

间壁塔萃取精馏制取植物油 抽提溶剂的研究

程振华^{1,2}, 李文涛², 戴海林², 陈平文², 刘元直²

(1. 中国石油大学化学化工学院, 山东 东营 257061;
2. 中原油田分公司天然气处理厂, 河南 濮阳 457162)

摘要: 针对植物油抽提溶剂萃取精馏系统存在的萃取剂结焦问题展开研究, 分析了萃取剂结焦的原因, 提出了间壁塔萃取精馏制取植物油抽提溶剂的思路, 并应用工艺模拟软件对比了间壁塔萃取精馏工艺和常规精馏工艺。模拟结果表明, 间壁塔主塔合适的理论塔板数为30, 侧线塔塔板数为10, 剂油比为1.1(体积比), 侧线采出位置为第27块板。与常规两塔精馏相比, 再沸器热负荷降低约10%, 冷凝器热负荷降低15%, 且设备投资也有所减少。

关键词: 间壁塔; 萃取精馏; 植物油抽提溶剂

中图分类号: TE530.21

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2011)07-0083-03

Preparation of solvents for extraction of vegetable oils using dividing wall extractive distillation column

CHENG Zhen-hua^{1,2}, LI Wen-tao², DAI Hai-lin², CHEN Ping-wen², LIU Yuan-zhi²

(1. College of Chemistry and Chemical Engineering, China University of Petroleum, Dongying 257061, China;
2. Natural Gas Processing Plant of Zhongyuan oilfield, Puyang 457162, China)

Abstract: The coking problems of the solvents for extraction of vegetable oils in the extractive distillation process have been studied. The reason caused coking of the solvents is analyzed. The method using dividing wall extractive distillation column to produce solvents for extraction of vegetable oils is proposed. The process simulation software is applied to compare the dividing wall extractive distillation columns with the traditional distillation ones. The simulation results show that, the optimum operating parameters for dividing wall extractive distillation column are shown as follows: 30 of theoretical plates in main column, 1.1 (volume ratio) of extractant to oil, lateral line discharging plate at 27th plate of the main column. In comparison with direct sequence of conventional distillation, the re-boiler duty and condenser duty of the dividing wall extractive distillation column are reduced by 10% and by 15%, respectively. The capital investment is decreased as well.

Key words: dividing wall column; extraction distillation; extractant for vegetable oils extraction

传统的萃取精馏工艺存在设备投资大、能耗高、抽真空操作易导致萃取剂结焦等问题, 因此, 研究萃取精馏节能技术具有极其重要的意义, 近几年关于萃取精馏新工艺的文献较多。随着人们对精馏技术及其控制技术的进一步研究, 根据完全热耦合蒸馏原理开发的隔板塔已经获得成功应用。

本文介绍了间壁精馏塔 (divided-wall column, DWC) 用于植物油抽提溶剂生产新工艺的研究, 模拟了间壁精馏塔萃取精馏生产植物油抽提溶剂工艺, 经过模拟计算, 对 DWC 萃取精馏制取植物油抽提溶剂及 99.9% (质量含量) 苯新工艺的可行性和节能降耗效果进行了研究。通过建模确定了侧线抽出位置、剂油比、能耗、回流比、侧线采出量等重要工艺参数。

1 DWC 萃取精馏新工艺简介

常规萃取精馏工艺如图 1 所示。植物油抽提溶

剂原料进入萃取精馏塔, 萃取剂 (*N*-甲基吡咯烷酮, NMP) 进料口在原料进料口上方, 可以保证萃取剂与溶剂油中的苯进行充分混合。再沸器提供一定量热源, 塔底物料产生上升的高温气相, 塔顶空冷器把气相冷凝成液相, 一部分液相返回到塔顶用于塔的回流, 回流产生下降的低温液相。上升的气相、下降的液相、萃取剂及塔的进料在精馏塔填料上进行充分接触, 完成传热和传质双重作用, 塔顶得到植物油抽提溶剂产品, 塔底得到萃取剂和苯的混合物

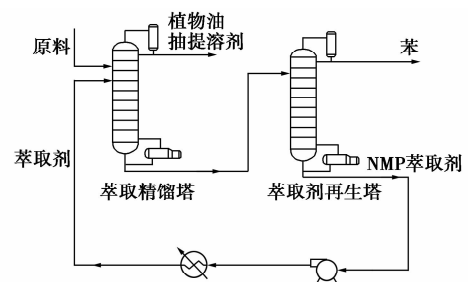
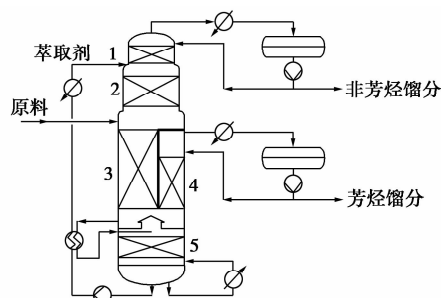


图 1 植物油抽提溶剂常规生产工艺流程图

进到萃取剂再生塔进行分离。萃取剂回收塔塔顶得到苯产品,塔釜得到萃取剂 NMP,返回萃取精馏塔循环使用。

DWC 萃取精馏工艺就是将萃取精馏塔和再生塔组合成一个带有隔壁的主塔,这种塔称作间壁塔,见图 2。塔内部设置一垂直隔壁,右侧顶部封闭,这样,装置被分成 5 个区域。主塔部分和侧线精馏部分各需要 1 个冷凝器,共用一个塔底再沸器,在塔内实现能量集成。



1—萃取剂回收段;2—萃取精馏段;3—萃取提馏段;
4—侧线精馏段;5—公共提馏段

图 2 间壁塔结构图

含苯的植物油抽提溶剂原料自 3 上部进料,萃取剂由 2 上部进料。1 用于从植物油抽提溶剂中脱除微量的溶剂组分,并在塔顶得到芳烃质量分数合格的植物油抽提溶剂产品。4 用于除去苯中的萃取剂,在 5 萃取剂得到再生,再生后的萃取剂经换热后返回 1,循环利用^[1-2]。

2 模拟计算

2.1 植物油抽提溶剂原料、萃取剂及目标产品

植物油抽提溶剂原料来自天然气处理厂,萃取剂为 NMP,植物油抽提溶剂原料组成见表 1。

表 1 植物油抽提溶剂原料组成表

| 组成 | 2,2-二甲 基丁烷 | 2,3-二甲 基丁烷 | 2-甲基 戊烷 | 3-甲基 戊烷 | 正己烷 | 苯 |
|--------|---------------|---------------|------------|------------|--------|--------|
| 摩尔分数/% | 0.619 | 6.736 | 23.889 | 12.994 | 30.481 | 25.281 |

目标产品植物油抽提溶剂产品中苯质量分数要求符合 GB 16629—2008《植物油抽提溶剂》的要求,即不大于 0.1%。

2.2 建模过程

利用 Aspen hysys 软件对 DWC 萃取精馏工艺与常规萃取精馏工艺进行模拟计算,热力学模型选用 NRTL 方程。植物油抽提溶剂原料从第 13 块板进

料,萃取剂从塔顶部进料。植物油抽提溶剂原料及萃取剂进料状态(萃取剂流量按照经验值估算的初值)见表 2。模拟计算选用常压操作,由于原料中苯流量为 4.72 kmol/h,侧线抽出量按 5 kmol/h 计算。通过模拟计算,主塔理论板数为 30,侧线精馏塔理论板数为 10^[1-2]。

表 2 植物油抽提溶剂及萃取剂原料进料状态

| 项目 | 植物油抽提溶剂原料 | 萃取剂(NMP)初定值 |
|--------------------------------------|-----------|-------------|
| 温度/℃ | 82 | 82 |
| 绝对压力/kPa | 170 | 170 |
| 摩尔流量/kmol·h ⁻¹ | 19 | 25 |
| 质量流量/kg·h ⁻¹ | 1570 | 2478 |
| 体积流量/m ³ ·h ⁻¹ | 2.2 | 2.4 |

2.2.1 侧线抽出位置的选择

通过考察塔内不同塔板的气相摩尔组成确定合适的侧线抽出位置。表 3 是不同塔板的气相组成表,由表可以看出,为保证侧线抽出苯产品的纯度,合适的侧线抽出位置为第 27~28 块板。由于越接近塔底温度越高,为节约能耗,选择第 27 块板为侧线抽出板。

表 3 不同塔板上的气相摩尔组成表 %

| 塔板数 | 2,2-二甲 基丁烷 | 2,3-二甲 基丁烷 | 2-甲基 戊烷 | 3-甲基 戊烷 | 正己烷 | 苯 | 萃取剂 |
|-----|---------------|---------------|------------|------------|--------|--------|--------|
| 冷凝器 | 1.290 | 10.805 | 35.750 | 17.559 | 34.553 | 0.041 | 0.002 |
| 1 | 0.827 | 9.007 | 31.944 | 17.375 | 40.758 | 0.044 | 0.045 |
| 16 | 0.089 | 2.659 | 11.925 | 9.570 | 46.317 | 28.841 | 0.599 |
| 17 | 0.040 | 1.581 | 7.513 | 6.626 | 37.619 | 45.946 | 0.674 |
| 18 | 0.013 | 0.711 | 3.571 | 3.453 | 22.893 | 68.518 | 0.837 |
| 19 | 0.003 | 0.237 | 1.252 | 1.323 | 10.182 | 86.008 | 0.993 |
| 20 | 0.001 | 0.066 | 0.364 | 0.419 | 3.730 | 94.345 | 1.074 |
| 21 | 0.000 | 0.017 | 0.098 | 0.123 | 1.261 | 97.394 | 1.106 |
| 22 | 0.000 | 0.004 | 0.026 | 0.035 | 0.415 | 98.401 | 1.119 |
| 23 | 0.000 | 0.001 | 0.007 | 0.010 | 0.135 | 98.721 | 1.125 |
| 24 | 0.000 | 0.000 | 0.002 | 0.003 | 0.044 | 98.821 | 1.130 |
| 25 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.001 | 0.014 | 98.850 | 1.134 |
| 26 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.005 | 98.838 | 1.157 |
| 27 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.001 | 98.557 | 1.441 |
| 28 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 93.798 | 6.202 |
| 29 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 54.498 | 45.502 |
| 30 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 11.308 | 88.692 |
| 再沸器 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 1.482 | 98.518 |

2.2.2 回流比对产品的影响

改变萃取精馏塔回流比的大小,考察回流比对产品中苯质量分数的影响,见表 4。

表4 萃取精馏塔回流比对产品中苯质量分数的影响

| 序号 | 回流比 | 植物油抽提溶剂中 苯质量分数/% | GB 16629—2008 规定值 |
|----|-----|---------------------|-------------------|
| 1 | 0.2 | 2.7500 | |
| 2 | 0.3 | 2.4400 | |
| 3 | 0.4 | 1.4100 | |
| 4 | 0.5 | 0.4800 | |
| 5 | 0.6 | 0.1610 | 质量分数不大于0.1% |
| 6 | 0.7 | 0.0821 | |
| 7 | 0.8 | 0.0551 | |
| 8 | 0.9 | 0.0433 | |
| 9 | 1.0 | 0.0374 | |

由表4可以看出回流比越大,产品中的苯质量分数越低,但能耗也会增大,因此实际生产中应根据实际需要确定最佳回流比。本文结合GB 16629—2008规定的苯质量分数不大于0.1%的要求,将回流比确定为0.7。

2.2.3 剂油比对产品质量和热负荷的影响

在植物油抽提溶剂原料流量为19 kmol/h时,改变萃取剂流量,考察剂油比对产品质量的影响。不同萃取剂流量与植物油抽提溶剂中苯质量分数以及热负荷对应关系见图3、图4。

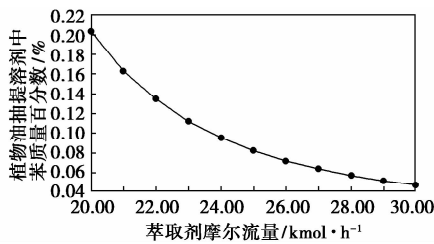


图3 不同萃取剂流量与植物油抽提溶剂中苯含量对应关系图

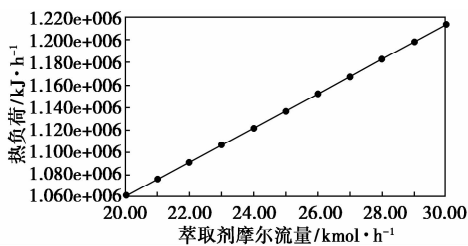


图4 不同萃取剂流量与热负荷对应关系图

由图3、图4可以看出随着萃取剂流量的增加,植物油抽提溶剂中苯质量分数降低,由于萃取剂流量的增加直接导致能耗的增加,因此结合国标标准GB 16629—2008规定的苯质量分数不大于0.1%的要求,将萃取剂流量确定为25 kmol/h。

2.2.4 温度分布

将间壁塔主塔部分和常规萃取精馏塔内温度分布图作图分别见图5和图6。

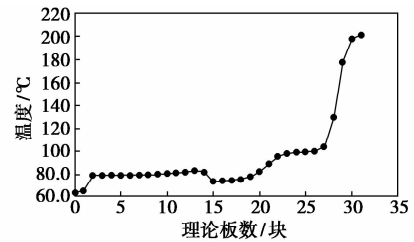


图5 间壁塔主塔内温度分布图

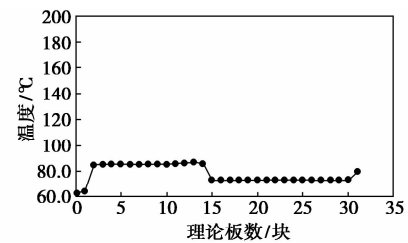


图6 常规萃取精馏塔内温度分布图

由图5和图6可以看出,间壁塔第1~23块塔板之间温度变化趋势与常规萃取精馏塔的温度变化趋势基本相同,这是由于间壁塔1~23塔板的作用与常规萃取精馏塔作用基本相同,间壁塔27~30块板之间温度逐渐升高,这是由于间壁塔公共提馏段用于再生萃取剂,再生温度与萃取剂工况下的沸点有关。

3 间壁塔与常规塔热负荷模拟结果比较

在原料进料量、萃取剂流量、操作压力、产品质量指标等操作条件基本相同的条件下,对比常规两塔萃取精馏装置及间壁塔萃取精馏装置,热负荷模拟结果对比见表5。

表5 常规两塔萃取精馏装置与间壁塔萃取精馏装置模拟结果对比表

| 塔型 | 冷凝器热 负荷/kW | 再沸器热 负荷/kW | 冷凝器 个数 | 再沸器 个数 | 理论塔 板数 |
|------|---------------|---------------|-----------|-----------|-----------|
| 常规两塔 | 279 | 363 | 2 | 2 | 40 |
| 间壁塔 | 236 | 326 | 2 | 1 | 30 |

由表5可以看出,间壁塔用于植物油抽提溶剂萃取精馏与常规两塔精馏相比再沸器热负荷降低大约10%,冷凝器热负荷降低15%。另外,由于间壁塔精馏公用一个再沸器,因此,设备投资也有所减少。

(下转第87页)

与搅拌器相同,在一定程度上起到节能作用,导流筒在罐底起导流作用,保证了罐底发酵液的循环流动,避免出现死区。

(2)第2,3层搅拌器分别为YJ6(六箭叶圆盘涡轮)、PT6(六抛物线圆盘涡轮),都为剪切能力较强的径向涡轮,能很好破碎上浮气泡,特别是针对聚并产生的大气泡,且液相混合能力较强,使罐体中上部气液传质混合效果较好。

1.2.2 方案二

(1)第4层PT6(六抛物线圆盘涡轮)有很好的气液分散效果,保证罐体底部气液分散效果。

(2)第2,3层搅拌器位置采用KK4(四宽叶轴流搅拌器),叶片面积大,能有效阻挡上浮气泡,且轴流向下泵送量大,能有效延长气泡在发酵液中停留时间,有助于提高气液传质效果。

(3)3轴+1径搅拌器组合使全罐发酵液流动呈现一个大循环,有助于减少罐中死区和缩短混合时间。

两种方案参数见表1。

表1 两种设计方案搅拌器类型及桨径

| 方案一 | 直径/ mm | 方案二 | 直径/ mm |
|--------------|-----------|--------------|-----------|
| 三窄叶轴流搅拌器 ZX3 | DJ1650 | 三窄叶轴流搅拌器 ZX3 | DJ1700 |
| 六箭叶圆盘涡轮 YJ6 | DJ1500 | 四宽叶轴流搅拌器 KK4 | DJ1650 |
| 六抛物线圆盘涡轮 PT6 | DJ1550 | 四宽叶轴流搅拌器 KK4 | DJ1650 |
| 三窄叶轴流搅拌器 ZX3 | DJ2100 | 六抛物线圆盘涡轮 PT6 | DJ1600 |

2 两种设计方案的数值模拟

2.1 数值模拟主要参数设置

本文采用多重参考系法解决搅拌器旋转问题,湍流模型采用标准 $k-\varepsilon$ 模型,虽然这种模型在非严格各向同性的涡流中有局限性^[4],但尚无研究表明

其他湍流模型模拟结果更好。在开始模拟前,确保网格的无关性,对网格进行加密直到网格的疏密程度对计算结果没有影响。

数值模拟中参数设置尽可能采用生产中操作条件,发酵罐装液量为77%(液面高约15.6m),搅拌系统设计转速90 r/min,发酵通气量 $85 \text{ m}^3/\text{min}$ 。

2.2 数值模拟结果及分析

2.2.1 流型分布

如图2所示,两种方案所产生的流动顺畅,无明显死区。图2(a)中形成上下两个循环,下循环由3,4层搅拌器驱动,导流筒导流而形成;上循环由1,2层搅拌器驱动形成。图2(b)中流型总体上看为一个循环,流体由上3层轴流桨沿轴泵送至圆盘涡轮桨上部,然后经圆盘涡轮径向泵送到罐壁,再沿罐壁向上流动形成循环。方案一中第2,3层搅拌器附近湍动剧烈,径向作用明显,能够影响到更大半径的范围。方案二中第4层搅拌器径向作用明显,上部因采用轴流搅拌器径向作用较弱。

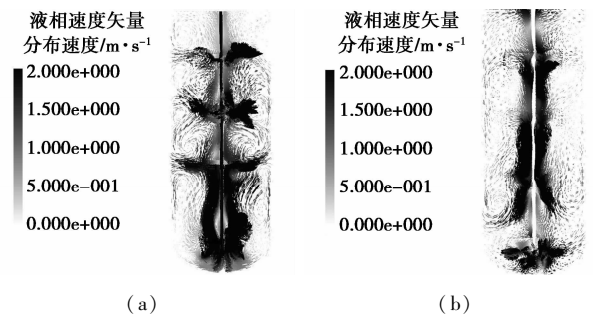


图2 中心竖直平面上液相流速矢量图

2.2.2 气含率分布

图3所示为气含率分布图,方案一中导流筒上部和第3层搅拌器附近气含率高,主要是第4层轴流向上作用和第3层搅拌器径向流作用所致;方案二中罐底气含率较高,主要是第4层圆盘涡轮的分散。

(上接第85页)

4 结论

本文通过利用工艺模拟软件,建立了分离植物油抽提溶剂和苯产品的常规两塔萃取精馏以及隔壁塔模型,通过模拟,确定了主塔合适的理论塔板数为30、侧线塔塔板数为10、剂油比为1.1(体积比)、侧线采出位置为第27块板等工艺参数。通过与常规

两塔精馏能耗的比较,认为隔壁塔用于生产植物油抽提溶剂产品是可行的。

参考文献

- [1] 朱登磊. 隔壁塔萃取精馏制取无水异丙醇的模拟研究[J]. 化工生产与技术, 2009, 16(6): 9-10.
- [2] 史志刚, 匡国柱. 用分割壁精馏塔对苯类混合物分离的工艺分析[J]. 炼油与化工, 2008, 19(4): 17-20. ■