

基本有机合成译丛

第五輯

基本有机合成译丛編译組編

基本有机合成译丛

第五輯

基本有机合成译丛編译組編

(本輯由上海石油化学研究所張式主編)

上海市科学技术編译館

基本有机合成译丛

第五輯

基本有机合成译丛編译組編

*

上海市科学技术編译館出版

(上海南昌路59号)

新华书店上海发行所发行 各地新华书店經售

商务印书館上海厂印刷

*

开本 787×1092 1/16 印張 4 1/2 字數 135,000

1964年11月第1版 1964年11月第1次印刷

印数 1—4,500

編 号: 66 · 242

定 价: 0.60 元

目 录

烯烴制取

从原油制取乙烴的新經驗	1
丙烯精餾裝置的操作特性	9
CFR 萃取法制廉價的高純度异丁烴	13

芳烴制取

环丁酮在 Udex 裝置中的应用	18
对二甲苯的脉冲柱淨化法	22

烯烴利用

丙酮和甲乙酮的新制備法	29
粗丙烯腈的精制	33
乙烴催化氧化用銀催化劑的研究	37
丙烴催化氧化生成丙烯腈及丙烯腈的反應機理的研究	47

芳烴利用

如何設計和操作流化催化劑苯二甲酸酐裝置	51
由邻苯二甲酸酐合成对苯二甲酸	55

測試分析

石油產品中硫的測定	65
-----------------	----

从原油制取乙烯的新經驗*

A. Steinhöfer, O. Frey, H. Nonnenmacher

摘要：从原油制取乙烯的新方法已証明在工业操作上具有价值。其特点是采用沸騰层技术，并把吸热的裂化反应与用氧部分燃燒价騰的反应产物的放热反应结合起来，两个反应同时但又各别的在沸騰床不同部位进行。裂解时生成的石油焦以及完全回流到反应器的高沸点裂解油，主要供发生热量用。除原油外，重油餾份、原油殘渣及燃料油都可作为原料用。部分燃燒的放热反应可借調整工艺参数而加以控制，以便即使在采用极低的康氏殘炭值的原油和高組份的低沸点烴的情况下，仍然会生成足够量的石油焦供維持沸騰层用。应用此新法在 $700\sim 750^{\circ}\text{C}$ 反应温度可得高收率气态烯烴，以及可供化学工厂繼續加工用的副产物。

中間工厂試驗表明，如果采用惰性物质为沸騰层载体代替石油焦，則用相同的技术在 $750\sim 830^{\circ}\text{C}$ 反应温度也可裂解气态烴或低沸点石油餾份，以获得优良收率的气态烯烴。

一、引 言

巴登苯胺公司 (BASF) 于 1954~1959 年創造了一种由石蜡烴原料制取气态烴 (尤其是乙烯) 的新方法。

关于本方法的进展及其結果，曾于 1960 年首次作了报道^[1]。此法是在化工大生产需要的基础上提出的，且所选定的这种方法，仅产生可供化学工厂加工使用的副产品。在制取乙烯所用的原料方面，本方法并不利用大量符合規格的和經常具有相同性质的石油炼制产品为先决条件。主要采用廉价和易于获得的原油为原料。热解在沸騰层中进行。此项技术可迅速和均匀地把待裂解的原料分布在大型反应器截面上，并可把对化学反应不利的由裂解而得的含碳黑和瀝青的殘渣油导回反应器，避免了发生結壳的現象。

本方法的进展是以巴登苯胺公司在沸騰层技术领域方面所获得的許多經驗为依据的，借助这些經驗，可克服反应过程中凝結或結壳的危險。

早在 1928 年，Winkler 已观察到殘渣油和焦油可在灼热的焦粒沸騰层中热解，而不使焦粒聚結为較大的焦块。但是首先是应用在 Winkler 煤气化和煤低温干餾^[2]，以及巴登苯胺公司的沸騰层焙燒法中^[3]。实际上，是利用热解原油时生成的相应量的焦炭，将这种石油焦作为沸騰层载体。

为了满足反应的需要热量，原则上可能有两种处理方法。一种方法是將流动着的沸騰物料从反应器中取出，在一个隔离的装置中借助空气燃燒燃料

来加热，然后再回流到沸騰层反应器中，这种沸騰物料同时作为热载体。这就受到一个較大的高温固体循环系統的限制。另一种方法是在反应器本身中借助内部加热而产生所需的热量，此时在吸热的裂化反应同时，采用氧气进行放热的部分燃燒反应。巴登苯胺公司的方法，就是利用这种自热裂化裝置的简单的处理方法。此外，也可进一步吸取其他自然工艺在发展过程中所取得的經驗^[4]。特殊的问题主要在于热量的发生。石油焦和裂解而得的高沸点殘渣油應該主要作为供发生热量之用。

二、过程原理

热解脂族烴为气态烯烴是强吸热反应。表 1 为 720°C 时乙烷裂解为乙烯，丙烷裂解为乙烯和甲烷以及烷基貧硫原油裂解为富烯烴的气体、低沸点液态烴和焦炭时的吸热反应热焓。在 720°C 和停留時間約 2 秒及添加水蒸汽的情况下，原油在生成的石油焦上裂解，最初生成的殘渣油，則回流到反应器繼續裂解为焦炭和气体。在选用的操作条件下，由于低灰分的石油焦同水蒸汽的气化反应是如此小，它最高占总反应的吸热反应热焓的 5%，因此可忽略不計。

根据表 1 所载的反应 (1)，在裂解出 H_2 的情况下，其反应热焓大于裂解 C—C 鍵的反应 (2)。这一規律，即使并不明显，但也适用于含較高碳原子数的脂族烴。在裂解烷基原油为气态烴时，若按生成的

* 1963 年 6 月 19~26 日在西德法蘭克福召开的第六届世界石油会議上的报告。

**表1 裂解脂族烃为气态烯烃时的吸热
反应热焓**

反 应	720°C 时吸热反应的热焓	
	(千卡/公斤 气态烯烃)	(千卡/公斤 原料)
(1) $C_2H_6 \longrightarrow C_2H_4 + H_2$	1230	1150
(2) $C_3H_8 \longrightarrow C_3H_6 + CH_4$	660	420
(8) 烷基原油 $\longrightarrow$ 富烯烃 裂解气、低沸点液态 烃和焦炭	850	350

气态烯烃计, 则其反应热焓介于反应(1)和(2)之间。每公斤原料需要 350 千卡。此外, 在反应器中, 将预热过的反应参与物加热到反应温度时需要更多的热量。全部反应参与物预热到 280°C 时所需的热量约为反应热焓的 2 倍, 因此在反应器中裂解烷基原油, 当反应温度为 720°C 时, 每公斤原料约需 1100 千卡热量。与反应温度和反应参与物预热温度之间的差别相适应, 需要热量随着反应温度的上升而增加。因而当反应温度约达 750°C 时, 水蒸汽和低灰分的石油焦之间的气化反应的反应热焓可以忽略不计。

本方法所需的热量是在反应器内用氧气部分燃烧石油焦和裂解贫油的残渣油而产生的。根据不同学者的研究结果表明^[6]: 碳与氧反应时有两个主要反应, 即碳氧化为 CO_2 以及氧化为 CO 。在水蒸汽存在时, 迅速发生了副反应, 即大部分的 CO 与氧继续氧化为 CO_2 , 结果生成大量 CO_2 , 而仅生成少量的 CO 。因此氧与石油焦和贫氧残渣油反应所产生的热量极高。当反应温度为 720°C 时, 热量为 4100 千卡/标准米³ 氧。随着反应温度的上升, CO 与 CO_2 的比有利于 CO 的生成, 结果使每标准米³ 氧所产生的热量随着反应温度的上升而略有下降。

许多学者^[6,7] 研究了在约 650~950°C 温度范围内热解液态烃为气态烯烃的规律。裂解效果主要取决于反应温度和由反应温度到淬冷温度时反应蒸汽和反应气的停留时间, 以及气态烯烃的分压。在已定的反应温度下, 乙烯、丙烯和不饱和 C_4 烃的最高收率取决于停留时间。⁴ 气态烯烃中的碳原子数越高, 则获得最高收率所需的停留时间越短。这些最高收率也都随着反应温度的上升而倾向于较短的停留时间, 此时乙烯的最高收率达较高值。在工业装置中用石油焦沸腾层热解原油时, 停留时间不能超过 1 秒左右。此值在已知石油焦粒度的情况下, 可

从反应蒸汽和反应气的最高容许流速求得; 在原料均匀分布在反应器截面上的情况下, 从反应器的高度和直径的最小比值求得, 以及从分离夹带的固体所需的停留时间求得。在停留时间为 1 秒时, 乙烯最高收率的温度范围为 770~800°C, 其他气态烯烃的最高收率位于约 680~730°C。停留时间较长时, 获得最高收率所需的温度就较低。

裂解原油时所得的石油焦含有来自原料的无机组份。我们的方法是同时进行裂解、气化和燃烧反应, 此时无机组份特别对后两个反应有影响。已知碱金属氧化物加速气化和燃烧^[8], 而强无机酸类的酸渣有阻止气化和燃烧的作用^[9]。通常石油焦中起催化作用的物质的含量是极低的, 因此可不考虑它们的影响。另一方面也有可能添加一种相反作用的物质来克服另一种物质的不良影响。

三、工艺流程图的叙述

图 1 为流程简图。由裂解制得的石油焦所构成的沸腾层位于反应器 1 中。预热过的水蒸汽和氧气混合物由反应器的分布板底部吹入。用喷嘴将待裂解的预热的原油和循环的高沸点裂解油, 会同由裂解气洗涤出来的固体和碳黑分别地在分布板上部导入沸腾层。当原油的康氏残炭值低于 2.5 时, 也可将氧气会同原油或循环的裂解油在分布板上部吹入沸腾层。所需氧的总量应使所需反应温度控制在 700~750°C 的范围内。裂解所得的过量石油焦从沸腾层中取出。裂解气和裂解蒸汽流入旋风分离器 2, 在此处分离其中所夹带的大部分固体, 并借助沉降管回流到沸腾层。离开旋风分离器的气体和蒸汽, 其中除了碳黑和生末以外, 还含有少量粒状固体, 导入淬冷器 3, 在此处喷射循环裂解油使其冷却到

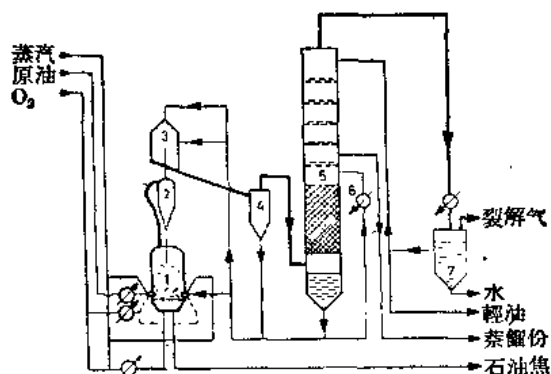


图1 从原油制取乙烯的工艺流程简图

1—反应器; 2—旋风分离器; 3—淬冷器; 4—分离器; 5—填充塔; 6—燃烧锅炉; 7—冷凝分离器

300°C 左右。此时碳黑、尘末和粒状固体都由气体中洗出。在分离器 4 中将含碳黑和固体的洗油与气体彼此分离。将此洗油会同塔 5 底部引出的裂解油回流到淬冷器 3, 并将所得过量的油导回反应器。在塔 5 内将离开分离器 4 的气体和蒸汽中含有水蒸汽冷凝点以上的冷凝组份除去。供发生蒸汽用的热量是从有填充层的塔底部分的塔釜油而取得的, 此时这种塔釜油是循环地经过废热锅炉 6 和填充层的。从塔的中部切取富萘组份, 从冷凝分离器 7 切取富芳烃的轻油和水。

四、方法的发展

1. 吸热裂化反应和放热氧化反应的隔离; 反应器截面上油的均匀分布

在沸腾层中自热裂化烃类时, 吸热裂化反应和放热氧化反应是同时进行的。为避免由于用氧燃烧而使所需反应产物损失起见, 有必要把吸热裂化反应和放热氧化反应相互隔离, 使氧气主要与贫氢的裂解产物(石油焦和富氢的残渣油)反应。试验表明, 当水蒸汽和氧的混合物流过由低灰分石油焦组成的沸腾层时, 在反应温度高于 700°C 的情况下, 氧气在分布板上部的 10 厘米处几乎全部转化。如果在分布板上部的足够高度处导入待裂解的原油, 则只有借助石油焦的移动而被带到放热氧化反应底层区域的那些富氢的裂解产物才能与氧反应。从工业装置试验的结果可断定, 如果在分布板底部导入全部的氧, 并在分布板上部 75 厘米的高度处导入待裂解的原油, 则这些不希望有的反应仅仅起着次要作用。表 2 为裂解烷基原油时氧的反应产物。反应温度为 720°C。由于在此温度时, 不仅可不考虑 CO₂ 和 H₂O 与低灰分石油焦的气化反应, 也可不考虑转化反应, 因而表 2 所列为主要氧化反应的总过程。生成的绝大部分的热量来自氧和碳的反应。裂解烷基原油制得的石油焦的含碱量为 0.02% 钠, 含磷为 0.003%。

表 2 裂解烷基原油时氧的反应产物
(反应温度: 720°C)

反 应 产 物	氧 加 入 量 (%)
CO ₂	72
CO	14
H ₂ O	14

如果添加磷于沸腾层中使含磷量增加到 0.05%, 则氧化反应和石油焦的裂解反应不再彼此隔离进行。此时大部分氧与富氢的裂解产物反应。结果使乙烯收率降低约 10%, 丙烯收率降低约 10% 以上。同时由于阻碍了 CO 的再燃烧, 裂解气中的 CO 含量就显著上升。

为了获得优良的乙烯和丙烯收率, 必须将原料均匀和迅速地分布在反应器截面上, 并必须迅速将获得的裂解产物与向上流的水蒸汽混合。由于存在着结焦和侵蚀的危险性, 不考虑采用复杂的分布装置。装有若干个多效喷嘴的分布器已证明效果很好, 借此分布器可使原料与水蒸汽大体上成雾状, 且在高速下导入沸腾层。

2. 作为沸腾层载体的石油焦

以不循环过程热解原油时生成的石油焦通常不能满足反应所需的热量。为获得足够量的石油焦起见, 将裂解所得的含碳黑和沥青的在化学上没有利用价值的残渣油导回反应器。当残渣油量为最初制得的裂解油的 2~5 倍时, 高沸点组份就裂解为焦炭和气体, 或被从反应器底部流入沸腾层的氧气燃烧掉。此外, 回流油中所含的碳黑也有助于生成石油焦或与氧反应产生热量。约有一半的碳黑被向上流的气体从沸腾层中带出, 因而通过回流后裂解气中碳黑的浓度几乎增加 1 倍。如果石油焦中的灰分含量低到可以不考虑其催化作用的程度时, 则过量石油焦主要取决于所用原油的康氏残炭值。表 3 为对比条件下, 在中間試驗裝置中裂解各种原油所获得的结果。试验时所有的氧是在分布板底部导入的, 也就是所需的热量通过氧与石油焦和裂解油之间的反应而得到满足。

表 3 在中間試驗裝置中裂解各种原油时的过量石油焦

原 油	科威特 (Kuwait)	阿拉姆科 (Aramco)	米纳斯 (Minas)
康氏残炭值	5.3	3.7	2.7
石油焦中含钠量 (%)	0.02	0.02	0.02
反应温度(°C)	725	725	725
过量石油焦 (公斤/吨原油)	65	53	35

预计气化催化剂会使过量石油焦的量降低。例如, 当添加碳酸钠于沸腾层中使石油焦的含钠量从 0.02% 增加到 0.07% 时, 则在裂解原油时所得的过量石油焦会降低约 20 公斤/吨原油。采用标准灰

分含量和标准灰分组成的原油可得到足够量的石油焦以维持沸腾层,这种原油的康氏残炭值的下限为2.5。在采用较低康氏残炭值的原油时,可在分布板上部将氧的支流与原油,或与回流油,共同吹入,以控制石油焦的生成量。

对于所希望的效果来说,没有必要预先将原油和氧气混合,而只要当原油从喷嘴离开后,即刻使原油与氧接触即可。在将原油和氧气会同导入时,必然会使收率,特别是丙烯的收率降低。这种缺点在回流油和氧会同导入时不会产生,但此操作方法在工艺上较难于控制,因为必须将生成的较多的碳黑洗去,并必须随同回流油返回反应器。

把氧气分为两条支流,一条位于分布板下部,另一条位于分布板上部,这就有可能采用任何来源的和不同性质的原油与残油,以及这些物质与低沸点烃馏份的混合物,例如汽油,作为原料。

对本方法具有重大意义的为所生成石油焦的粒度分布,因为反应器的生产能力是由裂解气的最大流速所决定的。试验表明,粒度分布值既不取决于反应参与物的预热温度及水蒸汽和原油的比例,也不取决于原油和回流油喷油方式。相反地,石油焦中对气化有催化作用的无机物的含量,都具有重大影响。在中间试验装置中热裂解科威特原油时,若将石油焦的含钠量从0.1%提高到0.3%,则石油焦的平均粒度从0.4毫米降到0.2毫米。进行这次试验时,石油焦的含钠量通过添加碳酸钠来调整。在采用相同原油进行另一批试验时,在不添加碳酸钠的情况下,当含钠量为0.02%时,石油焦的平均粒度为0.8毫米。一种简单的增大沸腾层中石油焦粒度的工艺措施,是先将回流油内存在的细粒石油焦分离出来,并且不将这种细粒石油焦返回沸腾层。

用我们的方法所得的石油焦为圆球形,它与采用的原料和特定的反应条件无关。这种石油焦极为耐磨而且孔隙度较低。其内表面积取决于含碱量。在含碱量低时,内表面积最高达10米²/克。

3. 沸腾层上部的反应

在石油焦上热解烃类,所需遵循的规律与在沸腾层上部的空间中裂解基本上相同。当反应时间过长时,裂解气和裂解蒸汽中气态烯烃的含量下降,而氢、甲烷以及芳烃与蒽青等产品的含量增加。但是通过我们的研究,获得了意外的收获,即在冷却前裂解气中的碳黑浓度,并不取决于反应温度时裂解气的总停留时间,而是主要取决于沸腾层上部的空间的停留时间。如果以不循环过程热解原油,在沸腾

层及其上部总反应时间相同的情况下,若沸腾层上部的停留时间从0.3秒提高到1秒时,则裂解气中的碳黑含量从10克/公斤原油上升到40克/公斤原油。试验采用的反应温度为720°C,水蒸汽与原油的比为1:1,反应器中裂解气的有效流速为0.7米/秒。因此,从沸腾层上部一直到分离裂解气所夹带的固体以及随后冷却裂解气的过程中,保持极短的停留时间极为重要。为了尽可能防止由夹带的碳黑所引起的结垢现象,从反应器到旋风分离器的管路以及旋风分离器本身,应尽可能地按空气动力学的原理设计,这就避免了高的碳黑沉积率。

4. 裂解气的冷却:碳黑与固体物质的分离

离开旋风分离器的裂解气和裂解蒸汽,必须尽可能快地淬冷。试验表明,应适当地避免在旋风分离器和淬冷器之间的管路上采用弯管,因为在这段管路上的弯管内壁会结焦。为此,将淬冷器垂直地安装在旋风分离器上部。借助有效的绝热措施,使旋风分离器和淬冷器之间的导管内的温度下降尽可能地小,当温度仅仅略低于反应温度时,沥青类产品就会从裂解气中冷凝出来。淬冷器的结构是根据中间试验规模的模型试验而设计的。试验结果表明,最可靠是用稳定的液流冷却空间中的热气。这种液流是以垂直或几乎垂直的方向喷入空间的,并在此洒开。按此方式,用循环裂解油冷却裂解气时,可同时脱除气体中的固体与碳黑。

5. 裂解气中的氧和含氧化合物

裂解气中除了氧和主要的含氧反应产物CO₂、CO、H₂O外,还有其他少量含氧化合物。由于氧是一种聚合促进剂,而聚合物会阻碍裂解气的回收和分离,就有必要采取适当的工艺措施保持低的含氧量。现已发现,含氧量主要取决于反应器中的沸腾状态。如果气体为分布板均匀地分布在截面上,则冷却到室温后的裂解气中的氧浓度最高为10 p. p. m.。相反地,当分布板效果不佳时,其浓度可能上升到100 p. p. m. 以上。

裂解气中各种氮的氧化物的浓度大于1 p. p. m., 只有NO的浓度约可达50 p. p. m.。这种化合物是在回收裂解气时,于适当的步骤,借助氧化和洗涤裂解气而除去的,因而不会生成爆炸性的硝基化合物。

有机酸,特别是甲酸和乙酸,它们也是在自然裂解时生成的少量初级反应产物,可与原油中存在的氮化合,当裂解气冷却到室温时,成为铵盐溶于水而完全除去。

当氧与原油中的硫反应时生成二氧化硫和三氧

表4 小試驗和中間試驗裝置裂解用原料的特性

原 油	中 近 东		苏門答腊	巴 西	撒 哈 拉	委內瑞拉
	科威特 (Kuwait)	阿拉姆科 (Aramco)	米納斯 (Minas)	巴伊阿 (Bahia)	迈斯土尔 (Hassi Messaoud)	圣 华 金 (San Joaquin)
比重, 15°C	0.87	0.854	0.85	0.82	0.813	0.84
重量%, 250°C	28.0	33.6	22.1	27.1	51.0	35.0
含氢量(重量%)	12.6	12.85	13.5	13.8	13.6	12.9
含硫量(重量%)	2.6	1.6	0.1	0.03	0.14	0.35
康氏残炭值	5.4	3.7	2.7	1.5	0.85	1.1
结晶的直鏈石蜡含量(重量%)	2.9	3.3	16.9	18.4	2.0	14.2
原油的基型	混合基	混合基	石蜡基	石蜡基	混合基	混合石蜡基

化硫,它們在裂解气冷却时有腐蚀作用。此外,甚至在室溫时它們也会强烈地加速聚合为含硫的树脂状产物,这些产物沉积于輸送管中,日久会使管道损坏。因此在冷却裂解气时,須用中和法或其他方法脫除这种硫的氧化物。最好在沸騰层中借助有催化作用的添加剂加于石油焦,使硫的氧化物还原为硫化氢。在这一方面采用碱金属氧化物极为有效。即使采用富硫的原油时,石油焦中的含鈉量达0.05%,就足够使这种还原反应圓滿地完成。于是裂解气中的含硫化化合物絕大部分成为硫化氢。最多只有約5%的硫化化合物为氧硫化碳。

五、試驗結果

1. 小試驗与中間試驗裝置

在小試驗和中間試驗中,裂解了不同来源和不同組成的原油,其处理量各为30~60公斤/小时或0.5~1.0吨/小时。表4为供裂解用的若干原油的主要特性。

图2为两种混合基原油的裂解温度与乙烯和丙烯收率的关系,一种为貧氢富硫的中近东原油(科威特),另一种为富氢貧硫的撒哈拉原油(迈斯土尔)。在小試驗裝置中将原油进行单程裂解,即裂解油不作循环裂解,此时沸騰层的高度借助添加或取出焦炭而保持恒定。在一批試驗中氧气和原油是分別导入的,即氧由分布板底部导入,原油由分布板上部的側面导入。相反地在另一批試驗中,氧气与原油是共同在分布板上部的側面导入的。图2曲綫表明,它們与外加热式,即不用氧热解烃类时,所得的特性曲綫相同。

富氢撒哈拉原油裂解时的乙烯和丙烯的最佳收率如所預期的,高于貧氢的科威特原油。氧和原油会同导入时的丙烯收率比分別导入时低。这两种方

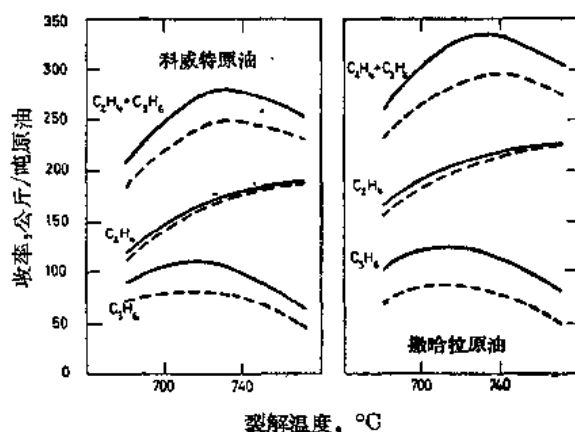


图2 裂解油不循环情况下的小試驗裝置裂解結果

(公斤蒸汽/公斤原油=2; 停留時間≈1秒)

— 氧与原油分別导入;
--- 氧与原油会同导入

法裂解結果的区别也与原油的性质有关。

图3为按图1流程的中間試驗裝置所得裂解試驗結果。

試驗是在气态烯烃最佳总收率所处的极狹的溫度范围(690~740°C)的条件下进行的。图3a为两种富硫混合基中近东原油的裂解結果。富氢的阿拉姆科原油的乙烯和丙烯收率比貧氢的科威特原油較高。在小試驗裝置中裂解科威特原油时,尽管水蒸汽添加量較少,停留時間較长,但乙烯和丙烯的收率大致相同。

三种貧硫与极富氢的原油以相同方法裂解的結果,載于图3b和c,其中苏門答腊的米納斯原油和巴西的巴伊阿原油为石蜡基,撒哈拉原油(迈斯土尔)为混合基,但它含有极大量的低沸点餾份。在裂解巴西和撒哈拉原油时,一部分氧与原油会同导入沸

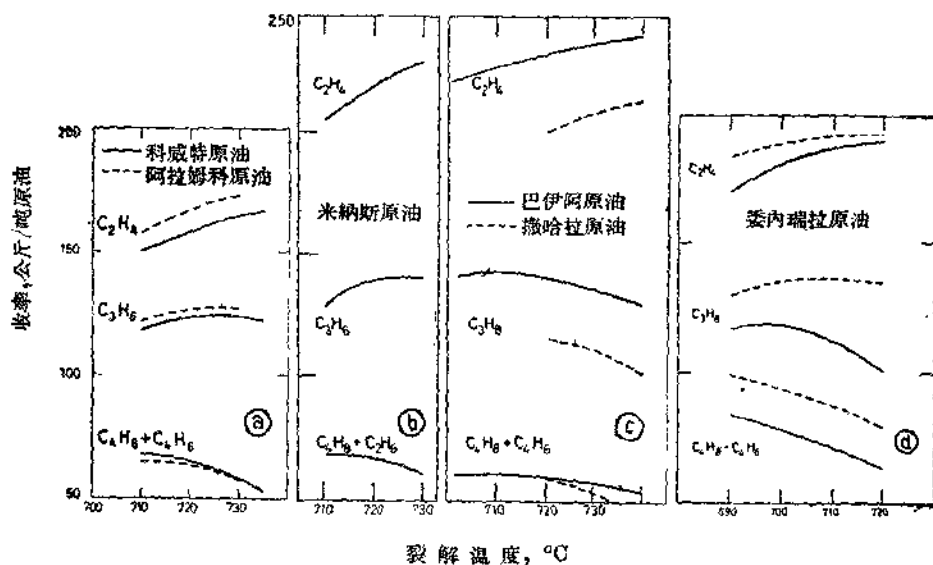


图3 根据图1流程的中間試驗裝置裂解原油結果

a—公斤蒸汽/公斤原油 ≈ 0.75 , 停留時間1~1.5秒; b和c—公斤蒸汽/公斤原油 $\approx 0.6\sim 0.8$, 停留時間1~1.5秒; d—公斤蒸汽/公斤原油 ≈ 0.7 , 停留時間1~1.5秒
—— O_2 分流与原油; ---- O_2 分流与回流油

騰層,以便生成足夠量的石油焦。采用这种原油时,获得的气态烯烃的总收率接近400公斤/吨原油或超过此值。

图3d为貧硫混合石蜡基原油的裂解結果,采用这种原油裂解时,在第一批試驗中将一部分氧会同原油导入沸騰層,在另一批試驗中是会同回流油导入的,这都是为了制取足夠量的石油焦。在小試驗裝置中所获得的規律与中間試驗相符,即第二种方法比第一种方法获得更多的丙烯。

尽管由于設計上的限制,使工业規模的反应器內裂解产品的停留時間較长,但工业裝置获得的結果与小試驗及中間試驗規模結果是一致的。表5为經過較长时期操作后,在工业裝置中裂解各种不同原料所获得的若干結果。

裂解米納斯原油的反应温度为720~730°C,裂解巴伊阿和利比亚原油以及表5最后一栏貧硫的重燃料油的反应温度为740°C。在裂解巴伊阿和利比亚原油时一部分氧气流与原油会同导入沸騰層。根据图3a所示規律,若与回流油会同导入可能会提高乙烯,特别是丙烯的收率。

关于米納斯原油各裂解馏份的数量与組成的詳細数据列于表6。乙烯、丙烯和 C_4 馏份的比約为4:2:1。 C_4 馏份几乎一半由丁二烯組成。液态产品主要为芳烴。石油焦中灰分、硫和挥发組份的含量

表5 工业裝置中的裂解結果

原 料	原 油			重 燃 料 油
	米納斯 (Minas)	巴伊阿 (Bahia)	利比亚 (Libyen)	
含 氮 量 (重量%)	13.5	13.8	13.7	11.6
含 硫 量 (重量%)	0.1	0.03	0.25	0.9
康氏殘炭值	2.7	1.5	1.3	8.0
乙 烯 收 率 (公斤/吨)	230	235	206	153
乙 烷 收 率 (公斤/吨)	45	46	46	47
丙 烯 收 率 (公斤/吨)	125	118	116	93

較低。

2. 工业裝置

此法在巴登苯胺公司的工业裝置中已应用了将近4年。該裝置有两座反应器,炉棚面积各为5.5米²。每座反应器乙烯年产量达20000吨。备用裝置的設計年生产能力为30000吨乙烯。裂解气釋出的大部分热量供发生蒸汽用。每吨原油可制得約0.9吨(6表压)的蒸汽。

在最初的2年操作中,每年約停車14天檢修一次,并对各部件进行了研究,結果良好。因而今后只

表6 由米納斯原油所得裂解餾份的量与組成
(氧添加量: 400 公斤=280 标准米³/吨原油)

	气体中的 体积多, 无 CO ₂ 和 CO	公斤/ 吨原油	組 成
C ₂ H ₄	32.3	230	—
C ₂ H ₆	5.9	45	—
C ₃ H ₆	11.7	135	—
C ₄ 餾份	4.3	60	45 体积多丁二烯
輕 油		140	63 重量多苯型烴类
萘餾份		40	69 重量多萘化合物
石油焦		45	1.0 重量多氢 0.45 重量多硫 0.3 重量多灰分 1.7 重量多挥发組份

要每隔 2 年短期停車一次, 进行檢修。装置的主要部分, 即反应器、旋风分离器和淬冷器以及它們所属的接管都未磨蝕。只有少量焦炭沉积物存在于产生低流速的加热部分。反应器的裂解效率和旋风分离器的分离效率都不受这些沉积物的影响。装置的其他部分的情况也很好。尽管淬冷油中的固体含量高, 但淬冷油管道內的磨蝕是可避免的。对淬冷油泵來說, 特別容易受到磨損, 但事实表明油泵旋轉部件的寿命有好几年。

3. 气态和低沸点石油餾份的热解

根据相同的方法和原理, 也可热解气态和低沸点石油餾份。为获得最佳乙烯收率, 或乙烯和丙烯的收率起見, 在其他相同的条件下, 裂解低碳原子数的烴类时, 通常需要比裂解原油和残渣油时有較高的反应温度¹⁷。由于反应温度在 750°C 以上时, 石油焦早已显著地被水蒸汽气化。此外, 在裂解低碳原子数的烴类时, 最初仅生成少量石油焦, 因此采用

**表7 中間試驗裝置裂解乙烷和直餾
輕汽油的結果**

原 料	乙 烷	45~140°C 直餾 汽油, 7% 芳烴
反应温度(°C)	830	820
水蒸汽(公斤/公斤 原料)	0.2	0.55
停留時間(秒)	0.6	0.5
收率(公斤/吨)		
乙 烯	500	301
乙 烷	200	25
丙 烯	10	68

了一种惰性耐热的粒状物代替石油焦, 作为沸騰载体。

在中間試驗装置中, 采用过气态烴和直餾汽油为原料, 处理量为 0.5~1 吨/小时, 沸騰层载体为硅綫石(Al₂SiO₅), 粒度为 0.3~2.5 毫米, 单程热解, 温度为 750~830°C。气态烴或烴类蒸汽与水蒸汽混合后, 由分布板底部导入沸騰层, 而氧与水蒸汽混合后由分布板上部导入沸騰层。表 7 为裂解乙烷和一种直餾輕汽油, 经过两次較長时期的操作后所获得的主要結果。

对于获得的这种乙烯和丙烯的收率來說, 要考虑到此法所需的总热量是用氧燃燒部分原料而产生的。

六、結 論

文中所述方法, 已表明可处理不同沸点的从乙烷到残渣油为止的石蜡基原料。采用此法在一个工业装置中裂解原油和残渣油, 經数年操作后已获得良好效果。若将反应器的炉棚面积扩大到 14 米², 这在工艺上是沒有困难的。因此有可能設計出年生产能力达 50000 吨乙烯、30000 吨丙烯和 12000 吨 C₄ 餾份的单元装置。

在不添加其他热介质的情况下, 采用氧气后几乎可满足反应所需的全部热量。虽然气态烴类的收率并不低于采用外加热发生热量的方法, 但除了原料外, 还需要燃料气。另一方面此法除了必須支付原料費外, 还必须支付氧的費用, 以及分离氧的反应产物的費用。原料价格越是高于氧的价格, 則分离氧的反应产物的費用越低。此法特別有利于和合成装置結合, 因为它所得的副产物在不需要較多費用的情况下, 就可轉化为合成气。

如果不能实现上述各条件, 則較經濟的措施是不采用在反应器內用氧內部加热, 而是在反应器外部用空气加热沸騰物的方法发生热量。这就需要—个循环系統供沸騰物热载体用。在这方面巴登苯胺公司曾按此原則研究成功了一种方法, 并在中間試驗規模中进行了試驗。

原載《Erdöl und Kohle》第 16 卷(1963 年)
第 6 期 540~547 頁

(徐昌明譯 刘汉明校)

参 考 文 献

- [1] A. Steinhöfer u. O. Frey, Die Erzeugung von Äthylen aus Rohöl in der Wirbelschicht.

- Chemie-Ing.-Techn., **32**, 782/88(1960).
- [2] F. Sabel, Die Winklersche Wirbelschichttechnik, Chemie-Ing.-Techn., **24**, 93/97(1952).
- [3] A. Johannsen u. W. Danz, Über das Wirbelschicht-Röstverfahren der BASF. Chemie-Ing.-Techn., **29**, 563/72(1957).
- [4] E. Bartholomé u. H. Nonnenmacher, Cracking of gaseous hydrocarbons by partial oxidation, Proc. 5th Wld. Petroleum Congr., Sect. IV, 95/108, New York, 1959.
- [5] M. Roesberg, Experimentelle Ergebnisse über die Primärreaktionen bei der Kohlenstoffverbrennung. Z. Elektrochem. Ber. Bunsenges. Physik. Chem., **60**, 952/56(1956).
- [6] P. W. Sherwood, Production of ethylene from petroleum sources. Petroleum Refiner, **30**, Nr. 9, 220/25(1951).
- [7] J. Wengler u. H. Zeininger, Thermische Spaltung von Roherdöl. Chemie-Ing.-Techn., **33**, 301/11(1961).
- [8] C. Kröger, Die Vergasung von Kohlenstoff durch Luft, Kohlendioxyd und Wasserdampf und ihre Beeinflussung durch anorganische Katalysatoren. Angew. Chem., **52**, 129/39(1939).
- [9] H. M. Frey, A new type of catalytic effect in the oxidation of carbon. Proc. Roy. Soc. (London), Ser. A, **228**, 510/18(1955).

—— 簡 訊 ——

生产氯乙烯的新方法

日本吴羽石油化工厂利用石脑油裂解时所得乙炔和乙烯混合气生产氯乙烯单体的工厂,已在今年投入生产,规模 30000 吨/年。这个方法是日本聚合物原料研究协会、吴羽石油化学厂及千代田化学建设工程公司共同研究成功,获得极高评价,被认为是最廉价的氯乙烯单体的生产方法。

通常由乙烯生产氯乙烯需要纯度较高的乙烯,因此裂解气必须先进行提纯。这就需要复杂装置,而且二氯乙烷裂化时生成的副产氯化氢处理亦非常困难。

本法是将含乙炔和乙烯 20% 的混合气,经过淬冷和洗涤除去炭素和焦油,压缩后用油吸收除去高分子烃类,直接将混合气用于生产氯乙烯,使生产流程大大简化。

将混合气通入氯化氢反应器,使乙炔与二氯乙烷裂化所得的氯化氢反应,生成氯乙烯,用二氯乙烷

洗涤吸收;然后将此不含乙炔的混合气中的乙烯与氯在氯化铁催化剂存在时,于二氯乙烷中进行液相反应生成二氯乙烷,经蒸馏净化即送往直接火加热的裂化器中,裂化生成氯化氢及氯乙烯,经淬冷后进行蒸馏。氯化氢送往单体合成工段与乙炔反应,而氯乙烯和未反应的二氯乙烷则在单体回收工段进一步分离,二氯乙烷则循环裂化。

氯加成以后的废气中含有氢、甲烷、一氧化碳及二氧化碳,可用作石脑油和二氯乙烷裂化时的燃料。

本法由于具有原料不需要分离、浓缩和净化,没有氯化氢的处理问题,废气又能很好综合利用等优点,大大提高了经济效益。

原载《Chemical Age》第 91 卷(1964 年)第 2343 期
899 页

(孙文温译 张式校)

丙烯精餾裝置的操作特性*

W. W. Smuck

年产12000万磅99.5%丙烯的丙烯精餾裝置，其流程如图1所示。本裝置主要包括两个塔：一为原料脫乙烷塔；另一为丙烯分离塔。此外尚有原料脫硫設備及成品处理与干燥設備。原料成份为1%乙烷、52%丙烯、47%丙烷。本文描述脫乙烷塔和丙烯分离塔的操作特性。数据是由1961年8月間所进行的一系列操作与生产能力測定中核算出来的。

一、脫乙烷塔

在本塔中，乙烷自原料中被提餾出来，使釜底出料(即丙烯分离塔的进料)含乙烷量低于20 p. p. m.。塔的直徑4.5呎，具有40块Koch式流体分散型的彈性塔板①。进料点在自塔頂向下第十块塔板上。再沸器是釜式的，加热水蒸汽量为30~45磅/桶原料。設計的操作压力为450磅/吋²(表压)。

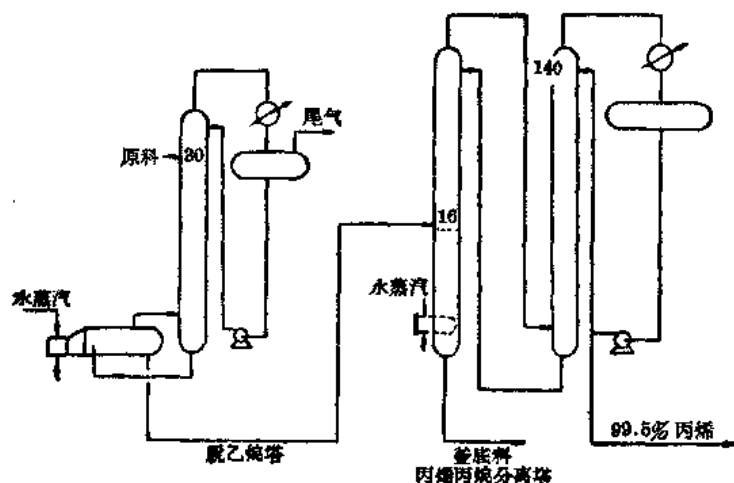


图1 丙烯精餾裝置流程图

在不同压力下連續六次的液泛測定試驗，显示出在液泛时再沸器的水蒸汽用量因操作压力的增高而剧烈下降(图2)。当操作压力增高时，計算所得的蒸汽质量速度(根据加热水蒸汽通过量計算)同样也是降低的，但不及再沸器內水蒸汽用量那样降得快。蒸汽质量速度的变化与加热水蒸汽的用量的变化不成比例，因为釜料的潜热并非恒定，而是随着压力升高而降低。对于每次液泛測定試驗，根据塔底部热量平衡所計算出来的汽液相負荷，按液泛关系公式制图。对于这些汽液相負荷，关系公式显示出只有預計液泛时相当量的62~80%。实际观察到的与預測的液泛②之比是操作压力的函数，如图3所示。

这些数据能否利用来推导一个方程式，以預測液泛时的蒸汽速度呢？作为討論問題的出发点，可

以将 Souders-Brown 方程式稍加校正，来預測受到塔板上泡沫夹带所限制的最大蒸汽速度。

$$V = C[(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{0.5} \quad (1)$$

式中 V ——液泛时的蒸汽速度(呎/秒)；

C ——系数；

ρ_L ——液体密度(磅/呎³)；

ρ_V ——蒸汽密度(磅/呎³)。

二、塔板間距

任一与泡沫夹带或液泛有关的方程式，其常数

* 系 Sun Oil 公司在 Marcus Hook 炼油厂的丙烯精餾裝置实际操作中所測定的。

① Koch 式彈性塔板是一种浮閥式塔板。升气孔上有彈性的小盘盖板，能在气流速度較小时适当地将升气孔遮盖，以保持塔板效率——譯者注。

② 指按 Koch 关系式所預測的——譯者注。

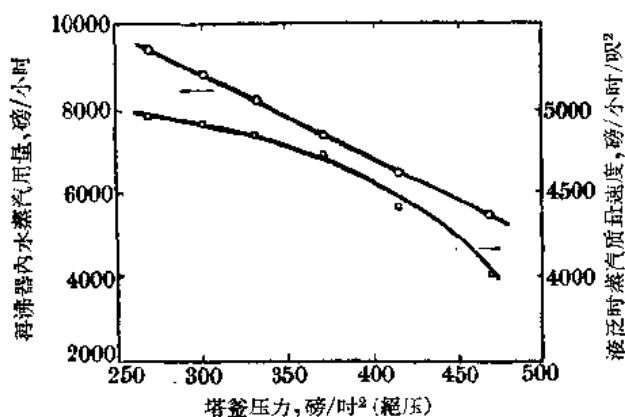


图2 液泛时脱乙烷塔水蒸汽用量和蒸汽质量速度对塔釜压力的关系

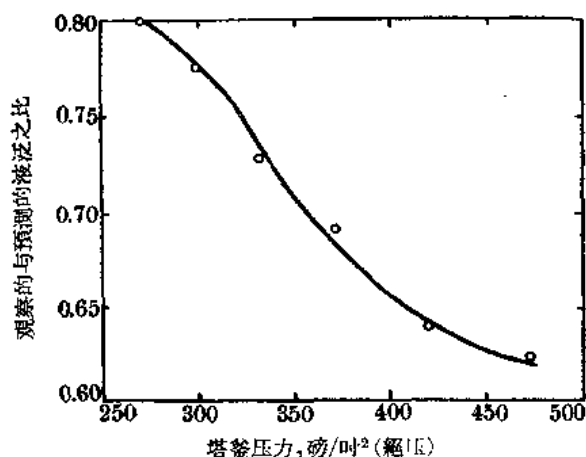


图3 塔釜压力对观察和预测两种液泛比率的影响

中有一个为塔板间距。将此常数与观察的对预测的液泛的比率代入方程式(1)作为系数,此方程式即具有以下形式:

$$V = C' SK [(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{0.5} \quad (2)$$

式中 C' ——常数;

S ——塔板间距(吋);

K ——观察的对预测的液泛的比率。

将六次液泛测定试验的数据代入此方程式后,所得出的 C' 值,基本上是恒定的(表1)。因此求取液泛时蒸汽速度的方程式成为:

$$V = 0.00865 SK [(\rho_L - \rho_V) / \rho_V]^{0.5} \quad (3)$$

由此方程式计算出来的液泛时水蒸汽用量与实际观察量并列于表2,作为比较。

这里,以水蒸汽用量作为比较的基础,是因为它是有关蒸汽速率的唯一直接测定的变数。计算中所用的一切物理和热性质的数据都采自 Edminster 所公布的有关丙烯与丙烷的 Mollier 图表^[2]。

现在的问题是:为什么本塔液泛较预测如此的早?可能的解释是塔板上实际液体负荷较计算出来的为大。如上所述,液体负荷是根据塔底部热量平衡计算出来的。假如塔板的液体发生泡沫,势必会有大量的液体从一块板带到另一块板,造成一个大为增加的液体负荷。这种增加量无法计算。假定实际的液体负荷已知,则 Koch 关系公式可以正确地预测液泛。

三、泡沫理论

K 值(观察的对预测的液泛的比率)随表面张力而增大的现象支持了泡沫理论(图4)。换言之,发生泡沫与液泛的倾向愈小,则根据热平衡所预测的液泛情况愈正确。脱乙烷塔 450 磅/吋²(表压)的操作压力是接近丙烯-丙烷系统的临界压力的,因此表面张力很低(9×10^{-8} 磅/吋,表面张力数据取自 Natural Gasoline Supply Men's Association Engineering Data Book, 1957 年版)。于是 K 值实际上变成了一个泡沫值,而在设计高压下处理轻质碳氢化合物的塔时,就应考虑得宽裕一些。

丙烯分离塔内径 10 呎(实际上是两座塔身串联组成),有 140 块塔板,板间距为 2 呎。这些塔板也系 Koch 式流体分散型的弹性塔板,但是它们由具有浮阀的升气孔行与筛板行间隔相列而成,这是与脱乙烷塔板结构上不同之处。上述的液泛方程式(3)曾被用来计算本塔在液泛时的蒸汽速度和水蒸汽用量。只做了二次液泛试验,但所观察到的水蒸汽用量与计算值甚为吻合(表3)。

四、塔板效率

接近液泛蒸汽速度时,各种塔板大都显示出板

表1 由六次液泛试验数据所得的 C' 值

压力 (磅/吋 ² 绝对)	C' 值	C' 的平均值
470	0.0087	0.0086
414	0.0087	
372	0.0086	
332	0.0086	
301	0.0085	
269	0.0084	

表2 液泛时水蒸汽用量
[方程式(3)推算值与观察数据比较]

压 力 (磅/吋 ² 絕压)	計算水蒸汽用量 (磅/小时)	观察水蒸汽用量 (磅/小时)
470	5280	5200
414	6450	6400
372	7300	7350
332	8100	8150
301	8620	8750
269	9100	9350

表3 在液泛时水蒸汽用量的观察数据
与計算值的比較

操作压力 (磅/吋 ² 絕压)	液泛时水蒸汽用 量观察数据 (磅/小时)	計 算 值 (磅/小时)	誤差(%)
230	43500	46000	5.5
310	42200	41500	1.7

效率降低的現象，部分地是因为液体的泡沫夹带^[1,3]。泡罩塔有此性质，但在低的蒸汽速度下还能維持高效率^[1]。丙烯分离塔塔板則不然，在低蒸汽速度下，板效率迅速降低(图5)。这些数据是在稳定状态下测定的。虽然在接近液泛蒸汽速度时未求取板效率数据，但无疑的，一定有所降低。板效率趋低的可能理由是：当蒸汽速度降低时，通过板上筛孔发生了液体的泪滴現象(weeping)。另外在这种速度范围内，浮閥工作得不稳定也是可能的。

平均板效率是用140(即塔的实际板数)去除理論塔板数而得。理論塔板数是根據 Fenske^[4]、Underwood^[6] 和 Gilliland^[6] 的方法，按实际观察的分离結果而計算的。对于这个系統，这些方法相当可靠。因为本系統基本上是没有很大温度梯度的二元系統。計算中所用的丙烯-丙烷平均相对揮发度为1.12(在300磅/吋²絕压下)。

計算出来的板效率当然与所采用的相对揮发度有关。对于这种塔板來說，以上所計算的板效率显得偏低。实际上或許要高些。如用同样的基本数据而取相对揮发度1.08，則板效率可达75~140%。不論采用何值(1.12或1.08)，結論是相同的，即在低蒸汽速度时，塔板效率总是降低。

五、压 力

一般情況下，一个組份对另一組份的相对揮发度随压力的降低而增加。Hill^[7] 曾提供关于压力对

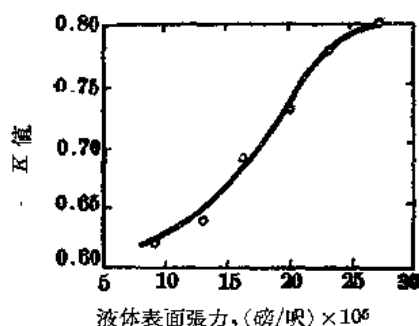


图4 K 值与液体表面張力的关系

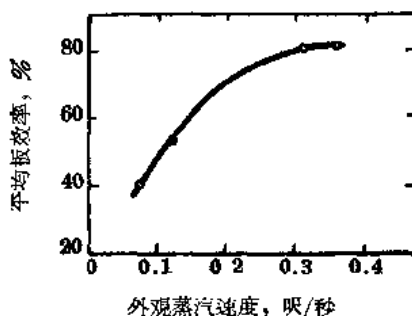


图5 蒸汽速度对丙烯-丙烷分离塔平均
板效率的影响

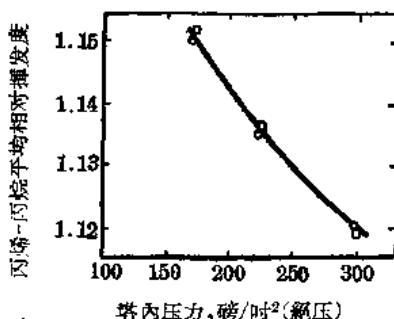


图6 操作压力对丙烯-丙烷相对揮发度的影响

○ 实验数据;
□ Hill 数据, 在50%組份时

丙烯-丙烷系統相对揮发度的影响的实验数据。平均相对揮发度对压力的应变情况，由稳定状态下的操作数据加以推算(图6)。其結果与 Hill 对50-50 丙烯-丙烷系統所测定的数据极为吻合。因为丙烯分离塔是在15:1~25:1 回流比下操作的。相对揮发度的微量增加能节省可观的水蒸汽費用。本塔总是在实际可得的最低压力下操作的。为此在設計丙烯分离塔时应考虑用低压和低温操作，以达到降低設備和公用系統費用的目的。

不同压力下的相对揮发度是用試誤法估計的。先在300磅/吋²(絕压)时取1.12(即計算塔板效率

所取的值)。对于較低压力,将不同的假定相对挥发值代入 Fenske-Underwood-Gilliland 方程式加以計算,直到所得出的回流比与实际观察的回流比吻合为止。一切测定都是在蒸汽速度为 0.30 与 0.35 呎/秒下进行,故取塔板效率为常数,按 81% 計算。

原載《Chemical Engineering Progress》

第 59 卷(1963 年)第 6 期 64~66 頁

(謝承范譯 邓厚鑫校)

参 考 文 献

[1] Souders and Brown, I. E. C., **26**, 98(1934).

[2] Edminster. Pet. Ref., **37**, No. 6, 195(1958).

[3] Dale, Dove and Huntington, Pet. Ref., **41**, No. 8, 117(1962).

[4] Fenske, M. R., I. E. C., **24**, 482(1932).

[5] Underwood, J., J. Inst. Petrol., **32**, 614(1946).

[6] Gilliland, I. E. C., **32**, 1101(1940).

[7] Hill, G. E., "Propylene-Propane Vapor-Liquid Equilibria" Presented at A. I. Ch. E. National Meeting, (March, 1954).

[8] Clay, Huxson and Kleiss, C. E. P., **50**, No. 10, 517(1954).

— 簡 訊 —

己二腈合成的新方法

孟山都化学公司最近利用一种新方法合成己二腈,該法使丙烯腈在盐类溶液中进行电解,发生加氢二聚反应(Hydrodimerization)生成己二腈,收率高达 90%,0.8 磅丙烯腈可生成 1 磅己二腈。已建成年产 2500 万磅的工厂,将于 1965 年初投入生产。

关于丙烯腈电解生产己二腈的詳細工艺过程,尚未見諸文献报告,但在比利时专利 623657 及 623691 中有較詳細記載。先将丙烯腈分散在加有鉀-汞合金及盐酸的水溶液中,然后进行电解,先生成 β -氯代丙烯腈,然后分解为氯、氢和丙烯腈,氢即和 2 分子丙烯腈发生加氢二聚作用而得己二腈。其主要生产过程如下:

(1) 丙烯腈与合适的盐类混合,后者能增加丙烯腈的溶解度,一般要求在 20% 以上。上述比利时专利中所引用的盐类有飽和脂肪酸或杂环胺或季铵化合物与含 6~12 碳原子的烷基或芳烷基磺酸生成的盐类,孟山都公司試驗时用四乙基季胺的甲苯磺

酸盐。

(2) 丙烯腈-盐类混合物在汞为阴极和铂为阳极的电解池中电解,生成的己二腈与廢盐混合物連續从电池中引出。

(3) 然后用适当的溶剂萃取可得純己二腈,未反应的丙烯腈及盐类的溶液可循环使用。

加入上述的所謂 Meke 盐时,除了可以提高溶液中丙烯腈濃度和增加溶液的导电度以外,还可以减少丙腈及双-(2-氯乙基)醚副产物的生成,因而提高己二腈的收率。苏联工作者用汞合金法,因生成上述副产物,收率仅 20%;以色列工作者,則利用加入苯醌及多元醇以抑制副反应,收率可达 70%;孟山都公司利用季铵磺酸盐,将收率提高到 90%。

本法亦能用于亚乙烯基氧、1-氧基环己烯、巴豆腈等进行加氢二聚作用。

原載《Nitrogen》1963 年第 26 期 35~36 頁

(孙文温譯 張 式校)

CFR[®]萃取法制廉价的高纯度异丁烯

A. M. Valet, J. P. Michaux, J. J. Bellec, H. R. Sheely

法国炼油公司应用 50% 硫酸改进异丁烯酸萃取法, 据称具有下列优点:

- (1) 获得聚合级异丁烯(99+%), 无需庞大的产品精制设备;
- (2) 免除酸萃取液的稀释和再生酸的重提浓;
- (3) 免除碳和二氧化硫的生成, 进一步减低酸损失;
- (4) 减少聚合物的生成, 改善异丁烯收率;
- (5) 当处理富丁二烯原料时, 萃取和聚合过程中丁二烯的损失可略去不计;
- (6) 脱除少量异丁烯可得聚合级正丁烯。

一、中間工厂研究

1. 中間工厂叙述

自 1956 年以來，深入的中間工廠評價，證明 CFR 異丁烯法能成功地處理異丁烯含量為 10 ~ 40% (重量) 和丁二烯含量高至 36% (重量) 的範圍寬廣的 C₄ 餾份。位於勒阿弗爾的 CFR 實驗室的中間工廠，其額定進料速度為 5 ~ 20 加侖/小時。中間

工厂的流程如上图所示。中间工厂包括：二个或三个反应器段、閃蒸鼓、再生器、酸平衡罐以及粗品异丁烯回收装置。反应器段数取决于所需回收的程度。最終萃余液和异丁烯的洗滌及精制操作是在标准实验装置中进行的。

粗料用泵从儲料槽送至第一段反应器，再生酸泵送至第三段反应器(如果只用两个装置，則送至第二段反应器)。酸和液态烃依次逆流通过反应器。异丁烯被硫酸优先吸收，在酸相最初以硫酸酯形式存在(部分水解成叔丁醇)。

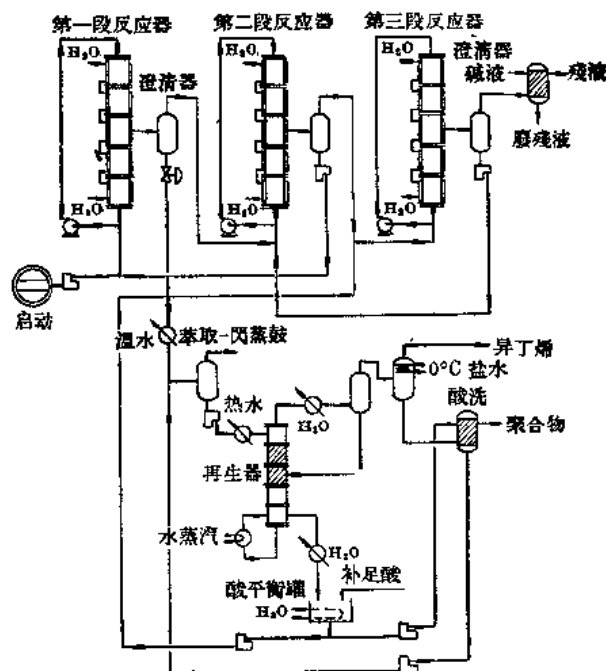
反应器由多节内衬铅的钢管以法兰连接而成。每一反应器的管子节数可以改变，以便调节系统的容积。反应器高度根据具体研究条件可在5~13呎之間改变。各种接触装置，例如塔板、填料和喷嘴，也同样可根据研究要求作安排。每一反应器皆装有一冷却水夹套，以维持反应器的温度。异丁烯吸收是一缓和的放热过程。一般，第一段在68~122°F下操作，第二段和第三段保持在外界温度或略微冷冻。大部分异丁烯在加温的第一段已从原料中脱除，而末段的降温使回收更完全。

每一反应器均装有一离心循环泵。从反应器底部进行抽吸并将酸-烃混合物返回至反应器顶部,使混合相不断搅动。

反应了的烟-酸混合物流至竖式澄清器。在此, 在 10 分钟或更短的时间內即发生相分离。第二和第三段的酸相用人工调节的計量泵抽送至前面一段, 以保持澄清器內界面在一定的水平。

自末段反应器-澄清器流出的廢煙殘液进行碱洗,使酸完全除去。此液流在自动压力控制的情况下抽送,以保证有足够的背压,防止煙类汽化。

从第一段澄清器出来的富酸液流，在压力下流至萃取-閃蒸鼓。用人工調節节流閥以保持第一段澄清器內界面水平。在此作业綫上有一小的加热器，可試驗性地改变閃蒸温度。因为閃蒸鼓是在大



CFR 法萃取异丁烯流程图②

① CFR 为 Compagnie Française de Raffinage (法国炼油公司) 的缩写——译者注。

② 参考《L'industrie du pétrole》1962年10月号
89頁譯繪——譯者注。