运用Petro-SIM建立炼化一体化全流程模型

**吕燕君**

**中国石化上海石油化工股份有限公司 上海市 200540**

**摘要：**炼化领域流程模拟优化技术及计算机软件开发技术的快速发展和深度应用，为石化企业提升经济效益提供了有效途径和有力支撑。本文以大型石化企业实际应用为基础，介绍了运用Petro-SIM 6.2版流程模拟软件建立炼化一体化全流程模型，准确表征各单装置及全厂实际运行性能，并以效益最大化为目标，运用模型开展炼化一体化生产计划优化方案测算，对原料品种、数量、操作条件进行优化，对各种中间物料产品切割和流向进行研究，从而有效识别和评估优化增效方案等一系列实践的工作方法、技术路线、应用效果和后续展望，也是Petro-SIM最新版软件首创在国内大型石化企业实现炼化一体化全流程模拟应用的经验探索。

**关键词：**Petro-SIM；流程模拟；炼化一体化

# 引言

在当前市场环境下，炼油行业普遍面临市场竞争压力大、环保要求不断提高的挑战，从源头选择适合自己加工的原油，优化中间物料的流向并进行各个装置的操作性能优化，从而提升企业经济效益，已经成为先进石化企业的最佳实践。只有建立能准确表征各个工艺装置性能的单装置模拟模型，以及准确反映炼油厂实际运行性能的全厂流程模拟模型，将能够对原料品种、数量进行优化，能够进行各种中间物料产品切割、流向的研究，从而增强企业应对多变市场环境的能力，提升企业经济效益，促进可持续发展。

KBC公司的Petro-SIM软件是上下游一体化的炼油工艺模拟软件，它以蒸馏与反应器模型为核心，结合产品调和模型、原油拟合技术以及物流混合的独特方法，可以建立完整工艺流程的严格的非线性生产模拟，快速并准确评估炼厂不同原料、中间物流、工艺、操作条件以及决策变化对全厂物料平衡、产品性质、装置能耗及全厂经济效益的影响。

中国石化早在2010年就开始引进Petro-SIM软件作为排产分析优化工具，上海石化于2011年建立了炼油全流程模型并投入使用，根据模型测算提出了多项生产优化方案，提高了企业经济效益。但随着模型应用的不断深入，模型存在的问题和新的应用需求逐步显现，一是软件版本老旧，物性传递在个别装置存在问题，模型存在Bug干扰；二是软件模块不全，未能涵盖全部重要装置，影响到模型计算精度和测算优化范围，对于工艺物料流程相对复杂、芳烃原料既有重整料也有裂解汽油加氢料的生产装置，原有模型已无法满足日常优化分析的要求；三是软件许可不足，限制了用户数量的增加，模型推广应用受限。

因此上海石化对原有Petro-SIM模型软件进行了升级，通过引进KBC公司最新版本的Petro-SIM v6.2模型软件使用许可，建立起准确表征各个工艺装置性能的单装置SIM模型以及准确反映全厂实际运营性能的炼化一体化全流程模拟模型，利用模型进行装置操作条件的优化、加工路线和产品结构的优化，有效识别和评估优化增效方案，持续提高全厂赢利水平。

# 技术路线

应用统一配置的KBC公司最新版Petro-SIM6.2模型软件，通过对炼化装置机理模型的探索和研究，收集装置运行及分析数据，经过建立模型、模型验证、模型比对分析等多个过程，对各工艺装置进行物料性质、产品收率和能耗水平的标准化，为其每个化工单元建立准确的性能表征SIM模型，保证模型结果的精度，最终建立符合企业工况条件的炼化一体化工艺模型。

运用Petro-SIM软件建立的模型，通过物性传递、反应动力学计算和能量平衡计算，预测改变条件后对装置产品性质、产品分布和主要消耗影响程度，研究原料变化后对装置产品分布影响程度。通过市场价格因素，进行单装置和全厂性的经济性分析对比。利用模型进行装置操作条件的优化、加工路线和产品结构的优化，有效地识别和评估优化增效方案。

图1 模型建立示意图

# 模型建立

Petro-SIM模型建立过程一般经过以下六个主要阶段：

（1）**确定目标范围。**根据企业生产装置的工艺特点和实际情况，确定建模范围和相应的软件模块，确定模型精度指标、建模工况、建模方案和数据要求、系统组分、收敛条件、验证校正项等内容；

（2）**收集基础数据。**根据已经确定的建模范围和建模工况，选取能够代表工艺装置按典型负荷稳定运行的一个时间段，收集装置基础数据，并确保数据的有效性和完整性；

（3）**建立装置模型。**采用已收集的装置基础数据，在Petro-SIM平台建立装置工艺模型，包括体系组分建立、热力学方程选择、二元交互作用参数设定、反应器机理模型建立、分离系统模型建立、调和单元模型建立等；

（4）**模型收敛。**实现模型计算收敛是模型可用的必要条件，包括选择合适的热力学方程，输入装置中全部组分，处理特殊组分，选取循环物流，确定流程收敛方法，达到全部闭环收敛；

（5）**模型校核。**通过对模型数据的校核，保证模型的有效性和准确性，包括各股关键物流物料衡算和能量衡算的比较，关键工艺参数对产品质量影响的校正；

（6）**模型验证。**采集多组不同工况下的生产装置实际数据，分别与模型运行结果进行比对，针对差异进一步调整模型参数，确保模型的精确度和稳定性。

## **建立单装置模型**

下面以渣油加氢装置为例，说明单装置的建模过程和相关参数。

### **模型精度要求**

在渣油加氢生产装置满足以下条件时：

1. 新鲜进料量的变化范围在基准工况的±20 %以内；
2. 进料密度的变化范围在基准工况时±3 API以内；
3. 新鲜进料平均沸点的变化范围在基准工况时±25℃以内；
4. 进料硫含量的变化范围在基准工况时的±50% of Base wt%以内；
5. % HDS的变化范围在基准工况时的±50% of Base wt%以内。

模型预测结果要求达到以下精度：

1. C1-C4收率达到实际值± 2 wt%；
2. C5+液体产品收率达到实际值± 2 wt%；
3. 反应器床层温度达到实际值±3℃；
4. 化学氢耗达到实际值±0.25 wt%。

### **软件模块和收敛条件**

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 表 3‑1渣油加氢装置软件模块和收敛条件 | | |
| 设备名称 | 软件模块 | 收敛条件 |
| 渣油加氢反应器R1101-R1105 | RHDS-SIM |  |
| 渣油加氢反应器R1801-R1805 | RHDS-SIM |  |
| 反应产物与混氢油换热器E1101 | Heat Exchanger | * 压降 * 出口物流温度 |
| 热高分气与混氢油换热器E1102 | Heat Exchanger | * 压降 * 出口物流温度 |
| 热高分气与混合氢换热器E1103 | Heat Exchanger | * 压降 * 出口物流温度 |
| 热高分气与混合氢换热器E1104 | Heat Exchanger | * 压降 * 出口物流温度 |
| 热高压分离器D1103 | Separator | * 压降 |
| 热低压分离器D1104 | Separator | * 压降 |
| 冷高压分离器D1105 | Separator | * 压降 |
| 循环氢压缩机K1102 | Compressor | * 出口压力 |
| 冷低压分离器D1106 | 3-Phase Separator | * 压降 |
| 硫化氢汽提塔C1201 | distillation column | * 回流比 |
| 分馏塔C1202 | distillation column | * 液化气抽出量 * 粗气油干点 * 柴油95点 * 回流比 * 中段返塔温度 |

### **模型计算结果**

在Petro-SIM软件平台建立渣油加氢单装置模型后，采用典型工况基础数据进行模型校正，将校正因子导入到预测模型，设定模型的主要操作条件与典型工况生产操作条件一致，获得模型的预测结果如下：

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 表 3‑2 渣油加氢装置物料平衡表，t/h | | |  |
|  | 实际 | 模型 | 差异 |
| 原料 |  |  |  |
| AR/HVGO/洗涤油自装置外来 | 502.50 | 502.90 | 0.40 |
| 减压渣油自装置外来 |
| 开工蜡油自装置外来 |
| 新氢进装置 | 10.58 | 9.52 | -1.06 |
| 产品 |  |  |  |
| 含氢气体 | 3.81 | 4.33 | 0.52 |
| 酸性富气 | 3.46 | 3.04 | -0.42 |
| 轻烃 | 7.03 | 7.75 | 0.72 |
| 石脑油出装置 | 2.34 | 1.08 | -1.26 |
| 柴油 | 46.17 | 47.62 | 1.45 |
| 加氢渣油 | 450.00 | 448.40 | -1.60 |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑3 渣油加氢装置模型指标** | | |  |  |
|  | 实际 | 模型 | 差异 | 是否达到精度要求 |
| C1-C4收率达到实际值± 2 wt % | 1.42 | 1.44 | 0.02 | Y |
| C5+液体产品收率达到实际值± 2 wt% | 97.18 | 96.90 | -0.28 | Y |
| R1101各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 359.50 | 359.50 | 0.00 | Y |
| 365.00 | 365.00 | 0.00 | Y |
| 373.00 | 373.00 | 0.00 | Y |
| 386.30 | 386.30 | 0.00 | Y |
| 393.40 | 393.40 | 0.00 | Y |
| R1801各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 338.70 | 338.70 | 0.00 | Y |
| 345.80 | 345.80 | 0.00 | Y |
| 349.50 | 349.50 | 0.00 | Y |
| 349.70 | 349.70 | 0.00 | Y |
| 349.10 | 349.10 | 0.00 | Y |
| 化学氢耗达到实际值±0.25 wt% | 1.40 | 1.21 | -0.19 | Y |

表3-3中，C1-C4收率为含氢气体、酸性富气收率之和；C5+液体产品收率为石脑油、柴油、加氢渣油收率之和。

可以看出，模型预测结果逼近实际数据，模型中产品性质与实际性质匹配较好。

### **模型验证比对**

选取其他三个不同的实际工况A、B、C，采用以基础数据建立的模型，将模型的进料量与性质、主要操作条件设定为分别与上述三个工况的生产操作条件一致，分别计算获得模型的预测结果，分别与相应的实际工况相比对，要求其差异均应控制在精度指标范围之内，以此验证模型的精准度和稳定性。如果其中有一个工况差异较大，则应调整模型参数，直至运用同一个模型对三种不同工况的预测结果与实际数据之间的差异均能达到精度要求。

模型计算结果与实际工况A的比对结果：

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑4 渣油加氢装置料平衡表比对实际工况A，t/h** | | |  |
|  | 实际A | 模型 | 差异 |
| 原料 |  |  |  |
| AR/HVGO/洗涤油自装置外来 | 465.00 | 465.00 | 0.00 |
| 减压渣油自装置外来 |
| 开工蜡油自装置外来 |
| 新氢进装置 | 7.40 | 8.68 | 1.28 |
| 产品 |  |  |  |
| 含氢气体 | 3.73 | 3.73 | 0.00 |
| 酸性富气 | 2.67 | 2.67 | 0.00 |
| 轻烃 | 6.88 | 6.88 | 0.00 |
| 石脑油出装置 | 0.71 | 0.98 | 0.27 |
| 柴油 | 43.45 | 46.35 | 2.90 |
| 加氢渣油 | 415.97 | 412.89 | -3.08 |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑5 渣油加氢装置模型指标比对实际工况A** | | |  |  |
|  | 实际A | 模型 | 差异 | 是否达到精度要求 |
| C1-C4收率达到实际值± 2 wt % | 1.70 | 1.30 | -0.40 | Y |
| C5+液体产品收率达到实际值± 2 wt% | 95.60 | 95.90 | 0.30 | Y |
| R1101各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 341.30 | 341.30 | 0.00 | Y |
| 346.20 | 346.20 | 0.00 | Y |
| 348.50 | 348.50 | 0.00 | Y |
| 349.00 | 349.00 | 0.00 | Y |
| 351.10 | 351.10 | 0.00 | Y |
| R1801各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 357.30 | 357.30 | 0.00 | Y |
| 365.00 | 365.00 | 0.00 | Y |
| 374.00 | 374.00 | 0.00 | Y |
| 371.70 | 371.70 | 0.00 | Y |
| 374.70 | 374.70 | 0.00 | Y |
| 化学氢耗达到实际值±0.25 wt% | 1.24 | 1.32 | 0.08 | Y |

模型计算结果与实际工况B的比对结果：

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑6 渣油加氢装置料平衡表比对实际工况B，t/h** | | | |  |
|  | 实际B | 模型 | 差异 | |
| 原料 |  |  |  | |
| AR/HVGO/洗涤油自装置外来 | 465.00 | 465.00 | 0.00 | |
| 减压渣油自装置外来 |
| 开工蜡油自装置外来 |
| 新氢进装置 | 7.69 | 8.56 | 0.87 | |
| 产品 |  |  |  | |
| 含氢气体 | 5.94 | 3.68 | -2.26 | |
| 酸性富气 | 3.02 | 2.71 | -0.31 | |
| 轻烃 | 4.63 | 5.71 | 1.08 | |
| 石脑油出装置 | 1.70 | 1.29 | -0.41 | |
| 柴油 | 47.30 | 46.98 | -0.32 | |
| 加氢渣油 | 409.60 | 412.98 | 3.38 | |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑7 渣油加氢装置模型指标比对实际工况B** | | |  |  |
|  | 实际B | 模型 | 差异 | 是否达到精度要求 |
| C1-C4收率达到实际值± 2 wt % | 1.80 | 1.30 | -0.50 | Y |
| C5+液体产品收率达到实际值± 2 wt% | 94.60 | 95.80 | 1.20 | Y |
| R1101各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 344.30 | 344.30 | 0.00 | Y |
| 349.50 | 349.50 | 0.00 | Y |
| 351.00 | 351.00 | 0.00 | Y |
| 351.00 | 351.00 | 0.00 | Y |
| 354.70 | 354.70 | 0.00 | Y |
| R1801各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 358.80 | 358.80 | 0.00 | Y |
| 365.30 | 365.30 | 0.00 | Y |
| 375.20 | 375.20 | 0.00 | Y |
| 374.50 | 374.50 | 0.00 | Y |
| 377.10 | 377.10 | 0.00 | Y |
| 化学氢耗达到实际值±0.25 wt% | 1.35 | 1.29 | -0.06 | Y |

模型计算结果与实际工况C的比对结果：

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑8 渣油加氢装置料平衡表比对实际工况C，t/h** | | | |  |  |
|  | 实际C | 模型 | 差异 | | |
| 原料 |  |  |  | | |
| AR/HVGO/洗涤油自装置外来 | 488.2 | 488.2 | 0.00 | | |
| 减压渣油自装置外来 |
| 开工蜡油自装置外来 |
| 新氢进装置 | 8.10 | 8.50 | 0.40 | | |
| 产品 |  |  |  | | |
| 含氢气体 | 3.16 | 3.77 | 0.61 | | |
| 酸性富气 | 2.88 | 2.76 | -0.12 | | |
| 轻烃 | 5.30 | 5.41 | 0.11 | | |
| 石脑油出装置 | 1.75 | 1.10 | -0.65 | | |
| 柴油 | 49.02 | 44.31 | -4.71 | | |
| 加氢渣油 | 434.76 | 438.79 | 4.03 | | |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑9 渣油加氢装置模型指标比对实际工况C** | | |  |  |
|  | 实际C | 模型 | 差异 | 是否达到精度要求 |
| C1-C4收率达到实际值± 2 wt % | 1.30 | 1.30 | 0.00 | Y |
| C5+液体产品收率达到实际值± 2 wt% | 95.50 | 95.80 | 0.30 | Y |
| R1101各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 346.30 | 346.30 | 0.00 | Y |
| 352.50 | 352.50 | 0.00 | Y |
| 355.00 | 355.00 | 0.00 | Y |
| 353.60 | 353.60 | 0.00 | Y |
| 357.00 | 357.00 | 0.00 | Y |
| R1801各床层入口温度达到实际值±3 ℃ | 360.90 | 360.90 | 0.00 | Y |
| 366.10 | 366.10 | 0.00 | Y |
| 376.30 | 376.30 | 0.00 | Y |
| 376.50 | 376.50 | 0.00 | Y |
| 378.30 | 378.30 | 0.00 | Y |
| 化学氢耗达到实际值±0.25 wt% | 1.38 | 1.19 | -0.19 | Y |

从以上数据看，模型预测结果与装置实际数据均比较相近，即通过选取三套不同工况数据进行验证，模型均能符合精度要求，这表明渣油加氢模型不仅能够比较准确地对装置生产进行预测，而且模型具有良好的稳定性。

## **建立炼化一体化全流程模型**

炼化一体化全流程模型的建模与验证，相对于单装置模型而言较为复杂。首先，需要完成所有单装置模型的建模与验证，确保单装置模型的精度；其二，选取能够代表所有工艺装置同时按典型负荷稳定运行的一个时间段作为基础月，采集该基础月所有装置的实际数据，作为建立全流程模型的基础数据；再者，需针对基础月收集一套完整的全厂平衡数据，包括所有库存调整或变化情况，工厂库存数据和成品余量、以及产品调和信息等，用于炼化一体化程模型的建立，并且除了物料平衡，还需关注硫、氮、碳、氢元素平衡。

### **模型精度要求**

全流程模型的精度指标为：最终（调和）产品的产率差异在±2%质量百分比以内。

为保证进一步提升炼油化工一体化模型的准确性和稳定度，还要求实验室分析数据能够满足重复性及再现性，要求每个单装置的物料平衡数据闭合度（原料到产品）为100 ± 1 wt%，要求每个单装置模型精度及其它物性数据的预测精度达到预定指标。

### **涵盖装置和软件模块**

炼化一体化全流程模型包括以下主要装置，采用Petro-SIM平台及Petro-RX反应器模型进行建模，采用的软件模块见下表。

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| 表 3‑10全流程模型主要装置和建模模块 | | |
| **序号** | **名称** | **应用模块** |
| 1 | 2#常减压蒸馏装置 | Distillation Column |
| 2 | 3#常减压蒸馏装置 | Distillation Column |
| 3 | 3#柴油加氢装置 | DHTR-SIM |
| 4 | 3#PSA氢气提纯装置 | Distillation Column |
| 5 | 产品精制装置 | Distillation Column |
| 6 | 1#柴油加氢装置 | DHTR-SIM |
| 7 | 催化汽油选择性加氢装置 | NHTR-SIM |
| 8 | 溶剂脱沥青装置 | Distillation Column |
| 9 | 中压加氢裂化装置 | HCR-SIM |
| 10 | 2#制氢装置 | Equilibrium Reactor |
| 11 | 加氢改质装置 | HCR-SIM |
| 12 | 航煤临氢脱硫醇装置 | DHTR-SIM |
| 13 | 1#延迟焦化装置 | DC-SIM |
| 14 | 2#延迟焦化装置 | DC-SIM |
| 15 | 2#重油催化裂化装置 | FCC-SIM |
| 16 | 2#气体分馏装置 | Distillation Column |
| 17 | 催化汽油吸附脱硫装置 | Stabilizer Column |
| 18 | 碳二回收干气提浓装置 | Distillation Column |
| 19 | 渣油加氢装置 | RHDS-SIM |
| 20 | 2#乙烯装置老区 | Olefin-SIM |
| 21 | 2#乙烯装置新区 | Olefin-SIM |
| 22 | 高压加氢裂化装置 | HCR-SIM |
| 23 | 1#制氢装置 | Equilibrium Reactor |
| 24 | 3#制氢装置 | Equilibrium Reactor |
| 25 | 1#重整装置 | Ref-SIM |
| 26 | 1#抽提装置 | Component Splitter |
| 27 | 2#重整装置 | Ref-SIM |
| 28 | 2#抽提装置 | Component Splitter |
| 29 | 4#PSA氢气提纯装置 | Distillation Column |
| 30 | 2#歧化装置 | AROM-SIM |
| 31 | 2#异构化装置 | AROM-SIM |
| 32 | 2#吸附分离装置 | Component Splitter |
| 33 | 2#二甲苯精馏装置 | Distillation Column |
| 34 | 石脑油预加氢处理装置 | NHTR-SIM |
| 35 | 3#重整装置 | Ref-SIM |
| 36 | 3#抽提装置 | Component Splitter |

### **物料平衡**

（1）全厂物料平衡

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| 表 3‑11 全厂物料平衡基础月数据 | | | | |
| **行号** | **FEED** | **流量t/h** | **Product** | **流量t/h** |
| 1 | 沙中 | 469.0 | 95#汽油 | 102.8 |
| 2 | 巴士拉 | 369.4 | 92#汽油 | 293.2 |
| 3 | 科威特 | 378.6 | 98#汽油 | 6.3 |
| 4  。  。  。  21 | 略 | 略 | 略 | 略 |
| 22 |  |  | C10芳烃 | 8.5 |
| 23 |  |  | LPG | 26.9 |
| 24 |  |  | 进罐区 | 70.0 |
| 25 | Total | 1805.4 | Total | 1809.9 |

（2）各单装置物料平衡，仍以渣油加氢单装置为例。

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 表 3‑12渣油加氢装置物料平衡基础月数据 | | | | | | |
| **行号** | **进料** | **说明** | **流量t/h** | **出料** | **说明** | **流量t/h** |
| 1 | DAO To RDS | 脱沥青油 | 0.0 | RDS LPS Gas | 低分气 | 3.8 |
| 2 | CDU250\_AR to RDS | 250#常渣 | 465 | RDS Gas | Gas | 9.9 |
| 3 | VDU350\_Cut3 To RDS | 350#减三线 | RDS Naphtha | 石脑油 | 1.7 |
| 4 | VDU350\_VR To RDS | 350#减渣 | RDS To FCC | 加氢渣油 | 403.0 |
| 5 | VDU800\_\_VR To RDS | 3#CDU减渣 | RDS Light Ends | 轻烃 | 5.2 |
| 6 | VDU800\_Cut3 To RDS | 3#CDU减三线 | RDS Sour Gas | 酸性气 | 2.8 |
| 7 | VDU800\_Cut4 To RDS | 3#CDU减四线 | RDS Diesel | 柴油 | 45.0 |
| 8 | Light Slurry To RDS | 油浆 |  |  |  |
| 9 | 1#DCU CGO To RDS | 1#焦化CGO |  |  |  |
| 10 | 2#DCU CGO To RDS | 2#焦化CGO |  |  |  |
| 11 | RDS H2 Feed | 氢气进料 | 7.4 |  |  |  |
|  | Total |  | 472.4 |  |  | 471.4 |

### **模型计算结果**

采用基础月数据、全厂物料平衡数据及各单装置物料平衡数据，在Petro-SIM软件平台建立全流程模型，运行模型，计算结果如下：

全厂物料平衡及对比见下表。

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑13 基础模型全厂物料平衡** | | | | | | |
| **行号** |  |  | **单位** | **实际** | **模型** | **偏差** |
| 1 | **Overall Mass Balance** | **物料平衡** |  |  |  |  |
| 2 | Feedstocks | 入方 |  |  |  |  |
| 3 | Crude | 原油 | t/h |  |  |  |
| 4 | Arabian Light | 沙轻 | t/h |  |  |  |
| 5 | Arabian Medium | 沙中 | t/h | 469.01 | 469.01 | 0.0 |
| 6 | Basra | 巴士拉 | t/h | 369.41 | 369.41 | 0.0 |
| 7  。  。  。  28 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 |
| 29 | C10A To FCC | FCC混合芳烃进料 | t/h | 8.10 | 8.10 | 0.0 |
| 30 | FCC Insert | FCC惰性组分 | t/h | 10.14 | 10.14 | 0.0 |
| 31 | H2 Imbalance | 氢气不平衡 | t/h | 6.27 | 6.27 | 0.0 |
| 32 |  |  |  |  |  |  |
| **33** | **Total Feed Flow** | **总进料** | **t/h** | **2037.21** | **2037.21** | **0.0** |
| 34 |  |  |  |  |  |  |
| **35** | **Products** | **出方** |  |  |  |  |
| 36 | 92#Gasoline | 92#汽油 | t/h | 293.30 | 296.89 | -3.59 |
| 37 | 95#Gasoline | 95#汽油 | t/h | 102.80 | 102.50 | 0.3 |
| 38 | 98#Gasoline | 98#汽油 | t/h | 6.30 | 6.20 | 0.1 |
| 39  。  。  。  59 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 |
| 60 | VR To Tank | 减渣去罐区 | t/h | 7.20 | 6.18 | 1.02 |
| 61 | SMR Water | 制氢凝水 | t/h | 55.00 | 54.88 | 0.12 |
| 62 | H2 Product | 氢气产品 | t/h | 26.83 | 25.95 | 0.88 |
| 63 |  |  |  |  |  |  |
| **64** | **Total Product Flow** | **总出料** | **t/h** | **2027.2** | **2031.8** |  |

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑14 基础模型调和产品指标** | |  |  | |  | |  | |  |
| 序号 | 模型指标要求 | 实际 | | 模型 | | 差异 | | 是否符合指标要求 | |
| 1 | 航煤调和产品流量达到实际值±2 wt% | 186.70 | | 187.50 | | 0.43% | | Y | |
| 2 | 柴油调和产品流量达到实际值±2 wt% | 492.40 | | 493.71 | | 0.27% | | Y | |
| 3 | 汽油调和产品流量达到实际值±2 wt% | 402.40 | | 405.59 | | 0.79% | | Y | |

### **模型验证比对**

同样地，选取多个不同工况的实际数据，采用基础月数据模型，设定模型的进料量与性质、主要操作条件分别与上述不同工况的生产操作条件一致，分别获得模型的预测结果，与相应实际工况相比对，差异均应控制在精度指标范围之内，以此验证全流程模型的精准度和稳定性。如果其中有一个工况差异较大，则应调整模型参数，直至运用同一个模型对多个不同工况的预测结果与实际数据之间的差异均能达到精度要求。

以下为模型计算结果与某个实际工况D的比对结果：

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑15全厂物料平衡比对实际工况D** | | | | | | |
| **行号** |  |  | **单位** | **实际D** | **模型** | **偏差** |
| **1** | **Overall Mass Balance** | **物料平衡** |  |  |  |  |
| 2 | Feedstocks | 入方 |  |  |  |  |
| 3 | Crude | 原油 | t/h |  |  |  |
| 4 | Arabian Light | 沙轻 | t/h |  |  |  |
| 5 | Arabian Medium | 沙中 | t/h | 448.2 | 448.2 | 0.0 |
| 6 | Basra | 巴士拉 | t/h | 723.7 | 723.7 | 0.0 |
| 7  。  。  。  28 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 |
| 29 | C10A To FCC | FCC混合芳烃进料 | t/h | 5.0 | 5.0 | 0.0 |
| 30 | FCC Insert | FCC惰性组分 | t/h | 13.1 | 13.1 | 0.0 |
| 31 | H2 Imbalance | 氢气不平衡 | t/h | 6.3 | 6.3 | 0.0 |
| 32 |  |  |  |  |  |  |
| **33** | **Total Feed Flow** | **总进料** | **t/h** | **2063.1** | **2063.1** | **0.0** |
| 34 |  |  |  |  |  |  |
| **35** | **Products** | **出方** |  |  |  |  |
| 36 | 92#Gasoline | 92#汽油 | t/h | 275.9 | 275.8 | 0.1 |
| 37 | 95#Gasoline | 95#汽油 | t/h | 116.4 | 116.4 | 0.0 |
| 38 | 98#Gasoline | 98#汽油 | t/h | 14.1 | 14.1 | 0.0 |
| 39  。  。  。  62 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 | 略 |
| 63 | Naphtha For Sale | 乙烯用石脑油外送 | t/h | 38.6 | 38.6 | 0.0 |
| 64 | Diesel Surplus | 柴油剩余量 | t/h | 37.8 | 37.8 | 0.0 |
| 65 | Gas Plant C3H6 | 气分丙烯 | t/h | 18.7 | 16.2 | 2.5 |
| 66 |  |  |  |  |  |  |
| **67** | **Total Product Flow** | **总出料** | **t/h** | **2065.4** | **2069.9** |  |

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **表 3‑16调和产品指标比对实际工况D** | | | |  |  |  |
| 序号 | 模型指标要求 | 单位 | 实际D | 模型 | 差异 | 是否符合指标要求 |
| 1 | 航煤调和产品流量达到实际值±2 wt% | t/h | 187.11 | 188.01 | 0.48% | Y |
| 2 | 柴油调和产品流量达到实际值±2 wt% | t/h | 463.50 | 463.51 | 0.00% | Y |
| 3 | 汽油调和产品流量达到实际值±2 wt% | t/h | 406.33 | 406.35 | 0.00% | Y |

# 标准化和基础工作

要建立炼化一体化全流程模型，实施范围广、数据量大、工作难度高，涉及部门和人员多，而且全流程模型是在先建成所有单装置模型的基础上建立，因此，实施过程必须统一规范，达到标准化，以避免重复或低效工作。

## **数据收集标准化**

规范数据收集整理，明确模型数据收集要求和数据列表内容，并加强数据审核确，确保数据有效性。收集数据主要包括装置PFD图、DCS截图、工艺技术规程、岗位操作法、装置物料平衡、物料平衡相关物流LIMS分析数据、装置主要设备的操作条件、装置最新产品质量考核指标、以及催化剂的评价数据、装填数据、运行周期数据等。

## **详细设计标准化**

规范详细设计框架，编制详细设计书样版，明确需求分析对接、详细设计编写和审核确认的工作要求，确保详细设计思路清晰、内容准确完整、工作高效，为后续建模工作提供有效依据。

## **建模标准化**

明确建模统一规范，制定建模初始文件，统一单位模板，统一单位集，规范操作单元模块、主要物流、Spreadsheet表等要素的命名方式，规范精馏塔建模方式，保证模型和装置PFD尽量统一，从而节省全流程建模的工作量，也为今后简化模型维护工作打下基础。

## **模型验证标准化**

由于装置多，数据多，比对次数多，涉及人员多，模型验证比对的工作量非常大，应制定统一的比对数据表、验证进度表，及时记录比对过程中发现的问题，跟踪解决情况，对于共性问题，及时共享解决方案。

## **试运行标准化**

通过试运行，通过制定测算目标，编制优化方案，可以帮助模型使用人员熟练掌握模型使用方法和技巧，提高模型维护能力，推进模型使用人员运用模型进行优化措施和方案的分析研究，从而建立起模型运行和应用的工作机制和骨干队伍。

## **培训先行**

建模工程师都是来自各装置一线的业务骨干，他们不仅对装置工艺有着深刻理解，而且在开始建模之前，参加Petro-SIM软件使用技术专题培训，通过培训学习掌握了软件使用和装置建模方法，为后续按时完成建模、验证和投用工作做好技术储备。

## **建立模型档案**

模型文件是集体智慧结晶和企业宝贵资产，是持续开展生产优化工作的基础平台。建立规范有效的模型存档、更新和访问机制，借助企业云实现模型数据云端存储、模型用户授权共享、模型数据异机备份、访问更新日志记录，加强模型数据安全保密，为生产管理人员开展模型建立、使用、维护和优化方案测算工作提供统一便捷的信息化平台。

## **模型应用管理**

建立模型运行和应用的工作机制，明确各单位（部门）工作要求、职责分工和考核标准，对在流程模拟和优化工作中做出贡献的集体和个人予以奖励。

# 方案测算

模型建成以后，企业可以结合生产实际进行生产优化方案的评估和测算。以下例举部分测算方案。

## **船燃加工方案测算**

利用全流程模型对150万吨、50万吨船燃方案进行测算，计算各方案下的全厂产品结构，以及量化测算因加氢渣油硫含量指标的升级对催化剂寿命的影响。结合近期成本价格，可以测算各方案的效益情况，确定方案调整后的加氢渣油的边际价值。获得测算结论：150万吨船燃方案相对于基准方案，效益下降5.02万元/小时，加氢重油边际价格为3731元/吨。50万吨船燃方案与基础方案相比，效益增加0.41万元/小时，加氢重油边际价格为3381元/吨。同时，由于加氢重油硫含量指标的升级，使得渣油加氢装置反应深度增加，催化剂寿命下降43天。

## **催化装置改造优化测算**

利用催化裂化机理模型，在分馏塔顶增设一级冷凝器，以此研究其对催化装置吸收稳定部分及下游RSDS汽油切割塔能耗的影响，并测算增设一级冷凝器可获得收益，评估改造方案的价值。获得测算结论：分馏塔顶实施双级冷凝有利于降低吸收稳定能耗及RSDS装置轻重汽油切割塔操作能耗，每小时可收益555.6元。

## **渣油加氢反应深度评估测算**

利用渣油加氢模型测算反应深度调整对产品分布的影响，并根据当月价格测算反应深度调整后的效益变化情况，以此指导反应温度调整。得出测算结论：降低反应深度则可能造成加氢重油硫含量不合格，影响下游催化装置稳定，因此建议维持基础工况的入口温度。

## **乙烯裂解深度和产品收率测算**

利用乙烯装置模型，在当前原料的前提下研究分析乙烯裂解炉裂解深度对经济效益和高附收率的影响，并根据测算结果对各裂解炉的操作条件提出优化目标，指导优化操作。测算完成后给出操作建议：LNAP COT控制值835℃，LPG COT控制值860℃，共裂LNAP COT控制值838℃，适当提高LNAP、LPG和共裂解NAP COT，可提高装置经济效益和高附加值产品收率。

## **重整反应氢烃比和产品收率测算**

利用重整装置模型测算重整反应氢烃比的调整对装置产品收率的影响及循环氢压缩机功耗的影响。获得测算结论：氢烃比由2.8提高至3.2时，效益提高约800元/h，但循环氢压缩机功率亦提高30%，实际生产中应进行综合考虑。

# 结论和展望

Petro-SIM作为炼油工艺流程模拟软件，是一个模块化的高度集成的交互式可控可拓展的模拟平台，包含基础环境、原油拟合环境以及流程模拟环境，提供了完整的建模模块、丰富的组分包、物性包和严格机理反应模拟模块，软件操作界面友好，软件智能化程度高。

应用Petro-SIM v6.2版本软件可建立大型炼化企业一体化全流程模型，实现准确表征各单装置及全厂实际运行性能的功能，能够对原料品种、数量、操作条件进行优化，能够进行各种中间物料产品切割、流向的研究，可以有效识别、评估优化增效方案，最终调和产品产率模型预测精度可达到±2 wt%以内。

运用Petro-SIM模型进行优化方案测算，可降低企业在优化产品结构、调整加工路线所需的时间成本和人力成本，促进智能化生产。通过Petro-SIM v6.2模型应用，实现了可透视、可比对的应用场景，为企业排产优化决策和经济效益提升提供了可靠的模拟平台和准确的数据基础。

展望未来，流程模拟软件应用作为企业智能化的有力手段，将发挥更大作用。流程模拟软件将会不断推陈出新。Petro-SIM下一版本V7将会给建模带来更大的自由度和精确度，模型应用工作更是任重道远，Petro-SIM模型只有长周期应用才能为企业获取持续经济效益。而借助信息化技术，将可以更好地促进模型应用。

一．**模型定期自动维护。**为确保模型精度，需要不断收集装置实际数据，定期对模型进行校准与维护。我们可以自动采集和处理模型运行所需数据，定期自动运行单装置模型，比较模型结果与实际之间的差异，促进校正模型或者整改仪表以维持模型精度。

二．**模型数据自动录入。**运用模型进行方案测算时需要输入大量数据，包括装置物料平衡、主要设备操作条件及各产品的关键性质等关键数据，而这些数据分布于企业的生产实时数据库PHD、实验室分析LIMS等系统。我们可以通过信息系统集成应用，从现有信息系统中自动获取相关数据，按照用户定义设定取数逻辑，自动录入到模型数据库进行运算，将可以减少每次为测算进行数据准备的工作量，从而提高工作效率。

三．**测算方案智能分析。**在针对某个目标进行测算时，通常会考虑各种因素选取不同途径而形成多种优化方案，我们可以借助数据处理技术，为模型数据的分析展示提供可视化平台，将多组测算方案进行多角度智能化综合比对，辅助企业管理层快速准确做出决策。

四．**自动为计划优化提供数据。**PIMS是当前许多石化企业采用的计划优化模型软件，其测算方案用来指导和优化企业排产计划。我们可以将Petro-SIM模型的测算结果自动提供给PIMS软件进行计划排产优化，从而进一步提高计划优化的科学性、准确性和可行性，为企业精益管理获取最大化效益提供重要支撑。

**参考文献：**

[1] 郑娆 王耘，调控流图建模原理与应用，化学工业出版社，2014

[2] 韩建国 张克慧，大型企业信息化工程项目群管理实战，中国经济出版社，2014

[3] 蔡源 孙海燕，化工单元操作设计及优化，化学工业出版社，2015

**作者简介：**

姓名：吕燕君

（1967-），女（汉族），上海市，中国石化上海石油化工股份有限公司IT服务中心，计算机应用专家。

详细通讯地址：上海市金山区金一路48号 上海石化股份有限公司

邮编：200540

邮箱：lvyj.shsh@sinopec.com

手机：13818106743

QQ：77239205