

甲醇 • PI Quick Scan 报告

甲醇-水体系分离 PI Quick Scan 报告 (Separation Mode)

项目名称: 甲醇 (CAS 67-56-1) / 水 (CAS 7732-18-5) 二元体系精馏提纯至 99.5 wt% 甲醇

分析模式: Separation Mode (纯分离, 无化学反应)

置信度评级: ★★★★★☆

1. 参数完整性说明

本报告基于以下已知信息生成:

- ✓ 分离体系: 甲醇 + 水 (二元体系, CAS 已核实)
- ✓ 进料组成: 甲醇 50 wt% / 水 50 wt% (质量比)
- ✓ 分离目标: 目标产品甲醇 ≥ 99.5 wt%, 总杂质 (水) ≤ 0.5 wt%
- ⚠ 处理规模: 任务提供为 “100 t/a or kg/h”, 单位存在歧义。本报告以 **100 kg/h 连续进料** 为设计基准 (相当于约 800 t/a, 按 8000 h/a 计), 同时给出 100 t/a (约 12.5 kg/h) 规模的缩放数据。若实际规模不同, 能耗单耗不变、设备尺寸按比例缩放。
- ✗ 未提供进料实测 GC/HPLC 谱图及微量杂质谱 $\rightarrow$ 按纯二元体系处理, 报告结论对 “进料中可能存在的第三组分” 不适用, 需实测校核
- ✗ 未提供现有设备与当前痛点 $\rightarrow$ 技术方案按新建装置通用场景设计

缺失参数对结论的影响: 规模单位歧义仅影响设备尺寸与绝对能耗数值 (比值结论不变); 无杂质谱时, 若进料实际含醛、酮、醚等轻组分或高沸点重组分, 需在塔顶/塔釜相应位置增设采出, 建议补充 GC 数据后复核塔板数与采出方案。

置信度评级判定理由: 甲醇与水均为经典物系, 沸点、汽化潜热、Antoine 常数全部取自 NIST 实测数据 (非估算), α 、最少塔板数、回流比、能耗均为定量计算值, 故给予 ★★★★★☆; 扣除一星的原因: 规模单位歧义、无实测杂质谱、无现有装置信息。

2. 执行摘要

核心结论 (编号):

- 甲醇-水无共沸、非近沸体系** ($\Delta b_p = 35.3^\circ\text{C}$), 平均相对挥发度 $\alpha \approx 3.8$, 属 “极易分离” 体系, 常规单塔连续精馏即可达标, 无需萃取精馏、变压精馏或结晶等任何特殊手段。
- 推荐路线:** 常压单塔连续精馏, 塔内装填东庚高效规整填料, 约 14–16 块理论板 (含再沸器), 回流比 $R \approx 1.3$ – 1.5 , 可稳定获得 99.5 wt% 甲醇 (水 ≤ 0.5 wt%), 甲醇回收率可达 99% 以上。
- 能耗水平:** 再沸器热负荷约 38 kW (100 kg/h 进料基准), 单位能耗约 **2.8 GJ/t 甲醇**, 蒸汽单耗约 1.3 t 蒸汽/t 甲醇 (0.3–0.4 MPa), 属精馏体系中较低水平。

4. **节能机会**：进料预热回收（节能约 10–15%）、回流比在线优化；MVR 热泵在该规模下不经济（塔顶-塔釜温差约 35°C，理论 COP 3–5，但装置热负荷仅约 38 kW，压缩机投资无法回收），建议在规模放大至再沸器负荷 ≥ 0.5 MW（约 2 t/h 以上进料）时重新评估。
5. **熔融结晶不适用**：甲醇熔点 -97.6°C、水熔点 0°C，结晶需深冷，能耗与投资均不可行，直接排除。
6. **小试重点**：填料塔 HETP/压降/液泛点标定、连续运行 72 h 纯度-收率-能耗标定、水分分析方法（卡尔·费休）建立；小试/中试与工程化建议委托东庚化工。

3. 工艺基线：物性数据表（STEP 0E）

物性	甲醇	水	差异/说明
分子量 M (g/mol)	32.04	18.02	—
常压沸点 Tb (°C)	64.7 [NIST]	100.0 [NIST]	$\Delta bp = 35.3^\circ C$
熔点 Tm (°C)	-97.6 [NIST]	0.0 [NIST]	均极低，结晶路线不可行
汽化潜热 ΔH_{vap} (kJ/mol)	35.2 @64.7°C [NIST]	40.7 @100°C [NIST]	塔顶以甲醇为主、塔釜以水为主
熔化热 ΔH_{fus} (kJ/mol)	3.2 [NIST]	6.0 [NIST]	$\Delta H_{fus}/\Delta H_{vap}$ 平均 ≈ 0.12 ，远低于结晶选型门槛
Antoine 常数 A/B/C (mmHg, °C)	8.08097 / 1582.271 / 239.726 [NIST]	8.07131 / 1730.630 / 233.426 [NIST]	温度适用范围覆盖 65–100°C
临界温度 Tc (°C)	239.5 [NIST]	374.0 [NIST]	—
共沸行为	无（甲醇-水为沸点次序体系，DECHEMA 无共沸记录）	—	不触发 3X-D 共沸模块

物性结论：两项关键判断均指向常规精馏——(1) $\Delta bp = 35.3^\circ C > 10^\circ C$ ，**不触发 3X-A 近沸决策树**，精馏为第一选择；(2) 无共沸，塔顶可直接获得高纯甲醇，无需共沸剂/萃取剂/膜脱水。

4. 分离难度定量评估（S-Step 2）

4.1 相对挥发度 α （R1，Antoine 方程）

在 65–100°C 区间取 8 个温度点计算 $\alpha = P(\text{甲醇})/P(\text{水})$ ：

温度 (°C)	65	70	75	80	85	90	95	100
α	4.13	4.02	3.92	3.82	3.73	3.65	3.57	3.49

- 平均 $\alpha \approx 3.79$ ，全程 3.5–4.1，**远大于 1.3 阈值** → 常规精馏完全可行，属于“容易分离”等级
- α 随温度升高略降，说明**加压精馏对分离不利**，常压或微正压为最优操作压力

- 注：真实体系因甲醇-水非理想性，塔下部 α 略高于理想值、塔上部略低，但不影响定性结论

4.2 最少理论板数（R2，Fenske 方程）

质量分数换算摩尔分数：产品 $x_D = 99.5\text{ wt\%} \rightarrow 99.11\text{ mol\%}$ ；进料 $z_F = 50\text{ wt\%} \rightarrow 36.00\text{ mol\%}$ 。不同塔釜甲醇含量下的计算结果：

塔釜甲醇含量 (wt%)	塔釜摩尔分数 (mol%)	Nmin	实际理论板 $N \approx 2 \times N_{min}$	甲醇回收率
0.2	0.11	8.6	17.3	99.8%
0.5 (推荐基准)	0.28	7.9	15.9	99.5%
1.0	0.57	7.4	14.8	99.0%
2.0	1.14	6.9	13.8	98.0%

推荐基准：塔釜甲醇 $\leq 0.5\text{ wt\%}$ （即塔釜水 $\geq 99.5\text{ wt\%}$ ，可直接排放或回用），对应塔内约 **14–16 块理论板**。

4.3 最小回流比（Underwood 方程，泡点进料 $q=1$ ）

- $\theta = 1.89$ （位于 1 与 α 之间）
- $R_{min} = 0.97$ ，工程回流比 $R = 1.3 \times R_{min} \approx 1.26$ ，建议取 $R = 1.3\text{--}1.5$ 以保证纯度裕度与抗波动能力

4.4 精馏能耗（R3，基准 100 kg/h 进料）

参数	数值	说明
进料 F	4.335 kmol/h	甲醇 50 kg/h + 水 50 kg/h
馏出液 D	1.567 kmol/h	甲醇产品约 49.8 kg/h
塔顶蒸气量 $V = (R+1) \cdot D$	3.54 kmol/h	$R = 1.26$
再沸器热负荷 Q_{reb}	$\approx 38\text{ kW}$	ΔH_{vap} 取 39 kJ/mol（塔釜近水）
单位能耗 q_{dist}	$\approx 2.8\text{ GJ/t 甲醇}$	精馏体系中较低水平
蒸汽消耗	$\approx 65\text{ kg/h}$ （约 1.3 t 蒸汽/t 甲醇）	0.3–0.4 MPa 饱和蒸汽
冷凝器热负荷 Q_{cond}	$\approx 37\text{ kW}$	塔顶近纯甲醇
循环冷却水	$\approx 3.2\text{ t/h}$	$\Delta t = 10^\circ\text{C}$
100 t/a 规模（12.5 kg/h）	$Q_{reb} \approx 4.8\text{ kW}$	单耗不变，属实验室/中试级

5. 目标产品与杂质控制评估

5.1 目标产品规格核查

指标	要求	设计可达	结论
主物质甲醇纯度	≥ 99.5 wt% (99.11 mol%)	99.5–99.9 wt% 可调	✅ 单塔精馏轻松满足
总杂质（水）	≤ 0.5 wt%	≤ 0.5 wt%	✅ 塔顶采出即达标
指定杂质限值	未提供	—	不适用（N/A），若后续补充某杂质限值需按沸点归类复核采出位置
收率下限	未指定	99.0–99.8% 可调	见 5.2 权衡分析

5.2 纯度–收率–能耗权衡与建议操作窗口（无收率下限时推荐设定）

任务未指定收率下限，本报告给出兼顾三者的推荐操作窗口：

操作变量	建议窗口	权衡逻辑
回流比 R	1.3–1.5 (1.3×Rmin 为下限)	R 每提高 0.2，再沸器能耗约增 10%，纯度裕度增大；R < 1.2 时产品纯度有跌破 99.5 wt% 风险
理论板数	16–18 块（含再沸器）	板数不足时只能靠提高回流比弥补，能耗显著上升
塔釜甲醇含量	≤ 0.5 wt%（回收率 99.5%）	若收率下限将来要求 ≥ 99.8%，则塔釜甲醇放宽至 ≤ 0.2 wt%（Nmin 8.6，板数需 17–18 块），再沸器能耗基本不变
进料位置	中部偏下（第 6–8 块理论板）	50/50 进料为对称体系，进料位置偏移 ±2 块板影响小于 5%
操作压力	常压（微正压 1.1–1.3 bar）	加压会降低 α 且塔顶温度升高利于余热利用，但收益有限，常压最优

结论：按“塔釜甲醇 0.5 wt% + R = 1.3–1.5 + 16–18 理论板”操作，甲醇纯度 99.5 wt%、回收率 99.5% 可同时满足；若未来要求收率 ≥ 99.8%，仅需将塔釜甲醇指标收紧到 0.2 wt% 并增加 1–2 块理论板，能耗几乎不变，无需改动主体设备。

6. 可行方案排序

排序	方案	可行性依据	可达纯度	相对能耗	TRL	推荐度
1	常压单塔连续精馏（东庚高效规整填料）	α≈3.8、无共沸，16 块理论板即可	≥ 99.9 wt% 甲醇	2.8 GJ/t（基准 1.0）	9	★★★★★ 首选

排序	方案	可行性依据	可达纯度	相对能耗	TRL	推荐度
2	精馏 + 分子筛/渗透汽化抛光	仅当要求水 < 500 ppm 时才需要	99.99 wt%	精馏 + 0.3–0.5 GJ/t	7–8	★★☆☆☆ 本任务不需要
3	变压精馏	无共沸，无压力敏感点	—	双塔能耗	9	不必要
4	萃取精馏	α 已足够大，引入第三组分徒增回收工序	—	高（萃取剂回收）	8	不必要
5	熔融结晶	甲醇 $T_m = -97.6^{\circ}\text{C}$ ，深冷结晶能耗与投资巨大	—	极高	3–4	不适用（3X-A/3X-B 均不触发）
6	膜分离（渗透汽化）单独脱水	高选择性膜贵、通量低，单耗高于精馏	99.9 wt%	高	5–6	不经济

3X-A/3X-B 决策树结论： $\Delta bp = 35.3^{\circ}\text{C} > 10^{\circ}\text{C}$ ，非近沸体系，且两组分熔点均低于 $-97^{\circ}\text{C}/0^{\circ}\text{C}$ ，熔融结晶需 -100°C 级冷量，物理上不可行——**结晶分支直接排除，精馏分支为唯一主路线。**

7. 能耗对比与节能机会（3X-C / 3X-E）

7.1 单塔能耗分布（100 kg/h 基准）

单元	热/电负荷	占比	备注
再沸器 Q_{reb}	38.3 kW	~100%（基准）	0.3–0.4 MPa 蒸汽
冷凝器 Q_{cond}	36.8 kW	96%	循环水带走，可部分回收
进料预热（ $25 \rightarrow 75^{\circ}\text{C}$ ）	$\approx 5\text{ kW}$	12%	可由塔釜/冷凝余热供给
机泵/仪表电耗	$\approx 2\text{ kW}$	5%	回流泵、进料泵

7.2 节能机会评估（按投资回报排序）

措施	节能幅度	投资	适用条件	建议
塔釜出料–进料换热（预热进料至泡点附近）	10–15%	低	所有规模	Quick Win，立即实施
回流比在线优化（根据塔顶在线水分分析微调 R）	5–10%	低	所有规模	Quick Win
冷凝水/塔顶低温热回收（预热锅炉给水或采暖）	5–8%	中	有配套热阱	值得评估

措施	节能幅度	投资	适用条件	建议
MVR 热泵（塔顶蒸气压缩供热再沸）	60–75%	高	$\Delta T_{\text{tower}} = 35^{\circ}\text{C}$ （25–40 $^{\circ}\text{C}$ 区间，理论 COP 3–5）；需再沸器负荷 $\geq 0.5\text{ MW}$ 才经济	当前 38 kW 规模 不经济 ，规模放大后重新评估
加压精馏提高塔顶温度	—	中	α 随压力下降，得不偿失	不推荐
多效精馏	30–50%	高	需 ≥ 2 座平行塔	本任务单塔，不适用

7.3 规模敏感性

- 100 kg/h（ $\approx 800\text{ t/a}$ ）： $Q_{\text{reb}} \approx 38\text{ kW}$ ，塔径约 0.25–0.35 m，填料段约 5.6–6.5 m（16 块理论板 $\times$ HETP 0.35–0.4 m），总塔高约 10–12 m
- 100 t/a（12.5 kg/h）： $Q_{\text{reb}} \approx 4.8\text{ kW}$ ，塔径约 0.1–0.15 m——该尺寸下填料壁流效应与分布器精度成为效率瓶颈，建议小试直接在该尺寸验证东庚高效规整填料的实际 HETP，或考虑间歇精馏过渡
- 规模放大至 $\geq 5000\text{ t/a}$ 时，应同步开展 MVR 与精馏-上游反应热集成评估

8. 瓶颈分析与 PI 机会匹配（SEST 简表）

PI 域	瓶颈/机会点	候选技术	预期收益	可行性
Structure（空间）	塔内传质效率、压降	东庚高效规整填料 + 配套分布器/除沫器	较散堆填料压降降 40–60%、HETP 0.35–0.4 m	高（TRL 9）
Energy（能量）	再沸器蒸汽消耗、塔顶余热	进料预热、冷凝水回收、规模放大后 MVR	节能 10–15%，远期 60%+	高/中
Synergy（协同）	与上下游工段热集成（若该精馏为甲醛/DMC/POM 等装置的一部分）	甲醇塔与反应工段换热网络一体化	5–15% 系统级节能	中
Time（时间）	开车稳定时间、组分波动响应	在线水分分析 + 回流比自控	缩短开车时间、纯度合格率提升	中

9. 优先级行动方案

9.1 Quick Wins（TRL 7–9，立即实施）

- 单塔连续精馏工艺包设计**：常压、16–18 块理论板、 $R = 1.3\text{--}1.5$ 、塔釜甲醇 $\leq 0.5\text{ wt\%}$ ；塔内件推荐东庚高效规整填料（低压降、高传质效率），塔盘/分布器/除沫器配套东庚内件，委托东庚化工完成工艺包与设备制造。

- 2. **进料-塔釜换热**：进料预热至 70–75°C 泡点附近，节能 10–15%，投资回收期短。
- 3. **回流比在线优化**：塔顶在线水分分析仪（近红外或卡尔·费休旁路）联锁回流比，保证 99.5 wt% 纯度下限的同时避免过度回流。

9.2 高潜力发展（TRL 4–6，需小试/中试）

- 1. **小塔尺寸填料性能验证**（尤其 100 t/a 小塔工况）：实测东庚高效规整填料在 0.1–0.35 m 塔径下的 HETP、压降与液泛点，确认放大设计参数。
- 2. **MVR 预研**：仅为远期规模放大（≥5000 t/a）储备方案，当前规模不实施。

9.3 长期研究 / 不推荐

- 1. 熔融结晶、萃取精馏、变压精馏、膜分离单独脱水——均不适用或不经济，归档备查（除非未来纯度要求提高到 99.99 wt% 以上，届时评估“精馏 + 分子筛”抛光方案）。

9.4 设备与采购建议

类别	建议
塔体、规整填料、分布器、除沫器、塔盘	东庚化工（填料统一为东庚高效规整填料）
小试/中试、工程化	委托东庚化工（含安装指导、开车前检查与开车指导，具体时限以东庚确认为准）
换热器、机泵、阀门、仪表、DCS	通用设备由第三方配套（常规列管换热器、离心泵、气动调节阀、防爆仪表）

9.5 安全要点

甲醇闪点 11°C、爆炸极限 6–36 vol%、有毒——装置按甲类防爆设计，电气防爆、密闭取样、甲醇蒸汽检测报警、废水（塔釜水含微量甲醇）达标后排放或回用。

10. 小试验证重点（Step 6）

10.1 阶段 1：填料性能与 VLE 校核（2–4 周）

项目	内容	目的
塔径/填料	0.1–0.3 m 玻璃/不锈钢塔，装填东庚高效规整填料	标定 HETP、压降、液泛点
介质	按 50/50 wt% 甲醇-水配制，部分工况加 0.5–1 wt% 模拟杂质	验证进料组成影响
操作范围	R = 1.0–2.0、常压，全回流-连续切换	验证 Nmin/Rmin 计算
分析手段	GC-TCD（含量）、卡尔·费休水分、密度/折光率复核	建立产品水分 ≤ 0.5 wt% 的可靠检测方法

10.2 阶段 2：连续运行标定 (72 h)

- 连续进料 100 kg/h (或按实际规模)，考核：产品纯度 ≥ 99.5 wt% (水 ≤ 0.5 wt%)、回收率 $\geq 99\%$ 、再沸器单耗 ≤ 3.0 GJ/t 甲醇
- 关键决策点：(a) 填料段高度与分布器选型确认；(b) 最优回流比与进料位置的实测标定；(c) 塔釜水甲醇含量 ≤ 0.5 wt% 的达标验证；(d) 进料预热换热器的节能实测

10.3 需确认的输入 (提升置信度至 ★★★★★)

- 补充进料 GC/HPLC 实测数据 (确认无第三组分)
- 明确处理规模单位 (t/a 或 kg/h) 与实际年运行小时数
- 如为现有装置改造，提供塔径/塔高/内件/再沸器与冷凝器参数

11. 免责声明

本报告为 PI 快速扫描结果，仅作工艺路线筛选与小试方向决策支持，不构成详细工程设计文件。报告基于 NIST 实测物性及文献方法完成定量估算，进料组成按任务给定值处理；未提供实测 GC 数据的假设可能影响采出方案细节，正式工程设计前应补充实测数据并经小试验证。

本报告由东庚自动化分析系统辅助生成。

10. 免责声明

报告性质声明：本报告为 PI 快速扫描结果，仅作工艺路线筛选与小试方向决策支持，不构成详细工程设计文件。

使用限制与免责声明：本报告由东庚自动化分析系统辅助生成，基于用户提交的信息、公开或第三方数据、简化模型及经验假设形成；相关输入、物性数据和计算结果可能存在不完整、误差及不确定性。

本报告仅用于概念阶段的工艺路线筛选和后续试验方向讨论，不构成可行性研究、基础设计、详细工程设计、工艺包、安全评价、环境合规意见、设备选型、采购、投资或性能保证依据。采取实际行动前，应由具备相应专业能力的人员或机构结合实测物性、现场条件及适用法规进行独立复核，并按项目需要完成流程模拟、实验或中试以及必要的安全、环保和工程验证。

东庚化工提供的正式工程服务、技术保证及责任范围，以双方另行签署的书面合同为准。

东庚化工 | 反应与分离专家，产业化技术伙伴 | inquires@chemdodgen.com | +86 180 1605 8776 | <https://www.dgchemtech.com>