

# 全国大学生化工设计竞赛

---

## “现代设计方法”专项评审

### 评分实施细则

#### 一、计算机辅助过程设计（12分）

##### 1. 过程和设计说明书一致（1分）

主要原料规格、主要产品规格、主要单元设备、主要循环物流、公用工程规格等应与设计说明书一致，否则每项-0.2分。

##### 2. 过程仿真设计模型（4分）

###### 2.1 全流程正确运行（4分）

2.1.1 全流程模拟，模拟精度为默认精度（0.0001），在加热器中设置了中国规格的公用工程，包含了合理的循环物流和工艺股间换热器，正确运行无错误和警告（包括控制面板），+4分。

2.1.2 全流程模拟，公用工程未在加热器中正确设置处理，-0.1分。

2.1.3 全流程模拟，部分循环物流未能连通，-0.1分。

2.1.4 全流程模拟，循环物流未能连通，-0.2分。

2.1.5 全流程模拟，工艺股间换热未用换热器模型，-0.1分。

2.1.6 全流程模拟，未包含工艺股间换热器，-0.2分。

2.1.7 全流程模拟，运行通过，控制面板中物性部分有警告，不扣分；模拟部分有警告，-0.1分。

2.1.8 全流程模拟，运行通过，控制面板中有错误，-0.2分。

2.1.9 全流程模拟精度设置为0.001，-1分。

2.1.10 全流程模拟精度设置大于0.001，-2分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

## 2.2 分区流程正确运行（3分）

- 2.2.1 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，模拟精度为默认精度（0.0001），公用工程在加热器中正确设置处理，各段都包含了合理的循环物流和工艺流股间换热器，正确运行无错误和警告（包括控制面板），+3分。
- 2.2.2 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，公用工程未在加热器中设置处理，-0.1分。
- 2.2.3 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，部分循环物流未能连通，-0.1分。
- 2.2.4 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，循环物流未能连通，-0.2分。
- 2.2.5 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，工艺流股间换热未用换热器模型，-0.1分。
- 2.2.6 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，未包含工艺流股间换热器，-0.2分。
- 2.2.7 流程模拟运行通过，控制面板中有警告，不扣分；模拟部分有警告，-0.1分。
- 2.2.8 流程模拟运行通过，控制面板中有错误，-0.2分。
- 2.2.9 全流程模拟精度设置为0.001，-1分。
- 2.2.10 全流程模拟精度设置大于0.001，-2分。

## 2.3 运行通过有警告（2分）

- 2.3.1 全流程模拟，公用工程在加热器中正确设置处理，包含了合理的循环物流和工艺流股间换热器，运行结果带警告，+2分。
- 2.3.2 全流程模拟，公用工程未在加热器中设置处理，-0.1分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

2.3.3 全流程模拟，部分循环物流未能连通，-0.1 分。

2.3.4 全流程模拟，循环物流未能连通，-0.2 分。

2.3.5 全流程模拟，工艺流股间换热未用换热器模型，-0.1 分。

2.3.6 全流程模拟，未包含工艺流股间换热器，-0.2 分。

2.3.7 全流程模拟，运行结果带警告，控制面板中有警告，不扣分；控制面板中有错误，-0.1 分。

2.3.8 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，运行结果带警告，控制面板中有警告，不扣分；控制面板中有错误，-0.2 分。

2.3.9 全流程模拟精度设置大于 0.001，-1 分。

## 2.4 运行通过有错误（1 分）

2.4.1 全流程模拟，公用工程在加热器中正确设置处理，包含了循环物流和工艺流股间换热器，运行结果有错误，控制面板中有错误不扣分。

2.4.2 全流程划分成车间或工序进行分段流程模拟，运行结果有错误，控制面板中有错误，-0.2 分。

2.4.3 全流程模拟精度设置大于 0.001，-0.5 分。

## 3. 反应器设计模型（3 分）

至少完成一座反应器。说明所选用的物性方法及其依据，并对所选方法的适用性进行简要分析。

### 3.1 速率模型反应器（1 分）

3.1.1 至少 1 个反应工序采用速率模型进行反应器模拟，其中的主反应都用反应速率（或反应动力学）模型、化学平衡模型、或快速反应速率模型（动力学模型的极端形式）。如果用化学平衡模型或快速反应速率模型，则反应器模型中包含了传质速率对反应结果的影响，从而确定必需的反应器停留时间（或空速）。+1 分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

3.1.2 如果 50%及以上的反应工序未用速率模型反应器模拟，-0.2 分。

3.1.3 如果用了速率模型反应器模拟，但部分主反应未用速率模型，-0.2 分。

3.1.4 没有合理设置速率模型参数，-0.2 分。

3.1.5 物性方法不合理或没有合理说明，-0.2 分。

## 3.2 速率模型来源合理（1 分）

在 3.1 中采用的速率模型及其中的模型参数都应该有合理的来源。

3.2.1 所有的速率模型及其中的模型参数都有正式发表的文献来源，以正确的格式和单位应用，+1 分。

3.2.2 部分速率模型和模型参数通过正式发表的文献资料用化学反应工程方法或传递过程方法间接估算获取，以正确的格式和单位应用，并有正确的原理说明，+1 分。

3.2.3 模型参数的应用格式或单位不正确，-0.2 分。

3.2.4 部分速率模型和模型参数通过正式发表的文献资料用化学反应工程方法间接估算获取，有原理说明，但说明不充分而难以判断其正确性，-0.2 分。

3.2.5 部分速率模型和模型参数通过正式发表的文献资料用化学反应工程方法间接估算获取，缺少原理说明，-0.4 分。

## 3.3 进行反应器结构和操作参数优化（1 分）

至少完成一座反应器的参数优化。

3.3.1 合理优化了反应器的组合方式和结构参数，如搅拌釜与管式反应器串联，反应器个数或段数，体积，列管反应器的管数、管径和管长等，+0.5 分。

3.3.2 根据主副反应的热力学和动力学特征，合理优化了反应器的操作参数，如进料比或进料浓度，温度，空速，多段反应器的进料方式和进料温

# 全国大学生化工设计竞赛

---

度分布等，+0.5分。

## 4. 分离过程设计（2分）

至少完成一座分离塔设备的设计。说明所选用的物性方法及其依据，并对所选方法的适用性进行简要分析。

### 4.1 用精确计算模型（1分）

4.1.1 所有分离塔设备应采用精确计算模型，每使用一个非精确计算模型的塔设备，-0.2分，扣完为止。

4.1.2 精馏、吸收和萃取过程用平衡级模型或传质速率模型计算，选用了合理的相平衡模型表达物系的非理想性，反应精馏塔模型中合理设置了持料量（汽相/液相）。吸附过程合理设置了吸附模型参数。新型分离设备合理设置了模型参数。+1分。

4.1.3 物性方法不合理或没有合理说明，-0.2分。

4.1.4 反应精馏塔模型中缺少持液量对结果的影响分析及优化，-0.1分。

4.1.5 反应精馏塔模型中未设置持液量值，-0.2分。

4.1.6 吸附过程缺少模型参数对结果的影响分析及优化，-0.2分。

4.1.7 新型分离设备的模型参数缺乏依据或设置不合理，-0.2分。

### 4.2 进行参数优化（1分）

至少完成一座分离塔设备的参数优化。

4.2.1 对精馏塔的总板数（填料高度）、加料板和侧线出料板位置、回流比、侧线出料量进行了优化，对吸收（解吸）塔的气液比进行了优化，对萃取塔的萃取剂用量进行了优化，+1分。

4.2.2 未优化加料板和侧线出料板位置，-0.2分。

4.2.3 未优化回流比、侧线出料量、气液比、萃取剂用量，-0.2分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

4.2.4 未优化吸附、脱附操作条件（压力、温度、循环周期），-0.2 分。

## 5. 过程热集成（2 分）

### 5.1 用夹点技术分析过程（1 分）

5.1.1 完整展示了夹点技术分析设计换热网络的计算过程及比较方案，绘制了实施热集成技术前后的过程组合曲线图，分析了夹点温度与节能综合经济效益（能耗成本和装置成本）的关系，以此为依据选定了合理的夹点温度，+1 分。

5.1.2 仅给出最后的换热网络，没有保留计算过程及比较方案，-0.4 分。

5.1.3 未分析夹点温度与节能综合效益（能耗成本和装置成本）的关系，-0.2 分。

5.1.4 未分析并绘制实施热集成技术前后的过程组合曲线图，-0.2 分。

### 5.2 用夹点分析结果对工艺流程进行优化设计（1 分）

5.2.1 根据夹点分析的结果，运用热泵、多效精馏/蒸发等热集成技术优化工艺流程，降低相变过程（组合曲线上的平台区）的公用工程需求，并以节能综合经济效益为目标进行换热网络优化设计（应去除回路、不经济的小换热器、距离太远管路成本过高的换热关系），并将优化换热网络方案应用到工艺流程设计中，+1 分。

5.2.2 未分析运用热集成技术利用组合曲线平台区的能量，-0.2 分。

5.2.3 未以节能综合经济效益为目标进行换热网络优化设计，-0.2 分。

5.2.4 未将优化的换热网络方案应用到最终的工艺流程设计中，-0.4 分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

## 二、计算机辅助设备设计（5分）

### 1. 至少对2台换热器进行详细设计（2分）

1.1 运用专业软件对换热器进行了详细设计，即可得基础分2分，然后按以下条款对完成质量评分。

#### 1.2 换热器流态合理，传热系数包括垢层热阻，换热面积满足需求（0.9分）

1.2.1 换热器内冷、热流股（若为多相流，则主流相）的流态均应为充分湍流设计（ $Re > 6000$ ），否则 -0.15分/台。

1.2.2 传热系数基于传热膜系数、固壁热阻和垢层热阻（输入合理的经验值）计算，否则 -0.15分/台。

1.2.3 实际传热面积应比计算所需传热面积大30%~50%，否则 -0.15分/台。

#### 1.3 换热器压降合理（0.5分）

1.3.1 无合理的特殊说明，出口绝压小于0.1MPa（真空条件）时压降不大于进口压强的40%，否则 -0.25分/台。

1.3.2 无合理的特殊说明，出口绝压大于0.1MPa时压降不大于进口压强的20%，否则 -0.25分/台。

#### 1.4 结构参数合理（0.6分）

### 2. 至少对1座塔设备进行详细设计（3分）

2.1 运用专业软件对塔设备进行了详细设计，即可得基础分3分，然后按以下条款对完成质量评分。

#### 2.2 对结构参数进行优化（1.2分）

2.2.1 对于溢流型板式塔，（降液管液位高度/板间距）介于0.2~0.5之间。否则 -0.6分。

2.2.2 对于溢流型板式塔，降液管液体停留时间大于4秒。否则 -0.4分。

# 全国大学生化工设计竞赛

---

2.2.3 对于填料塔，根据填料类型选择合适的等板高度（HETP）和填料段高径比。塔径不超过 1 米，每段填料的高度不超过 4 米，塔径大于 1 米，每段填料的高度不超过 6 米。段间设置液体再分布器。否则-1.0 分。

2.2.4 压降计算值应和设置的压降一致。否则-0.2 分。

## 2.3 对负荷性能进行优化（1.2 分）

2.3.1 对于板式塔，每块塔板的液泛因子（Flooding factor）均应介于 0.6~0.85 之间，否则 -1 分。

2.3.2 对于板式塔，如果没有核算每块塔板的液泛因子或根据气液负荷的变化分段核算不同负荷塔段的液泛因子，而只根据整个塔的平均负荷校核液泛因子，则 -1.2 分。

2.3.3 对于填料塔，整个填料层的能力因子（Fractional Capacity）均应介于 0.4~0.8 之间，否则 -1.2 分。

## 2.4 结构参数合理（0.6 分）

### 三、车间设备布置三维设计（3 分）

运用专业软件进行了主要反应车间的设备布置三维设计，即可得基础分 3 分，然后按以下条款对完成质量评分。

1. 未使用数据库驱动型的专业软件设计，-2.5 分。
2. 完成至少一个工序，未完成一个工序或未包含反应器，-1 分。
3. 与平面布置及立面布置图吻合（2 分）

每处不吻合 -0.2 分，直至扣完 2 分。