

基于 RSM 的轻烃回收装置 C₃ 收率分析及优化

邓 骥*, 魏 芳, 申世勇, 李卫晨子

(新疆寰球工程公司, 新疆 独山子 833699)

摘要:采用 HYSYS 建立轻烃回收装置工艺模型,通过灵敏度分析选择低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度为回归参数,基于响应面方法(RSM)建立装置 C₃ 收率等考察指标与回归参数间的回归模型与优化模型。经分析得到,低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度可显著影响装置 C₃ 收率,且显著度大小关系为:脱乙烷塔底温度 > 低温分离温度 > 脱丁烷塔底温度;脱乙烷塔底温度与低温分离温度间交互作用大于脱乙烷塔底温度与脱丁烷塔底温度间交互作用。以 C₃ 收率最大化为优化目标,LPG 满足 GB 11174—2011 为约束条件,对优化模型求解得出最优操作参数:低温分离温度 -72℃、脱乙烷塔底温度 30.5℃、脱丁烷塔底温度 138.0℃。在此条件下,装置 C₃ 收率理论上可提升 6.15%。

关键词:轻烃回收; C₃ 收率; RSM; 交互作用; 优化

中图分类号:TE646

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)08-0178-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2016.08.043

C₃ yield analysis and optimization for light hydrocarbon recovery unit based on RSM

DENG Ji*, WEI Fang, SHEN Shi-yong, LI Wei-chen-zi

(HQC (Xinjiang) Company, Dushanzi 833699, China)

Abstract: The model for a light hydrocarbon recovery unit is built using HYSYS. The cryogenic separation temperature (t_1), the temperature in de-ethanizer bottoms (t_2) and the temperature in de-butanizer bottoms (t_3) are chosen as the regression parameters through sensitivity analysis. Regression model and optimization model are constructed between regression parameters and target parameters such as C₃ yield on the basis of RSM. The results indicate that the cryogenic separation temperature, the temperature in de-ethanizer bottoms and the temperature in de-butanizer bottoms all make significant contribution to C₃ yield. The influence order of those parameters is $t_2 > t_1 > t_3$. Furthermore, the interaction between the cryogenic separation temperature and the temperature in deethanizer bottoms has greater influence than that between the temperature in de-ethanizer bottoms and the temperature in de-butanizer bottoms. In order to increase the C₃ yield, the optimization model is solved within the constraint that LPG meets GB 11174—2011. The optimal conditions are -72℃ (t_1), 30.5℃ (t_2) and 138.0℃ (t_3). Under such condition, C₃ yield can theoretically increase by 6.15%.

Key words: light hydrocarbon recovery; C₃ yield; RSM; interaction; optimization

天然气除了含有大量甲烷外,通常还含有一定量的乙烷、丙烷和丁烷等重烃类^[1]。轻烃回收工艺可保证管输气的烃露点要求并获得宝贵的化工原料,实现资源的充分利用^[2-5]。C₃ 收率直接反映了重烃的分离情况,是装置运行的重要指标。当前,轻烃回收装置普遍存在 C₃ 收率偏低的问题^[6]。国内外研究者大多通过单因素法分析关键参数对装置 C₃ 收率的影响,以期提高 C₃ 收率。但参数之间通常存在交互作用,单因素法存在不能同时分析多参数对考察指标影响的不足。响应面法(response surface methodology, RSM)是一种将试验设计与统计分析技术相结合的回归建模方法,可以在较少的试验次数下定量地分析各因素及其交互作用对响应值

(目标值)的影响^[7-9]。因此,本文中基于 RSM 方法,对轻烃回收装置进行 C₃ 收率的分析 and 优化,为指导生产调优、实现平稳生产、提高产品质量提供依据。

1 工艺模型建立

1.1 工艺流程

某处理量为 $30 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的轻烃回收装置的工艺流程如图 1。经初步处理后的原料气进入分子筛干燥器脱水后进入冷箱换热。降温后的原料气进入低温分离器,气相经同轴膨胀机膨胀制冷后由脱乙烷塔顶部入塔,液相经节流和复热后进入脱乙烷塔中部。干气由脱乙烷塔顶部逸出,经复热和同轴

压缩后外输,重烃由脱乙烷塔下部流出,经升压后进入脱丁烷塔完成分离,LPG由塔顶排出,轻油由塔底流出。

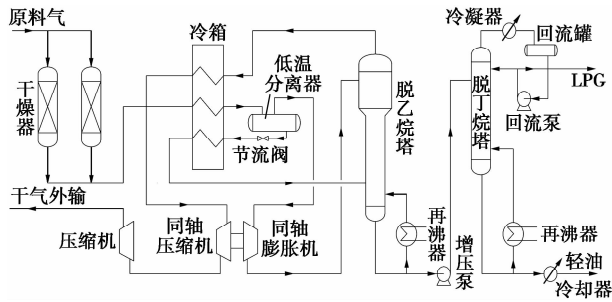


图1 某轻烃回收装置工艺流程

1.2 工艺模型建立

基于 HYSYS 建立轻烃回收装置工艺模型,以 P-R 方程为物性方法。参考装置实际运行数据,在工艺模型中输入主要的工艺参数^[10]。装置操作运行值与工艺模型计算结果对比如表 1,由表 1 数据可知,运行数据与计算结果吻合良好,所建立的工艺模型能够正确反映该工艺过程的特性和行为。

表1 装置实际运行与模型计算结果对比

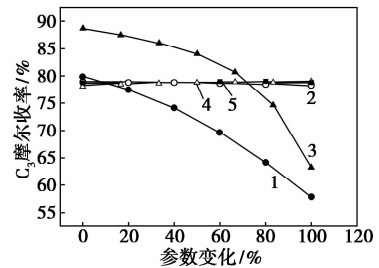
操作参数	操作运行值	模拟值
输入		
原料气流量/(m ³ ·d ⁻¹)	26.77 × 10 ⁴	26.77 × 10 ⁴
原料气温度/℃	25	25
原料气压力/kPa	2110	2110
低温分离温度/℃	-70	-70
重烃复热温度/℃	2	2
脱乙烷塔回流比	1	1
膨胀压力/kPa	810	810
脱乙烷塔底温度/℃	37	37
脱丁烷塔底温度/℃	132	132
输出		
膨胀机出口温度/℃	-101.12	-100.20
脱乙烷塔顶温度/℃	-92.78	-89.88
脱丁烷塔顶温度/℃	43.2	42.1
LPG产量/(t·d ⁻¹)	10.650	9.793
C ₃ 摩尔收率/%	79.14	78.79

2 响应面模型建立

2.1 回归参数选取

对 C₃ 收率具有显著影响的参数主要有低温分离温度(-72 ~ -52℃)、重烃复热温度(-10 ~

10℃)、脱乙烷塔底温度(10 ~ 50℃)、脱丁烷塔底温度(110 ~ 150℃)和脱丁烷塔回流比(0.5 ~ 1.5)^[10-11]。为进一步明确各参数对 C₃ 收率影响的显著程度,对其进行敏感性分析,结果见图 2。



1—低温分离温度;2—重烃复热温度;3—脱乙烷塔底温度;
4—脱丁烷塔底温度;5—脱丁烷塔回流比

图2 各参数对 C₃ 收率影响的敏感性分析

由图 2 中各线的变化幅度和斜率可知,低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度较于其他参数可更为显著地影响装置 C₃ 收率。由此,选择低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度作为回归参数。

2.2 模型回归

Box-Behnken Design (BBD) 是响应面方法中常用的试验方法,可在较少试验次数下对影响响应值的因子及其交互作用做出有效评价^[8,12-13]。以低温分离温度(t_1 ,℃)、脱乙烷塔底温度(t_2 ,℃)和脱丁烷塔底温度(t_3 ,℃)为回归参数,以 C₃ 收率(R_{C_3} ,%)、LPG 在 37.8℃ 的饱和蒸气压(P_{ab} ,kPa)和 LPG 中 C₅₊ 的含量(C_{h_5} ,%)为响应值,采用 BBD 设计如表 2 的 3 因子 3 水平试验方案。借助工艺模型完成方案计算,结果见表 3。

表2 因素分布表

因子水平	工艺参数/℃		
	t_1	t_2	t_3
-1	-72	10	110
0	-62	30	130
1	-52	50	150

表3 响应面试验方案与模拟结果

序号	试验方案			模拟结果		
	t_1 /℃	t_2 /℃	t_3 /℃	R_{C_3} /%	P_{ab} /kPa	C_{h_5} 体积分数/%
1	-62	10	110	80.54	2217.36	0.48
2	-62	30	130	76.58	1372.34	1.69
3	-62	30	130	76.58	1372.34	1.69
4	-72	50	130	49.29	933.58	3.39

续表

序号	试验方案			模拟结果		
	$t_1/^\circ\text{C}$	$t_2/^\circ\text{C}$	$t_3/^\circ\text{C}$	$R_{C_3}/\%$	P_{ab}/kPa	C_{he} 体积分数/ $\%$
5	-72	30	110	83.67	1499.15	0.89
6	-52	30	110	59.47	1605.42	1.11
7	-62	50	150	48.71	856.30	7.70
8	-62	50	110	46.80	1066.55	2.20
9	-72	10	130	90.95	1984.41	0.90
10	-62	10	150	82.30	1874.08	3.34
11	-52	10	130	65.80	2030.60	1.17
12	-62	30	130	76.58	1372.34	1.69
13	-52	30	150	61.37	1293.27	5.44
14	-62	30	130	76.58	1372.34	1.69
15	-72	30	150	85.66	1266.32	4.42
16	-62	30	130	76.58	1372.34	1.69
17	-52	50	130	44.81	951.45	3.59

采用最小二乘法对表 3 中的试验结果进行多项式回归得到低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度与 C_3 收率[式(1)]、LPG 在 37.8℃ 的饱和蒸气压[式(2)]和 LPG 中 C_5+ 的含量[式(3)]的回归模型。

$$R_{C_3} = -1.03226 \times 10^2 - 4.66317 \times t_1 - 1.96277 \times t_2 + 4.43281 \times 10^{-2} \times t_3 - 4.48818 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_2 + 9.59595 \times 10^{-5} \times t_2 \times t_3 - 3.01328 \times 10^{-2} \times t_1^2 + 4.56738 \times 10^{-2} \times t_2^2 + 1.17882 \times 10^{-3} \times t_1 \times t_2^2 \quad (1)$$

$$P_{ab} = 6.44429 \times 10^3 + 2.57995 \times 10^1 \times t_1 - 5.41341 \times 10^1 \times t_2 - 3.89914 \times 10^1 \times t_3 - 3.53953 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_2 - 9.91424 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_3 + 8.31454 \times 10^{-2} \times t_2 \times t_3 + 7.56697 \times 10^{-2} \times t_1^2 + 2.37743 \times 10^{-1} \times t_2^2 + 9.03252 \times 10^{-2} \times t_3^2 \quad (2)$$

$$C_{he} = 4.11759 \times 10^1 - 4.02094 \times 10^{-2} \times t_1 - 2.24053 \times 10^{-1} \times t_2 - 6.81976 \times 10^{-1} \times t_3 + 9.96467 \times 10^{-4} \times t_1 \times t_3 + 1.65192 \times 10^{-3} \times t_2 \times t_2 + 5.46914 \times 10^{-4} \times t_1^2 + 1.299231 \times 10^{-3} \times t_2^2 + 3.06006 \times 10^{-3} \times t_3^2 \quad (3)$$

对回归模型进行方差分析的结果见表 4。在表 4 中,3 个回归方程的模型 P 值均远小于 0.05,表明回归方程具有极高的可靠性和显著性。一般信噪比大于 4 即可,3 个方程信噪比分别为 66.453、165.231、50.334,表明模型具有足够高的精密密度。相关性系数、校正相关性系数和预测相关性系数反映了模型预测值与实际值的吻合程度,其中校正相关性系数与预测相关性系数的吻合程度直接决定了模型的可靠性,由表 4 中数据可知,回归方程的 3 个

相关性系数均彼此接近于 1,式(1)、式(2)和式(3)可分别表征试验中 98.57%、99.93% 和 99.05% 的数据。因此。基于响应面建立的回归模型具有较高准确度。

表 4 回归模型方差分析

项目	数值		
	式(1)	式(2)	式(3)
模型 P 值	<0.0001	<0.0001	<0.0001
均值	69.54	1437.66	2.53
信噪比	66.453	165.231	50.334
R^2	0.9989	0.9997	0.9952
R^2_{Adj}	0.9857	0.9993	0.9905
R^2_{Pre}	0.9620	0.9950	0.9494

2.3 质量约束

轻烃回收在降低天然气的烃露点的同时还可实现资源的充分利用。该轻烃回收装置生产的 LPG 属于商品丙、丁烷混合物,按照 GB 11174—2011 要求,产品 LPG 在 37.8℃ 时的蒸气压不大于 1380 kPa,且产品中戊烷及其以上组分体积分数不大于 3.0%。考虑到实际生产中装置运行的波动性和预留一定产品质量裕度,可设定产品在 37.8℃ 时的蒸气压不大于 1300 kPa,戊烷及其以上组分体积分数不大于 2.5%。因此,结合参数合理取值范围,可得出基于响应面回归模型的 C_3 收率优化模型,见式(4)。

$$\begin{cases} \max R_{C_3} = -1.03226 \times 10^2 - 4.66317 \times t_1 - 1.96277 \times t_2 + 4.43281 \times 10^{-2} \times t_3 - 4.48818 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_2 + 9.59595 \times 10^{-5} \times t_2 \times t_3 - 3.01328 \times 10^{-2} \times t_1^2 + 4.56738 \times 10^{-2} \times t_2^2 + 1.17882 \times 10^{-3} \times t_1 \times t_2^2 \\ \text{s. t.} \\ -72 \leq t_1 \leq -52 \\ 10 \leq t_2 \leq 50 \\ 110 \leq t_3 \leq 150 \\ 1300 \geq 6.44429 \times 10^3 + 2.57995 \times 10^1 \times t_1 - 5.41341 \times 10^1 \times t_2 - 3.89914 \times 10^1 \times t_3 - 3.53953 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_2 - 9.91424 \times 10^{-2} \times t_1 \times t_3 + 8.31454 \times 10^{-2} \times t_2 \times t_3 + 7.56697 \times 10^{-2} \times t_1^2 + 2.37743 \times 10^{-1} \times t_2^2 + 9.03252 \times 10^{-2} \times t_3^2 \\ 2.5 \geq 4.11759 \times 10^1 - 4.02094 \times 10^{-2} \times t_1 - 2.24053 \times 10^{-1} \times t_2 - 6.81976 \times 10^{-1} \times t_3 + 9.96467 \times 10^{-4} \times t_1 \times t_3 + 1.65192 \times 10^{-3} \times t_2 \times t_2 + 5.46914 \times 10^{-4} \times t_1^2 + 1.299231 \times 10^{-3} \times t_2^2 + 3.06006 \times 10^{-3} \times t_3^2 \end{cases} \quad (4)$$

3 分析与优化

由回归模型中的式(1)可得回归参数对装置C₃收率的影响如图3。控制第三因素保持中水平,装置C₃收率在低温分离温度和脱乙烷塔底温度同时存在时的响应曲面如图3(a),装置C₃收率在脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度同时存在时的响应曲面如图3(b)。三维图直观地显示了响应值与参数以及参数间的关系,上方曲面为C₃收率对各因素的响应值,下方为其相应的等高线,等高线形状表明了参数间交互作用的本质和程度^[14]。两曲面均表现为具有一定曲度的斜面且底部等高线为一组间距不等的非圆弧线。这表明C₃收率与低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度之间并不是线性关系,在对C₃收率的影响中各参数并非彼此独立。依据图3中响应曲面的扭曲程度和底面等高线间距变化程度可得:t₁和t₂间的交互作用大于t₂和t₃间的交互作用。由于式(1)并未出现t₁×t₃项,t₁和t₃间交互影响可忽略。这主要是因低温分离器与脱丁烷塔之间存在脱乙烷塔,在脱丁烷塔中低温分离温度的变化影响力受到了削弱。

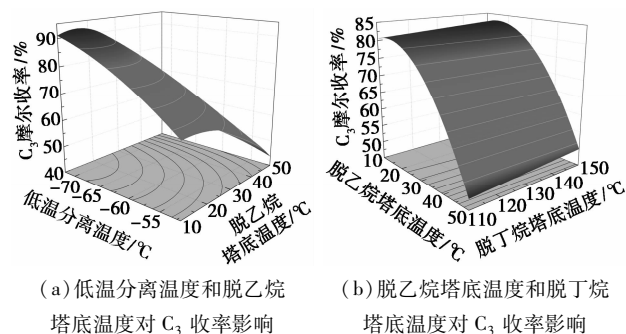


图3 回归参数对装置C₃收率影响

根据图3中响应曲面在各参数方向的跨度和方向大小可判断:①参数对C₃收率的影响程度的大小关系为t₂>t₁>t₃;②降低低温分离温度和脱乙烷塔底温度、提升脱丁烷塔底温度均可增加装置的C₃收率。由气液平衡原理可知,低温分离温度和脱乙烷塔底温度越低,更多的C₃及其以上组分可进入脱丁烷塔,脱丁烷塔底温度越高,C₃则更易进入塔顶产品。但低温分离温度和脱乙烷塔底温度的降低程度分别受限于冷箱的传热面积和LPG的饱和蒸气压,脱丁烷塔底温度的提升程度则受LPG中戊烷及其以上组分含量的限制。

借助MATLAB对优化模型进行优化求解,结果见表5。由表5数据可知,理论条件下,优化后装置

C₃收率可由79.14%提升至85.29%(升高6.15%)。相较于优化前,低温分离温度和脱乙烷塔底温度均有所下降,以保证更多的C₃可以进入脱丁烷塔,脱丁烷塔底温度有所上升,以促进C₃进入塔顶产品。受质量约束控制,优化后LPG在37.8℃时的饱和蒸气压和C₅+含量均满足GB 11174—2011要求。此外,由表5中数据可知,工艺模型和回归模型的计算结果具有较高的吻合度,这可印证所建回归模型的可靠性。

表5 优化前后的参数与装置能耗对比

项目	优化前	优化后	
		工艺模型	回归模型
t ₁ /℃	-70	-72	-72
t ₂ /℃	37	30.5	30.5
t ₃ /℃	132	138.0	138.0
R _{C₃} 摩尔分数/%	79.14	85.29	85.06
P _{ab} /kPa	1173	1307	1301
C _{4v} 摩尔分数/%	2.031	2.127	2.496

4 结论

基于HYSYS建立某轻烃回收装置的工艺模型,采用RSM建立装置C₃收率、LPG在37.8℃时的饱和蒸气压和LPG中C₅+含量与低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度的回归模型,分析得出以下结论。

(1)回归模型的P值均小于0.001,模型显著性高。表征模型准确度的相关性系数、校正相关性系数和预测相关性系数均接近于1且彼此间差距控制在较小的范围内。基于RSM建立的回归模型具有较高的显著性和可靠性。

(2)低温分离温度、脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度对装置C₃收率均有显著影响且各参数影响力大小关系为:脱乙烷塔底温度>低温分离温度>脱丁烷塔底温度。

(3)低温分离温度和脱乙烷塔底温度间交互作用大于脱乙烷塔底温度和脱丁烷塔底温度间交互作用,而低温分离温度和脱丁烷塔底温度间交互作用则可忽略。

(4)以C₃收率最大化为优化目标,以产品质量合格为约束条件,对优化模型进行求解,得到考察范围内的最优操作条件。在此条件下装置C₃收率可提升6.15%。

(下转第183页)

欧氏距离:

$$d(R_i, T_j) = \sum_{c=1}^N [W_c | R(i, c) - T(j, c) |] \quad (2)$$

其中, W_c 是各个变量的权值。

然后,构造一个相似矩阵 D 用来描述 2 个轨迹的差异度,应用 Itakura 提出的局部约束可以得到如下递推式:

$$D(i, j) = \min \left\{ \begin{array}{l} D(i-1, j) + d(i, j) \text{ or } [\infty, A] \\ D(i-1, j-1) + d(i, j) \\ D(i-1, j-2) + d(i, j) \end{array} \right\} \quad (3)$$

式中, $D(1, 1) = d(1, 1)$, 条件 A 指的是当 $(i-1, j)$ 的前导节点是 $(i-2, j)$, 条件 A 的约束是为了保证不出现 2 次水平的传播路径。

1.2 主成分分析法

PCA 是将过程中大量的相关信息和带有噪声的数据投影到含所有相关信息的低维空间上,其本质是一个特征提取和信息压缩的过程^[10-12]。假设正常样本数据集 $X \in m \times n$, (n 为样本个数, m 为变量个数)服从均值为 0, 方差为 1 的正态分布,定义 X 的协方差矩阵:

$$COV(X) = x_r x^T / (n-1) \quad (4)$$

则此时可将 X 表示为:

$$X = t_1 p_1^T + t_2 p_2^T + \dots + t_m p_m^T \quad (5)$$

其中, $t_i = X p_i$ ($i=1, 2, \dots, m$) 称为主元或者分向量, p_i 又称为负载向量^[13]。

将样本数据集 X 分别投影到主元子空间和残差子空间,然后分别建立 SPE 和 T^2 统计量,其定义

分别为^[14]:

$$SPE = \| X \tilde{P} \tilde{P}^T \| < \delta_{SPE}^2 \quad (6)$$

$$T^2 = \| T D_{\lambda_i}^{-1/2} \|^2 = \| X P D_{\lambda_i}^{-1/2} \|^2 < \sigma_T^2 \quad (7)$$

其中, δ_T 和 δ_{SPE} 分别为 SPE 统计量和 T^2 统计量的控制限^[15]。如果同时超了控制限,则故障被诊断出来。

1.3 故障诊断策略

化工正常生产过程中,由于仪表测量误差、数据传送延迟等众多因素的影响,真实监测数据会有噪声的存在,在正常工况下,噪音基本符合正态分布模型。根据这一特点,通过除去生产数据的强非线性,保留噪音数据构建残差变量,然后,利用稳态过程的故障诊断方法进行诊断。模拟数据与实时数据往往长度不等,所以不能用欧氏距离来表示噪声数据,而 DTW 计算出来的差异度则避免了长度不等而带来的麻烦。

针对非稳态过程的强非线性特点,本文中提出的故障诊断方案主要的诊断步骤包括以下几步。

(1) 取 2 组不同批次正常工况下的样本数据(A 和 B),以 A 为标准样本,用 DTW 除去 B 的非线性特点,组成残差数据样本。

(2) 把正常工况下的残差数据样本作为训练样本,建立 PCA 模型。

(3) 检测样本经过 DTW 处理后,用 PCA 模型计算 SPE 和 T^2 ,进行故障诊断。诊断流程如图 1 所示。

(上接第 181 页)

参考文献

- [1] 李国娜,王赤宇,周鹏,等.基于 HYSYS 的天然气轻烃回收仿真及优化[J].现代化工,2014,34(10):150-153.
- [2] 韩淑怡,王科,祁亚玲,等.天然气轻烃回收 DHX 工艺优化研究[J].天然气化工:C1 化学与化工,2014,39(6):58-62.
- [3] 姜涛,金学坤,陈凤娟.哈萨克斯 250 km³/d 天然气凝液回收装置模拟优化设计[J].化工设计通讯,2014,40(3):75-78.
- [4] 刘百春,刘武,邹慧雄,等. Hysys 在气田轻烃分馏动态仿真中的应用[J].化学工程,2014,42(12):67-70.
- [5] 朱琳.宜宾大塔轻烃回收项目工艺设计及参数优化[J].石油与天然气化工,2014,43(3):271-274.
- [6] 李宝琦,朱砂,张文博,等.天然气轻烃回收优化的研究[J].石化技术,2015,(2):1-7.
- [7] 逯家辉,姜鑫,李昊龙,等.应用响应面法优化超声波法提取甘草中总黄酮的工艺[J].吉林大学学报:工学版,2008,38(s2):293-298.
- [8] 肖怀秋,李玉珍,林亲录,等. Box-Behnken 响应面优化冷榨花生粕酶解制备花生肽工艺[J].中国粮油学报,2014,10:106-111.
- [9] 陈颖,杨朝晖,李小江,等.茶树菇废菌体对水中 Cr(VI) 吸附的响应面优化及机理研究[J].环境科学学报,2010,30(8):1593-1600.
- [10] 李燕.轻烃回收系统的模拟研究与应用[D].成都:西南石油大学,2007.
- [11] 刘涛,朱新儒,刘琨.关于膨胀制冷轻烃回收工艺参数优化分析[J].中国石油和化工标准与质量,2012,(1):54-54.
- [12] Bezerra M A, Santelli R E, Oliveira E P, et al. Response surface methodology (RSM) as a tool for optimization in analytical chemistry[J]. Talanta, 2008, 76(5):965-977.
- [13] Dong C H, Xie X Q, Wang X L, et al. Application of box-behnken design in optimisation for polysaccharides extraction from cultured mycelium of cordyceps sinensis[J]. Food and Bioproducts Processing, 2009, 87(2):139-144.
- [14] 王洪海,崔小英,钟宏伟,等. RSM 与流程模拟结合用于复杂塔操作参数优化[J].河北工业大学学报,2011,40(1):36-40. ■