

标题： 关于PSA变压吸附用于氢回收之进塔原气采用羽叶气液高效分离器设计——NOVEL诺卫能...

作者： luoli519 时间： 2017-1-18 18:02

标题： 关于PSA变压吸附用于氢回收之进塔原气采用羽叶气液高效分离器设计——NOVEL诺卫能...

本帖最后由 luoli519 于 2017-1-26 11:41 编辑

从石化公司裂解气中采用PSA变压吸附装置回收氢气，以及从焦炉气/高炉气分离回收氢气，都需要对进塔原气设置抗堵塞性能优异的高效气液除沫分离器。请大家结合自家PSA装置入口气气液分离除沫器技术情况，进行讨论。

作者： luoli519 时间： 2017-1-18 18:07

从事PSA设计、制造的公司以及有PSA变压吸附装置运行的业主都知道，进入PSA装置的原料气除了对酸性气、硫、氧等指标有严格要求外，对原气带液量及携带的粘稠质，也有严格要求。因此，必须在PSA进气管线上设置抗堵塞性能优异的高效气液分离除沫器。

作者： luoli519 时间： 2017-1-18 18:15

在石化企业中，对于裂化氢气分离回收往往采用PSA装置。而进塔原气，由于携带有不少C4+组份，有的企业的原气中携带液量有时高达15%，且含有粘稠性降解物和催化剂破碎微小颗粒物。对于PSA装置进塔的这类裂化氢气原气，其高效气液除沫分离器该选用采用哪些内件配置能满足装置超长周期稳定运行呢？本人根据实际项目设计经验，予以介绍。

作者： luoli519 时间： 2017-1-18 18:23

这里列举一实例：

- 1、工况温度：24.98 ℃；
- 2、工况压力：5.50MPa(A)；
- 3、气相组成：（v%）
CO, 9.59;
H2, 73.16;
CO2, 1.56;
N2, 2.72;
AR, 1.45;
CH4, 8.69;
C2H4, 0.71;
C2H6, 1.48
C3H6, 0.37

C3H8, 0.08
C4H8, 0.07
C4H10, 0.02
C5, 0.01
C6, 0.04
C7, 0.04
C8+余量

4、卖方应在设计中充分考虑原料气成分中C4+烃类浓度不稳定，导致原料气带液，最大带液量按照总质量流量的15%考虑。

5、内件材质：S30408

作者：luoli519 时间：2017-1-18 18:41

由于进气带液量达到15%，远超过壳牌DEP标准要求的3~5%，则在气液分离器内侧进料口末端强制性要求设置叶片式入口气液分离分布总成。另外，需要顺便提请注意，对于真空工况气液分离器，由于气相流速很高，气相密度低，在壳牌DEP标准中也强制要求在气液分离器内侧进料口末端强制性要求设置叶片式入口气液分离分布总成。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 18:45

本帖最后由 luoli519 于 2017-1-20 13:50 编辑

由于原气携带有高碳粘稠质和破碎催化剂微小颗粒物，二级精密分离叶片内件组不宜采用传统的纤维丝网式、滤芯式气液分离内件。而应采用抗堵塞性能优异的羽叶式高效气液除沫除雾分离内件组或多因子旋流子母分离内件组。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 18:51

一般而言，如果运行工况流量波动较大、运行压力属于中低压等级，工艺上又不希望气液分离器产生较大运行压差，则首选羽叶式高效气液除沫除雾分离内件技术。且相同工况下，羽叶式高效气液除沫除雾分离内件造价，较多因子旋流子母分离内件组要低一些。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 18:59

在设计羽叶式气液精密分离内件组时，需要按照DEP要求对气流进出羽叶内件组的动能动量阈值要求作为设计约束条件。否则，通过羽叶内件组气相过流通道的工况气速不能保证在高效分离动力学模型运行区间，或则无法高效分离脱除原气中携带的液滴液沫，或则使分离下来的液滴又被高速气流重新分散带走，无法保证分离器高效定量分离效率。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 19:07

羽叶内件组，必须设置有液相收集舱、降液系统以及降液管封机构。其目的是保证羽叶内件组分离下来的液流，经收集后单独通过降液系统输送到低气速液相储存区，避免分离下来的液滴与上升气流二次接触挟带，降低分离

效率。并且，也要防止原气直接通过降液系统“短路”绕过羽叶内件组，使原气中的液滴未能通过羽叶脱除就从出口逃逸。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 19:07

羽叶内件组，必须设置有液相收集舱、降液系统以及降液管封机构。其目的是保证羽叶内件组分离下来的液流，经收集后单独通过降液系统输送到低气速液相储存区，避免分离下来的液滴与上升气流二次接触挟带，降低分离效率。并且，也要防止原气直接通过降液系统“短路”绕过羽叶内件组，使原气中的液滴未能通过羽叶脱除就从出口逃逸。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 19:11

在羽叶内件组设置上，必须设置气流密封导向机构，以保证所有的原气都通过羽叶内件组高效脱除液滴。勿使原气从未经密封的通道“短路”逃逸。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 19:38

在设计羽叶式内件组安装位置时，一定要正确定位羽叶内件组态形式及安装位置，必须考虑羽叶内件组组态型式、气流方向、内件组尺寸、进出口管尺寸、相互间距等参数，以避免气流在进出羽叶内件组、进出分离器时产生气流流型流态变化，避免使部分羽叶内件组处于低速工作和不工作状态。如果设计组态的部分羽叶内件组处于低速工作和不工作状态，那必然使其它部分组件处于超速工作状态，分离器运行效率必定不理想。

作者：luoli519 时间：2017-1-18 19:45

本帖最后由 luoli519 于 2017-1-21 16:32 编辑

国内外有不少动力学分离器制造方和设计方，甚至不少工程公司、设计院和业主技术人员，不太了解这些技术设计要领，搞得分离器“形似而神非”，实际运行效率不理想。选择专业的动力学分离技术公司来从事这类分离器设计，对业主、工艺包供方甚至分离器制造设计方都是肯定选项。必须要求设计方提供动力学分离器分离过程水力学计算书，不是单提供主要计算结果列表！而是在计算书中要有主要计算过程，以帮助业主、设计院和工艺包供方核实确认设计正确程度。



[分离过程水力学计算书.rar](#)

369.53 KB, 下载次数: 0, 下载积分: 财富 -2 点

售价: 4 点财富 [\[记录\]](#)

作者: luoli519 时间: 2017-1-18 19:51
本帖最后由 luoli519 于 2017-1-21 16:31 编辑

焦炉气氢回收PSA装置和高炉气氢回收PSA装置原气入口气液分离器,也十分必要。

作者: luoli519 时间: 2017-1-19 10:35

我曾在一家焦化企业PSA焦炉气制氢装置现场亲历焦炉气带液对PSA装置塔系造成的影响。该企业焦炉气脱硫采用湿法+干法工艺,通过湿法脱硫塔将焦炉气残硫降到1~3ppm,再通过干法脱硫剂将残硫进一步降到0.1ppm左右。干法脱硫塔设置在PSA装置前端并归属PSA装置统管,目的是对PSA装置起到预先脱除残硫、液滴液沫、粉尘颗粒物作用,既有深度脱硫又起PSA保安塔作用。

作者: luoli519 时间: 2017-1-19 10:49

由于湿法脱硫后的焦炉气,通过直径400mm长度约400米倾斜度3°管线输送到干法脱硫塔入口时,焦炉气仍然挟带大量液滴液沫。干法脱硫塔前原来没有设置气液分离除沫器,挟带大量液滴液沫的焦炉气进入干法脱硫塔,很快饱和并将脱硫剂浸泡,造成脱硫塔压降飙升,温度下降,干法脱硫效率大幅下降。并且,气流挟带液沫和浸泡破碎的脱硫剂,后窜入PSA装置,造成塔系运行压降上升,分离效率下降。

作者: luoli519 时间: 2017-1-19 10:51

该企业起初对干法脱硫塔再生周期为5-7天,后来缩短到2-3天,不仅操作强度大,操作人员疲于应付,且大量再生驰放气无法全部处理而部分外排,被环保部门罚款并责令停产整改。

该企业在干法脱硫塔前增加羽叶式气液分离器,对来自湿法脱硫塔的带液焦炉气进行高效分离处理。处理后的焦炉气进入干法脱硫塔深度脱硫后,再进入PSA塔系进行氢回收。改造后,干法脱硫塔不再需要再生处理,干法脱硫剂寿命由1.5~2个月延长到9~12个月,PSA装置吸附剂从6-8个月延长到18~24个月,装置运行维护成本大幅下降,运转十分顺畅。

作者: luoli519 时间: 2017-1-19 11:09

鲍沃斯、伍德的高炉气氢回收PSA装置入口,也采用了羽叶式气液分离除沫器以脱除气流中携带的凝结液滴液沫的。

作者: luoli519 时间: 2017-1-26 11:41

关于羽叶式气液高效除沫除雾分离器技术贴汇总链接,请参见<http://bbs.hcbbs.com/thread-1354814-1-1.html>内容。
