



**Universidade de Brasília**  
**Instituto de Química**  
**Curso de Engenharia Química**  
**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2**

*Unidade de produção de etenona como precursor na produção de  
anidrido acético*

*Arthur de Oliveira Maçaneiro - 190056631*

*Bruno Cordeiro Martins de Oliveira - 190103752*

*Emanuel Pio de Santana Tavares - 180052578*

*Isabel Nunes Rodrigues de Paula - 180113631*

*João Pedro Pereira Santana - 190015322*

*João Roberto Brasil Caixeta - 180020005*

*Julia de Oliveira Alves - 190136065*

*Julia Silva Gordijo - 190015675*

*Pedro Oliveira Vasconcelos de Jesus - 190115629*

*Paula Mayumi Viana Takagi - 140091572*

*Ruan Teixeira da Silva - 190116633*

**Brasília, 12 de Julho de 2024.**

## RESUMO

O seguinte projeto visa a implementação de uma unidade de produção de etenona a partir de acetona, com o objetivo de atender a crescente demanda por anidrido acético, um composto essencial em diversas indústrias, como farmacêutica, química, têxtil e de plásticos. A produção de etenona é uma alternativa promissora devido à disponibilidade e ao baixo custo da acetona.

A planta industrial projetada possui inúmeros equipamentos como reator tubular com catalisador de flocos de carvão para conversão da acetona em etenona, uma torre de destilação de 16 pratos para separação de compostos, bombas para movimentação das correntes de processo, trocadores de calor, vaso pulmão, além de toda a instrumentação de controle implementada para melhor controle e segurança da unidade de produção.

O dimensionamento dos equipamentos citados foi realizado com base em simulações no software Aspen HYSYS, considerando um sobredimensionamento adequado para assegurar a confiabilidade do processo. Além disso, a planta foi esquematizada em um diagrama PI&D, contemplando todos os elementos e malhas de controle necessárias.

A avaliação econômica do projeto levou em consideração um período de implementação de 3 anos e uma operação contínua de 15 anos, com amortização do investimento ao longo de 10 anos. Os indicadores financeiros, como VPL (Valor Presente Líquido) e TIR (Taxa Interna de Retorno), indicaram a viabilidade e rentabilidade do projeto. Além disso, foi realizada uma avaliação de impacto ambiental para garantir a conformidade com as normas vigentes e minimizar os impactos negativos na sociedade e no meio ambiente.

Com a realização do projeto de engenharia, e das avaliações econômica e ambiental, conclui-se que a implementação da unidade de produção de etenona não só atende à demanda de produção de etenona nas quantidades e pureza necessárias para posterior geração de anidrido acético, mas também se alinha com práticas industriais responsáveis, eficientes e sustentáveis na indústria química.

## ÍNDICE

<b>1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS</b>	<b>4</b>
<b>2. REFERENCIAL TEÓRICO</b>	<b>5</b>
<b>3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO</b>	<b>10</b>
3.1 Descrição da Planta	14
<b>4. PROJETO DA PLANTA</b>	<b>15</b>
4.1. CORRENTES DE PROCESSO	15
4.2. Bombas	16
4.3.1 Projeto bomba P-100	20
4.3.2 Projeto Bomba de Refluxo	21
4.3. Trocadores de Calor	23
4.3.1 Projeto Trocador E-100	25
4.3.2 Projeto trocador E-101 (forno)	26
4.3.3 Projeto Trocador E-102	26
4.3.4 Projeto Condensador	28
4.3.5 Projeto Caldeira	29
4.4. Vaso Pulmão	31
4.5. Reator	35
4.6. Torre de Separação	40
4.6.1. Dimensionamento e Otimização da Torre T-01	40
4.7. Listagem de Indicadores	48
4.10. Listagem de Controladores	48
4.11. Listagem de Alarmes	50
4.12. Listagem de Intertravamentos	52
4.13. Listagem de Válvulas de Segurança	53
4.14. Diagrama Mecânico de Processo	53
4.15. Avaliação Econômica	55
4.15.1. Investimento de Capital Imobilizado - CAPEX	55
4.15.2 Aquisição de equipamentos	55
4.15.3 Investimentos em materiais para a construção da planta	56
4.15.4. Engenharia, construção e outros	57
4.15.5. Inside Battery Limits (IBSL), Outside Battery Limits (OBSL)	58
4.15.6 Capital de giro	59
4.15.7 Custo de operação (OPEX)	59
4.15.8 Recursos Humanos, Manutenção E Seguros	60
4.15.9 Serviços auxiliares	60
4.15.10 Matéria-prima	60
4.15.11 Comercialização de produtos	61
4.15.12 Rentabilidade do projeto - TIR E VPL	61
4.16. Avaliação de Impacto Ambiental	64
4.16.1 Avaliação ambiental e sustentabilidade: garantindo a conformidade e proteção contra a poluição industrial	64

4.16.2 Normas ABNT e Resolução CONAMA	64
<b>5. CONCLUSÕES</b>	<b>69</b>
<b>6. BIBLIOGRAFIA</b>	<b>70</b>
<b>7. ANEXOS</b>	<b>73</b>
7.1 Anexo A - Especificação das correntes materiais	73

## 1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

Anidrido acético é um composto químico com a fórmula  $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$ . Esse líquido incolor é amplamente usado como reagente em síntese orgânica e sua produção possui uma importância estratégica significativa para diversas indústrias, incluindo farmacêutica, química, têxtil e de plásticos. Este composto químico é muito utilizado na fabricação de produtos essenciais, como acetato de celulose, plásticos, aspirina, corantes e fragrâncias.<sup>1</sup> Desta forma, a crescente demanda por esses produtos exige a implementação de métodos de produção eficientes, seguros e economicamente viáveis para o anidrido acético.

Nesse contexto, a utilização de etenona como precursor na síntese de anidrido acético surge como uma alternativa promissora, capaz de atender às necessidades do mercado de anidrido. O uso de acetona, uma matéria-prima amplamente disponível e de custo relativamente baixo, como ponto de partida para a produção de etenona contribui para a viabilidade econômica e técnica do processo.<sup>2</sup> Além disso, a otimização dos processos produtivos pode levar a uma redução significativa de custos e emissões de subprodutos nocivos.<sup>3</sup> Assim, a implantação de uma unidade de produção de etenona, precursor para produção do anidrido acético, a partir de acetona não apenas atende à demanda crescente por anidrido acético, mas também se alinha com a tendência global de práticas industriais mais responsáveis, eficientes e ambientalmente conscientes.

Com base nessas premissas, o presente estudo tem como objetivo projetar uma planta de produção de etenona como precursor na produção de anidrido acético. A planta terá capacidade de tratar 10 toneladas/h de acetona e operação por 8000 horas anuais, gerando como produto uma mistura enriquecida de metano e etenona, que será enviada à unidade de produção de anidrido acético, de forma a atender à demanda do mercado deste produto. Para alcançar este objetivo final, são necessários cumprir os seguintes objetivos parciais:

- Realização dos balanços de massa e energia da unidade.
- Projetar os vasos, torres e reatores que integram a unidade, sendo definidos o tamanho dos vasos, seu peso, dimensionados os elementos internos de torres e reatores.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluídos.
- Projetar os sistemas de troca de calor, com atenção aos processos de integração energética.

- Indicação dos sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta.
- Realização do diagrama P&ID da planta projetada.
- Análise de viabilidade econômica do processo.
- Estudo preliminar dos impactos ambientais da planta.

## 2. REFERENCIAL TEÓRICO

A unidade principal do projeto é um reator tubular de fluxo empistonado (PFR) com catalisador de flocos de carvão para transformação da alimentação (acetona pura) em etenona, seguida de uma coluna de destilação no fim da unidade para separar os produtos da acetona não reagida. Na unidade de destilação, será obtido pelo topo uma mistura rica em etenona e metano e, pelo fundo, uma corrente praticamente pura de acetona. A mistura enriquecida de metano e etenona será enviada à unidade de produção de anidrido acético, enquanto a acetona pura que sai pelo fundo será utilizada em uma outra unidade da planta química.

Como mencionado, a alimentação da planta é uma corrente pura de acetona. Esse insumo, de fórmula química  $\text{CH}_3(\text{CO})\text{CH}_3$ , é um líquido incolor e inflamável usado como solvente em esmaltes, tintas e vernizes, na extração de óleos, na fabricação de fármacos, na indústria de explosivos como gelatinizante da nitrocelulose, e como produto inicial de sínteses químicas e intermediário na indústria química para fabricação de diversos outros produtos.<sup>4</sup> Esse insumo foi escolhido pela sua ampla disponibilidade e custo relativamente baixo, além de suas propriedades químicas adequadas para a síntese de etenona. Sua elevada produção global garante um fornecimento estável e acessível.<sup>5</sup>

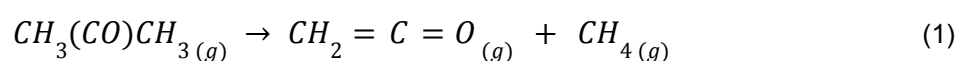
Uma planta de produção de etenona a partir da acetona é uma instalação complexa que utiliza uma série de operações unitárias, além da transformação química no reator PFR, onde cada operação unitária desempenha um papel vital na eficiência global do processo. Além disso, são necessárias condições adequadas no reator para garantir uma conversão ótima de reagentes em produtos.<sup>6</sup> O design e a operação precisos dessas unidades dependem das características específicas do produto a ser produzido. As principais operações e processos unitários em uma planta deste tipo incluem:<sup>3</sup>

1. Sistema de alimentação: Prepara a alimentação para entrada no reator. Podem ser usadas bombas para pressurização e ajuste da vazão, e aquecimento/resfriamento para ajuste da temperatura, com auxílio de trocadores de calor, fornos, coolers, etc.
2. Bombeamento: Uso de bombas, dispositivos mecânicos que movem fluidos (líquidos ou gases) por meio da conversão de energia de uma fonte motriz em energia hidráulica. Operação usada para manter o fluxo e ajustar a pressão das correntes de processo.
3. Troca de Calor: Operação usada para transferir calor de um fluido para outro, sem misturá-los, permitindo controlar as temperaturas das correntes de processo. Uso para otimização das condições de destilação e reação, ajuste de temperaturas das correntes de acordo com as especificações, e aproveitamento energético.
4. Reação química - Reator de fluxo empistonado: Os PFR são reatores em forma de um longo tubo ou vários tubos mais curtos que operam continuamente e em estado estacionário. Os reagentes são bombeados dentro dessa tubulação e reagem entre si lá. O reator é projetado de forma a permitir uma adequada cinética de reação e formação dos produtos desejados.
5. Destilação Fracionada: Separa os componentes com base em suas temperaturas de ebulição, com a fração vaporizada subindo pela coluna e a fração líquida descendo. É usado refluxo que devolve parte ou todo o condensado de topo para a coluna de forma a aumentar a eficiência da separação, e pratos ou recheios, que são usados para aumentar a área de contato entre vapor e líquido melhorando a troca de calor entre as correntes no interior da coluna.
6. Condensadores: Condensadores são usados para transformar o vapor de topo da coluna em líquido, gerando o refluxo da coluna de destilação. Também são usados para resfriamento e condensação de correntes de processo.
7. Refervedores: Usados para aquecimento do produto de base da coluna de destilação, de forma a gerar vapor que é introduzido na unidade para a destilação.
8. Forno: Utilizado para aquecimento. Seu princípio básico de funcionamento envolve a combustão de um combustível ou a utilização de resistências elétricas para gerar calor. Esse calor é então transferido para a corrente de processo através de radiação e convecção, de forma que ela atinja a temperatura desejada.
9. Sistema de Coleta de Produtos: Coleta e direciona os produtos gerados no processo para reservatórios apropriados ou unidades posteriores da planta.

10. Instrumentação e Controle: Sistema de monitoramento e controle das variáveis críticas em tempo real.
11. Sistemas de Segurança: Implementação de medidas de segurança para garantir o funcionamento seguro da planta, como válvulas de controle, alarmes, e outros dispositivos de segurança.

O processo de transformação da acetona em etenona, utilizando um reator tubular, é eficiente e pode ser otimizado para maximizar a conversão e minimizar a formação de subprodutos indesejados.<sup>7</sup> Os reatores tubulares, também conhecidos como reatores de fluxo pistão (PFR), são amplamente utilizados na indústria química para reações em fase gasosa ou líquida que exigem tempos de residência uniformes e controle preciso das condições de reação. Em um reator tubular, os reagentes são introduzidos em uma extremidade e fluem através do reator, onde ocorrem as reações químicas, antes de serem coletados na outra extremidade. Devido ao seu perfil de fluxo pistão, cada parcela do fluido reacional percorre o reator em um tempo de residência fixo, o que favorece a conversão desejada e minimiza a formação de subprodutos indesejados. Além disso, os reatores tubulares podem operar sob condições de alta temperatura e pressão, tornando-os adequados para uma variedade de processos industriais, incluindo a produção de etenona a partir de acetona. O design modular dos PFRs permite ajustes de escala e a implementação de sistemas de controle avançados para otimização do processo.<sup>3</sup>

A reação que ocorre no reator é um processo de pirólise da acetona realizado na presença de um catalisador, gerando como produtos etenona e metano, conforme mostrado abaixo:



A subsequente destilação da corrente de saída do reator é um método eficaz de separação, permitindo a recuperação de acetona não reagida pela base e obtenção pelo topo da mistura de metano e etenona, que alimentara à unidade de produção de anidrido acético. As colunas de destilação são equipamentos usados para a separação de uma mistura de líquidos miscíveis nas indústrias química e petroquímica, e se baseia na diferença de volatilidade dos componentes da mistura. O funcionamento básico de uma coluna consiste em fornecer calor para a mistura, onde os componentes mais voláteis são vaporizados e saem pelo topo da coluna e os componentes menos voláteis permanecem na forma líquida e são retirados pelo fundo da coluna. A utilização de



pratos ou recheios na coluna aumenta o contato entre as fases, de forma a melhorar a troca de calor entre as correntes de líquido e vapor. Partes das saídas, tanto do topo quanto do fundo, são reinseridos na coluna de destilação, como refluxo, a fim de manter o perfil de temperatura desejado para a separação.<sup>3</sup>

A etenona, produto principal da reação, é um intermediário químico altamente reativo utilizado na produção de anidrido acético, entre outros produtos industriais. Com a fórmula química  $C_2H_2O$ , ela é um composto volátil e instável, necessitando de manuseio cuidadoso e condições controladas para sua produção e purificação.<sup>8</sup> A produção da etenona é normalmente feita em escala comercial pela desidratação térmica do ácido acético<sup>9</sup>, mas pode ser produzida pela pirólise da acetona em um reator de fluxo empistonado utilizando catalisador de carbono<sup>10</sup>, como será feito neste projeto. O processo empregado é amplamente descrito na literatura, com as plantas para produção de etenona a partir de acetona sendo baseadas na condução de vapor de acetona através de um reator tubular preenchido com um catalisador constituído por carbono ou carvão aquecido. A mistura de vapor que sai do reator passa por resfriamento, condensação, e por fim separação da acetona não reagida.<sup>11</sup> Na indústria, a etenona é valorizada por sua capacidade de atuar como um agente acetilante, sendo essencial na síntese de diversos produtos químicos como ácido acético, acetatos, acrilatos e vários polímeros.<sup>8</sup> Esses produtos são amplamente utilizados em indústrias farmacêuticas, de plásticos, tintas, revestimentos, etc.

Em relação ao metano ( $CH_4$ ), produto secundário da reação, ele é um gás incolor, inodoro e altamente inflamável, conhecido como o componente principal do gás natural. O metano é amplamente utilizado como combustível em usinas de energia elétrica e indústrias devido ao seu alto poder calorífico e baixo custo. Além disso, é utilizado como matéria-prima na produção de amônia, metanol e outros produtos químicos. Em processos industriais, o metano pode ser transformado em hidrogênio e carbono, ampliando ainda mais suas aplicações.<sup>12</sup>

O produto de topo da coluna de destilação, mistura de etenona e metano é enviada para unidade de produção de anidrido acético. Esse produto é utilizado principalmente em reações de acetilação para gerar materiais diversos, de elevada importância comercial. Sua maior aplicação é na conversão de celulose em acetato de celulose, um componente de filmes fotográficos e outros materiais revestidos, além de ser usado na fabricação de filtros de cigarro, produção de aspirina (ácido acetilsalicílico) pela acetilação do ácido salicílico, e de amidos modificados. Também é usado como

agente de modificação ativa via impregnação em autoclave e subsequente acetilação para produzir madeira durável.<sup>13</sup>

O anidrido acético foi sintetizado pela primeira vez em 1852, pelo químico francês Charles Frédéric Gerhardt. Ele é normalmente produzido pela carbonilação do acetato de metila, conforme abaixo:<sup>14</sup>



Já o processo desenvolvido pela companhia química Eastman envolve a conversão de acetato de metila em iodeto de metila e um sal acetato. A carbonilação do iodeto de metila, por sua vez, produz iodeto de acetila, que reage com sais de acetato ou ácido acético para gerar o produto.<sup>17</sup> Cloreto de ródio é usado como catalisador na presença de iodeto de lítio. Como o anidrido acético não é estável em água, a conversão é conduzida sob condições anidras. Em menor grau, o anidrido acético vem sendo produzido pela reação da etenona com ácido acético a 45–55 °C e baixa pressão.<sup>15</sup> Essa rota foi desenvolvida por Wacker Chemie em 1922 quando a demanda por anidrido acético aumentou devido à produção de acetato de celulose. A reação é mostrada abaixo:



Uma vantagem significativa de produzir anidrido acético a partir da acetona via etenona em relação às outras formas mencionadas é a simplicidade e a eficiência do processo. A síntese de etenona a partir da acetona é um procedimento bem-estabelecido e utiliza matérias-primas prontamente disponíveis e econômicas. Além disso, a reação subsequente da etenona com ácido acético para formar anidrido acético ocorre em condições relativamente moderadas de temperatura e pressão, minimizando a necessidade de equipamentos especializados e de alto custo. Este método também evita a manipulação de intermediários tóxicos e corrosivos, como o iodeto de metila, tornando o processo mais seguro e ambientalmente amigável.

Nesse projeto, visa-se a obtenção de uma mistura de metano e etenona, conforme a equação 1. Essa mistura pode ser posteriormente processada para separação do metano e etenona, que podem ser comercializados separadamente, ou utilizada diretamente para a produção de anidrido acético, já que o metano, um subproduto inerte, não interfere na reação desejada entre a etenona e o ácido acético. Como o metano é um gás inerte e não reativo nas condições da reação, não formando compostos adicionais

que poderiam complicar o processo de purificação, sua remoção é simples e direta, geralmente envolvendo técnicas como despressurização ou utilização de absorventes específicos, sem a necessidade de processos químicos adicionais para remover subprodutos reativos ou corrosivos. Essas vantagens mencionadas tornam a rota de produção etenona, que será abordada nesse projeto, uma opção atraente e viável para a produção industrial de anidrido acético.

A demanda global por anidrido acético é significativa, refletindo sua importância em diversas aplicações industriais. Em 2020, o mercado global de anidrido acético foi avaliado em aproximadamente US\$ 4,07 bilhões, e estima-se que atinja US\$ 10.57 bilhões até 2028, com uma taxa de crescimento anual composta (CAGR) de 5,45% durante o período de previsão.<sup>16</sup> Dessa forma, fica clara a importância do projeto de uma planta eficiente para obtenção de etenona que será destinada a produção de anidrido acético.

### **3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO**

Será projetado uma unidade de produção de etenona a partir da pirólise de acetona, com posterior purificação do produto obtido para obter a máxima pureza, separando-o da acetona não reagida. A unidade será projetada para o processamento de uma carga de alimentação de acetona de 10.000 kg/h, sendo considerado um fator de operação de 8000 h/ano. O produto de interesse da planta é uma mistura enriquecida de metano e etenona, que será enviada à unidade de produção de anidrido acético. Pelo fundo, sai acetona pura que será utilizada em uma outra unidade da planta química.

A matéria prima da unidade será uma corrente pura de acetona, com pressão de 1 bar e temperatura de 25°C. Para projeto e dimensionamento do reator PFR e da coluna de destilação, foram considerados os requisitos de obtenção do produto com uma fração molar acumulada de etenona e metano pelo topo de 99,5%, e pelo fundo uma concentração máxima tolerável de etenona de 1 ppm (mmol/kmol). Foram consideradas também as condições requeridas no limite de bateria, conforme estipulado na tabela 1.

**Tabela 1.** Condições no limite de bateria.

<b>Correntes</b>	<b>P (kgf/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>T (°C)</b>
Alimentação	0	25
Mistura etenona + metano	*	*
Resíduo	*	*

em que,

\* representa o valor do processo.

Abaixo serão listados critérios gerais do projeto e dados iniciais usados para a etapa de engenharia de processo.

- Tempo de operação: 8000 horas por ano
- Capacidade mínima: 60% do valor de projeto
- Sobredimensionamento de equipamentos:
  - Bombas de carga e produto: 110 %
  - Bombas de refluxo da coluna: 120%
  - Trocadores de calor: 110%
  - Coluna de destilação fracionada: 120%
- Coeficientes de formação de crosta:
  - Hidrocarbonetos: 0,0003 m<sup>2</sup> °C/kcal
  - Correntes de processo: 0,0001 hm<sup>2</sup>°C/kcal.
  - Água de arrefecimento: 0,0003 hm<sup>2</sup>°C/kcal.
- Condições da água de refrigeração:
  - T fornecimento: 28 °C
  - T máxima de retorno: 45 °C
  - Pressão de projeto 8 kg/cm<sup>2</sup>g

OBS: Para necessidades térmicas abaixo de 28 °C, é possível utilização de amônia líquida como fluido de resfriamento, com uma temperatura de vaporização de -34 °C (Calor latente de vaporização de 327,1 kcal/kg).

- Condições do Vapor listadas na tabela 2 abaixo:

**Tabela 2.** Condições do vapor

	<b>Alta</b>	<b>Média</b>	<b>Baixa</b>
T B(°C)	390	297	218
P (kg/cm <sup>2</sup> g)	38.0	16.0	4.5
T projeto	420	330	240
P projeto	42.0	19.0	7.0

- Combustível para o forno: Fuelóleo de refinaria com um poder calorífico inferior de 40,36 MJ/kg.
- Projeto de equipamentos:
  - Torres: pratos do tipo valvulado.
  - Comprimento de tubo recomendado em trocadores de 6.100 mm, exceto em trocadores pequenos.

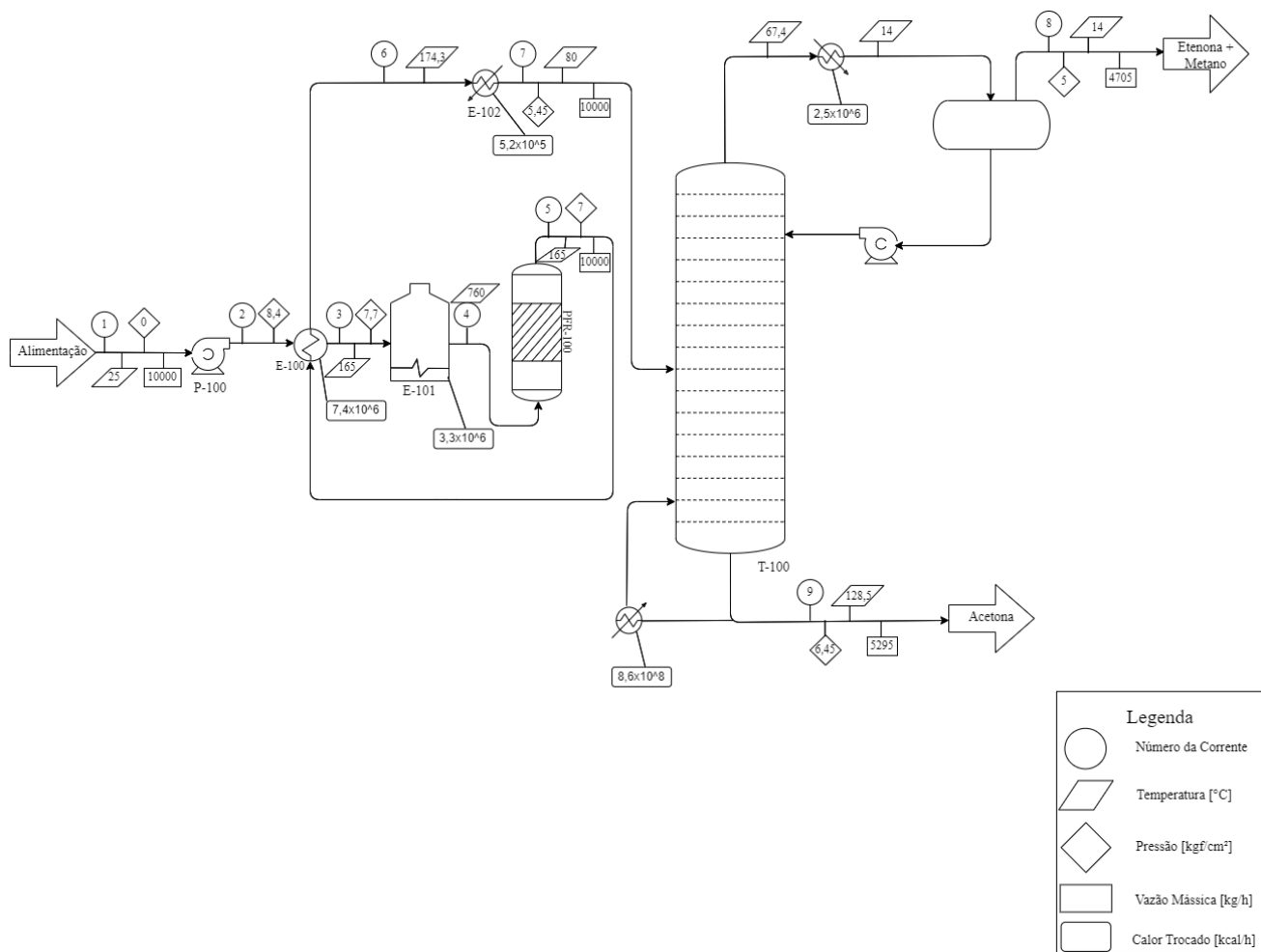
Para os cálculos econômicos foram utilizados os seguintes dados disponíveis:

- **Capital:** O capital imobilizado correspondente à unidade é avaliado a partir do desenho de equipamentos que resultem da engenharia de processos. Não são considerados custos correspondentes às plantas de tratamento de efluentes ou gestão de resíduos. O estoque de alimentação da planta equivalente a 14 dias é considerado como ponto de partida para o capital de giro da planta.
- **Preços:**
  - Preços de matérias primas e produtos
    - Acetona: 700,00 US\$/t.
    - Metano: 1700,00 US\$/t.
    - Etenona: 2000,00 US\$/t
  - Serviços auxiliares:
    - Água de refrigeração: 0,40 US\$/m<sup>3</sup>.
    - Amônia: 0,72 US\$/m<sup>3</sup> de amônia líquida.
    - Eletricidade: 0,072 US\$/Mwh.
    - Ar de instrumentos: 0,0072 US\$/Nm<sup>3</sup>.
    - Vapor de alta pressão: 4,84 US\$/t
    - Vapor de média pressão: US\$ 4,30 US\$/t
    - Vapor de baixa pressão: 3,59US\$/t
- **Licença e engenharia básica:** preços de 0,50 MUS\$ e 0,4 MUS\$, respectivamente.

- **Inflação:** Estimada em 5% ao ano.
- **Curva de investimento:**
  - $t = 0 \rightarrow 10\%$
  - $t = 1 \rightarrow 60\%$
  - $t = 2 \rightarrow 30\%$

A rentabilidade da planta será baseada na perspectiva de uma implementação ao longo de 3 anos e uma operação de 15 anos, sendo o custo de instalação da planta amortizado linearmente ao longo de 10 anos e calculado junto ao custo de operação. Além disso, a taxa de câmbio considerada, quando necessária, é de 5R\$ / US\$. Além disso, todos os cálculos dos custos de instalação e dos equipamentos da planta foram realizados em dólares (US\$) com base nos parâmetros retirados do livro base para a realização do projeto, assim esse valor em dólares é relacionado a uma base de cálculo em função do CEPCI “Chemical Plant Cost Indexes” obtidos em “U.S. Gulf Coast basis, Jan. 2010 (CEPCI = 532.9, NF refinery inflation index = 2281.6)”.<sup>13</sup>

Com todos esses dados iniciais, de engenharia e econômicos, foi projetada a planta para produção de etenona a partir de acetona. Para visualização do processo, foi criado um diagrama PFD (Process Flow Diagram) que contém as principais características das correntes de processo: vazão mássica, temperatura, pressão e calor trocado nos trocadores, conforme apresentado na figura 1. A planta será descrita abaixo, na seção 3.1.



**Figura 1.** Diagrama PFD da planta de produção de etenona.

### 3.1 Descrição da Planta

A Figura 1 apresenta um diagrama simplificado da unidade. A alimentação de acetona vem de um tanque de armazenamento refrigerado e é inicialmente pressurizada pela bomba P-100, até uma pressão de saída de 8,4 kg/cm<sup>2</sup>g. Após a pressurização, necessária para aumentar o ponto de ebulição na coluna de destilação ao fim da unidade, coloca-se um trocador de calor (E-100) para integração energética entre a corrente de entrada e a corrente de saída do reator, resfriando a corrente de saída e pré-aquecendo a de entrada. Em seguida, o forno E-101 é usado para elevar a temperatura da corrente de entrada do reator até 760 °C, de forma a permitir uma adequada cinética de pirólise e formação de etenona no reator de fluxo empistonado, PFR-100. O reator PFR tem um catalisador de flocos de carvão com porosidade de 0,5. Estudos realizados em planta piloto indicaram um tempo espacial de 5 minutos para o bom funcionamento do reator PFR, em modo adiabático, que foi adotado na planta.

No reator PFR-100 ocorre o processo de pirólise da acetona segundo a seguinte reação:



A máxima perda de pressão tolerável no reator é de 0,15 kg/cm<sup>2</sup> e a cinética da reação se ajusta à seguinte equação:

$$-r_{\text{acetona}}(\text{kmol/m}^3\text{s}) = 8,2 \cdot 10^{14} \exp(-280000(\text{kJ/kmol})/RT) C_{\text{acetona}}(\text{kmol/m}^3 \text{ na fase vapor})$$

A corrente de saída do reator é resfriada pelo condensador E-102 que reduz sua temperatura até 80 °C. Essa corrente de saída do reator é encaminhada a unidade de destilação T-100, onde será obtido pelo topo uma mistura rica em etenona e metano e, pelo fundo, uma corrente praticamente pura de acetona. A torre de fracionamento opera de forma que toda a fração condensada no topo é devolvida à coluna formando a corrente de refluxo, sendo apenas extraída a corrente de vapor do recipiente pulmão, colocado após o condensador. No fundo, uma fração da corrente de acetona é extraída como resíduo, enquanto o restante é devolvido à torre na forma de vapor.

#### 4. PROJETO DA PLANTA

Nesta seção, serão apresentados os resultados do projeto da planta, abrangendo a caracterização das correntes de processo, a descrição detalhada de todos os equipamentos (vasos, torres, reatores, bombas, trocadores de calor, etc.) e dos sistemas de controle e segurança, assim como as análises de viabilidade econômica e ambiental necessárias para a execução do projeto. O dimensionamento dos equipamentos foi feito com base na utilização do software Aspen HYSYS para simulações das condições de operação, além dos devidos cálculos e balanços de massa e energia.

##### 4.1. CORRENTES DE PROCESSO

Inicialmente, foram feitos os balanços de massa e energia do processo, de forma a definir e caracterizar as correntes de processo. Foram obtidas 9 correntes no total, cujas especificações são apresentadas no [Anexo A](#).

A corrente de alimentação do processo é a corrente 1, composta por acetona pura a temperatura de 25°C, pressão de 0 kg/cm<sup>2</sup>g e vazão molar de 172,2 Kmol/h. Inicialmente, a corrente 1 é pressurizada pela bomba P-100, sofrendo um aumento de pressão de 8,4 kg/cm<sup>2</sup>g e gerando a corrente 2. Em seguida ela passa pelo trocador de calor E-100 onde é vaporizada, gerando a corrente 3 com temperatura de 165°C e pressão de 7,7 kg/cm<sup>2</sup>g, a vazão molar permanece a mesma. A corrente 3 passa pelo



forno E-101 onde é aquecida até uma temperatura de 760 °C (corrente 4) para entrada no reator PFR-100, onde ocorre a reação de pirólise da acetona. O produto da reação (corrente 5) é uma mistura gasosa composta de acetona (37,73% em mol), etenona (31,14% em mol), e metano (31,13% em mol), com temperatura de 760°C, pressão de 7 kg/cm<sup>2</sup>g e vazão molar de 250 Kmol/h.

A corrente 5, de saída do reator, passa pelo trocador de calor E-100, onde troca calor com a corrente de entrada do reator, gerando a corrente 6 com temperatura de 174,3°C. Em seguida a mistura passa por um condensador, E-102. A corrente 7 que sai desse condensador tem temperatura de 80 °C, pressão de 5,45 kg/cm<sup>2</sup>g, fração de vapor de 0,9074 e composição molar de 31,95% acetona, 33,77% etenona, e 34,27% metano. Essa corrente é enviada para a coluna de destilação (T-100) com uma vazão de 250 Kmol/h, para separação dos produtos da reação da acetona não reagida.

A saída do topo da coluna T-100, corrente 8, é uma corrente de vapor enriquecida na mistura de etenona e metano. Sua temperatura é 14 °C, pressão de 5 kg/cm<sup>2</sup>g, vazão molar de 158,9 Kmol/h, e composição molar de 2% acetona, 49% etenona, e 49% metano. Essa corrente será enviada para a unidade de produção de anidrido acético. Já a corrente 9, saída do fundo da coluna de destilação (resíduo), é rica em acetona, com 99,99% em mol de acetona e 0,01% em mol de etenona. Essa corrente tem temperatura de 128,5°C, pressão de 6,45 kg/cm<sup>2</sup>g, e vazão molar de 91,163 Kmol/h. A acetona, praticamente pura, será enviada para uso em outra unidade da planta química.

#### 4.2. Bombas

Foram utilizadas duas bombas, sendo uma bomba externa à torre de separação para deslocamento da alimentação e uma bomba de refluxo anexa à torre. A bomba externa à torre (P-100) é responsável por pressurizar a corrente de alimentação 1 , gerando a corrente 2. Anexa à torre, tem-se a bomba de refluxo responsável por retornar parte do produto de topo armazenado no acumulador para a torre, a fim de irrigar os pratos com uma mistura rica em produto volátil e melhorar a interação líquido-vapor.

A escolha do tipo de bomba a ser usado em cada um desses pontos, bem como seu dimensionamento, se baseia em duas informações: a carga de pressão que requer-se que a bomba imprima sobre a corrente e a vazão volumétrica dessa corrente. No caso da bomba externa, o único componente da carga aplicada é a diferença entre a pressão na entrada e na saída da bomba.

$$\Delta P = P_{rec} - P_{adm} = 823,8 \text{ kPa} \quad (5)$$

De acordo com a especificação das correntes para os diversos números de pratos, foram calculados os custos associados à instalação e operação prevista para cada planta e escolhido o modelo de 16 pratos como o mais rentável. A bomba de refluxo foi então dimensionada conforme os cálculos demonstrados abaixo.

A pressão de admissão e a pressão de recalque, respectivamente, para a bomba de refluxo:

$$P_{adm} = P_{vaso} + P_{elevação} + P_{nível \text{ líquido}} \quad (6)$$

$$P_{rec} = P_{torre \text{ topo}} + P_{elevação} + P_{válvula} \quad (7)$$

$$\Delta P = P_{rec} - P_{adm} = 88,9 \text{ kPa} \quad (8)$$

Tendo a vazão volumétrica determinada por meio de simulação, considerando a eficiência hidráulica  $\eta_H$  de 45% e a eficiência elétrica  $\eta_E$  de 90%, a potência requerida é dada pela equação:

$$W_{bomba} = (\Delta P Q) / (\eta_E \eta_H) \quad (9)$$

Para sobredimensionamento de cada bomba, por especificação de projeto têm-se a vazão máxima acima da vazão normal e a pressão *shut-off* 20% acima da pressão normal.

Com auxílio do diagrama abaixo, Figura 2, podemos determinar qual o tipo de bomba deve ser utilizada, tendo como requisito a vazão e a carga de pressão, sendo essa medida em termos de altura de coluna de líquido, isso é:

$$h = \Delta P / (\rho g) \quad (10)$$

Onde:

$h$  [m]: altura de coluna de líquido equivalente à carga de pressão

$\Delta P$  [Pa]: diferença entre a pressão de admissão e pressão de saída

$\rho$  [kg/m<sup>3</sup>]: massa específica do fluido

$g$  [m/s<sup>2</sup>]: aceleração da gravidade

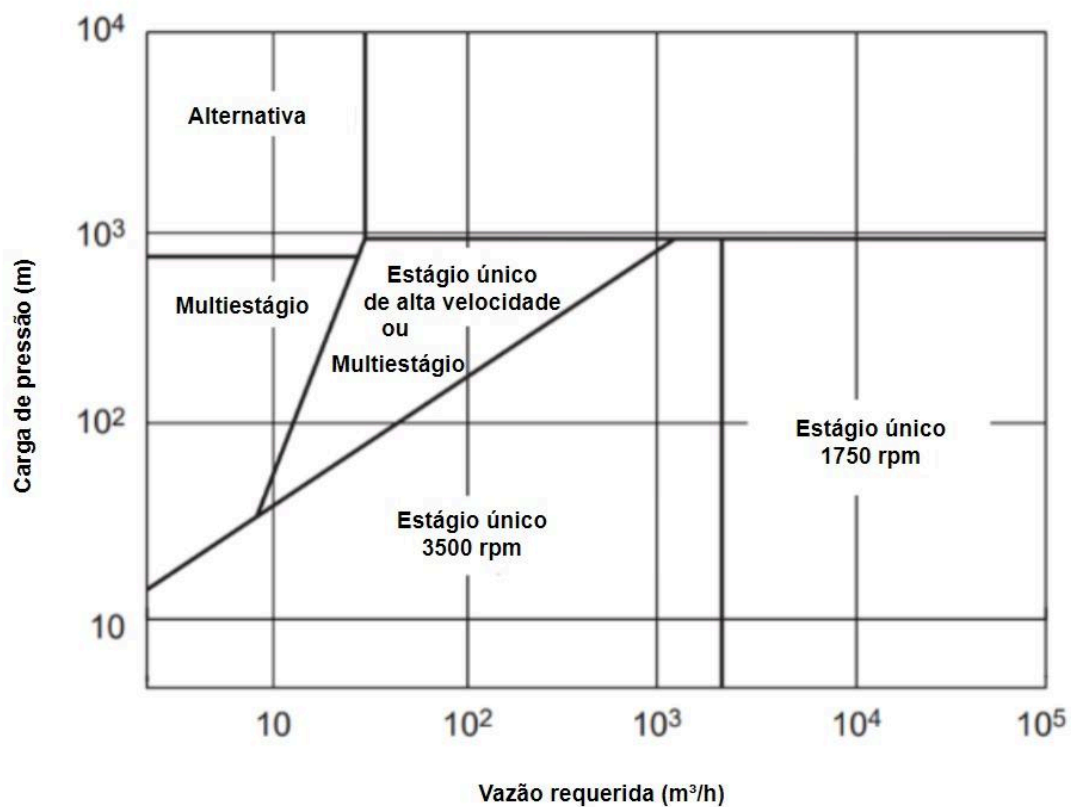
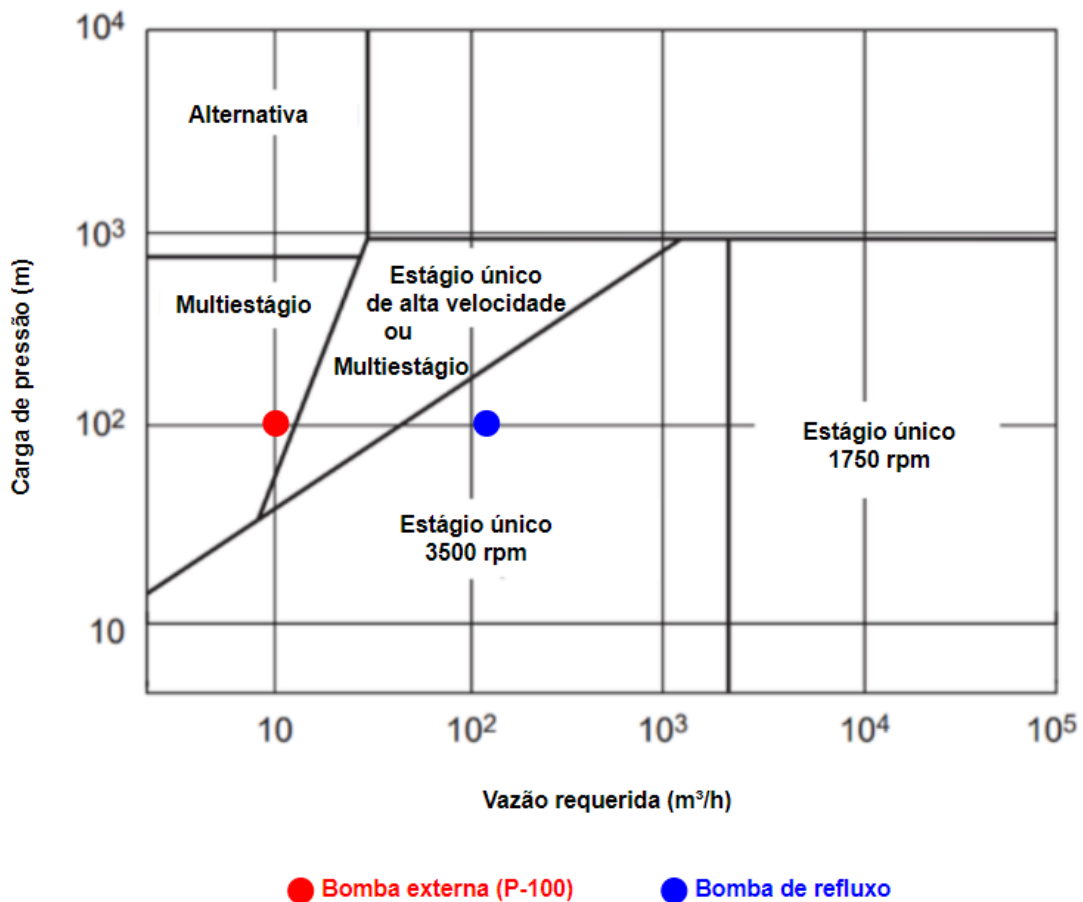


Figura 2. Diagrama para seleção de bombas centrífugas

Os dados de carga de pressão, em termos de altura de coluna de líquido, e vazão para cada uma das bombas na simulação realizada com 16 pratos são mostrados na Tabela 3.

Tabela 3. Vazões e cargas de pressões das bombas

	Bomba P-100	Bomba de Refluxo
Carga de pressão [m]	107,7	120,0
Vazão [m <sup>3</sup> /h]	12,8	262,3



**Figura 3.** Visualização da seleção de bombas

Assim, um conjunto multiestágio é a escolha adequada para a bomba P-100 e uma bomba simples de estágio único de 3500 RPM pode ser usada para realizar o refluxo.

Considerando a elevação do vaso acumulador e da torre, ambas de 3 metros, os valores de NPSH, isso é, a altura de coluna de líquido referente à pressão mínima requerida na admissão para evitar cavitação na bomba, foram determinados de acordo com a seguinte equação:

$$NPSH = (P_{adm} - P_{vapor}) / (g\rho) \quad (11)$$

Onde,

$P_{adm}$  [Pa]: pressão na admissão da bomba

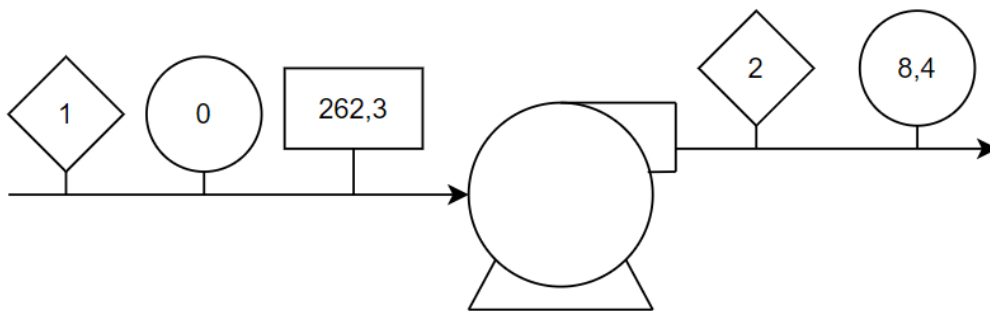
$P_{vapor}$  [Pa]: pressão de vapor da corrente nas condições do processo

$\rho$  [kg/m<sup>3</sup>]: massa específica da corrente

$g$  [m/s<sup>2</sup>]: aceleração da gravidade.

A seguir estão sumarizadas as informações de cada bomba nas figura 4 e 5, com o seu modelo e suas respectivas correntes (losangos), pressões de entrada e saída (círculos, em  $[\text{kg}/\text{cm}^2]$ ) e vazões volumétricas (retângulos, em  $[\text{m}^3/\text{h}]$ ). Assim como, as tabelas 4 e 5 que mostram os parâmetros característicos.

#### 4.3.1 Projeto bomba P-100

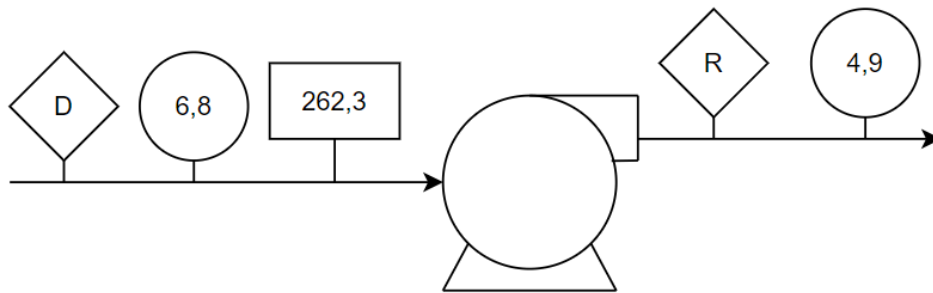


**Figura 4.** Modelo usado para projeto de bomba P-100

**Tabela 4.** Parâmetros característicos da bomba P-100

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Tipo	Multiestágio
Pressão na admissão (kPa)	0
Pressão na impulsão (kPa)	823,8
Diferença de pressão (kPa)	823,8
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	988,6
Vazão volumétrica ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	262,3
Potência consumida pela bomba (kW)	148,2

### 4.3.2 Projeto Bomba de Refluxo



**Figura 5.** Modelo usado para projeto de bomba de refluxo

Onde D e R representam, respectivamente, a corrente de destilado e a corrente de refluxo da torre.

**Tabela 5.** Parâmetros característicos da bomba de refluxo

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Tipo	Estágio único (3500 RPM)
Pressão na admissão (kPa)	666,9
Pressão na impulsão (kPa)	490,3
Diferença de pressão (kPa)	88,9
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	106,7
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	262,3
Potência consumida pela bomba (kW)	15,1

Calculadas as necessidades operacionais dos equipamentos, é possível calcular os custos associados à obtenção e instalação. Os custos de obtenção do equipamento, em dólares, é obtido a partir da equação 12,

$$C_e = a + bS^n \quad (12)$$

em que,

$C_e$  [\$]: custo do equipamento;

$a$ ,  $b$  e  $n$ : constantes de custo associadas ao equipamento;

$S$  [L/s]: capacidade da bomba

Para bombas centrífugas de estágio único, sem o motor, o custo é estimado a partir da equação 13,

$$C_{e_{bomba}} = 800 + 240 S^{0,9} \quad (13)$$

Para o motor, estima-se a partir da equação 14 como se segue,

$$C_{e_{motor}} = -1100 + 2100 S^{0,6} \quad (14)$$

Para a instalação é estimado o custo a partir da equação 15 como demonstrado abaixo,

$$C_{e_{instalação}} = 4 (C_{e_{motor}} + C_{e_{bomba}}) \quad (15)$$

Considerando a redundância de cada ponto onde encontram-se as bombas, os custos de instalação são multiplicados por 2. Logo o custo de instalação total é obtido pela equação 16,

$$C_{e_{instalação,total}} = 2 (C_{e_{instalação,1}} + C_{e_{instalação,2}}) \quad (16)$$

Para calcular os custos de operação de cada bomba, em dólares por ano, o equacionamento é realizado a partir da equação 17 demonstrada abaixo,

$$C_{op} = 0,001 W t E \quad (17)$$

Em que,

$W$  [W]: potência consumida;

$t$  [h/ano]: tempo de operação;

$E$  [\$/kWh]: preço da energia elétrica.

Para as especificações de projeto e valores referenciais adotados, o custo de operação é dado pela equação 18,

$$C_{op} = 0,48 W \quad (18)$$

Logo, o custo de operação total é obtido a partir da equação 19,

$$C_{op,total} = C_{op,1} + C_{op,2} \quad (19)$$

### 4.3. Trocadores de Calor

Nesse projeto, foram calculados cinco trocadores de calor, sendo 3 externos à torre de separação e 2 anexos. Os trocadores externos são: um trocador para integração energética (E-100), um forno (E-101) e um condensador (E-102). Anexo à torre, tem-se uma caldeira (*reboiler*) para aquecimento da corrente de fundo e um condensador para resfriamento da corrente de topo.

Adotando o subscrito “*q*” para a corrente quente e “*f*” para a corrente fria, assim como “*s*” saída e “*e*” para entrada, o dimensionamento de um trocador de calor, em geral depende das seguintes temperaturas:

$T_{e,q}$ : Temperatura de entrada da corrente quente;

$T_{s,q}$ : Temperatura de saída da corrente quente;

$T_{e,f}$ : Temperatura de entrada da corrente fria;

$T_{s,f}$ : Temperatura de saída da corrente fria

Através das temperaturas de entrada e saída de cada corrente e do *duty* do trocador, foi possível calcular a área do trocador segundo a equação 20,

$$Q = A U_m \Delta T_{ml} \quad (20)$$

em que,

$Q$  [kcal/h] : quantidade de calor trocado (*duty*);

$A$  [m<sup>2</sup>] : área do trocador de calor (em geral, igual à área de cada tubo vezes o número de tubos);

$U_m$  [kcal/(h m<sup>2</sup> °C)] : coeficiente de transferência térmica;

$\Delta T_{ml}$  [°C] : diferença logarítmica das temperaturas de entrada e saída das correntes quente e fria, determinada pela equação 21,

$$\Delta T_{ml} = ((T_{q,e} - T_{f,s}) - (T_{q,s} - T_{f,e})) / \ln((T_{q,e} - T_{f,s}) / (T_{q,s} - T_{f,e})) \quad (21)$$

A partir das simulações em *ASPEN HYSYS* e das especificações do projeto, foi possível obter as temperaturas de entrada e saída de cada corrente e seus respectivos *duties*. Os coeficientes de troca térmica foram estimados a partir de uma tabela encontrada na literatura de referência (*Chemical Engineering Design*), que se segue na tabela 6. Foi utilizado o valor médio da faixa sugerida para cada combinação de correntes, com a unidade convertida de [W/m<sup>2</sup> °C] para [kcal/(h m<sup>2</sup> °C)].

Com esses dados, foi possível dimensionar a área de cada trocador (respeitando o sobredimensionamento de 110% previsto em projeto), bem como verificar a efetividade do trocador proposto através do cálculo de seu fator de correção (que



espera-se ser superior a 0,8). Como padrão (tendo como diretriz o menor custo), foi utilizado trocadores de casco e tubo (*shell and tube*).

O número de tubos é calculado a partir da área total do trocador e da área de cada tubo, como mostra a equação 22,

$$\text{Número de tubos} = A/(\pi D L) \quad (22)$$

Para esse projeto, foram especificados, como padrão, tubos de  $D = \frac{3}{4}$ " e  $L = 20$ ft.

**Tabela 6.** Excerto da tabela de valores de coeficiente global de transferência de calor retirado do *Chemical engineering design*

Fluido quente	Fluido frio	U [W/m <sup>2</sup> °C]
Vapor	Compostos orgânicos leves	900-1200
Vapores orgânicos	Água de refrigeração	700-1000

O fator de correção é calculado em função de duas razões adicionais de temperatura, são determinados pelas equações a seguir.

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2+1)} \ln\left[\frac{(1-S)}{(1-RS)}\right]}{(R-1) \ln\left[\frac{2-S[R+1-\sqrt{(R^2+1)}]}{2-S[R+1+\sqrt{(R^2+1)}]}\right]} \quad (23)$$

$$R = (T_{e,q} - T_{s,q}) / (T_{s,f} - T_{e,f}) \quad (24)$$

$$S = (T_{s,f} - T_{e,f}) / (T_{e,q} - T_{s,q}) \quad (25)$$

em que,

$F_t$ : fator de correção;

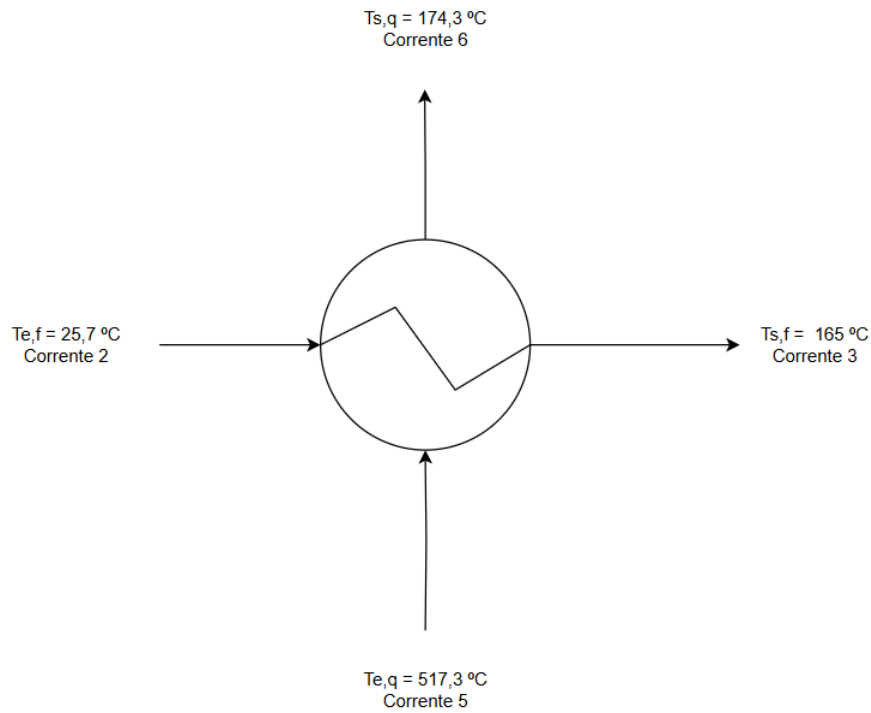
$R$  e  $S$ : razões adimensionais de temperatura;

$T_{e,q}$  e  $T_{s,q}$  [°C]: são, respectivamente, a temperatura de entrada e saída da corrente quente;

$T_{e,f}$  e  $T_{s,f}$  [°C]: são, respectivamente, a temperatura de entrada e saída da corrente fria;

### 4.3.1 Projeto Trocador E-100

Abaixo, na figura 6 e tabela 7, estão esquematizados os resultados obtidos para o projeto do trocador E-100.



**Figura 6.** Esquema do projeto do trocador E-100

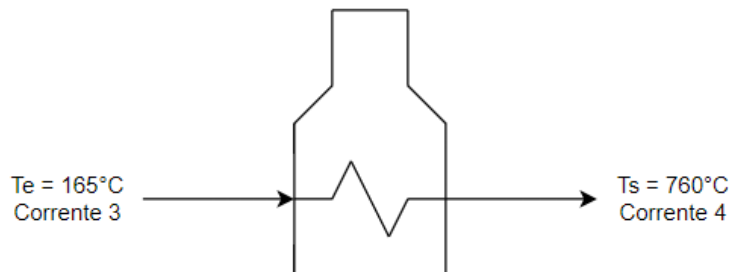
**Tabela 7.** Parâmetros característicos da trocador E-100

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Tipo	Casco e tubo
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	25,7
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	165
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	517,3
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	174,3
Calor trocado (kcal/h)	$7,4 \cdot 10^6$
Área de troca (m <sup>2</sup> )	34,5
Número de tubos	95
Fator de correção	0,83

O trocador de casco e tubo obteve fator de correção superior a 0,8 e foi mantido.

#### 4.3.2 Projeto trocador E-101 (forno)

Abaixo, na figura 7 e tabela 8, estão esquematizados os resultados obtidos para o projeto do forno E-101.



**Figura 7.** Esquema do projeto do trocador E-101

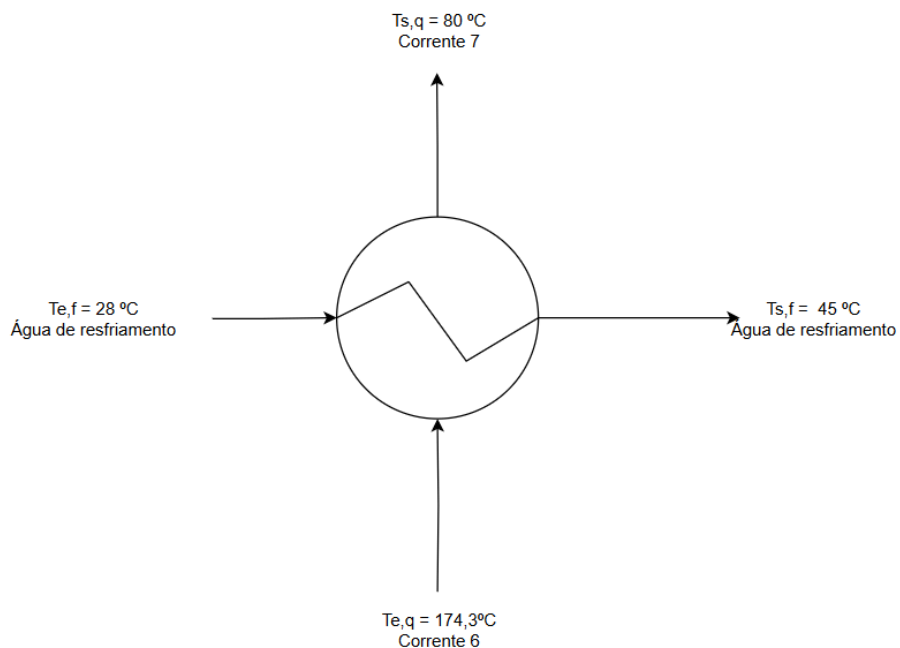
**Tabela 8.** Parâmetros característicos da trocador E-101

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Tipo	Forno (com <i>fuel oil</i> )
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	165
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	760
Calor trocado (kcal/h)	$3,3 \cdot 10^6$

Devido à complexidade do projeto teórico de um forno, este dimensionamento se restringiu a dimensionar o *duty*, a partir do qual se pode calcular os custos de instalação e operação do forno, deixando o projeto do equipamento em si para uma equipe especializada.

#### 4.3.3 Projeto Trocador E-102

Abaixo, na figura 8 e tabela 9, estão esquematizados os resultados obtidos para o projeto do trocador E-102.



**Figura 8.** Esquema do projeto do trocador E-102

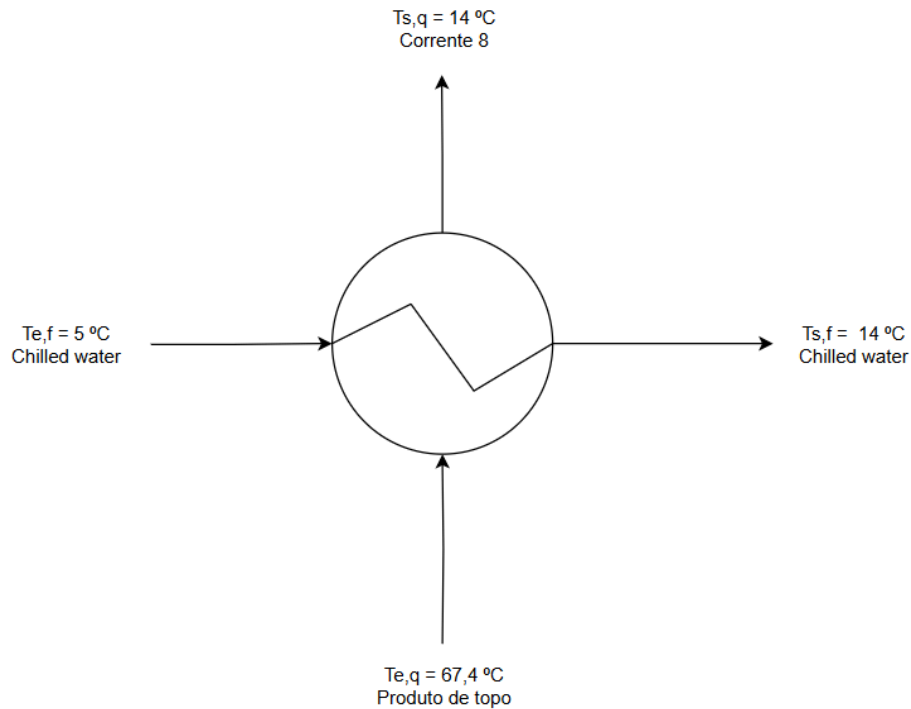
**Tabela 9.** Parâmetros característicos da trocador E-102

Parâmetro característicos		Valor
Tipo	<i>Double-pipe</i> (com água de resfriamento)	
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	174,3	
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	80	
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	28	
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	45	
Calor trocado (kcal/h)	5,2 10 <sup>5</sup>	
Área de troca (m <sup>2</sup> )	8,3	
Número de tubos	23	
Fator de correção	0,96	

O fator de correção do trocador de casco e tubo foi inferior a 0,8. Devido à área pequena calculada, foi possível utilizar um trocador *double-pipe*, que mantém o custo baixo e aumenta significativamente a efetividade da troca térmica em áreas pequenas.

#### 4.3.4 Projeto Condensador

O condensador da torre T-01 é responsável por resfriar e condensar o produto de topo antes de ser direcionado para o vaso. Os resultados do projeto estão sumarizados na figura 9 e tabela 10.



**Figura 9.** Esquema do projeto do trocador condensador

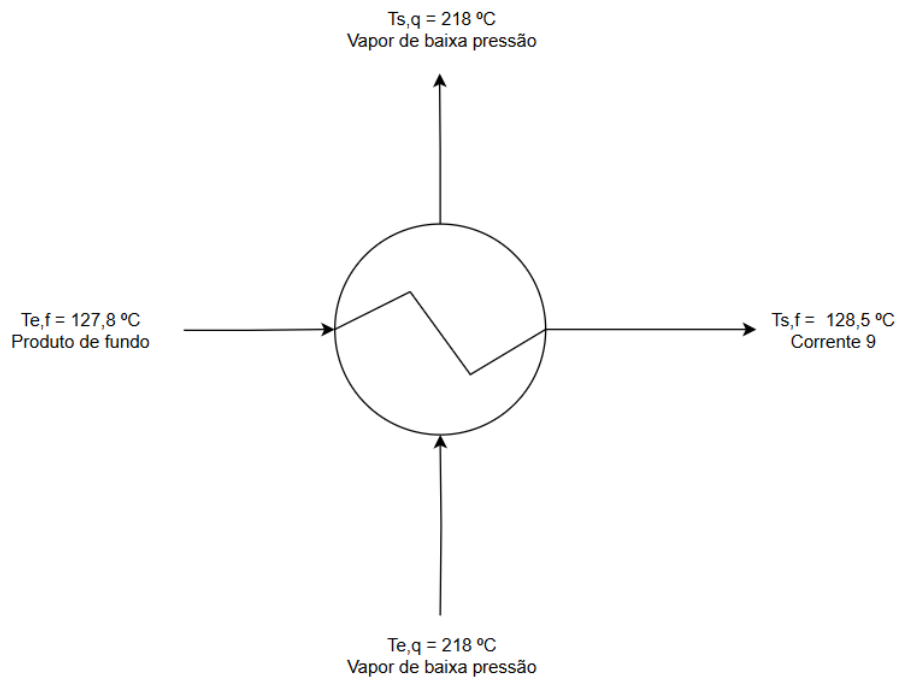
**Tabela 10.** Parâmetros característicos da trocador condensador

Parâmetro característicos	Valor
Tipo	Casco e tubo (com <i>chilled water</i> )
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	67,4
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	14
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	5
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	14
Calor trocado (kcal/h)	$2,5 \cdot 10^6$
Área de troca (m <sup>2</sup> )	$1,4 \cdot 10^2$
Número de tubos	381
Fator de correção	0,82

Não foi possível utilizar água de refrigeração, devido à faixa de temperatura de trabalho. Foi utilizado *chilled water* (disponível para operação entre 10 °C e 20 °C). O fator de correção superior a 0,8 foi obtido com o projeto de casco e tubo convencional.

#### 4.3.5 Projeto Caldeira

Abaixo, na figura 10 e tabela 11, estão esquematizados os resultados obtidos para o projeto da caldeira.



**Figura 10.** Esquema do projeto do trocador caldeira

**Tabela 11.** Parâmetros característicos da trocador caldeira

Parâmetro característicos	Valor
Tipo	Casco e tubo (com vapor de baixa pressão)
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	127,8
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	128,5
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	218
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	218
Calor trocado (kcal/h)	7,9*10 <sup>5</sup>
Área de troca (m <sup>2</sup> )	9,7
Número de tubos	27
Fator de correção	1

Uma vez que o vapor troca apenas calor latente (entrando e saindo a uma mesma temperatura), o fator de correção é 1, sendo, portanto, utilizado a construção mais econômica como padrão (casco e tubo).

Devido ao uso de água de refrigeração no trocador E-102, assim como o uso de *chilled water* no condensador da torre, vapor no refulvedor e combustível no forno, é necessário calcular os gastos associados ao consumo dessas utilidades.

Para água de refrigeração (para operação entre 28 °C e 45 °C), o preço do seu metro cúbico é de US\$ 0,04 . Calcula-se o custo anual da utilização da mesma, considerando que um ano equivale a 8000 horas. O consumo total é corrigido com um fator de 2% para compensar perdas.

$$Vazão_{\text{água de refrigeração}} [m^3/h] = Duty [kcal/h] 0,001 [m^3 \text{ } ^\circ C/kcal] (T_{s,f} - T_{e,f}) [^\circ C] \quad (26)$$

$$Custo_{\text{anual}} [US\$/ano] = Vazão [m^3/h] 8000 [horas/ano] 0,04 [US\$/m^3] \quad (27)$$

Para a *chilled water* (disponível para operação entre 10 °C e 20° C). o custo é calculado baseado no *duty* utilizado, sendo precificada a US\$ 4,50 por cada GJ utilizado.

$$Custo [US\$/ano] = Duty [kcal/h] 8000 [horas/ano] 1/238846 [GJ/kcal] 4,5 [US\$/GJ] \quad (28)$$

O vapor utilizado é de baixa pressão, sendo precificado a US\$ 4,00 por tonelada. O cálculo de consumo anual é similar ao da água de resfriamento, mas ao invés de utilizar o calor sensível, utiliza-se o calor latente do vapor.

$$Vazão_{\text{vapor}} [kg/h] = Duty [kcal/h] / 455 [kcal/kg] \quad (29)$$

$$Custo_{\text{anual}} [US\$/ano] = Vazão [kg/h] 0,001 [ton/kg] 8000 [horas/ano] 0,04 [US\$/ton] \quad (30)$$

Para o combustível do forno, o consumo foi estimado a partir do *duty* do forno e da densidade energética do combustível utilizado (*fuel oil*, precificado a US\$ 0,08 por kg). O valor foi corrigido com uma eficiência de 65% para fornos exclusivamente radiantes.

$$Vazão_{\text{combustível}} [kg/h] = Duty [kcal/h] / 40,36 [MJ/kg] 1/234 [MJ/kcal] \quad (31)$$

$$Custo_{\text{anual}} [US\$/ano] = Vazão [kg/h] 0,08 [US\$/kg] 8000 [horas/ano] \quad (32)$$

#### 4.4. Vaso Pulmão

Os vasos utilizados para o fornecimento de quantidades específicas e constantes de vazão de fluidos de alimentação, saída ou refluxo para os equipamentos são denominados vasos pulmões. Eles têm a função de minimizar flutuações e perturbações que possam atrapalhar o andamento do processo. As dimensões dos vasos devem ser projetadas de forma a possibilitar o tempo de residência suficiente para a estabilização do líquido.

Nesse projeto, o vaso que se enquadra nessa função é o vaso V-01. O vaso V-01 é um vaso pulmão que antecede um condensador parcial (condensador que gera como única corrente de saída a corrente material que contém tanto fração líquida condensada e fração gasosa de metano e etenona que entra no vaso pulmão) e ele é responsável por estabilizar e manter constante as vazões do refluxo do líquido condensado que volta para a torre T-01 e a vazão de saída da mistura do produto gasoso de etenona e metano, que no caso é o nosso produto de interesse. Essa vazão do fluido de saída é retirada do vaso à medida que a corrente material vinda do condensador entra no vaso, isso pois a fração gasosa que é o produto de interesse faz parte dessa corrente e que não se tornou líquida ao passar pelo condensador. O seu dimensionamento e esquema será apresentado a seguir.

Para cumprir a função designada para este vaso estabilizador, foi determinado um tempo de residência de 10 min, ou seja, 0,167 h, o qual corresponde ao indicado para vasos de refluxo de colunas separadoras. Para o projeto do vaso acumulador, foram obtidos os dados de entrada e de saída, calculados durante a simulação, ou seja, a vazão da corrente que sai do condensador e entra no vaso pulmão (L), a vazão de saída do refluxo (R) e a vazão de saída do destilado (D) no vaso pulmão, sendo que  $L = R + D$ . Assim, é importante ressaltar que todo o líquido que entra no vaso pulmão volta em refluxo para a torre (Torre de separação ajustado ao sistema de “Full-Reflux”), portanto, o destilado líquido que sai do vaso é igual a 0. Simplificando a expressão de balanço, temos que  $L = R$ . Com o valor da vazão L, foi calculado o volume útil dos vasos (50% do volume total) e o volume total, da seguinte maneira:

$$Volume\ útil_{vaso} = L t_{residência} \quad (33)$$

$$Volume\ total_{vaso} = 2 Volume\ útil_{vaso} \quad (34)$$

em que,

$t_{residência}$  é o tempo de residência do fluido vaso em [h]



$L$  é a vazão do fluido de entrada no vaso em [m<sup>3</sup>/h]

$Volume\ útil_{vaso}$  é o volume útil do vaso em [m<sup>3</sup>]

$Volume\ total_{vaso}$  é o volume total do vaso em [m<sup>3</sup>].

No projeto, a otimização da relação comprimento/diâmetro ( $\frac{l}{d}$ ) do vaso variou entre 4,38 e 5, sendo avaliada a relação ótima em função do menor custo. Essa otimização foi realizada em conjunto com a otimização da Torre de separação T-01 em função dos pratos, ou seja, conforme será mostrado na seção “Torre de Separação”, foi feita a otimização da torre para 4, 6, 10 e 16 pratos e com a escolha do menor custo da torre foi feita consequentemente a escolha do menor custo do vaso, já que é um equipamento acoplado a torre de separação e então influencia diretamente no valor dela juntamente com outros equipamentos acoplados. Assim, escolhendo a torre de menor custo é feita a otimização do comprimento/diâmetro pelo método SOLVER, método dentro do software Excel. O diâmetro do vaso ( $d$ ) e o comprimento do vaso ( $l$ ) são calculados utilizando a seguinte equação:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4\ Volume\ total_{vaso}}{\pi \left(\frac{l}{d}\right)}} \quad (35)$$

$$l = \left(\frac{l}{d}\right) d \quad (36)$$

em que,

$d$  possui unidade de [m]

$l$  também possui unidade de [m].

Para estimar a espessura do vaso,  $e$  (“total wall thickness”) utilizou-se a equação abaixo:

$$e = \frac{P_D d}{(2 S_t E) - (1,2 P_D)} + (CA 10^{-3}) \quad (37)$$

sendo que,

$$P_D = (P_{operação} + 1,8) 0,0980665 \quad (38)$$

em que,

$e$  é a espessura do vaso em [m]

$d$  é o diâmetro do vaso calculado anteriormente em [m]

$P_D$  é a pressão de desenho (ou de projeto) em [N/mm<sup>2</sup>]

$P_{\text{operação}}$  é a pressão de operação em [kg/cm<sup>2</sup>], a qual é obtida pela simulação,  $S_t$  é a máxima pressão suportável, a qual encontra-se na Tabela 14.2 da página 448<sup>13</sup> e corresponde a 88,94 N/mm<sup>2</sup> (conversão de 12,9 ksi),  $E$  é a eficiência da solda, a qual encontra-se na Tabela 14.3 da página 449<sup>13</sup> e corresponde a 0,85 e  $CA$  é a sobreesspessura para corrosão, a qual foi assumida como 3 mm.

Para estimar o peso dos vasos,  $W$ , utilizou-se as seguintes equações:

$$W = (240 C_w d_m (l + 0,8 d_m) e 1000) 0,101972 \quad (39)$$

$$d_m = d + e \quad (40)$$

em que,

$W$  é o peso dos vasos em [kg]

$d$  é o diâmetro do vaso calculado anteriormente em [m]

$e$  é a espessura do vaso (“total wall thickness”) em [m]

$l$  é o comprimento do vaso em [m]

$d_m$  é o diâmetro médio do vaso em [m]

$C_w$  é um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, assumido como 1,08 para vasos com somente poucas ajustes internos.<sup>13</sup>

Para a temperatura de projeto do vaso V-01, considerou-se a mínima temperatura de projeto, 80 °C, mesmo que a temperatura da corrente material 8 obtida na simulação seja de 14 °C. Essa corrente está relacionada com o fluido de saída do vaso acumulador, que é a mistura de gás (produto de interesse da planta industrial projetada) de etenona e metano. Isso porque a temperatura mínima aceitável para um vaso acumulador em um processo com a torre de separação é de 80 °C. A temperatura da corrente de saída do vaso é muito baixa e não pode ser considerada para projeto.

Para o cálculo do custo de cada um destes equipamentos, assim como da instalação, foram utilizadas as equações abaixo, tendo como parâmetros os valores apresentados na Tabela 12 e os custos calculados apresentados na Tabela 13.<sup>13</sup>

$$Custo_e = a + bS^n \quad (41)$$

$$Custo_{\text{instalação}} = I Custo_e \quad (42)$$

em que ambos os custos  $Custo_{\text{instalação}}$  e  $Custo_e$  têm seus valores em dólares (US\$).

**Tabela 12.** Parâmetros utilizados para cálculo do custo do vaso.

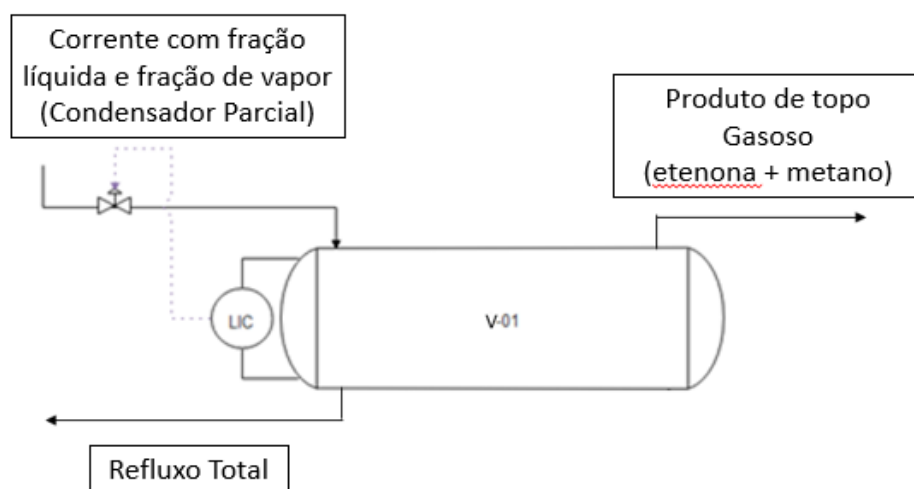
Equipamento	a	b	S (unidades por tamanho)	n	I (fator de instalação)
Vaso horizontal V-01	12800	73	W (kg)	0,85	4

**Tabela 13.** Custos calculados para o vaso em análise.

Equipamento	Custo do Equipamento (US\$) - $Custo_e$	Custo de Instalação (US\$) - $Custo_{Instalação}$
Vaso horizontal V-01	28561,51	114246,03

Assim, conforme foi explicado anteriormente, para obter-se um valor ótimo, baseado no custo, da relação comprimento/diâmetro  $\left(\frac{l}{d}\right)$  avaliou-se o menor custo obtido. O custo mínimo foi obtido para  $\left(\frac{l}{d}\right) = 4,38$  em ambos os casos. Dessa forma, obteve-se o valor do diâmetro do vaso ( $d$ ), podendo-se obter os valores de nível máximo de líquido no vaso ( $HLL$ ), nível normal de líquido no vaso ( $NLL$ ) e nível mínimo de líquido no vaso ( $LLL$ ), os quais são 80%, 50% e 20% do diâmetro do vaso calculado ( $d$ ), respectivamente.

O esquema simplificado do vaso pulmão V-01 encontra-se na Figura 11 e seus parâmetros são apresentados na Tabela 14.



**Figura 11.** Esquema do vaso pulmão V-01

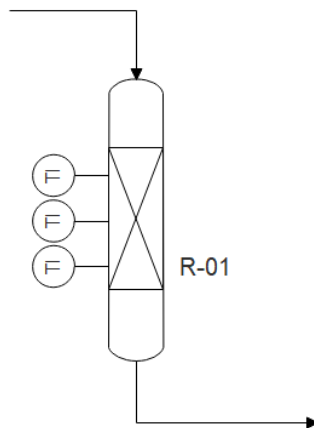
**Tabela 14.** Parâmetros característicos do vaso V-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Comprimento do vaso (m)	3,45
Diâmetro do vaso (m)	0,79
Espessura do vaso (m)	$6,5 \cdot 10^{-3}$
Nível máximo de líquido (m)	0,63
Nível normal de líquido (m)	0,39
Nível mínimo de líquido (m)	0,16
Pressão de projeto (kPa)	666,85
Temperatura de projeto (°C)	80,0

#### 4.5. Reator

Um reator PFR (Reator de Leito Fixo ou Reator Tubular) é um tipo específico de reator químico amplamente utilizado na indústria para realizar reações contínuas em larga escala. Ele funciona com os reagentes fluindo continuamente através de um leito fixo de catalisador sólido. A principal característica do reator PFR é sua capacidade de manter condições de operação estáveis ao longo do tempo, pois os reagentes são introduzidos na entrada do reator em uma corrente contínua e os produtos são retirados na mesma taxa. Isso é crucial para processos industriais que exigem produção contínua e estável de produtos químicos.

O reator PFR é indicado para a planta de produção de etenona a partir de acetona devido à sua capacidade de proporcionar controle preciso das condições de reação, suportar operações contínuas, maximizar a eficiência de conversão, facilitar a purificação do produto e ser adaptável para operações em escala industrial. A figura 12 demonstra o esquema do reator em questão,



**Figura 12.** Esquema do Reator PRF-100

A seleção do catalisador foi pautada na consideração do tipo de reação em questão, buscando identificar aquele mais apropriado para a situação específica. Nesse contexto, a escolha recaiu sobre os flocos de carvão. O carvão é um catalisador indicado para a pirólise da acetona na produção de etenona e metano devido às suas propriedades catalíticas, estabilidade térmica, superfície ativa, disponibilidade econômica e compatibilidade com as condições de operação do processo industrial.

O carvão é um catalisador ideal para a pirólise da acetona devido às suas propriedades catalíticas que aceleram a decomposição térmica da acetona em etenona e metano, mantendo uma excelente estabilidade térmica em altas temperaturas. Sua estrutura porosa proporciona uma grande área superficial, facilitando a adsorção dos reagentes e a difusão dos produtos formados. Além disso, o carvão é amplamente disponível e de baixo custo, sendo produzido a partir de fontes renováveis como madeira ou carvão mineral, o que o torna economicamente viável para aplicações industriais em larga escala. Sua capacidade de ser moldado em diversas formas permite uma otimização da geometria no reator de fluxo empistonado, maximizando a eficiência do processo de pirólise da acetona. Essas características fazem do carvão uma escolha robusta e eficaz para a produção de etenona e metano industrialmente.<sup>14</sup>

Assumindo uma pressão inicial de 686,46 kPa , adiciona-se o valor de 176,52 kPa para chegar na pressão de projeto de  $P_i = 862,98$  kPa.

Assume-se diversos valores entre 15 e 30 metros para o comprimento do reator, escolhendo aquele que se aproxima da máxima perda de carga permitida (no caso, 14,710 kPa), calculado com o solver do Excel. Realizando esse procedimento,

encontra-se que o comprimento do reator será de 28,9 metros. A partir desse comprimento, é possível calcular o diâmetro do reator, seguindo a seguinte expressão:

$$D (m) = \sqrt{\frac{4 \text{Volume reacional}}{\pi L}} = 3,71 m \quad (43)$$

Destaca-se o volume reacional calculado, que representa o espaço físico dentro do reator onde ocorre a reação química. Essa grandeza é determinada pela vazão de entrada no reator (corrente 4) e pelo tempo de reação ( $t_r$ ) de 5 minutos, como estabelecido pelas diretrizes do problema. Assim, o volume reacional ( $V_{\text{reacional}}$ ) é calculado como:

$$V_{\text{reacional}} = Q^{\text{entrada}} t_r = 156,49 m^3 \quad (44)$$

Por outro lado, o volume total do reator ( $V_{\text{reator}}$ ) é obtido multiplicando-se o volume reacional pelo inverso da porosidade do carvão (0,5). Portanto:

$$V_{\text{reator}} = \frac{V_{\text{reacional}}}{\varepsilon} = 312,90 m^3 \quad (45)$$

A equação de Ergun é um modelo que descreve a perda de carga em sistemas de fluxo multifásico, integrando termos relacionados à viscosidade e à inércia dos fluidos. Sua aplicação é fundamental para analisar com precisão as condições de escoamento, sendo particularmente valiosa na otimização de processos industriais e na compreensão de fenômenos fluidodinâmicos complexos. Neste estudo, a equação de Ergun foi empregada para calcular a perda de carga, considerando a interação com partículas esféricas, refletindo seu papel crucial na engenharia de processos.

$$\frac{\Delta P}{L} = \left( \frac{150 \mu u (1-\varepsilon^2)}{D_p^2 \varepsilon^3} + \frac{1,75 \rho_f u^2 (1-\varepsilon)}{D_p \varepsilon^3} \right) \quad (46)$$

em que,

$\mu$  corresponde a viscosidade do líquido de entrada (Pa s)

$u$  corresponde a velocidade mássica que varia de acordo com a área (m/s)

$\rho_f$  corresponde a densidade do fluido de entrada (kg/m<sup>3</sup>)

$L$  corresponde ao comprimento (m).

Considerando os valores obtidos das simulações, a perda de carga do sistema será de 14,63 kPa.

Com esse valores é possível calcular também a espessura do reator ( $e$ ), baseado na pressão de projeto ( $P_i$ ), diâmetro do reator ( $D$ ), máxima pressão suportável pelo

sistema ( $P_s$ ), eficiência de solda ( $E$ ) e sobre-espessura por corrosão, considerada de  $3 \cdot 10^{-3}$  m:

$$e = \frac{P_i D 1000}{2 \cdot E - 1,2 P_i} + 3 = 0,17 \text{ m} \quad (47)$$

O peso total do reator em [kg] foi calculado baseado no resultado obtido anteriormente utilizando a equação 47, com esse resultado é possível determinar o peso e o diâmetro médio do reator utilizando as equações 48 e 49, mostradas a seguir:

$$W = 240 C_w d_m (l + 0,8 d_m) e 0,101972 \quad (48)$$

$$d_m = d + e \quad (49)$$

em que,

$d$  é o diâmetro do reator

$e$  é a espessura do reator (total wall thickness)

$l$  é o comprimento do reator

$d_m$  o diâmetro médio do reator

$C_w$  um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, assumido como  $1,15^{13}$ .

O valor obtido foi de 589139,95 kg.

Para calcular os custos do reator, foram utilizadas as seguintes equações:

$$Custo_e (US\$) = a + b S^n \quad (50)$$

$$Custo_{instalação} (US\$) = l Custo_e \quad (51)$$

onde,

$a = 12800$

$b = 73$

$n = 0,85$

$S$  é o peso do reator

$l$  o fator de instalação, no caso considerado como 4. Esses valores são tabelados<sup>13</sup>.

Calculando ambos, obtêm-se que os custos do reator são:

$$Custo_e (US\$) = 7636586,419 \quad (52)$$

$$Custo_{instalação} (US\$) = 4 Custo_e = 30546345,68 \quad (53)$$

Com esses cálculos, foi possível otimizar o reator, cujo diâmetro ótimo encontrado foi de 3,71 metros.

A altura de um reator PFR geralmente não é mostrada em diagramas ou representações típicas. Isso se deve ao fato de que, no PFR, o foco está no comprimento do tubo ou trajeto percorrido pelo fluido ou reagentes ao longo do reator, portanto no dimensionamento não foi considerado este parâmetro.

Foi escolhido para o material do reator o aço inoxidável 304. Esse material é amplamente utilizado na indústria para aplicações em reatores devido às suas propriedades superiores de resistência à corrosão e durabilidade. No contexto específico de um reator PFR para a produção de etenona, o aço 304 oferece uma excelente resistência à corrosão tanto em ambientes ácidos quanto alcalinos, garantindo assim a integridade estrutural do equipamento ao longo do tempo.

Além de sua resistência química, o aço 304 é conhecido por sua boa resistência mecânica, o que é crucial para suportar as condições operacionais de pressão e temperatura típicas de processos industriais. Sua capacidade de manter suas propriedades em uma ampla faixa de temperaturas (-50°C a 900°C) torna-o ideal para ambientes onde a variação térmica é uma consideração importante.

No contexto específico da produção de etenona, onde é fundamental manter condições estáveis de temperatura e evitar a contaminação do produto, o aço 304 oferece uma solução confiável. Sua resistência à corrosão frente a ácidos orgânicos e solventes, combinada com sua facilidade de fabricação e manutenção, faz dele uma escolha popular entre os materiais para equipamentos de processo<sup>15</sup>. Os parâmetros do reator estão listados na tabela 15.

**Tabela 15.** Parâmetros característicos do reator R-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Comprimento do reator (m)	28,9
Espessura do reator (m)	0,17
Tamanho de partícula de catalisador (m)	$1,00 \cdot 10^{-3}$
Densidade do catalisador (kg/m <sup>3</sup> )	500
Pressão de projeto (kPa)	862,98
Temperatura de projeto (°C)	760



#### 4.6. Torre de Separação

A coluna de destilação fracionada é essencial em processos químicos industriais para separar misturas líquidas complexas com base em diferenças de volatilidade. Através da aplicação de calor na base da coluna, os componentes mais voláteis sobem mais rapidamente, enquanto os menos voláteis permanecem na base. Esse processo permite a produção eficiente de produtos químicos puros em indústrias petroquímicas, farmacêuticas e de processamento de alimentos.

Para o dimensionamento da coluna de destilação (T-01) nesta unidade de produção de etenona a partir de acetona, o objetivo principal é separar eficientemente os produtos desejados da corrente de alimentação de acetona. A coluna será projetada para lidar com uma carga de 10.000 kg/h de acetona pura, alimentada a uma pressão de 8,4 kg/cm<sup>2</sup> e temperatura de 760 °C após pré-aquecimento. Após a pirólise da acetona, a corrente resultante é resfriada para 80 °C antes de entrar na coluna de destilação.

A coluna T-01 terá como objetivo principal separar uma mistura enriquecida de metano e etenona no topo, garantindo uma fração molar acumulada de 99,5% para esses produtos. No fundo da coluna, será obtida uma corrente praticamente pura de acetona, com uma tolerância de concentração de etenona de até 1 ppm (mmol/kmol). A operação da coluna será auxiliada por um sistema de refluxo onde a fração condensada no topo será reciclada para a coluna, enquanto apenas o vapor da corrente desejada será retirado através de um recipiente pulmão após o condensador parcial.<sup>37</sup>

##### 4.6.1. Dimensionamento e Otimização da Torre T-01

Para o projeto da torre T-01, a qual é uma coluna de destilação fracionada, iniciou-se obtendo os dados das correntes de entrada e de saída, e dados do interior da coluna, correntes líquidas e gasosas internas. Para se determinar os valores de dimensionamento, altura, diâmetro e espessura da torre, necessitou-se analisar a máxima vazão volumétrica de gás ascendente ( $v_{gás, máx}$ ) e assim determinar a velocidade limite ( $v_{Limite}$ ) em [m/s] para não arraste do líquido, cuja equação é apresentada abaixo. Dessa forma, foi possível calcular a seção mínima requerida ( $S_{mín}$ ) em [m<sup>2</sup>] e o diâmetro mínimo ( $D_{mín}$ ) em [m] utilizando as seguintes relações:

$$v_{Limite} = 0,07 \sqrt{\frac{\text{densidade}_{líq} - \text{densidade}_{gás}}{\text{densidade}_{gás}}} \quad (54)$$

$$S_{\text{mín}} = \frac{v_{\text{gás, máx}}}{v_{\text{Limite}}} \frac{1}{3600} \quad (55)$$

$$D_{\text{mín}} = 1,2 \sqrt{\frac{4 S_{\text{mín}}}{\pi}} \quad (56)$$

em que, as densidades do líquido ( $\text{densidade}_{\text{liq}}$ ) e do gás ( $\text{densidade}_{\text{gás}}$ ) são as correspondentes ao prato em que teve a máxima vazão volumétrica de gás ascendente e  $v_{\text{gás, máx}}$  é a máxima vazão volumétrica de gás ascendente em [m<sup>3</sup>/h].

A altura da torre depende do valor escolhido de separação entre os pratos e da altura total do fundo. Como trata-se de um serviço limpo, adotou-se uma separação de 460 mm entre os pratos comuns. Para o prato de alimentação e o prato de topo da torre, adotou-se uma separação de 910 mm.<sup>17</sup>

Além disso, para se definir a altura do fundo da torre, foi necessário estabelecer os níveis de líquido no fundo ( $LLL_{\text{fundo}}$ ,  $NLL_{\text{fundo}}$ ,  $HLL_{\text{fundo}}$ ) em [m] pelas seguintes relações:

$$LLL_{\text{fundo}} = 15 \text{ in} = 15 \cdot 0,0254 = 0,381 \text{ m} \quad (57)$$

$$NLL_{\text{fundo}} = \left( Vazão_{\text{fundo}} \text{ Holdup time} \frac{1}{60} \frac{1}{S_{\text{mín}}} \right) + LLL_{\text{fundo}} \quad (58)$$

Equação 54

$$HLL_{\text{fundo}} = \left( Vazão_{\text{fundo}} \text{ Surge time} \frac{1}{60} \frac{1}{S_{\text{mín}}} \right) + NLL_{\text{fundo}} \quad (59)$$

Equação 55

em que, a  $Vazão_{\text{fundo}}$  está em [m<sup>3</sup>/] e os valores de  $LLL_{\text{fundo}}$  em [m],  $Holdup \text{ time}$  em [min] e do  $Surge \text{ time}$  em [min] encontram-se tabelados e são, respectivamente, 0,381 m, 5 min e 2 min.<sup>18</sup>

A diferença entre o último estágio e o nível máximo de líquido do fundo da torre foi adotado como 0.91m, logo:<sup>17</sup>

$$Altura_{\text{fundo}} = (HLL_{\text{fundo}} + 0,91 \text{ m}) \quad (60)$$

em que  $Altura_{\text{fundo}}$  é em [m].

Assim, calculou-se a altura total da torre pela seguinte relação:

$$Altura_{\text{total}} = \left( (N^{\circ}_{\text{pratos}} - 2) \cdot 0,46 \right) + 0,91 + 0,91 + Altura_{\text{fundo}} \quad (61)$$

em que  $Altura_{\text{total}}$  é em [m].

Para estimar a espessura da torre T-01,  $e$  (“total wall thickness”), utilizou-se a equação abaixo:

$$e = \frac{P_D d}{(2 S_t E) - (1,2 P_D)} + (CA 10^{-3}) \quad (62)$$

sendo que,

$$P_D = (P_{\text{operação}} + 1,8) 0,0980665 \quad (63)$$

em que,

$e$  é a espessura do vaso em [m]

$d$  é o diâmetro do vaso calculado anteriormente em [m]

$P_D$  é a pressão de desenho (ou de projeto) em [N/mm<sup>2</sup>]

$P_{\text{operação}}$  é a pressão de operação em [kg/cm<sup>2</sup>], a qual é obtida pela simulação

é a máxima pressão suportável, a qual encontra-se na Tabela 14.2 da página 448<sup>13</sup> e corresponde a 88,94 N/mm<sup>2</sup> (conversão de 12,9 ksi)

$E$  é a eficiência da solda, a qual encontra-se na Tabela 14.3 da página 449<sup>13</sup> e corresponde a 0,85

$CA$  é a sobreesspessura para corrosão, a qual foi assumida como 3 mm.

Para estimar o peso total da torre,  $W$  em [kg], dividiu-se o cálculo em duas etapas, cálculo do peso da seção que contém todos os pratos da torre e o peso da seção de fundo da torre. Assim, para a primeira etapa utilizou-se as seguintes equações,

$$W_{\text{seção pratos}} = (240 C_w d_m ((\text{Altura}_{\text{total}} - \text{Altura}_{\text{fundo}}) + 0,8 d_m) e 1000) 0,101972 \quad (64)$$

$$d_m = d + e \quad (65)$$

em que,

$d$  é o diâmetro da seção de pratos da torre em [m]

$e$  é a espessura da torre (“total wall thickness”) em [m]

$(\text{Altura}_{\text{total}})$  é altura da total da torre em [m],  $(\text{Altura}_{\text{fundo}})$  é a altura total do fundo em [m]

$d_m$  o diâmetro médio nominal da seção de pratos da torre em [m]

$C_w$  um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, assumido como 1,15 para vasos como torres de destilação.<sup>13</sup>

Já para segunda parte do cálculo, repete-se a mesma lógica,

$$W_{seção\ fundo} = (240 C_w d_m (Altura_{fundo} + 0,8 d_m) e 1000) 0,101972 \quad (66)$$

$$d_m = d + e \quad (67)$$

em que,

$d$  é altura total do fundo em [m]

$e$  é a espessura da torre (“total wall thickness”) em [m]

$Altura_{fundo}$  é a altura total do fundo da torre em [m]

$d_m$  o diâmetro médio nominal do fundo da torre em [m]

$C_w$  um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, assumido como 1,15 para vasos como torres de destilação.<sup>13</sup>

Para a temperatura de projeto da torre T-01, considerou-se a maior temperatura ao longo da torre, ou seja, a temperatura da corrente de fundo de saída do refeedor que é de 128,6 °C acrescida de 30 °C.

Para otimizar-se o projeto, simulou-se a torre com 4, 6, 10 e 16 pratos para análise do menor custo. O número de pratos da torre altera alguns dados importantes dos equipamentos ligados a ela e, conseqüentemente, os custos desses equipamentos, os quais são: vaso pulmão, bomba de refluxo, condensador de produto de topo e refeedor da torre, considerando também os custos operativos do vapor, da água de refrigeração e de eletricidade da bomba. Dessa forma, projetou-se a torre e cada um desses equipamentos para essas quatro variações do número de pratos e avaliou-se o custo total (US\$/ano), obtido pela soma do custo capital anualizado (US\$/ano) e o custo operativo total (US\$/ano), obtidos pelas equações abaixo.<sup>13</sup>

$$Custo\ capital\ anualizado = 0,32\ Custo\ capital\ total \quad (68)$$

$$Custo\ capital\ total = \sum_{i=1}^{n=5} Custo_{instalação, i} \quad (69)$$

em que,

$Custo\ capital\ total$  é em US\$

$Custo_{instalação, i}$  é o custo capital (de instalação) em US\$ de cada equipamento

$i$  instalação,  $i = 1$  (torre), 2 (vaso), 3 (condensador), 4 (refeedor), 5 (bomba de refluxo).

$$Custo\ operativo\ total = \sum_{j=1}^{m=3} Custo\ operativo_j \quad (70)$$

em que,

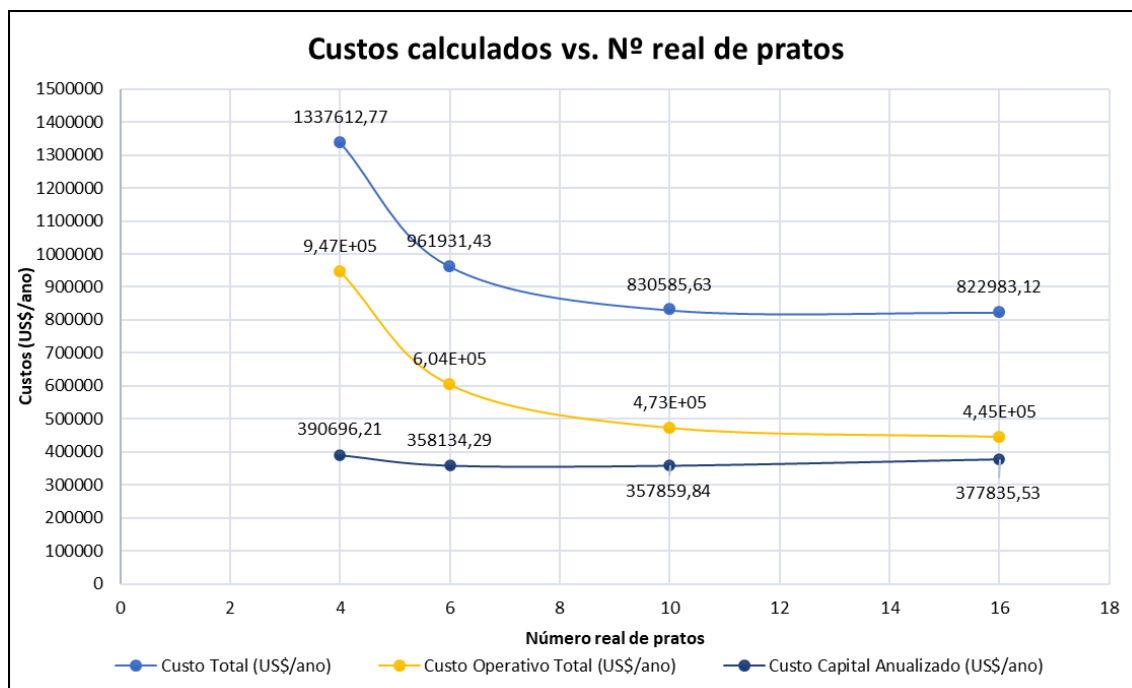
o *Custo operativo<sub>j</sub>* é o custo operacional de cada equipamento em US\$, sendo  $j = 1$  (vapor), 2 (água de refrigeração), 3 (eletricidade da bombas).

$$\text{Custo total} = \text{Custo capital anualizado} + \text{Custo operativo total} \quad (71)$$

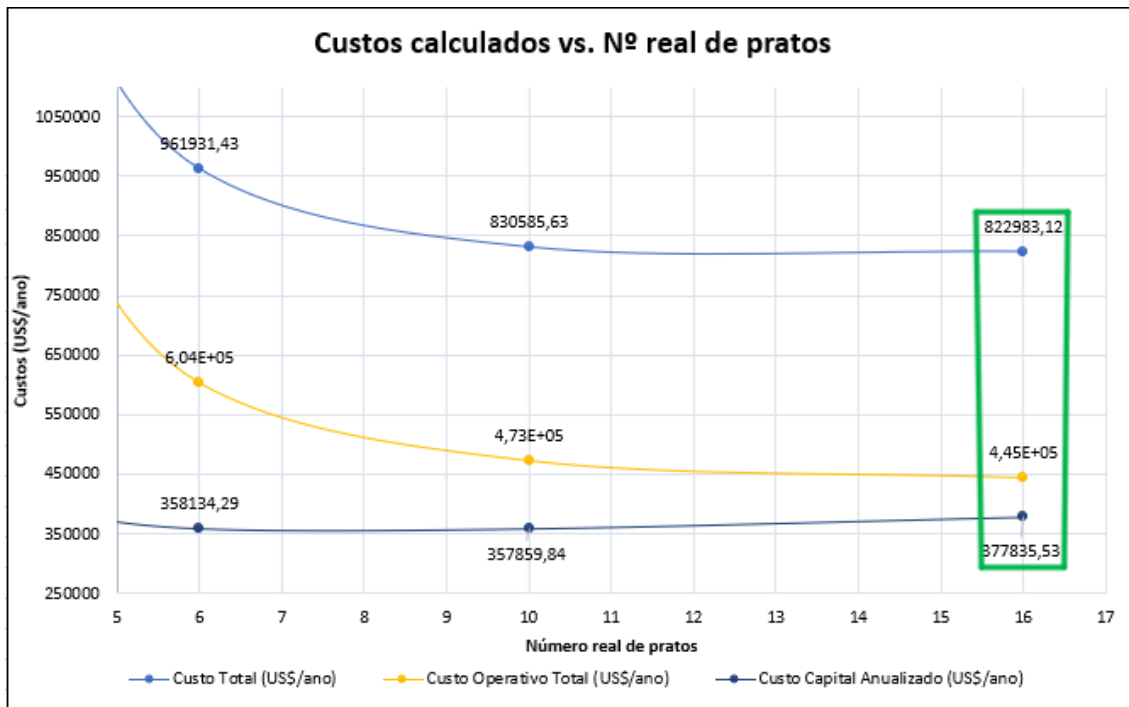
Os resultados obtidos para os custos são encontrados na tabela 16 e nas figuras 13 e 14, as quais indicam o número de pratos ideal obtido por essa otimização:

**Tabela 16.** Valores dos custos para cada número real de pratos

Número de pratos	Custo Capital Anualizado (US\$/ano)	Custo Operativo Total (US\$/ano)	Custo Total (US\$/ano)
4	390696,21	9,47E+05	1337612,77
6	358134,29	6,04E+05	961931,43
10	357859,84	4,73E+05	830585,63
16	377835,53	4,45E+05	822983,12



**Figura 13.** Gráfico de Custos vs Número de pratos



**Figura 14.** Gráfico com a torre selecionada

Dessa forma, concluiu-se que o número de pratos reais ideal para o projeto da torre de destilação fracionada T-01 é 16, por apresentar os menores valores em dois dos três custos comparados.

Assim, para o cálculo do custo, em dólar, de cada um destes equipamentos, assim como da instalação, foram utilizadas as equações abaixo, tendo como parâmetros os valores tabelados e apresentados na tabela abaixo.<sup>13</sup>

Nesse caso, os valores dos parâmetros para as torres foram escolhidos com base em um vaso de pressão vertical.

$$Custo_e = a + b S^n \quad (72)$$

$$Custo_{instalação} = I Custo_e \quad (73)$$

em que, ambos os custos  $Custo_{instalação}$  e  $Custo_e$  têm seus valores em dólares (US\$).

**Tabela 17.** Parâmetros utilizados para cálculo do custo do vaso.

Equipamento (e)	a	b	S (unidades por tamanho)	n	I (fator de instalação)
Torre vertical T-01	17400	79	W (kg)	0,85	4
Prato	210	400	Diâmetro mínimo (m)	1,9	4

Sendo que, para as torres, o custo  $Custo_{e,total}$  em US\$, é o somatório deste custo para a torre em si em US\$ e para os pratos multiplicando pelo número de pratos em US\$, resultando em:

$$Custo_{e,total} = N^{\circ}_{pratos} \cdot Custo_{e,prato} \quad (74)$$

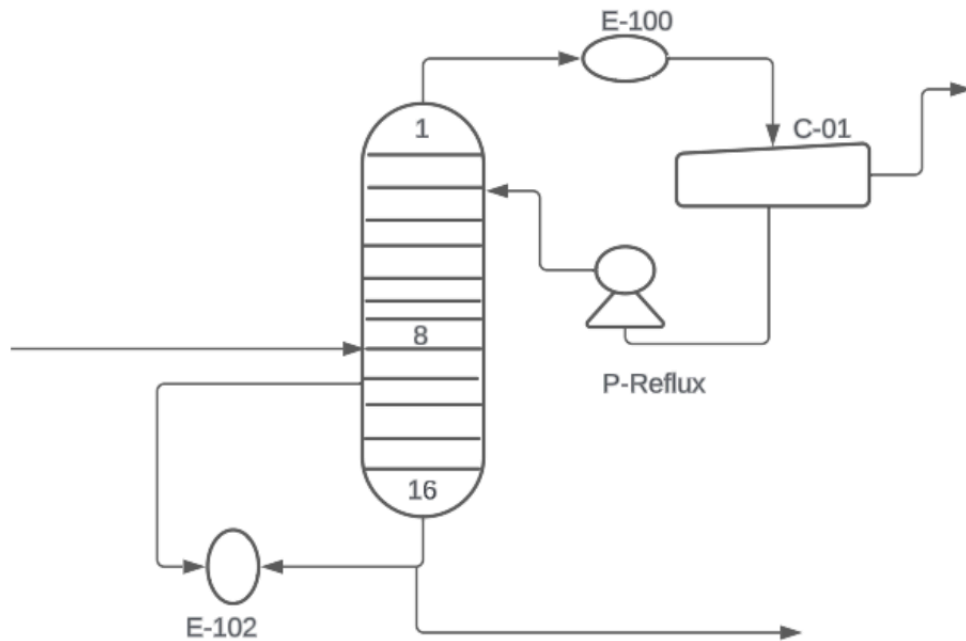
$$Custo_{inst,total} = I \cdot Custo_{e,total} \quad (75)$$

em que  $Custo_{inst,total}$  é o custo de instalação de todos os equipamentos em US\$.

Dessa forma, os custos para a torre encontram-se na Tabela 18.

**Tabela 18.** Custos da torre

<b>Equipamento (e), Nº de pratos</b>	<b>Custo do Equipamento (US\$) - <math>Custo_{e,total}</math></b>	<b>Custo de Instalação (US\$) - <math>Custo_{Inst,total}</math></b>
Torre T-01, 16	124349,76	497399,06



**Figura 15.** Esquema da torre T-01

**Tabela 19.** Parâmetros característicos da torre T-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Diâmetro de fundo da torre (m)	0,93
Diâmetro da região dos pratos (m)	1,85
Altura da torre (m)	10,02
Espessura da torre (m)	7,996
Número de pratos	16
Espaçamento entre pratos (m)	0,46
Prato de alimentação	8
Nível máximo de líquido (m)	0,85
Nível normal de líquido (m)	0,72
Nível mínimo de líquido (m)	0,38
Pressão de projeto (kPa)	809,05
Temperatura de projeto (°C)	158,5



#### 4.7. Listagem de Indicadores

Segue na tabela 20 abaixo a lista de instrumentos encontrados na planta. Estes instrumentos se referem como um todo aos sistemas de medição tipo sensores e transmissores elétricos das variáveis de controle.

**Tabela 20.** Listagem de instrumentos

<b>INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>		<b>INSTRUMENTOS DE NÍVEL</b>	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
FT - 01	#1	LT - 03	C-2
FT - 03	#R	LG - 03	C-2
FT - 04	#3	LT - 06	C-1
FI - 02	#5	LG - 06	C-1
FT - 05	#V		
<b>INSTRUMENTOS DE PRESSÃO</b>		<b>INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA</b>	
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
PI - 01	#1	TI - 01	#1
PT - 02	C-1	TI - 02	C-1
PI - 02a	P-01a	TI - 04	#3
PI - 02b	P-01b	TI - 05	#5
PI - 03	#3	TI - 06	C-1
PI - 04	#5		

#### 4.10. Listagem de Controladores

Os controladores são instrumentos que garantem o valor de referência para uma variável final alterando uma outra variável, a variável manipulada. Dado uma perturbação na variável controlada, o controlador envia um sinal de controle ao elemento final de controle, válvulas ou bombas, por exemplo, alterando o valor da variável manipulada, para fazer a variável manipulada voltar ao seu valor de referência. A listagem de controladores implementadas no projeto está elencada na tabela 21.

A estrutura de controle utilizada para a coluna de produção de etenona foi definida a partir da avaliação de 3 estratégias de controles implementadas e avaliadas em que foi realizada uma análise verificando a eficiência e os resultados obtidos

realizando diferentes controles no topo da torre de destilação, e entre elas foi definida a estratégia que oferecesse um produto final com qualidade mais elevada realizando um controle adicional a mais para tal.<sup>36</sup>

Essa estratégia resume-se a definir uma taxa de refluxo constante de maneira que a vazão de refluxo que entra na torre funciona como parâmetro de referência para controle da vazão de produto juntamente com a vazão que temos do próprio volume final, de maneira que o controlador utiliza a informação dessas duas vazões para controlar a vazão de saída e garante com que a vazão de refluxo se mantenha constante nos parâmetros previamente definidos. Sendo assim, trata-se de um controle em que temos duas variáveis de entrada para o controlador e também um sistema de segurança atrelado a esse controlador caso a vazão fique muito baixa. Outro diferencial do sistema de controle implementado é o fato de termos um controle da vazão da água resfriada do trocador de calor do topo da torre de forma a controlar a pressão no interior da torre.

A pressão é controlada pela remoção de calor do condensador, o nível é controlado pelo refluxo e a vazão do destilado é proporcional à vazão do refluxo.

**Tabela 21.** Listagem de controladores

<b>CONTROLADORES DE VAZÃO</b>		<b>CONTROLADORES DE NÍVEL</b>	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
FIC - 01	#1	LIC - 3	C-2
FCV - 01	#1	LCV - 3	C-2
FFIC - 04	#R	LIC - 6	C-1
FFCV - 04	#3	LCV - 6	C-1
FIC - 05	#V		
FCV - 05	#V		
<b>CONTROLADORES DE PRESSÃO</b>		<b>CONTROLADORES DE TEMPERATURA</b>	
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
PIC - 02	C-1	TIC - 05	C-1
PCV - 02	C-1		

#### 4.11. Listagem de Alarmes

Os alarmes são dispositivos fundamentais que alertam os operadores sobre condições anormais ou perigosas, permitindo uma resposta rápida para evitar acidentes. Eles são programados para ativar sinais visuais e sonoros quando determinados parâmetros ultrapassam limites predefinidos.<sup>21</sup>

Portanto, nas bombas, os alarmes de pressão e vazão monitoram continuamente o desempenho, ativando alertas em caso de bloqueios, vazamentos ou falhas que possam levar ao superaquecimento e danos mecânicos.<sup>22</sup>

Isso permite ações corretivas imediatas para prevenir falhas catastróficas. Em reatores, alarmes de temperatura e pressão evitam reações químicas descontroladas que podem resultar em explosões ou liberação de substâncias tóxicas.<sup>23</sup> Eles permitem a detecção precoce de condições críticas, possibilitando a intervenção antes que a situação se agrave. Já nas caldeiras, os alarmes de pressão, temperatura e nível de água previnem explosões e danos estruturais, garantindo que a caldeira opere dentro de parâmetros seguros e alertando sobre qualquer anomalia.<sup>24</sup> Nos trocadores de calor, alarmes de temperatura e fluxo asseguram a transferência térmica eficiente sem superaquecimento ou perda de eficiência, alertando sobre bloqueios ou vazamentos que possam comprometer o desempenho.<sup>25</sup> Nas torres de destilação, alarmes de nível e temperatura garantem que o processo de separação ocorra dentro de parâmetros seguros, prevenindo transbordamentos, secagens e degradação dos produtos.<sup>26</sup> Nos tanques de armazenamento, alarmes de nível e de pressão evitam transbordos e rupturas, garantindo que os líquidos sejam armazenados de forma segura e alertando sobre condições perigosas.<sup>27</sup>

Alarmes específicos, como os de nível (LAH - Alarme de Alto Nível e LAL - Alarme de Baixo Nível), são essenciais para monitorar e garantir a operação segura dos equipamentos.<sup>28</sup> Um LAH indica que o nível de líquido atingiu 80% da capacidade do recipiente, sinalizando uma situação de possível transbordamento. Por outro lado, um LAL, que indica 20% da capacidade, alerta para riscos de desescorvamento de bombas, ativação de bombas de segurança ou entrada de gás em circuitos de líquido.<sup>29</sup> Alarmes de pressão (PAH - Alarme de Alta Pressão e PAL - Alarme de Baixa Pressão) são cruciais em sistemas onde a pressão desempenha um papel crítico na operação segura.<sup>30</sup> PAH indica que a pressão atingiu níveis potencialmente perigosos, enquanto PAL alerta para uma queda de pressão que pode afetar a eficiência do processo.<sup>31</sup> Alarmes de vazão (FAH - Alarme de Alta Vazão e FAL - Alarme de Baixa Vazão) também são

importantes, pois garantem que a vazão dos fluidos se mantenha dentro de limites seguros, evitando tanto o desperdício quanto a operação inadequada dos sistemas.<sup>32</sup>

A tabela 22 abaixo detalha a listagem de alarmes quanto à localização e justificativa.

**Tabela 22.** Listagem de Alarmes

<b>Identificação</b>	<b>Localização</b>	<b>Justificativa</b>
PAL	P-1	Saída da bomba de alimentação
FAL	P-1 (FIC-01)	Controle de Vazão de alimentação
FALL	P-1 (FIC-01)	Controle de Vazão de alimentação
TAH	F-1 (TIC-02)	Controle de temperatura de saída do forno
TAHH	F-1 (TIC-02)	Controle de temperatura de saída do forno
LAL	T-1 (LIC-05)	Regular o nível de líquido acumulado em fundo de torre
LAH	T-1 (LIC-05)	Regular o nível de líquido acumulado em fundo de torre
FAH	F-1 (FIC-02)	Alarme por alta vazão na alimentação de vapor a fundo de torre
PAH	T-1 (PIC-01)	Alarmes por alta e muita alta pressão em torre
PAHH	T-1 (PIC-01)	Alarmes por alta e muita alta pressão em torre
LAH	T-1 (LIC-06)	Alarmes por alto e baixo nível em vaso e pulmão da torre
LAL	T-1 (LIC-06)	Alarmes por alto e baixo nível em vaso e pulmão da torre
FAL	T-1 (FIC-03)	Alarme por baixa e muito baixa pressão de refluxo
FALL	T-1 (FIC-03)	Alarme por baixa e muito baixa pressão de refluxo

#### 4.12. Listagem de Intertravamentos

Interruptores ou intertravamentos interrompem automaticamente o funcionamento de equipamentos ou processos ao detectar condições anormais, prevenindo danos e garantindo a segurança dos operadores.<sup>21</sup>

Nas bombas, interruptores de fluxo desligam automaticamente a bomba se não houver líquido suficiente para bombeamento, prevenindo danos mecânicos por funcionamento a seco.<sup>22</sup> Nos reatores, interruptores de segurança desligam automaticamente o reator em caso de falhas críticas, como superaquecimento ou vazamentos, minimizando o risco de acidentes graves.<sup>23</sup> Já nas caldeiras, interruptores de nível e temperatura desligam o sistema de aquecimento se os níveis de água estiverem baixos ou a temperatura ultrapassar limites seguros, prevenindo danos e explosões.<sup>24</sup> Nos trocadores de calor, interruptores de fluxo e temperatura desligam o sistema em caso de bloqueios ou temperaturas excessivas, prevenindo danos ao equipamento.<sup>25</sup> Em torres de destilação, interruptores de nível interrompem a alimentação de líquidos para evitar transbordamentos, enquanto interruptores de temperatura desligam o sistema de aquecimento para prevenir superaquecimento.<sup>25</sup> E por fim tanques de armazenamento, interruptores de nível e pressão desligam automaticamente bombas e outros equipamentos para evitar transbordamentos e rupturas.<sup>27</sup>

Implementar esses dispositivos de segurança em todas as etapas do processo de produção de eteno a partir da acetona é crucial para garantir uma operação segura, eficiente e sustentável, minimizando riscos e protegendo vidas e o meio ambiente.<sup>35</sup>

A tabela 23 abaixo detalha a listagem de intertravamentos quanto à localização e justificativa.

**Tabela 23.** Listagem de intertravamentos

<b>Identificação</b>	<b>Localização</b>	<b>Ação sobre</b>
FSSL-1	P-1 (FIC-01)	Interruptor Por por baixa vazão de alimentação
TSHH-2	F-1(FIC-02)	interruptor por muito alta temperatura de saída do forno
FSSL-3	T-1 (FIC-03)	Interruptor por baixa vazão de refluxo na torre
PSHH-4	T-1 (PIC-01)	Interruptor por muita alta pressão em torre

#### 4.13. Listagem de Válvulas de Segurança

As válvulas controlam o fluxo de líquidos e gases no sistema, regulando o processo e respondendo a situações de emergência para manter a segurança e eficiência operacional. Em bombas, válvulas de alívio de pressão liberam pressão excessiva, protegendo o sistema de sobrecargas perigosas.<sup>22</sup> Em reatores, válvulas de segurança liberam pressão excessiva durante reações químicas, enquanto válvulas de corte rápido isolam o reator em emergências, evitando a propagação de substâncias perigosas.<sup>23</sup> Em caldeiras, válvulas de alívio de pressão e de segurança garantem que qualquer excesso de pressão seja liberado controladamente, prevenindo explosões. Válvulas de controle de alimentação de água asseguram a quantidade correta de água na caldeira, prevenindo superaquecimento.<sup>24</sup> Em trocadores de calor, válvulas de controle de fluxo regulam a entrada e saída de fluidos, garantindo transferência térmica eficiente e segura, enquanto válvulas de alívio de pressão previnem danos por sobrepressão.<sup>25</sup> Em torres de destilação, válvulas de controle de fluxo regulam a entrada e saída de fluidos, enquanto válvulas de alívio de pressão protegem as colunas contra sobrepressão, garantindo segurança e integridade estrutural.<sup>26</sup> Em tanques de armazenamento, válvulas de alívio de pressão evitam que a pressão interna atinja níveis perigosos, enquanto válvulas de controle de nível ajudam a manter volumes de líquido dentro de limites seguros, prevenindo transbordamentos.<sup>27</sup>

A tabela 24 abaixo detalha a listagem de válvulas de segurança quanto à localização e justificativa.

**Tabela 24.** Listagem de válvulas de segurança

<b>Identificação</b>	<b>Localização</b>	<b>Razões</b>
PSV-1	R-1	Alívio de pressão do reator
PSV-2	T-1	Alívio de pressão da torre
PSV-3	V-1	Alívio de pressão do vaso v-1 da torre vaso v-1 da torre

#### 4.14. Diagrama Mecânico de Processo

Segue na figura 16 o diagrama mecânico do processo da coluna de produção de etenona. O diagrama abaixo é o Piping and Instrumentation Diagram, abreviado para P&ID.

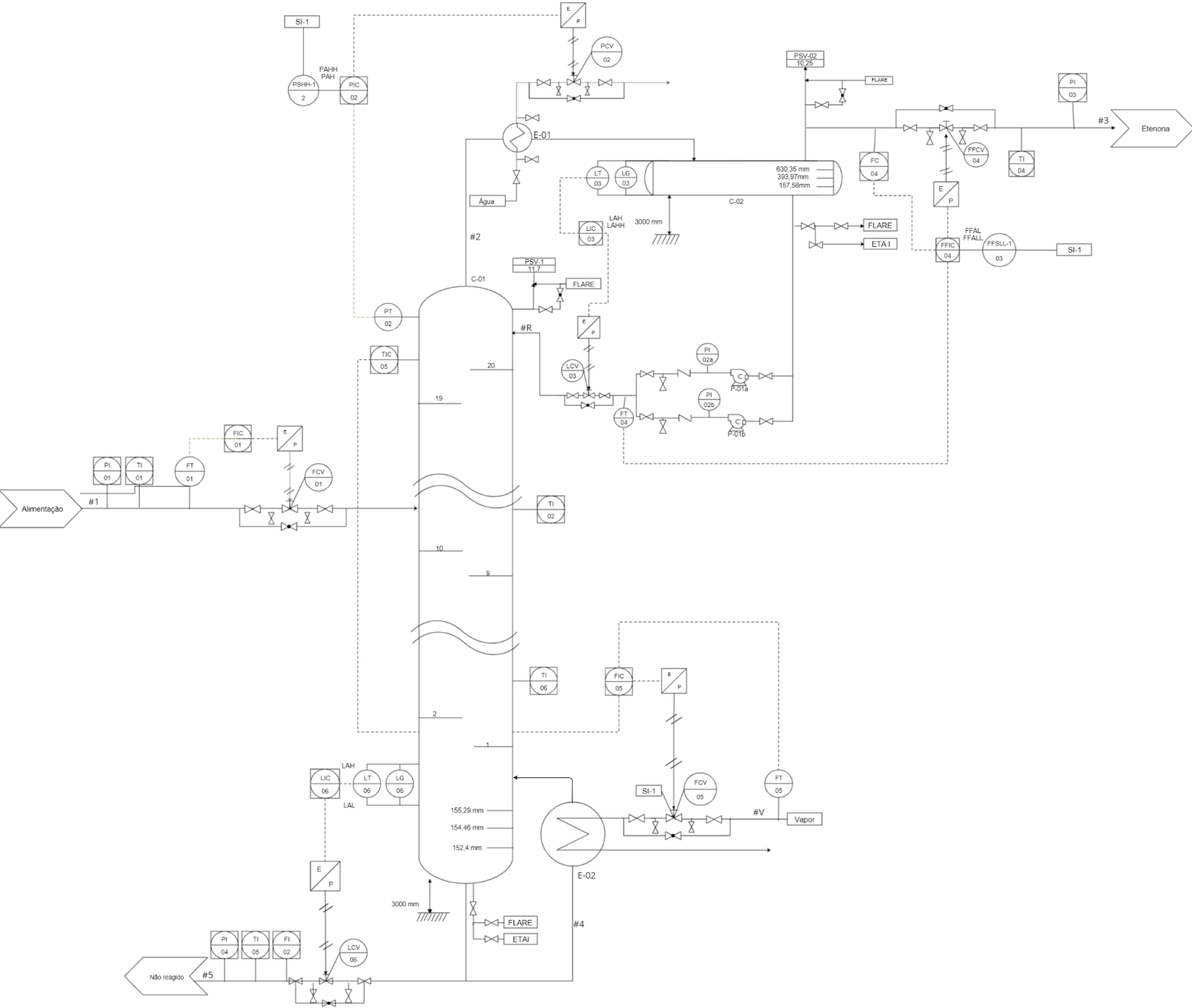


Figura 16. Diagrama Mecânico do processo P&ID

#### 4.15. Avaliação Econômica

A análise econômica é de suma importância na avaliação e viabilização do projeto, não somente o desenvolvido neste trabalho, mas sim em todo e qualquer situação. Na indústria, o estudo econômico da planta é primordial para o entendimento da viabilidade financeira, riscos associados e potenciais retornos no projeto.

Nesta parte, será discutida a economia associada à uma indústria de produção de etenona, serão explicitados aspectos como lucratividade, custo de investimentos, operacionais e os potenciais retornos financeiros ao longo dos primeiros anos de operação.

Os principais parâmetros financeiros que serão mostrados a seguir são : Valor Presente Líquido (VPL) e da Taxa Interna de Retorno (TIR), com o intuito de realizar uma boa pesquisa sobre a viabilidade econômica da planta.

##### 4.15.1. Investimento de Capital Imobilizado - CAPEX

O investimento de capital imobilizado é o custo total para planejar, construir e instalar uma planta e também as modificações associadas de preparação onde será construída. Esse montante é representado por:

- Investimento dentro dos limites de bateria (IBSL);
- Modificações e melhorias na infraestrutura do local, conhecidas como investimento fora do local (OBSL);
- Custos de engenharia e construção;
- Encargos de contingência;
- Custos de licenças e permissões necessárias;
- Despesas relacionadas ao início das operações e lançamento do projeto

##### 4.15.2 Aquisição de equipamentos

O custo de aquisição de equipamentos foi feito durante o dimensionamento de cada um. A seguir será apresentada a tabela 25 com o custo envolvido em cada qual.



**Tabela 25.** Custo de compra e instalação dos equipamentos

<b>Equipamento</b>	<b>Custo de compra</b>		<b>Custo de instalação</b>	
P-1	US\$	32.246,10	US\$	124.987,80
P-2	US\$	82.160,10	US\$	328.640,60
E-1	US\$	36.901,20	US\$	129.154,40
E-2	US\$	22.658,80	US\$	79.305,70
E-3	US\$	58.100,80	US\$	203.352,90
E-4	US\$	33.075,00	US\$	115.762,00
F-1	US\$	402.069,80	US\$	804.139,60
V-1	US\$	28.561,50	US\$	114.246,00
T-1	US\$	124.349,80	US\$	497.399,00
R-1	US\$	7.636.586,00	US\$	30.546.345,70
<b>TOTAL</b>	<b>US\$</b>	<b>8.456.709,10</b>	<b>US\$</b>	<b>32.943.333,70</b>

#### 4.15.3 Investimentos em materiais para a construção da planta

Com o método dos pagamentos pode-se estimar o custo dos materiais, por padrão é escolhido entre 60% e 70% do custo dos equipamentos. Para a planta deste projeto, foi escolhido 65% e os preços serão explicitados na tabela 26 abaixo.

**Tabela 26.** Custo de investimento em materiais para a construção

<b>Descrição do custo</b>	<b>Representatividade(%)</b>	<b>Custo(\$)</b>	
Obra civil e edifícios	28%	US\$	1.539.121,06
Tubulações e infraestrutura	45%	US\$	2.473.587,41
Instrumentação	10%	US\$	549.686,09
Eletricidade	10%	US\$	549.686,09
Isolamento	5%	US\$	274.843,05
Pintura	2%	US\$	109.937,22
<b>TOTAL</b>	<b>100%</b>	<b>US\$</b>	<b>5.496.860,92</b>

#### 4.15.4. Engenharia, construção e outros

No procedimento para viabilizar a planta, os custos não estão restritos somente à compra e instalação dos equipamentos. Procedimentos como a engenharia de detalhe, construção e supervisão são de suma importância e conseqüentemente representando uma parte considerável dos custos totais. Licença e Engenharia básica são gastos primordiais que devem, por legislação, estar no projeto, uma vez que a indústria tem que estar legalmente isenta. Cada um dos gastos será explicado a seguir:

- Engenharia de detalhe: É a elaboração de todos os aspectos operacionais e técnicos, que detalham as especificações de design, requisitos de engenharia e preparação de documentos necessários para a execução do projeto.
- Construção: É a execução física do projeto.
- Supervisão da construção: É de suma importância para garantir a implementação correta do projeto.
- Licenças e engenharia básica: São as autorizações legais e os processos iniciais do planejamento.

**Tabela 27.** Custo com engenharia e afins

<b>Descrição do custo</b>		<b>Custo(\$)</b>
Engenharia de detalhe	US\$	879.497,75
Construção	US\$	2.748.430,46
Supervisão/Gerenciamento da construção	US\$	549.686,09
Licença	US\$	500.000,00
Engenharia básica	US\$	400.000,00
<b>TOTAL</b>	<b>US\$</b>	<b>5.077.614,30</b>

#### 4.15.5. Inside Battery Limits (IBSL), Outside Battery Limits (OBSL)

O Inside Battery Limits (IBSL) se refere à área dos limites da bateria ou da unidade de processo. Esta área representa todos os equipamentos, sistemas e estruturas que estão diretamente envolvidas no processo de produção. Neste parâmetro estão inclusos reatores, vasos, trocadores de calor, bombas, instrumentação, tubulações e outros mais.

O Outside Battery Limits (OBSL) é a área fora dos limites da bateria ou unidade de processo. Essa área inclui as estruturas e sistemas que são primordiais para a sustentação da operação da planta, porém não estão diretamente relacionados às produções da planta, estes são geralmente sistemas de água, estação de tratamento de efluentes, instalações administrativas, áreas de estacionamento e outros.

Além dos gastos anteriores deve-se contabilizar os gastos de arranque, sendo entre 3% e 4% do valor IBSL, estes gastos são as primeiras operações realizadas no projeto, como estudos preliminares, mobilização de recursos, preparação do terreno e outros, por isso são muito importantes, pois todo o resto da construção depende dele.

Já os Custos de Contingências e Imprevistos, representam entre 5% e 15% do valor do IBSL, são reservas monetárias de emergência destinadas a cobrir riscos e imprevistos durante a execução do projeto. A seguir a tabela 28 mostrará todos esses gastos e quais valores percentuais foram escolhidos.<sup>13</sup>

**Tabela 28.** IBLS, OBSL e afins

<b>Descrição do custo</b>		<b>Custo(\$)</b>
IBSL	US\$	19.031.184,31
OBSL	US\$	1.522.494,74
Serviços auxiliares	US\$	761.247,37
Arranque	US\$	761.247,37
Contingências e imprevistos	US\$	2.283.742,12
<b>TOTAL</b>	<b>US\$</b>	<b>5.328.731,61</b>

#### 4.15.6 Capital de giro

O capital de giro engloba os recursos financeiros destinados a garantir a continuidade de operação da planta química, incluindo todos os gastos com estoque, contas mensais, contas a receber, salários e outras despesas operacionais. Em projetos industriais o capital de giro é primordial para sustentar os anos iniciais após a inauguração e o momento em que as receitas começam a ser geradas.

Neste projeto o capital de giro foi estimado pelo estoque mínimo em 14 dias de operação, com uma vazão de 10000 quilos por hora teremos 3360 toneladas em duas semanas, o que corresponde a 2.352.000,00 US\$, tendo que o preço de uma tonelada custa 700,00 US\$.

#### 4.15.7 Custo de operação (OPEX)

Os custos operacionais anuais são os gastos recorrentes de uma empresa no decorrer de suas operações normais. Diferentes dos gastos de capital, que são os investimentos de longo prazo, os custos operacionais são os gastos e despesas necessárias para manter a indústria com uma produção regular e estável, que englobam mão de obra, manutenção, utilidades, matéria-prima e seguros.

#### 4.15.8 Recursos Humanos, Manutenção E Seguros

Os recursos humanos são os custos de mão de obra para a operação da planta, foram estimados para esse projeto 4.8 operadores por posto e 3 postos, totalizando 15 funcionários. Cada funcionário custa 25000,00 US\$ por ano, ou seja, 375.000,00 US\$.<sup>13</sup>

Para manutenções e seguros, é calculado como sendo 3% do valor de capital imobilizado, sendo assim 1.862.768,00 US\$ por ano.

#### 4.15.9 Serviços auxiliares

Serviços auxiliares de uma planta química são sistemas e infraestruturas essenciais que suportam a operação principal de produção, garantindo segurança, eficiência e continuidade dos processos. Exemplos desses serviços incluem sistemas de utilidades como fornecimento de água (para processos e resfriamento), ar comprimido, vapor, eletricidade. Esses serviços são fundamentais para a operação integrada e sustentável da planta, garantindo a conformidade com normas regulatórias e a otimização dos processos produtivos. Esses serviços estão elencados na tabela 29.

**Tabela 29.** Serviços auxiliares

<b>Descrição do custo</b>		<b>Custo(\$)</b>
Eletricidade P-1	US\$	113804,59
Eletricidade P-2	US\$	7.973,02
Água de refrigeração E-2	US\$	19.392,00
Água resfriada E-3	US\$	381.588,34
Vapor de caldeiras E-4	US\$	55.586,23
Combustível F-1	US\$	340.229,77
<b>TOTAL</b>	<b>US\$</b>	<b>918.573,95</b>

#### 4.15.10 Matéria-prima

O custo do projeto com matéria prima é exclusivamente destinado a compra de acetona, pois é o principal e único produto utilizado para a produção da planta. O custo é explicitado na tabela 30.

**Tabela 30.** Matéria prima

<b>Produto</b>	<b>Vazão horária</b>		<b>Valor unitário</b>	
	<b>(kg/h)</b>	<b>Anual (t)</b>	<b>(\$/t)</b>	<b>Valor total (\$)</b>
Acetona	10000	80000	700	US\$56.000.000,00

#### 4.15.11 Comercialização de produtos

Com o intuito de estimar o faturamento anual com a venda dos produtos fabricados, deve-se realizar a multiplicação do preço médio pela vazão anual. Nesta planta são gerados dois produtos, o ceteno e o metanol, cada um com seu preço médio e sua vazão anual, sendo mostrados na tabela 31 a seguir.

**Tabela 31.** Faturamento anual com a comercialização dos produtos

<b>Produto</b>	<b>Vazão horária</b>	<b>Vazão anual</b>	<b>Preço de venda</b>	<b>Vendas (\$)</b>
	<b>(kg/h)</b>	<b>(t/ano)</b>	<b>(\$/t)</b>	
				US\$
Ceteno	3272,1	26176,8	2000	52.353.600,00
				US\$
Metano	1248,9	9991,2	1700	16.985.040,00
				US\$
Total				69.338.640,00

#### 4.15.12 Rentabilidade do projeto - TIR E VPL

Com a estimativa dos dados, foi possível a análise de viabilidade econômica a qual é de suma importância para a continuidade do projeto. Com o valor do investimento total do projeto, custos operacionais e a previsão de vendas, pode-se projetar o fluxo de caixa da planta. Inicialmente deve-se considerar que os 3 primeiros anos são para a implementação da indústria e os próximos 15 são de pleno funcionamento. Tendo os valores estimados devemos analisar a viabilidade do projeto, que consiste em dizer se o projeto é rentável ou não.

Os parâmetros utilizados para determinar a rentabilidade são chamados de TIR (Taxa interna de retorno) e VPL (Valor presente líquido). O valor presente líquido é um parâmetro financeiro utilizado para avaliar a atratividade de um investimento. Ele é a diferença entre o valor das receitas e o valor dos custos, tendo em consideração uma

taxa de desconto apropriada. Com um valor de VPL positivo quer dizer que o projeto é rentável e atrativo para possíveis investidores e com uma alta chance de retorno monetário. Sua fórmula matemática é descrita pela equação 76.

$$VPL(\$) = \sum_{i=1}^n \frac{FCi(\$)}{(1+TMA)^j} - Investimento Inicial \quad (76)$$

Onde,

*FC* é o fluxo de caixa no ano *i*

*TMA* é a Taxa Mínima de Atratividade

*j* que será igual à taxa SELIC para esse projeto, ou seja, 10% a.a.

*n* é o tempo de vida útil do projeto, nesse caso, 15 anos.<sup>13</sup>

E o TIR é a taxa de desconto que anula o valor presente líquido, em suma é a uma taxa em que o valor das entradas de caixa é igual ao valor das saídas de caixa, fazendo com que o investimento seja nulo, ou seja, não dê nem lucro e nem prejuízo. Com isso, quanto maior o TIR mais atraente é o investimento, a não ser que o TIR esteja menor que a taxa mínima de atratividade, nesse caso o investimento não é viável.

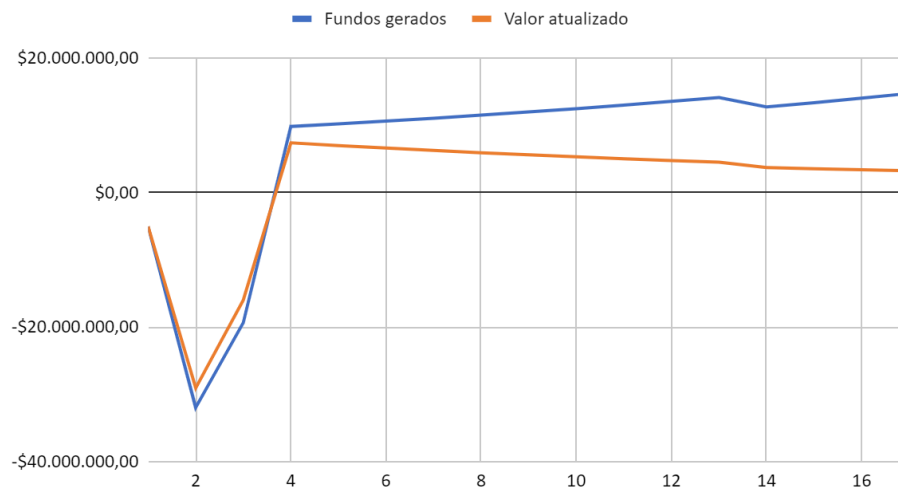
Para que seja possível o cálculo destes parâmetros, é necessária a criação de um gráfico de fluxo de caixa dos anos de operação. O fluxo de caixa é a diferença entre as receitas e despesas do período analisado, fornecendo uma percepção das necessidades de recursos do projeto estabelecendo um cronograma de ganhos.

Além dos valores do fluxo de caixa, foram feitas as seguintes considerações :

- Taxa de inflação de 5% a.a. sobre os Custos e sobre as Vendas;
- Amortização linear por 10 anos
- Valor de benefícios antes impostos (BAI) é a subtração entre os custos e a amortização do valor das receitas
- Taxa de impostos fixada em 34 % a.a sobre o BAI
- Benefícios depois impostos (BDI) é a diferença entre BAI e os impostos
- O valor de fundos gerados (FG) é a soma do BDI com a amortização
- Fluxo de caixa é a diferença entre o FG e fundos investidos, o qual será corrigido pelo valor da taxa SELIC do ano corrente, 10% a.a

Segue abaixo o gráfico com o fluxo de caixa com e sem atualização da taxa SELIC, explicitado na Figura 17.

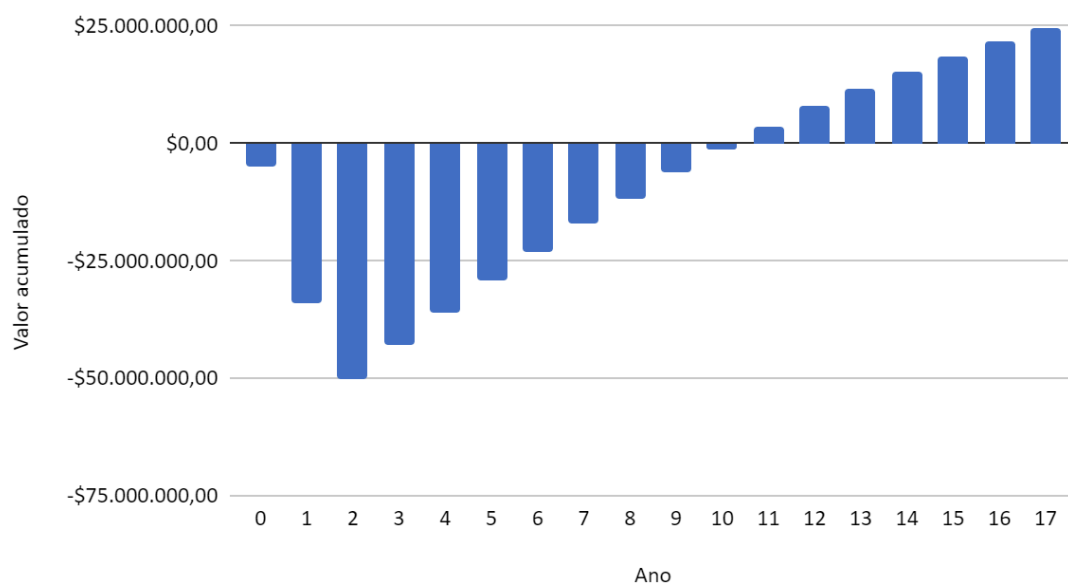
### Fundos gerados e Valor atualizado



**Figura 17.** Fluxo de caixa x ano de operação

Um outro gráfico importante, Figura 18, é o fluxo de caixa acumulado, o qual mostra a tendência do capital investido, explicitando o momento em que se começa a ter o retorno do investimento.

### Valor acumulado x Ano



**Figura 18.** Fluxo de caixa acumulado

Com o valor da TMA (Taxa Mínima de Atratividade) definido em 10% a.a., Fluxos de Caixa atualizado, Investimento Total necessário calculado e os valores já encontrados, foram estimados os seguintes valores de VPL e TIR:

- VPL: US\$24.682.369,79 - maior que zero, portanto aprovado;



- TIR : 16,35% - maior que a TMA, portanto aprovado;

Dessa maneira, pode-se concluir que o projeto é viável e rentável economicamente.

#### 4.16. Avaliação de Impacto Ambiental

##### 4.16.1 Avaliação ambiental e sustentabilidade: garantindo a conformidade e proteção contra a poluição industrial

A etapa de avaliação ambiental é uma peça fundamental para a análise da sustentabilidade de empreendimentos industriais, pois garante a conformidade com as normas e leis vigentes.

A poluição atmosférica gerada por meio de atividades industriais é uma preocupação de grande importância, uma vez que os gases poluentes emitidos por essas plantas podem ser tóxicos, prejudicando assim a qualidade do ar e a saúde pública. Para a planta de produção de etenona, são gerados como subprodutos alguns gases que se enquadram em certo grau de periculosidade, sendo eles o óxido de nitrogênio (NOx), dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>), material particulado e compostos orgânicos voláteis (COVs), dentro outros.

O cumprimento dos padrões estabelecidos por normas e leis de emissão se torna essencial para reduzir os impactos negativos na sociedade. As normas ambientais definidas por legislação estabelece limites específicos para as quantidades de poluentes emitidos pelas indústrias, bem como seu devido descarte. Esses padrões têm como objetivo proteger a qualidade do ar, prevenir danos à saúde da população e preservar os ecossistemas.

O cumprimento rigoroso dessas normas não apenas contribui para a promoção de ambientes mais saudáveis e sustentáveis, mas também assegura a conformidade legal das operações industriais, sendo, então, uma precaução obrigatória em termos legais e morais. Dessa forma, assegura-se a ética no trabalho e o compromisso com a visão holística da engenharia.

##### 4.16.2 Normas ABNT e Resolução CONAMA

Para assegurar a gestão adequada dos resíduos industriais, é crucial citar as normas do CONAMA e da ABNT. O CONAMA estabelece a base legal para minimizar impactos ambientais e à saúde pública,<sup>37</sup> enquanto as normas da ABNT detalham

procedimentos específicos e melhores práticas.<sup>38</sup> Juntas, essas diretrizes garantem uma gestão de resíduos segura, eficiente e sustentável, promovendo a proteção ambiental e a responsabilidade social. Algumas destas normas e resoluções estão evidenciadas nas tabelas 32 e 33.

**Tabela 32.** Normas ABNT

<b>Norma</b>	<b>Descrição</b>
ABNT NBR 10004	Classificação de resíduos sólidos
ABNT NBR 12235	Tratamento de efluentes líquidos
ABNT NBR 13221	Transporte de resíduos perigosos

**Tabela 33.** Resoluções CONAMA

<b>Resolução</b>	<b>Descrição</b>
CONAMA nº 357/2005	Define padrões de qualidade da água.
CONAMA nº 358/2005	Define as diretrizes para o gerenciamento de resíduos perigosos.
CONAMA nº 430/2011	Especificando limites para diversos poluentes e parâmetros de controle.
CONAMA nº 431/2011	Oferece diretrizes que podem ser adaptadas para a gestão de resíduos industriais não perigosos.
CONAMA nº 264/1999	Promove a reciclagem e reuso de resíduos sólidos industriais.
CONAMA nº 273/2000	Define normas para a segurança no transporte de resíduos perigosos
CONAMA nº 404/2008	Define diretrizes para o gerenciamento de resíduos de construção civil
CONAMA nº 416/2009	Dispõe sobre o controle da poluição atmosférica por veículos automotores e estabelece os limites de emissão de poluentes.
CONAMA nº 382/2006	Estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas.

As tabelas 34 a 36 a seguir mostram um panorama geral abordado neste tópico, elucidando de forma mais visual a tratativa e descrição dos tipos de resíduos.

**Tabela 34.** Resíduos sólidos

<b>Tratativa</b>	<b>Descrição</b>
Classificação e Segregação	Perigosos e Não Perigosos (ABNT NBR 10004)
Armazenamento	Temporário e Contenção
Transporte	Segurança e Documentação
Tratamento e Disposição Final	Reciclagem e Reuso; Tratamento Térmico; Aterros Sanitários

**Tabela 35.** Resíduos líquidos

<b>Tratativa</b>	<b>Descrição</b>
Classificação e Segregação	Perigosos e Não Perigosos (ABNT NBR 10004)
Qualidade da Água:	Padrões de Descarga e Monitoramento (Resolução CONAMA nº 430/2011)
Neutralização de pH:	Ajuste do pH dos efluentes
Desinfecção	Utilização de cloro, ozônio, ou radiação ultravioleta para eliminar microrganismos patogênicos nos efluentes tratados

**Tabela 36.** Resíduos gasosos

<b>Tratativa</b>	<b>Descrição</b>
Controle de Emissões	Lavadores de Gases (Scrubbers); Filtros de Partículas; Oxidadores Térmicos ou Catalíticos; Adsorção
Padrões de Qualidade do Ar	Limites de Emissão; Monitoramento de Emissões
Armazenamento e Manuseio de Substâncias Perigosas	Prevenção de Vazamentos; Equipamentos de Controle

## 5. CONCLUSÕES

A realização deste projeto envolveu etapas importantes na elaboração de uma planta química. Inicialmente, a unidade de produção de etenona (também conhecida como ceteno) foi simulada no software Aspen HYSYS, com as especificações desejadas. Todas as características necessárias de alimentação, dos produtos e dos equipamentos foram introduzidas e utilizada a acetona como matéria-prima, e o processo foi montado com uma produção final de 3272,1 kg/h, conforme indicado no anexo A.

A simulação permite saber os requisitos para o funcionamento da planta química, como a transferência de energia em trocadores de calor, mas não fornece o dimensionamento dos equipamentos. Por isso, após a simulação, foi necessário realizar cálculos de projeto para todas as operações unitárias da planta sendo elas : torre de destilação, vasos e reator, também foi preciso realizar cálculos de otimização em relação ao número de pratos, à razão entre comprimento e diâmetro e ao diâmetro.

Para o funcionamento ideal da torre, foi necessária a introdução de sistemas de controle e visualização do projeto, diagramas dos tipos PFD e P&ID foram feitos.

Além disso, a planta tem como subproduto o metano, que obviamente contribui financeiramente para o projeto, facilitando a estabilidade econômica, uma vez que tem valor comercial. Por fim, para determinar a viabilidade econômica da unidade projetada, após a realização de todos os cálculos necessários para o projeto dos equipamentos, foi necessário realizar a avaliação econômica da unidade. A análise foi feita utilizando dois indicadores diferentes, sendo eles o Valor Presente Líquido e a Taxa Interna de Retorno, cujos valores foram, respectivamente, US\$24.682.369,79 e 16,35%.

Os resultados finais obtidos na planta do projeto, bem como seu funcionamento ao longo dos anos, evidencia uma viabilidade em termos econômicos. Tal afirmação é reforçada pelos indicadores citados anteriormente (Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno), os quais apresentaram índices positivos.

## 6. BIBLIOGRAFIA

1. Cook, Steven L. Acetic Anhydride. **Acetic acid and its derivatives**, 1993.
2. Remler, R. F. **The Solvent Properties of Acetone**. Industrial & Engineering Chemistry, v. 15, n. 7, p. 717-720, 1923.
3. Levenspiel, Octave. **Chemical reaction engineering**. John Wiley & Sons, 1998.
4. **Acetona (Propanona) - QUIMESP QUÍMICA**. [www.quimesp.com.br](http://www.quimesp.com.br), [www.quimesp.com.br/acetona-propanona.php](http://www.quimesp.com.br/acetona-propanona.php). Acesso 15 Jun. 2024.
5. **Sharing Insights Elevates Their Impact**. S&P Global, [www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/acetone-chemical-economics-handbook.html](http://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/acetone-chemical-economics-handbook.html). Acesso 16 Jun. 2024.
6. Fogler, H. Scott. **Elements of chemical reaction engineering**. Pearson, 2020.
7. **Sharing Insights Elevates Their Impact**. S&P Global, [www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/acetone-chemical-economics-handbook.html](http://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/acetone-chemical-economics-handbook.html). Acesso 16 Jun. 2024.
8. **Ketene**. American Chemical Society, [www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/k/ketene.html](http://www.acs.org/molecule-of-the-week/archive/k/ketene.html). Acesso 16 Jun. 2024.
9. Tissot, H., et al. **Acetic Acid Conversion to Ketene on Cu<sub>2</sub>O(100): Reaction Mechanism Deduced from Experimental Observations and Theoretical Computations**. Journal of Catalysis, vol. 402, 1 Oct. 2021, pp. 154–165, <https://doi.org/10.1016/j.jcat.2021.08.022>.
10. Hurd, Charles D., and William H. Tallyn. **OPTIMUM CONDITIONS for the PREPARATION of KETENE from ACETONE**. Journal of the American Chemical Society, vol. 47, no. 5, May 1925, pp. 1427–1430, <https://doi.org/10.1021/ja01682a030>.
11. Wolfram, Eschenbach. **Process for the Production of Ketene**. [patents.google.com/patent/US2080562A/en](https://patents.google.com/patent/US2080562A/en). Acesso 16 Jun. 2024
12. **Industrial Uses of Methane**. Nature, vol. 159, no. 4046, May 1947, pp. 670–670, <https://doi.org/10.1038/159670c0>.
13. TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design: principles, practice and economics of plant and process design**. 3. ed. Cambridge: Elsevier, 2022.
14. Felizardo, Thaynara Brasil, et al. “**Effect of Butanol, Ethanol and Acetone Feed Composition through Activated Carbon-Containing**

- Polydimethylsiloxane Pervaporation Membrane**”. *Scientia Plena*, vol. 19, no 7, agosto de 2023. [scientiaplenu.emnuvens.com.br](https://doi.org/10.14808/sci.plena.2023.074201), <https://doi.org/10.14808/sci.plena.2023.074201>.
15. GALLINA, A. L. et al. A corrosão do aço inoxidável austenítico 304 em biodiesel. **Rem: Revista Escola de Minas**, v. 63, p. 71–75, 1 mar. 2010.
  16. **Acetic Anhydride | Celanese**. Celanese.com, 2023, [www.celanese.com/products/acetic-anhydride#:~:text=The%20most%20common%20use%20for](http://www.celanese.com/products/acetic-anhydride#:~:text=The%20most%20common%20use%20for). Acesso 16 Jun. 2024.
  17. Zoeller, J. R.; Agreda, V. H. Cook, S. L.; Lafferty, N. L.; Lichnowsky, S. W.; Pond, D. M. (1992), **Eastman Chemical Company Acetic Anhydride Process**, *Catal. Today*, **13** (1): 73–91, [doi:10.1016/0920-5861\(92\)80188-S](https://doi.org/10.1016/0920-5861(92)80188-S)
  18. Arpe, Hans-Jürgen (2007-01-11), **Industrielle organische Chemie: Bedeutende vor- und Zwischenprodukte** (6th ed.), Weinheim: Wiley-VCH, pp. 200–1, [ISBN 978-3-527-31540-6](https://www.wiley.com/ISBN/978-3-527-31540-6)
  19. Market Research Future. **Acetic Anhydride Market Size, Share, Growth | Report, 2030**. [www.marketresearchfuture.com/reports/acetic-anhydride-market-5674](http://www.marketresearchfuture.com/reports/acetic-anhydride-market-5674). Acesso 16 Jun. 2024.
  20. ZOELLER, Joseph R. et al. **Eastman chemical company acetic anhydride process**. *Catalysis Today*, v. 13, n. 1, p. 73-91, 1992.
  21. INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS. **Process Safety and Environmental Protection**. Elsevier, p. 45, 2019.
  22. BLOCH, H. P. et al. **Pump User's Handbook: Life Extension**. Fairmont Press, p. 213, 2014.
  23. TOWLER, G. et al. **Chemical Engineering Design**. Butterworth-Heinemann, p. 510, 2013.
  24. GILMAN, G. F. **Boiler Control Systems Engineering**. ISA, p. 89, 2010.
  25. THULUKKANAM, K. **Heat Exchanger Design Handbook**. CRC Press, p. 325, 2013.
  26. KISTER, H. Z. **Distillation Design**. McGraw-Hill, p. 279, 1992.
  27. GEYER, W. **Handbook of Storage Tank Systems: Codes, Regulations, and Designs**. McGraw-Hill, p. 143, 2000.
  28. MEIER, F. A. **Instrumentation and Control Systems Documentation**. ISA, p. 156, 2005.



29. WHITE, F. M. **Fluid Mechanics**. McGraw-Hill, p. 203, 2011.
30. MOSS, D. R. **Pressure Vessel Design Manual**. Gulf Professional Publishing, p. 98, 2004.
31. CARUCCI, V. A. **Fundamentals of Pressure Relief Design**. AIChE, p. 67, 2004.
32. BAKER, R. C. **Flow Measurement Handbook: Industrial Designs, Operating Principles, Performance, and Applications**. Cambridge University Press, p. 144, 2000.
33. BLOCH, H. P. & BUDRIS, A. R. **Pump User's Handbook: Life Extension**. Fairmont Press, p. 213, 2014.
34. TOWLER, G. & SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design**. Butterworth-Heinemann, p. 510, 2013.
35. GRUHN, P. & CHEDDIE, H. L. **Safety Instrumented Systems: Design, Analysis, and Justification**. ISA, p. 78, 2006.
36. LUYBEN, William L.. **Alternative Control Structures for Distillation Columns with Partial Condensers**. Industrial & Engineering Chemistry Research, [S.L.], v. 43, n. 20, p. 6416-6429, 26 ago. 2004. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie040146x>.
37. SILVA, B. F. DA. **Análise operacional de torre fracionadora de nafta craqueada**. lume.ufrgs.br, 2013.
38. Página inicial - CONAMA - Conselho Nacional do Meio Ambiente. <https://conama.mma.gov.br/>. Acesso em 08 de julho de 2024.
39. “**Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT)**”. ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas, <https://abnt.org.br/>. Acesso em 8 de julho de 2024.

## 7. ANEXOS

### 7.1 Anexo A - Especificação das correntes materiais

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	1	
<b>Descrição</b>	Corrente de alimentação acetona	
<b>Pressão</b>	0	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	172,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-10,22	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	12,82	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	779,8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3022	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1576	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,122	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	24,28	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>		
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	1.0	1.0
Keteno	0	0

Metano	0	0
--------	---	---

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	2	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída bomba P-100	
<b>Pressão</b>	8,4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25,66	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	172,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-10,22	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	1	
<b>Fração de vapor</b>	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	12,83	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	779,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,3003	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1573	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,124	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	24,2	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	1.0	1.0

Keteno	0	0
Metano	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	3	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída E-100 (Fluido frio)	
<b>Pressão</b>	7,7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	165	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	172,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-8,461	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	1	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	0	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	732,4	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	13,65	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,0101	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,0240	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1,691	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>

Acetona	1.0	1.0
Keteno	0	0
Metano	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	4	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída forno E-101	
<b>Pressão</b>	7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	760	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	172,2	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5,131	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	1	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	0	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1877	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	5,327	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,0259	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,082	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,83	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>

Acetona	1.0	1.0
Keteno	0	0
Metano	0	0

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	5	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do reator PFR-100	
<b>Pressão</b>	6,85	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	517,3	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	250,0218	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5,13145882	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	1	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	30,71	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	1706	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,139	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,055	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3,191	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	0,000	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	2125	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	40	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	4,705	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,025	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,073	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,485	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		

Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,3773	0,5479
Keteno	0,3114	0,3272
Metano	0,3113	0,1249

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	6	
Descrição	Corrente de saída trocador E-100 (Fluido quente)	
Pressão	6,15	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	174,3	°C
Vazão mássica	10000	Kg/h
Vazão molar	250	Kmol/h
Entalpia total	-6,8881529	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	1	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	0	Kg/kmol
Densidade	0	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0	cP
Condutividade térmica	0	W/m·°C
Calor específico	0	kJ/kg·°C
Tensão superficial	0	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1320	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	40	Kg/kmol
Densidade	7,573	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0,0143	cP
Condutividade térmica	0,0334	W/m·°C
Calor específico	1,748	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		

<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	0,3773	0,5479
Keteno	0,3114	0,3272
Metano	0,3114	0,1249

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	7	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída condensador E-102	
<b>Pressão</b>	5,45	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	80	°C
<b>Vazão mássica</b>	10000	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	250	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-7,402	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0,9074	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1,866	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	57,06	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	708,3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,18	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,1304	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,4	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	16,52	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	1048	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	38,25	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	8,283	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,0115	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,0244	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1,5	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	



<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	0,3195	0,4851
Keteno	0,3377	0,3711
Metano	0,3427	0,1437

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	8	
<b>Descrição</b>	Corrente de topo coluna T-100	
<b>Pressão</b>	5	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	14	°C
<b>Vazão mássica</b>	4705	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	158,9	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5,767	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	1	

<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	0	dinas/cm

<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	641	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	29,62	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	7,34	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,0108	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,0216	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1,383	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	1	

<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	0,02	0,0392
Keteno	0,49	0,6954
Metano	0,49	0,6954

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	9	
<b>Descrição</b>	Corrente de fundo coluna T-100	
<b>Pressão</b>	6,45	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	128,5	°C
<b>Vazão mássica</b>	5295	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	91,1628	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-9,6438921	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0	

<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	8,137	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	58,08	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	650,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0,124	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0,112	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2,559	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11,56	dinas/cm

<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	0	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	0	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	0	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0	

<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
Acetona	0,9999	0,9999
Keteno	0,0001	0,0001
Metano	0	0