



Universidade de Brasília
Instituto de Química - IQ
Divisão de Química Tecnológica
Graduação em Engenharia Química

RICARDO A. S. G. SANTOS
PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LÉON

**PROJETO DE UNIDADE DE FRACIONAMENTO POR
DESTILAÇÃO DE MISTURA MULTICOMPONENTE**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Brasília, Distrito Federal
Julho de 2021

RICARDO A. S. G. SANTOS
PROF. DR. JOSÉ JOAQUIN LINARES LÉON

**PROJETO DE UNIDADE DE FRACIONAMENTO POR
DESTILAÇÃO DE MISTURA MULTICOMPONENTE**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de Engenharia Química (IQ - UnB), como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. José Joaquin Linares León

Brasília, Distrito Federal
Julho de 2021

Agradecimentos

Em primeiro lugar gostaria de agradecer aos meus familiares próximos que durante todo o período da graduação, serviram de suporte e incentivo para as decisões que tomei. Sem o apoio da minha mãe e irmãs eu jamais teria a oportunidade de poder me dedicar à universidade e alcançar meus resultados profissionais.

Também gostaria de agradecer aos diversos professores que fizeram parte da minha graduação, tanto do Instituto de Química, quanto dos demais departamentos. Meus agradecimentos ainda mais especiais ao professor Fabrício Machado Silva, o professor Fábio Moreira da Silva e a professora Elaine Rose Maia. Cada um desses me ajudou e inspirou à sua maneira e com toda certeza levarei o aprendizado para o resto da vida.

Por fim gostaria de agradecer aos bons amigos que pude fazer durante a graduação, mais especialmente durante minha participação na empresa júnior. Consegui ter o privilégio de conhecer excelentes profissionais, pesquisadores e amigos que espero levar por décadas.

“A tarefa não é tanto ver aquilo que ninguém viu,
mas pensar o que ninguém ainda pensou sobre
aquilo que todo mundo vê.”

(Arthur Schopenhauer)

Resumo

Conhecido desde a Idade Média e desenvolvido desde então, o processo da destilação surge como uma alternativa viável de separação física de misturas sólido-líquidas ou de dois ou mais líquidos. Inicialmente usada para na perfumaria e na produção de bebidas, a destilação hoje é usada nas mais diversas indústrias por apresentar grandes vantagens econômicas e de processo.

Partindo desse fato, esse trabalho busca o desenvolvimento teórico de uma planta de destilação fracionada para a separação de uma mistura tri-componente de n-hexano, n-heptano e n-octano. O principal intuito com esse exercício de modelagem foi o aprofundamento nos conteúdos abordados durante a graduação e principalmente o desenvolvimento da visão mercadológica que a engenharia exige na elaboração de projetos desse porte.

Como estudos principais, destaca-se a modelagem de uma torre de destilação, trocadores de calor, bombas e válvulas. Além disso, foram considerados os sistemas de controle necessários para o processo e também a análise econômica do processo e sua viabilidade.

Palavras-chave: engenharia química, destilação, tri-componente, fracionamento.

Abstract

Known since the Middle Ages and developed since then, the distillation process emerges as a viable alternative for physical separation of solid-liquid mixtures or two or more liquids. Initially used for perfumery and distillates production, distillation is now used in various industries because it has great economic and process advantages.

Based on this fact, this work seeks the theoretical development of a fractional distillation plant for the separation of a tri-component mixture of n-hexane, n-heptane and n-octane. The main objective with this modeling exercise was to deepen the contents addressed during graduation and especially the development of the market vision that engineering requires in the elaboration of projects of this size.

As main studies, we highlight the modeling of a distillation tower, heat exchangers, pumps and valves. In addition, the control systems necessary for the process and also the economic analysis of the process and its feasibility were considered.

Keywords: chemical engineering, distillation, tri-component, fractionation.

Lista de tabelas

Tabela 1 – Resumo dos parâmetros de cada equipamento a ser analisado.	13
Tabela 2 – Comparativo de custos dos trocadores de calor para o vaporizador . . .	15
Tabela 3 – Comparativo de custos dos trocadores de calor para o condensador . .	17
Tabela 4 – Comparativo de custo dos trocadores de calor para o refeedor	18
Tabela 5 – Projeto 1	22
Tabela 6 – Projeto 2	22
Tabela 7 – Comparação da rentabilidade dos projetos a partir dos coeficientes escolhidos	23
Tabela 8 – Características da mistura a ser separada.	24
Tabela 9 – Parâmetros obtidos para o cálculo do número de pratos real.	25
Tabela 10 – Vazão molar de líquido e vapor para cada uma das razões de refluxo. .	26
Tabela 11 – Seção transversão e diâmetro para cada uma das razões de refluxo. . .	27
Tabela 12 – Altura da torre de destilação para cada razão de refluxo.	28
Tabela 13 – Parâmetros físicos da torre de destilação e custo para cada razão de refluxo.	29
Tabela 14 – Diâmetros do vaso pulmão para cada razão de refluxo.	32
Tabela 15 – Parâmetros físicos do vaso pulmão e custo para cada razão de refluxo.	33
Tabela 16 – Parâmetros do condensador e custo para cada razão de refluxo.	35
Tabela 17 – Parâmetros do refeedor e custo para cada razão de refluxo.	36
Tabela 18 – Pressões e alturas manométricas para cada razão de refluxo.	37
Tabela 19 – Potências da bomba e custo para cada razão de refluxo.	38
Tabela 20 – Custo total e investimento necessário para cada razão de refluxo. . . .	39
Tabela 21 – Custos operacionais para cada razão de refluxo.	41
Tabela 22 – Especificações dos instrumentos de vazão	46
Tabela 23 – Especificações dos instrumentos de nível	46
Tabela 24 – Especificações dos instrumentos de temperatura	47
Tabela 25 – Especificações dos instrumentos de pressão	47
Tabela 26 – Especificações dos laços de controle	48
Tabela 27 – Especificações das válvulas de controle	48

Lista de símbolos

ΔT_{ln}	Diferença de temperatura média logarítmica
A_i	Área de troca térmica do sistema/equipamento "i";
C_i	Custo do equipamento "i";
C_w	fator multiplicador da massa de equipamentos para incluir acessórios
D	Diâmetro
D_m	Diâmetro total da torre de destilação
H_v	Altura do torre de destilação
S	Parâmetro específico de custo equipamento considerado.
U	Coeficiente global de troca térmica
$W_{v,i}$	Peso do equipamento "i";
\dot{Q}	Vazão volumétrica
e	Espessura da parede da torre de destilação

Sumário

1	Introdução	10
1.1	O COVID-19	10
1.2	Objetivos	10
2	Avaliação Econômica e Rentabilidade	11
2.1	Dados Iniciais	11
2.2	Dados de Projeto	11
2.3	Estimação de Custos	12
2.3.1	Bomba	14
2.3.2	Vaporizador	15
2.3.3	Torre de destilação	16
2.3.3.1	Custo do vaso	16
2.3.3.2	Custo dos pratos	17
2.3.4	Condensador	17
2.3.5	Refrervedor	18
2.3.6	Vaso pulmão	18
2.4	Avaliação Econômica	18
2.4.1	Custo total dos equipamentos (E)	19
2.4.2	Custo dos materiais (M)	19
2.4.3	Engenharia de detalhe (ED)	19
2.4.4	Construção	19
2.4.5	Supervisão da construção (SC)	20
2.4.6	Parte interna do limite de bateria (ISBL)	20
2.4.7	Serviços auxiliares (SA)	20
2.4.8	Off-sites (OS)	20
2.4.9	Gastos de arranque (GA)	20
2.4.10	Contingências e imprevistos (CI)	20
2.4.11	Imobilizado (I)	21
2.4.12	Capital de giro (CG)	21
2.4.13	Gasto de posta em funcionamento (GPF)	21
2.4.14	Gastos prévios (GP)	21
2.4.15	Investimento (Y)	21
2.5	Comparação Entre Dois Projetos Diferentes	21
3	Dimensionamento	24
3.1	Dimensionamento: Torre de Destilação	24
3.1.1	Fichas de especificação	30

3.2	Dimensionamento: Vaso Pulmão	31
3.2.1	Ficha de especificação	34
3.3	Dimensionamento: Condensador	35
3.4	Dimensionamento: Refervedor	36
3.5	Dimensionamento: Bomba de Refluxo	36
3.6	Investimento	38
3.7	Projeção Temporal	39
3.7.1	Custo com água de resfriamento	39
3.7.2	Custo com vapor de baixa pressão	40
3.7.3	Custo com energia elétrica	40
3.7.4	Custo operacional	40
3.8	Fichas de Especificação das Correntes	42
3.8.1	Alimentação	42
3.8.2	Destilado	43
3.8.3	Resíduo	44
4	Instrumentação e Controle	45
4.1	Diagrama de Processo	45
4.2	Folhas de Especificação do Sistema de Controle	46
5	Conclusão	49
	Referências	50

1 Introdução

1.1 O COVID-19

Devido a pandemia de COVID-19 que teve seu início no Brasil nos primeiros meses de 2020, as últimas matérias, incluindo a realização desse trabalho de conclusão de curso, tiveram que ser adaptadas para a realidade semi-presencial. A principal mudança foi no conteúdo que será apresentado nesse documento, uma vez que se trata da compilação de estudos de caso apresentados e desenvolvidos durante as aulas de Projetos de Engenharia Química.

1.2 Objetivos

Esse trabalho teve como principal foco o projeto completo de unidade de destilação fracionada tri-componente. O estudo se baseia em uma mistura composta por n-hexano, n-heptano e n-octano e a viabilidade econômica da criação de uma coluna dimensionada para a separação. Outros equipamentos também foram dimensionados e estudados, como vasos, trocadores de calor, bombas e instrumentações de controle.

2 Avaliação Econômica e Rentabilidade

Conforme a lógica real de trabalho de um engenheiro projetista, a análise financeira do projeto foi a primeira etapa para que as demais fases pudessem ser feitas. Isso porque antes de qualquer construção, reforma ou investimento, é necessário profundo estudo e comparação com outras alternativas de aplicação do capital disponível.

Durante as aulas de Projetos de Engenharia Química 1, durante o período em que nos aprofundamos nesse aspecto, o estudo de caso se tratou de uma coluna de destilação para separação da mistura de benzeno e tolueno, o que difere do restante do trabalho. Porém, serve como experiência e exemplo da aplicação do método de estimação de custos para aplicação em outros projetos.

2.1 Dados Iniciais

Alguns dados iniciais são fornecidos pelo professor, com o intuito de apresentar uma escala possível de ser trabalhada. Sabe-se que a planta deve processar 25.000 kg/h da mistura de benzeno e tolueno, a unidade é alimentada com um alimento frio que se encontra disponível a 25 °C e pressão atmosférica (referida como 0 kg/cm²g). A alimentação é bombeada a uma pressão de 1,2 kg/cm²g, e direcionada a um evaporador, que permite vaporizar 50% da corrente de entrada após elevar a temperatura até 112,6 °C, com uma perda de pressão de 0,7 kg/cm². Em seguida o alimento é introduzido em uma torre de destilação para conseguir uma corrente de destilado com uma pureza de 95% e uma corrente de resíduo constituída fundamentalmente por tolueno (95%).

2.2 Dados de Projeto

- Bomba de alimentação
 - Potência necessária 2,507 kW, com uma vazão operacional de 57,53 m³/h.
- Vaporizador
 - Quantidade de calor necessária: 3,958 Mkcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h.m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C.
- Torre de destilação
 - A torre de destilação contém 15 pratos do tipo válvula. O diâmetro da torre é de 2,9 m para atender à demanda hidráulica e a altura correspondente é de

15,5 m, considerando a separação entre os pratos (2 pés), a folga no topo e no fundo (0,91 m) e a separação específica do prato de alimentação (0,61 m). Para o cálculo da altura também se considerou um tempo de retenção do líquido no fundo de 10 minutos. A pressão no topo é de 0 kg/cm²g e no fundo de 1 kg/cm²g.

- Condensador
 - Quantidade de calor a retirar: 7,209 MKcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 700 kcal/(h.m²). Será utilizada a água de refrigeração, cuja temperatura de entrada é 28 °C e cuja máxima temperatura de saída é de 45 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 81,19 °C.
- Refervedor (reboiler) da torre de destilação
 - Quantidade de calor necessário: 5,146 Mkcal/h. Considerar um valor do coeficiente global de transmissão de calor de 1000 kcal/(h.m²). Será utilizado vapor de baixa pressão para aquecimento, cuja pressão operacional é 6 kg/cm²g e 160 °C. Considerar uma temperatura do fluido de processo de 133,6 °C.
- Pulmão da torre
 - Para o cálculo, considerar uma razão geométrica de L/D 5, uma vazão volumétrica de destilado de 21,86 m³ /h e de refluxo de 73,44 m³/h. Em função disto, para um tempo de retenção de 10 minutos, considerando um nível normal de líquido de 50% do diâmetro do tanque, estimou-se que este último se corresponde com 2,1 m e um comprimento de 10,5 m. A pressão de operação correspondente é de 0 kg/cm².

2.3 Estimação de Custos

Para estimação de custos dos equipamentos foi utilizada a fórmula 2.1:

$$C_x = a + bS^n \quad (2.1)$$

Onde:

- x: Equipamento a ser analisado;

- a,b e n - Parâmetros de cada equipamento que podem ser encontrados na Tabela 6.6 do Chemical Engineering Design, SINNOTT e TOWLER (2020).
- S - Parâmetro específico do equipamento a ser analisado.

Para os equipamentos analisados, os parâmetros utilizados podem ser vistos na Tabela 1 a seguir:

Tabela 1 – Resumo dos parâmetros de cada equipamento a ser analisado.

Equipamento	a	b	n	S
Bomba	6900	206	0,9	\dot{Q}
Motor da Bomba	-950	1770	0,6	Pot
Evaporador de Tubo Vertical	280	30500	0,55	$A_{vaporizador}$
Trocador de Calor do Tipo Casco-Tubo	24000	46	1,2	$A_{vaporizador}$
Trocador de Calor do Tipo Duplo Tubo	1600	2100	1	$A_{vaporizador}$

Equipamento	a	b	n	S
Trocador de Placas	1350	180	0,95	$A_{\text{vaporizador}}$
Vaso de Destilação	10000	29	0,85	$W_{\nu, \text{torre}}$
Prato de Destilação	180	340	1,9	D
Condensador	1350	180	0	$A_{\text{condensador}}$
Refrervedor Tipo Termossifão	26000	104	1,1	$A_{\text{refervedor}}$
Refrervedor Tipo Kettle	25000	340	0,9	$A_{\text{refervedor}}$
Vaso Pulmão	8800	0,85	0,85	$W_{\nu, \text{pulmo}}$

SINNOTT, R.; TOWLER, G. Chemical Engineering Design: SI Edition. 6ª ed. Butterworth-Heinemann. 2020.

2.3.1 Bomba

Conforme os dados de projeto, a bomba necessária teria que atender os critérios de potência (2,507 kW) e vazão (57,53 m³/h). Dessa forma, utilizando os parâmetros apresentados 1 e a equação 2.1, temos que:

- Custo da bomba centrífuga:

$$C_{\text{bomba},c} = 6900 + 206 * 15,980^{0,9} = \$ 9.395,17$$

- Custo do motor da bomba:

$$C_{motor,b} = -950 + 1770 * 2,507^{0,6} = \$ 2.122,32$$

- Custo total da bomba:

$$C_{bomba} = C_{motor,b} + C_{bomba,c} = \$ 11.517,48$$

2.3.2 Vaporizador

De acordo com os dados de projeto apresentados é possível e necessário o cálculo da área de troca necessária para que esse trocador de calor seja suficiente para atingir os limites requeridos pelo sistema. Dessa forma, temos:

$$A = \frac{Q}{U * F_t * \Delta T_{ln}} \quad (2.2)$$

onde,

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (2.3)$$

logo:

$$A = \frac{3,958 * 10^6}{1.000 * 1 * \frac{(160-112,6)-(160-25)}{\ln\left(\frac{160-112,6}{160-25}\right)}} \approx 47,3m^2$$

No caso dos trocadores de calor, algumas opções de configuração foram analisadas. Dessa forma podemos definir o melhor modelo para o exemplo analisado, que trará os requisitos necessários, porém com menor custo. Dentre os equipamentos analisados temos: evaporador de tubo vertical, trocador tipo casco-tubo, trocador tipo duplo tubo e trocador de placas.

Os custos obtidos a partir da fórmula 2.1 e os parâmetros apresentados na tabela 1 são os seguintes:

Tabela 2 – Comparativo de custos dos trocadores de calor para o vaporizador

Tubo Vertical	Casco-Tubo	Duplo Tubo	Placas
\$ 254.626,44	\$ 28.704,21	\$100.910,12	\$ 8.369,53

Com esses dados em mãos, fica claro que para a situação apresentada, o melhor trocador de calor para ser utilizado como vaporizador é o trocador de placas, apresentando um custo total de \$ 8.369,53.

2.3.3 Torre de destilação

Foi optado por se trabalhar com uma torre com pratos, dessa forma o custo total será a soma do custo da torre, que se é estimado a partir do peso do aço utilizado no equipamento e o tamanho dos pratos utilizados, além da quantidade de pratos. Pela operação da torre se dar com substâncias corrosivas, foi escolhido o aço carbono como material do vaso e pratos.

2.3.3.1 Custo do vaso

$$W_v = \frac{240 * C_w * D_m * (H_v + 0,8D_m) * e}{g} \quad (2.4)$$

Onde:

- C_w : fator multiplicador da massa para incluir acessórios, usado como 1,5 em torres de destilação;
- D_m : diâmetro total da torre (diâmetro interno somado a espessura);
- H_v : altura da torre;
- e : espessura da parede, em milímetros;
- g : aceleração da gravidade.

A espessura do vaso pode ser calculada de duas maneiras, onde uma considera uma espessura mínima e a outra leva em conta a tensão longitudinal que a parede irá sofrer durante a operação. Deve-se escolher, por segurança, a maior espessura encontrada dentre as duas equações.

Espessura mínima:

$$e_{mn} = \frac{P_i * D_i}{2\tau_{mx}E - 1,2P_i} = 6,601 \text{ mm} \quad (2.5)$$

Tensão longitudinal:

$$e_{longitudinal} = \frac{P_i * D_i}{4\tau_{mx}E - 0,8P_i} = 3,294 \text{ mm} \quad (2.6)$$

Onde:

- P_i : pressão interna do vaso (3,5 kg/cm²);

- D_i : diâmetro interno do vaso (2,9 m);
- $\tau_{m\acute{a}x}$: tensão máxima suportada pelo material (906,96 kg/cm²);
- E: eficiência da solda (0,85).

Como mecanismo de segurança, além de escolhermos o maior dos valores (6,601 mm), adicionamos ainda 3 mm, por tratarmos de materiais corrosivos. Dessa forma a espessura real do vaso é de 9,601 mm.

Assim, podemos utilizar a equação 2.4 e definir a massa do vaso da torre de destilação e assim o seu custo:

$$W_v = \frac{240 \cdot 1,5 \cdot 2,909601 \cdot (15,5 + 0,8 \cdot 2,909601) \cdot 9,601}{9,81} = 18.275,99 \text{ kg}$$

$$C_{vaso} = 10.000 + 29 \cdot 18.275,99^{0,85} = \$ 131.617,70$$

2.3.3.2 Custo dos pratos

Considerando o parâmetro específicos para cálculo do custo de pratos de torres de destilação (diâmetro interno), temos que o custo unitário é de:

$$C_{prato} = 180 + 340 \cdot 2,9^{1,9} = \$ 2.750,60$$

Considerando que essa torre de destilação precisa ter 15 pratos, o custo total da torre é de:

$$C_{torrededestilao} = C_{vaso} + 15 \cdot C_{prato} = \$ 172.876,76$$

2.3.4 Condensador

Assim como no caso do evaporador, existem algumas opções para o uso como condensador. Dessa forma é importante analisar qual dos trocadores de calor apresentam melhor custo benefício para as condições de operação do condensador. No caso do condensador a área de troca requerida é de 233,32 m², com diferença de temperatura média logarítmica de 44,15 °C. Assim os custos para cada uma das opções pode ser observada na tabela a seguir:

Tabela 3 – Comparativo de custos dos trocadores de calor para o condensador

Tubo Vertical	Casco-Tubo	Duplo Tubo	Placas
\$ 612.166,87	\$ 55.937,08	\$ 491.567,30	\$ 33.325,91

Dessa forma o custo considerado para o condensador é de \$ 33.325,91.

2.3.5 Refervedor

De forma similar aos demais trocadores de calor analisados até o momento, o refervedor também tem possibilidades de configuração que devem ser comparadas. Porém nesse caso as opções são apenas duas, o uso de Termossifão e ou do refervedor tipo Kettle. Para o refervedor, a diferença de temperatura é de 26,40 °C, o que nos permite calcular a área de troca necessária como sendo igual a 195,08 m². Dessa forma temos que os custos de cada equipamento são de:

Tabela 4 – Comparativo de custo dos trocadores de calor para o refervedor

Termossifão	Kettle
\$ 67.857,75	\$ 70.986,67

Dessa forma o custo considerado para o refervedor é de \$ 67.857,75.

2.3.6 Vaso pulmão

Por também ser classificado como uma torre de destilação, o vaso pulmão também tem seu custo estimado pelo seu peso. Porém nesse caso não há pratos para também serem orçados. Dessa forma temos:

Espessura mínima:

$$e_{mn} = \frac{P_i * D_i}{2\tau_{mx} E - 1,2P_i} \approx 4,78 \text{ mm}$$

Tensão longitudinal:

$$e_{longitudinal} = \frac{P_i * D_i}{4\tau_{mx} E - 0,8P_i} \approx 2,39 \text{ mm}$$

Como mecanismo de segurança, além de escolhermos o maior dos valores (4,78 mm), também adicionamos 3 mm, por tratarmos de materiais corrosivos. Dessa forma a espessura real do vaso pulmão é de 7,78 mm.

Assim, podemos utilizar a equação 2.4 e definir a massa do vaso da torre de destilação e assim o seu custo:

$$W_{vp} = \frac{240 * 1,08 * 2,10778 * (10,5 + 0,8 * 2,10778) * 9,601}{9,81} = 5.280,13 \text{ kg}$$

$$C_{pulmo} = 8800 + 27 * 5.280,13^{0,85} = \$ 48.210,46$$

2.4 Avaliação Econômica

Com o custo dos equipamentos definido, podemos então seguir para a análise econômica mais ampla que levará em conta os demais custos para se colocar a planta em funcionamento. Assim pode-se descobrir se o investimento total é viável.

2.4.1 Custo total dos equipamentos (E)

$$E_{2007} = C_{bomba} + C_{vaporizador} + C_{torrededestilao} + C_{condensador} + C_{refervedor} + C_{pulmo} \quad (2.7)$$

O preço dos equipamentos foi calculado segundo os parâmetros de 2007 em dólar, dessa forma é necessário atualizar o valor para o tempo presente. Essa atualização foi feita pelo índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) de 2018, pois foi o mais recente encontrado de forma gratuita na internet.

$$E_{2018} = E_{2007} * \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad (2.8)$$

$$E_{2018} = 334.642,69 * \frac{568,82}{525,02} = \$ 362.560,38 \quad (2.9)$$

2.4.2 Custo dos materiais (M)

O custo de cada um dos itens que compõem o Imobilizado (I) da planta foi estimado pelo Método das Porcentagens, usando como base o custo calculado dos equipamentos. Dessa forma, temos:

$$M = 0,45 * E \quad (2.10)$$

$$M = \$ 235.664,25$$

2.4.3 Engenharia de detalhe (ED)

$$ED = 0,45 * (E + M) \quad (2.11)$$

$$ED = \$ 269.201,09$$

2.4.4 Construção

$$C = 0,6 * (E + M) \quad (2.12)$$

$$C = \$ 358.934,78$$

2.4.5 Supervisão da construção (SC)

$$SC = 0,1 * (E + M) \quad (2.13)$$

$$SC = \$ 59,822,46$$

2.4.6 Parte interna do limite de bateria (ISBL)

$$ISBL = E + M + ED + C + SC = \$ 1.286.182,96 \quad (2.14)$$

2.4.7 Serviços auxiliares (SA)

$$SA = 0,04 * ISBL \quad (2.15)$$

$$SA = \$ 51.447,32$$

2.4.8 Off-sites (OS)

$$OS = 0,08 * ISBL \quad (2.16)$$

$$SA = \$ 102.894,64$$

2.4.9 Gastos de arranque (GA)

$$GA = 0,035 * ISBL \quad (2.17)$$

$$SA = \$ 45.016,40$$

2.4.10 Contingências e imprevistos (CI)

$$SA = 0,1 * ISBL \quad (2.18)$$

$$SA = \$ 128.618,30$$

2.4.11 Imobilizado (I)

$$I = ISBL + SA + OS + GA + CI = \$ 1.614.159,62 \quad (2.19)$$

2.4.12 Capital de giro (CG)

$$CG = 0,2 * I \quad (2.20)$$

$$CG = \$ 322.831,92$$

2.4.13 Gasto de posta em funcionamento (GPF)

Por se tratar de um projeto pequeno, o custo para se colocar em funcionamento a planta pode ser estimado como 25% do imobilizado.

$$GPF = 0,25 * I \quad (2.21)$$

$$GPF = \$ 403.539,90$$

2.4.14 Gastos prévios (GP)

Por não se tratar de um processo que demande muita pesquisa, pois é amplamente utilizado e documentado, o gasto prévio foi posto apenas com 10% do imobilizado.

$$GP = 0,1 * I \quad (2.22)$$

$$GP = \$ 161.415,96$$

2.4.15 Investimento (Y)

$$Y = I + CG + GPF + GP = \$ 2.501.947,41 \quad (2.23)$$

2.5 Comparação Entre Dois Projetos Diferentes

Com a intenção de aplicar a análise comparativa entre duas rotas diferentes e sua consequente alteração nos parâmetros econômicos, foi proposto um segundo exercício.

Nele, dois projetos com horizonte temporal de 3 anos para entrar em funcionamento e estimativa de operação por 15 anos, foram comparados.

O primeiro projeto consiste em uma planta com capacidade de produzir tricloroetano, ácido clorídrico e cloreto de vinilideno, já a segunda planta seria capaz de produzir cloreto de etilo, ácido clorídrico e cloreto de vinilideno. Ambas teriam a mesma capacidade, de 23 mil toneladas. Porém utilizariam diferentes matérias primas e rotas. A comparação simplificada pode ser vista a seguir:

Tabela 5 – Dados do projeto 1

Projeto 1		
Produtos	Produção (kt)	Preço Unitário (R\$/kg)
Tricloroetano	5,2	2,42
Ácido Clorídrico	18,8	0,94
Cloreto de Vinilideno	40	3,09
Soma total dos custos e gastos		
R\$ 124.823.453,35		

Tabela 6 – Dados do projeto 2

Projeto 2		
Produtos	Produção (kt)	Preço Unitário (R\$/kg)
Cloreto de Etilo	3,2	1,59
Ácido Clorídrico	84,4	0,94
Cloreto de Vinilideno	40	3,09
Soma total dos custos e gastos		
R\$ 150.873.277,15		

A partir desse e de outros valores, que podem ser vistos nos anexos, é possível avaliar a rentabilidade de ambos os projetos nos 15 anos de funcionamento e os 3 de construção. Os parâmetros utilizados para a comparação foram a Taxa Interna de Retorno (TIR) e o fluxo de caixa acumulado (VAL). Com isso obtemos os seguintes valores:

Tabela 7 – Comparação da rentabilidade dos projetos a partir dos coeficientes escolhidos

	TIR	VAL
Projeto 1	13,98%	R\$ 47.476.830,99
Projeto 2	20,87%	R\$ 176.424.597,41

Assim podemos definir que apesar do maior custo do projeto 2, ele é muito mais rentável que o projeto 1. Isso se deve principalmente ao custo com matérias-primas do segundo projeto ser menor, por utilizar etano, enquanto o primeiro projeto utiliza cloreto de vinilo, que é substancialmente mais caro. Além disso, apesar dos produtos de ambos os projetos serem parecidos, a maior produção de ácido clorídrico da rota utilizada no segundo projeto, possibilita um valor muito maior nas vendas.

3 Dimensionamento

A partir desse ponto, voltamos a trabalhar com o problema apresentado originalmente, da separação tri-componente por meio de destilação fracionada. Nesse tópico trataremos do dimensionamento, otimização e definição das condições de operação ideais para separação de n-hexano, n-heptano e n-octano.

A proposta inicial era analisar para qual taxa de refluxo (20%, 40%, 60% ou 100%), acima da taxa mínima, seria a que traria o menor custo e maior retorno. Junto a isso, foi solicitado o preenchimento das folhas de especificação de todos os equipamentos anexos à torre. Abaixo uma tabela contendo os dados fornecidos:

Tabela 8 – Características da mistura a ser separada.

Componente	Alimentação	Destilado		Resíduo			
		A (kmol.h ⁻¹)	x _{iA}	D (kmol.h ⁻¹)	x _{iD}	R(kmol.h ⁻¹)	x _{iR}
Leve (cl)	n-hexano	40	0,4	40	0,534	0	0
Intermediário (i)	n-heptano	35	0,35	34	0,453	1	0,04
Pesado (cp)	n-octano	25	0,25	1	0,013	24	0,96

3.1 Dimensionamento: Torre de Destilação

A primeira etapa para o dimensionamento da torre de destilação é a definição da taxa de refluxo mínima, que pode ser encontrada pelas duas equações a seguir:

$$\frac{\alpha_{cl} * X_{cl,A}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} * X_{cp,A}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i * X_{i,A}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (3.1)$$

$$\frac{\alpha_{cl} * X_{cl,D}}{\alpha_{cl} - \theta} + \frac{\alpha_{cp} * X_{cp,D}}{\alpha_{cp} - \theta} + \frac{\alpha_i * X_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (3.2)$$

Podemos assumir que a alimentação é feita com líquido saturado, dessa forma a constante “q” assume valor igual a 1. Assim, theta (θ) pode ser calculado a partir da primeira equação, chegando aos valores de 1,173 e 2,426. Com isso, podemos descobrir, pela segunda equação, a taxa mínima de refluxo. Os valores encontrados para R_m foram 0,829 e -0,622, porém como sabemos, o valor negativo não faz sentido fisicamente. Dessa forma a taxa de refluxo mínima para esse projeto é de 0,829.

Com esse valor em mãos, podemos agora descobrir o número mínimo de pratos da torre, a partir da equação a seguir. Vale lembrar que nesse caso o componente-chave leve (cl) é o n-heptano e o componente-chave pesado (cp) é o n-octano.

$$N_{mn} = \frac{\log\left(\left(\frac{x_{cl}}{x_{cp}}\right)_D * \left(\frac{x_{cp}}{x_{cl}}\right)_R\right)}{\log(\alpha_{cl,cp})_{mdio}} - 1 \quad (3.3)$$

O valor do número mínimo de pratos obtido foi de 7,438, sendo possível agora calcular o número de pratos teóricos a partir da equação de Gilliland, considerando o parâmetro inicial de se considerar razões de refluxo 20%, 40%, 60% e 100% maiores que a razão mínima $\left(\frac{L}{D}\right)_{mn}$.

$$X = \frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D}\right)_{mn}}{\frac{L}{D} + 1} \quad (3.4)$$

$$Y = 1 - \exp\left(\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X}\right) * \left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}}\right)\right) \quad (3.5)$$

$$N = \frac{N_{mn} + Y}{1 + Y} \quad (3.6)$$

Já o número de pratos reais foi dimensionado conforme a eficiência dos pratos, que por se tratar de um processo simples foi definida como 80%.

$$N_{real} = \frac{N}{\eta} \quad (3.7)$$

Importante ressaltar que conforme as boas práticas, todos os valores do número de pratos reais foram arredondados para cima para garantir que a separação ocorra. Estes valores podem ser observados abaixo:

Tabela 9 – Parâmetros obtidos para o cálculo do número de pratos real.

Incremento	L/D	X	Y	N	N _{real}
20%	0,995	0,083	0,571	18,673	24
40%	1,161	0,154	0,502	15,937	20
60%	1,327	0,214	0,449	14,305	18
100%	1,659	0,312	0,372	12,439	16

Com o esquema apresentado juntamente ao exercício, ainda foi possível realizar o balanço de massa e assim descobrir as vazões mássicas de líquido e vapor.

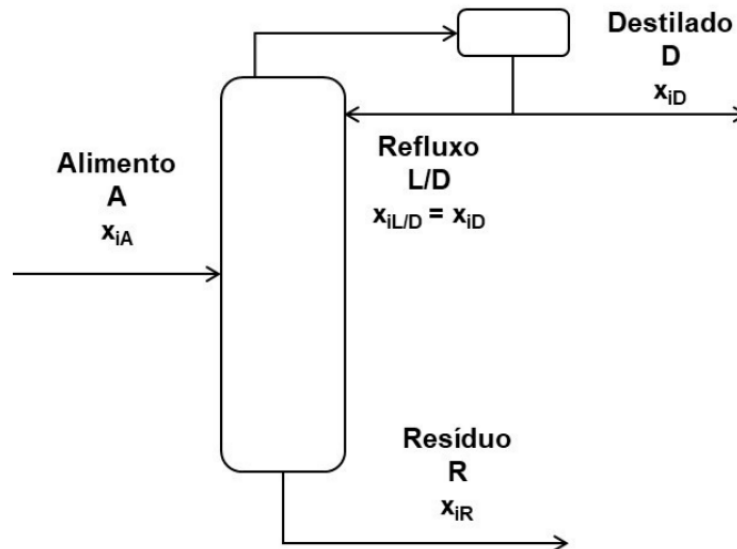


Figura 1 – Esquema simplificado apresentado pelo exercício.

Pelo esquema podemos identificar que:

$$L = R = RR * D$$

$$V = A = RR * D + D$$

Dessa forma temos que para cada um dos valores de razão de refluxo (RR) trabalhados, teremos valores diferentes de vazão, o que pode ser visto na tabela a seguir:

Tabela 10 – Vazão molar de líquido e vapor para cada uma das razões de refluxo.

Incremento	RR (L/D)	L (kmol/h)	V (kmol/h)
20%	0,995	74,66	149,66
40%	1,161	87,11	162,11
60%	1,327	99,55	174,55
100%	1,659	124,44	199,44

Para o cálculo da seção transversal da coluna e do seu diâmetro mínimo é necessário ainda o cálculo da velocidade limite do vapor que evite o arraste líquido. A equação de York foi utilizada, considerando a constante “k” igual a 0,23 e que as densidades do líquido e do vapor são iguais a 616,1 kg/m³ e 3,242 kg/m³, respectivamente.

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0,964 \text{ m/s} \quad (3.8)$$

Com isso temos que:

$$S_{mn} = \frac{V}{v_{lim}} \quad (3.9)$$

$$D_{mn} = \sqrt{\frac{4S_{mn}}{\pi}} \quad (3.10)$$

Por recomendação do professor, o diâmetro (D_{real}) ainda recebeu um incremento de 20% de segurança, alterando também a seção transversal real (S_{real}).

Tabela 11 – Seção transversão e diâmetro para cada uma das razões de refluxo.

Incremento	$S_m(m^2)$	$D_m(m)$	$S_{real}(m^2)$	$D_{real}(m)$
20%	1,236	1,254	1,780	1,505
40%	1,339	1,306	1,928	1,567
60%	1,441	1,355	2,076	1,626
100%	1,647	1,448	2,371	1,738

Com o valor do número de pratos real e os valores de alimentação, vazão de líquido e a seção transversal é possível definir a altura da torre de destilação. Porém esse cálculo deve ser feito em duas etapas, onde na primeira se calcula a altura do fundo (H_{fundo}) da torre e na segunda a altura do topo (H_{topo}), onde os pratos estarão dispostos. É importante ressaltar que foi definido como parâmetro que o tempo de retenção no fundo da torre seria de 10 minutos e que a densidade do resíduo é de 5,375 kmol/m³.

$$H_{fundo} = \frac{t_{reteno} * (L + A)}{\rho_{resduo} * S_{real}} \quad (3.11)$$

$$H_{topo} = (N_R - 2) * 0,46 + 3 * 0,96 \quad (3.12)$$

$$H = H_{fundo} + H_{topo} \quad (3.13)$$

Os valores obtidos podem ser vistos na tabela a seguir:

Tabela 12 – Altura da torre de destilação para cada razão de refluxo.

Incremento	$H_{fund0}(m)$	$H_{topo}(m)$	H (m)
20%	3,043	13,000	16,043
40%	3,010	11,160	14,170
60%	2,981	10,240	13,221
100%	2,935	9,320	12,225

Assim, para definir qual dos quatro incrementos propostos seria o melhor, foi aplicado o mesmo processo realizado no tópico 2.3.3 desse trabalho, onde a espessura da torre foi calculada e acrescida de mais 3 mm e em seguida o peso das quatro colunas foi calculado e por consequência seu custo foi determinado.

$$e_{mn} = \frac{P_i * D_{real}}{2\tau_{mx}E - 1,2P_i} \quad (3.14)$$

$$e_{longitudinal} = \frac{P_i * D_i}{4\tau_{mx}E - 0,8P_i} \quad (3.15)$$

$$W_v = \frac{240 * C_w * D_m * (H_v + 0,8D_m) * e}{g} \quad (3.16)$$

$$C_{vaso} = 10.000 + 29 * W_v^{0,85} \quad (3.17)$$

$$C_{prato} = 180 + 340 * D_{real}^{1,9} \quad (3.18)$$

$$C_{torrededestilao} = C_{vaso} + N_R * C_{prato} \quad (3.19)$$

Dessa forma podemos analisar o custo total da construção de cada torre e descobrir que a de menor custo é a de 60% de incremento sobre a taxa de refluxo mínima, conforme a tabela abaixo:

Tabela 13 – Parâmetros físicos da torre de destilação e custo para cada razão de refluxo.

Incremento	e_{real}(mm)	W_v(kg)	C_{vaso}	C_{prato}	$C_{torrededestilação}$
20%	4,956	4.738,1	\$ 48.606,75	\$ 919,53	\$ 70.675,50
40%	5,035	4.480,3	\$ 46.813,34	\$ 977,83	\$ 66.369,88
60%	5,112	4.443,7	\$ 46.558,18	\$ 1.035,90	\$ 65.204,36
100%	5,258	4.589,8	\$ 47.576,91	\$ 1.151,44	\$ 65.999,91

Porém é importante frisar que os demais equipamentos e custos operacionais ainda serão considerados, dessa forma não podemos confirmar que a taxa de 60% de incremento é de fato a melhor para todo o processo.

Vale ressaltar que esse custo é considerado para 2007, período no qual os parâmetros a, b e n foram obtidos. A correção temporal desses valores será realizada ao final do dimensionamento de todos os equipamentos.

3.1.1 Fichas de especificação

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/RETORES			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre Destilação		
Pressão no topo	0,35	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,59		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,66	°C	
Temperatura no fundo	150,6		
Temperatura de projeto	180,6		
Nível normal de líquido	3542,46	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	-----		
Nível máximo de líquido (20%)	1416,98		
Altura	14169,82		
Diâmetro	1566,62		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUIDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,1	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Saída do destilado
B	2	Definido posteriormente	Válvula de segurança
C	3	-	Retorno refluxo
D	4	22"	Conexão de acesso
E	5	-	Retorno vaporizado
F	6	2"	Medidor de nível
G	7	8"	Ventilação
H	8	-	Saída resíduo
I	9	4"	Drenagem
J	10	-	Entrada da alimentação
K	11	4"	Purga vapor
ESQUEMA DO RECIPIENTE			

Quadro 1 – Ficha de especificação da torre de destilação

ESPECIFICAÇÕES PRATOS			
Número do equipamento	C1		
Descrição	Torre Destilação		
Número de seções da coluna	2		
SEÇÃO 1 DA COLUMNA			
Identificação	S1		
De prato/A prato	1	10	
Pressão	0,35	0,46	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	79,66	101,4	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13456,06	13808,46	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	6928,99	17124,46	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4207,65	2932,98	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	11,24	28,28	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	3,19	4,71	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	616,7	605,5	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	6,86 . 10 ⁻³	7,27 . 10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,2083	0,1909	
Diâmetro	1566,62		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		
SEÇÃO 2 DA COLUMNA			
Identificação	S2		
De prato/A prato	11	20	
Pressão	0,47	0,58	Kg/cm ² g
Perda de pressão	0,11		
Temperatura	101,4	150,6	°C
Vazão mássica de vapor/fase orgânica	13808,46	16937,73	Kg/h
Vazão mássica de líquido/fase aquosa	17124,46	19845,95	
Vazão volumétrica de vapor/fase orgânica @ P e T de operação	2932,98	2425,91	m ³ /h
Vazão volumétrica de líquido/fase aquosa @ P e T de operação	28,28	33,96	
Densidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	4,71	6,98	Kg/m ³
Densidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	605,5	584,3	
Viscosidade da fase vapor/fase orgânica @ P e T de operação	7,27 . 10 ⁻³	7,43 . 10 ⁻³	cP
Viscosidade da fase líquida/fase aquosa @ P e T de operação	0,1909	0,1613	
Diâmetro	1566,62		mm
Número de pratos	10		
Espaçamento entre pratos	460		mm
Tipo de pratos (válvulas, perfurados)	Válvula		
Altura de recheio	-		mm
Tipo de recheio (anéis Raschig, selas Intalox...)	-		

Quadro 2 – Ficha de especificação dos pratos

3.2 Dimensionamento: Vaso Pulmão

O dimensionamento do vaso pulmão, localizado após o condensador, deve seguir principalmente a oferta de vapor, que sai da torre de destilação, determina. Dessa forma

podemos definir o diâmetro mínimo da torre de destilação a partir da vazão de vapor, do tempo de retenção (assumido como 10 minutos) e da taxa de refluxo.

$$Q = \frac{V}{\rho_D} \quad (3.20)$$

$$Vol_{til} = \frac{Q * t_{reteno}}{60} \quad (3.21)$$

$$Vol_{geométrico} = 2Vol_{til} \quad (3.22)$$

$$D_{mn,pulmo} = \sqrt[3]{\frac{4Vol_{geométrico}}{RR * \pi}} \quad (3.23)$$

Onde:

- Q: vazão de líquido na entrada do vaso pulmão (m³/h);
- Vol_{útil}: volume útil do vaso pulmão (m³);
- Vol_{geométrico}: volume geométrico do vaso pulmão (m³);
- RR: razão de refluxo;
- D_m: diâmetro mínimo do vaso pulmão.

Após a definição dos diâmetros mínimos, também foi calculado qual dos dois aumentos de diâmetro, D_{20%} (20% de incremento) ou D_{0,3} (0,3m de incremento), apresentava maior valor. Por questão de segurança da operação, o maior dos dois acabou sendo utilizado como diâmetro real, o que em todos os casos foi o diâmetro acrescido de 0,3m.

Tabela 14 – Diâmetros do vaso pulmão para cada razão de refluxo.

Incremento	Q (m ³ /h)	Vol _{útil} (m ³)	Vol _{geométrico} (m ³)	D _m (m)	D _{20%} (m)	D _{0,3} (m)
20%	22,55	3,76	7,52	1,24	1,49	1,54
40%	24,42	4,07	8,14	1,28	1,53	1,58
60%	26,30	4,38	8,77	1,31	1,57	1,61
100%	30,04	5,01	10,01	1,37	1,64	1,67

O cálculo do custo de cada uma das versões do vaso pulmão segue a os passos apresentados em 2.3.6, muito semelhante ao cálculo do equipamento anterior, porém sem a adição de pratos. Dessa forma temos:

Tabela 15 – Parâmetros físicos do vaso pulmão e custo para cada razão de refluxo.

Incremento	e (mm)	W_v(kg)	$C_{pulmão}$
20%	5,43	2.518,7	\$ 19.465,20
40%	5,48	2.648,0	\$ 20.603,40
60%	5,53	2.774,6	\$ 20.778,15
100%	5,62	3.020,5	\$ 21.994,79

No caso do vaso pulmão, diferentemente da torre de destilação, o incremento que apresenta menor custo é o de 20% acima da razão de refluxo mínima.

3.2.1 Ficha de especificação

ESPECIFICAÇÕES VASOS/TORRES/REACTORES			
Número do equipamento	C2		
Descrição	Vaso Pulmão		
Pressão no topo	0	Kg/cm ² g	
Pressão no fundo	0,04749		
Pressão de projeto	3,5		
Temperatura no topo	79,7	°C	
Temperatura no fundo	99,7		
Temperatura de projeto	129,66		
Nível normal de líquido	1044,48	mm	
Nível máximo de líquido (80%)	1671,17		
Nível máximo de líquido (20%)	417,79		
Altura	2088,97		
Diâmetro	1575,05		
Material	Aço Carbono		
PROPRIEDADES DO FLUIDO			
Densidade da fase leve @P e T de operação no prato chave	3,242	Kg/m ³	
Densidade da fase pesada @P e T de operação no prato chave	616,1	Kg/m ³	
CONEXÕES			
Sigla	Número	Diâmetro	Serviço
A	1	-	Entrada de líquido
B	2	22"	Conexão de acesso
C	3	Definida posteriormente	Válvula de segurança
D	4	8"	Ventilação
E	5	4"	Purga de vapor
F	6	-	Saída de líquido
G	7	4"	Drenagem
H	8	2"	Medidor de nível 1
I	9	2"	Medidor de nível 2
ESQUEMA DO RECIPIENTE			
<p>O diagrama mostra um vaso cilíndrico com duas cabeças arredondadas. O diâmetro externo é indicado como 1575,05 mm e o comprimento total como 1775,67 mm. Nove pontos de conexão são rotulados com letras A a I: A, B e C estão no topo; D e E estão no lado direito; G e F estão no lado inferior; H e I estão no lado esquerdo.</p>			

Quadro 3 – Ficha de especificação do vaso pulmão

3.3 Dimensionamento: Condensador

Presente na ficha de informação das correntes, fornecida pelo professor, o calor latente do destilado ($QL_{destilado}$) é de 7602 kcal/kmol e sua temperatura ($T_{destilado}$) é de 79,66 °C. Já a temperatura da água na entrada ($T_{A,e}$) é de 28 °C e 45 °C na saída ($T_{A,s}$). Foi necessário estimar o coeficiente de troca térmica ($U_{condensador}$), então foi sugerido o valor de 500 W/m². °C.

O calor trocado no condensador ($Q_{condensador}$) pode ser calculado a partir do calor latente e a vazão de vapor (V).

$$Q_{condensador} = V * QL_{condensador} \quad (3.24)$$

Para se definir a área de troca termica, ainda é necessário o cálculo da temperatura média logarítmica, conforme a equação abaixo:

$$\Delta T_{In,condensador} = \frac{(T_{destilado} - T_{A,e}) - (T_{destilado} - T_{A,s})}{\ln\left(\frac{T_{destilado} - T_{A,e}}{T_{destilado} - T_{A,s}}\right)} \quad (3.25)$$

$$A_{condensador} = \frac{Q_{condensador}}{U_{condensador} * \Delta T_{In,condensador}} \quad (3.26)$$

Os resultados, para cada incremento, podem ser visto na tabela a seguir. Vale ressaltar que a temperatura média logarítmica não depende do incremento na taxa de refluxo, assumindo um único valor, igual a 42,60 °C.

Para o cálculo do custo foi definido que o trocador utilizado seria o do tipo Casco-Tubo, onde os parâmetros “a”, “b” e “n” são iguais a 24.000, 46 e 1,2 respectivamente.

$$C_{condensador} = 24.000 + 46 * A_{condensador}^{1,2} \quad (3.27)$$

Tabela 16 – Parâmetros do condensador e custo para cada razão de refluxo.

Incremento	$Q_{condensador}$ (kcal/h)	$A_{condensador}$ (m ²)	$C_{condensador}$
20%	$1,14 \cdot 10^6$	62,13	\$ 30.527,09
40%	$1,23 \cdot 10^6$	67,30	\$ 31.183,62
60%	$1,33 \cdot 10^6$	72,46	\$ 31.850,32
100%	$1,52 \cdot 10^6$	82,79	\$ 33.211,95

3.4 Dimensionamento: Refervedor

No caso do refervedor, o calor latente do resíduo (QL_{res}) foi dado como sendo igual a 7.847 kcal/kg e sua temperatura (T_{res}) igual a 150,6 °C. Já a temperatura do vapor (T_{vapor}) foi definida como 230 °C e o coeficiente global de troca térmica ($U_{refervedor}$) considerado igual a 750 W/m². °C.

Semelhante ao condensador temos que calcular o calor trocado no refervedor ($Q_{refervedor}$) e também a temperatura média ($\Delta T_{refervedor}$), para então descobrir a área de troca térmica ($A_{refervedor}$).

$$Q_{refervedor} = (L + A) * QL_{resduo} \quad (3.28)$$

$$\Delta T = T_{vapor} - T_{resduo} \quad (3.29)$$

$$A_{refervedor} = \frac{Q_{refervedor}}{U_{refervedor} * \Delta T} \quad (3.30)$$

Para o cálculo do custo foi definido que o trocador utilizado também seria o do tipo Casco-Tubo, onde os parâmetros “a”, “b” e “n” são iguais a 24.000, 46 e 1,2 respectivamente.

$$C_{refervedor} = 24.000 + 46 * A_{refervedor}^{1,2} \quad (3.31)$$

Tabela 17 – Parâmetros do refervedor e custo para cada razão de refluxo.

Incremento	$Q_{refervedor}$ (kcal/h)	$A_{refervedor}$ (m ²)	$C_{refervedor}$
20%	$1,37 \cdot 10^6$	26,77	\$ 30.919,63
40%	$1,47 \cdot 10^6$	28,68	\$ 31.159,45
60%	$1,57 \cdot 10^6$	30,58	\$ 31.402,48
100%	$1,76 \cdot 10^6$	34,40	\$ 31.897,56

3.5 Dimensionamento: Bomba de Refluxo

Para a bomba de refluxo ser dimensionada, a primeira etapa é definir as alturas de admissão (H_{adm}) e impulso (H_{imp}). Como já foi definido, o vaso pulmão é orientado horizontalmente, dessa forma para a altura de admissão foi calculada somando-se metade do diâmetro do vaso pulmão a elevação do mesmo (3 metros). Já para a altura de impulso, é igual a altura da torre de destilação, somada a elevação da mesma (3 metros).

$$H_{adm} = 3 + D_{0,3}$$

$$H_{imp} = 3 + H$$

Em seguida é necessário calcular as pressões manométricas na admissão ($P_{man,adm}$) e impulso ($P_{man,imp}$), por meio das alturas correspondentes, a densidade do destilado ($\rho_{destilado} = 616,7 \text{ kg/m}^3$) e a aceleração da gravidade ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$).

$$P_{man,i} = H_i * \rho_{destilado} * g \quad (3.32)$$

A diferença de pressão (ΔP), por sua vez, foi calculada pela diferença entre a pressão no impulso e a pressão na admissão. Os resultados podem ser vistos a seguir:

Tabela 18 – Pressões e alturas manométricas para cada razão de refluxo.

Incremento	$H_{adm}(\text{m})$	$H_{imp}(\text{m})$	$P_{man,adm}(\text{Pa})$	$P_{man,imp}(\text{Pa})$	$\Delta P(\text{Pa})$
20%	3,77	19,04	$2,28 \cdot 10^4$	$1,59 \cdot 10^5$	$1,37 \cdot 10^5$
40%	3,79	17,17	$2,29 \cdot 10^4$	$1,48 \cdot 10^5$	$1,25 \cdot 10^5$
60%	3,80	16,22	$2,30 \cdot 10^4$	$1,42 \cdot 10^5$	$1,19 \cdot 10^5$
100%	3,83	15,25	$2,32 \cdot 10^4$	$1,36 \cdot 10^5$	$1,13 \cdot 10^5$

Para então podermos calcular o custo do motor da bomba de refluxo é necessário estimar a potência elétrica da mesma. Para isso utilizaremos a vazão volumétrica do refluxo ($Q_{refluxo}$) e a diferença de pressão, para descobrir a potência útil.

$$Pot_{til} = \frac{Q_{refluxo} * \Delta P}{3600} \quad (3.33)$$

Com esse valor em mãos podemos calcular a potência absorvida, considerando a eficiência hidráulica de 45%, e a potência elétrica, considerando a eficiência elétrica em 90%.

$$Pot_{abs} = \frac{Pot_{til}}{0,45} \quad (3.34)$$

$$Pot_{eltrica} = \frac{Pot_{abs}}{0,9} \quad (3.35)$$

Com esses dados, podemos de forma semelhante ao item 2.3.1, calcular o custo da bomba centrífuga e do motor que deve acompanhá-la. Todos os valores calculados encontram-se na tabela abaixo.

$$C_{bomba,centrifuga} = 6900 + 206 * \Delta P^{0,9} \quad (3.36)$$

$$C_{motor} = -950 + 1770 * Pot_{elétrica}^{0,6} \quad (3.37)$$

$$C_{bomba,total} = C_{motor} + C_{bomba,centrifuga} \quad (3.38)$$

Tabela 19 – Potências da bomba e custo para cada razão de refluxo.

Incremento	$Q_{refluxo}$ (m ³ /h)	Pot _{útil} (W)	Pot _{abs} (W)	Pot _{elétrica} (kW)	$C_{bomba,centr}$	C_{motor}	$C_{bomba,total}$
20%	11,25	426,55	947,90	1,053	\$ 7.474,31	\$ 875,93	\$ 8.350,25
40%	13,12	455,96	1013,25	1,1126	\$ 7.559,78	\$ 950,46	\$ 8.510,24
60%	15,00	496,79	1103,98	1,227	\$ 7.644,04	\$ 1.050,80	\$ 8.694,84
100%	18,75	589,60	1310,23	1,456	\$ 7.809,52	\$ 1.267,36	\$ 9.076,88

3.6 Investimento

Com todos os equipamentos dimensionados e seus custos estimados, podemos partir para o cálculo do investimento. Porém é importante atualizarmos esses custos, pois conforme dito anteriormente, os parâmetros “a”, “b” e “n” utilizados são válidos para os valores de 2007. Dessa forma, para a atualização, utilizaremos novamente o CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) de 2018, pois foi o mais recente encontrado de forma gratuita na internet.

$$C_{2007} = C_{torrededestilao} + C_{pulmo} + C_{condensador} + C_{refervedor} + C_{bomba,total} \quad (3.39)$$

$$C_{2018} = C_{2007} * \frac{CEPCI_{2018}}{CEPCI_{2007}} \quad (3.40)$$

Já o investimento pode ser estimado pelo fator de Lang ($f_L = 4,74$) multiplicado pelo custo atualizado dos equipamentos, o que irá facilitar a estimação. Caso fosse de interesse, poderia ser usado, assim como no tópico 2.4, o Método das Porcentagens.

$$Y = C_{2018} * f_L \quad (3.41)$$

Tabela 20 – Custo total e investimento necessário para cada razão de refluxo.

Incremento	C ₂₀₀₇	C ₂₀₁₈	Investimento
20%	\$ 155.394,35	\$ 168.358,19	\$ 798.017,80
40%	\$ 152.779,77	\$ 165.525,49	\$ 784.590,81
60%	\$ 153.315,89	\$ 166.106,33	\$ 787.344,02
100%	\$ 157.494,09	\$ 170.633,09	\$ 808.800,86

3.7 Projeção Temporal

Conforme solicitado pelo professor, foram estimados os custos operacionais para os primeiros 15 anos de funcionamento da planta.

3.7.1 Custo com água de resfriamento

O custo referente a água de resfriamento utilizada no condensador pode ser calculado pela seguinte fórmula:

$$C_{gua,hora} = \left(\frac{Q_{condensador}}{C_{p_{agua}} * \rho_{agua} * \Delta T} \right) * C_{m^3} \quad (3.42)$$

Onde:

- $Q_{condensador}$: calor trocado no condensador (kcal/h);
- $C_{p_{agua}}$: capacidade calorífica da água à pressão constante (kcal/kg. °C);
- ΔT : diferença de temperatura da água na entrada e saída do condensador (°C);
- C_m : custo do metro cúbico de água em dólares ($1 \cdot 10^{-5}$ \$/m³).

O valor encontrado ainda deve ser recalculado para o prazo de 15 anos, conforme solicitado. Para isso basta multiplica-lo pelo número total de horas de funcionamento, considerando a operação ininterrupta ($H_{15anos} = 131.544$).

3.7.2 Custo com vapor de baixa pressão

Para o cálculo do custo do vapor é necessário definir o calor latente e em seguida calcular o custo seguindo a lógica apresentada anteriormente.

$$L_v = 606,5 - 0,695 * T \quad (3.43)$$

$$C_{vapor,hora} = \frac{Q_{refervedor}}{L_v} * C_{ton} \quad (3.44)$$

Onde:

- L_v : calor latente na temperatura de operação (kcal/ton);
- T: temperatura de operação (°C);
- $Q_{refervedor}$: calor trocado no refervedor (kcal/h);
- C_{ton} : custo por tonelada de vapor de aquecimento em dólares ($1 \cdot 10^{-2}$ \$/ton).

3.7.3 Custo com energia elétrica

Sabe-se que em uma operação real, o ideal seria considerar todos os itens que consomem energia, como a iluminação, sistemas de segurança e outros pequenos equipamentos elétricos. Porém, como o intuito é definir qual das razões de refluxo apresenta menor custo, esses itens foram desconsiderados, pois seriam iguais, independente da razão escolhida. O único item considerado foi o motor da bomba, cuja estimativa de custo pode ser feita pela seguinte fórmula:

$$C_{eletricidade,h} = Pot_{elétrica} * C_{kWh} \quad (3.45)$$

Onde:

- $Pot_{elétrica}$: potência elétrica consumida pela bomba (kW);
- C_{kWh} : custo por kilowatts-hora da energia em dólares (0,25 \$/kWh).

3.7.4 Custo operacional

O custo operacional é dado pela soma dos custos com utilidades (água e vapor) e da energia elétrica. Dessa forma temos:

Tabela 21 – Custos operacionais para cada razão de refluxo.

Incremento	$C_{\text{água},15\text{anos}}$	$C_{\text{vapor},15\text{anos}}$	$C_{\text{energia},15\text{anos}}$	$C_{\text{operacional},15\text{anos}}$
20%	\$ 879.397,60	\$ 4.045.671,12	\$ 34.598,23	\$ 4.959.666,95
40%	\$ 952.515,14	\$ 4.333.901,57	\$ 36.983,69	\$ 5.323.400,39
60%	\$ 1.025.632,67	\$ 4.622.132,02	\$ 40.295,29	\$ 5.688.059,97
100%	\$ 1.171.867,73	\$ 5.198.592,91	\$ 47.832,35	\$ 6.418.283,99

Para de fato definir qual das razões de refluxo é a mais indicada para otimizar o custo, deve-se analisar tanto o custo total dos equipamentos, como o custo de operação por 15 anos. Ao fazer isso, determina-se que o incremento de 20% na razão de refluxo mínimo é o que gera menor custo total, com um valor de \$ 5.757.684,75.

Incremento	Investimento	$C_{\text{operacional},15\text{anos}}$	C_{total}
20%	\$ 798.017,80	\$ 4.959.666,95	\$ 5.757.684,75
40%	\$ 784.590,81	\$ 5.323.400,39	\$ 6.107.991,21
60%	\$ 787.344,02	\$ 5.688.059,97	\$ 6.475.403,99
100%	\$ 808.800,86	\$ 6.418.283,99	\$ 7.227.084,85

3.8 Fichas de Especificação das Correntes

3.8.1 Alimentação

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	1	
Descrição	Alimentação	
Pressão	0,510	Kg/cm ² g
Temperatura	101,4	°C
Vazão mássica	9810	Kg/h
Vazão molar	100	Kmol/h
Entalpia total	-0,00484	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	16,20	m ³ /h
Peso molecular	98,10	Kg/kmol
Densidade	605,5	Kg/m ³
Viscosidade	0,1909	cP
Condutividade térmica	9,886 . 10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,558	kJ/kg.°C
Tensão superficial	11,97	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,40	0,35
Heptano	0,35	0,36
Octano	0,25	0,29

Quadro 4 – Ficha de especificação da corrente de alimentação

3.8.2 Destilado

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	2	
Descrição	Destilado	
Pressão	aprox. 0	Kg/cm ² g
Temperatura	79,66	°C
Vazão mássica	6967	Kg/h
Vazão molar	75	Kmol/h
Entalpia total	-0,003569	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	11,3	m ³ /h
Peso molecular	92,9	Kg/kmol
Densidade	616,7	Kg/m ³
Viscosidade	0,2083	cP
Condutividade térmica	0,1025	W/m·°C
Calor específico	2,451	kJ/kg·°C
Tensão superficial	13,33	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m·°C
Calor específico	-	kJ/kg·°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,534	0,495
Heptano	0,453	0,489
Octano	0,013	0,016

Quadro 5 – Ficha de especificação da corrente de destilado

3.8.3 Resíduo

CORRENTES MATERIAIS		
Número de corrente	3	
Descrição	Residuo	
Pressão	1,039	Kg/cm ² g
Temperatura	150,6	°C
Vazão mássica	2842,5	Kg/h
Vazão molar	25,0	Kmol/h
Entalpia total	-0,001275	Gkcal/h
Fração de sólidos	-	
Fração de vapor	-	
PROPRIEDADES DA FASE LÍQUIDA		
Vazão volumétrica @P e T de operação	14,59	m ³ /h
Peso molecular	113,7	Kg/kmol
Densidade	584,3	Kg/m ³
Viscosidade	0,1613	cP
Condutividade térmica	9,338 . 10 ⁻²	W/m.°C
Calor específico	2,789	kJ/kg.°C
Tensão superficial	9,797	dinas/cm
PROPRIEDADES DA FASE VAPOR/GÁS		
Vazão volumétrica @P e T de operação	-	m ³ /h
Peso molecular	-	Kg/kmol
Densidade	-	Kg/m ³
Viscosidade	-	cP
Condutividade térmica	-	W/m.°C
Calor específico	-	kJ/kg.°C
Fator de compressibilidade	-	
COMPOSIÇÃO		
Componente	Fração molar	Fração mássica
Hexano	0,04	0,03
Heptano	0,96	0,97

Quadro 6 – Ficha de especificação da corrente de resíduo

4 Instrumentação e Controle

Assim como em projetos reais, foi também elaborado o diagrama de processo, simplificação do P&ID (Piping & Instrument Diagram), onde é possível para operadores, engenheiros e projetistas analisarem as malhas de controle e a posição relativa dos ativos fabris. Também foi definido os transmissores, sensores e atuadores necessários para o processo e equipamentos propostos.

4.1 Diagrama de Processo

No diagrama a seguir, os códigos alfanuméricos que representam os ativos seguem as boas práticas de engenharia, onde a primeira letra indica o tipo de variável controlada, no caso de sensores/atuidores e para os equipamentos C representa os vasos, P representa as bombas e E representa os trocadores de calor. Já a segunda letra, nos sensores/transmissores indicam que tipo de ativo de controle de processo o equipamento é, sendo I para indicadores, C para controladores e T para transmissores.

Também estão presentes as malhas de controle de forma simplificada, indicando somente os controladores e as válvulas que eles atuam, omitindo o tipo de sinal que está sendo enviado (elétrico, pneumático etc.) e os demais instrumentos de controle.

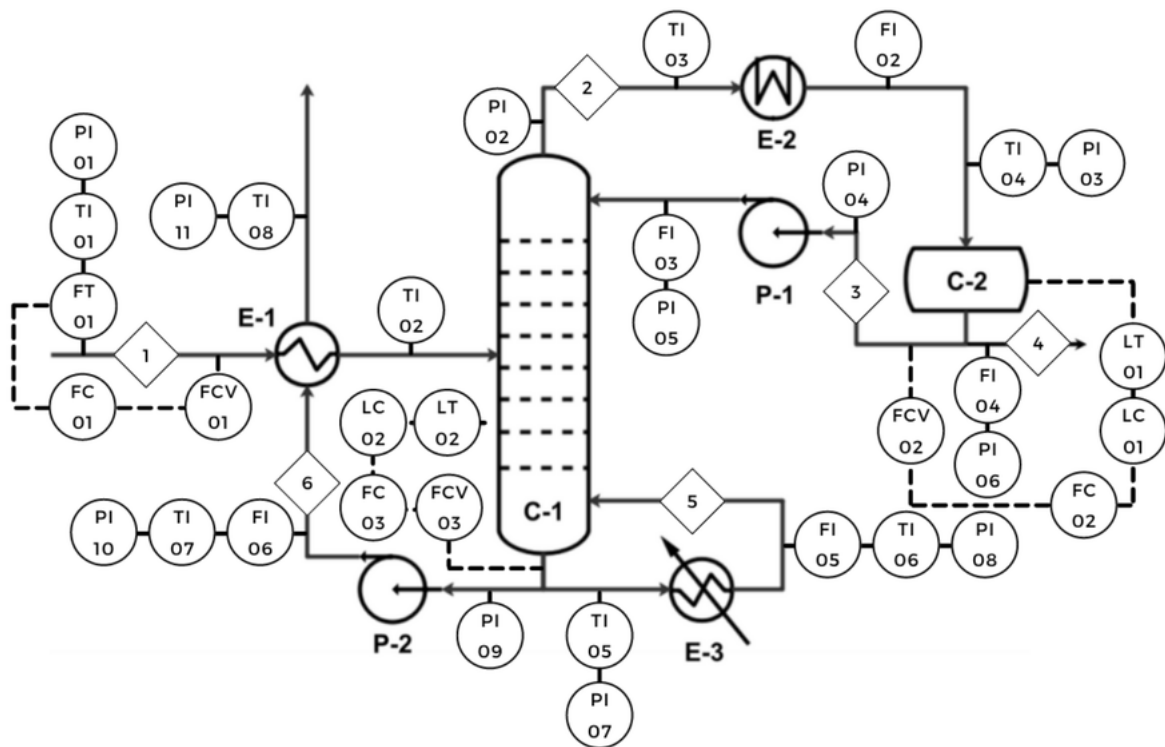


Diagrama 1 – Diagrama de processo simplificado.

4.2 Folhas de Especificação do Sistema de Controle

Tabela 22 – Especificações dos instrumentos de vazão

Identificação	N° da tubulação	Fase (L, G ou V)	Vazão Normal (kg/h)
FT-01	1	L	-
FI-02	2	G	-
FI-03	3	L	-
FI-04	4	L	-
FI-05	5	G	-
FI-06	6	L	-
FC-01	1	L	-
FC-02	3	L	-
FC-03	6	L	-
FCV-01	1	L	-
FCV-02	3	L	-
FCV-03	6	L	-

Tabela 23 – Especificações dos instrumentos de nível

Identificação	N° do vaso	Interface (L-L L-V)	Vazão Normal (mm)
LT-01	C-2	L-L	-
LT-02	C-1	L-V	-
LC-01	C-2	L-L	-
LC-02	C-1	L-V	-

Tabela 24 – Especificações dos instrumentos de temperatura

Identificação	N° da tubulação	Fase (L, G ou V)	Temperatura Normal (°C)
TI-01	1	L	-
TI-02	1	L	-
TI-03	2	G	-
TI-04	2	L	-
TI-05	5	L	-
TI-06	5	G	-
TI-07	6	L	-
TI-08	6	L	-

Tabela 25 – Especificações dos instrumentos de pressão

Identificação	N° da tubulação	Fase (L, G ou V)	Pressão Normal (kg/cm ²)
PI-01	1	L	-
PI-02	2	G	-
PI-03	2	L	-
PI-04	3	L	-
PI-05	3	L	-
PI-06	4	L	-
PI-07	5	L	-
PI-08	5	G	-
PI-09	6	L	-
PI-10	6	L	-
PI-11	6	L	-

Tabela 26 – Especificações dos laços de controle

Identificação no Diagrama Mecânico	Nº da tubulação	Descrição da Ação	Elementos Vinculados
1	1	controle da entrada	FT-01, FC-01, FCV-01
2	3	controle do refluxo	LT-01, LC-01, FC-02, FCV-02
3	6	controle da saída	LT-02, LC-02, FC-03, FCV-03

Tabela 27 – Especificações das válvulas de controle

Identificação no Diagrama Mecânico	Nº da tubulação	Laço de Controle	Vazão Normal do Fluido Circulante	Ação à Falha no Ar
FCV-01	1	1	-	fechar completamente
FCV-02	3	2	-	fechar completamente
FCV-03	6	3	-	abrir completamente

5 Conclusão

O projeto proposto, apesar de bastante simples, serviu para abordar os principais pontos que a engenharia química abrange. Alguns pontos foram ignorados, principalmente pela falta de tempo e know-how especializado. Os processos anexos a destilaria, como a caldeira, estação de tratamento de efluentes e até mesmo os sítios de armazenamento da matéria-prima e produto final, não foram dimensionados e/ou analisados, o que acabou por tornar a análise muito focada apenas no processo mais complexo (destilação).

Outras considerações, que normalmente são feitas pela equipe de projetos de uma planta real for, não foram feitas, uma vez que a escolha do projeto foi exclusiva do professor. Análise de mercado, local de implementação e consideração dos custos fiscais e legais não foram realizados. Esses fatores são de suma importância em um projeto real, pois muitas vezes eles já podem definir um projeto como inviável, antes mesmo de se começar o dimensionamento dos equipamentos e a engenharia de detalhe.

Apesar das limitações que esse trabalho teve, foi possível colocar em prática a maioria dos diversos conhecimentos adquiridos durante a graduação em engenharia química. Fica portanto o ensinamento que para projetos de grande porte, como o apresentado, que faz-se necessário uma equipe com profissionais de todos os ramos envolvidos (mecânica, elétrica, química, meio ambiente, civil) para assim poder entregar um projeto completo e que levou todas as variáveis em consideração.

Referências

SINNOTT, R.; TOWLER, G. **Chemical Engineering Design**. 6^a. ed. [S.l.]: Butterworth-Heinemann, 2020.