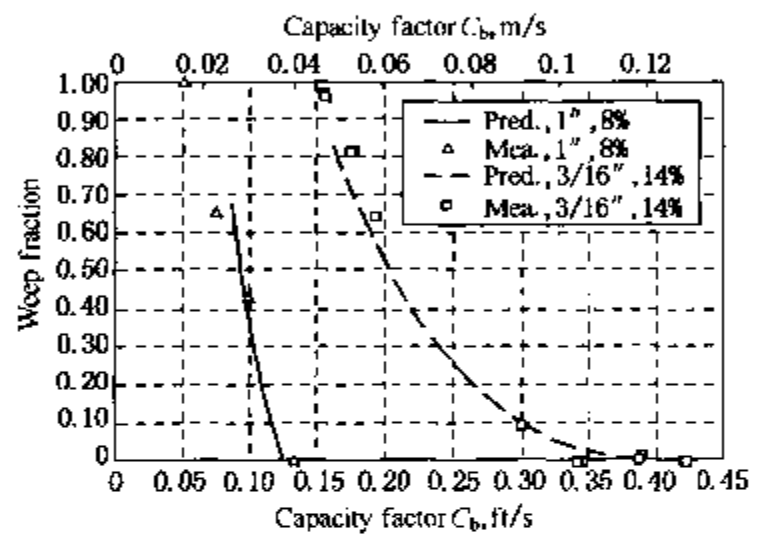


图 5.5-1 两块塔盘漏液分率的比较
塔盘 1: 孔径为 3/16in、开孔面积为 14%; 塔盘 2:
孔径为 1in、开孔面积为 8%; 全回流操作

分率下的能力因子。预测的雾沫夹带安全因子的表示方式，基本上同喷射液泛模型相同。

雾沫夹带模型——雾沫夹带模型中的关联参数是雾沫夹带流率除以(给定条件下的)喷射液泛汽相流率(参见 5.2 节)。这样做是为防止在一个合理的雾沫夹带下所预测的汽相流率，

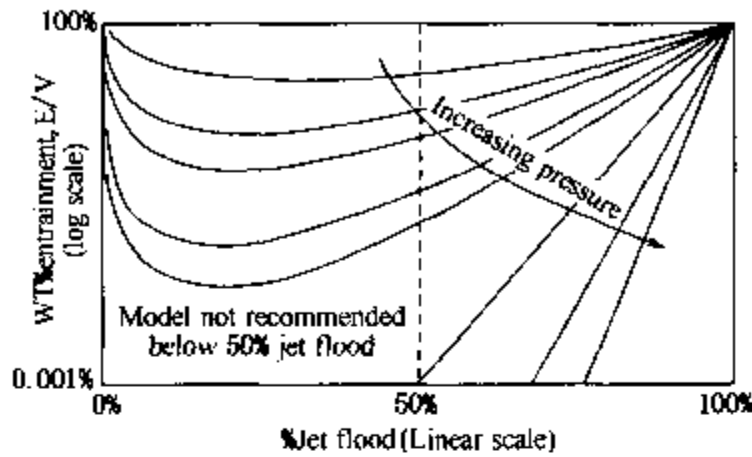


图 5.5-2 预测的雾沫

夹带作为液泛百分数和压力的函数

图上的数据是示意性的，不能用于详细而精确的设计目的。到液泛百分数为 0% (汽相速度为 0) 时，预测的雾沫夹带仍然在 0 以上， E/V 无穷大。

雾沫夹带模型数据库包括 273 组数据，其中只有 8 组数据低于喷射液泛 50%。因此，不推荐本模型用于喷射液泛 50% 以下的操作。对给定雾沫夹带流率，汽相能力因子为：

$$C_{BE} = C_{BF} + K_0(T_1)(T_2)(T_3) \quad (5.5-8)$$

式中

$$T_1 = \left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho}\right)^{-0.2} \quad (5.5-9)$$

$$T_2 = \frac{1}{\left[31 + \left\{K_1\left(\frac{Q_L}{L_W}\right)^{0.2}\right\}\right]} \quad (5.5-10)$$

$$T_3 = \log_{10}\left(\frac{ENT}{VAP_F}\right) \quad (5.5-11)$$

式中 C_{BE} —— $u_{BE}\left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho}\right)^{0.5}$ ，基于鼓泡面积的能力因子，用于特定雾沫夹带流率， ENT , ft/s(m/s)；

C_{BF} —— $u_{BF}\left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho}\right)^{0.5}$ ，基于鼓泡面积和给定液相流率 Q_L 的喷射液泛能力因子，ft/s(m/s)；

ENT ——雾沫夹带流率，lb/h(kg/h)；

L_W ——出口堰长度，in(m)；

Q_L ——液相体积流率，不考虑任何夹带(即净液逐层向下流动的液体流率)，gpm(m^3/h)；

VAP_F ——喷射液泛下的汽相流率，lb/h(kg/h)；

u_{BE} ——基于鼓泡面积的给定雾沫夹带下的汽相速度，ft/s(m/s)；

u_{BF} ——基于鼓泡面积的喷射液泛汽相速度，ft/s(m/s)；

ρ_V ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)；

$\Delta\rho$ ——液相密度 - 汽相密度，lb/ft³(kg/m³)；

K_0 ——因次常数，1.0(0.305)；

K_1 ——因次常数，31(20)。

模型的应用——由于全塔在大部分塔段出现液体逐层返混，导致塔板效率下降，这是限制某些精馏塔能力的原因，特别会出现在真空操作中。体现塔板效率损失的关键参数是基于

液相流率的雾沫夹带分率。5.4节中的公式(5.4-8)给出了雾沫夹带对效率的影响。使用者可以根据液相流率用该公式确定雾沫夹带分率，得出最大可允许的效率损失。

能力的校核和所需的安全因子——可用雾沫夹带模型计算：

- 给定工艺条件的雾沫夹带流率，或
- 基于液相流率条件下，给定雾沫夹带分率的汽相能力因子。将给定的雾沫夹带分率的汽相能力因子与给定工艺条件的汽相能力因子之比表示为预测的安全因子，其值应等于或大于所需的安全因子 S_{ENT} ：

$$\text{预测的安全因子} = \frac{\text{给定雾沫夹带的汽相能力因子}}{\text{给定工艺条件的汽相能力因子}} \geq S_{ENT}$$

下表中给出了所需的安全因子和预测的模型极限百分数，它们是置信度的函数：

| | | | | | | | | | |
|------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 所需的安全因子 | 1.36 | 1.28 | 1.21 | 1.17 | 1.14 | 1.12 | 1.09 | 1.03 | 0.93 |
| 预测的模型极限, % | 73 | 78 | 83 | 85 | 87 | 89 | 92 | 97 | 107 |

注意：模型的统计数据(所需的安全因子和预测的模型极限百分数)只是以 F.R.I. 测试计划为基础，所以只适用于在 F.R.I. 数据范围的设计。对不同于 F.R.I. 测试的体系和(或)塔盘结构，本模型的可靠性是不确定的。因为难以估计本模型的不确定性，使用者必须清楚这点。减少风险的两个方法如下：

a) 从现在或以前的生产装置中获取数据，生产的体系应相同或相似，筛孔塔的直径应相似。注意：必须证实数据的可靠性。

b) 重新审核 F.R.I. 数据库(TR138)中的表，找到相似体系和塔盘结构的数据，校核它们的性能，并与本模型进行比较。

可能还需要进一步的降额。对降额因子一般讨论以及根据工业实践经验为基础的设计指南，参见《F.R.I. 设计手册》第五卷，“设计实施”，1.20节。

5.6 模型可靠性分析和安全因子

没有任何模型能够绝对精确地模拟真实的现象，总是有一些数据点分散在模型预测值的周围，构成不确定区。F.R.I. 的模型也不例外。用数据计算的标准偏差和平均误差来表示模型的不确定区，模型是根据这些数据而开发的。在模型可靠性分析时，F.R.I. 通常采用预测值与测量值之比作为样本变量 S_i 。有时，误差分析采用预测值与测量值之差。如果数据分布不对称(此值不是负数，并且相对于平均值标准偏差较大)，则用该值的对数开发统计数据。

$$S_i = \left(\frac{\text{模型预测值}}{\text{测量值}} \right) \quad (5.6-1)$$

或

$$S_i = \log \left[\left(\frac{\text{模型预测值}}{\text{测量值}} \right) \right] \quad (5.6-2)$$

用所有的 N 个数据点计算平均值 S_m 和标准偏差 σ_c ：

$$S_m = \frac{\sum_{i=1}^N S_i}{N} \quad (5.6-3)$$

$$\sigma_c = \left[\frac{\sum_{i=1}^N (S_i - S_m)^2}{N-1} \right]^{0.5} \quad (5.6-4)$$

理想情况下， S_m 应为 1，但是对多参数关联式这很难达到。根据此值，在一定置信区间内，模型可靠性的统计表达式可写成：

$$S_{cb} = S_m \pm t \sigma_c \quad (5.6-5)$$

式中 S_{cb} ——基于给定置信度的置信区间；

t ——基于无限数量的自由度，对给定概率的研究值。

下表给出了作为置信度与研究值的关系：

| | | | | | | | | | |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究值 t | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 | -0.84 |

所需的安全因子——对大多数塔的性能参数，将置信区间的上限视为所需的安全因子。

$$S = S_m + t \sigma_c \quad (5.6-6)$$

用对数比值表示 S 值时，需要数值的某些转化得到置信曲线上的各种数据点。例如，对平均值为 1.0 和标准偏差为 0.2 的分布，得到下列结果：

| | | | | | | | | | |
|--------------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究值 t | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 | -0.84 |
| 所需的安全因子—简单比值 | 1.62 | 1.47 | 1.33 | 1.26 | 1.21 | 1.17 | 1.11 | 1.0 | 0.83 |
| 所需的安全因子—对数比值 | 1.86 | 1.59 | 1.39 | 1.29 | 1.23 | 1.18 | 1.11 | 1.0 | 0.84 |

由于数据分析方法的差异，使用者应采用每个关联式提供的所需的安全因子。

安全因子(F)——在本文档中也指的是预测的安全因子。对性能影响的最大极限参数，如体系极限、喷射液泛、最大允许雾沫夹带、降液管速度液泛、降液管持液量液泛、最大允许压力降，“安全因子”被定义为：

$$\text{安全因子} = (\text{模型预测的极限速度}) / (\text{工艺或设计速度}) \quad (5.6-7)$$

例如，将安全因子用于塔的能力或液泛时，公式(5.6-7)变成：

$$\text{能力安全因子} = (\text{模型预测的能力因子}) / (\text{设计能力因子}) \quad (5.6-8)$$

对性能影响的最小极限参数，如最大允许漏液流率、漏液点、倾泄点、需要修改安全因子的定义，即变成倒数：

$$\text{安全因子} = (\text{工艺或设计速度}) / (\text{模型预测的极限速度}) \quad (5.6-9)$$

为了确保达到所选置信度下的设计性能，安全因子(F)要等于或大于公式(5.6-6)给出的所选置信度下的所需的安全因子(S)。

**一个设计预测的安全因子为 1.20
并不意味着
该塔能够满足所需置信度的要求**

按照三个基准之一计算安全因子：恒液体流率、恒液汽比或恒汽体流率。因为最后一种不总是能够得到有限值(特别对雾沫夹带和喷射液泛)，所以建议一般不要采用，尽管在降液管计算中可能有用。一般建议采用恒液汽比，特别是在精馏塔中；以恒液汽比为基准通常比以恒液体流率为基准更为保守，不过这两者之差经常很小。有时喜欢将恒液体流率为基准用于吸收和汽提塔中。

对塔的能力，工业上常用液泛百分数作为设计基础，液泛百分数等于 $100 / (\text{安全因子})$ 。

顾名思义，安全因子可以让使用者明确它的作用，原则上优先采用。采用液泛百分数判据会有误解塔盘额外能力和设计负荷以上能力的风险，即当设计点为液泛的 80% 时，已超过设计点 25% 的能力。实际上，即使在液泛 80% 的设计点仍有液泛的可能。

**一个设计为 80% 的液泛
并不意味着
该塔能够达到预测能力的 100%**

为了得到平衡考虑各种因素的优良的塔盘设计，必须经常比较各种关键的性能参数。如果所有模型都与实验数据能匹配，采用相等和一致的安全因子可以得到综合考虑了各种因素的优良的塔盘设计。安全因子概念的关键特点是该值应等于或大于 1.0，表示可操作设计的成功机会大于 50%。

置信度

由于液泛百分数是设计者公认进行精馏塔性能讨论的关键变量，并且因为“预测的安全因子”自身不提供判断置信度的统计信息，因此 F.R.I. 建议置信度与液泛百分数一起使用。

置信度是操作成功的概率，而它也可用于考虑操作失败的概率：

置信度为 99.9% 意味着失败的概率为千分之一

置信度为 99% 意味着失败的概率为百分之一

置信度为 95% 意味着失败的概率为二十分之一

实际上，千分之一的失败通常认为是零。因此，99.9% 被认为是置信度的极限。在确定置信度时，可以按下列情况考虑操作参数：

a. 喷射液泛、降液管速度液泛、降液管持液量液泛和倾泄点——超出任何一个参数范围都将导致塔不能操作。因此，需要较高的置信度。对这些关键的参数，推荐置信度为 99% 和 99.9%。

b. 雾沫夹带和漏液——这两个都会导致效率损失。与液泛不同，它的影响不是突然地而是逐渐地随雾沫夹带或漏液的增加而导致效率损失。有必要给定雾沫夹带或漏液程度及其置信度。由漏液或雾沫夹带造成的效率下降应控制在 10% 以内。通常选择置信度为 95% 或者更低。确定漏液和雾沫夹带对效率的影响的计算详见 5.4 节。

c. 漏液点——尽管漏液点处水力学操作有些变化，但对塔盘的性能没有太大的影响。为了保持一致性，给定的置信度应该与用于漏液的置信度一致。

对易于引起塔盘振动的工艺过程，必须在漏液点上操作，可能要求采用更高的置信度。有关塔盘振动的论文可参见《F.R.I. 设计手册》第五卷，“设计实施”，第 0.05 - 3(1/15/92)，Br2。

d. 压力降——在常压和加压塔上，压力降几乎不重要。设计要求压力降是设计负荷的预测值与适当置信度下的允许值，即：95% 或更低。

对真空体系，由于压力降对塔底温度(可能会造成产品降级或重沸器出现夹点)或塔顶温度和(或)压力(增加设备尺寸或需要冷冻系统)有影响，因而是非常重要的。在这种情况下，需要进行额外的工作即通过计算多层塔盘的压力降来计算全塔的压力降。另外，对现有数据要仔细考虑，同时仔细选择合适的置信度。

根据经验分析计算结果

没有任何模型是完美的。此外，开发模型的数据库可能与给定的设计工况不同。下面是一些可能改进设计效果的经验。

与 F.R.I. 数据库的偏差——用于开发模型的数据库不可能覆盖模型可能遇到的所有的工况。此外，本数据库也有偏颇之处。例如，大部分 F.R.I. 数据取自对环己烷/正庚烷体系的测试，而只有少量的测试采用卤代烃体系(氟利昂 11)。

本数据库大部分数据与化学体系不同，因此对化学体系的塔盘设计或核算可能要采用较大的安全因子。如果体系与少数测试体系之一相似(如氟利昂 11)，将 F.R.I. 测试的实际性能与模型预测值进行对比可能会表明是否需要增加安全因子。在缺少其他经验时，增加安全因子是明智的防范措施。应咨询有经验的工程师和(或)塔盘供应商来确定安全因子的值。

经验的益处——许多情况下，设计考虑的汽液负荷可能与一个或更多已经操作的塔相似。来自这些塔的工厂测试数据会非常有价值，在与模型进行比较中可以指导特定化学体系是如何操作的。只要数据质量很高以及所做的设计不是根据以前的经验外推，那么这就是一个确保达到设计目标可靠的方法。另外，非常推荐向有经验的技术人员咨询。

工厂测试可以提供塔液泛操作可靠的数据，包括工艺条件(流率、组成等)和塔中液泛的位置。用伽玛射线扫描技术来区分工厂测试中的喷射液泛和降液管液泛非常重要。对某些工况，特别是真空装置，在液泛发生之前由于雾沫夹带塔板效率会有明显下降。可能的话，采用放射性同位素技术可以测量雾沫夹带。采用 5.4 节中提供的公式，根据所测试的效率损失也可以大致估算以净液体流率分率表示的雾沫夹带。

F.R.I. 模型的计算结果显示工厂数据与 F.R.I. 模型比较吻合，包括 F.R.I. 模型的安全因子。在所有液泛参数中，工厂试验中引起液泛只与一个因素有关。如果雾沫夹带是塔的限制因素，就需要雾沫夹带安全因子和相关的雾沫夹带分率。可以用此安全因子作为塔盘核算所需的安全因子。多组数据，特别是在相同体系的不同塔中得到的数据，将会提高此安全因子的置信度，但是仍要谨慎地增加一些安全因子。

体系的降额因子——多年来广泛应用体系的降额因子来考虑性能模型的缺陷。降额因子分为两类，一类用于活性面积(喷射液泛和雾沫夹带)，另一类用于降液管(速度液泛和持液量液泛)。降额因子的选择见《F.R.I. 设计手册》第五卷。

第七章 规整填料

7.0 概述和背景

“规整填料”是指由波纹板制成的一种填料。然而，早期有两类填料被称为规整填料。这两类的基本形状相同，一类是由丝网制成的，丝网填料的性能在 F.R.I.《工厂测试报告》第 22 号中讨论过。另一类称为“格栅”，也视为规整填料。丝网填料和格栅都用于特殊场合，在本节中不作详细介绍。本节所指的“规整填料”是金属板规整填料。

在不容易发生结垢和聚合的减压塔的设计和改造中，规整填料是首选塔内件；同时，也常用于低压或中压塔的改造。减压塔的设计压力经常由塔内工艺流体最大允许温度所决定，有时也由目的产品分离条件所决定。与塔盘相比，规整填料的主要特征是压力降大大降低，并且每个理论级的压力降也大大降低。尤其是在高真空条件下，采用规整填料可以使塔顶压力设计的较高，与塔盘相比其塔径可以设计的更小。规整填料的效率也较高，在一定高度的塔上理论级数更多。实际上，由于规整填料压力降低、传质效率高、以及在压力低和液体流率小的条件下具有较高的处理能力，因此规整填料是当今非常流行的塔内件。

然而对液体流率大的场合，通常在高压精馏装置中，规整填料的应用存在问题。由于其性能不可预测，规整填料的应用存在风险，特别是在高压烃类精馏体系有失败的报道。对烃类体系，公式(7.5-1)可用于进行指导确定规整填料是否适合所用的装置。但是，该公式只是根据烃类数据开发的，不知道对其他装置的应用情况如何。如果该公式预测 HETP(理论板的当量高度，定义见 7.1 节)曲线出现驼峰，在这种场合采用规整填料，设计人应特别谨慎。

在 F.R.I. 精馏实验装置中研究了几个制造商所设计的各种不同的规整填料。这些测试是在 F.R.I. 的直径为 4ft(1.2m)塔中进行的，采用不同二元体系，压力从 16mmHg 到 400psia (27.6bar)。在可控制的操作条件下，该试验确定了床层高度、汽体和液体分布、体系物性对规整填料性能的影响。根据 F.R.I. 实验结果开发了规整填料性能模型，这些模型和实验结果可以帮助设计规整填料塔，有合理的可信度。

F.R.I. 的研究

F.R.I. 规整填料的研究详细结果可见各种 F.R.I. 的《专题报告》和《进展报告》。F.R.I. 的《微机数据库》汇总了这些报告的数据。这些报告的索引列在 F.R.I.《Tray Design Handbook》第 2 卷的第 11.0 节。

填料参数

表 7.0-1 汇总了在 F.R.I. 实验塔中研究过的规整填料的设计参数。

波纹角度影响填料的能力和效率，制造商通过改变这些参数设计出具有某种优点的填料。这正是为什么这些参数常作为专有技术的原因，而 F.R.I. 不能够在此表中提供更有价值的信息。

表 7.0-1 F.R.I. 研究过的规整填料参数

| 填料名称 | 比表面积, $\text{ft}^2/\text{ft}^3(\text{m}^2/\text{m}^3)$ | 空隙率 | 波纹角度, ($^\circ$) |
|--------------------------------|--|------|--------------------|
| 金属板类 | | | |
| Koch Flexipak HC 1.6Y | 88(287) | 0.98 | |
| Sulzer Mellapakplus 752. Y | 150(492) | 0.98 | |
| Sulzer Mellapakplus 252. Y | 76(250) | 0.98 | |
| Koch Flexipak HC 4Y | 17(56) | 0.99 | 45 |
| Norton Intalox [®] 4T | 41(133) | 0.97 | 44 |
| Sulzer Mellapak 250. Y | 76(249) | 0.98 | 45 |
| Sulzer Optiflow | 64(211) | 0.99 | |
| Norton Intalox [®] 2T | 65(213) | 0.98 | 44 |
| Jaeger MAX - PAK | 67(226) | 0.98 | |
| Glitsch Gezapak 2AT | 68(223) | 0.99 | |
| Montz B1 | 67(220) | 0.98 | |
| Montz BSH | 73(240) | 0.98 | |
| Sulzer Mellapak 250. X | 76(250) | 0.98 | |
| 格栅类 | | | |
| Nutter No.3 Snap Grid | 76(250) | 0.98 | 30 |
| Glitsch 2 - Z Grid | 13(43) | 0.97 | |
| Sulzer Mellagrid 64. X | 20(64) | 0.98 | 30 |

研究的体系

在 F.R.I. 研究中所采用的体系和取得的数据具有很宽的物性范围。

| 物 性 | 范 围 |
|------|---|
| 液体密度 | 23.8 ~ 62lb/ft ³ (381 ~ 1000kg/m ³) |
| 气体密度 | 0.049 ~ 5.51lb/ft ³ (381 ~ 1000kg/m ³) |
| 表面张力 | 0.97 ~ 72dyne/cm(0.00092 ~ 0.072N/m) |
| 液体粘度 | 0.05 ~ 1cP(0.05 × 10 ⁻³ ~ 1 × 10 ⁻³ Pa·s) |

F.R.I. 所研究的体系及其压力范围如下:

| 体 系 | 压 力 |
|-----------|------------------------------|
| 环己烷/正庚烷 | 5 ~ 50psia(0.28 ~ 3.4bar) |
| 异丁烷/正丁烷 | 100 ~ 400psia(6.9 ~ 34.5bar) |
| 空气/水 | 14.7psia(1bar) |
| 对二甲苯/邻二甲苯 | 0.5 ~ 14.7psia(0.03 ~ 1bar) |
| 乙苯/氯苯 | |

性能特征

能力或液泛点

规整填料的能力或液泛点定义为超过无法控制塔的操作那一点。当接近液泛时,液体或汽体流率的微小增加,常常导致压力降和持液量的大幅上升。进而引起液体在塔内大量滞留,致使塔无法操作。当接近液泛点时传质效率下降,开始下降点可以认为是填料的可用能力。与其他填料相同,规整填料难以达到水力液泛状态,这是由于填料的空隙率很大所致。在达到水力液泛状态之前,填料的效率开始下降。最大可用能力与水力液泛状态点之间,有显著的能力差。

传质效率或 HETP

F.R.I. 在全回流条件下测试的结果表明,规整填料的传质效率或 HETP 对负荷不敏感。F.R.I. 研究的各种压力下,不同体系的传质效率基本恒定。初始液体分布和液体分布器的质量对 HETP 影响很大。图 7.0-1 所示在低压下 F.R.I. 对不同比表面积的规整填料的测试值与模型预测值的比较。然而在高压下某些负荷范围内,传质效率出乎意料的差。图 7.0-2 将

HETP 对负荷做图,如图显示将数据点画线,一部分曲线形成一个驼峰。将出乎意料高的 HETP 或低效率的部分定义为“HETP 驼峰”。在 7.5 节中,对 HETP 驼峰进行了详细的讨论。

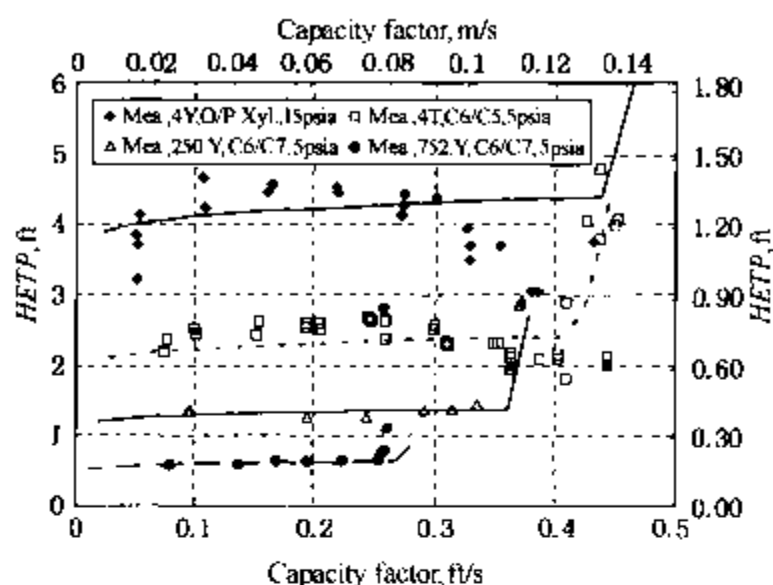


图 7.0-1 不同规整填料的 HETP 对比
(实线表示模型预测值)

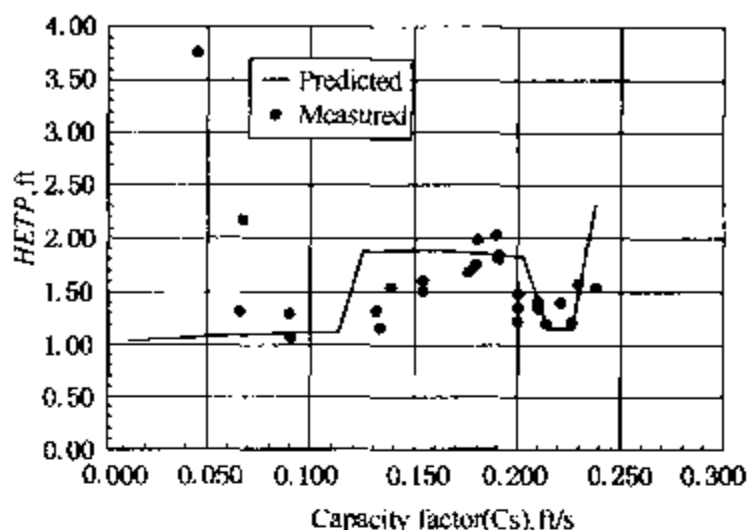


图 7.0-2 压力为 300psia(20.7bar), 正丁烷/异丁烷体系的 HETP 驼峰(规整填料的比表面积为 $67\text{ft}^2/\text{ft}^3(220\text{m}^2/\text{m}^3)$)

总压力降

规整填料的压力降是由汽体流过填料产生的,它不包括汽体引起的静压头。压力降随汽液流率的增加而增加,图 7.0-3 显示规整填料每个理论级的压力降比塔盘和散堆填料低得多。

液体持液量

液体持液量是填料表面和填料床层空隙所含液体的量,通常表示为体积分率。它随液体流率增加而增加,但是在液泛之前汽体流率对液体流率持液量的影响很小。

体系极限液泛能力

体系极限液泛能力是精馏装置能力的上限,它与塔内结构设计和塔内件无关。这个能力定义为所有液滴都被夹带到设备上方,根据重力作用达到两相分离。

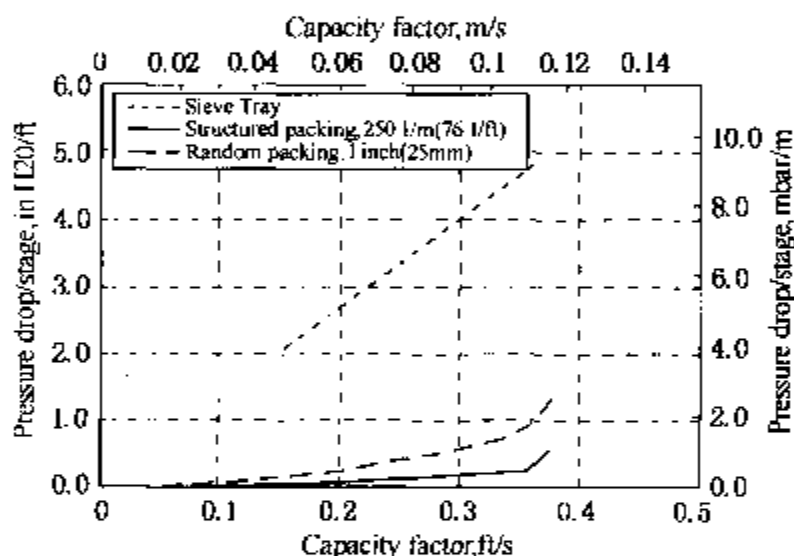


图 7.0-3 不同塔内件在压力为 5psia, 环己烷/正庚烷体系中预测的每个理论级的压力降对比

7.1 规整填料塔的设计

下列设计方法是以 F.R.I. 的实验研究为基础的。虽然在文献中有大量的其他补充资料,但是这个方法主要是根据 F.R.I. 实验数据和报告形成的。首先定义这个方法的术语,接着讨论设计变量,以便指导进行最佳设计。对规整填料的设计实践详见《F.R.I. 设计手册》第 5 卷(即中译本《F.R.I. 塔器设计手册(下册)》)。它是由 F.R.I. 会员公司精馏专家编写的,涉及了详细设计应考虑的各个方面的内容。

术语定义

在设计方法和关联式中用到了下列术语和参数:

HETP “HETP”是填料相当于理论板或平衡级的高度，它是每英尺或每米理论板数的倒数(NTSF 或 NTSM)。

HTU_{OV} “HTU_{OV}”是气相总传质单元高度。

ZONE 规整填料床层的区段定义为汽液负荷相对恒定的塔段。在简单精馏塔中，有两个不同负荷条件下的区段：即在进料点上方和下方的塔段。带侧线物流或多个进料点的复杂塔多于两个区段。由于减压塔内汽液密度变化很大，它有几个不同的负荷区段。应用表中列出每个区段的汽液两相流率或物性的最大和最小设计负荷。

操作弹性、操作范围和灵活性 “操作弹性”是最大设计负荷除以最小设计负荷。“操作范围”表示可操作负荷占液泛百分数的范围。“灵活性”定义为装置适应不同操作条件的能力。具有较高操作弹性的规整填料塔比操作弹性较低的塔，灵活性更大。所有这些术语是指在保持合理效率的条件下的操作极限。然而超出给定的操作弹性，会造成额外增加分布器费用或分布器设计和操作不正确。

汽相负荷 定义为汽相体积流率乘以汽相密度和液相密度与汽相密度差之比的平方根。

$$V_{\text{load}} = Q_V \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} \quad (7.1 - 1)$$

式中 V_{load} ——汽相负荷，ft³/s(m³/s)；

Q_V ——汽相体积流率，ft³/s(m³/s)；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_V ——汽相密度，lb/ft³(kg/m³)。

能力因子 定义为汽相负荷除以填料塔截面积。

$$C_S = \frac{V_{\text{load}}}{A_S} = u_V \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} \quad (7.1 - 2)$$

式中 A_S ——填料塔截面积，ft²(m²)；

C_S ——基于填料塔截面积的能力因子，ft/s(m/s)；

u_V ——基于填料塔截面积的汽相速度，ft/s(m/s)。

设计考虑因素

规整填料塔中的附件对塔的设计至关重要。对一特定的填料类型和尺寸，液体分布器的设计常常比填料选择更为重要。做一个好的塔设计需要仔细评估下列因素：

- | | |
|-----------------|--------------------|
| 1. 规整填料与塔盘的比较 | 10. 填料支撑 |
| 2. 规整填料与散堆填料的比较 | 11. 填料压紧设备 |
| 3. 填料的类型 | 12. 特殊设备，如中间部分抽出设备 |
| 4. 填料的尺寸 | 13. 安全因子 |
| 5. 填料床层的高度 | 14. 腐蚀 |
| 6. 液体分布 | 15. 固体和潜在的结垢问题 |
| 7. 液体再分布 | 16. 填料起火 |
| 8. 汽体分布 | 17. 费用 |
| 9. 液体收集器 | |

规整填料与塔盘的比较

由于规整填料比塔盘的压力降低得多，所以在要求压力降最小的装置中首选规整填料。在低压系统中($< 165\text{psia}$, 11.4bar)，规整填料的能力和传质效率优于塔盘。在低压系统和低液体流率下，规整填料的能力经常接近体系极限液泛，因此规整填料常常是扩能改造中的首选塔内件。在超过 165psia (11.4bar)的精馏系统中，规整填料在能力和效率上的优势则很快消失。

规整填料与散堆填料的比较

在低压系统($< 165\text{psia}$, 11.4bar)和低液体流率下($< 20\text{gpm}/\text{ft}^2$, $49\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$)下，规整填料在能力、压力降、每理论级压力降和分离能力等诸多方面大大优于散堆填料。然而，随着液体流率的增加，这些优势逐渐消失。在高压精馏塔中 F.R.I. 的实验结果表明，在 $70\% \sim 90\%$ 液泛负荷范围 HETP 出乎意外的高，导致效率曲线出现驼峰。7.5 节提供了预测可能出现 HETP 驼峰的方法。文献中还报道过，在压力较高的条件下应用规整填料失败的大量实例。对于规整填料在高压和大液体流率下性能很差的原因，现在还不太清楚。然而，F.R.I. 对高压和大液体流率下散堆填料的性能做过很多研究，对其性能很清楚。因此，对高压精馏和大液体流率的工程应用，强力推荐首选散堆填料或塔盘。

填料类型

主要有三种类型的规整填料可供设计者选择，每种填料类型有其特定的应用领域。丝网规整填料是由各种材质的细丝线织成的纤维制成的。这种填料通常用于分离难度大的场合，如同分异构体或精细化学品、香料和香水等的分离，但是要避免用于含固体物料和易结垢的场合。也可以用于需要润湿金属板的场合(即水溶液体系)。格栅填料具有空隙率大、比表面积小的特点，适用于处理能力高、抗堵塞、抗结垢的场合，但是它的效率非常低。主要用于直接进行热交换、洗涤、减少雾沫夹带，以及含固体物料和易结垢的场合。波纹规整填料由带波纹的薄金属板制成，波纹角度通常与垂直方向夹角为 45° ，相邻金属板波纹角度相反，互相叠加。金属板叠加形成大约 10in 厚的填料块，填料块按垂直方向放置以使液体可以向下流到填料的表面，流到下一个填料层时将会改变流向。

到目前为止，波纹规整填料是最常用的规整填料，适用于多种场合(大液体流率和高压系统除外)。F.R.I. 的研究重点放在波纹角度为 45° 、由薄金属板制成的波纹规整填料上。要特别注意的是这些填料各有特点，必须精心安装才能达到其效能。用本手册提供的方法能够很好地关联各种规整填料的性能，确实令人惊讶。由于这些填料各有各的特点，继续进行开发也是可能的。其中一个研究进展是改变波纹的角度，将填料段或填料块顶部和底部角度接近垂直。这种型式的填料可减少相邻填料层界面上的液体持液量，在低压和低液体流率下，如果传质效率相同则处理能力较高。

这三种主要类型的规整填料都可以用不发生化学反应的材质制成，如不锈钢、陶瓷和各种塑料。费用、腐蚀与氧化、填料防火性能、液体流率或系统压力、起泡与乳化、结垢、液体持液量和塔径等因素，也会影响填料类型的选择。本节和以下的讨论将主要针对波纹金属板规整填料。

填料(波纹)尺寸

填料尺寸是指给定体积的比表面积，波纹的尺寸决定表面积的大小。波纹尺寸越大，比表面积越小。对于某一特定的应用场合，通过能力、压力降和传质效率之间的平衡，考虑确定填料波纹的尺寸。填料尺寸较大会增加处理能力、降低压力降，但效率较低。填料尺寸较

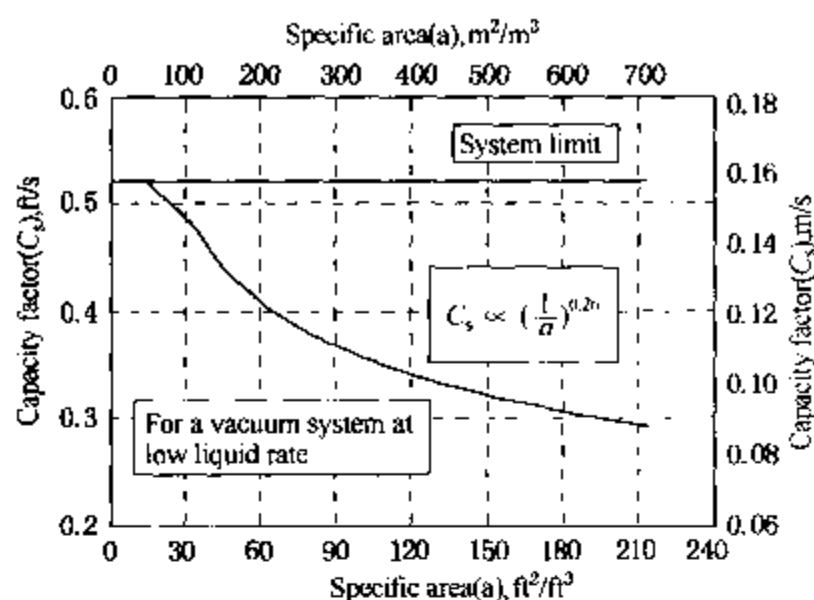


图 7.1-1 能力与填料比表面积的关系

体流率的加压系统尤其如此。由此猜测随着床层深度的增加，液体有些分布不良。对于相对挥发度较高或操作在夹点(靠近最小回流比)的应用场合，液体不良分布更加敏感。在常见的精馏系统，对于小塔推荐床层高度小于 20 倍的 HETP，对于大塔小于 25 倍。然而，有些工况对液体不良分布非常敏感，可能要求床层高度小于 10 倍的 HETP(参见《F.R.I. 塔器设计手册》第 5 卷 2.2 节)。

液体分布器

良好的液体分布是得到填料床层所期望的 HETP 的关键(参见《F.R.I. 塔器设计手册》第 5 卷 2.2 节)，但是汽体分布也很重要。液体分布器必须能够对所预料到的各种液体流率都能实现均匀的分布，保证有足够的喷淋点和足够的开孔面积，而不能限制塔的能力和性能。有几个制造商对设计工业用的高性能的液体分布器很有经验，分布器的设计还是有些技巧的。就此而言，F.R.I. 推荐在安装之前，应在分布器测试台上对实际塔的分布器进行水试验。经常发现，分布器操作下限将决定塔的合理的操作下限。

对所有预期的流率，由喷淋点取样的液体流率的标准偏差，应限制在平均液体流率的 5%(对传质)和 10%(对传热)之间。10 个喷淋点/ft²(110 个喷淋点/m²)的喷淋密度足以保证预期的 HETP。然而，对预期 HETP 为 20 in(0.5m)或更高的情况，低于 3 个喷淋点/ft²(32 个喷淋点/m²)的喷淋密度也可以得到满意的结果。对预期 HETP 为 10 in(0.25m)，则需要更大喷淋密度(高于 10 个喷淋点/ft² 或 110 个喷淋点/m²)。对真空和低压系统，液体分布器的汽体流动面积应大于塔截面积的 35%。

液体沿塔壁对规整填料的润湿作用，不如对散堆填料重要。实验结果表明，塔壁至液体分布器最外侧的喷淋点之间距离为 4in(0.1m)与 1in(0.25m)时，所得到的 HETP 相同。不均匀地或沿弦边封堵或阻塞喷淋孔，会明显降低传质效率。安装分布器的水平度应该控制在 0.25in(6mm)之内，否则对 HETP 有负面影响。推荐液体分布器底部至填料的顶部之间的距离在 3~6in(0.075~0.15m)，以避免有可能出现液体夹带。

设计液体分布器还有其他信息，包括对分布器试验的建议。请参考《F.R.I. 塔器设计手册》第 5 卷，该卷提供了设计工业用分布器的详细经验。F.R.I. 还认为各种不良的液体分布将会造成效率损失。F.R.I. 的 1992 年 5-8 月的《进展报告》提供了对这种情况测试的数据。

小则会降低处理能力、增加压力降，同时得到较高的传质效率。图 7.1-1 显示在一个液体流率较低的、典型的真空体系下，能力随填料尺寸(比表面积)变化的情况。

填料床层高度

在 F.R.I. 直径 4ft 塔中，已观察过床层高度对 HETP 和能力的影响。结果发现对低液体流率的真空系统，当床层高度从 5.5ft 增加到 18.6ft(1.7m 到 5.7m)，HETP 将增加大约 20%。可以预料到，对大液体流率的高压系统，其 HETP 对床层高度将更加敏感。F.R.I. 的实验结果表明，床层底部的分离效率不如床层顶部的分离效率，大液体流率的加压系统尤其如此。

液体再分布

F.R.I. 测试结果显示分离效率随床层高度的增加而恶化。一般建议床层高度大约每 20 ~ 30ft(6 ~ 9m)需要进行液体再分布, 每个床层的理论级在 10 ~ 15 之间, 不超过 20。再分布器也是满足结构强度要求所必须的, 或者是进料和侧线抽出物流所必须的。再分布器的设计和安装与填料床层顶部的分布器同样重要(参见《F.R.I. 塔器设计手册》第 5 卷 2.2-3 节)。

气体分布

根据 F.R.I. 在直径为 4ft 塔中的实验结果, 汽体分布不如液体分布那么重要。测试显示, 当分离远离窄点时, 汽体不良分布几乎不影响填料的分离性能。然而, 可以预料当接近夹点时, 汽体不良分布将降低传质效率。如果进料气速较高, 则需要汽体分布器, 尤其是大塔。混相进料也需要仔细设计。这意味着在没有大量的雾沫夹带下, 必须首先分开不同相态, 减弱液体动量, 这样汽液才能正确地分布在填料上。

液体收集器

对液体部分抽出斗或液体再分布器进料, 必须使用液体收集器。理想的液体收集器具有较大的开孔面积, 以利于汽体流动、压力降低、液体流向抽出管嘴的阻力小、再分布区域的液体混合的好等特点。液体收集器还必须没有渗漏或反向携带液体, 液体渗漏发生在升气管顶部和下面。对再分布区, 可使用组合的液体收集器和再分布器。尽管它们的液体混合与质量分布的效果一般不如分开安装的收集器和分布器好。

填料支撑

填料塔的支撑板应满足规整填料的强度要求, 能够支撑填料床层, 并且它的开孔面积应该足够大, 避免限制塔的性能。

填料压板

填料压板的用途是限制填料, 防止填料床层移动。填料压板的开孔面积应足够大, 避免限制塔的性能, 并且通过适当的方法保证限制床层的移动。填料压板不能干扰从分布器到填料床层顶部自然的液体流动。尽管规整填料的压力降较低, 但是如果选用不恰当的填料压板, 精馏塔迅速卸压或迅速重新加压将会引起规整填料床层的移动。

填料特殊设备

如果必须从填料床层的中间引入进料或抽出侧线物流, 可能需要采用能够组合上面所提到的几种功能的特殊设备。对这种情况, 所有经过单独考虑的设计都必须能用于这个特殊设备。在 F.R.I. 试验中没有采用这种设备类型, 因此必须从制造商那里得到这些设备的特性。

安全因子

在这些设计方法中设置安全因子有三个主要目的: 1) 允许设计关联式有实验误差; 2) 允许与设计有关的参数存在不确定性; 3) 作为风险因子, 允许操作条件不同于塔的设计条件。为了更加有效, 安全因子应用于根据所需置信度确定最合适的设计。应避免任意取安全因子。

腐蚀

单位体积的大表面积和薄金属板规整填料极易受到腐蚀。为了避免发生不希望的反应、迅速的氧化和可能的着火, 应在开工、停工、小修和维修时进行特殊考虑。

固体和潜在的结垢

由于规整填料的比表面积大, 很容易结垢和出现堵塞。在填料塔中, 汽液速度较低会使情况变得更糟。实践证明, 分布器中发生结垢和堵塞会带来麻烦。清洗分布器还算容易, 而

清洗规整填料几乎不可能。特殊设计的塔盘，处理固体和结垢比填料的效果更好。

填料着火

最近十年中随着采用薄的、大比表面积的规整填料的增加，填料塔着火的危险也增加。填料比塔盘更容易聚集易燃物，更难清洗和检查。报道的填料着火事故，与填料表面和填料层或填料块的界面附有焦炭、硫化铁或聚合物的聚集有关。最容易的起火是空气点燃了易燃物，由化学反应引起填料着火则鲜于知晓和了解。其他资料请参见《F.R.I. 塔器设计手册》第5卷。

投资费用

规整填料的费用比塔盘和散堆填料高得多，特别是大直径塔。为了确定最终塔内件的选择需要仔细评估投资费用和效益。

基于能力极限的设计

对于不考虑压力降限制的设计，通常有两个填料区段不同条件的负荷——进料点之上和之下。带侧线抽出或有两个和更多的进料位置的塔有三个和更多的区段。汽液相的流率和物性，应以每段填料中多数负荷点处的最大设计负荷和少数负荷点处的最小设计负荷来确定。应根据这些流率进行初步设计；然而在最终设计中，可能希望改变不同塔段的塔径和填料尺寸。

F.R.I. 开发了计算机程序，可以核算规整填料。通过用试差方法使用这个程序，用户可以在满足设计判据的条件下找出合适的塔结构。

初步设计

根据给定负荷和系统性质可以估算塔径和床层高度。

1. 塔径

如果在液泛 80% 处设计塔，通过下面公式估算塔径。

$$D_t = \sqrt{\frac{4V_{\text{load}}}{0.8\pi C_S}} = 1.26\sqrt{\frac{V_{\text{load}}}{C_S}} \quad (7.1-3)$$

$$V_{\text{load}} = Q_v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$$

$$C_S = (C_S)_{\sigma=20} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.06} \quad \text{US 英制}$$

或

$$C_S = (C_S)_{\sigma=20} \left(\frac{\sigma}{0.02}\right)^{0.06} \quad \text{SI 制}$$

式中 C_S ——能力因子，ft/s(m/s)；

$(C_S)_{\sigma=20}$ ——从图 7.1-2 读出的当 $\sigma = 20\text{dyne/cm}$ 时的能力因子，ft/s(m/s)；

D_t ——塔径，ft(m)；

Q_v ——汽体体积流率，ft³/s(m³/s)；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_v ——汽体密度，lb/ft³(kg/m³)；

σ ——表面张力，dyne/cm(N/m)。

对一个表面张力为 20dyne/cm 的体系，根据给定的液体流率和所选择的填料比表面积，

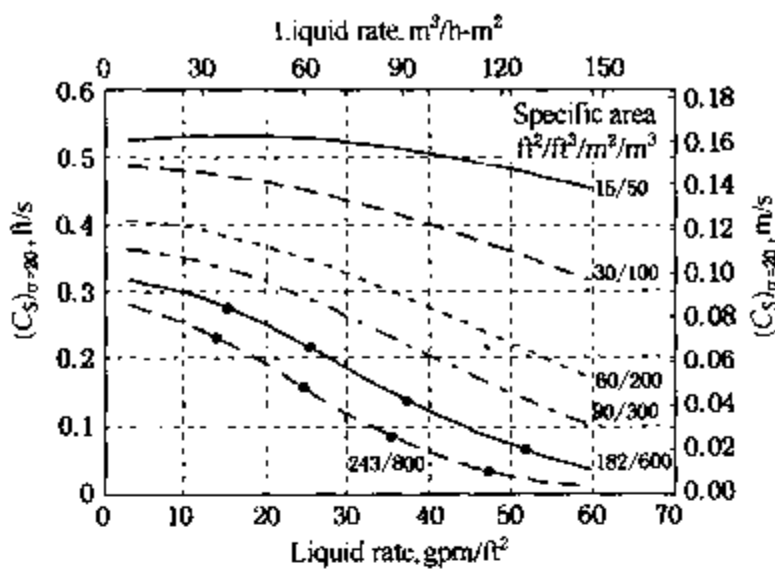


图 7.1-2 能力与液体流率关系图, 填料比表面积不同, 体系的表面张力 $\sigma = 20 \text{ dyne/cm}$

从图 7.1-2 中查出液泛能力因子 $(C_s)\sigma = 20$ 。需要用试差法估算塔径。在每个塔段, 根据最大设计流率用公式 (7.1-3) 计算塔径。计算出的塔径一般需要圆整, 得到最接近的公称塔径, 可以高于或低于最终计算值。当操作在最大设计负荷时, 用这种方法设计的塔效率处于最佳点或在最佳点附近。

2. 床层高度

根据实现希望的分离要求所需的理论板数和估算的 HETP, 计算填料的床层高度。当平衡曲线斜率和操作线基本接近于直线时, 可以用下列公式估算精馏系统的 HETP:

$$HETP = \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \cdot \frac{1 + 0.3\lambda}{1.3} HTU_{OV} \quad (7.1-4)$$

当 $\lambda = 1$ 时, $HETP = HTU_{OV}$

式中 $HETP$ ——相当于一块理论板的高度(等板高度), ft(m);

HTU_{OV} ——从图 7.1-3 读出的汽相总传质单元高度;

L ——液体摩尔流率, ft(m);

V ——汽体摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

m ——平衡曲线斜率, lb·mol/s(kg·mol/s);

$$\lambda = m \frac{V}{L}$$

定义多组分体系的平衡曲线斜率的方法见 7.4 节。

F.R.I. 试验数据显示, 在全回流操作条件下汽相总传质单元高度和 HETP, 对系统压力和物性不敏感。图 7.1-3 给出了不同比表面积的填料, 在全回流操作条件下典型的 HTU_{OV} 值。对液相阻力较小的大多数二元体系, 由公式 (7.1-4) 可得到不是全回流操作条件下的 HETP。应考虑到 HETP 出现驼峰的可能性, 在 7.5 节将详细讨论 HETP 的驼峰问题。

最终设计校验

能力 - 接着初步设计, 有必要对几种填料试算的塔径, 按 7.2 节定义的能力极限进行校验, 以确定符合工艺要求最经济的设计方案。机械因素可能会影响最终的设计。通过变化塔径、填料尺寸和各塔段的不同负荷, 选择经济的设计。

效率 - 最终设计的效率将会受到填料类型和尺寸、液体分布器, 以及其他辅助设备的影响。最终设计的效率应该用 7.4 节给定的方法进行校验。

压力降和液体持液量 - 对常压或高于常压的精馏塔的操作, 压力降和液体持液量一

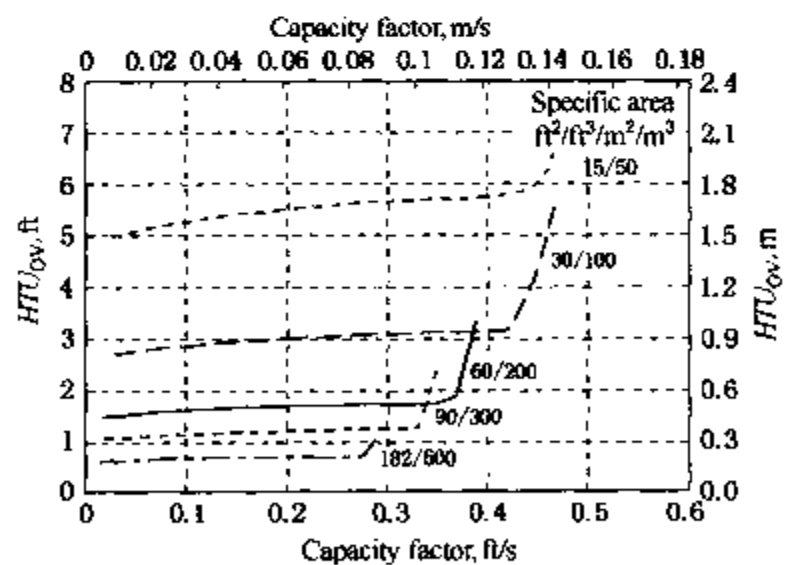


图 7.1-3 对不同填料尺寸, HTU_{OV} 作为气相负荷的函数, $\lambda = 1$

般不是问题。不过，压力降推荐用 7.3 节给定的方法进行校验。

基于压力降限制的设计

通过迭代方法设计的大多数减压装置中的每个填料段都有一定的压力降。在最初的设计中，愈往塔顶可能所需要的填料尺寸越大，以满足那里的汽体速度较大的特点。减压塔经常有压力降的限制。限制的压力降受到流体最大的工艺温度的控制，它决定了塔底最大压力和冷凝器介质的温度，最后决定了最小的塔顶压力。如果在这个压力降下不能达到分离所要求的理论级要求，则需要两个或更多的塔串联，各塔之间要完全冷凝和重新汽化来满足压力降的限制条件。

F.R.I. 开发了能够核算规整填料的计算机程序(F.R.I. Device Rating Program)。用户可以用该程序的试差法，确定满足设计判据的塔的结构。

设计压力降

设计的塔要求不能超过最大设计负荷条件下允许的压力降，并且在最小设计负荷能保证适当的效率。用下式能够计算满足设计要求的单位填料高度的最大允许压力降：

$$\Delta P_{\text{design}} = \frac{\text{塔的允许压力降 } \Delta P, \text{ in 或 mm 水柱}}{\text{总填料高度, ft 或 m}} \quad (7.1-5)$$

式中：总填料高度是理论级数加上考虑进料位置处误差的额外级数等，再乘以在最小负荷条件下适当的 HETP。

初步设计

用下列方法估算压力降是全关重要的塔的塔径和填料类型选择，如减压装置。这些方法与 7.1 节中带压精馏塔的方法很相似。

1. 塔径

根据最大设计流率用 7.1 节中公式(7.1-3)计算塔径。可以检查几种填料尺寸和类型。

2. 床层高度

根据要达到期望的分离要求和 HETP 所需的理论级，计算考虑到的每种填料的高度。用 7.1 节中公式(7.1-4)估算 HETP。

3. 设计压力降

对第二步得到的填料高度和允许的压力降，用 7.1 节中公式(7.1-5)计算每种填料的设计压力降。设计中应考虑压力降公式的误差。然后，设计者通过调整填料尺寸和类型、塔径来满足设计压力降的要求：

$$\Delta P_{\text{max}} \leq \Delta P_{\text{design}} \quad (7.1-6)$$

式中 ΔP_{max} ——用 7.3 节的公式(7.3-9)计算最大设计负荷下的压力降，inH₂O/ft(Pa/m)；

ΔP_{design} ——用 7.1 节的公式(7.1-5)计算允许设计压力降，inH₂O/ft(Pa/m)。

总是考虑通过增加塔径在一定程度上降低压力降，然而这将增加投资费用。有时压力降的规定值非常关键，不能超过。图 7.3-1 显示液体持液量(和压力降)随汽体流率的上升突然增加。如果压力降很关键，则将塔设计在图 7.3-1 曲线的左侧操作将至关重要。

4. 选择填料

上面给定出初步设计结果指出将填料尺寸、塔径、填料床层高度和塔的数量几种结合起来能够用于满足设计条件。所以，最终设计的选择将取决于经济上的考虑。

最终设计校验

接着上述步骤，在试算塔径的附近，对几个塔径校验效率、压力降、液体持液量和能力，最终确定最经济的设计方案。在 7.2 节至 7.4 节中给出了这些方法。

7.2 规整填料塔的能力

无论是实际应用还是理论上，都没有通用的液泛能力的定义。在文献中，采用目标特征 (subjective symptoms) 定义液泛点或能力。这些特征包括液体带到或出现在床层顶部；液体持液量阶跃式上升；压力降突然增加；传质效率突然下降；发生大量雾沫夹带或喷溅。另外，用一些模糊的术语描述这些特征，如明显的、很高的、大量的、基本上、很小的、较小的、不明显的，这些给争论留下了很多空间，造成难以定义和模拟液泛点。

F.R.I. 习惯定义，实验液体的能力因子作为塔的操作无法控制点或不能操作点。当接近液泛时，液体流率或汽体流率的微小变化常导致压力降和液体持液量阶跃式增加，引起塔内液体大量滞留，导致塔无法操作。液泛点在数学上的定义是，相对液体流率或汽体流率为无穷大时的液体持液量或压力降的导数。根据这个液泛点或能力的定义，F.R.I. 开发了预测规整填料液泛点的模型。

由 F.R.I. 测定和模拟的液泛点是水力学液泛点。当接近水力学液泛点时，填料传质效率下降，一般在水力学液泛点处效率完全丧失。定义填料能力的另一个重要的方法是采用最大可操作能力或最大可用能力，该点刚好在传质效率开始大幅下降之前点。高压体系，该点通常是水力学液泛能力大约 95% 点；低压体系大约是 90% 点。这取决于填料尺寸、液体流率和雾沫夹带量。在 7.4 节中与填料 HETP 一起讨论最大可用能力。一些填料效率数据可在 7.6 节中得到。

液泛能力的预测

规整填料的液泛能力主要是填料尺寸、波纹角度和液体流率的函数 (TR133 和 TR144)。大多数规整填料空隙率相似，在 0.97 ~ 0.99 之间。体系物性对能力的影响并不大。从给定设计点 (设计的汽体流率和液体流率)，可以用恒液体流率或恒液汽比来确定液泛能力或液泛点。两种方法可能产生相似的或不同的液泛点，这取决于设计点偏离液泛点有多远。建议除了设计液体流率之外，还应确定不同恒定液体流率下的液泛点以生成操作性能图。

填料液泛能力

对给定液体流率，由金属板制成的波纹规整填料的液泛能力定义如下：

$$C_s = K g^{0.5} \sigma^{0.06} \left(\frac{\epsilon^3}{a} \right)^{0.26} e^{-100.8 Fr_L \frac{\cos \alpha}{0.707}} \quad (7.2-1)$$

$$Fr_L = \frac{u_L^2}{g} \frac{a}{4\epsilon} \quad (7.2-2)$$

式中 K ——常数，0.176(0.200)；

a ——填料比表面积， ft^2/ft^3 (m^2/m^3)；

C_s ——液泛能力因子， ft/s (m/s)；

Fr_L ——由公式(7.2-2)定义的 Froude 准数；

g ——重力常数， ft/s^2 (m/s^2)；

- u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);
- α ——与垂直方向的波纹角度, 度;
- ϵ ——填料的空隙率;
- σ ——表面张力, dyn/cm(N/m)。

常规的规整填料都明确地定义了波纹角度, F.R.I. 测试过的填料大约是 45°。正如后面的“对填料能力的一般考虑因素”一节所述, F.R.I. 数据库中不包括填料的波纹角度非 45°的数据, 因此公式(7.2-1)的 $\cos(\alpha)$ 只是个理论项。新一代的规整填料在填料块界面处的波纹角度几乎垂直, 没有明显定义的波纹角度。对这些情况, 应该用填料块中间部分的波纹角度表示。在真空和低液体流率下, 这些填料的计算能力将会低于实际的填料能力。如果无法得到填料的波纹角度, 推荐角度值为 45°。

通常, 恒定液体流率下的液泛能力与吸收塔和汽提塔有关。对精馏塔, 汽液流率与回流比相关, 应根据恒定 L/V 比优先预测液泛能力因子。

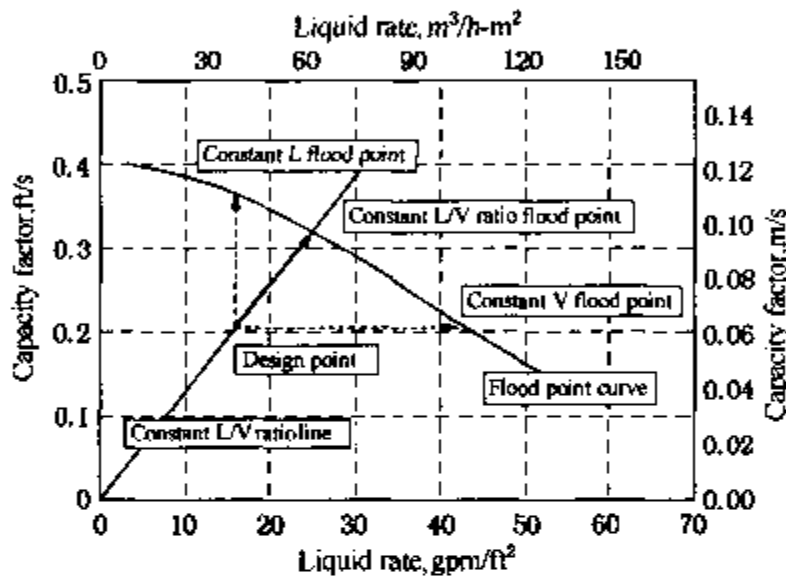


图 7.2-1 由操作性能图确定液泛点

由公式(7.2-1)确定恒 L/V 比的液泛能力因子需要迭代计算。另外, 从操作性能图上可以看出恒液体流率和恒 L/V 比的液泛能力。图 7.2-1 给了一个典型的操作性能图的例子。

采用公式(7.2-1)计算出不同恒液体流率下的液泛点, 绘制图 7.2-1 所显示的操作性能图。

体系极限的液泛

如公式(7.2-1)所示, 液泛能力并非随填料比表面积下降而无限增加。这种现象就是体系极限, 它是能力的上限(TR136)。

体系极限与塔内件的类型和设计无关, 只是体系性质和液体流率的函数。

$$C_{SS} = 1.354\epsilon C_{SP} e^{-2.52 \left(\frac{u_L - 0.01}{C_{SP}} \right)^2} \quad \text{SI 单位制} \quad (7.2-3)$$

$$C_{SS} = 0.641\epsilon C_{SP} e^{-11.25 \left(\frac{u_L - 0.033}{C_{SP}} \right)^2} \quad \text{US 单位制} \quad (7.2-4)$$

式中

$$C_{SP} = \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.20} \frac{1.4}{1.4 + \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5}} \quad (7.2-5)$$

- 式中 C_S ——体系极限液泛能力因子, ft/s(m/s);
- u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);
- ϵ ——填料的空隙率;
- σ ——表面张力, dyn/cm(N/m);
- ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);
- ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³)。

规整填料的液泛能力应当选择由公式(7.2-1)和公式(7.2-3)或公式(7.2-4)中所预测

能力的较小值。规整填料的能力通常接近于体系极限。

液泛安全因子

对每个塔段,恒 L/V 比下确定的液泛点的汽体流率与设计汽体流率之比,应该等于或大于所需的安全因子, S_F 。所需的安全因子和液泛百分数以及对应的置信度的关系见下表(TR133):

| | | | | | | | | | |
|-------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究者的 t 值 | 3.20 | 2.38 | 1.67 | 1.29 | 1.04 | 0.85 | 0.53 | 0.00 | -0.85 |
| 所需的安全因子 | 1.178 | 1.131 | 1.090 | 1.069 | 1.055 | 1.044 | 1.026 | 0.996 | 0.949 |
| 预测的液泛百分数, % | 84.9 | 88.4 | 91.7 | 93.6 | 94.8 | 95.8 | 97.5 | 100.4 | 105.5 |

对新设计,建议置信度应为 99.9% 或更高。置信度为 99.9% 意味着失败的可能性为 1/1000。对改造项目,考虑到特殊的条件,99% 的置信度是可以接受的。该模型的统计数据只是以 F.R.I. 测试方法和测试数据为基础的,因此它仅适用于 F.R.I. 数据的范围之内。F.R.I. 模型主要是以规整填料实验数据为基础,规整填料的比表面积大约是 $75\text{ft}^2/\text{ft}^3$ ($246\text{m}^2/\text{m}^3$),波纹角度为 45° 。对不同于 F.R.I. 所测试的规整填料的体系和填料,模型的可靠性不能确定。在这种情况下,设计需要用 F.R.I. 的实验数据、工程经验和实际工业操作数据进行校验。

填料能力的一般设计考虑

规整填料的能力主要是填料比表面积和液体流率的函数。波纹角度和在填料块界面的波纹设计也会影响填料的能力。知晓如何定量地确定各种因素,以及这些因素如何影响填料能力,是有益于设计者的。

填料尺寸

填料尺寸或填料的比表面积决定填料的能力,填料的能力随比表面积的降低而增加,直至能力达到体系极限。为使填料能力最大化,选择比表面积最大的填料,由公式(7.2-1)计算的其液泛能力应大于由公式(7.2-3)计算的体系极限液泛能力。下表列出 F.R.I. 在全回流条件下,采用的体系在接近体系极限时所需的填料的尺寸或比表面积:

| 体系名称 | 邻二甲苯/对二甲苯 | 环己烷/正庚烷 | 异丁烷/正丁烷 | 异丁烷/正丁烷 | 异丁烷/正丁烷 |
|---|-----------|-----------|------------|------------|------------|
| 压力, psia (bar) | 2 (0.14) | 24 (1.65) | 165 (11.4) | 300 (20.7) | 400 (27.6) |
| 表面张力, dyne/cm | 23 | 14 | 4.9 | 2.3 | 1 |
| 填料的比表面积, $1/\text{m}$ ($1/\text{ft}$) | 90 (27) | 100 (30) | 130 (40) | 200 (60) | 250 (76) |

对给定液体流率和操作条件,需要用接近体系极限的最大比表面积(最大传质效率)的详细计算数据确定填料的尺寸。

填料的波纹角度

由 F.R.I. 测试过的填料波纹角度几乎相同,为 45° 。公式(7.2-1)指出降低波纹角度将增加填料的能力。该公式显示波纹角度为 30° 的填料比波纹角度为 45° 的能力高 20%,但是效率偏低。已在实际工业中应用过波纹角度为 30° 的填料,制造商能够提供这种填料。由于 F.R.I. 没有测试过波纹角度为 30° 的填料,不能证实其精确性,因此在应用波纹角度为 30° 的填料时应该谨慎。

填料块界面处的填料波纹角度的设计

F.R.I. 测试发现接近液泛能力时,两块填料界面处的液体持液量高于填料块中间的持液量。在填料块界面处,设计特殊的填料波纹角度(更加垂直)会减少液体的持液量,与常规设计的波纹角度相比,在接近液泛时可以增加能力。不过,在真空系统下这种能力更为明显,这时液体流率低、表面张力高。在常压系统,这种特殊角度的能力优势将会消失,这时液体流率高、表面张力低。强力推荐在液体流率低、表面张力高的情况下采用这种特殊设计的波纹角度。

填料床层的高度

有限的实验数据表明,填料的可用能力随填料高度的增加略微下降,尤其是在高压和液体流率高的系统。

塔的附属设备

设计塔的附属设备,如液体分布器和收集器,不应限制填料的能力。另外,无法得到预测的填料的汽体能力。

液体流率

在液体流率较低时($< 10\text{gpm}/\text{ft}^2$, $25\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$),液体流率对能力的影响很小,而在液体

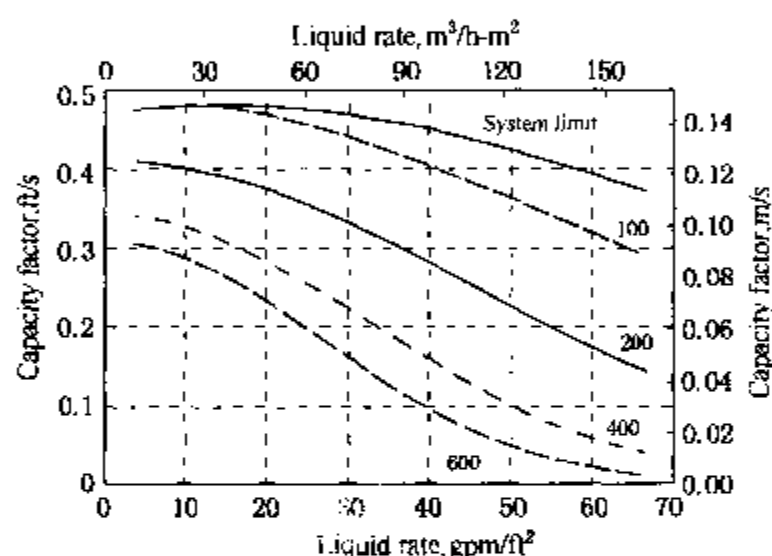


图 7.2-2 液体流率对能力的影响, C_6/C_7 体系, 压力为 $5\text{psia}(0.34\text{bar})$ 参数为填料的比表面积 m^2/m^3

($0.00005 - 0.001\text{kg}/\text{ms}$)。在此粘度范围内几乎没有对液泛产生影响。对高粘度体系,文献中经常推荐能力的下降与粘度的 $-0.05 - -0.1$ 次方成正比。但是,没有更多的数据可使用, F.R.I. 的能力关联式将不对粘度校正。

起泡体系

与散堆填料相比,起泡将大大降低规整填料的能力,这是因为在规整填料中液体流动的通道很窄。对于起泡体系,选用规整填料前建议考虑散堆填料。另外,根据实践经验需要额外的安全因子。

流率较高时($> 10\text{gpm}/\text{ft}^2$, $25\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$),液体流率对能力的影响较大。这种影响对比表面积大的填料比小的填料更加敏感,图 7.2-2 显示这种影响。

表面张力

虽然在公式(7.2-1)包括了表面张力的影响,但是 F.R.I. 没有单独证实它的影响,因为 F.R.I. 试验体系的物性可以关联出一个独立的流动参数。公式(7.2-1)中表面张力项的选择是根据 F.R.I. 对体系极限的研究结果。

粘度

F.R.I. 研究体系的粘度从 $0.05 - 1.0\text{cP}$

7.3 规整填料塔的液体持液量和压力降

液体持液量

液体持液量分率或液体持液量是指填料塔内以液膜或小流股的形式存在填料表面,或以

液滴的形式在填料中向上或向下流动的液体。由各种因素确定液体的持液量，包括液体流率和汽体流率、塔的总重量、对反应精馏系统的液体停留时间等。

对远离液泛点的操作条件，通常可以忽略汽体流率和压力降对液体持液量的影响。针对填料表面液体流动的不同假设，可产生液体持液量的不同模型。对液相雷诺数或液体流率较低的情况，可以认为液体是向下流过填料表面的层流，与液体在湿壁塔中的流动相似，液膜的厚度主要受液-固表面粘性曳力控制。对雷诺数较高(液体流率高)的情况，与惯性力相比，液-固表面粘性曳力可以忽略。根据这两种不同液体流动的假设，F.R.I. 开发了液体持液量模型，分别用于液体流率低和液体流率高的情况(TR144)。另外，提出了一个操作条件在液泛点附近的经验模型。这些模型如下：

对低液体流率，并且远离液泛点的情况：

$$h_{L1} = K_0 \left(\frac{3u_L \mu_L a^2}{g \rho_L \cos^2 \alpha} \right)^{1/3} \quad (7.3-1)$$

对高液体流率，并且远离液泛点的情况：

$$h_{L2} = 0.42 \frac{u_L a^{0.5}}{g^{0.5}} \left(\frac{2}{\cos^3 \alpha} \right)^{0.5} \quad (7.3-2)$$

对所有液体流率，靠近液泛点的情况：

$$h_{L3} = 0.17 \exp \left(-7 \left(1 - \frac{u_V}{u_{VF}} \right) \right) \quad (7.3-3)$$

最终的液体持液量由以上三个公式中计算的最大值确定：

$$h_L = \max(h_{L1}, h_{L2}, h_{L3}) \quad (7.3-4)$$

式中 K_0 ——常数，0.079(0.900)；

a ——填料比表面积， $\text{ft}^2/\text{ft}^3(\text{m}^2/\text{m}^3)$ ；

g ——重力常数， $\text{ft}/\text{s}^2(\text{m}/\text{s}^2)$ ；

h_L ——液体持液量或液体持液量分率；

u_L ——基于塔截面的液体速度， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ ；

u_V ——基于塔截面的汽体速度， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ ；

u_{VF} ——恒 L/V 比液泛点汽体速度， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ ；

α ——与垂直方向的波纹角度，度；

μ_L ——液相粘度， $\text{cP}(\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s})$ ；

ρ_L ——液体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

公式(7.3-1)表明当液体流率较低时，液体持液量与液体速度的 $1/3$ 次方近似成正比，它是液体粘度和密度的函数。另一方面，公式(7.3-2)显示当液体流率较高时，液体持液量与液体速度成正比，与粘度几乎无关。比表面积对液体持液量的影响也与液体流率有关，低液体流率比高液体流率的比表面积对液体持液量的影响更大。可见，对真空和液体流率低的体系，由公式(7.3-1)计算的液体持液量比由公式(7.3-2)计算的偏高。对高压和液体流率高的体系，公式(7.3-2)比公式(7.3-1)计算的液体持液量偏高。图 7.3-1 给出了液体持液量的计算值，对高压和真空系统的全回流操作，它是能力因子的函数。图 7.3-1 显示了这些计算结果，并已得到 F.R.I. 实验数据的证实。

由图 7.3-1 可见，对液体流率低的 C_6/C_7 体系，计算的液体持液量分为两部分，一部

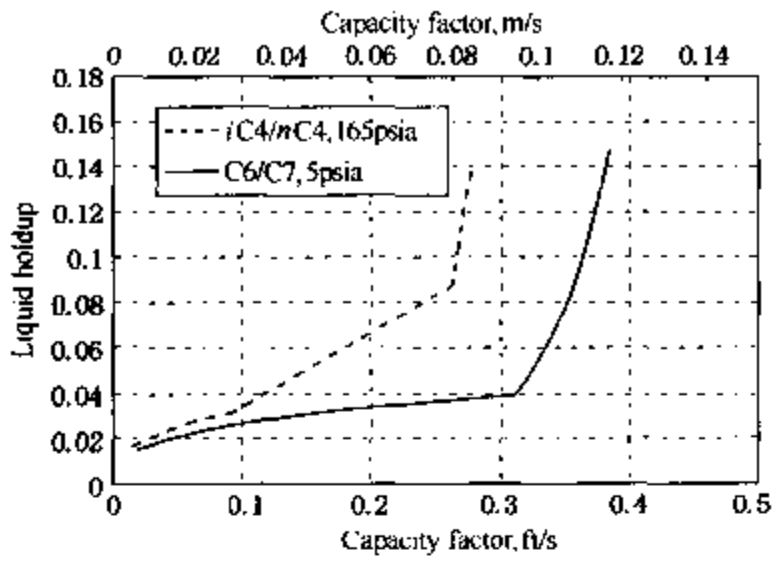


图 7.3-1 负荷对液体持液量的影响
填料的比表面积为 $260\text{m}^2/\text{m}^3$ ($80\text{ft}^2/\text{ft}^3$)

分表示公式(7.3-1)的结果,另一部分表示公式(7.3-3)的结果。对液体流率高的 iC_4/nC_4 体系,计算的液体持液量分为三部分,由公式(7.3-1)到公式(7.3-3)计算,中间的是公式(7.3-2)的计算值。

压力降

规整填料的压力降是操作中的一个重要参数,尤其是在高真空装置中。因此,在填料塔设计中,精确预测压力降是十分必要的。通常认为规整填料的汽体流动是在多平行通道中的流动,由填料的尺寸决定通道的特征尺寸。由汽体通过无液体流动的填料床层产生的摩擦阻力形成干床压力降。总压力降或湿床压力降与干床压力降有关,并加入由液体和汽体流动造成的液体持液量的作用。

由于 F.R.I. 无法得到干床压力降的数据,因此无法开发干床压力降模型。F.R.I. 研究表明,在湿床条件下的总摩擦因子与干床条件下报告的不同。这就意味着当液体流率接近零,或者液体持液量设为零时,预测的湿床压力降可能不完全等于干床压力降。F.R.I. 开发了下面的规整填料的总压力降的经验模型,没有对在填料块之间波纹角度进行修改(TR144)。

对操作条件远离液泛点和驼峰区域:

$$\Delta p_1 = K_0 \left(0.083 - \frac{250}{Re_v^*} \right) \left(1 + 5 \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) \frac{a}{\epsilon^3} \frac{\rho_v}{2} \left(\frac{u_v}{\cos \alpha} \right)^2 \left(0.8 - \frac{h_L}{0.14} \right)^{-2} \quad (7.3-5)$$

式中: Re_v 是汽相的雷诺数:

$$Re_v^* = K_1 \frac{4}{a} \frac{u_v \rho_v}{\mu_v \cos \alpha} \quad \text{如果 } Re_v^* < 6000, \text{ 则 } Re_v^* = 6000 \quad (7.3-6)$$

对操作条件靠近液泛点和在液泛点处:

$$\Delta p_2 = K_2 \exp \left(-4 \left(1 - \frac{u_v}{u_{VF}} \right) \right) \quad (7.3-7)$$

总压力降为:

$$\Delta p = \min(\Delta p_1, \Delta p_2) \quad (7.3-8)$$

式中 K_0 ——常数, 0.006(1.000);

K_1 ——常数, 1488(1.000);

K_2 ——常数, 0.920(750);

a ——填料比表面积, ft^2/ft^3 (m^2/m^3);

g ——重力常数, ft/s^2 (m/s^2);

h_L ——液体持液量;

Δp ——单元填料高度的压力降, $\text{inH}_2\text{O}/\text{ft}$ (Pa/m);

Re_v^* ——公式(7.3-6)定义的雷诺数;

u_v ——基于塔截面的汽体速度, ft/s (m/s);

u_{VF} ——恒(L/V比)液泛点的汽体速度, ft/s(m/s);

α ——与垂直方向的波纹角度, 度;

μ_L ——液相粘度, cP(kg/m·s);

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³)。

高压精馏系统通常液体流率较高, 由于可能出现 HETP 驼峰现象, 压力降比公式(7.3-5)预测值大。在 7.5 节中讨论了在驼峰条件下的校正压力降的方法。

用上述公式计算的压力降是由填料引起的压力降, 不包括由汽体静压头引起的压力降。包括汽体静压头的总压力降如下:

$$\Delta p_{\text{overall}} = \Delta p + \beta \frac{\rho_V}{\rho_{H_2O}} \quad (7.3-9)$$

式中 Δp ——压力降, in H₂O/ft(Pa/m);

$\Delta p_{\text{overall}}$ ——包括汽体静压头的压力降, in H₂O/ft(Pa/m);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_{H_2O} ——水的密度, lb/ft³(kg/m³);

β ——常数, 12.00(9806)。

对给定负荷, 压力降主要是填料比表面积函数的函数, 不同系列的不同规整填料压力降稍有不同。新一代的规整填料对填料块界面的波纹角度进行了特殊设计, 他们的压力降低于公式(7.3-5)预测的压力降。当接近液泛时, 压力降似乎与填料尺寸和体系物性无关。F.R.I. 试验数据显示对所有填料和体系, 在液泛点测量的压力降几乎是常数。对所有 F.R.I. 测试过的规整填料, 液泛点处的压力降大约是 1.26in H₂O/ft (1030 Pa/m)。图 7.3-2 对典型的规整填料的压力降测量值和预测值进行了比较, 选择压力为 100mmHg 的邻/对二甲苯体系。

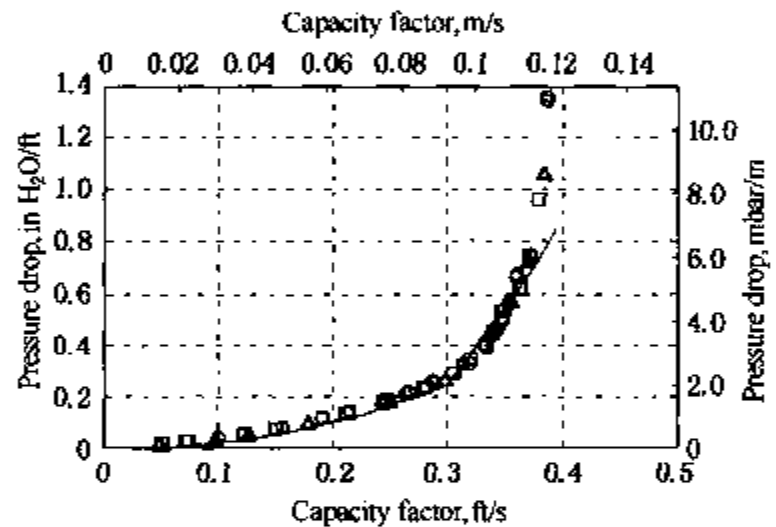


图 7.3-2 负荷对压力降的影响
规整填料的比表面积为 260m²/m³(80ft²/ft³)

7.4 规整填料塔的效率

传质效率决定床层高度。传质效率主要是填料尺寸、平衡线的斜率和 V/L 之比的函数。从真空到中压(< 165psia, 11.4bar), F.R.I. 测试过的系统的 HETP 相似, 这是因为它们的汽相 Schmidt 数相似。然而, 在高压下(≥ 165psia, 11.4bar), F.R.I. 测试过的系统显示 HETP 在某些操作范围出人意料的差, 称之为 HETP 驼峰(见 7.5 节)。尽管 F.R.I. 现在有关联式能预测驼峰发生的可能性和可能的范围, 但是至今为止还无法预测驼峰区域的 HETP。

F.R.I. 的全回流试验表明, 对固定的填料尺寸, 当远离液泛点时传质效率在很大程度上与负荷无关。F.R.I. 已经在试验和理论上对规整填料的效率进行了研究, 开发了用于设计的 HETP 模型。F.R.I. 模型采用湿壁塔类推理论和渗透理论, 并结合了两相阻力或双膜

理论。

规整填料效率(HETP)预测方法

根据 F.R.I. 在全回流条件下测定的实验数据(TR143), 推导出 F.R.I. 规整填料的效率模型。该模型包括汽相和液相单独的传质单元高度和汽相总传质单元高度的基本模型。模型还包括床层高度和汽液相返混对 HETP 影响的附加模型。

汽相传质单元高度(HTU_V)

汽相传质单元高度表示汽相的传质阻力。整齐排列的规整填料构成一系列平行的通道。可将每个通道看作是一个垂直的湿壁塔。基于湿壁塔类推, F.R.I. 得到了以下模型:

$$HTU_V = K_1 \left(\frac{4}{a} \right)^{0.8} \left(\frac{1}{u_L} \right)^{0.2} Re_V^{0.2} Sc_V^{2/3} (\cos \alpha) \quad (7.4-1)$$

$$Re_V = K_2 \frac{4u_V \rho_V}{a\mu_V} \quad (7.4-2)$$

$$Sc_V = K_3 \frac{\mu_V}{\rho_V D_V} \quad (7.4-3)$$

式中 K_1 ——常数, 1.06(0.660);
 K_2 ——常数, 1488(1.000);
 K_3 ——常数, 6.72×10^{-4} (1.00);
 a ——填料比表面积, ft^2/ft^3 (m^2/m^3);
 D_V ——汽相分子扩散系数, ft^2/s (m^2/s);

HTU_V —— $\frac{u_V}{k_V a}$ 汽相传质单元高度, ft(m);

k_V ——汽相传质系数, ft/s(m/s);

Re_V ——汽相雷诺数;

Sc_V ——汽相 Schmidt 数;

u_V ——基于塔截面的汽体速度, ft/s(m/s);

u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);

μ_L ——液相粘度, lb/fts(kg/ms);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³);

α ——与垂直方向的波纹角度。

可以用 TR124 中给出的公式或文献上查到的其他方法估算汽相扩散系数。如果无法得到数据, 对烃类系统可近似取 $Sc_V = 0.8$ 。

液相传质单元高度(HTU_L)

液相传质单元高度表示液相的传质阻力。根据各种的理论已开发了液相传质不同的模型。F.R.I. 采用了渗透理论开发的模型如下:

$$HTU_L = K_4 \left(\frac{4}{a} \right)^{0.8} (u_L)^{0.2} \left(\frac{1}{D_L} \right)^{0.5} (\cos \alpha)^{0.8} \quad (7.4-4)$$

式中 K_4 ——常数, 0.00328(0.001);
 a ——填料比表面积, ft^2/ft^3 (m^2/m^3);
 D_L ——液相分子扩散系数, ft^2/s (m^2/s);

HTU_L —— $\frac{u_L}{k_L a}$ 液相传质单元高度, ft(m);

k_L 液相传质系数, ft/s(m/s);

u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);

α ——与垂直方向的波纹角度。

汽相总传质单元高度(HTU_{OV})

由单相的传质单元高度通过两相阻力理论确定汽相总传质单元高度:

$$HTU_{OV} = HTU_V + \lambda HTU_L \quad (7.4-5)$$

式中 HTU_L ——液相传质单元高度, ft(m);

HTU_V ——汽相传质单元高度, ft(m);

HTU_{OV} —— $\frac{u_V}{K_{OV} a}$ 汽相总传质单元高度, ft(m);

K_{OV} ——汽相总传质系数, ft/s(m/s);

L ——液相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

m ——汽液平衡线的斜率;

u_V ——基于塔截面的汽体速度, ft/s(m/s);

V ——汽相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

$$\lambda = mV/L。$$

常见的精馏塔系统, m 值接近于 1, 在全回流操作下 λ 值也接近于 1。如果 λ 值比较小, 公式(7.4-5)中的第二项则比第一项小得多, 第二项就可以忽略, 可以将该系统按汽相控制考虑。反之, 当 λ 值比较大, 就可以忽略公式(7.4-5)中的第一项, 可以将该系统按液相控制考虑。对液相控制系统, HTU_{OV} 比汽相控制和精馏体系大得多。对 F.R.I. 测试过的大多数系统, 如果 λ 值 = 1, 则公式(7.4-5)中的第二项大约占第一项的 30% ~ 40%。

平衡线斜率 m

平衡线斜率 m 是预测效率中一个重要的参数。它不仅影响汽相总传质单元高度 (HTU_{OV}), 也影响 HETP。对二元精馏体系, 它是由液体中易挥发组分的摩尔分率和相对挥发度来计算的。

对理想体系, 相对挥发度与组成无关, 用下面公式计算:

$$m = \frac{\alpha}{(1 + x(\alpha - 1))^2} \quad (7.4-6)$$

式中 m ——汽液平衡线的斜率;

x ——液体中易挥发组分的摩尔分率;

α ——相对挥发度。

对非理想体系, 相对挥发度随组成变化而变化, 用流程模拟软件产生的 x 和 y 值的数据和相平衡计算程序通常很容易计算 m 值。

$$m = \frac{\Delta Y}{\Delta X} \quad (7.4-7)$$

对吸收和汽提体系, 溶质(x)浓度低, m 值等于汽液平衡常数 K 。对多组分体系, 应采用平均 m 值表示组分分布的虚拟二元对。

公式(7.4-6)表明从塔顶到塔底 m 值随组分 x 不同而变化很大, 尤其是当相对挥发度

很大时，变化更大。当填料床层较短， m 值接近常数，在公式(7.4-6)中用整个床层的平均液体摩尔分率可计算得到 m 值。当床层较高，并且体系的相对挥发度较大时，应该将高床层分成几个 m 值接近常数的短床层来计算效率。

等理论板高度(HETP)

HETP 定义为离开床层顶部汽相摩尔分率与离开床层底部液相摩尔分率达到平衡的床层高度。它是汽相总传质单元高度(HTU_{OV})和平均传质推动力的函数。平均传质推动力由操作线(V/L)、平衡线(m)和两相流动的性质决定。根据不同的两相流动假设，有很多方法可以得到平均传质推动力。如果操作线和平衡线是线性的但不必平行，且两相都是活塞流，采用如下的对数平均推动力：

$$HETP = HTU_{OV} \frac{\ln \lambda}{(\lambda - 1)} \quad (7.4 - 8)$$

$$HETP = HTU_{OV} \quad \text{当 } \lambda = 1 \text{ 时} \quad (7.4 - 9)$$

式中 $HETP$ ——等板高度(HETP)，ft(m)；

HTU_{OV} —— $\frac{u_v}{K_{OV} a}$ 汽相总传质单元高度，ft(m)；

L ——液相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；

V ——汽相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；

m ——汽液平衡线的斜率；

$$\lambda = mV/L。$$

如果汽液两相都是没有返混的活塞流，对数平均推动力近似真正推动力。如果任意一相不是活塞流且有返混，公式(7.4-8)就会低估 HETP，尤其是对较大 λ 值的体系。活塞流对真空系统是个很好的假设。

床层高度对 HETP 的影响

即使初始液体分布非常完美，还是可以预料到床层高度对 HETP 也会有影响。这是因为，在床层入口处理想的液体分布，会随液体向下流过填料通道而逐渐变差。因此，HETP 可能随床层高度的增加而增加。根据 F.R.I. 不同床层高度的 HETP 值的有限的测量，F.R.I. 得到下面的床层高度对 HETP 影响的经验公式：

$$HETP_{avg} = HETP \left(0.8 + 0.04 \left(\frac{H}{HETP} \right)^{0.7} \right) \quad (7.4 - 10)$$

式中 H ——床层高度，ft(m)；

$HETP$ ——公式(7.4-8)定义的等板高度(HETP)，ft(m)；

$HETP_{avg}$ ——整个床层的平均 HETP，ft(m)。

公式(7.4-10)定义的 $HETP_{avg}$ 是整个床层的平均 HETP。图 7.4-1 显示计算的 HETP 是床层高度的函数，以及实验得到的不同床层高度的 HETP。

应该特别注意到图 7.4-1 显示的这些影

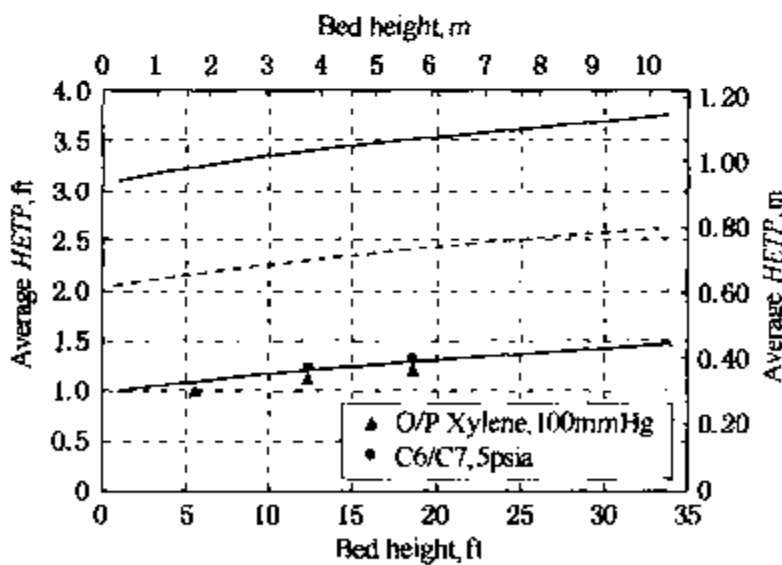


图 7.4-1 床层高度对 HETP 的影响
(图中线是公式(7.4-1)的预测值)

响是系统在全回流操作下得到的。如果系统对不良分布更加敏感，则随着床层高度的增加性能下降更快。这就是为什么对有些系统推荐把床层高度限制在 10 倍 HETP 以内的原因。

液体返混对 HETP 的影响

当高汽体流率接近液泛点时，汽体会夹带液体或液滴向上流动，尤其是低压系统在液体流率低的情况下容易发生。由汽体流动引起的液体夹带会导致严重的返混。液体返混将减小传质推动力。这是为什么在接近液泛点时，HETP 总是迅速增加的原因。用 F.R.I. 的实验数据开发了经验关联式。

$$HETP_{LM} = HETP_{avg} \left[1 + \frac{2.6H}{HETP} \left(\frac{u_V}{u_{VF}} - 0.8(aH)^{0.04} \right) \right] \quad (7.4-11)$$

如果 $\frac{u_V}{u_{VF}} \geq 0.8(aH)^{0.04} \quad (7.4-12)$

式中 a ——填料比表面积， $ft^2/ft^3(m^2/m^3)$ ；

H ——床层高度， $ft(m)$ ；

$HETP_{avg}$ ——公式(7.4-10)计算的 HETP， $ft(m)$ ；

$HETP_{LM}$ ——整个床层的平均 HETP， $ft(m)$ ；

h ——填料块的高度， $ft(m)$ ；

u_V ——基于塔截面的汽体速度， $ft/s(m/s)$ ；

u_{VF} ——恒 L/V 液泛点的汽体速度， $ft/s(m/s)$ 。

公式(7.4-11)和(7.4-12)也可以用于计算最大可用能力，这个能力下液体返混不影响传质效率。

在 7.5 节讨论汽相返混或 HETP 驼峰的影响，所有的设计应进行校验是否可能出现驼峰。

出现 HETP 驼峰的可能性

应考虑出现 HETP 驼峰的可能性。HETP 驼峰的详细讨论见 7.5 节。

HETP 安全因子

根据 F.R.I. 得到的有限的数据分析模型的可靠性。将 HETP 的预测值和测量值之比当作床层高度的设计安全系数。HETP 的预测值和测量值之比的标准偏差(σ_c)为 0.128。下表给出了床层高度所需的安全系数，它是置信度的函数(TR145)：

| 置信度, % | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|
| 研究值 z | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 |
| 所需安全因子 | 1.31 | 1.22 | 1.17 | 1.14 | 1.12 | 1.08 | 1.01 |

例如，对于置信度为 95%，所需安全系数是 1.22，实际的床层高度应是计算值的 1.22 倍。对 F.R.I. 数据范围之外的体系和填料，可能要有额外的安全系数。推荐将预测的 HETP 用 F.R.I. 实验数据或类似装置现场数据进行比较和校验，并可参考专家意见。

在选择填料高度时，设计人还要考虑很多其他因素。在确定分离所需要的理论级数时，需要考虑控制系统的能力，以保证组成分布图在可接受的范围之内。如果对塔的所有产品要

求物流的纯度较高，应考虑采用更高的安全因子。

对 HETP 的总体设计考虑

规整填料的效率(HETP)主要是比表面积和 λ 值的函数。良好的液体分布是取得高效率的先决条件。然而，对 F.R.I. 测试过的体系，HETP 只是体系性质和压力的弱函数，在全回流操作下几乎与汽液负荷无关。重要的是设计人要知道各种因素对填料效率的定量影响。

填料尺寸

填料尺寸或填料的比表面积是影响效率的关键参数。填料的 HETP 随填料比表面积的降低而增加。对最高效率的和最低 HETP 的，应选择能满足能力要求的比表面积最大的填料。图 7.4-2 给出了 HETP 是填料比表面积的函数曲线，选用 F.R.I. 测试过的典型的烃类体系， $\lambda = 1$ 。F.R.I. 实验数据覆盖的规整填料的比表面积从 $17 \sim 152 \text{ft}^2/\text{ft}^3$ ($56 \sim 500 \text{m}^2/\text{m}^3$)。

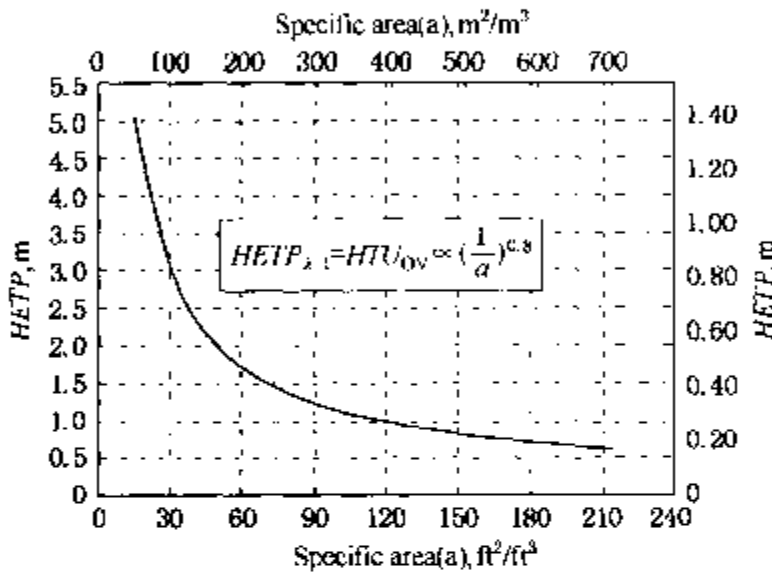


图 7.4-2 HETP 是填料比表面积的函数
典型的烃类体系， $\lambda = 1$

填料的波纹角度

F.R.I. 测试过的所有规整填料的波纹角度几乎相似，约为 45° 。公式(7.4-1)和公式(7.4-4)表明降低波纹角度将增加 HETP。这些公式表明波纹角度为 30° 填料的 HETP 大约比 45° 的高 22%。然而，波纹角度为 30° 的填料比 45° 的填料能力高。制造商可以提供波纹角度为 30° 的填料。

填料床层高度

用公式(7.4-9)可以计算填料床层高度对 HETP 的影响。F.R.I. 测试过最高的床层高度是 18.6ft (5.7m)，其实验结果常常显示床层底部的分离效率不如床层顶部的效率，尤其是液体流率较高的高压系统。将小塔床层高度限制在 20 倍 HETP 之内、将大塔限制在 25 倍 HETP 之内是比较明智的。有些装置要求床层高度不超过 10 倍 HETP。

液体分布

HETP 模型是根据有良好的液体分布下得到的数据而开发的。因此，由这些模型计算的 HETP 只是液体分布良好的数据。从液体分布器的喷淋点测量的液体流率的标准偏差，应限制在所预测的平均液体流率的 5% (对传质) 到 10% (对传热)。液体不良分布将明显降低填料的效率。床层的操作弹性通常由分布器的操作弹性决定。

汽体分布

虽然在 F.R.I. 试验中没有观察汽体分布不良对 HETP 的影响，但是应该记住这些试验是在直径 4ft 的塔内进行的。由于工业上的塔可以大到 50ft ，可以预料到汽体不良分布将降低靠近夹点处分离的传质效率，或者使得大直径的、呈低长径比的情形更加显著。如果重沸器汽相返回速度很高，则需要设汽体分布器，尤其是在大直径塔中。

汽液负荷

在全回流和恒定 V/L 比的操作下，在液泛点以外，HETP 与汽液负荷无关。假如能够保持适当的液体分布，这个结论可以扩展到很低的液体和汽体流率的场合。规整填料能够很容

易地达到操作弹性为 10 或更高。然而，大多数液体分布器不能达到那么高的操作弹性。在低流率下，通常液体分布器性能较差是造成在操作弹性范围内塔的性能较低的原因。

体系性质和压力

对 F.R.I. 测试过的各种压力下的烃类体系，体系的性质和压力对填料的效率几乎没有影响。这是因为 F.R.I. 采用的所有体系的汽相 Schmidt 数相似。由于驼峰原因，高压下的 HETP 出乎意料的高。

带驼峰的体系

规整填料应避免操作在如公式(7.5-1)标明的驼峰体系。高液体流率、低表面张力和小液汽密度差将会增加出现驼峰的可能性。

表面张力及其梯度

表面张力及其梯度对 HETP 的影响并不确定。表面张力及其梯度应对填料润湿起主要作用，因此它们会影响传质面积。然而，F.R.I. 的数据不能单独确定或分离出表面张力及其梯度对填料效率的作用。如果有，在 F.R.I. 的模型中也不包括这些作用。因此，将本模型用于表面张力高的体系要引起注意，如富含水的体系、水溶液等。据报道含水体系的 HETP 比不含水的体系 HETP 高。实际上，金属板规整填料一般不用于从液体分布器引入纯水的体系。

液相粘度

液相粘度高的体系其液相分子扩散系数较低，与低粘度体系相比 HETP 较高。通过液相分子扩散系数考虑了液相粘度的影响。

7.5 驼峰对规整填料性能的影响

现在还不能全面理解驼峰出现对性能损失的机理。公式(7.4-8)假设汽液相为活塞流，没有返混。对高液体负荷和低汽体负荷，无法避免汽相沿某些波纹通道出现返混，尤其是在表面张力较低的高压系统。

驼峰的标识

在高液体负荷下，由于液体分布不均一些波纹通道可能发生液泛。目前的理论假设液体沿着这些已液泛的通道向下流动会夹带汽体，将汽泡带到下面，引起大量汽相返混，返混距离超过至少一块规整填料的高度。如果汽泡上的曳力大于或等于汽泡的浮力，汽泡就会被夹带。F.R.I. 用曳力与浮力之比 R_{SB} ，作为标识出现 HETP 驼峰的可能性和严重汽相返混的参数(TR143, TR145)：

$$R_{SB} = \frac{K_1 \rho_L u_L^2}{g^{0.5} \sigma^{0.5} (\rho_L - \rho_V)^{0.5}} (aH)^3 \quad (7.5-1)$$

如果 $R_{SB} \geq 1$ ，HETP 可能出现驼峰现象。如果可能，应该避免采用规整填料。

式中 K_1 ——常数，0.00960(0.00045)；

a ——填料比表面积， $\text{ft}^2/\text{ft}^3(\text{m}^2/\text{m}^3)$ ；

g ——重力常数， $\text{ft}/\text{s}^2(\text{m}/\text{s}^2)$ ；

H ——填料块的高度， $\text{ft}(\text{m})$ ；

R_{SB} ——驼峰标识参数；

u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³);

σ ——表面张力, dyne/cm(N/m)。

公式(7.5-1)仅给出了表示出现驼峰可能性的定量指南。如果在低表面张力、两相密度差小和高液体流率的体系不能避免使用规整填料, 就必须要以成功的现场装置的经验为基础。

公式(7.5-1)是以 F.R.I. 在高压系统下得到的数据为基础的。至今还不能完全理解驼峰出现的机理。公式(7.5-1)表明, 具有与小比表面积的大尺寸填料和填料块高度较低的填料, 与具有大比表面积的小尺寸填料和填料块高度较高的填料相比不容易出现驼峰。对于散堆填料, 如果填料尺寸以填料块高度 h 表示, 则大约是典型规整填料块高度的 1/10, 散堆填料出现驼峰的可能性就非常小。在 F.R.I. 测试的所有体系中没有观察到散堆填料出现一个驼峰。

F.R.I 在高压系统对规整填料的测试中, 观察到了 HETP 驼峰。通常高压系统的表面张力低、液汽密度差小、液体速度高。另一方面, 具有表面张力高、液体流率低和两相密度差大的体系几乎不易出现驼峰。

当 R_{SB} 大于等于 1 时可能出现驼峰。然而, 驼峰还与汽体流率有关。目前认为当汽体流率相对较低时, 汽体能够找到没有发生液泛的足够通道, 在向上流动的过程中与向下流动的液体的水力学交互作用很小。在这种情况下, 汽相返混很小, 不会出现驼峰。当汽体流率相对较高(接近液泛), 汽体可能会分散到部分连续的液相中, 汽泡通过液体几乎没有返混。因此, 驼峰可能会在流率较高的接近液泛处消失。根据 F.R.I. 的实验数据, 用下面两个公式可以预测何时驼峰开始和结束:

$$u_{VHS} = u_{VF} \left[1 - 0.025(aH) \frac{u_L}{u_V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \right] \quad (7.5-2)$$

$$u_{VHE} = u_{VF} \left[1 - 0.3 \frac{u_L}{u_V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \right] \quad (7.5-3)$$

式中 a ——填料比表面积, ft²/ft³(m²/m³);

H ——填料块的高度, ft(m);

u_L ——基于塔截面的液体速度, ft/s(m/s);

u_V ——基于塔截面的汽体速度, ft/s(m/s);

u_{VF} ——恒(L/V)比液泛点处的汽体速度, ft/s(m/s);

u_{VHE} ——驼峰结束时的汽体速度, ft/s(m/s);

u_{VHS} ——驼峰开始时的汽体速度, ft/s(m/s);

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³)。

当 $R_{SB} \geq 1$ 且 $u_{VHS} \leq u_V \leq u_{VHE}$ 时, 出现 HETP 驼峰, 其中 u_{VHS} 是驼峰开始时的汽体速度, u_{VHE} 是驼峰结束时的汽体速度。

对压力降的校正

当驼峰出现时发现公式(7.3-5)低估了测量的压力降。在驼峰区压力降的增加可能是由

某些波纹通道发生液泛引起的。当驼峰出现时，需要对 7.3 节计算的压降采用下面的方法进行校正：

当 $R_{SB} \geq 1$ 且 $u_V > u_{VHS}$ 时：

$$\Delta p_{\text{hump}} = \Delta p + K_2 \frac{\rho_V}{\rho_L} \left(1 - 0.6 \frac{u_V}{u_{VF}} \right) \quad (7.5-4)$$

式中 K_2 ——常数，1.10(900)；

u_V ——基于塔截面的汽体速度，ft/s(m/s)；

u_{VF} ——恒(L/V)比液泛点处的汽体速度，ft/s(m/s)；

Δp ——单位高度填料的压降，inH₂O/ft(Pa/m)；

Δp_{hump} ——驼峰时单位高度填料的压降，inH₂O/ft(Pa/m)；

ρ_V ——汽体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)。

对 HETP 的校正

驼峰区的 HETP 不正常。由于在驼峰区会出现流动阻滞和汽体返混，HETP 升高。由于缺少了解和可用的数据有限，仅提出了经验关联式描述规整填料在驼峰区的性能。驼峰区的平均 HETP 由下式计算：

$$HETP_{\text{hump}} = HETP_{LM} \left[1 + \frac{0.16H}{HETP} (R_{SB} - 1)^{0.4} \exp\left(\frac{-2u_V}{u_{VF}}\right) \right] \quad (7.5-5)$$

式中 H ——床层高度，ft(m)；

$HETP_{LM}$ ——由公式(7.4-11)计算的 HETP，ft(m)；

$HETP_{\text{hump}}$ ——对驼峰影响校正过的 HETP，ft(m)；

R_{SB} ——驼峰标识参数；

u_V ——基于塔截面的汽体速度，ft/s(m/s)；

u_{VF} ——恒(L/V)比液泛点处的汽体速度，ft/s(m/s)；

u_{VHE} ——驼峰结束时的汽体速度，ft/s(m/s)；

u_{VHS} ——驼峰开始时的汽体速度，ft/s(m/s)。

公式(7.5-5)中的 $HETP_{LM}$ 是由 7.4 节公式(7.4-11)计算的 HETP。公式(7.5-5)提出在驼峰区，长床层与短床层相比分离效率更差。这意味着填料床层底部比填料床层顶部的传质性能更差。因此，操作在驼峰区的填料长床层的传质性能更差。

7.6 规整填料塔的性能比较

F.R.I. 测试结果显示不同制造商的规整填料性能相似。在填料的属性当中，比表面积对填料的性能影响最显著。在全回流下测量了传质效率、压降和液体持液量，而能力由全回流和恒液体流率下所决定。本节所显示的性能结果是在 F.R.I. 直径 4ft 塔中得到，并在液体分布良好的条件下获得的。

能 力

填料的能力主要是填料比表面积、波纹角度和液体流率的函数。F.R.I. 规整填料数据

库包括了大量的填料实验数据，填料的比表面积大约是 $120 \sim 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ($37 \sim 76 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$)，波纹角度大约是 45° 。

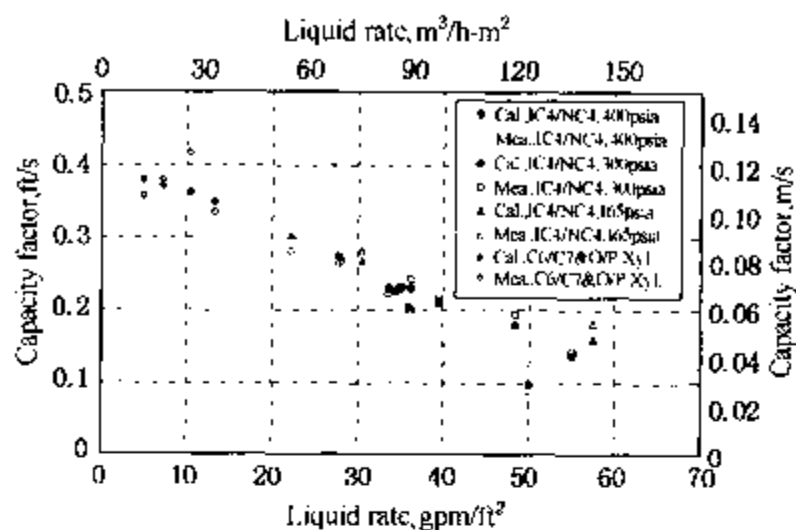


图 7.6-1 不同体系的 Mellapak 250.Y 的能力

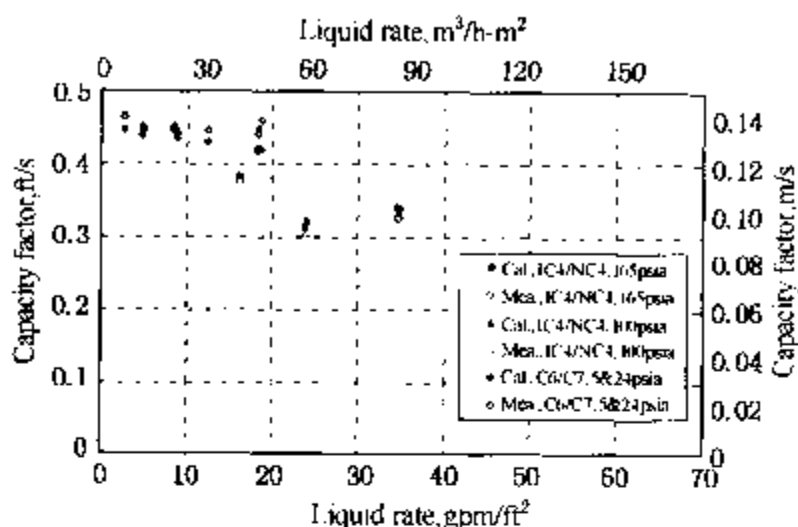


图 7.6-2 不同体系的 Intalox 4T 的能力

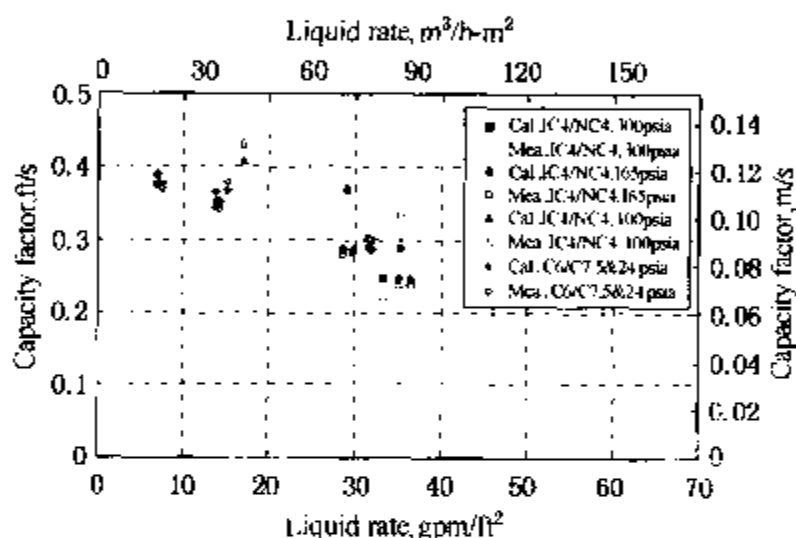


图 7.6-3 不同体系的其他填料的能力
(F.R.I. 测试过的填料，比表面积： $220 \sim 250 \sim 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$)

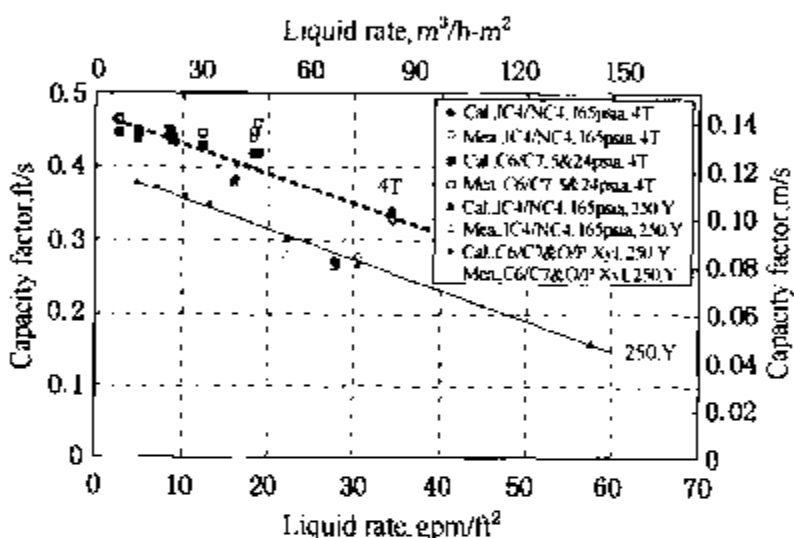


图 7.6-4 Mellapak 250.Y 与 Intalox 4T 能力的比较
(图中线是趋势线)

液体持液量和压力降

液体持液量和压力降主要是由在全回流操作下 Intalox 4T 和 Mellapak 250.Y 确定的。

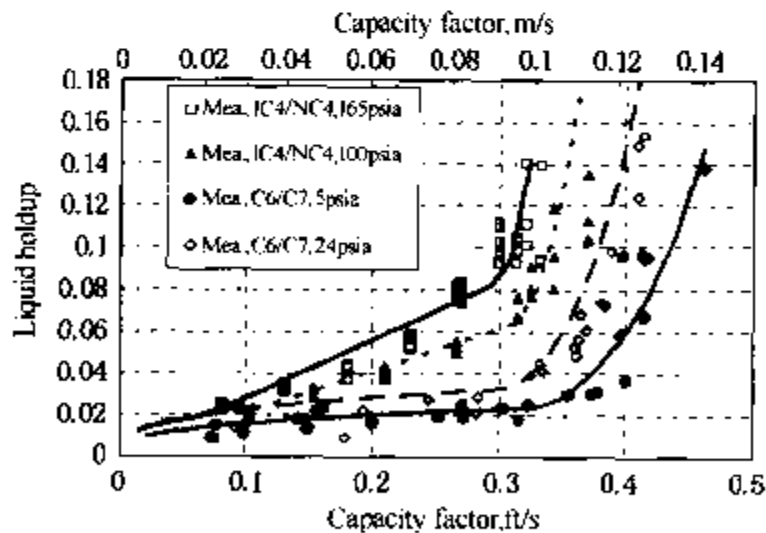


图 7.6-5 不同体系 Intalox 4T 的液体持液量
(图中线是模型预测值)

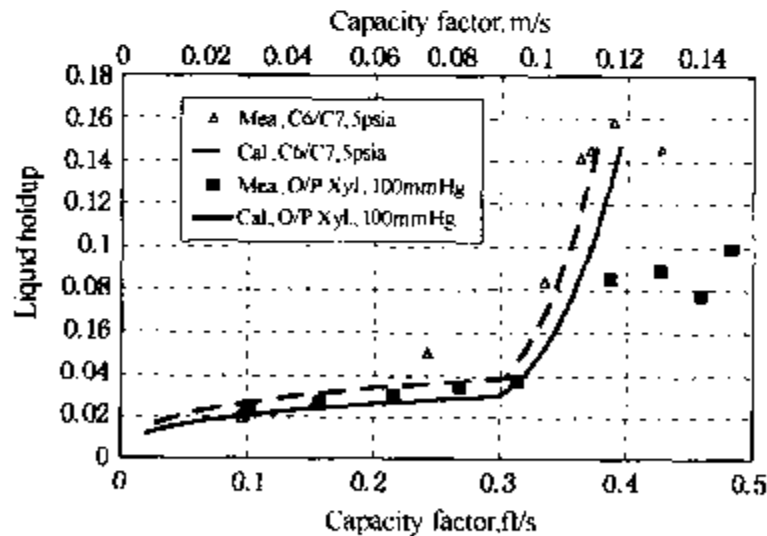


图 7.6-6 不同体系 Mellapak 250.Y 的液体持液量
(图中线是模型预测值)

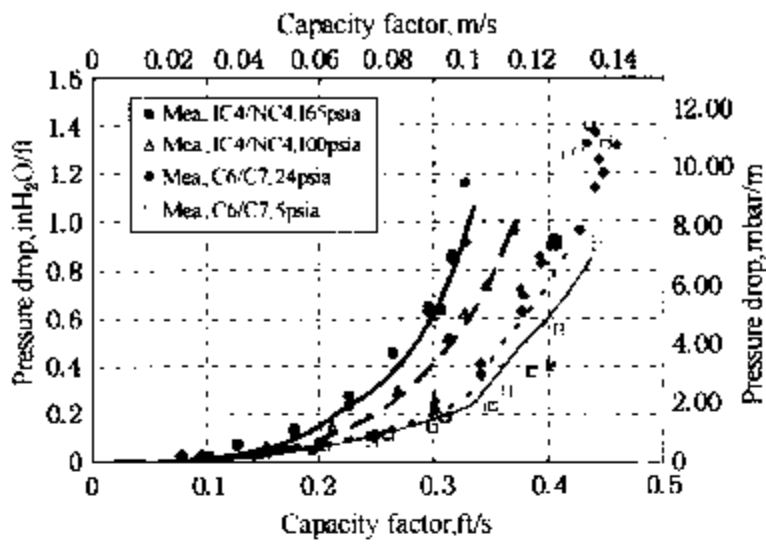


图 7.6-7 不同体系 Intalox 4T 的压力降
(图中线是模型预测值)

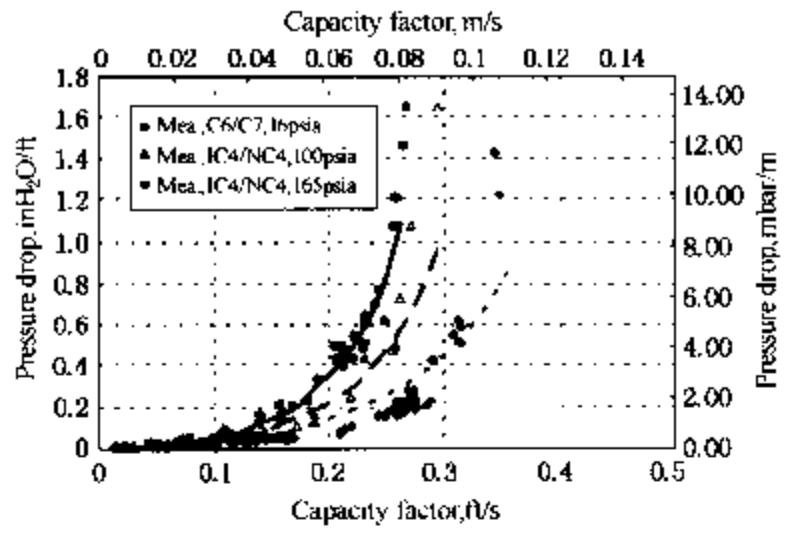


图 7.6-8 不同体系 Mellapak 250.Y 的压力降
(图中线是模型预测值)

传质效率(HETP)

传质效率(HETP)只是在液体分布良好的全回流操作下测量的。

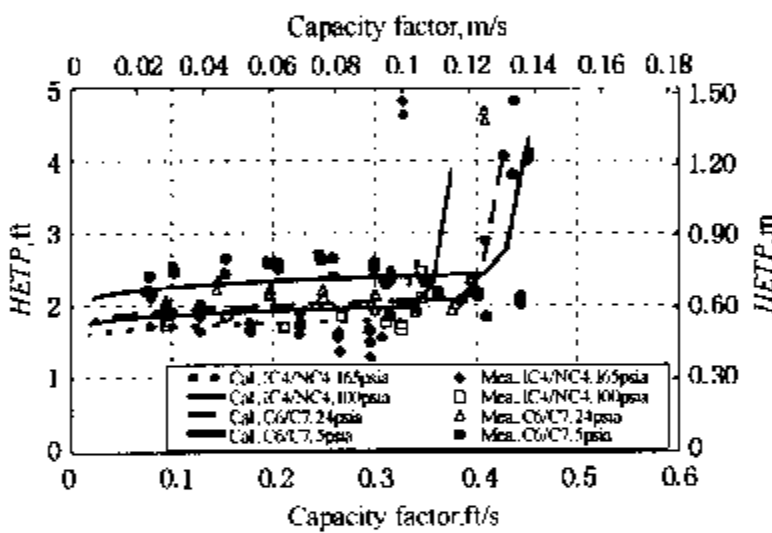


图 7.6-9 不同体系 Intalox 4T 的 HETP

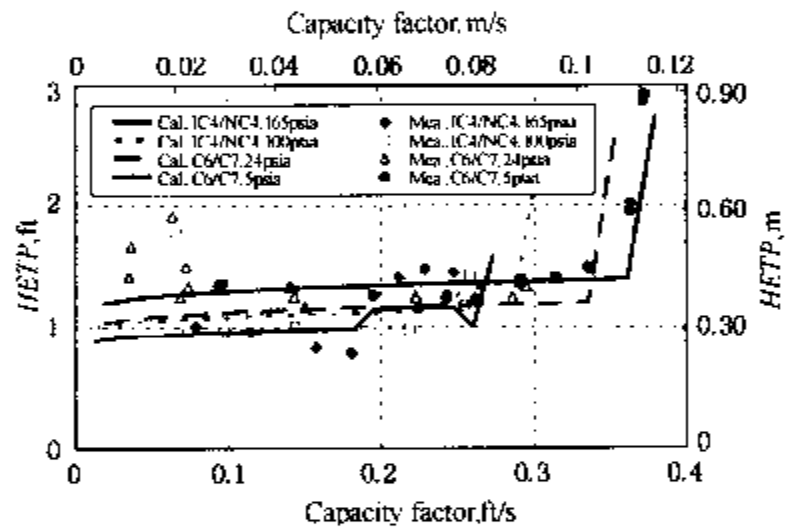


图 7.6-10 不同体系 Mellapak 250.Y 的 HETP

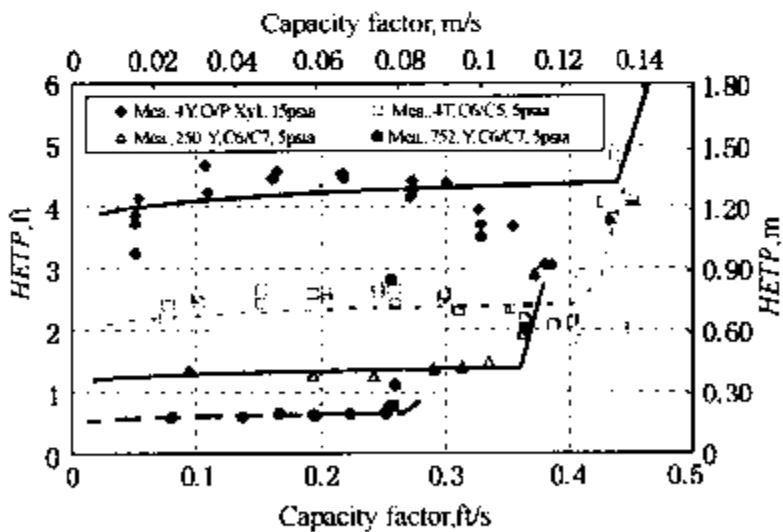


图 7.6-11 不同填料 HETP 的比较
(图中线是模型预测值)

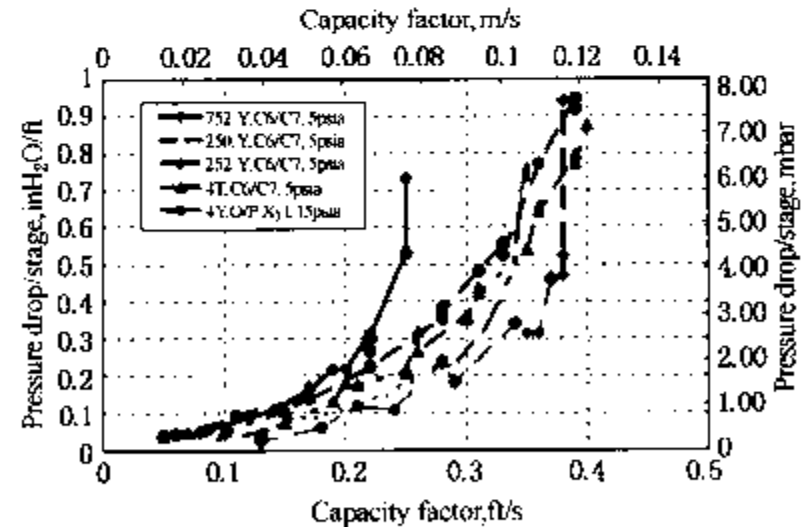


图 7.6-12 不同填料每理论级压力降的比较

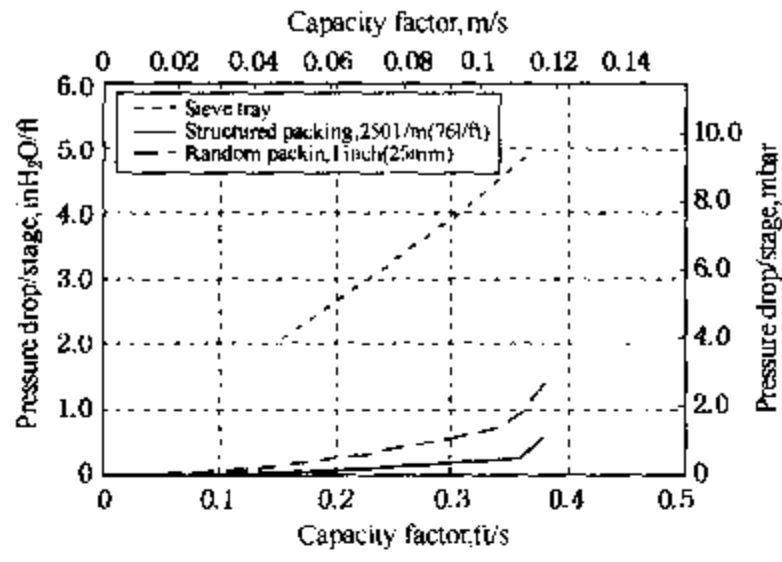


图 7.6-13 压力为 5psia 的 C_6/C_7 体系, 不同塔内件预测的每理论级压力降的比较

第八章 散堆填料

8.0 背景及简介

在 F.R.I. 的研究进程中, 已在其精馏实验装置上对几种类型的散堆填料进行了研究。这些被测试的填料都是 F.R.I. 过去的结果。这些试验是在 F.R.I. 的直径为 4ft(1.2m) 的低压塔和高压塔, 以及在低压塔中直径为 8ft(2.4m) 的塔段进行的。在床层高度为 7~35ft(2.1~10.7m) 的范围内, 研究了各种各样的将回流液体分布到填料层顶部的分布器。研究时的操作压力范围为 10mmHg~500psia(0.013~34.5bar)(绝压)。实验详情见第 4 卷 8.8 节, 或参考 F.R.I.《Tray Design Handbook》第 2 卷 11.0 节——F.R.I. 报告索引。

F.R.I. 提出了分别适用于金属填料和陶瓷填料的通用关联式。这种将金属填料和陶瓷填料的关联式分开的做法是由于 F.R.I. 数据内在的局限性造成的。工业上感兴趣的专利填料几乎都没有作过试验。在 1987 年以前, F.R.I. 从未出资对任何专利填料做过试验。除非有专利商被选上, 要对他的填料做试验, 并且支付试验费用, 否则不会在 F.R.I. 测试填料。1987 年, F.R.I. 终于决定出资对一种规整填料做试验。近年来, F.R.I. 每年都投票选定一种专利填料来做试验, 但通常规整填料的选择要超过散堆填料。

为了增加测试的散堆填料数量, F.R.I. 在一个较小的塔中做试验。然而, 事实证明为这项研究工作付出的费用不是十分有效。其实际结果是 F.R.I. 测试的填料范围并不能很好地涵盖工业中应用的填料范围。(注: 金属穿孔环也是 F.R.I. 设计的一种填料, 在工业中并没有应用。)

一直以来都认为液体分布器对获得良好的填料性能非常重要。1982 年的试验表明, 在 F.R.I. 早期的填料试验中, 由于液体分布不合适, 使得测得的填料效率非常低。早期的试验中, 常常采用一个带齿窄槽式分布器。1982 年测试的填料是 5/8in 的鲍尔环, 它对液体不良分布的敏感程度要远远大于尺寸较大的填料。对同一个体系, 当使用高品质的管盘式分布器时测得的 HETP 平均值为 15 in(甚至有些值低至 12in!); 而使用带齿窄槽式分布器时, HETP 平均值只能达到 30in(详见 1982 年 9~10 月的进展报告)。这样就进一步将数据分成独立的两部分, 一部分为液体分布器很差时的数据, 另一部分为液体分布器很好的数据。

散堆填料的特征是具有比板式塔相对较低的持液量和压力降。每个理论级的填料压力降要比传统的板式精馏设备低得多。散堆填料的性能特征使其非常具有吸引力。在真空设备中, 是仅次于规整填料的选择。在压力较高或液体流率较高的设备中, 在规整填料和散堆填料之间, 通常优先选择散堆填料。在这些高压设备中, 已经有过规整填料操作失败的报道。F.R.I. 测试过的各种类型和尺寸的填料见图 8.0-1。



图 8.0-1 F.R.I. 测试过的散堆填料

F.R.I. 的研究范围

填料参数

下表概括了在 F.R.I. 塔中研究的不同散堆填料的设计参数:

| | |
|-----------|---|
| 类型 | Fleximax [®] 300 Nutter 环 鲍尔环 2 [#] 超级拉西环 Saddle(陶瓷) Intalox Saddle [®] (陶瓷)* Berl Saddle(陶瓷)* 穿孔环* 拉西环(陶瓷)* (* 使用带齿窄槽式分布器) |
| 尺寸 | 0.625 ~ 3.5in (16 ~ 89mm) |
| 材质 | 陶瓷 碳钢 不锈钢 塑料 |
| 壁厚 | 0.02 ~ 0.31in (0.5 ~ 8mm) |
| 比表面积 | 14 ~ 104ft ² /ft ³ (46 ~ 341m ² /m ³) |
| 单位体积的填料个数 | 33 ~ 5865/ft ³ (1165 ~ 207000/m ³) |
| 空隙率 | 0.71 ~ 0.98 |

研究体系

F.R.I. 研究散堆填料时所采用体系的物理性质变化范围非常广:

| 性 质 | 范 围 |
|------|---|
| 液体密度 | 20 ~ 60lb/ft ³ (320 ~ 960kg/m ³) |
| 汽体密度 | 0.0025 ~ 8lb/ft ³ (0.04 ~ 128kg/m ³) |
| 表面张力 | 0.2 ~ 70dyne/cm ((0.2 ~ 70) × 10 ⁻³ N/m) |
| 液体粘度 | 0.035 ~ 1.6cP ((0.035 ~ 1.6) × 10 ⁻³ Pa·s) |
| 汽体粘度 | 0.0063 ~ 0.017cP ((0.0063 ~ 0.017) × 10 ⁻³ Pa·s) |

用于散堆填料研究的体系和压力范围如下:

| 体 系 | 压 力 |
|----------|-------------------------------|
| 二氧化碳/吸收油 | 200 ~ 400psia (13.8 ~ 27bar) |
| 环己烷/正庚烷 | 4 ~ 24psia (0.28 ~ 1.65bar) |
| 异丁烷/正丁烷 | 100 ~ 500psia (6.9 ~ 34.5bar) |
| 异辛烷/甲烷 | 20psia (1.38bar) |
| 异丙醇/水 | 100 ~ 760mmHg (0.133 ~ 1bar) |
| 甲醇/水 | 14.7psia (1bar) |
| 甲醇/水/丙酮 | 14.7psia (1bar) |

| | |
|---------------|--------------------------------|
| 辛醇/正癸醇 | 10mmHg(0.013bar) |
| 对二甲苯/邻二甲苯 | 16 ~ 100mmHg(0.021 ~ 0.13bar) |
| 丙二醇/乙二醇 | 10 ~ 50mmHg(0.013 ~ 0.067bar) |
| 丙烯/丙烷 | 300 ~ 500psia (20.7 ~ 34.5bar) |
| 丙烯/丙烷/异丁烷/正丁烷 | 300psia (20.7bar) |
| 水/蒸汽 | 14.7psia(1bar) |

填料特性

图 8.0-2 所示为 F.R.I. 精馏单元中测试的 2in(50mm) 金属鲍尔环的典型性能曲线，测试时使用的液体分布器具有很好的操作弹性。这个性能图阐明了填料的各种性能特征。所有的填料都具有相似的性能特征。液泛能力和体系极限曲线是汽体能力因子与单位塔截面积上液体流率之间的关系曲线。其它性能参数曲线，均以全回流时的汽体能力因子为横坐标。所有这些性能曲线都是根据 F.R.I. 的模型计算得到的，在后面的章节中会作详细的讨论。

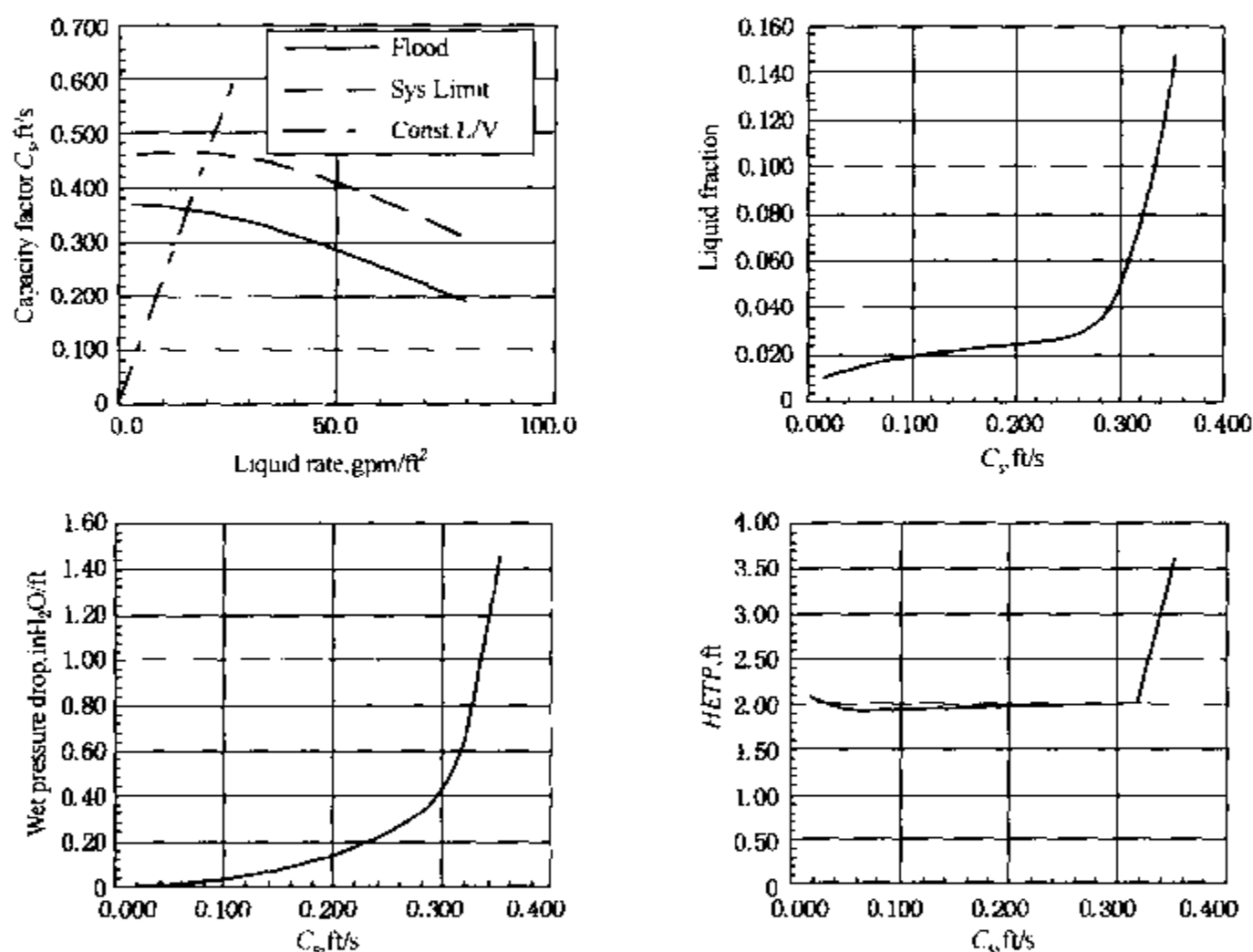


图 8.0-2 2in(50mm) 鲍尔环的性能图

能力或液泛点

F.R.I. 对散堆填料能力和液泛点定义为塔的操作开始不能控制或塔变得不可操作的点。在接近液泛点时，液体或汽体流率稍稍增加一点，就会导致压力降和持液量阶跃式增加，使得停留在塔内的液体过多，从而导致塔变得不可操作。接近液泛点时，传质效率变低。传质效率开始变低的点可认为是填料的有效处理能力。对现在的新型散堆填料，最大有效处理能力和水力学液泛点之间有很大的差别。

传质效率或 HETP

F.R.I. 的全回流实验表明，散堆填料的传质效率对负荷不是很敏感。F.R.I. 的研究还表明，在不同压力下的不同体系中，散堆填料的效率也基本保持不变。但是，传质效率对液体分布器的质量非常敏感。

总压力降或湿床层压力降

散堆填料的总压力降(或湿床层压力降)指的是汽体流过填料时的总压力降。它不包括汽

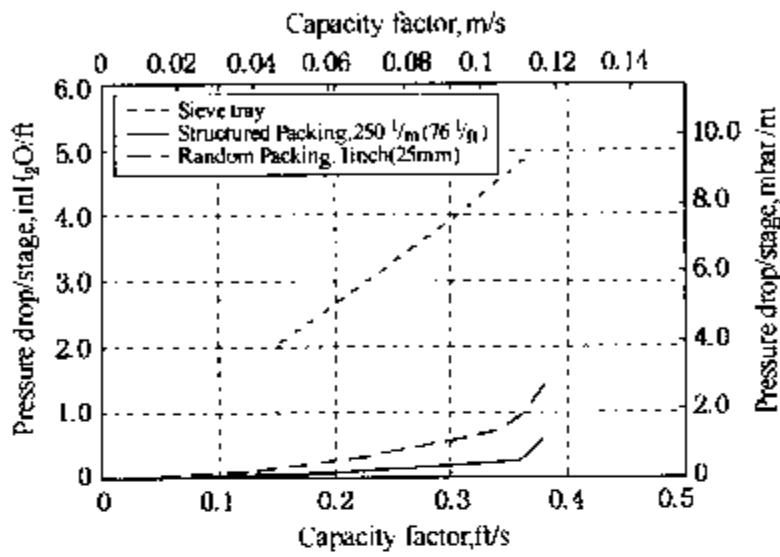


图 8.0-3 每块理论板上不同内件的压力降比较
(5psia 下的 C_6/C_7 体系)

相本身的静压头，且随着汽体和液体流率的增加而增大。每块理论板的散堆填料的压力降要远远低于塔板的压力降，但是比规整填料的压力降高，如图 8.0-3 所示。

持液量

持液量是指停留在填料表面和填料层空隙内的液体量，通常用一个体积分率表示。它随着液体流率的增加而增大，但在接近液泛点以前，汽体流率对持液量的影响是非常小的。

体系极限或最大能力

体系极限或最大能力是指一个精馏设备能力的上限值，它与塔内件和附件的设计无

关。它被定义为一种处理能力，超过这个处理能力时，所有的液滴都会被夹带走。

沟流

沟流是指汽体或者液体在填料床层中优先沿着一些路径流动的倾向性。沟流受分配至填料层的汽体和液体的初始分布的影响，而且还与填料类型和尺寸有关。如果填料层高度足够，在这段填料内会逐渐形成一定数目的沟流，这段填料的高度与填料类型和尺寸有关。

8.1 散堆填料塔的设计

以下设计方法的依据是 F.R.I. 实验研究结果。在这个方法中，尽可能补充了一些公共领域的信息，但主要的依据还是 F.R.I. 的实验数据和报告。下面一节中列出了该设计方法中要使用的术语的定义，接下来对设计考虑和一些参数进行了讨论。这些可作为选择最佳设计方案的指南。

定 义

下列术语和参数在下面的设计方法和关联式中将被用到：

HETP——相当于一块理论板或一个平衡级的填料高度。它是每英尺或每米填料的理论板数(NTSM)的倒数。

HTU_{OV}——总的汽相传质单元高度。

Zone(区段)——散堆填料床层内的一个区段的定义是具有基本恒定的汽相和液相负荷的一个塔段。在一个简单的精馏塔中只有两种不同负荷条件的区段：进料点以上为精馏段；进

料点以下为提馏段。带有侧线物流或多点进料的塔有两个以上的区段。真空塔中，由于汽体密度的变化，可以分成多个不同负荷的区段。每个区段中的最大设计负荷和最小设计负荷下的两相流率和物理性质都应在表中列出。每个区段的液相进料流率也应列在表中，以便于选择和设计液体分布器。

Pinch(夹点)——F.R.I. 的效率数据仅来源于全回流情况下获得的数据。在很多情况下，体系的相对挥发度相当高。当体系在一定的回流比下操作，或相对挥发度比较低时，这些数据可能不能完全地反映出性能的损失。当回流比一定，如果操作线接近平衡线，或者体系在一个非常低的相对挥发度下操作，我们将这种体系定义为夹点。当夹点体系在接近液体分布极限、床层长度极限等处操作时，性能损失会非常严重。

操作弹性、操作范围和灵活性——操作弹性等于最大设计负荷除以最小设计负荷。操作范围是指可操作的负荷范围，用液泛负荷的百分数表示。灵活性是用来定义一个装置处理一定范围的操作条件的能力。具有高操作弹性的散堆填料塔比具有低操作弹性的塔的操作范围要大得多。所有这些术语都意味着可维持一个合适的效率的操作极限。

汽体负荷(V_{load})——定义为汽体体积流量乘以汽相密度与液汽两相密度差之比的平方根：

$$V_{load} = Q_v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \quad (8.1 - 1)$$

式中 V_{load} ——汽相体积负荷， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；

Q_v ——汽体体积流量， $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ ；

ρ_L ——液体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ ；

ρ_v ——汽体密度， $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

能力因子——定义为汽体负荷(V_{load})除以塔截面积：

$$C_s = \frac{V_{load}}{A_s} = u_v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \quad (8.1 - 2)$$

式中 A_s ——塔截面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

C_s ——基于塔截面积的能力因子， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ ；

u_v ——基于塔截面积的汽体流速， $\text{ft}/\text{s}(\text{m}/\text{s})$ 。

设计考虑

散堆填料塔中的辅助设备是塔设计的一个重要部分。对于给定的填料类型和尺寸，液体分布器对塔性能的影响比使用不同尺寸填料对它的影响要大得多。为了设计好一个塔，必须对以下各项进行仔细地检查：

- | | |
|----------------|------------------|
| 1. 填料类型； | 10. 压板； |
| 2. 填料尺寸； | 11. 特殊设备； |
| 3. 填料层高； | 12. 填料装填方法； |
| 4. 液体分布； | 13. 存在固体和污垢的可能性； |
| 5. 操作弹性； | 14. 安全因子； |
| 6. 液体再分布； | 15. 散堆填料与规整填料； |
| 7. 汽体分布； | 16. 散堆填料与塔板； |
| 8. 集液板(也叫烟囱板)； | 17. 费用。 |
| 9. 填料支撑板； | |

填料类型

对设计者来说，有许多类型的散堆填料的可供选择，这些填料的材质结构范围非常宽。而且大部分填料都有其适合的应用范围。在选择填料类型和填料材质时须考虑的一些因素如下：

1. 化学稳定性；
2. 结构强度；
3. 能力；
4. 压力降；
5. 效率；
6. 操作范围；
7. 费用。

一直以来，最具有化学稳定性的填料的材质是陶瓷、瓷和碳。在许多种填料中，也有由现代工程塑料树脂和高合金和稀有金属制成的。对由塑料制成的填料，应考虑到其操作温度不应超过这些材料的软化点。金属填料具有最高的结构强度，但使用强度较低的陶和瓷的填料一般也没有问题。由于陶瓷填料整体重量的原因，和塑料填料变形的问题，塑料填料和陶瓷填料的单层高度必须限制在一定的范围内。出于工艺上的原因对填料层高度的限制将在后面的章节中进行讨论。

对给定尺寸的填料，按处理能力递增的次序将常用的填料类型排列如下：

陶瓷拉西环 < 鞍环 < 鲍尔环 < 穿孔环 < 新一代散堆填料

填料的处理能力越大，压力降越低，但归纳总结起来是非常困难的。填料的操作范围与填料尺寸、类型和液体分布有关。这些因素会影响填料的选择和最终的费用。

填料尺寸

尺寸比较大的填料，处理能力比较大，压力降较低，但是效率也比较低。尺寸较小的填料，效率较高，但处理能力较低而且压力降较高。为了获得最优的填料效率，设计液体分布器时必须十分小心，尤其是对用于小尺寸的填料。因为不良分布可能对小尺寸填料影响很大。F.R.I. 对小至 $5/8$ in(16mm)，大至 $3\frac{1}{2}$ in(89mm)的填料已进行了测试。

由制造过程引起的填料单体之间的尺寸差异会影响一个填料床层的压力降特性。当使用的填料尺寸较小，或者使用的是陶或瓷填料(在烧制过程中，填料单体的尺寸会发生变化)时，尤其如此。

填料床层高度

在直径为 4ft(1.22m)的 F.R.I. 精馏单元中，在对长床层的散堆填料进行测试期间，曾观察到床层高度对能力有轻微的影响。关于这次测试的详细情况见 1998 年 11 ~ 12 月的进展报告。试验中采用的是 1in(25mm)的鲍尔环，实验体系为环己烷/正庚烷。液体通过 F.R.I. 的管盘式分布器(导流管直径为 5mm)，均匀地流到填料床层的顶部。在 24 psia(1.65bar)和 5psia(0.34bar)的试验中，都可以观察到随着床层高度的增加，液泛能力因子降低。

关于床层高度对效率的影响，试验表明，压力分别为 24 psia(1.65bar)和 5psia(0.34bar)的情况下，当床层高度从 12ft(3.66m)增加到 18.6ft(5.67m)时，HETP 都增加了 1in(0.025m)。这可能是由于随着床层高度的增加，液体分布变得有点不均匀。在产品纯度要求很高，或在夹点附近(回流比与最小回流比的比值很小)操作的情况下，对液体不良分布和床层高度效应比较敏感。对于一般的精馏体系，建议限制床层高度在 20 倍的 HETP 之内，虽然在特殊情况下，可能会超过这个限制值。但是，对不良分布非常敏感时，建议床层高度应低于 10 倍的 HETP。(参见《F.R.I. 设计手册》第 5 卷 2.02 节)。

然而，当床层顶部的液体分布不是很均匀时，增加填料层高度似乎能够提高效率。这是因为，由于初始液体分布不理想，造成填料层顶部的一部分填料分离性能损失。当填料层顶部的液体分布方式不太理想时，有必要增加额外的填料高度来提供一个安全余量。

液体分布

对一个填料床层，为了达到预期的 HETP 值，良好的液体分布是关键因素。在每一种可能出现的液体流率下，液体分布器都必须能够均匀地分布液体，而且有足够数量的喷淋点和足够大的开孔率，从而不至于限制塔的操作能力和性能。过去 F.R.I. 曾使用了各种类型的液体分布器。在 1982~1983 年，发现与以前用过的分布器相比，采用管盘式分布器(TDP)时，填料效率有显著地提高。当管盘式分布器在水力学设计范围内操作时，不管是点与点之间流量的均匀性，还是喷淋点排布的均匀性，与以前使用过的分布器相比都有很大地改进。

流量均匀性和喷淋点排布的均匀性，对设计优良的分布器都是非常重要的。例如，早期 F.R.I. 使用的带齿窄槽式分布器不能获得良好的液体分布，所测得的填料分离效率达不到采用 TDP 时的效率。文献中虽然讲述了液体沿塔壁流动会降低填料性能，但人们认为带齿窄槽式分布器的设计败笔在于不能给靠近塔壁区域提供合适的液体分布。把 TDP 靠近塔壁的导流管堵住时，TDP 分布器的性能恶化，差到几乎与带齿窄槽式分布器的性能相当。

在其他的实验研究中，当 TDP 分布器在其设计范围外操作时，通常在低于其操作弹性的流量下要求点与点之间流量均匀时，可以看到填料的性能随着流量均匀性变差而恶化。带齿窄槽式布器提供的分布，点与点之间的均匀性很差，这也是造成它与 TDP 分布器相比性能很差的原因。除了带齿窄槽式分布器，F.R.I. 的测试结果表明，喷嘴型分布器的性能也不如 TDP 分布器。

溢流堰式、带齿窄槽式和喷嘴式分布器只在特殊应用中考虑使用，F.R.I. 明确建议在大部分的工业应用中不要使用。工业应用的高性能液体分布器可从许多制造厂买到，这些制造厂在分布器设计方面具有专门的技术。高性能分布器设计的许多方面被看作是制造厂的专利，因此设计细节不会公布出来，无法进行严格地审查。由于这个原因，F.R.I. 建议实际塔中的分布器在安装之前先在一个分布器实验装置上用水进行测试。

分布器设计标准主要有四条：流动均匀；喷淋点密度；塔壁区域的喷淋和用于汽相流动开孔面积。流动均匀通过流过喷淋点的液体流量的标准偏差来测量。在所有可能的流量下，对传质或温度很接近的传热过程，从喷淋点取样测得的液体流量的标准偏差应小于平均流量的 5%；对一般的传热过程，从喷淋点取样测得的液体流量的标准偏差应小于平均流量的 10%。

对任一种散堆填料，其 HETP 的预计值为 10in(0.25m)或更高时，喷淋点密度采用 10 点/ft²(110 点/m²)一般能够达到最优的 HETP 值。但是，对 HETP 预计值为 30in(0.76m)或更高的填料，喷淋点密度低至 3 点/ft²(32 点/m²)，可能也获得令人满意的结果。对 HETP 值低于 10in(0.25m)的填料，可能要求喷淋点密度超过 10 点/ft²(110 点/m²)。对金属鲍尔环，建议采用下表中推荐的喷淋点密度：

| 填料尺寸 | | 比表面积 | | 喷淋点密度 | |
|------|------|----------------------------------|-----------------------------------|-------------------|---------------------|
| in | (mm) | ft ² /ft ³ | (m ² /m ³) | 点/ft ² | (点/m ²) |
| 5/8 | (16) | 104 | (341) | 10 | (100) |
| 1 | (25) | 63 | (207) | 6 | (60) |
| 1½ | (38) | 39 | (128) | 4 | (40) |
| 2 | (51) | 31 | (102) | 4 | (35) |
| 3½ | (89) | 17 | (56) | 3 | (30) |

液体沿塔壁喷淋量对散堆填料也是非常重要的。实验发现，当塔壁与分布器最外围的喷淋点之间的距离过大时(例如，将分布器放在塔板支撑圈上)，填料效率会有损失。有证据显示，当喷淋点太靠近塔壁时，会导致塔壁区域喷淋量过多，可能会降低塔底部的性能，尤其是尺寸较大的填料。为了获得最佳性能，推荐采用下列值(TR 92)：

| 填料尺寸 | | 比表面积 | | 塔壁与周边喷淋点的距离 | |
|------|------|----------------------------------|-----------------------------------|-------------|------|
| in | (mm) | ft ² /ft ³ | (m ² /m ³) | in | (mm) |
| 5/8 | (16) | 104 | (341) | 1 | (25) |
| 1 | (25) | 63 | (207) | 1 | (25) |
| 1½ | (38) | 39 | (128) | 1 | (25) |
| 2 | (51) | 31 | (102) | 2 | (50) |
| 3½ | (89) | 17 | (56) | 3 | (75) |

上面推荐的喷淋点密度值和周边喷淋点离塔壁的距离都是假设液体被分布为不连续的流股。

分布器底部与填料层顶部的距离，以及分布器的开孔面积都要设计好，以避免过量的液体夹带。夹带的液体常常会增加分布器的液体负荷。如果没有事先考虑到这个额外的负荷，可能会导致分布器的性能很差。其他关于分布器设计的可用信息还包括对分布器测试的建议。《F.R.I. 设计手册》第5卷给出了常用的工业设计分布器的详细资料。

为了获得最好的性能，应避免出现大规模或区域性的不良分布。F.R.I. 已确定了不同类型的液体不良分布所造成的效率损失程度，并且进行了广泛的研究来确定大规模的不良分布对效率比较高的 1in(25mm)鲍尔环的影响(1985 年的年度报告)。通过使用 F.R.I. 设计的一个可调节的液体分布器，对分布到填料层上的不同类型的流量不均匀的分布进行了研究，来确定不良分布的影响。这种可调节的分布器上的每个喷淋点流量可以不断变小，直至完全关闭。实验结果表明，与均匀的不良分布相比，任何一种大规模的不良分布都会更严重地降低填料效率，或者增大 HETP 值。消除浓度差异所需的填料高度随着不良分布的严重性和填料尺寸变化很大。F.R.I. 的实验数据表明，不良分布对大尺寸(> 2.5in, 63mm)填料的影响很小。在喷淋点数采用推荐值时，喷淋点的流量之间存在着随机的微小差异，而且这些差异均匀地分布在整个塔截面上，此时，对填料性能的影响最小。但是，当流量差异实际上在局部或某个区域出现时，会对填料性能产生影响。

操作弹性

液体分布器通常会成为操作弹性的限制因素，除非这个分布器是专门为高操作弹性设计的。如果不采用特殊设计，分布器的设计通常受过孔流动公式控制，在这个公式中，流量与液位的平方根成正比。例如，操作弹性为 4:1 时，孔上的液位增加 1600%。显然选取操作弹性时，应仔细考虑，避免出现大而昂贵的液体分布装置。

液体再分布

F.R.I. 的试验表明，随着填料层高度的增加，填料的分离效率会有所下降。通常推荐的方法是大约每隔 30~35ft(9~11m)对液体进行再分布，或每段填料层不要超过 20 块理论板，取两者之间较低的值。为了满足结构强度要求，或存在侧线进料/侧线采出时，可能也需要有再分布器。再分布器的设计和安装应和填料层顶部的分布器的设计和安装一样仔细。

汽体分布

根据 F.R.I. 在直径为 4ft(1.22m)的塔中的试验结果，对汽体分布的要求并不像对液体

分布那么苛刻。试验表明，对远离夹点的分离过程，汽体不良分布几乎不影响填料的性能。但是，对接近夹点的分离过程，可以预测到汽体的不良分布会降低传质效率。当汽体进料速度很高，尤其是在直径很大的塔中，可能需要安装汽体分布器。混合相进料也需仔细处理，应与设备制造商和工程承包商讨论设计细节。

集液器

对有液相部分抽出的塔、在液体再分布器上方进料或填料到塔板的过渡段，必须有集液器。集液器需具备的特征包括：利于汽体流动的高开孔面积；很低的汽相压力降；液体流向抽出管口时的阻力很低；再分布区域具有良好的液体混合性能。为了保证抽出管口上方具有合适的液压头，在集液器的设计中通常还会同时设计集液槽。

填料支撑板

填料塔中的填料支撑板不能影响分布到填料层的汽体的均匀性。它对液体向下流动的阻力要低，必须具有足够的结构强度来支撑填料床层以及具有足够大的开孔面积以避免限制填料塔的性能。在比较高的塔中，为了满足结构强度的要求，可能有必要在不同的间隔处增加额外的支撑设备。F.R.I. 试验程序中经常采用的两种支撑板分别是多升气管式和多梁式。这两种类型的支撑板都是基于“气体喷射”原理进行工业设计的。

填料压紧装置

压紧装置的目的是约束填料并防止填料床层移动。为了避免限制填料的处理能力，这种装置必须有足够大的开孔面积，并且必须采用适当的方法来限制填料床层的移动。填料压紧装置不能干扰液体从分布器向填料层顶部的自然流动。

取样器

在 F.R.I. 试验程序期间，安装了各种不同的取样器。试验结果表明，对 12ft(3.7m) 高的 1in(25mm) 鲍尔环，采用 6 个取样器会降低传质效率，HETP 增加 1 ~ 2in(0.025 ~ 0.05m)。实际工业应用中，应避免使用不必要的取样器。

特殊装置

如果有必要在一个填料层的中间进料或侧线抽出，就有必要采用将上面提到的好几种功能组合在一起的特殊装置。在这种情况下，每一项单独设计的考虑都必须应用到这个特殊装置中。F.R.I. 的任何一次试验中，都没有采用这类装置。因此，关于这些装置的特征应从制造厂获得。

填料装填方法

F.R.I. 试验中，采用了两种倾倒散堆填料的装填方法。其中一种方法是将填料从运输容器倒入塔内时，塔内充满了水，这种方法就是“湿法装填”。在装填陶瓷填料时，必须采用这种方法，以避免填料单体破碎。另一种装填方法是干法装填，采用这种方法时，将一定量的填料直接倒入塔中，然后沿塔截面方向扒平，重复这个过程，直至达到需要的填料层高度。金属填料选择干法装填。由于塑料填料的密度很低，所以一般采用干法装填。

选择哪种装填方法会影响填料层的密度，并且会影响为达到需要的填料层高度所需的填料单体的数量。填料床层密度差异会影响床层的压力降和效率。关于将填料装入塔内的方法和其他安装过程的更详细的讨论，见《F.R.I. 设计手册》第 5 卷 2.00 节。

存在固体和污垢的可能性

实践证明，液体分布器中的污垢和堵塞是非常麻烦的。虽然清洗液体分布器可能是可行的，但是对填料的清洗却非常困难。处理含有固体和污垢的体系时，特殊设计的塔板要比填

料好得多。对外部进料和回流，建议使用并联的外部过滤器，因为对外部过滤器的清洗和维护比对液体分布器的清洗要容易得多。

安全因子

在这些设计方法中，使用安全因子有三个主要的目的：

- 允许在设计关联式中存在实验误差；
- 允许设计中包含的参数存在不确定性因素；
- 作为允许操作条件偏离塔的设计条件的不可预见因素。

为了使安全因子更加有效地发挥作用，应根据需要的置信度将安全因子用于最适当的设计环节中。避免滥用安全因子。关于安全因子的详细讨论，请参见《F.R.I. 设计手册》第1卷5.2节。

散堆填料和规整填料

在处理能力、每块理论板压力降方面，以及在低液体流率($< 20\text{gpm}/\text{ft}^2$, $49\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$)下操作的低压($< 165\text{psia}$, 11.4bar)体系中的分离能力方面，规整填料比散堆填料有很明显的优势。但是，当液体流率增大时，这些优势会很快消失。F.R.I. 在高压精馏系统中的实验结果显示，在70%~90%液泛负荷处，规整填料的HETP值突然升高，从而导致在效率曲线上出现一个HETP的“驼峰”。文献中也报道了许多规整填料在高压下操作失败的例子。造成规整填料在高压和高液体流率下性能不好的原因还不清楚。但是，F.R.I. 的研究表明，高压和高液体流率下，散堆填料的性能是很好的。因此，在高压精馏和高液体流率的应用中，F.R.I. 建议优先考虑使用散堆填料，而不是规整填料。而且，处理泡沫体系时，散堆填料也要优于规整填料。

散堆填料和塔板

由于散堆填料的压力降要低于塔板，所以一般将散堆填料用于真空系统以及要求压力降最小的设备中。散堆填料有不同的尺寸，因此比塔板容易达到处理能力和分离效率之间的平衡。在直径比较小，人难以进入的塔中，一般也喜欢用散堆填料，而不是塔板。散堆填料的材质范围比塔板要广泛得多。因此，对容易腐蚀的体系，选择散堆填料要优于塔板，而且可能成本效率也要高。散堆填料的起泡倾向比塔板中小得多，尤其当塔板上的降液管设计得很差时。因此，对起泡体系，选择散堆填料要比塔板好得多。由于散堆填料中的持液要低于塔板上的持液，所以散堆填料具有能够降低聚合和分解的作用。但是，处理带固体的物料和工艺流体容易发生波动的物料时，选择塔板要优于散堆填料。塔板上液体的停留时间比在散堆填料塔内容易控制，用于吸收过程和化学反应过程时，如果需要，可通过调节堰高来控制停留时间。

费用

金属散堆填料用自动化的机器生产，只需要很少的人力。规整填料比散堆填料需要的人力多，但它是用非常薄的金属片制成的。仅根据成本来选择填料时，应考虑塔径、填料尺寸和金属类型。

从防腐蚀方面来说，陶瓷散堆填料比较便宜，但是比金属或塑料填料的性能要低得多。由工程树脂制造的填料可以提供非常好的性能，但是，在某些情况下，这些塑料材料的成本很高，甚至会超过用高合金或稀有金属制造的填料。在最后选定塔内件之前，要求仔细地对费用和优点作评价。

受能力限制的加压精馏塔设计

负荷和物理性质

在不受压力降限制的加压精馏塔中，通常有两段不同负荷条件的填料——分别为进料点上方和进料点下方。有侧线流股或有两处或两处以上的进料的塔中，会有三段或更多的段数。必须确定每一段中最大负荷点的最大设计负荷的两相流量和物理性质，以及每段中最小负荷点的最小设计负荷的两相流量和物理性质。然后根据这些流量进行初步设计。但是，在最终的设计方案中，可以改变塔内不同区段的塔径和填料尺寸。

F.R.I. 开发了计算机程序来完成散堆填料塔的水力学核算和塔径的确定。用这些程序反复地试算，用户可以获得一个满足设计标准的塔的设计方案和结构。

初步设计

即使在初步设计阶段，也应采用 F.R.I. 的程序得到一个塔径和填料床层高度的试算值，尤其是对非金属散堆填料。但是，对金属散堆填料，塔径和床层高度也可根据给定的负荷和体系性质以及选定的散堆填料尺寸估算得到，而不需使用 F.R.I. 的程序。以下计算过程仅适用于金属散堆填料塔径和床层高度的试算，而不能用于非金属散堆填料。

1. 金属散堆填料的塔径初算

如果将塔设计在 80% 液泛下操作时，可以用下式进行试算得到塔径：

$$D_t = \sqrt{\frac{4V_{\text{load}}}{0.8\pi C_{\text{SF}}}} = 1.26 \sqrt{\frac{V_{\text{load}}}{C_{\text{SF}}}} \quad (8.1-3)$$

$$C_{\text{SF}} = Kg^{0.5} \sigma^{0.14} \left(\frac{\epsilon^3}{a}\right)^{0.35} e^{-130Fr_L} \quad (8.1-4)$$

其中，

$$Fr_L = \frac{u_L^2 a}{g 4\epsilon} \quad (8.1-5)$$

式中 a ——填料比表面积， ft^2/ft^3 (m^2/m^3)；

C_{SF} ——液体流率恒定时的液泛能力因子， ft/s (m/s)；

D_t ——塔径， ft (m)；

Fr_L ——式(8.1-5)定义的 Froude 准数；

g ——重力常数， ft/s^2 (m/s^2)；

u_L ——基于塔截面积的液体流速， ft/s (m/s)；

V_{load} ——式(8.1-1)定义的汽体体积流量， ft^3/s (m^3/s)；

ρ_L ——液体密度， lb/ft^3 (kg/m^3)；

ρ_V ——汽体密度， lb/ft^3 (kg/m^3)；

ϵ ——填料空隙率；

σ ——表面张力， dyne/cm (N/m)；

K ——常数，0.136(0.300)。

必须用每段中的最大设计流率代入式(8.1-3)中来计算塔径。用该式计算得到的塔径后，通常将其圆整为最接近的公称塔径，可能会比最终的计算值要高一点或低一点。用这种方式设计的塔，在最大设计值下操作时，会有最优的或接近最优的效率。

2. 填料层高度

填料层高度是根据达到希望的分离效果需要的理论板数和预计的 HETP 值确定的。当平衡曲线和操作线的斜率基本上为直线时,可以用下式根据 HTU_{OV} 来计算精馏体系的 HETP 值。

$$HETP = \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \cdot \frac{1 + 0.3\lambda}{1.3} HTU_{OV} \quad (8.1-6)$$

$$\text{当 } \lambda = 1 \text{ 时, } HETP = HTU_{OV} \quad (8.1-7)$$

式中 $HETP$ ——等板高度, ft(m);

HTU_{OV} ——从图 8.1-1 读得的汽相总传质单元高度, ft(m);

L ——液相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

V ——汽相摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

m ——平衡曲线的斜率;

$$\lambda = mV/L_0$$

在 F.R.I. 实验数据范围内,全回流情况下,汽相总传质单元高度和 HETP 值对体系压

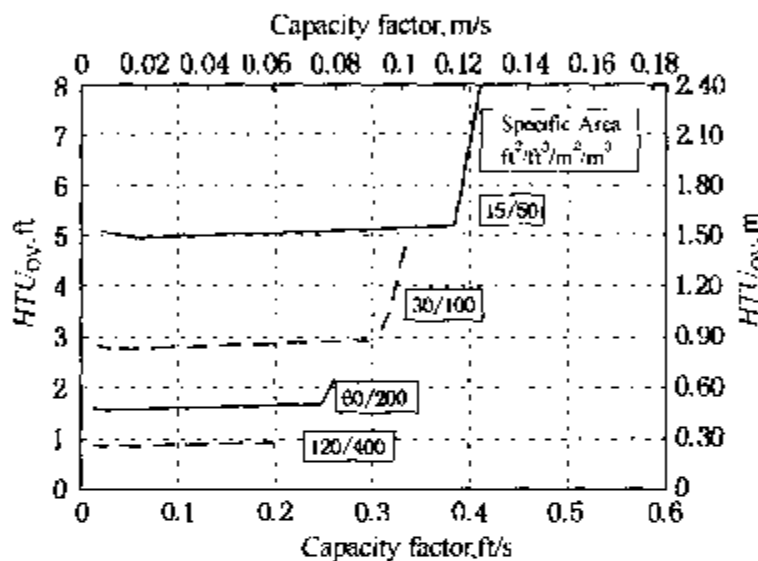


图 8.1-1 $\lambda = 1$ 时不同尺寸填料的 HTU_{OV} 值与负荷的关系曲线

力和体系物性不太敏感。图 8.1-1 给出了全回流条件下不同尺寸填料的 HTU_{OV} 值。对大部分液相阻力非常小的二元体系,非全回流的情况下,也可用式(8.1-6)计算 HETP 值。

最终设计方案检查

处理能力——初步设计后,有必要在 8.2 节中对几种填料得出的不同塔径试算值附近的若干塔径进行处理能力极限的核算,找出符合工艺要求的最经济的设计值。机械设计方面的考虑可能也会影响最终的设计方案。对负荷不同的塔段,采用不同的直径、填料尺寸和设计

效率——最终设计的塔的效率受填料类型

和尺寸、液体分布质量及其他辅助设备的的影响。须采用 8.4 节中介绍的方法来检查最终设计的塔的效率。

压力降和持液量——对常压或加压精馏操作,压力降和液体持液量通常不是问题。但是,建议采用 8.3 节中介绍的方法来计算压力降。

受压力降限制的真空精馏塔设计

设计真空体系中的填料塔时,在塔径相同的情况下,通常要求每一段填料都具有相同的负荷。在初始设计中,这个要求会导致往塔顶方向的填料尺寸增大,以弥补通常沿塔向上的汽体速率越来越高这一特性。在最终的设计中,可能会有一个变化的压力降。有些分离过程可能会需要大量的理论级数,以致需要 2 个或更多的塔系串联以满足压力降要求。这些塔之间均需完全冷凝和再汽化。

压力降设计值

设计塔时,应保证在最大设计负荷下,不能超过允许的压力降,而且在最小负荷下,应具有适当的效率。单位填料层高度下最大允许的压力降设计值可用下式计算:

$$\Delta P_{\text{design}} = \frac{\text{允许的全塔压降(inH}_2\text{O 或 Pa)}}{\text{总填料层高度(ft 或 m)}} \quad (8.1-8)$$

式中 总填料层高度——(理论级数 + 进料位置误差等额外的级数) × 最小负荷情况下适当的 HETP 值。

初步设计

即使在初步设计阶段，也应采用 F.R.I. 的程序得到一个塔径和填料床层高度的初算值，尤其是对非金属散堆填料。但是，对金属散堆填料，塔径和床层高度也可根据给定的负荷和体系性质以及选定的散堆填料尺寸估计得到，而不需使用 F.R.I. 的程序。以下介绍的方法与 8.1 节“受能力限制的加压精馏塔设计”中介绍的方法是类似的。

塔径试算值——根据 8.1 节中式(8.1-3)计算得到最大设计流量下的塔径。应对多种填料尺寸和类型进行试算。

填料层高度——根据达到希望的分离效果所需的理论级数和 HETP 值确定每种类型填料的床层高度。HETP 值是用 8.1 节中式(8.1-6)计算得到的。

压力降设计值——对根据步骤 2 获得的填料床层高度和允许的压力降值，每种填料的压力降设计值是用 8.1 节中式(8.1-8)计算得到的。设计中须考虑到压力降关联式中的误差。为了满足压力降设计要求，有必要调整填料类型、尺寸和塔径。

$$\Delta P_{\text{max}} \leq \Delta P_{\text{design}} \quad (8.1-9)$$

式中 ΔP_{max} ——8.3 节中式(8.3-9)计算得到的最大设计负荷下的压力降，inH₂O/ft(Pa/m)；

ΔP_{design} ——从 8.1 节中式(8.1-8)计算得到的允许的压力降值，inH₂O/ft(Pa/m)。

填料的选择——根据上述的初步设计方法，可以采用多种填料尺寸、塔径和填料床层高度的组合来满足设计条件。因此，最终设计方案的选择取决于经济上的考虑。

最终设计方案检查

继上述步骤之后的过程是对试算值附近的多种塔径核算其效率、压力降、液体持液量和处理能力，以最终确定最经济的设计方案。这些过程详见 8.2 至 8.4 节的内容。

8.2 散堆填料塔的处理能力

无论是在实际应用中还是在理论上，都无法很好地对液泛能力作出定义。在文献中，采用一些主观特征来定义液泛点或处理能力。这些特征包括飞溅或填料层顶部出现液体、持液量阶跃性增加、压力降突然增大、传质效率急剧下降以及过量的夹带或喷射。另外，采用一些模棱两可的术语来描述这些特征，如“明显的”、“非常高的”、“相当大的”、“显著的”、“少量的”、“微小的”、“轻微的”等等，这些术语留下了争论的空间并且导致很难定义液泛点并建立模型。

F.R.I. 通常将液泛处理能力实验值定义为一个点，超过该点后，塔的操作变得无法控制，或塔根本无法操作。当接近液泛点时，稍稍增大液体流率或汽体流率，都会导致压力降和液体持液量出现阶跃性的增加，并造成大量的液体滞留在塔内，使得塔无法操作。数学上将该点定义为液体持液量或压力降对液体流率或汽体流率的导数变为无穷大的点。基于这种液泛点或处理能力的定义方法，F.R.I. 开发了用于金属散堆填料和非金属散堆填料的液泛点预测模型。

F.R.I. 测得的液泛点和用模型计算的液泛点为水力学液泛点。当接近这个水力学液泛点时，填料的传质效率下降；在水力学液泛点，填料完全没有传质效率。另一种定义填料处理能力的重要方法是最大可操作或最大有用的处理能力，即传质效率开始快速下降之前的那一点。对高压体系，最大可操作或最大有用处理能力通常约为水力学液泛处理能力的 95%，对低压体系，则约为 90%，这与填料尺寸、液体流率和夹带量有关。最大有用处理能力与填料的 HETP 一起将在 8.4 节中讨论。8.5 节中有一些效率数据的例子。

金属散堆填料的液泛处理能力计算

金属散堆填料的处理能力主要是填料尺寸和液体流率的函数(详见 TR 147)。大部分金属散堆填料的空隙率均非常接近，约为 0.93 ~ 0.99。体系物性对处理能力的影响不是很大。对一个给定的设计点(汽体流率和液体流率的设计值)，既可求出恒定液体流率下的液泛处理能力或液泛点，也可求出液汽比(L/V)恒定条件下的液泛处理能力或液泛点。这两种方法计算得出的液泛点可能非常接近，也可能有差异。这取决于设计点离液泛点有多远。建议除了在液体流率设计值之外，还要计算不同液体流率恒定值下的液泛点来绘制一条性能曲线。

金属散堆填料的液泛处理能力

对一个给定的液体流率恒定值，可用下式计算液泛处理能力：

$$C_{SF} = Kg^{0.5} \sigma^{0.14} \left(\frac{\epsilon^3}{a} \right)^{0.35} e^{-130Fr_L} \quad (8.2-1)$$

$$Fr_L = \frac{u_L^2}{g} \frac{a}{4\epsilon} \quad (8.2-2)$$

式中 a ——填料比表面积， ft^2/ft^3 ， (m^2/m^3) ；

C_{SF} ——恒定液体流率下的液泛能力因子(基于塔截面积)， $ft/s(m/s)$ ；

Fr_L ——式(8.2-2)定义的 Froude 准数；

g ——重力常数， $ft/s^2(m/s^2)$ ；

u_L ——液体流速(基于塔截面积)， $ft/s(m/s)$ ；

ϵ ——填料空隙率；

σ ——表面张力， $dyne/cm(N/m)$ ；

K ——常数，0.136(0.300)。

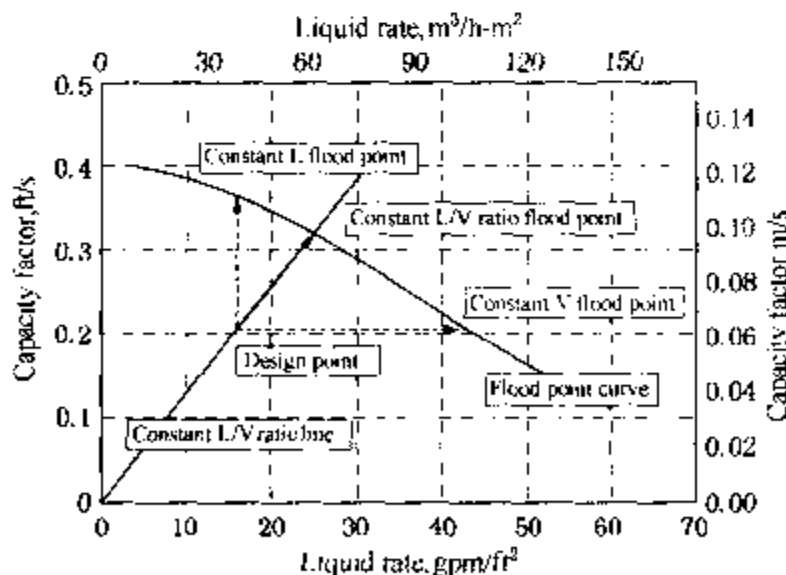


图 8.2-1 根据性能曲线求液泛点

恒定液体流率下的液泛处理能力通常与吸收或汽提塔有关。对精馏类设备中的塔，塔内的汽体流量和液体流量通过回流比联系在一起。因此，用基于液汽比(L/V)恒定的方法来计算液泛能力因子比较好。在采用式(8.2-1)计算液汽比(L/V)恒定条件下的液泛能力时，需进行迭代计算。另外，无论是恒定液体流率下还是恒液汽比(L/V)条件下，都可以从性能曲线中读得液泛处理能力。图 8.2-1 给出了一个典型的性能曲线的例子。

图 8.2-1 所示的性能曲线是在不同液体

流率恒定值下采用式(8.2-1)计算的液泛点绘制而成的。

体系极限液泛

当填料比表面积减小时,液泛处理能力并不会像式(8.2-1)所示的那样无限增大。一种被称为体系极限的现象确定了处理能力的上限(详见 TR 136)。体系极限与内件类型及设计方法均无关,仅仅是体系物性和液体流率的函数。

SI 制:

$$C_{SS} = 1.354\epsilon C_{SP} e^{-2.52\left(\frac{u_L - 0.01}{C_{SP}}\right)^2} \quad (8.2-3)$$

US 英制:

$$C_{SS} = 0.641\epsilon C_{SP} e^{-11.25\left(\frac{u_L - 0.033}{C_{SP}}\right)^2} \quad (8.2-4)$$

其中,

$$C_{SP} = \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V}\right)^{0.20} \frac{1.4}{1.4 + \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}\right)^{0.5}} \quad (8.2-5)$$

式中 C_{SS} ——体系极限能力因子, ft/s(m/s);

u_L ——液体流速(基于塔截面积), ft/s(m/s);

ϵ ——填料空隙率;

σ ——表面张力, dyne/cm(N/m);

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³)。

取式(8.2-1)、(8.2-3)(或(8.2-4))的计算值中的最小值作为金属散堆填料的液泛能力估计值。4in(100 mm)散堆填料的处理能力通常接近体系极限。

金属散堆填料的液泛安全因子

塔内每一段恒液汽比(L/V)下计算得到的液泛点汽体流率与设计点汽体流率之比应等于或大于所要求的安全因子(S_F)。下表给出了与置信度相关的安全因子要求值和液泛百分数(详见 TR 147):

| | | | | | | | | | |
|-------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究值 r | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 | -0.84 |
| 要求的安全因子 | 1.232 | 1.178 | 1.102 | 1.069 | 1.085 | 1.070 | 1.048 | 1.01 | 0.95 |
| 液泛百分数估计值, % | 81.1 | 84.9 | 88.5 | 90.7 | 92.2 | 93.4 | 95.4 | 99.0 | 105.3 |

如《F.R.I. 设计手册》5.2 节中所述,在核算和设计中,可用不同的方式使用上表。对一个新设计,建议采用 99.9% 或更高的置信度。99.9% 的置信度暗示着每 1000 个设计中有出现 1 次失败的频率。对一个改造项目,根据给定的情况,低于 99% 的置信度可能也是可以接受的。模型的统计完全基于 F.R.I. 的测试程序和实验数据,因此只适用于 F.R.I. 数据范围之内设计。所有这些计算都是假定液体和汽体均匀地分布到填料床层中。如果对塔内任何一点获得均匀的液体分布存在某些不确定性,那么必须留出较大的安全余量。对那些与 F.R.I. 测试过的体系或填料存在差异的情况,无法确定模型的可靠性。在这些情况下,设计方案需要 F.R.I. 的实验数据、经验和工业中的实际操作数据来验证。

非金属散堆填料的液泛处理能力计算

F.R.I. 的专题报告 TR 94 描述了非金属散堆填料的液泛能力关联式。这个关联式与每种填料的比表面积有关。不幸的是，仅能得到陶瓷填料的比表面积值。F.R.I. 几乎没有塑料填料的数据。因此，对如何将关联式应用到塑料填料中，F.R.I. 无法提出建议。恒定液体流率下的液泛能力关联式如下：

$$C_{SF} |_{Q_L = \text{常数}} = \beta_1 R_2 R_3^{\frac{Q_L}{\beta_2 A_s}} \quad (8.2-6)$$

式中 C_{SF} ——恒定液体流率下的液泛能力因子(基于塔截面积)，ft/s(m/s)；

V_{SF} ——液泛时的汽体流速(基于塔截面积)，ft/s(m/s)；

A_s ——塔截面积，ft²(m²)；

Q_L ——液体体积流率，gpm(m³/h)；

R_2 ——图 8.2-2 求得的液泛截距参数；

R_3 ——图 8.2-3 求得的斜率参数；

ρ_L ——液体密度，lb/ft³(kg/m³)；

ρ_V ——汽体密度，lb/ft³(kg/m³)；

β_1 ——1.0(0.3048)；

β_2 ——1.0(2.445)。

式(8.2-6)是根据所有的填料都可用一个类似的性能曲线来描述的观察结果得到的。图 8.2-2 中 R_2 曲线的外推部分用虚线表示，使用这些区域的 R_2 值时必须小心，除非可以获得其它的数据。

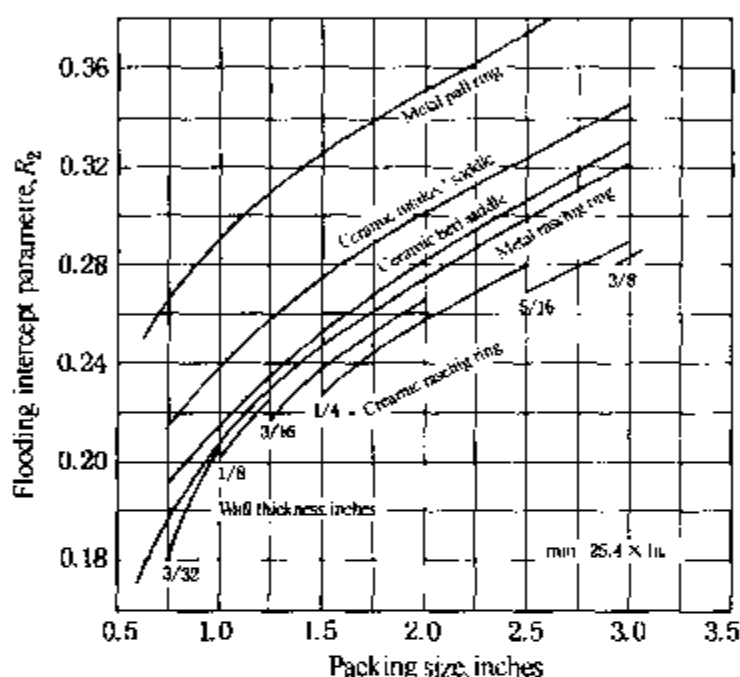


图 8.2-2 液泛截距参数 R_2

汽液比(V/L)恒定情况下的液泛能力可用试算法求得或如前面金属散堆填料一节中所述的，从性能曲线中读得。

非金属散堆填料的处理能力也是受体系极限限制的。取式(8.2-6)和式(8.2-3)(或式(8.2-4))的计算值中的最小值作为非金属散堆填料的液泛能力估计值。

处理能力的一般设计考虑

散堆填料的处理能力主要是填料比表面积、空隙率和液体流率的函数。设计者了解不同因素对填料处理能力的定量影响是有好处的。

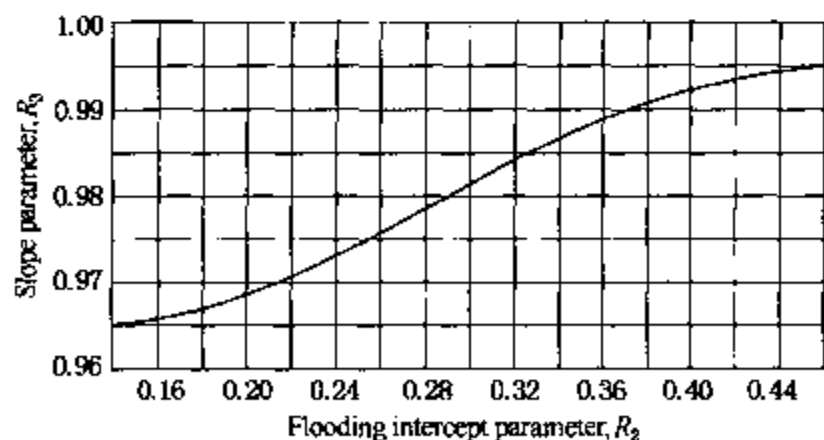


图 8.2-3 斜率参数 R_3

填料尺寸

填料尺寸或填料比表面积决定了填料的处理能力。随着填料比表面积的减小，填料处理能力增大，直至达到体系极限。对高压体系，大尺寸金属散堆填料(4in, 100mm)的处理能力通常能接近体系极限。对给定的液体流率和操作条件，需进行详

细的计算来确定接近体系极限时，采用最大的比表面积(最大的传质效率)时的填料尺寸。

床层高度

有限的实验结果表明，当填料床层高度增加时，填料的有用处理能力会稍稍下降，尤其是在高压和高液体流率体系中。

辅助塔内件

设计辅助塔内件如液体分布器、填料支撑板、床层限位器和集液器等时，应注意不能影响塔的处理能力。否则，无法达到预计的填料的汽体处理能力。

液体流率

在低液体流率($< 10\text{gpm}/\text{ft}^2$, $25\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$)下，液体流率对处理能力的影响不是很明显；在高液体流率($> 10\text{gpm}/\text{ft}^2$, $25\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$)下，就会变得非常明显。大比表面积的填料的处理能力比小比表面积填料对液体流率的影响更为敏感。这些影响见图 8.2-4。

表面张力

尽管式(8.2-1)中已包含了表面张力的影响，但由于 F.R.I. 的实验体系中的物理性质可用一个流动参数关联，表面张力对处理能力的影响并没有用 F.R.I. 的实验独立地验证过。根据 F.R.I. 对体系极限的研究，在式(8.2-1)中选用了表面张力。

粘度

F.R.I. 研究的体系粘度范围为 $0.05 \sim 1.0\text{cP}$ ($0.00005 \sim 0.001\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)。在这个范围内，粘度对液泛能力几乎没有影响。对高粘度体系，文献中通常建议处理能力与粘度的 -0.05 次方成正比。但是，除非能够得到更多的数据，否则 F.R.I. 的处理能力关联式中并没有粘度校正项。

起泡体系

起泡体系会降低处理能力。对起泡体系，需根据经验选用额外的安全因子。

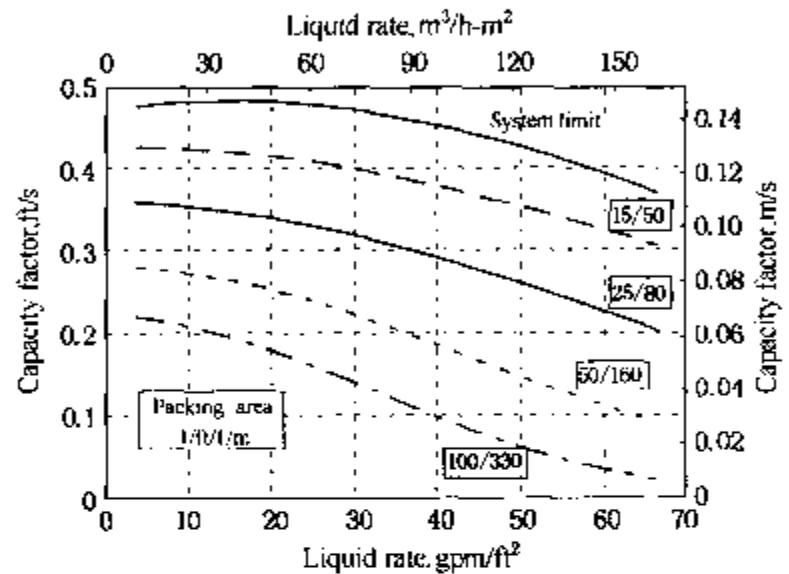


图 8.2-4 液体流率对处理能力的影响

(C_6/C_7 体系, 5psia (0.34bar),
括号中的参数为填料比表面积)

8.3 散堆填料塔内的液体持液量和压力降

金属散堆填料的持液量

液体持液分数或持液量是指填料塔内的液体，这些液体或以液膜或沟流形式存在于填料表面上，或以液滴的形式向上或向下移动。持液量受多种因素的影响，包括汽液流率、体系性质、填料尺寸和压力降等。在压力降计算、填料床层支撑结构计算、塔重量计算以及反应精馏系统中的液体停留时间计算等都要用到持液量。

当操作点远离液泛点时，汽体流率和压力降对持液量的影响通常可以忽略。对填料表面上液体流动形式的假设不同，推导出的持液量模型也不同。当液体雷诺准数较低或液体流率较低时，可认为液体沿填料的倾斜表面向下的流动为层流，与液体在湿壁塔内的流动形式类

似。液膜的厚度主要受液-固界面上粘滞力的控制。当液体雷诺准数很高或液体流率很大时，液-固界面上的粘滞力与惯性力相比，可以忽略不计。根据这两种不同的液体流动假设，F.R.I. 分别推出了低液体流率和高液体流率下，不同的持液量模型(TR 147)。此外，还推荐了一个用于操作点接近液泛点时的经验模型。这些模型分述如下：

低液体流率下远离液泛点的持液量模型：

$$h_{L1} = K_0 \left(\frac{3u_L \mu_L a^2}{g\rho_L} \right)^{1/3} \quad (8.3-1)$$

高液体流率下远离液泛点的持液量模型：

$$h_{L2} = 1.5 \frac{u_L a^{0.5}}{g^{0.5}} \quad (8.3-2)$$

式(8.3-1)和(8.3-2)忽略了压力降对持液量的影响，因此都不适用于接近液泛点时的情况，此时压力降非常高。在这些情况下，持液量与压力降是有关系的。为了简化问题，建议将以下经验关联式用于操作点接近液泛点的情况：

$$h_{L3} = 0.17 \exp \left(-7 \left(1 - \frac{u_V}{u_{VF}} \right) \right) \quad (8.3-3)$$

式中：可将经验常数 0.17 视作液泛时所有散堆填料的最大持液量近似值。式(8.3-3)中 u_V 为液泛时汽体流速的估计值。取上三式计算值的最大值作为持液量：

$$h_L = \max(h_{L1}, h_{L2}, h_{L3}) \quad (8.3-4)$$

式中 a ——填料比表面积， ft^2/ft^3 (m^2/m^3)；

g ——重力常数， ft/s^2 (m/s^2)；

h_L ——持液量或持液分数；

u_L ——基于塔截面积的表观液体流速， ft/s (m/s)；

u_V ——基于塔截面积的汽体流速， ft/s (m/s)；

u_{VF} ——液汽比(L/V)恒定情况下，液泛点的汽体流速， ft/s (m/s)；

μ_L ——液体粘度， cP ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)；

ρ_L ——液体密度， lb/ft^3 (kg/m^3)；

K_0 ——常数，0.158(1.8)。

式(8.3-1)表明，在低液体流率下，持液量大致与液体流速的 1/3 次方成正比，而且与液体粘度和液体密度有关。另一方面，式(8.3-2)表明，在高液体流率下，持液量与液体流速成正比，而与液体粘度无关。填料比表面积对持液量的影响也跟液体流率有关。低液体流率下，比表面积对持液量的影响要大于高液体流率下的影响。图 8.3-1 所示为高压体系和真空体系中，全回流情况下，持液量计算值与能力因子关系曲线的典型趋势。

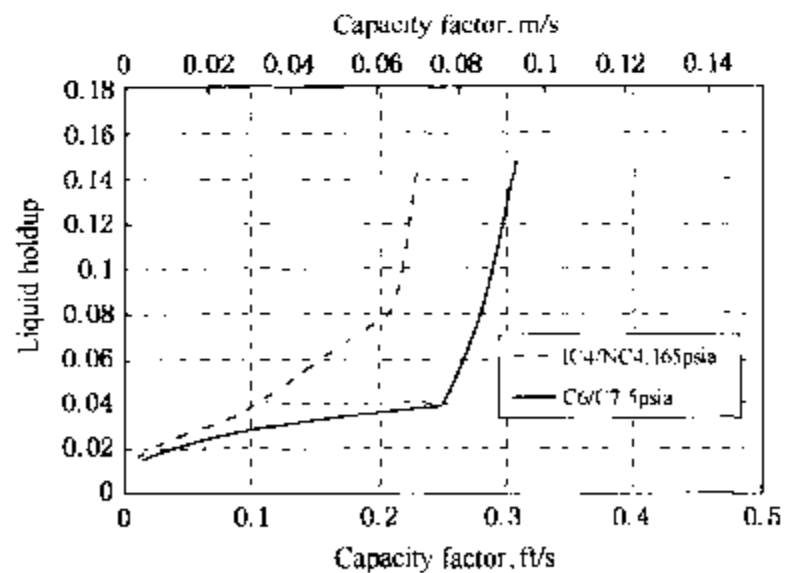


图 8.3-1 负荷对散堆填料持液量的影响
(全回流，填料比表面积为 $40 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ ($130 \text{ m}^2/\text{m}^3$))

金属散堆填料的压力降

散堆填料的压力降是一个很重要的性能参数，尤其是对真空设备。因此，在填料塔设计中，精确计算压力降是很非常重要的。干板压力降是在没有液体流动的情况下，汽体流过填料床层时的摩擦阻力造成的。总压力降或湿板压力降可以表示为干板压力降加上液体和汽体流动对持液量造成的影响。

由于 F.R.I. 没有干板压力降数据，因此没有开发干板压力降模型。F.R.I. 的研究表明，在湿塔条件下的总摩擦因子与文献报道的干塔情况下的总摩擦因子不同。这意味着，当液体流率接近 0 或将持液量设定为 0 时，计算的湿塔压力降可能不会收敛至干塔压力降。F.R.I. 开发了以下总压力降的经验关联式 (TR 147)。这个压力降模型只适用于计算金属散堆填料床层的压力降。计算全塔压力降时，应将塔辅助设备造成的压力降，如支撑板，填料压板等的压力降与填料层压力降相加。

对远离液泛点的操作条件：

$$\Delta p_1 = K_0 \times \left(0.131 - \frac{230}{Re_V} \right) \left(8 + 180 \frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \frac{a}{\epsilon^3} \frac{\rho_V u_V^2}{2} \left(1.0 - \frac{h_L}{0.25} \right)^{-2} \quad (8.3-5)$$

式中 Re_V ——汽相雷诺准数：

$$Re_V = K_1 \frac{4 u_V \rho_V}{a \mu_V} \quad (8.3-6)$$

若 $Re_V < 5000$ ，则取 $Re_V = 5000$ 。

对接近液泛点的操作条件：

$$\Delta p_2 = K_2 \exp \left(- \left(1 - \frac{u_V}{u_{VF}} \right) \right) \quad (8.3-7)$$

全塔压力降取式 (8.3-5) 与 (8.3-7) 中的小值：

$$\Delta p = \text{Min}(\Delta p_1, \Delta p_2) \quad (8.3-8)$$

式中 K_0 ——常数，0.0056(1.0)；

K_1 ——常数，1488(1.0)；

K_2 ——常数，0.920(750)；

a ——填料比表面积， ft^2/ft^3 (m^2/m^3)；

h_L ——持液量；

Δp ——单位高度填料的压力降， $\text{inH}_2\text{O}/\text{ft}$ (Pa/m)；

Re_V ——雷诺准数；

u_V ——基于塔截面积的汽体流速， ft/s (m/s)；

u_{VF} ——液汽比 (L/V) 恒定情况下，液泛点的汽体流速， ft/s (m/s)；

ϵ ——填料空隙率；

μ_L ——液体粘度， cP ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$)；

ρ_L ——液体密度， lb/ft^3 (kg/m^3)；

ρ_V ——汽体密度， lb/ft^3 (kg/m^3)。

在给定负荷下，压力降主要与填料比表面积有关。不同种类的不同散堆填料的压力降稍有不同。当接近液泛点时，压力降与填料尺寸和体系性质无关。F.R.I. 的实验数据表明，

对大部分填料和体系，在液泛点处测得的压力降几乎是常数。用上面的关联式计算得到的压力降仅仅是填料本身的压力降，并没有包括由于汽体静压头造成的静压力降。总压力降中应包含汽体静压头的影响：

$$\Delta p_{\text{overall}} = \Delta p + \beta \frac{\rho_v}{\rho_{H_2O}} \quad (8.3-9)$$

式中 Δp ——单位高度填料的压力降，inH₂O/ft(Pa/m)；

$\Delta p_{\text{overall}}$ ——包括汽体静压头的总压力降，inH₂O/ft(Pa/m)；

ρ_v ——汽体密度，inH₂O/ft(Pa/m)；

ρ_{H_2O} ——水的密度，lb/ft³(kg/m³)；

β ——常数，lb/ft³(kg/m³)。

式(8.3-9)中的第二项为汽体静压头。计算全塔压力降时，除了式(8.3-9)计算得到的总压力降，还应加上塔辅助设备的压力降，如填料压板、支撑板、液体分布器和汽体分布器等。

非金属散堆填料的压力降

这些关联式与每种填料的比表面积有关。不幸的是，目前仅有陶瓷填料的参数。F.R.I. 几乎没有塑料填料的数据，而且也无法给出如何将这些关联式应用到塑料填料中的建议。非金属散堆填料的湿塔压力降可用下式计算(TR 104)：

$$\Delta p = \frac{C_1 F_S^2 a}{(\epsilon - h_L)^3} + \beta \frac{\rho_v}{\rho_w} \quad (8.3-10)$$

$$h_L = C_2 (a d_e) Fr^{0.2} \exp(C_3 \Delta C_S) \quad (8.3-11)$$

$$d_e = \frac{m}{(a/\epsilon^3)^p} \quad (8.3-12)$$

$$Fr = \frac{u_L}{d_e g} \quad (8.3-13)$$

$$\rho_E = C_4 \left[\frac{\Delta C_S}{C_q} \right]^{1.2} h_L^{3.0} \rho_L \quad (8.3-14)$$

$$\Delta C_S = C_S - 0.65 C_{SF} \quad (8.3-15)$$

当 $\Delta C_S \leq 0$ 时，取 $\Delta C_S = 0$

当 $\Delta C_S > 0$ 时， $\Delta C_S = \Delta C_S$ (8.3-16)

$$C_q = V_L \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_v}} \quad (8.3-17)$$

式中 β ——常数，12.00(9806)；

Δp ——单位高度填料的压力降，inH₂O/ft(Pa/m)；

a ——填料比表面积，ft²/ft³(m²/m³)；

$C_1 \sim C_4$ ——常数(见表 8.3-1)；

C_S ——汽体能力因子，ft/s(m/s)；

C_{SL} ——液体能力因子, ft/s(m/s);

C_{SF} ——液泛点的汽体能力因子, ft/s(m/s);

d_c ——填料当量直径, ft(m);

Fr ——Froude 准数;

F_S —— F 因子(基于塔截面积), ft/s(lb/ft³)^{0.5}(m/s(kg/m³)^{0.5})

$$F_S = u_v \sqrt{\rho_v}$$

g ——重力常数, ft/s²(m/s²);

h_L ——持液量;

m, p ——常数(见表 8.3-2);

u_L ——基于塔截面积的液体流速, ft/s(m/s);

u_v ——基于塔截面积的汽体流速, ft/s(m/s);

ϵ ——填料空隙率;

ρ_L ——液体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_v ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³);

ρ_w ——70°F(21°C)下水的密度, lb/ft³(kg/m³)。

压力降关联式中的持液量 h_L 是一个假定值, 并不一定是填料床层中实际的持液量。关于式(8.3-10)和(8.3-17)推导过程的讨论, 请参考 TR 104。总压力降中包含的汽体静压头可用式(8.3-9)计算。

式(8.3-10)和(8.3-11)需要填料比表面积和填料床层空隙率的信息。对某种类型某一尺寸的填料, 由于前文描述过的原因造成的尺寸误差, 以及填料装填方法的不同, 可能比表面积和空隙率会存在一些差异。对某一尺寸的填料, 如果采用较大的填料尺寸或增大空隙率, 则由于尺寸差异造成的压力降差别就会减小。

表 8.3-1 式(8.3-10)和(8.3-17)中的经验常数

| 填料类型 | 材料 | 美制 | | | | SI | | | |
|-----------|----|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | C_1 | C_2 | C_3 | C_4 | C_1 | C_2 | C_3 | C_4 |
| 拉西环 | 陶瓷 | 0.0021 | 0.342 | 0.092 | 0.914 | 0.351 | 0.342 | 0.302 | 0.914 |
| Berl 鞍 | 陶瓷 | 0.0019 | 0.252 | 0.929 | 0.468 | 3.177 | 0.252 | 3.048 | 0.468 |
| Intalox 鞍 | 陶瓷 | 0.0019 | 0.252 | 0.929 | 0.468 | 3.177 | 0.252 | 3.048 | 0.468 |

表 8.3-2 式(8.3-12)中的经验常数

| 填料类型 | 材料 | m | | p |
|-----------|----|--------|-------|-------|
| | | 美制 | SI | |
| 拉西环 | 陶瓷 | 8.819 | 8.163 | 0.935 |
| Berl 鞍 | 陶瓷 | 4.637 | 3.421 | 0.744 |
| Intalox 鞍 | 陶瓷 | 10.228 | 9.512 | 0.939 |

8.4 散堆填料塔效率

用传质效率来确定床层高度。传质效率主要是填料尺寸、平衡线斜率和汽液比(V/L)的函数。所有 F.R.I. 测试过的体系(包括从真空体系到高压体系), 都具有相近的 HETP, 这是

由于对汽相而言，都具有相近的 Schmidt 准数。在 F.R.I. 的模型中，Schmidt 准数是一个关键的因子。

F.R.I. 最近对散堆填料的研究和实验数据表明，采用旧型液体分布器，诸如带孔盘式、溢流堰式、带齿窄槽式、环管式和喷头式分布器，所测得的 HETP 值比采用现代工业用的液体分布器得到的 HETP 值要高。在检查和使用 F.R.I. 数据库中的 HETP 测量值时，应考虑液体分布器对这些数据的影响。

全回流试验结果表明，对一个给定的填料尺寸，当远离液泛点时，填料的传质效率与负荷无关。F.R.I. 不仅通过实验，而且从理论上，对散堆填料的效率进行了研究，开发出了用于设计的 HETP 计算模型。F.R.I. 模型采用湿壁塔类比方法和渗透理论，并且遵循双阻力或双膜理论结构。

散堆填料效率(HETP)的计算

用于计算散堆填料效率的 F.R.I. 模型是根据最新的 F.R.I. 实验数据推导得出的。这些实验数据是在全回流精馏条件下(详见 TR 152)，具有良好的液体分布情况下测得的。这些模型包括独立的汽相和液相的传质单元高度基本模型和整个汽相的传质单元高度基本模型。此外，还包括床层高度、汽相和液相返混对 HETP 影响的模型。建立这些模型的主要依据是金属散堆填料的数据。这些模型是否适用于陶瓷和塑料填料还不确定。F.R.I. 没有塑料填料的数据。对陶瓷填料，这个关联式的计算值与 F.R.I. 现有的数据不能吻合。

汽相传质单元高度 HTU_v

汽相传质单元高度表示汽相的传质阻力。根据湿壁塔类比方法，F.R.I. 获得了以下模型：

$$HTU_v = K_1 \left(\frac{4}{a} \right)^{0.8} \left(\frac{1}{u_v} \right)^{0.4} Re_v^{0.2} Sc_v^{2/3} \quad (8.4-1)$$

$$Re_v = K_2 \frac{4u_v \rho_v}{a \mu_v} \quad (8.4-2)$$

$$Sc_v = K_3 \frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \quad (8.4-3)$$

式中 K_1 ——常数，0.165(0.081)；

K_2 ——常数，1488(1.000)；

K_3 ——常数，0.000672(1.000)；

a ——填料比表面积， $ft^2/ft^3(m^2/m^3)$ ；

D_v ——汽相分子扩散系数， $ft^2/s(m^2/s)$ ；

HTU_v —— $HTU_v = \frac{u_v}{k_v a}$ ，汽相传质单元高度， $ft(m)$ ；

K_v ——汽相传质系数， $ft/s(m/s)$ ；

Re_v ——汽相雷诺准数；

Sc_v ——汽相 Schmidt 准数；

u_v ——基于塔截面积的汽体流速， $ft/s(m/s)$ ；

u_L ——基于塔截面积的液体流速, ft/s(m/s);

μ_L ——液体粘度, cP(kg/m·s);

ρ_V ——汽体密度, lb/ft³(kg/m³)。

液相传质单元高度 HTU_L

液相传质单元高度表示液相的传质阻力。对液相内的传质, 根据不同的理论开发了不同的模型。F.R.I. 利用渗透理论获得以下模型:

$$HTU_L = K_4 \left(\frac{4}{a} \right)^{0.8} (u_L)^{0.2} \left(\frac{1}{D_L} \right)^{0.5} \quad (8.4-4)$$

式中 K_4 ——常数, 0.00394(0.0012);

a ——填料比表面积, ft²/ft³(m²/m³);

D_L ——液相分子扩散系数, ft²/s(m²/s);

HTU_L —— $HTU_L = \frac{U_L}{k_L a}$, 液相传质单元高度, ft(m);

k_L ——液相传质系数, ft/s(m/s);

u_L ——基于塔截面积的液体流速, ft/s(m/s)。

汽相总传质单元高度 HTU_{OV}

根据双阻力理论, 汽相总传质单元高度等于独立的两相的传质单元高度之和:

$$HTU_{OV} = HTU_V + \lambda HTU_L \quad (8.4-5)$$

式中 HTU_L ——液相传质单元高度, ft(m);

HTU_V ——汽相传质单元高度, ft(m);

HTU_{OV} —— $\frac{u_V}{K_{OV} a}$, 汽相总传质单元高度, ft(m);

K_{OV} ——汽相总传质系数, ft/s(m/s);

L ——液体摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

m ——汽液平衡线的斜率;

u_V ——基于塔截面积的汽体流速, ft/s(m/s);

V ——汽体摩尔流率, lb·mol/s(kg·mol/s);

$\lambda = mV/L$ 。

对普通的精馏系统, m 值接近 1, 在全回流情况下, λ 也接近 1。当 λ 值较小, 且式(8.4-5)中的第二项远小于第一项时, 可忽略式中的第二项, 这个体系可被视为一个汽相控制的体系。当 λ 值较大, 且式(8.4-5)中的第一项可被忽略时, 这个体系被称为液相控制的体系。对一个液相控制的体系, HTU_{OV} 比汽相控制的精馏体系要大得多。对 F.R.I. 测试的多数体系, 当 $\lambda = 1$ 时, 式(8.4-5)中的第二项约为第一项的 30% ~ 40%。

平衡线的斜率 m

在估算效率时, 平衡线的斜率 m 是一个很重要的参数。它不仅影响汽相总传质单元高度(HTU_{OV}), 还会影响 HETP。对二元精馏系统, m 值由液相中的易挥发组分的摩尔浓度和相对挥发度求得。

在相对挥发度与组分浓度无关的理想体系中, 可用下式计算 m 值:

$$m = \frac{\alpha}{(1 + x(\alpha - 1))^2} \quad (8.4 - 6)$$

式中 m ——汽液平衡线的斜率；
 x ——液相中易挥发组分的摩尔浓度；
 α ——相对挥发度。

在相对挥发度随组分浓度变化的非理想体系中，通常可以很容易地由 x, y 值表计算得到。这些 x, y 值用工艺模拟程序或相平衡程序产生。

$$m = \frac{\Delta Y}{\Delta X} \quad (8.4 - 7)$$

在吸收或汽提过程中，溶质浓度 x 很小时， m 与汽液平衡常数 K 相等。对多组分体系，可将平均 m 值用于虚拟二元组分对。

式(8.4-6)表明，从塔顶到塔底， m 值随着组分浓度 x 变化很大，尤其是相对挥发度很大的情况。在 m 值相对恒定的短床层中，可将整个床层的平均液相摩尔浓度用于式(8.4-6)中来计算 m 值。对一个相对挥发度很大的长床层，应将长床层分成几个 m 值相对恒定的短床层来计算床层效率。

等板高度 HETP

HETP 定义为离开该段填料层顶部的汽相摩尔浓度与离开床层底部的液相摩尔浓度达到平衡时的填料层高度。它是汽相总传质单元高度 (HTU_{OV}) 和平均传质推动力的函数。平均传质推动力由操作线 (V/L) 和平衡线 (m) 以及两相流的性质确定。基于对两相流动的不同假设，可有许多种方式得到平均推动力。如果操作线和平衡线都是线性的，但不一定是平行的，而且两相均为活塞流，用推动力的对数平均值可得到下式：

$$HETP = HTU_{OV} \frac{\ln \lambda}{(\lambda - 1)} \quad (8.4 - 8)$$

当 $\lambda = 1$ 时，

$$HETP = HTU_{OV} \quad (8.4 - 9)$$

式中 $HETP$ ——等板高度，ft(m)；
 HTU_{OV} ——汽相总传质单元高度，ft(m)；
 m ——汽液平衡线斜率；
 L ——液相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；
 V ——汽相摩尔流率，lb·mol/s(kg·mol/s)；
 $\lambda = mV/L$ 。

当汽液两相均为活塞流，且不存在返混时，对数平均推动力能够很好地近似实际推动力。对真空体系和低液体流率下，活塞流动是很好的假设。如果有任一相不是活塞流，或存在返混现象，用式(8.4-8)计算得到的 HETP 值会偏低，尤其是对 λ 值较大的体系。F.R.I. 的实验数据表明，由于在高压 (> 165 Psia) 体系下，可能存在汽相返混，式(8.4-8)计算得到的 HETP 值比实验值低 (TR 152)。

床层高度对 HETP 的影响

即使液体初始分布很好，床层高度可能也会影响 HETP。这是因为液体沿填料单体向下

流动时，床层顶部的良好液体分布将会逐渐恶化。因此，随着床层高度的增加，HETP可能增大。根据 F.R.I. 有限的不同床层高度下的 HETP 测量值，F.R.I. 得到下列表示床层高度对 HETP 影响的经验公式：

$$HETP_{avg} = HETP \left(0.8 + 0.04 \left(\frac{H}{HETP} \right)^{0.7} \right) \quad (8.4 - 10)$$

式中 H ——床层高度，ft(m)；

$HETP$ ——等板高度，ft(m)；

$HETP_{avg}$ ——整个床层的平均 HETP 值，ft(m)。

式(8.4-10)得到的 $HETP_{avg}$ 是整个床层高度内的平均 HETP 值。请注意式(8.4-10)仅仅是基于全回流情况下的数据，这一点非常重要。对操作线非常接近平衡线，在一定回流比下操作的体系，或对相对挥发度非常接近的体系，可能会大大地损失效率，使得床层高度增加。这就是对某些体系，有必要将床层高度限制在 10 倍 HETP 的原因。

液体返混对 HETP 的影响

在汽液流率很高的情况下，当接近液泛点时，汽液会夹带着液相或液滴向上流动，尤其是在低压体系中，液体流率很低的情况下。汽体向上流动时夹带液体，会导致严重的液体返混，从而降低传质推动力。这就是为什么在接近液泛点时，HETP 显著增大的原因。用 F.R.I. 的实验数据可得到以下经验关联式：

$$\text{当 } \frac{u_V}{u_{VF}} \geq 0.76(a)^{0.04} \quad (8.4 - 11)$$

$$HETP_{LM} = HETP_{avg} \left[1 + \frac{2.6H}{HETP} \left(\frac{u_V}{u_{VF}} - 0.76(a)^{0.04} \right) \right] \quad (8.4 - 12)$$

$$\text{否则, } HETP_{LM} = HETP_{avg} \quad (8.4 - 13)$$

式中 a ——填料比表面积，ft²/ft³(m²/m³)；

H ——床层高度，ft(m)；

$HETP_{avg}$ ——由式(8.4-10)计算得到的 HETP 值，ft(m)；

$HETP_{LM}$ ——校正液体返混影响的 HETP 值，ft(m)；

u_V ——基于塔截面积的汽体流速，ft/s(m/s)；

u_{VF} ——恒定 L/V 下液泛时的汽体流速，ft/s(m/s)。

式(8.4-11)也可用来计算传质效率还未受到液体返混的影响时的最大操作能力。

汽体返混对 HETP 的影响

式(8.4-8)假定汽液两相均为活塞流，不存在返混。但是，在高液体流率和低汽体流率下，如高压精馏体系中，存在一定程度的汽体返混是不可避免的。据估计，汽体返混会降低传质推动力，尤其是对 mV/L 值较大的体系。汽体返混可用汽相返混高度， H_{DU_G} 和 HTU_{OV} 高度内的混合池个数 Bo 来表示(TR 152)：

$$H_{DU_V} = 21 \frac{u_L}{u_V} \frac{4}{a} \quad (8.4 - 14)$$

$$Bo = \frac{HTU_{ov}}{HDU_v} \quad (8.4-15)$$

当 $HDU_v > HTU_{ov}$, 则 $HTU_{ov} = HDU_v$, 且 $Bo = 1$ (8.4-16)

式中 a ——填料比表面积, $ft^2/ft^3(m^2/m^3)$;

Bo ——汽相混合池个数(Bodenstein 准数);

HDU_v ——汽相返混高度, $ft(m)$;

HTU_{ov} ——汽相总传质单元高度, $ft(m)$;

u_L ——基于塔截面积的液体流速, $ft/s(m/s)$;

u_v ——基于塔截面积的汽体流速, $ft/s(m/s)$ 。

在活塞流情况下, 不存在返混, $HDU_v = 0$, 且 Bo 为无穷大。在全返混情况下, Bo 接近于 1; 对部分返混的情况, 汽体返混的影响可用下式计算:

$$HETP_{VM} = HETP_{LM} \left(1 + \frac{\lambda}{Bo} \right) \quad (8.4-17)$$

式中 Bo ——汽相混合池个数(Bodenstein 准数);

$HETP_{LM}$ ——由式(8.4-12)或(8.4-13)计算得到的 $HETP$ 值, $ft(m)$;

$HETP_{VM}$ ——校正汽体返混影响的 $HETP$ 值, $ft(m)$;

m ——汽液平衡线斜率;

L ——液体摩尔流率, $lb \cdot mol/s(kg \cdot mol/s)$;

V ——汽体摩尔流率, $lb \cdot mol/s(kg \cdot mol/s)$;

$\lambda = mV/L$ 。

建议将式(8.4-17)用于压力 $> 165psia$, $V/L < 1$ 的体系, 如汽提和高液体流率的体系。

HETP 的安全因子

用 F.R.I. 得到的有限的实验数据对模型的可靠性进行分析, 将 HETP 计算值与测量值之比作为床层高度设计的安全因子。HETP 计算值与测量值之比的标准偏差(σ_r)为 0.13, 平均值 S_m 为 1.00。下表给出了与置信度相关的床层高度安全因子(TR 152):

举个例子, 当置信度为 95% 时, 应选用的安全因子为 1.21, 即实际的床层高度应为计算值的 1.21 倍。对 F.R.I. 数据范围之外的体系和填料, 必须增加额外的安全因子。建议将计算得到的 HETP 值与 F.R.I. 实验值以及具有类似应用范围的现场数据和专家意见进行比较和验证。

| 置信水平, % | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|
| 研究值: | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0.00 |
| 要求的安全因子 | 1.30 | 1.21 | 1.17 | 1.14 | 1.11 | 1.01 | 1.00 |

设计者在选择床层高度时, 还需考虑许多因素。在确定分离所需的理论级数时, 需考虑控制系统将组分曲线保持在可接受范围内的能力。若对所有产品的纯度要求都很高, 则应考虑采用更高的安全因子。

HETP 的通用设计考虑

散堆填料的效率(HETP)主要与填料的比表面积和 λ 值有关。良好的液体分布是获得良

好的传质效率的先决条件。但是，F.R.I. 的测试结果表明，体系物性和压力对 HETP 的影响很小，且在全回流条件下，几乎与汽液两相负荷无关。搞清楚不同因素是如何定量地影响填料效率，对设计者来说是非常重要的。

填料尺寸

填料尺寸或填料比表面积对传质效率来说是一个关键的参数。填料的 HETP 值随着填料比表面积的增加而减小。对最高的传质效率和最低的 HETP 值，应选择能够满足处理能力要求的比表面积最大的填料。图 8.4-1 所示的是在 F.R.I. 测试的 $\lambda = 1$ 的典型烃类体系中，HETP 值随填料比表面积变化的曲线。F.R.I. 测试的散堆填料实验数据，其比表面

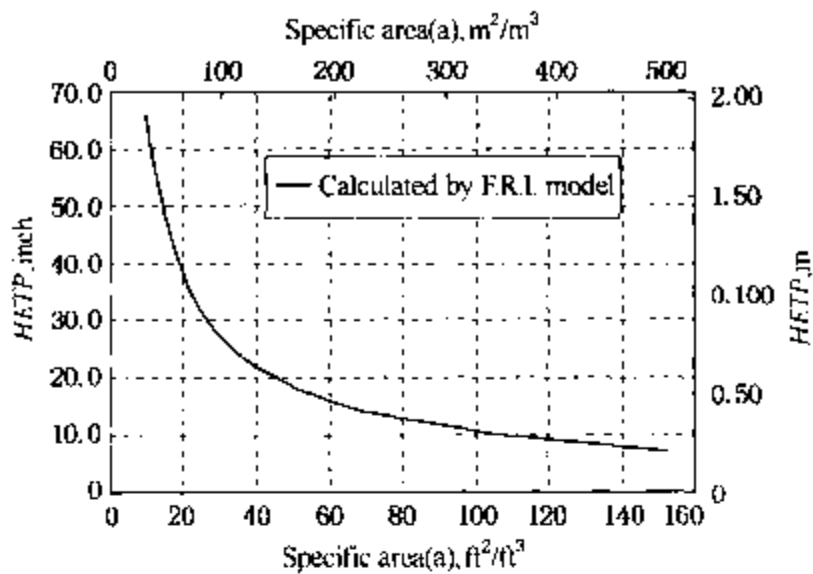


图 8.4-1 HETP 与填料比表面积的关系曲线
($\lambda = 1$ 的典型的烃类体系)

积范围为 $17 \sim 104 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ ($56 \sim 340 \text{ m}^2/\text{m}^3$)。请注意由于使用老式的液体分布器，图 8.4-1 中的一些 HETP 测量值比实际值要大，尤其是对那些比表面积较大的填料。

填料床层高度

可用式(8.4-10)来计算填料床层高度对 HETP 的影响。HETP 与填料床层高度的关系见图 8.4-2。F.R.I. 的实验结果往往显示出填料层下部的分离效率不如上部的高。对小塔，将床层高度限制在 HETP 的 20 倍之内。对大塔，限制在 HETP 的 25 倍之内。这样做是明智的。在某些实际应用中，要求床层高度不超过 HETP 的 10 倍。

液体分布

HETP 的计算模型是基于液体分布良好情况下获得的数据。因此，用这些模型计算得到的 HETP 值只适用于液体分布很好的情况。对所有期望的液体流率，从液体分布器的取样喷淋点测得的液体流率的标准偏差，对传质体系，应小于平均流率的 5%；对传热体系，应小于平均流率的 10%。

汽体分布

尽管在 F.R.I. 的试验中，没有观察到汽体不良分布对 HETP 的影响，但仍可预计到，当接近夹点区域时，汽体不良分布将会降低传质效率。

当从再沸器返回的汽体速度很高时，可能会需要一个汽体分布器，尤其是在大塔中。

汽液负荷

在全回流或汽液比 V/L 恒定的情况下，当离液泛点较远时，HETP 与汽液负荷几乎无关。假设能够维持良好的液体分布，这个结论可以外推到液体流率和汽体流率非常低的情况。在低负荷时，液体分布器的不良性能可能是造成塔在操作下限条件时性能差的原因。

体系性质和压力

在 F.R.I. 所测试过的不同压力下的烃类体系中，体系性质和压力几乎对填料效率没有影响。这是因为 F.R.I. 采用的体系的汽相 Schmidt 准数非常接近。

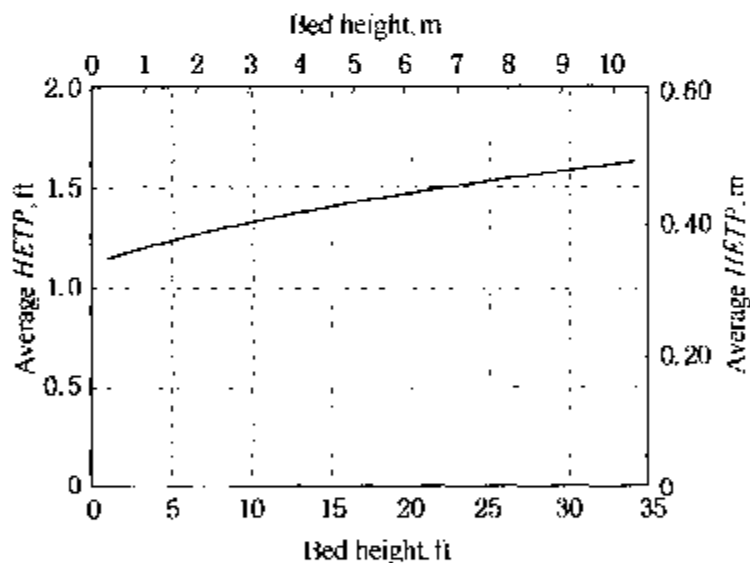


图 8.4-2 HETP 与床层高度的关系曲线
(比表面积 = $63 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ ($141 \text{ m}^2/\text{m}^3$))

表面张力和表面张力梯度

表面张力和表面张力梯度对 HETP 的影响尚不能确定。它们对填料的湿润具有很大的影响，因此也会影响有效的传质面积。但是，仅有的 F.R.I. 数据还不能确定表面张力及其梯度对填料效率的影响程度，或将其影响分离出来。这种影响(如果存在的话)没有包含在 F.R.I. 的模型中。因此，将这些模型用于高表面张力的体系时(如含水量很高的水溶液)，要非常小心。据报道，这些水溶液体系的 HETP 要远远高于非水溶液体系。

液体粘度

液体粘度高的体系，液体分子扩散系数就低，所以其 HETP 值要高于低粘度体系。液体粘度对传质效率的影响可用液体分子扩散系数来解释。

第九章 折流塔盘设计

9.0 前言和背景

折流塔盘是使得液体在基本并列式和盘环式塔盘中沿塔自上而下流动，从一块折流板飞溅到紧邻的下一块折流板，并形成“液帘”。上升的汽体穿过液帘，实现汽相和液相传质与传热的目的。重叠冲孔塔盘是并列式折流塔盘的一种特殊形式，折流板部分重叠，重叠部分冲孔，并带有堰，迫使液体从孔中流过。对高液体流率，部分液体流过堰到达下一块折流板时形成液帘。在这种情况下，汽体被迫穿过液体喷淋区和液帘。

折流塔盘在传热应用方面，已经用于重油炼制和石油化工企业。并列式和盘环式折流塔盘由于开口面积大，非常适用于结垢严重的体系。折流塔盘的主要优点是高处理能力和低压力降，但由于汽液接触面积小，其效率较低。

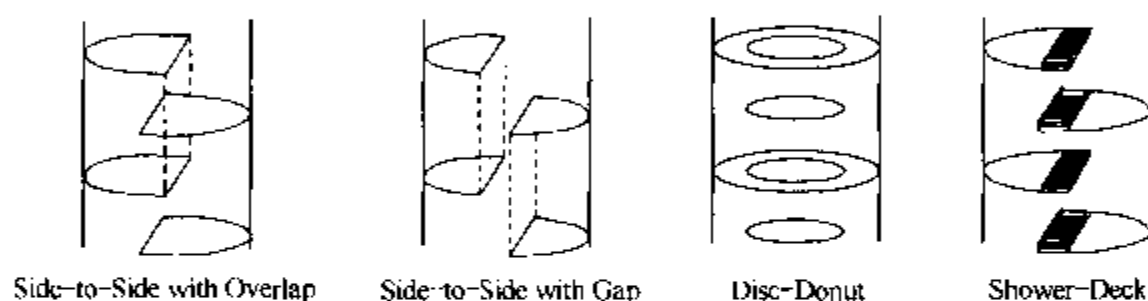


图 9.0-1 典型的折流塔盘图

F.R.I. 对折流塔盘几种设计变量进行了一系列试验。这些研究是在 F.R.I. 直径 4ft (1.22m) 的低压塔和直径 4ft (1.22m) 的高压塔中进行。研究详情参见 F.R.I. 进展报告。测试的塔盘见上面的图 9.0-1，详细说明参见 F.R.I. 1961 年 12 月的进展报告。折流塔盘的性能将在以下各节中介绍。

塔盘参数——下表是 F.R.I. 研究的折流塔盘设计参数范围的汇总。

表 9.0-1 F.R.I. 研究的折流塔盘参数范围

| | | | |
|--------------|--|-----------|--|
| 塔径 | 48.00in(1219mm) | 周长 | 99.6in(2530mm) |
| 塔盘间距 | 12 和 24in(305 和 610mm) | 开口面积 | 5.42ft ² (0.5035m ²) |
| 塔盘厚度 | 0.1382in(3.51mm) | 环: | |
| 折流板间隙(基本并列式) | 0 和 12in(0 和 305mm) | 内径 | 33.75in(857mm) |
| 折流板重叠(重叠并列式) | 12in(305mm) | 周长 | 106in(2692mm) |
| 出口堰高度 | 0 和 4in(0 和 102mm) | 开口面积 | 6.21ft ² (0.5769m ²) |
| 出口堰长度 | 46.2 和 47.75in(1173 和 1213mm) | 重叠冲孔塔盘: | |
| 液帘面积 | 4.0 ~ 17.2ft ² (0.372 ~ 1.598m ²) | 折流板重叠 | 12in(305mm) |
| 开口面积 | 29% ~ 59% | 孔的布置 | 间距 7/16in(11.11mm)的正三角形 |
| 流程数 | 只有 1 流程 | 孔径 | 3/16in(4.76mm) |
| 盘: | | 孔面积 | 0.533 ft ² (0.050m ²) |
| 直径 | 31.754in(806mm) | 每块塔盘的冲孔数量 | 2780 |

研究的物性范围——所选试验体系覆盖了很宽的物性范围，主要性质和取值范围见表 9.0-2。

表 9.0-2 F.R.I. 研究的折流塔盘物性范围

| | |
|------|---|
| 汽相: | |
| 密度 | 0.035 ~ 8.5 lb/ft ³ (0.556 ~ 131.16 kg/m ³) |
| 粘度 | 0.0068 ~ 0.0154 cP ((0.0068 ~ 0.0154) × 10 ⁻³ kg/(m·s)) |
| 液相: | |
| 密度 | 20.40 ~ 59.80 lb/ft ³ (326.8 ~ 957.9 kg/m ³) |
| 表面张力 | 0.27 ~ 58.97 dyne/cm (0.00027 ~ 0.05897 N/m) |
| 粘度 | 0.037 ~ 0.44 cP ((0.037 ~ 0.44) × 10 ⁻³ kg/(m·s)) |

研究体系——表 9.0-3 为研究过的试验体系及每一体系的压力范围。

表 9.0-3 F.R.I. 研究的折流塔盘体系和压力范围

| 体系 | 压力范围 | | 目前状态 |
|---------|-----------|-------------|------|
| | psia | bar(a) | |
| 环己烷/正庚烷 | 4 ~ 24 | 0.27 ~ 1.65 | 经常使用 |
| 异丁烷/正丁烷 | 100 ~ 500 | 6.9 ~ 34.5 | 经常使用 |
| 水/水蒸气 | 1 atm | | 最近使用 |
| 吸收油/水蒸气 | 1 atm | | 已不存在 |

9.0-1 主要术语表

注意: SI 制单位中长度的基本单位是 m, 而 mm 可能更常用, 使用时注意。

AH ——折流板上总的冲孔面积, ft²(m²);

A_T ——塔截面积, ft²(m²);

C_{pL} ——温度 $T_{L,avg}$ 时的液相比热, Btu/(lb·°F)(kJ/(kg·°C));

C_{pV} ——温度 $T_{V,avg}$ 时的汽相比热, Btu/(lb·°F)(kJ/(kg·°C));

C_S ——以塔截面积为基准的能力因子, $u_s \left(\frac{\rho_V}{\Delta\rho} \right)^{0.5}$, ft/s(m/s);

C_{SS} ——体系极限能力因子, ft/s(m/s);

D_T ——塔径, ft(m);

F ——穿过折流板孔的总液相流率分数;

G ——以塔截面积为基准的汽相质量流速, lb/(ft²·h)(kg/(h·m²));

H_W ——堰高, in(m);

h_l ——折流板上的清液层高度, in(m);

h_g ——以塔截面积为基准的每块塔盘的汽相传热系数, Btu/(ft²·h·°F)(kJ/(h·m²·°C));

h_n ——锯齿堰的齿深, in(mm);

h_{ow} ——锯齿口上面的清液高度, in(mm);

k_L ——温度 $T_{L,avg}$ 时的液相导热系数, Btu/(ft·h·°F)(kJ/(h·m·°C));

k_V ——温度 $T_{V,avg}$ 时的汽相导热系数, Btu/(ft·h·°F)(kJ/(h·m·°C));

L ——以塔截面积为基准的液相质量流速, lb/(ft²·h)(kg/(h·m²));

- L_{load} ——液相负荷, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$;
 L_{wi} ——出口堰长, $\text{in}(\text{m})$;
 Nu_V ——无量纲努塞尔特准数, $(h_g T_S/k_V)$;
 Pr_V ——无量纲汽相普朗特准数, $(\mu_V C_{pV}/k_V)$;
 Pr_L ——无量纲液相普朗特准数, $(\mu_L C_{pL}/k_L)$;
 ΔP ——塔盘总压力降, in 液柱(m 液柱);
 Q_L ——液体体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 Q_L' ——堰上液体体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 Q_H' ——过孔的液体体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;
 Q_V ——汽体体积流率, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$;
 q_L ——液体传递的显热, $\text{Btu/h}(\text{kJ/h})$;
 q_V ——汽体传递的显热; $\text{Btu/h}(\text{kJ/h})$;
 R ——汽相负荷与液相负荷的比值;
 Re_L ——无量纲液相雷诺数;
 Re_V ——无量纲汽相雷诺数;
 S_{cb} ——安全系数置信度;
 S_m ——模型相对于数据库的平均安全系数;
 $T_{L\text{ avg}}$ —— $(T_{L\text{ out}} + T_{L\text{ in}})/2$, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 $T_{L\text{ in}}$ ——塔盘入口平均液相温度, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 $T_{L\text{ out}}$ ——塔盘出口平均液相温度, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 T_S ——塔盘间距, $\text{in}(\text{m})$;
 $T_{V\text{ avg}}$ —— $(T_{V\text{ out}} + T_{V\text{ in}})/2$, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 $T_{V\text{ in}}$ ——塔盘入口平均汽相温度, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 $T_{V\text{ out}}$ ——塔盘出口平均汽相温度, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 ΔT_{Mean} ——算术平均温差, $[(T_{V\text{ in}} - T_{L\text{ out}}) + (T_{V\text{ out}} - T_{L\text{ in}})]/2$, $^{\circ}\text{F} (^{\circ}\text{C})$;
 u_L ——以塔面积为基准的液相速度, $\text{ft/s}(\text{m/s})$;
 V_o ——以汽相流过的开口面积(塔面积 - 折流板面积)为基准的汽相速度, $\text{ft/s}(\text{m/s})$;
 V_{load} ——汽相负荷, $\text{ft}^3/\text{s}(\text{m}^3/\text{s})$ 。
- 希腊字母:
- μ_L ——液相粘度, $\text{cP}(\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}))$;
 μ_V ——汽相粘度, $\text{cP}(\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}))$;
 ρ_L ——液相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 ρ_V ——汽相密度, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 $\Delta\rho$ ——液相密度与汽相密度之差, $\text{lb}/\text{ft}^3(\text{kg}/\text{m}^3)$;
 σ ——表面张力, $\text{dyn}/\text{cm}(\text{N}/\text{m})$;
 σ_p ——标准偏差。

其他:

C_{sp} ——体系极限关联式量纲参数;

J_f ——液泛关联式量纲参数;

K_f ——量纲常数。

9.1 折流塔盘设计

以下是术语定义和设计参数的讨论, 这些讨论可用于选择最佳设计的指南。

定义

下面的设计方法和模型涉及到不同的术语和塔盘参数。尽管工业上有大量的标准, 但并不通用。

几何参数:

折流塔盘液帘面积定义为塔盘间距减去堰高之差与折流板溢流边缘长度的乘积。

冲孔面积定义为折流板上所有孔的面积之和。冲孔目的是让全部或部分下降的液体从孔中通过。

塔面积定义为塔的内部截面积。

冲孔面积分率定义为孔面积与折流板面积的比值; 冲孔面积百分数为冲孔面积分率乘以 100。

开口面积定义为汽体穿过的有效面积(塔面积减去折流板面积)。

性能参数:

以下为表述负荷的常用术语。

汽相负荷定义为以 ft^3/s (m^3/s) 表示的汽相流率乘以汽相密度与汽、液相密度差之比的平方根。

$$V_{\text{Load}} = Q_V \sqrt{\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)}} \quad (9.1 - 1)$$

液相负荷定义为以 ft^3/s (m^3/s) 表示的液相流率。

$$L_{\text{Load}} = \frac{Q_L}{K_0} \quad (9.1 - 2)$$

式中 V_{Load} ——汽相负荷, ft^3/s (m^3/s);

Q_V ——汽体体积流率, ft^3/s (m^3/s);

ρ_V ——汽相密度, lb/ft^3 (kg/m^3);

ρ_L ——液相密度, lb/ft^3 (kg/m^3);

L_{Load} ——液相负荷, ft^3/s (m^3/s);

Q_L ——液体体积流率, gpm (m^3/h);

K_0 ——量纲常数, 448.8(3600)。

能力因子(C_s)定义为汽相负荷除以塔截面积。

设计考虑因素

折流塔盘的设计通常是要获得最大的液流分布, 且在高处理能力时具有最佳的汽、液接触。

影响处理能力的因素

影响折流塔盘处理能力的因素为：

折流板类型：汽体流过的开口面积相同时，并列式弓形折流塔盘比盘环式折流塔盘具有更高的处理能力。

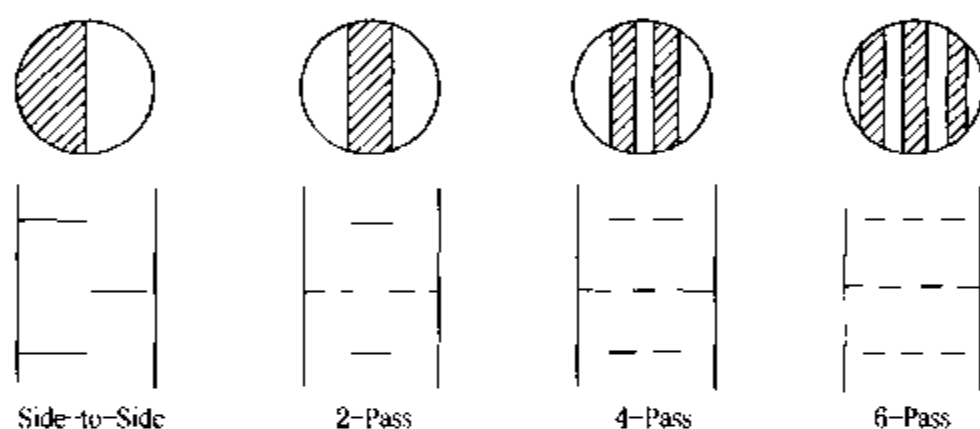
开口面积：折流塔盘处理能力随汽体流过的开口面积而变，开口面积增加处理能力增加。

塔盘间距：允许负荷随塔盘间距的增大而增加。当塔盘间距超过 24in(610mm)时，处理能力增加的幅度非常小。

影响液体分布的因素

改变以下折流板的设计可得到更好的液体分布。

多流程液相通道：可将折流板分割成多块，从而使折流塔盘具有较大的液帘面积，如图 9.1-1 所示。



9.1-1 折流塔盘流程分割

F.R.I. 从未对多流程的折流塔盘进行实验测试。在 F.R.I. 关联式中，多流程仅通过式(9.1-3)中的 J_2 项影响塔的处理能力。对 F.R.I. 关联式而言，压力降和传热不受影响。

折流板上开孔(重叠冲孔塔盘)：可在折流板上冲孔，结合塔盘边缘的溢流堰，可使全部或部分液体流过这些孔，形成大量的液柱。

锯齿堰或冲孔溢流堰：锯齿堰可以安装在折流板的外沿，当流率变化时仍能得到平稳的液流，并将液体分成几股物流。当液相物流中含有固体颗粒时，应在溢流堰底部冲孔，以防止塔盘上的固体物质堆积。

影响压力降的因素

改变下面的设计条件可使压力降最小。

开口面积：增加开口面积可降低压力降。

液体分布：采用锯齿堰或在折流板上冲孔(重叠冲孔塔盘)使液体分流，可降低压力降。

影响传热和传质的因素

传热和传质受下面参数的影响：

塔盘间距：折流塔盘效率随塔盘间距的增加而增加。

液体分布：一个满意的操作要求液体必须均匀地分布在整個液帘宽度上。

近似塔径

折流塔盘性能预测方法的改进见专题报告 102、102s 和 102a。在以上专题报告中新开发的模型用于此节及后面的部分。近似塔截面积可由下式估算：

$$A_T = \frac{(V_{\text{Load}} - M_E L_{\text{Load}})_{\text{max}} S_{\text{cb}}}{J_1 J_2 J_3 J_H K^*} \quad (9.1-3)$$

式中 A_T ——塔截面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

S_{cb} ——需要的安全系数(参见 9.2 节)；

K^* ——量纲常数，1.0(0.3048)；

J_H ——模型参数，对并列式弓形折流塔盘取 1，对盘环式塔盘取 0.825。

$$J_1 = -0.8452 + 0.622 \ln \phi - 0.07003 (\ln \phi)^2 \quad (9.1-4)$$

式中 J_1 ——模型参数；

ϕ ——开口面积百分数， $= \frac{\text{塔面积} - \text{折流板面积}}{\text{塔面积}} \times 100$ 。

注意：F.R.I. 折流塔盘关联式是对双流塔盘关联式进行修正的基础上建立起来的。穿流塔盘数据库没有 $\phi < 8.6$ 的数据。 $\phi = 5.335$ 时 J_1 趋近于 0。

$$J_2 = K_2 + 0.3354 \ln(T_S - h_1) \quad (9.1-5)$$

式中 T_S ——塔盘间距， $\text{in}(\text{m})$ ；

J_2 ——模型参数；

K_2 ——量纲常数，-0.0639(1.1680)；

h_1 ——塔盘上的清液层高度， $\text{in}(\text{m})$ 。

塔盘上的清液层高度由下面的公式计算：

$$h_1 = H_w + K_3 (Q'_L / L_{wi})^{2/3} \quad (9.1-6)$$

式中 H_w ——堰高， $\text{in}(\text{m})$ ；

Q'_L ——堰上清液体积流率， $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$ ；

L_{wi} ——出口堰长， $\text{in}(\text{m})$ ；

K_3 ——量纲常数，0.48(0.00283)。

当全部液体都通过折流板上的孔时，重叠冲孔塔盘的清液层高度按下式计算：

$$h_1 = \left(\frac{K_4 \cdot Q'_H}{AH} \right)^2 \quad (9.1-7)$$

式中 Q'_H ——过孔的液体体积流率， $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$ ；

AH ——折流板上总的冲孔面积， $\text{ft}^2(\text{m}^2)$ ；

K_4 ——量纲常数，0.00156(0.0001)。

对重叠冲孔塔盘，部分液体流过孔，另一部分从堰上流过。对这种情况需采用试差法计算。假设一个 h_1 值，总液体流率由下式计算：

$$Q_L = Q'_L + Q'_H \quad (9.1-8)$$

如果 h_1 正确，式(9.1-8)左边与右边相匹配。

注意：F.R.I. 数据库中不包括 $T_S < 12\text{in}(305\text{mm})$ 的数据。

当 $T_S - h_1 = 1.21\text{in}(30.7\text{mm})$ 时， J_2 趋近于 0。

$$J_3 = \exp\{1.2361 + 0.7534 \ln(\sqrt{\rho_V / \Delta \rho}) + 1.9198 \ln(J_1 J_2 J_H) +$$

$$1.2679 \left[\ln(\sqrt{\rho_V/\Delta\rho}) \right] \left[\ln(J_1 J_2 J_H) \right] \quad (9.1-9)$$

其中 $J_3 \leq 1.0$ 。

式中 $\Delta\rho = \rho_L - \rho_V$

$$M_E = -1.3287 + 0.2725 \ln(\sqrt{\rho_V/\Delta\rho}) \quad (9.1-10)$$

对于快速估算，处理能力参数 J_1 、 J_2 和 M_E 分别示于图 9.1-2、图 9.1-3 和图 9.1-4 中。安全系数 1.0 给出了设计负荷下将产生液泛的塔面积。为提供一个安全余量，推荐的安全系数为 1.2~1.4。以这种方式设计的塔，在最大负荷下操作时为液泛点的 71%~83%。按式(9.1-3)所求得的塔径一般需圆整到最接近的公称尺寸上。

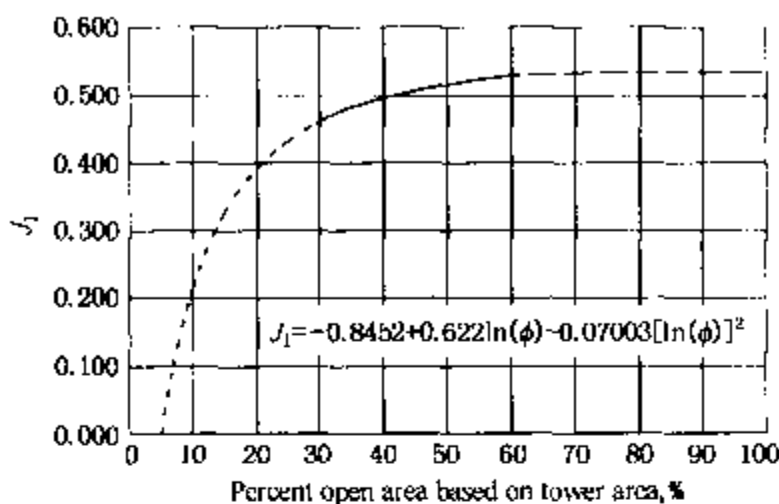


图 9.1-2 折流塔盘处理能力公式中的 J_1 参数

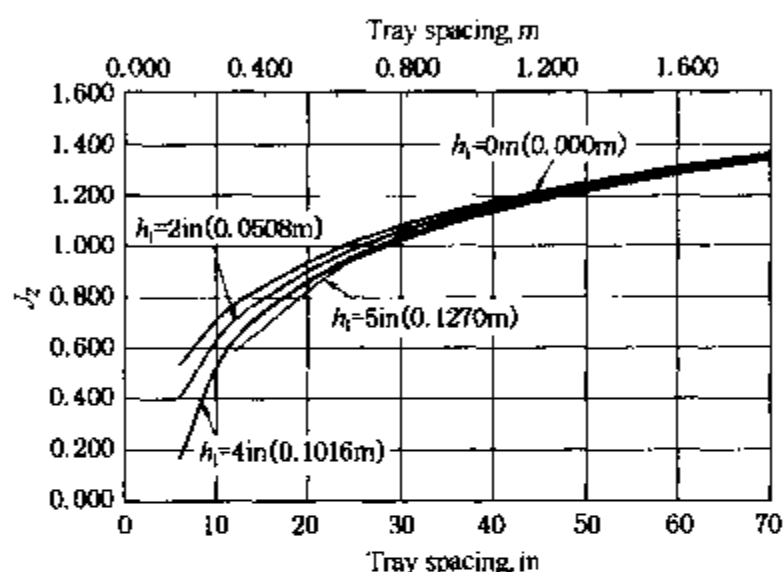


图 9.1-3 折流塔盘处理能力公式中的 J_2 参数

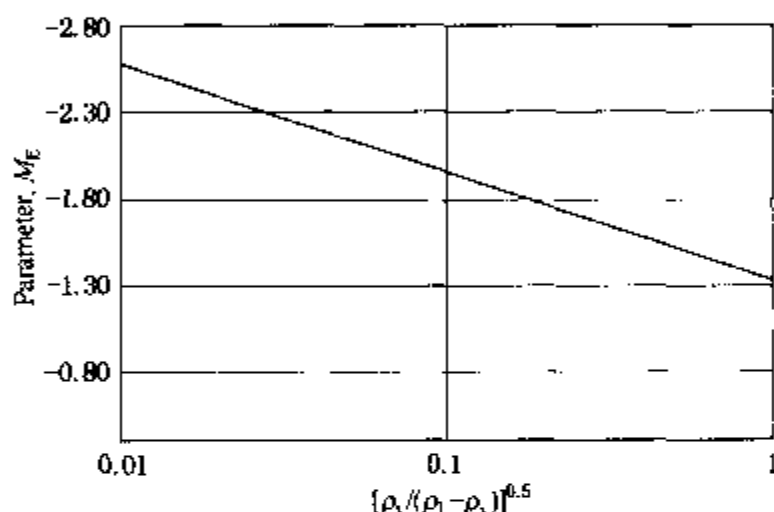


图 9.1-4 折流塔盘处理能力极限参数 M_E

各种折流塔盘在 F.R.I. 实验装置上测试所得的处理能力数据示于图 9.1-5~图 9.1-8 中，供参考(也可参见专题报告 76)。在专题报告 76 和专题报告 102 中，对 12in(0.305m)塔盘间距实验处理能力的对角线图见图 9.1-9 所示。24in(0.610m)塔盘间距也可得到类似图，见图 9.1-10。从这两张图可以看出专题报告 102 预测的处理能力更接近实验值。

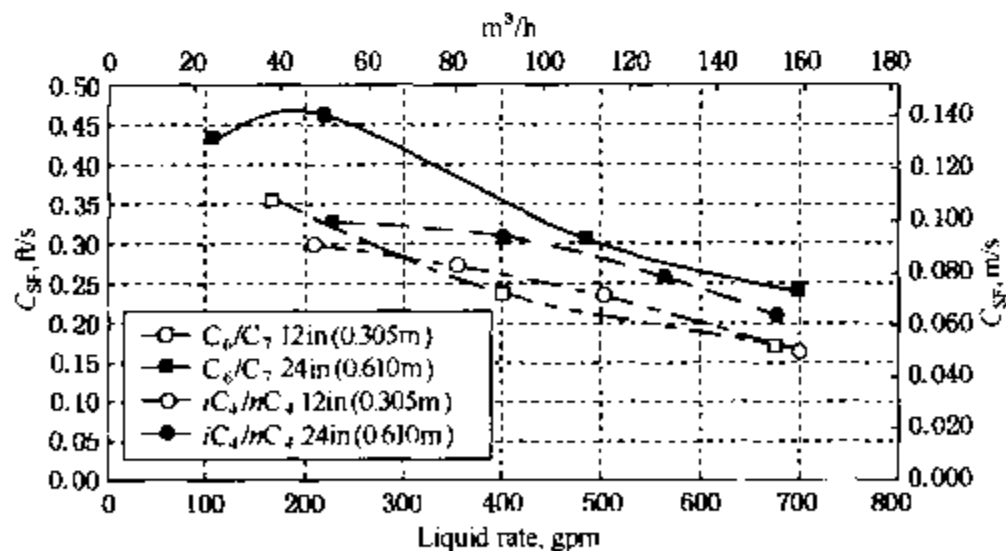


图 9.1-5 压力 165psia(11.38bar)的 iC_4/nC_4 体系和压力 24psia(1.65bar)的 C_6/C_7 体系、基本并列式折流塔盘(开口面积 44%)，塔盘间距对处理能力的影响

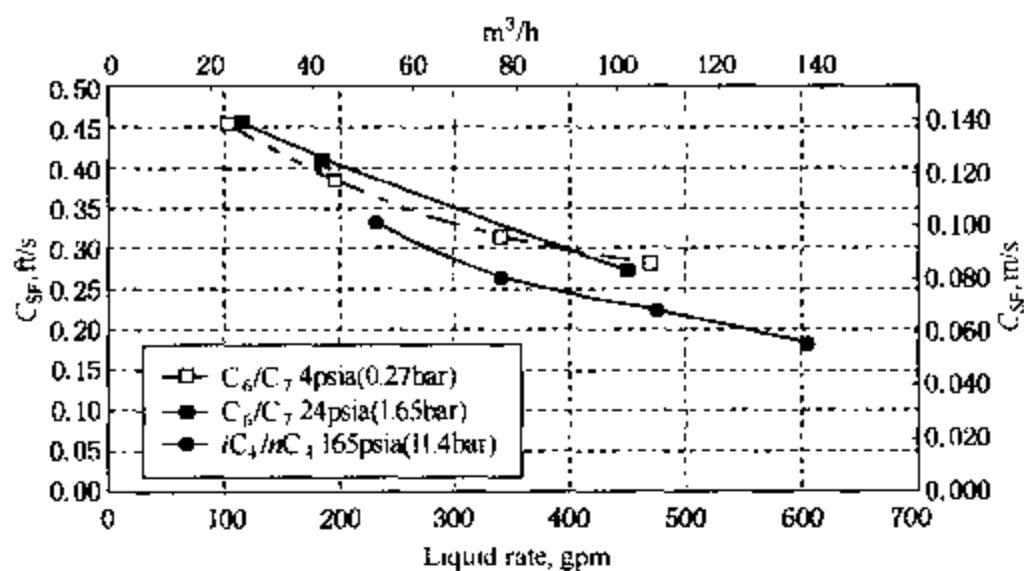


图 9.1-6 塔盘间距 24in(0.610m)、开口面积 29%、重叠 12in(0.305m)的并列式折流塔盘，压力对处理能力的影响

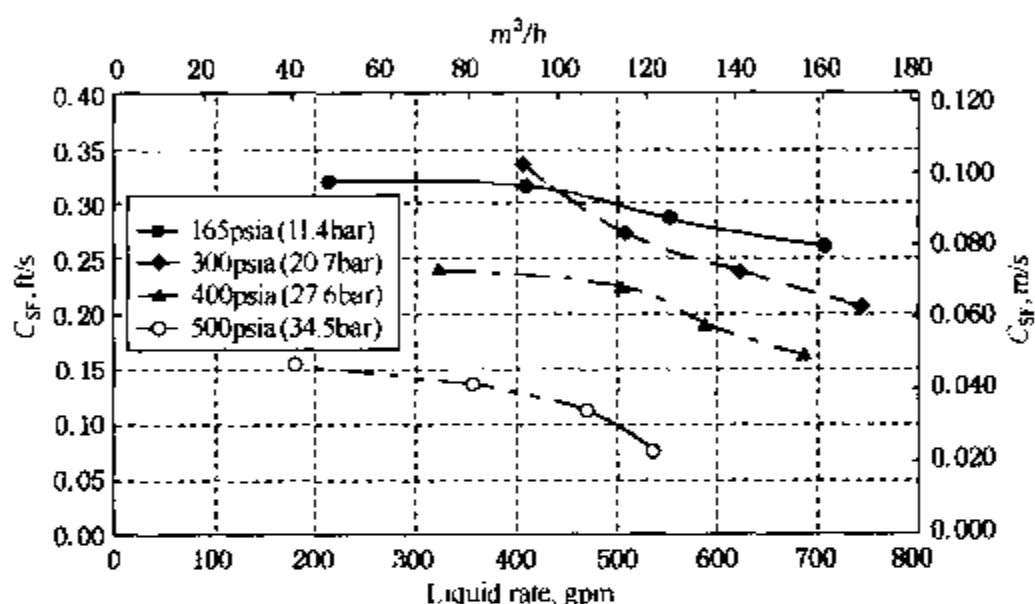


图 9.1-7 iC_4/nC_4 体系、塔盘间距 24in(0.610m)、开口面积 59%、重叠 12in(0.305m)的并列式折流塔盘，压力对处理能力的影响

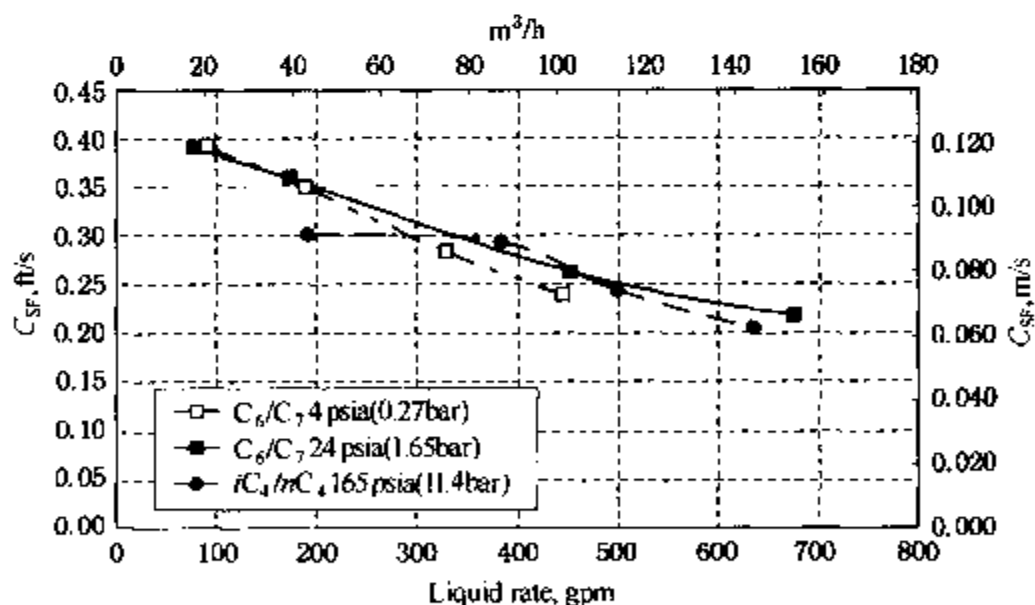


图 9.1-8 塔盘间距 24in(0.610m)、开口面积：盘 44%，环 50%，压力对盘环式折流塔盘处理能力的影响

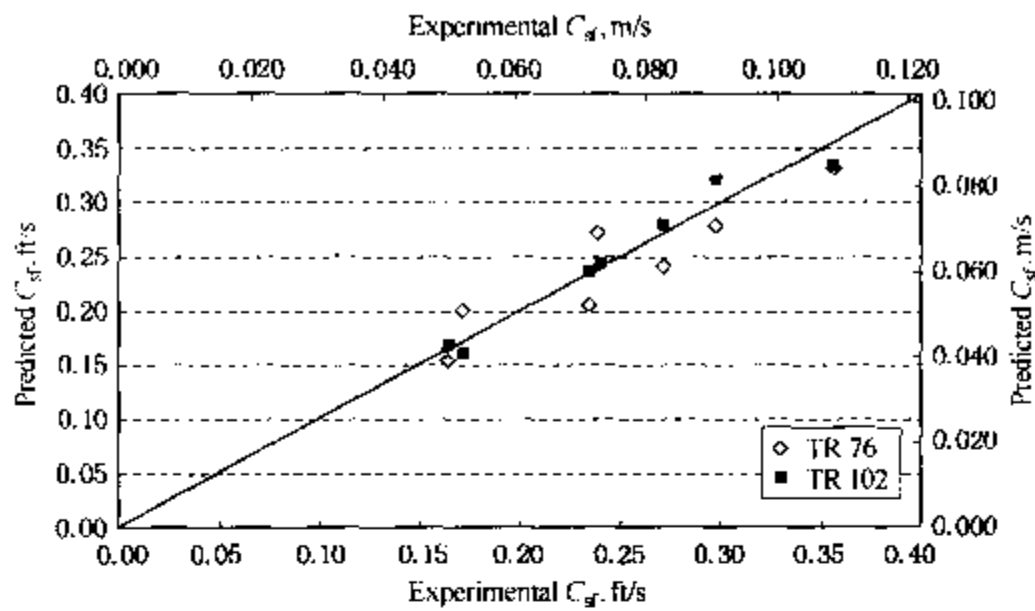


图 9.1-9 专题报告 76、专题报告 102 中塔盘间距 12in (0.305m)时折流塔盘液泛处理能力对角线图

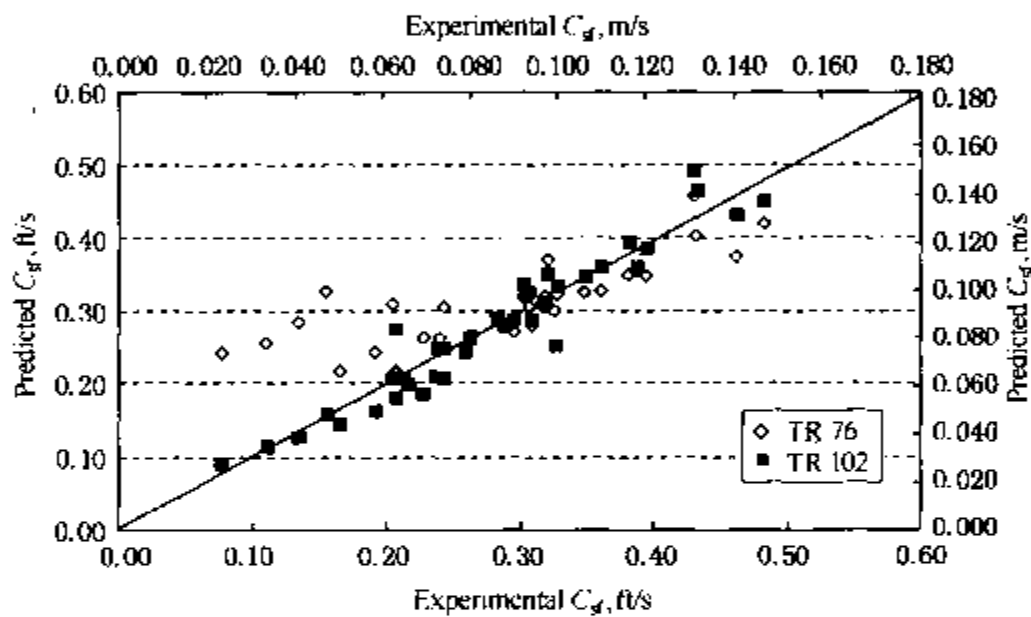


图 9.1-10 专题报告 76、专题报告 102 中塔盘间距 24in (0.610m)时折流塔盘液泛处理能力对角线图

较低的操作流率

在较低的操作流率下，折流塔盘的效率将会大幅度下降。9.4 节中的图 9.4-1 - 图 9.4-6 可用于确定最小设计条件的指南。

9.2 折流塔盘液泛

折流塔盘的液泛是由于大量夹带液体引起的。

体系极限液泛

体系极限模型给出了处理能力上限的估算方法，处理能力上限与硬件类型或设计无关。它是以上升气流中作用于液滴的力达到平衡为基准。模型假设存在一个临界的气体速度，夹带所有液体上升。假如一个设计接近体系极限(体系极限的 20% 以内)，通过改变塔盘设计或增加塔盘间距都不可能使处理能力明显增加。

体系极限模型——以专题报告 136 为基准的体系极限处理能力因子(C_{ss})由式(9.2-2)或者式(9.2-3)计算,它是物性和液体流率的函数。

$$C_{sp} = \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.2} \frac{1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}}{1 + 1.4 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}} \quad (9.2-1)$$

SI 制:

$$C_{ss} = 1.354 C_{sp} e^{-2.52 \left(\frac{u_L - 0.01}{C_{sp}} \right)^2} \quad (9.2-2)$$

US 英制:

$$C_{ss} = 0.641 C_{sp} e^{-11.25 \left(\frac{u_L - 0.033}{C_{sp}} \right)^2} \quad (9.2-3)$$

式中 C_{ss} ——体系极限能力因子, ft/s(m/s);
 u_L ——以塔面积为基准的液相速度, ft/s(m/s);
 σ ——表面张力, dyne/cm(N/m);
 ρ_L ——液相密度, lb/ft³(kg/m³);
 ρ_V ——汽相密度, lb/ft³(kg/m³)。

设计时,极限处理能力因子 C_{ss} 与实际处理能力因子 C_s 之比应该等于或大于一个合适的安全系数。

液泛的汽相负荷

对给定的折流塔盘设计,液泛的汽相负荷计算公式如下:

$$(V_{Load} - M_E L_{Load})_{flood} = K^* J_1 J_2 J_3 A_T \quad (9.2-4)$$

各参数的意义参见 9.1 节。

由式(9.2-4)计算的液泛负荷与式(9.2-3)(SI 单位制为式(9.2-2))计算的体系极限负荷进行比较,两者中的较小值作为液泛的汽相负荷。对恒定液汽比的情况,液泛汽相负荷的计算式如下:

$$V_{Load\ flood} = \frac{R}{R - M_E} K^* J_1 J_2 J_3 A_T \quad (9.2-5)$$

式中

$$R = \frac{V_{Load}}{L_{Load}} \quad (9.2-6)$$

由式(9.2-5)计算的汽相负荷与体系极限汽相负荷中的较小值作为液泛的汽相负荷。

安全系数——由模型预测的液泛汽相负荷与设计的最大汽相负荷之比定义为安全系数。

$$Safety\ Factor = \frac{V_{Load\ flood}}{(V_{Load\ design})_{max}} \quad (9.2-7)$$

安全系数已在筛孔塔盘第 5.6 节进行了广泛的讨论。基于该模型适合其数据库数据,这些安全系数基本上代表了塔不出现液泛的可靠程度。

折流塔盘液泛模型见专题报告 102、102s 和 102a。采用筛孔塔盘 5.6 节中的定义分析折流塔盘液泛数据库，得到一个平均的安全系数， $S_m = 0.997$ ，标准偏差 $\sigma_c = 0.0935$ 。对一个给定的置信度，即基于模型适合其数据库的数据，塔将不发生液泛的原则，采用式(5.6.6)得到所需的安全系数如下表：

| | | | | | | | | | |
|---------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|
| 置信度, % | 99.9 | 99 | 95 | 90 | 85 | 80 | 70 | 50 | 20 |
| 研究统计 t | 3.09 | 2.33 | 1.65 | 1.28 | 1.04 | 0.84 | 0.53 | 0 | -0.84 |
| 需要的安全系数 | 1.29 | 1.22 | 1.15 | 1.12 | 1.09 | 1.08 | 1.05 | 1.00 | 0.92 |
| 预测液泛 | 78 | 82 | 87 | 90 | 91 | 93 | 95 | 100 | 109 |

9.3 折流塔盘压力降

不冲孔折流塔盘 F.R.I. 压力降关联式包括了汽、液相总量的影响，但不包括溢流堰长度或者塔盘间距的任何影响。因此，对多流程折流塔盘设计可能是不合适的。不冲孔的折流塔盘总压力降计算公式为：

$$\Delta P = K_5 + K_6 \left(\frac{Q_L}{D_T} \right) \cdot \left(\frac{V_o^2 \rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right) \quad (9.3-1)$$

式中 Q_L ——液体体积流率， $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$ ；

D_T ——塔径， $\text{ft}(\text{m})$ ；

V_o ——以汽相流过的开口面积(塔面积 - 折流板面积)为基准的汽相速度， $\text{ft/s}(\text{m/s})$ ；

ΔP ——塔盘总压力降， $\text{in 液柱}(\text{m 液柱})$ ；

ρ_L ——液相密度， $\text{lb/ft}^3(\text{kg/m}^3)$ ；

ρ_v ——汽相密度， $\text{lb/ft}^3(\text{kg/m}^3)$ ；

K_5 ——量纲常数，0.3(7.62)；

K_6 ——量纲常数，1(30.58)。

带有供液体流动的冲孔或锯齿堰的折流塔盘，其压力降比普通折流板低。带有冲孔的折流塔盘(重叠冲孔塔盘)总压力降计算公式如下：

$$\Delta P = K_5 + K_6(1 - 0.667F) \cdot \left(\frac{Q_L}{D_T} \right) \left(\frac{V_o^2 \rho_v}{\rho_L - \rho_v} \right) \quad (9.3-2)$$

式中 F ——流过折流板孔的总液相流率分数，由式(9.1-8)计算。

9.4 折流塔盘效率

传 质

下列因素对折流塔盘传质效率有较大的影响：

1. 塔盘间距
2. 体系性质

以下因素对折流塔盘传质效率的影响可忽略不计：

1. 冲孔面积和孔径(重叠冲孔塔盘)
2. 锯齿堰
3. 塔盘设计类型, 即并列式或盘环式折流塔盘

由于缺少足够的实验数据点, F.R.I. 尚未开发任何折流塔盘传质效率关联式。不过作为参考, 将各种折流塔盘在 F.R.I. 实验装置上测试所得的效率数据示于图 9.4-1 ~ 图 9.4-6 中。图 9.4-1 表明效率随塔盘间距的增加而增加。

图 9.4-2 显示在压力 165psia(11.4bar)下的 iC_4/nC_4 体系和压力 24psia(1.65bar)下的 C_6/C_7 体系中, 基本并列式折流塔盘增加 12in(305mm) 间隙后对效率的影响。图 9.4-3 和图 9.4-4 为压力 165psia(11.4bar)下的 iC_4/nC_4 体系和压力 5psia(0.34bar)下的 C_6/C_7 体系中, 折流塔盘设计对总塔盘效率影响的对比。图 9.4-3 ~ 图 9.4-5 为压力 165psia(11.4bar)下的 iC_4/nC_4 体系和压力 5psia(0.34bar)下的 C_6/C_7 体系以及压力 24psia(1.65bar)下的 C_6/C_7 体系中, 折流塔盘设计对总塔盘效率影响的比较。图 9.4-6 为压力 165psia(11.4bar)、300psia(20.7bar)、400psia(27.6bar)和 500psia(34.5bar)下的 iC_4/nC_4 体系中, 基本并列式折流塔盘 12in(305mm) 间隙时压力对总塔盘效率的影响。1961 年 12 月的进展报告中可得到其他有用的数据。

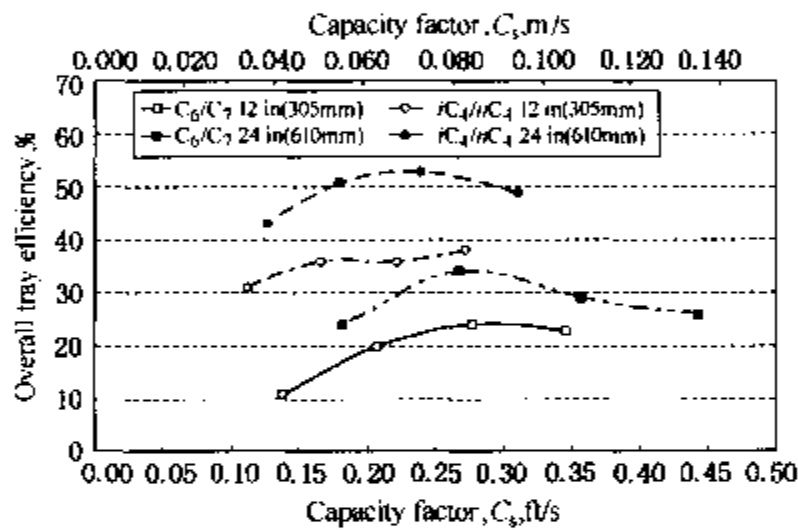


图 9.4-1 压力 165psia(11.4bar)的 iC_4/nC_4 体系和压力 24psia(1.65bar)的 C_6/C_7 体系、基本并列式折流塔盘(开口面积 44%), 塔盘间距对效率的影响

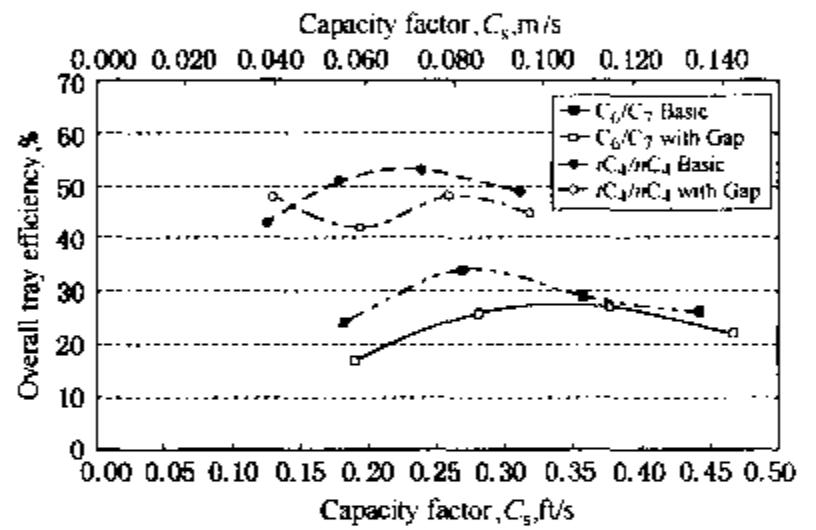


图 9.4-2 压力 165psia(11.4bar)的 iC_4/nC_4 体系和压力 24psia(1.65bar)的 C_6/C_7 体系、增加 12in(305mm) 间隙的基本并列式折流塔盘, 间隙对效率的影响

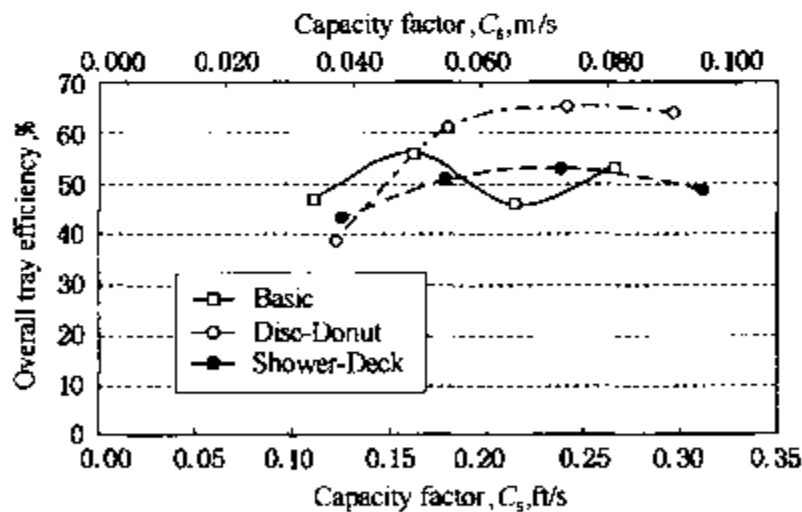


图 9.4-3 压力 165psia(11.4bar)的 iC_4/nC_4 体系, 24in(610mm)塔盘间距的基本并列式、盘环式和重叠冲孔塔盘中折流塔盘设计参数对效率的影响

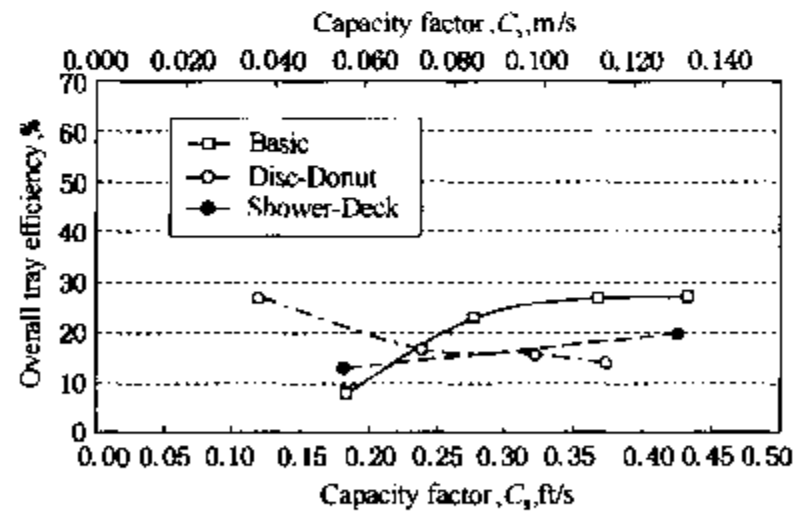


图 9.4-4 压力 5psia(0.34bar)的 C_6/C_7 体系, 24in(610mm)塔盘间距的基本并列式、盘环式和重叠冲孔塔盘中折流塔盘设计参数对效率的影响

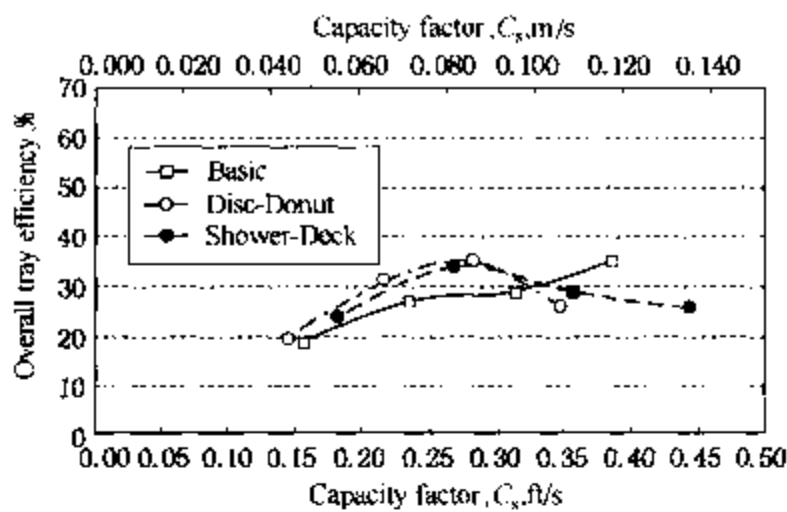


图 9.4-5 压力 24psia(1.65bar)的 C_6/C_7 体系, 24in(610mm)塔盘间距的基本并列式、盘环式和重叠冲孔塔盘中折流塔盘设计参数对效率的影响

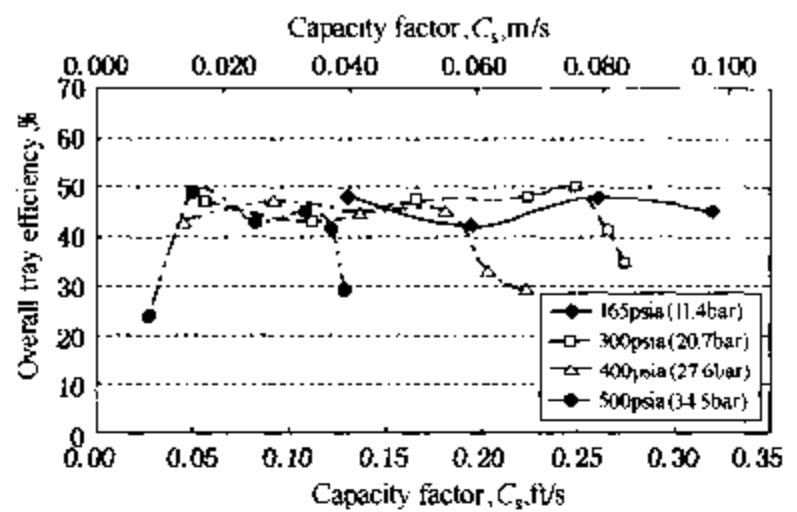


图 9.4-6 iC_4/nC_4 体系、12in(305mm) 间隙的基本并列式折流塔盘, 压力对折流塔盘效率的影响

传 热

折流塔盘显热传热计算公式如下(参见专题报告 75):

$$Nu_v = 0.00082 Re_v (Re_L)^{0.45} (Pr_v)^{0.5} (Pr_L)^{0.7} \quad (9.4-1)$$

或者

$$h_g = 0.00082 k_v \cdot Re_v (Re_L)^{0.45} (Pr_v)^{0.5} (Pr_L)^{0.7} (T_s)^{-1} \quad (9.4-2)$$

式中 Nu_v ——无量纲汽相努塞尔特准数, $(h_g T_s / k_v)$;

Re_v ——无量纲汽相雷诺数, $0.413 (G T_s / \mu_v) ((G T_s / \mu_v) / 3600)$;

Re_L ——无量纲液相雷诺数, $0.413 (L T_s / \mu_L) ((L T_s / \mu_L) / 3600)$;

Pr_v ——无量纲汽相普朗特准数, $2.42 (C_{p_v} \cdot \mu_v / k_v) (3600 (C_{p_v} \cdot \mu_v / k_v))$;

Pr_L ——无量纲液相普朗特准数, $2.42 (C_{p_L} \cdot \mu_L / k_L) (3600 (C_{p_L} \cdot \mu_L / k_L))$;

h_g ——以塔截面积为基准的每块塔盘的汽相显热传热系数, $Btu/(ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F)$ ($kJ/(h \cdot m^2 \cdot ^\circ C)$);

T_s ——塔盘间距, ft(m);

k_v ——温度 $T_{v, avg}$ 时的汽相导热系数, $Btu/(ft \cdot h \cdot ^\circ F)$ ($kJ/(h \cdot m \cdot ^\circ C)$);

k_L ——温度 $T_{L, avg}$ 时的液相导热系数, $Btu/(ft \cdot h \cdot ^\circ F)$ ($kJ/(h \cdot m \cdot ^\circ C)$);

$T_{v, avg}$ —— $(T_{v, out} + T_{v, in})/2$, $^\circ F$ ($^\circ C$);

$T_{L, avg}$ —— $(T_{L, out} + T_{L, in})/2$, $^\circ F$ ($^\circ C$);

$T_{v, out}$ ——塔盘出口平均汽相温度, $^\circ F$ ($^\circ C$);

$T_{v, in}$ ——塔盘入口平均汽相温度, $^\circ F$ ($^\circ C$);

$T_{L, out}$ ——塔盘出口平均液相温度, $^\circ F$ ($^\circ C$);

$T_{L, in}$ ——塔盘入口平均液相温度, $^\circ F$ ($^\circ C$);

G ——以塔截面积为基准的汽相质量流速, $lb/(ft^2 \cdot h)$ ($kg/(h \cdot m^2)$);

L ——以塔截面积为基准的液相质量流速, $lb/(ft^2 \cdot h)$ ($kg/(h \cdot m^2)$);

C_{p_v} ——温度 $T_{v, avg}$ 时的汽相比热, $Btu/(lb \cdot ^\circ F)$ ($kJ/(kg \cdot ^\circ C)$);

C_{pL} ——温度 $T_{L,avg}$ 时的液相比热, Btu/(lb·°F)(kJ/(kg·°C));

μ_V ——汽相粘度, cP(kg/(m·s));

μ_L ——液相粘度, cP(kg/(m·s))。

以 F.R.I. 全部三种塔盘构造的最终条件为基准, 常压下氮气/吸收油体系的总传热系数图示于图 9.4-7。

这种体系和氮气/吸收油以及氮气/氮气/吸收油体系的全部数据见 1973 年 12 月的进展报告。组装这三种并列式折流塔盘, 其开口面积为 50%, 锯齿堰长为 48in(1219mm), 堰高为 1in(25.4mm)。各种折流塔盘传质效率的类比见图 9.4-1 ~ 图 9.4-6, 详情也可以参见 1961 年 12 月的进展报告。

结合前面的关联式, 采用下列公式计算每块塔盘的显热传热量:

$$h_g A_T \Delta T_{Mean} = q_V = G \cdot A_T \cdot C_{pV} (T_{V, in} - T_{V, out}) \quad (9.4-3)$$

$$h_g A_T \Delta T_{Mean} = q_L = L \cdot A_T \cdot C_{pL} (T_{L, out} - T_{L, in}) \quad (9.4-4)$$

式中 ΔT_{Mean} ——算术平均温差 $[(T_{V, in} - T_{L, out}) + (T_{V, out} - T_{L, in})]/2, ^\circ F(^{\circ}C)$;

q_V ——汽体传递的显热, Btu/h(kJ/h);

q_L ——液体传递的显热, Btu/h(kJ/h)。

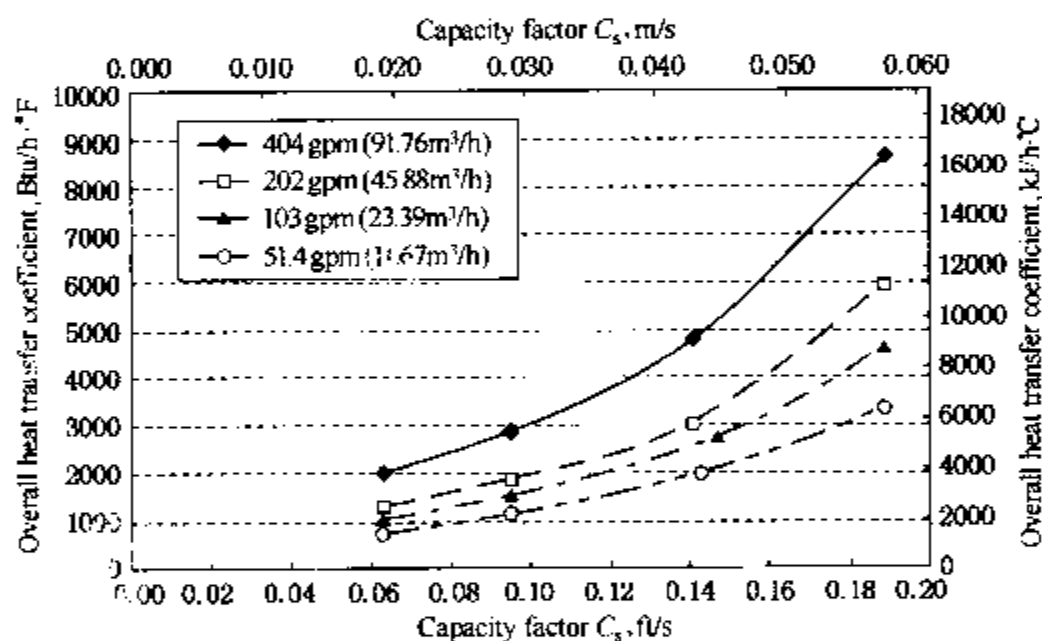


图 9.4-7 折流塔盘在常压下氮气/吸收油体系中的总传热系数

9.5 折流塔盘结构

塔盘布置

在确定塔径和开孔面积之后, 即可完成塔盘图的绘制。塔盘圈梁和支撑件所占面积应视为折流板面积的一部分, 开口面积应从初始设计的开口面积中减去这部分面积。支撑件的位置应尽量减少对汽、液流动的干扰。

冲 孔

对给定液相流率和折流板上清液层高度的冲孔折流塔盘, 所需要的冲孔面积由下面的公

式计算：

$$AH = \frac{K_5 Q_H'}{\sqrt{h_1}} \quad (9.5-1)$$

式中 Q_H' ——过孔的液体体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;

AH ——折流板上总的冲孔面积, $\text{ft}^2(\text{m}^2)$;

h_1 ——折流板上的清液层高度, $\text{in}(\text{mm})$;

K_5 ——量纲常数, 0.00156(0.0032)。

如果塔盘上清液高于溢流堰, h_1 由式(9.1-6)计算。

锯齿堰

图 9.5-1 为锯齿堰图。

当锯齿全部淹没时, 下面的公式用于预测堰上的清液高度:

$$\frac{Q_L'}{L_{wi}} = \frac{K_7}{h_n} \cdot [h_{ow}^{2.5} - (h_{ow} - h_n)^{2.5}] \quad (9.5-2)$$

式中 Q_L' ——堰上液体体积流率, $\text{gpm}(\text{m}^3/\text{h})$;

L_{wi} ——出口堰长, $\text{in}(\text{m})$;

h_n ——锯齿堰的齿深, $\text{in}(\text{m})$;

h_{ow} ——锯齿口上面的清液高度, $\text{in}(\text{m})$;

K_7 ——量纲常数, 1.12(0.078)。

锯齿角度在 $25^\circ \sim 118^\circ$ 之间时, 采用图 9.5-2 可以近似得到堰上负荷值。

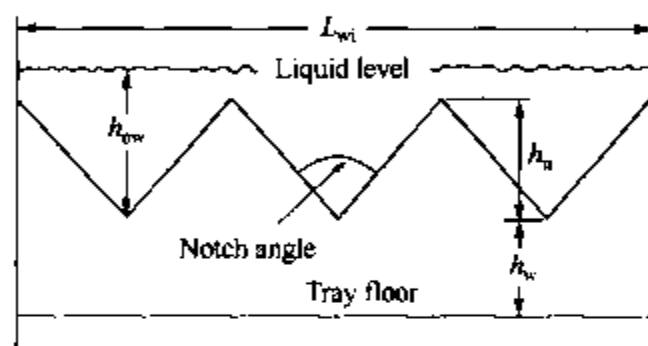


图 9.5-1 锯齿堰图

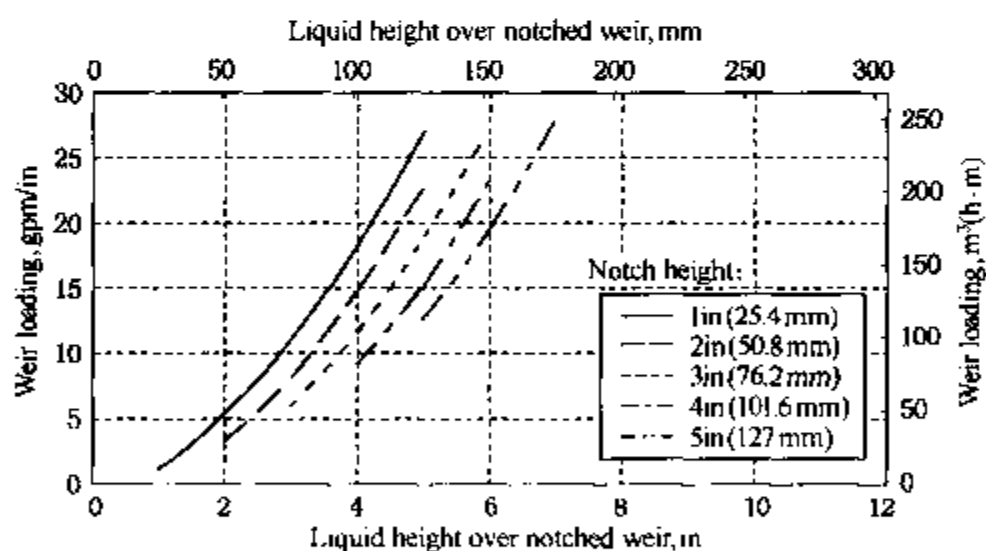


图 9.5-2 锯齿堰上的液体负荷, h_{ow}

倾斜的折流板

一般来说, 折流塔盘是水平布置的, 其面积为塔截面积的 40% ~ 60%。为使塔盘重叠, 重叠冲孔塔盘通常占塔面积的 60%。对于脏介质的场合, 折流板可以朝出口端方向倾斜, 以防止固体物质的积存。

9.6 折流塔盘示例

US 英制单位示例

在压力 150psia 下操作的某塔，过热烃蒸汽(分子量约为 50)流率为 130000lb/h，自 800°F 冷却到 400°F 以下，150°F 的矿物吸收油作为冷却剂，其流率为 1200gpm。核算 50% 开口面积、塔盘间距 24in 的基本型并列式折流塔盘性能。本例中假定性质为常数，安全系数取 1.3。

设计条件

汽相：

| | |
|---------------------------------|------------------------|
| 800°F 时的汽相密度(塔底) ρ_V | 0.60lb/ft ³ |
| 400°F 时的汽相密度(塔顶) ρ_V | 0.80lb/ft ³ |
| 800°F 时的汽相体积流量..... | 60.2ft ³ /s |
| 400°F 时的汽相体积流量..... | 45.1ft ³ /s |
| C_{pV} | 0.65Btu/(lb·°F) |
| μ_V | 0.0165cP |
| k_V | 0.037 Btu/(h·°F·ft) |

液相：

| | |
|----------------|-------------------------|
| ρ_L | 50.00lb/ft ³ |
| C_{pL} | 0.6Btu/(lb·°F) |
| μ_L | 1.5cP |
| k_L | 0.0726Btu/(h·°F·ft) |

负 荷

由式(9.1-2)计算液相负荷：

$$L_{\text{Load}} = 1200/448.8 = 2.67 \text{ ft}^3/\text{s}$$

由式(9.1-1)计算汽相负荷：

$$V_{\text{Load}}(\text{塔底}) = 60.2 \times \sqrt{\frac{0.60}{50.0 - 0.60}} = 6.63 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V_{\text{Load}}(\text{塔顶}) = 45.1 \times \sqrt{\frac{0.80}{50.0 - 0.80}} = 5.75 \text{ ft}^3/\text{s}$$

以塔底最大流率为设计基础，计算步骤如下：

塔面积

$$A_T = \frac{(V_{\text{Load}} - M_E L_{\text{Load}})_{\text{max}} S_{cb}}{J_1 J_2 J_3 J_H K^*} \quad (9.1-3)$$

由式(9.1-4)得：

$$J_1 = -0.8452 + 0.622 \ln(50) - 0.07003(\ln(50))^2 = 0.5163$$

式(9.1-5)中忽略塔盘上清液高度对塔盘间距的影响:

$$J_2 = -0.0639 + 0.3354 \ln(24) = 1.002$$

基本并列式折流塔盘 $J_H = 1.0$ 。

$$\ln \sqrt{\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)}} = \ln \sqrt{\frac{0.60}{(50.0 - 0.60)}} = \ln(0.1102) = -2.205$$

由式(9.1-9)得:

$$J_3 = \exp[1.2361 + 0.7534 \times (-2.205) + 1.9198 \ln(0.5163 \times 1.002 \times 1) + 1.2679 \times (-2.205) \cdot \ln(0.5163 \times 1.002 \times 1)] = \exp(0.1521) = 1.16$$

取极限值 $J_3 = 1.0$

由式(9.1-10)得:

$$M_F = -1.3287 + 0.2725 \ln(0.1102) = -1.9297$$

$$A_T = \frac{(6.63 - (-1.9297)) \times 2.67}{0.5163 \times 1.002 \times 1 \times 1} \times 1.3 = 29.60 \text{ ft}^2$$

塔径 = 6.14 ft, 圆整到下一个较大尺寸:

设计塔径 = 6.5 ft = 78.0 in

最终塔截面积, $A_T = 33.18 \text{ ft}^2$

传热系数

汽相质量流速: $G = 130000/33.18 = 3918 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{h})$

液相质量流速: $L = 1200 \times 60 \times 50/(7.48 \times 33.18) = 14505 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{h})$

汽相雷诺数: $Re_V = 0.413(3918 \times 24/12)/0.0165 = 196137$

汽相普朗特数: $Pr_V = 2.42(0.0165 \times 0.65/0.037) = 0.702$

液相雷诺数: $Re_L = 0.413(14505 \times 24/12)/1.5 = 7987$

液相普朗特数: $Pr_L = 2.42(1.5 \times 0.60/0.0726) = 30.0$

由式(9.4-1)得汽相努塞尔特数:

$$Nu_V = 0.00082 \times (196137)(7987)^{0.45}(0.702)^{0.50}(30.0)^{0.70} = 83100$$

$$h_g A_T = 0.037 \times (83100) \times (12/24) \times 33.18 = 51000 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot ^\circ\text{F})$$

需要的塔盘数

采用式(9.4-3)以总流率估算:

$$q_V = 130000 \times 0.65 \times (800 - 400) = 33800000 \text{ MM Btu/h}$$

结合式(9.4-3)和式(9.4-4)可得油的温升:

$$q_L = q_V = 33800000 = (14505 \times 33.18) \times 0.6 \times (T_{L \text{ out}} - T_{L \text{ in}}) \\ (T_{L \text{ out}} - T_{L \text{ in}}) = 117.1^\circ\text{F}$$

油出口温度 = $T_{L \text{ out}} = T_{L \text{ in}} + 117.1 = 150 + 117.1 = 267.1^\circ\text{F}$

$$\Delta T_{\text{Mean}} = [(800 - 267.1) + (400 - 150)]/2 = 391.5^\circ\text{F}$$

估算的塔盘数 $N = q_V/(h_g A_T \cdot \Delta T_{\text{Mean}}) = 33800000/(51000 \times 391.5) = 1.69$

圆整后的最终塔盘数 = 2

温度分布

现在, 所需要的塔盘数已估算出来, 可以进行严格的逐板计算, 以确定每块塔盘的条件以及吸收油、汽相的实际出口温度。下述步骤用于计算塔内的温度分布:

1. 给定入塔的汽相和液相温度；
2. 采用全塔 q_V , ΔT_{Mean} 和 $h_g A_T$ 值, 估算所需的塔盘数；
3. 从底部塔盘开始, 假定塔出口的液相温度初值；
4. 采用假定的出口液相温度和规定的人塔汽相温度, 按式(9.4-3)和式(9.4-4)从底部塔盘开始计算入口液相温度 $T_{L, \text{in}}$ 和出口汽相温度 $T_{V, \text{out}}$ 。注意假定全塔的物理性质不变；
5. 对所有塔盘重复第4步的计算, 将计算出的塔入口液相温度与给定值比较, 若不符合则调整底部塔盘的液相出口温度 $T_{L, \text{out}}$ ；
6. 重复第4步和第5步直至塔入口的液相温度计算值与给定值吻合为止。

此例中, 采用 Excel 表的“单变量求解(goal seek)”函数可得到温度分布。可变的单元格是底部塔盘液相出口温度, 目标是使顶部塔盘的液相入口温度与给定值相符。两块塔盘实际温度的最终计算值为:

| | $T_{V, \text{in}}$ | $T_{V, \text{out}}$ | $T_{L, \text{in}}$ | $T_{L, \text{out}}$ | 单位 |
|----------|--------------------|---------------------|--------------------|---------------------|----|
| 塔盘 1(底部) | 800 | 510 | 175 | 217 | °F |
| 塔盘 2(顶部) | 510 | 343 | 150 | 175 | °F |

应注意只采用两块塔盘即可将烃蒸汽冷却到 400°F 以下。如果蒸汽出口温度需要调整, 则流率、入口温度、或塔盘设计都需要改变。

压力降

汽相速度 = $V_0 = 100 Q_V / (A_T \times \% \text{开口面积}) = 100 \times 60.2 / (33.18 \times 50) = 3.63 \text{ ft/s}$

采用式(9.3-1):

$$\Delta P = 0.3 + (1200/78) \cdot [(3.63^2 \times 0.6) / (50.0 - 0.6)] = 2.76 \text{ in 热液注}$$

两块塔盘的总压力降 = $2 \times 2.76 = 5.52 \text{ in 热液注}$

如果压力降超过允许值, 可在折流板上冲孔, 将标准的并列式折流塔盘转换成重叠冲孔塔盘。

举例说明, 上例中将折流板冲孔以使 50% 的液体从孔中流过, 在出口外沿安装锯齿堰, 并维持折流板上的清液层高度在 6in。

需要的冲孔面积

采用式(9.5-1)估算总量:

$$AH = 0.00156 \times (1200 \times 0.5 / 6^{0.5}) = 0.382 \text{ ft}^2$$

锯齿堰设计(液面与齿顶一样高)

流过堰的液相量 = $Q_L' = 1200 \times 0.5 = 600 \text{ gpm}$

堰长 = $L_{wi} (= \text{塔径}) = 78 \text{ in}$

$$Q_L' / L_{wi} = 600 / 78 = 7.69 \text{ gpm/in}$$

在式(9.5-2)中, 令 $h_{ow} = h_n$, 齿高的计算如下:

$$h_n = (7.69 / 1.12)^{(1/1.5)} = 3.6 \text{ in (采用 3.5in 齿高)}$$

$$\text{堰高} = h_w = 6.0 - 3.5 = 2.5 \text{ in}$$

重叠冲孔塔盘压力降

采用式(9.3-2):

$$\Delta P = 0.3 + (1 - 0.667 \times 0.5)(1200/78) \cdot [3.63^2 \times 0.6 / (50.0 - 0.60)] = 1.94 \text{ in 热液柱}$$

两块塔盘总压力降 = $2 \times 1.94 = 3.88$ in 热液柱

用式(9.1-6)再校核 6in 堰对处理能力的影响, 以确定所取安全系数是否可行。

SI 制例题

在压力 10bar 下操作的某塔, 过热烃蒸汽(分子量约为 50)流率为 60000 kg/h, 自 425℃ 冷却到 200℃ 以下, 65℃ 的矿物吸收油作为冷却剂, 其流率为 270m³/h。核算 50% 开口面积、塔盘间距 610mm 的基本型并列式折流塔盘性能。本例中假定性质为常数, 安全系数取 1.3。

设计条件

汽相:

| | |
|--------------------------------|-------------------------|
| 425℃ 时的汽相密度(塔底) ρ_V | 9.60 kg/m ³ |
| 200℃ 时的汽相密度(塔顶) ρ_V | 12.81 kg/m ³ |
| 425℃ 时的汽相体积流量..... | 1.74 m ³ /s |
| 200℃ 时的汽相体积流量..... | 1.30 m ³ /s |
| C_{pV} | 2.721 kJ/(kg·K) |
| μ_V | 1.65E-5 kg/(m·s) |
| k_V | 0.2305 kJ/(h·m·K) |

液相:

| | |
|----------------|-------------------------|
| ρ_L | 800.0 kg/m ³ |
| C_{pL} | 2.512 kJ/(kg·K) |
| μ_L | 0.0015 kg/(m·s) |
| k_L | 0.452 kJ/(h·m·K) |

负 荷

由式(9.1-2)计算液相负荷:

$$L_{\text{Load}} = 270/3600 = 0.075 \text{ m}^3/\text{s}$$

由式(9.1-1)计算汽相负荷:

$$V_{\text{Load}}(\text{塔底}) = 1.74 \times \sqrt{\frac{9.60}{800.0 - 9.60}} = 0.192 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{\text{Load}}(\text{塔顶}) = 1.30 \times \sqrt{\frac{12.81}{800.0 - 12.81}} = 0.166 \text{ m}^3/\text{s}$$

以塔底最大流率为设计基础, 计算步骤如下:

塔面积

$$A_T = \frac{(V_{\text{Load}} - M_E L_{\text{Load}})_{\text{max}} S_{\text{t,b}}}{J_1 J_2 J_3 J_H K^*} \quad (9.1-3)$$

由式(9.1-4)得:

$$J_1 = -0.8452 + 0.622 \ln(50) - 0.07003 (\ln(50))^2 = 0.5163$$

式(9.1-5)中忽略塔盘上清液高度对塔盘间距的影响, 得:

$$J_2 = 1.168 + 0.3354 \ln(0.610) = 1.002$$

基本并列式折流塔盘 $J_H = 1.0$ 。

$$\ln \sqrt{\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)}} = \ln \sqrt{\frac{9.60}{(800.0 - 9.60)}} = \ln(0.1102) = -2.205$$

由式(9.1-9)得:

$$J_3 = \exp[1.2361 + 0.7534 \times (-2.205) + 1.9198 \ln(0.5163 \times 1.002 \times 1) + 1.2679 \times (-2.205) \cdot \ln(0.5163 \times 1.002 \times 1)] = \exp(0.1521) = 1.164$$

取极限值 $J_3 = 1.0$

由式(9.1-10)得:

$$M_E = -1.3287 + 0.2725 \ln(0.1102) = -1.9297$$

$$A_T = \frac{(0.192 - (-1.9297) \times 0.075)}{0.5163 \times 1.002 \times 1 \times 1} \times 1.3 = 2.7744 \text{ m}^2$$

塔径 = 1.88 m, 圆整到下一个较大尺寸。

设计塔径 = 2.0 m = 2000 mm

最终塔截面积, $A_T = 3.1416 \text{ m}^2$

传热系数

汽相质量流速: $G = 60000/3.1416 = 19099 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

液相质量流速: $L = 270 \times 800/3.1416 = 68755 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

汽相雷诺数: $Re_V = (19099 \times 0.61)/(1.65 \times 10^{-5} \times 3600) = 196130$

汽相普朗特数: $Pr_V = 3600(1.65 \times 10^{-5} \times 2.721/0.2305) = 0.701$

液相雷诺数: $Re_L = (68755 \times 0.610)/(0.0015 \times 3600) = 7767$

液相普朗特数: $Pr_L = 3600(0.0015 \times 2.512/0.452) = 30.0$

由式(9.4-1)得汽相努塞尔特数:

$$Nu_V = 0.00082 \times (196130)(7767)^{0.45}(0.701)^{0.50}(30.0)^{0.70} = 82000$$

$$h_g A_T = 0.2305 \times (82000/0.610) \times 3.1416 = 97343 \text{ kJ}/(\text{h} \cdot \text{K})$$

需要的塔盘数

采用式(9.4-3)以总流率估算:

$$q_V = 60000 \times 2.721 \times (425 - 200) = 36734000 \text{ kJ/h}$$

结合式(9.4-3)和式(9.4-4)可得油的温升:

$$q_L = q_V = 36734000 = (68755 \times 3.1416) \times 2.512 \times (T_{L \text{ out}} - T_{L \text{ in}}) \\ (T_{L \text{ out}} - T_{L \text{ in}}) = 67.70 \text{ }^\circ\text{C}$$

油出口温度 = $T_{L \text{ out}} = T_{L \text{ in}} + 67.70 = 65 + 67.70 = 132.7 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta T_{\text{Mean}} = [(425 - 132.7) + (200 - 65)]/2 = 213.75 \text{ }^\circ\text{C}$$

估算的塔盘数 $N = q_V/(h_g A_T \cdot \Delta T_{\text{Mean}}) = 36734000/(97343 \times 213.75) = 1.77$

圆整后的最终塔盘数 = 2

温度分布

现在, 所需要的塔盘数已估算出来, 可以进行严格的逐板计算, 以确定每块塔盘的条件以及吸收油、汽相的实际出口温度。下述步骤用于计算塔内的温度分布:

1. 给定入塔的汽相和液相温度;
2. 采用全塔 q_V 、 ΔT_{Mean} 和 $h_g A_T$ 值, 估算所需的塔盘数;

3. 从底部塔盘开始, 假定塔出口的液相温度初值;

4. 采用假定的出口液相温度和规定的人塔汽相温度, 按式(9.4-3)和式(9.4-4)从底部塔盘开始计算入口液相温度 $T_{L, in}$ 和出口汽相温度 $T_{V, out}$ 。注意假定全塔的物性不变;

5. 对所有塔盘重复第4步的计算, 将计算出的塔入口液相温度与给定值比较, 若不符则调整底部塔盘的液相出口温度 $T_{L, out}$;

6. 重复第4步和第5步直至塔入口的液相温度计算值与给定值吻合为止。

此例中, 采用 Excel 表的“单变量求解(goal seek)”函数得到了温度分布。可变的单元格是底部塔盘液相出口温度, 目标是使顶部塔盘的液相入口温度与给定值相符。两块塔盘实际温度的最终计算值为:

| | $T_{V, in}$ | $T_{V, out}$ | $T_{L, in}$ | $T_{L, out}$ | 单位 |
|----------|-------------|--------------|-------------|--------------|----|
| 塔盘 1(底部) | 425 | 266 | 79 | 103 | ℃ |
| 塔盘 2(顶部) | 266 | 174 | 65 | 79 | ℃ |

应注意仅采用两块塔盘即可将烃蒸汽冷却到 200℃ 以下。如果蒸汽出口温度需要调整, 则流率、入口温度、或塔盘设计都需要改变。

压力降

汽相速度 = $100Q_v / (A_T \times \% \text{开口面积}) = 100 \times (60000/3600/9.60) / (3.1416 \times 50) = 1.105$ m/s

采用式(9.3-1):

$$\Delta P = 7.62 + 30.58(270/2.0) \cdot [(1.105^2 \times 9.6)/(800.0 - 9.6)] = 68.8 \text{ mm 热液注}$$

两块塔盘的总压力降 = $2 \times 68.8 = 137.6$ mm 热液注

如果压力降超过允许值, 可在折流板上冲孔, 将标准的并列式折流塔盘转换成重叠冲孔塔盘。

举例说明, 上例中将折流板冲孔以使 50% 的液体从孔中流过, 在出口外沿安装锯齿堰, 并维持折流板上的清液层高度在 150mm。

需要的冲孔面积

采用式(9.5-1)估算总量:

$$AH = 0.0032 \times (270 \times 0.5 / 150^{0.5}) = 0.0353 \text{ m}^2$$

锯齿堰设计(液面与齿顶一样高)

$$\text{流过堰的液相量} = Q_L' = 270 \times 0.5 = 135 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{堰长} = L_{wi} (= \text{塔径}) = 2\text{m}$$

$$Q_L' / L_{wi} = 135 / 2.0 = 67.5 \text{ m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m})$$

在式(9.5-2)中, 令 $h_{ow} = h_n$, 齿高的计算如下:

$$h_n = (67.5 / 0.078)^{(1/1.5)} = 90.8 \text{ mm (采用 90mm 齿高)}$$

$$\text{堰高} = h_w = 150 - 90 = 60 \text{ mm}$$

重叠冲孔塔盘压力降

采用式(9.3-2):

$$\Delta P = 7.62 + 30.58(1 - 0.667 \times 0.5)(270/2)[1.105^2 \times 9.6 / (8000 - 9.60)] = 44.6 \text{ mm 热液柱}$$

两块塔盘总压力降 = $2 \times 44.6 = 89.6$ in 热液柱

用式(9.1-6)再校核 150mm 堰对处理能力的影响, 以确定所取安全系数是否可行。

参 考 文 献

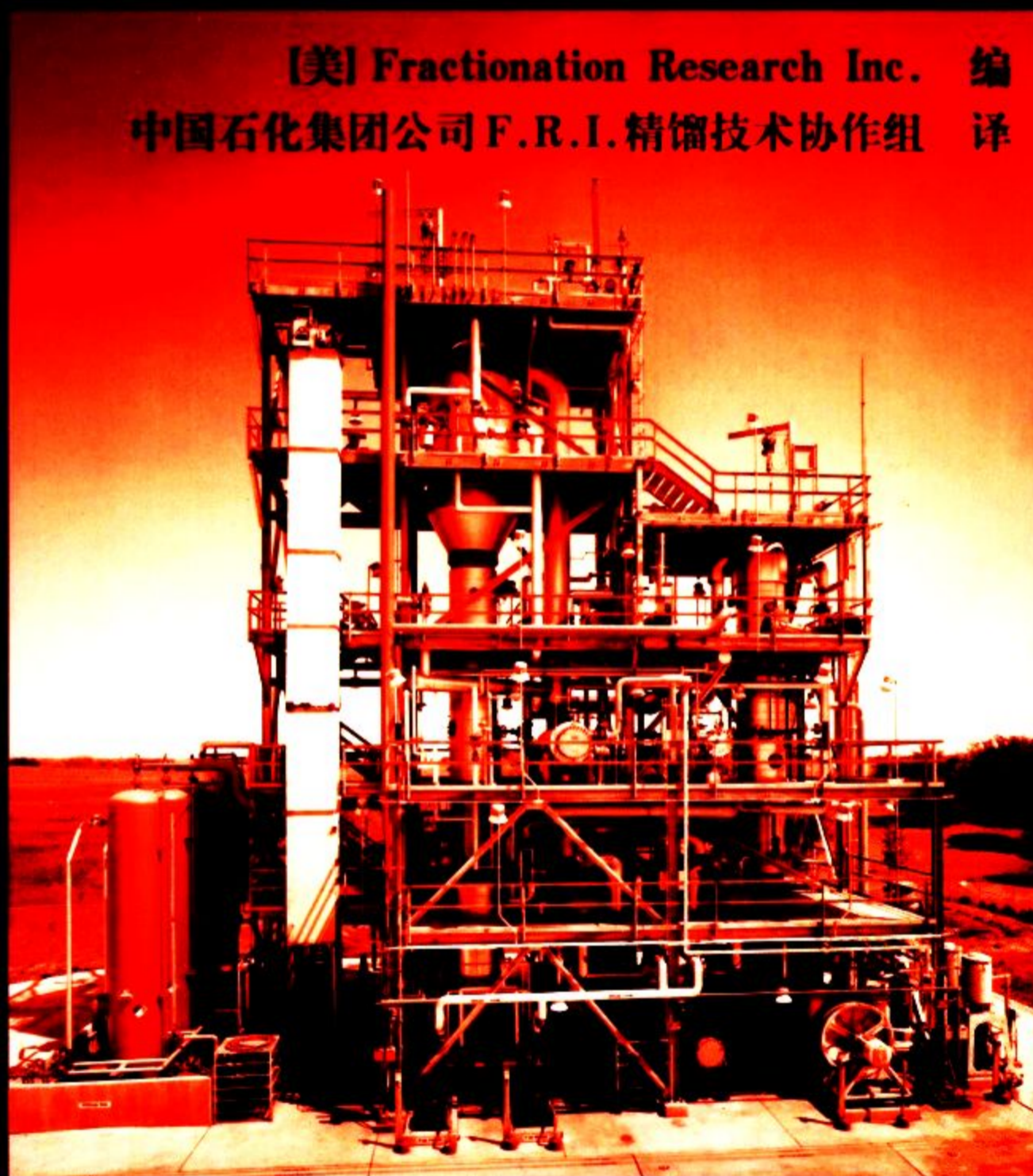
- 1 F. R. I. Progress Report for December 1961.
- 2 Fair, J. R., *Petro. Chem. Engr.*, 33, No. 9, 57, (1961).
- 3 Houghland, G. S., Lemieux, E. J., and Schreiner, W. C., *Oil and Gas Journal*, 52, 198, (July 26, 1954).
- 4 O'Donnell, R. J., Bowles, R. R., and Gullekson, E. F., *Chem. Engr. Progr.*, 47, 309, (1951).
- 5 Stewart, W. S., and Huntington, R. L., *Oil and Gas Journal*, 57, No. 28, 96, (1959)
- 6 Van Den Berg, G. J., *Trans-Institution of Chem. Engr.*, 35, 409(1957)
- 7 Winkler, D. A., "A New Correlation for Direct Contact Heat Transfer in Baffle and Perforated Plate Towers", Louisiana State University, Ph. D. Thesis, (1961)

Tray Design Handbook

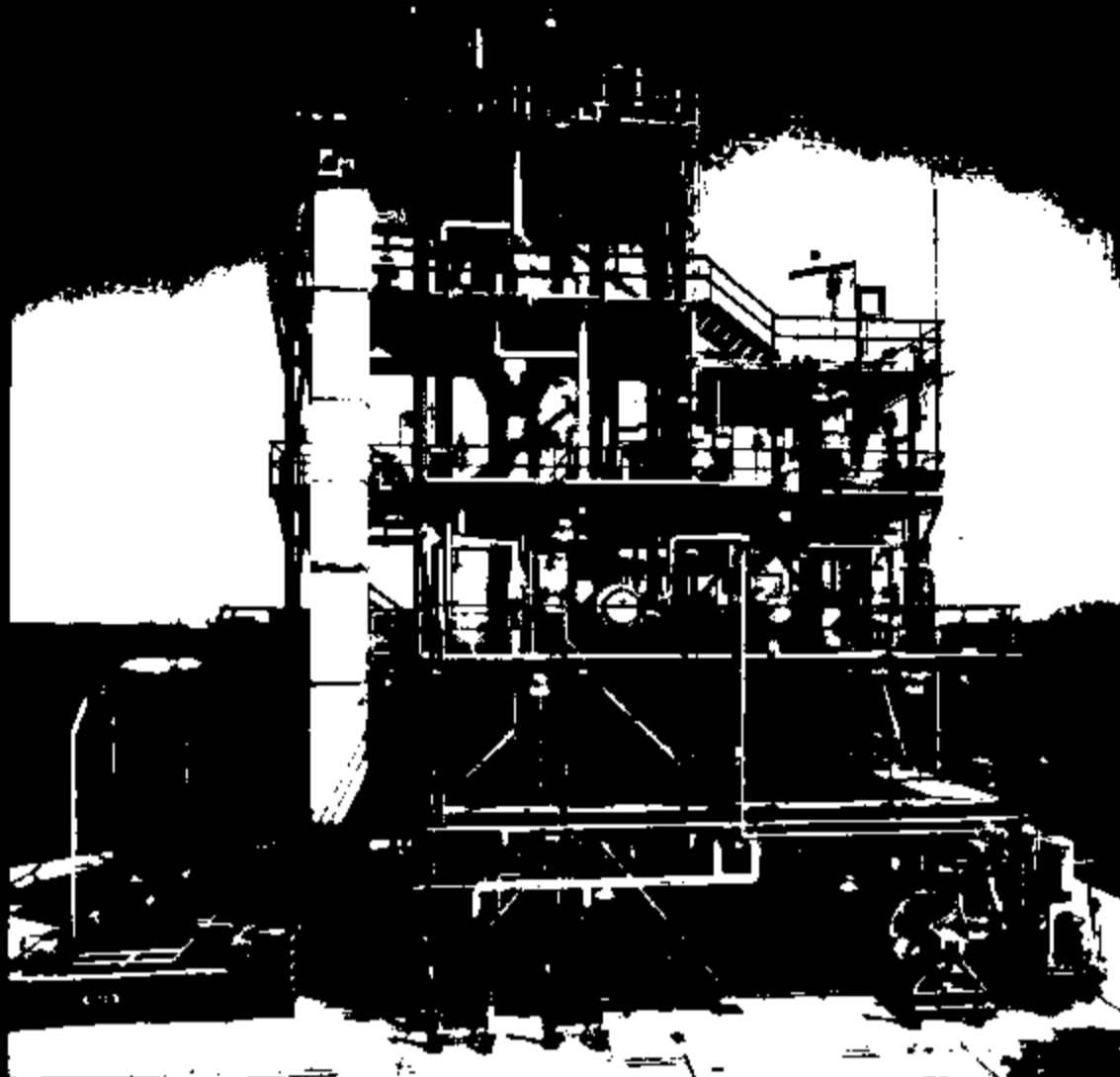
塔器设计手册

(下册)

[美] Fractionation Research Inc. 编
中国石化集团公司 F.R.I. 精馏技术协作组 译



中国石化出版社



责任编辑 白桦 葛洛 封面设计 于国红 责任校对 张为强

编 号：1580164839

ISBN 7-111-02911-1

塔器设计手册

Tray Design Handbook

(下 册)

【美】Fractionation Research Inc. 编
中国石化集团公司 F. R. I. 精馏技术协作组 译

中国石化出版社

内 容 提 要

《塔器设计手册》分上、下两册。上册主要介绍 50 余年间, F.R.I. 对气液接触装置的试验结果和性能预测方法, 包括筛板塔盘、穿流塔盘、折流塔盘、泡罩塔板、浮阀塔盘、散堆填料、规整填料和一些专利设备等。下册主要介绍 F.R.I. 设计实施委员会收集的、F.R.I. 成员单位自愿提供的设计标准和实践经验, 这部分内容不属于 F.R.I. 的研究成果, 因其实用性较强而介绍给读者, 以供实践中参考。F.R.I. 不对任何直接或间接使用本手册所产生的工程问题负责。

书中介绍的研究成果、总结的计算方法和收集的工程实践经验, 对设计、科研和生产方面的工程人员有一定的参考价值。

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail: press@sinopec.com.cn

北京精美实华图文制作中心排版

河北天普润印刷厂印刷

*

787 × 1092 毫米 16 开本 17 印张 432 千字

2005 年 3 月第 1 版 2005 年 3 月第 1 次印刷

定价:100.00 元

统一书号: 1580164·839

译者说明

《塔器设计手册》译自美国精馏研究公司(Fractionation Research Inc., 简称 F.R.I.)提供给成员单位的 Tray Design Handbook 一书。该书共分五卷: Vol.1—板式塔的设计方法; Vol.2—填料塔的设计方法; Vol.3—计算机程序和使用说明; Vol.4—试验数据; Vol.5—设计实施标准与实践经验。自 1972 年出版以来,不断修改和补充完善,现已提供 2004 年修改版。经 F.R.I. 的批准,中国石化集团“F.R.I. 精馏技术协作组”负责组织将该手册 2004 年版的 Vol.1、Vol.2 和 Vol.5 翻译成中文,以供中国石化集团公司内部的科研、设计、生产等技术人员参考。

本书由中国石化出版社作为内部图书出版,上册包括 Vol.1、Vol.2;下册包括 Vol.5。参加下册翻译工作的人员与单位如下:

| 译者 | 校对 | 单位 | 卷 | 章节 |
|-----|-----|----------------|-------|----------|
| 祝铃钰 | 俞晓梅 | 杭州赛普分离工程开发有限公司 | Vol.5 | 绪论 |
| 曹睿 | 刘艳升 | 北京联合应用与化学工程研究所 | Vol.5 | 第一章 |
| 陈建娟 | 孙希瑾 | 中国石化工程建设公司 | Vol.5 | 第二章 |
| 祝铃钰 | 俞晓梅 | 杭州赛普分离工程开发有限公司 | Vol.5 | 第三章 |
| 王雷 | 刘巍 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.5 | 第三章 3.15 |
| 王雷 | 刘巍 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.5 | 第四章 |
| 顾月章 | 黎国磊 | 洛阳石油化工工程公司 | Vol.5 | 第五章 |

下册由王雷校审,刘巍审定及主编,全体译校人员共同确定终稿。

由于时间和水平所限,译文可能有错误和不当之处,希望读者给予批评指正,以待进一步改进。



(下册)

| | |
|-------------------------|--------|
| 绪论 | (.1) |
| 0.01 概述 | (1) |
| 0.02 定义 | (3) |
| 0.03 参考文献 | (9) |
| 0.04 参考书目 | (14) |
| 0.05 索引 | (19) |
| 第一章 板式塔 | (22) |
| 1.00 一般问题 | (22) |
| 1.01 顶部入口 | (22) |
| 1.02 中部入口 | (25) |
| 1.03 底部入口 | (28) |
| 1.04 顶部出口 | (29) |
| 1.05 中间抽出口 | (31) |
| 1.05.1 中间液体抽出 | (33) |
| 1.05.2 中间汽体抽出* | () |
| 1.06 板式塔的重沸器回路 | (39) |
| 1.07 过渡段 | (61) |
| 1.08 堰的类型* | () |
| 1.09 * | () |
| 1.10 * | () |
| 1.11 塔盘堵孔 | (62) |
| 1.11.1 塔盘堵孔 | (62) |
| 1.11.2 塔盘水平度 | (64) |
| 1.12 * | () |
| 1.13 塔盘的垫圈 | (66) |
| 1.14 塔盘设计 | (66) |
| 1.14.1 塔盘设计、制造和组装 | (66) |
| 1.14.2 塔盘的机械强度 | (68) |
| 1.15 多孔管式分布器 | (70) |
| 1.16 低液量设计 | (71) |
| 1.17 塔盘数据表 | (74) |
| 1.18 渗漏的影响 | (78) |
| 1.19 整装塔盘 | (80) |
| 1.20 板式塔的降额因子 | (83) |

| | |
|--------------------------------|---------|
| 第二章 填料塔 | (89) |
| 2.01 填料 | (89) |
| 2.01.1 填料订购与供货 | (89) |
| 2.01.2 填料的装填 | (89) |
| 2.01.3 填料的拆除 | (92) |
| 2.02 分布器 | (92) |
| 2.02.1 液体分布器 | (92) |
| 2.02.2 填料塔分布器的内部管线系统 | (105) |
| 2.02.3 填料塔中的再分布 | (110) |
| 2.02.4 穿过重力分布器孔的液体流动 | (119) |
| 2.03 床层限位器和填料压板 | (123) |
| 2.04 支撑板 | (124) |
| 2.05 填料塔的抽出口 | (125) |
| 2.05.1 填料塔顶部入口* | () |
| 2.05.2 填料塔中部入口* | () |
| 2.05.3 填料塔底部入口* | () |
| 2.05.4 填料塔顶部出口* | () |
| 2.05.5 填料塔的中部液体抽出 | (125) |
| 2.05.6 填料塔中间汽体抽出* | () |
| 2.05.7 填料塔底部汽体抽出* | () |
| 2.06 过渡段* | () |
| 2.07 填料塔数据表 | (129) |
| 2.08 填料塔的取样 | (136) |
| 2.09 * | () |
| 2.10 填料塔的降额因子 | (136) |
| 2.11 填料着火 | (141) |
| 第三章 塔设备 - 故障诊断及维护 | (155) |
| 3.01 故障诊断 | (155) |
| 3.01.1 故障诊断技术 | (155) |
| 3.01.2 使用扫描和示踪剂的诊断方法 | (167) |
| 3.01.3 故障诊断的精馏系统设计 | (168) |
| 3.01.4 放射性同位素故障诊断法* | () |
| 3.01.5 其它诊断方法* | () |
| 3.01.6 问题与解决方法* | () |
| 3.02 利于检修的精馏系统的设计 | (173) |
| 3.03 易结垢的塔设计 | (176) |
| 3.04 便于安装的设计 | (178) |
| 3.05 仪表设置 | (182) |

| | | |
|------------|-------------------------|--------------|
| 3.06.1 | 精馏塔、吸收塔和汽提塔的故障诊断* | () |
| 3.06.2 | γ 射线扫描和解释* | () |
| 3.07 | 小塔的设计* | () |
| 3.08 | 尺寸公差 | (188) |
| 3.15 | 精馏塔的开车和停车 | (200) |
| 3.50 | 流程模拟 | (206) |
| 第四章 | 塔的附属设备 | (212) |
| 4.01 | 喘振* | () |
| 4.02 | 雾沫夹带液体的去除方法 | (212) |
| 4.02.01 | 金属丝网除沫器 | (213) |
| 4.02.02 | 板式和填料式除沫器 | (215) |
| 4.03 | 精馏过程中使用的换热器 | (216) |
| 4.03.01 | 重沸器 | (216) |
| 4.03.02 | 冷凝器 | (220) |
| 4.03.03 | 其它换热器* | () |
| 4.03.04 | 其它* | () |
| 4.04 | 防满器 | (224) |
| 第五章 | 压力容器的检验 | (226) |
| 5.01 | 压力容器的检验 | (226) |
| 5.01.01 | 压力容器的常规检验导则 | (226) |
| 5.01.02 | 压力容器的补充检验导则—特殊条件范围 | (229) |
| 5.01.03 | 压力容器的补充检验导则—在役容器关键的检验部位 | (232) |
| 5.01.04 | 压力容器的补充检验导则—无损检测 | (240) |
| 5.01.05 | 名词术语 | (241) |
| 5.02 | 塔内件常规检查 | (243) |
| 5.02.01 | 蒸馏塔内构件外观检验的补充导则 | (243) |
| 5.02.02 | 塔盘安装外观检验一览表(容器制造厂或现场) | (244) |
| 5.02.03 | 填料塔内构件安装(现场)外观检验一览表 | (249) |
| 5.02.04 | 塔盘外观检验一览表 | (254) |
| 5.02.05 | 塔料塔内构件(填料内构件制造厂)外观检验一览表 | (258) |
| 5.05 | 塔盘和分布器的水平度 | (262) |

注：*表示该部分内容 F. R. I. 正在编篡中。

绪 论

0.01 概 述

在 F.R.I. 技术委员会和技术顾问委员会的要求和指导下，由 F.R.I. 设计实施委员会完成这部分设计文件。内容主要以 F.R.I. 成员公司自愿提供的标准与实践经验为基础。

1974 年 12 月的 F.R.I. 技术顾问委员会会议批准成立设计实施委员会的设想。1975 年该委员会成立，1976 年 4 月召开第一次会议，并且还召开了另外三次会议。1977 年起，该委员会都在 F.R.I. 技术顾问委员会半年会议召开之前或之后开会。前任和现任委员名单见下面两页。

这部分的内容几乎都不是全新的。所有的信息几乎都来自于一个或多个会员公司，然后由委员会汇集并编辑。

为了尽快将手册内容提供给会员公司，陆续出版了这些内容。部分内容还不完善，使用时应理解这一点。这里所涉及的观点可以应用于各种情况，都是有远见卓识的，希望大家关注这些具有丰富工程经验特征的具体内容。

手册的续编、增补以及它的质量都需要 F.R.I. 成员单位的设计反馈，包括手册中已有的设计实践经验反馈和目前还没有覆盖到的内容。

希望大家对手册中的内容提出意见、批评和建议。对于文中出现的错误、没有完成的部分以及根本没有内容的部分，请大家积极指出、积极参与。

所有现任委员会成员的地址和电话列于下。建议可以口头或书面的形式向任何一位现任委员提出，也可根据事先约定，在委员会的某个例行会议上向委员会提出。

本卷中的所有设计实践内容，由 F.R.I. 技术顾问委员会的设计实施委员会向 F.R.I. 成员单位收集。所有内容不属于 F.R.I. 研究成果，也不由 F.R.I. 技术人员、技术委员会、技术顾问委员会评价。任何使用本手册中的风险，由使用者自己承担。因此，现任及前任设计实施委员会成员、F.R.I. 会员单位及 F.R.I. 不对任何直接或间接使用本手册所产生的损失负责。

现任设计实施委员会委员

Jose Bravo
Shell Global Solutions (U.S.), Inc.
3333 Hwy 6 South
Houston, TX 77082
Tel: 281 - 544 - 7008 Fax: 281 - 544 - 8930
Email: J.Bravo@shell.com
(1992 -)

Joe Flowers
Dupont

Brandywine Building 8228, 107 Market Street
Wilmington, DE 19898
Tel: 302 - 744 - 2240 Fax: 302 - 774 - 2457
Email: r-joseph.flowers@usa.dupont.com
(2002 -)

Ed Grave
ExxonMobil Upstream Research Company
3319 Mercer Street
Houston, TX 77027 - 6019

Tel: 713 - 431 - 7262 Fax: 713 - 431 - 6387
E - mail: edward.j.grave@exxonmobil.com
(1996 -)

Henry Kister
Fluor Daniel
One Fluor Daniel Drive
Aliso Viejo, CA 92698
Tel: 949 - 349 - 4679 Fax: 949 - 349 - 2898
E - mail: henry.kister@fluor.com
(1985 -)

Todd Marut
ExxonMobil Research and Engineering Co.
3225 Gallows Road
Fairfax, VA 22037
Tel: 703 - 846 - 5825 Fax: 703 - 846 - 2567
E - mail: todd.p.marut@exxonmobil.com
(2000 -)

Paul Morehead
Koch - Glitsch, L.P.
4900 Singleton Boulevard
Dallas, Texas 75212
Tel: 214 - 583 - 3358 Fax: 214 - 583 - 3324
E - mail: moreheap@kochind.com
(1996 -)

Ron Olsson
Celanese Ltd.
1901 Clarkwood Road
Corpus Christi, TX 78409
Tel: 361 - 242 - 4298 Fax: 361 - 242 - 4087
Email: frolsson@celanese.com
(1998 -)

Joe Parker
Voridian Company
a Division of Eastman Chemical Co.
P.O. Box 2022
Kingsport, TN 37662 - 5054

Tel: 423 - 229 - 3850 Fax: 423 - 224 - 0453
E - mail: jlparker@voridian.com
(1991 -)

Dan Summers
Sulzer Chemtech USA, Inc.
423 South Boulder Avenue - Suite 200
Tulsa, OK 74103
Tel: 918 - 447 - 7654 Fax: 918 - 446 - 5321
E - mail: dan.summers@sulzer.com
(2002 -)

Larry Wilder
Union Carbide Corporation
P.O. Box 8361, 3200/3300 Kanawha Turnpike
South Charleston, WV 25303
Tel: 304 - 747 - 4750 Fax: 304 - 747 - 5448
E - mail: wilderlc2@dow.com
(1989 -)

Consultants

Doug Bouck
Separation Solutions, Ltd.
65467 Edgemoor Avenue
Solon, OH 44139 - 4017
Tel: 440 - 248 - 4766 Fax: 440 - 349 - 9122
E - mail: SeparationSolutions@Bouck.com

Ray Sowiak
Distillation Design, Inc.
121 South Chancellor Street
Newtown, PA 18940
Tel: 215 - 860 - 0806 Fax: 208 - 955 - 2836
E - mail: rsowiak@distn.com

Neil Yeoman
1723 Alexis Road
Merrick, NY 11566 - 4822
E - mail(primary): YeomanN@kochind.com
E - mail(personal): loreta.neil@juno.com

前任委员

Larry Angermeier (Union Carbide), 1976 – 84; Vice Chairman, 1982 – 84
John Aycock (Tennessee Eastman), 1982 – 90; Chairman, 1989 – 90
Dave Bachman (ARCO Products), 1989 – 1997
Dan Bensing (Tennessee Eastman), 1979 – 81 ∇ Mike Binkley (Glitsch), 1979 – 1995
Barry Boothroyd (Imperial Chemical Industries), 1976 – 81; Vice Chairman, 1976 – 78,
Chairman, 1978 – 81
Doug Bouck (BP), 1998 – 1999
John Brierley (Imperial Chemical Industries), 1981 – 92
Gerald Geyer (Dow Chemical), 1989 – 1993
Ron Harrison (Nutter Engineering), 1978 – 87
Bud Jamison (Nutter Engineering), 1976 – 78
Layton Kitterman (Glitsch), 1976 – 79; Secretary, 1976 – 79
James Lucas (Tennessee Eastman), 1976 – 78; Chairman 1976 – 78
Bob Markeloff (Shell), 1993 – 94
Mark Mastroianni (Tennessee Eastman), 1981 – 82
Donald Meyer (C. W. Nofsinger), 1989 – 91
Dave Perry (Nutter Engineering), 1987 – 1997
Angel Peruyero (Exxon), 1997 – 2000
Mark Pilling (Sulzer), 1997 – 2002
Derek Reay (BP), 1982 – 1998, Chairman 1990 – 1998
Frank Rukovena (Norton), 1992 – 1996
Ron Smith (Tennessee Eastman), 1978 – 79
Berne Stober (Mobil), 1990 – 94
Neil Yeoman (Scientific Design, Koch – Glitsch), 1976 – 2001, Chairman 1981 – 1989
Simon Yeung (Mobil), 1985 – 88

0.02 定 义

塔的附件

塔的附件是指焊接在器壁上的,由塔器制造商提供的部件。按照附件位置分类时,有时也被称作“weld – ins”(内焊件)和“weld – ons”(外焊件),分别指塔器内部和外部的附件。本手册讨论的塔内附件包括支撑圈、螺栓连接件和夹子支撑杆、梁架(也称梁的基座)、卡子和支架。这些部件由塔器制造商或其他部门供应,用于支撑或固定各种塔内件(详见“塔内件”部分)。

塔内件

塔内件一般(但不完全)指塔内用于实现分离过程的可拆卸部件,包括塔盘、填料、分布器和再分布器、除雾器、填料支撑板、填料压板、床层限位器、防冲挡板、挡板、管道、管件、管箱、塔内集液槽等。它们由塔器制造商或其他部门供应。

普通术语会造成一些混淆,塔内附件是指支撑和固定件,但是塔内件似乎也有这样的含

义。填料的支撑板、填料压板和床层限位器是塔内件，填料也是一种塔内件。制造商的说明书上标注着“填料和填料塔内件”，这似乎改成“填料和填料塔的其他内件”更妥。

由于一部分用于支撑和固定的塔内附件是由塔内件供应商所设计的，这就容易产生另一类混淆。塔盘供应商设计了固定塔盘所必需的附件并供货。他们设计支撑圈，降液管固定件(或螺栓连接件)，梁的基座和卡子。填料的供应商则设计用于支撑和固定填料的各种圈和卡子。

顶部拆装

塔盘应该设计成从顶部拆装，即设计成自下而上安装，自上而下拆卸，那么实施大部分(不是所有)安装或拆卸工作的工人就会位于被拆装塔盘的上方。塔盘从“顶部拆装”这一规定不是要保证塔盘或是其中的任意部件一定从塔盘的上方安装，而是保证可以在不需要来自塔盘下方的帮助的前提下安装。如果需要的话，必须用非专业语言描述清楚(见1.14节)。

如果希望塔盘可以从上方安装而不需要来自下方的帮助，塔盘供应商必须在塔盘的相关部件上永久而且合适地固定(一般采用焊接)很多螺母(或螺栓)，以便将塔盘零部件安装到一起。这种方法比较费钱，比起那些不需要安装(螺母)的塔盘要贵5%左右。但是，这种塔盘安装方便，减少安装环节并且安装费用较低。即使是对新建装置这种方法也可能成为新的设计趋势。

降额处理

降额是一种调节手段，当考虑到某些装置或在某些条件下精馏塔可能提供的能力，要小于采用未修正模型得到的结果时，在设计或核算精馏塔时就应采用小于1的修正因子即降额因子。通常考虑降额的原因有以下三种，各自的降额因子分别是：易起泡(起泡因子)；物性影响(体系因子)；不确定因素(安全因子)。

在考虑以上一种或几种情况时，对所有的性能和设计变量都可以采用降额处理方法，但在能力计算时使用降额因子最多。

降额处理可以根据设计者的经验和主观判断进行，也可以按照一定的程序进行。某些设计和核算方法使用与物性数据有关的关联式进行降额，即体系因子。在这种情况下，如果降额是在体系因子(与易起泡或不确定性因素不同)的基础上进行的，那就不需要另外附加降额(如起泡或不确定因素)。要注意，不同的专利商提供的方法可能会将他们各自不同的降额因素考虑在体系因子内。

当两种或多种降额因子同时应用时，有经验的设计人员需要对如何确定降额因子进行判断，以保证不会进行过分的降额。例如，可以只用最保守的降额因素。另外，选择比每个单独因素更严重一些而又不超过各种因素综合起来的降额因子。

起泡因子

起泡因子是最常见的降额因子。塔盘和填料的水力学性能都会由于出现泡沫而变差。起泡可能会导致以下后果：

- 气相空间或填料空间中充满泡沫；
- 从鼓泡区或填料床层中以泡沫的形式产生的雾沫夹带过量；
- 降液管内充满泡沫；
- 降液管内汽液两相难以分离。

文献 25, 26 和 27 讨论了泡沫的类型和泡沫对精馏塔操作性能的影响。一般情况下起泡

的原因或对起泡有影响的因素如下：

A. 存在表面活性剂；

B. 传质过程中产生的气泡的 Marangoni 效应的稳定作用；

C. 高液体粘度阻止了气泡间的液体排放或干扰了两相混合物中气泡的脱除；

D. 流体由部分互溶组分的组成，接近褶点或称临界混溶点处呈单一液相。当形成新液相时，组分呈现出类似于表面活性剂的性质；

E. 存在少量细微颗粒或高分子量组分；

F. 残留无机盐溶液由于离子在相界面上的交互作用而形成泡沫，例如碳酸盐溶液。

起泡因子用于塔能力的降额，主要影响以下几点：塔截面积；塔板间距；降液管面积；降液管形式(直式或倾斜式)；填料尺寸和类型(规整填料或散堆填料)。

起泡因子一般为 0.6~0.9，取决于起泡的严重性。极端情况下需取为 0.15~0.3。

起泡情况对流量的变化很敏感。系统可能在特定负荷的条件下起泡，而在更高负荷或更低负荷下不起泡。

大部分塔盘供应商的产品目录中给出了起泡因子，一般在处理气体的装置中使用，如脱除硫化氢，CO₂ 和水。对气体处理装置中使用纯化学品(例如胺，乙二醇，酮等)作吸收剂时，无须应用起泡因子。

体系因子

除了起泡因素之外，与能力有关的、由各种原因所导致的降额，可以用体系因子表达。体系因子一般情况下与分离时物性的极端值有关。当设计时物料的性质超出经验设计的物性范围之外时，通常应用体系因子。

按照设计经验，对于一个特定物系，当塔的能力总是不能达到设计值时就应考虑使用体系因子。可以在一个或多个关键变量如鼓泡面积或降液管面积上应用体系因子，表达关联式与实际情况的偏差。

下一个问题就是用这种方法所确定的体系因子通常是在特定的关联式中的，对其他关联式可能适用，也可能不适用。对物性的影响通常包括：

- 低表面张力液体会形成很细小的液滴，导致喷射液泛能力降低；
- 汽相的高密度会使汽相从液相中分离出来的推动力降低，导致降液管能力降低。

遇到以下“因素”时通常应该使用体系因子：

高压；低湿；真空；高液体流量；低液体流量；高粘度；低表面张力；双液相。

有时几种因素可能会交互或同时发生，应该按单一现象处理。

专用的塔内件核算软件中一般会考虑物性数据的降额影响。

使用体系因子往往比较随意，也不太一致，主要是因为当一个塔提前液泛时，无法从众多的设计和操作变量中区分出究竟哪个变量导致液泛。

安全因子

安全因子用于表达特定关联式与它的数据库之间的偏差。安全因子允许能力、压降、效率计算时有不确定性。可以假定考虑安全因子的设计关联式是数据的最佳拟合形式，但有时存在测量误差，关联式并不能准确再现数据。

应用安全因子的情况很多，例如：特定关联式的适用精度和范围；用于关联的数据点的离散程度或标准偏差；未考虑体系性质；操作条件的偏差；机械设计的参数在过程流率下的影响；塔控制系统的不稳定对体系的影响；其他不确定性。

选择安全因子时要详细考虑投资额和风险程度。对缺乏工程经验或后果十分严重的体系安全因子要放大一些。

更深层次的讨论可见《F.R.I. 设计手册》第 1 卷，5.02 节，第 1 页和第 14 页。

人孔

人孔是容器的通道，在压力容器上开孔，从外部打开，以便进行设备安装、内件维修和塔体检查。常规尺寸是公称直径 18"到 24"，但也经常使用更大的尺寸，还有些是椭圆形或矩形的。

一般情况下会有外部平台和梯子可以方便地到达每个人孔层面。这部分见 3.02 节，“利于检修的精馏塔系统设计”。

人孔用可拆卸的平板密封，螺栓连接。为了能够安全地移开它，经常在人孔上设计有吊臂或铰链。图 0.02 - 1a 是容器上的人孔及人孔盖和吊臂。图 0.02 - 1b 是铰链连接的人孔盖。

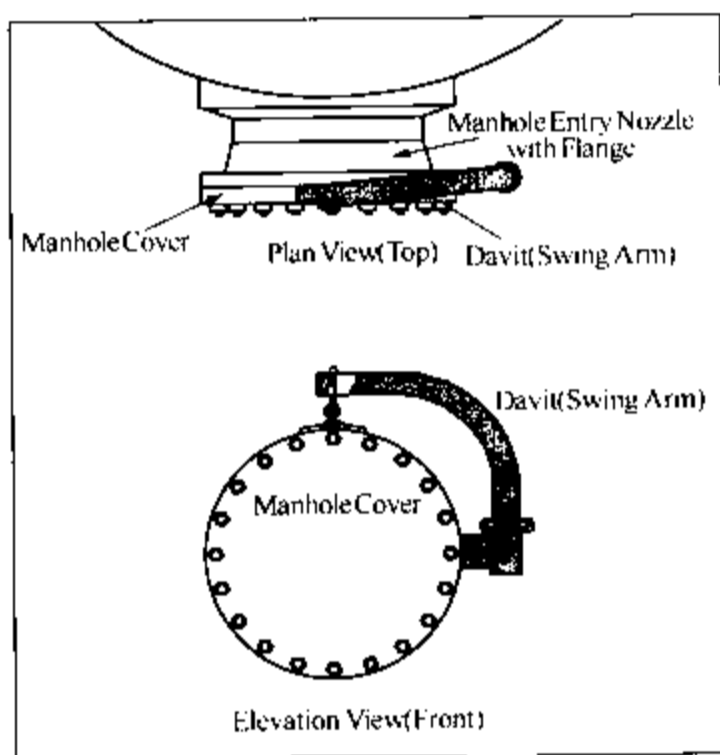


图 0.02 - 1a 配吊臂的人孔盖

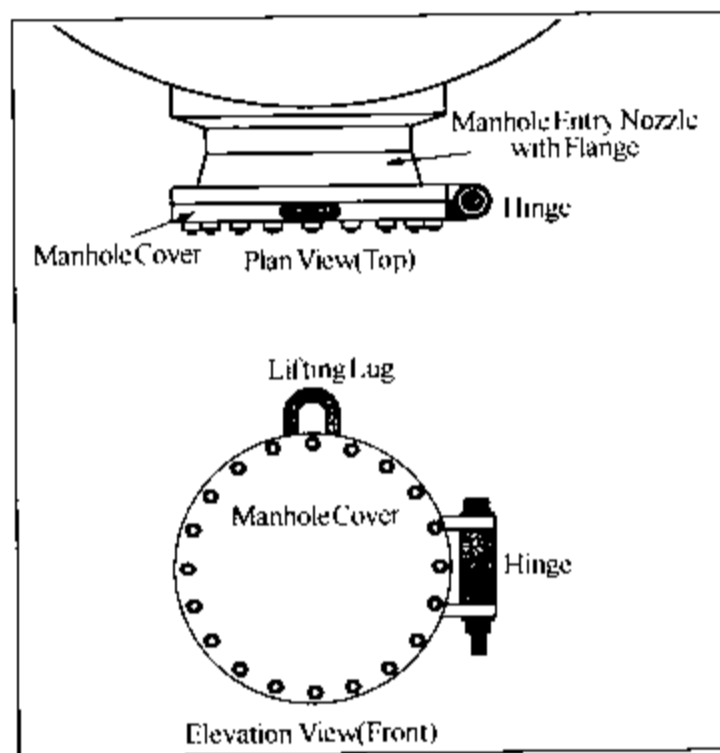


图 0.02 - 1b 配铰链的人孔盖

塔盘通道板

通道板是工人在塔内的工作通道。这部分内容可见 1.14 节，“塔盘的结构与装配”。

通道板在塔盘中是可以移开的，以供工人在两层塔板之间检修用。

塔盘通道板尺寸是可以变化的，它既要符合用户的要求，又要符合机械设计限制的要求。常规通道板的尺寸是 16" × 24"。这部分内容可见 3.02 节，“利于检修的精馏塔系统设计”。

一般要求将塔盘的通道板设计成可以从上方或者下方移开，有时只要求从一个方向移开。

在某些集液板上，烟囱形升气管要设计得足够大，以方便工人摘去烟囱帽后即可上下。通道板的固定夹具是特别设计的紧固件，可以从通道板的上方或者下方拆装。

防溅挡板

防溅挡板是挂在塔中心线上的垂直挡板，与降液管入口等长，可以将泡沫状的液体弹回降液管中去。防溅挡板通常用于各种多溢流错流型塔盘(泡罩塔盘、筛孔塔盘和浮阀塔盘

等), 置于不靠边的降液管(中间降液管和/或偏心降液管)入口区域上方, 有助于最大限度发挥塔的处理能力。结构可见图 0.02-2a 和图 0.02-2b。

就原理上讲, 出口堰附近的汽体膨胀可以“推送”液体越过堰。当汽量足够大时, 流动液体会完全越过降液管到达对面的鼓泡区。如果不使用防溅挡板, 这些液体返混会造成提前液泛。这些挡板只用于多溢流塔盘, 通常只用于液量较大的情况。

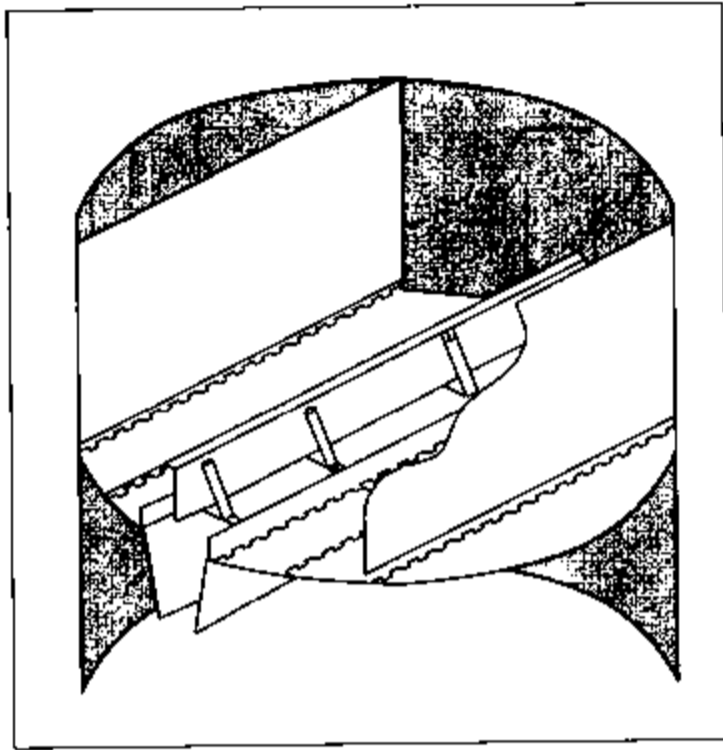


图 0.02-2a 防溅挡板(立体图)

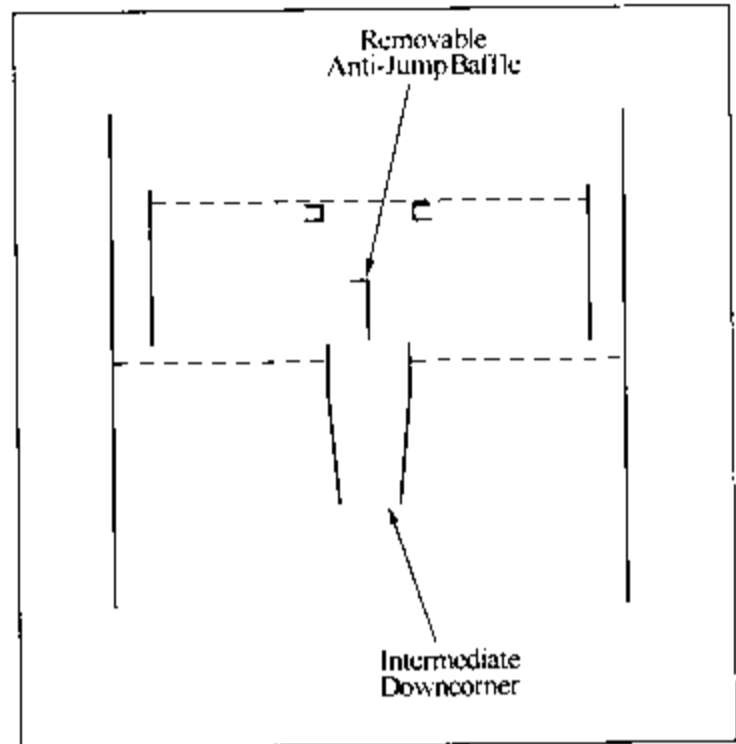


图 0.02-2b 防溅挡板(主视图)

防冲挡板

防冲挡板是盖在出口堰上方鼓泡区一侧的垂直挡板, 与堰平行, 离塔盘板面和出口堰都有一段距离(图 0.02-3)。

防冲挡板只在液体流量很低的情况下适用, 用于防止液体被喷射“吹”向降液管。这些挡板可以有效地保持鼓泡区上的低液层, 使塔盘可以在“喷射”态操作而不会干板。具体内容见 1.16 节, “低液量设计”一节介绍了几种不同类型的防溅挡板。

檐形防溅挡板与垂直防溅挡板相似, 唯一不同点在于它有一块斜板从鼓泡区插向降液管上方, 适用于圆形或嵌入式降液管(见图 0.02-4)。檐形防溅挡板常用于使用嵌入式降液管的整装塔盘。

由于这些类型的挡板会增加限制液相流动, 因此只适用于低液量的设计。相关内容还可见“栅栏堰(49)”。

栅栏堰(挡板)

栅栏堰(矩形开槽溢流堰)将矩形条板沿出口堰间隔放置, 垂直方向高于堰高, 这种方式完成溢流只需要更短的有效堰长(见图 0.02-5a 和图 0.02-5b)。垂直方向的矩形槽比 V 形槽(齿形堰)更不易受堰不平度的影响, 因此推荐使用矩形槽。

栅栏堰用于低液量设计, 目的是获得足够厚的液层, 可以一举两得:

1. 它们可以缩短有效堰长, 获得更高的越堰高度。
2. 设计成一半板间距高时, 它们可以当成防溅挡板使用。

栅栏堰可以在任意的液体负荷下使用, 用于控制液体优先引入某个降液管的流量。一般用于三溢流或更多溢流数的塔盘。

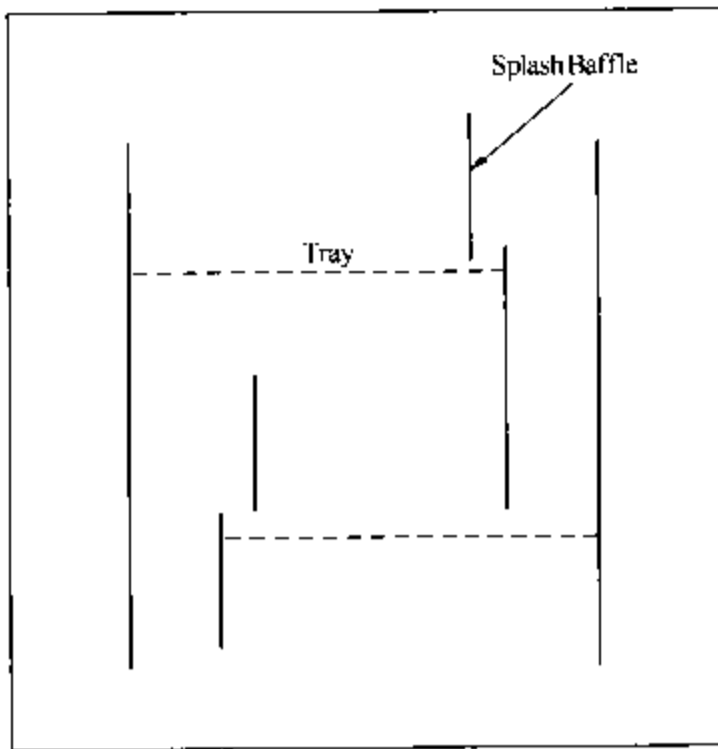


图 0.02-3 垂直防冲挡板

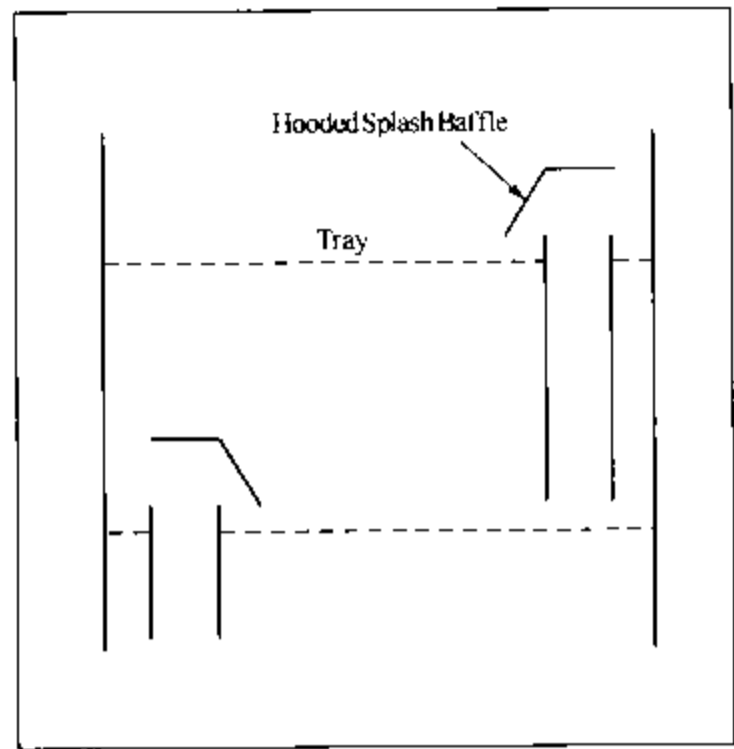


图 0.02-4 檐形防冲挡板

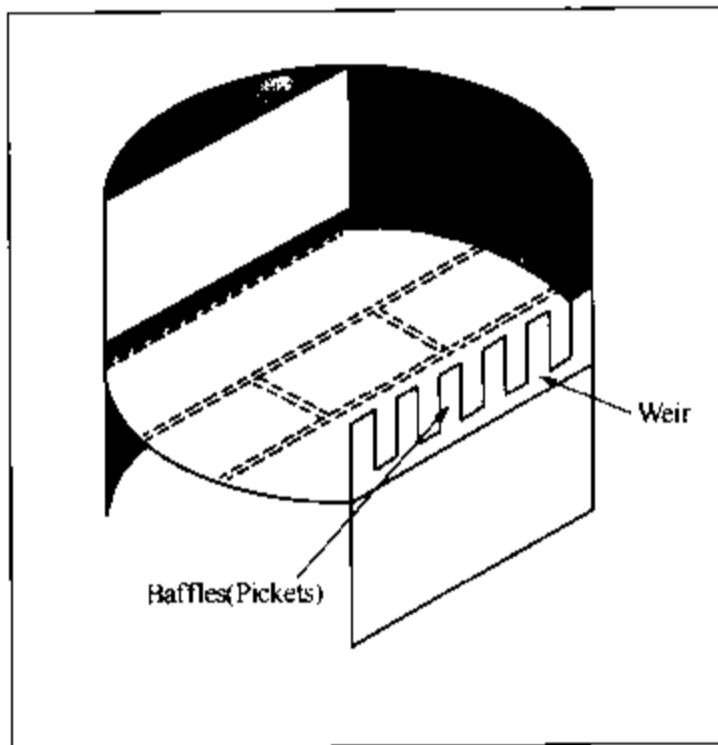


图 0.02-5a 栅栏堰(立体图)

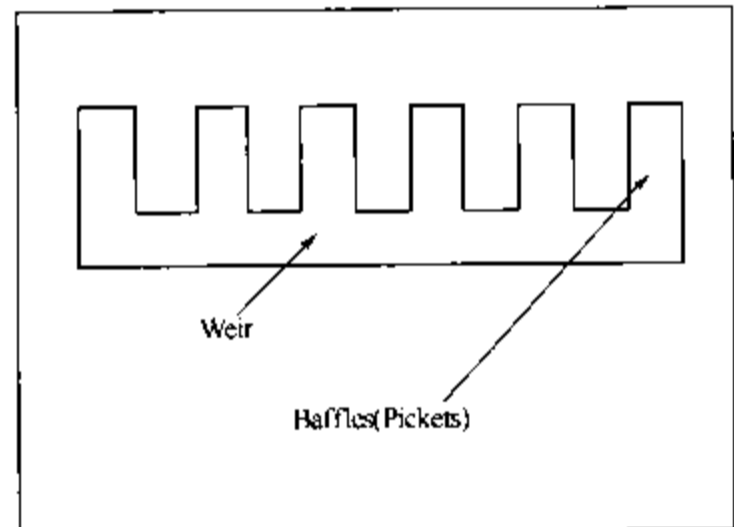


图 0.02-5b 栅栏堰(主视图)

受液盘和抽出斗

采用降液管的受液盘是每段最后一层塔盘液封的常用方法(见图 0.02-6)。

液体抽出槽常用于板式塔的中间液体抽出(图 0.02-7)。详细内容可见 1.05 节,“中间液体抽出”。

抽出斗(图 0.02-8)也称为入口受液盘,可在两种情况下使用:

1. 在高液体流量的情况下,降低降液管出口压力损失。允许降液管使用较低的出口堰高,以便产生正液封,从而降低降液管清液层高度和增加能力,常用于高压装置。
2. 在所有液体流量条件下都提供正液封,特别是对低液体流量。当降液管的底隙设在塔盘的板面以下时,只需要很少量的液体就可以封住降液管。这有助于低液体流量的塔开车及运行,常用于真空塔。

注意进口槽容易引起结垢(见 3.03 节)。凹形区域也容易引起集液槽底部与出口堰之间流通不畅。

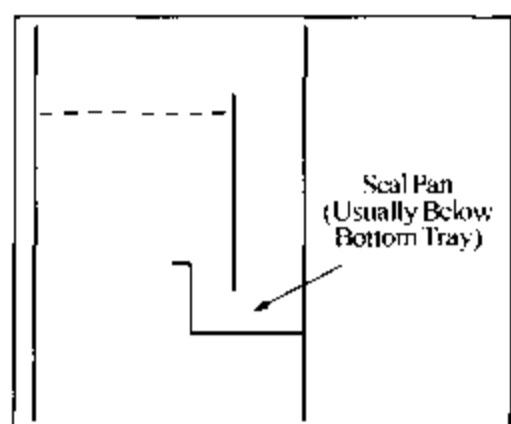


图 0.02-6 降液管液封盘

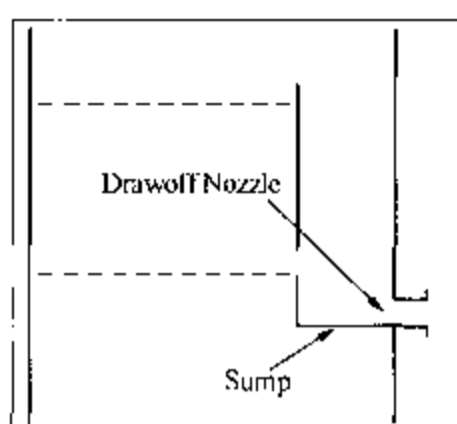


图 0.02-7 液体抽出槽

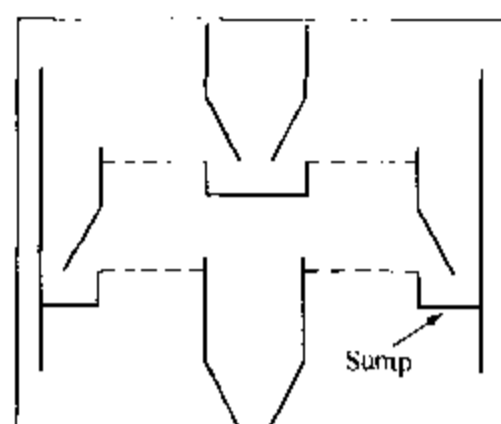


图 0.02-8 进口槽(入口液封盘)

参 考 文 献

25. F.R.I. Design Volume 1, Section 5.2, page 5.
26. Zuiderweg, F.G., "Flow Regimes, Tray Efficiency and Downcomer Capacity Limitations by Foaming", F.R.I. Consultant's Report, November 20, 1981.
27. Perry, R.H. and Green, D.W., "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 6th Edition, McGraw-Hill, 1984.
49. Kister, H.Z., "Distillation Operation", McGraw-Hill, New York, 1990.

0.03 参 考 文 献

1. Jacobs, J.K., "Reboiler Selection Simplified", Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, Vol. 40, No.7, July, 1961, pp. 189 - 196.
2. Keller, J.D., "The Manifold Problem", Trans. ASME, 71, 1949, pp. 77 - 85.
3. Senecal, V.E., "Fluid Distribution in Process Equipment", Ind. Eng. Chem., 49, No. 6, June 1957, pp. 993 - 997.
4. Simpson, L.L., "Process Piping - Functional Design", Chemical, Chemical Engineering, April 14, 1969, pp.167 - 181.
5. Zenz, F.A., "Minimize Manifold Pressure Drop", Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, Vol. 41, No. 12, December 1962, pp. 125 - 130.
6. VanDerhegge Zigen, B.G., "Flow Through Uniformly Tapped Pipes", Applied Science Res., A3, 1951, pp.144 - 162.
7. Shah, G.C., "Troubleshooting Distillation Columns", Chemical Engineering, July 31, 1978, pp. 70 - 78.
8. Anderson, A.E., and Jubin, J.C., "Applied Distillation - Case Histories", Chemical Engineering Progress, Volume 60, No. 10, October, 1964, pp. 60 - 63.
9. Love, F.S., "Troubleshooting Distillation Problems", Chemical Engineering Progress, Volume 71, No. 6, June, 1975, pp. 61 - 64.
10. Liberman, N.P., "Checklist is the key to dealing with distillation troubles", Oil & Gas Journal, September 10, 1979, pp. 121 - 125.

11. McLaren, D.B., and Upchurch, J.C., "Guide to Trouble - Free Distillation", *Chemical Engineering*, June 1, 1970, pp. 139 - 152.
12. Billet, R., *Distillation Engineering*, Chemical Publishing Co., New York, NY, 1979.
13. F.R.I. Progress Report, November, 1976.
14. F.R.I. Topical Report No. 82, November 15, 1978.
15. F.R.I. Design Volume 1, Section 5.2, page 9, Figure 4.
16. F.R.I. Progress Report, July - August, 1981.
17. AIChE Equipment Testing Procedures Committee, "AIChE Equipment Testing Procedure: Tray Distillation Columns - A Guide to Performance Evaluation", 2nd Edition, 1986.
18. Buckley, P.S., "Material Balance Control in Distillation Columns", AIChE Workshop - Industrial Process Control, Tampa, FL, Nov. 11 - 13, 1974.
19. Kister, H.Z., "Outlets and Internal Devices for Distillation Columns", *Chemical Engineering*, July 18, 1980, pp. 79 - 83.
20. Lieberman, N., "Instrumenting a Plant to Run Smoothly", *Chemical Engineering*, Sept. 12, 1977, p. 140.
21. Standiford, F.C., "Effect of Non - condensibles on Condenser Design and Performance", *Chemical Engineering Progress*, 75 (7), 59, 1979.
22. F.R.I. Progress Report, May - June, 1986.
23. Thrift, G.C., "How to Specify Valve Trays", *Petroleum Refiner*, Vol. 39, No. 8, Aug. 1960, pp. 93 - 94.
24. F.R.I. Progress Report, Jan - Feb, 1981.
25. F.R.I. Design Volume 1, Section 5.2, page 5.
26. Zuiderweg, F.J., "Flow Regimes, Tray Efficiency and Downcomer Capacity Limitations by Foaming", F.R.I. Consultant's Report, November 20, 1981.
27. Perry, R.H., and Green, D.W., "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 6th Edition, McGraw - Hill, 1984.
28. AIChE Equipment Testing Procedure. Tray Distillation Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition, 1987.
29. AIChE Equipment Testing Procedure. Packed Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition 1990.
30. F.R.I. Topical Report No. 50, November 20, 1970.
31. Kuncsh, J.G., Lahm, L.L., and Yanagi, T., "Commercial Scale Experiments That Provide Insight on Packed Tower Distributors", *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 26, 1987, p. 1845.
32. McMullan, B.D., Ravicz, A.E., and Wei, S.J., "Troubleshooting a Packed Vacuum Column", AIChE National Meeting, November, 1990.
33. Perry, D., Nutter, D.E., and Hale, A., "Liquid Distribution for Optimum Packing Performance", *Chem. Engr. Progress*, January, 1990.
34. Albright, M.A., "Packed Tower Distributors Tested", *Hydrocarbon Processing*, Sept., 1984, p. 173.
35. Hoek, P.J., Wesselingh, J.A., and Zuiderweg, F.J., "Small Scale and Large Scale Liquid

- Maldistribution in Packed Columns”, Chem. Eng. Res. Des., Vol. 64, Nov., 1986, p. 431.
36. Fadel, T.M., “Selecting Packed – Column Auxiliaries”, Chemical Engineering, Jan. 23, 1984, p. 71.
 37. Harrison, M.E., and France, J.J., “Distillation Column Troubleshooting Part 2 Packed Columns”, Chemical Engineering, April, 1989.
 38. Muir, L.A., and Briens, C.L., “Low Pressure Drop Gas Distributors for Packed Distillation Columns”, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 64, Dec., 1986, p. 1027.
 39. Perry, R.H., and Green, D., Perry’s Chemical Engineers’ Handbook, 6th Edition, p. 5 – 48 & 49.
 40. Porter, K.E., and Ali, Q.H., “Gas Distribution in Packed Columns”. Based on Ph.D Thesis “Gas distribution in shallow large diameter packed beds”, Q.H. Ali, University of Aston, 1984.
 41. Pro Pak Bulletin No. 23.
 42. Stikkelman, R.M., and Wesselingh, J.A., “Liquid and Gas Flow Patterns in Packed Columns”, Distillation and Adsorption 1987, European Federation of Chemical Engineering, Publication No. 62.
 43. Zens, F.A., “Minimizing Manifold Pressure Drop”, Petroleum Refiner, Dec., 1962, p. 125.
 44. Greskovich, E.J., and O’Bara, J.T., “Perforated – Pipe Distributors”, L. & E.C. Process Design and Development, Vol. 7, No. 4, October, 1968, p. 593.
 45. Mansfield, E., “Statistics for Business and Economics”, Norton & Co., New York, 1983.
 46. York, Otto, “Performance of Wire Mesh Demister”, CEP, August, 1954.
 47. Warner, B.J., and Scanzillo, F., “Design Considerations of Fibrous Filters for Mist Elimination”, Socony Mobil Oil Company, paper presented at the Gas Conditioning Conference, University of Oklahoma, 1963.
 48. “Fleximesh Design Manual”, Divmet Division, Koch Engineering Company.
 49. Kister, H.Z., “Distillation Operation”, McGraw – Hill, New York, 1990, p. 91.
 50. Karrasik, I., Pump Seminar, Kingsport, Tennessee, 1989.
 51. Patterson, F.M., “Vortexing Can Be Prevented in Process Vessels and Tanks,” Oil & Gas Journal, Aug. 4, 1969. p. 118.
 52. Waliullah, S., “Do – It Yourself Vortex Breakers,” Chemical Engineering, May 9, 1988, p. 108.
 53. Chien, H.Y., “Rigorous Method for Calculating Minimum Reflux Rates in Distillation,” AIChE Journal, 24(4), 606, 1978.
 54. Henley, E.J., and Seader, J.D., “Equilibrium – Stage Separation Operations in Chemical Engineering”, John Wiley & Sons, New York, 1981.
 55. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 3.4, p. 10. (Dualflow Safety Factor).
 56. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 4.2, p.2. (Bubble Cap Safety Factor).
 57. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 5.2, pp.1 – 4, 12, 14. (Sieve Tray Safety Factor).
 58. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 5.5, p.5. (Sieve Tray Weeping – Reliability).

59. Ruff, K., Pilhofer, T., and Mersmann, A., "Ensuring Flow Through All the Openings of Perforated Plates for Fluid Dispersion," *Int. Chem. Eng.*, 18(3), p. 395, 1978.
60. Glitsch, Ing., "Ballast Tray Design Manual," Bulletin No. 4900, 6th Edition, 1993.
61. "Flexitray Design Manual", Koch Engineering Company Bulletin 960 - 1, 1982.
62. Norton Tray Design Manual, to be published.
63. Nutter Float Valve Design Manual, Rev. 1, August 1981.
64. F.R.I. Handbook, Vol. 2, Section 8.2, p. 2. (Packing Efficiency Accuracy).
65. Frank, O., *Chemical Engineering*, March 14, 1977, p. 110.
66. Porter, K.E., and Jenkins, J.D., *I.Chem.E. Symp. Ser. 56*, Summary Paper, London, 1979.
67. Kister, H.Z., "Distillation Design", McGraw - Hill, New York, 1991.
68. F.R.I. Handbook, Vol. 2, Section 8.1, pp. 4 - 5. (Packed Column Safety Factor).
69. F.R.I. Handbook, Vol. 2, Section 8.5. (Packing Correlation Data Comparisons).
70. F.R.I. Topical Report No. 47. (Packing Correlation Data Comparisons).
71. Strigle, R.F. Jr., "Random Packings and Packed Towers Design and Application", Gulf Publishing, Houston, 1987.
72. Nutter Engineering Co., "Package Trays for Pipe - Size Process Vessels," Bulletin PT - 1.
73. Nutter, I.E., "Self - Sealing Pre - Assembled Fluid Contact Tray Unit," US Patent No. 3,179,389, April 20, 1965.
74. Simpson, L.L., "Sizing Piping for Process Plant," *Chemical Engineering*, June 17, 1968, p. 204.
75. U. S. Patent Number 4,820,455, date April 11, 1989.
76. Zuiderweg, F. J., P. J. Hoek, and L. Lahm, Jr., "The Effect of Liquid Distribution on the Separating Efficiency of Packed Columns", *I. Chem. E. Symposium Series No. 104*, 1987, p. A217 - A231.
77. European Patent Application Number 0 364 117 A2, Date Sept. 21, 1989.
78. Kurtz, D. P., K. J. McNulty, R. D. Morgan, "Stretch the Capacity of High - Pressure Distillation Columns", *Chemical Engineering Progress*, February 1991, p. 43 - 49.
79. Fulmer, J. W. and K. C. Graf, "Distill Acetone in Tower Packing", *Hydrocarbon Processing*, October 1991, p. 87 - 91.1
80. Lieberman, N. P. *Process Design for reliable Operation*, 2d. ed., Gulf Publishing, Houston, Texas, 1988.
81. Rukovena, F. and T. D. Koshy, "Packed Distillation Tower Hydraulic Design Method and Mechanical Considerations", Advance copy, Approved for Publication in *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 1993.
82. Eckert, J. S. , "Design of Packed Columns," in P. A. Schweitzer (ed.) *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw - Hill, New York 1979, p. 1 - 221 - 1 - 240.
83. Groenhof, H. C., "Scaling Up of Packed Columns - Part I," *The Chemical Engineering Journal*, 14(1977) p. 181 - 191.

84. See for example: Zuiderweg, F. J., Topical Report No. 92, "Packed Columns: Flow Phenomenon and Performance", July 20, 1984.
85. Zuiderweg, F. J., J. G. Kunesch, and D. W. King, "A Model for the Calculation of the Effect of Maldistribution on the Efficiency of a Packed column", *Trans IChemE*, Vol. 71 Part A, January 1993, p.38 - 44.
86. Nawrocki, P. A., Z. P. Xu, and K. T. Chuang, "Mass Transfer in Structured Corrugated Packing", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 69, December 1991, p. 1336 - 1343.
87. Thompson, I. "Does a Column Composition Profile that is Concave Up Indicate Something Other Than a Distribution Problem?", *F.R.I. Technical Committee Correspondence*, May 1993.
88. Perry, R.H. & D.W. Green, eds, "Perry's Chemical Engineering Handbook", 6th Edition, McGraw - Hill Book Company, New York (1984).
89. Hepp, P.S., "Internal column reboilers - liquid level measurement," *Chemical Engineering Progress*, Volume 59, No. 2, February, 1963.
90. Simpson, L.L., "Sizing Piping for Process Plants," *Chemical Engineering*, June 17, 1968, p. 204.
91. Brierley, R.J.P., P.J.M. Whyman and J.B. Erskine, "Flow Induced Vibration of Distillation and Absorption Column Trays," *I. Chem. E. Symp. Ser. 56*, 1979, p. 2.4/45.
92. Winter, J.R., "Avoid Vibration Damage to Distillation Trays," *Chemical Engineering Progress*, May 1993, page 42.
93. Shiveler, G.H., "Use Heavy - Duty Trays for Severe Services," *Chemical Engineering Progress*, August 1995, pages 72 - 81.
94. Chen, G.K., "Troubleshooting Distribution Problems in Packed Columns", *The Chemical Engineer Supplement*, September 1987, pp. 10 - 13.
95. Technical Paper 410, Crane Company, New York, 1981.
96. Tuve, G.L. and R.E. Sprenkle, "Orifice Discharge Coefficients for Viscous Liquids", *Instruments*, 6, pp. 201 - 206, 1933.
97. F.R.I. Topical Report No.115, June 15, 1994.
98. F.R.I. Topical Report No. 122, July 30, 1996.
99. F.R.I. Topical Report No. 118, February 15, 1995.
100. Hasbrouck, et al. *Chemical Engineering Progress*, March, 1993, pp. 63 - 72.

未引用文献

- a. Koch Engineering Bulletin 570, "Fleximesh Mist Eliminators".
- b. Glitsch Bulletin 332, "Glitsch Mist Eliminators".
- c. York Bulletin 55, "Mist Eliminators".
- d. Koch Engineering Bulletin KME - 12, "Mist Eliminators".
- e. F.R.I. Design Practices Manual, Vol. 5, Section 1.05.
- f. McDuffie, N.G., "Vortex Free Downflow in Vertical Drains".

0.04 参考书目

概 述

以下的参考书目中给出了很多与精馏主题相关的文献。这些文献主要用于帮助缺乏经验的工程师，强调基本概念，并且可以在很多方面提供最新指导。这个参考书目选择了一些特别有用的参考书，而不是综合的文献检索。收集这些资料的程序是，首先向 F.R.I. 的会员单位进行咨询，请他们提供在精馏设备设计、操作和故障诊断中大有益处的参考文献，然后再由设计实施委员会成员投票表决。

每篇文献都附有摘要。文献之外还有一份参考书目。包括 Ki1, Ki2(Kister)和 Lo1(Lockett)。

这些文献中的很多内容也在《设计实践手册》以及 F.R.I. 的其他文献中论述过。F.R.I. 的文献没有在此列出。

有新的文献提交时，这份清单将会定期更新。文献会递交给所有设计实施委员会成员。

| 主 题 | 参考文献编号 |
|--------|-----------------------------------|
| 间歇蒸馏 | E11 |
| 控制 | Bu1, Lo1, Sh2 |
| 起泡 | Ro1 |
| 传热 | Fa1 |
| 维修 | Ma1 |
| 填料塔 | |
| 一般问题 | Ki1, Ki2, Ku1, Su1 |
| 塔内件 | Ch1 |
| 液体分布 | Ku2, Mo1, Pe1, Se1, Ze1, Zu1 |
| 散堆填料 | St1 |
| 气体分布 | Mu1 |
| 冷模装置 | Be1 |
| 开车 | Dr1 |
| 板式塔 | |
| 折流塔盘 | Le1 |
| 泡罩塔盘 | Bo2 |
| 烟卤板 | Wh1 |
| 筛孔塔盘 | |
| 一般问题 | Ki1, Ki2, Lo1 |
| 清液层高度 | Co1 |
| 雾沫夹带 | Ki3 |
| 板上流动状态 | Ho1 |
| 漏液 | Hs1, Lo2 |
| 塔盘损坏 | E12 |
| 浮阀塔盘 | |
| 一般问题 | Bo1, Gl1, Ki1, Ki2, Ko1, Lo1, Nu1 |
| 漏液 | Hs1, Lo2 |
| 振动 | Br2 |
| 故障诊断 | Ha1, Ki1, Li1, Li2, Sh1 |

参 考 书 目

Be1 Bennett, D.L., and K. A. Ludwig, "Understand the Limitations of Air/Water Testing of

- Distillation Equipment," Chem. Eng. Prog. 90(4), 1994, p. 72.
空气/水试验是研究精馏塔内塔盘和填料性能的一种方法。该文章提供了评价这类试验的意义和局限性的方法。
- Bo1 Bolles, W.L., "Estimating Valve Tray Performance," Chem. Eng. Prog., 72(9), 1976, p. 43.
以筛孔塔盘的数据为基础, 通过浮阀塔盘 - 筛孔塔盘对比的方法预测浮阀塔盘的性能。
- Bo2 Bolles, W.L., "Optimum Bubble - Cap Tray Design," Petr. Proc., Feb. 1956, p. 65; March, 1956, p. 82; April, 1956, p. 72; May, 1956, p. 109.
讨论泡罩塔盘设计、泡罩排列和塔盘板面安排的系列经典文章。虽然发表得较早, 但仍被广泛使用。
- Br1 Bravo, J., "Effectively Fight Fouling of Packing," Chem. Eng. Prog., 89(4), April 1993, p. 72.
- Br2 Brierley, R.J.P., P.J.M. Whyman and J.B. Erskine, "Flow Induced Vibration of Distillation and Absorption Column Trays," I. Chem. E. Symp. Ser., 56, 1979, p. 2.4/45.
建立一个用于预测振动发生条件的模型。当工艺流体的振动频率与塔盘的固有频率一致时, 塔盘容易损坏。提出了一个用于在现有塔内解决问题的方法。
- Bu1 Buckley, P. S., W. L. Luyben and J. P. Shunta, "Design of Distillation Column Control Systems," Instrument Society of America, Research Triangle Park, NC, 1985.
该书提供的典型的精馏塔的控制方案, 包括重沸器、冷凝器、组成、侧线采出、前馈控制和超驰控制。后面部分提供了一些此类设计的数学模型。
- Ch1 Chen, G.K., "Packed Column Internals," Chem. Eng., March 5, 1984, p. 40.
有关填料塔中所需要塔内件的详尽综述。
- Co1 Colwell, C.J., "Clear Liquid Height and Froth Density on Sieve Trays," Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 20, 1981, p. 298.
提供了筛孔塔盘上清液层高度和泡沫密度的关联式。这些关联式使用了多种实验数据, 实验体系包括空气/水和烃类。这些关联式在计算板上停留时间、塔盘压力降和效率方面特别有效。
- Dr1 Drew, J. W., "Distillation Column Startup," Chem. Eng., Nov. 14, 1983, p. 221
讨论了开车时的常见问题, 提出了大量预防和克服这些问题的有效办法。对几个实例做了简要分析。将可能出现故障的条件、引起的原因和建议改进的措施列在一张表上, 并对表的制作和使用作了说明。
- El1 Ellerbe, R. W., "Batch Distillation," in P. A. Schweitzer (ed.) Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers, McGraw - Hill, New York, 1979, p. 1 - 147.
有关间歇蒸馏操作管理和简捷算法的实用指南。讨论了蒸馏曲线、定回流、变回流和全回流操作。对控制和故障诊断做了简要介绍。
- El2 Ellingsen, W.R., "Diagnosing and Preventing Tray Damage in Distillation Columns," DYCORD 86, IFAC proceedings of International Symposium on Dynamics and Control of Chemical Reactors and Distillation Columns, Bournemouth, U.K., Dec. 8 - 10, 1986.
讨论了一家大型化工公司的塔盘损坏事故, 说明引起事故的主要原因是由于塔釜

的高液位造成的。讨论了塔盘损坏的机械原因和预防方法。

- Fa1 Fair, J.R., "Designing Direct - Contact Coolers/Condensers," Chem. Eng., June 12, 1972, p. 91.
各种直接接触式换热设备的详细设计程序以及板式塔和填料塔的设计实例。
- Fo1 Foucher, Coherty, Malone, "Automatic Screening of Entrainers for Homogenous Azeotropic Distillation", I&EC Res. 30, 1991, p. 760.
- Gl1 Glitsch, Inc., "Ballast Tray Design Manual," 4th ed., Bulletin No. 4900, Dallas, Texas, 1974.
Glitsch 公司专利浮阀塔盘的设计手册, 包括能力和压降关联, 降液管的设计准则和通用的设计指南。
- Ha1 Harrison, M.E., and J.J. France, "Troubleshooting Distillation Columns," Chem. Eng., March, 1989, p. 116; April, 1989, p. 121; May, 1989, p. 126; and June, 1989, p. 139.
有关故障诊断的综述, 包括四个部分: 1) 技术和设备, 液泛的征兆; 2) 填料塔常见问题; 3) 板式塔常见问题; 4) 塔的附属设备的问题(主要指重沸器)。
- Ho1 Hofhuis, P.A.M., and F.J. Zuiderweg, "Sieve Plates: Dispersion Density and Flow Regimes," I. Chem.E. Symp. Ser., 56, 1979, p. 2.2/1.
实验测量了各种筛孔塔盘上的两相密度分布。按照水力学性能如持液量和液泛的影响, 区分了四种流动状态。
- Hs1 Hsieh, C. - L., and K. J. McNulty, "Predict Weeping of Sieve and Valve Trays," Chem. Eng. Prog. 89(7), 1993, p. 71.
提出了一个定量预测筛孔塔盘和浮阀塔盘上漏液量的模型。并且采用了文献公开发表的数据和内部数据验证了模型的有效性。
- Ki1 Kister, H.Z., Distillation Operation, McGraw - Hill, New York, 1990.
提供了精馏过程, 包括操作、故障诊断、现场调节和设计方法的实用指南。通过大量实例讨论了从工程问题中所得到的经验。
- Ki2 Kister, H.Z., Distillation Design, McGraw - Hill, New York, 1992.
对有效设计精馏系统以及精馏设备的选型和设计所需要考虑的问题进行了很实用和详尽的讨论。
- Ki3 Kister, H. Z., W. V. Pinczewski and C. J. D. Fell, "Entrainment from Sieve Trays Operating in the Spray Regime," Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., 20(3), 1981, p. 528.
报导了各种因素, 包括板间距、堰高、孔径、开孔率、汽速及液速对在喷射状态的筛孔塔盘雾沫夹带量的影响。后来 Kister 和 Haas 发表的有关雾沫夹带的关联式就是建立在这篇文章基础上的。
- Ko1 Koch Engineering Company, Inc., "Design Manual - Flexitray," Bulletin 960 - 1, Wichita, Kansas, 1982.
Koch 公司专利浮阀塔盘的设计手册, 包括能力和压降关联, 降液管的设计准则和通用的设计指南。
- Ku1 Kunesh, J.G., "Practical Tips on Tower Packing," Chem. Eng., December 7, 1987, p. 101.

讨论将板式塔改为填料塔时如何选择填料尺寸、填料材料、确定载点和泛点，正确确定需订购填料的体积，选择合适的塔内件。

- Ku2 Kunesch, J.G., L.L. Lahm and T. Yanagi, "Controlled Maldistribution Studies on Random Packings at a Commercial Scale," *I. Chem. E. Symp. Ser.* 104, 1987, p. A233.
在4英尺直径塔中的研究表明了液体分布效果和控制不良分布对散堆填料的性能影响很敏感。研究结果为分布器设计提供了定性的指导。
- Ku3 Kunesch, J.G., H. Kister, M. Lockett, and J. Fair, "Gamma Scan Evaluation for Distillation Columns", *Chem. Eng. Prog.*, March 1990, p. 37.
- Le1 Lemieux, E.J., "Data for Baffle Tray", *Hydrocarbon Processing*, September, 1983, p. 106.
提供了一系列弓形和打孔重叠型折流塔盘在空气/水体系中的能力和压降数据。将实验数据与工业 FCCU 带过热蒸汽的分馏装置能力数据作了对比。
- Li1 Lieberman, N.P., *Process Design for Reliable Operations*, 2nd ed. Gulf Publishing, Houston, Texas, 1988.
根据作者的现场操作经验而写成的实用过程设计指南。有几章讨论了精馏设备。
- Li2 Lieberman, N.P., *Troubleshooting Process Operations*, 3rd ed., PennWell Publishing, Tulsa, OK, 1991.
讨论了作者在故障诊断方面的教训，给出了大量的塔的检查项目表。
- Lo1 Lockett, M.J., *Distillation Tray Fundamentals*, Cambridge University Press, Cambridge, England, 1986.
对精馏塔塔盘的流体力学和效率进行深入讨论，重点是筛孔塔盘和浮阀塔盘。
- Lo2 Lockett, M.J., and S. Banik, "Weeping from Sieve Trays," *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 25, 1986, p. 561.
对矩形筛孔塔盘的漏液进行研究，冷模试验的体系为空气-水和空气-合成异构烷油溶剂(isopar)。试验条件为常压。
- Lu1 Luyben, W. L. (ed.), "Practical Distillation Control," Van Nostrand Reinhold, New York, 1992.
该书选编了很多有关先进控制的学术文章和工业应用文章。讨论了多变量控制、推理控制、动态模拟和专家系统。实例分析包括复杂的精密分馏、蒸汽压缩、热集成塔、萃取精馏和间歇蒸馏。
- Mal Manifold, D., "Traying Towers: Planning and Techniques Can Be Vital," *Oil & Gas Journal*, June 18, 1973, p. 65.
塔盘安装和维护的实用指南。包括了塔盘维护和检查项目表，这对决定何时需要更换塔盘很重要。文中还给出了塔盘安装指南，包括检修周期计划、人员安排和工作程序。
- Mo1 Moore, F., and F. Rukovera, "Liquid and Gas Distribution in Commercial Packed Towers," Paper presented at the 36th Canadian Chemical Engineering Conference, October 5 - 8, 1986; same paper published in *Chemical Plants and Processing (European Edition)*, August, 1987, p. 11.
文章讨论了填料塔的液体及气体分布器中气相和液相分布的重要性。介绍了分布

效果的概念，报道了用高效分布器替换低效分布器而改善分离效果的几个案例。

- Mu1 Muir, L.A., and C.L. Briens, "Low Pressure Drop Gas Distributors for Packed Distillation Columns," *Can. J. Chem. Eng.* 64, 1986, p. 1027.
在各种气体分布器中测量了气相速度分布，所测分布器是精馏塔的气体分布器的放大模型。
- Nu1 Nutter Engineering, "Float Valve Design Manual," Tulsa, Oklahoma, 1981.
这是 Nutter 公司的专利浮阀塔盘的设计手册，包括能力和压降关联，降液管的设计准则和通用的设计指南。
- Pe1 Perry, D., D.E. Nutter and A. Hale, "Liquid Distribution for Optimum Packing Performance", *Chem. Eng. Prog.*, Jan. 1990.
分布器设计准则和选用指南，重点介绍分布器水力学试验。对工业用分布器做静力学分析，提供了流体力学取样点的设置指南和测试准则。
- Ro1 Ross, S., "Mechanisms of Foam Stabilization and Antifoaming Action," *Chem. Eng. Prog.* 63(9), 1967, p. 41.
深入讨论了泡沫形成的化学机理。讨论了含水和不含水两种体系除沫所需的化学品性质，以及已经解决的几个工业消除泡沫实例。
- Se1 Senecal, V.E., "Fluid Distribution in Process Equipment," *Ind. Eng. Chem.*, 49(6), 1957, p. 933.
文章对管式和槽式分布器的液体分布作了机理分析。
- Sh1 Shah, G.C., "Troubleshooting Distillation Columns," *Chem. Eng.*, July 31, 1978, p. 70.
对塔顶馏出系统，重沸器和塔的问题提供了很有价值的见解。
- Sh2 Shinsky, F.G., "Distillation Control for Productivity and Energy Conservation," 2nd ed., McGraw-Hill, New York, 1984.
一篇有关如何实施塔的操作以增加产品，降低能耗的实用文章。强调精馏塔控制是多变量问题，但并不忽视精馏塔设备的特征和局限性。
- Sh3 Shiveler, G.H., "Use Heavy Duty Trays for Severe Services," *Chem. Eng. Prog.*, August 1995, p. 72.
- Sl1 Sloley, M., "Subdue Solids in Towers," *Chem. Eng. Prog.*, 91(1), January 1995, p. 64.
- Sl2 Sloley, M. and S. Golden, "Why Towers do not Work," AIChE Spring meeting, March, 1995, Summarised in *Chem. Eng. Prog.* 91(5), May 1995, p. 7.
- St1 Strigle, R.F., Jr., *Random Packings and Packed Towers*, Gulf Publishing, Houston, Texas, 1987.
对填料塔的设计和应用进行的广泛讨论，包括：水力学、气体吸收、液体汽提、精馏、液-液萃取和填料塔内件。缺点是除了作者公司(Norton)提供的之外，遗漏的填料塔数据太多。
- Wh1 Wheeler, D.E., "Design Criteria for Chimney Trays," *Hydrocarbon Proc.*, 47(7), 1968, p. 119.
为数不多的一篇提供了不同条件下烟囱板上停留时间计算的实用指南。
- Ze1 Zenz, F. A., "Minimize Manifold Pressure Drop," *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner* 41(12), 1962, p.125.

应用能量守恒定律开发了多分支管路流体分配的方程,手算了分支管路系统。

Zul Zuiderweg, F.J., P.J. Hoek and L. Lahm, Jr., "The Effect of Liquid Distribution and Redistribution on the Separating Efficiency of Packed Columns," I.Chem. E. Symp. Ser., 104, 1987, p. A217.

建立了填料床层中大尺度的不良分布的模型。结合液体径向流动模型和区段-级数传质模型建立填料床层中大规模的不良分布的模型。这一模型可以预测相对挥发度、浓度、回流比、填料尺寸、塔径、床层高度和再分布比对效率的影响。

0.05 索 引

- Access: 1.00
Assembly of Trays: 1.14
Attachments, definition: 0.03
Blanking of Trays: 1.11
Blowing: 1.16 - 1
Cartridge Trays: 1.19
Chimney Trays: 1.05 - 4, 5
Committee, Design Practices: 0.01
Construction of Trays: 1.14
Datasheets -
 Packing: 2.07
 Trays: 1.17
Definitions: 0.03
De-entrainment: 1.04 - 3, 4.02, 4.02.2
Deflectors: 1.03 - 1, 2, 3
De-rating: 0.03 - 2, 1.20, 2.10
Distributors -
 Perforated Pipe, general: 1.15
Drawoffs: See Outlets, Intermediate
Efficiency: 1.16 - 1
Entrainment: 1.04 - 1
Entrance Loss: See Drawoffs
Extractive Distillation: 1.02 - 1
False Downcomer: 1.01 - 1
Feeds: See Inlet
Flashing Feeds: Trayed Towers: 1.00, also see Inlets,
 Trayed Towers
Foaming Factor: 0.02 - 2, 3
Fouling, Designing for: 3.03
Gasketing of Trays: 1.13, 1.16 - 3
通道: 1.00
塔盘装配: 1.14
附件定义: 0.03
塔盘盲板: 1.11
吹扫: 1.16 - 1
整装塔盘: 1.19
烟囱板: 1.05 - 4, 5
设计实施委员会: 0.01
塔盘结构: 1.14
数据表 -
 填料: 2.07
 塔盘: 1.17
定义: 0.03
除雾: 1.04 - 3, 4.02, 4.02.2
导流装置: 1.03 - 1, 2, 3
降额: 0.03 - 2, 1.20, 2.10
分布器 -
 一般多孔管: 1.15
侧线抽出斗: 见出口, 中间
效率: 1.16 - 1
雾沫夹带: 1.04 - 1
入口损失: 见侧线抽出斗
萃取精馏: 1.02 - 1
虚拟降液管: 1.01 - 1
进料: 见入口
闪蒸进料: 板式塔: 1.00, 见入口, 板式
 塔
起泡因子: 0.02 - 2, 3
易结垢的设计: 3.03
塔盘垫片: 1.13, 1.16 - 3

| | |
|---|-------------------------|
| Inlets, Packed Towers - | 填料塔入口 |
| Liquid: 2.02.1 | 液体: 2.02.1 |
| Inlets, Trayed Towers - | 板式塔入口 |
| Bottom: 1.03 | 底部: 1.03 |
| Intermediate: 1.00, 1.02 | 中间: 1.00, 1.02 |
| Liquid: 1.00 | 液体: 1.00 |
| Top: 1.01 | 顶部: 1.01 |
| Installable, definitions: 0.02 - 1 | 可安装的, 定义: 0.02 - 1 |
| Installation - | 安装 - |
| Packing: 2.01.2 | 填料: 2.01.2 |
| Trays: 1.14 | 塔盘: 1.14 |
| Insulating Plate: 1.02 - 1, 2, 5, 6 | 保温板: 1.02 - 1, 2, 5, 6 |
| Inspection: 5.01 | 检查: 5.01 |
| Vessels: 5.01 | 容器: 5.01 |
| Trays: 5.03 | 塔盘: 5.03 |
| Packed Towers: 5.04 | 填料塔: 5.04 |
| Internal Pipework: 2.02 | 内部管网: 2.02 |
| Internals, definition: 0.02 | 塔内件, 定义: 0.02 |
| Levelness of Trays: 1.12 | 塔盘不平度: 1.12 |
| Low Liquid Rates: 1.16 | 低液体流量: 1.16 |
| Maintenance, Designing for: 3.02 | 维修设计: 3.02 |
| Mist Eliminators: 4.02 | 除雾: 4.02 |
| Wire Mesh Type: 4.02.1 | 丝网型: 4.02.1 |
| Trays and Packings as: 4.02.2 | 塔盘、填料: 4.02.2 |
| Baffle Type: 4.02.3(缺) | 折流塔盘: 4.02.3 |
| Ordering Packing: 2.01.1 | 填料订购: 2.01.1 |
| Outlets, Trayed Towers - | 板式塔出口 - |
| Bottom: 1.06 | 底部: 1.06 |
| Intermediate: 1.05 | 中间: 1.05 |
| Top: 1.04 | 顶部: 1.04 |
| Pipe Downcomers: 1.16 - 2 | 管式降液管: 1.16 - 2 |
| Reading List: 0.05 | 参考书目: 0.05 |
| Reboilers: See Inlets, Bottom; Outlets, Bottom | 重沸器: 见入口, 底部; 出口, 底部 |
| References | 参考文献: 0.04 |
| Reflux - | 回流 - |
| Packed Towers: See Inlets, Packed Towers, Liquid | 填料塔: 见入口, 填料塔, 液体 |
| Trayed Towers: See Inlets, Trayed Towers, Top | 板式塔: 见入口, 板式塔, 顶部 |
| Reinforcing Plate: 1.02 - 5, 6; also see Wear Plate | 固定盘: 1.02 - 5, 6; 见防磨损板 |
| Removable, definition: 0.03 - 1 | 可拆卸的, 定义: 0.03 - 1 |
| Removal - | 拆装 - |

| | |
|---|-------------------------|
| Packing: 2.01.3 | 填料: 2.01.3 |
| Trays: 1.14 | 塔盘: 1.14 |
| Safety Factor: 0.03 - 3, 4 | 安全因子: 0.03 - 3, 4 |
| Sampling - | 取样 - |
| General: 3.01 - 1, 2 | 一般内容: 3.01 - 1, 2 |
| Packed Columns: 2.08 | 填料塔: 2.08 |
| Splash Baffles: 1.16 - 2 | 防沫挡板: 1.16 - 2 |
| Sumps, Inlet: 1.16 - 2 | 进口槽, 入口: 1.16 - 2 |
| Supply of Packing: 2.01.1 | 填料供货: 2.01.1 |
| System Factor: 0.03 - 3 | 体系因子: 0.03 - 3 |
| Testing of Liquid Distributors: 2.02 | 液体分布器试验: 2.02 |
| Top Installable: See Installable | 顶部安装: 见安装 |
| Top Removable: See Removable | 顶部拆卸: 见拆卸 |
| Transitions, Trayed Towers: 1.07 | 过渡段, 板式塔: 1.07 |
| Troubleshooting, Designing for: 3.01 | 故障诊断, 设计: 3.01 |
| Turndown: 1.16 - 3 | 弹性(上下限): 1.16 - 3 |
| Vortex Breakers: 1.06 | 防涡器: 1.06 |
| Wear Plate: 1.02 - 1, 2; also see Reinforcing Plate | 防磨损板: 1.02 - 1, 2; 见固定盘 |
| Weirs: 1.16 - 2 | 堰: 1.16 - 2 |
| Weirs, Inlet: 1.01 - 1 | 入口堰: 1.01 - 1 |
| Weld - ins, Weld - ons: See Attachments | 内焊件, 外焊件: 见附录 |

第一章 板式塔

1.00 一般问题

液体进料——确保进料设计不会造成塔盘上产生不均匀流动。特别要设法吸收进料液体的动量，使其在塔盘上均匀分布。

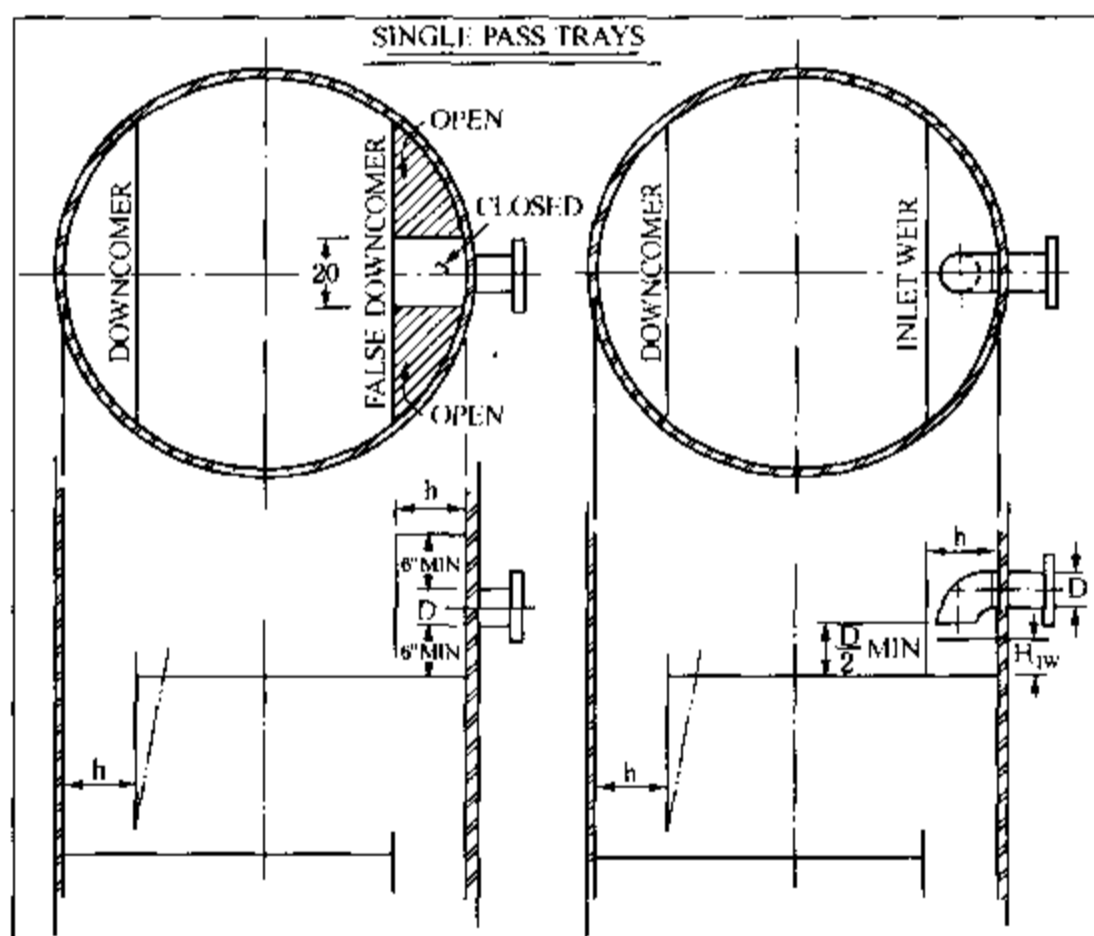
中间进料——不仅需要考虑吸收进料液体的动量和获得良好的分布，还要考虑怎样将进料液体与从上方塔盘流下来的液体充分混合。

中间进料的闪蒸——必须注意进料的闪蒸不能破坏降液管的操作，进料的闪蒸可能使降液管内汽含率过高引起降液管超负荷，或者由于进料过热引起降液管内沸腾。

通道——从工艺设计的角度看，所有可以接受的技术方案必须机械设计合理、进出施工方便。

1.01 顶部入口

回流或无闪蒸进料进入顶部塔盘(单溢流)



设计准则:

A. 采用辅助降液管:

降液管出口底隙高度的设计应维持压力降在 1m 液柱左右, 但出口间距不得小于 1/2in。

B. 采用入口堰:

(1) 入口堰的堰高为 H_{jw} , 有堰的作用, 但不是浸没式的堰。

(2) 对于低液体流率的情况可以省去弯头, 而管嘴要安装在塔盘水平面上。

图 1.01-1 回流或无闪蒸进料进入顶部塔盘(单溢流)

回流或无闪蒸进料进入顶部塔盘(双溢流)

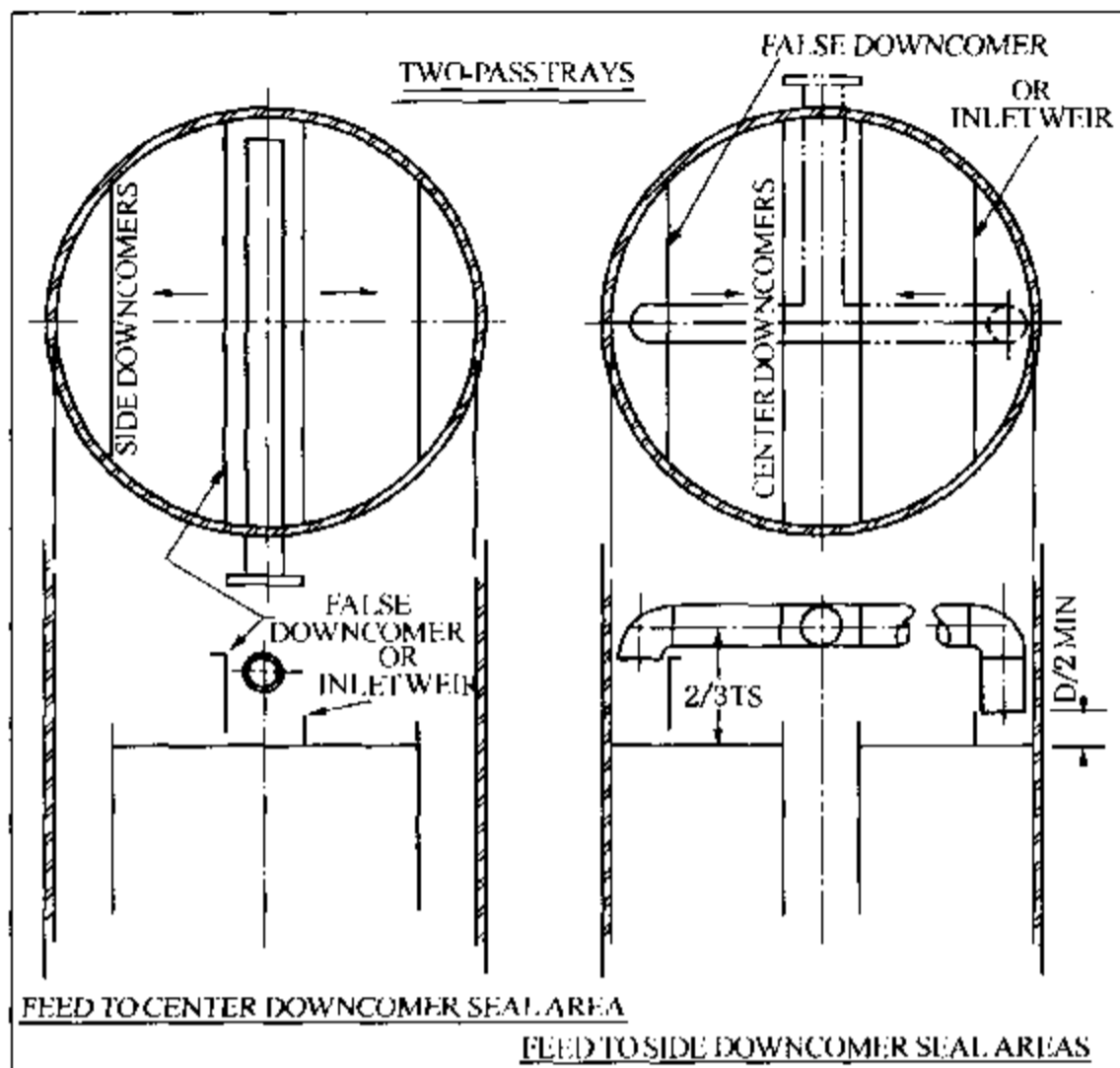


图 1.01-2 回流或无闪蒸进料进入顶部塔盘(双溢流)

进料闪蒸进入顶部塔盘(单溢流)

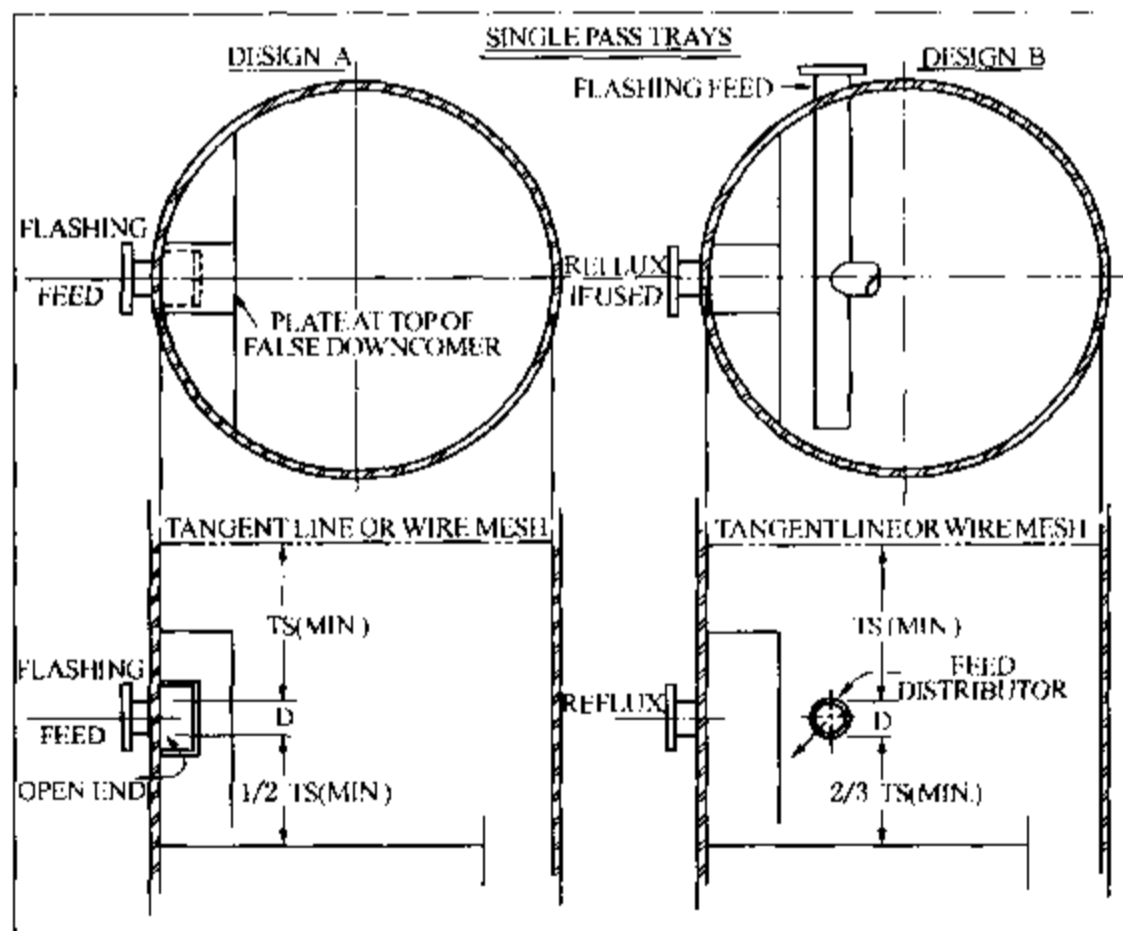


图 1.01-3 进料闪蒸进入顶部塔盘(单溢流)

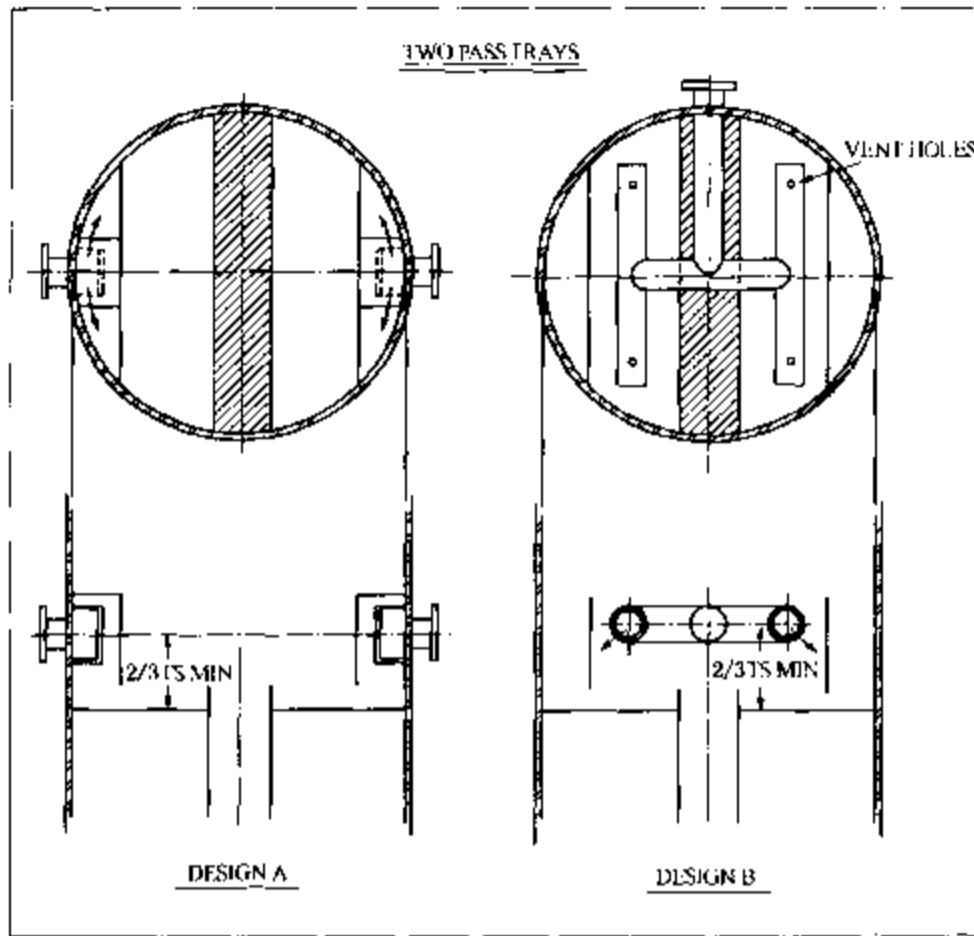
设计准则:

A. 从中间受液盘进料: (1)详细情况与单溢流塔盘基本相同; (2)对于小直径塔不需要安装进料分布器。

B. 从两侧受液盘进料: 设计的基本原理与单溢流塔盘类似, 且必须保证两侧液体均匀流动。

说明: (1)入口挡板的机械强度必须经得住进料闪蒸的压力冲击; (2)对管嘴出口端的虚拟降液管, 采用板子或其他方式加固; (3)当虚拟降液管(False Downcomer)后方的汽体垂直逃逸速度不超过开孔段的气速时, 可采取“A”型结构。

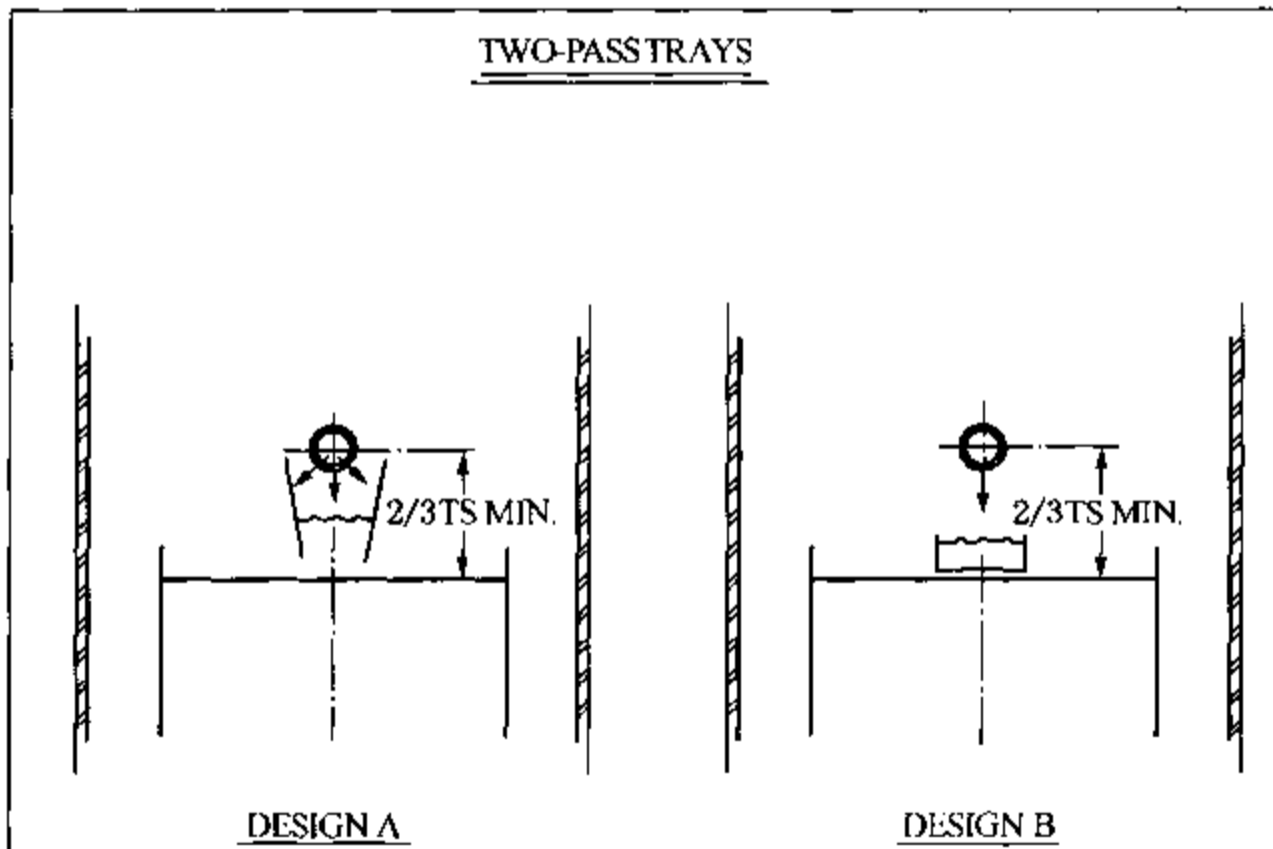
进料闪蒸进入顶部塔盘(双溢流, 从两侧受液盘进料)



说明: (1)入口挡板的强度必须经得住闪蒸进料的压力冲击; (2)对管嘴出口端的虚拟降液管, 采用板子或其他方式加固; (3)当虚拟降液管后方的汽体垂直逃逸速度不超过开孔段的气速时, 可采取“A”型结构。

图 1.01-4 进料闪蒸进入顶部塔盘(双溢流, 从两侧受液盘进料)

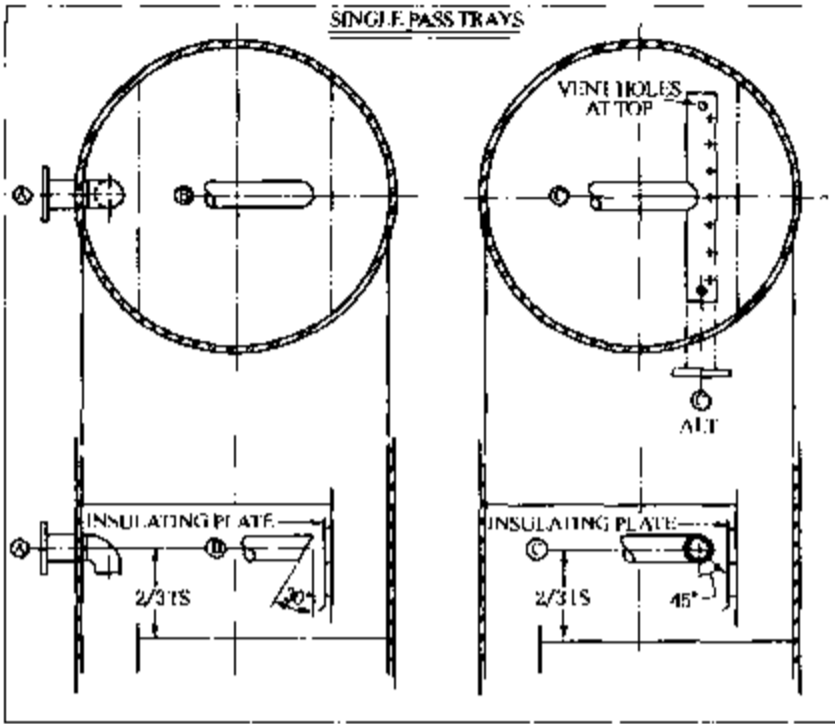
进料闪蒸进入顶部塔盘(双溢流, 从中间受液盘进料)



说明: (1)入口挡板的强度必须经得住进料闪蒸的压力冲击; (2)当虚拟降液管后方的垂直汽体逃逸速度不超过开孔段的气速时, 可以采取“A”型结构; (3)如果使用“B”型结构, 在筛孔塔盘入口处可能会遇到液体渗漏; (4)分布管上方的人口管必须准确地安装在中心位置上。

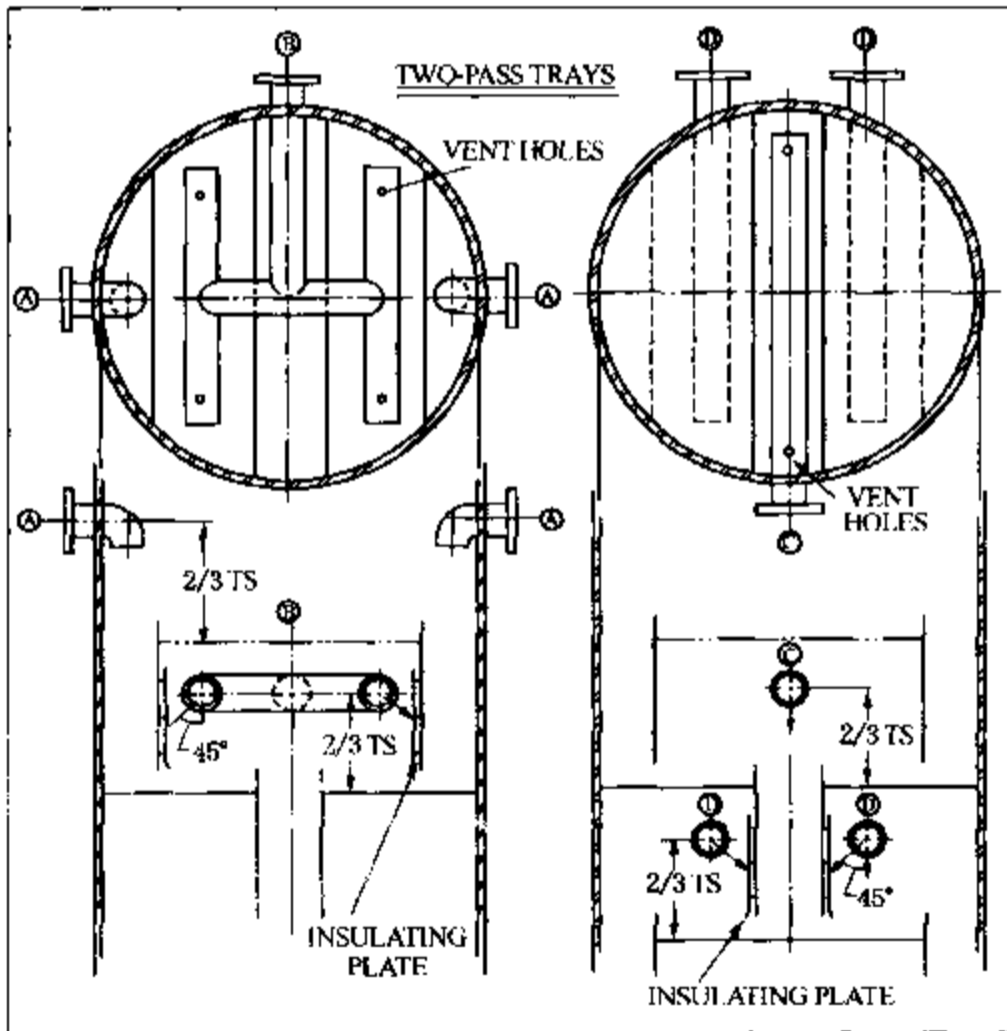
图 1.01-5 进料闪蒸进入顶部塔盘(双溢流, 从中间受液盘进料)

1.02 中部入口 中间液体进料(单溢流)



说明: (1) 如果进料的混合物产生汽相(如管口结构“A”), 或系统是易起泡体系, 或处于高压系统中, 则不要向降液管内进料。(2) 如果进料为高温, 或需要额外增加机械强度, 或需要使用耐磨挡板的情况下, 管口结构“B”或“C”需要安装绝热挡板。(3) 如果塔盘上的进料量中液体所占的百分率很高, 如果进料区域面积很大, 或是在一些需要瞬间达到良好混合的特殊场合, 就要使用分布器, 比如溶剂萃取蒸馏。

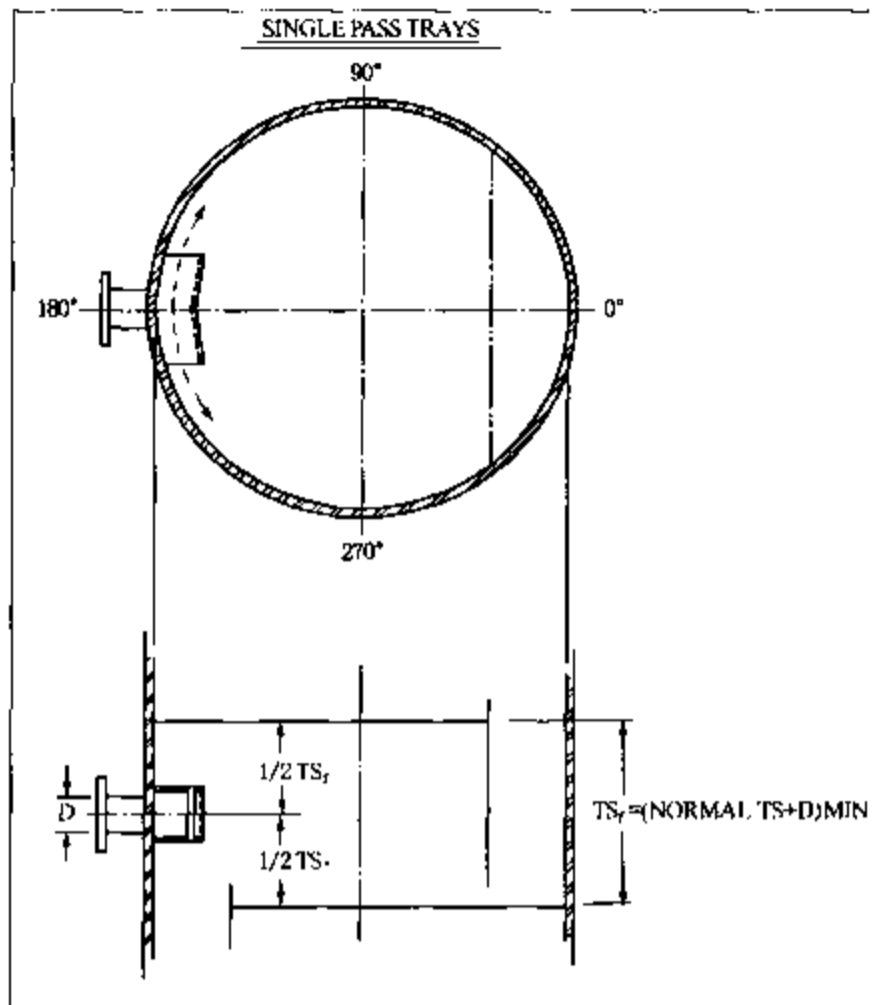
图 1.02-1 中间液体进料(单溢流)
中间液体进料(双溢流)



说明: (1) 对于管口结构“A”和“C”, 如果进料混合物中会产生汽相, 或系统是易起泡体系, 或处于高压系统中, 则不要向降液管内进料。(2) 如果进料较热, 或是需要额外增加机械强度, 或需使用耐磨挡板, 则管口结构“B”或“C”需安装绝热挡板。(3) 必须保证两侧液体的均匀流动。

图 1.02-2 中间液体进料(双溢流)

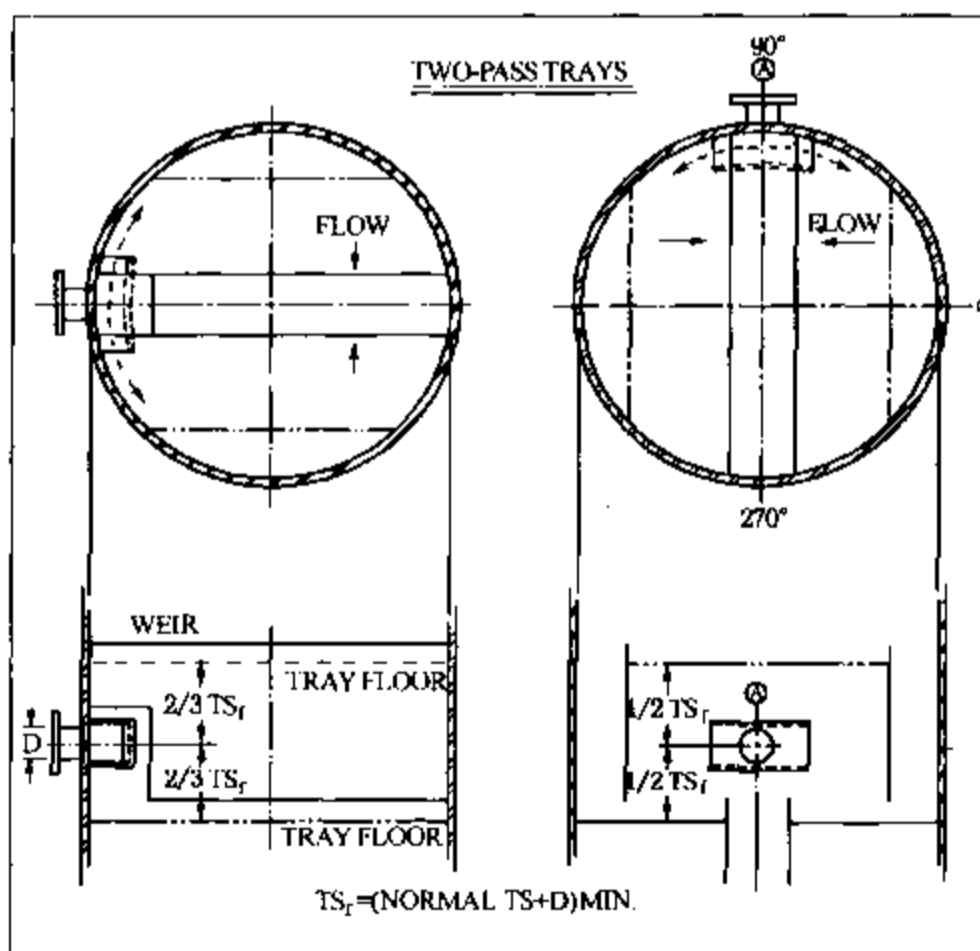
中间汽相进料(单溢流)



说明：(1) 进料口的开口角度范围在 90° - 270° 之间，取决于塔盘上方高度和进料汽相的体积流量。(2) 一般进料口每端的汽相流通面积是进料管口截面积的 1.0 倍到 1.5 倍，如果为了降低汽体流速，可以采用更大的人口面积。(3) 对于汽相进料速率非常低的情况，可以使用敞开的管口结构。(4) 进料结构的设计不能干扰降液管内液体的流动或使降液管内的液体夹带汽体。

图 1.02-3 中间汽相进料(单溢流)

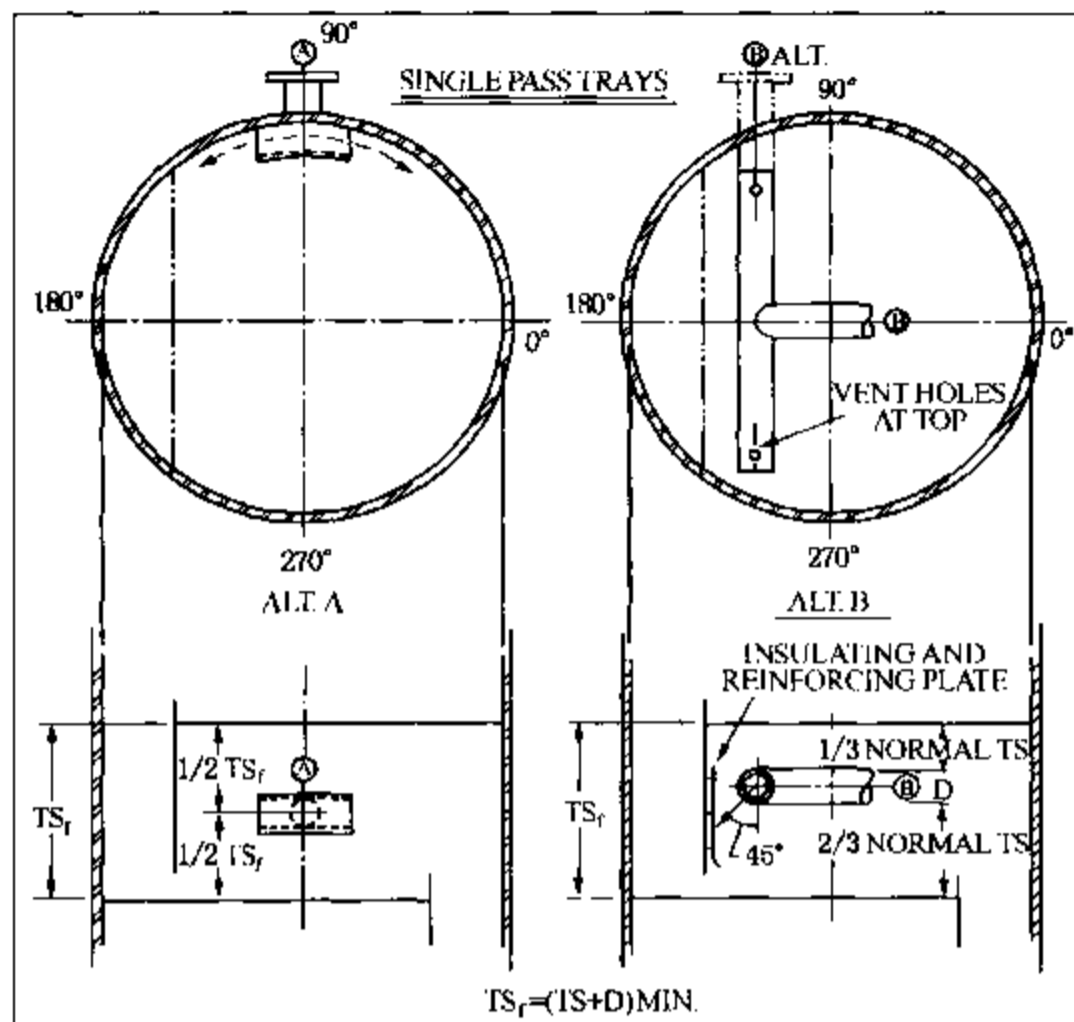
中间汽相进料(双溢流)



说明：(1) 进料管口结构“A”应该安装在 90° 或 270° 的方位上。(2) 一般进料口每端的汽相流通面积是进料管口截面积的 1.0 倍到 1.5 倍，如果为了降低汽体流速，可以采用更大的人口面积。(3) 对于汽体进料速度非常低的情况，可以使用敞开的管口结构。

图 1.02-4 中间汽相进料(双溢流)

中间汽液两相进料(单溢流)



设计准则:

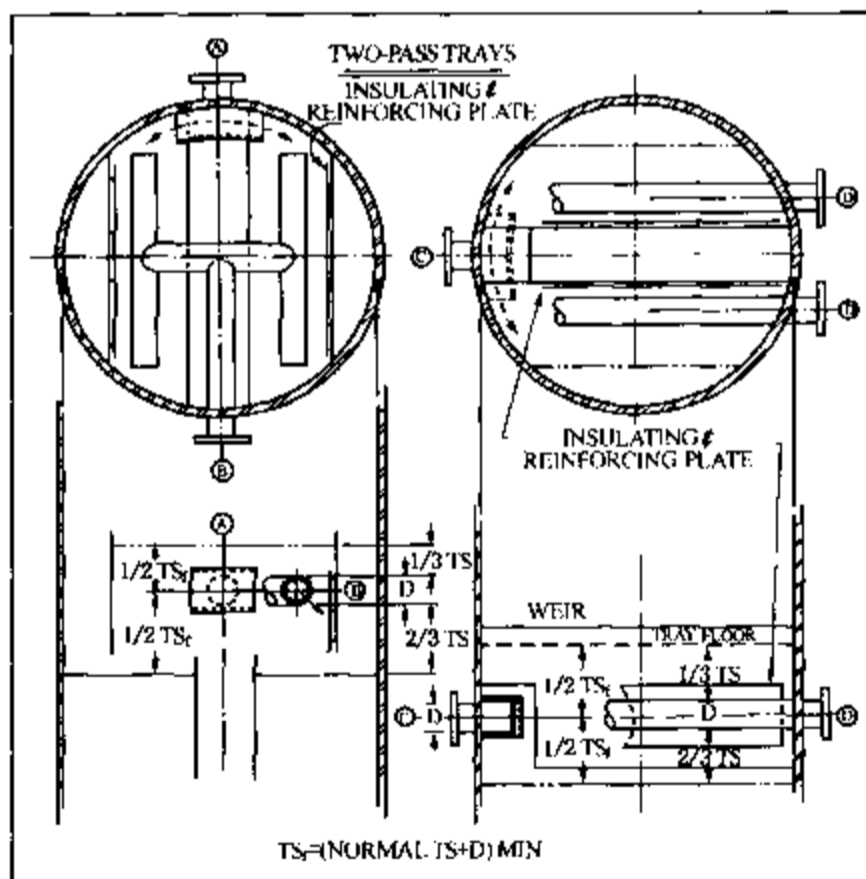
A. 如果进料液体落入降液管内干扰降液管操作, 则需将进料管口“**A**”安装在 90° 或 270° 方位附近。

B. 参见一般说明中有关上层塔盘下方构件的内容。

C. 当进料液体占塔盘上液体总负荷的比例较大时, 结构“**B**”为首选。

图 1.02-5 中间汽液两相进料(单溢流)

中间汽液两相进料(双溢流)



设计准则:

A. 当进料的液体在塔盘液体总负荷中所占的比例较大时, 进料管口结构“**B**”和“**D**”的位置优于结构“**A**”和“**C**”。

B. 进料管口的安装方位如图所示。

图 1.02-6 中间汽液两相进料(双溢流)

1.03 底部入口

底部塔盘下方的入口(单溢流)

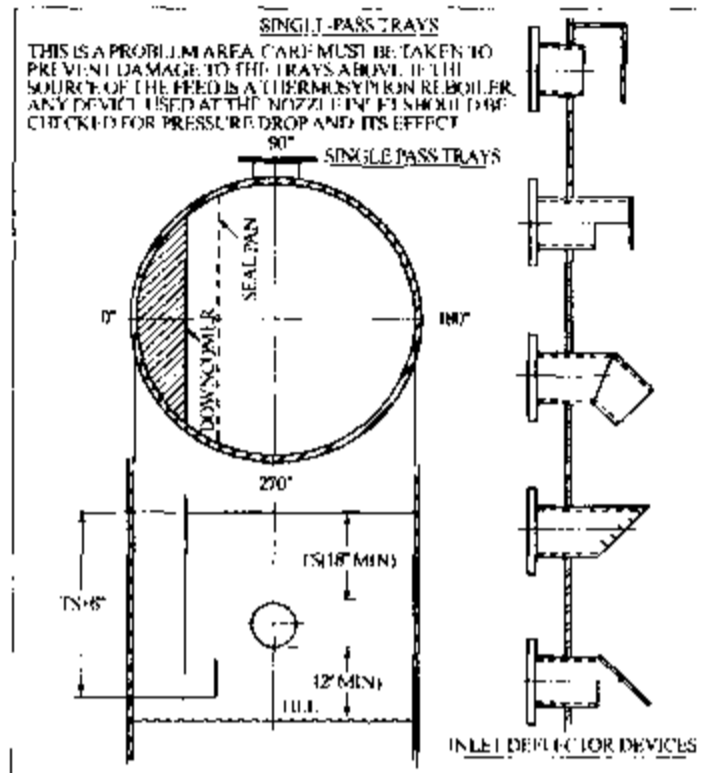


图 1.03-1 底部塔盘下方的入口(单溢流)

设计准则:

- A. 敞开的管线入口应该安装在 90°或 270°的方位上。
- B. 如果管口安装在其他方位上, 需要使用导流结构, 以防止对降液管或受液盘造成冲击。
- C. 对没有安装导流结构的大直径的管线入口(即: 直径大于板间距), 需要增大入口管顶部与上一层塔盘之间的距离。

底部塔盘下方的入口(双溢流, 中间受液盘进料)

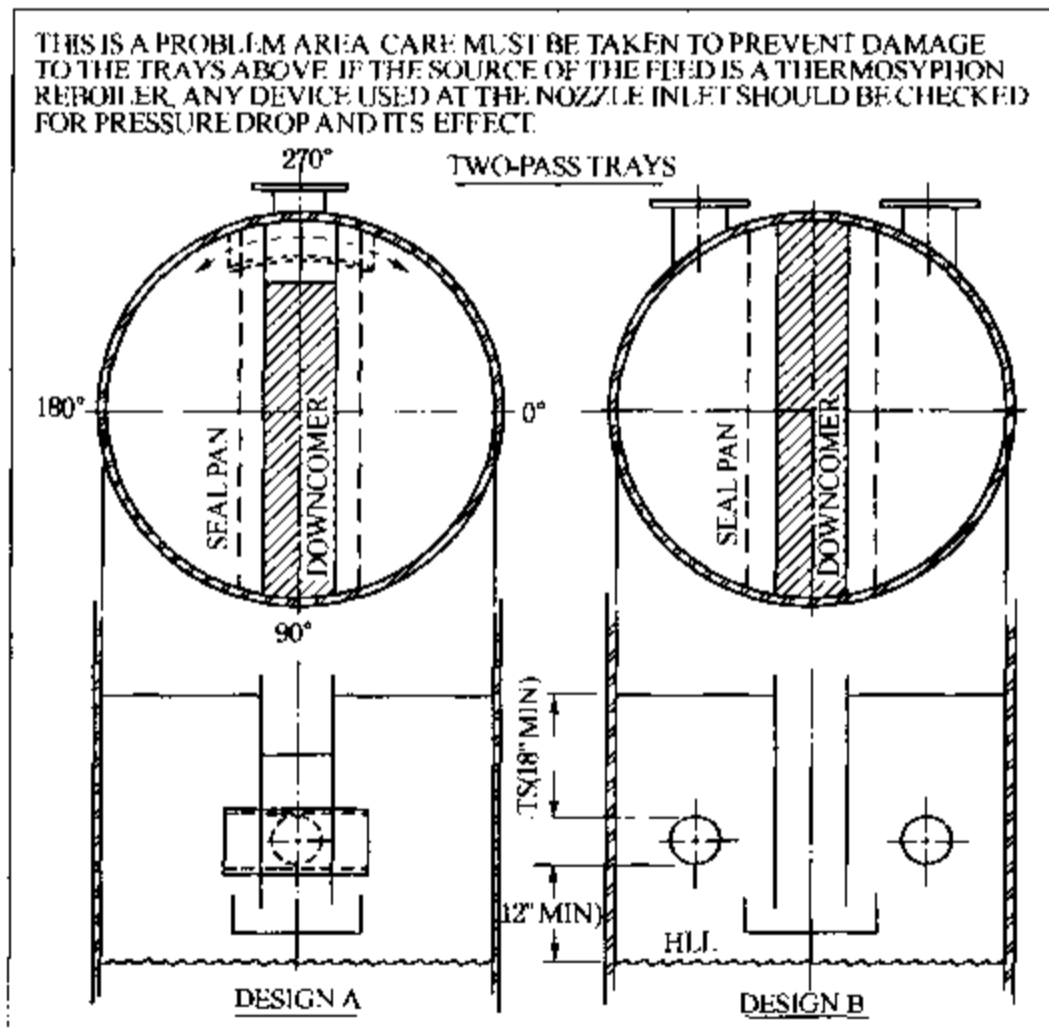


图 1.03-2 底部塔盘下方的入口(双溢流, 中间受液盘进料)

设计准则:

- A. 敞开的管线入口应该安装在 90°或 270°的方位上。
- B. 如果管口安装在其他方位上, 需要使用导流结构, 以防止进料对降液管或受液盘造成冲击。
- C. 直径较大的管线入口(比如: 直径大于板间距), 如果未安装导流结构, 需要增大入口管顶部与上一层塔盘之间的间距。
- D. 如果采用结构“B”, 并且入口装置安装在受液盘下方, 则建议采取判断受液盘流下液流的措施。
- E. 一般首选侧降液管。

底部塔盘下方的入口(双溢流, 两侧受液盘进料)

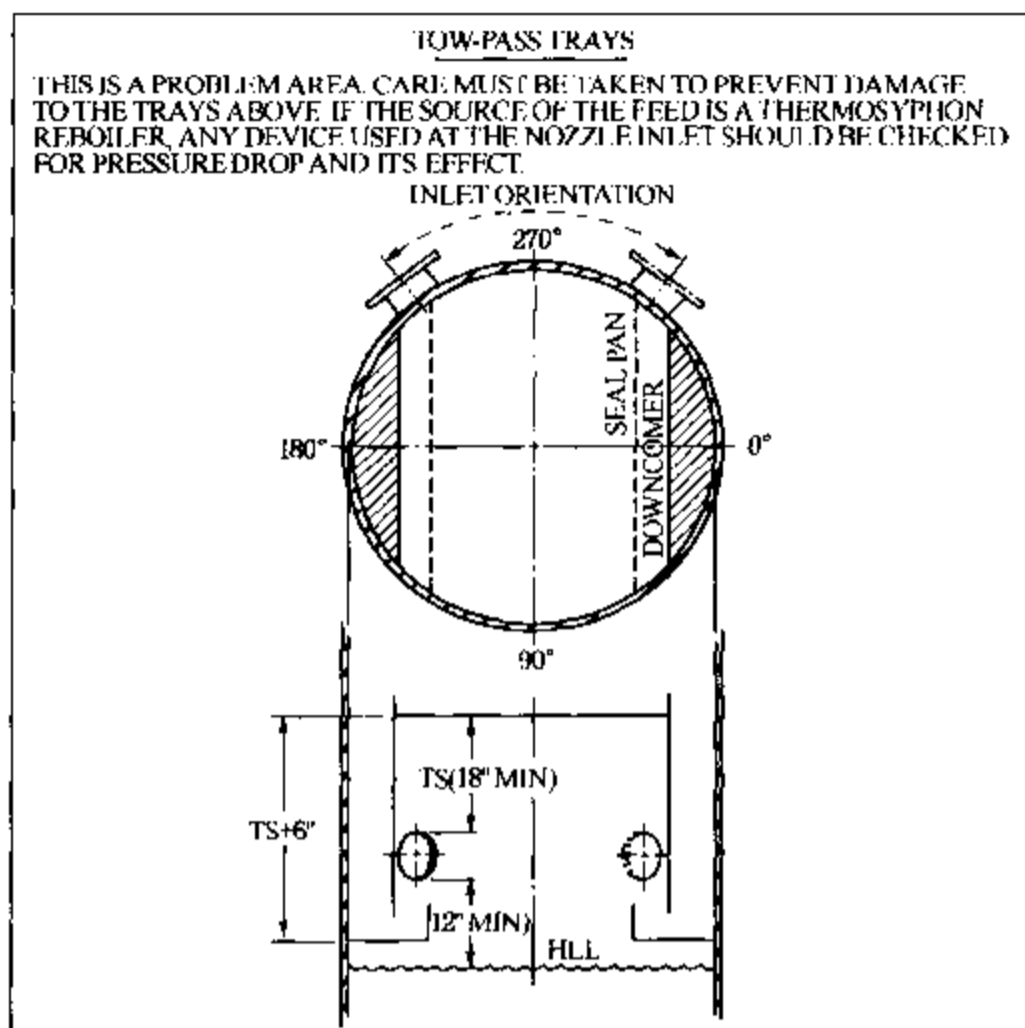


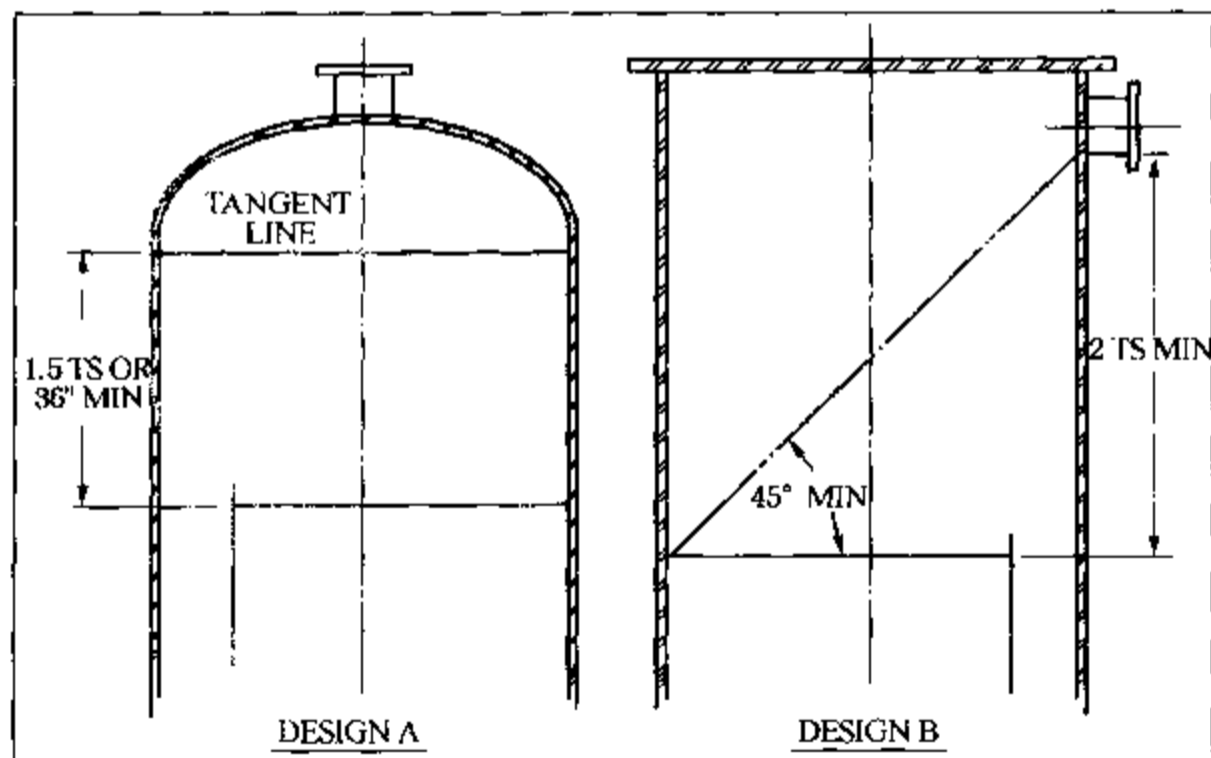
图 1.03-3 底部塔盘下方的入口(双溢流, 两侧受液盘进料)

设计准则:

- A. 敞开的管线入口应该安装在 90° 或 270° 的方位上。
- B. 如果管口安装在其他方位上, 需要使用导流结构, 以防止进料对降液管或受液盘造成冲击。
- C. 直径较大的管线入口(比如: 直径大于板间距)如果未安装导流结构, 需要增大入口管顶部与上一层塔盘之间的间距。

1.04 顶部出口

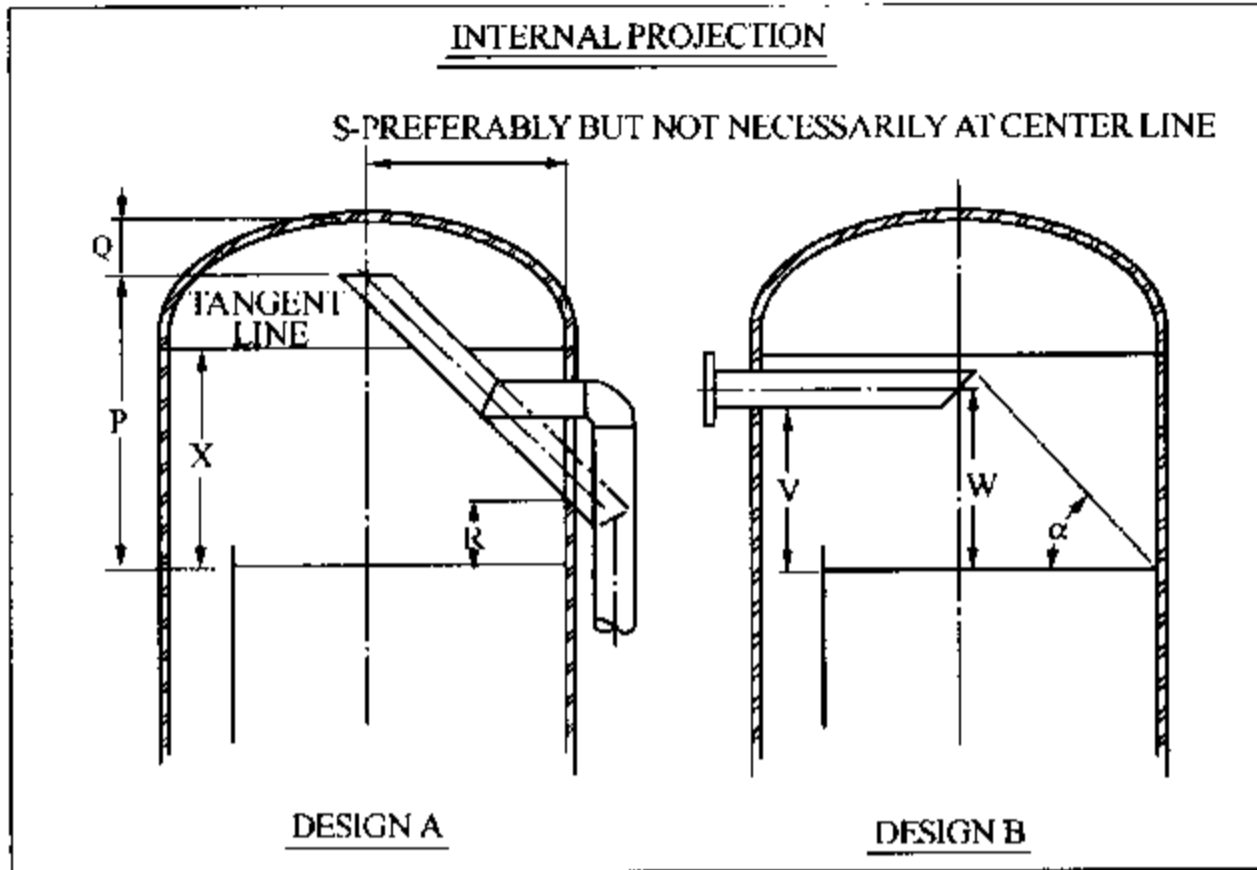
顶部塔盘上方未安装除雾沫设备的汽相出口



说明: (1) 为了减少雾沫夹带并减少对顶部塔盘上的流动干扰, 建议采用图中所示的设计标准。(2) 结构“B”仅适用于小直径塔。

图 1.04-1 顶部塔盘上方未安装除雾沫设备的汽相出口

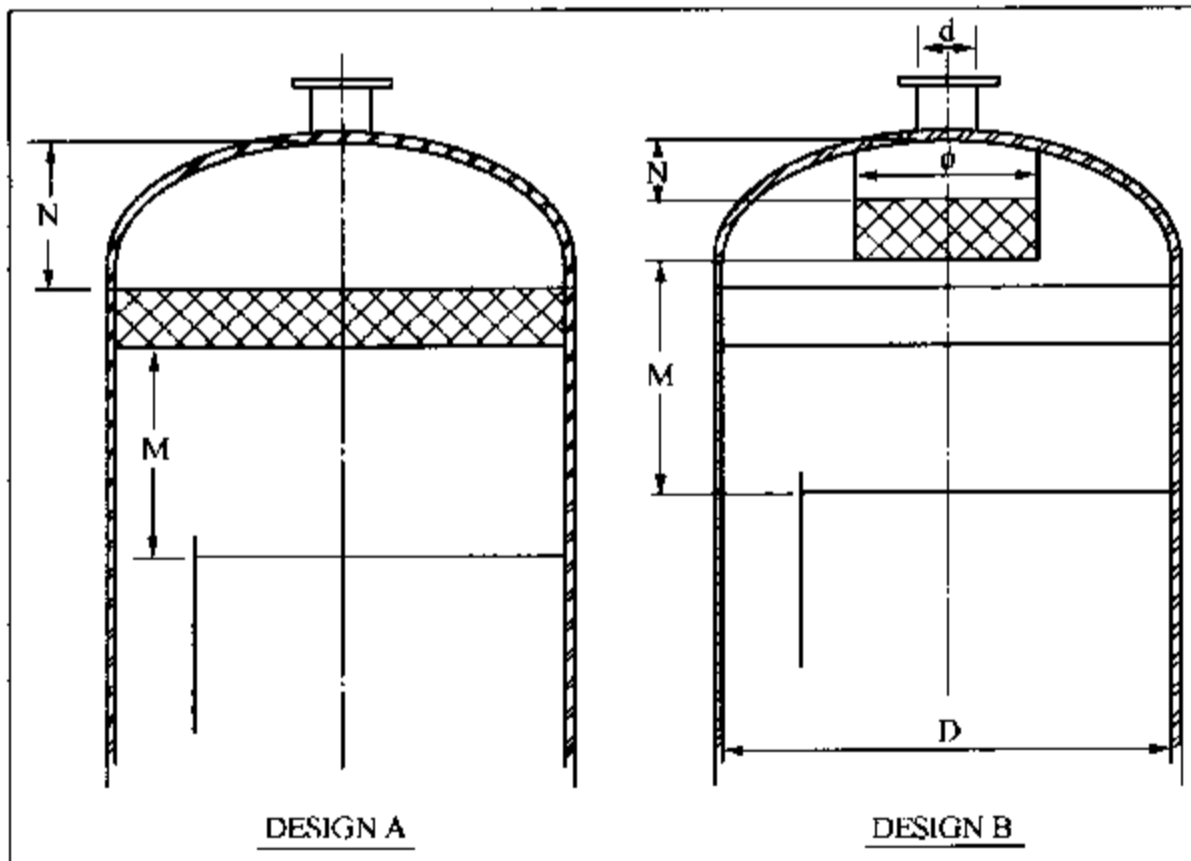
顶部塔盘上方未安装除雾沫设备的汽相出口



说明：(1) 现有的资料没有详细说明 P 、 Q 、 R 、 S 、 V 、 W 、 X 和 α 的尺寸。

图 1.04-2 顶部塔盘上方未安装除雾沫设备的汽相出口

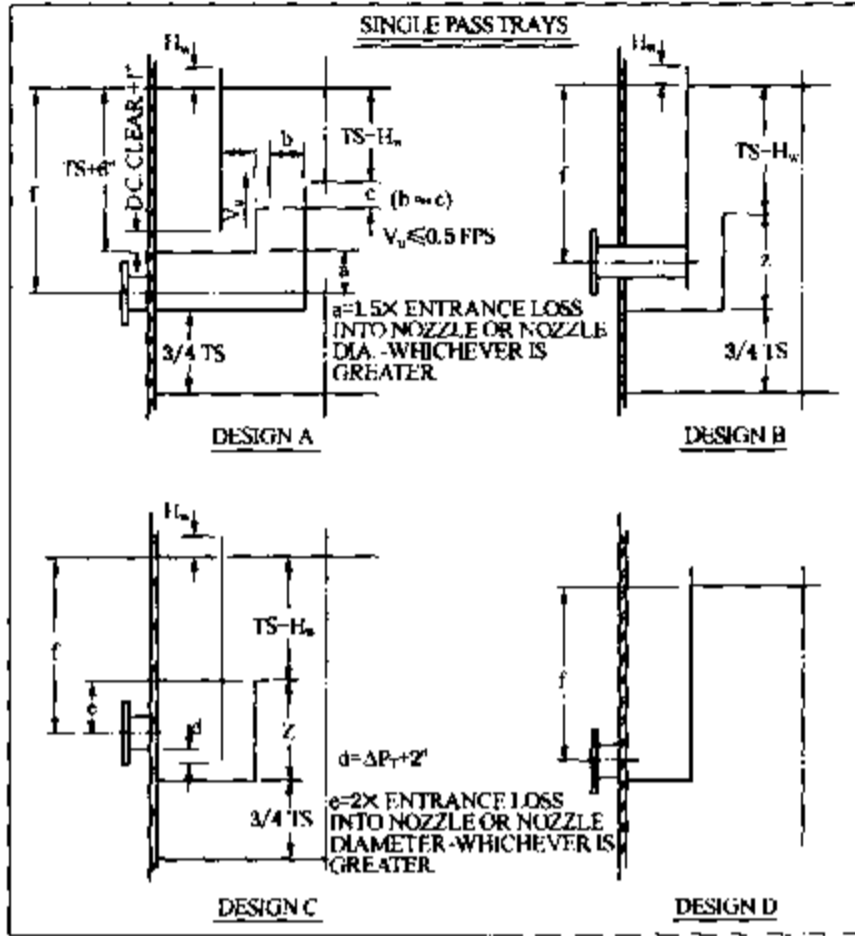
顶部塔盘上方安装除雾沫设备的汽相出口



说明：(1) 现有的资料没有详细说明 M 、 N 和 ϕ 的尺寸。

图 1.04-3 顶部塔盘上方安装除雾沫设备的汽相出口

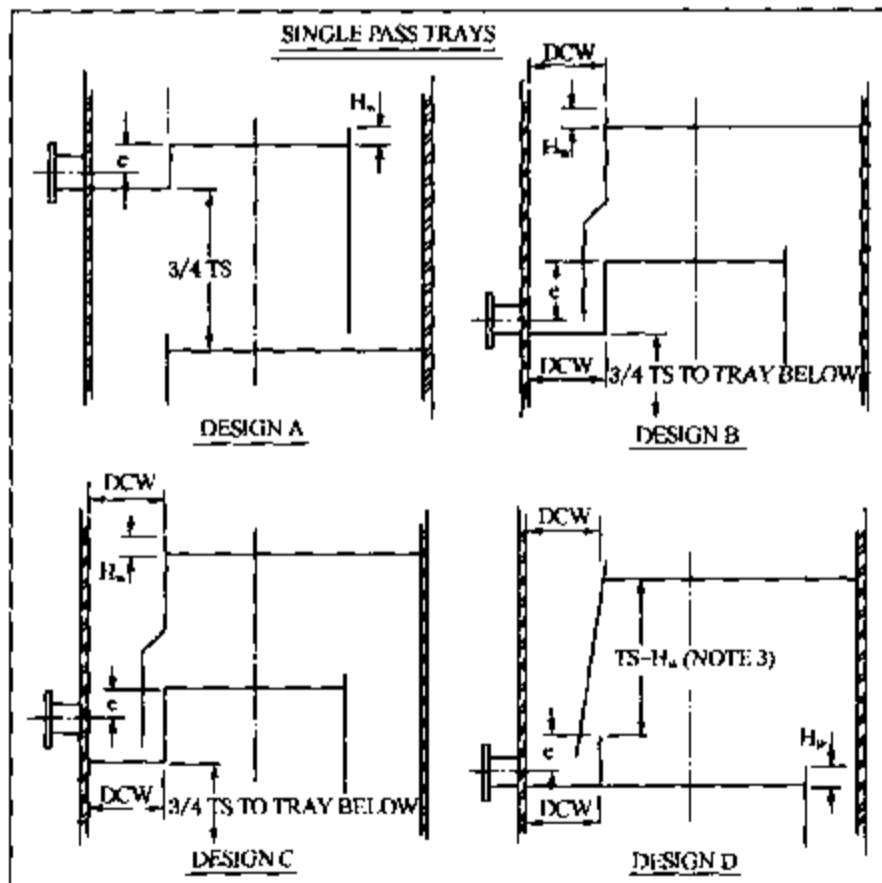
1.05 中间抽出口 全部液体抽出



设计准则:

- A. 结构“ A ”和“ B ”为首选结构。
- B. 结构“ C ”中需要设置液体缓冲槽以提供降液管的液封, 在某些情况下缓冲槽容易导致结垢或固体沉积。
- C. 结构“ D ”没有溢流结构, 当受抽出速率所限, 液体积聚在塔盘上, 或从塔釜排出塔内充满的液体时, 会对塔盘造成损害。

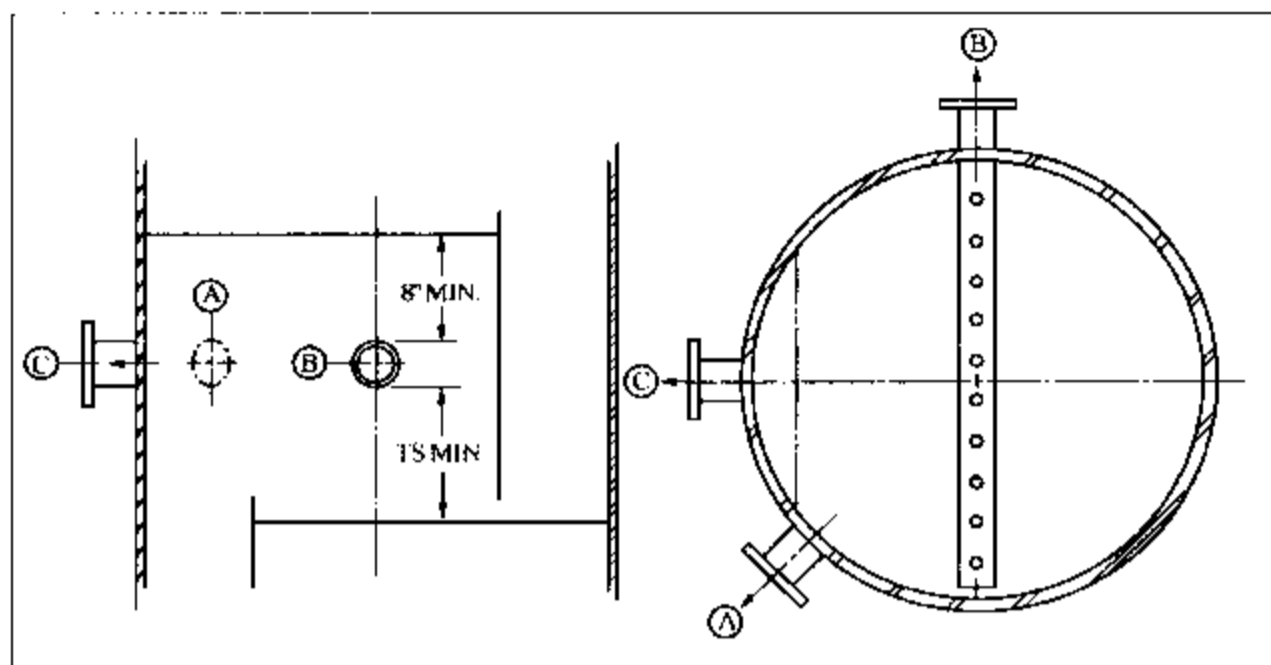
图 1.05 - 1 全部液体抽出
部分液体抽出



说明: (1) 与结构“ B ”和“ C ”相比, 结构“ A ”为首选结构, 因为结构“ B ”和“ C ”较为复杂, 费用增加。(2) 如果采用结构“ D ”, 在筛孔塔盘入口处可能会碰到液体渗漏问题。(3) 如果对降液管结构没有特殊限制, 那么采用正常的板间距就足够了。(4) e 的定义见图 1.05 - 1。

图 1.05 - 2 部分液体抽出

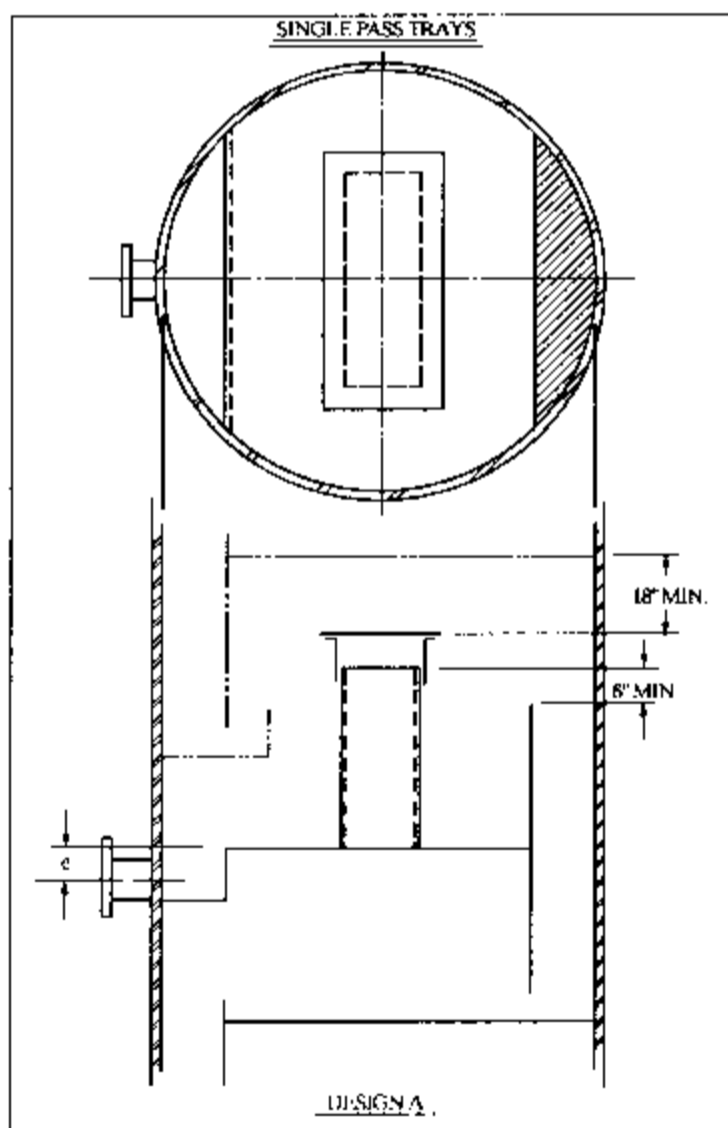
中间塔盘的汽体抽出



说明：(1) 一般对小直径塔，通常采用管口结构“A”就足够了。(2) 对于大直径塔，应该使用管口结构“B”，因为无论什么时候，抽出的汽体在全部汽体流动中占有相当大的比例，而且/或者应该注意到水平方向的汽体流动对塔造成操作干扰。(3) 在同一高度上，结构“C”中抽出汽体所夹带的液体量可能小于结构“A”。(4) 希望在管口结构“B”的上方安装挡板，以防止上层塔盘漏液造成干扰。

图 1.05-3 中间塔盘的汽相抽出

烟囱板(单溢流)



说明：(1) 结构“A”为首选。

(2) 确定升气管个数的依据是，在费用合理的前提下尽可能保持良好的汽相分布。升气管可以是圆形的，也可以是矩形的。

(3) 如果降液管中液体大量充气，超过降液管液封，就会发生降液管液泛。

(4) 集液槽增加了抽出液体的压头，但不会增加塔盘上液体的重量。

(5) 如果需要尽量减小泄漏量，应考虑采用密封焊。

(6) 升气管面积之和一般占全塔截面积的 15%~25%。

(7) 升气管顶部与帽罩之间的环隙面积应该等于或大于升气管截面积的 1.25 倍。

(8) 由所需停留时间来确定溢流堰的高度。

图 1.05-4a 烟囱板(单溢流)

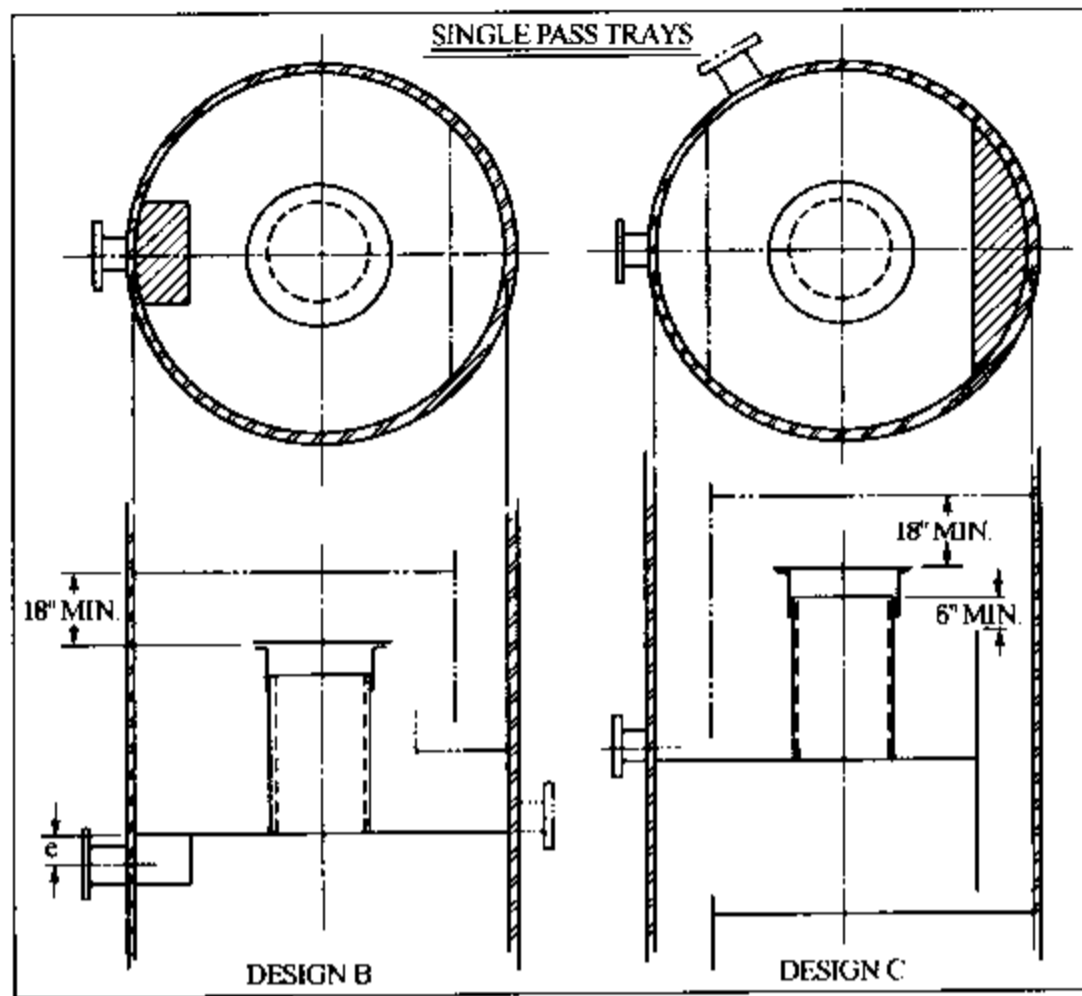


图 1.05-4b 烟囱板(单溢流)

1.05.1 中间液体抽出

引言

中间液体抽出既可以是部分液体抽出(即液体部分被抽出, 剩余的作为内回流), 也可以是全部液体抽出。如果是全部液体抽出, 抽出液的一部分(在有些情况下是全部液体)可以作为外回流打回到抽出点以下的塔段, 外回流返塔前可以被冷却、加热或汽提。部分液体抽出仅能间接控制内回流, 因此在有些情况下并不适用。例如, 当内回流量与抽出量相比较小时, 抽出量发生细微的变化都会引起塔内操作的不稳定。

通常从降液管抽出斗或烟囱板处抽出液体。降液管抽出斗实际上是加高的降液管, 供汽体分离的停留时间非常有限, 因此在抽出液中可能含汽体, 设计时如不加考虑会引起麻烦。另外, 如果抽出塔盘的漏液严重, 降液管抽出斗的抽出量可能会达不到要求, 特别是在开工时, 如果汽体流量不足难以维持抽出塔盘上足够高的液层时就会出现(见图 1.05.1-1 所示, 这里的“抽出塔盘”是指被抽出液体与汽体相接触的最后一层塔盘, 而不是以抽出斗的位置来定义的, 有些抽出斗设计在抽出塔盘的下层塔盘上)。因此, 防泄漏型抽出塔盘(如泡帽塔盘)更适用于全部液体抽出或大部分液体抽出的情况。如本手册第 1.06 节所述, 降液管抽出斗抽出的液体一般输送到重沸器。

液体抽出采用烟囱板可以提供较长的汽体停留时间, 因此可以抽出相对较纯的液体(含汽率极低)。同时, 它还能提供缓冲空间以稳定塔的控制。通过采用垫片或密封焊, 烟囱板可以做到无泄漏。采用烟囱板的缺点是增加了塔的高度和费用。

有些设计人员在中间液体抽出斗设置防涡器, 关于防涡器的内容将在第 4.04 节中讨论。

说明: (1) 结构“A”为首选。

(2) 确定升气管个数的依据是, 在费用合理的前提下尽可能保持良好的汽相分布。升气管可以是圆形的, 也可以是矩形的。

(3) 如果降液管中液体大量充气, 超过降液管液封, 就会发生降液管液泛。

(4) 集液槽增加了抽出液体的压头, 但不会增加塔盘上液体的重量。

(5) 如果需要尽量减小泄漏量, 应考虑采用密封焊。

(6) 升气管面积之和一般占全塔截面积的 15%~25%。

(7) 升气管顶部与帽罩之间的环隙面积应该等于或大于升气管截面积的 1.25 倍。

(8) 由所需停留时间来确定溢流堰的高度。

降液管抽出斗

部分抽出

图 1.05.1-1 给出了侧降液管部分液体抽出斗的几种结构形式，其中“A”型结构最常用，它是靠抽出斗的溢流来实现降液管密封。抽出斗一般采用完整的弓形受液盘，与降液管等宽。而“A1”结构则不同，如图所示。它将抽出斗安置在受液盘下，可以在管口上获得附加压头，而且这种结构占用塔自由截面积较小。抽出斗通常是一个立方体，比管口直径稍大。一般抽出液体量较少时，使用小于弓形受液盘的抽出斗。“A”型和“A1”型结构的缺点是：如果降液管液层太低，降液管可能会失去液封。当抽出量过高时，都有可能发生塔盘或抽出斗泄漏以及处于不稳定操作状态。

有几种结构则不是采取抽出斗溢流的方式来保持降液管的液封，例如，图中“B”型结构把降液管延伸至抽出斗，但是当抽出斗中的液体被全部抽干时这种结构也无法维持液封；“C”型结构也同样将降液管延伸至抽出斗，并将抽出管口设置在抽出斗上，可望进一步改进降液管的密封性，为了达到这一目的，抽出斗底部必须高于降液管受液盘，其高度差等于抽出塔板的压力降(允许降液管中的液相夹带一些汽体)。相比较而言，“B”型和“C”型结构都较易于堵塞，其中“C”型结构对板间距的要求更高一些。

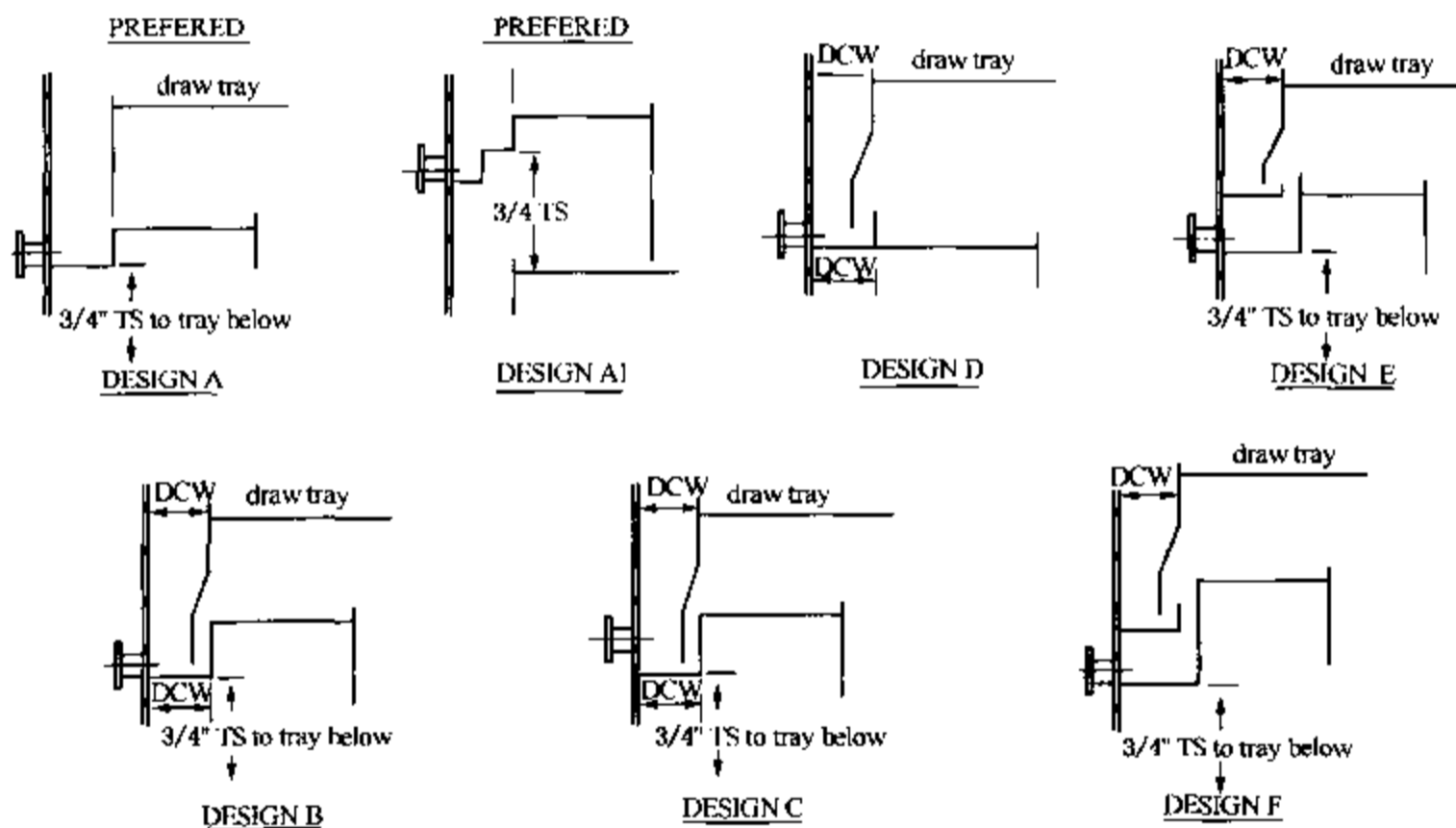


图 1.05.1-1 降液管抽出斗 - 侧面降液管的部分液体抽出

“D”型结构类似于“B”型结构，由于设有入口堰，降液管持液量增加，所以需要增加板间距。对于筛孔塔盘，该结构还需要较长的人口安定区，以消除塔盘入口附近筛孔泄漏的影响。

“E”型和“F”型的双重受液盘结构可以提供更为可靠的降液管液封，同时，这种结构也可以改善抽出液体的脱气状况。但是，塔盘鼓泡区面积的损失是一个潜在的缺点。

图 1.05.1-2 给出了中心降液管的部分液体抽出斗结构形式，该结构类似于侧降液管的“A”型结构，与侧降液管“B”-“F”型抽出斗相似的结构也同样适用于中心降液管。

对于双溢流塔盘，从中心降液管抽出优于从侧线降液管抽出，这样抽出管线的结构较为

简单。对三溢流塔盘来说，不推荐设置部分抽出斗，因为该抽出系统要求两个降液管抽出斗的溢流速率相同，设计起来非常困难。对于四溢流塔盘，建议从带有二个偏心降液管的塔盘抽出，因为另一处塔盘的情况类似三溢流塔盘，抽出系统设计比较困难。

全部抽出

应该知道不可能从降液管抽出斗抽出所有液体，因为即便是使用防泄漏型塔盘也还存在一些泄漏。有些结构在抽出斗中设有泪孔，以便在停工时能排出所有液体。在很多情况下，可以将泄漏量很小的抽出认为是“全部”抽出。如果需要绝对的全部抽出，则必须采用密封焊接的烟囱板或内封头。这种结构的典型例子是多用途塔(例如吸收解吸塔)，在该塔中，从抽出塔盘下面抽出的液体与从抽出塔盘上面进入的液体物料是不同的。

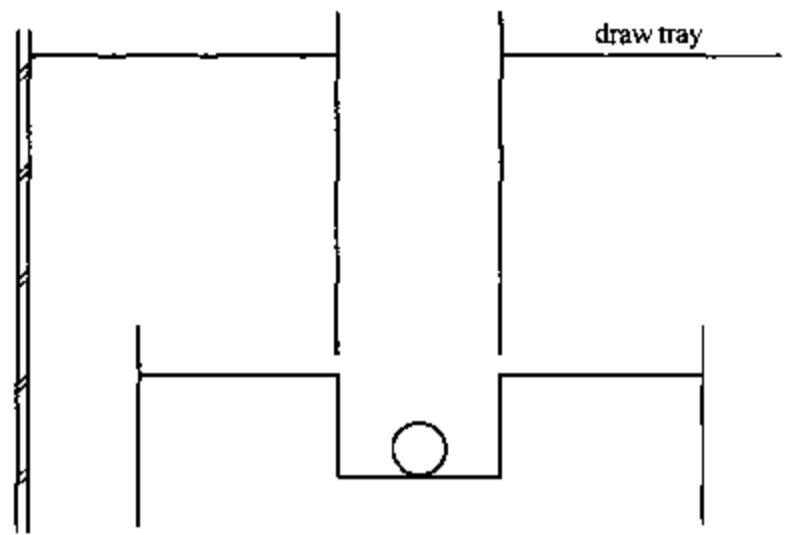


图 1.05.1-2 降液管抽出斗 - 中心降液管的部分液体抽出

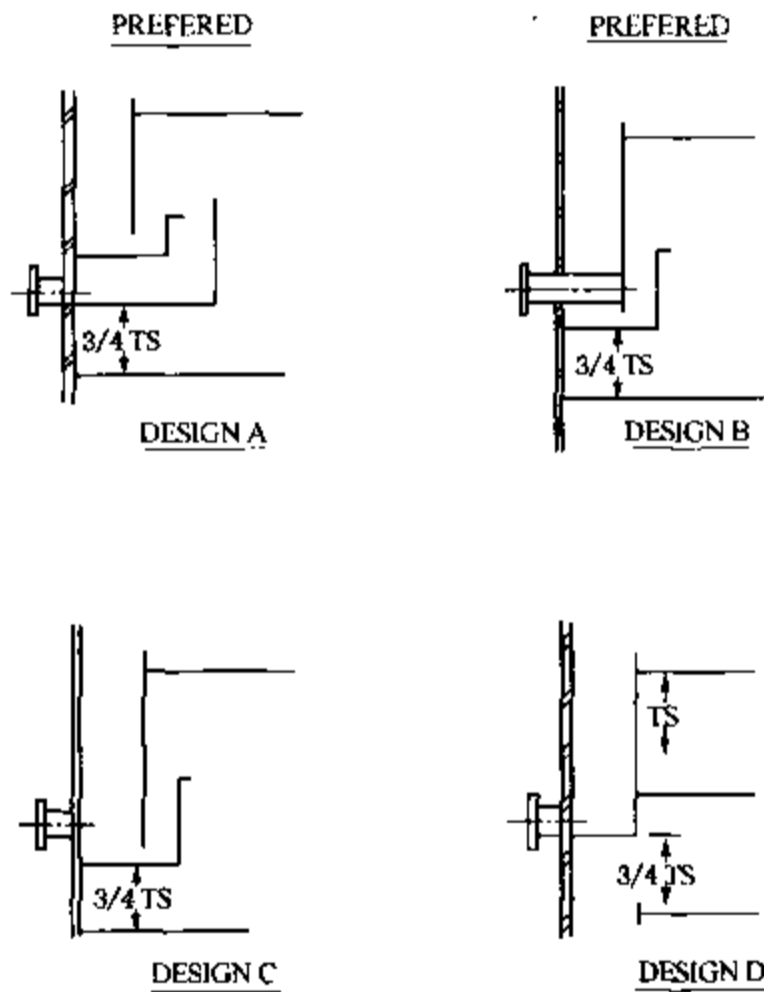


图 1.05.1-3 降液管抽出斗 - 侧降液管的全部液体抽出

图 1.05.1-3 给出了几种侧降液管全部抽出的结构。如果抽出速率受到限制，提供具有溢流措施的抽出斗是维持正常操作的好办法，溢流抽出斗必须采取液封结构。通常，“A”型和“B”型结构为首选。这里的“C”型结构与部分抽出的“C”型结构类似，该结构需要设置液体缓冲槽以提供降液管液封。在有些情况下，采用缓冲槽可能容易导致结垢或固体沉积。“D”型结构最简单，且不象其他结构对塔高要求那么苛刻，但是它不具备溢流结构。如果由于受抽出速率所限，液体积累在抽出板上，或者从塔釜排出塔内充满的液体时，都将容易引起塔盘损坏。

图 1.05.1-4 示出了中心降液管全部抽出斗的两种结构。通常，因为有溢流结构，“A”型结构为首选；“B”型结构类似于侧降液管的“D”型结构。

对于双溢流塔盘，建议在中心降液管设置抽出斗，而不是从侧降液管抽出，这样抽出管线的结构较为简单。同样，对四

溢流塔盘，推荐在带有两个偏心降液管的塔盘设置抽出斗。

如果管线设计能够确保流体优先输送到泵，可以直接从液体抽出斗将一部分液体用泵输送。但是，从全部液体抽出斗抽出的液体中通常只有一部分直接用泵输送，而不是全部液体，因为全部用泵输送会使液体在降液管内的停留时间过短，而且操作不易控制，

会造成抽出斗液体抽干或损坏泵(气蚀)。尽管如此,有些设计者选用“A”型结构抽出斗,通过扩大抽出斗、增加液位控制器,已成功地用泵输送了全部抽出液。

烟囱板

图 1.05.1-5 示出了几种烟囱板的结构。如果用作部分液体抽出斗,烟囱板上的液体通过溢流结构,沿降液管或向下流动管道进入下层塔盘。而全部液体抽出塔盘通常不要求设置溢流装置,只是在抽出速率受限的情况下使用溢流结构效果较好。溢流进入升气管,容易导致雾沫夹带和提前液泛。溢流降液管应该具有液封作用,可以防止汽相短路。

使用抽出斗比从烟囱板上平接出一个抽出管口要好,因为这样可以在抽出管口上增加一个压头,而不需增加升气管高度。抽出斗侧视图见图 1.05.1-5,中心抽出斗常用于大直径塔。

设计烟囱板上方塔盘的降液管时一定要特别注意,如果象“A”型和“B”型结构那样采用受液盘,液体从盘上落下时可能会在烟囱板上形成喷溅和泡沫;所以应该尽量减少液体的降落以减少这些影响。而在“C”型结构中将降液管延伸至塔盘,容易导致降液管液泛,这是由于降液管内的液体与塔盘上的液体相比汽含率较高,在相同的静压下,降液管内的液层比塔盘上的要高得多。

确定升气管的数量和排列方式的依据应该在费用合理的基础上保证良好的汽相分布。升气管可以是圆形的,也可以是矩形的,矩形升气管制造起来相对比较便宜。在板式塔中,全部升气管的面积之和通常是塔截面积的 15%~25%。升气管顶部和帽罩之间的环隙面积应该等于或大于升气管截面积的 1.25 倍,帽罩和上层塔盘之间的最小间距推荐值是 18 in (450mm)。

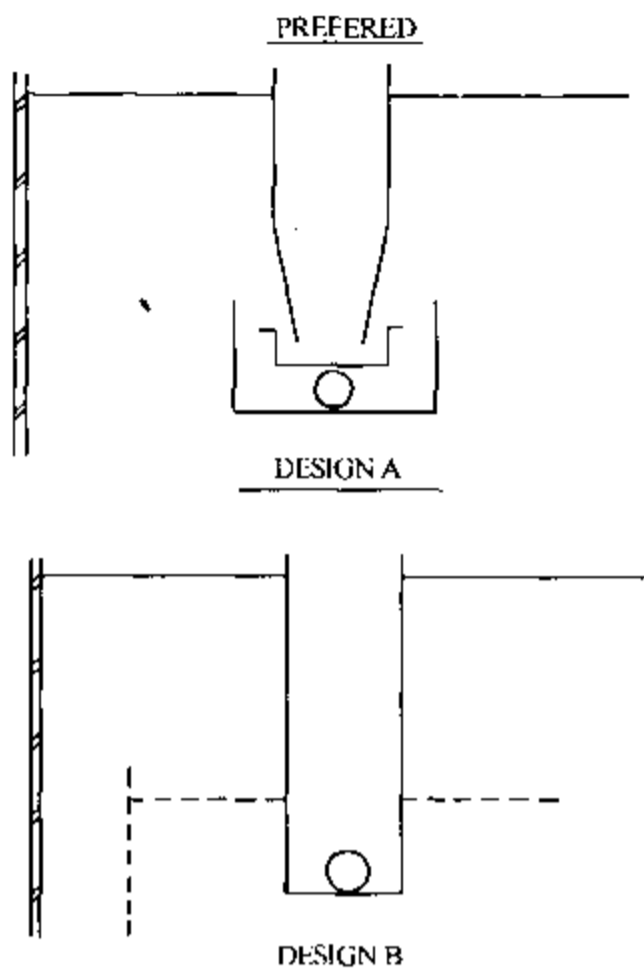


图 1.05.1-4 降液管抽出斗-中心降液管的全部液体抽出

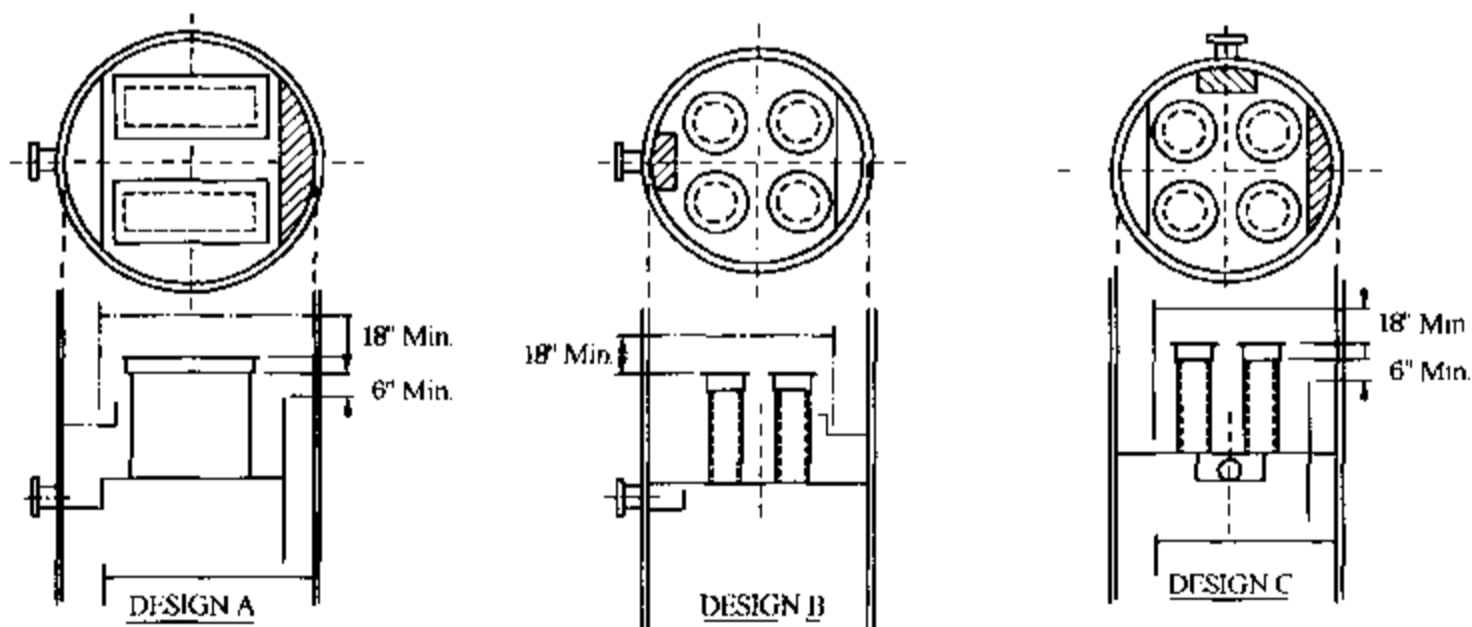


图 1.05.1-5 烟囱板的液体抽出

抽出管口设计

部分抽出

从降液管抽出斗或烟囱板抽出部分液体时，液位应该高于抽出管口，使得抽出管中充满液体。抽出的液体一般处于泡点状态，在保守的设计方法中要求抽出管线内部的每一点压力都要大于抽出斗压力，以免发生闪蒸和脱气现象。因此，抽出管线向下拐弯处(图 1.5-6 中的 P_1 处)的尺寸成为管口设计的控制尺寸。

根据能量守恒要求：

$$\frac{P_0 - P_1}{\rho} + \frac{V_0^2 - V_1^2}{2g} + \frac{Z_0 - Z_1}{g} - E = 0 \quad (1.05.1 - 1)$$

其中，能量损失(E)包括在管线入口处发生突然收缩引起的局部损失和抽出管线内的摩擦损失。收缩损失按速度头的一半来计算。因为 $P_1 = P_0$ ，所以假设 $V_0 = 0$ 时，管中心所需的最小压头为：

$$h = \frac{1.5(V_1)^2}{2g} + \Delta P_1 \quad (1.05.1 - 2)$$

当抽出管口中心上可用的压头大于所需压头时，才能保证正常操作。可获得的压头和所需压头可以用清液层高度来进行比较。对于图 1.05.1-1 中“1A”型至“1C”型的降液管抽出斗结构，可用的压头等于降液管持液量加上抽出斗中的液压头。其中，降液管持液量通常由清液层高度计算得到。由于抽出液体中带气，根据充气液体流率(清液体流率除以充气系数)计算所需压头，计算的压头乘以充气系数得到清液压头，所以抽出斗高度乘以充气系数才能得到清液层高度，常用的充气系数为 0.4~0.5。

对于“1E”型和“1F”型结构，可用的压头指的是抽出斗中的液压头。

对于烟囱板，可获得的压头是根据溢流堰的高度来设定的。通常，烟囱板可以为汽液分离提供足够的停留时间，沿着整个液层高度存在一个明显的密度梯度，在抽出管处基本上得到的是清液，富含泡沫的液体沿溢流堰溢出。对可用的压头和所需压头进行比较时，应该考虑这个变化。

全部抽出

在有些情况下，从降液管抽出斗将液体全部抽出会影响流动稳定性，因为液体从垂直抽出管降落时容易产生虹吸现象，使受液盘内的液面下降，造成压力降低，周围汽体来补充，因而导致湍流流动。一般来说，只需将管线设计成流体为重力自流、自动排气的形式，这种湍流流动是可以控制的。试验结果表明，当下式成立时，就可保证管内流体处于重力自

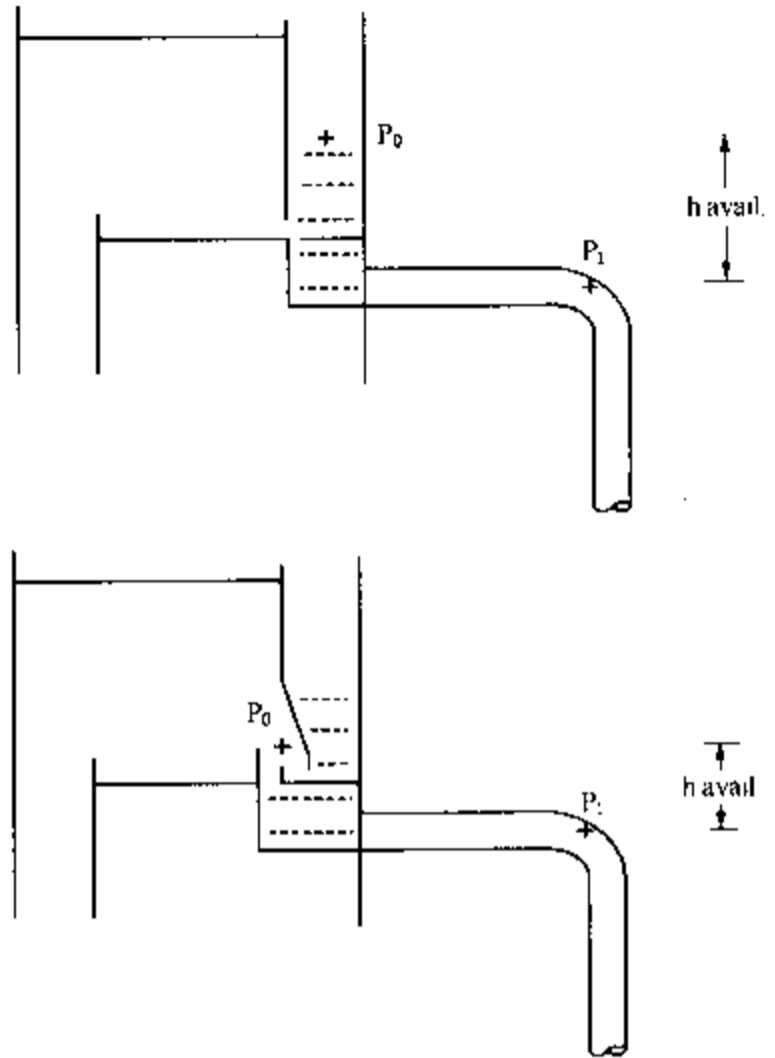


图 1.05.1-6 部分液体抽出的有用的压头

流、自动排气状态⁽⁷⁴⁾：

$$(N_{Fr})_l = \frac{V_l}{\sqrt{gD}} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_g}} \leq 0.31 \quad (1.05.1 - 3)$$

当液相密度远远大于汽相密度时，可以省略 $\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_g}}$ 项，于是得到流体重力自流、自动排气的最小管径方程式：

$$D = 0.0765 Q^{0.4} \quad (1.05.1 - 4)$$

如果将管线出口设计成重力自流、自动排气的形式，管口的人口损失、摩擦损失就会非常小。

烟囱板上全部抽出的管口尺寸主要取决于塔盘上是否有液位控制。如果由外部阀门和液位控制器来控制液位，那么抽出斗就不会被抽干，抽出管口和管线的尺寸就可以确定，即在最低控制液位下，可用的压头能克服部分抽出斗的管线入口损失和摩擦损失。液体带气的允许程度决定了该液位下液体所需的停留时间。如果对烟囱板上不进行液位控制，那么就象上面所说的，抽出液体将会发生不稳定流动，这时应该将抽出管口设计成管内流体重力自流、自动排气的形式。

术语

D = 抽出管内径，ft；

DCW = 降液管宽度；

E = 摩擦损失或压头损失，ft·lb/lbf；

g = 重力加速度，32.17ft/s²；

g_c = 转换因子，32.17ft·lb/lbf·s²；

h = 抽出管口中心线对应的压头，ft；

$(N_{Fr})_l$ = 液体 Froude 数，无因次；

Q = 液体流速，US gpm (热流体，不充气)；

P = 压力，lb_f/ft²；

TS = 板间距，ft；

V = 表观速度，ft/sec；

V' = 清液表观速度，ft/s；

Z = 标高，ft；

Δp_f = 摩擦损失，ft；

ρ_g = 汽体密度，lb/ft³；

ρ_l = 液体密度，lb/ft³。

参 考 文 献

74. Simpson, L. I., "Sizing Piping for Process Plants," Chemical Engineering, June 17, 1968, p. 204.

1.06 板式塔的重沸器回路

引言

一般来说，精馏过程分离混合物所需的大部分热量都是由重沸器提供的。如果提供的热量过多，塔内容易发生液泛；反之，如果提供的热量太少，回流量会降低，影响分离效果（靠近挟点，最小回流条件，译者著），同时塔盘泄漏量增大，板上的操作状况变差。重沸器系统的合理设计应该包括塔外部和塔内部两方面的协调配合，“设计实施”部分也主要集中在这两方面，以确保整个重沸器的正常操作。有很多重要的文献讨论了这些问题。

塔的重沸器回路和塔釜设计可分成几个部分：流体流动系统、换热器类型、液体集液槽和相应的挡板、抽出管线布置和返回管线布置。尽管对塔釜部件的研究一般不如前面对传质部件研究得多，但通常认为塔釜结构至关重要。分馏塔出现的很多问题就是因为塔釜设计的不合理或是重沸器回路设计的不好造成的。把这些原因都归纳在一起，可以作为塔设备出现问题的第二大类原因。为了更好地说明这一点，下面提出设计塔釜和重沸器系统必须遵循的几点要求：

- 提供适宜的重沸器管路水力学性能；
- 适宜的进塔汽、液分离和分布；
- 吸收液体的动量，防止对周围的塔内件造成机械损坏；
- 防止底层塔盘上溢流的液体或受液盘流出液体受重沸器返回到塔釜的流体作用而引起雾沫夹带；
- 在开工和重沸器负荷发生跳跃式变化时，提供足够的液体持液量（保持一定液位）；
- 对下游设备提供足够的液体停留时间和脱气时间；
- 对任何一台塔釜泵提供足够的净正吸入压头（NPSH）；
- 尽量增大重沸器的传质能力（采用分级挡板时，其传质能力接近于一层理论级）；
- 尽量增大重沸器中的温差推动力；
- 可以将进料中的重组分瞬时浓缩；
- 易于将结垢物质从塔釜清理出去；
- 如果生产过程中塔设备操作失常可以安全停车；
- 尽量减少塔设备的总高。

想要设计好重沸器和塔釜结构，需要考虑上述很多因素。现有的文献没有很好地总结怎样优化设计，特别是有关多溢流板式塔的资料不多。本文“设计实施”部分将明确阐述怎样进行设计，并将设计经验扩展到多溢流塔盘。

初步设计工作

设计过程首先是确定设计依据，并选择适合具体应用条件的重沸器类型。“重沸器类型”指的是换热器的类型和循环回路的类型，比如立式热虹吸式、釜式、内置式、卧式强制循环式等。设计步骤如下：

- 进行塔的流程模拟；
- 确定重沸器类型和液体循环方式，选取标准见“重沸器类型的选择标准”及表 1.06-1~表 1.06-2；
- 确定塔釜的结构（比如：一次通过式，恒压头再循环式，等等），选择标准见“塔釜

结构”一节及表 1.06-3;

- 选择施工图设计时的极限热负荷和塔底产品速率。

做完这些工作，设计者将开始进行对塔釜和重沸器循环回路的具体设计工作。

重沸器类型的选择

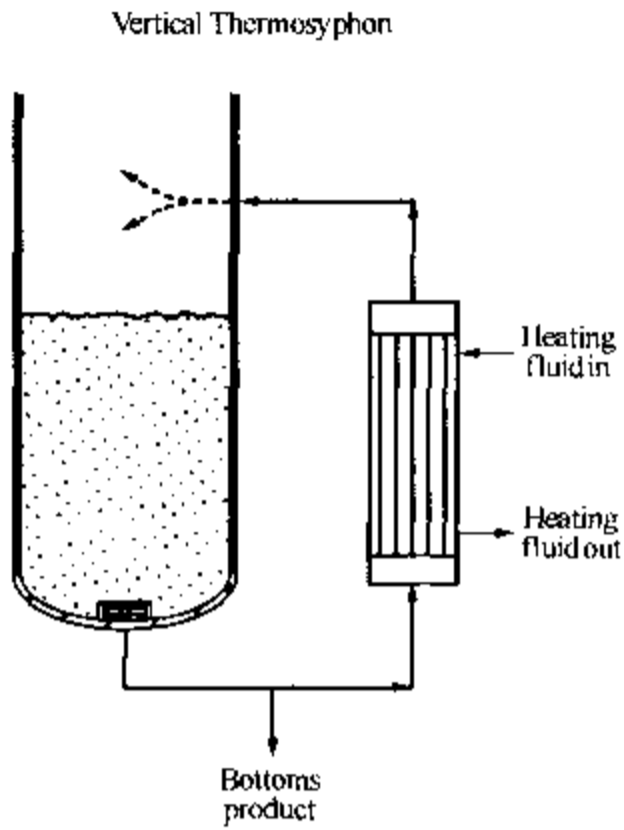


图 1.06-1a 立式热虹吸式重沸器

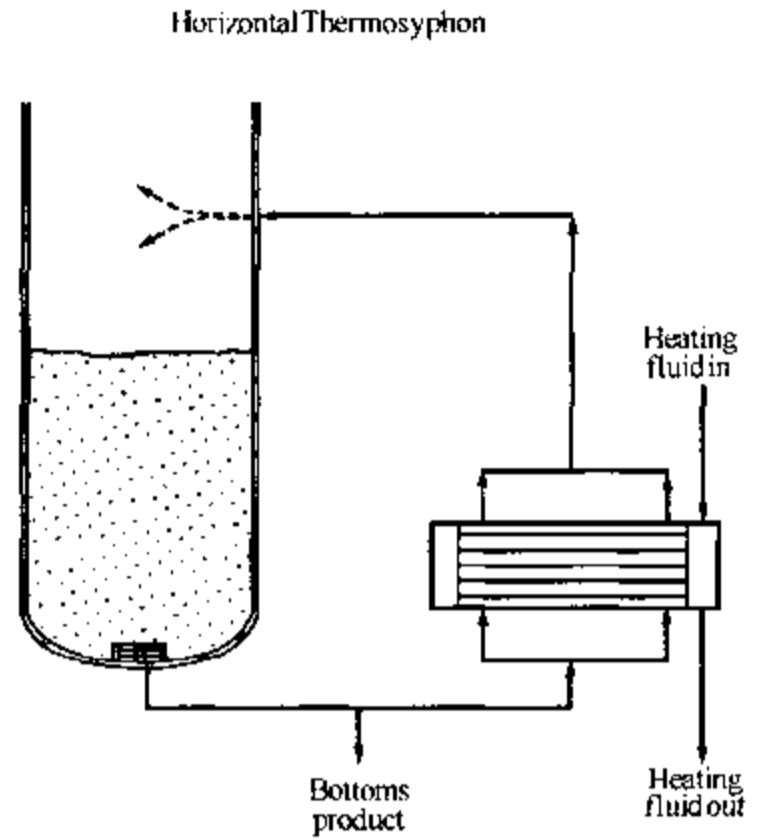


图 1.06-1b 卧式热虹吸式重沸器

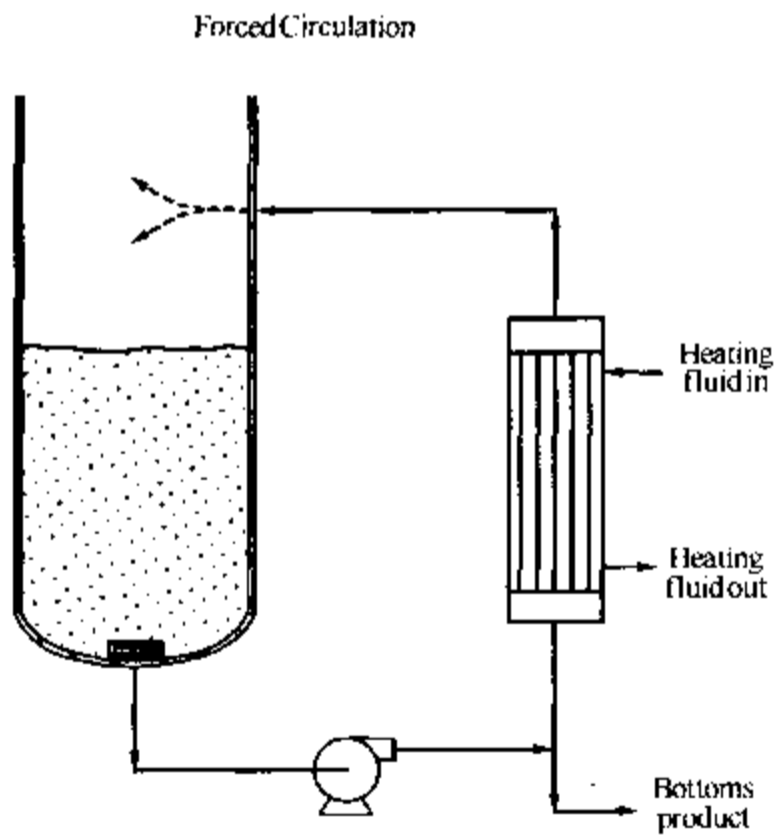


图 1.06-1c 强制循环式重沸器

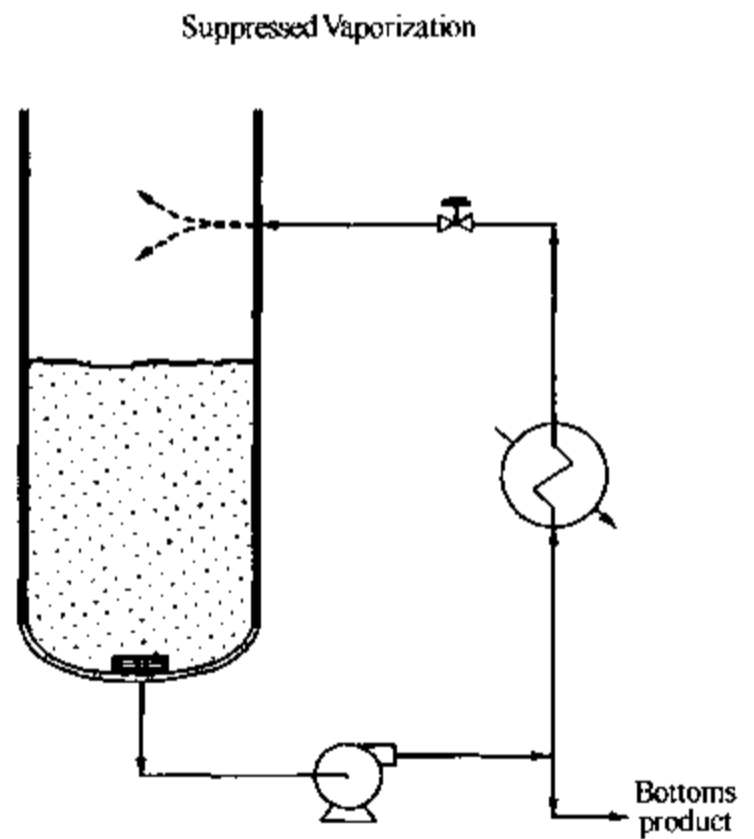


图 1.06-1d 抑制汽化式重沸器

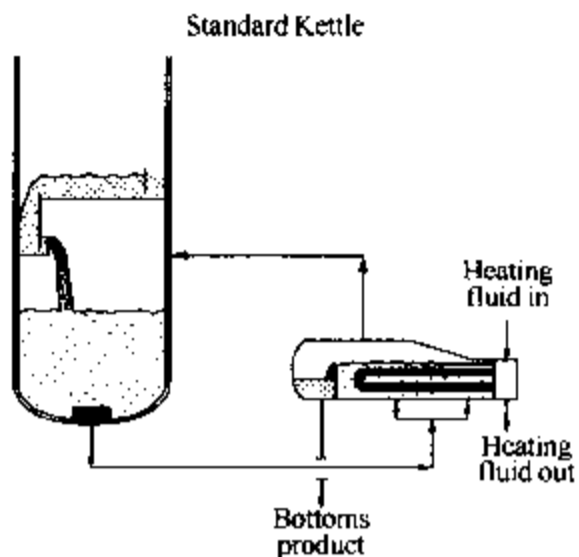


图 1.06-1e 标准釜式重沸器

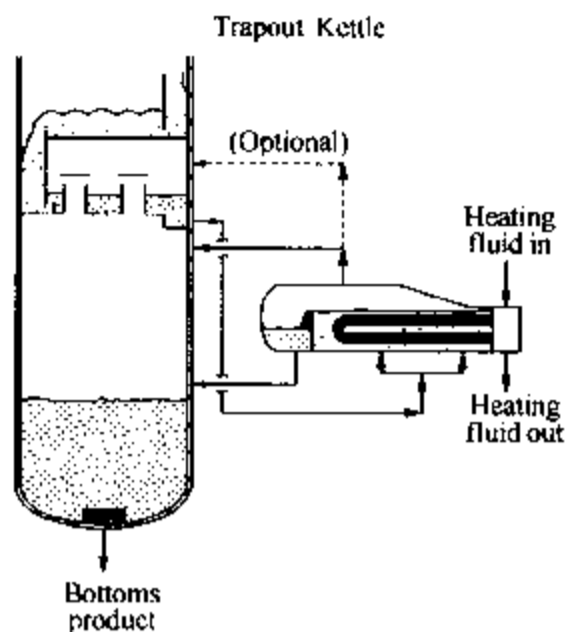


图 1.06-1f 塔板抽出釜式重沸器

(NOT RECOMMENDED)

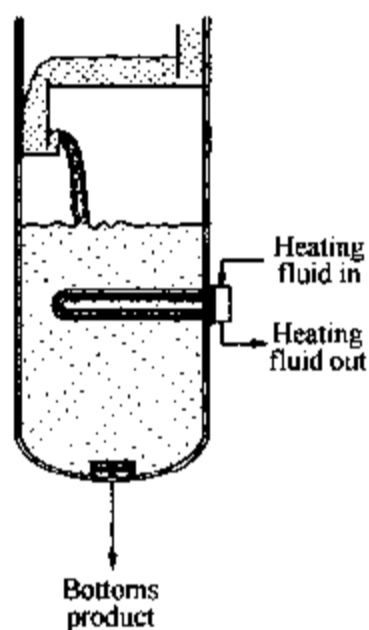


图 1.06-1g 内置式(插入式)重沸器-池形
(不推荐使用)

Internal-Bath Style
(NOT RECOMMENDED)

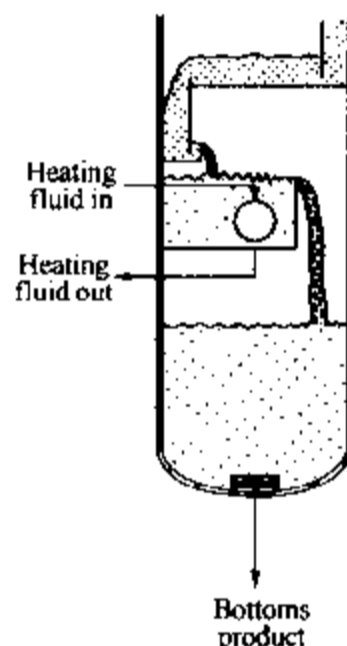


图 1.06-1h 内置式重沸器-槽形
(不推荐使用)

正如上面所提到的，选择重沸器的类型就意味着要确定流体循环的方式(热虹吸式，强制式或自然对流式)以及换热器的类型(立式，卧式，釜式或内置式)。选择重沸器类型要在所有塔釜内构件设计之前确定，因为重沸器类型不同所采用的塔釜内构件也不同。为了对选择过程有所帮助，下面从一般经验到具体问题逐步进行了讨论。图 1.06-1 给出了常用重沸器类型的简单示意图，表 1.06-1 给出了各种重沸器的特性对比。注意这些指标主要是概念性的，在对特定体系进行设计时，需要向精馏专家咨询。

表 1.06-1 重沸器类型的比较(节选自参考文献 3)

| | 立式热虹吸式 (图 1.06-1a) | 卧式热虹吸式 (图 1.06-1b) | 釜式 (图 1.06-1e 和 1f) | 强制循环式 (图 1.06-1e) | 内置式重沸器 (图 1.06-1g 和 1h) |
|---------|-----------------------|-----------------------|------------------------|----------------------|----------------------------|
| 沸腾侧 | 一般管程 | 壳程 | 壳程 | 管程 | 壳程 |
| 传热速率 | 高 | 中等偏高 | 低到中等 | 高 | 低到中等 |
| 需要的占地面积 | 小 | 大 | 大 | 立式:小;卧式:大 | 最小~小 |

续表

| | 立式热虹吸式 (图 1.06-1a) | 卧式热虹吸式 (图 1.06-1b) | 釜式 (图 1.06-1e 和 1f) | 强制循环式 (图 1.06-1e) | 内置式重沸器 (图 1.06-1g 和 1h) |
|---------------------------|-----------------------|-----------------------------------|------------------------------|--|-------------------------------|
| 工艺管路 | 量少、简单设计 | 标准量,两相返回 | 标准量,仅单相返回 | 需要额外的管线, 两相,需要控制 | 无 |
| 是否需要泵 | 否 | 否 | 否 | 是 | 否 |
| 塔裙座高度 (如果塔釜产品 不用泵送) | 有要求 - 要适合 立式换热器 | 有要求 - 驱动热虹 吸式流动(但小 于立式热虹吸式) | 无要求 | 有要求 - 提供重沸 器循环泵的有效正 吸入压头(NPSH) | 无要求 |
| 温差要求 | 高 - 管内壁与 顶部汽相相接触 | 中等 | 低 | 高 | 中等到高 |
| 加热区的停留时间 | 低 | 低 | 高 | 低 | 高 |
| 工艺侧的结垢倾向 | 低 | 中等 | 高 | 非常低 | 中等 |
| 对高粘度液体的 操作性能 | 差 | 差(但好于 立式热虹吸式) | 差 | 好 | 差 |
| 大传热面积 的能力 | 中等;最大接近 4个壳程 | 好,可使用多个 较大的壳程 | 非常好,在单壳 程中采用较大的 换热面积 | 好,如果使用多 个较大的壳程 | 差,除非塔釜放大 采用较大的管束 |
| 检修与清洁 | 较困难,需根据 填充情况 | 相对容易 | 相对容易 | 如果是立式较困 难,需根据填充 情况(如果是卧式 较容易) | 生产时不可能, 而停工期间容易 |
| 不稳定的敏感程度 | 高,但对压头 恒定系统适中 | 高,但对压头 恒定系统适中 | 低 | 低 | 低 |
| 设计数据 | 非常有用 | 有些有用 | 非常有用 | 非常有用 | 非常有用 |
| 设备费用 | 低 | 中等 | 高 | 中等 | 非常低,除非塔釜 放大,采用较大 的管束 |
| 操作费用,不 包括加热介质 | 无 | 无 | 无 | 泵送费用,以及泵 的临时检修费用 | 无 |
| 安全问题 | 一般 | 一般 | 一般;釜式换热器 在突然停工时可以 存放液体 | 泵的密封渗漏问 题,对易燃物/有 毒物很重要 | 法兰渗漏是重要 问题,特别是对 易燃物/有毒物 |

对重沸器选择的总体考虑

一般来说,如果能满足工艺要求,热虹吸式重沸器是首选方案。热虹吸式重沸器是蒸馏系统中应用最普遍的类型。‘热虹吸’这个名词是指利用塔釜内液体与重沸器和返回管线中的混合相流体之间的密度差来驱动重沸器工艺流体的流动;换句话说,就是靠重力形成流动的系统。总的来说,热虹吸式重沸器的优点主要有结构相对紧凑较经济,不需要泵,所提供的传热速度相对较高(对小型换热器),而且在加热区的停留时间相对较短。

当然，热虹吸式重沸器并不适用于所有的条件，以下条件就不推荐使用这种重沸器：

- 高粘度的液体(粘度过高会使流体循环变差)；
- 易结垢物系(可考虑选用带泵系统，流速较高可减少结垢)；
- 获得足够的驱动压头不够经济(可考虑选用釜式重沸器)；
- 操作负荷变化较大或操作弹性较大的情况(可考虑选用带泵系统)；
- 要求具有较高的可靠性(可选用釜式或强制式循环系统)。

有时，在真空系统中使用热虹吸式重沸器比较麻烦，因为汽相体积大，会将管壁上的液体吹开，使换热器的传热速率降低。在设备运行中，液体沸程或循环驱动压头呈周期性变化时更是如此。不过，如果驱动压头保持平稳、汽化曲线数据可靠，水力学模型全面，热虹吸式重沸器在真空系统中也可以用得很好。大多数真空系统中的热虹吸式重沸器倾向于使用立式换热器。

下面讨论高液体粘度的规定。有的文献中⁽¹⁾将 $25\text{cP}(25\text{mPa}\cdot\text{s})$ 作为热虹吸式流动的临界点，而有的文献中⁽²⁾将 $0.5\text{cP}(0.5\text{mPa}\cdot\text{s})$ 作为立式换热器中管程流动的粘度最大值。其他所有的文献都回避了这个问题，只是简单地将“高液体粘度”列为热虹吸式系统的限制因素，这对应用没什么实际价值。对于典型的烃类热虹吸式系统，通过对某些假定的水力学参数进行检查发现，从大约 $3\sim 4\text{cP}(3\sim 4\text{mPa}\cdot\text{s})$ 开始出现明显的流动阻力(见附录 1)，所以建议在这个粘度范围优先选用强制式循环，而不用热虹吸式循环。

一旦热虹吸式重沸器在上述情况下使用受限，那么一般选择釜式或强制循环重沸器。对应用于清洁物系的塔设备，可以考虑使用内置式重沸器。这种重沸器的主要优点是设备投资低，因为节省了换热器外壳、外部管路和塔内挡板费用。不过，内置式重沸器使用也有一些限制，在后面会列出。

对高真空操作下的清洁体系可采用一种特殊的重沸器，即降膜式重沸器(见图 1.06-2)。可以把它看成是介于强制循环与重力循环之间的一种混合类型设备。降膜重沸器是立式的，工艺流体由泵打到管壁顶部，沿管壁内侧向下流动形成一层薄膜。加热后的液体迅速沸腾，产生的汽相在管内向下流动。两种流体在较低的通道汇合，并按仔细设计的方法输送入塔内，一般在塔釜设有专门的通道。降膜重沸器常用于热敏性物质，对粘稠物系、真空物系和宽馏程混合物也适用。抑制汽化的唯一因素是从塔的抽出口到顶部管板压力略微升高，这里不需要克服任何液体压头。重沸器中的液体主体温度基本上不会超过重沸器的出口温度。因此降膜式重沸器使用非常灵活，但是也比较昂贵，不仅要换热器进行特殊设计，还要对强制循环系统进行设计。设计中特别要注意应确保每一管程的进料均匀。

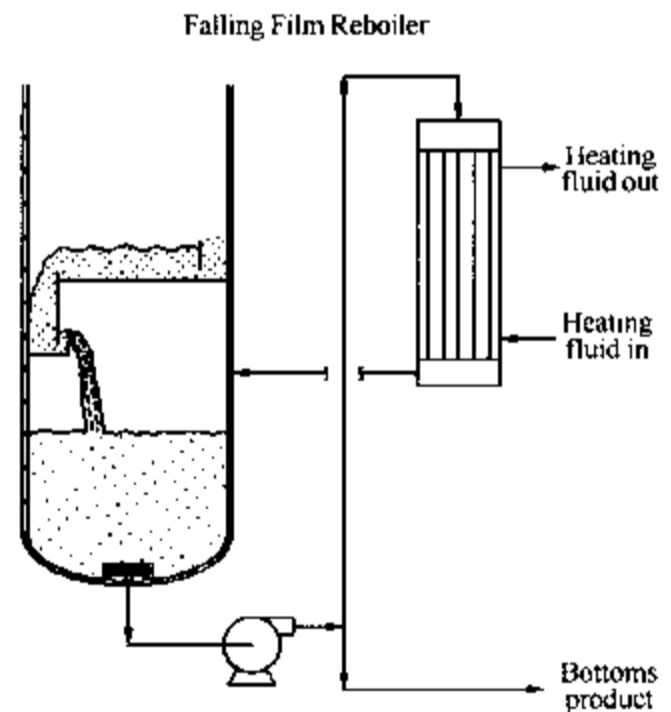


图 1.06-2 降膜式重沸器

如果确定采用热虹吸式重沸器，下一步就要确定流动的类型和换热器类型。流动类型可分为一次通过式和再循环式；换热器类型可分为立式和卧式。

在汽提塔以及其他低沸点物系中一次通过式流动应用的较多，在这种系统中重沸器返塔

汽相的质量流率低于塔釜产品质量流率的40%。再循环式流动一般应用于塔设备的回流速率比产品流率高的情况，比如分馏塔。在后面的“塔釜结构”一节中给出了一次通过式与再循环式重沸器的详细资料。

选择立式或卧式换热器的优、缺点可见表1.06-2。为了补充说明这些，在后面“重沸器选择的工艺考虑”一节中给出了选择换热器类型的其他资料。需要注意的是，已发表的文献对工业生产中立式与卧式换热器用途的解释有些矛盾，这在实际选择时会造成一些混乱^(5,6,7)。对此 Sloley⁽⁸⁾进行了一份特别详细的讨论，认为立式换热器在化工生产中占主导地位，而卧式换热器则在炼油生产中应用很普遍。

表 1.06-2 重沸器的型式比较：立式与卧式

| | 优点 | 缺点 |
|----|-----------------|----------------------------|
| 立式 | 所需占地面积最小 | 换热面积有限 |
| | 返回管路一般较短 | 对塔裙座高度要求较高 |
| | 设备投资相对较少 | 所需温差推动力较高 |
| 卧式 | 对要求换热面积较大的工况较好 | 所需占地面积适中或较大 |
| | 所需温差推动力适中 | 比立式的设备投资高 |
| | 通道出入方便，便于检修 | 返回管路设计必须避免发生块状流(slug flow) |
| | 通常对塔或者裙座的高度要求较低 | |

重沸器选择的工艺考虑

易结垢物系

这里所说的易结垢物系，是指塔釜中容易结垢的工艺流体，而不是指传热介质。对易结垢物系，首选的塔釜结构是采用强制式循环系统，关于这部分内容放在“静置挡板(preferential baffle)”的后面讲述。强制式循环系统(用泵输送)比热虹吸式系统的重沸器循环速度快，有助于保持换热器管子清洁。易结垢流体一般设计在换热器管程流动(主要是立式换热器)，强制式循环系统可分为立式和卧式两种换热器，如果强制式循环系统不适用，还可以考虑立式热虹吸式系统。对易结垢物系应避免使用釜式和内置式重沸器，这是因为物料在加热区的停留时间太长，而且汽化速度太快。

真空系统

因为热虹吸式重沸器中的汽相体积较大，会减少液体与换热器的接触面积，从而引起传热效果变差。热虹吸式重沸器在真空系统中应用很好，但必须由有能力的设计者对其水力学特性进行仔细考察。如果对上述换热器中的摩擦损失或静压头预测出现很小的误差，就会对汽化分率和返回流体密度造成很大偏差，使系统不能正常工作。

对低压体系，使用强制式循环系统比较容易设计。在真空体系中，采用强制循环系统的一种方案是使用抑制汽化系统(见图1.6-1d)，该系统中流量控制阀安装在重沸器的下游管线上⁽⁹⁾。换热器内部并不发生汽化(仅对传热敏感)，被加热的液体流经下游减压阀时才会发生闪蒸。在强制循环系统中，抑制汽化的另一种方案是在换热器的返塔管嘴上设孔板。需要注意的是：在真空条件下，当液体经过减压阀或孔板发生闪蒸时，能产生很高的出口速度，使阀或孔板受到侵蚀。鉴于这个原因，一些用户建议使用耐汽蚀的调节阀芯(contoured plug)，有些效果优良的耐汽蚀的调节阀芯可以完全去除抑制汽化体系的影响。此外，流体在入塔管线上通过控制阀或孔板时产生的高流速，会影响塔内流体的分布或造成机械损坏，

需要采用专门的设备来处理这些问题。对于清洁流体，在低压系统下可以考虑选用前面介绍过的降膜式重沸器。

安全性

强制式循环系统要用到泵，常常会涉及泵的密封问题，特别是对易燃或有毒的流体，因此就应该考虑密封渗漏的危害性。热虹吸式系统没有泵的密封问题，而内置式重沸器常采用较大的法兰连接，因为管束较重会形成较大的力矩，如果支撑得不好，法兰就有泄漏的可能，甚至会引起火灾。

易于检修

在停工期间，一般出入口通道(而不是重沸器类型)是影响检修的最重要的因素。不过，重沸器的布管(TEMA)类型对重沸器检修的影响也很大。例如，设计者可以考虑换热器的进口和出口旁路接管，以便于对管子进行检查和清洗时不需要移走外部管线。重沸器的管束也可以设计成便于拆卸的型式，便于进行检查、机械清除或水力清除(10)。选择合适的壳体类型也很重要，这样可以确保流体循环良好，减少结垢，尽量延长生产周期。对换热设备的在线清扫也很必要，这时应该避免使用内置式重沸器。对易结垢的物系，常需设置一台备用换热器，但这对内置式重沸器来说并不现实。

如果工艺流体比加热介质脏，设计时应该考虑让工艺物流走管程；相反，如果加热介质更脏，则应该考虑让加热介质走管程。一般来说，立式换热器的工艺物流走管程，而卧式的工艺物流走壳程，当然这并不是绝对的。对釜式和内置式重沸器，工艺流体通常走壳程。

可靠性

从工艺角度来看，釜式重沸器应该是最可靠的，当然立式热虹吸式重沸器也不错。强制式循环系统比较灵活，但这还要取决于泵的可靠性。从可靠性角度来看，卧式热虹吸式重沸器和内置式重沸器的性能一般。

稳定性

当塔操作发生波动时，重沸器上游管线带有流量控制的强制循环系统，其稳定性是最好的，其次是釜式和内置式重沸器。立式和卧式热虹吸式重沸器对操作波动非常敏感，不过在塔釜中设计一个恒压头挡板可以大大改善其稳定性。

接近温度

对给定加热介质，一次通过式循环再沸器系统给定冷端接近温度，即传热推动力，这是因为进入换热器的工艺流体全部是从底层塔盘抽出的液体，是重沸器最冷的进料。相反，再循环系统具有较高的循环比，因为大部分的进料是从重沸器流出的物料，所以温差推动力最小。当循环比系统受到重沸器接近温度限制时，可以设置一个挡板改善这个情况，即使该挡板不起传质作用。

至于重沸器类型，立式重沸器需要的温差推动力最大，而釜式重沸器需要的最小。强制式循环系统的温差推动力最大，且因为设计的流速可以很高，而不用考虑工艺流体的结垢问题。

所需传热面积

立式重沸器的管长有限(见“立式热虹吸式系统”一节，在“重沸器和塔设备的高度”之后)，并且每个塔的重沸器的壳程不能超过四个⁽¹¹⁾，因此不能提供很大的换热面积。当需要较大的换热面积时，卧式和釜式重沸器是很好的选择。内置式重沸器的传热面积也有限，除非增加塔高或增大塔釜，可以容纳更多更大的管束。

设备费用

内置式重沸器因为可以省去外部的管线和重沸器的外壳，因而设备投资最低，尽管有时为了容纳更大的传热管束，塔釜的高度或塔径需要增大，这一优点则会被抵消。立式热虹吸系统在设备投资上排第二，其返塔管线一般比较短。卧式热虹吸式系统和强制式循环系统的设备费用较为适中。一般来说，釜式重沸器的设备投资最高，这主要是由于重沸器的外壳尺寸和对基础的要求。

操作费用

如果忽略加热公用工程的费用，热虹吸式重沸器没有操作费用，因为它是靠重力产生密度差来驱动流体流动的。强制式循环系统的操作费用要高很多，需要用泵输送，并且还包括相关的泵的检修费用。

所需占地面积

内置式重沸器的占地面积非常小，其次是立式重沸器，也只需要较小的占地面积。卧式重沸器和釜式重沸器需要的占地面积相对较大，特别是对使用可拆卸管束的情况。设置合适的重沸器压头可以有助于减少对占地面积的要求。

对实际重沸器的循环管路和重沸器的设计超出了本文的讨论范围。对于热虹吸式和釜式系统，须根据压力平衡计算重沸器内的流动。流体密度、汽化分率和摩擦损失必须准确，以保证压力平衡中准确的流体驱动力和阻力。Kem⁽¹²⁾对压力平衡计算描述得非常清楚，而且还给出了配管设计标准。此外，Fair⁽¹³⁾全面分析了有关立式、卧式和釜式重沸器的设计关联式。Collins⁽¹⁴⁾ and Orrell⁽¹⁵⁾的文章中也包括了有关卧式和立式重沸器设计的其他内容。

塔釜结构

塔釜为重沸器提供进料并保证物料的停留时间，本节主要讨论各种塔釜结构的相对优缺点。塔釜设计是指塔釜的内部结构特征设计，比如挡板或液体抽出口的结构等。表 1.06-3 对这些内容进行了总结。

表 1.06-3 塔釜结构类型的比较

| 类型 | 主要优点 | 主要缺点 |
|--------------|-------------------------------------|---|
| 由塔盘抽出的一次通过式 | 相当于一块理论板。塔釜液体不与重沸器的换热管重复接触 | 汽化比不超过 40%。与其他类型相比，这种重沸器的出口温度最高，不适用于强制式循环 |
| 由集液箱抽出的一次通过式 | 相当于一块理论板。塔釜液体不与重沸器的换热管重复接触。适用于强制式循环 | 烟囱板：塔盘上的有效区较小 隔离挡板：可以减少塔釜产品的停留时间 |
| 静置挡板 | 最适合强制式循环系统。汽化比不受限制，尽管在高汽化比时不需要该挡板 | 只相当于一块理论板的一部分。对于热虹吸式系统，操作扰动会影响重沸器内的流动，增大操作的不稳定性 |
| 恒压头 | 在操作发生波动时，热虹吸式系统流动稳定。汽化比不受限制 | 只相当于一块理论板的一部分。恒压头集液室必须严防渗漏。重沸器的结垢倾向加剧 |
| 标准釜式 | 只有汽相返回管线，塔釜结构简单。相当于一块理论板 | 成本较高。塔釜物料在加热区的停留时间较长。要求提供准确的重沸器高度 |

| 类 型 | 主要优点 | 主要缺点 |
|-------|---------------------|--|
| 抽出釜式 | 产品的停留时间比标准釜式长 | 产品在最高温度下的停留时间比标准釜式的长, 重沸器的高度也更高些 |
| 无挡板 | 结构简单, 成本较低。用于高汽化比较好 | 对再循环系统, 分离效率最低。对热虹吸式系统, 操作扰动会影响重沸器的流动, 增大操作的不稳定性 |
| 内置式池式 | 成本较低 | 在操作中进行清洁几乎不可能。很难通过塔釜液面进入塔釜。塔釜物料在加热区的停留时间较长 |
| 内置式槽式 | 成本较低。接近于一块理论板 | 在操作中进行清洁几乎不可能。与一次通过式相似, 汽化比受到限制。塔釜物料在加热区的停留时间较长 |

流动分类

在详细描述塔釜结构之前, 可以把与塔釜结构相关的主要流动类型分成两类, 即一次通过式系统和再循环式系统, 前者离开底层塔盘的液体只通过重沸器一次, 重沸器流出的液体作为产品, 与底层塔盘液体分开; 而后者允许一部分重沸器流出的液体重新再与重沸器进料混合, 这样使一些液体可以两次甚至多次通过重沸器。这两种流动类型的主要区别是: 一次通过式系统的传质能力接近于一块理论板(最大限度), 而其汽化比受重沸器中最大汽化速率的限制; 相反, 再循环式系统的传质能力达不到一块理论板, 但其汽化比不受限制。

因为离开底层塔盘的液体对重沸器进料来说可能是最冷的液体, 所以一次通过式系统的重沸器沿程温度也是最低的。这对受热易聚合或易结垢的物料很适用, 因为这样可以避免物料与重沸器换热管多次接触。

无挡板的塔釜结构

无挡板塔釜结构是最常见的, 常与下列几种重沸器类型结合使用:

1. 一次通过式抽出(收集的液体是重沸器返回的物料, 未与底层塔盘上的液体混合);
2. 釜式重沸器(收集的液体有一定停留时间, 进入和流出重沸器的液体不混合);
3. 再循环式系统(底层塔盘上溢流的液体与重沸器返回的液体相混合)。

前两种情况将在后面的章节里分别进行详细描述, 本节主要讨论第三种情况(即无挡板再循环系统)。

无挡板再循环系统结构简单, 成本较低, 这也是得到广泛应用的主要原因。这种结构与热虹吸式和强制式循环重沸器都可配合使用。图 1.06-1a 至图 1.06-1d 给出了无挡板再循环式系统的简单示意图。

优点: 这种简单结构不需要对挡板进行检查和维护。重沸器出口和产品出口可以合并成一个出口。象所有再循环式系统一样, 对塔内的汽化比没有限制。

缺点: 这种重沸器只是简单地为物料提供热量, 基本上没有传质作用。因此, 该系统对组分分离的效率是最差的。应用热虹吸式系统时, 塔釜液位的波动会影响重沸器的循环速度和负荷, 增大塔设备的不稳定性。为了消除这种影响, 需要提供比其他类型塔釜结构更灵敏的加热流体控制系统。这些控制只是应用于没有翅片或者带有少量翅片的重沸器, 而当循环流速发生变化时, 管外发生泡核沸腾强化传热的重沸器可以提供更稳定

的传热速率。

由塔盘抽出的一次通过式重沸器

该系统包括一个降液管全部液体抽出盘(见第 1.05.1 节), 可以把离开底层塔盘的液体基本上全部抽出, 然后直接送入重沸器。重沸器返回的液体直接送到无挡板的塔釜, 单独作为塔釜产品抽出。塔釜液体不再打循环返回重沸器, 因此称作一次通过式。图 1.06-3 所示为单溢流板式塔和双溢流板式塔的抽出斗结构。单溢流塔盘的抽出斗结构一般比较简单; 多溢流塔盘如双溢流或四溢流塔盘, 最好使用烟囱板(见下面的“一次通过式集液箱”部分)。该系统只能采用热虹吸式流动系统, 因为这种结构不能为泵提供足够的液体停留时间。

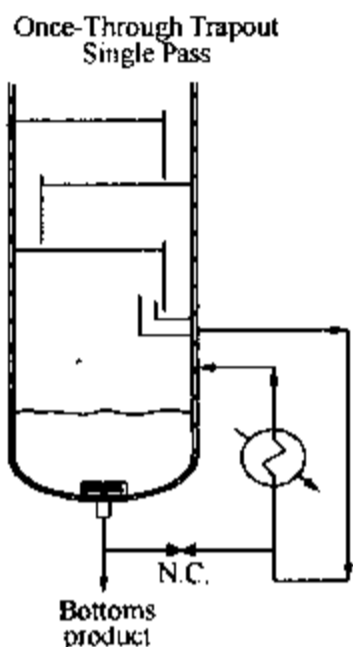


图 1.06-3a 由塔盘抽出的一次通过式(单溢流)

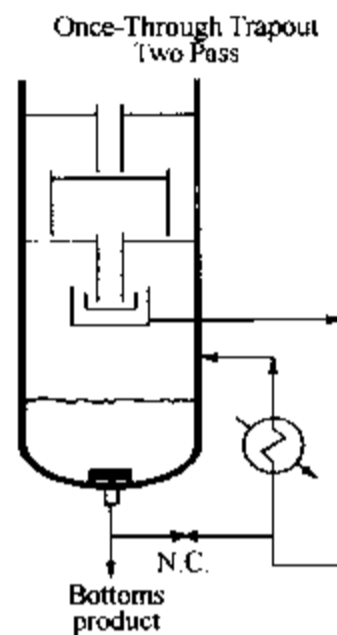


图 1.06-3b 由塔盘抽出的一次通过式(双溢流)

优点: 如果抽出斗无液体渗漏, 其分离能力相当于一块理论板。抽出斗位置越高, 为热虹吸式流动提供的推动力越大。

局限性: 对热虹吸式系统, 重沸器内的汽体流量不能超过塔釜产品流量的 40%, 因为在热虹吸式重沸器中的最大汽化率一般为 30% (质量分率)⁽¹⁶⁾。这就使得一次通过式热虹吸式系统只适用于低汽化比的工况, 比如解吸塔。尽管采用强制流动可以将汽体流量提高到与塔釜产品相同的流量, 但受抽出盘的结构所限, 持液量不足会使泵出现气蚀。因此对强制式流动可采用后文提到的一次通过式集液箱系统。最后要说明的是, 如果在汽体沸腾速度超过塔底产品流量的情况下, 必须使用带静置挡板(见下面内容)的再循环式重沸器来代替。

缺点: 该系统的抽出斗结构必须严防渗漏, 而且采用热虹吸式流动不适用于高粘度体系。

由集液箱抽出的一次通过式重沸器

该系统消除了由塔盘抽出的一次通过式系统固有的持液量低的局限性(见上面内容)。实际上, 该系统是将一次通过式系统与特殊的液体收集装置结合起来, 这样可以消除由塔内操作波动引起的重沸器流量变化。由集液箱抽出的一次通过式适用于热虹吸重沸器和强制循环重沸器。在强制循环流动中, 必须安装液位控制器。与前述由塔盘抽出的一次通过式系统一样, 对热虹吸式流动, 该系统的汽化率被限制在塔底产品流率的 40% (质量分率); 而对强制循环, 其速度与塔底产品速度相同。如果汽化比大于上述要求时, 必须使用再循环式重沸

器，比如带静置挡板的结构(见后面内容)。

图 1.06-4 所示为一次通过式集液箱系统的两种类型：

- 烟囱板集液箱(图 1.06-4a, 1.06-4c 和 1.06-4d)
- 塔釜分区式集液箱(图 1.06-4b)

这两种类型都有各自的优缺点。烟囱板式结构可提供充足的液体停留时间，但这种结构比较高，所以在固定塔高下所能安装的有效塔盘数较少。塔釜式分区结构可以在不减少塔盘数目的条件下增大重沸器的进料量，只需保证挡板另一侧的塔釜产品有足够的停留时间。但塔釜分区式结构比抽出盘结构或烟囱板结构所提供的液体流动推动力要小些，而且必须确保挡板不发生渗漏。

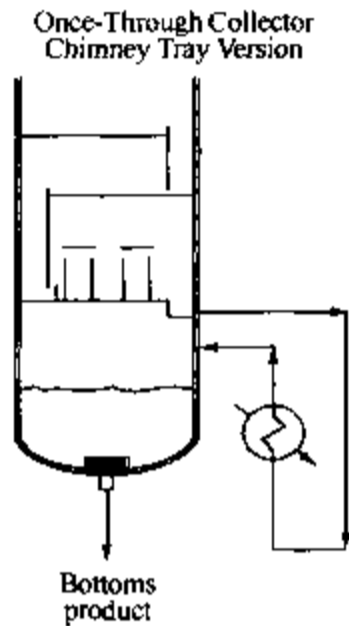


图 1.06-4a 由集液箱抽出的一次通过式(烟囱板式)

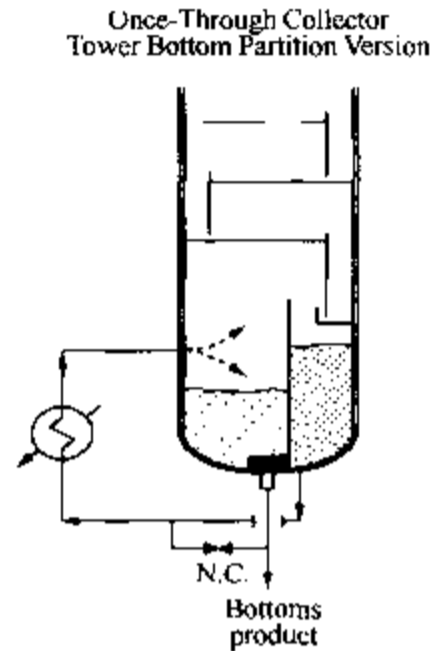


图 1.06-4b 由集液箱抽出的一次通过式(塔釜分区式)

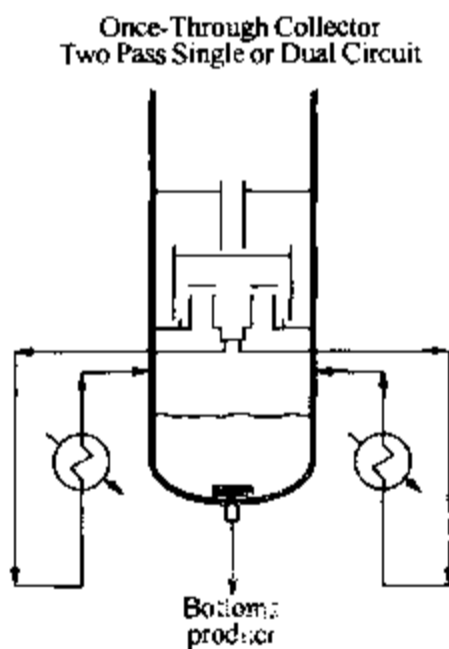


图 1.06-4c 由集液箱抽出的一次通过式(双溢流)

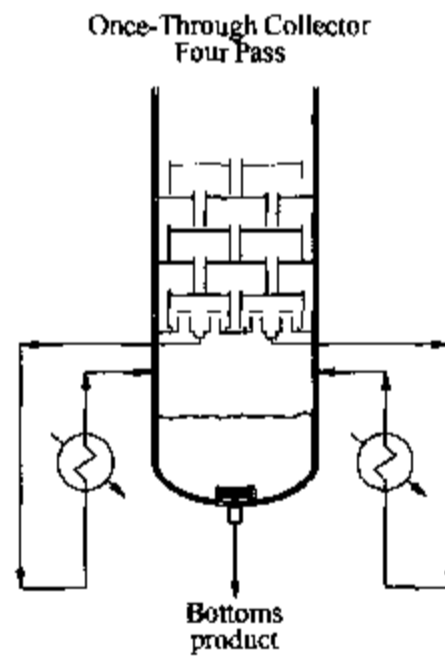


图 1.06-4d 由集液箱抽出的一次通过式(四溢流)

带静置挡板的重沸器

带静置挡板的系统是利用塔底挡板，将来自底层塔盘上的液体与重沸器返回液体分隔开

的再循环系统。挡板上设有开孔，允许一部分重沸器返回液体与来自底层塔盘的液体混合。因此进入重沸器的抽出液中不仅含有来自底层塔盘的液体，而且还含有重沸器返回的再循环液体，用以弥补额外的重沸器流动要求。除了液体流经板上开孔造成的微小液位差别外，挡板两侧的液位基本相同。文献中对静置挡板也有描述，认为静置挡板是板上开大孔的挡板或挡板下方有液体溢流的挡板。该结构对热虹吸式或强制式循环系统都适用。

图 1.06-5 示出了为单溢流与多溢流板式塔中的各种静置挡板结构。在图 1.06-5c 和 1.06-5d 的多溢流塔设备中，底层塔盘与密封受液盘之间的距离应该增加，以弥补由于密封盘堰上溢流槽长度较短引起的降液管持液量增加。需要注意的是，有些用户认为静置挡板系统结构复杂、费用较高，但他们忽视了挡板对操作性能的提高。

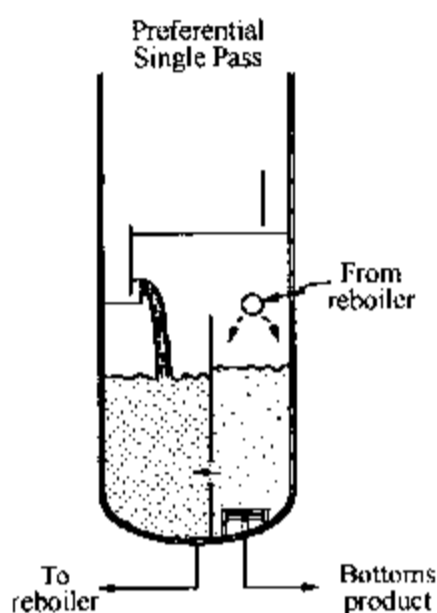


图 1.06-5a 带静置挡板的板式塔(单溢流)

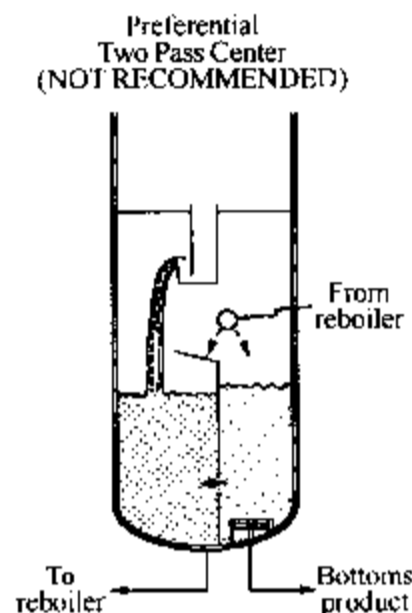


图 1.06-5b 带静置挡板的板式塔
(双溢流，底层塔盘为中间溢流，不推荐使用)

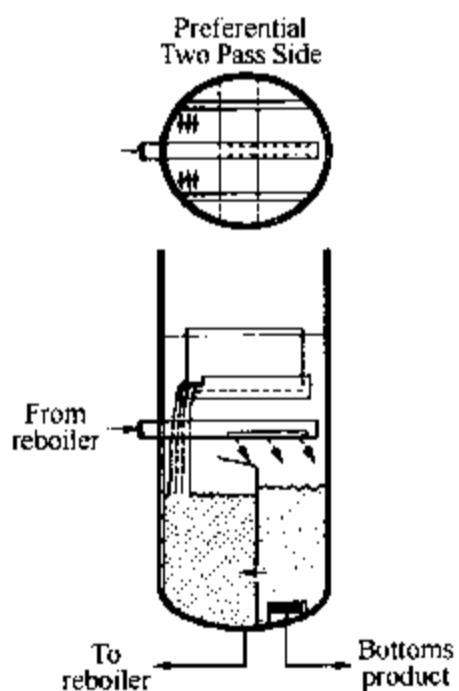


图 1.06-5c 带静置挡板的板式塔
(双溢流，底层塔盘为侧面溢流)

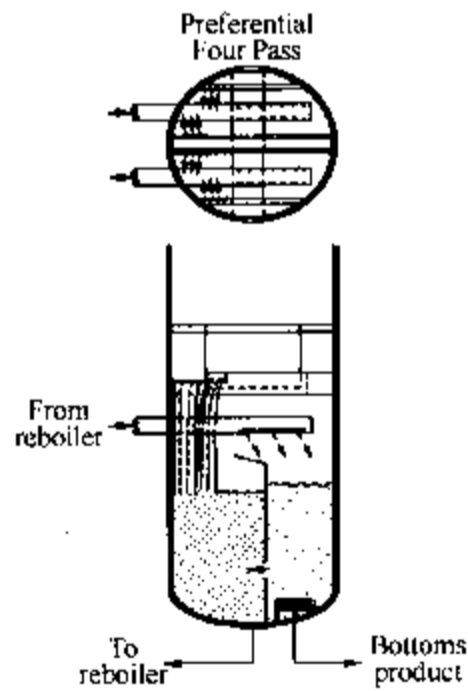


图 1.06-5d 带静置挡板的板式塔
(四溢流，底层塔盘为侧面溢流)

优点：内置挡板不需要考虑液体渗漏问题，比无挡板的分离效果更好，但传质作用达不到一块理论板。与再循环式系统一样，该系统在塔内对回流比没有限制。

局限性：静置挡板系统的重沸器分离能力达不到一个理论级。当塔内回流比增大时，重沸器进料中的循环物料与底层塔盘液体的比例也会增大，重沸器的分离能力会稳步下降。当塔底产品流速与重沸器抽出速度之比降到 20% 以下时(例如：分离沸点相近组分的分馏塔)，静置挡板就不起作用了，可以不用它而采用无挡板塔釜结构。对于这种组分沸点相近的体系，一般在塔内增加一块塔盘要比安装一个底部挡板的分离作用更好些。此外，采用于热虹吸式系统还有一个缺点就是不能处理高粘度液体。

缺点：静置挡板系统的缺点与无挡板结构的缺点类似。对于热虹吸式循环系统，塔釜液位的变化会影响重沸器的循环速度，进而影响重沸器的负荷，这样会造成塔内组成和分离性能的不稳定。塔设备下游条件和操作状况的变化会引起产品量的变化，进而影响装有静置挡板的热虹吸式系统的操作。众所周知，一些优化的热虹吸式系统只在某个特定的液位上工作良好。可以看出，前面提到的这些问题都与对负荷的控制有关，因此静置挡板结构要求对加热介质能进行灵敏的控制。就象前面提到的无挡板塔釜结构一样，对有挡板结构使用换热管外强化泡核沸腾传热的重沸器，可以改善这些控制问题。

恒压头重沸器

该系统是再循环式系统，能够在重沸器抽出口上方保持恒定的液位高度。其中最常用的结构是用隔板将塔釜分隔成产品箱和重沸器抽出口两部分(见图 1.06-6a, 图 1.06-6b, 图 1.06-6d 和图 1.06-6g)。离开底层塔盘的液体直接进入重沸器抽出口，从重沸器返回的液体也是如此。然后，超过重沸器抽出量的液体会沿着挡板溢流到产品箱，液位高度是可调的，通常需要根据下游设备所需流量进行控制。文献中把恒压头分隔挡板也称作溢流式挡板。其他恒压头结构还包括烟囱板和集液箱结构(见图 1.6-6c, 图 1.6-6e 和图 1.6-6f)，其结构是采用一块带溢流堰的塔盘或集液箱，使液体都保存在塔釜贮液池上方的空间。尽管这两种结构的制造费用较低，但一般所能提供的持液量比隔板小。

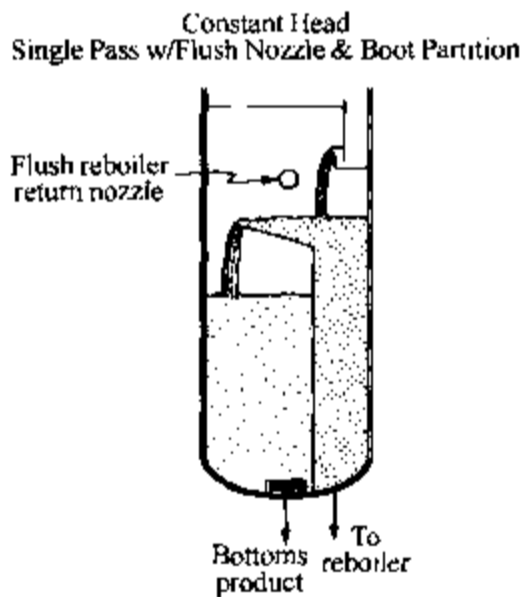


图 1.06-6a 恒压头系统
(单溢流、直冲式进料管和靴式挡板)

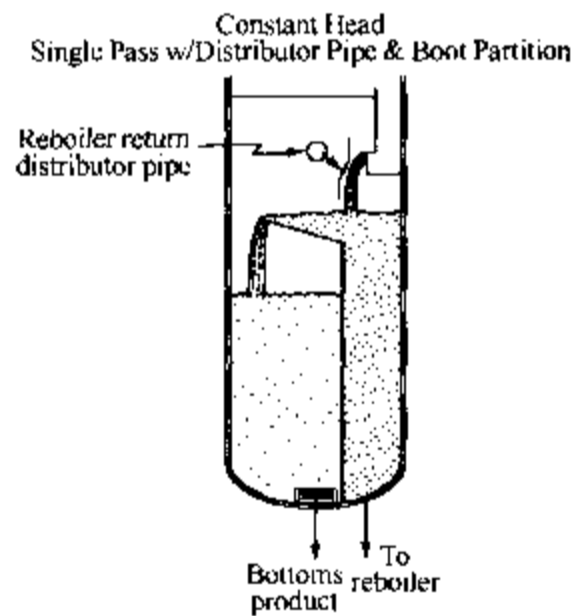


图 1.06-6b 恒压头系统
(单溢流、带分布板的进料管和靴式挡板)

塔釜的结构应该能保证底层塔盘上的液体在转化为产品之前至少流过重沸器一次，这种恒压头结构只适用于热虹吸式循环体系。在多溢流情况下(见图 1.6-6d 和 1.6-6g)，由于密封盘堰上溢流槽较短会引起降液管持液量增加，底层塔盘和密封盘之间的距离应该增大。

优点：产品流速或液位的改变不影响重沸器的循环速度和负荷，因此对塔的下游设备的

操作也不会造成什么影响。与所有再循环系统一样，该系统对塔内回流比没有限制。

局限性：挡板、塔盘或集液箱的渗漏速度必须小于底部产品抽出速度，因此当塔内回流比增大时，对结构的质量要求就更重要了。此外，热虹吸式循环系统不适用于高粘度液体。

缺点：一般恒压头系统比其他结构的塔釜内件更多些，工艺要求更高，并且需要的塔高也比其他结构的高些。因为在恒压头系统中底层塔盘和重沸器返回的液体都直接进入重沸器进料室，因此在重沸器回路中会收集到一些易结垢组分或难挥发组分，所以需要采取措施，能够在重沸器进料管的最低点排出这些物质。

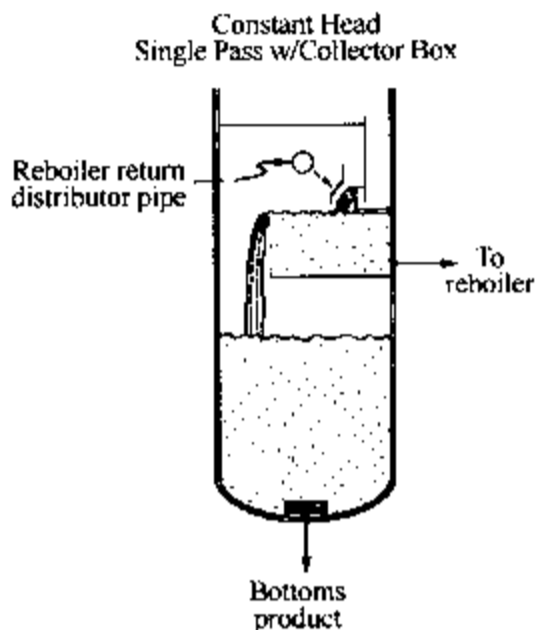


图 1.06-6c 恒压头系统
(单溢流、带分布板的进料管和集液箱)

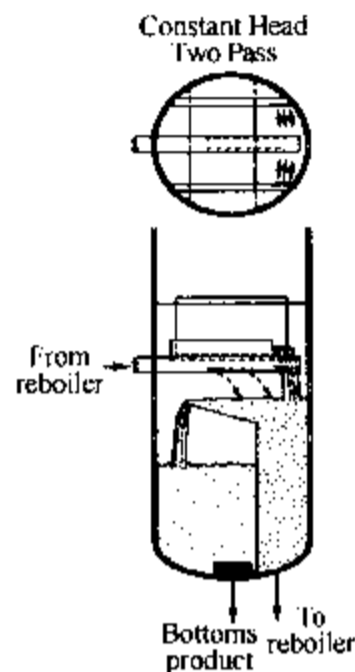


图 1.06-6d 恒压头系统
(双溢流、带靴式挡板)

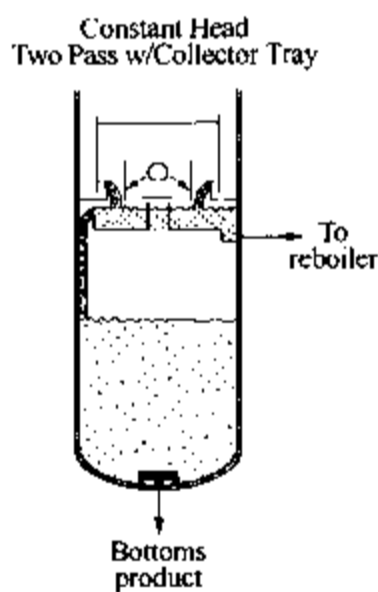


图 1.06-6e 恒压头系统
(双溢流、带集液箱塔盘)

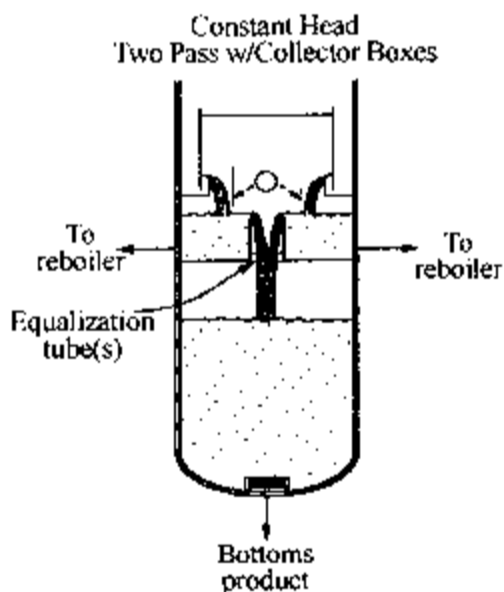


图 1.06-6f 恒压头系统
(双溢流、带集液箱、平均分布管)

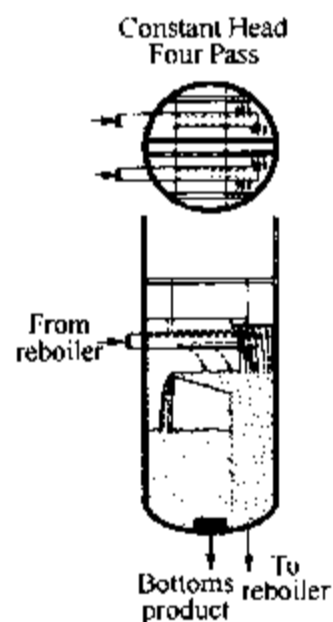


图 1.06-6g 恒压头系统
(四溢流)

釜式重沸器

从工艺角度看，该系统似乎比其他系统更简单一些。离开底层塔盘的液体抽出后直接进入釜式重沸器。釜式重沸器的结构比较特殊，其重沸器管束浸入液体中，管束上方有足够的汽液相分离空间，由于汽相和液相在该空间中分离得很好，所以返回管线中只有汽相。而

且，釜式系统是一次通过式系统，重沸器流出的液体不再打循环，也不与底层塔盘上的液体返混。

釜式重沸器一般都带有溢流堰，这样可在重沸器的壳程内隔离出一个单独的产品室。带有溢流堰的釜式重沸器必须使用可拆卸式管束(U形管束或“S”或“T”形返回式封头(TEMA))。另外，还有一些釜式重沸器结构中没有溢流堰，这种情况下对液面高度需要进行控制，这种重沸器采用固定管板结构(管束不可拆卸)。

釜式重沸器系统有三种类型。第一种是标准釜式结构，应用最普遍(见图 1.6-1e)。其流程是将来自底层塔盘的液体收集，送入带有内堰的釜式重沸器中。由于塔内液位是由釜式重沸器中的堰高控制的，因此塔釜不需要进行液位控制，但是对重沸器底部产品室需要进行液位控制。

第二种釜式系统的结构是利用底层塔盘的抽出盘或烟囱板收集液体，送入有内堰的釜式重沸器中(见图 1.06-1f)。液体从重沸器内堰上溢出后再返回塔釜作为产品排出，以保证有一定的液体停留时间。在这种情况下，需要对塔釜而不是对重沸器的产品室进行液位控制。由于液体必须从重沸器返回塔釜，因此抽出斗结构一般要求塔底段的高度较高，同时釜式重沸器也比其他类型的重沸器要高些。

图 1.06-1f 还表示出了釜式重沸器汽相返回的两种方案：从集液塔盘上方或下方返回。这两种情况下的烟囱板升气管面积和升气管汽速差别很大。当汽相从烟囱板上方返回时，升气管基本上作为排汽口，不需要多大的升气管面积；当汽相从烟囱板下方返回时，升气管面积必须足够大，以便控制塔内的工艺汽速。

第三种釜式系统类型基本上是第一种的变化。釜式重沸器没有内部溢流堰，重沸器的持液量完全通过液位控制。这样不仅会减少重沸器中的结垢沉积，还可以通过控制液位来减少返回管路中的雾沫夹带量。不过，就象下面要提到的内置式重沸器一样，要想判断加热池中的液位高度可能很困难。

本文没有给出多溢流釜式重沸器的结构，因为这些可以从单溢流标准釜式结构(见图 1.06-1e)、双溢流抽出盘结构(见图 1.06-3b)或多溢流集液箱结构(图 1.06-4c 和 1.06-4d)自然的派生出来。

优点：釜式重沸器的分离能力可相当于一块理论板。塔釜不需要设挡板，塔内件设计简化，不需要考虑汽液相分离，也不需要吸收强大的流体动力。并且，釜式重沸器采用可拆卸管束，便于检查和清洁。

局限性：釜式重沸器的液位高度要想处于一个合适的范围内，必须根据塔釜的液位高度来确定。由于釜式重沸器是一次通过式设备，因此重沸器流量要受塔内回流比的控制(见上文中对一次通过式系统的分析)，但这些局限性只是在极端情况下才出现，因为釜式重沸器允许的汽化率一般高达 80%。这就意味着，如果设备非常干净，那么可获得的沸腾汽相量与塔底产品量之比约为 4:1，甚至可以更大。

缺点：釜式重沸器相对来说较昂贵一些。而且在重沸器中，物系在高温下的停留时间较长，因此对热或化学安定性较差的易结垢物质操作性能不好。另外，釜式重沸器看起来比较简单，因此设计不合适的地方通常也比其他类型多。再有，设计时必须特别注意釜式重沸器的压力平衡(见“重沸器类型选择”一节的最末部分)，因为压力平衡决定了液体从塔设备向重沸器的流动以及汽相的返回；而且在釜式重沸器中必须有足够的汽液相分离空间。当系统压力增大时，细致计算釜式重沸器内的雾沫夹带很重要。在较高操作压力下，由于表面张力和

相密度差减小，所以有必要减小需要分离的汽液相流量。

内置式重沸器

内置式重沸器也称作插入式重沸器或插入式加热管束，是指直接插入塔设备壳体内、位于底层塔盘下方的重沸器管束。其结构有两种，一种是管束直接浸没在塔釜液体中(见图 1.6-1g)，另一种是在底层塔盘下方设有集液溢流槽，将管束浸没在溢流槽中(见图 1.6-1h)。对于采用溢流槽的结构，加热时较轻的物质从槽中沸腾而蒸发，而剩下的液体溢流下来作为塔底产品，采用这种结构主要是因为停留时间的缘故。需要注意的是：设计实施委员会一般不推荐使用内置式重沸器，因为在以往的应用中，内置式重沸器造成了许多操作和生产能力方面的问题。

优点：设计合理的槽式内置式重沸器的分离能力接近于一块理论板(与釜式重沸器类似)。并且，因为省去了重沸器的外壳和连接管路，所以内置式重沸器的设备费用较低，而且塔设备的外壳费用增加也不大。

局限性：除非采用多个换热器管束，否则内置式换热器在小直径塔中使用受限，因为随着塔径的增大，管束传热面积增加得不象塔截面积那么快。而采用多个管束又会增加塔高，抵消了其设备费用低的优势。此外，槽式重沸器与一次通过式重沸器相似，对汽化率有一定的限制。

缺点：在操作过程中对重沸器进行清洗几乎是不可能的，换热器检修时塔设备必须停工。与釜式重沸器相似，内置式重沸器对易结垢物系的操作性能也比较差。并且采用内置式重沸器时塔设备高度相应增加，还要采用较大的连接法兰，而法兰连接容易发生泄漏，特别是管束在壳体内没有很好地支撑时。此外，对于塔釜贮液的结构，由于内置式换热器容易使物系产生泡沫，所以对塔釜的液位很难准确估计。测量塔釜液位的装置必须精心地安装在管束下方，以确保汽液两相不会接触到它而引起液位读数偏低。液位读数的误差对塔内真实的泡沫高度产生误导，从而导致重沸器管束上方的塔盘产生过量雾沫夹带，塔内发生液泛。对于使用溢流槽的结构，如果溢流槽设计不合理会产生过多的泡沫和水力学限制，使塔的操作出现瓶颈。

重沸器和塔的安装高度

为了减少塔和基础的设备费用，需要尽量降低全塔的高度。通常先要根据工艺要求进行塔设计(包括重沸器类型和塔釜结构)，然后再选择所需的最小塔裙高度，以满足下面几项所需的压头：

- 重沸器循环所需压头(热虹吸推动力或泵的净正吸入压头 NPSH)；
- 塔釜产品抽出泵的净正吸入压头(NPSH)；
- 如果需要，还包括塔设备或重沸器抽出物料在下游设备中的压头。

为了讨论压头对所需塔裙高度的影响，下文详细地分析了不同类型重沸器的情况。需要注意的是：当确定采用带静置挡板的结构或无挡板的塔釜结构时，重沸器流动计算中采用的液压头应该是以最低允许操作液位为基准(一般称之为 LLL)。而对重沸器循环回路进行热力学和水力学设计时，应该综合考虑以最高和最低操作液位为基准的液压头(即 HLL 和 LLL)的工艺限制，而且为了控制循环流速，重沸器接近管线与出口管线的尺寸也应该按最高操作液位压头(HLL)来进行设计。如果对热虹吸式系统采用恒压头挡板结构时，则要考虑到挡板的重沸器返回流体侧与产品侧的液位是不同的，设计者应该对产品侧采用 LLL 标准进行水力学计算。

立式热虹吸系统

这种类型的重沸器一般安装在塔外，重沸器的高度由所选换热管长度决定。换热管长一般为 6~20 ft(2~6 m)，如果需要较大的传热面积时，可以增加管长⁽¹⁹⁾。需要注意的是：随着塔操作压力的降低，为了将液体静压头降低到最小，需要减小换热器管长(立式换热器中的管长越短，静压头就越小)，由于在较低温度下也可以发生汽化，这样可使对数平均温差(LMTD)达到最大，这在接近常压操作时需要考虑。如果重沸器进料管从下面进料，可能需要增加裙座的高度。

卧式热虹吸式系统

如果采用卧式系统，重沸器管路长度至少要达到满足管路间距、实现检修需要的最小实际距离，如果有必要的话还要考虑冷凝液的抽出距离(这种情况下，连接重沸器管程的出口管通常位于冷凝室之上)。然后，还要对重沸器回路(包括返回管线)进行压力平衡计算，计算给出形成再沸循环流动所需的换热器上方液层高度。

釜式系统

设计合理的釜式系统中，体系流动通常不需要太大的压头，所以裙座高度一般只受塔底泵的净正吸入压头(NPSH)等因素的控制。如果塔内压力足够推动塔底产品进入下游设备，则不需要泵，裙座高度可能会很低。相反，如果塔釜产品排出需要较高的裙座，那么由于釜式溢流堰高度和塔釜液位高度的关系，釜式换热器本身需要安装在一个较高的基础上。这个高度差可以根据釜式系统的压力平衡计算，方法如前所述。

强制式循环系统

强制式循环系统所必需的液压头是以重沸器循环泵的净正吸入压头(NPSH)为基准的。一般来说，为了提供足够的 NPSH，塔釜与筒体的连接线位置需要提高约 15 ft(4.5 m)⁽²⁰⁾。如果使用塔釜产品抽出泵，那么该高度还需要受该泵的 NPSH 控制。

内置式重沸器

安装内置式重沸器会增加塔设备的外壳高度，但不影响塔的裙座高度。

塔釜设计说明

尽管下面这部分内容超出了塔釜设计的范围，但这些内容很有用，可以帮助设计者避免出现设计失误。

底层塔盘设计

对底层塔盘使用一次通过式重沸器时，塔盘设计应尽量减少液体走旁路，比如泄漏，甚至处于严重下限的操作状态下。对这种情况，应避免过大的开孔率或使用浮阀塔盘。另一种办法是在重沸器返回管上方使用烟囱板，捕集上面泄漏的液体。烟囱板对收集和引导三溢流或四溢流塔盘上的液体特别有用。

如果对于一次通过式设计采用集液抽出斗和抽出管，那么抽出斗内的表观设计流速一般选为 1ft/s(0.3m/s)，而抽出管内的流速选为 3ft/s(0.9m/s)⁽²¹⁾。一些设计者还将这种情况下的排出管设计成重力自流的尺寸，这样可以保证汽体不会被夹带进抽出管。

但是，不管采用哪种类型的重沸器，底层塔盘与密封盘之间的间距应该取得比塔上部的板间距要大一些。液封盘与降液管的底隙也应该取得比上部塔盘的大些，以允许有固体沉积。由于重沸器返回路线中可能会存在弹状流(slug flow)或流动不稳定，所以液封盘的堰所提供的液封高度应该比一般塔盘高，以防发生汽体短路。这里有些设计者将液封高度取到 2in(50mm)。

如果塔设备的底层塔盘采用专利塔盘，比如 UOP 公司的 MD 塔盘，那么需要对底层塔盘和塔釜结构进行专门设计。

重沸器返回管路

对于混相返回管路，只能采用垂直管和水平管——不能使用倾斜管，因为这样容易形成弹状流。同时，应该检查重沸器返回管路的垂直部分，以防出现弹状流。用 Lockhart - Martinelli 流动图可以很好地解决这个问题⁽²²⁾。有时，为了消除垂直管路中的节涌，管径要小于入塔管口的推荐尺寸(见下面的重沸器返回管和分布管说明)。在这种情况下，返回管的直径在入塔前需要转变为管口尺寸，具体的讲就是在入塔前的垂直管与水平管的连接处采用一个变径弯头，这样可以代替单独的变径管件和弯头，使变径过程简化。

对于从釜式换热器返回的汽相管线，管线的压力降一般为 0.3psi/(100ft 当量管长)(即 0.07bar/(100m 当量管长))。

管线入口和分布管

入口管及其分布管的尺寸一般是根据最大流速确定的。对于混相物系中使用的直冲式入口管或带有分布管的入口管，其尺寸大小通常按下列公式计算⁽²³⁾：

$$V_{\max} = \sqrt{C/\rho_m}, \text{ft/s 或 m/s} \quad (1.06 - 1)$$

式中 V_{\max} = 最大表观液体流速，ft/s 或 m/s；

C = 设计值为 3000 或最大修正值为 4000，英制；

= 设计值为 4500 或最大修正值为 6000，SI 制；

$$\rho_m = \frac{100}{\frac{\text{汽体质量}\%}{\rho_v} + \frac{\text{汽体质量}\%}{\rho_l}};$$

ρ_v = 汽体密度，lb/ft³ 或 kg/m³；

ρ_l = 液体密度，lb/ft³ 或 kg/m³。

如果在流体入口处使用叶片式汽液相分离装置，可以允许较大的设计气速，而上式中的 C 值应限制在 10000 以内(SI 制为 15000)，以减少腐蚀和振动问题。需要注意的是，有些设计者在进行基础设计时，把 C 值限制在 2000 以内(SI 制为 3000)。

对于从釜式重沸器返回的汽相管线，返塔管线入口的尺寸一般与管路尺寸相匹配(见上文的“重沸器返回管路”部分)。

如果塔内重沸器返回管线入口上方为四溢流塔盘时，应该在塔上设置两个管线入口，以确保对底层塔盘提供良好的汽相分布，而且注意管线入口的开口方向要朝向降液管。但是，如果底层塔盘和管线入口之间有足够的垂直距离，有时也可以使用一个管线入口。如果设计不当，底层塔盘会由于每个流道上通过的汽相分布不均而造成提前液泛。此外，其他的外部设备和管线也应该是对称的。

如果在塔底段采用三溢流塔盘时需要特别注意，因为用简单的一个或两个返回管线入口不能将返回的汽相均匀分配，而且还有使底部液封盘溢流出的液体形成雾沫夹带的危险。这就是为什么结构图中没有包括三溢流塔盘的原因。对三溢流塔盘进行汽体分布(以及收集液体)，最好的方法是采用烟囱板，在烟囱板的升气管中带有开孔板，可以使汽体均匀分布，虽然会增加塔内的压力降，但是重沸器回路的压力降并不增加。

图 1.06 - 7 示出了几种推荐使用的重沸器返回管线入口结构，以及一些不推荐使用的结

构。工业中常用的一种重沸器返回管线入口结构是直冲式管口，其位置与底层塔盘的液封盘堰长方向平行(见图 1.06-6a 和图 1.06-7 中的结构 A)。但管线入口通常与一个槽形或多孔的内置分布管配合使用，特别是对汽液混相物系或多溢流塔盘。

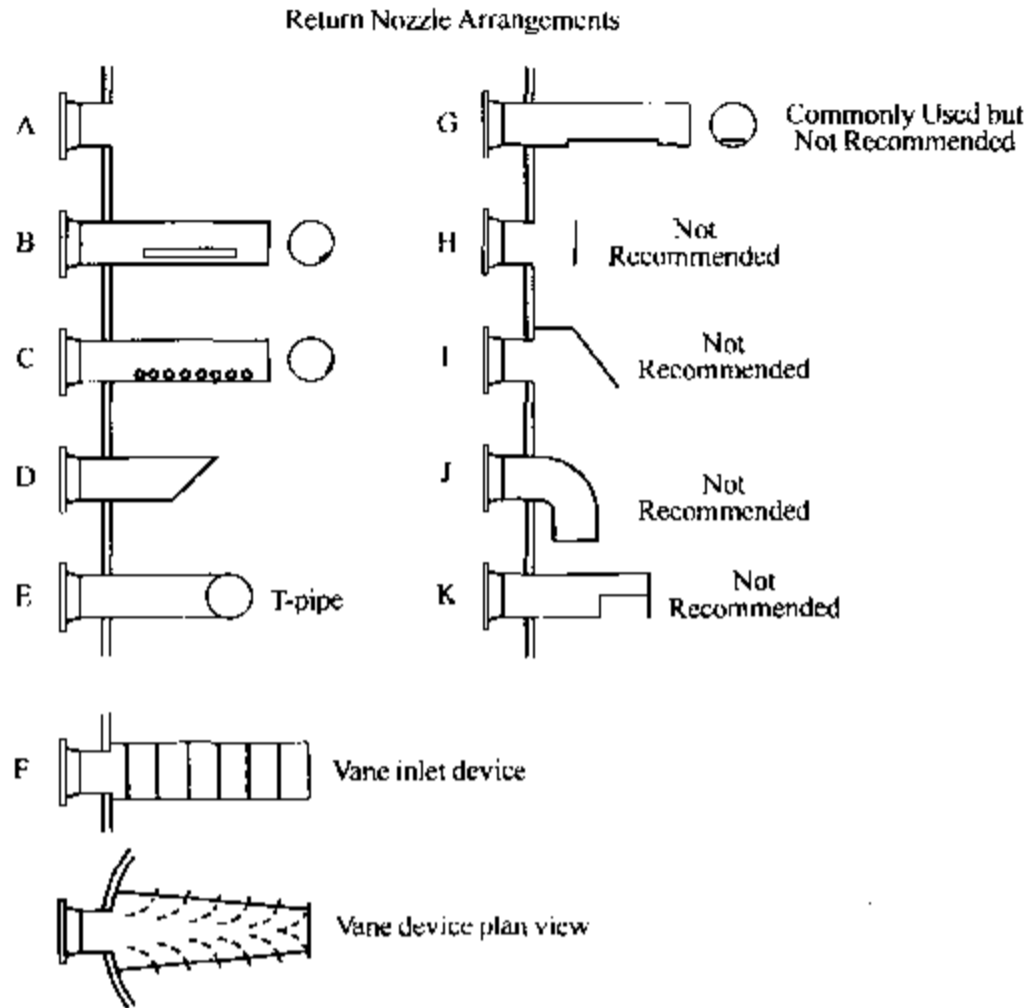


图 1.06-7 返回管口配置

多孔分布管的设计标准可见《F.R.I. 设计手册》第 1.11.5-1 节。需要注意的是：由于使用分布器会增加压力降并影响重沸器的流动，因此 F.R.I. 设计者应该明确在有些情况下需要使用分布器，而对热虹吸式或釜式重沸器应该避免使用任何类型的内置分布器。

当热虹吸式回路的压力降达到临界值时，也可以使用其他入口结构，对从重沸器返回的混合相中的汽相进行分布，而且这些结构的压力降比管式分布器要小。比较典型的有叶片分离器(也称“罩形入口(hooded inlets)”)和切线入口(也称“喇叭形汽相入口(vapor horns)”)。这些结构可以将重沸器返回的小液滴聚合成大液滴从汽相中分离出来，因此可以减少进入底层塔盘汽体中的液含率。

此外，还有一种好办法是将混相流体送入烟囱板，以促进汽液相的分离，并对上层塔盘形成良好的汽体分布。叶片式汽液分离装置通常用于低压力降传质段，该段对汽体分布较为敏感，比如穿流塔盘、填料床层和分流压板。有关叶片式汽液分离装置的设计和操作性能超出了本手册的研究范围，该装置一般由塔盘销售方设计和提供。

对于釜式换热器的汽相返回管线，如果汽相的速度头等于或小于底层塔盘的压力降，则可以使用直冲式管线入口(不设内置分布管)。速度头的定义为 $V^2/2g$ ，其中 V 指的是表观液体流速， g 是重力加速度。因此，一些设计者只有在入口流体的 F 因子低于某个值，比如 15 或 $20\text{PSF}^{1/2}$ (18 或 $24\text{Pa}^{1/2}$) 时，才在底层塔盘下面使用直冲式管线入口。同样，有些设计者不赞成对釜式重沸器返回管线使用多孔分布管，因为这样会增加压力降，影响重沸器的水力

学特性⁽²⁴⁾。

如果确定了重沸器返回管线选择直冲式管线入口，那么为了防止塔壁外壳金属受腐蚀或侵蚀，在某些情况下可能有必要在对面的塔壁上安装一个耐磨金属板。必须使用耐磨金属板的情况包括：

- 流体入口速度较高；
- 腐蚀性物系，如酸性水汽提；
- 强制式循环；
- 返回流体中可能有固体。

重沸器返塔管口与底层塔盘之间的距离不能太近，管口顶部与塔盘之间的距离推荐值如下所示⁽²⁵⁾：

直冲式管口：一个板间距或最小距离为 18in(450mm)

带有分布管的管口：一个板间距或最小距离为 12in(300mm)

叶片式汽液分离装置：与对面塔壁呈 45°角

一些设计者设计的间距可能比上面的推荐值要大些，比如管口顶部与塔盘的距离为 2/3 的板间距。采用流体力学计算，可以对重沸器返回结构进行优化设计。

重沸器返回管线的底部与集液槽最高液位之间的距离至少应该为一个管口直径或最小距离为 12 in(300mm)。图 1.06-8 中标出了所有的关键尺寸。需要注意的是，对易起泡体系应该增加间距。

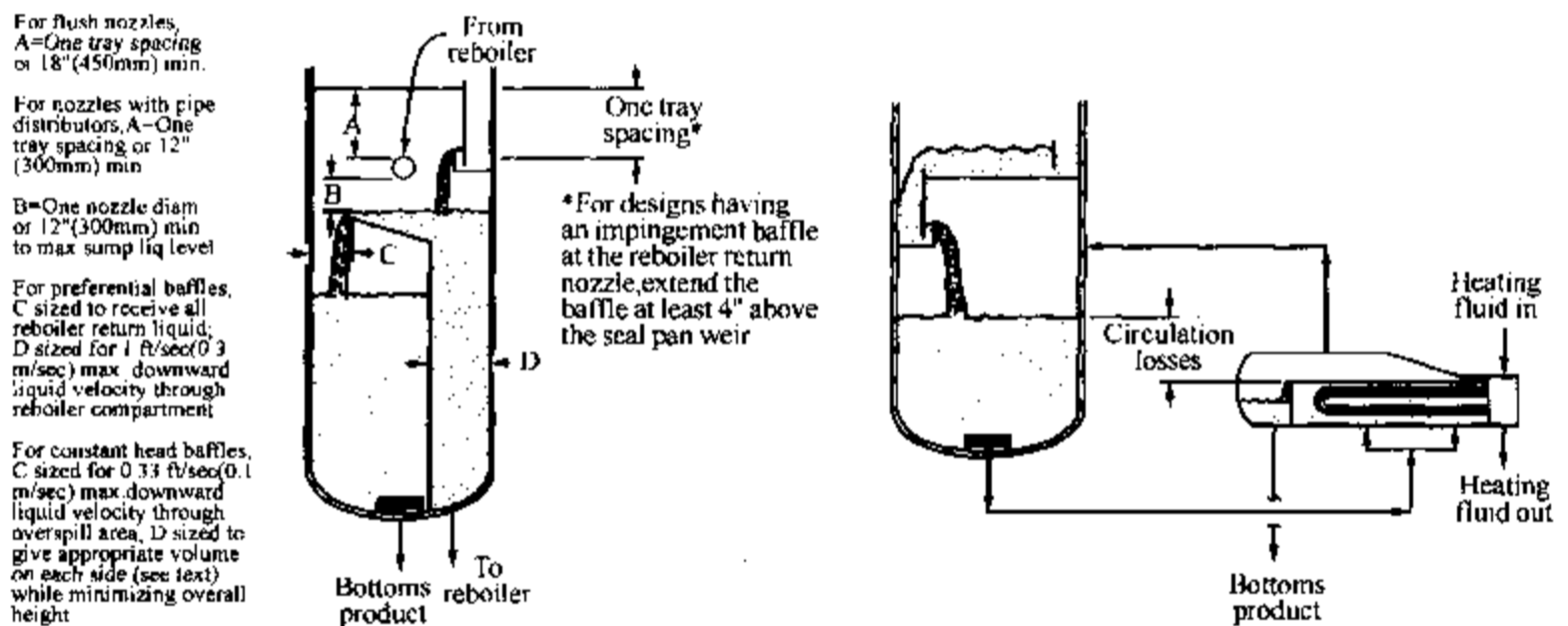


图 1.06-8 塔釜结构的典型尺寸

挡板的布置及详细情况

在塔内设置挡板可以将从底层塔盘流下的液体与重沸器返回的液体分隔开，设置挡板时应该考虑对两边的液体体积进行合理分配，使得整个塔釜的高度为最低，这方面的关键尺寸可以见图 1.06-8。

但是在高压操作条件下 ($> 400\text{psia}/> 2750\text{kPa}$ ，烃类体系)，应该避免在塔釜中使用挡板。采用无挡板的塔釜结构可以增加物料的停留时间，促进汽液相的分离。对脱甲烷塔进行故障诊断时，用伽玛射线扫描证实了这一点，测试过程中发现在带静置挡板的重沸器系统的换热器入口确实是两相混合物而不是清液，而且提供的驱动压头也比预计的低得多。所以在高压下，对重沸器抽出集液槽中的物料应该提供更长的停留时间。

对恒压头系统，塔釜贮液室容积至少应该包括重沸器抽出管线和重沸器工艺侧流体的体积。此外，还需要预留一定空间以防操作波动，例如重沸器负荷发生变化(提高加热介质的流动)。为适应下游设备的要求，塔釜产品侧的物料无论液位高低都应该有充足的停留时间。

此外，为了便于对塔釜两侧进行检查，应该在塔釜恒压头挡板旁边设置出入口，设计时要求出入口机械强度要好，而且要装垫片防液体渗漏。再有，正如前面提到过的，在重沸器出口管线的低处应该设一个排出口，能将结垢物质和不挥发物质排出，因为这些物质可能会堵塞恒压头重沸器的循环回路。

对于采用静置挡板的系统，可以用整个塔釜面积来计算底部产品的液体停留时间；为满足下游设备的工艺要求，塔釜产品无论液位高低都应该提供充足的停留时间。如果底层塔盘为单溢流塔盘，挡板一般设置在底层塔盘的受液盘的弦长位置。如果底层塔盘为多溢流塔盘，设置挡板时应该保证在一定的重沸器液体抽出速度下，其降液管流速为1 ft/s(0.3 m/s)。再有，为了便于检查时从一侧进入另一侧，挡板上的开孔(连接塔釜产品和重沸器返回液体)应该靠近底部，而且开孔直径应大于等于18in(450mm)。在大直径塔中，挡板上的开孔尺寸可能还需要增大，以便于和重沸器抽出管口的面积保持一致。

对恒压头系统或带静置挡板的系统，为了有更大的空间收集重沸器返回的液体，将其导入塔釜产品室，通常在挡板上需要增加一个斜板。在恒压头结构中，设置斜板时要保证，通过开孔向产品侧的液体净溢流速度不能超过0.33 ft/s(0.1 m/s)。而对于静置挡板结构，斜板一般只需要扩展到塔中心线位置，这样从底部受液盘槽口溢流出来的液体能够全部落入塔釜的重沸器液体抽出侧。设计时，斜板与水平面之间的夹角至少为15°，以便于大量液体能快速的排出，在沸点差比较小的体系中经常会遇到这种情况⁽²⁶⁾。不过，斜板的倾角也不要超过20°，因为安装工人和检查人员有时需要站在上面⁽²⁷⁾。

当集液槽的挡板高度超过重沸器返回管口时(见图1.06-4b)，挡板顶端和底层塔盘之间的距离至少应为一个板间距。而当集液槽中不采用挡板(见图1.06-1a和1.06-1b)或挡板高度低于重沸器的返回管口时(见图1.06-5c)，受液盘堰板顶端或抽出槽与底层塔盘之间的距离至少应为一个板间距。

集液槽挡板一般用与塔盘板同样的材料制成，并直接焊接在塔器附件上，所以通常将其作为压力容器的一部分。在超大型塔设备中，为了进行检查，有时在挡板的斜板上需要设置一个通道口，而且通道口应该安装垫片以防渗漏。

出口管嘴和防涡器

为避免摩擦阻力过大，妨碍热虹吸式循环流动或降低泵的净正吸入压头(NPSH)，应该规定塔釜的重沸器液体抽出口和产品抽出管口的尺寸。通常这意味着塔釜出口管线内的平均液体流速需要控制在3~4 ft/s(0.9~1.2 m/s)范围内。经过修正后，底部出口管线内的允许流速可提高到5~6 ft/s(1.5~1.8 m/s)，但是只有对抽出回路进行详细的水力学分析后认为可行才允许这么高的速度。此外，在所有的底部液体抽出口上都应该安装防涡器。如果重沸器内的液位发生波动时，在重沸器抽出口也需要安装防涡器，但必须注意防涡器可能会对流动产生堵塞作用，降低处理能力，特别是对热虹吸式系统和易结垢、易堵塞物系。有关防涡器的介绍见手册的第4.04-1~4.04-4节。

如果所选的抽出管口尺寸比管子尺寸大，则这两个尺寸之间的渐缩管应位于管口下游至少10倍管径处。这样就能保证逐渐形成完全的湍流分布，而且在管路变窄时有利于除泡。

抽出管路在拐弯之前，一般从管口到水平管之间应该有 10ft(3m)的垂直管。

需要避免的问题

图 1.06-9 给出了一些应该避免的塔釜内件的错误结构。在图 1.06-9a 中，重沸器返回的流体直接朝向底层塔盘的降液管和密封盘。这样设计会引起很多方面的问题，比如：(1) 底层塔盘的降液管持液量会增加，(2) 重沸器返塔汽体对密封盘溢流下来的液体容易形成雾沫夹带，(3) 底层塔盘的降液管受到流体冲击容易出现机械损坏，(4) 重沸器返塔流体会加热降液管内的液体，使之发生汽化，容易引起降液管速度液泛。

在图 1.06-9b 中，重沸器返塔管线是穿过降液管的。这种结构同样容易使降液管内的液体发生汽化，造成降液管阻塞。而且，如果底层塔盘的液体负荷过重，还会降低降液管的流通面积，引起降液管泡沫层液泛。

在图 1.06-9c 中，重沸器返塔的热液体与从底层塔盘来的冷流体用一个延长的挡板隔开，但是冷、热流体通过挡板会发生热传递，使底层塔盘来的冷流体中的轻组分挥发，妨碍液体向下流动。如果底层塔盘的降液管本身延伸到液体中，汽体无法逸出，这个问题就更为严重。

Things to Avoid
Reboiler Return Impinges on Seal Pan

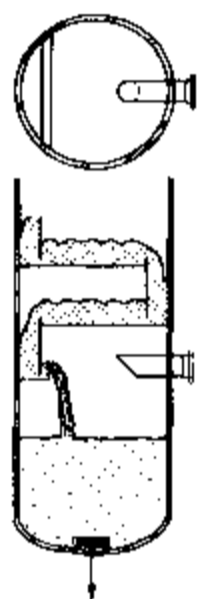


图 1.06-9a 重沸器返回流
体对密封盘造成冲击的情况

Things to Avoid
Reboiler Return Through Downcomer

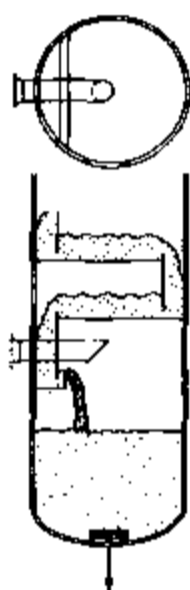


图 1.06-9b 重沸器返回管口
经过降液管的情况

Things to Avoid
Submerged Baffle between Hot and Cold Liquids

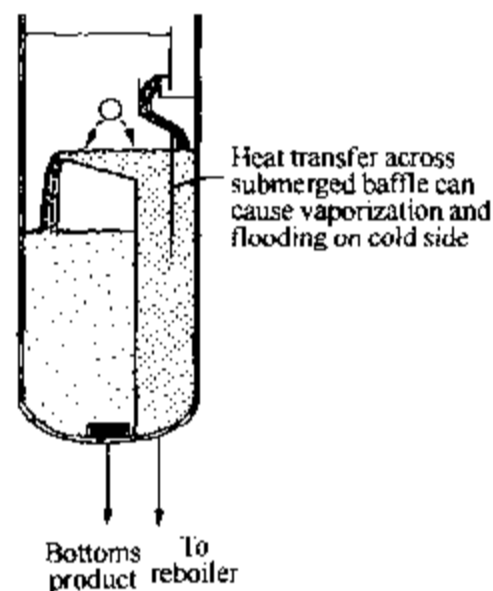


图 1.06-9c 冷、热流体通过
挡板换热引起冷流体汽化和
液泛的情况

参 考 文 献

1. Kister, H. Z., Distillation Operation, McGraw Hill, Inc., New York, 1990, p. 436.
2. Collins, G. K., "Horizontal - thermosiphon - reboiler design," Chemical Engineering, July 19, 1976, p. 149.
3. Kister, Op Cit, pp. 436 - 437 (adapted from Table 15.1).
4. Jacobs, J. K., "Reboiler Selection Simplified," Hydrocarbon Processing and Petroleum REFINER 40: 70 (1961), p. 190.
5. Kister, Op Cit, p. 434.
6. Collins, G. K., Op Cit, p. 149.
7. Fair, J. R., "REBOILERS / A General Review of Predictive Models and Design Practices," December 7, 1992, p. 1 (prepared for The Encyclopedia of Chemical Processing and Design, J. J. McKetta, Editor).
8. Sloley, A. W., "Properly Design Thermosiphon Reboilers," CEP, March 1997, pp. 54 - 55.
9. Shah, G. C., "Troubleshooting reboiler systems," CEP, July 1979.

10. Mukherjee, R., "Effectively Design Shell - and - Tube Heat Exchangers", Chemical Engineering Progress, February 1998.
11. Design guideline reported by an FRI Design Practices Committee member.
12. Kern, R., "How to design piping for reboiler systems," Chemical Engineering, August 4, 1975, pp. 107 - 113.
13. Fair, Op Cit, entire document (pp. 1 - 34).
14. Collins, Op Cit, entire article (pp. 149 - 152).
15. Orrell, W. H., "Physical Considerations in Designing Vertical Thermosyphon Reboilers," Chemical Engineering, September 17, 1973, entire article (pp. 120 - 122).
16. Jacobs, Op Cit, p. 190.
17. Ibid, p. 194.
18. Hepp, P. S., "Internal column reboilers - liquid level measurement," Chemical Engineering Progress 59: 2, February 1963, pp. 66 - 69.
19. Design guidelines reported by several FRI Design Practices Committee members.
20. Design guideline reported by an FRI Design Practices Committee member.
21. Design guideline reported by an FRI Design Practices Committee member.
22. Collins, Op Cit, p. 152.
23. Ibid, p. 150.
24. Kister, Op Cit, p. 89.
25. Design guideline reported by an FRI Design Practices Committee member.
26. Kister Op Cit, p. 100.
27. Design guideline reported by an FRI Design Practices Committee member.

附录 1 烃类体系在热虹吸系统中的水力学近似计算 (用于指导粘度的设定)

接近饱和温度的水和典型烃类流体的粘度在 0.2 和 0.5cP (mPas) 之间, 可以把 0.5cP (0.5 mPa·s) 作为临界点。单相湍流管路流动中压力降随粘度的 0.2 次方变化。假设平均速度为 4 ft/s (1.2 m/s), 典型底部抽出管线长度为 40 到 50 ft (12 ~ 15m), 那么液体的粘度损失大约为 5in (125mm) 液柱。对于压力降为 1 psi (0.069 bar) 和液体比重为 0.77 的情况, 换热器中的阻力损失大约为 36in (915mm) 液柱。对于返回管线中压力降为 0.3 psi (0.021 bar) 的情况, 阻力损失约为 11in (280mm) 液柱。因此, 重沸器回路的总损失可能为 52in (1300mm) 液柱。现在假设两相区的压力降随粘度的 0.2 次方变化 (对循环流动的液体或雾沫之类富含汽相的流体估计值可能会保守些), 那么粘度 0.8cP (0.8 mPas) 的流体的管路压力降损失会增加 5in (125mm) 液柱或 10%。粘度 1.4cP (1.4 mPa s) 的管路压力降可增加 12in (300mm) 或 23% ; 粘度 3.3cP (3.3 mPas) 的管路压力降增加 24in (600 mm) 或 46%, 而 7.5cP (7.5 mPa·s) 的流体会使管路压力降增加 37.5in (940mm) 或 72%。尽管这些估计值可能有些保守, 但很明显, 液体粘度在 3 ~ 4cP (3 ~ 4mPa·s) 范围内, 对形成热虹吸流动就开始有明显影响。

1.07 过渡段

- 设计准则:** A. 过渡段上方塔盘与下方塔盘的位置呈 90° 旋转。
B. 参见进料设置的相关内容。

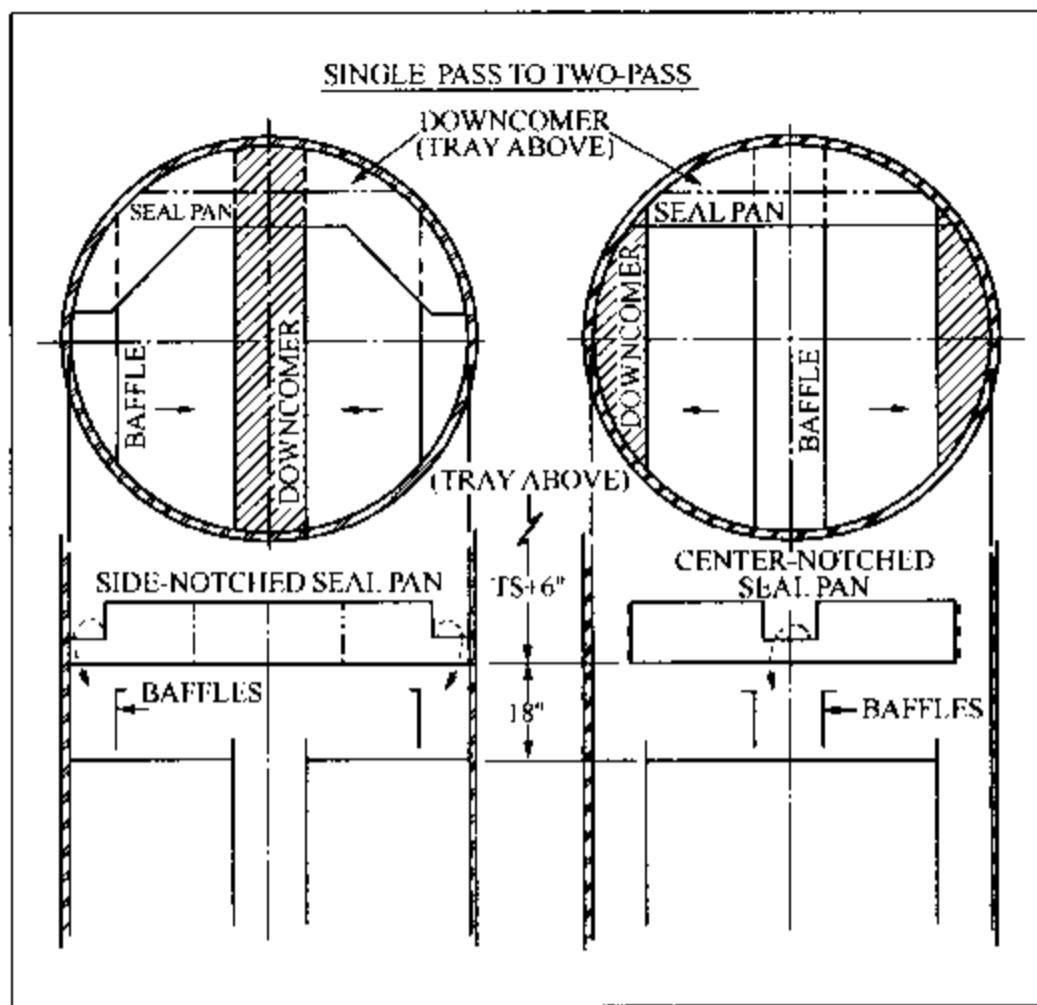


图 1.07-1 塔盘过渡段示意图

1.11 塔盘堵孔

1.11.1 塔盘堵孔

在生产过程中塔的操作条件经常发生变化，为了适应需要，可以在塔盘上设置盲区来降低最小操作点气速。例如，当操作汽速远远低于设计汽速时，就需要对塔盘进行堵孔；或者为了适应将来提高处理能力的需要，预先设置盲区。因此，在确定塔径时，除了考虑负荷以外，还必须考虑是否需要设置盲区以及其他一些因素。

设置盲区的四种常用方法可见下面略图：

略图 1.11-1a——在塔盘入口和出口侧设置盲区

略图 1.11-1b——在塔盘两侧弓形区设置盲区

略图 1.11-1c——设置平行于液流的窄条形盲区

略图 1.11-1d——设置垂直于液流的窄条形盲区

设置盲区时，对方案的选取需要考虑很多因素，不能只考虑哪种方案费用最低。图 1.11-1b 是最理想的方案，这种方案是在塔盘两侧弓形区设置盲区，传质有效（开孔）区域呈矩形或接近于矩形，可以保证全部液体只通过有效区域。这种方法比其他方法费用要高，所以只有当预计改造收益能超过增加的投资时才被采用。由于目前可得到的相关数据较少，因此工程上的判断非常重要，其中主要考虑的关键变量是（有效）流程长度，若采用其他方法会明显减少流程长度，尤其是流程长度减少到 30in 以下时，应考虑采用

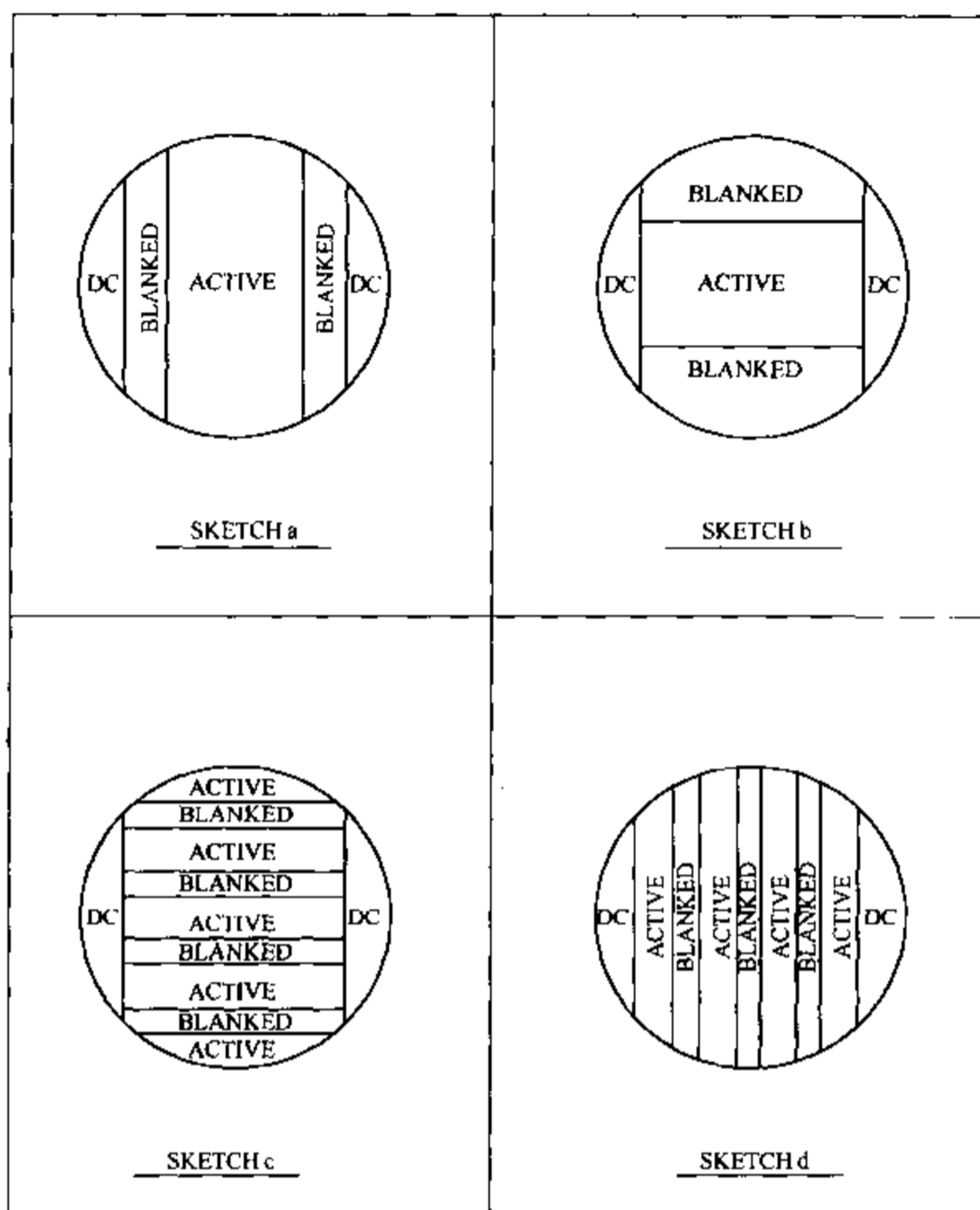


图 1.11-1 筛孔塔盘的盲区设置方案

图 1.11-1b 的堵孔方式。使用这种方法，开孔面积可以减少一半或一半以上，这是其他方法不能达到的（要么会显著缩短流程长度，要么会减少有效区域上的开孔面积，超出了现有的可靠数据范围）。

另外，如图 1.11-1b 所示，适当地设置一些挡板可以防止液体进入盲区，在不妨碍上层塔盘支撑件的条件下这些挡板越高越好。尽管如此，在盲区上仍然会接收到泄漏下来的和溅落的液体，设计时应该确保能使这些液体顺利排出，并有选择地进入下层塔盘的降液管内。

当盲区面积较小、流程较长时，应考虑采用在入口和出口侧设置盲区的方式（见图 1.11-1a）。在入口侧和出口侧都设盲区要比只在其中一侧设盲区的方式好，特别是当所需的盲区面积较大时，这样可以避免气体在塔盘上由一侧向另一侧流动（目前对这种流动的影响还不了解）。这种布置对是否需要入口堰，并且出口堰安装在什么位置没有详细说明。

图 1.11-1c 和图 1.11-1d 所示的盲区设置方式适用于流程较长（使塔盘能够满足效率要求）、窄条区域不太宽的情况下。F.R.I. 对窄条堵孔只进行了一次试验，但很有意义，具体

报道见 1969 年 9 月的进展报告。试验中所用的堵孔窄条宽 5.37in，安装在 8ft 直径的塔上，窄条平行于液流方向，流程长度为 60in(见图 1.11-1c)。试验中，将塔盘开孔率由 14% 堵孔到 8%，并与正常的 8% 开孔率的塔盘进行比较，结果说明它们之间并无明显差别。需要提醒用户的是，如果所用的窄条宽度大于 $5\frac{1}{2}$ in，并且平行于液流方向，那么当塔盘上的流程长度低于 60in 时，会影响塔盘性能，特别是塔盘效率。

通常根据塔盘分块的方位决定选用图 1.11-1c 或图 1.11-1d 的方式，堵孔窄条应平行于分块塔盘的长度方向，这样做安装简单，也比较经济。

当堵孔面积超过开孔面积的一半或开孔面积必须减少到有效面积的 5% 以下时，一般不采用图 1.11-1c 和图 1.11-1d 的堵孔方式。

有关堵孔的其他 F.R.I. 试验见 1958 年 1 月和 1959 年 10 月的进展报告以及 1960 年的年度报告。

1.11.2 塔盘水平度

蒸馏塔的塔盘水平度发生严重偏离会影响操作，对于难分离的过程有时根本无法操作。这是因为不水平的塔盘效率很差，操作弹性不稳定，难以起到分离的作用，所以必须重新校正塔盘的水平度，这方面的例子已屡见不鲜。影响塔盘水平度的因素应该归结为多个方面，即塔盘及塔设备的设计和制造人员、塔基础的设计人员、塔的起吊安装人员和塔盘的安装人员，以及为保证塔盘水平度所需要完成的许多程序和校正方法。但是，塔盘水平度这个重要因素常常被忽视。下面列出了塔盘水平度的测量方法、特点及其影响因素。

(1) 太阳照射没有隔热的塔会暂时影响塔盘和塔盘支撑圈的水平度。较高、直径较大的塔受太阳照射后发生的形变，从高点到低点的落差可能会超过 $1/2$ in。如果在安装或检查过程中塔器受太阳照射会发生形变，那么在太阳升起之前是精确测量水平度的最佳时刻。

在塔器的实际操作中，由于塔内温度很高以及绝热作用，所以太阳照射引起的形变可以忽略。同时，在水平度测量过程中，高风速引起塔的摇动和倾斜，也会给测量工作带来困难。

(2) 为了避免混乱，应该明确水平度的规定。例如：“ $\pm 1/4$ in”是否表示最高点到最低点的垂直距离是 $1/2$ in，表达式“水平度等于(或小于) $1/4$ in”也会引起安装人员的争论，所以建议将水平度规定为所测部件最高点到最低点的最大允许垂直距离。此外，最好明确说出测量的位置是对塔盘板还是对塔盘上的支撑结构的什么位置，比如塔支撑圈和支撑梁的上表面。由塔盘紧固件的负荷造成的塔盘板变形，可能不会对测量造成太大影响。但是测量时如果要考虑这个因素，那么严格满足塔盘水平度安装要求，可能会花费很高或是完全做不到。

(3) 建一个塔设备的项目通常是由几部分人一起来完成的：塔体制造人员、塔内件制造人员以及安装人员。对每一方面都需要严格要求，这样最终安装好的装置才能符合技术要求。安装的时候，应该考虑控制塔盘支撑圈的水平度和塔内件安装的精确度，建议将支撑圈的允许落差限制在最大允许值的 $1/2$ 。

(4) 测量塔内支撑圈和塔盘水平度的技术并不简单。在直立大直径塔中测量水平度的最佳办法就是使用光学水平仪。测量时将它暂时安装在塔内，在被测表面竖立一根硬直尺用于读取数据，读数的差值可以准确反映塔盘的水平度。

在直立小塔中，由于焦距限制不能使用光学水平仪，所以常采用测压管进行测量，它是

由一个塑料软管组成，管中充满水，管旁沿表面设有两根竖尺用于比较。这种测量方法需要两个人完成，一人读取一端的液面数据。不管测量有多么严格，这种方法都容易引起严重的测量误差。原因有很多，例如：液体中含有气泡；管子里的灰尘及油污对弯液面的影响；液体的密度差、振动、视差；每个人读取数据的仰角不同以及环境噪音等都会影响数据的正确读取。如果空间紧张，使用手镜可以帮助正确读取数据。后来对测压管法进行了改进，在一个管底部安放了一个大直径的容器，因为容器中的液面基本保持恒定，所以读取数据可以由一个人在管子另一端完成，读数的差值可以反映各点的水平程度。

在检查时应注意，不要因检验人员的体重引起塔盘下凹而产生错误的读数。

(5) 在塔体制造厂的车间里，当塔卧倒放置时，测量塔内支撑圈或安装好的塔内件水平度是件非常困难的事情，只是通过仔细测量才能保证支撑圈与支撑圈之间、支撑圈与底板间互相平行，并且垂直于塔设备的纵向轴线。一般地说，装有塔盘的塔横放时水平度比较差，这是因为横放时“水平度”很难测量所致。当塔器位置确定后，在建塔的过程中也很容易出问题。所以在塔器吊装就位后，建议对塔最后再进行一次水平度检查，这对塔盘安装很必要。

(6) 尽管塔基础的设计中引入了科学的方法，难免还会存在问题，使得本来水平的塔盘产生偏离。众所周知，塔倾斜造成的有规律的不水平度比安装和制造不当所造成的无规律的偏离要严重的多。当所有的塔盘都向一侧倾斜时，塔盘高处的液体水力学压头较低，汽体首先会从这里通过。

(7) 从经济上来看，水平度允许值是与塔径相关的。由八个会员公司提出的有关该问题的简短数据分析表明：塔盘安装从高点到低点的落差允许值基本上在如下范围之内：

$$\text{最大容许偏差} = 0.19 + 0.015D(\text{in})$$

以及

$$\text{最小容许偏差} = 0.06 + 0.009D(\text{in})$$

式中， D 为塔内径(ft)，容许偏差超过 $7/16\text{in}$ 就会超过适用范围。

有些物系比别的物系对塔盘水平度要求更高，有的公司考虑到了这个问题，所以在他们的技术规定中包括两级水平度允许值。

(8) 由于自身重量的影响，塔盘总会向下弯一点。直径超过 20ft 的塔盘太重，向下弯较严重，这与水平度的要求有很大关系。按照过去的经验，常常将大直径塔的塔盘支撑梁做成向上弯曲的弧形，这样塔盘安装上去可以保持水平。但是在操作中塔盘的受力方向朝上，这种结构会造成塔盘向上弯曲。因此，以塔盘的凸起来抵销自身重量的作法需要进一步试验。

塔内气液接触产生的净过程作用力一般是向上的，它能抵抗自身重量引起的向下弯，并且其大小常相当于自身的重力。因此制造带有向上凸起的塔盘，由于向上的过程作用力与向下的重力相抗衡，所以中间拱起的部分不起作用。

实际上，净作用力向上的作用是不难理解的。通过每块板的压力降就是由于向上的作用力产生的。此压力降主要由两部分组成，即板上液体的水力学压头和通过塔盘的干板压力降。塔盘上液体的重量被部分塔盘压力降所平衡，剩余的干板压力降产生的作用力抵销了自身的重力。对正常设计中遇到各种变量的分析表明，这两种力的大小都要根据实际情况而定。在任何情况的分析中都应包括降液管内液体的重量和降液管在塔盘上的位置这两项内容。

总之，对大直径塔塔盘各种构件进行受力分析是调整塔盘水平度的极好的方法。这样在安装时就可以慎重定出允许下弯值，使得操作时塔盘可以保持水平。

1.13 塔盘的垫圈

塔盘通常采用分块结构，可以通过塔的人孔进行拆卸，塔盘板小于公称直径为 18in 的人孔。因此，除非采用整装塔盘，否则即使对最小的板式塔也需要进行塔盘组装。塔盘相互连接处以及塔盘与塔体连接处可能有渗漏区。如果存在渗漏，并且程度非常严重，那么必须采取措施限制渗漏。

进行密封焊或者安装密封垫是限制渗漏最常用的方法。在需要拆卸更换或因其他原因不希望使用密封焊的地方，用垫片密封比较合适。如果不是十分必要的话，最好不用密封垫，因为密封垫的价格和安装费用都比较高，同时还要增加检修的难度。如果衬垫不合适或密封垫破损之后，塔盘渗漏往往比未装密封垫的塔盘还要严重。

密封垫应用得很普遍。一般烟囱板式的全抽出塔盘需要采用密封垫，因为这种塔盘只允许有极小的渗漏量。通常泡罩塔的塔盘因有少量渗漏，也需采用密封垫。有时降液管受液区的连接处也建议使用密封垫，特别是液体流量较小的塔；但实际上，通过对力的分析可知，降液管受液区的连接处是不大可能渗漏的。

在筛孔塔盘和浮阀塔盘开孔区上采用密封垫的问题目前还有些争论。尽管在有的情况下推荐使用，但向本手册提供信息的多数用户并不支持在开孔率 5% ~ 15% 的板上使用密封垫。

上述内容是液体通过塔盘间隙的渗漏。以下讨论的是汽相通过降液管的渗漏，这可能会引起塔的液泛。在许多设计中，降液管至少由两块板构成。在连接处汽相的渗漏将会严重影响降液管的操作。例如，当降液板的连接缝隙达到 1/16in 时，降液管内的表观气体上升速度可达 0.1m/s，这将严重地干扰汽液分离，由于降低了降液管内汽液混合物的密度，而造成塔内提前液泛。所以，金属与金属之间的良好接触以及使用合适的密封垫是很重要的。另外，在降液管螺栓连接板条上用螺栓连接来密封降液管一般很困难，特别是在现场安装螺栓连接板条时，常常难以对正。降液管的拐角处由于限制了汽相的渗漏，情况没有那么严重。尽管如此，还是应该用适当的办法消除缝隙。

下列方程可以用来粗略估算渗漏量：

$$V \sqrt{\rho_v} = \frac{K_v}{D}$$

式中 V = 降液管内因液封不好造成的气体上升表观速度，(ft/s, m/s)；

ρ_v = 气体密度，(lb/ft³, kg/m³)；

D = 塔径，(ft, m)；

K_v = 换算系数，1(英制)；0.4(SI 制)。

1.14 塔盘设计

1.14.1 塔盘设计、制造和组装

现代的蒸馏塔塔盘一般采用轻型金属分块式结构，各部件的大小要保证能通过人孔，

并且能在塔内安装。塔器制造厂应该按照塔盘生产厂商提供的说明书来安装塔盘的支撑附件。目前，虽然有几种专利塔盘采用了新型的支撑结构和装配技术，但是传统的单溢流或多溢流塔盘主要还是采用设在塔盘下面的主梁和支梁结构。支梁(板支撑梁)从纵向支撑着各块塔盘板，它要么设计成自身梁结构(整体构件)，要么采用活动梁结构(活动构件)。如果需要的话，主梁可以把支梁上的负荷传递到塔壁上，但并不是所有的塔盘都有主梁。

随着塔盘制造业的发展，出现了自身梁结构的概念，它具有价格便宜、易于安装等优点。自身梁结构就是将各块塔盘边缘向下弯一到两个翻边作为支撑梁，起到支撑塔盘板的作用，支梁与塔盘板是一个整体。通常，在梁腹较低的一边需要另外再弯一个窄边，起加强作用。自身梁不直接与主梁或塔壁连接，梁上的负荷通过各块塔盘板的搭接以及相邻的塔盘紧固件传递给其他支撑件。比如，采用剪切夹子(shear clip)和专门的支撑梁吊耳(special beam hangers)就是传递负荷比较可靠的方法。

活动梁结构一般遵照常规结构的设计原则，它的支梁是独立的，用螺栓通过连接托架直接固定到主梁和塔壁上。支梁还可以采用另一种连接方法，即在支撑梁上焊上吊耳，并将其搭接在主梁或支撑圈上。为防止支梁在安装中翘起，需要用带有吊耳的定位器将其卡住。当支梁安装完毕后，将塔盘平放在支梁的顶部折边上，并用大直径的摩擦压紧垫圈(Frictional hold-down washer)固定。

塔盘部件用卡子固定在塔上，它们相互之间用卡子拧紧固定。塔盘上的卡子可以把塔盘周边固定到焊在塔壁的水平支撑圈上。这种结构既方便了塔内件的安装，又提供了塔盘与塔器之间的热膨胀余度，还适用于不太圆的塔。各块塔盘用螺栓和螺母连接，连接时要么将螺栓和螺母穿过配合件上的螺栓孔，要么与大直径的摩擦压紧垫圈配合使用。螺栓或螺母可以焊在各种构件上，也可以不焊死。有些厂商利用塔盘结构互锁在一起的系统，用冲有螺纹的孔来代替焊死的螺母。

在塔盘运到现场之前，首先在车间将塔盘安装在水平放置的塔器内。与在现场安装塔盘相比，这样可以节省用工费用。不过，对大直径塔可能会造成一些特殊问题。例如，对直径大于6ft或1800mm的大塔，可能手够不到塔盘板的“最高”处，需要使用梯子或平台来完成安装。但是，在塔盘板运输或竖立塔设备的过程中，塔盘板等连接处可能会变松，有时塔盘会受到损坏。因此在塔竖立起之后必须检查每层塔盘。所以，对于直径大于5~6ft(1600~1800mm)的大直径塔，在现场检修和重新调整塔盘板可以节省很多其他的潜在开支。

如果塔盘紧固件是焊死的，在生产塔盘板时就应该将螺栓或螺母焊接在塔盘上无元件的一侧(通常在塔盘板下面)，配套的螺母或螺栓在安装时从另一面拧上。这样虽然增加了塔盘造价，但安装费用却降低了，只需一个工人就能完成，而且可以选择最容易进入的一侧进行安装。对不焊死的紧固件，则需要两个人分别在塔盘上下两侧配合安装。由于塔盘结构特点或者板间距的限制，有些塔盘不能使用分体紧固件。那么为了达到同样的效果并降低紧固件的成本，可以用冲有螺纹的孔来代替焊死的螺母，但是这种方法必须在征得用户同意以后才能使用。在紧固件的安装方式中，“笼形螺母”(caged nuts)的连接方法与焊接紧固件相似，只是在安装塔盘放螺栓之前，为了防止螺母旋转，先要用一个小卡子把螺母固定在塔盘板上。

安装塔盘可以采取顶装，也可以采取底装(见第0.3-1节中的定义)。顶装要求塔盘从

下而上逐级安装，即每一层塔盘都是在前一层安装好的塔盘上面进行安装；底装塔盘则是从上往下安装。底装只有在某些特殊情况下才使用，例如：要求加快安装速度时，可以从顶部和底部两个方向同时安装；再有，如果流体的管线入口安装在塔盘上面，采取顶装会损坏塔内件，或者从底部进行检修和更换零部件比较方便的情况下也可以采取底装。有一些塔盘的板间距比较大，还具有其他一些结构特点，采用顶装和底装都适用。

为了方便安装，用户购买塔盘时应当说明是采用顶装还是底装，塔盘上的紧固件是否需要焊在塔盘上，以及通道板是只能从一侧拆卸的，还是从两侧均可拆卸的。顶装并不是说安装人员只能在塔盘上方安装并固定好所有部件，如果需要在塔盘上方安装，那么必须把螺母或螺栓焊到塔盘下方。在大多数情况下，焊接螺母或螺栓是在指定位置上点焊，而不采用密封焊方法，因为密封焊会使紧固件变形，而且焊渣会溅在螺纹上。笼形螺母是焊接设计部分的另一种可选方案。这种方法需要确保塔盘无元件一侧的塔盘卡子位置合适，因此应该在构件上用记号标明。（就象在螺丝起子上开槽一样）

为了方便检查维修，在塔盘上设有通道，工人和部件能够自由出入塔盘。可拆卸的通道板通常为整个塔盘的一部分，它一般有两种结构：一种只能从塔盘上面拆卸，另一种从塔盘上面和下面都能拆卸。第一种结构相对来说较为经济，使用也方便；第二种塔盘常配有可旋转的卡子，这些卡子用带丝扣的螺母固定，这样上下都可拆卸。除此以外，目前还有一些能够快速拆卸的专利通道结构。

1.14.2 塔盘的机械强度

标准设计

典型的用户标准设计一般把作用于塔盘开孔区(或鼓泡区)向下、静止、均一的最小负荷值设置为 $20 \sim 30 \text{p/ft}^2 (98 \sim 147 \text{kg/m}^2)$ 。塔盘设计能承受的负荷应该在这个范围内，不能超过指定偏差。并且，塔盘入口区的可承受负荷应该设计得更大些，比如 $60 \sim 65 \text{p/ft}^2 (294 \text{kg/m}^2 \sim 319 \text{kg/m}^2)$ ，因为降液管持液量会使塔盘入口处的液层厚度升高。

必须对总允许偏差进行规定。偏差通常为流道长度的函数，典型的限制条件为：

$$\text{允许偏差} = \frac{\text{流道长度}}{900}$$

例如：

| 流道长度 | 偏差 |
|--------------|-------------------|
| 4ft (1.2 m) | 0.053in (1.35 mm) |
| 8ft (2.4 m) | 0.107in (2.71 mm) |
| 12ft (3.7 m) | 0.160in (4.06 mm) |
| 16ft (4.9 m) | 0.213in (5.42 mm) |
| 20ft (6.1 m) | 0.267in (6.77 mm) |

在塔盘安装过程中可以对这些偏差进行检验，但对操作中的实际动态负荷偏差通常不需要考虑，因为检验起来很困难。在大部分情况下，动态负荷要小于静态负荷。

此外，塔盘上任意一点还必须能承受集中向下 $250 \sim 300 \text{lb} (113 \sim 136 \text{kg})$ 的负荷，因为在安装或检修期间工人在塔盘板上移动会产生向下的负荷。只有这样，塔盘承受集中负荷时才不会发生永久变形，而且不会改变上面给出的偏差标准。

大部分塔器制造商都采用 ASME(美国机械工程师协会)统一规定的编码来表示各种材料

的许用应力和屈服极限，设计时并不要求非要用 ASME 编码表示，除非由用户提出。

塔盘上的液层厚度与其造成的均一负荷之间的关系一般为：

$$\begin{array}{ll} 4\text{in 水深} = 21 \text{ p/ft}^2 & 102 \text{ mm} = 102 \text{ kg/m}^2 \\ 6\text{in 水深} = 31 \text{ p/ft}^2 & 152 \text{ mm} = 152 \text{ kg/m}^2 \end{array}$$

厂商/用户对汽液接触较剧烈的设备规定的负荷有时会更大大些。如果需要，向上的冲击力必须专门规定。

设计集液箱/烟卤板时，液层厚度一般取提升管高度加 2in(50 mm)。

高载荷的设计

塔盘间充满液体时，如果按照标准负荷设计塔盘，塔盘就会被毁坏。考虑液层厚度产生的作用力影响，可以得到典型板间距下液层厚度与负荷间的对应关系：

$$\begin{array}{ll} 12\text{in 水深} = 62 \text{ p/ft}^2 & 305 \text{ mm} = 305 \text{ kg/m}^2 \\ 18\text{in 水深} = 94 \text{ p/ft}^2 & 457 \text{ mm} = 457 \text{ kg/m}^2 \\ 24\text{in 水深} = 125 \text{ p/ft}^2 & 610 \text{ mm} = 610 \text{ kg/m}^2 \end{array}$$

当塔盘重复受到摇动、振动、高液位的影响或受到汽体排放之类向上剧烈的推力破坏时，塔盘的机械强度通常设计为 60、90 或 144 p/ft² (294、441 或 706 kgf/m²) (12 psi 或 703 kgf/m²)。一些汽液接触剧烈的设备需要设计成 288 p/ft² (2 psi 或 1406 kgf/m²) 或更大。对重负荷设计时，有时为了确保额外的推力负荷不会对容器有损坏，必需重新对容器设计进行全面检验。而且当采用贯穿螺栓结构(不论因为什么原因)或对塔盘采用密封焊时要慎重，这些结构遭到破坏是因为金属发生断裂而不是由于卡子与板之间滑开。塔设备被破坏的顺序通常是：塔盘先毁坏；然后是主支撑梁；最后是塔体。当塔盘设计为 1psi 或更大时，一般都被看做是“重负荷”设计。

对大多数结构，如果负荷在 90 ~ 144 p/ft² 范围内，塔盘费用会递增 25% ~ 50%。增加的费用通常是塔径、流道数以及构件材质的函数。

机械强度设计因素

塔盘机械设计中最重要变量包括：设计负荷；塔盘和支撑梁的材料厚度；构件的材质；构架深度，塔盘板宽度及跨度；螺栓/卡子间距；主支撑梁；剪切卡子。

提高机械强度最有效的办法是采用跨度较短的支撑梁、较窄的塔盘板、以及较深的带有剪切卡子的通道构架。也可以用较厚的塔盘板，但板太厚可能不合适。

通常设计时螺栓/卡子的间距取得较小，有时也采用较厚的构架和塔盘板。

剪切卡子

剪切卡子是一个垂直平板，与整个构架连接在一起，用以向支撑结构转移机械负荷(例如：塔盘支撑圈或降液管支撑梁)。剪切夹子可以用螺栓连接，也可以焊接固定。图 1.14 - 1 所示为两种典型的剪切夹子，并给出了卡子与支撑结构的两种连接方法。

主支撑梁

最便宜的主支撑梁结构一般采用坚固的工字梁。梁的厚度应该与塔盘间距和流动方向相对应。支撑梁厚度过高可能会妨碍汽液相的流动，对塔盘的处理能力和效率造成不利影响。此外，检修通道也要受到限制。如果支撑梁的下沿基本上深入下层塔盘的喷射高度之内，那么梁的厚度算是较“厚”的。支撑梁位于下层塔盘的降液管之上，其厚度方向是和液体流动相

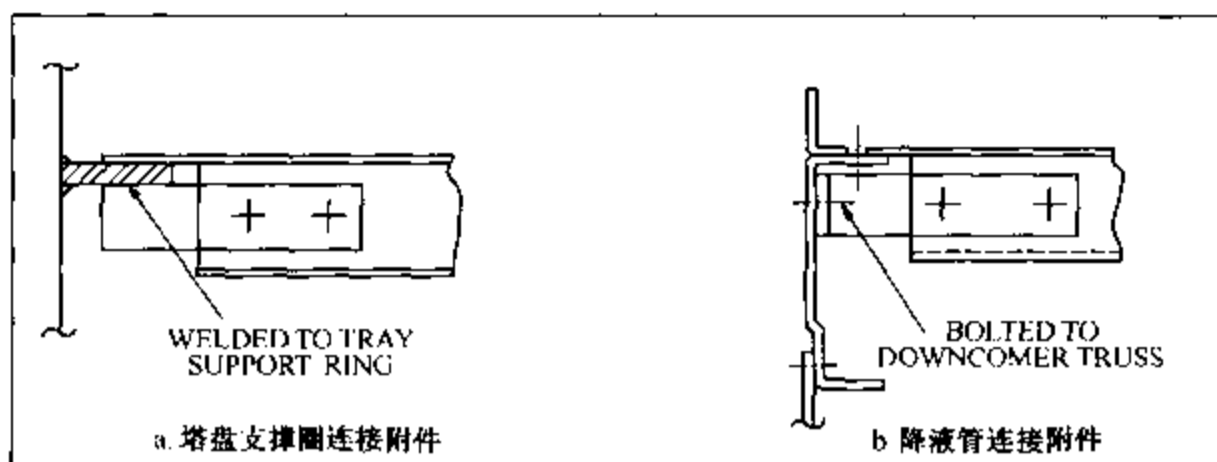


图 1.14-1 剪切卡子示意图

垂直的，梁的厚度不应超过板间距的 25% (最大不超过 30%)。位于塔内最底层塔盘以下 (或填料床层以下) 的支撑梁造成的影响也不可忽视。需要对汽相入口或重沸器汽相返回入口的位置，以及与底层塔盘以下的支撑梁和构架之间的位置进行检查，以防造成潜在的负面影响。

除此以外，还有一种支撑梁的结构是格子形的，可以允许一定量的汽相平衡通过支架。如果这种格子形支架的厚度等于板间距的好几倍，那么一层支架上可以装几层塔盘。安装视窗的地方应采用工字梁，以便于汽相均匀通过。

主支撑梁一般平行于液流方向，目的是为了尽量减少对流动的干扰。如果采用这种形式，那么其他分支支撑梁就可能会对工艺物流的流动以及通道造成干扰。并且，如果支撑梁与液流方向平行，它们可能会穿过降液管，从而使降液管处理能力降低。

由于费用、工艺物流和通道等原因，在大型塔设备里，采用主支撑梁只作为最后的手段。由于流道数增加会大幅度降低流道长度，所以大直径单溢流塔盘比多溢流塔盘产生的支撑梁干扰问题可能更严重些。无论怎样，在所有采用主支撑梁的结构里，都需要仔细考察支撑梁对汽、液相流动的影响。

参 考 文 献

下面没有提到的出版物也提供了很多有用的资料：

91. Brierley, R.J.P., P.J.M. Whyman and J.B. Erskine, "Flow Induced Vibration of Distillation and Absorption Column Trays," I. Chem. E. Symp. Ser. 56, 1979, p. 2.4/45.
92. Winter, J.R., "Avoid Vibration Damage to Distillation Trays," Chemical Engineering Progress, May 1993, page 42.
93. Shivelor, G.H., "Use Heavy - Duty Trays for Severe Services," Chemical Engineering Progress, August 1995, pages 72 - 81.

1.15 多孔管式分布器

分馏塔操作要想达到比较理想的效率，必须保证进料有良好的分布。很多塔采用的是多孔管式分布器，设计管式分布器时需要权衡以下三个流动变量之间的关系：(1)流体的动能；(2)摩擦损失的功；(3)通过分布器开孔的压力降。

管式分布器的外部管线对塔的操作有影响。为了减少入口影响，在分布器第一个出口

之前应有足够长的直管段。如果管式分布器需设置多个分支，对称性将减少流体分布的问题。

对于单相进料，最常见管式分布器的设计是采用等直径的管子，管上按等间距开孔，孔径相同。通常的设计标准如下：

- (1) 管子的长径比小于 150；
- (2) 小孔的总面积等于管子的流通截面积；
- (3) 入口管的流速为常规值(液体流速是 5 ~ 10ft/s)；
- (4) 孔径要适当，以避免噎塞(孔径小于 1/4 ~ 1/2in 的结构不适用)。

根据上述标准所做的设计，分布不均匀程度约为 $\pm 10\%$ ，这在绝大多数情况下是完全可以满足要求的。分布不均匀程度指的是通过第一个和最后一个小孔的流量差占通过第一个小孔流量的百分数。

$$\text{不均匀程度} = \frac{100(Q_n - Q_1)}{Q_1}$$

如果需要，还可以采用一种效果更好的管式分布器，这种分布器开有一些等径而不等间距或者等间距而不等径的圆形小孔，它的结构比较复杂，价格要昂贵一些。

要想结合流动情况和管子的几何图形进行优化设计，需要对问题进行有限差分求解。专用的设计方法已经发表，下面是几个假定：

- (1) 流体处于同一种流动状态，要么处于湍流状态，要么处于层流状态；
- (2) 摩擦系数为常数；
- (3) 孔流系数为常数；
- (4) 动量传递理想。

对于两相或闪蒸进料，性能优良的分布器设计起来很困难⁽⁴⁾。在文献中没有找到相应的设计方法，但在工业上有些设计应用得比较成功。下面列出了几个一般设计要点：

(1) 在管式分布器中，一般不可能从液体里分离出汽体——所有的孔排出的都是两相混合物，尽管液体趋向在分布器的末端流出。

(2) 在分布器和进料管中，任何有流向改变的地方都必须避免发生弹状流(plug flow)，否则将会引起震动和损坏。

(3) 当两相分别进入两个或多个分布管时，管子的排列必须尽可能对称，这样才能达到汽、液分布均匀。

(4) 对于闪蒸进料要特别注意，如果为了抑制进料管内的汽化，排气孔应该设计成高压降的结构，孔速会很高。靠近这种分布器的降液管和塔盘需要加强，并设耐磨板。还应该注意确保塔盘操作不受负面影响。

流体从管式分布器“喷出”时的冲力很大，会损坏管子、连接件和周围的部件，所以较长的管式分布器两端应支撑在塔壁上。根据力的分析，有些分布器需要中间支撑，支撑应不妨碍纵向热膨胀。进料分布管旁边的降液板和塔盘可能需要加强，特别是对两相进料。

1.16 低液量设计

导言

塔盘上液体流量较低时常常会导致塔盘性能恶化，这已经为很多实际操作数据所证实。

塔盘上以塔截面积为基准的净液体流量低于 $0.5\text{gpm}/\text{ft}^2$ ($1.2\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$) 时称作低液体流量。塔盘在液体流量低到 $0.05\text{gpm}/\text{ft}^2$ ($0.12\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$) 时可以维持操作，但会遇到本文所述的各种问题。

F.R.I. 的试验^(13,14)表明，在液体流量为 $0.08\text{gpm}/\text{ft}^2$ ($0.2\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$) 时塔仍可维持稳定的操作，但常有大量的雾沫夹带——约占净液流量的 40% ~ 1000%，但未测定塔盘效率。

下面有两点需要注意：

a. 低液流下需要的降液管面积较小，简言之，液体流量是以塔截面积为基准，而不是以鼓泡区面积为基准的。

b. 许多低液体流量塔盘会产生严重的雾沫夹带。这里讨论的“净液体流量”指的是塔盘间向下流动的净液流，忽略了通过雾沫夹带返回的液体。

塔盘处理能力

当液流强度低于 $3\text{gpm}/\text{in}$ ($27\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}$) 时，筛孔塔盘的处理能力会下降⁽¹⁵⁾。最近的试验⁽¹⁶⁾表明，浮阀塔盘在此状态下处理能力不会有大的降低。泡罩塔盘虽然常用在低液流情况，但因为雾沫夹带较严重，所以它的处理能力一般低于筛孔塔盘和浮阀塔盘。

雾沫夹带

几乎所有高气速低液量的塔盘均处于喷溅状态下，在这种情况下可能会发生“吹干”现象，即塔盘上的液面消失，出现干板。

假定塔盘上有正常液面并在喷溅状态下操作，液体离开塔盘有三种途径：

- a. 由雾沫夹带携带至上层塔盘；
- b. 越过出口堰进入降液管中；
- c. 当汽相充满了自由区面积时被抛射落入降液管。

当(a+c)两类雾沫夹带量之和等于进入塔盘的液体时，塔盘上的液体量将不足以越过溢流堰齿顶，如果进一步增加气速将使塔盘吹干。

当雾沫夹带较高时，每块塔盘捕集的雾沫与离开的量基本相等。如果顶板雾沫夹带全部打回流，可以建立一个良好的操作液封——F.R.I. 的筛孔塔盘和泡罩塔盘试验中都观察到的这种工况。但最底层塔盘没有可接收的雾沫夹带，只好在干板状态下操作。

在低液流情况下，特别是没有回流返塔时，顶层塔盘上方通常需要安装破沫网。顶板与破沫网之间的距离最好为板间距的 1.5 倍，不能小于板间距。

塔盘效率

低液量、高雾沫夹带会严重影响塔盘效率，这是因为雾沫夹带所携带的液体引起了返混，另外也与净液流量有关。F.R.I. 的许多试验中雾沫夹带达到了净液流量的 1000%，总效率虽未经测定，但肯定很低。

液流程数

低液量塔盘应尽量减少液流程数和溢流堰长度。比较常用的是环形或折流式设计，以增加液体的停留时间，使塔盘上有较高的液层。单溢流塔盘没有塔径的限制，有些 50ft (15m) 塔径的洗涤塔仍采用单溢流塔盘。

操作液封

每一块塔盘上都应该有操作液封。开工所需的液体量应该能满足润湿所有部件并形成操

作液封的要求。在某些情况下，特别当降液管内只有 1/2in(13mm)液层时，不足以形成液封。低液体流量下要考虑增大堰高与降液管出口间隙的液封高度差。

堰

当液量小于正常设计值时，常采用入口堰以形成对降液管的液封。使用入口堰的缺点是只有流经出口堰进入降液管的液体才有密封作用，而从筛孔塔盘渗漏的液体没有密封作用。

如果操作中塔盘处于剧烈的喷溅状态下，此时液体的分配不要求用齿形堰(带有三角形齿)。使用齿形堰的目的是为了增加塔盘上的液层厚度，这也可以用增加堰高来实现。

使用栅栏堰(也称 castellated weirs)可以缩短液体流过的净堰长，增加堰高和液层厚度。栅栏堰还具有另外一个特点，即当栅栏高为板间距的 1/3 ~ 1/2 时可作为防溅挡板，用以防止喷溅携带的液滴进入降液管，栅栏堰高根据喷溅的高度选取。

防溅挡板

设置在出口堰上的垂直挡板可以用来挡住雾沫夹带，防止塔盘上的液层被吹干。但是，如果每英寸堰长的液体流量高于 0.3gpm/in(27m³/hr/m)时，设置挡板将会使塔盘的压力降增加。

入口集液槽

如果采用入口集液槽，只要存在少量液体就能实现液封。如果降液管延伸到低于塔盘的集液槽，在任何液体流量下均可形成液封。优点是在停工条件下从筛孔塔盘渗漏的液体会首先流入集液槽。

但是，装有密封垫或采取螺栓连接的集液槽很难安装得合适，并且渗漏量有可能大于总的液体进料量，所以建议对低流量塔盘的集液槽采用密封焊，以免渗漏。这就是对低液体流量塔盘推荐的设计。

管式降液管

采用管式降液管既可以减小降液管的液封区面积，又可以减少顶部喷溅夹带区面积。在多数情况下，完整的结构包括管式降液管顶上的防溅罩子和底部的液封环。应该特别注意的是：在没有液封的降液管内气流会阻碍液流，液体将会被吹回到顶部。因此，建议在气流出现之前先形成液流，否则建议不要采用管式降液管。

密封垫

所有低液体流量的塔盘都应该考虑使用密封垫。是否需要使用由国外引进的较昂贵的密封垫应该根据实际情况。大直径塔在塔盘板搭接处、支撑圈和主支撑梁连接处特别容易出现大的缝隙，可以采用密封垫消除渗漏(见本手册的第 1.13 节)。

操作弹性

当倾泻点接近或等于泄漏点时，低液体流量下筛孔塔盘的操作弹性将受到限制。因为各种泄漏将破坏操作液封并使汽体短路。

气速和液体流量都比较低时，选用泡罩塔盘比较好。

真空蒸馏塔盘

在低液体流量下应用真空蒸馏塔盘要受到一定限制(特别是大直径塔)。当设计要求压力降为最小时，筛孔塔和浮阀塔的操作范围很窄。很多情况下，按指定的压力降要求，设计流量在非常接近泄漏点的地方操作。如果担心板式塔性能不可靠时，应考虑采用填料塔。

参 考 文 献

13. F.R.I. Progress Report, November 1976.
14. F.R.I. Topical Report No. 82, November 15, 1978.
15. F.R.I. Design Volume 1, Section 5.2, Page 9, Fig. 4.
16. F.R.I. Progress Report, July - August 1981.

1.17 塔盘数据表

为了增进和完善塔内件用户和供货商之间的联系，F.R.I. 提供了“标准”塔盘数据表。这种报价单对购买者有很多好处，用户和供货商更容易统一，更能反映用户的需求。而且这样可以减少供货商投标的麻烦，缩短供货周期。此外，采用标准表还可以帮助确保供货商了解购买者的需求信息，尽量满足顾客要求。

F.R.I. 标准数据表中的任何一部分都是很清楚的、无需解释。一般来说，数据给得越全面，那么设计的一致性越好，“准确性”越高。数据表中有些对汽、液相流量定义的工艺数据看起来是多余的，但这样做有时是因为不同工艺塔设备的列表数据不是标准化的，这样可以更灵活、更清楚地提供数据。通常不需要提供多余的数据，但是对供应者解决矛盾数据或查找数据误抄很有用。工艺数据，不论是模拟数据还是其他方面的，都指的是塔内负荷，因此必须注意进塔物流中哪里是过冷进料，哪里是过热进料。中段循环取热就常采用过冷物流，这会极大地影响塔内操作负荷。此外还必须明确指出可变换的进料位置。为了表示采取不同结构的塔器设计范围，数据表应定义多套操作条件。

“降额因子”的作用是用来增加设计裕量，以确保达到预期的操作效果。在处理能力计算中，可以用这个因子修正起泡体系、高压体系或其他会降低处理能力的操作，因为在这些情况下的处理能力低于标准关联式的预测值。一般来说，正确的设计方法是采用单一的降额因子，通常是选择其中最保守的降额因子，但并不都是这样。一般降额因子的选取范围是在 0.6~0.9 之间，而且对板式塔和填料塔的范围不同。当规定了这些降额因子时，预测液泛值中会包含这些因子，因此用户必须小心选取避免“二次降额”（比如：乘了一个降额因子后又规定达到最大喷射液泛处理能力的百分率）。同样如果有多个降额因子时，处理能力值并不是与所有降额因子都相乘后得到的数值。为了解释一些常见的问题，在供应商提供的专利关联式中包含了一些降额处理，比如在高压下操作等。因此指明对哪些因素进行了降额，可以帮助供应商避免“二次降额”。本手册中的第 0.3 节对充气因子进行了详细的分析。

塔盘数据表一般不作为独立的文件。用户购货时会附带这些数据表等附属信息，这些信息可能会影响塔内件的设计。

画出塔设备及其各部位具体特征的略图或机械图是工程上很好的办法，比如塔内的支撑件，需要设置或已经存在的进料管线、抽出管线等。图中应该清楚地标出所有管线入口和出口的位置（包括可变更的进料位置），标出开口的高度和方向。除此以外，还需要标出塔器上的人孔位置，并注意数据表中所标的人孔尺寸是指人孔的内径，而不是管线常用的公称直径。

除了略图和工程图外，表中还应附上详细的文字说明。因为用户在购买塔构件时，确实

会对供货商提供的板式塔或填料塔的几何结构和尺寸进行仔细了解。在个别例子中，有些用户甚至可能会只提出一些特殊要求，比如要求塔盘出口堰比普通结构要高，以保证塔盘上有一定的液体停留时间。

进料中含有固体或处于汽液两相进料的情况，会影响塔内件的选择和设计。对这两种情况中的任一种，都应该作详细解释。比如进料中所含固体颗粒的相关情况，包括固体的量、固体颗粒的粒径分布、固体来源、密度以及附着性等情况。汽液两相进料也需要在数据表中说明。设计的关键数据包括汽、液相的质量流量和密度，这些数据一般根据模拟的工艺流程情况得到。

此外，在数据表中还包含一些机械方面需要考虑的内容，工艺工程师在准备数据表时一般对这些内容比较感兴趣。比如，购货方关于塔内件部分的说明书中就可能包含了某些机械方面的相关内容，当然也有些内容没有涉及。这里需要提醒用户的是，数据表中必须提供常规机械说明书，或者机械说明书的主要内容，即使提供全部数据表也不能代替常规机械说明书。

这些数据表是为会员和塔设备的用户、设计者以及供货商之间提供的一种服务。根据用户需要，可以对数据表进行修改，或者输入到用户现有的形式中。通过这些表单，希望能增进用户和厂商的联系，更好地了解不同用户的需求。

表 1.17-1 塔盘数据表

客户 _____ 厂址 _____ 工程师 _____
 工作编号 _____ 质询编号 _____ 日期 _____
 项目编号 _____ 服务内容 _____

塔盘 No. 1 = 顶/底

塔段位置(名称/描述)

塔盘编号范围

实际塔盘负荷

需要塔盘数

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

汽相操作参数:

质量流量, lbs/h

密度, lbs/ft³

体积流量, ft³/s

摩尔质量, lb/lb mole

粘度, cP

操作压力, psia

操作温度, °F

设计范围, 正常值 %

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

液相操作参数:

质量流量, lbs/h

密度, lbs/ft³

体积流量, US GPM

摩尔质量, lb/lb mole

表面张力, dynes/cm

粘度, cP

操作温度, °F

设计范围, 正常值 %

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

表 1.17-2 塔盘数据表

项目编号 _____ 服务 _____

| | | | |
|---|--|--|--|
| 塔段位置(名称/描述) | | | |
| 塔盘编号范围 | | | |
| 操作条件: | | | |
| 最大塔盘压力降, mmHg | | | |
| 最大允许喷射液泛分率, % | | | |
| 最大降液管液速分率, % | | | |
| 最大降液管持液量, in. | | | |
| 降额因子, % | | | |
| 降额目的(起泡因子, 系统因子, 安全因子) | | | |
| 结构条件: | | | |
| 塔径, in | | | |
| 流道数 | | | |
| 塔盘间距, in | | | |
| 塔盘类型 | | | |
| 筛孔/泡罩直径, in | | | |
| 塔盘材料/厚度, in | | | |
| 浮阀/泡罩材料 | | | |
| 内构件材料 | | | |
| 支撑件材料/厚度, in | | | |
| 总体腐蚀裕量, in | | | |
| 人孔内径, in | | | |
| 其他条件: | | | |
| 含有固体: 是/否 | | | |
| 防冲挡板: 是/否/供货商优先选择 | | | |
| 凹形受液盘: 是/否/供货商优先选择 | | | |
| 规定相等的量: 鼓泡区面积/每个溢流的流道长度 | | | |
| 设计负荷: _____ PSF, _____ in 偏差, _____ °F. | | | |
| 或 _____ 标准: 30 PSF, 1/8in, 300 °F. | | | |

表 1.17-1 塔盘数据表(举例)

客户 _____ 举例 _____ 厂址 PASADENA 工程师 DP
 工作编号 PN-979 质询编号 89-12345 日期 10/16/89
 项目编号 C-1701 服务 分馏塔

塔盘 No. 1 = 顶部/底部

| | | | |
|-------------|-------|------|------|
| 塔段位置(名称/描述) | 顶 | 底-最大 | 底-最小 |
| 塔盘编号范围 | 21-36 | 1-20 | 1-20 |
| 实际塔盘负荷 | 21 | 1 | 1 |
| 需要的塔盘数 | 16 | 20 | 20 |

汽相操作参数:

| | | | |
|--------------------------|--------|-------|-------|
| 质量流量, 气速 lbs/h | 17280 | 27460 | 8630 |
| 密度, lbs/ft ³ | 1.126 | 1.284 | 1.116 |
| 体积流量, ft ³ /s | | | |
| 摩尔质量, lb/lb mole | | | |
| 粘度, cP | | | |
| 压力, psia | 85 | 88 | 88 |
| 温度, °F | 222 | 322 | 228 |
| 设计范围, 正常值% | 20-100 | 100 | 100 |

液相操作参数:

| | | | |
|-------------------------|--------|-------|-------|
| 质量流量, lbs/h | 7510 | 38960 | 26360 |
| 密度, lbs/ft ³ | 33.75 | 35.46 | 34.82 |
| 体积流量, US GPM | | | |
| 摩尔质量, lb/lb mole | | | |
| 表面张力, dynes/cm | 7.75 | 7.39 | 8.34 |
| 粘度, cP | 0.118 | 0.120 | 0.126 |
| 温度, °F | | | |
| 设计范围, 正常值% | 27-100 | 100 | 100 |

表 1.17-2 塔盘数据表(举例)

项目编号 C-1701 服务内容 分馏塔

| | | | | |
|------------------------|----------|----------|------|--|
| 塔段位置(名称/描述) | 顶 | 底-最大 | 底-最小 | |
| 塔盘编号范围 | 21-36 | 1-20 | 1-20 | |
| 操作条件: | | | | |
| 最大塔盘压力降, mmHg | 无 | 无 | 无 | |
| 最大允许喷射液泛分率, % | 无 | 无 | 无 | |
| 最大降液管液泛分率, % | 无 | 无 | 无 | |
| 最大降液管持液量, in. | 无 | 无 | 无 | |
| 降额因子, 分率 | 0.95 | 0.95 | 0.95 | |
| 降额目的(起泡因子, 系统因子, 安全因子) | 安全性 | 安全性 | 安全性 | |
| 结构条件: | | | | |
| 塔径, in | 30 | 30 | | |
| 流道数 | 1 | 1 | | |
| 塔盘间距, in | 18 | 24 | | |
| 塔盘类型 | 浮阀 | 浮阀 | | |
| 筛孔/泡罩直径, in | ... | ... | | |
| 塔盘材料/厚度, in | 410/14GA | 410/14GA | | |
| 浮阀/泡罩材料 | 410 | 410 | | |
| 内构件材料 | 410 | 410 | | |
| 支撑件材料/厚度, in | CS/0.25 | CS/0.25 | | |
| 总体腐蚀裕量, in | 无 | 无 | | |
| 人孔内径, in | 18 | 18 | | |

其他条件:
 含有固体: 是 否
 防冲挡板: 是 否 供货商优先选择
 凹形受液盘: 是 否 供货商优先选择
 规定相等的量: 鼓泡区面积/每个溢流的流道长度
 设计负荷: _____ PSF, _____ in 偏差, _____ °F. 或 标准: 30 PSF, 1/8in, 300 °F.

表 1.17-1 塔盘数据表(公制)

客户 _____ 厂址 _____ 工程师 _____
 工作编号 _____ 质询编号 _____ 日期 _____
 项目编号 _____ 服务内容 _____

| | | | |
|--------------------------|--|--|--|
| 塔盘 No. 1 = 顶/底 | | | |
| 塔段位置(名称/描述) | | | |
| 塔盘编号范围 | | | |
| 实际塔盘负荷 | | | |
| 需要塔盘数 | | | |
| 汽相操作参数: | | | |
| 质量流量, lbs/h | | | |
| 密度, lbs/ft ³ | | | |
| 体积流量, ft ³ /s | | | |
| 摩尔质量, lb/lb mole | | | |
| 粘度, cP | | | |
| 压力, psia | | | |
| 温度, F | | | |
| 设计范围, 正常值% | | | |
| 液相操作参数: | | | |
| 质量流量, lbs/h | | | |
| 密度, lbs/ft ³ | | | |
| 体积流量, US GPM | | | |
| 摩尔质量, lb/lb mole | | | |
| 表面张力, dynes/cm | | | |
| 粘度, cP | | | |
| 温度, F | | | |
| 设计范围, 正常值% | | | |

表 1.17-2 塔盘数据表(公制)

项目编号 _____ 服务内容 _____

| | | | |
|--|--|--|--|
| 塔段位置(名称/描述) | | | |
| 塔盘编号范围 | | | |
| 操作条件: | | | |
| 最大塔盘压力降, mmHg | | | |
| 最大允许喷射液泛分率, % | | | |
| 最大降液管液泛分率, % | | | |
| 最大降液管持液量, in | | | |
| 降额因子, 分率 | | | |
| 降额目的(起泡因子, 系统因子, 安全因子) | | | |
| 结构条件: | | | |
| 塔径, in | | | |
| 流道数 | | | |
| 塔盘间距, in | | | |
| 塔盘类型 | | | |
| 筛孔/泡罩直径, in | | | |
| 塔盘材料/厚度, in | | | |
| 浮阀/泡罩材料 | | | |
| 内构件材料 | | | |
| 支撑件材料/厚度, in | | | |
| 总体腐蚀裕量, in | | | |
| 人孔内径, in | | | |
| 其他条件: | | | |
| 含有固体: 是/否 | | | |
| 防冲挡板: 是/否/供货商优先选择 | | | |
| 凹形受液盘: 是/否/供货商优先选择 | | | |
| 规定相等的量: 鼓泡区面积/每个溢流的流道长度 | | | |
| 设计负荷: _____ kPa(mbar), _____ mm 偏差, _____ °F, 或 _____ 标准: 1.4kPa, 3mm, 150 °C. | | | |

1.18 渗漏的影响

渗漏对塔设备性能的影响

在蒸馏塔内,通常不希望出现塔盘、内部受液盘以及填料塔液体分布器发生液体渗漏的情况⁽²⁴⁾。在不同场合,渗漏对塔设备操作性能的影响有很大差别。在大部分情况下,可以允许一定的渗漏,但有些情况,因为某些重要原因需要减少渗漏,并对减少渗漏采取特殊措施。例如:

1. 在低液体流量下,过量渗漏会形成沟流或干板;
2. 对填料塔液体分布器,过量渗漏会引起不均匀分布;
3. 对全部抽出,上面漏下来的液体会对下面的液体造成返混;
4. 对部分抽出,过量渗漏会使抽出槽内缺少液体。

板式塔中的液体渗漏会降低塔盘效率,这是因为渗漏的液体与板上汽体没有经过充分的接触就离开了塔盘。渗漏造成的后果取决于渗漏量和渗漏的位置、塔盘上的液体分率,以及体系和工艺操作条件等因素。在炼油厂操作中,哪里需要严防渗漏已经形成惯例了,特别是对抽出口构件,产品质量是首先要考虑的问题。

塔盘渗漏

由于塔盘是由塔盘板组装起来,安装到支撑圈上的,金属与金属连接有缝隙,容易产生渗漏。发生液体渗漏的常见位置是在塔盘的边缘,比如塔盘板与支撑圈的连接处,塔盘板与

塔盘板之间的连接处，升气管与塔盘板之间的连接处，人孔与塔设备的连接处，塔盘板与出口堰之间的连接处，堰与夹板条之间的连接处等等。此外，塔不圆度也会造成塔盘边缘及支撑梁处安装不严密引起渗漏，有时甚至发生严重渗漏。

消除塔盘渗漏的规定

在多数筛板塔和浮阀塔中，渗漏量比塔盘的泄漏要小得多。只要确保所有螺栓拧紧了或金属连接处装好了密封垫，就不用消除渗漏。通常唯一需要规定消除渗漏的是针对烟囱板、分布器、抽出塔盘、泡罩塔盘以及一些必须使泄漏达到最少的特殊浮阀塔盘。在这些情况下，常常会用到密封垫圈(见本手册的第 1.16 节)，而且需要经常进行渗漏试验。当要求绝对不渗漏时，塔盘板应该采用密封焊或用特殊的防漏设计。当使用密封垫圈时，要特别小心在多块塔盘之间的连接处，而且垫圈必须仔细放置。用密封胶防渗漏也必须谨慎使用，因为在操作中这些物质与工艺物流相接触，可能会受到冲击。

在这些特殊情况下，应规定渗漏的速率。渗漏试验测量的是液体从塔盘或内部受液盘上某个液位降到规定液位高度所花费的时间。选择规定的时间(允许渗漏量)时，必须考虑到实际操作中的液体渗漏量要小于试验中观察到的，这是因为塔盘上下的压力差会抑制渗漏。不过，有时也会发生相反的情况，这是由于在正常操作中材料受热膨胀，可能会加大缝隙，渗漏量反而增大。了解这些情况是很重要的，因为对防渗漏作不必要的严格规定，不仅会增加设备费用，还会增加安装时间和安装难度。只有对液体负荷很小或产品损失会造成严重经济损失的情况，才要求进行严格苛刻的渗漏试验。

下表是对炼油厂生产中的泡罩塔盘和抽出盘进行渗漏严密性试验的结果。

| 泄漏等级 | 内 容 | gph/ft ² | m ³ /h/m ² |
|------|------------------------|---------------------|----------------------------------|
| 1 | 除了下面 2 级或 3 级以外的所有塔 | 3.0 | 0.12 |
| 2 | 除了 3 级以外的真空塔 | 1.5 | 0.06 |
| 3 | 真空塔闪蒸段或洗涤段上面的汽液相瞬间接触塔盘 | 0.5 | 0.02 |

渗漏速率是可以观察到的，因此可以用塔盘上的液位损失来表示塔盘的渗漏速率(即：液位下降 1 in(25mm)所经过的时间)。最常见的时间间隔是 10 ~ 20min 内液位下降 1 in(25 mm)，这分别与 1 级和 2 级渗漏速率的时间大致对应。

渗漏试验

渗漏试验只能在塔盘安装好以后在塔内进行。在渗漏试验开始前，必须将塔盘上的开孔堵好，并清扫干净塔盘。装配好的塔盘首先要目测检查有没有不水平度的地方、有没有未装配好或者没有密封好的地方，然后在塔盘上灌水一直到堰的顶端或者烟囱板上的某个规定高度，接着记录在给定的时间内液位的下降值。在试验塔盘下面可以观察到渗漏的情况。

当部件连接处使用垫圈时，负责塔盘安装的工程师应该明确认识：要想获得预期的渗漏速率前，可能需要多次重复组装塔盘，以获得最好的效果。

参 考 文 献

24. F. R. I. Progress Report Jan - Feb 1981.

1.19 整装塔盘

引言

Cartridge trays(又称为 package trays)是用于小直径塔的整装塔盘,最常用在 12~30in(305~762mm)直径的塔中,在特殊情况下也可用于 48in(1220mm)直径的塔。塔段通常是用标准的管子制成,塔盘组装成管束状,用垂直的支撑杆来支持和分隔塔盘(见图 1.19-1)。每个塔盘都配有特殊的垫片或密封圈,以减少与塔壁间的渗漏。整体组装采用主体法兰连接,通常是在塔的顶部⁽⁷²⁾。

有些小塔安装和检修起来非常困难,所以常采用整装塔盘。因为这种塔盘上的管束很容易拆除,可以在塔外进行常规的维修和检查。从检修的角度来看,整装塔盘要比小填料塔更具优点——整装塔盘比填料的管口少。再有,对较大的塔而言,考虑结垢和费用问题时,板式塔优于填料塔。

整装塔盘的组合件可以采用各种塔盘:筛孔塔盘、浮阀塔盘、泡罩塔盘或穿流塔盘。板间距也可任意选取,为了运输和安装方便起见,组合件总长度通常限制为 12ft。

塔径较大(30~48in)(762~1220mm)的塔盘可以考虑采用分块式塔盘,整装塔盘构件的价格可能是分块式塔盘的 2~4 倍,但是这可以从安装时间和安装费用上得到补偿,组合塔盘只需要用一般的塔盘支撑圈和降液管板,它的安装时间只相当于常规塔盘的四分之一。

整装塔盘的组装通常是由制造商完成的。有时,把组装作为单独的报价提出来可以大大降低购买价格。不过,现场组装管束还需要考虑安装时间和人工的问题。现场解决安装问题很困难,而且效率很低。此外,现场人员对安装整装塔盘一般没有什么经验。由于这些原因,所以极力推荐装配工作由制造商完成。

与常规塔盘的性能比较

对整装塔盘(见《F.R.I. 设计手册》第 1 卷)来说,大多数设计考虑和操作特性与常规塔盘没有什么不同,只是在有些方面例外。比如,有些小塔(直径小于 36in(915 mm))的处理能力推荐值会减少 10%~20%。

为了保持机械完善性,错流整装塔盘必须使用插入式降液管。虽然降液管后的区域对汽液分离有用,但不能应用分段式降液管的进口速度系数,并且使用插入式降液管、密封圈和塔盘支撑杆,使得整装塔盘存在很大的“浪费”区域。因此,有效鼓泡区面积、降液管面积和出口堰长度的计算,不象常规塔盘那样准确。出于这些原因,最终整装塔盘的性能应由厂商来确定。

最后还有一点要说明,小直径塔的流程长度较短,这样会由于错流效应引起汽液相接触不充分,从而降低塔盘效率。



图 1.19-1 典型的整装塔盘装配图
(美国专利 # 3,179,389)

整装塔盘的特点

由于整装塔盘的板面不与塔盘支撑圈接触，所以每个塔盘必须有一个垫片或密封圈，以避免与塔壁间发生渗漏。图 1.19-2 所示为密封垫片的几种形式。其中压缩环型(图 1.19-2a)可以提供较可靠、较紧密的液封，且成本较低，当管束移动后，它能再次使用⁽⁷³⁾。但是，由于金属与金属之间的摩擦，安装和移动管束都非常困难。

丝网垫片密封(见图 1.19-2b)通常使用标准的垫片材料，由于垫片与塔壁间易于滑动，安装和移动都很容易。但是选用的垫片材料是否合适是个重要问题。Teflon® 密封圈比金属密封圈要增加 5%~10% 的总塔盘费用。一些垫片材料在轧制成环之后，会呈现“非圆形状”，金属条带和特殊的格栅能使垫片定位。图 1.19-2c 显示了另外一种垫片，常与合适的垫片材料或挠性金属条一起使用。

当塔盘在车间安装时通常不推荐 2b 和 2c 的垫片类型，因为垫片在支撑塔盘上承重一段时间后会变形。实际上，大多数用户会根据他们的实际需要和经验提出要求。

整装塔和其他塔的另一明显不同是进口和出口的布置。为了顺利安装塔盘管束，塔设备必须有光滑的内壁和严格的圆整度规格(可接受标准的管子)。进料必须采用直接的管口或带插入管的管子。如果进料是液相，管口可位于降液管的下面；如果是汽相或闪蒸进料应位于鼓泡区的上面。同样，抽出口的受液盘不能利用塔壁。典型的进料和抽出结构见图 1.19-3。

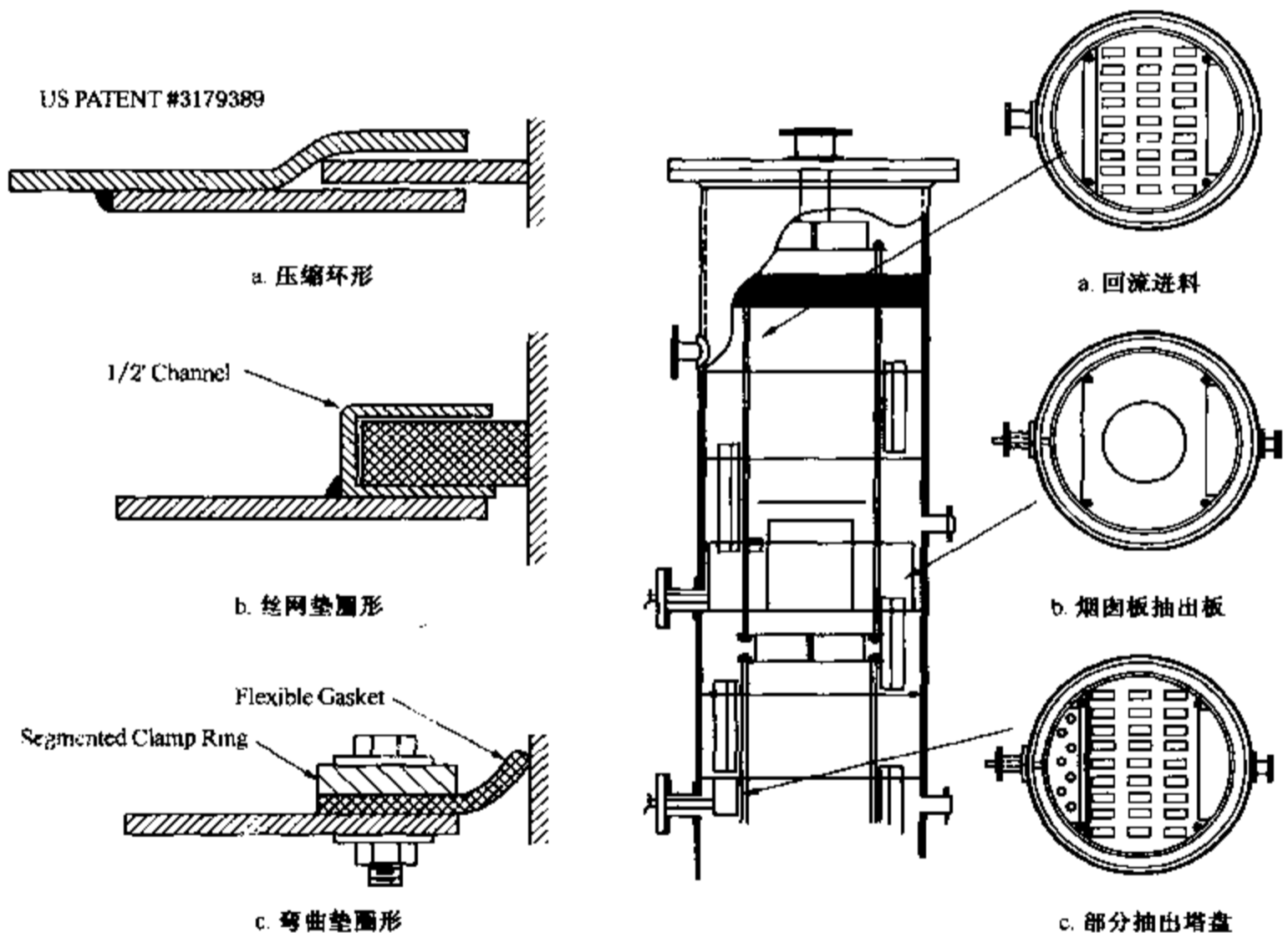


图 1.19-2 整装塔盘的密封垫片结构
(美国专利 # 3,179,389)

图 1.19-3 进料与抽出布置示例

整装塔盘管束上面和下面都应设置支撑，以防振动时错位(见图 1.19-4)。不管是塔盘重量还是密封结构的重量，都要提供合适的提升防护措施。因此，为了固定管束还需要一个

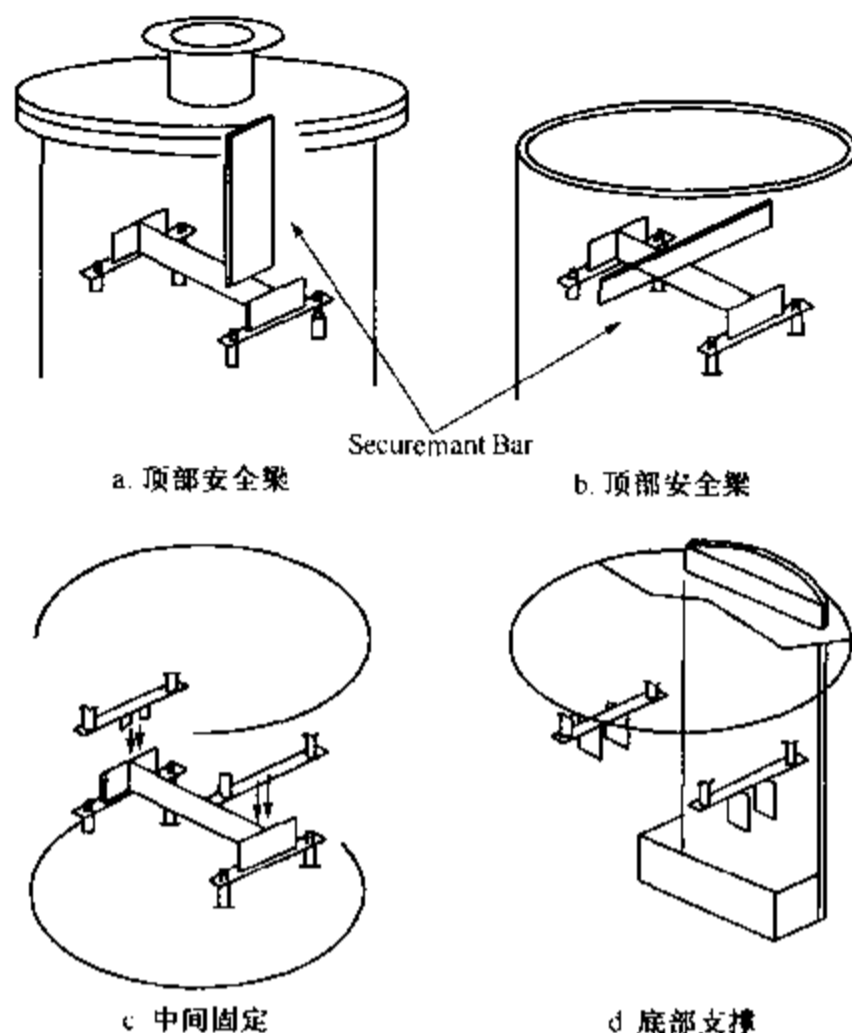


图 1.19-4 机械支撑配件示例

整装塔盘的安装

整装塔盘有时是在现场组装，组装时塔垂直放置，而有一些是在厂商的车间里安装。当塔水平搁置时，安装整装塔盘非常困难。

在安装之前，应该对塔进行检查，以确保没有管口、排出孔或其他塔内附件，但底部塔盘下面的支撑柄除外。为了方便安装，应除去内壁的铁锈和氧化物。在安装前，可以用模板来测量间隙。另外，还应该检查全部管束的方位，并与位于顶部塔盘上的进口档板排成一条直线。

通过压缩相互连接塔盘的密封圈，将管束插入塔内，直至塔的封头。第一根管束放入靠在底部塔盘下面的支撑柄上(见图 1.19-4d)。只能用拉杆推拉管束，以免损坏整装塔盘组件，顺次将管束放入塔内，并用预先装配好的中间集合管支撑。(见图 1.19-4c)

顶部管束安装完毕后，应检查顶部集合管至塔封头的间距，以使在支撑柄上的底部管束处于合适的位置，并且中间的管束也安装到位。然后顶部安全梁应焊接在塔壁或塔的封头上(见图 1.19-4a 或 1.19-4b)。

可通过拆除安全梁来拆除塔盘，用钩子钩住顶部集合管并把管束从塔内拉出。

参 考 文 献

60. Glitsch Inc., "Ballast Tray Design Manual", Bulletin 4900, 6th Edition, 1993.
72. Nutter Engineering Co., "Package Trays for Pipe - Size Process Vessels", Bulletin PT-1.
73. Nutter, I.E., "Self-Sealing Pre-Assembled Fluid Contact Tray Unit", US Patent No. 3, 179, 389, April 20,

1.20 板式塔的降额因子

引言

精馏塔设计中有很多方面包括一些不确定因素。常见的典型不确定因素主要来源于水力学和效率关联式的不确定性，这主要因为计算值的不准确、估计值的偏差、或系统性质(物理性质和汽体/液体相平衡，或 VLE 数据)及其误差所造成的；其他的误差来源见 F.R.I. 1973 年的年度报告。为了说明这些不确定因素，塔设计通常采用大家熟知的降额因子作为修正因子来减少误差，进行设计计算。设计实施委员会定义了三个降额因子：起泡因子、系统因子和安全因子，这些降额因子的其他定义见《F.R.I. 设计手册》的第 5 卷第 0.3 节。为方便起见，下面简要介绍了这些定义：

在某些应用条件下，精馏塔的实际处理能力低于采用普遍公式计算出来的未经修正的处理能力，因此引入了“降额设计”的概念。降额因子通常有三种：降额设计可根据上述因素中的一项或几项来考虑。

起泡因子——对系统的起泡性质作出修正；

系统因子——当设计超出关联式的物性数据范围时，提供安全约束。

安全因子——对设计关联式中的不确定性作出修正。

降额因子可用于塔盘设计中的理论级数计算和水力学计算。我们常用单一的降额因子来考虑多个方面的不确定性。有时降额因子被隐含地应用(例如用经验数据)，设计者甚至不知道设计已被降额处理，一个设计偶尔在几个地方都被降额了。对于不确定性较大的设计，尤其是对新设计，通常对每一步都作降额处理。如果不加选择地应用降额，将导致设备过分庞大，操作弹性会大大降低。在设计过程中，当有几个人分别负责各个子项时要特别注意。例如，热力学工程师会对物理性质和汽液相平衡数据添加安全因子，所预测的分离要求要比实际的难度更大。工艺工程师进行理论级数计算时采用的回流比远超过最小回流，而产品规格要比实际需要的严格得多。进行水力学计算的工程师在设置塔径、板间距以及降液管尺寸时会有所考虑，比如：将塔盘设计成喷射液泛速度的 70%，或者设计降液管持液量不超过塔盘间距的 50%，或者降液管中的液体流速低于噎塞速度的 50%。起泡因子和系统因子可适当用于进一步降额水力学设计。正如上面举例说明的，为确保正常操作，要谨慎使用降额，要了解在什么地方需要降额，如何避免过度降额。过度的降额设计会导致塔设备尺寸过大，同样会导致辅助设备过大。下面对降额因子在理论级数计算中的应用作了简单分析，而水力学的降额计算在随后一段介绍。

理论级数计算的降额

根据给定的分离要求，确定所需塔盘数的计算方法有很多，通常是指理论级数计算。计算中至少有三个地方要作降额处理：计算中使用的体系物性，计算得出的塔内汽液相流量，将理论塔板数转换成实际塔板数的板效率。对某个地方不确定性的降额设计可能与另一个地方的降额设计作用是一样的。下面对理论级数计算的降额，进行更详尽的讨论。总之，设计者应该认识到在什么地方需要降额，如何避免二次降额。

体系物性

理论级数通常是计算机程序计算确定的，模拟的精度主要取决于体系物性的精度。当气液相平衡数据和物性数据已知时，经常可以直接使用理论级数的模拟结果，不必作修正。但是对某些情况，考虑到二元交互作用的模型不能预测液体混合物的真实情况，需要对理论级数计算结果进行降额处理。降额时可用假定最苛刻的体系物性(如最困难的分离要求)来计算。

通常，初步设计(有时也包括最终设计)必须以估计的体系物性为依据。在这些情况下，进行理论级数计算降额的一种方法，是规定比实际要求更高的产品的纯度。该方法有效地增加了达到分离要求所需的理论级数和回流比。用这种方法进行降额设计时，通常不需要进行其他降额。

另一种降额方法是采用实际体系物性或不保守的体系物性的预测值，任意增加塔盘数。用增加塔盘的方法来重新模拟，可得到塔性能降额处理后的潜在影响。如果重新模拟时采用恒定回流比，增加塔板数等于提高产品纯度要求，纯度能由重新模拟的结果来确定。重新模拟也可采用固定产品要求，减少回流比的方法(当然是在最小回流比的约束下)。如果最初的体系物性(和估计的塔盘效率)是正确的，实际的塔操作也应该与计算结果相符合。此外有一点很重要，就是设计者应该了解增加塔盘的意义，在确保在体系物性和塔盘效率允许的情况下，降低回流比后使塔内件仍能保持正常操作。可以参考效率降额分析的附加注释，以及这种情况下对降额设计的警告。

塔内汽、液相流量

塔的理论级数计算可得到进行水力学计算的汽、液相流率，汽液相流率会受到设计中的理论级数影响。对一个给定的分离，回流比(和塔内汽、液相流率)与理论级数相互关联；图 1.20-1 是典型的回流-理论级数关系曲线。这条曲线上的渐近线代表实施这一分离所需的最小回流比和最小理论级数。最小回流比和理论级数用严格的计算模拟来确定，可以构成与图 1.20-1 相似的图，或者用 Chien 法来确定。Henley 和 Seader^(53,54) 讨论了如何用简捷法确定这些限定值。实际回流比通常选择最小值的 1.1~1.5 倍，可以增加回流比修正其他不确定性。例如，如果 1.15 倍的最小回流比在经济上是最优的，但受不确定性因素影响，可能选择更高的最小回流比值更为有利，如 1.2 倍。理论级数常常根据最优回流比(本例中为 1.15)来设置，而回流量和汽化量则根据更高的比(例如本例中为 1.2)来设置。这种做法将导致汽液相流量、重沸器和冷凝器的热负荷、泵的负荷都被降额。应注意在水力学计算中可能还会进行降额(例如，塔器可能在 80% 的喷射液泛速度下设计)。重复降额会使塔设计过大，降低水力学的灵活性，并因此而影响塔盘类型的选择。

如果回流比选成最小回流比的若干倍，譬如说 C 倍，则所需的理论级数能直接从回流-理论级数曲线上确定，见图 1.20-2。此时，若设计增加理论级数，则所需的回流比对塔实际的级数变化不是不敏感(图 1.20-2 中为 N_1)。如果设计回流比仍为 $C \times R_{\min}$ ，那么设计时实际上移向以高纯度产品规格为基础的曲线上。达到高纯度要求的降额处理方法已经在体系物性降额中讨论过。如果塔以这种方法选择 N 和 R 进行设计时，设计人员应了解这种降额方法。正如前面所提到的，过度的降额不一定正确。

在改造中设计塔内件会碰到类似情况。如果用处理能力大的内件对塔进行改造，就会有一些不确定因素，如损失多少理论级数等。在这种情况下，有必要将设计处于回流-理论级数曲线中理论级数对回流比不敏感的范围(如图 1.20-2 的 N_2 处)。如果是高于所需的

回流比设计的(如图 1.20-2 的 R_2 处)塔内件,可通过提高产品分离纯度进行有效降额。设计人员应当知道这种降额的结果,并保证内件在最佳条件和最恶劣的条件下都能按预定回流比正常操作。

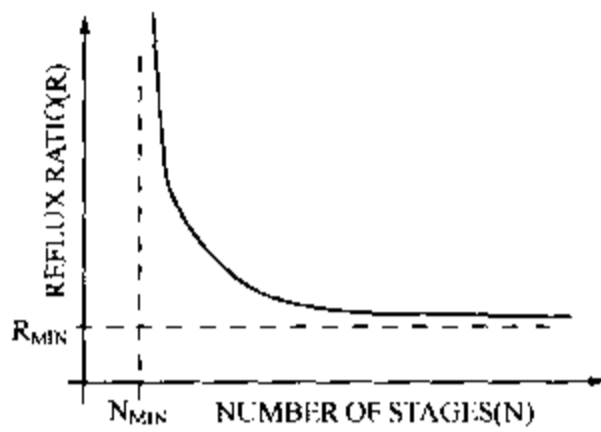


图 1.20-1 回流比与理论级关系曲线

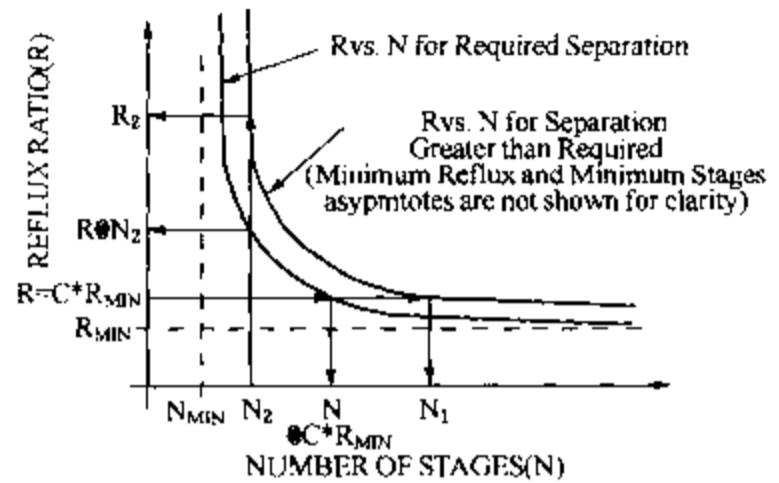


图 1.20-2 不同分离要求下的回流比与理论级关系曲线理论级数(N)回流比(R)

效率

塔盘效率已成为精馏研究工作者需要解决的前沿课题。目前还没有可信的精确预测方法,因此不可能对整个范围灵活的分离要求提出定量的效率预测结果。有些设计人员使用双膜理论对碳氢化合物体系的塔盘效率作预测时,得到了良好的结果(如 F.R.I. 和 AIChE 模型)。而另一些设计人员应用相同的模型对高度非理想化学体系作效率计算时,得到的结果却很差。在有些情况下,可以采取一些简单的经验方法,能对适当的体系作出合理的塔盘效率预测。其中有两种关联式常被使用:Drichamer 和 Bradford 关联式用于均相碳氢化合物系统的塔效率预测,而 O'Connell 关联式可用于所有的精馏系统。

效率的预测基于有限的的数据,可能包括比较接近的体系数据,也可能不包括。根据仔细收集和分析中试数据、试验数据(如 F.R.I. 的数据)、或与所关心的体系类似的、准确的现场数据,可得到最好的效率估计值。如果装置效率数据能满足 AIChE 的塔盘试验程序中的要求,则是准确的:即物料平衡在 3% 以内,能量平衡在 5% 以内(详情参见《AIChE 设备试验程序 - 蒸馏塔盘》的详细规定⁽²⁸⁾)。不是总能得到这些准确的数据,因此,设计人员应采用一些估算方法。因为预测方法本身也有不确定性,所以在作效率预测时采用降额可能是合理的。但遗憾的是公开文献中很少有说明。在《F.R.I. 设计手册》第一卷 3.4 节⁽⁵⁵⁾中推荐了对穿流塔盘的效率预测降低 10% 的做法,但此作法推广到其他类型的塔盘就不适用了。预测效率的方法本身含有不确定性和缺乏推荐用作降额的效率估计方法,应提供警告信息。引起设计人注意。对新体系或不常用体系进行中试试验时,也要注意与效率预测有关的不确定性。

在有的情况下,效率估算可能被隐含地降额。例如在塔的设计时,选择的塔盘数常会比实际需要的多。所需的塔盘数是多年前确定的,而在改造时没有考虑这些年来蒸馏技术的进步,所以没有减少“需要”的塔板数。即使在停工时拆除了几层塔盘,常常是操作良好,显然该塔设计有很大余量。

对不确定性较高的设计来讲,通常在最终设计时增加塔盘数来提高达到分离要求的保险系数。增加塔板数的费用,以及由此引起的塔体高度的增加并不大,可以考虑和别的方法一起来保证塔的正常操作。然而,设计人员应意识到这样做的结果,从效果上看,这是对塔效率

的任意降额。设计也有可能任意地加大直径以增加回流，这样做可能会限制操作弹性，特别是对筛板塔。如果采用任何一种效率降额的方法(增加塔板数或是增大塔径)，通过模拟预测塔设备的操作性能，发现采用最大期望效率值可确保实现预期的操作范围，结果塔盘确实是在没有降额的预期效率值下操作。这个结果只能选用浮阀塔盘，而不能考虑其他塔盘。

塔盘水力学计算的降额

F.R.I. 定义了板式塔的三个能力极限，并且在《F.R.I. 设计手册》的关联式中用作预测。

喷射(雾沫夹带)液泛(Jet (Entrainment) Flooding) - 大量的液体被夹带到上一层塔盘，液体充满了塔盘空间，从而引起塔的液泛。

降液管持液量液泛(Downcomer Backup Flooding) - 液体在允许的流量下不能流出降液管。开始是在降液管内充满泡沫，然后在塔盘空间也充满泡沫，于是塔发生液泛。

体系极限液泛(System Limitation) - 与体系的性质有关，但与塔内构件的类型和结构无关。

第四个液泛判据是降液管噎塞(Downcomer choke)，是设计人员经常应用的。允许的流量下泡沫进入降液管时，就发生降液管液泛。此时塔盘空间充满液体，整个塔发生液泛。F.R.I. 已开发了预测降液管最大入口速度的关联式，但这种预测方法不是 F.R.I. 的液泛判据。许多设计人还采用其他降液管速度液泛预测方法。然而，设计人员常把 F.R.I. 的关联式作为一个保守的预测降液管噎塞液泛的方法。

第五个液泛判据是吹干液泛(Blowing Flooding)，制造商在进行塔盘核算时也考虑这个因素。这个现象与液相流量相对于汽相流量较低有关：较大的汽相速率通过鼓泡区域时，将塔盘上液体吹干。《F.R.I. 设计手册》中未包括吹干液泛的关联式。

《F.R.I. 设计手册》对每个处理能力极限都定义了一个安全因子，也包括降液管入口速度(降液管噎塞)的判别：

$$\text{安全因子} \geq \left[\frac{V_{\text{负荷@液泛}}}{V_{\text{负荷@设计}}} \right]$$

式中 $V_{\text{load}} = V \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$;

V = 汽体流量, (ft³/s, m³/s);

ρ_v = 汽体密度, (lb/ft³, kg/m³);

ρ_L = 液相密度, (lb/ft³, kg/m³)。

因为用于关联的数据本身存在误差，数据观测也不是很准确，并且将处理能力关系式外推到未经试验的体系时会带来误差，每个能力极限的安全因子通常选择大于 1.0。F.R.I. 对筛孔塔盘和泡罩塔盘提供了液泛可能性对安全因子关系图^(56,57)，设置安全因子时可以使液泛的可能性小于设计人员的要求(详见《F.R.I. 设计手册》第 1 卷的 5.2 节)。

目前已经发表了许多预测喷射液泛速率的方法。由塔内件厂商开发的设计程序最常用于筛孔塔盘和浮阀塔盘设计。厂商及其他出版物推荐的塔设备的操作汽速列在表 1.20 - I 中。注意：在制造商的程序中使用的降额因子都小于 1，不象 F.R.I. 定义的安全因子选择是大于 1(可用 F.R.I. 设定的降额因子的倒数作直接对比)。厂商推荐的降额因子以降液管或有效区的分母为计算标准，将增加所需的面积。

有的设计人员喜欢给定塔盘的液泛分率(比如说 85%)，可以让它在最高效率下操作。这样的设计没有被降额，因为设计速率不用对设计关系式中的不确定性作补偿，而是在效

率-汽相比率曲线上得到一个特定的点。用这种方法设计的塔，应考虑对有效区另外进行降额，应当特别谨慎。

大部分制造商的设计方法中都包括了一个因子，用来说明体系起泡趋势的影响。起泡因子应用于喷射液泛关联式和降液管计算，与不易起泡的体系相比，将需要更大的有效面积和降液管面积。已经发表的起泡因子列于表 1.20 - II。因为 F.R.I. 没有测试很多泡沫系统，其设计程序不包括起泡因子。尽管在泡罩塔盘和筛孔塔盘程序中，确实推荐对“有严重泡沫的矿物油吸收系统和汽提系统”使用更大的起泡因子。

漏液并不是一个能力限制，但它反映了塔的低负荷操作情况(只要不是严重的效率下降，可以允许较大的渗漏量)。F.R.I. 用于计算筛板渗漏的方法，使用一个类似于处理能力安全因子的漏液安全因子。没有人推荐一个可接受的渗漏安全因子，但是根据塔所要求的操作弹性，可以允许一定的漏液量。如果筛孔塔盘达不到这种操作弹性，则需采用浮阀塔盘。在《F.R.I. 设计手册》第一卷 5.5 节⁽⁵⁸⁾中，F.R.I. 报告了漏液点数据关联式中的标准偏差是 0.095。Ruff 推荐的安全因子约为预测气速的 40%，以保证没有渗漏，但它只是基于理论分析⁽⁵⁹⁾。

参 考 文 献

28. AIChE Equipment Testing Procedure. Tray Distillation Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition, 1987.
53. Chien, H.Y., "Rigorous Method for Calculating Minimum Reflux Rates in Distillation," AIChE Journal, 24(4), 606, 1978.
54. Henley, E.J., and Seader, J.D., "Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical Engineering", John Wiley & Sons, New York, 1981.
55. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 3.4, p.10. (Dualflow Safety Factor).
56. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 4.2, p.2. (Bubble Cap Safety Factor).
57. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 5.2, pp.1-4, 12, 14 (Sieve Tray Safety Factor).
58. F.R.I. Handbook, Vol. 1, Section 5.5, p.5. (Sieve Tray Weeping - Reliability).
59. Ruff, K., Pilhofer, T., and Mersmann, A., "Ensuring Flow Through All the Openings of Perforated Plates for Fluid Dispersion," Int. Chem. Eng., 18 (3), p. 395, 1978.
60. Glitsch Ballast Tray Design Manual, Bulletin No. 4900, 6th Edition, 1993.
61. "Flexitray Design Manual", Koch Engineering Company Bulletin 960-1, 1982.
62. Norton Tray Design Manual, to be published.
63. Nutter Float Valve Design Manual, Rev.1, August 1981.

表 1.20 - I 板式塔——喷射液泛安全因子(筛孔塔盘和浮阀塔盘)

注：报道的液泛分率是根据厂商的液泛关联式得到的；

对各制造商之间的数据没有直接作对比讨论

| | |
|-----------------------------------|---------------------------------|
| GLITSCH 真空：设计汽速 < 77% 泛点汽速 | NUTTER 设计汽速 < 80% 泛点汽速(新塔) |
| 其他：设计汽速 < 82% 泛点汽速 | 设计汽速 < 90% 泛点汽速(改造塔) |
| 小直径(< 36in)：设计汽速 < 65% - 75% 泛点汽速 | 这个值对预期的雾沫夹带作了修正 |
| KOCH 设计汽速 < 85% 泛点汽速 | F.R.I. 泡罩塔：喷射液泛安全因子 > 1.3 - 1.4 |
| NORTON 设计汽速 < 80% 泛点汽速(新塔) | 穿流塔：2.0 > 喷射液泛安全因子 > 1.2 - 1.3 |
| 设计汽速 < 85% 泛点汽速(改造塔) | |
| 这个值对高压、易起泡体系和板间距作了修正 | |

表 1.20- II 板式塔 - 起泡因子

| 体 系 | 因 子 | 体 系 | 因 子 |
|---------------------|-------------|--------------------------|------------|
| 油吸收塔(低于 0°F) | 0.8 ~ 0.95 | 脱丙烷塔 | 0.9 |
| 油吸收塔(高于 0°F) | 0.85 | H ₂ S 汽提塔 | 0.85 ~ 0.9 |
| 胺吸收塔 | 0.73 ~ 0.8 | 减压蒸馏塔 | 0.85 ~ 1.0 |
| 胺再生塔 | 0.85 | 常压蒸馏塔 | 0.85 ~ 1.0 |
| 乙二醇吸收塔 | 0.5 ~ 0.75 | 碱洗 | 0.65 |
| 乙二醇再生塔 | 0.65 ~ 0.85 | 碱再生塔 | 0.3 ~ 0.6 |
| CO ₂ 吸收塔 | 0.85 | 酸水汽提塔 | 0.5 ~ 0.7 |
| CO ₂ 再生塔 | 0.8 | 醇合成吸收塔 | 0.5 ~ 0.7 |
| 热碳酸盐吸收塔 | 0.85 | 氟系统(BF ₃ 氟里昂) | 0.9 |
| 热碳酸盐再生塔 | 0.9 | MEK 单元 | 0.6 |
| 脱乙烷塔 | 0.85 ~ 1.0 | 环丁酮系统 | 0.85 ~ 1.0 |
| 脱甲烷塔 | 0.8 ~ 1.0 | 糠醛精馏塔 | 0.8 ~ 0.85 |

符 号 说 明

D = 抽出管内径, ft;

DCW = 降液管宽度;

E = 摩擦损失或压头损失, ft·lb/lb_f;

g = 重力加速度, 32.17 ft/s²;

g_c = 转换因子, 32.17 ft·lb/lb·s²;

h = 抽出管口中心线对应的压头, ft;

$(N_{Fr})_l$ = 液体 Froude 数, 无因次;

Q = 液体流量, US gpm (热, 不充气);

P = 压力, lb/ft²;

TS = 板间距, ft;

V = 表观速度, ft/s;

V' = 清液表观速度, ft/s;

u = 流速, m/s;

Z = 标高, ft;

Δp_f = 摩擦损失, ft;

ρ_v = 汽体密度, lb/ft³, kg/m³;

ρ_l = 液体密度, lb/ft³, kg/m³;

ρ_m = 汽液相混合物密度, lb/ft³ 或 kg/m³;

V_{max} = 最大表观液体流速, ft/s 或 m/s;

C = 设计值为 3000 或最大修正值为 4000, 英制;

设计值为 4500 或最大修正值为 6000, SI 制;

V = 降液管内因密封不好造成的表观汽体上升速度, (ft/s, m/s);

D = 塔径, (ft, m);

K_v = 换算系数, 1(英制); 0.4(SI 制)。

第二章 填料塔

2.01 填料

2.01.1 填料订购与供货

所需填料的体积 - 散堆填料

在工艺设计中确定了填料床层的高度和直径后，就可以知道需要装填的填料体积。但是，确定要从制造厂购买这批填料的体积量时，还需要考虑许多其他因素。

根据制造厂核定填料体积的方法，填料的堆积数量可由单位体积的供货集装箱中装有的填料个数算出。机器计数可以保证每个集装箱中的填料个数基本为定值，但是由于受很多因素的影响，如金属厚度变化、机器模具条件、机器调节等等，每个填料的体积会有差异。

同样地，用这种方法计算的填料体积和装填给定的塔内空间所需的填料量之间的关系受许多因素的影响，其中很多因素几乎不可能定量表示，因为工业装置中所遇到的情况是千变万化的。例如，工业装置与制造厂的试验条件可能不同，制造厂的试验是将填料的数量与标准体积相关联，而工业装置中可能很多因素（详见第三章）都将影响最终放入塔内的填料数量。

因此，在实际应用中，制造厂应探索经验，使其提供的填料能够正好填满所需的塔内空间。此外，还应告诉制造厂填料的装填方法，因为装填方法会影响填料的用量。

如果用户要求有额外的安全余量，不管什么原因，都应在订货单上明确指出。

所需填料的体积 - 规整填料

规整填料的元件或格栅是按指定要求生产的，以便符合所装填床层的几何尺寸。对这些填料元件，压紧作用是可以忽略不计的，所以不必象散堆填料那样要考虑各种调节因素。

为了与塔的曲率一致，要将规整填料的周边切除，因此应事先知道塔的不圆度。如果不知道，那么制造厂应假定一个公差。

床层高度是所供填料元件数或格栅数的整数函数，各制造厂之间会有很小的差别。当装填空间很苛刻时，应注意制造公差。

订货方法

散堆填料的订货方法是给出塔径和最终需要的床层高度。只提供装填体积，不提供内件支撑的结构尺寸是不能满足订货要求的。

当数据缺乏时，厂商通常假设金属填料采用干法装填，而陶瓷填料则采用湿法装填。凡存在疑问的地方，应特别针对推荐的填料装填方法查参考资料，并与厂商讨论此问题。

2.01.2 填料的装填

最初的进货与贮存

根据每个制造厂自己的做法，填料用袋子、纸箱、板条箱等包装发运。对于大宗的订货可以装在集装箱内，并可能与其他塔内件一起发运。

填料运到之后应尽快核对货物清单，并登记所交付的袋数或箱数。由于在装填过程中缺乏控制手段，会导致发生操作问题。注意：即使收到的填料数量是正确的（即严格遵循购买合同），也不能保证这个量正好能装满填料床层，因为不同的填料和不同的装填方法装填的填料床层，密度是不同的。

现在的填料，不论是由陶瓷、金属薄板还是由塑料制成的，受到冲击时都容易损坏。无组织地存放填料，不仅会导致填料分散在一个很大的区域内，而且会使填料受到永久的损坏。分散的贮存方式还会导致填料遗失。

从交货到安装通常有一段时间，因此必须有贮存设施。正确的贮存方法是将贮存物覆盖，并远离紧邻的装置。应注意存放在潮湿的地方会导致碳钢填料生锈。由于铁的氧化物通常对塔的操作是有害的，因此在这种情况下应将填料贮存在干燥的地方。

塔内的准备

安装塔内件之前，必须注意保证塔内是干净的，而且伸入塔内的接管内应没有污垢、铁渣和其他碎片，因为这些东西会堵塞分布器，盖住或堵塞填料。

经协商一致后，装填时由用户或承包商将装有填料的袋子或箱子起吊到工作位置，然后将填料装入塔内。脚手架、提升设备和内部通道板等一般由承包单位或分包单位负责提供。

运到安装现场的填料数量应正好是装填这段床层需要的量。这样可以避免填料多装（如果在装填时不小心压紧床层）或少装（例如，先装的床层多用了预计外的许多填料）。

填料支撑圈应该是水平的，而且没有飞溅的焊渣。在改造旧塔时，可能需要割去多余的塔盘支撑圈，但应与填料供应商讨论是否有必要这样做。

将支撑圈割掉后，剩余约 0.5 in (12.5 mm) 的凸出部分通常是可以接受的。降液管的螺栓连接板也应该割除。凡是要装床层限位器支耳的地方都应进行检查，以保证填料安装的准确高度。填料支撑板安装完毕后，除非填料层高度可由床层限位器支耳或其他支撑部件明确示出，否则应画一条连续线来标出所需的填料层高度。这条标线应从填料支撑板的上侧面开始算起。

填料应从合适的人孔或其他可进入填料床层的检修口装入。

如有必要，塔内管口（包括带有防涡器的管口）应设挡板，以保证掉下来的填料和其他碎片不要进入管道。

填料的装填

装填过程应根据填料类型和不同制造厂的不同做法来选择。目的都是为了保证所选用的装填方法能够达到设计性能。注意对某些规整填料，制造厂或其代理人来装填填料并安装相应内件，一般是购买的条件之一。

凡是制造厂装填的填料，一般也要求给出详细的维护方法和注意事项。当这些工作没有在合同内做出规定时，不一定能够保证做到。在这种情况下，必须要求派有经验的技术人员进行监督。否则很难发现装填方法是否错误，由此导致操作性能很差。

在安装过程中和开车之前，应注意尽量避免污物、碎片或腐蚀性气体进入塔内。

对于大塔（直径大于 10~15ft 或 3~4.5m），尤其应该注意到，塔内需要有几个安装人员来分散填料。工作时按照正确的装填过程，可使填料受压程度减至最小，这一点绝对不能忽视。

如果填料被压紧的程度大于供应商或用户允许的程度时，则需装入比预计体积量要多的填料（假设能够得到这么多的填料），以满足预先确定的填料高度要求。此时，压力降和效率都会高于预定值。更重要的是，剩下来的塔内其他床层的填料就少了。因此可能需要补充额外的填料，推迟开车时间，或者只好降低床层高度。

散堆填料既可干装也可湿装。干装时，填料直接倒入塔内。湿装时，塔内先充水至适当的位置，这样水可以很好地控制填料的下沉。目前，除了在装填陶瓷填料时采用湿法装填，以防止填料磨损和破碎，湿法装填已经基本上被淘汰了。聚丙烯和其他塑料填料必须用干法装填，因为它们会浮在水面上。

采用湿法装填可以很好地控制填料的下沉，其结果将减小填料层的压紧程度。在湿法装填控制过程的作用下，填料的位置与填料类型和形状有关。如果对装填方法有疑问，用户必须在做出最后的决定之前，向相应的填料制造厂咨询。同时也应该注意，工艺操作或填料材质最终需要干燥环境时，就可以明确排除湿法装填过程。

无论采用哪种填料，都可以预见到湿法装填床层密度较小。例如据报道在一个采用金属鲍尔环的实验中，采用湿法装填大约少用了10%的填料⁽¹²⁾。读者应该意识到，这样的床层在操作时会有正常的下沉现象，因此操作初期由于填料层密度减小带来的好处，在下沉后不再可能得到。

另外，还要注意低温环境对聚丙烯类填料强度的影响，在这种条件下进行装填时，填料可能会破碎。如果计划在低温条件下进行装填，应征求填料制造厂的意见。

在任何情况下都应注意：只有在塔体吊装到位后才可以装填填料。

下面是一些推荐的装填方法，应结合填料制造厂提供的专门说明一起考虑。

A. 散堆填料(干法装填)

1. 尽可能从最低填料层开始，由下而上装填；如果不能由下而上装填，或者在不同高度上的床层要同时装填的，则必须提供适当的保护措施，以保证下层工作的安全。

2. 确保可以清楚地识别床层的上界面。如果采用了床层限位器，通常由焊接在塔壁上的床层限位器的支耳来表示出床层的上界面。当不能采用这种方法时(如采用的是填料压板)，必须事先用粉笔画上标记。

3. 装填最初的几英尺填料时，应将装填料的箱子或容器吊入塔内并下移，在不高于3 ft(900 mm)的高度下，将填料倒出。这样做的目的是为了避免损坏填料，而且也不会受支撑板开孔的限制。当装填好的床层高度已达2~3 ft(600~900 mm)时，允许填料从较高的、不超过10 ft(3 m)的位置倒入塔内。必须保证填料能分散到整个塔截面上，且应保持填料层表面水平。建议采用斜道和软槽以减轻填料下落时的冲击，并使填料有效地分散到整个塔截面上。装填过程中，应注意保持填料比较均匀地分布在塔截面上，以避免出现人为的填料分布不均和不必要的再处理过程。

4. 应避免直接在填料上行走，因为这样会导致填料局部压紧和损坏。当塔径较大，必须进入塔内时，应采用人行道板，而且监理工程师必须确保使用人行道板。人行道板必须是刚性的，而且在使用中不能损坏填料。在工作完成后，应保证将这些人行道板拿走。

5. 建议不使用气动装填设备，因为填料有可能会变形。

6. 装填完所需体积的填料后，应检查填料层表面是否平坦，是否已达到要求的床层高度。装有床层限位器支耳的地方，应保证填料层表面与支耳水平。为了达到水平，在必要的情况下还需补充填料。注意：在情况比较严重时，这样会导致填料总量的短缺，因此必需购买额外的填料。此时应与填料供应商进行协商。尽管在操作过程中填料会下沉，还是建议在填料层表面和床层限位器之间，留出不超过大约一个填料直径的间隙。

7. 在装填的适当时候和装填完毕后，应对包装用的箱子或袋子进行计数，确保所有的箱子或袋子都已从塔内搬出。

B. 散堆填料(湿法装填)

除了不可能中途摊平填料表面以外,上述方法同样适用于湿法装填填料。由于填料在塔截面上的初始装填效果也会影响到液体分布,所以建议采用最大可能的水深。如果可能的话,填料上面的水深应至少保持在4 ft(1200 mm)。

在水排净后,按照上述的方法最终将填料摊平。

C. 规整填料(包括格栅)

1. 尽可能从最低的填料层开始,由下而上装填;如果不能由下而上装填,或者在不同高度上的床层要同时装填的,则必须提供适当的保护措施,以保证下层工作的安全。

2. 如有可能,各层填料都应在塔附近的地面上组装,以保证各段都能顺利安装。每块填料都应起吊到工作人孔处,并往下放到安装位置。虽然在有些情况下,当安装了一定数量的填料后,允许直接站在填料上,但在第一层上面必须使用人行道板。

3. 一般情况下,每层填料层与下面紧邻的一层填料之间要有一个规定的角度。这一点是非常重要的,在整个装填过程中都必须坚持这么做。监理工程师必须特别地检查这一点。

4. 塔周边的填料必须与塔整个圆周相接触,在床层内部不允许出现任何小间隙。如果有间隙,可用窄条填料来填满。

参 考 文 献

12. Billet, R., Distillation Engineering, Chemical Publishing Co., New York, NY, 1979.

2.01.3 填料的拆除

由于各种各样的原因,可能需要将填料从塔内拆除,如容器检查、更换损坏的填料或将已安装的填料升级。

是否易于拆除填料在很大程度上取决于使用的填料的类型,以及填料之间互相咬合在一起的程度,或是否被结焦和其他沉积物粘合在一起。此外,填料的机械状态(如由于腐蚀出现锋利的边缘)也会影响填料拆除时的难易程度和安全性。

拆除填料的方法取决于填料的状态和需要拆除的体积。拆除量小时,通常人工拆除很经济。拆除量大时,通常考虑采用吸引设备。

只有当填料可以移动,并且没有过多的结焦或咬合发生时,吸引设备的操作才会令人满意。当填料有锋利的边缘时,不宜使用塑料软管,因为这些软管容易被割破。应采用有适当灵活连接性的金属管(如铝)。用吸引设备拆除填料时,会使填料受到损害,尤其是当代的薄壁型的填料。是否将填料分成损坏的和未损坏的,显然是在现场确定的,这与需要处理的填料量有关。当需要将填料重新装入塔内时,通常认为所有的填料都可以重新装入塔内的想法是不明智的,而是建议提供一定数量的新填料。

规整填料的拆除需与制造商讨论。

2.02 分布器

2.02.1 液体分布器

导言

到目前为止,液体不良分布是造成填料塔中出现分离不好的最普遍原因。本节的目的是

通过参考 F.R.I. 最近的研究结果(参见专题报告 92 号和 1985 年 1~2 月的进展报告)和已有的良好的实践经验,对分布器设计的主要方面做指导。本节内容与第 2 卷 8.7 节(塔辅助设备)的内容大体上是一致的,但对基本观点作了更详细的解释,并且从实际应用角度对不同类型的液体分布器进行了比较。目的有以下几点:

- a. 选择合适的设备类型;
- b. 客观地评价设备厂商建议的合理性;
- c. 增强塔操作者的意识,使他们认识到操作不当也可导致塔的分布器性能失常;
- d. 避免在现场对分布器做不恰当地修改,这种修改会破坏分布器的性能。

当供货商和客户都是 F.R.I. 的成员时,本节的另一个目的是为这两者之间的设计要求讨论提供基本依据。这种相互交流往往是设计过程中至关重要的部分,它能确保供货商理解客户的要求,让客户理解供货商所提供设备的能力。

本文给出的指南并不构成一套完整的设计方法,因此不建议读者尝试自己去设计。除非在整个装置开车之前,有设备能够同时测试水力学和传质性能。

本节中大部分都是关于散堆填料的内容,最后一小节包含了与非散堆填料相关的内容。

单位:原始数据采用英制单位。多数情况下,也在括号中给出了相应的米制单位数据。为了避免出现不合逻辑的精度,英制转换成米制时进行了圆整,是近似转换。填料尺寸在转换时被圆整为最接近的 mm 值。

I. 散堆填料塔中的液体分布器

A. 基本概念

传统观念认为:液体沿填料床层向下流动时,是呈薄膜状均匀地润湿填料表面的,这种观点在大多数情况下是不符合实际的。对液体流动更好的描述是,液体流过床层时为一连串随机分布在塔截面上的流股,当它们从某一层填料向下流到下一层填料时,这些流股向四周横向流动。研究表明,对于每种给定的填料,都有自己的自然分布,这种自然分布可以用两个参数描述:单位塔截面上的流股数和分布因子,后者具有扩散系数的性质。这两个参数都是填料尺寸和类型的函数。对于鲍尔环,流股密度与填料尺寸成反比,即填料尺寸越小,单位塔截面上的流股数越多;而分布因子与填料尺寸成正比。可以很合理地认为其他类型的填料也遵循类似的趋势。

一个完美的分布器,应该将液体均匀地分配到填料层顶部的整个塔截面上。实际上这是不可能做到的:

1. 液体是通过孔或长条孔分布的,这些孔或长条孔必须足够大,防止被堵塞;
2. 对任何一个重力进料的分布器,都必须预料到会有少许不水平,并且允许少许不水平的存在;
3. 必须有气体通过的空间;
4. 一般都要求工艺操作的灵活性,即操作弹性。

而且,完美的分布并不必要。研究结果和数学模拟均表明,散堆填料会很快地将一个极好的初始分布退化成本自己的自然分布,这仅需要很少的几层填料就可完成。另一方面,如果初始分布要比填料的自然分布差,那么在达到自然分布之前,需要消耗相当长的床层高度(在极端情况下,甚至是数米)。如果液体分布不好,填料效率就会受损失,有时候非常显著。而在自然分布范围内,小规模不良分布对性能影响并不大,只有大规模的不良分布才会

导致出现问题。接下来的部分将讨论出现大规模不良分布的潜在原因。

B. 喷淋点密度

专题报告 92 号(TR92)(1984 年 7 月), 假设液体分布器的喷淋点数目至少应等于在自然分布时填料中的流股数。根据对鲍尔环的自然液体分布测试结果, 推荐喷淋点密度最小值如下:

| 填料尺寸 | | 最小喷淋密度 | |
|------|------|---------------------|-----------------------|
| in | (mm) | per ft ² | (per m ²) |
| 5/8 | 16 | 10 | 100 |
| 1 | 25 | 6 | 60 |
| 1.5 | 38 | 4 | 40 |
| 2 | 51 | 3.5 | 35 |
| 3.5 | 89 | 3 | 30 |

后来 F.R.I. 用可调式液体分布器进行研究的结果(进展报告: 1985 年 1 月、1985 年 11 月和 1986 年 1 月)与上表并不相符。正相反, 对 5/8 in、1 in 和 2 in 鲍尔环的测试结果, 均支持传统实践中使用的 4 个点/ft²。

迄今为止, 液体分布仅考虑了液体流动方面。更重要的是应该考虑传质或 HETP。首先必须提供一个高质量的液体分布。与自然分布相比, 其液体分布在效率方面几乎或完全没有不足之处。与自然分布相关的特征, 是液体流股的流动速率和位置是随机变化的。因此, 液/汽比不是一个常数, 而是在平均值附近变化。当这些变化导致在操作线和平衡线之间产生夹点时, 整体效率就会降低。

F.R.I. 对环己烷/正庚烷体系的测试表明, 喷淋点密度可能不像单独考虑液体流动分布显示的那么苛刻。这个原因还无法理解, 但可以推出以下结论:

1. 全回流操作可能避开了局部夹点, 因此除非喷淋点密度非常低, 对效率的影响非常小;
2. 液体和/或气体的横向混合, 可能足以克服液/汽比变化的影响。

另外, F.R.I. 的可调式液体分布器是一个很复杂的研究工具。每个喷淋点上控制流量的长方孔都被逐个校准过, 以确保每个液体流股的流率相同。实际的分布器可能达不到这样的标准, 所以可能需要更高的喷淋点密度来补偿。

在更好地理解效率(HETP)、填料尺寸和喷淋点密度之间的关系之后, 应该采用 TR 92 中推荐的上表的数据。稍小一点的喷淋点密度值可能也能满足要求, 但如果没有以前的经验或考虑到可能会有风险, 不应采用。

最后, 不应根据其他单一的原因选取喷淋点密度。在液体流率比较低的情况下, 如果喷淋点密度很大, 可能要求孔径很小, 此时这些小孔有可能会被堵塞。正如在第 3 章中将要讨论的, 周边喷淋非常重要。如果喷淋点密度很低, 那么很难做到良好的周边喷淋。因此有必要在孔尺寸和喷淋点密度之间取折中的数据。

C. 塔壁区域的周边喷淋

多年来, 人们都认为造成填料床层性能差(HETP 高)的常见原因之一是壁流的形成。即液体到达塔壁后, 绕过填料沿塔壁向下流动, 不能与汽相进行有效地接触。由于这个原因, 很多工业分布器在设计时, 沿塔壁周围很小的一个区域不设喷淋点。然而, F.R.I. 研究发现塔壁区域液体流动不足的负面问题更加严重。在一个直径为 4 ft(1200 mm)的塔中, 采用高品质的实验分布器和 5/8 in(16 mm)鲍尔环测得的性能, 与其他研究者在直径为 1~2 ft

(300 ~ 500 mm)的塔中测得的数据相当吻合。但是,当周边喷淋点被堵住时, HETP 增加了一倍。当分布器安装在 3 in(75 mm)宽的支撑圈上时,会堵住这些周边的喷淋孔。对尺寸比较大的填料,周边堵孔对 HETP 的影响不是很明显,对 3.5 in(89 mm)的鲍尔环,甚至可以忽略。这是由于较大的填料具有较高的分布因子。

TR 92 对鲍尔环推荐的周边喷淋孔与塔壁之间最大距离如下:

| 填料尺寸 | | 最大距离 | |
|------|------|------|------|
| in | (mm) | in | (mm) |
| 5/8 | 16 | 1 | 25 |
| 1 | 25 | 1 | 25 |
| 1.5 | 38 | 1.5 | 38 |
| 2 | 51 | 2 | 51 |
| 3.5 | 89 | 3 | 76 |

为了证明在塔壁区域增加液体流动是否有利, F.R.I. 做了进一步的测试,结果表明是不利的。因此可以得出结论:分布器的喷淋孔应该有规则地排列,而且不应使塔壁区域的液体流率超过整个填料床层的平均值。

F.R.I. 的填料实验包括了从 12 ~ 18 ft(3.5 ~ 5.5 m)不同高度的填料床层。实验结果表明, HETP 随填料层高度的增加而增加。尽管对试验数据的分析并不全面,但是可以认为,在周边区域仍然存在不良分布,尽管其影响很小;而在长床层中,它的影响变得很显著。因此,除非具有以前的相关经验,否则建议遵守常规的床层高度限制,即每段填料层高 20 ft(6.5 m)或 10 块理论板,取两者之间较低的值。

D. 分布器的水平度

填料床层内按自然分布流动的液体流股,其流率在平均值附近随机变化。照此类推,如果从液体分布器喷淋点流下的液体流量并不完全相等,但它们之间的差异是随机分布的,原则上可以接受这种情况。在实际应用中,虽然由于钻孔或冲孔时的毛刺可能引起一定程度的随机误差,但在设计分布器时,应尽量使从每个喷淋点和溢流槽流下来的液体流量相等。

因分布器不水平造成的液体流股流率误差非随机分布的情况是更为严重的问题,此时对重力进料分布器会有很大的影响。因为在重力进料分布器中,不水平的地方液压头所占比例很大。对这种分布器,必需规定水平度要求。图 2.02.1-1 画出了盘式分布器中可能发生的五种主要的不水平形式。对于给定大小的不良分布(以下定义为分布比),对 HETP 的影响随不水平形式及随机程度的变化而变化。例如, F.R.I. 的试验(1985 年 1~2 月的进展报告)表明,盘式分布器中部下陷不如中部隆起严重。同样的,当把流率呈正态分布的流股分成高流率区和低流率区时,对 HETP 的影响远比它们在空间上随机分布时要大。

1984 年 5 月,在 Kansas City 的 T.A.C. 会议上, Bolles 建议采用下式定义的分佈比:

$$DR = \frac{\text{最大流股流量}}{\text{最小流股流量}}$$

式中这些流股分别为分布器中最低点和最高点的单个流股的流率。根据他的经验, DR 值低于 1.15 时分布器的性能是可以接受的。

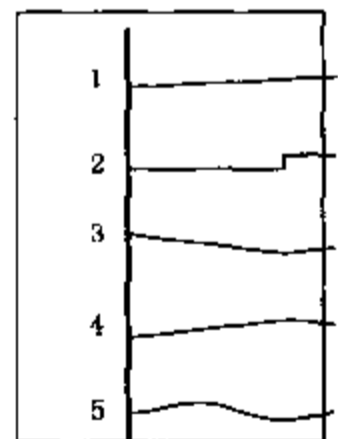


图 2.02.1-1 盘式分布器不水平的几种形式

在很多情况下，当超过这个数值时，将出现不良性能。

从 F.R.I. 的测试中发现，使 HETP 明显恶化时的分布比并非一个常数，在大多数研究中，取目标值 1.25 就足够了。但是，这是在研究环境下通过一系列严密控制的试验得出的结果。试验中，已知分布比和空间分布，并且是分布器性能方面唯一的显著缺陷（无结垢，每个分布孔都被精确地校准过）。在现场，无法保证根据测得的不水平度计算出来的分布比就是操作条件下的实际分布比，因此应该允许有偶然性，本文推荐使用 Bolles 的数值即 1.15。

目前不良分布用“分布比”来表示，但必须和实际分布器的不水平度联系起来考虑。无论何种形状的喷嘴的液流量都可用已知的公式很容易地计算出，但是必须认识到不同形状的喷嘴对不水平度的敏感程度是不同的。

1. 流过 V 形槽口的液体流率与液压头的 2.5 次方成正比；
2. 流过矩形槽口的液体流率与液压头的 1.5 次方成正比；
3. 流过小孔的液体流率与液压头的 0.5 次方成正比。

因此，V 形槽对不水平度是最敏感的，而小孔是最不敏感的。

制造和安装重力进料分布器时，建议采用下述过程来规定允许的水平度误差：

1. 首先应确定分布器的最低液相操作流率。液相流率最低时，分布器对不水平度最为敏感；
2. 当最高和最低分布孔之间的分布比为 1.15 时，计算两个孔之间的高度差；
3. 确定分布器的水平度误差为 \pm （步骤 2 中算得的高度差的一半）。如果这个规定值不符合实际，那么需要降低操作弹性（即增大最小液体流率），或减小孔面积（缩小孔径或减小开孔率），使得最低液位升高。

分布器安装后应尽可能检查其水平度。有些制造商能够提供在现场调试分布器水平度的手段，尤其是对槽式分布器。

E. 分布器类型

常用的分布器类型有四种：

1. 排管式；
2. 滴流盘式；
3. 槽式；
4. 喷头。

分别如图 2.02.1-2 至 2.02.1-5 所示。这些图只是表示基本原理的简单示意图。优良的现代分布器设计实例可参考厂商的目录手册。另外，以下几方面还需注意：

液体应以较低的速度（此时压降也很低）从分布孔流下，以避免雾化，并且防止液体到达填料表面时发生过量飞溅。压降很高的分布器会产生很细的喷雾，这种细雾很容易被上升的汽流夹带走。

分布器应当与填料床层保持一段距离，这样可以在塔中提供足够的自由汽相空间，以便汽体在到达分布器有限的汽相通道前，液体能够分离出来。

汽相通道应均匀地分布在塔截面上。应避免需要汽相高速横向移动较长距离的设计，因为这样会导致向下流动的液体横向移动。

在真空条件下，通常单位截面积上的液相流率很低，难以提供足够的、不易被堵塞的分布点。在高压下，尤其是 300 psia(20 bar)以上时，情况恰恰相反，单位截面积上的液相流率

很高，而且汽液两相之间的密度差往往很小，因此两相之间的相互作用会造成在分布器中央带液体和提前液泛。



图 2.02.1-2 排管式分布器



图 2.02.1-3a 滴流盘式分布器(用于小塔)

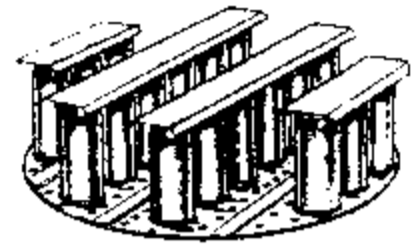


图 2.02.1-3b 滴流盘式分布器(用于大塔)



图 2.02.1-4 溢流槽式分布器

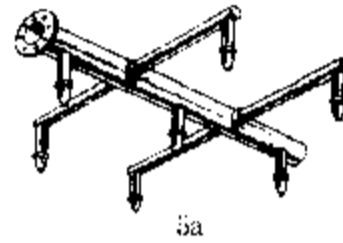
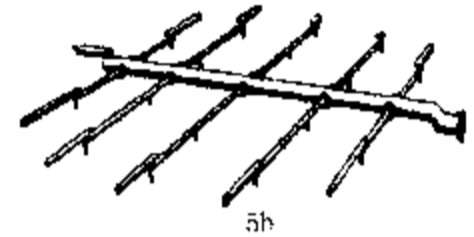


图 2.02.1-5 喷头式分布器



注：图 2.02.1-2、2.02.1-3a 和 2.02.1-5a 是 Glitsch 公司的产品；图 2.02.1-3b 和 2.02.1-5b 是 Koch 工程公司的产品。

在高真空操作时，汽速一般很高，汽体流经分布器的空间成为必须重点考虑的问题。通常盘式分布器中用于汽相流动的孔率只占塔截面积的 30%，槽式分布器的汽相通道一般为 60%，而排管式约为 75%。

分布器设计中的常见错误是提供的分布点过多，以致于最低液位过低。最低液位必须在最大不水平度允许的范围之内。

最小可接受的孔径根据以下几点确定：

- 是否有固体存在或易于形成固体；
- 进料过滤设备(如果有的话)；
- 是否有腐蚀(注意：如果有腐蚀，对小孔的影响要大于对大孔的影响)。

对于无污垢、无腐蚀并且带有高精度过滤器(比方说，过滤尺寸是分布器孔径的 1/5 ~ 1/10)的系统，分布器孔径取 1/16 ~ 1/8 in(2 ~ 3 mm)是可以接受的。对于无进料过滤器的非腐蚀性清洁系统，一般孔径最小值为 1/5 ~ 1/3 in(5 ~ 8 mm)。对于易结垢、易腐蚀或进料中含有固体的系统要求孔径更大，在某些情况下，溢流槽分布器(参见下文)可能是唯一切实可行的选择。对新设备，更要小心来自壳体材料和上游设备的铁锈、污垢和轧屑等。

当液体流率很低时，在设计中很难满足三个主要指标：

- 分布孔足够多，以获得良好的初始分布；
- 孔径足够大，以避免堵塞；
- 操作液位足够高，以避免不水平引起的不良分布。

1. 排管式分布器

排管式分布器主要用于带压液相进料系统和操作弹性比不超过 2.5:1 的情况，而且重力进料变量也同时存在。它的汽相流动空间很大，这样可以使局部液泛的风险减至最低，通常

可以将分布器靠近填料放置。这种分布器只能用于清洁的或经过滤的液相，最大液体流量约为 $15 \text{ US gpm/ft}^2 (0.01 \text{ m}^3/\text{s}\cdot\text{m}^2)$ 。这样的流速可以提供良好的低速分布。图 2.02.1-2 所示为排管式分布器的一个实例。为了提高操作弹性，通常安装两个排管式分布器，一个在低液速时使用，另一个在高液速时使用或两个在高液速时都使用。

2. 滴流盘式分布器

通过调节孔径和孔的数量，这种分布器可用于很宽范围的液相流率。操作弹性比可达 3:1，经过特殊设计可获得更高的操作弹性。小塔中的分布盘通常采用图 2.02.1-3a 所示的形式。此时分布盘置于固定在塔壁的支耳上。气体通过升气管和盘周围的间隙向上流动。为了在靠近塔壁区域提供液体分布，避免塔壁周边干吹从而导致效率损失(参见上面 C 节中的内容)，应采取特别的措施。在较大的塔中，分布盘不需要外围桶壁(见图 2.02.1-3b)，直接安装在支撑圈上。升气管可以是圆形(如图中所示)、矩形或正方形，交叉排列在截面上。升气管的大小和位置不应干扰流过分布孔的液体分布形式。在设计、制造和安装大塔分布器时，应格外小心，保证分布器盘底部必须平坦且水平，否则分布效果和分离效率会受到损失。

3. 槽式分布器

槽式分布器主要有两种：溢流槽式(如图 2.02.1-4 所示)和带孔槽式。

多年来，大中型塔中最常选用的分布器是溢流槽式分布器。它适用的液相流率范围很宽，而且比典型的盘式分布器具有更大的气相流动空间。溢流口可以是 V 形的(如图 2.02.1-4 所示)，也可以是矩形的。这种分布器的操作弹性比通常可以达到 4:1，有些制造商称可达 10:1。它是易结垢设备中的最佳选择，因为固体沉淀物积聚不会完全堵塞溢流口，而盘式分布器、槽式分布器和排管式分布器中的小孔则很容易被堵塞。

由于溢流口向窄槽有限的气体流动空间排放液体，在液相流率很高时，这种分布器容易过早液泛并且产生不良分布。与设计良好的盘式分布器相比，F.R.I. 的溢流槽式分布器用于小尺寸鲍尔环(5/8 in)时效果较差。用于 2 in 及 2 in 以上的填料时，两种分布器的效果类似。这种特殊的溢流槽式分布器比现在设计的分布器显然要差，毫无疑问现在设计的分布器具有更好的效果。正如第四章中提到的，流过溢流槽的液体对液位非常敏感(尤其是 V 形槽)，因此溢流槽式分布器对不水平度非常敏感。但是，现在的设计方法可以允许每个窄槽在安装时进行精确地调平。

带孔槽式分布器对上文提到的不水平度、液体不良分布和过早液泛等问题不太敏感，但是操作弹性比通常较低，并且容易被固体堵塞。

4. 喷头式分布器

在这种分布器中，液体在受压状态下(至少 2 psi(0.15 bar)，远远大于塔操作压力)进入一个或多个喷嘴内，将这些喷嘴设计成广角全圆锥形喷头，从而使每个喷嘴出来的液体均匀地、呈圆圈状地喷洒在填料顶部。图 2.02.1-5b 所示为一个 7 喷头分布器。如果设计得当，这种分布器初始分布应该很好。但是 F.R.I. 无论是对单个喷头还是对多个喷头的分布器进行测试，其结果都是变化的。在最近的测试中(1985 年 7 月的进展报告)，喷头式分布器达到了很好的性能，但是这个性能与分布器距填料床层的高度有关，如何确定这个最佳高度，目前还找不到依据。

设计高性能的喷头式分布器有四个难点：

a. 虽然每个喷嘴分布到填料上的液体形成一个圈，但是有多个喷嘴时，无法避免图

2.02.1-6 所示的重叠区和无法喷淋到的间隙。最佳的办法是优化喷出的形式，这会导致某些区域有重叠，从而使得这些区域的喷淋量为平均喷淋量的两倍或三倍；而在另一些间隙却没有液体喷淋。而且当有液体喷淋至填料层上方塔壁时，会产生初始壁流。

b. 每个喷嘴的喷淋方式是不一样的。通常采用的喷嘴形式是针对要求不严格的水处理设计的，如洗车系统，对精馏系统不太适用。

c. 喷嘴的喷淋(尤其是喷淋液体的圆锥角)受工艺条件影响很大。F.R.I. 顺序拍下的照片显示了许多圆锥角大大减小的例子。对于填料上给定的高度，被喷淋到的区域大大减小，所以如果期望得到优化的喷淋形式的喷嘴结构，会产生很大的未喷淋区域，没有重叠区域，HETP 会很大。

d. 在某些操作条件下，喷嘴的喷淋变得很不稳定。这个现象和 c 中提到的圆锥角减小的情况在 F.R.I. 的第 508 号照片“单个和多喷头分布器”中显示得很清楚。

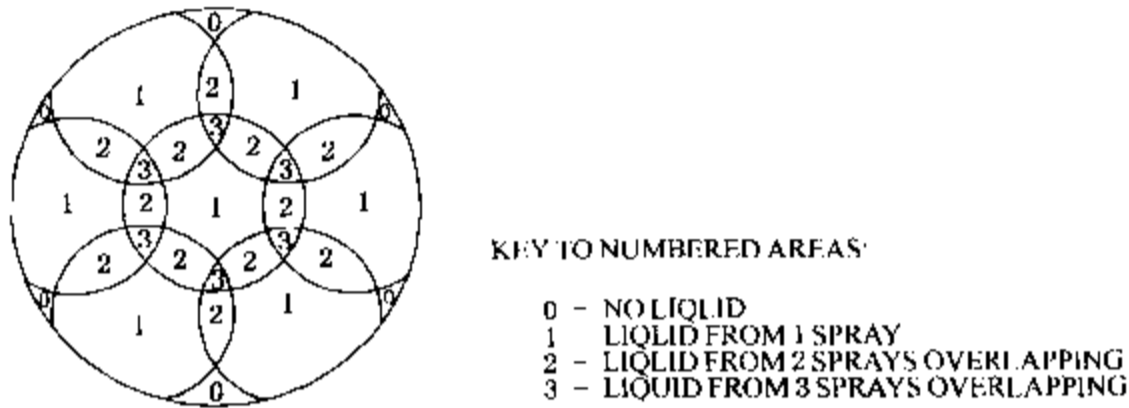


图 2.02.1-6 七喷头分布器在填料层顶部的的喷淋形式

多喷头分布器应用广泛，而且非常成功，特别是在石油工业中。通常用于几乎没有理论级的短床层中，典型的例子是原油蒸馏装置中的减压塔，该塔段的主要功能为传热，此处操作线和平衡线之间不存在夹点。在这些条件下，液/汽比(L/G)的局部变化不会明显地影响床层应达到的理论级数。F.R.I. 测试时采用的是长床层——12 ft 和 18 ft (3.7 m 和 5.5 m)，最高可达 18 个理论级。试验体系相对挥发度较低。在这些条件下，即使微小的不良分布也会产生夹点，并且导致性能变差。因此可以得出结论，当多喷头分布器工作得很好时，应该注意此时应得到很好的分离效率，尤其当分离过程具有以下特点时：

- a. 单个床层内需要有许多理论级数；
- b. 在操作条件下，操作线和平衡线接近夹点时。

多喷头分布器的使用效果令人满意，尤其是在大塔中，它们比其他类型的分布器要便宜，而且通常不需要有很严格的水平度要求。

F. 最新进展

为了提高分布器的性能，各填料厂商根据 F.R.I. 的工作和他们自身的研究结果，采取以下措施中的一条或几条开发新型分布器的设计：

- 增加分布点数；
- 避免升汽管干扰液相分布；
- 周边分布点与塔壁距离更近；
- 保持严格的水平度允许公差(例如 $\pm 1/16$ in (± 1.5 mm))。

多数情况下，开发工作围绕盘式分布器和槽式分布器进行。

G. 管道及进料系统

在大塔中，通常建议将主进料管中的液流分配到若干根管子中，以便降低液相的流速，防止分布器中的水力学梯度过大，尤其是在低液位情况下操作时，更要注意。对于带孔分布器，在低液位下操作时，必须注意避免液相在分布孔附近高速流动。液相动量会局部抑制液位，使得附近分布孔的流量减小。对于槽式分布器，流到各槽的液体必须与它们所要分布的塔面积成比例，这通常由许多的进料槽(通常叫做一级分布槽，见图 2.02.1-4)来完成，一级分布槽置于分布槽之上，通过溢流口或小孔将液体分配至各分布槽中。

某些分布器采用多孔喷射管或喷射环将液体引入槽中或分布板上，这样可以很容易地保持液相低速流动，避免了水力学梯度问题。但是也提出在主进料管和分布器之间的小孔分布段，当与溢流槽式分布器一起使用时会限制其灵活性。这种进料方法仅适用于处理清洁液体。

一般情况下，在安装前进行分布器水试验(尤其是槽式和盘式分布器)是很有效的。用这种方法有时候可以发现确定最终分布孔尺寸的误差(这会影响设计流率或操作弹性)，而且更会减轻在管道和进料系统发生的不可预见问题。例如：

- 液位的平稳被高速流入分布槽、一级分布槽或滴流盘(见上述注释)中的液体破坏；
- 无论是在高负荷还是低负荷情况下，从一级分布槽分配至最终分布槽的液相不均匀；
- 在特定负荷下，液流在最终分布槽或一级分布槽中出现纵向振荡。

II. 非散堆填料塔中的液体分布器

非散堆填料可以分成两类：

1. 格栅和堆积环(Stacked rings)；
2. 规整填料。

在大多数情况下，格栅和堆积环的传质效率不高，多用于传质要求不高的设备中。这些填料的分布因子通常较低，初始的液相分布会延续到整个填料床层。因此，将液相均匀的分布到填料上至关重要。事实上，在有限的一系列 F.R.I. 测试中(见 1982 年度报告)，多喷头分布器的分布效果最佳(除了液泛点附近)，大概是因为它分布的液体在填料顶层达到了最大的覆盖。有时在堆积环的床层顶部，装上 2~3 ft(500~1000 mm)的散堆填料，但这样可能会大大地增加压力降，而且与单独使用堆积环相比，气速将被限制在较低的范围。

另一方面，精心设计的规整填料具有很高的传质效率。通常对规整填料的初始分布要求很高，以便填料顶层发挥出潜在的全部性能。规整填料属于专利设备，公开的资料中几乎没有分布器设计对其性能的定量影响。制造商根据用于散堆填料的各类分布器开发了不同的专利产品。

III. 液体分布器的测试

在前面章节中已经讨论过，合适的初始液相分布对填料塔的性能是至关重要的。近年来，随着厂商和最终用户逐渐认识到初始分布的重要性，工业分布器的设计技术取得了一些进展。尽管如此，仍然存在许多设计问题，例如可接受的最低液位、进料速度损失以及液体从一级分布槽流至窄槽时引起的湍动等。此外还有一些机械因素，如水平度、设备允差、钻孔或冲孔的可重复性以及液相密封问题，这些问题都能造成不良分布。最后，与任何用户专门定制的设备一样，分布器也会有缺陷。设计技术可随厂商的不同而变化，甚至同一厂商，

也有可能不同。因此，某些类型的分布器必须进行流动试验，以确保分布器能正常操作。

有些场合，例如在传热或洗涤设备中，工业经验已经证明，填料达到合适的性能并不一定要有非常均匀的液相分布。这些场合通常采用喷嘴和溢流槽式分布器。对这些场合和分布器，建议目测最低和最高流率时的分布器操作情况。这些定性流动试验通常都在施工现场进行；或在安装后的塔内进行；或在临时试验台上进行。

对于许多精馏装置，无论是 F.R.I. 数据，还是工业经验，都已表明填料对均匀流动很小的偏离很敏感^(31,32)。在这些情况下，物理检查和视觉检查不足以确定分布器性能是否合适。证明分布的正确性(包括液相流动的均匀性)的唯一途径是对最终的产品进行定量测试。定量流动试验通常在厂商的试验台上进行。建议在下列情况下，必须进行定量测试：

1. 生产装置的关键设备。性能不好会影响装置的利润、安全、运行周期等。如分馏级数的损失会导致产品不合格。

2. 低液相流率($< 1.4 \text{ L/s/m}^2 (2 \text{ gpm/ft}^2)$)场合。因为这些条件下分布很难达到均匀。

3. 大塔(直径 $> 2.5 \text{ m} (8 \text{ ft})$)。在大塔中，达到水平度和分布均匀可能更加困难。

4. 液相流率很高($> 45 \text{ L/s/m}^2 (30 \text{ gpm/ft}^2)$)的场合。液相速度损失往往是一个棘手的问题，尤其是来自进料管和一级分布槽的液体。

5. 操作弹性要求很高时($> 3:1$)。由于液位和液体排放速度变化过大，会造成在低限或高限时很难达到分布均匀，或者在高限和低限时分布均匀都很困难。

工业分布器做流动试验需要额外的费用，这笔费用可单独报价，也可包括在设备总费用内。尽管流动试验费用比较昂贵，但是可以提高分布器的可靠性。在制造厂所作的测试，使得对设计和制造方面的错误可以进行及时的纠正，而且能够节约成本。分布器一旦运到现场，即使能够发现这些错误，要纠正它们会非常困难。此外，制造厂还拥有最佳的测试设备。随着用户越来越认识到良好的初始分布的重要性，流动试验变得越来越受欢迎。

A. 测试目的

通过分布器流动试验模拟期望的分布器性能。分布器的实际性能还要取决于操作条件下工艺流体的物理性质，与测试时的操作性能会有很大的区别。例如，实际工艺流体产生的泡沫高度可能会远远高于水试验中产生的泡沫高度；测试时从小孔中流出的水流看起来像“铅笔”，而在实际工艺条件下，尤其接近临界压力时，液流可能看起来像喷射状的圆锥。

尽管如此，分布器流动试验是很有价值的工具，可用来避免潜在的操作问题。特别可用于测试以下情况：

1. 可以目测分布器的操作情况。观察的目标通常包括：分布槽的溢流状况、气体量过大、波浪的形式以及液体的垂直排放状态。

2. 估计分布器的操作上限和下限，即不存在总体的不良分布时的操作范围。

3. 暴露出由于内部法兰安装不合适或制作粗糙(如焊接不良)而造成的泄漏。检查最终安装是否合适，尺寸公差是否正确。

4. 证明支撑构件水平的作用，以及满足期望的水平度公差的能力。(只有当支撑结构能够真实反映实际安装结构时才有此作用。实际情况通常并非如此。)

5. 确定由湍流、液速过高和孔尺寸错误造成的总体不良分布。

除了上面提到的作用以外，定量的流动试验还具有以下作用：

1. 定量测试最大流量和最小流量下分布的均匀程度；

2. 发现目测不到的不良分布；

3. 找到小孔尺寸的错误之处；
4. 确定由湍流、液速过高等引起的不良分布；
5. 通过实验来克服观察到的缺陷。

B. 测试设施

进行定性流动试验时，通常是将分布器安装在塔内或现场的临时试验台上。供水系统必须保证在分布器的最大设计流量和最小设计流量时，能够提供稳定的流动。当使用临时供水系统时(通常是消防水系统)，应注意保证水中没有任何能够堵塞分布器的碎片。还应注意水中含有氯化物可能会使不锈钢产生应力腐蚀裂缝。

在专用的分布器试验台上很容易达到定量流动试验的目的。绝大部分大的填料供应商都有某种类型的分布器测试设施。测试单元应具有以下关键特征：

1. 控制系统，可确保在所需的液相流率范围内，液位恒定而且液体流动稳定；
2. 水循环系统，可进行长期稳定的测试。如果是为了详细测定大直径工业塔的流动均匀性，水循环系统是很重要的。为了除去能够堵塞小孔的碎片，可能还需要对水进行过滤。此外，还应注意限制水中氯化物的含量；
3. 与实际塔的安装所匹配的进料系统的布置；
4. 要有测试整个分布器的足够场地。对分布器的局部(1/2 或 1/4)进行测试也是有用的，但在不同水平度的分布情况下，都必须注意与整个设计保持几何相似性；
5. 支撑结构，能允许正确地安装和调平分布器。支撑结构不能干扰液体的流动。装置离地面或支撑格栅距离应足够高，允许在下面采样，并能清楚地观察从分布器流下来的液体。支撑件用于模拟固定分布器的实际塔附件，会有助于检查支撑件调水平的功能，并能模拟分布器下陷的可能性；
6. 建议在室内进行试验，以便提供足够的光照和防风防雨设施。

C. 视觉观察

视觉观察分布器是每一次定性流动试验的基础。而且视觉检查也是在制造厂的试验台上，进行定量流动试验很重要的一部分。用户公司和/或工程承包商应派代表参加制造厂的流动试验，他们不仅要亲眼目睹数据采集方法，还要观察所有操作条件下分布器的性能，并记录下来。测试时建议检查以下内容：

- 分布器装配是否完整，是否与图纸一致；
- 进料布置是否与实际塔设计完全相同；
 - * 进料管、三通、弯管等部件的数量和尺寸是否正确；
 - * 是否从烟囱板的降液管进料；
 - * 液相是否来自上面床层的支撑板；
- 分布器的安装是否在水平度公差之内；
- 现场抽查一些有代表性的孔径，并检查所有孔的冲孔或钻孔方向是否一致(毛刺均向上或均向下)；
 - 测量设计流量和最低流量(与设计值相比)下所有窄槽、分布盘和一级分布槽中的液位；
 - 测量干板及全液相负荷情况下，分布器各部分的下陷度。下陷度可用直尺或用光学经纬仪测量；
 - 注意由于液体流入窄槽、分布盘、一级分布槽和进料管方式不正确造成的液体飞溅

或溢出；

- 注意窄槽或分布盘的溢流；
- 注意窄槽或一级分布槽中是否存在过度的湍流、气量过大、波浪或水力学梯度；
- 注意窄槽或一级分布槽中是否有任何其他的异常现象；
- 注意法兰螺栓或垫片处或焊接不良处是否有泄漏；
- “开/关”试验是测试水平度的好方法，即当停止水流时观察试验的分布器底部。若此

分布器是水平的，所有的喷淋点会同时停止滴水。否则，高点先停止滴水，低点最后停止滴水。这种测试可以重复几次以便找到高点和低点，这种方法因此而得名为“开/关”试验。

D. 定量采样

分布器的喷淋量可用对单个喷淋点取样的方法来定量测量，也可以对多个喷淋点采样进行测量。逐点采样技术比多点采样技术能够提供更多的信息，付出的代价是要增加采样要求。但是如果需要，逐个测量有助于了解液流流动、发现并排除故障，这种额外的努力是值得的。

在大多数情况下，可以接受多点采样。因为 F.R.I. 的测试表明：填料(至少对散堆填料)对单个点的液流允许有较大的偏差。F.R.I. 的测试显示，对于直径为 4 ft，使用 1 in 金属鲍尔环的填料塔，2 ft² 的采样面积就可以达到要求了(见 1985 年 1~2 月的进展报告)。根据现在的径向混合理论，对直径为 4 ft 的填料塔，这个采样面积是足够的；当使用的填料的径向分布系数等于或大于 1 鲍尔环时，塔径可超过 4 ft^{(34),(35)}。有人建议多点采样面积取塔截面积的 5%。

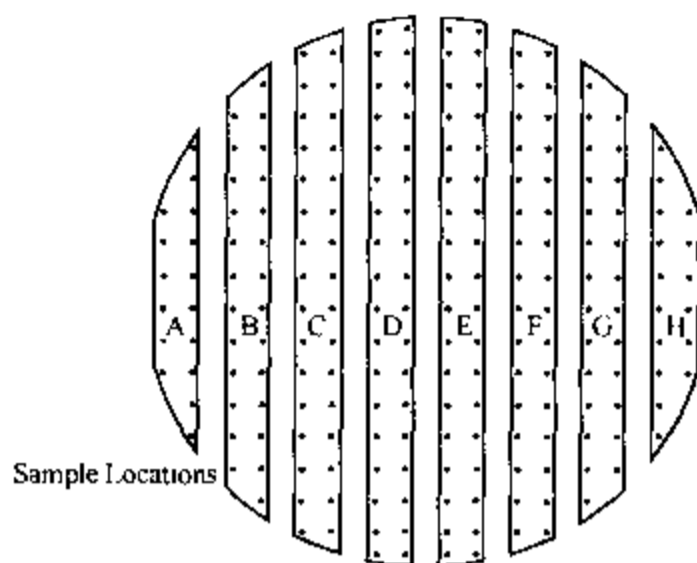
虽然预分布阶段对最终的液相分布不起决定作用，但预分布阶段(进料管、一级分布槽或其他装置)经常是发生问题的根源。因此，预分布阶段的测试数据对故障诊断很有用，而且往往是纠正设计问题的捷径。通常首先进行这些测试，因为一旦整个分布器安装完就无法接触到进料管和一级分布槽了。

对大多数设计，无论采样器尺寸多大，对最终分布点的随机测量已经足够了。用标准统计方法进行置信区间估计，可以确定需要采集多少个分布点来确定整个分布器的性能。在大多数情况下，不管总的喷淋点数有多少，可以认为样品个数取 30 已足以构成完全随机的样品空间。流动试验中除了随机采样以外，还应补充对进料点或一级分布槽下面的点进行系统的采样，因为这些地方可能会存在流量偏差。这些方法可为具有数百或数千喷淋点的大直径工业塔的测试，节省大量的时间和费用。

对于小塔，尤其是使用盘式分布器的小塔，简单的随机采样(再加一些系统采样)就可以了。对于较大的塔，不同的设计方法使得采样方法也不一样。例如，不能假定短槽上的喷淋点与长槽上的喷淋点具有相同的特性。大塔宜采用分层随机采样法或群组采样法。

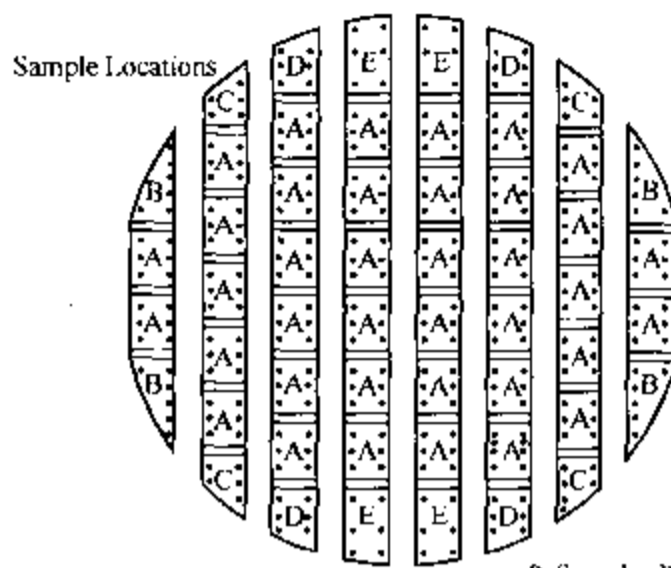
分层随机采样时，根据几何相似性将分布器分成不同的层，然后在每一层内随机采样。图 2.02.1-7 所示为典型的槽式分布器的分层示意图。随机样品的个数也应与每一层内喷淋点的总数成正比。分层随机采样能够改善样品的精确性，因为对整个样品空间估计的误差就是由每层估计的误差造成的。然而，在简单的随机采样中，由于对各层加权不正确也会产生误差⁽⁴⁴⁾。

群组采样时，将分布器分成几个组或群，然后随机地选择一组或一群进行简单地随机取样。这种方法可用于分布器各部分具有几何相似性的情况。群组采样的主要优点是节约时间。图 2.02.1-8 所示为群组采样的例子。



| Strata | Total Drip Points | Sample Points |
|--------|-------------------|---------------|
| A | 16 | 3 |
| B | 26 | 5 |
| C | 32 | 6 |
| D | 36 | 7 |

图 2.02.1-7 分层采样举例



| Clusters | Population | Samples |
|----------|------------|---------|
| A | 38 | 13 |
| B | 4 | 2 |
| C | 4 | 2 |
| D | 4 | 2 |
| E | 4 | 2 |

图 2.02.1-8 群组采样举例

虽然实际测量中也会采用比较先进的设备，如电子秤或连续水平仪，但一般采用的是简单的“桶和秒表”方法。无论采用那种方法，都应进行重复性实验，以保证所采用方法的正确性。

在每个试验流率下，都应记录预分布器和主分布槽或盘的液位。此外，测试过程的录像或拍照是安装过程、操作特性、采样方法和分布器其他特点，是非常有用的资料。录像带还可用来培训操作工、安装工或其他对填料塔和高质量液体分布器不太了解的人。

E. 验收标准

无论是定性流动试验还是定量流动试验，不能接受任何可以目测到的在第三章所描述的不良分布，必须加以纠正。

定量试验的结果表明偏离均匀流动的误差量近似呈正态分布^{(31),(33)}。根据正态分布的原理，流动偏差可以用样品标准偏差来定量计算。分布器的相对性能也可用标准偏差与样品平均值之比来评估。这个统计量就是众所周知的误差系数 CV，通常用百分数来表示。

F.R.I. 的数据和公开发表的资料，都不足以用来编制一个推荐的验收标准。有文献根据对单个喷淋点的测量结果，建议 $CV < 10\%$ ⁽³³⁾，同时还建议对预分布器中的流动 $CV < 5\%$ 。对多点采样，相应的 CV 标准必须小于 10%。然而，至今还没有公开发表的确定 CV 的指南。对每种情况偏离均匀流动的误差必须是随机分散的。图解分析数据表明，各点趋势(即非随机误差)与取样位置和流量都有关系。图 2.02.1-9 为图解分析的例子。

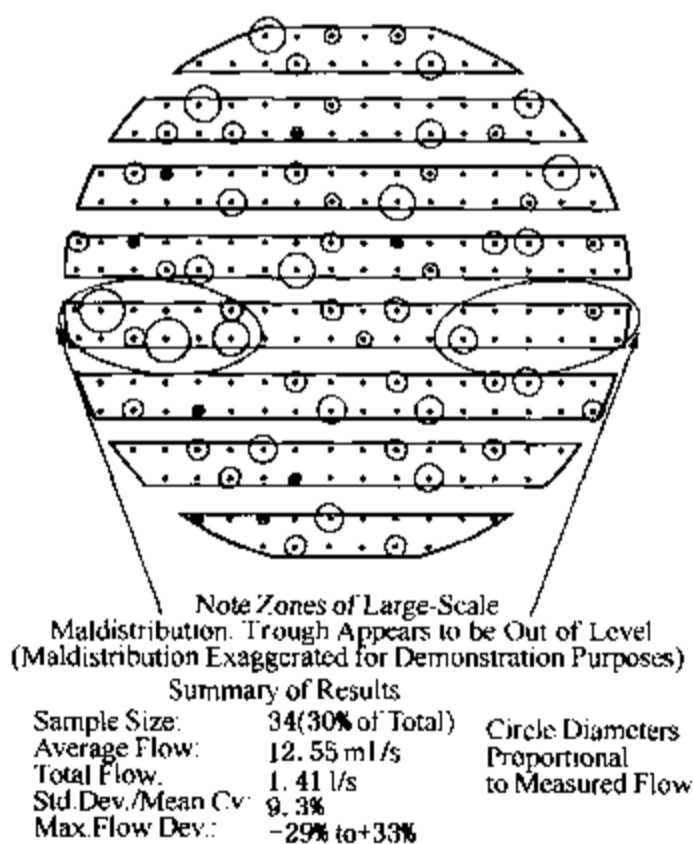


图 2.02.1-9 图解数据分析举例

参 考 文 献

31. Kunesch, J.G., Lahm, I.J., and Yanagi, T., "Commercial Scale Experiments That Provide Insight on Packed Tower Distributors", *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 26, 1987, p. 1845.
32. McMullan, B.D., Ravicz, A.E., and Wei, S.J., "Troubleshooting a Packed Vacuum Column", *AIChE National Meeting*, November, 1990.
33. Perry, D., Nutter, D.E., and Hale, A., "Liquid Distribution for Optimum Packing Performance", *Chem. Engr. Progress*, January, 1990.
34. Albright, M.A., "Packed Tower Distributors Tested", *Hydrocarbon Processing*, Sept. 1984, p. 173.
35. Hoek, P.J., Wesselingh, J.A., and Zuideweg, F.J., "Small Scale and Large Scale Liquid Maldistribution in Packed Columns", *Chem. Eng. Res. Des.*, Vol. 64, Nov. 1986, p. 431.
44. Mansfield, E., "Statistics for Business and Economics", Norton & Co., New York, 1983.

2.02.2 填料塔分布器的内部管线系统

填料塔中良好的汽液分布对发挥填料的全部潜能是必要的。当任何一相或两相都分布不均时，液/汽比就会发生变化，从而产生限制传质的夹点。进料管线系统对获得均匀的汽、液相初始分布是很重要的。

液相分布

本节仅讨论牛顿型流体，非牛顿型流体的分布不在本节的研究范围之内。

液体进入分布器时不应妨碍分布器工作。理想状态下，分布器内应该不存在速度梯度或压力降梯度，也不应有扰动，以便液体从出口流出时是均匀分布的。

管路不应妨碍填料或分布器的安装、维修和拆除。对于顶部带有法兰的小塔，如直径 < 2 ft (610 mm) 的小塔，通常采用可拆的分布器管线(见图 2.02.2-1)。例如，一根直径为 1 in (25 mm) 的管线(带 90°(短径弯头)穿过 3 in (75 mm) 的法兰，或 2 in (50 mm) 的管线穿过 4 ~ 6 in (100 ~ 150 mm) 的法兰。这样，从塔顶检修顶部的分布器时，可以将内部管线拆下来。如果顶部法兰放在分布器支撑圈的位置，而不是在塔垂直段的顶部，就可以避免这个问题。对大塔，为了检修方便，建议使用大于 18 in (450 mm) 的人孔。

盘式分布器的进料管

液体进入这种分布器时，比较理想的状况是进入到液位以下以避免液体飞溅。当液体进料至小型盘式分布器的中心时，进料管通常装在升气管顶部的上方。为了防止飞溅和干扰小孔上方的液位，流速应限制在 4 ft/s (1.2 m/s) 以下⁽³⁶⁾。有些专利商让进来的液体先通过一小段规整填料，以减少扰动。

在较大的塔中(例如直径 > 3 ft (900 mm))，通常采用一个预分布器将液体分配到盘式分布器中。制造预分布器时应考虑使液体扰动最小。在很多情况下，用管子将液体引入分布盘或一级分布槽，并没有考虑可能产生的扰动。因为这个原因和其他的一些考虑，管线系统和分布器的设计应配套⁽³⁷⁾。理论上分布器和管线系统应该在试验台上一起测试。如果不能在试验台上测试，在系统开车之前也应在现场作测试。

为了将扰动减至最低，F.R.I. 采用了两套装置。F.R.I. 的工作人员设计了一种带挡板的管子，可将液体分三处引入直径为 4 ft (1200 mm) 的塔中，距离分布盘底部 12 in (300 mm)。(参见图 2.02.2-2，摘自专题报告 106 号)。Norton 公司设计了一种用于 Intalox 金属板规整填料的预分布器，离分布盘底部约 1 ~ 1/2 in (38 mm)。(参见图 2.02.2-3，摘自专题报告 106

号)。这两种预分布器的使用效果都很好

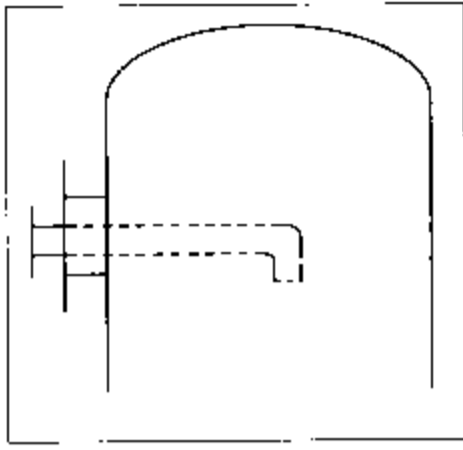


图 2.02.2-1 可拆卸的管式分布器

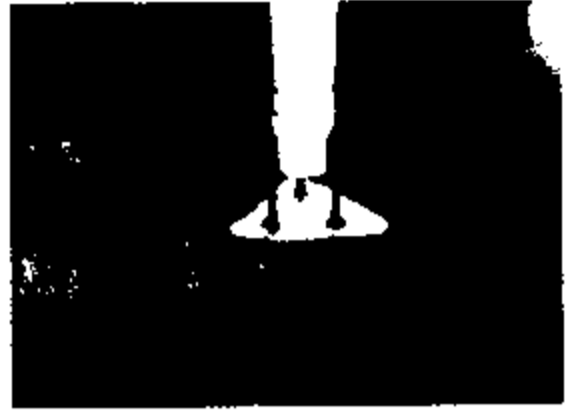


图 2.02.2-2 Nocton 预分布器

排管式预分布器

正确设计的排管式预分布器可以提供很好的分布效果，而且通过使用多级支管，可以有很大的操作弹性。这种预分布器可用于一级分布槽、盘式分布器甚至塔板的进料。“这种进料管必须有一定的高度和方向，避免进料液体进入升气管或升气管幅上”⁽³⁹⁾。不良分布会以多种形式出现，如封闭端流量过大、进料端流量过大或两端流量都过大(见图 2.02.2-4)⁽³⁾。如果流速过快，则其动量和动能的影响会导致在封闭端的流量过大(见图 2.02.2-4B)。如果摩擦力作用占优势，则会在进料端出现流量过大(见图 2.02.2-4C)。Senecal 指出，动量和动能以及摩擦同时起作用时，会导致两端流量都过大，而中间则没有流体流出。这种流动现象相当复杂，很难精确计算。根据经验入口物流的比动能与出口压降之比，和管线中的摩擦损失与出口压力降之比应该相等，或者误差应小于十分之一⁽³⁾。



图 2.02.2-3 F.R.I. TDP 挡板式预分布器

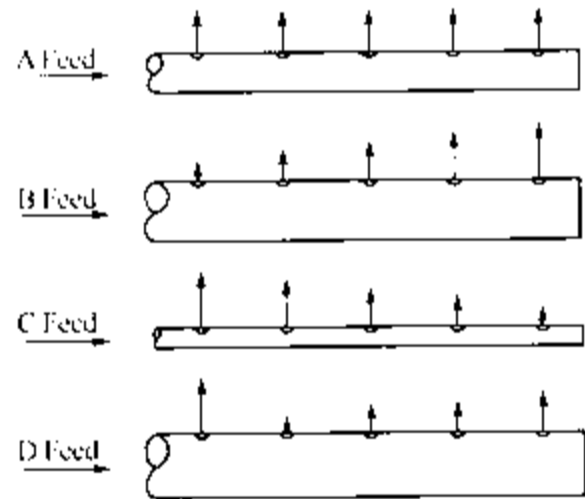


图 2.02.2-4 管式分布器

注：在这些带孔的管式分布器中，A 为理想分布；B 的动量和动能作用占优势；C 的摩擦作用占优势；D 的上游的扰动加动量和动能同时作用

对于 5% 分布不良的情况：

$$h_p = 0.1 h_o$$

式中 h_p ——通过管道的压力降；
 h_o ——通过小孔的压力降。

$$\text{速度头} = 0.1 h_o$$

$$\text{速度头或比动能} = \frac{\alpha V_i^2}{2g}$$

式中 V_i = 入口平均速度；

α = 采用平均速度时的校正系数(活塞流为 1.0；湍流为 1.05 ~ 1.1；层流为 2.0)⁽³⁷⁾；
 g = 重力加速度。

Senecal 指出，按这个标准设计出来的分布器不一定具有很好的分布质量。Zens 讨论了多级管和支管系统中气体流量分布的计算方法⁽⁵⁾。尽管他的论文内容是关于气体分布的，他提出的理论也适用于液体。

绝大多数体系都存在不同程度的污垢，因此 Senecal 提出需要规定最小孔径⁽³⁾。不同体系的最小孔径是不一样的，建议孔径的取值范围为 1/4 ~ 1/2 in (6.3 ~ 12.7 mm)。为了满足 Senecal 的标准，增大孔径的同时可能也需要增大管径。为了检查分布质量，预分布管应该用同一种流体或类似性质的液体，以同样的流速在试验台上测试。通常这是不可能的，实际上一般采用水进行测试。但是应考虑流体物性不同造成的影响。

液体流过排管式分布器底部的小孔时，通常不是垂直向下流动，考虑到支管内液体向前的冲量的作用，液体向下流动时与垂直方向成一角度。因此在最终一级的分布管中，液速应保持在 1 ft/s (0.3 m/s) 以下。通常用短管来引导从小孔流出的液体，使其基本垂直地向下流动⁽³⁷⁾。

如果取支管中液速为 1 ft/s (0.3 m/s) 时，支管的直径可能会过大，此时可接受的最大液速是 3 ft/s (0.9 m/s)。在液位给定的情况下，可用 Darcy 公式来计算满足 Senecal 标准的支管长度。当液体流动方向从水平变为垂直时，垂直管的长度应至少是管径的 3 倍，以便克服水平管中液体向前的冲力，获得基本垂直的流动状态。

对管长不超过 5 ~ 6 ft (1500 ~ 1800 mm) 的分布管，通常液体从管的一端进入就能获得良好的液体分布。但对比较长的分布管，液体应从中部进入。当管子长度超过 10 ft (3050 mm) 后，液体应从多个点上连接的小管子进入分布管。同样可用 Darcy 公式来计算给定液位下满足 Senecal 标准的支管长度。液体进入一级分布槽时，应设有安定区，否则会发生喷溅，使得小孔和液流管附近的液位不均匀。通常采用丝网填料或带孔的盒子作为稳流器。

内部管线要用支撑固定，以防止振动损坏(如振断法兰接头)。通常管线支撑由支架或管子组成，管子的一端焊接在对面的塔壁上，另一端与内部管线相连接。

有时，支架由 2 ~ 3 个螺栓组成。为了适当调节水平度，可使用垂直的长条螺栓孔。有时会采用水平的长条螺栓孔来调节水平距离。如果进料中同时含有汽体和液体，会比单相振动更厉害。图 2.02.2-5 所示为一个典型内部管线支撑。

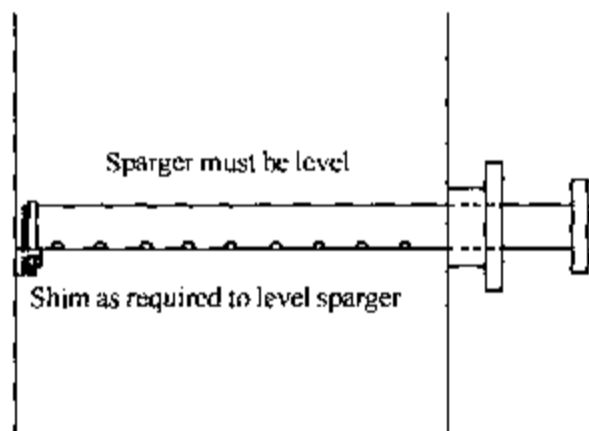


图 2.02.2-5 内部管线支撑示意图

两相流动

两相流分布器很难设计好，这是引起严重分布问题的潜在原因。理论上，汽液两相应应在塔外分开，分别通过各自的管口进入塔中。通常采用外部分离罐来分离汽、液两相。

垂直的两相流动常导致活塞流，设计外部管线时应尽量避免。“不应用专为液体流动设计的多孔管来输送闪蒸进料”⁽³⁷⁾。设计人员应考虑进口管线的总压力降，包括通过控制阀的

压力降，以确定进料是否有可能发生闪蒸现象。可用计算机软件绘出管线中的流量图，这是一项非常复杂的设计，与专利商进行讨论非常有益。

如果塔内必须有两相进料，那么进料流体必须通过相分离器进入塔内，如图 2.02.2-6 所示的适用于高汽化率的两相进料分布器，或如图 2.02.2-7 所示的适用于低汽化率的闪蒸

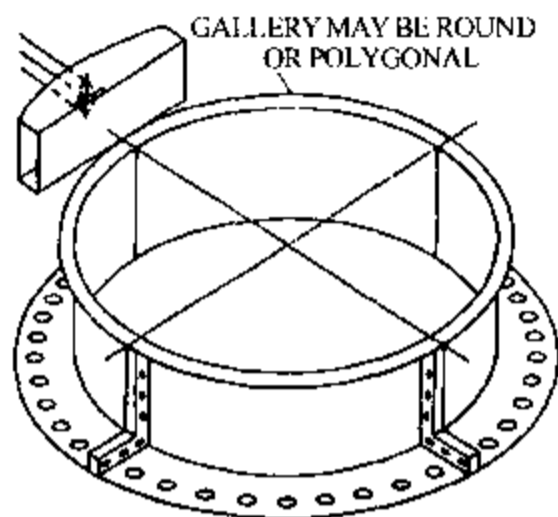


图 2.02.2-6 两相进料分布器

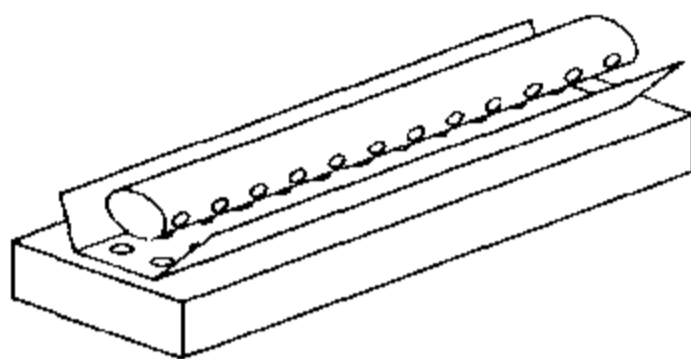


图 2.02.2-7 闪蒸进料挡板

进料挡板(参见第一章 1.01-5 节)。通常使用的相分离器更为复杂。在真空条件下，质量分率为 1% 的汽相所具有的体积分率就很大。对工艺工程师来说，正确地计算进入塔内的进料物流的质量分率和体积分率非常重要。应计算出最小汽化量、最大汽化量和期望的汽化量。这些数据必须提供给分布器制造商。设计人员还应注意将进料中的汽体与从下部填料床层上升的汽体相混合。

汽相分布

存在的问题

填料塔的压力降和板式塔的不同，一般通过底部塔板的压力降足以将分布不良的汽相重新分布均匀，而填料塔的压力降要低得多。将板式塔改为填料塔时，设计人员应该确定汽相进料管设计是否合适，是否能使汽相得到良好的分布。

1989 年 4 月，在美国化学工程师协会的 Houston 会议上，一位发言人讨论了浮阀塔改造为填料塔存在的问题。汽相以 $F_g = 80$ (英制单位，以公制单位表示时 $F_g = 98$) 的速度进入塔内，通过最底部的浮阀塔板的压力降，使得汽相不良分布得到改善。该塔改为散堆填料塔后，由于汽相分布不良，实际操作的 HETP 接近 10 ft (3050 mm)，而不是期望的 2.5 ft (760 mm)。在汽相进料口上方安装了一块烟囱板(压力降约为 9 in (230 mm))后，HETP 降至约 2.5 ft (760 mm)。在这种情况下，压力降并不是设计体系的约束因素，此时可以加入烟囱板解决汽相分布的问题。对压力降有限制的体系，设计压力降较低的汽体喷射器可以解决问题。

一般情况下对汽相再分布，压力降低的填料比压力降高的填料要敏感得多。由于规整填料往往用于压力降很低的塔中，所以常有汽相分布的问题。

虽然大塔中的汽相不良分布更为严重，但也有过直径小至 12 in (300 mm) 的小塔出现严重的汽相不良分布的报道。有专利商指出⁽⁴¹⁾：当汽相从塔侧管口进塔，且进料口在填料支撑板下不足一倍塔径处时，如进料管的直径小于等于塔径的 1/3，就会导致进入填料层的汽相分布不好，填料层中有些区域的汽速小于正常汽速的 50%，而另一些区域则汽速过高。

Porter 和 Ali 指出，对鲍尔环，通过 1.5 倍塔径的距离后，进塔时汽相严重的不良分布已转变成均匀地流动⁽⁴⁰⁾。Stikkelman 发现，在直径为 20 in (510 mm) 的塔中(装有 1 in (25 mm) 鲍

尔环), 在距离塔底 12 in(305 mm)的范围内形成了稳定的汽相分布⁽⁴²⁾。均匀分布形成后, 汽相的横向移动相对于垂直流动并不大, 所以不均匀的组成会一直延续到塔顶。再分布器通常会将液体混合并进行再分布, 但对汽相组成的不良分布影响很小。

解决问题的方法

如果不用考虑压力降限制, 则可以使用烟囱板、汽体喷射器和进料挡板来达到良好的汽相分布。有时还可以使用压力降很高的填料支撑板, 设计人员应该意识到, 这样做可能在支撑板上发生液泛, 从而导致塔的水力学能力降低。因此必须保证在最大汽速下, 停留在支撑板上的液相不能妨碍汽相的流动。在许多真空系统中, 不能忽略通过这些内件的压力降。此时, 应采用大直径的汽相进料管和半管分布器。

如果采用汽体喷射器来改善汽相分布, 则入口物流的动能和冲力之间的平衡, 以及沿管长的摩擦损失和出口孔的压力降之间的平衡是很重要的。V. E. Senecal⁽³⁾对这种类型的设计进行了研究, 《Perry 手册》中对他的文章进行了讨论⁽³⁹⁾。根据经验, 为了避免不良分布率超过 5%, 入口物流的动能与流过出口孔的压力降之比, 应等于管道中的摩擦损失与流过出口孔的压力降之比, 或误差小于 1/10。通常在径向进料中使用进料挡板(参见第一章 1.3-1 节)。Greskovich 和 O'Bara 开发了一个计算多孔管式分布器压力降的方法⁽⁴³⁾。

有的管式分布器采用底部中心开口的结构, 这样汽相可以从底部开口喷出, 绕过管子, 然后再流向底部支撑板(见图 2.02.2-8)。Muir 和 Briens 发现, 这种半圆柱形分布器会造成管子上方的汽相不连续⁽³⁸⁾。此外, 如果喷射器开口均匀, 就不需要沿其长度方向产生均匀的气流。带有递减环的半管式结构, 具有压力降低、汽相分布较好的特点。通过带一个 75% 开口、25% 封闭的环形挡板; 一个 50% 开口、50% 封闭的环形挡板; 一个 25% 开口、75% 封闭的环形挡板的半管式分布器后, 高速进入分布器的汽相动能会降低。在实验装置中, 汽相在半管周围均匀地向上流动(见图 2.02.2-9)⁽⁴¹⁾。半管式汽相分布器的设计还有待于进一步研究。

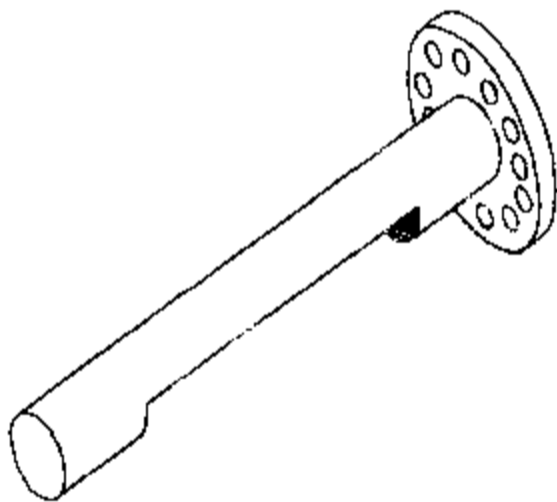


图 2.02.2-8 汽相喷射器

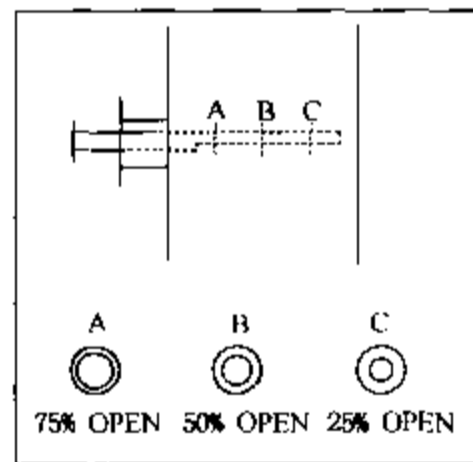


图 2.02.2-9 带递减环的半管式分布器

Muir 和 Briens 研究了汽相进料方式对填料层内汽相变化系数的影响⁽³⁸⁾。他们的结论是, 当只有一个进料点时, 径向进料比切线进料的汽相流动更均匀、压力降更低。两个相对的径向进料比一个进料口产生的汽相流动更均匀。一般而言, 除非需要进行两相分离, 在填料塔内应避免使用切线进料。

径向进料管口设计标准

为了获得良好的汽相分布, 可采用以下标准来计算汽相进塔的最小管口尺寸。其依据是

速度头和进汽管中汽相密度的乘积与底部填料中的压力降之比。

$$H_v = \frac{V^2 \times \rho_g}{2 \times g}$$

式中 $H_v = (\text{kg}/\text{m}^2)$;

$V =$ 进汽管中汽速;

$\rho_g =$ 汽相密度, kg/m^3 ;

$g =$ 重力加速度, $9.81 \text{ m}/\text{s}^2$ 。

计算 $R = \frac{H_v}{\Delta P}$

式中, $\Delta P =$ 第 1 米填料的压力降;

如 $R < 25$, 无汽相不良分布;

$25 < R < 45$, 开始出现汽相不良分布。大塔和性能要求严格的塔需要汽相分布器;

$45 < R$, 汽相不良分布严重, 需要汽相分布器。

这些准则适用于径向汽相进料。

参 考 文 献

3. Senecal, V.E., "Fluid Distribution in Process Equipment", I & E Chem., Vol. 49, No. 6, June, 1957, p. 993.
5. Zens, F.A., "Minimizing Manifold Pressure Drop", Petroleum Refiner, Dec., 1962, p. 125.
36. Fadel, T.M., "Selecting Packed - Column Auxiliaries", Chemical Engineering, Jan. 23, 1984, p. 71.
37. Harrison, M.E., and France, J.J., "Distillation Column Troubleshooting Part 2 Packed Columns", Chemical Engineering, April, 1989.
38. Muir, L.A., and Briens, C.L., "Low Pressure Drop Gas Distributors for Packed Distillation Columns", The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 64, Dec., 1986, p. 1027.
39. Perry, R.H., and Green, D., Perry's Chemical Engineers' Handbook 6th Edition, p. 5 - 48 & 49.
40. Porter, K.E., and Ali, Q.H., "Gas Distribution in Packed Columns". Based on Ph.D Thesis "Gas distribution in shallow large diameter packed beds", Q.H. Ali, University of Aston, 1984.
41. Pro Pak Bulletin No. 23.
42. Stikkelman, R.M., and Wesselingh, J.A., "Liquid and Gas Flow Patterns in Packed Columns", Distillation and Absorption 1987, European Federation of Chemical Engineering, Publication No. 62.
43. Greskovich, E.J. and O'Bara, J.T., "Perforated - Pipe Distributors", L. & E.C. Process Design and Development, Vol. 7, No. 4, Oct., 1968, p. 593.

2.02.3 填料塔中的再分布

导言

再分布器是位于两个填料床层之间的液相或气相分布器, 它不一定和进料点有关。再分布器主要对塔内的汽相和液相起作用, 主要作用是校正不良分布。由于填料均匀性的差异, 在长床层中可能会形成不良分布。造成这种填料均匀性差异的原因有: 填料装填方法不一致(如某一区域装填的填料发生破碎或变形, 或者分块的规整填料组装不好)、规整填料或格栅填料装填不平、以及规整填料接缝、内部支撑结构和塔壁等因素。塔壁因素, 即汽相或液相倾向于在塔壁流动, 是使用再分布器的主要原因之一。由于水溶性盐的沉淀物、壳体腐蚀物和聚合物的形成, 会不可避免地堵塞分布器或填料, 从而造成流量变化。

再分布器的另一个作用是促进液相混合或气相混合, 消除由于任一相中不良分布引起的

径向浓度梯度。万一由于某种原因，有一个分布器失效时，可以采用再分布器来提供一个安全因子。除了出于传质设计或安全因子的考虑外，当填料床层高度超过最大允许值时，再分布器是必不可少的。虽然早期的设计实践中，通常允许不带再分布器的填料床层间存在断层，但现在我们已经意识到，从普通的填料支撑板流下来的液体是不均匀的，不适合作为下一填料床层的分布⁽⁷¹⁾。

再分布本身以及是否需要再分布依然是研究机构 and 工业中的一个非常热门的研究课题。由于这一领域的研究正在进行，而且对何时该使用再分布器的意见不一致，下文中分了三部分进行讨论：构件部分、设计考虑部分和设计计算部分。构件部分讲述了完成再分布所需的构件，大家对这一问题的看法基本一致。设计考虑部分提出了有关再分布的主要考虑因素。设计计算部分中，用目前使用的计算方法为读者回答了“每隔多久应该进行再分布”的问题。

再分布器的构件部分

液体再分布器

液体再分布器在工业上的应用远比汽体再分布器广泛，这是由以下三个原因造成的：

1. 液体分布对填料床层性能的影响远比汽体分布重要，因为汽相更容易扩散；
2. 再分布器一般设置在两个填料床层之间，在那里很少存在高速的汽相进料(高速汽相进料往往要求优良的汽相分布器)；
3. 直到最近，人们才认识到汽相再混合也是再分布的重要部分。

设计液体再分布器时，其最终分布结构采用的基本原理和初始液体分布器相同(见 2.02.1 节“液体分布器”)。事实上，除了再分布的液体流率与塔顶进料流率不同，流动构件的尺寸有可能变化，在大部分情况下，设计用于初始分布器的构件和再分布器的完全相同。

带孔的盘或板可直接作为再分布器(如图 2.02.3-1 所示)，只要简单地在升汽管上加上帽子即可。优良的设计要求盘式分布器(它与塔壁间有个间隙)具有一个壁流收集器，以防止液体沿塔壁流走。另一个优点就是不需要单独的集液板，液体从上面的填料床层直接落到标准的盘式分布器上，在较大直径的塔中可以做到不出现液体径向混合。

通常在槽式分布器的上方设置一个液体收集器，用以收集从上面床层下来的液体，并将液体分配至分布槽中(见图 2.02.3-2)。集液器不能漏液，还应设有升汽管以防止夹带液体。通常采用压紧垫片或密封焊接的结构，来防止漏液。确认是否不漏液的最佳办法是对分布器做水试验，在实验中测量水位的变化速度。实验中在集液器下面观察有助于发现极微小的泄漏区，以做进一步的密封。另一种集液的方法是在分布槽上方加液体导流板(见图 2.02.3-3)。由于液体会从旁路流过再分布器，而且液体间不进行混合，因此这种方法很少被采用。

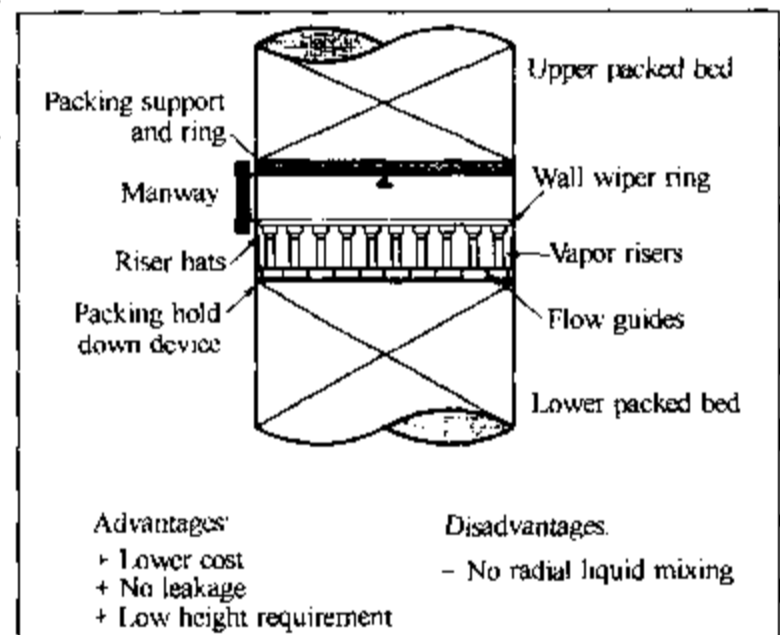


图 2.02.3-1 盘式液体再分布器

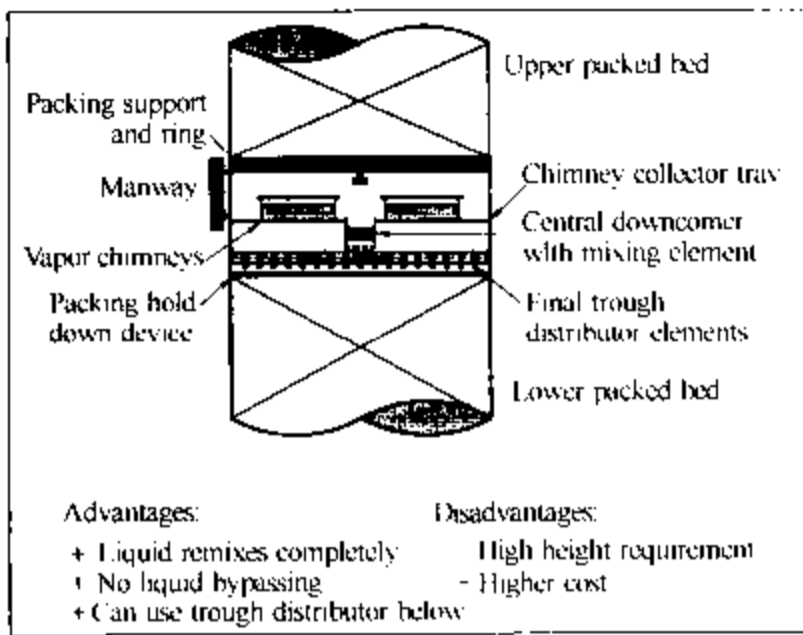


图 2.02.3-2 带集液器和混合装置的槽式再分布器

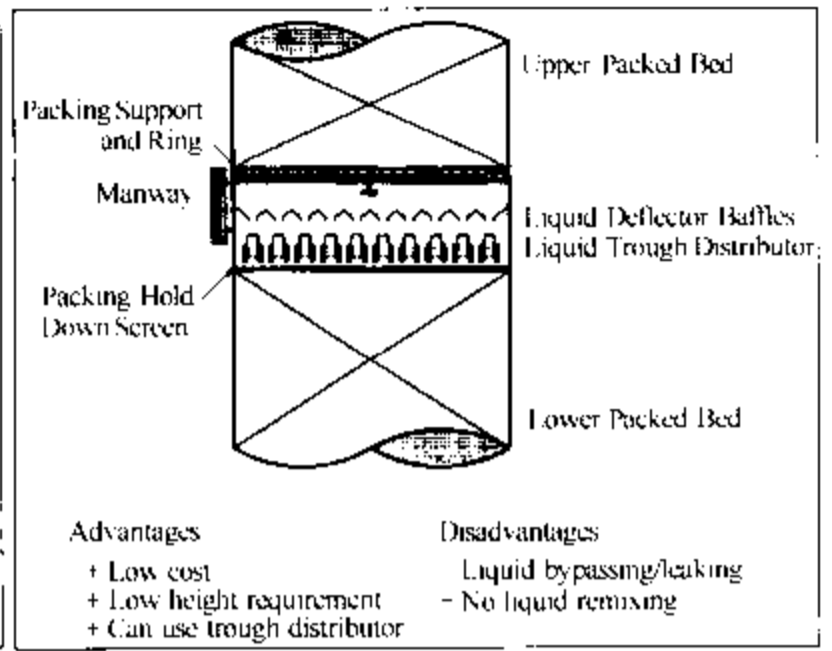


图 2.02.3-3 带液体导流板的槽式再分布器

设计液体再分布器的另一个目标是促进液体混合，这个目标在大多数初始液体分布器的设计中并不存在。常用的促进液体混合的方法是用烟囱板或其他类型的集液器，来收集所有从上面填料床层流下的液体，然后通过单独的中心降液管起到再混合的作用。从普通的中心降液管下来的液体，通过流向分布器的分布槽或分布管得到了再分布(见图 2.02.3-2A)。有些专利商会在中心降液管中使用静态混合器，或者采用规整填料作为静态混合器，以促进液体的混合。小直径塔可能不需要任何特殊设计的再分布器，来帮助液体进行再混合。促进液体再混合通常需要增加塔高和费用，但这可能是必要的。

另外一种代替中心降液管的中间集液器的方法，是在散堆填料床层的底部使用一段适当高度的规整填料，在液体进入再分布器之前改善液体的径向混合(见图 2.02.3-4)。一致认为在工业中这种方法不能保证液体能有效地进行径向混合，但在小塔中也许是个例外。

分布器设计中用于避免不良分布的措施，同样也适用于再分布器的设计。1993年 F.R.I. 对一个设计得很差的再分布器的测试中，清楚地证明了这一点(当考虑到液体从集液板导入再分布器的方法时，液位过低)。这些试验数据表明，使用设计得很差的再分布器，可能比完全不使用再分布器的结果更糟。再分布器也要象分布器一样进行水力学测试。在测试中，必须采用与现场同样的方法将液体导入分布器中，这一点非常重要。

确定再分布器需要的高度应该与确定初始液体分布器高度一样仔细考虑，这一点非常重要，只有这样，再分布器的性能才不会受到不良影响。在改造项目中，通常设法使填料层尽量高。如果填料层高度的增加是以占用再分布器的高度作为代价的，那么再分布器的性能就会受到损害，在这种情况下使用再分布器反而不利于提高塔的生产能力。

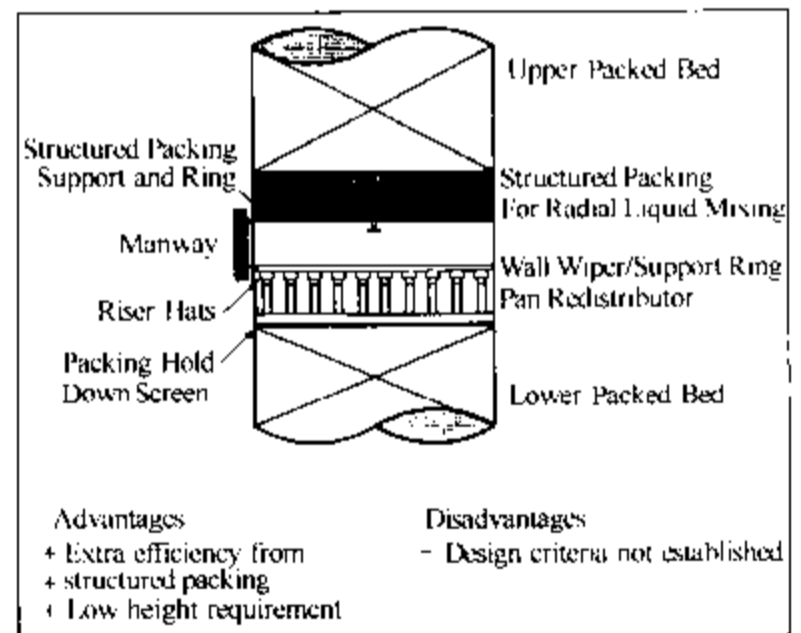


图 2.02.3-4 规整填料作为径向混合器的盘式再分布器

近年来，在散堆填料塔中，已经不常用填料床层之间的壁流收集器(见图 2.02.3-5)，显然是因为担心它的有效性以及对汽、液接触的影响，也有可能因为新型填料的出现，这些填料使得液体向塔壁流动的趋势变小。壁流收集器还会导致汽相旁路，与液相不接触。此外，如果壁流收集器设计不正确，会过早地限制填料塔的处理能力。F.R.I. 在对改造塔中保留的塔板支撑圈引起处理能力减小的研究结果，证实了这一点。实验结果还表明填料塔能力损失与被塔板支撑圈所占的塔截面积百分数，大致成正比。壁流收集器通常用于小塔中，塔径一般小于 3 ft(910 mm)，特别是用于这些塔的汽提段中。它们的目的是为了防止任何壁流液体未将低沸点组分分离就流出塔底⁽⁷¹⁾。

有一种有趣的现象是值得注意的：现在许多规整填料都结合壁流收集器来校正可能存在的壁流(见图 2.02.3-6)。这是因为规整填料中的液体分布能力很强，从而导致壁流增加。在直径较小的塔中，每一层规整填料都与一个壁流收集装置绑在一起，使得壁流液体转向流回填料床层中。通常在直径较大的塔中不会这么做，因为规整填料被分成长方形块放入塔中。



图 2.02.3-5 玫瑰花形壁流收集器

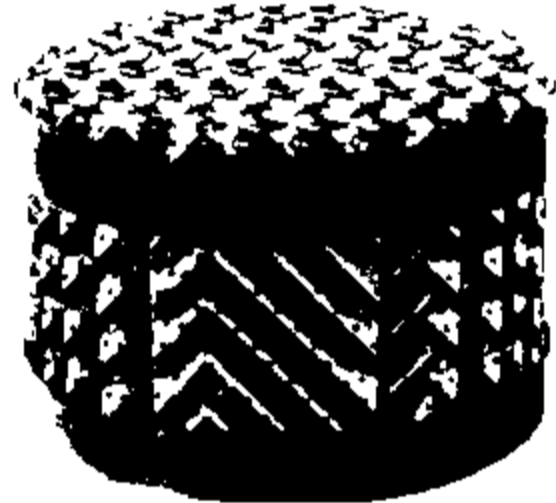


图 2.02.3-6 带壁流收集器的规整填料

汽体再分布器

汽体再分布器的作用是将汽体进行再混合，消除任何径向浓度梯度的存在。到目前为止，对汽体再分布器的研究还很有限。无论何时，当发生液体不良分布时，汽相中会与液相同形成径向浓度梯度。这种浓度梯度单靠分子扩散是不能够消除的，而且会降低填料塔的性能⁽⁷⁵⁾。采用“区域-级模型”(Zone-stage model)的理论研究表明，将汽相再混合和液相再分布结合在一起是很重要的⁽⁷⁶⁾。对汽相再混合有利之处的解释说明，即使当液相分布已经校正完毕，剩余的汽相径向浓度梯度依然存在，并将降低传质效率⁽³⁵⁾。

对图 2.02.3-7 所示的汽相再混合装置，F.R.I. 申请了专利。这个装置的设计原理是通过周围的升汽管使汽体沿径向向内流动、通过内部的升汽管使汽体沿径向向外流动，从而促进汽相的混合。

另一种已申请专利的汽相再混合装置，是在升汽管内使用静态混合设备(如旋转叶片)来实现径向再混合，见图 2.02.3-8⁽⁷⁷⁾。这种装置的原理与图 2.02.3-2 所示的液体混合设备相似。在高压操作时，升汽管的数目应取最少，最好是一个。这样所有的汽体都流到一个带有混合设备的有限的区域内。在真空操作时，则需要更多的升汽管，并以传统的间隔方式排布。

图 2.02.3-7 和 2.02.3-8 是汽相再混合装置的两种设计概念的一般示意图。对这种设

备的任何一个设计都应非常仔细，以确定正确的出汽口和升汽管尺寸，避免产生比存在汽相径向浓度梯度还严重的问题。

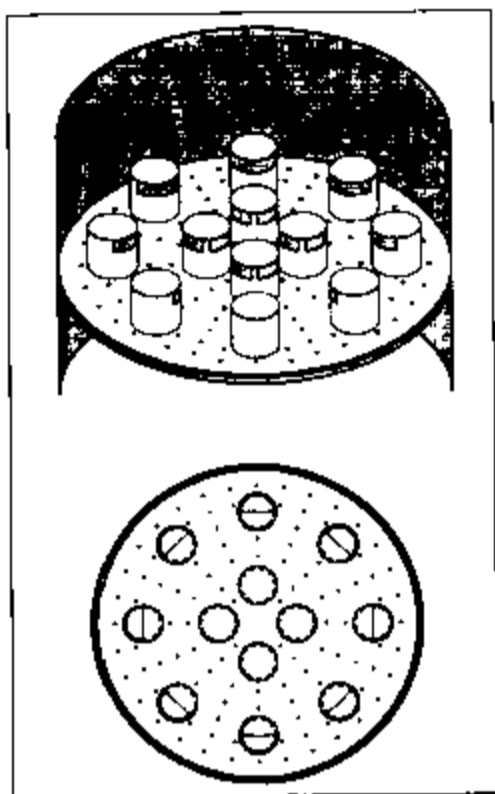


图 2.02.3-7 F.R.I. 的汽相再混合装置
(应用注意事项见正文)

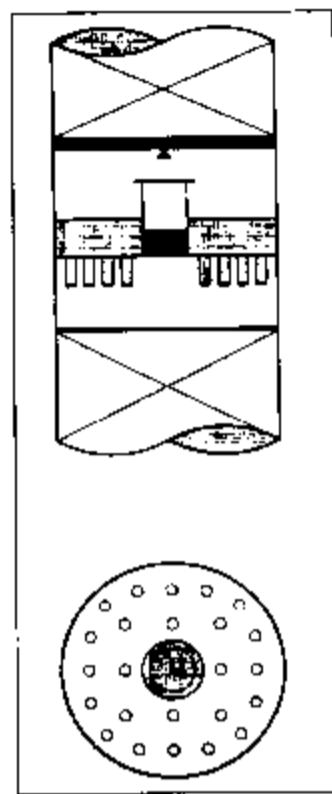


图 2.02.3-8 已申请专利的汽相再混合装置
(应用注意事项见正文)

在液体再分布中，将液体收集到中心降液管的烟囱板，同样也能促进汽体的径向混合。如果汽体从升汽管排出时具有足够的速率，可在汽速减弱前能够自然地将汽体分布到部分塔径截面上。除了能够通过这种典型的烟囱板结构获得汽体的自然再分布以外，目前现有的塔中很少对内件进行特殊设计，用以对汽相进行再分布。但是，大部分塔仍能按照设计要求操作。因此，人们还没建立起必须专门设计汽体再分布器的观念。

许多所谓的“汽体喷射板”，事实上是标准的驼峰形的填料支撑板，相对于塔截面而言，具有 100%~120% 的开孔率。可以预料到它们对填料床层中的汽体几乎起不到一点促进再混合的作用。

建议将规整填料也作为一种可行的汽体径向混合装置，这归功于使用流动可视技术获得的一些有利的试验数据。但是，目前还没有这方面的设计准则，来确定需要多少层规整填料才能实现规定的汽体径向混合程度。

设计考虑

在设计填料塔时，确定隔多高进行再分布是非常重要的。由于再分布器占位通常很高，而且是一种昂贵的设备，所以不能轻率地决定隔多高进行再分布。当把板式塔改造成填料塔时，如果需要再分布器就意味着填料层高度的损失和理论分离能力的减少。因此，当沟流造成有效的 HETP 变得很高时，为了校正沟流和恢复填料的 HETP 设计值，导致用于分离的总床层高度(包括再分布器)减少，这种情况下应该使用再分布器。

在实际中往往还会考虑其他因素，尤其是改造项目。为了安装和以后检查内件，建议在每个放置再分布器的位置附近设置人孔。如果这个塔的人孔不够，就有必要增加人孔，而且有些情况下在增加人孔之后，必须对塔进行快速的焊接热处理。这样会大大地增加改造费用，更重要的是占用的时间会远远超过特定装置的停工时间。有时考虑到增加人孔的费用太

高或时间太长，或两者都太多，就不增加人孔。在这种情况下，如果不拆除填料就不能对再分布器进行检查。拆除填料的过程很费时间，而且费用很高。填料被拆下来后会有损坏，所以不能放回塔中重新利用，只能购买新的填料。只要塔操作正常，就不会注意到缺乏检查口。但是，如果操作开始恶化，检查口就变得非常重要。在现有的平台上增加新的人孔会大大降低费用。

如果填料具有很好的径向混合性能，对再分布器的需求就会减少。因为这种径向混合性能会降低沟流对填料传质效率的影响⁽³⁵⁾。此外，对于能减少壁流的填料也可以减少使用再分布器。目前工业上已有成功地使用较高的混合填料床层的报道。

高压精馏设备(150 psia(10.3 bar)以上)似乎对再分布器的需求特别敏感。近年来的工业实践发现，如果在大直径高压精馏塔中不设再分布器，规整填料的性能会大大降低⁽⁷⁸⁾。

确定是否需要再分布器时，应考虑以下一些问题：

1. 填料类型

有些填料比其他填料具有更好的径向分布能力，它们会消除形成的径向浓度梯度。这些填料对再分布器的需求较少。还有一些填料不易形成壁流，对再分布器的需求也很少。

2. 填料尺寸

一般来说，尺寸较小、效率较高的填料比尺寸较大、效率较低的填料要求的床层更低、再分布器更多。

3. 塔径

通常，直径大的塔比小塔需要更多的再分布。当径向分布系数与塔径之比下降时，填料本身对形成的径向浓度梯度的校正能力降低。文献资料表明，很少有人关心直径为 8 ~ 12 in (0.2 ~ 0.3 m) 或更小的小塔中的再分布问题。大塔的减小因子(Mitigating factor)是指壁流区占整个床层面积的一个较小的百分数。

4. 分布质量

如果初始分布质量不好或分布器容易堵塞，则需要更多的再分布器。设计初始分布器时应考虑的问题，同样在设计再分布器时也应考虑：喷淋点密度、喷淋点之间的流量差异、分布器水平度以及喷淋点的布置(尤其是塔壁区域、支撑梁下面和靠近升汽管处)。这些重要因素都会影响对再分布器的需求。

5. 分离的困难程度

当分离已经接近夹点时，液汽比 L/V 的细微变化(如沟流或壁流的形成)对所需的分离级数的影响，比远离夹点的易分离体系要大得多。因此对难分离体系，更需要能够保证内部 L/V 值恒定的再分布器。

6. 填料床层高度的限制

无论何时，当床层高度限制要求填料层分段时，现在的实际经验是要重新建立良好的液体分布。目前的金属散堆填料和规整填料能够承受高达 45 ft ~ 50 ft (13.7 m ~ 15.2 m) 或更高的填料高度。这取决于填料类型、填料壁厚和金属类型。

7. 分离压力

高压精馏塔(150 psia(10.3 bar)以上)中，液体体积比汽体体积要大，通常两相的密度也很接近，表面张力较低。因此，相分离应更好，以减少汽相返混的影响。

8. 容器设计考虑因素

在改造时，利旧人孔以及增加人孔的费用对决定是否需要再分布器起很重要的作用。

设计计算方法的选择

设计计算方法可以分成以下几种：经验法、简化双塔模型、严格的多塔模型、区域一级数模型和床层高度关联式。下面分别讲述这些方法的现状。

经验法

1. 最大床层高度

目前为止，工业上确定间隔多久进行再分布时，最常用的经验法是设定一个允许的最大床层高度。通常取值范围为 20 ~ 30 ft (6 ~ 9 m)。但是，对新型的金属散堆填料和规整填料，工业中已有床层高为 40 ~ 45 ft (12 ~ 14 m) 的成功应用实例⁽⁷⁹⁾。另一方面，也经常有这么高的床层性能不好的报导⁽⁸⁰⁾。通常采用的最大床层高度与具体的设备有关，如设计氨吸收塔时，通常采用两段 15 ~ 20 ft (4.5 ~ 6 m) 高的床层，并在段间设有再分布器。

2. 最大理论级数

另一种最大床层高度的经验法基于理论级数，它可以取代最大床层高度经验法，也可以和最大床层高度经验法结合在一起使用⁽⁸⁰⁾。这种经验方法仅对精馏设备有效，不能用于汽提塔、吸收塔或急冷塔。采用理论级数法的优点是它考虑到了不良分布对工艺方面的影响。例如，它能够自动地解释上述的一些影响因素，如填料尺寸和高达 150 psia (10.3 bar) 的压力。在每种情况下，当填料效率增加时，基于理论级数的经验方法也会得到比较低的床层高度。遗憾的是，当精馏塔压力超过 150 psia (10.3 bar) 时，这个经验方法不能正确解释为什么规整填料塔中需要再分布。在这种情况下，实验测量结果显示 HETP 值增大，需要使用更多的再分布器。

这个经验方法通常推荐每段填料床层为 10 ~ 15 个理论级，还有专利商推荐的最大值为 20 个理论级⁽⁸⁰⁾。有文献数据表明，在低压小直径规整填料塔中，每一段填料多达 32 个理论级，也能得到很好的性能⁽⁸¹⁾。大多数情况下，采用每段填料 12 个理论级。当使用的填料的 HETP 值为 24 in (0.61 m) 时，床层高度接近于 25 ft (7.6 m)，这正是许多公司推荐使用的经验值。

3. 床层高度与塔径的比值

较早的课本里经常使用另一种经验方法，即采用固定的床层高度与塔径之比。这个比值在 6 (适用于拉西环) 到 10 (适用于目前使用的鲍尔环) 之间变化⁽⁸²⁾。这个经验方法考虑到了壁流效应及其随填料类型的变化而有所变化。它要求塔径与填料尺寸之比遵循一定的值。通常对鲍尔环，塔径与填料尺寸之比不小于 10 ~ 12:1，而对拉西环，塔径与填料尺寸之比可达 30:1⁽⁸²⁾。如果相对塔径来说，填料尺寸过大，就会很快地形成严重的壁流，因此要求填料层高度要小于上述经验方法确定的值。文献数据表明，只要遵循推荐的塔径与填料直径之比，那么床层高度与塔径之比在 5 ~ 15 的范围内时是没有影响的⁽⁸³⁾。

简捷法双塔模型

简捷法双塔模型可用来估算汽相或液相不良分布对分离的影响，从而帮助设计人员确定是否需要进行液体再分布。可采用图 2.02.3 - 9 所示的方式来使用 McCabe - Thiele 图，假设两个塔的液相流量不同，但汽相流量相等。根据填料的“真实”HETP 值 (即假设不存在汽相或液相不良分布时的 HETP 值)，对每一个塔固定理论级数，进行 McCabe - Thiele 图解计算。这样就可以利用外部回流操作线，在塔顶组成和塔底组成之间作台阶，从而得到表观级数。表观级数与“真实”的 HETP 级数之比，就得到了假设的初始不良分布程度引起的效率损失估计值。对于那些对不良分布很敏感的分体系，建议进行更多的再分布。可以采用 Kremser 公

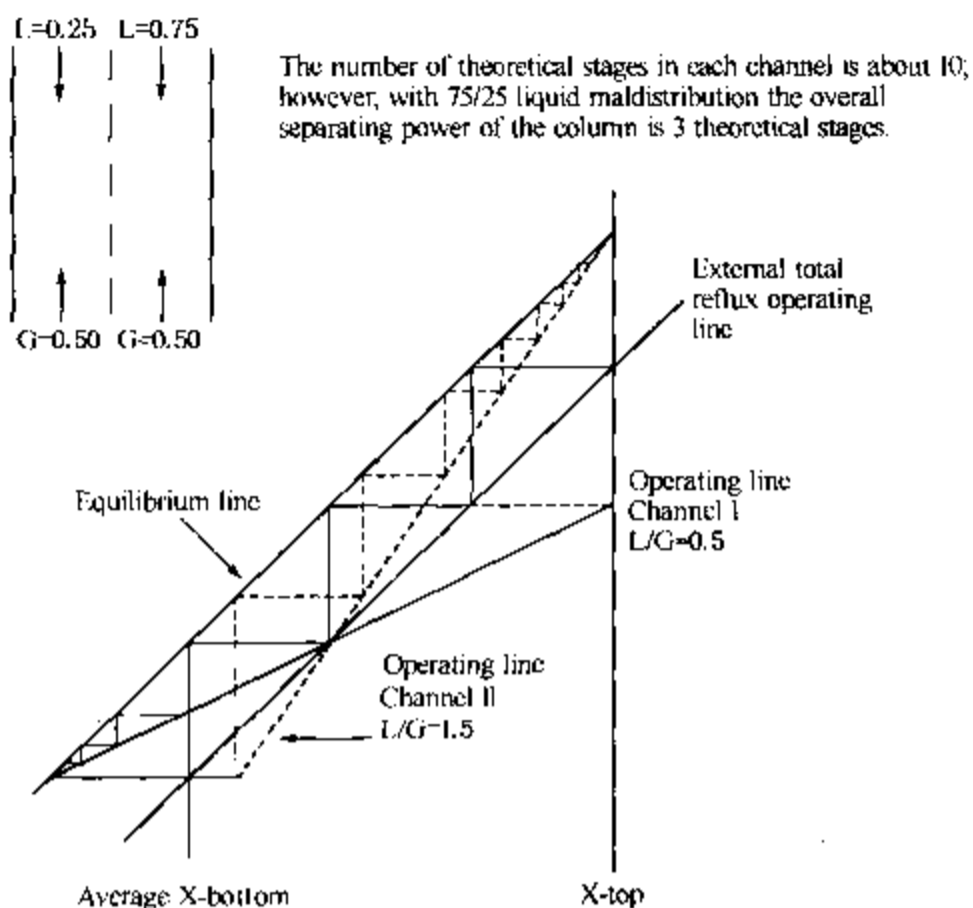


图 2.02.3-9 用 McCabe - Thiele 图估算液体不良分布对整体分离能力的影响

式或其他简化式，进行类似的计算。但是使用这种方法时，仅仅使设计人员了解到给定的分离体系对某一不良分布的敏感程度，而不是像希望的那样知道实际的不均匀程度和当床层高度增加时对不良分布形成的影响程度。将这种方法与确定填料不良分布和分布器类型的经验方法相结合，可以得到确定间隔多高进行再分布的统一方法。

带流程模拟软件的多塔模型

大多数流程模拟软件可以模拟塔的网络，并可以用与上述的双塔模型类似的方式，模拟给定不良分布水平对分离效率的影响。虽然这种方法模拟塔的性能更准确，它和上述的简捷法双塔模型有同样的要求。由于不良分布的形成，对给定的填料类型和分布器类型仍然需要一些经验方法。

区域一级数模型

F.R.I. 的许多报告中都详细描述了区域一级数模型⁽⁸⁴⁾，在公开的文献中也讨论了这一模型⁽⁸⁵⁾。随着填料层内的流动状况知道得越来越多，这个模型也在不断地发展。在这个模型中，散堆填料被分成轴向级和同心区，级的高度等于填料的“真实”HETP的中心区域。假设离开每一“级”的气、液相达到平衡。在该模型中，每一级的液相流率由塔内各级平均高度上的液体流动曲线上得到。在塔壁区域，液体流量包括壁流。区域宽度设置成填料直径的倍数，以便计算塔内的径向混合。模型中，假定汽相分布是均匀的，而且不受液体流率变化的影响，但考虑了汽相径向混合。

区域一级数模型结合了填料的径向扩散特性，也考虑了其他重要的参数，如相对挥发度、浓度、填料和塔壁之间的关系，以及塔径和床层高度之间的关系等。初始液体分布可以变化，使得它接近实际的液体分布器性能。

区域一级数模型也可与正确的分布系数(例如实验得到的分布系数)一起用于规整填料。当区域一级数模型用于规整填料时，建议使用一个更为符合实际的变量。这个变量采用正方

形区域，将向前和向后同一方向的流动限制在一层内。此外，还开发出了基于规整填料内液相流动机理的流动模型，最好也应用于评价规整填料再分布问题⁽⁸⁶⁾。

由于区域一级数模型既能够模拟实际填料床层的水力学过程和再分布器的影响，所以可用作设计工具，确定规定性能条件下需要的床层高度。因此，许多 F.R.I. 的成员单位都对区域一级数模型做了实验。人们期望将来在每一个新设计的填料塔中，能够用诸如区域一级数模型那样的分布模型来优化填料层高度。另一方面，也可将分布模型用于开发更全面的经验方法，更严格地规定何时与间隔多高才应使用再分布器。

床层高度关联式

结合以前提到的一些变量，推导出允许的最大床层高度关联式。1992年5月，F.R.I. 的 TAC 会议上提出了一个根据 F.R.I. 数据做的“稳定”床层高度—“不稳定”床层高度关联图。该图中采用(填料比表面积×塔径×床层高度/径向分布系数)对(液相流速/气相流速)的关系式，来区分稳定操作和不稳定操作的床层高度。不稳定床层是根据轻关键组分浓度曲线下凹处确定的，即在床层底部分离效率变差。

这种判断床层高度稳定性的标准基于一个假设，即浓度曲线下凹是由于汽相通过填料时形成沟流造成的。然而，Thompson⁽⁸⁷⁾指出，汽相沟流只是造成凹形浓度曲线的众多因素的之一，这个发现对床层高度稳定性判据提出了疑问。

参 考 文 献

71. Strigle, R. F. Jr., *Random Packings and Packed Towers: Design and Applications*, Gulf Publishing Company, 1987, p. 217.
75. U. S. Patent Number 4, 820, 455, date April 11, 1989.
76. Zuiderweg, F. J., P. J. Hoek, and L. Lahm, Jr., "The Effect of Liquid Distribution on the Separating Efficiency of Packed Columns", *I. Chem. E. Symposium Series No. 104*, 1987, p. A217 - A231.
35. Hoek, P. J., J. A. Wesselingh, and F. J. Zuiderweg, "Small Scale and Large Scale Liquid Maldistribution in Packed Columns", *Chem. Eng. Res. Dev. Vol. 64*, November 1986, p. 431 - 449.
77. European Patent Application Number 0 364 117 A2, Date Sept. 21, 1989.
78. Kurtz, D. P., K. J. McNulty, R. D. Morgan, "Stretch the Capacity of High - Pressure Distillation Columns", *Chemical Engineering Progress*, February 1991, p. 43 - 49.
79. Fulmer, J. W. and K. C. Graf, "Distill Acetone in Tower Packing", *Hydrocarbon Processing*, October 1991, p. 87 - 91.1
80. Lieberman, N. P. *Process Design for reliable Operation*, 2d. ed., Gulf Publishing, Houston, Texas, 1988.
81. Rukovena, F. and T. D. Koshy, "Packed Distillation Tower Hydraulic Design Method and Mechanical Considerations", *Advance copy, Approved for Publication in Industrial and Engineering Chemistry Research*, 1993.
82. Eckert, J. S. , "Design of Packed Columns," in P. A. Schweitzer (ed.) *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw - Hill, New York 1979, p. 1 - 221 - 1 - 240.
83. Groenhof, H. C. , "Scaling Up of Packed Columns - Part I," *The Chemical Engineering Journal*, 14(1977) p. 181 - 191.
84. See for example: Zuiderweg, F. J., *Typical Report No. 92, "Packed Columns: Flow Phenomenon and Performance"*, July 20, 1984.
85. Zuiderweg, F. J., J. G. Kunesh, and D. W. King, "A Model for the Calculation of the Effect of Maldistribution on the Efficiency of a Packed column", *Trans IChemE, Vol. 71 Part A*, January 1993, p. 38 - 44.
86. Nawrocki, P. A., Z. P. Xu, and K. T. Chuang, "Mass Transfer in Structured Corrugated Packing", *The Canadian*

87. Thompson, L. "Does a Column Composition Profile that is Concave Up Indicate Something Other Than a Distribution Problem?", F.R.I. Technical Committee Correspondence, May 1993.

2.02.4 穿过重力分布器孔的液体流动

导言

本节详细阐述重力型分布器中，液体流过圆形孔时的孔流系数计算方法。接下来的讨论和公式都是基于对平板开孔的经验研究结果，不适用于导流管式分布器的设计。孔流系数用于下述公式，计算流过喷嘴或孔的液体流量：

$$q = CA(2gh_L)^{0.5}$$

式中 q — 液体的体积流量；

C ——孔流系数；

A ——孔面积；

g ——重力常数；

h_L ——流体流动造成的静压头损失。

液体流过孔的方式可以是溢流(如液体流过一个V形槽)，也可以通过在分布器侧壁或底部浸没在液体中的孔向下流动。重力型分布器的两种基本类型是盘式分布器和槽式分布器。其他专用分布器的形式有用于低流量的多级盘式分布器和用于易堵塞或操作弹性要求高的导流管式分布器。分布器可以设计成用于向下流动的、在水平板上开孔的形式，也可以设计成从侧面向下流动的、在垂直板上开孔的形式。

确定小孔的尺寸和合理地布置小孔是成功地设计分布器的基本条件。正确地计算液体流过小孔的量，是确保液体良好分布的关键因素。下文中将讨论各种方位孔的孔流系数的影响因素，以及分布盘或分布槽中液体的横向流动速度对孔流系数的影响。

以前对水平管中带孔板的研究表明^(95,96)，孔流系数主要是雷诺准数、小孔的 β 值和管子直径的函数。用于重力流动分布器中的孔流系数和在管子中流动时的孔流系数是不同的，因为通过小孔的驱动力(以速度头表示)通常要低于通过管子的驱动力。而且，小孔的 β 值不适用于分布器。因此，采用另外一套不同的关联式来计算孔流系数。

F.R.I.的研究表明，一旦小孔流动处于湍流区($Re > 3000$)，槽式或盘式分布器中水平孔的孔流系数仅与带孔板上的液位有关⁽⁹⁷⁾。当液位超过12 in(305 mm)时，孔流系数的极限值接近0.7。

动态操作

下列关系式中计算的液位值是指静态操作下的液位，即没有汽体向上流过分布器。在正常的操作中，向上流动的汽体会在分布器上产生一个压力降，这个压力降需要相应地增高液位来平衡。分布器设计中，应考虑到这个增高的液位。

I. 处于完全湍流区的底孔流动(孔是水平的)

在过去的实践中，最常用的分布器类型有盘式和槽式分布器，在分布盘和分布槽底部打孔以便于液体向下流动。这种设计的优点是简单，而且费用低。缺点是由于碎片在分布盘底部沉积，容易造成堵塞。实际设计时，在任一易堵塞的设备中，建议避免使用直径小于0.25 ~ 0.375 in(6 ~ 9 mm)的小孔⁽⁹⁴⁾。

低液位区的不稳定性

F. R. I. 的研究表明, 当液位低于 1 in(25 mm)时, 孔流系数通常是不稳定的, 在 0.5 ~ 1 之间波动; 当液位超过 3 in(76 mm)时, 孔流系数通常是稳定的。当孔流系数变得不稳定时, 液体流过分布器中的个别孔或部分孔时, 流量会变化, 从而使得分布器性能恶化。如果液位计算值低于 1 in(25 mm)时, 应考虑减小孔径或减少孔数来提高液位。

这些结果都假定液体横向速度的影响是可以忽略的。但是, 在很多情况下, 这些影响是不能忽略的⁽³³⁾。在 F.R.I. 进一步的测试中, 为了解释横向流动速度的影响, 推导出了一个关联式来降低孔流系数⁽⁹⁸⁾。以后会讨论关于这方面的内容。

流动特性和水平孔上液位的关系

图 2.02.4-1(摘自 F.R.I. 专题报告 115 号), 表示了不同液位下液体流过水平孔的情况; 水平孔和垂直孔的液位测量方法见图 2.02.4-2。

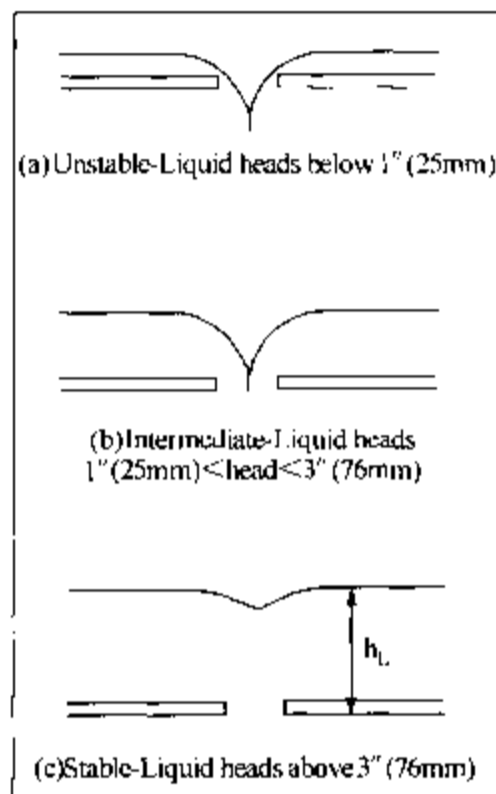


图 2.02.4-1 不同液位下液体流过水平孔的情况

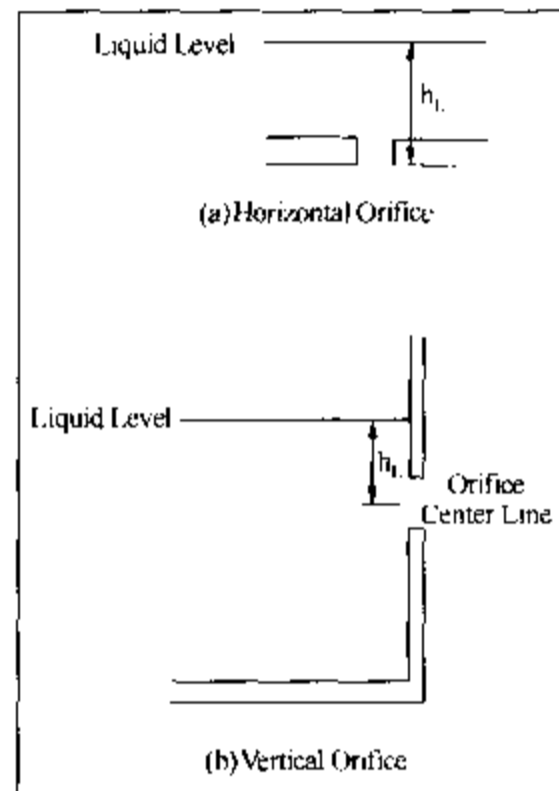


图 2.02.4-2 液位的测量

液位低于 1 in(25 mm)时是不稳定的。在这个区域, 通常取孔流系数值为 0.75, 但往往在 1.0 ~ 0.5 之间随时波动的。孔流系数值的可预见性很差;

1 in(25 mm) < 液位 < 3 in(76 mm)为过渡状态。在这个区域, 当液位从 3 in(76 mm)逐渐降低至 1 in(25 mm)时, 孔流系数将随之增大。如果同时降低孔径/板厚比, 这个变化会更为明显。当孔径/板厚比较大时, 随着液位的降低, 孔流系数实际上会逐渐降低。

液位超过 3 in(76 mm)时是稳定的。在这个区域, 随着液位的升高, 孔流系数逐渐降低至极限值下限(约为 0.7)。

孔径和板厚对孔流系数的影响

F.R.I. 研究发现, 孔径和板厚对孔流系数都有一定的影响。通常情况下, 当孔径减小或板厚增加, 或孔径减小时板厚同时增加, 孔流系数增大。研究还表明, 当孔径与板厚之比接近 1 时, 孔流系数达到最小值。相应地, 当孔径与板厚之比接近 3 时, 孔流系数达到最大值。

孔制造方法对孔流系数的影响

人们已经注意到孔边缘的形状对孔流系数有影响⁽⁹⁴⁾。孔边缘形状主要是由孔的制造方

法决定的。不管是在孔的入口边缘还是在出口边缘出现毛刺，都对孔流系数有影响，并且会影响冲孔入口处的圆度。F.R.I. 的研究表明，当液体沿冲孔方向流过清理了毛刺的孔时的孔流系数比孔上沾有其他任何附着物的孔流系数约大 10%。一般实践中都要求冲孔方向和液体流动方向一致。

下面的孔流系数关联式是基于未脱毛刺的孔，冲孔方向和流动方向一致。

表面张力对孔流系数的影响

F.R.I. 在研究中采用水和合成异构烷油(Isopar - M)来评价表面张力对孔流系数的影响。试验结果表明，在本次实验范围内(22 ~ 70 dynes/cm)，表面张力对孔流系数没有明显的影响。

粘度对孔流系数的影响

正如前文所述，从 F.R.I. 研究中获得的关联式是假设液体过孔的流动处于湍流区。试验中测试的流体粘度范围为 0.9 cP ~ 2.3 cP。当流体粘度超出这个范围，尤其是高粘度的流体，对雷诺准数有直接的影响，可能会造成层流流动。当涉及到上文提到的粘度范围之外的流体时，需要有其他的信息来确定给定的关联式是否仍然适用。

水平孔的孔流系数关联式

根据 F.R.I. 的研究结果，可以得到水平孔的孔流系数关联式如下：

英制：

$$C = [0.807 - 0.0414 \ln(h_L)] [0.93 + 0.0118 h_L^{0.18} + 0.102 e^{-0.129(\frac{D}{T} - 3.0)^2}] \quad (\text{in})$$

S.I. 制：

$$C = [0.941 - 0.0414 \ln(h_L)] [0.93 + 0.066 h_L^{0.18} + 0.102 e^{-0.129(\frac{D}{T} - 3.0)^2}] \quad (\text{mm})$$

式中 C ——孔流系数；

h_L ——液位(从孔板底部开始测量)；

$\frac{D}{T}$ ——孔径/板厚比。

公式的限制条件

这些关联式没有考虑由于汽相经过分布器向上流动时造成的分布器压力降。它们仅限于实验采用的孔板结构范围，即：

孔径：0.25 ~ 0.75 in(6.4 ~ 19.1 mm)

板厚：0.075 ~ 0.25 in(1.9 ~ 6.4 mm)

D/T ：3 ~ 7

h_L ：1 ~ 30 in(25 ~ 762 mm)

表面张力：22 ~ 70 dynes/cm

粘度：0.9 ~ 2.3 cP

横向速度对向下流动的影响

横向流动是指液体流向孔时，水平越过分布器底板的流动。分布器中的横向流动速度对过孔流动有两个重要的影响因素。首先，它使过孔流量减小。在液位一定的情况下，有横向流动速度存在时的孔流系数，要小于不存在横向流动速度的情况。横向流动量越大，孔流系数越小。但是，应该注意，随着孔上液位的升高，横向流动速度对过孔流动的影响降低。横向流动速度对过孔流动的第二个影响，是它会导致从孔底部喷出的液流偏向横向流动的方向

向。横向速度越大，偏离角度也越大。当分布器离填料顶部的距离增加时，这会是一个相当严重的问题。

当偏离角度很大时，必须对分布器进行修改来减轻这个问题。正如上文中提到的，提高分布器上的设计液位可以减轻横向流动的影响。如果可行的话，分布器可尽量靠近填料层顶部来减少液体偏流的影响。消除过孔流动偏流的另一个选择是采用带导流管的分布器。

Froude 准数(动能/势能比)是描述液位的影响和横向流动速度关系的一个参数。它在用公式定量计算横向流动速度对孔流系数的影响时非常有用。其表达式如下：

$$Fr = \frac{U}{(gh_L)^{0.5}}$$

式中 U = 槽中的横向流动速度, ft/sec(m/sec);

g = 重力加速度, 32.2 ft/sec²(9.81 m/sec²);

h_L = 从孔板底部到液面上的液位。

孔流系数关联式

用一个无因次降额因子，来解释液体横向流动速度对向下流动的孔流系数的影响。这个由 F.R.I. 推导出的关联式如下：

$$\frac{C_1}{C_0} = 1.0 \left[\frac{Fr^2}{1.0 + 4.0 Fr^2} \right] \left(\frac{D}{T} \right)^{-0.5}$$

式中 C_1 = 有横向速度存在时的孔流系数；

C_0 = 没有有横向速度存在时的孔流系数；

D = 孔径；

T = 板厚。

II. 侧壁孔流动(孔是垂直的)

对孔流系数，液体流过侧壁孔的水平流动和流到底孔的向下流动是类似的，主要由液位和孔径来确定⁽⁹⁹⁾。但是侧壁孔的孔流系数与孔径及板厚之间的关系与水平孔是不同的。在所有其他因素相同的情况下，侧壁孔的孔流系数通常要小于底孔的孔流系数。孔板厚度对侧壁孔的孔流系数的影响，比对底孔孔流系数的影响要小得多。

槽底部、槽侧壁和其他孔的影响

研究结果表明，当孔中心离槽底部距离超过 2 in(51 mm)时，槽底部与孔逐渐靠近，没有可测量到的影响。研究还表明，槽末端的壁面仅对直径大于 0.75 in(19.1 mm)的孔有影响。对离侧壁或任一侧槽壁的距离大于 4.5 in(114 mm)的较小的孔，可以忽略这个影响。

低液位区的不稳定性

液位对侧壁孔的影响和对底部孔的影响非常相似。一般情况下，当孔中心线以上的液位超过 2 in(50.8 mm)时，侧壁孔流动就变得非常稳定。对直径小于 0.125 in(3 mm)的孔，除非流过孔的液体确实处于湍流区($Re > 4500$)，流动才会变得稳定。对 0.125 in(3 mm)的孔，当液位超过 5 in(127 mm)时，才会达到稳定。

垂直孔的孔流系数关联式

英制：

$$\text{当 } D < 0.5 \text{ 时, } C = [0.764 - 0.0322 \ln(h_L)] \left[1 + 0.0266 \left(\frac{0.5}{D} \right) - 0.078 \left(\frac{T - 0.083}{0.083} \right)^2 \right]$$

当 $D \geq 0.5$ 时, $D = [0.764 - 0.0322 \ln(h_L)] \left[1 - 0.078 \left(\frac{T - 0.083}{0.083} \right)^2 \right]$

SI 制:

当 $D < 12.7$ 时,

$$C = [0.868 - 0.0322 \ln(h_L)] \left[1 + 0.0266 \left(\frac{12.7}{D} \right) - 0.078 \left(\frac{T - 2.018}{2.018} \right)^2 \right]$$

当 $D \geq 12.7$ 时,

$$C = [0.868 - 0.0322 \ln(h_L)] \left[1 - 0.078 \left(\frac{T - 2.108}{2.108} \right)^2 \right]$$

式中 C = 侧壁孔的孔流系数;

h_L = 从侧壁孔中心到液体表面的液位;

D = 侧壁孔孔径;

T = 孔板厚。

公式的限制条件

这些关联式只限于用于研究中采用的孔板结构范围。当将此关联式用于孔离槽壁距离或槽壁之间距离小于 4.5 in(114 mm) 的分布器设计时, 应格外小心。这些关联式没有考虑由于汽相经过分布器向上流动造成的分布器压降。使用这些公式的其他限制条件如下:

孔径: 0.125 ~ 0.75 in(3 ~ 19.1 mm)(注 1)

板厚: 0.075 ~ 0.146 in(2 ~ 4 mm)(注 2)

D/T : 3 ~ 7

h_L : 2 ~ 30 in(50.8 ~ 762 mm)(注 1)

雷诺准数: > 4500

表面张力: 22 ~ 70 dynes/cm

粘度: 0.9 ~ 2.3 cP

注 1: 只有当液位超过 5 in(127 mm) 时, 0.125 in(3 mm) 孔的数据才有效, 因为液位太低时, 流动处于层流区。

注 2: 当使用的板厚为 10 gauge(0.146 in, 4 mm) 时, 0.125 in(3 mm) 孔的数据无效, 因为 T/D 小于 1。

2.03 床层限位器和填料压板

下面是对这类设备的定义:

床层限位器: 放置在填料层正上方的一种设备, 直接或间接地固定在塔壁上。

填料压板: 直接放置在填料层顶部的一种设备, 仅通过设备本身的重量来抑制填料向上移动。

概要说明

在散堆填料中使用这些能够有效地抑制填料向上移动的设备, 通常认为是一种很好的设计惯例。建议在规整填料中也使用这些设备。对高开孔率的格栅, 上面的几层是连接在一起的, 而下面的几层则肯定与支撑格栅固定在一起, 因此一般不再单独使用填料压板之类的装置。但是, 当估计可能会出现严重的操作问题时, 必须考虑使用此类设备。

由于各种各样的原因(大部分原因是不证自明的), 有必要防止填料移动。对散堆填料, 尤其是在相对浅的床层中, 如果填料不受限制地向上移动会引起床层高度不均匀, 从而导致

出现各种各样的工艺效率低和限制问题。填料单体会进入分布器、分布管喷嘴等地方，并移动到装置的各个部位。对规整填料，尽管不希望在正常操作中出现这种移动，但仍然可能会有移动现象。例如，在检修期间用水冲洗时，可冲出规整填料单体，当然这些单体不能再放回原来的位置上。

床层限位器

根据选用的是散堆填料还是规整填料，以及床层限位器是不是液体分布器的组成部分，床层限位器的设计方法是不同的。当床层限位器是组成液体分布器的一部分时，这个分布器必须采用调平螺栓或带薄垫片的接头与塔壁连接。

填料压板

这种直接放置在填料层顶部的设备，可将填料间的相对移动减至最小，从而使得腐蚀最少。它主要用于陶瓷或其他易碎填料中。

为了保证填料压板具有足够的重量，有时会使用很结实的材料。以 F.R.I. 最近的试验为例⁽²²⁾，安装时应特别小心，以确保填料压板不会干扰液体分布器的正常操作。机械设计中应避免出现沿压板水平轴旋转的现象，此时压板周围的填料就不可能会移动。

床层限位器和填料压板的设计要点

设计细节应与供应商讨论。采用丝网时，网孔尺寸应与散堆填料形式和尺寸一起考虑。网孔尺寸太小会限制气体或液体的通过。尤其应该记住，半环型填料能够从丝网孔缝隙中出来。

制造床层限位器及其支撑设备时，应注意尽量避免横梁覆盖填料。避免使用角钢梁、槽钢梁和工字钢梁，确保开孔率最大，避免干扰液体分布。如果使用了调平螺栓，则应锁紧或用双螺帽。

建议在规整填料中也使用床层限位器，以保证固定住每块填料，填料不会绕某一个支点转动。

参 考 文 献

22. F.R.I. Progress Report, May - June 1986.

2.04 支撑板 作用

填料支撑板所起的作用是支撑填料的重量，包括液泛条件下的持液重。

考虑到需要吸收压力波动造成的冲击，由于腐蚀会造成性能变坏，以及一些没有独立支撑的设备增加的重量（如直接放置在填料层顶部的填料压板或再分布器），设计支撑板时应留有余量。

设计的支撑板和使用的任何一根支撑梁都不能对汽体分布造成不良影响。液体从填料层底部流下来时，应尽量避免破坏汽体分布。必须有足够的自由面积，使得向下流动的液体和上升的气体能够自由流动。

用于散堆填料的支撑板

在散堆填料塔中通常采用所谓的气体喷射板，大部分制造厂都能生产各种各样的气体喷射板。支撑板的波纹结构使得流下来的液体进入凹槽部分，同时汽体进入床层时毋需通过累积的液体。通常制造这些支撑板时会在板上打孔，其总面积要大于塔的截面积，这样就可以获得较低的或者是可以接受的压力降。这个特点，是由于支撑板具有将汽体与局部累积的液体分离开的能力而导致的。

也可使用非波形的支撑板，这些支撑板有时是用格栅再盖上一层丝网来支撑很小的填料单体。当考虑覆盖一层丝网时，这层丝网对防止填料单体向下移动是很有必要的，但必须正确判断这层丝网不会限制汽体和液体的流动，否则就会造成提前液泛或其他的瓶颈。

当人们逐渐意识到汽体不良分布的重要性时，开始对支撑设备的性质给予了相当大的关注。在决定要使用的支撑板类型时，必须考虑到这一点。

用于规整填料和格栅填料的支撑板

规整填料和格栅填料的性质决定了可以使用结构简单的格栅支撑，这种支撑能够保证很大的开孔率。但是和散堆填料一样，支撑板的结构应对汽体和液体流动的干扰最小。

支撑板的固定

填料支撑设备应该采用与板式塔类似的方法，适当地固定在塔壁上。填料自重并不足以防止支撑板向上移动。建议不使用螺栓固定。

2.05 填料塔的抽出口

2.05.5 填料塔的中问液体抽出

引言

中间液体抽出可能是部分抽出，也可能是全部抽出。部分抽出时，只有一部分塔内液体被抽出，其他液体作为内回流仍然向下流动。全部抽出时，则将塔内的全部液体都抽出。在全部抽出的情况下，部分抽出液体(有时是全部抽出液体)作为外回流返回到塔内抽出点下方。外回流液体在返塔之前，可能要进行冷却、换热或汽提等操作。部分抽出对内回流有间接的影响，有时可能无法接受。例如，当内回流量与抽出量之比很小时，抽出量的微小变化就会导致塔无法操作。

中间液体抽出斗通常由烟卤板或叶片式集液器制成。当液体抽出量很小时，有时会采用其他的设备。

烟卤板

烟卤板是填料塔中液体抽出最常见的形式。图 2.05.5-1 所示为两种典型的烟卤板。采用侧抽槽的结构要优于侧抽管与烟卤板底部齐平的结构。因为采用侧抽槽时，可以在抽出管口上方提供额外的液位而不用增加升气管的高度。侧抽槽如图 2.05.5-1 所示。在直径较大的塔中，通常采用中间的抽出槽。选择升气管的个数和布置方式的依据是在合理的费用下，能够为上面的填料层提供合适的气体分布。升气管的形式可以是圆的，也可以是方的。后者的制造费用相对低廉一些。通常总的升气管面积占塔截面的 15%~25%，在真空设备中可能面积更大。升气管顶部与升气管帽之间的环形面积，应至少是升气管面积的 1.25 倍。升气管帽与上一层填料之间的距离必需足够供汽体扩散，不能出现没有汽体通过局部填料的情况。对比较窄的升气管，升气管帽和上一层填料之间的距离至少应为 12 in(305 mm)，一般取 18 in(457 mm)。对升气管数少，但升气管较宽的烟卤板，要求这个距离更高，以提供足够的汽相分布空间。在直径较大的塔中，可能会用梁来支撑填料。如果梁底部与升气管帽之间的高度不够，实心梁可能会干扰汽体的分布。烟卤板的接缝一般都要密封以防止泄漏。对某些装置，在接缝处加垫片就足够了，但也经常要求密封焊接。

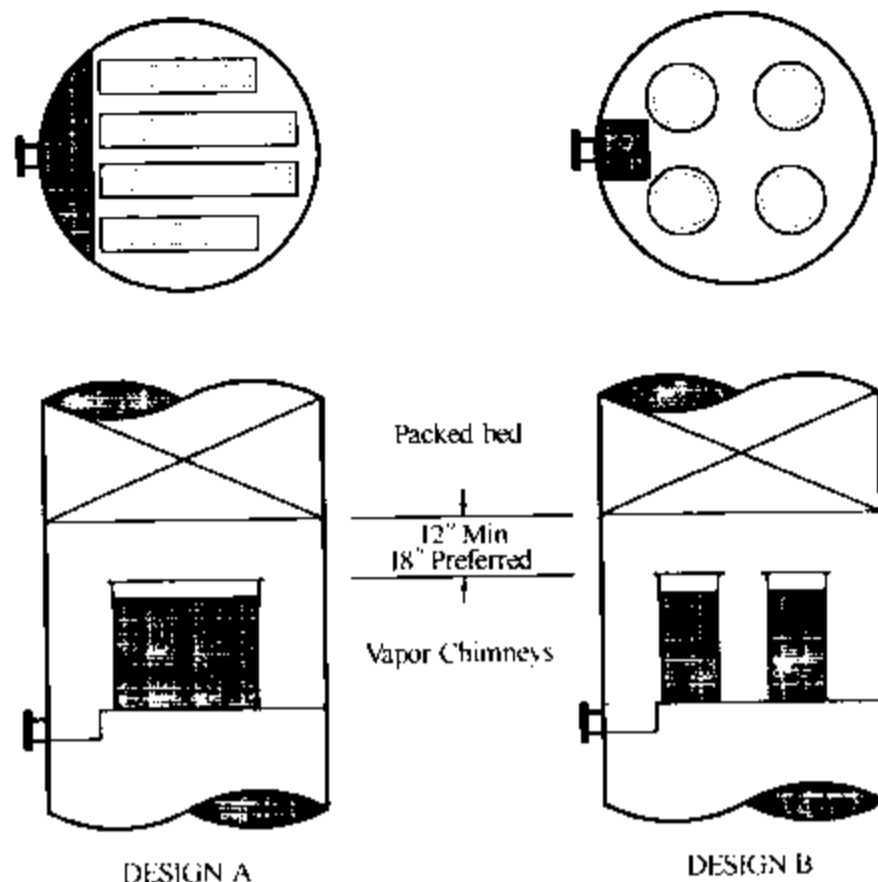


图 2.05.5-1 带液体侧抽的烟囱板

对于部分抽出，必须对从集液板流向下一层填料的内回流液体进行再分布。通常人们都喜欢将集液器和再分布器设计成两个单独的设备，液体从集液器流向再分布器。分开设计集液器和再分布器的例子可见 2.02.3 节(填料塔中的液体再分布)的图 2.02.3-2。给烟囱集液板增加侧降液管，可作为部分液体抽出斗。建议不要从中间降液管中抽出部分液体，因为这样会干扰液体分布。为了降低新建塔的高度，或为了往利旧塔中装入更多的填料，有些设计将液体抽出板和再分布器结合在一起，即在烟囱板底部加液孔或滴流管，这样烟囱板就可作为一个孔板式分布器。这种将液体抽出板和再分布器结合在一起的设计有两个缺点：一是不利于促进液体的混合；二是难以在抽出槽下面设置液体进料。在抽出槽底部装有导流管来引导液体流动，但这些导流管可能会改变液孔或滴流管的流动特性。另一个办法是在抽出槽底部设置高滴流管，也可以达到同样的目的。导流管或高滴流管使得结构更加复杂，更需要做流动试验(参见 2.02.1.5 节)。

叶片式集液器

如图 2.05.5-2 所示，叶片式集液器由许多倾斜的叶片组成。液体被收集到每个叶片底部的槽中，然后流至塔壁的环形槽中。在较大的塔中，除了环形槽以外可能还会有一个中心槽。叶片式集液器升气区的开孔率很大，与烟囱板相比，具有较小的压力降。

在叶片式集液器的槽中加一根抽出管，就可作为液体抽出斗。如果只是部分抽出，则需要一组内部管线，从集液器的槽中将液体送至再分布器。

请注意叶片式集液器不能全部收集从上层填料流下来的液体，不能作为全抽出斗。然而，对于许多装置，旁流的液体非常少，可以认为基本上是“全部”抽出。如果需要完全抽出，则必须采用烟囱板或

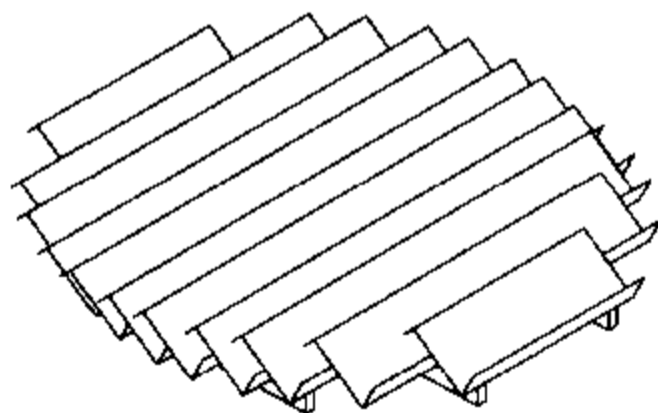


图 2.05.5-2 叶片式集液器

内封头。以一个多用途塔为例，进料至抽出板下面的液体与从抽出板抽出的液体属于不同物料。

其它液体抽出设备

当所需抽出的液体只占很小的一部分时，例如：除去某一种杂质以防止积累太多，此时用一种简单的抽出设备就足够了。Strigle 建议：“当需要从塔中抽出的液体少于 6% 时，可以在填料床层中安装一个特殊的集液盒。设计这个盒子时需特别小心，以避免干扰盒子上方的汽体分布，或降低盒子下方的液体分布质量”⁽⁷¹⁾。在某些设计中，可以直接从填料支撑板上抽出很少量的液体。

关于液体取样的抽出结构讨论见 2.08 节。

抽出管嘴的尺寸

部分抽出

对部分抽出，设置抽出管嘴的高度应有利于液体流向抽出管，而不利于作为内回流向下游流动。这样必须在抽出管嘴的上方维持一定的液位高度，而且保证抽出管内液体充满。要抽出的液体通常是处于泡点的液体，一个比较保守的设计方法是使得在抽出管中的任一点的压力都要高于抽出液体的压力，这样可以避免在抽出管中发生闪蒸或排气。因此，抽出管向下转向处(图 2.05.5-3 中的 P1 点)就是设计管嘴直径的控制点。

能量平衡如下：

$$\frac{P_0 - P_1}{\rho} + \frac{V_0^2 - V_1^2}{2g_c} + \frac{Z_0 - Z_1}{2g_c} g - E = 0$$

能量损失(E)包括在抽出管的管口处的突然收缩和抽出管中的摩擦损失。收缩损失等于速度头的一半。当 $P_1 = P_0$ ，并假设 V_0 基本上为 0 时，所需的管口中心线上最小的液压头为：

$$h = \frac{1.5(V_1)^2}{2g} = \Delta P_f$$

抽出管中心线上可用的液压头必须大于所需的液压头。由于集液器中的液体是含气的，设计者必须注意应在同样的条件下(或者用清液层高度或者用泡沫液体高度)，对可用的和所需的液压头进行比较。泡沫液体高度转换成清液层高度时，需乘以泡沫因子。一般泡沫因子取 0.4~0.5。

液体抽出时可用的液压头，由内回流所需的液位高度确定。例如，对图 2.05.5-3 所示的烟囱板再分布器，最大液位高度由内部回流通过烟囱板底部孔所需的液位决定。在确定可用的液压头高度时，需考虑到内回流量的最小量。

正如上面指出的，这个方法是假定抽出液体是带泡沫的。在抽出点的下游，抽出液体可能会将夹带汽体分离开。在设计抽出点下游的设备时，必须认识到可能存在分离出的汽体。

有些设计者在确定抽出管嘴尺寸时，按下文“不带控制的全部抽出”所示方法，设计成带自身排气的流动。这样得到的管径，要大于上面方法得到的管径。

带控制的全部抽出

这是指通过液位控制计，保证抽出管嘴上方的液位保持不变的全抽出过程。液位控制计的作用是防止抽出箱中的液体被抽干。确定抽出管口和管线尺寸时，应保证在最低控制液位下可用的液压头足以克服管口入口损失和摩擦损失(和部分抽出一样)。充气系数必须能够反映出在那个液位下减少的停留时间。

不带控制的全部抽出

这是指不带液位控制计的设计。此时液体直接从抽出槽流到另一容器中。在某些条件

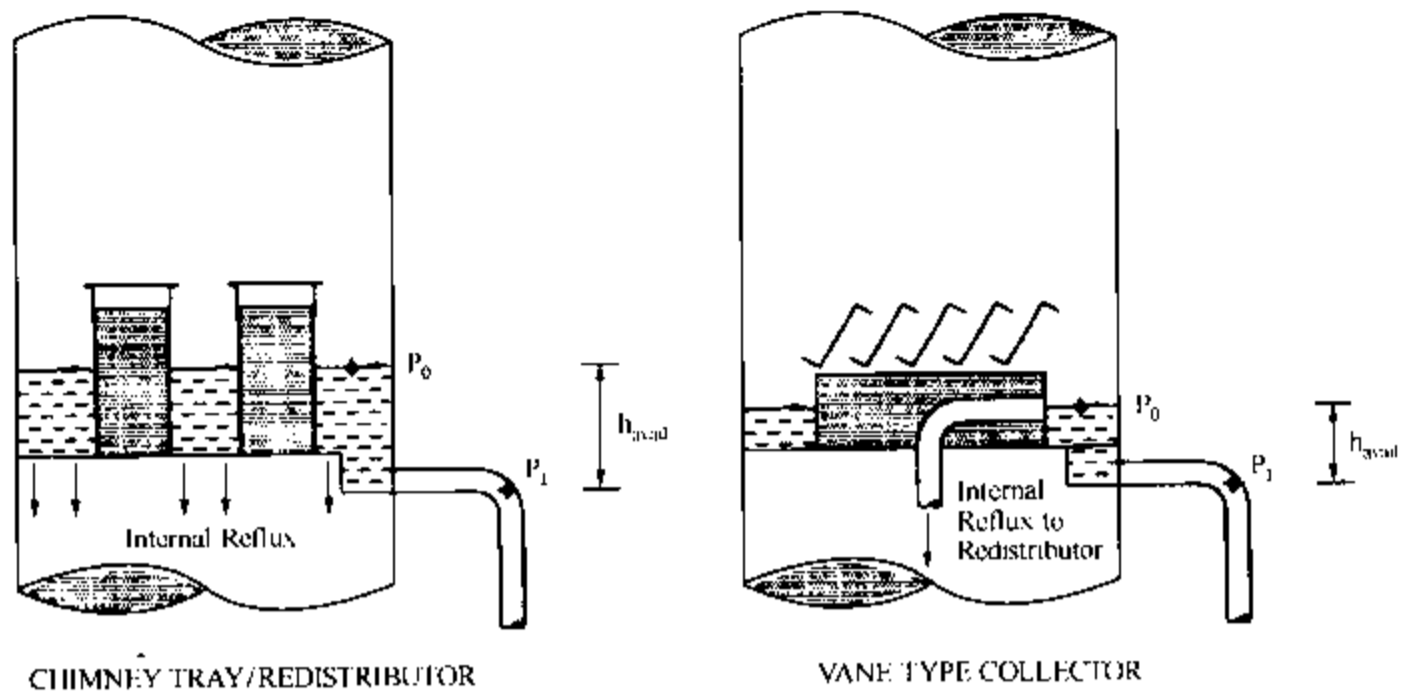


图 2.05.5-3 部分液体抽出可用的液压头

下，这种类型的全抽出会导致不稳定流动，因为当液体落入垂直抽出管的虹吸管中时，抽出槽中的液位下降，夹带的汽体会导致流动出现波动。通常应避免出现流动波动现象，可以设计管线使得流动为自由落下的自身排气流动，这样可以避免流动波动。对自身排气流动过程，抽出管中的液体流速低得足以让大的汽泡向上升，而不会被向下流的液体带走。实验研究表明，当下式成立时，会出现自身排气流动⁽⁹⁰⁾：

$$(N_{Fr})_l = \frac{V'}{\sqrt{gD}} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_l - \rho_g}} \leq 0.31$$

当液体密度远远大于汽体密度时，可以忽略等式中的密度项，从而得到下式，用于计算自身排气流动最小管径：

$$D = 0.0765(Q)^{0.4}$$

如果出口管嘴尺寸是按自身排气流动确定的，那么管口入口损失和摩擦损失非常小。

术语

- D 抽出管内径，ft；
- E 液压头损失，ft·lb/lbf；
- g 重力常数，32.17 ft/s²；
- g_c 转换因子，32.17 ft·lb/lbf·s²；
- h 抽出管中心线上的液压头，ft；
- $(H_{Fr})_l$ 液体的 Froude 准数，无因次；
- Q 液体流速，US gpm(热液体，不带泡沫)；
- P 压力，lb/ft²；
- V 表观速度，ft/s；
- V' 清液表观速度，ft/s；
- Z 高度，ft；
- ΔP_f 摩擦损失，ft；
- ρ_g 气体密度，lb/ft³；

ρ_l 液体密度, lb/ft³。

参 考 文 献

90. Simpson, L. L., "Sizing Piping for Process Plants," Chemical Engineering, June 17, 1968, p.204

2.07 填料塔数据表

填料塔数据表

F.R.I. 开发了《填料塔“标准”数据表》来增强并促进买方和塔内件厂商之间的联系。当买方收到的报价单非常统一而且全部满足他们的要求时,对双方都非常有利。这样可以减少厂商的投标工作量和相互循环次数。标准的数据表还可以保证厂商在每一个项目中收到的要求他们报价的信息,与客户的愿望一致。

买方必须意识到,在工业化装置中关于填料塔液泛的计算,存在相当大的分歧。最基本的分歧是关于液泛的正确定义。传统的定义建立在一些水力学测量数据的基础上,如压力降或填料层上方出现一层可以看见的泡沫。但是,最近新定义为“最大操作能力”或“有效能力”,它是指保持分离效率可接受条件下,整个过程中可达到的最大的处理能力。

第二个争论点是液泛以 L/V 恒定,还是以液体流率恒定为基准。由于大多数精馏过程是在液汽比 L/V 接近恒定的情况下操作的,因此以 L/V 恒定为基准可能更有用。但是对某些装置,如原油蒸馏装置的常压塔中段回流和气体吸收塔是在液体流率恒定情况下操作。

明确这些定义和基准的差异非常重要,用户必须确认使用的是哪种定义。更多关于这些计算的讨论请参考《F.R.I. 设计手册》的 8.2 节。

数据表第 2 页中有填料效率计算选择输入项。根据 F.R.I 的效率模型,确定所要输入的数据。在输入数据中, λ 值可能是至少输入的数据。 λ 是操作线斜率和平衡线斜率之比。扩散系数是选择输入项,如果没有提供,则通常根据正链烃的近似值计算。关于效率计算的更多信息请参考《F.R.I. 设计手册》第 2 卷 8.4 节。

《填料塔标准数据表》第 2 页中还有装运的填料体积选择输入项。这个体积应大于要达到期望的填料层高度所需的几何体积。由于壁效应和压缩的原因,填料在塔内的密度要大于装运容器中的密度,因此通常要求装运的填料有 5%~15% 的余量。所需的填料余量体积虽然也会受其他因素的影响,但通常表示成塔径与填料直径之比的函数。为了确保与询价时的填料体积相等,每一个厂商的报价中都应包括填料余量。如果买主自己没有经验,可以从填料制造厂获得这个数据。本手册的 2.01.1 和 2.01.2 两节中也有关于填料体积余量和填料装填方法的内容。

《填料塔标准数据表》第 3 页包含了液体分布器和集液板的设计数据。这些数据非常重要,因为填料效率对分布器性能有很强的依赖性,不同类型分布器的费用也很不一样。和数据表中的其他部分一样,输入的数据和相关的简图越全,报价单就越统一。

F.R.I.《填料塔标准数据表》中的大部分数据不需加以说明。一般来说,数据越全,给出的设计就越统一,并且更加“正确”。有些定义汽体和液体流率的工艺数据是多余的。这是有意这样做,以便提供一些灵活性,尤其是因为不同工艺模拟软件计算的数据并不一致。多余的数据可以不必提供,但是对卖方很有用,他们可以从这些数据中发现是否有矛盾或写错的

数据。工艺数据，不管是模拟得到的，还是通过其他方法得到的，必须是塔内的负荷。当有过冷或过热物流进入塔内时，必须特别小心。中段循环物流通常是一股过冷物流，它对塔内负荷的影响非常大。其他的备用进料位置，必须明确地表示出来。对不同用途的装置，数据表中应提供多个条件下的数据，来表示出塔盘的操作范围。

这些数据表并不是单独的文件。买方还必须提供包括与这些数据表中的数据有关的任何能够影响塔内件的设计信息。

将塔总图和其它一些特殊的详图包括进去是很好的工程惯例，如已有的内件支撑、首选的或已有的进料系统、抽出口等。图中必须清楚地表示出所有进料口(包括备用进料口)和出口位置，包括标高和方位。容器人孔的位置必须表示出来，而且应注意数据表中的人孔尺寸是指内径，并非管口的公称尺寸。

除了塔总图和详图以外，数据表中还应包括更多页的文字内容。当买方做“硬件购买”并要求给出填料塔的详细结构(详细结构一般是由卖方确定的)时，这是正确的。

固体进料或两相进料(汽液两相)会影响塔内件的选择和设计。这两种情况都必须做进一步的说明。固体的有关信息包括固体颗粒的数量和尺寸分布、来源、密度以及它们的粘着性。两相进料(汽液两相)条件必须在进料数据表中描述。关键的设计资料是汽液相的质量流量和密度，一般从流程模拟软件中的物流汇总中得到这些数据。

此外，数据表中还包括许多机械考虑因素，工艺工程师在准备数据表时经常对这些因素特别感兴趣。在买方塔内件的机械数据表中，有些会包括有些数据，而有些没有。每一点数据都应该考虑到。还应该明白全部填满数据表的内容，并不会否定买方的总机械数据表中所含的内容，也不会另外规定应该采用哪种总机械数据表。

表 2.07-1 填料塔数据表(英制)

客户名称: _____ 厂址: _____ 工程师: _____
 工程号: _____ 查询号: _____ 日期: _____
 设备位号: _____ 用途: _____

理论级 No.1 = 顶/底
 塔段(名称/描述)
 理论板数
 塔顶/中间/底部的负荷

| | | |
|--|--|--|
| | | |
| | | |
| | | |

正常汽相负荷:
 质量流率, lbs/h
 密度, lbs/ft³
 体积流率, ft³/s
 分子量, lb/lb mole
 粘度, cP
 压力, psia
 温度, °F
 设计范围, %
 (正常负荷的百分数)

| | | |
|--|--|--|
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |

正常液相负荷:
 质量流率, lbs/h
 密度, lbs/ft³
 热流体体积流率, US GPM
 分子量, lb/lb mole
 表面张力, dynes/cm
 粘度, cP
 温度, °F
 设计范围, %
 (正常负荷的百分数)

| | | |
|--|--|--|
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |
| | | |

表 2.07-1 填料塔数据表(英制)(续)

设备位号: _____ 用途: _____

| | | | |
|--|--|--|--|
| 塔段(名称/描述) | | | |
| 塔顶/中间/塔底的负荷 | | | |
| 所需的性能参数: | | | |
| 每段最大的压降, in H ₂ O | | | |
| 最大允许液泛率, % | | | |
| 降额因子 | | | |
| 降额目的(起泡因子, 体系因子, 安全因子) | | | |
| 填料效率(选填): | | | |
| 所需的理论级数 | | | |
| λ 值(mG/L) | | | |
| 汽相扩散系数, ft ² /h | | | |
| 液相扩散系数, ft ² /h | | | |
| 机械要求: | | | |
| 床层直径, in | | | |
| 床层高度, ft | | | |
| 装运的填料体积 ¹ , ft ³ | | | |
| 填料类型和尺寸 | | | |
| 填料材质和厚度 | | | |
| 人孔内径, in | | | |
| 支撑板: | | | |
| 类型 | | | |
| 材质和厚度 | | | |
| 允许的总的腐蚀裕量 | | | |
| 床层限位器: | | | |
| 类型(床层限位器/压板) | | | |
| 材质和厚度 | | | |

注 1: 通常比几何体积大 5% ~ 15%。

表 2.07-1 填料塔数据表(英制)(续)

设备位号: _____ 用途: _____

| | | |
|--------------------------|--|--|
| 塔段(名称/描述) | | |
| 液体分布器/再分布器: | | |
| 优先选择的类型(盘式/槽式/排管式/喷头式) | | |
| 用途(分布器/再分布器) | | |
| 重力型: | | |
| 喷淋点密度, 点/ft ² | | |
| 最小孔径, in | | |
| 最低液位, in | | |
| 安装水平度误差, in | | |
| 允许的操作误差, in | | |
| 压力型: | | |
| 喷嘴数 | | |
| 压力降, psi | | |
| 材质和厚度: | | |
| 盘、槽、一级分布槽 | | |
| 管道组 | | |
| 喷嘴 | | |
| 螺栓 | | |
| 进料管公称尺寸, in | | |
| 是否有固体?(是___否___) | | |
| 集液板: | | |
| 类型(圆形烟囱板, 矩形槽, V形槽等) | | |
| 开孔率, %(基于塔截面积) | | |
| 升气管高, in | | |
| 材质/厚度 | | |
| 安装:(密封焊/垫圈) | | |

设计负荷: 在 ___ 下, ___ PSF 下, 有 ___ in 偏差。(除重力分布器以外的全部内件)

表 2.07-2 填料塔数据表(公制)

客户名称: _____ 厂址: _____ 工程师: _____
 工程号: _____ 查询号: _____ 日期: _____
 设备位号: _____ 用途: _____

理论级 No. 1 = 顶/底

塔段(名称/描述)

理论板数

塔顶/中间/底部的负荷

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |

正常汽相负荷:

质量流率, kg/h

密度, kg/m³

体积流率, m³/s

分子量, kg/kg mole

粘度, mPa·s

压力, kPa(bar a)

温度, °C

设计范围, %

(正常负荷的百分数)

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

正常液相负荷:

质量流率, kg/h

密度, kg/m³

热流体体积流率, m³/h

分子量, kg/kg mole

表面张力, mN/m(dynes/cm)

粘度, mPa·s

温度, °C

设计范围, %

(正常负荷的百分数)

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

表 2.07-2 填料塔数据表(公制)(续)

设备位号: _____ 用途: _____

塔段(名称/描述)

塔顶/中间/塔底的负荷

所需的性能参数:

每段最大的压降, mbar

最大允许液泛率, %

降额因子

降额目的(起泡因子,

体系因子, 安全因子)

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |

填料效率(选填):

所需的理论级数

λ 值(mG/L)

汽相扩散系数, m²/s

液相扩散系数, m²/s

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |

机械要求:

床层直径, in

床层高度, ft

装运的填料体积¹, ft³

填料类型和尺寸

填料材质和厚度

人孔内径, mm

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

支撑板:

类型

材质和厚度

允许的总的腐蚀裕量

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
| | | | |

床层限位器:

类型(床层限位器/压板)

材质和厚度

| | | | |
|--|--|--|--|
| | | | |
|--|--|--|--|

注 1: 通常比几何体积大 5% ~ 15%。

表 2.07-2 填料塔数据表(公制)(续)

设备位号: _____ 用途: _____

塔段(名称/描述) _____

液体分布器/再分布器: _____

优先选择的类型(盘式/槽式/排管式/喷头式) _____

用途(分布器/再分布器) _____

重力型: _____

喷淋点密度, 点/m² _____

最小孔径, mm _____

最低液位, mm _____

安装水平度误差, mm _____

允许的操作误差, mm _____

压力型: _____

喷嘴数 _____

压力降, kPa(mbar) _____

材质和厚度: _____

盘、槽、一级分布槽 _____

管道组 _____

喷嘴 _____

螺栓 _____

进料管公称尺寸, mm _____

是否有固体?(是___否___) _____

集液板: _____

类型(圆形烟囱板, 矩形槽, V形槽等) _____

开孔率, %(基于塔截面积) _____

升气管高, mm _____

材质/厚度 _____

安装:(密封焊/垫圈) _____

设计负荷: 在 ___ °C, ___ kPa 下, 有 ___ mm 偏差。(除重力分布器以外的全部内件)

表 2.07-3 填料塔数据表(示例、公制)

客户名称: _____ 例子 _____ 厂址: _____ 任何地方 _____ 工程师: _____ DP _____

工程号: _____ A-214 _____ 查询号: _____ 89-123456 _____ 日期: _____ 10/16/89 _____

设备位号: _____ T/101 _____ 用途: _____ 高压精馏塔 _____

理论级 No. 1 = 顶/底

| 塔段(名称/描述) | 提馏段 | 精馏段 |
|-------------|--------|---------|
| 理论板数 | 1 ~ 20 | 21 ~ 40 |
| 塔顶/中间/底部的负荷 | 塔底 | 塔顶 |

正常汽相负荷:

| | | |
|--------------------------|----------|----------|
| 质量流率, lbs/h | 100000 | 70000 |
| 密度, lbs/ft ³ | 1.25 | 1.10 |
| 体积流率, ft ³ /s | | |
| 分子量, lb/lb mole | 41 | 30 |
| 粘度, cP | 0.01 | 0.01 |
| 压力, psia | 80 | 78 |
| 温度, °F | 247 | 150 |
| 设计范围, % | 20 ~ 100 | 20 ~ 100 |

(正常负荷的百分数)

正常液相负荷:

| | | |
|-------------------------|----------|----------|
| 质量流率, lbs/h | 150000 | 80000 |
| 密度, lbs/ft ³ | 39.7 | 40.1 |
| 热液体体积流率, US GPM | | |
| 分子量, lb/lb mole | 57 | 30 |
| 表面张力, dynes/cm | 25 | 27 |
| 粘度, cP | 0.8 | 1.0 |
| 温度, °F | 240 | 100 |
| 设计范围, % | 25 ~ 100 | 20 ~ 100 |

(正常负荷的百分数)

表 2.07-3 填料塔数据表(示例)(续)

设备位号: T101 用途:

| 塔段(名称/描述) | 提馏段 | | 精馏段 | |
|--|-----------|--|--|--|
| | 塔底 | | 塔顶 | |
| 塔顶/中间/塔底的负荷 | | | | |
| 所需的性能参数: | | | | |
| 每段最大的压降, in H ₂ O | 15 | | 20 | |
| 最大允许液泛率, % | 80 | | 80 | |
| 降额因子 | — | | — | |
| 降额目的(起泡因子, 体系因子, 安全因子) | — | | — | |
| 填料效率(选填): | | | | |
| 所需的理论级数 | 20 | | 20 | |
| λ 值(mG/L) | 1.17 | | 0.93 | |
| 汽相扩散系数, ft ² /h | | | 7.5 × 10 ⁻³ | |
| 液相扩散系数, ft ² /h | | | 4.6 × 10 ⁻⁴ | |
| 机械要求: | | | | |
| 床层直径, in | 78 | | 54 | |
| 床层高度, ft | 20 × 2 床层 | | 25 | |
| 装运的填料体积 ¹ , ft ³ | 1400 | | 415 | |
| 填料类型和尺寸 | 1"鲍尔环 | | 规整填料 250m ² /m ³ | |
| 填料材质和厚度 | 304 | | 304 | |
| 人孔内径, in | 18 | | 18 | |
| 支撑板: | | | | |
| 类型 | 气体喷射板 | | 垂直格栅 | |
| 材质和厚度 | 304 L | | 304 L | |
| 允许的总的腐蚀裕量 | 1 mm | | 1 mm | |
| 床层限位器: | | | | |
| 类型(床层限位器/压板) | 床层限位器 | | 床层限位器 | |
| 材质和厚度 | 304 L | | 304 L | |

注 1: 通常比几何体积大 5% ~ 15%。

表 2.07-3 填料塔数据表(示例、英制)(续)

设备位号: T101 用途:

| 塔段(名称/描述) | 提馏段 | 精馏段 |
|--------------------------|-------|--------------|
| 液体分布器/再分布器: | | |
| 优先选择的类型(盘式/槽式/排管式/喷头式) | 槽式 | 盘式 |
| 用途(分布器/再分布器) | 再分布器 | 分布器 |
| 重力型: | | |
| 喷淋点密度, 点/ft ² | 9 | 9 |
| 最小孔径, in | 1/4 | 1/4 |
| 最低液位, in | 1 | 1 |
| 安装水平度误差, in | ± 1/8 | ± 1/8 |
| 允许的操作误差, in | 1/16 | 1/16 |
| 压力型: | | |
| 喷嘴数 | — | — |
| 压力降, psi | — | — |
| 材质和厚度: | | |
| 盘、槽、一级分布槽 | 304 L | 304 L |
| 管道组 | — | — |
| 喷嘴 | — | — |
| 螺栓 | 304 | 304 L |
| 进料管公称尺寸, in | 8 | 4 |
| 是否有固体?(是___否___) | 否 | 否 |
| 集液板: | | |
| 类型(圆形烟肉板, 矩形槽, V形槽等) | | 圆形 |
| 开孔率, %(基于塔截面积) | | 20 ~ 25 |
| 升气管高, in | | 8 |
| 材质/厚度 | | 304 L 10 ga. |
| 安装:(密封焊/垫圈) | | 密封焊 |

设计负荷: 在 ___ 下, ___ PSF 下, 有 ___ in 偏差。(除重力分布器以外的全部内件)

表 2.07-4 塔进料数据表(英制)

设备位号: _____ 用途: _____

| | | |
|------------------------|--|--|
| 塔段(名称/描述) | | |
| 进料位置 | | |
| 温度, °F | | |
| 压力 ¹ , psia | | |

正常汽相负荷:

| | | |
|--------------------------|--|--|
| 质量流率, lbs/h | | |
| 密度, lbs/ft ³ | | |
| 体积流率, ft ³ /s | | |
| 分子量, lb/lb mole | | |
| 粘度, cP | | |
| 设计范围, % (正常负荷的百分数) | | |

正常液相负荷:

| | | |
|-------------------------|--|--|
| 质量流率, lbs/h | | |
| 密度, lbs/ft ³ | | |
| 热流体体积流率, US GPM | | |
| 表面张力, dynes/cm | | |
| 粘度, cP | | |
| 设计范围, % (正常负荷的百分数) | | |

注 1: 为了正确设计进料管和分布器, 必须在塔操作压力下进料。

表 2.07-5 塔进料数据表(示例、英制)

设备位号: T-101 用途: _____

| | | |
|------------------------|-----------------|----|
| 塔段(名称/描述) | 主进料 | 回流 |
| 进料位置 | 在填料层 #1 和 #2 之间 | 塔顶 |
| 温度, °F | 270 | 90 |
| 压力 ¹ , psia | 82 | 80 |

正常汽相负荷:

| | | |
|--------------------------|----------|---|
| 质量流率, lbs/h | 37000 | 0 |
| 密度, lbs/ft ³ | 1.18 | |
| 体积流率, ft ³ /s | | |
| 分子量, lb/lb mole | 35 | |
| 粘度, cP | 0.01 | |
| 设计范围, % (正常负荷的百分数) | 50 ~ 100 | |

正常液相负荷:

| | | |
|-------------------------|----------|----------|
| 质量流率, lbs/h | 100000 | 80000 |
| 密度, lbs/ft ³ | 39.2 | 40.1 |
| 热流体体积流率, US GPM | | |
| 表面张力, dynes/cm | 26 | 27 |
| 粘度, cP | 0.87 | 1.0 |
| 设计范围, % (正常负荷的百分数) | 50 ~ 110 | 25 ~ 110 |

注 1: 为了正确设计进料管和分布器, 必须在塔操作压力下进料。

F.R.I. 开发的数据表为所有会员、其他用户、设计者和蒸馏设备厂商提供服务。数据表可以按用户的要求修改, 也可以作为用户已有的数据表输入数据, 目的是为了促进交流。不同的用户可以按不同的方法来使用数据表。

2.08 填料塔的取样

本节的目的是指导如何从填料塔中取出液体样品。内容不仅包括从填料床层本身取样，还包括从填料塔中其它位置取样。这些指南专门针对填料塔。请参考 AIChE(草案)有关这方面的资料⁽²⁹⁾。本节还包括如何从板式塔中取样，特别建议读者参考文献⁽²⁸⁾中的 405 节。

液体取样的一般要求是在任一给定高度上，取样能代表塔截面上的平均组成。但是理论和实践都表明，在任一给定高度上组分浓度经常变化，从床层内部取样一般与实际不符。尽管下文中论述了这种床层内部取样，但从床层之间(如再分布区域)取样，更能令人满意。

F.R.I. 采用的取样器见图 2.08-1，无需多加解释。

从填料床层内部取样

做研究可以从填料床层内部取样，而生产过程中不采用这种方法。F.R.I. 长期从散堆填料层内部取样，近来还从规整填料层内部取样。试验表明填料床层内部的取样器对填料性能不会产生明显的影响。

从其它区域取样

取样时应尽量使得样品具有代表性。通常在降液管底部采用集液箱是能够令人满意的。

对工业塔，从填料层下方收集液体是最方便、也是最令人满意的取样位置。这个位置可能是在再分布区域，也可能是在填料段下部。每一种情况下都必须保证液体在取样前混合良好。从填料床层下部取样时，应从没有汽体的集液板上取样。

取样线

所有情况下取样线应尽可能小，以避免需要延长冲洗，但要足够大，以避免被堵塞。一般直径取 5mm 就足够了，建议在集液板上使用某些形式的网状过滤器。出于安全考虑，并为了避免损失轻组分，在适当的地方应使用样品冷却器。

注意不要从容易聚合的体系中抽取样品。

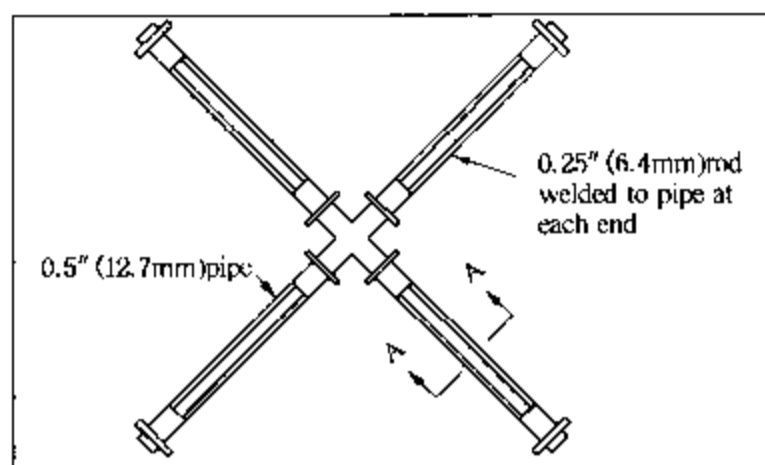
参 考 文 献

28. AIChE Equipment Testing Procedure. Tray Distillation Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition 1987.
29. AIChE Equipment Testing Procedure. Packed Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition (Draft).

2.10 填料塔的降额因子

导言

精馏塔设计的许多方面都包含了一定程度的不确定性。在比较明显的不确定性的来源



NOTE: For structured packing a single arm only is used, inserted after the packing has been installed

SECTION A-A

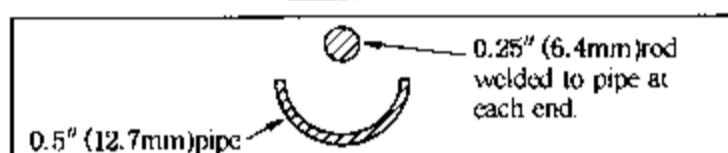


图 2.08-1 F.R.I. 用于散堆填料床层的取样器

中，包括不准确的或预测的体系性质(物理性质和汽、液平衡或 VLE 数据)以及与水力学和效率计算关联式相关的误差。在 1973 年的年报告中，F.R.I. 列出了其它的误差来源。为了解决这些不确定问题，在塔的设计计算中常常采用校正因子(如降额因子)。F.R.I. 设计实施委员会定义了三种降额因子：起泡因子、体系因子和安全因子。《F.R.I. 设计手册》第 5 卷的 0.3 节对这三种降额因子作了详细的定义。为了方便，下面给出了简单定义：

起泡因子：指体系起泡的倾向性。

体系因子：当物理性质超出设计关联式的数据库范围时，体系因子为设计提供了一个安全余量。

安全因子：指设计关联式中的不确定性。

在设计过程中有许多地方都可以使用降额因子，在逐板计算和水力学计算过程中都可以使用。通常只采用一个降额因子来说明不只一个地方出现的不确定性。有时是在暗中使用了降额因子(例如，在使用经验公式时)，因此设计者甚至可能意识不到设计中已经作了降额。有时候，一个设计会在多处进行降额。对于设计中包含有很多的不确定性，尤其是新装置设计，人们很可能想在每一步设计中都作降额。这样不加选择地使用降额因子会导致精馏设备尺寸过大，而且使得其操作弹性要小于实际要求。在设计过程中当不同的人负责不同设计部分时，这是特别要关心的问题。例如，热力学专家可能会在物理性质和汽液平衡中加入安全因子，这样计算分离过程时会比实际情况要困难很多。工艺工程师在进行逐板计算时，会使用比最小回流比要大得多的回流比，而且对产品规格的规定比实际要求的要严格得多。而工程师在进行水力学计算时，可能选择的塔径使得该塔在液泛流速计算值的 70% 下操作。如果使用恰当，一个体系因子可以对水力学设计进一步降额。为了保证能够操作成功，对设计作降额处理要非常谨慎。为了避免出现上面描述的过度使用降额因子的情况，在使用降额因子时注意到这一点非常重要。对一个设计作过度的降额处理会导致塔径过大，从而使得辅助设备尺寸也过大。下面简单介绍逐板计算中如何使用降额因子，关于水力学计算中使用降额因子在接下来的第一节中讨论。

逐板计算中的降额处理

完成一个给定的分离过程所需要的填料高度，可以用各种各样的方法来确定，这里一般采用逐板计算方法。在逐板计算中，至少有三处可以进行降额处理：计算中使用的体系性质、计算中确定的内部流量和用来将理论级数转换为实际所需的填料高度的 HETP 值。在一个地方对设计进行降额来说明不确定性，可能与在另一个地方进行降额是等效的。下文对逐板计算中进行降额处理的地方作进一步的评论。通常，设计者应该清楚何时作了降额，注意不要重复作降额处理。

体系性质

一般用逐板计算确定的理论级，通常由计算机来完成。模拟计算的准确性与体系性质的准确性有很大的关系。当已知汽液平衡参数和物理性质时，逐板计算的结果一般可以直接使用，不需要修改。但是有些情况，为了弥补二元相互作用模型不能预测流体混合物的真实行为，逐板计算结果可能要进行降额处理。作降额处理时，在合理范围内假定体系性质为最难分离的最差的情况。

初步设计必须基于估算的体系性质，有些情况下，最终设计也是如此。逐板计算降额的方法之一是采用比实际要求要严格得多的产品纯度规格，这样一来，为了达到分离要求，所

需的理论级数和回流量会大大地增加。如果设计是采用这种方式做降额处理的，那么就不再进行另外的降额处理。

对逐板计算进行降额处理的另一种方法，是计算时使用正确的规定和不保守的体系性质估计值，然后再增加填料高度。这种降额处理对塔的性能可能带来的影响，可以通过在增加填料后对塔重新进行模拟计算来进行评估。如果重新模拟时采用的回流量不变，那么增加填料高度和使用更严格的纯度规定是等效的。要使用哪种严格的纯度规定，可从重新模拟的结果中得知。为了保持分离效果相同，也可以在减小回流量的情况下(当然在最小回流量范围内)重新模拟。如果原来的体系性质(和估计的 HETP 值)是正确的，那么实际塔的操作就会很好。设计者应认识到额外增加填料高度的含义，而且在体系性质和 HETP 允许的情况下，在回流量降低时能够保证填料塔内件正常操作，这很重要。按这种方法对设计作降额处理的其它评论和警告请参考有关对效率降额的讨论。

内部流量

根据塔的逐板计算结果得到用于水力学计算的汽液流率，设计中采用的理论级数会影响这些数据。对一个给定的分离过程，回流比(以及塔内的汽液流率)和理论级数是相关的，图 2.10-1 所示为典型的回流比与理论级数的关系曲线。曲线的两条渐近线，表示完成分离过程所需的最小回流比和最小理论级数。可通过严格的流程模拟来确定最小回流比和最小理论级数，从而得到与图 2.10-1 类似的曲线，或者也可以采用 Chien 的方法⁽⁵³⁾确定。Henley 和 Seader⁽⁵⁴⁾讨论了确定这些限制值的一些简捷方法。通常取实际的回流比为最小值 1.1 - 1.5 倍；考虑到不确定性，可以增大选定的回流比。例如，如果最小回流比的 1.15 倍是最经济的优化值，由于不确定性的存在，可能倾向于选择更高的值，如 1.2 倍。一般来说，根据最优化的比值(本例中是 1.15)确定理论级数，而根据较高的比值(本例中为 1.2)确定回流比和再沸器的量。这个方法使得汽液负荷、再沸器负荷、冷凝器负荷和泵负荷都做了降额。应记住在水力学计算中可能还会使用降额因子(例如，设计塔时可能取 80% 的液泛速度)，这非常重要。设计中用这种方法进行双重降额会导致塔径大于实际需要的值，从而影响水力学设计或分布器的性能。

如果选定回流比是最小回流比的几倍，例如 C 倍，那么所需的级数可以直接从回流比与级数的关系曲线中求出，如图 2.10-2 所示。此时，若设计中增加级数，则所需的回流比对实际中得到的级数(图 2.10-2 中的 N1)相对不敏感。如果回流比设计值仍取 $C * R_{MIN}$ ，如图所示，那么设计点就被有效地移向另一条基于更高产品纯度规定值的曲线。在对体系性质降额处理中，已经讨论了采用比所需产品的纯度要求更高时，对设计进行降额处理的方法。如果用这种方法选择 N 和 R 的值，设计者应该明白已经做了降额处理。正如前面提到的，另外再作降额处理可能是不正确的。

在设计改造塔内件时，可能会出现类似的情况。如果用高通量的塔内件对塔进行改造，那么就可能在失去了多少理论级数的问题上存在着一些不确定性。在这种情况下，可能有必要根据回流比与理论级数曲线中的一部分来设计，在这部分曲线上求得的理论级数对回流比不敏感(见图 2.10-2 中的 N2)。如果设计塔内件时使用的回流比要高于实际所需的值(图 2.10-2 中的 R2)，那么该设计已通过高于实际所需的纯度要求进行了有效地降额处理。设计者应该意识到这种降额的作用，并且必须保证所选择的塔内件不仅在最佳的回流率下能够正常操作，在最差的回流率下也能够正常操作。

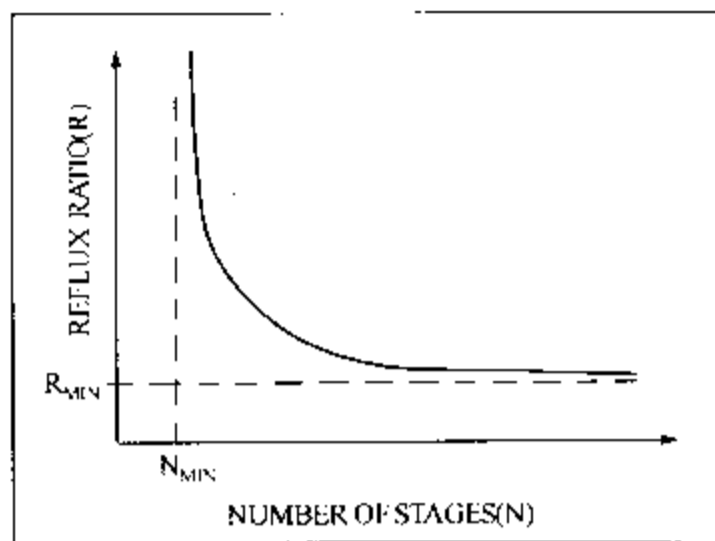


图 2.10-1 回流比与级数关系曲线图

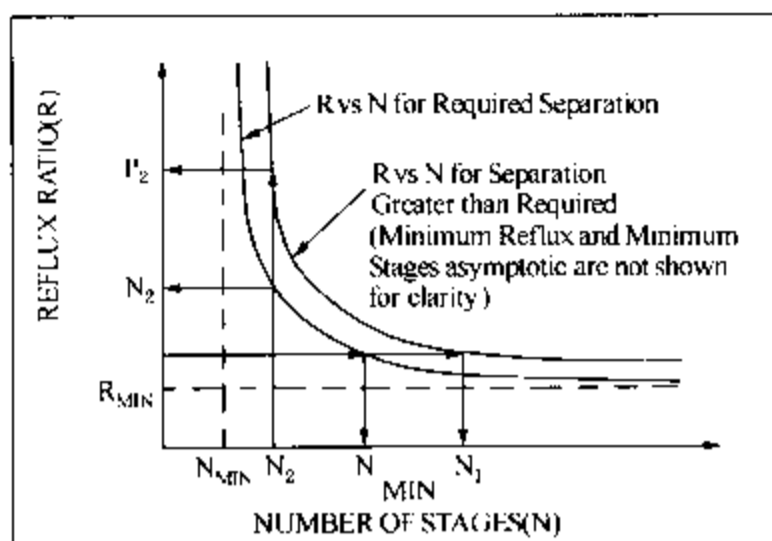


图 2.10-2 不同纯度分离要求下回流比与级数关系曲线

效率(HETP)

大部分设计者都感觉到对填料效率的计算信心不足。在《F.R.I. 设计手册》第 2 卷 8.4 节中所描述的效率计算方法的误差估计为 $\pm 15\%$ ，但这个模型只能用于第二代散堆填料，并且主要是基于液体分布良好的烃类体系⁽⁶⁴⁾。通常用经验方法来估计 HETP 值^(65,66)。但是这些方法所依据的数据很有限，有可能包括也有可能不包括合理地近似体系性质的数据。进一步说，经验方法依据的试验体系中的液体分布可能合理地近似设计条件，也有可能不能合理地近似设计条件。从仔细收集和分析的中试装置数据、研究数据(如 F.R.I. 的实验数据)以及与其他体系类似的高质量装置数据中，可以获得最好的效率估计值。装置的效率数据必须具有足够高的质量，即它们是否能够满足 AIChE 在他们的塔测试程序中提出的准则：物料平衡必须在接近 3% 之内，能量平衡在 5% 之内(更多详情请参考《AIChE 对填料塔设备的测试方法》⁽²⁹⁾)。但是，并不总是能够得到这种高质量的信息，这就迫使设计人员或故障诊断专家，依靠一些估计方法或经验方法。由于预测方法存在着不确定性，所以对计算值采用一些降额因子很有必要。效率预测方法固有的不确定性、缺乏 HETP 估计值推荐的降额方法、以及在一些公开文献中推荐的很大的降额因子，对设计人员和故障诊断者来说都应该是一种警告，要他们格外的小心。对于新的或不常见的体系，有必要进行中试以解决这些不确定性。

在某些情况下，效率估计值可能暗中做了降额处理。例如，用于设计填料塔的 HETP 值可能是根据一些经验方法计算得到的。很多常用的经验方法，如 Kister 统计的那些方法⁽⁶⁷⁾，都暗中做了降额处理将小塔数据放大，或者用来补偿液体分布质量上的差异。当使用这种经验方法时，就应谨慎使用额外的降额因子。不加选择地使用经验法则会导致对填料效率的估计过分保守。

对有相当大不确定性的设计，为了增加塔达到分离要求的可能性，应在最终设计的基础上增加几英尺高的填料。增加的填料造成的成本增加和壳体高度的增加都不会很大，的确应该和其它方法一起考虑，以确保塔操作成功。但是，设计人员应该知道这是另一种有效地对 HETP 降额处理的方法。采取增加塔径来允许更大的回流比的降额方式的设计具有相似性；但这样会限制操作弹性。无论采用哪种对效率降额处理的方式(或者是增加填料，或者是增大塔径)，必须在操作弹性范围内依据所期望的最大效率对塔的操作进行模拟，以确保填料按不打折扣的效率值在期望的范围内可以操作。这样选择的分布器会要求比原来考虑的具有更大的灵活性。

填料塔水力学计算的降额处理

《F.R.I. 在设计手册》第2卷第8节描述的填料塔设计方法，要求计算液泛下的汽体速度 V_{SF} ，载点的汽体速度 V_{SL} 和设计条件下的塔压降⁽⁶⁸⁾。F.R.I. 还提供了修改的液泛计算方法，用体系极限来估计液泛的可能性。通过比较设计汽速和液泛点或载点的汽速，可以计算出塔操作的液泛或载点速度的百分数：

$$\text{液泛百分数 \%} = \frac{V_S}{V_{SF}} \times 100$$

$$\text{载点百分数 \%} = \frac{V_S}{V_{SL}} \times 100$$

设计填料塔时，F.R.I. 并没有特别地推荐载点百分数和液泛百分数应取多大(公开的文献中的推荐值通常为液泛速率的70%~80%)。确实在《F.R.I. 设计手册》第2卷的8.5节中提供了填料关联数据的对比^(69,70)。这些值可以解释在关联实验数据时的错误。F.R.I. 的填料模型只能用于第一代和第二代散堆填料。

现在有些设计方法是基于最大可操作的处理能力(MOC)，即塔能够完成希望的分离过程时的最大流率，这是在液泛速率百分数给定下进行设计的另一种方法。采用MOC的方法是由于填料塔经常在水力学液泛发生之前，效率就已经降低了。MOC下的速率会稍微小于液泛速率，如果将通常用于在液泛基础上设计的降额因子用到基于MOC的设计中，折扣就过大了。(Strigle 建议设计值取MOC的80%~90%)⁽⁷¹⁾。

许多填料塔设计时要求不能超过规定的压力降，或不能超过规定的单位填料高度的压力降。已经有许多公开发表的压力降上限值的判据，这些判据大部分都是经验法则，列出了不同设备可接受的压力降范围。当设计人员使用这些标准时，必须具有一定的判断力。Kister 对这些公开的数值做了总结⁽⁶⁷⁾。

塔盘设计方法中，通常用起泡因子来考虑体系的起泡特性。尽管发表的用于设计起泡体系的指南暗中包含了降额因子，但起泡因子本身通常不会包含在填料塔设计过程中。例如，这些指南可能会建议在设计起泡体系时，取较低的液泛速率百分数，比如说取40%，或者取较低的压力降，如每英尺填料的压力降为0.25 in。用来评价这些指南的资料不太多。由于散堆填料具有良好的处理泡沫的特点，可以认为降额因子更接近于1，可参见1.20-7节中表II。建议一定要对易起泡体系或怀疑为易起泡的体系做中试。现在几乎没有散堆填料塔中起泡的资料，而规整填料塔中起泡的资料则更少。

参 考 文 献

29. AIChE Equipment Testing Procedure. Packed Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition (Draft).
53. Chien, H. Y., "Rigorous Method for Calculating Minimum Reflux Rates in Distillation," AIChE Journal, 24(4), 606, 1978.
54. Henley, E. J., and Seader, J. D., "Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical Engineering", John Wiley & Sons, New York, 1981.
64. F.R.I. Handbook, Volume 2, Section 8.4, p.2, (Packing Efficiency Accuracy).
65. Frank, O., Chemical Engineering, March 14, 1977, p.110.
66. Porter, K. E., and Jenkins, J. D., I. Chem. E. Symp. Ser. 56, Summary Paper, London, 1979.
67. Kister, H. Z., "Distillation Design", McGraw-Hill, New York, 1991
68. F.R.I. Handbook, Volume 2, Section 8.1, pp.4-5, (Packed Column Safety Factor).

69. F.R.I. Handbook, Volume 2, Section 8.5, (Packing Correlation Data Comparisons).

70. F.R.I. Topical Report No. 47, (Packing Correlation Data Comparisons).

71. Strigle, R. F. Jr., "Random Packings and Packed Towers Design and Application", Gulf Publishing, Houston, 1987.

2.11 填料着火 声明

F.R.I. 和设计实施委员会, 对本文中论述的防止填料塔中发生火灾和减轻火灾后果的方法和建 议, 不作任何直接的或间接的保证。用户在使用这些方法和建 议时, 必须自己承担 风险。用户选用本文中的方法和建 议造成的损失和伤害, F.R.I. 不承担任何责任。本文中的 资料和推荐的实施方法, 并不想要替代专业公司的标准。本文中的资料和建 议, 可作为专 业公司制定标准和方法的指导。

简介和背景

大部分塔从开车到停车都不会着火。但是许多炼油厂和化工厂, 都或多或少的经历过至 少一个塔, 由于自发或高温作业引起的着火。如果在塔内着火, 或者是在停车后着火, 那么 结果会是破坏性的, 而且非常危险。本文着重介绍关于塔内填料着火的内容。

许多炼油厂和化工厂在新塔中或改造的板式塔中装有填料。在许多装置中都有过填料床 层内着火的报道^(1,4)。有些是在洗涤塔焚烧装置的操作时发生的, 许多着火事故是在安全停 车检修时精心控制的条件下发生的⁽¹³⁾。如果开始着火时, 人正好在塔内工作, 那么就可能 会威胁到生命的安全。过去十年里逐渐增加使用超薄、高比表面积规整填料, 更增加了填 料塔内着火的危险性。火灾造成的危害有:

- 破坏填料段^(1,6);
- 塔壁区域变形并需完全更换^(2,13);
- 整个塔结构完全报废⁽¹²⁾。

本文将概述以下几点:

- 填料着火的原因;
- 填料塔的物理问题;
- 传统的防火方法;
- 推荐防火和减轻火灾危害的方法;
- 吸取教训的例子。

全面了解填料塔的风险和益处有助于更好地设计、维护填料塔, 并降低发生火灾的 风险。

填料着火的原因

填料独一无二的性质给塔内安全工作提出了独特的挑战。填料比塔盘的表面积要大得 多^(9,10), 而且薄金属片不利于热量的散发。清洁填料非常困难, 如果不从塔内移出全部填 料, 检查填料非常困难。分布器和预分布器限制了视觉观察和人进入塔内, 而且改造的塔内 比新设计的更拥挤。因此易燃物更易在填料内积聚, 而且很难除去, 也很难检查。

填料着火和两个不同的原因有关。最明显的着火原因是易燃物 + 引燃 + 空气。很少有人 知道, 也不了解的另一种火灾是由化学反应引起的^(15,16)。要从根本上防止火灾的发生必须 消除以下条件中的至少一个:

- 氧气；
- 易燃物；
- 引燃源；
- 易反应的化学物质或金属。

氧气

大部分塔都是加压操作的，因此由于操作过程中空气的进入，容易形成可燃的条件。减压塔除外。但是，即使是减压塔也会发生机械故障，导致足够多的空气泄漏进入系统，在操作过程中发生火灾或爆炸。有些洗涤系统是在同时有氧气和易燃物存在的条件下操作的，或者有这两者同时存在的潜在可能。空气分离系统中就有在氧纯度很高的条件下操作的塔。

事实上所有的塔内件是在没有大气氧存在的条件下工作的。当预料到可能会发生火灾时，设计装置和确定操作方法就应该注意能够快速安全地关闭空气入口以消除氧气。另外一些化学过程和一些化学清洗或中和过程，可以使富氧物质在填料上沉积^(1,3,6)。正确处理沉积的氧化物可以减少发生不可控制的火灾的可能性^(1,3,6)。

易燃物

塔内的易燃物可能是汽相烃、液相烃、聚合物、许多种体系中的特定沉积物、焦炭和硫化铁。在某些环境下，金属或塑料填料可能也是一种易燃源^(11,14)。

在标准的吹扫过程和冲洗过程中，大部分汽相烃都被汽提出来，而大部分的液相烃在轻油洗涤、吹扫和冲洗过程中被洗出。不同的洗涤和中和过程对不同的化学体系中沉积的聚合物和副产物可能不起作用。一般的冲洗过程对焦炭不起作用，残留的焦炭在大部分高温操作的塔中可能是潜在的易燃物。另外，焦炭通常是多孔物质，即使在吹扫和冲洗过程中，也能将烃类留住。最可怕的易燃物是硫化铁，因为在温暖干燥的条件下，它会自发地进行放热的氧化反应。

引燃源——火源和热量

大部分火灾都是由于空气的存在，温度高于易燃物自燃温度，由火星和热量引起的。一些常见的引燃源如下：

- 来自电灯和设备的火星；
- 来自研磨设备的火星；
- 来自焊接过程的火星和飞溅的焊渣；
- 来自切割时的火苗和飞溅物；
- 静电火花。

由易起火花的材料造成的火灾或爆炸，是因为平均温度等于或接近环境温度的物质引燃的，引燃物由于暴露在空气中，局部热量达到了自燃温度。

硫化铁的自燃

在低温下有益于硫化铁形成的条件包括以下几点⁽¹⁾：

- 一层氧化铁；
- 这层氧化铁必须是湿的；
- 过程环境中硫化氢(H₂S)的摩尔百分数至少在 0.2% 以上；
- 氧气的摩尔百分数必须低于 1.0%；
- 由于以下几种物质的存在，会加速硫化铁的形成：氰化物、硫化氢氨(NH₄HS)或 1 ppmw 的溶解氧气。

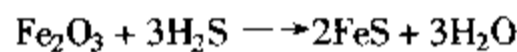
在高温下有益于硫化铁形成的条件包括以下几点⁽¹⁾：

- 硫化氢和(或)有机硫；
- 低铬碳钢；
- 温度在 500°F 以上；
- 高速流动和(或)两相流动。

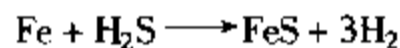
在有硫化氢的气体中如果不含氧气，或者 H₂S 的浓度超过氧气的浓度时，氧化铁(铁锈)就转化成硫化铁。另外，H₂S 直接和壳体、管道和换热器上面的铁反应，生成硫化铁。许多填料体系都是由不锈钢或者非钢金属制成的。并且，许多这样的体系含有碳钢材质的容器或管道系统。硫化铁可能呆在它生成的地方，也有可能在整个系统内移动。能够收集到硫化铁的地方有填料、分布器和集液器。硫化铁暴露在空气中，有时氧化成氧化铁，或者生成自由的硫磺，或者生成氧化硫气体。这个反应是放热反应，使得硫化铁颗粒(氧化铁)发热。放热的硫化铁氧化反应会将相邻的碳沉积物、烃沉积物，甚至填料本身点燃。由于再多的蒸汽也不可能把焦炭中的油完全除去，也不可能除去一些硫化铁，所以发生反应的可能性仍然存在。

硫化铁自燃化学

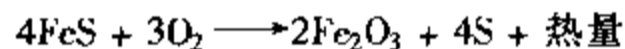
在炼油厂的精馏塔中，硫化铁是最常见的容易发生自燃的物质。铁锈和硫化氢反应形成硫化铁^(1,3)：



高温下，当有硫化氢和酸存在时，铁反应生成硫化铁。

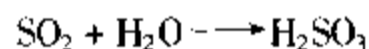


硫化铁潜伏在塔内，直到停车时，进入的空气与硫化铁发生反应。



这些反应都是放热的，发热的氧化铁会点燃附近的任何一种可燃物。

通常着火的硫化铁冒的白烟(经常被误认为只是水蒸汽)，其主要组分是氧化硫(SO₂)气体⁽³⁾或氧化硫与湿气或蒸汽发生反应生成的硫酸液滴⁽¹⁾。



其他金属的化学反应

钛的氢化物 TiH₂ 的形成，TiH₂ 在 224℃ 下自燃^(11,13)；

氧化钴(Co_xO_y)暴露在空气中时分解放热⁽¹³⁾；

放热反应：Co₂O₃ 和 Ti 反应生成 TiO₂ 和金属 Co^(11,13,16)；

金属钴在空气中燃烧⁽¹⁴⁾。

铝制的填料在氧气聚集的环境会燃烧⁽²¹⁾。关于铝在高纯度氧气中、液体和气液混合环境中的燃烧特性作了许多研究。一般的结论是铝填料不比使用了数十年的铝材质的塔盘更易燃烧⁽¹⁹⁾。无论是塔盘还是填料，都需要有引燃物引起燃烧，但是几乎都会造成强烈的能量释放(Violent Energy Release, VER)⁽¹⁹⁾。

填料塔的物理问题——硫化氢

所有碳钢的精馏塔和管道的壁面都有铁锈。在碳钢材质的设备中，只要有 H₂S 或者有机硫存在，肯定就会有硫化铁存在。因此，就永远会存在发生火灾的危险。铁锈发生反应生成

硫化铁，看起来是由于有一定浓度的 H_2S 的存在。当工艺进料中含有很高的硫时，就很有可能发生自燃。由易燃材料自燃引起的火灾通常会很快熄灭，除非正好有另外一种可燃烧物质来维持燃烧。焦碳的存在就提供了这样一种燃烧物来源，尤其是当焦油中含有的油，在吹扫过程中未能除去时。请注意，不管吹扫和冲洗的时间有多长，焦油中总会含有一些烃类油。

减压塔洗涤段、重油中段回流段以及高温装置的填料中，都很有可能存在焦碳。而且，在填料床层的两种不同类型规整填料交界处、同一种填料两层之间的交界处，或者存在持液的区域，都很容易积聚铁锈或硫化铁碎片。

并非所有沉积物都是可燃的。 γ 射线扫描和压降测量是停车前故障诊断研究试验的另一种方法，它可以帮助诊断填料堵塞的原因。仅对填料床层的上表面和下表面进行简单的视觉观察来确定填料层是否被焦碳、硫化铁或其他碎片堵塞是不够的。分布器流下来的液体冲洗填料层上表面，夹带液体的冲洗下表面，因此填料层表面和填料层内几英寸处看起来很干净。在进行视觉检查时，如果从最顶部的规整填料层和下一层填料之间的缝隙能发现一定数量的焦碳或沉积的碎片，那几乎就可以确定这个填料床层有大量的焦碳或已被堵塞。图 2.11-1 所示为一个减压塔中的油洗段的最上层填料的底部和上部。这层填料底部有好几英寸高的填料被焦碳严重堵塞，而其上面的填料是干净的。



图 2.11-1

传统的防火方法

除去可燃的沉积物和硫化铁

通常用轻油、煤油和各种溶剂冲洗，然后用蒸汽吹扫或用水洗涤来除去各种塔中的烃类和化学沉积物。这些方法可以除去大部分的可燃物。但是，他们无法除去焦碳、硫化铁和不能溶解的化学残留物。通常比较费时间的方法是用物理方法将焦油打碎，并用手工把它们从塔中移去。气动机器可以减轻这项工作的强度。可以使用高压水，甚至可以用爆破的方法。

任何碳钢材质的塔在处理进料中带有大量硫的体系时，在塔内的许多地方都会有硫化铁碎片。可用各种各样的氧化剂和中和剂(包括 Zyme-Flow™ 和高锰酸钾)将 H_2S 和硫化铁转化成硫和其他不着火的组分^(1,3,7)。

移去填料

不可能保证将所有的易燃物和易起火的物质 100% 的从规整填料中除去。不仅考虑到安全，还考虑到责任问题，现在许多公司和承包商要求在任何高温作业开始之前，将规整填料移开。甚至在完成这个极端的方法前必须提前做好计划。如果在填料上有可能存在易起火

花的沉积物，必须在移动填料之前、移动过程中以及移动之后，将填料弄湿并做安全处理。

防火毯和其他隔离方法

在填料塔内进行高温作业时，通常采用的预防方法有在高温作业区和填料层顶部之间加防火毯。几年来，这种隔离方法的确防止了许多可能发生的火灾。但是，在防火毯下面仍然会着火。在“建议防火方法”一节中介绍和设计了多种特殊的隔离方法。

湿润

最典型的防止火花着火的方法是弄湿硫化铁和焦油碳的沉积物。必要时应不断地这样做。由于只有干的硫化铁才会自燃，所以使硫化铁一直保持湿润是个好办法。为了降低火灾损害，用分布器中的水冲洗和通过人孔进来的灭火水龙带中的辅助水来保持硫化铁湿润以达到安全和灭火的目的。但是，由于填料床层堵塞和分布器的局部堵塞，这样做非常困难，或者说不太可能做到将沉积物完全打湿并保持湿润。由于大部分减压塔和另外一些塔的塔径非常大，冲洗水和消防水龙带必须有足够大的压力，能够从外部人孔到达填料床层的深处。甚至连预分布器和分布器，都必须通过辅助方法保持合适的湿度。由于碳钢填料在带水湿润空气系统容易生锈，所以不应该使用这种方法。通常使用防火毯和其他隔离方法时，因不能进行重复湿润的过程，其结果仍然会起火。

监控

另一种常用的防火方法是将沉积物所在处的温度降到 104°F 以下，这样就会避免硫化铁自发氧化的发生^(1,8)。因受到洗涤水造成的局部冷却，热电偶的指示值可能出现错误。在未经水洗、未经冷却的区域仍会存在温度较高的点。夏季的阳光也会使得金属温度升到 104°F (40°C) 以上。可能仍然会起火。

监控人孔处的 CO 水平和塔温度变化趋势可指示是否具有着火条件。在使用了防火毯和其他隔离物的填料床层中，必须对隔离物下的温度、氧化硫和一氧化碳进行监控。监控器必须能发现隔离板下开始冒烟的情况^(5,6)。

综合评论

一种灭火的方法是切断氧气。有些炼油厂准备好封人孔的木制门，万一着火时就可以快速地封住人孔入口。设计快速密封的灭火方法时，还应提供一些弓形板、绳索或软管来部分地堵住通道。减少打开的人孔数并使进入塔内的气流最小也是减少火灾损害的方法⁽⁶⁾。

应特别注意任何只用冲洗方法的清洗或中和过程。这些化学过程可能不能对堵塞的分布器和部分堵塞的填料中易燃碎片起作用。因此，任何化学清洗过程都应考虑有雾化蒸汽的化学洗涤过程作为补充。潜在可燃物的危险性随每个系统中的含硫量和操作条件变化。没有任何化学方法可以保证中和塔内所有的可燃物。也没有任何过程能完全排除人为的错误。因此，在打开每个填料塔时，都应计划好火灾监控和火灾反应措施及设备。

建议防火方法

设计

用塔盘替代填料

以前无论是新设计还是改造，塔的设计都非常直截了当。现在，大部分塔内件的设计都非常紧凑，将日常维修和检查的通道减至最小。近来最好的技术是填料，尤其是规整填料，在实践中得到广泛应用。经济上的考虑和厂商之间的竞争，将用于规整填料和散堆填料的金属片厚度降低到结构允许的最小极限。由于金属薄片填料基本上不允许有任何腐蚀，所以已有越来越多的稀有金属应用于填料。

薄金属片制成的填料的热容量，要低于用厚金属板制成的塔盘。所以薄填料不大可能将易燃烧物产生的热量带走。因此，金属厚度越薄，发生火灾的风险越高。

薄金属片填料的表面积很大，很容易沉积难以除去的焦碳、聚合物、硫化物和氧化物等。事实上某些金属与合金的燃烧温度要低于碳钢和不锈钢，而且当设计的表面积非常大并且自我隔离非常好时，很难将火扑灭。在任何新设计和改造设计中，安全性、可靠性以及物质损失的风险，都必须作为工程解决方案的考虑因素。由于在工业中有过一些很重大的损失，所以在高风险的环境中，未来的工程和管理应考虑使用塔盘，而不是填料。过去的十年中，对高通量塔盘技术的研究有了更进一步的发展，这些塔盘在某些设备中可以更经济更安全地代替规整填料。决定使用塔盘还是填料的难处在于，在工程设计正确并且操作和维修过程安全的前提下，要考虑清楚多大的风险是可以接受的。即使有费用和期限的压力，操作工和承包商也必须努力遵循安全操作程序。

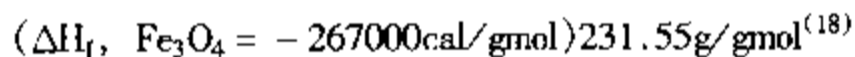
新填料设计

有些填料着火与焦碳、硫化铁或聚合物在不同填料或填料层之间的交界处集结有关⁽¹⁾。最近工业中对设计的改进，已经使得规整填料交界处的持液量消失或减至最小。在重要场合采用新设计来减少易燃物在填料上的沉积，可以减少着火的风险。

采用不反应的金属

从长远的观点来说，选择制造填料的金属材料应不会与工艺操作体系发生反应。某些金属对这个过程是不起反应的，但是在反常的操作条件下或停车条件下，可能非常容易发生反应。

已知有些金属，如锆和钛，在空气中会造成金属火灾^(14,15,16)。即使碳钢处于隔离得非常好的状态下，在极端的条件下也会不断燃烧⁽¹²⁾。应完全避免用碳钢做填料，因为它抗氧化性非常差，尤其是在有水和空气存在的条件下。任何薄规整填料发生氧化，会影响它的结构的均一性，而且会产生碎片。这些碎片到处移动，导致体系污垢和堵塞等问题。铁氧化成氧化铁是放热反应：



在空气中，不锈钢填料不能造成金属着火。已知含镍高的合金最不容易在空气中着火⁽¹³⁾。

在空气分离工业氧纯度很高的设备中，对铝的应用做了很多试验。为了降低压力降，许多铝制的筛板都用铝制的规整填料取代。开发了在特定的环境条件下表征金属可燃性的模型⁽²⁰⁾。以下几点概括了已公开发表的、关于铝在氧纯度很高的设备中，应用的一些结论：

1. 实际上所有研究的工业上铝着火的事件中，都有液态氧的存在⁽²¹⁾；
2. 在工业中应用铝制筛板已有 30 年，没有发生着火事故的报道^(19,21)；
3. 规整填料并不比塔盘容易燃烧或发生剧烈的能量释放 (Violent Energy Release, VER)^(19,21)；
4. 一些液态氧的存在会促进 VER 的发生⁽²¹⁾；
5. 氧气分压会增加燃烧的可能性^(20,22)；
6. 当试验棒直径(或厚度)减小，或氧气分压增大时，会增加燃烧速率⁽²⁰⁾；
7. 有一篇论文建议在氧气浓度很高(超过 97.4%)时，使用铜制的规整填料，而在其他地方使用铝⁽²²⁾；
8. 如果规整填料上有一块很厚的润滑油膜被引燃了，这块燃烧的油本身并不足以点燃

铝制的填料⁽²¹⁾。

水淹法

一种方法是用水淹没塔，并将正好高温作业区以下的填料盖住⁽¹³⁾。充满塔的水提供了一个贮热槽，填料或润湿过程都无法提供。必须对壳体被腐蚀的老塔和最初设计的基础进行检查，确定这两者是否能够适应这种方法。在这种过程中，每次只在一段填料上进行高温作业，无法保护高温作业以上的区域。

注意：如果水源中的氯化物含量太高，有 300 个系列的不锈钢容易受到应力腐蚀而产生裂缝。材料工程师应该考虑金属填料与注满的水中氯化物浓度能否相容。

加压水龙带和人孔的连接

应很容易地把水送到那些可能发生填料着火的地方。每个外部人孔都必须安装一个带阀的固定竖管和连接线路，通过外部人孔的灭火水龙带的喷淋，能够保持填料湿润或者将火扑灭。固定的设计应确保不需要为每次停车都重新设计一个临时的设备。这个固定设计还强调预防和准备的重要性。作为设计的一部分，对最大高度和塔内喷淋能达到的最深处都应该考虑正确的供水压力。水源和泵必须和停车时的其他设备分开，是独立的。

注意：如果水源中的氯化物含量太高，有 300 个系列的不锈钢容易受到应力腐蚀而产生裂缝。必须在停车前准备工作中测试消防水中的氯化物含量。材料工程师应该考虑金属填料与注满的水中氯化物浓度以及消防水中的氯化物浓度能否相容。

隔离

一般方法是在高温作业区之下和填料床层之上放置防火毯。已有报道在有防火毯的地方发生火灾⁽¹³⁾。即使在防火毯下再放一块阻燃胶合板，也不能完全成功地防止高温作业起火。分布器或塔内件可能会阻碍全部覆盖物是连续的。因此，即使用最好的隔离技术，也不可能 100% 保证不起火。为了最大可能的防火安全，建议一起采用下列措施⁽¹³⁾：

- 将金属板用螺栓重迭地连接，完全盖住整个塔截面。
- 在每个接缝处，每块防火毯之间有 4 ~ 12in(100 ~ 300mm)的重迭。
- 放置第二层防火毯，与第一层成 90°，而且在每个接缝处也有 4 ~ 12in(100 ~ 300mm)的重迭。
- 用膨胀圈将防火毯的边缘压在塔壁上。
- 在一开始和定期地将防火毯打湿。
- 连续监测防火毯下的空气温度和空气质量。

注意：将防火毯和其他隔离设备移去时，会造成空气在被保护区的突然移动。由于新的空气的进入，闷烧的的小火会突然爆发成完全燃烧的大火。建议连续监测阻燃物下的空气质量。为了确保安全，在移去阻燃物之前完全有必要检查其下面的空气质量。

紧急出口的进入

为无火安装和维修做设计和计划的同时，必须设计万一着火时人员的安全出口。过去许多塔的设计很少注意进口和出口的问题，只考虑工艺和机械优化空间。

估算所有人从进行内部作业的地方撤出来所需的时间必须是计划这项作业一部分。工人的安全撤离会影响停车期间需要拆除和重新安装塔内件的数量。安全撤离还会影响进入某一位置的工人数。提供安全入口必须是停车和计划关键步骤的一部分。一旦对计划达成统一意见，就必须在停车和检修过程中严格地审查、使用并坚持。

灭火设计

由于氧气是大多数火灾的必要因素，所以在塔设计中应允许有一种或更多种将氧气从塔中除去的方法。某些金属着火和化学反应着火和一般的燃烧是不一样的。

金属人孔插板——将外部人孔关闭是简单的密封塔的方法，密封后让氧气耗尽，从而将火自然熄灭。但是，大部分人孔设计时都没有考虑要快速、紧急地关闭措施。有些装置设计了木头或金属插板，万一发生内部着火能够立即将开口封住。这种设计必须允许在停车期间，任何一种水龙带或管线能够进入人孔。

惰性气体吹扫——在装置开车准备时，用蒸汽、氮气和二氧化碳进行吹扫，除去塔中的空气。但是，当有人在塔内时，为了安全，所有和塔的这些连接都应盲死。对那些曾经发生过填料着火的位置，应考虑能快速地将蒸汽或其他吹扫介质重新连上的方法。惰性气体吹扫时必须保证人孔的密封，防止空气重新进入塔内。蒸汽吹扫时可能会在塔内冷凝，这不会有影响或不会马上有影响，尤其是在气候比较寒冷时。

注意：任何通过设计惰性气体吹扫来控制火灾的过程都必须有自动防故障设计，防止工人一直暴露在惰性气体中。

操作过程

承包商必须负责大部分停车或检修工作。但是，装置的操作工通常有责任提供安全的工作环境，并提出维护这个安全环境所需的一些限制措施。关于防火安全方面，在装置操作工和承包商之间有着非常密切的工作关系。必须事先计划、确定和落实他们的责任。

内件的清理

操作部门通常有责任在“安全进入”的条件下将塔移交给检修部门。常规的操作过程包括除去有毒气体或可燃气体、烃类或工艺物料。重油、 H_2S 、硫化铁和聚合物沉积物等非常难以除去，需要进行特殊的处理。附录 1 给出了一个“工业氧化用的氧化剂一览表”，表中列出了各种氧化剂的使用、危险性、限制条件及其优点。

两种用于处理 H_2S 和沉积的硫化铁的化学处理方法分别在附录 2(Zyme - Flow 法TM)和附录 3(高锰酸钾法)作了详细的描述。体系中可能还会有其他类似的产物。

通讯

控制室、观察口和塔内工人之间必须保持不断地联系。培训填料塔观察工人的内容应包括着火预兆迹象、正确的人身安全反应和紧急反应。应该计划用无线电通信设备，这样控制室、观察口、塔内的工人和安全员之间可以交流紧急信息。

温度监测

为了降低自发燃烧的风险，温度是关键指示值，也是实际着火时的指示值。在出现问题时，温度可能会最早显示出来，尤其是在塔的特殊区域没有人时的轮班或休息时间。大部分温度指示计都设定了报警点。为了正确使用已有的仪表，有必要重新设置温度报警点至低限。

根据个别塔确定的火灾风险等级，可以确定在不同的位置安装临时的热电偶。一个关键的位置是在将一段塔密封的任一块防火毯下面。

空气浓度监测

在有限的空间内的典型的安全措施是使用便携式的分析器定期分析，以确保氧气含量适当，保证烃类和其他有毒气体不存在。对存在硫化铁自燃风险和其他着火风险的塔，应安装辅助的带报警的空气浓度连续监测器。在每段填料层和每个外部人孔所处的位置都应设分析

点。分析者应该检查是否存在硫的氧化物和其他可能燃烧的产物。

检修过程

填料的拆除

在装有填料的塔中，最安全的检修步骤是必须在开始高温作业之前将填料拆除。这是个巨大而昂贵的工程，可能需要购买新填料进行替换。拆除填料所计划费用可能会导致改变设计，采用更昂贵但毋需高温作业的方案。有些检修公司和承包商已经将在填料塔中开始高温作业前是否将填料拆除作为一个完全安全的判断标准。

高温作业的隔离

除了硫化铁自燃以外，最常见的填料起火原因是在塔内或塔周围有高温作业。高温作业的定义为任何能够产生或可能产生火花、余烬或火焰的过程。引起高温作业的东西可能看起来没有害处，象照相机的闪光或一把钢扳钳，也可能比较明显，如一个研磨器或割矩。比起在塔壁增加一个新的外部热电偶管口，在填料层上部采用一个割矩是更明显的需要处理的问题。

由于每个塔和检修环境都有轻微的差异，每项工作都应做全面的考察并做计划。这个计划必须是正确的，能被人理解的，而且经过生产管理人员、安全代表和承包商同意。每次都应对水淹没法、防火毯、监测和其他安全措施进行考虑。计划和实施细节必须在开始高温作业前经见多识广的承包方监理和生产管理人员同意。

观察孔

除了一般的观察孔操作训练，对填料塔还应进行特殊的训练。训练包括预防塔内填料着火和对塔内填料着火的反应，对造成的额外的风险、危险有所准备和必需采取的措施。在观察孔旁边的厂里的安全员如果对风险、危险和必需采取的措施有相当高的了解，并且有工厂主管部门和人员能立即地停止某项工作，那么就会增加额外的安全系数。

结论

- 塔内的火灾非常危险，而且花费巨大。
- 严格执行让有经验的工程师作业和正确的方法能减少发生火灾的可能性。
- 持续监测、出口情况确认和灭火方法可以降低填料着火造成损害和伤害的可能性。
- 起火必然有氧气、易燃物和引火源或化学反应。
- 水冲洗和蒸汽吹扫并不能除去或中和易起火的碎片。
- Zyme - Flow™或高锰酸钾可以将易起火的硫化铁碎片氧化成硫酸盐和亚硫酸盐。
- 防止填料起火和降低经济上产生风险的措施需要有很多的“防火方法”和“应对方法”。
- 已经表明，持续而完全地保持填料湿润是有一种有效地防火措施。
- 填料防火包括设计、安装、停车检修计划和指导，以及严格的防火安全措施。

吸取教训的例子

【案例 1】

设备：原油蒸馏装置的常压塔轻瓦斯油中段回流

填料金属：两种类型不锈钢规整填料

着火细节：填料床层没有用水冲洗，也没有用任何方法处理。着火是在两种规格的规整填料的界面处开始的。着火导致产生了局部热点并沿着塔周围扩散。这次火灾很快就被扑灭了，但该事件发生几年后更换了塔壁区域。

教训：

- 必须用水冲洗硫化铁，或者必须保持这一段湿润。
- 任何高温的含硫环境都会有硫化铁碎片着火问题。
- 两层规整填料之间的界面处会持液，并且聚集固体焦炭和沉积碎片。

【案例 2】

设备：未说明

填料金属：2 级钛材

着火细节：使用一个用电池供电的研磨机作为筛选物质的方法(NFPA 481, 附录 B)。研磨机产生的火花点燃了钛材的规整填料。熔化了了的钛将多个床层的填料和塔的下封头熔化。

教训：

- 金属氧化物和另一种金属之间会发生放热反应。
- 氧化铁或其他物质，如残留的有机物、易起火花物质等在钛材规整填料上积累时，会促进或加速钛的燃烧。
- 用水来减轻燃烧正旺的钛金属着火时，在产生正面效应的同时也会产生一些负面的影响。
- 进入含有钛薄片制成的规整填料的塔时，进入方法必须能够解决填料表面被易燃物、易起火星的物质或会与填料发生反应的物质(如氧化铁)覆盖的问题。

【案例 3】

设备：化工装置

填料金属：上段和中间段填料为钛材的鲍尔环，最下段为铬镍铁合金鲍尔环。

着火细节：由于塔内堵塞，导致操作失败。最上层的钛材填料 70% 已被腐蚀为 TiH_2 ，并碎成小片，通过最上层填料层支撑板落到下一层填料。在着火之前，在中间段填料层上面的再分布板上已经看到了大量的钛。在发生着火之后，紧接着又发生了钛着火，在两处将塔壁烧穿。

教训：

- 小颗粒钛的存在更容易点燃钛，而且是在两处发生燃烧的原因。
- 引燃原因极有可能是由于易起火残留物(氧化钴)的存在。
- 金属氧化物的存在加速了钛的氧化，众所周知，该氧化反应为放热反应。
- 将钛换成铬镍铁合金。
- 选择物料时应考虑一些因素，如氢化物的形成和在填料表面有易起火沉积物积聚。

【案例 4】

设备：未说明的原油蒸馏装置的减压塔

填料金属：LVGO 段的填料是不锈钢规整填料。

着火细节：填料已被拆到塔外，并已用蒸汽清洗。在重新安装好填料后，又增加了塔顶管口。尽管已经采用防火毯来保护，但火星把残留在填料床层的烃类点燃。

教训：

- 需要制定更好的检修计划。
- 提供的防火毯并不能保护填料不起火。
- 蒸汽清洗不能有效地将所有烃类除去。

【案例 5】

设备：未说明

填料金属：钛材散堆填料

着火细节：引燃源极有可能是残留在填料上的易燃物。

教训：

- 填料材质改为铬镍铁合金 625。
- 设计更厚的塔壁(一般是 0.018 ~ 0.010in)。

【案例 6】

设备：未说明

填料金属：未说明

着火细节：轮班的工人没有等防火水龙带架好，就在填料层上部往塔壁上焊一个卡子。尽管有防火毯的保护，热焊渣仍然在填料床层内引燃了一场小火。

教训：

- 不要简化高温作业的过程。
- 仅有防火毯作保护是不够的。

【案例 7】

设备：未说明

填料金属：未说明的规整填料

着火细节：安装转包商在塔外切割一根 2in 的新管子作为热电偶。其工作位置的高度在填料床层内。割炬在充满烃类的规整填料内引燃了一场大火。

教训：

- 遵循正确的高温作业流程。
- 保存最近的塔标高和塔内件记录。

【案例 8】

设备：苯乙烯回收塔

填料金属：碳钢规整填料

着火细节：最初的着火时间大约在 2001 年 2 月 11 日晚 10:30 左右。在着火之前，该塔已经打开 3 天了。第一次火用水熄灭了。但是，又一次着火，并且从一个填料床层蔓延到另一个填料床层。用水和 N_2 吹扫无法将火扑灭。7 个小时之后，该塔垮塌。可能是热熔渣或熔化的金属将下面的填料表面上的易燃物点燃。

教训：

- 这次火灾被断定为金属着火，碳钢的规整填料充当了燃料。
- 填料的表面积很大，很难检查和清洗干净。
- 由于没有将填料拆到塔外检查，所以无法知道到底是哪种可燃的沉积物在填料上。
- 必须避免在填料上进行高温作业，或在高温作业前将填料移走。
- 如果必须进行高温作业，必须先建造很好的高温作业隔离装置。

【案例 9】

设备：苯乙烯装置中的苯/甲苯精馏塔

填料金属：上段是 316SS 的金属丝网规整填料，下段是 304SS 的金属板波纹规整填料

着火细节：在开始高温作业前，该塔(直径为 14ft，高 105ft)已经打开一周，在塔顶再增加一段填料。这场火灾是晚上 8 点从上面的填料层开始的，一直到第二天上午 10 点才熄灭。所有的工作人员在晚上 6 点就离开了，晚上没有在这个塔内进行轮班工作。顶部一个孔开始

着火，并通过上面的填料层向下燃烧。顶部这个孔约为 2ft，下方 10ft 处，孔的大小为 10~12ft，下方 20ft 处，孔的大小为 4ft。在这次火灾中塔壳变形。更换了一块面积为 8ft × 8ft 的塔壁区域。没有人员伤亡。

还没有确定根本原因。一个假设是从焊接处过来的火星不知何故点燃了胶合板，填料表面上存在的少量聚苯乙烯造成火继续燃烧。用消防水可能导致有 H₂ 释放出来，从而造成 H₂ 爆炸。

虽然做了以下很多机械准备工作，但还是发生了火灾。

- 顶部床层上用胶合板覆盖。
- 在胶合板上又覆盖了一层防火油布。
- 在胶合板和防火油布上放了一个防火毯。
- 塔盘和塔壁之间楔入一个圈进行工作区和填料之间的密封。
- 采用悬挂的桶接住来自高温作业的熔渣。
- 防火水龙带中通水保持防火毯潮湿。

教训：

- 即使规整填料看起来很干净，也应视作含有足以燃烧的污染物。
- 由于规整填料的表面积非常大，所以用溶剂清洗并不能完全除去所有的污染物。
- 避免使用易燃烧物(如胶合板)作为隔离物。应代之以金属板。
- 高温作业之前应将所有的填料移出。如果必须在塔内进行高温作业，那么应在填料层顶部覆盖一层完整的金属板，并充满水，作为阻燃物。阻燃物也可以考虑用沙子代替。
- 持续监控塔内温度。保持塔内使用的仪表处于工作状态。考虑使用临时的纤维光学热电偶。
- 紧急计划中应考虑消防水的处理和影响。如：有足够的压力能让水到达塔顶部吗？

参 考 文 献

17. Vella, Phillip A., Carus Chemical Co., Improved Cleaning Method Safety Removes Pyrophoric Iron Sulfide, Oil and Gas Journal, February 24, 1997.
18. Perry's Engineering Handbook - 4th Edition, Perry (editor), McGraw - Hill Book Company, Table 3 - 201.
19. Fano, E., Barthelemy, H., Lehman, J., "Tests of Combustion of Aluminum Packing and Trayed Columns", Flammability and Sensitivity of Materials in Oxygen - Enriched Atmosphere: Ninth Volume, ASTM STP 1395, T. A. Steinberg, B. E. Newton and H. D. Beeson, editors, American Society for Testing and Materials, West Conshohocken, PA, 2000, page 389.
20. Wilson, D. B. And Stoltzfus, J. M., "Metals Flammability: Review and Model Analysis," Flammability and sensitivity of Materials in Oxygen - Enriched Atmosphere: Ninth Volume, ASTM STP 1395, T. A. Steinberg, B. E. Newton and H. D. Beeson, editors, American Society for Testing and Materials, West Conshohocken, PA, 2000, pp. 469 - 496.
21. CGA G - 2.8, Safe Use of Aluminum Structured Packing for Oxygen Distillation, Compressed Gas Association, Inc., 1725 Jefferson Davis Highway, Suite 1004, Arlington, V A, First Edition 1993.
22. Dunbobbin, Hansel and Werley, "Oxygen Compatibility of High Surface Area Materials," Flammability and Sensitivity of Materials in Oxygen - Enriched Atmospheres: Fifth Volume, ASTM STP 1111, Joel M. Stoltzfus and Kenneth Mellroy, Editors, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, 1991.
23. US Patent, 5551989.

附录1 工业氧化用的氧化剂一览表(摘自参考文献3)
——使用、危险性、限制和优点

| 氧化剂 | 高锰酸钾 KmnO ₄ | 漂白剂 | Zyme - Flow | Zyme - Ox | 过氧化氢 | 常用的 硫化物吸收剂 |
|----------------|---------------------------|-----|-------------|-----------|------|---------------|
| 是否存在危险的放热可能? | 是 | 是 | 否 | 否 | 是 | 一般不会 |
| 是否存在散发危险气体的可能? | 是 | 是 | 否 | 否 | 是 | 是 |
| 是否可能有危险的残留物? | 是 | 是 | 否 | 否 | 否 | 是 |
| 对轻烃类物质安全吗? | 否 | 否 | 是 | 是 | 否 | 永远不是 |
| 是否使用了液体? | 是 | 是 | 是 | 是 | 是 | 是 |
| 是否使用了蒸汽? | 否 | 否 | 是 | 否 | 否 | 否 |
| 对 pH 值限制吗? | 是 | 是 | 是 | 否 | 否 | 是 |
| 是否生成额外的或危险的残渣? | 是 | 是 | 否 | 否 | 否 | 有时会 |
| 渗透能力 | 中等 | 中等 | 极好 | 非常好 | 不好 | 好 |
| 是否需要二次废物处理? | 是 | 是 | 否 | 否 | 否 | 是 |
| 有腐蚀性吗? | 是 | 是 | 否 | 否 | 是 | 是 |
| 壳体要用很长时间吗? | 否 | 是 | 是 | 否 | 否 | 是 |
| 处理危险物* | 高 | 高 | 低 | 低 | 高 | 高 |

注: * 在使用或处理任何一种化学物质之前, 都应参考 MSDS 表。

附录2 Zyme - Flow™的使用

Houston 的联合实验室卖过一种基于使用一种化学溶液(Zyme-Flow)的清洁设备, 这种溶液能够除去某些种类的沉积物。尽管联合实验室同时也卖化学原料, 来自厂商的一个小组使用了这个系统。这个系统通常用于液相, 当也可以用于汽相。在液体方法中, 最为广泛的应用是将 Zyme-Flow™ 和水的混合物用泵打到容器中。开始时混合物中化学品的浓度大约为 1%。

液体混合物在塔内循环来提供活性和热量, 通常用容器内要被清除的物料的余热和直接注入蒸气加热使之温度达到 180 - 200°F (82 - 93°C)。在循环过程中, 要监测剩余化学物的浓度。在清洗过程中, 化学品部分被 H₂S 和 FeS 的温和氧化反应消耗掉, 生成硫酸盐和亚硫酸盐, 部分被清洗过程消耗掉。这种化学品主要是一种胺的氧化物, 它是一种表面活性剂和一种温和的氧化剂。分子式 CH₃ - (CH₂)_nN(CH₃)₂ = O, 其中 n = 6 ~ 20。用一种专利试纸来测量循环溶液中的胺氧化物的 ppm 值。如果使用了中间贮罐或缓冲罐, 可以在循环约 10min 后切断一次, 周期性地除去从循环系统中的油。这些油可以分离出来并且轻轻倒出, 用于分离处理或回收⁽²¹⁾。

粗略估计所需的化学品是塔体积的 0.5%, 但与体系中硫化铁和油或残渣的量有关。对特定的应用过程, 联合实验室的代表会给出更精确的估计值。若有可能, 使用普通的工艺泵使化学品循环流动。整个塔或塔的一部分可以用这种方法进行清洗。有限的经验报道表明, 这种化学清洗方法要比单独用蒸汽清洗快, 而且完成得比较好。

在汽相应用中, 将化学品约以 0.5% 的速率分散到吹扫蒸汽中。这种化学品不会汽化, 它的液滴被带到设备的每一个地方。据说这种方法可以很好地减少气体浓度, 为快速进入排除污染, 但是不能象液相方法那样将油冲洗出去。汽相方法的主要优点是蒸汽带着 Zyme-

Flow™能够到达填料层内所有汽体能够接触到的地方。汽相方法与液体分布质量无关，并且能中和所有蒸汽所到表面上的硫化铁。

单独用过液相清洗方法和汽相清洗方法，也同时用过。将轻油冲洗、蒸汽吹扫、液相 Zyme-Flow™和汽相 Zyme-Flow™清洗结合在一起的方法能够最彻底地将塔内清洗干净并将碎片氧化掉。但是，那些液体冲洗和蒸汽清洗不能到达的地方的硫化铁碎片仍然不能被转化掉，所以仍旧是一种危险物质。

联合实验室卖这种化学品，并且在开发化学品种类和用泵输送等方面提供帮助和技术支持，但并不提供他们的设备。通常一个联合实验室的代理商会与炼油厂的操作工或第三方一起工作。联合实验室提供现场技术支持，确定所需的化学品的量、注入方式和循环过程的设计、测试和化学品的添加速率等。

环境方面，联合实验室宣称产生的物质分解很快。它的 MSDS 速率为 0, 0, 0。需要检查对特定的生物水处理装置的影响。将溢出的油和水贮存起来并慢慢地送到废水处理系统是有利的。

详细的信息请直接与 Houston 的联合实验室联系。

电话：281 - 443 - 0300；免费电话：888 - 898 - 0300；

传真：281 - 443 - 0373；网址：www.zymeflow.com

附录 3 高锰酸钾的使用

另一种清洗方法是用高锰酸钾(KMnO₄)溶液来氧化易起火的硫化铁。



虽然实际的清洗过程可能由独立的清洗公司来进行，有几个美国的大公司也能采用这种工艺。

桶装的 KMnO₄ 提供给清洗服务公司或直接提供给炼油厂。KMnO₄ 晶体溶解在水中形成 3% ~ 4% wt 的溶液，然后注入到水洗蒸汽中，形成一种浓度为 0.5% ~ 1.0% wt 的流体。它与 FeS 很快发生反应，并不需要很高的浓度。温度不是很重要，但通常小于 140°F (60°C)。如果说这种方法能除去冲洗后留下来的烃类，这是值得怀疑的。将排出的残渣收集起来以进行处理。采出来的样品会分离成清液和固体。当清液保持 KMnO₄ 的颜色时，表明所有的反应已经完成了，清洗过程很彻底。据说残渣和残留的 KMnO₄ 溶液不会导致任何问题。但是，必须分别评估每个废水处理系统⁽¹⁷⁾。

对清洗水必须做清洗剂的“瓶子实验”，以确定是否存在任何可能发生的会堵塞填料的副反应⁽¹¹⁾。

有警告说这种方法会在填料表面残留 MnO₂ 和一些焦碳或硫化铁沉积物^(1,3,6)。MnO₂ 是一种氧化剂，会分解生成助燃烧的氧气。如果不存在引燃源，那么 MnO₂ 的存在不是问题。用酸性亚硫酸盐能够除去 MnO₂，但是会给整个清洗增加另外的步骤。

第三章 塔设备 - 故障诊断及维护

3.01 故障诊断

3.01.1 故障诊断技术

引言

大多数化工厂中的主要分离设备是精馏塔、吸收塔和汽提塔。这些设备呈现出不同程度的水力学复杂性，也出现了高水平的控制问题。对这些操作的故障诊断需要拥有很多领域的知识才能采用合适的方法：例如热力学基本定律；过程设计中的基本概念如物料和能量平衡；计算机模拟的专门技术；仪表和控制的使用以及对现有硬件的了解。

工程师首先要面临的任务是确定问题的起因，是工艺问题还是相关的设备问题。问题起因的确定，涉及到试验和对情况的摸索。一旦找到问题的起源或原因，故障诊断工程师必须提出在不同时间和费用条件下可以进行的各种解决问题方案，以供选择。选定了方案之后，故障诊断工程师应继续促成解决方案的实施，并认真检测结果。

记录整个过程的资料很重要，由于在很多情况下故障诊断是排除问题可能起因的实践，合理的资料对防止错误的重复发生是十分宝贵的。

精馏塔的故障一般可分为以下几种：

1. 塔没有呈现出预期的分离效率；
2. 塔没有达到预期的汽体或液体处理能力；
3. 与设计相比，塔的压力降过高或过低；
4. 塔的操作不稳定；
5. 塔出现意想不到的腐蚀或材质问题。

有关故障诊断较好的参考文献包括(49)，(80)和(100)。

故障诊断过程

一般的故障诊断过程包含几个不同的阶段，依次是：

- a. 陈述问题和目标；
- b. 评估问题的严重性、危险性，并确定是否需要采取紧急措施，估计问题的经济损失；
- c. 判断一个临时的、局部的或紧急的解决方案是否有保障，然后实施；
- d. 清晰地描述症状。经常与操作人员和装置工程师交换意见。如果症状描述得不一致，那就要寻找其他的意见；
- e. 收集现场数据及设计文件。从现场数据和设计文件中可以得到有关塔的如下信息：
 - 实际的热量和物料平衡数据；
 - 压力降分布；
 - 温度分布；
 - 组成分布；
 - 持液量分布(液体分布及塔盘和内件上的持液量)；

- 结垢的趋势和结垢史；
- 异常过渡状态和开车过程；
- 设计模拟；
- 当前工况模拟；
- 设计说明书；
- 设备和塔内件结构图；
- 工艺管道仪表流程图和平面布置图。

f. 塔的目测检查：

- 评估机械损坏状况；
- 检测间隙和公差；
- 检查腐蚀和阻塞状况。

g. 获得关于这个问题的历史记录和在出问题之前的信息。

h. 检查工艺设计并与实际情况比较。需要检查下列几项来确定塔的工艺设计中是否存在缺陷：

- 设计条件与操作工况对比；
- 热力学(VLE 数据检查)；
- 物性数据；
- 理论板计算、最小回流比和重沸器汽化量；
- 有关塔与塔周边设备的热量和物料平衡(实际情况与设计工况)。

这也是确定其他塔或系统中相关设备的工况，是否对问题塔有影响的好时机。

i. 检查设备设计并与实际工况比较。故障诊断工程师应该检查设备的原始设计，以确定可能存在的缺陷。检查应该包括以下方面：

- 能力估算；
- 压力降估算；
- 效率估算；
- 每种内件的水力学设计；
- 分布效果；
- 内件布置；
- 换热器；
- 泵。

j. 检查仪表和控制 – 在这一方面，工程师需要确定问题是否由错误的控制方案所致。有时，控制方案约束过少或者约束过多，因而在开车或不正常过程之后，很难获得稳定状态操作。为了确信所有控制系统对某个改变产生正确的响应，应该保证经常对其功能和反馈状况进行详细检查，这里还包括适度调整参数的再检查。

对塔的瞬时情况检查，同样可以确定由于不当的控制方案所引起的问题。最后，我们需要保证进出塔的仪表读数的质量。对一个特定的仪器来说，只有测量数据具有重现性时才可信。另一方面，仪表校准得不好也会导致屡次出现不准确的数据。

k. 对机械完整性的检查 – 故障诊断过程最重要的方面之一是确定塔内件(塔盘、填料、分布器、收集器等)的机械和几何结构的完整性。内件损坏是常见的问题起因。通常，内件的机械损坏可以通过测量压力降以及射线扫描反映。因为问题是由于塔内件的突然损坏所引起的，

所以塔的历史数据十分重要。由机械损坏引起的问题，在停车/开车或事故后才会表现出来。

1. 预测几种可能会出现的问题并选择最可能出现的情况 - 某些解决问题的技术能用来找到问题的答案。

例如：发表独特的见解：“如果……将会怎样”分析；直觉分析；先假设后验证。

在 Kister 的《精馏操作》⁽⁴⁹⁾中的 1.4 部分，很好地阐述了开发“假设 - 验证”方法的过程。有一点应该记住，那就是“假设 - 验证”有时候隐含着很大的风险，必须仔细地探索问题的解决方法，当然这种探索不会有问题本身那样大的危险性。

m. 提出解决方案并实施 - 这是故障诊断过程的目标。可能需要提出许多种解决方案：紧急方案(如前面所描述的)、临时方案及永久性的方案。永久性的方案只能在下次停车时实施，或在设备制造、供货、安装时实施，这些都需要花费时间，因此需要有临时性方案。所有的方案都应有新的或改进过的硬件设备。

如果一个方案不能解决问题，最好有一个备用方案。而且，必须意识到在实施方案时可能会出现相关的或新的问题。任何解决问题方法都会引起风险，应该认真加以分析。

n. 结果的监测及记录 - 仔细检查推荐方案的结果是十分重要的。如果方案实施成功，必须记录下来，使其能在新的设计规范和其他相关设计中应用。

下面是对故障诊断工程师很有价值的一系列资料和信息。在任一特定情况下，都能够拥有全部或大部分信息和资料是很少见的。尽管如此，仅有的一些资料仍然可能迅速有效地解决问题。在塔正常操作时就应当收集这些信息，遗憾的是几乎没有人想去收集这些数据。只有出现问题时，才会有人想到收集信息的迫切需要。

- 数据记录(在出现问题之前/之后) - 至少应该包括流量、温度、组成、压力及压力降。其他的数据如液位同样也有用。故障诊断工程师必须注意记录周期很短的、过去的周期值。通常数据记录能向故障诊断工程师提供的最重要信息，是在不正常操作之前或之后的几分钟内获得的。这么短的时间可能很难获得足够长的数据，可取的仅只是这些数据的平均值。

- 瞬时情况记录 - 记录的数据与以上描述的一样，但记录的是在瞬间发生的情况。

- 趋势 - 过程变量的瞬时值远不如信息趋势有用。将正常的趋势与不正常的趋势相比，可以很好地洞察潜在的控制问题。

- 基准线扫描(空载的和正常运行状态) - 我们很重视在正常的有负荷以及无负荷下用 γ 射线扫描。对一般塔的空载扫描，能提供无损硬件的图像。在遇到问题时，将正常操作的扫描与空载扫描相比，能迅速找到损坏的内件。没有塔的基准线图，对新的扫描就无法作确切的解释。基准线扫描同样适用于正常操作时的扫描。在塔正常操作时作基准线扫描，然后与出现问题的扫描对比，可以得到很有价值的关于内件水力学性能的信息。同样，缺乏湿基准线扫描数据时，也无法确切解释相关湿基扫描。

- 影像资料 - “一图抵千言”。硬件损坏的影像资料是十分有价值的。

在故障诊断过程的步骤“a”中，必须有对问题的陈述。这似乎是一项简单的任务，但通常因不同的人对实际问题的认识不一样，这实际是一项困难的工作。例如，对一个问题的识别，操作工的观点与工程师或者专家的观点经常是不同的。为了正确地诊断故障，必须减少涉及所有参与者利益的管理报告，应该客观地描述故障。工程师应该力求按如下的一种情况来解释问题的本质：

- 分离效率低；

- 水力学局限
 - 气体处理能力不足，或
 - 液体处理能力不足，或
 - 压力降过大；
- 塔运行不稳定；
- 与有问题的周边设备间的相互影响；
- 腐蚀。

操作者采取解决其中某个问题的措施可能会导致另外问题的出现。例如塔处于不合适的流率下，因雾沫夹带引起的低分离效率，如果操作者用提高回流比来弥补效率不足，则会导致液泛。因此虽然报告的是水力学上限问题，实际上却是效率问题。纠正的方法不是解决水力学能力问题而是要解决雾沫夹带问题。

还有其他的问题实质与现象不一致的例子。如烃类在减压蒸馏时，重沸器的加热蒸汽泄漏到塔中。由于少量泄漏的水会显著地增加气速，特别是在低压系统中，这时表现出塔的气速达到上限。由于水的含量很低以及溶解度的变化等原因，系统中的水很难物料平衡。这些情况下出现的能力问题实际上是由重沸器的故障引起的。

对上述所列问题，归纳出以下三个方面应该注意执行的检查项目。

分离效率差

经常发现塔的分离效率达不到预计值。该问题有好几个可能的解释：

- 平衡数据失误；
- 理论板计算模型不恰当；
- 物料平衡失误；
- 放大模型失误；
- 塔内件令人不满意。

a. 检查汽液平衡关系(VLE) – 对精密分离，不精确的 VLE 或使用错误的状态参数会导致分离不良。例如，丙烯/丙烷的分离要求 100 多层塔盘和大回流比。由于该物系对塔盘数很敏感，因而对此两元系统的相对挥发性已经做了很多研究。其他的领域，对非理想溶液中含量较少的组分的分离，其稀溶液活度系数有很大的影响。可以很容易检测到 VLE 的误差对所需理论板数的影响，但是不太容易检查到所测的 VLE 的可靠性。另一方面的问题可能是杂质对 VLE 的影响，少量杂质会有很大的影响，特别是在高度非理想体系中。

b. 理论板数和塔顶最小冷回流/塔釜热回流是否正确 – 当采用较为近似的理论塔板模型时，例如 Fenske-Underwood-Gilliland 方法，肯定会不太精确，这在设计时通常是允许的。理论板数不是实际板数，在对分离不好的情况进行故障诊断时，必须考虑到这一点。简捷法或即使是严格法，所计算最小的塔顶回流、理论板数和重沸器汽化量也会不准确。当同时对回收率和纯度进行严格的模拟计算时，这些不准确性会更加显著。往往是由于物料平衡收敛程序的偏差引起的。故障诊断工程师应该记住，对塔的不同性能要求，最小的塔顶回流、理论板数和重沸器汽化量的值是不同的。

c. 检查物料平衡和寻找异常组分 – 往往会出现这样的情况，塔的物料平衡与它所表现出来的不同。例如较少量的但是不希望有的组分，可能会出现在将要分离的混合物中，或是因塔内化学反应产生出来的。如果这样的组分在中间重沸器出现，会对产品纯度产生不利的影响。在装置检测中，要得到较准确的物料平衡很困难，必须做出一些调整(可以计算机模

拟为基础)。总之，如果出现预料之外的分离，有必要进行合理的物料衡算，找出导致分离偏差的原因。

d. 校验塔盘、收集器、分布器上的雾沫夹带 - 分离效率问题可能是由与分离相反的气液混合所致。塔中液体被夹带上去对分离有不良的影响。这个问题通常是与减压板式塔联系在一起的，但是也出现在其他的板式塔中。填料塔中的雾沫夹带可以从填料床的顶部开始发生，而且更多的是发生在液体收集器和分布器中。如果这些设备上液体组成分布余量很小，则其雾沫夹带会有很大的负面影响。

e. 校验塔盘、收集器、分布器上的泄漏和渗漏 - 液体从塔盘上渗漏或泄漏虽然不像雾沫夹带那样明显，也会影响效率。另一方面，有很多应用场合几乎不允许有液体从收集器或再分布塔盘泄漏。当这些塔盘用于消除塔的边流效应，而塔又有严格的温度或组成规定时，不能泄漏最为重要。

f. 传质效率预测的可靠性 - 有时故障检测工程师不得不对传质效率预测的效果进行评价。由于预测塔性能的方法中存在一定问题和局限性，可能会导致分离效果很差。这些预测的方法有很多形式，包括：小型精馏塔放大，类似精馏塔外推，传质效率关联。

g. 分析塔盘上的混合形式。找出填料塔中可能的轴向混合 - 填料塔中的轴向混合会导致传质所需的浓度梯度减少，对分离效率不利。虽然这很少出现在散堆填料塔或板式塔中，但是在高压大处理能力和低压降的填料塔中，这种现象却很普遍。混合或者缺乏混合都能对塔盘的性能不利，特别是直径超过 4ft 的板式塔。混合会降低流动通道长的塔盘效率，缺少混合会在大的圆形塔盘边缘形成较大的“死区”。

h. 考虑板式塔上可能出现的液体分布不良问题 - 常见的问题是，由于降液管的入口/出口以及入口堰和出口堰等不良的设计产生板上液体流动不均匀。对于大直径塔盘，可能存在液体穿过塔盘单向流动的问题。对多溢流塔盘，可能会有太多的液体流到塔的一边或不均匀地流入降液管。

i. 检查液体分布器的设计和性能。填料层是不是太高 - 填料塔的液体分布是十分关键的参数。很多填料塔的分效率低都可以追溯到液体分布器问题，或者是床层中液体不良分布(尤其是高填料床层)。由于床层较高时效率会迅速下降，填料层高超过 25ft 时要对此进行检查。液体和气体在入口处的不良分布，也是板式塔的一个问题。

j. 检查多溢流塔盘上液流的均衡性 - 大直径塔盘上不同通道的不均匀流动，会导致传质效率偏低。降液管和溢流堰的错误设计或流入塔盘的液流受到阻塞，都会造成这些不均匀性。

k. 评价气体分布性能 - 气体分布不良虽然不很常见，但仍然与液体分布不良一样有害。总的来说，填料塔中的气体分布不良往往是由于入口和出口的影响，分布不均匀会影响塔在那些位置的性能。大部分气体分布不良与液体分布不良不同，往往可以通过蒸汽在床层中的流动而自行改善。板式塔中也同样存在气体分布不良的问题，大部分情况下，气体越向上流动分布问题会越严重。像气体沟流这样的效应，会影响一个塔中多层塔盘的性能。

水力学极限

水力学上限有不同的表现形式：气体处理能力不足导致的液泛，液体处理能力不足导致的液泛，过高的压力降，过量雾沫夹带等。我们将会逐一介绍。

气体处理能力不足

塔的设计总是针对一定的气量和液量的。通常的做法是按照气体能力估算塔径，然后核算液体处理能力。采用普遍化的方法预测泛点和载点。这些预测方法是根据塔内件的几何尺

寸、流体的物性以及设计者对将来的操作条件所存在的不可预知性的经验判断等方面，进行演算的。

当塔的能力不足时，应有一些评价能力的判据。对气体流动，判断标准通常是能力关联式或能力标识代码。当观察到能力显著降低时，表明出现了下列一种或多种情况：

- 关联式使用不正确；
- 关联式预测值过高；
- 操作的塔内加入介质易引起起泡；
- 塔内件没有按照设计布置。

检查能力关联式适用的范围：

下面进一步讨论限制气体能力的原因。就如何正确使用关联式而论，必须意识到所有能力预测的关联式都是经验性的。它们经常是基于低粘度的烃系统(例如 F.R.I. 的液泛点)的实验数据。不常见的物性，如高粘度和很低的表面张力，都会使关联式无效。关联式是对分散点的数据进行拟合，初始液泛的数据也已拟合进去。另外，遇到的潜在问题是液体负荷过高，超出关联范围。

观察泡沫和起泡性能检测的可靠性：

没有预见的起泡常常会导致提前液泛。在工艺过程中会产生带有表面活性剂的杂质，并能导致泡沫集聚而引发严重的雾沫夹带和液泛。在常规的精馏系统中，用消泡剂来抑制起泡并不可行。另一方面，消泡剂经常用于回收系统，例如吸收和萃取精馏系统，在这些系统中消泡剂能保持在溶剂相中。检测起泡性并不特别的可靠，除非在实际塔中对实际的气液组成进行消泡试验。在新的设计中，预先考虑起泡性能时，采用扩大塔板间距和加大降液管尺寸的方式来留出余量。但是在操作中出乎意料地产生起泡时，则必须采用不同接触类型的几何结构。填料塔提供的接触方式不同于板式塔的高孔速或高齿缝速度，泡沫的形成似乎是不同的。我们对规整填料的破沫能力了解得很少，但是猜测它们比板式塔能更好地控制起泡。

谨防第二液相的形成或出现：

精馏塔盘上有两种液相会带来起泡问题。研究表明，当两种液相很稳定时全部液体会很好地运转。然而，如果板式塔操作中新形成了第二液相区，则会有明显的起泡可能性。

塔内件的安装/与设计条件对比：

另外一个限制气体处理能力的原因是塔内件没有按照设计布置。这意味着存在着收缩的地方，阻止了液体的流动因而加速了液泛，这可以通过气体能力上限来证明。例如，如果发现降液管挡板下的底隙小于设计值，仅仅一个不合适的尺寸就能导致全塔液泛。另一个例子是，由于支撑部件的原因而导致筛孔塔盘的开孔面积小于设计值，使得孔速高于预计值，就会导致严重的雾沫夹带或恶化起泡现象。

注意：当找出设计不当的内件并且重新替换时，一定要更换图纸，这样以后的工作中就不会使用错误的图纸。

所有的塔盘和内件是否在所应该的位置上：

塔内件可能由于操作失误而移位。塔盘从它们原始位置上完全移动并不少见，而且有的时候挤在一起引起气流收缩。这种情况通常可以通过压力降和效率检测证明。用 γ 射线吸收进行外部扫描，能够探测金属设备及液层。解决的方法当然是停车并检修。

有结垢出现，影响塔的操作：

由于结垢减少流体通道面积和增加压力降，塔内件上的结垢也能导致过早的液泛。

装置的热量和物料平衡是否符合塔内物流的设计值；

最后，由于错误的读数、不准确的模拟结果或者是错误的热量和物料平衡，操作塔中的内部流量会比预料的高。塔可能处理的是本身的设计流率，但是仪表或计算值却表明它并没有在该点上。

液体能力不足

检查液体流量的限制和过高的压力降：

板式塔处理液体流量的能力受限制在降液管上，也可能由塔盘鼓泡区引起的。高液体流量或通过塔盘的高压力降，会引起降液管持液量较高。泡沫缺少足够的破裂时间；降液管挡板下满负荷液流引起的过高压力降；由施工人员遗留在降液管里的杂质等都曾经是问题的起因。从浮阀塔盘上吹出的阀，会在降液管中堆积并阻塞流动。塔底部的受液盘，如果设计在重沸器返回的汽液混合物冲击到的地方，应予以特别注意。另外一个要注意的地方是液体侧线抽出位置，在这些地方如没有提供足够的液体压头，或者没有提供防涡器，会产生漩涡。 γ 射线扫描对寻找故障点很有用。

检查填料塔中液体流量的限制：

当填料塔分布器或支撑盘发生阻塞，或当陶瓷填料破裂且在床层中堆积时，则限制液体流动。如果处理脏的液体或泥浆，当然很有可能会阻塞。液体分布器通常设计为在分布器阻塞时仍允许液体溢流，但是这会降低效率。前面已经提到过，对操作塔用 γ 射线扫描来检测液体集聚区。现在已经经常采用这种方法检测，而且已有一些专门提供扫描服务的公司。射线源/检测器的组合能够以不同的方位在塔外上下移动，检测结果经常能显示流动上限或者气-液不良分布问题。对塔内金属结构或者散堆填料，可以作有专门意义的扫描。

过高的压力降

这里一般的问题是指过高的压力降，尤其是压力降损失对操作影响大的塔（例如减压精馏塔）。其结果可能是塔底温度比预计的要高，或不利于相对挥发度的分离，或气液通过塔需要更高的能量（特别是在吸收塔里）。如果在转到压力较低的塔中，则会引起雾沫夹带和液泛问题。

过高的压力降可以由下列问题引起：

- 流动收缩/阻塞；
- 不良的预测模型；
- 失效的内件；
- 流动速率改变；
- 雾沫夹带。

寻找塔盘、分布器、支撑器上的流动收缩：

上面提到的一些流动限制问题同样可以用于压力降问题。收缩流动意味着更高的压力损失，可能由于外来物质阻塞、提供的内件不合适或安装不正确、以及碎片的堆积等造成。 γ 射线扫描对于寻找收缩区域很有帮助。压碎的或变形的填料元件堵塞部分支撑板，导致压力降增大。

检查压降关联式的可靠性：

和能力问题一样，应该仔细地检验预测压力降用的关联式。对板式塔，必须选择计算干板压力降的流量系数，这个流量系数并不适用于湿孔计算。另一个问题是对浮阀塔盘的可变面积的校正。对筛板塔、泡罩塔盘或浮阀塔盘估算通过充气区域的压力降，经常会出错。如

果设计塔模型不能对流动状况和计算的局部压降进行校正，可能会得到意想不到的高压降。

如果填料塔在载点下操作，压力降估计会相当可靠。从载点到泛点，由于很难将预测的持液量作为动态条件的函数，压力降模型相对不可靠。

检查附件和其他内件的压降：

另外可能的问题是由填料塔内件产生的压降。支撑板的压降很显著，特别是当其开孔面积小于 100%且填料层用的是小填料时。另外一个可能的问题，是收集器和分布器的升气管里的高气速(高压降)。在这些设备里的高压降也能导致液泛和不良的液体分布。最后，当设计塔时，床层限位器的压降和负荷上限常被忽略，而在很多情况下它将限制塔的性能。

检查测量仪器和物料平衡：

有时，由于仪表读数错误，实际流量比预计的高，而导致过高的压降。仪表有问题也会难以辨别增加回流比所导致的塔釜上升蒸汽量的增加。在此，塔的物料平衡可能已经有了偏移。

塔的不稳定性

塔的不稳定性包括不稳定的流量、温度、压力、组成或这些参数的组合。不稳定性问题是最难判断的，因为由于控制及操作者采取缓和或不稳定的措施，塔操作的有效信息会被“污染”。而且，不稳定性带有不可预见性的实质，故很难重复发生。当寻找精馏塔的不稳定性的起因时，应该注意下面一些问题。

检查一般的控制问题：

稳定性问题经常由不正确的控制流程或调整参数引起。当寻找精馏过程的稳定问题时，检查控制原理和流程是首先要做的事。往往在硬件变更之后，产生了不同的流体负荷，从而产生了不同的塔的反应特征，不稳定性就会自己显现出来。

注意压力控制问题：

在精馏塔中操作压力不稳是最重要的不稳定根源。当塔的操作受塔顶压力或者冷凝器的能力限制时，这个情况会十分显著。另外，有些使用大面积的空气冷凝器，则会因天气原因产生的极大的压力波动。

检查烃系统中是否带水：

在烃类精馏塔中突然出现的水对塔的稳定性的影响有很大的影响，特别是在水溶性极低的系统中。在低压和操作温度超过 300°F 的塔中，这种影响可能是灾难性的。

检查起泡性：

精馏塔中出现起泡会提前到达能力上限，情况不太严重的话也会令塔操作不稳定，导致塔顶产品不能控制。当温度分布还没有表明塔顶有重组分而在塔顶产品中已有大量重组分存在时，通常可以怀疑是因为起泡或是过量雾沫夹带所致。

注意进料条件的稳定性：

即使进料的热容只有细微的差别，也导致气液体积比有很大的不同。当进料闪蒸时，即使波动很小的变化也能导致稳定性问题。采用通过进料控制阀来闪蒸进料的塔，对闪蒸条件变化引起的不稳定很敏感。

注意重沸器的波动和稳定性。注意冷凝器放空和压力平衡是否合适：

冷凝器或重沸器的稳定性对塔本身的稳定性有很大的影响。下面部分阐述了一些常见的换热器的问题。

辅助设备故障的影响

检查发生故障的重沸器、外部换热器和冷凝器

蒸汽释放——如果釜式重沸器里没有提供释放蒸汽的上部空间，过量的雾沫夹带会噎住气体回流管，导致水力学不稳定和重沸器压力(液体沸点)升高。由于釜式重沸器的释放空间比塔内的小得多，这种重沸器不推荐用于易起泡物系。

残渣的堆积和结垢——通常釜式重沸器里的溢流板，能够挡住在壳体里、管表面的结垢固体。物流流动通畅的管嘴能够阻止这类堆积。其他种类的结垢和阻塞，或因降低工艺旁路流率，或因减少热传递速率，都会影响重沸器的稳定性。结垢常见的副作用是使表面温度升高，导致产品降解。

液位控制和分布——固定重沸器入口的液位对重沸器的稳定性十分必要，尤其是在热虹吸式重沸器中。液位变化会导致重沸器的波动，使流入塔中的蒸汽不均匀，随之而引起塔的不稳定。低液位会加速汽化，在釜里露出的管子上结垢。使液位超过管束的溢流板，可以阻止这种结垢情况。淹没气体释放空间的高液位，导致不稳定的水力学和过高的出口压力。在卧式重沸器里，入口液体分布不良会导致液体阻滞和高沸点的液体覆盖传热表面积。

不适当的抑制汽化——虽然经常通过出口阀或孔抑制汽化，但流率和压力降大幅下降可能会促使汽化，从而导致水力学问题或者因蒸汽存在而减少传热面积，特别是在多管程的重沸器里。如果抑制汽化，流率降低也会使过程温度升高，从而降低了传热推动力。

不适当的重沸器循环——热虹吸式重沸器会因水力学限制而导致循环量减小。通常，重沸器中的汽化和过高的汽化分率，会导致产生温度挟点或使两相流流动受限。

冷凝器结垢——由于塔中的传质作用防止了塔顶物流里带固体，所以冷凝器比重沸器不容易结垢。清洗工艺冷凝物可保持冷凝器管子的清洁。有腐蚀性的产品或物质的分解会导致结垢。如果冷却温度太低，工艺冷凝物会冻结。例如当工艺过程失常时，将高沸点的组分赶进顶部。冻结会阻碍冷凝物流出，造成冷凝器液泛，在管子上形成覆盖层而降低传热速率，或者限制了蒸汽流量。

冷却剂侧结垢是常见的问题——低水流速，尤其在壳侧的低水流速会使残渣堆积，使水的出口温度升高，造成无机物在传热表面沉积。此外，能在热水中繁殖的藻类或菌类及其他的有机体也会弄脏或阻塞换热器。经常的回洗可尽量减少这些问题。从传热系数的变化可以估计结垢的程度。

低冷却剂流动——正如上面提到的，水冷器的出口水温升高可以表明冷却剂流率减小。冷却剂入口温度较高，当然会限制冷却器的能力。温度是随季节变化的，即使每天温度也会不同，特别是空气冷却器。安装不好的空气冷却器会因空气再循环而降低它的能力，或者排出的空气会进入另一个空气冷却器，使得后者的能力受限制。

惰性气阻滞作用——当塔在真空下操作时，惰性气体可以经由仪器吹扫管线和管子附件流动；或者可能出现在塔的进料中，这会使冷凝器的传热系数降低。在接近换热器出口的地方问题更严重，这些地方如果惰性气体没有排出，高浓度的惰性气体会对蒸汽冷凝产生传质阻力甚至会阻塞气流。如果气体没有通过旁路排出，压力控制下溢流操作的冷凝器易于积累惰性气体。

放空系统过载——如果冷凝器过载，从放空管或者冷凝器排出口处会产生背压，这时冷凝器只有很小的负载可调节。如果热气体从过载或性能很差的冷凝器流过时，可以通过测量

放空气体温度来进行检测。

冷凝液液泛——正如在重沸器中蒸汽的冷凝液一样，冷凝液返回到冷凝器会覆盖传热表面。在卧式冷凝器里，不好的挡板方向设置类似于多溢流室。从塔内带出的过量雾沫夹带，也会淹没冷凝器排放口。排放口应按重力流动来调整大小，以避免液体倒流。

换热器泄漏——水或蒸汽漏入冷凝器或重沸器会对塔的能力和效率有损害，特别是对低压的烃类精馏系统。高温塔不希望有水进入，这会导致严重的机械损坏。漏入很少量的水也经常会导致塔操作不稳定。

检查回流罐/倾析器的故障

很多回流罐发生故障的例子，可以追溯到上述的冷凝器。最常见的问题与不适当的放空或压力起伏有关。另一个特殊问题是回流中可能有另一个不互溶的液相，使得回流罐也起了澄清器的作用。在这种情况下，当出现另一个液相时，由于剧烈的闪蒸会导致精馏塔从较低的塔顶温度发展成严重的液泛，引起塔的操作严重失常。

检查底部泵有无故障

泵的汽蚀或塔底产物泵不够大，都会因塔底产品控制不当而显著影响塔的操作。在特殊的情况下，当液位超过重沸器回流管的高度，塔会出现严重的损坏。

故障诊断核对表

下面是一些精馏塔、吸收塔和汽提塔中常见问题的列表。这张表可以帮助故障诊断工程师用来诊断特殊问题，还可帮助工程师给出所有性能问题的起因。

工艺设计

- ◎ VLE 的正确性
- ◎ 物性的正确性
- ◎ 正确的理论板计算(超过最小值)
- ◎ 正确的回流比(超过最小值)
- ◎ 正确的进料位置

模拟 - 模型与正常条件下操作相匹配

- ◎ 与物料平衡相匹配
- ◎ 与能量平衡相匹配
- ◎ 与温度分布图相匹配
- ◎ 与组成分布图相匹配
- ◎ 合理的理论级数与实际级数之比(效率)

模拟 - 模型与受干扰工况下稳定操作匹配

- ◎ 与物料和能量平衡相匹配
- ◎ 与温度分布图相匹配
- ◎ 理论板数与实际板数之比
- ◎ 模拟的总体可靠性

工艺和操作情况

- ◎ 压力是否改变?
- ◎ 进料组成是否改变?
- ◎ 进料流率是否改变?

- ◎ 产品流率是否改变?
- ◎ 应用条件是否改变?
- ◎ 进料温度是否改变?
- ◎ 塔中所有的液位是否正常?
- ◎ 系统是否起泡?
- ◎ 是否存在可计量的不凝气?
- ◎ 第二液相是否出现?
- ◎ 在混合物中是否有不良反应存在或是否由结构材质导致了不良反应?
- ◎ 水或者蒸汽泄漏入塔
- ◎ 杂质的出现
- ◎ 塔里的杂质是否会引发其浓度剧增?
- ◎ 循环是否导致杂质积聚?

设备尺寸

- ◎ 能力估算模型的可靠性
- ◎ 压力降估算模型的可靠性
- ◎ 效率估算模型的可靠性
- ◎ 起泡系数是否选择正确?

传质设备选择

- ◎ 填料尺寸和能力是否合适?
- ◎ 塔盘的种类和尺寸是否合适?

塔的布置

- ◎ 上面的雾沫夹带释放空间和下面的传质区域是否合适?
- ◎ 在传质区域之下的气体分布高度是否合适?
- ◎ 重沸器的回流输送管大小和位置是否合适?
- ◎ 闪蒸进料接管大小和位置是否合适?
- ◎ 所有的出口接管大小和位置是否合适?
- ◎ 有没有计算重力流动和虹吸效应?

扫描结果

塔盘活动面积

- | | | |
|--------------|--------|------------|
| ◎ 液泛 | ◎ 起泡 | ◎ 吹扫 |
| ◎ 严重雾沫夹带 | ◎ 密封损失 | ◎ 漏液 |
| ◎ 不均匀分布(多溢流) | | ◎ 塔盘/板条的损失 |

降液管

- | | | |
|-------|------|--------|
| ◎ 持液量 | ◎ 阻塞 | ◎ 密封损失 |
|-------|------|--------|

填料

- | | |
|----------|-----------|
| ◎ 不良液体分布 | ◎ 填料移位/损坏 |
| ◎ 起泡 | ◎ 结垢 |

液体分布器

- | | | |
|------|-------|----------|
| ◎ 溢流 | ◎ 不水平 | ◎ 严重雾沫夹带 |
| ◎ 起泡 | ◎ 损坏 | |

闪蒸进料分布器

- 溢流 液体滞留 损坏

塔盘或填料床层下的气体空间

- 液体滞留 硬件坍塌证明

除雾器

- 液泛 移位/损坏

内件设计/操作

液体分布效果是否合适? 设计 操作

气体分布效果是否合适? 设计 操作

对闪蒸进料处理是否合适? 设计 操作

是否计算雾沫夹带? 设计 操作

是否计算漏液点? 设计 操作

气体是否可能从旁路通过? 设计 操作

是否计算泄漏量? 设计 操作

是否有阻塞、结垢和腐蚀? _____

是否能用除污剂除去结垢? _____

内件的安装(或目测检查后的情况)

底隙和公差是否满意? _____

- 降液管底隙 塔盘/分布器变形

由于结垢和腐蚀引起的流动面积的明显改变

- 塔盘开孔 浮阀开口 分布器开孔

- 阀或泡罩的丢失

水平度和垂直度

- 塔盘水平度 分布器水平度 溢流堰水平度

其他的机械损坏

- 塔盘或塔盘板移动 分布器和收集器移位

- 建筑或工艺废物

- 紧固件的可靠性

- 可能的泄漏

仪器使用和控制问题

- 控制流程合适程度

- 压力控制合适程度

- 不良/不准确的调整

- 共振

- 响应时间不恰当

- 约束控制

- 控制模型不合适

- 工艺的虚假信号

- 不正确的检测仪表位置

辅助设备

重沸器的稳定性

◎塔和重沸器的液面高度合适

◎重沸器循环速率恰当

冷凝器

◎压力降正常

◎冷凝器排放正确

◎泵的输送物流能力

◎减压操作

◎离开塔的重力管子能否靠自重放空?

◎附属的汽提塔操作是否正常和稳定?

上游和下游的设备操作

它怎样影响塔_____

上游/下游操作是否正常_____

◎重沸器管内压头损失合适

◎正确的热介质流动系统

◎冷凝器放空正确

◎气候对冷凝器的影响

3.01.2 使用扫描和示踪剂的诊断方法

使用扫描和示踪剂的诊断

就某种意义讲,在故障诊断过程中有必要评估蒸馏塔内件的完整性。其他情况下重要的是测量水力学负荷,以确定塔是否处于极限操作状态和在哪一点上处于极限状态。还有一些情况要判断操作塔内液体分布质量。

所有情况下基本上都必须使用非侵入式扫描技术,以得到塔内的工作图像。我们使用这些技术,可以得到描述塔内情况的图象。它们与医学上用于诊断的仪器类似,比如X射线(X-Ray)、核磁共振成像(MRI)、核磁共振(NMR)和计算机X射线轴向分层造影扫描(Cat-Scans)。

有四种类型的扫描技术可用于塔器诊断:

用于检测温度分布的红外扫描;

提供密度分布的 γ 射线扫描;

提供氢浓度(密度)图的中子反向散射扫描;

提供沿流动方向停留时间分布的示踪仪研究。

前三种技术都是非侵入式的,最后一种技术需要在测量中,引入示踪剂。在手册后面的章节“使用放射性-同位素- γ 射线扫描和解读的诊断方法”中会提供有关这些技术的更多信息。这里只简单说明这些技术和它们的应用。

红外扫描

通过操作中精馏塔的红外图像可以对塔的操作定性,并得到相对温度分布图。除了识别显著的冷点或热点,还可得到一些表明存在严重分布问题的极限值。由于它们的灵敏度有限,只有当塔的操作温度高于 300°F (150°C)以及温度变化很大时,扫描效果才好。同时,隔热层的性质和均匀性对扫描灵敏度的影响很大。

γ 射线扫描

这是故障诊断人员最常用的扫描技术。供应商提供各自开发的技术,但它们都是以塔内密度分布图的形式提供结果。扫描的原理是在塔的一侧发射 γ 射线,而在塔的另一侧检测 γ 射线。在探测器中检测到的 γ 辐射衰减与射线经过“空间”的平均密度成正比例。

γ 射线扫描可以很容易地分辨测量点处存在的气体、液体、泡沫甚至是金属构件。通过沿塔体上下移动发射源和检测器可得到全塔密度分布。如果扫描的范围能包含同一高度上的多个点，就可得到一个合理的三维密度分布。通过这种方法可以观察降液管的阻塞、喷射液泛、起泡、倾泄、塔盘损失、液位过高、严重的雾沫夹带、分布器损坏等现象。

尽管 γ 射线扫描只是测量相对密度，读数还是要受到内部管道、人孔、接管、盲板法兰、加强筋和支撑圈等的影响。必须有一张非常准确的塔体装备图，才能准确解释这些扫描图。在扫描过程中保持同样的操作条件也非常重要，这样塔内所有部分的分布都在同样条件下获得。而且，可以在引起危险的条件下扫描，也可以在尽可能接近操作极限的条件下扫描，那样获得的数据在所期望的条件下是可靠的。

专业人员可迅速扫描塔器，在一天之内他们可以轻松地扫描完一座塔设备。现在扫描辐射源的强度非常小，与其他辐射仪器的辐射源相比它们更安全，对健康的危险性更小。

对故障状况下塔器扫描进行解释很有意义，尤其是在不能利用正常工况下的基准扫描时。成功的解释扫描需要大家的共同努力，包括现场操作人员、扫描仪供货商和塔内件专家。

中子反向散射扫描

这项技术用一个中子作发射源，检测返回的散射量以确定给定空间内的氢浓度。不像 γ 射线扫描那样需完全穿透给定空间，中子反向散射最多只需要穿透几英尺的空间。因为这个特点，这种技术常常用于穿透器壁以确定塔盘降液管、液封槽、重沸器和冷凝器等的液位。

把降液管的 γ 射线扫描和中子反向散射分布结合起来很有用。中子反向散射的另一常见的应用是使用固定的发射源/检测器，测量降液管的阻塞与流率的关系或确定起泡因子。

示踪研究

这项技术包括向塔内引入示踪剂，在不同点处检测示踪剂以确定停留时间、流动方向、流率、泄漏和雾沫夹带等。放射性示踪剂在塔的任何部位都可以检测到，所以它们很有用。需要在进出流股中分析检测化学示踪剂，才能提供关于停留时间和分布的信息。

示踪剂常用于抽出板的泄漏、进料装置的雾沫夹带、测定泡沫高度和塔盘上液体的停留时间等。

3.01.3 故障诊断的精馏系统设计

流量测量

如果要对精馏系统操作进行物料和能量平衡计算，并与所期望的性能比较，准确测量装置和公用工程的流量非常必要。下面针对流量测量提出几条建议，帮助实施故障诊断：

a. 要尽可能有效地测量塔进出口的流量，这样就可以计算塔内物料和能量平衡。更重要的是要在控制室内把这些流股指示出来，并记录下那些可能会产生波动的流股。与检测压差的孔板一样，密度是校准流量计所必需的，应该确定流股，并说明流股取样的连接器和热电偶套管。

b. 要正确制造、安装和校准测量流量的构件。比如，在使用孔板时，为了有足够的时间达到速度均匀分布，孔板的上游要经过一段相当长的直管段。在液体处于泡点的工况下不使用孔板，因为处于泡点的液体穿过孔时会闪蒸，测量结果会失真。

c. 在使用孔板时，要注明正确的安装方向和孔的尺寸。

d. 流量记录仪和指示器要显示出刻度百分数(%)和流量之间的关系。

e. 要为测量公用工程的流率作好准备。要测量蒸汽的流量，当蒸汽流量非常重要时，要在控制室内把它指示出来。当蒸汽的流量可能产生波动时，要在控制室内记录下来。为了检测故障，用便携式的超声流量计测量冷却剂的流量。为了测量准确，管道内要充满流动液体，超声流量计要安装在阀门或弯头等部件的下游至少 30 倍管径的位置处。

f. 有些物流的流量对塔的操作至关重要，但通常情况下不计量它们的流量，例如部分冷凝器的出口气体。如果还没有有效的测量方法，可以适当增加一些接管，以备放射性同位素或气体示踪剂计量技术使用，这会更有助于故障的诊断。

取样

为了计算精馏系统中操作介质的物料和能量平衡，装置取样非常必要。通常情况下，取样和分析是辨别初步设计中未计入组分是否存在的唯一方法。从塔内取样可帮助确定分离组分的分布和辨别接触装置的效率恶化。下面针对取样提出几条建议，帮助实施故障诊断：

a. 当所有的进料、产物和回流都是液体或气体时，要提供它们的取样顺序。根据参考文献 11，塔内取样接管要安装在每个能量和物料平衡区域的顶部和底部，通常按塔的能量或物料出口处来划分这些区域。

b. 取样阀要安装在操作人员在平台、梯子上够得到的地方，或是安装在距离梯子最近的位置处。

c. 为获取具有代表性的样品，要确定好取样程序。蒸汽样品中要保证不含雾沫夹带的液体。在取样前，取样管内需经吹扫，并排放掉一定量的物料。如果样品进入取样容器内会闪蒸，就要在取样前把它们冷却到闪点以下，或是在不发生闪蒸的压力下取样。同样，如果物料因发生变化而改变组成，则要在停止反应的工况下取样。

d. 对板式塔，液体的取样接管要安装在靠近降液管底部中心线的位置上，这样可以获得离开塔盘组成的大致平均值。

e. 对填料塔，采用 F.R.I. 的液体取样器。

f. 要保证插入塔内连接取样器的管路尺寸尽量小。通常情况下，直径为 1/4in 的管路已足够大。如果管径再增大，则冲洗取样管的时间会增加，这样也可能会出现闪蒸并干扰塔内物料流动。

g. 由于很难得到具有代表性的汽相样品，如果液相样品能够提供所需的信息时，可以提取液相样品。

h. 美国化学工程师学会(AIChE)设备测试规程委员会已经制定了详细的取样程序。⁽¹⁷⁾

温度测量

为了计算精馏系统的能量和物料平衡，测量装置和公用工程的温度非常必要。通常情况下在揭示分离问题和辨别液体和/或气体分布恶化时，温度测量也会有助于定位被损坏和脱漏的内件。下面针对温度测量提出几条建议，帮助实施故障诊断：

a. 要测量塔内所有主要进料和出料的温度。对液体和汽体进料，要在闪蒸点以前或已知压力点处测量温度。

b. 温度测量接管要安装得尽量近，这样便于检测存在的问题。参考文献 11 建议，像取样接管一样，在每个能量和物料平衡区域的顶部和底部都要安装温度测量接管。如果预测在几个理论级内，温度可能发生迅速变化，增加温度测量接管则对确定这些温度变化很有用。

c. 对真空塔，要把温度测量接管和压力测量接管安装在一起，这样测量能够最大限度

地提供更多的信息。通常情况下可由压力和温度推测出组成，但是也只能由已知的压力或温度推测出另一未知压力或温度下的组成。

d. 如果温度测量是为了获得平衡级的温度，温度测量接管不要安装在过冷或过热进料管上(尽量不要把温度接管安装在有外部进料的塔盘上)，也不要把温度测量接管安装在从上一层塔盘下行的液体中。

e. 当流过塔盘的物料组成发生变化时，温度也会变化。因此，很难得到塔盘的平均温度。通常把温度测量接管安装在靠近塔盘降液管底部的中心线上，这样就可以获得离开特定塔盘的液体平均温度近似值。热电偶的长度应尽量短，以免碰到降液管壁。

f. 要为测量流入和流出进料预热器、冷却器和冷凝器的温度做好准备。重沸器内蒸汽的温度可从测量蒸汽的冷凝压力来推测。但是，如果使用过热蒸汽，要提供测量蒸汽温度的装置。由冷却剂集合管的温度，可以获得流入冷凝器的冷却剂入口温度。监测出口冷却剂的温度有助于辨别结垢问题。可用接触式高温计测量温度，但是对于相对较热和没有隔热层的表面，它的准确度有一定的限制。

g. 要为准确测量塔内所需汽体或液体的温度做好准备。在需要测量蒸汽温度时，要特别细心设计热电偶套管。为防止热电偶与液体接触后产生雾沫夹带，还要安装金属构件屏蔽测温元件。相反，如果要测量液体的温度，应保证测温元件充分浸没在液体中，这在测量填料塔内填料层的温度时尤其重要。

压力和压力降的测量

评估塔的处理能力、结垢、起泡，以及定位损坏、脱落和不正确安装的内件时，测量压力降是很有用的手段。下面针对压力测量提出几条建议，帮助实施故障诊断：

a. 压力对了解整个系统的操作过程至关重要，应在塔系统中安装压力计接管。比如，在大多数装置中，尤其在真空装置中，塔顶和塔底的压力很关键。喷射型液体分布器的主管压力控制着液体喷射流出的形式，而喷射形式影响填料床层的效率。还要测量重沸器内蒸汽的冷凝压力。通过进料过滤器或过滤网的压力降，故障检测人员可以监测固体的沉积。

b. 压力计管嘴和传感器要安装在避免出现问题的位置，以确保为故障检测人员提供准确数据。压力计管嘴不要安装在设计的进料管线上。两相或者蒸汽进料不仅会影响测量结果，还会损坏测量仪器。为避免液体雾沫进到连接传感器的管内，测压管嘴要安装在预计的喷射高度上方，或者是把管嘴遮掩起来。为了尽量减少进到压力计管嘴的雾沫量，接管应紧贴塔盘，安装在下一层塔盘的降液管上方。

c. 压力测量管嘴要尽可能安装在一起，以保证指示的压力降能检测出存在的问题。比如，测量一座有 50 层塔盘的全塔压力降，液泛现象不显著时就很难定位发生液泛的任意位置。对出现液泛的塔，能够准确定位的只有可以测量压力降的几层塔盘。无论是塔体变径还是使用不同的传质元件，或是气相和/或液相的负荷发生改变(例如物料或能量进出的位置)，或者塔设备设计有明显的变化，都要安装压力计管嘴。除此之外，填料塔每段填料的上方和下方也要安装压力计管嘴，在板式塔内最多每隔 10 到 20 块塔盘就要安装一个压力计管嘴。

d. 必须做好准备工作以保证压力和压差测量管嘴清洁、不堵塞，特别是在结垢装置上。这些准备工作包括惰性气吹扫，合理地确定接管和脉冲线的方位和排液方式，以及使用膜片式密封隔离工艺流体。

液位测量

测量液位可以探测高的基准液位，解释重沸器操作不良的原因，以及核查抽出点合适的

液体压头。下面针对液位测量提出几条建议，帮助实施故障诊断：

a. 大多数液位测量设备与已知物料的密度有关。如果物料的密度发生变化，则液位测量就会产生错误。如果密度偏低，实际液位要比指示的液位要高。如果液位超过液位计上部接管，则指示的液位保持恒定。因此，如果液位计上部接管安装在测量范围的最高液位上，即使因塔的扰动导致物料密度发生改变，检测人员仍然可以确定何时液位过高。

b. 如果流体的密度未知，液位传感器不可信(例如在结垢装置中)，或是操作混乱严重影响流体的密度，那么无论液位计还是其他测量液位的方法，都要和液位传感器相连。当液位测量对计算流体的密度非常必要，或者非常敏感时(例如澄清分离槽内的界面控制)，液位计和传感器联合使用很有效。

c. 高液位报警器要安装在临界液位的 100% 液位处(如塔的基准线处)，它与液位测量技术机理不同。可以用报警器去校准液位传感器并且在高液位处报警，避免损坏设备。

d. 关于液位测量的其他技巧可见参考文献 18 到 20。

问题

在确定和解决问题的过程中，正确的使用仪器是至关重要的。只用于检测故障的接管可以被盲掉，它还配备有阀门、部分仪器，或配备有整套仪器。最终要对使不使用仪器的风险，进行经济的权衡再做决定。下面详细说明，在接管位置上使用更多仪器的好处。

大装置：

- 在操作能力范围内运行；
- 低成本的制造材料；
- 缺乏操作经验；
- 有故障记录的塔。

如果塔不能轻易停工装拆盲板，并装配检测故障所需的带阀门的接管、螺纹接头、热电偶等，建议从一开始就考虑好这些问题。阀门可以通过带压操作固定到操作的塔上，但这样做相当危险，而且花费昂贵。

可以使用下面的方便手段从接管处获得数据而不必提供整套仪器：

- a. 使用便携式或实地安装的记录仪或指示器。
- b. 在测压过程中，可以把不同接管的信号传送到同一个用阀门来切换接管的传感器上。
- c. 在测温过程中，多个信号可以发送到同一个常用的记录仪或指示器中。
- d. 要在控制室内建立故障检测站，那里可能会有备用的记录仪或数据检测器，可把多余的记录仪连到故障塔的传感器上。

即便如此，这些方便手段可采集的数据数量也很有限。如果同时有几个压力降读数，就要安装多个压力传感器。如果预见到问题经常出现，如塔在泛点附近连续操作，可把记录仪安装在控制室内监测关键变量。不使用连续的记录仪无法对操作中的塔器实施动态监测。

为达到经济目的要求仪器提供尽可能多的信息。可以通过正确设置和组装仪器达到部分目的。通常情况下，一个接管可以用于测量绝对压力、差压和液位。把压力、温度和取样接管安装在同一位置上，与把接管放在三个不同位置上相比，可获取更多的信息。

要容易接近和维护，要想数据准确，这点非常重要。安装传感器时要防止震动，并且要安装防水装置。连接传感器的管道应该容易排放、跟踪检查和绝缘，并需防止堵塞或形成 U 形面。要保持传感器管路清洁，可用惰性气吹扫。记录纸上要有合适的标尺刻度。

为便于检查/更换/拆卸的设计

为了便于检修，应提供进出塔和辅助设备的通道。下面是针对蒸馏系统设计提出的建议：

a. 对板式塔，人孔的间距要保证塔器所有部件可以方便和安全地进入和检修。典型的情况是每隔 20 到 30 块塔盘开一个人孔。物系清洁和无腐蚀的，可采用较大的间距。如果塔设备在较短的停产期内要进行大量检修，人孔的间距要小一些。在塔体上多开几个人孔，多组工人可同时在塔内工作，并且可以减少到达损坏部位而必须打开的塔盘通道板数日。

b. 如果塔盘需要经常检查，应能快速打开通道板。

c. 所有的填料塔内件(尤其是分布器和再分布器)都要能够快速拆卸和检查，这非常重要。因此，大塔的人孔和小塔的塔体法兰要设置在所有填料床层的上部和下部。

d. 换热器的表面很容易结垢，它们要容易清洗。其中包括冷凝器和重沸器管子和外壳，也包括空气冷却器的外部散热片表面。如果换热器是可拆卸的管束，要在换热器的附近提供足够的空间来拆卸管束，这样就不会妨碍其他的设备。

e. 因为在进料点、变径和传质部件变化处发生故障的概率更大，要为检查这些位置提供方便。

f. 在必要的时候要在塔内配备梯子，这样就可以彻底检查所有的内件。

g. 在塔内影响性能的关键位置，如闪蒸进料入口、填料塔内液体分布器位置，使用视镜比较好。视镜要安装两个，相互垂直成 90°，其中一个用于观察，另一个用作光源。

γ 射线扫描和视频监测是两种可用于精馏系统故障诊断的很有潜力的技术。进行视频监测时，通常把 1.5 ~ 2in 的接管插入到塔内，同时需要把塔停下来。也可以使用其他仪器的接管，但是它们都要安装在塔盘上方，这样不仅可避免干扰内件，还可以提供清晰的图像。

操作中的塔要用 γ 射线扫描检测。因为 γ 射线扫描能给出塔内物料的密度分布，它可以检测液位、液泛、结垢、起泡、不均匀分布和内件的不正确安装或损坏。获得全塔上下清晰的图像至关重要。在塔最顶部配置 360° 的平台，可以方便提升光源和探测器。垂直并且围绕周边的外部基准点可以大大简化扫描过程。获得最新的扫描图像，对故障诊断非常必要。

其它

换热器

下面是针对故障诊断所提出的换热器的设计要点：

要测量进入重沸器的加热介质流率，还要指示其入口和出口温度。如果使用的是蒸汽，要测量蒸汽的冷凝压力，因为它可以很好地表示重沸器的有效处理能力，同样也可以从压力推出冷凝温度。对蒸汽来讲，如果已经测出冷凝压力，就不需要直接测量它的温度了。如果是过热蒸汽，就需要测量入口的蒸汽温度。

a. 对进料预热器和冷却器，要测定物流的流量、入口和出口温度。可参阅有关流量和温度测量的讨论。

b. 要测量冷凝器冷却剂的出口温度。当热负荷相对恒定时，由冷却剂的出口温度可以了解冷凝器的结垢速率。

c. 换热器要配备惰性气体的排放管。对热虹吸式重沸器，惰性气体排放口要紧贴在最低的折流板下面，这样可以帮助检查换热器和蒸汽弯管排放冷凝液的能力。关于惰性气体排放的其他内容可查阅参考文献 21。

d. 当冷却剂走管程时，冷凝器或冷却器的端盖不用保温。对换热器的管程，故障检测

人员可用接触式高温计或把手放在端盖上判断管程部分是否安装正确。

e. 要监测冷凝器排放口的温度，当损失冷却剂或塔内气相负荷过大时会发出警报。

真空系统

下面推荐针对真空系统故障诊断的设计要点：

a. 考虑到成本影响，要在真空泵或喷射泵的吸入管上安装隔离阀。这种阀门可以检测真空装置的空载能力，也可以测试塔设备的漏气速率。负荷测量总线(一般是短笛状的)和压力指示器连接器要安装在吸入管道的隔离阀和真空设备之间。

b. 在塔的顶部可以安装连接器，也可以安装分叉的压力接管，用来连接高精确度的压力指示器以测试空气泄漏速率。

c. 对多级喷射泵，连接器要安装在各级之间，这样可以监测压力。

d. 温度指示器要安装在直接接触冷凝器的冷凝液出口管上。

3.02 利于检修的精馏系统的设计

引言

检修精馏系统时，工人经常要进到塔内检查内件、修复损坏的部件、清洗堵塞的构件和替换脱落的部件。在设计时考虑检修问题，可以简化精馏系统的检修过程。为检修人员提供有效降低成本的措施，将有助于工人在安全的环境下迅速完成检修任务，缩短停车周期。

检修精馏系统主要有三个原因：

1. 机械故障或塔设备、内件的损坏；
2. 塔设备内件的堵塞；
3. 压力容器等年度常规检查。

塔内件受到工艺物流的冲击、振动、侵蚀、腐蚀或结焦会发生故障。

在经济条件合理的前提下，设计塔设备时要尽量减少检修的可能性。塔盘要受到流体的冲击，所以它的机械强度要设计得高一些。金属构件要用坚固的材料制造，这样可以避免因腐蚀引起的减薄和弱化。细薄的金属构件难于固定塔盘，会导致塔盘脱落和坍塌。

要为进入塔设备和所有的辅助设备检修提供条件。一般的设计原则是，采用常规检修工具就可以容易地拆卸或修理所有的内件和外部构件(阀、传感器)。

人孔

人孔位置

对板式塔，人孔的间距要确保能够充分和安全地检修塔的所有部分。典型的人孔间距是20~30块塔盘。对清洁、无腐蚀的装置可以采用更大的间距，在很短的停车期内要进行大量检修工作的情况使用较小的间距。比如，塔盘需要经常拆卸出来清洗与塔盘不需要清洗或进行内部清洗的塔相比，需要更多人孔数和较大的尺寸。多开几个人孔可让多组工人同时在塔内工作，还可以减少为使工人到达所需位置所打开的塔盘人工通道数目。

对在较脏的装置中操作并有主横梁的特大直径板式塔，应在给定的高度范围内多开几个人孔。但总起来说，在给定的塔上多开人孔并不合算，除了成本费用之外，还需要更大的通道平台、额外的光源，并增大了泄漏源。

在多溢流塔盘上，采用可拆卸的降液管部件要比在给定塔盘高度上多开人孔更实用。

考虑到人孔尺寸，应增大塔盘之间的间距。因此，人孔要设置在进料板上方(此处塔盘

的间距通常是增大的)、最上层塔盘的上方和最底层塔盘的下方。当人孔安装在进料板上时,要具体指定它们的方位和高度,这样可以避开进料分布器和其他内件,也不会妨碍进塔。

为了能迅速进入塔中检查填料塔所有的内件,尤其是分布器和再分布器,都要容易通过。大塔的人孔和小塔的塔体法兰都要安装在所有填料段的上方和下方。

有进料的变径段或者传质部件发生变化的位置上发生故障的概率要大一些,都要预先留好通道。因此,人孔要安装在进料、变径段和传质部件变化的位置上,或者是非常地接近这些位置。

人孔尺寸

标准的人孔尺寸是 18~24in。一般情况下,人孔的尺寸要确保把所有检修/更换的部件或工具递到塔的内部。大的人孔有下列好处:

- a. 允许制造较大的内件分块或横梁,这样可以降低部件的制作成本。
- b. 允许更迅速的安装或拆卸件数更少、尺寸更大的内件分块或横梁。
- c. 出入塔器更容易、更安全,尤其是当必须带上供氧设备时。

在有主横梁的特大塔内,人孔直径需要 36~48in,这样可方便拆卸横梁。通常把横梁的两端焊接在容器外壳上,但在大塔初建阶段并不需打开安装横梁的特大人孔。尽管不在容器的外壳上开孔也可以拆卸横梁,这需要仔细估算特大人孔的经济效益。这些特大人孔的缺点包括:

- a. 很难密封,有更大的泄漏表面积。
- b. 费用更昂贵。
- c. 更难开启和关闭,因为封盖的重量增加,需要更大的吊柱和铰链。
- d. 板间距增加,塔高也随之增加,这是大塔成本中重要的一项。

人孔方位

对板式塔,人孔要安装在相应塔盘鼓泡区域的上方,而不是在降液管的后方。

用来提升塔设备部件的起重机要很容易够到人孔。人孔和它们的检修平台要远离主要的运行管道和其他可能存在的干扰,可用绳子畅通无阻地控制塔内件落下。

进入人孔

从地面上不容易进入人孔,所有的人孔都要配备检修平台。平台要足够大,可让工人们打开和关闭人孔,进到塔内,按需要拆卸进料管、塔盘、横梁等内件。平台要离人孔下部 12 in 到 36in,这样方便进入。通过平台和倾斜的梯子上,可将打开的人孔盖从梯子放到平台上。同时人孔盖应能完全打开而不妨碍栏杆、接管、管道支撑物等。

人孔要安装在内件上方不超过 36in 处,这里可提供合适的搁脚板。例如,人孔离塔底太高时,要在塔内配备梯子,这样工人可以安全地进入和离开塔设备。

塔盘通道板

塔盘的通道板上下应可拆卸,最初检查时检修人员可以打开通道板在塔内上下工作。如果预计要频繁地检查结垢、腐蚀等情况,采用可快速打开的通道板比较合理。

塔盘的通道板要足够大,可以让工作人员和工具通过。同时也要轻,一个工人就能提得起来。参考文献 23 中介绍的最小通道板是 12in×16in,重量不超过 65lb。

通常通道板在塔人孔之间垂直排列成直线,给工人提供了一根畅通的垂直通道,这样可方便地从一个高度向另一个高度传递工具和零部件。垂直排列比交错排列更为可取,垂直排列成直线的塔盘通道,在出现危险时更易于撤离,也更易于从一个标高向另一个标高传递信

息。在检修塔器时，机修工要小心仔细，以免把工具和塔部件掉落到他们下面的工作面上。另外，机修工要小心以免滑落下去，否则他们会穿过垂直排列的通道板跌落很大的距离。

塔盘的通道板应安装在容易接近所有塔板部件的地方。对多溢流塔盘，要在每个流道上都设置通道板。装宽横梁的大塔，需要在工人不能从梁下爬得到的部位上开通道板。

塔盘之间，从最宽的桁架或横梁到下层塔盘的顶部(或泡罩塔盘泡罩的顶部)至少要保留14in的空间，这样就可让大多数工人能从梁下爬到所有的塔盘上。

梯子和平台

必要时在塔内配置梯子，这样就可以全面检查塔内所有的部件。

如果费用合理，用相互连接的人行通道或普通楼梯把多个塔组合在一起。这样可以方便地从它们的平台进塔，更可取的办法是从提供的普通楼板进入所有的塔。楼梯比爬梯更容易攀登，机修工也可以安全地搬运比较重的工具。乘坐连接着楼板和人行通道的检修电梯，可以帮助机修工很快地到达塔内。

在地面、平台、楼梯或爬梯上可以检查阀门和压力、差压、液位和温度控制的传感器。

如果平台只能通过梯子上去，则平台之间的距离不应超过30ft，以避免工人在攀登过程中疲劳。

通过平台接近塔设备的法兰，在以后拆卸塔设备的时候就不需要使用两个起重机了(一个用篮子吊起机修工去卸下法兰，另一个吊起塔设备的上半部)。

换热器

为清洗方便，要将可能会结垢的换热器的表面设计成使检修工容易接近的。这包括冷凝器和重沸器管子及外壳，还包括空冷器的翅片管表面。如果换热器有可拆卸的管束，在换热器的附近要提供一定的空间，这样可以方便拆卸而不妨碍其他设备。

因为停车的代价非常大，通常以产品损失的形式来计量。要考虑把进入塔设备或其他辅助设备的时间缩到最短。比如，用“A”或“C”类顶部封头的大型垂直热虹吸式重沸器，它们只需要打开一个法兰连接就可以接近管束进行清洗。另一种用“B”类封头的，则要打开两个法兰才能清洗。

其它

精馏系统中，要有足够大的空间允许检修设备进入工艺装置。在设备布置时尤其要注意，以保证起重机能够到达塔器和辅助设备。有时，特定的检修设备很难接近泵、压缩机，这时用铰链和吊柱比较经济合算。

实践证明，要合理设计内件、进料分布管或喷淋分布器，可让机修工在塔外拆装它们。这样，在拆装进料管时就不会妨碍安装或拆卸其他部件了。同样，在检修或改造进料管时，不必清理出足够的空间让工人进到塔内。

对有塔体法兰的塔，打开法兰连接处的管路和梯子就能很容易把塔设备拆开。另外，组装塔壳连接部分时，要在连接部位打孔作出标记，这样有助于组装时精确地调整。

实用的检修平台要建在塔设备附近，机修工可以迅速地打开电灯和焊机，启动风动扳手的气源和高压清洗设备的水源等。

由于减压阀比较笨重而且需要经常检查，考虑把它们安装在冷凝器的入口，在顶层的楼板上就可够到，而不必使用起重机从塔的顶端来拆卸。

设计的塔设备内件要有利于自身的拆卸。螺栓和螺帽的制造材料要避免产生咬死和腐蚀，以便能使它们很快地松开。螺帽要在塔盘的上侧和降液管板外侧。塔盘部件要组装在一

起并和支撑圈固定，以避免螺栓孔出现对齐问题。如果自始至终使用螺栓联接，要把螺栓孔开得大一些或开细长的孔，以便装配。

对需要进行化学清洗的结垢系统，在塔设备上要配置足够多的接管和外管道，用于溶剂的补充、循环和排出。

通常要求在流体静力学满负荷下设计塔设备的外壳和底座，这需要在合适的地方进行流体静力学测试。在塔内充满水进行冲洗，对整个容器供水，使塔从基准平面提升到合适的状态。如果蒸汽或其他形式的代替物不能冲走所有的污染物质时，有必要经常冲洗塔器。

为了提供一个安全的工作环境，要在塔设备的积水部位配置排泄口。尽管排泄孔会堵塞，仍然要使用。同样，为了使用合适的清洗技术，操作人员要为进到塔内做好充分准备。操作规程和检修记录里要包括可能出现停滞流区域的记录。

参 考 文 献

23. Thrift, G. C., "How to Specify Valve Trays," Petroleum Refiner, Vol. 39, No. 8, Aug. 1960, pp93 - 94

3.03 易结垢的塔设计

导 言

塔内件结垢的机理各不相同，包括热降解(结焦)、形成聚合物、腐蚀、形成盐类、外部物质侵入等等。

结垢常见的后果就是使塔的操作性能恶化，甚至停车。严重时会导致塔体和内件永久损坏。产品质量和装置处理能力会受到很大影响。

在许多实例中，通过合理的设计和选择内件，可以把结垢的程度和影响减小到最小，甚至避免结垢。这部分内容就是介绍用什么样的设计方法达到这个目的。

内件的选择

无论选择塔盘还是填料，都要依据实际应用的情况、工程经验和用户的意愿来确定。在给出塔盘和填料的使用规格之前，要首先注意下面几点：

a. 要清楚区分结垢和腐蚀。尽管一般情况下两者都会造成结垢，标准的结垢是指堵塞导致流体的流动状态发生变化，而腐蚀是指因流体和设备发生化学作用引起的堵塞。

b. 通常并不将设备结垢的确切本质(即使是已知的)告诉供应商。但如果内件的选择将依赖于供应商的经验，那么切记将已知的结垢特性或可能性告诉供应商。

c. 即使效率较低，用户也应该考虑使用防止结垢的内件。用“低效”内件连续操作比用“高效”内件间歇操作效益更高。设计时安全系数要比常规放大一些。

d. 难以推荐合适的内件时，试试下面的帮助，这也是这一部分内容的总结。

| 内件 | 建议 |
|------|--------------------------------------|
| 所有塔盘 | 不使用受液盘；尽可能避免使用入口堰；至少保持 1.5in 的降液管底隙。 |
| 筛孔塔盘 | 通常孔径等于或大于 0.5in。 |
| 穿流塔盘 | 通常孔径为 1in。 |
| 浮阀塔盘 | 首选笼式(Cage)或固定浮阀。 |
| 填料 | 与供应商共同探讨，分布器很关键。 |

泡罩塔盘
折流塔盘

对易结垢装置不建议使用。
使用倾斜折流板。

塔盘

塔盘设计的基本原理是要保证滞流区或异常的缓流区最小，在这些区域内腐蚀产物积累或局部的停留时间过长会导致热裂解或聚合。塔盘上停留时间分布会受降液板形状的影响，应该尽可能作出改进。建议读者参阅“参考文献(30)”，以进一步了解这个问题的背景知识。在大型降液管内也会存在相对的滞流区，那儿液体的流动慢。设计时要对塔盘面的布置进行仔细研究，特别应考虑入口的流股和进气管的影响。

要遵守下面几条规定：

- a. 避免使用凹形受液盘，这会导致死区，也可能造成腐蚀固体物质的堆积。
- b. 避免使用入口堰。入口堰会导致腐质残渣积累，减小降液管出口面积。
- c. 筛板塔筛孔的尺寸不小于 0.5 in，否则会发生堵塞或部分堵塞。必须注意的是即使直径缩小很少一点(例如到 0.375 in)就会大大增加结垢的可能性。使用大直径的孔不会降低效率。在易结垢装置中经常使用孔径为 1 in 的穿流板。
- d. 在易腐蚀装置中，要特别考虑塔盘的加工。腐蚀会使筛孔塔盘和浮阀塔盘的孔径增大。浮阀塔盘的阀盖会慢慢地跳出。无论是哪种情况，塔盘效率都会降低。
- e. 在某些易腐蚀装置中，腐蚀产物给许多配件如紧固件、螺栓等施加了相当大的力。要检查设备中是否附有销售商、制造商、认可证颁发者推荐的螺栓扭矩计算。
- f. 使用浮阀塔盘时，确保操作时浮阀全开很重要。在部分负荷条件下，浮阀或全开或全闭。要特别注意的是在结垢条件下(例如在铵盐沉积的地方)，浮阀闭合时会逐渐堵塞。要和塔盘制造商讨论有关的操作弹性问题。当操作弹性允许时，最好考虑使用固定阀，而不是会动的浮阀。
- g. 使用浮阀塔盘时，阀盖应该有缺口，以防止阀盖全部与塔盘连在一起。如果不使用这种类型的阀盖，阀盖就会和塔盘紧紧粘在一起。
- h. 通常情况下首选固定浮阀，因为与非固定浮阀相比，固定浮阀的阀腿不容易受摩擦而损坏或受腐蚀的影响。

填料塔

需要仔细研究填料塔内所有的内件结构，最重要的部分是分布器。以下几条在很多情况下可帮助设计所有系统。要注意的一点是，在大部分情况下优先考虑板式塔。

- a. 如果喷射分布器的进料包括循环物流，就必须使用双层过滤器。尤其要注意的是，虽然残留颗粒的尺寸比分布器的孔径要小得多，但是它们会发生结块，最终仍然会导致分布孔堵塞。一般使用孔径为 0.5mm 的丝网过滤器。过滤器可以是双层的。
- b. 重力分布器的排放孔要设计在分布器的底部位置上方，可以防止残留颗粒或腐蚀产物堵塞分布孔。
- c. 合理选择填料的尺寸和排列方式，使残留颗粒的积累减少到最小程度。订购规整填料时，主要结构呈垂直排列的更易于避免结垢物质积累。但要注意的是，这些物质的结垢肯定不可避免，只是从塔的一个位置转移到了另一个位置。
- d. 现代填料越来越多地使用薄型材料。因此，其他内件可以承受的腐蚀会导致填料出很大的问题，特别需要注意金属的加工工艺。例如氧化，这是腐蚀的一种形式，碳钢填料都面临这个问题。当考虑成本不使用合金钢时，要确保处理开、停车过程的操作程序正确

可行。

e. 不要设计太过复杂的内部管件或者其他容易导致堵塞的结构。

f. 要防止组合式分布器内部环境产生腐蚀产物而受到腐蚀。

g. 当经验不足无法确定合适的分布孔尺寸时，最小孔径明显应大于清洁装置的常用的最小值。易结垢装置中应首选 V 型槽式分布器。使用孔式分布器时，一般都设计 V 型槽溢流口。

参 考 文 献

30. "Control of Fluid Flow on Fractionating Trays" F. R. I. Topical Report No. 50, November 20, 1970

3.04 便于安装的设计

导 言

要使蒸馏塔按设计要求正常操作，合理地安装塔内件十分重要。如果塔内件安装困难，安装所需的时间就会延长，不仅增加人工费用，装置停车的时间也会毫无必要地延长。可以通过下列措施来加快塔内件的安装速度：

1. 提供进入塔器内部的便利通道。
2. 提供方便的运输手段，将部件运送到指定地点，包括输送到安装现场和到塔体内部。
3. 简化设计和安装程序以便加速塔内件安装。

只要在塔体和平面布置设计时考虑到相关特点，以上三项目标都可以实现。在以后的章节中将会讨论一部分特点，以及快速安装塔内件的一些想法。

本文目的是说明如何使塔内件安装更简便，不涉及安装的具体步骤，塔内件制造商会为他们的产品提供详尽的安装程序。

容 器

容器设计时应该提供便于塔内件容易进入的通道，其中最重要的问题是设置入口——人孔或是主体法兰。还要提供到达入口的通道，并考虑从地面将物体输送到入口处的最佳方式。

人 孔

人孔是进出容器最常用的通道，它应该设置在塔的顶部和底部，以及塔中部合适的位置上。对于板式塔，通常是每 10~30 层塔盘设置一个人孔。如果是双溢流塔盘，塔段上的所有人孔都应设置在带中心降液管的塔盘上面。对于填料塔，在每个分布器/再分布器处都应设置人孔。

确定人孔的最优个数时必须权衡下面几个因素。增加人孔的优点有：

1. 提供进塔通道 在检修期间，工人可以在每个人孔位置操作。可进出的人孔数越多，塔停车的时间越短。

2. 缩短塔内传送距离 一些部件需要从最近的人孔传送到塔内合适的位置。如果提供的人孔数少，在塔内传送部件的距离就会长，这会降低安装速度，延长停车时间。

每增加一个人孔的有关费用包括：

1. 增加塔的高度和重量 一般的塔盘间距不足以设置一个人孔，有人孔的塔盘间距应为 30~36in(762~915mm)。同时，人孔的孔口和封盖相对较厚，这样会使塔的重量增加。除

非冷凝器和回流罐架在塔上，否则增加塔高会使回流管线、塔顶蒸汽管线的长度和扶梯的高度略有增加，同时要求回流泵的压头略高(如果人孔设在提馏段，还要增加进料泵的压头)。塔底部需要增加壁厚以保证塔高增加后仍能满足设备的强度要求。在计算塔的基础和支撑时，必须将增加的高度和重量都考虑进去。

2. 增加进入人孔的通道 通常，这就意味着增加足以方便从人孔进出的人平台。

人孔一般设在塔器壁上，但在某些情况下人孔设在塔顶封头上可能更方便些。塔壁上的人孔可排成一条直线或接近一条直线，并且面向工厂的开阔地带，如空地或小路。为安全起见，人孔盖通常用吊柱或铰链固定。人孔盖应该可以向扶梯方向转动，并且能完全打开——孔口附近不宜安装管线、仪表等，否则它们会妨碍打开人孔盖或进入人孔。

设置合适的人孔尺寸会大大简化塔内件的安装。大多数人孔直径一般为 24in (610mm)，有时也有 18~20in (457~508mm) 的。确定最佳人孔尺寸需要考虑几项成本因素，人孔越大，允许塔盘及分布器的分块设计就越大，这可以减少在塔内运输的部件个数和紧固件个数，缩短了安装时间。但是，除了特殊情况以外，人孔尺寸不宜超过 24in (610mm)，这是因为分块过大传送起来不方便。人孔增大所增加的费用还受塔的加工和压力等级的影响。同时，人孔直径增大会增加塔高，产生前面第 1 点中列出的所有与费用相关的因素。

另外，无论尺寸大小如何，订购塔内件时向生产厂商提供确切的人孔尺寸都至关重要。人孔的公称直径一般对应于人孔的外径，但是很显然，设计内件时对人孔内径更感兴趣，如果塔内有涂层，那就必须十分小心，要确认塔内件分块可以通过的人孔直径尺寸与通报给制造商的一样。塔内部件做得过大，无法通过人孔，就必须进行修改，这样会增加很多费用，浪费很多时间。

主体法兰

打开主体法兰，用吊车吊起塔顶也可进入塔器内部。这种方法对不易进入的小型塔很常用，但也适用于直径较大的塔。它允许塔内件做成较大的几块(如果需要，甚至可以做成整块)。对于需要将塔盘焊接在支撑圈上的塔，通过主体法兰安装降液裙板时需要特别注意。

梯子和平台

工人们进出人孔或主体法兰时需要设置通道，最常用的方法就是在每个人孔或主体法兰下面安置一个平台，扶梯用螺栓或卡子紧箍在塔器上。在美国，职业安全与健康协会(OSHA)要求平台之间的梯子高度不能超过 30ft (9.1m)。如果只是为了遵循 OSHA 的规定，可以采用小型平台，但为了满足实际需要平台应该做得足够大。

对于在室内安放的塔，工人可以直接从楼板进入塔内，在这种情况下，设计者应注意人孔的位置，例如在楼板上方约 3~5ft (0.9~1.5m) 处为宜。

吊臂

为了把需要安装的塔内件和其他物件从地面提升到平台，通常在塔顶安装吊臂(如果安装现场有足够高的吊车，也可以不用吊臂)。在炼厂，因为停车期间有许多塔要进行检修，所以吊臂使用很频繁。

吊臂架有时安装在容器内部靠近塔顶的地方，在停车期间用来在塔内进行部件传输，也方便于转移受伤的工人。

有关塔器设计的其他考虑

首先，对塔体的不圆度应给予考虑。有关事例曾经报道过，即使是对直径较大的塔，如果不圆度达不到要求也会使塔盘不适用，因为塔盘设计、安装是以假定塔盘圆度符合 ASME

圆度公差为条件的。如果认为塔体不圆，当购买塔内件时，应该向塔内件厂商说明。

有些散堆填料塔在填料床层的底部附近使用了一种大型管口，可以将填料倾倒出来。后来，随着真空卸料车的出现，可以直接从塔内卸掉填料，这种设计也就逐渐不使用了。

对直径小的塔也需要特殊考虑。小塔输送部件通常是通过主体法兰，有时在重要部件附近也会提供一些手孔，这样在不拆卸塔体的情况下就可以进行清洗或检修。如果塔内每层塔段的塔盘或规整填料都是单独的一块，那么塔壁必须是平滑的；分布器支架不能使用支撑圈或夹箍，塔器出入管线的接管不能伸入塔内。

装置的布置

安装塔内件时，应结合工厂设计和管线布置的一些特点，简化安装。塔址应选在靠近开阔地带处，例如靠近空场或小路。如果安装需要吊车，可以使用这块地方停放，安装之前也可以在此堆放塔盘或分布器。内件供应商一般也希望有地方来有序地堆放部件，以确保装配时找到合适的零部件，并按正确顺序安装到塔内。

如果以主体法兰作为入口，那么在主体法兰周围的管线应该采用法兰连接或是采取便于拆卸的连接形式，穿过法兰的电缆线在法兰附近应设有接线盒。

塔内件

塔内件设计时综合考虑到一些特点，也可以加速安装程序。

通道板

制造塔内件通常需要分成几块，这样不仅要通过人孔，也要通过通道板。通道板是每层塔盘上的人工通道，可以从塔盘上方或下方打开。通道板一般设计在一条直线上，即每层塔盘上的通道位置与上面塔盘的通道位置相同。当所有的通道都打开时，就象开了一个“竖井”，它为工人出入和物料输送提供了具有最大的通道面积。有时，为了尽量减少工人可能坠落的距离，通道不全设计在一条直线上，也就是说，层与层之间的人孔是错开的。这样虽然每层塔盘的开启面积很大，但实际的“竖井”面积并不很大，有时大约每 10 层塔盘就交错通道位置。对需要经常出入的塔，还可以采用能快速开启的通道，每个快速开启通道仅用几个重载紧固件固定，所以比普通通道的开启速度快。

紧固件

塔盘通常是用卡子固定在支撑圈上的。卡子上的螺栓可以是分体的，也可以是焊接在卡子上的。如果螺栓焊在卡子上，螺栓顶部应有一个螺丝刀的插槽或者其他带方向的记号，这样一个工人就可以单独在塔盘上安装紧固件；如果螺栓与卡子是分开的，则需要两个工人一上一下地一起安装。分体式设计的费用较低，还可以单独更换螺栓，但安装费用要比单体的高。

用带摩擦作用的垫片紧固件固定塔盘，或用直通螺栓固定塔盘。如果将螺帽焊在塔盘下面或焊在桁架外侧，固定塔盘的安装工作可大大加快。在介质腐蚀性较大或物料较脏的装置内，需要经常更换上螺栓的部件，因此不适宜采用焊接螺帽的方法。塔内件厂商推荐的塔盘紧固件一般只带一个螺母(通道紧固件除外)，只有对严格要求的装置才用两个螺母。

增大紧固件间距可以降低安装费用。但不提倡这么做，因为需要综合考虑塔盘或分布器的防泄漏性能及结构完整性。所以最好要求制造厂标明紧固件的个数和具体位置。

其他有关塔内件设计的一些考虑

如果用支撑梁来支撑塔盘或其他内件，安装过程还要更复杂些，至少在支撑梁两侧应设置通道板。

如果支撑梁或其他内件(如一个分布槽)的跨度为整个塔径,那么人孔的管口不应内伸入塔,否则会妨碍部件送入塔内。

如果使用桁架结构,人孔的公称直径又小于塔盘间距,就需要设计加大的人孔,以免在塔内组装或拼接桁架。

在安装塔内件时,某些塔内件的结构尺寸差别很细微时就很有可能会装错,例如具有不同开孔面积或用不同材料制造的筛孔塔盘或分布器。尽可能将部件设计成相同的尺寸以简化安装步骤,当差别很关键时,就应该将零件个数和材料种类清楚地印在每个零件上,然后将塔盘或分布器堆放在地上松散拼装。另一个好办法是将一类塔盘全部安装完后再打开装其他类型塔盘的箱子。

进行检修安装时(如同类零件替换),必须注意所购零件的尺寸是否和所需零件的尺寸一致,特别是对从其他途径(不是原供应商)获得的零件。压紧垫片必须足够大,以便刚好覆盖两块塔盘块;卡子的唇片要长到可以夹到支撑圈边缘上;替换的浮阀则应具有合适的阀片厚度和阀腿长度;泡罩/升气管配件应尺寸相宜,并能提供所需的齿缝面积;用作替换的散堆填料应该尺寸合适。

使用合适的工具会大大提高塔内部件的安装速度。如果使用气动扳手,它会控制扳手的扭矩,防止紧固件拧得过紧。如果在现有的浮阀塔盘上安装新型圆阀,则应遵循厂商的建议伸开阀腿,并用厂商提供的工具完成这一任务。如果安装的是规整填料,在安装每层填料的最后一块填料时要用合适的套箍。

尽可能使用模板能提高塔盘的安装速度,工人们依靠模板定位,如相邻塔盘块的筛孔间距,可缩短塔盘拼接定位的时间。模板也可用于设定板间距、降液管底隙和堰高等。

在现场应尽可能避免焊接内件,特别是应避免密封焊接。如果不加选择地进行密封焊接会浪费时间,不必要地延长停车时间。

当采用密封焊接部件时,应考虑使用有向螺栓。有向螺栓的优点是能确保所有部件在焊接前都按顺序排列,缺点是必须采用密封焊接。

对于填料塔,有一个好办法即通知内件供应商,将内件运往塔体制造车间安装。

装置塔的新安装

对塔内件在安装过程中的操作和检修已作了很多讨论。主要是由于停车检修期间安装时间是很关键的。在新装置建设期间,塔内件很少严格按照规程安装,往往采取一些措施来加速安装。例如,供应商制造好塔器后,可以直接在厂内安装塔盘,当塔器完全装配好后送货。一旦塔器安装定位后,应打开塔内通道并检查安装情况。塔器厂商也可以安装填料塔内构件,但一般不提倡这样做。对散堆填料,应该在塔安装好后向填料塔内倾倒入料,这样可以使填料床层的不均匀度降至最低。在运输过程中,对塔内的规整填料可能会被挤压或变形。当安装分布器校平时,塔器必须采取立式。

安装顺序

如果在安装塔内件时,有另一组工作人员同时在塔外工作,预先将塔盘或分布器的部件分配成堆放置,那么塔内件可以安装得更快。在塔外将零件松散放在配套的塔盘或分布器上,当安装人员需要时,用起重机将部件吊入塔内。这一程序可以确保正确、快速地提供零件,并按顺序进行安装。

塔内件的安装顺序一般为:

1. 放置降液管部件;

2. 安装降液管；
3. 安装离塔中心最远的塔盘；
4. 安装离塔中心最近的塔盘；
5. 安装通道板。

这一顺序通常可以将部件安装的返工量降至最低(例如密封垫片安装不合适,等等)。同时应该尽可能遵循厂商推荐的安装程序。

安装公司

加快塔内件安装的另一办法,是将安装工作交给安装公司去做。大多数塔内件供应商都下设有安装机构,他们是安装塔内件的独立公司。现场服务工作队在安装部件方面明显比炼厂或化工厂的检修人员更有经验,他们还配备有专门的安装工具。制造商下属的现场服务机构在出现问题时可以快速派员到达现场。

3.05 仪表设置

引言

安装仪表的目的是:

1. 提供稳定的操作条件;
2. 确保各流股符合精馏分离指标;
3. 减少精馏工序的操作费用;
4. 提供塔的诊断数据;
5. 帮助蒸馏塔操作人员开、停车;
6. 帮助操作人员摆脱塔的失常情形,恢复正常。

尽管正常的精馏塔操作需要的仪表数极少,但是有时为了便于故障诊断和消除操作瓶颈,还是需要增加一些仪表。由于增加仪表导致费用很高,所以常预先设置一些管口和温度计套管,以便在增加仪表的时候可以不改动塔。有关内容可以参考《设计实施手册》中的“故障诊断”一节,其中论述了仪表在故障诊断中的配置及用途。

“仪表提供的信息对塔的控制和操作是必不可少的。但有时错误的信息也会使操作人员,实施错误的操作(或控制回路),造成塔的不正常运行,产生错误的判断。”⁽⁴⁹⁾

设计仪表连接应避免受水力学干扰,以避免发生测量错误或仪表故障。H. Kister 列举了仪表连接中的 12 条注意事项,见文献 123~125 页。⁽⁴⁹⁾

灵敏传感器的精度很高,大约是普通传感器的 3 倍,可以自动补偿环境温度和操作压力对传感器输出的影响,它们的检修费用很低,是一种上佳的选择。

压力测量

基本的压力测量应包括全塔压力降和塔顶压力,此外,还可附加的压力测量包括各塔段的压力降、回流罐压力,有时也包括重沸器的蒸汽罐压力。当压力降偏高时操作出现问题的讯号,因此测压有助于发现高压力降的填料塔段或塔盘。在真空塔或一些混相管线中,常常通过温度测量来估计组成,在温度传感器附近也应设置压力传感器。有了准确的压力和温度测量值才可以准确估算组成。

H. Kister 列举了 7 条有关压力和压差测量连接的注意事项,见文献 130~134 页⁽⁴⁹⁾。测压点一般要避开高汽速、高液速位置,以及雾沫夹带容易进入测压管线的位置。

测量冷凝蒸汽的压力，如水蒸汽压力时，应在与压力表连接的测压管线上安装波纹管（见图 3.05-1），以便产生并保持液封。液封可以防止蒸汽冷凝形成真空，引起压力波动，以至损坏压力表。

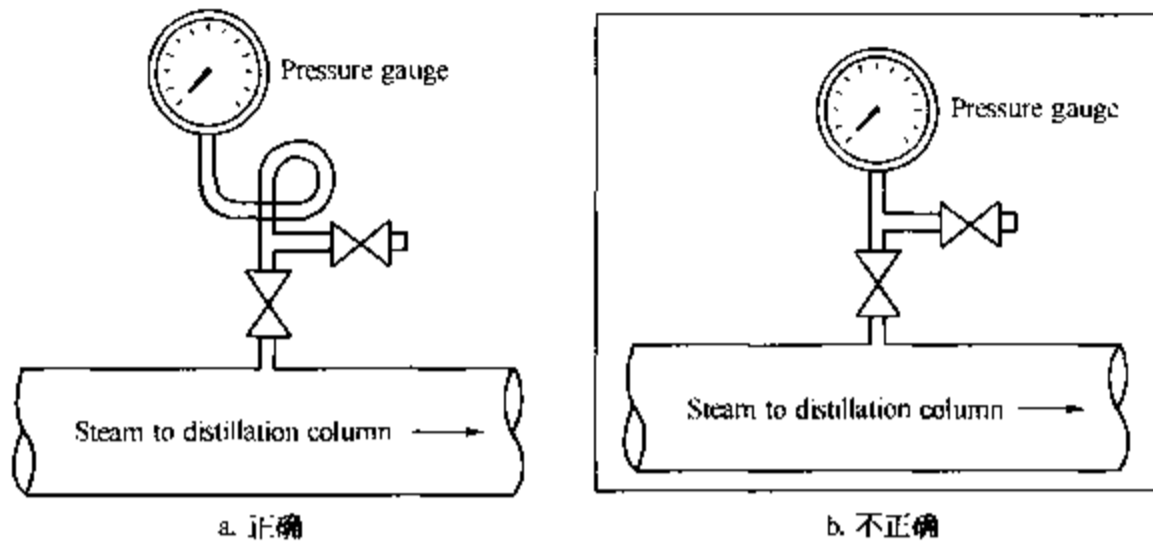


图 3.05-1 蒸汽压力测量的安装方式

塔顶测压接头通常设置在蒸馏塔顶部封头上。当封头顶上安装困难时，可以考虑在侧面安装。有时将测压点设在塔顶管线上，当测压元件靠近设备顶部的管线时，可将测压仪表安装在管线下方，以方便于读取数据。但是，这种安装方式要注意避免液体积聚到传感器管线中去。（见图 3.05-2）。

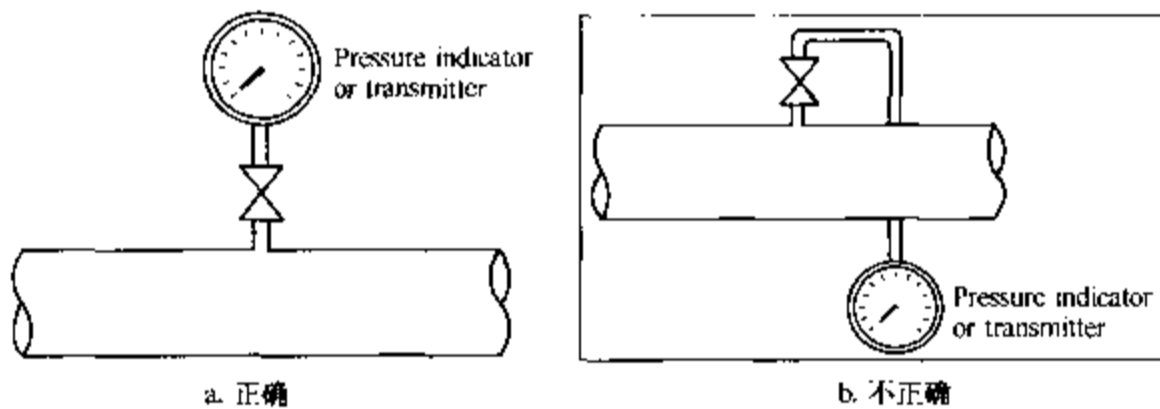


图 3.05-2 压力表的安装方式

当测量几组塔盘或一段填料床层的压力降时，可以使用压差传感器，也可以使用两个压力计指示压差，图 3.05-3 为塔段压力降测量装置。当所测压力降小于绝对压力的 10% 时，应当选用压差传感器。压差测量接头不应设置在塔顶蒸汽抽出管线上，因为在塔顶管线测量的压力降不仅仅是几组塔盘或填料床层上的压力降，还包括塔顶管线的入口压头损失，以及流体流过测量接头时因速度变化引起的误差。

常用压力计的精度约为量程的 $\pm 0.5\%$ 。对一个在 100psia(6.9bar) 压力下操作的塔而言，在塔顶和塔底分别使用一个量程为 150psi(10.3bar) 的普通压力计，来测量 5psi(0.34bar) 的压力降，其绝对误差为 $\pm 1.5\text{psi}(0.1\text{bar})$ 。普通压差传感器的精度约为量程的 $\pm 0.5\%$ 。那么用量程为 10psi(0.69bar) 的压差传感器测量 5psi(0.34bar) 的压差，其绝对误差为 $\pm 0.05\text{psi}(0.003\text{bar})$ 。灵敏的压力传感器的精度约为普通传感器的 3 倍，如果在这个例子中使用灵敏压力计，则其绝对误差为 $\pm 0.5\text{psia}(0.03\text{bar})$ ；如果这个例子中使用灵敏压差传感器，则其绝对误差为 $\pm 0.02\text{psia}(0.0014\text{bar})$ 。

对于汽相密度较高的塔来说(如脱丙烷塔),测量它的塔盘压力降与真空塔不同,蒸汽的静压头比流体流动产生的压力降要大得多,所以应该考虑预先给传感器一个输出信号来消除蒸汽的静压头读数。

当用压力计测量高真空系统时,最好采用绝对压力计(膜盒式)。因为普通压力计是参照大气压来测量压力的,而大气压每天都在变化,使用绝对压力计就可避免这个缺点,它有自己的固有的标准。

当采用单个压差传感器来测量压力降时(见图 3.05-3 上图),传感器与塔底相连的接管必须足够大,能排放和放空适当的物料。对连接管保温有利于避免过度冷凝,但如果蒸汽冷凝温度高于环境温度,即使保温也会存在冷凝问题,所以对连接管进行伴热或气体吹扫非常必要。

图 3.05-4 显示了与测压点位置相关的问题。在图 3.05-4a 中,流体流过塔内的拱起的金属焊接点时流型会发生变化,导致压力读数降低;图 3.05-4b 则表示由于管道弯管处流动的干扰造成压力读数错误;图 3.5-4c 则为正确的压力测量方式。

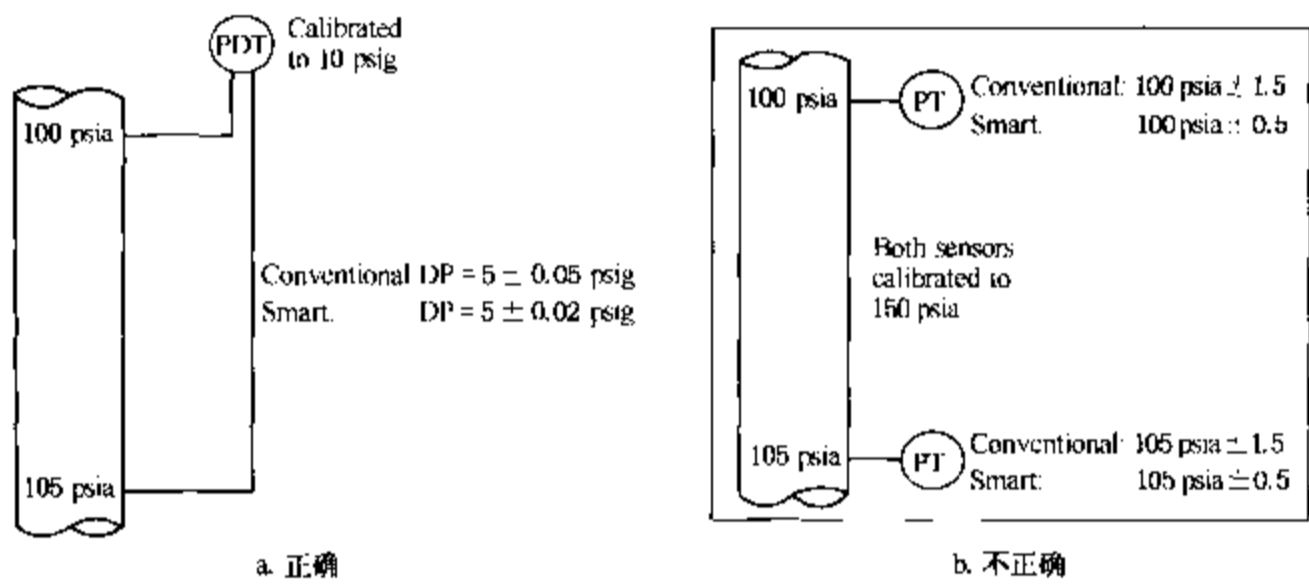


图 3.05-3 压差测量的安装方式

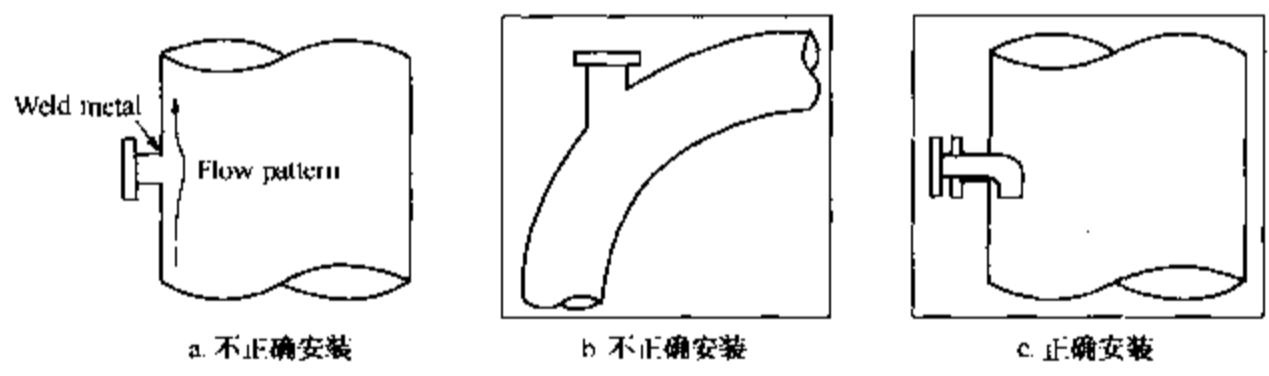


图 3.05-4 压力计接管的安装位置

温度测量

通常,温度测量应该包括塔顶和塔底温度、回流罐温度以及所有进料和侧线抽出的温度。对于单相进料,尽可能把测温点选在塔附近;对于两相进料,最好把测温点选在单相存在的最后位置。如果在这点的下游有加热或冷却,那么建议对两相流同时进行温度和压力测量。这样做也能确保获得更准确的进料热焓值,以供对塔进行能量衡算。另外,对两相进料物系进行温度测量,应该和压力测量在同一管线上,并靠近测压点。

进行温度测量是为了对塔进行更好的控制，因此应该安装足够多的温度计套管，把对塔的操作较敏感的点都包括在测量范围中。对于新塔，可以通过塔的动态模拟或给稳态模拟一个波动来确定温度灵敏点。设计者需要考虑将来操作中所有可能发生的情况。对于现有的塔器，分析塔的稳态操作以及操作恶化时的温度分布就可以获得温度灵敏点的位置。温度灵敏点指的是温度变化较快，对塔操作监控最有用的位置。另外的测温点应选在最敏感测温点的上方和下方，因为实际的塔很少能完全按设计操作。另外，还应考虑按合适的间距安装一些温度计套管，对不敏感的塔段温度进行测量。这样就可以在相同的进料和分离条件下，对塔的实际温度分布与模拟分布之间更好地进行比较。

测量温度时最好测量液相温度而不是汽相温度，这对有些设备例如炼厂分馏塔的中段回流尤为重要，因为塔盘上汽相温度与液相温度是不同的。塔盘上最佳测温点的位置要靠近降液管底部，并接近降液管最宽处(见图 3.05 - 5)，如果在降液管内设置测温点较困难的话，可以把它设在塔盘的液体中，但是要避免温度传感器探头与过冷液或过热汽体接触。

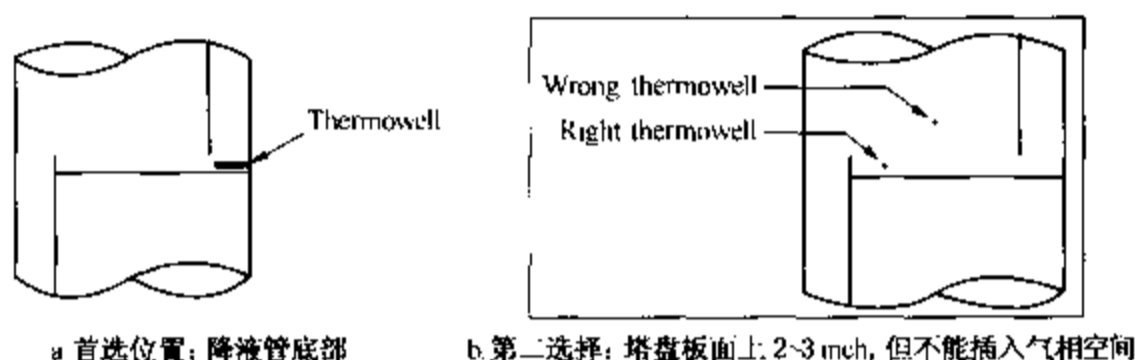


图 3.05 - 5 测量塔盘上液体温度的热电偶位置

在测温时通常需要测量塔顶的汽相温度，以便得到真实的塔顶温度，例如没有受到冷回流影响的汽相物流的温度。在直接换热设备中，如催化裂化排出的过热蒸汽降温或炼厂循环回流的冷凝，都需要测量汽相温度。评价传热效果或保护下游设备不受过热温度影响，都需要测量蒸汽。在直接测量蒸汽温度的地方，要绝对避免热电偶与液体接触。温度传感器对汽相温度的反应比对液相温度要慢一些。

测量离塔的汽相温度时，一般将热电偶安装在塔顶出口的汽相管线上。有些塔器安放在室内，汽相管线接近天花板，而将温度计套管置于管线底部以方便查看，但实际上由于管线底部的冷积液会使得测量的温度值不正确，即使管线倾斜安装也不行(见图 3.05 - 6)。重要的是不要将温度计套管装在管线底部，还应设置保护罩防止热量损失。

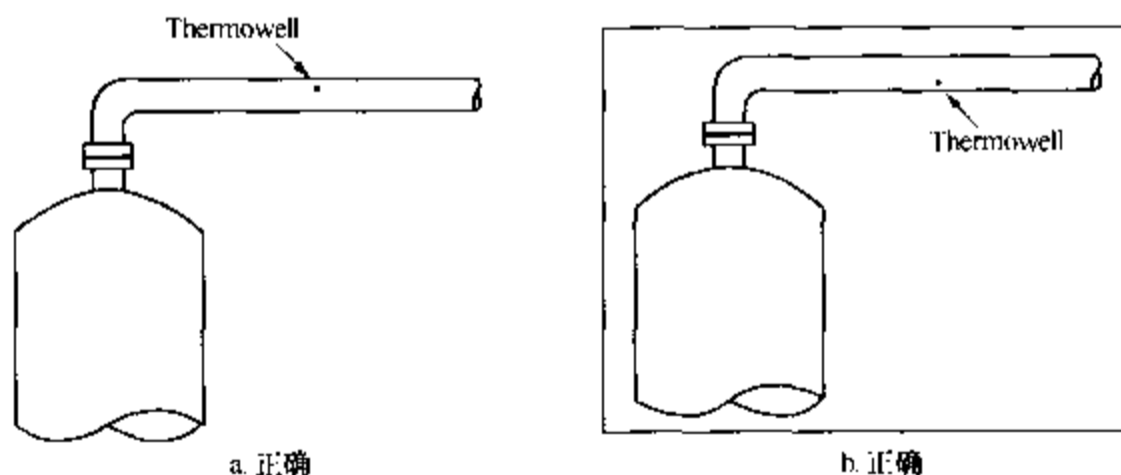


图 3.05 - 6 测量塔顶蒸汽温度时的热电偶位置

(注：装在封头顶部更佳)

液位测量

失去跟踪液位常常会导致塔的操作不稳定，是塔操作恶化、设备损坏的首要原因⁽¹⁾。

对塔釜、回流罐和冷凝罐都需要安装液位计。在填料塔液体收集器和液体分布板中安装液位计，对蒸馏塔故障诊断也很有帮助。通过设置高液位开关还可以避免液面淹没蒸汽管线入口，造成塔盘损坏或将底部填料支撑圈抬高。

塔底液位测量点设置，而在不受高速流股干扰的位置。当塔底液体为热敏物质时，希望塔底的液体量尽量少一些。有时两个传感器测试点中的一个，设置在从塔到重沸器的液体管线上(见图 3.05-7)。如果管内流速很高，会造成低压检测点显示的压力降低，使液位读数发生偏差。

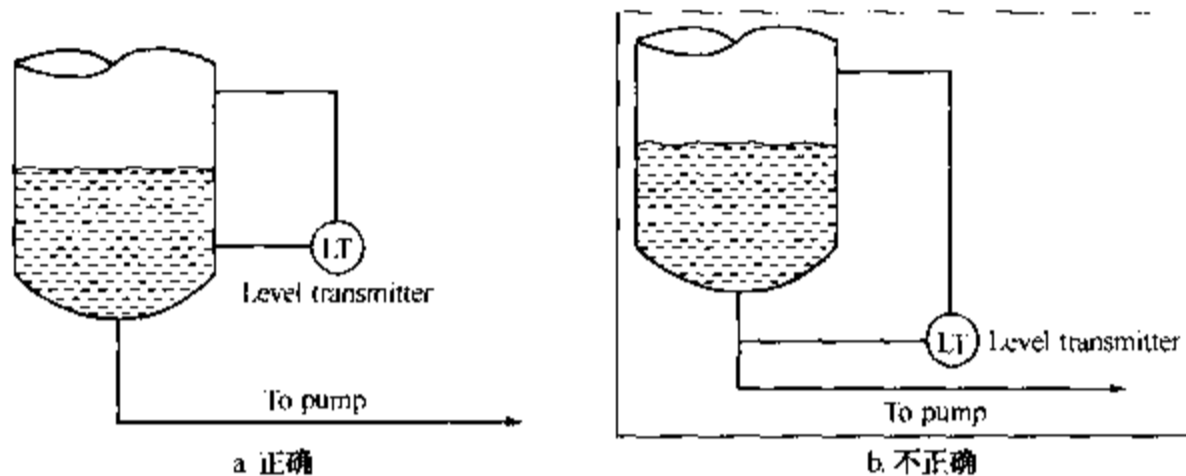


图 3.05-7 塔釜液位计接管的安装位置

在液面波动程度较大的塔里准确测量液位很困难，一般采用缓冲罐或抑制器来解决这个问题。强制循环重沸器在大流量下操作时，液体的湍动程度会加剧。图 3.05-8 为用缓冲罐和抑制器测量湍动液体液位的结构图(由于液体高速翻转，造成集液罐内液面波动)。这样得到的液位读数较准确。用传感器输出阻尼代替设置缓冲罐或抑制器的方法也是可行的(传感器可以直接连在塔的液位测量接头上)，其缺点就是对液位的变化有滞后现象。

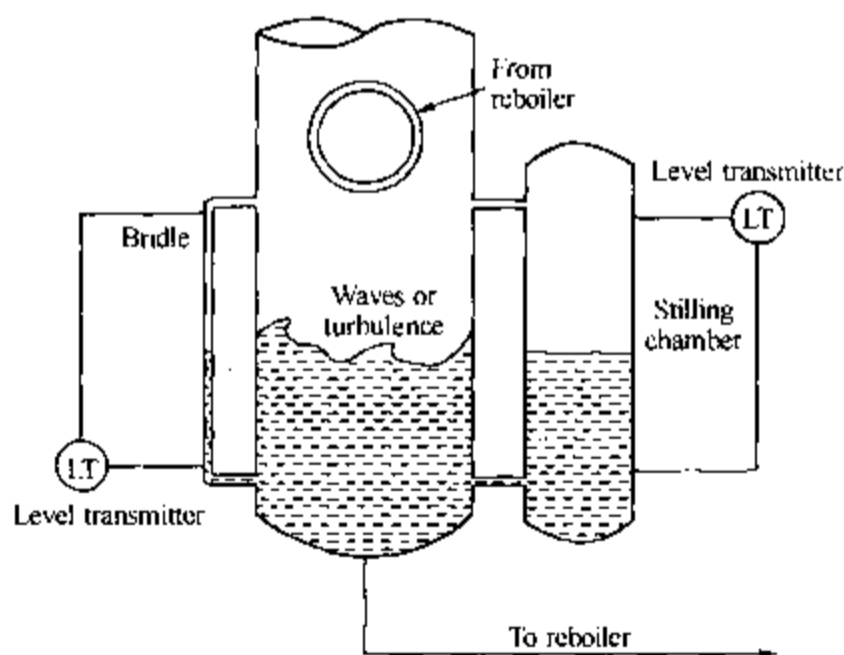


图 3.05-8 缓冲罐和限动器的使用

如果对缓冲罐或抑制器内的液体加热或保温，夏天液体会沸腾；如果不加热和保温，液

体在冬天会结冰。所以一般夏天不加热，到晚秋再恢复加热。

液位测量的高点和低点之间的距离至少应有 12in(300mm)高。对大塔最好增大测量点间距，以便处理液面上的波浪、湍动和泡沫。测量点间距一般大于 12in(300mm)，以便提供足够的缓冲容量，缓冲容量一般按工艺操作或控制要求而定。

H. Kister 列举了液位测量中的 11 条注意事项，见文献 125 ~ 130 页。⁽⁴⁹⁾

流量测量

理论上流量测量应该包括所有的回流和所有进、出物流的流量，这样才能建立完整的物料和热量平衡。为了建立热量平衡，对重沸器和冷凝器中加热/冷却介质的流量测量也是必不可少的。

流量测量元件一般设在液体压力最高、温度最低的地方，这样做可防止在测量元件处形成汽泡，影响流量读数。通常，将它设在泵的出口到下游流量控制阀之间(见图 3.05-9)。如果在这段管线中有冷却器，如塔底产品冷却器，则流量测量元件应在其下游。如果使用孔板流量计，那么必须保证上游有足够的直管段，使得流体速度分布均匀。有关管线上流量测量部件的安装情况见《Perry 手册》中第 5 章⁽⁸⁸⁾。

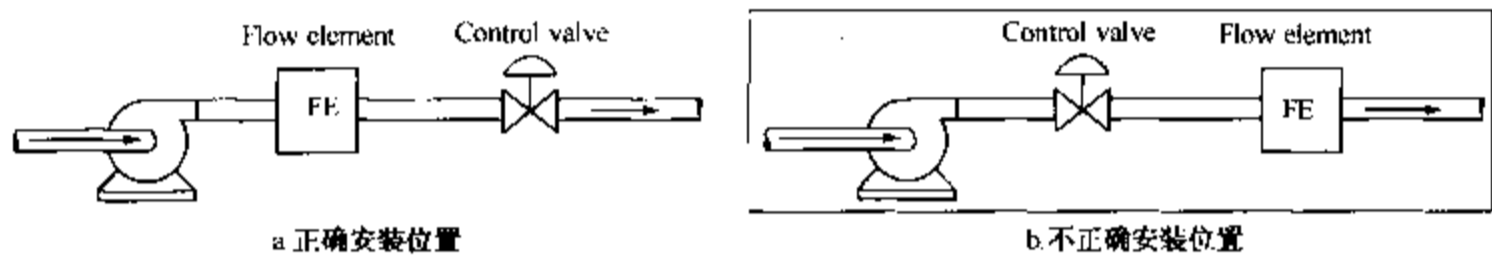


图 3.05-9 流量测量元件的安装位置

在重力回流管线上安装流量测量元件时，应该设在管线较低的地方，使管内充满液体。图 3.05-10 表示了重力回流系统中安装流量测量仪表的正确方法与错误方法。同时，对不设泵的塔或加压塔塔底产品流量测量也要特别注意。如果设有塔底产品冷却器，那么流速测量部件应安放在其下游，这样可以避免液体流过测量元件时产生汽泡；如果没有底部产品冷却器，把流量测量元件安装在低于塔釜液位的下限处，把从塔到流量测量部件的压力降降到最低。当塔底的液位较低时，经常检查流量测量部件内是否形成气泡。

报警和停车

当控制仪表的测量值过高或过低时就会产生警报。通常当控制仪表有故障时也会响警报，所以不妨为警报器设置一个单独的传感器。当测量点至关重要时，还要安装一个独立的仪表。所谓至关重要的仪表是指关系到单元操作安全性的必须正常工作的仪表。通常关键的仪表并行设置两个测量点接头。如果在一个测量仪表发生故障，塔器无需停车。

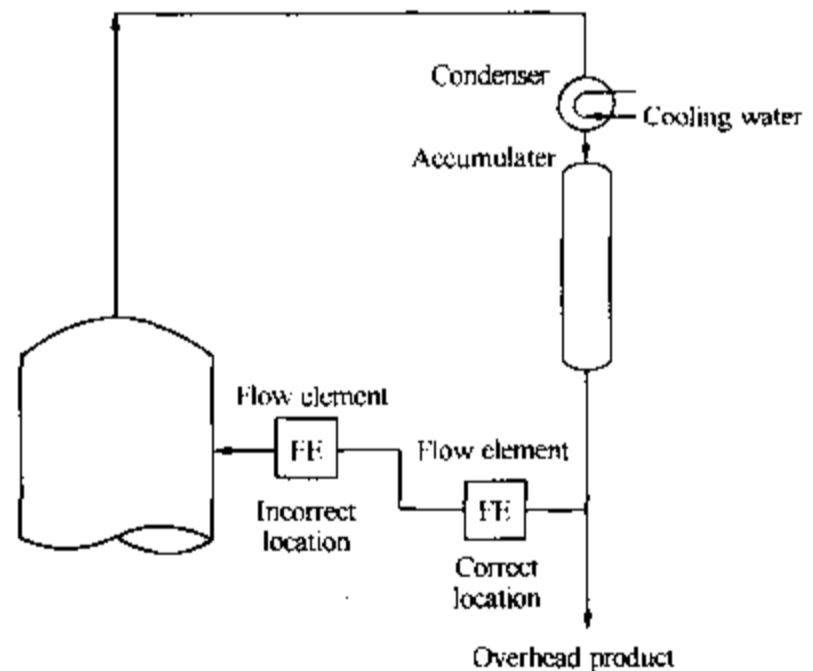


图 3.05-10 精馏塔盘力回流的流量测量方式

(注：在管线的较低位置测量流量)

参 考 文 献

49. Kister, H.Z., "Distillation Operations", McGraw - Hill Book Company, New York (1990).
88. Perry, R.H. & D.W. Green, eds., "Perry's Chemical Engineering Handbook", 6th Edition, McGraw - Hill Book Company, New York (1984).

3.08 尺寸公差

导 言

尺寸公差对塔内件的安装和制造费用的影响很大。同样，对塔的操作性能也影响很大。在各种塔内件尺寸上应用紧密配合公差时，设计者必须要审慎。在规定每个尺寸公差时，设计者必须考虑到它对塔内件总体性能以及机械完整性的影响。简而言之，每个尺寸公差的值要在保证塔内件性能的前提下尽可能大且可行。

定义尺寸公差最常用的方法是“加或减”(±)一个特定值。安装人员、检查人员、制造人员和工程人员可以用不同的方式来解释这种表达方法。必须要设法使所有的人清楚并理解该定义。例如，如果降液管的底隙定义成 $2" \pm 1/8"$ ，降液管的底隙可以从 $1 7/8"$ 变化到 $2 1/8"$ ，或者说从高到低的总偏差为 $1/4"$ 。

1998年，F.R.I. 在会员中进行了一次尺寸公差的调查，本节内容即为该调查的分析记录。总的来说，调查结果不尽如人意。87家会员中只有19家返回了调查表。但是无论如何，有这样数量的调查表已经可以说明有关尺寸公差的应用情况。图

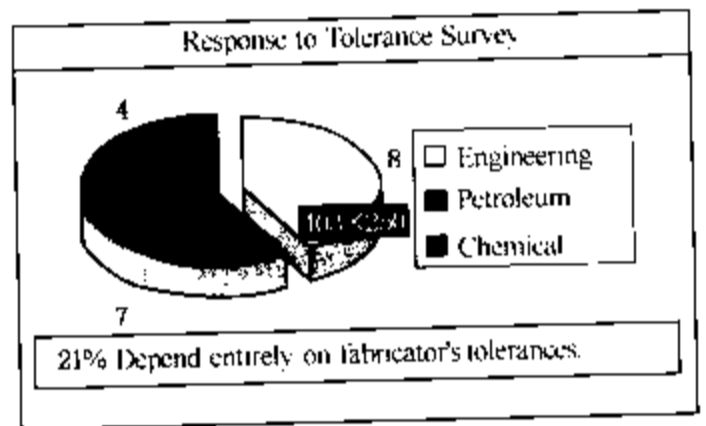


图 3.08 - 1 调查表返回情况

3.08 - 1 所示为不同行业返回调查表的分类情况。在返回调查表的八家工程类公司中，只有两家属制造类公司。

十九家会员中，有四家会员完全依赖于制造商的制造公差，表格中所填的内容很少。这仅代表调查表中 21% 的情况，也可能反映了 F.R.I. 会员中不使用公差的真实比例。这四家公司中两家属于石油工业类公司，另两家属于工程类。

塔 盘

塔盘水平度公差

安装不水平可能会对塔盘的性能产生很大的影响，必须仔细考虑塔盘的水平度问题。本次调查结果，与二十世纪 80 年代初期进行的一次有关塔盘水平度的小范围的调查结果很类似。在 1.11.2 节“塔盘水平度”中，根据来自八家会员的调查显示，塔盘安装所允许的水平度从最大值到最小值是线性分布。新的调查则显示会员们所允许的公差上下限差距变大了。水平度公差的标准也变化了很多，在大部分情况下，塔径增加时，标准会有一个阶跃变化。有一家会员以方程的形式给出了标准，塔径则是方程中的自变量。有两家会员不论塔径大小，均采用同样公差。图 3.08 - 2 是调查表中水平度公差的数据分布，这里不区分塔盘类型，指的是所有类型的塔盘，如筛孔塔盘，浮阀塔盘和穿流塔盘等等。

塔盘挠度

在这一项上各家会员所给出的部分或全部技术规范中，尺寸公差相差很大。但是，大部分规定的尺寸公差与塔径有关。在返回该项目调查内容的 16 家会员中，有七个单位将挠度定义为塔径除上一个常数，这个常数的取值范围从 1000 到 667，平均值为 900(图 3.08-3)，这个常数采用长度单位。有一家会员将塔盘挠度的公差定义为塔盘板块直边长度(跨度)的函数，公差对塔盘的有效区和入口区都适用。

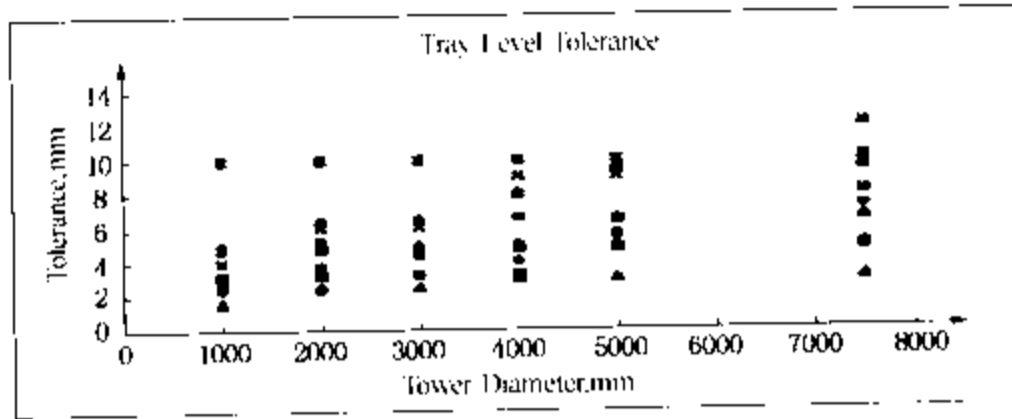


图 3.08-2 塔盘水平度公差分布

出口堰

调查要求给出出口堰水平和垂直两个方向的公差。60%的会员给出了以上两项。有趣的是大多数石油公司给出了两项，而大多数化工公司只给出了水平方向的公差，大多数工程类单位只给出了垂直方向的公差。至于可调式出口堰，只有 35%的会员大多数情况下使用可调式出口堰(图 3.08-4)。所有给出的垂直方向的公差都在 ± 1.5 到 3mm 之间。给出水平方向公差的会员中，有 76%会员给出的公差在 ± 1.5 到 3mm 之间。有一家会员将出口堰垂直方向的公差按塔径大小分为三档：

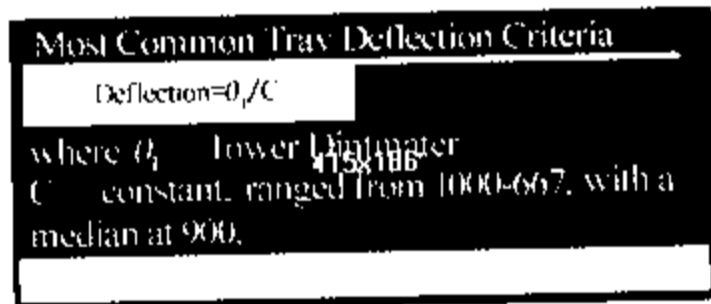


图 3.08-3 最常用的塔盘挠度标准

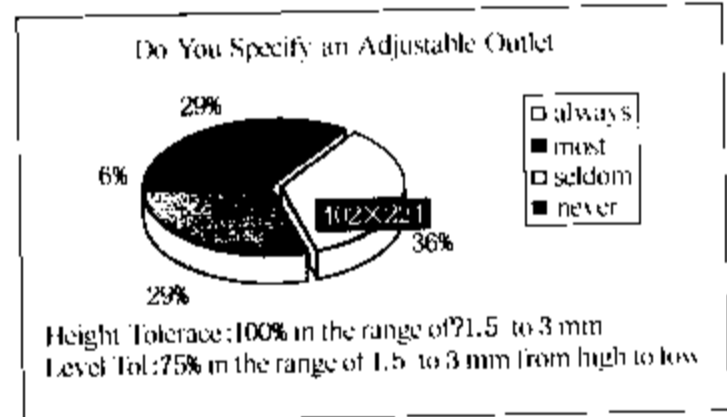


图 3.08-4 使用可调堰的情况调查

入口堰

十六家会员中有四家没有定义该项公差。对入口堰公差的规定和出口堰的比较相似，总结如下：

1. 高度公差：所有调查表中，高度公差都在 ± 1.5 mm 到 3.0mm 范围内。

2. 水平度公差：从最高点到最低点的偏差大多数在 1.5mm 到 3mm 范围内，有一家的规定是 4mm，另一家则是 6.4mm。

降液管底隙

调查中要求给出水平度公差和底隙公差两项，只有 29%的会员同时规定了这两项公差。

两家分别来自于石油类和工程类，另一家来自于化工类。对可调式降液管底隙的调查表明，只有19%的会员经常使用可调式降液管(图 3.08-5)。在提供了降液管底隙公差的会员中，有91%的会员将公差值规定在 $\pm 3\text{mm}$ 范围内。在提供了水平度公差的会员中，有71%的将该值规定在从高点到低点3mm的范围内。

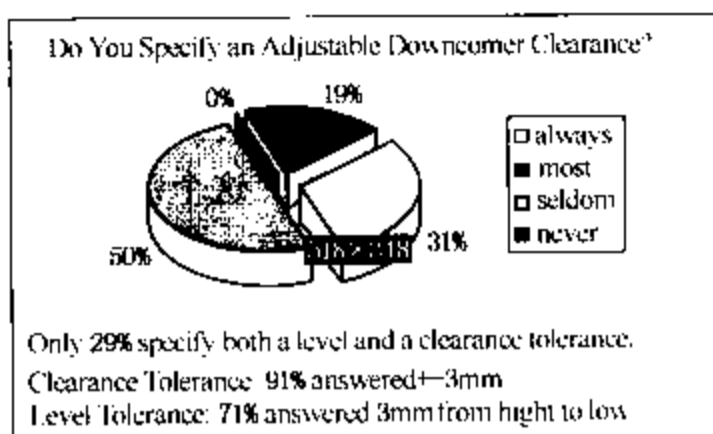


图 3.08-5 可调式降液管的规定方法

降液管宽度

调查显示，半数以上的会员没有该项公差而依赖于制造商。另一半会员则给出了各种各样的公差值，有一家会员还给出了非常详尽的一套标准，甚至考虑到了降液管数目的影响。有一家会员提供的标准是降液管宽度的 $\pm 4\%$ ，还有的是对侧降液管要求器壁与降液管板之间，对中心降液管要求两降液管板之间距离的公差为 $\pm 3\text{mm}$ ， $\pm 6\text{mm}$ ， $\pm 9\text{mm}$ 。有一家会员提供的公差是塔器的中心线与降液管支撑梁之间距离的公差为 $+9\text{mm} - 3\text{mm}$ 。最紧的公差是所有偏心降液管和中心降液管的管板间距公差为 $+4 - 2\text{mm}$ ，对两侧降液管间距的允许公差为塔内径的0.25%，最小值为 $+3\text{mm}$ 。

进口槽和受液盘宽度

67%的会员在这个项目上依赖制造商决定的公差。另一些则采用以下方法：

1. 取制造商的公差： $\pm 3\text{mm}$ ；
2. 取一家工程类公司： $\pm 9\text{mm}$ ；
3. 取两家石油类公司的公差： $+5$ ， -3mm 和 $\pm 3\text{mm}$ 。

孔径和开孔面积

50%会员在该项目上使用制造商的公差。另一半则给出不同的方法，归纳如下：

1. 开孔面积和浮阀/泡罩数目：
 - 两家会员： $\pm 1\%$ 面积；
 - 四家会员： $\pm 2\%$ 面积；
 - 一家会员： $\pm 3\%$ 面积(制造类公司)，另一家会员： $+5\%$ ， -2% 面积。
2. 孔径：
 - 一家会员： ± 0.2 到 $+0.4$ ， -0.2mm ；
 - 三家会员： $\pm 0.1\text{mm}$ ；
 - 一家会员： $\pm 0.076\text{mm}$ ；
 - 一家会员： $\pm 1\%$ 孔径。

塔盘外径

38%的会员在该项目上使用制造商的公差。另外的则给出如下标准：

- 一家会员： $+0$ ， -4mm ；
- 一家会员：塔径 $< 2100\text{mm}$ 时，公差 $+0$ ， -6mm ；塔径 $> 2100\text{mm}$ 时，公差 $+0$ ， -12mm ；
- 两家会员： $\pm 3\text{mm}$ ，一家会员： $\pm 4\text{mm}$ ，一家会员： $\pm 6\text{mm}$ ；
- 一家会员：塔径 $< 2000\text{mm}$ 时，公差 $\pm 3\text{mm}$ ；塔径 $> 2000\text{mm}$ 时，公差 $\pm 5\text{mm}$ ；

• 一家会员：塔径 < 3500mm 时，公差 $\pm 3\text{mm}$ ；3500mm < 塔径 < 9000mm 时，公差 $\pm 5\text{mm}$ ；塔径 > 9000mm 时，公差 $\pm 7\text{mm}$ 。

填料塔

分布器

返回的调查表中有大约半数的会员表示他们“通常”对重力分布器进行水试验。另外 17% 的会员则表示他们“有时”进行试验。如果不进行行业分类的话，不进行试验的主要原因一半是“服务装置类型问题”而另一半是“液体分布器类型问题”。如果考虑到行业不同的话，大多数石油类和化工类公司表示他们通常要求进行流体试验，只有 1 家工程类会员公司有这样的要求。在“有时”进行或者“通常”都进行分布器试验的会员中，61% 规定了他们自己的性能标准，而另外的单位都由专利商提供此要求，详见图 3.08-6。

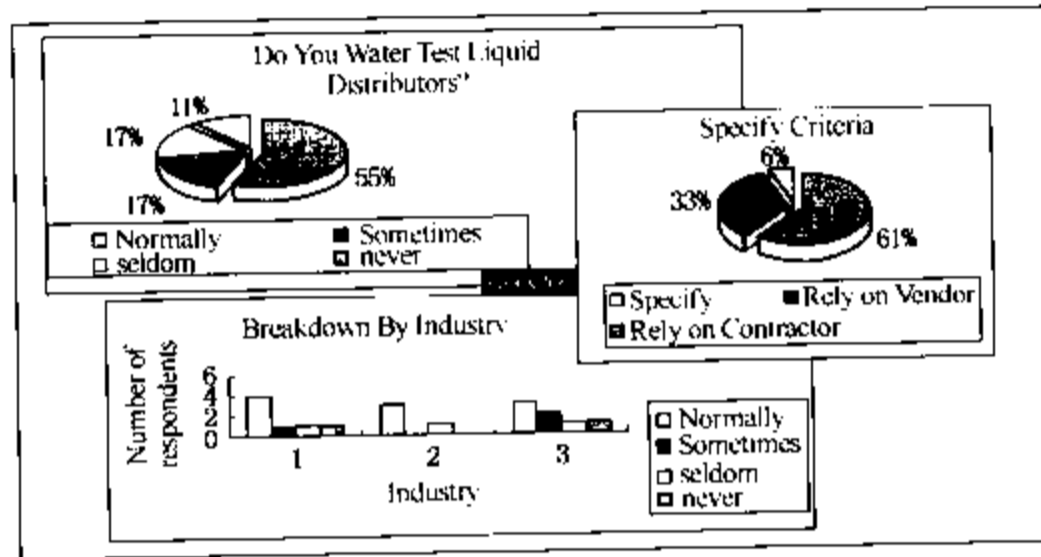


图 3.08-6 分布器水试的调查结果

分布器水平度

调查的水平度公差与分布器类型无关。石油类和化工类公司提出的公差比工程类的公差严格。67% 的石油类和化工类公司提出的水平度公差为 3mm 或更小。有一家会员采用与塔盘同样的公差，这个值比较大。图 3.08-7 表示了各公司所提公差分布情况。

分布器挠度

在提供了该项公差值的 14 家会员中，只有 8 个会员规定了挠度的公差标准。挠度公差给定如下：

1. 四家会员采用 3mm，两家采用 1mm。
2. 此外，三个工程类单位和一个石油类单位将塔盘的挠度公差应用于分布器。

分布器外径公差

很少有会员规定这项公差。有三家提的是 $\pm 3\text{mm}$ ，另一家提了 $\pm 5\text{mm}$ 。

喷射式分布器

返回的调查表中只有 38% 提供了这类分布器的制造公差。一般认为，基于这类分布器的特点，不需要规定特别的公差，一般制造商的标准公差足够了。当然，很自然要涉及到的问题是什么是制造商的标准公差？下面还有一些有趣的数据：

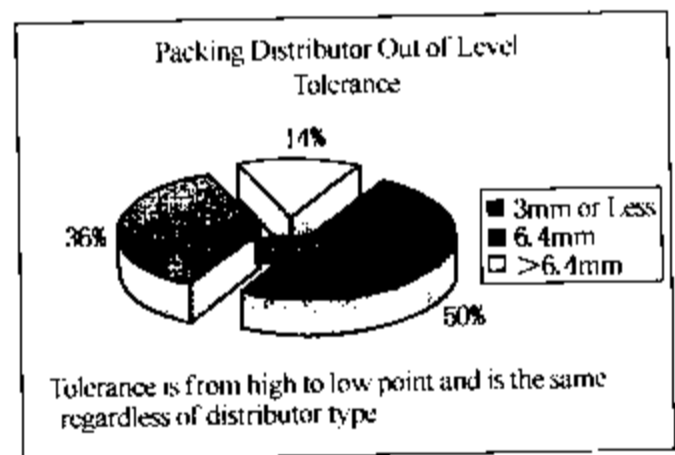


图 3.08-7 填料分布器水平度公差

1. 四分之三的化工类会员不使用喷射式分布器。
2. 给定如下公差：
 - 水平度公差：2家会员：从高到低 3mm；3家会员：6.4mm；
 - 高度公差：2家会员：±3mm；1家会员：±5mm；1家会员：±6.4mm；1家会员：±10mm；1家会员：±12.7mm；
 - 间距度公差：2家会员：±3mm；1家会员：±1mm；1家会员：±6mm。
 其他的填料塔内件(支撑板, 床层限位器等等)

1. 大约一半(9个中的5个)石油类和化工类公司采用制造商的公差, 没有特别规定这一项。

2. 另外四家提供了公差数据: 挠度和水平度为 2mm(一家), 3mm(两家)和 5mm(一家)。

3. 一家工程公司提供的公差为 3mm。另外两家工程公司使用与塔盘相同的公差值。

4. 一家制造类公司提供的水平度公差是塔径除以 500。

压力容器附件

这是会员填写得最不完整的部分, 十九家会员中有六家, 也就是 32% 回答了该问题, 表明它们完全依赖于设备制造商的公差标准。大部分返回的公差是针对支撑圈的, 这表示大多数会员对支撑圈很感兴趣。有一些则仅仅依赖对塔盘水平度标准, 其他一些则规定得更具体些。除了两家例外, 各个行业返回的调查表比较类似。一家制造公司对支撑圈的间距和水平度提供了一个很严格的公差尺寸, 而一家工程公司则提供了一个大得似乎超出常理的公差尺寸。另一个有趣的现象是所有会员表示支撑圈的公差尺寸同样适用于穿流塔盘。

支撑圈间距

在收到的十三份调查表中, 有 11 家会员规定这项公差为 ±3mm, 一家会员规定为 ±1.5mm 而另一家规定 ±1mm。

支撑圈水平度

这项调查更加五花八门。某些情况下, 这项公差是塔径和其他变量的函数; 与支撑圈的长度线性相关。两家会员仅仅给出了 3mm 到 10mm; 3mm 到 6mm 的范围, 与塔径有关。大致情况如下:

1. 1家会员: 塔径 ≤ 2500mm 时, 3mm; 塔径 > 2500mm 时, 4.5mm;
2. 1家会员: 每 3000mm 塔径 3mm;
3. 2家会员: 所有塔径均为 3mm;
4. 1家会员: 0.3% 塔内径, 最大不超过 6mm;
5. 1家会员: 塔径 < 1200mm, 9.5mm; 1200 < 塔径 < 2500mm, 12.5mm; 2500mm < 塔径 < 4500mm, 16mm; 塔径 > 4500mm, 19mm;
6. 1家会员: 每 300mm 支撑圈长度对应 1.5mm, 不累积。

注意: 以上公差均指从高点到低点。

支撑圈的水平偏差

只有五家会员规定了这项标准, 概括如下:

1. 两家会员: ±6mm;
2. 一家会员: ±3mm;
3. 一家会员: ±1.5mm;
4. 一家会员: 与水平方向偏差 1°。

附录 A - 原始调查

F.R.I. 尺寸公差调查

F.R.I. 设计实施委员会在此期待您的帮助，共同研究工业上最行之有效的尺寸公差以及它对性能、安装与费用的影响。F.R.I. 设计实施委员会对您为调查所付出的宝贵时间和辛勤劳动表示感谢。关于临界限定公差对各种分馏装置性能的重要性的对设备及安装费用的影响，还要进行大量的讨论。你所填写的内容对 F.R.I. 制定塔盘、分布器及塔内件的尺寸公差标准将是极有价值的。为方便起见，调查分为 3 部分：

A - 常规塔盘；B - 填料塔；C - 所有塔。

我们要求整个调查在 1998 年 2 月 1 日前返回，当然，每个单独部分完成后可在 1998 年 2 月 1 日前分批发送，结果将在明年 5 月春季会议上公布，请将调查结果返给：

Fractionation Research, Inc.
Design Practice Committee
P.O. Drawer F
Bartlesville, Oklahoma 74005

回答调查时，请在短线上填入数值“——”。如果对某个特殊尺寸目前还不能规定公差，请填入“无”。为方便起见，提供了英制和 SI 单位制两种单位制。您可以在调查表的任何空白位置自由写下您的意见，如果需要，可另附页。

您对任何公差值所提供的意见，或是提出这一公差为什么不能满足的原因，对所有成员都是非常有价值的。

如果您不能或不愿回答某一问题或一部分问题，可以不作回答。如果可以回答部分问题，就比不作回答好。当然在此我们提醒您注意：您回答得越多，将来制定的标准就会越好。

F.R.I. 设计实施委员会

F.R.I. 尺寸公差调查

A - 常规塔盘

A. 一般信息

1. 贵公司主要涉及行业（在相应的项目前打“√”，只能选择一项）。

化学类

工程类

石油类

2. 您使用制造商的尺寸公差吗？（在相应的项目前打“√”，只能选择一项）

总是

有时

很少

从不

如果选择“有时”，请给出使用情况：_____

B. 常规浮阀塔盘，筛板塔盘，泡罩塔盘，和穿流塔盘的不平度

（不包括各种专利塔盘）

1. 不平度公差

不平度通常与容器的直径有关，且取决于塔盘和内件的型式及使用性能。该公差通常表示为 ± 一个垂直值或从一个最大值到最小值允许的垂直尺寸。

筛孔塔盘不平度公差：_____

浮阀塔盘不平度公差：_____

泡罩塔盘不平度公差: _____

穿流塔盘不平度公差: _____

备注或关注问题: _____

2. 塔盘挠度

a. 指一块有效塔盘板的最大挠度。该公差值可能随塔径而变,也可随使用的关键状态而改变,注意这是一个测量的物理量而不是一个设计参数。

筛孔塔盘挠度: _____

浮阀塔盘挠度: _____

泡罩塔盘挠度: _____

穿流塔盘挠度: _____

b. 塔盘入口区的最大挠度

筛孔塔盘挠度: _____

浮阀塔盘挠度: _____

泡罩塔盘挠度: _____

备注或关注问题: _____

3. 出口堰

a. 有效塔盘板上堰中心处的高度公差(距塔盘上表面): \pm _____ in 或 \pm _____ mm

b. 高低点的水平度公差: _____ in 或 _____ mm

c. 是否使用可调节堰板?

总是 大多数情况 很少 从不

备注或关注问题: _____

入口堰

d. 距塔盘表面的堰高公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

e. 高低点的水平度公差: _____ in 或 _____ mm

f. 降液板底与入口堰之间的距离公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

备注或关注问题: _____

4. 降液管底隙

a. 降液板底与塔盘表面之间的距离公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

b. 高低点的水平度公差: _____ in 或 _____ mm

c. 是否使用可调降液板?

总是 大多数情况 很少 从不

备注或关注问题: _____

5. 降液管宽度

降液管支撑梁的位置实际上决定了降液管的宽度和降液管面积。设计人员和安装人员根据以下尺寸来定位这些支撑梁:

a. 两侧降液管

容器壁与降液板支撑梁之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm 或容器中心线与降液板支撑梁之间的距离公差: ± _____ in 或 _____ mm

b. 偏心降液管和中心降液管

降液板支撑梁之间的距离公差: ± _____ in 或 _____ mm 或容器中心线与降液板支撑梁之间的距离公差: ± _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

6. 降液管的入口槽和受液盘宽度

a. 两侧降液管

容器壁与支撑角钢之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm 或容器中心线与支撑角钢之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm 或降液板支撑梁底端与进液槽/液封盘支撑角钢之间的距离公差:

± _____ in 或 ± _____ mm

b. 偏心降液管和中心降液管

入口槽/受液盘支撑角钢之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm 或容器中心线与降液板支撑角钢之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm 或降液板支撑梁底端与入口槽/受液盘支撑角钢之间的距离公差: ± _____ in 或 ± _____ mm

备注或关注问题: _____

7. 孔径和开孔面积

a. 筛孔面积公差: ± _____ %总孔数或有效面积。

b. 筛孔直径公差: ± _____ in 或 ± _____ mm

c. 浮阀或泡罩数公差: ± _____ %总有效数量。

备注或关注问题: _____

8. 塔盘外径

任何内件的外径对安装来讲都是关键参数。该尺寸必须考虑可能出现的容器不圆度及放在支撑圈上合适的支撑宽度。请检查以下提供的一项或两项公差:

塔盘的支撑圈宽度公差: ± _____ in 或 ± _____ mm

塔盘外径公差: ± _____ in 或 ± _____ mm

F.R.I. 尺寸公差调查

B—填料塔

A. 一般信息

1. 贵公司主要涉及行业 (在相应的项目前打“√”, 只能选择一项)

化学类 工程类 石油类

2. 使用制造商的尺寸公差吗? (在相应的项目前打“√”, 只能选择一项)

总是 有时 很少 从不

如果选择“有时”，请给出使用情况说明：_____

B. 填料塔

1. 重力分布器，再分布器和分液槽

对大多数重力型分布器，普遍采用水分布试验来测试整个分布器性能，像孔径、孔间距以及孔距离分布器底面的标高等尺寸公差，都与其他设计参数一样计入性能指标。因此性能指标并不仅仅考虑某一个尺寸的公差。分布器性能要根据偏差系数、单个淋降点之间或区域取样的最大/最小孔流偏差，以及分布器槽沟间的液体静压头平均偏差进行测定。请回答以下问题：

a. 是否在安装前对液体分布器进行水力学试验（在相应的项目前打“√”，只能选择一项）

总是 有时 很少 从不

如选择“从不”，请跳到 C.1.e

b. 请给出不进行分布器水力学试验的原因。（在相应的项目前打“√”，只能选择一项）

花费 使用 进度 分布器尺寸 分布器形式

备注或关注问题：_____

c. 规定分布器性能标准或依赖外部资源（在相应的项目前打“√”，选择一项或多项）

规定标准 依赖供货商 依赖承包商

d. 高低点的不平度公差，取决于装置和塔径。

i. 板式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

ii. 盘式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

iii. 槽式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

iv. 分液槽：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

e. 挠度公差：

i. 板式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

ii. 盘式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

iii. 槽式分布器：_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题：_____

iv. 分液槽: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

f. 分布器外径公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

2. 喷射式分布器

a. 从高到低穿过封头的水平度公差, 取决于使用情况, 接管底部和床层底部的垂直距离以及塔径。

_____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差(如有): _____ in 或 _____ mm

c. 喷嘴底部到床层顶部的高度公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

d. 喷嘴之间的间距公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

备注或关注问题: _____

3. 散装填料的支撑板

a. 高低点的水平度公差, 取决于塔径: _____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

4. 规整填料的支撑板

a. 高低点的水平度公差, 取决于使用情况和塔径:

_____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

5. 格栅填料的支撑板

a. 高低点的不平度公差, 取决于使用情况和塔径:

_____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

6. 两相进料流道:

参见《F.R.I. 设计手册》2.02.2 节“填料塔内部管线系统”的图 2.02.2-6。

a. 流道直径公差: _____ in 或 _____ mm

b. 流道高度: _____ in 或 _____ mm

c. 分布孔间距: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

d. 分布孔面积公差: \pm _____ % 孔数或有效面积。

e. 分布孔直径: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

f. 流道底部与进料管中心线之间的距离公差:

\pm _____ in 或 \pm _____ mm

g. 进料挡板的长、宽、高公差: \pm _____ in 或 \pm _____ mm

h. 进料接管中心线与挡板顶部之间的距离公差:

\pm _____ in 或 \pm _____ mm

备注或关注问题: _____

F.R.1. 尺寸公差调查

C—所有塔

B. 一般信息

1. 贵公司主要涉及行业 (在相应的项目前打“√”, 只能选择一项)。

化学类 工程类 石油类

2. 您使用制造商的尺寸公差吗? (在相应的项目前打“√”, 只能选择一项)

总是 有时 很少 从不

如果选择“有时”, 请给出使用情况: _____

C. 其他内件

1. 烟囱/收集槽塔盘公差

a. 高低点的水平度公差, 取决于塔径: _____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差: _____ in 或 _____ mm

c. 升气管高度: _____ in 或 _____ mm

d. 升气帽底隙: _____ in 或 _____ mm

e. 升气管和升气帽的尺寸, 如宽度、高度或直径。

_____ in 或 _____ mm

f. 抽出槽尺寸, 如宽度、高度或直径: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

2. 汽液两相进料管

a. 从高到低穿过封头的水平度公差, 可取决于塔径: _____ in 或 _____ mm

b. 挠度公差: _____ in 或 _____ mm

c. 标高公差: _____ in 或 _____ mm

d. 分布孔间距公差: _____ in 或 _____ mm

e. 分布孔面积公差: _____ % 所有孔数或规定面积

f. 分布孔直径公差: _____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

3. 闪蒸进料挡板

参见《F.R.1. 设计手册》2.02.2 节“填料塔内部管线系统”图 2.02.2-7。

a. 挡板间距: _____ in 或 _____ mm

b. 挡板高度: _____ in 或 _____ mm

c. 孔间距公差(如有): _____ in 或 _____ mm

d. 孔面积公差(如有): _____ %所有孔数或规定的面积

e. 孔径(如有): _____ in 或 _____ mm

f. 塔盘或分离箱底端与进口管之间的距离公差:

_____ in 或 _____ mm

g. 进料接管中心线到挡板顶部的距离公差:

_____ in 或 _____ mm

备注或关注问题: _____

D. 压力容器

以下是压力容器的尺寸公差, 它将直接影响各种内件的安装和性能。

1. 容器不圆度

a. 按 ASME 规范 UG - 80 节 _____ 是 _____ 否

b. 按其他规范或标准: _____

c. 按其他公差: _____

2. 垂直度

该公差取决于设备所处的区域(诸如内地或是海边), 以及分馏装置类型(如规整填料或塔盘)。若是现场公差或设备规格, 请按以下详细阐明:

a. 在静止无风条件下的最大永久的不垂直度(倾斜度):

_____ in/ft(垂直高度) 或 _____ mm/m 或者是 _____ 倾斜度

b. 是否有最大限定? _____

塔在最大风载条件下摆动时的最大不垂直度

_____ in/ft(垂直高度) 或 _____ mm/m 或者是 _____ 倾斜度

备注或关注问题: _____

3. 容器总长

a. 封头切线间的容器总长公差: _____ in/ft 容器总长 或 _____ mm/m

4. 裙座基础板的水平度

a. 裙座基础板的水平度公差: _____ in/ft 裙座底板直径 或 _____ mm/m

b. 是否有最大限定:

备注或关注问题: _____

5. 塔盘支撑圈

包括所有常规塔盘(穿流塔盘除外) 烟囱和收集槽塔盘, 密封盘和槽。

a. 塔盘支撑圈的间距公差: _____ in 或 _____ mm

b. 支撑圈的高低点水平度(随塔径而改变): _____

c. 与塔壁的垂直度偏差(平直度): _____ in 或 _____ mm

请在测量位置后打“√”: 环内缘 _____ 环外缘 _____

d. 请指明以上公差是否也适用于穿流塔盘。是/否

如使用其他说明, 请引述: _____

6. 填料塔重力分布器的支撑圈和卡子

这些说明基于使用情况、分布器类型以及分布器是否配有调平装置而定。

a. 分布器支撑圈或卡子的标高公差: _____ in 或 _____ mm

b. 无调平装置分布器支撑圈的不平度: 从高点到低点:

_____ in 或 _____ mm

c. 有调平装置分布器支撑圈的不平度: 从高点到低点:

_____ in 或 _____ mm

d. 与塔壁的垂直度偏差(平直度): _____ in 或 _____ mm

e. 请在测量位置后打“√”: 环内缘 _____ 环外缘 _____

备注或关注问题: _____

7. 所有其他填料塔内件的支撑部件

包括: 支撑板, 床层限位器, 喷射接管, 收集器等等。

a. 支撑圈或卡子标高公差: _____ in 或 _____ mm

b. 支撑圈的不平度, 从高点到低点: _____ in 或 _____ mm

c. 与塔壁的垂直度偏差(平面度): _____ in 或 _____ mm

请在测量位置后打“√”: 环内缘 _____ 环外缘 _____

备注或关注问题: _____

8. 内件装配螺栓扭矩公差

该公差与材料受力有关

螺栓扭矩 300 系列不锈钢: _____ ft·lbs

400 系列不锈钢: _____ ft·lbs

碳钢: _____ ft·lbs

蒙耐尔: _____ ft·lbs

备注或关注问题: _____

3.15 精馏塔的开车和停车

引言

设计精馏塔是为了满足期望的分离效果和处理量的要求。而设计基础总是根据规定的物料平衡和热量平衡进行的稳态操作过程。由一个空置设备转变成正常操作并出产品的塔, 需要经过一个成功的开车过程。开车前必须编写操作规程和详细的设计文档来指导塔的操作人员进行正确的操作, 还要制定检查一览表以保证能够正确执行操作规程。另外, 还必须为精馏系统配备适当的仪表、管线及辅助设备以确保开车成功。精馏塔也必须能够按期停车, 以满足其维护、检修和更新的要求。这里只讨论有计划塔的开车和停车问题, 不涉及紧急停车的问题。

试车

塔首次开车前的准备过程称为试车。针对试车过程, Kister⁽¹⁾提供了一些有价值的操作指南。下面讨论塔的试车期间的一些重要步骤。

A. 安全

在试车之前必须对新建或改造设备进行工艺危险与操作分析(即 HAZOP)。应该审核管线和仪表流程图(PID),并按图实地确认,保证能够安全地进行接下来的试车操作。还要审核和批准所有的试车和开车程序。

B. 容器的隔离和人员进入问题

在试车过程中,许多步骤与精馏系统(塔、重沸器、冷凝器、回流罐、其他紧密相连的辅助设备)和其他工艺过程的隔离有关。有些步骤需要工作人员进入容器内,如入塔检查。其他步骤只要求通过阀门切断精馏系统与其他工艺过程的联系,以防止物料经由工艺管线泄漏到精馏系统,如泄漏测试。对后一种的情况,关闭工艺管线上的阀门就足够了(如果必要设置盲板)。但是,如果要进入容器则要求非常苛刻。在美国,《职业安全与健康管理局》(OSHA)要求,在工作人员进入容器前必须隔离所有的物料(不含新鲜空气)和能量来源。隔离容器并准备进入容器所采取的措施的许可文件,是“业主”(一般是容器的所有者)的职责。在进入容器前必须切断所有的物料和能量来源,由于阀门有可能泄漏,除了关闭、锁定、标记隔离的阀门之外,最好安装盲板。许多公司要求惰性气体管线可拆卸的双端法兰管部件,保证工人在塔内工作时惰性气体不可能进入塔内。进入有限空间的规章要求在进入容器之前,管理者指定的工作人员需要检查隔离点,保证容器被完全隔离。OSHA 的规章涉及进入有限空间的规定不仅适用于塔的所有者,也适用于那些可能要进入塔内工作或检查塔器的雇员。完整的进入有限空间的规章可参考《联邦管理法规》第 1910 部分第 146 节的标题 29(29 CFR 1910.146)。

C. 塔器的检查

不要假定内构件或内焊件制造或安装是正确的。如果在容器制造商的车间里安装,内构件有可能会在运到现场的过程中发生移位或损坏。保证所有的内构件,严格地按照内构件供应商的图纸进行安装并且满足容差要求至关重要。更多的有关塔的检查信息可参考《F.R.I.设计手册》第 5 卷第 5.01 节,有关塔的内构件水平度的讨论可参考第 5.05 节。在初次进入经过运输的塔内时需要特别留心。从表面上看塔内件可能很安全,但实际上有可能对工人进入塔内工作和支撑是不安全的。

D. 仪表的校准和回路的检查

对于任何化学过程的操作,必须检查液位变送器,校准温度和压力变送器以及控制回路检查。还应当校验任何卸压设备的设定。这些工作应该在清扫或泄漏试验之前进行,以便在这些试验期间用这些仪器监控操作条件。

E. 清扫干净

在工厂建设和塔内构件的安装过程中,塔器和连接管线不可避免有很多脏物、焊渣、碎布、软饮料罐、食品包装和其他各种各样的碎片。在塔正常操作之前必须除去这些无关紧要的东西。应该用氮气或空气吹扫管线。然而,把杂物从管线吹扫到精馏塔内并不好,因为这些堵塞管线的物品会堵塞降液管或分布器。精馏塔通常用来作为收集管线吹扫物的储罐。当塔进行降压操作时,必须特别注意不要损坏塔内件。

还可以清洗或除去塔内的脏物和其他不要的物品。清洗是个潜在麻烦的操作,特别是用化学品进行清洗。在其他地方讨论过注意不到的地方⁽¹⁾。下面汇总某些会造成麻烦的经常遇到的问题。

如果操作后在塔内沉积的固体不会比除去的多,应该用清洁的水进行清洗。如果用河水

冲洗塔，沉淀的泥土会在内构件上结垢。如果清洗的水质太硬，清洗后就会留下很多盐。清洗不锈钢塔的水，应不含氯离子。在制造过程中，机械油会附着在内构件的表面。如果在开车前必须除去塔内的机械油，则在开车前应该用蒸汽吹扫。也可能要求内构件制造商在运输前除去机械油。在蒸汽吹扫前进行泄漏试验是个好方法，可以尽量减少蒸汽吹扫操作中造成人员伤害或设备损坏的可能性。任何蒸汽吹扫期间，塔内排空或用惰性气体加压非常重要，可以防止不小心造成真空。

从正常工况到停车之间的过渡应逐渐降低塔、管线和附属设备的负荷。如果管线的材质是碳钢，停车期间暴露在空气中会生锈。例如在停车期间会形成这种后果和发生固体沉积，需要在重新开车前清理管线。但是，如果将管线内的杂物吹到塔内，则可能会堵塞分布器的小孔或板式塔的降液管。故此，建议不要将管线内的杂物吹到塔内。如果这是吹扫管线唯一的办法，则应该安装过滤容器。本来可用碳钢的场合有时会采用不锈钢，唯一的目的是在停工期间防止生锈。如果在蒸汽吹扫后用空气吹干，碳钢塔内件也可能会生锈。但是只考虑这个因素则不必将材质升级到不锈钢，开发蒸汽吹扫程序时应考虑这个影响。在板式塔改造成填料塔时尤为重要。

易于结焦的塔不适于用常规的清洗方法。在这些情况下，必须用视觉检查来确定堵塞的位置和程度，再选择适当的步骤清扫塔内构件。

对清洗任何操作塔时所用的泵，建议在泵的入口管线设置开工过滤器（“witches hats”）。设置过滤器是为了防止从塔内洗出的大型物体破坏泵，如松动的硬件。一旦塔开工成功，就可以拆除过滤器。如不拆除，当处理量增加时，泵可能会出现气蚀现象。（注意：在塔正常操作期间，如果需要除去固体，在进料或塔底泵的出口应设置过滤器，系统应配置在线清除固体的设备。）

F. 泄漏测试

要确保没有工艺物料漏出（常压或加压操作）或漏进（减压操作）精馏塔，必须进行泄漏测试。泄漏试验的常规方法是隔离系统，充满惰性气体，监测压力下降时的流率。对所有垫片连接处进行检查，方法是用肥皂液涂抹在垫片连接处，观察是否会形成气泡。如果需要，可采用更复杂的技术，如超声泄漏检测仪。有时用水充满塔来检测泄漏，通过检查垫片连接处外侧的水确定泄漏位置。如果采用这种方法，塔及其基础的设计必须满足在垂直状态下充满水的要求，并且要注意在塔充满水或放空塔的状态下不能损坏塔内件。偶尔还会用到蒸汽，但是由于高温的缘故会造成很多问题。

在真空下操作的塔应经过压力测试，接着抽真空后再次隔离系统，监测压力上升随时间变化情况。通常称为压力降测试。通过流体静力学测试、超声测试或前面讲到的肥皂液方法测试可以检测到大的泄漏。小的泄漏要用痕量气体方法。剃须泡沫液也在真空工况测试中用到，封住法兰后在密封处扎小孔，滴一滴这种泡沫液，泄漏将会在剃须泡沫液中造成一个小坑。

在塔上进行真空测试之前，应该校核所以容器和仪表的真空等级。全真空下，在工艺侧可以不核定一些隔离压力变送器和压差元件的隔膜。

操作步骤

精馏塔的开工过程可能相当复杂。必须按正确的顺序严格执行操作程序，确保安全、快速地达到塔的操作条件。对每个精馏系统，工厂的管理者和工程师应该编写开工程序，并要广泛征求操作人员的意见。开/停车程序也应考虑紧急情况。该程序应该经过适当的安全评

审，应按照这些程序培训工厂的操作人员。开车程序应比较详细，能够让操作人员提高开车效率。

开车程序应考虑开车期间会出现的任何特殊情况，但不必考虑正常操作时的情况。如果开车时任何工艺或安全联锁一定要放弃，应该给出注解，该过程中应包括在适当的时刻重新恢复联锁功能。在有些情况下，开车期间塔的仪表工作会不正常。一个常见的例子是在环境温度下开工的液位仪表而需在较高温度下操作，由于液体密度随温度的升高会有较大的变化，因此基于液体密度的液位仪表在操作初期测量混合物时会出现错误。有些塔开车时流体比正常操作时处理的物料危险性小；这种流体与正常操作下的工艺流体性质不相似，因此那些基于电导原理的液位转换器或采用雷达信号的液位变送器就工作不正常，或者根本不工作，直到塔内累积足够的正常操作的流体才会工作正常。

在一个塔或一个工厂开车初期，系统配置和开车程序可能变化相对较快。保持开工程序和设计文档不断更新至关重要。在PID图上应该添加所有的阀门、管线、仪表、设备和联锁装置。设备图应该不断更新，及时反映塔或内构件的变更，操作程序也要随之修改。虽然这种情况下的每个变化可能对初始操作相同工艺危险分析方法造成影响，但是开车期间所有的变更，必须与变更程序的应用管理相一致，以保证工人的安全和保护工厂的设施。

有些公司在每次大修之前对开车和停车程序进行重新确认研究。参与这些程序的初始编制和评审的人员应尽可能参与重新确认的工作。重新确认的工作重点放在系统的变更内容上，这些变更内容是在最近一次对该程序正式评审之后完成的。一般对每个精馏系统只需要几个小时就可进行这种水平的安全分析。

上述所有的考虑也可以用于塔的停车程序。对常规开车和停车操作，程序检查一览表是至关重要的。

正常开车

必须按期进行塔的停车操作以便对其维护和升级。在工艺条件恶化情况下，紧急安全系统偶尔也会造成停车。随着这些相对正常停工事件的发生，塔需要重新开车，工厂恢复生产。塔重新开车之后必须按一个程序执行，该程序的详细内容取决于停车的情况。如果在投料前该程序与清洗塔有关，通常会引起一些问题。如果洗塔时清洗液沸腾，则在设计塔的卸压装置(含加压和真空卸压)时应考虑清洗步骤。同样，如果塔内工艺物料大量沸腾并与水不互溶，对这种塔需要编制详细的脱水程序。开工程序中泛泛地提到“除去系统中所有的水”业已证明是无效的，常常导致灾难性的结果。即便在开车时系统中只存在少量水，也有必要进行脱水程序，这些水要么是冲洗残留下来的，要么来自其他物料。

大多数情况，建议在投料前将塔调整到操作压力。对压力精馏塔，在常压下进料可以允许进料闪蒸。如果容器采用碳钢，闪蒸可能会造成的温度下降到容器的脆化温度之下。对真空塔，不可能有足够的热量把进料加热到沸腾状态，直到建立真空。在Kister⁽¹⁾专著里可以找到更多有关介绍开工时投料的详细资料。

达到塔的操作压力后，需要建立汽液流动。多数塔开始在全回流下操作。这样可以向塔里投入一定的物料，启动冷热公用工程，塔顶一些物料开始沸腾，冷凝这部分物料，再收集到回流罐中，返回塔内重新沸腾。一旦建立汽液流动，就可以连续投料，并抽出产品。虽然没有达到期望的分离效果，但可以达到稳定的水力流动；一旦塔操作“正常”(即温度和压力分布相对稳定，塔底和回流罐的液位相当稳定)，就应该调整操作条件达到分离要求。如果塔是工艺过程的一部分，并有大量的循环物流，达到设计的浓度分布将需要更长时间。

有些塔不能从全回流开始操作。在这种情况下，只需直接向塔内投料，按正常操作。其他塔可能需从近似工艺流体性质的一种流体，开始运转。没有中间储罐的多个连续精馏塔的开车特别麻烦，如果在开车之前在回流罐里充满一定规格的物料，这些塔的开车可能会变得容易一些。开始运行的塔底温度如果是由塔底流出物控制，则会出现困难。如果塔底物料太冷，就像开车期间的温度，控制系统就无法让物料离开塔底。如果警报系统失灵会导致高液位，同时也可能产生液泛和内部件的损坏。为了把这种控制方式的塔开起来，应该通过手动方式形成塔底温度循环，允许一些没达到规定的物料离开该塔，直到塔底加热到操作温度。

在开车期间，多注意非稳态操作下塔的物质平衡是十分重要的。应多次将进料和产品流率与塔内物质的累积量进行比较，进料和产品流率不能超过塔内设计的存量。

每个塔的开车都必须仔细考虑。Kister⁽¹⁾给出了塔的最佳开车的方法。

改造塔的首次开车

塔改造后的首次开车和新塔开车一样会有很多挑战，而且还要有些要特殊考虑的情况。用规整填料改造板式塔，塔的压力降将大幅下降，大约是一个数量级。如果操作人员试图使压力降达到原来的压力降，该塔将会发生液泛，塔内件也可能受到损坏。由于与板式塔相比，规整填料液体持液量很小，该塔建立稳定操作比板式塔大约快十倍，填料塔的控制回路反应比板式塔更快。如果烟筒板的密封焊作为改造的一部分，在塔板上形成液位更快。改造通常涉及塔内管路的变更。这种更改可能会消除旧的内部管路的问题或者出现新的问题，在开车时这会影响到塔的信息反馈。

Sloley⁽²⁾总结了改造塔的几个经验，多数与没有重新定位仪表管嘴有关。例如，板式塔改造成填料塔，测压点要重新定位，将它们放在填料床层之间。如果改变塔板间距是改造的部分内容，就应该重新定位温度管嘴到要求的位置（通常测量液体温度在降液管底部，塔盘下方是测量汽相温度的热电偶）。这对那些用于塔的控制策略的温度测量尤为重要。如果用高效塔内件进行塔的改造，有可能需要改变温度控制点。如果在要求的位置没有合适的选择，就必须在塔上新增管嘴。由于温度控制回流响应更快，在改造塔的开车之前重新培训操作人员是个好办法。作为改造的部分内容，侧线抽出管嘴需要重新定位。

如果处理不当，重新置换塔的附属设备（如重沸器、冷凝器或泵）会引起问题。如果吸入压头不能满足要求，大型泵可能会发生气蚀现象。新的重沸器和冷凝器的响应时间与旧的设备不同；当编制开工程序时必须考虑这些差别。

如果改造涉及到组成、产品质量或塔的进料流率的改变，则一个工艺过程的其他设备的改造将会影响精馏设备的操作。在实施这些改造之前应该考虑推荐的改造方案对整个工艺过程的影响。还要证明改造塔或内件的必要性，能够充分发挥改造的效果。确认已经更新过改造方案所涉及的全部PID图也很重要，它会精确反映过程的配置情况。

新建塔的首次开车

除了通常塔的开车方法需要考虑之外，任何精馏塔的首次开车都会遇到特殊的挑战。塔本身只是开车范围的一个小的组成部分；可能还有反应部分、其他分离系统、以及与塔有关的附属设备。对一个新厂，在塔开车之前所有相关的公用工程系统必须已试运转，并可以正常操作。

操作人员需要经过一个针对塔的操作的学习培训。其他精馏系统的经验有很大帮助，但是需要花些时间熟悉新的系统特点。一旦完成试运转，简单的系统只需几个小时就能开车；

而对有反应的精馏塔，则要花几个月的时间才能完全弄清楚。

在开车之前试运转塔的全部仪表是绝对必要的。许多安全系统依赖于从工艺仪表中得到精确的信息，所以没有经过试运转的仪表会威胁生命和财产。即使没有出现危险情况，它也可能损坏塔内件或得到大量不合格产品⁽³⁾。这种与没有仪表试运转而进行塔的操作有关的风险会大大超过所能取得的利益。

如果处理危险化学品，在开车时可以采用性质相似的、但危险很小的化学品，该系统在操作和测试后，再投入目的化学品。这个过程可以诊断塔的操作，并用它为操作人员提供一些初步的经验，不致于因危险物品误操作而导致风险。

在塔首次开车期间，在工厂设计中忽略的和没有考虑好的因素就会浮出水面。塔内件、辅助设备、卸压系统都只是按照正常操作条件设计的，对开车和停车条件可能不适宜。如果控制阀或孔板流量计没有进行正确的设计计算，它们将会限制物流流入或流出精馏塔。如果没有考虑通过控制阀和其他设备的压力损失，塔的进料就会闪蒸，从而降低塔的能力和效率。在冷的工况，这种闪蒸可能会造成低于管子金属安全工作温度。如果没有足够的吸入压头，或者在流出管嘴上没有设置防涡器，泵可能会发生气蚀。如果没有考虑热量平衡的影响，操作人员可能会使错误的物流进入塔内；有一个例子是过冷回流太大，造成外部回流量大大低于流程模拟设计计算（它可能采用的是泡点回流）的预测值。

塔开车时初次尝试可能因降液管而受挫，即在低液体流率下降液管没有密封。而无法建立密封，塔就不能在正常操作流率下运行，对筛孔塔盘尤其重要。Kister⁽⁴⁾开发了一个方法可以产生一个稳定的操作图，在设计阶段发现此问题（这个方法最新的公式在 Kister⁽¹⁾的附录 B 中可以找到）。设计的降液管在所有条件下都能满足正液封，就能消除这种疑虑。如果塔建成之后才发现问题，可以设置合适的进口堰或者用浮阀塔盘替代筛孔塔盘。

许多现代高通量塔盘的设计特点是降液管采用动态密封。为了采用这些塔盘的塔开车成功，需要较长时间建立起足够的液体量以密封降液管的开口。应按照期望的最大流率来设计所有的塔内件、辅助设备和卸压系统。

特殊的开车管线和设备

有些塔要求采用特殊的管线和设备协助达到正常操作流率。开车时有些重沸器要求有平衡管线。如果塔开始运转时使用的物料与正常工况下塔的进料不同，则需要有特殊的管线。热集成系统可能需要有开工重沸器和加热炉来建立流动，以便热集成装置开始可以投入工作。在压缩机调温冷却器之后，通常需要设置返回管线协助开车。塔一旦开车成功，必须正确地隔离所有的特殊管线和设备。

热虹吸重沸器在塔的操作中的作用是产生汽化量，但是它难于启动，有时需要设置开车管线或进行特殊的操作。塔中设有挡板的集油箱，通常需要在重沸器入口管线和集油箱出口之间设置倾泄管线；在开车时为了建立热虹吸操作需要开通这条管线。从 trap-out 进料的重沸器也要有同样的设置。在真空装置中，热虹吸的操作与液位的变化密切相关。在装置正常运行前，需要降低液位或控制液体流向重沸器。如果重沸器安装在返回管嘴下方比较远的位置，则有必要向液体返回管线中注入气体；这样能够降低返回管线中的物料密度，协助形成热虹吸操作。有关热虹吸回路的更多资料可参见《F.R.I. 设计手册》第 5 卷第 1.06 节和第 4.03.1 节。

早期的操作

塔操作在开始的几个星期或几个月内，可能很难预料操作条件的变化。在实验室和中试

时无法测出的杂质，可能会在系统内不断积累干扰塔的操作。以前没有发现的腐蚀条件也会在暴露出来。在低流率下操作引起的振动(例如开车时遇到的情况)会妨碍开车或造成开车彻底失败。有关塔盘振动的起因和预防措施的更多资料可参见《F.R.I. 设计手册》第5卷第1.21节和第4.03.1节。改变塔内件(例如塔盘改成填料)会引起诸如腐蚀、结垢或机械强度损伤等问题，这些条件与以前表现出的问题不同。有些设计者认为塑料填料的 HETP 会在操作几周之后增加。造成 HETP 增加的原因是由于侵蚀或固体沉淀引起填料表面发生改变，或去除了表面塑料膜和可塑剂而促进泡沫形成。

停车

与塔的开车程序相同，塔的停车程序也必须按照规定的顺序进行。对多数情况，建议在返回常压状态之前去除塔内的所有液体。准备进塔之前要用冲洗、蒸汽和惰性气体吹扫来冷却容器为人员进入作准备。有必要进行这些操作，将塔回到常压状态。冲洗期间如果冲洗的液体是沸腾的，则需要在塔的卸压装置设计时考虑冲洗步骤。如果塔内含有可燃物、易起火的液体或沉淀物，蒸汽吹扫后不能立刻暴露在大气中，而应该首先用惰性气体冷却。对大表面积塔内件(如规整填料或除沫器)，尤其要进行上述操作。这种塔如果在空气进入前没有冷却下来，则会起火。有关填料着火的起因和预防措施的更多资料，可参见《F.R.I. 设计手册》第5卷第2.11节。有时可以通过在塔中充满水，或者整个停车期间在填料表面保持小水量的方法冷却这些塔。

停车操作需要足够的时间，蒸汽吹扫干净有时需要两天才能准备进塔。通常根据正常操作的塔底/进料之比很小的原则，应设计足够大的排空管线及时排放塔内流体(或设置独立的排放管线)。净化容器所要求的附加措施取决于装置的危险程度，还需要更多的时间来隔离容器。制定维护或改造计划时，应考虑与塔的停车有关的所有因素。

参 考 文 献

1. Kister, H.Z., Distillation Operation, McGraw - Hill, New York, 1990
2. Stoley, A.W., "Avoid Problems During Distillation Column Startups," Chem. Eng. Prog., 92(7), p. 30, 1996
3. Hower, T.C., and H.Z. Kister, "Solve Column Process Problems, Series 2," Hydrocarbon Processing, June 1991
4. Kister, H.Z., "When Tower Startup Has Problems," Hydrocarbon Processing, 58(2), 1979, p. 89
5. Title 29, Code of Federal Regulations, Part 1910, section 146 (29 CFR 1910.146).

3.50 流程模拟

引言

流程模拟的软件包是过程模拟十分有用的工具。使用得当时，流程模拟可以准确地描述一个工艺过程，输出的信息可用于计算不可测量的各种操作参数，如塔内负荷和物性数据等等。所有过程模拟工作的基础是汽液平衡数据(VLE)和热量、物料衡算。汽、液两相组成的计算取决于汽液平衡数据。热量衡算使用一个特定的热力学方程(包)。因此，最终获得的模拟数据的精度取决于选择的热力学方法和输入的数据。流程模拟指的是整个装置的模拟，但本节所介绍的流程模拟仅限于塔的工艺模拟。

进行流程模拟计算的步骤如下：

- 考察模拟对象：已有的或将要设计的塔器；

- 收集数据；
- 选择热力学方法和汽液平衡(VLE)方程包；
- 建立模型；
- 确认模型；
- 模拟结果说明。

以上每个步骤对成功地进行模拟都很重要。理想的模拟与塔的实际操作和即将进行的操作的各方面相符合。如果基于模拟的设计不能准确反映塔的实际操作与预测情况,那么模拟过程就不准确。

考察现有设备和工艺流股

过程模拟的第一个步骤就是要确认工艺物流是否已知而且准确。要确定并且考虑到所有进料、出料和循环流股以及各项热负荷数据。最重要的是标注出进料和出料的塔盘或填料段的位置。要依据采用的模拟方法来确定很小的物流是否引入模拟计算。当省略这些小流股时,必须特别注意确保省略它们是合理的。

收集数据

收集数据对建构模型至关重要。错误的数据有时会导致模拟不收敛,或者出现更糟的情况,模拟过程虽然收敛了,但是你却不知道输出结果并不正确。收集数据的重要步骤之一是做好准备,在紧张的试运行过程中,要获得额外的取样或数据记录,就算是可行也会很难。要收集到平滑且准确的数据就更难了。在高温高压条件下取样或者要对易燃或有毒流股取样,需要小心注意安全问题。

取样时要遵守规定。取样的技术规程可见本手册的 2.08 节或者参考 AIChE 的设备测试规程⁽¹⁾。

塔的模拟所需要的基本数据可见下表:

温度及压力

- 塔顶回流罐；
- 塔顶馏出物；
- 塔中任何可取样位置；
- 进料；
- 塔釜；
- 加热器或换热器入口和出口。

组成

- 进料；
- 产品/产品规格；
- 塔盘或填料床层取样点；
- 加热或冷却流股；
- 加热炉用燃料流股。

流量

- 进料；
- 产品；
- 去加热炉/换热器流股；
- 回流和中段循环。

对于新塔,可将确定上述参数作为设计内容的一部分。同时,也应确定进料和产品规格。如果模拟过程是用来作可行性研究的,可能会给定进料以及产品流量和规格的范围,以确定最优的操作条件。温度通常根据冷剂和热源的性质来设置,而压力一般按温度和组成设定。如果模拟的过程没有特殊要求的话,可以用分析其他同类塔的操作状况来审核工艺条件。

对塔的改造,可以从正在运行的塔上获得操作数据,通常可以通过 DCS(数据集散控制系统)有效地获取数据。从 DCS 上取数一般要下载周期性或时均的相关数据列表(tag 格式)。首先要查询最新的带控制点的工艺和仪表流程图(P&IDs),并且按图上的指示点制作一份试验运行的数据列表(tag 格式)。在某些数据记录系统中,如果在试验运行前没有事先将数据列入试验运行数据列表,事后将无法补上,就会失去数据。所以必须确定你的试验数据列表是否完整,并能提供塔设备物料衡算和热量衡算所必需的所有数据。当你不能确定某个指示点是否有时,你应该把它列入数据列表中。

取样和实验数据

收集数据时,一定要确保塔的操作稳定。当操作条件发生变化时,必须了解塔的响应时间。小塔可能需要几分钟时间对变化产生响应,而大塔则可能需要几个小时才能稳定。只有在塔内操作达到平衡状态时才能精确取数。响应时间与塔的大小、持液量、仪表性能和塔的复杂程度有关。要确定已知塔的响应时间,最好的方法就是与操作人员讨论,人为地给塔一个适度的变化,观察塔的响应趋势。可能的话,用动态模拟也可以模拟响应时间。

热量衡算和物料衡算

收集数据的时候,也应该包括热量衡算的数据,这样可以对塔的其他数据进行交叉核对。没有热量衡算,无法验证塔的回流和循环物流流量。对多侧线抽出塔来说,由于塔内各段汽液负荷有明显变化,因此这些数据非常重要。

物性方法的选择

现有的 VLE 软件包可以用研究数据来修正。这些数据可以从文献上查到,也可以从模拟软件供应商处购买。很多大公司都有自己开发的 VLE 数据。各种流程模拟软件都有自己更适应于某种操作体系的热力学软件包。大部分热力学包可以很容易地模拟烃类体系,非理想性体系、含水体系和电解质体系模拟起来要难一些。专利化学品缺乏公开的物性数据,也很难模拟。当模拟这些体系的时候,软件引入外部的收集数据会得到更准确的模拟结果。有些化学体系有设计专用的数据包。例如计算胺体系,有几个专门的模拟模块和物性数据包。

很多过程模拟软件提供了基于实验室蒸馏数据、密度、UOP 的“K 因子”、粘度和其他性质来估算烃类油品的热力学包。这些原油热力学包将烃类流股分解成虚拟组分,按虚拟组分模拟计算。

非理想性

预测理想体系的物性时,使用气体状态方程如 Peng - Robinson, SRK 等方程的效果都很好,但这些方程对模拟非理想物系或极性物系有局限性。在模拟这些物系时往往需要采用两种模型,用气体状态方程计算气体逸度,用活度系数模型计算液相逸度。从原理上来说,液相活度系数模型要更经验一些,因此,选择模型的时候要格外小心。

双物性软件包

在某些塔中,塔顶的汽液平衡状态和塔底的汽液平衡状态可能会有很大的区别,以至于必须分段使用不同的模型。在这种情况下,塔内的各段可先分别进行初始的模型化,在模拟时依靠循环流股链接在一起。采用这种方法可以得到更接近实际情况的模拟结果⁽²⁾。

共沸物

模拟共沸物系要特别注意。由于性质特殊,对模拟程序要有严格的测试。使用残余曲线可以很好地解决共沸物的问题。残余曲线起始于二十世纪初,它表示简单蒸馏过程中釜液组成随时间变化的情况。残余曲线的图示最多可以表示四个组分,它可以通过经验值绘制,也可以通过状态方程或液相活度系数来绘制。《Perry 手册》⁽³⁾中给出了残余曲线的一些实例和使用方法。使用残余曲线图有助于找出如何分离共沸混合物的方法。

检查汽液平衡数据

一旦选择了计算汽液平衡的热力学方法,就应该作模拟条件下的汽液平衡相图,并与已有文献数据对比。尤其当使用软件的缺省交互参数时,要确保所用的方法可以很好地反映实际情况。

建模考虑

建模时要考虑的因素很多。首先要关注模型的精度与实际操作的塔之间的关系。要保证所建模型的应用范围和复杂性,使其能提供所需的数据。与建构模型有关的影响因素讨论如下。

级效率

很多模拟软件用级效率来模拟实际塔盘效率。这一方法很方便,但是如果使用不当会得到错误的结果。当用级效率时,模拟结果往往表明,塔中有重组分分布的位置常常要比实际情况高。这也会导致模拟温度高于实际情况⁽⁴⁾。因此,一般不推荐使用级效率。如果使用级效率,注意不要将它用于有产品抽出的级上。

还要注意的是基于速率方程的模拟计算是采用实际塔内件相间传质速率方程进行计算的。由于不用理论级的概念,所以不能定义板效率。

平衡级与速率方程法

绝大部分过程模拟采用平衡级模型。该模型将塔分成多个平衡级或理论板。模型关键的假定是平衡级上汽液完全混和并达到热力学平衡。实际上,这个假定永远不可能达到。因此,采用塔盘效率和 HETP 概念,来描述它们偏离理想的全混和平衡的程度。

由于上述限制,模拟某些过程时可能用速率方程法更加合适。这种方法将塔分成多个区段,假定只有在相界面上汽液传质才达到平衡。这些区段可表示为一层塔盘或一定高度的一段填料。随着速率逐步逼近,可达到一定程度的分离效果,它取决于塔盘上或填料中汽液两相间的传质速率和传热速率。这种方法的优点是它消除了板效率和 HETP 的不确定性,可以预测两相间没有达到平衡时的温度差,估计扩散组分间的交互作用。

对非理想多组分体系、反应精馏或者其他存在非关键组分的分离情况,推荐使用速率方程法。速率方程法适用于蒸汽在露点温度以下或者液相在泡点温度以上时,生成雾沫或鼓泡的情况⁽⁵⁾。对塔内件来说,使用速率方程计算填料特别方便,因为在填料塔中将塔分成多少个理论级没有限制。速率方程适用于操作条件变化很快情况,特别是在短床层中,理论级数多少非常重要。对于某些过程问题采用速率方程模拟合适的更深层的问题,可以咨询软件公司。

图解法 - 图解故障诊断和组成分布图

大部分软件包可以帮助画出塔的 McCabe - Thiele 图以及回流比与理论板数的关系。这些图不仅可以直观地描述塔的操作情况,还往往能帮助寻找可能存在的问题或塔操作的瓶颈。这些图对寻找塔的夹点以及趋近于全回流或无穷塔高的情况特别有效。通过回流比与理论板数的关系,可以根据操作费用和设备投资来确定塔的优化设计点,也可以分析设计中分离效果对理论板数的敏感程度。

动态模拟

动态模拟对模拟塔的非稳态操作非常有效。动态模拟已经成功应用于检查精馏塔和控制系统的运行情况。仪表的扰动分析也有助于评价仪表的性能。动态模拟有助于识别对精馏塔内件性能产生实质性影响的控制问题。

进料和抽出

模拟塔的混合进料可能是不确定性的原因。关键是模拟确定了该点上下汽液相负荷到底有多少。混相进料的标准处理方法是进料中汽相部分与进料级下方上升的汽相混合；液相部分与进料级上方下降的液相混合。这些组合的流股在进料级上混合。举例如下(见图 3.50-1)：

过热和过冷的进料在精馏塔内负荷情况很特殊。过热进料会在进料级的上方造成“汽相暴增(vapor bulge)”，在 FCC 主分馏塔中很常见。过热蒸汽的热量将导致与之接触的液相汽化摩尔量更大。在该塔段要校正多个理论级，以便模拟塔的负荷暴增的影响。考虑“暴增”的一种方法就是首先用正确的理论级数模拟该塔，使之符合实际操作状况，然后再增加足够的理论级数进行第二次模拟，计算符合暴增负荷。第一次计算时，除了暴增段之外每段的负荷都要准确，而第二次模拟只能用于暴增段的水力学计算。在 FCC 主分馏塔的例子中，实际上只需要两层理论级，而计算暴增负荷就需要三层理论级。设计暴增段的塔内件要能满足此处负荷。同样地，过冷的液相或者液相回流会导致下面各理论级出现液体暴增，设计塔内件时也必须考虑。

重沸器, 冷凝器, 中段回流, 热泵

进行模拟计算或核算时，重沸器和冷凝器的操作也要核算，以便确定它们是否构成平衡级并在模拟过程中体现出来。冷凝器分为全部冷凝、部分冷凝和过冷三种。这一部分的详细内容可见手册的 4.03 节，“精馏装置的换热器”部分。有时将重沸器和冷凝器与塔一起模拟，也有时将重沸器和冷凝器作为与塔有关的设备单独模拟，结果会更准确。

有时将中段回流简单视为特定理论级相关的侧线换热器，这对模拟者来说很方便，但是工艺工程师得不到设计中段回流所需要的数据。模拟中段回流更严格的方法是从塔中抽出一股侧线流股，换热后作为进料返回塔内。显然，这样做很复杂，难于收敛，但是结果更有意义。

在塔内加入热泵会增加模拟的复杂程度。对于这种结构，模拟的重点就要转移到热量整合系统。必须彻底核算压缩机的操作性能，包括压缩比，水力学性质和热阱等，确保它与塔的操作有效配合。

模型确认

一旦进行了模拟并能收敛，就要对照其他的数据来确认。大多数情况下，采用现有操作塔或其他同类塔的数据进行确认。模型要尽可能地预测正确的组成、温度、压力分布以及热量数据。要对模拟结果与实际操作或预测的操作数据之间的偏差进行调和。如果有可能，要与多个实际操作点进行对比以增加模拟结果的可信度，加大模拟结果的可操作范围。在装置改造采用外推数据时尤为重要。

解释模拟结果

根据有效的模拟数据中产生的塔内汽液负荷，

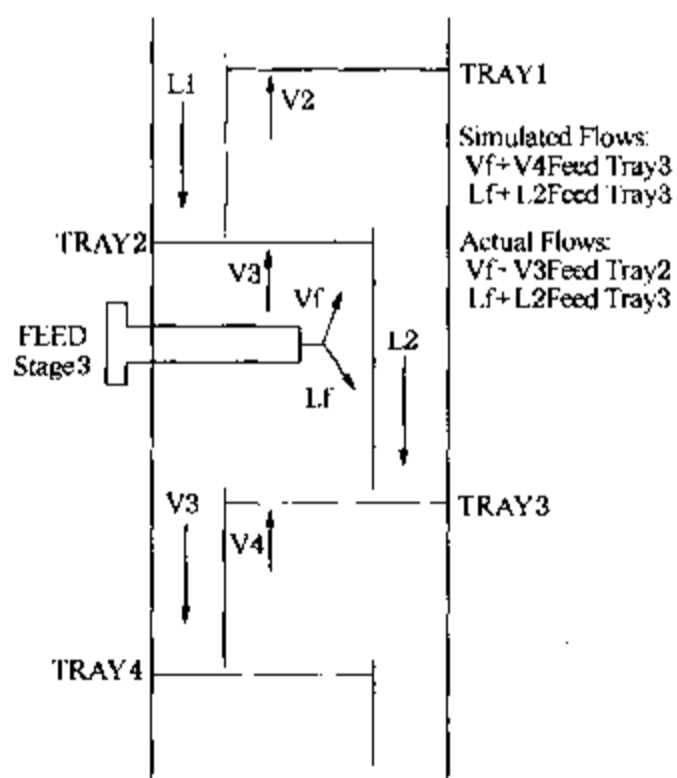


图 3.50-1 两相进料示意图

用以核算塔内件。大部分模拟结果都有汽液离开每个理论级的物理性质和传递性质。当用这些数据核算塔内件时,要记住用离开理论级的液相数据和离开下一层理论级的汽相数据。但是,设计者必须知道特定理论级的负荷可能会偶尔增加,应该按比例增减进入和离开理论级的汽液负荷。例如,当实际上有额外的负荷时,闪蒸的进料可能会增加该理论级的负荷。当采用重沸器和冷凝器时,应标明该股物流是实际塔外的物流,不用于塔的核算。将实际塔盘编号和模拟理论级编号对应要特别留心。大多数模拟软件的理论级编号自上而下,冷凝器的编号为1,重沸器最后一个理论级。通常,实际塔盘编号时不考虑冷凝器,很多塔自下而上编号。

中段回流段稍有不同。塔中该段通常用来换热,需用两到三个理论级模拟该塔段的汽液负荷(与所看到的进料与抽出板相差很远)。另外,实际塔中传热速率和传质速率往往有差异。要注意保证中段回流物料的平衡,检查该段的温度。

选择核算塔内件的数据

当选择核算塔内件的数据时,要先从整个塔的负荷来获得塔内件负荷的变化情况。检查整个塔的汽液体积流量和物性数据,对传递性质变化较明显的理论级要特别核算。一般对同一段塔选取最高负荷和最低负荷设计或校核塔内件尺寸,有些模拟软件会自动进行这项工作。下一步则是调节模拟数据或流率,满足所期望的富余能力和弹性要求。某些情况下负荷下限可以定在50%设计点或按其他标准。有时,由于一些别的原因会要求单独模拟下限操作情况。

应在适当的温度条件下设计回流分布器。如果是过冷的回流,设计分布器必须采用过冷的温度。

塔内件模拟软件

大部分流程模拟软件都有塔内件的核算功能。这些核算功能可以预估塔径,但是使用范围有限。模拟水力学计算通常不标出哪些数据超出了关联式的应用范围,可与软件供应商联系提供这些关联式的应用范围。在初估理论级之后,建议塔内件供应商校验塔内件核算结果。

经济评估和灵敏度分析

使用模拟软件的主要好处之一是可以进行各种塔的操作条件和结构的灵敏度分析,以达到优化操作的目的。可以通过模拟计算,评价多塔工艺流程不同分离顺序对结果的影响,也可以评价回流比对所需理论级数的影响,还可以优化设计塔径和塔内件。除此以外,还可以检验回流和塔内的效率对产品规格的影响。模拟研究还包括最佳进料位置和最佳温度,使得压力降最小等。

以上综述可供工程师们进行塔的设计和优化,获得最大的操作弹性。

参 考 文 献

1. AIChE Equipment Testing Procedure. Tray Distillation Columns. A Guide to Performance Evaluation. 2nd Edition 1987.
2. Pilling, M. W. and P. Mannion, "Simulation Aid to Main Fractionator Expansion", Petroleum Technology Quarterly, 2(2) pp. 37 - 43, Summer 1997
3. Perry, R. H., Green, D. W., and Maloney, J. O., "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th Edition, McGraw - Hill, 1997
4. "Theoretical Trays and Efficiencies in Hysim", Hyprotech Technical Update
5. Ryan, J. M., Chang - li Hsieh, and M. S. Sivasubramanian, "Predict Misting and Bubbling in Towers", Chemical Engineering progress, pp. 83 - 90, August 1994

第四章 塔的附属设备

4.02 雾沫夹带液体的去除方法

摘要

最常用的除沫设备是金属丝网除沫器。在很多工程应用中，得到了非常满意的效果。在某些工况下，丝网垫可能会造成麻烦或导致事故，因此有时使用填料或塔盘。尽管金属丝网除沫器的操作数据有限，但是合理的设计，在工程应用中仍然会取得成功。金属丝网除沫器的应用指南见本手册第 4.02.1 节。

工艺分类

除去气体流股中夹带的液体，常常得不到 100% 的效率。造成效率下降的程度和内因取决于工艺目标，可分成以下几类：

1. 避免携带过量的液体，而导致损坏下游设备。例如，积液以弹状流进入往复式压缩机中。因此要求有较高的收集效率(特别是对大液滴)，不过小的雾沫粒子(直径小于 $20\mu\text{m}$)可能不会造成任何损害。

2. 在雾沫夹带的液体中，避免携带特殊的组分：

- 产品的杂质(例如，有色的分子)；
- 工艺过程的杂质(例如，能对下游工艺过程的催化剂造成中毒的组分)；
- 较高的工艺循环物料(例如，有选择性的溶剂或催化剂溶液。)；
- 溶液中的固体或聚合物的分子，这些物质会造成下游设备阻塞。

除去特殊的组分需要很高的效率，如果过量携带的液体中不含这些组分也可以接受。

夹带的液滴尺寸并不像人们想象的至关重要。例如在筛孔塔盘的操作中，由机械设计造成的夹带，液滴直径大多数在 $100 \sim 1000\mu\text{m}$ 之间。本节中所涉及的设备类型一般可以捕集到这些液滴。因气体冷却降低到露点以下而产生的液滴，其直径大多数在 $5 \sim 20\mu\text{m}$ 之间，捕集这些液滴对效率影响很小。

设备类型

常采用五种设备类型除去由机械设计造成的雾沫夹带：

- a. 金属丝网除沫器(丝网垫)；
- b. 挡板分离器；
- c. 旋风分离器；
- d. 填料；
- e. 塔盘。

挡板和旋风分离类型采用离心沉降的方法，是由主气流方向上的改变而实现分离的。丝网垫和散堆填料在收集气流物料的过程中，达到惯性压紧。在塔盘上，捕获气流中的液滴有三种机制：在塔盘下方的惯性压紧作用；在形成鼓泡和泡沫的扰动中与主流液体接触；在浮阀或泡罩上的离心分离作用(仅对浮阀和泡罩塔盘)。采用塔盘时，要精心设计，不良的设计

可能会导致所夹带的液体比捕集的液体还多。

4.02.01 金属丝网除沫器

引言

除沫器广泛用于工艺设备中，用来除去在汽液接触、蒸发和冷凝过程中夹带的液滴。金属丝网除沫器用细金属网制成，将其压成波纹、平整排列构成双层丝网。将这种双层丝网或者卷成圆柱，或者平铺成所需厚度的丝网垫。这样空隙体积为 90% ~ 99+ %，表面积为 50 ~ 600ft²/ft³ (164 ~ 1968m²/m³)。当夹带液体的气体通过丝网时，液体粒子撞击并粘附在丝网上，液滴聚结由重力作用排出。

制造丝网除沫器的材料非常广泛，丝网的直径从 0.003 ~ 0.015in (0.076 ~ 0.381mm)，最常用的是 0.011in (0.28mm)。常用的三种密度是：用于阻垢采用 5lb/ft³ (80kg/m³)；标准应用采用 9lb/ft³ (144kg/m³)；用于高效率采用 12lb/ft³ (192kg/m³)。其他考虑的因素是相同的，采用较细的丝网可以提高分离性能，但是造价会随着丝网的尺寸的增加而大大增加。很少推荐采用金属丝网直径不同于 0.011in，确实也没必要。

选择原则

选择特定类型的除沫器要考虑以下准则：

1. 设备的类型；
2. 除液效率；
3. 压降是否合适；
4. 气体负荷；
5. 雾沫或喷雾的特性(液体大小的分布)；
6. 结垢和腐蚀；
7. 材质。

为了除去精馏塔顶部夹带的液体，通常采用 6in 厚的标准除沫器。不推荐使用碳钢，因其易生锈和易燃烧。对于有腐蚀或易结垢的设备，在选择材质、丝网直径和空隙率方面必须进行特殊考虑。对结垢严重或极脏的设备，应该考虑采用一种 Chevron 型除沫器。

购买任何类型的除沫器需要给定下列参数：

1. 厚度和密度；
2. 材质；
3. 顶部和底部支撑要求；
4. 装卸要求(即从上方还是从下方装卸)；
5. 容器的人孔尺寸(内径)。

尺寸计算

除沫器的尺寸按照“C”因子方式分类，公式如下

$$V = C \sqrt{\frac{D_L - D_V}{D_V}}$$

式中 V ——设计气速，ft/s；
 D_V ——汽体密度，lb/ft³；
 D_L ——液体密度，lb/ft³；

C——经验常数, ft/s。

虽然早期的文献⁽⁴⁶⁾建议 C 因子是除沫器至夹带源之间距离的函数, 在“标准”设计中绝大多数采用 0.35。然而对特殊的设计, 有些工程师还是采用较低的值, 如下表所示。

| 用 途 | C 因子 | 用 途 | C 因子 |
|------------------------|------|---------|-------|
| 压缩机入口分凝器 | 0.30 | 透平进料分凝器 | 0.175 |
| 蒸汽、常压或带压操作 | 0.25 | 高真空系统 | 0.15 |
| 大多数减压操作(0.1 - 10 psia) | 0.20 | | |

对一般设备, 低密度(即 5lb/ft³)的丝网建议采用 0.40, 塑料丝网建议采用 0.30⁽⁴⁸⁾。

除液效率

在典型的石油化工厂的大多数应用中, 当在设计气速的 30% ~ 110% 操作时, 能够除去 98% ~ 99+ % 的液滴。文献⁽⁴⁷⁾提出了一个半理论公式计算除液效率, 但是它缺少液滴尺寸分布和夹带量的数据, 所计算的结果只能是近似值。

压力降

在液体流率较低时, 通过除沫器的压力降通常很低(对 6in 丝网垫小于 1in)。然而, 随着液体负荷增加, 压力降明显增大。在许多供货商的手册中, 可以找到预测除沫器压力降的方法。对通过标准厚度为 6in、密度为 9lb/ft³ 的除沫器, 可采用如下公式对干的或极低液体流率的丝网垫进行保守的计算。

$$dp = 0.3 \times V^2 \times D_v$$

式中 dp ——压力降, inH₂O;

V ——气速, ft/s;

D_v ——汽体密度, lb/ft³。

安装位置

在塔中安装丝网垫必须考虑两个垂直尺寸: 有效的操作区域到丝网垫下侧的距离和丝网垫上侧到汽体出口的距离。对板式塔, 丝网垫下侧到顶部塔盘板的距离至少为 1.5 倍塔板间距。对填料塔, 丝网垫下侧到液体分布器最上边的活动区域的距离应至少 12in(305mm), 同时还应在丝网垫下方保留最少 12in 的无障碍空间。也就是说, 这个空间允许上升的汽体垂直向上流动, 冲击到丝网垫上。此处液体分布器是阻碍汽体的因素, 因此当汽体通过液体分布器时, 可能会导致汽体速度迅速上升。对液体分布器和丝网垫之间的距离应谨慎设计, 保证汽体到达丝网垫之前, 气流相对稳定。

丝网垫上侧到汽体出口的最小距离为 12in, 如图 4.02-1 所示, 一般都大于此值。尺寸 D_M 是出口管嘴直径, 塔中所有的汽体流过管嘴的速度是通过丝网垫设计气速的 100%(对特殊应用可以适当调整 C 因子)。

安装

典型的除沫器由丝网垫和安装在支撑圈上的上下两层支撑格栅组成。建议将定距杆连接并焊接在格栅的顶部和底部, 以避免压缩丝网。如果用较松的夹子固定会造成丝网垫松脱。

图 4.02-2 表示最常用的扎线固定法, 将丝网除沫器固定在容器上。有些用户喜欢用 J 型螺钉和卡子固定丝网垫, 如图 4.02-3 所示。

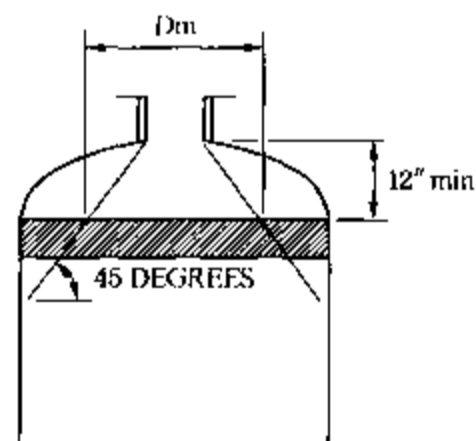


图 4.02-1

如果除沫器直径比容器直径小，就可以通过气流口将其放置到圆筒中。

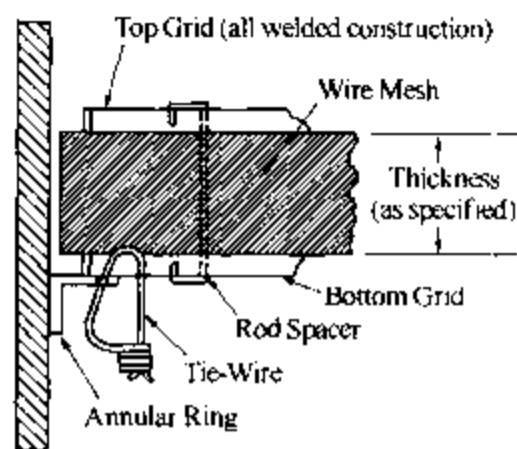


图 4.02-2

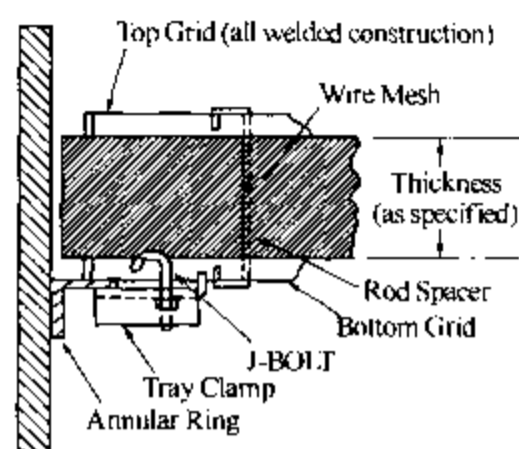


图 4.02-3

参 考 文 献

45. York, Otto, "Performance of Wire Mesh Demister", CEP, August, 1954.
 46. Warner, B.J., and Seauzillo, F., "Design Considerations of Fibrous Filters for Mist Elimination", Socony Mobil Oil Company, paper presented at the Gas Conditioning Conference, University of Oklahoma, 1963.
 47. "Fleximesh Design Manual", Divmet Division, Koch Engineering Company.
- 也可以找到下列未参考的出版物,它们能够提供更多信息,并且很有帮助:
- a. Koch Engineering Bulletin 570, "Fleximesh Mist Eliminators".
 - b. Glitsch Bulletin 332, "Glitsch Mist Eliminators".
 - c. York Bulletin 55, "Mist Eliminators".
 - d. Koch Engineering Bulletin KME-12, "Mist Eliminators".

4.02.02 板式和填料式除沫器

下面讨论塔板和填料除沫器,在4.02节视为工艺类型。

散堆填料

填料可以用于所定义的两类工况,但是很少用于第一类的清洁工况。填料和丝网垫都是安装在流动路径中,在金属元件上依靠惯性分离。从本质上看,每英尺高的丝网垫比散堆填料的元件多,在同等效率下所需的填料床层更高。填料除沫器(包括填料、支撑板、额外的壳体长度)的造价通常比金属丝网除沫器高。

填料用于第二类工况显然是成功的。在气体流率接近载点和清洗液流率较低时,都可以获得较高的除液效率。在填料床层的顶部没有发现夹带的液体,但是假如不用喷射型分布器,则夹带的液体,会比由喷射注入丝网垫所带来的液体少很多。

根据有限的设计经验,润湿的填料床层分布器的设计判据并不是关键因素。液体润湿填料表面的流率低于 $1 \text{ gpm}/\text{ft}^2$ 是可行的。为了使二次夹带的风险最小,汽体流率不能超过填料的载点。反之,汽体负荷也不能太低,否则惯性分离作用将不复存在。推荐的设计压力降约为 $0.4 \text{ inH}_2\text{O}/\text{ft}$ 。似乎没有方法估算所需的填料床层高度,但是 3 ft 高应该还是比较适当的。对非润湿液体(如水系统)则需要较高的液体流率,但是设计实践委员会没有这方面的数据。

塔盘

由于存在液体夹带的风险,在大多数的第一类清洁工况,将塔盘与丝网垫进行对比并不适当。塔盘适用于第一类的脏污工况和第二类工况。原则上可以采用几种类型的塔盘,

但是通常选择浮阀塔盘或者泡罩塔盘，有些用户明显偏爱浮阀塔盘。这两种塔盘都改变了汽体流动方向，因此有一定的离心分离作用。一般选择泡罩塔盘，但是泡罩塔盘在低液体流率下比浮阀塔盘夹带的液体更多，因此泡罩塔盘并非是最好的选择。可以采用高升气管泡罩塔盘，在泡罩内除去夹带液体，汽体通过塔盘板并不发生鼓泡。这种情况仅适用第一类工况。

对于这些类型的塔盘，将液滴捕集到液体中的效率似乎很高。对浮阀和泡罩塔盘，效率基本接近 100%。然而，由于存在二次液体夹带的风险，因此必须合理地进行塔盘设计，以保证将二次夹带液体量降至最小。因灌注液体的流动作用，二次夹带液体中含必须被除去的组分浓度比较低。如果输入或者估算出夹带流率及其浓度和二次夹带流率，就可以由质量平衡计算此值。根据出口浓度规定值，可以估算出所需的塔盘数量。一般需要 2~5 层塔盘，偶尔采用 8 层塔盘。除非采用中段回流冲洗流程，一般用来消除夹带的塔盘，操作在喷射状态。要求仔细设计塔盘，这不仅可以使二次夹带最小化，还能保证有适当的降液管液封。在特殊情况下，泡罩塔盘的设计可能是非标的。对低液体流率的塔盘设计详细指南，参见本手册的 1.16 节。

4.03 精馏过程中使用的换热器

4.03.01 重沸器

按照水力学特性，精馏塔的重沸器可分为几类。一般来说可分为两类：

1. 池式沸腾设备，如釜式重沸器和内置式重沸器；
2. 高速一次通过式和循环式设备，如热虹吸式重沸器和泵强制输送式重沸器。

由于第一类换热器也可以按热虹吸方式运转，另一种分类方法是：

- a. 自然循环式；
- b. 强制循环式。

自然循环式和强制(外)循环式重沸器(以上的第二类)都可以是垂直或者水平放置。按照进料系统还可以进行分类，如图 4.03.01-1、图 4.03.01-2 和图 4.03.01-3 所示，在下面的介绍中进一步说明。

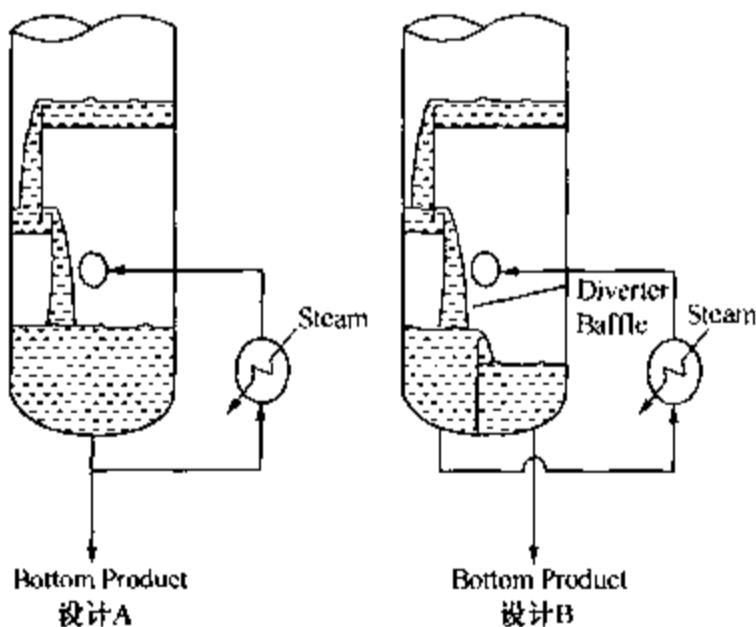


图 4.03.01-1 重沸器回路，净塔底进料

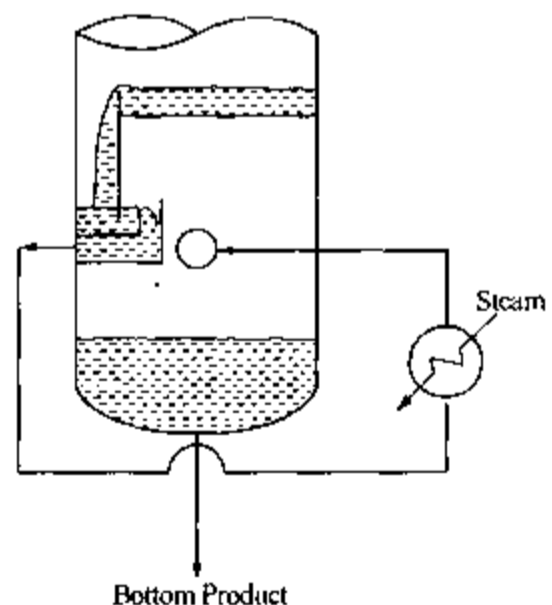


图 4.03.01-2 重沸器回路，总塔底进料

为了进行下面的讨论，“底部塔板总进料”定义为所有液体从底部塔盘进入重沸器，而“净塔底进料”定义为与塔底产品组成相同的液体进入重沸器。

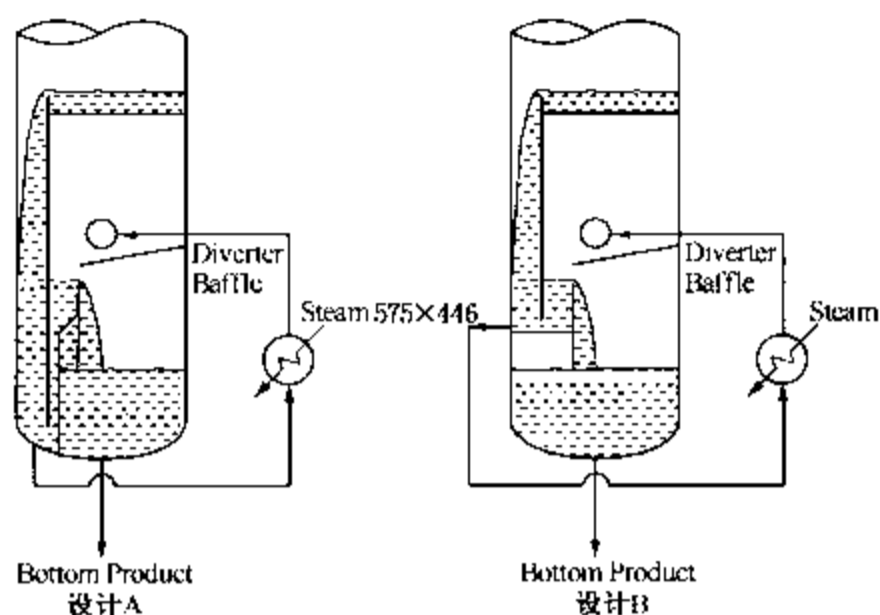


图 4.03.01 - 3 重沸器回路，混合塔底进料

热虹吸式重沸器

安装方位

热虹吸式重沸器可以是水平放置，也可以是垂直放置。水平式的设备通常壳侧为沸腾侧，垂直式的设备通常管侧为沸腾侧。

在化学工业中，水平式的热虹吸式重沸器通常用于，因尺寸的限制而无法进行垂直放置的场合。水平式的重沸器需要单独的基础，配管昂贵，占地面积更大。因为工艺流体在壳侧，而所有的工艺流体都有一定结垢的可能，因此一般不用固定管板设计，但可以考虑采用U形管设计。另一方面，水平式的重沸器没有尺寸限制。水力学设计并不难，可以使用易结垢的加热介质(用垂直管子)。通常在重烃类混合物的减压沸腾过程中，使用有较好的性能，因为所需要的压头较低并且传热系数较高。可以采用比较长的管子以减少投资费用，这样检修也相对简单。在炼油工业中，水平式的重沸器应用更加普遍。采用大型的、长管的、放置更灵活的重沸器(即：更易检查和维修)，具有很强的吸引力。

垂直式的重沸器(立式重沸器)一般用于塔的操作。考虑到设备尺寸和水力学性能，对管长有限制。如果需要较大的换热面积，则需要大直径或多台设备。通常难于检查。

与立式的重沸器相比，水平式的重沸器常用于塔基础标高较低时。在很高的塔设计中，这是一个重要因素。

净塔底进料系统(循环式)

最常用的重沸器是净塔底进料(循环式)热虹吸式重沸器(图 4.03.01 - 1)。它们结构简单，应用广泛。

与其他重沸器类型相比，净塔底进料热虹吸式重沸器有几个缺点。重沸器的进料温度和净塔底产品相同，比直接从底部塔板来的进料(在底部塔板总进料系统)温度高。这会降低平均温差(MTD)，增加热结垢和热分解。温升是流体组成和循环比的函数，当然对特定的系统很不利。另外，实际循环比还很难预测。

这种进料系统的精馏性能最差。当底部塔板总进料系统的重沸器近似等于一块理论板

时，混合塔底进料系统就等于部分理论板，因此净塔底进料系统基本没有精馏作用。将工艺流程模拟结果用于塔的设计时，这是常被忽略的问题。

没有挡板的净塔底进料系统(图 4.03.01-1A)，另一个缺点是它会导致重沸器进料压头变化，或者净塔底进料产品流率变化较大。如果塔底有一定的缓冲作用，则塔底液位将变化，重沸器的进料压头将不会是常数。这会造成重沸器操作的不稳定，有时候会出现问题。换热器的设计必须考虑最坏的情况，也就是最低的压头(最低的液位)，需要更多的换热面积。保持液位的稳定就能解决这些问题，但这会减少塔底的缓冲体积。

有挡板的净塔底进料系统(图 4.03.01-1B)，没有上述最后的缺点。然而，它的结构变得不再简单，这原本是它最主要的优点。再者，通常这种结构增加了塔高。在一个少见的分离系统中，重沸器的进料和液体缓冲段采用水平挡板，这通常难于设计，造价较高，效果甚微。这种系统有些类似图 4.03.01-3B。当选择净塔底进料系统(或混合进料系统)，工艺工程师必须给定(最大)汽化率(或循环比)。对烃类体系一般是 20%~30%(重量)，对水体系降低 5%。提高循环比(降低汽化率)将降低温升，增加平均温差(MTD)减少热结垢和热分解。然而，提高循环比会增加换热器尺寸，对减压操作尤为明显，因为加热负荷更多的转为对液体的加热，使得汽化率降低所致。

对有聚合趋势的物料不应采用净塔底进料系统，物料应以多路通过该换热器。

一般禁止任何热虹吸式重沸器用于粘度很大的物料，在减压操作中设计任何热虹吸式重沸器都很困难。在这两种工况下，应当考虑采用强制循环系统，或者降膜重沸器。

底部塔板总进料系统(一次通过)

在总进料系统中，离开底部塔盘的液体直接进入重沸器的入口(图 4.03.01-2)。此时，重沸器出口的温度(与上述的净塔底进料系统不同)与塔底产品的温度相同。平均温差高于净塔底进料系统，由温度造成的结垢和降解问题将会减轻。

由于物料一次通过重沸器，可用于易聚物料的设计。这种类型的设备，通常称为“一次通过式重沸器”。

对一次通过式重沸器，当没有其他循环物料时，精馏塔所需的汽化率是固定的。根据专家建议，允许的最大汽化率 30%~70%。

混合塔底进料系统

混合塔底进料系统(图 4.03.01-3)，结合了上述净塔底进料和底部塔板总进料系统。不论重沸器出口温度是否与塔底相同，产品的温度取决于系统的水力学和挡板的几何尺寸。重沸器的入口温度比一次通过式高，而比净塔底进料式低，取决于循环比。这种类型的主要缺点是塔内结构复杂。然而，这是最灵活的设计。

内置式重沸器

内置式重沸器是直接放置到塔内的重沸器，从投资费用的角度来看，它是最便宜的重沸器类型(但是从长期运转的角度来看并非如此)，没有外壳，外部配管最少。在塔中通常用比较贵的容器法兰和支持件，仅使其部分平衡。由于内置式重沸器应用相对较少，有关这种系统设计的经验也有限，所以在设计这种系统时需要特别的在意和考虑。

另外，内置式重沸器存在维修困难问题，在维修前要清理塔内设施。打开管束会碰到很高的壁温，以及随之带来的各种问题。

内置式重沸器一般采用U形管结构，其长度受到塔径的限制。由于这种限制，使得内置式重沸器的直径比相当的外置式设备的管束直径大。考虑到塔径和管束直径限制了内置式重沸器的工程应用，塔径与重沸器直径之比相对较高。无论怎样，没有理由表明塔不能同时有内置式和外置式重沸器。

图 4.03.01-4A 和图 4.03.01-4B 表示两种内置式重沸器的结构。在图 4.03.01-4A 中，通过重沸器管束上方的液位波动，为“简单”设计提供变化。这样操作可能会引起一定程度的不稳定，造成很大的问题。其部分原因是换热器上方的液位主要以泡沫形式存在，很难预测它的密度，并且随着操作负荷而变化。因此，液位控制是一个潜在的重要问题。如果没有仔细考虑管束上方空间或最大设计液位上方的空间，就会存在泡沫比预期的高，液体就可能到达底部塔盘(或者填料底部)。而此时液位计显示的液位可能不正确，显示在危险点之下的安全区域内。这种情况出现时，就可能发生液泛，使设备损坏。通过设计足够的沸腾液体至汽流进入设备之间的距离，能够减少由“简单”设计导致的风险。将不可预见的沸腾液体的有效密度减少到最低值，同时将液位计校正到正常密度，即可计算上述的距离。如果以这种方法设计管束上方的距离，必须为系统提供液位计来测量管束上方至为此设计的顶部之间的距离。当遇到“最小密度”液体(或泡沫)时，需要在此距离上方单独设置一个液位计用来报警。Hepp⁽⁸⁹⁾在这方面做了一些工作，分析了一些压力从 150~325psig(10.3~22.4bar)、 $F_s = 0.23 \sim 0.72(0.28 \sim 0.88)$ 的炼油厂的塔器。Hepp 提出了一些有用的见解和建议。由于所研究的操作情况范围较窄，在这些范围外或者不同的系统使用这些关联式是有风险的。

如果塔底物料易聚合或者易结垢，采用“简单”设计通常不能令人满意。另一方面，在塔底“独立缓冲段”中，独立的重沸器会成为固体沉降场所。

图 4.03.01-4B 中“独立缓冲段”设计可以减少不稳定操作、液位控制失灵、聚合和结垢等问题。与风险大的“简单”设计相比，“独立缓冲段”设计可能造价较高，但是与保守的“简单”设计相比，“独立缓冲段”设计就没有意义了。从沸腾设备边缘溢流液体的顶部到上述的底部塔盘和填料段之间的距离，一般是3ft~6ft，这取决于塔径、重沸器结构(即管束数)和所用的传质设备。

釜式重沸器

釜式重沸器(图 4.03.01-5)有些类似内置式重沸器，是一种独立的设备。通常它比相当的内置式重沸器投资更高，有些设计者认为它只能用于因尺寸或其他机械原因无法采用内置式重沸器的场合。另一些人认为由于釜式重沸器更加灵活，工业应用经验丰富，是首选的重沸器。釜式重沸器通常用于相对清洁的介质，没有汽化率的限制。当有效温度推动力很小时，优先选用釜式重沸器。对宽馏分混合物沸腾，因为难于预测内循环和有效温度推动力，因此不适宜选用釜式重沸器。

强制循环式重沸器

强制循环式重沸器(泵输送)可用于粘性物料场合，有些还在减压和固体物料存在下

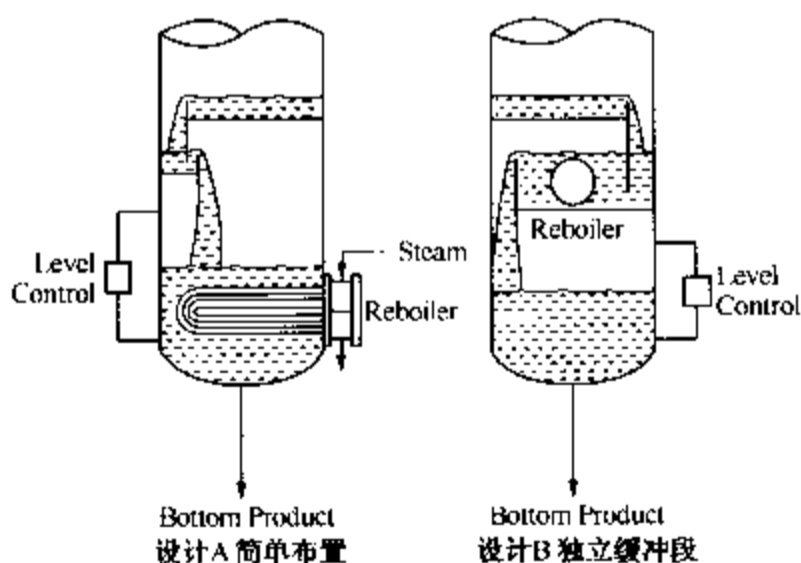


图 4.03.01-4 内置式重沸器

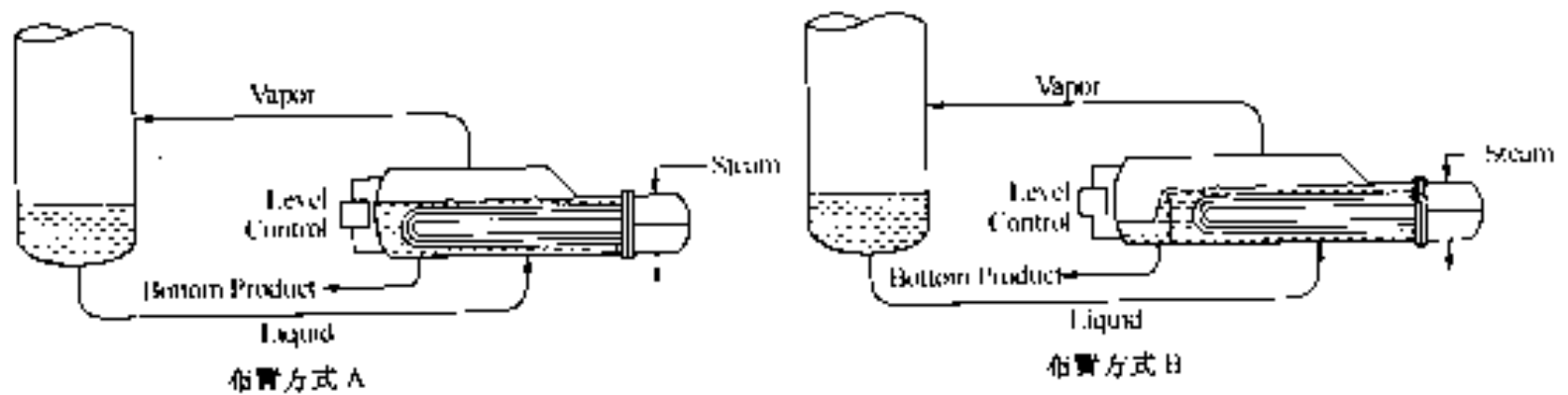


图 4.03.01-5 釜式重沸器

应用。一些循环式重沸器系统可以采用强制循环式操作。

强制循环操作提供了最大的灵活性，循环可以精确控制，可以得到很高的循环比。因为压力降相对较高，可以采用投资较少的换热器和较少的配管设计。同时消除了水力学问题，设备安装非常灵活。它允许很高的压力降，可以过滤重沸器进料。

当考虑结垢的情况时，强制循环式重沸器通常是系统的选择。工艺侧的流速较高，可以保证管子清洁。如果需要，较高的压力降可以控制汽化，直到工艺流体离开换热器。这需要全部热负荷在初始沸腾时用于显热变化（即温升），同时会降低温度推动力或需要很大的循环量。泵强制循环系统的初始费用和操作费用较高，是其主要缺点。

降膜重沸器

降膜重沸器是垂直放置的设备，泵将工艺流体输送到顶部管板，流体向下流动并在管子内壁形成一层薄膜（图 4.03.01-6），管内立刻开始沸腾，在管子下部产生蒸汽流动。两种流体在下部管箱中集合，再输送到塔内。通常底部管箱结构特殊，需要仔细进行设计。降膜重沸器通常用于热敏物料，也可以用于粘性物料工况、减压工况和宽馏程混合物。这是唯一减少汽化方法，使得顶部管板到塔的压力降很小，不需克服任何液体压头。如果按照设计者所期望的，测试的工艺流体最高温度（在管子顶部）通常比出口温度高一点。

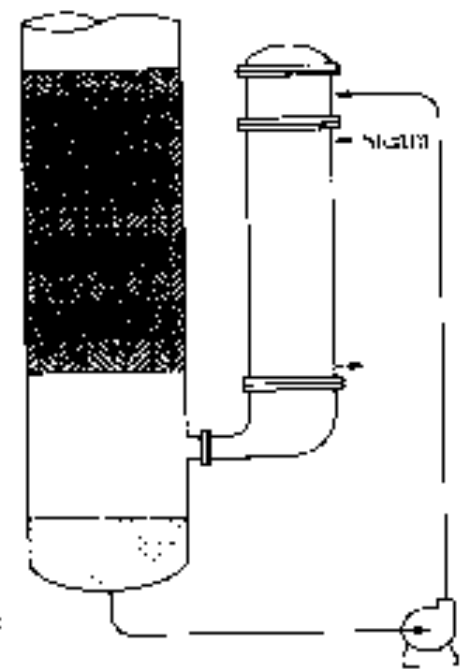


图 4.03.01-6 降膜重沸器

参 考 文 献

89. Hepp, P. S., "Internal column reboilers-liquid level measurement," Chemical Engineering Progress, Volume 59, No. 2, February 1963

4.03.02 冷凝器

普通的管壳式冷凝器

最常用的冷凝器是管侧走冷却水，壳侧介质发生冷凝。如果冷却介质不是冷却水，而是其他比较清洁的流体，可以使用 U 形管。

常在壳侧冷凝有几个原因。冷凝液从管子外表面排出比从内表面排出更彻底，传热效果更好；壳侧的压力降一般较低；还有，冷凝蒸汽是清洁流体，最好放在难于清洗的一侧。但

是，如果冷凝液有腐蚀性，或者气相压力高，把冷凝放在管侧更经济。在这种工况下，特别是冷凝液粘度大，冷凝器最好是垂直的或者与水平方向倾斜 $10 \sim 15^\circ$ ，更利于冷凝液的排放。

有些专家认为水平式冷凝器比立式冷凝器的冷凝系数高。在工程应用中如果不能事先预测采用哪种放置方式更好，则两种设计都要考虑，根据传热工况需要，计算传热系数再作决定。由于初选方案时通常从安装和维护的角度考虑问题，如果另一种方式传热情况明显更好，再继续进行校验和更改。

通常取冷凝器的允许压力降为蒸汽入口压力的 10%，最高 5psi。为了减少压力降，可以减少壳体长度，增大壳径，或者分成多股流动。

如果发生冷凝的温度范围较宽， 75°F 或更高，壳程需要纵向折流板保持冷凝液与冷凝汽的接触。这能阻止在集液罐中的闪蒸。

由于冷凝液在挡板上下聚集，冷凝器壳程的汽体必须是左右流动。

冷凝器出现的过冷要么是因为设计原因，要么是偶然发生。当冷凝器设计余量过大，可能会出现过冷情况，即使设计中并没有考虑过冷的情况。应该清楚这种情况，考虑到它对塔的操作的影响。有些冷凝器设计成过冷操作，这样做可以降低塔顶产品的温度，更好地满足下一步工艺过程和回流泵的 NPSH 的要求；或者是塔操作方案的一个组成部分，或者为了减少冷冻出口处冷凝系统的负荷等。无论液体、汽体或者两者混合物的冷凝，都要考虑过冷和做适当的系统设计。

由于冷凝液在管子表面低速流动，所以冷凝器中的冷凝液向冷却介质的传热很差。因此，如果 20% 以上的总冷凝负荷是过冷，就要考虑设置一个单独的冷却器进行液-液换热。如果冷凝液不能从积液罐中排出，则壳程需要连续排放，防止不凝气的积累。因为这会影响到传热，冷凝汽体必须扩散到冷侧壁面，例如只要有 1% 的空气(体积)，水蒸气的冷凝系数将会下降 50%。

有潜在的固体存在就要采用垂直的冷凝器，在管侧进行冷凝。

冷凝器可以安装在回流罐的上方或者下方。对后一种情况，要特别注意系统的压力平衡和工艺控制方法。冷凝系统通常是控制塔压的主要方法。

经验表明造成许多冷凝器出现问题是冷凝液排放较差，或者清扫不合理。

内置式冷凝器

内置式冷凝器可以整体垂直或水平放置在顶部塔盘上方(或顶部填料层上方)，也可以水平放置在塔盘之间。最简单和最常用的结构通常是轴向放置的“冷凝液回流冷凝器”，见图 4.03.02-1 和图 4.03.02-2。

如图所示，冷凝液回流冷凝器是垂直放置的，冷凝发生在管侧或壳侧。冷凝液回流冷凝器应用最多，作为出口冷凝器，可以直接整装在塔顶或作为回流罐。冷凝液回流设计的最主要特点是液体和汽体流动方向相反，根据这种结构特点，在设计中这可以是、也可以不是最重要的因素。

图 4.03.02-1 所示的固定管板设计(管侧冷凝)的优点包括：

1. 有腐蚀性的工艺流体只要求管侧是合金材质；
2. 外部冷却剂和内部工艺物流可以“逆流”操作(从传热的角度看)。

最主要潜在的缺点与液体和汽体在管子中逆向流动有关。因为管径小、管子长，使得传

热最好，费用最小。但是，管内汽相流速可能会导致液体向上流动，而不是所期望的向下流动。这样常常采用比需要安装更多的管子(或较大的管径)。

图 4.03.02-2 所示的 U 形管设计的主要优点是不需要膨胀节，其缺点是 U 形管排污侧需要拆卸换热器。

因为螺旋式换热器结构紧凑，有时会优先用于冷凝液回流的场合。然而，螺旋式换热器受到尺寸、压力和垫片密封的限制。

因为是内置式的，冷凝液回流与其他内置式换热器一样没有缓冲，如果采用这种冷凝器会限制选择控制方式、降低塔的稳定性和回流量无法测量。如果解决了缓冲问题，在塔内使用内置式设备是个趋势。这需要特别注意物理结构，及其对系统的水力学和传热特性造成的影响。在这个领域没有通用的标准。几乎每个工程应用都是独一无二的，如何使用取决于选择内置式换热器的原因。

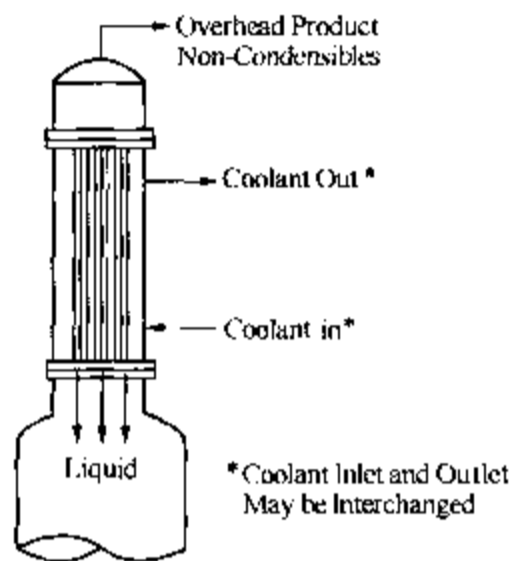


图 4.03.02-1 管程回流式冷凝器

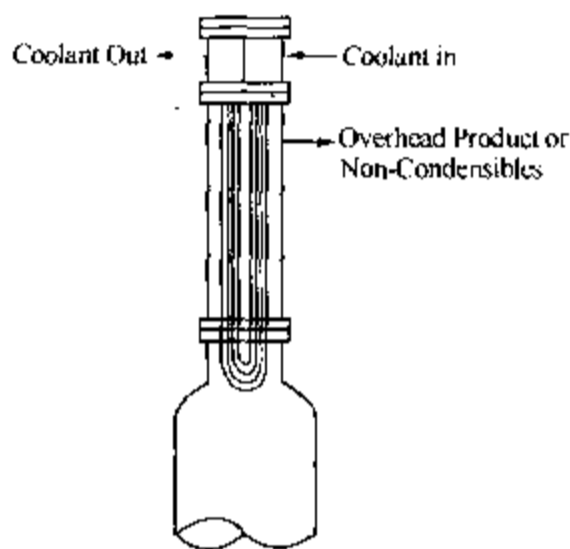


图 4.03.02-2 壳管程回流式冷凝器

图 4.03.02-3 和图 4.03.02-4 显示其他两种内置式冷凝器的结构。这两种冷凝器都考虑了压力降为设计判据。次要判据是取决于塔顶产品是汽相、液相还是混相。图 4.03.02-3 是水平 U 形管设计，为了取得适当的传热效果设置特殊的挡板。图 4.03.02-4 为了保证下降液体从汽相产品中排出，需设置特殊的挡板。

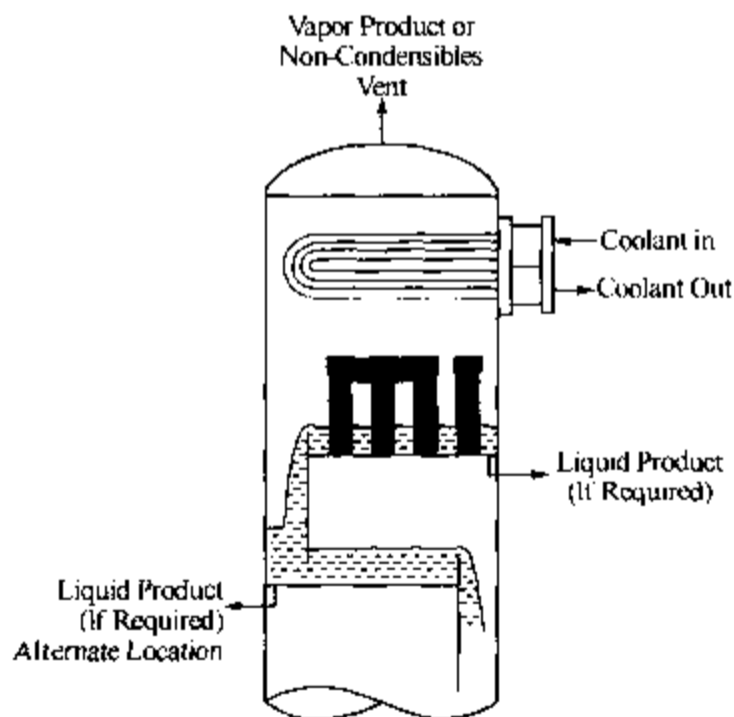


图 4.03.02-3 水平内置式冷凝器

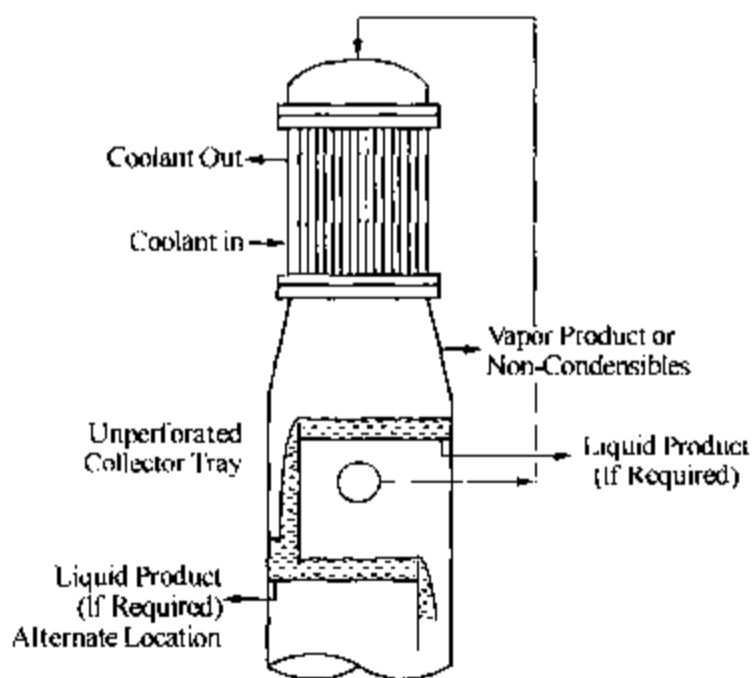


图 4.03.02-4 垂直内置式冷凝器

图 4.03.02-5 和图 4.03.02-6 表示一个成员遇到的问题。在图 4.03.02-5 中，系统无法操作。冷凝液沿着容器壁被吹出，向下流动经过收集盘。图 4.03.02-6 解决了这个问题。

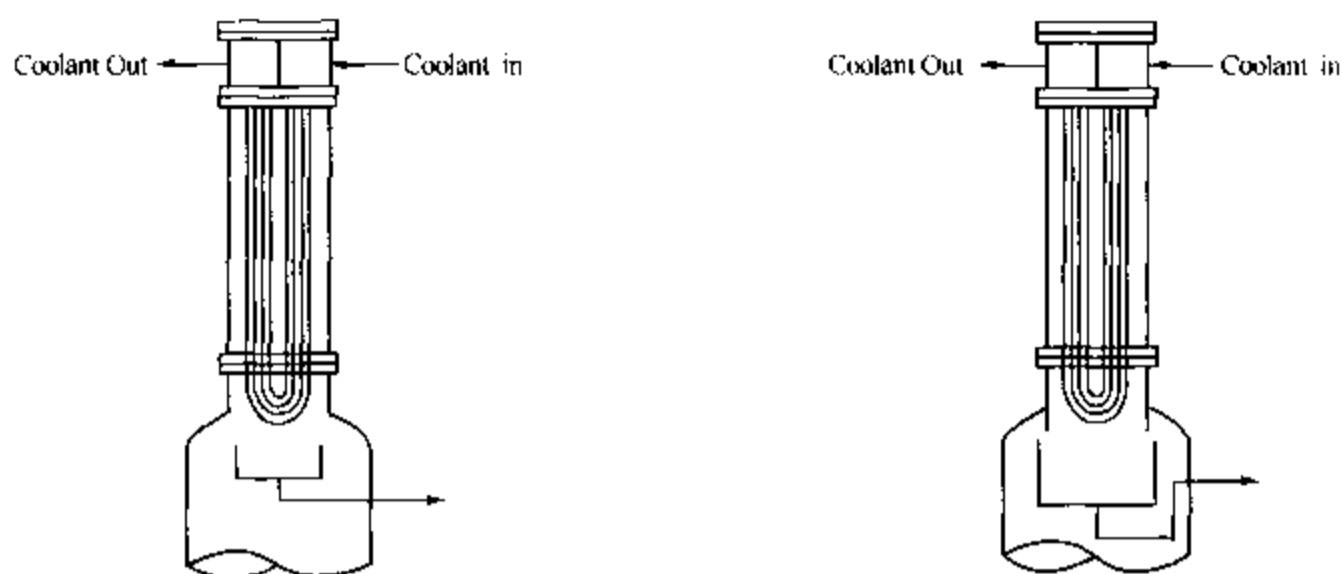


图 4.03.02-5 回流式冷凝器，液体收集方式不正确 图 4.03.02-6 回流式冷凝器，液体收集方式正确

大气冷凝器

大气冷凝器是一种直接接触冷凝器，最常见的应用是作为蒸汽喷射器前面、中间和后面的冷却器。它们比表面换热器(管壳式)便宜，但是有如下缺点：

1. 冷凝液与冷却水混合，通常造成损失。
2. 冷却水一般一次通过，补充水量很大。
3. 大气冷凝器液体排放常常存在废水处理问题。

循环回流式冷凝器

循环回流式冷凝器是最常用于塔的中部，在 4.03.03 节中讨论更细致。用于塔顶冷凝时，除了几乎当作全凝考虑之外，与一般考虑的水力学、传热和传质性能方法相同，有些特殊场合在塔顶采用循环回流式冷凝器，工业上用于减少塔顶系统的压力降和/或减少塔顶汽相管网的尺寸，最常见的是真空系统。传统上采用塔顶馏出物冷凝或被中段回流取热，从经济上考虑一般采用中段循环回流取热，尽管有时受空间等因素主导。

循环回流冷凝节省了塔顶汽体管线尺寸，或者降低了压力降，常常导致采用较小的换热器。另一方面，它要求比较低的塔高、较大的液体管线和更大的液体泵系统。

在炼油厂最常采用中段循环回流冷凝操作。一般用全抽出斗，可以直接测量回流量。

空冷器

空冷器由水平或 V 形管束组成，通过环境大气冷却工艺物料。用风机将空气吹过管子(鼓风式)或被吸过管子(引风式)。通常采用翅片管。

当冷却水相对比较贵时，空冷器可以代替水冷换热器。空冷器也消除了由于冷却水带来的腐蚀和结构问题。采用多种间距的风机可以相对容易控制空冷器的操作和容易检测泄漏，假如动力出了故障，由于自然循环还可以有一定的冷却效果。另一方面，空冷器比水冷设备投资更高。空冷器需要有框架结构，附属机械设备会带来各种操作问题。另外，空冷器对气候条件非常敏感，许多安装过程中存在潜在的问题。

4.04 防涡器

引言

防涡器是一种多层金属篦或十字形的平板，放在液体出口处防止形成漩涡。当液体在出口管嘴收缩流动时，形成的角动量会导致漩涡流动加剧形成涡流。涡流会促使汽体夹带到液体抽出管线，造成潜在的抽出流率不足，塔操作不稳或引起泵的气蚀⁽⁴⁹⁾。防涡器在出口管嘴处引入剪切作用，抑制漩涡流动。

据报道，形成漩涡的潜在条件常出现在精馏塔中。这些条件包括：相对容器直径液位较低、液体接近泡点、抽出速度高($> 3\text{ft/s}$, 0.9m/s)、由汽体和/或液体切线进入造成漩涡。在多数塔底处的环形对称结构，也容易形成漩涡。基于这种原因，特别建议在塔底出口设置防涡器。多数中间液体抽出斗采用非环形结构，可以减少形成漩涡的可能。因此，防涡器较少用于侧线出口管嘴。但是，漩涡发生与出口管嘴的方位没有联系。一个公布的模型建议当液位高度(ft)小于管嘴处流速(ft/s)减1($H < V - 1$)时，就会形成漩涡。防涡器相对便宜，促使很多设计者将其用于所有的液体抽出的位置⁽⁵⁰⁾。除了避免形成漩涡的预测不确定性外，这种方法可以提高操作性能和将来扩量的灵活性。

现今工业上采用两种基本的防涡器设计类型：十字型(叶片型)和金属篦型。十字型比较简单，将两块钢板焊接成 90° 角。最常用于塔底出口，而不用于侧线抽出。考虑更有效的设计，一般用金属篦型。它由1~3层水平金属篦组成，即垂直杆相间1in排列(通常称为平板金属篦)。有时，也采用一段格栅填料。金属篦型防涡器广泛用于塔底出口和侧线抽出口。

塔底出口

图4.04-1显示用于塔底出口的两类型的防涡器。十字型一般由重钢板制成(厚度 $> 0.375\text{in}$ 或 9.5mm)。另外还可以选择在十字顶部焊接成环形或方形水平盖板。

十字的高度应该等于管嘴的直径，但是不应小于 5in (125mm)。十字挡板的宽度应该是管嘴的四倍。为了避免限制管嘴入口的流动，十字的底部到管嘴出口的距离，应高于管嘴的半径⁽⁵²⁾。十字型挡板一般直径焊接在容器的封头上。

采用金属篦型挡板时，为了保护底部出口，应当采用2~3层金属篦。相邻两层金属篦旋转 90° 角，距离为 3in 。底层金属篦到管嘴出口的距离，应高于管嘴的半径。方形金属篦的宽度，应当是管嘴直径的四倍。

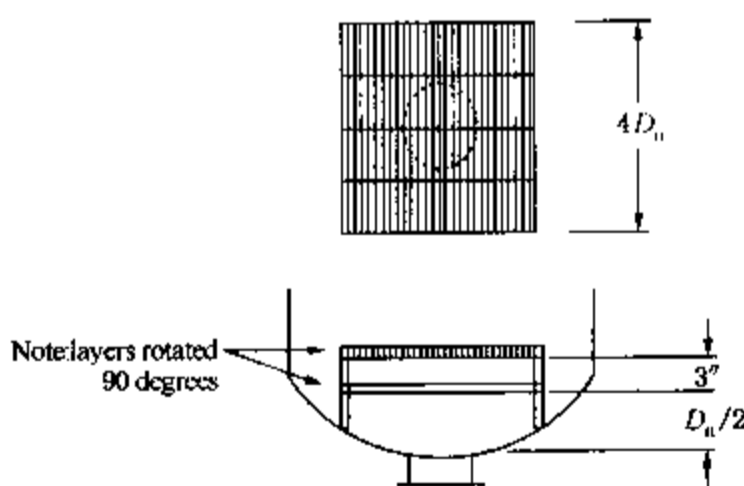


图 4.04-1a 金属篦型(D_n 是管嘴直径)

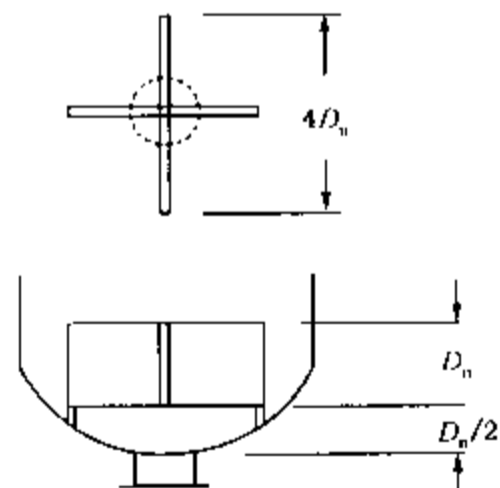


图 4.04-1b 十字型(D_n 是管嘴直径)

侧线出口

图 4.04-2 显示侧线出口采用防涡器的情况。

侧线出口常采用单层金属篦型挡板。也可以采用多层，如图 4.04-2 所示，多层金属篦加在单层金属篦之上。相邻两层之间旋转 90° 角。金属篦的长度是出口管嘴的四倍，其宽度根据在抽出斗的嘴子形状而定。

无论是部分抽出还是全抽出，十字型挡板都位于管嘴的入口。十字的尺寸受抽出斗尺寸的限制。一般十字型挡板与管嘴的尺寸相同。

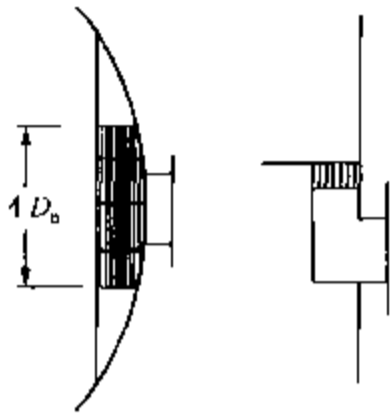


图 4.04-2a 金属篦型，部分抽出

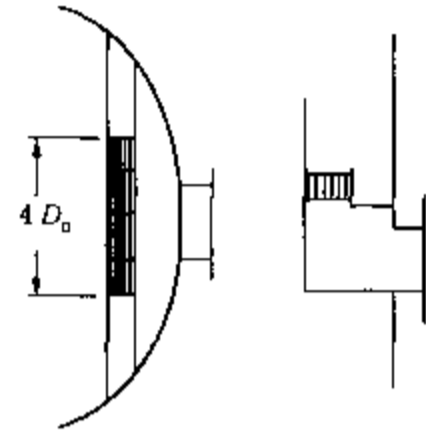


图 4.04-2b 金属篦型，全抽出

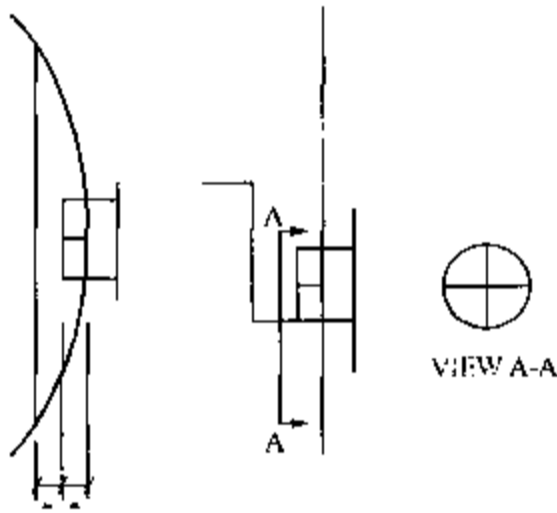


图 4.04-2c 十字型，部分抽出

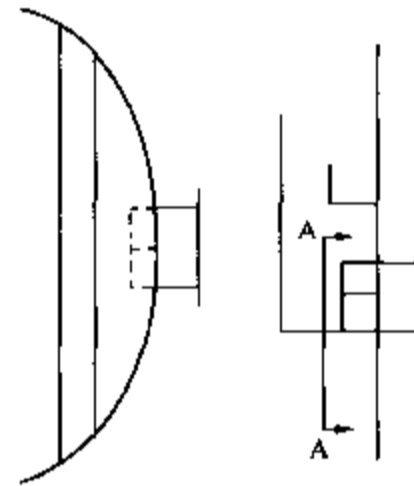


图 4.04-2d 十字型，全抽出

参 考 文 献

49. Kister, H.Z., "Distillation Operation", McGraw-Hill, New York, 1990, p.91.
 50. Karrasik, I., Pump Seminar, Kingsport, Tennessee, 1989.
 51. Patterson, F.M., "Vortexing Can Be Prevented in Process Vessels and Tanks," Oil & Gas Journal, Aug. 4, 1969, p.118.
 52. Waliullah, S., "Do-It Yourself Vortex Breakers," Chemical Engineering, May 9, 1988, p.108.
- 也可以找到下列未参考的出版物,它们能够提供更多信息,并且很有帮助:
- e. F.R.I. Design Practices Manual, Volume 5, section 1.05.
 - f. McDuffie, N.G., "Vortex Free Downflow in Vertical Drains", AIChE Journal, Vol. 23, No. 1, January 1977.

第五章 压力容器的检验

5.01 压力容器的检验

5.01.01 压力容器的常规检验导则

范围

本导则覆盖了采购方检验的职责、定义、程序和适用的检验方法。

《ASME 锅炉和压力容器规范》(以下简称《ASME 规范》)第八卷提供了压力容器检验的基本要求。其它文件如公司的标准技术规定等则作为检验的附加要求。所以本导则仅包括设备检验的部分基本要求,而不是设备检验要求的全部必需内容。

本导则对焊后热处理、低温、带复合层的部件、致命使用条件和/或环境方面的规定作出了补充,但并不替代原有的规定。

职责

责任工程师有责任决定采购方的检验要求并将该要求纳入采购合同。对于超出常规方法的检验要求的关键条款,责任工程师应会同有关检验和催运人员,编制超出常规检验要求的特殊检验要点。

检验和催运人员应根据采购技术条件对材料和主要设备进行和/或会同检验。

卖方应对自己的产品质量负责并且应向客户证明产品符合技术条件。

检验点

检验点主要由检验员提出和确定。对于压力容器和其它类型的设备,可利用检验一览表来进行检验。本导则提供了压力容器的常规检验一览表。

会同检验点是指在整个制造过程中通常由检验员参加的检验或校验。当检验员不能按规定的时间出席时,卖方可以在没有得到正式的检验放弃情况下继续进行制造。

停止点是指由检验员进行的检验项目,且卖方不可在事先未取得检查免除的许可下继续制造。停止点应在制造前由检验员与卖方商定。

常规检验

大多数类型设备的检验/校验列于如下,本导则用“W”和“H”分别表述会同检验点和停止点。

焊接评定

1.0(W) 在制造开始前,应对焊接工艺和焊接操作工按《ASME 规范》第九卷进行评定。

1.1(W) 检查焊接材料以保证符合所评定的焊接工艺和相关标准的要求,并且最低抗拉强度不低于母材。

目视检查

2.0(W) 检查材料检测报告以确定受压件的材料 与受压件相焊的非受压件的材料符合材料标准。获得材料检测报告的副本,并在其上做标识以表明指定的容器部件的材料是采

用所列的材料。

2.1(W) 核实用于受压件 与受压件相焊的非受压件的所有材料是否有合适的标识,并在受检图纸上作记录。

2.2(W) 对于碳钢筒体和封头,核实是否按 ASME 规范 UCS-79(d)和(e)进行制造。

2.3(W) 核实标准法兰的标识 法兰型式和压力等级,检查所有特殊法兰和用钢板制作的法兰尺寸。

2.4(W) 检查垫片和紧固件材料,以保证种类合适和尺寸正确。

2.5(W) 核实成型封头符合规定的结构形状要求。

2.6(W) 核实管子和管件是否符合适合的型式和管壁厚度号码(Sch.No.)。

2.7(W) 检查所有的焊缝,内容包括焊缝外形、焊缝余高、焊道尺寸、咬边、气孔及其他缺陷。

2.8(W) 检查排凝口和安全阀接口是否沿容器内表面打磨平齐。

2.9(W) 检查所有的开口内边角是否已打磨成合适的圆弧过渡;检查所有的内伸接管在容器内侧是否有角焊缝。

3.0(W) 核实法兰螺栓孔和地脚螺栓孔是否跨中均布,另行规定的除外。

3.1(W) 检查加强圈上的泪孔。

3.2(W) 检查接地接头、铭牌、保温支持圈和其他附件。

3.3(W) 检查上下两块基础环上螺栓孔的对中是否合适。

3.4(W) 核实所有的裙座已开口透气孔(管)和出入孔。

3.5(W) 检查塔盘、填料和内部构件等等,要保证材料合适并且与图纸相符合。

制造过程检验

4.0(W) 检查材料,尤其是受压件,内容包括表面粗糙度、损伤、分层、裂纹、疤痕和深坑以及是否有合适的识别标记。

4.1(W) 检查准备焊接的封头和钢板的坡口,确保铁屑和其他有害物质已清除干净。

4.2(W) 检查采用的焊接接头的设计是否符合已评定的焊接工艺和标准。

4.3(H) 根据焊接工艺检查组对状况。检查纵向接头和环向接头的接口偏差是否符合《ASME 规范》的要求。除非《焊接工艺指导书》允许,否则接口处的组对点焊不能成为接头的一部分。

4.4(W) 随机抽查所有受压焊缝的背部清根情况,以保证焊接接头的质量。

4.5(W) 检查圆筒和锥壳的圆度,对于真空容器尤其应注意。

4.6(H) 会同检验射线、磁粉、液体渗透和超声等无损检测的整个过程,详见《补充检验导则“无损检测”》。

4.7(W) 检查塔盘支持圈的位置、间距尤其是水平度,详见《补充检验导则“塔盘的安装”》。

4.8(H) 检查各层塔盘的安装状况,以保证安装后塔盘的位置、水平度、螺栓连接、密封等方面符合规定,详见《补充检验导则“塔盘的安装”》。

4.9(H) 检查受液盘、降液管和溢流堰的方位、间距和固定状况,详见《补充检验导则“塔盘的安装”》。

测量

5.0(W) 通过测量以保证所有尺寸的偏差在图样和标准规定的范围内。测量的内容·

般包括尺寸、位置、厚度、外伸长度、塔体垂直度、塔盘支持圈的水平度、溢流堰高度和降液管长度。

5.1(H) 在图上标明实际的测量值，作为最终检验报告的一部分。详见检验和催运部分关于尺寸超标时的“接受或拒收”。

最终试验和检查

6.0(H) 检查射线检测，如有可能应包括检查合适的灵敏度、识别标记、材料以及焊接缺陷。

6.1(H) 会同检验所有的无损检测，有要求时审查合格的检测报告。

清扫和油漆

7.0(W) 检查并确保容器已彻底除水和干燥。

7.1(W) 检查并确保发运前容器内部的杂物已清除干净。

7.2(W) 当有要求时碳钢容器的内部可涂防锈涂料，或对容器进行密封以防潮。

7.3(W) 当技术条件有要求时应保证按特殊的清理程序对容器进行了清理(如介质为氧气)。

7.4(W) 除非标准有要求否则不得对容器进行油漆。

表 5.01.01 - 1 压力容器的常规检验一览表

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|----------------------------|----|-----------------------|----|----|
| 1. 材料 | | | | |
| a. 检查出厂报告 | | UC - 93 | | |
| b. 厚度(封头过渡段转角处和钢板边缘) | | UC - 96 | | |
| c. 是否符合标准 | | 技术条件 | | |
| d. 材料出厂前的超声检测 | | | | |
| 2. 焊接 | | | | |
| a. 焊接工艺指导书 | | UW - 28 | | |
| b. 焊接工艺职能评定 | | UW - 29 | | |
| 3. 无损检测 | | | | |
| a. 水压试验(注: 水温和要求的水质) | | UC - 99 | | |
| b. 空气 | | UC - 100 | | |
| c. 卤化物 | | | | |
| d. 验证试验 | | UC - 101 | | |
| e. 射线类型 | | UW051 | | |
| f. 液体渗透类型 | | ASME, 附录 8 | | |
| g. 磁粉类型 | | ASME, 附录 6 | | |
| h. 试验补强板 | | UW - 15(c) | | |
| i. $\geq 1"$ (25mm)螺母的硬度校验 | | ASME sec. II SA - 194 | | |
| 4. 制造 | | | | |
| a. 检查钢板表面 | | UC - 95 | | |
| b. 检查切边 | | UC - 93(d)和(e) | | |
| c. 核对焊缝坡口的状况 | | UW - 28 | | |
| d. 核实焊接工艺 | | UW - 28 | | |
| e. 切割、装配、组对 | | UW - 31, - 33 | | |
| f. 背部清根 | | UW - 37 | | |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|----------------------|----|-----------------|----|----|
| g. 记录切口处实际材料厚度 | | UG-96 | | |
| h. 发布的腐蚀试验结果 | | 技术条件 | | |
| i. 焊工标识 | | UW-37 | | |
| j. 记录出厂标记及标记的转移 | | UG-94, -77 | | |
| k. 法兰和机加工零部件的表面粗糙度 | | 图样 | | |
| l. 加强圈等附件 | | UG-30 | | |
| m. 核实接管厚度和法兰等级 | | UG-45 | | |
| n. 焊接时的大气状况 | | UW-30 | | |
| 5. 最终检查 | | | | |
| a. 焊缝外观和焊缝余高 | | UW-35 | | |
| b. 核对焊道尺寸 | | 图 UW-13, -16 | | |
| c. 工作质量(在备注栏中评述) | | | | |
| d. 圆度 | | UG-80 | | |
| 真空容器 | | | | |
| 内压容器 | | | | |
| e. 排凝口和安全阀口开口接管的打磨平齐 | | | | |
| f. 开口内边角的圆弧过渡 | | UG-76 | | |
| g. 钼试验 | | 技术条件 | | |
| h. 尺寸偏差 | | 标准 | | |
| i. 接地接头的连接 | | | | |
| 6. 焊后热处理 | | | | |
| a. 型式 | | UW-40 | | |
| b. 热电偶在容器上的固定 | | UW-40, (a), (4) | | |
| c. 审查记录图表 | | | | |
| d. 会同检查 | | | | |
| e. 升温、恒温和降温时间 | | UCS-56 和 UHA-32 | | |
| 7. 发运准备 | | | | |
| a. 排净和清理 | | | | |
| b. 油漆 | | 技术条件 | | |
| c. 法兰保护 | | | | |
| d. 装载和捆绑 | | | | |
| e. 符合《规范》的铭牌 | | UG-116 | | |

5.01.02 压力容器的补充检验导则——特殊条件范围

本导则是对《压力容器的常规检验导则》的补充，适用于如下特殊条件：

- 焊后热处理(应力释放)；
- 低温；
- 有复合层的容器部件；
- 致命环境。

导言

特定的操作条件和环境需要对材料和设备进行特殊的检查和试验。本补充导则提出了在适用条件下所要求的一般条款。

检验点

设置的检验点主要由检验员确定。对于压力容器和其它类型的设备，可利用检验一览表来进行检验。

会同检验点 是指在整個制造过程中通常由检验员参加的检验或校验。当检验员不能按规定的时间到场时，卖方可以在没有得到正式的检验放弃情况下继续进行制造。

停止点 是指由检验员进行的检验项目，且卖方不可在事先未取得检查免除的许可下继续制造。停止点应在制造前由检验员与卖方商定。

本导则用“W”和“H”分别表述会同检验点和停止点。

焊后热处理

《ASME 规范》第八卷提供了压力容器焊后热处理的基本条款，因而其详细要求应作为本导则的引用文件。

正常情况下并不要求检验员出现在热处理操作现场。可是对于大型或复杂的容器，建议检验员亲自观察热处理的整个过程。

1.0(W) 当需要焊后热处理时，焊后热处理应在焊接修复后以及在水压试验前进行。

1.1(W) 针对焊后热处理要求检查材料和设备规格书，根据材料的厚度按照《规范》核对热处理温度和保温时间是否合适，确认卖方已具备了能满足热处理要求的设施。

1.2(W) 确认容器按分段热处理符合规范要求的程序，同样局部热处理也应符合《规范》要求的程序。

1.3(W) 确认容器在炉内已进行合适的支撑，以避免在热处理过程中发生变形或损坏。

1.4(W) 检查热电偶是否与容器壁直接连接，数量是否足够，以便能证实热处理温度的均匀。

1.5(W) 检查是否有火焰直接冲击到热处理的构件上。

1.6(W) 检查热处理温度是否保持在规定的许可范围内。

1.7(W) 获取每一炉的热处理曲线图并对之进行审查。

1.8(W) 检查热处理后大型机加工面的表面平整度，如果需要还得再进行加工。

低温

用于低温环境的工艺容器的检验，应严格遵守基本规则。《ASME 规范》第八卷提供了低温工艺容器检验的基本条款，因而其详细要求应作为本导则的引用文件。本导则提供了低温容器的补充检验一览表。

本导则包括：

a. 设计温度在 -20°F 和 -325°F 之间的碳钢 低合金钢和奥氏体不锈钢工艺容器的检验要求；

b. 设计温度在 32°F 和 -20°F 之间的碳钢和低合金钢工艺容器冲击试验的检验要求。

对卖主的评定

2.0(W) 检查焊接工艺评定、焊工和焊接操作工的职能评定文件；确认试验包含冲击试验。对于铁素体钢要求有焊缝金属和焊缝热影响区的试样；对于奥氏体不锈钢，只要求有焊缝试样。

2.1(W) 确认焊机的操作工是按与手工焊工一样进行职能评定。

对材料的评定

2.2(W) 核查铁素体钢板的钢厂出厂冲击试验报告, 所要求的纵向和横向试验结果以及在收到钢厂的质量证明书之前钢板不得使用。

2.3(W) 核查冲击试样采用的热处理工艺与制成的容器相同。

2.4(W) 检查金属的焊接是否采用低氢型焊条。

2.5(W) 确认螺栓和螺母材料满足低温的要求。

过程检验

2.6(W) 确认每一炉号铁素体钢板是由一组冲击试验所代表的。该冲击试验的试样是取自于与焊缝相邻的热影响区上。并且检查其试验结果。

2.7(W) 核查收弧板的冲击试验结果。对于铁素体钢应包括焊缝和热影响区; 对于奥氏体不锈钢只做焊缝。

2.8(W) 确认最后的焊道上不进行锤击。

2.9(W) 确认在材料中不产生应力集中, 没有不允许的钢印。

3.0(W) 确认所有铁素体钢制容器都进行焊后热处理。

3.1(W) 确认焊后热处理后不再在容器上进行施焊。

有复合层的容器部件

在决定所需要的耐腐蚀能力时, 首要的是预测使用过程中介质的腐蚀性。解决腐蚀问题的最通用的办法是增加材料的厚度、采用整体复合材料以及进行衬里。

4.0(W) 检查是否已根据图纸的要求正确开设了排气孔。

4.1(W) 当复合板任意部位的复层材料参与设计计算, 或规格书有要求时, 应检查出厂剪切试验报告。

4.2(W) 由于焊接的材料在化学成份和力学性能方面存在较大的差异, 因此应仔细核查焊工的技能评定和抗腐蚀焊缝以及堆焊层的熔敷工艺。

4.3(W) 确认焊缝金属在力学性能和耐腐蚀性能方面与所焊母材金属基本相当甚至更好。

致命环境

当容器用于致命环境时应符合如下要求:

5.0(W) 所有对接焊缝应全部进行射线检测。

5.1(W) 碳钢和低合金钢制容器应进行焊后热处理。

5.2(W) 焊接接头的型式应符合《ASME 规范》UW-2(a)的规定。

5.3(W) 铸铁容器或容器的铸铁承压零部件不得用于致命环境。

表 5.01.02-1 低温容器的补充检验一览表

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|-----------|-------|-------|----|----|
| I. 材料 | | | | |
| a. 检查出厂报告 | | | | |
| 冲击值 | UG-84 | UG-84 | | |
| 纵向 | UG-84 | UG-84 | | |
| 横向 | | | | |
| 试样尺寸 | | UG-84 | | |
| 试验温度 | | UG-84 | | |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|----------------------------|----|-----------------------|----|----|
| 热处理 | | UG-84 | | |
| b. 螺栓和螺母材料 | | 注: 必要时应保证评定的试验项目为冲击试验 | | |
| 2. 焊接 | | | | |
| a. 焊接工艺评定和焊接操作工的技能评定 | | | | |
| b. 使用低氢性焊条 | | | | |
| 3. 制造 | | | | |
| a. 检查钢板和焊缝的应力集中状况(禁止打焊工钢印) | | | | |
| b. 焊后热处理后禁止施焊 | | UCS-56(a) | | |

5.01.03 压力容器的补充检验导则 ——在役容器关键的检验部位

范围

本导则是对《压力容器的常规检验导则》的补充, 适用于在役容器关键的检验部位。

引言

除了与磨蚀或腐蚀有关的问题外, 大多数关键的部位(有可能发现问题的部位)都与焊缝有关, 更正确地说是与焊趾有关。其原因在于焊缝上最高的局部应力(峰值应力)通常都在焊趾处。当焊缝的凹角(见图 5.01.03-1)较小甚至存在咬边缺陷时最为明显。因此如果处在应力循环场合下, 这些部位就成为疲劳开裂的起始点。图 5.01.03-1 说明了焊缝轮廓的加工程度可能对疲劳寿命产生巨大的影响。

可是在大多数场合下, 操作状态下的应力基本上是静态的(循环次数和峰值应力变化幅度的组合相对较小)。因此, 大多数按《ASME 规范》制作的焊接构件(即使是有很高加强余高的对接缝焊缝和凸起轮廓的角焊缝, 见图 5.01.03-1)从疲劳角度讲应是可靠的, 除非将一个设计不恰当的容器用于明显是疲劳操作的场合。

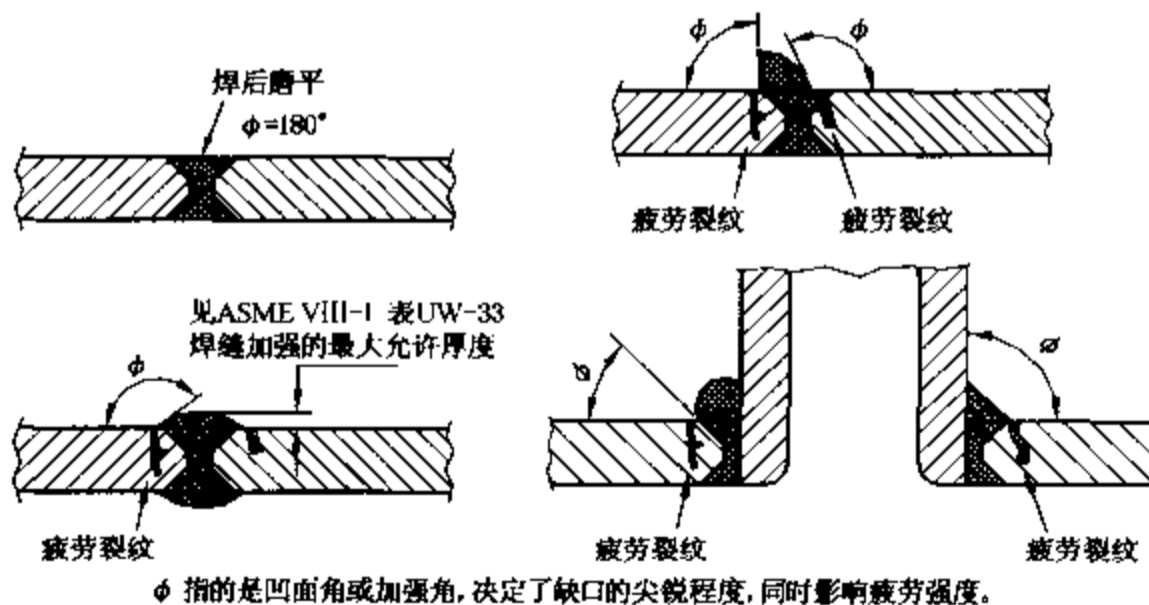


图 5.01.03-1 焊缝形状和相关凹角的图示

一个例外的情况是，即使循环峰值应力变化幅度和循环次数的组合相对较小，当腐蚀与疲劳组合时会使材料受到类似于疲劳增强的破坏作用。

当只从过去所经历的应力角度看时，在某些被认为不可能或不太可能发生破坏的流体环境下，却由于其他一些促进开裂的环境因素导致了疲劳开裂。不管准确的机理如何，但经验表明：在确定受压件的使用可靠性时，对于容器所处的流体环境(包括内部和外部环境)往往起到主要的作用。因此，就特定场合下的特定容器而言，必须考虑一种清单式的关键部位检查表，要比一个检验导则更合适。

检验点

检验点主要由检验员提出和确定。对于压力容器和其他类型的设备，可利用检验一览表来进行检验。本导则提供了压力容器的常规检验一览表。

会同检验点是指在整个制造过程中，通常由检验员参加的检验或校验。当检验员不能按规定的时间出席时，卖方可以在没有得到正式的检验放弃情况下，继续进行制造。

停止点是指由检验员进行的检验项目，且卖方不可在事先未取得检查免除的许可下继续制造。停止点应在制造前由检验员与卖方商定。

常规检验

为保证取得理想的检查效果，应获取下列重要信息：

1.0(W) 获取并核对原先的检查报告。根据原先的检查记录和/或在相同使用条件下类似容器的使用经验，可以预测容器壁厚的减薄量。

1.1(W) 收集并评估上一次检查后的操作情况等信息，如操作条件是维持原样还是改变了；如已改变，有什么变化。

1.2(W) 收集并评估上一次检查后的操作情况如何，对容器的可疑部位产生什么样的影响等信息，什么关键部位需要检查？是单纯的腐蚀、侵蚀，还是预想中的点蚀？

1.3(W) 为认证容器的完好性，征求有关所需无损检测的方法和范围。是要求内部检查，还是外部无损检测也能达到满意的效果？

根据以上基本信息，可以产生一个合理的检验计划。另外，需要的修理或改造(当有的话)以及下一次检查时间间隔现在就可以确定下来。

厚度测量

计算腐蚀速率的基本方法就是测量厚度并加以记录。这些测量为下列工作提供了依据：设定下一次检查的时间间隔；有可能明确需要立即修理或以后可能修理的部位；确定最大允许工作压力的降低值甚至同时确定相应的温度限定值。在某些情况下进行检查的同时有可能对容器是否提高最大允许工作压力进行评估。

为了得到精确的腐蚀速率数据，必须精确地记录测量位置以便后续的测量能在同一个位置进行。要做到这点就需制作测量项目的规划图，并记录离开细心地圈划出的参考点(如开口接管、焊缝等)的测量位置。增设测量位置的识别标签可能是给后续测量提供精确位置的一个切实可行的办法。

在测定非均匀腐蚀区域的有效厚度方面，《NBIC(National Board Inspection Code)》PU-107的导则可能是有用的。一旦工程评价且用于设计的腐蚀速率已达成协议时，一般可用U-106(b)中的导则来确定两次检测之间的时间间隔。容器修理和改造的导则一般由企业标准设定。

开口附近和其它不连续部位的关键区域

人们已经注意到，在操作过程中流体进料口的减薄型式一般不被看作是腐蚀作用，而明显地是腐蚀-侵蚀作用的结果，减薄是由于流体在容器的一侧向下冲入引起的。如图 5.01.03-2 所示，在开口内侧拐角处的减薄现象最为严重(减薄范围最宽和最深)，在开口以上部位减薄现象随离开开口的距离增加而迅速减缓。对于立式容器这种减薄现象使得壳体厚度减小，因而削弱了圆筒开口“根基”的关键区域(因压力引起的受载最大的截面)对主应力的承载能力，见图 5.01.03-3 [参考《ASME 规范》UG-37(b)]。这种减薄现象还对容器的承压能力产生不利的影响。因此在对在役容器进行检查时，应仔细检查所有壳体开口接管的关键区域，尤其是当发现裂纹有发展的趋势时。当然，如果开口位于平封头(平盖)的中心，或者对于球壳上的径向开口或平盖上的开口，通过开口中心轴的任一截面上由顶部压力引起的应力都相同，因此开口拐弯处一圈的所有点均有相同的效应。

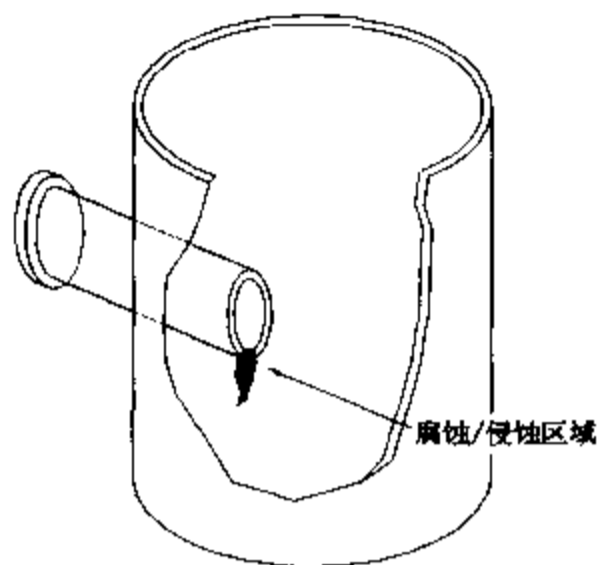


图 5.01.03-2 内伸开口的“液滴式”腐蚀/侵蚀型式

根据《ASME 规范》，开口补强的规定是为了避免在压力载荷的作用下“根基”关键区域的失效，见图 5.01.03-3。一些经验表明《ASME 规范》的补强规定，确实增强了截面承载较大压力载荷的能力，因而这个部位很少失效。事实上一些经验清楚地显示按规范进行补强的开口，失效发生的最有可能的位置是与“根基”关键区域相差 90° 处(开口或补强板连接焊缝的焊趾处)，见图 5.01.03-4。通常对于按《ASME 规范》第八卷第一分篇制造的容器，相对刚度较大的开口的连接焊缝，限制了容器在内压作用下圆周方向的正常变形(即膨胀)，造成在开口的上述部位高的不连续应力。许多情况下，上述应力要与由弯矩载荷(此部位对于不在平面或截面内的弯矩载荷更为敏感)引起的高应力叠加，两者在角焊缝的焊趾处，均由于形状的突变产生应力集中而变大。另外由于焊缝金属的收缩受到约束，使焊接难度加大，可能导致在制造或第一次水压试验期间，在角焊缝的焊趾处产生开裂。高的局部应力加上宏观开

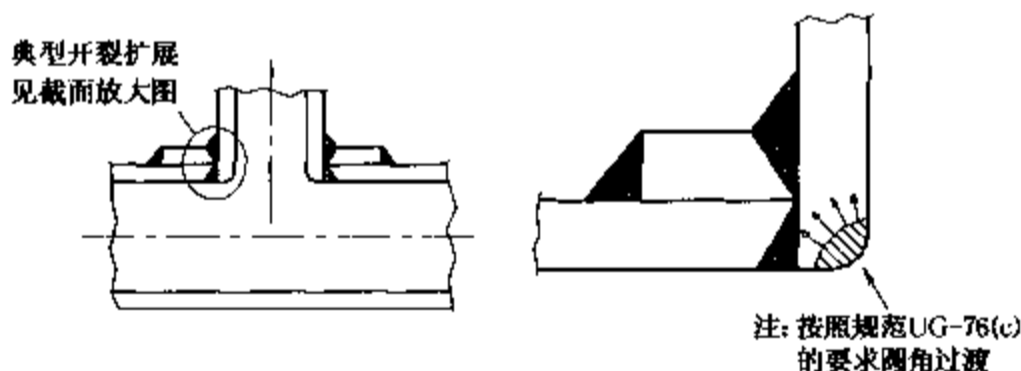


图 5.01.03-3 作用在开口上的最大压力载荷的截面图

裂的可能性，在应力条件下当材料处于低冲击值的金属温度时，上述部位对“脆性破裂”问题尤其敏感。明显地，在上述部位壳体的减薄将增加应力，并且也可能对容器的总的塑性强度产生不利的影响。因此建议对焊缝的焊趾处在开口安装后(可能的话在水压试验后)进行仔细的检查，并在定期检查间进行例行检查。同时建议上述部位，应避免位于主焊缝处、连接板处、管嘴处和连接附件处等。

上述讨论的问题及图 5.01.03-4 或许不单是开口补强的问题，任何相关的刚性附件焊于容器的表面上都可能产生类似情况。刚性附件不只是开口，卧式容器鞍式支座也是一个典型例子，见图 5.01.03-5。在鞍式支座边角处的壳体应力状态，与开口处的应力状态相当。因此从制造和检验的角度而言，应采用同样的方式进行处理。



图 5.01.03-4 开口接管与壳体连接焊缝的焊趾示意图

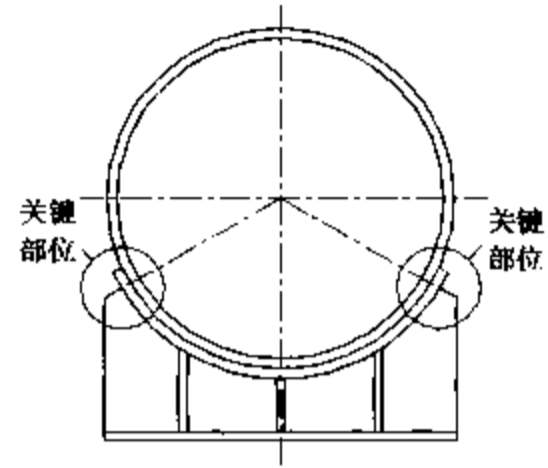
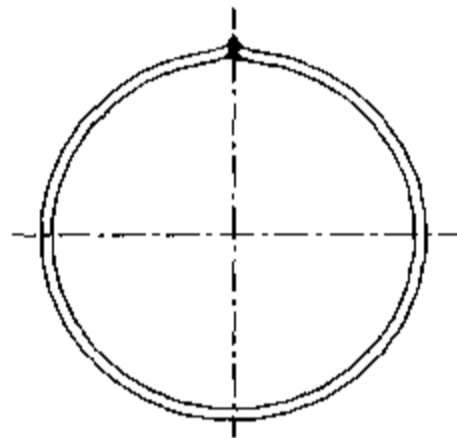


图 5.01.03-5 鞍式支座垫板示意图



见 ASME VIII-1 UG-79(B) 和 UG-80 关于焊缝凸起和不圆度的规定

图 5.01.03-6 纵焊缝形成棱角的示意图

表 5.01.03-1 在役压力容器关键区域的检验 内部补充检验一览表

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|---------------|-------------|------|----|--------------------------------|
| 1. 所有事先修理过的部位 | | | | |
| 2. 纵焊缝 | | | | 沿着主焊缝，包括焊趾和焊缝两侧各 1/2" 宽的区域 |
| a. 焊缝棱角区 | 图 5.01.03-6 | | | 注意开裂大多发源于容器的内壁，且多半位于焊缝本体而不是焊趾处 |
| b. 与环焊缝的交界处 | | | | |
| 3. 环焊缝 | | | | 见第 2 项备注 |
| a. 筒节间的错边 | | | | 仔细查找错边量最大的部位 |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|-----------------------------|----|-----------------------|----|--|
| b. 凸形封头与筒体间的接头 | | | | |
| c. 锥体与圆筒间的接头 | | | | |
| d. 不同厚度筒节间的接头 | | | | |
| e. 膨胀系数不同的元件间的连接接头 | | | | |
| 4. 圆柱壳体开口内边角处 | | 图 5.01.03-3 的描写 | | 尤其在纵焊缝处 |
| 5. 封头开口内边角处, 整个圆周 | | 描写 | | |
| 6. 水平开口 | | | | |
| a. 最底部位 | | 图 5.01.03-2 | | “液滴式”腐蚀/侵蚀型式, 常见于进料口 |
| b. 盲死的开口(法兰盖) | | | | 有时能见到沟纹 |
| c. 钢板圈制的开口接管的纵焊缝 | | | | 重点注意, 尤其当纵焊缝位于最低部时 |
| 7. 底部开口 | | | | |
| a. 盲死的开口(法兰盖) | | | | 有时腐蚀产物沉积在带盲板的开口内, 检查减薄量 |
| b. 侵蚀/腐蚀 | | | | 有时侵蚀/腐蚀位于底部开口接管的周围, 检查减薄量 |
| 8. 人口开口接管的侵蚀/腐蚀 | | | | |
| a. 侵蚀/腐蚀 | | | | 检查接管内壁可能存在的侵蚀/腐蚀 |
| b. 壳体上切线入口流体冲蚀的部位 | | | | 有时径向内伸进料口的冲击足以能引起侵蚀, 如塔器的内伸进料口 |
| c. 内伸接管的内径比相连管线内径小者 | | 图 5.01.03-7 | | 当开口接管法兰采用活套法兰时特别敏感, 因为法兰颈部的厚度减薄易导致危险 |
| 9. 在壳体上的开口接管的法兰连接焊缝 | | | | |
| a. 活套法兰 | | 图 5.01.03-8 (a), 8(b) | | 法兰环在工厂内与圆筒相焊。如按图 5.01.03-8(a)进行焊接, 除非先将连接处拆开并清理法兰面否则内部检验时无法对焊缝进行外观检查。但按如图 5.01.03-8(b)进行焊接, 不拆开连接处也能从内部对焊缝进行外观检查(两种活套连接都是《规范》所允许的) |
| b. 对焊法兰 | | | | 连接焊缝及其附近的锥颈处的削薄要特别注意 |
| c. 平焊法兰 | | | | 检查内部角焊缝处的侵蚀/腐蚀 |
| 10. 刚性附件角焊缝的焊趾 | | 描写 | | 压力载荷引起的最大应力沿容器的轴线方向的部位 |
| 11. 凸形封头过渡段的转角处 | | | | 有时这是应力诱导型腐蚀的位置 |
| 12. 内部非受压件, 如支持圈、防冲板、防涡流挡板等 | | | | 角焊缝焊趾处、裂缝处和带螺纹元件应特别注意 |
| a. 焊接附件轴向角焊缝的焊趾处 | | | | 与壳体轴线平行的角焊缝焊趾处的应力集中最严重, 因此与环向比更应注意类似的部位 |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|------------------------------------|----|------|----|-------------------------------------|
| 13. 焊于外表面的附件(如连接板、加强圈、补强圈等)所对应的内表面 | | | | 当处于应力腐蚀开裂环境时内表面的这些部位可能诱发应力腐蚀开裂(SCC) |
| 14. 任何肉眼可见的变形或减薄区 | | | | |

表 5.01.03-2 在役压力容器关键区域的检验 外部补充检验一览表

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|--------------------|----|-------------------------------|----|--|
| 1. 保温下面可能开裂的部位 | | | | |
| a. 保温下面蒸汽凝聚区的开裂 | | 图 5.01.03-9 和 图 5.01.03-10 | | 壳体/封头上伸出保温的附件,如开口、支耳等。对于立式容器顶封头保温下面的该区域应特别注意。 保温与紧靠真空保温的界面或保温与基础环的交界面等部位。已能证明来自大气中的氯离子在这些部位浓缩。水气通过保温的毛细管作用,对立式容器的壳体腐蚀/产生应力腐蚀开裂。 |
| b. 潮湿区 | | | | 可疑部位是操作温度在 0°F 左右,包括循环到 430°F 的部位。 温度在 0°F 至 212°F 之间时腐蚀较重,尤其在 40°F 至 60°F 之间和 175°F 时。 |
| c. 开口接管垫片泄漏或化学药品渗漏 | | | | |
| d. 潮湿区或冰盖区的溶化线 | | | | |
| e. 受潮的保温 | | | | 根据需要将保温开检查窗口以查明受潮的范围。 随时恢复所开的检查窗口以避免保温进一步受潮,如因下雨等。 如果发现保温已损坏,有必要在容器检验前彻底拆除保温。 |
| f. 伴热蒸汽 | | | | 对于奥氏体不锈钢管道或容器,当伴热蒸汽下面的油漆破损时,由于缺乏油漆可能导致外部的氯离子应力腐蚀开裂。 |
| 2. 所有事先修理过的部位 | | | | |
| 3. 纵焊缝 | | | | 沿着主焊缝,包括焊缝趾和焊缝两侧各 1/2" 宽的区域。这些部位可能先受到侵害和应力腐蚀开裂。 |
| a. 焊缝棱角区 | | 图 5.01.03-6 | | |
| 4. 环焊缝 | | | | 见第 3 项备注 |
| a. 筒节间的错边 | | | | 仔细查找错边量最大的部位 |
| b. 凸形封头与筒体间的接头 | | | | |
| c. 锥体与圆筒间的接头 | | | | |
| d. 不同厚度筒节间的接头 | | | | |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|---------------------------------------|----|--------------------------|----|--|
| e. 膨胀系数不同的元件间的连接接头 | | | | |
| 5. 开口接管与筒体连接焊缝的焊趾, 如有补强圈则为补强圈与筒体焊缝的焊趾 | | 图 5.01.03-4 的描述 | | 两种情况下最有可能开裂的部位均在轴向剖面的焊缝的焊趾 |
| 6. 开口接管与封头连接焊缝的焊趾, 如有补强圈则为补强圈与封头焊缝的焊趾 | | 描述 | | 应用在不平封头(法兰盖)及凸形封头上安装的开口接管上 |
| 7. 鞍座边角处鞍座垫板连接角焊缝的焊趾 | | 图 5.01.03-5 的描述 | | 尤其在鞍座垫板的边角处(按新的设计是采用圆角过渡) |
| 8. 支耳或其他刚性附件的连接角焊缝的焊趾 | | 描述 | | 压力引起的最大应力位于与容器轴线平行的截面上 |
| 9. 管板与壳体的连接角焊缝的焊趾 | | | | 检查管板外周边的分层 |
| 10. 裙座连接焊缝的焊趾 | | | | |
| 11. 夹套焊缝 | | | | |
| a. 半圆管夹套 | | | | 半圆管与壳体间的焊缝, 尤其是靠近夹套温度高的一端 |
| 12. 在壳体上焊接法兰件的开口 | | | | |
| a. 活套法兰 | | 图 5.01.03-8 (a), 8(b) | | 法兰环在工厂内与圆筒相焊。焊缝的位置见图示, 因此在外部检验时是看不到焊缝的, 除非将螺栓连接件拆卸掉(图示两种活套法兰布置《规范》都是允许的) |
| b. 对焊法兰 | | | | 连接焊缝及其附近的锥颈处的削薄要特别注意 |
| c. 平焊法兰 | | | | 检查外部角焊缝处的腐蚀 |
| 13. 凸形封头过渡段的转角处 | | | | |
| 14. 支腿 | | | | 检查支腿的背部 |
| 15. 开口接管或壳体活套法兰 | | 图 5.01.03-11 | | 检查法兰的覆盖处 |
| 16. 螺栓连接法兰的厚度 | | | | |
| a. 整体法兰(如对焊法兰) | | | | 锥颈小端靠近连接焊缝处是厚度减薄的特别敏感区域 |
| b. 螺母接触面 | | | | 检查是否有划伤或腐蚀 |
| 17. 加强圈或保温支持圈的附近区域 | | 图 5.01.03-1 和图 5.01.03-9 | | 潮气可能在此积聚。对有保温的立式容器应特别注意该部位 |
| 18. 垫片接触表面和螺栓联结的法兰 | | | | |
| a. 点蚀和/或缝隙腐蚀 | | | | 检查痕迹 |
| b. 接触面上的径向擦伤 | | | | 检查现状 |
| c. 变形 | | | | 检查痕迹, 活套法兰最有可能变形 |
| d. 活套的背面(只应用于活套法兰) | | 图 5.01.03-11 | | 检查腐蚀痕迹 |
| e. 垫片表面的加工 | | | | 如果垫片表面必须加工以清除超标表面缺陷, 则对所采用垫片的最大表面加工要求要提出限定 |

| 检查项目 | 要求 | 引用文件 | 日期 | 备注 |
|---------------------------------|----|------|----|-------------------------------|
| 19. 法兰螺栓/螺母、地脚螺栓/螺母、支腿连接的螺栓/螺母、 | | | | |
| 20. 任何肉眼可见的变形或减薄区 | | | | |
| 21. 油漆 | | | | 为了测量厚度而在容器上刮去的油漆应恢复以避免接踵而来的腐蚀 |
| 22. 接地板 | | | | 是否有? 是否已连接? |

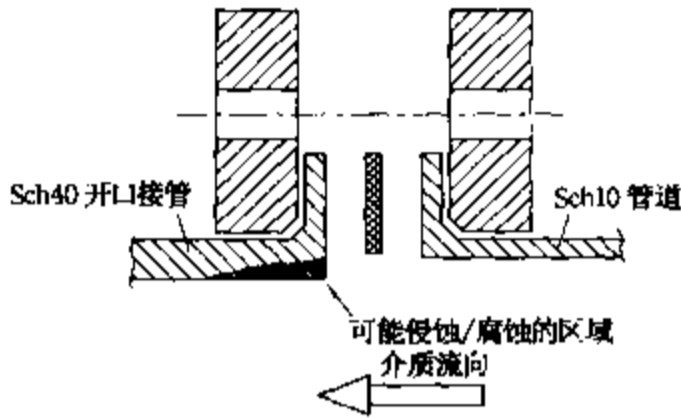


图 5.01.03-7 内伸开口接管侵蚀/腐蚀破坏示意图
见 ASME VIII-1 图 2-41(A) 关于焊接的规定

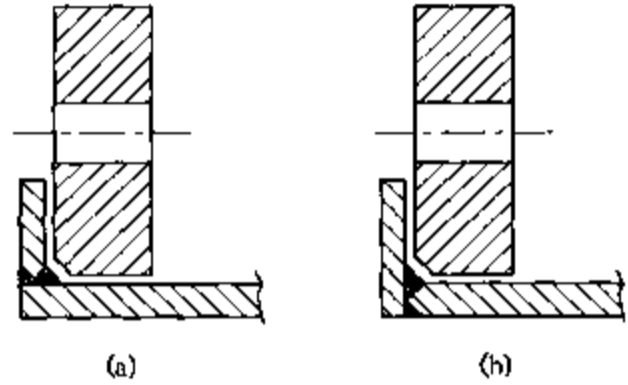


图 5.01.03-8 活套连接件的型式

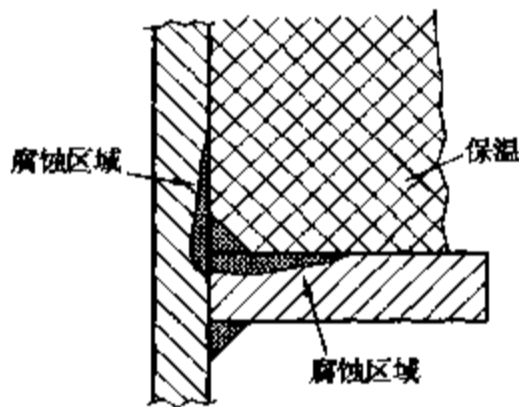


图 5.01.03-9 真空区或保温支持圈部位的腐蚀

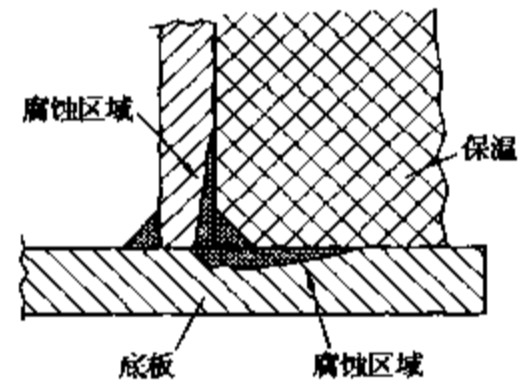


图 5.01.03-10 平底储罐底板的腐蚀

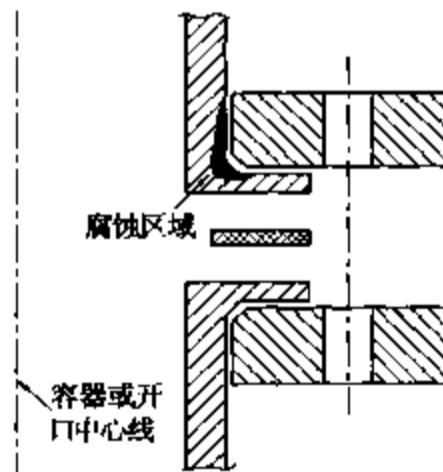


图 5.01.03-11 壳体或接管活套法兰下的腐蚀

5.01.04 压力容器的补充检验导则 - 无损检测

范围

本导则是对压力容器的常规检验导则的补充，可适用于如下的无损检测：

- 射线检测；
- 超声检测；
- 磁粉检测；
- 液体渗透检测。

另外，上述以外的其他检测方法或检测技术也可用于探明压力容器的完整性。

引言

容器检验的首要目的是要整体上满足容器标准的要求。试验是用来证实容器的强度以及保证不发生泄漏。检验或试验的范围越大，越能保证容器满足标准的要求，当然费用也越高。对板材和成品容器而言，无损检测对安全的保证都很重要。在进行开裂的危害性分析时，重要的是弄清存在于成品容器内的缺陷尺寸。四种应用最广的检测方法是射线、磁粉、液体渗透和超声⁽²⁷⁾。责任工程师应本着“失效即犯罪”的观点来确定容器至少不低于最低要求的试验范围，并听取安全消防人员和/或容器工艺设计人员的建议。

射线检测

射线检测是将一束射线穿过一个物体，并在感光胶片上成像以检测物体内部是否存在缺陷的方法。射线检测既可用 x 射线也可用 γ 射线，前者的穿透性强而后者携带方便。x 射线装置很难穿透 12in(305mm)以上的钢板。一般射线检测分为三个等级，包括抽样、部分和全部射线检测。抽样射线检测对焊缝随机取检测点以达到辅助质量控制的目的，约每 50ft (15.24m)长焊缝取一个检测点。部分射线检测是随机选取一段不少于 6in 长的焊缝进行检测，并对《ASME 规范》要求的特定的交叉焊缝进行类似的检测。部分射线检测的验收标准更严于抽样射线检测。全部射线检测常指对容器的主焊缝进行射线检测。应避免照这样使用此术语。对射线检测的范围更精确的描述详见《ASME 规范》关于各种不同类型接头进行射线检测的详细说明。恰当的说法是如对一条特定的焊缝进行全部射线检测，就意味着整条焊缝应进行检测。

超声检测

超声技术是用换能器将频率为 0.5 ~ 20MHz 的振动波传输到金属中。仪器输出一系列的脉冲。输出的脉冲在阴极射线显示屏上显示，在工件的另一侧被反射后返回则再次在显示屏上显示。如在脉冲经过的途中存在裂纹或夹杂物，则会反射部分脉冲。原始脉冲和被工件的底面反射的脉冲在显示屏上的间隔代表了工件的厚度。缺陷的反射位于这些信号之间，并显示其大小和位置。超声检测可应用于从几分之一英寸的薄片到几英尺的材料任意厚度。其应用取决于物体的形状，因为不规则的表面会产生杂乱的反射。超声换能器可以垂直或按一定的斜角传送脉冲到表面上⁽²⁷⁾。

磁粉检测

磁粉检测只应用于磁性材料。磁力线穿过在其路径上表面与磁场平行的物体。撒在表面上的细磁粉会在裂缝边缘附近聚集。磁粉检测的敏感性与磁力线方向和裂缝方向之间的夹角

的正弦成比例。为保证查出所有的裂纹，有必要对同一面积从两个方向进行探测⁽²⁷⁾。

液体渗透检测

液体渗透检测是用渗透液将被检表面润湿并使渗透液进到开口的裂纹中。在清除多余的液体后，在表面上涂抹一层能显示渗透到裂纹中的渗透液的显像剂。在有些场合裂纹中溢出带色颜料，并使白色涂料变色。另一些场合使用能在紫外光下有荧光显示的渗透剂。

各种常用方法都有其优点。通常采用不止一种方法能获得理想的效果。磁粉检测或液体渗透检测对表面裂纹有效。对表面下的缺陷则需采用射线检测和超声检测。没有人能保证一种无损检测方法没有缺陷⁽²⁷⁾。

其它方法

其它一些应用范围不宽的检测方法也在使用，其中有涡流检测和电阻试验。涡流技术是将一个通交流电的线圈顺着靠近被检表面。线圈的电阻抗受到构件中缺陷的影响，或受缺陷的性质而改变。根据其经济性，涡流试验原则上用于管子的检验，当然也可用来检验其他物件。电阻试验技术是将一电流通入构件中并用电压探针探查表面。缺陷、裂纹和夹杂物会引起表面电压值的波动。

最后从某种意义上讲水压试验也是容器的一种试验方法。可以显示总体缺陷、不合理的设计和法兰的泄漏。许多人相信水压试验可以保证容器的安全。实际并不一定如此。一个通过水压试验的容器可能比一个未经水压试验的容器安全，可是在使用中甚至在接下来的升压中就有可能失效。在材料选择、检验和制造中都更加小心谨慎比水压试验更能保证容器的完好无损⁽²⁷⁾。

参 考 文 献

27. Perry, R. H., and Green, D. W., "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 6th Edition, McGraw - Hill, 1984, pp. 6 - 118

5.01.05 名词术语

磨损 (Abrasion)——摩擦掉的过程；通过摩擦刮掉、磨去、擦去(见侵蚀(Erosion))。

时效硬化 (Age Hardening)——是一种采用相对低的温度对金属或合金进行热处理，由于次生组织(次生相)的固溶体沉淀，以达到提高材料强度和硬度的方法。

气密性试验 [Air (Pneumatic) Test]——一种检验泄漏的试验。

退火 (Annealing)——控制加热和冷却的过程，用于软化金属、消除应力以及细化晶粒。冷却速度根据合金的含量而变化。

奥氏体 (Austenitic or Austenite)——无磁性，温度在 1500°F 以上时由碳原子组成的面心立方晶格。这种结构可溶解碳并成为钢淬透的基础。这也是 18 - 8 型铬 - 镍不锈钢、35% 镍铸铁和高锰钢在常温下的结构。

背部清根 (Back Gouging/Chipping)——从焊缝的背面凿削至完好的金属。

铸钢 (Cast Steel)——将熔化的钢在模子中浇铸，不进行任何特殊的热处理或冷加工就使用。其性能接近钢，延展性和强度高于铸铁。

接触或缝隙腐蚀 (Contact or Crevice Corrosion)——在有缝隙的区域内，相同或不同的材料产生机械接触引起的金属腐蚀。腐蚀是由于浓差电池或电流的作用造成的。

腐蚀(Corrosion)——金属与周围介质进行化学或电化学反应造成的破坏。

腐蚀疲劳(Corrosion Fatigue)——在腐蚀环境下抗疲劳性能的降低。

设计压力和设计温度(Design Pressure and Temperature)——设计压力是用来决定容器不同部件最小需要厚度的物理特性，即压力。应用中要将容器中的流体静压头加到设计压力上后，来决定容器任一特定部件的厚度。设计温度是与设计压力同时作用的金属温度。

脆化(Embrittlement)——由于氢引起金属或合金延展性的严重丧失。

侵蚀(Erosion)——金属或其他材料在液体、固体或气体的磨损作用下的破坏。多数时间腐蚀会加速这个作用。

疲劳(Fatigue)——在反复的循环应力作用的条件下，而且此应力往往都低于抗拉强度，金属就有产生破断的趋势。

铁素体(Ferrite)——这是室温下铁的一种有磁性的体心立方体晶格结构。碳于此组织中，因此在钢内存在着铁-碳化合物。

填充金属(Filler Metal)——焊接金属。

角焊缝(Fillet)——典型的焊缝，其截面常呈三角形。是一种非常普遍的焊缝。

全部射线检测(Full Radiography)——全部射线检测常指对容器的主焊缝进行射线检测。应避免照这样使用此术语。对射线检测的范围更精确的描述详见《ASME 规范》关于各种不同类型接头进行射线检测的详细说明。恰当的说法是如对一条特定的焊缝进行全部射线检测，意味着整条焊缝应进行检测。

卤素试验(Halide Test)——一种敏感的检漏试验。

冲击试验(Impact Test)——用于低温环境下的材料试验评定。

冲蚀(Impingement Attack)——与液体湍流相关的腐蚀。对一些金属，液体中夹带的气泡会显著加速这一作用。

焊接接头系数(Joint Efficiency)——焊接接头系数用一个带小数的数字来表示。接头设计时用来与材料合适的许用应力值相乘。焊接接头系数取决于焊接接头的型式和检测比例。

分层(Laminations)——金属分离成层状结构。

液体渗透检测(Liquid - Penetrant Examination)——液体渗透检测是一种依靠将渗透剂渗入缺陷内，检测表面缺陷或表面开口的近表面缺陷的试验方法。常用于非磁性材料。

磁粉检测(Magnetic Particle Examination)——磁粉检测是一种针对铁和磁性钢材表面、或近表面裂纹，和类似不连续缺陷的检测方法。它使材料完全磁化后，应用分散的细磁粉来成形，以显示材料的不连续性。

最大容许工作压力(Maximum Allowable Working Pressure)——最大容许工作压力(MAWP)指的是成品容器在操作过程中与设计温度相对应的容器顶部的可容许的最大表压。这是设定泄压装置额定压力的基础以保护容器。

钼试验(Moly Test)——用于从钼合金中区分出 316 和 316L 的试验。

非受压件(Non - Pressure Parts)——不承受压力的构件(如支腿、连接板等)。

操作压力和操作温度(Operating Pressure and Temperature)——操作压力是指压力容器顶部在正常操作时的压力。操作温度是指容器按规定操作时容器金属内所维持的温度。从保温的角度考虑，金属温度大于 10℃时为热态，而小于等于 10℃时为冷态。

部分射线检测(Partial Radiography)——部分射线检测是随机选取一段不少于 6in 长的焊缝进行检测, 并对《ASME 规范》要求的特定的交叉焊缝进行类似的检测。部分射线检测的验收标准更严于抽样射线检测。

承压焊缝或受压件(Pressure/Pressure Resisting Welds or Parts)——承受压力的焊缝/零部件。

锤击(Peening)——消除金属内应力的一种方法。

射线检测(Radiographing)——射线检测是将一束射线穿过一个物体, 并在感光胶片上成像, 以检测物体内部是否存在缺陷的过程。

凹角(Reentrant Angle)——缺口效应, 即金属厚度的突然改变。

收弧板(Run-off Plate)——用于收弧用的钢板。

敏化(Sensitization)——不锈钢对晶间腐蚀变得敏感的一种过程, 其原因是长期处在温度为 800~1500°F 的范围内。

剪切试验(Shear Test)——一种特有的金属材料的强度试验。

抽样射线检测(Spot Radiographing)——抽样射线检测对焊缝随机取检测点以达到辅助质量控制的目的, 约每 50ft 长焊缝取一个检测点。

应力腐蚀开裂(Stress Corrosion Cracking)——腐蚀和应力联合作用引起的开裂。

应力消除(Stress Relief)——应力消除(焊后热处理)是将结构或其一部分均匀加热到临界点范围以下的所需温度, 以消除大部分残余应力, 然后均匀冷却。

应力释放(Stress Relieving)——为了降低金属构件内部的残余应力, 将其加热到合适的温度并均匀冷却的一种热处理。

应力增高(Stress Riser)——与凹角(Reentrant Angle)效果相同。

回火(Tempering)——将已硬化的钢加热到淬火温度以下的某个温度, 然后缓慢冷却的热处理方法。这可以部分地软化金属使其有更好的塑性, 同时保留淬火过程中所提高的一定硬度和强度。

超声检测(Ultrasonic Examination)——超声检测是利用一束超声波能导入一个试样内并测量其反射能来进行的。试样内的缺陷会改变波的反射。

咬边/焊缝咬边(Undercut/Weld Undercut)——烧化但又不需要填充焊缝金属的区域。

焊缝晶间腐蚀(Weld Decay)——在已经敏化的焊缝附近的特定区域产生的腐蚀, 尤其是奥氏体钢。

5.02 塔内件常规检查

5.02.01 蒸馏塔内构件外观检验的补充导则

导言

范围 本文档提供了蒸馏塔内构件(包括板式塔和填料塔)外观检验和安装的要求。

适用性 本文档的要求可用于包括安装在内的新建或修补的蒸馏塔内构件的现场(即工厂工地)检验, 也适用于在容器制造厂或现场进行塔盘安装的检验, 在现场的填料塔内构件的检验, 以及在塔内构件供应商制造厂对板式塔和填料塔内构件的检验。

要求

图纸确认 确认由塔内构件供应商提供的最新版的安装图纸。检验员应弄清如何组装各种板式塔和填料塔元件，正确安装后螺栓组合件看起来是什么样子。

用到的装备 除了必要的安全用品外，可能用到下列装备：

- 高亮度手电筒；
- 检查镜；
- 6in(150mm)长钢尺；
- 10~25ft(3~8m)卷尺；
- 样板(用于检查内构件的样板)；
- 油笔(或其他用品，用于标记缺陷)；
- 数码相机(记录正确的安装，以及或缺陷和错误)。

试组装 实际工作中，应在塔外试组装一层塔盘(也可是填料塔的分布器)，以便于有良好的光线和充足的空间来检查塔盘的所有部件。

注：此次试验装置可用于训练安装人员、检验员和工厂操作人员。

检验一览表的选择 从以下一览表中选择合适的检验项目：

| 项 目 | 检 验 一 览 表 | 项 目 | 检 验 一 览 表 |
|----------------|-----------|---------------|-----------|
| 塔盘安装(容器制造厂或现场) | 5.02.2 | 供应商制造厂的塔盘 | 5.02.4 |
| 填料塔内构件的安装(现场) | 5.02.3 | 供应商制造厂的填料塔内构件 | 5.02.5 |

注：这些检验是非常重要的，因为这是投用前改正设计、制造和安装失误的最后机会。尽管应尽量完善这些检验一览表，但不可能包括所有的问题。检验员应本着实际情况事先提出其他的检验要点。

5.02.02 塔盘安装外观检验一览表(容器制造厂或现场)

表 5.02.02-1 塔盘安装外观检验一览表(容器制造厂或现场)

| 容器编号 | 位置 | 图号 | 其他 | 责任工程师 | 日期 |
|-------------------|------|-----------|----|-------|-----|
| 照明 | | 远距离外观检验设备 | | 检验员 | |
| 证书等级 | | | | | |
| 项目 | 塔盘号→ | | | 备注 | N E |
| 1. 塔盘安装平面度和水平度[D] | | | | | |
| 2. 塔盘有无损坏[D] | | | | | |
| 3. 核对降液管编号 | | | | | |
| 4. 核对塔板编号[D] | | | | | |
| 5. 核对出口溢流堰的型式和高度 | | | | | |
| 6. 核对降液管间隙 | | | | | |
| 7. 降液管下的定位板/筋板 | | | | | |
| 8. 降液管与入口堰的水平间隙 | | | | | |
| 9. 密封板安装就位[D] | | | | | |
| 10. 紧固件拧紧[D] | | | | | |
| 11. 浮阀半靠就位 | | | | | |
| 12. 浮阀上下活动灵活 | | | | | |

| 容器编号 | 位置 | 图号 | 其他 | 责任工程师 | 日期 |
|------------------------|------|-----------|----|-------|------|
| 照明 | | 远距离外观检验设备 | | 检验员 | 证书等级 |
| 项目 | 塔盘号→ | | | 备注 | N E |
| 13. 条形筛孔塔盘的条形槽口方向 | | | | | |
| 14. 特殊项目, 如进料管、抽出口等[D] | | | | | |
| 15. 受液盘周边的尺寸 | | | | | |
| 16. 塔盘通道板的固定和有合适的卡子[D] | | | | | |
| 17. 塔盘板和降液管的清扫[D] | | | | | |
| 18. 方位[Cr] | | | | | |
| 19. 安放在支座上的底部整块件[Cr] | | | | | |
| 20. 密封圈[Cr] | | | | | |
| 21. 顶部固定装置[Cr] | | | | | |
| 22. 升气管和帽的尺寸[Chm] | | | | | |
| 23. 下降管清理和尺寸[Chm] | | | | | |
| 24. 密封焊[Chm] | | | | | |
| 25. 垫片和紧固件[Chm] | | | | | |
| 26. | | | | | |
| 27. | | | | | |
| 28. | | | | | |

注: N = 不适用 E = 工程上可以接受的情况 [D] = 穿流塔盘 [Cr] = 仅适用于整装塔盘 [Chm] = 仅适用于烟卤板。

塔盘安装(在容器制造厂或现场)外观检验一览表说明

总则

适用范围 本检验一览表适用于新设或更换的塔盘安装, 应用于如下场合:

- 在容器制造厂安装塔盘时, 检验员应在场;
- 在检验员到达容器制造厂之前塔盘已经安装完毕, 则需要去掉(或从未安装)塔盘的通道板, 以便让检验员能够进出;
- 在现场安装塔盘(多为大型塔器, 和更换塔盘), 检验员在安装期间或安装结束应在场。

成套塔盘可能已经在塔盘供应商制造厂得到检验(见第 5.02.4 条)以验证是否符合供应商的图纸。第 5.02.4 条的导则也可用于塔盘运到现场后的检验, 这对于在塔盘供应商制造厂未进行检验的塔盘来说尤为可取。

检验员的职责 检验员的职责是根据检验一览表中的每一条款进行外观检验。(对于不适用的条款在表中“N”栏目下的相应位置处注明。)在表中检验栏目的顶部的相应位置处注明被检塔盘的塔盘号。对通过检验的项目在该栏目下的相应位置处注明。检验员要留下不能满足要求的项目的评语, 且在表的顶部按如下进行标注:

| 项目 | 标注内容 |
|-----------|----------------------|
| 容器编号 | 特征编号或其他容器标识 |
| 位置 | 容器的位置(装置、单元、或其他表达方式) |
| 图号 | 塔盘图号 |
| 其他 | 其他相关的信息, 如使用场合等 |
| 照明 | 所使用的人工照明类型 |
| 远距离外观检验设备 | 管道镜、视频示波器、及其他(如采用) |
| 检验员 | 完成外观检验的检验员姓名 |
| 证书等级 | 检验员的证书等级 |
| 日期 | 外观检验完成的日期 |
| 责任工程师 | 责任工程师的姓名(见责任工程师的职责) |

注: 对于塔盘数量较多的塔器, 要对全部塔盘都进行严格检验可能要花很长的时间, 是一个冗长乏味的过程。因此可从塔器的不同位置选出 10~20 层塔盘进行完整的检验, 但必须得到责任工程师的批准才可实施。而其他塔盘应与进行完整检验的塔盘一起进行外观检验。例如可用木制的样板来检验定型的项目如降液管间隙或溢流堰高度等。

责任工程师的职责 责任工程师有责任评估和协调检验员提出的所有不合格的项目; 根据责任工程师的判断, 当评估所显示的条件是合格时, 在检验一览表“E”栏(工程上可接受的情况)下合适的位置注上标识, 并在“责任工程师”栏内(在检验一览表的顶部)注上进行评估或协调的责任工程师的姓名。

检验一览表中检验项目的说明及接受准则

本节带数字编号的段落号是与检验一览表中的系列号一致。

穿流塔盘 对穿流塔盘, 仅检验传统塔盘中标注有[D]的检验项目(即第 1、2、4、9、10、14、16 和 17 项)。穿流塔盘除了没有降液管外与筛孔塔盘(多孔板)类似。气体和液体在湍流的作用下流过同一个塔盘孔。因为没有降液管来收集固体颗粒, 加上其他原因, 穿流塔盘常用于较脏的物系。水平度或不平度超差会严重影响穿流塔盘的性能。因此应更加注意检测塔盘的水平度, 并进行必要的校正以满足设计规定的要求。和填料塔类似, 穿流塔盘要求起始分布均匀以获得最大的效率。

第 1~17 项用于传统塔盘

1[D] 塔盘安装平面度和水平度——主旨是从外观上找出塔板的翘曲部分或翘曲的塔盘零件。引起塔板翘曲的原因可能是塔盘制造不平整, 或者安装时紧固件施加的拧紧力过度。在检验时如果塔器是垂直状态的, 则可测量塔盘的水平度。塔盘水平度的偏差值可能注在供应商的装配图上。如果没有则查阅塔盘的性能技术条件。塔盘水平度的偏差值在 3.2mm~9.5mm 之间, 取决于塔器直径。

2[D] 塔盘有无损坏——新制塔盘损坏的可能性很小。但应检验在塔盘运输、塔盘安装或塔器运输期间可能引起的损坏。

3 核对降液管编号——对每层塔盘的降液管编号进行核对。塔器的不同位置降液管编号可能是不同的。降液管的编号既可打印在薄钢板上, 也可用模板直接印刷在降液管上。由于进出所限, 塔盘安装后在现场检查降液管的编号可能困难。在这种情况下如果出口堰高度和降液管间隙尺寸正确, 且能按正确的方式将降液管固定在塔盘支撑件上时, 可以认为降液管的编号正确。(在塔盘安装的同时进行检查可以直观地核对降液管的编号。)

4[D] 核对塔板编号——确认塔板(鼓泡区)安装无误至关重要, 因为塔盘的开孔面积(筛孔或浮阀塔盘)从一个区到下一个区很可能不同。因此, 应按编号标识每一块塔板——或根据打印在钢板上的标记, 或依据用模板直接印刷在塔板上的标记。在许多场合下并不要求

通过塔盘的通道板看到所有的塔板编号。

5 核对出口堰型式和高度——大多数板式塔采用标准出口堰。但是在一些场合要求采用锯齿堰或栅栏堰。如果是这样，应核确认栅栏(较高的部分挡住溢流流量)是否安装合适，尺寸是否正确。核对堰高是否在偏差范围内。其偏差应使从堰板顶点测得的高度与堰板公称高度之差控制在 $\pm 1/16\text{in}$ ($\pm 1.6\text{mm}$)范围之内。堰高的水平度偏差(高点与低点之间)是 $1/8\text{in}$ (3.2mm)。在检查堰高时重要的是应知道供应商提供的图上堰高的尺寸是相对于塔板表面还是相对于塔板支撑板的上表面。

6 核对降液管间隙——降液管间隙是指降液管底端至下面的塔板上表面的垂直距离。降液管间隙的偏差范围相对于公称尺寸的 $\pm 1/16\text{in}$ ($\pm 1.6\text{mm}$)。应确认降液管没有“受阻”，这一点很重要，否则它会引引起液流阻力过大和降液管持液量液泛。

7 降液管下的定位板/筋板——某些类型的塔盘使用定位板、筋板或卡子来保证降液管的间隙，防止降液板在操作中因振动松脱造成降液管阻塞。如果采用定位板，应核查安装是否正确。

8 降液管与入口堰的水平间隙——所有条形筛孔塔盘都有入口堰(促进鼓泡)。入口堰也有可能用于其他类型的塔盘。如果采用入口堰，应核查降液管与入口堰的水平间隙。相对于公称尺寸的偏差范围为 $\pm 1/16\text{in}$ ($\pm 1.6\text{mm}$)。这是另一个可能造成液流“受阻”的部位。

9[D] 密封板安装就位——某些塔盘设计采用“密封板”来堵塞塔板相接处的大的缝隙。另一类型的滑动密封板将出口堰延伸到塔壁。如使用密封板时应检查安装是否正确。

10[D] 紧固件拧紧——由于塔盘安装人员疏于拧紧螺母时有发生，因此需要检查紧固件的松紧程度。通常未拧紧的螺母很松动，用手就可以转动。如果使用锁紧垫圈，也需通过观察锁紧垫圈是否压紧来检查其松紧程度。虽然核对扭矩并不需要很精确，但其大概范围为 $12 \sim 14\text{ft}\cdot\text{lb}$ ($16 \sim 19\text{N}\cdot\text{m}$)。在紧固塔板时塔盘安装人员应正确地使用套筒扳手。另一方面，如果螺栓拧得过紧可能引起塔板的变形。

11 浮阀牢靠就位——在采用浮阀塔盘时浮阀的阀腿应完全转至径向，使浮阀不会从阀孔中冲出。

12 浮阀上下活动灵活——浮阀的阀腿不应向径向过分张开，使浮阀活动受阻。将浮阀碰击塔板底部以检查是否活动灵活。

13 条形筛孔塔盘的条形槽口方向——当采用条形筛孔塔盘时条形槽口应该位于塔板的上侧。通常在塔板入口端的槽口直线向前布置或朝向塔壁(帮助液体沿“液流线”形成液体流)。在出口端的槽口朝向出口堰。要核对条形槽口的方向，看在每一层塔盘上是否已将正确的塔板安装在塔盘的正确位置上。

14[D] 特殊部件，如进料管、抽出口等——应根据图纸逐件标识特殊部件。采用内部进料管，应检查其方位，以保证管上的喷射孔方向正确。抽出斗的顶部应是敞开的，便于液体流动。其他特殊部件包括夹带分离器、进料挡板、辅助降液管或顶部塔盘的入口堰、受液盘的引流管等。应根据塔盘供应商的图纸检查这类部件是否安装正确。

15 受液盘周边的尺寸——受液盘通常位于底层塔盘的下部。也可用于塔盘类型变换时的中间塔盘。需检查的尺寸包括降液板与受液盘表面之间的垂直间隙、受液盘堰板的高度及降液管与受液盘堰板之间的水平间隙。

16 塔盘通道板的固定及合适的卡子——核对塔盘通道板安装就位并采用合适的通道板紧固件。大多数塔盘通道板可从塔盘的上下两侧拆开。采用合适的通道板卡子是可以做到的。

17[D] 塔盘板和降液管的清扫——不应留下任何杂物。需清除的东西包括饮料杯、手套、工具、松散的物件、抹布、木板等。虽然塔盘上不应有厚的油脂，但有薄薄的一层残余切削油是正常的，一般不需要清除。应采取合适的措施防止碳钢塔盘生锈。即便如此，碳钢塔盘的部分表面上仍可能生锈。但是必须避免碎渣或铁锈可能堵塞筛孔塔盘的冲孔或粘住浮阀塔盘的浮阀或塔盘性能下降。

第 18 ~ 21 项仅用于整装塔盘

整装塔盘用于直径小于 3ft(0.9m)的板式塔上。在塔盘制造厂内将塔盘组装成 12ft(3.6m)长的整块件。每个整块件通常包含 4~8 层塔盘。如破沫网或升气管型抽出盘等其他部件也可置于其中。采用拉杆和定距管固定塔盘间距并支撑塔盘。在整装塔盘的每层塔盘的周边设有密封圈用于与塔壁间的密封。一种常见的整装塔盘在间隙内设有—个像活塞环—样被压缩的金属密封圈。另—种整装塔盘在塔盘的周边使用柔性的密封绳或聚四氟乙烯垫片。整装塔盘既可在容器制造厂安装，也可在现场安装。由于重力的作用，现场通常考虑在直立的塔内安装要更方便些(此时重力已不是阻力)。

18 方位——核对相对于主要管嘴的塔盘方位，如进料或回流口。如果在现场安装，则应确认每个整块件的方位正确，即下部整块件的顶部与上部整块件的底部的降液管位置应旋转 180°。

19 安放在支座上的整块件——核实已装入塔内的最下段的塔盘整块件插入深度足够，使得整块件底部的支撑构件安放在焊于塔壁上的支座上。如果能在底层塔盘下方设置较大的管嘴，就有可能直接观察到底部支座。用反光镜会有所帮助。如果不能观察到底部组件，则通过测量顶部塔盘到合适参考点之间的距离，如回流口或容器的顶部法兰等来核实。

20 密封圈——检查密封圈的周边最大限度地与塔壁接触。由于塔体的机械误差造成小的间隙(宽度不大于 5/64in(2mm))是允许的。

21 顶部固定装置——核实顶部固定装置安装正确。在顶层塔盘的上方应装设有某种类型的固定装置防止塔盘整块件向上移动。顶部固定装置常常是—根在顶部塔盘安装就位后焊在塔壁上的水平钢棒，或者是焊在顶封头上的垂直钢棒。

第 22 ~ 25 项仅用于烟囱板

烟囱板可用于板式塔或填料塔。常用作收集器，并作全部或部分液体抽出用。烟囱板可以有降液管或降液导管，将液体导入下方的塔盘或填料塔液体分布器。烟囱板的升气管一般在其顶部装设有顶盖，以防止从上部淋下的液体进入升气管。烟囱板常用于减少或防止液体从一个区泄漏到另一个区的场合。在这种情况下烟囱板需要密封焊。另一种情况是烟囱板需要密封焊，但可拆的通道板除外。对此通道板可以在塔盘的接头处采用垫片材料来减少泄漏。

当不允许烟囱板产生较大的泄漏时有必要做泄漏试验。堵塞所有泪孔，在烟囱板上充水至 6in(150mm)高或溢流堰(溢流管)的高度。典型的泄漏准则是液面在 20 分钟内下降不超过 1in(25mm)。查阅供应商的图纸或设备技术条件看看是否还有更严的泄漏准则。泄漏试验的另一个用处是当需要修复时可找到泄漏点。

22 升气管和顶盖的尺寸——如果供应商的图纸上要求设置顶盖时应核实顶盖已配置。应检查从升气管顶部到顶盖底部的垂直高度。这个面积用于气体流动，不应受限。

23 降液导管清理和尺寸——烟囱板的降液导管(如有的话)一般尺寸较小，因此不应有障碍物。还有，应检查降液导管底部至下层塔盘之间的垂直间距是否符合要求。该间距太小可能会使液体流动受限。

24 密封焊——如果烟囱板采用密封焊，则应对焊缝进行外观检查，以防止可能存在的泄漏点。

25 垫片和螺栓紧固件——某些烟囱板采用螺栓紧固件来紧固整个抽出盘，或只紧固通道板。接头处常采用垫片进行密封。检查垫片材料是否沿着所有塔盘接头处的整个长度设置正确。所有紧固件都应检查其紧固程度。经验表明，即使采用垫片螺栓紧固结构绝不可能完全消除泄漏。

5.02.03 填料塔内构件安装(现场)外观检验一览表

表 5.02.03 - I 填料塔内构件安装(现场)外观检验一览表

| 容器编号 | 位置 | 图号 | 其他 | 责任工程师 | 日期 | |
|--------------------------|-----------|----|-----|-------|----|---|
| 照明 | 远距离外观检验设备 | | 检验员 | 证书等级 | | |
| 项目 | 填料层编号→ | | | 备注 | N | E |
| 1. 填料支撑板正确安装[R, S] | | | | | | |
| 2. 填料由外向中心安装[S] | | | | | | |
| 3. 填料与塔壁接触(塔壁旁挡板)[S] | | | | | | |
| 4. 填料无沟槽或变形[S] | | | | | | |
| 5. 消除填料块间的间隙[S] | | | | | | |
| 6. 避免过度压缩[S] | | | | | | |
| 7. 正确旋转的层间交错铺设[S] | | | | | | |
| 8. 核对填料层数和高度[S] | | | | | | |
| 9. 温度计套管的正确安装[R, S] | | | | | | |
| 10. 从床层中清除所有杂物[R, S] | | | | | | |
| 11. 核对填料型式和尺寸[S] | | | | | | |
| 12. 填料不压坏或破断[S] | | | | | | |
| 13. 填料安装正确(湿法或干法充填)[S] | | | | | | |
| 14. 填料铺设平整(避免鼓起)[S] | | | | | | |
| 15. 填料不受压缩[S] | | | | | | |
| 16. 核对床层相对高度[S] | | | | | | |
| 17. 填料压板的正确安装[R, S] | | | | | | |
| 18. 分布器零部件的正确组装[R, S] | | | | | | |
| 19. 预分布槽孔的排列[R, S] | | | | | | |
| 20. 要使分布器水平度在误差范围内[R, S] | | | | | | |
| 21. 拧紧分布器水平度调节螺丝[R, S] | | | | | | |
| 22. 垫片的正确安装[R, S] | | | | | | |
| 23. 拧紧分布器的螺栓紧固件[R, S] | | | | | | |
| 24. 清理分布器部件[R, S] | | | | | | |
| 25. 有好结果的就地水流试验[S] | | | | | | |
| 26. 其他内构件的正确安装[R, S] | | | | | | |
| 27. | | | | | | |
| 28. | | | | | | |

注：N = 不适用；E = 工程上可以接受的情况；[S] = 仅适用于规整填料；[R] = 仅适用于散堆填料。

填料塔内构件安装(现场)外观检验一览表的说 明

总 则

适用范围 本检验一览表适用于现场安装的填料塔内构件的安装,包括散堆填料和规整填料。

填料塔的填料和与其相关的内构件,如填料支撑板和分布器等,总是在现场安装而不是在供应商制造厂内安装。因此填料塔检验的理想时间是在安装期间而不是等到安装结束。

像液体分布器这样的构件与精馏塔盘相比,通常机械结构更复杂且毫不相同。这些构件安装是否正确对填料塔的性能是至关重要的。因此采购技术条件常要求由填料供应商的现场服务队安装填料塔的内构件。最低要求,填料塔内构件供应商也应派出现场服务指导员监察塔填料和相关内构件的安装。

液体分布器应用的种类有若干种。液体流量非常小的塔(如减压塔)适合采用喷嘴式分布器或槽式分布器。典型的槽式分布器具有一个或多个预分布槽给许多支槽分布液体。分布槽通常开设非常小的孔(可能小到 1/16in(1.6mm)),位于分布槽底板上方大约 1~2in(25~50mm)处的两侧。液体流量大的塔可能采用设有供气体流通的升气管的孔板式分布器。在分布器底板上的开孔通常都是相当大的。

与塔盘一样,填料支撑板、填料压板、液体分布器和进料闪蒸装置(在地面上)进行预组装通常是有效的。这类组装工作清楚地显示散件如何组装在一起,并有效地帮助训练了安装人员和检验人员。该工作是非常值得做的,除非安装人员和检验人员对于特定部件的安装非常熟悉。

检验员的职责 检验员的职责是根据检验一览表中的每一条款进行外观检验。(对于不适用的条款在表中“N”栏目下的相应位置处注明。)在表中检验栏目的顶部的相应位置处注明被检填料层的编号。然后对于检验后被通过的项目在该栏目下的相应位置处注明。检验员要留下不能满足要求的项目的评语,且在表的顶部按如下进行标注:

| 项目 | 标注内容 |
|-----------|----------------------|
| 容器编号 | 特征编号或其他容器标识 |
| 位置 | 容器的位置(装置、单元、或其他表达方式) |
| 图号 | 塔内构件图号 |
| 其他 | 其他相关的信息,如使用场合等 |
| 照明 | 所使用的人工照明类型 |
| 远距离外观检验设备 | 管道镜、视频示波器、及其他(如采用) |
| 检验员 | 完成外观检验的检验员姓名 |
| 证书等级 | 检验员的证书等级 |
| 日期 | 外观检验完成的日期 |
| 责任工程师 | 责任工程师的姓名(见责任工程师的职责) |

责任工程师的职责 责任工程师有责任评估和协调检验员提出的所有不合格的项目;根据责任工程师的判断,当评估所显示的条件是合格时,在检验一览表“E”栏(工程上可接受的情况)下合适的位置注上标识,并在“责任工程师”栏内(在检验一览表的顶部)注上进行评估或协调的责任工程师的姓名。

检验一览表中检验项目的说明和接受准则

本节中带数字编号的段落号与检验一览表中的系列号一致。

属于规整填料的检验项目用[S]来表示,属于散堆填料的检验项目用[R]来表示。

1[R, S] 填料支撑板正确安装——散堆填料塔通常采用有波形的气体喷射式填料支撑板,气体经波峰处通过而液体经波谷处通过。规整填料塔则采用平格栅支撑填料。两种型式的支撑盘均是直条形安装的。对于大直径塔可能需要中间横梁。核查所有紧固件的紧固程度。还有对于散堆填料塔应核查支撑盘上的开孔是否足够小,不使单个填料能从孔中漏过。

2[S] 填料由外向中心安装——规整填料是分层或分块安装的。每个填料块的宽度应足够小以便能从塔的人孔中通过,而其长度则可能为几英尺长。为了获得最佳的整体安装效果,填料块应从塔壁处开始安装,向塔的中心进行。塔中心处最后的填料块安装时最好借助滑板或喇叭筒。

3[S] 填料与塔壁接触(塔壁旁挡板)——检查塔壁处的间隙已是最小。某些商标的规整填料装设有弹性板(塔壁旁路挡板),其目的是在塔壁处进行密封。如是这样,这类塔壁旁路挡板应向外弯曲与塔壁接触。

4[S] 填料无沟槽或变形——规整填料相对较为精制且易碎。不允许直接在填料表面上行走。可将跳板或其他保护物安置在规整填料的上表面上以分散工作人员的重量。如使用跳板时选择的跳板不容许碎断(对安全有害)和有碎屑,因碎屑有可能阻塞分布器的小孔(见第24项)。在每层填料安装后检查有无脚后跟踩出的沟槽和其他变形,如填料块相接处的间隙等。

5[S] 消除填料块间的间隙——填料供应商应提供部分额外的用于填料块的单片波纹金属板,用来填塞可能因塔壁的不圆等因数造成的间隙。

6[S] 避免过度压缩——通常遇到给最后一块填料块所留的空间往往过小。如果将填料块强制就位可能造成填料层的过度压缩,引起操作时的压降增大。为避免过度压缩,可以拆除最后一块填料块的部分单片波纹金属板。

7[S] 正确旋转的层间交错铺设——核对交错铺设的填料层的方向。规整填料连续铺设的填料层应在下一层的基础上旋转,一般为 90° 。可是有些供应商采用的旋转角度不等于 90° ,因此应查阅图纸以决定正确的旋转角度。

8[S] 核对填料层数和高度——每一段填料由若干层固定厚度(在 $7 \sim 12\text{in}(178 \sim 305\text{mm})$ 范围内)的填料层组成。检查填料段的高度时可以通过测量从填料段的顶面到填料段上方的参考点(如管嘴)之间的距离来测算。如果铺设的填料层数正确而填料段的高度过高,这表明安装的填料被压的过紧造成了鼓胀。

9[R, S] 温度计套管的正确安装——通常需要将温度计套管插入到填料床层内。

- 在规整填料中准备安装温度计套管时,先用削尖的圆棒穿入填料孔。有时使用2根或3根直径逐渐加大的圆棒。最后一根圆棒的外直径应略大于温度计套管的外直径但应小于套管在其中穿过的开口直径。当圆棒的一端削尖时,通过打击圆棒的另一端可以很容易地在填料上穿孔。不采用这种方法时可能导致填料被损坏,引起压降过高、液体和气体分布不均以及温度测量得不准。

- 对于散堆填料塔在填料装入塔内前先安装温度计套管是可取的。

10[R, S] 从床层中清除所有杂物——不应在填料床层(或分布器)内遗留杂物。特别应检查饮料杯、手套、工具、松散的硬物、抹布、塑料薄膜等。如果在塔内使用跳板,应加

倍小心确保木头碎片和碎屑不掉入填料床层内。木头碎片很容易进入到分布器中，且容易堵塞液体分布器的小孔。

11[R] 核对填料型式和尺寸——根据设计技术条件核对填料的型式和尺寸。如果多段床层的塔使用不止一种型式或尺寸的填料时，就存在填料被错放或混用的风险。

12[R] 填料压坏或破断——陶器填料容易碎裂，安装前应予以检查。为防止碎裂，陶器填料装入时落下的高度应小于 2ft(0.6m)。对于金属和塑料填料，为防止变形、压坏和床层压缩，在床面上落下的高度应不大于 10ft(3m)。

13[R] 填料安装正确(湿法或干法充填)——湿法装填是指在塔内充水进行装填的方法，其水位至少应高出填料顶面 4ft(1.2m)。水给落下的填料以缓冲，帮助填料达到随机分布。很明显地填料湿法装填适合于陶器填料，也可能适合其他塔。本问题应咨询和遵循填料供应商的建议。

14[R] 填料铺设平整(避免鼓起)——直径超过 3ft(0.9m)的大塔，填料应在整个塔截面上随机多点铺设，避免高低不平或形成锥形。填料尽可能铺设平整，否则可能造成分布不均，降低塔的能力和效率。填料供应商的安装指导书宜包含如何避免形成锥凸的特殊建议。在 H.Z.Kister 所著的《精馏塔的操作》第 266~271 页中可找到对本问题的进一步阐述。

15[R] 填料不受压缩——安装人员应避免在填料上直接行走或其他可能压紧填料床层的活动而使填料压实，使安装后密度大于其原始密度的填料床层可能引起压降增大，降低塔的能力。

16[R] 核对床层相对高度——安装后填料床层顶面相对于某特定点(如位于床层以上不远处的管嘴等)的高度应予确定。根据经验填料床层的顶面通常比液体分布器的底部低 6in(152mm)左右。填料床层的确切高度和与分布器之间的距离可查阅供应商的图纸。(供应商常常多提供 5%~10%的填料，用于补偿丢失、损坏或适应装填方法的变更，因此用完所有的填料可能占用有效空间，使流动受限，降低塔的能力。)

17[R, S] 填料压板的正确安装——检查填料压板的压条是否处在正确的位置，所有紧固件是否已拧紧。多数填料塔有各种填料压板，防止填料移动或从塔中带出(操作不正常时)。填料压板可以固定在液体分布器的底部，也可以独立支撑于焊在塔壁上的支撑圈或支撑板上。在有些场合填料压板安放在填料的顶部，代替填料作用于塔壁。在有些场合填料压板的方位很重要，要避免它干扰液体分布器。查阅供应商的图纸，其上会标明所需的方位及填料压板的结构细节。

18[R, S] 分布器零部件的正确组装——分布器的型式有许多种。即使是同一种特定类型的分布器(如槽式分布器)其结构细节也取决于塔的直径，并随不同的供应商而变化。因此需要仔细研究供应商的图纸，做好预组装，看看如何将分布器的散件组装在一起。对于一个给定的塔，可能存在多个分布器，每个分布器的设计细节会不相同(如开孔尺寸)。不仔细的观察容易引起误导，错误的认为各分布器的零部件可以互换，这类失误可导致塔器失效。检验时必须核对塔内合适位置所用零部件的编号是否正确，分布器零部件的组装是否正确。

19[R, S] 预分布槽孔的排列——许多分布器的设计采用一个预分布槽(预分布器)置于一组支槽的槽型分布槽正上方。支槽之间的缝隙宽度一般与支槽的宽度大约相等。通常预

分布槽的底板上开有孔，将液体导入支槽。检查所有的开孔是否在支槽的正上方，以确保液体不会从支槽的旁边流入缝隙内。

20[R, S] 要使分布器水平度在误差范围内——现代大多数液体分布器配备有各种型的水平度调节螺丝或调节杆以获得精确的水平度。典型的水平度误差标准是高差 1/8in (3.2mm)。然而供应商的图纸或设计规定会根据特定的分布器给出明确的要求。当需要准确地测定分布器水平度时，要求有一个水准仪(或多半选用一个光学水平仪)。对于液体流量相对较高的塔器，液体分布器可能固定在支撑圈上。这时可能不再有水平度调节螺丝，分布器的水平度决定于支撑圈的水平度。

21[R, S] 拧紧分布器水平度调节螺丝——所需的水平度达到要求后检查水平度调节螺丝是否已拧紧，避免在操作期间由于振动而失去水平。参考供应商有关螺栓紧固件的图纸。有可能推荐一些附加的安全措施，如双螺母等。

22[R, S] 垫片的正确安装——有些液体分布器要求在接头处设垫片。其他部分供应商可能在特殊场合下对分布器组合件使用垫片。例如对于大直径塔，较长的分布槽被制作成两段，在接头处设置垫片。必须对带垫片的分布器格外注意，确保垫片的安装正确以避免泄漏。在液体流率较小时，出现少量的泄漏也会占有液体总流量的不小比例。

23[R, S] 拧紧分布器的螺栓紧固件——检查螺栓紧固件配备有合适的螺母和垫圈并已拧紧。

24[R, S] 清理分布器部件——必须清理分布器的部件(预分布槽、支槽、进料管等)。特别要找出饮料杯、手套、工具、松散的硬物、抹布、塑料薄膜、泥土、来自于填料的碎屑、来自于跳板的碎屑等。由安装人员带入塔内的泥土和砂子必须从预分布槽和支槽中彻底清除。真空除尘器有助于清除窄槽(有时很深)内的泥土。可能的话进入分布槽直接感觉小的分布器孔以确认是畅通的。在水试验中这最容易做到，因为很容易看到水是否流过单个孔。在水试验中简单地用手指擦拭就可能清理开孔。如果堵塞严重则可用很小直径的钢丝来掏通。

25[S] 取得好结果的就地水试验——即使分布器看起来已成功安装且水平，可能还有被疏忽和存在问题。对于液体流率很低的工况(要求液体分布接近准确的工况)，可以采用在就地做水试验的作法。使用一根软管将水导入分布器。调整水的流率接近于被试分布器下填料床层设计确定的液体体积流量。力求使以这种方式引入的水在预分布槽内形成的水沫飞溅和水波达到最小。测量在不同支槽内的水深，在每个支槽内的水深应基本相同。然后将实际水深与注明在供应商图纸上的理论水深进行比较。找出分布器内(相对于其他部位)通过太多或太少的部位。此时的检验可以揭示何处泄漏以及哪一个分布点被堵塞。为得到进一步的信息，打开下部的人孔观察从被试填料床层底部流下来的液流形态。不正常的流型，包括床层下不均匀的边壁流，应加以注意。对于雾沫状喷嘴，进行就地水试验也是很有用的，可用来证实所有的喷嘴工作是否正常且有无均匀的喷射形态。

26[R, S] 填料塔其他内构件的正确安装——填料塔的其他内构件可能包括进料管、进料闪蒸装置、叶片式收集板、烟囱式收集板、以及塔底部的气体分布装置。对烟囱板，详见第 5.02.02 节。对于其他各式各样的填料塔内构件，可查阅供应商的图纸并进行预组装，以保证安装正确。任何情况下均应检查螺栓紧固件是否拧紧、垫片是否安装正确等等。

注：进料闪蒸装置是一个特别重要的问题，而且是另一个需进行水试验以显示塔盘板连接

点处的过量泄漏的部位。在采用闪蒸进料的几个塔内，停工维修期间已发现了多处损坏。虽然这首先是一个设计问题，但现场检验员有最后的机会“亮出红色标志”。如果进料闪蒸装置表现为很不良的安装，就应准备带照片的文件、尺寸等，与责任工程师联系做进一步的分析。

5.02.04 塔盘外观检验一览表(塔盘制造厂)

表 5.02.04-1 塔盘外观检验一览表(塔盘制造厂)

| 容器编号 | 位置 | 图号 | 其他 | 责任工程师 | 日期 |
|---------------------|------|-----------|----|-------|------|
| 照明 | | 远距离外观检验设备 | | 检验员 | 证书等级 |
| 项目 | 塔盘号→ | | | 备注 | N E |
| 1. 塔盘直径 | | | | | |
| 2. 塔盘材料与厚度 | | | | | |
| 3. 浮阀材料与厚度 | | | | | |
| 4. 浮阀数量 | | | | | |
| 5. 浮阀行程 | | | | | |
| 6. 筛孔塔盘开孔面积 | | | | | |
| 7. 筛孔塔盘开孔区域 | | | | | |
| 8. 筛孔塔盘冲孔方向 | | | | | |
| 9. 筛孔塔盘开孔处毛边的清除 | | | | | |
| 10. 出口堰型式和高度 | | | | | |
| 11. 降液管高度 | | | | | |
| 12. 梁高度 | | | | | |
| 13. 受液盘宽度和高度 | | | | | |
| 14. 进料挡板和进料管 | | | | | |
| 15. 螺栓件材料 | | | | | |
| 16. 螺栓孔的尺寸以及紧固件的对中 | | | | | |
| 17. 焊死螺母的对中及“干净”的螺纹 | | | | | |
| 18. 塔盘零部件的平整度 | | | | | |
| 19. 塔盘零件用编号识别 | | | | | |
| 20. 工作质量与修整 | | | | | |
| 21. 核对塔盘零件的数量 | | | | | |
| 22. 核对塔盘零部件的总量 | | | | | |
| 23. 合适的板条箱及装运准备 | | | | | |
| 24. | | | | | |
| 25. | | | | | |
| 26. | | | | | |
| 27. | | | | | |
| 28. | | | | | |

注：N = 不适用，E= 工程上可以接受的情况。

塔盘外观检验一览表(塔盘制造厂)的说明

总则

适用范围 本检验一览表适用于在塔盘供应商制造厂内塔盘的检验。本检验一览表既适

用于浮阀塔盘和筛孔塔盘这两种最普遍的塔盘类型，也适用于使用“固定开孔阀”的塔盘(如 Sulzer Chemtech 的 V-Grid 塔盘)。虽然这类塔盘的工作方式更像筛孔塔盘，但仍保留了部分浮阀塔盘的术语。只要忽略不适用的条款，本检验一览表同样适用于穿流塔盘或折流塔盘。虽然通常本检验一览表适用于高通量塔盘(如 MD 塔盘、Superfrac 塔盘、Triton 塔盘等)，但在普通的检验一览表中并不包含这类塔盘的一些特有特征。当业主采用高通量塔盘时，与责任工程师商议有关附加的检验点。

在塔盘制造期间的任意时间检验员都可以访问塔盘供应商制造厂。最常规的检验时间是在塔盘制造完毕后、装运发货前。为检验访问作准备，应要求塔盘供应商对塔盘进行预组装。用于塔内的每一种塔盘设计(即每一种塔盘的编号)都有一套进行预组装。同样独特的塔内构件(如辅助降液管、进料挡板、受液盘、抽出塔盘、进料管等)也应进行检验。在进行检验访问前应对塔盘供应商的图纸作彻底的审阅。

检验员的职责 检验员的职责是根据检验一览表中的每一条款进行外观检验。(对于不适用的条款在表中“N”栏目中的相应位置处注明。)在表中检验栏目的顶部的相应位置处注明被检塔盘的塔盘号。然后对于检验后被通过的项目在该栏目下的相应位置处注明。检验员要留下不能满足要求的项目的评语，且在表的顶部按如下进行标注：

| 项 目 | 标注内容 |
|-----------|----------------------|
| 容器编号 | 特征编号或其他容器标识 |
| 位置 | 容器的位置(装置、单元、或其他表达方式) |
| 图号 | 塔内构件的图号 |
| 其他 | 其他相关的信息，如使用场合等 |
| 照明 | 所使用的人工照明类型 |
| 远距离外观检验设备 | 管道镜、视频示波器、及其他(如采用) |
| 检验员 | 完成外观检验的检验员姓名 |
| 证书等级 | 检验员的证书等级 |
| 日期 | 外观检验完成的日期 |
| 责任工程师 | 责任工程师的姓名(见责任工程师的职责) |

责任工程师的职责 责任工程师有责任评估和协调检验员提出的所有不合格的项目；根据责任工程师的判断，当评估所显示的条件是合格时，在检验一览表“E”栏(工程上可接受的情况)下合适的位置注上标识，并在“责任工程师”栏内(在检验一览表的顶部)注上进行评估或协调的责任工程师的姓名。

检验一览表中检验项目的说明和接受准则

本节中带数字编号的段落号与检验一览表中的系列号一致。

1 塔盘直径——塔盘直径大约等于塔器内径减塔盘支撑圈的宽度。因此安装时塔盘将搭在约一半的支撑圈宽度上。塔盘的实际直径应清楚地标注在供应商的图纸上。

2 塔盘材料与厚度——检查塔盘元件，核实使用的是合适的结构材料。同样应核实塔盘材料具有合适的厚度。

3 浮阀材料与厚度——当使用浮阀塔盘时，除了塔盘板的材料采用碳钢外，正常情况下浮阀采用与塔盘其他构件相同的结构材料。在这种情况下通常都指定选用不锈钢浮阀以使因生锈引起浮阀卡住的机率降至最小。而且浮阀可能比塔盘板材料要薄。浮阀塔盘常常被设计成在同一层塔盘上有两种重量的浮阀，如几排轻阀与几排重阀交替排列。使用千分尺或卡尺来核对浮阀的厚度。

4 浮阀数量——应计算浮阀(或固定开孔阀)的数量,以核对所采用的合适的间距和排距。

5 浮阀升程——浮阀升程可通过测量阀腿的长度并减去塔板的厚度来确定。对固定开孔阀或阀体被限制在骨架结构内(因而没有阀腿)时,可将浮阀处在张开最大的位置时直接测量浮阀行程(塔板顶面与浮阀底部的距离)。向供应商咨询有关浮阀升程的偏差。浮阀升程的偏差应在指定的升程的3%的范围内。

6 筛孔塔盘开孔直径——当使用筛孔塔盘时,应检查鼓泡区的开孔直径并与指定的开孔直径进行比较。许多塔在筛孔塔盘的鼓泡区开设小直径的孔(典型的孔径为3/16in(4.8mm))。塔盘供应商的制造厂应备有销规或锥度规,用来测量这类小孔的直径。对于大直径开孔(即1/2in(13mm))的筛孔塔盘,可以用卡钳测量。

7 筛孔塔盘开孔面积——特定的筛孔塔盘有其具体的“无障碍开孔净面积”。为满足该面积的要求,塔盘供应商需确定所需的开孔数量,当然这与开孔直径有关。塔盘供应商还得计算有效的机械开孔面积。通常,有效的机械开孔面积等于塔盘的操作面积减去所有受到诸如塔盘梁、支撑圈、螺栓紧固件等障碍的面积,这就引出一个机械开孔率。将无障碍开孔净面积除以有效的机械开孔面积就可得到。机械开孔率(或所需的排孔型式)应在供应商的图纸上注明。如没有,则要求供应商提供。采用图5.02.04-1(它是假设按三角形排列开孔的塔板)的方法可以将实际开孔率(F_{pm})与理论开孔率进行比较。对于本例的塔板,测量各个方向的10个孔距,成为尺寸 X 或 Y 。将单个孔的面积(应用第6项中的开孔测定方法)乘200再除 X 与 Y 的乘积,得出 F_{pm} 值: $F_{pm} = 200A_h / XY$ 。实际开孔率与理论开孔率相比的误差应在 $\pm 2\%$ 的范围内。

8 筛孔塔盘冲孔方向——塔盘使用技术条件(和供应商图纸)通常会指明筛孔塔盘开孔的冲孔方向是从底面侧(向上冲)还是从顶面侧(向下冲)开始。凭感觉可以判断塔板的两侧哪个是光面侧或毛面侧。在有些场合,塔盘技术条件中未提到冲孔方向,这时“向上冲”和“向下冲”都可被接受。

9 筛孔塔盘开孔处毛边的清除——虽然塔盘的毛面侧接触时感觉明显,但其毛刺应是非常小的(几乎不存在)。不应存在尖刺(安全上有害的),也不应对塔盘的过孔产生障碍。

10 出口堰型式和高度——大多数板式塔采用标准出口堰。但是在一些场合要求采用锯齿形堰或栅栏堰。如果是这样,应核确认栅栏(较高部分会阻挡液体溢流)是否安装,以及尺寸是否正确。核对堰高是否在偏差范围内。其偏差应使从堰板顶点测得的高度与堰板公称高度之差控制在 $\pm 1/16in(\pm 1.6mm)$ 范围之内。堰高的水平度偏差从高到低是 $1/8in(3.2mm)$ 。在检查堰高时重要的是应知道供应商图上堰高的尺寸是相对于塔板表面,还是相对于塔板支持板的上表面。

11 降液管高度——核对降液管高度。降液管高度之所以重要是因为该尺寸确定了降液管与下面塔盘的间隙。

12 梁高度——与图纸上的尺寸比较核对横梁和自身梁的高度。

13 受液盘宽度和高度——受液盘通常位于底层塔盘的下部。也可用于塔盘类型变换时的中间塔盘。需检查的尺寸包括受液盘的宽度和受液盘堰高。如规定,应核对受液盘上是否设有的排液孔。

14 进料挡板(辅助降液管)和进料管——进料挡板(又称为辅助降液管)通常位于顶层塔盘的上部,与回流分布器相配套。进料挡板也可用在其他部位。检查进料挡板的尺寸。如果

内部进料管在塔盘供应商的供货范围内，应核查是否存在及其尺寸。

15 螺栓件材料——核对塔盘所用附件的结构材料，包括螺栓、螺母、垫圈、塔盘卡子和人孔用的紧固件。

16 螺栓孔的尺寸以及组装件的对中——核对螺栓孔的尺寸是否正确和相配的塔板上的螺栓孔之间是否对中。当塔盘的两块塔板由螺栓件连接在一起时，其中一件上的开孔(或长圆孔)与所用连接件的螺栓相比应开得相对较大。这是为了提供调节的手段，用于补偿塔体过大的不圆度和塔体及塔盘制造上产生的误差。

17 焊死螺母的对中及“下净”的螺纹——如果在塔盘制造时将螺母焊死，应确保螺母与塔盘板上的孔很好对中，这样螺栓能容易地拧入螺母内。同时应确认没有焊接飞溅物影响螺母的螺纹。

18 塔盘零部件的平整度——这个检验主要是从外观上找出塔板的明显翘曲或翘曲的塔盘部件。引起塔板翘曲的原因可能是塔盘制造不平整。一般来说在塔盘供应商制造厂进行定量测量地水平度是不现实的，因为进行预组装的支撑平台不一定水平，且螺栓紧固件没有完全拧紧。

19 用部件编号正确识别塔盘零件——推荐的识别主要塔盘零部件的方法是在金属板片上打上零件编号。核查零件编号存在且清晰。另一不太理想的识别塔盘零部件的方法是直接在零件上印编号。如果采用这项技术，应保证印上的零件编号不会被保留在塔盘上的残余切削油所溶化。

20 工作质量与修整——观察预组装时的工作质量并进行修整。焊渣应除净，塔板的边缘不应存在毛刺。除非另有规定，塔盘零部件上允许薄薄的一层残余切削油。事实上对碳钢塔盘零部件，这反而有助于防锈。但是不允许油层或油脂太厚。

21 核对塔盘零件的数量——彻底清点所有的塔盘零件不太实际。然而通过审查塔盘供应商的质量控制、材料清单、包装清单等，可以相信所制造和发运的零件的数量是正确的。

22 核对塔盘零部件的总量——通常，彻底清点所有的塔盘零部件不太实际。因为塔盘零部件常常装入小箱子内或每件按重量计数的包装袋内。但是，可以审查塔盘供应商的包装全部零件的技术，确认所发运零部件数量正确。

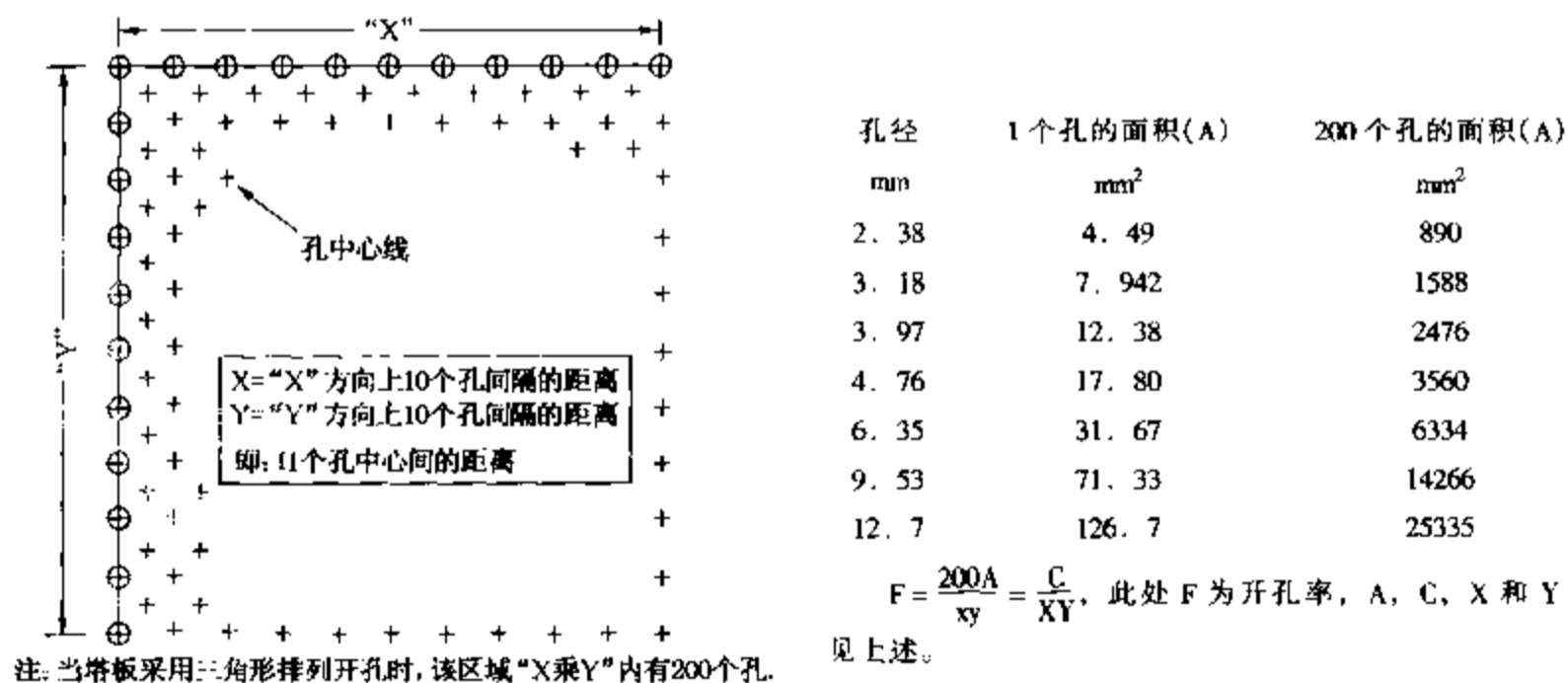


图 5.02.04-1 确定开孔率的方法

23 合适的板条箱及装运准备——在使用碳钢时，技术条件可能会有关于防锈的内容。对塔盘零部件有可能要求涂防锈涂料。如果是这样要求，应核查塔盘零部件在发运前是否已(或准备)涂防锈涂料。同样有可能要求特殊的出口包装和采用板条箱以避免在运输和储存期间塔盘零部件暴露在水中。通常出口板条箱采用完全封闭的木箱，而不是侧面敞开的箱子。

5.02.05 填料塔内构件(填料内构件制造厂)

外观检验一览表

表 5.02.05-1 填料塔内构件(填料内构件制造厂)外观检验一览表

| 容器编号 | 位置 | 图号 | 其它 | 责任工程师 | 日期 |
|-------------------------------|--------|-----------|----|-------|------|
| 照明 | | 远距离外观检验设备 | | 检验员 | 证书等级 |
| 项目 | 填料层编号→ | | | 备注 | N E |
| 1. 核对所有塔内构件的结构材料[R, S] | | | | | |
| 2. 规整填料的尺寸[S] | | | | | |
| 3. 填料无沟槽或扭曲[S] | | | | | |
| 4. 核对填料层数[S] | | | | | |
| 5. 填料不压碎或破裂[R] | | | | | |
| 6. 核对填料型式和尺寸[R] | | | | | |
| 7. 核对被发运填料的体积[R] | | | | | |
| 8. 填料支撑板的组装[R, S] | | | | | |
| 9. 填料压板的组装[R, S] | | | | | |
| 10. 填料塔其他内构件的组装[R, S] | | | | | |
| 11. 分布器零部件的正确组装[R, S] | | | | | |
| 12. 分布器组合件的尺寸[R, S] | | | | | |
| 13. 分布器开孔的数量和尺寸[R, S] | | | | | |
| 14. 分布器开孔: 应无毛边, 注意冲孔方向[R, S] | | | | | |
| 15. 预分布槽孔的排列[R, S] | | | | | |
| 16. 要使分布器水平度在误差范围内[R, S] | | | | | |
| 17. 演示水平度调节螺丝的操作[R, S] | | | | | |
| 18. 垫片的正确安装[R, S] | | | | | |
| 19. 分布器的螺栓紧固件[R, S] | | | | | |
| 20. 塔内构件零件用编号识别[R, S] | | | | | |
| 21. 工作质量与修整[R, S] | | | | | |
| 22. 核对零部件数量[R, S] | | | | | |
| 23. 核对部件的总量和型式[R, S] | | | | | |
| 24. 合适的板条箱及装运准备[R, S] | | | | | |
| 25. | | | | | |
| 26. | | | | | |
| 27. | | | | | |
| 28. | | | | | |

注: N = 不适用, E = 工程上可以接受的情况, [S] = 仅适用于规整填料, [R] = 仅适用于散堆填料。

填料塔内构件(填料内构件制造厂)外观检验一览表说明

总则

适用范围 本检验一览表适用于在塔内构件供应商制造厂进行的填料塔内构件的检验,包括散堆填料和规整填料。

在制造期间的任意时间检验员都可以访问制造塔内填料和与其相关的内构件的供应商制造厂。最佳的检验时间是在填料塔内构件制造完毕后、装运发货前。为检验访问作准备,应要求塔内构件供应商对所有内构件进行预组装,如填料支撑板、填料压板、分布器、再分布器和收集板等。在进行检验访问前应彻底审阅供应商的图纸,对填料塔内构件尤其重要,因为这些内构件(如分布器)可能相当复杂。预组装应拍成照片,以证明填料塔内构件的组装是合适的。

很有可能在访问的同时对分布器做多数填料塔需要的流动试验。因此对于分布器,选择检验一览表的检验要点,要求分布器已完全组装并达到进行水试验的水平度要求。

检验员的职责 检验员的职责是根据检验一览表中的每一条款进行外观检验。(对于不适用的条款在表中“N”栏目下的相应位置处注明。)在表中检验栏目的顶部的相应位置处注明被检填料层的编号。然后对于检验后被通过的项目在该栏目下的相应位置处注明。检验员要留下不能满足要求的项目的评语,且在表的顶部按如下进行标注:

| 项 目 | 标注内容 |
|-----------|----------------------|
| 容器编号 | 特征编号或其它容器标识 |
| 位置 | 容器的位置(装置、单元、或其它表达方式) |
| 图号 | 塔内构件的图号 |
| 其他 | 其他相关的信息,如使用场合等 |
| 照明 | 所使用的人工照明类型 |
| 远距离外观检验设备 | 望远镜、视频示波器、及其他(如采用) |
| 检验员 | 完成外观检验的检验员姓名 |
| 证书等级 | 检验员的证书等级 |
| 日期 | 外观检验完成的日期 |
| 责任工程师 | 责任工程师的姓名(见责任工程师的职责) |

责任工程师的职责 责任工程师有责任评估和协调检验员提出的所有不合格的项目;根据责任工程师的判断,当评估所显示的条件是合格时,在检验一览表“E”栏(工程上可接受的情况)下合适的位置注上标识,并在“责任工程师”栏内(在检验一览表的顶部)注上进行评估或协调的责任工程师的姓名。

检验一览表中检验项目的说明和接受准则

本节中带数字编号的段落号与检验一览表中的系列号一致。属于规整填料的检验项目用[S]来表示,属于散堆填料的检验项目用[R]来表示。

1[R, S] 核对所有塔内构件的结构材料——核对所用的塔内填料和所有填料塔内构件的结构材料。

2[S] 规整填料的尺寸——规整填料的特征尺寸是波纹高度。通过测量若干层填料片的高度,除以层数,确定实际的波纹高度。用之与填料供应商提供的理论波纹高度进行对比。修剪并组装波纹填料片,使得波纹与水平面之间有合适的倾斜角。金属板填料的典型倾斜角

度是 45°而丝网填料为 60°。应咨询供应商以确定该角度是否正确。应按照供应商的图纸核实填料块的高度。

3[S] 填料无沟槽或扭曲——规整填料相对较为精制且易碎。检查填料块有无沟槽和有无被扭曲。

4[S] 核对填料层数——应检查供应商的材料清单，确认提供的填料块的数量正确，使填料最后安装后填料的层数和床层总高度都符合要求。

5[R] 填料不压碎或破裂——如果提供的是陶瓷填料，应确认发运前没有破损。对所有类型的散堆填料，应核查填料的尺寸和形状是否统一。

6[R] 核对填料型式和尺寸——根据设计技术条件核对填料的型式和尺寸。多床层填料塔可能采用一种以上型式和尺寸的填料。

7[S] 核对被发运填料的体积——应检查供应商的材料清单，确认被发运的散堆填料的体积正确。

8[R, S] 填料支撑板的组装——散堆填料塔通常采用气体喷射式填料支撑板，气体经波峰处通过而液体经波谷处通过。规整填料塔则采用一种平板格栅支撑填料。对于大直径塔可能需要中间横梁。核查所有的支撑盘部件和螺栓紧固件均已配套。对于散堆填料塔应核查支撑盘上的开孔是否足够小，单个填料不能从孔中漏出。

9[R, S] 填料压板的组装——检查填料压板的压条是否正确地相互固定，所有紧固件的螺孔是否对中。多数填料塔有各种型式的填料压板，防止填料移动或从塔中带出(开工时易发生)。填料压板可以固定在液体分布器的底部，也可以是由焊在塔壁上的支撑圈或支架支持的可拆件。在有些场合填料压板安放在填料的顶部，可能起到将填料挤向塔壁作用。查阅供应商的图纸，其上应标明所需的填料压板的结构细节。

10[R, S] 填料塔其他内构件的组装——填料塔的其他内构件可能包括进料管、进料闪蒸装置、叶片式收集板、烟囱式收集板、以及塔底部的气体分布装置。对于各式各样的填料塔内构件，可查阅供应商的图纸以检查尺寸。检查预组装时的情况以保证组装正确。检查螺栓紧固件相对于所匹配的零件的螺栓孔是否对中。

11[R, S] 分布器零部件的正确组装——核对分布器零部件相互装配正确，螺栓紧固件的螺栓孔是否对中。分布器的型式有许多种。即使是特殊类型的分布器(如槽式分布器)其结构细节也取决于塔的直径，并随不同的供应商而变化。因此需要仔细研究供应商的图纸，做好预组装，研究如何将分布器的散件组装在一起。

12[R, S] 分布器组合件的尺寸——仔细检查分布器的关键尺寸，包括分布器的预分布槽和支槽的高度和宽度。

13[R, S] 分布器开孔的数量和尺寸——对于一个给定的液体分布器，可能采用不同的开孔尺寸。对于小孔尺寸可以用销规或锥度规检测。对于大孔，典型的如预分布槽上的开孔，可以用卡钳来检查。另外应与图纸比较分布器开孔的孔径和数量。

14[R, S] 分布器开孔：应无毛边，注意冲孔方向——分布器的开孔不应有毛刺，因为它可能会阻碍液体的流动，造成分布不匀。有时使用技术条件或供应商图纸中会指明分布器开孔的冲孔方向。例如对于预分布槽或孔板式分布器，有可能在技术条件中要求“从顶面侧向下冲孔”。凭接触感觉金属板的上侧和下侧就可以证实。即使没有有害的毛刺，也能感觉到金属板上冲孔进入侧要比另一侧光滑得多。对于槽式分布器，核查所有支槽的开孔冲孔方向应相同(即使图纸上未注明冲孔方向)。

15[R, S] 预分布槽孔的排列——许多分布器的设计采用一个预分布槽(预分布器)置于一组支槽的正上方。支槽之间的宽度一般与支槽的宽度大约相等。通常预分布槽的底板上开有孔,将液体导入支槽。检查所有的开孔是否在支槽的正上方,确保液体不会从支槽的旁边流入缝隙内。

16[R, S] 要使分布器水平度在误差范围内——现代大多数液体分布器配备有各种型式的水平度调节螺丝或调节杆以获得精确的水平度。典型的水平度误差标准是高差 1/8in (3.2mm)。然而供应商的图纸或设计规定会根据特定的分布器给出明确的要求。当需要准确地测定分布器水平度时,要求有一个水准仪(或多半选用一个光学水平仪)。对于液体流量相对较高的塔器,液体分布器可能固定在支撑圈上。这时可能不再有水平度调节螺丝,分布器的水平度决定于支撑圈的水平度。

17[R, S] 演示水平度调节螺丝的操作——在供应商制造厂内,不太可能有一套与塔内支撑分布器完全相同的机械安装构件。但在检验期间,供应商应演示水平度调节螺丝(或其他水平度调节装置)如何操作。描述在操作期限内或有振动的场合,分布器如何达到水平度要求。推荐采用一些附加的安全措施,如双螺母等。

18[R, S] 垫片的正确安装——有些液体分布器要求在所有接头处设垫片。其他供应商可能在特殊场合下对分布器组合件使用垫片。例如对于大直径塔,较长的分布槽被制作成两段,在接头处设置垫片。必须对带垫片的分布器格外注意,弄清并保证垫片的安装正确以避免泄漏。在液体流率较小时,出现少量的泄漏也会占有液体总流量的不小比例。

19[R, S] 分布器的螺栓紧固件——预组装应显示所有螺栓紧固件螺孔是对中的,每种组合件的组成完整(螺母、螺栓、垫圈等)。

20[R, S] 用零件编号识别塔内构件——对于一个给定的塔,可能存在多个分布器,每个分布器的设计细节也不相同(如开孔尺寸)。肤浅的观察容易引起误导,错误的认为各分布器的零部件可以互换,这类失误可导致塔器失效。在制造厂检验时必须核对分布器零部件的标识是否清晰,以及编号是否正确。零件编号也被用于其他的塔内构件,如填料支撑板、填料压板、进料闪蒸装置等。推荐的识别主要零部件的方法是在金属板片上打上零件编号。另一不太理想的识别塔盘零部件的方法是直接在零件上印编号。如果采用这项技术,应保证印上的零件编号不会被保留在构件上的残余切削油所溶化。

21[R, S] 工作质量与修整——观察预组装时的工作质量并进行修整。焊渣应除净,构件的边缘不应存在毛刺。除非另有规定,零部件上允许存在薄薄的一层残余切削油。事实上对碳钢零部件,这反而有助于防锈。但是不允许油层或油脂太厚。

22[R, S] 核对零部件的数量——对于填料塔内构件,彻底清点所有的主要零部件是很有用的。但是,通过审查填料塔内构件供应商的材料清单、包装清单等,可以确信所制造和发运的零部件的数量正确。

23[R, S] 核对部件的总量和型式——彻底清点所有的部件不太实际。然而通过审查供应商包装所有部件的技术,可确认所发运部件的型式正确。

24[R, S] 合适的板条箱及装运准备——在运输和储存期间为避免构件接触盐和水,有可能要求特殊的出口包装及采用板条箱。通常出口板条箱采用完全封闭的木箱,而不是侧面敞开的箱子。

5.05 塔盘和分布器的水平度

引言

精馏塔内构件(塔盘、填料或分布器等)水平度严重超标会破坏其理想的使用效果。水平度偏差过大常导致传质效率变差或操作弹性下降(降量操作)。在有些场合,如果内构件安装不当可能会完全失去作用,尤其是像填料塔液体分布器这样对水平度要求敏感的内构件。用水平校正设备重新找平来改善效率低、不稳定的降量操作和分馏困难等问题已有很长的历史。不幸的是,仍存在着轻视这个重要因数的趋势。

水平度的规定

塔板水平度的规定包括整个设备从一侧向另一侧的倾斜,以及局部的凹陷或凸起。内构件的水平度有可能在平行于液流或垂直于液流两个方向出现偏差。倾斜的塔盘或分布器水平度偏差的非随机性比随机性会引起更严重得多的问题。对塔器而言,设备的倾斜导致流体总体的分布不良并将降低效率和能力。例如,当所有塔盘向一侧倾斜时,由于高的一侧气流流过时,其鼓泡的水力学压头较小,因而气流优先从塔器的这一侧上升。

为避免混淆不清,必须使任一有关人员都弄明白水平度的规定。“ $\pm 1/4\text{in}$ ”是否意指最高点可以比最低点在垂直方向高 $1/2\text{in}$? 对“水平度是 $1/4\text{in}$ (或水平度在 $1/4\text{in}$ 范围内)”的解释在安装人员中同样造成很大的争议。推荐的解释是在构件上从最高点到最低点所允许的最大垂直距离。

从经济上考虑水平度公差应与容器的直径有关。对八家会员公司送交的有关本题目的数据进行简要分析表明,安装的塔盘从最高到最低的水平度公差基本上限定在上图的带状范围内。

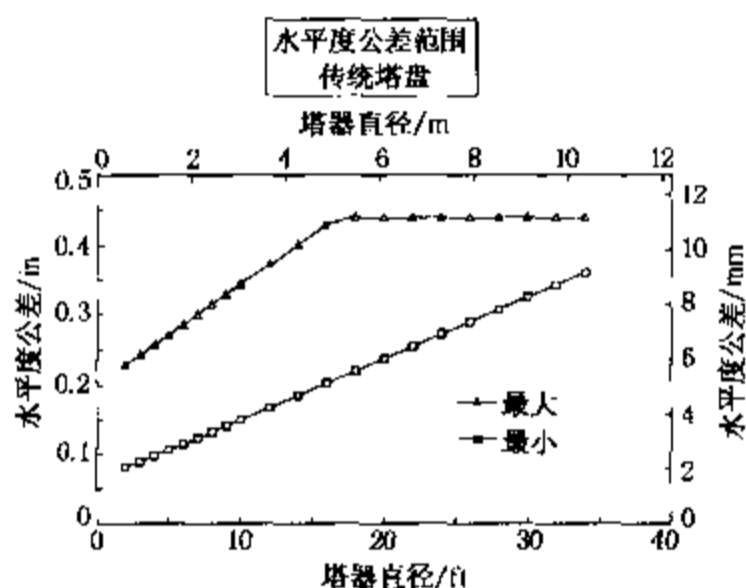
有些体系比其他体系对塔盘水平度有更高等级的要求。一些公司认可这一点,因而在其标准中存在两个等级的水平度公差。

通常有多个单位涉及同一个塔器项目:容器制造商、内构件供应商和安装队伍,因此每一个部门都应受到约束以保证最终安装后的组合件符合标准。应考虑限制塔盘支撑圈的水平度和内构件零件的精度。实践中推荐支撑圈的水平度允许偏差应是安装后最大允许偏差的一半。也应在设计时考虑如何安装水平系统(例如:分布器由吊挂悬挂时分布器支撑圈的水平度可以不作为考核的内容)。

测量技术

在内构件找平过程中,水平度测量技术是很关键的。通常,普遍使用的测量技术至少有四种:木工水平尺、压力计管、水平仪以及其他各种光学仪器。显然,只有水平仪和光学仪器才被推荐用于所有直径的所有型式的内构件的测量。

木工水平尺用于小直径(不大于 $48\text{in}(1200\text{mm})$)的设备是令人满意的,也可用于大直径塔局部的快速检测。可是由于木工水平尺的跨距短,不适用于大直径塔的安装和最终检验。



压力计管是一种普通的测量工具，由一根充满水的柔软塑料管构成，测量时将两把对应的直尺竖立在对比的表面上。测量时需要两个人，分别读出一端的液面高度。除非精心测量，否则该技术会造成严重错误。众多影响测量精度的因数是：液体中有气泡、在管中有影响液面的脏物和油污、液体中的密度差、振动、视觉差、对管中弯月面不同的人员读出不同的高度、影响通信的环境噪音等。手持反光镜能提高狭窄的空间内读数的精度。

改进压力计法的措施是将管的一端连接在临时固定在容器上的大直径水桶的底部。容积大约为1加仑(5升)的咖啡听或其他瓶罐，如尺寸合适可作水桶用。因为水桶中的液面基本保持平稳，因此只需一个人在管子的另一端读数。读数的差值代表了各个点的水平度。上述的空气和脏物对液面的影响问题仍然存在，但该改进措施已成功地应用于大直径塔设备。

测量大直径(>8ft(2.4m))塔器水平度的最好方法是使用临时固定的光学仪器，并将刚性直尺竖立在被测的表面上。横跨整个塔盘间读数的差值能精确地反映了塔盘的水平度。现代光学水平仪(激光水平仪)使用光学传感器代替直尺，以便直接得出水平度。该仪器的售价不超过\$2000(1994年价格)。

有必要明确规定塔板上何处需要测量。有些塔盘在接头处两层塔板叠在一起，使得在接头面上测量的水平高度附加了一层塔板的厚度(一般为1/8in(3mm))。同样地，在测量水平度时应避开较小的塔板元件，如密封板、卡板、垫圈等。没有明确的测量导则，即使是一些不影响功能的微小缺陷，要满足严格的水平度公差要求成本会很高，甚至不可能。

最后，应特别注意不要因检验人员的体重引起设备暂时的下垂，而产生错误的读数。

垂直尺寸的检查

另一个与水平度紧密相关的检验项目是检查各种各样的垂直尺寸，如塔盘堰高和降液管底部间隙。这些尺寸设置错误定会引起液体或气体流动的分布不良，造成传质效率低或操作弹性小。通常在检查水平度的同时检查这些尺寸。

需要仔细设置和检查的常见垂直尺寸包括：

- 塔盘堰高；
- 降液管底部间隙；
- 进料管间隙；
- 升气管顶盖的间隙。

为减少安装和检验的工作量，应使用模板来检查类似堰高这样在塔内反复多次出现的项目。模板可用木块、硬塑料或金属板制作。

安装问题

按正确的顺序安装内构件常常是能否达到水平度标准的关键。应遵循设备制造商推荐的安装程序。在缺乏具体要求时，可使用下列的通用准则。

塔盘——如果使用凹形受液盘，应先安装和固定(或焊接)塔盘板，包括受液盘。紧跟着与降液管相邻的塔盘板安装完毕后，立刻安装降液板。最后将剩下的塔盘板(包括通道板)就位，并在固定前调整好。

在最后拧紧支撑圈卡子前，最好将所有塔板和降液管的螺栓件固定好。这将使安装的塔板更平整，尤其是对用薄金属制作的塔盘。另外，如果先拧紧支撑圈的卡子，当支撑圈不平或塔体不圆时可能使塔板变形。

槽式分布器——从最长的支槽开始安装。用模板将支槽吊在支撑圈或梁上，初步使每个支槽在已安装的支撑圈或梁的底部达到水平。模板是用来调整支槽在支撑圈或梁下的间距相

等。此时，松开支撑圈或梁与支槽间的所有螺栓。安装完所有支槽，从最长的支槽开始，重新校正支槽的水平度，在水平度校正过程中拧紧所有螺栓。

鉴于水平度对分布器的操作性能的影响较为敏感，有必要再次检验水平度。对于整体的设计或支槽间相连接的设计，在接下来的水平校正过程中可能造成先前的水平度出现偏差。这时，如有可能应拧紧螺母。

本程序适用于任何预分布器(预分布槽)。

其它应考虑的问题

对于在容器制造厂卧式放置的塔器，很难检验已安装的支撑圈或内构件的水平度。只有经过仔细的测量才可确定支撑圈相互之间是否平行，与基础板之间是否平行，以及与塔器长度方向的中心线是否垂直。通常卧置容器的水平度就更容易成为问题，因为在这种位置上很难测量“水平度”。另外，在现场使容器就位时有可能出现吊装的差错。因此，在容器就位后建议对塔盘做最后一次水平度检验，而对填料塔的液体分布器则是绝对必须的。

对于直径非常大的塔器，过去的实践常将支撑梁或桁架梁制成向上拱的拱形结构，使塔盘安装后能保持水平。然而，并不推荐这种方法，因为在操作时作用在塔盘上的净作用力是向上的，可能导致按拱形支撑设计的塔盘向上弯。

太阳光照在未保温的塔上会暂时影响支撑圈的水平度。对于塔体高、直径大的塔器，现已观察到太阳光会引起塔体倾斜，使支撑圈最高点与最低点的高差超过半英寸。如果在安装或检验期间阳光照射导致塔变形，则测量水平度的最佳时间是在太阳升起前的几个小时。(应注意在操作期间，由于塔的内部温度和保温的作用，太阳光的影响常可忽略不计。)

大风引起塔的摆动和倾斜也会给水平度的测量带来困难。

不管如何科学地设计塔的基础，塔基础的沉降会导致已找平的塔盘水平度出现偏差。由倾斜引起非随机性的水平度偏差要比随机性的水平度偏差严重得多。