

# 异丁烷脱氢工业化技术概述 及其国产化分离工艺开发

时海涛\*

(中国石化工程建设有限公司,北京 100101)

**摘要:**概述了国外主流异丁烷脱氢工艺,分析了反应产物分离工艺特点。由于异丁烷脱氢反应产物含有大量的氢气、甲烷、乙烯、丙烯等轻组分,采用精馏分离时,需要较低的温度,因此国外工艺均采用冷箱或低温分离单元。为避免采用冷箱或低温分离单元,在研究中选用了吸收分离方法,开发了一种由吸收塔、解吸塔及脱 C<sub>4</sub> 塔组成的吸收分离流程。以 10 万 t/a 异丁烷脱氢装置为例,采用 C<sub>8</sub> 抽余油作为吸收剂,分析了上述流程的分离效果、公用工程消耗、能耗及操作费用。研究表明,吸收分离异丁烷脱氢反应产物,在技术上可行,可以作为国产化异丁烷脱氢工艺技术的一部分。

**关键词:**异丁烷脱氢;分离工艺;吸收

中图分类号:TQ211

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)08-0142-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2016.08.034

## Overview of industrial technology of isobutane dehydrogenation and development of the domestic separation technology

SHI Hai-tao\*

(Sinopec Engineering Incorporation, Beijing 100101, China)

**Abstract:** The isobutane dehydrogenation technologies at home and abroad are overviewed. The separation process characteristics for the reaction products are also analyzed. Because of the large amount of hydrogen, methane, ethylene, propylene and other light components in the reaction product of isobutane dehydrogenation, the low temperature is required for distillation separation. Therefore, the overseas technologies often use cold box or cryogenic separation unit. In order to avoid the use of cold box or cryogenic separation unit, a absorption separation process composed of absorber, desorber and debutanizer is developed. Taking the 100 000 tons/year isobutane dehydrogenation device as an example, the separation effect, utility consumption, energy consumption and operating expenses of the process are analyzed. In this case, the C<sub>8</sub> raffinate oil is used as the absorbent. The results show that the absorption separation method is feasible in technology and can be used as a part of the domestic process technology.

**Key words:** isobutane dehydrogenation; separation process; absorption

异丁烷脱氢制异丁烯是利用异丁烷资源的主要途径之一。全世界由异丁烷生产异丁烯的总量达 3 Mt/a 以上<sup>[1]</sup>。目前,国内在建及筹建的异丁烷脱氢项目有 13 个,产能约为 1.585 2 Mt/a<sup>[2]</sup>。其中,使用 Catofin 工艺的有 6 家,使用 FBD-4 工艺的有 1 家,使用 Oleflex 工艺的有 1 家,其余则为等待国产化技术成熟或尚未对工艺包做出选择的项目<sup>[3]</sup>。可见,国内在建的异丁烷脱氢装置仍然完全依赖国外技术。因此,尽快开发国产化工艺技术,替代国外技术,满足国内对异丁烯的需求,具有现实紧迫性。

异丁烷脱氢工艺主要包括反应、催化剂再生和产品分离 3 部分<sup>[4]</sup>。本文中对国外主流异丁烷脱氢工艺,尤其是产品分离工艺进行比较,并对国产化异

丁烷脱氢分离工艺做初步研究。由于异丁烷脱氢反应产物分布较广,含有较多的 H<sub>2</sub>、C<sub>1</sub>~C<sub>3</sub> 轻组分,因此进行精馏分离时,通常需采用冷箱,并配套深冷系统。这样的分离系统流程较长、投资较高。本文中考虑采用吸收分离方法,开发一种避免使用冷箱,且流程短、投资较低分离工艺<sup>[5]</sup>。

### 1 国外技术简介

目前,世界上主流的异丁烷脱氢工艺有 5 种:Lummus 公司的 Catofin 工艺、UOP 公司的 Oleflex 工艺、Phillips 公司的 Star 工艺、Snamprogetti 公司和 Yarsintez 公司合作的 FBD-4 工艺及 Linde AG 公司的 Linde 工艺。这 5 种技术反应、催化剂再生工艺详细情况归纳于表 1<sup>[6-9]</sup>。

表1 国外异丁烷脱氢主流工艺技术对比

工艺	Catofin	Oleflex	Star	FBD-4	Linde
反应器类型	固定床	移动床	管式固定床	流化床	管式固定床
反应器数量	4	3	8	1	3
催化剂	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> 上负载 CrO	Pt/球形 Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	载在铝酸锌上的 Pt(Sn)	CrO-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CrO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
反应温度/℃	535 ~ 605	650	565 ~ 620	550 ~ 600	540
反应压力/kPa	49	117	207 ~ 414	124 ~ 152	138 ~ 207
供热方式	烧焦	加热炉再热	火焰加热器供热	在附加再生器中烧焦	
运作-再生循环时间/h	0.25 ~ 0.5	48 ~ 168	8(含再生1h)	连续	9(含再生3h)
稀释剂	无	氢气	水蒸汽	无	无
转化率/%	65	45 ~ 55	45 ~ 55	50	40 ~ 45
选择性/%	92 ~ 93	91 ~ 93	91 ~ 94	>91	91 ~ 95
开发单位	Lummus Crest	UOP	Phillips	Snamprogetti	Linde AG

### 1.1 Catofin 工艺

根据装置生产能力,反应系统采用1组周期性循环操作的固定床反应器。其中1个或几个反应器在加工物料进行脱氢反应,同时有1个或几个反应器在用热空气烧焦并预热催化剂床层,还有1个或几个反应器在进行阀门切换、吹扫、排气或催化剂还原等操作<sup>[10]</sup>。

原料烷烃和未转化的循环烷烃混合,经与反应器出料换热和进料加热器加热后,从上向下进入通过热空气预热装有催化剂的反应器,反应物流过1台蒸汽发生器再与原料换热冷却进入产品压缩机。压缩后剩余气相产品送到低温分馏单元分离出H<sub>2</sub>和轻烃,并回收其中包含的产品烯烃和未转化原料,再将后者与压缩段来的液体混合,经稳定处理后送到烯烃回收单元,未转化的原料烷烃循环返回至脱氢反应器。

### 1.2 Oleflex 工艺

适用于异丁烷脱氢的Oleflex工艺反应系统是由三级径流反应器、原料和中间加热器、反应进出料换热器及CCR催化剂连续再生器构成的<sup>[11]</sup>。

原料先经周期切换的分子筛干燥塔脱除硫、水分和可能存在的含氧化合物后,与富氢循环气混合,经与反应产物换热、进入中间加热器中加热至反应器入口温度后径向流过反应器。脱氢反应所需热量由中间加热器提供,最后一级反应器出料经与原料换热后送入产品分离回收系统。

在产品分离回收系统中,反应产物经压缩及用分子筛干燥脱水后进入冷箱,被来自膨胀机的冷气冷凝,未冷凝的富氢气体经分离器分离出氢气经膨

胀后,分成2股,一股作为稀释原料用的循环气,另一股外送另作它用。分离器底部流程的冷凝液送入分馏系统。分馏系统的设计取决于加工原料的类型,加工C<sub>4</sub>原料时,分馏系统大多仅由1个脱丙烷塔组成。

### 1.3 Star 工艺

反应器和加热炉的设计类似于传统生产甲醇的管式固定床反应器和顶烧转化炉<sup>[12]</sup>。通常生产规模大的装置采用8个按标准设计的Star反应器/加热炉来加工设计的原料处理量,其中7个反应器处于反应状态,1个反应器则在再生;对于生产规模小的装置可只使用1个反应器/加热炉,反应器循环地进行反应-再生操作。充分利用反应产物、烟气及再生尾气余热来过热蒸汽、预热锅炉给水,是该技术的特色。

反应产物经冷却、压缩及分离稀释蒸汽凝液后,送至闪蒸罐;罐顶气相经干燥器脱水后,送至冷箱进一步冷凝;冷箱凝液与闪蒸罐凝液汇合送至分馏单元,不凝气则作为燃料气送出,也可设置PSA单元,进一步分离出高纯度的氢气供其他装置使用。对于异丁烷脱氢,分馏单元通常可仅设置1台脱丙烷塔,塔顶气相采出C<sub>3</sub>以下产品,与冷箱不凝气汇合作燃料气,而塔釜是富含异丁烯的C<sub>4</sub>产品。

### 1.4 FBD-4 工艺

FBD-4工艺<sup>[12]</sup>采用流化床反应器。反应器内温度分布均匀,接触时间短,有利于提高选择性。催化剂连续抽出,在流化床再生器内通热空气再生,利用再生后催化剂的显热为反应供热。

反应产物经过滤器滤除催化剂粉末后,再经压

缩、冷凝,在分离器中分为气、液两相,气相经干燥后,送至冷箱进一步冷凝,液相则送至脱丙烷塔。冷箱中的不凝气与脱丙烷塔顶气相汇合后送出,用作燃料气;冷箱凝液则与分离器液相汇合后,送至脱丙烷塔。脱丙烷塔塔釜液相,即为富含异丁烯的 C<sub>4</sub> 产品。

### 1.5 Linde 工艺

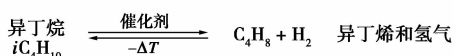
与 Star 工艺相似,Linde 工艺<sup>[13]</sup>亦采用顶烧转化炉型反应器,反应器是由炉内许多根装有催化剂的反应管所组成。燃烧器的设计和合理配置使反应过程几乎在等温条件下进行,从而获得最佳选择性。3 台反应器为 1 组,其中 2 台在反应,1 台在再生。

反应产物经压缩后,段间凝液送至 C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> 分离塔,段间气相送至吸收塔。C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> 分离塔塔顶气相与吸收塔塔顶气相汇合后,再经压缩送至低温分离单元。在低温分离单元,C<sub>3</sub> 以下不凝气相作为副产品送出装置,凝液则返回吸收塔,用作吸收剂。C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> 分离塔及吸收塔塔釜液相汇合后,作为产品送出界外。

### 1.6 5 种国外技术分离工艺共性特点

通过前文可知,上述 5 种国外主流异丁烷脱氢技术分离工艺的共性特点是都采用了冷箱或低温分离单元,这是由异丁烷脱氢反应产物的组成分布决定的。异丁烷脱氢的反应网络如图 1 所示。

●异丁烷脱氢:主反应



●副反应

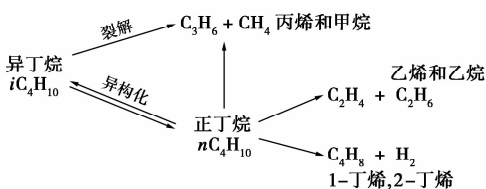


图 1 异丁烷脱氢反应网络

异丁烷脱氢同时伴随着复杂的副反应,异丁烷通过这些主/副反应生成大量的 H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、C<sub>2</sub>、C<sub>3</sub> 等轻组分。由于反应产物中氢分压较高,采用普通精馏分离时需要较低的温度,因此需要采用冷箱或低温分离单元。如要避免低温操作,则需考虑其他分离原理,吸收分离法是可选方法之一。笔者在开发国产化分离工艺时选用了吸收分离法<sup>[5]</sup>。

## 2 国产化分离工艺开发

### 2.1 吸收分离工艺概述

吸收分离法<sup>[5]</sup>,指使用液相烃类与增压后的反

应产品气进行气液相接触,吸收产品气中的异丁烯,再经精馏分离得到异丁烯产品。不同于精馏分离,吸收分离法利用了 H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、C<sub>2</sub>、C<sub>3</sub> 及 C<sub>4</sub> 在液相烃中的溶解度不同,使异丁烯在吸收剂中相对富集,然后将吸收异丁烯后的液相烃类送至脱 C<sub>4</sub> 塔,进行精馏分离,从而得到异丁烯产品。

吸收分离法的关键研究内容主要有 2 点:①选择合适的液相烃类作为吸收剂;②选定合理的分离流程。

对于第一个问题,由于本工艺的吸收操作位于分离单元的前端,因此装置内没有合适的吸收剂,需从装置外引入吸收剂。考虑到吸收剂的来源及价格等因素,本文中以炼厂、乙烯厂等配套的芳烃装置中可广泛得到的多种芳烃抽余油为备选吸收剂(如 C<sub>8</sub> 抽余油),在进一步的研究中已发现,未扣除芳烃的碳数相同的馏分(如乙烯副产混合 C<sub>8</sub> 馏分)也具有相同的吸收能力。

对于第二个问题,经研究,最终确定了如图 2 所示的吸收-解吸-脱碳四三塔吸收分离流程。

严格来说,上述 2 个问题不是相互独立的,不同的吸收剂会影响到流程,比如换热流程等,在研究中对不同吸收剂的流程进行了相应的优化。

### 2.2 工艺实施方案

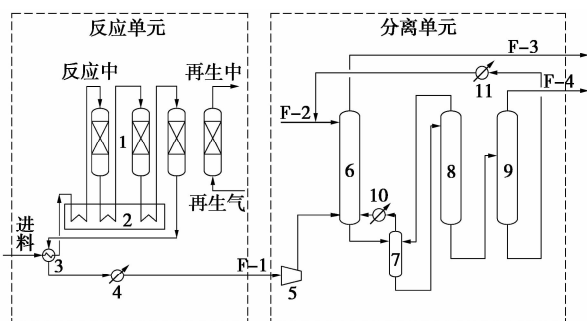
国内某石化研究院开发了一种异丁烷脱氢制异丁烯反应催化剂。异丁烷质量分数在 90% 以上的饱和 C<sub>4</sub> 作为原料,在高温、微正压条件下,发生催化裂解反应,生成富含异丁烯的反应产品气。该反应产品气的典型组成见表 2。本文中针对表 2 反应产物组成,应用图 2 所示吸收分离流程,采用 C<sub>8</sub> 抽余油作为吸收剂,制定了分离工艺方案。C<sub>8</sub> 抽余油组成见表 3。

表 2 异丁烷脱氢反应产品气组成 %

组成	H <sub>2</sub>	甲烷	乙烷	乙烯	丙烷
质量分数	2.9	0.8	0.3	0.3	1.2
组成	丙烯	异丁烷	正丁烷	正丁烯	异丁烯
质量分数	0.4	53.9	1.0	0.9	38.3

表 3 C<sub>8</sub> 抽余油组成 %

组成	碳八烷烃	碳八烯烃	碳九非芳	甲苯	乙苯
质量分数	2.45	0.86	0.86	9.36	22.59
组成	邻二甲苯	间二甲苯	对二甲苯	苯乙烯	
质量分数	17.12	32.47	13.94	0.35	



F-1—异丁烷脱氢反应产品气;F-2—补充新鲜吸收剂;  
F-3—干气;F-4—粗异丁烯产品;1—反应器;2—进料加热器;  
3—进出料换热器;4—冷却器;5—压缩机;6—吸收塔;  
7—富气平衡罐;8—解吸塔;9—脱碳四塔;10、11—冷却器

图2 吸收分离流程图

## 2.3 工艺流程概述

如图2所示,异丁烷脱氢反应产品气经压缩后,送至吸收塔塔釜,用吸收剂对产品气中的 $C_4$ 组分进行吸收。吸收塔塔釜液相送至富气平衡罐,与解吸塔塔顶气混合后,气液分相,气相经冷却后进入吸收塔塔釜;液相用泵送至解吸塔塔顶,在解吸塔中脱除 $C_3$ 及更轻组分。吸收塔顶气相作为装置副产品干气送出界外,也可根据全厂产品规划,送至PSA单元,进一步分离,得到氢气。解吸塔塔顶气相送至富气平衡罐;塔釜液相经泵升压后,送至脱 $C_4$ 塔中上部。脱 $C_4$ 塔塔顶液相采出主产品粗异丁烯,送至MTBE装置生产MTBE,或进一步将MTBE裂解,以生产高纯度异丁烯;脱 $C_4$ 塔塔釜液相由泵升压、冷却后,循环返回吸收塔。

## 2.4 分离效果

以10万t/a异丁烷脱氢装置为例,采用通用流程模拟软件,对上述分离单元进行了模拟。分离单元原料、产品组成见表4。

表4  $C_8$ 抽余油吸收分离工艺物料表

物流号	F-1	F-2	F-3	F-4
物料名称	反应产品气	补充吸收剂	干气	粗异丁烯产品
温度/ $^{\circ}C$	38.0	40.0	45.7	42.8
压力(A)/MPa	0.11	1.10	0.80	0.55
质量分数/%				
氢气	2.9	0	29.81	0
甲烷	0.8	0	8.22	0
乙烷	0.3	0	3.08	0
乙烯	0.3	0	3.08	0
丙烷	1.2	0	10.53	0.19
丙烯	0.4	0	3.84	0.03

异丁烷	53.9	0	31.69	55.81
正丁烷	1.0	0	0.25	1.07
1-丁烯	0.9	0	0.08	0.98
异丁烯	38.3	0	2.10	41.83
吸收剂	0	100	7.31	0.10
合计	100	100	100	100
质量流量/( $kg \cdot h^{-1}$ )	12719	102.1	1237.3	11583.8

## 2.5 公用工程消耗

10万t/a异丁烷脱氢装置 $C_8$ 抽余油吸收分离单元公用工程消耗见表5。

表5  $C_8$ 抽余油吸收分离公用工程消耗统计

项目	电/ ( $kWh \cdot h^{-1}$ )	冷却水/ ( $t \cdot h^{-1}$ )	低压蒸汽/ ( $t \cdot h^{-1}$ )	高压蒸汽/ ( $t \cdot h^{-1}$ )
数量	1158	916	2.6	3.51

## 2.6 能耗及操作费用核算

10万t/a异丁烷脱氢装置 $C_8$ 抽余油吸收分离单元能耗及操作费用统计见表6。

表6  $C_8$ 抽余油吸收分离能耗及操作费用统计

项目	单位产品 消耗指标	单位产品能耗 (折标油)/kg	单位产品操 作费用/元
电/kWh	239	62.14	143.4
冷却水/t	189	18.9	113.4
低压蒸汽/t	0.54	35.64	81
高压蒸汽/t	0.72	63.36	144
合计		180.04	481.8

注:表中产品指粗异丁烯中所含纯异丁烯。0.3 MPa的低压蒸汽,能源折算标油按66 kg/t计,单价按150元/t蒸汽计;3.5 MPa的高压蒸汽,能源折算标油按88 kg/t计,单价按200元/t蒸汽计;电的能源折算标油按0.26 kg/kWh计,单价按0.6元/kWh计;循环水的能源折算标油按0.1 kg/t计,单价按0.6元/t计。

## 3 结语

概述了国外主流异丁烷脱氢工艺,分析了反应产物分离工艺特点。由于异丁烷脱氢反应产物含有大量的 $H_2$ 、 $CH_4$ 、 $C_2$ 、 $C_3$ 等轻组分,采用普通精馏分离时,需要较低的温度,因此上述国外工艺均采用冷箱或低温分离单元。为避免采用冷箱或低温分离单元,在研究中选用了吸收分离方法,开发了一种由吸收塔、解吸塔及脱 $C_4$ 塔组成的吸收分离流程。以10万t/a异丁烷脱氢装置为例,采用 $C_8$ 抽余油作为  
(下转第147页)

电子显微镜(SEM), 日立 S-4800N 型; 气相色谱分析仪(GC), 上海欧华分析仪器厂华爱 GC-9160 型。

## 1.2 催化剂的制备

采用文献[11]报道的共沉淀法制备负载型 HZSM-5 催化剂。配制不同摩尔浓度的  $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$  溶液、 $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$  溶液, 加入一定量碱处理过的 HZSM-5 粉末,  $60^\circ\text{C}$  恒温水浴搅拌 2 h, 然后加入一定量 0.25 mol/L 氨水沉淀剂, 调节 pH 至 8~9。将悬浊液置于水浴锅中恒温  $60^\circ\text{C}$  静置老化 12 h 后, 过滤, 将滤饼置于  $105^\circ\text{C}$  烘箱内干燥 12 h, 研碎; 将粉末置于管式炉内程序升温至  $550^\circ\text{C}$  煅烧 6 h, 即制得催化剂粉末备用。

## 1.3 实验过程

称取制备的催化剂粉末 2.5 g 置于固定床管式反应器中部, 通入还原气(10%  $\text{H}_2$ , 90%  $\text{N}_2$ ) 升温至  $600^\circ\text{C}$ , 于  $600^\circ\text{C}$  下恒温还原催化剂 2 h。随后切换  $\text{N}_2$  作为载气, 控制载气流量为 0.16 L/min。调节温度控制仪使温度达到设定值时开始进料, 并调节进料泵以 25.8 g/h 的速率给料; 产物经冷凝后, 气相产物使用气囊收集, 并进行气相色谱(GC)分析。水蒸汽催化重整间甲酚制氢的实验工艺流程见图 1。

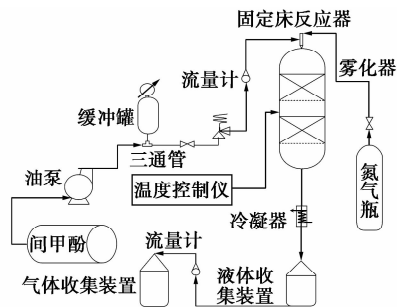


图 1 实验工艺流程图

## 2 结果与讨论

### 2.1 催化剂表征

#### 2.1.1 XRD 表征

XRD 谱图见图 2。由图 2 看出, Ni/HZSM-5 催化剂在  $2\theta = 37.4^\circ$ 、 $43.5^\circ$  和  $62.9^\circ$  出现 NiO 的衍射峰, Fe/HZSM-5 催化剂在  $2\theta = 33.4^\circ$ 、 $35.8^\circ$  和  $64.2^\circ$  出现  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  衍射峰; 这说明  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  和 NiO 均已分别负载在 HZSM-5 上; Ni-Fe/HZSM-5 催化剂中没有明显出现 NiO 和  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  的衍射峰, 这也许是由于 HZSM-5 作为载体促进了 NiO 和  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  的高度分散<sup>[12]</sup>; 在  $2\theta = 43.6^\circ$  出现了 Ni-Fe 合金衍射峰, 这是由于  $\text{Ni}^{2+}$  和  $\text{Fe}^{3+}$  在溶液中相互作用形成了一种  $\text{NiFe}_2\text{O}_4$  固溶体, 与 Abelló 等<sup>[13]</sup> 的研究一致。

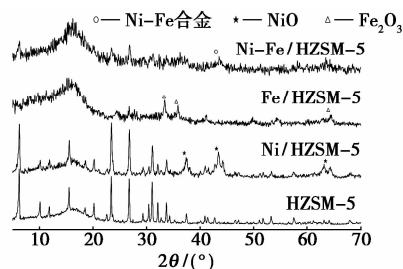


图 2 催化剂的 XRD 谱图

#### 2.1.2 BET 表征

表 1 显示了 BET 分析结果, 可看出 3 种改性催化剂与 HZSM-5 载体相比, 比表面积和孔容均减小, 这是因为 NiO 和  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  附着在分子筛的表面和一些孔道的内部, 占据了一些孔道的空间, 导致比表面积和孔容的减小<sup>[14]</sup>。表 1 可看出改性催化剂的孔径增加, 这可能是因为催化剂制备过程中,  $\text{Ni}^{2+}$  和

(上接第 145 页)

吸收剂, 分析了上述流程的分离效果、公用工程消耗、能耗及操作费用。研究表明, 吸收分离异丁烷脱氢反应产物, 在技术上可行, 可以作为国产化异丁烷脱氢工艺技术的一部分。

## 参考文献

[1] 宋艳敏, 孙守亮, 孙振乾. 异丁烷催化脱氢制异丁烯技术研究[J]. 精细与专用化学品, 2006, 14(17): 10-12.  
 [2] 耿旺, 汤俊宏, 孔德峰. 异丁烷化工利用技术现状及发展趋势[J]. 石油化工, 2013, 42(3): 352-356.  
 [3] 卓创资讯. 异丁烷脱氢项目偏好落户山东, 产业结构调整再现新转折[EB/OL]. [2012-03-07]. <http://oil.chem99.com/>.  
 [4] 王海彦. 异丁烯生产技术进展[J]. 石油化工, 1995, 24(7): 511-516.

[5] 时海涛, 王鑫泉, 高聿. 一种吸收分离异丁烷脱氢制异丁烯反应产品气的系统及方法: CN, 201110412796. 8[P]. 2015-11-12.  
 [6] 焦宁宁, 王建国. 异丁烯生产技术新进展[J]. 石油化工技术经济, 1996, 12(3): 33-37.  
 [7] 于庚涛. 国外异丁烷催化脱氢制异丁烯概况[J]. 吉化科技, 1996, (4): 1-6.  
 [8] 申建华, 周金波, 王艳飞, 等. 聚合级异丁烯生产技术的进展[J]. 合成橡胶工业, 2011, 34(3): 239-245.  
 [9] 张明杰, 阎子峰. 异丁烷脱氢催化剂的研究进展[J]. 石油化工, 2004, 33(4): 377-381.  
 [10] 肖锦堂. 烷烃催化脱氢生产  $\text{C}_3 \sim \text{C}_4$  烯烃工艺(之二)[J]. 天然气工业, 1994, 14(3): 69-73.  
 [11] 肖锦堂. 烷烃催化脱氢生产  $\text{C}_3 \sim \text{C}_4$  烯烃工艺(之一)[J]. 天然气工业, 1994, 14(2): 64-69.  
 [12] 肖锦堂. 烷烃催化脱氢生产  $\text{C}_3 \sim \text{C}_4$  烯烃工艺(之三)[J]. 天然气工业, 1994, 14(4): 72-77.  
 [13] 肖锦堂. 烷烃催化脱氢生产  $\text{C}_3 \sim \text{C}_4$  烯烃工艺(之四)[J]. 天然气工业, 1994, 14(6): 64-67. ■