



**SARAH GALVÃO ELISEI**

**ESTUDO DA VIABILIDADE TÉCNICA DE PRODUÇÃO DE  
EVA EM UM REATOR ESPECIALIZADO EM PEBD**

**LAVRAS – MG  
2023**

**SARAH GALVÃO ELISEI**

**ESTUDO DA VIABILIDADE TÉCNICA DE PRODUÇÃO DE EVA EM UM REATOR  
ESPECIALIZADO EM PEBD**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para obtenção do título de Bacharel.

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Natália Maira Braga Oliveira  
Orientadora

**LAVRAS – MG  
2023**

**Ficha catalográfica elaborada pelo Sistema de Geração de Ficha Catalográfica da Biblioteca  
Universitária da UFLA, com dados informados pelo(a) próprio(a) autor(a).**

Elisei, Sarah Galvão.

Estudo da viabilidade técnica de produção de EVA em um reator especializado em PEBD / Sarah Galvão Elisei. - 2023.  
52 p. : il.

Orientador(a): Natália Maira Braga Oliveira.

TCC (graduação) - Universidade Federal de Lavras, 2023.  
Bibliografia.

1. Reator tubular. 2. Polietileno de baixa densidade. 3. Balanço de energia. I. Oliveira, Natália Maira Braga. II. Título.

**SARAH GALVÃO ELISEI**

**ESTUDO DA VIABILIDADE TÉCNICA DE PRODUÇÃO DE EVA EM UM REATOR  
ESPECIALIZADO EM PEBD**

**STUDY OF THE TECHNICAL FEASIBILITY OF EVA PRODUCTION IN A  
REACTOR SPECIALIZED IN LDPE**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para obtenção do título de Bacharel.

APROVADA em 24 de Novembro de 2023.

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Natália Maira Braga Oliveira – UFLA

Prof. Dr. Leonardo Sant’Ana Gallo – UFLA

Prof. Dr. João Moreira Neto – UFLA

Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Natália Maira Braga Oliveira  
Orientadora

**LAVRAS – MG  
2023**

## AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, primeiramente, a Deus e a Nossa Senhora, por iluminarem meu caminho e protegerem meus passos.

À minha família, em especial meus pais, Ana Cristina e Leonardo, que são a minha vida! Agradeço infinitamente por todo apoio, incentivo, amor, por estarem ao meu lado sempre e por não medirem esforços para me ajudar ao longo da minha trajetória, sem vocês nada seria possível. Agradeço aos meus irmãos, Lucas e Juninho, por todos os exemplos e proteção.

Às minhas primas, Fernanda, Carol e Lisa, que são verdadeiras irmãs em minha vida, agradeço por toda amizade, companheirismo e pela certeza de que estaremos sempre unidas. Ao meu afilhado, Thomás, por me proporcionar diariamente um amor puro e incondicional.

Ao meu companheiro de vida, Matheus, obrigada por todo incentivo, amor e por me apoiar em todas as minhas decisões.

Agradeço aos professores da UFLA, por todo conhecimento compartilhado e por contribuírem com o meu crescimento profissional e pessoal. Em especial, aos professores do corpo docente da engenharia química que estiveram conosco desde o início do curso.

Agradeço ao meu orientador de iniciação científica, Leonardo, pela oportunidade e por todos os ensinamentos.

À minha orientadora, Natália, por toda dedicação e por me apoiar nessa etapa tão importante da graduação. Obrigada por toda colaboração com seus conhecimentos, que tanto contribuíram para execução e finalização deste trabalho.

Aos meus amigos da UFLA, que tornaram a graduação mais leve e muito feliz! Em especial, minhas amigas de curso, Dayane e Natália, que compartilharam todos os momentos da graduação, sempre me incentivando e tornando meus dias melhores.

Por fim, agradeço à UFLA, faculdade que sempre sonhei em estudar e me formei como Engenheira Química.

## RESUMO

Tendo em vista que os polímeros produzidos em reatores de alta pressão, polietileno de baixa densidade (PEBD) e etileno acetato de vinila (EVA), são produtos de significativo interesse comercial, devido à sua ampla aplicabilidade, o presente trabalho trata sobre analisar um reator tubular de alta pressão, juntamente com o seu sistema de resfriamento, em uma planta petroquímica dedicada à produção de PEBD, a fim de investigar as possibilidades de utilização do mesmo reator para a produção de outro polímero, o EVA, avaliando a viabilidade técnica, uma vez que isso implica na versatilidade da empresa e, conseqüentemente, impacta diretamente em sua competitividade. Para tanto, foi necessário realizar uma análise detalhada e o estudo de dois reatores tubulares de alta pressão, localizados em diferentes unidades petroquímicas, sendo que um desses reatores é destinado à produção de EVA e PEBD (referência), enquanto o outro, objeto de avaliação deste trabalho, atualmente se dedica à fabricação somente de PEBD. Realizou-se, então, cálculos de balanço de energia (BE) em ambos os reatores, considerando o resfriamento necessário para as produções atuais. O BE foi desenvolvido para todas as seções dos reatores, com o objetivo de obter a capacidade térmica total de ambos. Diante disso, verificou-se que o reator em avaliação apresenta uma capacidade térmica superior ao reator de referência, sendo possível concluir que o reator em avaliação, com seu sistema de resfriamento, é tecnicamente adequado para produzir a resina de EVA, de acordo com a demanda de troca térmica apresentada no reator de referência para esse produto. Por fim, esse resultado apresentou uma perspectiva financeira atrativa, além de contribuir com os resultados da empresa, uma vez que a resina de EVA possui diversas aplicações e seu mercado vem crescendo nos últimos anos.

**Palavras-chave:** Reator Tubular. Polietileno de Baixa Densidade. Etil Acetato de Vinila. Balanço de Energia. Troca Térmica.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Relação entre a taxa de iniciação e a quantidade de moléculas de polímero (a) e a massa molecular média (b).....	16
Figura 2 - Reação de poliadição do polietileno. ....	17
Figura 3 - Mecanismo de reação com terminação por transferência de cadeia.....	18
Figura 4 - Processo simplificado de produção de PEBD e EVA.....	18
Figura 5 - Resina de Polietileno de Baixa Densidade.....	19
Figura 6 - Aplicações da resina EVA. ....	21
Figura 7 - Esquema de um reator multitubular.....	21
Figura 8 - Sistema de resfriamento em reator tubular.....	23
Figura 9 - Configuração básica de um reator tubular com transferência de calor.....	24
Figura 10 - Distribuição de temperaturas em trocadores de calor, escoamento paralelo (a) e escoamento contracorrente (b).....	28
Figura 11 - Configurações de escoamento paralelo (a) e contracorrente (b) e seus perfis de temperatura associados em trocador de calor de tubo duplo.....	31
Figura 12 - Trocador de calor casco e tubo com um passe no casco e um passe nos tubos.....	32
Figura 13 - Trocadores de calor casco e tubos, com um passe no casco e dois passes nos tubos (a) e dois passes no casco e quatro passes nos tubos.....	33
Figura 14 - Núcleos de trocadores de calor compactos, tubo aletado (tubos planos, placas contínuas como aletas) (a), tubo aletado (tubos circulares, placas contínuas como aletas) (b), tubo aletado (tubos circulares, aletas circulares) (c), placa aletada (passe único) (d) e placa aletada (múltiplo passe) (e).....	34
Figura 15 - Diferentes configurações de estruturas de <i>air-coolers</i> , 1 baía com 1 ventilador e 3 feixes de tubo (a), 1 unidade com 2 baias, cada uma com 1 ventilador e 2 feixes de tubos (b), 1 baía com 2 ventiladores e 2 feixes de tubos (c) e 1 unidade com 2 baias, com 2 ventiladores cada uma e 3 feixes de tubos (d).....	35
Figura 16 - Principais partes mecânicas de um air-cooler.....	36
Figura 17 - Diagrama representativo do Reator A.....	39
Figura 18 - Diagrama representativo do Reator R.....	40
Figura 19 - Coleta de dados em campo.....	43

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Valores representativos do coeficiente global de transferência de calor.....	26
Tabela 2 - Valores representativos do fator de incrustação.....	27
Tabela 3 - Resinas de PEBD e suas respectivas conversões ( <i>X</i> ).....	44
Tabela 4 - Capacidade térmica das seções do reator A para resina AC_69. ....	45
Tabela 5 - Balanço de energia no reator A para resina AC_69. ....	46
Tabela 6 - Capacidade térmica das seções do reator R para resina AC_69.....	46
Tabela 7 - Balanço de energia no reator R para resina AC_69. ....	46
Tabela 8 - Capacidade térmica das seções do reator A para resina LE_59.....	47
Tabela 9 - Balanço de energia no reator A para resina LE_59.....	47
Tabela 10 - Capacidade térmica das seções do reator R para resina LE_59. ....	47
Tabela 11 - Balanço de energia no reator R para resina LE_59.....	48
Tabela 12 - Capacidade térmica das seções do reator R produzindo EVA. ....	48
Tabela 13 - Balanço de energia no reator R produzindo EVA.....	48

## LISTA DE SÍMBOLOS

$(\frac{dE}{dt})_{sist}$	Acúmulo de calor
$\dot{Q}$	Capacidade térmica (kcal/h)
$\dot{W}$	Termo de trabalho (J)
$Q_{pré-aq.}$	Carga térmica relacionada ao pré-aquecimento (kcal/h)
$\sum Q_{resf}$	Somatório da capacidade térmica das seções de resfriamento (kcal/h)
$F_{in}$	Vazão de alimentação no reator (kg/h)
$X$	Conversão (%)
$\Delta H_R$	Calor gerado pela reação (kcal/kg)
$Cp_g$	Calor específico da reação (kcal/kg/°C)
$A$	Área superficial do tubo em que ocorre a troca térmica (m <sup>2</sup> )
$U$	Coefficiente global de transferência de calor (W/m <sup>2</sup> /K)
$F_{PEout}$	Produção do reator por hora (kg/h)
$F_{E_{in}}$	Vazão de eteno alimentada no reator (kg/h)
$\dot{m}_{água}$	Vazão de água que entra nas camisas do reator (kg/h)
$c_{p,água}$	Calor específico da água (kcal/kg/°C)
$T_{água\_ent}$	Temperatura da água que entra na seção do reator (°C)
$T_{água\_sai}$	Temperatura da água que sai da seção do reator (°C)
$\dot{m}_{ar}$	Vazão mássica de ar (kg/h)
$c_{p,ar}$	Calor específico do ar (kcal/kg/°C)
$F_{inEVA}$	Vazão de alimentação no reator para resina de EVA (kg/h)

## SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO .....	11
2.	REFERENCIAL TEÓRICO .....	14
2.1.	Polímeros.....	14
2.1.1.	Polimerização .....	14
2.1.2.	Poliadição .....	15
2.1.3.	Polietileno de baixa densidade .....	19
2.1.4.	Etileno acetato de vinila .....	20
2.2.	Reator tubular.....	21
2.3.	Balço de energia .....	23
2.3.1.	Coefficiente global de troca térmica.....	25
2.3.2.	Fator de incrustação .....	26
2.3.3.	Método da diferença de temperatura média logarítmica .....	27
2.4.	Troca térmica.....	29
2.5.	Trocadores de calor .....	30
2.5.1.	Tubo duplo .....	31
2.5.2.	Casco e tubo .....	32
2.5.3.	Compactos.....	33
2.5.4.	<i>Air-cooler</i> .....	34
3.	METODOLOGIA .....	37
3.1.	Descrição do processo.....	37
3.2.	Reatores e seus sistemas de resfriamento.....	37
3.2.1.	Reator A .....	38
3.2.2.	Reator R.....	39
3.3.	Escolha da resina.....	40
3.4.	Balço de energia no reator.....	41
3.5.	Balço de energia nos <i>air-coolers</i> .....	42
3.6.	Ampliação da análise para resina de EVA .....	43
4.	RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	44

4.1.	Seleção da resina para avaliação .....	44
4.2.	Cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para PEBD .....	45
4.3.	Cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para o EVA.....	48
5.	CONSIDERAÇÕES FINAIS .....	50
	REFERÊNCIAS .....	51

## 1. INTRODUÇÃO

A indústria química desempenha um papel fundamental em praticamente todos os setores econômicos, fornecendo soluções que contribuem para melhoria dos processos e aprimoram a qualidade dos produtos. Essa indústria se divide em vários segmentos, entre estes, tem-se a indústria petroquímica, a qual é caracterizada por seu alto poder germinativo e sua interconexão com outros setores da economia. Nesse sentido, o setor petroquímico se vincula a diversas cadeias produtivas, desempenhando um papel fundamental em muitos países como uma das principais indústrias primárias. Ele é a base de uma ampla variedade de processos de produção industrial, como a fabricação de plásticos, embalagens, fertilizantes, equipamentos médicos e dispositivos digitais. Além disso, seus produtos podem ser encontrados em várias partes dos sistemas de energia modernos, como pás de turbinas eólicas, painéis solares e baterias (JESUS, 2019; MAFAKHERI; SULAIMANY; MOHAMMADI, 2023; TORRES, 1997).

As empresas da cadeia produtiva petroquímica podem ser divididas em três segmentos. O primeiro, conhecido como indústria de 1ª geração ou centrais de matérias-primas, produz os petroquímicos básicos (eteno, propeno, butadienos, benzeno, entre outros) a partir de nafta ou gás natural. O segundo segmento compreende as indústrias de 2ª geração, que são responsáveis pelo processamento dos petroquímicos básicos para fabricação de produtos intermediários, como resinas termoplásticas, elastômeros ou solventes. Por fim, o terceiro segmento, a indústria de 3ª geração, também denominada de indústria de transformação, converte os produtos intermediários em bens de consumo (KIRST, 2004).

No geral, as indústrias petroquímicas de 1ª e 2ª geração lidam com substâncias inflamáveis e tóxicas sob condições de alta pressão e temperatura, o que implica em um considerável potencial de risco. Em virtude disso, elas requerem investimentos significativos em tecnologia de processos, operam com alto nível de automação e dependem de uma equipe altamente especializada. Por motivos de segurança, eficiência logística, controle de custos e outras vantagens estratégicas, as unidades fabris costumam ser instaladas em proximidades umas das outras, formando complexos industriais conhecidos como os Polos Petroquímicos, que podem ou não incluir empresas da 3ª geração (KIRST, 2004).

No Brasil, a indústria petroquímica teve seu início em 1955, com a criação da refinaria de petróleo de Cubatão. Isso possibilitou o estabelecimento de unidades produtivas para a fabricação de eteno, propeno, amônia, metanol e negro de fumo (KIRST, 2004).

A dinâmica dos mercados de produtos petroquímicos está associada às perspectivas de desenvolvimento dos bens de consumo que incorporam os derivados da indústria petroquímica,

efetuando a transformação destes antes de chegarem ao consumidor final. Entretanto, essa indústria tem demonstrado uma dinâmica intrínseca, devido à sua constante capacidade de inovação, desenvolvendo novos produtos, bem como aprimorando os já existentes, melhorando-os, e reduzindo seus custos de produção. A evolução na substituição de materiais tradicionais por petroquímicos, como na década de 1990, é reflexo desses fatores (ANDRADE et al., 1995).

Entre os diversos produtos fabricados nas indústrias petroquímicas de 2ª geração, destaca-se o polietileno de baixa densidade (PEBD), que é obtido por meio da polimerização do eteno. A produção de PEBD ocorre em condições de alta pressão, podendo atingir até 3000 atm, utilizando reatores dos tipos autoclave e tubular. Esse processo de polimerização é realizado em temperaturas em torno de 300 °C. Sabendo que a temperatura de decomposição do eteno é de 325 °C, nessas condições de pressão, tem-se que esses reatores de altas pressões operam em condições extremas e perigosas (NEUMANN, 2001).

O polietileno de baixa densidade é o termoplástico comercial mais amplamente empregado, possuindo diversas aplicações importantes, tais como em revestimentos e embalagens alimentícias. Devido à sua excelente flexibilidade, o PEBD é reconhecido por apresentar uma crescente demanda em escala global. Portanto, prevê-se que o mercado de PEBD cresça a uma taxa anual composta de 5% no período de 2019 a 2029 (SUPION et al., 2023).

Além do PEBD, outro polímero advindo do eteno e de consumo expressivo é o etileno acetato de vinila (EVA), que é produzido através da copolimerização do eteno com acetato de vinila (AV); processo esse que é semelhante ao de polimerização do polietileno de baixa densidade (PEBD). O EVA é um termoplástico versátil, que pode ser moldado para diversas aplicações; por exemplo na indústria de calçados, as placas expandidas de EVA são comumente usadas no processo de estampagem para fabricação de solas, palmilhas e entressolas, mas também podem ser usadas para fabricação de artigos variados, como viseiras e brinquedos (ROSA, 2014).

Na maioria dos processos de produção de PEBD e EVA, utiliza-se reatores tubulares, que são equipamentos comuns em indústrias químicas e são geralmente aplicados para promover reações em fase gasosa. Esse tipo de reator consiste, em um tubo metálico, apresentando um comprimento total que varia de 500 a 3000 m de extensão e um diâmetro interno de 5 a 7 cm. Em razão da reação de polimerização por radicais livres ser altamente exotérmica, o calor da reação é parcialmente removido através da transferência de calor entre o meio reacional e um fluido, geralmente água, o qual escoar por uma camisa que reveste o reator

(FOGLER, 2022; NEUMANN, 2001; VAN ERDEGHEM et al., 2012).

Com base no exposto, nota-se que esses polítilenos produzidos a alta pressão, PEBD e EVA, são polímeros de significativo interesse comercial, devido à sua ampla aplicabilidade. Diante disso, o presente trabalho teve como objetivo analisar um reator tubular de alta pressão, juntamente com o seu sistema de resfriamento, em uma planta petroquímica dedicada à produção de PEBD. A partir dessa análise, buscou-se investigar as possibilidades de utilização do mesmo reator para a produção de outro polímero, o EVA, considerando a viabilidade técnica, já que isso implica na versatilidade da empresa e, conseqüentemente, impacta diretamente em sua competitividade. Para isso, foi avaliado um outro reator, localizado em unidade petroquímica diferente, que é utilizado para a produção de ambos os polímeros, o qual foi tomado como referência.

## **2. REFERENCIAL TEÓRICO**

Esta seção visa apresentar uma revisão da literatura para melhor compreensão do assunto abordado no trabalho, de modo que nela são descritos os principais conceitos utilizados no desenvolvimento deste estudo.

### **2.1. Polímeros**

#### **2.1.1. Polimerização**

A reação de polimerização ocorre a partir de substâncias simples (monômeros), que reagem e combinam entre si, formando moléculas maiores, designadas pela repetição de uma unidade básica (mero). Dessa forma, os produtos desse tipo de reação são conhecidos como polímeros. (NEVES, 2002). Geralmente, as matérias-primas para os polímeros sintéticos são derivadas do carvão, do gás natural e de produtos da indústria do petróleo (CALLISTER, 2020).

Durante o processo de polimerização, variáveis como temperatura de reação, pressão, tempo, tipo de iniciador e agitação são importantes e influenciam na qualidade do polímero formado, essas são consideradas como variáveis primárias. Já os inibidores, os catalisadores, a quantidade de reagentes e os agentes específicos são considerados variáveis secundárias. Alterações nas variáveis primárias ao longo da reação afetam o rendimento da reação, como também podem produzir modificação de massa molar média, distribuição de massa molar e estrutura química, alterando, conseqüentemente, as características finais do polímero obtido (CANEVAROLO JR., 2010)

Além disso, as propriedades mecânicas, físicas e térmicas do polímero e seu comportamento no decorrer do processo são dependentes do tamanho médio e da distribuição de comprimentos das cadeias poliméricas. De modo que, é de suma importância compreender as habilidades de poder controlar a massa molecular do polímero durante sua produção, a partir das condições operacionais e do entendimento de como a massa molecular influencia nas propriedades finais do polímero (FERNANDES; LONA, 2004).

É importante salientar que a polimerização é, em geral, altamente exotérmica; fator relevante no processo industrial e, por esse motivo, em alguns casos, é necessário a remoção do calor gerado pela reação. A liberação de calor acarreta o aumento da viscosidade do meio reacional ao longo da polimerização, podendo levar ao aumento da temperatura do reator, em problemas de segurança de processos e na perda do polímero produzido, devido ao descontrole da reação (FERNANDES; LONA, 2004).

Em 1929, Carothers classificou as polimerizações em dois grupos. A reação de polimerização de adição, ou em cadeia, brevemente descrita aqui e detalhada na sequência, é a formação de polímeros a partir de monômeros com dupla ligação. Já a reação de polimerização de condensação, ou em etapas, ocorre entre monômeros polifuncionais ou entre monômeros diferentes, tendo como subproduto a eliminação de uma molécula pequena, normalmente a água (CANEVAROLO JR., 2010; FERNANDES; LONA, 2004).

### 2.1.2. Poliadição

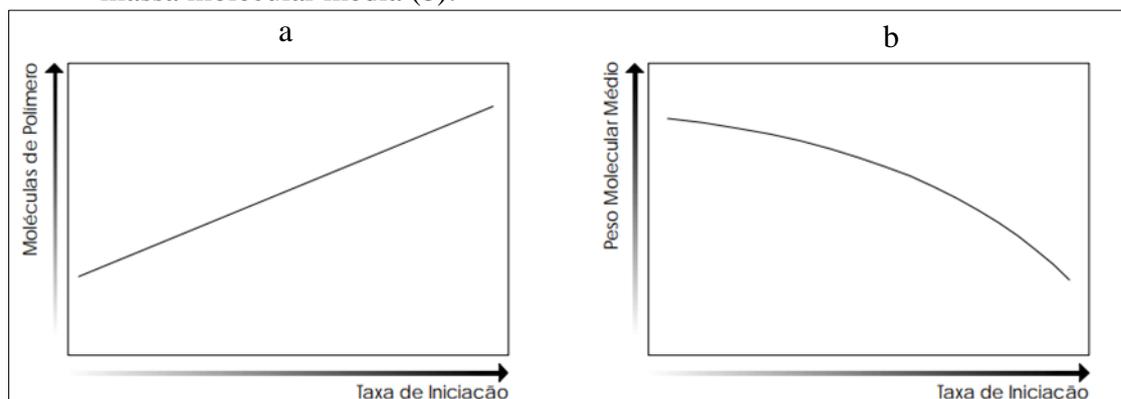
O mecanismo de polimerização de adição, ou poliadição, compreende uma série de reações simultâneas, porém independentes, não acompanhadas da formação de subprodutos. O processo consiste na formação de uma grande cadeia de polímero, a partir da instabilidade da dupla ligação de um monômero, e sua constante reação com ligações duplas de outras unidades de repetição (monômeros). De modo que, a composição da molécula resultante é um múltiplo exato do monômero reagente original (CALLISTER, 2020; CANEVAROLO JR., 2010).

A reação de poliadição é dividida em três etapas, sendo elas: iniciação, propagação e terminação. A iniciação compreende na decomposição de uma molécula que pode ser de iniciador  $I$  em radicais livres  $R \bullet$ ; estes irão reagir com as moléculas de monômeros  $M$  presentes no meio reacional, como descrito nas Equações 1 e 2, respectivamente (FERNANDES; LONA, 2004).



A fase de iniciação é responsável por determinar a quantidade de moléculas de polímero a ser formada, bem como sua massa molecular média. De maneira que quanto maior é a taxa desta etapa, mais moléculas de polímeros com cadeias menores são formadas. Na Figura 1 verifica-se essa relação.

Figura 1 - Relação entre a taxa de iniciação e a quantidade de moléculas de polímero (a) e a massa molecular média (b).



Fonte: Fernandes e Lona (2004).

Além disso, a iniciação pode ser causada por calor, radiação de alta energia, luz, ataque químico, entre outros. Sendo essas fontes que fornecem energia para o rompimento de uma ou mais ligações químicas para formação dos radicais (DEL CARPIO, 2009). Dessa forma, tem-se três tipos de iniciação: química, térmica e por radiação. A iniciação química ocorre quando uma molécula de iniciador se decompõe para formar dois ou mais radicais livres. Já a iniciação térmica acontece em altas temperaturas e os monômeros reagem entre si, formando radicais livres. Por fim, na iniciação por radiação, o meio é exposto a raios ultravioletas, elétricos ou gama, transferindo energia suficiente para o monômero ou iniciador se excitar a ponto de formar um radical livre (BIAGGI, 2021)

Durante a etapa de propagação, verifica-se o crescimento da cadeia polimérica a partir da reação dos radicais com as moléculas de monômero, como mostra a Equação 3 (CALLISTER, 2020). A taxa de propagação será proporcional à taxa de produção de polímeros e à taxa de consumo de monômero, e não altera a quantidade de radicais livres, uma vez que eles são produzidos na fase anterior (FERNANDES; LONA, 2004).



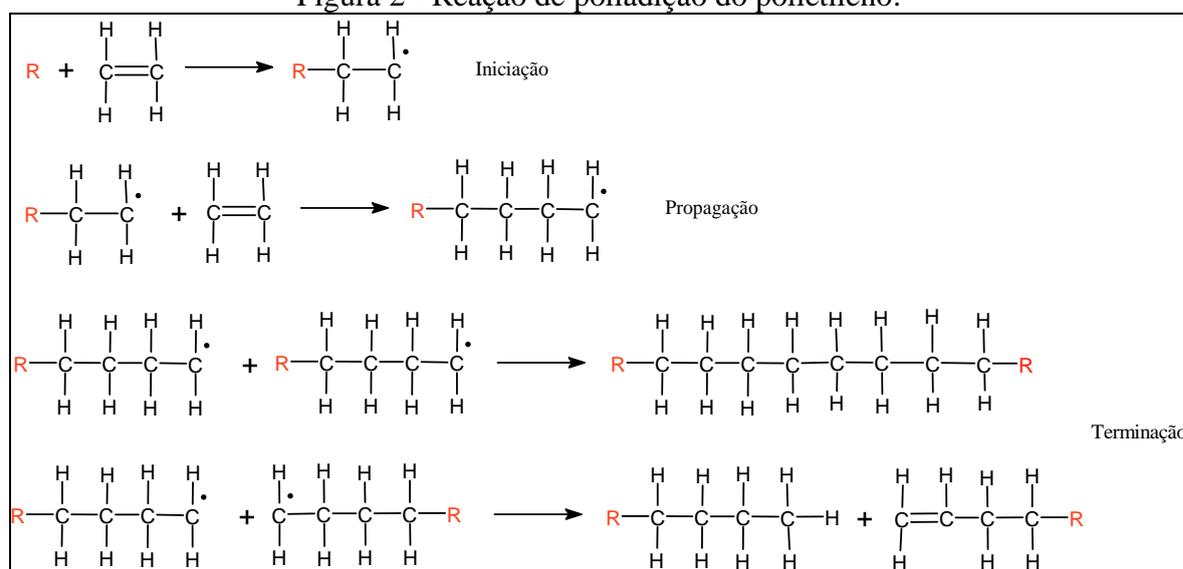
A propagação da cadeia do radical livre permanece acontecendo até que haja o encontro e a reação entre dois radicais livres, correspondendo à última etapa, a terminação, com a formação de uma ou duas moléculas de polímero. Sendo assim, a terminação apresenta a interrupção do crescimento da cadeia através do desaparecimento do radical livre. Dependendo do tipo de monômero e das condições de polimerização, a etapa de terminação pode ocorrer via terminação bimolecular, que pode ser dividida em duas formas: por combinação ou por desaparecimento, como mostradas nas Equações 4 e 5, respectivamente (BIAGGI, 2021).



Na terminação por combinação (Equação 4), duas cadeias poliméricas radicais em crescimento reagem, formando uma única molécula de polímero, a partir de uma ligação simples. Esse tipo de reação gera cadeias com alta massa molar, pois corresponde à soma das massas molares individuais de cada cadeia (CANEVAROLO JR., 2010; BIAGGI, 2021).

A polimerização por adição está presente na síntese do polietileno, polipropileno, cloreto de polivinila e poliestireno, assim como de muitos copolímeros, a Figura 2 demonstra o processo de poliadição para o polietileno (CALLISTER, 2020).

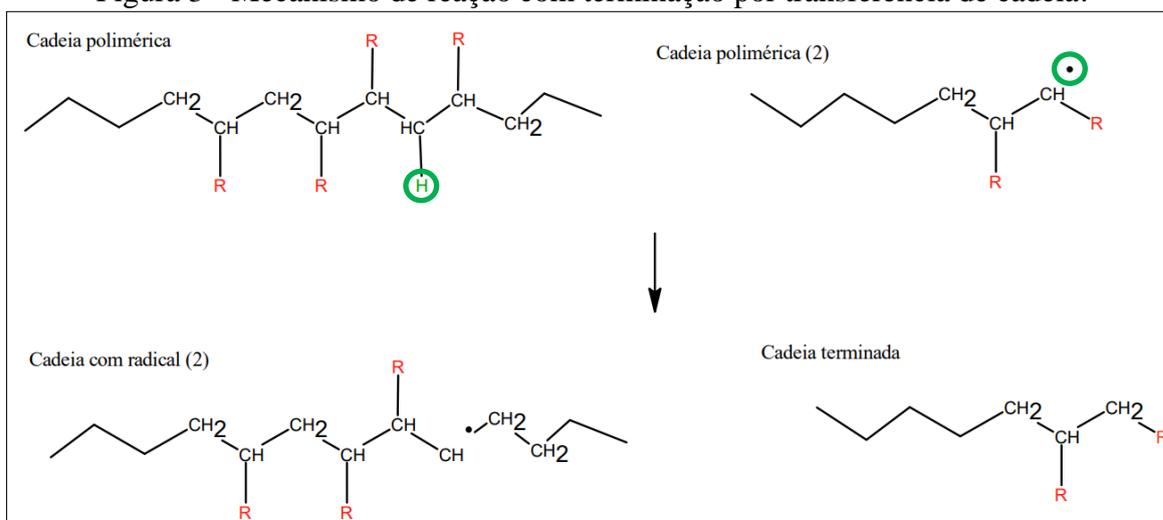
Figura 2 - Reação de poliadição do polietileno.



Fonte: Da autora (2023).

Além da terminação bimolecular, existe a terminação por transferência de cadeia, que é o mecanismo comum durante a polimerização do polietileno de baixa densidade, a reação em estudo neste trabalho. Devido às altas pressões reacionais, ocorre a transferência de cadeia, gerando um polímero ramificado. Nesse mecanismo, verifica-se que ao longo do crescimento de uma cadeia polimérica, essa pode abstrair um próton de hidrogênio de uma outra cadeia, formando um polímero terminado e iniciando outra cadeia em crescimento, sem o hidrogênio (CANEVAROLO JR., 2010). A Figura 3 demonstra esse mecanismo.

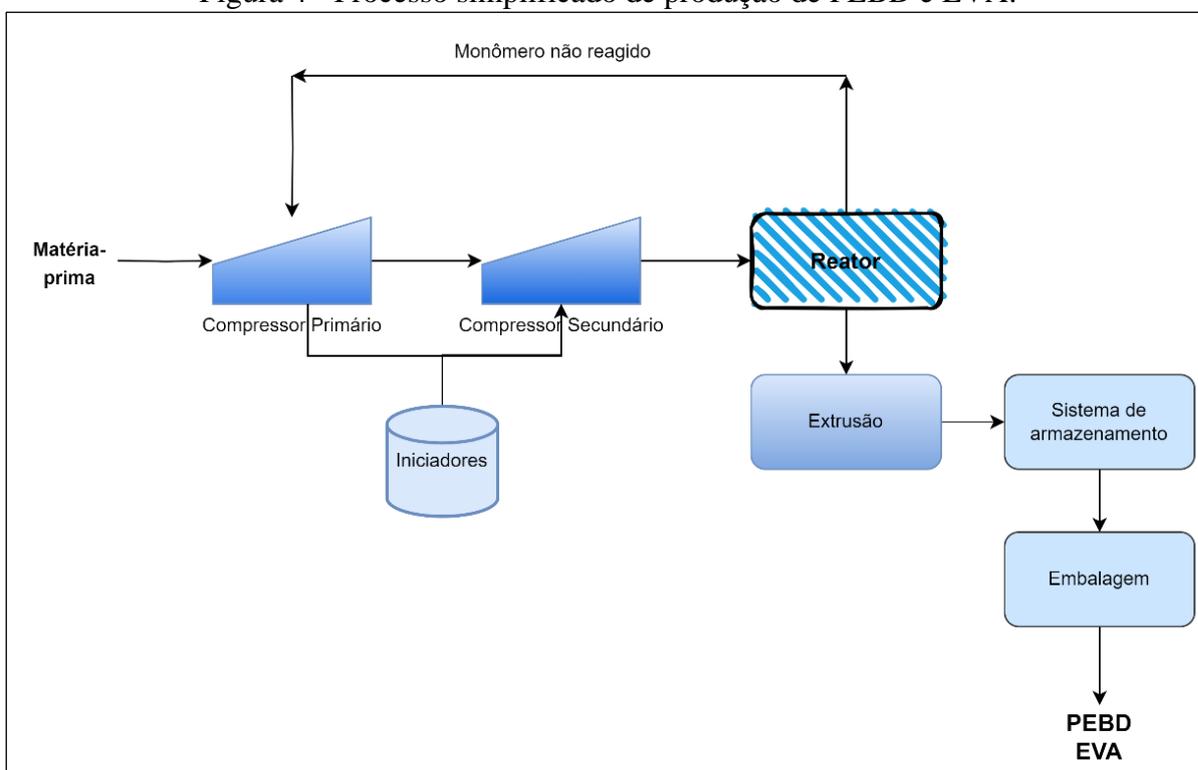
Figura 3 - Mecanismo de reação com terminação por transferência de cadeia.



Fonte: Da autora (2023).

O processo de polimerização ocorre em altas pressões e os reatores utilizados para a síntese do polímero são do tipo tubular ou autoclave. Este é responsável pela produção do PEBD e do EVA. A Figura 4 descreve esse processo. (LIMA, 2014).

Figura 4 - Processo simplificado de produção de PEBD e EVA.



Fonte: Da autora (2023).

A partir da análise da Figura 4, observa-se que a matéria-prima é alimentada no primeiro compressor, de alta pressão, em conjunto com uma corrente de reciclo do monômero não

reagido, advinda do reator. Os iniciadores e os agentes de transferência de cadeia são adicionados a esta corrente, que é então comprimida. A descarga do compressor de alta pressão segue para um sistema de bombeamento secundário e, então, a corrente é comprimida à pressão de polimerização, seguindo para alimentar o reator. A massa polimérica segue para o sistema de extrusão, no qual a resina é fundida, resfriada e peletizada, como ilustrada na Figura 5, obtendo-se a granulometria desejada para o produto. Em seguida, a resina produzida segue para os silos de armazenamento. Posteriormente, o polímero é ensacado e transportado para os clientes (LIMA, 2014).

Figura 5 - Resina de Polietileno de Baixa Densidade.



Fonte: Da autora (2023).

### 2.1.3. Polietileno de baixa densidade

O polietileno de baixa densidade (PEBD) é um polímero termoplástico amplamente utilizado devido à sua versatilidade e características únicas, como material plástico leve e semirrígido. Sua característica principal reside na alta ramificação das cadeias moleculares, o que confere ao PEBD uma resistência à tração relativamente baixa e uma notável ductibilidade. Esse polímero, fabricado a partir da polimerização radical do etileno, está presente em uma ampla gama de aplicações industriais (BARBOSA et al., 2016).

A maior parte das aplicações do PEBD está centrada na fabricação de recipientes, frascos, sacos plásticos e diversos equipamentos moldados utilizados em laboratórios.

Notavelmente, as sacolas plásticas são uma das aplicações mais comuns devido à sua flexibilidade e custo acessível. Porém, também é utilizado na indústria médica, na agricultura, construção e indústria automotiva (BEKRI et al., 2023).

Com o tempo, o polietileno de baixa densidade expandiu sua presença em várias indústrias, dados seus usos para embalagens, revestimentos, filmes e adesivos. Isso fez com que o PEBD se tornasse um dos polímeros mais produzidos em todo o mundo. Além disso, devido à sua característica de flexibilidade, o PEBD apresenta uma demanda maior para fabricação em escala global. Conseqüentemente, prevê-se, no mercado de PEBD uma taxa de crescimento anual composta (CAGR) de 5% durante o período de 2019 a 2029 (BEKRI et al., 2023; SUPION et al., 2023).

#### **2.1.4. Etileno acetato de vinila**

Os copolímeros de etileno acetato de vinila (EVA) são empregados em diversas aplicações, tais como filmes de embalagem, isolamento de fios e cabos, brinquedos e calçados, devido às suas vantagens em termos de flexibilidade, elasticidade, alta resistência à quebra, não tóxico e transparência; a Figura 6 ilustra as aplicações do EVA. A produção de copolímeros de EVA é realizada por meio de um processo de polimerização de alta pressão, semelhante ao utilizado para o polietileno de baixa densidade (PEBD). Nesse processo, são empregados principalmente dois tipos de reatores: o reator autoclave e o reator tubular (FAN et al., 2023).

As resinas de EVA são termoplásticos produzidos por meio da copolimerização via radicais livres do monômero de etileno com o monômero de acetato de vinila em um sistema de alta pressão. As características intrínsecas do EVA conferem-lhe uma vantagem competitiva em relação a outros termoplásticos e certos tipos de borracha. Na indústria de calçados, é empregado em compostos expansíveis e reticulados, que são moldados por injeção e pressão. Tipos especiais de EVA são essenciais na formulação de adesivos *Hot Melt*, conferindo flexibilidade e adesão, mesmo em temperaturas baixas. Além disso, existem indústrias que disponibilizam ao mercado EVAs personalizados para a fabricação de filmes em embalagens de alimentos, tanto monocamadas quanto multicamadas, bem como filmes flexíveis para uso em embalagens agrícolas e industriais (BRASKEM, 2018).

Figura 6 - Aplicações da resina EVA.



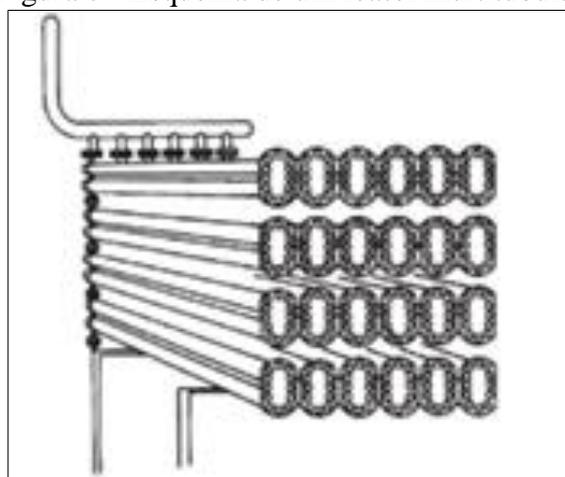
Fonte: Braskem (2018).

## 2.2. Reator tubular

Reatores tubulares são equipamentos utilizados para realizar reações químicas em escala industrial, nos quais os reagentes são introduzidos em um tubo contínuo e são convertidos em produtos desejados ao longo do tempo de residência no reator.

O reator tubular consiste em um tubo cilíndrico e é usualmente operado em regime estacionário. A Figura 7 ilustra um esquema de um reator tubular com múltiplos tubos (FOGLER, 2022).

Figura 7 - Esquema de um reator multitubular.



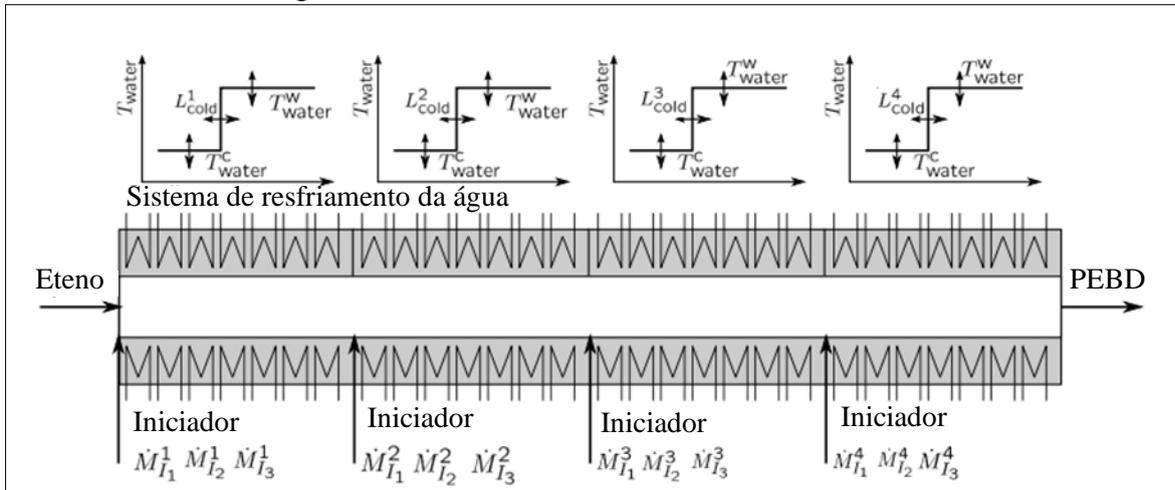
Fonte: Fogler (2022).

Na maioria dos processos de produção de PEBD e EVA utiliza-se reatores tubulares que operam com pressões em torno de 2000 a 3000 bar e temperaturas entre 400 a 600 K, ou seja, em condições extremas. Em razão da reação de polimerização por radicais livres ser altamente exotérmica, o calor gerado da reação deve ser removido através de uma jaqueta de resfriamento circundante (VAN ERDEGHEM et al., 2012).

Lee e Marano (1977) realizaram uma análise de sensibilidade de reatores de polimerização, avaliando os efeitos da temperatura da camisa sobre o perfil de temperatura do reator e da concentração de iniciador. Para tal propósito, utilizaram um modelo de reator tubular simples, mantendo constantes as variáveis como pressão, temperatura e coeficiente de troca térmica, e negligenciando a difusão. A partir da análise do resultado, verificaram que para uma operação estável no reator são necessários valores mínimos de temperatura na camisa do reator. Além disso, evidenciaram a existência de pontos ótimos de operação que combinam valores de temperatura da camisa do reator com a injeção de iniciadores (PEREIRA, 1997).

A configuração de um reator tubular utilizado para a produção de PEBD e EVA consiste em zonas de reação e zonas de resfriamento, se dividindo em três regiões principais, sendo elas: pré aquecimento, na qual o monômero é aquecido por água quente ou vapor de alta pressão até a temperatura de polimerização; reação, em que acontece a conversão de parte do etileno em polietileno; e resfriamento, na qual o produto, polietileno, será resfriado com água até o final da reação. Além disso, no final do reator posiciona-se uma válvula de controle que se abre de tempos em tempos para produzir um pulso de pressão, que tem a finalidade de controlar a pressão do reator e gera um aumento de velocidade e o polímero se desprende da parede do tubo. Por fim, o reator conta com vários pontos de injeção de iniciador, que tem como objetivo aumentar a produtividade da reação. No reator tubular, a conversão do monômero (eteno) é na faixa de 20% a 30% em PEBD produzido. A Figura 8 demonstra este sistema (BARBOSA et al., 2018).

Figura 8 - Sistema de resfriamento em reator tubular.



Fonte: Van Erdeghe et al. (2012).

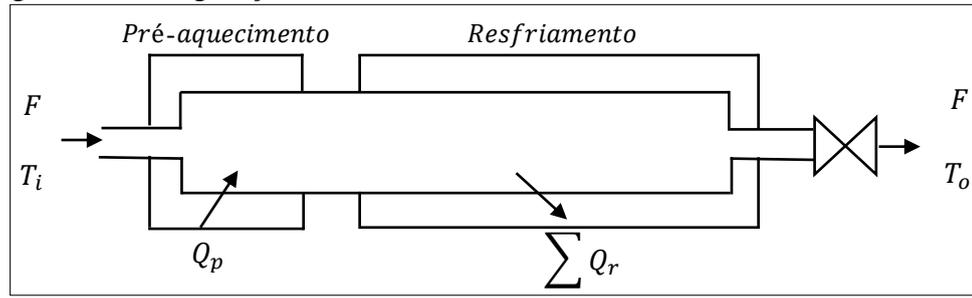
O sistema de resfriamento no reator tubular é de fundamental importância para o controle da reação. Esse sistema visa controlar a temperatura do reator, garantindo que ele permaneça dentro de faixas seguras para reações químicas e, em aspectos gerais, traz um bom custo benefício ao processo, pois além do fato da água não ser um composto tóxico ou inflamável, do ponto de vista econômico é de custo muito inferior a outros meios que poderiam desempenhar o mesmo papel.

Os trocadores de calor são componentes essenciais desses sistemas de resfriamento. Eles são projetados para transferir o calor da água da camisa do reator para um fluido refrigerante ou água de resfriamento, garantindo que o reator não superaqueça. Os trocadores de calor podem assumir diferentes formas, como trocador de placas, casco e tubo ou *air-cooler*. A escolha do tipo depende das necessidades específicas do processo e das condições operacionais.

### 2.3. Balanço de energia

O balanço de energia em um reator tubular é uma análise fundamental para entender e controlar o processo químico que ocorre dentro dele. Esse balanço considera as entradas e saídas de energia no sistema e é importante para manter a temperatura adequada no reator. A Figura 9 demonstra uma configuração básica de um reator tubular e seu mecanismo de transferência de calor.

Figura 9 - Configuração básica de um reator tubular com transferência de calor.



Fonte: Da autora (2023).

O balanço de energia para sistemas abertos com escoamento contínuo, parte da Primeira Lei da Termodinâmica e está representado pela Equação 6 e 7, na qual, na Equação 7,  $(\frac{dE}{dt})_{sist}$  é a taxa de acúmulo de energia no sistema,  $\dot{Q}$  é a taxa de calor para o sistema a partir das vizinhanças,  $\dot{W}$  é a taxa de trabalho do sistema sobre a vizinhança e os termos  $F$  e  $E$  são as taxas que a energia é adicionada ou deixa o sistema pelo fluxo de massa (FOGLER, 2022).

$$ENTRADA - SAÍDA \pm REAÇÃO = ACÚMULO \quad (6)$$

$$\left(\frac{dE}{dt}\right)_{sist} = \dot{Q} - \dot{W} + F_{entra}E_{entra} - F_{sai}E_{sai} \quad (7)$$

Na aplicação da Equação 7, considera-se que o reator é encamisado, sendo os primeiros metros de reator destinados ao pré-aquecimento (fornecimento de calor) e os demais destinados ao resfriamento (retirada de calor), como ilustrado na Figura 9; e que, além disso, a reação de polimerização é exotérmica, ou seja, gera calor. O ideal é não existir acúmulo de calor, para não ocasionar descontrole de temperatura e, conseqüentemente, problemas de segurança de processos. Ademais, o termo de trabalho,  $\dot{W}$ , é desconsiderado devido à ausência de uma turbina no reator tubular. Dessa forma, as Equações 8, 9 e 10, representam o Balanço de Energia para um reator tubular.

A Equação 8 representa um rearranjo da Equação 6, dada a ausência de acúmulo.

$$ENTRADA + GERAÇÃO - CONSUMO = SAÍDA \quad (8)$$

A Equação 9 é uma aplicação das Equações 7 e 8; e isolando o termo  $X$  na Equação 9, obtém-se a Equação 10.

$$Q_{pré-aq.} + F_{in} * X * \Delta H_R = \sum Q_{resf} + F_{in} * C_{p_g} * (T_{out} - T_{in}) \quad (9)$$

$$X = \frac{\sum Q_{resf} + F_{in} * C_{p_g} * (T_{out} - T_{in}) - Q_{pré-aq.}}{F_{in} * \Delta H_R} \quad (10)$$

A reação química ocorre em um fluxo turbulento dentro do tubo. Cerca de 800 kcal/kg de PEBD ou EVA são gerados durante o processo de polimerização. As unidades comerciais são projetadas para retirar de 45% a 75% da energia total gerada.

### 2.3.1. Coeficiente global de troca térmica

O coeficiente global de transferência de calor é um parâmetro fundamental em análise e projeto de trocadores de calor, bem como em muitos processos de troca térmica. Ele descreve a taxa de transferência de calor por unidade de área entre dois meios ou superfície em contato, levando em consideração os efeitos combinados da convecção e condução térmica. Vale ressaltar que esse coeficiente é definido em função da resistência térmica total à transferência de calor entre os fluidos (BERGMAN; LAVINE, 2019).

A rede de resistência térmica associada ao processo de transferência de calor envolve uma resistência de condução que é dada através da parede ( $R_{parede}$ ) e duas de convecção que envolvem o calor transferido do fluido para a parede e da parede para o fluido frio, conforme apresentado na Equação 11 (ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

$$R_{Total} = R_e + R_{parede} + R_i \quad (11)$$

Na Equação 11,  $R_i$  e  $R_e$  representam a resistência convectiva do fluido interno e a resistência convectiva do fluido externo ao tubo central, respectivamente.

Em estudos de trocadores de calor, a taxa de transferência de calor entre dois fluidos pode ser representada a partir da combinação das resistências térmicas que envolvem o caminho do fluxo de calor desde o fluido quente até o fluido frio em uma única resistência térmica  $R_{Total}$ , como mostra a Equação 12.

$$Q = \frac{\Delta t}{R_{Total}} = U A \Delta T \quad (12)$$

Na qual  $A$  é área superficial do tubo em que ocorre a troca térmica e  $U$  é o coeficiente global de transferência de calor, cuja unidade é  $W/m^2/K$ , que é igual a unidade do coeficiente de convecção comum  $h$  (ÇENGEL; GHAJAR, 2012). A partir da Equação 12, tem-se a Equação 13.

$$UA = \frac{1}{R_{Total}} \quad (13)$$

É importante salientar que a parcela relativa à condução na parede pode ser desprezada

quando a espessura da parede do tubo é pequena e a condutividade térmica do seu material é alta, como acontece geralmente (BERGMAN; LAVINE, 2019; ÇENGEL; GHAJAR, 2012). Assim, a Equação 13 para o coeficiente global de troca térmica é simplificada como mostra a Equação 14, sendo  $h_i$  e  $h_o$  os coeficientes individuais de transferência de calor por convecção dentro e fora do tubo, respectivamente.

$$U \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \quad (14)$$

Além disso, o coeficiente global de transferência de calor é dominado quando um dos coeficientes de convecção é muito menor do que o outro. Essa situação acontece frequentemente quando um dos fluidos for um gás e o outro um líquido ou uma mistura líquido-vapor em ebulição ou condensação; já que o coeficiente convectivo no lado do gás é muito menor. Nessas situações, são utilizadas aletas para aumentar a transferência de calor. Valores representativos do coeficiente global são resumidos na Tabela 1.

**Tabela 1 - Valores representativos do coeficiente global de transferência de calor.**

Tipo de trocador de calor	U (W/m <sup>2</sup> /K)
Água-água	850-1700
Água-óleo	100-350
Condensador de vapor	1000-6000
Gás-gás	10-40
Água-ar em tubos aletados (água nos tubos), com base na superfície lado ar	30-60

Fonte: Çengel e Ghajar (2012).

### 2.3.2. Fator de incrustação

Trocadores de calor, ao longo de sua operação normal, estão sujeitos à deposição de impurezas nas superfícies de transferência de calor, o que prejudica o seu desempenho. A camada de depósito se dá devido às impurezas dos fluidos, à formação de ferrugem e a outras reações entre o fluido e o material que compõem a parede. Essa representa a resistência térmica adicional à transferência de calor e acarreta na redução da taxa de transferência de calor no trocador de calor. Esse efeito é conhecido como fator de incrustação,  $R_d$  (BERGMAN; LAVINE, 2019; ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

O fator de incrustação é nulo em trocador de calor novo, porém, no decorrer de seu funcionamento, depósitos de sólidos formam-se sobre a superfície do trocador de calor.

Variáveis como temperatura de operação, velocidade do fluido e tempo de serviço do trocador de calor influenciam no valor do fator de incrustação. A Tabela 2 mostra valores representativos para o fator de incrustação,  $R_d$ .

Tabela 2 - Valores representativos do fator de incrustação.

Fluido	$R_d$ ( $m^2K/W$ )
Água destilada / alimentação de caldeira (Abaixo de 50°C)	0,0001
Água destilada / alimentação de caldeira (Acima de 50°C)	0,0002
Óleo combustível	0,0009
Líquidos de refrigeração	0,0002
Ar	0,0004

Fonte: Çengel e Ghajar (2012).

### 2.3.3. Método da diferença de temperatura média logarítmica

De acordo com Çengel (2012) o método da diferença de temperatura média logarítmica é utilizado para realizar análises de trocadores de calor. Para avaliar o desempenho de um trocador de calor, é fundamental relacionar a taxa total de transferência de calor com as temperaturas de entrada e de saída dos fluidos, a área superficial total de troca térmica e o coeficiente global de transferência de calor. A partir da aplicação de balanços globais de energia nos fluidos quente e frio, tem-se as relações demonstradas pelas Equações 15 e 16, respectivamente (BERGMAN; LAVINE, 2019).

$$Q = \dot{m}_q c_{p,q} (T_{q,ent} - T_{q,sai}) \quad (15)$$

$$Q = \dot{m}_f c_{p,f} (T_{f,sai} - T_{f,ent}) \quad (16)$$

Em que  $\dot{m}$  é a vazão mássica do fluido,  $c_p$  é o calor específico e  $T_{q,ent}$ ,  $T_{f,ent}$  e  $T_{q,sai}$ ,  $T_{f,sai}$  indicam as temperaturas de entrada e de saída nas extremidades do trocador de calor, sendo que os subscritos  $q$  e  $f$  significam fluidos quentes e frios, respectivamente.

Com base nas Equações 15 e 16, verifica-se que as temperaturas referem-se às temperaturas médias dos fluidos nas localizações indicadas, sendo a diferença da temperatura quente e fria. A partir disso, tem-se uma expressão de extensão da lei de resfriamento de Newton, com coeficiente global de troca térmica  $U$  empregue no lugar de um único coeficiente de transferência de calor, como mostra a Equação 17.

$$Q = U A \Delta T_{ml} \quad (17)$$

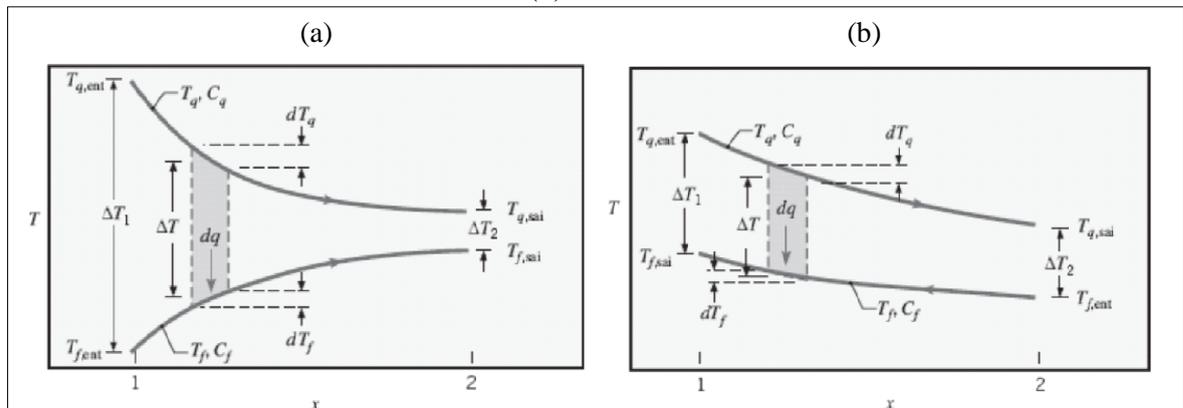
Na Equação 17,  $U$  é o coeficiente global de transferência de calor,  $A$  é a área de troca térmica e  $\Delta T_{ml}$  é a média logarítmica das diferenças de temperaturas.

A Equação acima representada é aplicada para efetuar uma análise de trocadores de calor. Porém, deve-se primeiro estabelecer a forma específica de  $\Delta T_{ml}$  (BERGMAN; LAVINE, 2019). A diferença de temperatura média logarítmica, definida pela Equação 18, é o melhor método para estimar a temperatura do fluido, levando em conta todas as seções do trocador (ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (18)$$

As diferenças  $\Delta T_1$  e  $\Delta T_2$  são definidas como as diferenças de temperaturas entre as correntes quente e fria nas extremidades opostas do trocador de calor. De acordo com a configuração, essas variações podem ser obtidas como mostra a Figura 10.

Figura 10 - Distribuição de temperaturas em trocadores de calor, escoamento paralelo (a) e escoamento contracorrente (b).



Fonte: Bergman e Lavine (2019).

Nota-se que, inicialmente, no escoamento paralelo a diferença de temperatura  $\Delta T$  é grande e vai diminuindo com o aumento de  $x$ . Vale ressaltar que, nesse tipo de trocador, a temperatura de saída do fluido frio não pode ser superior à do fluido quente. Já para a configuração em escoamento contracorrente verifica-se que a troca térmica ocorre entre as parcelas mais quentes dos dois fluidos em uma extremidade e entre as parcelas mais frias dos dois fluidos na outra extremidade. As Equações 19 e 20 apresentam as diferenças de temperaturas para o arranjo paralelo e para o arranjo contracorrente, respectivamente.

$$\begin{aligned}\Delta T_1 &= T_{q,e} - T_{f,e} \\ \Delta T_2 &= T_{q,s} - T_{f,s}\end{aligned}\tag{19}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_1 &= T_{q,e} - T_{f,s} \\ \Delta T_2 &= T_{q,s} - T_{f,e}\end{aligned}\tag{20}$$

## 2.4. Troca térmica

A troca térmica em reatores tubulares é um aspecto essencial no projeto e operação de diversos processos químicos e petroquímicos. Durante a operação de um reator tubular, é necessário controlar e otimizar a temperatura para garantir a eficiência da reação. A transferência de calor ocorre de várias formas nesses sistemas, e é importante compreender e controlar esses mecanismos para alcançar uma operação eficiente e segura.

Existem três principais modos de transferência de calor em reatores tubulares: condução, convecção e radiação, essas estão apresentadas na sequência (CAMINHA, 2021; OLIVEIRA, 2019; ROSA, 2018).

A condução térmica ocorre quando há um gradiente de temperatura ao longo do comprimento do reator. Nesse caso, o calor é transferido de uma região de maior temperatura para uma região de menor temperatura através do material do tubo do reator. A condução térmica é especialmente importante nas paredes do tubo, nas quais ocorre a troca térmica entre os reagentes quentes e o meio externo.

A convecção térmica refere-se à transferência de calor entre a superfície do tubo do reator e o fluido circundante. Esse modo de transferência de calor é influenciado pelo movimento do fluido, que pode ser causado pela circulação natural (convecção natural) ou por meio de bombeamento (convecção forçada). A convecção térmica é especialmente importante em reatores que operam com fluidos de alta viscosidade.

A radiação térmica ocorre devido à emissão e absorção de energia eletromagnética pelos corpos presentes no reator. A radiação térmica é um modo de transferência de calor independente do meio, ou seja, pode ocorrer mesmo em vácuo. A radiação térmica é especialmente significativa em reatores tubulares que operam em altas temperaturas.

Para otimizar a troca térmica em reatores tubulares, podem ser adotadas algumas estratégias; isolamentos térmicos eficientes podem ser usados nas paredes do trocador para minimizar as perdas de calor para o ambiente circundante. Além disso, o controle preciso da

temperatura e do fluxo de fluido no reator é essencial para garantir uma transferência de calor adequada e evitar o superaquecimento ou resfriamento excessivo.

A escolha do material do tubo do reator também é importante para garantir uma boa condutividade térmica e resistência a altas temperaturas; alguns materiais comuns são aço inoxidável, ligas de níquel e cerâmica refratárias.

Dessa forma, a transferência de calor adequada e a dissipação de calor, em reatores tubulares, são fatores críticos a serem considerados para evitar problemas como superaquecimento, formação de incrustação e reação indesejada e garantir a segurança do processo.

## **2.5. Trocadores de calor**

Como resultado do processo anteriormente descrito, a água que escoar na camisa do reator necessita ser resfriada, para que a sua temperatura não se iguale a temperatura da reação, propiciando a não eficiência da troca térmica. Dessa forma, utilizam-se, nesse processo, outros trocadores de calor.

Os trocadores de calor são equipamentos utilizados para implementar o processo de troca de calor entre dois fluidos que estão em diferentes temperaturas e se encontram separados por uma parede sólida (BERGMAN; LAVINE, 2019). Esses são utilizados em diversas aplicações, desde sistemas de aquecimento de ambientes e sistemas de ar condicionado a processos químicos e produção de potências em grandes indústrias (ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

Em trocadores de calor, a troca térmica envolve, geralmente, a convecção em cada fluido e a condução por meio da parede que separa os dois fluidos. O estudo de trocadores de calor compreende a aplicação do coeficiente global de transferência de calor,  $U$ , que representa a contribuição de todos os efeitos sobre a troca de calor. A taxa de troca térmica entre os fluidos em um local de trocador de calor depende da diferença de temperatura no local, que varia ao longo do trocador de calor (ÇENGEL; GHAJAR, 2012).

Diversas finalidades de transferência de calor requerem diferentes tipos de configurações de equipamentos de troca térmica. Dessa forma, a fim de suprir os requisitos de transferência de calor dentro das restrições especificadas, foram projetados vários tipos inovadores de trocadores de calor, os quais têm configurações específicas que dependem da carga térmica, área de instalação, vazões, temperaturas e fluidos envolvidos (ÇENGEL; GHAJAR, 2012; MOREIRA; AGUILAR, 2022).

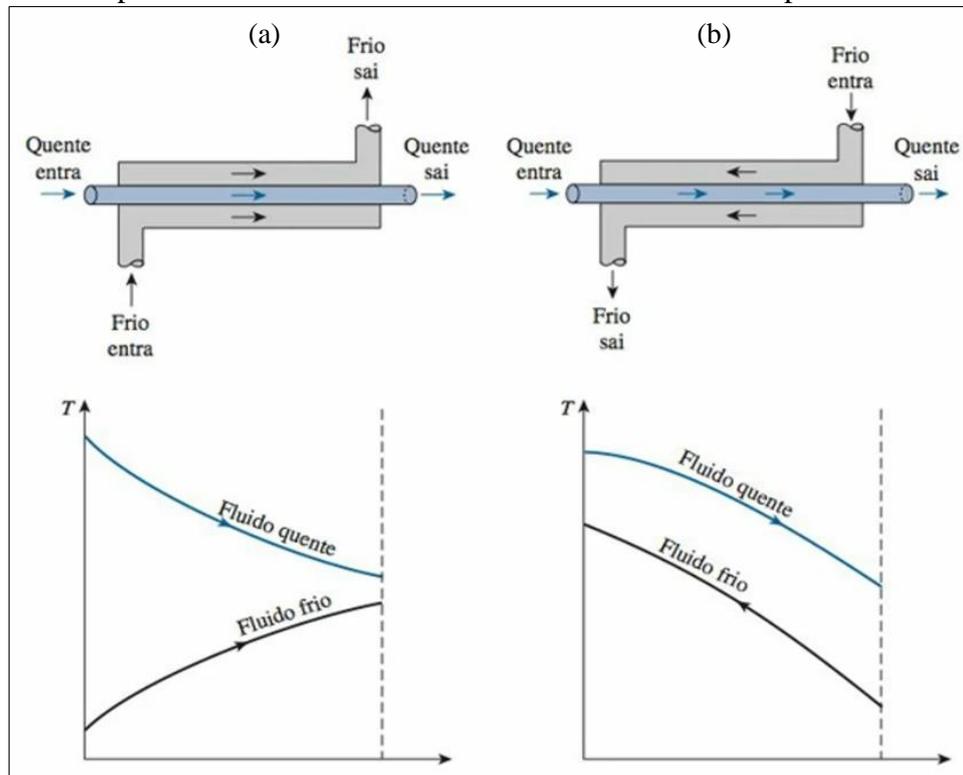
Segundo Bergman e Lavine (2019), os trocadores de calor são comumente classificados

de acordo com o arranjo do escoamento e o tipo de construção. Alguns dos diversos tipos de trocadores de calor serão apresentados nos tópicos a seguir.

### 2.5.1. Tubo duplo

O trocador de calor mais simples é o trocador tubo duplo, constituído por tubos concêntricos (ou bitubular) de diferentes diâmetros, e os fluidos quentes e frios se movem no mesmo sentido ou em sentido opostos. Sendo assim, tem-se a configuração de escoamento paralela onde os fluidos quente e frio entram no trocador de calor na mesma extremidade e avançam na mesma direção. E a configuração contracorrente, na qual os fluidos entram no trocador de calor por extremidades opostas e escoam em direções opostas (BERGMAN; LAVINE, 2019; ÇENGEL; GHAJAR, 2012). As diferentes configurações de escoamento e de perfis de temperatura associadas em trocadores de calor de tubo duplo estão mostradas na Figura 11.

Figura 11 - Configurações de escoamento paralelo (a) e contracorrente (b) e seus perfis de temperatura associados em trocador de calor de tubo duplo.



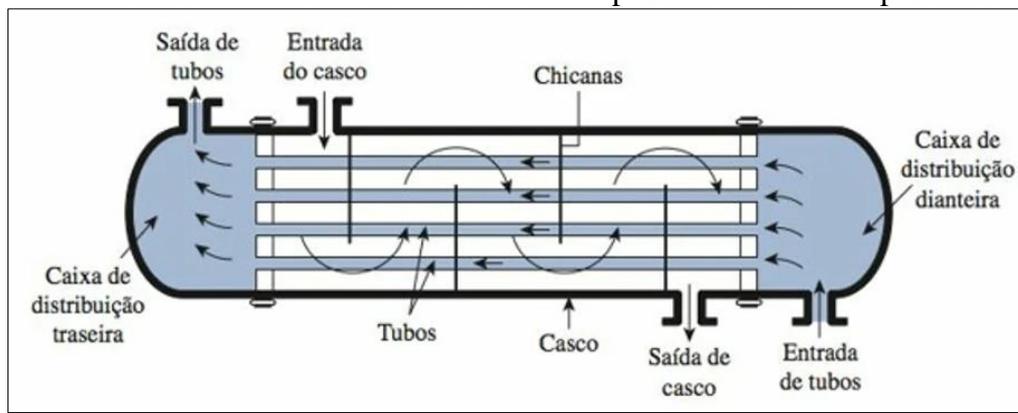
Fonte: Çengel e Ghajar (2012).

Os fluidos também podem se mover em um escoamento cruzado, ou seja, um fluido escoar perpendicularmente ao outro.

### 2.5.2. Casco e tubo

Outra configuração comum em aplicações industriais é o trocador casco e tubo. Modelos específicos desse tipo de trocador de calor se diferem de acordo com a quantidade de passes no casco e nos tubos. Esse trocador contém um grande número de tubos, dispostos em um casco com os respectivos eixos em paralelos ao do casco. A Figura 12 demonstra a forma mais simples do trocador casco e tubo, que envolve um único passe nos tubos e no casco. A troca térmica acontece com um fluido escoando no interior dos tubos, enquanto o outro fluido escoo no casco.

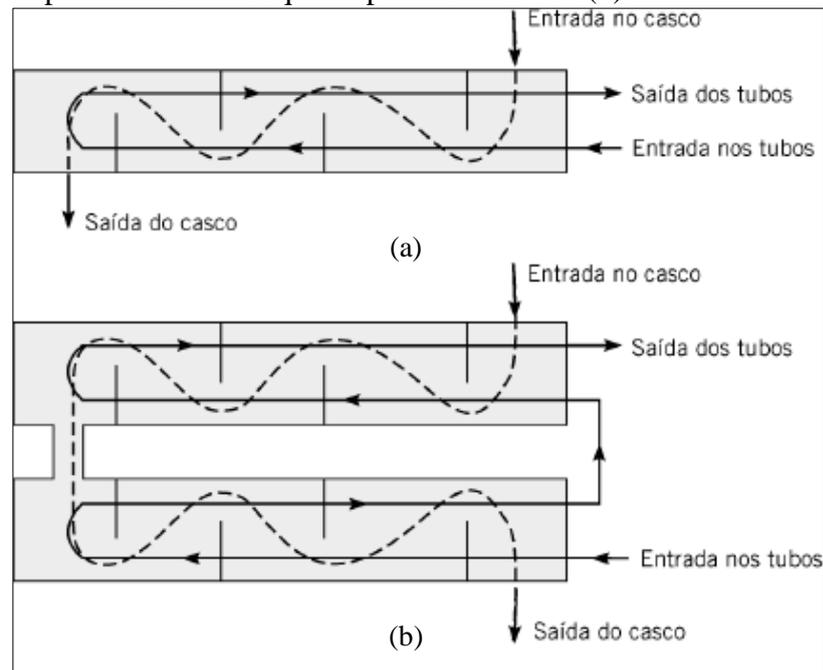
Figura 12 - Trocador de calor casco e tubo com um passe no casco e um passe nos tubos.



Fonte: Çengel e Ghajar (2012).

Geralmente, são instaladas chicanas no casco que a partir da indução de turbulência e de um componente de velocidade na direção do escoamento cruzado, que aumentam o coeficiente convectivo no fluido no lado do casco. Além disso, esses elementos contribuem fisicamente para o lado dos tubos, reduzindo a vibração dos tubos provocada pelo escoamento. Trocadores de calor casco e tubo com chicanas e com diferentes números de passe no casco e nos tubos são mostradas na Figura 13.

Figura 13 - Trocadores de calor casco e tubos, com um passe no casco e dois passes nos tubos (a) e dois passes no casco e quatro passes nos tubos (b).

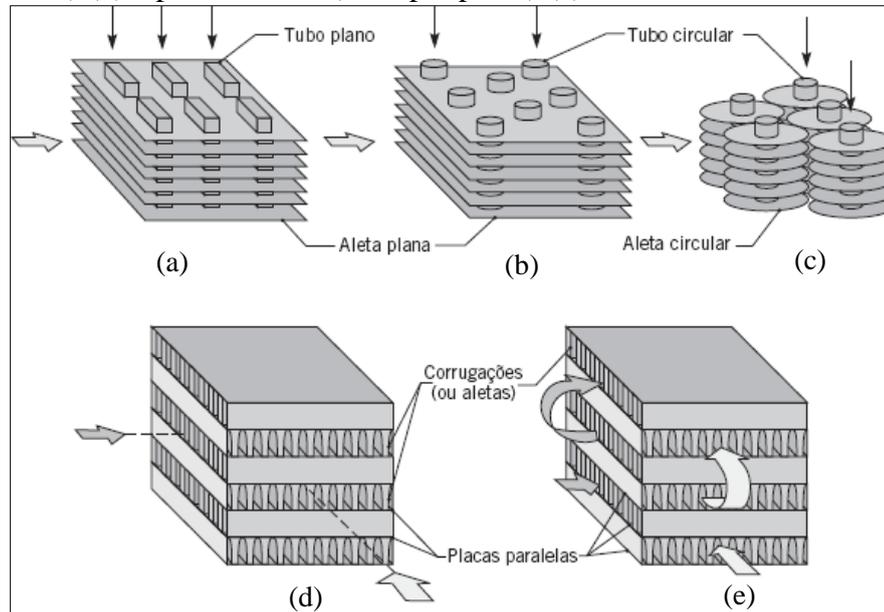


Fonte: Bergman e Lavine (2019).

### 2.5.3. Compactos

Uma classe importante de trocadores de calor é o trocador compacto, que é projetado para atingir uma grande superfície de transferência de calor por unidade de volume. Esses equipamentos contêm matrizes de tubos aletados ou placas, e normalmente são aplicados em trocadores de calor gás-gás e gás-líquido, sendo que pelo menos um dos fluidos é um gás. Em vista disso, são caracterizados por um baixo coeficiente de convecção. A Figura 14 apresenta as diferentes formas do trocador de calor compacto. Observa-se que os tubos e as aletas podem ser planos ou circulares e os trocadores de calor com placas paralelas podem ser aletados ou corrugados. Além disso, podem ser utilizados com modos de operação de único ou múltiplos passes. As seções de escoamento relacionadas aos trocadores de calor compactos são caracteristicamente pequenas ( $D_h \lesssim 5 \text{ mm}$ ), e o escoamento é normalmente laminar.

Figura 14 - Núcleos de trocadores de calor compactos, tubo aletado (tubos planos, placas contínuas como aletas) (a), tubo aletado (tubos circulares, placas contínuas como aletas) (b), tubo aletado (tubos circulares, aletas circulares) (c), placa aletada (passe único) (d) e placa aletada (múltiplo passe) (e).



Fonte: Bergman e Lavine (2019).

#### 2.5.4. Air-cooler

O *air-cooler* ocupa a segunda posição entre os tipos de trocadores de calor mais utilizados na indústria química e de processamento de petróleo, ficando atrás apenas do trocador casco e tubos (SERTH, 2007).

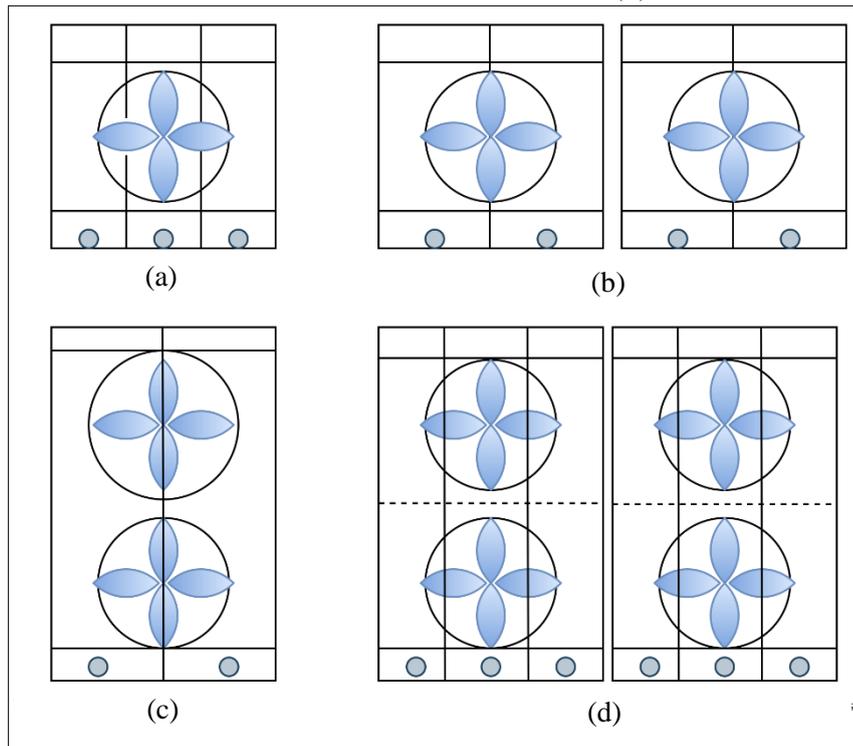
Os trocadores de calor do tipo *air-cooler* são equipamentos onde a troca térmica ocorre a partir de um sistema de ventilação, sendo que uma corrente que se deseja resfriar ou condensar escoar no interior de um feixe de tubos aletados que transfere calor para uma corrente de ar (PASSOS, 2015).

Geralmente os *air-coolers* demandam um alto investimento comparado a trocadores de calor resfriados à água, para uma mesma carga térmica, devido à baixa condutividade térmica do ar. Porém, em relação aos custos de operação e de manutenção, o *air-cooler* apresenta vantagens frente a outros trocadores de calor, uma vez que o custo de operação de um *air-cooler* não inclui os gastos relacionados ao uso de água limpa inicial, de tratamento químico da água, da torre de resfriamento e de tubulação. Por fim, o custo de manutenção também é menor, em razão de não ser necessária a limpeza frequente por problemas de incrustações, já que o ar apresenta uma menor formação delas (DIAS, 2018).

Existem diferentes tamanhos de *air-coolers*, que variam de acordo com a necessidade do serviço térmico. Dessa forma, é possível encontrar tanto estruturas pequenas quanto

estruturas enormes, compostas por diversas baias que, por definição, são constituídas por um ou mais feixes de tubos que são supridos pelo mesmo conjunto de ventiladores. A Figura 15 ilustra alguns exemplos de estruturas de *air-coolers*.

Figura 15 - Diferentes configurações de estruturas de *air-coolers*, 1 baía com 1 ventilador e 3 feixes de tubo (a), 1 unidade com 2 baias, cada uma com 1 ventilador e 2 feixes de tubos (b), 1 baía com 2 ventiladores e 2 feixes de tubos (c) e 1 unidade com 2 baias, com 2 ventiladores cada uma e 3 feixes de tubos (d).



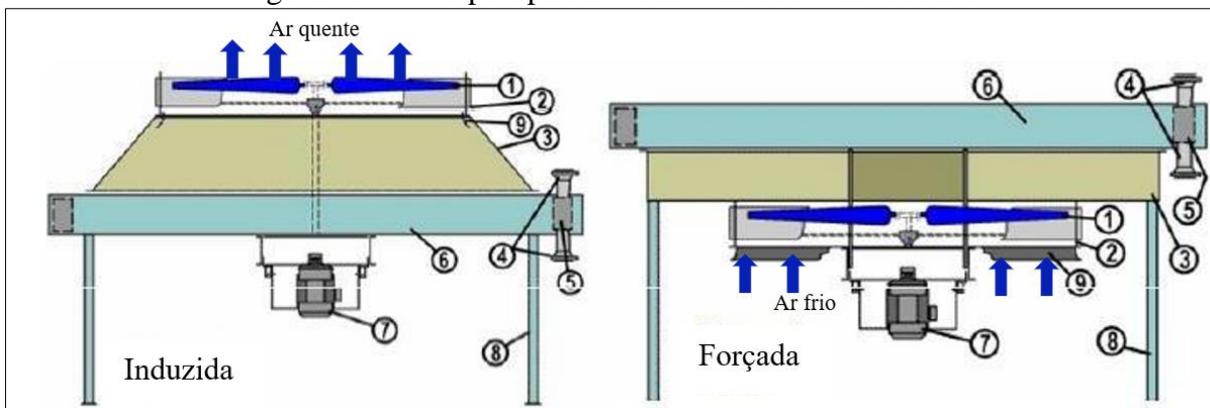
Fonte: Da autora (2023).

Em *air-coolers* que operam com feixes de tubos orientados na posição horizontal, a corrente de ar pode passar através dos tubos por duas formas, sendo elas tiragem forçada ou tiragem induzida. Os feixes de tubos correspondem a um conjunto de tubos, onde percorre o fluido de processo a ser resfriado. A Figura 16 apresenta a estrutura mecânica de um trocador de calor do tipo *air-cooler* de tiragem forçada e de tiragem induzida.

Na tiragem forçada, os ventiladores localizam-se abaixo dos feixes de tubos, de forma que o ar é empurrado para cima através do feixe. Essa é a configuração que fornece o arranjo mais simples e conveniente. Por apresentar vantagens em relação a manutenção, a tiragem forçada é utilizada para a maioria das aplicações, porém, trocadores de calor que contêm essa configuração estão sujeitos a recirculação de ar quente, principalmente em dias com clima mais frio. Já na tiragem induzida, os ventiladores situam-se acima do feixe de tubos, de modo que o ar é puxado para cima, permitindo uma distribuição de ar mais uniforme através dos tubos, no

entanto necessita de mais energia, devido ao fato de que os ventiladores trabalham com ar aquecido na saída do trocador (SOUZA, 2017).

Figura 16 - Principais partes mecânicas de um *air-cooler*.



Fonte: Adaptado de Passos (2015).

A Figura 16 representa as principais partes mecânicas de um *air-cooler*, e as numerações indicadas na imagem fornecem informações detalhadas sobre cada componente. O número 1 corresponde ao ventilador, que desempenha o papel fundamental na circulação do ar. O número 2 é o anel do ventilador, contribuindo para a estabilidade e eficiência do ventilador. O componente 3 é o plenum (coifa), responsável por direcionar o fluxo de ar. Os bocais estão identificados pelo número 4 e são responsáveis pela entrada de ar no sistema. O número 5 refere-se aos cabeçotes, que são parte integrante do processo de resfriamento. Os feixes de tubos, indicados como número 6, desempenham um papel essencial na troca de calor. O número 7 corresponde ao motor do ventilador, que impulsiona o funcionamento do ventilador. O suporte do equipamento, identificado como número 8, fornece a estrutura necessária para sustentar o air cooler. Por fim, o número 9 indica o *inlet bell*, que desempenha um papel na entrada de ar no sistema. Cada um desses componentes é crucial para o funcionamento adequado do *air cooler*, garantindo eficiência na troca de calor e ventilação.

### **3. METODOLOGIA**

Neste trabalho, foi avaliado o caso de uma indústria petroquímica de grande porte, que contém um reator tubular de alta pressão destinado para a produção de polietileno de baixa densidade (PEBD). O equipamento conta com um sistema de resfriamento que foi estudado e analisado, a fim de avaliar a possibilidade da produção de etileno acetato de vinila (EVA) no reator, dada a relevância da troca térmica neste processo.

Neste capítulo, é apresentada a metodologia utilizada para desenvolver os cálculos e realizar a comparação entre os reatores, demonstrando o procedimento para chegar às propostas de produção de EVA no reator destinado à fabricação de PEBD.

#### **3.1. Descrição do processo**

O reator de alta pressão compreende a parte do sistema em que é realizada a polimerização do etileno em polietileno. O reator propriamente dito é formado por um conjunto de tubos encamisados, em que a mistura da reação passa no tubo central e na camisa externa utiliza-se um fluido de aquecimento nas primeiras seções, para realizar o aquecimento dos reagentes, e água nas demais seções para o resfriamento e controle da reação. No final do reator, posiciona-se a válvula de pulsação que tem a função de controlar a pressão nos tubos do reator.

Portanto, o sistema de resfriamento é destinado ao controle de temperatura da reação de polimerização, o qual é essencial, uma vez que, ao se atingir o ponto de decomposição dos peróxidos, a reação passa a ser extremamente exotérmica, de modo que esse controle influencia diretamente na estabilidade da reação.

Por fim, realizou-se uma análise detalhada e o estudo de dois reatores tubulares de alta pressão e seus respectivos sistemas de resfriamento, sendo que um desses reatores é destinado à produção de EVA e PEBD (referência), enquanto o outro, em análise, é o objeto de avaliação deste trabalho, o qual atualmente se dedica à fabricação somente de PEBD.

#### **3.2. Reatores e seus sistemas de resfriamento**

As principais características de ambos os reatores tubulares são:

- o etileno é comprimido em hipercompressor e introduzido na seção de pré-aquecimento a alta pressão;
- o sistema é dividido em duas seções principais: pré-aquecimento (preparo para reação) e resfriamento (reator em si);

- o etileno é pré-aquecido pelo uso de vapor ou água quente (fervente);
- o etileno também pode ser introduzido em uma ou múltiplas injeções laterais (as chamadas injeções a frio);
- a reação começa com o uso de iniciadores de radicais livres, na seção de resfriamento;
- o calor reacional é removido através da troca de calor com a água de resfriamento. Um ou mais sistemas de condensado, em circuito fechado, removem o calor da seção de reação aumentando a temperatura da água de troca térmica.
- a conversão típica de etileno nesses sistemas varia de 20 a mais de 30%.

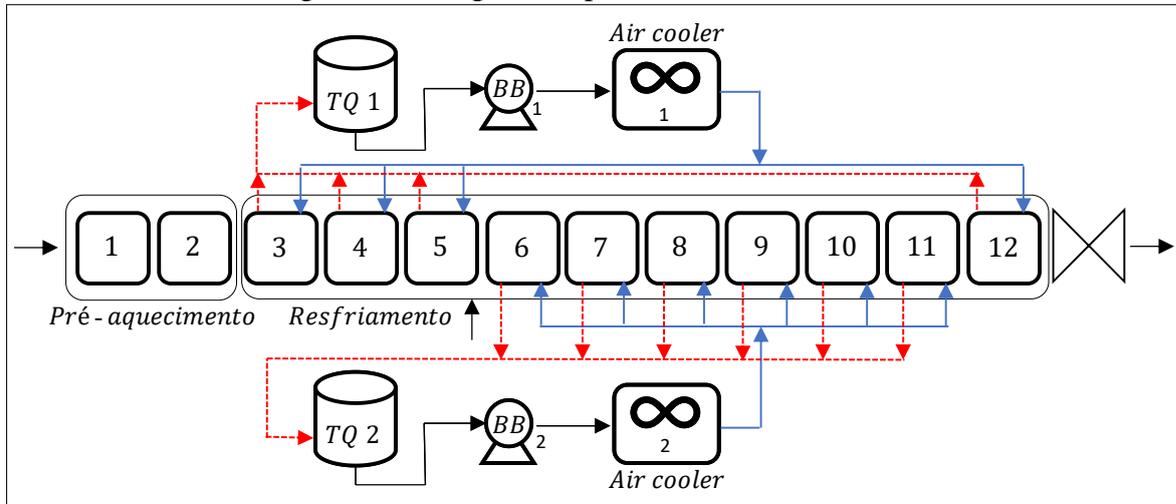
Realizou-se análise e comparação dos dois sistemas reacionais, designados como reator A, o sistema em análise, que atualmente produz somente PEBD, e reator R, de referência, que produz as resinas de EVA e PEBD. Destaca-se que ambos possuem características notavelmente diferentes em relação a dimensões físicas, configurações operacionais, vazões de alimentação, produtividade, quantidades de seções de resfriamento e outros aspectos de projeto dos reatores, como ilustrado nas seções seguintes. Porém, eles apresentam conversões iguais ou semelhantes para algumas resinas produzidas. Dessa forma, a comparação entre ambos partiu do princípio de analisar a produção de resinas de PEBD que possuem conversões iguais nos dois sistemas reacionais. Identificadas essas resinas, fez-se então o cálculo da capacidade térmica total nos dois casos, com base no balanço de energia, esperando-se que tal capacidade fosse maior no reator A, o que seria considerado indicativo de sua viabilidade técnica para produzir também resinas de EVA.

Os tópicos a seguir representam um descritivo simplificado de ambos os reatores e dos procedimentos adotados.

### **3.2.1. Reator A**

A Figura 17 demonstra um diagrama simplificado do reator A, que seria um detalhamento da Figura 9 para este sistema específico.

Figura 17 - Diagrama representativo do Reator A.



Fonte: Da autora (2023).

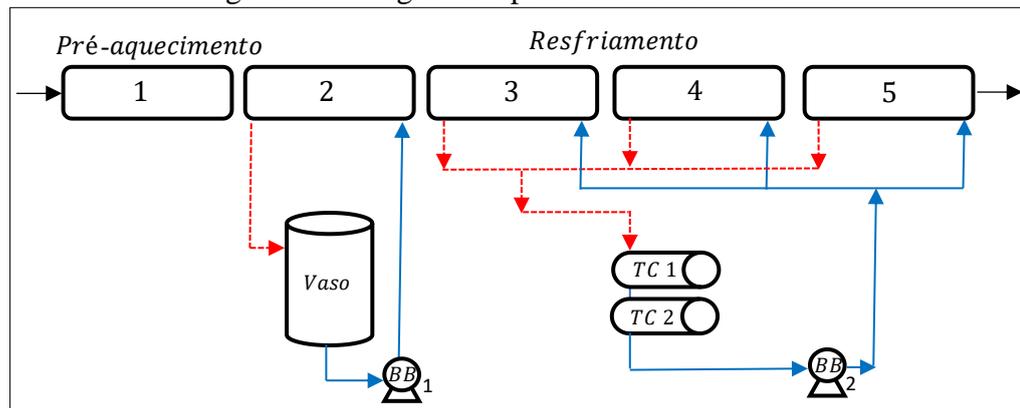
O reator A é subdividido em doze seções, conforme indicado na Figura 17. A primeira e a segunda seções são destinadas a realizar o pré-aquecimento possibilitando o início da reação; para isso, utiliza-se vapor superaquecido. Após o início da polimerização, que de fato começa na seção 3, tratando-se de uma reação exotérmica, o controle da temperatura é feito através da troca térmica com água, da terceira à décima segunda seções, que resfria o polietileno formado e o gás etileno que não foi convertido, sendo responsável pelo resfriamento da mistura reacional.

O sistema de resfriamento do reator A é um sistema fechado e conta com dois trocadores de calor do tipo *air-cooler*, que têm a finalidade de resfriar a água que retornou dos reatores, bombeando-a do tanque para enviar novamente às mesmas seções do reator. Sendo que do tanque sai uma tubulação para a bomba que leva a água para o *air-cooler* correspondente, que, por sua vez, envia a água vai para as seções do reator, resfriando a mistura reacional ao trocar calor pela camisa do reator e retornando para o tanque. Um sistema de resfriamento se destina às três primeiras seções reacionais (seção 1, 2 e 3) e à última seção reacional (12), enquanto o outro sistema se destina às seções intermediárias, de 6 a 11, de forma a otimizar as trocas térmicas.

### 3.2.2. Reator R

A Figura 18 demonstra um diagrama simplificado do reator R, sendo, de forma análoga, um detalhamento da Figura 9 para este sistema reacional específico.

Figura 18 - Diagrama representativo do Reator R.



Fonte: Da autora (2023).

A partir da análise da Figura 18, verifica-se que o sistema reacional, designado por reator R, é dividido em cinco seções distintas, a primeira é o pré-aquecimento, responsável pelo preparo da mistura dos reagentes para atingir a temperatura de iniciação da polimerização, e as demais seções (segunda à quinta) são regiões de resfriamento, nas quais acontece de fato a reação de polimerização.

A água que circula na camisa da segunda seção tem a finalidade de remover o calor gerado na primeira parte de reação. O controle da temperatura é feito através de um vaso de expansão de condensados de baixa pressão.

O resfriamento da água das camisas da terceira à quinta seções é realizado através de dois trocadores casco e tubo que trabalham em série, tendo a função de resfriar a água de circulação que vem quente do reator, antes de enviá-la novamente ao reator.

De modo que, em ambos os sistemas reacionais, Figuras 17 e 18, o sistema de água tem a finalidade de condicionar a temperatura do reator.

### 3.3. Escolha da resina

A seleção da resina considerada para os cálculos de balanço de energia foi fundamentada na comparação da conversão alcançada em ambos os reatores, sendo que a conversão ( $X$ ) se refere à transformação das matérias-primas em produto. Inicialmente, aplicou-se a Equação 21 para avaliar a conversão de resinas de PEBD e, com base nos valores obtidos, foi feita a escolha das resinas específicas a serem utilizadas para avaliar o BE.

$$X = \frac{F_{PE_{out}}}{F_{E_{in}}} \quad (21)$$

Na Equação 21,  $F_{PE_{out}}$  é a produção de PEBD do reator por hora (kg/h), correspondendo

à diferença entre a vazão de alimentação de eteno no reator e sua vazão de saída, enquanto  $F_{E_{in}}$  é a vazão de eteno alimentada no reator (kg/h).

### 3.4. Balanço de energia no reator

O balanço de energia nos reatores foi realizado em todas as seções, como forma de quantificar a capacidade térmica total e comparar ambos os sistemas reacionais. O cálculo partiu da Primeira Lei da Termodinâmica (Equação 7) e, a partir dela, da Equação 10, sendo adotadas as seguintes premissas:

- não deve existir acúmulo de calor (condição estado estacionário, dada a operação contínua do reator), para não ocasionar descontrole de temperatura e, consequentemente, problemas de segurança de processos;
- ausência de trabalho ( $\dot{W}$ ), devido à inexistência de uma turbina no reator;
- não avaliação da contribuição de  $\dot{Q}$  referente ao aquecimento, uma vez que a análise se concentra exclusivamente no reator em si, ou seja, nas seções de de resfriamento. Isso porque as seções de aquecimento no início do reator são responsáveis por proporcionar calor até a temperatura da reação de polimerização, sendo assim, nessas seções ainda não tem reação;
- desconsideração da parcela de calor sensível do tubo interno, uma vez que esta se mostra significativamente inferior em relação aos demais termos. Isso foi avaliado e quantificado em análise preliminar, sendo cerca de dez vezes menor que o calor da troca térmica. Além disso, essa parcela contribui para retirada de calor do reator, sendo conservador desprezar esse termo.

Com base nas hipóteses estabelecidas, partindo da Equação 10, o balanço de energia pode ser representado na Equação 22, em que  $\Delta H_R$  é o calor gerado pela reação (kcal/kg) e  $\sum Q_{resf}$  é o somatório da capacidade térmica das seções de resfriamento (kcal/h).

$$F_{in} * X * \Delta H_R = \sum Q_{resf} \quad (22)$$

Isolando o termo de conversão na Equação 22, tem-se a Equação 23.

$$X = \frac{\sum Q_{resf}}{F_{in} * \Delta H_R} \quad (23)$$

A comparação dos reatores A e R foi realizada a partir da análise de resinas que apresentam conversões iguais em ambos os reatores,  $X_{Reator A} = X_{Reator R}$ , dessa forma, tem-

se a Equação 25, na qual os índices A e R são usados para identificar os sistemas reacionais.

$$\frac{\sum Q_{resf\_A}}{F_{in\_A} * \Delta H_R} = \frac{\sum Q_{resf\_R}}{F_{in\_R} * \Delta H_R} \quad (25)$$

O cálculo para determinar a capacidade térmica das seções de resfriamento dos reatores foi feito, com base em Cengel (2012), a partir da Equação 26, sendo  $\dot{m}_{\acute{a}gua}$  a vazão de água que entra nas camisas do reator (kg/h);  $c_{p,\acute{a}gua}$  o calor específico da água (kcal/kg/°C);  $T_{\acute{a}gua\_ent}$  a temperatura da água que entra na seção do reator (°C); e  $T_{\acute{a}gua\_sai}$  a temperatura da água que sai da seção do reator (°C).

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\acute{a}gua} c_{p,\acute{a}gua} (T_{\acute{a}gua\_ent} - T_{\acute{a}gua\_sai}) \quad (26)$$

Este cálculo foi realizado para todas as seções, em ambos os reatores, e em seguida fez-se o somatório para obter a capacidade térmica total dos sistemas de resfriamento de ambos.

### 3.5. Balanço de energia nos *air-coolers*

O intuito do Balanço de Energia nos *air-coolers* foi verificar a temperatura da água na saída do trocador, uma vez que essa saída é direcionada para a alimentação da seção do reator A, correspondendo a  $T_{\acute{a}gua\_ent}$  da Equação 26. Vale ressaltar que esse cálculo se tornou necessário devido à falta de informações sobre a temperatura da água na entrada da camisa do reator nos registros históricos de dados de processos.

De modo que, buscou-se a folha de dados do equipamento (*air-cooler*) para obter os dados necessários para o cálculo dos valores desejados. A Equação 27 foi utilizada para calcular a capacidade térmica do lado ar e, como  $\dot{Q}_{ar} = \dot{Q}_{\acute{a}gua} = \dot{Q}_{aircooler}$ , em seguida, para o lado água, isolou-se o termo de temperatura, como demonstrado pela Equação 28.

$$\dot{Q}_{ar} = \dot{m}_{ar} c_{p,ar} (T_{ar\_ent\_aircooler} - T_{ar\_sai\_aircooler}) \quad (27)$$

$$T_{\acute{a}gua\_sai\_aircooler} = \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_{\acute{a}gua} c_{p,\acute{a}gua}} + T_{\acute{a}gua\_ent\_aircooler} \quad (28)$$

Além dos dados históricos, coletou-se os dados de temperatura da água na entrada da camisa do reator em campo, conforme ilustrado na Figura 19, utilizando um pirômetro, com o propósito de obter informações precisas sobre os valores. Essa coleta foi realizada durante quatro semanas, permitindo comparar os valores calculados correspondentes e validar o procedimento adotado e, conseqüentemente, a análise advinda dele.

Figura 19 - Coleta de dados em campo.



Fonte: Da autora (2023).

Os demais parâmetros necessários para os cálculos, como a vazão de água que entra nas camisas do reator e a temperatura de água que sai da seção do reator, foram coletados no historiador de dados de processos da empresa.

### **3.6. Ampliação da análise para resina de EVA**

Além da análise para as resinas de PEBD, estendeu-se o cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para a resina de Etileno Acetato de Vinila (EVA) no reator R. Esse cálculo teve como principal objetivo avaliar a quantidade de calor necessária para o resfriamento do EVA e compará-la com a resina de PEBD que é produzida no mesmo reator R, para então avaliar a produção de EVA no reator A.

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1. Seleção da resina para avaliação

Inicialmente, efetuou-se um estudo dos dois reatores e constatou-se que apesar das divergências em termos de dimensões físicas, configurações operacionais, vazões de alimentação, produtividade, quantidades de seções de resfriamento e outros parâmetros de projeto dos reatores, ambos os reatores exibem conversões iguais para determinadas resinas de PEBD produzidas, sendo esse um ponto de partida fundamental para a avaliação comparativa deles.

Assim, procedeu-se à análise das resinas de PEBD que são produzidas em ambos os reatores, comparando suas conversões, calculadas pela Equação 21. A Tabela 3 exibe as resinas produzidas no reator A e no reator R, juntamente com as respectivas conversões.

A vazão de alimentação de eteno,  $F_{E_{in}}$ , no reator A é de 29600 kg/h, enquanto no reator R é de 38580 kg/h, para PEBD.

Tabela 3 - Resinas de PEBD e suas respectivas conversões (X).

Resina	Reator	$F_{PE_{out}}$ (kg/h)	X (%)
AC_69	A	7401	25,0
	R	9549	24,8
LE_59	A	7114	24,0
	R	9167	23,8
MP_98	A	8356	28,2
	R	8785	22,8
TH_21	A	7206	24,3
	R	8117	21,0

Fonte: Da autora (2023).

De acordo com os dados apresentados na Tabela 3, estabeleceu-se as resinas bases para a realização dos cálculos de balanço de energia. Ao analisá-la, verifica-se que para as resinas AC\_69 e LE\_59 foram obtidas conversões mais próximas, tornando-as, assim, as resinas mais

adequadas para a continuidade do estudo.

#### 4.2. Cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para PEBD

O cálculo de capacidade térmica e balanço de energia abrangeu todas as seções de resfriamento dos reatores A e R, em relação às resinas AC\_69 e LE\_59.

A primeira etapa envolveu o cálculo da capacidade térmica (Equação 26), e os resultados destes cálculos estão resumidos na Tabela 4. Os dados permitem uma análise da capacidade de troca térmica do reator A em relação à resina AC\_69. Para os cálculos considerou-se o calor específico da água ( $c_{p,água}$ ) igual a 1 kcal/kg°C.

Tabela 4 - Capacidade térmica das seções do reator A para resina AC\_69.

Seções	$\dot{m}_{água}$ (kg/h)	$T_{água\_ent}$ (°C)	$T_{água\_sai}$ (°C)	$\dot{Q}$ (kcal/h)
3	25646	130,8	144,2	342861
4	21307	128,9	147,7	400821
5	39162	138,1	146,1	314137
6	26136	120,5	136,0	404316
7	62432	123,5	130,3	429249
8	61177	132,3	137,5	321307
9	29256	122,2	138,2	466552
10	60800	128,2	130,8	162568
11	54685	124,7	131,6	375984
12	37807	130,8	144,9	530710

Fonte: Da autora (2023).

A partir dos dados representados na Tabela 4, obtém-se a capacidade térmica total, expressa na Tabela 5, que é o somatório das capacidades térmicas de todas as seções.

Após o cálculo da capacidade térmica, realizou-se o cálculo do balanço de energia (Equação 22), sendo essa etapa fundamental para comparação entre os sistemas reacionais. A

Tabela 5 demonstra os resultados para o reator A.

Tabela 5 - Balanço de energia no reator A para resina AC\_69.

$\dot{Q}_{Total}$ (kcal/h)	$\dot{Q}_{Total} / F_{E_{in}}$ (kcal/kg)
3748507	126,6

Fonte: Da autora (2023).

Os cálculos de capacidade térmica e balanço de energia também foram executados para o reator R, possibilitando, assim, uma comparação abrangente e uma análise minuciosa dos resultados obtidos em ambos os reatores. Esse processo permitiu uma avaliação do desempenho térmico do sistema de resfriamento de ambos os reatores. A Tabela 6 e 7 expressam os resultados obtidos para o reator R em relação à resina AC\_69.

Tabela 6 - Capacidade térmica seções do reator R para resina AC\_69.

Seções	$\dot{m}_{\acute{a}gua}$ (kg/h)	$T_{\acute{a}gua_{ent}}$ (°C)	$T_{\acute{a}gua_{sai}}$ (°C)	$\dot{Q}$ (kcal/h)
2	108270	154,1	162,3	886679
3	83286	121,7	125,9	351394
4	53064	99,9	114,7	787506
5	83286	101,1	121,7	1718439

Fonte: Da autora (2023).

Tabela 7 - Balanço de energia no reator R para resina AC\_69.

$\dot{Q}_{Total}$ (kcal/h)	$\dot{Q}_{Total} / F_{E_{in}}$ (kcal/kg)
3744017	97,1

Fonte: Da autora (2023).

De acordo com os dados apresentados nas Tabelas 4, 5, 6 e 7, para resina AC\_69, verifica-se que a capacidade térmica por vazão de alimentação de eteno no reator A foi de 126,6 kcal/kg, enquanto no reator R foi de 97,1 kcal/kg. Sendo assim, a capacidade de troca térmica no reator A é maior que no reator R. Para constatar essa afirmativa, os cálculos foram feitos para resina LE\_59 em ambos os reatores e os resultados estão demonstrados nas Tabela 8, 9, 10 e 11.

Tabela 8 - Capacidade térmica das seções do reator A para resina LE\_59.

Seções	$\dot{m}_{\text{água}}$ (kg/h)	$T_{\text{água\_ent}}$ (°C)	$T_{\text{água\_sai}}$ (°C)	$\dot{Q}$ (kcal/h)
3	40692	149,6	156,6	286078
4	32881	148,9	156,0	231163
5	28787	147,5	154,5	202380
6	31792	124,5	134,6	321480
7	58663	125,6	135,8	593197
8	57562	130,2	140,3	582061
9	39808	131,8	141,9	402532
10	53257	130,9	141,0	538531
11	57586	129,2	139,3	582300
12	38913	156,0	163,1	273575

Fonte: Da autora (2023).

Tabela 9 - Balanço de energia no reator A para resina LE\_59.

$\dot{Q}_{Total}$ (kcal/h)	$\dot{Q}_{Total}/F_{E_{in}}$ (kcal/kg)
4013299	135,6

Fonte: Da autora (2023).

Tabela 10 - Capacidade térmica das seções do reator R para resina LE\_59.

Seções	$\dot{m}_{\text{água}}$ (kg/h)	$T_{\text{água\_ent}}$ (°C)	$T_{\text{água\_sai}}$ (°C)	$\dot{Q}$ (kcal/h)
2	105877	130,5	138,9	889976
3	109636	125,5	134,5	985619
4	58580	108,6	124,9	956440
5	71816	110,1	125,5	1103649

Fonte: Da autora (2023).

Tabela 11 - Balanço de energia no reator R para resina LE\_59.

$\dot{Q}_{Total}$ (kcal/h)	$\dot{Q}_{Total}/F_{E_{in}}$ (kcal/kg)
3935684	102,01

Fonte: Da autora (2023).

Com base nos resultados apresentados nas Tabelas 5, 7, 9 e 11, nota-se que a capacidade térmica no reator A supera a do reator R quando comparada para resinas iguais. Isso indica que o reator A tem uma capacidade maior de resfriamento, fator essencial no processo. Essa observação confirma o propósito do estudo, sugerindo, portanto, a viabilidade da produção de Etileno Vinila de Acetato (EVA) no reator A.

### 4.3. Cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para o EVA

Além da análise das resinas de PEBD, estendeu-se o cálculo de capacidade térmica e balanço de energia para a resina de EVA no reator R. Os resultados obtidos estão apresentados nas Tabelas 12 e 13. A vazão de alimentação,  $F_{in_{EVA}}$ , no reator R, para EVA, é de 32400 kg/h.

Tabela 12 - Capacidade térmica das seções do reator R produzindo EVA.

Seções	$\dot{m}_{\text{água}}$ (kg/h)	$T_{\text{água}_{ent}}$ (°C)	$T_{\text{água}_{sai}}$ (°C)	$\dot{Q}$ (kcal/h)
2	102900	138,2	146,4	845736
3	63315	80,1	101,6	1361245
4	65716	88,3	94,2	387722
5	48899	79,1	84,1	244494

Fonte: Da autora (2023).

Tabela 13 - Balanço de energia no reator R produzindo EVA.

$\dot{Q}_{Total}$ (kcal/h)	$\dot{Q}_{Total}/F_{in_{EVA}}$ (kcal/kg)
2839197	87,6

Fonte: Da autora (2023).

Com base nas informações apresentadas nas Tabelas 12 e 13, observa-se que o EVA demanda uma capacidade térmica inferior àquela necessária para as resinas de PEBD quando produzidos no reator R. Essa constatação reforça ainda mais a viabilidade da produção de EVA no reator A, uma vez que, as análises anteriores indicaram uma capacidade de troca térmica

superior em comparação com o reator R.

As implicações deste estudo são de suma importância para a versatilidade da empresa, uma vez que envolvem a incorporação de um novo produto ao portfólio, o que, por sua vez, influencia diretamente na sua atuação no mercado.

## 5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O trabalho em questão abordou conceitos de reatores químicos, transferência de calor e balanço de energia, que são temas fundamentais para a formação do engenheiro químico. Realizou-se o estudo do sistema de resfriamento de dois reatores tubulares com o intuito de avaliar a viabilidade da produção de EVA em um reator originalmente destinado à produção exclusiva de PEBD, utilizando como referência um reator que já produz ambos os polímeros.

Essa pesquisa demonstrou de forma conclusiva que é viável produzir EVA no reator A, uma vez que o mesmo apresentou uma capacidade térmica superior em comparação com o reator R, sendo que esse resultado apresenta uma perspectiva financeira atrativa e contribui com os resultados da empresa, visto que a resina de EVA possui diversas aplicações, seu mercado vem crescendo nos últimos anos e sua margem de contribuição é maior em relação ao PEBD. Além disso, impacta na versatilidade da empresa, agregando valor em seu portfólio e, portanto, aumentando sua competitividade.

## REFERÊNCIAS

- ANDRADE, J. E. P. et al. A indústria petroquímica. **Informe setorial da área de operações industriais 1: Gerência setorial do complexo químico**. Rio de Janeiro, Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social, nov. 1995.
- BARBOSA, L. A. et al. Polietileno de baixa densidade - PEBD: mercado, produção, principais propriedades e aplicações. **Revista Espacios**, v. 38, n. 17, p. 10, 2017.
- BARBOSA, L. A. et al. Influence of reaction temperature on the generation of gels during EVA production in tubular reactor. **Matéria (Rio de Janeiro)**, v. 23, n. 4, 6 dez. 2018.
- BEKRI, N. L. et al. Study of input parameter changes toward low density polyethylene's product properties. **Materials Today: proceedings**, v. 74, p. 425 - 432, 2023.
- BERGMAN, T. L.; LAVINE, A. S. Incropera | **Fundamentos de transferência de calor e de massa**. 8° ed. Rio de Janeiro: LTC Ltda., 2019.
- BIAGGI, P. N. **Otimização das condições de operação de um reator de polimerização de metacrilato de metila**. 2021. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Centro Universitário FEI, São Bernardo do Campo, 2021.
- BRASKEM. **EVA: Copolímero etileno acetato de vinila**. 2018. Disponível em: <https://www.braskem.com.br/catalogo-de-produtos>. Acesso em: 20 out. 2023.
- CALLISTER, W. D. JR. **Fundamentos da ciência e engenharia de materiais - Uma abordagem integrada**. 5. ed. Rio de Janeiro: LTC Ltda., 2020.
- CAMINHA, L. R. F. **Desenvolvimento de um reator automatizado em escala de laboratório de baixo custo microcontrolado por ESP32**. 2021. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Química). Centro de Tecnologia da Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2021.
- CANEVAROLO JR., S. V. **Ciência dos polímeros: Um texto básico para tecnólogos e engenheiros**. 3. ed. São Paulo: Artliber Editora Ltda, 2010.
- DEL CARPIO, D. C. F. **Degradação físico-química do PVC causadas por derivados de petróleo**. 2009. Dissertação (Engenharia de Materiais e de Processos Químicos e Metalúrgicos). Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.
- FAN, X. et al. Modelling investigation on the effect of single-blade pitched paddles in an EVA copolymerization autoclave reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 460, 2023.
- FERNANDES, F. A. N.; LONA, L. M. F. **Introdução a modelagem de sistemas de polimerização**. 1. ed. São Carlos: Editora Booklink, 2004.
- FOGLER, H. S. **Cálculo de reatores - O essencial da engenharia das reações químicas**. 6° ed. Rio de Janeiro: LTC Ltda., 2022.
- JESUS, C. B. de. **As transformações da indústria petroquímica brasileira no último decênio (2008-2017)**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Ciências Econômicas). Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2019.
- KIRST, R. W. **Implementação de gerenciamento de projeto em uma empresa petroquímica de 2ª geração**. 2004. Trabalho de Conclusão de Curso (Mestrado Profissionalizante em Engenharia). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2004.

LIMA, R. N. T. **Estudo da pré-polimerização do catalisador ziegler-natta em uma planta comercial de produção de polietileno**. 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2014.

MAFAKHERI, A.; SULAIMANY, S.; MOHAMMADI, S. Predicting the establishment and removal of global trade relations for import and export of petrochemical products. **Energy**, v. 269, 2023.

NEUMANN, G. A. **Modelagem e simulação de um reator tubular de alta pressão para produção de PEBD**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2001.

NEVES, C. H. **Estudo do processo produtivo do poliestireno utilizando água como agente de expansão física: controle da granulometria e morfologia do polímero**. 2002. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

OLIVEIRA, G. S. de. **Modelagem e simulação de reatores tubulares recheados sob condições supercríticas**. 2019. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2019.

PASSOS, L. V. **Otimização do projeto de trocadores de calor do tipo air-cooler**. 2015. Dissertação (Mestrado em Processos Químicos e Meio Ambiente). Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2015.

PEREIRA, F. A. **Modelagem e simulação de um reator tubular de polimerização de etileno em alta pressão**. 1997. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 1997.

ROSA, D. S. **Projeto e otimização de reatores tubulares via análise da produção de entropia**. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2018.

ROSA, L. P. S. **Avaliação do efeito joule thomson em sistemas poliméricos a altas pressões**. 2014. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial). Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2014.

SUPION, N. M. et al. Low-density polyethylene simulated production in high pressure tubular reactor. **Materials Today: proceedings**, in press, 2023.

TORRES, E. M. M. A evolução da indústria petroquímica brasileira. **Química Nova**, v. 20, n. spe, dez. 1997.

VAN ERDEGHEM, P. M. M. et al. Model based optimisation of tubular reactors for LDPE production. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 45, n. 15, p. 786–791, 2012.