综述与专论

DOI：10.11949/0438-1157.

基于周期性操作的循环精馏过程强化技术浅析

雷浩天[1,2]，丁秋燕[1,2]，刘顺[1,2]，李洪[1,2]，魏志强[3]，高鑫[1,2]

（[1]天津大学化工学院，天津 300072；[2]精馏技术国家工程研究中心，天津 300072；[3]中国石化工程建设有限公司，北京 100101）

摘要： 循环精馏是将周期性操作理念引入精馏过程中的一种提高分离效率的过程强化技术，在欧洲和中东等地区已实现工业化应用，具备在我国工业化应用的条件。然而在循环精馏的过程强化原理、模型化、控制策略与运行方面，仍存在尚未解决的关键科学和技术问题。基于此，对循环精馏技术进行系统总结，重点从循环精馏基本概念与周期性操作强化分离原理、循环精馏的模型化、循环精馏塔内件的发展与瓶颈、循环精馏操作原则与控制策略以及反应循环精馏五个方面展开论述，旨在梳理循环精馏的发展脉络与研究现状，明确当前面临的关键问题，深化对循环精馏的认识，并为该技术的后续研究、推广与工程应用提供参考。

关键词： 蒸馏；循环精馏；周期性操作；过程强化；反应精馏；模型化；塔器

中图分类号： TQ 053.5　　**文献标志码：** AA

文章编号： 0438-1157（XXXX）XX-0001-17

Brief analysis of process intensification technology for cyclic distillation based on periodic operation

LEI Haotian[1,2], DING Qiuyan[1,2], LIU Shun[1,2], LI Hong[1,2], WEI Zhiqiang[3], GAO Xin[1,2]

([1]*School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin* 300072, *China*; [2]*National Engineering Research Center of Distillation Technology, Tianjin* 300072, *China*; [3]*Sinopec Engineering Incorporation, Beijing* 100101, *China*)

Abstract: Cyclic distillation is a process intensification technology that introduces the concept of periodic operation into distillation processes to improve separation efficiency. Industrial applications have been demonstrated in Europe and the Middle East, indicating its potential for wider industrial deployment. However, several key scientific and technical issues remain unresolved in the process intensification mechanism, modeling, control strategies, and operation of cyclic distillation. This review systematically summarizes cyclic distillation technology, with emphasis on five aspects: the basic concept of cyclic distillation and the separation intensification mechanism of periodic operation, modeling of cyclic distillation, the development and bottlenecks of column internals for cyclic distillation, operation principles and control strategies of cyclic distillation, and reactive cyclic distillation. This review aims to clarify the development trajectory and current research status of cyclic distillation, identify the key challenges, deepen the understanding of this technology, and provide a reference for its future research, broader application, and engineering practice.

收稿日期： 2026-07-16　　**修回日期：** 2026-09-17

通信作者： 高鑫(1984—)，男，博士，教授，gaoxin@tju.edu.cn；魏志强(1984—)，男，博士，正高工，weizhiqiang@sei.com.cn

第一作者： 雷浩天(2003—)，男，硕士研究生，18203742985@163.com

基金项目： 国家自然科学基金核技术联合基金重点项目(U2267225)

引用本文： 雷浩天, 丁秋燕, 刘顺, 李洪, 魏志强, 高鑫. 基于周期性操作的循环精馏过程强化技术浅析[J]. 化工学报, XXXX, XX(XX): 1-17

Citation: LEI Haotian, DING Qiuyan, LIU Shun, LI Hong, WEI Zhiqiang, GAO Xin. Brief analysis of process intensification technology for cyclic distillation based on periodic operation[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(XX): 1-17

Keywords: distillation; cyclic distillation; periodic operation; process intensification; reactive distillation; modeling; column

引 言

精馏是化学工业中的基础分离方法之一，具有技术成熟、工艺流程和设备构成相对简单等特点，广泛应用于石油化工、精细化工、制药和生物燃料等领域[1-5]。但精馏过程的能源消耗较高，相关估算表明，其能耗约占化工与石油炼制等过程工业总能耗的40%，相当于全球总能耗的3%[6-8]。随着节能减排和绿色制造要求的不断提高，精馏过程的能效提升已成为分离工程研究与工业技术开发的重要内容[9]。

循环精馏（cyclic distillation）是一种高效的周期性操作强化分离技术[10]，由Cannon[11]提出。其本质是一种基于时间维度的气液分相运动（separate phase movement，SPM）操作模式，通过周期性切换气相与液相的流动，有效避免返混。循环精馏可视为一种“全塔连续生产、单板周期操作”的特殊精馏过程，其各层塔板上的组成和温度随时间周期性变化。气相流动期内，塔板液体滞留于板上并与上升气体接触，传质行为可近似视为短时的间歇汽提过程；液体滞留增强了气液传质推动力，而液相整体转移减少了塔板间返混，因此循环精馏具有分离效率高的优点[12-18]。

早期循环精馏装置多采用无降液管的筛板、筛网板和泡罩塔盘等传统塔板。研究表明，塔板数增加时，液体停留时间分布趋于不均，返混程度也会增大，进而限制分离效率的进一步提高[12,19-22]。由于塔板结构与控制手段尚不完善，循环精馏在提出后的较长时期内主要处于实验研究阶段，工业规模应用较为有限。近年来，专用塔板的发展推动循环精馏逐步由实验室研究拓展至工业应用[13,23-27]，相关研究也随之增多。

采用数据库检索与向后引文追溯相结合的混合检索策略，以Web of Science Core Collection和中国知网（CNKI）为主要数据源，仅纳入以循环精馏及其塔板、模型、控制、反应循环精馏或工程应用为直接研究对象的文献。检索所得文献的时间分布见图1。Cannon于1961年提出循环精馏概念[11]。20世纪60至80年代，循环精馏持续受到关注，研究主要涉及周期操作原理、过程模拟、装置运行性能、塔板水力学及周期传质行为。2011年，Maleta等提出一种采用闸室结构的循环精馏塔板[28]。各塔板排出的液体分别暂存于独立闸室，避免了排液过程中相邻塔板液体的返混。该塔板的提出是循环精馏技术发展的又一里程碑式的成果。此后，相关发文量总体呈上升趋势，并高于早期阶段，表明循环精馏重新受到关注。

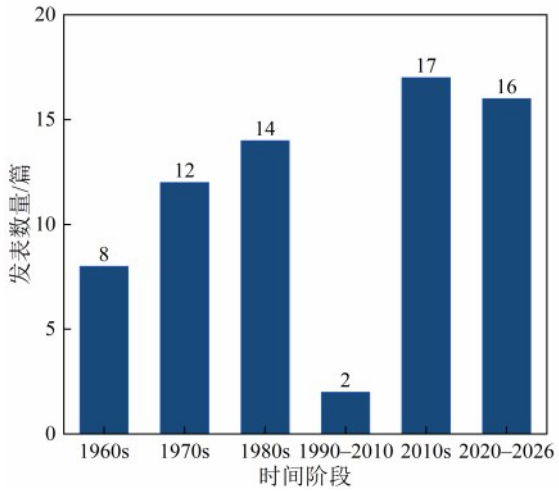


图1 循环精馏领域文献发表量的时间分布

Fig.1 Temporal distribution of publications on cyclic distillation

注：(英文检索词为"cyclic distillation"、"controlled cycling distillation"和"periodic cycling distillation"；中文检索词为"循环精馏"和"控制循环精馏"；检索截止日期为2026年8月5日)

循环精馏已用于乌克兰等地的食品工业以及中东地区的石化分离过程[29-30]。乌克兰Lipnitsky酒精厂采用循环精馏浓缩酒精，其中一套循环精馏塔的处理能力为20000 L/d，可将酒精浓度由3.29 mol%提高至18.25 mol%；该厂的杂质浓缩塔也采用循环操作。MaletaCD公司已建成并安装多套商业规模循环精馏塔，还建成了首套采用循环操作的隔壁塔，用于中东某工厂的煤油和矿物油溶剂处理。该装置设有42块塔板，塔径为1.5/1.7 m，处理能力为25 m^3/h。

循环精馏已从实验研究拓展至工业应用，但现有研究仍较为分散。与其他过程强化技术相比，国内化工领域对该技术的研究和工程应用较为有限，其发展脉络、理论基础及工程瓶颈也缺少系统梳理。过程模型、控制策略、反应循环精馏耦合机制

和专用塔板工业化应用仍有待进一步研究，尤其是关于循环精馏与反应精馏耦合的报道较少。本文从循环精馏概念与周期性操作强化分离原理、循环精馏的模型化、循环精馏塔内件的发展与瓶颈、循环精馏操作原则与控制策略以及反应循环精馏五个方面展开讨论，梳理已有研究，并分析当前存在的问题和发展趋势。

1 循环精馏概念与周期性操作强化分离原理

1.1 循环精馏概念

循环精馏与传统稳态精馏中气液两相在塔内同时逆流接触的模式不同，其核心思想在于通过周期分相运动，实现更高的分离效率，具体表现为相同的分离效率所需塔板数减小或相同的塔板数能获得更高的分离效率[23,31]，进而达到降低精馏过程回流比，减少再沸器能耗的目的；得益于无降液管设计，循环精馏可减弱传统塔板中与降液管有关的液泛限制，具有较大的操作弹性，并可实现较宽的产品纯度调节范围[24,32]。

循环精馏的一个操作周期由气相流动期（vapor flow period，VFP）和液相流动期（liquid flow period，LFP）两部分组成[11,31]，VFP主要进行气液接触传质，LFP主要进行板间液体转移。根据排液方式不同，可将其分为同步排液和顺序排液两种模式，其中同步排液相关研究最多。循环精馏的工作原理如下：在气相流动期，塔釜再沸器产生的蒸气向上流动，液相重力与气相作用力相抵消，静止在塔板上，蒸气通过塔板时与上面静止的液体发生传热和传质，轻组分向气相富集，重组分向液相富集；之后进入液相流动期，蒸气停止供应，塔板上的液体由重力作用向下排放至下一块塔板。随后继续通蒸气，使得液体静止在下一块塔板上，开启下一次循环。

由循环精馏的操作原理可知，其特点在于实现了单板局部间歇、整塔宏观连续生产的周期性过程。该过程通过气液两相在不同时段的同一通道逆向运动，消除了降液管的限制。对单块塔板而言，液体在气相流动期停留并与上升蒸气接触，随后在液相流动期向下一级转移，因此塔板上的气液组成和温度分布并非恒定不变，而是在一个周期内随时间动态变化；这种变化并不是无规律的瞬态波动，而是逐渐形成周期性拟稳态过程，即各塔板的组成和温度在不同周期内呈现相同的动态变化轨迹。

1.2 周期性操作强化分离原理

循环精馏的分离强化作用主要表现为提高单位塔高的气液传质效率，从而在满足相同分离要求的条件下降低回流量，减少精馏过程能耗。与传统精馏塔板相比，循环精馏塔板的单板传质效率显著提高，甚至可超过100%。这是因为，在一个循环周期内，每块塔板上的气液传质过程可近似视为一个间歇精馏过程，板上温度和组成随时间周期性变化，使单块塔板能够获得高于单个传统平衡级的总体分离效果，表现出较高的传质效率。具体来说，可从VFP的动态传质和LFP的液体转移两个方面理解。在VFP内，各塔板液体静止在板上并与上升蒸气进行传质。以轻组分为例，随着传质过程持续进行，本级塔板液相组成逐渐降低，其对应的平衡气相组成也随之降低；与此同时，进入本级塔板的气相组成也随下方塔板液相组成的变化而逐渐降低。因此，同一塔板在一个VFP内经历本级液相组成和进入该塔板的气相组成均由较高水平逐渐降低的动态气液接触过程，使气液组成及相应的传质推动力随时间连续变化。

这一过程可与Lewis Case II中的空间浓度梯度相类比。在Lewis Case II中[33]，相邻塔板上的液体沿相同方向呈活塞流动。以轻组分为例，沿液体流动方向，本级塔板液相组成逐渐降低，其对应的平衡气相组成亦随之降低；与此同时，来自下方塔板相应位置的气相组成也沿相同方向逐渐降低，即本级塔板液相组成和进入该塔板的气相组成均沿液体流动方向逐渐降低，从而沿塔板空间方向形成相应的气液组成梯度及传质推动力分布。这种沿空间方向形成的组成与推动力分布，与循环精馏中同一塔板在VFP内沿时间方向形成的动态分布具有相似性。相比之下，Lewis Case III中相邻塔板上的液体流动方向相反，其交错流动特征更接近常规大型精馏塔的液体流动方式。Lewis理论结果表明，Case II通常可获得高于Case III的总体塔板效率。因此，循环精馏与Case II之间的时间-空间类比以及Case II相对于Case III的效率优势，共同为循环精馏较高的总体塔板分离能力提供理论解释。从这一角度看，循环精馏的分离强化并不要求局部点效率本身提高，而主要来源于同一塔板在VFP内气液组成随时间的有序变化及由此形成的有利传质推

动力分布，从而提高单块实际塔板的总体分离能力。

LFP内的液体转移则从另一方面影响循环精馏的强化效果。若塔板持液能够以接近完全置换的方式向下一塔板转移，则可减少不同组成液体之间的混合，使VFP结束时形成的级间组成差异在板间转移过程中得到较好保留，从而为下一VFP提供有利的初始组成分布。由此，循环精馏将气液传质与板间液体转移分别安排在VFP和LFP内。一方面，利用VFP内的时间浓度梯度形成有利的传质推动力分布；另一方面，通过使LFP内的液体转移尽可能接近完全置换，减少液体混合对级间组成差异的削弱，二者共同提高实际塔板的总体分离能力。

VFP和LFP的时长分别对应气液接触和板间液体转移的时间尺度，两阶段时长的设置会影响分离效率和处理能力。McWhirter和Cannon[34]以甲基环己烷-正庚烷为实验物系，在常压全回流条件下，VFP固定为3.3 s，LFP由1.1 s延长至4.6 s。随着LFP延长，液泛附近的板效率由约130%降至60%，液泛时的气相负荷因子则由1.10升至1.85。在该实验条件下，延长LFP提高了处理能力，但降低了分离效率。

循环操作实验中的代表性高板效率约为130%~300%。上述McWhirter和Cannon[34]的实验中，VFP和LFP分别为3.3 s和1.1 s时，板效率约为130%。Toftegård等[14]采用氨水-空气体系开展COPS周期汽提实验，当塔板持液量H与气相流量G之比H/G略高于80 s时，周期塔板效率最高约为300%。两项研究所采用的物系、操作方式和效率定义不同，因此130%~300%仅用于概括已有实验中的高板效率结果；高于100%的板效率反映的是相应效率定义下的总体分离能力，并不等同于局部点效率超过100%，也不意味着气液传质突破汽液平衡约束。

2 循环精馏的模型化

循环精馏具有非稳态周期性特点，与传统稳态精馏不同，其在操作周期内始终处于动态变化中，但每经历一次周期都会呈现重复性的拟稳态，因此传统的稳态精馏级模型不适用于循环精馏，其核心建模思想通常是将一个完整的操作周期分解为气相流动期（VFP）和液相流动期（LFP）两个阶段分别描述，并通过周期性边界条件将两者耦合求解。目前，主流商业流程模拟软件（如Aspen Plus、Aspen HYSYS）尚未内置成熟的循环精馏单元操作模块，因此，对循环精馏的模拟主要依赖于研究者自建模型求解为核心，以商业软件进行物性计算与验证为辅的混合模式。

现有模型在研究尺度、方程构成和数值求解方法等方面存在一定交叉。本文不按发表时间或模型复杂程度进行划分，而以主要研究问题和核心输出变量作为分类依据，同时参考其工程用途。据此，现有模型可分为传质模型、排液模型、水力学模型、局部流场模型和整塔动态模型。部分模型同时涉及多类过程，可依据其主要研究问题和核心输出变量确定归属。传质模型主要描述塔板组成随时间的变化，并用于计算板效率和分析传质强化机理；排液模型关注LFP内的级间液体转移及返混、旁路和停留时间分布等非理想行为；水力学模型考察持液、塔板压降以及漏液和液泛等操作边界；局部流场模型通过空间离散获得塔板内部的速度场、压力场和气液相分布等信息；整塔动态模型用于描述全塔组成和产品指标随周期的变化，若引入能量衡算，还可反映温度分布和气相流量的动态变化。

2.1 传质模型

传质模型专指以单块塔板或单个传质级为对象，重点研究单级传质行为和传质性能的模型。此类模型描述VFP内气液组成随时间的变化，考察传质推动力和级效率，用于揭示循环操作强化传质和提高有效板效率的基本原理。

早期实验已经观察到循环精馏具有较高的分离效率，但对这一现象的理论解释仍较有限[11-12,32,34-35]。Sommerfeld等[36]基于物料衡算开展模型计算，发现循环精馏中浓度随时间的变化与Lewis Case II中浓度沿塔板空间方向的变化具有相似性。Robinson和Engel[37]随后对这种“时间-空间类比”进行了理论分析。Chien等[38]在Sommerfeld等研究的基础上，采用矩阵法求解了循环精馏气相流动期内组成随时间的变化及伪稳态组成，并推导出渐近板效率表达式。计算结果显示，伪稳态下的渐近板效率可以明显高于局部点效率。较高的有效板效率并不意味着局部点效率或局部传质能力发生同等幅度的提高，其主要来源于气液分相运动条件下VFP内气液组成随时间的有序变化，从而使传质推动力得到更充分利用。评价循环精馏的传质

性能时，需要区分局部点效率、瞬时Murphree板效率和基于周期组成变化定义的有效板效率，不能仅以常规稳态塔板效率表征周期操作的整体分离效果。

Maleta等人[28]提出了基于完全置换的理论级模型，并给出了循环过程的操作线构建方法。模型假设VFP内塔板液体完全混合且不流出，就级间液体转移而言，可将板上液体视为封闭液体单元；进入LFP后，液体向下一塔板转移，排液分数F定义为本级塔板排出液体量与该塔板持液量之比。当$F=1$时，本级塔板持液全部转移至下一塔板，相邻塔板液体不发生混合或返混，对应完全置换的理想状态。该模型从级间液体转移方式出发分析循环精馏的分离性能，可用于强化机理分析和理论设计；但对实际排液过程、塔板水力学操作边界以及温度和能量动态的描述仍较简化。Kiss等[39]随后基于SPM运行方式和完全置换理论，在Aspen Custom Modeler（ACM）中开发了适用于二元体系的通用循环精馏塔板动态模型，并结合Aspen物性计算和流程模拟环境开展循环精馏的工程模拟。

Toftegård等[14]以COPS塔板空气汽提稀氨水过程为研究对象，根据单板非稳态物料衡算建立了液相氨浓度衰减的常微分方程。在入口空气不含氨、汽液平衡关系近似线性的条件下，得到液相浓度随时间的指数衰减关系和塔板效率解析式。结合单塔板效率和整塔分离性能的实验结果，给出了该COPS汽提塔的操作周期选择方法。该模型可用于分析周期操作下的单板液相组成变化和传质效率。模型采用线性汽液平衡关系，以单一液相组成变量表征整块塔板的液相状态，并以塔板效率作为单板传质性能的综合指标；相关实验也仅针对稀氨水–空气体系，推广至其他物系或非理想流动条件时，还需考虑非线性相平衡、液相传质阻力和塔板内组成分布等因素。

传质模型参数通常较少，物理意义较清晰，计算成本较低，可用于分析循环精馏的传质强化机理，考察点效率、操作周期、汽液平衡关系、气液负荷和排液分数等因素对分离性能的影响。现有研究中，采用实验数据开展定量对比的工作仍较少。这类模型多采用线性汽液平衡、恒定流率、恒定点效率或理想液体转移等简化假设，所得结果主要反映参数变化趋势和循环操作的理论分离潜力，难以单独对复杂物系的产品纯度、塔内温度分布和能耗进行整塔定量预测。

2.2 排液模型

排液模型主要描述排液过程中塔板持液的板间转移及其非理想特征，包括残余持液、板间混合和液体旁路等，并考察排液方式、排液时间及非理想排液对分离性能的影响。与后文所述水力学模型相比，此类模型通常通过排液分数、混合模型参数、旁路模型参数以及离散停留时间分布等对液体转移进行宏观表征，一般不直接计算板间压差、静液压头和孔口排液流量。

Gerster和Scull[40]提出了一个单参数液体混合模型来表示实际排液过程中液体混合，将排液过程描述为塞流区与理想混合区串联，并以混合参数γ表示液相流动期中可视为完全混合的塔板持液比例。结果表明，该模型与实验结果符合较好，实验反推出的γ在0.35~0.55范围内，说明液体混合是实际效率提升低于理想理论值的重要原因。该模型结构简单，通过实验数据将液体混合程度与实际效率损失联系起来；但γ是受设备结构和操作条件影响的经验参数，在不同设备和工况下的通用性有限。

Furzer和Duffy[41]在单级排液模型（1S）的基础上建立了两级排液模型（2S），其中两个参数分别表示本级塔板持液进入下方第一块和第二块塔板的液体分率。模型参数由持液量测定和阶跃响应实验确定，液体转移特征采用离散停留时间分布（DRTD）表征。2S模型考虑了部分液体跨越相邻塔板的情况，因此能够描述1S模型未考虑的跨板旁路。Furzer[42]进一步测定了不同排液时间下的DRTD，并据此辨识2S模型参数，分析其随排液时间的变化。此后，Furzer[43]将上述排液关系用于周期操作板式塔计算，发现非理想排液会削弱周期操作的分离强化效果。Goss和Furzer[44]又将这些排液参数用于多板塔传质计算，其预测结果与实际分离结果较为一致。综合上述研究结果，LFP内的液体旁路和板间混合会影响循环精馏的强化效果，在多板模型中需要考虑传质与非理想排液行为。

Abildskov和Jørgensen[45]在统一的线性模型中分别考虑了瞬时排液、有限时间同步排液和有限时间顺序排液，并比较不同排液方式下的塔板效率和传质性能。计算结果显示，在保证液体充分转移的条件下，排液时间宜尽量缩短。级数较少时，同步排液的性能略优于顺序排液，或二者性能相近；随着级数增加，由于顺序排液过程中蒸气流不中断，排

液期间部分塔板仍可维持传质，顺序排液的整体性能更好。与早期采用瞬时排液假设的模型相比，该模型考虑了有限排液时间及不同排液方式，但仍主要针对线性体系，对顺序排液期间液体转移与传质的描述较为简化。

从工程应用角度看，排液模型在较低计算成本下即可描述返混、旁路及排液时间等因素对分离性能的影响，适用于排液方案比较和塔板结构初步优化。对于采用经验或半经验排液参数的模型，其预测精度在很大程度上取决于参数的可靠性，而相关参数通常需要通过停留时间分布测定、阶跃响应或持液实验进行辨识，并随设备结构和操作条件变化。因此，此类模型在经过实验数据标定后，对相应装置具有较好的预测能力，但在缺乏实验数据时不宜直接用于新型塔板或工业尺度装置的定量预测。

2.3 水力学模型

水力学模型主要通过压力、持液、静压头、流动阻力和气体状态关系，描述排液过程、气相流动、压力响应以及VFP和LFP之间的周期切换。排液模型主要表征液体板间转移量及混合程度，水力学模型则描述气相流动、液体转移与压力响应之间的相互关系，并判断各塔板能否协调完成周期切换。

Larsen和Kümmel[21]针对周期操作板式塔建立了水力学模型，将物料与能量衡算、气体状态方程、塔板压降和液体流动关系纳入模型，用于分析VFP与LFP切换时的非理想水力学行为。在五板塔模拟中，VFP与LFP仍能较好分开；随着塔板数增加，两阶段切换逐渐偏离理想状态，LFP也更难维持活塞流。同时，压力响应滞后和持液分布不均也会加剧，成为循环精馏放大过程中的重要水力学制约。

Thompson和Furzer[46]建立了周期操作板式塔液体持液量的水力学模型，以湿板压降与液柱静压头之差作为液体或气相流动的判据，并建立板上持液量和延时降液管内液体体积的液相物料衡算，联立气相物料衡算与理想气体状态方程，描述塔内压力响应和水力学行为。与四板空气-水体系的板下压力响应实验对比表明，该模型能够较好地描述稳态气相流动阶段的压力响应特征，可作为估算周期操作下塔板持液量分布的基础。在此基础上，Thompson和Furzer[22]进一步拓展了周期操作板式塔的水力学建模方法，依次建立了干塔模型、等温水力学模型和含焓水力学模型。等温模型通过联立蒸气空间摩尔衡算、气体状态方程、板上液体持液量衡算、时间延迟板中延迟液量衡算以及板孔气液流动关系，描述一个周期内塔内压力响应与排液过程；并进一步引入焓衡算、考虑持液闪蒸，以分析非等温效应对压力瞬变和排液特性的影响。实验结果表明，等温水力学模型能够较好地预测动态压力响应和拟稳态持液量分布；模型还可用于分析歧管结构与塔器设计参数对持液分布和排液均匀性的影响。

针对周期切换中的压力扰动和持液分布不均问题，Furzer[47]建立了带外部歧管板式塔的稳态流动分布模型，比较不同歧管结构下各支路的气相流量分配。其中，指数变截面歧管可使各支路均参与流动。Furzer[48]随后将歧管流量分布引入周期非稳态传质模型，分析蒸气旁路对分离性能的影响。等流量歧管和线性变截面歧管均会削弱塔的分离能力；指数变截面歧管在一定参数范围内可减弱这种不利影响，甚至提高分离能力。

综合来看，水力学模型适合分析压力响应、持液分布、排液过程、VFP与LFP切换以及歧管流量分配等行为，并用于评估给定塔器结构和操作条件下周期运行的水力学可行性。从模型维度和求解规模看，其计算成本通常高于简单排液模型，但低于局部流场模型。由于这类模型通常以塔板、板间蒸气空间和歧管支路等作为基本计算单元，主要描述各单元的压力、持液和流量变化，因此对单块塔板内部局部速度场、气液相空间分布及复杂流动结构的解析能力有限；同时，其研究重点在于水力学行为，通常也不能独立完成复杂物系产品纯度和能耗的整塔定量预测。

2.4 局部流场模型

局部流场模型主要采用计算流体力学（computational fluid dynamics，CFD）方法，以塔板或传质元件的局部三维流动域为研究对象，通过求解质量和动量守恒方程，并根据具体研究对象选用相应的湍流和多相流模型，获得速度场、压力场和气液相分布等局部流场信息。与前述水力学模型相比，局部流场模型能够直接描述塔板几何结构，更适合新型内件开发和局部结构优化。

陈建兵等[49]基于Maleta塔板三维几何结构建立了气相CFD模型，并采用RNG $k-\varepsilon$ 湍流模型对Maleta塔板上的气相流动进行了数值模拟。通过将模拟所得干板压降与实验结果对比，结果表明该模

型在较高气速条件下与实验数据吻合较好，最大误差为4.17%，说明模型具有较好的可靠性。在此基础上，进一步分析了导流带（部分文献称为旋转条带）夹角、节流孔开孔率和导流带长度等结构参数对压降和气体分布的影响，为Maleta塔板结构优化及循环精馏传质元件设计提供了理论依据。该模型适合开展干板结构参数筛选与优化，但由于采用气相单相模拟，不能直接描述液层存在时的气液接触和湿板操作范围。

Lu等[50]基于Maleta塔板的三维几何结构，在保持开孔率一致的基础上进行适当简化，并采用最小计算单元建立CFD模型，用于分析局部气液流动与水力学特性。该模型采用Euler-Euler双流体模型和RNG k-ε湍流模型，并利用已有中试实验数据对湿板压降进行验证，模拟值为903.27 Pa，与实验值800 Pa相比，相对误差为12.91%，表明模型在所验证工况下具有一定的预测能力。在此基础上，主要分析了气相流动期塔板压降、气液接触状态及有效操作范围，并进一步建立了湿板压降与液层高度H及气体负荷因子F_s的关系。研究表明，该模型能够较好揭示导流带夹角θ和节流孔开孔率Φ对塔板性能的影响，最终指出$\theta = 30^{\circ}$、$\Phi = 8.43\%$时Maleta塔板综合水力学性能最佳。但该研究主要针对VFP，尚未描述LFP排液及VFP与LFP之间切换的完整动态过程。

肖杨等[51]以Maleta塔板为研究对象，在Fluent中建立了包含上塔板、衬套、圆柱壳体、导流带、工字形阀门和下塔板等部件的三维最小单元模型，采用RNG k-ε湍流模型计算干板条件下的气相流动和压力分布，并考察关键结构参数对流场和压降的影响。随后通过空气-水体系实验验证干板压降及结构参数的影响规律，同时考察湿板压降、雾沫夹带、漏液和氧吸收传质特性，并建立干、湿板压降经验关联式。导流带和节流孔对气体分布及塔板压降具有显著影响，实验还给出了塔板压降、雾沫夹带、漏液和传质性能随操作条件的变化规律。这些结果可用于Maleta塔板结构优化和新型循环精馏传质元件开发。由于实验采用空气-水体系，将所得压降经验关联式和传质规律用于实际精馏物系时，还需考虑流体物性、相变和温度变化的影响，并进行相应验证。

现有循环精馏局部流场研究主要围绕Maleta塔板展开，内容包括单相干板气体流动模拟、气液两相湿板模拟，以及CFD与水力学、传质实验的结合。局部流场模型能够解析塔板内部流动并用于结构优化，但计算成本较高，预测结果还会受到几何简化、网格划分、湍流模型、多相流闭合关系和边界条件等因素的影响。在可接受的计算成本下，同时覆盖多塔板、多个操作周期以及多组分传质与相变的整塔CFD模拟仍较困难。因此，这类模型更适合用于获取局部水力学信息和气液接触特征，所得结果可用于压降、持液和传质关联式的建立或修正，并为整塔动态模型提供参数，但通常不能直接替代整塔动态模型进行产品组成和能耗预测。

2.5 整塔动态模型

整塔动态模型通常以单块塔板或单个平衡级为基本计算单元，以各级组分衡算、总质量衡算和汽液平衡关系为基础，描述整塔的周期动态，并可根据模型复杂程度进一步引入能量衡算和水力学关系，以预测组成、温度、气相流率、产品纯度和能耗等关键变量；在周期稳态模拟与优化中，还需满足相应的周期稳态条件。此类模型的发展不能简单概括为由“简化模型”逐步发展为“严格模型”，而是随着物理描述的完善和应用目标的拓展，总体呈现出汽液平衡关系由线性向非线性拓展、适用体系由二元向多组分扩展、模型由质量衡算向质量-能量衡算发展，并进一步考虑水力学约束、复杂操作及过程优化需求的趋势。

Furzer[52]较早建立了一个理想化的周期操作板式塔模型，将周期划分为VFP和LFP，并假设LFP内各塔板持液整体排至下一块塔板，而仅在VFP期进行非稳态传质。在线性汽液平衡假设下，通过各塔板非稳态物料衡算建立整塔模型，分析了塔板数和mV/L对整塔分离性能的影响。结果表明，在理想排液条件下，周期操作较常规操作具有更高的理论分离性能。在此基础上，Duffy和Furzer[53]进一步获得了周期操作板式塔模型的闭式解析解，并将塔板效率和排液分数等因素纳入分析，拓展了早期线性模型的参数分析范围。

在早期线性整塔模型基础上，Toftegaard和Joergensen[54]进一步建立了适用于任意进料位置的周期二元分离塔模型，分别描述VFP内各级组成的动态变化以及LFP内的液体转移，并通过矩阵法直接求取周期稳态浓度分布；在此基础上，进一步提出了逐级设计算法，用于确定塔板数和进料位置，使线性整塔模型由性能分析进一步拓展至整塔

设计。

上述研究推动了循环精馏模型由单板分析向整塔性能分析及设计拓展。此类线性模型结构简单、计算方便，但其适用范围受到线性汽液平衡假设的限制。

Li ă等[55]建立了考虑非线性汽液平衡的二元循环精馏模型。随后，Pătruţ等[29]在Li ă等模型的基础上，将循环精馏动态模型进一步推广至理想和非理想多组分体系。Nielsen等[56]修正了Pătruţ等的质量平衡方程，使其能够处理气液两相进料，并建立了循环精馏操作线表示，在此基础上引入最大推动力设计方法，用于确定进料位置和操作参数。Andersen等[57]在Li ă等模型基础上进一步引入能量衡算，建立了同时考虑质量和能量衡算的循环精馏动态模型，使模型能够描述塔内气相流率沿塔高的变化。

Rasmussen等[58]以Pătruţ等的质量衡算模型为基础，并参考Andersen等的能量衡算思路，建立了通用级模型，其方程结构对应传统精馏的MESH方程。模型可描述气相流率和塔板温度的动态变化，并支持多进料位置和侧线采出；塔板温度可偏离泡点，反应热等能量效应可通过附加能量项加以考虑。在理想和非理想二元及多组分体系的计算中，当塔内气相流率变化较大时，质量衡算模型与质量-能量衡算模型对组成分布和分离性能的预测存在明显差异；气相流率变化较小时，质量衡算模型则可作为合理近似。具体物系和操作条件下气相流率的变化程度，是判断是否需要引入能量衡算的依据。Rasmussen等[59]随后在该模型中加入反应项，将模型扩展至反应循环精馏。

Kang等[60]在Rasmussen等质量-能量衡算模型中加入塔板压降关联式，并考虑漏液和液泛等水力学约束，使模型在满足物料与能量衡算的同时，也能反映设备的水力学可操作边界，以排除水力学不可行的优化方案。计算发现，VFP时长对循环精馏成本影响明显。适当延长VFP可降低实际气相流率，设备尺寸和资本成本也随之减小；但VFP过长时，塔板液层高度增加，漏液风险加剧，此时需提高实际气相流率以避免漏液，能耗成本也随之上升。该模型虽引入了水力学关系，但核心研究目标仍是整塔设计和经济优化，本文据此将其归入整塔动态模型。

Stevnsborg和Abildskov[61]在已有两阶段模型基础上进一步引入非瞬时液体进料期，考虑进料过程中持液量变化及其引起的时变行为，建立了三阶段动态模型，并利用三塔板COPS中试装置的氨水-空气汽提数据进行了定量比较和验证。与将进、排液过程视为瞬时过程的模型相比，考虑有限排液时间后，全塔效率预测的平均绝对误差由1.11降至0.73，进一步考虑动态进料后降至0.67，较瞬时模型降低39.6%；点效率预测的平均绝对误差也由0.30降至0.23。结果表明，在模型中考虑实际进、排液持续时间能够提高模型预测与中试实验数据的一致性。但当持液量与气相流量之比较大时，由整塔数据估算的点效率与单板实验关联仍存在明显偏差，说明模型在更宽操作范围内的适用性以及所采用点效率关联式的可靠性仍需进一步实验验证。

Agarwal等[23]针对丙烷/丙烯高纯度分离，在ACM中建立了包括质量衡算、能量衡算、汽液平衡和液体逐板转移的循环精馏模型，并采用Peng-Robinson状态方程描述丙烷-丙烯体系的热力学性质。在其设定的99.9%产品纯度和流程条件下，循环精馏方案所需理论级数由常规方案的140级降至54级，再沸器负荷由21 GJ·h^{-1}降至12 GJ·h^{-1}。该结果表明，整塔动态模型可用于评价循环精馏在高纯度近沸分离中的应用潜力，但上述节能和减级比例是特定物系、产品规格、热力学模型和其他模型假设下得到的模拟结果，尚不能直接推广至其他近沸体系。

综合来看，整塔动态模型主要用于描述循环精馏整塔的周期动态过程，预测产品组成、塔内浓度和温度分布及能耗，并用于确定塔板数和进料位置、优化操作参数，其具体预测能力取决于模型所采用的质量衡算、能量衡算、相平衡及水力学关系等。在模型选取时，采用线性汽液平衡假设的简化模型结构简单、计算方便，适合整塔操作参数敏感性分析、快速评价和初步方案设计；对于多组分体系，应分别建立各组分质量衡算；对于汽液平衡关系呈非线性的体系，则需采用相应的非线性相平衡关系。当气相流率沿塔高变化较小时，质量衡算模型可作为合理近似；当其变化显著，或需要进一步描述能量传递、温度的动态变化时，则应引入能量衡算；当进料持续时间相对于操作周期不可忽略时，还应明确考虑进料过程的动态特征；面向工程设计与经济优化时，则可根据需要加入水力学约束，以检验所得方案的水力学可行性。

2.6 模型比较与选择

不同类型模型在研究尺度、主要研究对象和核心输出变量方面存在差异，具体研究任务不同，适用的模型也有所不同；预测精度也应针对相应的目标变量进行评价，不宜仅依据模型复杂度或空间分辨率进行统一的“低精度-高精度”排序；各类模型的参数需求和计算成本也不尽相同，模型选择还需兼顾参数的可获得性和可接受的计算成本。表1给出了各类模型的横向比较。

表1 循环精馏模型的比较与适用性

Table 1 Comparison and applicability of cyclic distillation models

模型类型	代表性文献	研究尺度与核心输出	主要假设与建模条件	计算成本	主要用途	主要局限
传质模型	[14,28,36-39]	单板或单级；组成变化、传质推动力、级效率	常假设线性汽液平衡、恒定流率、恒定点效率或理想液体转移	低	传质强化机理；周期参数分析与级效率评价	简化假设较多；整塔产品、温度和能耗预测能力有限
排液模型	[40-45]	板间；排液分数、板间混合、液体旁路及DRTD	经验参数需停留时间分布、持液或排液实验标定	低	非理想排液评价；排液方式与时间比较	参数受塔板结构和操作条件影响，跨装置适用性有限

注：**续表1 循环精馏模型的比较与适用性**

Table 1 （continued）Comparison and applicability of cyclic distillation models

模型类型	代表性文献	研究尺度与核心输出	主要假设与建模条件	计算成本	主要用途	主要局限
水力学模型	[21-22,46-48]	塔板及板间空间；压力响应、持液、流量和周期切换	静压头及孔口流量、压降、持液等水力学关系	中	水力学可行性评价；歧管结构与操作条件分析	局部解析能力有限；难以独立预测产品组成和能耗
局部流场模型	[49-51]	塔板局部区域；速度场、压力场、气液相分布及气液接触特征	几何、网格、边界条件、湍流与多相流模型及实验验证	高至很高	局部流场分析；塔板开发与结构优化；关联式建立	整塔多周期模拟困难；对湍流、多相流模型和边界条件敏感
整塔动态模型	[23,29,52,54-61]	整塔多级；塔内组成、温度、气相流率及产品指标，部分模型可评价能耗和经济性	汽液平衡、持液和周期条件；复杂模型还需热物性及水力学关系	低至高	流程设计；塔板数和进料位置确定；能耗评价、控制与优化	不解析局部流场；简化模型受假设限制，复杂模型求解成本较高

注：1. 模型分类主要依据研究尺度、主要研究对象和核心输出变量，部分模型之间存在交叉。2. 计算成本为定性比较，主要考虑模型规模、空间离散程度及典型数值求解复杂度。

现有循环精馏模型的实验和工程验证程度并不均衡。传质模型方面，仅少数研究将模型结果与实验数据进行定量比较，相关误差评价仍较少；排液模型方面，已有研究利用液体转移特征和停留时间分布等实验数据进行检验；水力学模型多通过压力响应数据验证，局部流场模型则主要通过压降等水力学实验进行定量校核；部分整塔动态模型也已采用中试数据开展定量验证[61]。工业尺度下，已有模型用于预测塔内浓度分布并辅助制定操作方案，相关工业研究依据塔顶、塔底产品组成及不同运行模式下的实验结果，对模型预测的操作规律和分离趋势进行了定性检验[24]，但塔内浓度分布等模型输出仍缺少直接定量验证。目前的定量误差评价主要针对特定预测变量，且多集中在实验或中试尺度；工业尺度下模型预测精度的系统验证仍较有限。

从工程应用角度看，不存在对所有研究任务均最适用的单一模型。模型选择应综合考虑研究目标、研究尺度、物系特征、设计阶段、参数与数据的可获得性以及可接受的计算成本。

在机理分析和初步操作参数筛选阶段，可采用传质模型评价循环操作的强化潜力，并考察点效率、操作周期和气液负荷等因素的影响；若需进一步评价非理想排液，可采用排液模型分析板间混合、旁路和有限排液时间等因素对分离性能的影响。当研究目标涉及塔板数、进料位置等整塔设计变量的确定，产品纯度、能耗等性能指标的评价，或控制策略研究时，宜采用整塔动态模型。其具体形式还应根据物系特征、能量衡算的必要性及具体研究需求确定。对于塔内气相流率变化较小且其他能量效应对分离影响有限的体系，质量衡算模型可作为合理近似；当气相流率变化或其他能量效应不可忽略时，则应进一步引入能量衡算。对于多组分体系，应采用相应的多组分质量衡算；对于非理想

体系，则应采用能够描述其非理想性的汽液平衡关系。

面向工程设计与优化时，还应通过水力学模型或在整塔动态模型中引入相应水力学关系和约束，校核压降、持液分布、漏液和液泛等水力学条件，并判断各塔板能否按设定周期完成VFP与LFP的切换。当需要解析新型塔板的局部流动和气液接触特征时，可进一步采用局部流场模型，所得结果可用于建立或修正压降、持液和传质等关联式，并为水力学模型和整塔动态模型中相关参数的确定提供依据。

3 循环精馏塔内件的发展与瓶颈

前述模型研究表明，循环精馏的实际强化效果不仅取决于传质过程和操作参数，还受到板间液体转移以及周期切换过程中的水力学行为的影响。未完全排液和板间混合等非理想液体转移会使排液过程偏离理想置换，而持液、压降及排液过程又受到塔板结构、排液方式和操作条件的共同影响。因此，如何通过塔内件结构改善板间液体转移和周期切换过程中的水力学行为，是实现循环精馏分离强化的重要工程问题。

循环精馏塔内件的改进重点在于板间液体转移和多塔板周期运行。板间液体转移需要尽量使塔板持液完整转移至下一塔板，同时减少排液过程中不同组成液体的混合；多塔板运行还要求各塔板协调排液，并维持周期运行稳定。早期研究采用压力均衡、液体转移延迟等方式缓解多塔板同步排液不均和板间混合问题，此后发展出以Maleta塔板和COPS塔板为代表的循环精馏专用塔板。不同方案在排液方式、气相流动连续性、塔板结构、驱动方式和工程验证程度等方面存在差异。

3.1 早期循环精馏塔板的发展与瓶颈

早期的循环精馏研究大多采用无降液管的传统精馏塔板结构，如筛板、筛网板和泡罩塔盘等。Schrodt等[12]在15塔板的半工业规模装置中发现，各塔板未能实现均匀排液，下部塔板甚至会在上部塔板开始排液之前完全排空。Larsen和Kümmel[21]进一步通过水力学模型指出，气相动态对VFP与LFP之间的切换具有重要影响，且随着塔板数增加，切换过程对理想状态的偏离更加明显。因此，对于塔板数较多的循环精馏塔，需要通过塔板结构改进或压力均衡等措施，改善多塔板排液过程，并提高各塔板周期切换的协调性。

Furzer[47-48]采用外部歧管均衡各塔板间的压力，以改善多塔板排液问题，但歧管会形成蒸气旁路，使部分蒸气在VFP内绕过塔板，从而削弱分离能力。其提出的指数变截面歧管可改善歧管内气相流量分布，减轻蒸气旁路带来的不利影响，但结构设计较等截面歧管复杂。Szonyi和Furzer[19]在外部压力均衡歧管的基础上设计了由筛板、倾斜表面和储液结构组成的新型塔板，并通过液体转移延迟减少LFP内不同塔板液体的混合。实验中全塔效率约为140%，但实际分离性能仍低于理论预测值。

早期这些改进在一定程度上缓解了非理想排液问题，但在实现液体逐板完整转移、减少板间混合和提高多塔板周期切换协调性等方面仍存在不足。这些不足进一步明确了开发循环精馏专用塔板的工程需求。

3.2 新型循环精馏塔板的开发

为进一步改善多塔板间的液体转移并减少不同组成液体之间的混合，研究者针对周期操作特点开发了专用塔板。具有代表性的Maleta塔板和COPS塔板分别采用同步排液和顺序排液，两者均通过专用结构实现受控的板间液体转移，但在排液过程中气相是否连续以及塔板结构与驱动方式上存在明显差异。

3.2.1 Maleta塔板 MaletaCD公司开发的Maleta塔板设有阀门和闸室[62]，其结构见图2，工作原理见图3[25]。本文将LFP进一步分为闸室充液期和闸室排液期。VFP内，塔板上液体的重力与上升蒸气对液体的作用力相平衡，使液体保持在板上，气液两相进行传热和传质；VFP结束后进入闸室充液期，液体在阀门控制下先进入塔板下方的闸室，而不直接流至下一塔板；随后进入闸室排液期，重新通入蒸气，上升蒸气将阀门推至闸室顶部，各塔板闸室内的液体同时排至下一塔板；待液体全部排至下一塔板并静止后，开始下一次循环。这种结构通过闸室暂存液体，并利用阀门控制板间液体转移，可减少排液过程中不同组成液体的混合。该类塔板可用于多塔板循环精馏装置，并已在食品和石化工业中得到实际应用[23-24]，表明其具有一定的工程可行性。

Maleta塔板采用同步排液，其突出优势在于利用板下闸室暂存并分隔转移各塔板液体，以避免相邻塔板液体在排液过程中的直接混合；同时，该类



图2 Maleta循环精馏塔剖视图及塔板结构

Fig.2 Sectional view of a Maleta cyclic distillation column and tray structure

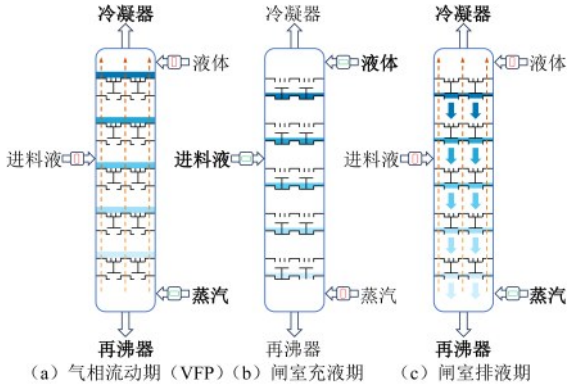


图3 Maleta塔板工作原理示意图

Fig.3 Schematic diagram of the operating principle of the Maleta tray

注:(橙色—气相;蓝色—液相;箭头—两相流动方向;颜色深浅—相应相中轻组分浓度大小)

塔板已获得中试和工业尺度验证,具有较为充分的工程验证基础[24-25]。但同步排液需要周期性中断并重新建立气相流动,同时伴随周期性的气相流量和压力变化。Rasmussen等[58]在讨论模型局限时指出,在同步排液操作中,液相流动期塔内压力趋于均衡,而气相流动期开始后,塔内压力梯度需要随气相流动重新建立;压力动态的影响能否忽略,取决于压力变化幅度以及压力响应时间与气相流动期持续时间的相对大小。Maleta等[25]的中试压力记录也表明,停止蒸气供给后塔内压力会发生明显变化。

工程放大时,Maleta塔板同步排液引起的周期性压力和气相流量变化还会影响外围设备的运行。若通过再沸器热负荷调节气相流量,再沸器及蒸汽调节系统的动态响应需要与周期运行相适应;采用气相阀门进行周期切换时,还需考虑气相管路、测量仪表和切换阀门的运行特性;采用风机或压缩机输送并调节气相时,其选型、调节范围和长期运行可靠性需结合具体流程确定;进料、回流或产品采出随操作周期发生切换或波动时,相关泵、回流系统和换热设备也会受到周期性流量和热负荷变化的影响。循环精馏装置与连续运行的上下游单元耦合后,周期性的物流和能量波动还可能影响全厂协调控制、缓冲能力配置和生产调度,其影响程度与各单元的连接方式和动态响应特性有关。

已有研究将运动部件在周期运行中的可靠性列为工业应用中需要关注的问题[31],但目前针对上述周期运行可能涉及的承压设备和管路疲劳寿命、阀门循环寿命、风机或压缩机长期运行可靠性以及换热网络的动态响应,仍缺少系统的定量研究。因此,上述问题应作为循环精馏工业放大过程中需要重点评估和校核的工程问题,其对设备寿命和系统运行的影响仍需进一步研究和工业验证。

3.2.2 COPS塔板 Toftegård等[14]提出了循环操作穿孔板(COPS)塔板,如图4所示。该塔板由两片半圆形穿孔板组成,上方装有Sulzer BX丝网填料(在增大有效传质面积的同时,抑制了塔板液相的水平位移与液面波动),可通过气动气缸控制其开合。其工作原理如图5所示:不论是气相流动期还是液相流动期,蒸气均保持连续。从塔釜最后一块板至塔顶第一块板,依次开启各塔板,使液体流至下一块塔板,其中塔釜最后一块板的液体流入塔釜;直至第一块板中的液体流出后,由塔顶回流使第一块板重新获得液体,一个周期结束,再由塔釜最后一块板开始下一个周期。其特点是可实现顺序排液,即各塔板依次排空而非同时进行,且气相流动可保持连续,从而避免因气相中断引起的压力波动及其可能造成的效率损失。实验表明,该塔板在空气汽提氨水体系中可实现高达300%的周期塔板效率[14]。

COPS塔板采用顺序排液,排液期间气相保持连续,有利于维持较为稳定的塔内压力分布,并可避免Maleta塔板同步排液时需周期性中断气相流的问题;塔板上方设置的规整填料层可增加气液接触面积,并拓宽漏液操作范围。但由于各塔板均需配置独立驱动装置并按设定顺序运行,机械结构和控制要求相对复杂;随着塔板数增加,驱动装置数量



(a) 常闭 (b) 排液时开启

图4 循环操作穿孔板(COPS)实物照片

Fig.4 Photographs of the cyclically operated perforated sheet (COPS)

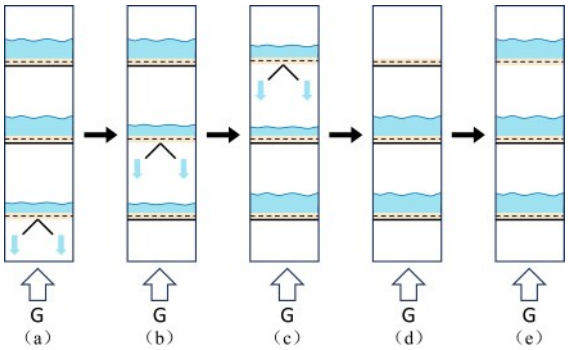


图5 循环操作穿孔板(COPS)工作原理示意图

Fig.5 Schematic diagram of the operating principle of the cyclically operated perforated sheet (COPS)

以及相应的控制和维护需求也会上升,可能增加设备投资和运行维护负担。目前COPS塔板的大规模工业应用和长期运行数据仍较少,其可靠性和经济性还需进一步验证。

3.3 塔内件比较与工程适用性

综合来看,不同循环精馏塔内件的适用性取决于具体工程条件。早期传统塔板及其改进方案主要用于改善板间液体转移、减少板间混合,但随着塔板数增加,由塔内压力变化引起的排液不同步及板间混合等问题仍未得到充分解决;Maleta塔板通过闸室实现同步且分隔的液体转移,具有较充分的中试和工业应用基础,但其运行依赖气相周期性中断与恢复,伴随的塔内压力变化以及再沸器、气相阀门和气相输送设备对周期性气相变化的响应能力需要在工程放大中重点评估;COPS塔板采用顺序排液,在液体转移过程中保持气相连续,避免了Maleta塔板同步排液所需的周期性气相中断与恢复,从而有利于减小由此引起的塔内压力变化,但需要对各塔板进行逐板驱动,并合理协调塔板数、单板排液时间与总周期之间的关系。

因此,若以现阶段的工业成熟度和已验证的工程可实施性为主要判据,Maleta塔板仍具有更现实的应用基础;若以保持气相连续、避免排液过程中气相流动的周期性中断与恢复为主要目标,COPS的顺序排液方式具有明显优势,并有望减小由此引起的塔内压力变化及对外围设备运行的周期性影响,但其多塔板放大、驱动装置长期可靠性和长期工业运行仍需进一步验证。

3.4 尺度效应与工业放大

循环精馏由实验室向工业规模放大时,操作周期不能直接沿用实验室尺度下的设定,也不能仅按照设备几何尺寸进行比例放大。目前尚缺少统一的工业尺度周期参数设计方法。结合已有模型、中试和工业研究结果,周期参数应根据不同阶段的主导过程和整塔操作条件确定[29,45,58,60]。LFP时长主要受板间液体转移等水力学过程约束,应保证各塔板持液按照设定的排液方式完成转移;若进料、回流或产品采出安排在LFP内,还需考虑相应物流操作所需的时间。VFP时长主要根据气液传质过程和分离目标确定,还需结合物料衡算并与气相负荷、塔板持液和回流等参数协调。在此基础上,可利用整塔动态模型评价周期参数对分离性能的影响并优化其取值,再结合水力学模型、水力学实验以及中试或工业运行数据对实际周期配置进行校核。

装置规模扩大后,实验室尺度下较易满足的理想液体转移和周期切换条件可能受到实际水力学和气相动态的影响。多塔板条件下可能出现排液不同步、板间混合以及气相动态使周期切换偏离理想状态等问题[12,21,43-44,46]。Maleta和COPS塔板采用不同的塔板结构和排液方式,改善了液体转移和周期运行条件[14,25,28]。但在进一步工业放大过程中,大型塔板上的液体分布不均、LFP内排液不同步,以及气相流量和压力沿塔高的动态响应,仍可能影响各塔板周期切换的协调性。现有中试和工业运行说明循环精馏具有工程实施的可行性[24-25],但工业尺度下局部水力学特性和气相动态行为的系统研究仍较少。除周期参数的优化和校核外,后续放大研究还需关注上述水力学和气相动态问题,并据此优化塔内件结构和操作方式,减弱装置放大对液体转移、周期切换和分离性能的不利影响,为建立综合考虑装置尺度、塔板结构和周期参数的放大准则提

供依据。

4 循环精馏操作原则与控制策略

循环精馏依靠气液两相运动状态的周期切换强化分离，控制任务除产品质量调节外，还包括各操作阶段的切换以及气液流量、持液等运行变量的协调。本文按照控制目标和反馈信息，将现有控制方法分为周期时序与基础运行控制、产品质量反馈控制两类，后者可按反馈变量分为组成反馈和温度反馈。各类控制方法在扰动抑制能力、测量要求和工程实施难度方面有所不同，实际应用时需要结合控制目标、过程特性和可获得的在线测量信息进行选择。

早期循环精馏研究首先解决的是周期运行的实现问题。Cannon[11]采用循环定时器设定气相流动期和液相流动期，并通过通向塔体的蒸气管线中的自动阀实现两相流动状态的切换；McWhirter和Cannon[34]进一步利用蒸汽压力调节器控制再沸速率，并由循环定时器控制蒸馏釜与塔体之间蒸气管线中的电动阀。除周期切换外，流量、液位和持液量控制是维持循环操作稳定运行的基础。Maleta等[25]指出，塔顶和塔底产品采出量可分别用于调节回流罐和再沸器液位。Toftegård等[14]则在实验装置中以孔板压降作为气体流量测量信号，通过PI回路调节变频器频率。

周期时序控制确定各操作阶段的持续时间及切换顺序，基础运行控制主要维持气液流量、设备液位和塔板持液量等运行变量。两者共同保证循环精馏按照设定周期稳定运行，但通常不依据产品质量与设定值之间的偏差进行调节，因此不能代替产品质量反馈控制。

控制目标转向产品质量后，反馈变量需要直接或间接反映组成变化。Liţă等[55]在每个VFP结束时测量冷凝器和再沸器组成，采用离散PI算法调节回流量和气相流率，并通过馏出量和塔底采出量调节冷凝器和再沸器持液量。当进料流量增加10%或进料组成由0.5升至0.6时，产品纯度均能恢复至设定值，说明该策略可进行逐周期的产品质量反馈调节。Pătruţ等[29]随后选取对扰动较敏感的塔板温度作为反馈变量，用于间接反映组成变化，并考虑温度测量动态，通过离散PI算法进行逐周期调节。

现有代表性研究中，组成反馈与温度反馈均可采用离散PI算法，两者的主要差异在于产品质量信息的获取方式。组成反馈直接以产品组成为反馈变量，质量控制依据明确，但其工程实施要求能够在控制周期内及时、可靠地获得组成信息；温度反馈以塔内温度间接表征组成变化，测量通常更易实施，但其控制效果受温度测点选择、温度对组成变化的敏感性以及温度测量动态的影响。因此，在能够及时、可靠获取组成信息时，组成反馈具有更直接的质量控制依据；当组成测量受到响应速度或实施条件限制，而塔内存在对组成变化足够敏感、能够稳定反映组成变化的温度测点时，温度反馈更具工程实用性。此外，Andersen等[57]的研究表明，在采用相同控制结构和整定参数的条件下，不同设计方案仍表现出明显不同的闭环响应，说明循环精馏工程设计中还应同步考虑过程可控性。

5 反应循环精馏

反应精馏（reactive distillation，RD）通过耦合化学反应与分离过程实现过程强化[63-68]。Pătruţ等[69]将循环精馏（cyclic distillation，CD）的SPM模式引入RD，形成反应循环精馏（reactive cyclic distillation，RCD）。在RCD中，VFP与LFP交替进行，气液两相的运动在时间上分开；VFP内液体停留在塔板上，同时发生化学反应和气液传质。与传统RD相比，RCD增加了VFP时长这一可调参数，可用于改变液体在塔板上的停留时间，并结合反应动力学和分离特性优化其取值。对于部分反应速率较慢的体系，这一操作自由度具有潜在优势。

RCD沿塔高的区域布置与传统RD相似[59,70]，塔上部为精馏段，下部为提馏段，采用普通循环精馏塔板，主要用于组分分离并满足产品纯度要求；塔的中部为反应段，主要进行化学反应，并伴随气液传质与分离。这种布置下，轻组分向上进入精馏段、重组分向下进入提馏段，各组分由此得到进一步分离。

5.1 催化循环精馏

采用非均相催化剂的RCD通常称为催化循环精馏（catalytic cyclic distillation，CCD）。对于采用非均相固体催化剂的CCD，催化剂的装填与固定方式是需要重点考虑的问题。由于液相流动期液体在塔内周期性向下转移，若直接采用散装催化剂颗粒，可能会增加颗粒受损的风险。为此，Kiss等[65]提

出可通过在塔板上设置催化内件，或采用规整催化填料的方式降低催化剂颗粒在周期运行中的受损风险，图6展示了通过塔板催化内件将催化剂集成布置于反应区的方式。

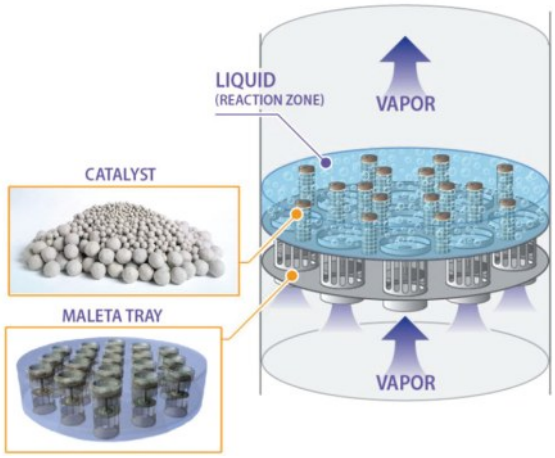


图6 带固体催化剂的Maleta塔板结构示意图

Fig.6 Schematic diagram of Maleta tray with solid catalyst

5.2 典型反应体系及与传统反应精馏的比较

已有研究以二甲醚、甲基叔丁基醚等合成体系为对象，对RCD与传统RD的性能进行了比较。Pătruţ等[69]以甲醇脱水制二甲醚（DME）为对象，开展RCD设计与模拟。RCD方案以获得高纯度塔底水为设计目标，甲醇转化率为89.9%，塔底水摩尔分数为0.9994；在相同塔板数和气相流量下，传统RD的甲醇转化率约为86%，塔底水摩尔分数为0.9565；当传统RD通过增加采出量将塔底水摩尔分数提高至0.994时，甲醇转化率降至69.8%。Guo等[71]随后对DME体系下的RCD和传统RD进行优化，并比较两者的经济性。在产品纯度约束相同且甲醇转化率均接近100%的条件下，优化后传统RD和RCD的总级数为71级和30级，对应的总年化成本为1.7178×10^6和1.2883×10^6美元/年，RCD较传统RD降低25%。

除DME体系外，Rasmussen等[59]还模拟了异丁烯与甲醇合成甲基叔丁基醚（MTBE）的RCD过程，并以传统RD作为对照。传统RD和RCD均采用17级，塔底MTBE摩尔分数均为0.992。传统RD中异丁烯和甲醇的转化率分别为90.8%和89.0%，RCD中分别为98.9%和98.4%；塔顶正丁烯摩尔分数则由传统RD的0.895提高至RCD的0.99；再沸器单周期能量需求由传统RD的648 MJ降至RCD的619 MJ，冷凝器单周期能量需求由传统RD的1004 MJ降至RCD的771 MJ，降幅分别约为4.5%和23.2%。该研究还考察了将RCD由17级缩减至13级的方案。在塔底MTBE摩尔分数仍为0.992时，13级RCD中异丁烯和甲醇转化率分别达到98.8%和98.3%，能量需求仍低于传统RD。

在前述DME和MTBE研究中，RCD通过调节液体在塔板上的停留时间并借助循环操作强化分离。与传统RD相比，其反应与分离性能有所改善，在一定条件下还可减少所需级数并降低能量需求；相关优化结果还显示，RCD具有降低总年化成本的潜力。不过，这些结果均是在特定反应体系和操作条件下得到的，目前相关研究仍以模型模拟与优化为主，尚不足以说明RCD对各类反应精馏过程均优于传统RD。

6 总结与展望

循环精馏是一种基于周期性操作的过程强化技术。其通过分相运动，将气液传质与板间液体转移在时间上分离，并通过VFP内的动态传质强化气液分离，同时利用LFP内接近完全置换的液体转移减少板间液体混合，从而提高塔板分离效率和整塔分离性能。在特定物系和操作条件下，已有循环操作实验报道了超过100%的高板效率，代表性结果约为130%~300%；部分研究还表明，在理论板数相同的条件下，循环精馏可降低能耗，而在能耗相同的条件下，可获得更高纯度的产品。

经过几十年发展，循环精馏在塔内件、建模方法和工业应用方面已取得一定进展，但周期稳态求解、物系适用性、工业放大和长期运行等问题仍需进一步研究。周期稳态求解方面，需要提高求解效率，并拓展相关求解方法在同时考虑多组分热力学、水力学和反应过程的复杂模型中的应用，以满足设计、优化和控制的计算需求。还需进一步明确循环精馏对多组分、近沸和强非理想体系的适用性，并分析物系性质与分离性能、强化效果之间的关系。工业放大时，实验室尺度获得的周期参数和水力学规律难以直接用于大型装置。随着装置尺度增加，液体分布不均和板间排液不同步问题可能更加突出，气相动态对周期切换的影响也可能更加明显。因此，需要结合塔径、塔板数、板间距、持液量和气液负荷等因素，考察这些因素对操作周期、塔内压力变化、液体分布、板间液体转移及排液同步性的影响，为循环精馏尺度放大准则的建立以及

工业规模下塔内件设计、周期参数确定和稳定运行提供依据。长期运行方面，还需评估周期性压力和物流波动对塔内件、阀门、气体输送设备和换热设备可靠性的影响，并研究循环精馏单元与上下游单元之间的协调运行问题。

参考文献

[1] Yildirim Ö, Kiss A A, Kenig E Y. Dividing wall columns in chemical process industry: A review on current activities[J]. Separation and Purification Technology, 2011, **80**(3): 403–417.

[2] Olujić Ž, Jödecke M, Shilkin A, et al. Equipment improvement trends in distillation[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2009, **48**(6): 1089–1104.

[3] Szőke–Kis A, Farkas C I, Mizsey P. Comprehensive investigation and comparison of refinery distillation technologies[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, **53**(49): 19282–19292.

[4] Vane L M. Separation technologies for the recovery and dehydration of alcohols from fermentation broths[J]. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2008, **2**(6): 553–588.

[5] Nemeth B, Hegely L, Lang P. Investigating the processing capacity of batch distillation by applying a second, smaller column [J]. Separation and Purification Technology, 2022, **280**: 119883.

[6] Osuolale F, Zhang J. Distillation control structure selection for energy–efficient operations[J]. Chemical Engineering & Technology, 2015, **38**(5): 907–916.

[7] Pribic P, Roza M, Zuber L. How to improve the energy savings in distillation and hybrid distillation–pervaporation systems[J]. Separation Science and Technology, 2006, **41**(11): 2581–2602.

[8] Kiss A A, Flores Landaeta S J, Infante Ferreira C A. Towards energy efficient distillation technologies – Making the right choice[J]. Energy, 2012, **47**(1): 531–542.

[9] Sholl D S, Lively R P. Seven chemical separations to change the world[J]. Nature, 2016, **532**(7600): 435–437.

[10] Kiss A A. Distillation technology – still young and full of breakthrough opportunities[J]. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 2014, **89**(4): 479–498.

[11] Cannon M R. Controlled cycling improves various processes[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1961, **53**(8): 629.

[12] Schrodt V N, Sommerfeld J T, Martin O R, et al. Plant–scale study of controlled cyclic distillation[J]. Chemical Engineering Science, 1967, **22**(5): 759–767.

[13] Kiss A A, Maleta V N. Cyclic distillation technology – A new challenger in fluid separations[J]. Chemical Engineering Transactions, 2018, **69**: 823–828.

[14] Toftegård B, Clausen C H, Jørgensen S B, et al. New realization of periodic cycled separation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2016, **55**(6): 1720–1730.

[15] Rivas O R. An analytical solution of cyclic mass transfer operations[J]. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, 1977, **16**(3): 400–405.

[16] Tian Y H, Demirel S E, Hasan M M F, et al. An overview of process systems engineering approaches for process intensification: State of the art[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2018, **133**: 160–210.

[17] Kiss A A. Advanced distillation technologies: Design, control and applications[M]. Chichester, UK: John Wiley & Sons, 2013: 311–348.

[18] Kiss A A, Smith R. Rethinking energy use in distillation processes for a more sustainable chemical industry[J]. Energy, 2020, **203**: 117788.

[19] Szonyi L, Furzer I A. Periodic cycling of distillation columns using a new tray design[J]. AIChE Journal, 1985, **31**(10): 1707–1713.

[20] Baron G, Wajc S, Lavie R. Stepwise periodic distillation—I: Total reflux operation[J]. Chemical Engineering Science, 1980, **35**(4): 859–865.

[21] Larsen J, Kümmel M. Hydrodynamic model for controlled cycling in tray columns[J]. Chemical Engineering Science, 1979, **34**(4): 455–462.

[22] Thompson M F, Furzer I A. Hydrodynamic simulation of periodic cycled plate columns[J]. AIChE Journal, 1985, **31**(8): 1275–1287.

[23] Agarwal N, Nga N N, Hanifah R A, et al. Cyclic distillation: a high–efficiency alternative for sustainable propane–propylene separation with reduced cost[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2025, **216**: 110449.

[24] Bedryk O, Shevchenko A, Mishchenko O S, et al. Industrial experience in using cyclic distillation columns for food grade alcohol purification[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, **192**: 102–109.

[25] Maleta B V, Shevchenko A, Bedryk O, et al. Pilot–scale studies of process intensification by cyclic distillation[J]. AIChE Journal, 2015, **61**(8): 2581–2591.

[26] Kiss A A, Maleta V N, Shevchenko A, et al. Cyclic distillation: A novel enhanced technology for processing hydrocarbons and derivatives[J]. Hydrocarbon Processing, 2021, **100**(1): 33–38.

[27] Tang W T, Chien C K, Ward J D. A review of energy intensification strategies for distillation processes: Cyclic operation, stacking, heat pumps, side–streams, dividing walls and beyond[J]. Separation and Purification Technology, 2025, **357**: 130030.

[28] Maleta V N, Kiss A A, Taran V M, et al. Understanding process intensification in cyclic distillation systems[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2011, **50** (7): 655–664.

[29] Pătruţ C, Bîldea C S, Liţă I, et al. Cyclic distillation – Design, control and applications[J]. Separation and Purification Technology, 2014, **125**: 326–336.

[30] Kiss A A, Bîldea C S. Revive your columns with cyclic distillation [J]. Chemical Engineering Progress, 2015, **111**(12): 21–27.

[31] Bîldea C S, Pătruţ C, Jørgensen S B, et al. Cyclic distillation technology – a mini–review[J]. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 2016, **91**(5): 1215–1223.

[32] Gaska R A, Cannon M R. Controlled cycling distillation in sieve and screen plate towers[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1961, **53**(8): 630–631.

[33] Lewis W K. Rectification of binary mixtures[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1936, **28**(4): 399–402.

[34] McWhirter J R, Cannon M R. Controlled cycling distillation in a packed–plate column[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1961, **53**(8): 632–634.

[35] Gel′perin N I, Polotskii L M, Potapov T G. Opfration of a bubble–cap fractionating column in a cyclic regime[J]. Chemical and

Petroleum Engineering, 1975, **11**(8): 707–709.

[36] Sommerfeld J T, Schrodt V N, Parisot P E, et al. Studies of controlled cyclic distillation: I. Computer simulations and the analogy with conventional operation[J]. Separation Science, 1966, **1**(2/3): 245–279.

[37] Robinson R G, Engel A J. Analysis of controlled cycling mass transfer operations[J]. Industrial & Engineering Chemistry, 1967, **59**(3): 22–29.

[38] Chien H H, Sommerfeld J T, Schrodt V N, et al. Study of controlled cyclic distillation: II. Analytical transient solution and asymptotic plate efficiencies[J]. Separation Science, 1966, **1**(2/3): 281–317.

[39] Kiss A A, Flores Landaeta S J, Zondervan E. Cyclic distillation – towards energy efficient binary distillation[M]//Bogle I D L, Fairweather M. 22nd European Symposium on Computer Aided Process Engineering. Amsterdam: Elsevier, 2012: 697–701.

[40] Gerster J A, Scull H M. Performance of tray columns operated in the cycling mode[J]. AIChE Journal, 1970, **16**(1): 108–111.

[41] Furzer I A, Duffy G J. Periodic cycling of plate columns: Discrete residence time distribution[J]. AIChE Journal, 1976, **22**(6): 1118–1125.

[42] Furzer I A. The discrete residence time distribution of a distillation colum operated with microprocessor controlled periodic cycling[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1978, **56**(6): 747–750.

[43] Furzer I A. Periodic cycling of plate columns: Mass transfer with nonideal liquid draining[J]. AIChE Journal, 1979, **25**(4): 600–609.

[44] Goss D W, Furzer I A. Mass transfer in periodically cycled plate columns containing multiple sieve plates[J]. AIChE Journal, 1980, **26**(4): 663–669.

[45] Abildskov J, Jørgensen S B. Modeling drainage in periodic separation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2022, **61**(26): 9405–9421.

[46] Thompson M F, Furzer I A. Hydrodynamic modelling for liquid holdups in periodically cycled plate columns[J]. AIChE Journal, 1984, **30**(3): 496–500.

[47] Furzer I A. Steady state flow distributions in a plate column fitted with a manifold[J]. Chemical Engineering Science, 1980, **35**(6): 1291–1298.

[48] Furzer I A. Mass transfer in a periodically cycled plate column fitted with a manifold[J]. Chemical Engineering Science, 1980, **35**(6): 1299–1305.

[49] 陈建兵, 卢智勇, 肖杨, 等. 新型循环精馏塔板Maleta的气体分布与结构优化研究[J]. 化学工业与工程, 2025, **42**(3): 153–164.
Chen J B, Lu Z Y, Xiao Y, et al. Gas distribution and structural optimization of the new type of mass transfer element Maleta for cyclic distillation[J]. Chemical Industry and Engineering, 2025, **42**(3): 153–164.

[50] Lu Z Y, Yang C Y, Cai W F, et al. CFD simulation and structural optimization of Maleta tray[J]. Brazilian Journal of Chemical Engineering, 2026, **43**(1): 255–269.

[51] 肖杨, 蔡旺锋, 李丰志, 等. 循环精馏Maleta塔板水力学与传质性能[J]. 化工进展, 2026, **45**(6): 3318–3327.
Xiao Y, Cai W F, Li F Z, et al. Hydrodynamic and mass transfer performance of Maleta trays for cyclic distillation[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2026, **45**(6): 3318–3327.

[52] Furzer I A. Periodic cycling of plate columns[J]. Chemical Engineering Science, 1973, **28**(1): 296–299.

[53] Duffy G J, Furzer I A. Periodic cycling of plate columns: Analytical solution[J]. Chemical Engineering Science, 1978, **33**(7): 897–904.

[54] Toftegaard B, Joergensen S B. Stationary profiles for periodic cycled separation columns: linear case[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1988, **27**(3): 481–485.

[55] Liţă I, Bîldea C S, Kiss A A. Modeling, design and control of cyclic distillation systems[J]. Procedia Engineering, 2012, **42**: 1202–1213.

[56] Nielsen R F, Huusom J K, Abildskov J. Driving force based design of cyclic distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, **56**(38): 10833–10844.

[57] Andersen B B, Nielsen R F, Udugama I A, et al. Integrated process design and control of cyclic distillation columns[J]. IFAC-PapersOnLine, 2018, **51**(18): 542–547.

[58] Rasmussen J B, Mansouri S S, Zhang X P, et al. A mass and energy balance stage model for cyclic distillation[J]. AIChE Journal, 2020, **66**(8): e16259.

[59] Rasmussen J B, Mansouri S S, Zhang X P, et al. Analysing separation and reaction stage performance in a reactive cyclic distillation process[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2021, **167**: 108515.

[60] Kang Y Y, Luo Y Q, Yuan X G. Pseudo-transient modeling-assisted rigorous optimization of cyclic distillation considering tray hydraulics[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2023, **62**(25): 9763–9772.

[61] Stevnsborg M, Abildskov J. Modelling dynamic feeding in cyclic separation[J]. Separation and Purification Technology, 2025, **361**: 131022.

[62] Maleta B, Maleta O. Mass exchange contact device: US12/800,268 [P]. 2012–04–17.

[63] Stankiewicz A. Reactive separations for process intensification: an industrial perspective[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2003, **42**(3): 137–144.

[64] Long N V D, Minh L Q, Ahmad F, et al. Intensified distillation-based separation processes: Recent developments and perspectives[J]. Chemical Engineering & Technology, 2016, **39**(12): 2183–2195.

[65] Kiss A A, Jobson M, Gao X. Reactive distillation: Stepping up to the next level of process intensification[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2019, **58**(15): 5909–5918.

[66] Luyben W L, Yu C C. Reactive distillation design and control[M]. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2008: 3–6.

[67] Kiss A A. Novel catalytic reactive distillation processes for a sustainable chemical industry[J]. Topics in Catalysis, 2019, **62**(17/18/19/20): 1132–1148.

[68] Harmsen G J. Reactive distillation: The front-runner of industrial process intensification: A full review of commercial applications, research, scale-up, design and operation[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2007, **46**(9): 774–780.

[69] Pătruţ C, Bîldea C S, Kiss A A. Catalytic cyclic distillation – A novel process intensification approach in reactive separations[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2014, **81**: 1–12.

[70] Rasmussen J B, Stevnsborg M, Mansouri S S, et al. Quantitative

metrics for evaluating reactive cyclic distillation performance[J]. Chemical Engineering and Processing – Process Intensification, 2022, **174**: 108843.

[71] Guo Z Y, Zhang X C, Liu B T, et al. Optimization of cyclic reactive distillation via a vapor and liquid flow period model coupled with a stochastic algorithm[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2026, **65**(8): 4614–4632.