

第一届催化裂化技术 问答会专辑



石油工业部炼油化工生产司

1982

PDG



200426057

31852



00302470

前言



一九八二年六月二十三日至二十七日，在大连石油化工厂召开了全国首届催化裂化技术问答会。有关炼油厂、设计院、科研单位和高等院校的一百二十名代表参加了会议。石油部有关领导同志到会指导。

会上就催化裂化的生产工艺、催化剂、重油加工、能量回收、气体回收、设备材质和检修、产品精制和环境保护等七个方面四十四个技术问题进行了问答。问答内容丰富实用，技术针对性强，解答有一定的深度和广度，对催化裂化的生产、科研、设计有较好的参考价值，对加速发展我国催化裂化加工工艺有一定的促进作用。因此，我们将这次技术问答会的内容编印成专辑，供从事催化裂化及有关技术工作的同志阅读和参考。

为了搞好这次技术问答会，我们吸取了国外的一些经验，做了比较充分的准备。除各单位准备外，还组织了十名对催化裂化技术熟悉的同志代表九个单位（见附表），在会上作了重点解答发言。

本辑特请石油化工科学研究院钱婉维、北京石油设计院赵伟凡及本司技术处方保忠等三位同志整理汇编，并委托《石油炼制》编辑部编辑出版。

催化裂化技术问答会的召开在国内是第一次，由于经验不足，内容难免有错误和不足之处，请读者予以批评指正。

石油工业部炼油化工生产司

主答人（按发言顺序）

主答人	单 位
李隆基	齐鲁石油化学总公司炼油厂
杨宝康	燕山石油化学总公司东方红炼油厂
李洪才	石油二厂
焦连陞	第二炼油设计研究院
赵伟凡	北京石油设计院
赵至善	新疆石油管理局独山子炼油厂
俞华信	浙江炼油厂
邹康实	石油化工科学研究院
祝思忠	石油化工科学研究院
陆庆云	九江炼油厂

催化裂化技术问答

第一部分 生产工艺及降低催化剂消耗

- 一、V型催化裂化装置获得最高轻质油收率的最佳工艺条件是什么？V型装置是否有必要改成提升管装置？……………(1)
- 二、目前国内已有的提升管催化裂化，其烧焦形式各有什么特点？……………(6)
- 三、旋转床强化烧焦可使再生催化剂的含炭量降到多少？存在什么问题，在低处理量时能否旋转起来？……………(11)
- 四、烧焦罐型的再生器，催化剂停留时间、氧分压、再生温度与再生催化剂含炭量之间存在什么关系？……………(14)
- 五、提升管催化裂化反应时间的不同，其产品分布有什么变化？……………(17)
- 六、两器的操作压力提高以后，产品分布、产品质量、和能耗有什么变化？压力提到多少合适？……………(19)
- 七、提升管裂化所得的汽油辛烷值为什么要比床层裂化的汽油辛烷值低一些？……………(22)
- 八、将再生器的分布板改为分布管有什么好处？分布管的压降选多少？分布管的过孔速度和过缝速度是多少？有的厂把分布管下的锥体填平了一部分是否影响停工卸料？应留多大空间？……………(23)
- 九、有哪些可行的方法能使催化裂化气体中的异丁烷含量提高，增加催化柴油的十六烷值？……………(26)
- 十、催化裂化再生器的结构与流化状态的好坏有什么关系？几年来在再生器的结构上做了哪些改进？效果如何？……………(29)
- 十一、近几年一些厂在降低催化剂消耗方面收到明显效果，有哪些成功的经验？……………(33)

第二部分 重油加工及金属钝化剂

- 一、有哪些厂进行过重油催化裂化的实验，请介绍一下实验情况。……………(39)
 1. 采用的什么原油、什么催化剂、掺炼比例多大、炼了多长时间，重油的理化性质及重金属含量是多少？
 2. 掺炼前后产品性质、产品分布、气体组成有何变化？
 3. 掺炼重油的经济效果及能耗情况，在掺炼中出现过哪些问题？如何解决的？
- 二、如何搞好重油催化裂化的两器热平衡？过剩的热量如何利用？……………(53)
- 三、提升管催化裂化，重油喷嘴结构的改变及进料位置的改变对产品分布有何影响？……………(54)
- 四、加工重油时，催化剂受重金属污染的程度如何表示？镍和钒对催化剂的危害各有什么不同？催化剂上沉积的镍其老化条件是什么？老化速度如何测定？……………(55)
- 五、加工重油时焦炭和氢气的产率为什么会升高？……………(57)
- 六、加工重油时，原料的预热温度要降低甚至不进加热炉而直接到反应器（或提升

- 管),在这种情况下原料的最低温度不应低于多少度,进料温度的高、低对产品分布有什么影响?(58)
- 七、如何使用金属钝化剂?它为什么能使重金属钝化?金属钝化剂与一氧化碳助燃剂同时使用是否相互影响?(59)

第三部分 裂化催化剂及一氧化碳助燃剂

- 一、微球硅铝催化剂、Y-9分子筛催化剂和Y-15分子筛催化剂最高能耐多少温度而不改变其性能?(64)
- 二、分子筛催化剂为什么比3A催化剂抗重金属污染的性能强?分子筛催化剂的稀土元素对人体有无影响?(66)
- 三、分子筛催化剂对烷烃和环烷烃的裂化速度快选择性好,而且氢转移活性高是什么道理?(67)
- 四、国产的一氧化碳助燃剂有几种,其理化性质如何?(67)
- 五、一氧化碳助燃剂的反应机理如何?铂在助燃剂中,在反-再系统中以什么状态存在?为什么当一停止加助燃剂时,烟气中的一氧化碳又回升?(69)
- 六、反-再系统中铂的含量如何测定?为什么使用CO助燃剂后既能把烟气中的CO烧掉又能降低再生催化剂的含炭量?(69)
- 七、使用CO助燃剂后发现烟道气氧化分析仪表前的阀门腐蚀很快,为什么?如何解决?(70)
- 八、使用CO助燃剂后为什么会使汽油的诱导期延长?(71)

第四部分 能量回收与节能

- 一、请介绍石油二厂、上海炼油厂、九江炼油厂三套能量回收系统的设计及运行情况。(75)
- 二、国内现有的再生烟气废热锅炉,在设计、结构和操作上各有什么特点?使用中存在什么问题?如何解决?(85)
- 三、降低催化裂化装置能耗都有哪些可行的措施?可能分别使能耗降低多少?(93)
- 四、催化裂化装置小于130℃的低温热源,回收这部分能量有什么好方法?(97)
- 五、年加工量在20万吨以下的催化裂化装置,有哪些节能途径?(98)
- 六、已经建成的催化裂化-一氧化碳锅炉装置,是采用助燃剂好,还是不用助燃剂让CO在锅炉里烧掉好,请比较一下两种操作的技术经济效果。(101)

第五部分 吸收稳定与气体回收

- 一、吸收解吸采用双塔流程与采用单塔流程各有什么优缺点?已经由单塔改为双塔的单位技术经济效果如何?(103)
- 二、提高吸收和解吸的效果国内外都有哪些可行措施?(108)
- 三、稳定塔的压力控制,采用热旁路和采用卡脖子压控哪一种好?对液化气和不凝气(气体烃)的组成和收率有什么影响?(108)
- 四、提高稳定深度,增加液化气收率有哪些措施?(110)

五、对有吸收稳定和气体分馏操作的单位，请介绍具体做法。…………… (112)

第六部分 设备材质与检修

- 一、再生器内部材质为18-8钢时，再生温度控制多少合适？稀相段超过710℃应采用哪些保护措施或更换其他材质？…………… (115)
- 二、再生器旋风分离器为18-8钢，常出现焊缝乃至母体材质的局部开裂（并非急性炸裂）原因何在？如何防止？…………… (115)
- 三、有什么好方法可以延长调节滑阀的使用寿命？…………… (116)
- 四、反应器汽提段蒸汽喷嘴经常磨损有没有理想的解决办法？…………… (120)
- 五、老杜康、新杜康和布埃尔型三种旋风分离器各有什么优缺点？…………… (122)

第七部分 产品精制、环境保护

- 一、炼华北原油时，催化汽油经常出现腐蚀不合格，不同的碱浓度，不同的混合方式都试过，但摸不出规律，其他单位是否有这样情况？有什么办法可以解决？…… (127)
- 二、催化裂化过程中的氰化物是如何形成的？含氰污水如何处理？…………… (129)
- 三、使用CO助燃剂后发现烟气中有NO_x是怎么形成的？如何解决？…………… (130)

答 题 单 位

单 位	简 称
齐鲁石油化学总公司炼油厂	齐鲁
燕山石油化学总公司东方红炼油厂	东炼
石油二厂	二厂
第二炼油设计研究院	二院
北京石油设计院	北京院
新疆石油管理局独山子炼油厂	独山子
浙江炼油厂	浙炼
石油化工科学研究院	研究院
九江炼油厂	九江
前郭炼油厂	前郭
江汉石油管理局荆门炼油厂	荆门
武汉石油化工厂	武汉
长岭炼油厂	长岭
兰州炼油厂	兰炼
上海炼油厂	上炼
石油六厂	六厂
南京炼油厂	南京
石油规划设计总院	规划院

第一部分 生产工艺及降低催化剂消耗

一、Ⅳ型催化裂化装置获得最高轻质油收率的最佳工艺条件是什么？Ⅳ型装置是否有必要改成提升管装置？

齐鲁：通过实践，我们认为Ⅳ型装置使用中等活性分子筛催化剂，使用CO助燃剂，创造了良好的反应和再生条件，可以得到很满意的轻质油收率。比较合适的操作条件及产品分布见表1-1。我们认为，没有必要把已有Ⅳ型装置改成提升管裂化装置，其理由有四：

表 1-1 操作条件和产品分布

操 作 条 件		产 品 分 布	
催化剂	Y-9	气体 (%)	12
反应温度 (°C)	480	其中：干气	4
再生温度 (°C)	600~620	液化气	8
反应压力 (公斤/厘米 ²)	1.5	汽油 (%)	45~47
筒反藏量 (吨)	15	轻柴油 (%)	35~37
再生藏量 (吨)	80	焦炭 (%)	5~5.5
再生剂含碳 (%)	0.4	轻油收率 (%)	80~82

1. Ⅳ型装置按目前办法操作已经达到令人满意的效果，生产中也未出现曾担心的“过度裂化”现象。

2. 我国产品结构中对柴油需求量特别大，象我厂柴汽比已高达2.3，尚看不出这个趋势会有什么变化，增产柴油，Ⅳ型有较大的灵活性。

3. 虽然提升管可以获得很高的汽油收率，并可提高处理能力，但这并不是目前追求的

表 1-2 东炼历年主要操作条件

项 目	时 间						
	原设计	1971年标定	1973年标定	1975年标定	1976年标定	1980年标定	1981年标定
加工原油	大 庆	大庆、大港	大庆、大港	大庆、大港	任 丘	任 丘	华北、大庆
反应温度 (°C)	480	470	470	469	472	470	467
反应压力 (公斤/厘米 ²)	0.76	0.82	0.80	0.80	0.83	0.83	0.78
再生温度 (°C)	590	600	607	573	580	570	604
再生剂含碳 (%)		0.61	0.47	0.47	0.39	0.58	0.21
再生剂活性		34.6	32.3	27	28	27	30、微活33
催化剂	3A	3A	3A	3A	3A	3A	3A+Y-9
剂油比	5.5	4.62	4.6	5.85	4.5	5.6	4.2
空速 (时 ⁻¹)	8.26	8.2	14.7	12.7	11.2	15.6	14.2
强度系数	0.66	0.56	0.313	0.46	0.4	0.36	0.3
回炼比 (%)	1.0	0.95	1.06	0.96	1.02	1.08	0.83
汽油收率 (%)	42.3	38.7	41.3	39.4	34.0	38.82	45.6
轻柴油收率 (%)	24.7	29.0	22.4	28.2	25.73	21.81	25.4
轻油收率 (%)	67.0	67.7	63.7	67.6	59.73	60.63	71.0

目标和方向。

4. 改成提升管后, 操作是很方便, 但改造工程量, 投资高, 工期长, 而且受原有结构限制, 施工困难, 改后的结构参数很难做到十分合理。

东炼: 东炼历次标定的主要操作条件见表1-2, 由表1-2可见, 我厂120万吨/年Ⅳ型装置最高轻油收率的最佳工艺条件为1981年标定的条件。实际生产水平已超过标定结果, 1981年平均轻油收率为71.71%, 其中最好月达到75%, 创东炼最好水平。

Ⅳ型催化改成提升管的目的在于提高装置的技术经济效益。应该承认, 提升管裂化较Ⅳ型装置技术先进, 操作灵活可靠。但是, 对120万吨/年Ⅳ型的改造来说, 改动和投资都很大。我们认为, 可以通过更换或掺混活性较高的分子筛催化剂等措施, 充分挖掘老装置的潜力, 提高技术经济效益, 而不进行提升管改造。我厂自1980年掺混Y-9分子筛催化剂和使用CO助燃剂以来, 收到了显著效果, 轻质油收率提高10%以上, 1981年利润净增1500万元以上。

二厂: 我厂催化裂化装置1971年前是床层反应, 一直采用无定型硅酸铝催化剂, 平衡活性27~30, 在加工大庆减二、三线蜡油时, 获得最高轻质油收率的主要条件是: 465~470℃的反应温度; 1.5大回炼比或全回炼操作。具体数据见表1-3。

表 1-3 Ⅳ型催化提高轻质油收率的操作条件

操作条件	反应温度 (°C)	469	467	469
	回炼比	0.95	1.0	1.56
剂油比	4.7	5.3	5.5	
强度系数	0.49	0.53	0.59	
催化剂活性	31.8	31.0	31.0	
操作方式		出渣油	出重柴	全回炼
产品分布 (重%)	气 体	14.4	13.7	19.7
	汽 油	42	44.2	47.5
	轻 柴 油	19.3	20.4	25.2
	重 柴 油	14.5	15.6	0
	渣 油	4.6	0	0
	焦 炭	5.2	6.0	7.6
	损 失	0	0.6	0.8
其它	单程转化率 (%)	30.8	34.5	38.35
	轻质油收率 (%)	61.3	64	72.7
	处理量 (%)	100	88.3	64.3
	总液收 (%)	75.8	79.7	72.7

1975年改为分子筛提升管, 处理量由原设计的60万吨/年扩大到90万吨/年, 经济收益大大提高, 改造费用仅一个月便能全部回收。因为采用了高活性的分子筛催化剂和先进的提升管反应技术, 气体和焦炭收率大为减少。所以, 我们认为, 有条件的装置改为提升管是适宜的。

二院: 长岭炼油厂带管反的Ⅳ型装置在向反-再系统掺入40%以上的分子筛催化剂后, 平衡催化剂活性提高了18.3个单位。1981年11月混炼焦化蜡油时, 在加CO助燃剂和缓和的反应条件下, 与使用3A催化剂相比单程转化率提高了8.16%, 回炼比降低0.91。在全炼直馏

蜡油时，单程转化率提高了5.39%，回炼比降低0.27，轻油收率提高1%，达到75.14%，总液收率达到82.31%，其中汽油收率51.17%，轻柴油23.97%，重柴油7.17%。由此看来，在Ⅳ型装置中掺用分子筛催化剂和使用助燃剂可以获得较高的轻质油收率。

从长岭炼油厂带管反的Ⅳ型装置最近运转的情况表明，当部分掺用分子筛催化剂和使用CO助燃剂后，可达到如下效果：

1. 产品结构得到改善，轻质油及汽油分别提高了3.93%和3.7%，重柴油与焦炭分别下降3.56%和0.92%，单程转化率和总转化率分别提高6.37%和3.33%，而使轻质油收率及总液收率分别达到75.14%和82.31%。

2. 改善了流化质量，降低了催化剂损失。由于平衡催化剂活性增加，再生器藏量由100吨降至64吨，使床层膨胀比增加，流化质量改善，催化剂单耗由0.73公斤/吨降至0.45公斤/吨。

3. 提高再生温度，改善了烧焦效果。由于CO完全燃烧，再生器温度提高了18℃，总剂油比降低了1.68，再生器烧焦时间不仅没有因藏量降低而减少，反而由2.89分钟增至3.15分钟，再生剂含碳量由0.67%降至0.32%，降低了52.44%。

4. 装置能耗有所下降。能耗由101.47万千瓦/吨降至87.95万千瓦/吨，降低了13.32%。

5. 产品质量有所改善。汽油安定性显著提高，诱导期由274分钟提高到750分钟，不安定指数由3.64降至0.16。辛烷值下降一个单位。

6. 对原料的适应性得到改善。1976年和1981年两次处理焦化蜡油，1976年原料油中焦化蜡油占30%，1981年采用分子筛催化剂及加CO助燃剂，曾加工100%焦化蜡油10天，操作正常。

从以上效果可看出Ⅳ型装置在掺用分子筛催化剂和加助燃剂后，其效果可基本上达到提升管装置的水平，并且总液收率较高（可达81~82%），总气体收率较低（可低至12~13%），而汽油收率51~54%，基本上达到了分子筛提升管装置推荐的指标53.5%的水平。

北京院：玉门和二厂都已改造成提升管裂化装置。由这两个厂的数据（见表1-4）可以看出，在相同的催化剂和原料情况下，床层裂化由于催化剂在反应区的停留时间长，表现出明显的二次裂化现象，气体和焦炭产率高，轻质油收率低，汽、柴油安定性也比提升管裂化差。所以，提升管裂化优越性是很明显的。但是，几年来我国Ⅳ型装置通过使用分子筛催化剂，采用助燃剂再生操作，适当提高操作压力等技术措施，已经收到了很好的效果，轻质油收率提高3~6%，焦炭降低0.5~1.0%，处理能力提高20~30%，例如天津一石化和东炼（见表1-4）。另外，由于Ⅳ型装置是同高并列的两器，框架标高高低，改造比较困难，特别是再生器改造的难度大。例如，石油二厂1975年提升管改造投资327万元，占基建投资的24%，钢材405吨，停工近二个月。所以，我们认为Ⅳ型装置的改造要视具体情况而定，在处理量没有矛盾的厂，更没有必要进行改造。

独山子：为了和床层裂化比较，表1-5中列出了我厂提升管装置投产以来几个周期的主要操作条件和产品收率。数据说明：

1. 采用不同催化剂时，由于活性不同，反应条件（尤其是温度）和产品分布（尤其是汽油收率）不同。用低活性催化剂时，汽油和液体产品收率都很低，所以活性太低的催化剂对全提升管的催化装置是不适宜的。

2. 采用较高活性和选择性的催化剂，可以降低反应温度，在产品分布上可得到较多的

表 1-4 提升管和床层裂化的操作数据

项 目	炼 厂		天 津-石 化		东 炼		二 厂	
	装 置 型 式		床 层	床 层 助 燃 剂	床 层	床 层 助 燃 剂	床 层	提 升 管
	催 化 剂							
操作条件:								
反应温度 (°C)	496	509	473	490	470	467	469	493
再生压力 (公斤/厘米 ²)	0.68	0.88	0.688	0.992	0.83	0.77	0.762	1.31
回炼比 (重)	0.98	0.95	1.07	0.69	1.05	0.83	1.36	0.813
处理量 (吨/日)	330	410	480	786	3500	3264	1470	2734
物料平衡 (重%):								
干 气	3.77	2.7	7.1	7.9	5.28	4.3	3.0	7.16
液 化 气	15.28	14.32	5.6	4.8	10.5	10.7	12.7	5.7
汽 油	52.4	49.5	40.5	46.8	38.82	45.6	48.3	49.63
轻 柴 油	21.19	28.4	32.1	29.9	21.81	25.4	22.4	24.35
重 柴 油			8.5	5.3	18.7	8.9	6.0	6.95
焦 炭	6.36	5.13	6.02	4.9	4.73	4.5	7.0	5.35
损 失	1.0	0.35	0.18	0.4	0.16	0.5		0.86
轻质油收率	73.6	77.5	72.6	76.7	60.63	71.0	70.7	73.98
产品性质:								
汽油辛烷值 (马达法)	78.79	78			80	79	82.6	77
汽油诱导期 (分钟)			530	635	440	785	285	343
柴油十六烷值	36	41.2	54.8	46	37	36	36.7	49.7
选用数据时间	1974年8~9月		1977.10.	1980.9.	1980.6	1981.11	1965、	1978年
			27	12			五方案	五方案

表 1-5 独山子提升管装置的典型操作条件和轻油收率

时 间	提升管出口 温度 (°C)	再生温度 (°C)	再生剂定碳 (%)	催 化 剂	平衡剂 活 性	回 炼 比	反 应 时 间 (秒)	处 理 量 (吨/时)	汽 油 收 率 (%)	轻 柴 油 收 率 (%)	轻 油 收 率 (%)
78.5~78.9	505	600~620	0.3~0.4	3A+ Y-5+Y-9	45~47	0.8~0.9	~4	45~50	42.5	35.25	77.75
78.10~ 79.9	500~510	~620	0.3~0.4	3A+Y-5 +Y-9 +Y-15	53	0.8~1.0	~4	45~50	45.82	31.23	77.05
79.9~79.12	480~490	640~670	0.4	Y-15	60~62	0.8~1.0	3.6~4	45~55	50.0	27.41	77.41
80.1~80.8*	480~485	640~670	~0.1	Y-15	58~62	0.9~1.2	3.6~4	50~65	49.23	31.60	80.83
80.9~81.3	480~485	640~660	0.07~0.14	Y-15	59~60	0.8~1.25	3.2~4	50~55	51.52	29.17	80.69
81.4~81.8**	480~485	640~660	0.09~0.19	Y-15	59~60	0.8~1.25	3.2~4	52~67	49.63	32.96	82.59
81.9~82.5	485~490	640~670	0.09~0.17	Y-15	58~60	0.9~1.2	3.1~4	50~65	48.17	32.24	80.41

* 1979年底前为常规再生, 1980年1月开始为加助燃剂完全再生;

** 在此期间应用了金属钝化剂

汽油收率。选择较适宜的操作条件, 可以得到较高的轻质油收率。

3. 采用CO助燃剂, 汽油和液体产品收率可以提高3~4%。采用钝化剂可使液体产品收率提高1~1.5%。

4. 我们使用的原料较差, 有30%或更多的焦化蜡油, 原料重金属较高 (含Ni0.5~0.6ppm), 因催化剂单耗只有0.2~0.3公斤/吨原料, 催化剂上Ni含量达到1500ppm, 污

染比较严重，平衡催化剂活性只有60左右。这些都影响到汽油和轻质油收率。

前郭：主要取决于所用催化剂类型、操作条件、反应方式等。

1. 改善催化剂可以提高轻质油收率。我厂催化装置在床层反应应用3A催化剂时，日加工量为434吨，轻质油收率70.7%，当掺混83%Y-5分子筛时，加工量提高了13.3%，轻质油收率提高2.5%。

2. 改进反应方式可以提高轻质油收率。我们在反应器分布板上增设了一个 $\phi 1200 \times 2500$ 的内反应筒（见图1-1），筒内设六层格栅导向挡板，目的在于破碎气泡、减少返混和强化气固两相的接触效率。当使用3A催化剂掺混Y-9分子筛时，日加工量提高到576吨，轻质油收率达到71.94%比纯床层反应有较大幅度提高。

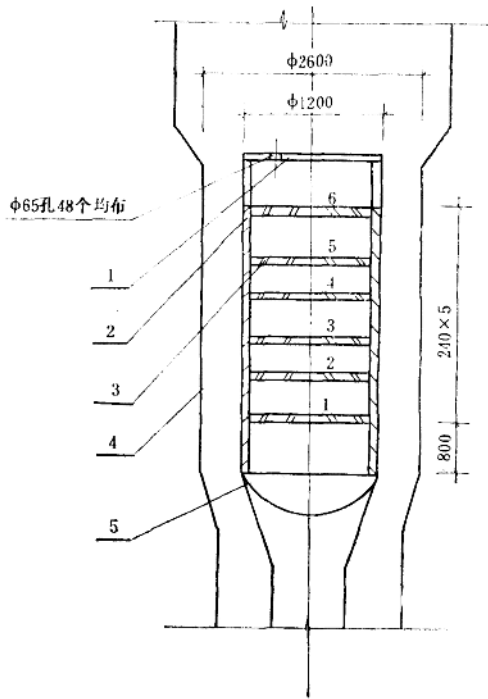


图 1-1 反应器内反应筒安装示意图

1—防冲板；2—筒体；3—格栅导向挡板；4—反应器密相段；5—反应器分布板

3. 使用CO助燃剂有利于提高轻质油收率。在使用Y-9分子筛不加CO助燃剂时，装置日加工量为660吨，总液收率79.47%，轻质油收率72.91%；在加入CO助燃剂后，燃烧油停喷，再生器流化质量得到改善，再生定碳由0.5%降至0.36%，更好地发挥了分子筛剂的优越性，装置日加工量达到706吨，轻质油收率和总液收率分别达到76.5%和82.83%的较好水平。

所以，并非所有的Ⅳ型装置都必须改成提升管，这要看各厂的具体情况而定。在Ⅳ型装置上使用分子筛催化剂和CO助燃剂也会取得良好的效果。

二、目前国内已有的提升管催化裂化，其烧焦形式各有什么特点？

二院：目前国内有常规型式烧焦、两段烧焦、旋转床烧焦和烧焦罐四种型式。其特点分别说明如下：

1. 常规的一段烧焦特点是待生剂进入再生器密相床后，催化剂充分返混，是典型的完全返混床烧焦。催化剂颗粒在密相床中停留时间不均匀，影响烧焦效果。烧焦强度一般为80~120公斤/吨·时，再生剂含碳量在再生温度600℃时为0.4~0.7%，660~670℃时为0.2~0.3%。

2. 两段烧焦的特点是再生器床层用隔板分成两段，二段截面积占密相段总截面积的25%左右。待生催化剂先进入一段，在较低的温度和较低的过剩氧浓度下，保持较长的停留时间，烧去约80%焦碳，然后进入二段。在二段中再生剂含碳可降低至0.1%以下。两段烧焦与一段烧焦相比，在再生温度低于700℃时，从烧焦强度和再生剂含碳的结果看，二段烧焦还是有优越性的。现将玉门和洛阳实验厂两段再生试验数据列于表1-6。

表 1-6 一段烧焦与两段烧焦的比较

	玉 门	洛 阳 实 验 厂
处理量 (吨/日)	400	82
再生器压力 (公斤/厘米 ²)	1.25	1.23
再生密相温度 (°C)	665	一段648; 二段673
过剩氧 (%)	0.8	一段1.4; 二段4.8;
待生剂含碳量 (%)		1.65
再生剂含碳量 (%)	0.2	0.24
烧焦强度 (公斤/吨·时)	118	一段245.8, 二段106.9, 总包199
密相床线速度 (米/秒)	1.197	一段0.575, 二段0.354

3. 旋转床烧焦的特点是待生剂切线进入再生器密相床上部，具有一定动能的催化剂在再生器密相床内呈圆周运动，与空气错流接触烧焦，减少了催化剂返混，沿运动圆周方向存在温度差和碳浓度差，可以提高烧焦强度。但目前投产的旋转床装置处理量均较低，为设计能力的50~60%，再生温度亦较低（600℃左右），烧焦强度只有100公斤/吨·时左右，尚未达到应有效果。旋转床烧焦和常规烧焦比较见表1-7。

表 1-7 常规烧焦与旋转床烧焦比较

	二 厂	浙 炼
处理量 (吨/日)	2334	2189
再生压力 (公斤/厘米 ²)	1.32	1.48
再生温度 (°C)	586	586
过剩氧 (%)	0.6	0.5
待生剂含碳量 (%)	0.8	1.06
再生剂含碳量 (%)	0.42	0.49
烧焦强度 (公斤/吨·时)	66.91	83.3
线 速 (米/秒)	0.74	0.395
催化剂	13X	

4. 烧焦罐的特点是采用高速、高温和较高的过剩氧浓度进行强化再生，提高气固接触效率，降低催化剂藏量，在稀相管内采用高温把 CO 烧掉，实现热再生。由于设备材质和滑阀材质的限制，目前尚不能采用热再生长期操作，而是按两段再生或加 CO 助燃剂完全再生操作，烧焦强度为 200~250 公斤/吨·时，烧焦罐烧焦强度可达 500 公斤/吨·时。目前国内烧焦罐有三种（见图 1-2）：

(1) 带内循环管的烧焦罐，为乌鲁木齐厂采用，其特点是采用自动平衡的内溢流管，内循环量大，罐内密度较大，多点混合温度较均匀，结构简单。

(2) 带外循环管的侧烧焦罐，为洛阳实验厂采用，其特点为烧焦罐在再生器侧，施工及老厂改造方便。

(3) 带外循环管的烧焦罐，为荆门厂采用，其特点是外循环量可以进行调节，但结构较复杂，由于滑阀压降大，磨损较严重。

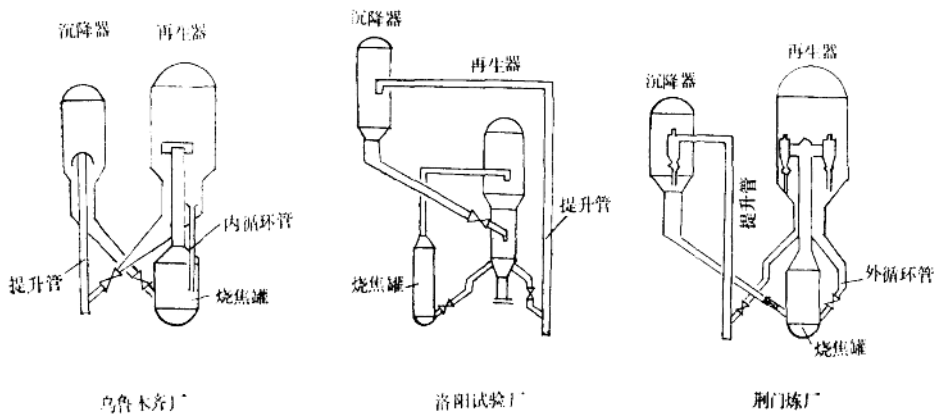


图 1-2 三种型式的烧焦罐

北京院：按气体和固体的流动形态分，大致是两大类，即气固返混的床层烧焦和快速床高效烧焦。两段烧焦和旋转床烧焦也属于返混床的范畴。返混床的主要特点是：(1) 气体和固体存在严重的返混现象，这种返混包括密相床层内部的气固返混、稀密相之间的固体返混、旋风分离器料腿下料的返混等。由于返混严重，床层内部极不均匀，影响烧焦效果。而且床层中各处的催化剂含碳量和氧含量大不相同，烧焦动力学关系式中氧浓度及碳含量只能以出口值为准，烧焦推动力受到限制。(2) 床层气速低，一般在 1.0 米/秒以下操作，它受到催化剂带出速度的限制，所以气固接触效率较差。因此，返混床的烧焦强度只有 80~120 公斤/吨·时。

快速床高效烧焦国内已有乌鲁木齐和荆门两套生产装置。它是由烧焦罐、稀相管、快速分离器、二密相床和循环管等组成。图 1-3 是荆门催化裂化两器的示意图。快速床高效再生的主要特点是：(1) 烧焦罐这种型式不存在旋风分离器料腿和稀密相间的返混，罐内固体的返混也大为减轻。操作线速不受催化剂带出速度的限制，因此可以大幅度提高操作流速，一般在 1.2 米/秒以上操作。由于气速高，烧焦罐中气固流动状态不同于返混床，气体变成了连续相，催化剂颗粒结成松散的颗粒群，类似絮状，大大强化了气固间的接触。(2) 烧焦

罐中采用高温操作，强化烧焦反应。荆门厂烧焦罐一般大于 670°C 操作，比其他装置高出

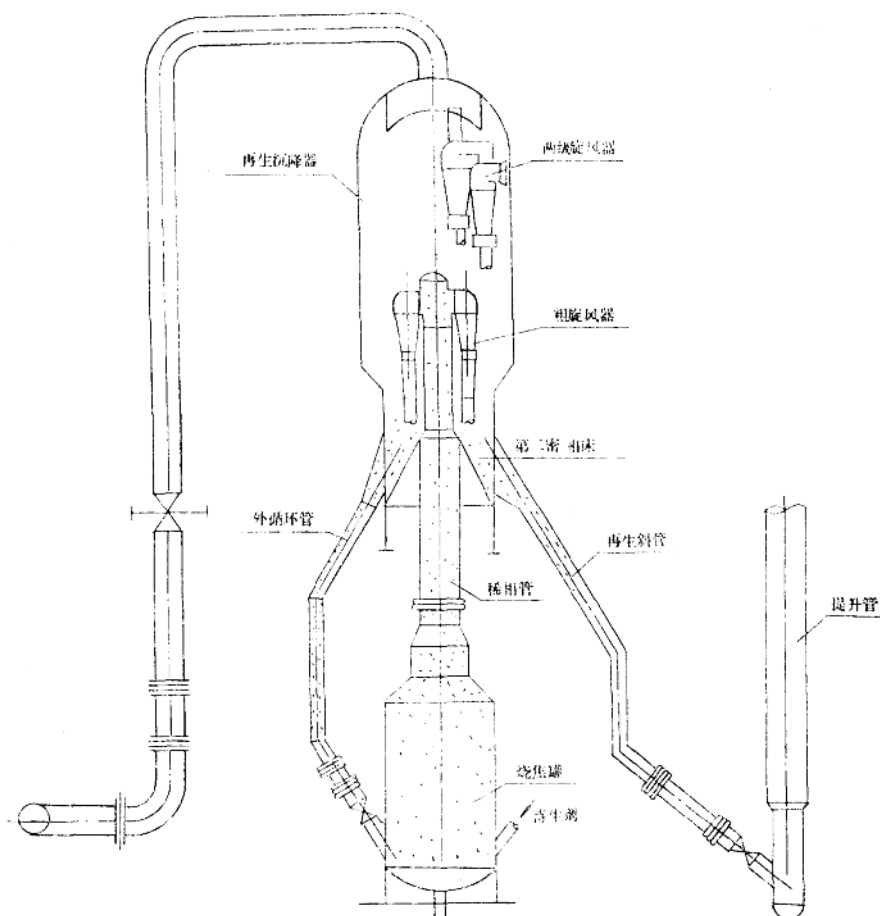


图 1-3 荆门催化裂化两器示意

$10\sim 20^{\circ}\text{C}$ 。由于烧焦罐中催化剂藏量少，从而减少了催化剂在高温区的停留时间，有利于保持催化剂的活性。(3) 烧焦罐中气固作同向流动，并且全部由上方排入稀相管，类似于活塞式流动。在这种流动型式中氧浓度和碳浓度均可用罐进出口对数平均值代入烧焦关系式中，增大了烧焦推动力。(4) 由于烧焦效率高，系统（包括烧焦罐、稀相管和二密相床）催化剂藏量可以大幅度降低，为现有返混床再生器的 $50\sim 60\%$ 。因此，当维持一定的平衡活性时，新鲜催化剂补充率相应可减少 $40\sim 50\%$ ，操作费用低。假若补充率相同，则平衡催化剂的活性较高。(5) 稀相管出口的快速分离器对降低催化剂损失起到了很大作用，快速分离器效率一般在 85% 以上。旋风分离器入口浓度大大降低，稀相段的沉降作用显著下降，为再生器结构改革创造了有利条件。催化剂损失小，荆门厂催化剂单耗只有 0.3 公斤/吨左右。为国内外催化裂化装置单耗的先进指标。(6) 烧焦罐的烧焦强度，按系统藏量计在 250 公斤/吨·时，按烧焦罐藏量计达 500 公斤/吨·时以上（操作数据见表1-8）高出返混床再生器的 $3\sim 5$ 倍。

表 1-8 荆门厂烧焦罐的操作数据

项 目	日 期			
	1981.4.8~11	1981.10.8	1982.4.12	1980.2.16~18
操作方案	加CO助燃剂			不加助燃剂
主风量(标米/分)	1071.9	1182.13	1115.34	1013
烧焦量(吨/时)	5.34	5.78	5.2	5.5
再生器顶压力(公斤/厘米 ²)	1.58	1.63	1.6	1.55
烧焦罐出口温度(°C)	700	675	685	685
稀相管出口温度(°C)				730
烟道气中CO量(体%)	3.0	0.4	0.2~0.4	0.2
烧焦罐藏量(吨)	13.6	10.75	12.5	6
二密床藏量(吨)	17.4	12.4	12	10
回炼比	0.56		0.9	0.8
烧焦罐线速度(米/秒)	1.11	1.3	1.3	1.2
稀相管线速度(米/秒)	~9			
再生剂含碳量(%)	0.216	0.26	0.1~0.23	0.17
待生剂含碳量(%)	0.98		0.84~0.94	0.89
烧焦强度(公斤/吨罐剂)	392.7	538	417.6	>500
(公斤/吨总剂)	172.3	250	230	>300

表 1-9 助燃剂补充量

炼 厂	铂耗量(毫克铂/吨油)
武 汉	1.82
天津一石化	1.0
安 庆	0.5
上 炼	1.09
东 炼	1.0
二 厂	0.4
玉 门	1.85
荆 门	0.27

(7)由于烧焦罐的高效率,当采用CO助燃剂操作时,助燃剂的补充量也很少,例如荆门催化裂化统计数据表明,在2300吨/日处理量时,平均助燃剂补充量为1公斤/日(助燃剂含铂万分之五),折合耗铂量0.27毫克/吨油,比其他装置低的多,见表1-9。

浙炼:就再生器结构型式而言可分为“下进上出”一段烧焦型、“上进下出”旋转床烧焦、两段床烧焦和烧焦罐型四种。评价上述四种烧焦结构型式的特点和效果时,最好排除助燃剂的因素,否则会掩盖一部分问题的实质。一种好的烧焦型式必须具备:无短路和返混现象,即必须使每一催化剂颗粒经历同等的条件和过程,以及选择性烧焦这两点。

旋转床烧焦可以看作是一种连续的多段渐次再生过程,它的特点是:沿着顺时针旋涡流烧焦路径其烧焦速率、催化剂含碳量、空气相对分配率、床层密度、床层温度,甚至床层高度等都有明显的梯度。我厂生产操作数据见表1-10。由于存在着Ⅳ象限(进入象限)向Ⅰ象限(出去象限)的待生剂部分走短路,导致Ⅰ象限催化剂含碳量反而比Ⅱ象限高,再生温度反而比Ⅱ象限低的结果。拟在Ⅳ象限与Ⅰ象限之间增设一块垂直曲线挡板,以消除这种现

表 1-10 旋涡床烧焦

		1981年9月15日 14:00	1981年9月25日 16:00
实际处理量 (吨/时)		65.5	63.3
提升管出口温度 (°C)		460	460
常压渣油渗炼量 (吨/时)		9.6	6.4
催化剂		3A + 分子筛	3A + 分子筛
再生器密相床温度 (°C)	IV 象限	576	580
	III 象限	592	599
	II 象限	593	603
	I 象限	591	597
	II 象限中心	596	601
主风量 (标米 ³ /分)		755	715
烧焦量 (吨/时)		4.847	4.748
烟气中过剩氧 (%)	IV 象限	0.4	0.3
	III 象限	0.6	0.3
	II 象限	2.4	0.2
	I 象限	2.9	0.2
	II 象限中心	—	—
再生器藏量 (吨)		46.5	44
烧焦强度 (公斤/吨·时)		104.2	107.9
再生器床层线速 (米/秒)		0.397	0.38
待生剂含碳量 (重%)		0.82	1.01
床内催化剂含碳量 (重%)	IV 象限	0.52	0.65
	III 象限	0.43	0.53
	II 象限	0.39	0.34
	I 象限	0.44	0.43
再生剂含碳量 (重%)		0.40	0.39
总烧焦时间 (分钟)		4.3	4.4
催化剂循环量 (吨/时)		655	598
轻质油收率 (重%)		81	80

象。

独山子：我厂提升管催化裂化装置用的是大小筒全返混再生器，催化剂上进下出，空气分布用树枝状分布管。1979年以前为常规再生，1980年开始采用CO助燃剂实现完全燃烧。

常规再生的床层温度610~620°C，压力1.4公斤/厘米²，由于处理量低，密相线速只有0.65米/秒，烟气含氧1~1.5%，烧焦时间5分钟，再生定碳0.3~0.4%，经常喷燃烧油。

助燃剂再生床层温度640~670°C，压力1.4公斤/厘米²，烟气含氧3~5%，密相床线速0.8~0.84米/秒，烧焦时间4~4.5分钟，再生定碳0.1%左右。表1-11列出了二种再生情况下的操作数据。

我们认为几种型式的再生器各有其特点。对再生器型式的选择虽有很多因素，但有一点应该肯定，就是要有好的烧焦效果，再生剂定碳要低。国外资料介绍，再生剂定碳每降低0.1%装置催化剂有效活性可提高1~2单位。我厂使用CO助燃剂后，再生温度和烟气含氧量提高了，再生剂定碳由0.3~0.4%降至0.1%左右，反应温度约降低10°C，汽油收率约提高

表 1-11 独山子厂再生器烧焦情况

再生方式 项目	常 规 再 生		加助燃剂完全燃烧	
	处理量 (吨/时)	42	52	43.2
烧焦量 (公斤/时)	2940	3625	2669	3309
主风量 (标米 ³ /时)	516	525	568	643
再生温度 (密相, °C)	620	620	657	649
(稀相, °C)	630	635	675	672
烟气含氧 (%)	1.5	1.0	3.95	2.50
密相线速 (米/秒)	0.64	0.66	0.72	0.84
催化剂藏量 (吨)	41.5	52	34.2	32.5
烧焦时间 (分)	5.53	5.8	5.54	4.28
待生剂定碳 (%)	1.70	1.1	0.85	0.9
再生剂定碳 (%)	0.35	0.4	0.09	0.13
烧焦强度 (公斤/吨·时)	70.84	69	78	101

4%，表明催化剂有效活性和选择性有明显提高。

三、旋转床强化烧焦可使再生催化剂的含炭量降到多少？ 存在什么问题？在低处理量时能否旋转起来？

浙炼：在不使用CO助燃剂和不喷燃烧油的情况下，加工大庆减压蜡油掺炼大庆常压渣油，每天1500~1600吨，反应温度460~461°C，再生温度600°C左右的条件下，统计了再生器改造前1981年4月14日至5月16日的78个分析数据。再生剂定碳最低为0.42%，最高为0.89%，平均值为0.66%。同时也统计了改造后（改造主要内容为将一级旋风分离器料腿移至床层直径 $\frac{1}{2}$ 圆周上）的1981年9月份一个月的分析数据，再生剂定碳最低0.24%，最高0.64%（仅一个样品），平均值为0.39~0.40%。

我厂催化裂化装置经常在1500吨/日低处理量（设计处理量的42%）下操作，实践证明再生器床内催化剂旋转起来了，这只要从密相床的温度和催化剂定碳分布的规律就可以判断。生产数据见表1-12和表1-13，相对应的测量位置图见图1-4。

表 1-12 沿烧焦运动轨迹的催化剂含炭量分布情况

含炭量 (重%)	取样点 烧焦 运动 轨迹	待生斜管	待生剂 进入的 IV象限 (A点)	III象限 (B点)	II象限 (C点)	再生剂出 流管 I象限 (D点)	再生斜管 (再生剂)
		(待生剂)					
日期							
再生器改造后	1981.9.15 14:00	0.82	0.52	0.43	0.39	0.44	0.40
	1981.9.25 16:00	1.01	0.65	0.53	0.34	0.43	0.39
	1981.9.29 16:00	1.24	0.53	0.51	0.46	0.52	0.52

表 1-13 沿烧焦运动轨迹的再生温度分布情况

温度 (°C)	测温点 烧焦运动 轨迹	待生斜管	待生剂进入 Ⅳ象限	Ⅲ象限	Ⅱ象限	再生剂出流管 Ⅰ象限	
		R 234	R 222	R 223	R 220	R 221	
日期		待生剂进	旋转	旋转	旋转	再生剂出	
一级料腿布在床边沿	第三周期	79.11.2 4:00	470	545	575	593	572
			+75	+30	+18	-21	
	第六周期	79.11.9 7:00	462	554	589	607	585
			+92	+35	+18	-22	
	第六周期	81.4.18 8:00	456	548.1	571.8	574	570
			+92	+23.7	+2.2	-4	
	81.4.20 8:00	450	570	596.4	597.6	589.6	
		+120	+26.4	+1.2	-8		
一级料腿向中心位移。布在直径1/2圆席上	第七周期	81.11.1 1:00	345	564	582	590	589
			+219	+18	+8	-1	
	第七周期	81.11.5 1:00	407	570	589	602	591
			+163	+19	+13	-11	
	第七周期	81.11.15 1:00	321	543	563	567	564
			+222	+20	+4	-3	
	第八周期	82.4.4 7:00	457	599	617	618	614
			+142	+18	+1	-4	
		82.4.10 1:00	454	594	615	617	613
			+140	+21	+2	-4	
第八周期	82.4.17 5:00	456	576	606	610	604	
		+120	+30	+4	-6		

目前装置仍处于低负荷操作，再生器密相床直径 $\phi 8000$ 显得太大，因而旋转动力不足；边缘环形待生剂旋涡流与中心再生剂旋涡流交界处仍存在返混；Ⅳ象限仍存在向着Ⅰ象限走短路的情况；操作弹性也比较小。

二院：首先回答第三个问题。我们没有做过低限的专门考察，无法说清楚低限是多少。在浙炼120万吨/年装置上，当处理量为50~60万吨/年时，床层仍保持了较好的旋转性，证据有两个：

1. 床层温度变化，在再生器单容器流化及两器双容器流化时，再生器密相床径向和轴向温差约为3~8°C，说明流化质量是好的。进油后床温分布发生了明显变化，在靠近待生催化剂入口处床温最低，沿顺时针方向温度逐步升高，淹流口前温度最高。

2. 床层各象限催化剂含碳量是变化的。表1-14列出了各象限催化剂定碳分析数据。