



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

*Estudo e Comparação Orçamentária do Processo de Separação de Mistura de
Hidrocarbonetos Obtidos a Partir de Alquilação Catalítica*

Giulliano Fernandes Veiga

Ingrid Gomes Ribeiro

Lorrana Pereira de Souza

Luiza Fernandes Carvalho

Brasília, 12 de fevereiro de 2023.

Agradecimentos

Somos gratos à Universidade de Brasília e seus educadores por nos promover um ótimo ambiente de aprendizado e desenvolvimento.

Ao nosso orientador, professor Dr. José Joaquin Linares León, através de uma grande atenção e paciência em nos orientar neste projeto.

Às nossas famílias, por nos fornecer força, suporte e encorajamento ao longo dos anos, permitindo-nos perseverar e superar todos os desafios.

Obrigado aos nossos colegas e amigos do curso que dividiram muitos momentos, experiências e aprendizados conosco e tornaram a jornada muito mais fácil e alegre.

E, finalmente, a todos os professores que de determinada forma nos ajudaram a evoluir e termos os conhecimentos de hoje, seja por orientações, conselhos e é claro o compartilhamento de conhecimento.

RESUMO

O projeto realizado teve por objetivo separar a fração leve dos gases propano, *i*-butano, *n*-butano, *i*-buteno e 1-buteno após a reação de alquilação catalítica para formação de 1-hexeno, 1-hepteno, 1-octeno e 1-undeceno. Para tal, foi projetada uma torre de destilação fracionada, que conta com a conexão de um trocador de calor, uma bomba de refluxo, duas bombas para saída de produtos, uma caldeira, um condensador e um vaso pulmão. Foi realizado um diagrama P&ID para a unidade estudada, com todos os elementos de instrumentação, controle e segurança necessários. Por fim, foram realizadas as análises dos equipamentos projetados para final avaliação econômica, com ênfase no estudo da torre de destilação. A conversão final obtida foi de 84,30% para propano e de 31,53% para compostos C4.

Palavras-chave: Avaliação econômica, torre de destilação fracionada, propano, butano, buteno.

ABSTRACT

The project aimed to separate the light fraction of propane, *i*-butane, *n*-butane, *i*-butene, and 1-butene gases produced after the catalytic alkylation reaction to form 1-hexene, 1-heptene, 1-octene, and 1-uncene. To accomplish this, a fractional distillation tower was designed, complete with a heat exchanger, a reflux pump, two product output pumps, a boiler, a condenser, and a surge vessel. A Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) was created for the unit, incorporating all necessary instrumentation, control, and safety elements. Finally, the equipment was evaluated for its economic viability, with particular emphasis on the distillation tower. The final conversion achieved was 84.30% for propane and 31.53% for C4 compounds.

Keywords: Economic evaluation, fractional distillation tower, propane, butane, butene.

ÍNDICE

Agradecimentos	1
RESUMO	2
Lista de figuras	6
Lista de tabelas	8
1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	9
2. REFERENCIAL TEÓRICO	13
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO	16
3.1 Processo de separação na torre de destilação	16
4. PROJETO DA PLANTA	18
4.1. Correntes de processo	18
4.2. Bombas	19
4.2.1. Bomba P-1	20
4.2.2. Bomba P-2	21
4.2.3. Bomba P-3	22
4.2.4. Custo das bombas	23
4.3. Trocadores de calor	24
4.3.1. Condensador E-2	24
4.3.2. Caldeira E-3	27
4.3.3. <i>Heater</i> E-1	28
4.4. Vaso pulmão	29
4.5. Torre de destilação	31
4.6. Listagem de indicadores	37
4.7. Listagem de controladores	37
4.8. Listagem de alarmes	38
4.9. Listagem de intertravamentos	39
4.10. Listagem de válvulas de segurança	39
4.11. Diagrama mecânico de processo	39
4.12. Custos operacionais e Custo total por ano	41

4.13. Avaliação de impacto ambiental	42
5. CONCLUSÕES	45
6. BIBLIOGRAFIA	46

Lista de figuras

Figura 1. Classificação das refinarias brasileiras de acordo com a produção de GLP e de gasolina [1].

Figura 2. Refinarias brasileiras separadas entre iniciativa pública e privada [3].

Figura 3. Panorama comercial do GLP no Brasil em 2022 [3].

Figura 4. Matriz energética brasileira em 2022 [3].

Figura 5. Esquema simplificado de uma torre de destilação fracionada [7].

Figura 6. Demonstração de reação de alquilação catalítica para produção de isoctano.

Figura 7. Diagrama *Process Flow Diagram* (PFD) do processo de alquilação catalítica a partir do reator R-1201 [8].

Figura 8. Diagrama PFD do processo da torre de destilação.

Figura 9. Modelo usado para projeto de bomba P-1.

Figura 10. Modelo usado para projeto de bomba P-2.

Figura 11. Modelo usado para projeto de bomba P-3.

Figura 12. Modelo do projeto do condensador.

Figura 13. Tabela de típicos coeficientes gerais [8].

Figura 14. Modelo do projeto da caldeira.

Figura 15. Tabela indicativa do HP|MP|LP dependendo da pressão e temperatura.

Figura 16. Modelo usado para o projeto do heater E-1.

Figura 17. Esquema do vaso pulmão V-1.

Figura 18. Modelo usado para a torre de destilação.

Figura 19. Altura (H_{LLL}) para vapores verticais ou evacuadores de ar [9].

Figura 20. Seleção de líquido e tempo de surto para eliminadores de vapor ou ar [9].

Figura 21. Tabela do estresse permitido para cada material [10].

Figura 22. Para cálculos preliminares, o peso aproximado de um vaso cilíndrico com extremidades abobadadas e espessura de parede uniforme [10].

Figura 23. Diagrama mecânico (P&ID) da torre para destilação.

Lista de tabelas

- Tabela 1.** Vazões molares dos compostos que compõem o alimento.
- Tabela 2.** Dados de fluxo do processo disposto no diagrama da figura 9 [8].
- Tabela 3.** Parâmetros característicos da bomba P-1.
- Tabela 4.** Parâmetros característicos da bomba P-2.
- Tabela 5.** Parâmetros característicos da bomba P-3.
- Tabela 6.** Custos da bomba P-1.
- Tabela 7.** Custos da bomba P-2.
- Tabela 8.** Custos da bomba P-3.
- Tabela 9.** Parâmetros característicos do condensador.
- Tabela 10.** Parâmetros característicos da caldeira.
- Tabela 11.** Parâmetros característicos do vaso V-1.
- Tabela 12.** Parâmetros característicos da torre T-1.
- Tabela 13.** Listagem de instrumentos.
- Tabela 14.** Listagem de controladores.
- Tabela 15.** Listagem de alarmes.
- Tabela 16.** Listagem de intertravamentos.
- Tabela 17.** Listagem das válvulas de segurança.
- Tabela 18.** Tabela dos custos separados da bomba P-2, P-3 e heater E-1.
- Tabela 19.** Tabela dos custos individuais e total dos equipamentos.
- Tabela 20.** Tabela dos custos operacionais da bomba P-2, P-3 e heater E-1.
- Tabela 21.** Custo anualizado dos equipamentos e total.

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O processo de alquilação catalítica, na indústria petrolífera, consiste na união de hidrocarbonetos leves para a formação de hidrocarbonetos com maior peso molecular, essa reação é catalisada por um agente de forte caráter ácido. Neste tipo de processo, além de compostos mais pesados, a refinaria gera também propano e n-butano de alta pureza [1]. Em uma refinaria, o processo realizado na coluna para separação da fração leve gera uma corrente de hidrocarbonetos pesados que serão separados em subsequentes torres de fracionamento, porém este não é o foco do estudo atual. Assim, o intuito deste projeto foi estudar a melhor configuração em uma torre de destilação, considerando a relação eficiência x orçamento, para a obtenção das espécies químicas citadas na corrente leve do processo.

Os gases propano e butano são os principais componentes do gás liquefeito de petróleo (GLP), ou “gás de cozinha”, que pode ser produzido em refinarias ou em plantas de processamento de gás natural e a especificação do GLP no Brasil deve seguir a Resolução nº825, de 28 de agosto de 2020, da Agência Nacional do Petróleo (ANP) [2].

O GLP está presente atualmente em 91% dos domicílios brasileiros por caracterizar uma alternativa calorífica mais acessível quando em comparação às outras opções de mercado. Em 2020, o Brasil registrou consumo recorde de 7,5 milhões de toneladas de GLP e, em 2022, correspondeu a 6,9% da matriz energética domiciliar nacional [3]. O Brasil configura um grande importador de GLP, de tal forma que no ano de 2021, aproximadamente 30% da demanda total do produto foi importada [4] e estima-se que até 2030 a produção nacional de GLP possa aumentar em 60% [5].

A produção de gasolina de alta octanagem por alquilação catalítica é um processo extremamente utilizado em países que apresentam alta demanda por gasolina e disponibilidade do GLP. Em destaque, estão os Estados Unidos, o Canadá e o México, porém existem também unidades desse tipo construídas na Europa Ocidental e no Japão, com menor proporção [1].

No Brasil, mesmo que a maioria das refinarias nacionais produzam estes insumos, o abastecimento pelo mercado internacional ainda é necessário. Desta forma, uma separação eficiente dos gases do GLP se faz necessária já após o processo de

alquilação catalítica. Na Figura 1 é possível observar quais refinarias brasileiras produzem ou não gasolina e/ou GLP, foram consideradas refinarias tanto da iniciativa pública quanto da iniciativa privada, e tal relação pode ser observada na Figura 2.

	Legenda:
REDUC – Refinaria Duque de Caxias (Duque de Caxias/RJ)	Produz GLP e Gasolina
RPBC – Refinaria Presidente Bernardes (Cubatão/SP)	Produz Gasolina
REMAN – Refinaria de Manaus (Manaus/AM)	Produz GLP
REPAR – Refinaria Presidente Getúlio Vargas (Araucária/PR)	Não produz GLP e nem Gasolina
REPLAN – Refinaria de Paulínia (Paulínia/SP)	
REVAP – Refinaria Henrique Lage (São José dos Campos/SP)	
RLAM – Refinaria Landulpho Alves (São Francisco do Conde/BA)	
RGAP – Refinaria Gabriel Passos (Betim/MG)	
RECAP – Refinaria de Capuava (Capuava/SP)	
REFAP – Refinaria Alberto Pasqualini (Canoas/RS)	
Refinaria de Petróleo Riograndense S.A. (Rio Grande/RS)	
RPCC – Refinaria Potiguar Clara Camarão (Gumaré/RN)	
Refinaria de Petróleo de Manguinhos S.A. (Rio de Janeiro/RJ)	
UNIVEN Refinaria de Petróleo LTDA (Itupeva/SP)	
RNEST – Refinaria Abreu e Lima (Ipojuca/PE)	
COMPERJ – Complexo Petroquímico do Rio de Janeiro (Itaboraí/RJ)	
LUBNOR – Lubrificantes do Nordeste (Fortaleza/CE)	
REFINARIA SIX – Superintendência de Industrialização do Xisto (São Mateus do Sul/PR)	

Figura 1. Classificação das refinarias brasileiras de acordo com a produção de GLP e de gasolina [1].

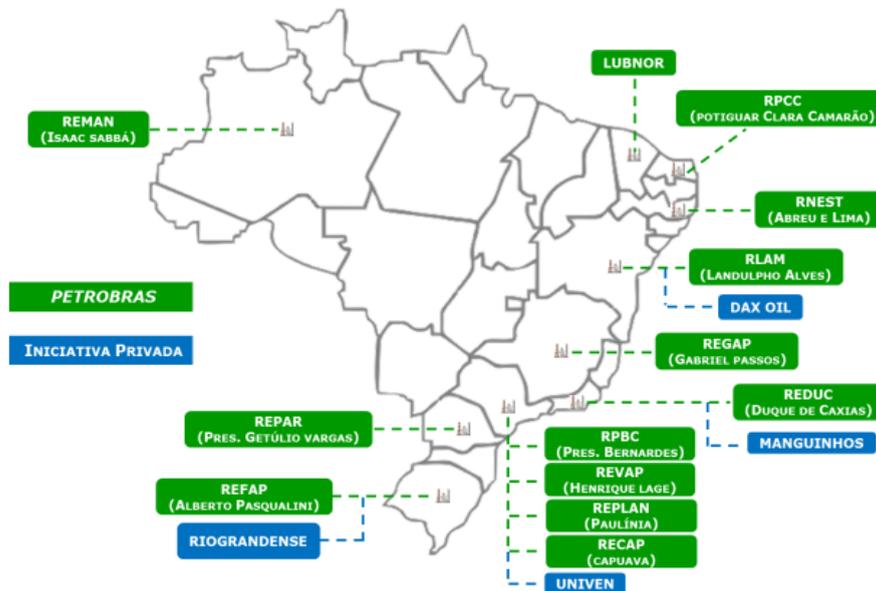


Figura 2. Refinarias brasileiras separadas entre iniciativa pública e privada [3].

A composição do GLP é dada majoritariamente por butano e propano, podendo conter em menores concentrações, isobutano, propeno e buteno. Existem também, separadamente, os mercados de propano e de butano, porém os artigos relacionados a

estes mercados são limitados a assinantes, portanto, para fins práticos, foram utilizados os dados relacionados ao mercado de GLP para análise do mercado. Na Figura 3 é possível analisar alguns números relativos ao consumo de GLP no Brasil, durante o ano de 2022.

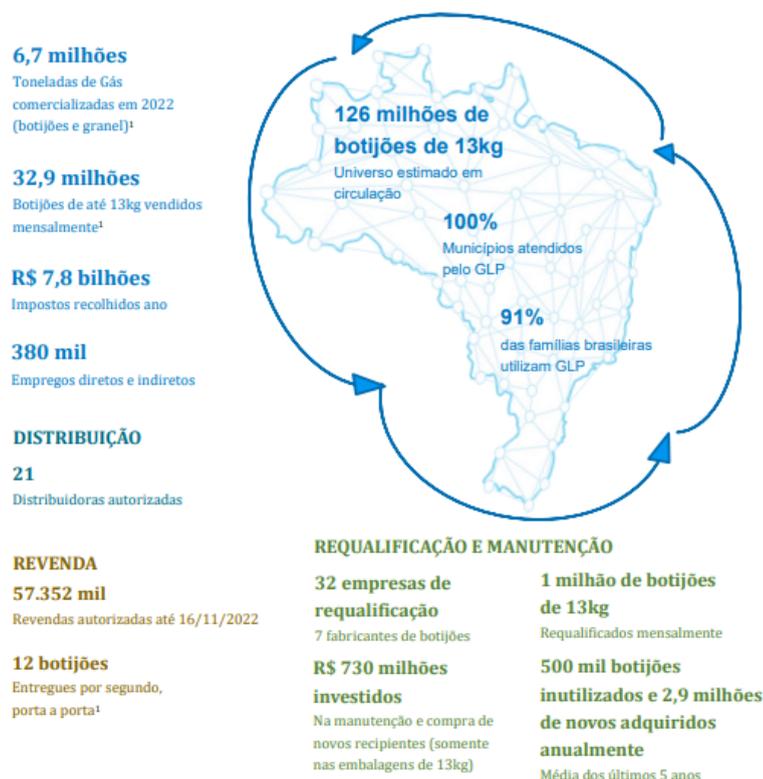


Figura 3. Panorama comercial do GLP no Brasil em 2022 [3].

O GLP apresenta armazenamento, transporte e portabilidade relativamente fáceis, além de apresentar boa segurança, com grande eficiência térmica e queima limpa que gera baixas emissões de gases poluentes. Porém, configura apenas 3,2% da matriz energética nacional, e seu consumo ainda é menor que o consumo de lenha, gás natural, óleo diesel e de eletricidade, como apresentado na Figura 4. Além do uso domiciliar, o GLP também está presente no agronegócio, na indústria, em comércios e serviços [3].

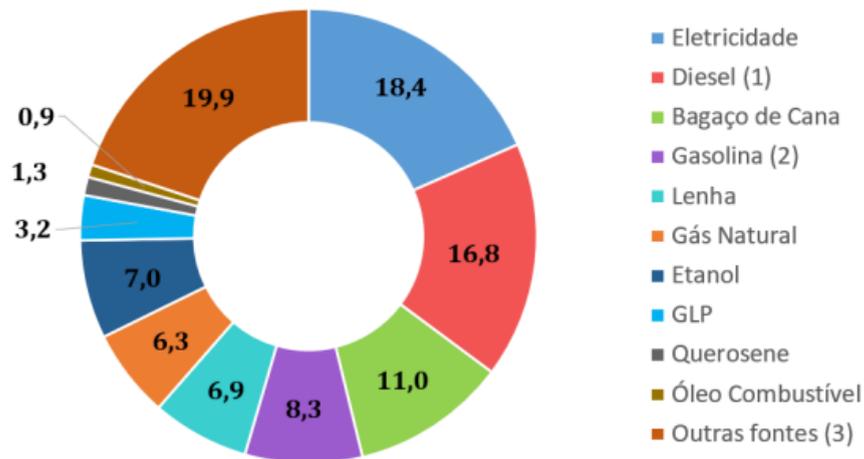


Figura 4. Matriz energética brasileira em 2022 [3].

O mercado de GLP movimenta, além de sua produção, as atividades de envase, distribuição e prestação de serviços, configurando toda uma malha de consumidores e prestadores de serviços, gerando a circulação monetária e empregos diretos e indiretos relacionados à comercialização do gás.

Com base nas premissas descritas, o objetivo do presente trabalho foi projetar uma planta de produção de propano, i-butano, n-butano, i-buteno e l-buteno com uma capacidade de produção de 20.000 toneladas anuais de hepteno. Para alcançar este objetivo final, foram necessários cumprir os seguintes objetivos parciais:

- Realizar os balanços de massa e energia da unidade.
- Projetar os vasos, torre, bombas, caldeira e condensador que integram a unidade, sendo definidos o tamanho dos vasos, seu peso, dimensionados os elementos internos da torre.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluídos.
- Projetar os sistemas de troca de calor, com atenção aos processos de integração energética.
- Indicar os sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta.
- Realizar o diagrama *piping and instrumentation diagram* (P&ID) da unidade de destilação fracionada.
- Analisar a viabilidade econômica do processo.

2. REFERENCIAL TEÓRICO

A destilação, processo que se utiliza da diferença entre os pontos de ebulição de duas ou mais substâncias para sua separação, é utilizada pela humanidade antes mesmo de a Química ser reconhecida como ciência. A origem da destilação remonta às técnicas utilizadas por alquimistas alexandrinos, tanto é que pela observação de textos alquímicos alexandrinos remanescentes e de cópias manuscritas feitas entre os séculos XI e XV, estão ilustrações de instrumentos que hoje podem ser associadas a aparatos destilatórios [6].

Atualmente, esse processo é extremamente utilizado no fracionamento do petróleo e na purificação de substâncias, ambas atividades exploradas no atual projeto. A destilação fracionada é a tecnologia de separação mais utilizada na petroquímica e em plantas químicas de processamento do gás natural. Tipicamente, a destilação nas indústrias é realizada em colunas cilíndricas verticais, que podem ser chamadas de torres de destilação, torres de fracionamento ou colunas de destilação, e apresentam diâmetro entre 65 cm a até 6 m e altura de 6 m a 60 m ou mais [6]. O processo mais comum e simplificado do funcionamento de uma torre de destilação pode ser observado na Figura 5.

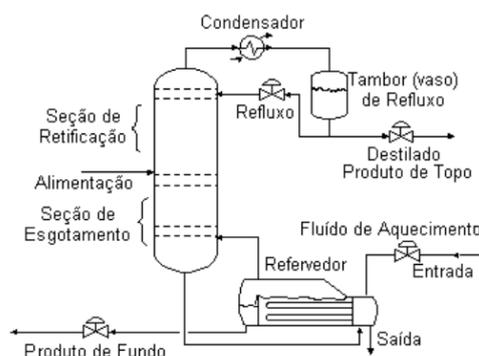


Figura 5. Esquema simplificado de uma torre de destilação fracionada [7].

O processo analisado inicia-se por meio de uma alquilação catalítica, ou alcoilação catalítica, que consiste na união de duas moléculas de baixo peso molecular para a formação de uma terceira, de maior peso molecular, como demonstrado na Figura 6. Esta reação é catalisada por um agente de forte caráter ácido, na indústria petrolífera esta rota é comum para a produção de gasolina de alta octanagem a partir de componentes de gás liquefeito de petróleo, e os catalisadores mais utilizados são o HF

(ácido fluorídrico) e o H_2SO_4 (ácido sulfúrico). Além da gasolina proveniente da alquilação, há também a produção em menor quantidade de nafta pesada, propano e n-butano de alta pureza [1].

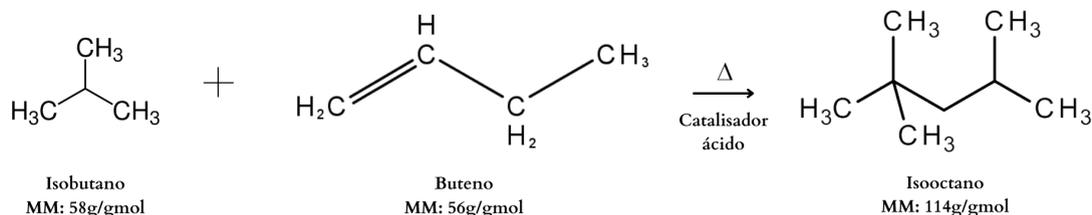


Figura 6. Demonstração de reação de alquilação catalítica para produção de isooctano.

No atual projeto, o processo foi baseado em uma combinação de propano, i-butano, n-butano, i-buteno, 1-buteno (compostos leves C3 a C4), que gera a partir da alquilação catalítica uma mistura de 1-hexeno, 1-hepteno, 1-octeno e 1-undeceno (compostos pesados C6 a C8 e C11) e uma fração de compostos C3 e C4 que não reagiram. O foco do projeto está na coluna para separação da fração leve.

Anteriormente à separação de hidrocarbonetos, ocorre o processo de alquilação catalítica em um reator. Para isto, duas correntes de alimentação líquida contendo propileno e buteno e uma corrente de catalisador em pasta com 1-hexeno são misturadas a uma pressão de aproximadamente 8 bar antes e entram no reator. Este é composto por 5 compartimentos com concentrações parecidas onde ocorrem as misturas. Para a remoção de calor no reator, é realizado um circuito *pump-around* em cada compartimento em que o fluido é retirado, resfriado por um trocador de calor externo e em seguida retorna. O efluente do reator é parcialmente vaporizado antes de ser alimentado na primeira coluna de destilação. Na Figura 7 é possível observar o diagrama do processo de alquilação catalítica [8].

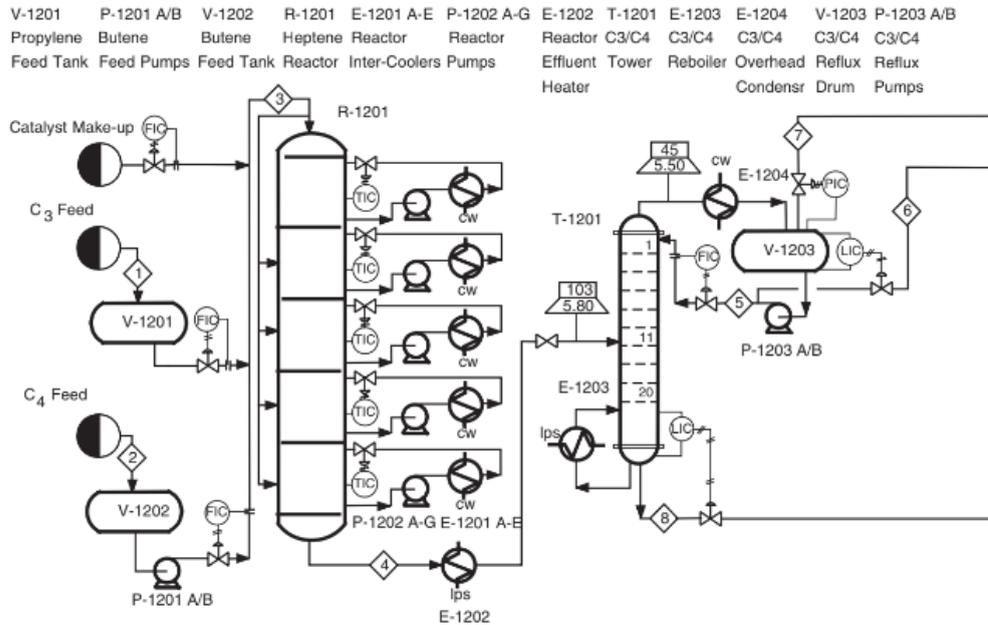
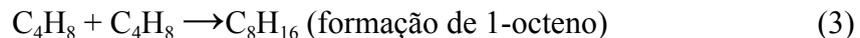
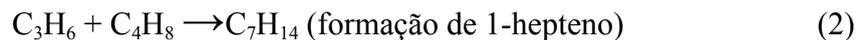
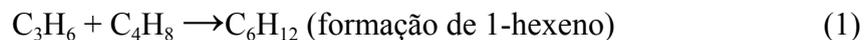


Figura 7. Diagrama *Process Flow Diagram* (PFD) do processo de alquilação catalítica a partir do reator R-1201 [8].

Em se tratando da cinética de reação do processo de alquilação catalítica (disposto na Figura 7), as seguintes reações primárias para a formação de moléculas maiores de hidrocarbonetos ocorrem [8]:



O projeto estudado para obtenção de propano, i-butano, n-butano, i-buteno e 1-buteno se utiliza principalmente de processos de transferência de calor e de massa, e os principais equipamentos presentes podem ser observados na Figura 5, e são eles: a própria torre de destilação (T-1), o vaso pulmão (V-1), o condensador (E-2), a caldeira (E-3) e a bomba de refluxo (P-1). O trocador de calor (E-1), e as bombas (P-2) e (P-3) são equipamentos circundantes.

3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

Assim como mencionado nos tópicos anteriores, este projeto teve como foco a separação de hidrocarbonetos leves remanescentes do processo de alquilação catalítica. Dessa forma, na Figura 7 está representado o processo de alquilação catalítica e de separação dos hidrocarbonetos a partir da primeira torre de destilação e demais equipamentos envolvidos nesta separação. Para o detalhamento deste processo, foi considerado o processo de conversão de uma mistura de hidrocarbonetos insaturados C3 e C4 a 1-hepteno e outros produtos insaturados.

3.1 Processo de separação na torre de destilação

A partir daqui há o processo de interesse, com diagrama PFD (*Process Flow Diagram*) observado na Figura 8. A mistura advinda do reator a uma pressão de 7,7 bar e 45°C de temperatura alimenta a primeira coluna de destilação que separa os compostos de hidrocarbonetos leves. Antes de entrar na coluna de destilação, a mistura é aquecida a 103 °C através do trocador de calor E-1. Como o condensador de topo é parcial, ao passar na torre de destilação, a mistura é separada em 3 correntes, separando os compostos C3 e C4. O destilado gasoso formado exclusivamente por propano com grau de recuperação esperado de 84,3% é usado posteriormente como combustível (corrente 13 da Figura 8), o destilado líquido de compostos C4 sai da corrente 12 (Figura 8) e é enviado para armazenamento de GLP. Assim, na torre de destilação a pressão no topo é de 5,5 bar e no fundo de 5,8 bar. A bomba P-2 eleva a pressão da corrente de fundo até 8 bar da qual se obtém um produto rico em compostos superiores com grau de recuperação esperado de 99,6% para os compostos C4. Já a pressão da corrente 5 é elevada até 7,5 bar por necessidades do processo.

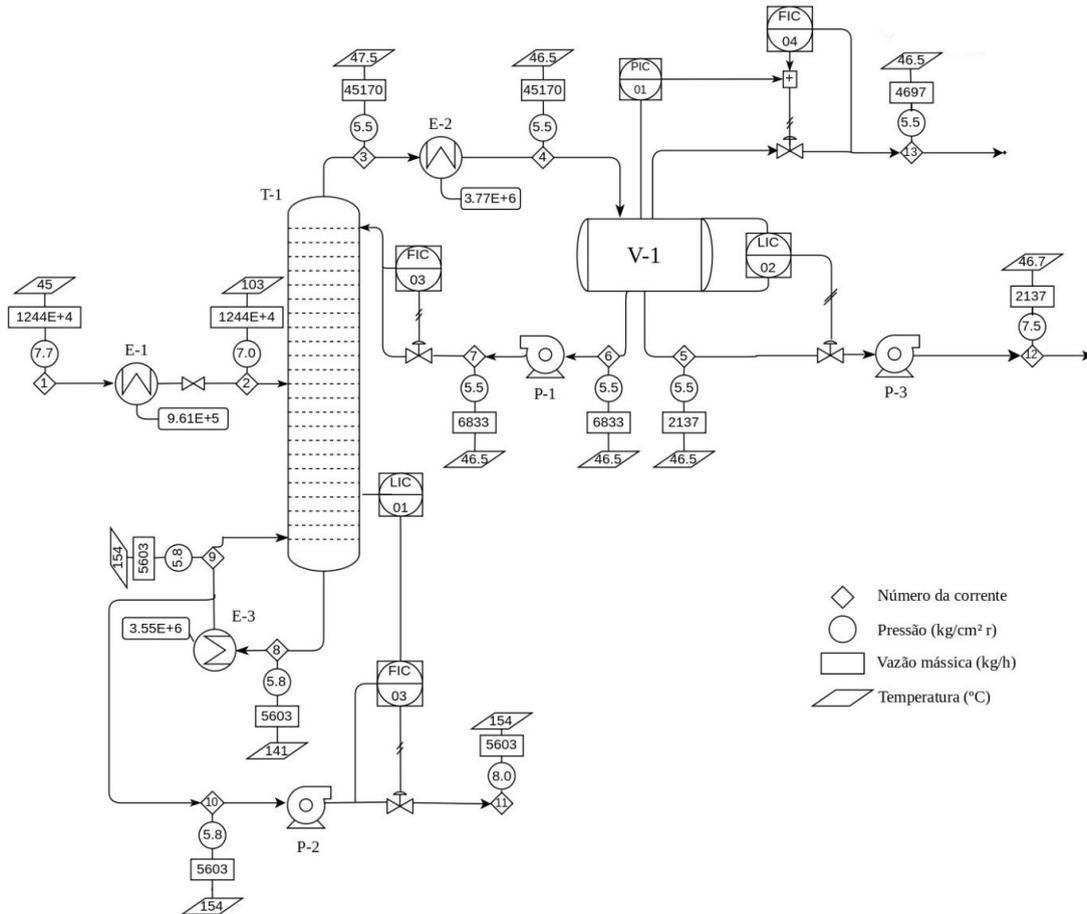


Figura 8. Diagrama PFD do processo da torre de destilação.

Deste modo, a partir do conhecimento do projeto da planta (Figura 8) e de seus insumos é possível fazer a análise do custo energético e econômico da planta.

4. PROJETO DA PLANTA

Para a construção da planta é necessário apresentar os resultados obtidos para cada um dos equipamentos principais, como a torre de destilação, o vaso pulmão, o condensador, a caldeira e a bomba de refluxo, bem como para os equipamentos circundantes. Além disso, é fundamental identificar quais são os instrumentos, controladores, alarmes, dispositivos de intertravamento e válvulas de segurança instalados. Para tal, antes é necessário identificar as vazões molares de cada componente da corrente de alimentação, como observado na Tabela 1.

Tabela 1. Vazões molares dos compostos que compõem o alimento.

Composto	Vazão molar (kmol/h)
Propano	0,0200
Propileno	0,0000
i-Butano	0,1653
n-Butano	0,1932
i-Buteno	0,0464
1-Buteno	0,2523
1-Hexeno	0,1191
1-Hepteno	0,1490
1-Octeno	0,0416
1-Undeceno	0,0131

Na Tabela 2 encontram-se os parâmetros das correntes de entrada, refluxo e saída do processo simulado da torre de destilação (Figura 8).

Tabela 2. Dados do fluxo do processo.

Corrente	1	7	8	12	13
Temperatura (°C)	45	45	141	46,7	46,5
Pressão (bar)	7,7	5,5	5,8	7,5	5,5
Fração de vapor	0	0	0	0	1,0
Vazão mássica (ton/h)	12,4	6,8	5,6	2,1	4,7
Vazão molar (kmol/h)	178,1	120,3	58,7	37,5	82,8

4.1. Correntes de processo

O alimento é formado por uma mistura de hidrocarbonetos a uma pressão de 7,7 bar e uma temperatura de 45 °C (corrente 1). Antes do acesso à torre de fracionamento, o alimento precisa ser aquecido até uma temperatura de 103 °C, usando o trocador de

calor E-1. Dessa forma, o que efetivamente entra na coluna é a corrente 2. Após a destilação, a corrente 3 de vapor do destilado passa pelo condensador E-2 gerando a corrente de líquido 4. Após passar pelo vaso pulmão V-1 uma corrente 6 passa pela bomba P-1 que impulsiona a corrente 7 (refluxo). Também saindo do vaso pulmão V-1 há a corrente 5 em que por necessidades de processo é bombeada pela P-3, gerando a corrente 12, que é o produto de topo (C4 destilado). Como o condensador é parcial, é obtido uma corrente gasosa (13) formada exclusivamente por propano. A corrente 8 é o efluente do fundo da coluna que passa pela caldeira E-3 e o vapor gerado volta para a coluna (corrente 9). Finalmente, a corrente 10 é bombeada pela P-2 gerando a corrente 11, na qual obtém-se um produto rico em compostos superiores.

4.2. Bombas

Nesta seção, é apresentado o design das bombas centrífugas que compõem a planta química. O objetivo foi determinar as correntes de impulsão e admissão de cada bomba, bem como a potência consumida e os custos envolvidos na aquisição e instalação do equipamento. A planta possui três bombas centrífugas, todas fabricadas em aço carbono, identificadas como P-1, P-2 e P-3.

Para o projeto de cada uma dessas bombas considerou-se a vazão volumétrica que a bomba movimentada (Q), a pressão na admissão, a pressão na impulsão da bomba e o cálculo da potência consumida pela bomba (P_{bomba}).

A potência consumida pela bomba, em kW , é dada pela equação:

$$P_{bomba} = \frac{Q \Delta P}{\eta_h \eta_e} \quad (5)$$

Onde Q está em m^3/s , ΔP é a diferença de pressão das correntes à montante e à jusante da bomba em N/m^2 , η_h é a eficiência hidráulica e η_e é a eficiência elétrica. Normalmente, as eficiências hidráulica e elétrica variam de 30 a 60% e 85 a 95%, respectivamente.

A pressão de *shut-off* ($P_{shut-off}$) trata-se de uma situação em que não há fluxo e o nível de pressão na bomba é máximo. Para o seu cálculo foi utilizado um fator de correção sobre a diferença de pressão conforme a equação a seguir.

$$P_{shut-off} = 1,2\Delta P \quad (6)$$

4.2.1. Bomba P-1

Essa é a bomba de refluxo, ou seja, ela é responsável por bombear o líquido de destilação de volta para o topo da coluna, mantendo assim o nível de líquido na coluna e a eficiência da destilação. Na Figura 9 é apresentado o modelo usado para o projeto da bomba P-1.

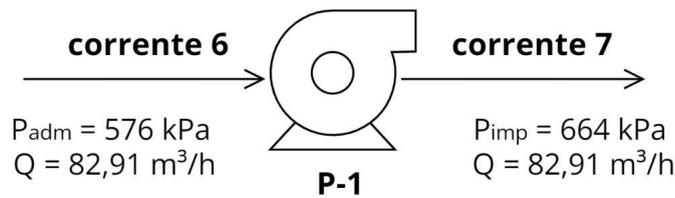


Figura 9. Modelo usado para projeto de bomba P-1.

Sendo a potência da bomba P-1 calculada a partir da Equação (5), que a vazão volumétrica é obtida diretamente da simulação e que as eficiências hidráulica e elétrica são de 45% e 95%, respectivamente, falta então determinar apenas as pressões totais na admissão e na impulsão. Calcula-se a pressão total na admissão da seguinte forma:

$$P_{adm} = 5,5 \cdot 10^5 + \rho g \left(3 + \frac{\phi}{2} \right) \quad (7)$$

Onde $5,5 \cdot 10^5$ é a pressão da corrente 6 em N/m^2 , ρ a densidade em kg/m^3 , g a aceleração da gravidade de $9,81 m/s^2$, 3 é a elevação do vaso V-1 em metros e $\phi/2$ representa a elevação do nível de líquido no vaso.

Já para o cálculo da pressão na impulsão há:

$$P_{imp} = 5,5 \cdot 10^5 + \rho g (H + 3) + 9806,65 \quad (8)$$

Aqui, além da pressão na corrente 7 ($5,5 \cdot 10^5 N/m^2$), considera-se também a pressão que a bomba precisa vencer para chegar ao topo da coluna. Sendo H a altura da coluna, 3 a elevação da torre, em metros, e por fim, 9806,65 é a pressão da válvula de controle em N/m^2 ($0,1 kg/cm^2$). Com isso, foi possível calcular os dados apresentados na Tabela 3.

Tabela 3. Parâmetros característicos da bomba P-1.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
Parâmetros característicos	Valor	Valor	Valor	Valor	Valor
Pressão na admissão (kPa)	583	576	576	575	575
Pressão na impulsão (kPa)	636	664	693	719	745
Diferença de pressão (kPa)	52,23	87,65	117,71	143,60	169,86
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	62,68	105,18	141,25	172,32	203,83
Vazão volumétrica (m ³ /h)	1804,75	82,91	19,89	15,32	10,98
Potência consumida pela bomba (kW)	64,65	4,98	1,61	1,50	1,28

4.2.2. Bomba P-2

A pressão no fundo é de 5,8 bar, porém para elevá-la até 8 bar foi usada a bomba P-2. A Figura 10 apresenta o desenho esquemático da bomba com as correntes envolvidas, bem como a vazão e as pressões na admissão e na impulsão da bomba.

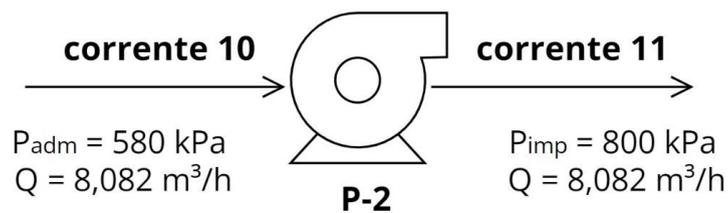


Figura 10. Modelo usado para projeto de bomba P-2.

Os parâmetros característicos da bomba P-2 foram obtidos através da simulação no *software* Aspen HYSYS® e são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4. Parâmetros característicos da bomba P-2.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	580
Pressão na impulsão (kPa)	800
Diferença de pressão (kPa)	220
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	264
Vazão volumétrica (m ³ /h)	8,082
Potência consumida pela bomba (kW)	0,8187

4.2.3. Bomba P-3

A pressão de topo é de 5,5 bar, e como é necessário o processo de elevá-la até 7,5 bar, tem-se então bomba P-3. A Figura 11 apresenta o desenho esquemático da bomba com as correntes envolvidas, bem como a vazão e as pressões na admissão e na impulsão da bomba.

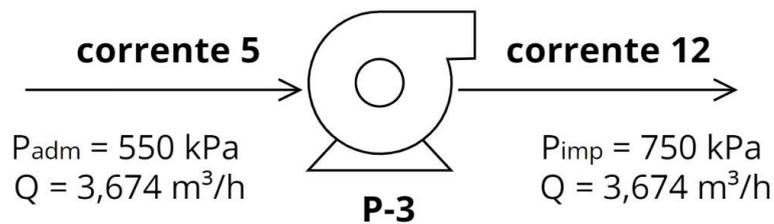


Figura 11. Modelo usado para projeto de bomba P-3.

Mais uma vez utilizando a simulação no *software* Aspen HYSYS®, obtém-se os parâmetros característicos da bomba P-3, contidos na Tabela 5.

Tabela 5. Parâmetros característicos da bomba P-3.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	550
Pressão na impulsão (kPa)	750
Diferença de pressão (kPa)	150
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	180
Vazão volumétrica (m ³ /h)	3,674
Potência consumida pela bomba (kW)	0,2905

4.2.4. Custo das bombas

Para calcular o custo associado a uma bomba há de se considerar: a parte do estator (bomba sem o motor), a qual dependente da vazão volumétrica da corrente que entra no equipamento e a parte do rotor (motor), a qual dependente da potência da bomba, considerando-se um motor de explosão.

O custo de um equipamento (C), em dólares, é dado pela equação:

$$C = a + bS^n \quad (9)$$

Onde S é o parâmetro de tamanho em unidades específicas, n é o expoente para cada tipo de equipamento, a e b são constantes tabeladas.

Logo, o custo de uma bomba (C_{bomba}) é dado pela equação:

$$C_{bomba} = C_{estator} + C_{rotor} \quad (10)$$

Onde o custo do estator é $C_{estator} = 8000 + 240 \cdot S^{0,9}$, o custo do rotor é $C_{rotor} = -1100 + 2100 \cdot S^{0,6}$ e S assume a vazão volumétrica da corrente que entra no equipamento em L/s e a potência da bomba em kW , respectivamente [10].

Além do custo direto dos equipamentos, existem outros custos associados à instalação. Estes custos podem ser contabilizados pelo fator f de Hand para cada equipamento, estudo que evoluiu a partir do fator proposto por Lang.

Logo, considerando o fator $f = 4$ para as bombas, gera-se o custo total de uma bomba, incluindo o valor do equipamento e sua instalação, ($C_{total,bomba}$) dado pela equação:

$$C_{total,bomba} = 4 \times C_{bomba} \quad (11)$$

A duplicação das bombas e sua disposição em paralelo é altamente recomendada para garantir a continuidade do processo, em caso de falha ou manutenção de uma das bombas. Nas Tabelas 6, 7 e 8 são apresentados os custos obtidos para as três bombas já incluindo os custos associados à duplicação de cada bomba. Dessa forma, é possível avaliar o investimento necessário para assegurar a operação contínua da planta.

Tabela 6. Custos da bomba P-1.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
$C_{estator,P-1}$ (US\$)	145.224,26	24.077,98	18.235,06	17.768,06	17.310,26
$C_{rotor,P-1}$ (US\$)	49.036,76	8.810,06	3.379,92	3.177,54	2.670,56
$C_{Total,P-1}$ (US\$)	777.044,08	131.552,14	86.459,92	83.782,5	79.923,32

Tabela 7. Custos da bomba P-2.

$C_{estator,P-2}$ (US\$)	16.993,88
$C_{rotor,P-2}$ (US\$)	2.000,00
$C_{Total,P-2}$ (US\$)	75.975,54

Tabela 8. Custos da bomba P-3.

$C_{estator,P-3}$ (US\$)	16.488,88
$C_{rotor,P-3}$ (US\$)	2.000,00
$C_{Total,P-3}$ (US\$)	73.955,48

4.3. Trocadores de calor

4.3.1. Condensador E-2

Esse trocador de calor é o condensador da coluna de destilação. Seu objetivo é o resfriamento do efluente que sai do topo da coluna. O esquema do projeto do trocador é mostrado na Figura 12.

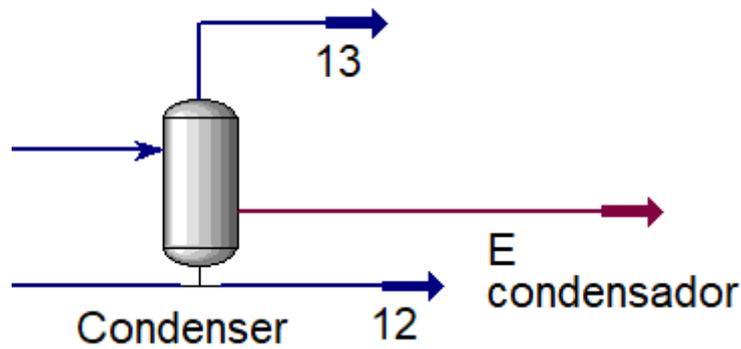


Figura 12. Modelo do projeto do condensador.

Com o *software* Aspen HYSYS® foram obtidos os valores do *duty* do condensador, que é o calor trocado, a temperatura de entrada do fluido no processo, que é a temperatura do prato 1 que vai sair o vapor e entrar no condensador e a temperatura de saída do processo. Por padrão foi usada a a temperatura de entrada do fluido refrigerante a 30°C e saída a 45°C. Como trata-se de um condensador, foi utilizada a Figura 13 para analisar o valor de *U* para vapores orgânicos e água que ficaria entre 700 e 1000, foi utilizado a média entre eles, ou seja, 850.

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	<i>U</i> (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Figura 13. Tabela de típicos coeficientes gerais [8].

Com todos os dados em posse é possível calcular a área de troca, o comprimento dos tubos, diâmetro dos tubos, número de tubos e o custo de equipamentos mais instalação, depois inseridos na Tabela 9.

$$A = \frac{\text{Duty do Condensador}}{(U \times \Delta t_{ml})} \quad (12)$$

$$L_{\text{tubos}} = 0,3048 \times 20 \text{ ft} \quad (13)$$

$$D_{\text{tubos}} = 0,0254 \times 0,75 \text{ pol} \quad (14)$$

$$N^{\circ}_{\text{tubos}} = \frac{A}{\pi \times L_{\text{tubos}} \times D_{\text{tubos}}} \quad (15)$$

Tabela 9. Parâmetros característicos do condensador.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
Parâmetro característico	Valor	Valor	Valor	Valor	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	47,63	47,54	47,35	47,30	47,24
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	46,54	46,54	46,54	46,30	46,53
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30	30	30	30	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	45	45	45	45	45
Calor trocado (kcal/h)	7,85E+07	3,77E+06	1,03E+06	8,353E+5	6,471E+5
Área de troca (m ²)	14192,16	689,837	194,33	158,34	123,81
Número de tubos	389.001	1.891	533	434	339
Custo de instalação (US\$)	23.642.125,97	736.686,05	248.588,24	218.831,55	191.520,34

4.3.2. Caldeira E-3

Esse trocador de calor é a caldeira da coluna de destilação. Seu objetivo é o aquecimento do efluente que sai do fundo da coluna. O esquema do projeto do trocador é mostrado na Figura 14.

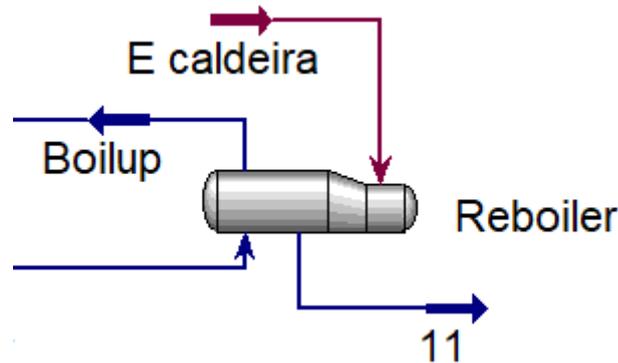


Figura 14. Modelo do projeto da caldeira.

Com o *software* Aspen HYSYS® foram obtidos os valores do *duty* caldeira, que é o calor trocado, a temperatura de entrada do produto de fundo e a temperatura de saída do produto de fundo. Para estabelecer nosso fluido de aquecimento foi utilizada a Figura 15 onde a faixa que nos atenderia seria do MP com o valor de 212°C. Foi utilizada a Figura 13 novamente para analisar o valor de U de caldeiras para *steam* e *light organics* que ficaria entre 900 e 1200, foi utilizada a média entre eles de 1050.

Steam level	HP	MP	LP
Pressure (bar)	40	20	6
Saturation temperature (°C)	250	212	159

Figura 15. Tabela indicativa do HP|MP|LP dependendo da pressão e temperatura.

Novamente, com todos os dados em posse, é possível calcular a área de troca, número de tubos e o custo de equipamentos mais instalação. Para comprimento e diâmetro dos tubos foram utilizados os mesmos valores calculados no condensador. Por fim, os valores foram inseridos na Tabela 10.

Tabela 10. Parâmetros característicos da caldeira.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
Parâmetro característico	Valor	Valor	Valor	Valor	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	140,185	141,332	144,272	145,137	146,350
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	153,971	153,961	153,964	153,961	153,952
MPS	212	212	212	212	212
Calor trocado (kcal/h)	7.827E+7	3,546E+6	8,109E+5	6,136E+5	4,255E+5
Área de troca (m ²)	1340,62	61,22	14,32	10,89	7,62
Número de tubos	3675	168	40	30	21
Custo de instalação (US\$)	1.498.547,76	146.156,06	117.972,72	116.305,55	114.805,96

4.3.3. Heater E-1

O objetivo desse trocador de calor é aquecer o alimento que está a 45°C até uma temperatura de 103°C. Na corrente de serviço é utilizado vapor de aquecimento de média pressão (MPS). O esquema do projeto do trocador é mostrado na Figura 16.

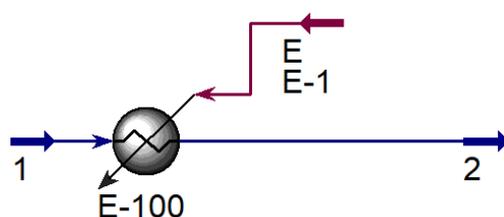


Figura 16. Modelo usado para o projeto do heater E-1

A partir da simulação no *software* Aspen HYSYS® foi obtido o valor do calor trocado de 9,61E+5 kcal/h. Como trata-se de um *heat exchanger*, foi utilizada a Figura

13 para encontrar o valor de U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$) de solventes orgânicos para solventes orgânicos. Como esse valor fica entre 100 e 300, foi utilizada a média entre eles de 200.

Dessa forma, com as equações (12), (13), (14) e (15) foi calculada uma área de $41,10 \text{ m}^2$, comprimento dos tubos de $6,096 \text{ m}$, diâmetro de $0,019 \text{ m}$ e um total de 113 tubos para esse trocador.

Com o valor da área de troca e assumindo que este é um trocador casco e tubo, foi possível calcular o custo total desse heater (considerando o custo de compra e o de instalação) em US\$ 133.172,28.

4.4. Vaso pulmão

Os principais parâmetros do projeto de vasos pulmões são a vazão de refluxo e a vazão de destilado, o tempo de residência e a razão geométrica de comprimento por diâmetro (L/D). O vaso V-1 atua na torre de destilação acumulando o líquido que sai do condensador de forma a garantir uma vazão de refluxo constante para a coluna. Na Figura 17, há um esquema do vaso pulmão utilizado na torre de destilação.

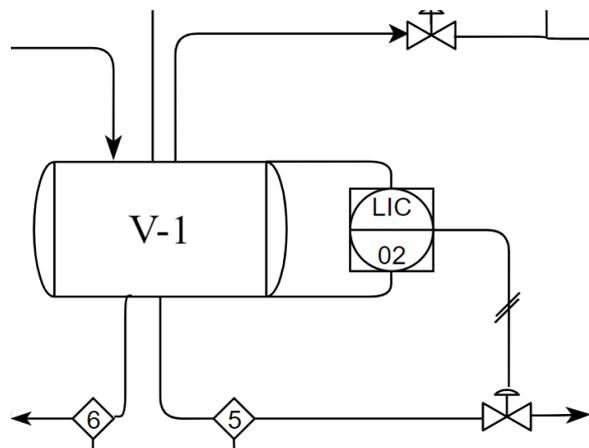


Figura 17. Esquema do vaso pulmão V-1.

Calcula-se a vazão de destilado a partir da seguinte equação:

$$Q_{dest} = \frac{Q_{molar}}{\rho_{molar}} (m^3/h) \quad (16)$$

E sendo a taxa de refluxo dada por:

$$t_{refluxo} = \frac{L_D}{Q_{dest}} \quad (17)$$

Logo, a vazão total será a soma da vazão de refluxo e da vazão de destilado. Sabendo que um pulmão se encontra 50% cheio, o volume total será o dobro do volume de líquido que ficará retido por determinado tempo (t_r). Sendo assim:

$$V_{total} = 2(Q_{dest} + L_D)t_r \quad (18)$$

É calculado o valor da espessura da parede do vaso pulmão, utilizando a pressão de projeto, máxima suportada de 12,9 ksi, eficiência da solda de 0,85 por padrão e considerando a sobre-espessura por corrosão de 3 mm.

Calcula-se, então o diâmetro, o comprimento, a espessura da parede, o diâmetro médio interno, o peso e por fim o custo do vaso pulmão pelas fórmula a seguir, respectivamente, gerando o resultado para o estudo dos 5 casos apresentados pela Tabela 11 e o mínimo custo foi utilizado na ferramenta *Solver* do Excel.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{geométrico}}{\pi \left(\frac{L}{D}\right)}} \quad (19)$$

$$L = D * \left(\frac{L}{D}\right) \quad (20)$$

$$Espessura = \left(\frac{P_{projeto} \times D \times 1000}{2 \times Máxima\ pressão - 1,2 \times P_{projeto}} \right) + 3\text{ mm} \quad (21)$$

$$D_{interno} = D + Espessura \times 0,001 \quad (22)$$

$$W = 240 \times 1,08 \times D_{interno} \times (L + 0,8 \times D_{interno}) \times Espessura \times 0,101972 \quad (23)$$

$$Custo\ do\ Equipamento = 12800 + 73 \times W^{0,85} \quad (24)$$

$$Custo\ de\ Instalação = 4 \times Custo\ do\ Equipamento \quad (25)$$

Tabela 11. Parâmetros característicos do vaso V-1.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
Parâmetro característico	Valor	Valor	Valor	Valor	Valor
$V_{Destilado}$ (m ³ /h)	353,666	353,651	353,656	353,650	353,642
$V_{Refluxo}$ (m ³ /h)	1804,749	82,907	19,887	15,327	10,987
D (m)	6,502	3,8163	3,623	3,608	3,594
L (m)	32,508	19,082	18,116	18,041	17,970
Espessura (mm)	33,958	21,172	20,252	20,182	20,113
$D_{interno}$ (m)	6,535	3,838	3,643	3,628	3,613
W (kg)	221.357,10	47.571,77	41.014,59	40.538,18	40.084,08
Custo do Equipamento (US\$)	2.563.458,38	703.150,66	621.383,92	615.370,01	609.627,76
Custo Total (US\$)	10.253.833,52	2.812.602,67	2.485.535,69	2.461.480,08	2.438.511,06

4.5. Torre de destilação

Nesta seção, é apresentada a torre de destilação, com objetivo de calcular o diâmetro da torre, nível máximo de líquido, altura total do fundo, altura total da torre, espessura total, peso do vaso e por fim o custo total da compra do vaso incluindo os pratos e a instalação da torre. A Figura 18 apresenta o modelo utilizado para a torre de destilação.

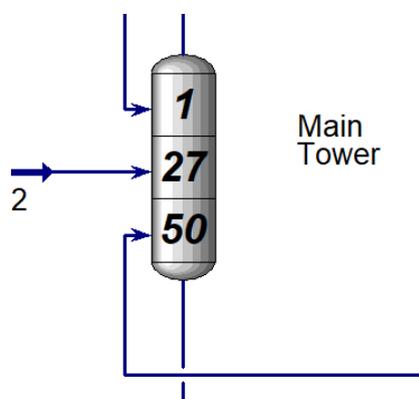


Figura 18. Modelo usado para a torre de destilação.

Com o auxílio do *software* Aspen HYSYS®, é possível obter o valor da vazão volumétrica de gás máxima, a densidade do gás e a densidade do líquido, e com esses dados pode-se calcular a velocidade limite, a secção transversal mínima e o diâmetro pelas seguintes equações:

$$Velocidade\ Limite = 0,3048 \times 0,23 \times \sqrt{\frac{(\rho_{liquido} - \rho_{gás})}{\rho_{gás}}} \quad (26)$$

$$Secção\ Transversal\ mínima = \frac{Máxima\ vazão\ volumétrica\ de\ gás}{(Velocidade\ Limite * 3600)} \quad (27)$$

$$Diâmetro\ do\ Vaso = 1,2 \times \sqrt{\frac{(4 \times Secção\ Transversal\ mínima)}{\pi}} \quad (28)$$

Neste momento são calculados o nível máximo de líquido e a altura total do fundo, para isso precisa-se chegar aos valores do nível inferior de líquido e nível normal de líquido. A vazão de produto de fundo foi obtida no *software* Aspen HYSYS®, e utilizando a Figura 19 e a Figura 20 pode-se calcular o nível inferior de líquido, o nível normal e o nível máximo.

Table 3. Low liquid level height.			
Vessel diameter	Vertical LLL		Horizontal LLL
	< 300 psia	> 300 psia	
≤ 4 ft	15 in.	6 in.	9 in.
6 ft	15 in.	6 in.	10 in.
8 ft	15 in.	6 in.	11 in.
10 ft	6 in.	6 in.	12 in.
12 ft	6 in.	6 in.	13 in.
16 ft	6 in.	6 in.	15 in.

Figura 19. Altura (H_{LLL}) para vapores verticais ou evacuadores de ar [9].

Trata-se de um vaso vertical de 3,442 ft pertencendo a análise em menor ou igual a 4 e 80 psi, chegando à conclusão de que é para utilizar 15” para o cálculo do nível inferior de líquido e a equação:

$$\text{Nível inferior de Líquido} = \text{polegadas} \times 0,0254 \quad (29)$$

Table 6. Liquid holdup and surge times.			
Service	Holdup time, min (NLL — LLL)	Surge time, min (NLL — HLL)	
A. Unit feed drum	10	5	
B. Separators			
1. Feed to column	5	3	
2. Feed to other drum or tankage			
a. With pump or through exchanger	5	2	
b. Without pump	2	1	
3. Feed to fired heater	10	3	
C. Reflux or product accumulator			
1. Reflux only	3	2	
2. Reflux and product (Based on reflux (3 min) plus appropriate holdup time of overhead product (as per B 1–3))	3+	2+	
D. Column bottoms			
1. Feed to another column	5	2	
2. Feed to other drum or tankage			
a) With pump or through exchanger	5	2	
b) Without pump	2	1	
3. Feed to fired reboiler (Based on reboiler vapor expressed as liquid (3 min) plus appropriate holdup time for the bottom product (as per D 1, 2))	5–8	2–4	
E. Compressor suction/interstage scrubber 3 min between HLL (high liquid alarm) and high level shutdown 10 min from bottom tangent line to high liquid alarm			
F. Fuel gas knock-out drum 20 ft. slug in the incoming fuel gas line between NLL and high level shutdown			
G. Flare Knock-out drum 20 to 30 min to HLL			
Multiply by the following factors (optional):			
Personnel	Factor	Instrumentation	Factor
Experienced	1.0	Well Instrumented	1.0
Trained	1.2	Standard Instrumented	1.2
Inexperienced	1.5	Poorly Instrumented	1.5

Figura 20. Seleção de líquido e tempo de surto para eliminadores de vapor ou ar [9].

Para o cálculo do nível médio e superior precisa-se definir o holdup time, que é o tempo de se esvaziar o vaso com a entrada fechada e a saída aberta e o surge time, que é o tempo de se encher o vaso com a saída fechada e a entrada aberta. Usando a Figura 20, e analisando os tempos que são da categoria de alimentar outro tanque com bomba, os valores correspondentes são 5 e 2.

Para a altura total do fundo é importante ressaltar que deve somar 0,91 m, que é uma altura que deixa do nível superior até o último estágio com o nível máximo de líquido.

Em seguida são definidos os pratos para se alcançar a altura total da torre. A separação entre os pratos comuns é considerada como serviço limpo (460 mm entre os pratos), pois o serviço sujo é quando envolve material corrosivo, material com sólidos, ou frações com viscosidade muito alta, que não é o caso desse projeto.

Para o cálculo da altura da seção dos pratos utiliza-se a equação:

$$\text{Altura da seção} = (\text{Número de pratos} - 2) \times \text{pratos comuns} \quad (30)$$

O peso do vaso depende do cálculo da espessura da parede do vaso. Com a pressão de projeto, o material usado foi o aço carbono e pela Figura 21 a máxima tensão de que suporta esse material a mais de 300 F é de 12,9 ksi e a eficiência da solda é de 0,85 por padrão, com esses dados é possível calcular a espessura e somando com a sobre-espessura por corrosão de 3 mm temos a espessura total.

Table 13.2. Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Note:

1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book.
2. 1 ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm²

Figura 21. Tabela do estresse permitido para cada material [10].

A espessura total é calculada por:

$$\text{Espessura} = \frac{(P_{\text{projeto}} \times \text{diâmetro da torre} \times 1000)}{(2 \times \text{eficiencia da solda} \times \text{máxima tensão} - 1,23 \times P_{\text{projeto}})} \quad (31)$$

$$E_{\text{Total}} = \text{Espessura} + \text{sobre espessura de corrosão} \quad (32)$$

Tendo a espessura total, a altura total e pressão de projeto temos todas as características para fazer a estimativa do peso do vaso, para isso aplica a equação para materiais com aço da Figura 22.

The weight of the vessel and fittings can be calculated from the preliminary design sketches. The weights of standard vessel components—heads, shell plates, manways, branches, and nozzles—are given in various handbooks; see Megyesy (2001) and Brownell and Young (1959).

For preliminary calculations, the approximate weight of a cylindrical vessel with domed ends and uniform wall thickness can be estimated from the following equation:

$$W_v = C_w \pi \rho_m D_m g (H_v + 0.8 D_m) t \times 10^{-3} \quad (13.73)$$

where W_v = total weight of the shell, excluding internal fittings, such as plates, N;
 C_w = a factor to account for the weight of nozzles, manways, internal supports, etc., which can be taken as
 = 1.08 for vessels with only a few internal fittings;
 = 1.15 for distillation columns, or similar vessels, with several manways, and with plate support rings, or equivalent fittings;
 H_v = height, or length, between tangent lines (the length of the cylindrical section), m;
 g = gravitational acceleration, 9.81 m/s²;
 t = wall thickness, mm;
 ρ_m = density of vessel material, kg/m³;
 D_m = mean diameter of vessel = $(D_i + t \times 10^{-3})$, m.

For a steel vessel, equation 13.73 reduces to

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0.8 D_m) t \quad (13.74)$$

Figura 22. Para cálculos preliminares, o peso aproximado de um vaso cilíndrico com extremidades abobadadas e espessura de parede uniforme [10].

$$W = 240 \times 1,08 \times D_{interno} \times (L + 0,8 \times D_{interno}) \times Espessura \times 0,101972 \quad (33)$$

Em seguida, calcula-se o preço unitário dos pratos, depois multiplica-se pela quantidade total e encontra-se o custo de compra do vaso, incluindo os pratos e a instalação da torre. Os resultados do estudo de comparação dos 5 casos estão demonstrados na Tabela 12 a seguir.

Tabela 12. Parâmetros característicos da torre T-1.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
Parâmetros característicos	Valor	Valor	Valor	Valor	Valor
Comprimento da torre (m)	9,22	2,11	1,23	1,14	1,05
Altura da torre (m)	11,19	16,47	22,01	26,84	31,74
Espessura da torre (mm)	48,73	13,48	9,11	8,66	8,20
Espaçamento entre pratos (m)	0,46	0,46	0,46	0,46	0,46
Prato de alimentação	11	16	22	27	32
Nível máximo de líquido (m)	0,18	0,86	1,80	2,02	2,33
Nível normal de líquido (m)	0,17	0,72	1,39	1,55	1,77
Nível mínimo de líquido (m)	0,152	0,381	0,381	0,381	0,381
Pressão de projeto (kgf/cm ²)	7,6	7,6	7,6	7,6	7,6
Temperatura de projeto (°C)	103	103	103	103	103
Custo de Compra do vaso mais os pratos (US\$)	3.355.329,30	339.400,13	196.158,81	207.552,73	212.229,92
Custo de instalação da torre (US\$)	13.421.317,21	1.357.600,5	784.635,26	830.210,92	848.919,71

4.6. Listagem de indicadores

Indicadores são instrumentos que possuem a função de indicar uma variável ou situação de um processo industrial, podendo ser do tipo analógico ou digital. Assim, estes instrumentos são capazes de fornecer os valores das variáveis de processo de forma legível e de fácil entendimento para os operadores, apresentados na Tabela 13.

Tabela 13. Listagem de instrumentos.

INSTRUMENTOS DE VAZÃO		INSTRUMENTOS DE NÍVEL	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
FT-01	Corrente de serviço do trocador de calor E-1	LG-01	Torre de destilação T-1
FT-02	Corrente de serviço do trocador de calor E-3	LT-01	Torre de destilação T-1
FT-03	Corrente 7	LG-02	Vaso acumulador V-1
FT-04	Corrente 10	LG-01	Vaso acumulador V-1
FT-05	Corrente 13		
FT-06	Corrente 5		
INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA	
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
PT-01	Corrente 3	TI-01	Corrente de serviço do trocador de calor E-1
PI-01	Corrente 1	TI-02	Corrente de serviço do trocador de calor E-3
PI-02	Corrente 2	TI-03	Corrente 9
PI-03	Corrente 10	TI-04	Corrente 3
PI-04	Corrente 11	TI-05	Corrente 4
PI-05	Corrente 8	TI-06	Topo da torre de destilação T-1
PI-06	Corrente 6	TI-07	Meio da torre de destilação T-1
PI-07	Corrente 7	TI-08	Corrente 12
PI-08	Corrente 5		
PI-09	Corrente 12		
PI-10	Corrente 13		

4.7. Listagem de controladores

Os controladores são instrumentos que comparam um valor medido com um valor desejado (*set point*) e com base na diferença entre eles envia um sinal de correção para que a atuação no processo causada pela variável manipulada leve o erro calculado a zero. Sendo assim, esses instrumentos são responsáveis pelo controle de processo, ou parte dele, por meio de algoritmos. Os controladores do sistema podem ser observados na Tabela 14.

Tabela 14. Listagem de controladores.

Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
FIC-01	Corrente de serviço do trocador de calor E-1
FIC-02	Corrente de serviço do trocador de calor E-2
FIC-03	Corrente 7
FIC-04	Corrente 11
FIC-05	Corrente 13
FIC-06	Corrente 5
LIC-01	Torre de destilação T-1
LIC-02	Vaso acumulador V-1
PIC-01	Corrente 3
TIC-01	Corrente 2
TIC-02	Corrente 9

4.8. Listagem de alarmes

Alarmes são sinais sonoros e visuais que indicam uma condição inesperada no processo, equipamento, sistema ou instrumento que exige uma ação corretiva em tempo restrito. Logo, quando o alarme é acionado, é necessário que um operador realize a atividade corretiva. A implementação de alarmes na planta industrial garante maior qualidade nos produtos produzidos sem que seja necessário a recirculação ou descarte, também proporciona uma diminuição de riscos de acidentes por tornar mais fácil a identificação de irregularidades no processo. Nesse sentido, a configuração correta dos alarmes industriais se faz necessária, pois diminui o risco de paradas não-programadas. Os alarmes do sistema estão listados na Tabela 15.

Tabela 15. Listagem de alarmes.

Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com alarme)
PAHH	Torre de destilação (T-1)
LAL LAH	Vaso acumulador (V-1)
FALL	Bomba (P-1) Bomba (P-2) Bomba (P-3)

4.9. Listagem de intertravamentos

Intertravamento é um dispositivo que impossibilita que uma manobra inadequada seja feita ou então que regula o sistema para um estado seguro caso uma manobra não adequada tenha sido realizada. Assim, um sistema de intertravamento pode impedir que seja operada uma ação insegura na planta ou minimiza o risco de uma ação insegura. Os intertravamentos utilizados são mencionados a seguir, na Tabela 16.

Tabela 16. Listagem de intertravamentos.

Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com intertravamento)	Ação sobre
FSSL	FIC-01	SI-01: Válvula de aporte de calor à torre de destilação T-1
PSHH-01	FIC-05	SI-02: Válvula de saída do vaso acumulador V-1

4.10. Listagem de válvulas de segurança

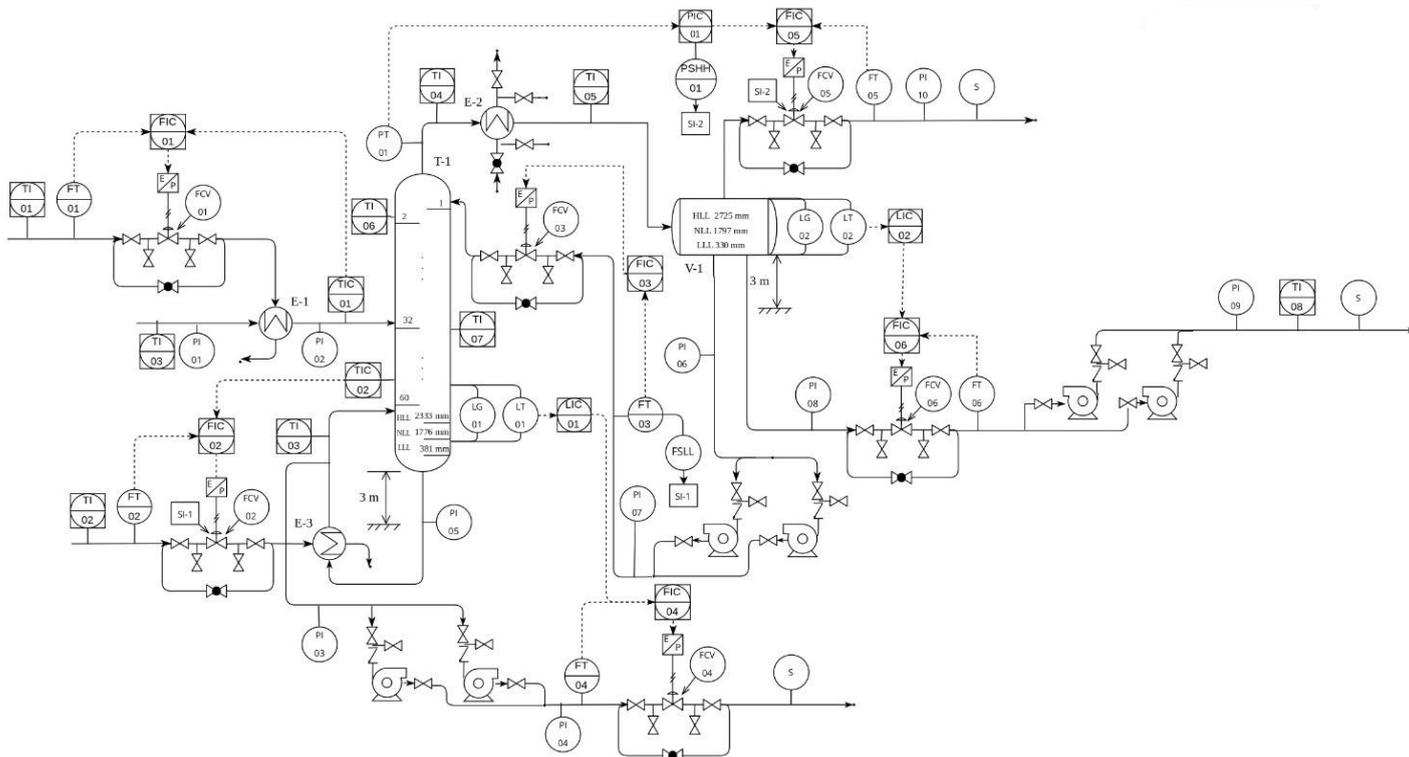
As válvulas de segurança são um tipo especial de válvula que atuam com objetivo de proteger o sistema e seus equipamentos contra variações bruscas capazes de gerar explosões e danos na planta industrial, assim como outros tipos de falha que possam comprometer a produtividade da planta e a integridade dos operadores. As válvulas de segurança utilizadas estão na Tabela 17.

Tabela 17. Listagem das válvulas de segurança.

Identificação	Localização (número do vaso)
FCV-01	FIC-01
FCV-02	FIC-02
FCV-03	FIC-03
FCV-04	FIC-04
FCV-05	FIC-05
FCV-06	FIC-06

4.11. Diagrama mecânico de processo

O diagrama mecânico do processo (P&ID) está disposto na Figura 23 a seguir.



Equipamento	T-1	Equipamento	V-1	Equipamento	E-2	Equipamento	E-3	Equipamento	P-1		
Descrição	Torre de destilação de hidrocarbonetos	Descrição	Vaso pulmão	Descrição	Condensador		Descrição	Caldeira		Descrição	Bomba de refluxo
P _{topo} (KPa)	550	P _{operacional} (KPa)	715,88	Tipo	Floating head shell and tube		Tipo	Floating head shell and tube		Vazão (m ³ /h)	10,98
P _{fundo} (KPa)	580	T _{operacional} (°C)	46,54	Lado	Casco	Tubo	Lado	Casco	Tubo	ΔP (KPa)	169,86
T _{topo} (°C)	47,24	Altura (m)	3,59	P _{entrada} (KPa)	550	-	P _{entrada} (KPa)	579,5	-	Potência (KW)	1,280
T _{fundo} (°C)	154	Comprimento (m)	17,97	T _{entrada/saída} (°C)	47,23/46,53	30/45	T _{entrada/saída} (°C)	146,35/153,95	212		
Altura (m)	31,7			Área (m ²)	123,81		Área (m ²)	7,62			
Pratos	60										

Figura 23. Diagrama mecânico (P&ID) da torre de destilação.

4.12. Custos operacionais e Custo total por ano

Nas Tabelas 18 e Tabela 19 são apresentados os custos dos equipamentos, onde é possível analisar que o custo total mais baixo é dado para a torre de 60 pratos.

Tabela 18. Tabela dos custos separados da bomba P-2, P-3 e do heater E-1.

$C_{Total,P-2}$ (US\$)	75.975,54
$C_{Total,P-3}$ (US\$)	73.955,48
$C_{Total,E-1}$ (US\$)	133.172,28

Tabela 19. Tabela dos custos individuais e total dos equipamentos.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
$C_{total da torre}$ (US\$)	13.421.317,21	1.357.600,52	784.635,27	830.210,93	848.919,71
$C_{vaso pulmão}$ (US\$)	10.253.833,52	2.812.602,67	2.485.535,69	2.461.480,08	2.438.511,06
$C_{Condensador}$ (US\$)	23.642.125,97	736.686,06	248.588,24	218.831,55	191.520,34
$C_{Caldeira}$ (US\$)	1.498.547,76	146.156,06	117.972,72	116.305,55	114.805,96
$C_{bomba de refluxo}$ (US\$)	777.044,08	131.552,14	86.459,92	83.782,5	79.923,32
$C_{total equipamentos}$ (US\$)	49.875.971,84	5.467.700,75	4.006.295,15	3.993.713,91	3.956.783,69

Além dos custos dos equipamentos, para se chegar ao custo anual desta planta é importante fazer os cálculos dos custos operativos do vapor, da água de refrigeração, da eletricidade das bombas e o custo anualizado dos equipamentos. Na Tabelas 20 podem ser observados os custos operacionais dos equipamentos circundantes e na Tabela 21 o custo anualizado dos equipamentos da coluna de destilação e seus somatórios totais.

Tabela 20. Tabela dos custos operacionais da bomba P-2, P-3 e do heater E-1.

$C_{\text{Eletricidade,P-2}}$ (US\$/ano)	392,98
$C_{\text{Eletricidade,P-3}}$ (US\$/ano)	139,44
$C_{\text{Vapor,E-1}}$ (US\$/ano)	201.912,69

Tabela 21. Custo anualizado dos equipamentos e total.

Números de Pratos	20	30	40	50	60
$C_{\text{total da torre}}$ (US\$/ano)	4.294.821,51	434.432,17	251.083,29	265.667,50	271.654,31
$C_{\text{vaso pulmão}}$ (US\$/ano)	3.281.226,73	900.032,85	795.371,42	787.673,62	780.323,54
$C_{\text{condensador}}$ (US\$/ano)	7.565.480,31	235.739,54	79.548,24	70.026,10	61.286,51
C_{caldeira} (US\$/ano)	479.535,28	46.769,94	37.751,27	37.217,77	36.737,91
$C_{\text{bomba de refluxo}}$ (US\$/ano)	248.654,11	42.096,68	27.667,18	26.810,40	25.575,47
$C_{\text{operativo vapor}}$ (US\$/ano)	16.445.063,47	745.038,90	170.375,65	128.921,44	89.400,47
$C_{\text{água refrigeração}}$ (US\$/ano)	1.105.718,32	53.088,01	14.554,12	11.768,69	9.114,29
$C_{\text{eletricidade da bomba}}$ (US\$/ano)	31.030,96	2.392,26	770,68	724,65	614,41
$C_{\text{total anual}}$ (US\$/ano)	33.653.975,80	2.662.035,46	1.579.566,96	1.531.255,28	1.477.152,02

4.13. Avaliação de impacto ambiental

É indiscutível a importância do petróleo na sociedade atual, sendo não só uma das principais fontes de energia utilizadas como também matéria-prima na produção de diversos bens de consumo. Com isso, tem-se uma grande dependência deste recurso em escala mundial nas atividades humanas. Neste cenário, a indústria petroquímica é uma das maiores mobilizadoras da economia global, mas também uma das que mais gera impactos no meio ambiente.

O impacto ambiental gerado pela indústria petroquímica afeta diversos âmbitos ecossistêmicos, incluindo a fauna, a flora, a água, o ar, o solo e outros recursos naturais. Existe um altíssimo impacto ambiental na operação do processo petroquímico, que inclui riscos de incêndios, explosões e vazamentos, requisitando, assim, elevado investimento em controles operacionais. Os principais impactos ambientais das empresas petroquímicas estão associados à qualidade do efluente hídrico, à geração de resíduos sólidos e os ruídos emitidos pelas instalações industriais [11].

Uma das principais etapas da indústria petroquímica é a de refino, já que a separação dos diversos compostos do petróleo é essencial para geração de valor prático e comercial deste recurso. Entretanto, no contexto ambiental, as refinarias são grandes geradoras de poluição, consumindo enorme quantidade de água e de energia, produzindo grandes quantidades de despejos líquidos, liberando diversos gases nocivos para a atmosfera e produzindo resíduos sólidos de difícil tratamento e disposição. No Brasil, infelizmente a maioria das refinarias direciona seus esforços em gestão ambiental apenas para o cumprimento do que é exigido pelos órgãos governamentais de controle, não possuindo, assim, uma real cultura de prevenção à poluição [12].

De modo geral, as refinarias podem apresentar:

- Contaminação hídrica devido ao lançamento de efluentes, águas de lavagem, águas de resfriamento e lixiviação das áreas de depósitos de materiais ou rejeitos.
- Emissões de partículas para a atmosfera, provenientes de todas as operações da planta.
- Emissões gasosas de óxidos de enxofre e nitrogênio, amoníaco, névoas ácidas e compostos de flúor.
- Liberação casual de solventes e materiais ácidos ou alcalinos, potencialmente perigosos.
- Contaminação do solo e/ou de águas superficiais ou subterrâneas pela disposição inadequada de resíduos sólidos resultantes dos processos da indústria química, nos quais se incluem também os lodos de tratamento de efluentes hídricos e gasosos e partículas sólidas dos coletores de poeira.
- Alterações no trânsito local, decorrentes da circulação de caminhões de transporte de carga (inclusive cargas perigosas).

- Poluição sonora causada pelo uso de equipamentos e operações que geram ruídos elevados [13].

Quanto aos riscos relacionados ao GLP, ele se caracteriza por ser um gás extremamente inflamável e, se for aspirado em alta concentração, é asfixiante. Em caso de vazamento, existem riscos de incêndios e explosões que podem ser desencadeadas pela produção de faísca no ambiente, seja por acender fósforos, cigarros, isqueiros ou até mesmo acender luzes, pois a faísca de contatos elétricos em interruptores, pode ser suficiente para desencadear combustão do gás.

A venda do GLP em gaiolas de ferros instaladas em postos de combustíveis, e em pontos comerciais, oferece riscos uma vez que o produto pode ser exposto a fontes de calor, gerando possíveis vazamentos, e eventuais incêndios ou explosões, que causam perdas de materiais, danos em edificações, poluição atmosférica e comprometimento a saúde e vida dos seres em suas proximidades.

Ambientalmente, os maiores riscos potenciais do GLP estão presentes nas áreas de armazenamento do produto, principalmente em locais de revenda irregular, pois não apresentam área adequada para o armazenamento, condições adequadas de segurança e, por se localizarem em áreas com alta densidade populacional, colocando em risco os trabalhadores e a população ao seu redor [14].

5. CONCLUSÕES

O objetivo do presente trabalho, de projetar uma torre de destilação fracionada com o foco em obter de propano, i-butano, n-butano, i-buteno e l-buteno foi concluído, os balanços de massa e energia da unidade foram realizados, e todo o sistema do projeto de vaso, torre, caldeira, condensador e bombas foi simulado computacionalmente.

Foram projetados os sistemas de impulsionamento de fluidos, assim como os sistemas de troca de calor, e todos os sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta foram indicados, como observado no diagrama P&ID final.

Foi possível observar que, em geral, as simulações que consideravam uma torre de destilação com 60 pratos apresentaram melhor viabilidade econômica, com exceção do cálculo da torre com 40 pratos, porém, considerando a configuração de 40 pratos, os outros equipamentos tornam-se mais caros, de tal forma que, ao se considerar o custo total, a torre de 60 pratos é mais vantajosa economicamente, além de promover melhor separação dos componentes visados. Além disso, foi observado que embora a literatura indicasse uma conversão de 99,6% para os compostos C4, a simulação resultou em uma conversão de apenas 31,53% para esses compostos.

Vale ressaltar, que apesar dos riscos ambientais, a humanidade se tornou dependente da indústria petroquímica, de tal forma que, o melhor que se pode esperar, e cobrar, é que os processos realizados sejam os mais corretos e menos degradantes o possível, e que também sigam à risca as medidas de segurança para não colocarem em risco nem a saúde e nem a vida de quem pode ser afetado por possíveis erros.

6. BIBLIOGRAFIA

[1] Barcza, M.V. *Refino do Petróleo*. 2018. Material Didático de Processos Químicos Industriais III – Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo. Disponível em: <<https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/1285870/313/Refino%20do%20Petroleo.pdf>>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[2] Agência Nacional do Petróleo (ANP). *Gás Liquefeito de Petróleo - GLP: Produção de derivados de petróleo e processamento de gás natural*. 2020. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-de-derivados-de-petroleo-e-processamento-de-gas-natural/producao-de-derivados-de-petroleo-e-processamento-de-gas-natural/gas-liquefeito-de-petroleo-glp>>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[3] Sindicato Nacional das Empresas Distribuidoras de Gás Liquefeito de Petróleo (Sindicás). *Panorama do Setor de GLP em Movimento*. 54. ed. Rio de Janeiro: Sindicás, 2022. Disponível em: <https://www.sindicas.org.br/Download/PANORAMAS/NOVO%20GLP%20EM%20MOVIMENTO_NOVEMBRO_2022_Rev03.pdf>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[4] Empresa de Pesquisa Energética (EPE). *Estudos prospectivos sobre oferta, demanda, investimentos e o abastecimento de GLP no Brasil*. Nota Técnica. Rio de Janeiro: EPE, 2022. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/nota-tecnica-estudos-prospectivos-sobre-oferta-demanda-investimentos-e-o-abastecimento-de-glp-no-brasil>>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[5] Empresa de Pesquisa Energética (EPE). *Estudos do Plano Decenal de Expansão de Energia 2030. Oferta de Derivados de Petróleo*. Rio de Janeiro: EPE, 2020. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Publicacao>>

sArquivos/publicacao-490/topico-522/PDE%202030_Caderno%20de%20Oferta%20de%20Derivados.pdf#search=GLP>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[6] Beltran, M.H.R. Destilação: a arte de “extrair virtudes”. *Química nova na escola*, São Paulo, v. 1, n. 4, p. 24-27, 1996. Disponível em: <<http://qnesc.sbq.org.br/online/qnesc04/historia.pdf>>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[7] Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. *Esquema simplificado de uma torre de destilação fracionada*. São Paulo: USP, 2000. Disponível em: <http://sites.poli.usp.br/p/luiz.terron/destilacao/2_paginas_equipamentos/2_1_distilacao_colunas_componentes.htm>. Acesso em: 17 jan. 2023.

[8] Turton, R. *et al. Analysis, synthesis and design of Chemical processes*. Upper Saddle River, Nj: Pearson, 2013.

[9] Gas Processors Suppliers Association. *Engineering data book*. Tulsa, Oklahoma: GPSA, 2004.

[10] Towle, W.; Sinnott, R.K. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. 2. ed. Amsterdam; Boston: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2013.

[11] Abreu, M.C.S.; Rados, G.J.V.; Figueiredo Junior, H.S. *As pressões ambientais da estrutura da indústria*. RAE eletrônica, v. 3, 1 dez. 2004. Disponível em: <<https://www.scielo.br/j/raeel/a/Z9mv8T7rfVqywgkqM7zgHzH/?lang=pt>> Acesso em: 01 fev. 2023.

[12] Silva, A.C.R.C. A extensão global dos impactos ambientais decorrentes das atividades das refinarias de petróleo. *Direito ambiental*, Santos, v. 2, n. 1, p. 11-20, 2013. Disponível em: <<https://www.unisantos.br/wp-content/uploads/2018/08/direito-ambiental-completo.pdf#page=12>> Acesso em: 01 fev. 2023.

[13] Barboza, J. *Impactos ambientais do refino de petróleo*. Tese (Mestrado em Ciências em Planejamento Energético) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, 2001. Disponível em: <<http://antigo.ppe.ufri.br/pppe/production/tesis/jbmariano.pdf>>. Acesso em: 01 fev. 2023.

[14] Bezerra, V.L.C. ; Jerônimo, C.E.M. Licenciamento ambiental da atividade de revenda de gás liquefeito de petróleo (GLP) e seus potenciais impactos ambientais. *Holos*, Natal, v. 4, n. 28, p. 32-44, 2012. Disponível em: <<https://www2.ifrn.edu.br/ojs/index.php/HOLOS/article/view/947/569>>. Acesso em: 01 fev. 2023.