

Process Pipeline Design of Liquid Storage Tank Area in Chemical Plant

Shi Huang

Wuhan Jiangnan Chemical Design Co., Ltd., Wuhan, Hubei, 430223, China

Abstract

This paper introduces the selection, installation, arrangement and piping method of storage tank and pump in the process design of liquid tank area of chemical plant, the tank area plays a connecting role in the chemical plant. According to the use, the tank area can be divided into raw material tank area, tundish tank area and finished product tank area. The tank area will continuously and steadily supply all kinds of raw materials needed for the main installation, undertake the main products of the main device, and continuously and steadily supply the downstream product devices or external sales products for further deep processing. The tank area can play a buffer role between the upstream and downstream devices. When the upstream and downstream devices have an accident or stop, the storage capacity of the raw materials stored in the tank area and the tank area can be used to make the main device produce evenly without stopping; conversely, when the main device has an accident stop, the upstream and downstream devices can also be maintained continuous production through the storage capacity of the tank area. In addition, a relatively typical complete tank area is mainly composed of storage tank, pump, auxiliary torch, control room, distribution room, transformer room, fan room and safety fire protection facilities.

Keywords

liquid tank; storage tank; chemical plant; piping

化工装置中液体储罐区的工艺管道设计

黄实

武汉江汉化工设计有限公司, 中国·湖北 武汉 430223

摘要

论文介绍在化工装置液体罐区的工艺设计中贮罐和泵的选型、安装、布置和配管的方法, 在化工装置中罐区起着承上启下的作用。按用途分, 罐区可分为原料罐区、中间原料罐区和成品罐区。罐区将连续稳定地供给主装置所需的各种原料, 承接主装置的主要产品, 并连续稳定地供给进一步深加工的下游产品装置或对外销售产品。罐区能在上、下游装置之间起到缓冲作用, 当上、下游装置出现事故或停车时, 利用罐区内贮存的原料和罐区的贮存能力, 尽量使主装置不停车均衡地生产; 反之, 当主装置出现事故停车时, 也可以通过罐区的贮存能力保证上、下游装置维持连续生产。此外, 一个比较典型的完整罐区主要由贮罐、泵、附属火炬、控制室、配电室、变压器室、风机室和安全消防设施组成。

关键词

液体罐区; 贮罐; 化工装置; 配管

1 贮罐

贮罐因所贮存的介质性质不同而需要选用不同型式。贮罐的主要型式有固定顶罐、浮顶罐、内浮顶罐、球罐和卧罐等。

1.1 贮罐

贮罐因所贮存的介质性质不同而需要选用不同型式, 首先应明确贮罐所贮存的介质的火灾危险性类别, 然后根据介质的火灾危险性类别来确定贮罐型式。不同介质的火灾危险

性类别及常用贮罐型式见表 1。

表 1 不同介质的火灾危险性类别及常用贮罐型式

介质类别	介质名称	特征	贮罐型式
甲	A 液化烃	15℃时的蒸气压大于 0.1Mpa 的烃类液体及其他类似的液体	球罐或卧罐
	B 可燃液体	甲 A 类以外, 闪点 < 28℃	浮顶罐或内浮顶罐, 沸点 < 45℃时用球罐
乙	A 可燃液体	闪点 ≥ 28℃至 ≤ 45℃	浮顶罐或内浮顶罐
	B 可燃液体	闪点 > 45℃至 < 60℃	固定顶罐或内浮顶罐
丙	A 可燃液体	闪点 ≥ 60℃至 ≤ 120℃	固定顶罐
	B 可燃液体	闪点 > 120℃	固定顶罐

【作者简介】黄实 (1984-), 男, 本科学历, 中国湖北人, 工程师, 从事化工工艺管道布置研究。

1.2 贮罐容积和个数的确定

贮罐的形式确定后,则需要确定贮罐的容积和个数。每种介质贮罐的总容积应满足装置对介质贮存天数的要求。例如,山西兰花 20 万 t/年甲醇、10 万 t/年二甲醚项目甲醇罐区的介质贮存天数为 10 天。

确定贮罐容积可根据每种介质进出罐区的流量和装置对介质贮存天数的要求进行计算,计算公式为:

$$V=(w_1-w_2) \cdot n \cdot \eta$$

式中, V 为贮罐总容积, m^3 ; w_1 为介质进入罐区的流量, m^3/d ; w_2 为介质流出罐区的流量, m^3/d ; n 为介质的存贮天数; η 为贮罐的存贮系数。

贮罐的贮存系数规定如下: 贮罐容积 $\geq 1000 m^3$ 的固定顶罐取 0.9; 贮罐容积小于 $1000 m^3$ 的固定顶罐取 0.85; 浮顶罐或内浮顶罐取 0.85; 球罐或卧罐可取 0.9。

贮罐的总容积除以贮罐的个数便是每个贮罐的容积。贮罐的个数应满足不同生产操作的要求。一般贮罐的个数为 2~3 台, 但有时生产需要贮罐个数较多。

1.3 贮罐的布置

在同一罐组内,宜布置火灾危险性类别相同或相近的贮罐; 沸溢性液体的贮罐不应与非沸溢性液体贮罐同组布置。液化烃的贮罐不应与可燃性液体贮罐同组布置。固定顶罐组的总容积不应大于 $12 \text{万} m^3$; 浮顶内浮顶罐组的总容积不应大于 $20 \text{万} m^3$ 。罐组内贮罐的个数不应多于 12 个, 但单罐容积均小于 $1000 m^3$ 的贮罐以及丙_B类液体贮罐的个数不受此限制。罐组内的贮罐不应超过 2 排; 但单罐容积小于或等于 $1000 m^3$ 的丙_B类液体贮罐不应超过 4 排。两排立式贮罐的间距应符合上表的规定, 且不应小于 5m; 两排卧式贮罐的间距不应小于 $3m^{[1]}$ 。

罐组应设防火堤。固定顶罐组防火堤内的有效容积不应小于罐组内 1 个最大贮罐的容积。浮顶罐和内浮顶罐组防火堤内的有效容积不应小于 1 个最大贮罐容积的一半。防火堤及隔堤应符合下列规定: 防火堤及隔堤应能承受所容纳液体的静压力且不应渗漏。立式贮罐防火堤的高度为计算高度加 0.2m 且不宜低于 1m; 卧式贮罐防火堤高度不应低于 0.5m; 隔堤应比防火堤低 0.2~0.3m。管道穿堤处应采用非燃烧材料严密封闭, 在防火堤内雨水沟穿堤处应设防止可燃液体流出堤外的设施。应在防火堤不同防方位上设置两个以上人行台

阶或坡道。隔堤均应设人行台阶。

液化烃贮罐不应超过两排。若罐组周围无环形消防车道时应单排布置。每个贮罐总容积不限, 但个数不应多于 12 个。贮罐总容积大于 $6000 m^3$ 时应设隔堤。隔堤内各贮罐总容积之和不宜大于 $6000 m^3$ 。单罐容积等于或大于 $5000 m^3$ 时应每个一隔。相邻液化烃罐组贮罐之间的距离不应小于 16m。液化烃压力贮罐宜设不高于 0.6m 的防火堤, 防火堤距贮罐不应小于 3m, 堤内应采用现浇混凝土地面并宜坡向四周。防火堤的隔堤不宜高于 0.3m。防火堤内的有效容积应为一个最大贮罐容积的 60%。

另外, 在布置贮罐时还应考虑配管和操作的需要, 连接管线数量较多或管径较大的贮罐宜布置在靠近罐区管廊的进出口处, 贮罐底标高应满足泵的吸入要求。一般为了克服国产泵净吸入压力大的问题, 罐组可比泵房高 1m 布置, 同时将立式贮罐的基础定为 0.5~0.6m。如此布置有困难时, 可在罐区内加设升压器, 贮罐底标高还应满足罐前支管线与主管线连接的安装尺寸要求。

1.4 贮罐的配管

罐区内管线宜地上敷设, 采用管墩敷设时墩顶高出地面不宜小于 300mm。主管带上的固定点宜靠近罐前支管处设置。在管带适当的位置应设跨桥, 桥底面最低处距管顶(或保温层顶面)不应小于 80mm。

贮罐进出口管线靠近罐壁的第一道阀门必须用钢阀, 对于腐蚀性介质必须采用耐腐蚀的阀门。贮罐进口或出口管线等于或多于两根时, 宜设一个总的手动切断阀。贮罐的进料管应从罐底部接入, 若必须从上部接入应延伸至距罐底 200mm 处。确定罐前支管线上的管墩(架)顶标高时, 应考虑基础下沉的影响。贮罐在使用过程中基础有可能继续下沉时, 其进出口管道应采用金属软管或其他柔性连接。

安全阀应垂直安装。球罐或卧罐上的安全阀与罐之间应装一个钢闸阀, 正常运行时该阀必须保持全开并加铅封。闸阀的直径不应小于安全阀的入口直径。当气体放空接管管径大于安全阀入口直径时, 异径管应靠近安全阀入口处安装。安全阀旁通线的直径不宜小于安全阀的入口直径。

当压力贮罐的设计压力相同、贮存介质性质相近时, 贮罐之间宜设气相平衡管。平衡管直径不宜大于贮罐的气体放空管直径。亦不宜小于 40mm。

液化石油气贮罐的切水应有防冻防漏措施。浮顶罐的中央排水管出口应安装闸阀。罐前支管线应有坡度并应从罐前坡向主管带。

对于高温管线或需要用蒸汽吹扫的管线应做好热应力计算,如果需要可在适当位置设置补偿器,并确定好固定支架的位置。

2 泵

2.1 泵型式的确定

化工装置中大多选用离心泵,在某些情况下也选用旋涡泵和容积式泵。

离心泵要求介质粘度(输送温度下)不宜大于 650cSt,否则泵效率降低许多。流量小扬程高的不宜选用一般离心泵,可以考虑选取用高速离心泵;介质中溶解或夹带气体的体积分数大于 5% 的不宜选用离心泵;要求流量变化大、扬程变化小的选取用平坦的 Q-H 曲线离心泵;要求流量变化小、扬程变化大的宜选用陡降的 Q-H 曲线离心泵;介质中含有固体颗粒在 3% 以下的选用一般离心泵;超过 3% 时要选用特殊结构离心泵^[2]。

旋涡泵要求介质粘度(输送温度下)不大于 20~35cSt,温度不大于 100℃。流量小、扬程不高、Q-H 曲线要求较陡的可选用旋涡泵。介质中夹带气体的体积分数大于 5% 的宜选用旋涡泵;要求自吸时可选用 WZ 型旋涡泵。

容积式泵要求介质粘度(输送温度下)在 10000cSt 以下。粘度在 300~120000cP 的可选用 3GN 型高粘度三螺杆泵;夹带或溶解气体的体积分数大于 5% 的选取用容积式泵;流量小、扬程高的宜选取用往复泵;介质润滑性差的不应用转子泵,可选取用往复泵。

2.2 泵的选择方法及步骤

(1) 列出基础数据

①介质物性:包括介质名称,输送条件下的比重、粘度、蒸汽压、腐蚀性及毒性等。

②介质中所含固体颗粒直径和含量以及所含气体的体积分数(%)。

③操作条件:包括温度、压力(进口侧与排出侧设备压力、排出侧管系压力降等)、流量(正常、最小及最大)。

④泵所在位置情况:包括环境温度、海拔高度、装置立面要求、进口和排出口设备液面至泵中心距离及管线当量

长度。液面高于泵中心的应取最低液面;液面低于泵中心的也应取最低液面。

(2) 确定流量及扬程

①流量:已给出正常、最小及最大流量,选泵时应按最大流量考虑;只给出正常流量,则应按装置及工艺过程的具体情况采用适当的安全系数;如果给出的是质量流量 G,须换算为体积流量。

②扬程(或压差):按泵的不同布置情况利用柏努力方程求出泵的扬程,再根据工艺过程情况考虑采用 1.05~1.1 的安全系数。

(3) 确定泵的几何安装高度

泵的安装高度指泵轴中心线与泵吸入液面间垂直距离。如泵安装在吸入液面之上,属抽吸液体入泵;如泵安装在吸入液面之下,属液体灌注入泵。泵安装高度是泵布置设计的重要指标。其原则是使泵在指定的操作条件下能正常运行,即不发生汽蚀。决定泵安装高度的参数是泵体的吸入因素,即泵的允许汽蚀余量或泵的允许的吸上真空高度;泵输入液体的性质如液体重度、液体温度(它直接关系到液体的汽化压力);泵安装地区的气压条件(对吸入液面处于自由大气压下)或吸入液面上的压力(对吸入液面处于受压的封闭容器内);泵吸入管道的阻力。与此有关的因素为管道直径、材质、阀门管件的型式和数量、液体选用的流速和液体粘度等。

(4) 选择泵型及泵的具体型号

根据介质物性及上述选用原则选出适当型式的泵,再根据流量和扬程从有关泵制造厂的样本和说明书选择泵的具体型号,并列该型号以机械油为基准的性能参数(流量、扬程或压差、效率、允许吸入高度或允许汽蚀余量)。

(5) 核算泵的性能

按实际情况对泵进行性能核算。列出核算后的性能参数,如符合工艺要求,则所选取用的泵是可用的。必要时可绘制核算后的性能曲线及管路系统的性能曲线,以确定泵的工作点。选用离心泵时,当介质运动粘度大于 $20 \times 10^{-6} \text{m}^2/\text{s}$ 时应离心泵性能参数进行换算,必要时调整泵的规格。

(6) 计算泵的轴功率

泵轴功率的计算公式为:

$$N_{\text{轴}} = Q \cdot H \cdot \rho / (102\eta)$$

式中, $N_{\text{轴}}$ 为泵轴功率、Kw; Q 为泵流量、 m^3/s ; H 为泵全扬程、m; ρ 为泵输送介质密度、 kg/m^3 ; η 为泵效率,

可查泵产品样本。

(7) 选定泵的材质及轴封

泵体和叶轮的材质应根据介质的性质、操作温度、压力及环境温度选择。旋转泵的轴封宜选用机械密封；往复泵的轴封应选用软填料密封。

(8) 确定冷却水（或加热蒸汽）耗量

(9) 选电动机

用于爆炸危险场所的电动机的选型应符合现行爆炸危险场所电力装置设计规范的规定。电动机功率可用下式计算：

$$N_{机} = K \cdot N_{轴} / \eta_{传}$$

式中， $N_{机}$ 为电动机功率、kW； η 为原动机传动效率，当用弹性联轴器与泵轴直接传动时， $\eta_{传} = 1$ ，当用皮带轮传动时， $\eta_{传} = 0.95$ ； K 为选用电动机的富裕系数，与泵轴功率大小有关。

(10) 确定泵的备用率和台

输送同种介质时除因操作需要外，应力求减少泵的台数选用排量较大的泵。备用泵的设置应符合下列规定：在运转中不允许因故中断操作的泵应设设备；用泵输送剧毒介质、腐蚀性介质（酸、碱等）的泵应设设备用泵；经常操作但非长时间连续运转的泵不宜设设备用泵，但可与输送介质相近且性能符合要求的泵互为备用或共设一台备用泵；不经常操作或因故中断不影响生产的泵不应设设备用泵；输送同一种介质的备用泵不得超过1台。

2.3 泵的布置

液化烃泵、可燃液体泵宜露天或半露天布置。若在封闭式泵房内布置，泵房设计应符合下列规定：液化烃泵、操作温度等于或高于自燃点的可燃液体泵、操作温度低于自燃点可燃液体泵应分别布置在不同房间内，各房之间的隔墙应为防火墙；操作温度等于或高于自燃点的可燃液体泵房的门窗与操作温度低于自燃点的甲_B、乙_A类可燃液体泵房的门窗或液化烃泵房的门窗距离不应小于4.5m；甲、乙_A类可燃液体泵房的地面不应有地坑或地沟，并在侧墙下部采取通风措施；在液化烃泵房、等于或高于自燃点的可燃液体泵房上方不应布置甲、乙、丙类缓冲罐等容器。

泵房的门均应向向外开启。甲、乙、丙类泵房的安全疏散门不应少于两个，其中一个应能满足最大泵的进出需要；面积小于60m²的乙_B、丙类泵房可只设1个门。泵房、泵棚和

露天泵站地面高出周围地坪不小于200mm，泵的基础高度不应低于100mm。

泵宜单排布置，泵较多时亦可双排布置；成排布置的宜按泵端基础边线取齐，相邻泵基础的净距不应小于0.8m，泵或泵基础与泵房侧墙或泵棚侧柱的净距不宜小于1.5m；泵机组单排布置时泵房或泵棚内的主要通道根据用户操作及检修习惯可设在动力端或泵端，端面宽度不宜小于2m；泵双排布置时两排泵或泵基础的净距不宜小于2m。

2.4 泵的配管

泵的配管应符合下列要求：泵房、泵棚及露天泵站的管线宜采用地上敷设。泵吸入管和排出管的直径应经计算确定，但吸入管直径不得小于泵进口管的直径，泵进出口管线距地面净空高度不应小于200mm，架空线不应小于2m。水平安装的泵进出口管线应由泵向外坡，坡度宜取3‰。在泵进口阀与泵之间的管线最高点应设排气阀。当输送石油液化气、液氨等介质时泵进出口管线均应设排气阀并接至放空系统。

泵进口应设过滤器。对输送易凝介质的泵应设固定式过滤器；对输送不易凝介质的泵应设临时过滤器。过滤器安装在切断阀与泵入口接口管之间，应便于安装、拆卸。离心泵出口管线应设止回阀。离心泵进口管需要变径时应选用偏心异径管，安装时下吸式应取顶平；上吸式应取底平。

泵进出口应根据介质及操作要求设置扫线接头，输送不易凝介质的泵宜设半固定式扫线接头，其位置应在泵进出口管线靠近切断阀外侧；输送易凝介质的泵宜设置固定式扫线接头；在允许扫线蒸汽通过泵的情况下，其位置应在泵进出口管线靠近切断阀里侧，否则应在泵进出口管线靠近切断阀外侧。凡伴热管线在泵房内可不设伴热线，但应有防凝措施。泵进出口管线应设必要支撑，必要时进行推力计算，作用于泵入口接口管处的力不得过泵入口接口管的允许受力。

3 结语

罐区储罐存储量、储罐区内管道布置，泵的选型及配管均需满足相关规范要求、防火消防考虑及现场实际操作需要。

参考文献

[1] 中华人民共和国住房和城乡建设部.GB50160-2008 石油化工企业设计防火标准[S].2018.
[2] 宋岢岢.压力管道设计及工程实例[M].北京:化学工业出版社,2007.