

大型烯烃分离装置关键塔设备对比分析

宋全祝*

(中国神华煤制油化工有限公司北京工程分公司,北京 100011)

摘要:通过鲁玛斯、KBR 和惠生大型烯烃分离装置关键塔设备对比分析,研究各种技术特点,分析各种塔设备工艺性能、结构设计、选材、制造等方面的技术优势和不足。

关键词:塔设备;工艺性能;结构;对比分析

中图分类号:TQ053.5

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)09-0171-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2017.09.040

Comparative analysis of critical towers in large scale olefin separation facilities

SONG Quan-zhu*

(Beijing Engineering Company, China Shenhua Coal to Liquid and Chemical Co., Ltd., Beijing 100011, China)

Abstract: By comparative analysis on critical towers in large scale olefin separation facilities of LUMMUS, KBR and WISON, the technical characteristics of each olefin separation technology are studied, and the advantages and disadvantages of each tower in the aspects of the process performance, structure design, material selection, manufacture and so on are also reviewed.

Key words: tower; process performance; structure; comparative analysis

随着现代煤化工项目的迅猛发展,烯烃分离装置规模不断扩大。近几年,神华集团投资建成了 3 套大型烯烃分离装置,主要通过甲醇制烯烃、烯烃分离装置生产聚合级乙烯、丙烯等原料,其中,神华内蒙古某煤化工项目烯烃分离装置于 2010 年建成并投入使用,采用鲁玛斯(LUMMUS)公司烯烃分离技术;神华陕西某化工项目烯烃分离装置于 2015 年建成并投入使用,采用 KBR(凯洛格布朗路特)公司烯烃分离技术;神华新疆某煤化工项目烯烃分离装置于 2015 年建成,2016 年投入使用,采用惠生(WISON)公司烯烃分离技术。3 套装置的生产规模均为 60 万 t/a(乙烯+丙烯)。

本装置关键塔设备是烯烃分离装置核心设备,这些塔设备性能将直接影响烯烃分离过程的效率、能耗,同时也会影响到项目的投资以及烯烃分离装置长期稳定运行。这 3 套烯烃分离装置自投产以来总体运行良好,保证了聚烯烃装置原料供应。现就上述 3 套装置烯烃分离装置关键塔设备工艺性能、结构设计、选材、制造等方面进行对比分析。

1 烯烃分离工艺技术特点

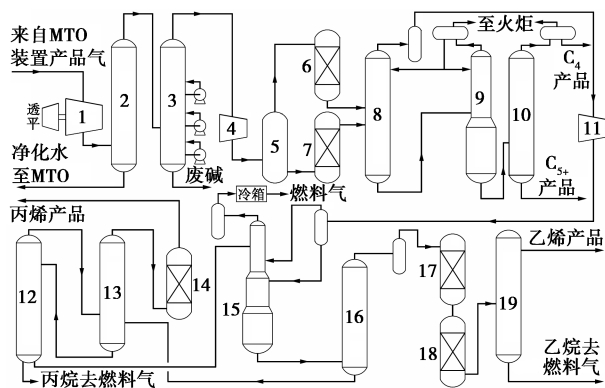
煤制烯烃项目中的烯烃分离技术主要有鲁玛斯公司、KBR 公司、惠生公司、中石化洛阳工程公司和

UOP 等公司研发的专利技术。根据 MTO 装置生产的产品气的组成和特点,从装置建设、生产操作和综合能耗等方面综合考虑,大多数专利商采用了前脱丙烷、后加氢和丙烷回收乙烯的技术,而 UOP 采用了前脱乙烷、后加氢和变压吸附回收乙烯的技术^[1]。神华投资建设的 3 套烯烃分离装置工艺流程类似,主要通过压缩机增压来自 MTO 装置的产品气,再进行分离,分别得到聚合级乙烯、聚合级丙烯、混合碳四、混合碳五、丙烷和燃料气等产品^[2]。

1.1 鲁玛斯工艺技术

鲁玛斯公司烯烃分离专利技术采用前脱丙烷、后加氢和丙烷洗流程,包括产品气压缩、酸性气体脱除、产品气干燥、高低压脱丙烷、脱甲烷、脱乙烷、乙炔加氢、乙烯精馏、丙烯精馏、脱丁烷、丙烯制冷等单元,工艺流程如图 1 所示^[3]。

来自 MTO 装置的产品气首先经过压缩机一、二段压缩后,进入水洗塔脱除含氧有机物,再经过碱洗/水洗塔脱除酸性气体,该塔为三段碱洗和一段水洗。经过压缩机三段升压、干燥后的产品气进入高、低压脱丙烷塔进行分离,从而降低精馏塔操作温度,降低系统结垢程度。高压脱丙烷塔底物料经低压脱丙烷塔分离后重组分送至脱丁烷塔,脱丁烷塔塔底产碳五以上产品,塔顶产混合碳四产品。



1—压缩机一、二段；2—水洗塔；3—碱洗/水洗塔；4—压缩机三段；5—气液分离器；6—液相干燥器；7—气相干燥器；8—高压脱丙烷塔；9—低压脱丙烷塔；10—脱丁烷塔；11—压缩机四段；12—第二丙烯精馏塔；13—第一丙烯精馏塔；14—丙烯产品保护床；15—脱甲烷塔；16—脱乙烷塔；17—加氢反应器；18—干燥器；19—乙烯精馏塔

图 1 鲁玛斯烯烃分离工艺流程图

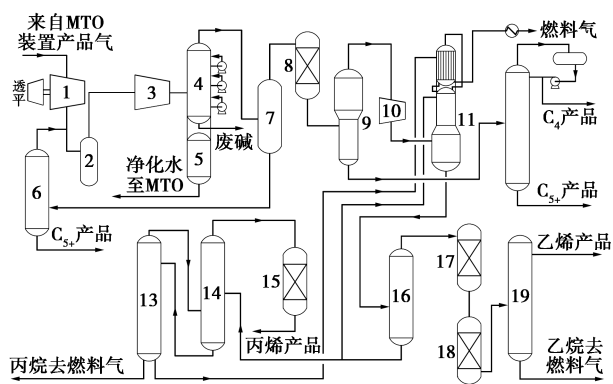
高压脱丙烷塔顶轻组分物料经压缩机四段升压、冷却后送至脱甲烷塔。脱甲烷塔顶燃料气经冷箱回收冷量后进入全厂燃料气管网。脱甲烷塔底物料送至脱乙烷塔进行碳二和碳三分离，脱乙烷塔顶碳二经过乙炔加氢、干燥后进入乙烯精馏塔，乙烯精馏塔顶产出聚合级乙烯，塔底产出乙烷并入燃料气管网。脱乙烷塔底碳三组分进入丙烯精馏塔，丙烯精馏塔顶产出聚合级丙烯，丙烯精馏塔底产出丙烷并入燃料气管网。

神华内蒙古某煤化工项目烯烃分离装置设置塔设备 10 台，水洗塔和脱甲烷塔为填料塔，填料分别为 3 段和 7 段，其他 8 台塔为板式浮阀塔。第一丙烯精馏塔、第二丙烯精馏塔为四溢流塔盘，塔板数分别为 77、62 块；乙烯精馏塔板数为 129 块；脱乙烷塔板数为 79 块；高压脱丙烷塔板数为 32 块；低压脱丙烷塔板数为 46 块；脱丁烷塔板数为 47 块；碱洗/水洗塔板数为 48 块。

1.2 KBR 工艺技术

KBR 公司专利技术工艺流程为前脱丙烷、后加氢和多股丙烷洗流程。包括产品气压缩、酸性气体脱除、产品气干燥、脱丙烷、脱甲烷、脱乙烷、乙炔加氢、乙烯精馏、丙烯精馏、脱丁烷、丙烯制冷等单元，工艺流程如图 2 所示。

来自 MTO 装置的产品气经过压缩机三段压缩后，进入碱洗/水洗塔，脱除含氧有机物和酸性气体。压缩机一、二段之间设置精制汽提塔，塔底产碳五以上产品。碱洗塔为三段碱洗和一段水洗。经过干燥



1—压缩机一段；2—分离罐；3—压缩机二、三段；4—碱洗塔；5—水洗塔；6—精制汽提塔；7—干燥器分液罐；8—干燥器；9—脱丙烷塔；10—压缩机四段；11—脱甲烷塔；12—脱丁烷塔；13—丙烯精馏塔精馏段；14—丙烯精馏塔提馏段；15—丙烯产品保护床；16—脱乙烷塔；17—加氢反应器；18—干燥塔；19—乙烯精馏塔

图 2 KBR 烯烃分离工艺流程图

后的产品气进入脱丙烷塔。产品气干燥器采用双床分子筛脱水。脱丙烷塔底物料送入脱丁烷塔，脱丁烷塔底产碳五以上产品，塔顶产混合碳四产品。脱丙烷塔顶气体经压缩机四段压缩后送入脱甲烷塔，经分离后塔顶产出燃料气进入全厂燃料气管网。

脱甲烷塔底物料送入脱乙烷塔，脱乙烷塔顶物料中含有乙炔，经过加氢转换、干燥后进入乙烯精馏塔，乙烯精馏塔顶产出聚合级乙烯，塔底产出乙烷并入燃料气管网。脱乙烷塔底碳三组分进入丙烯精馏塔，丙烯精馏塔顶产出聚合级丙烯，丙烯精馏塔底产出丙烷并入燃料气管网。

神华陕西某化工项目烯烃分离装置设置塔设备 10 台，精制汽提塔和废碱液汽提塔为填料塔，填料均为 1 段，其他 8 台塔为板式塔。丙烯精馏塔提馏段、丙烯精馏塔精馏段为四溢流塔盘，塔板数均为 120 块；乙烯精馏塔板数为 127 块；脱甲烷塔板数为 75 块；脱乙烷塔板数为 79 块；脱丙烷塔板数为 48 块；脱丁烷塔板数为 39 块；碱洗/水洗塔板数为 47 块。与 LUMMUS 工艺技术相比，产品气压缩机一、二段之间增加 1 台精制汽提塔；水洗塔和碱洗/水洗塔合并设置为 1 台碱洗/水洗塔；高、低压 2 台脱丙烷塔减少设置为 1 台脱丙烷塔；增加 1 台废碱液汽提塔。

1.3 惠生工艺技术

惠生公司专利技术工艺流程为前脱丙烷、后加氢、预切割和油吸收流程，包括产品气压缩、甲醇洗涤和碱洗、干燥系统、脱丙烷、预切割和油吸收、脱乙

烷和乙炔加氢、乙烯精馏、丙烯精馏、脱丁烷、丙烯制冷等单元,工艺流程如图3所示。

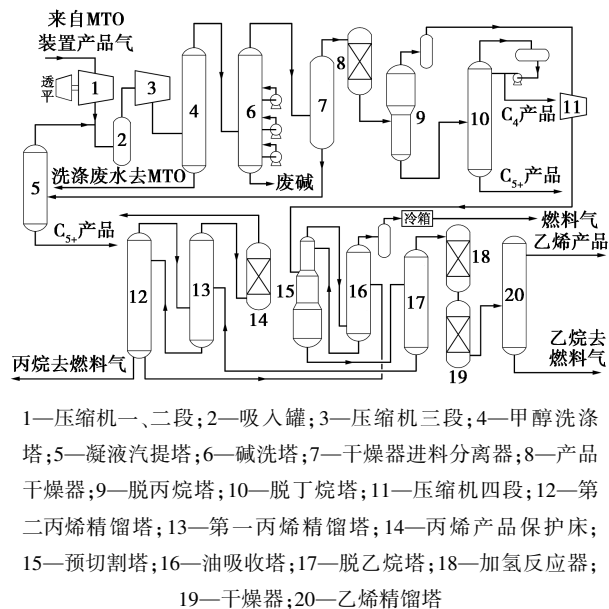


图3 惠生烯烃分离工艺流程图

来自MTO装置的产品气经过压缩机三段压缩后,进入甲醇洗涤塔,经水洗涤后脱除含氧有机物,再经过碱洗塔脱除酸性气体。压缩机二、三段之间设置凝液汽提塔,塔底产碳五以上产品。碱洗塔为三段碱洗和一段水洗。经过干燥后的产品气进入脱丙烷塔进行分离,从而降低系统结垢程度。脱丙烷塔底重组分物料送至脱丁烷塔,脱丁烷塔底产碳五以上产品,塔顶产混合碳四产品。脱丙烷塔顶物料经压缩机四段压缩后送入预切割塔。

预切割塔塔顶的气相物料为碳二及以下更轻的组分,用丙烯冷剂冷凝后进入油吸收塔,其塔顶产出燃料气经冷箱回收冷量后进入全厂燃料气管网,塔底液相物料返回预切割塔顶。预切割塔底物料送至脱乙烷塔进行碳二和碳三分离,塔顶碳二经过乙炔加氢、干燥后进入乙烯精馏塔,乙烯精馏塔顶产出聚合级乙烯,塔底产出乙烷并入燃料气管网。脱乙烷塔底碳三组分进入丙烯精馏塔,丙烯精馏塔顶产出聚合级丙烯,丙烯精馏塔底产出丙烷并入燃料气管网。

神华新疆某煤化工项目烯烃分离设置塔设备11台,预切割塔和油吸收塔为填料塔,填料分别为6段和2段,甲醇洗涤塔为固阀塔板,碱洗塔为泡罩+固阀塔,脱丙烷塔为浮阀+固阀塔,其他6台塔为板式浮阀塔。第一丙烯精馏塔、第二丙烯精馏塔为四溢流塔盘,塔板数分别为67、174块;乙烯精馏塔板

数为149块;脱甲烷塔板数为75块;脱乙烷塔板数为80块;脱丙烷塔板数为38块;脱丁烷塔板数为52块;甲醇洗涤塔板数为54块;碱洗塔板数为48块;凝液汽提塔板数为45块。

与LUMMUS和KBR工艺技术相比,增加了预切割塔和油吸收塔;产品气压缩机二、三段之间增设1台凝液汽提塔;LUMMUS的水洗塔和碱洗/水洗塔,KBR的碱洗/水洗塔变为甲醇洗涤塔和碱洗塔;减少脱甲烷塔。

2 关键塔设备对比分析

2.1 鲁玛斯烯烃分离装置关键塔设备

神华内蒙古某煤化工项目烯烃分离装置脱乙烷塔和乙烯精馏塔壳体材质为SA-516 Gr.60,其他塔设备壳体均采用Q345R;水洗塔填料材质为不锈钢,其他塔板和填料均为碳钢。10台塔设备均采用《压力容器安全技术监察规程》(99版)、GB 150—1998《钢制压力容器》、JB/T 4710—2005《钢制塔式容器》等相关标准进行设计、制造、检验和验收。

根据公路运输条件,从天津港到该项目可通行最大设备运输界限为长度不大于45 m,宽度不大于5 m,高度不大于4.7 m,重量不大于300 t。水洗塔、高压脱丙烷塔、脱丁烷塔均整体在设备制造厂制造,整体运输到项目现场,现场工作量少,塔板、填料和内件现场安装。

碱洗/水洗塔内径为3 000 mm,总高约为56 m,设备净重约为155 t;低压脱丙烷塔为变径塔,内径分别为1 100、1 400 mm,总高约为50 m,设备净重约为37 t;脱甲烷塔为变径塔,内径分别为1 200、2 400、2 900 mm,总高约为66 m,设备净重约为143 t;脱乙烷塔内径为3 300 mm,总高约为65 m,设备净重约为235 t;乙烯精馏塔内径为3 200 mm,总高约为77.2 m,设备净重约为204 t。根据该项目道路运输条件,上述5台塔设备均为分段在设备制造厂制造,分段运输到项目现场,现场组焊,现场工作量较少,塔板、填料和内件现场安装。

第一丙烯精馏塔工作压力为1.923(顶部)/1.972(底部) MPa,工作温度为51.6(顶部)/58.1(底部)℃,设计压力为2.31 MPa,设计温度为90℃,盛装的介质为丙烷和丙烯,设备直径为6 500 mm,切线高为49 500 mm,筒体壁厚为60 mm,设备总高约为65.2 m,属于二类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为606 t;第二丙

烯精馏塔工作压力为 1.791(顶部)/1.925(底部) MPa,工作温度为 48.5(顶部)/51.4(底部)℃,设计压力为 2.15 MPa,设计温度为 90℃,盛装的介质为丙烷和丙烯,设备内径为 7 600 mm,切线高为 88 500 mm,筒体壁厚为 66 mm,设备总高约为 102 m,属于二类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为 1 286 t。根据该项目道路运输条件,上述 2 台塔设备直径和长度超限,筒体现场卷制,现场搭设热处理炉,分段热处理,再现场组焊,第二丙烯精馏塔总高超过 100 m,需现场分两段空中组对,局部热处理,设备制造难度相当大。这 2 台塔设备现场安装塔板和内件。

2.2 KBR 烯烃分离装置关键塔设备

神华陕西某化工项目烯烃分离装置脱丙烷塔壳体材质为 S30403,脱乙烷塔和乙烯精馏塔壳体材质为 09MnNiDR,脱丙烷塔壳体材质为 16MnDR,其他塔设备壳体均采用 Q345R;碱洗/水洗塔、废碱液汽提塔、脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丁烷塔和乙烯精馏塔塔板和填料均为不锈钢,其他塔板和填料均为碳钢。这 10 台塔设备均采用 TSG R004—2009《固定式压力容器安全技术监察规程》、GB 150—2011《压力容器》、JB/T 4710—2005《钢制塔式容器》等相关标准进行设计、制造、检验和验收。

根据公路运输条件,从大连港到该项目可通行最大设备运输界限为 2 组数据:第一组数据为长度不大于 23 m,宽度不大于 5 m,高度不大于 4.8 m,重量不大于 200 t;第二组数据为长度不大于 35 m,宽度不大于 5 m,高度不大于 4.1 m,重量不大于 250 t。精制汽提塔、废碱液汽提塔和脱丁烷塔均整体在设备制造厂制造,整体运输到项目现场,现场工作量少,塔板、填料和内件现场安装。

碱洗/水洗塔内径为 2 600 mm,总高约为 59 m,设备净重约为 107 t;脱丙烷塔为变径塔,内径分别为 3 000、1 800 mm,总高约为 43.5 m,设备净重约为 91 t;脱甲烷塔为变径塔,内径分别为 1 000、2 800 mm,总高约为 66 m,设备净重约为 63 t;脱乙烷塔为变径塔,内径分别为 2 400、3 300 mm,总高约为 38.4 m,设备净重约为 106 t;乙烯精馏塔内径为 3 200 mm,总高约为 83.1 m,设备净重约为 207 t。根据该项目道路运输条件,上述 5 台设备均为分段在设备制造厂制造,分段运输到项目现场,现场组焊,现场工作量较少,塔板、填料和内件现场安装。

丙烯精馏塔提馏段工作压力为 1.886 MPa,工作温度为 48.5(顶部)/58.1(底部)℃,设计压力为 2.3 MPa,设计温度为 75℃,盛装的介质为丙烷和丙烯,设备直径为 6 900 mm,切线高为 60 600 mm,筒体壁厚为 50、56 mm,设备总高约为 73.9 m,属于三类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为 700 t;丙烯精馏塔精馏段为板式塔,工作压力为 1.81 MPa,工作温度为 46.3(顶部)/48.4(底部)℃,设计压力为 2.2 MPa,设计温度为 75℃,盛装的介质为丙烷和丙烯,设备直径为 6 400 mm,切线高为 60 600 mm,筒体壁厚为 46、52 mm,设备总高约为 74.2 m,属于三类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为 593 t。上述 2 台塔设备直径和长度超限,筒体现场卷制,现场搭设热处理炉,分段热处理,再现场组焊,局部热处理,设备制造难度较大。这 2 台塔设备现场安装塔板和内件。

2.3 惠生烯烃分离装置关键塔设备

神华新疆某煤化工项目烯烃分离装置预切割塔、油吸收塔、脱乙烷塔和乙烯精馏塔壳体材质为 09MnNiDR,其他塔设备壳体均采用 Q345R;甲醇洗涤塔、预切割塔、油吸收塔塔板和填料均为不锈钢,其他塔板和填料均为碳钢。这 11 台塔设备均采用 TSG R004—2009《固定式压力容器安全技术监察规程》、GB 150—2011《压力容器》、JB/T 4710—2005《钢制塔式容器》等相关标准进行设计、制造、检验和验收。

根据公路运输条件,从天津港、大连港到该项目可通行最大设备运输界限为 2 组数据:第一组数据为长度不大于 20 m,宽度不大于 5.7 m,高度不大于 4.7 m,重量不大于 200 t;第二组数据为长度不大于 40 m,宽度不大于 6.5 m,高度不大于 4.15 m,重量不大于 250 t。甲醇洗涤塔、凝液汽提塔、脱丙烷塔、油吸收塔和脱丁烷塔均整体在设备制造厂制造,整体运输到项目现场,现场工作量少,塔板、填料和内件现场安装。

碱洗塔内径为 2 800 mm,总高约为 59 m,设备净重约为 123 t;预切割塔为变径塔,直径分别为 1 300、2 500、3 000 mm,总高约为 62.2 m,设备净重约为 160 t;脱乙烷塔内径为 3 200 mm,总高约为 61 m,设备净重约为 210 t;乙烯精馏塔内径为 3 000 mm,总高约为 86 m,设备净重约为 212 t。根据该项目道路运输条件,上述 4 台设备均为分段运

(下转第 176 页)

电子加速器,脱硝效率仅为 70%左右^[10-11],工业现有的液体吸收法通过氧化剂将 NO 氧化为 NO₂,再用液体吸收剂吸收,但脱硝效率较低,仅为 60%,且副产物不易处理^[12]。本研究主要是采用 O₃ 将 NO 氧化为易溶于水的高价氧化物^[13],用吸收剂对烟道气中的 NO_x 进行吸收,同时向吸收剂中加入氨水,得到硝酸铵产物^[14]。这样既减轻了环境污染,又实现了对 NO_x 的资源化利用,符合我国节约资源和保护环境基本国策。

1 实验装置和实验条件

实验装置如图 1 所示,主要有配气罐、供气管路、流量计、鼓风机、循环泵、加热装置、臭氧发生器以及烟气检测装置。N₂、O₂、NO 气体按一定比例分别通入装有填料的混合罐 1 中混合后配制模拟烟道气后通入混合罐 2,在混合罐 2 中通入臭氧;反应器通过转子流量计进入鼓风机与吸收液反应,吸收液的温度由加热装置来控制,吸收液通过循环泵循环来保持吸收系统的 pH 及温度均匀。吸收液的 pH 采用 pH 计(上海阔思电子有限公司)进行实时在线检测。烟气的测量采用 NOVA PLUS 烟气分析仪(北京世纪恒信科技发展有限公司)进行分析。并采用水冷型臭氧机(青岛维斯特电子净化

设备有限公司)来产生臭氧。模拟烟道气的流量为 0.8 m³/h,NO 的进口浓度为 150×10⁻⁶,O₂ 含量为 5%。

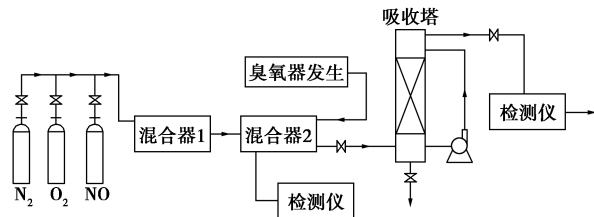


图 1 实验装置图

本文中定义 NO 的氧化率为:

$$\eta_1 = C_{\text{NO}_2} / C_{\text{NO}_x}$$

NO 的吸收效率为:

$$\eta_2 = 1 - C_{\text{out,NO}_x} / C_{\text{in,NO}_x}$$

2 结果与讨论

2.1 NO 氧化的影响因素

2.1.1 臭氧停留时间对 NO 氧化率的影响

本实验考察 O₃ 与 NO 的接触时间对 NO 氧化率的影响,通过改变 O₃ 在混合罐中的停留时间分别为 1、1.4、2、4 s。NO 的进口浓度为 150×10⁻⁶,氧气含量为 5%,模拟烟道气的进气量为 0.8 m³/h。实验结果如图 2 所示。

组对,局部热处理,设备制造难度最大。这 2 台塔设备现场安装塔板和内件。

3 结语

通过神华 3 套烯烃分离装置关键塔设备对比分析,可以看出各自的特点、技术优势和不足,在大型煤制烯烃项目中,选用鲁玛斯、KBR、惠生烯烃分离技术都有成熟的成功运行经验,风险都较小。在烯烃分离技术选择阶段,建议借鉴已有装置成功运行经验,根据装置规模、建设地点以及运输条件等,尽量减少大型塔设备现场制造以降低设备造价,合理选择烯烃分离技术。

参考文献

- [1] 李立新,倪进方,李延生.甲醇制烯烃分离技术进展及评述[J].化工进展,2008,(9):1332-1335.
- [2] 吴秀章.煤制低碳烯烃工艺与工程[M].北京:化学工业出版社,2014:181-271.
- [3] 刘洪亮.减少烯烃分离装置开工损失的措施[J].内蒙古石油化工,2014,(15):79-82.■

(上接第 174 页)

输到项目现场,现场组焊,现场工作量较少,塔板、填料和内件现场安装。

第一丙烯精馏塔工作压力为 1.980(顶部)/2.027(底部) MPa,工作温度为 52.4(顶部)/60.7(底部)℃,设计压力为 2.38 MPa,设计温度为 -20~90℃,盛装的介质为丙烯、丙烷,设备内径为 6 200 mm,切线高为 44 600 mm,筒体壁厚为 48 mm,设备总高约为 58.3 m,属于三类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为 439 t;第二丙烯精馏塔工作压力为 1.846(顶部)/1.979(底部) MPa,工作温度为 47.1(顶部)/52.3(底部)℃,设计压力为 2.21 MPa,设计温度为 -20~90℃,盛装的介质为丙烯、丙烷,设备内径为 7 500 mm,切线高为 98 250 mm,筒体壁厚为 56、60 mm,设备总高约为 112 m,属于三类压力容器,需要整体焊后热处理,设备净重约为 1 218 t。上述 2 台设备直径和长度超限,筒体现场卷制,现场分段热处理,现场组焊。第二丙烯精馏塔总高超过 110 m,需现场分 2 段空中