



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

UNIDADE DE REDUÇÃO DE BENZENO EM NAFTA REFORMADA

<i>Bruno Matias Biondini</i>	<i>Júlia Guimarães Ramalho</i>
<i>Daniele de Souza Procópio</i>	<i>Júlia Ramirez Torres</i>
<i>Danyel Ferreira da Silva</i>	<i>Lucas Borges Rodrigues</i>
<i>Evelyn Christine Gonçalves</i>	<i>Luis Felipe Lopes Jaber</i>
<i>Alexandre</i>	<i>Luiz Fellipe de Andrade Cunha</i>
<i>Evando Machado Guimarães</i>	<i>Nicolly Mendes da Cruz</i>
<i>Júnior</i>	<i>Nicholas Andrade Nolte</i>
<i>Franciele Barbosa de Castro</i>	<i>Samuel Victor Carneiro</i>
<i>Gabriel Andrade de Almeida</i>	<i>Figueiredo</i>
<i>Gleyce Araujo da Silva</i>	<i>Thiago Soares Penha</i>
<i>Guilherme Soares Sales</i>	<i>Vitor Augusto Nogueira</i>
<i>Helber Wilhans Rodrigues da</i>	<i>Guimarães Silva</i>
<i>Silva</i>	
<i>Iago Azevedo Ramos</i>	

Brasília, 18 de julho de 2023.

RESUMO

O presente projeto consiste na realização da engenharia de processos de uma planta de hidrorrefino de nafta de reforma catalítica. Com o objetivo final de cumprir com as normativas ambientais, a planta visa reduzir o teor de benzeno das gasolinas abaixo de 1% vol. A nafta procedente do reformado catalítico contém de 2 a 6 % vol e, em algumas refinarias, compõe entre 40% e 70% da fonte de gasolina. Por essa razão, é necessária a instalação de unidades que, mediante hidrogenação, reduzam o teor de benzeno (de natureza nociva) das naftas reformadas. Visando obter um processo bem otimizado e considerando o custo da planta, foram realizadas simulações e otimizações dos equipamentos responsáveis pelas operações unitárias comuns a esse processo, no *software Aspen HYSYS®* (versão 12.1).

Dentre os equipamentos dimensionados, tem-se: quatro bombas centrífugas, para a circulação da carga de nafta reformada até o limite de bateria da planta; dez trocadores de calor, responsáveis pelo controle de temperatura das correntes e por boa parte da eficiência energética do processo; duas colunas de destilação, sendo uma do tipo *splitter*, para obtenção a corrente leve (enviada até a unidade de hidrogenação, que ocorre no reator) e a outra estabilizadora, para eliminação dos componentes leves e ajuste da pressão de vapor da corrente de reforma; um reator do tipo PFR com a utilização do catalisador de paládio-prata e taxa de conversão de 100%; dois vasos acumuladores e dois vasos separadores horizontais, a fim de minimizar flutuações e perturbações que possam atrapalhar o andamento do processo e realizar a separação da fase líquida e vapor, respectivamente.

Para garantir que a planta funcione continuamente em torno das condições ótimas de projeto, foi feito um diagrama P&ID para a torre de destilação T-100 e seus equipamentos auxiliares, com a inserção de todos os indicadores, malhas de controle e elementos de segurança.

Quanto à rentabilidade do projeto, observou-se alta sensibilidade da margem de lucro aos preços das matérias-primas e produtos, relacionada ao preço de venda do mercado e dos custos operacionais. Por meio de uma análise de sensibilidade da rentabilidade do projeto frente ao preço da nafta reformada hidrogenada, foi possível estudar a atratividade econômica da unidade.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	5
2. REFERENCIAL TEÓRICO.....	6
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO.....	13
4. PROJETO DA PLANTA.....	20
4.1. Correntes de processo.....	20
4.2. Bombas.....	25
4.4. Trocadores de calor.....	33
4.4.1 Projeto do trocador E-100.....	37
4.4.2 Projeto do trocador E-101.....	37
4.4.3 Projeto do trocador E-102.....	38
4.4.4 Projeto do trocador E-103.....	39
4.4.5 Projeto do trocador E-104.....	40
4.4.6 Projeto do trocador E-105.....	41
4.4.7 Projeto do trocador E-106.....	42
4.4.8 Projeto do trocador E-107.....	43
4.4.9 Projeto do trocador E-108.....	44
4.4.10 Projeto do trocador E-109.....	45
4.4.11 Torre T-100 com 40 pratos.....	46
4.4.12 Torre T-100 com 60 pratos.....	47
4.4.13 Torre T-100 80 pratos.....	48
4.4.14 Torre T-100 com 100 pratos.....	49
4.4.15 Torre T-100 com 150 pratos.....	50
4.4.16 Utilidades dos trocadores.....	51
4.4.17 Custos dos trocadores.....	53
4.5 Vasos pulmões.....	54
4.5.1 Vaso V-100.....	54
4.5.2 Vaso V-101.....	60
4.6. Vasos separadores.....	62
4.6.1 Vaso V-102.....	63
4.6.2 Vaso V-103.....	65
4.7. Reator.....	67
4.7.1. Reator R-100.....	68
4.8. Torres de separação.....	72
4.8.1. Coluna splitter T-100.....	73
4.8.2. Coluna estabilizadora T-101.....	80
4.9. Instrumentação, Controle e Segurança.....	85
4.9.1 Estratégia de Controle.....	86
4.9.2 Listagem de indicadores.....	88
4.9.3 Listagem de controladores.....	90
4.9.4 Listagem de alarmes.....	92

4.9.5	Listagem de intertravamentos.....	93
4.9.6	Listagem de válvulas de segurança.....	93
4.9.7	Diagrama mecânico de processo.....	94
4.10.	Avaliação econômica do processo.....	96
4.10.1	Capital Imobilizado.....	96
4.10.1.1	Equipamentos.....	96
4.10.1.2	Materiais.....	98
4.10.1.3	Engenharia de Detalhe, Construção e Supervisão da Construção... 98	
4.10.1.4	Catalisador.....	99
4.10.1.5	Licença e Engenharia Básica.....	99
4.10.1.6	ISBL, OSBL, Gastos de Arranque, Contingências e Imprevistos... 99	
4.10.2	Capital de Giro e Investimento Total.....	100
4.10.3	Custos Anuais.....	100
4.10.4	Vendas.....	103
4.10.5	Rentabilidade do Projeto.....	103
4.10.5.1	Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno.....	104
4.11.	Avaliação de impacto ambiental.....	108
5.	CONCLUSÕES.....	120
	BIBLIOGRAFIA.....	121
	ANEXOS.....	127
Anexo 1	- Folhas de Especificações das Correntes Materiais.....	127
Anexo 2	- Fluxo de Caixa (em MM\$).....	186
Anexo 3	- Fluxo de Caixa Atualizado (em MM\$).....	187

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

A crescente demanda de energia é irremediável devido ao aumento populacional visualizado mundialmente, fato esse reconhecido notoriamente. Apesar de as fontes energéticas limpas terem conquistado espaço nos últimos anos, ainda existe uma dependência global de combustíveis fósseis de aproximadamente 80% [HOLECHEK, et al., 2022]. Por essa razão, a gasolina, principalmente em veículos automotores, ainda é extensamente utilizada.

Segundo informações da Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB), a concentração máxima de benzeno permitida na gasolina automotiva é de até 1% em volume, tendo em vista que esse hidrocarboneto aromático é carcinogênico e hematóxico [SKAMVETSAKIS, et al., 2016]. Como a nafta procedente do reformado catalítico apresenta normalmente de 2 a 6% de benzeno em volume e, normalmente, compõe entre 40% a 70% da fonte de gasolina, faz-se necessário a instalação de unidades que, mediante hidrocessamento, reduzam o teor de benzeno nas naftas reformadas, a fim de minimizar os riscos à saúde das pessoas potencialmente expostas a essa substância.

Dependendo das condições de processo envolvidas na hidrogenação do benzeno, pode ocorrer a formação tanto do ciclo-hexano quanto do ciclo-hexeno. No entanto, devido à sua maior estabilidade termodinâmica em termos de variação de energia livre e entropia, há uma maior tendência para a síntese do composto saturado. O aspecto crucial desse processo reside na utilização de um sistema catalítico heterogêneo, no qual o catalisador é encontrado em uma fase sólida [CHEN, et al., 2019].

Com base nas premissas descritas anteriormente, o presente projeto tem como objetivo projetar uma planta de hidrorrefino de nafta de reforma catalítica com uma capacidade de 464 mil toneladas anuais para atender à demanda de 8 milhões de toneladas anuais do mercado nacional, segundo a Empresa de Pesquisas Energéticas (EPE). Para alcançar este objetivo final, são necessários cumprir os seguintes objetivos parciais.

- Realizar os balanços de massa e de energia da unidade.
- Projetar os vasos, torres e reatores que integram a unidade, sendo definidos o tamanho dos vasos, seu peso, dimensionados os elementos internos de torres e reatores.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluidos.

- 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 P&ID da unidade T-100 de destilação fracionada.
- Analisar a viabilidade econômica do processo.
- Estudar, preliminarmente, os impactos ambientais da planta.

2. REFERENCIAL TEÓRICO

A produção de nafta de reforma catalítica é um processo bem estabelecido em refinarias, em que se obtém combustíveis de alta octanagem e compostos aromáticos. Desde 1949, quando se obteve nafta reformada hidrogenada a partir do emprego de um catalisador composto por platina e cloreto de alumínio, o qual necessitava de altas pressões de hidrogênio e, por consequência, demandava um imenso gasto energético e econômico, houveram progressos substanciais quanto à viabilização do processo, principalmente entre 2005 e 2010, momento em que os artigos publicados cresceram significativamente [RAHIMPOUR; JAFARI; IRANSHAHI, 2013].

Nesse sentido, as linhas de pesquisa se concentraram, majoritariamente: na busca por novos catalisadores, os quais devem, idealmente, possuir alta seletividade e estabilidade; na otimização de diversas configurações de reatores, dentre os quais o tipo mais empregado é o tubular; na modelagem cinética da reação envolvida, a qual é complexa devido, especialmente, à natureza da nafta, formada por vários hidrocarbonetos e aos mecanismos de desativação decorrentes, principalmente, da formação de coque [RAHIMPOUR; JAFARI; IRANSHAHI, 2013].

Como mencionado anteriormente, elaborar um modelo cinético da reação de reforma catalítica da nafta é tarefa árdua. Para isso, faz-se necessário identificar efetivamente todos os componentes e reações envolvidas. Dentre elas, a desidrogenação é considerada crucial no processo mencionado, pois é responsável pela produção de aromáticos com elevado número de octanos. Como a velocidade de reação é alta, o equilíbrio é atingido rapidamente. Além disso, a desidrociclicização, isomerização, transalquilação, hidrocraqueamento e hidrodealquilação são reações fundamentais [MATAR; HATCH, 2000], dificultando, assim, a modelagem.

Com isso, desenvolveu-se modelos *lump*, os quais consistem no agrupamento dos compostos em classificações reduzidas, de acordo com suas propriedades isoméricas, tornando possível a predição dos rendimentos e propriedades dos produtos, promovendo, dessa forma, a melhoria na compreensão geral do processo [MAY, 2014]. Vale ressaltar que, como toda modelagem, é importante analisar o *trade-off* entre a obtenção de um modelo mais robusto, a partir da adição de um maior número de parâmetros, os quais necessitam de mais informações experimentais e, conseqüentemente, maior esforço computacional, tempo e dinheiro, com uma simplificação inadequada, incapaz de representar satisfatoriamente o processo.

A adição de metais de transição à platina possibilitou um aumento considerável na eficiência do catalisador metálico, o qual pode ser classificado, de acordo com sua forma de regeneração, em três classes distintas: semi-regenerativa, cíclica e continuamente regenerada [IRANSHAHI, et al., 2014], sendo que para esse último há considerável aumento na eficiência global provocado pela inexistência de paradas para regeneração comuns aos outros processos, assim como a menor geração de subprodutos [MAY, 2014]. Este tipo de operação é demonstrado a seguir.

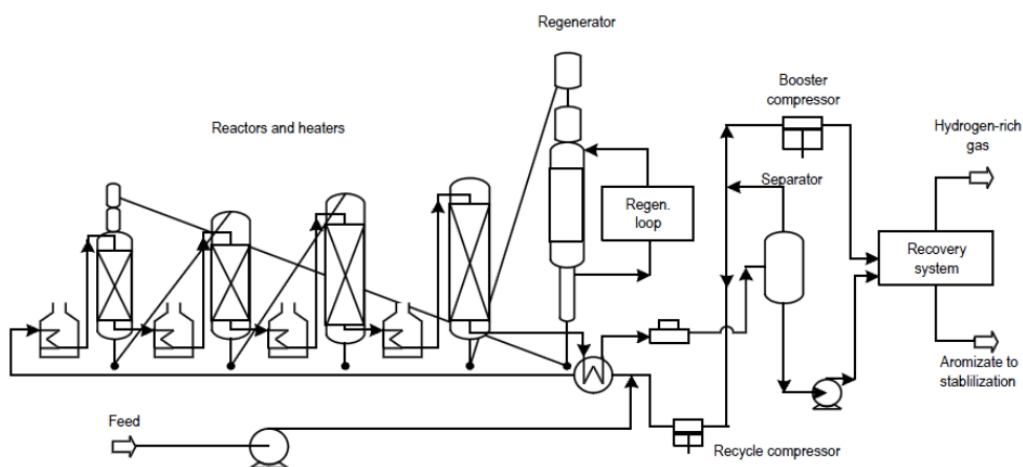


Figura 2.1. Fluxograma do processo de reforma com regeneração contínua da licenciadora Axens [HYDROCARBON PUBLISHING, 2013].

Evidencia-se quatro reatores alternados com aquecedores e virtualmente conectados ao leito de regeneração do catalisador. As etapas de queima de coque a partir da injeção metódica de oxigênio, assim como a de ar e cloro para dispersar a platina e, por fim, a redução do metal nobre ocorrem nessa última seção [MAY, 2014].

Tabela 2.1. Evolução dos catalisadores usados no processo de obtenção de nafta de reforma catalítica [RAHIMPOUR; JAFARI; IRANSHAHI, 2013].

Catalisador	Ano	Pesquisador
$Pt/Al_2O_3 - Cl$	1949	Haensel
$Pt - Re/Al_2O_3 - Cl$	1968	Kluksdahl
$Pt - Sn/Al_2O_3$	1969	Raffinage
$Pt - Ge/Al_2O_3$	1971	McCallister et al.
$Pt - Ir/Al_2O_3$	1976	Sinfelt
$Pt - In/Al_2O_3$	1976	Antos
$Pt - Re - Ge/Al_2O_3$	1982	Antos
$Pt - Re - Ir/Al_2O_3$	1985	Kresge et al.
$Pt - Ir - Sn/Al_2O_3$	1993	Baird et al.
$Pt - Sn - In/Al_2O_3$	2000	Bogdan

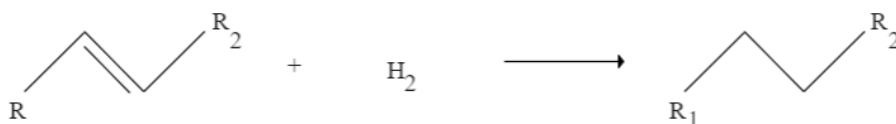
No Brasil, de acordo com informações do Instituto Brasileiro de Petróleo, Gás e Biocombustíveis (IBP), as refinarias de Duque de Caxias (REDUC) e Presidente Bernardes (RPBC), as quais fazem parte do Parque de Refino da PETROBRAS, produzem, em suas unidades, nafta reformada com teor reduzido de enxofre e alta octanagem, a partir do emprego de reforma catalítica semi-regenerativa.

O elevado teor de hidrocarbonetos aromáticos produzidos justifica o hidrorrefino, caso seja desejado um menor nível de toxicidade na gasolina. A nafta reformada hidrogenada é obtida a partir do hidroprocessamento, conjunto de reações caracterizado pelo tratamento de compostos do petróleo, dentre as quais se inclui a nafta oriunda da reforma catalítica, a partir do emprego de hidrogênio e de um catalisador [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011]. Atinge-se, com isso, a saturação de olefinas e aromáticos, assim como a redução no teor de benzeno.

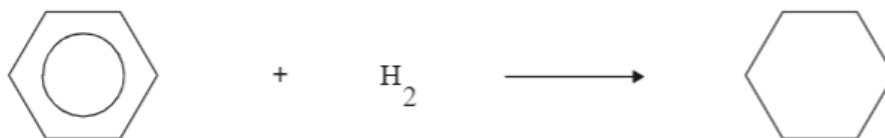
Nas últimas décadas, o hidrorrefino ganhou notoriedade pelo aumento significativo das exigências ambientais e de critérios vigentes para a garantia de higiene e segurança do trabalho, em virtude do reconhecimento internacional da toxicidade das emissões e dos próprios compostos. Além disso, verifica-se um aumento no valor agregado do produto pela eliminação das olefinas e diolefinas, assim como dos aromáticos e poliaromáticos. O primeiro grupo de compostos origina gomas na gasolina produzida e causa instabilidade dos produtos, enquanto o segundo, formação de coque nos processos de craqueamento catalítico fluidizado (FCC) e hidrocrackeamento severo (HCC), assim como de partículas características da combustão incompleta, como a fuligem [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

Os processos de hidrorrefino são caracterizados por uma gama de reações, entre as quais, no presente projeto, notabiliza-se a hidrogenação de olefinas e diolefinas (HO) assim como a de aromáticos (HDA). Ambas são exotérmicas, exigindo-se, assim, o controle de temperatura ao longo do reator. Do ponto de vista termodinâmico, o aumento na pressão parcial de hidrogênio e a redução na temperatura promovem a conversão. Em contrapartida, a cinética reacional é caracterizada pela proporcionalidade entre a temperatura e a taxa de reação. Com isso, quando não há o alcance do equilíbrio termodinâmico no tempo de residência característico do reator, aumentaria-se a conversão caso a temperatura fosse elevada [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

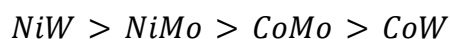
Para a HO, tem-se o seguinte exemplo para um composto alifático.



Para a HDA, ilustra-se a conversão do benzeno em um cicloalcano.



Os catalisadores mais usualmente empregados para a hidrogenação de olefinas e aromáticos são constituídos por um suporte, comumente γ -alumina de baixa a moderada acidez, em que óxidos de molibdênio ou de tungstênio, bem como de um metal promotor, normalmente níquel ou cobalto, os quais constituem a fase ativa do catalisador, estão depositados. De forma geral, a área superficial do suporte se encontra entre 0,15 m²/mg à 0,25 m²/mg, possuindo formatos variados como cilíndrico, esférico, entre outros. Essas geometrias promovem uma melhor dispersão dos metais, favorecendo também o contato entre os reagentes e os sítios ativos [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011]. Para as reações desejadas anteriormente descritas, observa-se a maior adequabilidade dos pares de metais de acordo com a ordem comparativa a seguir.



Sendo que, além dos catalisadores convencionais acima, utiliza-se também o par platina-paládio, conferindo, assim, maior conversão de aromáticos [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011]. Por essa razão, para a redução do benzeno presente na carga de nafta reformada do projeto em questão, julga-se adequado o emprego do último em seu formato esférico.

O presente projeto considera 3 anos de vida útil para o catalisador. Após o esgotamento, é possível recuperar até 95% da atividade catalítica original. Para isso, faz-se necessário a queima controlada do material em faixas de temperatura de 400 °C a 500 °C, resultando, assim, na reconstituição dos óxidos metálicos e na remoção do coque depositado durante o hidrorrefino, a fim de evitar o envenenamento. Além disso, a sulfetação, isto é, a transformação dos óxidos metálicos em seus respectivos sulfetos, os quais formam efetivamente a fase ativa, deverá ser novamente feita [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

A regeneração é benéfica tanto do ponto de vista ambiental quanto econômico, pois os metais que compõem os catalisadores possuem baixa disponibilidade e, conseqüentemente, preços elevados. Além disso, caso descartados incorretamente, podem impactar negativamente o meio ambiente em suas formas biodisponíveis.

Em síntese, uma unidade de hidrotreatamento deve possuir minimamente uma seção de reação conectada a uma seção de separação de gases e fracionamento. A seguir, visualiza-se um exemplo desse processo.

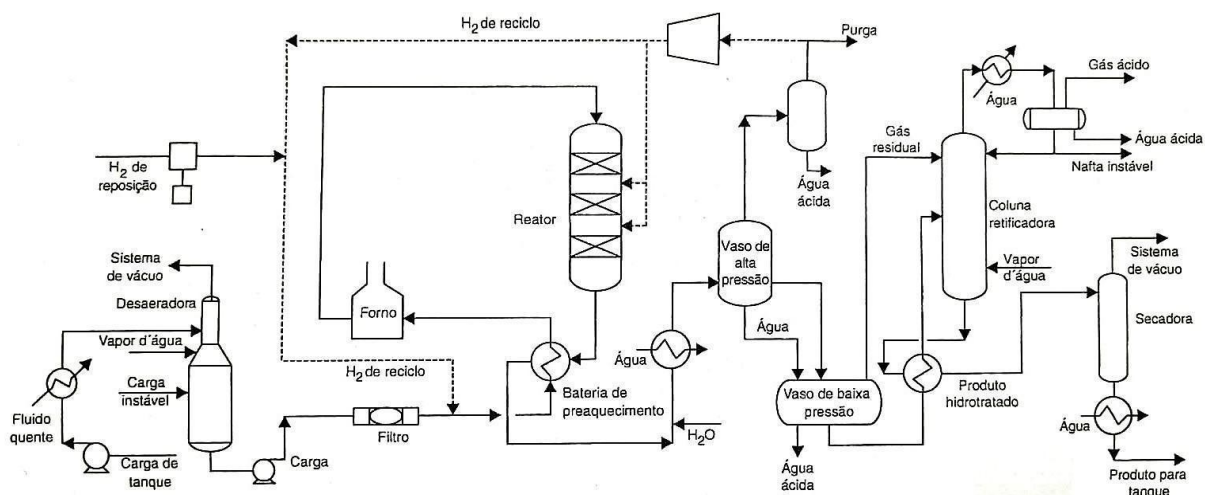


Figura 2.2. Fluxograma de uma HDT [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

A seção de reação é minimamente composta pelos trocadores de calor, bombas e, normalmente, *trickle bed reactors* (TBR), isto é, reatores de leito fixo, em que coexistem três fases em seu interior: gás, proveniente do aporte de hidrogênio molecular e da carga parcialmente vaporizada; líquido, o qual é formado pelo destilado; e, por fim, sólido, representado pelo catalisador. Em seguida, a seção de separação de gases e fracionamento é formada pelo vaso separador e pela coluna de estabilização, assim como os equipamentos auxiliares anteriormente citados [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

No Brasil, o hidrorrefino de nafta é concebido, principalmente, nas seguintes refinarias compiladas na tabela a seguir.

Tabela 2.2. Refinarias brasileiras em que unidades de hidrorrefino de nafta estão presentes, segundo informações da PETROBRAS.

Refinaria	Capacidade de Processamento (barris de petróleo/dia)
Paulínia (Replan)	434 mil
Abreu e Lima (RNEST)	230 mil
Henrique Lage (Revap)	252 mil
Duque de Caxias (Reduc)	239 mil

A RNEST, por exemplo, converte 70% do petróleo cru em diesel, restando da sua capacidade de processamento 69 mil barris de petróleo por dia para a obtenção de outros produtos, dentre os quais se inclui a nafta, fato esse que demonstra a distância entre a demanda do mercado e a produção nacional.

Nesse cenário, o Plano Decenal de Expansão de Energia 2031 (PDE) concluído em 2022 e elaborado pela Empresa de Pesquisas Energéticas (EPE), o qual é vinculado ao Ministério de Minas e Energia do Brasil (MME), projeta uma produção de 20,3 mil metros cúbicos por dia até 2031. Esse balanço é ilustrado na figura a seguir.

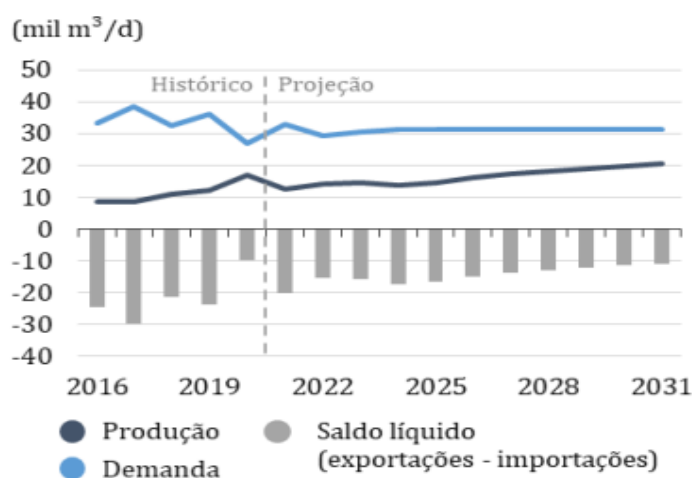


Figura 2.3. Balanço nacional de nafta [EPE, 2022].

Vislumbra-se, portanto, a diminuição da dependência do Brasil em relação ao mercado internacional de nafta, devido à expectativa de aumento significativo na produção. Porém, mesmo após 10 anos, as importações ainda serão superiores às exportações. De acordo com informações da EPE, a dimensão continental do país somada à excessiva malha rodoviária territorial justifica a elevada demanda por combustíveis, em especial a gasolina, a qual é produzida a partir da nafta, embora a produção esteja cada vez mais direcionada à obtenção de polímeros, como o polipropileno, amplamente presentes no cotidiano não só brasileiro, mas mundial.

A nafta reformada hidrogenada também pode ser parte do futuro energético de curto prazo, em virtude de sua composição cumprir com os requisitos limítrofes exigidos para a geração de hidrogênio, sendo possível, portanto, utilizá-la como carga do processo de reforma a vapor, uma vez que esse processo é dominante no contexto brasileiro [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

Com vistas à elaboração do projeto da planta industrial de hidrorrefino da nafta reformada, bem como à compreensão e análise das operações unitárias necessárias para a execução do hidrocessamento, o processo industrial em questão foi concebido no ambiente de simulação do software *Aspen HYSYS*®, de modo a permitir a modelagem e a concretização de investigações prévias atreladas ao funcionamento dos fluxos de massa, quantidade de movimento e energia do sistema.

A unidade de hidrogenação projetada teve como finalidade ocasionar a redução do teor de benzeno presente na nafta de reforma catalítica, de modo a se encontrar em uma faixa de concentração entre 0 a 0,6% em volume de produto, a fim de cumprir com as normativas ambientais vigentes na legislação brasileira, tendo em vista que tanto essa espécie química, quanto aos produtos oriundos dela na combustão, apresentam um elevado grau de toxicidade.

Portanto, um sistema de bombeamento (P-100) para o início do processo foi formulado com o intuito de conferir uma carga de pressão à mistura de hidrocarbonetos, para transportá-la das tubulações da alimentação até a coluna *splitter*. Essa alimentação da nafta reformada foi confeccionada para ser pré-aquecida por intermédio do trocador de calor (E-100) antes de adentrar no sistema, para garantir que ela fosse alimentada à coluna com a temperatura de projeto (70°C), sendo essa uma propriedade fundamental para a obtenção da separação desejada.

A coluna *splitter* (T-100) foi elaborada na simulação intencionando separar os componentes da nafta reformada de acordo com as suas respectivas volatilidades, a fim de gerar uma corrente de reforma pesada no produto de fundo, e uma corrente de reforma leve no produto de topo, com ênfase na recuperação máxima de benzeno nesta parte da coluna de fracionamento. Entretanto, levando-se em consideração uma perda máxima admissível de tolueno pelo processo de hidrorrefino em até 0,3%.

No fundo da coluna, a corrente gerada foi projetada para entrar no refeedor (E-102), de modo a ser aquecida e ter uma partição sua designada a realimentação da coluna *splitter*. A outra partição, orientada para adentrar no trocador de calor (E-100), com o intuito de ceder calor ao sistema e, em decorrência disso, ser resfriada.

Em seguida, essa linha de corrente resfriada foi encaminhada ao trocador de calor (E-103) com a finalidade de garantir a prevalência do estado líquido e o alcance da temperatura de projeto da nafta reformada hidrogenada e, posteriormente, foi encaminhada para a linha final do processo. Isso porque o fluido em questão possui

baixa concentração de benzeno, acarretada pelo processo de separação, o qual concentra a corrente ascendente na zona de retificação da torre de fracionamento e empobrece a corrente descendente na zona de esgotamento com respeito ao componente de interesse.

No topo da coluna, foi empregado um condensador total (E-101) para ocasionar a transição de fases do vapor ascendente do processo. Ademais, um sistema de refluxo foi confeccionado para retornar parte do volume condensado para a coluna de separação, em que a bomba (P-101) foi utilizada para conferir a energia necessária para o transporte do fluido em questão, a fim de aprimorar a eficiência de separação entre os componentes de interesse pela promoção da maior da transferência de massa entre as correntes dentro do equipamento.

Para conferir uma maior quantidade de energia à corrente de saída que não retorna ao processo de separação, o trocador de calor (E-104) foi conferido na linha do sistema, concomitantemente, a linha de aporte de gás hidrogênio também foi implementada na simulação, a qual foi responsável pela alimentação de gás hidrogênio no processo, que tem por característica realizar a saturação dos aromáticos presentes no produto de topo da coluna *splitter*.

Outrossim, ambas as correntes foram conectadas ao reator de conversão (R-100), isto é, ao equipamento encarregado pelo hidrocessamento da nafta reformada, em que foi necessário o emprego de um catalisador para promover a hidrogenação dos compostos aromáticos de interesse, tendo em vista que essas espécies químicas promovem o fornecimento de sítios ativos nos quais as reações de saturação possuem as suas cinéticas favorecidas.

A corrente reacional de saída do equipamento supracitado foi direcionada a um vaso *flash* de alta temperatura (V-102) com vistas a realização de uma separação prévia por diferença de volatilidade, em que duas linhas de corrente deixaram o sistema, sendo a primeira elaborada para ir ao encontro com a corrente que adentra no reator, com o propósito de propiciar um melhor controle de temperatura nesse circuito, a qual foi projetada para ser bombeada pela introdução da bomba (P-102). E a segunda foi concebida para entrar em contato com o trocador de calor (E-105) e, por conseguinte, ter seus componentes condensados e direcionados ao vaso *flash* de menor temperatura (V-103).

O vaso *flash* de menor temperatura (V-103) teve duas saídas no processo, cuja primeira foi criada para descarregar os vapores presentes no sistema na rede de fuel-gás da refinaria, a fim de simular o aproveitamento dos compostos químicos mais leves da

mistura de gases no que toca à distribuição de combustível para a unidade da planta. E a segunda foi efetuada no projeto para carregar o reformado leve hidrogenado para a coluna estabilizadora (T-101), com intenção de ajustar a pressão de vapor dessa corrente, de forma a acarretar a eliminação dos componentes mais leves que passaram pela separação nos vasos *flash* implementados.

Sendo válido ressaltar que o envio dessa mistura à coluna referida foi conferido pela introdução da bomba (P-103) no sistema, e que o trocador de calor (E-106) foi formulado para a execução do pré-aquecimento dessa corrente para garantir que a sua temperatura de projeto fosse alcançada, e assim, ocasionar a separação efetiva dos componentes dentro do equipamento.

A coluna estabilizadora (T-101) foi projetada com o propósito garantir e viabilizar a redução do teor de componentes mais leves na nafta de reforma catalítica hidrogenada, devido a esses componentes terem uma menor octanagem e estabilidade térmica, características as quais tendem a afetar negativamente as propriedades do produto de interesse que motivou a elaboração do processo.

Portanto, o dispositivo elaborado contou com a implementação do condensador parcial (E-107) para promover a transição de fase do produto de topo, o qual foi destinado ao vaso estabilizador (V-101), e posteriormente, enviado para a unidade de concentração de gases para acarretar a sua recuperação.

Em virtude disso, o produto de fundo oriundo da separação na coluna estabilizadora foi encaminhado para o contato com um refeedor (E-108), de forma a ganhar energia e a ter uma porção retornada para o fundo do equipamento citado, almejando sua realimentação. E uma outra porção da corrente foi conduzida para o trocador de calor (E-106), de forma a ceder energia ao sistema e, conseqüentemente, ser resfriada no processo.

Ademais, o trocador de calor (E-109) foi implementado na linha para assegurar que a nafta de reforma catalítica hidrogenada chegasse à linha final do processo e se misturasse com o produto de fundo da coluna *splitter*, assim, originando o entregável final com o teor de benzeno reduzido.

A planta foi projetada para operar com nafta com composição fixa, a qual pode ser conferida no Anexo 1, corrente n.º 1. Mesmo que a composição da nafta reformada varie em torno de um valor médio, ainda é possível projetar uma planta que seja robusta o suficiente para suportar essas variações. Além disso, é possível inserir sistemas

auxiliares de controle de composição antes da inserção da nafta na bomba (P-100), o que reduziria a variabilidade da alimentação.

Ainda tratando sobre fluxo material, além do aporte de nafta na planta, há também o aporte de hidrogênio. Esse componente será consumido no reator a fim de realizar as reações de adição aos compostos insaturados advindos da coluna *splitter* T-100. A corrente, a qual fornece o hidrogênio de aporte, não se encontra com alto grau de pureza, tendo alguns hidrocarbonetos leves, tal como o metano. A fração molar de hidrogênio presente nessa corrente é de 63,29%. Dados completos sobre a corrente de fornecimento de hidrogênio podem ser encontrados no Anexo 1, corrente n.º 14.

O processamento de óleo em refinarias de petróleo gera uma série de resíduos, os quais podem agredir o ambiente de maneira severa. Devido a isso, a planta conta com queimadores que visam transformar esses gases em uma forma mais branda. Mais adiante, este trabalho abordará de forma mais detalhada os impactos ambientais causados por esta planta.

Para fins de modelagem, sabe-se que o processo de separação ocorre em estágios de equilíbrio de fase, devido a isto, para que as propriedades da mistura em cada estágio pudessem ser calculadas, foi selecionada a equação cúbica de Peng-Robinson. Este modelo é adequado para hidrocarbonetos em geral, sendo esta classe de composto predominante no processo de separação da planta. Uma característica dos modelos cúbicos é apresentar uma região dos gráficos P-V-T que pode ser interpretada como a região do equilíbrio de fase. Adicionalmente, também é viável obter os coeficientes de fugacidade através dessa equação de estado [SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2007].

A descrição do equilíbrio de líquido-vapor (ELV) é fundamental para operação da planta, tendo em vista que nas etapas de separação, colunas estabilizadoras T-100 e T-101, os fenômenos de transferência de massa associados ao equilíbrio de fase coordenam a modelagem dessas etapas. Matematicamente, lança-se mão de modelos termodinâmicos para estimar a potencial separação dos compostos insaturados da nafta. Sabe-se que é possível predizer se um processo de destilação ocorrerá de maneira satisfatória se houver diferença de concentração de um composto genérico, i , entre a fase vapor e líquida. Essas estimativas podem ser feitas por meio do uso de modelos como NRTL (*Non Random Two-Liquid*), UNIQUAC (*universal quasichemical*), UNIFAC (*UNIQUAC Functional group Activity Coefficients*), Wilson e etc, os quais estimam o coeficiente de atividade da fase líquida [SANDLER, 2006].

O Diagrama PFD (*Process Flow Diagram*), também chamado de fluxograma de processo, evidencia como os equipamentos e instrumentos estão dispostos e interconectados às correntes de processo, bem como as condições de operação existentes e as mudanças que as correntes sofrem durante o processo. De tal forma que esta representação é um padrão de analogia para o desempenho operacional do projeto base [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Para garantir a realização de uma análise econômica preliminar com boas estimativas em projetos desta natureza, comumente são utilizados métodos de avaliação de rentabilidade dinâmicos. Estes métodos possuem como grande diferencial metodológico a consideração da variação cronológica do valor do dinheiro, já que ao trabalhar-se horizontes temporais dessa grandeza, existem oscilações naturais que não podem ser desprezadas. Logo, estes métodos possibilitam a comparação entre fluxos de caixas ao longo dos anos de maneira mais justa, através da taxa mínima de atratividade (TMA).

Para este projeto, o Método do Valor Presente Líquido foi calculado para verificar se o projeto seria atrativo financeiramente. Além disso, também calculou-se a TIR, Taxa Interna de Retorno, para verificar se através desse critério financeiro o projeto também seria atrativo, onde utilizou-se a atual Taxa Selic como TMA de referência. Por fim, com essas avaliações simuladas, foi possível realizar um estudo de otimização através de análises de sensibilidade com o preço da nafta reformada hidrogenada, que permite apresentar os melhores cenários de viabilidade econômica do projeto. Todas as bases de cálculo e considerações podem ser verificadas na seção de Avaliação Econômica.

Por fim, antes da instalação de uma indústria, é fundamental a criação de um documento prévio que analise e avalie os impactos ambientais decorrentes das atividades industriais. Esse documento, conhecido como Estudo de Impacto Ambiental (EIA), requer uma série de elementos para ser elaborado de forma abrangente e eficiente. Primeiramente, é necessário realizar um levantamento minucioso dos aspectos ambientais da região, considerando elementos como a qualidade do ar, solo, água, fauna e flora, bem como áreas de preservação e unidades de conservação. Além disso, é preciso identificar os potenciais impactos da indústria, como poluição atmosférica, contaminação de recursos hídricos, geração de resíduos e ruídos, efeitos sobre a biodiversidade e possíveis alterações no clima. A análise desses impactos deve ser

embasada em estudos técnicos e científicos, levando em conta as legislações ambientais vigentes e os padrões de qualidade estabelecidos [MILARÉ, 2017].

Outro ponto relevante é a consulta pública, que permite a participação da comunidade local e demais partes interessadas no processo de análise e tomada de decisão. Isso inclui a coleta de opiniões, sugestões e preocupações, garantindo a transparência e a inclusão das diferentes perspectivas. O documento prévio também deve abordar as medidas de mitigação dos impactos identificados, ou seja, as ações que serão adotadas para minimizar, controlar ou compensar os danos ambientais. Essas medidas podem incluir o uso de tecnologias limpas, tratamento de efluentes, adoção de boas práticas de gestão ambiental e programas de monitoramento contínuo. O objetivo final é garantir que a instalação da indústria seja realizada de forma sustentável, considerando os aspectos ambientais e promovendo a preservação dos recursos naturais e a qualidade de vida da comunidade envolvida [MILARÉ, 2017].

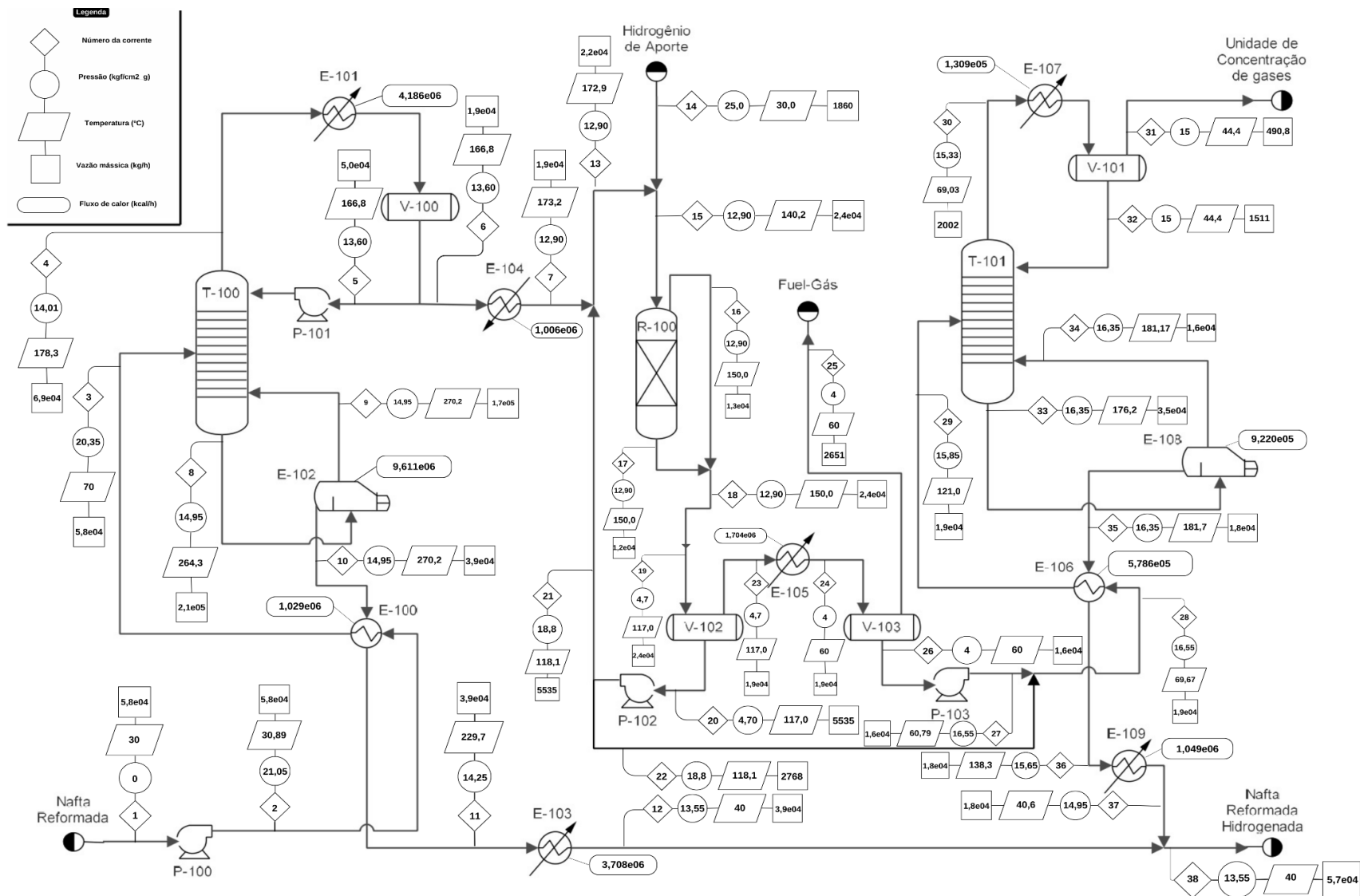


Figura 3.1. Diagrama PFD da planta de hidrorrefino de nafta reformada (**Fonte:** autoria própria).

4. PROJETO DA PLANTA

Neste tópico, está descrito o projeto detalhado da planta (equipamentos, P&ID, avaliação econômica etc.), bem como os resultados do projeto. As tabelas que caracterizam as correntes estão dispostas no Anexo 1, contendo os parâmetros físico-químicos, vazões molar e mássica e composição material.

4.1. Correntes de processo

As correntes do processo demonstram os resultados das composições obtidas em cada etapa da planta conforme as especificações solicitadas e as otimizações realizadas.

A corrente de alimentação 1 (Nafta reformada) entra na planta com temperatura (T) de 30 °C, pressão (P) 0,00 kgf/cm²g, vazão mássica $5,80 \times 10^4$ kg/h e ganha pressão ao atravessar a bomba P-100 para seguir até a coluna de fracionamento T-101. Corrente 100% líquida.

A corrente 2 possui mesma composição de componentes que a anterior porém com T (°C) 30,89, P (kgf/cm²g) 21,05 e vazão mássica $5,80 \times 10^4$ kg/h. Segue para trocador de calor E-100 para atender especificação de temperatura de entrada na torre (70 °C). Corrente 100% líquida.

A corrente 3 sai do trocador E-100 e entra na coluna *splitter* T-100, atendendo a especificação de 70 °C de temperatura com P (kgf/cm²g) 20,35 e vazão mássica $5,80 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 4 corresponde ao produto de topo da coluna, enriquecida com componentes de maior volatilidade da corrente 1 - olefinas e aromáticos. Essa segue para resfriamento no trocador E-101 facilitando posterior condensação. Suas condições são T (°C) 178,3, P (kgf/cm²g) 14,01 e vazão mássica $6,97 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta por 100% vapor.

A corrente 5 corresponde ao produto que retorna pelo topo da coluna após passagem pelo condensador V-100 para compor a corrente de refluxo e permitir o aumento da eficiência da separação da coluna. Suas condições são T (°C) 166,80, P (kgf/cm²g) 13,60 e vazão mássica $1,94 \times 10^4$ kg/h. A mesma tem sua vazão controlada pela bomba P-101. Corrente 100% líquida.

A corrente 6 corresponde a corrente de reforma leve, produto destilado da coluna *splitter* T-100 com máxima recuperação de benzeno, cujos componentes passarão pelo processo de hidrogenação no reator R-100. Suas condições são T (°C) 166,80, P

(kg/cm²g) 13,60 e vazão mássica $1,94 \times 10^4$ kg/h. Esta segue para aquecimento no trocador E-104. Corrente 100% líquida.

A corrente 7 está na saída do trocador de calor E-104 para atender a especificação de temperatura de entrada no reator de 140 °C. Esta é misturada com a corrente 21, correspondente a saída de um vaso de separação subsequente ao reator para permitir o refluxo e controle de temperatura do mesmo. Suas condições são T (°C) 173,20, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $1,94 \times 10^4$ kg/h. Corrente com composição 88,9% vapor.

A corrente 8 corresponde ao produto de fundo da coluna T-100, empobrecida de componentes mais voláteis da corrente 1. Essa segue para o *reboiler* E-102 para aumento de eficiência do empobrecimento da corrente. Suas condições são T (°C) 264,3, P (kgf/cm²g) 14,95 e vazão mássica $2,10 \times 10^5$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 9 corresponde a saída do *reboiler* para retorno à zona de esgotamento da coluna T-100 e aumento da eficiência do processo de destilação. Suas condições são T (°C) 270,20, P (kgf/cm²g) 14,95 e vazão mássica $2,85 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 10 corresponde a corrente de reforma pesada, produto de fundo da coluna T-100. Sua composição atende a especificação de perda máxima de tolueno (por hidrogenação) admissível de 0,3%. A mesma é utilizada no trocador de calor E-100 como fluido de resfriamento da corrente 2. Suas condições são T (°C) 270,20, P (kgf/cm²g) 14,95 e vazão mássica $2,85 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida a ser misturada posteriormente com a corrente de saída da coluna estabilizadora para compor a corrente de nafta reformada hidrogenada.

A corrente 11 corresponde a saída do trocador de calor E-100. Esta segue para trocador E-103 a fim de atender a especificação de projeto da temperatura da corrente de nafta reformada hidrogenada 40 °C. Suas condições são T (°C) 229,70, P (kgf/cm²g) 14,25 e vazão mássica $2,86 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 12 corresponde a saída do trocador de calor E-103 e é misturada com a corrente 37 para compor a nafta reformada hidrogenada. Suas condições são T (°C) 40,00, P (kgf/cm²g) 13,55 e vazão mássica $5,67 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 13 é resultado da mistura entre a corrente 7 - produto de topo aquecido da coluna T-100 - com a corrente 21 - realimentação do reator R-100. Suas condições são T (°C) 172,90, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $2,24 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta por 69,8% em vapor.

A corrente 14 corresponde ao hidrogênio de aporte que é utilizado como reagente no reator R-100 para hidrogenação das olefinas e aromáticos obtidos no produto de topo da coluna *splitter*. Suas condições são T (°C) 30,00, P (kgf/cm²g) 25,00 e vazão mássica 1860 kg/h. Corrente composta por 100% em vapor.

A corrente 15 corresponde ao resultado da mistura entre a corrente 14 com hidrogênio de aporte. Essa alimenta o reator R-100 no qual ocorre a reação de hidrogenação da nafta reformada, atendendo a especificação de 140 °C como temperatura de entrada no reator. Suas condições são T (°C) 140,20, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $2,41 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta 89,4% em vapor.

A corrente 16 equivale ao gases produtos das hidrogenações no reator R-100, cuja composição é 100% vapor, já não possui benzeno dada 100% de conversão e segue para os vasos de separação para compor a corrente de *fuel*-gás da planta. Suas condições são T (°C) 150,00, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $1,25 \times 10^4$ kg/h.

A corrente 17 corresponde aos componentes líquidos oriundos das hidrogenações no reator R-100. É composta 100% por líquidos, e segue para os vasos de separação. Suas condições são T (°C) 150,00, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $1,15 \times 10^4$ kg/h.

A corrente 18 equivale a nafta reformada hidrogenada pelo reator R-100, misturada pelas correntes 16 e 17, com vistas a passagem de vasos de separação e posterior estabilização. Suas condições são T (°C) 150,00, P (kgf/cm²g) 12,90 e vazão mássica $2,41 \times 10^4$ kg/h. Composta por 57,9% de vapor.

A corrente 19 tem destino ao vaso *flash* V-102 a fim de se obter uma corrente para realimentação do reator e outra para seguir a seção de estabilização da planta. Suas condições são T (°C) 117,00, P (kgf/cm²g) 4,70 e vazão mássica $2,41 \times 10^4$ kg/h. Composta por 80,5% de vapor.

A corrente 20 equivale a corrente de saída do vaso *flash* V-102 e segue para a bomba P-102. Sua função é realimentar o reator R-100 para controle de temperatura. Suas condições são T (°C) 117,00, P (kgf/cm²g) 4,70 e vazão mássica 5535 kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 21 corresponde a saída da bomba P-102 que a confere pressão suficiente para escoar a vazão desejada. Esta é misturada posteriormente com a corrente 7 para compor a corrente 13. Suas condições são T (°C) 188,10, P (kgf/cm²g) 18,8 e vazão mássica 5535 kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 22 é resultante da saída da bomba P-102 e tem destino a coluna de estabilização T-101. Suas condições são T (°C) 40,00, P (kgf/cm²g) 13,55 e vazão mássica $5,67 \times 10^4$ kg/h. Composição 100% líquida.

A corrente 23 equivale a saída do vaso *flash* V-102 e segue para resfriamento no trocador E-105, favorecendo a separação dos componentes no vaso V-103. Suas condições são T (°C) 117,00, P (kgf/cm²g) 4,7 e vazão mássica $1,86 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta por 100% vapor.

A corrente 24 corresponde a saída do trocador de calor E-105 para segunda separação no vaso V-103, que resulta na criação de duas correntes. Suas condições são T (°C) 60,00, P (kgf/cm²g) 4,00 e vazão mássica $1,85 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta por 25,5% vapor.

A corrente 25 é correspondente ao *fuel*-gás da planta, a qual possui como maioria da sua composição molar metano e etano além de outros gases leves. Suas condições são T (°C) 60,00, P (kgf/cm²g) 4,00 e vazão mássica $2,65 \times 10^4$ kg/h. Corrente composta por 100% vapor.

A corrente 26 equivale a saída do vaso V-103 e compõe a alimentação da coluna T-101. Suas condições são T (°C) 60,00, P (kgf/cm²g) 4,00 e vazão mássica $1,59 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 27 resultante da saída da bomba P-103, a ser misturada com a 22. Suas condições são T (°C) 69,79, P (kgf/cm²g) 16,55 e vazão mássica $1,59 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 28 equivale a mistura da corrente 25 - saída do vaso V-103 - com a corrente 22 - resultante da saída do vaso V-102 - seguindo para aquecimento para alimentação da torre de estabilização T-101. Suas condições são T (°C) 69,67, P (kgf/cm²g) 16,55 e vazão mássica $1,87 \times 10^4$ kg/h.

A corrente 29 equivale à alimentação da torre T-101, já aquecida pelo trocador de calor E-106. Sua composição molar apresenta em maioria os componentes leves, cuja separação destes é realizada na coluna T-101. Suas condições são T (°C) 121, P (kgf/cm²g) 15,85 e vazão mássica $1,87 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 30 equivale ao produto de topo da coluna T-101, cuja maioria da composição molar são componentes leves. Essa segue para condensador E-107 a fim de facilitar a transição de fases do produto obtido. Suas condições são T (°C) 69,03, P (kgf/cm²g) 15,33 e vazão mássica 2002 kg/h. Corrente composta por 100% vapor.

A corrente 31 é resultado da saída do vaso estabilizador V-101 e tem destino a Unidade de Concentração de Gases da planta. Suas condições são T (°C) 44,40, P (kgf/cm²g) 15,00 e vazão mássica $4,91 \times 10^2$ kg/h. Corrente composta por 100% vapor.

A corrente 32 equivale à corrente de refluxo da coluna T-101 para aumentar a eficiência da destilação. Suas condições são T (°C) 44,00, P (kgf/cm²g) 15,00 e vazão mássica $4,91 \times 10^2$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 33 equivale ao produto de fundo da coluna T-101, possuindo em sua composição os componentes menos voláteis da corrente de alimentação 29, e segue para refeedor E-108. Suas condições são T (°C) 176,2, P (kgf/cm²g) 16,35 e vazão mássica $3,47 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 34 corresponde ao refluxo, resultado da saída do refeedor E-108 e retorna a coluna para aumentar o enriquecimento da corrente do produto de topo. Suas condições são T (°C) 181,7, P (kgf/cm²g) 16,35 e vazão mássica $1,81 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 35 é o produto de fundo da coluna T-101, livre dos compostos mais voláteis da corrente de nafta de reforma catalítica hidrogenada, saída pelo refeedor E-108 e utilizada como fluido de resfriamento do trocador de calor E-106. Suas condições são T (°C) 181,70, P (kgf/cm²g) 16,35 e vazão mássica $1,82 \times 10^4$ kg/h. Corrente 100% líquida.

A corrente 36 é resultado do resfriamento pelo trocador E-106 e segue para outro resfriamento a fim de atender a especificação de projeto da temperatura da corrente de nafta reformada a 40 °C. Suas condições são T (°C) 139,30 P (kg/cm²g) 15,65 e vazão mássica $1,81 \times 10^4$ kg/h. Composição 100% líquida.

A corrente 37 é resultante da saída do trocador E-109 e segue para mistura com corrente 12 a fim de compor a corrente de nafta reformada hidrogenada. Suas condições são T (°C) 40,60, P (kgf/cm²g) 14,95 e vazão mássica $1,81 \times 10^4$ kg/h.

A corrente 38 equivale ao produto resultante do processamento da planta, com especificação de temperatura de 40 °C e ausência de benzeno em sua composição. Suas condições são T (°C) 40,00, P (kgf/cm²g) 13,55 e vazão mássica $5,68 \times 10^4$ kg/h.

4.2. Bombas

As bombas são equipamentos utilizados para impulsionar fluidos entre dois pontos distintos, mediante transferência de energia de pressão e/ou cinética [FOX, et al., 2010]. Existem dois tipos principais: centrífuga e de deslocamento positivo. O primeiro é extensamente empregado em processos químicos, tendo em vista que operam satisfatoriamente com fluidos Newtonianos em largas condições de operação [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Em adição, os fluidos impulsionados na unidade são caracterizados como limpos, isto é, não apresentam sólidos, portanto, empregam-se impelidores do tipo fechado. Para o devido dimensionamento, faz-se necessário recorrer aos valores provenientes dos balanços de massa e energia, a fim de obter informações a respeito das correntes anteriores e posteriores às bombas.

Para impulsionar parte da fração obtida pelo topo novamente à coluna, ou seja, como refluxo, projeta-se uma bomba centrífuga (P-101), enquanto o impulsionamento do destilado ao reator é feito pela pressão fornecida pelo sistema. A partir do fluido oriundo do vaso acumulador (V-100), coleta-se as informações necessárias para o dimensionamento. A bomba correspondente é ilustrada abaixo.

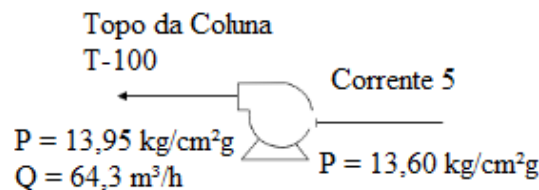


Figura 4.2.1. Modelo usado para projeto de bomba P-101 (**Fonte:** autoria própria).

Ao deixar a coluna de destilação pela zona de retificação, o fluido possui, a 144°C, densidade de 0,50 kg/L e vazão volumétrica de 64,3 m³/h. A pressão do vaso acumulador (P_{vaso}) corresponde a 1333,70 kN/m². Considera-se ainda a elevação convencional ($h_{elevação}$) de 3 m, assim como a do nível de líquido ($h_{nível}$) correspondente à metade do diâmetro do acumulador de destilado, ou seja, de 1,17 m. Com isso, calcula-se, inicialmente, a pressão na admissão ($P_{admissão}$):

$$P_{admissão} = P_{vaso} + P_{elevação} + P_{nível}$$

$$P_{elevação} = \rho g h_{elevação} = 14,82 \text{ kN/m}^2$$

$$P_{nível} = \rho g h_{nível} = 5,77 \text{ kN/m}^2$$

$$P_{admissão} = 1354,29 \text{ kN/m}^2$$

Em procedimento análogo, calcula-se a pressão na impulsão ($P_{impulsão}$). Para isso, são necessárias as informações da pressão no topo da coluna (P_{torre}), correspondente a 1368 kN/m², bem como a altura da torre somada à altura convencional (P_{altura}) de 3 m, além da perda de carga ocasionada pela válvula de controle instalada ($P_{instrumentação}$), a qual foi avaliada como 9,81 kN/m²:

$$P_{impulsão} = P_{torre} + P_{altura} + P_{instrumentação}$$

$$P_{altura} = \rho g h_{altura} = 373 \text{ kN/m}^2$$

$$P_{impulsão} = 1750,85 \text{ kN/m}^2$$

Portanto, é possível calcular a pressão diferencial (ΔP):

$$\Delta P = 396,56 \text{ kN/m}^2$$

Com isso, pode-se calcular a carga da bomba P-101 (H):

$$H(m) = \Delta P(N/m^2) \frac{1}{\rho(g/cm^3)10000}$$

$$H = (1750,85 \text{ kN/m}^2 - 1354,29 \text{ kN/m}^2) \frac{1}{0,5 \text{ g/cm}^3 * 10000}$$

$$H = 79,31 \text{ m}$$

Tem-se a carga líquida positiva de sucção, $NPSH$, disponível para a bomba P-101:

$$NPSH = \frac{P_{aspiração} - P_{vapor}}{10} \rho$$

$$NPSH = \frac{13,6 \text{ kgf/cm}^2 \text{ g} - (-13,95 \text{ kgf/cm}^2 \text{ g})}{10} 0,50 \text{ g/cm}^3$$

$$NPSH = 1,38 \text{ m}$$

Para o cálculo da potência, calcula-se, inicialmente, a pressão de *shut-off* ($\Delta P_{shut-off}$):

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 396,56 \text{ kN/m}^2 = 475,87 \text{ kN/m}^2$$

Em seguida, calcula-se a vazão de projeto, $Q_{projeto}$:

$$Q_{projeto} = 1,2 \times 64,3 \text{ m}^3/\text{h} = 77,16 \text{ m}^3/\text{h}$$

Por fim, considerando uma eficiência hidráulica (η_h) de 45% e elétrica (η_e) de 90%, tem-se a potência consumida (W_c) pela bomba do refluxo:

$$W_c = \frac{Q_{projeto} \times \Delta P_{shut-off}}{3600 \times \eta_h \times \eta_e}$$

$$W_c = \frac{77,16 \text{ m}^3/\text{h} \times 475,87 \text{ kN/m}^2}{3600 \times 0,45 \times 0,90}$$

$$W_c = 25,18 \text{ kW}$$

Tabela 4.2.1. Parâmetros característicos da bomba P-101.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kN/m ²)	1354,29
Pressão na impulsão (kN/m ²)	1750,85
Diferença de pressão (kN/m ²)	396,56
Pressão de <i>shut-off</i> (kN/m ²)	475,87
Vazão volumétrica (m ³ /h)	77,16
Potência consumida pela bomba (kW)	25,18

Em seguida, dimensiona-se as bombas de operação. Para a bomba P-100 ilustrada a seguir.

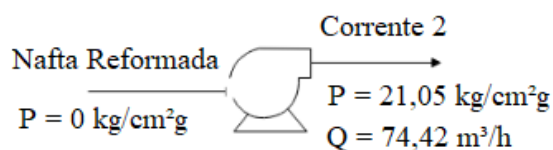


Figura 4.2. Modelo usado para projeto de bomba P-100 (**Fonte:** autoria própria).

Verifica-se que a corrente de admissão possui pressão manométrica igual a zero, enquanto a especificação do projeto define que a corrente de impulsão deve ser mantida em 21,05 kgf/cm²g, ou seja, 2064,29 kN/m². Dessa forma, considerando que a densidade da nafta reformada em 15 °C é 0,78 kg/L, é possível calcular a carga da bomba (H):

$$H(m) = \Delta P(N/m^2) \frac{1}{\rho(g/cm^3)10000}$$

$$H = (2064,29 \text{ kN/m}^2 - 0 \text{ kN/m}^2) \frac{1}{0,78g/cm^3 * 10000}$$

$$H = 264,65 \text{ m}$$

Além disso, é possível encontrar a carga líquida positiva de sucção, *NPSH*, disponível para a bomba P-100:

$$NPSH = \frac{P_{\text{aspiração}} - P_{\text{vapor}}}{10} \rho$$

$$NPSH = \frac{0 \text{ kgf/cm}^2g - (-21,05 \text{ kgf/cm}^2g)}{10} 0,78 \text{ g/cm}^3$$

$$NPSH = 1,64 \text{ m}$$

Para o cálculo da potência, calcula-se, inicialmente, a pressão de *shut-off* ($\Delta P_{shut-off}$):

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 2064,29 \text{ kN/m}^2 = 2477,16 \text{ kN/m}^2$$

Em seguida, calcula-se a vazão de projeto, $Q_{projeto}$:

$$Q_{projeto} = 1,2 \times 74,42 \text{ m}^3/h = 89,30 \text{ m}^3/h$$

Por fim, considerando uma eficiência hidráulica (η_h) de 45% e elétrica (η_e) de 90%, tem-se a potência consumida (W_c) pela bomba P-100:

$$W_c = \frac{Q_{projeto} \times \Delta P_{shut-off}}{3600 \times \eta_h \times \eta_e}$$

$$W_c = \frac{89,30 \text{ m}^3/h \times 2477,16 \text{ kN/m}^2}{3600 \times 0,45 \times 0,90}$$

$$W_c = 151,73 \text{ kW}$$

Tabela 4.2.2. Parâmetros característicos da bomba P-100.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kN/m ²)	0
Pressão na impulsão (kN/m ²)	2064,29
Diferença de pressão (kN/m ²)	2064,29
Pressão de <i>shut-off</i> (kN/m ²)	2477,16

Vazão volumétrica (m ³ /h)	74,42
Potência consumida pela bomba (kW)	151,73

Para a bomba P-102, ilustrada abaixo,

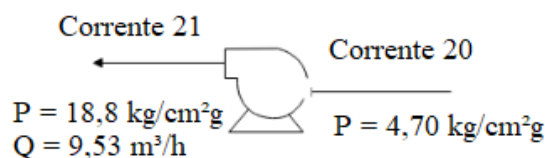


Figura 4.2.3. Modelo usado para projeto de bomba P-102 (**Fonte:** autoria própria).

verifica-se que a corrente de admissão, proveniente do *flash* à alta temperatura no V-102, possui pressão manométrica igual a 4,7 kgf/cm²g, enquanto a corrente de impulsão, a qual levará uma porção desse efluente à coluna de estabilização e outra ao reciclo, possui 18,80 kgf/cm²g. Dessa forma, considerando que a densidade do fluido em 117 °C é 0,58 kg/L, é possível calcular a carga da bomba (*H*):

$$H(m) = \Delta P(N/m^2) \frac{1}{\rho(g/cm^3)10000}$$

$$H = (1843,65 \text{ kN/m}^2 - 460,91 \text{ kN/m}^2) \frac{1}{0,58g/cm^3 * 10000}$$

$$H = 238,40 \text{ m}$$

Além disso, é possível encontrar a carga líquida positiva de sucção, *NPSH*, disponível para a bomba P-102:

$$NPSH = \frac{P_{aspiração} - P_{vapor}}{10} \rho$$

$$NPSH = \frac{4,7 \text{ kg/cm}^2\text{g} - (-18,80 \text{ kg/cm}^2\text{g})}{10} 0,58 \text{ g/cm}^3$$

$$NPSH = 1,36 \text{ m}$$

Para o cálculo da potência, calcula-se, inicialmente, a pressão de *shut-off* ($\Delta P_{shut-off}$):

$$\Delta P_{shut-off} = 1,2 \times 1382,74 \text{ kN/m}^2 = 1659,28 \text{ kN/m}^2$$

Em seguida, calcula-se a vazão de projeto, $Q_{projeto}$:

$$Q_{projeto} = 1,2 \times 9,53 \text{ m}^3/h = 11,44 \text{ m}^3/h$$

Por fim, considerando uma eficiência hidráulica (η_h) de 45% e elétrica (η_e) de 90%, 1659285,18 N/m^2 , tem-se a potência consumida (W_c) pela bomba P-102:

$$W_c = \frac{Q_{projeto} \times \Delta P_{shut-off}}{3600 \times \eta_h \times \eta_e}$$

$$W_c = \frac{11,44 \text{ m}^3/\text{h} \times 1659,28 \text{ kN/m}^2}{3600 \times 0,45 \times 0,90}$$

$$W_c = 13,02 \text{ kW}$$

Tabela 4.2.3. Parâmetros característicos da bomba P-102.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kN/m ²)	460,91
Pressão na impulsão (kN/m ²)	1843,65
Diferença de pressão (kN/m ²)	1382,74
Pressão de <i>shut-off</i> (kN/m ²)	1659,28
Vazão volumétrica (m ³ /h)	9,53
Potência consumida pela bomba (kW)	13,02

Para a bomba P-103, ilustrada abaixo,

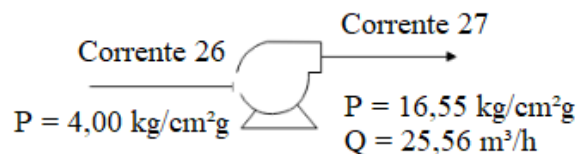


Figura 4.2.4. Modelo usado para projeto de bomba P-103 (**Fonte:** autoria própria).

verifica-se que a corrente de admissão, proveniente do *flash* à baixa temperatura no V-103, possui pressão manométrica igual a 4,0 kgf/cm²g, enquanto a corrente de impulsão, a qual levará o efluente líquido à coluna de estabilização, possui 16,55 kgf/cm²g. Dessa forma, considerando que a densidade do fluido em 60 °C é 0,62 kg/L, é possível calcular a carga da bomba (H):

$$H(m) = \Delta P(N/m^2) \frac{1}{\rho(g/cm^3)10000}$$

$$H = (1623 \text{ kN/m}^2 - 392,26 \text{ kN/m}^2) \frac{1}{0,62g/cm^3 * 10000}$$

$$H = 198,50 \text{ m}$$

Além disso, é possível encontrar a carga líquida positiva de sucção, *NPSH*, disponível para a bomba P-103:

$$NPSH = \frac{P_{\text{aspiração}} - P_{\text{vapor}}}{10} \rho$$

$$NPSH = \frac{4,0 \text{ kgf/cm}^2 g - (-16,55 \text{ kgf/cm}^2 g)}{10} 0,62 \text{ g/cm}^3$$

$$NPSH = 1,27 \text{ m}$$

Para o cálculo da potência, calcula-se, inicialmente, a pressão de *shut-off* ($\Delta P_{\text{shut-off}}$):

$$\Delta P_{\text{shut-off}} = 1,2 \times 1230,73 \text{ kN/m}^2 = 1476,88 \text{ kN/m}^2$$

Em seguida, calcula-se a vazão de projeto, Q_{projeto} :

$$Q_{\text{projeto}} = 1,2 \times 25,56 \text{ m}^3/h = 30,67 \text{ m}^3/h$$

Por fim, considerando uma eficiência hidráulica (η_h) de 45% e elétrica (η_e) de 90%, tem-se a potência consumida (W_c) pela bomba P-103:

$$W_c = \frac{Q_{\text{projeto}} \times \Delta P_{\text{shut-off}} \times 98100}{3600 * \eta_h * \eta_e}$$

$$W_c = \frac{30,67 \text{ m}^3/h \times 1476,88 \text{ kN/m}^2}{3600 \times 0,45 * 0,90}$$

$$W_c = 31,08 \text{ kW}$$

Tabela 4.2.4. Parâmetros característicos da bomba P-103.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kN/m ²)	392,66
Pressão na impulsão (kN/m ²)	162
Diferença de pressão (kN/m ²)	1230,73

Pressão de <i>shut-off</i> (kN/m ²)	1476,88
Vazão volumétrica (m ³ /h)	25,56
Potência consumida pela bomba (kW)	31,08

Os custos dos equipamentos, em *U.S Gulf Coast*, em 2006, podem ser estimados por meio da equação a seguir [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

$$C_e = a + bS^n$$

Sendo:

C_e : custo do equipamento adquirido;

a, b e n : constantes específicas para os equipamentos;

S : parâmetro do tamanho específico para cada equipamento.

Para o cálculo do custo de uma bomba, deve-se considerar duas partes: a carcaça e o motor. Além disso, estas devem ser duplicadas com o objetivo de evitar interrupção do funcionamento da unidade em caso de falha. De maneira que o custo de cada bomba será dado por:

$$C_B = 2(C_{carcaça} + C_{motor})$$

Os parâmetros a, b e n para a carcaça são iguais a 3.300, 48 e 1,2, sendo que S representa a vazão volumétrica, em L/s. Com relação ao motor, os parâmetros são 920, 600 e 0,7. Neste caso, S se relaciona à potência da bomba, em kW.

O custo das bombas P-102 e P-103 deve ser convertido em aço inox tipo 304, devido à presença de gás hidrogênio nas correntes de admissão. Para isso, multiplica-se pelo fator de custo de materiais, f_m , em relação ao aço carbono [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Para isso, leva-se em consideração apenas a carcaça:

$$C_{carcaça, inox} = f_m C_{carcaça} = 1,3 C_{carcaça}$$

Para a bomba P-102, procede-se da seguinte maneira:

$$C_{carcaça, inox} = 1,3 (3.300 + 48 \times Q^{1,2})$$

$$C_{carcaça, inox} = 1,3 (3.300 + 48 \times 3,18 \text{ L/s}^{1,2}) = \$ 4.540$$

$$C_{motor} = 920 + 600 \times W_c^{0,7}$$

$$C_{motor} = 920 + 600 \times 13,02 \text{ kW}^{0,7} = \$ 4.537$$

$$C_B = 2 (C_{carca\c{c}a,inox} + C_{motor})$$

$$C_B = 2 (\$ 4.540 + \$ 4.537) = \$ 18.155$$

A partir do método de Hand, pode-se calcular o custo de instalação, o qual depende do fator de instalação, F . Para bombas, este fator é igual a 4 [TOWLER; SINNOTT, 2008].

$$C_i = F C_e = 4 C_B$$

Com o objetivo de anualizar os custos, utiliza-se a seguinte equação:

$$C_a = 0,32 C_i$$

Os custos das bombas estão apresentados na tabela a seguir.

Tabela 4.2.5 - Custo das bombas.

Identificação	Custo Equipamento (\$ 2006)	Custo Instalação (\$ 2006)	Custo Anualizado (\$ 2006/ano)
P-100	53.324	213.296	68.255
P-101	23.719	94.877	30.361
P-102	18.155	72.622	23.239
P-103	25.353	101.414	32.452
Total	120.552	482.209	154.307

4.4. Trocadores de calor

A transferência de calor envolvendo os fluidos de processo é uma parte essencial da maioria dos processos químicos, normalmente feita por meio dos trocadores de calor [SINNOTT, 1999]. As aplicações típicas desses equipamentos envolvem aquecimento ou resfriamento de uma ou múltiplas correntes, podendo envolver também condensação e evaporação dos fluidos envolvidos [RAMESH; DUSAN, 2003]. Neste trabalho, os trocadores de calor estão intimamente relacionados à segurança e eficiência do processo de redução do benzeno.

O *design* do trocador depende das especificações da corrente tais como viscosidade, pressão, temperatura, incrustação, área de troca de calor, entre outras características [TOWLER; SINNOTT 2008]. Os modelos de trocador utilizados para o

presente projeto foram de casco e tubo, para os equipamentos que necessitavam de área de troca maior que 10 metros quadrados, e de tubos concêntricos, para trocadores que demandaram área menor que este valor, segundo o critério estabelecido por Towler [2008] e Turton [2009]. Esse método leva em conta o custo da área de transferência de calor por metro quadrado, normalizado em relação a um trocador de calor casco e tubos de 10 m². Trocadores de casco e tubos possuem uma alta eficiência de transferência de calor, capacidade de lidar com fluidos de alta pressão e possibilidade de limpeza e manutenção. Já os trocadores de tubos concêntricos ocupam menos espaço e possuem uma maior simplicidade de projeto e construção, barateando seus custos [SAARI, 2010].

Os trocadores de tubo concêntrico são o tipo mais simples de trocador de calor, sendo constituídos por dois tubos concêntricos de diferentes diâmetros. Neste tipo de equipamento uma corrente escoa pelo tubo mais interno enquanto o outro passa pelo espaço anular entre os tubos, podendo o fluxo ser paralelo ou em contracorrente [SANTOS, 2017].

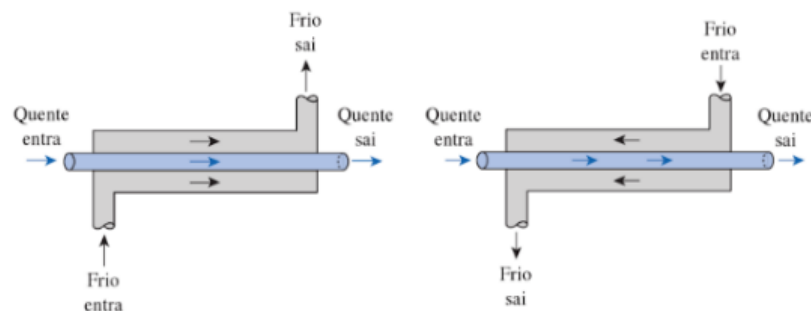


Figura 4.4.1. Trocador de calor de tubo concêntrico [SANTOS, 2017].

O trocador de casco e tubo é composto por uma carcaça feita de um metal resistente com formato cilíndrico fechada nas extremidades com cabeçotes e por um tubo central. Nele, os dois líquidos envolvidos circulam separadamente, a corrente quente passa pelo tubo e o frio pelo espaço entre o tubo e a carcaça.

O trocador de calor de cabeçote flutuante, utilizado neste projeto, é o tipo mais versátil de trocador de calor de casco e tubos, mas também o mais caro. Nesse *design*, uma placa de tubos é fixa em relação ao casco, enquanto a outra tem liberdade para "flutuar" dentro do casco. Isso permite a expansão livre do conjunto de tubos, bem como a limpeza tanto do interior quanto do exterior dos tubos [MUKHERJEE, 1998].

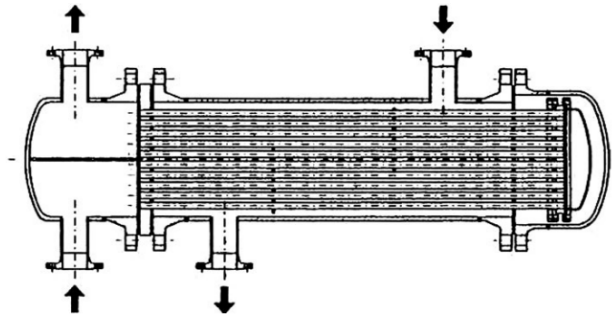


Figura 4.4.2. Trocador do tipo casco e tubo com cabeçote flutuante
[KIRCHNER, 2010].

Os trocadores E-100 e E-106 são casos especiais, em que as correntes de fluido quente proveniente dos *reboilers* E-102 e E-106 foram utilizadas para pré-aquecer a alimentação das torres T-100 e T-101, respectivamente. Isso foi feito pois a integração das correntes de alta temperatura é uma forma de recuperar energia no processo [SINNOTT, 1999].

Um parâmetro de extrema importância para dimensionamento do projeto é a área de troca, definida na equação a seguir [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

$$Q = U \times A \times F_t \times \Delta T_{ml}$$

Onde U é o coeficiente global de transferência de calor, Q a quantidade de calor necessária necessária para que haja troca térmica, F_t o fator de conversão, A a área de troca e ΔT_{ml} a diferença média de temperaturas logarítmicas, definida na equação abaixo.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{H,1} - T_{C,2}) - (T_{H,2} - T_{C,1})}{\ln \frac{(T_{H,1} - T_{C,2})}{(T_{H,2} - T_{C,1})}}$$

No qual $T_{H,1}$ é a temperatura de entrada do fluido quente, $T_{H,2}$ a temperatura de saída do fluido quente, $T_{C,1}$ a temperatura de entrada do fluido frio e $T_{C,2}$ a temperatura de saída do fluido frio. O coeficiente U foi estimado considerando os valores da tabela abaixo.

Tabela 4.4.1. Coeficientes globais de transferência de calor considerando os fluidos utilizados. Dados retirados da tabela 12.1 em [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Líquido quente	Líquido frio	U (W/m ² °C)
----------------	--------------	---------------------------

Heat exchangers:		
<i>Light oils</i>	<i>Light oils</i>	100-400
Condensers:		
<i>Organic vapours</i>	<i>Water</i>	700-1000
Vaporizers:		
<i>Steam</i>	<i>Light organics</i>	900-1200

O fator de correção é dado por [TOWLER, SINNOTT, 2008]:

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

R e S são parâmetros adimensionais dados por:

$$R = \frac{T_{H,1} - T_{H,2}}{T_{C,1} - T_{C,2}}$$

$$S = \frac{T_{C,2} - T_{C,1}}{T_{CH,1} - T_{C,1}}$$

Por fim, a área de troca A é dada por:

$$A = \frac{D}{U \times \Delta T_{ml}}$$

Em que D é o *duty* do trocador, ou seja, é a quantidade de calor trocada em kcal/h obtida pela simulação no software HYSYS. Foram consideradas as características da nafta reformada para escolha dos parâmetros da tabela citada anteriormente, para condensadores foi utilizado o valor de $U = 850 \text{ W / (m}^2 \text{ °C)}$, para os refervedores $U = 1.000 \text{ W / (m}^2 \text{ °C)}$ e para trocadores que integrem duas correntes de processo $U = 250 \text{ W / (m}^2 \text{ °C)}$. Os resultados calculados para os diferentes trocadores foram adicionados adiante. Para o número de tubos, considerou-se 20 pés de comprimento e 3/4" de diâmetro externo dos tubos, além disso, a água foi escolhida como líquido de refrigeração, pois é eficiente e de baixo custo.

Importante ressaltar que, conforme as diretrizes do projeto, foi realizado o sobredimensionamento de 110% para a área de troca de todos os trocadores, uma vez que se faz necessária uma margem de segurança para sua operação. Esse mecanismo também proporciona uma maior flexibilidade operacional, caso haja um aumento na

demanda de calor, além de aumentar a vida útil do equipamento, pois é evitada sua sobrecarga.

4.4.1 Projeto do trocador E-100

O trocador de calor E-100 é um dos casos de recuperação energética da planta, integrando duas correntes de processo, permitindo o pré-aquecimento da corrente de alimentação da torre T-100.

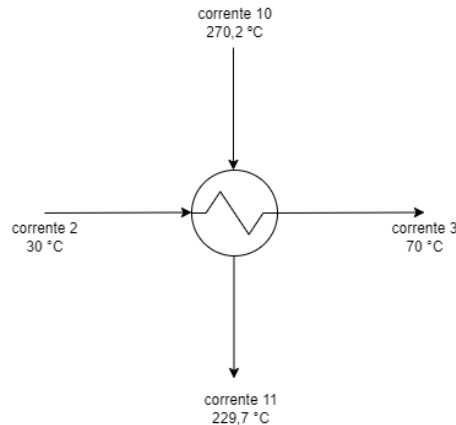


Figura 4.4.1.1. Representação esquemática do trocador E-100 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.1.1. Parâmetros característicos do trocador E-100.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo 1 (°C)	270,2
Temperatura de saída do fluido de processo 1 (°C)	229,7
Temperatura de entrada do fluido de processo 2 (°C)	30
Temperatura de entrada do fluido de processo 2 (°C)	70
Calor trocado (kcal/h)	1,03 x 10 ⁶
Área de troca (m ²)	26,32
Número de tubos	73
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.2 Projeto do trocador E-101

E-100 é o condensador da torre T-100, sendo responsável por resfriar e condensar o produto de topo antes deste seguir para o vaso V-100.

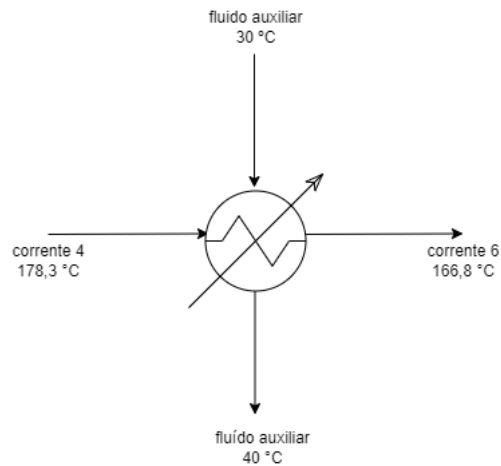


Figura 4.4.2.1. Representação esquemática do condensador E-101 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.1.1. Parâmetros característicos do condensador E-101.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	178,3
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	166,8
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	$4,19 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	45,79
Número de tubos	126
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.3 Projeto do trocador E-102

E-102 é o refeedor da torre T-100. Esse trocador é responsável por aquecer a corrente 8, a qual parte volta para a torre como vapor por meio da corrente 9, enquanto parte segue para o trocador E-100 e é reaproveitado como fonte quente.

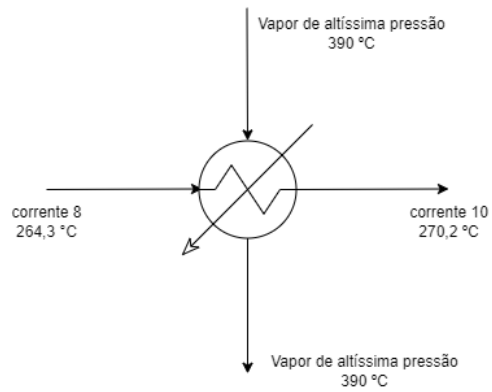


Figura 4.4.3.1. Representação esquemática do refervedor E-102 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.3.1. Parâmetros característicos do refervedor E-102.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	264,3
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	270,2
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	$9,62 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	100,22
Número de tubos	275
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.4 Projeto do trocador E-103

É o condensador responsável por resfriar a corrente proveniente do condensador E-100.

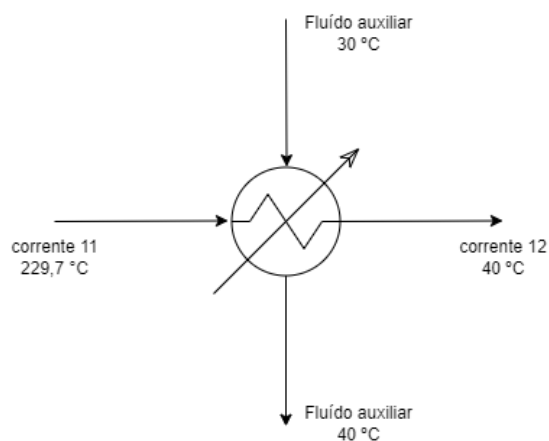


Figura 4.4.4.1. Representação esquemática do condensador E-103 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.4.1. Parâmetros característicos do condensador E-103.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	229,7
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	$3,71 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	91,37
Número de tubos	250
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.5 Projeto do trocador E-104

Responsável por aquecer a corrente 6 proveniente do vaso V-100.

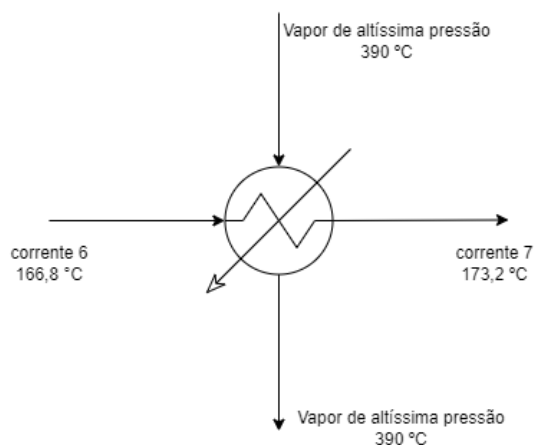


Figura 4.4.5.1. Representação esquemática do refeedor E-104 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.5.1. Parâmetros característicos do refeedor E-104.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	166,8
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	173,2
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	$1,01 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	5,84
Número de tubos	16
Tipo de trocador	Tubo concêntrico

4.4.6 Projeto do trocador E-105

Responsável por resfriar a corrente 23 advinda do vaso V-102 para enviá-la ao vaso V-103.

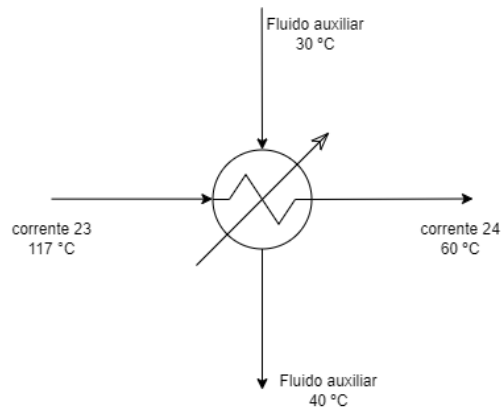


Figura 4.4.6.1. Representação esquemática do condensador E-105 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.6.1. Parâmetros característicos do condensador E-105.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	117
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	60
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	$1,70 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	51,42
Número de tubos	141
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.7 Projeto do trocador E-106

Responsável pela integração energética das correntes 28 e 35. A corrente 28 é pré-aquecida para ser enviada como alimentação da torre T-101.

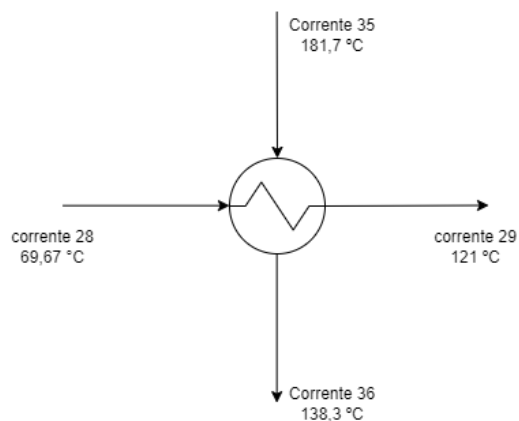


Figura 4.4.7.1. Representação esquemática do trocador E-106 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.7.1. Parâmetros característicos do trocador E-106.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo 1 (°C)	181,7
Temperatura de saída do fluido de processo 1 (°C)	138,3
Temperatura de entrada do fluido de processo 2 (°C)	69,67
Temperatura de entrada do fluido de processo 2 (°C)	121
Calor trocado (kcal/h)	$5,79 \times 10^5$
Área de troca (m ²)	45,83
Número de tubos	126
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.8 Projeto do trocador E-107

Recebe o produto de topo da torre T-101 e o condensa para o vaso V-101.

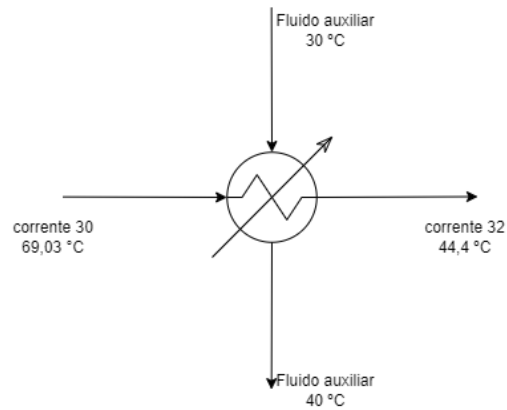


Figura 4.4.8.1. Representação esquemática do condensador E-107 (**Fonte:** autoria própria).

Tabela 4.4.8.1. Parâmetros característicos do condensador E-107.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	69,03
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	44,4
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	$1,31 \times 10^5$
Área de troca (m ²)	9,44
Número de tubos	26
Tipo de trocador	Tubos concêntricos

4.4.9 Projeto do trocador E-108

Recebe o produto de fundo da torre T-101 e o aquece para que retorne à torre.

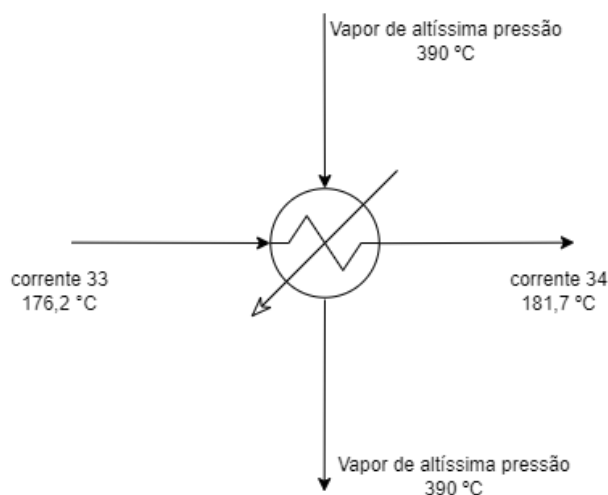


Figura 4.4.9.1. Representação esquemática do condensador E-108 (Fonte: autoria própria).

Tabela 4.4.9.1. Parâmetros característicos do condensador E-108.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	176,2
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	181,7
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	$9,22 \times 10^5$
Área de troca (m ²)	5,59
Número de tubos	16
Tipo de trocador	Tubo concêntrico

4.4.10 Projeto do trocador E-109

Recebe a corrente 36 proveniente do trocador E-106 e a resfria para saída da planta.

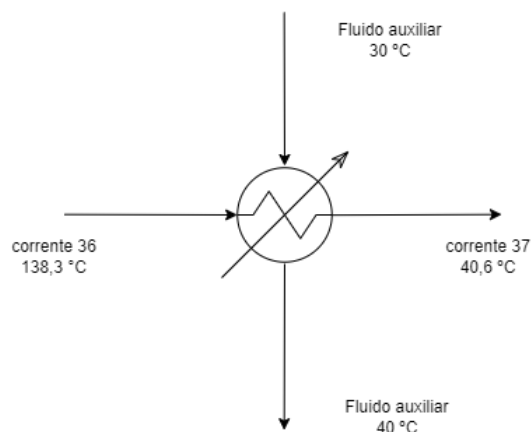


Figura 4.4.10.1. Representação esquemática do condensador E-109 (Fonte: autoria própria).

Tabela 4.4.10.1. Parâmetros característicos do condensador E-109.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	138,3
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	40,6
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	$1,05 \times 10^6$
Área de troca (m ²)	40,1
Número de tubos	110
Tipo de trocador	Casco e tubo

4.4.11 Torre T-100 com 40 pratos

Para os refeedores e condensadores da Torre T-101 de destilação os resultados foram condensados nas tabelas x e y.

No caso da torre de destilação T-100, foram calculados os parâmetros de refeedores e condensadores para todas as otimizações projetadas. Para o projeto da torre de 40 pratos, os dados foram compilados nas tabelas 4.4.11.1 e 4.4.11.2.

Tabela 4.4.11.1. Parâmetros característicos do condensador E-101 da torre T-100 com 40 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	178,9
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	167,3
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	1,74 x 10 ⁸
Área de troca (m ²)	1897
Número de tubos	5200
Tipo de trocador	Casco e tubos

Tabela 4.4.11.2. Parâmetros característicos do refervedor E-102 da T-100 com 40 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	263,8
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	270,7
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	1,80 x 10 ⁸
Área de troca (m ²)	1878
Número de tubos	5148
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.12 Torre T-100 com 60 pratos

Os resultados do projeto da T-100 com 60 pratos constam nas tabelas a seguir.

Tabela 4.4.12.1. Parâmetros característicos do condensador E-101 da T-100 com 60 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	179,6
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	167,9
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30

Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	1,21 x 10 ⁷
Área de troca (m ²)	131,1
Número de tubos	359
Tipo de trocador	Casco e tubos

Tabela 4.4.12.2. Parâmetros característicos do refervedor E-102 da T-100 com 60 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	265,3
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	271,3
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	1,75 x 10 ⁷
Área de troca (m ²)	184,4
Número de tubos	505
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.13 Torre T-100 80 pratos

Os resultados do projeto da T-100 com 80 pratos constam nas tabelas seguintes.

Tabela 4.4.13.1. Parâmetros característicos do condensador E-101 da T-100 com 80 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	179,4
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	167,7
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	5,79 x 10 ⁶
Área de troca (m ²)	62,9
Número de tubos	172

Tipo de trocador

Casco e tubos

Tabela 4.4.13.2. Parâmetros característicos do refeedor E-102 da T-100 com 80 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	265,4
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	271,1
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	1,12 x 10 ⁷
Área de troca (m ²)	118,1
Número de tubos	324

4.4.14 Torre T-100 com 100 pratos

Para o projeto da torre T-100 com 100 pratos os resultados foram adicionados às tabelas 4.4.14.1 e 4.4.14.2.

Tabela 4.4.14.1. Parâmetros característicos do condensador E-101 da T-100 com 100 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	178,3
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	166,8
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	4,16 x 10 ⁶
Área de troca (m ²)	45,5
Número de tubos	124
Tipo de trocador	Casco e tubos

Tabela 4.4.14.2. Parâmetros característicos do refeedor E-102 da T-100 com 100 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
----------------------------------	--------------

Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	264,4
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	270,2
Temperatura do vapor de altíssima pressão (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	9,6 x 10 ⁶
Área de troca (m ²)	100
Número de tubos	274
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.15 Torre T-100 com 150 pratos

Os resultados do projeto da T-100 com 150 pratos constam nas tabelas a seguir.

Tabela 4.4.15.1. Parâmetros característicos do condensador E-101 da T-100 com 150 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	175
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	164,3
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	40
Calor trocado (kcal/h)	3,02 x 10 ⁶
Área de troca (m ²)	33,7
Número de tubos	92
Tipo de trocador	Casco e tubos

Tabela 4.4.15.2. Parâmetros característicos do refeedor E-102 da T-100 com 150 pratos.

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	261,2
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	267,6
Temperatura do vapor de altíssima pressão HHPS (°C)	390
Calor trocado (kcal/h)	8,48 x 10 ⁶

Área de troca (m ²)	86,3
Número de tubos	237
Tipo de trocador	Casco e tubos

4.4.16 Utilidades dos trocadores

Dentre os custos variáveis dentro de um projeto de trocador de calor, existem aqueles relacionados às utilidades, como a água de resfriamento e o vapor de altíssima pressão utilizados. Para defini-los, é importante estimar as quantidades desses materiais a serem utilizados. A quantidade q de água de refrigeração é dada por:

$$q = \frac{D}{\Delta T_a}$$

Em que ΔT_a é a variação da temperatura da água de refrigeração, o resultado é dado em m³/h. Os cálculos foram realizados considerando o preço da água de 0,03 \$/m³, os resultados foram adicionados às Tabelas 4.4.16.1 e 4.4.16.2.

Tabela 4.4.16.1. Consumos e custos referentes à água de refrigeração dos condensadores.

Condensador	Água de refrigeração consumida (kg/h)	Custo anual (\$)
E-103	3,71 x 10 ⁵	89.040
E-105	1,70 x 10 ⁵	40.800
E-109	1,05 x 10 ⁵	25.200
E-107	1,31 x 10 ⁴	3.144

Tabela 4.4.16.2. Consumos e custos referentes à água de refrigeração do condensador E-101 da torre T-100.

N.º de pratos	Água de refrigeração consumida (kg/h)	Custo anual (\$)
40	1,74 x 10 ⁷	4.178.400
60	1,21 x 10 ⁶	290.160

80	$5,79 \times 10^5$	139.008
100	$4,16 \times 10^5$	99.816
150	$3,02 \times 10^5$	72.552

Por fim, para o custo operacional do vapor de altíssima pressão (HHPS) foi calculado para todos os refervedores da planta. Estimando o calor latente do vapor como 335,45 kcal/kg, para encontrar a vazão de vapor basta fazer a razão entre o *Duty* do refervedor e o calor latente estimado. O custo do vapor utilizado foi de \$ 10/ton, os resultados foram compilados nas tabelas a seguir.

Tabela 4.4.16.3. Consumos e custos referentes ao consumo de vapor de altíssima pressão pelos refervedores projetados.

Refervedor	Vazão de vapor (kg/h)	Custo anual (\$)
E-104	$3,01 \times 10^3$	240.870
E-108	$2,75 \times 10^3$	219.883

Tabela 4.4.16.4. Consumos e custos referentes ao consumo de vapor de altíssima pressão pelo refervedor E-102 da torre T-100.

N.º de pratos	Vazão de vapor (kg/h)	Custo anual (\$)
40	$5,37 \times 10^5$	42.975.108
60	$5,23 \times 10^4$	4.183.037
80	$3,35 \times 10^4$	2.680.578
100	$2,86 \times 10^4$	2.288.746
150	$2,53 \times 10^4$	2.021.642

4.4.17 Custos dos trocadores

Pela equação a seguir calcula-se o custo de cada trocador de calor, para isso, deve-se considerar o tipo de trocador de calor utilizado:

$$C_{TC} = a + bS^n$$

Os equipamentos E-104, E-107 e E-108 são trocadores de calor do tipo tubo duplo. Dessa maneira, os parâmetros a , b e n são iguais a 500, 1.100 e 1, respectivamente. Para os demais trocadores, os quais são do tipo casco e tubo, estes parâmetros valem 11.000, 115 e 1, nesta ordem. Já o parâmetros S representa a área, em m^2 .

Para calcular os custos referentes aos trocadores E-105 a E-109, constituídos de aço inox 304, considerando o fator de custo de materiais, f_m , em relação ao aço carbono [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

$$C_{TC,inox} = f_m C_{TC} = 1,3 C_{TC}$$

Para o trocador de calor E-105, procede-se da seguinte maneira:

$$C_{TC,inox} = 1,3 (11.000 + 115 \times S^1)$$

$$C_{TC,inox} = 1,3 (11.000 + 115 \times 51,40 m^2) = \$ 21.984$$

O custo de instalação, em que o fator F é igual a 3,5, e o custo anualizado são dados pelas seguintes equações [TOWLER; SINNOTT, 2008].

$$C_i = FC_e = 3,5 C_{TC}$$

$$C_a = 0,32 C_i$$

Os resultados estão apresentados na seguinte tabela.

Tabela 4.4.17.1 - Custo dos trocadores de calor.

Identificação	Custo Equipamento (\$ 2006)	Custo Instalação (\$ 2006)	Custo Anualizado (\$ 2006/ano)
E-100	14.024	49.085	15.707
E-101	16.267	56.934	18.219
E-102	22.500	78.750	25.200
E-103	21.511	75.288	24.092

E-104	6.935	24.272	7.767
E-105	21.984	76.945	24.622
E-106	21.147	74.014	23.684
E-107	14.149	49.522	15.847
E-108	8.643	30.252	9.680
E-109	20.294	71.032	22.730
Total	167.456	586.098	187.551

4.5 Vasos pulmões

Os vasos utilizados para o fornecimento de quantidades específicas e constantes de alimentação ou refluxo para os equipamentos são denominados vasos pulmões, com a função de minimizar flutuações e perturbações que possam atrapalhar o andamento do processo. As suas dimensões devem ser projetadas de forma a possibilitar o tempo de residência suficiente para a estabilização do líquido, e para que a condição do tempo de retenção seja satisfeita [TOWLER; SINNOTT, 2008].

No projeto, os vasos que se enquadram nessa função são o vaso V-100, correspondente à torre T-100, e o vaso V-101, correspondente à torre T-101, detalhados a seguir.

4.5.1 Vaso V-100

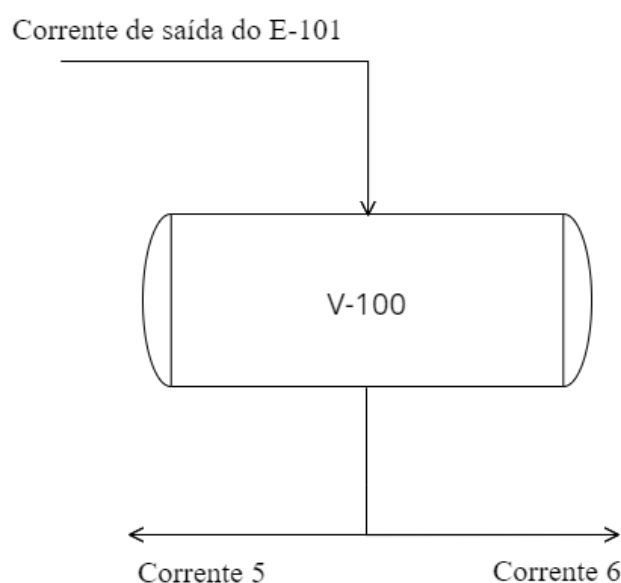


Figura 4.5.1.1. Esquema do vaso pulmão V-100 (**Fonte:** autoria própria).

O vaso pulmão da T-100 com 150 pratos apresenta uma vazão volumétrica do líquido ($Q_{líquido}$) de 100,06 m³/h que é a soma da vazão de refluxo (Ref) e da vazão de destilado ($Dest$).

$$Q_{líquido} = Ref + Dest$$

$$Q_{líquido} = 64,30 \text{ m}^3/\text{h} + 35,76 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{líquido} = 100,06 \text{ m}^3/\text{h}$$

A partir de $Q_{líquido}$ encontra-se o volume útil ($V_{útil}$), multiplicando pelo tempo de residência, que para vasos considera-se entre 5 e 15 minutos [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Nesse caso, considerou-se o tempo de residência igual a 15 minutos (0,25 h).

$$V_{útil} = Q_{líquido} \times t_{residência}$$

$$V_{útil} = 100,06 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,25 \text{ h}$$

$$V_{útil} = 25,02 \text{ m}^3$$

Em seguida, calcula-se o volume geométrico (V_{geo}) dividindo o volume útil pelo nível normal, que para tanques horizontais, considera-se 50% do volume do vaso.

$$V_{geo} = \frac{V_{útil}}{Nível Normal}$$

$$V_{geo} = \frac{25,02 \text{ m}^3}{0,5}$$

$$V_{geo} = 50,03 \text{ m}^3$$

Com o volume geométrico, encontra-se o diâmetro do vaso (D) através da equação abaixo, sendo (L/D) a razão entre a altura do vaso e seu diâmetro.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{geo}}{\pi(L/D)}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 69,55 \text{ m}^3}{\pi(L/D)}}$$

O valor de L/D varia entre 2 e 5 para o cálculo de vasos e o valor utilizado é aquele que apresenta o menor custo, que, nesse caso, foi igual a 5, como apresentado no gráfico da Figura 4.5.1.2. Dessa maneira, o diâmetro do vaso será de:

$$D = 2,33 \text{ m}$$

Calculado o diâmetro do vaso (D), obtém-se a sua espessura (e) através da equação a baixo e, a partir dela, calcula-se o peso (W). O material utilizado no V-100 é o aço carbono.

$$e = \frac{P_D(D/2)1000}{S_t E - 1,2 P_D} + CA$$

Sendo:

S_t : Máxima pressão suportável pelo aço carbono

E : Eficiência da solda

CA : Sobre-espessura por corrosão

P_D : Pressão de projeto

Por motivos de segurança, a pressão de projeto é calculada somando-se 1,8 kgf/cm²g na pressão real (P).

$$P_D = 1,8 \text{ kgf/cm}^2\text{g} + P$$

$$P_D = 1,8 \text{ kgf/cm}^2\text{g} + 13,6 \text{ kgf/cm}^2\text{g}$$

$$P_D = 15,4 \text{ kgf/cm}^2\text{g} = 88,94 \text{ N/mm}^2$$

Analogamente, adiciona-se 30 °C na temperatura real para definir a de projeto.

$$T_D = T + 30 \text{ °C}$$

$$T_D = 194,29 \text{ °C} + 30 \text{ °C}$$

$$T_D = 224,29 \text{ °C}$$

Os parâmetros E , CA e S_t , são tabelados e para as condições desse projeto valem 0,85, 3 mm e 88,94 N/mm², respectivamente [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Substituindo os valores na equação da espessura:

$$e = \frac{1,51 \text{ N/mm}^2 \times 2,33 \text{ m} \times 1000}{2 \times 88,94 \text{ N/mm}^2 \times 0,85 - 1,2 \times 1,51 \text{ N/mm}^2} + 3 \text{ mm}$$

$$e = 26,61 \text{ mm}$$

Determinada a espessura, calcula-se o diâmetro médio interno do vaso (D_m).

$$D_m = D + e$$

$$D_m = 2,36 \text{ m}$$

Em seguida, calcula-se o peso do vaso (W).

$$W = 240 \times C_w \times D_m \times (L + 0,8D_m) \times e$$

Sendo C_w o fator que considera o peso de bocais, tampas e outros instrumentos e no caso de vasos considera-se 1,08 [TOWLER; SINNOTT 2008].

$$W = 22542,11 \text{ kg}$$

Calculado o peso do vaso, determina-se o seu custo, que é o fator que define a altura e diâmetro do equipamento.

$$C_v = a + bW^n$$

Sendo para vasos de aço carbono [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

a : -2500

b : 200

n : 0,6

$$C_v = -2500 + 20 \times 22542,11^{0,6}$$

$$C_v = \$ 79.313,83$$

Para determinar o custo de instalação (C_i), multiplica-se o custo do equipamento pelo fator de Lang, que nesse caso é igual a 4. Dessa forma:

$$C_i = \$ 487.572,70$$

Por fim, realiza-se a anualização deste custo multiplicando-o por 0,32. Assim:

$$C_{i \text{ anualizado}} = \$ 101.521,71$$

O mesmo procedimento foi realizado variando a razão L/D entre os valores de 2 e 5 e obteve-se o gráfico abaixo que relaciona esse parâmetro com o custo do equipamento.

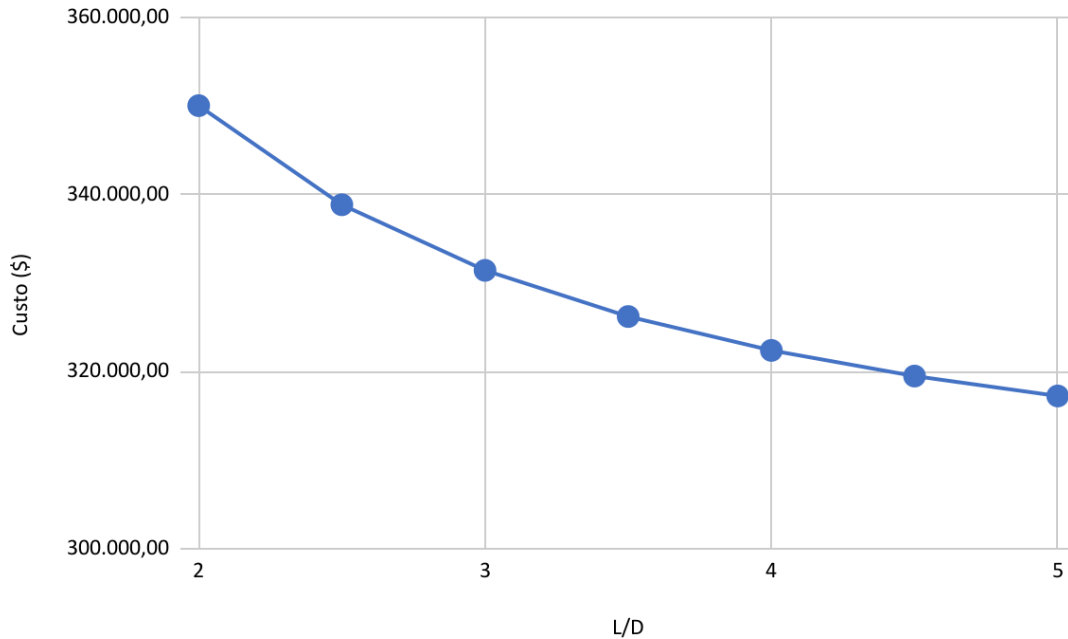


Figura 4.5.1.2. Gráfico de custo de instalação (\$) x L/D para o vaso V-100 (Fonte: autoria própria).

Dimensionado o diâmetro do vaso, calcula-se o *Low Liquid Level (LLL)*, *Normal Liquid Level (NLL)* e o *High Liquid Level (HLL)*. Como o vaso pulmão, utilizado no projeto, é horizontal, esses parâmetros serão calculados da seguinte maneira:

$$LLL = 0,2 D = 0,47 \text{ m}$$

$$NLL = 0,5 D = 1,17 \text{ m}$$

$$HLL = 0,8 D = 1,85 \text{ m}$$

Os mesmos cálculos foram realizados para o vaso da T-100 com 150, 80, 60 e 40 pratos e o conjunto da torre de destilação T-100 que apresentou o menor custo foi com 150 pratos. Os parâmetros característicos do vaso V-100 encontram-se na Tabela 4.5.1.1.

Por fim, calcula-se a velocidade limite através da equação empírica de York que tem que ser superior à velocidade real do vapor para evitar que ocorra o arraste de gotículas de líquido.

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Sendo:

k : constante

ρ_L : densidade do líquido

ρ_G : densidade do líquido

Substituindo pelos respectivos valores, encontra-se o seguinte resultado:

$$v_{lim} = 0,07 \text{ m/s} \sqrt{\frac{503,62 - 42,20}{42,20}}$$
$$v_{lim} = 0,38 \text{ m/s}$$

Por fatores de segurança, a velocidade limite é multiplicada por um fator de segurança igual a 0,5. Dessa forma, o valor projetado é de 0,18974 m/s.

A velocidade real do vapor é calculada por meio da razão entre o fluxo volumétrico de vapor (Q_{vapor}) e a seção transversal do vaso (S):

$$v_{real} = \frac{Q_{vapor}}{S}$$
$$v_{real} = \frac{2,30 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{h}}{2,14 \text{ m}^2}$$
$$v_{real} = 2,99 \times 10^{-10} \text{ m/s}$$

Como a velocidade real é muito menor do que a velocidade projetada, o arraste de gotículas do líquido é evitado.

Os parâmetros característicos obtidos do V-100 estão listados a seguir.

Tabela 4.5.1.1. Parâmetros característicos do vaso V-100.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	11677,87
Altura do vaso (mm)	2335,57
Espessura do vaso (mm)	26,61
Nível máximo de líquido (mm)	1868,46
Nível normal de líquido (mm)	1167,79

Nível mínimo de líquido (mm)	467,11
Pressão de projeto (kPa)	1510,22
Temperatura de projeto (°C)	254,29

4.5.2 Vaso V-101

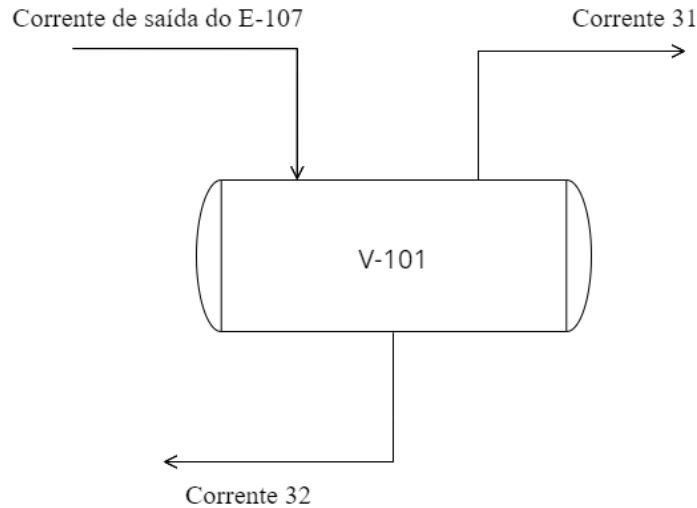


Figura 4.5.2.1. Esquema do vaso pulmão V-101 (**Fonte:** autoria própria).

O vaso pulmão V-101 é projetado da mesma maneira que o vaso V-100, entretanto o material utilizado será o aço inox 304.

O líquido destilado que sai do vaso possui uma vazão de 43,26 m³/h. Considerando o tempo de retenção de 15 minutos, defini-se o volume do vaso.

$$V_{\text{útil}} = 43,26 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,167 \text{ h}$$

$$V_{\text{útil}} = 10,81 \text{ m}^3$$

Como o vaso V-101 também é horizontal, seu volume geométrico será o dobro do volume útil.

$$V_{\text{geo}} = 21,63 \text{ m}^3$$

Com o volume definido, calcula-se o diâmetro do vaso com a mesma equação utilizada no vaso V-100, variando L/D para determinar o diâmetro de menor custo. Assim como no vaso V-100, considerando L/D igual a 5, obteve-se o menor valor, como mostra o gráfico da Figura 4.5.2.2.

Dessa forma, utilizando a razão L/D igual a 5, o diâmetro projetado para o vaso será de 1,76 m e seu comprimento de 8,83 m. Para o cálculo da espessura, a pressão de projeto estimada é de 16,8 kgf/cm²g (1,65 N/mm²) e a máxima pressão suportada é de 15 ksi (103,42 N/mm²). Os demais parâmetros são os mesmos valores utilizados no projeto do vaso V-100, desse modo, a espessura dimensionada é de:

$$e = 19,74 \text{ mm}$$

Dessa forma, o diâmetro interno médio é de 1,79 m e o peso de 9557,03 kg, gerando um custo total de \$ 487.572,70. Assim, obteve-se o gráfico abaixo que relaciona o parâmetro L/D e o custo de instalação.

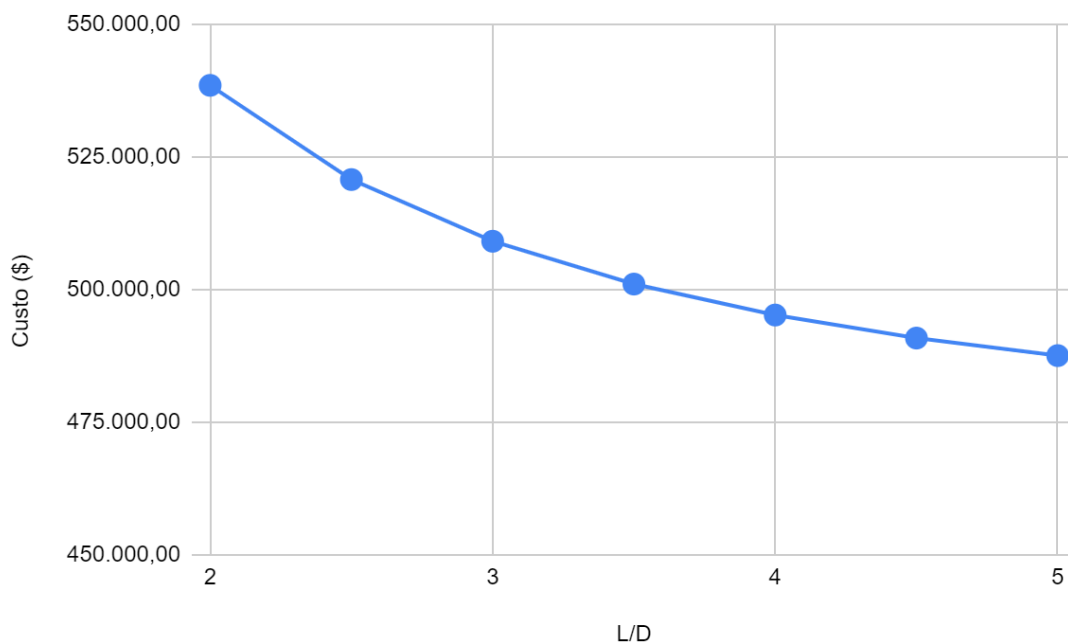


Figura 4.5.2.2. Gráfico de Custo de instalação (\$) x L/D para o vaso V-101 (Fonte: autoria própria).

A velocidade limite de vapor projetada é de 0,38 m/s enquanto que a real é de $3,41 \times 10^{-11}$ m/s, evitando o arraste das gotículas de líquido.

Assim, seguindo o mesmo procedimento de projeto do vaso V-100, determinou-se os parâmetros do vaso V-101 que são apresentados na Tabela 4.5.2.1.

Tabela 4.5.2.1. Parâmetros característicos do vaso V-101.

Parâmetro característicos	Valor
---------------------------	-------

Comprimento do vaso (mm)	8830,18
Altura do vaso (mm)	1766,03
Espessura do vaso (mm)	19,74
Nível máximo de líquido (mm)	1412,83
Nível normal de líquido (mm)	883,02
Nível mínimo de líquido (mm)	353,21
Pressão de projeto (kPa)	1647,52
Temperatura de projeto (°C)	44,40

4.6. Vasos separadores

A separação de gotículas líquidas da fase gasosa de uma mistura é possibilitada quando a temperatura de um vapor se encontra abaixo do ponto de orvalho, em um processo análogo a processos de separação de partículas sólidas de fluxos gasosos, com técnicas e equipamentos semelhantes. A força da gravidade é o suficiente para o assentamento do líquido no processo de separação, com uma certa tolerância de gotículas finas na fase gasosa.

Os efluentes são submetidos à separação *flash* nos vasos V-102 e V-103, processo que consiste na vaporização e posterior condensação de uma fração determinada da corrente em separação [TOWLER; SINNOTT, 2008].

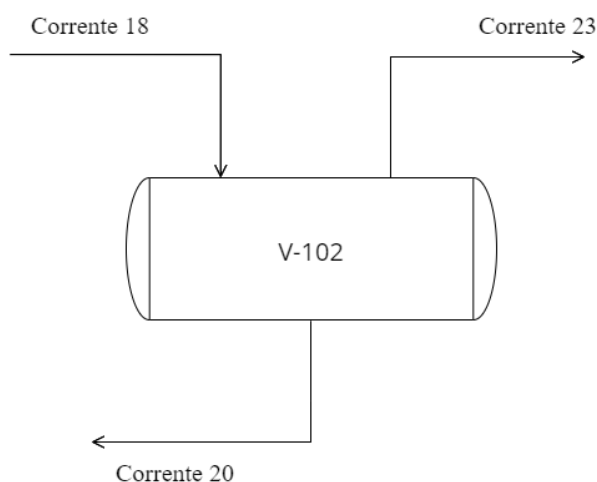


Figura 4.6.1. Esquema do vaso separador V-102 (Fonte: autoria própria).

Os vasos separadores do projeto são horizontais, dessa forma, o projeto deles é realizado de forma análoga ao dos vasos pulmão e o material utilizado é o aço inox.

4.6.1 Vaso V-102

A vazão de líquido no vaso V-102 é de 8,13 m³/h, o que leva a um volume de 2,03 m³ para um tempo de retenção de 15 minutos. Conseqüentemente, o volume geométrico é de 4,07 m³.

A razão L/D que apresentou o menor custo foi a igual a 4,62, como mostra a Figura 4.6.1.1. Dessa forma, o vaso possui os seguintes parâmetros:

$$D = 1,04 \text{ m}$$

$$L = 4,80 \text{ m}$$

Os valores de LLL , NLL e HLL são apresentados na Tabela 4.6.1.1 e foram determinados de maneira semelhante aos dos vasos V-100 e V-101.

A pressão do vaso é de 0,64 N/mm² e a tensão de cisalhamento do aço inox nas condições que o vaso atua é de 103,42 N/mm², chegando à conclusão de que a espessura do vaso deve ser igual a 8,65 mm. Definida a espessura, chegou-se aos seguintes resultados para os outros parâmetros do vaso:

$$D_m = 1,04 \text{ m}$$

$$W = 1.056,04 \text{ kg}$$

$$C_v = \$ 21.508,71$$

$$C_i = \$ 86.034,83$$

O gráfico abaixo apresenta a variação do custo em relação a L/D e o menor custo é obtido quando L/D é igual a 4,62, como citado anteriormente.

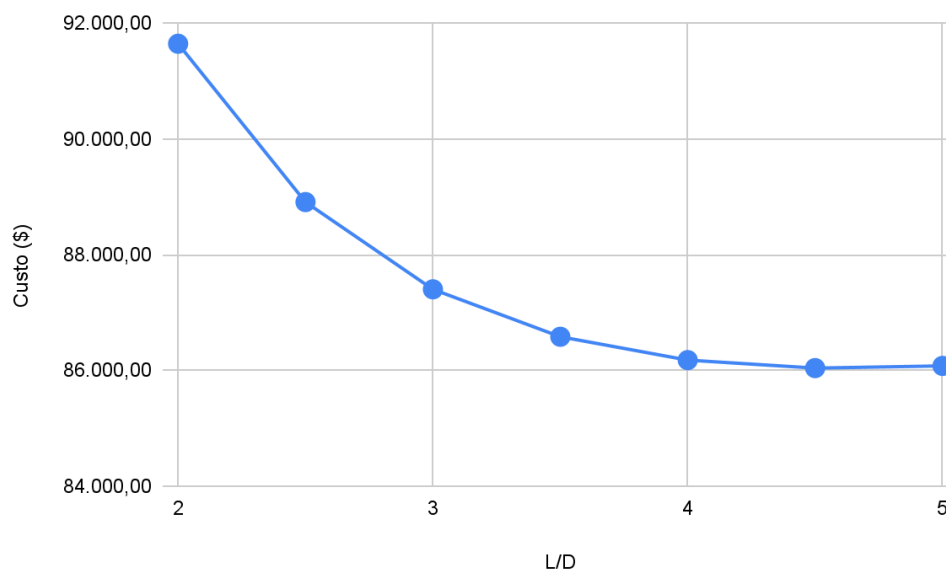


Figura 4.6.1.1. Gráfico de Custo de instalação (\$) x L/D para o vaso V-102 (Fonte: autoria própria).

Além disso, foi verificado o risco do arraste das gotículas de líquido pelo vapor, entretanto, esse risco foi reduzido, pois a velocidade de vapor projetada é de 0,73 m/s enquanto que a velocidade real é 0,020 m/s. Os parâmetros característicos do V-102 estão listados a seguir.

Tabela 4.6.1.1. Parâmetros característicos do vaso V-102.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	4796,11
Altura do vaso (mm)	1038,94
Espessura do vaso (mm)	6,78
Nível máximo de líquido (mm)	831,15
Nível normal de líquido (mm)	519,47
Nível mínimo de líquido (mm)	207,79
Pressão de projeto (kPa)	637,43
Temperatura de projeto (°C)	147,00

4.6.2 Vaso V-103

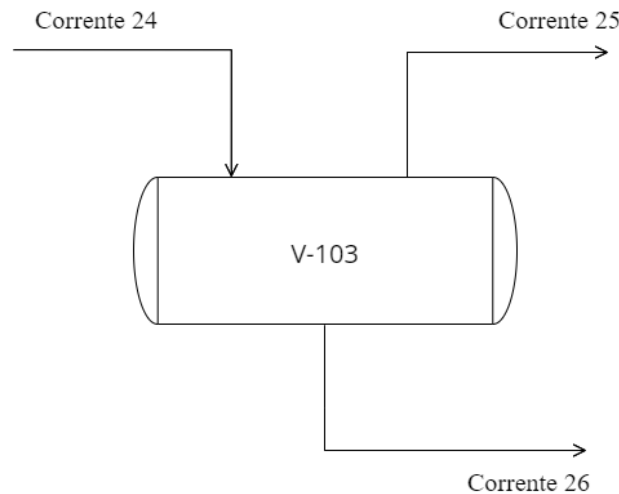


Figura 4.6.2.1. Esquema do vaso separador V-103 (Fonte: autoria própria).

A vazão de líquido que entra no vaso V-103 corresponde ao líquido destilado do vaso V-102 e é igual a 24,09 m³/h. Dessa forma, o volume útil ($V_{\text{útil}}$) e o volume total (V_{geo}) do vaso são iguais a:

$$V_{\text{útil}} = 6,02 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{geo}} = 12,04 \text{ m}^3$$

Definido o volume do vaso, calcula-se o diâmetro. Para este vaso, a razão L/D que o torna mais barato é igual a 5, como mostra o gráfico da Figura 4.6.2.2. Assim, o vaso apresenta um diâmetro igual a 1,45 m e um comprimento de 7,26 m. O HLL , NLL e LLL foram calculados da mesma maneira dos outros vasos e seus resultados estão presentes na Tabela 4.6.2.1.

A pressão de projeto (P_d) para esse equipamento é 0,57 N/mm² e a temperatura é de 194 °F. Para essas condições, a tensão máxima (S_t) que o aço inox 304 suporta é de 103,4214 N/mm². Através desses parâmetros, determinou-se a espessura (e) necessária para o vaso igual a 7,72 mm.

Conseqüentemente, o diâmetro médio interno foi dimensionado e é equivalente a 1,46 m. Assim, o peso do vaso corresponde a 2513,18 kg, levando a um custo de \$ 46.421,79 e de \$ 185.687,14 com a instalação. O gráfico abaixo indica a relação do custo de instalação com o parâmetro L/D .

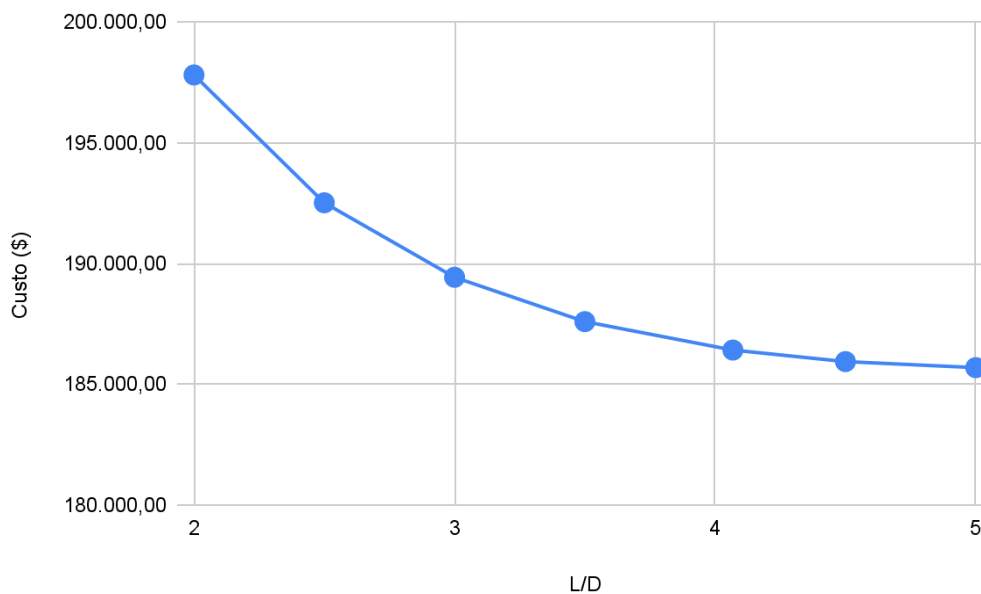


Figura 4.6.2.2. Gráfico do custo de instalação (\$) x L/D para o vaso V-103 (Fonte: autoria própria).

A velocidade limite de vapor projetada é de 1,48 m/s enquanto que a real possui o valor de 0,0018 m/s. Como a velocidade real é muito menor do que a projetada, diminui-se o risco de arraste das moléculas de líquido.

Os parâmetros característicos do V-103 estão listados a seguir.

Tabela 4.6.2.1. Parâmetros característicos do vaso V-103.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	7264,82
Altura do vaso (mm)	1452,96
Espessura do vaso (mm)	7,72
Nível máximo de líquido (mm)	1162,37
Nível normal de líquido (mm)	726,48
Nível mínimo de líquido (mm)	290,59
Pressão de projeto (kPa)	568,79
Temperatura de projeto (°C)	90

Os custos dos vasos pulmões e separadores no projeto são apresentados na Tabela 4.6.2.2.

Tabela 4.6.2.2. Custos dos vasos pulmões e separadores.

Identificação	Custo Equipamento (\$ 2006)	Custo Instalação (\$ 2006)	Custo Anualizado (\$ 2006/ano)
V-100	79.313	317.255	101.521
V-101	121.893	487.572	156.023
V-102	21.508	86.034	27.531
V-103	46.421	185.687	59.419
Total	269.137	759.294	242.974

4.7. Reator

De forma generalizada, os reatores químicos são recipientes onde se sucedem reações químicas e transferências de calor e massa, com foco em reatores de projetos de engenharia química, se caracterizam por vasos projetados para executarem os processos citados em escala industrial. Maiores eficiência e rendimento para os produtos de saída são objetivos de grande interesse no projeto de reatores químicos, minimizando os custos de operação, matéria-prima, mão de obra e fonte de energia [LEVENSPIEL, 1996].

Alcançar o mínimo de investimento exige um maior entendimento das transferências de energia envolvidas no processo, podendo se expressar pelo resfriamento ou aquecimento de correntes, bombeamento a fim de impor um gradiente de pressão ou até de redução de pressão por atrito, promovido pela adição de conexões na tubulação [FROMENT; BISCHOFF; DE WILDE, 2011].

O projeto de reatores deve levar em conta alguns critérios: a cinética da reação envolvida, de forma a viabilizar a reação almejada com suficiente tempo de residência para sua conclusão; a transferência de calor, efetivada principalmente pelas diferenças entálpicas promovidas nas reações químicas; a transferência de massa, de contribuição predominante da difusão das moléculas envolvidas. O controle da reação e das condições de operação, são fundamentais para o êxito do processo, evitando possíveis acidentes.

Para o projeto, foi escolhido o reator de operação *Plug-Flow-Reactor* (PFR), na qual o fluido reagente se movimentava pela tubulação pelo impulso de um pistão paralelo ao eixo do tubo, assumindo uma mistura em sentido radial sem dispersão axial, com todo o material fluindo pelo reator com tempo de residência igual, bem como os perfis de concentração e temperatura [TOWLER; SINNOTT, 2008].

4.7.1. Reator R-100

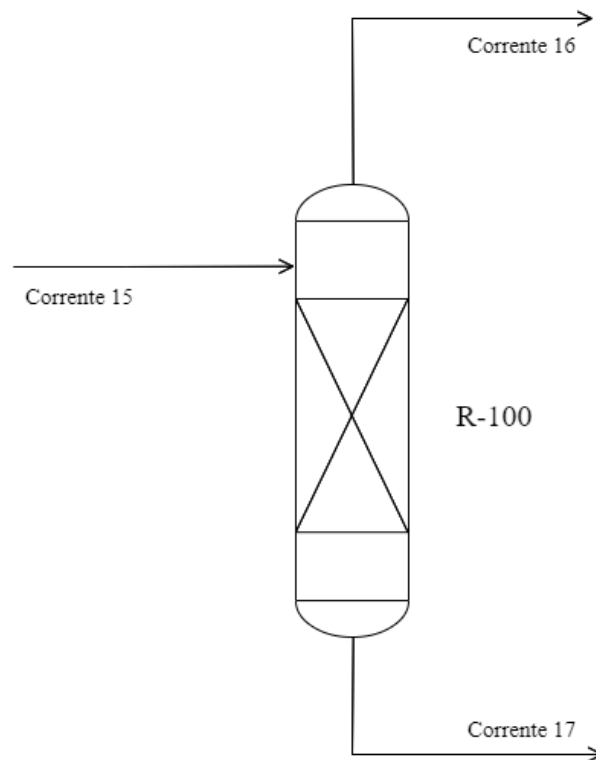


Figura 4.7.1.1. Esquema do vaso reator R-100 (**Fonte:** autoria própria).

Considerando uma pressão de operação de 12,9 kgf/cm², adiciona-se 1,8 kgf/cm², que ao total vão dar 14,7 kgf/cm².

$$P_i = 14,7 \text{ kgf/cm}^2$$

Sendo a temperatura de entrada do reator de 140°C e a temperatura máxima de saída 160°C, o ponto de operação será de 150°C. O volume pode ser calculado usando a seguinte equação.

$$V = t \times Q = 0,25 \times 40,18345205 = 10,4 \text{ m}^3$$

Onde t é o tempo de retenção hidráulica em horas e Q a vazão volumétrica de alimentação em m³/h.

Utilizam-se as duas fórmulas propostas, preservando o menor valor obtido. Com esses resultados, calcula-se a área da seção transversal máxima (S_{max}) e também o diâmetro máximo (D_{max}):

$$S_{max} = \frac{M}{G_{min}} = \frac{24100}{40000} = 0,6025 \text{ m}^2$$

$$D_{max} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{max}}{\pi}} = 0,876 \text{ m}$$

Para o cálculo do L , usa-se a seguinte equação:

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

Onde D assume seu valor máximo. Sendo assim:

$$L_{min} = \frac{4V}{\pi D_{max}^2} = 16,65 \text{ m}$$

Para determinar o tipo de escoamento, calcularemos o número de Reynolds, dado pela seguinte equação:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} = 43526,11 \text{ (fluxo turbulento)}$$

Onde ρ massa específica do fluido, D o diâmetro do tubo, v velocidade média do fluido e μ é a viscosidade dinâmica.

Um dos pontos importantes do reator é a escolha do catalisador, ele define qual o caminho que a reação deve seguir, influenciando diretamente os produtos. Em nosso reator, existem vários catalisadores que podem ser utilizados. Alguns dos catalisadores comumente empregados nessa reação incluem o níquel (Ni), o paládio (Pd), a platina (Pt) e a liga de paládio-prata (Pd-Ag). A escolha do catalisador depende de vários fatores, como a seletividade desejada para a reação, a atividade catalítica, a estabilidade do catalisador e o custo. Cada catalisador apresenta características específicas que podem afetar o desempenho da reação.

O níquel é frequentemente utilizado como catalisador na hidrogenação do benzeno, devido à sua atividade catalítica e ao seu custo relativamente baixo. No entanto, o níquel pode ser menos seletivo e apresentar maior tendência à formação de subprodutos indesejados.

O paládio e a platina são catalisadores mais seletivos e ativos, mas também são mais caros. Eles são amplamente utilizados em reações de hidrogenação de alta seletividade, como a hidrogenação do benzeno.

A liga de paládio-prata (Pd-Ag) é outra opção que combina as propriedades do paládio e da prata, além de reduzir os custos em relação ao uso exclusivo de paládio. Eles são conhecidos por sua atividade catalítica e seletividade em reações de hidrogenação. Eles são capazes de promover a reação de hidrogenação do benzeno de forma eficiente nessa faixa de temperatura.

Portanto, para um reator que opera na faixa de temperatura de 140°C a 160°C na hidrogenação do benzeno para a produção de nafta, o catalisador mais adequado seria o paládio (Pd) ou a liga de paládio-prata (Pd-Ag) [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011].

$$\varepsilon = 0,84$$

$$D_p = 0,00159 \text{ m}$$

$$\rho = 3650 \text{ kg/m}^3$$

Onde ε é a porosidade, D_p o tamanho das partículas e ρ a densidade.

Para o cálculo da perda de carga, utilizaremos a equação de Ergun, onde G é a velocidade mássica (vazão mássica/secção transversal):

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{G}{\rho D_p} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \right) \left[\frac{150(1-\varepsilon)}{D_p} + 1,75G \right]$$

Para a espessura, é considerada uma eficiência de solda (E) de 0,85, uma sobre-espessura (CA) de 3 mm, e a tensão de cisalhamento (S_i) do aço carbono de aproximadamente 12,9 ksi [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Utilizando-se das duas fórmulas abaixo, preservando o menor valor obtido, podemos calcular a espessura do reator.

$$e = \frac{P_i D_i}{2S_i E - 1,2P_i} \text{ ou } e = \frac{P_i D_i}{4S_i E + 0,8P_i};$$

O peso do reator pode ser calculado usando essa fórmula:

$$W_v = 240 C_w D_m (H_v + 0,8 D_m) e$$

Onde W_v é o peso total, C_w é o fator para contabilizar o peso de bocais (1,15), D_m diâmetro médio do vaso, H_v altura ou comprimento e e a espessura [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Para converter o valor para kg, basta dividir o valor pela constante de gravidade (g), de valor e unidade 9,81 m/s². Após isso, podemos substituir os valores na equação abaixo para calcular os custos.

$$C_e = a + bW^n$$

Os coeficientes, para um vaso vertical, são [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

a : -10000

b : 600

n : 0,6

Portanto, temos que o peso é será:

$$C_{CS} = -10000 + 600 \times W^{0,6}$$

Considerando que a perda de carga máxima deve ser de 1,5 kgf/cm² (1,471 bar), esse valor só é encontrado com diâmetro acima de 0,650 m. Portanto, foi escolhido aquele valor que resulte em um menor custo, abaixo do limite da perda de carga, com base na figura a seguir.

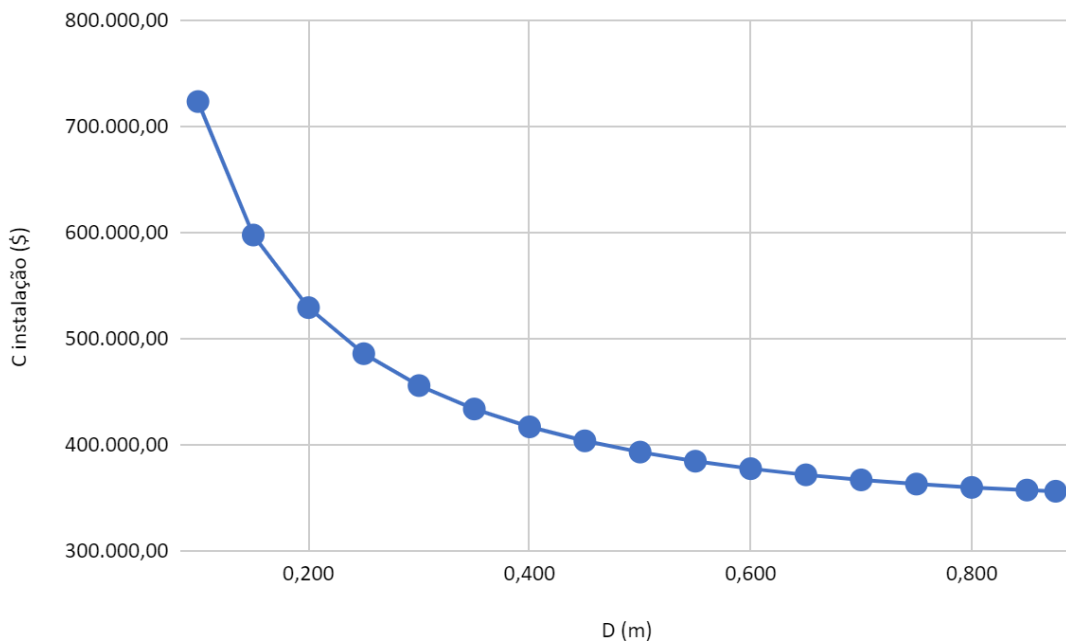


Figura 4.7.1.2. Gráfico do custo de instalação (\$) x D (m) para o reator R-100.

(Fonte: autoria própria).

Analisando as dimensões apresentadas, é possível notar que as especificações que geram o menor custo são indicadas na tabela a seguir.

Tabela 4.7.1.1. Parâmetros característicos do reator R-01.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do reator (m)	0,876
Altura do reator (mm)	16660

Espessura do reator (mm)	11,46
Tamanho de partícula de catalisador (mm)	1,59
Densidade do catalisador (kg/m ³)	3650
Pressão de projeto (kPa)	0,144
Temperatura de projeto (°C)	150

4.8. Torres de separação

As colunas de separação necessárias para o projeto executam a operação unitária conhecida como destilação fracionada, ideal para misturas líquidas com componentes de diversos pontos de ebulição distintos. Esse processo leva em conta a composição, a temperatura e a diferença de volatilidade dos compostos envolvidos, e efetua a separação em diferentes estágios pela torre, com seus limites demarcados pelos pratos ou recheios.

A destilação fracionada, como operação unitária de separação, se dá pelas transferências de massa e calor entre as correntes descendentes e ascendentes no comprimento da torre. Observa-se a alimentação da mistura à coluna de destilação, fluindo pelos estágios do processo, de modo a obter o acúmulo de compostos mais voláteis no topo da torre, e aqueles menos voláteis embaixo [MCCABE; SMITH e HARRIOTT, 2005].

No projeto, a primeira torre de destilação (T-100) tem como principal objetivo separar as correntes provindas da alimentação da nafta reformada, resultando em uma corrente de reforma pesada, que sai pelo fundo da torre com destino aos trocadores E-100 e E-102 para resfriamento, e outra corrente de reforma leve, que flui para a seção de hidrogenação pelo topo da coluna.

A segunda coluna (T-101) é alimentada pelo reformado leve hidrogenado após pré-aquecimento no trocador E-106, procedente dos vasos V-102 e V-103, e seu objetivo é o ajuste da pressão de vapor da corrente de reforma, eliminando componentes leve das mistura com o auxílio do refeedor com vapor E-108 e do condensador parcial com refrigeração E-107.

Concluído o processo, os vapores do topo da coluna são destinados à unidade de concentração de gases, com o intuito de recuperá-los, já o reforme leve hidrogenado obtido pelo fundo da coluna é encaminhado aos trocadores E-108 e E-106 para

resfriamento, e misturado com o reformado pesado para então ser destinado aos tanques de refinaria.

4.8.1. Coluna *splitter* T-100

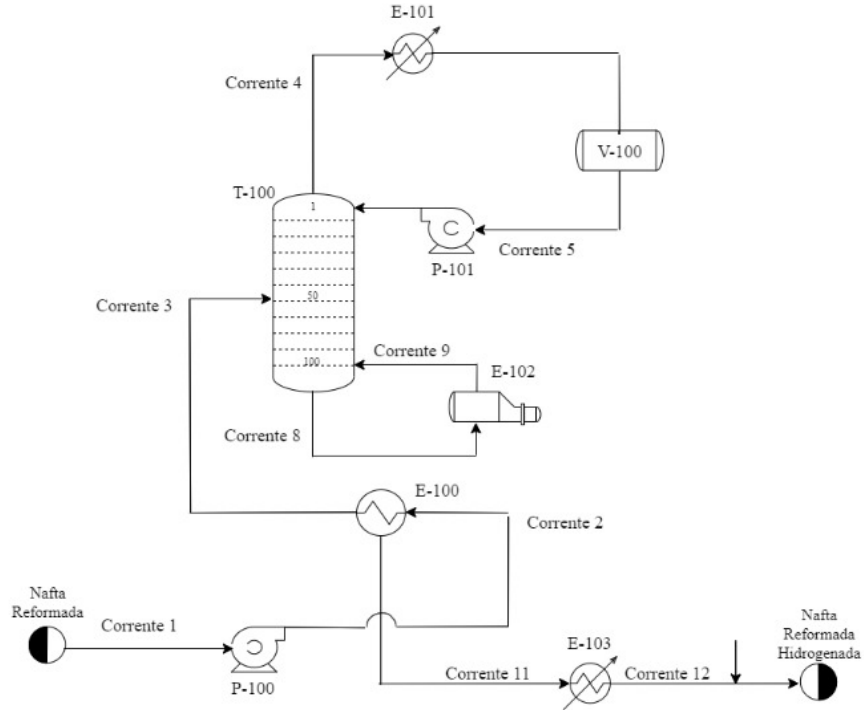


Figura 4.8.1.1. Esquema da torre T-100 (Fonte: autoria própria).

Após o pré-aquecimento, no trocador de calor E-102, da nafta reformada, esta é alimentada à coluna *splitter* T-100 de aço carbono, possui uma caldeira a vapor E-102 e trabalha a condensação total. Nesta coluna, obtém-se a corrente pesada como produto de fundo, de forma que, após o seu resfriamento nos trocadores E-100 e E-103, ela será destinada ao limite de bateria da unidade. Já no produto de topo, é obtida uma corrente de reforma leve, a qual é enviada à seção de hidrogenação.

Desse modo, após a análise de custos, concluiu-se que a torre com 150 pratos possui uma melhor viabilidade econômica. Assim, os pratos da coluna são do tipo válvula e a sua máxima vazão é o prato 138. Além disso, as densidades do líquido (ρ_L) e do vapor (ρ_G) são:

$$\rho_L = 532,5 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_G = 51,8 \text{ kg/m}^3$$

Para o dimensionamento da torre, é necessário, inicialmente, calcular a velocidade limite (v_{lim}) pela equação de York definida por:

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Em que o k é uma constante dependente da viscosidade do líquido e da tensão superficial, cujo valor é 0,07 m/s. Então,

$$v_{lim} = 0,07 \text{ m/s} \sqrt{\frac{532,5 \text{ kg/m}^3 - 51,8 \text{ kg/m}^3}{51,8 \text{ kg/m}^3}}$$

$$v_{lim} = 0,21 \text{ m/s}$$

Realizando a conversão para m/h, tem-se:

$$v_{lim} = 767,67 \text{ m/h}$$

Em seguida, calcula-se a área da seção transversal mínima (S_{min}) a partir da relação da vazão máxima volumétrica do gás ($Q_{m\acute{a}x}$) e a velocidade limite obtida. Assim, como a vazão é máxima se encontra no prato 138, o seu valor é de:

$$Q_{m\acute{a}x} = 4129 \text{ m}^3/\text{h}$$

Calculando a área da seção transversal mínima:

$$S_{min} = \frac{Q_{m\acute{a}x}}{v_{lim}}$$

$$S_{min} = \frac{4129 \text{ m}^3/\text{h}}{767,67 \text{ m/h}}$$

$$S_{min} = 5,37 \text{ m}^2$$

Após a obtenção da área da seção transversal mínima, é possível encontrar o diâmetro mínimo (D_{min}) da coluna, sendo necessário considerar o fator de sobredimensionamento de 120% como segurança. Assim,

$$D_{min} = 1,2 \times \sqrt{\frac{4 \times S_{min}}{\pi}}$$

$$D_{min} = 1,2 \times \sqrt{\frac{4 \times 5,37 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_{min} = 3,14 \text{ m} = 3140 \text{ mm} = 10,29 \text{ ft}$$

Para a obtenção da altura dos níveis do líquido, é necessário encontrar o *holdup time* e o *surge time*, sendo o primeiro o tempo médio de retenção do líquido em uma seção específica da torre de destilação e, o segundo, representa o tempo necessário para

a torre se ajustar a perturbações ou mudanças súbitas na condições operacionais. Desse modo, como a coluna é alimentada no fundo após a passagem da nafta por um trocador de calor, o seu *holdup time* é de 5 minutos (0,083h) e o seu *surge time* de 2 minutos ou (0,033h) [SVRCEK; MONNERY, 1993].

Para obter o nível *LLL*, considera-se a pressão de projeto (P_D), com o seu fator de segurança de 1,8 kgf/cm².g, como:

$$P_D = 14,95 \text{ kgf/cm}^2.\text{g} + 1,8 \text{ kgf/cm}^2.\text{g}$$

$$P_D = 16,75 \text{ kgf/cm}^2.\text{g} = 238,24 \text{ psi} = 1642,61 \text{ kPa}$$

Além da pressão de projeto, considera-se a temperatura de projeto, com o seu fator de segurança de 30°C, como:

$$T = 267,6 \text{ }^\circ\text{C} + 30^\circ\text{C}$$

$$T = 297,6 \text{ }^\circ\text{C} = 567,68 \text{ }^\circ\text{F}$$

Assim, encontra-se 6 polegadas ou 0,15 m para o valor do nível *LLL* [SVRCEK; MONNERY, 1993]. Para obter o *NLL*, considera-se o *holdup time*, a vazão volumétrica de gás e a área da seção transversal mínima. Então,

$$NLL - LLL = \frac{(Q_{\text{máx}} \times \text{holdup time})}{S_{\text{min}}}$$

$$NLL - LLL = \frac{(4129 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,083 \text{ h})}{5,37 \text{ m}^2}$$

$$NLL - LLL = 1,10 \text{ m}$$

$$NLL = 0,15 \text{ m} + 1,10 \text{ m} = 1,25 \text{ m}$$

Para a obtenção do nível *HLL*, considera-se o *surge time* no lugar do *holdup time*:

$$HLL - NLL = \frac{(Q_{\text{máx}} \times \text{surge time})}{S_{\text{min}}}$$

$$HLL - NLL = \frac{(4129 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,033 \text{ h})}{45,37 \text{ m}^2}$$

$$HLL - NLL = 0,44 \text{ m}$$

$$HLL = 1,25 \text{ m} + 0,44 \text{ m} = 1,69 \text{ m}$$

Assim, os valores dos níveis *LLL*, *NLL* e *HLL* são:

$$LLL = 0,15 \text{ m} = 150 \text{ mm}$$

$$NLL = 1,25 \text{ m} = 1250 \text{ mm}$$

$$HLL = 1,69 \text{ m} = 1690 \text{ mm}$$

Com base no nível *HLL*, calcula-se a altura do fundo (h_{fundo}) considerando o último estágio de 0,91 m:

$$h_{\text{fundo}} = HLL + 0,91 \text{ m}$$

$$h_{\text{fundo}} = 1,69 \text{ m} + 0,91 \text{ m}$$

$$h_{\text{fundo}} = 2,60 \text{ m}$$

Para encontrar a altura total da torre, tem-se que:

$$\text{Separação entre os pratos} = 0,46 \text{ m}$$

$$\text{Separação no prato de alimentação} = 0,91 \text{ m}$$

$$\text{Separação no topo da torre} = 0,91 \text{ m}$$

A altura da seção dos pratos se dá pela seguinte cálculo:

$$h_{\text{seção dos pratos}} = (\text{Número de pratos} - 2) \times \text{Separação entre os pratos}$$

$$h_{\text{seção dos pratos}} = (150 - 2) \times 0,46 \text{ m}$$

$$h_{\text{seção dos pratos}} = 68,08 \text{ m}$$

Assim a altura total da torre é:

$$h_{\text{torre}} = 68,08 + 0,91 + 0,91 = 72,50 \text{ m}$$

Em seguida, é necessário encontrar a espessura (e) da coluna em questão. Sabendo que o material da coluna é aço carbono e sua temperatura de projeto é 297,6 °C ou 567,68 °F, a tensão de projeto (S_t) é igual a 11,5 ksi ou 79,29 N/mm² [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Além disso, o fator de eficiência (E) da junta da solda é 0,85, a sobre-espessura por corrosão (CA) é 3 mm e a pressão de projeto, ao converter para N/mm², equivale a 1,64 N/mm². Desse modo, obtém-se a medida da espessura da seguinte forma:

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D_{\text{min}}}{2} \right) 1000}{StE - 0,6P_D} + CA$$

$$e = \frac{1,64 \text{ N/mm}^2 \times 3,14 \text{ m} \times 1000}{79,29 \text{ N/mm}^2 \times 0,85 - 0,6 \times 1,64 \text{ N/mm}^2} + 3 \text{ mm}$$

$$e = 41,81 \text{ mm}$$

Por fim, o peso (W) da coluna de destilação é calculado por meio da altura da torre (h_{torre}), da espessura (e), do fator (C_w) que leva em consideração o peso das conexões, tampas internas, suportes de acesso, entre outros, e por meio do diâmetro médio nominal (D_m). Este representa o somatório do diâmetro mínimo com a espessura:

$$D_m = D_{min} + e$$

$$D_m = 3,18 \text{ m}$$

E o fator C_w equivale a 1,15, sendo um valor padrão para colunas de destilação.

Dessa forma, o peso é definido a partir da equação abaixo:

$$W = 240 C_w D_m (h_{torre} + 0,8 D_m) e$$

$$W = 240 \times 1,15 \times 3,18 \text{ m} \times (72,50 \text{ m} + 0,8 \times 3,18 \text{ m}) \times 41,81 \text{ mm}$$

$$W = 2753563,71 \text{ N} = 280786,40 \text{ kg}$$

Após o dimensionamento da coluna de destilação T-100, é possível encontrar os valores do custo total dos pratos e do vaso e o custo de instalação da torre. Sabendo que os pratos são do tipo válvula, os valores de a , b e n são:

a : 130

b : 146

n : 2

Assim, o custo unitário dos pratos é definido como:

$$C_{prato} = a + b D_{min}^n$$

$$C_{prato} = 130 + 146 \times 3,14^2$$

$$C_{prato} = \$ 1.567$$

De forma que o custo total dos pratos é calculado a partir do número total de pratos da coluna,

$$C_{Tp} = n_{pratos} C_{prato}$$

$$C_{Tp} = 150 \times \$ 1.567$$

$$C_{Tp} = \$ 235.147$$

Como a torre é um vaso de pressão com o material de aço carbono, os valores de a , b e n são:

a : -400

b : 230

n : 0,6

Assim, o custo do vaso é determinado a partir da equação abaixo:

$$C_v = a + b W^n$$

$$C_v = -400 + 230 \times (280786,40 \text{ kg})^{0,6}$$

$$C_V = \$ 426.920$$

Desse modo, o somatório do custo do vaso com o custo total dos pratos equivale a \$ 662.067,60. Portanto, ao considerar o fator de Lang igual 4, o custo de instalação da torre é calculado da seguinte maneira:

$$C_{torre} = C_{vaso + pratos} \times \text{Fator de Lang}$$

$$C_{torre} = \$ 662.067 \times 4$$

$$C_{torre} = \$ 2.648.270$$

A partir da otimização da torre T-100, foi possível construir um gráfico que relaciona o custo de instalação com o número de pratos.

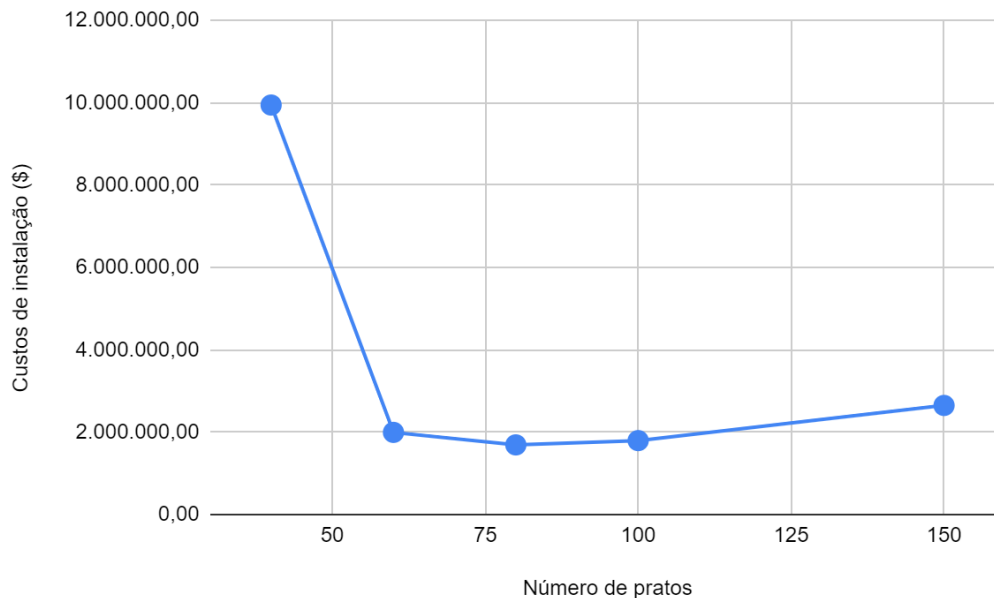


Figura 4.8.1.2 . Gráfico de Custos de instalação (\$) x Número de pratos (**Fonte:** autoria própria).

Para obter o custo anualizado da torre T-100, é necessário realizar a multiplicação do custo de instalação por 0,32. Dessa forma,

$$C_{i\text{anualizado}} = \$ 847.446$$

Além disso, considerando os custos de utilidades, anteriormente calculados, o custo total da torre T-100 com 150 pratos é igual a:

$$C_{Total} = \$ 3.154.475$$

Dessa forma, ao obter o custo total para o restante dos números de pratos otimizados (100, 80, 60 e 40 pratos), foi possível concluir o número de pratos ideal que

gera uma melhor viabilidade financeira. Assim, a partir da figura abaixo, analisa-se a curva dos custos totais conforme a variação do número de pratos.

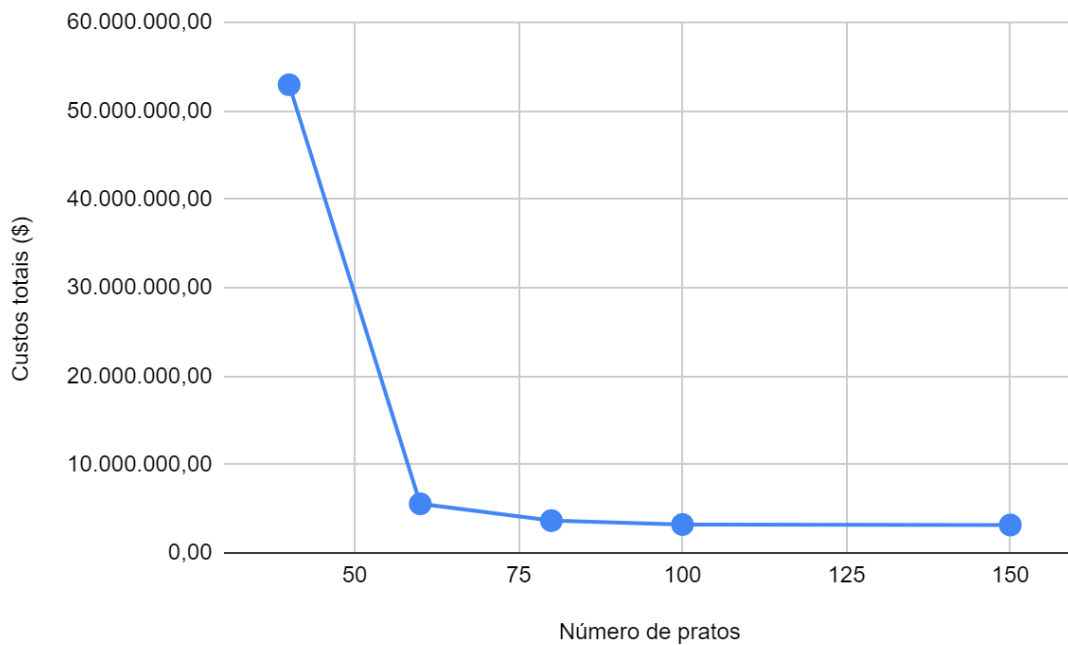


Figura 4.8.1.3. Gráfico de Custos totais (\$) x Número de pratos (**Fonte:** autoria própria).

Com base na Figura 4.8.1.2 e na Figura 4.8.1.3, observa-se que a torre com 40 pratos possui um custo alto em comparação aos outros números de pratos, pois a máxima vazão volumétrica do gás de $72275,7 \text{ m}^3/\text{h}$ é muito maior devido à mudança na geometria da torre. Conseqüentemente, o valor da área da seção transversal mínima, do diâmetro mínimo e da espessura da torre aumentam e, os níveis *LLL*, *NLL* e *HLL*, assim como a sua altura total, tornam-se menores, encarecendo o seu custo final. Apesar da torre com 150 pratos exigir um maior custo de instalação do que a torre com 100, 80 e 60 pratos, ela é a que possui o menor custo total ao considerar os custos das utilidades. Desse modo, a torre com 150 pratos torna-se a opção com a melhor viabilidade financeira.

Por fim, após projetar a coluna *splitter*, obteve-se os seguintes parâmetros característicos.

Tabela 4.8.1.1. Parâmetros característicos da torre T-100.

Parâmetro característicos	Valor
---------------------------	-------

Diâmetro da torre (mm)	3140
Altura da torre (mm)	72500
Espessura da torre (mm)	41,81
Número de pratos	150
Espaçamento entre pratos	0,46
Prato de alimentação	75
Nível máximo de líquido (mm)	1690
Nível normal de líquido (mm)	1250
Nível mínimo de líquido (mm)	150
Pressão de projeto (kPa)	1642,61
Temperatura de projeto (°C)	297,6

4.8.2. Coluna estabilizadora T-101

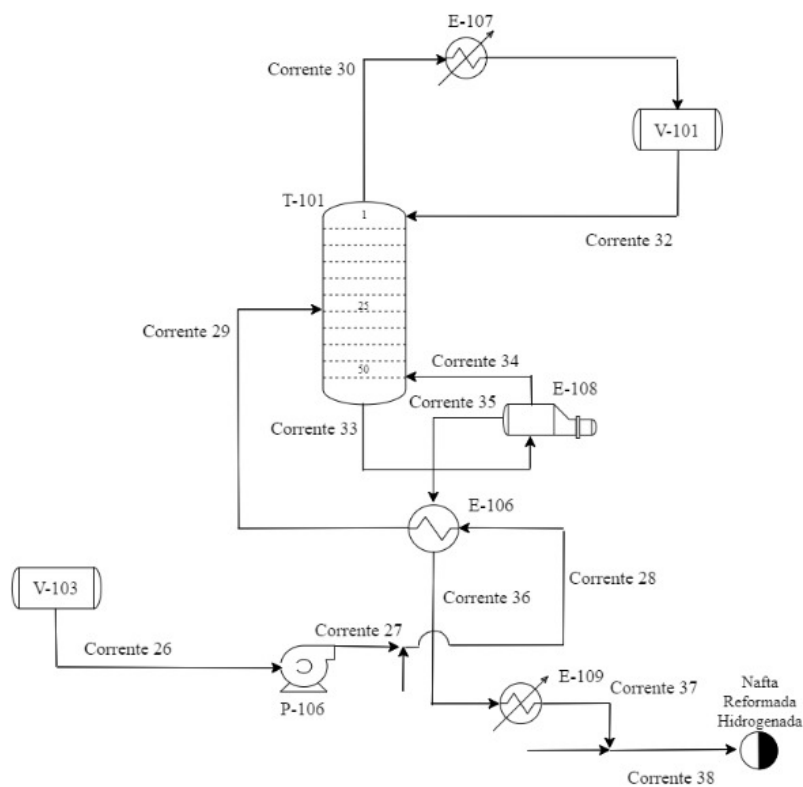


Figura 4.8.2.1. Esquema da torre T-101 (Fonte: autoria própria).

Após o reformado leve ser pré-aquecido no trocador E-106, ele é alimentado à coluna estabilizadora T-101 para eliminar os componentes leves e, assim, ajustar a pressão de vapor da corrente de reforma. A coluna estabilizadora é de material aço inox

304, possui 50 pratos do tipo válvula, um refulvedor a vapor E-103 e um condensador parcial E-107 com água de refrigeração. Assim, no topo da coluna, os vapores são enviados à unidade de concentração de gases a fim de recuperá-los e, o reformado leve hidrogenado obtido como produto de fundo, é resfriado nos trocadores E-106 e E-109, misturado com o reformado pesado e, em seguida, enviado aos tanques de refinaria.

Desse modo, o prato de alimentação desta coluna é o 25 e o de máxima vazão é o 50. Além disso, as densidades do líquido (ρ_L) e do vapor (ρ_G) são:

$$\rho_L = 473,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_G = 52,48 \text{ kg/m}^3$$

Para o dimensionamento da coluna estabilizadora, as equações utilizadas para o dimensionamento da coluna *splitter*, de modo que apenas as variáveis são alteradas. Dessa forma, considerando a constante k como 0,07 m/s, a velocidade limite (v_{lim}) obtida é equivalente a:

$$v_{lim} = 0,20 \text{ m/s} = 713,89 \text{ m/h}$$

Em seguida, a área da seção transversal mínima (S_{min}) a partir da relação da vazão máxima volumétrica do gás ($Q_{máx}$) e a velocidade limite obtida. Assim, a vazão máxima volumétrica de gás é:

$$Q_{máx} = 303,10 \text{ m}^3/\text{h}$$

O que possibilita a obtenção da área da seção transversal mínima:

$$S_{min} = 0,42 \text{ m}^2$$

Considerando o fator de sobredimensionamento de 120%, o diâmetro mínimo é igual a:

$$D_{min} = 0,88 \text{ m} = 880 \text{ mm} = 2,89 \text{ ft}$$

Para a obtenção da altura dos níveis do líquido, o *holdup time* e o *surge time* se mantêm equivalentes a 0,083 horas e 0,033 horas [SVRCEK; MONNERY, 1993], respectivamente. Dessa forma, para encontrar o valor do nível *LLL*, considera-se a pressão de projeto (P_D), com o seu fator de segurança de 1,8 kgf/cm².g, como:

$$P_D = 16,35 \text{ kgf/m}^2.\text{g} + 1,8 \text{ kgf/m}^2.\text{g}$$

$$P_D = 18,15 \text{ kgf/cm}^2.\text{g} = 258,15 \text{ psi} = 1779,88 \text{ kPa}$$

Além da pressão de projeto, considera-se a temperatura de projeto, com o seu fator de segurança de 30°C, como:

$$T = 181,65^{\circ}\text{C} + 30^{\circ}\text{C}$$

$$T = 211,65^{\circ}\text{C} = 412,97^{\circ}\text{F}$$

Assim, encontra-se 15 polegadas ou 0,38 m ou 380 mm para o valor do nível *LLL* [SVRCEK; MONNERY, 1993]. Sabendo que:

$$NLL - LLL = 7,55 \text{ m}$$

$$NLL = 0,38 \text{ m} + 7,55 \text{ m} = 7,93 \text{ m}$$

$$HLL - NLL = 3,02 \text{ m}$$

$$HLL = 7,92 \text{ m} + 3,02 \text{ m} = 10,95 \text{ m}$$

Assim, os valores dos níveis *LLL*, *NLL* e *HLL* são:

$$LLL = 0,38 \text{ m} = 380 \text{ mm}$$

$$NLL = 7,93 \text{ m} = 7930 \text{ mm}$$

$$HLL = 10,95 \text{ m} = 10950 \text{ mm}$$

Com base no nível *HLL*, calcula-se a altura do fundo (h_{fundo}) pela somatória dos três níveis, considerando o último estágio de 0,91 m:

$$h_{\text{fundo}} = 11,86 \text{ m}$$

Para encontrar a altura total da torre, tem-se que:

$$\text{Separação entre os pratos} = 0,46 \text{ m}$$

$$\text{Separação no prato de alimentação} = 0,91 \text{ m}$$

$$\text{Separação no topo da torre} = 0,91 \text{ m}$$

A altura da seção dos pratos para uma torre de 50 pratos é de:

$$h_{\text{seção dos pratos}} = 22,08 \text{ m}$$

Dessa forma, a altura total da torre é:

$$h_{\text{torre}} = 22,08 \text{ m} + 0,91 \text{ m} + 0,91 \text{ m} = 35,76 \text{ m}$$

Sabendo que o material da coluna é aço inox 304 e sua temperatura de projeto é 211,65 °C ou 412,97 °F, a tensão de projeto (S_t) é igual a 12,9 ksi ou 88,94 N/mm² [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Além disso, o fator de eficiência (E) da junta da solda mantém-se 0,85, a sobre-espessura por corrosão (CA) é 3 mm e a pressão de projeto, ao converter para N/mm², equivale a 1,78 N/mm². Desse modo, a espessura (e) da coluna estabilizadora é:

$$e = 13,53 \text{ mm}$$

Por fim, para a obtenção do peso (W) da coluna de destilação, calcula-se o diâmetro médio nominal, sendo este equivalente a 0,89 m, e utiliza-se o coeficiente C_w como 1,15. Então,

$$W_v = 240 C_w D_m (h_{torre} + 0,8 D_m) e$$

$$W_v = 121913,8583 \text{ N}$$

$$W_v = 12431,80 \text{ kg}$$

Após o dimensionamento da coluna de destilação T-101, encontra-se o custo total dos pratos e do vaso e o custo de instalação da torre. Sabendo que os pratos são do tipo válvula, os valores de a , b e n são:

a : 130

b : 146

n : 2

Para o custo unitário dos pratos, tem-se:

$$C_{prato} = a + b D_{min}^n$$

$$C_{prato} = 130 + 146 \times 0,88^2$$

$$C_{prato} = \$ 243,48$$

Para o custo total dos pratos, considera-se o fator de custo de materiais de 1,3 para aço inox:

$$C_{Tp} = 1,3 n_{pratos} C_{prato}$$

$$C_{Tp} = 1,3 \times 50 \times \$ 243,4 = \$ 15.826$$

Como a torre é um vaso de pressão com o material de aço inox 304, os valores de a , b e n são:

a : -10000

b : 600

n : 0,6

Para o custo do vaso:

$$C_v = a + b W^n$$

$$C_v = -10000 + 600 \times (12431,80 \text{ kg})^{0,6}$$

$$C_v = \$ 161.740$$

Desse modo, o somatório do custo do vaso com o custo total dos pratos equivale a \$ 177.566,45. Portanto, ao considerar o fator de Lang igual a 4, o custo de instalação da torre é:

$$C_{torre} = \$ 177.566,45 \times 4$$

$$C_{torre} = \$ 710.265$$

Multiplicando-se o custo de instalação por 0,32, obtém-se o custo anualizado da torre T-101:

$$C_{i\text{ anualizado}} = \$ 227.285$$

Após o dimensionamento da coluna estabilizadora, obteve-se os seguintes parâmetros característicos.

Tabela 4.8.2.1. Parâmetros característicos da torre T-101.

Parâmetro característicos	Valor
Diâmetro da torre (mm)	880
Altura da torre (mm)	35760
Espessura da torre (mm)	13,53
Número de pratos	50
Espaçamento entre pratos	0,46
Prato de alimentação	25
Nível máximo de líquido (mm)	10950
Nível normal de líquido (mm)	7920
Nível mínimo de líquido (mm)	380
Pressão de projeto (kPa)	1779,88
Temperatura de projeto (°C)	211,65

A Tabela 4.8.2.2 apresenta os custos obtidos com as duas torres de destilação da planta.

Tabela 4.8.2.2. Custos das colunas de separação.

Identificação	Custo Equipamento (\$ 2006)	Custo Instalação (\$ 2006)	Custo Anualizado (\$ 2006/ano)
T-100	662.067	2.648.270	847.446
T-101	177.566	710.265	227.285
Total	839.634	3.358.536	1.074.731

4.9. Instrumentação, Controle e Segurança

Para que plantas químicas operem com a devida eficácia, é de suma importância a implementação e o acompanhamento do projeto de instrumentação e controle de segurança. Para isso, determina-se a instalação de diversos equipamentos que avaliam os parâmetros do processo, como pressão, temperatura, vazão e nível. Além de instrumentos, cujo objetivo é comunicar falhas operacionais aos contadores, a fim de prevenir acidentes provenientes de falhas no processo químico.

A instrumentação objetiva por si só medir as variáveis do processo, enquanto o controle deve manter as variáveis do processo dentro de um *range* pré-determinado de forma automatizada. Estes podem estar acoplados a sistemas de intertravamentos, alarmes para evitar intercorrências e até desligamento automático em situações de maior estresse.

No caso da segurança, a sua certificação é de extrema importância, principalmente considerando o contexto específico do projeto, devido às substâncias envolvidas, altas pressões e temperaturas. As principais medidas padrões de segurança em planta química visando mitigar riscos devem ser adotadas, como análises de risco, sistemas de monitoramento e controle, manutenção regular de equipamentos, treinamento e capacitação dos operadores. O foco na segurança é essencial para garantir um ambiente de trabalho seguro e protegido, minimizando os riscos.

Assim, além de garantir a segurança da planta com condições operacionais estáveis para as variáveis de processo, também são objetivos do projetista ao definir critérios da instrumentação e controle: a otimização das taxas de produção; a gestão da qualidade do produto; e a minimização dos custos da operação. É válido ressaltar que esses objetivos são concomitantes. Com isso, a segurança sempre deverá ser prioridade e a escolha de qual estratégia de instrumentação e controle será potencializada dependerá dos objetivos comerciais da organização.

Neste contexto, o controle em uma indústria química padrão é feito pela combinação de monitoramento automático, manual e análise laboratorial e *online*. Estão especificados, neste projeto, os principais equipamentos que são os indicadores e controladores, responsáveis pelo monitoramento da planta industrial, além dos alarmes, válvulas de segurança e intertravamentos que estão relacionados à segurança. Sendo que as informações dos dispositivos acima mencionados estão detalhados no diagrama mecânico do processo, ou *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID) [TOWLER; SINNOTT, 2008] (Figura 4.9.7.1).

4.9.1 Estratégia de Controle

Conhecendo então o processo que será realizado e os principais equipamentos presentes na planta, é preciso implementar uma estratégia de controle que faça com que as condições de operação estejam sempre dentro de uma pequena faixa aceitável em torno das condições ótimas de projeto. Neste trabalho, o foco é o projeto das malhas de controle para a coluna de destilação T-100 e seus equipamentos auxiliares.

O objetivo principal do controle de uma coluna de destilação é a manutenção da composição do produto de topo, fundo e correntes auxiliares em relação a um determinado componente, no caso em questão o benzeno, corrigindo-a para diferentes efeitos de distúrbios [TOWLER; SINNOTT, 2008], como:

- distúrbios na vazão, composição e temperatura da alimentação;
- distúrbios no vapor ou outra utilidade quente utilizada;
- distúrbios na água ou ar refrigerante utilizados;
- distúrbios nas condições de ambiente que podem causar resfriamento da coluna e mudanças no refluxo interno.

A partir dos possíveis distúrbios listados, pode-se analisar a coluna de destilação T-100 e projetar as malhas de controle necessárias.

a. Controle da alimentação de nafta reformada

Na planta, não se tem informações sobre processos que ocorrem *upstream* à seção de hidrogenação da nafta reformada. Pensando então na segurança da planta, se julgou necessário o controle da vazão de alimentação, que será feito por um controlador de vazão com realimentação simples compondo a malha de controle 01.

A nafta reformada alimentada é pré-aquecida no trocador de calor E-100, trocando calor com o produto líquido do *reboiler* E-102. O controle da temperatura da alimentação será feito de forma indireta, por outros controladores que garantirão que as características do produto líquido do *reboiler* E-102 estejam de acordo com as condições de operação ótimas da planta. A composição da alimentação é tomada como constante, tornando desnecessário o controle.

b. Controle da coluna de destilação T-100

Após o controle da alimentação, há um problema clássico na indústria que diz respeito à implementação de sistemas de controle em uma coluna de destilação e seus equipamentos auxiliares. Para o caso da coluna de destilação T-100, a composição do fundo em relação ao benzeno é a característica mais importante, pois a função da seção de hidrogenação é diminuir a quantidade de benzeno na nafta reformada.

Para o projeto realizado foi escolhido utilizar um esquema comumente chamado de controle de balanço material [TOWLER; SINNOTT, 2008], em que se tem controle indireto das características do produto de fundo, com a sua composição controlando a atuação do refeedor, como esquematizado na Figura 4.9.1.1.

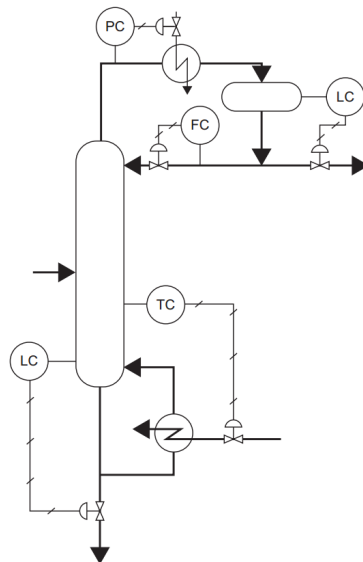


Figura 4.9.1.1. Esquema dos controladores da T-100 [TOWLER; SINNOTT, 2008].

O controle de pressão da torre T-100 será feito pela implementação de um *by-pass* quente, o qual controla a pressão da torre pela alimentação de produto de topo diretamente ao vaso pulmão V-100, sem a passagem pelo condensador. Essa será a

malha de controle 02. A pressão da coluna é normalmente controlada em um valor constante, definindo a quantidade de vapor na coluna.

O controle do nível do vaso pulmão V-100 será feito por um controlador em cascata que irá atuar na vazão de destilado, essa será a malha de controle 03. O nível da torre T-100 também será controlado por um controlador em cascata, que atuará na vazão do produto de fundo, configurando a malha de controle 06.

As duas últimas malhas de controle serão utilizadas para garantir a separação desejada. Esquemas de controle por balanço material garantem a separação desejada, manipulando o balanço material da coluna [TOWLER; SINNOTT, 2008].

O refluxo será controlado por um controlador de vazão com realimentação simples compondo a malha de controle 04. Ele é utilizado para que se atinja a razão desejada entre as vazões de produto de topo e de fundo.

A temperatura de fundo pode ser utilizada como uma indicação da composição da corrente de fundo [TOWLER; SINNOTT, 2008]. A malha de controle 05 irá controlar então a temperatura de fundo da torre T-100 por meio de um controlador em cascata que atuará na alimentação de vapor ao *reboiler*, com o intuito de garantir a composição desejada dos produtos.

A implementação das malhas de controle descritas nesta seção está apresentada no diagrama P&ID (Figura 4.9.7.1). Além disso, esses equipamentos na planta são designados por uma combinação de letras maiúsculas (identificação funcional) e números (identificação da malha de controle), indicando as funções e a variável associada ao instrumento [JÚNIOR, 2022].

Tabela 4.9.1.1. Identificação dos instrumentos de controle.

Variável de medição	Letra correspondente	Indicador	Controlador	Indicador controlador
Vazão	F	FI	FC	FIC
Nível	L	LI	LC	LIC
Pressão	P	PI	PC	PIC
Temperatura	T	TI	TC	TIC

4.9.2 Listagem de indicadores

Os indicadores são instrumentos que exibem os valores das quantidades apuradas na medição das variáveis de processo como pressão, temperatura, vazão e

nível, que posteriormente serão enviados por instrumentos como transmissores e sensores detectores até os controladores.

A lógica utilizada para definição dos indicadores necessários foi a de, sempre que um equipamento causa mudança significativa em uma variável, se faz necessário termos medidas de antes e depois da mudança, sempre evitando redundância. A seguir estão listados todos os indicadores da planta, de acordo com o parâmetro monitorado.

Tabela 4.9.2.1. Listagem de indicadores.

INSTRUMENTOS DE VAZÃO		INSTRUMENTOS DE NÍVEL	
Identificação	Localização	Identificação	Localização
FI-01	Corrente 8	LIC-03	V-100
FIC-01	Corrente 1	LIC-06	T-100
FIC-03	Corrente 6	LI	T-101
FIC-04	Corrente 5 (após P-101)	LI	V-101
FIC-05	Aporte de vapor	LI	V-102
FIC-06	Corrente 11	LI	V-103
FI	Corrente 14	LI	R-100
FI	Corrente 18		
FI	Corrente 21		
FI	Corrente 23		
FI	Corrente 25		
FI	Corrente 31		
FI	Corrente 32		
FI	Corrente 33		
FI	Corrente 35		
FI	Corrente 38		
INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA	
Identificação	Localização	Identificação	Localização
PI	Corrente 1	TI-01	Corrente 2
PI-01	Corrente 2	TI-02	Corrente 3
PI-02	Corrente 3	TI-03	Após E-101
PIC-02	Corrente 4	TI-04	Após V-100

PI-03	Após E-101	TIC-05	T-100 (fundo)
PI-04	Após V-100	TI-05	T-100 (topo)
PI-05A	Após P-101A	TI-06	T-100 (alimentação)
PI-05B	Após P-101B	TI-07	Corrente 8
PI-06	Corrente 8	TI-08	Aporte de vapor
PI-07	Aporte de vapor	TI-09	Corrente 10
PI-08	Corrente 10	TI-10	Corrente 11
PI-09	Corrente 11	TI	Corrente 7
PI	Corrente 7	TI	Corrente 12
PI	Corrente 12	TI	Corrente 14
PI	Corrente 14	TI	R-100
PI	Corrente 18	TI	Corrente 18
PI	Corrente 20	TI	Corrente 23
PI	Corrente 21	TI	Corrente 24
PI	Corrente 23	TI	Corrente 28
PI	Corrente 24	TI	Corrente 29
PI	Corrente 25	TI	T-101 (fundo)
PI	Corrente 26	TI	T-101 (alimentação)
PI	Corrente 28	TI	T-101 (topo)
PI	Corrente 29	TI	Corrente 31
PI	Corrente 30	TI	Após E-107
PI	Após E-107	TI	Corrente 33
PI	Após V-101 (corrente 32)	TI	Corrente 35
PI	Corrente 31	TI	Corrente 36
PI	Corrente 33	TI	Corrente 37
PI	Corrente 35	TI	Corrente 38
PI	Corrente 36		
PI	Corrente 37		
PI	Corrente 38		

4.9.3 Listagem de controladores

Os controladores são instrumentos que comparam os valores reais medidos com os valores padrões desejados para o processo. A partir da diferença obtida entre esses

valores, estes instrumentos enviam sinais de ajuste para a variável manipulada objetivando uma disparidade nula. Com isso, esses equipamentos são fundamentais para garantir segurança, qualidade, otimização e rendimento do processo [JÚNIOR, 2022].

Na Tabela 4.9.3.1, estão elencados os controladores do projeto necessários para as 6 malhas de controle projetadas para o funcionamento da torre de destilação T-100 e ilustrados no diagrama P&ID (Figura 4.9.7.1), acompanhados de uma projeção dos controladores necessários para garantir o funcionamento da planta em condições ótimas nas partes não incluídas no diagrama P&ID realizado.

Tabela 4.9.3.1. Listagem de controladores.

Identificação	Localização	Identificação	Localização
FIC-01	Corrente 02	TIC	T-101
PIC-02	Corrente 04	FIC	T-101
LIC-03	V-100	LIC	T-101
FIC-03	V-100	FIC	T-101
FIC-04	Corrente 05	PIC	Corrente 16
TIC-05	T-100	TIC	R-100
FIC-05	T-100	LIC	R-100
LIC-06	T-100	LIC	V-102
FIC-06	T-100	FIC	V-102
FIC	Corrente 28	LIC	V-103
PIC	Corrente 30	FIC	V-103
LIC	V-101	FIC	Corrente 21
FIC	V-101	FIC	Corrente 14
FIC	Corrente 31	FIC	Corrente 38
FIC	Corrente 32		

4.9.4 Listagem de alarmes

Os alarmes são usados para alertar os operadores sobre desvios graves e potencialmente perigosos nas condições do processo [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Consistem em sistemas com sinais sonoros e luminosos projetados para garantir a segurança da planta, alertando os operadores quando alguma variável monitorada se afasta dos parâmetros pré-estabelecidos como seguros [ANSI/ISA, 2009]. É importante destacar que os sistemas de alarme não executam ações de controle imediatas, sendo necessário a intervenção do operador para identificar os alarmes exibidos no painel de controle e tomar as ações de controle necessárias.

Os alarmes na são identificados como AH, para alarmes de alta, e AL, para alarmes de baixa. Caso um alarme seja acionado e nenhuma ação corretiva seja tomada, a variável de processo pode alcançar um valor ainda mais crítico, ativando o alarme de muito alta (AHH) ou de muito baixa (ALL). A seguir, apresenta-se a lista de alarmes empregados na Torre T-100 deste projeto.

Tabela 4.9.4.1. Listagem de alarmes.

Identificação	Localização (núm. do instrumento ou laço de controle com alarme)
FAL	FIC-01
FAL	FIC-04
FALL	FIC-04
PAH	PIC-02
PAHH	PIC-02
LAL	LIC-03
LAH	LIC-03
LAL	LIC-06
LAH	LIC-06
PAL	P-101A
PAL	P-101B

4.9.5 Listagem de intertravamentos

Sistemas de intertravamento são utilizados, dentre outros motivos, para garantir a integridade física dos equipamentos [BARROS, 2011]. Os intertravamentos são utilizados como recurso quando outras medidas de segurança falham ou se mostram ineficientes. Quando acionados, travam todo o sistema ligados a eles, sem intervenção humana, através de ações automáticas [ALVES, 2013]. Segue a lista de intertravamentos utilizados no P&ID da torre T-100.

Tabela 4.9.5.1. Listagem de intertravamentos.

Identificação	Localização (núm. do instrumento ou laço de controle com intertravamento)	Ação sobre
PSHH-1	PIC-02	SI-1: válvula FC-05, que controla a alimentação de vapor para o refeedor E-102
FSSL-1	FIC-04	SI-1: válvula FC-05, que controla a alimentação de vapor para o refeedor E-102

4.9.6 Listagem de válvulas de segurança

As válvulas de segurança atuam automaticamente em situações críticas, como aumento excessivo de pressão, temperatura, volume ou ocorrência de fogo externo, prevenindo acidentes e protegendo equipamentos e operadores. Elas são projetadas para serem à prova de falhas e protegerem a planta contra danos, a sua correta identificação e localização são essenciais para garantir a segurança e a integridade da planta.

A seguir, estão listadas as válvulas de segurança utilizadas no P&ID da torre T-100.

Tabela 4.9.6.1. Listagem das válvulas de segurança.

Identificação	Localização (núm. do vaso)
PSV-01	T-100
PSV-02	V-100

O dimensionamento das válvulas de segurança é realizado considerando a vazão de descarga. No caso da Torre, foi considerado o fogo externo e a falha, no condensador, e, no vaso, o fogo externo e o bloqueio da válvula.

No fogo externo consideramos as seguintes equação:

$$Q_c = 37139 \cdot A_c^{0,82}$$

$$A_c = \pi \cdot D \cdot H$$

$$V_d = \frac{Q}{\lambda_{vap} F}$$

Sendo H a altura do líquido, D o diâmetro e Q_c o calor recebido em caso de fogo externo em cal/h.

Considerando $\lambda_{vap} F$, o calor de vaporização da corrente no fundo da Torre igual a 58,81 kcal/kg e calor de vaporização do líquido do vaso de 59,44 kcal/kg, os valores encontrados da vazão de descarga (V_d) através da válvula de segurança são

$$V_{dTorre} = 20,54 \text{ t/h} \quad ; \quad V_{dVaso} = 28,7 \text{ t/h}$$

Nos casos de falha no condensador (falha na refrigeração) e bloqueio da válvula, é necessário o fluxo do refervedor. As seguintes equações foram utilizadas:

$$V_{CF} = \frac{Q_{refer}}{\lambda_{vap} F}$$

$$V_{CF} = 170,04 \text{ t/h}$$

Sendo $\lambda_{vap} F = 56,52$ kcal/kg o calor de vaporização da corrente no fundo da Torre, e Q_{refer} o *duty* do trocador E-102, já tabelado na seção 4.4.3.

4.9.7 Diagrama mecânico de processo

O diagrama P&ID (*Piping & Instrumentation Diagram*), também denominado de fluxograma de engenharia, ou fluxograma mecânico tem como objetivo descrever as configurações e as interconexões presentes nos equipamentos, tubulações e instrumentação associada à natureza do processo [CAMPOS; TEIXEIRA, 2006]. Assim, o diagrama P&ID apresenta semelhanças ao diagrama PFD, devendo conservar conformidade para a numeração e identificação de equipamentos, porém vale ressaltar que para o fluxograma mecânico as informações do processo são retidas [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Segue o diagrama P&ID feito para a torre T-100 deste projeto.

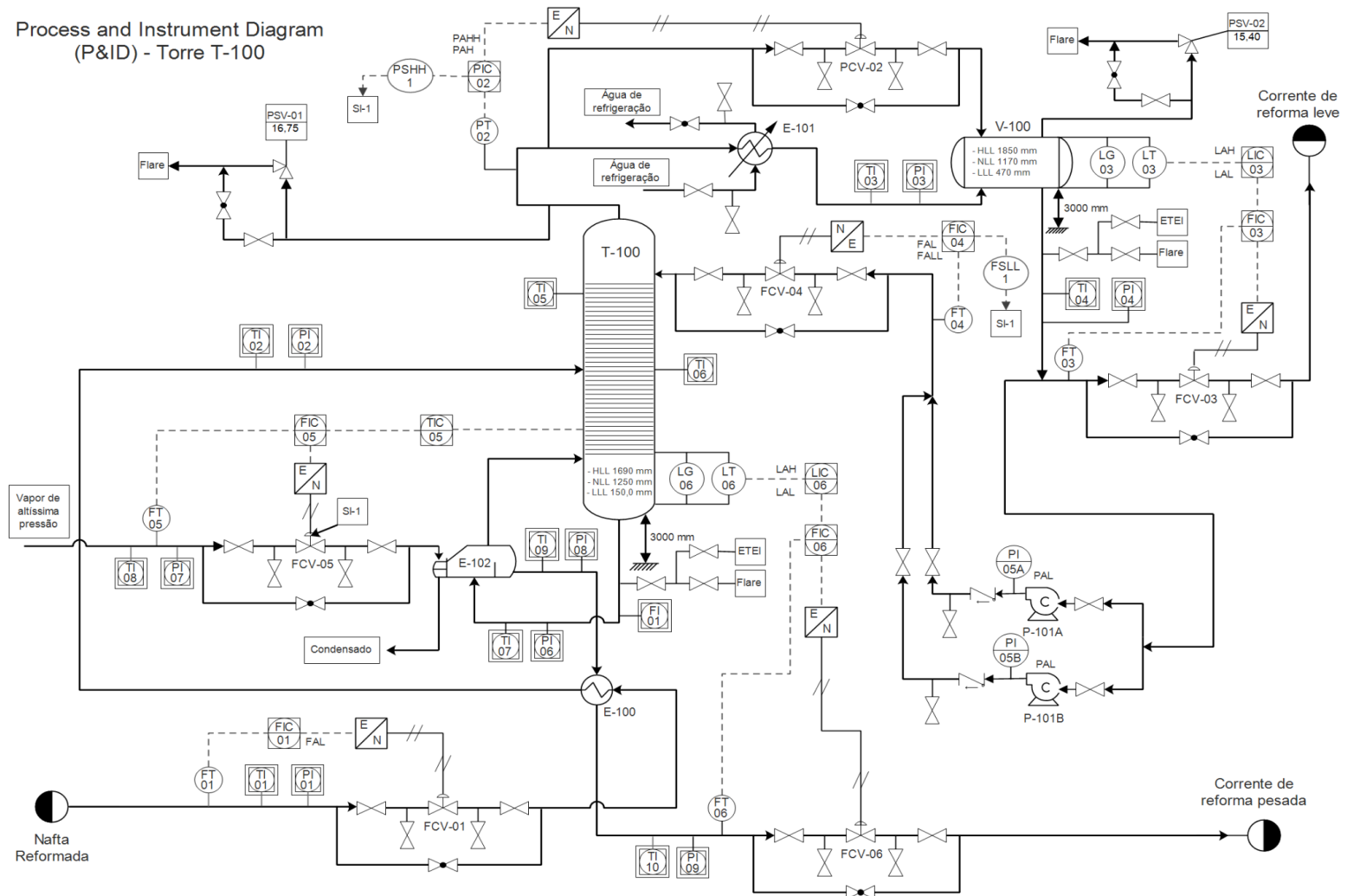


Figura 4.9.7.1. Diagrama P&ID da torre de destilação T-100 (Fonte: autoria própria).

4.10. Avaliação econômica do processo

Um dos pontos de maior importância dentro do estudo de viabilidade de uma planta química é a avaliação econômica do processo, já que unidades industriais são projetadas e elaboradas com o intuito de gerar lucro. Deste modo, é vital que seja realizada uma análise de rentabilidade antes do início da execução do projeto, para verificar se a iniciativa é economicamente satisfatória e atrativa.

Para tanto, estima-se o capital de investimento necessário para implementar o projeto de engenharia em questão. Este capital é composto pelo custo imobilizado (terrenos, equipamentos, licenças e instalações) e o capital de giro, que neste projeto corresponde ao investimento necessário com matéria-prima para dar início ao funcionamento da planta química.

Assim, caso a operação da fábrica apresente uma rentabilidade maior que qualquer outra possibilidade de uso aos fundos dos investidores, ou maior que os juros praticados para fundos emprestados por terceiros, é possível afirmar que a planta é rentável e que é factível concretizar o projeto.

4.10.1 Capital Imobilizado

O capital imobilizado é o custo total para projetar, construir e instalar uma planta, além das modificações necessárias para preparar o local onde esta será instalada [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Para estimá-lo, aplicou-se o Método das Porcentagens.

4.10.1.1 Equipamentos

O custo relativo aos equipamentos principais foi calculado nas seções anteriores. Contudo, estes estão sujeitos à inflação. Dessa forma, deve-se utilizar métodos para atualizá-los, os quais, geralmente, fazem uso dos índices de custo. Considerou-se o índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), em que, nos anos 2006 e 2023, são equivalentes a 499,6 e 799,5, respectivamente. Utilizou-se a seguinte equação:

$$C_{2023} = C_{2006} \frac{\text{índice de custo}_{2023}}{\text{índice de custo}_{2006}}$$

Dessa maneira, os custos dos equipamentos são apresentados na Tabela 4.10.1.1.1.

Tabela 4.10.1.1.1. Estimativa do custo dos equipamentos.

Identificação	Custo do Equipamento (\$ 2006)	Custo do Equipamento (\$ 2023)	Custo de Instalação (\$ 2023)
T-100	662.388	1.060.006	4.240.026
T-101	177.566	284.156	1.136.624
R-101	89.058	142.518	570.073
V-100	79.314	126.924	507.697
V-101	121.893	195.063	780.253
V-102	21.509	34.420	137.680
V-103	46.422	74.288	297.151
E-100	14.025	22.443	78.551
E-101	16.267	26.032	91.111
E-102	22.500	36.006	126.022
E-103	21.511	34.424	120.483
E-104	6.935	11.098	38.843
E-105	21.984	35.181	123.133
E-106	21.147	33.841	118.445
E-107	14.149	22.643	79.249
E-108	8.644	13.832	48.413
E-109	20.295	32.478	113.672
P-100	53.324	85.333	341.334
P-101	23.719	37.957	151.830
P-102	18.155	29.054	116.215
P-103	25.353	40.573	162.291
Total	1.486.159	2.378.271	9.379.096

4.10.1.2 Materiais

Para determinar o custo com materiais pelo método das porcentagens, é empregada uma porcentagem entre 60% e 70% do custo dos equipamentos. Neste caso, optou-se por 65%. Os valores estão apresentados na tabela a seguir.

Tabela 4.10.1.2.1. Estimativa do custo dos materiais.

Tipo de Custo	Porcentagem	Valor (\$ 2023)
Equipamentos (E)	100% E	2.378.271
Materiais (M)	65% E	1.545.876
Obra Civil e Edifícios	28% M	432.845
Tubulações e Infraestrutura	45% M	695.644
Instrumentação	10% M	154.588
Eletricidade	10% M	154.588
Isolamento	5% M	77.294
Pintura	2% M	30.918
Total (E+M)	-	3.924.148

4.10.1.3 Engenharia de Detalhe, Construção e Supervisão da Construção

Os gastos em engenharia de detalhe são estimados considerando porcentagens de 15% a 20% em projetos grandes e 40% a 50% em projetos pequenos. Com isso, considerou-se o valor de 17,5% dos custos com equipamentos e materiais (E+M), tendo em vista que o projeto em questão é considerado grande. A porcentagem utilizada para construção varia de 50% a 70% de E+M, sendo selecionado o valor de 60%. Para a supervisão da construção, calcula-se 10% de E+M. Os valores estão na tabela a seguir.

Tabela 4.10.1.3.1. Estimativa do custo de engenharia de detalhe, construção e supervisão da construção.

Tipo de Custo	Porcentagem	Valor (\$ 2023)
Engenharia de Detalhe (Projeto Grande)	17,5% E+M	686.726
Construção	60% E+M	2.354.489
Supervisão da Construção	10% E+M	392.415
Total	-	3.433.629

4.10.1.4 Catalisador

Por não ser aplicável ao método das porcentagens, foi considerado o valor de \$300.000 para a compra do catalisador, a ser realizada no início da operação da unidade, com reposição a cada 3 anos, devido ao seu tempo de vida útil. Os valores estimados (e corrigidos pela inflação) para aquisição e reposição do Catalisador estão descritos na Tabela 4.10.1.4.1.

Tabela 4.10.1.4.1. Estimativa do custo com catalisadores.

Idade da Planta (anos)	Preço (\$)
0	-
3*	300.000
6	337.459
9	379.596
12	426.994
15	480.310
Total	1.017.055

*Início da operação da unidade.

4.10.1.5 Licença e Engenharia Básica

Para estes conceitos, foram considerados os preços de \$1.800.000 e \$600.000, respectivamente.

4.10.1.6 ISBL, OSBL, Gastos de Arranque, Contingências e Imprevistos

O ISBL (*Inside Battery Limits*) é calculado por meio do somatório dos custos de equipamentos da planta, materiais, engenharia de detalhe, supervisão, construção, licença e engenharia básica. Já o OSBL (*Outside Battery Limits*) representa os custos de infraestrutura do local da planta, sendo estimado como 8% do ISBL.

Os gastos de arranque representam de 3% a 4% do ISBL e o custo de contingências e imprevistos, 5% a 15% do ISBL. Foram aplicadas porcentagens de 3,5% e 10%, respectivamente. Os resultados são apresentados na tabela 4.10.1.6.1.

Tabela 4.10.1.6.1. Estimativa dos ISBL, OSBL, gastos de arranque, contingências e imprevistos.

Tipo de Custo	Porcentagem	Valor (\$ 2023)
ISBL	100% ISBL	9.757.777
OSBL	8% ISBL	780.622
Gastos de Arranque	3,5% ISBL	341.522
Contingências e Imprevistos	10% ISBL	975.778
Total	-	11.855.699

Com esses dados, é possível obter o valor total do capital imobilizado, o qual é igual a \$11.855.699.

4.10.2 Capital de Giro e Investimento Total

O capital de giro representa o valor adicional necessário para iniciar a planta e operá-la até que esta comece a gerar receita. Este é recuperado no momento em que a planta interrompe a operação ou é desativada [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Em razão da integração com a refinaria, o capital de giro foi considerado como sendo o estoque de nafta reformada para 20 dias de capacidade operativa, equivalentes a 480 horas, já que a alimentação da matéria-prima é ininterrupta. Para determinar o capital de giro, deve-se multiplicar a capacidade operativa, a vazão mássica de alimentação da nafta reformada e o preço desta.

O investimento total é dado pela soma entre o capital de giro e o capital imobilizado. Os valores são apresentados na seguinte tabela.

Tabela 4.10.2.1 - Estimativa do capital de giro e do investimento total.

Tipo de Custo	Valor (\$ 2023)
Capital Imobilizado	11.855.699
Capital de Giro	5.568.000
Investimento Total	17.423.699

4.10.3 Custos Anuais

Os custos anuais são gastos relacionados de maneira direta ou indireta à produção da unidade, como gastos com matéria-prima, mão de obra, manutenção, dentre outros.

Os custos relacionados aos serviços auxiliares são a soma dos gastos com utilidades: água de refrigeração, eletricidade, vapor de altíssima pressão e ar de instrumentação. O preço de referência destes serviços estão apresentados a seguir, considerando-se 8000 horas de capacidade operativa.

Tabela 4.10.3.1 - Preço de referência dos serviços auxiliares.

Serviço Auxiliares	Valor
Água de Refrigeração	0,03 \$/m ³
Eletricidade	0,04 \$/kWh
Vapor de Altíssima Pressão	10,0 \$/ton
Ar de Instrumentação	0,08 \$/Nm ³

Deste modo, o custo anual calculado dos serviços auxiliares utilizados em cada um dos equipamentos é apresentado nas tabelas a seguir.

Tabela 4.10.3.2 - Gastos anuais com água de refrigeração.

Equipamento	Vazão (m³/h)	Custo Horário (\$/h)	Custo Anual (\$)
E-101	302,3	9,1	72.552
E-103	371,0	11,1	89.040
E-105	170,0	5,1	40.800
E-109	105,0	3,2	25.200
E-107	13,1	0,4	3.144
Total	961,4	28,8	230.736

Tabela 4.10.3.3 - Gastos anuais com eletricidade.

Equipamento	Duty (kW)	Custo Horário (\$/h)	Custo Anual (\$)
P-100	151,7	6,1	48.553
P-101	25,2	1,0	8.059
P-102	13,0	0,5	4.167
P-103	31,1	1,2	9.945
Total	221,0	8,8	70.725

Tabela 4.10.3.4 - Gastos anuais com vapor de altíssima pressão.

Equipamento	Vazão (m³/h)	Custo Horário (\$/h)	Custo Anual (\$)
E-102	25,3	253,0	2.024.000
E-104	3,0	30,1	240.800
E-108	2,8	27,5	220.000
Total	31,1	310,6	2.484.800

Tabela 4.10.3.5 - Gastos anuais com ar de instrumentação.

Equipamento	Vazão (Nm³/h)	Custo Horário (\$/h)	Custo Anual (\$)
6 válvulas da torre T-100	12	0,96	7.680

Com relação aos custos com matérias-primas, a tabela a seguir apresenta uma estimativa para os gastos anuais.

Tabela 4.10.3.6 - Estimativa dos custos de matéria-prima.

Matéria-Prima	Preço (\$/ton)	Vazão (ton/h)	Custo Horário (\$/h)	Fluxo Anual (\$)
Nafta Reformada	200	58,0	11.600	92.800.000
Hidrogênio de Aporte	140	1,9	260	2.083.200
Total	-	-	11.860	94.883.200

Sabendo-se que os custos com manutenção e seguros representam 3% do imobilizado, determina-se os custos anuais totais da unidade.

Tabela 4.10.3.7 - Estimativa dos custos diretos anuais.

Tipo de Custo	Valor (\$ 2023/ano)
Matéria-Prima	94.883.200
Mão de Obra	500.000
Serviços Auxiliares	2.793.941
Manutenção e Seguros	355.671
Total	98.532.812

4.10.4 Vendas

Para estimar o valor das vendas, considerou-se a produção anual como sendo as vazões das correntes de saída do balanço de massa global. Os valores estimados das vendas estão apresentados na Tabela 4.10.4.2.

Tabela 4.10.4.1 - Preços e frações dos componentes da corrente do topo da estabilizadora T-101.

Componente	Preço (\$/ton)	Fração Mássica
<i>Fuel-Gás</i>	80	0,453
GLP	185	0,348
Nafta	175	0,199

Tabela 4.10.4.2. Valores de vendas anuais.

Produto	Preço (\$/ton)	Vazão (ton/h)	Fluxo Monetário (\$/h)	Fluxo Anual (\$)
Nafta Reformada Hidrogenada	217	56,8	12.315	98.518.000
<i>Fuel-Gás do Flash</i> (V-103)	80	2,7	212	1.696.640
Corrente de Topo da Estabilizadora (T-101)	135	0,5	66	531.743
Total	-	-	12.592	100.746.383

4.10.5 Rentabilidade do Projeto

Após o levantamento do investimento total necessário para viabilizar o projeto, é possível realizar a análise de rentabilidade do projeto, de modo a avaliar se este é, de fato, uma alternativa interessante de alocação dos fundos dos investidores. Para tanto, deve-se considerar os custos com capital já levantados, impostos, custos de operação e o preço de venda do produto obtido. A fim de avaliar a rentabilidade do projeto, utilizou-se os métodos Valor Presente Líquido (*VPL*) e Taxa Interna de Retorno (*TIR*).

Para realizar esta análise, considerou-se um horizonte temporal de 3 anos de projeto e 15 anos de operação, e os anos foram indexados do 0 ao 17.

4.10.5.1 Valor Presente Líquido e Taxa Interna de Retorno

Durante qualquer projeto, o caixa inicialmente sai da empresa para pagar os custos de engenharia, aquisição de equipamentos, entre outros. Uma vez que a planta é construída e começa a operar, as receitas da venda do produto começam a fluir para a empresa. O fluxo de caixa líquido a qualquer momento é a diferença entre os ganhos e as despesas do período. Um diagrama de fluxo de caixa mostra o fluxo de caixa líquido acumulado previsto ao longo da vida de um projeto. Além disso, fornece uma imagem clara dos recursos necessários para um projeto e o cronograma dos ganhos [TOWLER; SINNOTT, 2008].

Para a obtenção de um diagrama de fluxo de caixa, são necessárias as seguintes considerações:

- pela curva de investimento, no ano 0, o capital imobilizado representa 10% do seu valor, no ano 1, 60% e no ano 2, representa 30%;
- os Fundos Investidos (*FI*) em cada ano são equivalentes à soma do capital imobilizado e do capital de giro;
- as Vendas e os Custos têm seus valores atualizados por uma inflação de 4%;
- a Amortização é linear e ocorre ao longo de 10 anos;
- os Benefícios Antes dos Impostos (*BAI*) são obtidos pela diferença entre as vendas, os custos e amortização;
- os Impostos equivalem a 35% do *BAI*;
- Benefícios Depois dos Impostos (*BDI*) são a diferença entre o *BAI* e os impostos;
- os Fundos Gerados (*FG*) são iguais à soma do *BDI* com a amortização;
- o Fluxo de Caixa (*FC*) é o somatório de *FI* e *FG*.

Deve-se corrigir o valor dos fluxos de caixa em função da taxa de juros de referência, a qual foi escolhida como sendo a taxa Selic, atualmente equivalente a 13,75% ao ano. Para isso, utiliza-se a equação a seguir, na qual *FCA* representa o fluxo de caixa atualizado:

$$FCA = \frac{FC}{(1+i)^n}$$

A tabela com os fluxos de caixa pode ser conferida no Anexo 2. As figuras a seguir mostram o diagrama de fluxo de caixa.

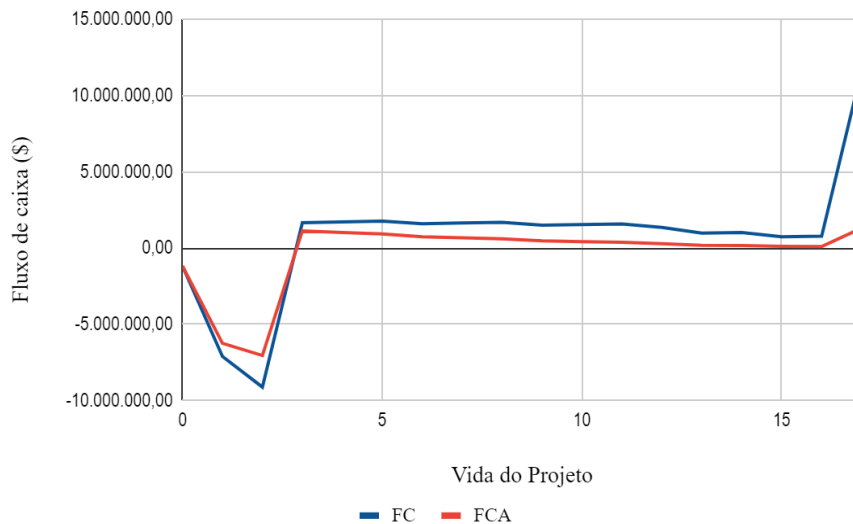


Figura 4.10.5.1.1. Fluxo de caixa com e sem correção pela taxa de juros (**Fonte:** autoria própria).

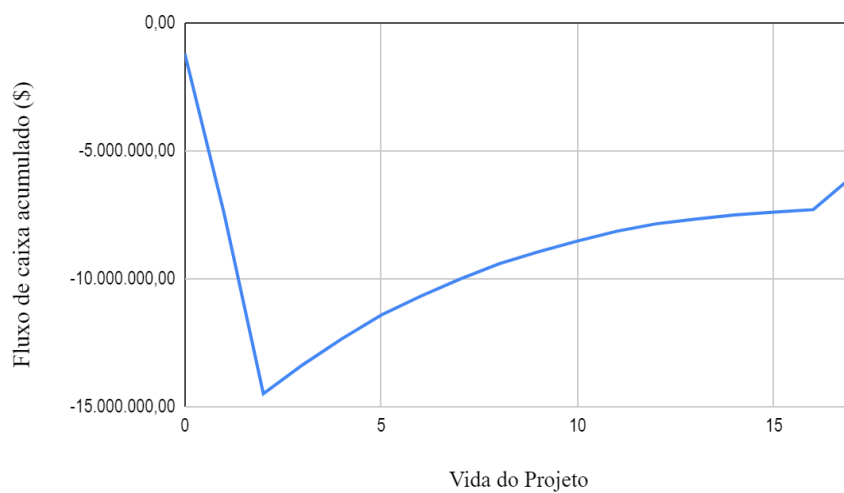


Figura 4.10.5.1.2. Diagrama de fluxo de caixa acumulado (**Fonte:** autoria própria).

O método do Valor Presente Líquido (*VPL*) leva em consideração o valor do dinheiro no tempo e também a variação anual das despesas e receitas. O *VPL* é dado pelo somatório dos valores presentes dos fluxos de caixa atualizados sobre a taxa de juros de referência [TOWLER; SINNOTT, 2008]:

$$VPL = \sum_{j=0}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j}$$

Em que:

FC_j : é o fluxo de caixa no ano j ;

i : taxa de juros de referência;

n: vida útil do projeto.

Quando o *VPL* é calculado a várias taxas de juros, pode-se determinar uma taxa de juros na qual o valor presente líquido acumulado ao final do projeto seja zero. Esta é denominada Taxa Interna de Retorno (*TIR*) e é uma medida da taxa de juros máxima que o projeto poderia pagar e ainda atingir o ponto de equilíbrio no final da vida do projeto [TOWLER; SINNOTT, 2008]. Para a viabilidade do projeto, o *VPL* deve ser um valor maior do que zero e *TIR* deve ser maior do que os juros de referência.

O preço de \$ 217/ton para a nafta reformada hidrogenada leva ao valor do *VPL* de \$ -5.989.167. Logo, com base nos resultados encontrados, o projeto não se mostrou rentável.

Para viabilizar o projeto, faz-se necessária uma análise de sensibilidade em relação ao preço de venda da nafta reformada hidrogenada, mantendo todos os outros parâmetros constantes (seguindo o conceito de *ceteris paribus*). Abaixo é apresentado uma tabela comparativa entre o preço da nafta reformada hidrogenada e os respectivos *VPL* e *TIR* calculados.

Tabela 4.10.5.1.1 - Análise de sensibilidade do preço da nafta hidrogenada.

Preço Nafta Hidrogenada (\$)	<i>VPL</i> (\$)	<i>TIR</i>	Ano de <i>Payback</i>
217	-5.989.167	-	-
218	-4.259.942	-	-
219	-2.530.717	-	-
220	-801.492	-	-
221	927.732	0,148	17
222	2.656.957	0,166	14
223	4.386.182	0,184	12
224	6.115.407	0,200	11
225	7.844.632	0,217	10

Logo, pelo estudo de otimização realizado, pode-se observar que a partir de \$ 221/ton de nafta reformada hidrogenada, o projeto da unidade torna-se lucrativo. À medida que os valores de nafta reformada hidrogenada aumentam, o projeto ganha maior atratividade econômica, sendo necessário observar os valores praticados no mercado entre a concorrência, para que o volume de vendas não seja comprometido.

Escolhendo-se um preço de \$ 225/ton de nafta reformada hidrogenada, o que representa um aumento de apenas 3,5% no preço inicial estipulado, obtêm-se os seguintes resultados econômicos.

Tabela 4.10.5.1.2 - Valores das vendas anuais corrigidos.

Produto	Preço (\$/ton)	Vazão (ton/h)	Receita Horária (\$/h)	Fluxo Anual (\$)
Nafta Reformada Hidrogenada	225	56,75	12.769	102.150.000
Fuel-Gás do <i>Flash</i> (V-103)	80	2,65	212	1.696.640
Corrente de Topo da Estabilizadora (T-101)	135	0,49	66	531.743
Total	-	-	13.047	104.378.383

A tabela atualizada com os fluxos de caixa encontra-se no Anexo 3. Com isso, pode-se obter as seguintes figuras.

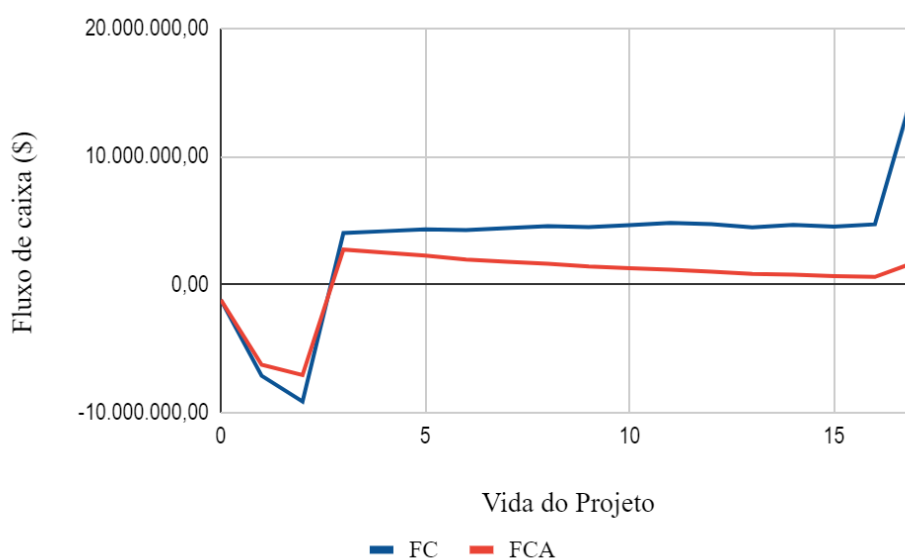


Figura 4.10.5.1.3. Fluxo de caixa com e sem correção pela taxa de juros, após análise de sensibilidade (**Fonte:** autoria própria).

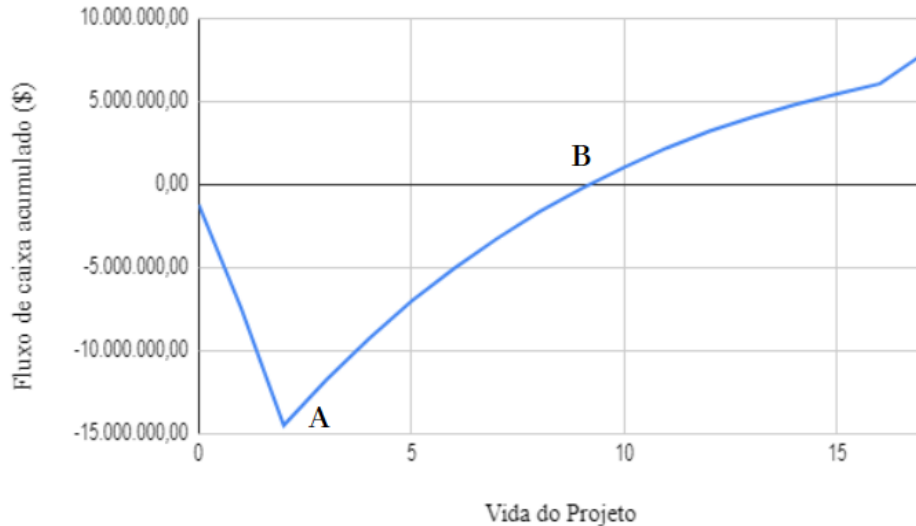


Figura 4.10.5.1.4. Diagrama de fluxo de caixa acumulado, após análise de sensibilidade (**Fonte:** autoria própria).

Na figura anterior, observa-se o diagrama de fluxo de caixa acumulado para o exemplo definido previamente. A partir do ponto “A”, a planta começa a recuperar o capital investido no projeto. O ponto “B”, representa o exato momento em que a unidade recuperaria completamente o capital investido, passando então a tornar-se lucrativa para os investidores.

4.11. Avaliação de impacto ambiental

Legislação Brasileira de Proteção ao Meio Ambiente

No Brasil, desde a publicação da Lei nº 6.938 de 1981, a autorização ambiental é reconhecida como um procedimento, o qual o poder público, representado por órgãos ambientais, autoriza e fiscaliza a implantação e operação de atividades que causem impacto ao meio ambiente. No Brasil, de acordo com a Política Nacional do Meio Ambiente, os estudos ambientais devem ser licenciados para permitir atividades que utilizem recursos ambientais ou possam causar degradação ambiental.

É crescente a preocupação com o meio ambiente, sendo um dever de todos os componentes da sociedade a sua preservação. Isso implica uma mudança nas atitudes das empresas, sendo que a qualidade dos produtos e serviços passa a ser o principal diferencial para a satisfação do cliente. O uso indiscriminado de matérias-primas,

insumos, impacta negativamente a biosfera. Há, portanto, um incentivo à elaboração de leis ambientais cada vez mais rigorosas.

A criação de leis e mecanismos corporativos de avaliação ambiental visam estabelecer sistemas eficazes de gestão, promovendo objetivos econômicos sustentáveis. Embora regulamentada na política nacional desde 1981, o estudo de impacto ambiental (EIA) só passou a ser aplicada efetivamente a partir de sua regulamentação em 1986, conforme resolução do Conselho do Meio Ambiente (CONAMA) Nº 01/86 (BRASIL, 1986), sendo ele o principal documento responsável pelo fundamento de diretrizes avaliativas.

O EIA em conjunto a uma correspondente Declaração de Impacto Ambiental (RIMA) são usados quando há possibilidade significativa de degradação ou contaminação de recursos naturais. A Avaliação de Impacto Ambiental (AIA) é responsável por realizar, através de uma equipe multidisciplinar, um trabalho científico e técnico de análise das consequências ambientais da implementação de um projeto/empresa.

O RIMA compila os resultados obtidos a partir dos estudos técnico-científicos, constituindo-se como documento relevante no processo de avaliação de impacto ambiental [FERRAZ, 2012]. A articulação entre a AIA e o processo de licenciamento constitui uma medida preventiva de compromisso, assegurando que as considerações ambientais sejam explicitamente levadas em consideração e integradas no processo de tomada de decisão.

Constatou-se que, para a obtenção desse benefício, é necessário seguir as normas técnicas e legais fornecidas pelas ferramentas utilizadas no controle e proteção do meio ambiente, listadas a seguir. Com isso, um EIA pode ser estabelecido.

A Lei Federal nº 6.938/81, criou o Sistema Nacional de Meio Ambiente – SISNAMA, definiu as competências do Conselho Nacional de Meio Ambiente – CONAMA, originou o Estudo de Impacto Ambiental (EIA) e o Relatório de Impacto Ambiental (RIMA), bem como definiu a obrigatoriedade do Licenciamento Ambiental para determinadas atividades.

A Constituição Federal de 1988 possui um capítulo exclusivo a respeito do meio ambiente, fornecendo padrões e diretrizes para proteger e preservar os recursos naturais. Nele, o meio ambiente é identificado como bem comum para todos os cidadãos.

A resolução CONAMA nº 237, de 19 de dezembro de 1997 dispõe dos Regulamentos sobre licenças ambientais e competência de cada jurisdição, as atividades estão sujeitas a licenças ambientais, EIA e RIMA.

A Lei Federal nº 9.605/98 estabelece penalidades criminais e sanções para atividades que causem danos ao meio ambiente e introduz os conceitos de responsabilidade penal e responsabilidade penal empresarial.

A resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005 prescreve a classificação dos corpos d'água e as diretrizes ambientais para cada classificação, bem como as condições e padrões para lançamento de águas residuais e outras medidas correlatas.

A resolução CONAMA nº 430, de 13 de maio de 2011 dispõe sobre as condições e os padrões da emissão ou lançamento dos efluentes, complementando e alterando a Resolução CONAMA nº 357, de 17 de março de 2005.

A Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) – Lei Federal nº 12.305/10, estabelece uma política nacional de resíduos, definindo sua justificativa, objetivos desejados e ferramentas a serem utilizadas para garantir seu sucesso. Também aborda sobre gestão integrada e gerenciamento de resíduos, responsabilidade dos produtores e ao poder público.

Os riscos ambientais e a indústria química

A análise de risco deve distinguir entre os termos perigo e risco. Um perigo é uma causa ou circunstância que pode causar efeitos indesejáveis no meio ambiente, saúde, propriedade ou uma combinação destes, sendo, além disso, inerente a um produto químico, por exemplo. Em contrapartida, o risco é entendido como a probabilidade de ocorrência de um evento perigoso com consequências indesejáveis.

Em virtude da reconhecida periculosidade de determinada substância, adotam-se procedimentos de segurança em seu manuseio que reduzem o risco de efeitos adversos indesejados à saúde humana, à vida, ao meio ambiente e à propriedade [SÁNCHEZ, 2006]. "Risco, um objeto social, é definido como a percepção de perigo ou catástrofe potencial. Risco é a tradução de ameaça, o perigo para aqueles que estão expostos a ele e o percebem como tal [...]" [VEYRET, 2007].

Uma atividade de risco é definida como perigosa caso exista a possibilidade de ser danosa ao meio ambiente ou à vida humana. Sendo assim, no contexto industrial, o transporte, armazenamento e manuseio de produtos químicos podem ocasionar danos

materiais, danos ecológicos e à saúde, sendo responsáveis por verdadeiros desastres, especialmente quando são concomitantes [SÁNCHEZ, 2006].

(...) O risco ambiental é intrínseco às unidades industriais químicas em razão da natureza do processo produtivo, das matérias primas e insumos utilizados e dos tipos de resíduos gerados. Inúmeros são os acidentes ambientais envolvendo a indústria química em vários países, em termos de problemas relacionados ao processo produtivo, ao armazenamento, transporte e manipulação de matérias primas e produtos, à geração e disposição final de resíduos tóxicos, e ao gerenciamento e à distribuição dos riscos decorrentes de suas atividades [BORELLI, 2011].

A análise de extensão do risco em termos de espaço e tempo é complexa. Porém, caso as fábricas sejam monitoradas e gerenciadas priorizando-se à segurança, a probabilidade de acontecimento de eventos anormais e prematuros relacionados à falhas do sistema é reduzida. No entanto, apesar das rígidas medidas de segurança, a possibilidade de acidentes com consequências potencialmente devastadoras nunca é totalmente eliminada [VEYRET, 2007].

As indústrias de grande porte lidam, de maneira geral, com produtos perigosos que podem causar incêndios, explosões e ondas de choque, cujos efeitos afetam pessoas, animais, plantas e áreas urbanas. Em adição, o vazamento de produtos tóxicos gera uma série de poluentes afetando, assim, o solo, as águas superficiais e subterrâneas, provocando sérios riscos à saúde e ao meio ambiente [VEYRET, 2007].

Gerenciar produtos químicos dentro de uma organização pode ser uma tarefa bastante árdua devido à grande variedade e complexidade dos produtos químicos. Esse aspecto ambiental é frequentemente negligenciado e pode aumentar o risco de acidentes e desastres [ASSUMPCÃO, 2007].

Tratamento dos eventuais efluentes gasosos, líquidos e sólidos

Efluentes Líquidos

Instalar um sistema de tratamento de águas residuais para remover os contaminantes antes do descarte ou reutilização. Isso inclui o uso de técnicas físico-químicas, como floculação, sedimentação, filtração e processos biológicos, como lagoas aeróbicas e biorreatores para tratar águas residuais antes do descarte ou reutilização [DEZOTTI, 2008].

A água residual líquida resultante é coletada em tanques de armazenamento adequados. Esses tanques devem ser projetados para evitar vazamentos e minimizar a

poluição ambiental. O pré-tratamento de águas residuais líquidas remove sólidos grosseiros e materiais indesejados antes de prosseguir para processos de tratamento mais avançados. Em relação à primeira etapa, separa-se partículas grandes e detritos a partir de peneiramento e sedimentação [MONTE et al., 2016].

O tratamento físico-químico é uma etapa importante para a remoção de contaminantes orgânicos e inorgânicos de efluentes. São empregados processos como floculação, sedimentação, filtração, adsorção e aglomeração, os quais envolvem a adição de produtos químicos para aglomerar partículas finas em flocos que, por sua vez, são removidos por sedimentação ou filtração [CRESPILHO; REZENDE, 2004].

Em alguns casos, o tratamento biológico pode ser necessário para remover contaminantes orgânicos biodegradáveis do efluente. Os processos biológicos usam microrganismos para decompor os poluentes em substâncias menos tóxicas. Segundo o Projeto Município Verde, de forma geral, esses sistemas incluem lagoas aeróbicas, reatores de lodo ativado e biofiltros.

Nesse sentido, pode também ser necessário um tratamento avançado para atender a padrões ambientais mais rígidos ou para remover certos contaminantes. Inclui-se, nesse caso, processos como osmose reversa, adsorção de carvão ativado, processos de membrana (ultrafiltração, nanofiltração) ou técnicas avançadas de oxidação (como ozonização ou fotocatalise).

Após um grande processamento, é importante desinfetar o efluente para remover microrganismos patogênicos. Para isso, emprega-se processos como a cloração, irradiação UV ou outros métodos de desinfecção adequados.

Após o tratamento do efluente, a qualidade da água deve ser continuamente monitorada para garantir que os padrões ambientais sejam atendidos. Isso inclui a medição de parâmetros como pH, demanda bioquímica de oxigênio, demanda química de oxigênio, sólidos suspensos totais, concentrações de contaminantes específicos e outros indicadores de qualidade da água [STEIN, 2012].

A depender da qualidade final do efluente tratado, pode-se reutilizá-lo como água de resfriamento ou lavagem, colaborando-se para a redução no consumo de água nos processos industriais. Caso a qualidade da água residual impossibilite o reuso mesmo após o tratamento, deve-se descartá-la de maneira profissional e ecológica, estabelecendo, por exemplo, uma conexão a um sistema municipal de tratamento de águas residuais [STEIN, 2012].

No processamento de efluentes, a remoção de sólidos e orgânicos durante as etapas de floculação e decantação frequentemente produz um resíduo sólido denominado lodo. Deve-se tratá-lo adequadamente, seja por desidratação, secagem por calor, compostagem ou descarte em um aterro sanitário aprovado [METCALF; EDDY, 1991].

É imperioso que todas as etapas do tratamento de águas residuais cumpram os regulamentos ambientais locais, regionais e nacionais. Portanto, é indispensável obter as licenças apropriadas, assim como produzir relatórios regulares sobre a qualidade da água, encaminhando, por fim, informações às autoridades reguladoras relevantes.

Efluentes gasosos

O tratamento de efluentes gasosos é feito mediante o controle de emissões a partir da instalação de sistemas, os quais reduzem a liberação de gases e vapores na atmosfera. As tecnologias de tratamento de gás, como depuradores, filtros de mangas e precipitadores eletrostáticos são normalmente empregados para remover contaminantes antes de suas liberações [WANG; PEREIRA; HUNG, 2004].

Normalmente, são feitas análises das fontes de emissão gasosa para identificar os principais poluentes bem como suas respectivas concentrações. Inclui-se: medição contínua e monitoramento de gases como dióxido de enxofre, óxidos de nitrogênio, monóxido de carbono, compostos orgânicos voláteis e material particulado [GALVÃO, 1989].

É crucial, portanto, a instalação de um sistema de coleta de emissões, o qual capta os gases produzidos nas diversas fontes de processo. Esses sistemas são formados por dutos de exaustão, dutos de admissão locais, coifas e extratores.

De acordo com a CETESB, a remoção de contaminantes gasosos é extensamente alcançada por lavadores de gás, os quais utilizam líquidos de lavagem, como água ou soluções alcalinas para absorver e remover contaminantes gasosos. Em virtude das características dos contaminantes presentes, utiliza-se uma pluralidade de equipamentos como torres de lavagem, lavadores de spray e de leito.

As partículas sólidas do fluxo de gás são removidas por filtros de mangas e precipitadores eletrostáticos. O primeiro é um dispositivo com uma bolsa filtrante que retém as partículas, enquanto o segundo impõe uma carga elétrica nas partículas para coletá-las em placas ou eletrodos.

A destruição de poluentes gasosos, como compostos orgânicos voláteis, é possível mediante o emprego de sistemas de tratamento térmico, como a incineração. Eleva-se suficientemente a temperatura do gás até o ponto em que ocorra decomposição, assim, compostos indesejados são transformados em dióxido de carbono e água. Visando o aproveitamento do calor produzido no fluxo de gás, implementa-se, comumente, um sistema de recuperação de calor responsável por fornecer aquecimento à água, gerando vapor ou alimentando outros processos, reduzindo, com isso, a demanda de energia [DE ALMEIDA, 2005].

O monitoramento contínuo de emissões é substancial e, por essa razão, a instalação de um Sistema de Monitoramento Contínuo de Emissões (CEMS), o qual monitora a qualidade do gás emitido pela fonte poluidora em tempo real, é indispensável, pois permite o controle imediato e o ajuste das operações que, em conjunto, garantem o cumprimento das regulamentações ambientais [DE ALMEIDA, 2015].

Ressalta-se, por fim, a importância da manutenção do equipamento de controle de emissões, objetivando-se a garantia do funcionamento adequado e a eficiência do seu sistema. Em adição, o treinamento adequado fornecido ao operador permite a operação correta e segura do dito acima.

Efluentes Sólidos

Os efluentes sólidos podem ser gerados como resíduos provenientes do tratamento de efluentes gasosos e líquidos. O tratamento adequado emprega técnicas como decantação, centrifugação ou filtração. Pode ser necessário aplicar tratamento térmico, como a incineração, com o intuito de reduzir o volume dos resíduos ou eliminar componentes perigosos. De acordo com a PROPEQ, por fim, é necessário realizar o descarte adequado, isto é, de acordo com as regulamentações ambientais, seguindo práticas seguras, como aterramento controlado ou disposição em aterros industriais aprovados.

O tratamento de efluentes sólidos na indústria petroquímica é um processo essencial para garantir a redução do impacto ambiental causado por resíduos gerados durante as atividades industriais. Esse tratamento é realizado por meio de uma série de etapas que visam separar, tratar e dispor adequadamente dos efluentes sólidos [SCHULTZ, 2015].

Primeiramente, os efluentes sólidos são coletados em pontos estratégicos da planta industrial, como áreas de processo, lavagem de equipamentos e pisos. Esses resíduos podem incluir lodos, borras, partículas suspensas, sólidos sedimentáveis, entre outros. Após isso, são direcionados para sistemas de armazenamento temporário, como tanques ou contêineres, até que sejam processados [SCHULTZ, 2015].

Na fase preliminar, ocorre a separação dos sólidos maiores e grosseiros dos líquidos. Isso é feito por meio de grades, peneiras ou tambores rotativos, os quais retêm partículas maiores enquanto permitem o escoamento dos líquidos. Os sólidos separados são encaminhados para tratamento adicional, enquanto os líquidos passam para a próxima etapa.

Em seguida, há o processo de sedimentação dos sólidos finos presentes no efluente. A CONSEQ afirma que os líquidos passam por um tanque de sedimentação ou clarificador, onde a velocidade do fluxo é reduzida, permitindo que as partículas sólidas mais pesadas se depositem no fundo do tanque. Esses sólidos sedimentados são conhecidos como lodos primários.

Para tratar os sólidos dissolvidos e em suspensões restantes no efluente, é comum empregar processos biológicos. O efluente é encaminhado para um sistema de lagoas de tratamento aeróbico ou um reator biológico, onde microrganismos aeróbios (bactérias, fungos, protozoários) consomem a matéria orgânica presente no efluente, convertendo-a em lodo biológico. Esse lodo biológico é removido e tratado separadamente em etapas subsequentes [SILVEIRA, 2010].

O lodo gerado nas etapas anteriores é encaminhado para um processo de espessamento, que visa reduzir o teor de água do lodo, tornando-o mais concentrado. Utilizam-se técnicas como centrifugação, filtração ou processos de adensamento químico, onde são adicionados agentes químicos que favorecem a aglutinação das partículas sólidas [SILVEIRA, 2010].

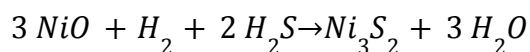
O lodo espessado é então submetido a um processo de desidratação, com o objetivo de remover a maior quantidade possível de água. Essa desidratação pode ser realizada por meio de métodos mecânicos, como prensagem, ou térmicos, como secagem, evaporação ou incineração. O lodo desidratado é transformado em um material sólido mais estável e de menor volume, facilitando seu descarte ou reutilização [SILVEIRA, 2010].

Após o tratamento adequado, os efluentes sólidos podem ser dispostos de maneira segura e ambientalmente responsável. Dependendo da legislação e das

regulamentações locais, o descarte pode ocorrer em aterros sanitários licenciados ou por meio de processos de coprocessamento em fornos de cimenteiras. Além disso, em alguns casos, os efluentes sólidos tratados podem ser reutilizados internamente na indústria, por exemplo, como matéria-prima em outros processos ou como combustível em caldeiras industriais.

Possíveis impactos ambientais causados na redução do Benzeno

A transformação dos óxidos metálicos em seus sulfetos, os quais, efetivamente, formam a fase ativa dos diversos catalisadores presentes nos processos de hidrorrefino, é conhecida como sulfetação. Essa reação utiliza como fonte de enxofre, principalmente, agentes sulfetantes, normalmente compostos por dimetildissulfeto (DMDS). Em temperaturas elevadas, há a decomposição dessas espécies, gerando, assim, sulfeto de hidrogênio (H₂S) [BRASIL; ARAÚJO; SOUSA]. Um exemplo dessa reação é evidenciado a seguir.



O DMDS possui odor desagradável, característica essa comum ao sulfeto de hidrogênio, o que incomoda os colaboradores presentes na refinaria ou vizinhanças. Além disso, por possuir ponto de inflamação de apenas 16°C, há um risco de incêndio em seu uso. Segundo a empresa Additiva, uma alternativa ao dimetildissulfeto é o emprego do agente sulfetante SulfrZol® 54, o qual possui baixo odor e maior ponto de fulgor, fato esse que reduz significativamente as emissões de poluentes e o risco de incêndios.

O sulfeto de hidrogênio, por sua vez, pode causar inúmeros efeitos a depender de suas concentrações, como mostra a tabela a seguir.

Tabela 4.11.1. Efeito do sulfeto de hidrogênio [MAINIER; VIOLA, 2005].

Concentração H₂S (ppm)	Tempo de Exposição	Efeito nos Seres Humanos
0,05 - 5	1 min	Detecção do odor
10 - 30	6 - 8 h	Irritação dos olhos
50 - 100	30 min - 1 h	Dificuldade de respirar
150 - 200	2 - 15 min	Perda de olfato
250 - 350	2 - 15 min	Agravamento da irritação dos olhos
350 - 450	2 - 15 min	Inconsciência, convulsão
500 - 600	2 - 15 min	Distúrbios respiratórios e circulatórios
700	0 - 2 min	Colapso, morte

Por essa razão, é essencial a detecção e monitoramento dessa substância, a partir de empregos de sensores, por exemplo, em prol de garantir a segurança não só dos seres humanos como também a minimização de possíveis impactos ambientais, como já ocorreram no Brasil e no mundo [MAINIER; VIOLA, 2005].

Ao ampliar o leque de substâncias nocivas ao ser humano, apresenta-se o benzeno, o qual tem-se amplo conhecimento de todos os aspectos ligados à sua toxicidade e difusão no meio social. Como dito anteriormente, é uma substância altamente hepatotóxica e cancerígena. Sendo assim, mitigar os efeitos causados por ela é de fundamental importância [SKAMVETSAKIS, et al., 2016].

Para tanto, faz-se necessário uma breve explanação que abordará 4 períodos nos quais o Brasil planejou controlar a exposição de benzeno em ambientes sociais. A primeira partição deste enredo teve início na década de 30 do século XX. Em levantes industriais incentivados pelo então Presidente Getúlio Vargas, em pouco tempo foram criadas legislações que protegem grupos da exposição contínua a este componente tóxico, a primeira delas em 1932 quando foi proibido a exposição de mulheres a atividades insalubres. Na época, a principal fonte de obtenção de benzeno era advinda da destilação de carvão mineral. Em 1939, foi incluído o benzeno na lista de substâncias consideradas insalubres e perigosas e, em 1943, foi proibido o trabalho de menores de idade em atividades que envolvessem o benzeno e seus semelhantes. Assim como em

outras ocupações perigosas, é muito provável que a motivação para instaurar essas legislações surgiu a partir de iniciativas externas ao Brasil [FERNANDES, 2009].

O fim deste primeiro período se deu no fim dos anos 50, quando foram inauguradas as primeiras refinarias de petróleo no Brasil, mudando assim a fonte de obtenção principal do benzeno, ou seja, há uma clara mudança de perfil humano em contato com a substância cancerígena.

Já o segundo período, que é tradicionalmente datado entre 1960 até 1982, foi caracterizado pelo aumento exponencial do consumo de benzeno que passou de 5.720 toneladas, em 1960, para 335.225 toneladas, em 1980. Nesta partição, começam a ser relatados casos coletivos de Anemias Plásticas Adquiridas, patologia caracterizada por afetar gravemente a medula óssea. Desta forma, adicionais por insalubridade e tempo especial para aposentadoria foram postos em práticas através de portarias e leis. Porém, apesar das restrições de mulheres e crianças à exposição ao benzeno, não raro eram as indústrias que utilizavam estas classes como principais forças de trabalho.

No terceiro período, datado de 1982 a 1995, a produção de benzeno continuou em franca expansão, tanto que dobrou de 1980 para 1990, fator que gerou descontrolada exposição ocupacional ao benzeno, tendo como cerne central as empresas petroquímicas de segunda geração, na qual o benzeno fora a principal matéria-prima. Isto posto, a organização e sindicatos travavam reuniões e greves em busca de melhores condições sanitárias. Estudos que mostravam a piora significativa de quadros hematológicos dos trabalhadores surgiam em profusão. Um dos casos mais emblemáticos ocorreu em meados dos anos 1980, na Companhia Siderúrgica Paulista (Cosipa), no qual houve afastamento de 2000 trabalhadores devido a grandes alterações hematológicas em seus organismos. Em polo petroquímico, destacou-se o caso de Camaçari, no qual houve 2 mortes, notadamente comprovadas por intoxicação ao benzeno, um com leucemia e outro com aplasia de medula [AUGUSTO, 1991].

Por fim, este período ficou marcado pela ruptura do quase silêncio em torno dos malefícios causados pelo benzeno e aplicações mais úteis das leis postas em exercício. Por exemplo, a proibição do uso de benzenos em solventes foi bem sucedida.

O quarto período se inicia em 1995 e se estende até os dias atuais. Dentre os pontos principais, vale ressaltar que o Ministério do Trabalho e Emprego criou um grupo com a função de trazer uma visão geral e irrestrita da exposição ao benzeno no Brasil. Após os estudos, chegou-se à conclusão de que não há limite seguro de tolerância relativo ao benzeno. De modo geral, esta fase ficou marcada pela mudança no

que tange ao tratamento ocupacional do benzeno. Instruções normativas, regulamentações e portarias foram das mais diversas [FERNANDES, 2009].

Feita esta reconstituição histórica, que apresenta uma grande riqueza na forma de linha do tempo, chega-se a um manual de normas técnicas feito pelo Ministério da Saúde de 2006, o qual serve de orientação geral na prevenção, controle e procedimentos operacionais a tudo o que tange o benzenismo. Por exemplo, em casos de alto nível de complexidade é exigida a participação da Vigilância em Saúde do Trabalhador, com a atividade de análise clínica laboratorial e registro destes dados no SIMPEAQ (Sistema de Monitoramento de População Exposta a Agentes Químicos), além de um completo acompanhamento de caso juntamente com a execução dos mais variados níveis de exames neurológicos, fonoaudiológicos, de alterações cromossômicas e exames especiais na medula óssea [MINISTÉRIO DA SAÚDE, 2006].

Depreende-se dos fatos mencionados acima, a notoriedade do processo de redução do benzeno em nafta reformada. Quanto menor o teor desta substância carcinogênica no meio em transformação, menores serão as possibilidades de contaminação em seres humanos, principalmente em um país onde a demanda é de 8 milhões de toneladas anuais de nafta. Quanto à análise ambiental, esta não se faz menos importante, a partir do momento que o Brasil é assolado por terríveis desastres ambientais oriundo das mais variadas formas. Conclui-se que o estudo é essencial para a promoção e manutenção da estabilidade industrial e conservação do meio ambiente.

5. CONCLUSÕES

O projeto de engenharia química em questão, cujo objetivo foi validar a viabilidade da construção de uma unidade de hidrogenação da nafta de reforma catalítica, a qual possui elevado teor de benzeno, mostrou-se tecnicamente e economicamente viável. A viabilidade econômica, avaliada por meio do método do Valor Presente Líquido, foi verificada após uma análise de sensibilidade econômica no preço da nafta reformada hidrogenada, mantendo-se todas as outras variáveis constantes, com o objetivo de atender as expectativas com margem de lucro necessárias para que este projeto se apresentasse como atrativo para investidores.

BIBLIOGRAFIA

ALVES, Cynthia Ferreira. **Otimização do sistema de alarmes em uma planta química utilizando conceitos de Lean e Six Sigma**. 2013. 69 f. Monografia (Especialização) - Curso de Engenharia Química, Universidade de São Paulo, Lorena, 2013.

ASSUMPÇÃO, Luiz. **Sistemas de gestão ambiental: manual prático para implementação de SGA e Certificação ISO 14.001**. 2. ed. Curitiba. 2007.

AUGUSTO, Lia Geraldo. **Estudo longitudinal e morfológico (medula óssea) em pacientes com neutropenia secundária à exposição ocupacional crônica ao benzeno** [dissertação]. Campinas, Universidade de Campinas, São Paulo, 1991.

BARROS, F. **Estudo e avaliação da alteração no intervalo de operação do sistema de intertravamento (interlock) de um reator industrial**. 2011. 29 f. Monografia (Graduação) – Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena, 2011.

BORELLI, Elizabeth. **Sustentabilidade e riscos ambientais na indústria química**. São Paulo: PUC. 2011.

BRASIL, Nilo; ARAÚJO, Maria; SOUSA, Elisabeth . **Processamento de Petróleo e Gás**. 1ª ed, LTC. 2011.

CAMPOS, Mario; TEIXEIRA, Herbert. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**, São Paulo: Edgard Blucher. 2006.

CETESB, Companhia Estadual do Estado de São Paulo. **Descontaminação de campo - Emergências Químicas**. 2023.

CHEN, Zhihao, et al. **Selective Hydrogenation of Benzene: Progress of Understanding for the Ru-Based Catalytic System Design**. Industrial and Chemical Engineering Research. 2019.

CONSEQ, Consultoria e Soluções em Engenharia Química. “**Lodo**”. 2021.

CRESPILHO, Frank; REZENDE, Maria. **Eletroflotação: Princípios e aplicações**. São Carlos. 2004

DE ALMEIDA, Alberto. **Recuperação de Compostos Orgânicos Voláteis (VOCs) emitidos no processo de produção de tubos fotorreceptores orgânicos**. Salvador. 2005.

EPE, Empresa de Pesquisas Energéticas. **Plano Decenal de Expansão de Energia 2031**. Ministério de Minas e Energia. 2022.

FERNADES, Danilo. **Prevenção da exposição ao benzeno no Brasil**. 184 f. Tese (Doutor) - Faculdade de Medicina, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

FEPAM, Fundação Estadual de Proteção Ambiental. **Estudo de Impacto Ambiental (EIA)/Relatório de Impacto Ambiental (RIMA)**. 2002.

FEPAM, Fundação Estadual de Proteção Ambiental. **Manual Técnico Licenciamento Ambiental com EIA-RIMA**. 2006.

FOX, Robert, et al. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. 8^a ed, LTC. 2010.

FROMENT, Gilbert; BISCHOFF, Kenneth; DE WILDE, Juray. **Chemical reactor analysis and design**. 3rd ed. Hoboken, N.J: Wiley. 2011.

GALVÃO, Filho. **Poluição do Ar: Aspectos técnicos e econômicos do meio ambiente**. 1989.

Hydrocarbon Publishing Company. **Worldwide Refinery Processing Review: Hydrocracking and Catalytic Reforming**. Southeastern, Pennsylvania. 2013.

HOLECHEK, Jerry, et al. **A Global Assessment: Can Renewable Energy Replace Fossil Fuels by 2050?**. MDPI, Sustainability. 2022.

IBAMA, Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis. **Guia de Procedimentos do Licenciamento Ambiental Federal - Documento de Referência**. 2002.

IRANSHAHI, Davood, et al. **Modeling of naphtha reforming unit applying detailed description of kinetic in continuous catalytic regeneration process**. Chemical Engineering Research and Design, Elsevier. 2014.

JÚNIOR, Lélío. **Simbologia de diagramas de processos industriais**. 2022.

KIRCHNER, G. **01 Hints on the Construction of Heat Exchangers**. In: VDI Heat Atlas. VDI-Buch. Springer, Berlin, Heidelberg, 2010.

LEVENSPIEL, Octave. **The chemical reactor omnibook**. Corvallis, Or: OSU. 1996.

MAINIER, Fernando; VIOLA, Eliana. **O Sulfeto de Hidrogênio e o Meio Ambiente**. II Simpósio de Excelência em Gestão e Tecnologia – SEGeT'2005. 2005.

MATAR, Sami; HATCH, Lewis. **Chemistry of Petrochemical Processes**. 2ª ed. Gulf Publishing Company, Texas. 2000.

MAY, Carolina. **Desenvolvimento de Modelo Matemático do Sistema Reacional de uma Unidade Industrial de Reforma Catalítica de Nafta com Leito Móvel**. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. 2014.

MAXWELL, Charles. **Cost Indices - Towering Skills**. 2023.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrison. **Wastewater engineering treatment, disposal and reuse**. 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1991.

MCCABE, Warren; SMITH, Julian; HARRIOTT, Peter. **Unit operations of chemical engineering**. 7th ed ed. Boston: McGraw-Hill. 2005.

MILARÉ, Édís, MILARÉ, Lucas Tamer. **Estudo de impacto ambiental**. Enciclopédia

jurídica da PUC-SP. Celso Fernandes Campilongo, Alvaro de Azevedo Gonzaga e André Luiz Freire (coords.). Tomo: Direitos Difusos e Coletivos. Nelson Nery Jr., Georges Abboud, André Luiz Freire (coord. de tomo). 1. ed. São Paulo: Pontifícia Universidade Católica de São Paulo, 2017.

MS, Ministério da Saúde. **Risco Químico: atenção à saúde dos trabalhadores expostos ao benzeno**. Série A. Normas e Manuais Técnicos. Brasília: Editora do Ministério da Saúde, 2006.

MONTE, Helena ; SANTOS, Maria; BARREIROS, Ana, ALBUQUERQUE, Antônio. **Tratamento de Águas Residuais: Operações e Processos de Tratamento Físico e Químico**. ERSAR: Portugal, 2016.

MOREIRA, Maria. **Estratégia e implantação de sistema de gestão ambiental: (modelo ISO 14000)**. Belo Horizonte. 2001.

MUKHERJEE, Rajiv. **Effectively Design Shell-and-Tube Heat Exchangers**, American Institute of Chemical Engineer. Fevereiro, 1998.

PERISSÉ, Juarez, et al. **Produção Futura de Gasolina no Brasil**. Instituto Brasileiro de Petróleo, Gás e Biocombustíveis. 2012.

PETROBRAS, Petróleo Brasileiro S.A. **Naftas Petroquímicas, Informações Técnicas**. 2021.

PROPEQ, Projeto e Pesquisa em Engenharia Química. **“Como tratar resíduos e efluentes industriais de forma adequada?”**. 2023.

RAHIMPOUR, Mohammad; JAFARI, Mitra, IRANSHAHI; Davood. **Progress in catalytic naphtha reforming process: A review**. Applied Energy, Elsevier. 2013.

RAMESH K. Shah, DUSAN P. Sekulic. **Fundamentals of heat exchanger design**. John Wiley & Sons Inc, 2003

REIS, Luís; QUEIROZ, Sandra. **Gestão ambiental em pequenas e médias empresas.** Rio de Janeiro: Qualitymark. 2002.

SAARI, Jussi. **Heat exchanger Dimensioning.** Lappeenranta University, 2010

SÁNCHEZ, Luís Enrique. **Avaliação de impacto ambiental: conceitos e métodos.** São Paulo: Oficina de Textos. 2006.

SANDLER, I. Stanley. **Chemical, Biochemical, and Engineering Thermodynamics.** 4^a ed, Wiley. 2006.

SANTOS, Eduardo dos. **Avaliação de um trocador de calor de tubos concêntricos, contracorrente para aquecimento de dejetos suínos.** 70 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Mecânica, Faculdade Nova Horizontina, Horizontina, 2017.

SCHULTZ, Caroline. **Aspectos e Impactos Ambientais de Efluentes e Resíduos de uma Indústria Petroquímica.** 2015.

SEBRAE, Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas. **Manual de Licenciamento Ambiental.** 2004.

SILVEIRA, Gustavo. **Sistemas de Tratamento de Efluentes Industriais.** 2010.

SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Volume 6, Third Edition: Chemical Engineering Design.**, 3^a ed, Elsevier. 1999.

SKAMVETSAKIS, Adriana, et al. **Exposição ao benzeno em postos de combustíveis: estratégia de ações integradas de Vigilância em Saúde do Trabalhador na região dos Vales/RS.** Revista Brasileira de Saúde Ocupacional. 2016.

SMITH, J. M; VAN NESS, H. C; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química.** 7^a ed., LTC. 2007.

STEIN, Rodrigo. **Caracterização e Avaliação do Sistema de Tratamento de Efluentes de uma Indústria Alimentícia, Visando o Reuso.** UNIVATES.2012.

SYRCEK, W.Y; MONNERY, W.D. **Chemical Engineering Progress**. 1993.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical Engineering Design**. 2ª ed, Elsevier. 2008.

VALLE, Cyro. **Como se preparar para as normas ISO 14000: qualidade ambiental**. 2. ed. São Paulo: Ed. Pioneira. 1996

VEYRET, Yvette. **Os riscos: o homem como agressor e vítima do meio ambiente**. São Paulo: Contexto. 2007.

WANG, Lawrence; PEREIRA, Norman; HUNG, Yung. **Handbook of Environmental Engineering. Volume 1: Air Pollution Control Engineering**. New Jersey: Humana Press. 2004.

ANEXOS

Anexo 1 - Folhas de Especificações das Correntes Materiais

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	1	
Descrição	Corrente de alimentação (Nafta reformada)	
Temperatura	30	°C
Pressão	0	Kgf/cm ² g
Vazão molar	603,2	Kmol/h
Vazão mássica	5,80 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0023
n-Butane	0,0159
i-Pentane	0,0641
n-Pentane	0,0344
22-Mbutane	0,0129
23-Mbutane	0,0104
2-Mpentane	0,0464
3-Mpentane	0,0378
n-Hexane	0,0491
1-Hexene	0,0069
Benzene	0,0551
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0182
23-Mpentane	0,0077
3-Mhexane	0,0244

n-Heptane	0,0203
Toluene	0,2048
33-Mhexane	0,0045
2-Mheptane	0,0075
n-Octane	0,0030
p-Xylene	0,2129
2-Moctane	0,0020
135-MBenzene	0,1461
p-Cymene	0,0056
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	2	
Descrição	Saída da bomba P-100 para o trocador de calor E-100	
Temperatura	30,89	°C
Pressão	21,05	Kgf/cm ² g
Vazão molar	603,2	Kmol/h
Vazão mássica	5,80 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
------------	--------------

i-Butane	0,0023
n-Butane	0,0159
i-Pentane	0,0641
n-Pentane	0,0344
22-Mbutane	0,0129
23-Mbutane	0,0104
2-Mpentane	0,0464
3-Mpentane	0,0378
n-Hexane	0,0491
1-Hexene	0,0069
Benzene	0,0551
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0182
23-Mpentane	0,0077
3-Mhexane	0,0244
n-Heptane	0,0203
Toluene	0,2048
33-Mhexane	0,0045
2-Mheptane	0,0075
n-Octane	0,0030
p-Xylene	0,2129
2-Moctane	0,0020
135-MBenzene	0,1461
p-Cymene	0,0056
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000

Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	3	
Descrição	Corrente aquecida pelo trocador de calor E-100 para entrada na coluna <i>splitter</i> T-100	
Temperatura	70	°C
Pressão	20,35	Kgf/cm ² g
Vazão molar	603,2	Kmol/h
Vazão mássica	5,80 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0023
n-Butane	0,0159
i-Pentane	0,0641
n-Pentane	0,0344
22-Mbutane	0,0129
23-Mbutane	0,0104
2-Mpentane	0,0464
3-Mpentane	0,0378
n-Hexane	0,0491
1-Hexene	0,0069
Benzene	0,0551
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0034

2-Mhexane	0,0182
23-Mpentane	0,0077
3-Mhexane	0,0244
n-Heptane	0,0203
Toluene	0,2048
33-Mhexane	0,0045
2-Mheptane	0,0075
n-Octane	0,0030
p-Xylene	0,2129
2-Moctane	0,0020
135-MBenzene	0,1461
p-Cymene	0,0056
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	4	
Descrição	Corrente de saída no topo da coluna <i>splitter</i> T-100 e entrada no condensador E-101	
Temperatura	178,3	°C
Pressão	14,01	Kgf/cm ² g
Vazão molar	848	Kmol/h
Vazão mássica	$6,97 \times 10^4$	Kg/h

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0059
n-Butane	0,0404
i-Pentane	0,1632
n-Pentane	0,0875
22-Mbutane	0,0329
23-Mbutane	0,0264
2-Mpentane	0,1182
3-Mpentane	0,0963
n-Hexane	0,1250
1-Hexene	0,0174
Benzene	0,1404
24-Mpentane	0,0105
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0078
2-Mhexane	0,0443
23-Mpentane	0,0158
3-Mhexane	0,0506
n-Heptane	0,0157
Toluene	0,0016
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000

1e3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	5	
Descrição	Corrente de refluxo advinda do vaso de refluxo V-100 após o condensador E-101	
Temperatura	166,8	°C
Pressão	13,60	Kgf/cm ² g
Vazão molar	236,5	Kmol/h
Vazão mássica	1,94 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0059
n-Butane	0,0405
i-Pentane	0,1635
n-Pentane	0,0344
22-Mbutane	0,0129
23-Mbutane	0,0104
2-Mpentane	0,0464
3-Mpentane	0,0378
n-Hexane	0,0491
1-Hexene	0,0069
Benzene	0,0551

24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0182
23-Mpentane	0,0077
3-Mhexane	0,0244
n-Heptane	0,0203
Toluene	0,2048
33-Mhexane	0,0045
2-Mheptane	0,0075
n-Octane	0,0030
p-Xylene	0,2129
2-Moctane	0,0020
135-MBenzene	0,1461
p-Cymene	0,0056
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	6	
Descrição	Corrente de saída do vaso V-100 não caracterizada como refluxo	
Temperatura	166,8	°C
Pressão	13,6	Kgf/cm ² g

Vazão molar	236,5	Kmol/h
Vazão mássica	$1,94 \times 10^4$	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0059
n-Butane	0,0405
i-Pentane	0,1635
n-Pentane	0,0344
22-Mbutane	0,0129
23-Mbutane	0,0104
2-Mpentane	0,0464
3-Mpentane	0,0378
n-Hexane	0,0491
1-Hexene	0,0069
Benzene	0,0551
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0182
23-Mpentane	0,0077
3-Mhexane	0,0244
n-Heptane	0,0203
Toluene	0,2048
33-Mhexane	0,0045
2-Mheptane	0,0075
n-Octane	0,0030
p-Xylene	0,2129
2-Moctane	0,0020
135-MBenzene	0,1461
p-Cymene	0,0056

Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	7	
Descrição	Corrente de saída do trocador de calor E-104 que será misturada com o hidrogênio	
Temperatura	173,2	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	236,5	Kmol/h
Vazão mássica	1,94 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,8895	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0059
n-Butane	0,0405
i-Pentane	0,1635
n-Pentane	0,0877
22-Mbutane	0,0330
23-Mbutane	0,0265
2-Mpentane	0,1184
3-Mpentane	0,0965

n-Hexane	0,1252
1-Hexene	0,0175
Benzene	0,1406
24-Mpentane	0,0105
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0077
2-Mhexane	0,0442
23-Mpentane	0,0156
3-Mhexane	0,0500
n-Heptane	0,0152
Toluene	0,0015
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	8
Descrição	Corrente de fundo da coluna <i>splitter</i>

T-100 e entrada no refeedor

E-102

Temperatura	264,3	°C
Pressão	14,95	Kgf/cm ² g
Vazão molar	2021	Kmol/h
Vazão mássica	2,1 x 10 ⁵	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0008
2-Mhexane	0,0021
23-Mpentane	0,0036
3-Mhexane	0,0112
n-Heptane	0,0342
Toluene	0,4072
33-Mhexane	0,0092
2-Mheptane	0,0151
n-Octane	0,0058

p-Xylene	0,3247
2-Moctane	0,0032
135-MBenzene	0,1769
p-Cymene	0,0059
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	9	
Descrição	Corrente de refluxo do refervedor E-102	
Temperatura	270,2	°C
Pressão	14,95	Kgf/cm ² g
Vazão molar	366,7	Kmol/h
Vazão mássica	$2,86 \times 10^4$	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000

2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0005
2-Mhexane	0,0015
23-Mpentane	0,0025
3-Mhexane	0,0079
n-Heptane	0,0237
Toluene	0,3360
33-Mhexane	0,0075
2-Mheptane	0,0123
n-Octane	0,0050
p-Xylene	0,3502
2-Moctane	0,0033
135-MBenzene	0,2404
p-Cymene	0,0092
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	10	
Descrição	Corrente de saída do refervedor E-102	
Temperatura	270,2	°C
Pressão	14,95	Kgf/cm ² g
Vazão molar	366,7	Kmol/h
Vazão mássica	2,86 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0005
2-Mhexane	0,0015
23-Mpentane	0,0025
3-Mhexane	0,0079
n-Heptane	0,0237
Toluene	0,3360
33-Mhexane	0,0075
2-Mheptane	0,0123

n-Octane	0,0050
p-Xylene	0,3502
2-Moctane	0,0033
135-MBenzene	0,2404
p-Cymene	0,0092
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	11	
Descrição	Corrente de saída do refeedor E-102 e resfriada pelo trocador de calor E-100	
Temperatura	229,7	°C
Pressão	14,25	Kgf/cm ² g
Vazão molar	366,7	Kmol/h
Vazão mássica	2,86 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000

22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0005
2-Mhexane	0,0015
23-Mpentane	0,0025
3-Mhexane	0,0079
n-Heptane	0,0237
Toluene	0,3360
33-Mhexane	0,0075
2-Mheptane	0,0123
n-Octane	0,0050
p-Xylene	0,3502
2-Moctane	0,0033
135-MBenzene	0,2404
p-Cymene	0,0092
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	12	
Descrição	Corrente anteriormente resfriada que passou pelo trocador E-103 e tem destino o final do processo	
Temperatura	40	°C
Pressão	13,55	Kgf/cm ² g
Vazão molar	583,9	Kmol/h
Vazão mássica	5,68 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0022
n-Butane	0,0112
i-Pentane	0,0559
n-Pentane	0,0310
22-Mbutane	0,0123
23-Mbutane	0,0100
2-Mpentane	0,0449
3-Mpentane	0,0369
n-Hexane	0,0551
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0006
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0185
23-Mpentane	0,0078
3-Mhexane	0,0248
n-Heptane	0,0209

Toluene	0,2110
33-Mhexane	0,0047
2-Mheptane	0,0077
n-Octane	0,0031
p-Xylene	0,2200
2-Moctane	0,0021
135-MBenzene	0,1510
p-Cymene	0,0058
Cyclohexane	0,0550
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	13	
Descrição	Corrente de nafta reformada para aporte de hidrogênio	
Temperatura	172,9	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	268,9	Kmol/h
Vazão mássica	2,22 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,6981	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0056
n-Butane	0,0373

i-Pentane	0,1536
n-Pentane	0,0832
22-Mbutane	0,0322
23-Mbutane	0,0262
2-Mpentane	0,1173
3-Mpentane	0,0963
n-Hexane	0,1289
1-Hexene	0,0154
Benzene	0,1237
24-Mpentane	0,0110
Mcyclohexane	0,0004
33-Mpentane	0,0083
2-Mhexane	0,0476
23-Mpentane	0,0169
3-Mhexane	0,0541
n-Heptane	0,0168
Toluene	0,0013
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0225
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0003
Ethane	0,0005

Propane	0,0007
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	14
Descrição	Hidrogênio de aporte
Temperatura	30 °C
Pressão	25 Kgf/cm ² g
Vazão molar	165,9 Kmol/h
Vazão mássica	1860 Kg/h
Fração de vapor	1

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0114
n-Butane	0,0118
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0000
2-Mhexane	0,0000
23-Mpentane	0,0000
3-Mhexane	0,0000
n-Heptane	0,0000

Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,6371
Methane	0,1753
Ethane	0,1056
Propane	0,0589
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	15	
Descrição	Corrente de nafta reformada após o aporte de hidrogênio com entrada para o reator R-100	
Temperatura	140,2	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	434,8	Kmol/h
Vazão mássica	2,41 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,8944	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0078

n-Butane	0,0276
i-Pentane	0,0950
n-Pentane	0,0515
22-Mbutane	0,0199
23-Mbutane	0,0162
2-Mpentane	0,0726
3-Mpentane	0,0596
n-Hexane	0,0797
1-Hexene	0,0095
Benzene	0,0765
24-Mpentane	0,0068
Mcyclohexane	0,0002
33-Mpentane	0,0051
2-Mhexane	0,0295
23-Mpentane	0,0104
3-Mhexane	0,0335
n-Heptane	0,0104
Toluene	0,0008
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0139
1-tr4-MCC6	0,0000
1e3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,2431
Methane	0,0671

Ethane	0,0406
Propane	0,0229
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	16	
Descrição	Corrente de gases do reator R-100	
Temperatura	150	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	191,1	Kmol/h
Vazão mássica	1,25 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	1	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0135
n-Butane	0,0459
i-Pentane	0,1367
n-Pentane	0,0711
22-Mbutane	0,0244
23-Mbutane	0,0187
2-Mpentane	0,0833
3-Mpentane	0,0665
n-Hexane	0,0952
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0064
Mcyclohexane	0,0008
33-Mpentane	0,0044
2-Mhexane	0,0252
23-Mpentane	0,0088
3-Mhexane	0,0280

n-Heptane	0,0081
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0867
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0037
Methane	0,1456
Ethane	0,0835
Propane	0,0435
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	17	
Descrição	Corrente de líquido do reator R-100	
Temperatura	150	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	138,7	Kmol/h
Vazão mássica	1,16 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0058
n-Butane	0,0231

i-Pentane	0,1095
n-Pentane	0,0634
22-Mbutane	0,0287
23-Mbutane	0,0249
2-Mpentane	0,1127
3-Mpentane	0,0952
n-Hexane	0,1485
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0124
Mcyclohexane	0,0021
33-Mpentane	0,0099
2-Mhexane	0,0577
23-Mpentane	0,0205
3-Mhexane	0,0664
n-Heptane	0,0214
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1639
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0001
Methane	0,0096
Ethane	0,0123

Propane	0,0118
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	18	
Descrição	Nafta reformada hidroprocessada pelo reator R-100	
Temperatura	150	°C
Pressão	12,9	Kgf/cm ² g
Vazão molar	329,9	Kmol/h
Vazão mássica	2,41 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,5794	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0103
n-Butane	0,0363
i-Pentane	0,1253
n-Pentane	0,0678
22-Mbutane	0,0262
23-Mbutane	0,0213
2-Mpentane	0,0957
3-Mpentane	0,0785
n-Hexane	0,1176
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0090
Mcyclohexane	0,0013
33-Mpentane	0,0067
2-Mhexane	0,0388
23-Mpentane	0,0137
3-Mhexane	0,0441

n-Heptane	0,0137
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1191
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0022
Methane	0,0884
Ethane	0,0535
Propane	0,0302
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	19	
Descrição	Nafta reformada hidroprocessada com destino ao vaso flash V-102	
Temperatura	117	°C
Pressão	4,7	Kgf/cm ² g
Vazão molar	329,9	Kmol/h
Vazão mássica	2,41 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,8052	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0103

n-Butane	0,0363
i-Pentane	0,1253
n-Pentane	0,0678
22-Mbutane	0,0262
23-Mbutane	0,0213
2-Mpentane	0,0957
3-Mpentane	0,0785
n-Hexane	0,1176
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0090
Mcyclohexane	0,0013
33-Mpentane	0,0067
2-Mhexane	0,0388
23-Mpentane	0,0137
3-Mhexane	0,0441
n-Heptane	0,0137
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1191
1-tr4-MCC6	0,0000
1e3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0022
Methane	0,0884

Ethane	0,0535
Propane	0,0302
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	20	
Descrição	Corrente de saída do vaso <i>flash</i> V-102 para bomba P-102	
Temperatura	117	°C
Pressão	4,7	Kgf/cm ² g
Vazão molar	64,24	Kmol/h
Vazão mássica	5535	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0033
n-Butane	0,0140
i-Pentane	0,0819
n-Pentane	0,0504
22-Mbutane	0,0262
23-Mbutane	0,0239
2-Mpentane	0,1097
3-Mpentane	0,0953
n-Hexane	0,1559
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0144
Mcyclohexane	0,0029
33-Mpentane	0,0122
2-Mhexane	0,0725
23-Mpentane	0,0258

3-Mhexane	0,0844
n-Heptane	0,0286
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1863
1-tr4-MCC6	0,0000
1e3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0026
Ethane	0,0045
Propane	0,0055
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	21	
Descrição	Corrente de saída da bomba P-102 para realimentação do reator R-100	
Temperatura	118,1	°C
Pressão	18,8	Kgf/cm ² g
Vazão molar	64,24	Kmol/h
Vazão mássica	5535	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
------------	--------------

i-Butane	0,0033
n-Butane	0,0140
i-Pentane	0,0819
n-Pentane	0,0504
22-Mbutane	0,0262
23-Mbutane	0,0239
2-Mpentane	0,1097
3-Mpentane	0,0953
n-Hexane	0,1559
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0144
Mcyclohexane	0,0029
33-Mpentane	0,0122
2-Mhexane	0,0725
23-Mpentane	0,0258
3-Mhexane	0,0844
n-Heptane	0,0286
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1863
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000

Methane	0,0026
Ethane	0,0045
Propane	0,0055
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	22	
Descrição	Corrente de saída da bomba P-100 com destino à coluna estabilizadora T-101	
Temperatura	118,1	°C
Pressão	18,8	Kgf/cm ² g
Vazão molar	32,12	Kmol/h
Vazão mássica	2768	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0033
n-Butane	0,0140
i-Pentane	0,0819
n-Pentane	0,0504
22-Mbutane	0,0262
23-Mbutane	0,0239
2-Mpentane	0,1097
3-Mpentane	0,0953
n-Hexane	0,1559
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0144
Mcyclohexane	0,0029
33-Mpentane	0,0122

2-Mhexane	0,0725
23-Mpentane	0,0258
3-Mhexane	0,0844
n-Heptane	0,0286
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1863
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0026
Ethane	0,0045
Propane	0,0055
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	23	
Descrição	Corrente de saída do vaso flash V-102 para resfriamento no trocador de calor E-105	
Temperatura	117	°C
Pressão	4,7	Kgf/cm ² g
Vazão molar	265,6	Kmol/h
Vazão mássica	1,86 x 10 ⁴	Kg/h

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0120
n-Butane	0,0417
i-Pentane	0,1358
n-Pentane	0,0720
22-Mbutane	0,0263
23-Mbutane	0,0207
2-Mpentane	0,0923
3-Mpentane	0,0745
n-Hexane	0,1084
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0076
Mcyclohexane	0,0010
33-Mpentane	0,0054
2-Mhexane	0,0307
23-Mpentane	0,0108
3-Mhexane	0,0344
n-Heptane	0,0101
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1029
1-tr4-MCC6	0,0000

1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0027
Methane	0,1091
Ethane	0,0654
Propane	0,0361
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	24	
Descrição	Corrente resfriada para vaso <i>flash</i> V-103	
Temperatura	60	°C
Pressão	4	Kgf/cm ² g
Vazão molar	265,6	Kmol/h
Vazão mássica	1,86 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0,2554	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0120
n-Butane	0,0417
i-Pentane	0,1358
n-Pentane	0,0720
22-Mbutane	0,0263
23-Mbutane	0,0207
2-Mpentane	0,0923
3-Mpentane	0,0745
n-Hexane	0,1084
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0076

Mcyclohexane	0,0010
33-Mpentane	0,0054
2-Mhexane	0,0307
23-Mpentane	0,0108
3-Mhexane	0,0344
n-Heptane	0,0101
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1029
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0027
Methane	0,1091
Ethane	0,0654
Propane	0,0361
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	25	
Descrição	Corrente para descarga de vapores na rede de <i>Fuel</i> -Gás	
Temperatura	60	°C
Pressão	4	Kgf/cm ² g
Vazão molar	67,85	Kmol/h

Vazão mássica 2,65 x 10³ Kg/h

Fração de vapor 1

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0171
n-Butane	0,0493
i-Pentane	0,0884
n-Pentane	0,0387
22-Mbutane	0,0094
23-Mbutane	0,0063
2-Mpentane	0,0265
3-Mpentane	0,0195
n-Hexane	0,0241
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0012
Mcyclohexane	0,0001
33-Mpentane	0,0007
2-Mhexane	0,0036
23-Mpentane	0,0013
3-Mhexane	0,0039
n-Heptane	0,0009
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0179

1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0105
Methane	0,4009
Ethane	0,2010
Propane	0,0787
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	26	
Descrição	Corrente para alimentação da coluna estabilizadora T-101	
Temperatura	60	°C
Pressão	4	Kgf/cm ² g
Vazão molar	197,8	Kmol/h
Vazão mássica	1,59 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0102
n-Butane	0,0392
i-Pentane	0,1520
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0320
23-Mbutane	0,0256
2-Mpentane	0,1148
3-Mpentane	0,0933
n-Hexane	0,1373
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000

24-Mpentane	0,0098
Mcyclohexane	0,0013
33-Mpentane	0,0070
2-Mhexane	0,0400
23-Mpentane	0,0141
3-Mhexane	0,0449
n-Heptane	0,0133
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1321
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0090
Ethane	0,0189
Propane	0,0215
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	27
Descrição	Corrente para alimentação da torre estabilizadora T-101 após injeção de pressão da bomba P-103
Temperatura	69,79 °C

Pressão	16,55	Kgf/cm ² g
Vazão molar	197,8	Kmol/h
Vazão mássica	1,59 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0102
n-Butane	0,0392
i-Pentane	0,1520
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0320
23-Mbutane	0,0256
2-Mpentane	0,1148
3-Mpentane	0,0933
n-Hexane	0,1373
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0098
Mcyclohexane	0,0013
33-Mpentane	0,0070
2-Mhexane	0,0400
23-Mpentane	0,0141
3-Mhexane	0,0449
n-Heptane	0,0133
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000

p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1321
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0090
Ethane	0,0189
Propane	0,0215
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	28	
Descrição	Corrente para entrada e pré-aquecimento no trocador de calor E-106	
Temperatura	69,67	°C
Pressão	16,55	Kgf/cm ² g
Vazão molar	229,9	Kmol/h
Vazão mássica	1,87 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0092
n-Butane	0,0356
i-Pentane	0,1422
n-Pentane	0,0788
22-Mbutane	0,0312
23-Mbutane	0,0254
2-Mpentane	0,1141
3-Mpentane	0,0936

n-Hexane	0,1399
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0105
Mcyclohexane	0,0015
33-Mpentane	0,0078
2-Mhexane	0,0445
23-Mpentane	0,0157
3-Mhexane	0,0504
n-Heptane	0,0154
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1396
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0081
Ethane	0,0169
Propane	0,0193
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	29
Descrição	Corrente pré-aquecida para

alimentação da coluna T-101

Temperatura	121	°C
Pressão	15,85	Kgf/cm ² g
Vazão molar	229,9	Kmol/h
Vazão mássica	1,87 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0092
n-Butane	0,0356
i-Pentane	0,1422
n-Pentane	0,0788
22-Mbutane	0,0312
23-Mbutane	0,0254
2-Mpentane	0,1141
3-Mpentane	0,0936
n-Hexane	0,1399
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0105
Mcyclohexane	0,0015
33-Mpentane	0,0078
2-Mhexane	0,0445
23-Mpentane	0,0157
3-Mhexane	0,0504
n-Heptane	0,0154
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000

2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1396
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0081
Ethane	0,0169
Propane	0,0193
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	30	
Descrição	Corrente de topo da coluna estabilizadora T-101	
Temperatura	69,03	°C
Pressão	15,33	Kgf/cm ² g
Vazão molar	43,12	Kmol/h
Vazão mássica	2002	Kg/h
Fração de vapor	1	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,1130
n-Butane	0,2886
i-Pentane	0,0164
n-Pentane	0,0004
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000

3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0000
2-Mhexane	0,0000
23-Mpentane	0,0000
3-Mhexane	0,0000
n-Heptane	0,0000
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0002
Methane	0,0542
Ethane	0,1729
Propane	0,3543
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	31
--------------------	----

Descrição	Corrente do vaso estabilizador V-101 com destino à Unidade de Concentração de Gases	
	Temperatura	44,4
Pressão	15	Kgf/cm ² g
Vazão molar	12,74	Kmol/h
Vazão mássica	4,91 x 10 ²	Kg/h
Fração de vapor	1	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0642
n-Butane	0,1317
i-Pentane	0,0039
n-Pentane	0,0001
22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0000
2-Mhexane	0,0000
23-Mpentane	0,0000
3-Mhexane	0,0000
n-Heptane	0,0000
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000

n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0008
Methane	0,1470
Ethane	0,3047
Propane	0,3476
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	32	
Descrição	Corrente do vaso estabilizador V-101 para refluxo do vaso estabilizador T-101	
Temperatura	44,4	°C
Pressão	15	Kgf/cm ² g
Vazão molar	12,74	Kmol/h
Vazão mássica	4,91 x 10 ²	Kg/h
Fração de vapor	1	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0642
n-Butane	0,1317
i-Pentane	0,0039
n-Pentane	0,0001

22-Mbutane	0,0000
23-Mbutane	0,0000
2-Mpentane	0,0000
3-Mpentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0000
Mcyclohexane	0,0000
33-Mpentane	0,0000
2-Mhexane	0,0000
23-Mpentane	0,0000
3-Mhexane	0,0000
n-Heptane	0,0000
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,0000
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0008
Methane	0,1470
Ethane	0,3047
Propane	0,3476
<hr/>	
Total	1,0000
<hr/>	

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	33
Descrição	Corrente de fundo da coluna estabilizadora T-101 para refeedor E-108
Temperatura	176,2 °C
Pressão	16,35 Kgf/cm ² g
Vazão molar	421,3 Kmol/h
Vazão mássica	3,47 x 10 ⁴ Kg/h
Fração de vapor	0

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0097
n-Butane	0,0447
i-Pentane	0,1804
n-Pentane	0,0960
22-Mbutane	0,0341
23-Mbutane	0,0264
2-Mpentane	0,1181
3-Mpentane	0,0950
n-Hexane	0,138
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0096
Mcyclohexane	0,0013
33-Mpentane	0,0069
2-Mhexane	0,0391
23-Mpentane	0,0139
3-Mhexane	0,0443
n-Heptane	0,0134

Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1291
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	34	
	Corrente do refeedor E-108 para refluxo da coluna estabilizadora	
Descrição	T-101	
Temperatura	181,7	°C
Pressão	16,35	Kgf/cm ² g
Vazão molar	217,2	Kmol/h
Vazão mássica	1,82 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0060

n-Butane	0,0300
i-Pentane	0,1503
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0331
23-Mbutane	0,0269
2-Mpentane	0,1208
3-Mpentane	0,0991
n-Hexane	0,1481
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0111
Mcyclohexane	0,0016
33-Mpentane	0,0082
2-Mhexane	0,0472
23-Mpentane	0,0167
3-Mhexane	0,0534
n-Heptane	0,0163
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1478
1-tr4-MCC6	0,0000
1e3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000

Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	35	
Descrição	Produto de fundo do refeedor E-108 para trocador de calor E-106	
Temperatura	181,7	°C
Pressão	16,35	Kgf/cm ² g
Vazão molar	217,2	Kmol/h
Vazão mássica	1,82 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0060
n-Butane	0,0300
i-Pentane	0,1503
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0331
23-Mbutane	0,0269
2-Mpentane	0,1208
3-Mpentane	0,0991
n-Hexane	0,1481
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0111
Mcyclohexane	0,0016
33-Mpentane	0,0082
2-Mhexane	0,0472
23-Mpentane	0,0167

3-Mhexane	0,0534
n-Heptane	0,0163
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1478
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	36
Descrição	Corrente resfriada após passar pelo trocador de calor E-106
Temperatura	138,3 °C
Pressão	15,65 Kgf/cm ² g
Vazão molar	217,2 Kmol/h
Vazão mássica	1.82 x 10 ⁴ Kg/h
Fração de vapor	0

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0060
n-Butane	0,0300
i-Pentane	0,1503
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0331
23-Mbutane	0,0269
2-Mpentane	0,1208
3-Mpentane	0,0991
n-Hexane	0,1481
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0111
Mcyclohexane	0,0016
33-Mpentane	0,0082
2-Mhexane	0,0472
23-Mpentane	0,0167
3-Mhexane	0,0534
n-Heptane	0,0163
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1478
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000

Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	37	
Descrição	Corrente de saída do trocador E-109	
Temperatura	40,6	°C
Pressão	14,95	Kgf/cm ² g
Vazão molar	217,2	Kmol/h
Vazão mássica	1,82 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0060
n-Butane	0,0300
i-Pentane	0,1503
n-Pentane	0,0835
22-Mbutane	0,0331
23-Mbutane	0,0269
2-Mpentane	0,1208
3-Mpentane	0,0991
n-Hexane	0,1481
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0111
Mcyclohexane	0,0016
33-Mpentane	0,0082
2-Mhexane	0,0472

23-Mpentane	0,0167
3-Mhexane	0,0534
n-Heptane	0,0163
Toluene	0,0000
33-Mhexane	0,0000
2-Mheptane	0,0000
n-Octane	0,0000
p-Xylene	0,0000
2-Moctane	0,0000
135-MBenzene	0,0000
p-Cymene	0,0000
Cyclohexane	0,1478
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000
Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
Total	1,0000

CORRENTES MATERIAIS

Número da corrente	38	
Descrição	Corrente final (Nafta Reformada Hidrogenada)	
Temperatura	40	°C
Pressão	13,55	Kgf/cm ² g
Vazão molar	583,9	Kmol/h
Vazão mássica	5,68 x 10 ⁴	Kg/h
Fração de vapor	0	

COMPOSIÇÃO

Componente	Fração molar
i-Butane	0,0022
n-Butane	0,0112
i-Pentane	0,0559
n-Pentane	0,0310
22-Mbutane	0,0123
23-Mbutane	0,0100
2-Mpentane	0,0449
3-Mpentane	0,0369
n-Hexane	0,0551
1-Hexene	0,0000
Benzene	0,0000
24-Mpentane	0,0041
Mcyclohexane	0,0006
33-Mpentane	0,0034
2-Mhexane	0,0185
23-Mpentane	0,0078
3-Mhexane	0,0248
n-Heptane	0,0209
Toluene	0,2110
33-Mhexane	0,0047
2-Mheptane	0,0077
n-Octane	0,0031
p-Xylene	0,2200
2-Moctane	0,0021
135-MBenzene	0,1510
p-Cymene	0,0058
Cyclohexane	0,0550
1-tr4-MCC6	0,0000
1c3t5MCC6	0,0000
1M-4i-PCC6	0,0000

Hydrogen	0,0000
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
<hr/>	
Total	1,0000

(Fonte: ASPEN HYSYS®.)

Anexo 2 - Fluxo de Caixa (em MMS)

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Capital Imobilizado	-1,2	-7,1	-3,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Capital de Giro	-	-	-5,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10,8
Fundos Investidos (FI)	-1,2	-7,1	-9,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10,8
Vendas	-	-	-	100,7	104,8	109,0	113,3	117,9	122,6	127,5	132,6	137,9	143,4	149,1	155,1	161,3	167,8	174,5
Custos	-	-	-	98,8	102,8	106,9	111,5	116,0	120,6	125,8	130,8	136,1	142,0	147,6	153,5	160,2	166,6	173,2
Amortização	-	-	-	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	-	-	-	-	-
Benefícios Antes dos Impostos (BAI)	-	-	-	0,7	0,8	0,9	0,6	0,7	0,8	0,5	0,5	0,6	0,3	1,5	1,6	1,1	1,2	1,2
Impostos	-	-	-	0,3	0,3	0,3	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,2	0,1	0,5	0,5	0,4	0,4	0,4
Benefícios Depois dos Impostos (BDI)	-	-	-	0,5	0,5	0,6	0,4	0,5	0,5	0,3	0,4	0,4	0,2	1,0	1,0	0,7	0,8	0,8
Fundos Gerados (FG)	-	-	-	1,7	1,7	1,8	1,6	1,6	1,7	1,5	1,5	1,6	1,4	1,0	1,0	0,7	0,8	0,8
Fluxo de Caixa (FC)	-1,2	-7,1	-9,1	1,7	1,7	1,8	1,6	1,6	1,7	1,5	1,5	1,6	1,4	1,0	1,0	0,7	0,8	11,6
Fluxo de Caixa Atualizados Anuais (FCA)	-1,2	-6,3	-7,1	1,1	1,0	0,9	0,7	0,7	0,6	0,5	0,4	0,4	0,3	0,2	0,2	0,1	0,1	1,3
Fluxo de Caixa Acumulado	-1,2	-7,4	-14,5	-13,4	-12,3	-11,4	-10,7	-10,0	-9,4	-8,9	-8,5	-8,1	-7,8	-7,7	-7,5	-7,4	-7,3	-6,0

Anexo 3 - Fluxo de Caixa Atualizado (em MMS)

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Capital Imobilizado	-1,2	-7,1	-3,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Capital de Giro	-	-	-5,6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10,8
Fundos Investidos (FI)	-1,2	-7,1	-9,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10,8
Vendas	-	-	-	104,4	108,6	112,9	117,4	122,1	127,0	132,1	137,4	142,8	148,6	154,5	160,7	167,1	173,8	180,7
Custos	-	-	-	98,8	102,8	106,9	111,5	116,0	120,6	125,8	130,8	136,1	142,0	147,6	153,5	160,2	166,6	173,2
Amortização	-	-	-	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	-	-	-	-	-
Benefícios Antes dos Impostos (BAI)	-	-	-	4,4	4,6	4,8	4,7	5,0	5,2	5,1	5,3	5,6	5,4	6,9	7,2	7,0	7,2	7,5
Impostos	-	-	-	1,5	1,6	1,7	1,7	1,7	1,8	1,8	1,9	2,0	1,9	2,4	2,5	2,4	2,5	2,6
Benefícios Depois dos Impostos (BDI)	-	-	-	2,8	3,0	3,1	3,1	3,2	3,4	3,3	3,5	3,6	3,5	4,5	4,6	4,5	4,7	4,9
Fundos Gerados (FG)	-	-	-	4,0	4,2	4,3	4,3	4,4	4,6	4,5	4,6	4,8	4,7	4,5	4,6	4,5	4,7	4,9
Fluxo de Caixa (FC)	-1,2	-7,1	-9,1	4,0	4,2	4,3	4,3	4,4	4,6	4,5	4,6	4,8	4,7	4,5	4,6	4,5	4,7	15,7
Fluxo de Caixa Atualizados Anuais (FCA)	-1,2	-6,3	-7,1	2,7	2,5	2,3	2,0	1,8	1,6	1,4	1,3	1,2	1,0	0,8	0,8	0,7	0,6	1,8
Fluxo de Caixa Acumulado	-1,2	-7,4	-14,5	-11,8	-9,3	-7,0	-5,0	-3,3	-1,6	-0,2	1,1	2,2	3,2	4,1	4,8	5,5	6,1	7,8