

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA

MICHELLI FONTANA

**AVALIAÇÃO DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS DE UMA
TORRE DE DESTILAÇÃO DE PROPENO**

FRANCISCO BELTRÃO
2018

MICHELLI FONTANA

**AVALIAÇÃO DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS DE UMA
TORRE DE DESTILAÇÃO DE PROPENO**

Trabalho de Conclusão de Curso de graduação, como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná Campus Francisco Beltrão.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Larissa Maria Fernandes

FRANCISCO BELTRÃO
2018



TERMO DE APROVAÇÃO
Trabalho de Conclusão de Curso – TCC2

**AVALIAÇÃO DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS DE UMA TORRE DE
DESTILAÇÃO DE PROPENO**

por

MICHELLI FONTANA

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado às 14 horas e 30 min., do dia 12 de junho de 2018, como requisito para aprovação da disciplina Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Francisco Beltrão. A candidata foi arguida pela Banca Avaliadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Avaliadora considerou o trabalho aprovado.

Banca Avaliadora:

Prof. Dr. André Zuber

Coordenador do Curso

Prof.^a Dr.^a Irede Angela Lucini

Dalmolin

Membro da Banca

Prof. Dr. Vilmar Steffen

Membro da Banca

Prof.^a Dr.^a Ana Paula de Oliveira

Membro da Banca

Prof.^a Dr.^a Michele Di Domenico

Professora do TCC2

“A folha de aprovação assinada encontra-se na coordenação do curso.”

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais, Clovis José Fontana e Elizabete Oselame Fontana, por todo amor e dedicação confiados a mim, por terem me passado valores e me guiarem para bons caminhos, vocês são a base de todas minhas conquistas.

À minha orientadora Prof.^a Dr.^a Larissa Maria Fernandes, pela oportunidade, paciência, incentivo e carinho e por todo auxílio na realização desta pesquisa.

Ao Professor Dr. Marcel Joly, por ter repassado os conhecimentos a respeito da simulação de processos e pela ajuda na realização deste estudo.

À Professora Dr.^a Elisângela Düsman e à Prof.^a Dr.^a Irede Angela Lucini Dalmolin, por todos os conselhos, pela atenção e amor recebidos durante a graduação e também pelas oportunidades nos projetos de pesquisa.

As minhas amigas, pelos momentos de alegria e companheirismo.

À Universidade Tecnológica Federal do Paraná, pelos suportes com o *software* para simulação e a todos os professores que contribuíram em minha formação.

“One should not be afraid to say ‘I don’t know’ or ‘I don’t understand,’ or to ask ‘dumb’ questions, since no question is a dumb question. Never let fear get in the way. Don’t be afraid to continue even when things appear to be impossible, even when the so called experts say it is impossible. Don’t be afraid to stand alone or to be different, to be wrong or to make and admit mistakes...”

Margaret Hamilton

“Não se deve ter medo de dizer ‘eu não sei’ ou ‘eu não entendo’, ou de perguntar questões ‘idiotas’, uma vez que nenhuma pergunta é uma pergunta idiota. Nunca deixe o medo entrar no caminho. Não tenha medo de continuar mesmo quando as coisas parecem impossíveis, mesmo quando os chamados especialistas dizem que é impossível. Não tenha medo de ficar sozinho, de ser diferente, de estar errado ou de errar e admitir seus erros...”

Margaret Hamilton

RESUMO

FONTANA, Michelli. Avaliação dos parâmetros operacionais de uma torre de destilação de propeno. 2018. 67 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química), Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Francisco Beltrão, 2018.

O propeno em pureza molar acima de 99,5% (grau polímero) é um petroquímico básico de primeira geração, sendo um elo vital da integração refino-petroquímica no Brasil. Isto, associado à rigorosa especificação do produto e à premente necessidade de maximizar a eficiência energética do processo de destilação propeno/propano, impõe desafios diversos para otimização do projeto e da operação da planta. Empregando a tecnologia Petro-SIM (Yokogawa), desenvolveu-se um modelo genérico de uma unidade de destilação de propeno em grau polímero por meio de recompressão de vapor. Analisou-se a sensibilidade da torre para correntes de alimentação com diferentes frações de propeno, atingindo-se o valor de 0,9521 como a fração mínima de propeno na alimentação que permite a torre gerar produto em pureza de grau polímero. Uma apostila foi elaborada para a realização de um minicurso ensinando os passos para simular este projeto. O minicurso foi ofertado para alunos da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus de Francisco Beltrão. Com base nos dados obtidos na simulação, dimensionou-se a torre para o processo, chegando-se a um diâmetro de torre de 3,07 metros. Os internos da torre selecionados foram pratos valvulados.

Palavras-chave: Propeno. Destilação. Recompressão de vapor. Simulação. Projeto.

ABSTRACT

FONTANA, Michelli. Evaluation of the operating parameters of a propylene distillation tower. 2018. 67 f. Completion of course work (Bachelor Degree in Chemical Engineering), Federal Technological University of Paraná. Francisco Beltrão, 2018.

Propylene in a degree of purity above 99,5% in molar fraction (polymer grade) is a first generation basic petrochemical and It is also a vital link of refining-petrochemical integration in Brazil. This, associated with the strict specification of the product and the need to maximize the energy efficiency of the propylene/propane distillation process, poses diverse challenges to optimize the design and operation of the plant. Using a Petro-SIM (Yokogawa) technology, a generic model of a polymer grade propylene distillation unit was developed by means of steam recompression. The sensitivity of the tower for feed chains with different propene fractions was analyzed, reaching a value of 0,9521 as the minimum fraction of propylene in the feed that allows the tower to generate product in polymer grade purity. A class note was made for a mini-course to teach the steps to simulate this project. The mini-course was offered to students of the Federal Technological University of Paraná at Francisco Beltrão. Based on the data obtained in the simulation, the tower was designed for the process, the tower diameter obtained was 3,07 meters. It was selected valved stages as internals.

Keywords: Propylene. Distillation. Steam recovery. Simulation. Project.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Esquema simplificado do processo de destilação de propeno por meio de recompressão de vapor com indicação dos dados de entrada para a simulação.....	20
Figura 2 – Diagrama para a escolha do tipo de interno mais adequado.....	21
Figura 3 – Roteiro para o projeto de pratos.....	22
Figura 4 – Prato convencional.....	24
Figura 5 – Anel de Pall.....	27
Figura 6 – Recheio estruturado.....	28
Figura 7 – Sistema de alta pressão para separação de propano e propeno.....	30
Figura 8 – Sistema de destilação de propano e propeno por meio de bomba de calor....	31
Figura 9 – Sistema de destilação por meio de recompressão de vapor.....	32
Figura 10 – Sistema desenvolvido neste estudo - destilação de propeno por meio de recompressão de vapor.....	33
Figura 11 – Análise de sensibilidade da torre para variações na composição de alimentação.....	36
Figura 12 – Vista superior do prato, com indicação dos comprimentos.....	43
Figura 13 – Vista lateral da torre.....	43
Figura 14 – Prato com duas passagens.....	44
Figura 15 – Tipo de válvula Koch-Glitsch.....	52

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados de processo de saída da torre.....	34
Tabela 2 – Fração de propeno nas correntes de topo e de fundo para diferentes frações de alimentação de propeno.....	35
Tabela 3 – Informações sobre as correntes de gás e de líquido.....	37
Tabela 4 – Parâmetros obtidos na literatura utilizados para o cálculo do diâmetro da torre.....	53
Tabela 5 – Parâmetros calculados para a obtenção do diâmetro da torre.....	54
Tabela 6 – Parâmetros para o dimensionamento dos internos da torre.....	55

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
2	PROBLEMA	16
3	JUSTIFICATIVA	17
4	OBJETIVOS	19
4.1	OBJETIVO GERAL	19
4.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	19
5	PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS	20
6	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	23
6.1	DESTILAÇÃO DE PROPANO E PROPENO	23
6.2	SIMULAÇÃO DO PROCESSO	23
6.3	INTERNOS DE TORRES	24
6.3.1	Torres de pratos	24
6.3.1.1	Definições para as configurações dos pratos.....	25
6.3.2	Torres recheadas.....	26
6.3.2.1	Recheios randômicos	26
6.3.2.2	Recheios estruturados	28
6.4	PROJETO DA DESTILAÇÃO.....	29
7	RESULTADOS E DISCUSSÕES	33
7.1	SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE SENSIBILIDADE	33
7.2	PROJETO DA TORRE.....	36
7.2.1	Projeto preliminar.....	36
7.2.2	Diâmetro da torre	37
7.2.3	Características gerais do prato.....	42
7.2.3.1	Arranjo geral do prato.....	43
7.2.3.2	Vertedor de saída	44
7.2.3.3	Folga sob o <i>downcomer</i>	44
7.2.3.4	Travessões principais	46
7.2.3.5	Furos de drenagem.....	46
7.2.3.6	Alçapões.....	47
7.2.3.7	Regiões de estabilização	47
7.2.3.8	Área morta	48
7.2.4	Considerações gerais em hidráulica do prato	48
7.2.4.1	Gradiente hidráulico.....	48
7.2.4.2	Perda de carga no <i>downcomer</i>	49
7.2.5	Limites de inundação.....	51
7.2.5.1	Inundação por arraste (<i>jet flood</i>)	51

7.2.6	Pratos valvulados.....	52
7.2.7	Parâmetros obtidos na análise da torre	53
7.3	CURSO SOBRE A SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE DESTILAÇÃO DE PROPENO POR MEIO DE RECOMPRESSÃO DE VAPOR	55
8	CONCLUSÕES.....	56
9	REFERÊNCIAS.....	57
	APÊNDICE A - APOSTILA PARA A REALIZAÇÃO DO MINICURSO	61

1 INTRODUÇÃO

A destilação é o processo de separação de misturas em fase líquida mais antigo existente e também a operação unitária mais utilizada industrialmente, tendo um papel significativo em muitos processos químicos (DAGDE; KPALAP, 2016). Esta operação unitária é responsável por aproximadamente 95% dos processos de separação de compostos em estado líquido, isso se deve por esta técnica ser a única capaz de fracionar uma mistura de fluidos aos seus compostos puros constituintes (STICHLMAIR, 2000; DAGDE; KPALAP, 2016). Também denominada de fracionamento ou destilação fracionada, a destilação pode ser definida como a separação dos constituintes do fluido por meio da força motriz de diferença de volatilidade (FOUST et al., 2008; CALDAS et al., 2007).

As operações de separação por destilação alcançam seu objetivo pela criação de duas ou mais zonas de coexistência de fases, que se diferem em condições de temperatura, pressão, composição e/ou estado físico (PERRY e GREEN, 1997). Envolve a transferência de massa e de energia, havendo transferência simultânea de massa do líquido pela vaporização e do vapor pela condensação. O resultado desta troca de massa e energia é o aumento da concentração do componente mais volátil na fase vapor e do menos volátil na fase líquida (FOUST et al., 2008).

Uma das maiores vantagens da separação por destilação está no fato de não ser necessária a adição de outras substâncias para efetivar a separação, como é feito nos processos de extração, que requerem uma etapa extra de remoção do composto adicionado (FOUST et al., 2008). Porém ela possui algumas desvantagens como o risco de degradação térmica dos compostos constituintes do fluido e também a alta demanda energética do processo, devido ao fato de envolver a vaporização e a condensação da mistura (DAGDE; KPALAP, 2016; FOUST et al., 2008).

Uma maneira de contornar a degradação térmica é manter a pressão baixa, diminuindo o ponto de ebulição além do ponto de decomposição térmica. Além disso, pode-se trabalhar em pressões altas se o desejado for aumentar a temperatura ou diminuir o volume da mistura (FOUST et al., 2008). A destilação vem sendo estudada de acordo com fatores que propiciem o maior rendimento de separação de componentes,

visto que o agente que provoca a separação é o calor aliado aos componentes internos do equipamento de separação (CALDAS et al., 2007).

O número de trabalhos envolvendo operações de simulação de colunas de destilação vem crescendo, devido à alta demanda por esta operação e também por ela envolver grandes gastos energéticos. Entre 60% e 75% dos custos operacionais totais da planta são referentes à operação de destilação (NUNES, 2014). Devido à baixa eficiência termodinâmica do processo (KAZEMI et al., 2017 b) e as elevadas exigências ecológicas para produtos de petróleo de qualidade (SPEIGHT, 2006), torna-se necessário aprofundar ainda mais o conhecimento sobre esses sistemas (NUNES, 2014).

O problema da eficiência energética encontra-se na grande quantidade de energia requerida no refeedor e na liberação de energia em menor temperatura no condensador. Por isso, processos como bombeamento de calor, recompressão de vapor (Kazemi et al., 2017 a), colunas de destilação acopladas termicamente e internamente integradas pelo calor vem sendo propostos a fim de reaproveitar o calor das correntes do próprio sistema (Kazemi et al., 2017 b). Através do uso de simulador de processos pode-se operar uma planta em várias condições, podendo-se determinar qual a condição fornece o melhor desempenho de operação (ROCHA, 2009).

Avaliar o rendimento obtido através de diferentes possibilidades de operação torna-se algo útil, que pode trazer informações sobre quais seriam as melhores condições de trabalho durante o processo de destilação, assim como determinar o ponto ótimo de operação da planta. Os dispositivos colocados dentro das torres de separação são de grande importância no processo, sendo responsáveis pelo funcionamento das torres, estes equipamentos são denominados internos de torres. Há uma grande variedade destes dispositivos empregados para fornecer o contato gás-líquido durante a destilação, sendo que os principais são os pratos e os recheios (CALDAS et al., 2007).

No início do século XIX, os pratos com borbulhadores já eram utilizados como dispositivo de contato nas torres de destilação, naquela época o conhecimento sobre os cálculos envolvidos no projeto era escasso, gerando equipamentos super dimensionados (CALDAS et al., 2007). As torres de pratos com borbulhadores começaram a ser comercializadas em 1818, porém, os pratos vêm caindo em desuso devido ao seu preço, e também, à alta queda de pressão específica, sendo substituídos por recheios randômicos e estruturados, que fornecem maior eficiência, maior capacidade e também menor perda de carga, ou também por pratos perfurados e valvulados (CALDAS et al., 2007).

Os pratos perfurados possuem maior flexibilidade. Foram usados pela primeira vez em 1832, porém ainda em 1950 seu uso era muito raro, eles são um dos mais baratos dispositivos de contato e apresentam baixa perda de carga (CALDAS et al., 2007). Já os pratos valvulados foram patenteados em 1923, tendo uma aplicação mais ampla que os pratos com borbulhadores ou perfurados, outros tipos de pratos menos usados são pratos sem *downcomer* (vertedor), pratos com vertedor com borbulhadores e pratos perfurados com vertedor (CALDAS et al., 2007).

Em 1947 patenteou-se uma coluna de destilação recheada com coque, posteriormente, empregou-se elementos esféricos e, visando diminuir os custos, passou-se a utilizar formas não uniformes (CALDAS et al., 2007). Porém, a falta de uniformidade do recheio ocasionava uma má distribuição do líquido, principalmente em torres com maiores diâmetros, fazendo com que as torres recheadas só fossem aplicadas em unidades piloto de menor diâmetro (CALDAS et al., 2007). As torres recheadas tiveram destaque entre os anos de 1950 e 1975, onde foram desenvolvidas a sela cerâmica Intalox, os anéis de Pall na Alemanha e outros recheios estruturados propostos pela empresa Sulzer (CALDAS et al., 2007).

O uso de colunas com recheios para o meio de contato tem sido crescente, permitindo ampliações de capacidade de unidades de destilação já existentes, porém, os projetos de leitos recheados não foram tão suficientemente testados quanto os de torres de pratos (BACH et al. 2006).

Segundo Lopes (2011), o propeno é uma das principais matérias-primas da indústria petroquímica, além de ter elevado valor agregado, sendo por isso escolhido para o processo descrito neste estudo. É necessário avaliar, de acordo com a composição da carga de alimentação de propeno, qual o melhor tipo de recheio para conduzir o processo para se obter o maior rendimento de separação possível.

No ano de 1969, Terrence M. Briggs e Valentin H. Segers desenvolvem um tipo de processo de separação de propano e propeno, via fracionamento, utilizando o sistema de bomba de calor para suprir o calor do refeedor do fracionador (BRIGGS; SEGERS, 1971). Os autores descreveram detalhadamente a proposta de um sistema de fracionamento em escala comercial que possibilitasse a obtenção de um produto com alta pureza de propeno.

Os pontos de ebulição do propano e do propeno são muito próximos, isso dificulta o processo de separação e torna necessário o uso de torres de grande tamanho aumentando custos com elevadas correntes de refluxo (BRIGGS; SEGERS, 1971). A

demanda de propeno para a produção de polipropileno vem crescendo, sendo que uma fonte importante desse produto são os hidrocarbonetos de três carbonos, produzidos em diversos processos de refinamento e craqueamento aos quais o petróleo é submetido.

2 PROBLEMA

O projeto inicial de uma torre de destilação envolve a especificação de uma carga de alimentação, composição e temperatura, exigindo uma pureza mínima aceitável dos produtos de topo e de fundo (ZYGULA; KOLMETZ, 2011). Além disso, uma análise a respeito dos internos é necessária, pois conforme Zygula e Kolmetz (2011), a separação desejada pode ser alcançada com um gasto de energia relativamente baixo quando utilizada uma grande quantidade de bandejas, o que implica em maiores custos de capital com a razão de refluxo no seu valor mínimo. Por outro lado, ao aumentar a razão de refluxo, a especificação da composição de topo pode ser atendida por um menor número de bandejas, mas com custos de energia mais altos (ZYGULA; KOLMETZ, 2011).

O desafio de projetar um sistema de destilação de propano e propeno está no fato de que, a menos que se utilizem os dados corretos do equilíbrio líquido e vapor, a simulação pode gerar imprecisões que superam 15% em relação aos dados reais de campo (ZYGULA; KOLMETZ, 2011).

A carga da depropenizadora varia em composição e isso é a principal perturbação do processo. O problema foi proposto com base em estudos encontrados na bibliografia. As informações a respeito da composição de alimentação, número de estágios, pressão e temperatura das correntes que entram na torre foram obtidas no estudo de Kazemi et al. (2018). Outros estudos também foram utilizados para a análise do processo, como o de Mauhar, Barjaktarovi´C e Sovilj, (2004) e o de Mendoza et al., (2013).

3 JUSTIFICATIVA

Torres de destilação com recheios como internos são amplamente utilizadas em indústrias químicas, bioquímicas e petroquímicas (CHEN et al., 2009). Durante as últimas décadas, as colunas recheadas se tornaram populares devido ao seu potencial de aumento de eficiência e capacidade das torres de destilação (HOFFMANN et al., 2005).

Uma desvantagem da destilação encontra-se em sua eficiência energética relativamente baixa, com a diminuição da volatilidade relativa, o tamanho e a demanda energética de uma torre de destilação tendem a aumentar, enquanto a eficiência energética do processo tende a diminuir (OLUJIC´ et al., 2009). Diante de seu elevado consumo de energia, o processo de destilação encontra-se em permanente suscetibilidade ao aumento dos custos proveniente do aumento do valor agregado à energia. Desta forma, conforme Olujic´ et al. (2003), novos desenvolvimentos a cerca do processo são necessários para preservar este campo de separação.

Cerca de metade do calor distribuído nas operações da planta é destinado aos refeedores de colunas de destilação, energia de alto nível é alimentada na base da coluna e aproximadamente a mesma quantidade de energia é liberada no topo, porém em um nível de temperatura muito menor, sendo, na maioria das vezes, descarregada à atmosfera sem ser integrada no processo (SOAVE; FELIU, 2002). Para a escala industrial, a principal razão de aprimorar tecnologias nos processos de destilação encontra-se em sua demanda para se manter competitiva, minimizando seus gastos operacionais e de capital e aumentando sua capacidade de produção. As principais atividades estão focadas em melhorar as características e desempenho dos internos das torres (OLUJIC´ et al., 2009).

Estima-se que o capital investido em equipamentos de separação é de 40 a 50% do total em uma unidade industrial convencional de processamento químico (ZYGULA; KOLMETZ, 2011). Além disso, de acordo com Joly (2017), o desenvolvimento ou implementação de otimização na refinaria pode gerar economias de 0,1 a 0,5 dólares americanos por barril de petróleo bruto, enquanto que o planejamento e a programação da produção podem gerar benefícios de 1 a 2 e de 0,15 a 1 dólares americanos por barril de petróleo bruto, respectivamente.

A destilação é uma importante etapa na obtenção de polipropeno. Para produzir este polímero, o propeno é polimerizado requerendo uma alta atividade catalítica. Para

isso, propeno de alta pureza é necessário, 99,5% molar, pois até mesmo baixas quantidades de impurezas são capazes de desativar a catálise (MAUHAR; BARJAKTAROVIĆ; SOVILJ, 2004). Devido à elevada pureza de propeno requerida, é necessário que ele seja separado do propano e de outras impurezas na torre de destilação, para este processo chamada de depropenizadora.

4 OBJETIVOS

Simular o processo de destilação, em uma torre depropenizadora, de uma corrente proveniente da deetanizadora, para promover a separação do propano e do propeno, visando alcançar grau polímero de pureza, por meio do uso do simulador Petro-SIM. Dimensionar os internos da torre de destilação que atendam as simulações realizadas, a fim de se obter informações a respeito do rendimento da separação e de qual interno seria mais apropriado para a torre de tal processo.

4.1 OBJETIVO GERAL

Simular uma torre de destilação de propeno e propano no *software* Petro-SIM alterando a composição da carga de alimentação a fim de viabilizar a convergência da simulação. Além disso, calcular os internos da torre dimensionando-os e indicar o recheio adequado para o processo.

4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Com base nos dados operacionais encontrados na literatura, como pressão, temperatura e vazão, simular o sistema de destilação por meio de recompressão de vapor para separar o propeno de outros compostos utilizando o banco de dados do programa Petro-SIM (Yokogawa);

- Elaborar uma análise de sensibilidade do sistema;

- Dimensionar os internos da torre indicando qual o melhor tipo de recheio para o processo.

- Elaborar uma apostila e realizar um minicurso sobre a simulação do processo deste estudo para alunos da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus de Francisco Beltrão.

5 PROCEDIMENTOS METODOLÓGICOS

O projeto da torre de destilação de propano e propeno foi realizado no *software* Petro-SIM (Yokogawa), no laboratório de informática da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus Francisco Beltrão. A torre foi simulada com base em parâmetros operacionais como temperatura, pressão, vazão, composição molar e composição do produto obtidas na literatura.

Os parâmetros operacionais utilizados para o caso base foram fundamentados no trabalho de Kazemi et al. (2018), com uma coluna de 190 estágios e com alimentação principal no estágio 121, dois reciclos, um proveniente da corrente do fundo (*Reciclo_1*) alimentado no prato 190 e outro proveniente da corrente do topo (*Reciclo_2*) alimentado no prato 1 e o pacote termodinâmico utilizado foi o de Peng Robinson (Figura 1).

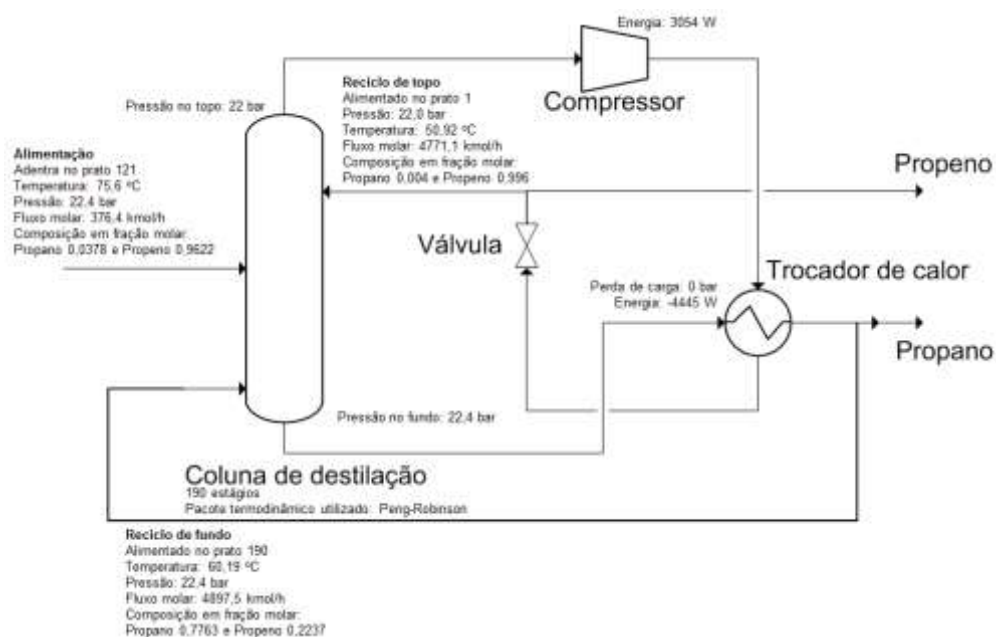


Figura 1 – Esquema simplificado do processo de destilação de propano por meio de recompressão de vapor com indicação dos dados de entrada para a simulação.

Fonte: Autoria própria.

A pressão no topo foi de 2200 kPa e no fundo de 2240 kPa com a corrente de alimentação principal (*Carga*) adentrando a torre na temperatura de 75,6 °C e pressão de 2240 kPa em um fluxo molar de 376,4 kmol/h, com composição em fração molar de 0,0378 de propano e 0,9622 de propeno. A corrente de reciclo intitulada *Reciclo_1*

alimentou a torre na temperatura de 60,19 °C em um fluxo molar de 4898 kmol/h e a corrente de reciclo nomeada *Reciclo_2* na temperatura de 50,92 °C em um fluxo molar de 4771 kmol/h. A carga de energia para o compressor foi de 3054 kW e o trocador de calor foi definido sem perda de carga. Um resfriador também faz parte do sistema, sendo responsável por remover energia do sistema na quantidade de -4445 kW.

Depois de solucionar o modelo pela simulação, foi elaborada uma apostila (Apêndice A) para a realização do minicurso, o curso foi ministrado para a turma da disciplina de Petroquímica do curso de graduação de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná.

Fez-se uma comparação entre os dados obtidos e os dados encontrados na literatura. Foi verificado o grau de obtenção de produto puro com as condições propostas e, fez-se uma análise de sensibilidade, alterando-se a fração de propeno na alimentação da torre. Na Figura 2 apresenta-se um diagrama do processo de escolha do interno mais apropriado.

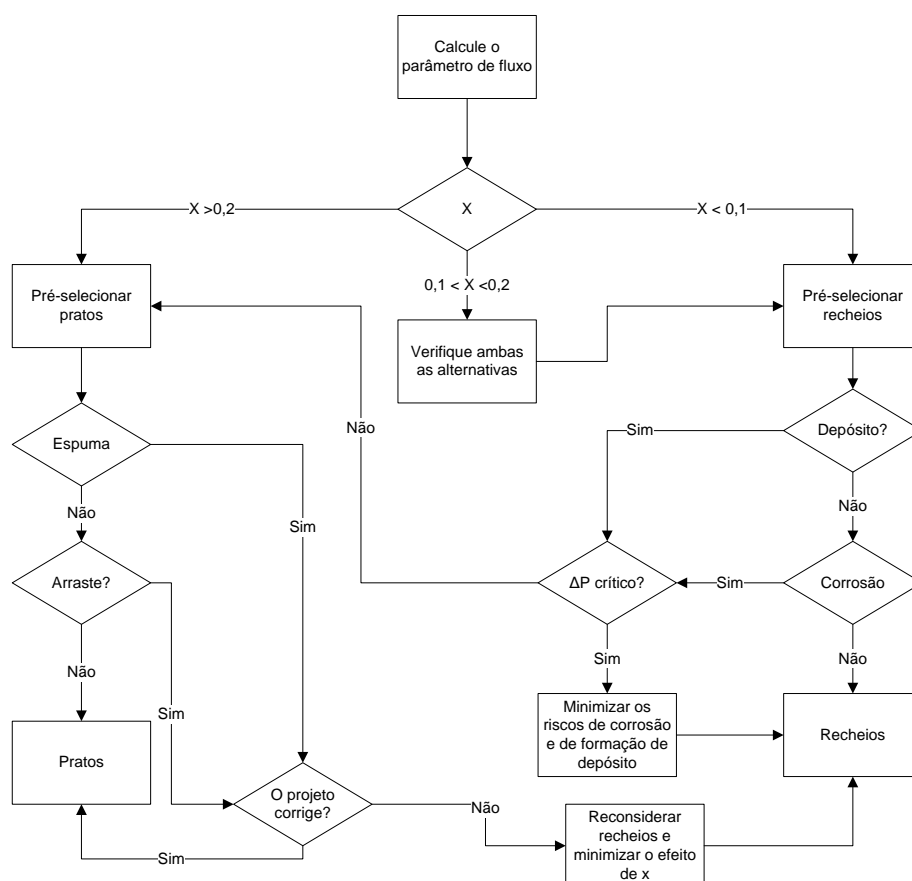


Figura 2 – Diagrama para a escolha do tipo de interno mais adequado

Fonte: Adaptado de Caldas et al., (2007) (apud BRAVO, 1997)¹.

¹ BRAVO, J. L. *Select Structured Packings or Trays – Chemical Engineering Progress* 36(7), 36-41, 1997.

Os internos da torre de destilação foram projetados com base em uma série de cálculos de dimensionamento. Os cálculos dos internos da torre foram feitos conforme a metodologia apresentada por Caldas et al. (2007).

Destaca-se o parâmetro X , no diagrama, dado pela equação (1), que se refere à constante de Souders e Brown, determinado por uma função das vazões de líquido (L) e gás (G), densidade do líquido (ρ_L) e gás (ρ_G) e do espaçamento entre pratos (CALDAS et al., 2007).

$$X = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5} \quad (1)$$

A Figura 3 apresenta o roteiro para o projeto de pratos, um dos internos mais utilizados em projetos de destilação.

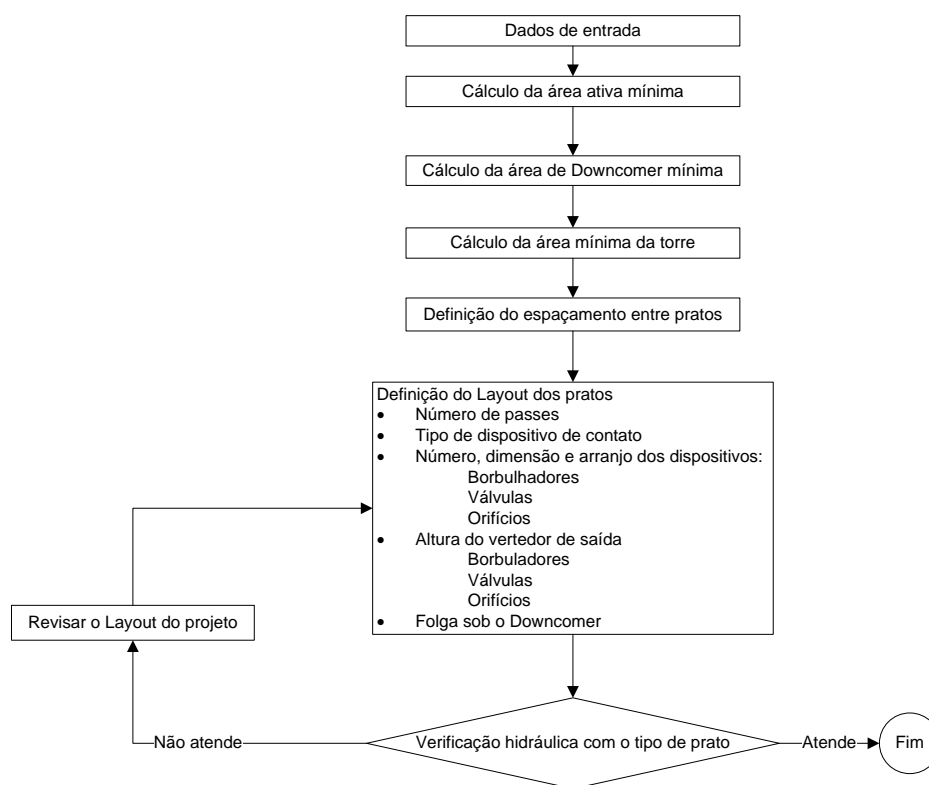


Figura 3 – Roteiro para o projeto de pratos

Fonte: Adaptado de Caldas et al., (2007).

Para facilitar o entendimento dos cálculos, as equações de projeto utilizadas para o dimensionamento da torre estão apresentadas nos resultados.

6 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

6.1 DESTILAÇÃO DE PROPANO E PROPENO

A torre depropenizadora é a última coluna de destilação do sistema de fracionamento do GLP, sendo que o preço do GLP é aproximadamente metade do preço do propeno. O objetivo dessa coluna é separar as correntes de propano e propeno, o qual é uma das principais matérias-primas da indústria petroquímica (LOPES, 2011). A carga que chega para a depropenizadora, nome dado à torre de separação de propano e propeno, vem da deetanizadora, na qual se remove todos os leves da carga (metano, etanos, etenos, CO, CO₂, H₂S, entre outros).

O propeno ou propileno é um gás incolor e altamente inflamável, sua fórmula molecular é C₃H₆, seu ponto de ebulição é de -47,7 °C. A fórmula molecular do propano é C₃H₈ e seu ponto de ebulição encontra-se na temperatura de -42,1 °C, muito próximo ao do propeno (GETIS, 2018).

O propeno produzido nas refinarias pode estar em duas especificações para venda, o grau químico, que é de 90 a 95% molar de pureza, e o grau polímero, que é acima de 99,5% molar de pureza. A indústria de polipropeno, ou polipropileno, aceita somente propeno em pureza no grau polímero (LOPES, 2011). O polipropileno é um polímero termoplástico, ou seja, pode ser moldado usando-se aquecimento, sendo um dos polímeros de olefina mais utilizados já que não inclui nenhum grupo polar em sua cadeia (KAWASUMI et al., 1997).

6.2 SIMULAÇÃO DO PROCESSO

A simulação de modelos que representem o comportamento de sistemas de operações e processos geralmente envolve soluções numéricas trabalhosas, requerendo propriedades termodinâmicas, cinéticas e de transporte, nem sempre de fácil acesso (JORGE et al., 2017). A utilização de um simulador de processos adequado possibilita

avaliar rapidamente diversos cenários industriais, além de ser muito útil para auxiliar em tomadas de decisões (JORGE et al., 2017).

Em processos químicos industriais, a otimização em tempo real é uma ferramenta muito importante para aumentar a lucratividade do processo. Essas adaptações rápidas nas condições do processo são necessárias diante das variações de preços do mercado e da composição da matéria-prima a ser processada (MENDOZA, et al. 2013). O simulador Petro-SIM possibilita modelar diferentes cenários de instalações industriais para indústrias de processamento de hidrocarbonetos, desde o reservatório até o processamento. O uso dessas tecnologias inovadoras melhora significativamente o gerenciamento dos desafios enfrentados pela indústria (KBC, 2017). Esta plataforma integra dados comerciais em um sistema de bases de dados oferecendo um banco de dados operacionais para projetos de plantas e para monitoramento de desempenho (KBC, 2017).

6.3 INTERNOS DE TORRES

6.3.1 Torres de pratos

Os pratos são chapas metálicas de forma circular com uma área central perfurada por onde passa o vapor, podendo ser de três tipos, perfurados, com borbulhadores e valvulados (BRASIL, 2002). Quando as perfurações não possuem nenhum acessório adicional, os pratos são ditos perfurados (Figura 4).



Figura 4 – Prato convencional

Fonte: Sulzer Ltd (2018)

Os pratos com borbulhadores possuem um pequeno cilindro em formato de chaminé ao redor das perfurações e são cobertos por uma campânula de maneira a formar um canal entre a chaminé e a campânula por onde o material escoar (BRASIL, 2002). Já os pratos valvulados possuem um disco sobre a perfuração com algum acessório que impeça esse disco de ser arrastado pelo vapor. A pressão exercida pelo vapor sobre a parte inferior do disco o mantém na posição adequada permitindo a passagem dos vapores (BRASIL, 2002).

A transferência de massa em um prato realiza-se através das gotas ou bolhas formadas pela passagem do vapor dentro da fase líquida. Este contato acontece quando o líquido chega ao prato através de um vertedor, também conhecido como *downcomer*, que é uma chapa ou tubo junto ao costado da torre que leva o líquido de um prato superior ao inferior (CALDAS et al., 2007). Pratos sem vertedores são geralmente planos e possuem furos por onde passa o líquido e o vapor em contracorrente. Nestes pratos não há o mesmo grau de contato, porém sua construção é simples e de baixo custo.

6.3.1.1 Definições para as configurações dos pratos

As torres recheadas com pratos possuem áreas ativas ou de borbulhamento do *downcomer* e zonas mortas e de acalmação. Na área ativa ou de borbulhamento o líquido e o gás entram em contato, ocorrendo ali a maior parte da troca térmica e de massa, é nesta área em que ficam os dispositivos responsáveis pelo borbulhamento da fase vapor, como as válvulas, borbulhadores ou orifícios. Essa área ativa corresponde à área transversal da torre menos todas as áreas ocupadas por todos os *downcomers* que chegam e saem da bandeja (CALDAS et al., 2007).

A área de *downcomers* é composta pela área de entrada do líquido nos vertedores que saem do prato e pela área de saída do líquido dos vertedores que chegam ao prato. Essas áreas podem ser iguais ou não, dependendo do tipo de prato (CALDAS et al., 2007).

As zonas de acalmação ficam entre o *downcomer* de entrada e a primeira fileira de furos, válvulas ou borbulhadores e entre a última fileira destes dispositivos e o vertedor de saída do prato. Essas zonas servem para prevenir que o vapor que sai das

válvulas ou borbulhadores não siga para o *downcomer* de entrada e para auxiliar a separação de fases na saída, evitando que o líquido saia muito aerado da bandeja (CALDAS et al., 2007).

A zona morta é a região do prato que fica diretamente sobre os anéis de suporte onde são colocados os atracadores para a fixação das bandejas ao costado. Tanto as zonas mortas como as zonas de estabilização reduzem o tamanho da área ativa, porém, para a avaliação da operação dos pratos, pode-se desconsiderar essas áreas sem gerar muita diferença (CALDAS et al., 2007). A área livre é definida como a área da seção transversal da torre menos a área ocupada pelos *downcomers* que chegam ao prato. Nessa região ocorre a separação das gotas de líquido arrastadas pela fase vapor ao passar pelo prato (CALDAS et al., 2007).

6.3.2 Torres recheadas

No interior das torres recheadas, ao invés de haver pratos, existem seções preenchidas com recheios. Esses recheios são dispositivos que mantêm um contato contínuo entre o vapor e o líquido em toda a extensão do leito (BRASIL, 2002). A fase líquida é dispersa no topo pela ação de um distribuidor de líquido, escoando na forma de um filme na superfície dos elementos de recheio (CALDAS et al., 2007).

A seção transversal da torre é completamente ocupada pelos elementos de recheio, formando um leito poroso por onde o líquido e o gás escoam em contracorrente, havendo contato gás-líquido de maneira contínua. Esses recheios podem ser randômicos ou estruturados (CALDAS et al., 2007).

6.3.2.1 Recheios randômicos

Os recheios randômicos são aqueles colocados dentro da seção sem preocupação com o arranjo que eles tomarão, formando uma camada não uniforme sobre os suportes (BRASIL, 2002). Dentre os recheios randômicos destacam-se os anéis de Rasching, selas de Berl, selas Intalox, selas Super Intalox, anéis de Pall e IMTP (*Intalox Metal Tower Packing*).

Os anéis de Rasching formam o tipo de recheio de alta eficiência mais antigo, esses anéis consistem em cilindros ocos, com altura igual ao diâmetro, são facilmente encontrados em cerâmica ou metal, caindo em desuso devido ao aparecimento de outros recheios mais eficientes (CALDAS et al., 2007). Os anéis de Rasching são recomendados nos casos de vibração severa ou possibilidade de pancadas, eles podem fornecer uma eficiência levemente inferior ao obtido com anéis de Pall e à sela de Berl quando operados abaixo da condição de inundação e para vazões menores fornecem uma eficiência ainda mais baixa quando comparado aos mesmos.

O anel de Rasching pode possuir divisões internas, sendo chamado de anel de Lessing quando possui uma divisão em seu interior e de anel particionado quando possui duas divisões em seu interior (CALDAS et al., 2007).

Os anéis de Pall constituem o recheio mais usado em processos de destilação (Figura 5). Resultam de um melhoramento feito nos anéis de Rasching, estão disponíveis em metal e plástico, possuem maior eficiência, capacidade e flexibilidade quando comparados aos anéis de Rasching, além de ter sua produção mais barata, pois podem ser feitos com espessura de parede menor que a do anel de Rasching (CALDAS et al., 2007).



Figura 5 – Anel de Pall

Fonte: Sulzer Ltd (2018).

Outros recheios patenteados com formas muito parecidas com a do anel de Pall são o HY-PAK, o anel Ballast e Flexiring, o Cascade Mini-Ring e o IMTP. O HY-PAK apresenta algumas diferenças do anel de Pall, como parede lateral corrugada para aumentar a resistência mecânica, e também número maior de portas ou dedos internos. Os anéis Ballast e Flexiring são equivalentes aos anéis de Pall, tanto em dimensões, área livre e também desempenho. O Cascade Mini-Ring é semelhante ao anel de Pall, tendo

como característica própria que sua altura equivale a um terço do seu diâmetro. Já o IMTP é considerado mais eficiente que o anel de Pall (CALDAS et al., 2007).

As selas de Berl formam o segundo tipo de recheio mais antigo, assim como o anel de Rasching, elas vem caindo em desuso. Essas selas podem ser encontradas em metal e plástico (CALDAS et al., 2007). As selas Intalox e Super Intalox surgiram como novas versões das selas de Berl. As selas Intalox podem ser produzidas em materiais cerâmicos ou plásticos, e são responsáveis por cerca de 90% do mercado de recheios cerâmicos, sua flexibilidade não é tão boa quanto a do anel de Pall, porém é maior que a dos anéis de Rasching, elas são recomendadas para sistemas corrosivos e com temperaturas muito elevadas, além de também serem produzidas em plástico para utilização em sistemas aquosos com temperaturas mais baixas (CALDAS et al., 2007).

6.3.2.2 Recheios estruturados

Os recheios estruturados (Figura 6) são todos aqueles que podem ser colocados na torre de uma forma ordenada ou arrumada, sendo por isso, também chamados de ordenados, eles podem ser divididos em dois grupos, os tradicionais e os de alta eficiência (BRASIL, 2002). Os recheios estruturados tradicionais foram os primeiros a serem aplicados em torres de destilação, os anéis de Rasching dispostos de maneira arrumada dentro da torre e a grade Koch-Glitsch foram os que obtiveram mais sucesso dentre esses tipos de recheio (CALDAS et al., 2007).



Figura 6 – Recheio estruturado

Fonte: Sulzer Ltd (2018).

A grade Koch-Glitsch é um recheio de alta porosidade e é bastante adequada para usos na indústria petroquímica devido suas características como baixa queda de pressão por prato teórico, vazão operável de 50 a 100% superior à de pratos com o mesmo diâmetro, além de poder ser usada em colunas com diâmetro elevado, de até 12 metros, sem problemas de perda de eficiência (CALDAS et al., 2007). A grade é formada por lâminas metálicas horizontais, verticais e inclinadas, com grande área disponível para passagem do vapor, é fabricada em seções de 50 mm de altura, 400 a 600 mm de largura e até 3 m de comprimento, cada peça possui resistência mecânica suficiente para suportar o peso de algumas centenas de outras, a montagem é feita empilhando-se as peças sobre um anel soldado à torre até se atingir a altura desejada (CALDAS et al., 2007).

O custo da grade de Glitsch é aproximadamente o dobro do custo de pratos com borbulhadores de mesmo diâmetro, porém, como sua capacidade é maior, pode-se usar um diâmetro menor que o dos pratos para uma mesma vazão de vapor, essas grades são usadas com frequência para aumentar a capacidade de torres a vácuo estranguladas (CALDAS et al., 2007).

Os recheios estruturados de alta eficiência são caracterizados por baixa perda de carga e alta taxa de transferência de massa, em comparação de valores por unidade de volume de recheio. Estes são mais caros que os outros recheios, porém, como são mais eficientes, o volume de recheio aplicado é menor, gerando custos finais equivalentes (CALDAS et al., 2007). A baixa perda de carga é causada pela ausência quase completa do arraste de líquido e do fator de forma destes recheios, e a alta eficiência é resultado do molhamento praticamente completo da sua superfície, proporcionando elevadas áreas interfaciais (CALDAS et al., 2007).

6.4 PROJETO DA DESTILAÇÃO

De acordo com Zygula e Kolmetz, (2011), existem dois tipos de designs típicos para um separador de propano e propeno, o sistema de alta pressão e o sistema de bombeamento de calor. A escolha de uma dessas tecnologias está relacionada com o processo de obtenção do propeno e com a disponibilidade de vapor, de corrente quente e

uso de água de resfriamento da refinaria em que será implementada a unidade (LOPES, 2011).

O sistema de alta pressão, (Figura 7) é projetado para utilizar a água de resfriamento como fonte para arrefecer o vapor de topo, e como o próprio nome infere, necessita de uma alta pressão para condensar o vapor de propeno a temperaturas ambiente de cerca de 40 °C (ZYGULA; KOLMETZ, 2011).

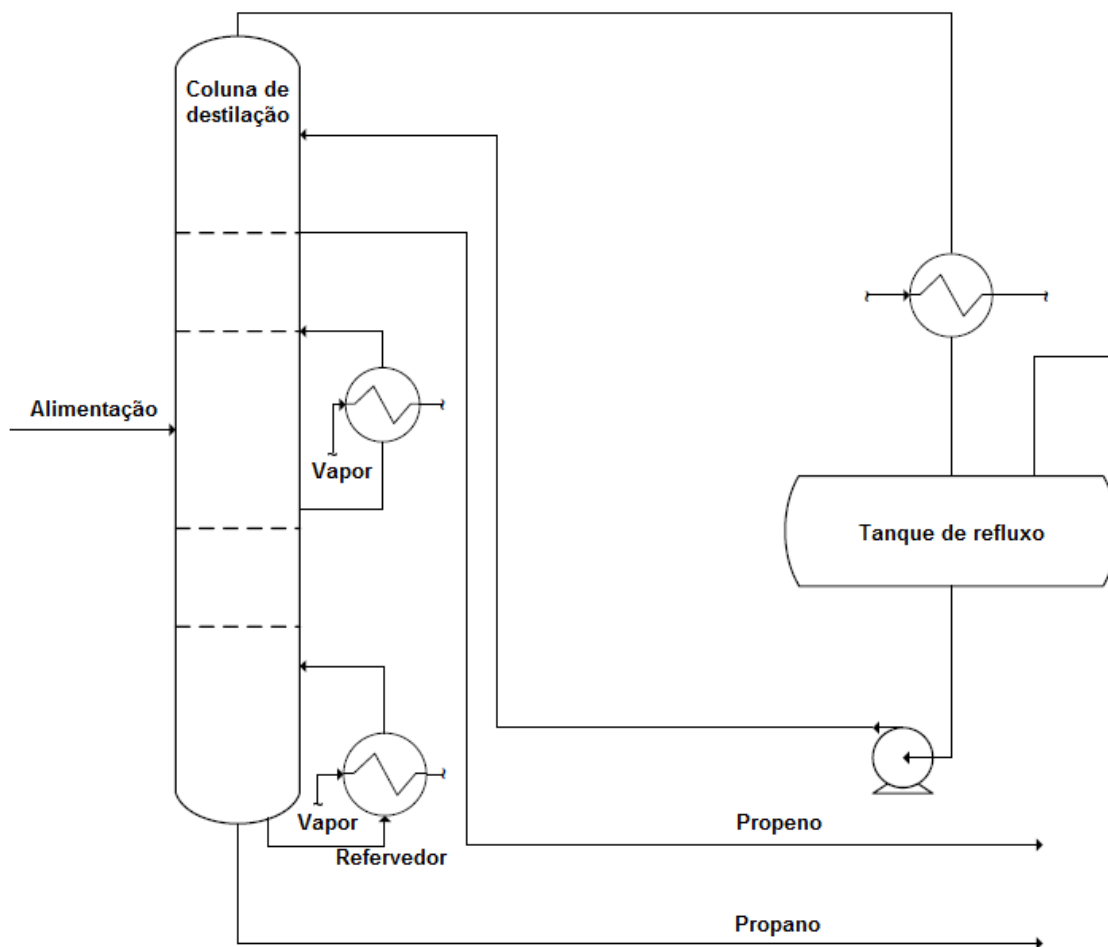


Figura 7 – Sistema de alta pressão para separação de propano e propeno

Fonte: Adaptado de Zygula e Kolmetz (2011).

Lopes (2011) aponta pontos favoráveis e indesejáveis do uso de sistema de alta pressão para esta operação, sendo os favoráveis: aumento do ponto de orvalho no topo, permitindo o uso de um meio refrigerante mais barato; aumento da densidade do vapor, o que possibilita uma redução no diâmetro da coluna; aumento do perfil de temperatura, permitindo o uso de materiais mais baratos na coluna; redução das dimensões das tubulações de vapor e das válvulas. Já os efeitos desfavoráveis do aumento de pressão

indicados por Lopes (2011) são os seguintes: redução da volatilidade relativa aumentando a dificuldade de separação e conseqüente aumento da taxa de refluxo, do número de estágios e das cargas térmicas do refeedor e do condensador; aumento da temperatura de fundo, aumentando por conseqüência a degradação e incrustação; maior espessura da coluna requerida, gerando mais custos; maior possibilidade de vazamentos gerando potenciais riscos.

O sistema de bombeamento de calor, Figura 8, utiliza um compressor para reduzir a pressão no topo, permitindo que a coluna de destilação de propano e propeno seja de menor tamanho, já que a volatilidade relativa pode ser aumentada com a diminuição da pressão e como conseqüência o número de estágios teóricos requeridos também decresce, porém, com o uso do compressor, é necessário um maior consumo de energia (ZYGULA; KOLMETZ, 2011).

A aplicação de bomba de calor proporciona um aumento da temperatura do topo permitindo com que a corrente de topo possa ser utilizada como fonte de calor para o refeedor (GALVÃO, 2016).

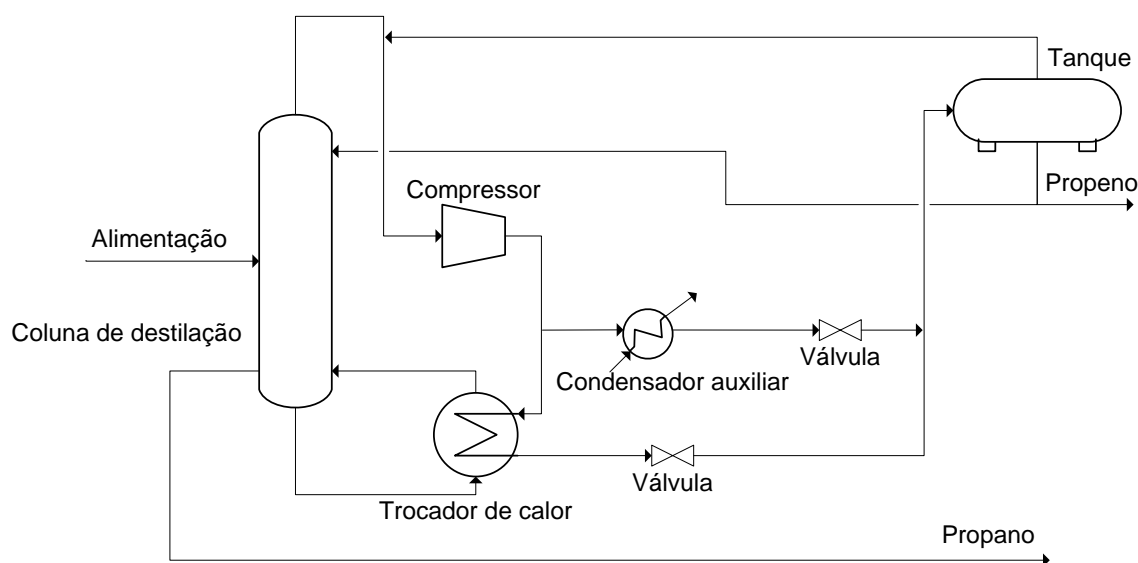


Figura 8 – Sistema de destilação de propano e propeno por meio de bomba de calor

Fonte: Adaptado de Lopes (2011).

No sistema de recompressão de vapor, Figura 9, similarmente ao sistema de bomba de calor, é feita uma integração de troca de calor, onde a corrente de topo é comprimida e como conseqüência a temperatura e o ponto de orvalho da corrente são aumentados. Desta forma, a corrente de topo pode ser utilizada para fornecer a energia requerida para a corrente de fundo por meio da utilização de um trocador de calor onde

a corrente de topo passa pelo casco e a de fundo passa pelo tubo, com essa etapa o produto de fundo já está apto para retornar para o fundo da torre em uma corrente de reciclo. Resfriando-se o produto de topo e diminuindo sua pressão, ele também pode adentrar a torre como outra corrente de reciclo indo para o topo da coluna de destilação (KAZEMI, et al., 2017 a).

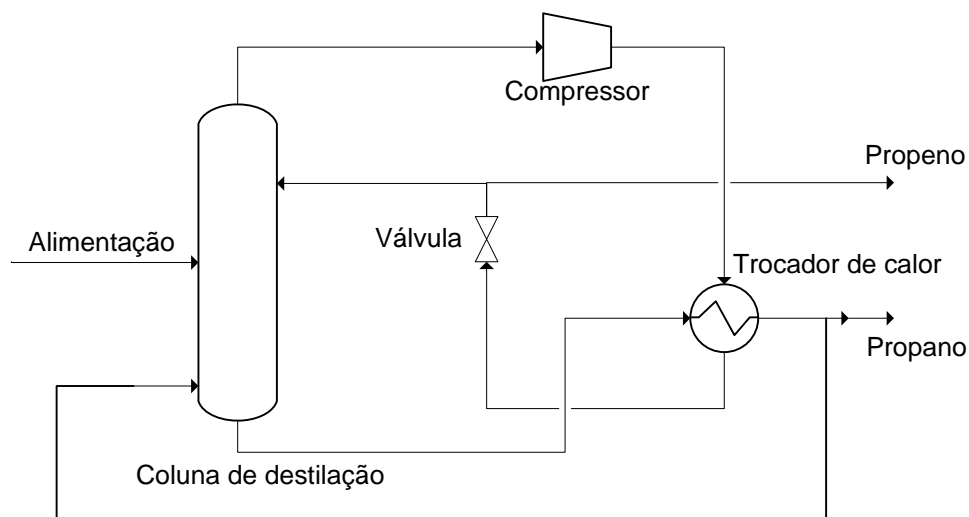


Figura 9 – Sistema de destilação por meio de recompressão de vapor

Fonte: Autoria própria.

7 RESULTADOS E DISCUSSÕES

7.1 SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

O sistema de recompressão de vapor não possui condensador e refeedor acoplados à coluna de destilação, esses dois equipamentos foram eliminados do sistema para dar lugar a outro tipo de integração de correntes para suprir a energia requerida por elas. O design da planta foi montado de acordo com o sistema de destilação por recompressão de vapor abordado por Kazemi et al. (2018). A Figura 10 mostra a disposição dos equipamentos utilizados na simulação, assim como as correntes que interligam o sistema. Percebe-se que na coluna de destilação ainda aparecem o refeedor e o condensador, mas eles não fazem parte do sistema, permanecendo ali apenas, pois a ilustração utilizada pelo simulador para simbolizar a torre não se altera.

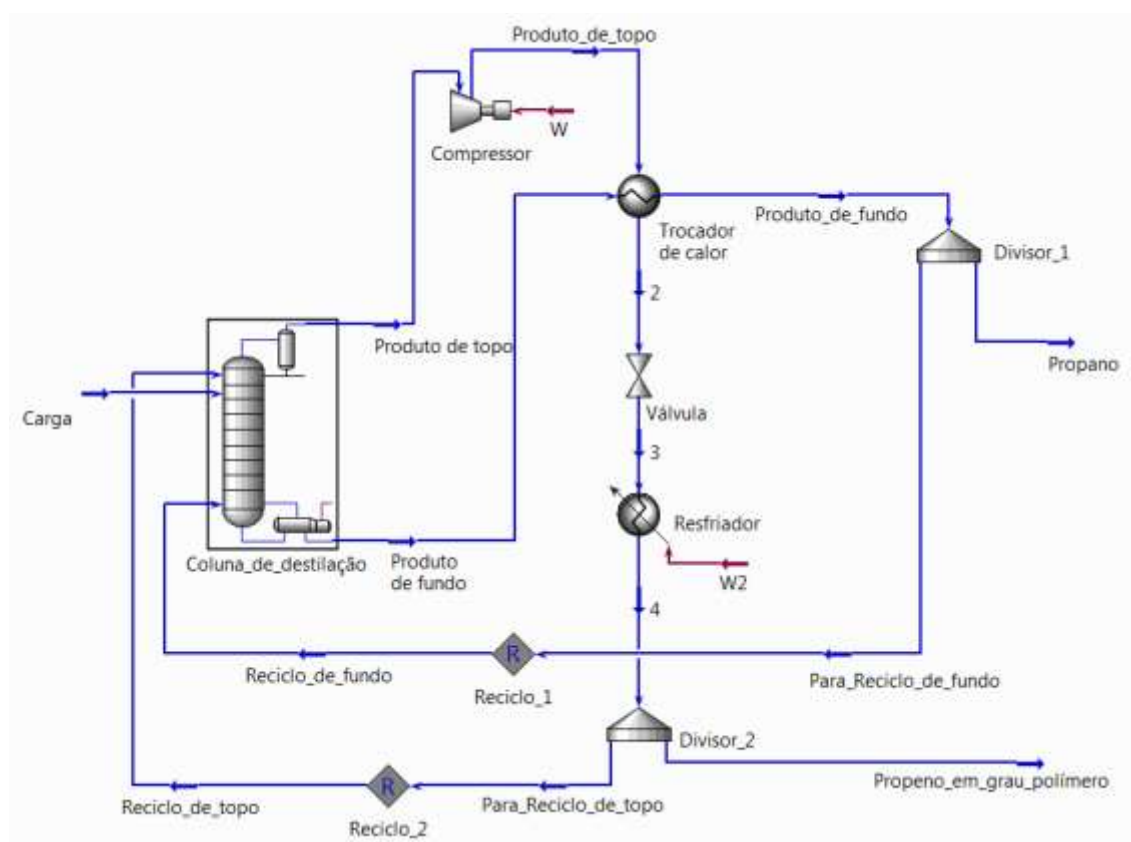


Figura 10 – Sistema desenvolvido neste estudo - destilação de propano por meio de recompressão de vapor

Fonte: Autoria própria.

A corrente de topo passou pelo compressor, sendo comprimida, aumentando sua temperatura e o ponto de orvalho, em seguida, a corrente de topo pode ser utilizada para fornecer a energia à corrente de fundo por meio da utilização de um trocador de calor. Conforme citado anteriormente, a corrente de topo passa pelo casco e a de fundo passa pelo tubo. Em seguida a esta etapa, o produto de fundo já pode retornar para o fundo da torre em uma corrente de reciclo. O produto de topo passa por uma etapa de resfriamento, e também de queda de pressão, podendo então adentrar a torre como outra corrente de reciclo indo para o topo da coluna de destilação (KAZEMI, et al., 2017 a).

Conforme apresentado pela Tabela 1, obteve-se, na corrente de topo, propeno em uma fração molar de 0,9959 e propano em 0,0041, essa corrente de topo, sai da torre em uma vazão de 5127,0 kmol/h, sendo que apenas uma parte dela (355,8 kmol/h) é retirada do sistema, os 4771,2 kmol/h restantes retornam à torre por meio da corrente *Reciclo_de_topo*. Enquanto que na corrente de fundo obteve-se uma composição molar de 0,6466 de propano e 0,3534 de propeno, saindo da torre a uma vazão molar de 4919,0 kmol/h. A corrente de fundo também se divide entre o reciclo que retorna à torre (4898,44 kmol/h) e a corrente que sai do sistema (20,56 kmol/h), valores próximos aos obtidos por Kazemi et al. (2018) em uma planta operacional e também no simulador Aspen Hysys.

Tabela 1 – Dados de processo de saída da torre

Corrente	Fração molar		Vazão que sai da torre (kmol/h)	Vazão que deixa o sistema (kmol/h)
	Propeno	Propano		
Produto de topo	0,9959	0,0041	5127,0	-
Produto de fundo	0,3534	0,6466	4919,0	-
Propano	0,3534	0,6466	-	20,56
Propeno em grau polímero	0,9959	0,0041	-	355,8

A simulação também foi analisada variando-se a fração molar de propeno na corrente de alimentação principal da torre. A fim de viabilizar a convergência da simulação neste estudo, a composição da corrente foi considerada contendo apenas propeno e propano, ressalta-se que em condições reais outras impurezas também acompanham essa corrente.

Essa análise foi realizada a fim de se obter, para as mesmas condições de processamento, a carga de alimentação com menor fração molar de propeno que ainda fornecesse propeno em grau polímero como produto da corrente de topo, conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2 – Fração molar de propeno nas correntes de topo e de fundo para diferentes frações de alimentação de propeno

Alimentação		Propeno no topo	Propeno no fundo
Propeno	Propano		
0,9622	0,0378	0,9959	0,3534
0,9600	0,0400	0,9958	0,3534
0,9585	0,0415	0,9958	0,3533
0,9560	0,0440	0,9957	0,3533
0,9555	0,0445	0,9957	0,3535
0,9540	0,0460	0,9957	0,3534
0,9525	0,0475	0,9956	0,3532
0,9521	0,0479	0,9940	0,3421

Percebe-se que a menor fração molar de propeno alimentada na torre que possibilitou a obtenção de propeno em grau polímero no topo da torre foi de 0,9525 de propeno, com a fração restante de 0,0475 de propano. Com essa carga, foi possível gerar uma corrente de topo em grau polímero de pureza com composição molar de 0,9956 de propeno e 0,0044 de propano em uma vazão molar de 352,4 kmol/h. Além disso, com essa composição de alimentação, gerou-se uma corrente de fundo com composição molar de 0,3532 de propeno e 0,6468 de propano deixando o sistema em uma vazão molar de 23,96 kmol/h.

Valores inferiores à 0,9525 de fração molar de propeno na alimentação da torre, nas mesmas condições de processamento da carga, passaram a separar propeno em grau químico de pureza. Enquanto que valores inferiores a 0,9521 de fração molar de propeno na alimentação da torre inviabilizaram a convergência da simulação. Na Figura 11 apresenta-se apenas as diferentes frações molares de propeno na alimentação da torre que fornecem propeno em grau polímero de pureza no sistema, também variou-se a energia do resfriador, a fim de permitir a convergência da simulação. Percebe-se que o

aumento da fração molar de propeno na alimentação da torre facilita a obtenção de um produto de topo com maior pureza.

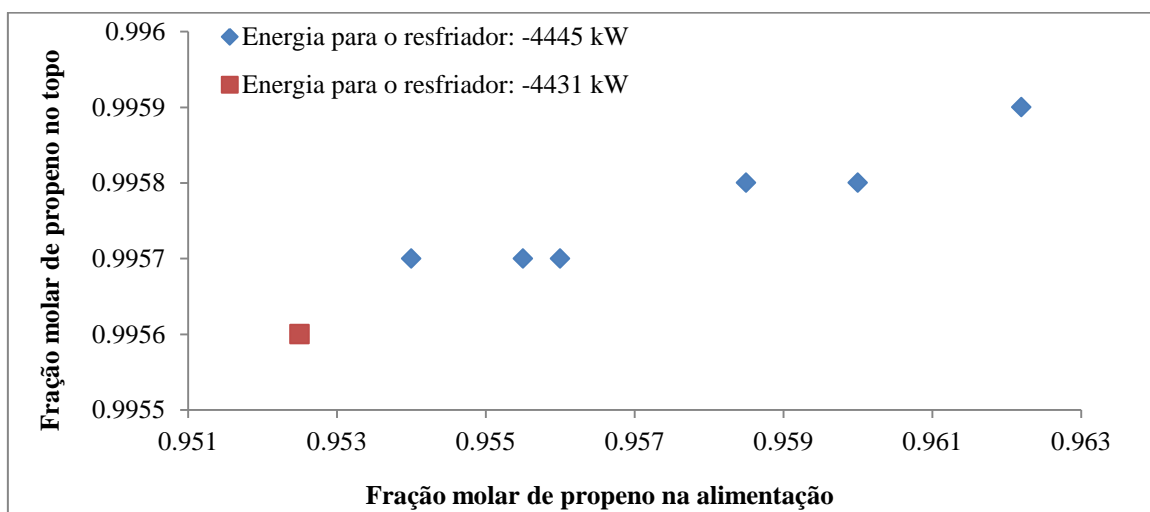


Figura 11 - Análise de sensibilidade da torre para variações na composição de alimentação

O propano e o propeno possuem tamanho molecular e propriedades físicas próximas, isso torna a separação difícil, geralmente realizada em torres com o número de pratos entre 150 e 200, com elevado refluxo e também em pressões altas (de 16 a 26 atm), requerendo elevada quantidade de energia (UMO; BASSEY, 2017). Isso justifica a utilização de 190 pratos na torre e também da elevada pressão (22 bar).

7.2 PROJETO DA TORRE

7.2.1 Projeto preliminar

Algumas informações básicas a respeito do fluxo das correntes da torre obtidas pela simulação do processo (Tabela 3) precisam ser destacadas para se partir para o projeto preliminar da torre.

Tabela 3 – Informações sobre as correntes de gás e de líquido

Propriedade	Corrente de topo (vapor)	Corrente de fundo (líquido)
Vazão molar [kmol/h]	5189,4	4746,4
Densidade [kg/m ³]	48,71	430,59

O projeto preliminar descrito por Caldas et al. (2007) consiste em determinar o parâmetro X da constante de Souders e Brown, conforme a equação (1).

$$X = \frac{L}{G} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0,5} \quad (1)$$

Na qual,

L = Vazão molar do líquido;

G = Vazão molar do gás;

ρ_G = Densidade do gás;

ρ_L = Densidade do líquido.

Obtendo-se o valor de 0,307 para o parâmetro X, conforme apresentado na Figura 2, quando X for maior que 0,2 deve-se pré-selecionar pratos.

7.2.2 Diâmetro da torre

Seguindo pela metodologia apresentada por Caldas et al. (2007), para calcular o diâmetro da torre, é necessário obter alguns parâmetros, como a velocidade do gás (equação 2).

$$V_n = \left[\frac{4 \cdot g \cdot d_p}{3 \cdot C_d} \right]^{0,5} \cdot \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{0,5} \quad (2)$$

Sendo,

V_n = Velocidade do gás;

d_p = Diâmetro da gotícula;

g = Aceleração da gravidade;

C_d = Coeficiente de arraste.

O dado de diâmetro da gotícula admitido foi de 0,000025 m (25 μ m) com base no manual do eliminador de gotas T-271 (MUNTERS, 2004). O coeficiente de arraste varia entre 0,6 e 0,8 (CALDAS et al., 2007), de forma que o valor adotado foi de 0,7 e para a aceleração da gravidade foi utilizado o valor de 9,81 m/s². Obtendo-se o valor de 0,0605 m/s para a velocidade do gás.

A constante de Souders e Brown (C_{SB}) foi determinada pela equação 3.

$$C_{SB} = V_n \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad (3)$$

O valor obtido para a constante de Souders e Brown foi de 0,0216 m/s. A velocidade do gás precisa ser corrigida para casos de produção de espuma, de acordo com as propriedades do sistema, definindo um novo C_{SB} . Para este sistema não há problemas com relação à espuma, desta forma, seguiu-se os cálculos pela equação 4.

$$V_{af} = C_{SB} \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{0,5} \quad (4)$$

Onde,

V_{af} = Velocidade máxima do gás em uma torre funcionando com o sistema ar-água;

C_{SB} = Constante de Souders e Brown;

ρ_G = Densidade do gás;

ρ_L = Densidade do líquido.

Obtendo-se o mesmo valor de 0,0605 m/s para V_{af} . É necessário determinar a velocidade máxima de vapor por meio da equação 5.

$$V_f = V_{af} \cdot F_{fluido} \cdot F_{sistema} \quad (5)$$

Onde,

V_f = Velocidade máxima de vapor;

F_{fluido} = Fator do fluido;

$F_{sistema}$ = Fator do sistema.

Ambos os fatores do fluido e do sistema foram fixados em 0,9, conforme apresentado por Caldas et al. (2007). Desta forma, a velocidade máxima do vapor encontrada foi de 0,049 m/s. A área livre pode ser calculada de acordo com a equação 6.

$$A_f = \frac{CFS_{gás}}{V_f \cdot F_{inundação}} \quad (6)$$

Em que,

A_f = Área livre;

$CFS_{gás}$ = Vazão volumétrica de gás nas condições do prato;

V_f = Velocidade máxima de vapor;

$F_{inundação}$ = Fator de inundação.

O fator de inundação foi adotada conforme o valor apresentado por Caldas et al. (2007), que é normalmente 0,8 no caso de projeto. A vazão volumétrica do gás foi obtida fazendo-se a média dos valores de vazão de gás que passam por cada prato da torre na simulação do processo no Petro-SIM, o valor obtido foi de 0,1149 m³/s. Substituindo-se os dados na equação 6, determinou-se a área livre, que foi de 2,9 m².

A área da torre foi calculada somando-se a área de *downcomer* à área livre, conforme a equação 7.

$$A_{torre} = A_f + A_d \quad (7)$$

Em que,

A_{torre} = Área da torre;

A_f = Área livre;

A_d = Área de *downcomer*.

A área de *downcomer* pode ser determinada de acordo com os critérios de projeto apresentados por Caldas et al. (2007). O primeiro critério é o de tempo de residência mínimo, da espuma no *downcomer*, necessário para a espuma coalescer e se separar da fase líquida, conforme já foi mencionado, neste sistema não há formação de espuma, porém, para seguir a metodologia, o cálculo deste critério também é apresentado neste trabalho. O segundo critério é a velocidade com que o líquido deve entrar no *downcomer* para minimizar o arraste de bolhas.

Para a aplicação do primeiro critério, deve-se verificar se o sistema se enquadra dentro dos limites de aplicação de tempo de residência real do líquido no *downcomer*, calculado pela equação 8, e de densidade média do líquido no *downcomer*. Pode-se utilizar a densidade do líquido sem gás como uma boa aproximação para o termo de densidade média do líquido no *downcomer* (CALDAS et al., 2007).

$$TCD = 18,867 - 0,0707 \cdot \Delta\rho + 8 \cdot 10^{-5} \Delta\rho^2 \quad (8)$$

Onde,

TCD = Tempo de residência real do líquido no *downcomer*;

$\Delta\rho$ = Densidade média do líquido no *downcomer* (densidade do líquido sem gás).

Para $\Delta\rho$ utilizou-se o valor de 430,49 kg/m³ obtido na simulação do processo. Os dois limites de aplicação para o primeiro critério estão apresentados abaixo.

$$4 < TCD < 7 \text{ segundos} \quad \text{Limite 1}$$

$$230 < \Delta\rho < 400 \text{ kg/m}^3 \quad \text{Limite 2}$$

O tempo de residência real do líquido no *downcomer* calculado foi de 3 segundos, não cumprindo o limite de aplicação 1. O limite 2 também não é cumprido, já que a densidade do líquido sem o gás é de 430 kg/m³. Conforme esperado, já que o sistema não possui influências com a formação de espuma, é necessário avaliar o segundo critério para a determinação da área de *downcomer*.

O segundo critério apresentado por Caldas et al. (2007) é o de velocidade máxima no *downcomer*, a Koch-Glitsch (GLITSCH, 2013) propõe que a velocidade

máxima no *downcomer* seja fixada no menor dos valores obtidos pelas equações 9, 10 e 11.

$$VDSG = 250 \cdot F_{Sistema} \quad (9)$$

$$VDSG = 41 \cdot \sqrt{\rho_L - \rho_G} \cdot F_{Sistema} \quad (10)$$

$$VDSG = 7,5 \cdot \sqrt{T_S \cdot (\rho_L - \rho_G)} \cdot F_{Sistema} \quad (11)$$

Onde,

$VDSG$ = Velocidade máxima no *downcomer*;

$F_{sistema}$ = Fator do sistema;

T_S = Espaçamento entre os pratos;

ρ_G = Densidade do gás;

ρ_L = Densidade do líquido.

Esta velocidade define a área de passagem no topo do *downcomer*, se esta área for insuficiente, ocorrerá o estrangulamento do fluxo de líquido para o prato abaixo e a consequente inundação do prato Caldas et al. (2007). Utilizou-se o fator do sistema já definido em 0,9 e as densidades do líquido e do gás apresentados na Tabela 2, porém, nas unidades de lb/ft³, pois as equações de velocidade estão ajustada para receber as unidades no sistema inglês, logo ρ_L equivale a 26,87 lb/ft³ e ρ_G é equivalente a 3,041 lb/ft³. Além disso, o valor do espaçamento entre os pratos utilizado no cálculo foi de 1,96 pés, equivalente a 0,6 metros, de acordo com o espaçamento mínimo descrito por Caldas et al. (2007).

As velocidades obtidas pelas equações 9, 10 e 11 foram 225,0 ft/min, 180,147 ft/min e 46,235 ft/min, respectivamente. De acordo com a metodologia, deve-se utilizar o menor valor obtido nas equações 9, 10 e 11. Desta forma, foi utilizado o valor de 46,235 ft/min (equivalente a 0,234 m/s nas unidades de medida do sistema internacional) para os cálculos. Com esses dados, a área mínima de *downcomer* pode ser calculada pela equação 12.

$$A_{dm} = \frac{GPM}{VDSG \cdot F_{inundação}} \quad (12)$$

Em que,

A_{dm} = Área mínima de *downcomer*;

GPM = Vazão de líquido;

$F_{inundação}$ = Fator de inundação recomendado pela Koch-Glitsch para o sistema.

O fator de inundação foi adotado como 0,8, conforme especificado no cálculo da área livre. A vazão de líquido (GPM) obtida através da simulação do processo foi 407,2 m³/h. No sistema inglês de unidades de medida o valor equivalente é de 1792,85 gal/min. A área mínima de *downcomer* encontrada foi de 48,470 ft², equivalente a 4,502 m².

Retomando a equação 7, somando a área livre e a área de *downcomer*, obteve-se a área da torre no valor de 7,435 m². O diâmetro da torre pode ser obtido pela equação 13.

$$D_t = 2 \left[\frac{A_T}{\pi} \right]^{0,5} \quad (13)$$

Em que,

D_t = Diâmetro da torre;

A_{torre} = Área da torre.

O diâmetro da torre calculado foi de 3,076 metros, valor próximo ao utilizado por Umo e Bassey (2017) em seu trabalho de análise de uma torre de destilação de propeno, onde utilizaram uma torre de 3 metros de diâmetro.

7.2.3 Características gerais do prato

Diversos parâmetros precisam ser levados em consideração para que se garanta que a torre opere corretamente. Esses parâmetros apresentam-se nos próximos itens. Para facilitar a compreensão são apresentadas as Figuras 12 e 13 que indicam a localização de alguns desses parâmetros.

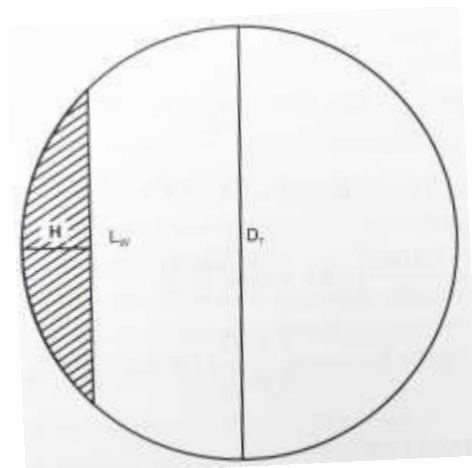


Figura 12 – Vista superior do prato, com indicação dos comprimentos

Fonte: Adaptado de Caldas et al. (2007).

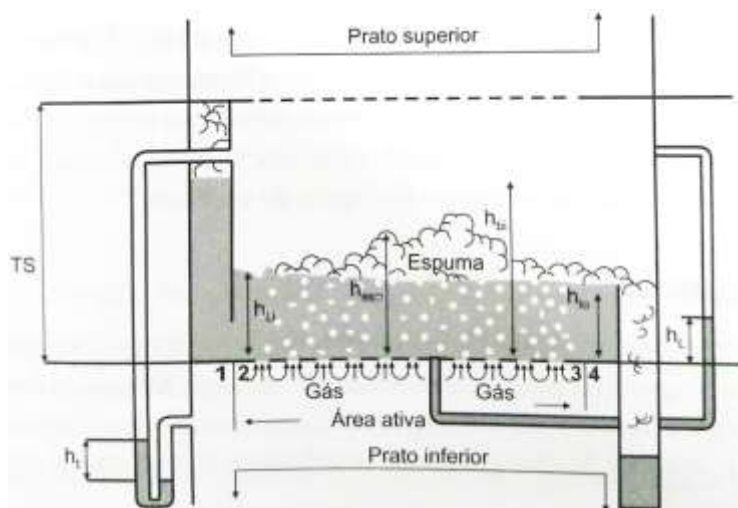


Figura 13 – Vista lateral da torre

Fonte: Adaptado de Caldas et al. (2007).

7.2.3.1 Arranjo geral do prato

O prato de fluxo cruzado domina as aplicações industriais por ser mais simples e econômico, nele o líquido atravessa todo o prato indo do *downcomer* de entrada até o de saída, geralmente é utilizado em torres de até dois metros de diâmetro (CALDAS et al., 2007). Para colunas de grande diâmetro é comum a utilização de bandejas em cascata ou em degrau, com vertedores intermediários (CALDAS et al., 2007).

As torres com duas passagens devem ter no mínimo dois metros de diâmetro, além disso, à medida que se aumenta o número de passagens, a eficiência de separação do prato é diminuída devido à redução do comprimento do trajeto do líquido no prato (CALDAS et al., 2007). Devido ao diâmetro da torre ser de aproximadamente três metros, optou-se pelo prato de duas passagens (Figura 14).

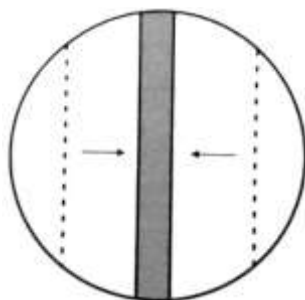


Figura 14 – Prato com duas passagens

Fonte: Adaptado de Caldas et al. (2007).

7.2.3.2 Vertedor de saída

Para sistemas de alta pressão é comum a utilização de vertedores com a altura entre 50 e 70 milímetros. Essa altura assegura um bom contato líquido-vapor e também forma um selo para o *downcomer* de entrada (CALDAS et al., 2007). Desta forma, para o sistema simulado, a altura do vertedor de saída (h_w) foi estipulada em 60 milímetros.

Outro parâmetro a ser determinado é o selo dinâmico, de acordo com Caldas et al. (2007) para sistemas em pressões entre 13,78 e 34,47 bar o selo dinâmico deve estar entre 50 e 100 milímetros, desta forma, o selo dinâmico foi fixado em 75 milímetros.

7.2.3.3 Folga sob o *downcomer*

De acordo com Caldas et al. (2007), recomenda-se projetar uma folga sob *downcomer* de forma a obter na mesma uma perda de carga igual a 25 mm de líquido, garantindo-se assim que o vapor não penetre no *downcomer*. A área sob o *downcomer*, para uma perda de carga conforme a recomendação é dada pela equação 14.

$$A_{da} = 0,1949 \cdot GPM \quad (14)$$

Sendo,

A_{da} = Área sob o *downcomer*;

GPM = Vazão de líquido em galões por minuto.

Com a vazão de 407,2 m³/h de líquido saindo da torre, valor obtido pela simulação do processo, nas unidades do sistema inglês equivalente a 1792,848 gal/min, o valor obtido para a área foi de 349,426 in², equivalente a 0,225 m². O comprimento da folga sobre o *downcomer* para a entrada de líquido no prato pode ser calculado pela equação 15.

$$h_{ud} = \frac{A_{da}}{L_w} \quad (15)$$

Na qual,

h_{ud} = Folga sobre o *downcomer* para a entrada de líquido no prato;

A_{da} = Área sob o *downcomer*;

L_w = Comprimento do *downcomer* que é igual ao comprimento do vertedor.

O comprimento do *downcomer* (L_w) é um parâmetro que precisa ser determinado. Conforme a metodologia apresentada por Caldas et al. (2007) para *downcomers* laterais, primeiro deve-se calcular a largura do *downcomer*, H , por meio da equação 16.

$$A_d = \left(\frac{D_T}{2}\right)^2 \arccos\left(\frac{\frac{D_T}{2} - H}{\frac{D_T}{2}}\right) - \left(\frac{D_T}{2} - H\right) \cdot \sqrt{D_T \cdot H - H^2} \quad (16)$$

Na qual,

A_d = Área do *downcomer*;

H = altura de *downcomer*;

D_T = Diâmetro da torre.

Substituindo-se na equação 15 os dados de diâmetro da torre e a área do *downcomer* já determinados, obteve-se o valor de 1,795 m para a altura de *downcomer* (H). Seguindo os passos, deve-se obter o valor do comprimento do *downcomer* utilizando a equação 17.

$$L_w = 2 \cdot \sqrt{\left(\frac{D_T}{2}\right)^2 - \left(\frac{D_T}{2} - H\right)^2} \quad (17)$$

O valor calculado para o comprimento do *downcomer* (L_w) foi de 3,03 m, equivalente a 119,39 in. Conhecendo o parâmetro L_w , retomou-se a equação 15 e substituíram-se os dados para determinar a folga sobre o *downcomer* para a entrada de líquido no prato (h_{ud}), o valor encontrado foi de 74,339 mm.

7.2.3.4 Travessões principais

Para sustentar os pratos no interior da torre, é necessário empregar travessões. Essas estruturas influenciam também o número máximo de furos, válvulas ou borbulhadores que podem ser colocados. Para torres com diâmetro próximo de três metros, pode-se utilizar um único travessão principal (CALDAS et al., 2007).

7.2.3.5 Furos de drenagem

Os furos de drenagem devem estar localizados em pontos em que o líquido possa se acumular na torre, permitindo o esgotamento de todo o líquido nos pratos, tendo de 9 a 16 mm de diâmetro (CALDAS et al., 2007). Conforme a recomendação apresentada por Caldas et al. (2007) para torres com diâmetro próximo a três metros, pode-se colocar três furos por vertedor. A área de todos os furos de drenagem do prato (α_{fd}) pode ser calculada de acordo com a equação 18.

$$\alpha_{fd} = \frac{0,04 \text{ in}^2}{\text{ft}^2 \text{ de torre}} \quad (18)$$

Sendo $0,04 \text{ in}^2$ para cada pé quadrado de área de torre. Utilizando a área da torre de $80,033 \text{ ft}^2$, equivalente ao valor de $7,435 \text{ m}^2$ calculado, obteve-se $3,201 \text{ in}^2$ para a área dos furos de drenagem, que equivale a $0,00206 \text{ m}^2$. De acordo com Caldas et al. (2007), o tempo de drenagem pode ser obtido pela equação 19.

$$t_d = \frac{0,11 \cdot NT + 0,607 \cdot h_w^{0,5}}{\alpha_{fd}} \quad (19)$$

Na qual,

t_d = tempo de drenagem;

NT = Número de pratos da torre;

h_w = Altura do vertedor de saída;

α_{fd} = Área de todos os furos de drenagem do prato.

Conforme o sistema projetado no simulador, a torre tem 190 pratos teóricos, substituindo-se os dados nas unidades do sistema inglês por conformidade com a equação, área dos furos ($3,201 \text{ in}^2$) e a altura do vertedor de saída de 60 mm (equivalente a 2,362 in), obteve-se o tempo de drenagem de 6 minutos.

7.2.3.6 Alçapões

De acordo com Caldas et al. (2007), os alçapões normalmente possuem dimensões de 0,45x0,6 metros, sendo instalados para permitir a passagem de uma pessoa de um prato para outro nas atividades de montagem e manutenção da torre.

7.2.3.7 Regiões de estabilização

A faixa de largura para essas regiões é de 50 a 150 milímetros. Elas servem para separar a primeira fileira de válvulas da parede do *downcomer* e a última fileira do

vertedor de saída, distribuindo o líquido que vem do *downcomer* e permitindo que o líquido que sai do prato chegue com menor turbulência ao *downcomer* do prato de baixo (CALDAS et al., 2007).

7.2.3.8 Área morta

Região junto ao costado, sobre o anel que suporta o prato, envolve uma área que não pode conter furos, válvulas ou borbulhadores (CALDAS et al., 2007). Conforme apresentado por Caldas et al. (2007), para torres com diâmetro entre 2,4 e 3,5 metros, utiliza-se a largura de 63 milímetros para o anel de suporte, e também, o material de aço carbono com espessura de 9 milímetros.

7.2.4 Considerações gerais em hidráulica do prato

7.2.4.1 Gradiente hidráulico

A altura de líquido na entrada do prato deve ser maior que a altura de líquido na saída para que o líquido escoe no prato, vencendo a perda de carga ao longo do mesmo (CALDAS et al., 2007). De acordo com Caldas et al. (2007) a diferença de energia potencial poderá ser transferida para o líquido e consumida no escoamento. A diferença de altura é chamada de gradiente hidráulico e foi calculada pela equação 20.

$$\Delta = 0,262 \cdot \left[\frac{GPM}{L_w} \right]^{0,55} \cdot FPL^{0,88} \quad (20)$$

Na qual,

Δ = Gradiente hidráulico;

GPM = Vazão de líquido em galões por minuto;

L_w = Comprimento do *downcomer*;

FPL = Comprimento do trajeto de líquido.

O comprimento do trajeto de líquido pode ser calculado pela da equação 21.

$$FPL = \frac{9 \cdot D_T}{NPASSE} \quad (21)$$

Em que,

FPL = Comprimento do trajeto de líquido;

$NPASSE$ = Número de passagens do prato;

D_T = Diâmetro da torre.

Substituindo-se os valores de 10,094 ft no diâmetro da torre e 2 no número de passes na equação 21, obteve-se o valor de 45,427 ft para o comprimento do trajeto de líquido (FPL). Os dados foram aplicados nas unidades do sistema inglês devido à equação ser ajustada para tal. O mesmo se aplica para as próximas equações em que se utilizou esse sistema de unidades. Substituindo FPL na equação 20 junto com os valores de GPM de 1792,848 gal/min e 119,39 in para L_w , obteve-se o valor de 33,408 in (equivalente a 0,848 m) para o gradiente hidráulico (Δ).

7.2.4.2 Perda de carga no *downcomer*

A perda de carga do líquido sob o *downcomer* pode ser calculada pela equação 22.

$$h_d = \Delta P_d + \Delta P_{iw} \quad (22)$$

Sendo,

h_d = Perda de carga no *downcomer*;

ΔP_d = Perda de carga na saída do *downcomer*;

ΔP_{iw} = Perda de carga em vertedores de entrada.

A perda de carga do *downcomer* está concentrada no termo de perda de carga na saída (ΔP_d), este termo pode ser calculado por meio da equação 23.

$$\Delta P_d = K_d \left[\frac{GPM}{A_{da}} \right]^2 \quad (23)$$

Em que,

K_d = Coeficiente de descarga de saída do prato;

A_{da} = Área compreendida entre o fundo do *downcomer* e o prato;

GPM = Vazão de líquido em galões por minuto.

Aplicando o valor de 0,036 no fator K_d , conforme apresentado por Caldas et al. (2007) e substituindo os valores de 1792,848 gal/min para GPM e de 349,426 in² para A_{da} , obteve-se 0,947 in de perda de carga na saída do *downcomer*, equivalente a 0,024 m. A perda de carga em vertedores de entrada pode ser estimada pela equação 24.

$$\Delta P_{iw} = K_{iw} \left[\frac{GPM}{A_{iw}} \right]^2 \quad (24)$$

Onde,

ΔP_{iw} = Perda de carga em vertedores de entrada;

K_{iw} = Coeficiente de descarga de entrada no prato;

A_{iw} = Área definida por L_w (distância do vertedor ao *downcomer*);

GPM = Vazão de líquido em galões por minuto.

De acordo com Caldas et al. (2007), pode-se utilizar o mesmo valor de 0,036 tanto para o coeficiente de descarga (K_d) da perda de carga na saída do *downcomer* como para o coeficiente de descarga (K_{iw}) da perda de carga na entrada do *downcomer*. Aplicando-se os dados de 1792,848 gal/min para GPM , e o valor de 2487,714 in² para A_{iw} , obteve-se o valor de 0,018 in para ΔP_{iw} . A área A_{iw} foi obtida considerando-se a área de meio círculo de raio estimado em um terço de L_w . Conhecendo-se a perda de carga na entrada e na saída do *downcomer*, determinou-se por meio da soma (equação 22) a perda de carga total do *downcomer* que resultou no valor de 0,966 in, equivalente a 0,024 m.

7.2.5 Limites de inundação

7.2.5.1 Inundação por arraste (*jet flood*)

Segundo Caldas et al. (2007), os principais fatores que influenciam o arraste são a velocidade do vapor, o espaçamento entre os pratos, a geometria do borbulhador e do prato e as propriedades dos fluidos.

A velocidade do vapor é um dos fatores mais importantes no arraste, pois à medida que ela aumenta, cresce o diâmetro da gotícula tornando mais provável o arraste. O espaçamento entre os pratos tem uma influência menor, já que ele contribui para aumentar o trajeto de líquido, diminuindo a inércia e aumentando a possibilidade de choque entre as gotículas e sua coalescência (CALDAS et al., 2007).

O efeito das propriedades do sistema pode ser avaliado de duas formas, a primeira delas é no caso de sistemas com espuma estável, com tensão superficial alta, ou também com pequenas diferenças entre as densidades do líquido e do vapor. Neste caso existe a tendência a uma diminuição da altura disponível para o coalescimento das gotículas, aumentando assim o arraste (CALDAS et al., 2007).

A segunda análise do efeito das propriedades do sistema é para casos em que o regime de operação é *spray*. Como a tensão superficial geralmente é baixa, bem como a viscosidade do líquido, a absorção de energia pelo líquido é grande, ocorrendo o arraste.

De acordo com Caldas et al. (2007), o arraste do líquido pode ser de dois tipos diferentes:

- Com existência de neblina fina, que é arrastada para o prato superior independentemente do espaçamento utilizado, geralmente representa cerca de 1% da massa do vapor. Caso a velocidade do vapor aumente muito, esta neblina passará a ser limitante ao bom funcionamento do prato.

- Ocorrendo a formação de gotículas de tamanho maior, que são lançadas acima do prato. Sua vazão é bem maior que a primeira e, dependendo do espaçamento, as gotas arrastadas voltarão ao prato.

Os pratos devem ser projetados com fatores de segurança que variam entre 30 e 40%, dessa forma, a probabilidade de não inundar deve chegar a 95% (CALDAS et al., 2007).

7.2.6 Pratos valvulados

Segundo Caldas et al. (2007) a Koch-Glitsch recomenda válvulas de 48 mm de diâmetro, sendo que o desempenho das válvulas é muito similar, independentemente do tipo escolhido. Um exemplo de válvula que poderia ser utilizada no processo encontra-se representado na Figura 15.

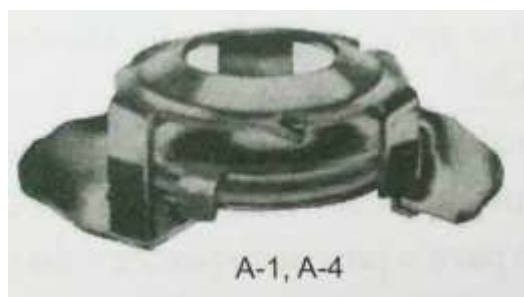


Figura 15 – Tipo de válvula Koch-Glitsch

Fonte: Glitsch, 2013.

De acordo com Caldas et al., (2007), normalmente são empregadas válvulas na especificação de 14 *gage* que seria o “calibre” da válvula. Para esta especificação, tem-se que a espessura do prato deve ser de 1,88 mm. Além disso, o furo do prato para a válvula de 48 mm de diâmetro é de 38 mm.

A área perfurada deve ser de 8 a 15% da área ativa da torre, tendo seu valor ótimo em 12%. Sabendo-se que a área ativa é dada pela diferença entre a área ocupada por *downcomers* e a área transversal da torre, pode-se calcular a área a ser perfurada pela equação (25).

$$\text{Área perfurada} = 0,12. (\text{Área transversal} - A_{dm}) \quad (25)$$

Em que,

A_{dm} = Área mínima de *downcomer*.

Utilizando o diâmetro calculado para a torre (3,076 m²), por meio da equação da área do círculo, obteve-se a área transversal no valor de 7,431 m². Substituindo este valor e também o valor da área de *downcomer* (4,502 m²) na equação (25), obteve-se o valor de 2,929 m² para a área ativa e de 0,351 m² para a área perfurada.

A distância de centro a centro das válvulas é chamada de Base. O valor recomendado para esse parâmetro é de 75 mm, levando a uma densidade de válvulas de 12 a 14 válvulas por ft^2 de área ativa, determinando o número de válvulas por prato, conforme a equação 26.

$$\text{Número de válvulas por prato} = \text{Área ativa} \cdot \frac{12}{\text{ft}^2} \quad (26)$$

Aplicando o valor de $2,929 \text{ m}^2$ na área ativa, equivalente a $31,52 \text{ ft}^2$ obteve-se o número de válvulas por prato igual a 378.

7.2.7 Parâmetros obtidos na análise da torre

Tendo em vista os parâmetros utilizados nos cálculos de projeto, assim como os parâmetros obtidos como resposta dos cálculos, foram montadas tabelas para que se possam verificar com maior facilidade todos os fatores utilizados no projeto. A Tabela 4 traz os parâmetros obtidos na literatura que foram utilizados nas equações para o cálculo do diâmetro da torre.

Tabela 4 – Parâmetros obtidos na literatura utilizados para o cálculo do diâmetro da torre

Parâmetros para a determinação do diâmetro da torre	Dado
d_p (Diâmetro da gotícula)	25 μm
g (Aceleração da gravidade)	9,81 m/s^2
C_d (Coeficiente de arraste)	0,7
F_{fluido} (Fator do fluido)	0,9
F_{sistema} (Fator do sistema)	0,9
$CFS_{\text{gás}}$ (Vazão volumétrica de gás nas condições do prato)	0,1149 m^3/s
$F_{\text{inundação}}$ (Fator de inundação recomendado pela Koch-Glitsch para o sistema)	0,8
GPM (Vazão de líquido)	407,2 m^3/h

Com base nos parâmetros apresentados na Tabela 4 e nos cálculos apresentados nos resultados, obtiveram-se novos parâmetros, Tabela 5. Esses parâmetros foram utilizados em outras equações também mostradas nos resultados, para que por fim, fosse obtido o diâmetro da torre de 3,076 m.

Tabela 5 – Parâmetros calculados para a obtenção do diâmetro da torre

Parâmetro	Valor calculado
V_n (Velocidade do gás)	0,0605 m/s
C_{SB} (constante de Souders e Brown)	0,0216 m/s
V_{af} (Velocidade máxima do gás em uma torre funcionando com o sistema ar-água)	0,0605 m/s
V_f (Velocidade máxima de vapor)	0,049 m/s
A_f (Área livre)	2,93 m ²
$VDSG$ = Velocidade máxima no <i>downcomer</i>	0,234 m/s
A_{dm} (Área mínima de <i>downcomer</i>)	4,502 m ²
A_{torre} (Área da torre)	7,435 m ²
D_t (Diâmetro da torre)	3,076 m

A Tabela 6 apresenta os demais fatores levados em consideração no projeto dos internos da torre. Sendo valores especificados e também calculados, conforme apresentados nos resultados.

Tabela 6 – Parâmetros para o dimensionamento dos internos da torre

(continua)

Parâmetro	Dados
h_w (altura do vertedor de saída)	60 mm
Selo dinâmico	75 mm
A_{da} (Área sob o <i>downcomer</i>)	0,225 m ²
L_w (Comprimento do <i>downcomer</i> que é igual ao comprimento do vertedor)	3,0327 m
H (altura da <i>downcomer</i>)	1,795 m
h_{ud} (Folga sobre o <i>downcomer</i> para a entrada de líquido no prato)	74,339 mm
Número de travessões principais	1

Tabela 6 – Parâmetros para o dimensionamento dos internos da torre**(conclusão)**

Parâmetro	Dados
α_{fd} (área de todos os furos de drenagem do prato)	0,00206 m ²
t_d = tempo de drenagem	6 min
Dimensão do alçapão	0,45 x 0,6 m
Área morta	63 mm
<i>NPASSE</i> (Número de passagens do prato)	2
<i>FPL</i> (Comprimento do trajeto de líquido)	13,84 m
Δ (Gradiente hidráulico)	0,848 m
ΔP_d (Perda de carga na saída do <i>downcomer</i>)	0,024 m
ΔP_{iw} (Perda de carga em vertedores de entrada)	0,0004 m
h_d (Perda de carga no <i>downcomer</i>)	0,024 m
Especificação da válvula	14 “gage”
Espessura do prato	1,88 mm
Diâmetro do furo do prato	38 mm
Área perfurada	0,351 m ²
Distância de centro a centro das válvulas	75 mm
Número de válvulas por prato	378

7.3 CURSO SOBRE A SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE DESTILAÇÃO DE PROPENO POR MEIO DE RECOMPRESSÃO DE VAPOR

A apostila elaborada para a realização do minicurso encontra-se no Apêndice A. Ela foi montada a fim de guiar, passo a passo, a realização da simulação deste sistema. Possibilitando que até mesmo pessoas com pouco conhecimento a respeito do uso do simulador Petro-SIM consigam, seguindo os passos, convergir a simulação deste processo.

A apostila foi previamente disponibilizada aos alunos, para que, no dia do curso estivessem com este material em mãos. Seguindo os passos descritos pôde-se viabilizar a convergência da simulação.

O minicurso foi realizado com os alunos da disciplina de petroquímica do curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus Francisco Beltrão no dia 16 de abril de 2018. Contou-se também com a participação do Professor Dr. Marcel Joly.

8 CONCLUSÕES

O sistema de destilação por meio de recompressão de vapor foi eficaz para a separação de propeno em grau polímero para alimentações da torre com fração molar de propeno acima de 0,95.

O modelo demonstrou-se robusto, porém significativamente sensível a diferentes condições de processo e de qualidade de carga. Observou-se que conforme a fração de propeno é reduzida na carga, reduz-se a carga térmica do topo e, portanto, reduz-se os investimentos necessários para construção do resfriador.

Além disso, observa-se que o controle eficiente da composição da carga é uma variável crítica para a otimização energética do processo, já que afeta diretamente o desempenho da torre e a convergência da simulação.

O minicurso sobre a simulação do processo de destilação de propeno por meio de recompressão de vapor foi realizado com alunos da disciplina de Petroquímica da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, campus Francisco Beltrão.

O dimensionamento da torre resultou em um diâmetro muito próximo ao encontrado na literatura para outros sistemas de processamento da mesma carga. A torre foi projetada considerando-se pratos valvulados. Outras avaliações podem ser feitas comparando-se os valores obtidos com o que é ofertado comercialmente para o processo.

Novos estudos podem ser realizados a respeito da simulação da torre, para produção de propeno grau polímero a partir de cargas de alimentação menos favoráveis, com menor fração de propeno e maior fração molar de butanos. Outra sugestão para trabalhos futuros é a realização do processo de simulação fluidodinâmica (CFD) do caso.

9 REFERÊNCIAS

BACH, André Luiz Dranka; RODRIGUES, Charles Antonio; FROZZA, Eduardo; PERIOTO, Fabiano Romero. **Avaliação do desempenho de correlações para previsão da eficiência de leitos recheados**. Dissertação (Especialização em Engenharia de Processamento de Petróleo) – Universidade Estadual do Rio de Janeiro, PETROBRAS/UERJ, Rio de Janeiro, 2006.

BRASIL, Nilo Índio do. **Destilação de Petróleo**. Universidade Corporativa, Petróleo Brasileiro S. A., março, 2002.

BRIGGS, Terrence M.; SEGERS, Valentin H. **Separation of propane and propylene by distillation**. United States Patent Office, 1971.

CALDAS, Jorge Navaes; LACERDA, Antônio Ignácio de; VELOSO, Eduardo; PASCHOAL, Luiz Cláudio Moreira. **Internos de Torres: pratos e recheios**. 2 ed. Rio de Janeiro: Interciência: Petrobras, 2007.

CHEN, Jiangbo; LIU, Chunjiang; YUAN, Xigang; YU, Guocong. CFD Simulation of Flow and Mass Transfer in Structured Packing Distillation Columns. *Chin. J. Chem. Eng.*, v. 17, n. 3, jun. 2009.

DAGDE, Kenneth Kekpugile; KPALAP, Emmanuel Kilsibari. Computer aided design of a multi-component distillation column for processing of nigerian bonny light crude oil. *International Journal of Chemical and Process Engineering Research*, v. 3, n. 1, p. 10-22, 2016.

FOUST, Alan S.; WENZEL, Leonard A.; CLUMP, Curtis W.; MAUS, Louis; ANDERSEN, L. Bryce. **Princípios das Operações Unitárias**. Rio de Janeiro: LTC, 2008.

GALVÃO, Marcello Lima. **Aplicação de bomba de calor em coluna de destilação de propeno**. Congresso Técnico Científico da Engenharia e da Agronomia – CONTECC 2016 – Foz do Iguaçu, Brasil, 2016.

GLITSCH. **Ballast™ Tray Design Manual**. Boletim 4900, 6 ed. Dallas, Texas, 2013.

HOFFMANN, Andreas; AUSNER, Ilja; REPKE, Jens-Uwe; WOZNY, Günter. Fluid dynamics in multiphase distillation processes in packed towers. **Computers and Chemical Engineering**, n. 29, p. 1433–1437, abr. 2005.

GETIS. Institute for Occupational Safety and Health of the German Social Accident Insurance. **Gestis Substance database**, 2018. Disponível em: <[http://gestis-en.itrust.de/nxt/gateway.dll/gestis_en/010100.xml?f=templates\\$fn=default.htm\\$3.0](http://gestis-en.itrust.de/nxt/gateway.dll/gestis_en/010100.xml?f=templates$fn=default.htm$3.0)>. Acesso em: 17 fev. 2018.

JOLY, Marcel. Lessons learned from developing and implementing refinery production scheduling technologies. **Frontiers of Engineering Management**. (artigo aceito), 2017.

JORGE, Luiz Mario de Matos; YOSHI, Henryck Cesar Massao Hungaro; ROCHA, Lucas Bonfim; SILVA, Rodrigo Orgeda da. **Fundamentos de simulação de processos no Aspen HYSYS**. v. 1. Maringá: Eduem, 2017.

KAZEMI, Abolghasem, FAIZI, Vafa; ZEINABAD, Arjomand Mehrabani; HOSSEINI, Mohamadjavad. Evaluation of the performance of heat pump-assisted distillation of an ethanol–water mixture. **Separation Science and Technology**, v. 52, n. 8, p. 1387-1396, fev. 2017 b. DOI <http://dx.doi.org/10.1080/01496395.2017.1281306>

KAZEMI, Abolghasem; ZEINABAD, Arjomand Mehrabani; BEHESHTI, Masoud. Development of a novel processing system for efficient sour water stripping. **Energy**. v. 125, p. 449-458, abr. 2017 a. DOI <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.135>

KAZEMI, Abolghasem; ZEINABADA, Arjomand Mehrabani, BEHESHTIB, Masoud. Distillation without hot utilities; development of novel distillation configurations for energy and costs saving for separation of propylene/propane mixture. **Chem. Eng. Process. Process Intensif**. v. 123, p. 158–167, 2018.

KAWASUMI, Masaya; HASEGAWA, Naoki; KATO, Makoto; USUKI, Arimitsu; OKADA, Akane. Preparation and Mechanical Properties of Polypropylene-Clay Hybrids. **Macromolecules**, v. 30, n. 20, mai. 1997.

KBC, Technology - **Process Simulation**. Disponível em: <<http://www.kbc.com/technology/process-simulation-software>>. Acesso em: 10 out. 2017.

LOPES, Márcia Suzana. **Estudo de caso de uma coluna depropenizadora**. 2011. 46 f. Tese (Bacharel em Engenharia Química) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

MAUHAR, S. M.; BARJAKTAROVIĆ, B. G.; SOVILJ, M. N. Optimization of Propylene - Propane Distillation Process. **Chem. Pap.** v. 58, n. 6, p. 386 - 390, abr. 2004.

MENDOZA, Diego. F.; PALACIO, Lina M.; GRACIANO, José E. A.; RIASCOS, Carlos A. M.; VIANNA Jr., Ardson S.; ROUX, G. A. Carrillo. Real-Time Optimization of an Industrial-Scale Vapor Recompression Distillation Process. Model Validation and Analysis. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 52, p. 5735 - 5746, 2013.

MUNTERS. ME Series T-271, **Eliminador de gotas de fluxo vertical**. Catálogo. Curitiba, Paraná, 2004.

NUNES, Priscila de Lima. **Simulação dinâmica de uma unidade de destilação atmosférica de petróleo usando o software UniSim**- Estudo de caso. 2014, 99 f. Tese - (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2014.

OLUJIC', Z.; KAIBEL, B.; JANSEN, H.; RIETFORT, T.; ZICH, E.; FREY, G. Distillation Column Internals/Configurations for Process Intensification. **Chem. Biochem. Eng. Q.** v. 17, n. 4, p. 301–309, set. 2003.

OLUJIC', Z.; JÖDECKEB, M.; SHILKINB, A.; SCHUCHB, G.; KAIBEL, B. Equipment improvement trends in distillation. **Chemical Engineering and Processing**, v. 48, p. 1089–1104, mar. 2009.

PERRY, Robert H., GREEN, Don W. **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7 ed. Robert H. Perry: editor, Don W. Green: associate editor, James O'Hara Maloney, 1997.

ROCHA, Lucas Barros. **Projeto de uma unidade de fracionamento atmosférico de petróleo utilizando Hysys**. Monografia (Bacharel em Engenharia Química) - Centro De Tecnologia, Universidade Federal Do Ceará, Fortaleza, 2009.

SOAVE, Giorgio; FELIU, Josep A. Saving energy in distillation towers by feed splitting. **Applied Thermal Engineering**, v. 22 p. 889–896, 2002.

SPEIGHT, James G. **The Chemistry and Technology of Petroleum**. 4. ed. Wyoming: CRC Press, 2006.

STICHLMAIR, J. G. **Chemical engineering and chemicals process technology**. v. 2. Germany: Distillation or Rectification Technische Universitat Munchen, 2000.

SULZER Ltd. Conventional trays. 2018. Disponível em: <<https://www.sulzer.com/en/products/separation-technology/conventional-trays>>. Acesso em: 24, mai. 2018.

SULZER Ltd. High separation efficiency at low pressure drop. 2018. Disponível em: <<https://www.sulzer.com/en/shared/products/2017/03/28/13/26/gauze-packings>>. Acesso em: 24, mai. 2018.

SULZER Ltd. Conventional random packings. 2018. Disponível em: <<https://www.sulzer.com/en/shared/products/2017/04/26/13/09/conventional-random-packings>>. Acesso em: 24, mai. 2018.

UMO, Aniediong M.; BASSEY, Etim N. Simulation and Performance Analysis of Propylene-Propane Splitter in Petroleum Refinery Case Study. **International Journal of Chemical Engineering and Applications**, v. 8, n. 1, fev. 2017.

ZYGULA, Timothy M.; KOLMETZ, Karl. **Design guidelines for propylene splitters**. Spring National Meeting, Chicago, Illinois, mar. 14-17, 2011. Disponível em: <<http://www.klmtechgroup.com/PDF/Articles/articles/Design%20Guidelines%20for%20Propylene%20Splitters%20-%20Rev%20in.pdf>>. Acesso em: 09 set. 2017.

APÊNDICE A - Apostila para a realização do minicurso

Universidade Tecnológica Federal Do Paraná

Engenharia Química

Curso sobre um sistema de destilação de propeno no simulador Petro-SIM (Yokogawa)

Simulação de um sistema de destilação de propeno por meio de recompressão de vapor

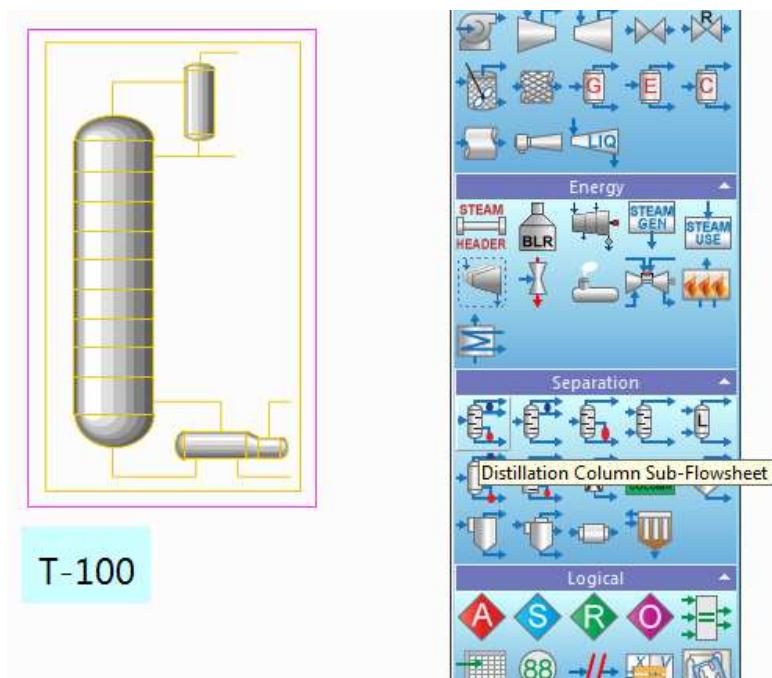
Trabalho realizado pela acadêmica Michelli Fontana sob orientação dos Professores

Larissa Maria Fernandes e Marcel Joly

Francisco Beltrão

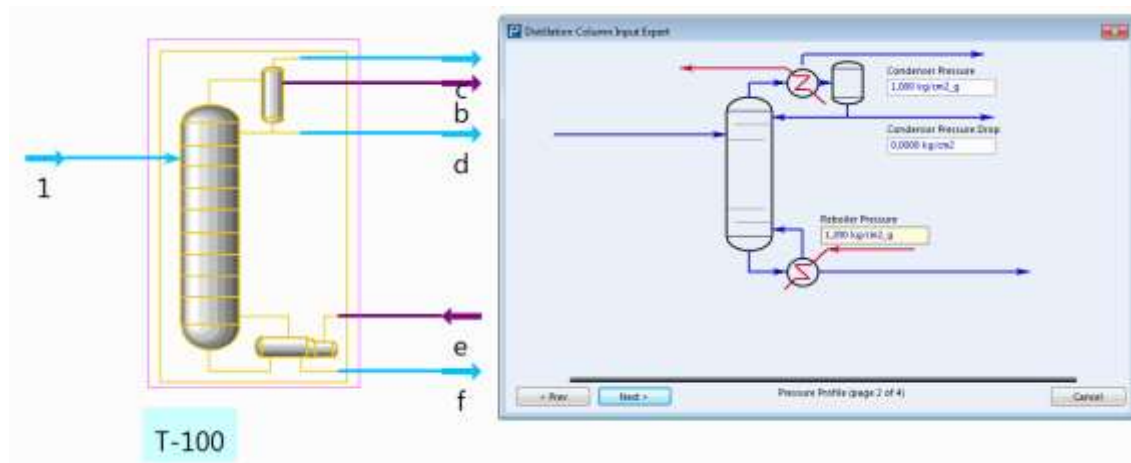
2018

Iniciaremos um novo arquivo em *File>New>Petro-SIM Refining Case*, ainda ali salvaremos nosso modelo em *File>Save*. Adicionaremos a torre de destilação, clicando **F4** e escolhendo a opção “*Distillation Column Sub-Flowsheet*”.

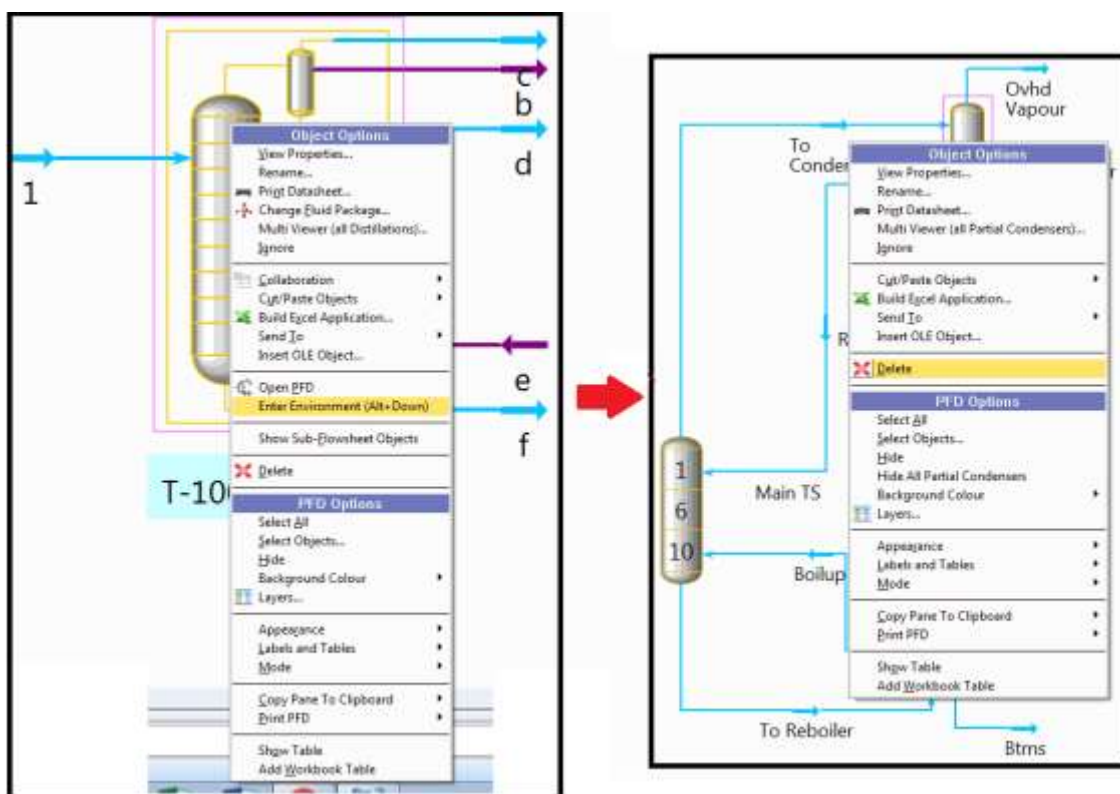


Percebe-se que a torre é constituída também de um refeedor em seu fundo e um condensador no topo, como toda torre convencional. Entretanto estamos simulando um sistema por recompressão de vapor, por isso o refeedor e o condensador serão retirados do sistema para dar lugar à integração de calor das correntes.

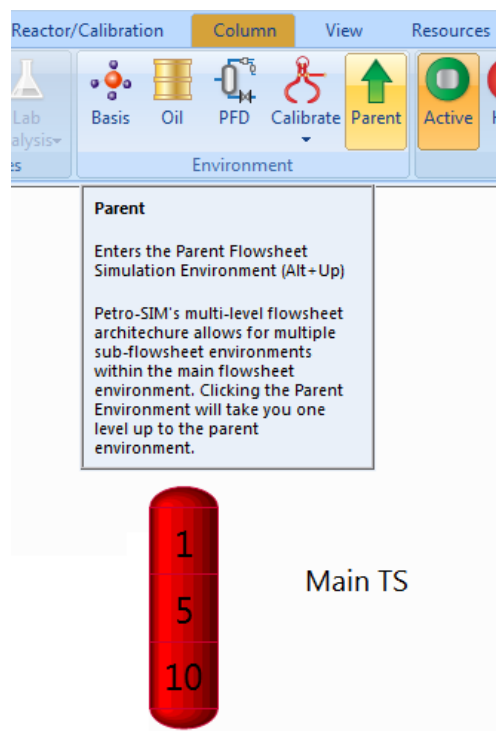
É necessário definir as correntes do sistema, mesmo que elas não sejam utilizadas, pois o simulador não permite a exclusão delas antes de definir essas propriedades. Podemos dar nomes aleatórios, já que depois elas serão deletadas, seguindo dando nomes a essas correntes, clicando em “*Next*” e “*Done*” até completar todas informações requeridas.



Já se pode clicar com o botão direito na coluna e selecionar “*Enter environment*”, podemos fechar as janelas, e excluir o condensador e o refeedor, bem como as correntes de massa e energia que lhes alimentam.



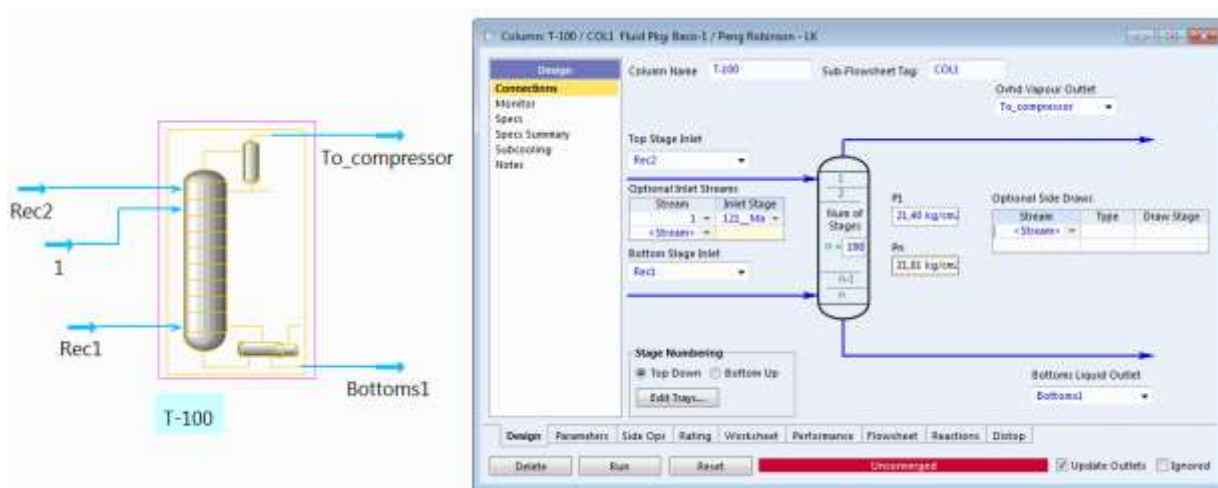
Depois de deletar, podemos clicar na seta verde “*Parent*”, isso nos trará de volta para a tela inicial. Clicando novamente com o botão direito sobre a torre, podemos acessar “*Open PFD*”, esse espaço permite que vejamos novamente o que ficou no sistema.



Caso as correntes ainda apareçam na tela, podemos apagá-las dali também, elas já não fazem mais parte do sistema. Podemos entrar nas configurações da torre clicando duas vezes sobre ela e ali colocar as correntes que realmente fazem parte do sistema de recompressão de vapor.

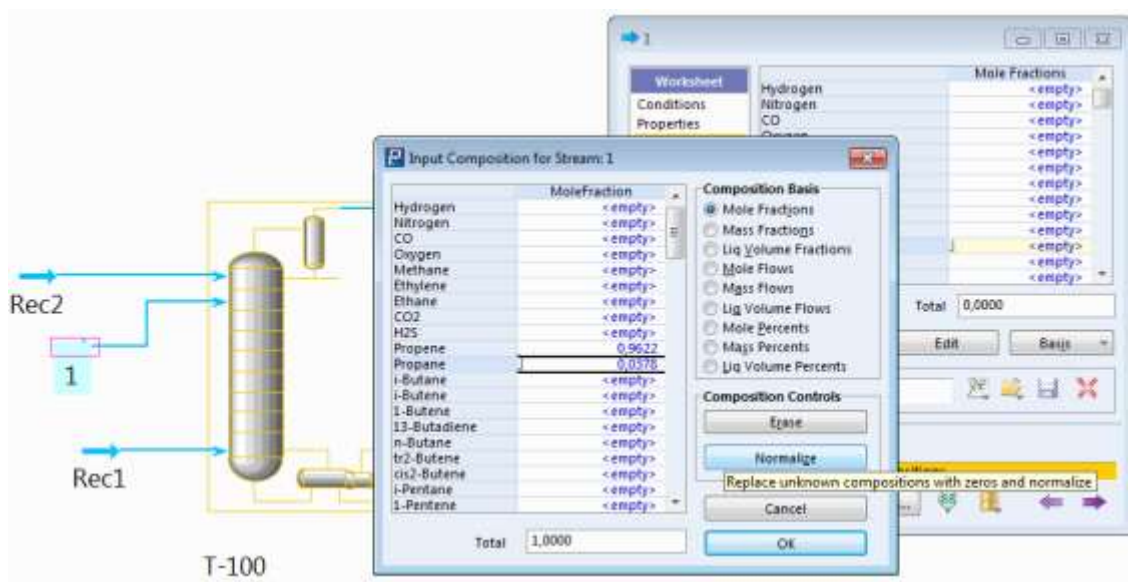
Há uma corrente de alimentação (*I*), as correntes de saída no topo *To_compressor* e no fundo *Bottoms1* e outras duas correntes de reciclo, que também alimentam a torre, por conta disso, é necessário definir inclusive essas correntes de reciclo (*Rec1 NO FUNDO* e *Rec2 NO TOPO*) e algumas informações como:

- Número de estágios: 190
- Estágio de alimentação da corrente *I*: 121
- Estágio de alimentação dos reciclos: *Rec2* no prato 1 e *Rec1* no prato 190, ou seja, no topo e no fundo respectivamente.
- Pressão: P1 (no topo) 22 bar, Pn (no fundo) 22,4 bar

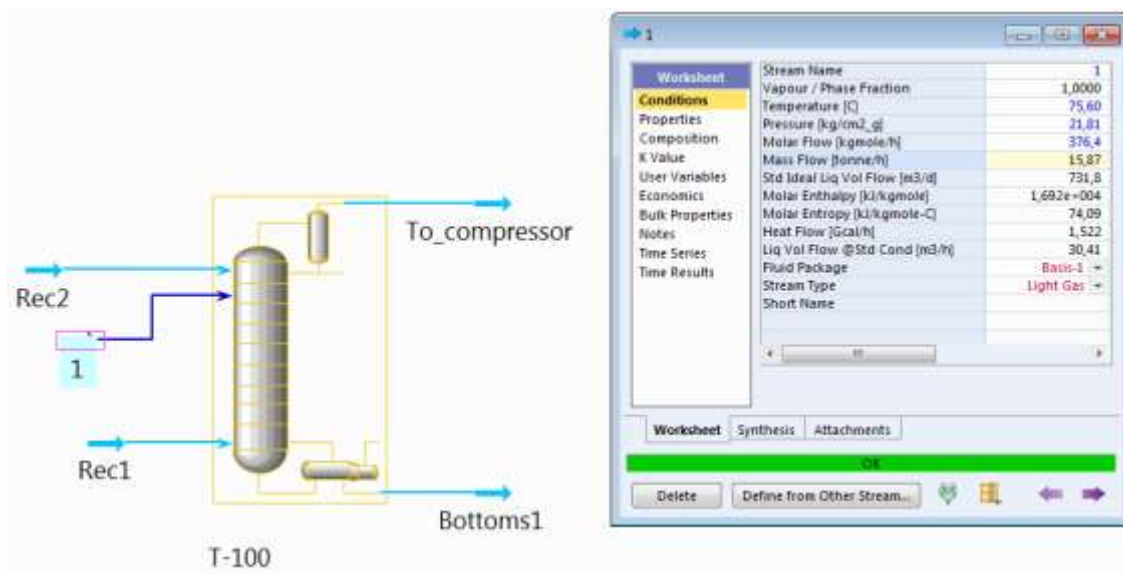


As condições para a corrente de alimentação principal (**I**) são as seguintes (**AS UNIDADES DE MEDIDA PRECISAM DE ATENÇÃO ♥**):

- Temperatura: 75,6 °C
- Pressão: 22,4 bar
- Fluxo molar: 376,4 kmol/h
- Composição em fração molar: Propano 0,0378 e Propeno 0,9622



Sempre depois de adicionar a composição, clica-se em “**normalize**” para que o simulador aplique valor 0 para as frações dos demais componentes e também faça ajustes caso a soma das frações inseridas não seja igual a 1.



Adicionando essas informações, percebe-se que a cor do símbolo da corrente muda para azul escuro e também que há um “ok” nas configurações da corrente, isso é sinal de que ela está completamente definida. Nem tudo no sistema será completamente definido com dados fornecidos por nós, porém, para que o programa nos mostre resultado, é importante definir as correntes de alimentação e as condições que cumpram os graus de liberdade do sistema.

A próxima corrente a ser definida é a **Rec1**, sendo totalmente na fase vapor, com as seguintes condições:

- Temperatura: 60,19 °C
- Pressão: 22,4 bar
- Fluxo molar: 4897,5 kmol/h
- Composição em fração molar: Propano 0,7763 e Propeno 0,2237

The left screenshot shows the 'Rec1' stream properties window with the 'Conditions' tab selected. The data is as follows:

Property	Value
Stream Name	Rec1
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	60,19
Pressure [kg/cm2_g]	21,81
Molar Flow [kgmole/h]	4898
Mass Flow [tonne/h]	213,8
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/d]	1,007e+004
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,655e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	125,9
Heat Flow [Gcal/h]	-89,60
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	419,0
Fluid Package	Basis-1 =
Stream Type	Light Gas =
Short Name	

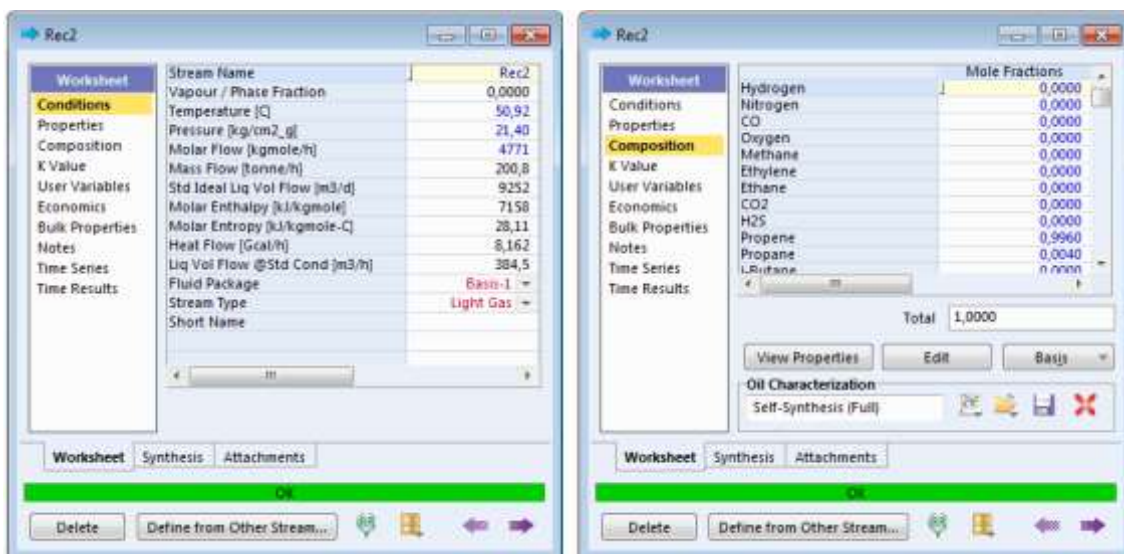
The right screenshot shows the 'Rec1' stream properties window with the 'Composition' tab selected. The data is as follows:

Component	Mole Fraction
Nitrogen	0,0000
CO	0,0000
Oxygen	0,0000
Methane	0,0000
Ethylene	0,0000
Ethane	0,0000
CO2	0,0000
H2S	0,0000
Propene	0,2237
Propane	0,7763
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000

Total: 1,0000

Devemos definir também as condições de alimentação da corrente **Rec2**:
(UNIDADES DE MEDIDA ♥)

- Pressão: 22,0 bar
- Temperatura: 50,92 °C
- Fluxo molar: 4771,1 kmol/h
- Composição em fração molar: Propano 0,004 e Propeno 0,996



E depois disso, podemos clicar em “**Run**”. Para então nos depararmos com uma das seguintes situações:

1) Mensagem “**Not converged**”

Sem desespero, pois ainda há esperança. Significa que o sistema não consegue operar da forma especificada, provavelmente há algum erro, mas que pode ser concertado.



Fonte:
Facebook Inc.¹

2) Mensagem “**Converged**”

Avançamos um passo, porém é necessário verificar se as condições das correntes de topo e fundo estão de acordo com o esperado, conforme:

To_compressor: 0,996 de propeno e 0,004 de propano e fluxo próximo a 5131 kmol/h.

Bottoms1: 0,2237 de propeno e 0,7763 de propano e fluxo próximo a 4914 kmol/h.



Fonte:
Facebook Inc.¹

¹ Disponível em: <<https://www.facebook.com/>>.

2.1) Com condições fora do esperado Temos um problema, esse sistema é muito sensível e pode não convergir nas próximas etapas.



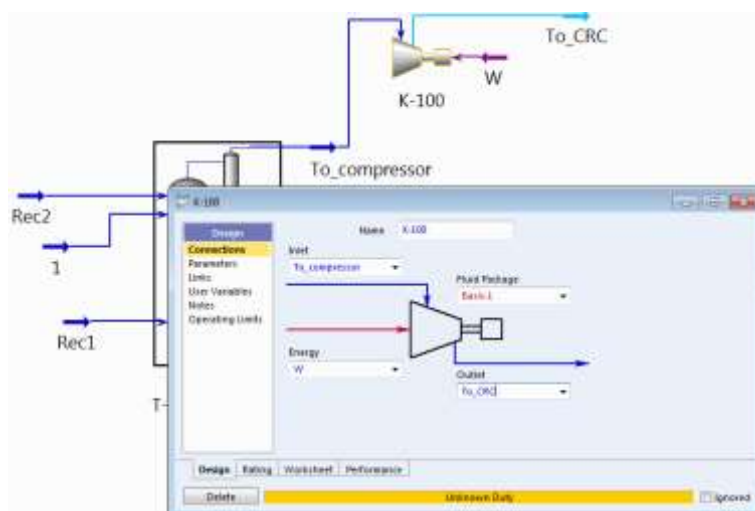
Fonte:
Facebook Inc.¹

2.2) Condições dentro do esperado Com as condições das correntes de topo e fundo dentro do esperado estamos no caminho certo!



Fonte:
Facebook Inc.¹

Adiciona-se o compressor, é necessário informar as correntes de entrada e saída e também qual a carga de energia térmica ele está recebendo. Clicando duas vezes sobre a corrente **W**, é possível inserir sua fonte de energia de 3054 kW (**CAUIDADO COM A UNIDADE DE MEDIDA NOVAMENTE**).

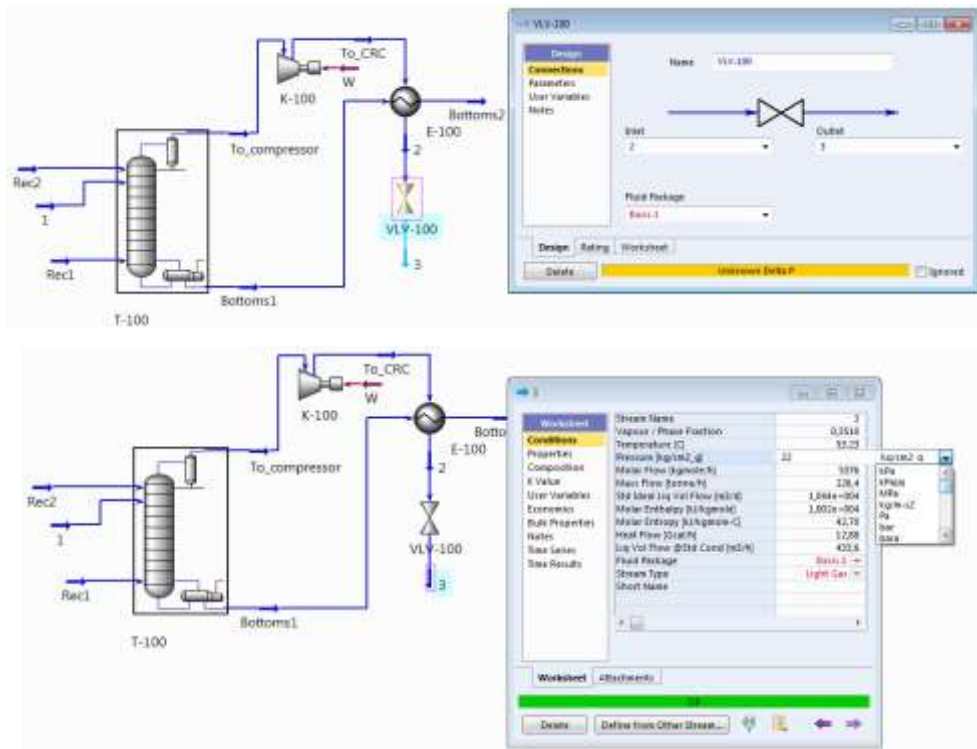


O próximo passo é adicionar o trocador de calor, muita calma nessa hora, ele é famoso por dar problemas nessa simulação. Primeiro pode-se fazer a conexão das correntes, no tubo entra **Bottoms1** e sai **Bottoms2** e no casco entra **To_CRC** e sai a corrente **2**.

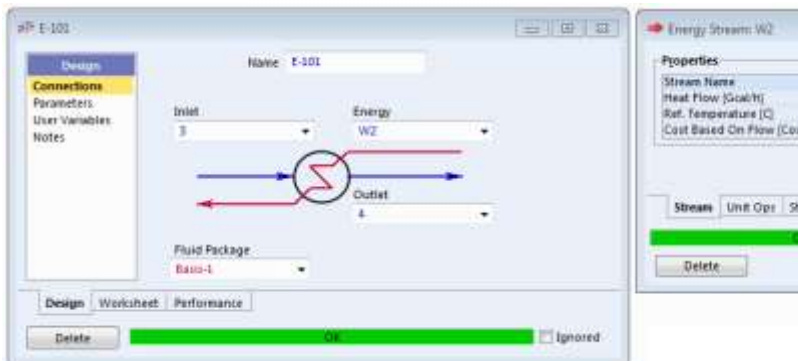
Entrar em *Worksheet* > *Conditions* do trocador de calor, colocar **fração de vapor 1** para **Bottoms2** e **pressão 22,4 bar** para essa mesma corrente. Depois na aba *Design* > *Parameters* colocar **delta P 0** para o casco. Com a inserção do trocador de calor, a corrente **2** deve atingir uma temperatura de aproximadamente 76 °C, além de passar para a fase líquida.

¹ Disponível em: <<https://www.facebook.com/>>.

O próximo passo é adicionar a válvula, é necessário apenas especificar que a pressão da corrente **3** é de 22 bar (**CUIDADO COM A UNIDADE DE MEDIDA**).



Depois disso, adiciona-se um aquecedor, pode-se definir suas correntes de entrada (**3**) e saída (**4**) e também adicionar uma corrente de calor (**W2**), além de definir a pressão na corrente **4**.



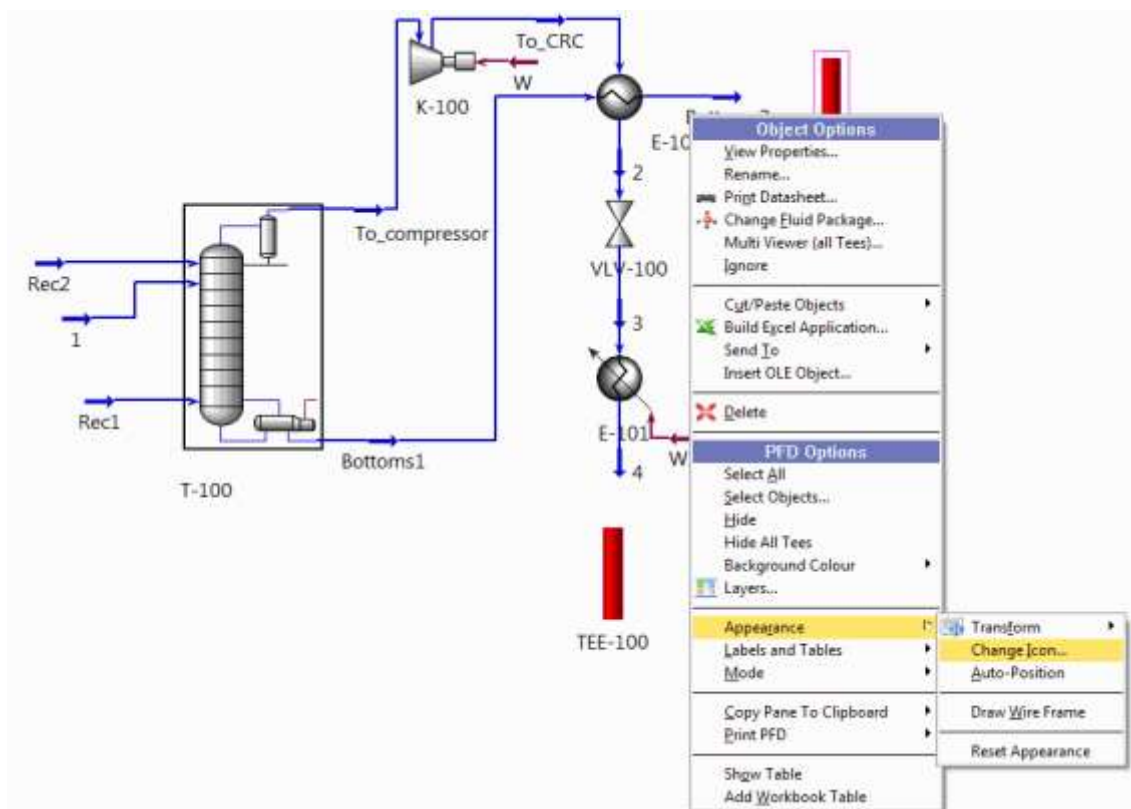
$$W2 = -4445 \text{ kW}$$

Pressão da corrente **4** = 22 bar

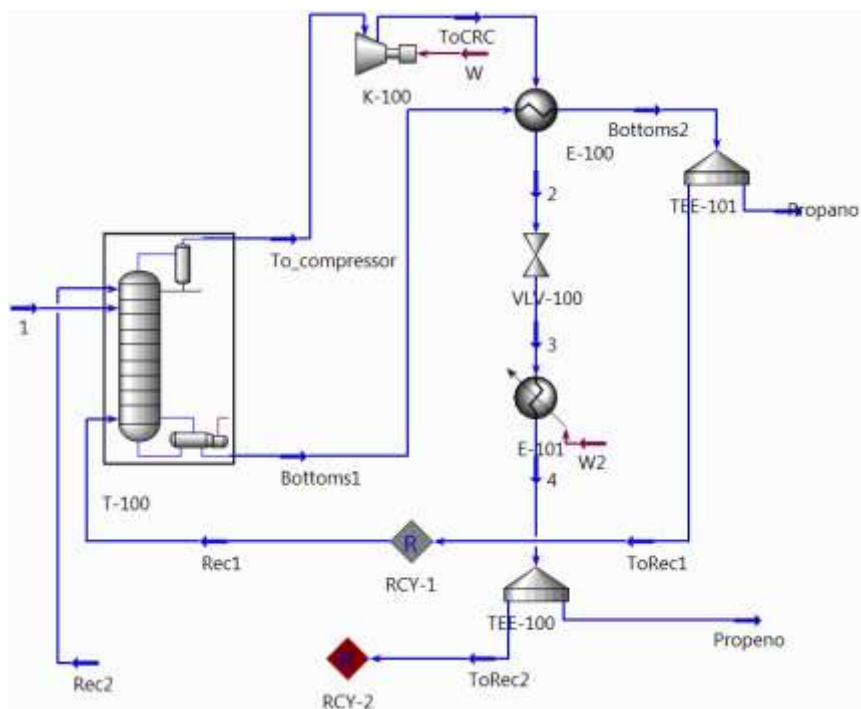
Adicionando-se dois *Tees*, já se poderá dividir as correntes entre saída de produto e reciclos, pode-se clicar com o botão direito sobre eles para alterar o símbolo e também rotacioná-los.



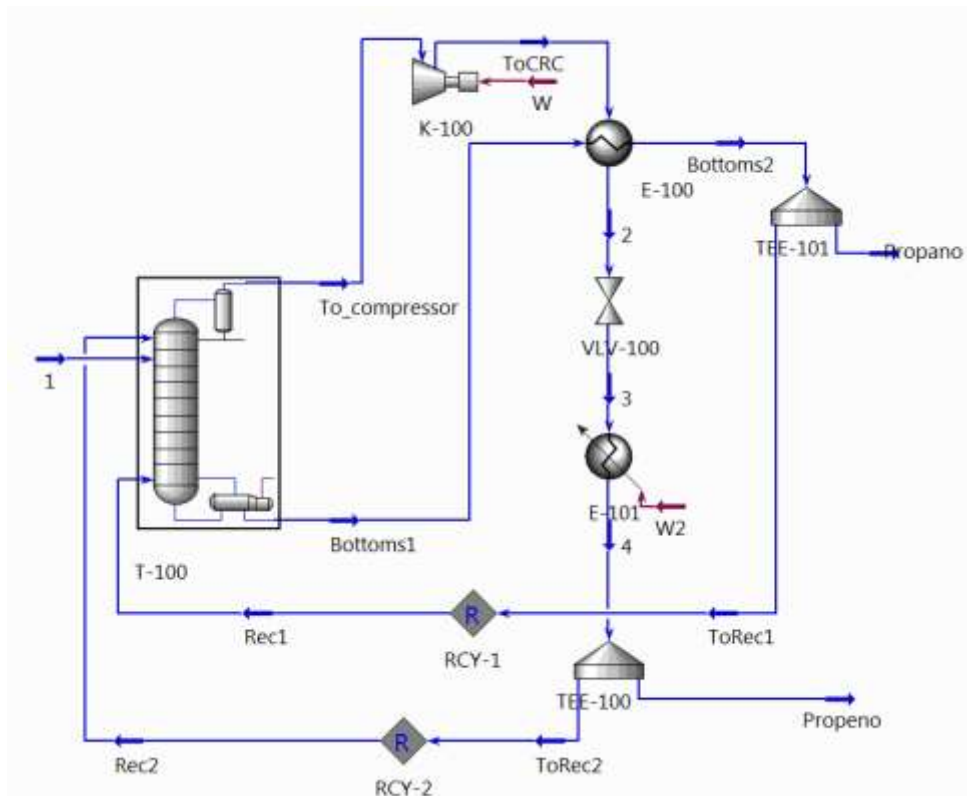
Fonte: Arquivo pessoal.



Pode-se definir os divisores, colocando o fluxo molar em uma das correntes de saída de cada um. Para a corrente **ToRec1** o fluxo molar é de 4898 kmol/h e para a corrente **ToRec2** é de 4771 kmol/h e já podemos conectar o reciclo 1 com sua corrente de saída **Rec1** e aguardar para o sistema convergir.



Fazendo o mesmo com o reciclo 2 e obteremos o sistema completo interligado, esse momento é crucial para a viabilidade da operação.



Os dados para o caso base da simulação nesta apostila foram obtidos no seguinte trabalho:

KAZEMI, Abolghasem; MEHRABANI-ZEINABAD, Arjomand; BEHESHTI, Masoud. Distillation without hot utilities; development of novel distillation configurations for energy and costs saving for separation of propylene/propane mixture. *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* . v. 123, p. 158–167, 2018.