

文章编号:1673-5005(2007)01-0122-05

焦化蜡油两段提升管催化裂化研究

袁起民, 王屹亮, 李春义, 杨朝合, 山红红

(中国石油大学 重质油国家重点实验室, 山东 东营 257061)

摘要:在两段提升管催化裂化实验装置上,以克拉玛依焦化蜡油为原料,考察了常规单段操作条件(反应温度、剂油比和停留时间)对焦化蜡油催化裂化转化性能的影响及相同转化率下焦化蜡油单段和两段反应产物分布的变化,同时还对比考察了焦化蜡油、减压蜡油单独进料和混合进料单段反应的差别。实验结果表明,与常规单段催化裂化技术相比,两段提升管催化裂化技术在焦化蜡油催化裂化转化方面具有明显优势,相同转化率下,在大幅度提高轻油收率和液收的同时,还会明显降低干气收率。此外,整体来看焦化蜡油、减压蜡油单独进料要明显优于混合进料。

关键词:两段提升管催化裂化; 焦化蜡油; 催化裂化; 产物分布

中图分类号:TE 624.41

文献标识码:A

Study on conversion of coker gas oil by two-stage riser fluid catalytic cracking

YUAN Qi-min, WANG Yi-liang, LI Chun-yi, YANG Chao-he, SHAN Hong-hong

(State Key Laboratory of Heavy Oil Processing in China University of Petroleum,
Dongying 257061, Shandong Province, China)

Abstract: In the two-stage riser fluid catalytic cracking (TSRFCC) experimental unit using Kelamayi coker gas oil (CGO) as feedstock, the effects of operation parameters, such as reaction temperature, catalyst-oil ratio and residence time, on the catalytic cracking conversion of CGO, and the change of product distribution between conventional FCC and TSRFCC under the same conversion were investigated. And the catalytic cracking reacts of CGO, VGO, and VGO blending with CGO were evaluated. The results show that compared with conventional FCC, under the same conversion, the yield of light oil and liquid yield could be increased significantly, and the yield of dry gas could be reduced using TSRFCC technology, which exhibited excellent advantages in the catalytic cracking of CGO. Furthermore, on the whole the catalytic cracking of CGO and VGO separately was superior to that of VGO blending with CGO.

Key words: two-stage riser fluid catalytic cracking; coker gas oil; catalytic cracking; product distribution

延迟焦化是重要的重油转化手段,生成的焦化蜡油(CGO)具有氮化物、稠环芳烃及胶质含量高的特点^[1],直接进行催化裂化转化,存在着催化剂碱氮中毒严重、催化裂化转化率降低及产物分布恶化的问题^[2],因而目前炼油厂一般根据实际情况,小比例掺炼 CGO^[3]。Schmitter 等^[4]对 CGO 中的含氮化合物分析表明,氮化物主要有非碱性的吡啶和咪唑类及碱性的烷基咪唑和烷基吡啶类,而咪唑类等碱性氮化物对催化裂化反应影响显著。于道永

等^[5-6]对咪唑和吡啶模型氮化物的单独反应表明,有机氮化物经催化裂化反应后可以转化成苯胺和氨。Scherzer 等^[7]对 CGO 转化适宜的催化剂进行了研究,认为提高催化剂分子筛含量,并采用高比表面积、宽孔径分布的酸性基质有利于高氮原料的催化裂化。关于工艺对 CGO 转化的影响,石油化工科学研究院等^[8]采取分段进料的催化裂化吸附脱氮工艺(DNCC)进行研究取得了一定的效果。两段提升管催化裂化(TSRFCC)具有催化剂接力、分段反应、

收稿日期:2006-10-09

基金项目:中国石油天然气股份有限公司资助项目(2006-JS-812)

作者简介:袁起民(1978-),男(汉族),山东莘县人,博士研究生,主要从事多相催化的研究。

大剂油比及短停留时间等特点,在提高重油转化深度及改善产物分布方面的作用得到了广泛验证。既然催化剂碱氮中毒失活是影响 CGO 催化裂化转化的主要原因,而 TSRFCC 可通过分段反应,在段间更换催化剂,用活性高的催化剂替换已失活的催化剂,有利于提高整体催化剂活性和选择性。由此分析,应用 TSRFCC 技术转化 CGO 可能也具有明显的优势。笔者对克拉玛依高氮 CGO 原料的 TSRFCC 转化进行研究。

1 实验方法

1.1 原料和催化剂

实验中所用原料有两种,一种是减三蜡油(VGO),另一种是氮含量较高的 CGO,均由克拉玛依石化提供,其性质如表 1 所示。所用催化剂为克拉玛依石化催化裂化(FCC)平衡剂,其微反活性为 62.3;催化剂上钒、钠、钙、铁、镍的含量分别为 456, 5 299, 4 930, 4 661, 5 183 μg/g。

表 1 原料油的性质

原料 类型	密度(20℃) ρ/(g·cm ⁻³)	康氏残炭 w _c /%	粘度(100℃) μ/(mm ² ·s ⁻¹)	金属含量 c/(μg·g ⁻¹)						族组成 w ₁ /%				元素组成 w ₂ /%			
				Ni	V	Fe	Na	Ca		饱和分	芳香分	胶质	沥青质	C	H	S	N
CGO	0.933 1	0.069	5.50	0.94	0.032	2.32	0.90	0.15		64.73	23.19	12.06	0.02	87.61	12.01	<0.20	0.33
VGO	0.884 0	0	7.26	0	0.014	3.07	0.27	0.15		88.54	9.80	1.66	0	86.25	13.69	<0.20	0.12

1.2 实验装置

实验是在 2XTL-5 型两段提升管催化裂化装置^[9]上进行的。可以分别进行单段提升管和两段提升管催化裂化实验,装置处理量为 1~2 kg/h,能模拟工业生产装置进行反应-再生连续运转,并且实验数据平行性好,与工业生产数据具有较好的可比性。

1.3 产物分析及计算方法

反应后共有烟气、裂化气和液体产品需要进行分析。裂化气中烃类采用惠普公司生产的 HP5890II 气相色谱仪进行定量分析,裂化气中 H₂ 和 N₂ 含量、烟气中 N₂、CO₂、O₂ 和 CO 的分析则采用 Varian 公司的 GC-3800 气相色谱仪。液体产物采用 Aqilent 6890N 气相色谱仪进行模拟蒸馏分析,得到汽油、柴油和重油组成。催化剂上焦炭产率则是根据烟气分析得到的 CO₂ 和 CO 体积分数 φ_{CO} 和 φ_{CO₂}, 由下式计算得到:

$$W_c = \frac{0.163 Q_y (\varphi_{CO} + \varphi_{CO_2})}{G(T + 273.15)}$$

其中, W_c, Q_y, G, T 分别表示焦炭产率、烟气的量(L)、进料量(kg)和室温(℃)。

2 结果分析

2.1 焦化蜡油的单段反应

对常规催化裂化加工 CGO 来说,为减轻 FCC 催化剂碱氮中毒对催化裂化过程的影响,提高装置的加工能力,炼厂通常采取的措施就是调整或优化工艺操作条件(主要是提高温度和增大剂油比)。为此,笔者首先在单段提升管反应器上,考察了反应温度(T)、剂油比和停留时间对 CGO 在克拉玛依 FCC 平衡剂上的重油转化率和产物分布的影响。

2.1.1 反应温度

研究表明^[10],提高反应温度会减弱氮化物在催化裂化催化剂上的吸附,增强烃类及氮化物的转化反应,降低氮化物的毒害作用。由表 2 可见,在相同剂油比和相近停留时间下,CGO 重油转化率(干气收率+焦炭收率+汽油收率+柴油收率)随反应温度升高明显增加,由 470℃ 的 70.97% 增加到了 550℃ 的 79.09%,提高了 8 个多百分点,相应重油收率明显下降,清楚地表明提高反应温度可以抑制催化剂碱氮中毒,提高 CGO 的转化深度。

表 2 CGO 在普通催化裂化催化剂上随反应温度的变化

操作条件			轻油收率 y _L /%	总液收率 y _{SL} /%	重油转化 率 x/%	丙烯收率 γ _{丙烯} /%	丙烯选择性		产物分布 y/%							
温度 T/℃	剂油比	停留时间 t/s					φ _{丙烯} /%	φ _{丙烷} /%	氢气	干气	液化气	汽油	柴油	重油	焦炭	
470	9	1.43	55.34	68.67	70.97	4.91	36.87	0.17	1.22	13.33	34.20	21.14	26.50	3.61		
490	9	1.39	55.24	71.37	75.16	6.10	37.81	0.16	1.51	16.13	35.53	19.72	23.44	3.69		
510	9	1.37	54.54	70.9	75.69	6.30	38.48	0.14	1.80	16.36	35.31	19.23	23.32	3.98		
530	9	1.33	53.84	71.16	77.53	6.64	38.37	0.15	2.46	17.32	36.07	17.77	22.47	3.92		
550	9	1.31	52.25	71.49	79.09	7.62	39.62	0.16	3.51	19.23	35.53	16.73	20.91	4.09		

由表 2 还可以看出,提高反应温度,作为催化裂化反应最终产物的焦炭收率变化不大,增幅不到

0.5 个百分点;而干气收率增加的幅度很大,温度由 470℃ 升高到 550℃ 时,干气收率增加了近 2.3 个

百分点,表明随反应温度的升高,热裂化反应明显加剧。提高反应温度,目的产物柴油的收率明显下降,汽油收率变化不大,而液化气收率则大幅度增加,最终轻油收率有所减少,液收率除 470 ℃ 较低外,其余均在 71.0% 左右。同时,由于提高反应温度可以抑制氢转移反应的发生,因此随反应温度的升高,丙烯收率明显增加的同时,丙烯选择性(丙烯在液化气中的含量)也有较大程度的提高。

显然,为使 CGO 达到较高的转化深度,应尽量提高反应温度;但从抑制焦炭和干气生成的角度考虑,单段又不宜采取过高的反应温度,必须二者兼

顾,选择适宜的反应温度。这也间接说明,常规催化裂化加工 CGO 很难通过采取提高反应温度的方式在达到高转化深度的同时获得良好的产物分布。

2.1.2 剂油比

剂油比是影响催化裂化反应转化深度和产物分布的另一重要因素^[11]。增大剂油比会增加原料与催化剂活性位接触的几率,相当于增加了单位催化剂的活性中心数目,从而提高了反应的深度。因此,在反应温度和停留时间相同条件下,随剂油比增加,CGO 重油转化率也明显增加,而重油收率亦随之下降,实验结果见表 3。

表 3 CGO 在普通催化裂化催化剂上的反应随剂油比的变化

操作条件			轻油收率 $y_L/\%$	总液收率 $y_{SL}/\%$	重油转化 率 $x/\%$	丙烯收率 $y_{丙}/\%$	丙烯选择性 $\varphi_{内烯}/\%$	产物分布 $y/\%$							
温度 $T/^\circ\text{C}$	剂油比	停留时间 t/s						氢气	干气	液化气	汽油	柴油	重油	焦炭	
490	5	1.4	50.18	62.03	66.38	4.51	38.04	0.21	1.54	11.85	27.52	22.67	33.62	2.81	
490	7	1.4	52.69	65.22	70.09	4.62	36.84	0.20	1.37	12.53	31.16	21.53	29.91	3.50	
490	9	1.38	55.70	69.88	75.53	5.14	36.25	0.21	1.43	14.18	35.01	20.69	24.47	4.21	
490	11	1.38	56.81	71.26	77.98	5.26	36.37	0.19	1.40	14.45	36.36	20.45	22.02	5.32	

从产物分布的变化情况来看,增大剂油比,由于得到增强的主要是催化裂化反应,干气收率较低且变化不大,而焦炭收率则有较大程度增加,在剂油比由 5 增大到 11 的过程中,焦炭收率增加了 2.51 个百分点。增大剂油比,液化气收率和汽油收率均增加,柴油收率略有降低,最终轻油收率和液收率明显提高。此外,增大剂油比在增加催化裂化反应速度的同时还会促进氢转移反应的发生,故会使丙烯选择性有所降低,但丙烯收率仍然是增加的。由此可见,与提高反应温度相比,增大剂油比虽然更有利于 CGO 的转化,但却存在焦炭收率过高的问题,而在

工业装置上生焦的增加将会导致催化裂化装置再生烧焦负荷的增加,从而影响装置的加工能力。

2.1.3 停留时间

在反应温度 490 ℃、剂油比为 9 的条件下,停留时间对 CGO 转化深度和产物分布的影响如表 4 所示。在停留时间为 1.14 s 时,CGO 重油转化率为 70.85%,随停留时间的延长,重油转化率不断增加,停留时间为 2.07 s 时,CGO 重油转化率高达 81.23%。这是由于延长停留时间同样可以增加原料与催化剂活性位的接触机会,有利于裂化深度的提高。

表 4 CGO 在普通催化裂化催化剂上的反应随停留时间的变化

操作条件			轻油收率 $y_L/\%$	总液收率 $y_{SL}/\%$	重油转化 率 $x/\%$	丙烯收率 $y_{丙}/\%$	丙烯选择性		产物分布 $y/\%$							
温度 $T/^\circ\text{C}$	剂油比	停留时间 t/s					$\varphi_{丙}/\%$	$\varphi_{内烯}/\%$	氢气	干气	液化气	汽油	柴油	重油	焦炭	
490	9	1.14	52.08	65.19	70.85	4.83	36.81	0.17	1.24	13.11	31.71	20.36	29.15	4.42		
490	9	1.34	54.24	67.94	73.76	5.08	37.06	0.16	1.29	13.70	33.58	20.67	26.24	4.54		
490	9	1.63	54.25	69.86	75.12	5.80	37.15	0.21	1.51	15.61	33.62	20.63	24.88	3.75		
490	9	2.07	55.34	75.00	81.23	7.60	38.65	0.28	2.15	19.66	35.56	19.78	18.77	4.08		

从产物分布来看,随停留时间延长,目的产物液化气收率和汽油收率增加,柴油收率变化不大,轻油收率和液收率有不同程度的提高。停留时间由 1.14 s 延长到 2.07 s 时,轻油收率和液收率分别增加了 3.26 和 9.18 个百分点。当然,延长停留时间,干气收率由于热裂化反应的增加也有所增加,但其总量并不算高;而焦炭收率在实验误差范围内变化不明显。这就说明对于 CGO 的催化裂化转化适当延长单段的停留时间是必要的。可能原因在于

CGO 中碱氮、稠环芳烃和胶质含量较高,可裂化性能差,这些组分要充分转化为更小的烃类分子需要一定的与催化剂接触时间。

同时,由表 4 还可以看出,延长停留时间能明显提高丙烯收率和丙烯选择性。这与理论分析和文献报道^[12-13]的延长停留时间由于会促进氢转移反应的进行、从而使丙烯选择性降低的观点似乎矛盾。其实不然,造成这种差别的主要原因可能与所用原料性质不同有关。进一步而言,由于所用 CGO 中氮

化物,尤其是碱性氮化物含量较高,易引起催化剂碱氮中毒,这不会造成表面酸性位强度和数目的下降,还会因空间位阻的作用使催化剂表面相邻的有效酸性位数目减少,对双分子氢转移反应的发生具有非常大的抑制作用,使丙烯选择性有所提高。这一点对于催化原料掺炼 CGO 多产丙烯也有重要的借鉴意义。

综上所述可以看出,反应温度、剂油比和停留时间对 CGO 的转化都有较大的影响,但在常规单段提升管反应器上,通过提高反应温度和/或增大剂油比等措施却又难以实现提高 CGO 转化深度和改善产物分

布的双重目的。为此,笔者又进行了 CGO 两段催化裂化反应的考察,并在转化率相近的条件下,与 CGO 单段反应结果进行了对比。

2.2 CGO 单段与两段反应比较

根据上述单段反应的考察结果,选择反应温度 490 ℃、剂油比为 9、停留时间 1.64 s 的操作条件首先进行一段反应的实验,然后将反应后的重油单独进料进行二段反应,考虑到重油难转化的特点,适当增加了操作的苛刻度。表 5 中列出了经一、二段反应后综合的两段反应结果及相近转化率下单段反应的结果。

表 5 CGO 单段和两段反应结果对比

反应 方式	操作条件			轻油	总液	重油	丙烯	内烯	产物分布 y/%							
	温度	剂油比	停留时间	收率	收率	转化率	收率	选择性								
	T/℃		t/s	y _L /%	y _{SL} /%	x/%	y _{内烯} /%	φ _{内烯} /%	氢气	干气	液化气	汽油	柴油	重油	焦炭	
单段反应	580	13	1.61	45.52	71.59	86.90	11.18	42.89	0.33	7.37	26.07	33.08	12.44	13.10	7.94	
两段反应	490/510	9/11	1.64/2.14	60.36	77.16	86.16	6.39	38.04	0.35	2.34	16.80	35.73	24.63	13.43	7.07	

从表 5 可以看出,在重油转化率相同的条件下,两段与单段反应产物分布相比,柴油收率增加了近 1 倍,汽油收率增加了 2.65 个百分点,轻油收率则相应增加了 14.84 个百分点;两段的液化气收率虽然明显低于单段,低了 9.27 个百分点,但总液收率却仍然比单段高出了 5.57 个百分点。尤为值得注意的是,两段焦炭收率要比单段低 0.87 个百分点,干气收率则大幅度降低,竟然低了 5 个百分点。对比可知,两段操作条件都较为温和的条件下,CGO 即可达到很高的转化率;而单段反应要达到同样的转化率,则需要在非常苛刻(高温、大剂油比)的条件下操作,这样,会造成产物分布的恶化。这充分显示了两段催化裂化加工 CGO 的显著优势。

2.3 CGO 和 VGO 分开进料和混合进料的比较

常规催化裂化装置由于只有一个提升管反应器,CGO 只能与催化原料混合进料进行反应,这样就可能存在高氮、高稠环芳烃和胶质的 CGO 劣质原料与新鲜催化原料在 FCC 催化剂上竞争吸附,进而影响新鲜原料进行催化裂化反应的问题。而 TSRF-CC 技术可以根据原料的不同特点分别进行操作条件优化实现分段反应,这为 CGO 单独进料进行反应提供了可能。为此,还进行了 CGO 和 VGO 单独反应及按不同比例混合进料的单段反应实验,并将 CGO 和 VGO 单独反应的结果按混合比例进行加和计算,与混合进料的反应结果进行了比较,实验操作条件、反应结果和计算结果见表 6。

表 6 CGO 及 VGO 单独反应和混合进料的单段反应结果比较

掺炼比	操作条件			轻油	总液	重油	丙烯	丙烯	产物分布 y/%							
	温度	剂油比	停留时间	收率	收率	转化率	收率	选择性								
	T/℃		t/s	y _L /%	y _{SL} /%	x/%	y _{内烯} /%	φ _{内烯} /%	氢气	干气	液化气	汽油	柴油	重油	焦炭	
VGO	510	8.99	1.17	57.07	91.14	95.16	13.78	40.46	0.13	2.32	34.07	49.37	7.70	4.84	1.70	
1:4	510	9.04	1.22	57.77	84.59	89.56	10.42	38.84	0.12	1.87	26.82	46.19	11.58	10.44	3.10	
		计算值		55.65	87.10	91.63	12.80	40.04	0.15	2.25	30.55	46.68	9.87	8.37	2.28	
1:1	510	9.05	1.24	55.66	79.37	84.91	9.24	38.98	0.17	2.03	23.71	41.25	14.41	15.09	3.51	
		计算值		55.78	81.05	86.35	10.05	39.42	0.19	2.15	25.27	42.66	13.12	13.66	3.16	
4:1	510	9.01	1.26	54.50	73.14	78.65	7.21	38.68	0.16	1.81	18.64	38.08	16.42	21.35	3.70	
		计算值		55.00	74.99	81.06	8.74	38.79	0.22	2.04	19.99	38.63	16.37	18.94	4.03	
CGO	510	8.99	1.27	54.48	70.95	77.53	6.32	38.37	0.24	1.97	16.47	35.94	18.54	22.47	4.61	

由表 6 可以看出,VGO 单独反应重油转化率高达 95.16%,而相同条件下 CGO 单独反应后,重油转化率仅为 77.53%,充分说明 CGO 的可裂化性能较差。CGO 与 VGO 按不同比例(掺炼比)混合进料反应结果也表明,随掺炼比例的增加,重油转化率明

显下降。同时,掺炼比为 1:4、1:1 和 4:1 时,重油转化率计算值分别比实验值相应高了 2.07、1.44、2.41 个百分点,显然单从重油转化率的角度来看,表明 CGO 与催化原料单独反应要比混合进料好。

从产物分布来看,不同掺炼比下,液化气收率和

总液收率的计算值均明显高于混合进料的实验值,汽油收率的计算值也较实验值有不同程度的增加;而非目的产物干气和焦炭的总收率在掺炼比为1:4和1:1时计算值均低于实验值,在掺炼比为4:1时也仅略有增加。这表明 CGO 和 VGO 单独反应的产物分布整体来看也明显优于混合进料。

由于 TSRFCC 技术操作的极大灵活性,对 CGO 和催化原料的进料组合方式及操作条件的优化还有待于进一步考察。

3 结 论

(1) 采用常规单段催化裂化技术,在提高反应温度和/或增大剂油比提高 CGO 转化深度的同时,产物分布也会明显恶化。适当延长单段停留时间有利于 CGO 的转化,同时由于催化剂碱氮中毒在一定程度上抑制了氢转移反应发生,丙烯选择性也有较明显的提高,这一点对催化原料掺炼部分 CGO 多产丙烯具有一定的指导作用。

(2) 与 CGO 常规单段催化裂化反应相比,TSR-FCC 技术具有明显优势,表现为两段操作条件都较为温和的条件下,CGO 即可达到很高的转化率;而单段反应要达到同样的转化率,则需要在非常苛刻的条件下操作,并且会造成产物分布明显恶化。

(3) 与 CGO 和 VGO 混合进料相比,CGO 与 VGO 单独反应不仅重油转化率明显提高,而且产物分布明显改善。

参考文献:

- [1] 陈文艺. 几种焦化蜡油化学组成与结构的研究[J]. 石油炼制与化工, 1997, 28(2): 52-57.
CHEN Wen-yi. Study on chemical composition and structure of coker gatch[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 1997, 28(2): 52-57.
- [2] 张建光, 倪宝珠. 焦化蜡油催化裂化性能的研究[J]. 炼油技术与工程, 2004, 34(1): 8-9.
ZHANG Jian-guang, NI Bao-zhu. Study on the catalytic cracking performance of coker gas oil[J]. Petroleum Refinery Engineering, 2004, 34(1): 8-9.
- [3] 宋荣君, 赵德智, 曹祖宾, 等. 我国焦化蜡油的加工技术及其进展[J]. 当代化工, 2003, 32(3): 149-151, 171.
SONG Rong-jun, ZHAO De-zhi, CAO Zu-bin, et al. Our country's processing techniques and advancements of the coker gatch[J]. Contemporary Chemical Industry, 2003, 32(3): 149-151, 171.
- [4] SCHMITTER J M, LGNATIADIS L, DORBON M. Identification of nitrogen bases in a coker gas oil and influence of catalytic hydrotreatment on their compositeon[J]. Fuel, 1984, 63(4): 557-564.
- [5] 于道永, 徐海, 阙国和, 等. 碱性氮化物喹啉催化裂化转化规律的研究[J]. 燃料化学学报, 2004, 32(1): 43-47.
YU Dao-yong, XU Hai, QUE Guo-he, et al. Study on conversion of basic nitrogen compound quinoline in FCC[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2004, 32(1): 43-47.
- [6] 于道永, 徐海, 阙国和, 等. 非碱性氮化物吲哚催化裂化转化规律的研究[J]. 石油学报: 石油加工, 2004, 20(1): 22-28.
YU Dao-yong, XU Hai, QUE Guo-he, et al. Study on conversion of non-basic nitrogen compound indole in FCC[J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2004, 20(1): 22-28.
- [7] SCHERZER J, MCARTHUR D P. Catalytic cracking of high-nitrogen petroleum feedstocks: effect of catalyst composition and properties[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1988, 27(9): 1571-1576.
- [8] 张瑞驰, 施文元, 赵占杰. 一种高氮原料油的催化裂化工艺: 中国, CN 1088246A[P]. 1994-06-22.
- [9] 李正, 张建芳, 山红红, 等. 两段提升管催化裂化新技术的开发 II: 提高轻质产品收率、降低催化汽油烯烃含量[J]. 石油学报: 石油加工, 2001, 17(5): 26-30.
LI Zheng, ZHANG Jian-fang, SHAN Hong-hong, et al. Development of two-stage riser FCC technology II: increase of the light fraction yield and decrease of the olefin content in gasoline[J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2001, 17(5): 26-30.
- [10] FU C M, SCHAFFER A M. Effect of nitrogen compounds on cracking catalysts[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1985, 24(1): 68-75.
- [11] 王建国. 改变剂油比对催化裂化工艺的影响[J]. 石油炼制与化工, 1995, 26(5): 22-25.
WANG Jian-guo. The effect of catalyst-oil ratio on fluid catalytic cracking process[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 1995, 26(5): 22-25.
- [12] 卢捍卫. 多产丙烯的催化裂化工艺技术探讨[J]. 炼油设计, 2000, 30(11): 10-14.
LU Han-wei. Exploration on FCC technologies for more propylene[J]. Petroleum Refinery Engineering, 2000, 30(11): 10-14.
- [13] 王龙延, 杨伯伦, 王志文, 等. 催化裂化汽油的二次反应[J]. 化工学报, 2005, 56(5): 841-846.
WANG Long-yan, YANG Bo-lun, WANG Zhi-wen, et al. Secondary reactions of catalytically cracked gasoline[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 2005, 56(5): 841-846.

(编辑 刘为清)