



**Universidade de Brasília**  
**Instituto de Química**  
**Curso de Engenharia Química**

**PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA 2**

**PRODUÇÃO DE ÉTER METIL-TERC-BUTÍLICO A PARTIR DO  
ISOBUTENO OBTIDO PELO CRAQUEAMENTO DE ETILENO**

*Amanda Spinola da Rocha*

*Artur Ian Flores Iturra*

*Daniel Chagas Nascimento*

*Daniel Mahmoud Santos Karaja*

*Eliardo da Silva Pinheiro Luz*

*Guilherme Fonseca Barbosa*

*Igor Ralf da Silva*

*Jonas Lee de Sousa Sales*

*José Felipe de Aguiar e Silva*

*Larissa Passos de Andrade*

*Matheus Iago Silva Cavalcante*

*Mayara Bezerra Muniz*

*Natasha Oliveira dos Santos*

*Pedro Henrique Cavalcante  
Soares Nogueira*

*Rafaella de Oliveira Gothardo*

*Raquel Vilela Soares*

*Rebeca de Cássia Pereira  
Silvério*

*Rebeca Delmondes Rocha  
Cipriano*

*Ricardo Figueiredo Scarpatt*

**Brasília, 14 de dezembro de 2023.**

## RESUMO

Este trabalho teve como objetivo projetar uma unidade de produção de éter metil-terc-butílico (MTBE) a partir de metanol e de isobuteno presente em uma fração  $C_4$  de petróleo com capacidade de processamento de 65.600 toneladas dessa fração por ano, com conversão de 97% do isobuteno em MTBE. Para tal objetivo, toda a unidade foi simulada no *software* Aspen HYSYS, incluindo os reatores químicos e todas as operações unitárias necessárias para a purificação do produto: troca de calor, incluindo sistemas de integração energética, bombeamento, destilação e absorção. O projeto também inclui dois sistemas de reciclo de materiais, o primeiro de metanol não reagido e o segundo de água para a coluna de extração líquido-líquido. Todos os equipamentos foram simulados e posteriormente dimensionados e a primeira torre de destilação, os vasos e os reatores foram otimizados para ter o menor custo possível. O sistema de controle de processos dessa unidade também foi projetado, de forma a manter a planta segura e nas melhores condições de operação possíveis, e todos os seus componentes, incluindo indicadores, controladores, alarmes, intertravamentos e válvulas de segurança, foram apresentados. Foram criados diagramas dos tipos PFD e P&ID para melhor visualização dos processos da unidade. Por fim, análises de impacto ambiental, com o intuito de descrever qualitativamente os principais problemas ambientais e suas possíveis soluções, e de economia do processo, que verificaram que a planta é rentável, foram feitas.

## ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	5
2. REFERENCIAL TEÓRICO	6
2.1. História e Usos do MTBE	6
2.2. Produção do MTBE	7
2.3. Reação	9
2.4. Operações Unitárias	9
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO	10
4. PROJETO DA PLANTA	16
4.1. Correntes de processo	16
4.2. Bombas	17
4.3. Trocadores de calor	24
4.3.1. Projeto do trocador de calor E-01	27
4.3.2. Projeto do trocador de calor E-02	28
4.3.3. Projeto do trocador de calor E-03	29
4.3.4. Projeto do trocador de calor E-04	30
4.3.5. Projeto do trocador de calor E-05	31
4.3.6. Projeto do trocador de calor E-06	32
4.3.7. Projeto do trocador de calor E-07	33
4.3.8. Projeto do trocador de calor E-08	34
4.3.9. Projeto do trocador de calor E-09	35
4.3.10. Projeto do trocador de calor E-010	36
4.3.11. Projeto do trocador de calor E-011	37
4.3.12. Projeto do trocador de calor E-012	38
4.3.13. Cálculo do custo para os trocadores de calor	39
4.4. Vasos pulmões	41
4.5. Reator	45
4.6. Torres de separação	50
4.6.1. Dimensionamento e otimização da torre T-01	51
4.6.2. Dimensionamento da torre T-02	56
4.6.3. Dimensionamento da torre T-03	58
4.6.4. Cálculo do custo para as torres	60
4.7. Instrumentação, Controle e Segurança	61
4.7.1.1. Controle da alimentação	62
4.7.1.2. Controle da coluna de destilação T-01	63
4.8. Listagem de indicadores	63
4.9. Listagem de controladores	64
4.10. Listagem de alarmes	65
4.11. Listagem de intertravamentos	65
4.12. Listagem de válvulas de segurança	66
4.13. Diagrama mecânico de processo da Torre T-01	69

4.14. Tubulações	70
4.15. Avaliação econômica do projeto	74
4.15.1. Investimento de Capital Imobilizado - CAPEX	75
4.15.1.1. Aquisição de equipamentos	75
4.15.1.2. Investimentos em materiais para construção da planta	78
4.15.1.3. Engenharia, Construção e outros	78
4.15.1.4. Inside Battery Limits (ISBL), Outside Battery Limits (OSBL)	79
4.15.1.5. Capital de Giro	81
4.15.2. Custos de Operação (OpEx) - Anuais	81
4.15.2.1. Recursos Humanos, manutenção e seguros	82
4.15.2.2. Utilidades da planta	82
4.15.2.2.1. Água de refrigeração	83
4.15.2.2.2. Eletricidade	83
4.15.2.2.3. Ar de instrumentação	84
4.15.2.3. Catalisador	84
4.15.2.4. Matéria-prima	85
4.15.3. Faturamento - Comercialização dos produtos	86
4.15.4. Rentabilidade do Projeto: TIR, VPL e outros indicadores	86
4.16. Avaliação de impacto ambiental	89
5. CONCLUSÕES	94
6. BIBLIOGRAFIA	95
7. ANEXOS	98

## 1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

A planta visa produzir éter metil-terc-butílico (*methyl-tert-butyl ether*, MTBE), um produto químico amplamente utilizado em plantas químicas e laboratórios em todo o mundo, a partir de uma carga olefínica. O MTBE é utilizado na síntese de outros produtos químicos, como metacrilato de metila, na produção de plásticos e adesivos e também como solvente em várias aplicações.

A principal aplicação deste éter é como aditivo para gasolina, influenciando no aumento do índice de octanagem, tendo como objetivo melhorar a qualidade da combustão e diminuir os impactos ambientais. Dessa forma, o produto de interesse desta planta é amplamente comercializável, sendo os principais consumidores: as indústrias farmacêutica, química e de combustíveis. Atualmente, toda a produção nacional, mais de 300 mil toneladas, é destinada ao mercado exterior, principalmente Europa e Ásia, favorecendo a balança comercial.<sup>1</sup>

Apesar dos benefícios associados ao produto final, vale ressaltar o fato de que, devido às suas características, o MTBE é considerado um recalcitrante biológico, degradando muito lentamente em condições aeróbicas e em diversas condições de oxi-redução quando ele está presente como única fonte de carbono e energia para o crescimento microbiano.<sup>2</sup> Dessa forma, fica evidente que há risco biológico associado ao armazenamento e ao transporte de MTBE.

Com base nas premissas descritas anteriormente, o objetivo do presente trabalho é projetar uma planta de produção de MTBE com uma capacidade de 65.600 toneladas anuais para atender à demanda de mercado. 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, dimensionando-os;;
- 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 unidade XX-01 de destilação fracionada;

- Análise de viabilidade econômica do processo;
- Estudo preliminar dos impactos ambientais da planta.

## 2. REFERENCIAL TEÓRICO

### 2.1. História e Usos do MTBE

Nos primeiros anos da indústria automobilística, engenheiros procuravam a todo custo aperfeiçoar e melhorar os carros, que se tornavam cada vez mais proeminentes no mercado. Um dos problemas mais recorrentes era o *knocking* do motor, um barulho causado pela detonação irregular do combustível dentro da câmara de combustão durante a compressão do pistão. A solução para esse problema veio pelas mãos do engenheiro Thomas Midgley Jr., da General Motors, na forma de um composto químico *anti-knocking*, o tetraetilchumbo. O princípio por trás dessa adição é a maior estabilidade e resistência à compressão que a substância oferece à gasolina, propriedade que é denominada de índice de octanagem.<sup>3</sup>

A partir dos anos 60, porém, a preocupação com o impacto das emissões da gasolina com chumbo começou a ganhar força, de maneira que até os anos 90 o aditivo iria ser totalmente substituído.<sup>4</sup> Um dos aditivos de alta octanagem que substituíram o tetraetilchumbo foi o éter metil terc-butilíco.<sup>4,5</sup>

A produção comercial de MTBE teve início na Europa em 1973 e nos Estados Unidos em 1979. Sua produção aumentou gradualmente com a descontinuação da gasolina com chumbo.<sup>4</sup> Em 1990, com as adições ao *Clean Air Act*, instituído nos Estados Unidos, em 1977, para controlar a quantidade de emissões para a atmosfera, a adição de oxigênio nos combustíveis passou a ser obrigatório. Para estar em conformidade com a lei, a gasolina passou então a incluir aditivos chamados de “oxigenados”, nome dado para hidrocarbonetos que contêm um ou mais átomos de oxigênio em sua fórmula química, entre eles o etanol, o etil ter-butil éter (ETBE) e também o MTBE.<sup>5</sup> Este viu sua produção aumentar vertiginosamente nesta década, alcançando uma produção de 21.4 milhões de toneladas em 1999.<sup>4</sup>

Porém, ao mesmo tempo que seu uso e produção aumentavam rapidamente, preocupações quanto aos impactos ambientais do aditivo começaram a permear a

opinião pública. Entre os anos 90 e 2000, foram reportadas nos Estados Unidos contaminações de MTBE em corpos de água subterrâneos que estavam localizados próximos a locais de armazenamento de combustíveis. Podemos dar destaque ao caso da cidade de Santa Monica, no estado da Califórnia, onde o poço que abastecia a população com água potável foi contaminado com o composto. No ano seguinte à detecção de MTBE no poço da cidade, a situação se tornou crítica e foi necessário cortar 71% da rede de distribuição de água por conta da contaminação. Em março de 1999, o estado da Califórnia foi o primeiro a determinar a completa remoção do composto da gasolina, e o resto do país seguiu esta tendência, com um painel da Agência de Proteção Ambiental alertando para os perigos do MTBE no mês de setembro desse mesmo ano.<sup>5,6</sup>

A partir de 2005, por conta de novas legislações, o uso de MTBE foi proibido ou descontinuado em várias partes dos Estados Unidos, país que outrora era o maior consumidor do aditivo.<sup>7</sup> Apesar disso, o MTBE continua sendo utilizado como aditivo de alta octanagem na Europa, ainda que em quantidades mais restritas, e na Ásia, em países como Índia e China, que possuem leis ambientais mais permissíveis, sendo que essa região é responsável por quase 40% do mercado mundial desse produto em 2022.<sup>8</sup> No Brasil,<sup>9</sup> o seu uso para esse propósito também é proibido, sendo favorecido o etanol anidro como aditivo para gasolina, e toda a produção de MTBE é destinada ao mercado externo.

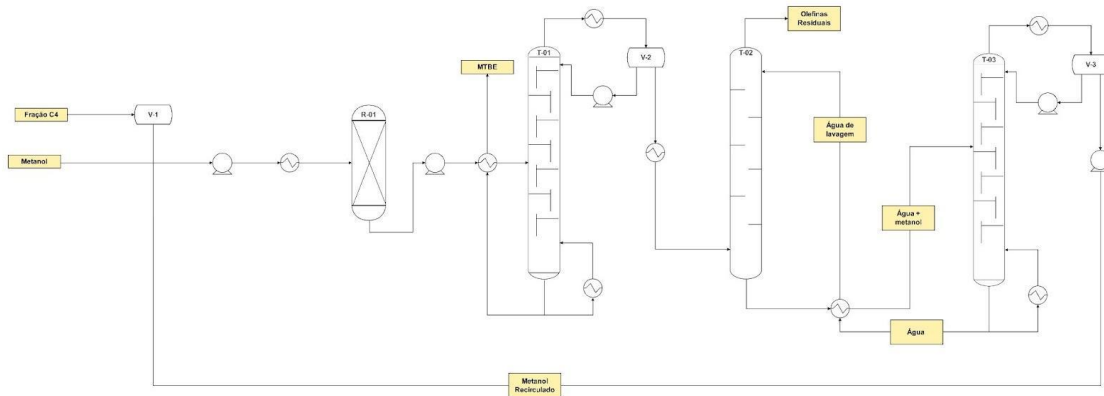
Além dos usos como aditivo, o MTBE é utilizado em menor escala em diversas outras áreas, como solvente e precursor para síntese de outros químicos. Como solvente, o MTBE é utilizado principalmente na indústria, por ser um éter solvente mais seguro que o éter etílico, comumente utilizado na área acadêmica. O éter etílico, assim como muitos outros éteres, têm a tendência de formar peróxidos potencialmente explosivos quando exposto à luz por períodos prolongados. Devido a estrutura do éter metil-terc-butílico, este composto é mais estável e não forma peróxidos, o que torna o uso de grande quantidades desse composto mais seguro.

## **2.2. Produção do MTBE**

A produção comercial de éter metil terc-butílico é feita por meio de uma reação entre isobuteno e metanol catalisada por uma resina de troca iônica ácida. Nas plantas de produção do composto, este processo geralmente ocorre em reatores de leito fixo, em

conjunto com duas torres de fracionamento e uma torre de extração líquido-líquido para isolar o produto, como mostra a figura abaixo.<sup>10</sup>

**Figura 1.** Esquema simplificado do processo de produção de MTBE



Fonte: autoria própria (2023)

Este processo de produção permanece como o principal, sendo as principais diferenças a fonte do isobuteno necessário para a reação. Podemos dividir os processos em 4 tipos, a depender da origem:<sup>6</sup>

- Craqueamento a vapor: Processos de craqueamento são muito comuns em refinarias de petróleo, tendo o objetivo de converter a fração mais pesada do petróleo em hidrocarbonetos mais leves, de maior valor comercial. Neste caso, temos que a reação ocorre por meio da introdução de vapor em alta temperatura junto à corrente de hidrocarbonetos. O craqueamento gera várias cargas de hidrocarbonetos leves, sendo uma destas a que contém isobuteno.
- Craqueamento catalítico fluidizado ou FCC: Semelhantemente ao craqueamento a vapor, este processo consiste em usar a carga olefínica resultante de uma reação de craqueamento, com a diferença de que esta utiliza catalisadores para realizar a reação.
- Terc-butanol como intermediário: O terc-butanol é coproduto da produção de óxido de propileno e pode ser reaproveitado na mesma planta para produção de MTBE a partir da desidratação dele, formando isobuteno e em seguida o produto final, processo conhecido como Arco, ou ainda com a eterificação direta do álcool, processo conhecido como *Hunstman*.
- Dehidrogenação de isobutano: Estas plantas são dedicadas exclusivamente à produção de MTBE, a partir do processo de dehidrogenação do isobutano em



isobuteno. Este reagente pode vir de várias fontes, geralmente obtido em uma carga mista de butano e isobutano de refinarias, cujo butano é separado e isomerizado em isobutano antes de seguir com o resto da carga para o processo principal.

Atualmente, a maior parte do metanol produzido é proveniente da reação de reforma do gás natural, cujos produtos são uma mistura de gases conhecida como gás de síntese ( $H_2$ , CO e  $CO_2$ ), que posteriormente reagem e formam metanol.<sup>11</sup>

### **2.3. Reação**

Para a síntese do MTBE, a reação de eterificação utilizada tipicamente envolve algum tipo de catalisador ácido. Para a produção de grandes quantidades, convém utilizar resinas de troca iônica catiônica em um reator de leito fixo (PBR).

A reação é exotérmica, liberando aproximadamente 37 kJ de energia por mol de isobuteno reagido a 298 K.<sup>12</sup> O equilíbrio termodinâmico comanda a conversão do produto, dessa forma, quanto maior a temperatura dentro do reator, menor a geração de MTBE. Por esse motivo, é necessário garantir que a temperatura no interior dos reatores não ultrapasse 70°C.<sup>12</sup>

Para a análise da cinética desta reação, é importante lembrar o uso de resina de troca iônica como catalisador dessa reação. Segundo Zhang e Datta, o metanol é adsorvido na resina e reage com o isobuteno presente na mistura reacional, sendo a reação o passo limitante. O modelo de adsorção que melhor expressa a reação é o modelo de Langmuir.<sup>12</sup>

Certas reações secundárias podem ocorrer, em parte devido à corrente de isobutano ser impura. Para reduzir a geração de subprodutos indesejados, é necessário garantir que haja um excesso de metanol na reação. A relação entre mols de isobutileno e metanol deve ser sempre maior que 1:1,1.

### **2.4. Operações Unitárias**

As operações unitárias envolvidas no processo são as de extração líquido-líquido, destilação fracionada, trocadores de calor e bombas. A planta desenvolvida conta com 3 colunas, sendo uma de extração e duas de destilação, que são usadas para isolar os compostos resultantes da reação.<sup>10</sup>

A corrente que sai do reator é uma mistura do produto final, o éter terc-metil butílico, com toda a fração da carga olefínica que não reagiu, além do metanol residual. Essa mistura vai passar então pela primeira coluna de destilação, que vai separá-la em duas frações: o produto de base contendo o produto final e o destilado contendo uma mistura da fração C4 com metanol.<sup>10</sup>

O metanol que sai junto dessa fração, chamada de refinado, precisa ser reciclado e voltar para o processo. Para isso, o destilado da primeira torre passa por uma torre de extração líquido-líquido onde é lavado com água, resultando em duas novas correntes, uma contendo metanol e água e outra contendo as olefinas que não reagiram, as quais serão destinadas a outras unidades de refinaria.<sup>10</sup>

Por fim, para separar a água e o metanol, a mistura passa por outra coluna de destilação, que tem como destilado o metanol e como produto de base a água. Esta será reciclada no processo de extração líquido-líquido, enquanto o metanol retornará ao começo do processo, onde será reciclado no reator.

### **3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO**

O projeto é especificado para processar 65.600 toneladas de carga olefínica por ano, com um fator de operação de 8000h/ano e utilizará diversas operações, como reatores adiabáticos, torres de destilação, vasos, torre de lavagem, trocadores de calor e bombas. O produto final deve atender às seguintes especificações: no mínimo 99% em peso de MTBE, no máximo 0,1% em peso de metanol, no máximo 0,02% em peso de hidrocarbonetos e no máximo 100 ppm em peso de água.

Com estas especificações, a planta foi simulada através do simulador, software Aspen HYSYS, onde foram feitos balanços de massa e energia para que os equipamentos fossem projetados com maior fidedignidade. O modelo termodinâmico utilizado para modelagem da planta foi Peng Robinson, que é comumente empregado na modelagem de hidrocarbonetos em geral, e, dessa forma, dados como composição e densidade das correntes, temperaturas, pressões, vazões mássicas, calor dos trocadores de calor, entre outras informações importantes foram definidas.

Com as informações geradas pelo simulador, foi feita a otimização do processo em relação ao número de pratos da primeira torre e o diâmetro dos reatores, e utilidades a serem adotadas para minimizar os gastos. Em seguida, foram dimensionados os equipamentos da planta, sendo eles, bombas, vasos, torres, trocadores de calor, reatores e as tubulações. Além disso, foram desenhados os diagramas PFD (*Process Flow Diagram*) e o P&ID (*Piping and Instrumentation Diagram*), que serão expostos posteriormente, e foram feitas as análises econômicas e ambientais. As condições das correntes de alimentação são apresentadas nas tabelas 1 e 2.

O funcionamento da planta é baseado principalmente nos reatores, torres de destilação e na torre de lavagem. Sendo assim, é importante especificar o funcionamento destes equipamentos e como foi feita a simulação.

Os reatores foram projetados a partir da simulação de reatores adiabáticos. Neste tipo de reator do simulador foram definidas apenas as características de entrada e saída, sem informar modelo fenomenológico (modelo caixa preta), e através do simulador a conversão foi determinada, sendo 97% na saída da série de reatores. Na entrada do primeiro reator, a corrente foi ajustada para atender a especificação molar 1,1:1 de metanol e isobuteno, sendo a pressão e temperatura de entrada igual a 11,3 kg/cm<sup>2</sup>g e 70°C, respectivamente.

**Tabela 1.** Composição da corrente olefinica

<b>Componente</b>	<b>% em peso</b>
C3	100 ppm
C3=	200 ppm
Isobutano	4.2
n-Butano	8.7
Isobuteno	51.6
Buteno-1	21.9
Transbuteno-2	9.0
Cisbuteno-2	4.5
Butadieno	0.1
C5+	traços

**Tabela 2.** Especificação da corrente de metanol

<b>Componente</b>	<b>Especificação</b>
CH <sub>3</sub> OH, % peso	99,85 min.
Água, ppm peso	100 máx.
Metais, ppm peso	0,1 máx.
Destilação, °C a 760 mmHg	65 ± 0,5
Matéria não volátil mg/100 ml.	10 máx.

Há três torres na planta: uma de separação de MTBE (produto de fundo) e carga olefinica não reagida junto com excesso de metanol (produto de topo); outra de lavagem de refinado, sendo esta uma extração contínua líquido-líquido para separar completamente a corrente de refinado do metanol; e uma terceira para separação de

metanol (produto de topo) e água (produto de fundo) para serem reaproveitados em outras etapas do processo.

A planta possui duas correntes de entrada: uma de carga olefínica, que é estabilizada em um vaso, e outra de metanol. Esta última é composta por uma porção de metanol fresco e outra de metanol reciclado. Foram projetados cinco reatores em série, nos quais a temperatura deve ser mantida em até 70°C. Para isso, foram dispostos cinco trocadores de calor, um anterior à entrada do primeiro reator para pré-aquecer a mistura (melhorando a eficiência energética) e outros 4 posteriores à saída de cada reator para resfriar os produtos. A pressão no primeiro reator foi de 11,3 kg/cm<sup>2</sup>g com 0,7 kg/cm<sup>2</sup>g de queda de pressão ao longo de cada reator.

Em seguida, a mistura racêmica passa pela bomba P-02 para ser introduzida na coluna de destilação pressurizada a 6,2 kg/cm<sup>2</sup>g, onde será separado o MTBE do refinado e do excesso de metanol. Então o MTBE obtido no fundo é resfriado utilizando um trocador de calor, que integra a corrente de fundo da coluna com a corrente de entrada da própria torre (que será aquecida), e depois é enviado ao limite de bateria para armazenamento.

O refinado contendo essencialmente metanol e carga olefínica não reagida é resfriado e inserido em uma torre de lavagem que faz a extração líquido-líquido junto com uma corrente de água reciclada proveniente da torre de destilação de metanol, que será descrita posteriormente. Há duas correntes de saída, a carga olefínica residual pelo topo (que será armazenada) e uma mistura de metanol e água pelo fundo.

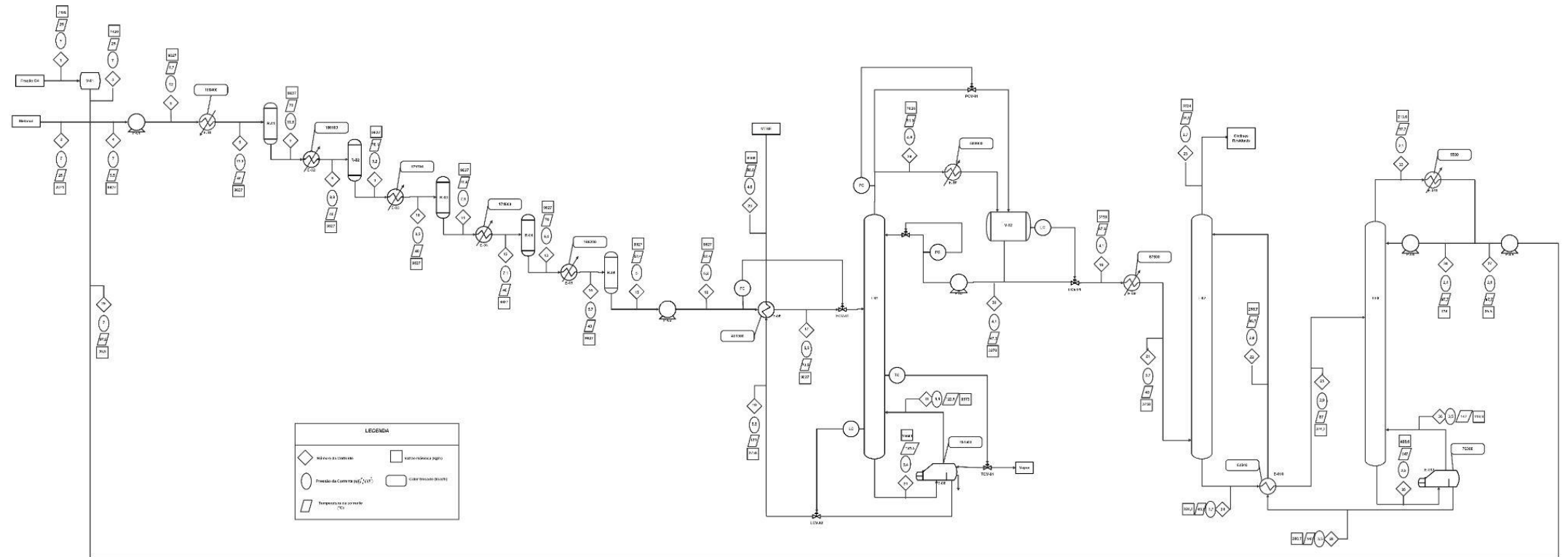
A corrente de metanol e água resultante é pré-aquecida e destinada à torre de destilação metanol-água. O produto de topo (metanol) é enviado ao início do processo como metanol de reciclo para ser misturado ao metanol fresco. A água, que é o produto de fundo, é empregada inicialmente para realizar o pré-aquecimento da corrente de entrada na torre de destilação metanol-água e, após seu resfriamento, é reaproveitada na torre de lavagem.

Os custos associados à planta são dados em relação aos recursos humanos, manutenção, seguros, materiais, utilidades, licenças e engenharia básica. Os preços são dispostos na tabela abaixo.

**Tabela 3.** Dados de preços utilizados

<b>Material</b>	<b>Preço</b>
Carga olefínica	126 US\$/tonelada
Metanol	130 US\$/tonelada
MTBE	240 US\$/tonelada
Refinado	140 US\$/tonelada
Vapor de alta pressão	9,3 US\$/tonelada
Vapor de média pressão	7,9 US\$/tonelada
Vapor de baixa pressão	6,5 US\$/tonelada
Eletricidade	0,04 US\$/kWh
Água de refrigeração (circulante)	0,03 US\$/m <sup>3</sup>
Água de aporte	0,5 US\$/tonelada
Ar de instrumentos	0,08 US\$/Nm <sup>3</sup>
Água de caldeiras	1,3US\$/tonelada
Condensado	1,2 US\$/tonelada
Água de processo	0,66 US\$/tonelada
Catalisador	0,3 milhões de US\$, vida de 2 anos
Licença	0,6 milhões de US\$
Engenharia básica	0,4 milhões de US\$

Figura 2. Diagrama de Fluxo de Processo (PFD)



Fonte: autoria própria (2023)

## 4. PROJETO DA PLANTA

A seguir está descrito o projeto detalhado da planta, como equipamentos, P&ID, avaliação econômica, etc, incluindo também os resultados do projeto.

### 4.1. Correntes de processo

As especificações das correntes de materiais deste projeto estão indicadas nos anexos A até AB, totalizando 28 fluxos diferentes, desde a alimentação inicial até o reciclo de metanol.

As correntes 1, 2 e 3 correspondem à alimentação inicial da planta. A primeira contém a mistura de olefinas proveniente do processo de craqueamento, que passa pelo tanque pulmão V-01, dando origem à terceira corrente. A segunda é uma corrente de metanol puro. As três correntes são correntes totalmente líquidas e estão nas mesmas condições de temperatura e pressão, 25 °C e 7 kg/cm<sup>2</sup>g.

A corrente 4 se origina após a mistura das correntes 2, 3 e 28. Devido às propriedades de dissolução do metanol e da carga de olefinas, sua temperatura é reduzida para 9,5 °C. Após passar pela bomba P-01, temos a corrente 5, que tem sua pressão aumentada.

A mistura reacional passa, então, por uma sequência de 5 trocadores de calor e reatores adiabáticos. Durante esse processo, estão presentes as correntes de 6 a 15, as correntes pares são as que saem de um trocador, que mantém a temperatura em torno de 40°C, em direção a um reator e as ímpares as que saem dos reatores, onde a fração de MTBE aumenta e a temperatura passa para 70°C. Devido a perda de carga presente neste fluxo a pressão da corrente 15 é 5 kg/cm<sup>2</sup>g e a temperatura é 52 °C, essa corrente também possui 0,59 de MTBE em fração molar.

O efluente do último reator é enviado a bomba P-02, causando um aumento de pressão, dando origem a corrente 16, que passa pelo trocador de calor E-06, gerando a corrente 17 cujo temperatura e pressão passam a ser, respectivamente, 73,50 °C e 5,5 kg/cm<sup>2</sup>g.

O fluido vai em direção a coluna de destilação fracionada, de onde saem 2 correntes: a 18, que corresponde às frações de topo da coluna, que contém principalmente os resíduos não reagidos, com propriedades 47 °C e 4,15 kg/cm<sup>2</sup>g; e a



19, que corresponde ao produto de fundo, com 95% de MTBE em fração mássica. Este último fluxo passa novamente pelo trocador de calor E-06, onde é resfriado, gerando a corrente final dos produtos, 20, com propriedades 4,8 kg/cm<sup>2</sup>g e 91 °C.

Os efluentes separados na coluna de destilação, passam pelo trocador de calor E-09, que reduz a temperatura do fluido para 40 °C, e tem como destino a torre de absorção da planta (T-02). Na coluna, a corrente 22, de água resfriada é utilizada para separar o metanol e a carga de olefinas na corrente 21.

Os resíduos olefinicos correspondem a corrente 23, que é retirada da planta, e a fração aquosa, a corrente 24 com propriedades 41 °C, 3,65 kg/cm<sup>2</sup>g, 11% de metanol e 89% de água em frações mássicas. Este fluido é aquecido no trocador E-10 e é enviado para a segunda coluna de destilação da planta, a torre T-03. Nesta operação a água, que se torna o produto de fundo e o metanol, que se torna o refinado são separados, formando respectivamente as correntes 26 e 27.

O fluxo de água retorna ao trocador E-10, dessa vez para resfriamento e se torna a corrente 22, completando o reciclo de água. O fluxo de metanol é enviado para a bomba P-05, que aumenta sua pressão para 7 kg/cm<sup>2</sup>g, gerando a última corrente do projeto, a 28, que consiste em metanol reciclado. Esta corrente é, finalmente, enviada de volta para o misturador, juntamente com as correntes 2 e 3.

## **4.2. Bombas**

No contexto deste projeto, as bombas desempenharam um papel crucial na superação das perdas de carga ao longo da planta, garantindo as vazões e pressões adequadas em todas as correntes. Para atingir esse objetivo, optou-se pelo uso do modelo de bomba centrífuga. Essas bombas foram empregadas para impulsionar a corrente ascendente em direção ao reator R-01, a corrente de alimentação da T-01, os refluxos das torres T-01 e T-03, bem como a corrente de recirculação de metanol.

Um ponto de atenção é que, para a bomba de alimentação da T-01 e as bombas de refluxo, é necessário considerar o fator de elevação para a altura necessária adequada.

Para iniciar os cálculos, utilizamos a seguinte equação:

$$H (m) = \Delta P \left( \frac{kg}{cm^2} \right) \cdot \frac{1}{\rho \left( \frac{g}{cm^3} \right)} \cdot \frac{1}{10} \quad (1)$$

Essa equação nos permite calcular a carga da bomba ao considerar a diferença entre as pressões de admissão e impulsão, juntamente com outros fatores. A relevância deste cálculo está associada à eficiência da bomba e à pressão máxima que ela pode gerar. Ao traçar a curva da carga em relação à vazão, obtemos os pontos de operação da bomba, o que é fundamental para compreender seu desempenho e comportamento em diferentes condições de trabalho.

O ponto de *shut-off* é um dos pontos de operação do equipamento no qual a vazão é nula e a pressão de funcionamento atinge o seu máximo. Conhecer esse ponto é crucial para dimensionar as tubulações de forma a suportar a pressão máxima da bomba, a fim de evitar possíveis acidentes. Além de utilizar a curva de operação, o cálculo do *shut-off* pode ser aproximado da seguinte maneira:

$$Pressão \ de \ shutt \ - \ off = \Delta P \left( \frac{kg}{cm^2} \right) \cdot 1,2 \quad (2)$$

Com isso, podemos então calcular as potências requeridas pela bomba, potência absorvida, potência hidráulica e potência do motor, respectivamente:

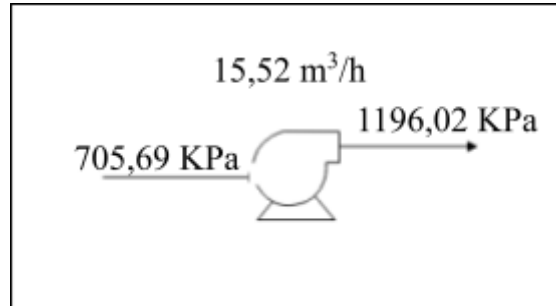
$$W_{absorvida \ fluido} (C.V.) = \frac{Q \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot \Delta P \left( \frac{kg}{cm^2} \right)}{27,4} \quad (3)$$

$$W_{hidráulico} = \frac{W_{absorvido \ fluido}}{\eta_{hidráulico}} \quad (4)$$

$$W_{motor} = \frac{W_{hidráulico}}{\eta_{motor}} \quad (5)$$

Organizando os dados informados com as equações, foram obtidos as seguintes tabelas e figuras para cada bomba:

**Figura 3.** Modelo usado para projeto de bomba P-01

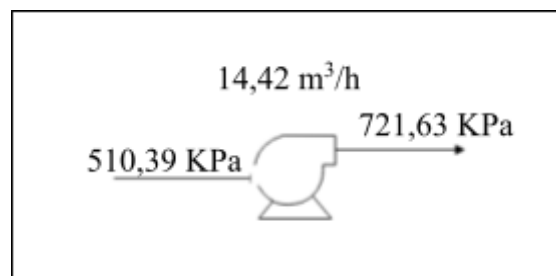


Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 4.** Parâmetros característicos da bomba P-01

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	705,69
Pressão na impulsão (kPa)	1196,02
Diferença de pressão (kPa)	490,33
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	588,40
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	15,52
Potência consumida pela bomba (kW)	5,22

**Figura 4.** Modelo usado para projeto de bomba P-02

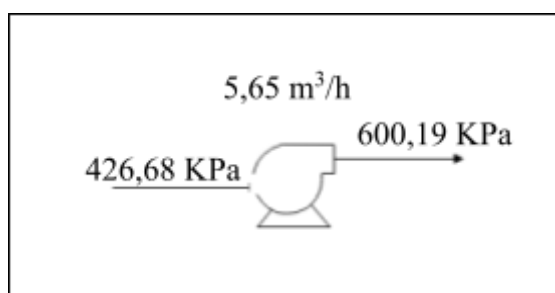


Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 5.** Parâmetros característicos da bomba P-02

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	510,39
Pressão na impulsão (kPa)	721,63
Diferença de pressão (kPa)	211,24
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	253,49
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	14,42
Potência consumida pela bomba (kW)	2,09

**Figura 5.** Modelo usado para projeto de bomba P-03

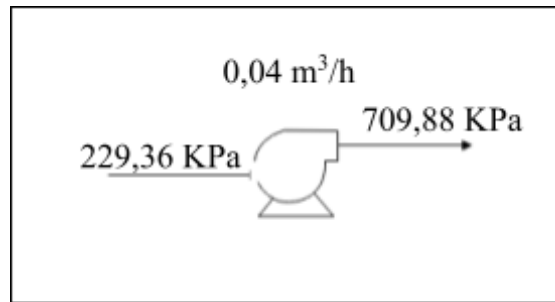


Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 6.** Parâmetros característicos da bomba P-03

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	426,68
Pressão na impulsão (kPa)	600,19
Diferença de pressão (kPa)	173,50
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	208,20
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	5,65
Potência consumida pela bomba (kW)	0,67

**Figura 6.** Modelo usado para projeto de bomba P-04

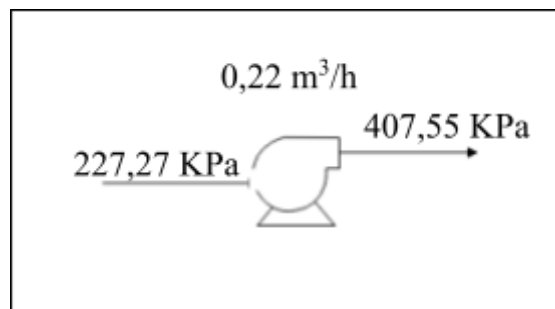


Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 7.** Parâmetros característicos da bomba P-04

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	229,36
Pressão na impulsão (kPa)	709,88
Diferença de pressão (kPa)	480,53
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	576,63
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	0,04
Potência consumida pela bomba (kW)	0,01

**Figura 7.** Modelo usado para projeto de bomba P-05



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 8.** Parâmetros característicos da bomba P-05

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Pressão na admissão (kPa)	227,77
Pressão na impulsão (kPa)	407,55
Diferença de pressão (kPa)	179,78
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	215,73
Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h)	0,22
Potência consumida pela bomba (kW)	0,03

Analisando os dados das cinco bombas, é possível calcular o custo da bomba, do motor, da instalação e do consumo de energia seguindo as seguintes fórmulas:<sup>13</sup>

$$Custo_e(US\$) = a + b S^n \quad (6)$$

$$Custo_{instalação}(US\$) = I * Custo_e(US\$) \quad (7)$$

Sendo que, para as bombas, o custo  $Custo_e(US\$)$  na equação 7, é a somatório deste custo para a bomba e para o motor calculados pela equação 6, resultado em:

$$Custo_{e, total}(US\$) = Custo_{e=bomba}(US\$) + Custo_{e=motor}(US\$) \quad (8)$$

$$Custo_{inst., total}(US\$) = Custo_{e, total}(US\$) \quad (9)$$

Os parâmetros de custo<sup>13</sup> são dados na seguinte tabela:

**Tabela 9.** Parâmetros de custo para bombas

<b>Equipamento (e)</b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>S (unidades por tamanho)</b>	<b>n</b>	<b>I (fator de instalação)</b>
Bomba	8000	240	Vazão (L/s)	0,9	4
Motor da bomba	-1100	2100	Potência (kW)	0,6	4

Na equação de custo do motor da bomba, para valores de potência (kW) menores do que 1, era considerado como 1 kW.

Dessa forma, foi possível obter os custos das bombas utilizadas no processo e seus respectivos custos de eletricidade. Utilizando como parâmetro 8000 h/ano de funcionamento, encontrou-se a energia consumida pelas bombas (kWh) multiplicando sua potência (kW) pelo tempo (h).

**Tabela 10.** Custos das bombas

<b>Equipamento</b>	<b>Custo da Bomba (US\$) - <math>Custo_{e=bomba}</math></b>	<b>Custo do motor da bomba (US\$) - <math>Custo_{e=motor}</math></b>	<b>Custo do equipamento (US\$) - <math>Custo_{e,total}</math></b>	<b>Custo da instalação (US\$) - <math>Custo_{inst.,total}</math></b>
P-01	8894,01	4559,71	13453,72	53814,88
P-02	8836,77	2167,46	11004,23	44016,92
P-03	8359,81	1000,00	9359,81	37439,26
P-04	8004,65	1000,00	9004,65	36018,58
P-05	8019,66	1000,00	9019,66	36078,65

**Tabela 11.** Gastos com eletricidade

<b>Equipamento</b>	<b>Energia consumida (kWh)</b>	<b>Custo horário (US\$/h)</b>	<b>Custo anual (US\$)</b>
P-01	41755,61262	0,208778063	1670,224505
P-02	16713,75629	0,083568781	668,5502516
P-03	5374,652306	0,026873262	214,9860922
P-04	118,5165265	0,000592583	4,740661061
P-05	220,3191657	0,001102	8,812766628

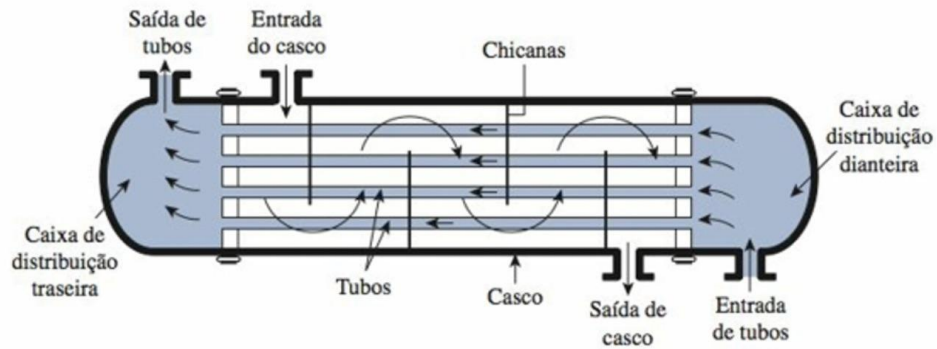
### 4.3. Trocadores de calor

Os trocadores de calor são dispositivos que facilitam a troca de calor entre dois fluidos que possuem diferentes temperaturas sem que haja a mistura de um com o outro.<sup>14</sup> Os trocadores são uma das aplicações da transferência de calor, a qual ocorre, na maioria dos casos, por convecção através dos fluidos e por condução no material que forma a parede separando os dois fluidos utilizados para a troca. Nesses dispositivos, o coeficiente global de transferência de calor,  $U$  ( $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ) representa a contribuição de todos esses efeitos sobre a transferência de calor. Além disso, a taxa de transferência de calor entre os dois fluidos no trocador depende da diferença de temperatura em cada ponto do dispositivo, ou seja, que varia ao longo de sua extensão.

São diversos os modelos de trocadores de calor que visam atender diferentes especificações e aplicações. O tipo utilizado na maior parte do projeto é o de casco e tubo, o mais usual nas indústrias, que consiste em vários tubos acondicionados paralelamente no interior de um casco, com um fluido percorrendo a parte interna (tubo) e o outro a externa (casco). A fim de melhorar a troca de calor, é possível usar chicanas no casco para direcionar o movimento do fluido que escoar através dele, garantindo o fluxo cruzado. Esse tipo de trocador será utilizado quando a área de troca for maior que  $10 m^2$ .



**Figura 8.** Esquema de um trocador de calor do modelo casco e tubo

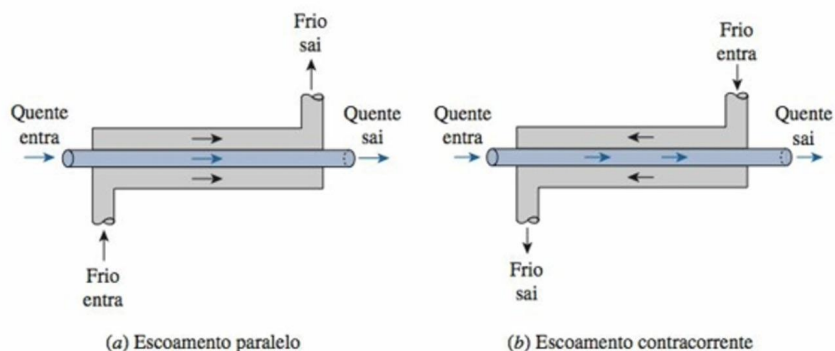


Fonte: ÇENGEL (2012)<sup>14</sup>

Dentre os trocadores de calor do tipo casco e tubo existe outra especificação, o tipo de cabeçote do equipamento, sendo escolhido para o projeto o tipo cabeçote flutuante. Este foi o escolhido devido à maior flexibilidade e durabilidade em aplicações de troca de calor, permitindo uma transferência eficiente entre os dois fluidos, mesmo em condições operacionais mais difíceis.

Para os casos em que a área de troca for menor que  $10 \text{ m}^2$  o trocador será o de tubos concêntricos, ou de tubo duplo, sendo o tipo mais simples de equipamento. Sua operação é baseada em um fluido escoando pelo tubo interno, que possui menor diâmetro, e outro pelo espaço externo, que o circunda através da região do tubo de maior diâmetro. Neste caso, a troca térmica pode ser de correntes paralelas, situação em que os dois fluidos circulam na mesma direção, ou de contracorrente, quando circulam em direções opostas.

**Figura 9.** Esquema de um trocador de tubos concêntricos



Fonte: ÇENGEL (2012)<sup>14</sup>

É importante ressaltar que os trocadores de calor são comumente chamados pelo nome da aplicação específica, como no caso do condensador e reboiler presentes no projeto.

Para um projeto de trocador de calor, é necessário obter a área de troca,  $A$  ( $m^2$ ), pela equação abaixo:

$$A = \frac{Q}{U \cdot F_t \cdot \Delta T_{ml}} \quad (10)$$

No qual  $Q$  (kcal) é a taxa de transferência de calor,  $U$  ( $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ) é o coeficiente global de transferência de calor,  $F_t$  é o fator de correção e  $\Delta T_{ml}$  ( $^\circ C$ ) é a diferença de temperatura média logarítmica que é calculada da seguinte forma:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad (11)$$

Em que  $\Delta T_1$  ( $^\circ C$ ) =  $T_{h, entrada} - T_{c, saída}$  (Temperatura de entrada do fluido quente menos temperatura saída do fluido frio) e  $\Delta T_2$  ( $^\circ C$ ) =  $T_{h, saída} - T_{c, entrada}$  (Temperatura de saída do fluido quente menos temperatura de entrada do fluido frio).

O fator de correção  $F_t$  para os condensadores é igual a 1, e para os demais equipamentos é dado por:

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2 + 1) \cdot \ln \left[ \frac{(1-S)}{(1-RS)} \right]}}{(R-1) \cdot \ln \left[ \frac{(2-S) \left( R+1 - \sqrt{R^2+1} \right)}{(2-S) \left( R+1 + \sqrt{R^2+1} \right)} \right]} \quad (12)$$

Em que  $R$  e  $S$  são parâmetros dados por:

$$R = \frac{T_{H,1} - T_{H,2}}{T_{C,1} - T_{C,2}} \quad (13)$$

$$S = \frac{T_{C,2} - T_{C,1}}{T_{H,1} - T_{C,1}} \quad (14)$$

No projeto, a área de troca,  $A$ , foi obtida por meio da seguinte equação:

$$A = \frac{D}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (15)$$

Em que  $D$  (kcal/h), é o *duty*, quantidade de calor trocado, obtido através da simulação no *software* Aspen HYSYS.

Para o coeficiente global de transferência de calor foi utilizada a tabela abaixo de acordo com os fluidos em questão.<sup>13</sup>

**Tabela 12.** Coeficientes globais de acordo com o fluido

Trocadores de Calor		
Fluido quente	Fluido frio	$U$ (W/m <sup>2</sup> ·°C)
Água	Água	800–1500
Solventes orgânicos	Solventes orgânicos	100–300
Óleos leves	Óleos leves	100–400
Óleos pesados	Óleos pesados	50–300
Gases	Gases	10–50

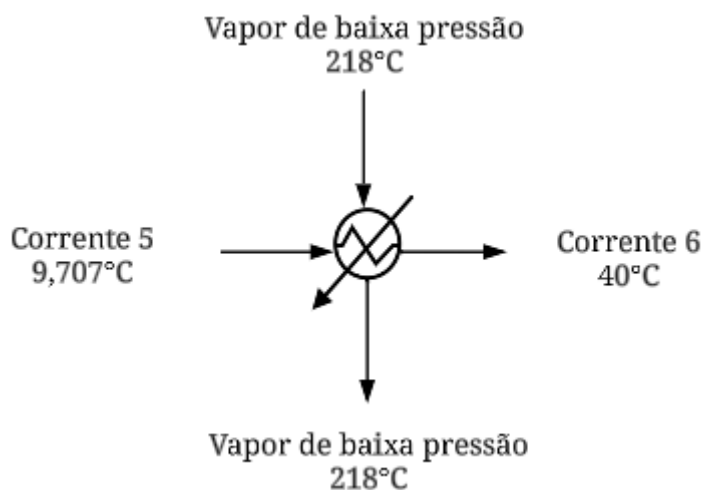
Fonte: TOWLER (2022)<sup>13</sup>

#### 4.3.1. Projeto do trocador de calor E-01

O primeiro trocador de calor do projeto adota o formato de tubos concêntricos devido à sua área de troca térmica ser menor que 10 m<sup>2</sup>. Sua finalidade é realizar o pré-aquecimento da mistura que alimenta o reator (corrente 5).

O fluido de processo é uma mistura entre a corrente de carga olefínica e metanol. O fluido auxiliar utilizado foi vapor de baixa pressão, pelo seu calor de condensação ser alto, o que permite uma grande produção de calor a temperatura constante. Ou seja, ocorre apenas mudança de fase, transformando de vapor para líquido.

**Figura 10.** Representação do trocador E-01



Fonte: autoria própria (2023)

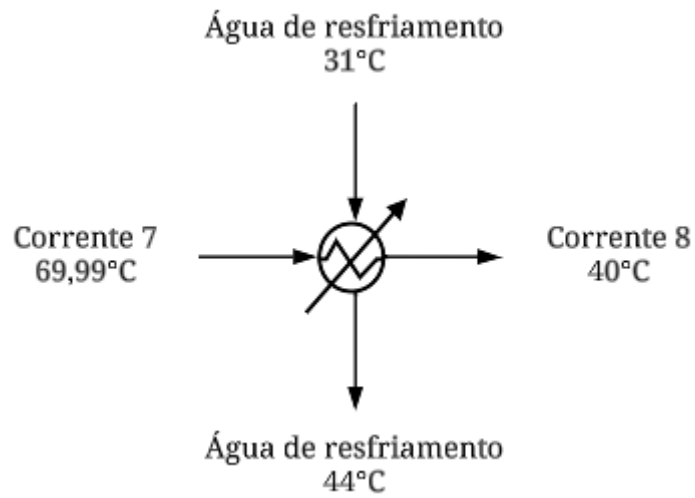
**Tabela 13.** Parâmetros característicos do trocador E-01

Parâmetros característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	9,707
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	218
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	218
Calor trocado (kcal/h)	180400
Área de troca (m <sup>2</sup> )	5,44
Número de tubos	-

#### 4.3.2. Projeto do trocador de calor E-02

Este trocador de calor, do tipo casco e tubo, tem como objetivo resfriar o produto proveniente do reator anterior (corrente 7). Isso é feito para evitar que a temperatura de reação nos reatores subsequentes ultrapasse os 70 °C. A água de resfriamento é o fluido auxiliar, enquanto o efluente do reator anterior atua como o fluido de processo.

**Figura 11.** Representação do trocador E-02



Fonte: autoria própria (2023)

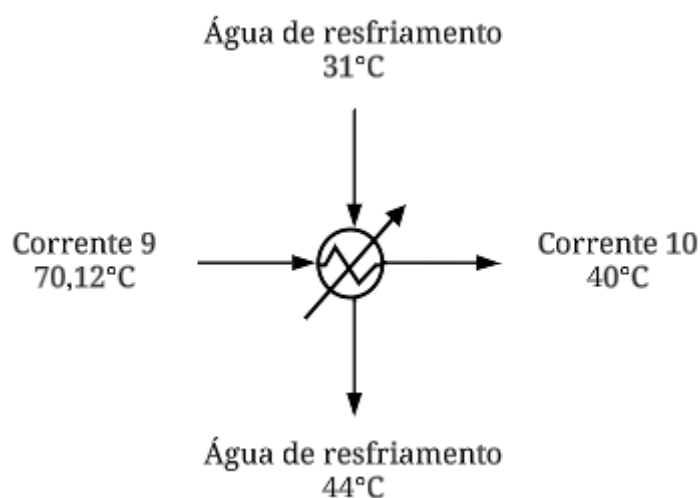
**Tabela 14.** Parâmetros característicos do trocador E-02

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	69,99
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	44
Calor trocado (kcal/h)	186100
Área de troca (m <sup>2</sup> )	67,54
Número de tubos	186

#### **4.3.3. Projeto do trocador de calor E-03**

O trocador de calor E-03 possui as mesmas características do E-02.

**Figura 12.** Representação do trocador E-03



Fonte: autoria própria (2023)

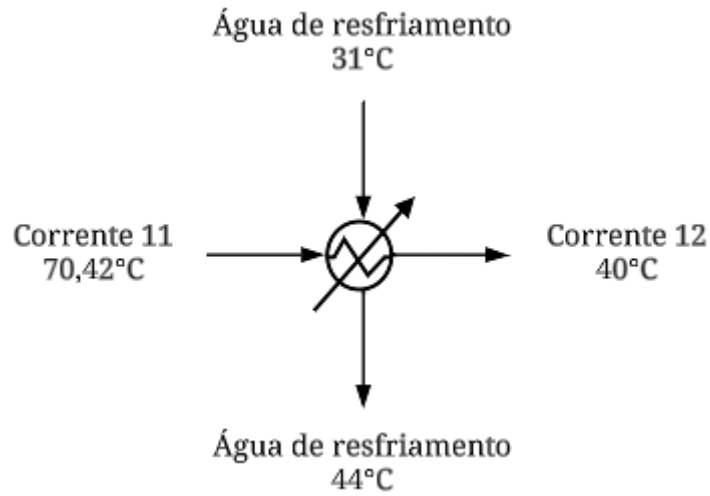
**Tabela 15.** Parâmetros característicos do trocador E-03

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	70,12
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	44
Calor trocado (kcal/h)	179700
Área de troca (m <sup>2</sup> )	65,02
Número de tubos	179

#### 4.3.4. Projeto do trocador de calor E-04

O trocador de calor E-04 compartilha as características do trocador E-02.

**Figura 13.** Representação do trocador E-04



Fonte: autoria própria (2023)

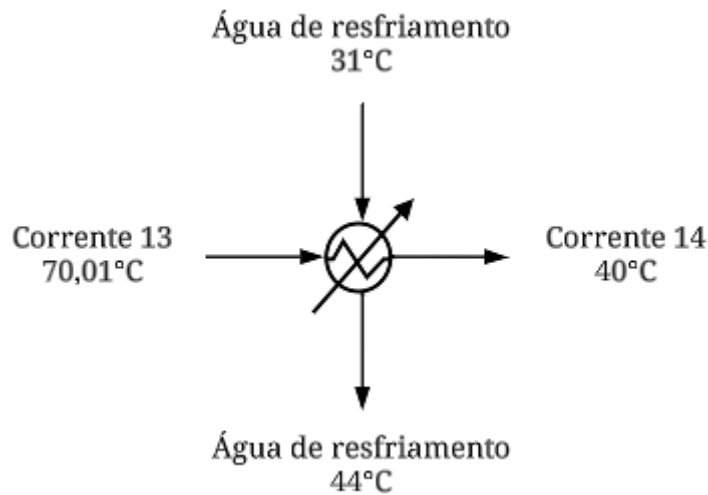
**Tabela 16.** Parâmetros característicos do trocador E-04

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	70,42
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	44
Calor trocado (kcal/h)	174800
Área de troca (m <sup>2</sup> )	62,83
Número de tubos	173

#### **4.3.5. Projeto do trocador de calor E-05**

O trocador de calor E-05 compartilha características semelhantes com o E-02, exceto pelo fato de que o fluido de processo, após sair do equipamento, alimentará a torre de destilação T-01.

**Figura 14.** Representação do trocador E-05



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 17.** Parâmetros característicos do trocador E-05

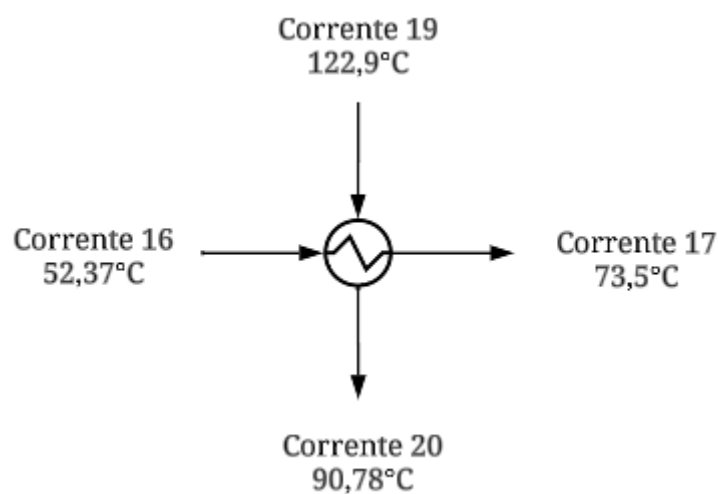
<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	70,01
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	44
Calor trocado (kcal/h)	166200
Área de troca (m <sup>2</sup> )	60,29
Número de tubos	166

#### **4.3.6. Projeto do trocador de calor E-06**

Esse trocador de calor, do tipo casco e tubo, desempenha duas funções. Ele fará o pré-aquecimento do efluente de reação proveniente do reator R-05 (corrente 16), que alimentará a torre de destilação, e também resfriará o MTBE (corrente 19) para que possa ser armazenado adequadamente. Para esse equipamento, o efluente de reação atua como fluido de processo frio, enquanto o MTBE é o fluido de processo quente.



**Figura 15.** Representação do trocador E-06



Fonte: autoria própria (2023)

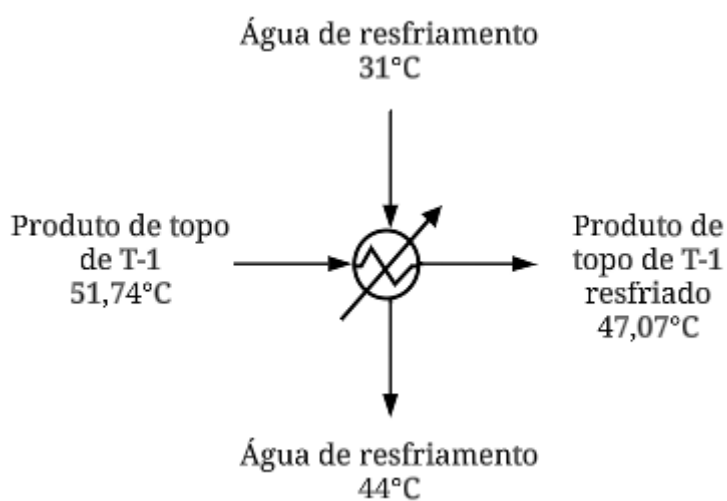
**Tabela 18.** Parâmetros característicos do trocador E-06

Parâmetros característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	122,9
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	90,78
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	52,37
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	73,5
Calor trocado (kcal/h)	491300
Área de troca (m <sup>2</sup> )	65,40
Número de tubos	180

#### 4.3.7. Projeto do trocador de calor E-07

Esse trocador de calor busca condensar o produto de topo da torre de destilação T-01 antes de ser encaminhado para a segunda torre T-02 e novamente para a T-01. Será utilizado água de resfriamento como fluido auxiliar e o trocador é do tipo casco e tubo.

**Figura 16.** Representação do trocador E-07



Fonte: autoria própria (2023)

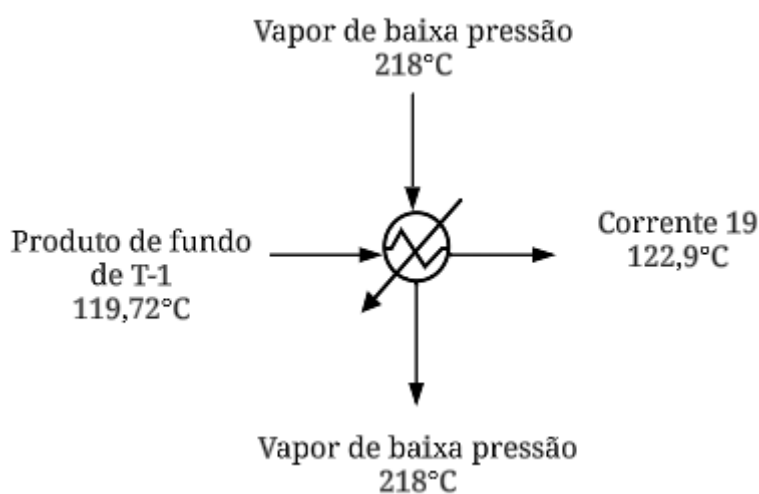
**Tabela 19.** Parâmetros característicos do trocador E-07

Parâmetros característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	51,74
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	47,07
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	44
Calor trocado (kcal/h)	589900
Área de troca (m <sup>2</sup> )	70,80
Número de tubos	195

#### 4.3.8. Projeto do trocador de calor E-08

Ainda na torre T-01, há uma caldeira (ou *reboiler*) que vai evaporar o produto de fundo dessa torre, que atua como fluido de processo, enquanto o fluido auxiliar é vapor de baixa pressão. O trocador de calor utilizado é do tipo tubos concêntricos.

**Figura 17.** Representação do trocador E-08



Fonte: autoria própria (2023)

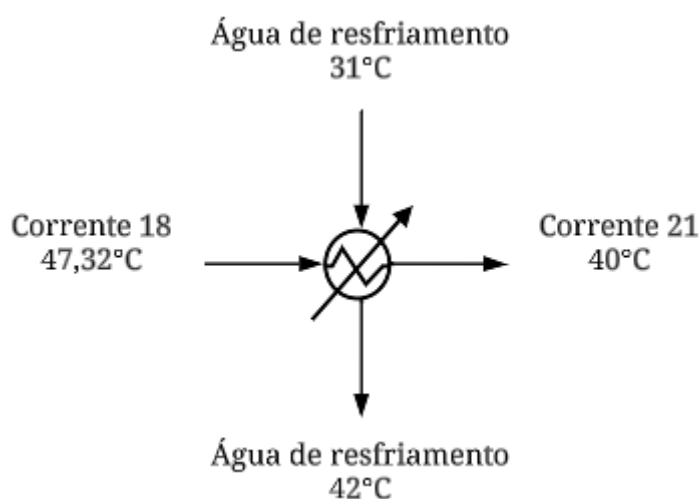
**Tabela 20.** Parâmetros característicos do trocador E-08

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	119,72
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	122,9
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	218
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	218
Calor trocado (kcal/h)	707500
Área de troca (m <sup>2</sup> )	8,1
Número de tubos	-

#### **4.3.9. Projeto do trocador de calor E-09**

Apesar da torre de destilação T-01 possuir um condensador, ele não proporciona resfriamento adequado ao fluido (corrente 18) para dar continuidade ao processo. Então, será empregado o trocador de casco e tubo E-09 para complementar esse resfriamento. A água de resfriamento atua como fluido auxiliar, enquanto o fluido de processo é o refinado, produto condensado no topo da coluna de destilação.

**Figura 18.** Representação do trocador E-09



Fonte: autoria própria (2023)

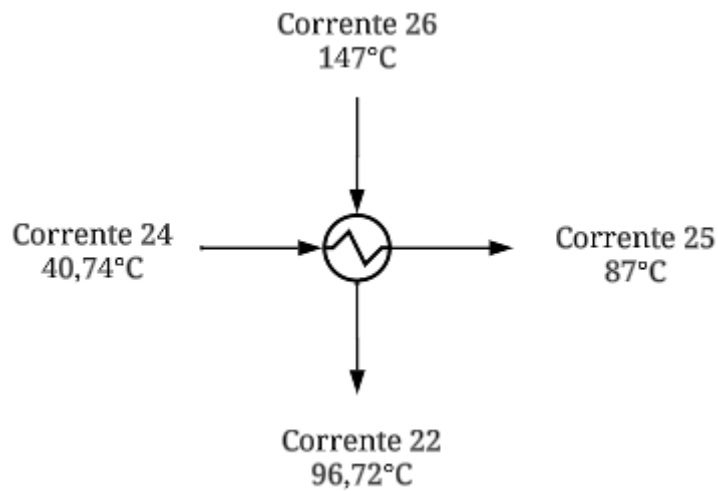
**Tabela 21.** Parâmetros característicos do trocador E-09

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	47,32
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	42
Calor trocado (kcal/h)	67500
Área de troca (m <sup>2</sup> )	68,90
Número de tubos	189

#### **4.3.10. Projeto do trocador de calor E-010**

Assim como o equipamento E-06, o trocador de calor E-010 também integra duas correntes de processo. Ele realiza o pré-aquecimento da mistura água e metanol (corrente 24) e resfria a água que sai do fundo da torre T-03 (corrente 46). O primeiro atua como fluido de processo frio e o segundo, como fluido de processo quente. Além disso, esse equipamento é do tipo tubos concêntricos.

**Figura 19.** Representação do trocador E-010



Fonte: autoria própria (2023)

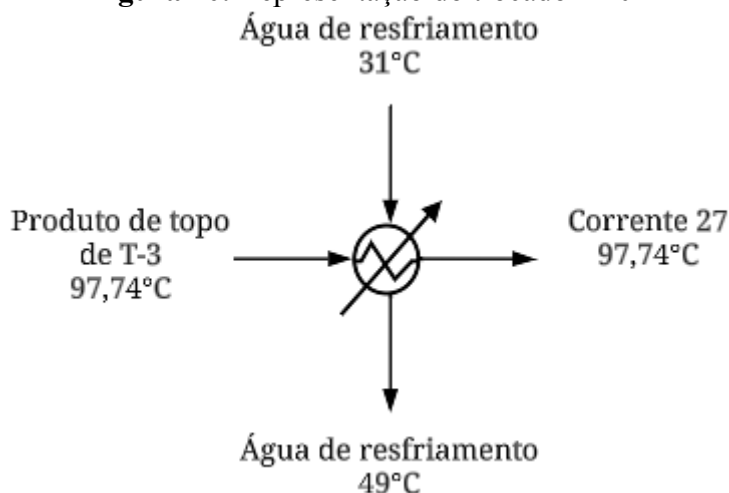
**Tabela 22.** Parâmetros característicos do trocador E-010

<b>Parâmetros característicos</b>	<b>Valor</b>
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	147
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	96,72
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	40,74
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	87
Calor trocado (kcal/h)	63840
Área de troca (m <sup>2</sup> )	6,4
Número de tubos	-

#### **4.3.11. Projeto do trocador de calor E-011**

Sobre a terceira torre, o seu condensador é do tipo tubos concêntricos e foi considerado a corrente de metanol (produto de topo de T-03) como fluido de processo, enquanto o fluido auxiliar é água de resfriamento.

**Figura 20.** Representação do trocador E-011



Fonte: autoria própria (2023)

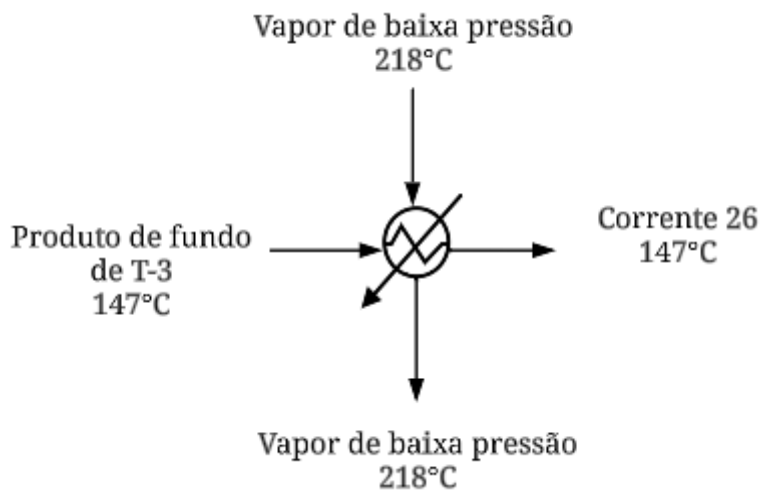
**Tabela 23.** Parâmetros característicos do trocador E-011

Parâmetros característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	97,74
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	97,74
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	31
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	49
Calor trocado (kcal/h)	5580
Área de troca (m <sup>2</sup> )	1,33

#### 4.3.12. Projeto do trocador de calor E-012

O *reboiler* da terceira torre é um trocador de calor do tipo tubos concêntricos e seu fluido de processo e fluido auxiliar são, respectivamente, produto de fundo de T-03 (que não mudará de temperatura, apenas sua fase) e vapor de baixa pressão.

**Figura 21.** Representação do trocador E-012



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 24.** Parâmetros característicos do trocador E-012

Parâmetros característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	147
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	147
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	218
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	218
Calor trocado (kcal/h)	76300
Área de troca (m <sup>2</sup> )	1,19
Número de tubos	-

#### 4.3.13. Cálculo do custo para os trocadores de calor

Para o cálculo do custo,  $C$ , em dólar, para cada trocador de calor, assim como o custo de instalação, foram utilizadas as equações 6 e 7 com os seguintes parâmetros<sup>13</sup> listados na tabela abaixo. Os trocadores E-01, E-07, E-010, E-011 e E-012 são do tipo tubos concêntricos e os demais são casco e tubo com cabeçote flutuante.

**Tabela 25.** Parâmetros para custo dos trocadores

<b>Equipamento (e)</b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>S (unidades por tamanho)</b>	<b>n</b>	<b>I (fator de instalação)</b>
Casco e tubo com cabeçote flutuante	32000	70	Área (m <sup>2</sup> )	1.2	3,5
Tubo concêntrico	1900	2500	Área (m <sup>2</sup> )	1.0	3,5

Fonte: Towler (2022)<sup>13</sup>

Também é necessário estimar o custo anual do consumo de água de refrigeração, AR, utilizada por alguns trocadores de calor. Para isso, foi adotado o valor de US\$ 0,03 por metro quadrado de água de refrigeração.

$$C_{AR}(US\$) = 0,03 \cdot \text{Consumo anual}_{AR} \quad (16)$$

Seu consumo anual foi determinado utilizando a fórmula abaixo, em que  $cp$  representa o calor específico da água (1 cal/g·°C) e  $\Delta t_{AR}$  (°C) é a variação de temperatura da AR. Foi considerado um tempo de operação anual de 8000 horas.

$$\text{Consumo anual}_{AR} (m^3) = \frac{Q}{cp \cdot \Delta t_{AR} \cdot 1000} \cdot 8000 \quad (17)$$

Utilizando a fórmula 17, foram calculados os seguintes valores para cada trocador de calor:

**Tabela 26.** Custo dos trocadores de calor



<b>Equipamento (e)</b>	<b>Custo do Equipamento (US\$) - <math>Custo_e</math></b>	<b>Custo de Instalação (US\$) - <math>Custo_{Instalação}</math></b>	<b>Custo anual do consumo de água de refrigeração (US\$)</b>	<b>Custo por tonelada do consumo de vapor de baixa pressão (US\$)</b>
E-01	15503,601	54262,60	-	20.618,00
E-02	42978,273	150423,96	3.436,80	-
E-03	42489,864	148714,52	3.316,80	-
E-04	42066,180	147231,63	3.228,00	-
E-05	41579,887	145529,60	3.067,20	-
E-06	42563,383	148971,84	-	-
E-07	43618,398	152664,40	10.891,20	-
E-08	22159,737	77559,08	-	80.859,00
E-09	40781,070	142733,75	1.473,60	-
E-010	17907,567	62676,49	-	-
E-011	5232,229	18312,80	744,00	-
E-012	4874,436	17060,52	-	8.718,00

#### **4.4. Vasos pulmões**

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, os vasos que se enquadram nessa função são os vasos V-01 e V-02. O vaso V-01 funciona como um tanque de estabilização para a corrente de alimentação da unidade, a fração  $C_4$  de refinaria (carga olefinica), a qual é destinada a

um misturador para se misturar com as correntes de metanol. O vaso V-02 é responsável por manter constantes as vazões do refluxo e do destilado da torre T-01. Os seus dimensionamentos e esquemas serão apresentados a seguir.

Para cumprir a função designada para estes vasos, foi determinado um tempo de residência de 20 min, ou seja, 0,33 h, para o V-01, conforme especificado, e de 15 min, ou seja, 0,25 h, para o vaso V-02, o qual corresponde ao indicado para vasos de refluxo de colunas.

Para o projeto dos vasos acumuladores, foram obtidos os dados de entrada e de saída, calculados durante a simulação, ou seja, a vazão da corrente que sai do condensador ( $L$ ) e as vazões do refluxo ( $R$ ) e do destilado ( $D$ ), sendo que  $L = R + D$ . Com o valor da vazão  $L$ , foi calculado o volume útil dos vasos (50% do volume total) e o volume total, da seguinte maneira:

$$Volume\ útil_{vaso} (m^3) = L (m^3/h) * t_{residência} (h) \quad (18)$$

$$Volume\ total_{vaso} (m^3) = 2 * Volume\ útil_{vaso} (m^3) \quad (19)$$

No projeto, a relação comprimento/diâmetro ( $l/d$ ) do vaso pode variar entre 2 e 5, sendo avaliada a relação ótima em termos de custo. O diâmetro ( $d$ ) e o comprimento ( $l$ ) dos vasos são calculados utilizando as seguintes equações:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4Volume\ total_{vaso}}{\pi(l/d)}} \quad (20)$$

$$l = (l/d)d \quad (21)$$

Para estimar a espessura dos vasos,  $t$  (mm), usou-se a equação abaixo.<sup>13</sup>

$$t = \frac{P_D(N/mm^2)d(mm)1000}{2S_t(N/mm^2)E-1,2P_D(N/mm^2)} + CA(mm) \quad (22)$$

sendo que

$$P_D (kg/cm^2 g) = P_{operação} (kg/cm^2 g) + 1,8 kg/cm^2 g \quad (23)$$

onde:  $P_D$  é a pressão de desenho (ou de projeto);  $P_{operação}$  é a pressão de operação, 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>; 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 sobreespessura para corrosão, a qual foi assumida como 3 mm.

Para estimar o peso dos vasos,  $W$  (kg), usou-se as seguintes equações:<sup>13</sup>

$$W(kg) = 240 C_w d_m (l + 0,8 d_m) t \frac{1 kg}{10,1972 N} \quad (24)$$

$$d_m = d + t * 10^{-3} \quad (25)$$

sendo  $d_m$  o diâmetro médio dos vasos e  $C_w$  um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, assumido como 1,08.<sup>13</sup>

Para a temperatura de projeto dos vasos V-01 e V-02, considerou-se a mínima temperatura de projeto, 80 °C, já que a maior temperatura em ambos os vasos, acrescida de 20 °C, era menor que o valor mínimo de projeto.

Para o cálculo do custo, em dólar, de cada um destes equipamentos, assim como da instalação, foram utilizadas as equações 6 e 7, tendo como parâmetros os valores tabelados<sup>13</sup> e apresentados abaixo.

**Tabela 27.** Parâmetros para custo dos vasos

<b>Equipamento (e)</b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>S (unidades por tamanho)</b>	<b>n</b>	<b>I (fator de instalação)</b>
Vaso horizontal V-01	12800	73	Peso (kg)	0,85	4
Vaso horizontal V-02	12800	73	Peso (kg)	0,85	4

Dessa forma, os custos para cada vaso encontram-se na tabela 28.

**Tabela 28.** Custos de instalação para cada vaso

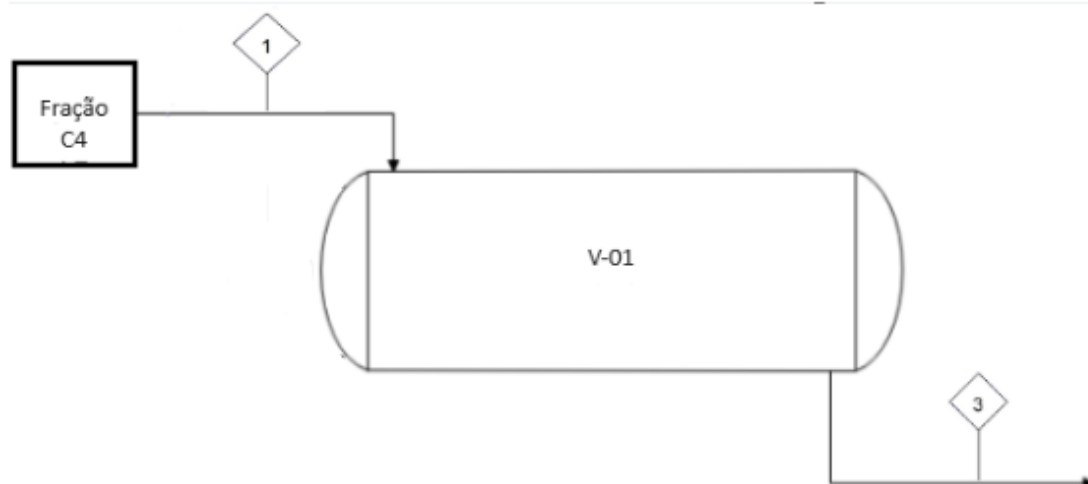
Equipamento (e)	Custo do Equipamento (US\$) - $Custo_e$	Custo de Instalação (US\$) - $Custo_{Instalação}$
V-01	72651,70	290606,81
V-02	50768,46	203073,84

Para obter-se um valor ótimo, baseado no custo, da relação comprimento/diâmetro ( $l/d$ ) dos vasos, variando de 2 a 5, avaliou-se o menor custo obtido. O custo mínimo foi obtido para  $(l/d) = 5$  em ambos os casos. Dessa forma, obteve-se o valor do diâmetro do vaso e do seu comprimento, podendo-se obter os valores de nível máximo de líquido ( $HLL$ ), nível normal de líquido ( $NLL$ ) e nível mínimo de líquido ( $LLL$ ), os quais são 80%, 50% e 20% do diâmetro do vaso, respectivamente.

O esquema simplificado do vaso pulmão V-01 encontra-se na figura 22 e seus parâmetros são apresentados na tabela 29.

Já o esquema simplificado do vaso pulmão V-02 encontra-se na figura 23 e seus parâmetros são apresentados na tabela 30.

**Figura 22.** Esquema do vaso pulmão V-01

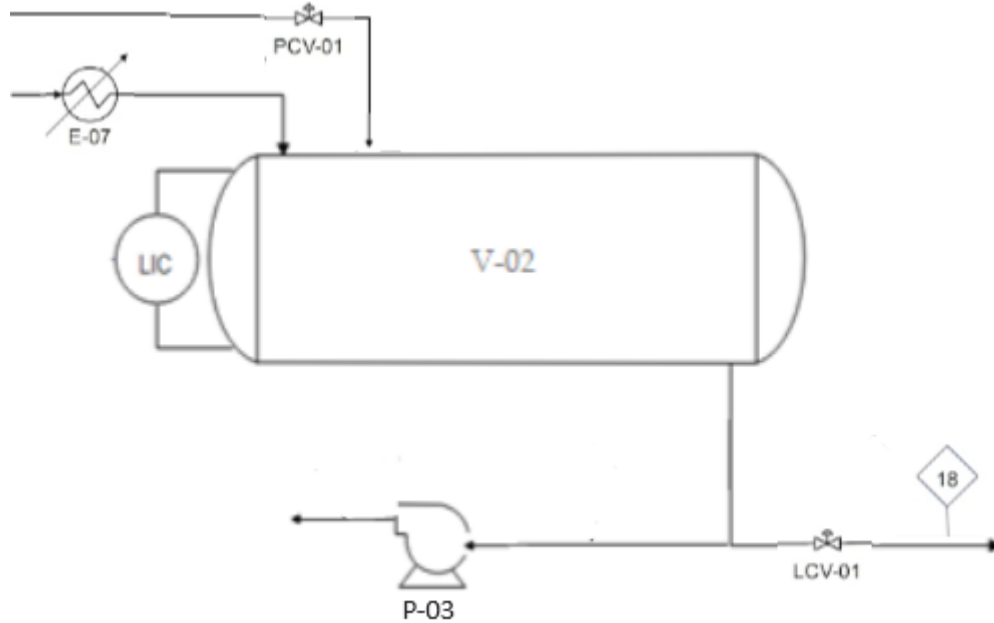


Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 29.** Parâmetros característicos do vaso pulmão V-01

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	6448,10
Diâmetro do vaso (mm)	1289,62
Espessura do vaso (mm)	10,41
Nível máximo de líquido (mm)	1031,70
Nível normal de líquido (mm)	644,81
Nível mínimo de líquido (mm)	257,92
Pressão de projeto (kPa)	862,99
Temperatura de projeto (°C)	80

**Figura 23.** Esquema do vaso pulmão V-02



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 30.** Parâmetros característicos do vaso pulmão V-02

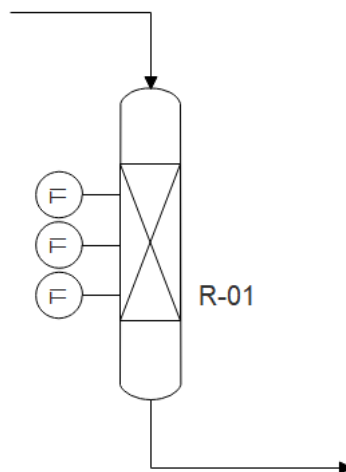
<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Comprimento do vaso (mm)	5814,73
Diâmetro do vaso (mm)	1162,94
Espessura do vaso (mm)	7,51
Nível máximo de líquido (mm)	930,35
Nível normal de líquido (mm)	581,47
Nível mínimo de líquido (mm)	232,59
Pressão de projeto (kPa)	583,50
Temperatura de projeto (°C)	80

#### **4.5. Reator**

Os reatores adiabáticos operam sem transferência de calor para o ambiente externo. Esses reatores garantem condições térmicas controladas, sendo especialmente relevantes em reações exotérmicas. Considerando que o processo descrito é extremamente sensível à temperatura, para garantir uma boa operação do catalisador, esse tipo de reator foi escolhido para o projeto.

A segurança é uma consideração crítica em reatores adiabáticos, especialmente em situações em que a taxa de geração de calor pode exceder a capacidade de dissipação, levando a condições potencialmente perigosas, como o aumento descontrolado da temperatura (*runaway reactions*). Estratégias de mitigação, como sistemas de resfriamento de emergência e válvulas de alívio de pressão, são frequentemente incorporadas para garantir a segurança operacional. A seguir temos uma representação esquemática de um reator.

**Figura 24.** Esquema do vaso separador R-01



Fonte: autoria própria (2023)

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 a resina de troca iônica amberlite. A determinação da variedade mais adequada dessa resina demandou a análise de diversas fontes de pesquisa, embora existam patentes que abordam opções de amberlite. A amberlite IR-120<sup>15</sup> foi eleita como a mais apropriada devido à extensão de sua base de pesquisa e comprovada eficácia em reações similares,<sup>16</sup> justificando assim sua preferência.

A resina de troca iônica Amberlite, uma classe de polímeros macroporosos funcionalizados, tem sido amplamente utilizada na catálise heterogênea devido às suas propriedades distintivas. Amberlite é composta por redes poliméricas que contêm grupos funcionais específicos, capazes de promover interações catalíticas significativas em diversas reações químicas. Sua aplicação como catalisador em processos industriais é notável devido à versatilidade e à capacidade de adaptação a diferentes tipos de reações.

Assumindo uma pressão inicial de  $11,3 \text{ kg/cm}^2$ , pode-se adicionar o valor de  $1,8 \text{ kg/cm}^2$  para chegar na pressão projeto de  $P_i = 13,1 \text{ kg/cm}^2$ . Nos dados de projeto, foram fornecidas as temperaturas de entrada e máxima de saída,

respectivamente, como 40°C e 70°C. Por meio da velocidade mássica mínima ( $G_{\min} = 1200 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$ ) e do fluxo de massa ( $m = 9826,71 \text{ kg/h}$ ), é possível obter a área máxima ( $S_{\max}$ ) e, com ela, o diâmetro máximo de projeto ( $D_{\max}$ ).

$$S_{\max} (m^2) = \frac{m}{G_{\min}} = \frac{9826,71 (kg/h)}{1200 (kg/m^2 h)} = 8,188924 m^2 \quad (26)$$

$$D_{\max} (m) = \sqrt{4S_{\max} (1/\pi)} = 3,22903 m \quad (27)$$

Diante disso, para continuidade do projeto são assumidos diversos valores para o diâmetro ( $D_i$ ), de 0,1 a 3,2, com degrau de 0,1 entre cada cálculo. Dessa forma, a área (28), o volume de leito (29) e o comprimento (30) podem ser definidos pelas equações abaixo.

$$S(m^2) = \frac{\pi D(m)^2}{4} \quad (28)$$

$$V_{\text{leito}} (m^3) = \frac{\text{Vazão volumétrica da olefina } (m_{ol}^3/h)}{\text{Velocidade espacial } (m_{ol}^3/m_{\text{leito}}^3/h)} = 36,15 m^3 \quad (29)$$

$$L(m) = \frac{V_{\text{leito}} (m^3)}{S (m^2)} \quad (30)$$

Vale ressaltar que a velocidade espacial depende do volume de catalisador.<sup>15</sup> Com esses dados, é possível calcular a velocidade mássica para cada diâmetro de operação do reator, a divisão por 3600 representa unicamente a correção de unidades. Sendo que  $Q_{vol}^{entrada}$  é a vazão volumétrica do líquido de entrada representado pela corrente 5.

$$V_{mass} = \frac{Q_{vol}^{entrada}}{3600 s} \quad (31)$$

Usando de dados de retorno da simulação otimizada citada durante o projeto e alguns dados do catalisador fornecidos pelos fabricantes, têm-se as informações sobre  $\rho$  (densidade),  $D_p$  (diâmetro da partícula) e  $\epsilon$  (porosidade).<sup>16</sup>

$$\rho = 1,19 \text{ g/mL} = 1190 \text{ kg/m}^3$$

$$D_p = 1,18 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\epsilon = 0,34$$



A equação de Ergun descreve a perda de carga em escoamentos multifásicos por meio de termos viscosos e inerciais. Sua aplicação permite analisar com precisão as condições de fluxo, sendo útil na otimização de processos industriais e na compreensão de fenômenos fluidodinâmicos complexos. Dessa forma, ela foi considerada nesse problema para o cálculo de perda de carga, sendo considerada uma partícula esférica.

$$\frac{\Delta P}{L} = \left( \frac{150\mu u(1-\epsilon^2)}{D_p^2 \epsilon^3} + \frac{1,75\rho_f u^2(1-\epsilon)}{D_p \epsilon^3} \right) [kg/cm^2] \quad (32)$$

Nessa equação, considerou-se que  $\mu$  corresponde a viscosidade do líquido de entrada ( $1,86 * 10^{-4}$  Pa s),  $u$  é a velocidade mássica que varia de acordo com a área,  $\rho_f$  que corresponde a densidade do fluido de entrada ( $624,42 \text{ kg/m}^3$ ) e  $L$  que representa o comprimento. Com esses valores, considerando a operação ótima, pode-se encontrar os seguintes valores:

$$\Delta P = 1,89 * 10^4 \text{ Pa} = 1,93 * 10^{-1} \text{ kg/cm}^2$$

Com esse valores é possível calcular também a espessura do reator ( $e$ ).

$$e = 3 + \left( \frac{P_i D_i}{2SE - 1,2P_i} \right) \cdot 1000 \quad (33)$$

Considerando o máximo “*Stress*” permitido igual a 17800 psi , igual a 17800 psi, de acordo com a tabela,<sup>13</sup> e o aço inoxidável como material utilizado como material utilizado, tem-se que

$$e = 12,93 \text{ mm}$$

Para o cálculo do peso total do reator ( $W$ ), usaram-seusaram-se as equações 24 e 25, sendo  $C_w$  o fator de complexidade do projeto ( $1,15$ )<sup>13</sup>,  $d_m$  o diâmetro médio do vaso e  $l$  a altura.

$$W = 1572,93 \text{ kg}$$

Para o cálculo do custo e instalação e instalação, em dólar, de cada um destes equipamentos, foram utilizadas as equações 6 e 7, tendo como parâmetros os valores tabelados<sup>13</sup> e apresentados abaixo. Nesse caso, os valores dos parâmetros foram escolhidos com base em um vaso de pressão vertical.

**Tabela 31.** Parâmetros para custo do reator

<b>Equipamento (e)</b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>S (unidades por tamanho)</b>	<b>n</b>	<b>I (fator de instalação)</b>
Reator	17400	79	Peso (kg)	0,85	4

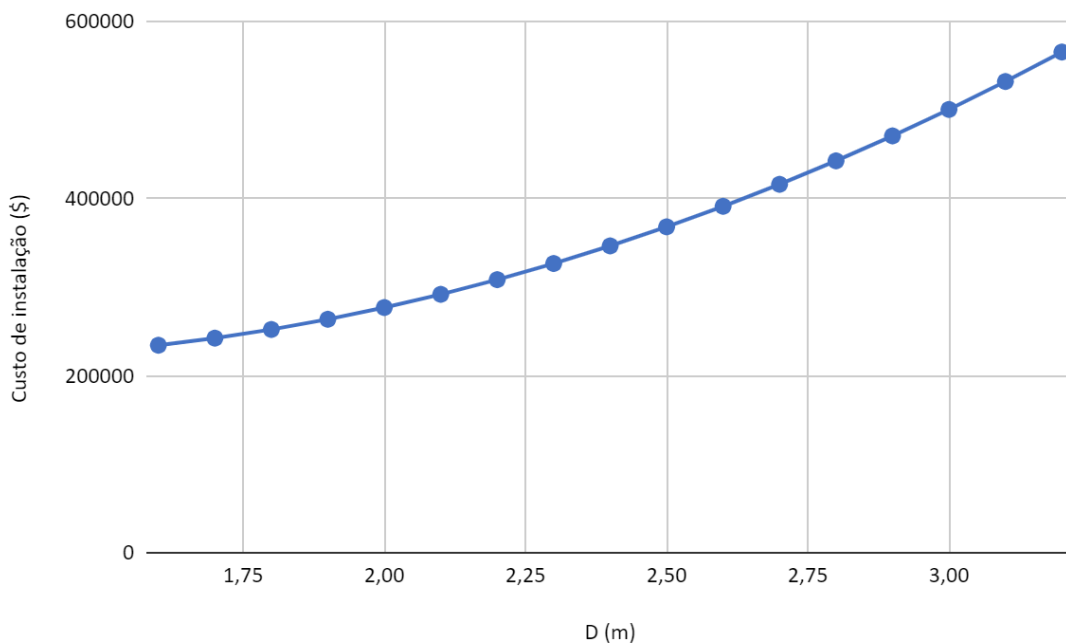
Dessa forma, os custos encontram-se na tabela 32.

**Tabela 32.** Custos de instalação para reator

<b>Equipamento (e)</b>	<b>Custo do Equipamento (US\$) - <math>Custo_e</math></b>	<b>Custo de Instalação (US\$) - <math>Custo_{Instalação}</math></b>
Reator	58593,64	234374,54

Com esses cálculos, foi possível otimizar os reatores, os quais considera-se que tenham o mesmo dimensionamento, em relação ao diâmetro, baseando-se em um menor custo. O diâmetro ótimo foi de 1,6. É importante ressaltar que antes desse valor de diâmetro, os valores de  $\Delta P$  não correspondiam à realidade do problema, por isso foram excluídos da análise.

**Figura 25.** Custo de instalação (US\$) por diâmetro (m) para o reator



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 33.** Parâmetros característicos do reator

Parâmetros característicos	Valor
Comprimento do reator (m)	17,98
Diâmetro do reator (m)	1,6
Espessura do reator (mm)	12,93
Tamanho de partícula de catalisador (mm)	1,18
Densidade do catalisador (g/mL)	1,19
Pressão de projeto (kg/cm <sup>2</sup> )	13,1
Temperatura de projeto (°C)	60

#### 4.6. Torres de separação

As torres de separação são um dos equipamentos principais utilizados para o projeto de produção de Metil-terc-butil éter (MTBE) a partir do isobuteno contido em

uma fração C<sub>4</sub> de refinaria. Para realizar as devidas separações, foram utilizadas três colunas: coluna de buteno (T-01), coluna de lavado de refinado (T-02) e coluna de fracionamento de metanol (T-03).

A operação unitária realizada nestes equipamentos consiste na separação de correntes de fluido, conforme especificado abaixo para cada coluna, obtendo-se um produto de topo e um produto de fundo. Para a realização dessa operação, foram escolhidas torres com pratos para possibilitar as transferências entre as correntes.

Na coluna de buteno, o efluente advindo da reação, pré-aquecido, alimenta a coluna de destilação fracionada, na qual se realiza a separação do produto, o MTBE, obtido pelo fundo, da mistura de refinado e excesso de metanol, que saem no topo. A coluna T-01 trabalha à condensação total e possui um refeedor com vapor de água.

Na coluna de lavado de refinado, o fluido de alimentação consiste no produto de topo da coluna de buteno, constituído essencialmente por metanol e fração olefínica não reagida. Nessa coluna, ocorre a operação de extração líquido-líquido. Na sua implementação, busca-se garantir a total incorporação do metanol à corrente obtida pelo fundo do extrator.

Na coluna de metanol, a mistura de metanol e água obtida pelo fundo da coluna T-02, após ter sido pré-aquecida, é alimentada a essa coluna de destilação fracionada. Há um condensador total com água de refrigeração e um refeedor com vapor de água. Obtém-se como produto de topo uma corrente de metanol, a qual é devolvida à seção de reação, e, como produto de fundo, obtém-se uma corrente de água, a qual é usada como água de lavagem da torre T-02.

#### **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 ( $v_{Lim}$ ) para não arraste do líquido, cuja equação<sup>13</sup> é apresentada abaixo. Dessa forma, foi possível calcular a seção mínima requerida ( $S_{min}$ ) e o diâmetro mínimo ( $D_{min}$ ) utilizando as seguintes relações:

$$v_{Lim} (m/s) = 0,3048 * (0,23 \sqrt{\frac{densidade_{liq} - densidade_{gas}}{densidade_{gas}}}) \quad (34)$$

$$S_{min} (m^2) = \frac{V_{gas, max} (m^3/h)}{v_{Lim} (m/s)} * \frac{1h}{3600s} \quad (35)$$

$$D_{min} (m) = \sqrt{\frac{4S_{min} (m^2)}{\pi}} \quad (36)$$

sendo que as densidades do líquido ( $densidade_{liq}$ ) e do gás ( $densidade_{gas}$ ) são as correspondentes ao prato em que teve a máxima vazão volumétrica de gás ascendente.

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<sup>17</sup> 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 ( $LLL_{fundo}$ ,  $NLL_{fundo}$ ,  $HLL_{fundo}$ ) pelas seguintes relações:

$$NLL_{fundo} (m) = Vazão_{fundo} \left(\frac{m^3}{h}\right) Holdup\ time (min) \frac{1h}{60\ min} \frac{1}{S_{min} (m^2)} + LLL_{fundo} (m) \quad (37)$$

$$HLL_{fundo} (m) = Vazão_{fundo} \left(\frac{m^3}{h}\right) Surge\ time (min) \frac{1h}{60\ min} \frac{1}{S_{min} (m^2)} + NLL_{fundo} (m) \quad (38)$$

sendo que os valores de  $LLL_{fundo}$ ,  $Holdup\ time$  e do  $Surge\ time$  encontram-se tabelados<sup>18</sup> e são, respectivamente, 0,381 m, 5 min e 2 min.

A diferença entre o último estágio e o nível máximo de líquido do fundo da torre foi adotado como 910 mm,<sup>17</sup> logo:

$$Altura_{fundo} (mm) = 1000 (HLL_{fundo} (m) + 0,91) \quad (39)$$

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

$$Altura_{total} (mm) = (Número\ de\ pratos - 2) 460 + 910 + 910 + Altura_{fundo} \quad (40)$$

Para estimar a espessura da torre,  $t$  (mm), usou-se a equação 22, sendo que

$$P_D (kg/cm^2 g) = P_{operação} (kg/cm^2 g) + 1,8(kg/cm^2 g) \quad (41)$$

e  $P_D$  é a pressão de desenho da torre (ou de projeto);  $P_{operação}$  é a pressão de operação da torre, a qual é obtida pela simulação;  $d$  corresponde ao  $D_{mín}$ ;  $S_t$  é a máxima pressão suportável, a qual encontra-se na Tabela 14.2, pg. 448,<sup>13</sup> e corresponde a 88,94 N/mm<sup>2</sup>;  $E$  é a eficiência da solda, a qual encontra-se na Tabela 14.3, pg. 449,<sup>13</sup> e corresponde a 0,85, e  $CA$  é a sobreespesura para corrosão, a qual foi assumida como 3 mm.

Para estimar o peso da torre,  $W$  (kg), usou-se as equações 24 e 25, sendo  $d_m$  o diâmetro médio nominal da torre,  $d$  corresponde ao  $D_{mín}$  e  $C_w$  um fator para contabilizar o peso de conexões, elementos internos, etc, o qual possui um valor de 1,15.<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 do fundo, acrescida de 30 °C.

Para otimizar-se o projeto, simulou-se a torre com 10, 20, 40 e 60 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>

$$Custo\ capital\ anualizado\ (US\$/ano) = 0,32 * Custo\ capital\ total\ (US\$) \quad (42)$$

$$Custo\ capital\ total\ (US\$) = \sum_{i=1}^{n=5} Custo_{instalação,i} (US\$) \quad (43)$$

sendo  $Custo_{instalação,i}$  o custo capital (de instalação), em dólar, de cada equipamento e  $i = 1$  (torre), 2 (vaso), 3 (condensador), 4 (refeedor), 5 (bomba de refluxo). Os cálculos dos custos da torre T-01 serão apresentados na seção 4.6.4.

$$Custo\ operativo\ total\ (US\$/ano) = \sum_{j=1}^{m=3} Custo\ operativo_j (US\$/ano) \quad (44)$$

sendo  $j = 1$  (vapor), 2 (água de refrigeração), 3 (eletricidade da bombas).

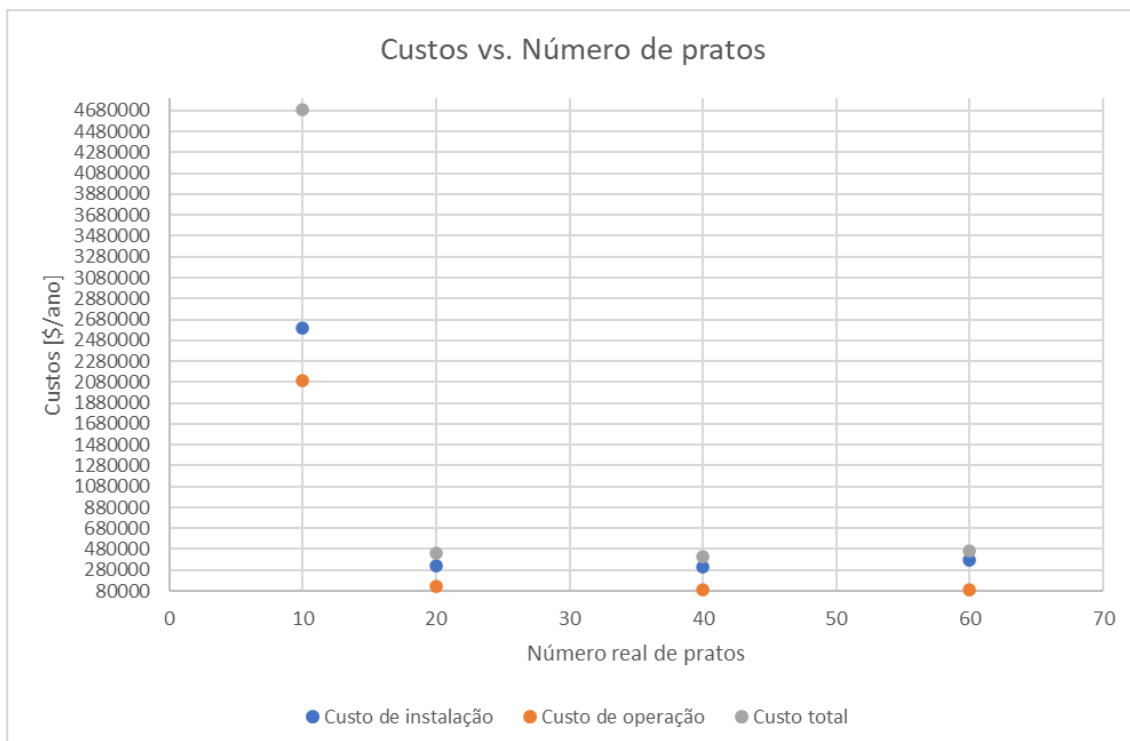
$$\text{Custo total (US\$/ano)} = \text{Custo capital anualizado} + \text{Custo operativo total} \quad (45)$$

Os resultados obtidos para os custos são encontrados na tabela 34 e nas figuras 26 e 27, as quais indicam o número de etapas ideal obtido por essa otimização.

**Tabela 34.** Valores dos custos para cada número real de etapas

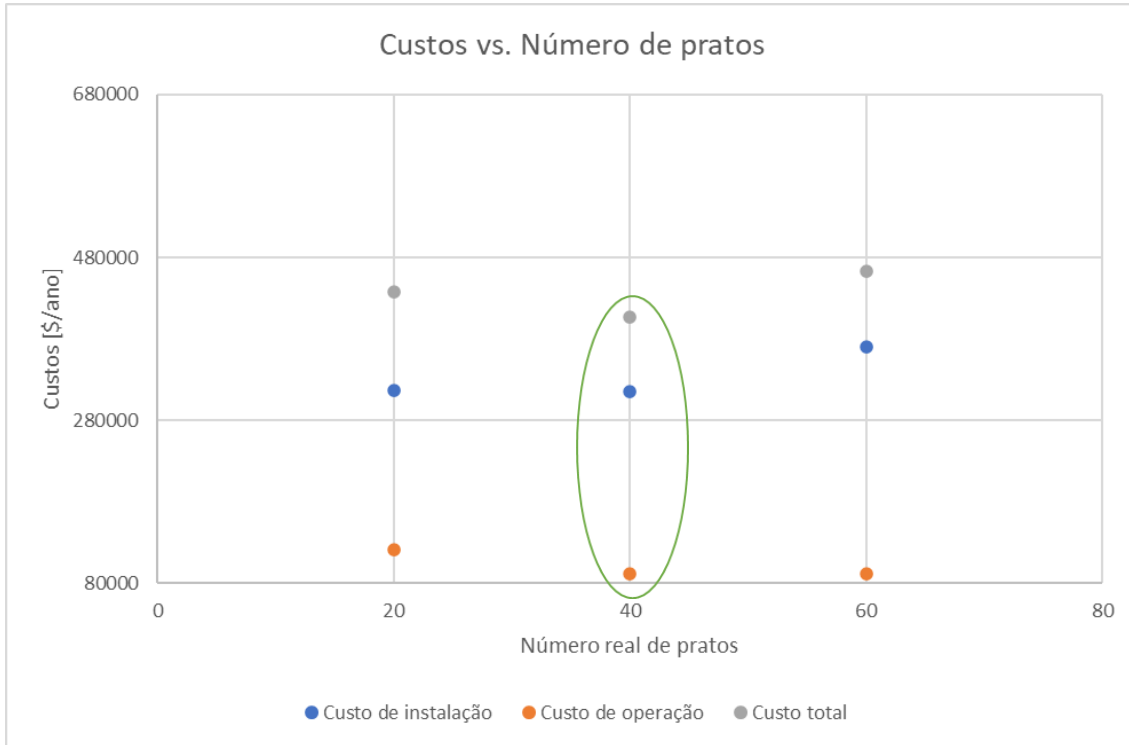
Número de etapas	Custo Capital Anualizado (US\$/ano)	Custo Operativo Total (US\$/ano)	Custo Total (US\$/ano)
10	2596468,011	2,10E+06	4692498
20	316516,4395	1,21E+05	437596,3
40	315046,6588	9,20E+04	407094,2
60	370835,3309	9,18E+04	462600,4

**Figura 26.** Gráfico dos custos versus o número de pratos: 10, 20, 40 e 60 pratos



Fonte: autoria própria (2023)

**Figura 27.** Gráfico dos custos versus o número de pratos: 20, 40 e 60 pratos, com destaque para o número de pratos escolhido.

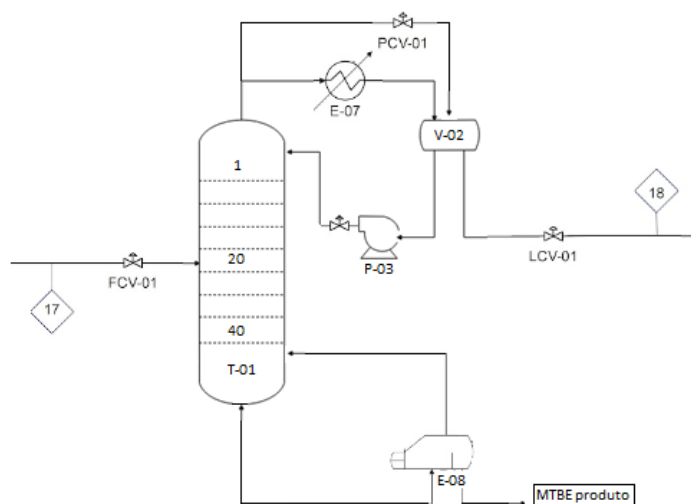


Fonte: autoria própria (2023)

Dessa forma, concluiu-se que o número de pratos reais ideal para o projeto da torre de destilação fracionada T-01 é 40, por apresentar os menores valores em dois dos três custos comparados. A figura 28 apresenta o esquema dessa torre e a tabela 35 os parâmetros característicos para T-01 com 40 pratos.

**Figura 28.** Esquema da torre T-01





Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 35.** Parâmetros característicos da torre T-01

Parâmetro característicos	Valor
Diâmetro da torre (mm)	772,4
Altura da torre (mm)	24092,4
Espessura da torre (mm)	6,68
Número de pratos	40
Espaçamento entre pratos comuns (mm)	460
Prato de alimentação	20
Nível máximo de líquido (mm)	3882,4
Nível normal de líquido (mm)	2882
Nível mínimo de líquido (mm)	381
Pressão de projeto (kPa)	715,9
Temperatura de projeto (°C)	151,5

#### 4.6.2. Dimensionamento da torre T-02

Para o projeto da torre de extração líquido-líquido T-02, a qual foi definida com 19 pratos e diâmetro de 1,2 metros, precisou-se determinar os demais valores de dimensionamento, altura e espessura da torre.

Para calcular a altura total da torre, adotou-se uma separação de 762 mm<sup>19</sup> entre os pratos comuns e uma separação de 1524 mm para a separação no topo e no fundo da torre. Assim, calculou-se a altura total pela seguinte relação:

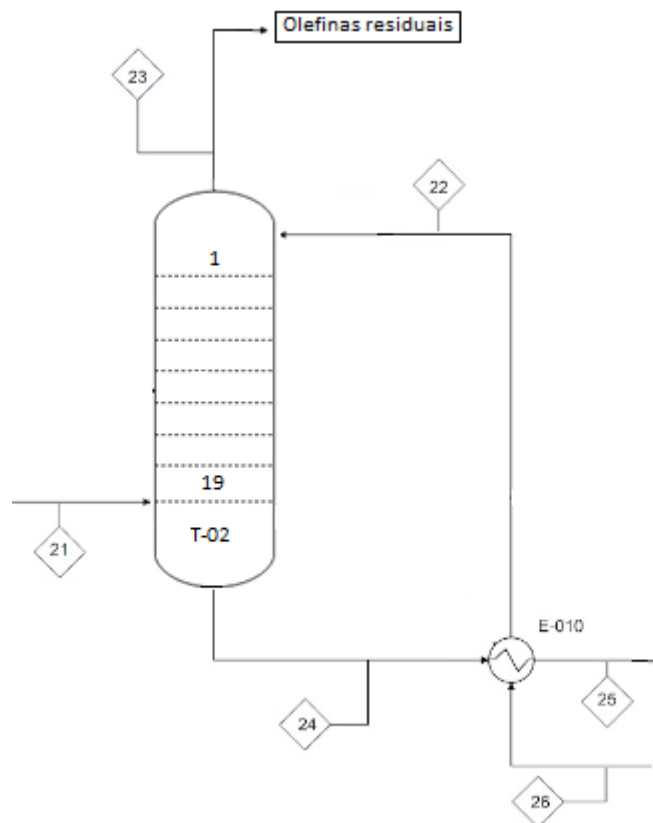
$$Altura_{total}(mm) = (Número\ de\ pratos - 2) 762 + 1524 + 1524 \quad (46)$$

A espessura,  $t$  (mm), e o peso,  $W$  (kg), da torre T-2 foram estimados da mesma forma que na torre T-1, usando as mesmas equações, 22, 24 e 25, e os mesmos valores tabelados.

Para a temperatura de projeto da torre T-02, considerou-se a mínima temperatura de projeto, 80°C, já que a maior temperatura ao longo da torre acrescida de 30 °C era menor que este valor. E, para a pressão de projeto, considerou-se a maior pressão ao longo da torre, ou seja, a pressão do fundo, acrescida de 1,8 kg/cm<sup>2</sup> g.

Os valores dos parâmetros característicos para a torre T-02 são apresentados na tabela 36, baseando-se no fato de que a torre T-01 possui 40 pratos. Ademais, o esquema simplificado da torre T-02 encontra-se na figura 29 e a tabela 36 apresenta os parâmetros característicos para T-02.

**Figura 29.** Esquema da torre T-02



**Tabela 36.** Parâmetros característicos da torre T-02

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Diâmetro da torre (mm)	1200
Altura da torre (mm)	16002
Espessura da torre (mm)	7,26
Número de pratos	19
Espaçamento entre pratos comuns (mm)	762
Pressão de projeto (kPa)	534,5
Temperatura de projeto (°C)	80

#### 4.6.3. Dimensionamento da torre T-03

Para o projeto da torre T-03, foram feitos cálculos para o dimensionamento de forma muito semelhante aos da torre T-01, pois também é uma coluna de destilação fracionada. Dessa forma, para determinar-se os valores da altura, diâmetro e espessura da torre, necessitou-se analisar a máxima vazão volumétrica de gás ascendente ( $V_{gás, máx}$ ) por meio da seguinte equação:

$$V_{gás, máx} (m^3/h) = V_{molar, vapor} (kgmol/h) / Densidade_{vapor} (kgmol/m^3) \quad (47)$$

sendo que  $V_{molar, vapor}$  é a vazão molar do vapor da zona de retificação e  $Densidade_{vapor}$  é a densidade do vapor do produto de topo.

Assim, foi possível determinar a velocidade limite ( $v_{Lim}$ ) para não arraste do líquido, bem como a seção mínima requerida ( $S_{min}$ ) e o diâmetro mínimo ( $D_{min}$ ), utilizando as mesmas equações, 34, 35 e 36, descritas para o dimensionamento da torre T-01.

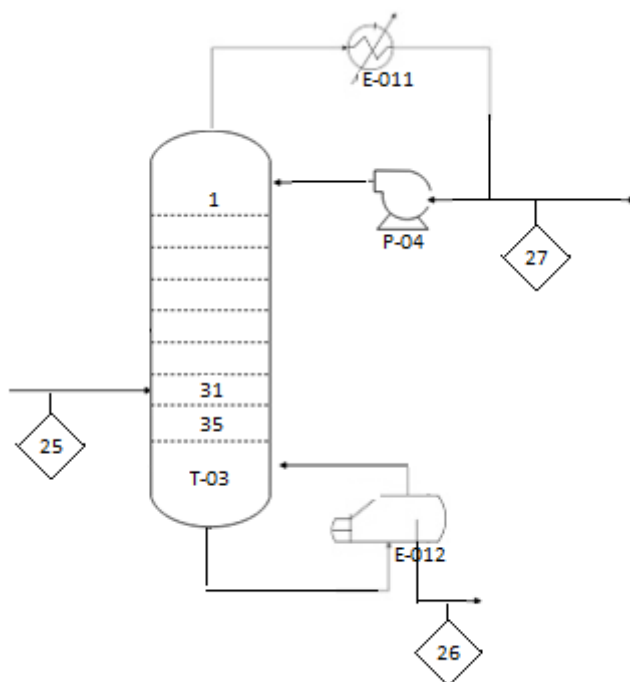
Para determinação da altura da torre T-03, seguiu-se o mesmo método usado para calcular a altura da torre T-01, utilizando uma separação de 460 mm<sup>17</sup> entre os pratos comuns, 910 mm<sup>17</sup> para o prato de alimentação e o prato de topo da torre, e 910 mm<sup>17</sup> para a distância entre o último prato e o nível máximo de líquido no fundo. Para se definir a altura do fundo da torre, foi necessário estabelecer os níveis de líquido no fundo pelas mesmas equações, 37 e 38, descritas no dimensionamento da torre T-01. Dessa forma, obteve-se a altura total da torre T-03 por meio das equações 39 e 40.

A espessura,  $t$  (mm), e o peso,  $W$  (kg), da torre T-03 foram estimados da mesma forma que na torre T-1, usando as mesmas equações, 22, 24 e 25, e os mesmos valores tabelados.

Para a temperatura de projeto da torre T-03, considerou-se a maior temperatura ao longo da operação da torre, sendo a temperatura do refulvedor, acrescida de 30 °C. E, para a pressão de projeto, considerou-se a maior pressão ao longo da torre, acrescida de 1,8 kg/cm<sup>2</sup>g.

Os valores dos parâmetros característicos para a torre T-03 são apresentados na tabela 37, baseando-se no fato de que a torre T-01 possui 40 pratos. Ademais, o esquema simplificado da torre T-03 encontra-se na figura 30 e a tabela 37 apresenta os parâmetros característicos para T-03.

**Figura 30.** Esquema da torre T-03



Fonte: autoria própria (2023)

**Tabela 37.** Parâmetros característicos da torre T-03

<b>Parâmetro característicos</b>	<b>Valor</b>
Diâmetro da torre (mm)	179
Altura da torre (mm)	20380,6
Espessura da torre (mm)	3,612
Número de pratos	35
Espaçamento entre pratos	460
Prato de alimentação	31
Nível máximo de líquido (mm)	2470,6
Nível normal de líquido (mm)	1873,6
Nível mínimo de líquido (mm)	381

Pressão de projeto (kPa)	514,8
Temperatura de projeto (°C)	177

#### 4.6.4. Cálculo do custo para as torres

Para o cálculo do custo, em dólar, de cada um destes equipamentos, assim como da instalação, foram utilizadas as equações 6 e 7, tendo como parâmetros os valores tabelados<sup>13</sup> e apresentados na tabela abaixo. Nesse caso, os valores dos parâmetros para as torres foram escolhidos com base em um vaso de pressão vertical.

**Tabela 38.** Parâmetros para custo das torres

Equipamento (e)	a	b	S (unidades por tamanho)	n	I (fator de instalação)
Torre (T-01, T-02, T-03)	17400	79	Peso (kg)	0,85	4
Prato	210	400	Diâmetro mínimo (m)	1,9	4

Sendo que, para as torres, o custo  $Custo_e(US\$)$  na equação 7, é a somatório deste custo para a torre em si e para os pratos, multiplicando pelo número de pratos, calculados pela equação 6, resultando em:

$$Custo_{e,total}(US\$) = Custo_{e=torre}(US\$) + N^{\circ} \text{ de pratos} * Custo_{e=prato}(US\$) \quad (48)$$

$$Custo_{inst.,total}(US\$) = I * Custo_{e,total}(US\$) \quad (49)$$

Dessa forma, os custos encontram-se na tabela 39.

**Tabela 39.** Custos para as torres

<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>
T-01, 40	119245,29	476981,16
T-02, 19	31695,76	126783,05
T-03, 35	37626,85	150507,40

#### **4.7. Instrumentação, Controle e Segurança**

A instrumentação engloba um conjunto de dispositivos e aparelhos capazes de medir as variáveis do processo, tais como, vazão, nível, pressão e temperatura. Os instrumentos de medição e controle desempenham o papel crucial de manter constantes as variáveis do processo, visando a melhoria da qualidade, o aumento na quantidade do produto e a segurança da planta.

A evolução constante da tecnologia de instrumentação permite a integração de sistemas inteligentes, como sensores avançados e redes de comunicação, proporcionando uma visão abrangente e remota das operações da planta. Isso não apenas aprimora a tomada de decisões, mas também facilita a manutenção preditiva, reduzindo períodos de inatividade não planejados.

A medição de vazão inclui a determinação da quantidade de líquidos, gases e sólidos que passa por um local específico na unidade de tempo, mas podem também ser incluídos os instrumentos que indicam a quantidade total movimentada, num intervalo de tempo. Tal medição pode ser feita através de dispositivos como placa de orifício, tubo de Venturi, rotâmetro ou ultrassom.<sup>20</sup>

A medição de pressão é o mais importante padrão de medida, pois as medidas de vazão, nível etc. podem ser feitas utilizando esse processo. Os principais exemplos são os medidores de coluna de líquido ou de deformação, como o medidor de Bourdon.<sup>20</sup>

Nos diversos segmentos do mercado, seja químico, petroquímico, farmacêutico, nuclear, entre outros, a monitoração da variação da temperatura é primordial para a obtenção do produto final.. Pode ser realizada através da dilatação de líquidos e gases,

resistores ou termopares, sendo estes últimos os mais utilizados. A temperatura também pode ser medida com o intuito de calcular a fração de cada componente no destilado e no produto de fundo.<sup>20</sup>

O nível é a altura do conteúdo, que pode ser sólido ou líquido, de um reservatório. Trata-se de uma das principais variáveis utilizadas em controle de processos contínuos, pois através da medição de nível torna-se possível a avaliação do volume estocado, realizar balanços de materiais de processos contínuos e manter a segurança e o controle de processos onde o nível tem que se manter em determinada faixa. Essa medição pode ser feita de maneira direta, através de visores de nível e flutuadores, ou indireta a partir de pressão diferencial e deslocador de Arquimedes.<sup>20</sup>

Em resumo, a instrumentação de processos em uma planta química é um componente crítico para garantir a eficiência, a segurança e a conformidade, contribuindo significativamente para o sucesso operacional e sustentável da instalação.

#### **4.7.1. Estratégia de Controle**

Elementos finais de controle são aqueles, dentro de uma malha de controle, responsáveis pela atuação direta sobre os processos, recebendo sinal de comando do controlador para corrigir o desvio do valor desejado (*set point*). Na maioria dos casos este elemento final é uma válvula, podendo ser também uma bomba, uma solenóide, um pistão, um motor elétrico, etc.<sup>20</sup> O intuito principal desta seção é adicionar malhas de controle na torre T-01 e no vaso pulmão V-03.

##### **4.7.1.1. Controle da alimentação**

Na planta, a corrente que sai do reator R-05 é uma mistura do produto final, o MTBE, com toda a fração da carga olefínica acrescida do metanol residual. Essa mistura prossegue para a primeira coluna de destilação, que vai separá-la em duas frações, o produto de base contendo o produto final e o destilado contendo uma mistura da fração C4 com metanol. O laço de controle FIC-01 é responsável por controlar a vazão de alimentação na coluna, uma vez que é preciso manter a corrente de alimentação constante para a estabilidade do equipamento.



#### **4.7.1.2. Controle da coluna de destilação T-01**

Para a coluna T-01, a composição de fundo é uma característica importante pois a coluna de destilação separa a mistura da alimentação em duas frações.

O controle de pressão da coluna T-01 será feito pela implantação de um by-pass, o qual controla a pressão da torre pela alimentação de produto de topo diretamente ao vaso pulmão V-03. Sendo esta a malha de controle PIC-01. A pressão da coluna é normalmente controlada em um valor definido a ser mantido constante.

Continuando a definição das malhas de controle, o controle do nível do vaso pulmão V-03 será feito por um controlador que atuará na vazão do destilado, mantendo o nível do vaso com o valor adequado, que é apresentado pela malha de controle LIC-01. O nível da torre T-01 também será controlado por um controlador, que atuará na vazão do produto de fundo, configurando a malha de controle LIC-02.

O refluxo é importante para enriquecer a coluna e mantê-la molhada, evitando explosões.<sup>21</sup> Este será controlado por um controlador de vazão com realimentação, controlando a qualidade do destilado, caracterizando a malha de controle FIC-02. Sendo tal controlador utilizado para que se atinja a razão desejada de produto de topo e de fundo.

A temperatura de fundo poderá ser utilizada como uma indicação da composição da corrente de fundo. Sendo esta variável indispensável para a qualidade do produto.<sup>20</sup> A malha de controle TIC-01 controlará a temperatura de fundo da torre T-01 por meio de um controlador que atua na alimentação de vapor ao reboiler, com o intuito de garantir a composição desejada dos produtos.

#### **4.8. Listagem de indicadores**

Os indicadores desempenham um papel crucial como uma interface visual para apresentar informações sobre variáveis-chave do processo, provenientes de diversos sensores e dispositivos de medição presentes na planta industrial. Eles permitem que os operadores monitorem e compreendam facilmente o estado das variáveis em tempo real, facilitando a tomada de decisões e a intervenção quando necessário.

A seguir, a listagem de indicadores presentes no diagrama P&ID é apresentada, separados de acordo com o parâmetro monitorado, contendo a sua identificação e localização.

**Tabela 40.** Listagem de instrumentos

<b>INSTRUMENTOS DE VAZÃO</b>		<b>INSTRUMENTOS DE NÍVEL</b>	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
FI-01	Corrente 21	LIC-01	V-02
FI-02	Corrente 20	LIC-02	T-01
FIC-01	Após P-02		
FIC-02	Após P-03		
<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-01A	Após P-2a	TI-01	Corrente 17
PI-02B	Após P-2b	TI-02	T-01 (Alimentação)
PI-02	Corrente 16	TI-03	T-01 (Topo)
PI-03	Após E-07	TI-04	Após E-07
PI-04A	Após P-3a	TI-05	Corrente 21
PI-04B	Após P-3b	TI-06	Corrente 20
PI-05	Após T-01	TIC-01	T-01
PI-06	Após E-08		
PI-07	Corrente 21		
PI-08	Corrente 20		
PIC-01	Após T-01		

#### 4.9. Listagem de controladores

Os controladores industriais são um componente essencial que gerencia e regula os processos automatizados. Sua função principal é receber informações de sensores ou outros dispositivos de entrada, processar esses dados de acordo com algoritmos ou lógica pré-definida e enviar comandos para dispositivos de saída, como válvulas, motores, aquecedores, entre outros, a fim de controlar variáveis específicas do processo.

O papel desse dispositivo é manter as variáveis operacionais dentro de limites desejados, como temperatura, pressão, vazão, nível, entre outras, garantindo assim que a planta industrial opere de forma eficiente, segura e dentro dos parâmetros pré-estabelecidos.

Abaixo, a listagem dos controladores presentes no diagrama mecânico do processo, com sua identificação e respectiva localização, é apresentada.

**Tabela 41.** Listagem de controladores

<b>Identificação</b>	<b>Localização (núm. da tubulação ou vaso)</b>
PIC-01	Após T-01
FIC-01	Corrente 16
FIC-02	Após P-03
LIC-01	V-02
LIC-02	T-01
TIC-01	T-01

#### 4.10. Listagem de alarmes

Os alarmes servem para alertar os operadores sobre desvios significativos e potencialmente perigosos nas condições do processo, sendo projetados de forma garantir a segurança da planta, fornecendo avisos imediatos quando variáveis monitoradas se afastam dos parâmetros predefinidos como seguros.

**Tabela 42.** Listagem de alarmes

<b>Identificação</b>	<b>Localização (número do instrumento ou laço de controle com alarme)</b>
PAHH	PIC-01
PAH	PIC-01
LAH	LIC-01
LAL	LIC-01
LAH	TIC-01
LAL	TIC-01
FAL	FIC-02
FALL	FIC-02

#### 4.11. Listagem de intertravamentos

Os sistemas de intertravamento asseguram que certas condições pré-determinadas sejam atendidas antes que determinadas operações possam ocorrer, de forma a prevenir situações perigosas, sendo implementados como uma camada adicional de segurança, entrando em ação quando outras medidas preventivas falham ou se mostram ineficazes.

**Tabela 43.** Listagem de intertravamentos

<b>Identificação</b>	<b>Localização (número do instrumento ou laço de controle com intertravamento)</b>	<b>Ação sobre</b>
PSHH-01	PIC-01	SI-01: Válvula de aporte para diminuir a pressão à torre de destilação T-01
FSSL-02	FIC-02	SI-01: Válvula de aporte para aumentar a vazão à torre de destilação T-01

#### 4.12. Listagem de válvulas de segurança

As válvulas de segurança são projetadas para proteger os equipamentos e a integridade da planta em casos de situações anormais, como aumento de pressão ou temperatura. Sendo assim, em situações de emergência, onde a pressão interna excede os limites seguros, as válvulas se abrem automaticamente para liberar fluidos e reduzir a pressão, prevenindo falhas catastróficas e garantindo a segurança dos operadores.

**Tabela 44.** Listagem das válvulas de segurança.

<b>Identificação</b>	<b>Localização (número do vaso)</b>
PSV-01	T-01
PSV-02	V-02

O dimensionamento das válvulas de segurança é realizado levando-se em consideração possíveis acidentes que possam ocorrer durante a operação da planta. Ela é especificada de acordo com a sua vazão de descarga ( $V_d$ ), que é calculada pela razão entre o calor recebido e o calor de vaporização da corrente.

$$Q = 37139 \cdot A_c^{0,82} (m^2) \quad (50)$$

$$V_D = \frac{Q(kcal/h)}{\lambda vap(kcal/t)} \quad (51)$$

Em que  $Q$  representa o calor recebido,  $A_c$  representa a área e  $\lambda vap$  representa o calor de vaporização.

No caso da válvula acoplada no topo da torre de destilação (T-01), foram levadas em conta as seguintes situações: fogo, falhas no refluxo e enchimento da torre por fechamento da válvula de saída de líquido de fundo. Dentre essas hipóteses, a falha no refluxo demandaria uma vazão de descarga maior para a válvula, sendo assim, uma válvula projetada para uma falha no refluxo será suficiente para cobrir todas as três possibilidades de falhas.

O calor de vaporização da corrente no fundo da torre é de  $68,5 \left(\frac{kcal}{kg}\right)$ , o diâmetro da torre é de 1,2 metros e a sua altura é considerada até 8 metros. Utilizando as fórmulas 50 e 51, obtemos:

$$Q = 37139. (\pi. D. H)^{0,82} = 691421,2 \frac{kcal}{h}$$

$$V_{D.torre} = \frac{Q}{\lambda_{vap}} = 10,1 \frac{t}{h}$$

A válvula de segurança acoplada no vaso (V-02) foi projetada levando-se em consideração dois possíveis acidentes: fogo e enchimento do vaso por fechamento de válvula de saída. Dentre elas a situação de fogo demandaria uma vazão de descarga maior para a válvula, desta forma o dimensionamento para o fogo será suficiente para ambas as situações.

O calor de vaporização da corrente do vaso é de  $84,4 \left(\frac{kcal}{kg}\right)$ , o diâmetro do vaso é de 1,29 metros e a sua altura é 6,43 metros. Utilizando as fórmulas 50 e 51, obtemos:

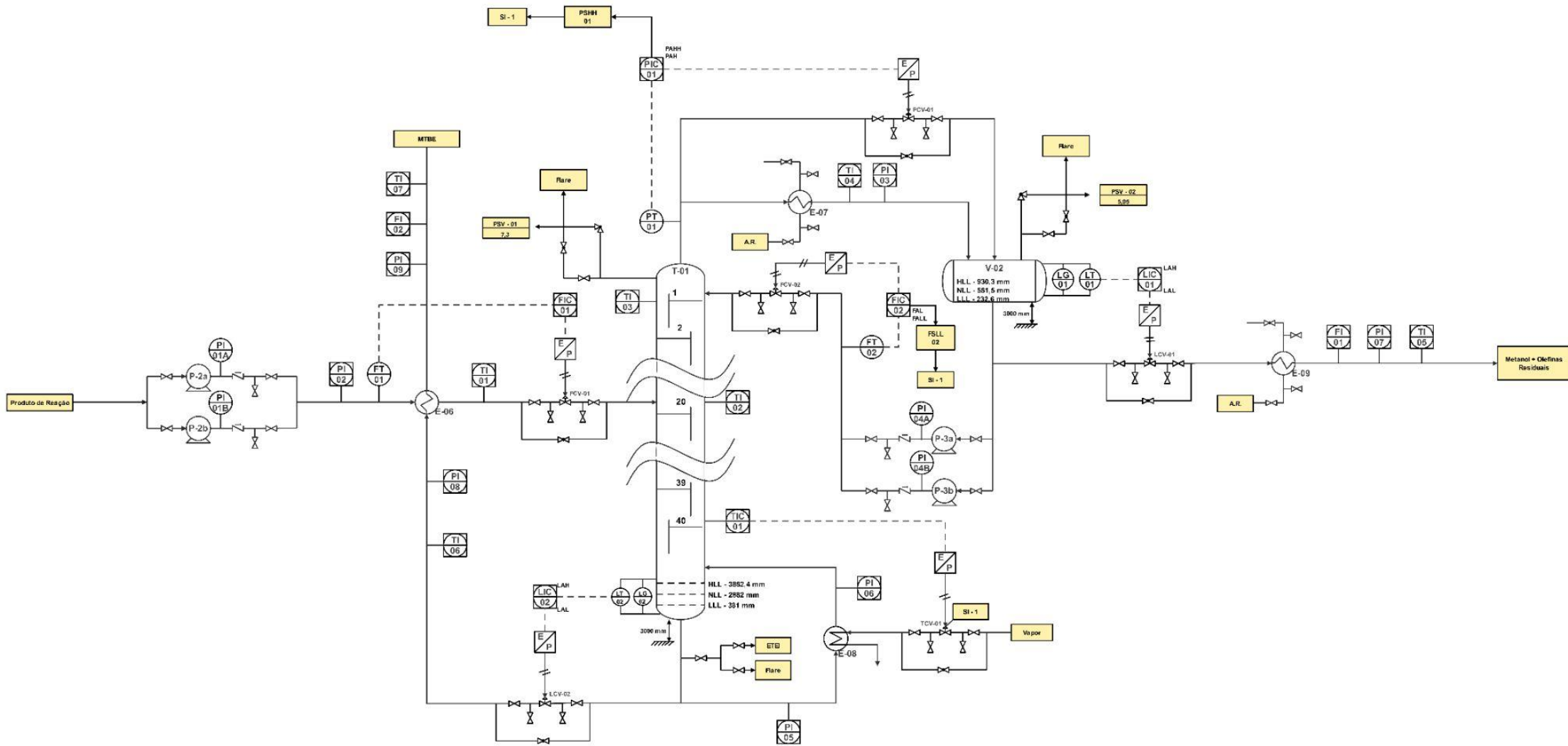
$$Q = 37139. (\pi. D. H)^{0,82} = 538144,81 \frac{kcal}{h}$$

$$V_{D.vaso} = \frac{Q}{\lambda_{vap}} = 6,3761 \frac{t}{h}$$

Com base nas tabelas de instrumentação e controle, monta-se o diagrama do projeto e controle, apresentado na figura a seguir. Identificando-se todos os instrumentos de medição e laços de controle associados às tubulações, assim como as válvulas necessárias no processo.

### 4.13. Diagrama mecânico de processo da Torre T-01

Figura 31. Diagrama mecânico de processo da Torre T-01



#### 4.14. Tubulações

Para o projeto de tubulações, um dos primeiros aspectos a ser avaliado é a seleção de material das tubulações. Sendo que, a avaliação do fluido em função da corrosividade é um dos principais critérios de seleção. Nesse projeto nenhum dos fluidos utilizado no processo têm características corrosivas, dessa forma, todas as tubulações presentes serão projetadas para serem constituídas de aço carbono. Nesse projeto não foi incluída a conformação dos tubos no ambiente de produção, pois este processo cabe à engenharia de detalhe. Com isso, foi atribuído um comprimento padrão para todas as seções de tubos. Assim, foi fixado um valor médio de 40 metros, como sugerido pela literatura.<sup>17</sup>

Além da determinação do material e comprimento, a escolha de tubos deve ser feita a partir de seu diâmetro (D). Como as produções são padronizadas, há disponível no mercado tubulações de diâmetro ½, ¾, 1, 2, 4 e 6".

Para a escolha do diâmetro é preciso conhecer a velocidade de escoamento do fluido (v) e sua vazão (Q). A velocidade de escoamento é tabelada, porém para a escolha de velocidade é necessário saber qual caminho o fluido está percorrendo. Para visualização completa do projeto foi utilizado o PFD projetado. Depois de selecionado o percurso do fluido, foi feita uma média do intervalo de velocidade para ser utilizado no cálculo. Constatam abaixo as tabelas utilizadas como referência para escolha de velocidade do fluido.

**Tabela 45.** Tipos de Linha Líquidos

<b>Tipo de Linha - Líquidos</b>	<b>v (m/s)</b>
Aspiração de bombas e circulação por gravidade	0,3 - 1,8
Impulsão de bombas com tubos de aço carbono	1,0 - 3,0
Impulsão de bombas com ligas ou de alta pressão	1,0 - 3,0
Água refrigeração	≥ 1,0

Fonte: Elaborado pelos autores com base em Duenãs, L. C. *et al* (2010)<sup>17</sup>

**Tabela 46.** Tipos de Linha Vapores e Gases

Tipo de Linha - Vapores e Gases	v (m/s)
Circuito de topo de torres de destilação	-
Aspiração de compressores	-
Impulsão de compressores	-
Vapor de água a pressão	1,0 - 2,0

Fonte: Elaborado pelos autores com base em Duenãs, L. C. *et al* (2010)<sup>17</sup>

Com as velocidades selecionadas, a partir do simulador Hysys, foi possível extrair das folhas de especificação a vazão volumétrica presente em cada um dos trechos de tubulação. Com isso, foi utilizada a fórmula abaixo para cálculo da secção transversal (52) e em seguida o diâmetro (53), utilizando equações análogas às 35 e 36:

$$St(m^2) = \frac{Q(m^3/h)}{v(m/s)} * \frac{1h}{3600s} \quad (52)$$

$$D(m) = \sqrt{\frac{4St(m^2)}{\pi}} \quad (53)$$

A unidade de saída do diâmetro é de metros e, como explicitado, a unidade comercial é polegadas. Para a transformação da unidade foi utilizado que 1 polegada equivale a 0,0254 metros. O resultado para as tubulações está na tabela 47.

**Tabela 47.** Especificação das Tubulações

Corrente	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	St (m <sup>2</sup> )	D (m)	D (Polegadas)
1	12,50	2	0,00174	0,05	2
2	2,98	2	0,00041	0,02	1
3	12,50	2	0,00174	0,05	2
4	15,52	1	0,00431	0,07	4
5	15,52	2	0,00216	0,05	4
6	15,52	2	0,00216	0,05	4
7	15,25	2	0,00212	0,05	4



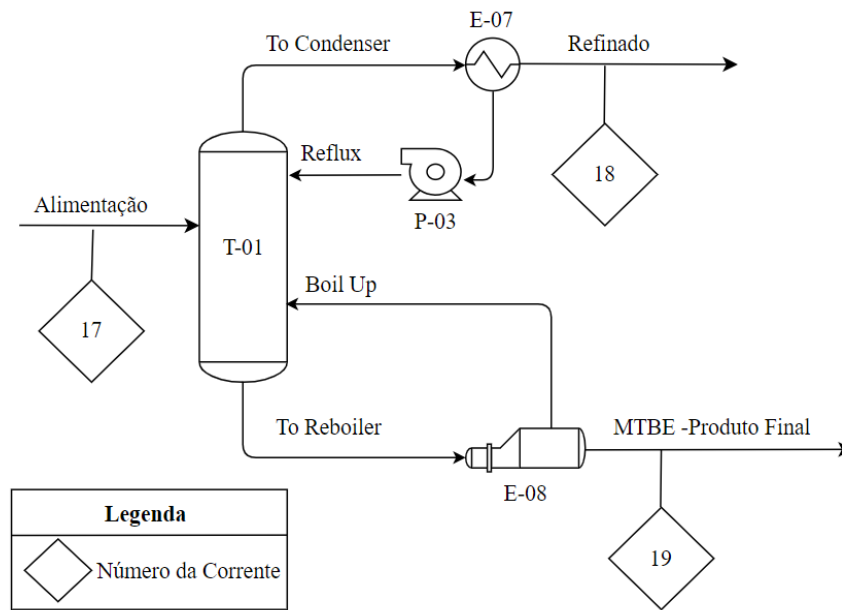
8	15,25	2	0,00212	0,05	4
9	14,99	2	0,00208	0,05	4
10	14,99	2	0,00208	0,05	4
11	14,74	2	0,00205	0,05	4
12	14,74	2	0,00205	0,05	4
13	14,51	2	0,00202	0,05	2
14	14,51	2	0,00202	0,05	2
15	14,42	1	0,00401	0,07	4
16	14,42	2	0,00200	0,05	2
17	14,42	2	0,00200	0,05	2
18	6,30	2	0,00088	0,03	2
19	8,12	2	0,00113	0,04	2
20	8,12	2	0,00113	0,04	2
21	6,30	2	0,00088	0,03	2
22	0,29	2	0,00004	0,01	1/2
23	6,26	2	0,00087	0,03	2
24	0,33	2	0,00005	0,01	1/2
25	0,33	2	0,00005	0,01	1/2
26	0,29	0,5	0,00016	0,01	3/4
27	0,61	1	0,00017	0,01	3/4
28	0,61	2	0,00008	0,01	1/2

As correntes 4, 15 e 27 possuem velocidade equivalente a 1 m/s porque são aspiradas por bombas. Assim, para corrente 26, que tem composição de água resfriada, foi adotado um valor menor que um, acertado em 0,5 m/s para a velocidade de escoamento. Além das correntes enumeradas pelo PFD, temos quatro correntes no processo cujo dimensionamento é necessário, as internas da T-01. Elas são as correntes que entram no condensador e refeedor, “*To Condenser*” e “*To Reboiler*” respectivamente, o refluxo correspondente a “*Reflux*” e a corrente que volta a torre após passagem do refeedor “*Boil Up*”. Na tabela 48, está o dimensionamento dos tubos para correntes internas da torre, e logo adiante o diagrama das correntes não numeradas, a figura 32.

**Tabela 48.** Especificação das tubulações T-01

<b>Corrente</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>v (m/s)</b>	<b>St (m<sup>2</sup>)</b>	<b>D (m)</b>	<b>D (Polegadas)</b>
<i>To Reboiler</i>	21,20	2	0,00294	0,06	4
<i>Boil Up</i>	13,08	2	0,00182	0,05	2
<i>Reflux</i>	5,32	1	0,00148	0,04	2
<i>Reflux após P-03</i>	5,32	2	0,00074	0,03	2
<i>To Condenser</i>	11,62	2	0,00161	0,05	2

**Figura 32.** Esquema das correntes internas da T-01



Fonte: autoria própria (2023)

Por fim, mesmo com a tubulação do refluxo tendo auxílio da bomba número 3, P-03, o que faz alterar o valor da velocidade de escoamento para 1 m/s, o tubo escolhido também tem diâmetro igual a 2". Uma vez que, a variação não foi suficiente para que haja a necessidade de aumento ou diminuição do tubo escolhido.

#### 4.15. Avaliação econômica do projeto

A análise econômica desempenha um papel fundamental na avaliação e viabilização de projetos industriais, fornecendo uma estrutura robusta para a tomada de decisões estratégicas. No contexto da indústria química, a análise econômica de uma planta de produção é essencial para compreender a viabilidade financeira, os potenciais retornos e os riscos associados ao empreendimento.<sup>22</sup>

Essa seção concentra-se na análise econômica de uma planta destinada à produção de éter metil-terc-butílico (MTBE), tendo como objetivo principal avaliar a viabilidade financeira do projeto, considerando aspectos de lucratividade, custos de investimento, operacionais e os potenciais retornos financeiros ao longo tempo de operação da planta.

Os principais parâmetros financeiros abordados foram o cálculo do Valor Presente Líquido (VPL) e da Taxa Interna de Retorno (TIR), a fim de proporcionar uma análise abrangente da viabilidade econômica da planta.

Devido a existência de outros meios de investimentos mais seguros e, talvez, mais rentáveis, faz-se necessário calcular os parâmetros financeiros supracitados para que seja avaliada a rentabilidade do empreendimento e definir se é viável ou não investir nesse projeto. A análise econômica mede o custo de oportunidade, comparando os retornos de investimento entre o projeto proposto e demais opções, como Renda Fixa e Títulos Públicos.

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

O investimento de capital imobilizado é o custo total para planejar, construir e instalar uma planta, juntamente com as modificações associadas necessárias para preparar o local onde ela será construída.<sup>22</sup> Este investimento é composto por:

- Investimento dentro dos limites da bateria (ISBL) - o custo da própria planta;
  - Aquisição de equipamentos;
  - Materiais para construção e implementação do projeto;
  - Engenharia de detalhe, construção e supervisão da construção;
- Modificações e melhorias na infraestrutura do local, conhecidas como investimento fora do local (OSBL);
- Custos de engenharia e construção;
- Encargos de contingência;
- Custos de licenças e permissões necessárias;
- Despesas relacionadas ao início das operações e lançamento do projeto;

##### **4.15.1.1. Aquisição de equipamentos**

Os custos dos equipamentos foram estimados anteriormente durante os dimensionamentos dos mesmos. Contudo, esses custos foram calculados com parâmetros referentes ao ano de 2010 e, portanto, não podem ser utilizados para o ano atual devido à variação de preço dos equipamentos durante esse período. Para corrigir

esse valor, utiliza-se o índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), por meio da razão entre o índice do ano de 2023 e o índice do ano de 2010.

$$Custo_{2023} = Custo_{2010} \times \frac{CEPCI_{2023}}{CEPCI_{2010}} \quad (54)$$

Seguem dados de aquisição dos equipamentos antes e após a correção monetária pelo índice CEPCI.

**Tabela 49.** Custos de compra e instalação dos equipamentos

<b>Identificador</b>	<b>Custo Equipamento (US\$ 2010)</b>	<b>Custo Instalação (US\$ 2010)</b>	<b>Custo Equipamento (US\$ 2023)</b>	<b>Custo Instalação (US\$ 2023)</b>
T-01	119.245,29	476.981,16	173.087,53	605.806,34
T-02	31.695,76	126.783,05	46.007,19	161.025,18
T-03	37.626,85	150.507,40	54.616,32	191.157,10
V-01	72.651,70	290.606,81	105.455,77	369.095,18
V-02	50.768,46	203.073,84	73.691,69	257.920,92
E-01	15.503,60	54.262,60	22.503,87	78.763,53
E-02	42.978,27	150.423,96	62.384,04	218.344,14
E-03	42.489,86	148.714,52	61.675,10	215.862,86
E-04	42.066,18	147.231,63	61.060,11	213.710,40
E-05	41.579,89	145.529,60	60.354,25	211.239,87

E-06	42.563,38	148.971,84	61.781,82	216.236,36
E-07	43.618,40	152.664,40	63.313,20	221.596,19
E-08	22.159,74	77.559,08	32.165,41	112.578,94
E-09	40.781,07	142.733,75	59.194,75	207.181,61
E-010	17.907,57	62.676,49	25.993,28	90.976,49
E-011	5.232,23	18.312,80	7.594,71	26.581,49
E-012	4.874,44	17.060,53	7.075,37	24.763,78
P-01	13.453,72	53.814,88	19.528,41	68.349,44
P-02	11.004,23	44.016,92	15.972,92	55.905,20
P-03	9.359,82	37.439,26	13.586,01	47.551,02
P-04	9.004,65	36.018,58	13.070,47	45.746,64
P-05	9.019,66	36.078,65	13.092,27	45.822,93
R-01	58.593,64	234.374,55	85.050,13	297.675,47
R-02	58.593,64	234.374,55	85.050,13	297.675,47
R-03	58.593,64	234.374,55	85.050,13	297.675,47
R-04	58.593,64	234.374,55	85.050,13	297.675,47

R-05	58.593,64	234.374,55	85.050,13	297.675,47
<b>Total</b>	<b>1.018.552,95</b>	<b>3.893.334,49</b>	<b>1.478.455,13</b>	<b>5.174.592,95</b>

#### 4.15.1.2. Investimentos em materiais para construção da planta

Através do método das porcentagens, é estimado que o custo dos materiais são de 60% a 70% dos custos dos equipamentos. Utilizaremos os valores de 62% e os dados estão discriminados na tabela abaixo.

**Tabela 50.** Custos com materiais para construção da planta

<b>Descrição do custo</b>	<b>Representatividade (%)</b>	<b>Custo (US\$)</b>
Obra civil e edifícios	28,00%	289.777,2
Tubulações e infraestrutura	45,00%	465.713,4
Instrumentação	10,00%	103.491,9
Eletricidade	10,00%	103.491,9
Isolamento	5,00%	51.745,93
Pintura	2,00%	20.698,37
<b>Total</b>	-	<b>1.034.919</b>

#### 4.15.1.3. Engenharia, Construção e outros

No processo de viabilização de um projeto, os custos vão além da aquisição e instalação de equipamentos. Aspectos essenciais, como a engenharia de detalhe, construção e supervisão, desempenham papéis cruciais, refletindo em porcentagens significativas dos custos totais. Além disso, custos como Licença e Engenharia Básica

são componentes essenciais, indo além da mera compra e instalação, incorporando aspectos legais, planejamento inicial e projetos fundamentais para a execução bem-sucedida do empreendimento.<sup>23</sup>

- Engenharia de Detalhe: Envolve a elaboração minuciosa de todos os aspectos técnicos e operacionais, detalhando especificações de design, requisitos de engenharia e preparação de documentos necessários para a execução do projeto. No contexto apresentado (projetos grandes), corresponde a 16% dos custos totais com equipamentos e materiais.
- Construção: Abrange a execução física do projeto, representando uma porcentagem significativa, aqui definida como 50% dos custos totais.
- Supervisão da Construção: Crucial para garantir a implementação correta do projeto, reflete em cerca de 10% dos custos com equipamentos e materiais.
- Licenças e Engenharia Básica: Inclui autorizações legais e processos iniciais de planejamento e projeto, totalizando US\$600.000,00 e US\$400.000,00, respectivamente.

**Tabela 51.** Custos com engenharia e outros

<b>Descrição do custo</b>	<b>Representatividade (%)</b>	<b>Custo (US\$)</b>
Engenharia de detalhe	16,00%	402.139,79
Construção	50,00%	1.256.686,86
Supervisão/gerenciamento da construção	10,00%	251.337,37
<b>Total</b>	-	<b>1.910.164,02</b>

#### **4.15.1.4. Inside Battery Limits (ISBL), Outside Battery Limits (OSBL)**

O *Inside Battery Limits* (ISBL) se refere à área dentro dos limites da bateria ou da unidade de processo. Esta área compreende todos os equipamentos, sistemas e estruturas diretamente envolvidos nos processos de produção. No âmbito do ISBL estão inclusos os equipamentos principais, reatores, separadores, tanques, trocadores de calor,



instrumentação, tubulações, e tudo o mais que está diretamente envolvido na produção, armazenamento e processamento do produto ou matéria-prima.<sup>23</sup>

O *Outside Battery Limits* (OSBL) é a área fora dos limites da bateria ou da unidade de processo. Essa área abrange as instalações, estruturas e sistemas que são necessários para suportar a operação da planta, mas que não estão diretamente relacionados aos processos de produção. Isso pode incluir instalações de utilidades, como salas elétricas, sistemas de água, estação de tratamento de efluentes, áreas de armazenamento de produtos químicos, instalações administrativas, estradas de acesso, áreas de estacionamento, entre outros.<sup>23</sup>

Junto a esses gastos, temos os Gastos de Arranque, representando uma faixa de 3% a 4% do valor do ISBL, que são despesas fundamentais relacionadas ao início do projeto. Esses custos envolvem investimentos necessários para a fase inicial, incluindo estudos preliminares, preparação do terreno, mobilização de recursos e atividades essenciais para dar início ao empreendimento.

Por outro lado, os Custos de Contingências e Imprevistos, variando entre 5% e 15% do valor do ISBL, são reservas adicionais destinadas a cobrir riscos e imprevistos durante a execução do projeto. Para garantir uma margem de segurança financeira, aplicam-se porcentagens específicas, e, para esse projeto, serão utilizadas as taxas de 4% e 12%, respectivamente, do valor total do ISBL. Essas reservas financeiras são estrategicamente alocadas para lidar com variações imprevistas de custos, mudanças no escopo do projeto, flutuações no mercado ou outros eventos imprevistos que possam surgir ao longo do desenvolvimento e implementação do projeto. Segue tabela com os custos de ISBL e seus relacionados.

**Tabela 52.** Custos com ISBL, OSBL e outros

<b>Descrição do custo</b>	<b>Representatividade (% ISBL)</b>	<b>Custo (US\$)</b>
ISBL	100,00%	5.423.537,74
OSBL	8,00%	433.883,02
Serviços auxiliares	4,00%	216.941,51

Arranque	4,00%	216.941,51
Contingências e imprevistos	12,00%	650.824,53
<b>Total</b>	-	<b>1.518.590,57</b>

#### 4.15.1.5. Capital de Giro

O Capital de Giro refere-se aos recursos financeiros necessários para garantir a continuidade das operações diárias de uma empresa, incluindo despesas com estoque, contas a pagar, contas a receber, salários e outras despesas operacionais. Especificamente em projetos industriais, o Capital de Giro é essencial para cobrir os custos operacionais durante o período entre o início das operações e o momento em que a receita começa a ser gerada.<sup>23</sup>

Para esse projeto, o Capital de Giro foi estimado com base em um estoque mínimo de MTBE Produto para 15 dias de operação. Por meio da média de horas de operação diárias e com a vazão de MTBE Produto, foi calculada a necessidade de estoque de, aproximadamente, 2.000 toneladas do mesmo. Com isso, o custo com Capital de Giro é de US\$480.184,62.

#### 4.15.2. Custos de Operação (OpEx) - Anuais

Os custos operacionais (OpEx) representam os gastos recorrentes e contínuos incorridos por uma empresa no decorrer de suas operações normais. Diferentemente dos gastos de capital (CAPEX), que estão relacionados a investimentos de longo prazo, os custos operacionais são despesas regulares necessárias para manter as atividades diárias da empresa. Eles incluem uma variedade de despesas que são essenciais para a operação contínua e eficiente de uma planta industrial, como mão de obra, manutenção, utilidades, matéria-prima e seguros.<sup>22</sup>

#### 4.15.2.1. Recursos Humanos, manutenção e seguros

Em relação aos custos de mão de obra para a operação da planta, foram estimados 10 colaboradores (operadores) com salários de US\$50.000,00 anualmente, totalizando US\$500.000,00/ano.

Para manutenções e seguros, utiliza-se novamente o Método das Porcentagens, que será de 3% do valor de Capital Imobilizado (CAPEX). Portanto, manutenções e seguros terão um custo fixo de US\$206.101,41/ano.

#### 4.15.2.2. Utilidades da planta

Os custos com utilidades, como água de refrigeração, ar de instrumentação e eletricidade, são fundamentais para operações industriais. A água de refrigeração é utilizada por equipamentos como trocadores de calor para controlar temperaturas. O ar de instrumentação alimenta sistemas de controle e válvulas pneumáticas, enquanto a eletricidade é essencial para alimentar uma ampla gama de equipamentos industriais, como motores.

Para estimar esses custos, deve-se utilizar o preço de referência de cada produto em suas respectivas unidades de medida juntamente com os consumos do mesmo produto que cada equipamento foi projetado para consumir. Os preços de referência estão descritos na tabela abaixo.

**Tabela 53.** Preços por utilidade existente no projeto

Utilidade	Custo	Un. Medida
Água de Refrigeração	0,03	US\$/m <sup>3</sup>
Eletricidade	0,04	US\$/kWh
Ar de Instrumentação	0,08	US\$/Nm <sup>3</sup>

#### 4.15.2.2.1. Água de refrigeração

O custo com água para refrigeração é referente ao processo que o líquido de refrigeração, nesse caso a água, deve ser submetido para que esteja em condições ideais para cumprir com sua função. Além do próprio custo da água, existem custos para o tratamento e resfriamento, em torres, por exemplo, da água.

O custo por metro cúbico de água utilizada para resfriamento de outros líquidos nos trocadores de calor é de 0,03 US\$. Dessa forma, é possível estimar o custo anual com água de refrigeração para esse projeto. Segue a tabela abaixo.

**Tabela 54.** Custos com água para refrigeração

<b>Equipamento</b>	<b>Vazão (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Custo anual (US\$)</b>
E-2	14,32	3.436,80
E-3	13,82	3.316,80
E-4	13,45	3.228,00
E-5	12,78	3.067,20
E-7	45,38	10.891,20
E-9	6,14	1.473,60
E-11	3,10	744,00
<b>Total</b>	<b>108,99</b>	<b>26.157,60</b>

#### 4.15.2.2.2. Eletricidade

Para o cálculo dos custos anuais com eletricidade, baseou-se no custo por kWh de 0,04 US\$/kWh e nos consumos anuais, em kWh, dos motores existentes no projeto. Segue a tabela abaixo.

**Tabela 55.** Custos com eletricidade em motores de bombas

<b>Equipamento</b>	<b>Energia consumida no ano (kWh)</b>	<b>Custo anual (US\$)</b>
P-01	41.755,6	1.670,22
P-02	16.713,7	668,55
P-03	5.374,6	214,99
P-04	118,5	4,74
P-05	22,5	0,90
<b>Total</b>	<b>63.985,060</b>	<b>2.559,40</b>

#### **4.15.2.2.3. Ar de instrumentação**

O custo com ar de instrumentação está baseado na sua produção por meio de um compressor. Para esse projeto, o valor do ar comprimido, que será usado na instrumentação, é de 0,08 US\$/Nm<sup>3</sup>. Segue o custo anual com ar de instrumentação.

**Tabela 56.** Custos com ar de instrumentação para as válvulas pneumáticas

<b>Equipamento</b>	<b>Vazão (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Custo anual (US\$)</b>
5 Válvulas	2,4	1.536,00

#### **4.15.2.2.3. Vapor de baixa pressão**

O custo com vapor de baixa pressão advém do processo necessário para sua produção, transporte e controle. Esse vapor é gerado por meio de caldeiras existentes no setor de utilidades. O vapor de baixa pressão é, normalmente, utilizado para aquecimento de fluidos. Para esse projeto, o valor do vapor de baixa pressão é de 6,5 US\$/ton. Segue o custo anual com ar de instrumentação.

**Tabela 56.** Custos com ar de instrumentação para as válvulas pneumáticas

<b>Equipamento</b>	<b>Vazão (kg/h)</b>	<b>Custo anual (US\$)</b>
E-1	396,49	20.617,48
E-08	1.554,98	80.858,96
E-12	167,65	8.717,80
<b>Total</b>	<b>2.119,12</b>	<b>110.194,24</b>

#### 4.15.2.3. Catalisador

O catalisador definido para esse projeto, que é uma resina de troca iônica por nome amberlite IR-120, deverá ser trocado de 2 em 2 anos para garantir a operação da planta. Dessa forma, a cada 2 anos será somado aos custos da planta a troca do catalisador. O valor do catalisador foi atualizado com base na inflação de 3%a.a.

O primeiro desembolso ocorrerá no primeiro ano de operação da fábrica, que será equivalente ao 4º ano do projeto, devido aos 3 anos completos necessários para a construção. Segue a tabela abaixo com os custos bi-anuais do catalisador.

**Tabela 57.** Custos com catalisadores

<b>Ano</b>	<b>Custo (US\$)</b>
3º/4º	300.000,00
6º	318.270,00
8º	337.652,64
10º	358.215,69

12°	380.031,02
14°	403.174,91
16°	427.728,27
18°	453.776,92
<b>Total</b>	<b>2.978.849,45</b>

#### 4.15.2.4. Matéria-prima

O total de matéria-prima consumida no ano será a soma do custo do metanol e carga olefínica utilizados. Dessa forma, deve-se multiplicar esses consumos pelos preços dos seus respectivos produtos. Segue a tabela abaixo com esses dados discriminados.

**Tabela 58.** Custo anual com matéria-prima

<b>Descrição do custo</b>	<b>Consumo anual (ton)</b>	<b>Custo Anual (US\$)</b>
Carga Olefínica	65.600,00	8.265.600,00
Metanol	18.681,60	2.428.608,00
<b>Total</b>	-	<b>10.694.208,00</b>

#### 4.15.3. Faturamento - Comercialização dos produtos

Para estimar o faturamento anual, é necessária a quantidade de produtos comercializáveis que serão produzidos anualmente pela planta projetada. Para isso, utiliza-se as vazões de MTBE Produto e Refinados e o tempo de operação anual. Juntamente com o preço comercial dos mesmos, é possível estimar o faturamento anual. Segue a tabela abaixo com esses dados discriminados.

**Tabela 59.** Faturamento anual a partir da comercialização dos produtos

<b>Descrição</b>	<b>Preço (US\$/ton)</b>	<b>Produção anual (ton)</b>	<b>Faturamento anual (US\$/ano)</b>
MTBE Produto	240,00	48552	11.652.480,00
Refinados	140,00	30064	4.208.960,00
<b>Total</b>	-	-	<b>15.861.440,00</b>

#### 4.15.4. Rentabilidade do Projeto: TIR, VPL e outros indicadores

A partir dos dados estimados, é necessário realizar, de fato, uma análise de viabilidade econômica. Com o capital total necessário de investimento, os custos operacionais e a previsão de vendas, é possível a projeção do fluxo de caixa da planta projetada. Para isso, serão considerados 3 anos de implementação do projeto e mais 15 anos de sua operação. Com base nos valores estimados, a próxima análise a ser feita é a viabilidade do projeto, ou seja, se é atrativo comercialmente para investimento.

O primeiro passo é definir os parâmetros que serão utilizados para indicar a viabilidade. Esses parâmetros são o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR).

O Valor Presente Líquido é uma medida financeira usada para avaliar a atratividade de um investimento ou projeto. Ele representa a diferença entre o valor presente das entradas de caixa (receitas) e o valor presente das saídas de caixa (custos), levando em conta uma taxa de desconto apropriada. Um VPL positivo indica que o



investimento provavelmente gerará retorno financeiro, enquanto um VPL negativo indica o oposto. O VPL pode ser calculado pela seguinte equação:

$$VPL(US\$) = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j(US\$)}{(1+TMA)^j} - Investimento\ Inicial \quad (55)$$

No qual,  $FC_j$  é o fluxo de caixa no ano  $j$ , TMA é a Taxa Mínima de Atratividade, que será igual à taxa SELIC para esse projeto, ou seja, 12,25% a.a., e  $n$  é o tempo de vida útil do projeto, nesse caso, 15 anos.

Já a Taxa Interna de Retorno é a taxa de desconto que faz o Valor Presente Líquido de um investimento igual a zero. Em outras palavras, é a taxa na qual o valor presente das entradas de caixa é igual ao valor presente das saídas de caixa, tornando o investimento neutro em termos de lucro ou prejuízo. Quanto maior a TIR, mais atrativo é o investimento, sendo que um investimento é considerado viável quando a TIR é maior que a taxa mínima de atratividade.<sup>13</sup>

Para o cálculo desses parâmetros, o primeiro passo é a construção do fluxo de caixa durante os anos de construção e operação. O fluxo de caixa traz a diferença entre as receitas e as despesas durante o período analisado, oferecendo uma visão clara dos recursos necessários para a execução do projeto e estabelecendo um cronograma para os ganhos.<sup>13</sup>

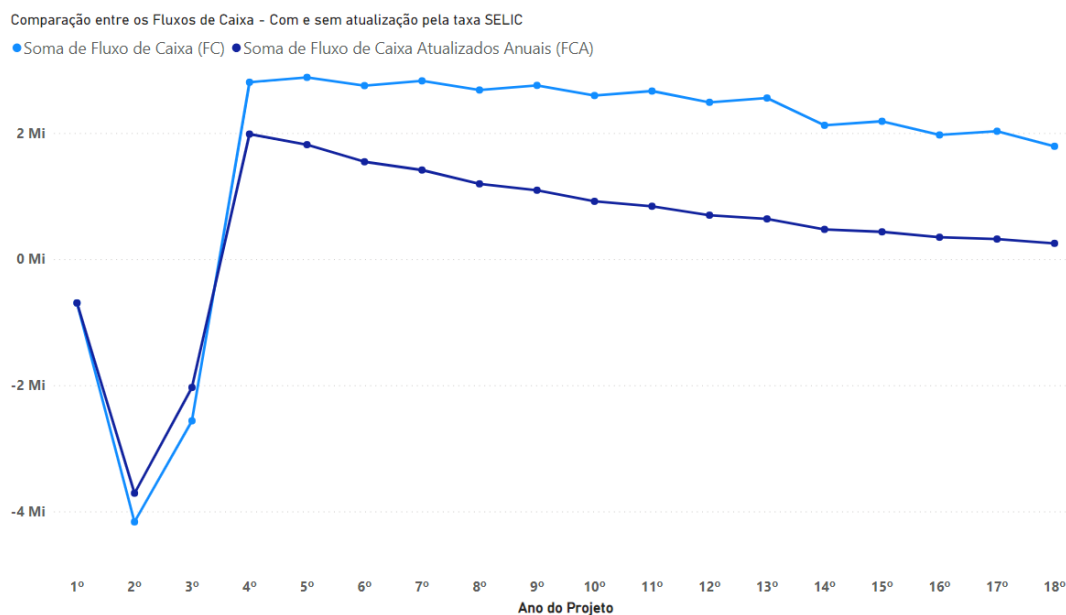
Para a construção desse fluxo de caixa, além de custos e receitas, serão necessárias algumas considerações para trazer o valor calculado para o mais próximo possível da realidade:

- Será aplicada taxa de inflação de 3% a.a. sobre os Custos e sobre as Vendas;
- A amortização será linear e por 10 anos consecutivos;
- O valor de Benefícios Antes Impostos (BAI) é calculado subtraindo os custos e a amortização do valor da receita (vendas);
- A taxa para impostos será fixada em 34% a.a. sobre o valor do BAI. Essa taxa é fixada pela CNI;
- Os Benefícios Depois Impostos é a diferença entre o BAI e os impostos;
- O valor de Fundos Gerados (FG) é a soma do BDI com a Amortização;

- O Fluxo de Caixa é igual à diferença entre Fundos Gerados e Fundos Investidos e será corrigido pelo valor da taxa SELIC do ano corrente, 12,75% a.a.

Para comparação, segue abaixo o gráfico contendo os Fluxos de Caixas, atualizados e não atualizados pela SELIC.

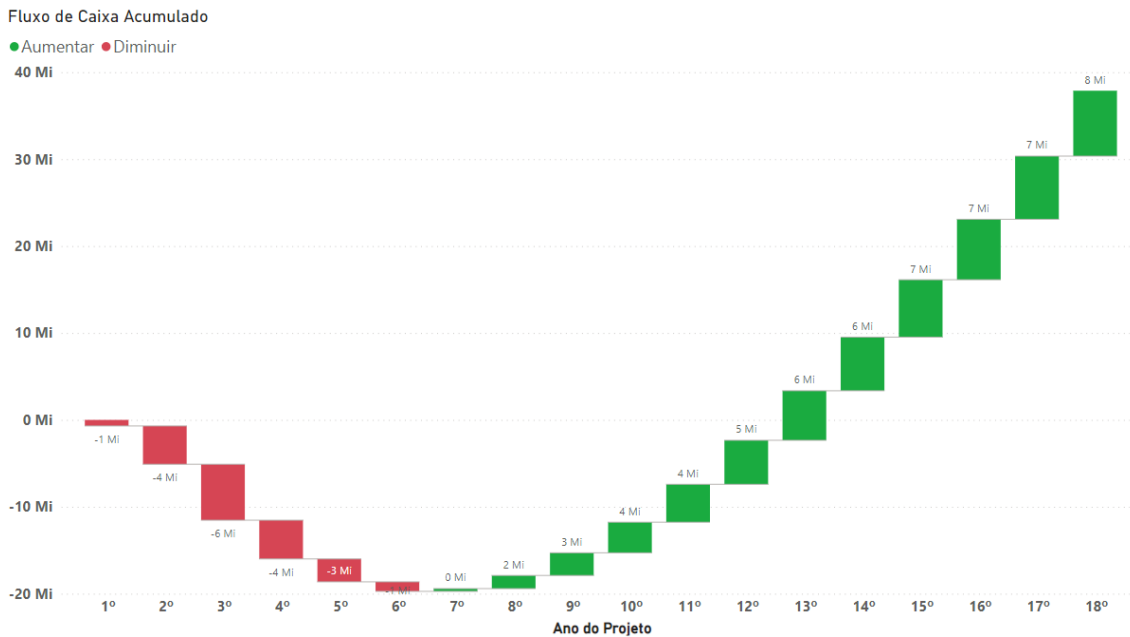
**Figura 33** - Fluxo de Caixa com e sem atualização monetária, comparação por meio de gráficos



Fonte: autoria própria (2023)

Outro gráfico pertinente é sobre o Fluxo de Caixa Acumulado, que traz uma tendência do capital investido, mostrando o momento no qual inicia-se a recuperação do investimento.

**Figura 34** - Fluxo de Caixa acumulado



Fonte: autoria própria (2023)

Com o valor da TMA definido em 12,25% a.a., Fluxos de Caixa atualizado, Investimento Total necessário estimado e demais valores já calculados, foram encontrados os seguintes valores de VPL e TIR:

- VPL: US\$ 1.583.567,40 - Maior que zero, projeto aprovado;
- TIR: 15,20% - Maior que a TMA, projeto aprovado.

Portanto, ambos os indicadores, VPL e TIR, demonstram que o projeto é viável e economicamente atrativo para os investidores. Esses resultados indicam que a aceitação do projeto é recomendada, pois apresenta um retorno financeiro superior à taxa mínima exigida para investimentos, proporcionando ganhos financeiros satisfatórios.

#### 4.16. Avaliação de impacto ambiental

A avaliação ambiental assume uma importância central na análise e sustentabilidade de empreendimentos industriais, visando a adequação dos processos quanto às normas e leis. Esta seção dedica-se à análise ambiental da planta destinada à produção de éter metil-terc-butílico (MTBE), priorizando a avaliação do impacto ambiental do projeto. Serão analisadas questões como normas que regem o processo, destino dos efluentes, poluição atmosférica e análise de formas de recuperação do catalisador.

A poluição atmosférica proveniente de atividades industriais representa uma preocupação significativa para a qualidade do ar e a saúde pública. Emissões de poluentes atmosféricos como óxidos de nitrogênio (NOx), dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>) e material particulado, podem ter impactos adversos no meio ambiente e na saúde humana.

Manter-se dentro dos padrões estabelecidos por normas e leis de emissão é crucial para mitigar esses efeitos negativos. Normas ambientais, como as definidas pela legislação nacional e internacional, estabelecem limites específicos para a quantidade de poluentes que uma indústria pode emitir. Esses padrões visam 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. Além disso, a adoção de tecnologias de controle de emissões e práticas sustentáveis não apenas reduz os impactos ambientais, mas muitas vezes resulta em eficiência operacional e ganhos econômicos a longo prazo.

Assim, a observância das normas de emissão não é apenas uma obrigação legal, mas também uma responsabilidade ética para assegurar que as atividades industriais contribuam para o desenvolvimento sustentável, minimizando os impactos prejudiciais à qualidade do ar e à saúde pública.

A norma ABNT NBR 10004:2004 classifica sólidos e líquidos quanto à sua periculosidade, dividindo-os em quatro classes:<sup>24</sup>

**Classe I - Perigosos:** resíduos com características intrínsecas que apresentam periculosidade, como inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade, patogenicidade e presença de solventes orgânicos.

**Classe II - Não Inertes:** resíduos que não se enquadram na Classe I e podem ter propriedades como biodegradabilidade, combustibilidade ou solubilidade.

**Classe III - Inertes:** resíduos que não se enquadram nas Classes I e II e não apresentam riscos à saúde e ao meio ambiente.

**Classe IV - Resíduos Perigosos Infectantes:** resíduos contaminados com agentes biológicos que apresentam risco de disseminação de doenças. A corrente oleofílica

produzida pela planta consiste em duas fases, líquida e vapor, composta por hidrocarbonetos leves, classificada como resíduos classe I (perigosos) pela norma ABNT NBR 10004:2004.

A análise do destino dessa corrente torna-se essencial sob parâmetros ambientais e econômicos. Algumas opções consideráveis incluem:

**Reciclagem Interna:** recuperação e reutilização de hidrocarbonetos leves dentro do processo industrial, se atenderem aos padrões de qualidade.

**Tratamento Físico-Químico:** separação por destilação para remover impurezas e recuperar hidrocarbonetos valiosos.

**Incineradores Controlados:** queima controlada em incineradores, exigindo controle rigoroso para evitar emissões prejudiciais.

**Biodegradação:** tratamentos biológicos, como biorremediação, para a degradação de hidrocarbonetos leves biodegradáveis.

**Aterros Sanitários Especiais:** descarte em aterros sanitários específicos, atendendo a requisitos rigorosos para evitar impactos ambientais negativos.

**Coleta e Descarte por Empresas Especializadas:** contratação de empresas especializadas em gestão de resíduos para coleta, transporte e disposição conforme regulamentações ambientais.

Embora existam diversas opções, a coleta e o descarte por empresas especializadas são recomendados para permitir a separação eficiente da corrente oleofílica e otimizar o aproveitamento de cada composto.

### **Poluição atmosférica**

A redução da poluição gerada por uma planta industrial é uma prioridade fundamental para promover práticas sustentáveis e minimizar os impactos ambientais adversos. Nesse contexto, a implementação estratégica de chaminés em pontos-chave

surge como uma solução eficaz para mitigar os efeitos nocivos da emissão de poluentes, seguindo normas previamente estabelecidas.

As chaminés, quando adequadamente projetadas e posicionadas, desempenham um papel crucial na dispersão controlada de gases e partículas, contribuindo para a diluição e minimização dos impactos ambientais. A escolha criteriosa dos locais de implementação dessas estruturas permite direcionar as emissões para áreas específicas, afastando-as de zonas sensíveis, como áreas residenciais ou ecossistemas vulneráveis.

A legislação ambiental, especificamente a resolução do CONAMA nº 382, de 2006, estabelece os limites de emissão de poluentes atmosféricos para fontes fixas, contribuindo para que as indústrias se comprometam com o desenvolvimento sustentável. Alguns dos limites estabelecidos por essa norma se referem a processos de geração de calor por combustão, processos de fabricação de celulose, de cimento, de produção de fertilizantes, entre outros.<sup>25</sup>

**Catalisador:** o catalisador utilizado tem vida útil estimada de 2 anos, isso faz com que seja necessário um plano de tratamento e recuperação, pensando nisso, existem algumas soluções listadas abaixo:

**Regeneração Térmica:** em alguns casos, a regeneração térmica pode ser realizada para remover contaminantes adsorvidos na resina. Esse processo envolve aquecer a resina para liberar e volatilizar as impurezas, restaurando parcialmente a atividade catalítica.

**Lavagem ou Tratamento Químico:** processos de lavagem com solventes ou tratamentos químicos podem ser aplicados para remover impurezas adsorvidas na resina. Isso pode ajudar a recuperar parte da atividade catalítica perdida.

**Substituição da Resina:** em alguns casos, a resina pode precisar ser substituída por completo, especialmente se os tratamentos de regeneração não forem eficazes ou se a resina estiver fisicamente danificada.

Vale ressaltar que a implementação de práticas de monitoramento regular da atividade catalítica e da qualidade do produto pode ajudar a identificar a necessidade de intervenções, como regeneração ou substituição da resina, antes que a eficiência do processo seja comprometida.

**Água de Lavagem:** no que diz respeito à água de lavagem utilizada na planta, conforme mostrado no diagrama, há um reaproveitamento parcial. No entanto, a fração não utilizada apresenta desafios quanto ao descarte. Uma opção é o envio para estações de tratamento de biorremediação, método comumente aplicado em águas contaminadas por hidrocarbonetos. Esse processo envolve a adição de nutrientes e oxigênio para estimular microrganismos endógenos, acelerando a degradação da matéria orgânica. Para estar em conformidade com as regulamentações, é essencial verificar parâmetros como poluição geral, orgânica, inorgânica e bacteriana antes do descarte da água.<sup>26</sup>

A tabela a seguir mostra um panorama geral abordado neste tópico, elucidando de forma mais visual o destino de cada componente aqui citado.

**Tabela 60.** Destino de cada componente.

<b>Componente</b>	<b>Fase</b>	<b>Destino</b>
Corrente oleofílica	Vapor	Coleta e Descarte por Empresas Especializadas
	Líquida	
Poluição atmosférica	Gás	Chaminé
Catalisador	Sólido	Regeneração/Substituição
Águas de lavagem	Líquida	Tratamento por biorremediação

## 5. CONCLUSÕES

A realização deste projeto envolveu diversas etapas extremamente importantes na elaboração de uma planta química. Inicialmente, a unidade foi completamente simulada no *software* Aspen HYSYS, de forma a atender as especificações desejadas. No simulador, todas as características necessárias da alimentação, dos produtos, e dos equipamentos, como a temperatura máxima nos reatores, foram inseridos, e o processo foi montado, com produção final de 6069 kg/h de MTBE, como indicado no anexo T.

A simulação possibilita conhecer os requerimentos para que uma planta química funcione, como a troca de energia em trocadores de calor, porém não fornece dimensionamento dos equipamentos. Por esse motivo, após a conclusão da simulação, foi necessário realizar cálculos de projeto para todas as operações unitárias da planta e, no caso da torre de destilação T-01, dos vasos e dos reatores, também foi necessário realizar cálculos de otimização em relação ao número de pratos, à razão entre comprimento e diâmetro, e ao diâmetro, respectivamente.

Para o funcionamento ideal da torre, introdução de sistemas de controle e visualização do projeto, diagramas dos tipos PFD e P&ID também se fazem necessários. Dessa forma, ambos também foram detalhados neste projeto.

Por fim, para saber se a unidade projetada é rentável, após a realização de todos os cálculos necessários para o projeto dos equipamentos, há a necessidade de realizar a avaliação econômica da unidade, que também foi feita neste projeto. A análise desta planta foi feita utilizando dois indicadores diferentes, o Valor Presente Líquido e a Taxa Interna de Retorno, cujos valores foram, respectivamente, US\$1.195.587,93 e 13,67%. Ambos apresentaram valor acima dos que indicam rentabilidade e, por este motivo, a planta é considerada rentável.

Ainda há possibilidade de otimização, como o estudo da utilização de outros tipos de reatores para a síntese de MTBE, que poderiam reduzir o custo total da planta. No entanto, conclui-se que este é um projeto bem sucedido de uma unidade produtora de MTBE e pode ser utilizado como base para pesquisas futuras nesse campo.



## 6. BIBLIOGRAFIA

[1] ZANELLA, Giovani Lorenzatto. **Modelagem e simulação de um reator multitubular para a produção de MTBE**. Porto Alegre, 2019.

[2] HYMAN, M.; O'REILLY, K.; Physiological and enzymatic features of MTBE-degrading bacteria. **The fifth International In Situ and on-site Bioremediation Symposium**. Vol. 3, 7 – 12 ,San Diego, Califórnia, abril, 1999.

[3] SEYFERTH, Dietmar. The Rise and Fall of Tetraethyllead. 2. **Organometallics**, v. 22, n. 25, p. 5154–5178, 2003. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/om030621b>>. Acesso em: 10 dez. 2023.

[4] HARREMOËS, Poul; EUROPEAN ENVIRONMENT AGENCY (Orgs.). **Late lessons from early warnings: the precautionary principle**, 1896-2000. Copenhagen, Denmark: European Environment Agency, 2001. (Environmental issue report, no. 22), p. 110-125

[5] Energy Information Administration (Estados Unidos). **MTBE, Oxygenates, and Motor Gasoline**. Washington, 2000.

[6] UNITED STATES GOVERNMENT (Estados Unidos). U.S. International Trade Commission. Methyl Tertiary-Butyl Ether (MTBE): Conditions Affecting the Domestic Industry. **Federal Register**, Washington, DC, ed. 1, p. 5312-5313, 3 fev. 1999.

[7] **Overview | Methyl Tertiary Butyl Ether (MTBE) | US EPA**. Disponível em: <<https://archive.epa.gov/mtbe/web/html/faq.html>>. Acesso em: 10 dez. 2023.

[8] FACT.MR, MARKET RESEARCH COMPANY (United States). **Methyl Tertiary-Butyl Ether (MTBE) Market Analysis, By Product Type (Oxygenate, Derivative Grade), By Application (Reformulated Gasoline, Solvents, Extraction), By End-use Industry (Oil & Gas, Polymers, Chemicals) - Global Market Insights 2022 to 2032**. 1. ed. United States: Fact.Mr, 2022. 170 p.

[9] BRASIL. Congresso. Câmara dos Deputados. **Proibindo O Uso do Mtb e Como Aditivo A Gasolina Distribuída e Comercializada no Brasil**. Brasília

[10] HATCHINGS, G.J.; NICOLAIDES, C.P.; SCURRELL, M.S. Developments in the production of methyl tert-butyl ether. **Catalysis Today**, v. 15, n. 1, p. 23–49, 1992. Disponível em: <<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0920586192801213>>. Acesso em: 10 dez. 2023.

[11] DALENA, Francesco *et al.* Advances in Methanol Production and Utilization, with Particular Emphasis toward Hydrogen Generation via Membrane Reactor Technology. **Membranes**, [S.L.], v. 8, n. 4, p. 98, 18 out. 2018. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/membranes8040098>.

[12] NAWAZ, Zeeshan. Methyl-Tert-Butyl-Ether Synthesis Reactor Modelling and Optimization Using an Aspen Custom Modeler. **Hungarian Journal Of Industry And Chemistry**, [S.L.], v. 45, n. 2, p. 1-7, 1 dez. 2017. University of Pannonia. <http://dx.doi.org/10.1515/hjic-2017-0012>.

[13] TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design: principles, practice and economics of plant and process design**. 3. ed. Cambridge: Elsevier, 2022.

[14] ÇENGEL, Yunus A.; GHAJAR, Afshin J.. **Transferência de calor e massa: uma abordagem prática**. 4. ed. Porto Alegre: McGraw Hill, Amgh, 2012. Tradução de Fátima A. M. Lino.

[15] **DuPont™ AmberLite™ IRC120 H Ion Exchange Resin**. Dupont, 2021. Disponível em: <https://www.dupont.com/content/dam/dupont/amer/us/en/water-solutions/public/documents/en/IER-AmberLite-IRC120-H-PDS-45-D01245-en.pdf>. Acesso em: 10 dez. 2023.

[16] RIBEIRO, Mariana Bittencourt. **Análise Técnica e Econômica da Produção de Solketal, Éteres terc-Butílicos e Éteres Etilílicos a partir do Glicerol**. 2020. 130 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2020. Disponível em: <https://pantheon.ufrj.br/bitstream/11422/13626/1/MBRibeiro.pdf>. Acesso em: 10 dez. 2023.

[17] DUEÑAS, Luis Cabra et al. **Metodologías del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos**. Cuenca: Ediciones de La Universidad de Castilla-La Mancha, 2010.

[18] MONNERY, Wayne D.; SVRCEK, William Y.. Successfully Specify Three-Phase [22] NICHOLAS, John M.; STEYN, Herman. **Project Management for Engineering, Business and Technology**. 4. ed. Amsterdam: Elsevier, 2017.

[23] PETERS, Max Stone et al. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 5. ed. Elsevier, 2018

[24] LEVE, R. C. **Resíduos Líquidos: veja as classificações e como transportá-lo!** Disponível em: <https://www.calleve.com.br/blog/residuos-liquidos#:~:text=E%20como%20s>. Acesso em: 11 dez. 2023.

Separators. **Chemical Engineering Progress**, [S. I.], p. 29-40, set. 1994.

[19] MCCABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 5. ed. [S. I.]: McGraw-Hill International Editions, 1993. (Chemical and Petroleum Engineering Series).

[20] GIGLIO GONÇALVES, Marcelo. **Monitoramento e controle de processos**. 1. ed. Brasília: [s. n.], 2003.

[21] KALID, Ricardo de Araújo. **Controle de coluna de destilação**. 2000. Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2000

[25] **Emissões atmosféricas: O que são, o que diz a Lei e o que você pode fazer?** Disponível em: <<https://www.catalisajr.com.br/emissoes-atmosfericas/#:~:text=A%20principal%20legisla>>. Acesso em: 11 dez. 2023.

[26] ARAÚJO, A. et al. **Protocolo para biorremediação de águas contaminadas por petróleo e derivados**. Bioremediation of water contaminated for oil and derivatives, p. 9, 31 maio 2014.

## 7. ANEXOS

### Anexo A - folha de especificações da corrente de materiais 1

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	1	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada da carga olefínica	
<b>Pressão</b>	7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	7420	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	131.7	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.484	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>	12.63	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	54.36	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	587.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1459	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.223e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.333	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11.87	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0407	0.0420
n-Butano	0.0844	0.0870
i-Buteno	0.5183	0.5160
1-Buteno	0.2200	0.2190
Trans-2-Buteno	0.0904	0.0900
Cis-2-Buteno	0.0452	0.0450
1,3-Butadieno	0.0010	0.0010
Metanol	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo B - folha de especificações da corrente de materiais 2

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	2	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada de metanol	
<b>Pressão</b>	7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	2371	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	74	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-4.278	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>	3.015	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32.04	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	786.4	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.5449	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1797	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3.498	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	29.59	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Butene	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	1.0000	1.0000
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo C - folha de especificações da corrente de materiais 3

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	3	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do tanque de armazenamento de olefinas	
<b>Pressão</b>	7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	25	°C
<b>Vazão mássica</b>	7420	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	131.7	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.484	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>	12.63	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	54.36	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	587.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1459	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.223e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.333	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11.87	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0407	0.0420
n-Butano	0.0844	0.0870
i-Buteno	0.5183	0.5160
1-Buteno	0.2200	0.2190
Trans-2-Buteno	0.0904	0.0900
Cis-2-Buteno	0.0452	0.0450
1,3-Butadieno	0.0010	0.0010
Metanol	0.0000	0.0000
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo D - folha de especificações da corrente de materiais 4

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
Número de corrente	4	
Descrição	Mistura entre a carga olefínica e o metanol	
Pressão	7	kg/cm <sup>2</sup> g
Temperatura	9.475	°C
Vazão mássica	9827	Kg/h
Vazão molar	206.8	Kmol/h
Entalpia total	-5.824	Mkcal/h
Fração de sólidos	0	
Fração de vapor	0	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14.88	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	47.52	Kg/kmol
Densidade	660.3	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	0.2559	cP
Condutividade térmica	0.1253	W/m·°C
Calor específico	2.449	kJ/kg·°C
Tensão superficial	20.41	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m <sup>3</sup> /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m <sup>3</sup>
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
Componente	Fração molar	Fração mássica
i-Butano	0.0259	0.0317
n-Butano	0.0537	0.0657
i-Buteno	0.3300	0.3896
1-Buteno	0.1401	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0576	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0288	0.0340
1,3-Butadieno	0.0007	0.0008
Metanol	0.3633	0.2449
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo E - folha de especificações da corrente de materiais 5

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	5	
<b>Descrição</b>	Mistura entre a carga olefínica e o metanol após passar pela bomba P-01	
<b>Pressão</b>	12	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	9.707	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	206.8	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.822	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>	14.88	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	47.52	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	660.5	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2554	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1252	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.447	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	20.38	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0259	0.0317
n-Butano	0.0537	0.0657
i-Buteno	0.3300	0.3896
1-Buteno	0.1401	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0576	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0288	0.0340
1,3-Butadieno	0.0007	0.0008
Metanol	0.3633	0.2449
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000



Anexo F - folha de especificações da corrente de materiais 6

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	6	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do primeiro reator	
<b>Pressão</b>	11.30	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	206.8	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.641	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>	15.74	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	47.52	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	624.4	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1856	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1139	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.635	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	16.33	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0259	0.0317
n-Butano	0.0537	0.0657
i-Buteno	0.3300	0.3896
1-Buteno	0.1401	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0576	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0288	0.0340
1,3-Butadieno	0.0007	0.0008
Metanol	0.3633	0.2449
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo G - folha de especificações da corrente de materiais 7

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	7	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do primeiro reator	
<b>Pressão</b>	10.60	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	69.99	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	190.4	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.641	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>	16.53	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	51.61	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	594.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1445	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1008	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.762	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	12.14	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0282	0.0317
n-Butano	0.0583	0.0657
i-Buteno	0.2724	0.2961
1-Buteno	0.1521	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0625	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0313	0.0340
1,3-Butadieno	0.0007	0.0008
Metanol	0.3085	0.1915
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0860	0.1469

Anexo H - folha de especificações da corrente de materiais 8

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	8	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do segundo reator	
<b>Pressão</b>	9.9	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	190.4	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.827	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>	15.50	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	51.61	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	634.0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1923	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1129	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.531	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	15.88	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0282	0.0317
n-Butano	0.0583	0.0657
i-Buteno	0.2724	0.2961
1-Buteno	0.1521	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0625	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0313	0.0340
1,3-Butadieno	0.0007	0.0008
Metanol	0.3085	0.1915
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0860	0.1469

Anexo I - folha de especificações da corrente de materiais 9

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	9	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do segundo reator	
<b>Pressão</b>	9.2	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	70.12	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	174.8	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.827	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>	16.28	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.21	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	603.5	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1502	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.980e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.656	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11.74	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0307	0.0317
n-Butano	0.0635	0.0657
i-Buteno	0.2076	0.2073
1-Buteno	0.1656	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0681	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0340	0.0340
1,3-Butadieno	0.0008	0.0008
Metanol	0.2470	0.1408
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.1827	0.2865

Anexo J - folha de especificações da corrente de materiais 10

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	10	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do terceiro reator	
<b>Pressão</b>	8.5	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	174.8	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.007	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>	15.28	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.21	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	643.0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1990	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1117	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.435	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	15.37	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0307	0.0317
n-Butano	0.0635	0.0657
i-Buteno	0.2076	0.2073
1-Buteno	0.1656	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0681	0.0680
Cis-2-Butene	0.0340	0.0340
13-Butadieno	0.0008	0.0008
Metanol	0.2470	0.1408
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.1827	0.2865

Anexo K - folha de especificações da corrente de materiais 12

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	11	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do terceiro reator	
<b>Pressão</b>	7.8	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	70.42	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	160	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.007	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>	16.06	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	61.44	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	611.8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1557	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.861e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.557	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11.25	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0335	0.0317
n-Butano	0.0694	0.0657
i-Buteno	0.1339	0.1223
1-Buteno	0.1811	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0744	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0372	0.0340
1,3-Butadieno	0.0009	0.0008
Metanol	0.1769	0.0923
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.2927	0.4200

Anexo 12 - folha de especificações da corrente de materiais L

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	12	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do quarto reator	
<b>Pressão</b>	7.1	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	160	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.182	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>	15.09	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	61.44	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	651.2	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2055	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1104	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.344	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	0.1104	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0335	0.0317
n-Butano	0.0694	0.0657
i-Buteno	0.1339	0.1223
1-Buteno	0.1811	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0744	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0372	0.0340
1,3-Butadieno	0.0009	0.0008
Metanol	0.1769	0.0923
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.2927	0.4200

Anexo M - folha de especificações da corrente de materiais 13

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	13	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do quarto reator	
<b>Pressão</b>	6.4	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	70.01	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	146	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.182	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>	15.84	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	67.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	620.2	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1618	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.758e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.460	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	10.80	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0367	0.0317
n-Butano	0.0761	0.0657
i-Buteno	0.0513	0.0428
1-Buteno	0.1983	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0815	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0408	0.0340
1,3-Butadieno	0.0009	0.0008
Metanol	0.0984	0.0469
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.4160	0.5449



Anexo N - folha de especificações da corrente de materiais 14

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	14	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do quinto reator	
<b>Pressão</b>	5.7	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	146	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.348	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>	14.93	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	67.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	658.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2116	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1090	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.260	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	14.15	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0367	0.0317
n-Butano	0.0761	0.0657
i-Buteno	0.0513	0.0428
1-Buteno	0.1983	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0815	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0408	0.0340
1,3-Butadieno	0.0009	0.0008
Metanol	0.0984	0.0469
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.4160	0.5449

Anexo O - folha de especificações da corrente de materiais 15

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	15	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do quinto reator	
<b>Pressão</b>	5.000	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	52.37	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	140.6	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.348	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>	15.22	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	69.90	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	645.9	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1912	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1038	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	2.305	kJ/kg.°C
<b>Tensão superficial</b>	12.48	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg.°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0381	0.0317
n-Butano	0.0790	0.0657
i-Buteno	0.0146	0.0117
1-Buteno	0.2060	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0847	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0423	0.0340
1,3-Butadieno	0.0010	0.0008
Metanol	0.0635	0.0291
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.4708	0.5938

Anexo P - folha de especificações da corrente de materiais 16

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	16	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do reator cinco após bomba P-02	
<b>Pressão</b>	6.200	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	52.45	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	140.6	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.347	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>	15.22	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	69.90	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	645.9	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1911	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1038	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.304	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	12.48	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0381	0.0317
n-Butano	0.0790	0.0657
i-Buteno	0.0146	0.0117
1-Buteno	0.2060	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0847	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0423	0.0340
1,3-Butadieno	0.0010	0.0008
Metanol	0.0635	0.0291
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.4708	0.5938

Anexo Q - folha de especificações da corrente de materiais 17

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	17	
<b>Descrição</b>	Alimento a torre T-01	
<b>Pressão</b>	5.500	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	73.50	°C
<b>Vazão mássica</b>	9827	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	140.6	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-6.230	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>	15.89	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	69.90	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	618.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1591	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.566e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.451	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	10.20	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0381	0.0317
n-Butano	0.0790	0.0657
i-Buteno	0.0146	0.0117
1-Buteno	0.2060	0.1654
Trans-2-Buteno	0.0847	0.0680
Cis-2-Buteno	0.0423	0.0340
1,3-Butadieno	0.0010	0.0008
Metanol	0.0635	0.0291
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.4708	0.5938

Anexo R - folha de especificações da corrente de materiais 18

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	18	
<b>Descrição</b>	Refinado da torre T-01	
<b>Pressão</b>	4.150	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	47.32	°C
<b>Vazão mássica</b>	3758	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	66.76	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0.9170	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>	6.707	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	560.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1225	cP
<b>Condutividade térmica</b>	8.660e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.505	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	9.798	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0803	0.0829
n-Butano	0.1663	0.1718
i-Buteno	0.0307	0.0306
1-Buteno	0.4338	0.4324
Trans-2-Buteno	0.1782	0.1776
Cis-2-Buteno	0.0890	0.0887
1,3-Butadieno	0.0021	0.0020
Metanol	0.0167	0.0095
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0029	0.0045

Anexo S - folha de especificações da corrente de materiais 19

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	19	
<b>Descrição</b>	MTBE produto de fundo	
<b>Pressão</b>	5.500	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	122.9	°C
<b>Vazão mássica</b>	6069	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	73.82	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.195	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>	9.767	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	82.21	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	621.4	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1493	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.569e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.642	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	8.211	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0001	0.0000
Cis-2-Butene	0.0001	0.0001
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.1057	0.0412
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.8941	0.9586

Anexo T - folha de especificações da corrente de materiais 20

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	20	
<b>Descrição</b>	MTBE resfriado	
<b>Pressão</b>	4.800	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	90.78	°C
<b>Vazão mássica</b>	6069	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	73.82	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-5.313	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>	9.110	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	82.21	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	666.2	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1945	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1089	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.408	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	11.40	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0001	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0001	0.0001
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.1057	0.0412
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.8941	0.9586

Anexo U - folha de especificações da corrente de materiais 21

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	21	
<b>Descrição</b>	Refinado da torre T-01 resfriado	
<b>Pressão</b>	3.650	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40.01	°C
<b>Vazão mássica</b>	3758	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	66.76	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0.9332	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>	6.593	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	570.0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1305	cP
<b>Condutividade térmica</b>	8.923e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.440	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	10.64	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0803	0.0829
n-Butano	0.1663	0.1718
i-Buteno	0.0307	0.0306
1-Buteno	0.4338	0.4324
Trans-2-Buteno	0.1782	0.1776
Cis-2-Buteno	0.0890	0.0887
1,3-Butadieno	0.0021	0.0020
Metanol	0.0167	0.0095
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0029,	0.0045,



Anexo V - folha de especificações da corrente de materiais 22

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	22	
<b>Descrição</b>	Água resfriada	
<b>Pressão</b>	2.750	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	96.72	°C
<b>Vazão mássica</b>	288.7	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	16.01	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.074	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>	0.3039	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.03	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	950.1	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2875	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.6800	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4.390	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	59.17	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0014	0.0025
Água	0.9986	0.9975
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo W - folha de especificações da corrente de materiais 23

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	23	
<b>Descrição</b>	Olefinas residuais	
<b>Pressão</b>	2.650	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	34.10	°C
<b>Vazão mássica</b>	3724	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	65.75	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0.8573	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>	0	
<b>Fração de vapor</b>	0.1038	
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	5.804	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.69	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	575.5	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1353	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.036e-002	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	2.386	kJ/kg.°C
<b>Tensão superficial</b>	11.09	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	43.95	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.25	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	8.737	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	7.871e-003	cP
<b>Condutividade térmica</b>	1.606e-002	W/m.°C
<b>Calor específico</b>	1.671	kJ/kg.°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0.9103	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0815	0.0837
n-Butano	0.1689	0.1733
i-Buteno	0.0311	0.0308
1-Buteno	0.4405	0.4363
Trans-2-Buteno	0.1810	0.1793
Cis-2-Buteno	0.0904	0.0895
1,3-Butadieno	0.0021	0.0020
Metanol	0.0001	0.0001
Água	0.0015	0.0005
MTBE	0.0029	0.0045

Anexo X - folha de especificações da corrente de materiais 24

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	24	
<b>Descrição</b>	Água mais metanol da torre de lavagem T-2	
<b>Pressão</b>	3.650	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	40.74	°C
<b>Vazão mássica</b>	324.3	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	17.12	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.156	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>	0.3354	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.94	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	966.8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.6602	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.5894	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	81.37	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	66.57	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Butene	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0660	0.1117
Água	0.9339	0.8882
MTBE	0.0000	0.0001

Anexo Y - folha de especificações da corrente de materiais 25

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	25	
<b>Descrição</b>	Água mais metanol da torre de lavagem T-2 aquecidos	
<b>Pressão</b>	2.950	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	87.00	°C
<b>Vazão mássica</b>	324.3	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	17.12	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.141	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>	0.3491	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.94	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	929.0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.3273	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.6246	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4.364	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	58.33	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0660	0.1117
Água	0.9339	0.8882
MTBE	0.0000	0.0001

Anexo Z - folha de especificações da corrente de materiais 26

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	26	
<b>Descrição</b>	Água, produto de fundo da torre T-3	
<b>Pressão</b>	3.450	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	147.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	288.7	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	16.01	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.058	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>	0.3188	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.03	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	905.8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1280	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.6896	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4.558	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	49.25	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0014	0.0025
Água	0.9986	0.9975
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo AA - folha de especificações da corrente de materiais 27

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	27	
<b>Descrição</b>	Metanol, produto de topo da torre T-3	
<b>Pressão</b>	2.100	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	97.74	°C
<b>Vazão mássica</b>	35.54	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	1.109	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0.06182	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>	5.050e-002	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32.06	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	703.7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2280	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1481	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3.913	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	18.31	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.9995	0.9990
Água	0.0001	0.0001
MTBE	0.0003	0.0010

Anexo AB - folha de especificações da corrente de materiais 28

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	28	
<b>Descrição</b>	Metanol reciclado após bomba P-05	
<b>Pressão</b>	7.000	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	97.90	°C
<b>Vazão mássica</b>	35.77	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	1.116	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-0.06221	Mkcal/h
<b>Fração de sólidos</b>		
<b>Fração de vapor</b>		
<b>PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	5.080e-002	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32.06	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	704.0	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2278	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1480	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3.908	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	18.28	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.9995	0.9990
Água	0.0001	0.0001
MTBE	0.0003	0.0010

Anexo AC - folha de especificações da corrente de materiais 29

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	29	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do condensador da torre 1	
<b>Pressão</b>	4.500	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	51.88	°C
<b>Vazão mássica</b>	7028	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	124.9	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1117	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	-	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	546.9	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	12.85	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	8.406e-003	cP
<b>Condutividade térmica</b>	1.785e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1.772	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0.8795	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0803	0.0829
n-Butano	0.1663	0.1717
i-Buteno	0.0307	0.0306
1-Buteno	0.4337	0.4324
Trans-2-Buteno	0.1782	0.1776
Cis-2-Buteno	0.0890	0.0887
1,3-Butadieno	0.0021	0.0020
Metanol	0.0169	0.0096
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0029	0.0045



Anexo AD - folha de especificações da corrente de materiais 30

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	30	
<b>Descrição</b>	Corrente de refluxo da torre 1	
<b>Pressão</b>	4.150	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	47.32	°C
<b>Vazão mássica</b>	3270	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	58.09	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-798.3	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>	5.835	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	56.29	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	560.3	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1225	cP
<b>Condutividade térmica</b>	8.661e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.505	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	9.799	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0803	0.0829
n-Butano	0.1663	0.1717
i-Buteno	0.0307	0.0306
1-Buteno	0.4337	0.4324
Trans-2-Buteno	0.1782	0.1776
Cis-2-Buteno	0.0890	0.0887
1,3-Butadieno	0.0021	0.0020
Metanol	0.0169	0.0096
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.0029	0.0045

Anexo AE - folha de especificações da corrente de materiais 31

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	31	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do refeedor da torre 1	
<b>Pressão</b>	5.400	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	121.5	°C
<b>Vazão mássica</b>	1.564e+004	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	193.9	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.356e+004	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>	25.03	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	80.65	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	624.8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1519	cP
<b>Condutividade térmica</b>	9.740e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	2.648	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	8.545	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0001	0.0001
Cis-2-Buteno	0.0003	0.0002
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.1334	0.0530
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.8661	0.9467

Anexo AF - folha de especificações da corrente de materiais 32

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	32	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do refeedor da torre 1	
<b>Pressão</b>	5.500	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	122.9	°C
<b>Vazão mássica</b>	9573	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	120.1	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-7673	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	-	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	527.5	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	79.69	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	18.15	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	9.397e-003	cP
<b>Condutividade térmica</b>	2.196e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1.980	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0.8544	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0002	0.0001
Cis-2-Buteno	0.0004	0.0003
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.1505	0.0605
Água	0.0000	0.0000
MTBE	0.8489	0.9391

Anexo AG - folha de especificações da corrente de materiais 33

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	33	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do condensador da torre 3	
<b>Pressão</b>	2.100	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	97.74	°C
<b>Vazão mássica</b>	213.5636	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	6.651	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-61.82	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	-	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	63.5851	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32.11	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	3.359	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	7.461e-003	cP
<b>Condutividade térmica</b>	1.877e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1.614	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0.9526	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.9995	0.9990
Água	0.0001	0.0001
MTBE	0.0003	0.0010

Anexo AH - folha de especificações da corrente de materiais 34

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	34	
<b>Descrição</b>	Corrente de refluxo da torre 3	
<b>Pressão</b>	2.100	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	97.74	°C
<b>Vazão mássica</b>	178.0236	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	5.543	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-61.82	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>	63.5346	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	32.06	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	703,7	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.2280	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.1481	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	3.913	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	18.31	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Butene	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.9995	0.9990
Água	0.0001	0.0001
MTBE	0.0003	0.0010

Anexo AI - folha de especificações da corrente de materiais 35

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	35	
<b>Descrição</b>	Corrente de entrada do refeedor da torre T-3	
<b>Pressão</b>	3.450	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	147.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	408.5778	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	22.661	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.058e+012	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>	0.4512	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.05	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	905.8	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	0.1280	cP
<b>Condutividade térmica</b>	0.6896	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	4.558	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	49.25	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	-	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0014	0.0025
Água	0.9986	0.9975
MTBE	0.0000	0.0000

Anexo AJ - folha de especificações da corrente de materiais 36

<b>CORRENTES MATERIAIS</b>		
<b>Número de corrente</b>	36	
<b>Descrição</b>	Corrente de saída do refeedor da torre T-3	
<b>Pressão</b>	3.450	kg/cm <sup>2</sup> g
<b>Temperatura</b>	147.0	°C
<b>Vazão mássica</b>	119.8779	Kg/h
<b>Vazão molar</b>	6.651	Kmol/h
<b>Entalpia total</b>	-1.058e+012	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>	-	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	-	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	-	cP
<b>Condutividade térmica</b>	-	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	-	kJ/kg·°C
<b>Tensão superficial</b>	-	dinas/cm
<b>PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS</b>		
<b>Vazão volumétrica @P e T de operação</b>	50.9476	m <sup>3</sup> /h
<b>Peso molecular</b>	18.05	Kg/kmol
<b>Densidade</b>	0.1294	Kg/m <sup>3</sup>
<b>Viscosidade</b>	1.053e-002	cP
<b>Condutividade térmica</b>	2.872e-002	W/m·°C
<b>Calor específico</b>	1.967	kJ/kg·°C
<b>Fator de compressibilidade</b>	0.9723	
<b>COMPOSIÇÃO</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fração molar</b>	<b>Fração mássica</b>
i-Butano	0.0000	0.0000
n-Butano	0.0000	0.0000
i-Buteno	0.0000	0.0000
1-Buteno	0.0000	0.0000
Trans-2-Buteno	0.0000	0.0000
Cis-2-Buteno	0.0000	0.0000
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000
Metanol	0.0014	0.0025
Água	0.9986	0.9975
MTBE	0.0000	0.0000

## Anexo B - Valores calculados para análise de viabilidade econômica do projeto.

Ano	1º	2º	3º	4º (start-up)	5º	6º	7º	8º	9º	10º	11º	12º	13º	14º	15º	16º	17º	18º
Taxa investimento	10,00%	60,00%	30,00%	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Capital Imobilizado	- 694.213	- 4.165.277	- 2.082.638	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Capital de Giro	-	-	480.185	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fundos Investidos (FI)	- 694.213	- 4.165.277	- 2.562.823	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Vendas	-	-	-	15.861.440	16.337.283	16.827.402	17.332.224	17.852.190	18.387.756	18.939.389	19.507.571	20.092.798	20.695.582	21.316.449	21.955.942	22.614.621	23.293.059	23.991.851
Custos	-	-	-	11.858.015	12.213.755	12.898.438	13.285.391	14.021.605	14.442.253	15.233.737	15.690.749	16.541.502	17.037.747	17.952.055	18.490.616	19.473.063	20.057.255	21.112.749
Amortização	-	-	-	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	694.213	-	-	-	-
Benefícios Antes dos Impostos (BAI)	-	-	-	3.309.213	3.429.315	3.234.751	3.352.620	3.136.373	3.251.290	3.011.439	3.122.609	2.857.083	2.963.622	3.364.395	3.465.326	3.141.558	3.235.805	2.879.102
Impostos	-	-	-	1.125.132	1.165.967	1.099.815	1.139.891	1.066.367	1.105.439	1.023.889	1.061.687	971.408	1.007.631	1.143.894	1.178.211	1.068.130	1.100.174	978.895
Benefícios Depois dos Impostos (BDI)	-	-	-	2.184.080	2.263.348	2.134.936	2.212.729	2.070.006	2.145.851	1.987.550	2.060.922	1.885.675	1.955.990	2.220.500	2.287.115	2.073.428	2.135.631	1.900.207
Fundos Gerados (FG)	-	-	-	2.878.293	2.957.561	2.829.149	2.906.942	2.764.219	2.840.064	2.681.763	2.755.135	2.579.887	2.650.203	2.220.500	2.287.115	2.073.428	2.135.631	1.900.207
Fluxo de Caixa (FC)	- 694.213	- 4.165.277	- 2.562.823	2.878.293	2.957.561	2.829.149	2.906.942	2.764.219	2.840.064	2.681.763	2.755.135	2.579.887	2.650.203	2.220.500	2.287.115	2.073.428	2.135.631	1.900.207
Fluxo de Caixa Atualizados Anuais (FCA)	- 694.213	- 3.710.714	- 2.033.977	2.035.054	1.862.895	1.587.538	1.453.176	1.231.028	1.126.775	947.858	867.520	723.687	662.282	494.343	453.606	366.348	336.159	266.461
Fluxo de Caixa Acumulado	- 694.213	- 4.404.927	- 6.438.904	- 4.403.850	- 2.540.955	- 953.417	499.759	1.730.787	2.857.562	3.805.420	4.672.940	5.396.627	6.058.909	6.553.252	7.006.859	7.373.207	7.709.365	7.975.826