

文章编号: 1001-8719(2018)01-0094-07

催化裂化装置立管输送催化剂异常原因分析

严超宇^{1,2}, 王迪¹, 贾梦达¹, 孙立强¹, 魏志刚¹, 宋健斐^{1,2}, 魏耀东^{1,2}

(1. 中国石油大学 重质油国家重点实验室, 北京 102249; 2. 过程流体过滤与分离技术北京市重点实验室, 北京 102249)

摘要: 催化裂化装置立管用于再生器和沉降器之间、两段再生器之间输送催化剂的操作。立管中催化剂的流态特性与流动稳定性直接影响到催化裂化装置的催化剂循环。现场发生的立管输送催化剂异常的故障有多种形式, 主要表现在输送催化剂的能力下降或输送催化剂质量流率的波动变化。通过对现场催化裂化装置立管输送催化剂的问题分析, 将故障原因归结为立管内流态转变、斜管内流态转变、立管入口进料不畅、出口排料阻碍、松动风设计缺陷、负压差过大等, 并以此探讨进行改造的措施。这些分析结果有助于解决目前存在的立管输送催化剂不畅的问题。

关键词: 催化裂化; 立管; 输送; 故障; 分析

中图分类号: TQ051.8 **文献标识码:** A **doi:** 10.3969/j.issn.1001-8719.2018.01.013

Cause Analysis of Catalyst Conveying Fault in Standpipe of FCC Units

YAN Chaoyu^{1,2}, WANG Di¹, JIA Mengda¹, SUN Liqiang¹,
WEI Zhigang¹, SONG Jianfei^{1,2}, WEI Yaodong^{1,2}

(1. State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China;

2. Beijing Key Laboratory of Process Fluid Filtration and Separation, Beijing 102249, China)

Abstract: The standpipes in fluid catalytic cracking unit (FCCU) are used for conveying catalyst between the reactor and regenerator, as well as between two sections of the regenerator. The fluid pattern and the flow stability of catalyst in the standpipe directly influence the catalyst circulation operation in the FCCU. There are many fault forms involved in the standpipe conveying catalyst, including the decrease of conveying capacity of catalyst and the fluctuation of mass flow rate of the catalyst. By investigating catalyst conveying problem in many commercial FCCUs, the fault cause is attributed to the flow regime transition in standpipe and inclined pipe, the poor status of feed at the inlet of standpipe, the obstructed discharge at the outlet of standpipe, the design flaws of aeration, and the excessive negative pressure difference, etc. The improvement measures for the standpipe conveying catalyst are also discussed. These analytical results are in favor of solving the catalyst conveying fault in the commercial FCCUs.

Key words: FCC; standpipe; conveying; fault; analysis

在催化裂化装置中沉降器和再生器之间的催化剂输送是通过立管进行的, 其中多段再生催化剂工艺中各段再生器之间的催化剂输送也是依靠立管完

成的^[1]。因此, 立管输送催化剂的操作对于维持催化裂化装置的催化剂循环是至关重要的。立管输送催化剂有 2 个重要特征, 一是催化剂从高处的低压

收稿日期: 2017-02-14

基金项目: 国家自然科学基金项目(21776305)、中国石油大学(北京)科研基金项目(2462015YQ0301)和中国石油大学(北京)克拉玛依校区科研启动基金项目(RCYJ2016B-02-002)资助

通讯联系人: 严超宇, 男, 副教授, 博士, 从事流态化方面的研究; Tel: 010-89739018; E-mail: yanchaoyu@sina.com

端流向低处的高压端，属于负压差流动；另一个特征是只能让催化剂流动通过，气体不能逆向反窜^[2-5]。例如催化裂化装置上的再生立管和待生立管用于输送再生器和沉降器之间的待生催化剂和再生催化剂，但不允许油气和烟气通过。此外，立管输送催化剂时不仅存在垂直高度上的位置变化，而且有时还有水平方向的位置变化，所以立管通常是由垂直立管和斜管两部分构成。立管设计不当或操作不慎往往会造成催化剂颗粒质量流率下降或其大幅度波动的故障，尤其是大比重催化剂在重质油催化裂化装置上的应用致使立管操作稳定性的问题更为突出，严重时导致整个装置停工的故障也并非绝无仅有^[6]。这些故障的分析和处理因催化裂化装置的结构型式和操作参数不同而不同，具有较大的复杂性和多样性。但这些故障与立管内的流态和立管的进出口环境的流化状态密切相关，为此，笔者从这两个方面探讨立管输送催化剂故障产生的机理和原因，为消除这些故障提供支持 and 参考。

1 立管负压差与压力平衡

立管通常是循环流化床颗粒循环回路的下行部分，而上行部分一般是各种流态的流化床。催化裂化装置上有多处催化剂循环采用立管下行输送催化剂，如待生斜管、再生斜管、旋风分离器料腿等。图 1 为某催化裂化装置再生器和沉降器的压力分布示意图。根据压力分布可以绘制出颗粒循环回路上

的压力平衡曲线，图 2 为沉降器和再生器的压力平衡曲线。由图 2 可知，沉降器的颗粒循环回路的压力平衡曲线呈 8 字型，再生器的压力平衡曲线呈 O 字型。这是由于沉降器与再生器颗粒循环的进出口标高位置不同产生的。

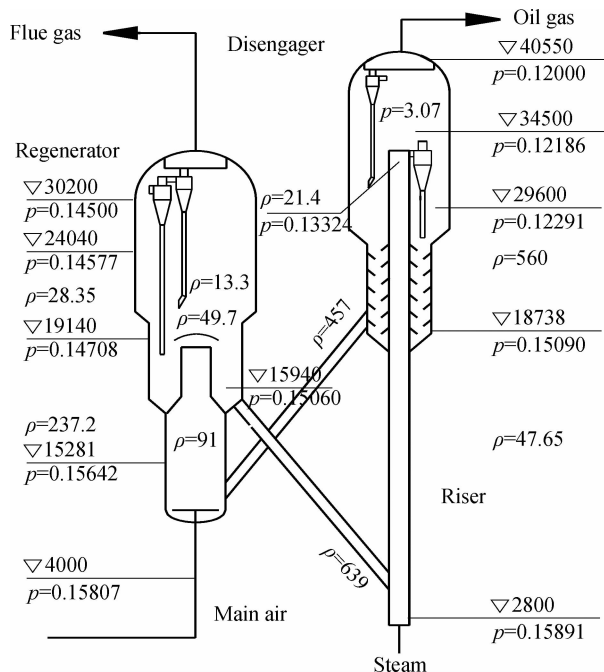


图 1 某催化裂化装置再生器和沉降器的压力分布示意图

Fig. 1 Schematic diagram of pressure distribution in a FCC regenerator and disengager

Elevation: ∇ (mm); Pressure: p (MPa);
Mass concentration: ρ (kg/m³)

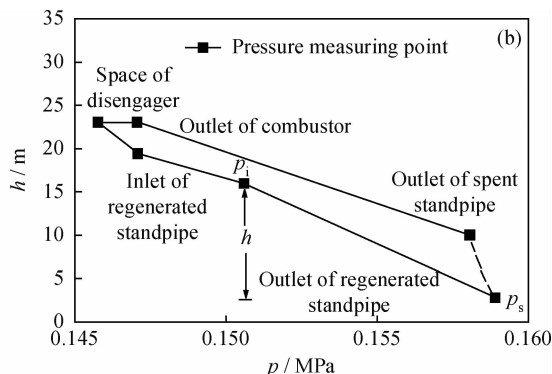
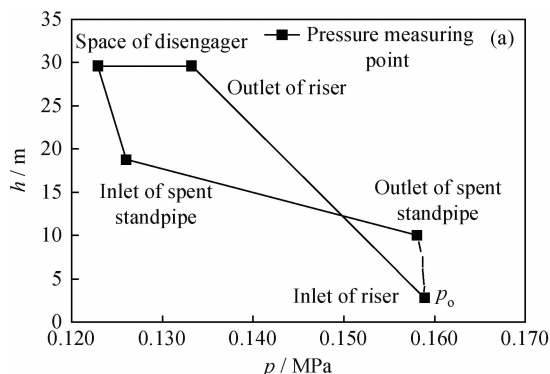


图 2 沉降器和再生器循环系统的压力平衡曲线

Fig. 2 Profiles of pressure balance in disengager and regenerator circulating system

(a) Disengager circulating system; (b) Regenerator circulating system

对于催化裂化工艺的催化剂循环路线，上行路线是气体携带催化剂的流动，气体的流动速度比较高，由低处的高压端流向高处的高压端。下行路线是颗粒借助于自身重力作用下落流动，由高处的高压端流向低处的高压端。

压端流向低处的高压端，属于负压差操作。上行路线的压力梯度和下行路线的压力梯度对比表明，下行路线压力梯度大于上行路线。这是因为上行路线的颗粒质量浓度远低于下行路线的颗粒质量浓度。

立管部分的压力梯度比较大,说明立管内的颗粒质量浓度比较大,有很强的蓄压能力。如再生立管用于从再生器向提升管输送催化剂(见图 2(b)),其再生立管入口处压力 $p_i=0.15060$ MPa,再生立管出口附近周围环境的压力(或提升管底部压力) $p_o=0.15891$ MPa,为阻止出口的气体反窜进入再生立管,这就需要在立管内形成 1 个一定颗粒质量浓度 ρ_s 和垂直高度为 h 的颗粒料柱。颗粒料柱具有锁气排料的功能(如图 3(a)所示),一方面阻止外部气体反窜进入再生立管,另一方面提供足够的蓄压推动力平衡负压差(p_o-p_i)进行排料,所以排料条件是再生立管出口处的压力 p_s 大于周围环境压力(或提升管底部压力) p_o ,即

$$p_s > p_o \quad (1)$$

式(1)中 p_s 表达式为:

$$p_s = p_i + \rho_s gh \quad (2)$$

式(2)表明,颗粒料柱平衡负压差的蓄压推动力受颗粒质量浓度(ρ_s)和料柱高度(h)2 个参数影响,这 2 个参数与再生立管内颗粒流态有关。此时,若再生立管内没有建立起有效的密相颗粒料柱,则再生立管出口处压力 p_s 小于周围环境压力(或提升管底部压力) p_o ,见图 3(b)中虚线部分,再生立管的出口压力降低至 p'_s ,直接导致再生立管输送催化剂不畅的故障。由于再生立管内流态或是多种流态共存,或是单一流态,流动过程中还可发生不同流态间的演变,因此流态演变对颗粒质量浓度变化的影响是很大的。

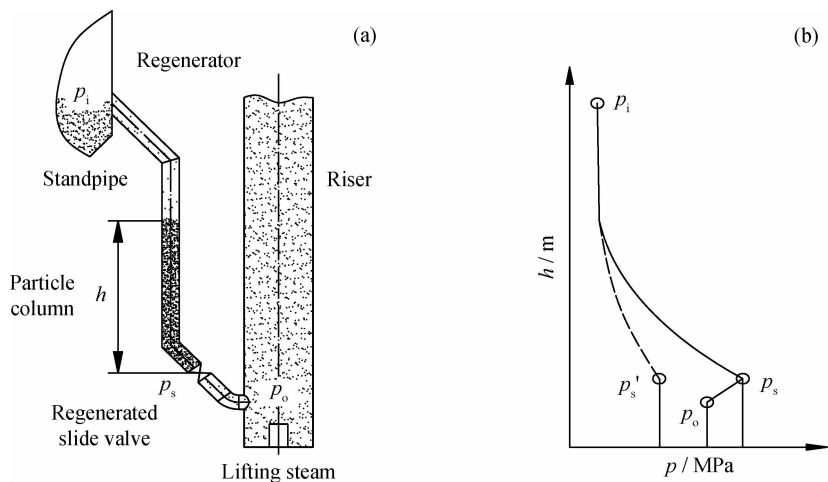


图 3 再生立管的压力分布示意图

Fig. 3 Schematic diagram of pressure distribution in a regenerated catalyst standpipe

(a) Conjunction structure between regenerated catalyst standpipe and riser;

(b) Schematic diagram of pressure distribution along the axial height of regenerated catalyst standpipe

2 立管的流态与输送催化剂的故障

图 4 为立管操作时的 2 种流态照片和示意图^[2-5]。当颗粒质量流率较小(如 $G_s < 100$ kg/(m²·s))时,立管内为稀密两相共存流态(见图 4(a)),即立管的上部空间内为稀相流态,下部空间为类似鼓泡床的密相流态。由于稀相下落流的颗粒质量浓度比较小,负压差主要依靠密相部分形成的料柱静压来平衡,气、固两相呈逆流流动。

当颗粒质量流率较大(如 $G_s > 250$ kg/(m²·s))时,立管内的流态为浓相输送流态(见图 4(b))。此时的负压差主要是由整个立管内浓相料柱的静压和动压来平衡,气、固两相呈顺流流动。立管内颗粒料柱的流态形式、浓度、料柱高度等根据负压差和

颗粒质量流率的变化可以在一定范围内自动进行调整和转变,这是立管输送操作的一个重要特点。

实际上立管操作的负压差和颗粒质量流率是有一定限制的,极端情况将产生非流化流动或吹通现象,如负压差过大,立管出口的大量气体反窜进入立管上行,吹通立管阻碍颗粒的进入和下行,流态是稀相下落流,颗粒输送能力很低或波动变化;若颗粒质量流率过大,立管内颗粒脱气过多浓度增大,流态演变成移动床,或填充床流动^[5,7-8],颗粒质量浓度上升至接近堆积密度,易于形成失流化或架桥。

设立管处于图 4(a)流态操作,若立管出口不能建立起有效的约束,颗粒不能形成一个料柱,则 $p_s < p_o$,立管出口处的流化风在负压差作用下反窜进入立管,直接影响到立管内颗粒的下行和入口的

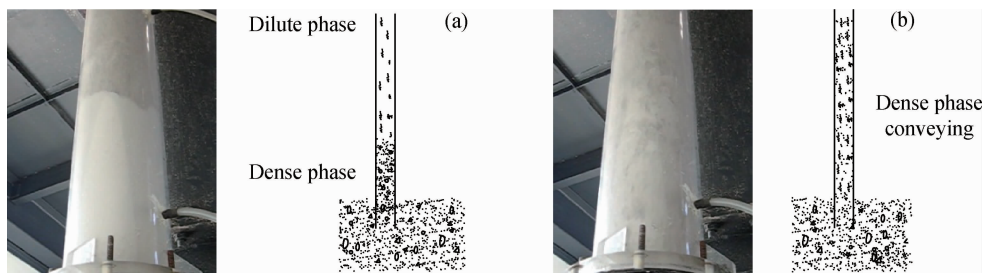


图 4 立管操作时 2 种流态的照片和示意图

Fig. 4 Photos and schematic diagrams of flow patterns for standpipe operation

(a) Dilute and dense phase coexisting flow; (b) Dense phase conveying flow

进料, 导致颗粒循环速率的下降和波动。某 2.8 Mt/a 重油催化裂化装置再生器采用两段重叠式再生, 当装置处于大负荷和大流量操作时, 半再生立管催化剂下料不畅, 推动力由正常的 0.035 MPa 减至 0~0.012 MPa, 半再生滑阀压差由正常的 0.063 MPa 减至 0.005~0.030 MPa, 并大幅度波动, 立管内催化剂质量浓度正常操作时为 450 kg/m³, 异常操作时降至 220 kg/m³ 以下。此时减少松动点和松动风量均没效果, 只能降低加工负荷和主风量, 操作才能恢复正常^[9]。这些现象说明, 在大流量操作时, 立管出口环境的压力增大, 导致半再生立管的负压差增大, 大量的流化风从半再生立管出口反窜进入, 出口不能建立密相料柱, 同时造成入口进料不畅, 半再生立管内流态是稀相下落流, 料柱静压推动力不足。此时调整松动风是没有作用的。当降低主风量后, 半再生立管的出口压力减小, 限制了流化风的窜入, 下部能建立起有效的密相料柱, 入口进料也通畅, 半再生立管的输送操作恢复正常。

设立管处于图 4(b) 流态操作, 此时立管内的颗粒质量流率较大, 颗粒质量浓度较高, 易于发生脱气产生失流化架桥, 需要合理设置松动点和松动风量。某 2.0 Mt/a 重油催化裂化装置半再生立管松动点设计不合理, 立管内催化剂颗粒质量浓度在 120~660 kg/m³ 之间波动, 说明流态在稀相下落流和移动床之间转换, 存在流态不稳定转换问题。通过改造松动点和调整松动风量, 使半再生立管内流态处于浓相输送状态, 催化剂颗粒质量浓度维持在正常值 340 kg/m³, 实现了平稳操作^[10]。

3 斜管输送催化剂的故障

立管一般由垂直部分立管和倾斜部分斜管组成, 而且斜管上通常安装有阀门进行颗粒循环流率的调

节。斜管内流态比垂直立管复杂, 具有多样性和多变性的特点, 一方面颗粒受到重力的作用向管壁下表面沉积, 另一方面阀门开度变化对阀前后的流态有很大的影响。图 5 为斜管内颗粒输送过程的流态。流态随着颗粒质量流率增加而发生变化^[11-12]。由图 5 可知, 颗粒质量流率很低时, 阀前的流态是移动床流动, 颗粒质量浓度接近堆积浓度, 颗粒呈阵发性缓慢地向下滑动。随着颗粒质量流率的增加, 阀后气体上窜进入阀前, 在斜管上表面形成气泡, 出口呈波动式下料(见图 5(a))。随着颗粒质量流率的上升, 在阀前气泡贴近斜管上壁面形成气体流通通道, 颗粒贴近下壁面呈浓相快速流动, 形成了上、下分层流动, 气、固两相逆流, 此时静压推动力很小(见图 5(b))。随着颗粒质量流率继续增大, 阀前转变为满管的浓相流化流动, 颗粒夹带着气体下行(见图 5(c))。尽管阀前流态发生不同变化, 但阀后的颗粒流态一般均是分层流, 不产生静压推动力。但阀后斜管出口是密相床层, 是一种浓相输送流态。

斜管上阀前、后的压降大小表明了阀门对颗粒质量流率的调控能力, 这与斜管内的流态密切相关^[13]。当处于分层流时(见图 5(b)), 由于存在着气体的流通通道, 斜管内平均颗粒质量浓度也较低, 阀前、后的压降最小, 说明阀门对颗粒流的约束最小, 此时阀门调节进行颗粒循环流率的作用也最小。其他流态时, 阀前的压力明显大于阀后的压力, 阀前、后的压降比较大。处于浓相流化流动时(见图 5(c)), 是阀门合适的调控流动状态。有些催化裂化装置的斜管颗粒输送的质量流率比较小, 滑阀的压降也比较小, 其原因是斜管的流态处于分层流流态。然而若认为是斜管直径小而增加直径, 或认为催化剂的细粉含量少更换催化剂, 或认为松动风的设置问题而进行调整, 这些方法实施后对提高颗

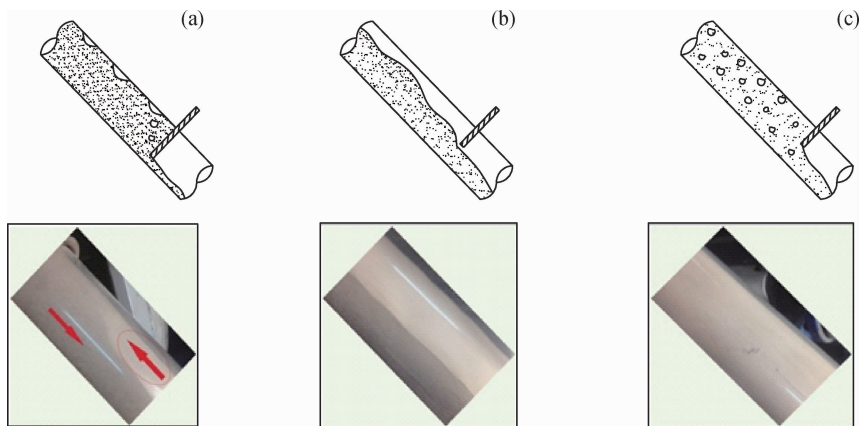


图 5 斜管内颗粒输送过程的流态

Fig. 5 Flow patterns during particles conveying in an inclined pipe

(a) Wave flow; (b) Stratified flow; (c) Fluidization flow

粒质量流率均是没有效果的。若将斜管内分层流转变到浓相输送流,其方法或是采取措施加大入口的进料量,维持进料的通畅;或是采取措施增加出口的约束,抑制出口的反窜风进入。

斜管内颗粒流经阀门的过程相当于孔口流。斜管上的阀门是一种强约束的孔口流动,不同于有自动调节功能的旋风分离器腿翼阀,在一定的颗粒质量流率范围内会出现不稳定的波动下料^[11-15]。其原因是阀前密相下料后形成的空腔产生负压有抽吸气体效应,这些气体进入阀后形成比较大的气泡,导致阵发式的波动下料(见图 5(a)),其形成的压力脉动也是诱发斜管振动的激振源,会造成斜管低频高幅机械振动。

某 2.0 Mt/a 重油催化裂化装置再生立管正常操作时催化剂颗粒质量浓度为 420 kg/m^3 ,异常操作时催化剂颗粒质量浓度在 $80 \sim 250 \text{ kg/m}^3$ 波动,有时最大值可达 700 kg/m^3 ,由此造成提升管反应器的反应温度波动幅度达 $14 \sim 50^\circ\text{C}$,再生滑阀的压力降经常超过设定值^[10]。这些现象说明,再生斜管内的流态是不稳定的,不断发生流态之间的转变,再进一步分析其原因是因斜管上松动点布置不合理造成的。通过调整再生立管的垂直部分和斜管部分的松动风和松动点后,使流态稳定处于图 5(c)所示流态,催化剂颗粒质量浓度稳定,反应温度波动范围 $\pm 1.5^\circ\text{C}$,达到了平稳操作。

4 立管入口和出口对催化剂输送的影响

立管的入口结构和周围颗粒流化状况对进料能力有重要影响,尤其是当几个管路入口和出口同时

存在时^[16]。这里主要考虑入口高度和入口结构对颗粒进料的影响。虽然颗粒的粒度分布,尤其是细粉的含量,对立管内下料流动过程有一定的影响,主要反映在进料脱气上,但相对负压差和颗粒流率的影响要小得多。立管入口同时存在颗粒汇集流入和管内颗粒夹带气体脱出的过程,因此需要颗粒及时脱气和及时汇集才能维持稳定的进料。催化剂进入立管形成的满管流下料能力远大于非满管流,但有反窜气进入立管从入口流出时,直接阻碍催化剂的进料,形成非满管流下料。立管的入口高度相对床层密相料面有溢流式和淹没式,溢流式入口与密相料面平齐,淹没式入口则埋入密相床层内。对于溢流式入口,若入口过高,密相料面低,则汇集催化剂量不足;若立管入口过低,密相料面高,则大量催化剂携带气体进入立管,脱气效果差。这些都会造成立管输送催化剂能力的下降。若立管入口采用等径管,则进料能力小,脱气空间和时间不够;若立管入口采用锥形料斗结构,同时在锥体上开槽口,则增加催化剂进入立管的面积和气泡脱出的空间,可以有效地提高进料量,见图 6^[1]。

立管出口或是插入密相床内或是连接提升管与容器。插入密相床的立管出口周围环境保持稳定的流化状态有助于排料,也可以阻止气体反窜进入立管。若流化不稳定,或立管负压差较大,出口不能建立起料封,则流化风就会反窜入立管导致下料不畅,同时也直接影响进料。所以通过改善出口环境的流化状态,或在结构上进行改进以增加反窜风进入的阻力,均可以抑制反窜气。立管出口连接提升管的结构通常是侧向连接的(见图 3(a)),提升管上

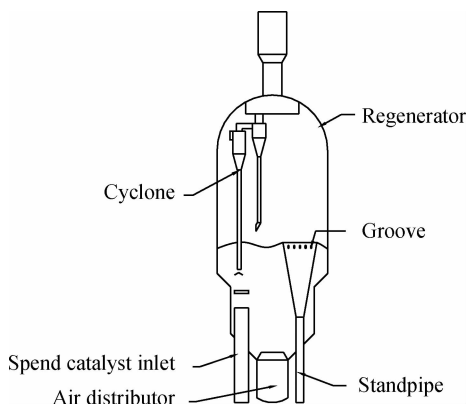


图 6 立管的入口结构^[1]

Fig. 6 Inlet structure of standpipe^[1]

行提升风与立管下料交叉撞击产生比较大的偏流，造成立管出口形成了不稳定的阵发式下料，形成立管机械振动的激振源，如将 Y 型进口改造成 J 型进口，或 V 型阀等，可以提高立管出口的锁气排料能力，如图 7 所示，刘献玲^[17]提出采用新型的提升管

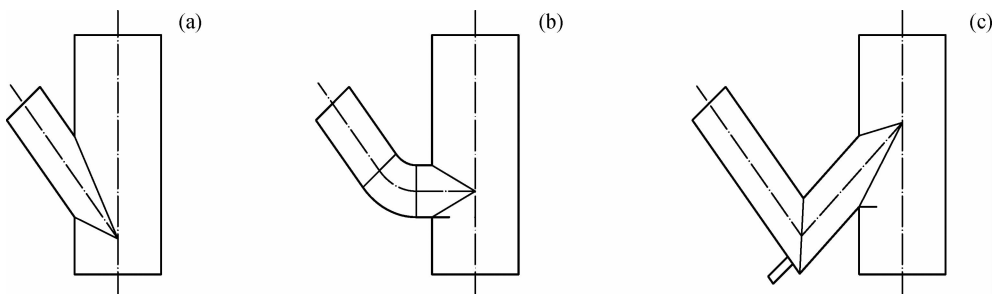


图 7 立管出口的连接结构

Fig. 7 Connecting structure for standpipe outlet

(a) Y-type structure; (b) J-type structure; (c) V-type structure

美国 Sell 公司开发的提高催化剂循环速率技术 (Catalyst circulation enhancement technology, CCET)^[19]，采用新型的立管入口结构，如图 8 所示。这是一种淹没式锥形入口结构，利用立管外的圆环阻挡上行的流化风，在立管入口周围形成一个密相床区，如图 8 中的圆圈部分。同时在圆环之上引入少量流化风，控制立管入口区域的流化状态。工业催化裂化装置采用 CCET 的结果表明，立管的推动力增大，操作稳定性得到改进，催化剂循环速率可提高 50%，对细粉含量低的催化剂亦如此。

5 结 论

催化裂化装置立管输送催化剂属于负压差流动，内部的流态取决于颗粒质量流率和负压差的变化，

预提升器，将提升风与立管排料分隔开，既避免了偏流，又操作平稳，催化剂的循环量可提高 20%。

某 1.0 Mt/a 催化裂化装置再生器采用两段重叠式再生，半再生立管催化剂下料不畅，现场测量立管压差范围为 0.02~0.03 MPa (设计压差 0.06~0.07 MPa)，滑阀压降 0.01 MPa 以下 (设计压降 0.04~0.05 MPa，半再生滑阀开度 20%~30%)^[18]。半再生立管压差小，说明蓄压能力差，没有建立起有效的料柱，其原因是第二再生器的分布风反窜进入半再生立管，影响催化剂的下料和进料，结果第一再生器料位高，第二再生器料位低。随即对半再生立管的入口和出口进行了技术改造，入口加装料斗提高进料能力，出口区域改造分布器喷嘴，避免流化风对出口排料的干扰。半再生立管改造后操作稳定，立管蓄压推动力稳定在 0.07 MPa，说明立管内建立起有效的料柱，蓄压能力提高了，滑阀压降也达到了 0.05 MPa 的设定值 (半再滑阀开度 10%~45%)。

可以互相转换，斜管内的流态更加复杂。现场催化裂化装置的立管输送催化剂不畅的原因主要是：

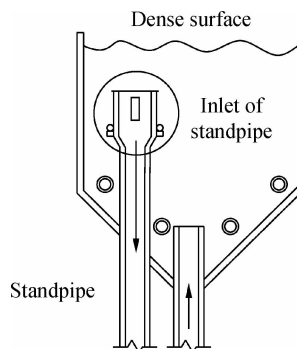


图 8 Shell 公司 CCET 技术的立管入口结构^[19]

Fig. 8 Standpipe inlet structure of CCET technology for Shell company^[19]

(1)负压差过大,导致窜气、进料不畅,不能建立起有效的蓄压料柱,造成颗粒循环速率下降和波动;
(2)由环境造成的入口进料不畅,不能形成满管下料;
(3)松动风位置和松动风量设计不合理,立管内形成了移动床流动流态。通过改造立管进出口的结构和周围的流化环境、减小立管的负压差、改进松动风的设计等措施,可以有效地改善立管输送状态,达到流畅下料的效果。

参 考 文 献

- [1] 陈俊武,许友好. 催化裂化工艺与工程(下册)[M]. 第三版. 北京:中国石化出版社,2015.
- [2] GELDART D, BROODRYK N, KERDONCUFF A. Studies on the flow of solids down cyclone diplegs[J]. Powder Technology, 1993, 76(2): 175-183.
- [3] 魏耀东,刘仁桓,孙国刚,等. 负压差立管内气固两相流的流态特性及分析[J]. 过程工程学报, 2003, 3(5): 385-389. (WEI Yaodong, LIU Renheng, SUN Guogang, et al. Fluidization behaviors of gas-solid two-phase flow in the standpipe under negative pressure gradient [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2003, 3(5): 385-389.)
- [4] 魏耀东,刘仁桓,孙国刚,等. 负压差立管内的气固两相流[J]. 化工学报, 2004, 55(6): 896-901. (WEI Yaodong, LIU Renheng, SUN Guogang, et al. Gas-solids two-phase flow in standpipe under negative pressure gradient[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2004, 55(6): 896-901.)
- [5] WANG J, BOUMA J H, DRIES H. An experimental study of cyclone dipleg flow in fluidized catalytic cracking [J]. Powder Technology, 2000, 112(3): 221-228.
- [6] 罗保林,宗祥荣,王中礼,等. 垂直立管中催化剂流动特性的实验研究[J]. 过程工程学报, 2005, 5(2): 119-124. (LUO Baolin, ZONG Xiangrong, WANG Zhongli, et al. Experimental study on flow characteristics of catalyst in the standpipe[J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2005, 5(2): 119-124.)
- [7] DRIES H, BOUMA J. Down flow of "Class-A" powder in cyclone diplegs [C]//Beijing: Int Conf on CFB-5, 1997: 585-590.
- [8] TALAVERA P G. Calculate nonfluidized flow in cyclone diplegs and transition pipes [J]. Hydrocarbon Processing, 1995, 74(12): 89-96.
- [9] 白锐,王晓,王振卫,等. 重油催化裂化装置再生器催化剂流化异常原因及对策[J]. 石油炼制与化工, 2013, 44(2): 61-65. (BAI Rui, WANG Xiao, WANG Zhenwei, et al. Causes of abnormal catalyst fluidization in RFCC regenerator and countermeasures [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2013, 44(2): 61-65.)
- [10] 邢颖春,卢春喜. 某催化裂化装置催化剂循环管线松动点的改造[J]. 石化技术与应用, 2008, 26(1): 49-54. (XING Yingchun, LU Chunxi. Revampment on distribution of aeration orifice in catalyst circulation pipe of a fluidized catalytic cracking plant[J]. Petrochemical Technology & Application, 2008, 26(1): 49-54.)
- [11] 曹晓阳,孔文文,贾梦达,等. FCC 催化剂在 45°斜管内外料特性的实验分析[J]. 石油学报(石油加工), 2016, 32(6): 1113-1120. (CAO Xiaoyang, KONG Wenwen, JIA Mengda, et al. An experimental analysis of flow characteristics of FCC catalyst in the 45° inclined standpipe [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2016, 32(6): 1113-1120.)
- [12] 曹晓阳,周发威,陈勇,等. 循环流化床颗粒输送斜管的压力脉动特性[J]. 石油学报(石油加工), 2016, 32(5): 913-920. (CAO Xiaoyang, ZHOU Faqi, CHEN Yong, et al. Characteristics of pressure fluctuations in the particle-transport inclined standpipe of a circulating fluidized bed [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2016, 32(5): 913-920.)
- [13] 陈勇,汪贵磊,徐俊,等. 负压差立管插板阀调节颗粒质量流率的实验分析[J]. 化工学报, 2012, 63(11): 3402-3406. (CHEN Yong, WANG Guilei, XU Jun, et al. Solids circulating rate regulation by plate valve installed in standpipe under negative pressure gradient [J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 2012, 63(11): 3402-3406.)
- [14] NAGASHIMA H, ISHIKURA T, IDE M. Flow characteristics of a small moving bed down comer with an orifice under negative pressure gradient[J]. Powder Technology, 2009, 192(1): 110-115.
- [15] SHAN J, LI H. Study on the flow of fine powders from hoppers connected to a moving-bed standpipe with negative pressure gradient [J]. Powder Technology, 1999, 101(3): 266-278.
- [16] 石功军. 催化裂化装置催化剂跑损量大的原因及解决措施[J]. 炼油技术与工程, 2007, 37(3): 25-27. (SHI Gongjun. Causes of catalyst run-off and countermeasures [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2007, 37(3): 25-27.)
- [17] 刘献玲. 催化裂化提升管新型预提升器的开发[J]. 炼油设计, 2001, 31(9): 31-35. (LIU Xianling. Development of new pre-riser for FCC riser [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2001, 31(9): 31-35.)
- [18] 唐泉. 两再生器同轴布置 FCC 装置再生器料位控制难的原因[J]. 炼油技术与工程, 2007, 37(9): 1-6. (TANG Quan. Difficulty in control of catalyst level in FCC regenerator and countermeasures [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2007, 37(9): 1-6.)
- [19] CHEN Y M. Recent advances in FCC technology[J]. Powder Technology, 2006, 163(1-2): 2-8.