

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E
ENGENHARIA DE MATERIAIS**

Vithória Alexandre Duarte Marinho

**COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM MISTURADOR INTERNO
PARA DIFERENTES POLÍMEROS E CONDIÇÕES DE PROCESSAMENTO**

Campina Grande – PB

2018

Vithória Alexandre Duarte Marinho

**COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM MISTURADOR INTERNO
PARA DIFERENTES POLÍMEROS E CONDIÇÕES DE PROCESSAMENTO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Ciência e Engenharia de Materiais como requisito parcial à obtenção do título de **Mestre em Ciência e Engenharia de Materiais**.

Orientador: Prof. Dr. Eduardo Luis Canedo

Agência Financiadora: CAPES

Campina Grande – PB

2018

M338c

Marinho, Vithória Alexandre Duarte.

Coeficiente de transferências de calor em misturador interno para diferentes polímeros e condições de processamento / Vithória Alexandre Duarte Marinho. – Campina Grande, 2018.

73 f.

Dissertação (Mestrado em Ciência e Engenharia de Materiais) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Ciências e Tecnologia, 2018.

"Orientação: Prof. Dr. Eduardo Luis Canedo".

Referências.

1. Troca de Calor. 2. Coeficiente de Transferência de Calor. 3. Misturador Interno. I. Canedo, Eduardo Luis. III. Título.

CDU 536.24(043)

VITAE DA CANDIDATA

- Engenheira de Materiais pela Universidade Federal de Campina Grande (2016).

VITHÓRIA ALEXANDRE DUARTE MARINHO

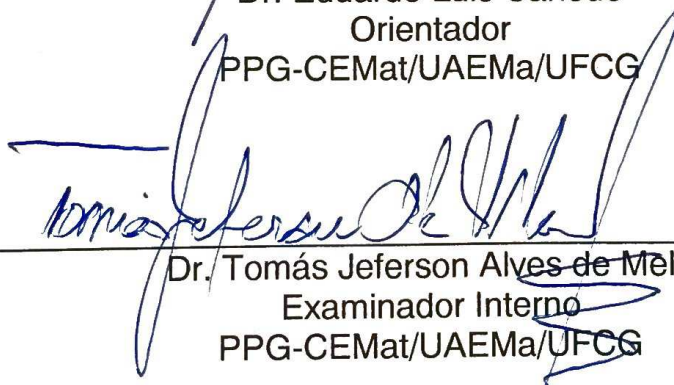
COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM MISTURADOR INTERNO
PARA DIFERENTES POLÍMEROS E CONDIÇÕES DE PROCESSAMENTO

Dissertação apresentada ao Programa
de Pós-Graduação em Ciência e
Engenharia de Materiais como requisito
parcial à obtenção do título de **Mestre
em Ciência e Engenharia de
Materiais**.

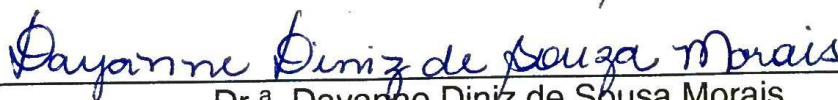
Aprovada em: 21/08/2018



Dr. Eduardo Luis Canedo
Orientador
PPG-CEMat/UAEMa/UFCG



Dr. Tomás Jeferson Alves de Melo
Examinador Interno
PPG-CEMat/UAEMa/UFCG



Dr.ª Dayanne Diniz de Sousa Morais
Examinadora Externa
UAEMa/UFCG/PNPD/CAPES

AGRADECIMENTOS

Ao senhor Deus, que guia e ilumina todos os meus passos.

A minha mãe Lúcia, ao meu pai Airton e aos meus queridos avôs, avó Lúcia (*in memoriam*) e avô Elias, que sempre me apoiaram e incentivaram em todos os momentos, e estão sempre ao meu lado acompanhando cada etapa da minha vida.

Ao meu irmão Vicenthe, meus primos e minha afilhada Ana Clara, pelo apoio e amizade de sempre, estando ao meu lado nos momentos bons e ruins.

A toda a minha família, principalmente a Tia Rita, Tio Neguinho e Livanilda (Loura) que me ajudam e torcem muito pelo meu sucesso.

Ao meu orientador Eduardo por estar presente em toda a minha fase acadêmica, desde a graduação ao mestrado me orientando e ajudando em tudo. Obrigada pelos ensinamentos, pela amizade e confiança.

A professora Laura que foi meu primeiro contato com a pesquisa durante a graduação e hoje por ceder o uso de seus equipamentos para a realização deste trabalho. Sou muito grata por tudo.

Aos integrantes do Grupo de Pesquisa em Processamento de Polímeros por toda a ajuda durante os testes, e em especial à Tatiara que foi minha co-orientadora extraoficial contribuindo na redação da dissertação e dos papers.

A Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo incentivo financeiro através da concessão da bolsa de pesquisa.

A banca examinadora por terem aceitado o convite.

A todos os meus amigos, pelo companheirismo e incentivo nos momentos de felicidade e tristeza, pela confiança que tenho em vocês e vocês tem por mim, deixando a vida mais fácil e legal de se viver.

A todas as pessoas que contribuíram direta ou indiretamente para a realização desse trabalho, o meu muito obrigada.

RESUMO

O processamento de polímeros envolve a troca de calor entre o material e as paredes da câmara de processamento, em qualquer tipo de equipamento utilizado. O objetivo deste trabalho é estudar essa transferência de calor em misturadores internos com diferentes condições operacionais e diferentes polímeros, blendas e compósitos, e determinar experimentalmente o coeficiente de transferência de calor correspondente. Testes realizados com cinco diferentes polímeros puros, duas diferentes blendas e um compósito foram conduzidos nos misturadores internos de laboratório Haake Rheomix 3000 e Haake Rheomix 600 com dois tipos diferentes de rotores. O coeficiente de transferência de calor por unidade de área foi determinado a partir dos valores de temperatura e torque registrados pelos equipamentos. Em todos os casos a dispersão dos resultados experimentais foi significativa. Os resultados mostraram que o coeficiente de transferência de calor em misturadores internos é superior que o prevalente em extrusoras monorosca e comparável aos valores encontrados para extrusoras de dupla rosca corrotacionais. O coeficiente em misturadores internos praticamente independe do tamanho do misturador interno, do tipo de rotor utilizado, da temperatura de processamento e do tipo de polímero puro processado. Em contrapartida, é dependente da velocidade nominal dos rotores, do material para blendas poliméricas imiscíveis e para compósitos de matriz polimérica e carga sólida. Uma vez que o objetivo desta pesquisa foi avaliar experimentalmente o coeficiente de transferência de calor, o intuito do trabalho foi atingido.

Palavras-chave: Coeficiente de transferência de calor. Misturador interno. Troca de calor.

HEAT TRANSFER COEFFICIENT IN INTERNAL MIXER FOR DIFFERENT POLYMERS AND PROCESSING CONDITIONS

ABSTRACT

Polymer processing involves the heat transfer between the material and the walls of the processing chamber in any type of equipment used. The objective of this work is to study this heat transfer in internal mixers with different operating conditions and different polymers, blends and composites, and experimentally determine the corresponding heat transfer coefficient. Tests with five different neat polymers, two different blends and one composite were conducted on the Haake Rheomix 3000 and Haake Rheomix 600 internal laboratory mixers with two different types of rotors. The coefficient of heat transfer per unit area was determined from the temperature and torque values recorded by the equipment. In all cases the dispersion of the experimental results was significant. The results showed that the coefficient of heat transfer in internal mixers is higher than that common mono screw extruders and similar to the values found for corrotational twin screw extruders. The coefficient in internal mixers is practically independent of the size of the internal mixer, the type of rotor used, the processing temperature and the type of neat polymer processed. In contrast, it is dependent on the nominal speed of the rotors, the material for incompatible polymer blends and for composites with polymer matrix and solid filler. Since the purpose of this research was to evaluate the heat transfer coefficient experimentally, the intention of the work was reached.

Keywords: Heat transfer coefficient. Internal mixer. Heat transfer.

PUBLICAÇÕES

MARINHO, V. A. D.; ALMEIDA, T. G.; CANEDO, E. L. Coeficiente de transferência de calor em extrusoras e misturadores – uma revisão crítica. Aceito para publicação em **Revista Eletrônica de Materiais e Processos (REMAP)** (2018).

MARINHO, V. A. D.; ALMEIDA, T. G.; CARVALHO, L. H.; CANEDO, E. L. Aditivção e biodegradação de compósitos PHB/Babaçu. Aceito para publicação em **Revista Eletrônica de Materiais e Processos (REMAP)** (2018).

NUNES, M. A. B. S.; MARINHO, V. A. D.; FALCÃO, G. A. M.; CANEDO, E. L.; BARDI, M. A. G.; CARVALHO, L. H. Rheological, mechanical and morphological properties of poly(butylene adipate-co-terephthalate)/thermoplastic starch blends and its composite with babassu mesocarp. **Polymer Testing**, 70, 281-288 (2018).

MARINHO, V. A. D.; PEREIRA, C. A. B.; VITORINO, M. B. C.; SILVA, A. S.; CARVALHO, L. H.; CANEDO, E. L. Degradation and recovery in poly(butylene adipate-co-terephthalate)/ thermoplastic starch blends. **Polymer Testing**, 58, 166-172, (2017).

CARVALHO, L. H.; LIMA, A. G. B.; CANEDO, E. L.; BEZERRA, A. F. C.; CAVALCANTI, W. S.; MARINHO, V. A. D. Water sorption of vegetable fiber reinforced polymer composites. **Defect and Diffusion Forum**, 369, 17-23, (2016).

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Seção transversal de um equipamento “genérico” para o processamento de termoplásticos (Canedo, 2017).	20
Figura 2 – Geometria da seção normal de um misturador (a) e vizinhança da ponta da asa de um rotor (b) (Canedo, 2010).	21
Figura 3 – Escoamento no sistema cunha-fenda, linearizado e invertido (Canedo, 2010).	22
Figura 4 – Seção transversal de um misturador interno de laboratório com rotores tipo roller (Canedo, 2017).	24
Figura 5 – Diferentes tipos de rotores utilizados em misturadores internos em escala de laboratório. Fonte: ThermoScientific (2000).	24
Figura 6 – Canal retificado da extrusora (seção normal ao eixo da rosca, inversão cinemática) mostrando a renovação da camada superficial de material vizinha à parede do barril.	27
Figura 7 – Desenvolvimento do perfil transversal de temperatura $T(y,t)$ – vermelho – em um elemento material (linha pontilhada azul) na vizinhança da superfície do barril. O elemento, originalmente ($x = 0$) à temperatura da massa fundida T_M , se movimenta com velocidade constante V_0 ao longo da parede do barril ($y = 0$) mantida à temperatura fixa T_B . A temperatura longe da superfície ($y \rightarrow \infty$) é T_M . A linha pontilhada verde limita a zona de “penetração térmica” onde $T(y,t) < T_M$	28
Figura 8 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Janeschitz-Kriegl e Schijf.	31
Figura 9 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo JKS.	33
Figura 10 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Domschke e Justus.	34
Figura 11 – Região da câmara de mistura considerada no modelo de Domschke e Justus.	35
Figura 12 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo DJ para o processamento de PEBD em duas extrusoras de dupla rosca corrotacionais; detalhes no texto. Replotados de Domschke e Justus (1993).	38
Figura 13 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com a correlação empírica de Todd para o processamento de PVC, PET e PA-6 em extrusora de	

dupla rosca corrotacional com diferentes fatores de preenchimento da câmara de processamento (<i>f</i>).....	39
Figura 14 – Misturador interno de laboratório Haake Rheomix 600 (a) e 3000 (b)....	43
Figura 15 – Rotores do tipo “roller” (a) e “sigma” (b) para o Haake Rheomix 600, e rotores do tipo “roller” para o Haake Rheomix 3000 (c).	43
Figura 16 – Tipos de gráficos de temperatura versus tempo para testes no misturador interno operado com a temperatura da parede da câmara mantida a T_0 . Em azul (A, B, C) os tipos que podem ser utilizados para estimar o coeficiente de transferência de calor. Em vermelho os tipos que não permitem o cálculo de UA com a Eq.(25).....	46
Figura 17 – Tipos de gráficos de torque versus tempo e sua correlação com os gráficos de temperatura versus tempo para testes no misturador interno.....	47
Figura 18 – Temperatura (a) e torque (b) versus tempo para o processamento de PP no Haake Rheomix 3000 a 200°C.	49
Figura 19 – Coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 3000 como função da velocidade nominal dos rotores para diferentes polímeros e temperaturas da parede da câmara de processamento.	50
Figura 20 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 3000 para diferentes velocidades dos rotores.....	52
Figura 21 – Coeficiente de transferência de calor em função da raiz quadrada da velocidade nominal dos rotores (a) e logaritmo do coeficiente de transferência de calor em função do logaritmo da velocidade nominal dos rotores (b) para o Haake Rheomix 3000.	52
Figura 22 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 3000 para diferentes polímeros.....	53
Figura 23 – Coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 600 como função da velocidade nominal dos rotores para diferentes rotores, polímeros e temperaturas da parede da câmara de processamento.	54
Figura 24 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 600 para diferentes velocidades dos rotores.	56
Figura 25 – (a) Coeficiente de transferência de calor em função da raiz quadrada da velocidade nominal dos rotores, e (b) logaritmo do coeficiente de transferência de calor em função do logaritmo da velocidade nominal dos rotores para o Haake Rheomix 600.	57

Figura 26 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 600 para diferentes polímeros e rotores.....	58
Figura 27 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de compósitos PCL/babaçu no Haake Rheomix 3000 como função do teor de carga.....	60
Figura 28 – Coeficiente de transferência de calor para PCL e compósitos PCL/babaçu no Haake Rheomix 3000.	61
Figura 29 – Fluxo de calor q_0 na superfície da câmara de processamento (vermelho) e desenvolvimento da camada superficial (azul) para um polímero fundido (a) e para um compósito em que uma partícula sólida na vizinhança da parede perturba o desenvolvimento da camada superficial.....	62
Figura 30 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de blendas PBAT/PCL no Haake Rheomix 3000 como função da composição da blenda.	63
Figura 31 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de blendas PBAT/TPS no Haake Rheomix 3000 como função da composição da blenda (a) e da temperatura de processamento (b).	65
Figura 32 – Coeficiente médio de transferência de calor no processamento de polímeros puros, compósitos e blendas no Haake Rheomix 600 e 3000. As barras de erro correspondem ao intervalo de confiança com 95% de probabilidade.	67

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Parâmetros geométricos e técnicos dos misturadores internos.	42
Tabela 2 – Condições de processamento dos polímeros puros.....	44
Tabela 3 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 3000.....	51
Tabela 4 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 600.....	55
Tabela 5 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para compósitos PCL/babaçu processados no Haake Rheomix 3000.	60
Tabela 6 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para blendas PBAT/PCL processadas no Haake Rheomix 3000.....	63
Tabela 7 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para blendas PBAT/TPS processadas no Haake Rheomix 3000.....	65

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASTM	<i>American Society of Testing and Materials</i>
HDPE	Polietileno de alta densidade (<i>high density polyethylene</i>)
PBAT	Poli(butileno adipato-co-tereftalato)
PCL	Poli(ϵ -caprolactona)
PP	Polipropileno
TPS	Amido termoplástico (<i>thermoplastic starch</i>)
A	Área da parede interna do barril
c	Calor específico do polímero fundido
D	Diâmetro do barril
\dot{E}	Taxa de dissipação de energia mecânica
\dot{E}_∞	Taxa de dissipação de energia mecânica no estado estacionário
erf	Função erro
H	Profundidade do canal; Entalpia
k	Condutividade térmica do polímero fundido
nF	Número de asas/filetes de um rotor/rosca
N	Velocidade de rotação dos rotores/rosca (voltas por unidade de tempo)
Nu	Número de Nusselt (baseado no diâmetro do barril)
Nu_P	Número de Nusselt (baseado na espessura do gap)
q_0	Fluxo de calor na parede do barril
\dot{Q}	Taxa de transferência de calor
\dot{Q}_∞	Taxa de transferência de calor no estado estacionário
t	Tempo
t_0	Tempo de permanência de um elemento material na camada superficial
t_F	Tempo de permanência de um elemento material no gap
T	Temperatura
T_B	Temperatura da parede interna do barril
T_M	Temperatura do polímero fundido no canal
T_0	Temperatura (constante) da parede da câmara de processamento
T_∞	Temperatura no interior da câmara de processamento no estado estacionário

V_0	Velocidade linear da ponta de asa/filete
w_S	Fração mássica se recheio sólido em um compósito
W	Distância entre dois filetes na parede linearizada do barril
x	Coordenada cartesiana a longo da parede do barril linearizada
y	Coordenada cartesiana normal à parede do barril linearizada
Z	Torque
Z_∞	Torque em estado estacionário

LISTA DE SÍMBOLOS

α	Difusividade térmica do polímero fundido
$\dot{\gamma}_F$	Taxa de cisalhamento no gap da ponta de asa/filete
δ_F	Espessura do gap da ponta de asa/filete
δ_T	Espessura de penetração térmica vizinha à parede do barril
ΔT	Diferença de temperaturas
ΔU	Diferença de coeficientes de transferência de calor
η	Viscosidade do polímero fundido
η_0	Viscosidade do polímero fundido no canal
η_1	Viscosidade do polímero fundido na gap
ξ	Variável adimensional, Eq.(15)
ρ	Densidade do polímero fundido
σ	Desvio padrão

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
2.1 Processamento de Polímeros	19
2.2 Misturador Interno	23
2.3 Transferência de Calor	25
2.4 Renovação da Camada Superficial	26
2.4.1 Modelo JKS	31
2.4.2 Modelo de Domschke e Justus (DJ)	33
2.4.3 Modelo de Todd	38
2.5 Revisão Bibliográfica Específica	40
3 MATERIAIS E MÉTODOS	41
3.1 Materiais	41
3.2 Equipamento	42
3.3 Metodologia	44
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	49
4.1 Polímeros Puros	50
4.1.1 Testes no Haake Rheomix 3000	50
4.1.2 Testes no Haake Rheomix 600	54
4.2 Blendas e Compósitos	59
4.2.1 Compósitos PCL com Epicarpo e Mesocarpo de Babaçu	60
4.2.2 Blendas PBAT/PCL	62
4.2.3 Blendas PBAT/TPS	64
4.3 Comparação	66
5 CONCLUSÕES	69
6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	70
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	71

1 INTRODUÇÃO

No processamento de polímeros no estado fundido troca-se calor entre o material processado e a vizinhança através das paredes da câmara de processamento do equipamento. Nos estágios iniciais o calor transferido é utilizado para aquecer e fundir os polímeros, e nos estágios finais, parte da energia mecânica dissipada durante o processo deve ser transferida para fora da câmara para evitar o sobreaquecimento e a possível degradação dos polímeros. Porém, a baixa condutividade térmica dos polímeros dificulta essa troca de calor, e com isso muitas vezes a transferência de calor controla a viabilidade dos processos.

A complexidade dos materiais processados e dos padrões de escoamento na câmara de processamento não permite, em geral, o estudo dos fenômenos de transporte durante o processamento com base nos perfis tridimensionais de velocidade e temperatura no material processado. Deve-se recorrer nesse caso à modelagem global do processo, onde a transferência de calor entre o material e a vizinhança é governada por um coeficiente de transferência de calor.

A transferência de calor entre os polímeros fundidos e as paredes da câmara de processamento em misturadores internos tem sido pouquíssimo estudada, existindo apenas alguns estudos voltados para extrusoras.

Todd (1988) apresenta uma das primeiras tentativas de modelagem global da transferência de calor em extrusoras e Rauwendaal (2016) uma das últimas. Um dos modelos de maior interesse é baseado no conceito de “renovação da camada superficial” proposto por Jepson (1953). A troca de calor entre o polímero fundido e a parede da câmara é considerada como um processo de transferência de calor transiente na camada vizinha a parede, sendo a camada “renovada” e o processo reiniciado, cada vez que os filetes da rosca raspam a parede. Janeschitz-Kriegl e Schijf (1969) desenvolveram um modelo baseado neste conceito, que foi utilizado por Tadmor e Klein (1970) no primeiro simulador de processo para extrusoras monorosca, e é ainda utilizado nos modernos simuladores de processo em extrusoras de dupla rosca (Canedo, 2012). Domschke e Justus (1993) estenderam o modelo considerando a transferência de calor no gap entre a ponta do filete e a parede da câmara, um modelo mais apropriado para o estudo da transferência de calor em misturadores internos, onde o espaço entre a ponta de asa dos rotores e a parede da câmara não pode ser desconsiderado.

Porém, não tem sido reportados na literatura técnica valores do coeficiente de transferência de calor medidos experimentalmente em misturadores internos, com os quais os resultados previstos pelos modelos teóricos possam ser comparados.

Com base nestas considerações, este trabalho tem como objetivo estudar a transferência de calor entre o material no interior e as paredes da câmara de processamento em misturadores internos durante o processamento de sistemas poliméricos no estado fundido, e determinar experimentalmente, o coeficiente de transferência de calor correspondente, através de testes realizados em misturadores internos de laboratório com diferentes condições operativas e diferentes polímeros, blendas e compósitos. Os resultados experimentais obtidos são comparados com os reportados na literatura técnica para outros equipamentos de processamento de polímeros.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Processamento de Polímeros

O termo processamento de polímeros¹ é utilizado para descrever as operações de transformação na indústria de polímeros. Segundo McKelvey (1962) é

“o conjunto de operações as quais são submetidos os sistemas poliméricos para incrementar sua utilidade”,

e que pode ser classificado de acordo com sua função, como (Tadmor e Gogos, 2006):

- Processamento formativo, que envolve as operações que tem por objetivo conformar produtos, isto é, a transformação de uma massa polimérica em objetos com uma forma determinada (fibras, filmes, perfis, garrafas, etc).
- Processamento não formativo, que envolve as operações destinadas a modificar a estrutura química ou física dos polímeros a nível molecular ou supramolecular, ou seja, a modificação química de polímeros (processamento reativo), a eliminação de gases e substâncias voláteis (degasagem, devolatilização), e a mistura de polímeros com aditivos sólidos ou líquidos, outros polímeros (formação de blendas) e reforços sólidos (formação de compósitos).

Os processos não formativos e os equipamentos correspondentes podem ser divididos em duas categorias:

- Processos descontínuos, em que uma quantidade determinada de insumos é processada ao longo de certo tempo para obter o produto. Esse tipo de processo se desenvolve em regime transiente (estado não-estacionário), isto é, um processo dependente do tempo.

¹ Neste trabalho restringimos a abrangência do termo a macromoléculas orgânicas – naturais ou sintéticas – utilizadas industrialmente na produção de objetos sólidos (incluindo filmes e fibras) que fundem ou amolecem quando aquecidas e que mantém essa característica em sucessivos ciclos de aquecimento-resfriamento (usualmente conhecida como termoplasticidade).

- Processos contínuos, em que os insumos são alimentados de forma contínua no equipamento e os produtos são retirados também de forma contínua. Esse processo se desenvolve usualmente em regime permanente (estado estacionário), isto é, um processo independente do tempo.

O processamento não-formativo é quase que exclusivamente conduzido no estado líquido (polímero fundido) e as características dos polímeros fundidos (elevada viscosidade, baixa condutividade térmica, instabilidade termo-oxidativa) determina tanto a geometria dos equipamentos utilizados quanto as condições de processamento (Elias, 2007). O processamento adequado de polímeros, compósitos e blendas depende, dentre outras coisas, do balanço entre alto grau de mistura e baixo nível de degradação, em sistemas de processamento com elevada taxa de dissipação de energia mecânica. Este balanço pode ser atingido através da otimização da configuração do equipamento e da seleção de condições de processamento apropriadas ao sistema que se deseja processar (Todd, 1998).

Um equipamento típico para o processamento de polímeros fundidos, como mostra a Figura 1, é constituído basicamente por uma rosca ou rotor que gira em um barril cilíndrico. O espaço entre o barril e a rosca ou rotor forma a câmara de processamento acessível ao material que está sendo processado. A rosca é formada por um núcleo cilíndrico com asas ou filetes que dividem a câmara de processamento em um ou mais canais; a ponta das asas ou filetes se ajusta à parede interna do barril, deixando um gap ou fenda estreita entre as mesmas.

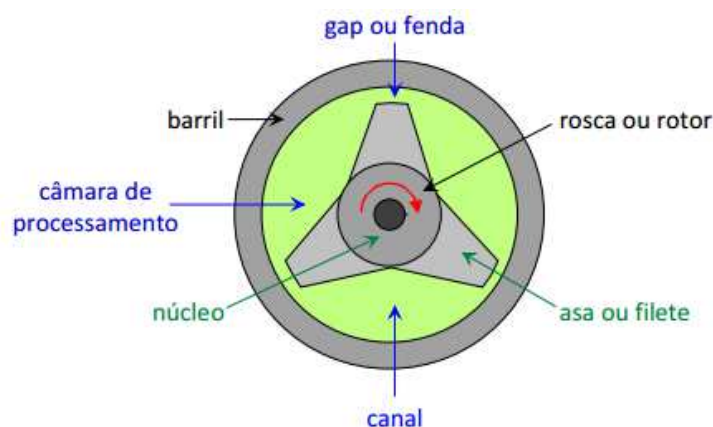


Figura 1 – Seção transversal de um equipamento “genérico” para o processamento de termoplásticos (Canedo, 2017).

Equipamentos como extrusora, injetora, e misturador interno seguem esse padrão sendo que a geometria difere (com poucas exceções) entre si. A geometria do barril e dos elementos de rosca é estabelecida com base nos requisitos específicos do processo e do material. (Tadmor, 2006; Valsamis *et al*, 1997).

O equipamento que será utilizado neste trabalho é o misturador interno. Esse equipamento é formado por duas roscas ou rotores montados dentro de um barril ou câmara de processamento. Os rotores rolam em torno de eixos paralelos, em direções opostas (chamados de rotores contra rotacionais), forçando a passagem do polímero fundido através dos gaps, entre a ponta das asas dos rotores (às vezes chamadas de filetes) e a parede interna da câmara de processamento, gerando poças rolantes de fundido entre o rotor e câmara, na frente dos gaps. O misturador é operado parcialmente cheio, de forma que um filme de fundido adere às paredes da câmara de processamento nas seções “vazias” do misturador. A geometria da seção normal de um misturador deste tipo é ilustrada na Figura 2a, com o detalhe da região vizinha à ponta da asa de um rotor na Figura 2b (Canedo, 2010).

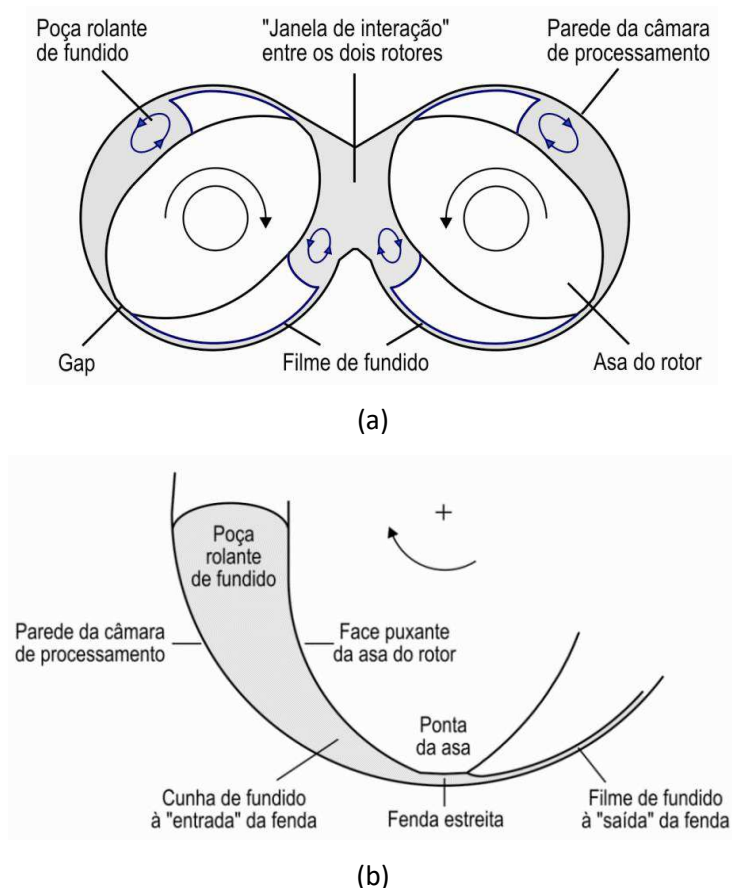


Figura 2 – Geometria da seção normal de um misturador (a) e vizinhança da ponta da asa de um rotor (b) (Canedo, 2010).

Em termos de modelagem matemática do processo, algumas considerações gerais são utilizadas para facilitar o estudo e dar uma melhor visualização do sistema. A modelagem matemática é bastante empregada no estudo da extrusão, e foi elaborada por Tadmor e Klein (1970), que imaginaram as roscas/rotores fixos (estacionários) e o barril girando em torno deles. Esta consideração é conhecida como inversão cinemática.

Vamos desconsiderar ainda a curvatura do rotor e da câmara de processamento, linearizando a geometria do sistema na vizinhança da fenda, considerando a cunha como duas placas planas inclinadas e a fenda, como duas placas planas paralelas (Figura 3).

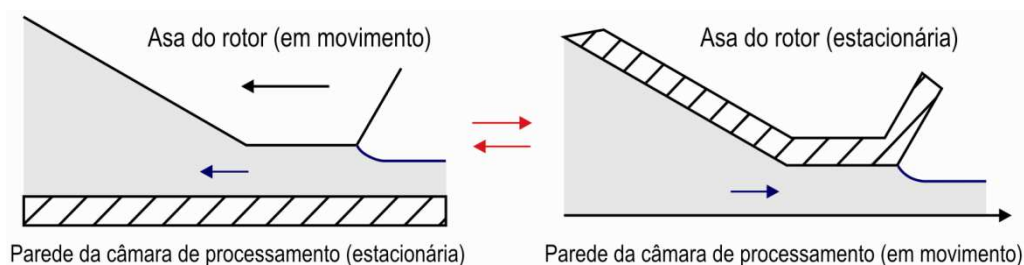


Figura 3 – Escoamento no sistema cunha-fenda, linearizado e invertido (Canedo, 2010).

Durante o processamento há transferência de calor entre o material e a vizinhança através das paredes da câmara de processamento. Nos primeiros estágios do processamento a temperatura no interior da câmara é menor do que a temperatura da parede. Nesse caso, o calor transferido é utilizado para aquecer e fundir o polímero. Nos estágios finais, quando o polímero funde, a temperatura do material supera a temperatura da parede da câmara. Isso acontece porque a energia mecânica dissipada é armazenada em parte como energia interna do sistema, resultando no aumento da temperatura do material, e em parte é transmitida ao exterior através da parede da câmara de processamento que é mantida a temperatura constante. O aumento da temperatura no interior da câmara incrementa a taxa de transferência de calor e diminui a taxa de dissipação (Alves *et al.*, 2014; Alves *et al.*, 2016; Canedo, 2017). Esse aumento depende da geometria do rotor e das condições de processo escolhidas.

2.2 Misturador Interno

Os misturadores internos são equipamentos utilizados para o processamento descontínuo de materiais poliméricos. Foram desenvolvidos na segunda metade do século XIX, a partir de misturadores abertos e semiabertos, para o processamento da borracha natural, muito antes da síntese de termoplásticos (Canedo, 2017). Os mais antigos eram simples misturadores abertos formados por dois cilindros (rolos) paralelos, em que o material passava repetidas vezes através do gap estreito entre os cilindros que giram em sentido oposto. Com a otimização desse processo os rolos ganharam “asas” e o misturador, uma câmara de processamento parcialmente fechada, e no início do século XX Fernley Banbury desenhou o misturador interno completamente fechado cujas características se mantêm com mínimas variações até hoje.

O misturador interno, mostrado na Figura 4, é formado por dois rotores cilíndricos com uma ou mais asas helicoidais que geralmente giram em sentidos opostos a velocidades usualmente diferentes em torno de eixos paralelos, dentro de uma câmara fechada, formada por duas meias-câmaras cilíndricas interconectadas, parcialmente cheias com o material que está sendo processado. Uma porta de alimentação localizada entre as duas meias-câmaras, formada por um funil e pistão ajustável, permite a incorporação de material (líquido ou sólidos particulados) na câmara de processamento (espaço entre os rotores e as paredes internas do barril) antes ou durante o processamento. O misturador interno de laboratório não possui porta de descarga: no final do ciclo de processamento, a câmara é desmontada e o material ainda quente, fundido ou amolecido, é retirado manualmente (Canedo, 2017).

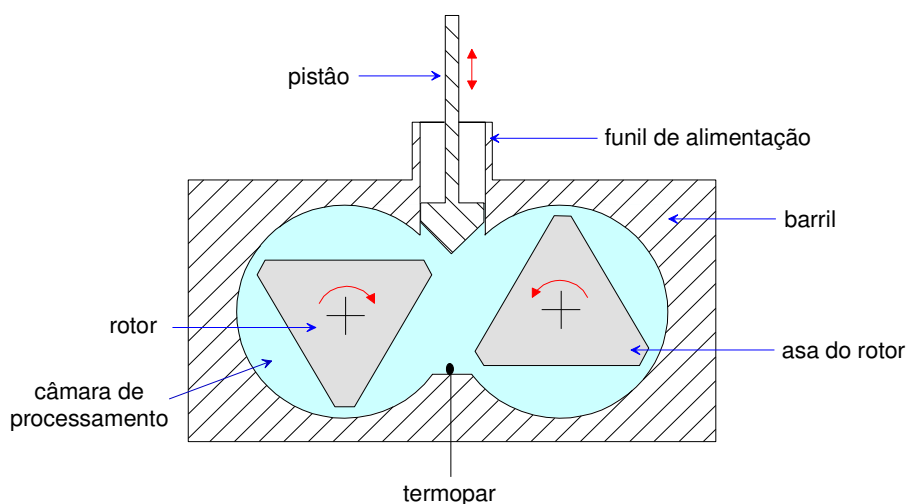


Figura 4 – Seção transversal de um misturador interno de laboratório com rotores tipo roller (Canedo, 2017).

O misturador interno de laboratório pode possuir vários rotores permutáveis de diferentes modelos (Figura 5), que oferecem diversos graus de intensidade de mistura, como rotores de alta intensidade (tipo *roller*) apropriados para a dispersão de cargas particuladas em compósitos de matriz termoplástica, ou rotores de baixa intensidade (tipo *sigma*) mais adequados para o processamento de alimentos e materiais sensíveis à degradação durante o processamento.

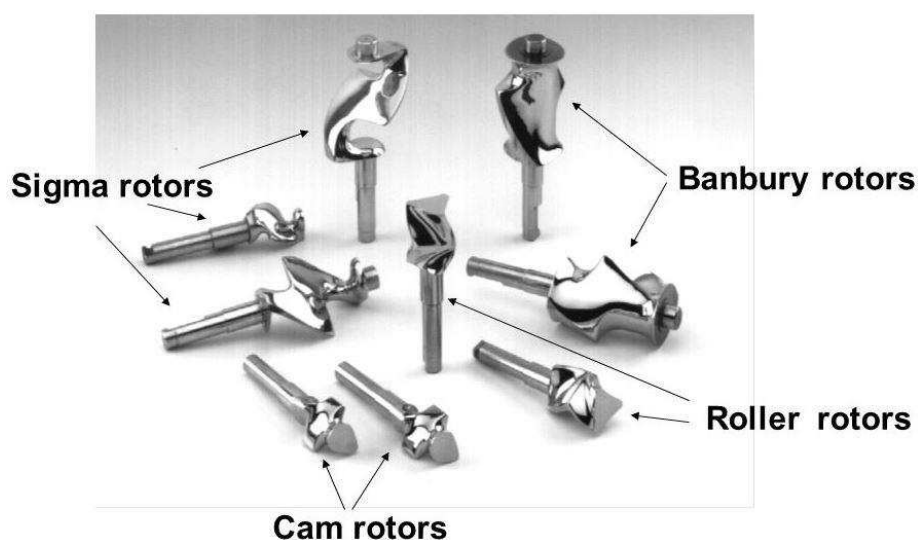


Figura 5 – Diferentes tipos de rotores utilizados em misturadores internos em escala de laboratório. Fonte: ThermoScientific (2000).

Os misturadores internos são equipamentos versáteis permitindo uma grande liberdade na escolha das condições operacionais, tais como temperatura (controlada através de um sistema de aquecimento elétrico e resfriamento pneumático da câmara de processamento), pressão (controlada, dentro de certos limites, pela posição do pistão que fecha a câmara de processamento), fator de enchimento da câmara de mistura, de acordo com o volume da batelada nas condições de processamento, e velocidade de rotação que pode ser programada em função do tempo. O protocolo de alimentação (momento em que cada insumo é adicionado) e o tempo de processamento são estabelecidos arbitrariamente pelo operador, de acordo com as necessidades do processo.

O sistema de controle do misturador monitora o torque nos rotores e a temperatura no interior da câmara de processamento em função do tempo e fornece a informação em forma gráfica e numérica.

2.3 Transferência de Calor

A transferência de calor em equipamentos para o processamento de polímeros é apresentada em numerosos trabalhos publicados na literatura técnica (Kim e White, 1991; White e Chen, 1994; Lyu e White, 1997; Bang e White, 1997; Potente *et al*, 2004, Rauwendaal, 2016). Em estudos de modelagem global do processamento, a taxa de transferência de calor \dot{Q} entre o material no interior da câmara de processamento à temperatura T (que depende do tempo e da posição), e a parede da câmara a temperatura (constante) T_B , é expressa em termos de um coeficiente de transferência de calor:

$$\dot{Q} = UA(T - T_B) \quad (1)$$

onde U é o coeficiente de transferência de calor baseado na área superficial da parede A , chamado *polymer-side heat transfer coefficient* na literatura. Na maioria dos casos U (ou o produto UA) é considerado como um parâmetro do sistema que deve ser determinado experimentalmente.

É conveniente expressar o coeficiente de transferência de calor em forma adimensional, através do parâmetro ou grupo adimensional conhecido como *número de Nusselt*:

$$Nu = \frac{UD_0}{k} \quad (2)$$

onde k é a condutividade térmica do material e D_0 é um comprimento característico do sistema, que pode ser o diâmetro do barril em extrusoras monorosca ou o diâmetro da meia-câmara em misturadores internos e extrusoras de dupla rosca.

Uma interpretação física do número de Nusselt pode ser obtida multiplicando numerador e denominador na Eq.(2) por uma diferença de temperatura arbitrária ΔT característica do sistema:

$$Nu = \frac{U\Delta T}{k\Delta T/D_0} = \frac{\text{[transferência de calor à parede]}}{\text{[transferência de calor por condução]}} \quad (3)$$

O numerador é proporcional à taxa de transferência de calor característica por unidade de área e o denominador à taxa de transferência de calor *por* condução característica por unidade de área, isto é, o fluxo de calor. A inversa do número de Nusselt é então proporcional à contribuição da condução no mecanismo de transferência de calor (Canedo, 2010).

A modelagem do coeficiente de transferência de calor, cujo objetivo é obter uma expressão (aproximada) do coeficiente em termos de outras variáveis do sistema, é apenas discutida em algumas fontes primárias (Janeschitz-Kriegl e Schijf, 1969; Todd, 1988; Domschke e Justus, 1993).

2.4 Renovação da Camada Superficial

Um modelo simplificado do processo de transferência de calor entre o polímero e a superfície da câmara é baseado no conceito de renovação da camada superficial do material em contato com o barril pelos filetes que raspam a parede. A ideia de utilizar o conceito de renovação superficial para avaliar o coeficiente de transferência de calor em extrusoras pode ser atribuído a Jepson (1953) em um

trabalho que foi apresentado no famoso simpósio de 1953 sobre teoria da extrusão por um grupo de engenheiros da empresa DuPont (Figura 6). Jepson diz que a troca de calor entre o polímero fundido e a parede da câmara é considerada como um processo de transferência de calor transiente na camada vizinha à parede, sendo a camada “renovada” e o processo reiniciado, cada vez que os filetes da rosca raspam a parede.

A transferência de calor na camada vizinha à parede do barril é apresentada aqui como um processo não estacionário em um elemento material móvel. Também pode ser analisado como o desenvolvimento de uma camada limite térmica no fluido em contato com a parede do barril. A espessura de penetração térmica é, neste caso, a espessura da camada limite. A escolha entre um sistema de coordenadas móvel – que resulta no perfil de temperatura $T(y, t)$ – ou fixas – perfil de temperatura $T(y, x)$ – é arbitrária: os resultados são equivalentes (Canedo, 2010; §12.1).

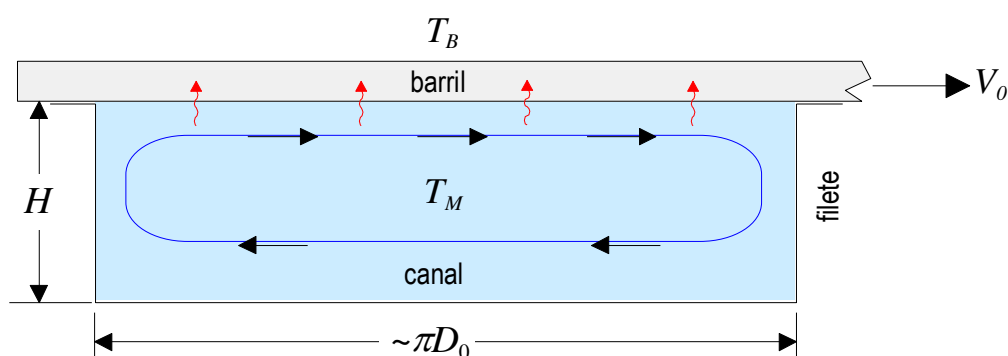


Figura 6 – Canal retificado da extrusora (seção normal ao eixo da rosca, inversão cinemática) mostrando a renovação da camada superficial de material vizinha à parede do barril.

Desconsiderando a espessura do gap, isto é, para $\delta_F = 0$, o processo pode ser analisado como a transferência de calor entre o barril e um pequeno elemento material que se desloca ao longo da mesma (Figura 7). Considere um pequeno elemento material (linha pontilhada azul) à temperatura uniforme T_M que entra em contato com a parede do barril da câmara de mistura (à temperatura fixa $T_B \neq T_M$) no ponto $x = 0$ e se desloca ao longo da mesma com velocidade V_0 constante, trocando calor ao mesmo tempo em que avança. O tempo de contato t_0 entre o elemento e a parede é o tempo necessário para o elemento percorrer o espaço entre um filete e o

seguinte, isto é, para percorrer a largura normal (perpendicular ao eixo) do canal da extrusora.

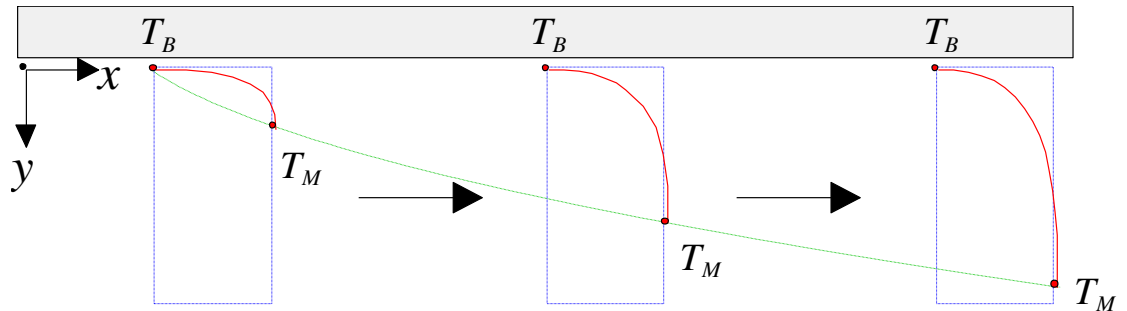


Figura 7 – Desenvolvimento do perfil transversal de temperatura $T(y,t)$ – vermelho – em um elemento material (linha pontilhada azul) na vizinhança da superfície do barril. O elemento, originalmente ($x = 0$) à temperatura da massa fundida T_M , se movimenta com velocidade constante V_0 ao longo da parede do barril ($y = 0$) mantida à temperatura fixa T_B . A temperatura longe da superfície ($y \rightarrow \infty$) é T_M . A linha pontilhada verde limita a zona de “penetração térmica” onde $T(y,t) < T_M$.

Desconsiderando a espessura do filete, a distância percorrida é igual à circunferência interna do barril entre dois filetes, $W = \pi D/n_F$; considerando que a velocidade do elemento é igual à velocidade linear da parede do barril, $V_0 = \pi DN$, portanto o tempo de contato é:

$$t_0 = \frac{W}{V_0} = \frac{\pi D/n_F}{\pi DN} = (n_F N)^{-1} \quad (4)$$

onde D é o diâmetro do barril, n_F é o número de filetes e N é a velocidade de rotação (rpm). Um perfil de temperatura na direção normal à parede (y) se desenvolve no elemento, entre o valor (fixo) T_B para $y = 0$ e o valor (fixo) T_M longe da parede (isto é, para um pequeno elemento, é $y \rightarrow \infty$). Assumindo que todo o elemento se mova à mesma velocidade V_0 , isto é, desconsiderando o gradiente de velocidade perto da parede ($y \approx 0$), o processo pode ser considerado como a transferência de calor em estado não-estacionário através de uma parede sólida semi-infinita; caso típico estudado em fenômenos de transporte. A espessura de penetração térmica na direção y é dado por (Canedo, 2010; Eq. 12.30):

$$\delta_T = 3,6\sqrt{\alpha t_0} = 3,6\sqrt{\alpha (n_F N)^{-1}} \quad (5)$$

onde $\alpha = k/\rho\hat{c}$ é a difusividade térmica do polímero fundido e t_0 é o “tempo de vida” de um elemento material na camada superficial (o tempo que leva para percorrer a distância entre dois filetes à velocidade linear na superfície do barril).

A espessura de penetração térmica é a distância, normal ao deslocamento do elemento, afetada pela “perturbação térmica” (a mudança de temperatura de T_M a T_B) na superfície do barril. Essa aproximação (em particular, a suposição de que todo o elemento se desloca à velocidade da parede, isto é, a desconsideração do gradiente de velocidade na direção y) depende de que a penetração térmica seja pequena em relação à profundidade do canal:

$$\delta_T = 3,6\sqrt{\alpha(n_F N)^{-1}} \ll H \quad (6)$$

O que é válido para materiais de baixa difusividade térmica e roscas girando a velocidades relativamente altas e pode ser utilizada como primeira aproximação no caso presente (Silva, 2017).

Nestas condições, é possível utilizar os resultados obtidos para a transferência de calor não estacionária em paredes sólidas semi-infinitas. Em particular, a quantidade total de calor ΔQ transferida entre o elemento material e a parede do barril através da área ΔA durante o tempo de contato (Canedo, 2010; Eq. 12.35):

$$\Delta Q = 2k\sqrt{\frac{t_0}{\pi\alpha}}\Delta A(T_M - T_B) \quad (7)$$

onde k é a condutividade térmica do material. A taxa de transferência de calor *média* através da parede é, portanto:

$$\bar{Q} = \frac{\Delta Q}{t_0} = \frac{2k}{\sqrt{\pi\alpha t_0}}\Delta A(T_M - T_B) \quad (8)$$

O coeficiente de transferência de calor procurado é:

$$U = \frac{2k}{\sqrt{\pi\alpha t_0}} \quad (9)$$

Substituindo a expressão para o tempo de contato, Eq.(4) tem-se:

$$U = \frac{2}{\sqrt{\pi}} k \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}} = 1,13k \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}} = 1,13\sqrt{\rho kc \cdot n_F N} \quad (10)$$

O coeficiente de transferência de calor é independente do tamanho da extrusora e da vazão do escoamento. Os valores obtidos provavelmente são demasiado elevados. Por exemplo, para um polímero fundido típico, $k = 0,2 \text{ W/m}^\circ\text{C}$ e $\alpha = 0,1 \text{ mm}^2/\text{s}$, em uma extrusora de três filetes ($n_F = 3$) operada a 60 rpm ($N = 1 \text{ s}^{-1}$), $U \approx 1236 \text{ W/m}^2\text{C}$.

Se a camada for suficientemente fina, a velocidade do fluido na camada pode ser considerada aproximadamente constante, igual à velocidade da parede do barril (inversão cinemática!). Sendo assim, o fluido se desloca como um sólido (sem gradientes de velocidade).

Se a distância de penetração térmica δ_T é menor que a profundidade do canal, a transferência de calor em um elemento material da camada superficial pode ser considerada como se ocorresse em um sólido semi-infinito em estado não estacionário, desenvolvendo-se entre 0 e t_0 (Canedo, 2010)

O desenvolvimento do perfil de temperatura T na camada superficial, perpendicular à superfície do barril (coordenada y) é regido pela equação de difusão:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (11)$$

onde o tempo t está relacionado com a posição ao longo da camada (coordenada x) e a velocidade linear da superfície do barril V_0 :

$$x = tV_0 \quad (12)$$

A solução da equação de difusão depende da escolha da condição inicial (o perfil de temperatura na camada superficial mediante após ser renovada, $t = 0$).

Diferentes variantes do modelo da renovação da camada superficial adotam diferentes condições iniciais.

2.4.1 Modelo JKS

Janeschitz-Kriegl e Schijf (1969) desenvolveram um modelo de renovação da camada superficial que leva em consideração a espessura do gap. O modelo supõe que a temperatura do material que entra no canal procedente do gap varia linearmente entre a temperatura da massa fundida T_M (em contato com o ápice do filete) e a temperatura do barril T_B (em contato com o barril). Nessas condições, a temperatura inicial (para $x = 0$) no elemento material não é uniforme, mas adota o perfil linear (Figura 8):

$$T(y,0) = \begin{cases} T_B + \frac{T - T_B}{\delta_F} y, & 0 \leq y \leq \delta_F \\ T_M, & y > \delta_F \end{cases} \quad (13)$$

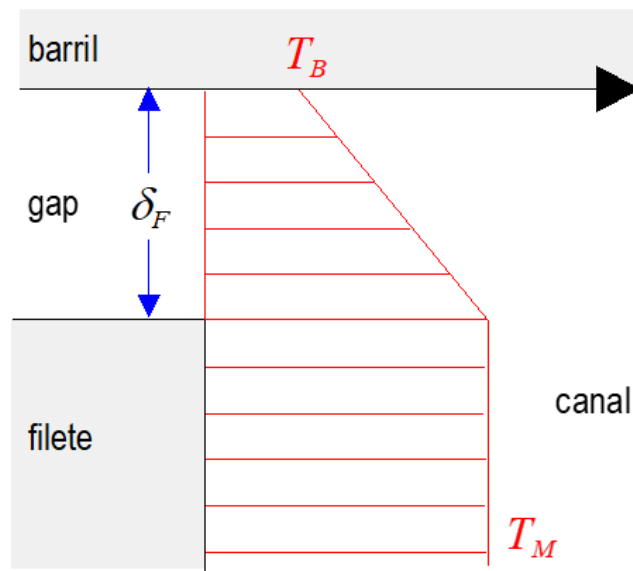


Figura 8 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Janeschitz-Kriegl e Schijf.

É possível resolver analiticamente a Eq.(14) com a condição inicial Eq.(13) utilizando os métodos da teoria da transferência de calor em sólidos (Carslaw e Jaeger, 1959). O resultado final para o coeficiente de transferência de calor pode ser expresso como:

$$Nu_P = \frac{U\delta_F}{k} = \operatorname{erf} \xi + \frac{2\xi}{\sqrt{\pi}} \exp(-\xi^2) - 2\xi^2 (1 - \operatorname{erf} \xi) \quad (14)$$

onde Nu_P é um número de Nusselt baseado na altura do gap δ_F como comprimento característico; ξ é uma variável auxiliar adimensional dada por:

$$\xi = \frac{\delta_F}{2} \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}} \quad (15)$$

O coeficiente de transferência de calor é independente do tamanho do equipamento e da vazão.

A Eq.(14) pode ser reordenada para se obter uma expressão em que a variável dependente seja independente da altura do gap:

$$\frac{Nu_P}{2\xi} = \frac{U}{k} \sqrt{\frac{\alpha}{n_F N}} = \frac{\operatorname{erf} \xi}{2\xi} + \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp(-\xi^2) - \xi (1 - \operatorname{erf} \xi) \quad (16)$$

A Figura 9 apresenta o coeficiente de transferência de calor previsto pelo modelo JKS como função da velocidade de rotação das roscas/rotores para diferentes valores da espessura do gap. As estimativas são válidas para roscas/rotores com três filetes/asas (isto é, para um tempo de permanência na camada superficial igual a 1/3 de volta). A curva para $\delta_F = 0$ corresponde ao modelo simplificado, Eq.(10).

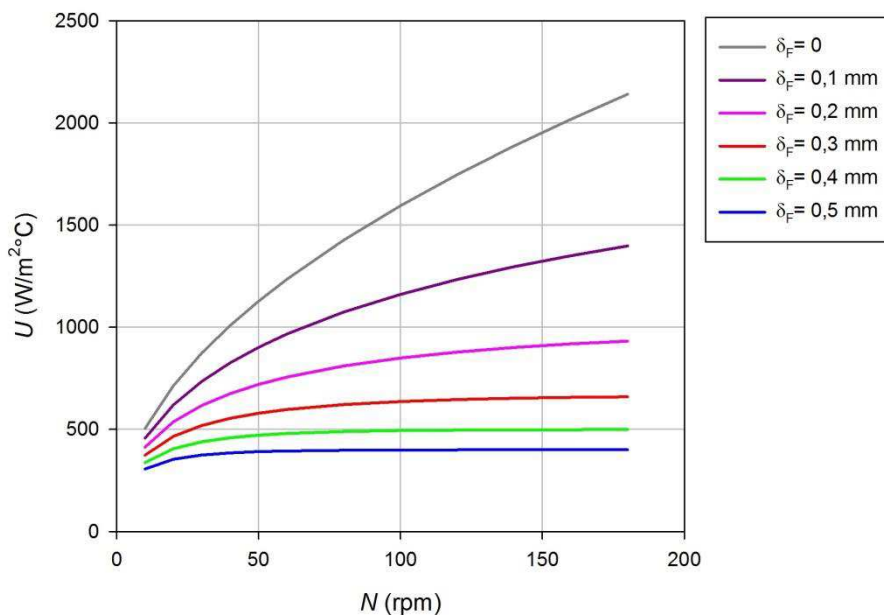


Figura 9 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo JKS.

2.4.2 Modelo de Domschke e Justus (DJ)

O modelo de Domschke e Justus (1993) incorpora uma fase de aquecimento no gap à fase de resfriamento da camada superficial no canal. O perfil de temperatura à saída do gap torna-se bem mais complexo (Figura 10).

Tanto o modelo simplificado da renovação da camada superficial considerado na seção 2.4 quanto o modelo JKS discutido na seção 2.4.1 consideram apenas a transferência de calor na camada de polímero fundido vizinha à parede do barril entre duas asas (ou filetes) do rotor (ou rosca). Isto é, a camada de fluido entre a parede do barril e a poça rolante no canal do misturador ou da extrusora, limitada pelas faces das assa ou filetes.

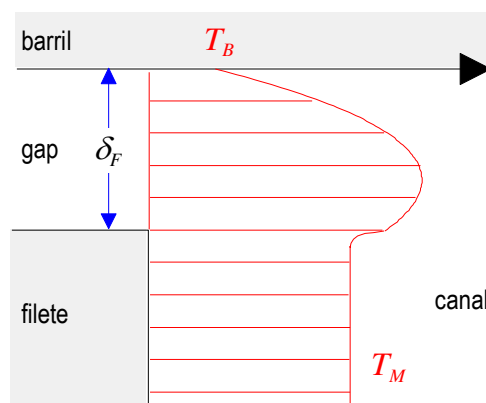


Figura 10 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Domschke e Justus.

No primeiro caso (modelo simplificado) desconsidera-se a espessura do gap entre a ponta da asa (ou filete) e a parede do barril, isto é, assume-se que a espessura do gap seja $\delta_F = 0$. No segundo caso (modelo JKS) considera-se uma espessura finita do gap, $\delta_F > 0$, mas assume-se, arbitrariamente, um perfil linear de temperatura na saída do gap, entre a temperatura da parede do barril T_B e a temperatura da fundido na poção rolante T_M , ambas consideradas constantes e uniformes.

A vantagem destes modelos é que, levando em consideração uma série de aproximações bastante sérias – mas que podem ser aceitas para canais fundos, tempos de exposição curtos (isto é, velocidades de rotação moderadamente elevadas) e polímeros fundidos de baixa condutividade térmica – permitem obter expressões analíticas para o coeficiente de transferência de calor U como função da geometria do sistema e das propriedades físicas do polímero.

Domschke e Justos (1993) apresentaram um modelo que considera a transferência de calor no gap de espessura finita, que permite avaliar o perfil de temperatura na saída do mesmo, levando a estimativas presumivelmente muito mais corretas do coeficiente de transferência de calor entre o polímero fundido e a parede do barril. Porém, é necessário agora resolver não uma, mais duas equações diferenciais parciais: uma camada superficial (que DJ chamam “adhesive layer”) e outra no gap (que DJ chamam “shearing layer”). Estas duas equações estão interconectadas através do perfil de temperatura na entrada e saída da camada superficial e do gap; não podem ser resolvidas separadamente: é necessário resolver simultaneamente as duas.

A Figura 11 ilustra o problema de bordas a ser resolvido, expresso – como nos casos anteriores - na coordenada temporal t e na coordenada espacial y normal à parede do barril. Todas as suposições e aproximações utilizadas são também aplicáveis neste modelo.

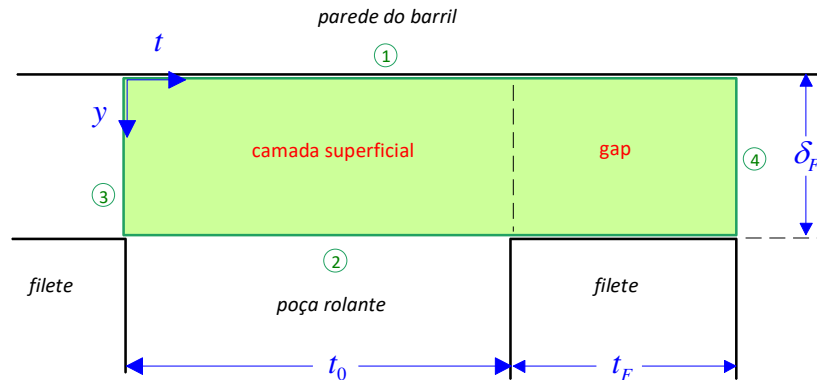


Figura 11 – Região da câmara de mistura considerada no modelo de Domschke e Justus.

Chamando t_0 e t_F aos tempos de permanência de um elemento material do fundido na camada superficial e no gap, respectivamente, temos que:

Na camada superficial, $0 < t < t_0$, $0 < y < \delta_F$:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (17)$$

No gap, $t_0 < t < t_F$, $0 < y < \delta_F$:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (18)$$

onde t_0 e t_F são os tempos de permanência de um elemento material do fundido na camada superficial e no gap, respectivamente, e E_V é a taxa de dissipação energia mecânica no gap por unidade de volume, que pode ser estimada como:

$$\dot{E}_V = \eta \dot{\gamma}_F^2 \approx \eta \left(\frac{\pi ND}{\delta_F} \right)^2 \quad (19)$$

A viscosidade do fundido é, em geral, função da temperatura e da taxa de deformação; Domschke e Justus utilizam o modelo de Carreau para a dependência com a taxa de cisalhamento e o modelo de Arrhenius para sua dependência com a temperatura. A inclusão do diâmetro D da câmara de processamento na Eq.(19) introduz a dependência dos resultados no tamanho do equipamento, ausente nos modelos anteriores.

As condições de borda são:

Na parede do barril, $y = 0$ (⊙ na Figura 11):

$$T = T_B \quad (20)$$

Em contato com a poça rolante e ponta do filete, $y = \delta_F$ (⊗ na Figura 11):

$$T = T_M \quad (21)$$

Na entrada da camada superficial, $t = 0$ (⊕ na Figura 11) e na saída do gap $t = t_0 + t_F$ (⊖ na Figura 11):

$$T(0, y) = T(t_0 + t_F, y) = T_0(y) \quad (22)$$

A função $T_0(y)$ – o perfil de temperatura na saída do gap – é inicialmente desconhecida, determinada iterando a solução do problema até satisfazer a Eq.(22).

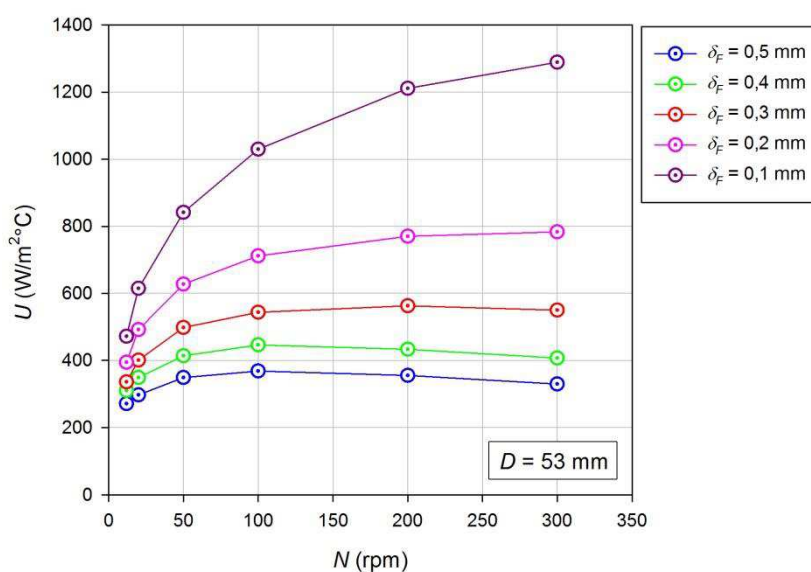
Uma vez obtido o perfil de temperatura $T = T(t, y)$, o coeficiente de transferência de calor é avaliado a partir do fluxo de calor na parede do barril:

$$U = \frac{n_F N k}{T_M - T_B} \int_0^{t_0 + t_F} \left(-\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=0} dt \quad (23)$$

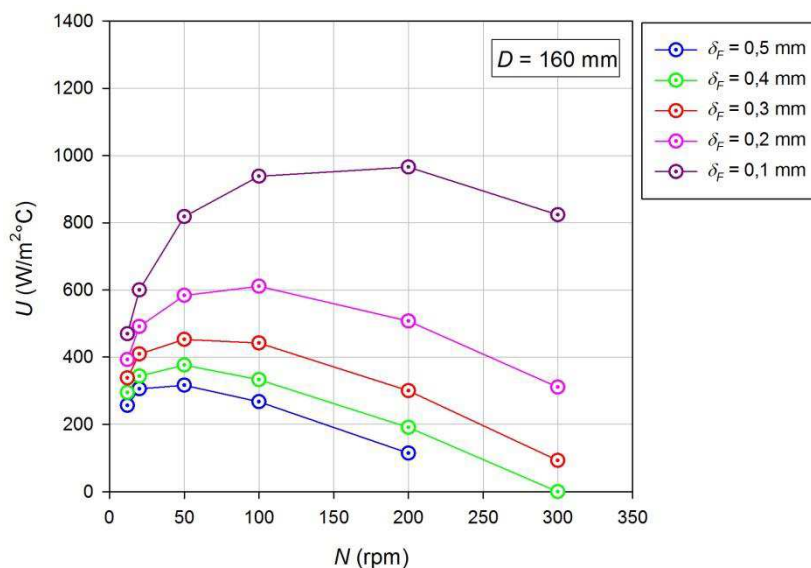
Soluções numéricas permitem avaliar o coeficiente de transferência de calor apenas para casos particulares. Domschke e Justus apresentam resultados específicos (em forma gráfica) para duas extrusoras de dupla rosca corrotacionais, replotados na Figura 12. Não se trata de resultados experimentais, mas valores previstos pelo modelo DJ em condições realistas.

As extrusoras em questão são a ZSK-53 e ZSK-160 da Werner e Pfleiderer (atualmente comercializadas pela Coperion), máquinas de 53,0 mm e 160,3 mm de diâmetro, respectivamente, com roscas de três filetes; pode-se inferir do artigo que o modelo DJ foi implementado para canais completamente cheios em elementos de transporte de passo 45 mm e 120 mm, respectivamente. Porém, as simulações foram desenvolvidas para diferentes espessuras do gap entre a ponta do filete e barril da extrusora, entre 0,1 mm e 0,5 mm, desconsiderando o valor da espessura nas extrusoras “reais” (0,1 mm e 0,4 mm, respectivamente). Isso permitiu apreciar o desempenho do modelo DJ em outros equipamentos com gaps bem mais folgados (como é o caso nos misturadores internos). As simulações foram feitas para velocidade da rosca entre 10 e 300 rpm, com $T_M = 200^\circ\text{C}$ e $T_F = 150^\circ\text{C}$. As propriedades físicas do polímero fundido correspondem às do polietileno de baixa densidade Lupolen 1810D (Lyondell-Basell).

Observam-se interessantes tendências. Para baixas velocidades de rotação das roscas (tempos de permanência na camada superficial relativamente longos), o coeficiente de transferência de calor é virtualmente independente do diâmetro da extrusora, depende significativamente da espessura do gap e aumenta com a velocidade de rotação de acordo com o previsto pelos modelos mais simples de renovação da camada.



(a)



(b)

Figura 12 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo DJ para o processamento de PEBD em duas extrusoras de dupla rosca corrotacionais; detalhes no texto. Replotados de Domschke e Justus (1993).

Para $N \approx 50$ rpm (velocidade típica em misturadores internos) os coeficientes estimados pelo modelo variam entre 250 e 800 W/m²°C, valores consistentes com as poucas determinações experimentais disponíveis para extrusoras de dupla rosca (Todd, 1988).

Para velocidades de rotação maiores (tempos de permanência na camada superficial relativamente breves) o coeficiente de transferência de calor diminui com o aumento da velocidade, e se torna significativamente dependente da espessura do gap e do tamanho da máquina. Em casos extremos ($D = 160$ mm, $\delta_F > 0,4$ mm, $N > 300$ rpm) o fluxo de calor entre o fundido e o barril se inverte: a dissipação de energia mecânica no gap supera a capacidade de transferência de calor na camada superficial.

2.4.3 Modelo de Todd

David Todd (1988) adotou uma aproximação ao problema completamente diferente, correlacionando determinações empíricas do coeficiente de transferência de calor com uma expressão semelhante à clássica correlação de Sieder e Tate para a transferência de calor em dutos (Canedo, 2010; §13.4, Eq.13.146):

$$\frac{UD}{k} = 0,94 \left(\frac{\rho ND^2}{\eta_0} \right)^{0,28} \left(\frac{\eta_0 \hat{c}}{k} \right)^{0,33} \left(\frac{\eta_0}{\eta_1} \right)^{0,14} \quad (24)$$

onde η_0 é a viscosidade do material nas condições (temperatura e taxa de cisalhamento) do canal, e η_1 é a viscosidade à temperatura da superfície do barril e à taxa de cisalhamento padrão no gap, ρ , \hat{c} e k são a densidade, calor específico e condutividade térmica do material medidas à temperatura do fundido, respectivamente. O primeiro grupo adimensional ($\rho ND^2/\eta_0$) é o *número de Reynolds* e o segundo ($\eta_0 \hat{c}/k$), é o *número de Prandtl* característicos do canal da extrusora.

Ainda que Todd tenha desenvolvido sua correlação para extrusoras de dupla-rosca corrotacionais, a mesma pode ser tentativamente utilizada para extrusoras monorosca e adaptada para misturadores internos. O coeficiente de transferência de calor previsto pela correlação de Todd depende do tamanho do equipamento ($U \propto D^{-0,44}$).

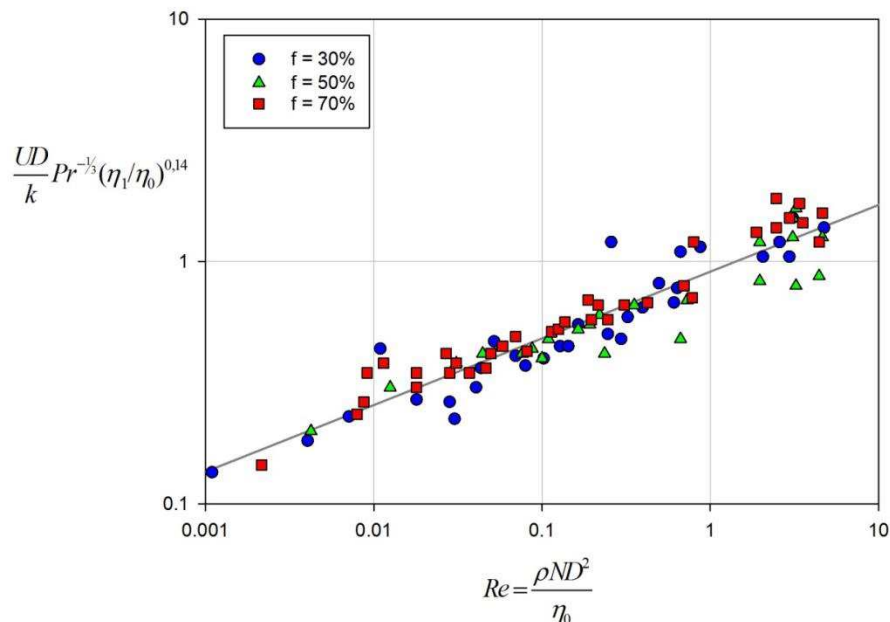


Figura 13 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com a correlação empírica de Todd para o processamento de PVC, PET e PA-6 em extrusora de dupla rosca corrotacional com diferentes fatores de preenchimento da câmara de processamento (f).

Todd apresenta resultados experimentais determinados com uma extrusora de dupla rosca corrotacional de 100 mm de diâmetro operada a velocidades da rosca entre 50 e 250 rpm, processando diversos polímeros (PVC, PET, PA-6). Coeficientes de transferência de calor na faixa de 170 a 680 W/m²°C são reportados, razoavelmente correlacionados pelo modelo.

Todd não informa a incerteza dos parâmetros da correlação. A Figura 13 mostra os dados experimentais de Todd replotados. A regressão linear desses dados confirma o expoente reportado por Todd ($n = 0,28 \pm 0,01$) e revela uma considerável incerteza no fator preexponencial ($k = 0,91 \pm 0,33$).

A correlação de Todd é considerada uma boa aproximação “conservativa” – porém relativamente imprecisa – do coeficiente de transferência de calor em extrusoras e misturadores internos.

2.5 Revisão Bibliográfica Específica

Não existem medições experimentais do coeficiente de transferência de calor em misturadores internos reportadas na literatura técnica. Nos poucos casos em que a transferência de calor na câmara de processamento de um misturador interno é considerada (Nakajima *et al*, 1982; Menges e Grajewski, 1988; Kim e White, 1991) o coeficiente de transferência entre o interior e parede da câmara não é estimado quantitativamente.

Poucas determinações experimentais do coeficiente de transferência de calor em qualquer tipo de equipamento de processamento de polímeros têm sido reportadas. Davis (1992) sumariza os dados disponíveis para extrusoras monorosca. Todd (1988) é a única referência que foi possível encontrar em que medições experimentais do coeficiente de transferência de calor em extrusoras de dupla rosca corrotacionais são reportados.

Referências à modelagem do processo de transferência de calor na vizinhança da parede da câmara de processo já têm sido mencionadas e analisadas nas seções anteriores deste capítulo. Esses modelos são aplicáveis à misturadores internos. Porém, cabe assinalar que em nenhum caso sua aplicabilidade à misturadores internos é discutida nos trabalhos citados, motivados exclusivamente nos problemas de transferência de calor em equipamentos contínuos (extrusoras).

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Materiais

Sendo o objetivo deste trabalho o estudo da transferência de calor entre o polímero fundido e a parede da câmara de processamento, as características dos materiais utilizados tem pouca relevância. Cinco resinas poliméricas foram utilizadas:

- Policaprolactona CAPA[®] 6500 (PCL) fornecido por Solvay com densidade de 1,15 g/cm³ e temperatura de fusão em torno de 60°C; índice de fluidez de 1,6 a 2,2 dg/min (ASTM D1238, 190°C/2,16 kg).
- Poli (butileno adipato-co-tereftalato) Ecoflex[®] C1200 (PBAT), fornecido por BASF com densidade de 1,26 g/cm³ e ponto de fusão de 120-140°C; índice de fluidez de 2,7 a 4,9 dg/min (ASTM D1238, 190°C/2,16 kg).
- Polietileno de alta densidade JV060U (HDPE), fornecido por Braskem; com densidade de 0,96 g/cm³ temperatura de fusão de 120-140°C; índice de fluidez de 7 dg/min (ASTM D1238, 190°C/2,16 kg).
- Polipropileno homopolímero PPH 301 (PP) fornecido por Braskem com densidade de 0,91 g/cm³ e temperatura de fusão de 160-170°C; índice de fluidez de 10 dg/min (ASTM D1238, 230°C/2,16 kg).
- Policarbonato grau garrafa PC1220U (PC), fornecido por Kadplas, Valinhos/SP (procedência: Tailândia), com densidade de 1,22 g/cm³, temperatura de transição vítrea de 145°C e ponto de fluência acima de 200°C.

Além dos materiais (polímeros puros) utilizados na parte experimental, resultados disponíveis do processamento no misturador interno de laboratório de algumas blendas e compósitos de matriz polimérica foram analisados para estimar o coeficiente de transferência de calor:

- Compósitos de PCL com 10, 20 e 30% de epicarpo e mesocarpo de babaçu (Reul *et al*, 2018).
- Blendas de PBAT com 10, 25, 50, 75 e 90% de PCL (Sousa *et al*, 2018).
- Blendas de PBAT com 10, 20 e 30% de amido termoplástico (Marinho *et al*, 2017).

3.2 Equipamento

Os materiais foram processados nos misturadores internos de laboratório Haake Rheomix 600 e Haake Rheomix 3000 (Thermo Scientific), o primeiro deles com rotores intercambiáveis; foram utilizados rotores de alta intensidade de mistura e reduzido volume livre, tipo “roller”, e de baixa intensidade de mistura e elevado volume livre, tipo “sigma”. A Tabela 1 contém parâmetros geométricos e técnicos desses equipamentos que foram medidos e também retirados do fabricante (Canedo, 2017). As Figuras 14 e 15 mostram os dois equipamentos e seus respectivos rotores.

Tabela 1 – Parâmetros geométricos e técnicos dos misturadores internos.

Haake Rheomix	600	3000
Diâmetro da meia-câmara (D_b), mm	39,3	68,0
Distância entre eixos (L_c), mm	41,2	71,5
Comprimento axial (L), mm	47,6	83,8
Espessura máxima do gap rotor-barril (H_{max}), mm	9,8	13,5
Espessura mínima do gap rotor-barril (δ_f), mm	1,4	2,7
Largura da ponta de asa (e_f), mm	4,5	9,2
Área superficial interna das paredes da câmara* (A), cm ²	100	300
Volume livre da câmara de processamento (V_f), cm ³	<i>Roller</i>	69
	<i>Sigma</i>	90
Velocidade máxima (nominal) dos rotores (N_{max}), rpm	250	250
Razão de atrito [razão entre as velocidades dos rotores] (g)	1,5	1,5
Torque máximo (total) (Z_{max}), Nm	160	300
Temperatura máxima de operação (T_{max}), °C	450	450

* excluindo as placas frontais e o pistão

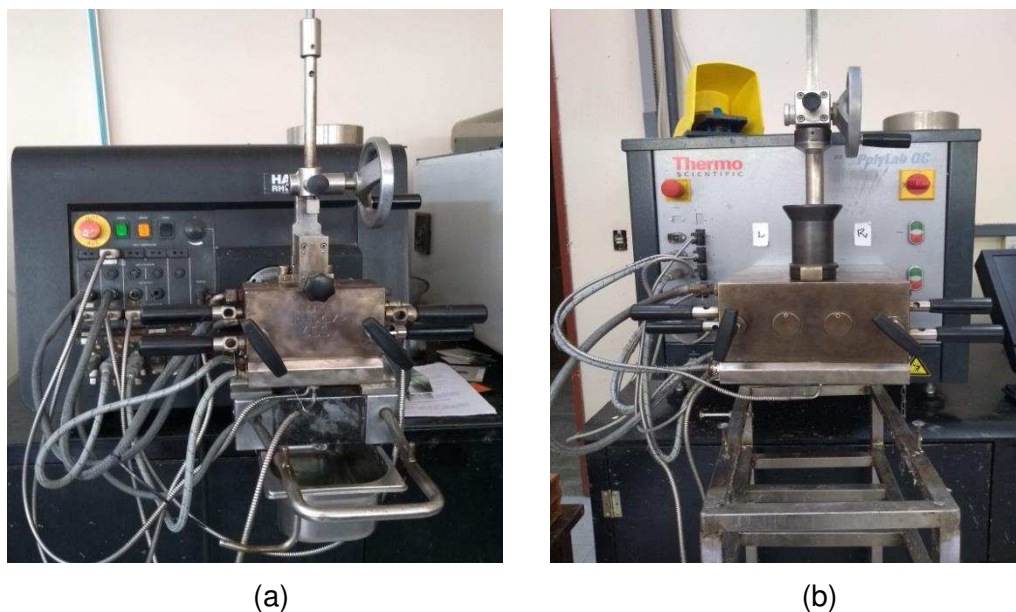


Figura 14 – Misturador interno de laboratório Haake Rheomix 600 (a) e 3000 (b)

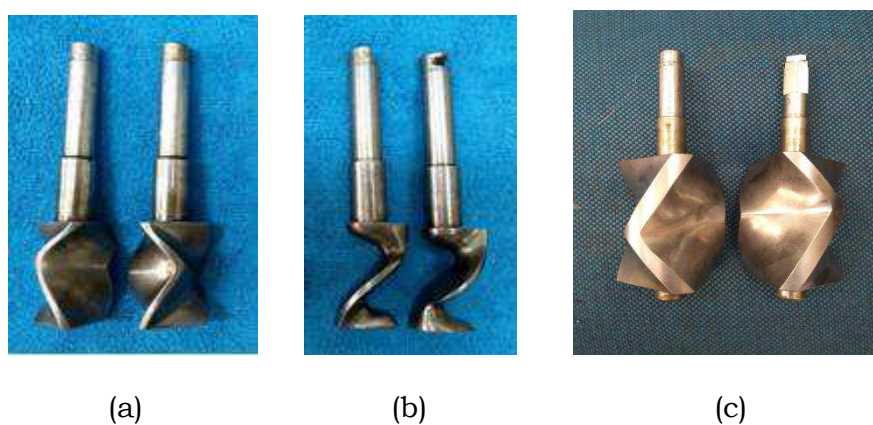


Figura 15 – Rotores do tipo “roller” (a) e “sigma” (b) para o Haake Rheomix 600, e rotores do tipo “roller” para o Haake Rheomix 3000 (c).

Mais de 60 testes foram realizados com os cinco polímeros puros nos dois misturadores internos e com dois tipos de rotores, velocidade nominal de rotação das roscas (N) e temperatura da parede da câmara de mistura (T_0), para determinar experimentalmente o coeficiente de transferência de calor. As condições de processamento utilizadas são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Condições de processamento dos polímeros puros.

Polímero	Misturador/Rotores	N (rpm)	T_0 (°C)
PCL	Haake Rheomix 3000/Roller	30, 60, 120, 180	150
PBAT	Haake Rheomix 3000/Roller	60	150, 170, 190, 210, 230
HDPE	Haake Rheomix 3000/Roller	39, 60, 120	170, 190, 210
PP	Haake Rheomix 3000/Roller	30, 60, 120, 180	200
PC	Haake Rheomix 3000/Roller	60	200, 250, 300
PCL	Haake Rheomix 600/Roller	30, 60, 90, 120, 150	65
	Haake Rheomix 600/Sigma	30, 60, 90, 120, 150	65
PP	Haake Rheomix 600/Roller	30, 60, 90, 120, 150	165
	Haake Rheomix 600/Sigma	30, 60, 90, 120, 150	165, 180

3.3 Metodologia

A energia mecânica que é dissipada no escoamento do material fundido pelo atrito viscoso entre as camadas do fluido é armazenada em parte como energia interna do sistema, resultando no aumento da temperatura do material, e em parte é transmitida ao exterior através da parede da câmara de processamento que é mantida a temperatura constante pelo sistema de controle do equipamento.

O processo é regido pelo balanço de energia:

$$\frac{dH}{dt} = \dot{E} - \dot{Q} \quad (25)$$

onde H é a energia interna do material na câmara de processamento (diretamente proporcional à temperatura para um sistema sem mudanças de fase ou reações químicas), \dot{E} é a taxa de dissipação de energia mecânica e \dot{Q} é a taxa de transferência de calor do interior da câmara para a “vizinhança” (o sistema de controle do misturador, no caso presente).

A temperatura aumenta à medida que se passa o tempo e, portanto, aumenta a contribuição da transferência de calor, que depende da diferença entre temperatura crescente do material e a temperatura fixa da parede da câmara. Chega-se ao ponto em que todo o calor gerado pela dissipação de energia mecânica

é transferido à vizinhança. A partir deste momento, a variação de energia interna do sistema, isto é, a variação da temperatura, é nula. Atinge-se o estado estacionário de temperatura constante. À temperatura constante, o torque também será constante: atinge-se o platô de mínimo torque e máxima temperatura nos gráficos de torque-tempo e temperatura-tempo. Nessas condições $dH/dt = 0$ na Eq.(25) e:

$$\dot{E}_{\infty} = \dot{Q}_{\infty} \quad (26)$$

A taxa de dissipação de energia mecânica pode ser expressa em termos do torque:

$$\dot{E}_{\infty} = 2\pi NZ_{\infty} \quad (27)$$

O fluxo de calor pode ser expresso em termos do coeficiente de transferência de calor entre o material no interior na câmara e a parede da mesma U (o *polymer-side heat transfer coefficient* da literatura) com unidades de $W/m^2\text{°C}$, da área de transferência A (área da superfície interna da câmara de processamento), e da diferença entre a temperatura média do material no interior da câmara e na parede $T_{\infty} - T_0$, sempre no estado estacionário:

$$\dot{Q}_{\infty} = UA(T_{\infty} - T_0) \quad (28)$$

Substituindo as Eqs.(27) e (28) na Eq.(26) chega-se a:

$$UA = \frac{2\pi NZ_{\infty}}{T_{\infty} - T_0} \quad (29)$$

que permite avaliar UA – o coeficiente de transferência de calor por unidade de área, unidades: $W/\text{°C}$ – a partir do torque e da temperatura no estado estacionário medidos experimentalmente (ou estimados a partir de valores experimentais de torque e temperatura em função do tempo). O coeficiente de transferência de calor U ($W/m^2\text{°C}$) é obtido dividindo UA pela área de transferência A (m^2), identificada como

a área da parede da câmara de processamento, desde que os rotores são considerados aproximadamente adiabáticos.

Os parâmetros T_∞ e Z_∞ são estimados a partir de $T = T(t)$ e $Z = Z(t)$ no último estágio de processamento. O procedimento se inicia observando o gráfico de temperatura versus tempo e identificando o tipo de relação entre T e t no estágio terminal. Vários casos são observados na prática, ilustrados na Figura 16.

O tipo **A** corresponde ao caso em que a temperatura no interior da câmara atinge um platô $T = T_\infty$ dentro do tempo de processamento, que permite assumir que o sistema chega ao estado estacionário. Já no tipo **B**, o platô não é atingido, mas a temperatura aumenta a taxas decrescentes no último estágio de processamento, o que permite extrapolar o valor da temperatura T_∞ no eventual estado estacionário, que seria atingido para tempos maiores que o tempo de mistura do teste em questão.

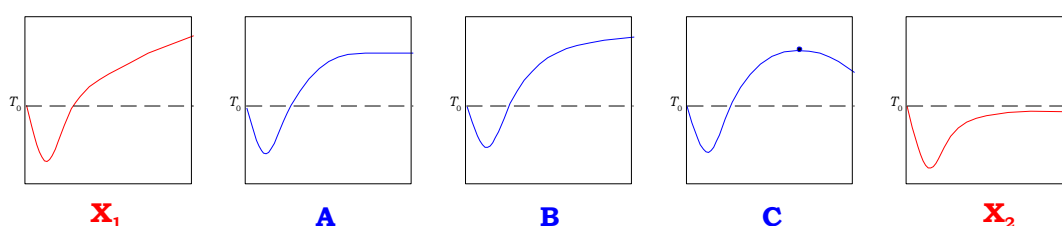


Figura 16 – Tipos de gráficos de temperatura versus tempo para testes no misturador interno operado com a temperatura da parede da câmara mantida a T_0 . Em azul (A, B, C) os tipos que podem ser utilizados para estimar o coeficiente de transferência de calor. Em vermelho os tipos que não permitem o cálculo de UA com a Eq.(25).

Para obter a temperatura T_∞ os resultados experimentais da temperatura como função do tempo num intervalo – usualmente para $T > T_0$ – são correlacionados com uma expressão exponencial de três parâmetros:

$$T(t) = T_\infty - a \exp(-bt) \quad (30)$$

A regressão não-linear dos resultados permite avaliar T_∞ (e seu desvio padrão); os parâmetros a e b não são de interesse.

No tipo **C** a temperatura atinge um máximo. Essa condição pode ser atribuída à severa degradação do polímero durante o processamento (a viscosidade

do polímero é reduzida a tal ponto que a dissipação viscosa é menor do que o fluxo de calor transferido através das paredes da câmara). Nessas condições, é possível estimar *aproximadamente* o coeficiente de transferência de calor com a Eq.(29) onde T_∞ é a temperatura no máximo, quando $dT/dt = 0$.

Os tipos **X** não permitem estimar um valor do parâmetro T_∞ apropriado para ser utilizado na Eq.(29). Nesses é impossível estimar UA com os dados do teste em questão, seja porque o tempo de processamento é muito curto, ou porque o material sofre excessiva degradação durante o teste. No tipo **X₁** a temperatura no último estágio de processamento, com taxa dT/dt aproximadamente constante, não permite extrapolar o valor de T_∞ . No tipo **X₂** a temperatura atinge, aparentemente, um platô a $T_\infty < T_0$ durante o tempo de processamento o que impede avaliar o coeficiente de transferência, pois $T_\infty - T_0 < 0$.

Uma vez que é identificado o tipo no gráfico temperatura-tempo, observa-se o gráfico torque-tempo. Apenas dois tipos foram observados na prática para o último estágio de processamento, com se mostra na Figura 17.

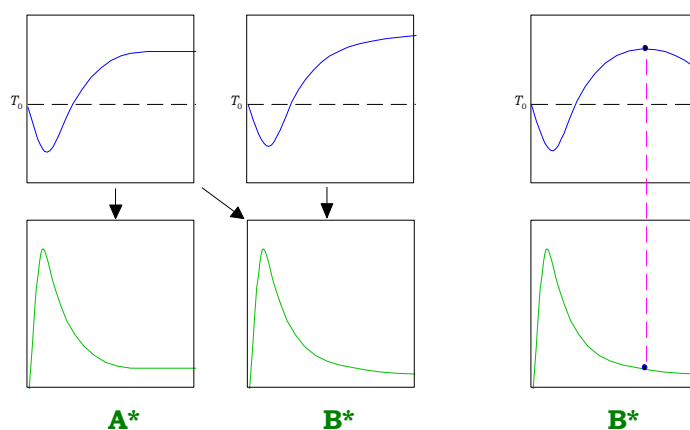


Figura 17 – Tipos de gráficos de torque versus tempo e sua correlação com os gráficos de temperatura versus tempo para testes no misturador interno.

O tipo **A*** exibe um platô de torque terminal $Z = Z_\infty$ dentro do tempo de processamento (estado estacionário), e o tipo mais comum, em que o platô não é atingido, mas o torque diminui e permite extrapolar o valor de Z_∞ no eventual estado estacionário além do tempo de processamento.

Se o tipo **B*** corresponde aos tipos **A** ou **B** do gráfico temperatura-tempo, os resultados experimentais de torque como função do tempo são correlacionados com uma expressão exponencial de três parâmetros:

$$Z(t) = Z_{\infty} + c \exp(-dt) \quad (31)$$

A regressão não-linear dos resultados permite avaliar Z_{∞} (e seu desvio padrão); os parâmetros c e d não são de interesse. Porém, se corresponde ao tipo **C** do gráfico temperatura-tempo, utiliza-se como Z_{∞} o valor de torque no tempo em que a temperatura atinge o máximo no gráfico de temperatura versus tempo, como indica a Figura 17.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

A Figura 18 ilustra as curvas de temperatura e torque versus tempo obtidas no misturador interno Haake Rheomix 3000 com rotores tipo “roller” para PP processado a 200°C com velocidade dos rotores entre 30 e 180 rpm durante 20 minutos. Curvas semelhantes foram obtidas para todos os outros polímeros, compósitos e blendas processados no misturador Haake Rheomix 3000 e Rheomix 600.

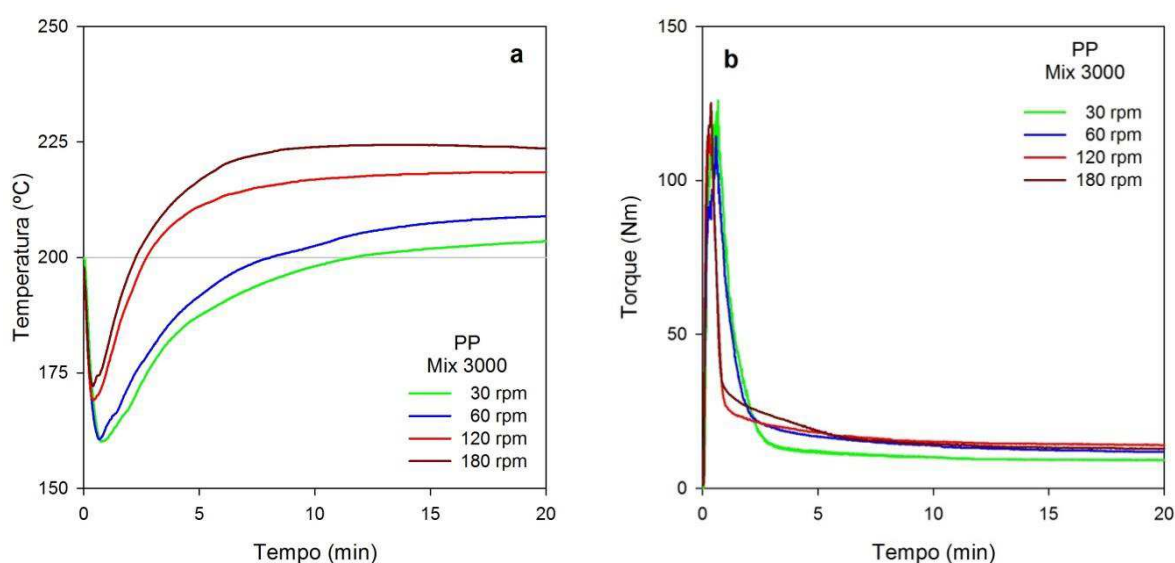


Figura 18 – Temperatura (a) e torque (b) versus tempo para o processamento de PP no Haake Rheomix 3000 a 200°C.

A partir dos valores de temperatura e torque registrados pelo software do equipamento como funções do tempo foram estimadas a temperatura e o torque limites, T_{∞} (°C) e Z_{∞} (Nm), e o coeficiente global de transferência de calor por unidade de área entre o material no interior na câmara de mistura e a parede da mesma, UA (W/°C), de acordo com os procedimentos descritos na seção 3.3.

Como indicado na metodologia, o coeficiente de transferência de calor U (W/m²°C) foi avaliado dividindo UA pela área de transferência A (m²). Para o Haake Rheomix 3000 a área em questão foi estimada em $A \approx 300 \text{ cm}^2 = 0,03 \text{ m}^2$, e para o Haake Rheomix 600 foi estimada em $A \approx 100 \text{ cm}^2 = 0,01 \text{ m}^2$ (Canedo, 2017).

Nas seções seguintes são apresentados os resultados obtidos para todos os materiais testados nos diferentes equipamentos e com diversas condições de processamento.

4.1 Polímeros Puros

4.1.1 Testes no Haake Rheomix 3000

A Figura 19 mostra o coeficiente de transferência de calor como função da velocidade nominal dos rotores, estimado para os cinco polímeros testados (PP, PCL, HDPE, PBAT, PC) processados no Haake Rheomix 3000 com rotores de alta intensidade (tipo “roller”) a diferentes temperaturas da parede da câmara de mistura. A Tabela 3 lista os valores numéricos de T_{∞} , Z_{∞} , UA e U para todos os testes, assim como o tipo (A, B ou C) do método utilizado para estimar a temperatura limite *seção 3.2).

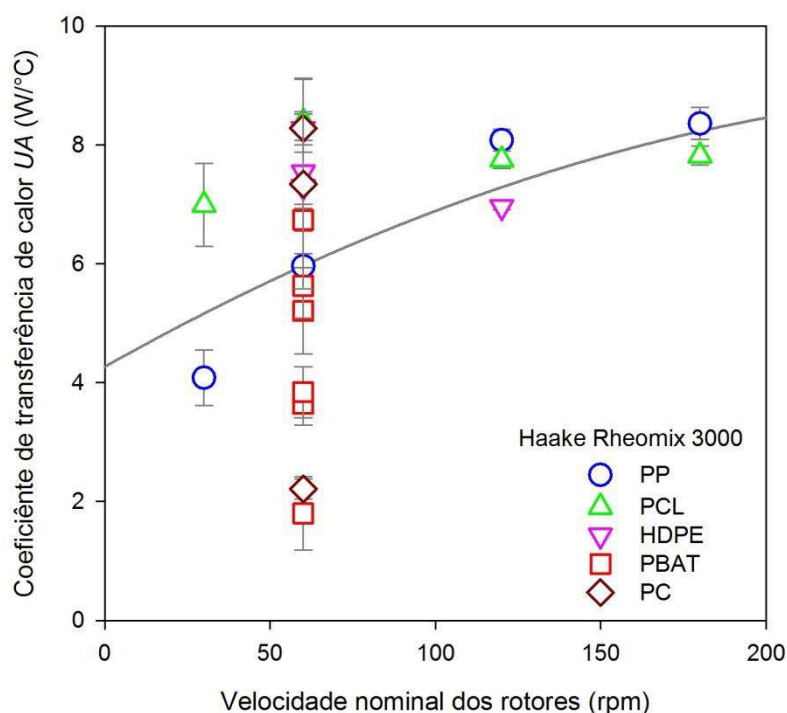


Figura 19 – Coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 3000 como função da velocidade nominal dos rotores para diferentes polímeros e temperaturas da parede da câmara de processamento.

Observa-se uma significativa dispersão dos resultados experimentais. Por exemplo, para diferentes polímeros processados a 60 rpm e diferentes

temperaturas, o coeficiente de transferência de calor UA varia entre $1,8 \text{ W/}^\circ\text{C}$ e $8,3 \text{ W/}^\circ\text{C}$ (uma relação de 1:4,6). Porém, o coeficiente de transferência de calor aumenta com a velocidade de rotação dos rotores. Esta tendência é claramente apreciada na Figura 20, que compara os valores médios para cada velocidade dos rotores.

Tabela 3 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 3000.

Material	N (rpm)	T_0 ($^\circ\text{C}$)	T_∞ ($^\circ\text{C}$)	Z_∞ (Nm)	UA ($\text{W/}^\circ\text{C}$)	U ($\text{W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$)	Caso
PCL	30	180	$123,6 \pm 0,3$	$9,70 \pm 0,14$	$6,99 \pm 0,70$	233,0	B
	60	180	$130,3 \pm 0,2$	$16,43 \pm 0,01$	$8,39 \pm 0,13$	279,7	B
	120	180	$148,9 \pm 0,5$	$21,37 \pm 0,02$	$7,75 \pm 0,15$	258,3	B
	180	180	$163,8 \pm 0,9$	$21,80 \pm 0,01$	$7,82 \pm 0,16$	260,7	B
PBAT	60	150	$163,2 \pm 0,3$	$16,99 \pm 0,06$	$6,74 \pm 0,19$	224,7	B
	60	170	$179,9 \pm 1,2$	$9,87 \pm 0,24$	$5,21 \pm 0,73$	173,7	B
	60	190	$197,0 \pm 0,7$	$7,55 \pm 0,03$	$5,63 \pm 0,54$	187,7	B
	60	190	$202,2 \pm 1,2$	$8,48 \pm 0,02$	$3,64 \pm 0,36$	121,3	B
	60	210	$215,6 \pm 0,6$	$4,11 \pm 0,05$	$3,84 \pm 0,43$	128,0	B
	60	230	$234,7 \pm 1,6$	$1,63 \pm 0,02$	$1,80 \pm 0,62$	60,0	B
HDPE	60	170	$183,4 \pm 1,0$	$19,36 \pm 0,03$	$7,54 \pm 0,54$	251,3	B
	60	190	$202,1 \pm 0,9$	$16,92 \pm 0,11$	$7,30 \pm 0,58$	243,3	B
	60	210	$220,1 \pm 1,0$	$15,94 \pm 0,03$	$8,27 \pm 0,85$	275,7	B
	120	190	$227,3 \pm 0,2$	$24,76 \pm 0,01$	$6,96 \pm 0,05$	232,0	B
PP	30	200	$205,4 \pm 0,6$	$9,21 \pm 0,01$	$4,08 \pm 0,47$	136,0	B
	60	200	$210,0 \pm 1,2$	$11,41 \pm 0,02$	$5,96 \pm 0,70$	198,7	B
	120	200	$218,3 \pm 0,4$	$14,02 \pm 0,01$	$8,08 \pm 0,18$	269,3	B
	180	200	$224,4 \pm 0,8$	$12,98 \pm 0,01$	$8,36 \pm 0,27$	278,7	B
PC	60	200	$231,6 \pm 1,1$	$49,96 \pm 0,02$	$8,28 \pm 0,28$	276,0	B
	60	250	$263,5 \pm 3,2$	$18,98 \pm 0,02$	$7,34 \pm 1,76$	244,7	B
	60	300	$308,7 \pm 0,6$	$3,65 \pm 0,01$	$2,21 \pm 0,17$	73,7	B

O modelo da renovação da camada superficial apresentado na seção 2 sugere que o coeficiente seja proporcional à potência $\frac{1}{2}$ da velocidade de rotação

dos rotores. A Figura 21a mostra que a correlação entre UA e $N^{1/2}$ é bastante fraca; a reta nessa figura corresponde à expressão:

$$UA = 2,95 + 0,39\sqrt{N} \quad (r^2 = 0,17)$$

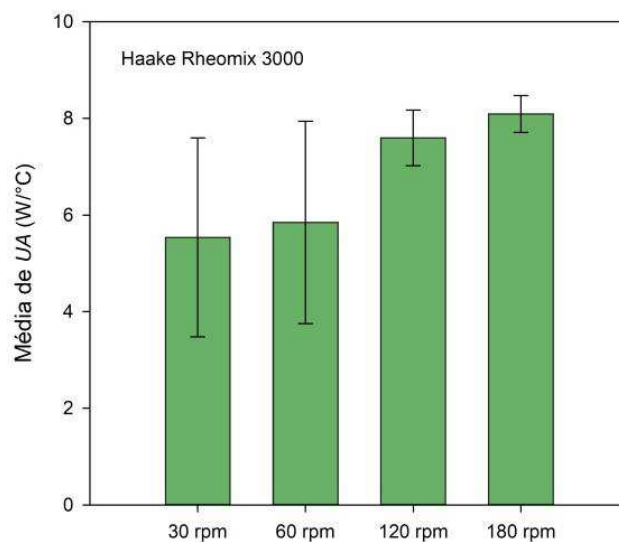


Figura 20 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 3000 para diferentes velocidades dos rotores.

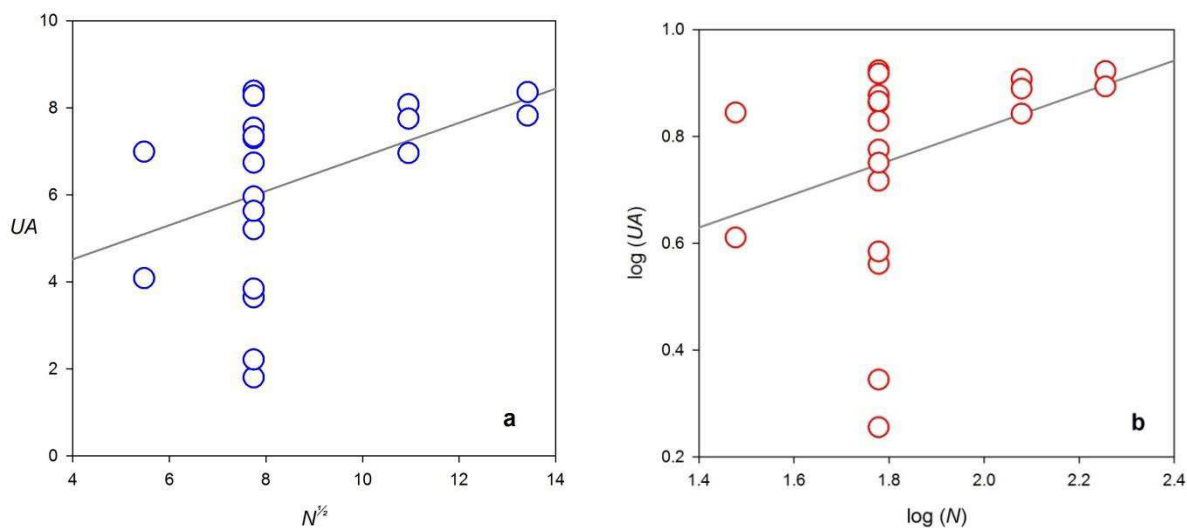


Figura 21 – Coeficiente de transferência de calor em função da raiz quadrada da velocidade nominal dos rotores (a) e logaritmo do coeficiente de transferência de calor em função do logaritmo da velocidade nominal dos rotores (b) para o Haake Rheomix 3000.

O expoente na relação entre UA e N é mais próximo de 0,3 do que de 0,5, como revela a regressão linear $\ln(UA)$ versus $\ln(N)$ de todos os resultados experimentais disponíveis (Figura 21b):

$$UA = 0,11 \cdot N^{0,31} \quad (r^2 = 0,11)$$

A Figura 22 apresenta os valores médios do coeficiente de transferência de calor para cada polímero estudado. O coeficiente médio varia entre um mínimo de $\overline{UA} = 4,5 \text{ W/}^\circ\text{C}$ para PBAT e um máximo de $\overline{UA} = 7,6 \text{ W/}^\circ\text{C}$ para PCL. As diferenças não parecem ser muito significativas, considerando as incertezas envolvidas. Não foi possível encontrar uma relação entre o tipo de polímero e o coeficiente.

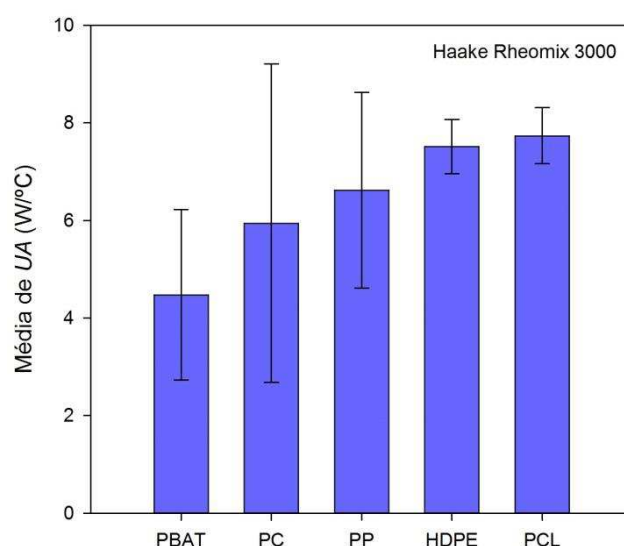


Figura 22 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 3000 para diferentes polímeros.

Concluimos que o coeficiente de transferência de calor para o processamento de polímeros fundidos no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores de tipo “roller”, estimado a partir de 21 resultados experimentais obtidos com 5 resinas poliméricas diferentes, processadas a 4 velocidades de rotação dos rotores e variadas temperaturas pode ser considerado como:

$$\overline{U} = 209 \pm 31 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

com 95% de confiança.

4.1.2 Testes no Haake Rheomix 600

A Figura 23 mostra o coeficiente de transferência de calor como função da velocidade nominal dos rotores, estimado para dois polímeros (PP e PCL) processados no Haake Rheomix 600 com dois tipos de rotores: “roller” de alta intensidade e “sigma” de baixa intensidade, a diferentes temperaturas da parede da câmara de mistura. A Tabela 4 lista os valores numéricos de T_{∞} , Z_{∞} , UA e U para todos os testes.

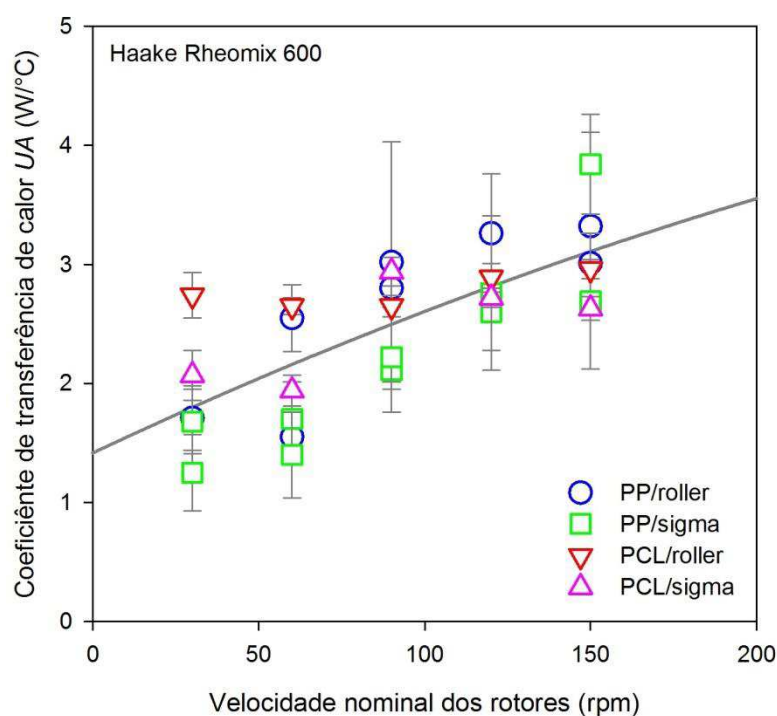


Figura 23 – Coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 600 como função da velocidade nominal dos rotores para diferentes rotores, polímeros e temperaturas da parede da câmara de processamento.

Observa-se uma significativa dispersão dos resultados experimentais, porém muito menor do que no caso do Haake 3000. O coeficiente de transferência de calor aumenta com a velocidade de rotação dos rotores, como visto na Figura 24, que apresenta os valores médios para cada velocidade dos rotores.

Tabela 4 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor no Haake Rheomix 600.

Material	Rotores	N (rpm)	T_0 (°C)	T_∞ (°C)	Z_∞ (Nm)	UA (W/°C)	U (W/m ² °C)	Caso
PP	Roller	30	165	168,0 ± 0,3	1,96 ± 0,10	1,71 ± 0,27	171,0	C
		60	165	171,1 ± 0,3	2,97 ± 0,18	2,55 ± 0,28	255,0	C
		90	165	173,0 ± 0,0	2,85 ± 0,17	2,80 ± 0,16	280,0	C
		120	165	172,2 ± 0,4	2,24 ± 0,22	3,26 ± 0,50	326,0	C
		150	165	177,8 ± 0,4	2,95 ± 0,16	3,01 ± 0,26	301,0	C
		60	180	185,0 ± 0,2	1,47 ± 0,15	1,55 ± 0,22	155,0	A
		90	180	182,7 ± 0,5	1,02 ± 0,16	3,02 ± 1,01	302,0	A
		150	180	184,5 ± 0,5	1,13 ± 0,14	3,32 ± 0,79	332,0	A
	Sigma	30	165	167,0 ± 0,1	1,29 ± 0,12	1,68 ± 0,27	168,0	A
		60	165	169,8 ± 0,4	1,56 ± 0,15	1,70 ± 0,31	170,0	A
		90	165	171,3 ± 0,4	1,68 ± 0,01	2,11 ± 0,16	211,0	C
		120	165	173,0 ± 0,3	1,97 ± 0,16	2,60 ± 0,32	260,0	C
		150	165	173,7 ± 0,5	2,55 ± 0,15	3,84 ± 0,42	384,0	C
		30	180	182,1 ± 0,3	1,02 ± 0,09	1,25 ± 0,32	125,0	A
		60	180	183,8 ± 0,4	1,03 ± 0,16	1,40 ± 0,36	140,0	A
		90	180	184,8 ± 0,4	1,35 ± 0,16	2,22 ± 0,46	222,0	A
		120	180	185,7 ± 0,7	1,51 ± 0,18	2,76 ± 0,65	276,0	A
		150	180	187,3 ± 0,6	1,51 ± 0,19	2,69 ± 0,57	269,0	A
PCL	Roller	30	65	70,0 ± 0,2	5,29 ± 0,13	2,74 ± 0,19	274,0	A
		60	65	82,0 ± 0,1	8,60 ± 0,17	2,65 ± 0,07	265,0	A
		90	65	90,1 ± 0,4	8,48 ± 0,15	2,65 ± 0,09	265,0	A
		120	65	96,8 ± 0,6	8,76 ± 0,19	2,89 ± 0,12	289,0	A
		150	65	102,9 ± 0,2	8,57 ± 0,17	2,96 ± 0,08	296,0	A
	Sigma	30	65	69,9 ± 0,3	3,87 ± 0,16	2,07 ± 0,21	207,0	A
		60	65	79,0 ± 0,5	5,17 ± 0,19	1,94 ± 0,13	194,0	A
		90	65	82,8 ± 0,4	6,67 ± 0,15	2,94 ± 0,12	294,0	A
		120	65	91,0 ± 0,0	6,75 ± 0,19	2,72 ± 0,08	272,0	A
		150	65	95,9 ± 0,3	6,21 ± 0,17	2,63 ± 0,10	263,0	A

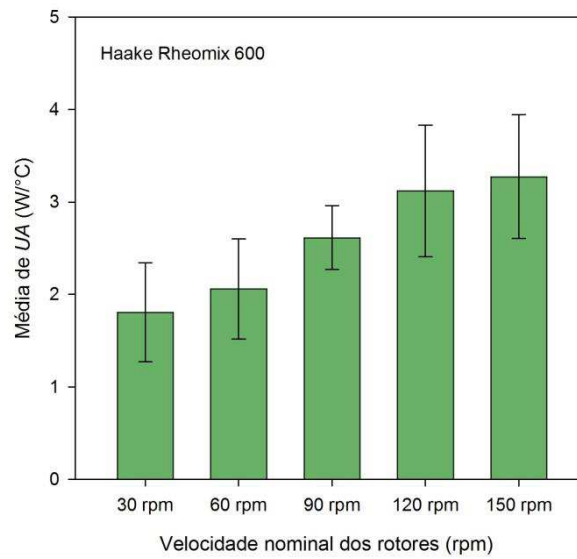


Figura 24 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 600 para diferentes velocidades dos rotores.

A Figura 25a mostra a correlação entre UA e $N^{1/2}$, prevista pelo modelo da renovação da camada superficial (seção 2); a reta nessa figura corresponde à expressão:

$$UA = 0,69 + 0,19\sqrt{N} \quad (r^2 = 0,55)$$

O ajuste, ainda que fraco, é melhor do que para o Haake Rheomix 3000. O melhor expoente na relação entre UA e N é 0,36, obtido pela regressão linear $\ln(UA)$ versus $\ln(N)$, Figura 25b:

$$UA = 0,51 \cdot N^{0,36} \quad (r^2 = 0,50)$$

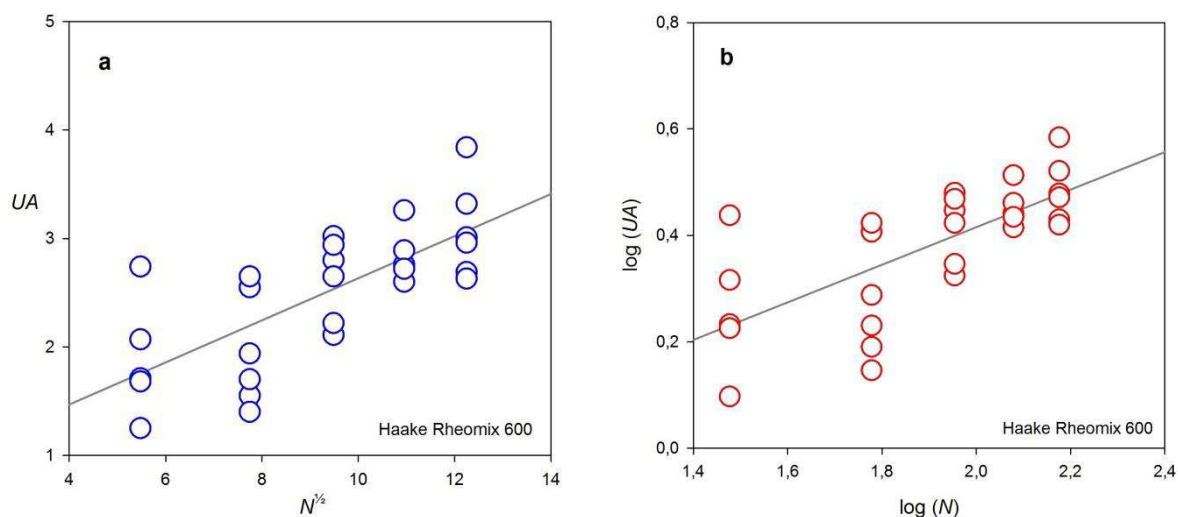


Figura 25 – (a) Coeficiente de transferência de calor em função da raiz quadrada da velocidade nominal dos rotores, e (b) logaritmo do coeficiente de transferência de calor em função do logaritmo da velocidade nominal dos rotores para o Haake Rheomix 600.

A Figura 26 apresenta os valores médios do coeficiente de transferência de calor para cada polímero estudado e cada rotor utilizado. Não se observam diferenças entre polímeros. Porém, o coeficiente de transferência de calor no misturador com rotores “roller” parece ser superior ao coeficiente com rotores “sigma”.

Para investigar se a diferença entre o coeficiente de transferência de calor no misturador montado com rotores “roller” e “sigma” é estatisticamente significativa foi utilizado o teste “t de Student” (Mandel, 1984; Bevington e Robinson, 2003).

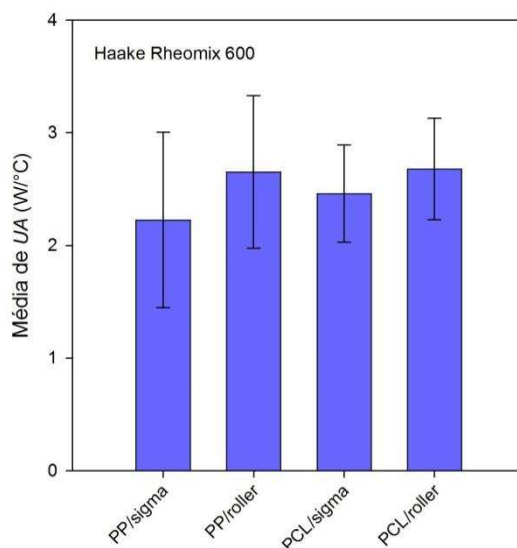


Figura 26 – Coeficiente de transferência de calor médio no Haake Rheomix 600 para diferentes polímeros e rotores.

Os testes realizados no Haake Rheomix 600 com rotores “roller” e “sigma” foram divididos em dois grupos: os 13 testes com rotores tipo “roller” e 15 testes com rotores tipo “sigma”. O coeficiente médio de transferência de calor \bar{U} e o desvio padrão σ (ambos em $W/°Cm^2$) foram avaliados em cada caso:

$$\text{Roller (1):} \quad \bar{U}_1 = 270, \quad \sigma_1 = 53, \quad n_1 = 13$$

$$\text{Sigma (2):} \quad \bar{U}_2 = 230, \quad \sigma_2 = 68, \quad n_2 = 15$$

A diferença das médias é:

$$\Delta\bar{U} = \bar{U}_1 - \bar{U}_2 = 40$$

e o desvio padrão da diferença das médias é estimado como:

$$s \approx \sqrt{\frac{\sigma_1^2}{n_1} + \frac{\sigma_2^2}{n_2}} = 23$$

O valor de t para a distribuição de Student resulta então:

$$t \approx \frac{\Delta \bar{U}}{s} = 1,7$$

e o número de graus de liberdade é:

$$n = n_1 + n_2 - 2 = 26$$

As tabelas da distribuição t de Student indicam que a probabilidade de que a média de duas amostras da mesma população difira em $\Delta \bar{U}$ (ou mais) devido apenas à chance é igual (ou menor) que 5%. Portanto, a diferença entre o coeficiente de transferência de calor no misturador montado com rotores “roller e “sigma” é estatisticamente significativa.

Consequentemente, é conveniente avaliar o coeficiente de transferência de calor separadamente:

Roller:

$$\bar{U} = 270 \pm 32 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Sigma:

$$\bar{U} = 230 \pm 36 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

com 95% de confiança em ambos os casos.

4.2 Blendas e Compósitos

A título de exemplo e com o intuito de verificar a dependência do coeficiente de transferência de calor com a composição em sistemas poliméricos complexos foram analisados resultados experimentais disponíveis no Grupo de Pesquisa para o processamento de blendas e compósitos no misturador interno de laboratório.

Em todos os casos, a temperatura e o torque como funções do tempo foram analisados de acordo com os procedimentos descritos na seção 3.3. A temperatura e o torque limites, T_∞ (°C) e Z_∞ (Nm), e o coeficiente global de transferência de calor por unidade de área, UA (W/°C), foram estimados.

4.2.1 Compósitos PCL com Epicarpo e Mesocarpo de Babaçu

Os testes foram conduzidos no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores tipo “roller” operado a uma velocidade nominal dos rotores de 60 rpm por 15 min, com a parede da câmara de processamento mantida a 150°C (Reul *et al*, 2018).

Os resultados para compósitos com 10, 20 e 30% de carga de mesocarpo e epicarpo retirados de diferentes camadas da casca do fruto (coco) da palmeira babaçu são apresentados na Figura 27 e a Tabela 5.

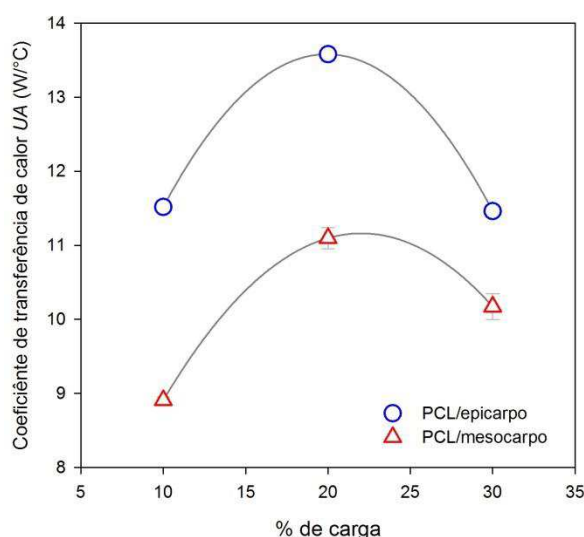


Figura 27 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de compósitos PCL/babaçu no Haake Rheomix 3000 como função do teor de carga

Tabela 5 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para compósitos PCL/babaçu processados no Haake Rheomix 3000.

Material	w_S (%)	T_∞ (°C)	Z_∞ (Nm)	UA (W/°C)	U (W/m ² °C)	Caso
PCL/epicarpo	10	157,2 ± 0,5	13,23 ± 0,02	11,52 ± 0,08	383,9	B
	20	157,5 ± 0,7	16,19 ± 0,03	13,58 ± 0,09	452,6	B
	30	161,3 ± 0,7	20,61 ± 0,03	11,46 ± 0,07	382,0	B
PCL/mesocarpo	10	157,8 ± 0,3	11,08 ± 0,08	8,906 ± 0,04	296,9	B
	20	157,3 ± 1,0	12,95 ± 0,02	11,10 ± 0,14	369,9	B
	30	158,1 ± 1,4	13,16 ± 0,01	10,17 ± 0,17	339,0	B

Observa-se uma marcada dependência do coeficiente com o tipo e teor da carga. Em particular, o coeficiente de transferência de calor é maior para a carga fibrosa de epicarpo do que para o recheio micronizado de mesocarpo, que por sua vez é maior do que o coeficiente estimado para o processamento da matriz pura (Tabela 3). A Figura 28 ilustra claramente essa tendência.

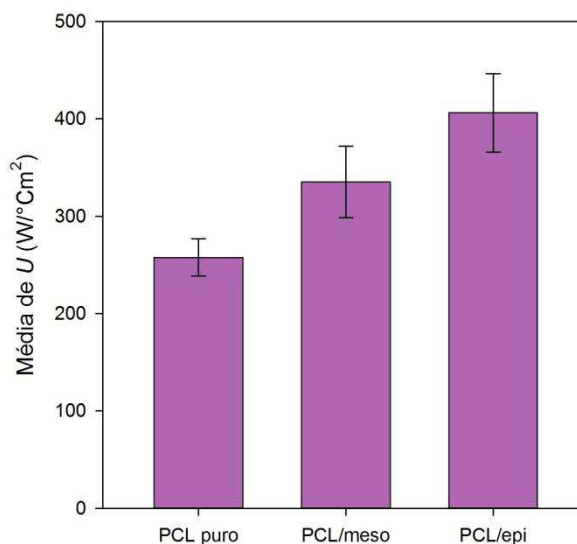


Figura 28 – Coeficiente de transferência de calor para PCL e compósitos PCL/babaçu no Haake Rheomix 3000.

Uma possível explicação desses resultados pode ser articulada dentro dos limites do modelo da renovação da camada superficial. A presença de partículas sólidas dispersas na matriz fundida perturbam o padrão de escoamento na vizinhança da parede da câmara, forçando a criação de uma nova camada repetidas vezes durante o percurso do material entre passagens sucessivas das pontas de asa dos rotores. Foi visto na seção 2.4 que taxa de transferência de calor é sempre maior no início da formação da camada superficial. Portanto, parece razoável assumir que a re-geração da camada favorece a transferência de calor entre o material no interior da câmara e a parede da mesma, que se reflete no maior coeficiente global de transferência de calor.

A Figura 29 ilustra esquematicamente o efeito de uma partícula sólida vizinha à parede da câmara na transferência de calor, de acordo com o modelo da renovação da camada superficial. Pode-se provar que o coeficiente de transferência de calor U_p com p interrupções e reinícios da camada superficial está relacionado

com o coeficiente U_0 no caso em que a camada superficial não é perturbada através da expressão:

$$U_p = \sqrt{1+p} \cdot U_0$$

Assim, uma interrupção resulta em um coeficiente 40% maior; 3 interrupções resultam em um coeficiente de transferência de calor duas vezes maior.

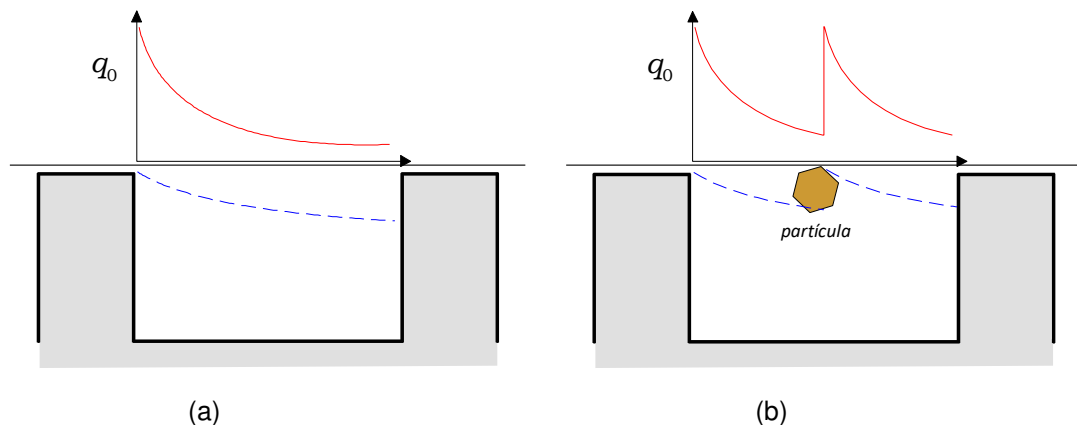


Figura 29 – Fluxo de calor q_0 na superfície da câmara de processamento (vermelho) e desenvolvimento da camada superficial (azul) para um polímero fundido (a) e para um compósito em que uma partícula sólida na vizinhança da parede perturba o desenvolvimento da camada superficial.

O coeficiente de transferência de calor para o processamento de compósitos PCL/babaçu com diferentes tipos e teores de carga no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores de tipo “roller” pode ser estimado em:

$$\bar{U} = 370 \pm 54 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

com 95% de confiança.

4.2.2 Blendas PBAT/PCL

Os testes foram conduzidos no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores tipo “roller” operado a uma velocidade nominal dos

rotores de 60 rpm por 15 min, com a parede da câmara de processamento mantida a 150°C (Sousa *et al*, 2018).

Os resultados para blendas com 0, 10, 25, 50, 75, 90 e 100% de cada componente são apresentados na Figura 30 e a Tabela 6.

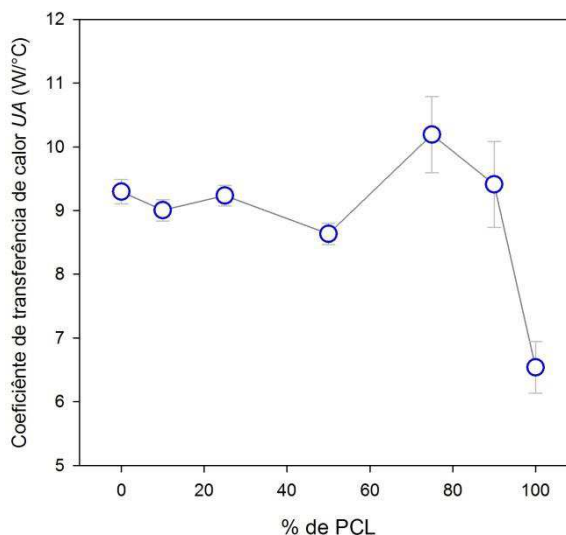


Figura 30 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de blendas PBAT/PCL no Haake Rheomix 3000 como função da composição da blenda.

Tabela 6 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para blendas PBAT/PCL processadas no Haake Rheomix 3000.

Material	w_{PCL} (%)	T_{∞} (°C)	Z_{∞} (Nm)	UA (W/°C)	U (W/m ² °C)	Caso
PBAT/PCL	0	164,1 ± 0,3	20,91 ± 0,04	9,30 ± 0,19	310,0	B
	10	162,9 ± 0,2	18,53 ± 0,01	9,02 ± 0,17	300,3	B
	25	161,5 ± 0,2	16,95 ± 0,02	9,24 ± 0,16	307,9	B
	50	159,9 ± 0,2	13,65 ± 0,03	8,64 ± 0,17	287,9	B
	75	158,2 ± 0,5	13,28 ± 0,01	10,19 ± 0,60	339,8	B
	90	157,8 ± 0,5	11,68 ± 0,05	9,41 ± 0,67	313,7	B
	100	158,7 ± 0,4	9,04 ± 0,20	6,54 ± 0,40	218,0	B

A blenda PBAT/PCL é imiscível, com gotículas de um componente dispersas na matriz contínua do outro. A mesma explicação sugerida na seção anterior (perturbação do padrão de escoamento na camada superficial) poderia explicar os

valores do coeficiente de transferência de calor moderadamente superiores aos obtidos no processamento de polímeros puros, as diferenças são amenizadas neste caso pela deformabilidade das partículas (gotas) dispersas.

Nota-se também o comportamento diferenciado para as blendas com teor de PCL maior que 50%, comparadas com as blendas ricas em PBAT, fato que poderia ser devido à diferente microestrutura: PBAT disperso na matriz de PCL no primeiro caso, PCL dispersa na matriz de PBAT no segundo.

O coeficiente de transferência de calor para o processamento de blendas PBAT/PCL com diferentes composições, medido no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores de tipo “roller” pode ser estimado em:

$$\bar{U} = 297 \pm 35 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

com 95% de confiança.

4.2.3 Blendas PBAT/TPS

Os testes foram conduzidos no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores tipo “roller” operado a uma velocidade nominal dos rotores de 60 rpm por 15 min, com a parede da câmara de processamento mantida a temperaturas entre 140°C e 230°C (Marinho *et al*, 2017).

Os resultados para blendas com 10, 20 e 30% de amido termoplástico (TPS) processadas a 140, 170 e 200 °C são apresentados na Figura 31 e a Tabela 7.

Os valores do coeficiente de transferência de calor dependem moderadamente da temperatura e é virtualmente independente do teor de TPS na blenda.

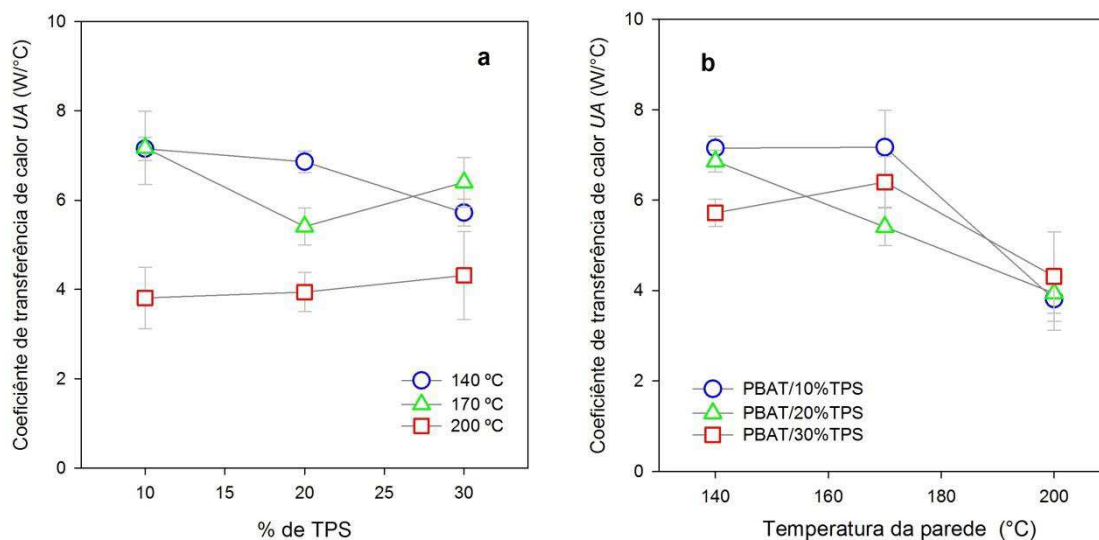


Figura 31 – Coeficiente de transferência de calor no processamento de blendas PBAT/TPS no Haake Rheomix 3000 como função da composição da blenda (a) e da temperatura de processamento (b).

Tabela 7 – Temperatura e torque limites, e coeficiente de transferência de calor para blendas PBAT/TPS processadas no Haake Rheomix 3000.

Material	T_0 (°C)	T_∞ (°C)	Z_∞ (Nm)	UA (W/°C)	U (W/m ² °C)	Caso
PBAT/10%TPS	140	163,0 ± 0,8	31,35 ± 0,11	7,15 ± 0,26	238,3	B
	170	182,9 ± 1,5	17,65 ± 0,03	7,17 ± 0,82	239,0	B
	200	207,5 ± 1,2	5,45 ± 0,12	3,81 ± 0,69	127,0	B
PBAT/20%TPS	140	163,3 ± 0,7	30,53 ± 0,14	6,86 ± 0,24	228,7	B
	170	183,8 ± 1,0	14,23 ± 0,07	5,41 ± 0,41	180,3	B
	200	206,7 ± 0,7	5,04 ± 0,05	3,94 ± 0,44	131,3	B
PBAT/30%TPS	140	164,9 ± 1,3	27,16 ± 0,05	5,72 ± 0,30	190,7	B
	170	184,9 ± 1,3	18,16 ± 0,05	6,40 ± 0,56	213,3	B
	200	206,8 ± 1,5	5,60 ± 0,05	4,31 ± 0,99	143,7	B

O coeficiente de transferência de calor para o processamento de blendas PBAT/TPS com diferentes teores de amido, no misturador interno de laboratório Haake Rheomix 3000 com rotores de tipo “roller” pode ser estimado em:

$$\bar{U} = 188 \pm 35 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

com 95% de confiança.

4.3 Comparação

A Figura 32 sumariza as estimativas apresentadas neste trabalho. Observa-se que o coeficiente de transferência de calor para o processamento de polímeros fundidos – incluindo blendas e compósitos de matriz polimérica – no misturador interno de laboratório varia na faixa de 190 a 370 W/°Cm², dependendo do equipamento e do material processado. O resultado desta investigação pode ser resumido assim:

$$\bar{U} \approx 260 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Ainda que não existam dados na literatura para o coeficiente de transferência de calor em misturadores internos, este valor pode ser comparado com os valores experimentais citados na literatura para extrusoras monorosca e dupla-rosca.

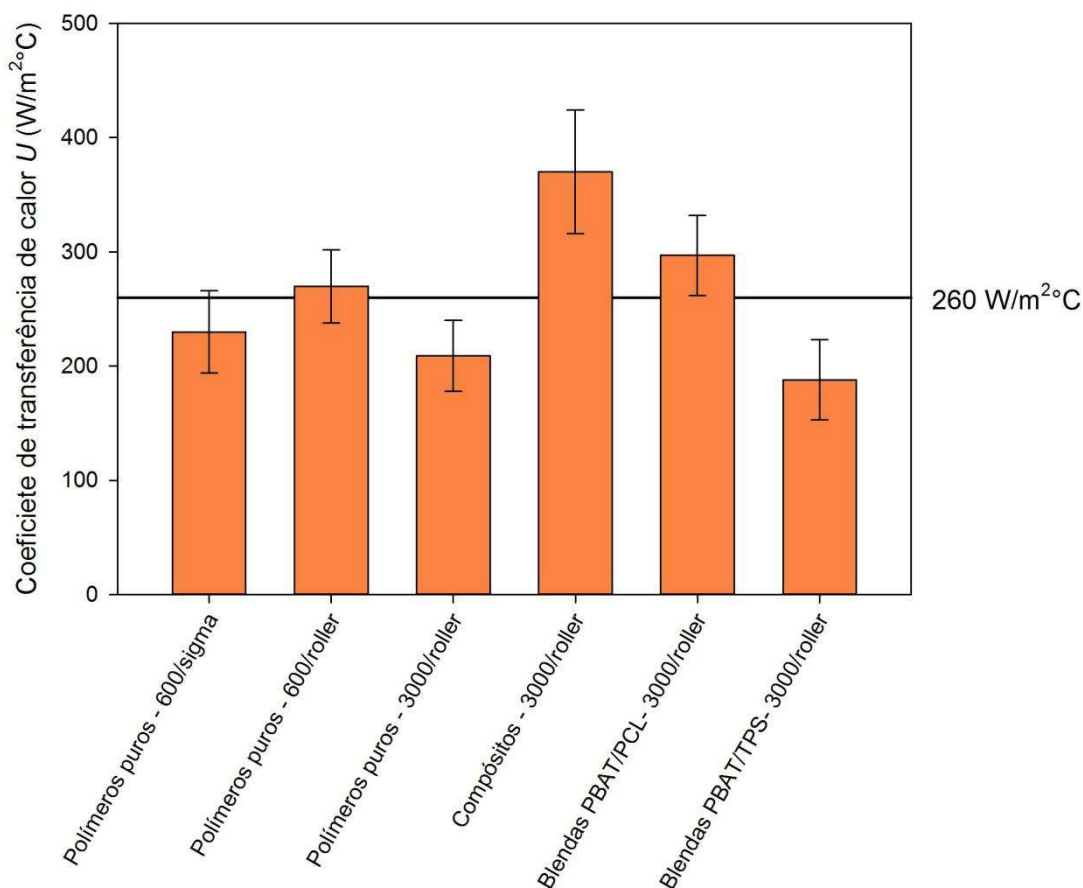


Figura 32 – Coeficiente médio de transferência de calor no processamento de polímeros puros, compósitos e blendas no Haake Rheomix 600 e 3000. As barras de erro correspondem ao intervalo de confiança com 95% de probabilidade.

O coeficiente de transferência de calor no misturador interno de laboratório é significativamente maior que o reportado para extrusoras monorosca (Davis, 1992), em torno de $85 \text{ W/}^\circ\text{Cm}^2$, mas é comparável com o limite inferior dos valores verificados experimentalmente em extrusoras de dupla rosca corrotacionais (Todd, 1988), na faixa de 200 a $600 \text{ W/}^\circ\text{Cm}^2$.

O coeficiente de transferência de calor previsto pelo modelo da renovação da camada superficial, na sua versão mais simples – amplamente utilizada em simuladores de processo – discutida na seção 2.4.1 (Janeschitz-Kriegl e Schijf, 1969) é da ordem de 1000 a $2000 \text{ W/}^\circ\text{Cm}^2$ para a geometria e condições operacionais do misturador interno de laboratório, valores consideravelmente superiores aos determinados experimentalmente neste trabalho. Porém, a versão mais sofisticada do modelo da renovação da camada superficial proposta por Domschke e Justus (1993) para extrusoras de dupla rosca – considerado na seção

2.4.2 – prediz valores na faixa de 200 a 800 W/°Cm², mais consistentes com os obtidos neste trabalho.

5 CONCLUSÕES

O coeficiente de transferência de calor entre materiais poliméricos fundidos e a parede da câmara de mistura foi medido experimentalmente em misturadores internos de laboratório, para diferentes polímeros, blendas e compósitos. Pela primeira vez são reportados na literatura técnica valores experimentais deste importante parâmetro de processamento medidos em misturadores internos.

Em comparação com outros equipamentos de processamento verificou-se que o coeficiente de transferência de calor em misturadores internos é superior (três a quatro vezes maior) que o prevalente em extrusoras monorosca, mas da mesma ordem de magnitude do reportado em extrusoras de dupla rosca corrotacionais.

Dentro da significativa dispersão dos resultados experimentais e das limitações dos testes implementados, pode-se concluir que o coeficiente de transferência de calor em misturadores internos de laboratório:

- É praticamente independente do tamanho do misturador;
- É praticamente independente do tipo do rotor;
- Depende da velocidade de rotação dos rotores, aumentando com a mesma, mas a dependência é menor do que a esperada de acordo com os modelos mais simples baseados no conceito de “renovação da camada superficial”;
- É virtualmente independente da temperatura de processamento e do tipo do polímero processado para polímeros puros;
- Depende discretamente do material para blendas poliméricas imiscíveis;
- Depende moderadamente do material para compósitos de matriz polimérica e cargas sólidas.

Os objetivos deste projeto de pesquisa foram plenamente atingidos.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Com base nos resultados já obtidos, algumas sugestões podem ser dadas para dar continuidade à esta pesquisa:

- Generalizar o modelo DJ para canais parcialmente preenchidos;
- Estudar o efeito do fator de preenchimento no coeficiente de transferência de calor;
- Determinar o coeficiente de transferência de calor para outras classes de polímeros e compósitos reforçados com fibras e nanocargas;
- Determinar o coeficiente de transferência de calor em misturadores internos de maior tamanho.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALVES, T. S.; SILVA NETO, J. E.; CARVALHO L. H.; CANEDO, E. L. Engineering modeling of laboratory internal mixer. 72th Annual Technical Conference of the Society of Plastics Engineers (**ANTEC 2014**), Las Vegas NV (USA), 28-30 April, 2014.

ALVES, T. S.; SILVA NETO J. E.; SILVA, S. M. L.; CARVALHO, L. H.; CANEDO, E. L. Process simulation of laboratory internal mixers. **Polymer Testing**, **50**, 94-100, 2016.

BANG, D. S.; WHITE, J. L. Modular tangential counter-rotating twin screw extrusion: non-Newtonian and non-isothermal simulation. **International Polymer Processing** **12**, 278-287, 1997.

BEVINGTON, P. R.; ROBINSON, D. K. **Data Reduction and Error Analysis for the Physical Sciences**. McGraw-Hill: New York, 2003.

CANEDO, E. L. **Fenômenos de Transporte**. LTC Editora: Rio de Janeiro, 2010.

CANEDO, E. L. **Twin-Screw Extruder Simulator (WinTXS™) User's Manual**. Versão 3.0, 2012.

CANEDO, E. L. **Processamento de Polímeros no Misturador Interno de Laboratório**. PPGCEMat/PPGEP: Campina Grande, 2017.

CARSLAW, H.S.; JAEGER, J.C., **Conduction of Heat in Solids**. Oxford, Clarendon Press, 1959.

DAVIS, W. H. Heat Transfer in Extruder Reactors, In: **Reactive Extrusion. Principles and Practice**, M. Xanthos, ed: Hanser: Munich, 1992.

DOMSCHKE, T.; JUSTUS, C. Heat transfer in single and twin screw extruders. **International Polymer Processing** **8**, 294-307, 1993.

JANESCHITZ-KRIEGL, H.; SCHIJF, J. A study of radial heat transfer in single-screw extruders. **Plastics and Polymers**, 37, 523-528, 1969.

JEPSON, C. H. Future extrusion studies. **Industrial and Engineering Chemistry**, 45, 992, 1953.

KIM, J. K.; WHITE J. L. Non-Newtonian and non-isothermal modelling of flow in an internal mixer. **International Polymer Processing**, 6, 103-110, 1991.

LYU, M.-Y.; WHITE, J. L. Simulation of non-isothermal flow in a modular Buss kneader and comparison with experiment. **International Polymer Processing**, 12, 104-109, 1997.

MANDEL, J. **The Statistical Analysis of Experimental Data**. Dover: New York, 1984.

MARINHO, V. A. D.; PEREIRA, C. A. B.; VITORINO, M. B. C.; SILVA, A. S.; CARVALHO, L. H.; CANEDO, E. L. Degradation and recovery in poly(butylene adipate-co-terephthalate)/thermoplastic starch blends. **Polymer Testing**, 58, 166-172, 2017.

MCKELVEY, J. M. **Polymer Processing**. Wiley, New York, p. 1. 1962.

MENGES, C.; GRAJEWSKI, F. Process analysis of a laboratory internal mixer. **International Polymer Processing**, 3, 74-78, 1988.

NAKAJIMA, N; HARRELL, E. R.; SEIL, D. A. Energy balance and heat transfer in mixing of elastomer compounds with internal mixer. **Rubber Chemistry and Technology**, 55, 456-468, 1982.

POTENTE, H.; KRETSCHMER, K.; POHL, T. Physico-mathematical model for the description of the temperature development and the power consumption in co-rotating twin screw extruders. **International Polymer Processing** 19, 3-12, 2004.

RAUWENDAAL, C. Heat transfer in twin screw compounding extruders. **AIP Conference Proceedings**, 1779, 030014, 2016.

REUL, L. T. A.; PEREIRA, C. A. B.; SOUSA, F. M.; SANTOS, R. M.; CARVALHO, L. H.; CANEDO, E. L. Polycaprolactone/babassu compounds: rheological, thermal, and morphological characteristics. **Polymer Composites** [DOI: 10.1002/pc.24861] 2018.

SILVA, A. S. **Coeficiente de transferência de calor em misturadores internos: modelagem e verificação experimental**. 2017. Trabalho de conclusão de curso (Graduação em Engenharia de Materiais), Universidade Federal de Campina Grande-UFCG, Campina Grande-Paraíba.

SOUSA, F. M.; COSTA, A. R. M.; REUL, L. T. A.; CAVALCANTI, F. B.; CARVALHO, L. H.; ALMEIDA, T. G.; CANEDO, E. L. Rheological and thermal characterization of PCL/PBAT blends. **Polymer Bulletin**, in press (2018).

TADMOR Z.; GOGOS, C. G. **Principles of Polymer Processing, 2nd Ed.** WileyInterscience, New York, 2006.

TADMOR, Z.; KLEIN, I. **Engineering Principles of Plasticating Extrusion**. Reinhold: New York, 1970.

TODD, D B. **Plastics Compounding – Equipment and Processing**. Hanser: Munich & Cincinnati, 1998.

TODD, D. B. Heat transfer in twin-screw extruders. **SPE Technical Papers**, 34, 54-58, 1988.

VALSAMIS, L. N.; CANEDO, E. L.; DONOIAN, G. S. Evaluating the performance of Internal Mixers. In: **The Mixing of Rubber**, R. F. Grossman, ed. Chapman & Hall: London-New York, 1997.

WHITE, J. L.; CHEN, Z. Simulation of non-isothermal flow in modular co-rotating twin screw extrusion. **Polymer Engineering and Science** 34, 229-237, 1994.