

蜡油加氢裂化装置反应器压差预测 计算研究

苏 灿*, 方 友, 郑港西
(中海油惠州石化有限公司, 广东 惠州 516086)

摘要:加氢裂化装置反应器压降是影响装置长周期运行的重要因素,通过计算反应器的压降,总结适合加氢裂化装置的压差预测公式,以准确预测反应器压差上涨趋势及装置运行周期。

关键词:蜡油加氢裂化;压差;污垢系数;孔隙率

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2023)S1-0271-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.S1.054

Prediction and calculation on pressure difference of reactor in wax oil hydrocracking unit

SU Can*, FANG You, ZHENG Gang-xi

(CNOOC Huizhou Petrochemical Company Limited, Huizhou 516086, China)

Abstract:For a hydrocracking unit, the deposition of metals and carbon on the catalyst will increase with the extending operation time, resulting in an increase in the pressure drop of the reactor bed. The pressure drop of the reactor is an important factor affecting the long-term operation of the unit. Through calculating the pressure drop of the reactor, a prediction formula of reactor differential pressure suitable for this unit is summarized to accurately predict the rising trend of reactor differential pressure and the operation cycle of the unit.

Key words:wax oil hydrocracking; differential pressure; fouling coefficient; porosity

中海油惠州石化一期炼油项目加工能力为1 200万 t/a,设计加工低硫高酸环烷基重质原油,其中400万 t/a蜡油加氢裂化装置为国内首套引进壳牌工艺包的加氢裂化装置,本装置反应器分成相同的两系列(R101A/B),每个反应器均设6个床层。反应器内装壳牌催化剂技术公司的3种类型催化剂,分别为:加氢保护催化剂、精制催化剂、裂化催化剂。设计初次使用寿命2年,装置设计加工减二线蜡油、减三线蜡油和焦化蜡油的混合原料。2个反应器装填催化剂量一致,操作条件基本一致,实际压差也基本相等,现计算其中一个反应器压差。通过3种经验公式计算目前反应器压差,进行对比分析,找到一种适合本装置的经验公式,并加入实际运行参数重新整合出新的经验公式,利用新的经验公式预测反应器压差。

1 反应器催化剂床层压降计算

反应床层装填数据和催化剂运行参数如表1和表2所示。

表1 催化剂装填数据表

床层	催化剂		装填 高度/ m	体积/ m ³	质量/ kg	平均堆比/ (kg·m ⁻³)
	尺寸/ mm	形状				
一床保护剂	2.5~33	圆柱	5.02	76.33	44615	584.5015
二床精制剂	1.6	三叶草	6.31	95.94	74375	775.1837
三床精制剂	1.6/2.5	三叶草	6.95	105.67	79575	753.0733
四床裂化剂	2.5	三叶草	2.93	44.55	34400	772.1392
五床裂化剂	2.5	三叶草	3.31	50.33	38800	770.9185
六床裂化剂	2.5	三叶草	7.10	104.11	81050	778.5081

注:总平均堆比739.7588 kg/m³,反应器直径D=4 415 mm,总装填高度31.62 m。

表2 单列反应器催化剂运行重要参数表

项目	设计值(SOR)	标定数据
进料流量/(t·h ⁻¹)	238	236.79
循环氢流量/(Nm ³ ·h ⁻¹)	230000	230285.33
一床入口温度/°C	370	367.31
床层平均反应温度/°C	410	392.53

收稿日期:2023-02-24;修回日期:2023-05-24

作者简介:苏灿(1978-),男,本科,工程师,研究方向为加氢裂化工艺管理,通讯联系人,sucan@cnooc.com.cn。

续表

项目	设计值(SOR)	标定数据
反应出口温度/°C	415	402.12
反应器入口操作压力/MPa	15.25	15.12
反应器出口操作压力/MPa	14.9	14.65
床层总压降/MPa	0.50	0.47

1.1 反应器压降计算方法 1

根据刘凯祥总结的加氢裂化反应器床层压差计算经验公式^[1]：

$$\Delta P = \alpha^2 \times 4.565 \times 10^{-5} \times \Delta L \times D^{-2} \times (19/P)^{(1-CAT/653.15)} \times \rho \times F^{0.62} \times V^{0.67} \times \vartheta^{0.35} \times \exp(2600/CAT) \quad (1)$$

式中： ΔP 为催化剂床层压差，MPa； α 为污垢系数，一般初期取 1.0，末期取 1.3； ΔL 为催化剂床层高度，m； D 为反应器直径，mm； P 为反应器入口操作压力，MPa(表)； ρ 为催化剂的平均装填密度，kg/m³； F 为原料油的标准体积流量(15.6°C)，m³/h； V 为反应器入口气体标准体积流量，Nm³/h；CAT 为催化剂平均操作温度，K； ϑ 为原料油的 100°C 运动黏度，mm²/s。

已知：装置催化剂床层高度 $\Delta L = 31.62$ m；反应器直径 $D = 4415$ mm；入口压力 $P = 15.12$ MPa；催化剂的平均装填密度 $\rho = 739.7588$ kg/m³。根据装置标定原料油 $P-T-e$ 相图，以及前面计算反应入口氢分压计算可知，在反应入口温度 365°C、15.12 MPa 条件下，混合原料油汽化率很低(大约 5.5% 左右)，近似为液相，已知原料油质量流量为 236.79 t/h， $d_{15.6}^{15.6} = 0.9091$ ，换算为标准体积流量(15.6°C)， $F = 260.47$ m³/h；反应器入口气体标准体积流量为混氢流量 $V = 230285.33$ Nm³/h；催化剂平均操作温度 $CAT = 665.65$ K；原料油的 100°C 运动黏度 $\vartheta = 5.1$ mm²/s。代入公式计算求得 $\Delta P = 0.590481$ MPa。

1.2 反应器压降计算方法 2

参照文献[2-5]。

应用单相压力降关联的模型：

Larkinsi 等提出用单项压力降关联气、液相同时通过床层的压降：

气相压降：

$$\Delta P_g = A \left\{ \left[(1 - \varepsilon_g)^2 \times \mu_g \times u_g \right] / (d_p^2 \times \varepsilon_g^3) \right\} + B \left[(1 - \varepsilon_g) / \varepsilon_g^3 \right] \times \left[(\rho_g \times u_g^2) / d_p \right] \quad (2)$$

液相压降：

$$\Delta P_l = A \left\{ \left[(1 - \varepsilon_l)^2 \times \mu_l \times u_l \right] / (d_p^2 \times \varepsilon_l^3) \right\} +$$

$$B \left[(1 - \varepsilon_l) / \varepsilon_l^3 \right] \times \left[(\rho_l \times u_l^2) / d_p \right] \quad (3)$$

气液相压降关联式：

$$\lg \left[\Delta P_g / (\Delta P_l + \Delta P_g) \right] = 0.416 / (0.666 + \lg^2 X) \quad (4)$$

其中：

$$X = (\Delta P_l / \Delta P_g)^2 \quad (5)$$

$$\varepsilon_g = \varepsilon_l = \varepsilon - \varepsilon_k \quad (6)$$

式中：A、B 为常数，A = 150，B = 1.75。

为了计算 ΔP_l 、 ΔP_g ，要分别求出气液相在反应操作条件下的动力黏度 μ (mPa·s)、线速度 u (m/s)、密度 ρ (kg/m³)，其中 $\varepsilon = 0.45$ (本装置的催化剂形状为三叶草形，密相装填，参照 2017 年加氢裂化专家班刘涛实验中催化剂直径与空隙率关系图，本装置催化剂直径 $d_p = 2.5$ mm 对应空隙率在 40% 左右)。根据原料油的平衡汽化的 $P-T-e$ 相图，可知在反应入口温度 365°C、15.12 MPa 条件下，确定反应液相为原料油，气相为循环氢(不考虑裂化各床层气液相随反应的变化)。

(1) 计算反应液相(原料油)的 μ 、 u 、 ρ

①常压 37.78°C 下的运动黏度：

$$\lg v_{37.78} = 4.39371 - 1.94733K + 0.12769K^2 - 3.2629 \times 10^{-4} \times \text{API} - 0.0118246K \times \text{API} + (0.171617K^2 + 10.99646 \times \text{API} + 0.0950663 \times \text{API}^2 - 0.860218K \times \text{API}) / (\text{API} + 50.3642 - 4.78231K) \quad (7)$$

其中：原料油 API = 24.1391，UOP K = 11.7552。求得 $v_{37.78} = 18.9544$ mm²/s。

②高压，反应平均操作温度 392.5°C 下的黏度：

$$v = \exp \left[\exp(a + b \times \ln T) \right] - 0.6 \quad (8)$$

其中：

$$a = \ln \left[\ln(v_1 + 0.6) \right] - b \times \ln T_1 \quad (9)$$

$$b = \left\{ \ln \left[\ln(v_1 + 0.6) \right] - \ln \left[\ln(v_2 + 0.6) \right] \right\} / (\ln T_1 - \ln T_2) \quad (10)$$

$T = 665.65$ K， $T_1 = 310.93$ K， $T_2 = 372.04$ K， $v_{98.89} = 5.12$ mm²/s， v 、 v_1 、 v_2 分别是原料油在 T 、 T_1 、 T_2 下的运动黏度。求得 $v = 0.76753$ mm²/s。

③原料油在 392.5°C 下的密度根据关秉振油品密度简洁计算法计算：

$$\rho_i = \rho_{20} - (2.854 - 3.93 \times \rho_{20} + 1.6 \times \rho_{20}^2) \times 0.001 \times (t - 20) \quad (11)$$

其中： $\rho_{20} = 0.9025$ 。求得 $\rho_{392.5} = 678.875$ kg/m³。

液体具有不可压缩性质，在不同压力下密度变化很小，所以原料油在反应操作温度、压力下的密度 $\rho_l = 678.875$ kg/m³。

④根据同一温度、压力下运动黏度与动力黏度关联式：

$$\mu_a = v \times \rho \quad (12)$$

求得常压下 392.5℃ 时原料油的动力黏度 $\mu_a = 0.521\ 057\ \text{mPa}\cdot\text{s}$ 。

⑤根据不同压力下黏度的转化公式:

$$\lg \mu_1 / \mu_a = P \times (-0.010\ 2 + 0.040\ 42 \times \mu_a^{0.181}) / 6.894\ 76 \quad (13)$$

求得操作压力 15.12 MPa 下的黏度 $\mu_1 = 0.000\ 593\ 323\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

⑥反应器直径为 4.415 m, 截面积为 15.301 4 m², 进料量为 236.79 t/h, 在操作温度、压力下原料油密度大约为 0.678 t/m³, 求得操作状态下的表观液速 $u_1 = 0.006\ 34\ \text{m/s}$ 。

(2) 计算气相(循环氢)的 μ, u, ρ

①循环氢黏度较难确定, 将其看成纯氢, 通过《化工物性算图手册》第 135 页中查图得其在操作工况下的动力黏度 $\mu_g = 0.000\ 016\ 34\ \text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

②反应器入口循环氢量为 230 285.33 Nm³/h, 操作压力下的流量为 3 711.583 m³/h, 操作状态下的表观液速 $u_g = 0.067\ 379\ \text{m/s}$ 。

③本装置循环氢分子量为 4.255 2, 其标准状态下密度 $\rho_{\text{标}g} = 0.189\ 964\ \text{g/L}$ 。

④根据气体标准状态方程求得操作压力温度下循环氢密度 $\rho_g = 11.782\ 51\ \text{kg/m}^3$ 。

(3) 气、液相压力降计算

①近似设定 $\varepsilon = 0.45$, 剩余孔隙率 $\varepsilon_k = 0.05$, 依据公式(6)求得 $\varepsilon_g = \varepsilon_l = 0.4$ 。

② $A = 150$; $B = 1.75$; $\rho_g = 11.782\ 51\ \text{kg/m}^3$; $u_g = 0.067\ 379\ \text{m/s}$; $\mu_g = 0.000\ 016\ 34\ \text{Pa}\cdot\text{s}$; $\varepsilon_g = 0.4$; $d_p = 0.002\ 5\ \text{m}$ 。依据公式(2)求得 $\Delta P_g = 499.671\ 0\ \text{Pa/m}$ 。

③ $A = 150$; $B = 1.75$; $\rho_l = 678.875\ \text{kg/m}^3$; $u_l = 0.006\ 34\ \text{m/s}$; $\mu_l = 0.000\ 593\ 323\ \text{Pa}\cdot\text{s}$; $\varepsilon_g = 0.4$, $d_p = 0.002\ 5\ \text{m}$ 。依据公式(3)求得 $\Delta P_l = 686.901\ 2\ \text{Pa/m}$ 。

④依据公式(4)和(5)求得反应器每米压降 $\Delta P_{lg} = 4\ 311.545\ \text{Pa/m}$ 。

⑤最终得出总床层压降 $\Delta P = 0.136\ 3\ \text{MPa}$ 。

实际标定总床层压降为 0.47 MPa, 偏差较大。计算过程气液相用了同样的孔隙率, 而非气液相有效孔隙率。

1.3 反应器压降计算方法 3

应用王月霞方程^[5]:

$$\Delta P_G = A_G \{ [(1 - \varepsilon_G)^2 \times \mu_G \times u_G] / (d_p^2 \times \varepsilon_G^3) \} +$$

$$B_G [(1 - \varepsilon_G) / \varepsilon_G^3] \times [(\rho_G \times u_G^2) / d_p] \quad (14)$$

$$\Delta P_L = A_L \{ [(1 - \varepsilon_L)^2 \times \mu_L \times u_L] / (d_p^2 \times \varepsilon_L^3) \} +$$

$$B_L [(1 - \varepsilon_L) / \varepsilon_L^3] \times [(\rho_L \times u_L^2) / d_p] \quad (15)$$

上述方程中所涉及到的参数计算公式如下:

$$A = 72 \times C^2 \times \tau \quad (16)$$

$$B = 0.580\ 8 \times C^3 \quad (17)$$

$$C = 1 - d \ln \varepsilon \quad (18)$$

$$d = 0.718\ 4 + 0.036\ 34 \times (\delta / \varphi_s) \quad (19)$$

$$\tau = -0.308\ 6 + 1.313\ 5 / \delta \quad (20)$$

$$\delta = [3 \times (1 - \varepsilon)] / (2 \times \varepsilon) \quad (21)$$

$$d_p = 6 \times (V_p / S_p) \quad (22)$$

①已知催化剂颗粒长度为 5 mm, 粒径为 2.5 mm, 将其看成圆柱形, 则催化剂颗粒体积 $V_p = 24.5312\ \text{mm}^3$, 催化剂外表面积 $S_p = 61.328\ 13\ \text{mm}^2$, 依据公式(22), 求得催化剂当量直径 $d_p = 0.002\ 4\ \text{m}$ 。

②相同体积球体半径为 1.802 8 mm, 相同体积球体表面积为 40.821 1 mm², 球形度 φ_s 为 0.665 6, 床层孔隙率 ε 为 45%, 则根据公式(21)求得黏性系数和惯性阻力系数^[2] $\delta = 1.833\ 3$ 。

③分别依据公式(16)~(20)求得:

$$\tau = 0.470\ 9, d = 0.859\ 9, C = 1.688\ 7,$$

$$A = 96.686\ 6, B = 2.796\ 9$$

④从 1.2 中已知如下:

$$\rho_l = 678.875\ \text{kg/m}^3, u_l = 0.006\ 34\ \text{m/s},$$

$$\mu_l = 0.000\ 593\ 323\ \text{Pa}\cdot\text{s}, \rho_g = 11.782\ 51\ \text{kg/m}^3,$$

$$u_g = 0.067\ 379\ \text{m/s}, \mu_g = 0.000\ 016\ 34\ \text{Pa}\cdot\text{s},$$

$$d_p = 0.002\ 5\ \text{m}$$

将上述参数值代入公式(14)和(15), 结合等量关系: 稳定条件下, $\Delta P_G = \Delta P_L = \Delta P_{LG}$, $\varepsilon = \varepsilon_G + \varepsilon_L + \varepsilon_k$ 。已知 $\varepsilon = 0.45$, 假设 $\varepsilon_k = 0.03$ 时, 求得 $\varepsilon_G = 0.214$, $\varepsilon_L = 0.216$, $\Delta P_G = 5\ 873.26\ \text{Pa/m}$, $\Delta P_L = 5\ 924.239\ \text{Pa/m}$ 。

最终求得反应器总压降 $\Delta P = 0.187\ \text{MPa}$, 与实际值 0.47 MPa 偏差较大, 需修正孔隙率 $\varepsilon_k = 0.22$, 求得 $\varepsilon_G = 0.163$, $\varepsilon_L = 0.167$, $\Delta P_G = 14\ 321.275\ \text{Pa/m}$, $\Delta P_L = 14\ 328.457\ 21\ \text{Pa/m}$ 。

最终求得反应器总压降 $\Delta P = 0.453\ 1\ \text{MPa}$, 与实际值 0.47 MPa 比较接近。

1.4 3种计算方法对比

为了更好地理解上面 3 种计算压差方法, 以及在装置实际生产过程中合理选择, 对 3 种计算方法进行分析比较, 见表 3。

表 3 3 种压价计算方法分析比较

比较项目	刘凯祥 关联式	王月霞 关联式	单相压力降 关联模型
压差值/ MPa	0.5905	0.4531	0.1363
与实际偏 差/%	25.64	-3.60	-71.00
优缺点	优点: 关联参数简单, 计算简单。 缺点: 误差较大, 没有考虑不同气液动力黏度、不同有效空隙率的影响; 可能对不同装置误差不同。	优点: 误差小, 考虑不同气液动力黏度、不同有效空隙率的影响。 缺点: 计算复杂, 关联参数较多, 需要迭代运算。	缺点: 误差较大, 虽然考虑不同气液动力黏度, 但没有考虑气液有效空隙率的影响。

2 催化剂床层压降拓展计算分析

标定期间实际床层压差值 0.47 MPa, 偏差 0.12 MPa, 偏差较大。公式中对不同催化剂的空隙率以及不同原料油和氢气的黏度关联度小, 参照催化剂直径与空隙率关系图, 本装置催化剂直径 2.5 mm, 对应空隙率在 45% 左右。同时, 正常生产中一般循环氢流量固定, 压差随着处理量、温度、运行时间(结垢)变化而变化, 所以根据历史数据重新对刘凯祥总结的加氢裂化反应器床层压差计算经验公式进行校正:

$$\Delta P = \alpha^2 \times 4.565 \times 10^{-5} \times \Delta L \times D^{-2} \times (19/P)^{(1-CAT/653.15)} \times \rho \times F^{0.58} \times V^{0.67} \times \vartheta^{0.35} \times \exp(2600/CAT) \quad (23)$$

代入校正后的公式计算结果 $\Delta P = 0.472689$ 。

选取装置运行初期的几种典型工况, 根据修正后的公式计算压差, 与实际压差进行对比, 结果见表 4。

表 4 几种典型工况计算压差与实际压差对比

处理量/ (t·h ⁻¹)	反应平均操作 温度/°C	计算压差/ MPa	实际压差/ MPa
140	382.9	0.369054	0.36
180	385.9	0.418904	0.42
200	387.9	0.439718	0.43
220	389.9	0.458917	0.44
240	392.5	0.476391	0.48

从表 4 可以看出, 修正后的公式较适应本加氢

裂化装置, 但公式中的污垢系数 α 需要人为判断催化剂运行初末期, 不能根据运行时间连续测算反应器压差。

在装置运行稳定、原料性质稳定情况下, 催化剂随着运行时间加长缓慢结垢(结焦), 压差也缓慢升高, 反应器催化剂压差与运行时间(负荷)关联参数曲线如图 1 所示。

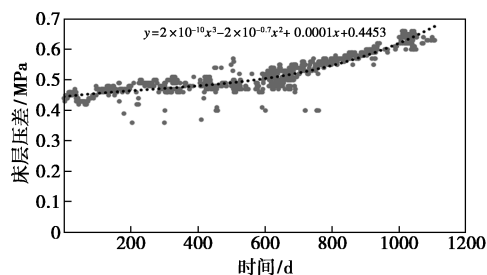


图 1 反应器催化剂压差与运行时间(负荷)关联参数曲线

根据图 1 的曲线, 归一出污垢系数 α 与运行时间和装置负荷关联式:

$$\alpha = 2 \times 10^{-7} (S \times \varphi)^2 - 4 \times 10^{-5} \times S \times \varphi + 1.0206 \quad (24)$$

式中: S 为运行时间, d; φ 为运行负荷, %。

因此最终得出经校正后的加氢裂化反应器床层压差计算公式为:

$$\Delta P = [2 \times 10^{-7} (S \times \varphi)^2 - 4 \times 10^{-5} \times S \times \varphi + 1.0206]^2 \times 4.565 \times 10^{-5} \times \Delta L \times D^{-2} \times (19/P)^{[1-CAT/653.15]} \times \rho \times F^{0.58} \times V^{0.67} \times \vartheta^{0.35} \times \exp(2600/CAT) \quad (25)$$

3 总结

利用校正后的公式可以预测催化剂床层压差, 实时连续对比监控床层压差。正常生产时根据预测可精准判断催化剂的运行周期, 提前做好换剂准备。

参考文献

- [1] 李立权. 加氢裂化装置工艺计算与技术分析[M]. 北京: 中国石化出版社, 2009: 50-55.
- [2] 何知良. 石油化工工艺计算程序[M]. 北京: 烃加工出版社, 1993: 41-43.
- [3] 林世雄. 石油炼制工程[M]. 北京: 石油工业出版社, 2000: 35-38.
- [4] 王松汉. 石油化工设计手册(第一卷)[M]. 北京: 化学工业出版社, 2001: 483.
- [5] 方向晨. 加氢裂化工艺与工程[M]. 2 版. 北京: 中国石化出版社, 2016: 100-120. ■