

# 用于丙烷/丙烯混合物分离的两种微通道低温精馏结构的比较研究

徐艺凡<sup>1</sup>, 王舟<sup>2</sup>, 巨永林<sup>1</sup>, 刘锴<sup>3</sup>

1. 机械与动力工程学院, 上海交通大学, 上海, 中国。
2. 物理与天文学院, 上海交通大学, 上海, 中国。
3. 万气精仪气体设备有限公司, 苏州, 中国。

## 摘要

在精馏过程中使用微通道结构能够显著提高分离效率、降低精馏系统尺寸。本文提出了两种用于精馏过程的微通道结构, 分别采用金属孔板和多孔介质作为液相流道。在 COMSOL Multiphysics 软件中建立了使用上述两种结构对丙烷/丙烯混合物进行分离的传热、传质及流动的多物理场耦合模型。模拟通过化学模块描述不同温度、压力和浓度下的气、液混合物物性, 使用浓物质传递模块, 基于 Maxwell-Stefan 模型及双组分系统传质经验关联式获得气相和液相内部及气液相界面处传质特性, 以实现丙烷/丙烯两相流在微通道精馏设备内相变传热和精馏传质过程的模拟, 对比分析两种结构对微通道精馏过程传热、传质和流动特性的影响。研究表明, 相较于传统精馏结构, 采用微通道结构进行丙烷/丙烯混合物的分离能够显著提高分离效果, 相较于金属孔板等效结构, 采用多孔介质等效结构作为液相流道分离效果更佳。

**关键词:** 微通道, 低温精馏, 丙烷/丙烯混合物, 传质。

## 1 引言

精馏是利用混合物中各组分挥发性差异及沸点差将其分离的一种分离过程。随着半导体产业发展, 电子特气等高纯气体需求不断提高, 迫切需要提高低温精馏效率, 生产高纯度气体, 分离难分离工质。相较于传统精馏设备, 使用微通道结构能够提高气液接触面积, 强化传质, 从而提高分离效率[1], 所以研究更加高效的微通道精馏设备结构显得尤为重要。

微通道精馏可以通过载气、真空、离心力、毛细力等多种方式驱动发生[2]。载气驱动的微精馏技术通过注入载气施加压力诱导蒸汽流动。Wootton 和 deMello[3]以氦气为载气在微精馏通道中对摩尔分数均为 50% 的乙腈-二甲基甲酰胺/二甲基甲酰胺-甲苯混合物进行了分离, 在 50 微米的通道内实现了相当于 0.72 块理论塔板的分离效果。Adiche 和 Sundmacher[4]设计了一种用于甲醇/水分离的微尺度扫描气膜蒸馏系统, 该系统由直径为 0.677 mm、长度为 342 mm 的蜿蜒微通道组成, 并使用氮气相对于液体以逆流方式供气, 在微孔聚合物疏油膜处建立了稳定的气液界面。研究表明, 该系统的分离效果与载气流量、进料流量、进料组分及膜类型有关, 可达到的最高分离系数为 5。由于载气只能单向流动, 没有回流通道的, 因此只能实现单级分离, 且精馏后还需要配备额外的气液分离器从而去除载气, 这两点限制了载气驱动的微精馏技术的发展[2]。真空微精馏技术通过真空驱动蒸汽流动。Zhang 等[5]采用真空驱动蒸汽通过微通道, 在多层结构中加入孔径 0.1~0.2  $\mu\text{m}$  的微孔 PTFE 膜以维持和稳定气液界面, 在 260 mm 长 1.5 mm 宽的微通道中进行甲醇/水混合物的分离,

获得了最高 1.8 个理论塔板数的分离效果。离心力能够建立气液逆向流动, 使液体朝某一方向流动。Machinnes 等[6]设计了一种旋转螺旋微通道蒸馏装置, 能够获得 50 $\mu\text{m}$  厚度的液膜。在该装置中以 5000 rpm 的转速进行摩尔分数均为 50% 的 2,2-二甲基丁烷/2-甲基-2-丁烯混合物的分离, 能够达到 6.6 级理论塔板的分离效果, 理论塔板高度 (HETP) 为 0.53 cm。在该装置中, 科里奥力能产生的二次运动显著增强了传质。

毛细力驱动模式是一种常见且有效的逆流接触模式, 毛细力驱动的微通道精馏与传统蒸馏塔原理类似, 采用网、微柱、灯芯或被液体润湿的多孔材料结构替代蒸馏塔板, 通过毛细力将液体限制在网、微柱、灯芯或被液体润湿的多孔材料之间[2], 驱动液体由冷凝器段流向再沸器端, 同时加热区域和冷却区域连续汽化和冷凝所产生的压力差诱导蒸汽流动[7]。Tonkovich 等[8]设计了由编织不锈钢网提供毛细力的微通道蒸馏装置, 获得了厚度为 0.178 mm 的液膜, 气相通道的尺寸为 1.35 mm。结果表明, 将该装置用于己烷-环己烷分离时 HETP 为 0.83 cm。Lam 等[9]基于热管原理开发了多级微通道精馏装置, 使用微柱结构诱导液体沿壁面流动。将该装置用于丙酮/水和甲醇/甲苯混合物的分离, 在全回流条件下, 能够在 400 mm 长度下分别实现 4 级和 2 级理论塔板的分离效果。

本文基于毛细力驱动的微通道精馏装置, 建立了金属孔板等效结构及多孔介质等效结构两种微通道低温精馏装置结构, 并在 COMSOL Multiphysics 软件中对发生在这两种结构中的丙烷/丙烯混合物分离过程进行模拟, 以获得微通道精馏装置中的速度、温度、压力及丙烷浓度的分布及变化情况, 并根据模拟结果对两

种结构进行比较分析，为微通道精馏装置的结构设计及优化提供参考及选择依据。

## 2 物理模型

本文针对如图 1 所示的毛细力驱动的微通道结构进行研究，气液相通道两端分别设置有蒸发器和冷凝器。再沸器的加热使得液体不断蒸发产生气体，而在冷凝器的冷却下气体不断凝结，连续蒸发和连续冷凝产生的压力差驱动气体由再沸器端流向冷凝器端。而液体则被限制在构成液相流道的微柱、灯芯或多孔材料中，这些结构产生的毛细力为液体流动提供了驱动力，使液体由冷凝器端流向再沸器端。在交错布置的气相通道和液相通道中气体和液体逆向流动，在气液相界面进行热量、动量和质量的传递。

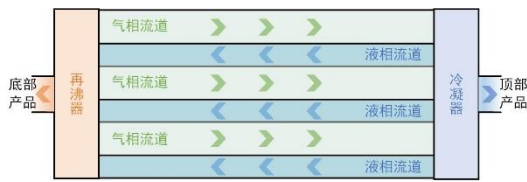


图 1. 毛细力驱动的微通道结构示意图

为避免计算量过大，本研究取一个液相通道及与其接触的两个 1/2 气相通道构成的最小重复单元进行模拟，并采用周期性边界进行拓展；在宽度方向上，同样取最小重复单元进行模拟，并采用周期性边界进行拓展；流动方向上，模拟沿流动方向 2 mm 长度的微通道精馏结构的丙烷/丙烯混合物分离过程。

金属液膜结构及多孔介质结构被认为是两种有效的液相通道结构，通过提取特征结构和特征尺寸，本文提出了两种等效微通道精馏结构，建立了金属孔板等效结构和多孔介质等效模型。

金属孔板等效结构由金属液膜结构简化获得，将金属液膜结构等效简化为在金属孔板和金属圆柱间流动的液体。采用金属孔板等效结构的几何模型如图 2 所示。在此结构中，两块金属板间的等效微柱提供毛细力，在驱动液体流动的同时将液体限制在两板内，气相和液相在小孔处接触而发生传热传质。金属板厚度及两板间距通常在 0.01~0.05 mm 范围内，等效圆柱及等效小孔直径常取 0.01~0.05 mm，1/2 气相通道高度在 0.5~2 mm 范围内，材料为不锈钢 304。

另一种结构选用 PTFE 多孔材料作为液相通道，液体在多孔介质内流动，并在多孔介质表面与气相进行传质，几何模型如图 3 所示。常用多孔介质层厚度为 0.03~0.15 mm，材料选用 PTFE 覆膜，密度取 1400 kg/m<sup>3</sup>，恒压热容为 1400 J/(kg·K)，导热系数为 0.2 W/(m·K)，渗透率取 3.125e-12 m<sup>2</sup>，孔隙率为 0.7。

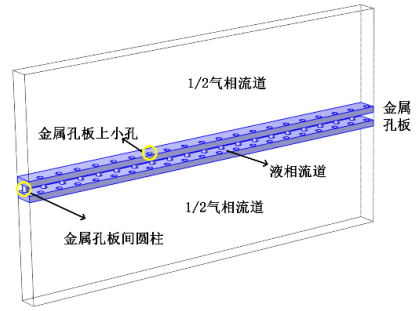


图 2. 金属孔板等效结构几何模型

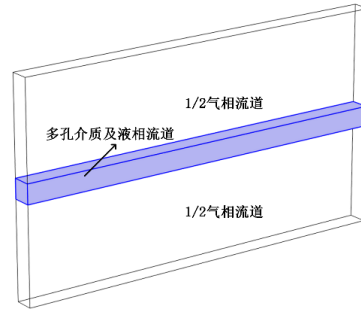


图 3. 多孔介质等效结构几何模型

为探究微通道精馏装置结构对分离效果的影响，本文将这两种微通道结构用于丙烷/丙烯混合物的分离过程，气液通道入口均为丙烷摩尔分数为 1% 的丙烷/丙烯混合物，质量流量均设为 3.27e-9 kg/s，入口压力为 170 kPa，靠近冷凝器端的液体入口温度设置为 235 K，靠近再沸器端的气体入口温度设置为 239 K。

## 3 数值模型及模拟方法

### 3.1 混合物物性计算方法

在精馏分离过程中，丙烷/丙烯混合物中两组分含量不断发生变化，需要在计算过程中引入不同温度、压力下不同组分含量的丙烷/丙烯混合物的密度、动力粘度及导热系数等物性参数进行流动、传热和传质的求解。

COMSOL Multiphysics 软件中的热力学模块能够计算混合物的物性参数。在本研究中，液相丙烷/丙烯混合物选用 Peng-Robinson 方程求解，气相丙烷/丙烯混合物物性参数采用理想气体模型进行计算。

通过使用 COMSOL Multiphysics 软件中的热力学系统导出化学体系功能，获取模型各点丙烷/丙烯混合物的物性参数，并耦合在流动、换热及传质模块的模拟中，使得能够在流动、传热和传质计算的过程中使用随组分及状态变化的混合物物性参数。

### 3.2 流动设置

根据气相和液相入口流量可计算得气相通道和液相通道的雷诺数均远小于 2000。因此，发生在两种微通道结构中的流动均为层流，均使用层流接口计算气液相通道内的速度场和压力分布，以描述气体和液体在微通道中的流动

过程。对于采用多孔介质的结构，需要在层流接口中启用多孔介质域。

在层流接口中，液相流道入口和气相流道入口为速度边界，边界条件为质量流率为  $3.27\text{e-}9 \text{ kg/s}$ ，液相流道出口和气相流道出口为压力边界，设置出口压力为  $170 \text{ kPa}$ 。同时，在周期性边界处设置周期性流动条件，使周期性边界压力、速度一致。

层流接口计算中需要的温度场由流体传热接口获得，密度及动力粘度等流体属性由化学体系接口获得。

### 3.3 传质设置

使用浓物质传递模块描述微通道精馏装置中的传质，并使用 Maxwell-Stefan 扩散模型计算气液相内部的扩散及传质。

在浓物质传递模块中，在气相和液相入口处设置“流入”边界，并设置流入混合物中丙烷摩尔分数为  $1\%$ ，并在气相和液相出口处设置“流出”边界。在周期性边界处设置周期性条件，使得周期性边界对应位置浓度一致。

相界面处组分  $i$  由气相向液相的传质速率可采用式 (1) 计算获得：

$$S_i = k_L(C_{iL}^* - C_{iL}) = k_G(C_{iG} - C_{iG}^*) \quad (1)$$

式中， $S_i$  为传质速率，单位为  $\text{kg/m}^2/\text{s}$ ； $k_L$  和  $k_G$  分别为液相和气相的传质系数，单位为  $\text{m/s}$ ； $C_{iL}$  和  $C_{iG}$  分别为液相和气相主体中的组分质量浓度，单位为  $\text{kg/m}^3$ ； $C_{iL}^*$  和  $C_{iG}^*$  分别为与气相主体（质量浓度  $C_{iG}$ ）和液相主体（质量浓度  $C_{iL}$ ）达到热力平衡时相界面处组分  $i$  的液相和气相浓度，单位为  $\text{kg/m}^3$ 。

质量浓度可表示为密度和质量分数的乘积，相界面处组分  $i$  由气相向液相的传质速率表达式变为：

$$S_i = k_L \rho_L (\omega_{iL}^* - \omega_{iL}) = k_G \rho_G (\omega_{iG} - \omega_{iG}^*) \quad (2)$$

式中， $\rho_L$  和  $\rho_G$  分别为液相和气相密度，单位为  $\text{kg/m}^3$ ； $\omega_{iL}$  和  $\omega_{iG}$  分别为液相和气相主体中的组分  $i$  的质量分数； $\omega_{iL}^*$  和  $\omega_{iG}^*$  分别为与气相主体（质量分数  $\omega_{iG}$ ）和液相主体（质量分数  $\omega_{iL}$ ）达到热力平衡时相界面处组分  $i$  在液相和气相中的质量分数。

相平衡时，气相和液相中摩尔分数的关系可由下式计算获得：

$$x = \frac{y}{\alpha - (\alpha - 1)y} \quad (3)$$

式中， $x$  为相平衡时  $i$  组分在液相中的摩尔分数， $y$  为相平衡时  $i$  组分在气相中的摩尔分数， $\alpha$  为  $i$  组分相较于另一组分的相对挥发度，可使用两组分在纯组分状态下的饱和蒸汽压通过下式计算获得：

$$\alpha = \frac{p_{C3H8}^0}{p_{C3H6}^0} \quad (4)$$

压力为  $170 \text{ kPa}$ ，温度为  $237 \text{ K}$  时，丙烷和丙烯的饱和蒸汽压分别为  $130.84 \text{ kPa}$  和  $165.94 \text{ kPa}$ ，丙烷相对丙烯的相对挥发度为  $0.7885$ 。

为计算  $\omega_{iL}^*$  和  $\omega_{iG}^*$ ，需要将气液相主体质量浓度  $\omega_{iG}$  和  $\omega_{iL}$  转化为质量分数进行计算，通过式 (3) 计算出对应平衡组分摩尔分数后，在转化为摩尔分数用于式 (2) 的计算。

根据渗透理论，液相传质系数  $k_L$  可以表示为无量纲的 Sherwood 数，表达式如下：

$$Sh_L = \frac{k_L l}{D} = 0.1128(Re)^{0.5}(Sc)^{0.5} \quad (5)$$

即：

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{Du}{\pi l}} \quad (6)$$

式中， $l$  为特征长度，单位  $\text{m}$ ； $D$  为扩散系数，单位为  $\text{m}^2/\text{s}$ ； $u$  为流速，单位为  $\text{m/s}$ ； $Re$  和  $Sc$  分别为雷诺数和施密特数。

对于双组分体系，由于  $\omega_j = 1 - \omega_i$ ，则有：

$$S_j = k_L \rho_L (\omega_{jL}^* - \omega_{jL}) = -S_i \quad (7)$$

因此，在气液接触面处，丙烷和丙烯通过气液界面的质量通量大小相等，方向相反。

为在 COMSOL Multiphysics 软件内模拟气液界面处的界面传质，在浓物质传递模块中设置作用在气液界面上的“通量”边界以模拟气液相界面处发生的相变传质，通量值通过上述表达式在软件中计算获得。

### 3.4 传热设置

使用流体传热接口计算微通道精馏过程中的温度场。分别在液相流道入口和气相流道入口设置“温度”边界，温度值分别为  $235 \text{ K}$  和  $239 \text{ K}$ ，并在液相流道出口及气相流道出口设置“流出”边界。对于使用多孔介质的结构，在流体传热接口中使用局部热平衡假设计算多孔介质中的传热。

在气液接触表面发生的传质是通过相变进行的，重组分由气相进入液相时冷凝放热，轻组分由液相进入气相时蒸发吸热，因此需要在气液界面处设置“边界热源”边界以模拟发生在气液接触面上的相变吸放热过程。边界热源可使用相界面处组分  $i$  由气相向液相的传质速率  $S_i$  计算获得，当组分  $i$  由气相向液相传递时，传质速率为正，此时物质发生冷凝从而在边界处放出热量，边界热源为正。边界热源的计算式如下：

$$Q_b = S_{C3H8} r_{C3H8} + S_{C3H6} r_{C3H6} \quad (8)$$

式中， $r_{C3H8}$  和  $r_{C3H6}$  分别为丙烷和丙烯的汽化潜热，单位为  $\text{kJ/kg}$ ，模拟中分别取  $412.04 \text{ kJ/kg}$  和  $425.06 \text{ kJ/kg}$  进行计算。

### 3.5 网格划分

使用“物理场控制网格方”法进行网格划分。对金属孔板等效结构进行模拟时，共划分网格  $79$  万个，平均单元质量  $0.66$ ，划分网格的单元质量直方图如图 4 所示。

对多孔介质等效结构进行模拟时，共划分网格  $19$  万个，平均单元质量  $0.69$ ，划分网格的



单元质量直方图如图 5 所示。

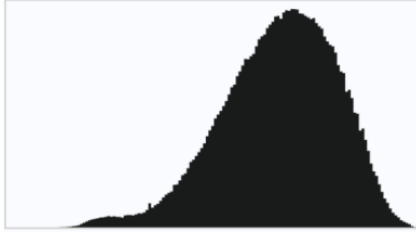


图 4. 金属孔板等效结构网格单元质量直方图

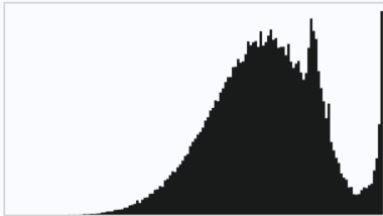


图 5. 多孔介质等效结构网格单元质量直方图

#### 4 模拟结果与分析

使用上述两种模型对 170 kPa 压力下的丙烷/丙烯混合物分离过程进行模拟，设置收敛容差

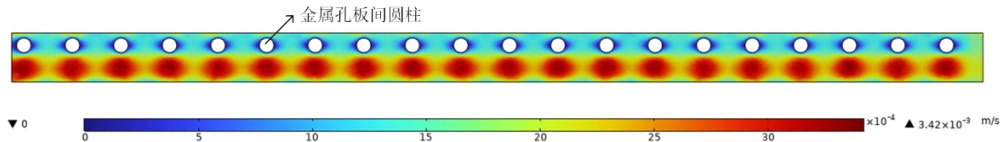


图 6. 金属孔板结构液相通道水平截面流速分布图

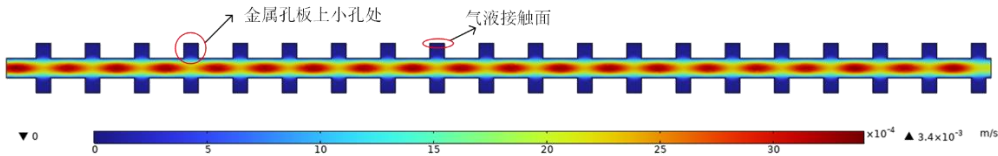


图 7. 金属孔板结构液相通道小孔截面流速分布图

使用金属孔板结构时气相通道入口平均流速为  $9.08 \times 10^{-3}$  m/s，气相通道内平均流速为  $9.00 \times 10^{-3}$  m/s，气相通道内的速度分布如图 8 所示，气相通道中间流速较大，靠近金属孔板及气液界面处流速较小。

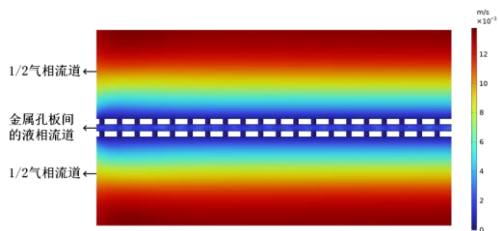


图 8. 金属孔板结构气相通道流速分布图

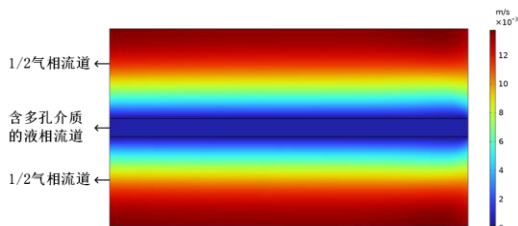


图 9. 多孔介质结构气相及液相通道流速分布图

为  $1 \times 10^{-6}$ ，其速度、温度、压力和浓度模拟结果如下：

#### 4.1 速度分布

经计算使用金属孔板等效结构时液体流道入口平均流速为  $1.28 \times 10^{-3}$  m/s，液体流道内平均流速为  $1.24 \times 10^{-3}$  m/s，液相流道水平中间截面的速度分布图 6 所示。

速度分布结果显示，在液相流道分布有圆柱的区域液体的流速明显小于无圆柱阻碍的区域，流速最小处出现在金属孔板之间的圆柱壁面处，这是由于金属孔板上的圆柱阻碍了液体流动，液体需要绕圆柱流动。而在无圆柱分布的区域，液体流速受到金属孔板上的小孔影响，金属孔板上的小孔会增加流道横截面积，使得小孔对应位置流速较低，无小孔位置流速较高，流速最高区域出现在无小孔及圆柱阻碍处。液相流道中通过小孔轴的截面速度分布情况如图 7 所示，液体在小孔处及气液接触面处流速较小，液体主要在两金属板之间的区域流动。

使用多孔介质结构时，气相和液相的速度分布情况如图 9 所示。使用多孔介质结构时，液体流道入口平均流速为  $5.11 \times 10^{-4}$  m/s，液相流道内平均流速为  $5.09 \times 10^{-4}$  m/s，相较于采用金属孔板结构，多孔介质结构液相流道的流通面积更大，因此液体流速小于金属孔板结构中的液体流速，且由于多孔介质结构特点，流速分布也更加均匀。两种结构气相通道结构相同，因此气相速度分布非常接近。

#### 4.2 压力分布

模拟时，设置液体入口温度为 235 K，气体入口温度 239 K，出口压力均为 170 kPa，通过模拟获得了精馏设备内部的温度和压力分布情况。

对于采用金属孔板的结构，以 170 kPa 为参考压力，相对压力的分布情况如图 10 所示。液相流道最大压差为 5.49 Pa，气相通道最大压差为 0.01 Pa，气相通道压差远小于液相流道。

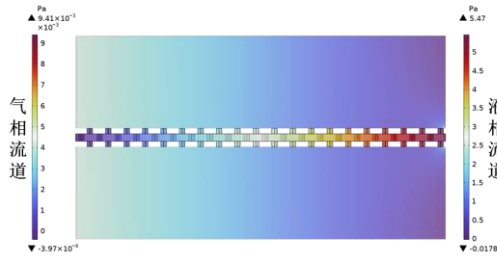


图 10. 金属孔板结构压力分布图

以 170 kPa 为参考压力，多孔介质结构中相对压力的分布情况如图 11 所示。多孔介质液相流道最大压差为 59.36 Pa，气相通道最大压差为 0.01 Pa，气相通道压差同样远小于液相流道。

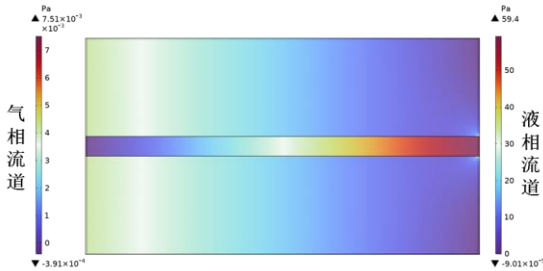


图 11. 多孔介质结构压力分布图

#### 4.3 温度分布及传热情况

采用金属孔板的结构中温度分布如图 12 所示，温度变化相对均匀。液相温度由入口端的 235 K 升高至 238.92 K，气体温度由入口端的 239 K 降低至 235.98 K。

经计算在金属孔板结构模拟段气液接触面处，由于界面处气液相变吸热产生的总边界热

源为  $3.51e-8$  W，单位面积气液接触面积上的相变吸热量为  $1.27$  W/m<sup>2</sup>。

采用多孔介质的结构中温度分布如图 13，温度变化相对均匀。液相温度由入口端的 235 K 升高至 238.45 K，气体温度由入口端的 239 K 降低至 235.56 K。

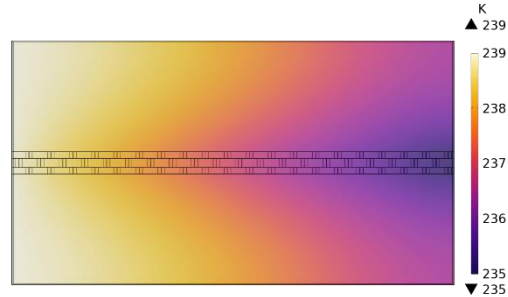


图 12. 金属孔板结构温度分布图



图 13. 多孔介质结构温度分布图

在多孔介质结构模拟段的气液接触面处，由于界面处气液相变产生的总边界热源为  $8.73e-8$  W，单位面积气液接触面积上的相变吸热量为  $0.22$  W/m<sup>2</sup>。

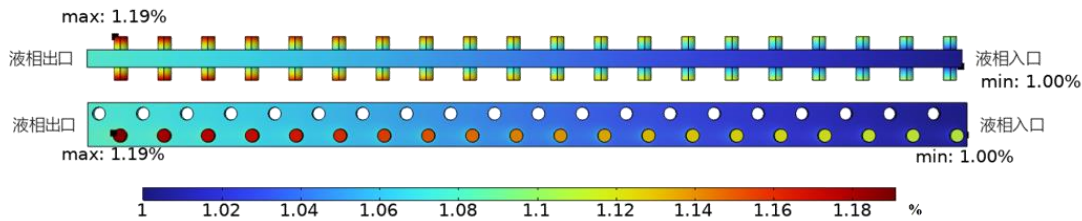


图 14. 金属孔板结构液相流道丙烷摩尔分数分布图

#### 4.4 浓度分布及传质情况

使用金属孔板结构时，液相流道内丙烷/丙烯混合物中丙烷摩尔分数的分布情况如图 14 所示。液相出口平均丙烷摩尔分数由入口的 1% 提高至 1.08%。金属孔板上小孔处液体与气液接触面最为接近，其丙烷含量液高于两金属孔板之间的液相流道主体区域，液相通道内最大丙烷摩尔分数出现在气液接触面积处，为 1.19%。

金属孔板结构时气相流道内丙烷/丙烯混合物中丙烷摩尔分数的分布情况如图 15。气相出口平均丙烷摩尔分数由入口的 1% 降低到 0.93%。

经计算采用金属孔板结构时，通过单位面积气液接触面由气相向液相传递的丙烷通量为  $9.78e-5$  kg/(m<sup>2</sup>·s)，长度为 2 mm 模拟段总丙烷传质量为  $2.69e-12$  kg/s。

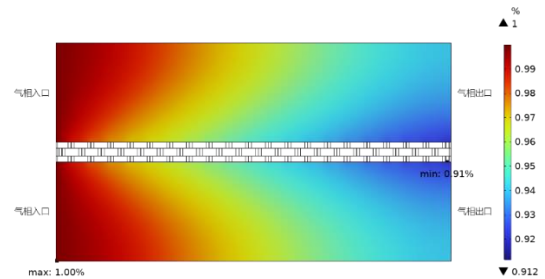


图 15. 金属孔板结构气相流道丙烷摩尔分数分布图

使用多孔介质结构时，气相及液相流道内丙烷/丙烯混合物中丙烷摩尔分数的分布情况如图 16 所示。液相出口平均丙烷摩尔分数由入口的 1% 提高至 1.20%，气相出口平均丙烷摩尔分数由入口的 1% 降低至 0.85%。采用多孔介质结构时，通过单位面积气液接触面由气相向液相

传递的丙烷通量为  $1.68\text{e-}5 \text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ，长度为 2 mm 模拟段总传质量为  $6.71\text{e-}12 \text{ kg}/\text{s}$ 。

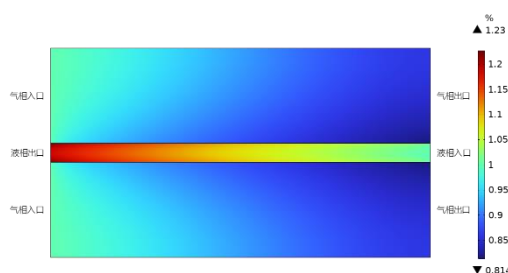


图 16. 多孔介质结构气液相流道丙烷摩尔分数分布图

#### 4.5 结构对比

采用金属孔板等效结构和多孔介质等效结构的微通道精馏设备模拟结果见表 1。相较于采用金属孔板等效结构，多孔介质结构的分离效果更好，重组分丙烷在液相流道出口处的摩尔分数更高。这表明通过 2 mm 的精馏段，采用多孔介质结构的丙烷在液相流道中富集程度更高，采用多孔介质结构时分离效果更好。

表 1. 微通道精馏设备模拟结果表

参数	金属孔板结构	多孔介质结构
液相出口丙烷摩尔分数	1.08%	1.20%
模拟段丙烷总传质量/kg/s	2.69E-12	6.71E-12
单位面积丙烷传质通量 /kg/(m <sup>2</sup> ·s)	9.78E-05	1.68E-05
液相传质系数/m/s	3.03E-04	1.86E-04
气液接触面积/m <sup>2</sup>	2.75E-08	3.99E-07
液相流道压力差/Pa	5.49	59.36
气相流道压力差/Pa	0.01	0.01
液相流道平均流速/m/s	1.24E-03	5.09E-04
气相流道平均流速/m/s	9.00E-03	8.96E-03

丙烷摩尔分数的增加是精馏过程中气液相界面处的传质导致的。采用多孔介质结构的微通道精馏段丙烷总传质量更高，是金属孔板结构的 2.49 倍。丙烷总传质通量与气液接触面积及单位面积传质通量有关。对于采用金属孔板的结构，金属板上的小孔提供了气液相接触的通道，气液接触面积收到小孔密度及孔径的影响。在目前的几何尺寸下，采用多孔介质结构的气液接触面积为采用金属孔板结构的 14.52 倍，通过优化金属孔板结构、进一步提高金属孔板上的小孔密度及孔径，能够增大气液相接触面积，有望提高采用金属孔板结构的传质能力，提高金属孔板结构的分离效果。

气液接触面上丙烷传质通量根据式 (1) 计算得出，采用多孔介质结构的气液接触面平均丙烷传质速率低于金属孔板结构传质速率。这主要是由于采用多孔介质结构时液相通道流通面积大，流速低，从而导致了多孔介质结构液相传质系数相较于金属孔板结构低 38.63%。因此，通过提高多孔介质通道的传质系数能够进一步提高多孔介质结构的分离能力，获得更好的分离效果。

## 5 总结与展望

本文基于毛细力驱动的微通道精馏装置，建立了金属孔板等效结构及多孔介质等效结构两种等效微通道精馏装置结构，并在 COMSOL Multiphysics 软件中对发生在这两种结构中的丙烷/丙烯混合物分离过程进行了模拟，获得了微通道精馏装置中的速度、温度、压力及丙烷分数分布及变化情况。模拟结果显示，通过 2 mm 的精馏段，多孔介质等效结构的分离效果相较于采用金属孔板等效结构更好。重组分丙烷在多孔介质等效结构液相流道出口处的摩尔分数为 1.20%，高于金属孔板等效结构 0.12%，总传质量为金属孔板等效结构的 2.49 倍。优化金属孔板结构有望提高采用金属孔板等效结构的微通道精馏设备分离效果，提高多孔介质通道的传质系数能够进一步提高多孔介质等效结构的分离能力。

## 参考文献

- [1] Huang X, King D A, Zheng F, et al. Hydrodesulfurization of JP-8 fuel and its microchannel distillate using steam reformate[J]. Catalysis Today, 2008, 136(3):291-300.
- [2] Lam K F, Sorensen E, Gavriilidis A. Review on gas-liquid separations in microchannel devices[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2013, 91(10):1941-1953.
- [3] Wootton R C R, Demello A J. Continuous laminar evaporation: Micron-scale distillation[J]. Chemical Communications, 2004, 4(3):266-267.
- [4] Adiche C, Sundmacher K. Experimental investigation on a membrane distillation based micro-separator[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2010, 49(4):425-434.
- [5] Zhang Y, Kato S, Anazawa T. Vacuum membrane distillation on a microfluidic chip[J]. Chemical Communications, 2009, (19):2750-2752.
- [6] Macinnes J M, Ortiz-Osorio J, Jordan P J, et al. Experimental demonstration of rotating spiral microchannel distillation[J]. Chemical Engineering Journal, 2010, 159(1):159-169.
- [7] Seok D R, Hwang S T. Zero-gravity distillation utilizing the heat pipe principle (micro-distillation)[J]. AIChE Journal, 1985, 31(12):2059-2065.
- [8] Tonkovich A L, Jarosch K, Arora R, et al. Methanol production FPSO plant concept using multiple microchannel unit operations[J]. Chemical Engineering Journal, 2008, 135:S2-S8.
- [9] Lam K F, Cao E, Sorensen E, Gavriilidis A. Development of multistage distillation in a microfluidic chip[J]. Lab on a Chip, 2011, 11(7):1311-1317.