



Universidade de Brasília
Instituto de Química
Curso de Engenharia Química

PROJETO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Obtenção de Acetona através da Desidrogenação de Álcool Isopropílico (AIP)

Bruna Lorrany Rodrigues de Souza - 16/0114519

Caroline Pereira Maciel - 19/0104309

Marcus Fernando Farias Silva Lima - 16/0135958

Milena Adria dos Santos Alves -16/0047030

Brasília, 13 de fevereiro de 2023.

RESUMO

Em um complexo industrial de produtos farmacêuticos, criou-se uma planta para a obtenção de acetona, através de uma destilação fracionada, a partir de uma corrente de acetona, álcool isopropílico (AIP) e água. Para isso, fez-se uma simulação em HYSYS com todos os equipamentos necessários e especificações de produtos pré-determinadas. Inicialmente, a corrente de alimentação entra na coluna de destilação fracionada onde a acetona, produto de interesse, depois da reação, chega à uma pureza de 99,99%. O produto de fundo desta é uma corrente rica em água, enquanto o de topo é acetona. O produto de fundo passa por uma caldeira, tendo a corrente líquida retirada do sistema, que possui o objetivo de regular a vazão na entrada do refluxo na base da coluna; já o de topo é resfriado em trocadores de calor até sua total condensação, sendo transferido a um recipiente pulmão que regula a entrada a vazão na entrada do refluxo de topo da coluna e a saída do destilado. A fase rica em AIP volta como refluxo para a coluna, e a parte rica em acetona sai do processo. Para o desenvolvimento dessa unidade de destilação da planta, um diagrama P&ID foi feito, contendo todos os equipamentos projetados, assim como o sistema de segurança e controle e a viabilidade econômica da planta.

Palavras-Chave: acetona, álcool isopropílico, viabilidade econômica, componentes aromáticos, coluna de destilação.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	3
2. REFERENCIAL TEÓRICO	5
3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO	144
3.1. Cinética de reação	144
3.2. Descrição do processo	155
3.3. Condições do processo	177
3.4. Análise de custos	19
3.5. Critérios para avaliação de impacto ambiental	200
3.6. Diagrama PFD	211
4. PROJETO DA PLANTA	221
4.1. Correntes de processo	31
4.2. Bombas	32
4.3. Trocadores de calor	40
4.4. Vasos pulmões	499
4.5. Vasos separadores	53
4.6. Torres de separação	53
4.8. Listagem de indicadores	61
4.9. Listagem de controladores	61
4.10. Listagem de alarmes	62
4.11. Listagem de intertravamentos	62
4.12. Listagem de válvulas de segurança	63
4.13. Diagrama mecânico de processo	63
4.14. Avaliação de impacto ambiental	65
5. CONCLUSÕES	67
6. BIBLIOGRAFIA	68

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

A demanda por acetona no mercado é muito grande. É um produto conhecido como solvente orgânico com numerosas aplicações. É utilizada na indústria de cosméticos, na produção de explosivos, em hospitais, laboratórios, indústria química, como na reação com fenol para a fabricação do bisfenol-A e na produção de metacrilato de metila. Também é muito utilizada para extração de gorduras e óleos na indústria farmacêutica. (MANGILI;PRATA;SOUZA;SOUZA;BOTELHO,2016).

O álcool isopropílico (AIP) possui diversas aplicações, entre elas, agente de limpeza, na indústria farmacêutica, e também utilizado como agente descongelante de aditivos da gasolina e oleodutos de combustíveis, dentre outras. (BARATELLA, 2019). No presente trabalho, o álcool isopropílico será a matéria-prima na produção de acetona.

O meio mais comum de produção de acetona é seu surgimento como subproduto da produção do fenol. Dentre outras opções de produção de acetona é destaque deste trabalho a por é via desidrogenação do álcool isopropílico. A acetona produzida pelo AIP não tem traços de componentes aromáticos, como o benzeno e, por isso, são mais aceitas pelas indústrias farmacêuticas que seguem leis rígidas sobre solventes. (TURTON; BAILE; WHITING; SHAEIWITZ, 2009).

Para purificar a acetona e reaproveitar o AIP sem reagir, porque a conversão da reação não é completa, são utilizadas duas torres de fracionamento. Na primeira torre, a acetona concentrada é retirada pelo topo, enquanto na segunda torre, o AIP que não reagiu é devolvido ao processo. Este projeto focou na segunda torre de separação, identificada a efeitos de projeto como T-1. A partir dela foi realizado um estudo econômico para definir se será implantada duas bombas ou somente uma bomba na saída do vaso pulmão, assim verificando qual caso será mais econômico.

Com base nas premissas descritas anteriormente, o objetivo do presente trabalho, é realizar a engenharia de processo de uma unidade de produção de acetona através da desidrogenização de álcool isopropílico, operando com uma capacidade de 8 mil toneladas anuais para atender à demanda de 7,26 mil toneladas no mercado. Para alcançar este objetivo final, são necessários cumprir os seguintes objetivos parciais:

- Realização dos balanços de massa e energia da unidade.

- Projetar os vasos, torres que integram a unidade, sendo definidos o tamanho dos vasos, seu peso, dimensionados os elementos internos de torres e reatores.
- Projetar os sistemas de impulsionamento de fluídos.
- Projetar os sistemas de troca de calor, com atenção aos processos de integração energética.
- Indicação dos sistemas de instrumentação, controle, bem como os elementos de segurança da planta.
- Realização do diagrama P&ID do caso B do projeto de destilação fracionada.
- Análise de viabilidade econômica do processo.

2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1. Acetona

A acetona ou também conhecida como propanona, dimetilcetona, ou pela nomenclatura oficial 2-propanona é um composto orgânico de fórmula molecular CH_3COCH_3 (Figura 1). É a mais importante e simples das cetonas. É um líquido incolor, inflamável, volátil, com odor característico e penetrante. É um produto que pode provocar irritação, eritema ou ressecamento da pele em contatos duradouros ou repetidos. O contato pelas vias aéreas pode provocar dor de cabeça, fadiga, excitação, irritação bronquiolar e em grandes quantidades narcose, entretanto, casos de envenenamentos severos com este solvente são raros. A acetona também ocorre de forma natural no organismo humano, apesar de seus efeitos tóxicos. É um dos subprodutos da degradação dos ácidos graxos para a obtenção de energia em casos de jejum prolongado. Ela é detectada na primeira urina da manhã de cerca de 30% dos indivíduos em jejum. Seus níveis encontram-se elevados em pacientes diabéticos, sendo um dos principais marcadores biológicos desta doença. (VELLASCO, 2011).

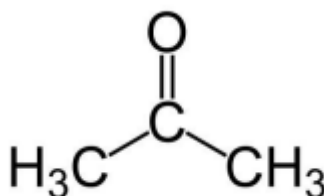


Figura 1: Molécula da Acetona. Fonte: Autores.

Suas propriedades físicas estão apresentadas na Tabela 1, além disso é miscível com água e outros solventes orgânicos como éter, metanol, álcool etílico e ésteres. (CUNHA, 2019).

Tabela 1. Propriedades físicas da Acetona.

Fórmula Molecular	CH_3COCH_3
Massa molecular	58,08 g/mol
Densidade	0,788 kg/L (25°C)
Ponto de Fusão	-94° C

Ponto de Ebulição	56,5 °C
Ponto de Fulgor	- 18°C
pKa	24,2

A acetona foi obtida pela primeira vez em 1595, a partir da destilação, sob baixa pressão, chamada “Dry Distillation”, do acetato de chumbo por Libavius. Entretanto, sua fórmula molecular só foi determinada em 1832 por Liebig e Dumas.(VELLASCO; 2011). Durante a Primeira Guerra Mundial iniciou-se a produção industrial da acetona. Era possível por meio de um processo fermentativo a partir de carboidratos, utilizando uma bactéria identificada como sendo a *Clostridium acetobutylicum*. Este processo foi desenvolvido pelo químico russo, Chaim Weizmann . (CUNHA, 2019).

Atualmente, inclusive no Brasil, o processo mais comum para obtenção de acetona é o chamado Processo Hock, ele foi desenvolvido por Hock e Lang. Nele, o produto principal é o fenol, e a acetona é tida como subproduto. O benzeno é alquilado (reação com o propileno), na presença de H_3PO_4 como catalisador, a cumeno, que é posteriormente oxidado a hidroperóxido de cumeno e finalmente clivado para produzir fenol e acetona. (TURTON; BAILE; WHITING; SHAEIWITZ, 2009).

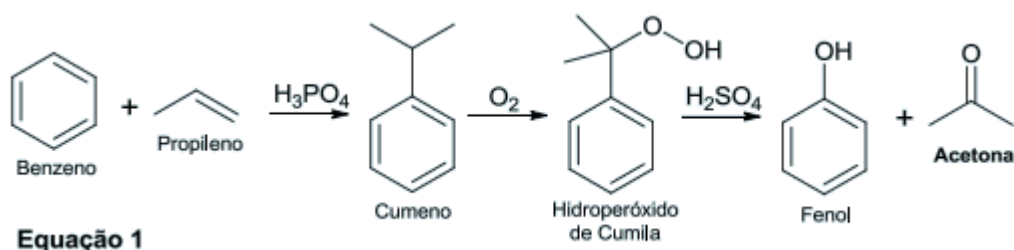


Figura 2: Processo Hock. Fonte: Rev. Virtual Quim. |Vol 3| |No. 4| |339-343|.

A acetona pode ser obtida ainda pelo processo Wacker-Hoechstpela, em que ocorre a oxidação de olefinas usando cloreto de paládio como catalisador. Nele originalmente era utilizado para a formação do acetaldeído a partir do etileno no final da década de 1950.(VELLASCO, 2011).

O processo discutido neste trabalho usa álcool isopropílico como matéria-prima. Neste processo ocorre a desidrogenação do álcool isopropílico, podendo ser em fase líquida ou em fase gasosa. Em ambos os casos, além da formação da acetona há também a do gás hidrogênio como mostrado na reação a seguir

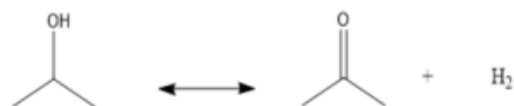


Figura 3: Desidrogenação do IPA . Fonte: Rev. Virtual Quim. |Vol 3| |No. 4| |339-343|.

Para que ocorra a reação em fase líquida é necessário que o processo atinja uma temperatura de 150°C sob pressão atmosférica utilizando como catalisador, o níquel de Raney. As vantagens neste caso são: a pureza dos produtos, e o rendimento de 98%. Na fase gasosa, o aumento da temperatura é fundamental, sendo na faixa de 300- 400°C, com a utilização de catalisadores de níquel ou cobre. A desvantagem é um rendimento de 90% em consequência do controle da temperatura ideal, sendo necessário a adição de três colunas para fazer a separação do azeótropo formado com o álcool isopropílico a ser reciclado. (VELLASCO, 2011).

A principal vantagem deste processo é que a acetona produzida é livre de vestígios de compostos aromáticos, particularmente o benzeno. Por esta razão, a acetona produzida a partir do IPA pode ser favorecida por a indústria farmacêutica devido às restrições muito rígidas impostas aos solventes pela Food and Drug Administration (FDA).(TURTON; BAILE; WHITING; SHAEIWITZ, 2009).

2.2 Álcool Isopropílico

O álcool isopropílico também conhecido como Isopropanol, 2-propanol ou pela nomenclatura oficial Propano-2-ol é um composto orgânico (Figura 4), um dos membros mais comuns da família do álcool. É um líquido incolor, volátil, inflamável, explosivo e com odor característico de álcool.

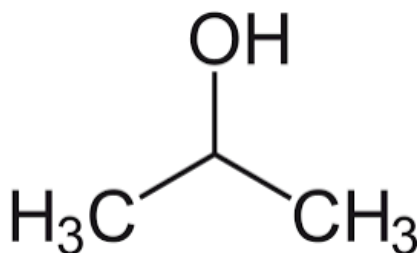


Figura 4: Molécula Propano-2-ol. Fonte: Autores.

Suas propriedades físicas estão apresentadas na Tabela 2, além disso é miscível em água e vários outros álcoois, clorofórmio, éter, glicerina, benzeno e acetona. (CUNHA,2019).

Tabela 2. Propriedades físicas Propano-2-ol.

Fórmula Molecular	C ₃ H ₈ O
Massa molecular	60,1 g/mol
Densidade	0,785 kg/L (20°C)
Ponto de Fusão	-90° C
Ponto de Ebulição	82 °C

O álcool isopropílico foi o primeiro álcool sintético comercial. É sintetizado a partir da reação do propileno com ácido sulfúrico, seguida de hidrólise. Em alguns casos, a hidratação do propileno é realizada em uma etapa, usando água e um catalisador a alta pressão. (CUNHA, 2019).

A toxicidade do isopropílico é relativamente baixa para os seres humanos, pois é convertido rapidamente em acetona, visto que é o produto natural de processos metabólicos. A exposição exagerada pode causar irritação no nariz, olhos e garganta, também pode causar problemas de depressão no sistema nervoso central. Os efeitos podem ser impedidos com o fim da exposição. (GONÇALVES; MINGUITA, 2017).

2.3 Aplicações, Tendências, Desenvolvimentos e perspectivas do Mercado.

A acetona é um reagente extremamente útil e, industrialmente, uma das suas principais aplicações é a síntese do Bisfenol-A (BPA), uma importante matéria-prima para obtenção de plásticos de policarbonato e resinas epóxi, presentes na constituição desde garrafas plásticas até automóveis. Outras aplicações industriais da acetona são na síntese de metacrilato de metila (MMA) e como solvente na fabricação de tintas e vernizes. (CUNHA, 2019).

Os solventes respondem por 33% da demanda global de acetona, seguidos pelos setores de BPA e MMA com 28% e 25%, respectivamente. O mercado da acetona está intimamente ligado ao do fenol, já que a maior parte da acetona produzida hoje é um coproduto do fenol. Os principais impulsionadores do mercado global de acetona são a crescente demanda por MMA na indústria eletrônica e de LCD e o uso crescente de bisfenol-A na fabricação de plásticos, antioxidantes, etc. Regulamentações ambientais

associadas ao uso de acetona em vários setores influenciam o crescimento do mercado. (MERCHANT RESEARCH & CONSULTING,2023).

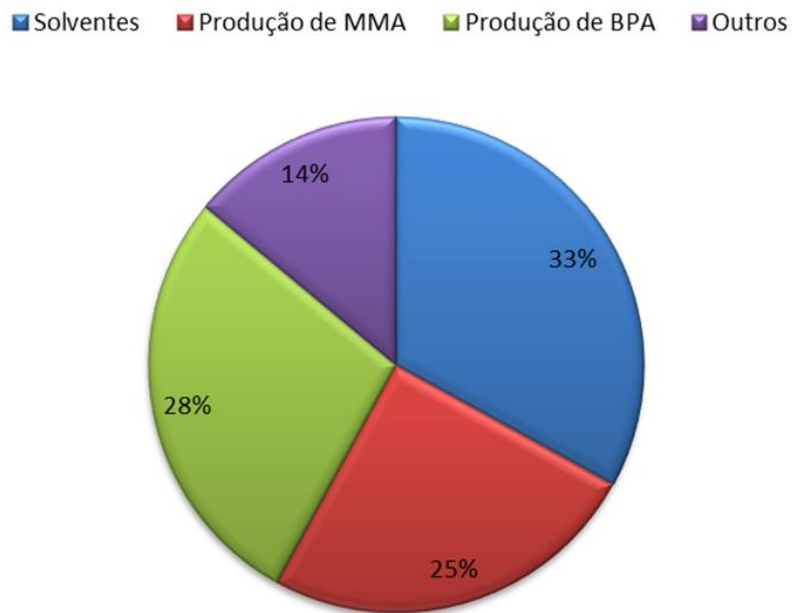
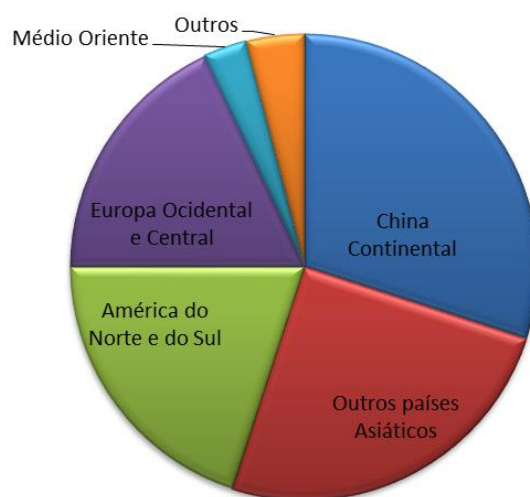


Figura 5: Demanda global de acetona por aplicação adaptada. Fonte: Autores.

O consumo mundial de acetona pode ser visto na Figura 6. É observado o maior consumo na ásia, em especial na China, América do Norte e do Sul e na Europa Ocidental e Central.



Nota: Outros países Asiáticos incluem: Índia, Japão, Coreia do Sul, Taiwan e Sudeste da Ásia.

Figura 6: Consumo mundial de acetona. Fonte: Adaptado de IHS MARKIT (2022).

É importante citar também a aplicação da acetona na fabricação de produtos farmacêuticos, incluindo vitaminas (vitamina C) e antibióticos (cefalosporinas); plásticos reforçados com fibra de vidro (GRP); produtos químicos de borracha; cosméticos (principalmente como o composto principal de produtos removedores de esmalte); e solvente para fiação de fibras de acetato de celulose. Na maioria das vezes, os distribuidores lidam com usos de solventes para acetona. Em cosméticos, a acetona usada como removedor de esmalte continua a competir com o acetato de etila. O setor de solventes costuma ser o último lugar em que a acetona acaba, movendo-se para lá apenas se não puder ser vendida para outras aplicações de maior valor. (IHS MARKIT, 2022).

Os principais players do mercado (instituições financeiras) de acetona são a formosa Chemicals and Fiber Corporation, Mitsui Chemicals Inc., INEOS, Borealis AG e Shell PLC. No Brasil, as principais empresas produtoras de acetona são a Rhodia (SP) e a Quiminvest (RJ). Ambas usam o processo Hock para produzirem acetona e fenol. (VELLASCO, 2011).

O volume do mercado mundial de acetona de 2015 a 2021, com previsão de 2022 a 2029 (em milhões de toneladas métricas) está representado na Figura 7. Neste é previsto um crescimento.

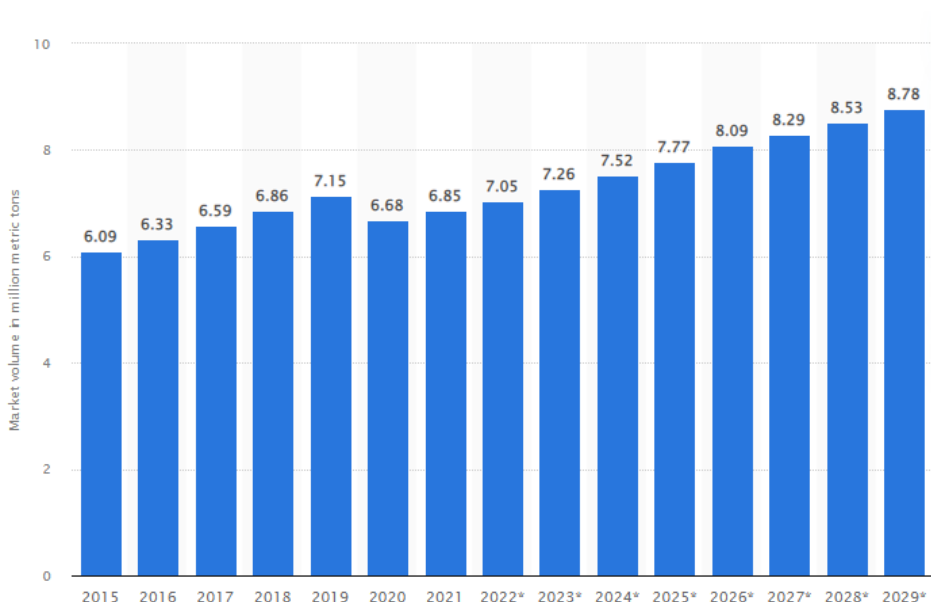


Figura 7: O volume do mercado mundial de acetona 2015-2029. Fonte: Statista (2023).

O álcool isopropílico é largamente utilizado como solvente direto em aplicações industriais, também é usado como intermediário químico na produção de outras especialidades químicas. Recentemente, o IPA está presente na batalha contra o COVID-19 como o principal componente de desinfetantes para as mãos, lenços umedecidos e limpadores de superfície, em que são desinfetantes eficazes. Embora geralmente a matéria-prima para a produção de IPA é o propileno, recentemente, sempre que certos cenários de mercado levam a preços mais baixos de acetona, pelo aumento da demanda de fenol em uma região, a rota de hidrogenação de acetona para produzir IPA foi adotada em todo o mundo.(IHS MARKIT, 2022).

2.4 Acetona no Brasil

No período de 2010 a 2021, o Brasil teve mais operações de importações do que de exportações de acetona (Figura 8), o que implica em déficit. Foi importando cerca de 616 milhões de quilos de acetona enquanto exportou 307 milhões de quilos. O valor em média, da acetona exportada pelo Brasil foi de 1,379 dólares/kg de acetona e o valor da acetona importada pelo Brasil foi de 2,396 dólares/kg de acetona. (MOREIRA, 2022).

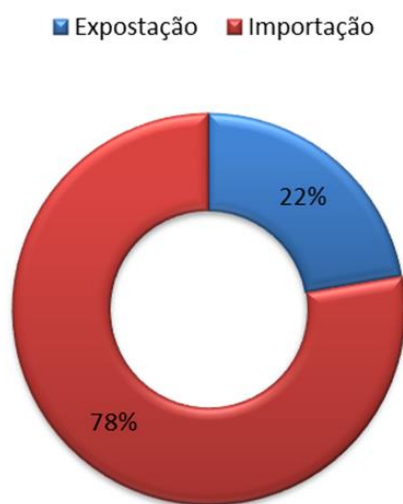


Figura 8: Operações comerciais de acetona 2010-2021. Fonte: Adaptado de Moreira (2022).

Na Figura 9 é observado os municípios exportadores de acetona no Brasil. O Polo Industrial de Paulínia-SP, com forte participação da Rhodia Solvay, é o maior exportador de acetona, respondendo por aproximadamente 56,39% da exportação nacional. Em seguida, veio o polo industrial de Triunfo-RS, representado pela Braskem

e Oxiteno, respondendo por aproximadamente 39,67% da exportação nacional. (MOREIRA, 2022).

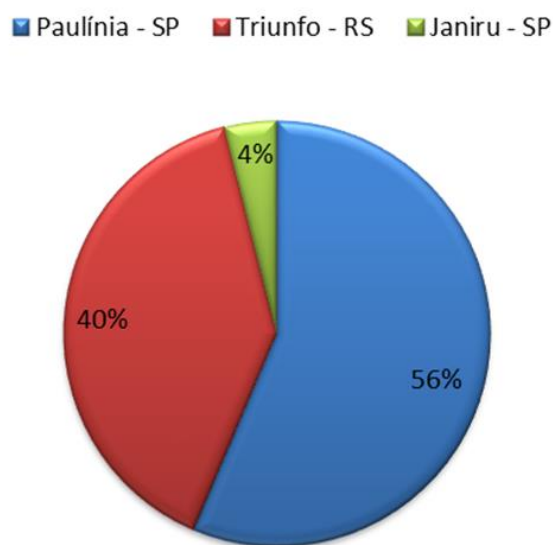


Figura 9: Maiores exportadores de acetona no Brasil. Fonte: Adaptado de Moreira (2022).

Os destinos das exportações de acetona (Figura 10) são principalmente os Estados Unidos, Bélgica, Holanda e Argentina. (MOREIRA, 2022).

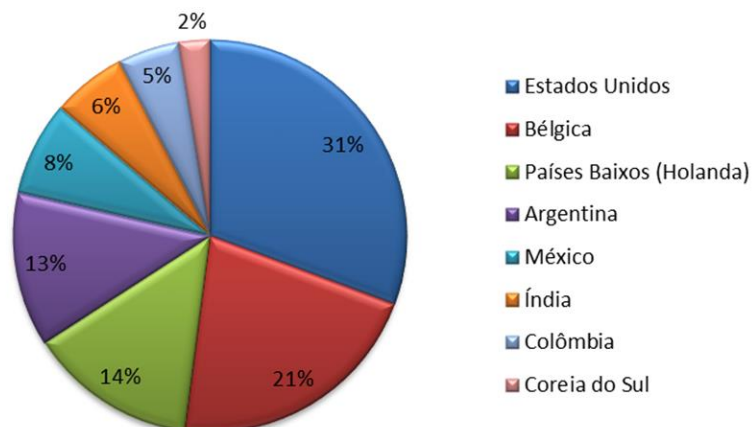


Figura 10: Destinos das exportações de acetona do Brasil . Fonte: Adaptado de Moreira (2022).

Na Figura 11 é visto os maiores importadores de acetona no Brasil, com destaque para o estado da Bahia, respondendo por aproximadamente 71% da importação nacional,

seu polo industrial é representado pela Dow Brasil e pela Refinaria Landulpho Alves. (MOREIRA, 2022).

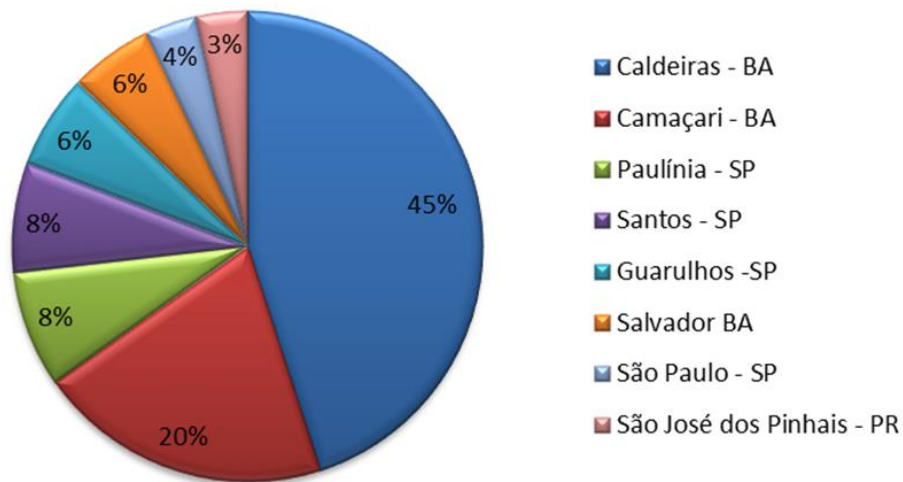


Figura 11: Importadores de acetona no Brasil . Fonte: Adaptado de Moreira (2022).

Os países nos quais o Brasil importa acetona são principalmente, EUA, Taiwan, Espanha, China e África do Sul (Figura 12). (MOREIRA, 2022).

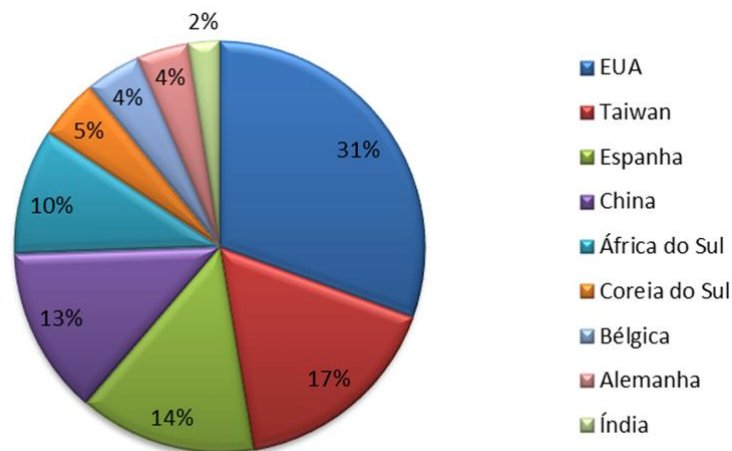


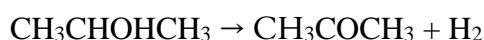
Figura 12: Origem da acetona importada pelo Brasil. Fonte: Adaptado de Moreira (2022).

3. DESCRIÇÃO DO CENÁRIO

3.1. Cinética de reação

Sabe-se que uma das formas mais comumente utilizadas de fabricação de acetona é a sua produção como sendo subproduto da manufatura de fenol, que é um importante insumo da indústria química de base, sendo o segundo principal derivado do benzeno em volume de consumo. (Ref art ox seletiva de benzeno). Para obtenção do fenol e da acetona, o benzeno é alquilado a iso-propilbenzeno (cumeno), depois o cumeno é oxidado a hidroperóxido de cumeno que, posteriormente, sofre clivagem no meio ácido para formar o fenol e a acetona.

Por outro lado, uma outra alternativa para a produção da acetona seria por meio da oxidação do álcool isopropílico (IPA), evitando a presença de traços de compostos aromáticos, sendo, portanto, bastante aceita na indústria farmacêutica que possui regras mais rígidas sobre solventes (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008). A reação da produção de acetona por meio do IPA é mostrada na equação abaixo:



Esse processo geralmente é operado a 2 bar de pressão e 350°C de temperatura, com eficiência real de 85 a 92% para obtenção da acetona. O processo de produção de acetona por meio da desidrogenação do IPA é feito por meio de uma reação endotérmica, em que a entalpia padrão da reação é 62,0 kJ/mol. (Turton, Baile, Whiting, & Shaeiwitz, 2008) A cinética da reação é de primeira ordem com relação a concentração do IPA e é dada pela equação abaixo:

$$-r_{IPA} = k_0 \exp(-E_a/RT) C_{IPA}$$

Sendo que $E_a = 72,38 \text{Mj/kmol}$ e $k_0 = 3,51 \times 10^5 \text{m}^3 \text{gás/m}^3 \text{reator} \cdot \text{s}$

3.2. Descrição do processo

O projeto proposto se dá na obtenção de acetona a partir do AIP, para tal feito são necessárias duas torres de destilação. Para esse projeto o foco se dará na segunda torre de destilação e será representada como T-1.

A corrente de alimentação, proveniente de uma unidade de reforma catalítica (níquel de Raney), entra na torre de destilação fracionada (T-1) como alimento, tendo como objetivo obtenção de acetona na corrente de destilado. O vapor de topo passa por um condensador (E-1), e em seguida a corrente é destinada ao vaso pulmão (V-1), parte da saída desse vaso é devolvida a corrente de refluxo e a corrente de destilado, que é o produto de interesse. No fundo da torre, o líquido acumulado é aquecido em uma caldeira (E-2) para ser vaporizado e devolvido a torre como refluxo de fundo (AIP não reagido), enquanto outra parte é extraída como corrente de resíduo e segue para outra etapa de processo que não será aqui desenvolvida.

Para o desenvolvimento do projeto precisa-se definir se será implantada duas bombas (P-1 e P-3), Figura 3.1- CASO A, na saída do vaso pulmão (V-1), que atenderão respectivamente, ao refluxo e ao destilado, ou se será apenas uma bomba (P-1) na saída do vaso pulmão (V-1), conforme a Figura 3.2- CASO B. Precisa-se verificar qual caso será mais econômico em função do custo capital das bombas, assim como o consumo de eletricidade.

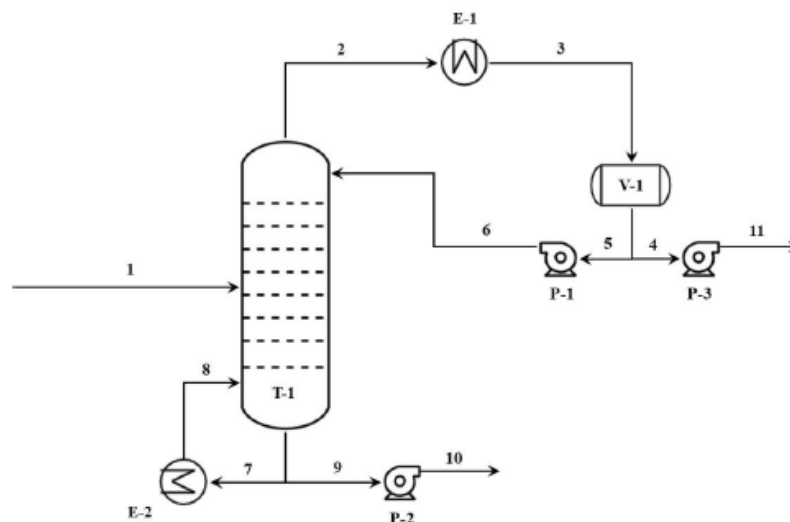


Figura 3.1- CASO A, com a presença de 2 bombas (P-1 e P-3).

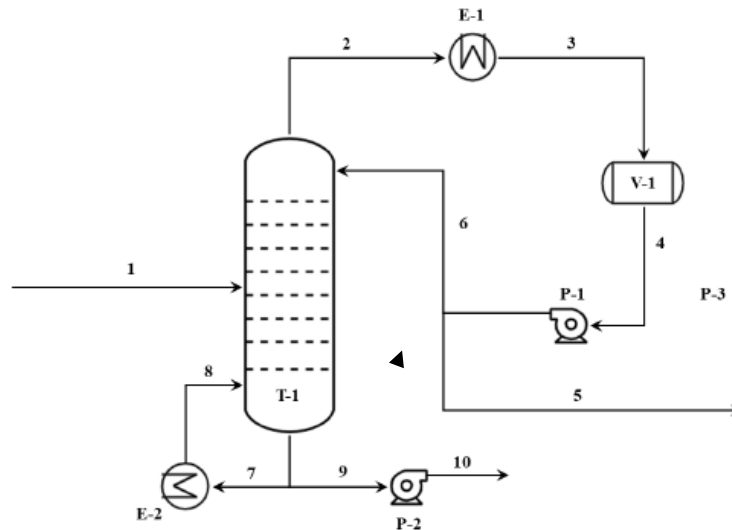


Figura 3.2- CASO B, com a presença de 1 bomba (P-1).

Toda a simulação foi realizada através do software Aspen HYSYS e os cálculos realizados com auxílio de um EXCEL fornecido pelo professor.

Suspeita-se que utilizar duas bombas acarretará um maior gasto, visto que serão dois gastos com bombas de uso e mais suas reservas, o restante dos equipamentos não sofrerão nenhuma alteração nos gastos efetivos de suas compras e instalações.

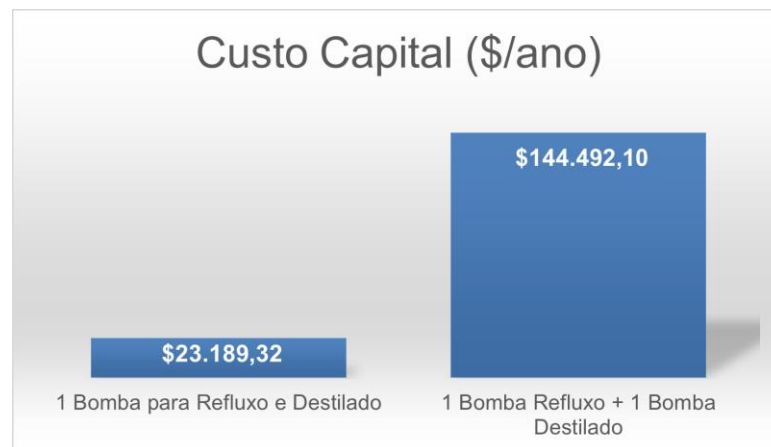


Figura 3.3- Análise do custo da(s) bomba(s).

Ao se analisar a figura 3.3, pode-se observar uma diferença no custo capital (\$/ano) ficando em torno de \$121.308,72 por ano, mostrando-se mais vantajoso, em relação ao custo, manter apenas uma bomba que para refluxo e destilado.

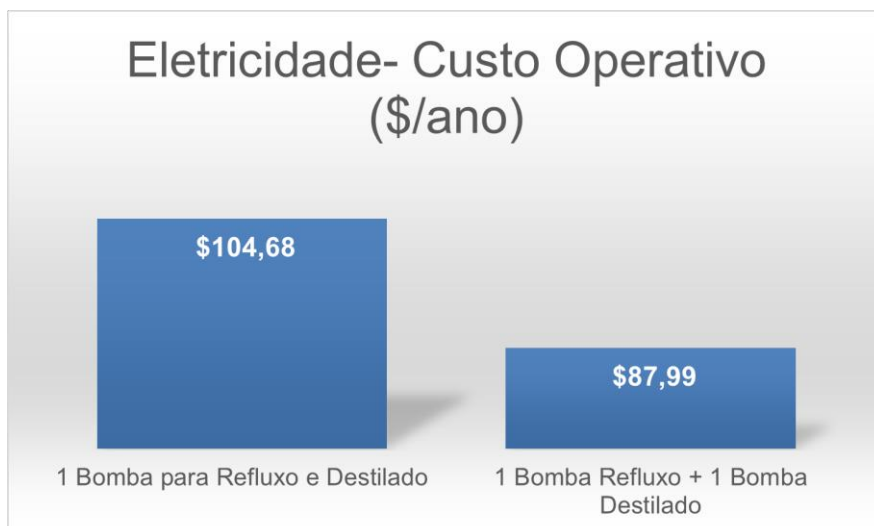


Figura 3.4- Eletricidade para operação das bombas.

A Figura 3.4, pode-se observar uma diferença no custo de operação (\$/ano) das bombas, nesse quesito ter uma bomba destinada para o refluxo e uma para o destilado e mais econômico, mas essa economia não chega a ser tão expressiva, visto que a diferença seria de apenas \$16,69.

Analisando os resultados obtidos nas Figuras 3.3 e 3.4, percebe-se ser mais, economicamente, viável manter apenas uma bomba.

3.3. Condições do processo

Os critérios gerais do projeto são,

- Fator de operação: 8000 h/ano.
- Sobredimensionamento dos equipamentos:
 - Bombas de carga e produto: 110%.
 - Bombas de refluxo em coluna: 120%.
 - Trocadores de calor: 110%;
 - Sobre espessura por corrosão: 3mm;
 - Coluna de fracionamento (hidráulica): 120%.

A unidade é capaz de processar 8 kt/ano de uma mistura de gases leves de alimentação, sendo o fator de operação de 8000 h/ano, correspondendo a uma vazão de 1 t/h, tendo como condições de projeto as composições de alimentação da Tabela 3, as condições de entrada da Tabela 4, composições de saída da Tabela 5, atendendo as

condições da Torre da Tabela 6 e tendo atendendo as condições da bomba (P-2) presentes na Tabela 7.

Tabela 3. Composições da alimentação.

Componente	% Peso
Acetona	0,385
Álcool isopropílico	9,154
Água	90,462

Tabela 4. Condições de entrada.

Propriedade	Valor	Unidade
Vazão Molar	53,75	Kmol/h
Pressão	1,4	Bar
Temperatura	90	°C

Tabela 5. Composições de saída.

Componente	%
Acetona	99,99
Água	94,7

Tabela 6. Condições da Torre (T-1).

Propriedade	Valor	Unidade
Pressão de Topo	1,2	Bar
Pressão de Fundo	1,4	Bar

Tabela 7. Condições da bomba (P-2).

Propriedade	Valor	Unidade
P-1 (corrente 5)	3	Bar
P-2 (corrente 10)	5	Bar

3.4. Análise de custos

Na análise de custos, é necessário considerar uma série de fatores que podem gerar custos na planta em questão. Um dos principais componentes a serem analisados economicamente são os insumos necessários para a produção, no caso desse projeto tem-se acetona (produzida na primeira torre, na qual não será o foco desse projeto), água e álcool isopropílico.

Os custos desses insumos foram calculados levando em consideração a cotação destes produtos no site de cotação de Solventes S & P Global Platt. Desconsiderando o reaproveitamento do IPA não reagido, que a acetona não fosse produzida na primeira torre e que água fosse fornecida pela empresa CAESB para fins industriais, teríamos os seguintes custos por insumos:

Tabela 8. Preço dos insumos

Componente	Preço (US\$)	Referência
Acetona	900-1000/tonelada	site: S&P Global Platt
Álcool isopropílico	980/tonelada	site: S&P Global Platt
Água	4,44/tonelada	site: oficial da CAESB

Por ser um custo de alto impacto na análise econômica de uma planta, o custo de energia será devidamente explanado ao decorrer desse projeto. Para estimar esse custo, levou-se em consideração o trabalho requerido por cada equipamento e o valor do kWh aplicado.

Os custos referentes à equipe de trabalhadores são de suma importância para que o processo mantenha uma operação contínua, visto que a maioria das plantas requer uma constante atuação de trabalhadores qualificados para um melhor controle de funcionalidade dos equipamentos. A média de operadores atuando em uma planta como essa é de 3, sendo o custo anual estimado de R \$90.000,00 considerando que o custo por trabalhador gira em torno de R \$2.500,00 mensais com adicionais.

Por fim, os custos decorrentes da planta são calculados a partir do custo de cada equipamento utilizado na produção e pode ser feita fazendo uso das tabelas do livro *Chemical Engineering Design*. Os custos da planta levam em consideração constantes de custo que é dada nas tabelas referente a cada equipamento, bem como o parâmetro de tamanho em m² e o tipo de equipamento conforme a equação:

$$C_e = a + b S^n$$

O custo de instalação de cada equipamento também é levado em consideração e pode ser feita por meio das tabelas do livro *Chemical Engineering Design*, que apresenta o fator de instalação para cada equipamento. Portanto, o custo com instalação é feito por:

$$C = L C_e$$

em que L é o fator *Hand* de instalação.

Td	Tempo (anos)	Custo	Lucro	Caixa (\$)
0,15	0	-251291	0	-251291
	1		100000	86956,52
	2		110000	83175,8
	3		120000	78901,95
	4		130000	74327,92
	5		140000	69604,74
	6		150000	64849,14
	7		160000	60149,93
	8		170000	55573,3
	9		180000	51167,23
	10		190000	46965,09
			VAL	420380,4
			TIR	27%

Figura 3.5- Custo total de produção em um horizonte de 10 anos.

3.5. Critérios para avaliação de impacto ambiental

Os critérios utilizados para a avaliação de impacto ambiental levam em consideração a reutilização da água que sai da torre 1 de separação de água, visto que há uma fonte de água com alta pureza que sai como produto de fundo. Portanto, um dos critérios utilizados é a redução do consumo de água. Outro critério diz respeito a liberação de vapores, sobretudo de água e CO₂, que são liberados pelos equipamentos. Uma

solução para esse impacto ambiental seria a integração energética de forma a aproveitar as altas temperaturas e realizar o processo completo de forma mais ecológica.

3.6. Diagrama PFD

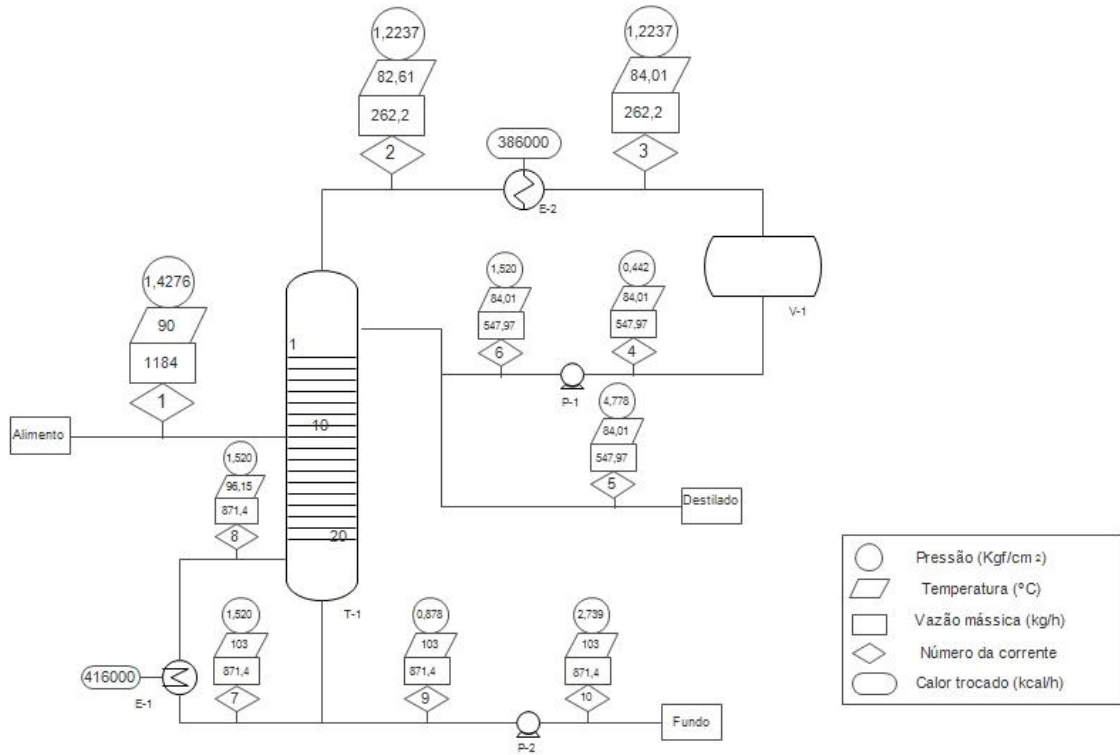


Figura 3.6- Diagrama PFD do processo

4. PROJETO DA PLANTA

A partir desse tópico passaremos a apresentar os resultados da planta com a descrição dos equipamentos. Segue inicialmente a Tabela 4.0 com as características das correntes, segundo modelo das folhas de especificação.

Tabela 4.0. Folha de Especificação das correntes.

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Corrente de entrada de T- 1	
Pressão	1,4276	kg/cm ² g
Temperatura	90	°C
Vazão mássica	1184	Kg/h
Vazão molar	53,75	Kmol/h
Entalpia total	- 3624000	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA e VAPOR/GÁS (semelhantes)		
Vazão volumétrica @P e T de operação	1,252	m ³ /h
Peso molecular	22,02	Kg/kmol
Densidade	932,28	Kg/m ³
Viscosidade	0,3605	cP

Condutividade térmica	0,5952	W/m.°C
Calor específico	1,932	kJ/kg.°C
Tensão superficial	56,15	dinas/cm
Fator de compressibilidade	0,00116	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,0038	0,0101
2- Propanol	0,0915	0,2498
H ₂ O	0,9046	0,7401

Número de corrente	2	
Descrição	Corrente de saída de T- 1 (topo)	
Pressão	1,2237	kg/cm ² g
Temperatura	82,61	°C
Vazão mássica	262,2	Kg/h
Vazão molar	7,006	Kmol/h
Entalpia total	- 494000	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	

PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA e VAPOR/GÁS (semelhantes)		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0,43	m ³ /h
Peso molecular	44,56	Kg/kmol
Densidade	726	Kg/m ³
Viscosidade	0,4588	cP
Condutividade térmica	0,255	W/m.°C
Calor específico	3,469	kJ/kg.°C
Tensão superficial	32,8	dinas/cm
Fator de compressibilidade	0,00249	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,0294	0,0383
2- Propanol	0,6028	0,813
H ₂ O	0,3678	0,1487

Número de corrente	3	
Descrição	Corrente de saída de E- 1	
Pressão	1,2237	kg/cm ² g
Temperatura	84,01	°C

Vazão mássica	262,2	Kg/h
Vazão molar	7,006	Kmol/h
Entalpia total	- 494000	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	

Número de corrente	4	
Descrição	Corrente de saída de V- 1 (Condensador)	
Pressão	0,442	kg/cm ² g
Temperatura	84,01	°C
Vazão mássica	547,97	Kg/h
Vazão molar	9,591	Kmol/h
Entalpia total	- 584500	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	

PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA e VAPOR/GÁS (semelhantes)		
Vazão volumétrica @P e T de operação	237,4	m ³ /h
Peso molecular	44,56	Kg/kmol

Densidade	1,801	Kg/m ³
Viscosidade	0,008033	cP
Condutividade térmica	0,001871	W/m.°C
Calor específico	5,724	kJ/kg.°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
Fator de compressibilidade	1,000	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,0294	0,0383
2- Propanol	0,6028	0,813
H ₂ O	0,3678	0,1487

Número de corrente	5	
Descrição	Corrente de saída de P- 1 (Destilado)	
Pressão	4,778	kg/cm ² g
Temperatura	84,01	°C
Vazão mássica	547,97	Kg/h
Vazão molar	2,585	Kmol/h
Entalpia total	-182400	kcal/h

Fração de líquido	1
Fração de sólidos	0

PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA

Vazão volumétrica @P e T de operação	0,1586	m ³ /h
Peso molecular	44,56	Kg/kmol
Densidade	726	Kg/m ³
Viscosidade	0,4588	cP
Condutividade térmica	0,2550	W/m.°C
Calor específico	3,217	kJ/kg.°C
Tensão superficial	32,80	dinas/cm

PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS

Vazão volumétrica @P e T de operação	0	m ³ /h
Peso molecular	44,41	Kg/kmol
Densidade	1,883	Kg/m ³
Viscosidade	0,00726	cP
Condutividade térmica	0,01832	W/m.°C
Calor específico	1,709	kJ/kg.°C

Fator de compressibilidade	1	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,0294	0,0383
2- Propanol	0,6028	0,813
H ₂ O	0,3678	0,1487

Número de corrente	6	
Descrição	Corrente de saída de P- 1 (Refluxo)	
Pressão	1,520	kg/cm ² g
Temperatura	84,01	°C
Vazão mássica	547,97	Kg/h
Vazão molar	2,585	Kmol/h
Entalpia total	-182400	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	
	<ul style="list-style-type: none"> • Demais propriedades semelhantes a corrente 5 	

Número de corrente	7 e 8 (semelhantes)
---------------------------	----------------------

Descrição	Corrente de saída de T- 1 (fundo)	
Pressão	1,520	kg/cm ² g
Temperatura	103 e 96,15 (T7 e T8 respectivamente)	°C
Vazão mássica	571,4	Kg/h
Vazão molar	9,816	Kmol/h
Entalpia total	- 572300	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	

PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA e VAPOR/GÁS (semelhantes)

Vazão volumétrica @P e T de operação	219,3	m ³ /h
Peso molecular	26,71	Kg/kmol
Densidade	1,196	Kg/m ³
Viscosidade	0,009485	cP
Condutividade térmica	0,02279	W/m.°C
Calor específico	1,845	kJ/kg.°C
Tensão superficial	-	dinas/cm
Fator de compressibilidade	1,000	
COMPOSIÇÃO		

Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,000	0,0000
2- Propanol	0,2066	0,4649
H ₂ O	0,7933	0,5351

Número de corrente	9 e 10 (semelhantes)	
Descrição	Corrente de saída de T- 1 (fundo)	
Pressão	0,273 e 2,739 (p9 e p10 respectivamente)	kg/cm ² g
Temperatura	103	°C
Vazão mássica	571,4	Kg/h
Vazão molar	46,74	Kmol/h
Entalpia total	- 3120000	kcal/h
Fração de líquido	1	
Fração de sólidos	0	

PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA

Vazão volumétrica @P e T de operação	0,9359	m ³ /h
Peso molecular	18,64	Kg/kmol
Densidade	931,1	Kg/m ³
Viscosidade	0,2703	cP

Condutividade térmica	0,6704	W/m.°C
Calor específico	3,721	kJ/kg.°C
Tensão superficial	57,37	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	0,9359	m ³ /h
Peso molecular	18,64	Kg/kmol
Densidade	931,1	Kg/m ³
Viscosidade	0,2703	cP
Condutividade térmica	0,6704	W/m.°C
Calor específico	3,721	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	0,00192	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Acetona	0,000	0,0000
2- Propanol	0,0149	0,048
H ₂ O	0,9851	0,952

4.1. Correntes de processo

A corrente 1, uma mistura de acetona, água e IAP, alimenta a torre de destilação T-1, dessa passagem surgem 2 correntes, de produto e de fundo, que são as correntes: 7 (com resquício de AIP) e 9 (água); e 1 corrente de topo, corrente 2. As correntes de fundo são ricas nos componentes mais pesados e apresentam temperatura superior à de produto de topo.

A corrente 3 surge após a passagem da corrente 2 no condensador (E-1) que pouco altera sua temperatura, e se deposita no vaso pulmão (V-1) que terá um tempo de retenção de 15 min saindo desse vaso como corrente 4, essa corrente passa por uma bomba (P-1) que incrementa sua pressão, essa corrente de saída da bomba será subdividida em 2, sendo: a corrente 6, de refluxo, retorna para a torre de destilação e a corrente 5, de destilado, que é a de interesse, pois está rica acetona, segue para sua destinação.

A corrente 8 surge após a passagem da corrente 7 pela caldeira (E-2), para vaporizar o líquido e retornar a torre, já a corrente 9 passa por uma bomba (P-2), onde sofrerá um incremento de pressão e segue para sua destinação.

4.2. Bombas

O Projeto conta com uma bomba P-1 para o produto de topo e uma bomba P-2 para o produto de fundo.

4.2.1. Bomba P-1

A bomba P-1 (Figura 4.1) é alimentada pela corrente 4, que sai do vaso pulmão (V-1), sendo responsável por bombear parte para a corrente de refluxo (Corrente 6) e outra parte para a corrente de destilado (Corrente 5).

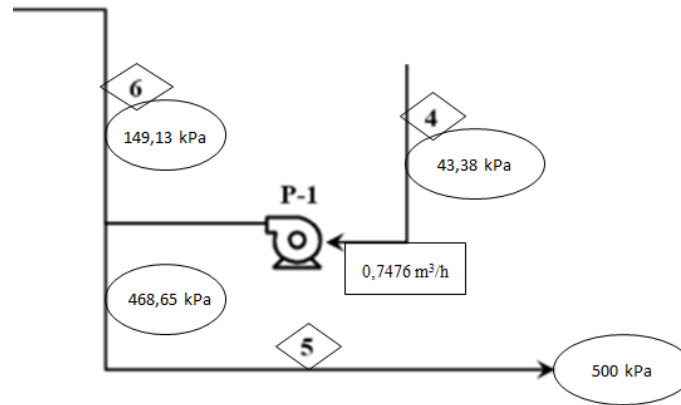


Figura 4.1- Modelo usado para projeto de bomba P-1.

A pressão de admissão é dada por,

$$P_{adm} = P_{vaso} + \rho g \left(\frac{\emptyset}{2} + h \right) \quad (4.1)$$

Onde,

P_{vaso} = Pressão do vaso (V-1), que foi dada como 120 kPa (0,2 bar);

ρ = Densidade do refluxo, 726,04 kg/cm²

g = 9,81 m/s²;

\emptyset = Diâmetro otimizado do vaso;

h = Altura de elevação do equipamento = 3.

Já a pressão de impulsão será dada na corrente do refluxo e na corrente de destilado, sendo assim assume dois valores próprios e será definida através da calibração da válvula.

Caso esteja-se na corrente do refluxo (corrente 6), sua pressão será,

$$P_{imp,r} = P_{topo} + \Delta P_r + \rho g(H + h) \quad (4.2)$$

Onde,

P_{topo} = Pressão do topo da Torre (T-1), que foi dada como 120 kPa (0,2 bar);

ΔP_r = Pressão da válvula de segurança do refluxo, nesse caso 0,1 kg/cm²;

ρ = Densidade do refluxo, 726,04 kg/cm²

g = 9,81 m/s²;

H = Altura da torre (T-1);

h = Altura de elevação do equipamento=3.

Caso esteja-se na corrente do destilado (corrente 5), a bomba deve elevar a sua pressão para até 5 bar, conforme especificação de projeto, sendo assim,

$$P_{imp,d} = P_{dest} + \Delta P_d \quad (4.3)$$

Onde,

P_{dest} = Pressão na linha do destilado, que é de 4 bar;

ΔP_d = Pressão da válvula de segurança do destilado, nesse caso 0,7 kg/cm²;

Com esses valores uma imposição na calibração das válvulas será feita,

- Na válvula de controle de refluxo: Caso a $P_{imp,r} > P_{imp,d}$ usa-se ΔP_r da válvula de segurança do refluxo, caso contrário, ajusta-se fazendo

$$\Delta P_r' = \frac{P_{imp,d} - (\rho H g) - P_{topo}}{98066,5} \quad (4.4)$$

- Na válvula de corrente do destilado: Caso a $P_{imp,d} > P_{imp,r}$ usa-se ΔP_d da válvula de segurança do destilado, caso contrário, ajusta-se usando

$$\Delta P_d' = \frac{P_{imp,r} - P_{dest}}{98066,5} \quad (4.5)$$

A diferença de Pressão será dada por,

$$\Delta P = P_{imp} - P_{adm} \quad (4.6)$$

Sabe-se que a eficiência hidráulica varia de 30% a 60% e a eficiência elétrica de 80% a 95%, por questão de segurança será adotado 45% para eficiência hidráulica e 90% para elétrica. Essas eficiências são importantes para a determinação da Potência da bomba.

$$Pot(W) = \frac{\dot{Q} \times \Delta P}{E} \quad (4.7)$$

\dot{Q} = vazão volumétrica do topo;

ΔP = Diferença de pressão;

E = Eficiência hidráulica x Eficiência elétrica.

Como essa parte da planta vai operar por 8000 h/ano, é possível obter qual será custo (\$) da energia consumida por essa bomba durante o ano, através de:

$$Custo\ Energia\ (\$) = Pot \times Tempo\ de\ operação \times \$\ Energia \quad (4.8)$$

Onde,

Pot = é a potência da bomba P-1, calculada através de (4.6) e convertida para kW;

Tempo de operação= Valor estipulado para projeto, 8.000h;

$\$ Energia$ = o \$ por kWh, sendo adotada para esse projeto o valor de 0,06 (\$).

O custo da carcaça da bomba será obtido através de (4.9) levando em consideração o parâmetro *Single Stage Centrifugal* e o custo do seu motor por (4.10) com o parâmetro *Explosion Proof Motor* (Figura 4.2)

<i>Pumps and drivers</i>						
Single stage centrifugal	flow Litres/s	0.2	126	6,900	206	0.9
Explosion proof motor	power, kW	1.0	2,500	-950	1,770	0.6
Condensing steam turbine	power, kW	100	20,000	-12,000	1,630	0.75

Figura 4.2- *Chemical Engineering Design.*

Carcaça da bomba,

$$Carcaça(\$) = 8000 + 240 \times (\dot{Q})^{0,9} \quad (4.9)$$

Custo do Motor,

$$Motor(\$) = -1100 + 2100 * (Pot)^{0,6} \quad (4.10)$$

O custo do motor tem uma ressalva, como a potência do motor é menor que 1000 kW usa-se 1 como potência do motor elétrico.

O Custo do equipamento (\$) é dado pela soma da carcaça (4.9) com o motor (4.10),

$$Custo (\$) = Carcaça(\$) + Motor (\$) \quad (4.11)$$

E seu custo de instalação será o Custo (\$) por um fator multiplicativo, fator de *Hand*, que conforme a Figura 4.2, será 4.

Table 6.3. Installation Factors Proposed by Hand (1958)

Equipment Type	Installation Factor
Compressors	2.5
Distillation columns	4
Fired heaters	2
Heat exchangers	3.5
Instruments	4
Miscellaneous equipment	2.5
Pressure vessels	4
Pumps	4

Figura 4.3- *Chemical Engineering Design.*

Assim, o custo de instalação é obtido por:

$$Custo \text{ instalação } (\$) = 4 \times Custo (\$) \quad (4.12)$$

Os resultados obtidos de 4.1 a 4.7, resultam em parâmetros característicos da bomba P-1, tendo seus resultados na tabela 4.1.

Tabela 4.1. Parâmetros característicos da bomba P-1.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	43,38
Pressão na impulsão-Refluxo (kPa)	149,13
Pressão na impulsão - Destilado (kPa)	468,65
Diferença de pressão (kPa)	425,26
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	510,32
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,74768
Potência consumida pela bomba (kW)	0,218078

Os resultados obtidos de 4.8 a 4.12, são referentes aos custos envolvidos nos parâmetros obtidos na tabela acima, e possuem seus resultados alocados na tabela 4.2 e podem ser melhor observados na figura 4.3.

Tabela 4.2. Custos referentes a bomba P-1.

	Propriedade	Valor	Unidade
Custo Operativo	Custo de Energia	104,68	\$
Custo de Instalação	Custo da Bomba	8.058,33	\$
	Custo do Motor	1000	\$
	Custo do Equipamento	9.058,33	\$
	Custo Capital	36.233,31	\$

Como será necessário se ter uma bomba reserva, os valores referentes ao custo de instalação, será multiplicado por 2.

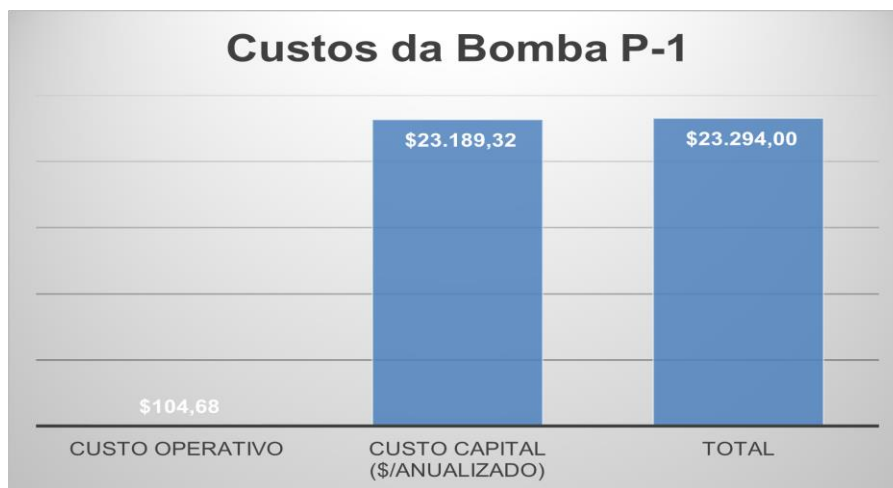


Figura 4.3- Custos referentes a bomba P-1.

4.2.1. Bomba P-2

A bomba P-2 (Figura 4.4) é alimentada pela corrente que sai do fundo da torre T-1, que está sendo subdividida em duas correntes, a corrente 7 vai para a caldeira e a corrente 9 que é encaminhada para a bomba P-2 que será bombeada na corrente 10.

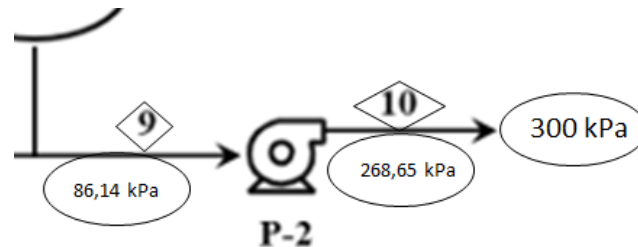


Figura 4.4. Modelo usado para projeto de bomba P-2.

A pressão de admissão é dada por,

$$P_{adm} = P_{torre} + \rho g(h + h') \quad (4.13)$$

Onde,

P_{torre} = Pressão volumétrica do fundo (T-1), que foi dada como 140 kPa (0,4 bar);

ρ = Densidade do produto de fundo, 927,98 kg/cm²

g = 9,81 m/s²;

h = nível normal de líquido (NLL-LLL);

h = Altura de elevação do equipamento = 3.

A pressão de impulsão é dada por,

$$P_{imp} = P_{topo} + \Delta P \quad (4.14)$$

Onde,

P_{topo} = Pressão do topo da Torre (T-1), que foi dada como 2 bar;

ΔP = Pressão da válvula de segurança, nesse caso 0,7 kg/cm².

Os resultados obtidos em 4.13 e 4.14 resultam em parâmetros característicos da bomba P-2, a diferença de pressão e a potência consumida serão calculadas da mesma

forma que da bomba P-1, através de 4.6 e 4.7, respectivamente. Por fim, para atender uma vazão volumétrica de $0,936\text{m}^3/\text{h}$ e elevar a pressão de saída da corrente 10 para 3 bar, a bomba P-2 deve ser projetada sob os parâmetros apresentados na tabela 4.3.

Tabela 4.3. Parâmetros característicos da bomba P-2.

Parâmetro característicos	Valor
Pressão na admissão (kPa)	86,14
Pressão na impulsão (kPa)	268,65
Diferença de pressão (kPa)	182,51
Pressão de <i>shut-off</i> (kPa)	219,01
Vazão volumétrica (m^3/h)	0,936
Potência consumida pela bomba (kW)	0,117165

Os custos referentes a essa bomba seguirão a mesma base de cálculo da bomba P-1, usando o equacionamento de 4.8 a 4.12, sendo obtido os seguintes valores:

Tabela 4.4. Custos referentes a bomba P-2.

	Propriedade	Valor	Unidade
Custos Operativos	Custo de Energia	56,24	\$
	Custo da Bomba	8.071,39	\$
Custos de Instalação	Custo do Motor	1000	\$
	Custo do Equipamento	9.071,40	\$
	Custo Capital	36.285,59	\$

Como será necessário se ter uma bomba reserva, os valores referentes ao custo de instalação, será multiplicado por 2.

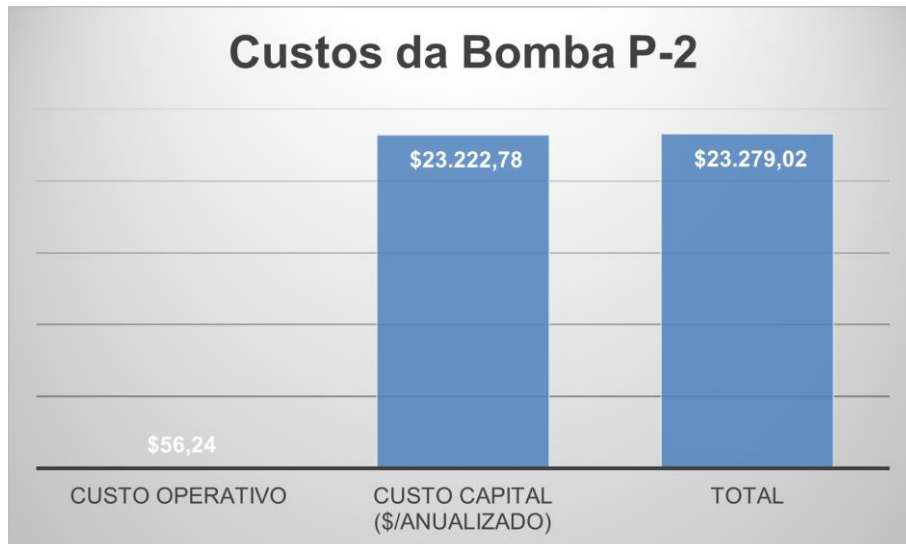


Figura 4.5- Custos referentes a bomba P-2.

4.3. Trocadores de calor

Trocadores de calor tem como principal objetivo realizar a transferência de calor de um ou mais fluidos que se encontram em temperaturas diferentes. Geralmente, um permutador de calor é inserido no processo para arrefecer ou aquecer um fluido. Para o projeto serão utilizados permutadores de calor do tipo carcaça e tubos do tipo multifase.

4.3.1. Condensador (E-1)

O Condensador (Figura 4.6) é alimentado pelo fluido do processo vindo da corrente 2, linha de saída do topo de T-1, e sai do condensador através da corrente 3, indo para o vaso pulmão. Esse condensador também é alimentado por um fluido refrigerante que irá alterar a temperatura de entrada do fluido de interesse.

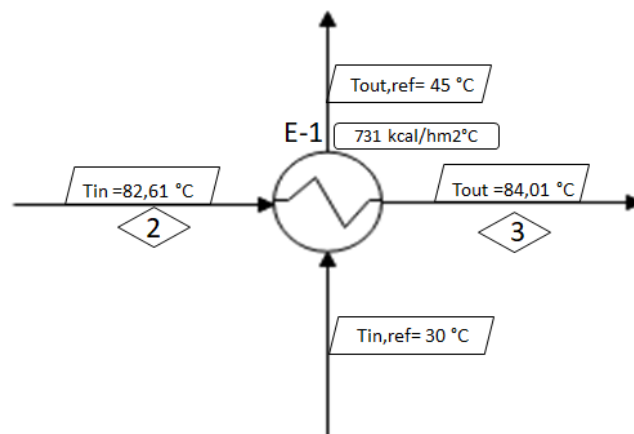


Figura 4.7. Condensador.

Como a perda de pressão do condensador é praticamente zero não haverá grande mudança na temperatura. O fluido refrigerante, fluido de processo 2- a água de refrigeração, possui suas temperaturas, entrada ($T_{in,ref}$) e saída ($T_{out,ref}$), pré-definidas ou limitadas, e após sair do condensador esse fluido será enviado para uma torre de resfriamento para recuperar a sua temperatura de 30°C, para ser reenviada ao condensador.

A área de troca desse condensador é dada por,

$$A = \frac{Duty}{U \times \Delta T_{ml}} \quad (4.15)$$

Onde,

Duty = Valor obtido no Aspen referente ao condensador;

ΔT_{ml} = Variação da temperatura logarítmica;

U = Coeficiente global de transferência de troca de calor, Figura 4.7.

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² °C)
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500

Figura 4.7. Tabela 12.1, *Chemical Engineering Design*.

Como está sendo tratado um vapor orgânico, seu coeficiente está na faixa de 700-1000 W/m²°C, para fins de cálculos será usada 850 W/m²°C.

Variação da temperatura logarítmica, será obtida por:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{in} - T_{out,ref}) - (T_{out} - T_{in,ref})}{\ln \ln \left(\frac{(T_{in} - T_{out,ref})}{(T_{out} - T_{in,ref})} \right)} \quad (4.16)$$

E o fator de correção (F_t) será calculado, tendo seus parâmetros R e S, associados às temperaturas envolvidas no condensador, sendo

$$R = \frac{T_{in} - T_{out}}{T_{out,ref} - T_{in,ref}} \quad (4.17)$$

$$S = \frac{T_{out,ref} - T_{in,ref}}{T_{in} - T_{in,ref}} \quad (4.18)$$

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln \ln \left[\frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}{(R - 1) \ln \ln \left\{ \frac{2 - S \left[R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)} \right]}{2 - S \left[R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)} \right]} \right\}} \quad (4.19)$$

Por imposição de projeto, sabe-se que os tubos do condensador terão 20 ft de comprimento e $\frac{3}{4}$ " (0,75 polegadas) de diâmetro, assim pode-se calcular o número de tubos,

$$\text{Número de tubos} = \frac{A}{\pi L \emptyset} \quad (4.20)$$

Onde,

A= Área do condensador;

L= Comprimento dos tubos;

\emptyset =Diâmetro dos tubos.

Os resultados obtidos de 4.16 a 4.20, foram,

Os resultados obtidos de 4.16 a 4.20, foram,

Tabela 4.5. Resultados do Condensador.

Propriedade	Valor	Unidade
ΔT_{ml}	45,32	°C
R	-0,09	-
S	0,29	-
F_t	1,0	-
L	6,096	m

Para o Condensador (E-1), os parâmetros característicos necessários são:

Tabela 4.6. Parâmetros característicos da trocador E-01

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do fluido de processo (°C)	82,61
Temperatura de saída do fluido de processo (°C)	84,01
Temperatura de entrada do fluido auxiliar (°C)	30
Temperatura de saída do fluido auxiliar (°C)	45
U (kcal/h m ² °C)	731
Área de troca (m ²)	11,65
Número de tubos	32

O Custo do equipamento (\$) é dado por,

$$Custo (\$) = 32000 + 70A^{1,2} \quad (4.21)$$

Onde, a área (A) está associada a um fator de elevação de 1,2, conforme a figura 4.8, sendo U-Tube shell and tube, o parâmetro analisado.

<i>Exchangers</i>						
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	28,000	54	1.2
Floating head shell and tube	area, m ²	10	1,000	32,000	70	1.2
Double pipe	area, m ²	1.0	80	1,900	2,500	1.0
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10	500	30,400	122	1.1
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10	500	29,000	400	0.9
Plate and frame	area, m ²	1.0	500	1,600	210	0.95

Figura 4.8. Tabela 6, *Chemical Engineering Design*.

O custo de instalação tem o fator multiplicativo, fator de *Hand*, Figura 4.6, que nesse caso será 3,5, resultando em,

$$\text{Custo instalação (\$)} = 3,5 \times \text{Custo (\$)} \quad (4.22)$$

O custo da água de refrigeração é dado pela Figura 4.9,

Utility Stream	T_{supply} (°C)	T_{return} (°C)	Cost
MP steam (20 bar)	212	212	\$5.47/1000 lb
LP steam (6 bar)	159	159	\$4.03/1000 lb
Cooling water	30	40	\$0.10/1000 gal
Chilled water	10	20	\$4.50/GJ

Figura 4.9. Tabela de custos, \$/1000 galões.

Como essa parte da planta vai operar por 8000 h/ano, é possível obter qual será consumo do fluido de processo 2 durante o ano, através de:

$$\text{Consumo} = \frac{\text{Duty}}{1 * (T_{out,ref} - T_{in,ref})} * 8000 * 0,001 \quad (4.23)$$

Assim, pode-se obter o custo anual de água de refrigeração, sendo,

$$\text{Custo (\$)} = \text{Consumo} \times \text{Custo} \left(\frac{\$}{1000 \text{ galões}} \right) \quad (4.24)$$

Assim, todos os custos operativos e de instalação do fluido de processo 2, resultantes dos cálculos de (4.21) e (4.24), foram,

Tabela 4.7. Custos do Condensador.

Propriedade	Valor	Unidade
Água de refrigeração	0,1	\$/galões

Custos de Operativos	Água consumida	25.726,67	Kg/h
	Consumo	54.370,12	Kg/galões
	Custo anual de água de refrigeração	5.437,01	\$
Custos de Instalação	Custo do Equipamento	33.332,48	\$
	Custo de Instalação	116.663,67	\$

Com os dados da Tabela 4.7, é possível obter a Figura 4.10, referente ao real valor gasto com esse condensador.

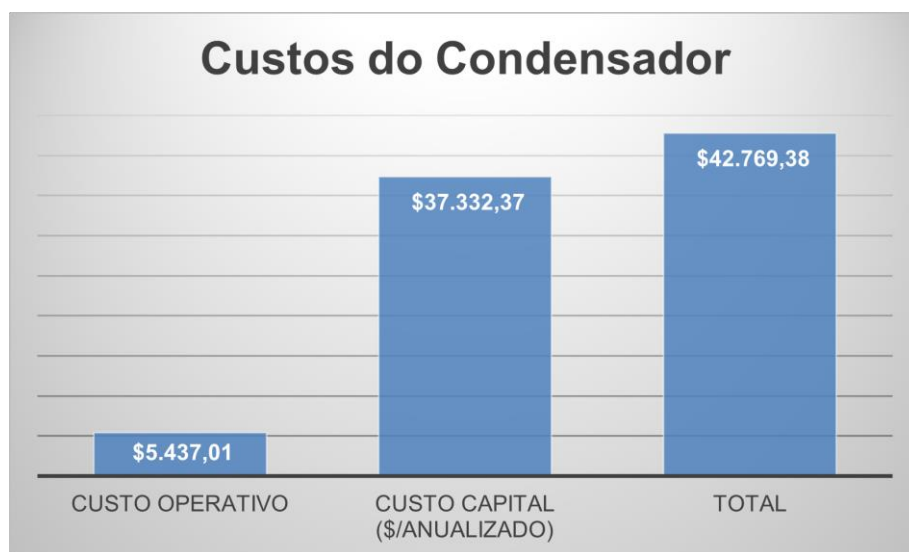


Figura 4.10. Gastos do Condensador.

4.3.2. Caldeira (E-2)

A caldeira (Figura 4.11) é alimentado pelo fluido do processo vindo da corrente 7, linha de saída do fundo de T-1, e sai da caldeira através da corrente 8, voltando para o processo (T-1).

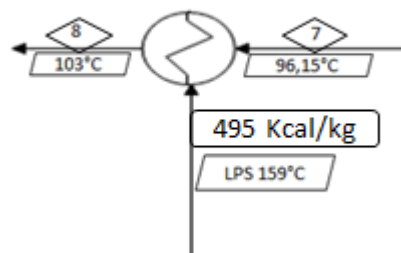


Figura 4.11. Esquema da caldeira.

A área de troca desse condensador é dada por,

$$A = \frac{Duty}{U \times \Delta T_{ml}} \quad (4.25)$$

Onde,

Duty = Valor obtido no Aspen referente a caldeira;

ΔT_{ml} = Variação da temperatura logarítmica;

U = Coeficiente global de transferência de troca de calor da caldeira, Figura 4.12.

Vaporizers		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Figura 4.12. Tabela 12.1, *Chemical Engineering Design*.

Como está sendo tratado um vapor orgânico, seu coeficiente está na faixa de 900-12000W/m²°C, para fins de cálculos será usada 1050 W/m²°C.

O fluido de aquecimento vai depender do tipo de vapor, a ser usado, como as temperaturas de entrada e saída do produto de fundo são < 159°C, usa-se os dados da Figura 4.1, para estabelecer o vapor a ser trabalhado, nesse caso será de baixa pressão (LP).

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

Figura 4.13. Definição do vapor, *Chemical Engineering Design*.

A variação da temperatura logarítmica, dependerá das temperaturas de entrada, saída e do vapor saturada, caso a temperatura de entrada do produto de fundo seja igual ao de topo, será dada por:

$$\Delta T_{ml} = LPS - T_{out,cal} \quad (4.26)$$

Se forem diferentes, será,

$$\Delta T_{ml} = \frac{(LPS - T_{in,cal}) - (LPS - T_{out,cal})}{\ln \ln \left(\frac{(LPS - T_{in,cal})}{(LPS - T_{out,cal})} \right)} \quad (4.27)$$

Por imposição de projeto, sabe-se que os tubos desse condensador terão 20 ft de comprimento e 3/4" (0,75 polegadas) de diâmetro, assim pode-se calcular o número de tubos,

$$\text{Número de tubos} = \frac{A}{\pi L \phi} \quad (4.28)$$

Onde,

A= Área da caldeira;

L= Comprimento dos tubos;

ϕ =Diâmetro dos tubos.

Os parâmetros característicos para essa caldeira são:

Tabela 4.8. Parâmetros característicos da trocador E-02

Parâmetro característicos	Valor
Temperatura de entrada do produto de fundo (°C)	96,15
Temperatura de saída do produto de fundo (°C)	103
Temperatura de Saturação - LPS (°C)	159
Calor trocado (kcal/h)	903
Área de troca (m ²)	7,76
Número de tubos	21,3

O calor latente de vaporização (L) é dado por:

$$L_{vap} = 606,5 - 0,695 \times LPS \quad (4.30)$$

A vazão de vapor para essa caldeira será:

$$Q_{cal} = \frac{T_{in,cal}}{L_{vap}} \quad (4.31)$$

Os resultados obtidos de 4.26 a 4.31, foram,

Tabela 4.9. Resultados do Condensador.

Propriedade	Valor	Unidade
ΔT_{ml}	59,36	°C
\emptyset	21,28	-
Calor Latente	495,995	Kcal/kg
Q_{vap}	839,12	Kg/h

O Custo do equipamento (\$) é dado por,

$$Custo (\$) = 32000 + 70A^{1,2} \quad (4.29)$$

Onde, a área (A) está associada a um fator de elevação de 1,2, conforme a figura 4.8.

O custo de instalação tem o fator multiplicativo, fator de *Hand*, Figura 4.6, que nesse caso será 3,5, resultando em,

$$Custo \text{ instalação } (\$) = 3,5 \times Custo (\$) \quad (4.32)$$

O custo do vapor, é dado pela Figura 4.14,

	HP	MP	LP
Steam price (\$/Mlb)	5.48	5.47	4.03

Figura 4.14. Definição do preço do vapor, *Chemical Engineering Design*.

Como trata-se de um LPS, o custo LPS é de 4,03\$/1000lb, o custo horário de vapor é dado por:

$$Custo (\$/h) = Q_{cal} \times Custo \text{ LPS} \times 0,01 \quad (4.33)$$

Como essa parte da planta vai operar por 8000 h/ano, gera um custo anual de:

$$Custo (\$/anual) = Custo (\$/h) \times 8000 \quad (4.34)$$

Assim, todos os custos operativos e de instalação do fluido de processo 2, resultantes dos cálculos de (4.21) e (4.24), foram,

Tabela 4.10. Custos do Condensador.

	Propriedade	Valor	Unidade
Custo Operativo	Custo anual de vapor	5.9641,25	\$
Custos de Instalação	Custo de compra	32.818,93	\$
	Custo de Instalação	114.866,28	\$

Com os dados da Tabela 4.10, é possível obter a Figura 4.15, referente ao real valor gasto com essa caldeira.

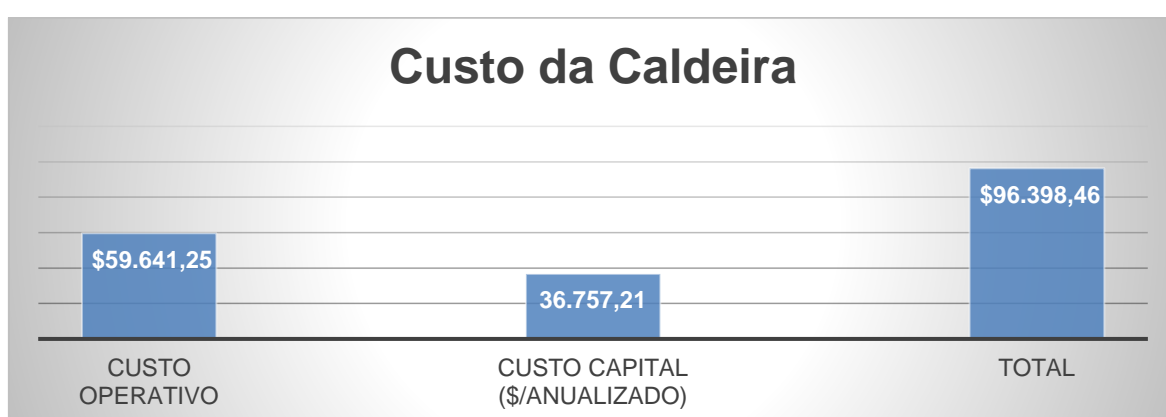


Figura 4.15. Gastos da Caldeira.

4.4. Vasos pulmões

O Vaso Pulmão (Figura 4.16) é alimentado pela linha de saída do condensador (corrente 3), a saída se dá na corrente 4.

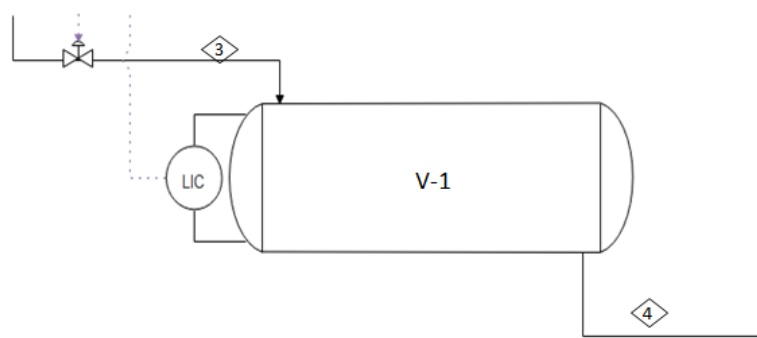


Figura 4.16. Esquema do vaso pulmão.

O vaso pulmão, recipiente acumulador, está otimizado em função do seu ótimo econômico, encontrado através do SOLVER na planilha do EXCEL, em função das taxas de refluxo L_D/D .

A vazão de entrada do líquido (Q_{liq}) é dada pela soma da entrada do destilado com o refluxo, o tempo de detenção varia de 5 a 15 min, por critério conservador será usado 15 min. O volume de líquido, ocupa 50% do vaso e será,

$$V_{liq} = Q_{liq} \times \text{Tempo de detenção} \quad (4.35)$$

E o volume total do vaso será duas vezes esse valor.

O diâmetro (D) e o comprimento (L) do vaso serão definidos em relação ao parâmetro L/D, sendo utilizado a ferramenta SOLVER do Excel, que usa esse parâmetro para definir qual L/D irá gerar o menor custo para esse equipamento.

L/D	D (m)	L (m)	Espessura da Parede (mm)	Diametro interno médio (m)	Peso (kg)	Custo do equipamento (\$)	Custo de instalação (\$)	Minimum cost
2,6195	0,5664	1,4837	4,2893	0,5707	125,5326	17238,80	68955,21	68955,21323

Figura 4.17. Otimização via excel.

Se chuta um valor inicial de L/D, para calcular o valor do diâmetro,

$$D = \frac{4xV_{total}}{\pi x \left(\frac{L}{D}\right)^{1/3}} \quad (4.36)$$

O comprimento,

$$L = D \times \left(\frac{L}{D}\right) \quad (4.37)$$

Essa ferramenta vai calcular e atualizar o parâmetro L/D de maneira a minimizar o custo desse equipamento.

A pressão de projeto deve ser somada a $1,8 \text{ kg/cm}^2$ ou 10%, sendo considerado o que der maior, por segurança o valor não pode ser menor que $3,51,8 \text{ kg/cm}^2$, caso dê menor usa-se $3,51 \text{ kg/cm}^2$.

A tensão de projeto é definida pelo capítulo 13 do *Chemical Engineering Design*, Figura 4.18, será trabalhada com aço carbono, pois é o mais amplamente usado no

mercado. A temperatura é 217 °F, por conservadorismo usa-se 300°F, então a máxima temperatura que ele suporta é 12,9 ksi.

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

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9

Figura 4.18. Tensão máxima, *Chemical Engineering Design*.

Por padrão a eficiência da solda ($E_{f_{sold}}$) será 0.85 e a sobre espessura por corrosão (corrosão) será de 3mm, sendo assim a espessura dessa torre será,

$$Espessura = \frac{P_{proj} \times \phi_{separador} * 1000}{2 \times E_{f_{sol}} \times Tens\tilde{a}o - 1,2 \times P_{proj}} + corros\tilde{a}o \quad (4.38)$$

O diâmetro interno médio, será,

$$D_{int} = \left(\frac{L}{D}\right) + Espessura * 0,001 \quad (4.39)$$

Com isso é possível estimar os níveis desse vaso, sendo o HLL igual a 80% do diâmetro, LLL a 20%, Figura 4.18.

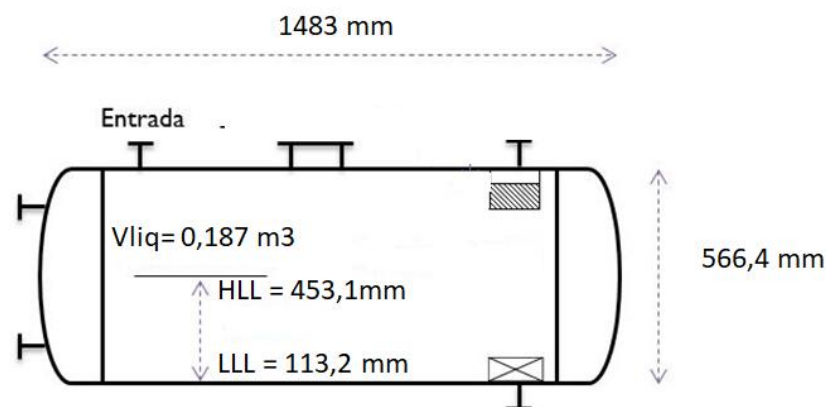


Figura 4.18. Dados do vaso pulmão.

Tabela 4.11. Parâmetros característicos do vaso V-1.

Parâmetro característicos	Valor
Comprimento do vaso (mm)	1483,7
Altura do vaso (mm)	566
Espessura do vaso (mm)	4,28
Nível máximo de líquido (mm)	453,1
Nível normal de líquido (mm)	283,2
Nível mínimo de líquido (mm)	113,2
Pressão de projeto (kPa)	3.432,3
Temperatura de projeto (°C)	82,61

O Peso desse vaso será,

$$Peso = 240 \times Cw \times D_{int} \times (L + 0,8 \times D_{int}) \times Espessura \times 0,101972 \quad (4.40)$$

Onde, Cw é o fator de complexidade para o equipamento que será 1,08.

O custo do equipamento será dado por,

$$Custo (\$) = 12800 + 73 \times (Peso)^{0,85} \quad (4.41)$$

O custo de instalação será o custo multiplicado pelo fator de *Hand*, Figura 4.6, sendo,

$$Custo \text{ de Instalação} (\$) = Custo \times 4 \quad (4.42)$$

Tabela 4.12. Custos do vaso pulmão.

	Propriedade	Valor	Unidade
Custos de Instalação	Custo de compra	17.238,80	\$
	Custo de Instalação	68.955,21	\$

4.5. Torres de separação

A torre de separação, Figura 4.19, aqui estudada, será a destilação fracionada.

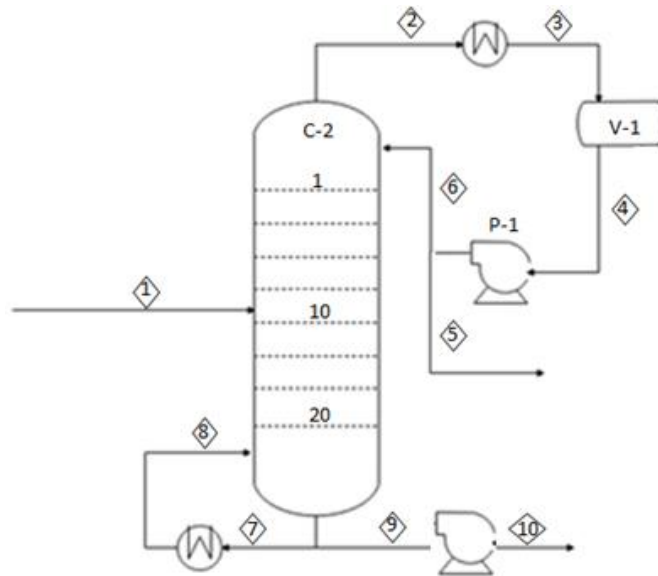


Figura 4.19. Esquema da torre de destilação.

Para estimar a velocidade limite, para se evitar o arraste de gotículas de líquido, calcula-se a lei de Stokes, pela equação empírica de York,

$$V_{lim} \left(\frac{m}{s} \right) = 0,3048 \times 0,23 \times \sqrt{\frac{(\rho_{liq} - \rho_{vap})}{\rho_{vap}}} \quad (4.43)$$

Onde,

ρ_{liq} = densidade do líquido;

ρ_{vap} = densidade do vapor.

Com a velocidade limite é possível estimar a seção transversal mínima,

$$Sec_{trans} = Seção Transversal = \frac{Q_{máx}}{V_{lim}} \quad (4.44)$$

Onde,

$Q_{máx}$ = Máxima vazão volumétrica do gás, obtida pelo Aspen.

O diâmetro desse vaso, deve ter o fator de sobredimensionamento de 120% acrescido ao seu valor, por segurança, sendo assim,

$$D_{\text{separador}} = 120\% \times \sqrt{\frac{4 \times Sec_{\text{trans}}}{\pi}} \quad (4.45)$$

Com o diâmetro (ft) do vaso separador, é possível estimar o nível inferior do líquido. Usando a tabela 3 do livro *Chemical Engineering Design*, Figura 4.20.

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

Figura 4.20. Nível inferior do vaso separador, *Chemical Engineering Design*.

Como a pressão de projeto é menor que 300 psia e se trata de um vaso vertical, usa-se um diâmetro de 15 polegadas que ao assumir o valor de nível inferior de líquido.

Para se calcular o nível médio e superior de líquido nesse vaso, precisa-se definir o tempo de enchimento *Holdup Time* e o tempo para esvaziar *Surge Time*, que são definidos em função da operação da coluna, esses valores advêm da tabela 6, da Figura 4.21.

Table 6. Liquid holdup and surge times.		
Service	Holdup time, min (NLL — LLL)	Surge time, min (NLL — HLL)
D. Column bottoms		
1. Feed to another column	5	2
2. Feed to other drum or tankage		
a) With pump or through exchanger	5	2
b) Without pump	2	1

Figura 4.21. Tempos do vaso, *Chemical Engineering Design*.

Com esses valores, é possível definir os níveis do vaso. Os níveis serão:

- $NLL - LLL = Q_f x \frac{Holdup}{Sec_{trans}}$ (4.46)

- $Normal = \text{Nível inferior} + (NLL - LLL)$ (4.47)

- $HLL - NLL = Q_f x \frac{Surge\ time}{Sec_{trans}}$ (4.48)

- $Máximo = Normal + (HLL - NLL)$ (4.49)

Onde,

Q_f , é a vazão de produto de fundo;

NLL-LLL, Diferença entre o nível mínimo ao normal;

Normal, nível normal do líquido no vaso;

HLL-NLL, Diferença entre o nível normal ao máximo;

Máximo, nível máximo de líquido no vaso.

A pressão de projeto deve ser somada a 1,8 kg/cm² ou 10%, sendo considerado o que der maior, por segurança o valor não pode ser menor que 3,51 kg/cm², caso dê menor usa-se 3,51 kg/cm².

Tabela 4.13. Resultados do Vaso separador.

Propriedade	Valor	Unidade
$Q_{máx}$	235,1	m ³ /h
ρ_{liq}	1,801	Kg/m ³
ρ_{vap}	732,9	Kg/m ³
Sec_{trans}	0,046	m ²
V_{lim}	1,412	m/s
$D_{separador}$	0,29	m
Q_f	0,936	m ³ /h
Holdup Time	5	min
Surge Time	2	min
Nível inferior	2,07	m
Nível normal	2,74	m
Nível máximo	3,65	m
NLL-LL	1,69	m
HLL-NLL	0,67	m

Tabela 4.14. Parâmetros característicos da Torre.

Parâmetro característicos	Valor
Altura do vaso (mm)	13752
Espessura do vaso (mm)	0,663
Nível máximo de líquido (mm)	2743
Nível normal de líquido (mm)	2068
Nível mínimo de líquido (mm)	381
Pressão de projeto (kPa)	3432,3
Temperatura de projeto (°C)	103

A tensão de projeto máxima que o material suporta é definida no capítulo 13 do *Chemical Engineering Design*, Figura 4.22, será trabalhada com aço carbono, pois é o mais amplamente usado no mercado. A temperatura é 217 °F, por conservadorismo usa-se 300°F, então a máxima temperatura que ele suporta e 12,9 ksi.

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

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9

Figura 4.22. Tensão máxima do material.

Por padrão a eficiência da solda ($E_{f_{sold}}$) será 0.85 e a sobre espessura por corrosão (corrosão) será de 3mm, sendo assim a espessura da parede dessa torre será,

$$Espessura = \frac{P_{proj} \times \phi_{separador} * 1000}{2 \times E_{f_{sol}} \times Tensão - 1,2 \times P_{proj}} + corrosão \quad (4.50)$$

O Diâmetro médio nominal será,

$$D_{nominal} = D_{separador} + Espessura \quad (4.51)$$

O peso desse vaso é dado por,

$$Peso = [240 \times Cw \times D_{nominal} \times (h_t + 0,8 \times D_{nominal}) \times Espessura] \times 0,101972 \quad (4.52)$$

Em que Cw é o fator de complexidade, sendo equivalente a 1,15.

O custo dessa torre, sem os pratos, será,

$$Custo da torre (\$) = 17400 + 79 \times Peso^{0,85} \quad (4.53)$$

Tabela 4.15. Resultados da torre.

Propriedade	Valor	Unidade
Espessura	3,66	mm
$D_{nominal}$	0,29	m
Peso	425,13	kg
Custo da torre	30947,88	\\$

A simulação foi feita para uma torre com 4,8,10,20 e 30 pratos, observando-se que a que melhor convergia é a torre com 20 pratos, sendo alimentada a partir do prato 2. A separação entre os pratos assumirá o valor de altura para serviços limpos (1,5 ft), com isso é possível calcular a altura da seção dos pratos

$$h_{pratos} = (N^{\circ} de pratos - 2) \times Separação entre os pratos \quad (4.54)$$

Tanto no prato de alimentação quando no prato de topo da torre, se adiciona uma separação de 0,91m, assim a altura total dessa torre será,

$$h_{total} = h_{fundo} + h_{pratos} + 2 \times 0,91 \quad (4.55)$$

Adiciona-se 0,91 m do nível superior até o último estágio para se definir a altura total do fundo (h_{fundo}).

Como são 20 pratos basta multiplicar o custo pelo número de pratos.

Tabela 4.16. Parâmetros característicos da torre T-01

Parâmetro característicos	Valor
Prato de alimentação	2
Número de pratos	20
Separação comum entre os pratos (mm)	460
Altura da seção dos pratos (mm)	8.280
Separação no prato de alimentação (mm)	910
Separação no topo da torre (mm)	910

O Custo unitário do prato é,

$$Custo\ prato\ (\$) = 110 + 380 \times D_{separador}^{1,8} \quad (4.56)$$

Como são 20 pratos basta multiplicar o custo pelo número de pratos.

O custo dessa torre se dará pelo custo do vaso somado ao custo total dos pratos.

$$Custo\ total\ (\$) = (Custo\ prato \times n^\circ\ de\ pratos) + Custo\ da\ torre \quad (4.57)$$

O custo de instalação será o custo multiplicado pelo fator de *Hand*, Figura 4.6, sendo,

$$Custo\ de\ instalação\ (\$) = Custo\ total \times 4 \quad (4.58)$$

Tabela 4.17. Custos da torre.

Propriedade	Valor	Unidade
Custo unitário do prato	151,23	\$
Custo de 20 pratos	3.024,58	\$
Custo do vaso	30.947,88	\$
Custo total	33.972,45	\$
Custo de instalação	135.889,82	\$

Por fim, a figura 4.24, resulta nos custos, anualizados, da torre e do vaso pulmão.

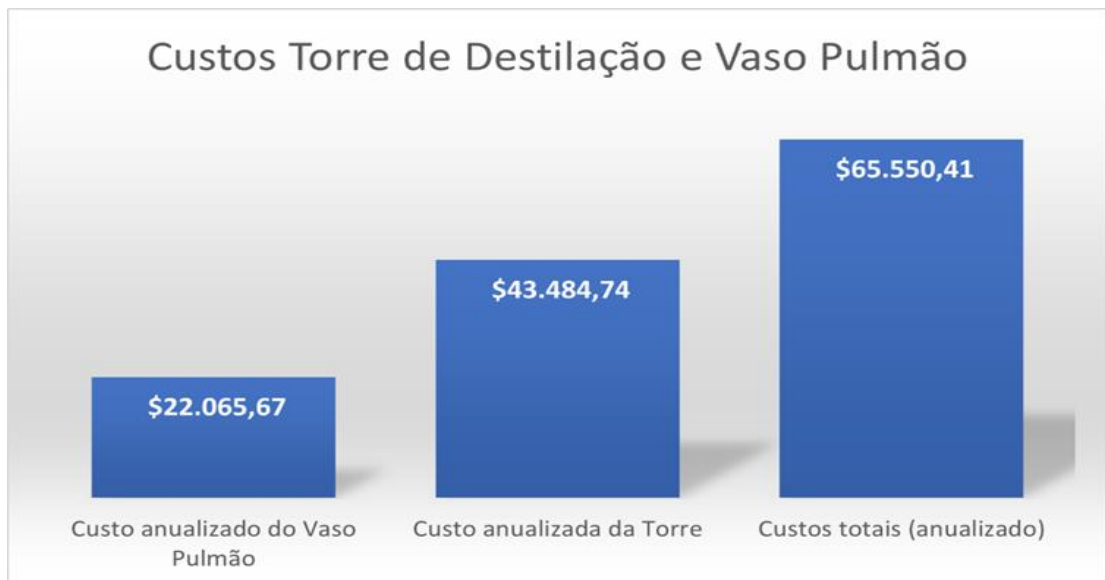


Figura 4.24. Custos de Torre + Vaso.

Os custos, anualizados, de instalação dos equipamentos (Torre, Vaso, Condensador, Caldeira, Bombas e suas reservas) e os custo operativos (do vapor, da água de refrigeração e eletricidade das bombas), podem ser observados na figura 4.25.



Figura 4.24. Custos totais dessa planta.

4.8. Listagem de indicadores

Tabela 4.18. Listagem de instrumentos

INSTRUMENTOS DE VAZÃO		INSTRUMENTOS DE NÍVEL	
Identificação	Localização (núm. da tubulação)	Identificação	Localização (do vaso)
FI-01	1	LG-01	V-1
FI-02	5	LT-01	V-1
FI-03	10	LG-02	T-1
FT-01	8	LT-02	T-1
INSTRUMENTOS DE PRESSÃO		INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA	
Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)	Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
PI-01	1	TI-01	1

PI-02	8	TI-02	T-1
PI-03	7	TI-03	T-1
PI-04	9	TI-04	T-1
PI-05	9	TI-05	8
PI-06	6	TI-06	5
PI-07	6	TI-07	10
PI-08	3		
PI-09	5		
PI-10	10		
PT-01	T-01		

4.9. Listagem de controladores

Tabela 4.19. Listagem de controladores

Identificação	Localização (núm. da tubulação ou vaso)
PIC-01	T-01
PCV-01	T-01
FIC-01	6
FCV-01	6
FIC-02	8
FCV-02	8
LIC-01	V-01
LCV-01	V-01
LIC-02	T-01
LCV-02	T-01

4.10. Listagem de alarmes

Tabela 4.20. Listagem de alarmes

Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com alarme)
LAH	LIC-01
LAL	LIC-01
LAH	LIC-02

LAL	LIC-02
FAL	FIC-02
FALL	FIC-02
PAHH	PSHH-01
PAH	PSHH-01

4.11. Listagem de intertravamentos

Tabela 4.21. Listagem de intertravamentos

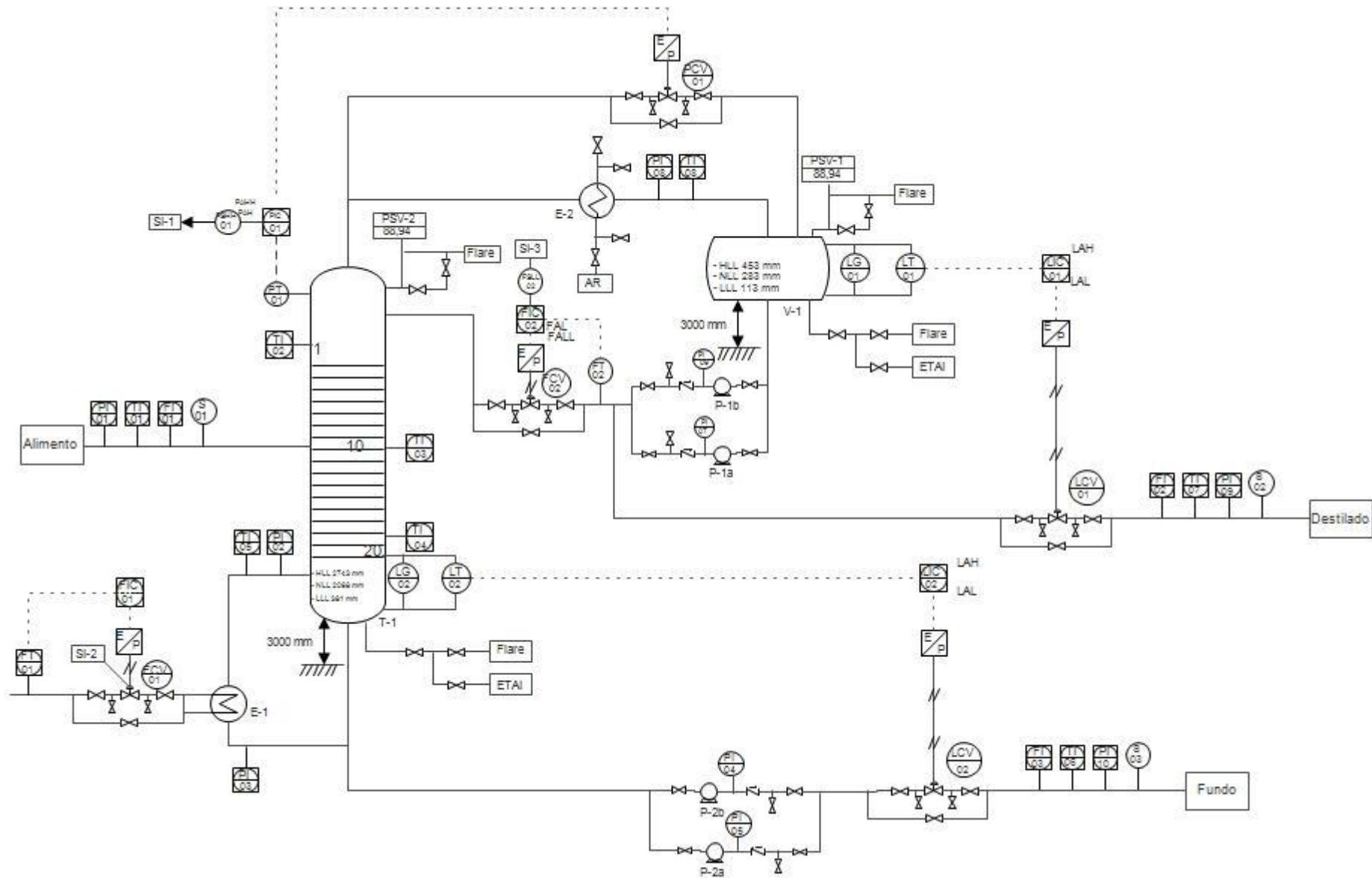
Identificação	Localização (número do instrumento ou laço de controle com intertravamento)	Ação sobre
PSHH-01	PIC-01	SI-01: Válvula de aporte de pressão à torre de destilação T-01
	FIC-01	SI-02: Válvula de aporte de calor à torre de destilação T-01
FSSL-02	FIC-02	SI-03: Válvula de aporte do refluxo à torre de destilação T-01

4.12. Listagem de válvulas de segurança

Tabela 4.22. Listagem das válvulas de segurança

Identificação	Localização (número do vaso)
FSSL-02	FIC-02
PSHH-01	PIC-01

4.13. Diagrama mecânico de processo



4.14. Avaliação de impacto ambiental

O aumento do setor industrial trouxe várias vantagens como a geração de empregos, desenvolvimento tecnológico e social. Entretanto, aumentaram também os riscos de acidentes envolvendo trabalhadores, vizinhança e meio ambiente. Então, se tratando de indústria, principalmente química, medidas devem ser estudadas, tomadas, a fim de precaver e reduzir os riscos e perigos oferecidos ao meio ambiente e população.

Existem muitas técnicas de controle de riscos e estudos que possam garantir um funcionamento seguro e organizado das empresas que atuam na área química. A presença de órgãos fiscalizadores como Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA) e IBAMA, entre outros, é fundamental para que tenha um controle das emissão de poluentes e descarte incorreto de material nocivo ao meio-ambiente, além das diversas medidas internas tomadas para um maior controle do processo industrial, como a instrumentação adequada e políticas de gerenciamento de riscos, fazem com que empresas implantem planos de combate à situações de riscos como explosões, incêndios, lesões e poluição ambiental, como uma forma de atender as normas e prevenir o acontecimento indesejáveis que podem resultar em acidentes. (CETESB, 2011).

Assim, realizar o estudo de riscos de uma planta de processamento químico é muito importante, através disso é possível conhecer os perigos particulares ao processo e, consequentemente, otimizar as medidas de redução do risco.

Com base no processo em questão, algumas modificações podem ser feitas a fim de melhorar o impacto ambiental resultante da planta. Dentre as mudanças observadas, pode-se fazer um reciclo da água que sai do fundo da torre T-1 de separação e uma possível integração energética entre os equipamentos.

Considerando a planta completa de TURTON; WHITING & SHAEIWITZ, (2009), que foi a base do presente projeto, temos uma corrente que sai do separador flash e entra na base do absorvedor, está em fase gasosa rica em hidrogênio, e possui quantidades de acetona. Para fazer a recuperação dessa acetona é utilizada uma corrente de água alimentada no topo da coluna de absorção. É observado que há uma fonte de água com alta pureza que sai da base da segunda coluna de destilação, que no nosso caso é a T-1. A partir disso, é possível uma reciclagem da água de alta pureza que sai como produto de

fundo da segunda coluna de destilação, onde está é utilizada como água de recuperação de acetona no absorvedor, podendo diminuir o consumo de água e geração de resíduos. Mas, para que isso ocorra, é necessária a adição de um resfriador para que a água chegue a uma temperatura adequada na entrada da torre de absorção. Isso pode resultar em pequeno aumento no consumo total de energia. Porém, o objetivo desta mudança era reciclar a água que seria descartada para se buscar uma sustentabilidade e essa mudança na planta pode ocasionar uma economia de milhões de litros de água por ano.

Uma possível integração energética entre os equipamentos, a fim de diminuir os impactos ambientais e os custos operacionais é válida, uma vez visando diminuir o consumo de vapor e de água da planta completa. Tentar um aproveitamento energético da corrente que sai do reator, com uma temperatura na faixa de 333°C aproximadamente, para aquecer a corrente que entra no vaporizador a fim de diminuir a diferença de temperatura no equipamento de troca térmica é a outra opção de modificação para tentar diminuir o consumo energético e reduzir o consumo de água e emissão de CO_2 da planta.

5. CONCLUSÕES

Após feito o estudo de caso, infere-se que o caso B se apresentou mais econômico em função do custo capital, por volta de \$121.308,72 por ano. Foi visto também que para reduzir os impactos ambientais gerados pelo projeto a água de alta pureza que sai como produto de fundo poderia ser reciclada.

Em relação à otimização da torre, a torre que se mostrou mais eficiente foi a que possui 20 pratos, pois conseguiu produzir maiores quantidades de produto com menos matéria prima gasta. O processo é bastante seguro, porque em seu projeto conta com diversos alarmes e sistemas de intertravamento que estão prontos para serem ativados, caso ocorra algum problema durante o processo.

Em suma, o projeto da torre de separação de acetona utilizando álcool isopropílico se mostrou viável e rentável, tanto economicamente quanto ambientalmente, logo é possível de ser feito.

6. BIBLIOGRAFIA

- FOGLER, H. S. (2022). Elementos de Engenharia das Reações Químicas. Grupo Editorial Nacional, GEN - LTC, Rio de Janeiro, RJ.
- JAMES, D. H. and Castor, W. M. (2011). styrene. ullmann's encyclopedia of industrial chemistry. pages 529–543.
- SINNOTT,, R. K. (2008). Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Elsevier, INC, Amsterdam.
- TURTON, R., BAILE, R. C., WHITING, W. B., & SHAEIWITZ, J. A. (2009). Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process (3 ed.). Upper Saddle River, New Jersey: Prentice Hall, PTR.
- MANGILI, P. V.; SOUZA, Y. P. D. M. Avaliação de Ecoeficiência de Processos de Separação Acetona-Metanol Via Simulação. 2016. 126 f. TCC (Graduação) - Curso de Engenharia Química, Engenharia Química da Escola de Engenharia da Universidade Federal Fluminense, Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2016.
- MANGILI, P. V., PRATA, D. M., SOUZA, I. P. D. M., SOUZA, P. H. G., BOTELHO, G. Z. L. Avaliação dos Impactos Ambientais no Processo Produtivo de Acetona via Isopropanol Através de Simulação Computacional In: CONGRESSO NACIONAL DE EXCELÊNCIA EM GESTÃO, 12, 2016, Rio de Janeiro.
- BARATELLA, J. Análise de Risco da Produção de Acetona via Desidrogenação do Álcool Isopropílico. 2019. TCC (Graduação)- Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, São Carlos -SP, 2019.
- GONÇALVES, C. C. R., MINGUITA, H. F. Estudo de uma Planta Industrial de Produção de Acetona via Desidrogenação do 2-Propanol. 2017. TCC (Graduação)- Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química e de Petróleo da Escola de Engenharia da Universidade Federal Fluminense, Niterói-RJ, 2017.
- CUNHA, A. V. Análise e melhoria econômica do processo de produção de acetona pela desidrogenação do 2-propanol (IPA) usando o simulador de processos COCO. 2019. TCC (Graduação)- Curso de Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia-MG, 2019.
- MOREIRA, G. G. Produção Industrial de acetona e fenol. 2022. TCC (Graduação)- Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Araraquara - SP, 2022.
- VELLASCO JÚNIOR, W. T. Acetona. Revista Virtual de Química, Rio de Janeiro. Vol. 4, n. 3, p. 339-343, 6 out. 2011.

Acetona Market- Crescimento, Tendências, Impacto do Covid e Previsões (2023-2028).2023. Disponível em: <https://www.mordorintelligence.com/pt/industry-reports/acetone-market>. Acesso em 03 de fevereiro de 2023.

Acetone: World Market Outlook and Forecasts from 2023 to 2032. Disponível em: <https://mcgroup.co.uk/researches/acetone>. Acesso em 17 de janeiro de 2023.

Brown, W. H. Encyclopedia Britannica. Acetone. Disponível em: <https://www.britannica.com/science/acetone>. Acesso em: 24 de janeiro de 2023.

IHS MARKIT (Londres) (Org.). Chemical Economics Handbook: Acetone. 2022. Disponível em: <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/acetone-chemical-economics-handbook.html>. Acesso em 24 de janeiro de 2023.

IHS MARKIT (Londres) (Org.). Chemical Economics Handbook: Isopropyl Alcohol from Acetone. 2022. Disponível em: <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/report-pepreview-2022-14-isopropyl-alcohol.html>. Acesso em 24 de janeiro de 2023.

Market volume of acetone worldwide from 2015 to 2021, with a forecast for 2022 to 2029 (*in million metric tons*). Disponível em:

<https://www.statista.com/statistics/1245205/acetone-market-volume-worldwide/>.

Acesso em 07 de fevereiro de 2023.

Site: <https://www.caesb.df.gov.br/tarifas-e-precos.html>. Acesso em 10 de Fevereiro de 2023.

Site: <https://www.spglobal.com/commodityinsights/pt>. Acesso em 10 de Fevereiro de 2023.