

# UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

## Simulação e Estudo da Viabilidade Econômica do Processo Produtivo do Benzeno

**Isabela Nascimento Tardivo**

**Uberlândia – MG**

**2021**

# UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA  
TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

## Simulação e Estudo da Viabilidade Econômica do Processo Produtivo do Benzeno

**Isabela Nascimento Tardivo**

Monografia de graduação apresentada à Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários para a aprovação na disciplina Trabalho de Conclusão do Curso de Graduação em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro.

**Uberlândia – MG**

**2021**

Isabela Nascimento Tardivo

**Simulação e Estudo da Viabilidade Econômica do Processo Produtivo do  
Benzeno**

Monografia de graduação apresentada à Universidade Federal de Uberlândia como parte dos requisitos necessários para a aprovação na disciplina Trabalho de Conclusão do Curso de Graduação em Engenharia Química.

**Banca Examinadora:**

Prof. Dr. Sérgio Mauro da Silva Neiro

Orientador

Faculdade de Engenharia Química / UFU

Prof. Dr. Rubens Gedraite

Faculdade de Engenharia Química / UFU

Eng. Aldimiro Micas

Faculdade de Engenharia Química / UFU

Uberlândia, maio de 2021

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço em primeiro lugar à minha família, que sempre me incentivou nos estudos e me apoiou nas minhas escolhas, ouviu meus desabafos e que tornou possível que eu chegasse até aqui.

Também deixo meu agradecimento aos meus amigos de trabalho e faculdade, em especial ao Thomás, que me acompanhou de perto esta jornada, e me impulsionou quando eu precisava de apoio.

Agradeço grandemente ao professor Sergio, por estar sempre disposto a ensinar e orientar de fato, tendo paciência em todo o trajeto e possibilitando que este estudo fosse feito.

Ademais, agradeço a todos que, direta ou indiretamente, contribuíram com a realização e finalização desse projeto.

## SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO .....	10
2. O PROCESSO.....	11
3. UTILIZAÇÃO DE UM SIMULADOR COMERCIAL.....	13
3.1 <i>Misturador</i> .....	15
3.2 <i>Bomba</i> .....	16
3.3 <i>Trocador de calor</i> .....	18
3.4 <i>Forno</i> .....	19
3.5 <i>Reator</i> .....	19
3.6 <i>Vaso Flash</i> .....	22
3.7 <i>Divisor de correntes</i> .....	23
3.8 <i>Compressor</i> .....	25
3.9 <i>Coluna de destilação</i> .....	25
3.10 <i>Ajuste de reciclo</i> .....	27
4. ESTIMATIVAS DE CAPEX E OPEX NA PLANILHA CAPCOST .....	28
5. ANÁLISE ECONÔMICA E DISCUSSÃO .....	31
6. CONCLUSÕES.....	38
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	39

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: PFD (Process Flow Diagram) da produção de benzeno .....	12
Figura 2: Diagrama de simulação da planta de benzeno no UniSim Design .....	14
Figura 3: Representação de um misturador .....	16
Figura 4: Configuração de um misturador.....	16
Figura 5: Representação de uma bomba.....	17
Figura 6: Configuração de uma bomba .....	17
Figura 7: Configuração do gasto energético de uma bomba .....	17
Figura 8: Representação de um trocador de calor .....	18
Figura 9: Configuração de um trocador de calor .....	18
Figura 10: Representação de um forno.....	19
Figura 11: Configuração de um forno .....	19
Figura 12: Representação de um reator do tipo PFR.....	20
Figura 13: Configuração de um reator do tipo PFR .....	21
Figura 14: Configuração da reação.....	21
Figura 15: Configuração da reação em um reator do tipo PFR.....	22
Figura 16: Configuração das dimensões de um reator do tipo PFR .....	22
Figura 17: Representação de vasos flash.....	23
Figura 18: Configuração de vasos flash .....	23
Figura 19: Representação de um separador de correntes .....	24
Figura 20: Configuração de um separador de correntes .....	24
Figura 21: Configuração da razão de separação em um separador de correntes.....	24
Figura 22: Representação de um compressor .....	25
Figura 23: Configuração de um compressor.....	25
Figura 24: Representação de uma coluna de destilação .....	26
Figura 25: Configuração de uma coluna de destilação.....	26
Figura 26: Configuração das recuperações desejadas na destilação.....	27
Figura 27: Representação de um ajuste de reciclo .....	27
Figura 28: Configuração de um ajuste de reciclo .....	28
Figura 29: Gráfico do fluxo de caixa da planta .....	34
Figura 30: Gráfico de NPV para o método de Monte-Carlo .....	35
Figura 31: Gráfico de DCFROR para o método de Monte-Carlo .....	36

Figura 32 – Gráfico de DPBP para o método de Monte-Carlo .....	37
Figura 33: Gráfico de CCP para o método de Monte-Carlo.....	37

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Informações das correntes do processo simulado.....	15
Tabela 2: Dados dos equipamentos e estimativas de custos na planilha CapCost .....	29
Tabela 3: Sumário de Utilidades e custos aproximados .....	30
Tabela 4: Valores (em dólares) dos reagentes e produtos .....	31
Tabela 5: Custos envolvidos na operação e manutenção da fábrica.....	31
Tabela 6: Fluxos de caixa envolvendo instalação e vida útil da planta (em milhões de dólares) .....	33
Tabela 7: Parâmetros do método de Monte-Carlo.....	34

## RESUMO

Antes de se iniciar a construção de uma planta química, muitas são as variáveis levadas em consideração. Com a tecnologia presente atualmente, é possível prever todo o funcionamento de um processo industrial de maneira virtual, por meio da simulação de processos, algo muito vantajoso em se tratando de um investimento tão alto que é construir uma planta desde o início. A análise que sucede a simulação geralmente é a de viabilidade econômica, responsável por determinar se o projeto será, de fato, lucrativo. No presente trabalho, foi realizada a simulação de uma planta de produção de benzeno via hidrodealquilação do tolueno, utilizando o software Unisim Design, por meio do qual levantou-se a lista de equipamentos, matérias-primas e utilidades necessárias. De posse de todas essas informações, utilizou-se uma planilha de análise de viabilidade econômica, chamada CapCost, na qual foram colocados vários dados da simulação, a fim de se obter a resposta sobre a possível lucratividade do projeto.

**Palavras-chave:** UniSim; viabilidade econômica; produção de benzeno.

## 1. INTRODUÇÃO

O benzeno é um hidrocarboneto aromático, de fórmula  $C_6H_6$ , amplamente utilizado como matéria-prima na indústria do petróleo e derivados, na produção de resinas, plásticos e fibras (YASUDA, 2019). Uma de suas formas de produção industrial consiste na hidrodealkilação do tolueno (HDA), que é a reação química envolvendo um hidrocarboneto aromático (neste caso, o tolueno), e gás hidrogênio, a fim de gerar um hidrocarboneto sem grupos funcionais. Outras formas são a reforma catalítica, a desproporcionamento do tolueno e o craqueamento a vapor.

O processo químico de produção de benzeno por HDA pode ser separado em duas grandes etapas: reação e separação. A primeira é constituída de equipamentos como reator, trocadores de calor, e forno; já na segunda, estão presentes vasos de separação, e coluna de destilação (TURTON *et al.*, 2008).

Devido à complexidade relacionada à eficiência energética, busca-se otimizar o processo por meio de correntes de reciclo nas etapas de aquecimento e resfriamento, diminuindo, assim, os custos com utilidades dentro da planta (PAENGJUNTUEK, 2009).

Antes da construção de uma planta química, é interessante e muitas vezes utilizado algum software de simulação de processos. Com esse tipo de ferramenta, é possível entender melhor boa parte do funcionamento da planta, como informações sobre fluxos mássicos, temperaturas e pressões de saída, eficiência de um equipamento, etc. A aplicação dos softwares computacionais na análise do processo global oferece muitas vantagens, dentre elas: melhoria de processos, conservação de massa e recursos energéticos, aumento de produtividade, reduções nos custos operacionais e de capital de processos químicos, além de evitar erros de cálculos manuais e aumentar a precisão dos resultados (IDRISS *et al.*, 2015).

Um software comercialmente utilizado é o UniSim<sup>®</sup>, que permite criar e analisar plantas no estado estacionário e dinâmico, além de monitorar sua performance, através de ferramentas internas de análise. Algumas informações necessárias para se iniciar a simulação são: reagentes e vazões de entrada, temperatura e pressão das correntes de entrada, a(s) reação(ões) que ocorrem no processo e um modelo adequado, que represente bem a(s) mesma(s). A partir desses dados, pode-se iniciar a construção da planta, através da criação de correntes e adição de equipamentos.

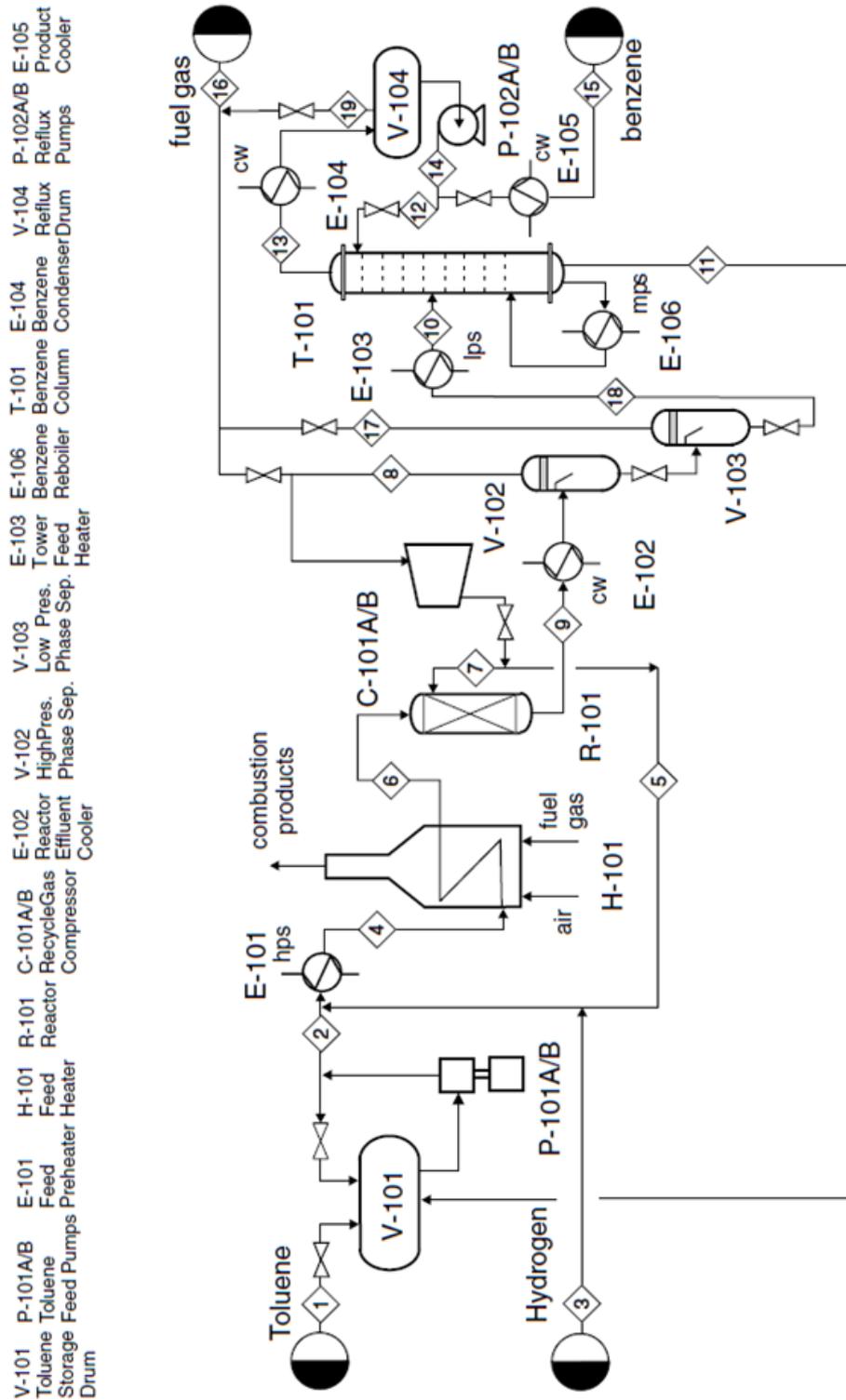
Apesar da simulação do processo fornecer informações de grande relevância na hipótese de se construir uma planta, uma etapa crucial é a avaliação econômica da mesma, o que definirá de fato se o processo será lucrativo ou não. Para a análise, uma das ferramentas utilizadas é a planilha CapCost (TURTON *et al.*, 2008). Ela possibilita de calcular desde gastos com matéria prima até custos operacionais, a partir de informações da própria simulação da planta de processo. Ao fim, é feita uma análise total do processo, que mostra quão viável é o processo simulado.

O objetivo desse trabalho é realizar um estudo de viabilidade econômica da planta de produção de benzeno via hidrodealquilação do tolueno, com base na metodologia proposta por Turton *et al.* (2008).

## **2. O PROCESSO**

Como mencionado anteriormente, o benzeno pode ser produzido de algumas maneiras diferentes. O processo escolhido para esse estudo está representado na Figura 1, conforme apresentado por Turton *et al.* (2008).

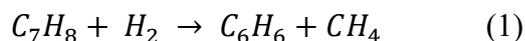
Figura 1: PFD (Process Flow Diagram) da produção de benzeno



Fonte: Turton *et al.* (2008)

Uma corrente de alimentação de tolueno se junta a uma corrente de alimentação de gás hidrogênio para formar uma única, a qual passa por um trocador de calor, aumentando sua

temperatura para finalmente passar pelo forno e entrar no reator, onde ocorrerá a reação 1, mostrada abaixo:



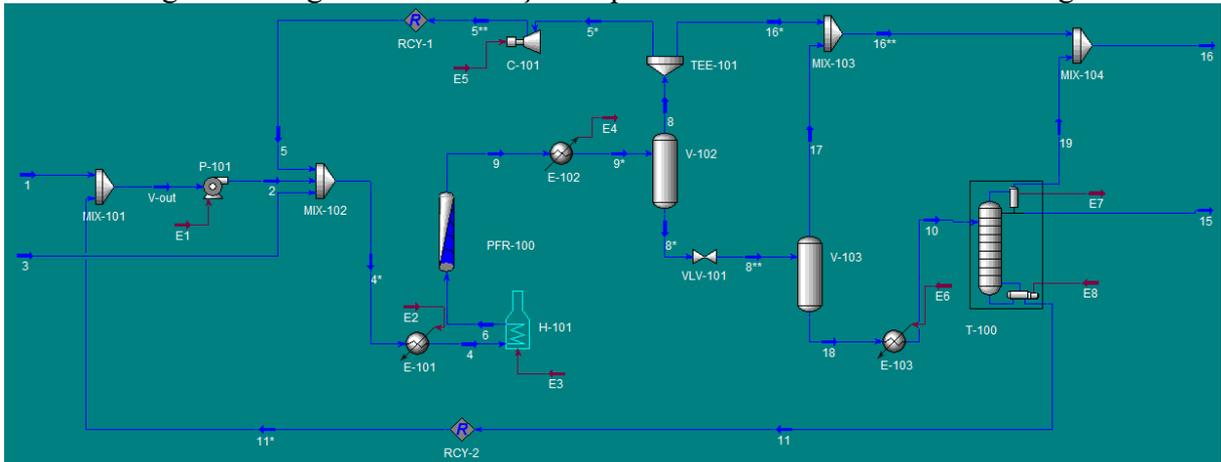
Após a reação, a corrente de produtos passa por dois vasos de *flash*, responsáveis por separar os produtos mais voláteis ( $H_2$  e  $CH_4$ ), que saem pelo topo, dos menos voláteis ( $C_7H_8$  e  $C_6H_6$ ), os quais compõem majoritariamente a corrente de fundo.

A corrente de fundo ganha temperatura ao passar por um trocador de calor e alimenta, então, uma coluna de destilação, a qual é responsável pela separação do produto de interesse, o benzeno, que deixa a coluna pelo topo, e passa por um condensador, antes de ser armazenado. O reagente separado no fundo (tolueno), retorna ao início do processo através de uma corrente de reciclo, que se une à corrente de alimentação de tolueno. Os gases hidrogênio e metano são purgados do sistema durante todo o processo. Parte do hidrogênio retorna a ele via corrente de reciclo, que realimenta o forno como reagente. O que sobra da corrente de purga será usado como combustível, também no forno.

### 3. UTILIZAÇÃO DE UM SIMULADOR COMERCIAL

Para a representação e simulação da planta de benzeno no presente trabalho, foi utilizado o software UniSim Design R460.2, simulador comercial de processos químicos apresentado pela empresa multinacional Honeywell, em 2004. O mesmo é bastante utilizado na área de petróleo e gás, tanto na área de projetos, quanto para monitoramento de desempenho e otimizações. O simulador possui uma biblioteca bastante completa, com uma gama de componentes químicos, operações unitárias e pacotes termodinâmicos, facilitando a comparação com uma planta real (FONSECA E SANTOS, 2018). Na Figura 2, é mostrado o processo simulado e utilizado posteriormente como base para a avaliação de viabilidade econômica.

Figura 2: Diagrama de simulação da planta de benzeno no UniSim Design



Fonte: Próprio autor

Para essa simulação, foi escolhido o modelo termodinâmico PRSV (Peng-Robinson-Stryjek-Vera), pela característica de representar bem substâncias apolares e ser mais preciso que o modelo de Peng-Robinson, segundo Stryjek e Vera (1986), devido à adição de um parâmetro de composto puro ao modelo original.

Após simulação da planta completa, foi possível obter as informações de vazão, composição, temperatura e pressão de cada corrente, como apresentado na Tabela 1.

Tabela 1: Informações das correntes do processo simulado

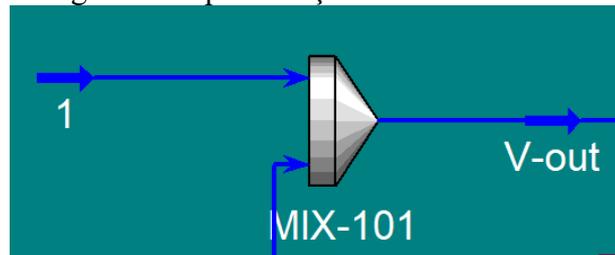
Corrente	Fração de Vapor	Temperatura (°C)	Pressão (kPa)	Vazão Molar (kmol/h)	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Molar de Hidrogênio (kmol/h)	Vazão Molar de Metano (kmol/h)	Vazão Molar de Benzeno (kmol/h)	Vazão Molar de Tolueno (kmol/h)
1	0	25.00	190	108.70	10015.71	0.00	0.00	0.00	108.70
2	0	53.55	2580	135.10	12444.75	0.00	0.00	0.25	134.85
11*	0	149.95	280	26.40	2429.05	0.00	0.00	0.25	26.15
V-out	0	52.49	190	135.10	12444.75	0.00	0.00	0.25	134.85
3	1	25.00	2550	301.00	817.22	286.00	15.00	0.00	0.00
5	1	45.00	2550	783.15	6567.97	462.57	312.79	7.14	0.64
4*	0.8849	45.86	2550	1219.25	19829.94	748.57	327.79	7.39	135.50
4	1	225.00	2520	1219.25	19829.94	748.57	327.79	7.39	135.50
11	0	149.95	280	26.15	2406.16	0.00	0.00	0.24	25.91
19	1	93.46	250	1.35	72.20	0.01	0.52	0.82	0.00
15	0	93.46	250	105.25	8211.04	0.00	0.22	104.77	0.26
6	1	700.00	2500	1219.25	19829.94	748.57	327.79	7.39	135.50
9	1	766.61	2400	1219.25	19829.52	640.08	436.27	115.87	27.01
9*	0.8888	38.00	2390	1219.25	19829.52	640.08	436.27	115.87	27.01
8	1	38.00	2390	1083.62	9085.35	639.75	433.19	9.85	0.83
8*	0	38.00	2390	135.62	10744.17	0.34	3.08	106.02	26.19
8**	2.12E-02	38.33	280	135.62	10744.17	0.34	3.08	106.02	26.19
17	1	38.33	280	2.87	54.76	0.33	2.33	0.19	0.02
18	0	38.33	280	132.75	10689.41	0.01	0.75	105.83	26.17
10	5.08E-03	90.00	260	132.75	10689.41	0.01	0.75	105.83	26.17
16*	1	38.00	2390	299.73	2513.01	176.95	119.82	2.73	0.23
5*	1	38.00	2390	783.89	6572.34	462.79	313.37	7.13	0.60
5**	1	45.00	2550	783.89	6572.34	462.79	313.37	7.13	0.60
16**	1	36.19	280	302.60	2567.77	177.28	122.16	2.92	0.25
16	1	36.70	250	303.95	2639.97	177.29	122.68	3.74	0.25

Em seguida, são apresentadas as especificações técnicas de cada equipamento utilizado na simulação, juntamente com os detalhes dos *inputs* necessários para configurá-los.

### 3.1 Misturador

O primeiro equipamento utilizado nesta simulação foi o misturador. Ele é necessário quando o objetivo é juntar duas correntes distintas em uma única. Na Figura 3, é apresentada a representação desse equipamento no Unisim.

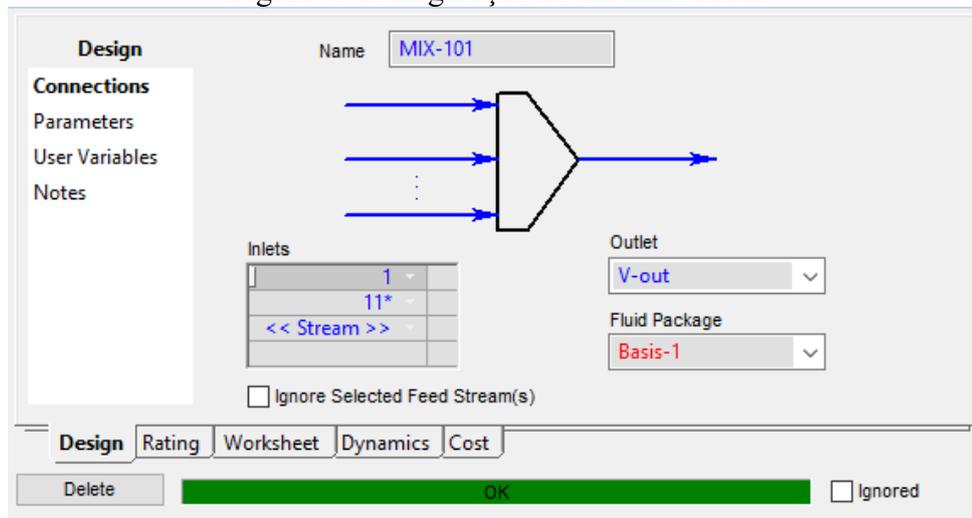
Figura 3: Representação de um misturador



Fonte: Próprio autor

Para configurá-lo, abre-se no aplicativo a janela correspondente ao equipamento e se insere as correntes que devem ser conectadas a ele, como na Figura 4 a seguir:

Figura 4: Configuração de um misturador

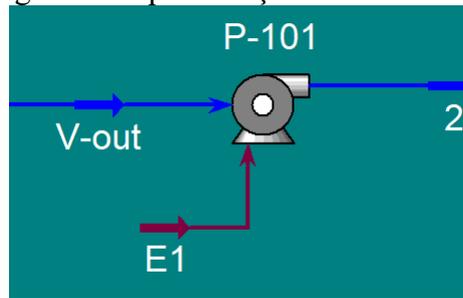


Fonte: Próprio autor

### 3.2 Bomba

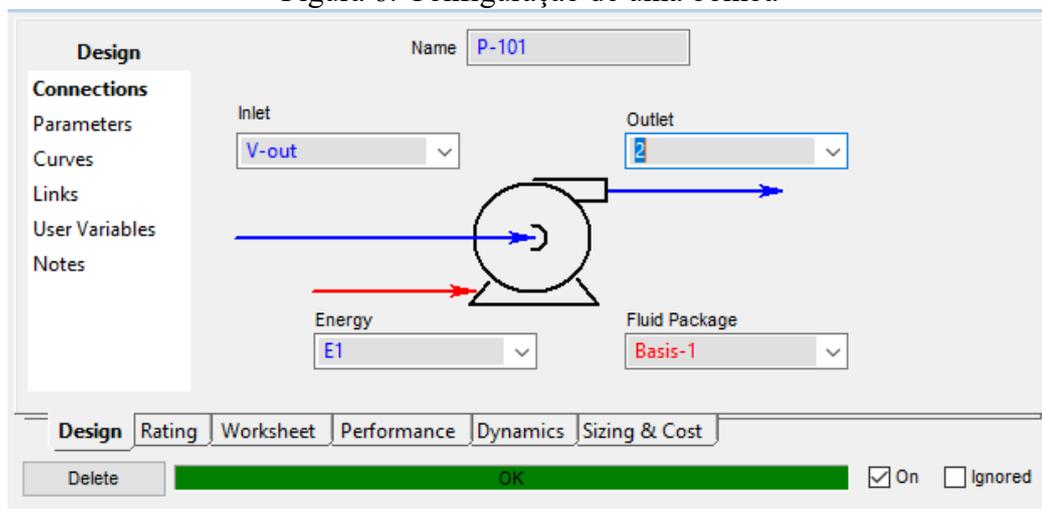
A bomba é utilizada para que a pressão de uma corrente de entrada seja elevada. Na Figura 5, é apresentada a tela que representa a bomba centrífuga no diagrama da simulação. Para configurá-la, são necessárias as correntes de entrada (e de saída, se já estiver definida), além de informações referentes à variação de pressão ou da corrente de energia gasta para que a bomba funcione adequadamente, como apresentado nas Figuras 6 e 7.

Figura 5: Representação de uma bomba



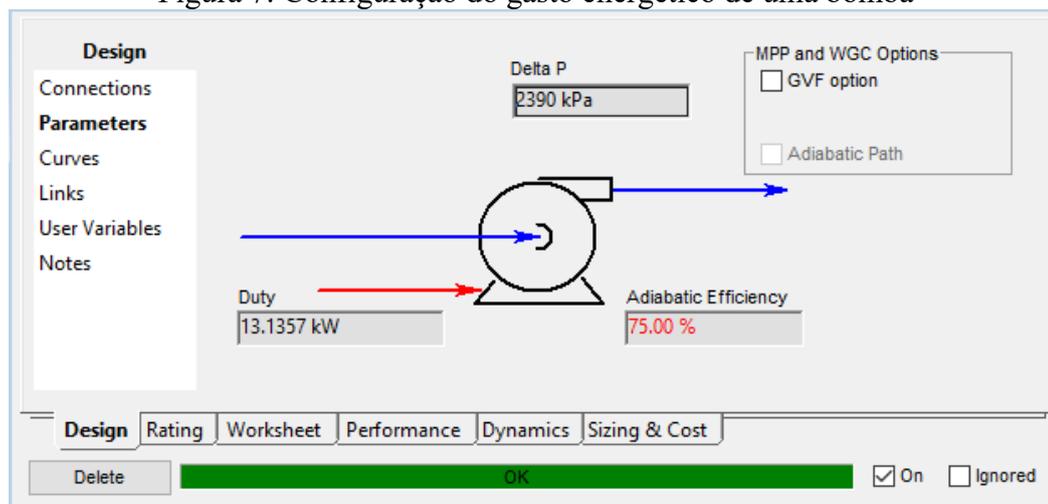
Fonte: Próprio autor

Figura 6: Configuração de uma bomba



Fonte: Próprio autor

Figura 7: Configuração do gasto energético de uma bomba

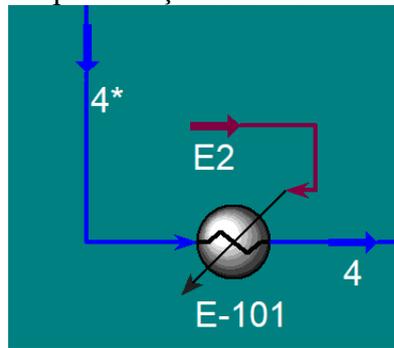


Fonte: Próprio autor

### 3.3 Trocador de calor

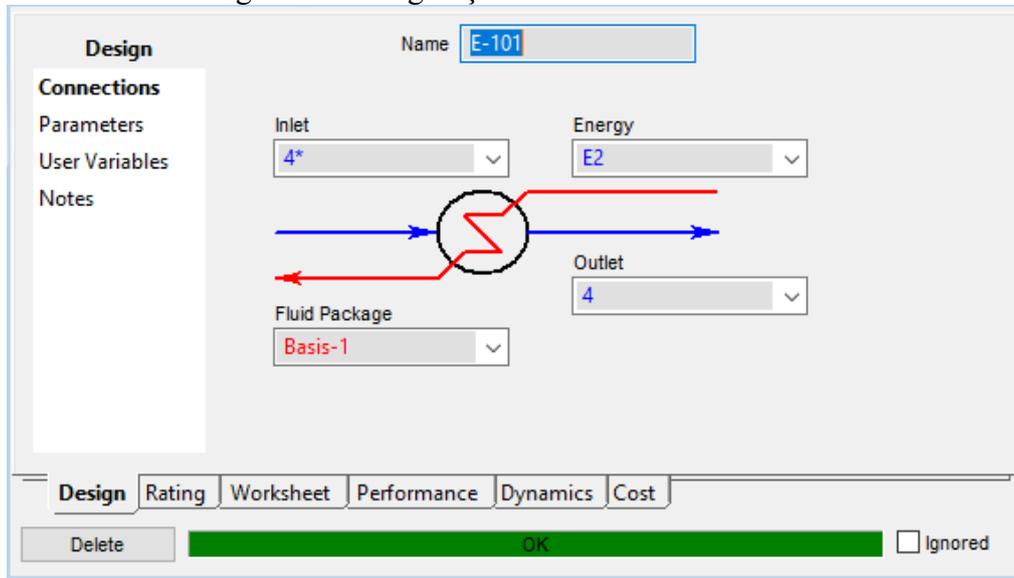
O trocador de calor é utilizado para que a corrente de interesse seja aquecida ou resfriada, de acordo com a necessidade do processo, como apresentado na Figura 8. Para que isso aconteça, é necessário que energia seja adicionada ou retirada do processo, que na configuração do equipamento ocorre por meio de uma corrente de energia, como demonstrado na Figura 9.

Figura 8: Representação de um trocador de calor



Fonte: Próprio autor

Figura 9: Configuração de um trocador de calor

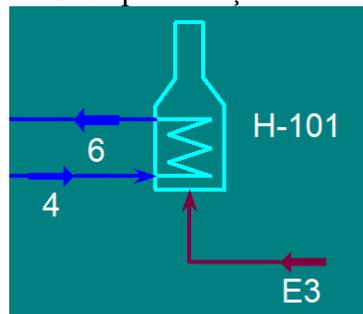


Fonte: Próprio autor

### 3.4 Forno

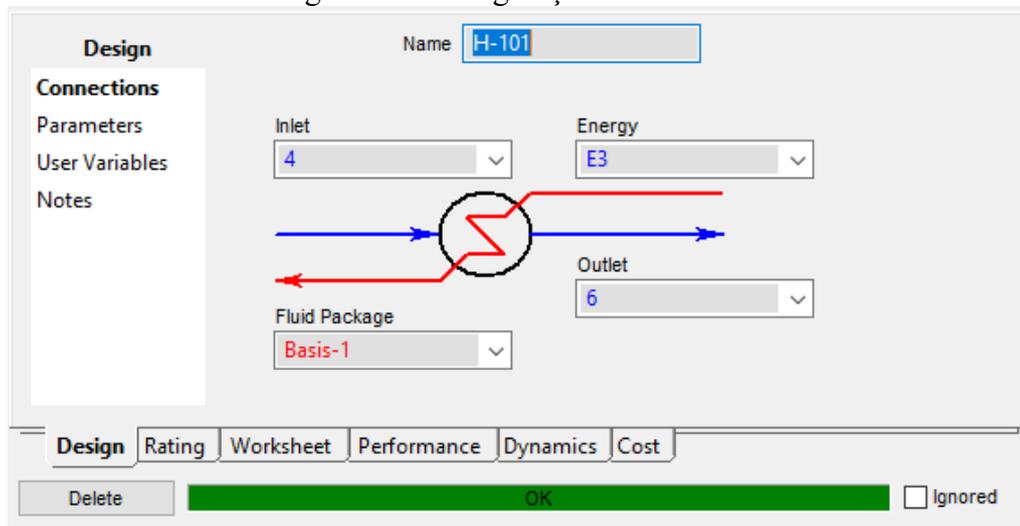
O forno é configurado de forma similar ao trocador de calor, necessitando da corrente mássica de entrada e de uma corrente de energia. A seguir, nas Figuras 10 e 11, tem-se a representação e a configuração desse equipamento, respectivamente.

Figura 10: Representação de um forno



Fonte: Próprio autor

Figura 11: Configuração de um forno



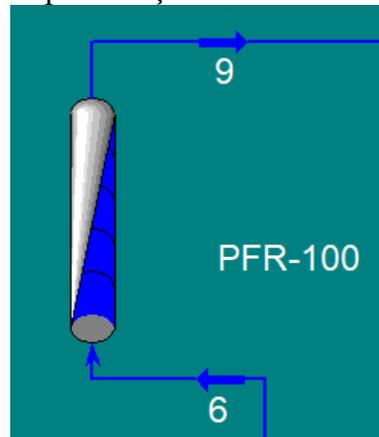
Fonte: Próprio autor

### 3.5 Reator

O reator apresentado por Turton *et al.* (2008) na planta de produção de benzeno é do tipo leito empacotado, porém não havia informações suficientes para configurá-lo no simulador,

como, por exemplo, as características do catalisador utilizado. Portanto, foi escolhido o reator do tipo PFR (reator de fluxo empistonado), representado na Figura 12, para realizar a simulação.

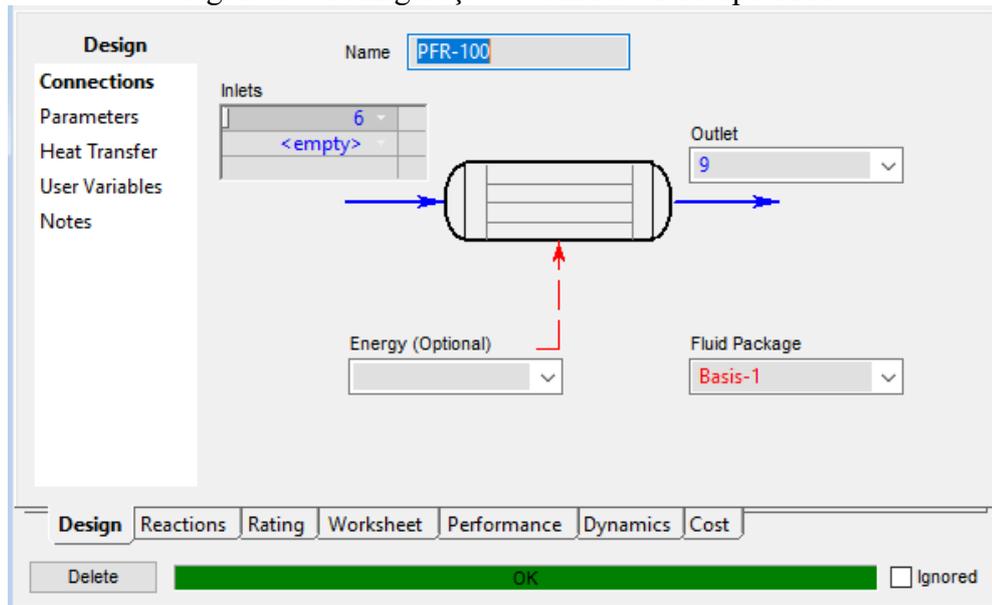
Figura 12: Representação de um reator do tipo PFR



Fonte: Próprio autor

Ao configurar o equipamento, são necessárias mais informações além das correntes (Figura 13). A reação foi configurada no ambiente base do simulador, como mostra a Figura 14, onde foi inserida a equação da taxa da reação (como apresentado na Equação 1), na qual as concentrações dos reagentes estão em mol/L de reator e a temperatura em K. O calor da reação é  $-52,0$  kJ/mol a  $900$  °C e  $-50,5$  kJ/mol a  $700$  °C, e o calor específico médio da alimentação do reator e efluentes é de  $3,3216$  kJ/kg/K a  $950$  °C e de  $3,042$  kJ/kg/K a  $700$  °C (TURTON *et al*, 2008). A energia de ativação foi configurada em  $212954,8$  kJ/kmol, que é o valor de  $25614$  K mostrado na Equação 1 multiplicado pela constante universal dos gases ( $R = 8,134$  kJ/(kmol/K)).

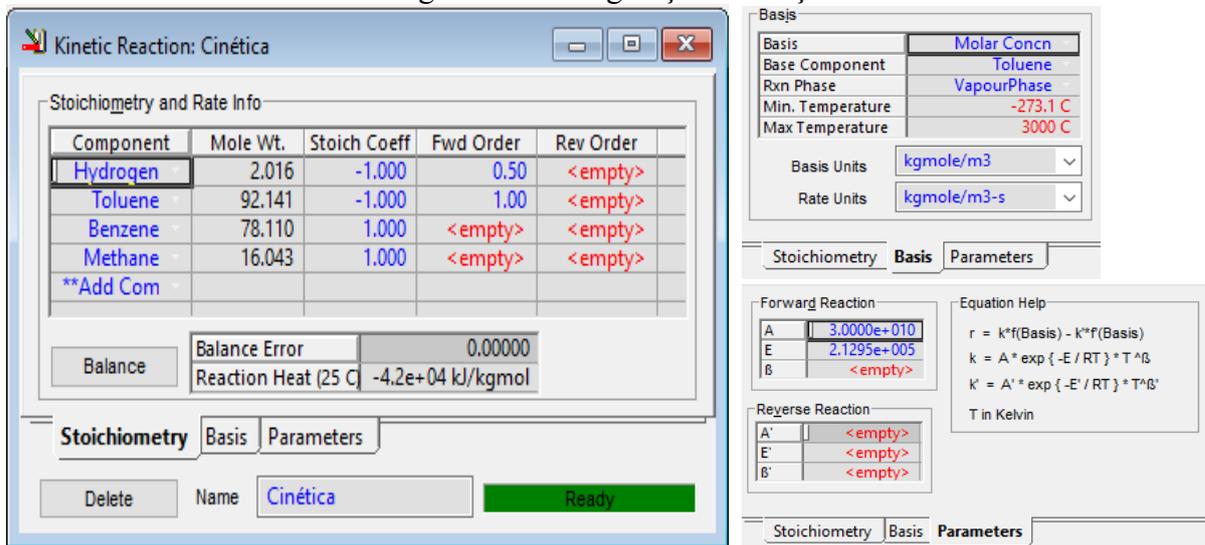
Figura 13: Configuração de um reator do tipo PFR



Fonte: Próprio autor

$$-r_{tol} = 3,0 \times 10^{10} e^{-\frac{25614}{T[K]}} c_{tol} \cdot c_{H_2}^{0,5} \left[ \frac{kmol}{m^3 \text{ de reator} \cdot s} \right] \quad (1)$$

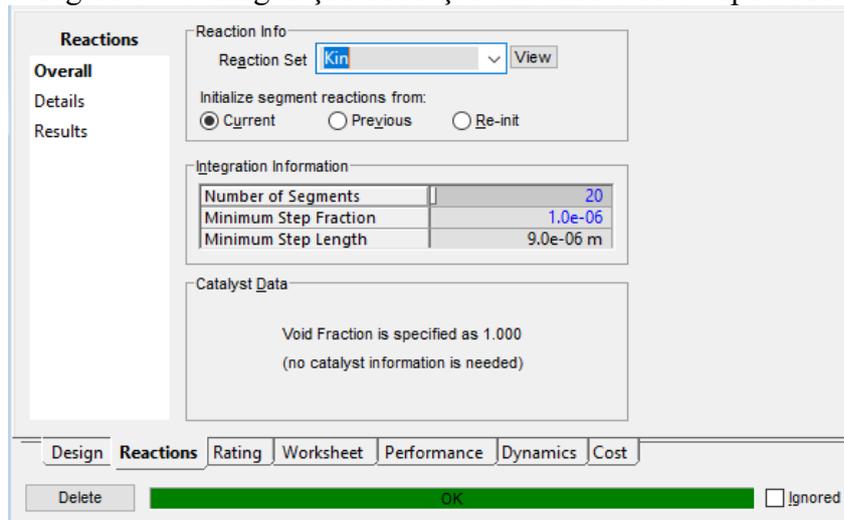
Figura 14: Configuração da reação



Fonte: Próprio autor

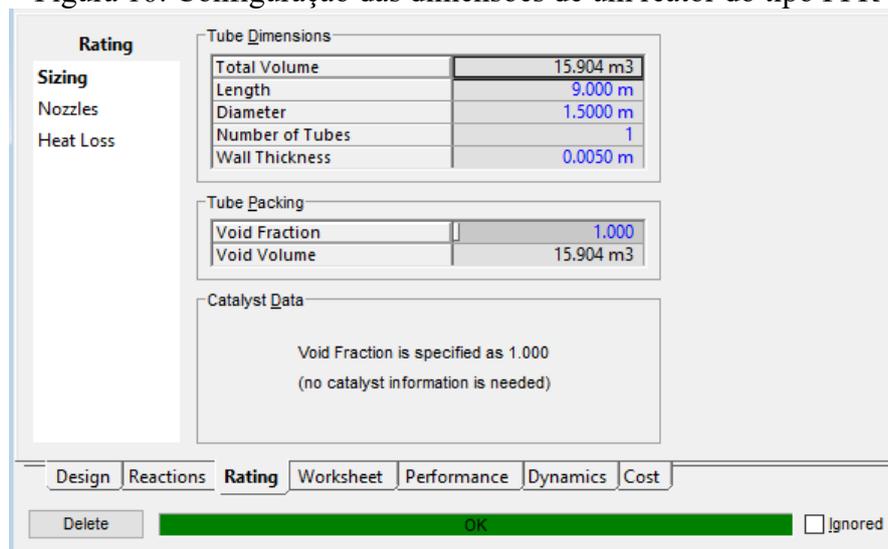
Na janela de configuração do reator conecta-se o *set* da reação na aba “Reactions” (Figura 15). Além disso, é necessário fornecer informações sobre o dimensionamento do reator na aba “Rating”, como comprimento, diâmetro e fração de vazio, que nesse caso é igual a 1, por não haver presença de catalisador, como pode ser visto na Figura 16.

Figura 15: Configuração da reação em um reator do tipo PFR



Fonte: Próprio autor

Figura 16: Configuração das dimensões de um reator do tipo PFR

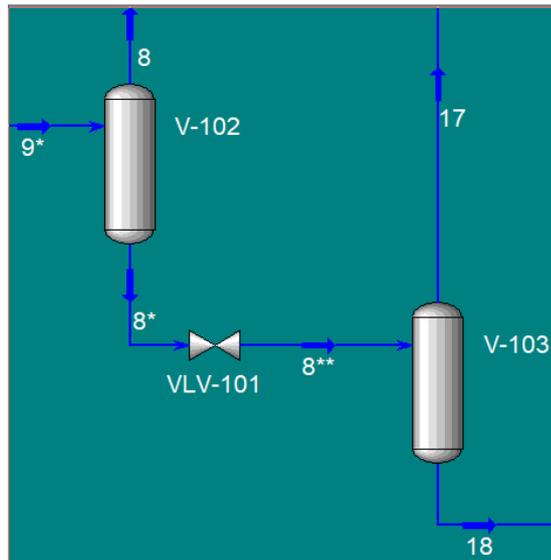


Fonte: Próprio autor

### 3.6 Vaso Flash

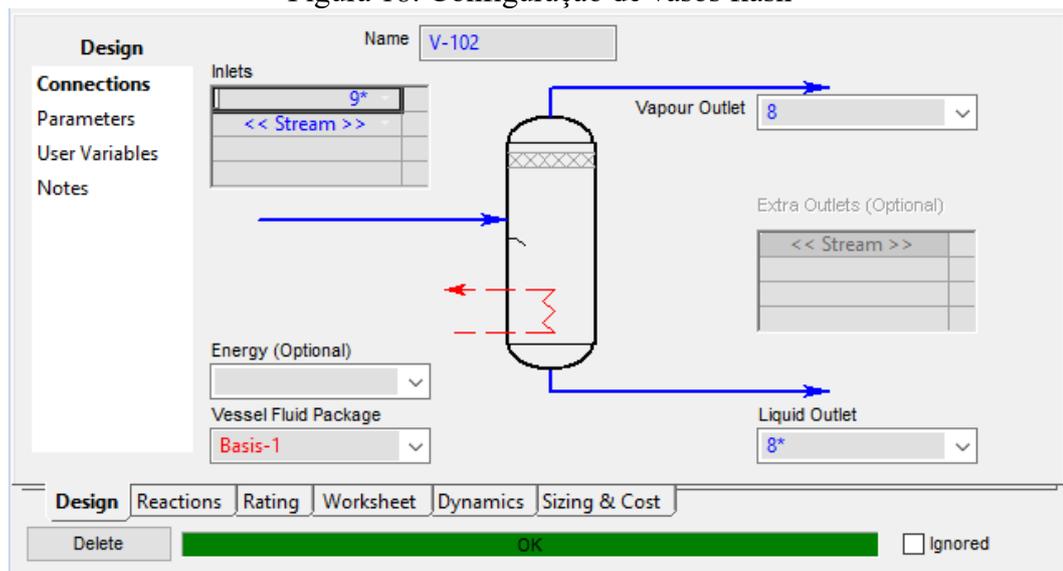
Esse equipamento realiza a separação das fases de uma corrente. Nesta simulação, foram utilizados dois vasos flash em sequência – como mostrado na Figura 17 -, de modo a iniciar a separação dos componentes mais pesados (tolueno e benzeno) dos mais leves (metano e hidrogênio). Para configurá-los, basta conectar as correntes mássicas (Figura 18), porém deve-se garantir que a alimentação seja sempre uma mistura bifásica para que haja de fato uma separação.

Figura 17: Representação de vasos flash



Fonte: Próprio autor

Figura 18: Configuração de vasos flash

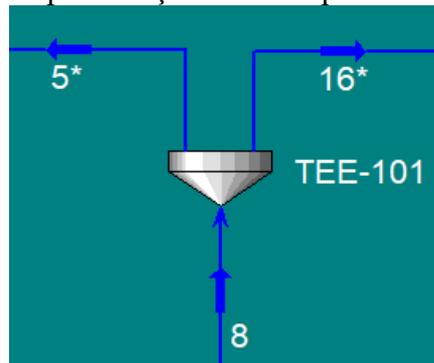


Fonte: Próprio autor

### 3.7 Divisor de correntes

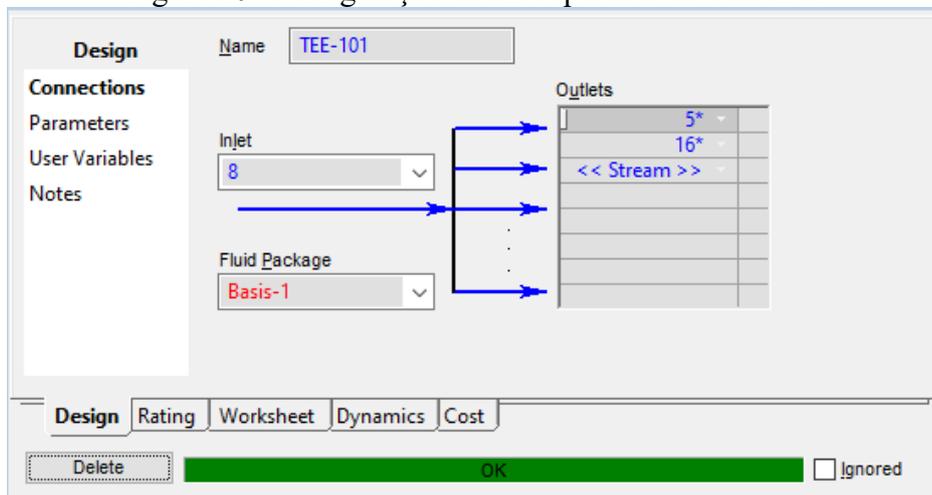
Exatamente oposto ao misturador, o divisor de correntes é responsável por separar o fluxo mássico em dois ou mais, como mostrado na Figura 19. Para configurá-lo, deve-se conectar as correntes (Figura 20) e informar a razão de separação, ou seja, a porcentagem mássica ou molar que deve ir para a primeira corrente de saída (Figura 21).

Figura 19: Representação de um separador de correntes



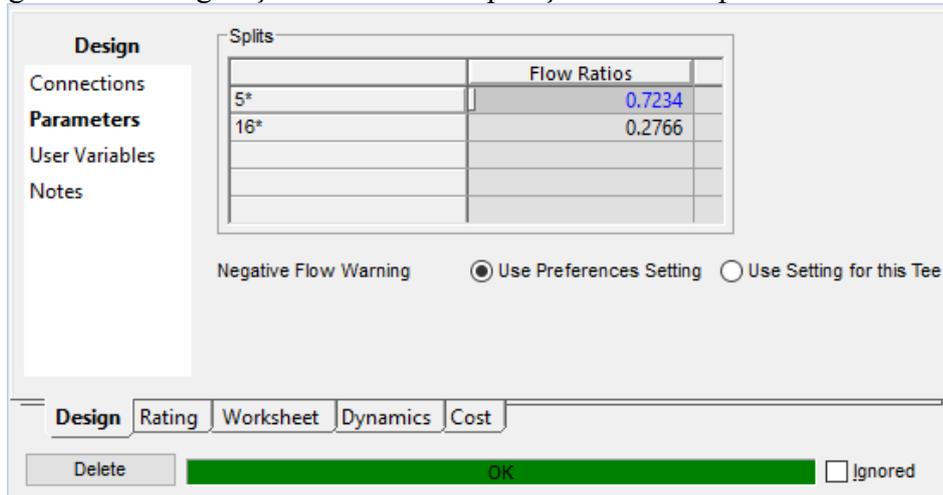
Fonte: Próprio autor

Figura 20: Configuração de um separador de correntes



Fonte: Próprio autor

Figura 21: Configuração da razão de separação em um separador de correntes

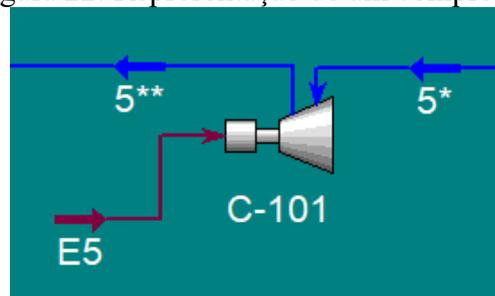


Fonte: Próprio autor

### 3.8 Compressor

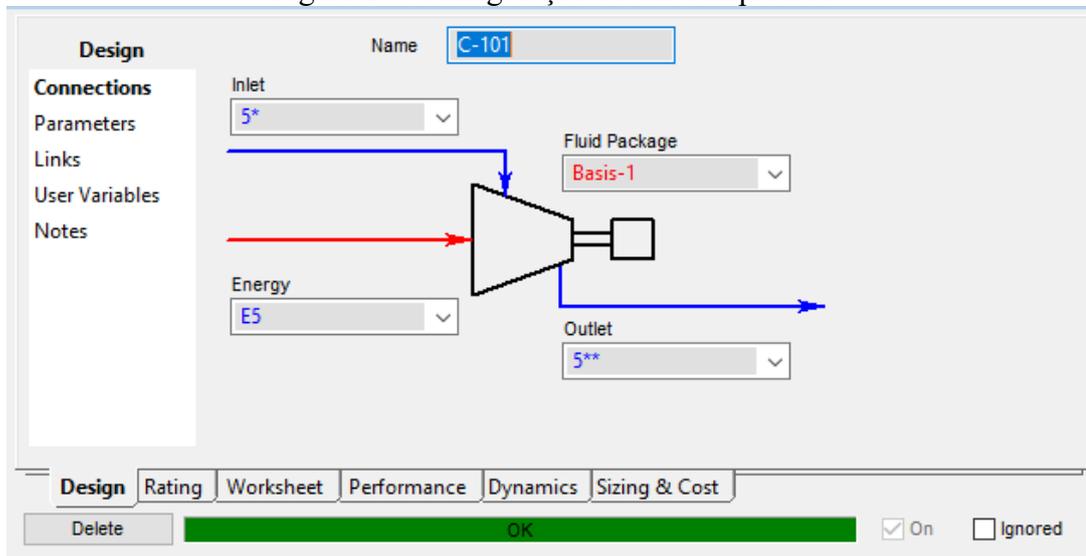
O compressor é utilizado para alterar a pressão de uma corrente gasosa (a Figura 22 mostra esse equipamento no Unisim). Sua configuração é simples, como mostra a Figura 23, necessitando somente conectar as correntes. Se os valores de pressão e temperatura forem conhecidos, pode-se adicionar essa informação diretamente nas correntes ou na aba “Worksheet” da configuração do compressor.

Figura 22: Representação de um compressor



Fonte: Próprio autor

Figura 23: Configuração de um compressor



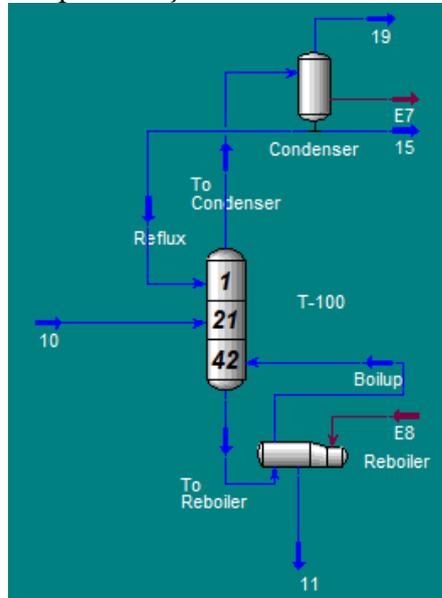
Fonte: Próprio autor

### 3.9 Coluna de destilação

A coluna de destilação é utilizada para realizar a separação de misturas de dois ou mais componentes, desde que possuam pontos de ebulição distintos (Figura 24). Nesta simulação, o

equipamento foi utilizado para separar benzeno, o produto de interesse, do tolueno, que será reaproveitado no processo como reagente.

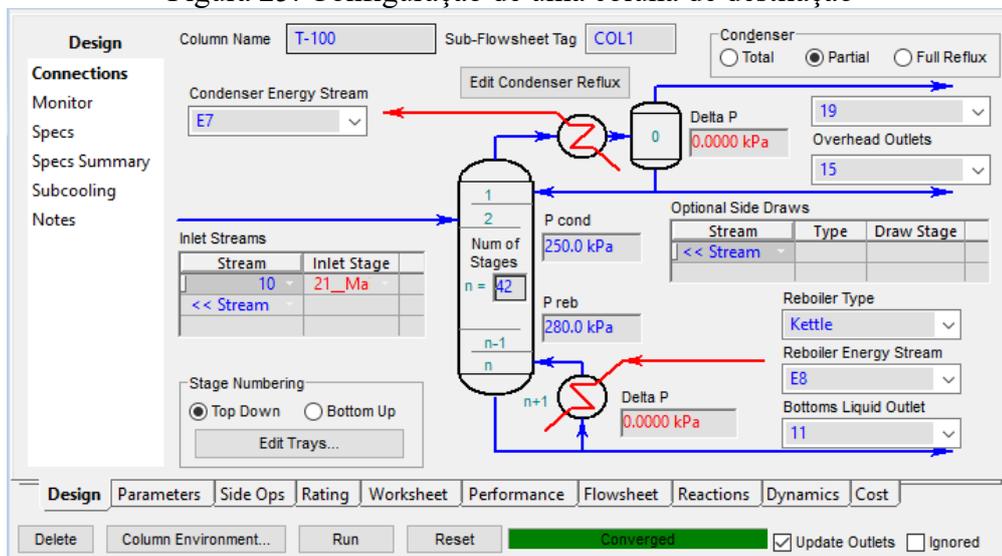
Figura 24: Representação de uma coluna de destilação



Fonte: Próprio autor

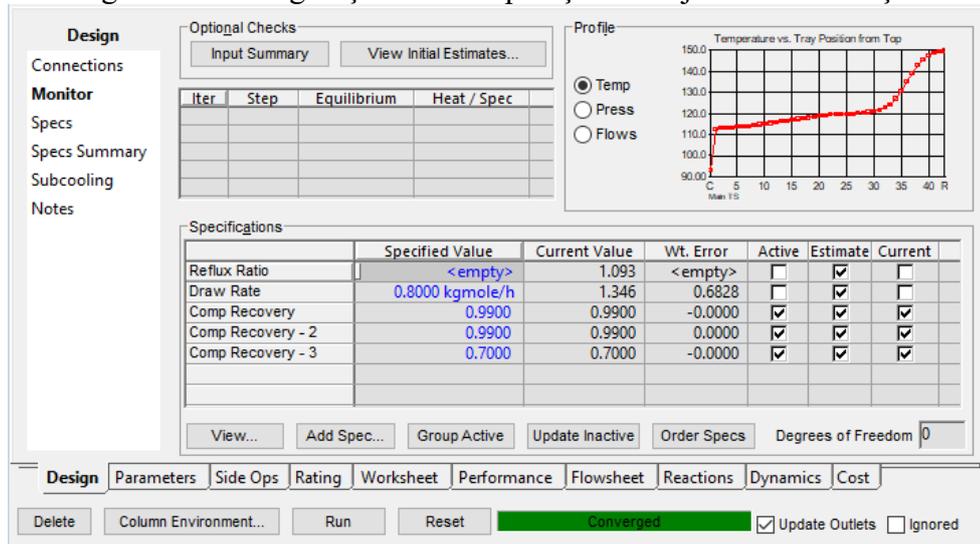
A configuração desse equipamento é bem mais complexa que a dos outros equipamentos do processo, devido à necessidade de uma maior quantidade de detalhes, como dimensão da torre, quantidade de pratos, porcentagem de recuperação dos componentes e taxa de refluxo, conforme apresentado nas Figuras 25 e 26.

Figura 25: Configuração de uma coluna de destilação



Fonte: Próprio autor

Figura 26: Configuração das recuperações desejadas na destilação

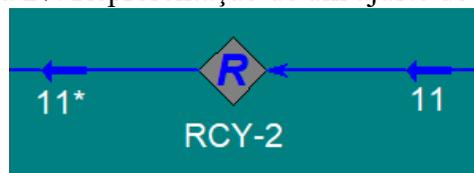


Fonte: Próprio autor

### 3.10 Ajuste de reciclo

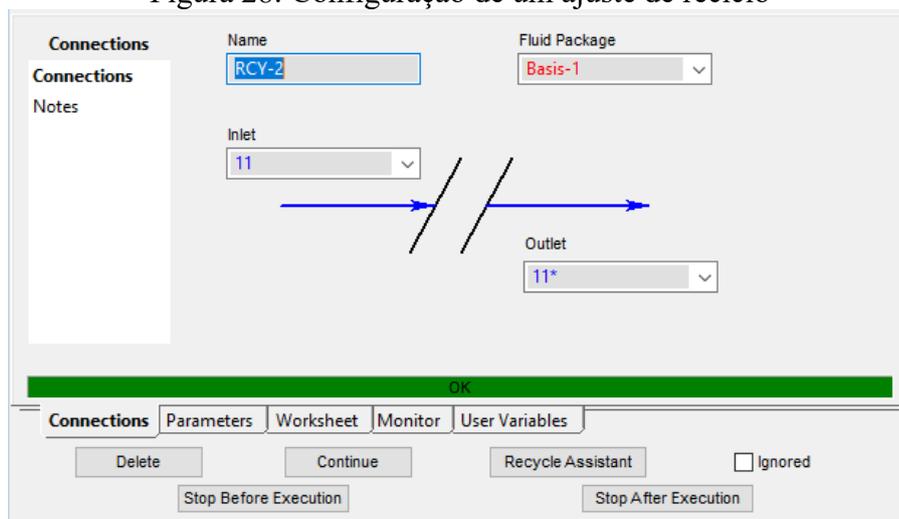
Ao tentar conectar uma corrente de saída de algum equipamento a uma entrada que leve ao recálculo de todas as correntes, pode-se encontrar uma dificuldade de reconhecimento por parte do simulador. Para evitar esse problema, utiliza-se a ferramenta de ajuste de reciclo, como mostra a Figura 26, de modo que o software faça os cálculos adequados e não haja incoerências. Para configurá-la, basta conectar as correntes à ferramenta, como na Figura 27.

Figura 27: Representação de um ajuste de reciclo



Fonte: Próprio autor

Figura 28: Configuração de um ajuste de reciclo



Fonte: Próprio autor

#### 4. ESTIMATIVAS DE CAPEX E OPEX NA PLANILHA CAPCOST

De posse das informações de processo fornecidas pela simulação, pode-se realizar um estudo de viabilidade econômica dessa planta, utilizando uma planilha de Excel desenvolvida por Turton *et al.* (2008), chamada CapCost, que tem a capacidade de calcular estimativas de CAPEX (Custo de Capital de Investimento) e OPEX (Custo Operacional) e retornar o período de *Payback*, ou seja, em quanto tempo esse investimento se paga.

Para os cálculos de CAPEX, as entradas necessárias na planilha são os detalhes de cada equipamento. Ao adicionar um trocador de calor, por exemplo, deve-se fornecer o tipo utilizado, material de construção tanto do tubo quanto do casco, pressão dentro do tubo e dentro do casco e área de troca térmica. As informações de todos os equipamentos utilizados, assim como estimativa de custo de cada um deles, podem ser observadas na Tabela 2 a seguir.

Tabela 2: Dados dos equipamentos e estimativas de custos na planilha CapCost

Compressor	Tipo de Compressor	Potência (kW)	# Spares	Material de Construção (MOC)		Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
C-101	Centrifugal	49.1	0	Carbon Steel		\$ 214,000	\$ 586,000	\$ 214,000	\$ 586,000	
Drives	Tipo de Drive	Potência (kW)	# Spares			Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
D-101	Totally	49.3	1			\$ 66,600	\$ 100,000	\$ 66,600	\$ 100,000	
Trocadores de Calor	Tipo de trocador	Pressão do casco (barg)	Pressão do tubo (barg)	MOC	Área (m <sup>2</sup> )	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
E-101	Floating Head	27	43	Stainless Steel / Stainless Steel	36	\$ 87,500	\$ 190,000	\$ 27,100	\$ 89,200	
E-102	Floating Head	25	4	Stainless Steel / Stainless Steel	763	\$ 455,000	\$ 1,000,000	\$ 152,000	\$ 499,000	
E-103	Multiple Pipe		7	Carbon Steel / Carbon Steel	11	\$ 5,800	\$ 19,100	\$ 5,800	\$ 19,100	
E-104	Floating Head	4	4	Carbon Steel / Carbon Steel	35	\$ 27,000	\$ 88,800	\$ 27,000	\$ 88,800	
E-105	Multiple Pipe		4	Carbon Steel / Carbon Steel	12	\$ 6,270	\$ 20,600	\$ 6,270	\$ 20,600	
E-106	Floating Head	12	4	Carbon Steel / Carbon Steel	80	\$ 34,100	\$ 111,000	\$ 33,100	\$ 109,000	
Forno	Tipo	Heat Duty (MJ/h)	Steam Superheat (°C)	MOC	Pressão (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
H-101	Process Heater	27000		Stainless Steel		\$ 1,420,000	\$ 3,030,000	\$ 1,068,000	\$ 2,270,000	
Bomba	Tipo	Potência (kW)	# Spares		Pressão de descarga (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	
P-101	Reciprocating	14.2	0	Carbon Steel	28	\$ 65,400	\$ 156,000	\$ 35,500	\$ 115,000	
P-102	Centrifugal	3.2	0	Carbon Steel	5.4	\$ 6,320	\$ 16,200	\$ 4,080	\$ 13,200	
Torre	Descrição da torre	Altura (m)	Diâmetro (m)	Material da torre	Demister MOC	Pressão (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Equipment Cost	Base Bare Module Cost
T-101	Steel Sieve	29	1.5	Carbon Steel		4	\$ 205,000	\$ 374,000	\$ 135,000	\$ 301,000
Vaso	Orientação	Largura/Altura (m)	Diâmetro (m)	Material	Demister MOC	Pressão (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost
V-101	Vertical	9	1.5	Stainless Steel		26	\$ 290,000	\$ 579,000	\$ 22,200	\$ 90,300
V-102	Vertical	3.5	1.1	Carbon Steel		25	\$ 25,600	\$ 65,200	\$ 8,230	\$ 33,500
V-103	Vertical	3.5	1.1	Carbon Steel		4	\$ 8,230	\$ 33,500	\$ 8,230	\$ 33,500
V-104	Horizontal	5.9	1.9	Carbon Steel		3	\$ 21,000	\$ 62,300	\$ 20,400	\$ 61,300
V-105	Horizontal	3.9	1.3	Carbon Steel		3.5	\$ 10,600	\$ 32,000	\$ 10,600	\$ 32,000
<b>Totals</b>							<b>\$ 2,948,420</b>	<b>\$ 6,463,700</b>	<b>\$ 1,844,110</b>	<b>\$ 4,461,500</b>
<b>Total Module Cost</b>							<b>\$ 7,630,000</b>			
<b>Total Grass</b>										
<b>Roots Cost</b>							<b>\$ 9,860,000</b>			
<b>Total Equipment Cost</b>							<b>\$ 2,948,420</b>			
<b>Lang Factor</b>								<b>4.74</b>		
<b>Lang Factor Cost</b>							<b>\$ 14,000,000</b>			

Fonte: Próprio autor

Para os cálculos de OPEX, é preciso fornecer o tipo de utilidade usada em cada equipamento, quando necessária, e a eficiência desses, para uma melhor aproximação de custo, como demonstrado na Tabela 3.

Tabela 3: Sumário de Utilidades e custos aproximados

Nome	Total Module Cost	Grass Roots Cost	Utilidade usada	Eficiência	Consumo atual	Annual Utility Cost
C-101	\$ 692,000	\$ 985,000	NA			
D-101	\$ 118,000	\$ 168,000	Electricity	0.75	65.7 kW	\$ 36,900
E-101	\$ 223,619	\$ 268,000	High-Pressure Steam		14800 MJ/h	\$ 697,000
E-102	\$ 1,183,000	\$ 1,430,000	Cooling Water		53900 MJ/h	\$ 170,000
E-103	\$ 22,509	\$ 32,000	Low-Pressure Steam		987 MJ/h	\$ 16,670
E-104	\$ 104,800	\$ 149,000	Cooling Water		8340 MJ/h	\$ 26,200
E-105	\$ 24,000	\$ 34,600	Cooling Water		1090 MJ/h	\$ 3,430
E-106	\$ 130,500	\$ 185,000	Low-Pressure Steam		9050 MJ/h	\$ 152,900
H-101	\$ 3,580,000	\$ 4,720,000	Natural Gas	0.9	38500 MJ/h	\$ 1,012,000
P-101	\$ 183,000	\$ 241,000	Electricity	0.75	18.9 kW	\$ 10,620
P-102	\$ 19,200	\$ 25,800	Electricity	0.75	4.27 kW	\$ 2,390
T-101	\$ 441,000	\$ 592,000	NA			
V-101	\$ 683,000	\$ 730,000	NA			
V-102	\$ 77,000	\$ 94,000	NA			
V-103	\$ 39,500	\$ 56,300	NA			
V-104	\$ 74,000	\$ 104,000	NA			
V-105	\$ 37,800	\$ 53,800	NA			
<b>Totais</b>	<b>\$ 7,630,000</b>	<b>\$ 9,870,000</b>				<b>\$ 2,130,000</b>

Fonte: Próprio autor

Informações de custos com matéria prima e preço de venda dos produtos (Tabela 4, baseada em sugestões por Turton *et al.*, 2008) também devem ser inseridos, além de custos com a aquisição do terreno, considerando-se que o mesmo deva ser adquirido antes da construção da planta.

Tabela 4: Valores (em dólares) dos reagentes e produtos

Nome do material	Classificação	Preço (\$/kg)	Vazão (kg/h)	Custo anual
Tolueno	Reagente	\$ 1,02	10020,00	\$ 84.970.782
Benzeno	Produto	\$ -1,20	8211,00	\$ -81.725.003
Hidrogênio	Reagente	\$ 0,38	817,20	\$ 2.591.081
Gás Natural	Produto	\$ -0,17	2640,00	\$ -3.625.063

Fonte: Próprio autor

Outros parâmetros importantes para a análise da viabilidade econômica da instalação de uma planta química são os custos referentes à operação e manutenção da fábrica ( $COM_d$ ), calculado por meio da Equação 2, levando em conta o capital de investimento fixo ( $FCIL$ , que é a soma dos custos com equipamentos) custos com utilidades ( $C_{UT}$ ), matéria prima ( $C_{RM}$ ), tratamento de resíduos ( $C_{WT}$ ) e trabalho operacional ( $C_{OL}$ ). Todos estes valores são apresentados na Tabela 5.

$$COM_d = 0,18*FCIL + 2,76*C_{OL} + 1,23*(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (2)$$

Tabela 5: Custos envolvidos na operação e manutenção da fábrica

Receita das vendas	\$	85.350.066
$C_{RM}$ (Custos com reagentes)	\$	87.561.864
$C_{UT}$ (Custos com utilidades)	\$	2.130.000
$C_{WT}$ (Custos com tratamento de resíduos)	\$	-
$C_{OL}$ (Custos com trabalho operacional)	\$	936.740

Fonte: Próprio autor

## 5. ANÁLISE ECONÔMICA E DISCUSSÃO

Com base nas estimativas realizadas, é possível desenvolver algumas análises baseadas nestes valores que dirão se a instalação desta planta pode vir a ser lucrativa ou não. Vale ressaltar que a estimativa de vida útil da planta é de vinte anos e a estimativa de tempo de construção é de dois anos, sendo desembolsados 60% do FCIL ao final do primeiro ano e 40% ao final do segundo.

Os fluxos de caixa envolvidos na instalação e vida útil da planta são apresentados na Tabela 6, na qual os valores são apresentados em milhões de dólares e os números entre parênteses representam valores negativos.

Os investimentos iniciais estão diretamente relacionados à compra do terreno, ao custo fixo de capital e também ao capital de giro. A depreciação dos equipamentos (dk) é calculada de acordo com o método de depreciação acelerada MACRS, e é fixada pelo autor e calculada somente por seis anos, de forma a facilitar a comparação de lucratividade com outros projetos (TURTON et al., 2008).

O termo “não descontado” nas últimas colunas se refere ao fluxo de caixa que não leva em conta o valor do dinheiro no tempo, sendo o termo “descontado” referente aos valores no tempo presente, e por isso o método mais recomendado para realizar a análise.

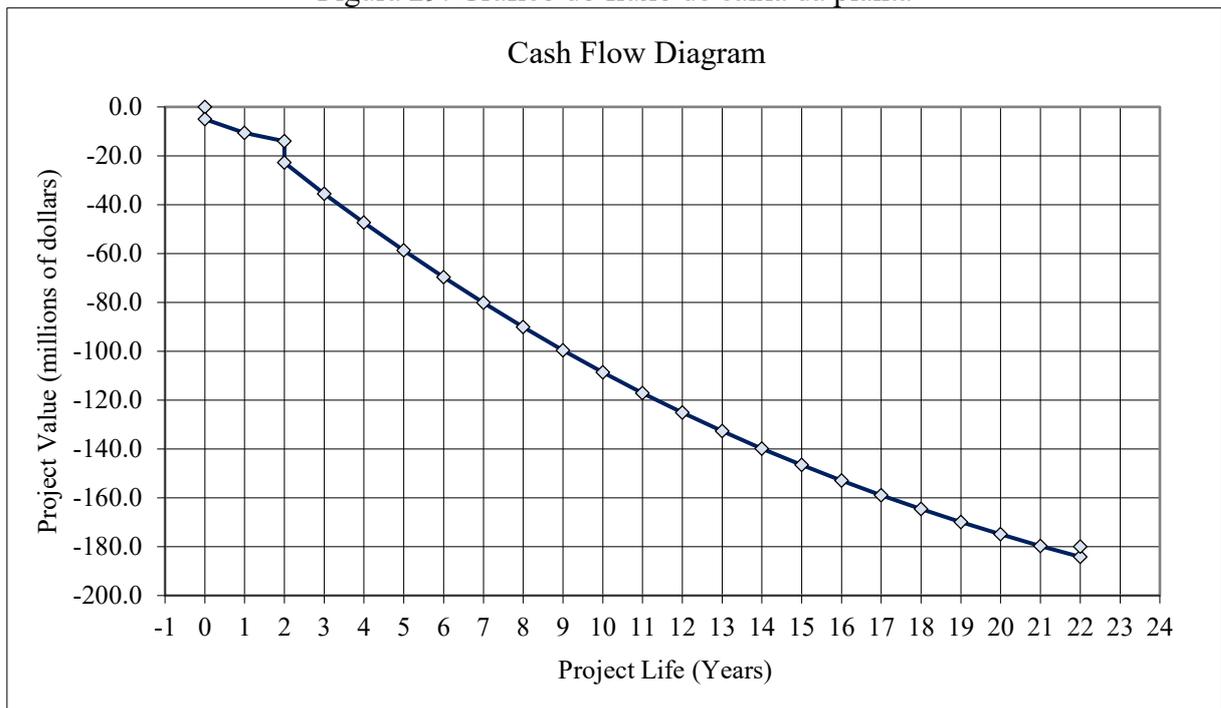
A partir da avaliação do valor do dinheiro no tempo, o valor de caixa ao final da vida da planta seria de \$ -180.040.000,00, o que significa que a planta não seria lucrativa. A Figura 28 mostra melhor a evolução do fluxo de caixa até o fim da vida útil da planta.

Tabela 6: Fluxos de caixa envolvendo instalação e vida útil da planta (em milhões de dólares)

Ano	Investimento	$d_k$	$FCI_L - S_{dk}$	R	$COM_d$	$(R - COM_d - d_k) * (1 - t) + d_k$	Fluxo de Caixa (não descontado)	Fluxo de Caixa (descontado)	Fluxo de Caixa Cumulativo (descontado)	Fluxo de Caixa Cumulativo (não descontado)
0	0.00		9.86				0.00	0.00	0.00	0.00
0	5.00		9.86				(5.00)	(5.00)	(5.00)	(5.00)
1	5.92		9.86				(5.92)	(5.58)	(10.58)	(10.92)
2	3.94		9.86				(3.94)	(3.51)	(14.09)	(14.86)
2	9.84		9.86				(9.84)	(8.76)	(22.85)	(24.70)
3		1.97	7.89	85.35	114.68	(15.24)	(15.24)	(12.80)	(35.65)	(39.94)
4		3.16	4.73	85.35	114.68	(14.71)	(14.71)	(11.65)	(47.30)	(54.66)
5		1.89	2.84	85.35	114.68	(15.28)	(15.28)	(11.42)	(58.72)	(69.94)
6		1.13	1.71	85.35	114.68	(15.62)	(15.62)	(11.01)	(69.73)	(85.56)
7		1.13	0.57	85.35	114.68	(15.62)	(15.62)	(10.39)	(80.12)	(101.18)
8		0.57	-	85.35	114.68	(15.87)	(15.87)	(9.96)	(90.08)	(117.06)
9			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(9.55)	(99.63)	(133.19)
10			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(9.01)	(108.64)	(149.32)
11			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(8.50)	(117.14)	(165.45)
12			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(8.02)	(125.15)	(181.58)
13			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(7.56)	(132.72)	(197.72)
14			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(7.14)	(139.85)	(213.85)
15			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(6.73)	(146.58)	(229.98)
16			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(6.35)	(152.94)	(246.11)
17			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(5.99)	(158.93)	(262.24)
18			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(5.65)	(164.58)	(278.38)
19			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(5.33)	(169.91)	(294.51)
20			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(5.03)	(174.94)	(310.64)
21			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(4.75)	(179.69)	(326.77)
22			-	85.35	114.68	(16.13)	(16.13)	(4.48)	(184.16)	(342.91)
22							14.84	4.12	(180.04)	(328.07)

Fonte: Próprio autor

Figura 29: Gráfico do fluxo de caixa da planta



Fonte: Próprio autor

Em simulações de grande magnitude, geralmente existe um risco associado ao projeto, o qual pode ser decisivo na tomada de decisão de realizar ou não o projeto. Para tanto, existem algumas formas de quantificar esse risco, e no presente trabalho foi escolhido o método de quantificação de risco de Monte-Carlo, o qual envolve uma abordagem probabilística e foi simulada também utilizando a planilha CapCost. O método consiste de oito passos, brevemente descritos abaixo:

1. Identificar todos os parâmetros para os quais as incertezas devem ser quantificadas, como mostra a Tabela 7 abaixo;

Tabela 7: Parâmetros do método de Monte-Carlo

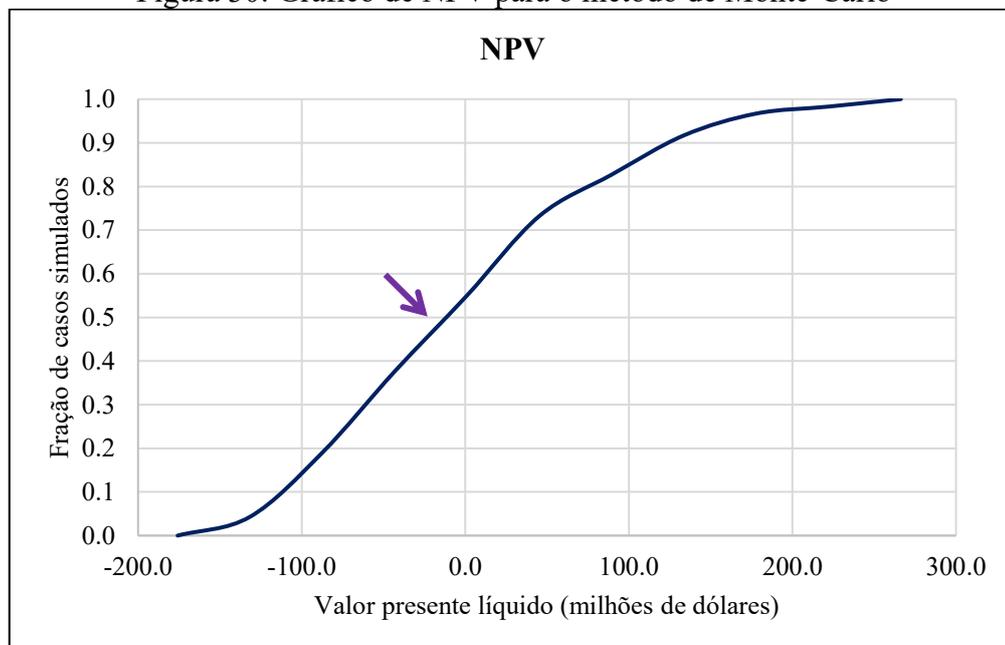
	<b>Limite Inferior</b>	<b>Limite Superior</b>	<b>Valor base</b>
FCIL	-20%	20%	\$ 9.860.000,00
Preço do produto	0%	50%	\$ 85.350.065,83
Capital de giro	0%	0%	\$ 9.840.000,00
Alíquota do imposto de renda	0%	0%	45%
Taxa de juros	0%	0%	6%
Preço da matéria prima	-50%	0%	\$87.561.863,69
Valor residual	0%	0%	0

Fonte: Próprio autor

2. Atribuir distribuições de probabilidade para todos os parâmetros;
3. Atribuir um número aleatório para cada parâmetro;
4. Utilizar o número aleatório associado ao passo 3, na distribuição de probabilidade do passo 2 para atribuir um valor para o parâmetro calculado;
5. Calcular os critérios do projeto, uma vez que os valores forem atribuídos a todos os parâmetros;
6. Repetir os passos 3, 4 e 5 inúmeras vezes (na planilha CapCost, esse valor é repetido mil vezes);
7. Criar curvas de probabilidade cumulativa baseado nas variações dos parâmetros calculados;
8. Analisar a lucratividade do projeto.

Após os oito passos do método de Monte-Carlo descrito foi possível gerar, na planilha CapCost do Excel, os gráficos representados nas Figuras 29, 30, 31 e 32. Foram analisados NPV (valor presente no tempo) que é o fluxo de caixa cumulativo; DCFROR (taxa de retorno de investimento descontado), DPBP (período de payback ou retorno financeiro) e CCP (fluxo de caixa cumulativo não descontado).

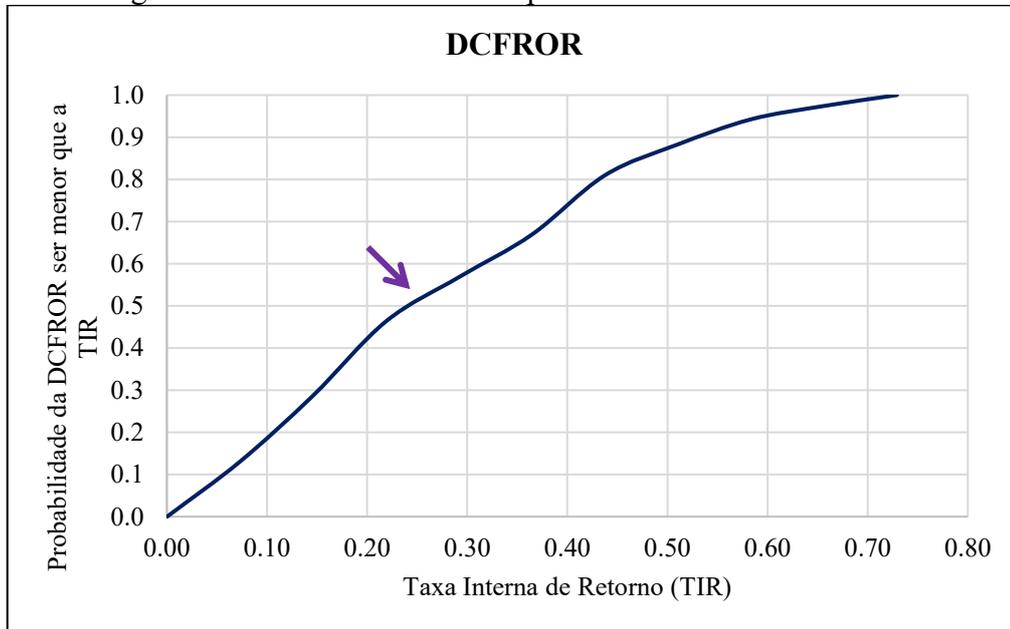
Figura 30: Gráfico de NPV para o método de Monte-Carlo



Fonte: Próprio autor

A Figura 29 mostra que a chance de o projeto não ter um NPV positivo ao final da sua vida útil, ou seja, não ser lucrativo, é de cerca de 55%.

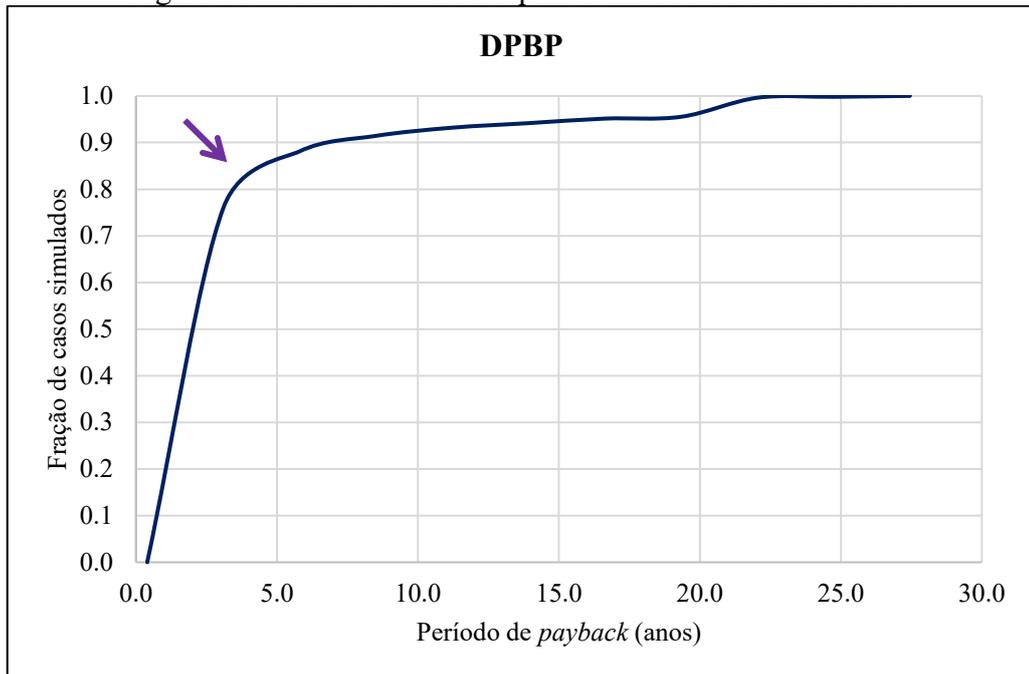
Figura 31: Gráfico de DCFROR para o método de Monte-Carlo



Fonte: Próprio autor

Da Figura 30, temos a curva da análise de risco de Monte-Carlo para a taxa de fluxo de caixa descontado, que diz que se a DCFROR for maior que a taxa de desconto interna (TIR) que é a taxa de quando o NPV do projeto se iguala a 0, o projeto será lucrativo. Para o caso estudado, e conforme a figura acima, se a TIR for de 30% por exemplo, a probabilidade de a DCFROR ser menor é de quase 60%.

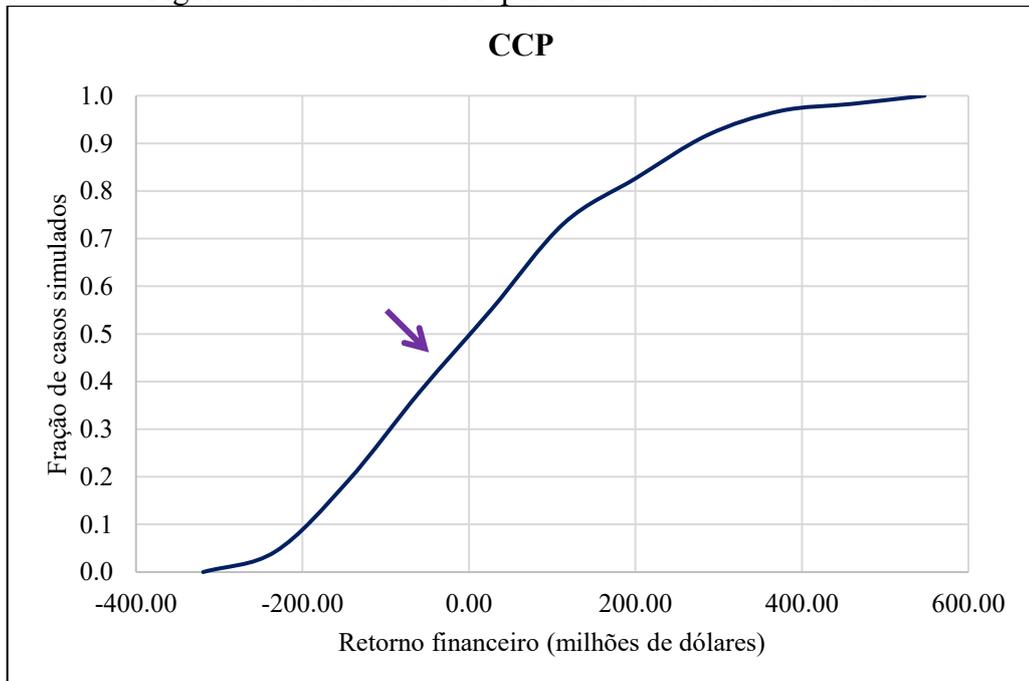
Figura 32 – Gráfico de DPBP para o método de Monte-Carlo



Fonte: Próprio autor

Analisando a Figura 31, a chance de o retorno financeiro do projeto acontecer em 5 anos é de aproximadamente 85%.

Figura 33: Gráfico de CCP para o método de Monte-Carlo



Fonte: Próprio autor

Por fim, através da Figura 32, que traz a análise para o fluxo de caixa cumulativo, não levando em consideração o valor do dinheiro no tempo (valor de \$ -328.070.000,00 apresentado na Tabela 6), a chance de o projeto não ser lucrativo ao fim de sua vida útil é de 50% a partir da análise de fluxo de caixa cumulativo.

## **6. CONCLUSÕES**

Após realizar toda a análise financeira, pode-se dizer que a planta de produção de benzeno via hidrodealquilação do tolueno tem grandes chances de não se pagar ao fim de sua vida útil, ou seja, se mostra economicamente inviável. A simulação do processo produtivo se provou de grande utilidade e necessidade para que um estudo econômico coerente fosse feito, pois forneceu dados importantes para alimentar a planilha CapCost e retornar informações de alta relevância na tomada de decisão. O estudo demonstrou que o retorno financeiro do projeto ao fim de sua vida útil de vinte anos seria de \$ -180.040.000,00, e probabilidade de 55% de não ser lucrativo. Se o valor do dinheiro no tempo fosse desconsiderado, teríamos o valor de \$ -328.070.000,00, prejuízo 45% maior do que o anterior, o que evidencia a necessidade de não se esquecer da desvalorização da moeda ao longo dos anos, pois isso pode levar a uma análise equivocada. De posse de todas essas informações, outras formas de produção de benzeno, que sejam economicamente rentáveis, devem ser mais exploradas e avaliadas.

## 7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

FONSECA, L.; SANTOS, N.. Simulação, Otimização E Construção Da Maquete Eletrônica De Uma Planta De Hda. Trabalho de Conclusão de Curso – Engenharia Química, Universidade Federal Fluminense. Niterói, p. 25, 2018.

HONEYWELL. UniSim Design R460.1 Information. Disponível em: <[https://honeywellprocess-community.force.com/hpsservice/Community\\_PublicSearch?KaUrl=UniSim-Design-R460-1-Information](https://honeywellprocess-community.force.com/hpsservice/Community_PublicSearch?KaUrl=UniSim-Design-R460-1-Information)> Acesso em: 12 fev. 2021.

IDRISS, I. M.; MOHAMMED, H. I.; HIGHINA, B. K.. Pinch Analysis Of Benzene Production Process Via The Hydrodealkylation Of Toluene. University Of Maiduguri, Nigeria, v. 6, p.73-78, dez. 2015.

PAENGJUNTUEK, W. (2009). Heat Recovery from Process to Process Exchanger by Using Bypass Control. v. 6, n. 7, p. 1008–1016.

Process Modeling Software Includes Flare Analyzer, Portability Feature. Disponível em: <https://www.chemicalprocessing.com/vendors/products/2009/297/> Acesso em: 12 fev 2021.

STRYJEK, R.; VERA, J. H.. PRSV: An improved Peng—Robinson equation of state for pure compounds and mixtures. The Canadian Journal of Chemical Engineering. V. 64, p.323-333, 1986.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITING, W. B.; SHAEIWITZ, J. A.. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process. 3. ed. Boston: Prentice Hall, 2008.

Yasuda, N. (2019). Experiência do controle do uso de benzeno no Brasil. Retrieved from ENSP - Escola Nacional de Saude Publica Sergio Arouca: <[http://www5.ensp.fiocruz.br/biblioteca/dados/txt\\_119675221.pdf](http://www5.ensp.fiocruz.br/biblioteca/dados/txt_119675221.pdf)> Acesso em: 28 Jan 2021.