

ICS **. **. **

P**

备案号:

SHI

中华人民共和国石油化工业标准

SH/T 3121—20XX

代替 SH/T 3121—2000

石油化工装置工艺设计规范

Specification for process design in petrochemical processing units

报批稿

20**-**-** 发布

20**-**-** 实施

中华人民共和国工业和信息化部发布

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

目次

前言.....	III
1 范围.....	1
2 规范性引用文件.....	1
3 基本规定.....	1
4 年开工时数和设计负荷.....	2
5 催化剂、溶剂和化学药剂.....	2
6 能耗及节能措施.....	2
7 设备.....	4
7.1 一般规定.....	4
7.2 塔.....	4
7.3 热交换器.....	5
7.4 泵和压缩机.....	6
7.5 辅助容器.....	7
8 安全泄压与危险介质排放.....	7
8.1 安全泄压.....	7
8.2 危险介质排放.....	9
9 取样和分析.....	10
9.1 取样.....	10
9.2 分析.....	11
10 环境保护、工艺安全和职业卫生.....	11
10.1 环境保护.....	11
10.2 工艺安全.....	11
10.3 职业卫生.....	12
附录 A（资料性附录）典型石油化工装置的催化剂、溶剂和化学药剂消耗量.....	13
A.1 典型石油化工装置的催化剂消耗量.....	13
A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量.....	15
附录 B（资料性附录）典型石油化工装置的设计能耗值.....	20
本规范用词说明.....	23
附：条文说明.....	25

Contents

Foreword.....	III
1 Scope.....	1
2 Normative references.....	1
3 Basic requirements.....	1
4 Annual average operation hours and design capacity for plants.....	2
5 Catalyst, solvent and chemicals.....	2
6 Energy consumptions and conservation measures.....	2
7 Equipment.....	4
7.1 General requirement.....	4
7.2 Column.....	4
7.3 Heat exchanger.....	5
7.4 Pump and compressor.....	6
7.5 Auxiliary vessel.....	7
8 Pressure relief and hazardous medium discharge.....	7
8.1 Pressure relief.....	7
8.2 Hazardous medium vent and drain.....	9
9 Sampling and analysis.....	10
9.1 Sampling.....	10
9.2 Analysis.....	11
10 Environmental protection, process safety and occupational health.....	11
10.1 Environmental protection.....	11
10.2 Process safety.....	11
10.3 Occupational health.....	12
Annex A (Informative) Catalyst, solvent and chemicals consumptions of typical petrochemical units.....	13
A.1 Catalyst of typical petrochemical units.....	13
A.2 Solvent and Chemicals consumptions of typical petrochemical units.....	15
Annex B (Informative) Energy consumptions of typical petrochemical units.....	20
Explanation of wording in this specification.....	23
Add: Explanation of provisions.....	25

前言

根据中华人民共和国工业和信息化部《2015年第三批行业标准制修订计划》(工信厅科〔2015〕115号)文的要求,本规范编制组经广泛调查研究,认真总结实践经验,参考有关国内和国外先进标准,并在广泛征求意见的基础上,修订本规范。

本规范共分10章和2个附录。

本规范的主要技术内容:石油化工装置工艺设计需要具备的基本条件及工艺方案的选择、设备的工艺设计、装置能耗和节能、装置工艺安全与环保等方面的技术内容。

本规范是在SH/T 3121-2000《炼油装置工艺设计规范》的基础上进行了全面修订,重新梳理了章节架构,并对各章节主要内容进行了增加、删减或改写。本规范修订的主要技术内容:

1. 修改了规范的名称。将《炼油装置工艺设计规范》修改为《石油化工装置工艺设计规范》。
2. 适用范围由炼油装置扩充为包括炼油装置和以石油或石油产品为原料的化工装置在内的生产装置。对各章节修编,增补化工装置的内容,并修订各章节技术内容及数据指标。
3. 原规范第4章“催化剂、溶剂和化学药剂的耗量”,修改为第5章“催化剂、溶剂和化学药剂”。对典型的炼油装置的催化剂和化学药剂耗量值由正文改为资料性附录A,增加、修改部分炼油装置并增加典型化工装置的内容。
4. 原规范第5章“能耗值及节能措施”修改为第6章“能耗及节能措施”。对典型的炼油装置的能耗值由正文改为资料性附录B,增加、修改部分炼油装置并增加典型化工装置的内容。
5. 对原规范第7章“安全”,修改为第8章“安全泄压与危险介质排放”。
6. 对原规范第8章“环境保护和劳动安全卫生”,修改为第10章“环境保护、工艺安全和职业卫生”。

本规范由中国石油化工集团有限公司负责管理,由中国石油化工集团公司工艺系统设计技术中心站负责日常管理,由中国石化工程建设有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见和建议,请寄送日常管理单位和主编单位。

本规范日常管理单位:中国石油化工集团公司工艺系统设计技术中心站

通讯地址:北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码:100101

电话:010-84877092

传真:010-84878842

本规范主编单位:中国石化工程建设有限公司

通讯地址:北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码:100101

本规范参编单位:中石化广州工程有限公司

中石化上海工程有限公司

中石化南京工程有限公司

本规范主要起草人员:胡刚 张建华 陈开辈 刘永芳 刘凯祥 徐垚 李少鹏 高莉萍 李和杰 蒋国贤 陈迎 焦军 李晋楼 饶未辛 齐青 郭文豪 吕世军 杨春和

本规范主要审查人员:胡敏 葛春玉 庞睿 胡宪 赵广利 张树青 刘新伟 陈晓东

戴庆 徐建勇 邹聪文 林敏杰 仇志康 周鹏 黄崇平 尚剑 王永东

本规范历次版本发布情况为:

SH/T 3121—20XX

1986年首次发布为SHJ 1076-86《炼油装置工艺设计技术规定》，2000年第1次修订为SH/T 3121-2000《炼油装置工艺设计规范》，本次修订为第2次修订。

工业和信息化部标准报批公示
工业和信息化部标准报批公示
工业和信息化部标准报批公示
工业和信息化部标准报批公示
工业和信息化部标准报批公示
工业和信息化部标准报批公示

石油化工装置工艺设计规范

1 范围

本规范规定了以石油和石油产品为原料的石油化工装置的工艺设计原则及技术要求。
本规范适用于新建石油化工装置的工艺设计。

2 规范性引用文件

下列文件对于本规范的应用是必不可少的。凡是注日期的引用文件，仅注日期的版本适用于本规范。凡是不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本规范。

GB/T 150.1 压力容器第1部分：通用要求 GB 30000.18 化学品分类和标签规范第18部分：急性毒性

GB 50016 建筑设计防火规范

GB 50058 爆炸危险环境电力装置设计规范

GB 50160 石油化工企业设计防火标准

GB/T 50441 石油化工设计能耗计算标准

GB/T 50493 石油化工可燃气体和有毒气体检测报警设计标准

GBZ 1 工业企业设计卫生标准

GBZ/T 230 职业性接触毒物危害程度分级

SH 3009 石油化工可燃性气体排放系统设计规范

SH/T 3010 石油化工设备和管道绝热工程设计规范

SH/T 3024 石油化工环境保护设计规范

SH/T 3047 石油化工企业职业安全卫生设计规范

SH/T 3146 石油化工噪声控制设计规范

SH/T 3210 石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

3 基本规定

3.1 装置工艺设计应具备下列条件：

- 符合有关的基本建设程序的批准文件；
- 工程项目的性质、装置规模、原料及产品方案已确定；
- 完整的工艺基础数据；
- 水、电、蒸汽、压缩空气、燃料等公用工程的供应条件，催化剂、溶剂和化学药剂的有关参数；
- 建设地区的地形、地质、地震、水文及气象资料；
- 装置在工厂总图中的具体位置，及其与相邻和相关工艺装置、罐区、系统管廊的关系已明确。

3.2 工艺方案、环境保护方法及主要设备的选择应进行技术和经济方面的比较。优先选择技术先进、安全可靠和节能环保的工艺技术，对首次工业化的新开发技术应进行可靠性论证。不得使用国家明令淘汰、禁止使用的工艺、设备和材料等。

3.3 装置的产品为工厂的最终产品时，应符合国家、行业或合同规定的产品质量标准。装置的产品为工厂的最终产品的组分时，应符合产品调和对该组分的质量要求。

3.4 对装置开停工或操作异常时的不合格产品，应采取措施进行处理。

4 年开工时数和设计负荷

- 4.1 除工艺限制条件外，炼油装置的设计年开工时数不宜低于 8400h，化工装置的设计年开工时数不宜低于 8000h。
- 4.2 装置的正常设计负荷应按照批准文件规定的装置规模设计，其操作弹性下限可为设计负荷的 60%，装置整体的水力学弹性上限不宜高于设计负荷的 110%。对有特殊要求的装置，装置的操作弹性可按需要调整。

5 催化剂、溶剂和化学药剂

- 5.1 装置设计宜通过工艺及工程技术、设备选型及使用方式等的优化，减少装置的催化剂、溶剂和化学药剂的消耗量。优先选择安全环保的催化剂、溶剂和化学药剂。
- 5.2 典型石油化工装置的催化剂消耗量参见附录 A 的表 A.1。
- 5.3 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量参见附录 A 的表 A.2。

6 能耗及节能措施

- 6.1 装置的能耗计算宜按 GB/T 50441 执行。典型石油化工装置的设计能耗值参见附录 B 的表 B.1。
- 6.2 装置应采用先进、节能的工艺技术，优化回流比、剂油比、注汽率、压力和温度等工艺参数。
- 6.3 装置间宜选用热联合。热进料或热出料时，宜根据工艺过程和设备要求，并参照上下游装置的用能优化及安全分析结果，确定原料或产品进出装置的温度。
- 6.4 原料或产品经由系统罐区时，其进、出装置温度宜按表 6.4 确定，并应满足系统罐区的接收要求。

表 6.4 进出装置介质的温度

原料或产品名称	介质温度 ℃
原油	≤50, >凝固点+5
液化石油气	≤40
汽油馏分	≤40
煤油馏分	≤40
柴油馏分	≤50
蜡油馏分	≤90 (冷罐), 120~180 (热罐)
润滑油组分	≤60
石蜡或地蜡 (管道输送)	>熔点+50
渣油或燃料油	≤90 (冷罐), 120~180 (热罐)
沥青 (管道输送)	>软化点+100
液体硫磺	130~135
液氨	≤40
苯	≤40
甲苯	≤40
二甲苯	≤40
对二甲苯	≤40
乙苯	≤40

表 6.4 进出装置介质的温度（续）

原料或产品名称	介质温度 °C
乙烯 ^b	30~40（气），-35 或 -98（液）
丙烯	≤40
丁二烯	≤20
甲醇	常温
乙醇	常温
乙二醇	常温
丁醇	常温
环氧乙烷	≤50
环氧丙烷	≤20
异戊二烯	≤20
苯乙烯	≤20
苯酚	50~60
丙酮	常温
丙烯腈	≤30
丙烯酸	15~25
双环戊二烯	35~45
^a 长距离输送的渣油或燃料油不受此温度的限制。 ^b 根据液相乙烯储存方式确定装置输出液相乙烯的温度。	

6.5 应优化装置换热流程，宜优化装置与其他工艺装置的热集成。在经济合理的条件下，宜采取有效措施回收装置的能量。

6.6 加热炉应采用满足环保要求的燃料规格，加热炉设计的热效率不宜低于表 6.6 中的规定值，且设计热效率宜考虑投资的经济性。设有多台热负荷较小的加热炉时，可采用联合余热回收系统，以提高加热炉的热效率。

表 6.6 加热炉的热效率

热负荷 MW	热效率 %
<1	55
≥1~<2	65
≥2~<3	75
≥3~<6	88
≥6~<12	90
≥12	92

6.7 装置内压力较高的蒸汽宜采取逐级利用方案回收其能量。

6.8 在经济合理的条件下，宜采用低温热能回收与利用设施。工艺介质进空气冷却器（以下简称空冷器）的温度不宜高于 120°C，进水冷却器的温度不宜高于 80°C。

6.9 设备和管道应采用绝热措施以降低能量损失。绝热材料种类及厚度的选用宜按 SH/T 3010 执行。

6.10 对负荷变化较大的电机，在经济合理的条件下，宜采用变频调速技术。

7 设备

7.1 一般规定

7.1.1 确定塔、反应器、热交换器、容器、泵和压缩机等设备的最高或最低工作压力和最高或最低工作温度时宜考虑正常操作、开/停工、再生、装置进料变化及预期工厂实际操作数据可能波动等多种工况。最高工作压力和最高工作温度不同时出现在一种工况时，不应将所有的最极端工作条件组合在一起用以确定设计条件，而应将每种工况的工作温度和工作压力成对地用以确定该工况的设计条件。短时间非工作工况，应具体分析并提出该工况的设备校核条件。

7.1.2 设备的设计温度不得低于元件金属在工作状态可能达到的最高温度。对于工作状态在 0℃ 以下的设备，宜考虑介质、环境温度及其它制冷因素的影响，设计温度不得高于元件金属在工作状态中可能达到的最低温度。内构件的设计及材料应能满足工作状态下可能达到的最高或最低温度要求。

7.2 塔

7.2.1 应根据介质的性质、流量、允许压力降等工艺条件的要求，通过投资、操作费用、设备维护费用等技术经济比较，合理选择塔内件，宜采用经工业装置验证过的高通量、高效、节能的塔内件。

7.2.2 根据通量选择塔内件时，可通过比较流动参数选择内件形式。流动参数可按式 (7.2.2) 计算。

$$F_p = (L/V) (\rho_g/\rho_l)^{1/2} \dots \dots \dots (7.2.2)$$

式中：

- F_p —— 流动参数；
- L —— 液相质量通量， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；
- V —— 气相质量通量， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；
- ρ_g —— 气相密度， kg/m^3 ；
- ρ_l —— 液相密度， kg/m^3 。

当 F_p 小于 0.05 时宜选规整填料；当 F_p 在 0.05~0.2 时可选塔板或填料，首选塔板；当 F_p 大于 0.2 时宜选塔板。

7.2.3 对具有不结垢、不结焦和不含固体粉末的介质，当压力降是关键因素时，可选用填料塔、网孔板塔或高开孔率筛板塔；当压力降不是关键因素时，可选用浮阀塔、固阀塔或筛板塔；在要求负荷弹性范围大于 3:1 时宜选用浮阀塔。

7.2.4 对具有中等程度结垢或结焦特性的介质，当压力降是关键因素时，宜选用无堰大孔径筛板塔；当压力降不是关键因素时，宜选用大孔径筛板塔、固阀塔、泡帽板塔或穿流板塔盘。

7.2.5 对具有严重结垢、严重结焦特性的介质或含有固体颗粒的介质，宜选用挡板塔。

7.2.6 在绝对压力小于 13.3kPa 下操作的塔，宜选用填料或格栅。当填料段上、下部气液负荷相差较大时，宜选用组合填料。

7.2.7 塔内径小于 0.8m 时，宜选用填料塔。

7.2.8 根据工艺需要或技术经济比较的结果，塔内结构可由几种不同形式的塔板或填料组成，但类型不宜过多。

7.2.9 分馏塔的理论塔板数及平均板效率（或等板高度）应根据介质的组成、介质性质及工艺要求进行计算确定。换热段应按相应的工艺计算方法，求取其所需换热板数或填料高度。组成复杂物料的分馏塔的实际塔板数可按经验值选定。

7.2.10 对已知组成的混合物分馏塔，应根据介质的性质及工艺过程要求计算并确定适宜回流比。

7.2.11 对设有中段回流的分馏塔，在确保分离精度的前提下，宜多从中、下部取出热量，以获得较高温位的热源。

7.2.12 降液管内液体停留时间不宜小于 3s，液体在降液管内的流速不宜大于 0.1m/s，液体在降液管底隙处的流速不宜大于 0.3m/s。

7.2.13 分馏塔板溢流堰堰上液流强度宜小于 $80\text{m}^3/(\text{m}\cdot\text{h})$ ，有实际工程经验的体系或无分离要求的塔板的堰上液流强度可根据计算结果适当提高。

7.2.14 分馏塔板的喷射液泛泛点率不宜大于 80%，降液管内清液层高度不宜大于板间距与溢流堰堰高之和的 50%。

7.3 热交换器

7.3.1 应根据介质的性质、流量、温度、压力及允许压力降等工艺条件的要求，通过投资、操作费用、设备维护费用等技术经济比较，合理选择换热器。

7.3.2 换热器的结构型式应按下列原则确定：

- a) 浮头式换热器适用范围广泛，没有特别要求的场合，可选用浮头式换热器。
- b) 固定管板换热器可用于冷、热流进口温度差不大、管内介质腐蚀性不强、壳程介质污垢系数不大于 $0.00035\text{m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$ 或所结污垢可用化学清洗方法去除的场合。应根据换热管及壳体金属壁温，通过结构计算确认是否设置膨胀节。
- c) 当操作压力较高或管程与壳程因内漏造成介质混合，影响产品质量或影响安全操作时，宜选用 U 型管换热器。采用双管板结构可进一步降低固定管箱端泄漏风险。
- d) 套管式换热器可用于介质流率较小、需要传热面积较小的场合，尤其适用于此时此物流含有固体颗粒的工况。
- e) 绕管式换热器可用于洁净介质的换热，可以实现多股物流换热。
- f) 板框式换热器宜用于操作温度和操作压力较低的工况；板壳式换热器宜用于洁净介质的换热，可用于操作温度和操作压力相对较高的工况；板翅式换热器宜用于洁净、无腐蚀性介质的换热，可实现多股物流换热。
- g) 螺旋板式换热器可用于高黏度、易结软垢或有纤维、固体悬浮物介质的换热。

7.3.3 为塔内物料分馏提供热源的再沸器，其出、入方物流密度差产生的静压差足以提供使物流通过再沸器自循环动力时，宜选用热虹吸式。当再沸器内介质质量汽化率要求小于或等于 35% 时，可选用一次通过式再沸器；当再沸器内介质质量汽化率要求大于 35% 时，宜选用循环式再沸器或釜式再沸器；当介质为高黏度、易结垢的液体或该再沸器循环系统的阻力降较大时，宜选用强制循环式再沸器。

7.3.4 管壳式换热器换热管外径宜选用 25mm 或 19mm 的无缝钢管。当介质结垢严重或要求压力降较低时，可选用大直径的无缝钢管。

7.3.5 管壳式换热器的折流板型式和间距应根据传热效率、允许压力降和防振要求确定。折流板间距最大不宜超过壳体内径，最小不宜小于壳体内径的 20%，且不小于 50mm。对两相流换热器，折流板的型式和间距应满足两相流的要求。

7.3.6 宜根据获得更高的传热系数、合理的压力降、特定的工艺工况要求和便于维修等因素，并综合考虑换热器的安全性与经济性，确定流体布置在换热器的管程或壳程。

7.3.7 管壳式换热器管内液体介质的流速不宜大于 3m/s；循环冷却水在管内的流速不宜小于 0.8m/s。

7.3.8 换热器冷热端介质的温差及温差校正系数应遵循下列原则：

- a) 采用夹点技术进行换热网络设计时，冷、热端介质温差应按夹点设计法确定。
- b) 单台换热器的冷、热端介质温差，宜通过换热量和换热面积的技术经济比较后确定。
- c) 水冷却器的冷端介质温差不宜小于 5°C 。
- d) 温差校正系数不宜小于 0.8。

7.3.9 在经济合理的条件下，宜根据不同的工况采用适宜的强化传热技术：

- a) 当管程为控制热阻时，宜采用内插件等管内强化传热措施。
- b) 当壳程为控制热阻时，宜采用壳程强化技术，当垢阻较小时，可以采用螺纹管、横纹管、螺旋槽管等。
- c) 当需要同时强化管内、管外传热时，可采用双面强化型换热管（如扭曲管、波纹管等）。

- d) 当需要强化沸腾介质传热效果时,可采用机械加工型表面多孔管或喷涂、烧结型表面多孔管。
- 7.3.10 在满足使用要求及设备制造要求的前提下,宜选用传热面积较大的单台换热器。
- 7.3.11 当需要降低循环水用量时,用于冷凝冷却的冷却器宜选用空冷器或空冷器和水冷器组合式冷凝冷却器。空冷器的选用宜按下列条件确定:
- 当热流体出口温度与空气入口温度之差不小于 15℃时,宜选用干式空冷器。
 - 当热流体出口温度与空气入口温度之差小于 15℃时,可采用表面蒸发式空冷器或空冷器和水冷器组合。
 - 水蒸汽真空冷凝时,宜采用斜顶式空冷器。
 - 空冷器宜选用高翅片式换热管。当热流体为高黏度介质时,宜选用光管空冷器。
- 7.3.12 空冷器的空气计算温度宜采用建厂地区历年最热月的日最高气温(干球温度)平均值加上 3℃~4℃。
- 7.3.13 有防冻要求的空冷器应采用鼓风式并设置百叶窗,当仍存在冻凝问题时,宜设置外加热源伴热、采用热风循环等方式维持温度。
- #### 7.4 泵和压缩机
- 7.4.1 应根据被输送介质的物性、工艺参数和用途等,按下列原则合理选择泵的类型:
- 对于流量较大、扬程相对较低、黏度小于 650mm²/s 的液体介质,宜选用离心泵。小流量、高扬程的液体宜选用高速离心泵。液体含有固体颗粒时,宜选用特殊离心泵。
 - 对于流量较小、扬程较高、黏度不大于 35mm²/s、温度不大于 110℃的液体介质,要求流量扬程曲线较陡时,宜选用旋涡泵。
 - 对于流量小、扬程高、黏度大的液体介质,宜选用容积式泵。润滑性能差的液体不宜选用齿轮泵和三螺杆泵,可选用往复泵。流量较小、温度较低或压力要求稳定的,宜选用转子泵或螺杆泵。
 - 液体需要准确计量时,可选用计量泵或比例泵。
 - 输送毒性危害程度为极度危害或高度危害、急性毒性类别为 1 或 2、物料贵重或要求无泄漏的液体,宜使用屏蔽泵、磁力泵、隔膜泵或双端面机械密封离心泵。
- 7.4.2 应根据工艺要求、液体物性、泵的质量和价格、操作周期及故障所导致的后果等因素进行综合确定泵的备用率,并宜遵循下列原则:
- 连续操作的泵,宜备用一台。
 - 间歇操作的泵,可不考虑备用。
 - 两种液体的性质相近、操作条件的差异不大、且允许少量液体互混时,可共用一台备用泵。备用泵应按条件苛刻者选用。
 - 对装置处理能力、产品质量或运行稳定性影响较大的泵,宜考虑足够的备用能力。
- 7.4.3 排气量大、压缩比小的压缩机宜选用离心式或轴流式;高压或超高压的压缩机宜选用往复式;排气量较小、压比大的压缩机可选用往复式或螺杆式。连续运行的大型离心式、轴流式压缩机不宜设置备用机组。连续运行的往复式压缩机宜设置一台备用机组,连续运行的螺杆式压缩机可设置一台备用机组。
- 7.4.4 泵和中小型压缩机的原动机宜选用交流异步电动机。功率较大或转速较低,对全厂功率因数补偿有利的原动机宜选用同步电动机。对大中型离心式或轴流式压缩机的原动机,在全厂蒸汽合理利用的条件下,宜选用汽轮机。
- 7.4.5 为确保泵的安全运转,泵的原动机功率应按设计条件计算泵的轴功率,并乘以功率安全系数;同时,泵的原动机功率应满足泵单机联运条件,取两者较大值作为原动机所需的功率。当原动机为电动机时,其额定功率的确定所采用的安全系数可按表 7.4.5。选用电动机的额定功率,应大于或等于计算出来的泵所需的电机功率。若选用汽轮机作原动机时,汽轮机应满足泵在额定工况下所需功率,

并留有至少 10% 的安全裕量。

表 7.4.5 电动机的安全系数

名称	轴功率 kW	安全系数
一般离心泵	≥ 75	1.10
	$\geq 20 \sim < 75$	1.15
	$\geq 3 \sim < 20$	1.25~1.30
	< 3	1.50
开式旋涡泵	—	1.60~2.50
闭式旋涡泵	—	2.20~3.30
容积式泵	—	1.10~1.25

7.4.6 当电动机用于爆炸危险场所时，应按 GB 50058 中有关规定，选用适当的电动机或采取可靠的防爆措施。

7.5 辅助容器

7.5.1 同时开工、停工、检修的装置（包括联合装置各单元）有原料供求关系时，可在接受原料的装置（或单元）设置一台原料缓冲罐，缓冲罐容量宜为满足稳定和可靠工艺操作的最小量，其缓冲容积（高低限液位间容积）可按原料在罐内停留 15min~30min 计算或根据装置工艺要求确定。

7.5.2 需要经分析化验证明其符合产品标准后才能送到成品罐的产品，可设置产品中间罐或在线分析仪。

7.5.3 装置内宜设置排污收集罐，用于收集取样、设备和管道检修等排放的残液。

7.5.4 当物料不允许与空气接触时，其储罐应采用氮封等措施隔绝空气。

7.5.5 当物料因毒性危害程度、闪点、蒸汽压或排放量等因素，敞口储存会对环境有影响时，应密闭储存。

8 安全泄压与危险介质排放

8.1 安全泄压

8.1.1 安全泄压设施的设置应遵循下列原则：

- 在生产过程中，由于火灾、动力故障和操作故障等原因，可能导致系统内压超过设计压力时，应设置安全泄压设施。
- 对容积式压缩机和容积式泵，当压缩机或泵的失控压力可能超过机体或泵体所能承受的压力，而机体或泵体自身未设置安全泄压设施，或当压缩机或泵的压力超高对下游设备安全操作有影响时，压缩机或泵出口应设置安全泄压设施。
- 对于凝汽式汽轮机，应在复水器前设置安全泄压设施。对背压式汽轮机，应在蒸汽出口管上设置安全泄压设施；与鼓风机、离心式压缩机、离心泵或蒸汽往复泵出口连接的系统，且系统的设计压力小于其最高出口压力时应设置安全泄压设施。
- 介质受热膨胀或气化，系统的压力可能超过系统设计压力的系统应设置安全泄放设施。
- 由多个容器组成的压力系统，如容器间设有隔断阀，应根据隔断阀的位置，分隔为几个独立的压力系统，每个独立的压力系统均应按要求设置安全泄压设施；如容器间无隔断阀或虽有隔断阀，但有足够措施确保在容器正常工作期间，隔断阀处于全开的位置并铅封（或加锁），且连通管线的通量满足泄压要求时，可视为一个独立的压力系统设置安全泄压设施。
- 减压阀后的设备或管道不能承受减压阀前的压力时，在设备或管道上应设置安全泄压设施。

g) 安全泄压设施的设置应满足其检验要求。

8.1.2 下列情况宜单独设置爆破片：

- 系统压力快速增长，安全阀的开启不能满足快速反应时间要求；
- 系统需要的安全泄放量，安全阀选型困难；
- 系统的操作压力很低或很高，安全阀制造困难；
- 系统安全泄放时的温度较低，工艺介质泄放时可能导致安全阀的工作特性受到影响；
- 一次性使用的管路系统，爆破片的破裂不影响操作和生产。

8.1.3 除本规范8.1.2所列出的情况外，只有在对泄放介质设有后续处理系统且满足安全和环保要求时，才可将爆破片单独用于泄放介质毒性程度为极度、高度危害或易爆及液化石油气等场合。

8.1.4 下列情况宜组合设置安全阀和爆破片：

- 在真空工况下，不允许系统外部气体或空气通过安全泄压设施进入的系统；
- 正常操作过程中不允许工艺介质通过安全阀泄漏的系统；
- 泄放介质与安全阀长期接触可能导致安全阀失灵的系统；
- 工艺介质有腐蚀性，需要采用耐腐蚀的材质或内衬防腐材料，安全阀的制造成本较高的系统；
- 工艺介质含有颗粒、易沉淀、易结晶、易聚合、黏度大，影响安全阀动作的系统；
- 有多个超压工况，且超压工况比较复杂的系统。

8.1.5 下列情况不宜设置爆破片：

- 经常超压的系统；
- 温度波动较大的系统。

8.1.6 安全泄压设施的设置应按火灾、动力故障或操作故障等事故中的最大一种工况考虑。事故泄放量可按表8.1.6进行超压工况分析及泄放量计算。当事故泄放量对火炬系统的影响过大时，可采用动态模拟计算分析对泄放量进行核减。

表 8.1.6 系统超压工况及泄放量

序号	条件	液体泄放	气体泄放
1	容器出口关闭	进入容器的最大液体量	进入容器的气体和水蒸汽总量，加泄放条件下产生的蒸气量和水蒸汽量
2	冷凝器供水中断	—	在泄放条件下，冷凝器的总凝气量
3	塔顶回流中断	—	进入塔的气体和水蒸汽总量，加泄放条件下产生的蒸气量，减侧线回流冷凝的蒸气量
4	侧线回流中断	—	泄放条件下进入和离开该侧线部位的蒸气差值
5	吸收塔吸收剂中断	—	通常无
6	不凝气积聚	—	在塔中，为泄放条件下冷凝器的总凝气量； 在其它容器内，为进入容器的气体和水蒸汽总量，加泄放条件下产生的蒸气量和水蒸汽量
7	高挥发性物质进入热油	—	对于塔，需要采取保护措施，尽量避免； 对于换热器，采用两倍单根换热管截面积计算换热管破裂时，挥发性物质进入低压侧所产生的蒸气量
	水进入热油		
	轻质烃进入热油		
8	储罐或缓冲罐溢出	最大液体进入量	—

表 8.1.6 系统超压工况及泄放量 (续)

序号	条件		液体泄放	气体泄放
9	自动控制故障	进口调节阀和旁路	—	需要逐个对各种情况做分析
		出口调节阀		
		故障保位阀		
		节流阀		
10	不正常的热量或蒸汽输入		—	过热产生的最大蒸气量, 包括不凝气
11	换热器管破裂		按两倍单根换热管截面积计算进入低压侧液体量	按两倍单根换热管截面积计算进入低压侧气体或水蒸气量
12	内部爆炸		—	用常规安全泄压设施不能控制, 需要避免出现
13	化学反应失控		—	根据工艺特点进行分析
14	液体热膨胀		根据实际工况进行分析	—
15	外部明火		—	按 GB/T 150.1 的有关规定确定
16	动力中断 (水蒸汽、电源或其它)		—	根据装置的特点确定动力中断的影响, 按可能发生的最坏情况确定泄放量
	分馏塔		—	按所有泵都停运, 导致回流液和冷却水中断考虑
	反应器		—	搅拌或搅动停止、急冷或抑制剂中断时, 反应失控产生的蒸气量
	空冷器		—	风扇停转时, 正常和事故工况蒸气量之差
	缓冲罐		—	进入罐的最大液体体积流量
注: 表中列出的仅为工艺装置常见的单一超压工况。				

8.1.7 两个或两个以上无关联的超压工况不宜考虑同时发生。

8.1.8 安全阀的选用及连接应满足下列要求:

- 当背压小于 10% 安全阀定压时, 宜选用弹簧直接载荷式安全阀; 背压大于安全阀定压的 10% 但小于 50% 时, 宜选用平衡式安全阀; 当背压大于安全阀定压的 50% 时, 宜选用先导式安全阀。
- 选用的安全阀喷嘴面积应大于计算面积。当一个安全阀不能满足要求时, 可选用多个安全阀并联使用。
- 安全阀进口或出口的接管直径不应小于安全阀进口或出口的直径, 当几个安全阀并联安装时, 进出口主管截面积应大于或等于不含备用安全阀支管截面在内的各支管截面积之和。
- 单独排入大气的安全阀, 其出口管径应按管道压力降不大于 0.1 倍安全阀的定压确定。
- 安全阀排放介质为易凝介质时, 应采取防凝堵措施。

8.1.9 用于设备保护时, 至少应有一台安全阀的设定压力或爆破片的最高标定爆破压力不高于设备的设计压力。

8.1.10 装置的安全泄压设施的工艺设计还应满足 SH/T3210 的要求。

8.2 危险介质排放

8.2.1 危险介质的排放应遵循以下原则:

- 装置停工大修时, 装置内的危险介质应能完全排出。
- 对于排放的危险性气体或液体均应采取必要的安全措施, 不得任意排放。

- c) 危险性气体如混有强腐蚀性介质，应先送到单独的安全密闭系统，经处理后方可排至全厂性气体放空系统。危险性液体不得直接排入污水系统，应集中处理后排放。
- d) 可进入同一全厂性危险性气体排放系统的排放气可在装置内排入同一个集合管后，接入全厂性气体排放系统。排入全厂可燃性气体排放系统的气体应满足 SH 3009 的要求。
- e) 排放物流为气、液两相或携带有凝结液的可燃气体出装置之前，应设置分液罐。
- f) 能与排放系统内的介质发生化学反应的气体、易聚合或结晶而影响系统排放能力的气体、氧气大于 2%（体积分数）的可燃性气体，不应排入全厂可燃性气体排放系统。
- g) 紧急泄压管应设有吹扫设施。
- 8.2.2 危险性液体的排放还应符合下列规定：
- a) 排放危险介质大量或全部为液体时，应排入有关储罐或装置内大型设备（塔或容器）中，不应直接排入大气或全厂性排放系统中。
- b) 设备内残存的少量危险性液体应排往有关储罐或排污收集罐内，不得直接外排。
- c) 高温物料应经停工冷却器/塔，冷至安全温度后排入冷态储罐。
- 8.2.3 非危险性气体或液体排放可能携带危险性介质时，应按危险性气体或液体排放要求进行处理。

9 取样和分析

9.1 取样

9.1.1 密闭/敞开放取系统的选用应符合下列规定：

- a) 取样系统的设计应确保取样过程的安全，对人体有害介质应设有防护措施。
- b) 取样时应避免对周围环境的污染。
- c) 下列介质应采用密闭取样系统：
- 1) 根据 GBZ/T230 判定毒性危害程度属于中度危害、高度危害、极度危害的介质；
 - 2) 根据 GB 50160 和 GB 50016 判定火灾危险性属于甲类可燃气体或甲_A、甲_B类和乙_A类可燃液体。
- d) 含有恶臭物质的物料宜采用密闭取样系统。
- e) 采用敞开放取系统时，乙_B类介质宜冷却至闪点以下。

9.1.2 介质取样位置应按下列要求选择：

- a) 所取样品应具有代表性。
- b) 宜在较适宜的位置、较低的温度和压力处取样。
- c) 不宜在有振动的部位取样。

9.1.3 流体取样宜采用循环方式。在满足本规范 9.1.2 要求的条件下可采用直接取样方式。

9.1.4 取样点的介质温度不宜高于表 9.1.4 的数值；否则，宜设置取样冷却器。对需要冷却的样品，冷却后温度应高于凝固点。样品或冷却后样品温度高于 60℃时，宜采用隔热防烫型取样瓶；取样后样品温度可能低于 0℃时，宜采用隔热防冻型取样瓶。

表 9.1.4 取样点介质温度

项目	取样介质	温度 ℃
1	汽油馏分	40
2	煤油馏分	45
3	柴油馏分	50
4	润滑油组分	60
5	蜡油馏分	90

表 9.1.4 取样点介质温度 (续)

项目	取样介质	温度 °C
6	渣油或燃料油	90
7	乙烯	30~40 (气), +35 (液)
8	丙烯	40
9	丁二烯	40
10	乙醇	常温
11	苯乙烯	20

9.1.5 取样点的介质压力高于 5.0MPa (表) 时, 应采用减压阀或减压孔板等措施对取样介质进行减压。

9.2 分析

9.2.1 符合下列情况之一者应设置控制分析项目:

- a) 装置原料的性质及组成可能影响装置产品质量、收率及主要工艺参数时;
- b) 装置中间产品的质量可能影响下游装置的产品质量、收率及主要工艺参数时;
- c) 装置产品的质量分析需要时;
- d) 主要工艺参数的变化可能影响装置产品质量、收率时;
- e) 催化剂、溶剂和化学药剂的性质可能影响装置产品质量、收率及主要工艺参数时。

9.2.2 标定时, 除本规范 9.2.1 要求的分析项目外, 还应安排以下标定用分析项目:

- a) 装置的副产品、燃料和排放物的性质或组成;
- b) 装置主体设备进出物料的性质和组成。

9.2.3 下列情况应设置在线分析仪:

- a) 对安全生产影响重大的场合;
- b) 对工艺控制影响重大的场合;
- c) 环境保护要求设置的污染源排放口;
- d) 与先进控制系统联用时。

10 环境保护、工艺安全和职业卫生

10.1 环境保护

10.1.1 装置的环保设计应满足国家、地方及行业环境保护相关要求, 污染防治措施应满足环境影响评价文件及批复要求, 保证稳定达标排放。

10.1.2 装置环境保护设计应满足 SH/T 3024 的要求。

10.1.3 装置宜选择清洁生产工艺, 应采用完善、可靠的污染防治设施。

10.1.4 装置排出的有机废气宜在生产系统内回收利用或作为燃料气使用, 不能回收利用的有机废气应经处理合格达标后排放。

10.1.5 应合理设置排水系统, 优化用水流程, 减少用水量和污水外排量。

10.1.6 装置产生的固体废物宜全厂集中处理、处置。

10.2 工艺安全

10.2.1 工艺设计应满足国家及行业相关标准的安全要求。

10.2.2 应对重点监管的危险化工工艺、重点监管的危险化学品和重大危险源进行辨识, 并对重大危险源进行分级。

10.2.3 对工艺过程的操作条件和作业环境中存在的危险和有害因素应进行辨识及分析, 至少应包括下列工况:

- a) 生产操作，包括正常运行、开车和停车；
 - b) 特殊作业。
- 10.2.4 应根据危险和有害因素辨识和分析结果，设置工艺控制、报警、联锁和紧急切断等设施。
- 10.2.5 对可能发生自燃、自聚和分解等化学反应的介质，应明确贮存、运输和使用的条件。
- 10.2.6 物料混合可能发生危险时，应有安全控制措施。
- 10.2.7 工艺装置或单元的火灾危险性应根据 GB50160 和 GB50016 进行判断。
- 10.2.8 对可能产生静电的设备和管道应采取消除静电积聚的措施。
- 10.2.9 应采取措施避免物料由于外部环境变化引起相态变化而导致的危险。
- 10.2.10 应采取措施避免生产过程中产生的粉尘形成爆炸性混合物。
- 10.2.11 应采取措施避免生产过程中产生的粉尘堵塞设备和管道。
- 10.2.12 应采取措施避免由于混入杂质而产生的危险。

10.3 职业卫生

- 10.3.1 职业卫生设计应符合 GBZ 1 和 SH/T 3047 的规定。
- 10.3.2 对物料的毒性危害程度和急性毒性应分别按照 GBZ/T 230 和 GB 30000.18 进行分类, 并根据分类结果采取相应的防护措施。
- 10.3.3 在可接触到酸、碱和易被皮肤吸收的有毒有害物料的场所应设置安全淋浴器及洗眼器。
- 10.3.4 放射性料位计的存储、安装和使用应满足相关要求, 并应有应急处置措施。
- 10.3.5 应按照 GB/T 50493 的要求, 设置固定式可燃气体、有毒气体检测报警设施, 并根据装置的场地条件、工艺介质特性和操作人员数量配备移动式或便携式可燃气体、有毒气体检测报警器。
- 10.3.6 应根据工艺特性配备防火、防毒、防酸碱、防静电、防冻、防辐射等个人防护装备。
- 10.3.7 应按 SH/T 3146 对噪声源进行分析并采取相应防护措施。

附录 A

(资料性附录)

典型石油化工装置的催化剂、溶剂和化学药剂消耗量

A.1 典型石油化工装置的催化剂消耗量

典型石油化工装置的催化剂消耗量见表 A.1。

表 A.1 典型石油化工装置的催化剂消耗量

装置名称	催化剂名称	消耗量		计量基准	备注	
		单位	数值			
催化裂化 FCC	分子筛	kg	自然跑损	蜡油 0.4 渣油 0.6	每吨原料 指从烟囱跑损加油浆带出之和	
			定期卸剂	蜡油 0.4 渣油 0.4~0.6		定期卸剂量与原料性质有关
深度催化裂化 DCC	分子筛	kg	自然跑损	0.6	每吨原料 指从烟囱跑损加油浆带出之和	
			定期卸剂	0.6~0.9		定期卸剂量与原料性质及裂化深度有关
催化热裂解 CPP	分子筛	kg	自然跑损	1.4	每吨原料 指从烟囱跑损加油浆带出之和	
			定期卸剂	0.8~1.2		定期卸剂量与原料性质有关
重整装置	重整催化剂	kg	0.2	每吨催化剂循环量	连续重整装置粉尘量	
制氢 (水蒸汽转化工 艺)	加氢催化剂	kg		156	每千吨纯氢 按 3 年寿命计	
	脱氯催化剂			108		按 1 年寿命计
	脱硫催化剂			970		按 1 年寿命计
	转化催化剂			215		按 3 年寿命计
	中变催化剂			680		按 3 年寿命计
渣油加氢处理	渣油处理系列催化剂	kg	0.25~0.40	每吨原料	按 1 年寿命计	
蜡油加氢裂化	精制剂 裂化剂	kg	0.015~0.025	每吨原料	按 8 年寿命计	
柴油加氢精制	精制剂	kg	0.007~0.014	每吨原料	按 8 年寿命计	
硫酸烷基化	硫酸	kg	60~80	每吨产品	—	
甲基叔丁基醚 MTBE (炼油型)	离子交换树脂	kg	0.30~0.36	每吨产品		
甲基叔丁基醚 MTBE (化工型)	离子交换树脂	kg	0.29~0.33	每吨产品		
硫磺回收 (克劳斯+加氢还 原吸收工艺)	制硫催化剂	m ³	2.3	每万吨产品	按 4 年寿命计, 基于进料酸性气中 H ₂ S 含量为 80%~90% (摩尔)	
	尾气加氢催化剂	m ³	1	每万吨产品	按 4 年寿命计, 基于进料酸性气中 H ₂ S 含量为 80%~90% (摩尔)	

表 A.1 典型石油化工装置的催化剂消耗量 (续)

装置名称	催化剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
甲醇制烯烃 MTO (含烯烃分离)	分子筛	kg	0.3	每吨原料	
乙烯 (前脱丙烷, 液体裂解)	碳二加氢催化剂	m ³	0.286	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
	碳三加氢催化剂	m ³	0.019	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
	甲烷化催化剂	m ³	0.035	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
	碳二加氢保护床吸附剂	m ³	0.125	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
	干燥剂	m ³	1.453	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
乙烯 (前脱乙烷, 气体裂解)	碳二加氢催化剂	m ³	0.169	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
	干燥剂	m ³	1.255	每万吨乙烯	按 4 年寿命计
聚乙烯 PE (气相法)	齐格勒催化剂	kg	0.05	每吨产品	—
	铬系催化剂	kg	0.25	每吨产品	—
	茂金属催化剂	kg	0.12	每吨产品	—
聚乙烯 PE (淤浆环管法)	齐格勒催化剂	kg	0.03	每吨产品	—
	铬系催化剂	kg	0.44	每吨产品	—
	茂金属催化剂	kg	0.10	每吨产品	—
聚乙烯 PE (淤浆釜式法)	齐格勒催化剂	kg	0.055	每吨产品	—
环氧乙烷/乙二醇 EO/EG (乙烯法)	EO 银催化剂	m ³	1.4~2.2	每万吨产品	按产品当量环氧乙烷 (EOE) 计
聚丙烯 PP (液相本体和气相组合法)	主催化剂	kg	0.03	每吨产品	—
聚丙烯 PP (连续气相法)	主催化剂	kg	0.025~0.06	每吨产品	—
环氧丙烷 PO (乙苯共氧化法)	环氧化催化剂	kg	0.87	每吨产品	均相
环氧丙烷 PO (异丁烷共氧化法)	环氧化催化剂	kg	2.8	每吨产品	均相
橡胶 (镍系顺丁橡胶 BR)	镍基硼铝催化剂	kg	0.7~1.0	每吨产品	—
橡胶 (稀土顺丁橡胶 BR)	钕系催化剂	kg	5~8	每吨产品	异辛酸钕与三异丁基铝等多种混合物
橡胶 (丁基橡胶 IIR)	三氯化铝系列催化剂	kg	1~4	每吨产品	—
橡胶	丁基锂催化剂	kg	2.5~5	每吨产品	—

表 A.1 典型石油化工装置的催化剂消耗量 (续)

装置名称	催化剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
(溶聚丁苯橡胶 SSBR)					
热塑性弹性体 (SBS)	丁基锂催化剂	kg	2.5~5	每吨产品	—
裂解汽油加氢 (全馏分加氢)	一段加氢催化剂	m ³	0.65~0.75	每万吨原料	按 4 年寿命计
	二段加氢催化剂	m ³	0.5~0.6	每万吨原料	按 4 年寿命计
裂解汽油加氢 (中心馏分加氢)	一段加氢催化剂	m ³	0.5~0.6	每万吨原料	按 4 年寿命计
	二段加氢催化剂	m ³	0.5~0.6	每万吨原料	按 4 年寿命计
苯乙烯 (乙烯法)	烷基化催化剂	kg	0.008	每吨产品	平均值
	烷基转移催化剂	kg	0.005	每吨产品	平均值
	脱氢催化剂	kg	0.35	每吨产品	平均值
苯乙烯 (干气法)	烷基化催化剂	kg	0.125	每吨产品	—
	烷基转移催化剂	kg	0.03	每吨产品	—
	脱氢催化剂	kg	0.35	每吨产品	—
苯乙烯 (共氧化法)	脱水催化剂	kg	0.21	每吨产品	—

A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量

典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量见表 A.2。

表 A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量

装置名称	溶剂或化学药剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
常减压蒸馏	破乳剂 (电脱盐用)	mg/kg	5~15	原油量	油溶性剂, 根据原油性质调整
		mg/kg	10~30	原油量	水溶性剂, 根据原油性质调整
	缓蚀剂 (高温)	mg/kg	40~50	注入部位的流量	根据原油性质调整
	缓蚀剂 (低温)	mg/kg	10~15	原油量	根据原油性质调整
	阻垢剂	mg/kg	约 50	注入部位流量	—
	中和剂	mg/kg	10~15	原油量	在注中和缓蚀剂时, 可不用注
催化裂化 FCC	钝化剂	—	计算值	—	与原料重金属含量有关
	油浆阻垢剂	mg/kg	150~200	油浆中浓度	—
	油浆沉降剂	mg/kg	80~150	油浆中浓度	—
	助燃剂	mg/kg	2~4	有效组分金属铂在平衡剂上浓度	完全再生时用
	硫转移剂	—	计算值	—	无烟气脱硫系统时用

表 A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量（续）

装置名称	溶剂或化学药剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
催化热裂解 CPP	钝化剂	—	根据需要	—	与原料重金属含量有关
	油浆阻垢剂	mg/kg	150~200	油浆中浓度	—
	油浆沉降剂	mg/kg	80~150	油浆中浓度	—
	助燃剂	mg/kg	2~4	有效组分金属铂在平衡剂上浓度	完全再生时用
	硫转移剂	—	计算值	—	无烟气脱硫系统时用
	油浆阻聚剂	mg/kg	300	油浆中浓度	—
深度催化裂化 DCC	油浆阻垢剂	mg/kg	150~200	油浆中浓度	—
	油浆沉降剂	mg/kg	80~150	油浆中浓度	—
	助燃剂	mg/kg	2~4	有效组分金属铂在平衡剂上浓度	完全再生时用
	硫转移剂	—	计算值	—	无烟气脱硫系统时用
芳烃抽提	环丁砜	kg	0.01	每吨抽提进料	—
对二甲苯 PX	对二乙基苯 PDEB	kg	0.04	每吨吸附进料	—
	环丁砜	kg	0.01	每吨抽提进料	—
制氢 (水蒸汽转化工艺)	磷酸三钠	kg	556	每千吨纯氢	—
渣油加氢处理	阻垢剂	mg/kg	约 50	注入部位流量	—
	热高分气缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量为基准	—
	分馏塔顶缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量	—
	硫化剂	—	计算值	—	与催化剂量及其组成相关
蜡油加氢裂化	阻垢剂	mg/kg	约 30	注入部位流量	—
	热高分气缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量	—
	分馏塔顶缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量	—
	硫化剂	—	计算值	—	与催化剂量及其组成相关
	钝化剂(无水液氨)	—	计算值	—	与催化剂量及其组成相关
柴油加氢精制	热高分气缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量	—
	分馏塔顶缓蚀剂	mg/kg	10~30	注入部位流量	—
	硫化剂(DMDS)	—	计算值	—	与催化剂量及其组成相关
延迟焦化	消泡剂	mg/kg	约 10	焦炭塔进料量	不含稀释剂
	中和缓蚀剂	mg/kg	约 50	注入部位流量	—
	破乳剂	mg/kg	约 20	注入部位流量	—
溶剂脱沥青	溶剂	kg	0.2~2	每吨原料	与轻油性质和收率相关

表 A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量 (续)

装置名称	溶剂或化学药剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
硫酸烷基化	NaOH	kg	0.4	每吨产品	—
气体脱硫	N-甲基二乙醇胺	kg	0.20	每吨原料	—
硫磺回收 (克劳斯+加氢还原吸收工艺)	脱硫复配溶剂	kg	0.1	每吨产品	—
溶剂脱蜡/脱油	酮、苯混合溶剂	kg	0.8	每吨原料	脱蜡型, 溶剂的耗量按其组成计算
		kg	1.2	每吨原料	脱蜡脱油型, 溶剂的耗量按其组成计算
糠醛精制	糠醛	kg	1.0	每吨原料	—
甲醇制烯烃 MTO (含烯烃分离)	NaOH	—	计算值	—	—
	黄油抑制剂	—	计算值	—	—
乙烯 (前脱丙烷, 液体裂解)	甲醇	kg	0.00625	每吨产品	间歇
	阻垢剂	kg	0.225	每吨产品	急冷系统用
	抗氧化剂(裂解汽油)	kg	0.1125	每吨产品	—
	阻聚剂(碳四系统)	kg	0.0325	每吨产品	—
	裂解气压缩机阻聚剂	kg	0.081	每吨产品	—
	黄油抑制剂	kg	0.3125	每吨产品	—
	阻聚剂(碳三系统)	kg	0.0875	每吨产品	—
	磷酸盐	kg	0.025	每吨产品	—
	碱	kg	30	每吨产品	—
	二甲基二硫化物	kg	0.475	每吨产品	—
乙烯 (前脱乙烷, 气体裂解)	甲醇	kg	0.005	每吨产品	间歇
	阻聚剂	kg	0.008	每吨产品	—
	磷酸盐	l	3.1	每吨产品	间歇
	碱	kg	14.1	每吨产品	—
	二甲基二硫化物	kg	0.287	每吨产品	—
聚乙烯 PE (气相法)	异戊烷	kg	1~3	每吨产品	—
	三乙基铝	kg	0.09~0.21	每吨产品	—
聚乙烯 PE (淤浆环管法)	异丁烷	kg	2	每吨产品	—
	三乙基铝	kg	0.05~0.06	每吨产品	—
聚乙烯 PE (淤浆釜式法)	己烷	kg	6	每吨产品	—
	三乙基铝	kg	0.05~0.16	每吨产品	—

表 A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量 (续)

装置名称	溶剂或化学药剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
环氧乙烷/乙二醇 EO/EG (乙烯法)	调节剂 EC	kg	0.05~0.15	每吨产品	按产品当量环氧乙烷 (EOE) 计
	消泡剂	kg	0.003~0.01	每吨产品	按产品当量环氧乙烷 (EOE) 计
	NaOH (质量分率为 45%)	kg	3~5	每吨产品	按产品当量环氧乙烷 (EOE) 计
聚丙烯 PP (液相本体和气相 组合法)	给电子体	kg	0.006~0.10	每吨产品	—
	烷基铝	kg	0.14~0.20	每吨产品	—
聚丙烯 PP (连续气相法)	给电子体	kg	0.003~0.06	每吨产品	—
	烷基铝	kg	0.08~0.20	每吨产品	—
丁二烯 (乙腈法)	溶剂乙腈	kg	0.8	每吨产品	—
	亚硝酸钠	kg	0.04	每吨产品	—
	TBC	kg	0.3	每吨产品	以纯 TBC 计
丁二烯 (DMF 法)	溶剂 DMF	kg	1.0	每吨产品	—
	TBC	kg	0.3	每吨产品	以纯 TBC 计
	亚硝酸钠	kg	0.04	每吨产品	—
	硅油	kg	0.06	每吨产品	以纯硅油计
	糠醛	kg	1.18	每吨产品	—
丁二烯 (NMP 法)	溶剂 NMP	kg	0.15	每吨产品	—
	亚硝酸钠	kg	0.012	每吨产品	以纯亚硝酸钠计
	硅油	kg	0.074	每吨产品	—
	TBC	kg	0.215	每吨产品	以纯 TBC 计
橡胶 (顺丁橡胶 BR)	防老剂	kg	2~4	每吨产品	—
	分散剂	kg	0.15~0.5	每吨产品	—
	溶剂 (环己烷或 己烷)	kg	20~40	每吨产品	—
橡胶 (丁基橡胶 IIR)	氯甲烷	kg	15~30	每吨产品	—
	溶剂油 (类似白 油)	kg	10~20	每吨产品	—
	防老剂	kg	2~4	每吨产品	—
	分散剂	kg	1~3	每吨产品	—
橡胶 (溶聚丁苯橡胶 SSBR)	防老剂	kg	2~4	每吨产品	—
	溶剂 (环己烷或 己烷)	kg	20~30	每吨产品	—
热塑性弹性体 (SBS)	防老剂	kg	2~4	每吨产品	—
	溶剂 (环己烷或 己烷)	kg	20~30	每吨产品	—

表 A.2 典型石油化工装置的溶剂和化学药剂消耗量 (续)

装置名称	溶剂或化学药剂名称	消耗量		计量基准	备注
		单位	数值		
裂解汽油加氢 (全馏分及加氢)	阻聚剂	kg	0.080	每吨原料	—
	缓蚀剂	kg	0.02	每吨原料	—
裂解汽油加氢 (中心馏分加氢)	阻聚剂	kg	0.083	每吨原料	—
	缓蚀剂	kg	0.04	每吨原料	—
苯乙烯 (乙炔法)	缓聚剂	kg	0.4	每吨产品	—
	阻聚剂	kg	0.022	每吨产品	—
苯乙烯 (干气法)	缓聚剂	kg	0.4	每吨产品	—
	阻聚剂	kg	0.022	每吨产品	—
苯乙烯 (共氧化法)	缓聚剂	kg	0.415	每吨产品	—
	阻聚剂	kg	0.09	每吨产品	—

附录 B

(资料性附录)

典型石油化工装置的设计能耗值

装置的设计能耗值计算基准采用 GB/T 50441。有特别准入值要求的装置能耗值可根据需要按相应的标准计算。典型石油化工装置的设计能耗值见表 B。

表 B 典型石油化工装置的设计能耗值

装置名称	装置类型	设计能耗值 (标准油) kg/t	计算基准	备注
蒸馏装置	燃料型常减压蒸馏	9.2	原料	常规原油(350℃拔出率 35%~45%，500℃拔出率 65%~70%)、含电脱盐、不含轻烃回收
	润滑油型常减压蒸馏	9.7	原料	
	常压蒸馏	8.2	原料	
催化裂化	催化裂化 FCC (不含 LTAG)	45	新鲜原料	带烟机，不含烟气净化，富气压缩机采用背压式透平驱动
	催化裂化 FCC (含 LTAG)	47	新鲜原料	带烟机，不含烟气净化，富气压缩机采用背压式透平驱动
	深度催化裂化 DCC	88 ^a	新鲜原料	带烟机，不含烟气净化，富气压缩机采用背压式透平驱动
	催化热裂解 CPP	230	原料	带烟机，不含烟气净化，含气体分离，富气压缩机采用背压式透平驱动
催化重整	连续重整(含预处理和重整部分，流程到脱戊烷塔，戊烷和液化气分离在装置内)	90	重整反应进料	循环氢压缩机和增压机均按采用 3.5MPa 蒸汽凝汽透平驱动计算
	半再生(含预处理和重整部分，流程到脱戊烷塔，戊烷和液化气分离在装置内)	85	重整反应进料	循环氢压缩机和增压机采用电机驱动
芳烃抽提 (含芳烃分离)	单苯抽提	50	抽提原料	不含脱 C6 塔，采用抽提蒸馏技术，原料中芳烃的质量含量为 30%~40%
	苯-甲苯抽提	60	抽提原料	不含重整油塔
	三苯抽提	80	抽提原料	不含脱重组分塔
对二甲苯 PX	芳烃抽提	40	原料	不含苯-甲苯分馏部分
	歧化	40	歧化反应进料	含苯-甲苯分馏部分
	吸附、异构化及二甲苯分馏	240 210	产品 产品	异构化采用乙苯转化型技术 异构化采用脱乙基型技术
制氢	水蒸汽转化工艺	1100 ^b	氢气	加工能耗，原料消耗不计入能耗
		3750	氢气	综合能耗，原料消耗计入能耗
渣油加氢处理	固定床法	15~17	原料	—
蜡油加氢裂化	—	25~35	原料	一次通过流程

表 B 典型石油化工装置的设计能耗值（续）

装置名称	装置类型	设计能耗值 (标准油) kg/t	计算基准	备注
柴油加氢精制	滴流床法	8~10	原料	—
延迟焦化	不含吸收稳定	23.4	原料	基于循环比 0.05, 富气压缩机采用背压式透平驱动
	含吸收稳定	28.9	原料	基于循环比 0.05, 富气压缩机采用背压式透平驱动
溶剂脱沥青	生产润滑油	26~36	原料	与轻油收率和产品性质相关
	生产裂解料	24~26	原料	与轻油收率相关, 充分外供低温热
硫酸烷基化	流出物制冷	105	产品	不含废酸再生部分
气体分馏	常规三塔流程	39	原料	全部由低温热源供热
		50	原料	高丙烯含量原料, 低温热量不足
甲基叔丁基醚 MTBE (炼油型)	混相床+催化蒸馏+脱硫	70~75	产品	原料中异丁烯质量含量 12%~20%, 能耗值与异丁烯含量相关
	外循环+催化蒸馏+脱硫	75~80	产品	原料中异丁烯质量含量 20%~27%, 能耗值与异丁烯含量相关
甲基叔丁基醚 MTBE (化工型)	外循环+催化蒸馏	50~56	产品	原料中异丁烯质量含量 35%~48%, 能耗值与异丁烯含量相关
硫磺回收	克劳斯+加氢还原吸收工艺	约 50	产品	行业平均运行值
糠醛精制	轻油型	28.7	原料	—
	重油型	33.4	原料	—
溶剂脱蜡/脱油	轻油型	55	原料	—
	重油型	64	原料	—
	脱蜡、脱油联合型	90	原料	—
甲醇制烯烃 MTO	(含烯烃分离)	340	烯烃	带烟机
乙烯	液体裂解	550	产品	以石脑油为原料
	气体裂解	350	产品	—
聚乙烯 PE	气相法	115	产品	—
	淤浆环管法	125	产品	—
	淤浆釜式法	155	产品	—
环氧乙烷/乙二醇 (EO/EG)	乙烯法	230	产品	按产品当量环氧乙烷 (EOE) 计
乙二醇 (EG)	合成气法	732~784	产品	按乙二醇合格产品实物量计

表 B 典型石油化工装置的设计能耗值（续）

装置名称	装置类型	设计能耗值 (标准油)	计算基准	备注
------	------	----------------	------	----

		kg/t		
聚丙烯 PP	连续液相本体法	101	产品	行业平均运行值, 能耗与产品牌号有关
	连续气相法	93	产品	
环氧丙烷 (PO)	氯醇法	203	产品	—
	乙苯共氧化法	350	环氧丙烷+苯乙烯	—
	异丁烷共氧化法	273	环氧丙烷+MTBE	—
	过氧化氢法	385	产品	—
丁二烯	乙腈法	250~270	产品	能耗与原料中丁二烯含量有关
	DMF 法	260~280	产品	能耗与原料中丁二烯含量有关
	NMP 法	190~220	产品	能耗与原料中丁二烯含量有关
橡胶	顺丁橡胶 (BR)	400~600	产品	充油与非充油变化较大
	丁基橡胶 (IIR)	1200~1600	产品	—
	溶聚丁苯橡胶 (SSBR)	400~500	产品	充油与非充油变化较大
	热塑性弹性体 (SBS)	400~500	产品	充油与非充油变化较大
裂解汽油加氢	全馏分加氢	46~60	原料	—
	中心馏分加氢	43~50	原料	—
苯乙烯	乙烯法	235	产品	—
	干气法	385	产品	—
	乙苯共氧化法	350	环氧丙烷+苯乙烯	—
精对苯二甲酸	—	56	产品	
注: 装置的工艺技术选择、装置的产品用途、产品性质和产品收率的要求、公用工程条件、低温热资源条件、上/下游装置的热联合条件以及投资的经济合理性等因素, 均可能影响装置的能耗。需要根据装置的实际情况, 确定合理的装置设计能耗值。				
^a 数据来自 GB 30251—2013《炼油单位产品能源消耗限额》。				
^b 此值为干气和液化烃的质量收率低于 48% (含) 的能耗值, 干气和液化烃的质量收率在 48%~54% (含) 时, 能耗值 (标准油) 增加量按线性比例增加至 3.4 kg/t。				

本规范用词说明

- 1 为便于在执行本规范条文时区别对待，对要求严格程度不同的用词说明如下：
 - 1) 表示很严格，非这样做不可的：
正面词采用“必须”，反面词采用“严禁”；
 - 2) 表示严格，在正常情况下均应这样做的：
正面词采用“应”，反面词采用“不应”或“不得”；
 - 3) 表示允许稍有选择，在条件许可时首先应这样做的：
正面词采用“宜”，反面词采用“不宜”；
 - 4) 表示有选择，在一定条件下可以这样做的，采用“可”。
- 2 条文中指明应按其他有关标准执行的写法为：“应符合……的规定”或“应按……执行”。

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

工业和信息化部标准报批公示

中华人民共和国石油化工行业标准

石油化工装置工艺设计规范

SH/T3121—20XX

条文说明

20XX年 北京

修订说明

《石油化工装置工艺设计规范》(SH/T 3121—20XX), 经工业和信息化部 20XX 年 XX 月 XX 日以第 XXX 号公告批准发布。

本规范是在《炼油装置工艺设计规范》(SH/T 3121—2000) 的基础上修订而成, 上一版的主编单位是中国石化集团公司北京设计院, 主要起草人员是万元生、陈文造。

本规范修订过程中, 编制组进行了广泛的调查研究, 总结了石油化工装置工程建设及装置生产运行的实践经验, 并参考了国外先进技术法规、技术标准。

为便于广大设计、施工、科研、学校等单位有关人员在使用本规范时能正确理解和执行条文规定, 《石油化工装置工艺设计规范》编制组按章、条顺序编制了本规范的条文说明, 对条文规定的目的、依据以及执行中需注意的有关事项进行了说明。但是, 本条文说明不具备与规范正文同等的法律效力, 仅供使用者作为理解和把握规范规定的参考。

目次

1 范围.....	28
3 基本要求.....	28
4 年开工时数和设计负荷.....	28
6 能耗及节能措施.....	29
7 设备.....	29
7.1 一般规定.....	29
7.2 塔.....	29
7.3 热交换器.....	30
7.5 辅助容器.....	30
8 安全泄压与危险介质排放.....	30
8.2 危险介质排放.....	30
9 取样和分析.....	31
9.1 取样.....	31
10 环境保护、工艺安全和职业卫生.....	31
10.1 环境保护.....	31
10.2 工艺安全.....	31
10.3 职业卫生.....	31

石油化工装置工艺设计规范

1 范围

本规范中的石油化工装置，系指炼油装置和以石油或石油产品为原料的化工装置等生产装置。为生产装置提供动力的给水排水、供电、燃气、供汽、供风、通信、制冷等公用工程及辅助生产设施，如：循环水场、空分、热电、罐区及储运系统、火炬、污水处理场等，不在本规范范围内。

3 基本要求

3.1 装置的工艺设计包括工艺包设计及工程设计。

本条给出了装置工艺设计需要具备的条件。

a) 建设项目的程序论证及批准过程，包括：项目建设需要通过安全预评价、职业病危害预评价、节能评估，编制报告并获得批复。在基础设计阶段，编制环境保护专篇/章、安全设施设计专篇、消防设计专篇、职业病防护设施设计专篇、节能专篇、抗震设防专篇。

1 在建设项目可行性论证阶段，编制环境影响报告书或环境影响报告表。在建设项目开工建设前将环境影响报告书或环境影响报告表报给环境保护行政主管部门。在建设项目的基础设计阶段，编制环境保护专篇/章。

2 在建设项目可行性论证阶段，对危险化学品建设项目进行安全预评价，并编制安全预评价报告。报告获得批复后，建设项目的安全设施的设计与主体工程同时进行，并编制安全设施设计专篇。建设项目的消防设施的设计同时进行，编制消防设计文件。

3 在建设项目可行性论证阶段，进行职业病危害预评价，编制预评价报告。根据职业病危害程度，对职业病危害预评价报告进行相应评审，并形成评审意见。存在职业病危害的建设项目，在施工前由设计单位进行职业病防护设施设计。

b) 工程项目的性质指项目是新建、改建或扩建。

c) 装置设计需要的工艺基础数据，如试验数据、生产数据和经验数据等，以及研究单位提供的工艺数据包和专利商提供的专利商文件或工艺包等有效资料。

f) 装置在工厂总图中的具体位置，除相邻装置外，与相关的工艺装置的关系也可能影响装置的工艺设计。

3.2 在装置工艺设计中，根据工艺过程的特点，对工艺方案、环境保护方法及主要设备的选择在技术和经济方面的比较，可以通过工艺、技术、设备、催化剂、溶剂和化学药剂等的优选，从而减少工艺过程的用能及提高能量转换效率、提高装置本质安全性、减少“三废”排放、减轻环境污染和降低工程投资。

4 年开工时数和设计负荷

4.1 原第 3.0.1 条的修改：

将“除腐蚀、结焦严重及受催化剂寿命限制外，炼油装置每年正常开工时数不应低于 8400h（两年检修一次）”，修改为“除工艺限制条件外，炼油装置的设计年开工时数不宜低于 8400 小时，化工装置的设计年开工时数不宜低于 8000 小时。”化工装置大多能够四年检修一次，达到年开工时数 8400 小时，但极少数装置尚有难度，故正文中规定化工装置的设计年开工时数宜不低于 8000 小时。对全厂炼化一体化企业，可以做到以每年开工时数统一为 8400 小时作为计算基准。本条的工艺限制条件是指

腐蚀、磨蚀、结焦、聚合、结块和催化剂寿命等的限制，涉及装置如固定床渣油加氢、己二酸、己内酰胺、高压聚乙烯、丙烯酸、丙烯酸酯、合成橡胶、合成纤维等。

本条不适用于间歇不连续操作的装置。

4.2 “整体水力学弹性”是指整个装置能够运行的能力范围，但产品质量在上限不做保证。对于每个单体设备的水力学弹性需根据工艺分析单独确定。

对有特殊要求的装置，如对进料量和性质等变动可能性较大的酸性水汽提装置、气体脱硫和溶剂再生装置等环保型工艺装置，其整体的水力学弹性上限可适当提高，以更好地适应上游工艺装置的排出量或性质波动比较大的情况，而此时仍能保证装置处理效果。具有多条生产线的装置，其下限弹性要满足单条生产线正常操作，如聚碳酸酯装置，受产品牌号和下游挤出机生产能力限制，会有酯化反应单元一条生产线，聚合反应三条生产线，挤出机三条或者六条生产线的情况，装置整体下限弹性可以做到30%。多条生产线的装置的操作弹性按经济性和生产线的组合能力确定。

6 能耗及节能措施

6.4 产品出装置至罐区储罐时，其温度需要满足罐区的接收要求，一般需满足石油化工储运系统罐区设计规范 SH/T 3007 中罐区对可燃液体的储存温度要求。对单一用户，出装置的产品在装置内冷却至罐区储存要求的温度是合适的。对多装置、多产品的存储温度在采用循环水等公用工程进行冷却难以达到时，可以结合项目情况，使出装置产品不必分别在装置内采用冷媒继续冷却，而是在罐区统一设置制冷站，以节约能耗及投资。例如多装置的丁二烯、苯乙烯等易发生聚合的产品，其储罐的存储温度为10℃左右，可以根据项目情况，丁二烯出装置温度不大于45℃，苯乙烯出装置温度为40℃，而在罐区设置统一制冷站，满足丁二烯和苯乙烯的存储温度要求。

6.6 间断操作或仅在开工阶段短期投用的加热炉的设计热效率可以按经济性原则确定，不受表6.6限制。

6.7 间断使用、蒸汽流量较小时可以通过减温减压设施作为调压措施。当公用工程系统的蒸汽管网压力等级与装置所需要的蒸汽压力等级不直接匹配时，通过经济性比较，确定是否将压力等级较高的蒸汽通过减温减压设施作为调压措施。

6.8 装置能量的回收措施有很多，工艺上可以采用的途径包括催化裂化装置的烟气能量回收系统、常减压装置的优化换热网络系统、气体分馏装置的热泵系统及高压加氢回收高压差能量的液力透平等。

6.9 设备和管线的绝热采用导热系数小的绝热材料可以降低能量损失。绝热材料的选择应根据占用空间、容重及价格进行经济性优化。对绝热效果会影响反应温度的部位，宜采用导热系数更小的绝热材料及增加绝热材料厚度以减少热量损失。

7 设备

设备中由于反应器类型多、复杂程度高、差异性大，其具体设计要求不在此规范内涉及，可以参考相关技术资料。

7.1 一般规定

7.1.1 短时间非工作工况，如设备的蒸汽吹扫或液化石油气储存设备非正常降压气化造成介质的温度突然降低等工况。

如果短时间非工作工况造成设备选材变化使得投资增加较多，可通过综合经济对比，采用适当的工艺措施或严格操作管理程序等手段，避免此种短时间非工作工况对设备材质的影响。

7.1.2 设计温度不能高于元件金属在工作状态中可能达到的最低温度。该工作状态可以是正常运行过程、物料存储过程或N₂充压过程等。

7.2 塔

7.2.12 随着体系起泡性的增加，液体在降液管内的最小停留时间需增加。对发泡程度低的，如低分子量烃类等，其最小停留时间不小于3s；对发泡程度高的，如矿物油吸收剂等，最小停留时间不小于5s；

对发泡程度很高的，如胺类和二元醇类等，最小停留时间不小于 7s。

7.2.14 对于一般的分馏塔，喷射液泛泛点率 $<80\% \sim 82\%$ ；对于负压操作的塔，喷射液泛泛点率 $<75\% \sim 77\%$ ；对于塔径小于 900mm 的塔，喷射液泛泛点率 $<65\% \sim 75\%$ 。降液管内清液层高度，对于易起泡物系，不大于板间距与堰高之和的 30%~40%；对于一般的物系，降液管内清液层高度不大于板间距与堰高之和的 50%；对于极不易起泡物系，降液管内清液层高度不大于板间距与堰高之和的 60%~70%。

7.3 热交换器

7.3.3 对于一次通过式重沸器，宽馏分介质一般质量汽化率不大于 25%；对于如 C5~C7 窄馏程范围的饱和烃类、窄馏程范围的有机物的水溶液（如乙醇的水溶液）等再沸器内介质质量汽化率不大于 35%。

7.3.6 特定的工艺工况如：循环水、有腐蚀性或有毒性或有沉淀物生成的液体、易结垢的流体、黏度较小的流体和高压流体等，通常布置在换热器管程。

7.3.7 根据 GB/T 151—2014 中表 E.1，管壳式换热器管内循环冷却水的流速在大于 1m/s 和小于或等于 1m/s 时的污垢热阻值都是 $17.6 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ ，即在合适的流速范围内，流速对污垢热阻值影响很小。根据石油化工工程经验，若换热管金属壁温不超过 70℃时，管壳式换热器管内循环冷却水的流速可低至 0.8m/s，若换热管水侧金属壁温超过 70℃或水质较差时，需适当提高循环冷却水流速。若换热管水侧金属壁温较低且水质较好时可根据经验适当降低管内循环水流速。

7.5 辅助容器

7.5.4 不允许与空气接触的物料或溶剂，例如芳烃抽提装置的原料、产品、溶剂、加氢装置的进料等。随着环保要求的提高，更多的物料包括封油（蜡油/柴油），燃料油等也要求氮封。

8 安全泄压与危险介质排放

8.1 安全泄压

8.1.1 本条给出了安全泄压设施的设置所需遵循原则。

a) 系统可以是单台设备、管道、或几台设备由管道连接的连通体。

e) “足够措施”是指在图纸上对隔断阀标注铅封开（或锁开），在图纸的备注或说明中注明该阀在正常运行时不允许关闭，该隔断阀的结构需要保证当阀门出现故障时，不能影响阀门的流通能力。

8.1.3 本条是对 GB/T 150.1—2011 中 B.5.3 的补充。GB/T 150.1—2011 中 B.5.3 规定“爆破片安全装置不能单独用于排放介质毒性程度为极度、高度危害或易爆及液化石油气等场合，在这些场合可以和安全阀组合使用”，考虑的是爆破片是非重闭式的，一旦破裂，将会有大量的介质泄放，所以要求爆破片和安全阀组合使用。但本规范 8.1.2 所规定的场所，并不适合串联安全阀。比如系统压力快速增长，如果串联设置安全阀，会产生安全问题；再比如系统的压力很高或很低，安全阀难以制造等，所以本规范做了补充规定。

8.1.4 本条给出了组合设置安全阀和爆破片的情况。

f) 对于既有如火灾工况可以采用安全阀保护的泄压工况，也有像反应飞温这样需要采用爆破片保护的泄压工况，可以同时并联设置安全阀和爆破片以保护系统安全。

8.2 危险介质排放

危险介质（包括危险性气体和危险性液体）为按照《危险化学品安全管理条例》第三条所称危险化学品及其气态或液态形式。

8.2.1 本条给出了危险介质的排放所需遵循原则。

f) 混合后达到急性毒性类别 1 或类别 2 的介质和具有腐蚀性的介质，需要提出排放介质的组成，由接收系统判断可否排入全厂排放系统。

9 取样和分析

9.1 取样

9.1.1 本条对密闭/敞开放样系统的选用做出了规定。

- d) 对含有氨、三甲胺、硫化氢、甲硫醇、二甲二硫、二硫化碳和苯乙烯等恶臭物质的物料，采用密闭取样系统可以避免取样时刺激嗅觉引起不愉快。恶臭污染物可以根据相关标准判定。

10 环境保护、工艺安全和职业卫生

10.1 环境保护

10.1.5 合理设置排水系统，对循环水回水、含油污水、含盐污水和工艺污水等按不同的系统分开处理。排水系统的设置做到清污分流、雨污分流、污污分流，分类收集、监控和处理。

优化用水流程，例如：蜡油加氢裂化装置分馏塔顶低含 H_2S 浓度的冷凝水用作反应系统的注水，可以减少软化水用水量（从而可以减少新鲜水的耗用量），并减少排至酸性水汽提装置的污水外排量。含硫污水经酸性水汽提装置处理后的净化水可以返回用于系统的注水等，使生产用水重复利用、循环使用，减少废水的排放量。

10.1.6 对石油化工装置产生的废液和废固等固体废物设置合理可行的预处理、临时储存及妥善的最终处理处置措施，避免污染转移和二次污染。

按照“减量化、资源化、无害化”的原则对石油化工装置产生的各类固体废物进行控制，通过采取必要的预处理措施，如：对乙烯装置碱洗水洗塔排出的废碱液可采取湿式氧化、高效生物处理等方法进行预处理，甲醇制烯烃、环氧丙烷联产苯乙烯等装置碱洗塔排出的废碱液可焚烧处理等，减少装置产生的固体废物数量及其危害性。

对不需要在装置内进行预处理的固体废物，可以在装置外集中储存，按规范要求设置临时存储库。临时储存固体废物的最终去向，优先考虑回收或综合利用，不能回收利用的热值较高的固体废物进行焚烧处理，不能回收利用的热值较低的固体废物进行填埋处置。

10.2 工艺安全

10.2.2 工艺过程中的危险化学品其判定参考《危险化学品目录（2015版）》（国家安全生产监督管理总局等10部门公告（2015）第5号），未列入目录的物质依据《危险化学品安全管理条例》判定是否为危险化学品。

10.2.3 石油化工装置辨识的危险和有害因素包括化学性、物理性、生物性和作业环境等危险和有害因素。

本条给出了工艺过程的操作条件和作业环境中存在的危险和有害因素的辨识及分析的工况。

- b) 特殊作业，包括但不限于：催化剂装填、切换泵/过滤器清洗等。

10.2.8 运行中可能产生静电的设备和管道需要采取消除静电积聚的措施，如静电接地、限制流速等。

10.3 职业卫生

10.3.4 放射性料位计的存储要专库专存且满足相关标准要求。放射性料位计的安装要由有资质的人员进行操作，其使用的场所周边要有警示标示，周边辐射满足相关标准要求。