

# Coeficiente de Transferência de Calor em Extrusoras e Misturadores – Uma Revisão

V. A. D. Marinho<sup>1</sup>, T. G. Almeida<sup>1</sup>, E. L. Canedo<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Unidade Acadêmica de Engenharia de Materiais, Universidade Federal de Campina Grande (UAEMA/ UFCG). Av. Aprígio Veloso, 882, Campina Grande, PB 58429-900.

(Recebido em 02/07/2018; revisado em 27/07/2018; aceito em 01/08/2018)  
(Todas as informações contidas neste artigo são de responsabilidade dos autores)

## Resumo:

A transferência de calor é muito importante no estudo do processamento de polímeros e requer na prática uma estimativa do coeficiente de transferência de calor entre o polímero fundido e as paredes da câmara de processamento. Este trabalho revisa criticamente a limitadíssima bibliografia sobre os modelos propostos para estimar esse parâmetro. Em particular, é revista a teoria da renovação da camada superficial, tanto em seu aspecto analítico quanto numérico. Correlações empíricas da reduzida base de dados disponível na literatura são também consideradas.

**Palavras-chave:** Transferência de calor; Misturador interno; Modelagem de processos

## Abstract:

Heat transfer is very important issue for the study of polymer processing and in practice it requires an estimative of the heat transfer coefficient between the molten polymer and the walls of the processing chamber. This work critically reviews the very limited bibliography on the models proposed to estimate this parameter. In particular, it reviews the theory of surface layer renewal, both in its analytical and numerical aspects. Empirical correlations of the reduced database available in the literature are also considered.

**Keywords:** Heat transfer, Internal mixer, Process modeling.

## 1. Introdução

No processamento de polímeros no estado fundido ocorre a troca de calor entre o material processado e a vizinhança por meio 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 insumos. Porém, a baixa condutividade térmica dos polímeros dificulta a troca de calor e com isso em diversas situações a transferência de calor acaba por controlar 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 [1] apresenta uma das primeiras tentativas de modelagem global da transferência de calor em extrusoras e Rauwendaal [2] uma das últimas. Um dos modelos de maior interesse é baseado no conceito de “renovação da camada superficial” proposto por Jepson [3]. 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 [4] desenvolveram um modelo baseado neste conceito, que foi utilizado por Tadmor e Klein [5] no primeiro simulador de processo para extrusoras monorosca, e é ainda utilizado nos modernos simuladores de processo em extrusoras de dupla rosca [6]. Domschke e Justus [7] 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.

Com base nestas considerações, neste trabalho é apresentada uma revisão de literatura dos modelos existentes para a transferência de calor entre o material no interior e as paredes da câmara de processamento em misturadores

\*E-mail: vihduarte-@hotmail.com (V. A. D. Marinho)

internos durante o processamento de sistemas poliméricos no estado fundido com algumas considerações próprias sobre o modelo da renovação da camada superficial. A determinação experimental do coeficiente global de transferência de calor em misturadores internos tem sido reportada em outra publicação.

## 2. Transferência de Calor

A transferência de calor em equipamentos para o processamento de polímeros em extrusoras é apresentada em numerosos trabalhos publicados na literatura técnica [2, 8-12]. Poucos trabalhos têm considerado a transferência de calor em misturadores internos [13, 14] recentemente considerados por Alves *et al.* [15, 16].

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:

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

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*:

$$Nu = \frac{UD_0}{k}$$

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  $\Delta T$  característica do sistema:

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

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 [17].

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 [1, 4, 7].

## 3. Renovação da Camada Superficial

### 3.1. Conceitos básicos

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 [3] em um trabalho que foi apresentado no famoso simpósio de 1953 sobre teoria da extrusão por um grupo de engenheiros da empresa DuPont (Figura 1). 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 [17].

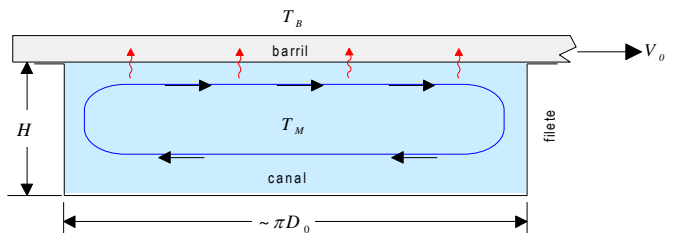


Figura 1 – Canal retificado da extrusora (seção normal ao eixo da rosca, inversão cinemática) mostrando a renovação da camada superficial de material vizinha à parede do barril.

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 2). 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.

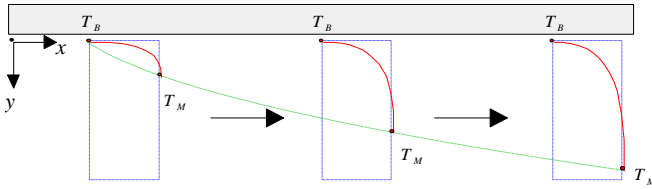


Figura 2 – Desenvolvimento do perfil transversal de temperatura  $T(y,t)$  – vermelho – em um elemento material (linha pontilhada azul) na vizinhança da superfície do barril. O elemento, originalmente ( $x = 0$ ) à temperatura da massa fundida  $T_M$ , se movimenta com velocidade constante  $V_0$  ao longo da parede do barril ( $y = 0$ ) mantida à temperatura fixa  $T_B$ . A temperatura longe da superfície ( $y$ ) 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,  $W = \Delta D/n_F$ ; considerando que a velocidade do elemento é igual à velocidade linear da parede do barril,  $V_0 = \square DN$ , portanto o tempo de contato é:

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

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 [17]:

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

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:

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

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.

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  $\Delta Q$  transferida entre o elemento material e a parede do barril através da área  $\Delta A$  durante o tempo de contato [17].

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

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

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

O coeficiente de transferência de calor procurado é:

$$U = \frac{2k}{\sqrt{\pi \alpha t_0}} \quad (4)$$

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

$$U = \frac{2}{\sqrt{\pi}} k \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}} = 1,128 k \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}}$$

O coeficiente de transferência de calor é independente do tamanho da extrusora e da vazão do escoamento. Os valores obtidos provavelmente são demasiadamente 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, (5) 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  $\delta_T$  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  $t_0$  [17].

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

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (6)$$

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

$$x = tV_0$$

A solução da equação de difusão depende da escolha da condição inicial (o perfil de temperatura na camada superficial após ser renovada,  $t = 0$ ). Diferentes variantes do modelo da renovação da camada superficial adotam diferentes condições iniciais.

### 3.2. Modelo JKS

Janeschitz-Kriegl e Schijf [4] 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 3):

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

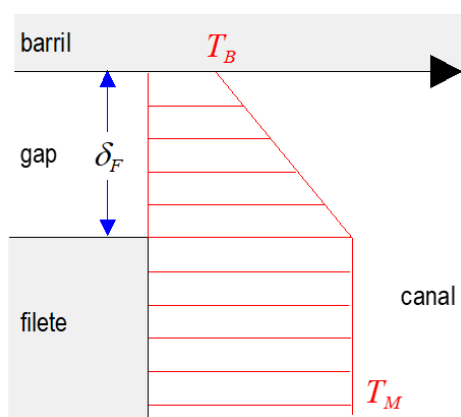


Figura 3 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Janeschitz-Kriegl e Schijf (esquemático).

É possível resolver analiticamente a Eq.(14) com a condição inicial Eq.(13) utilizando os métodos da teoria da transferência de calor em sólidos [18]. O resultado final para o coeficiente de transferência de calor pode ser expresso como:

$$Nu_p = \frac{U \delta_F}{k} = \text{erf } \xi + \frac{2\xi}{\sqrt{\pi}} \exp(-\xi^2) - 2\xi^2 (1 - \text{erf } \xi)$$

onde  $Nu_p$  é um número de Nusselt baseado na altura do gap  $\delta_F$  como comprimento característico;  $\xi$  é uma variável auxiliar adimensional dada por:

$$\xi = \frac{\delta_F}{2} \sqrt{\frac{n_F N}{\alpha}} \tag{12}$$

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:

$$\frac{Nu_p}{2\xi} = \frac{U}{k} \sqrt{\frac{\alpha}{n_F N}} = \frac{\text{erf } \xi}{2\xi} + \frac{1}{\sqrt{\pi}} \exp(-\xi^2) - \xi (1 - \text{erf } \xi)$$

A Figura 4 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).

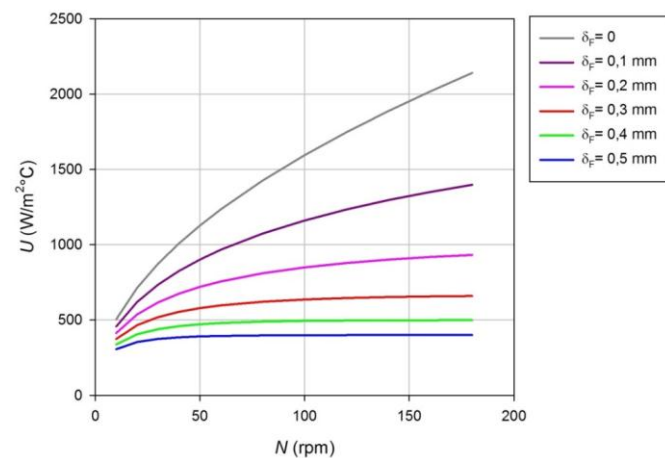


Figura 4 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo JKS.

### 3.3. Modelo de Domschke e Justus (DJ)

O modelo de Domschke e Justus [7] 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 5).

Tanto o modelo simplificado da renovação da camada superficial considerado na seção 3.1 quanto o modelo JKS discutido na seção 3.2 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.

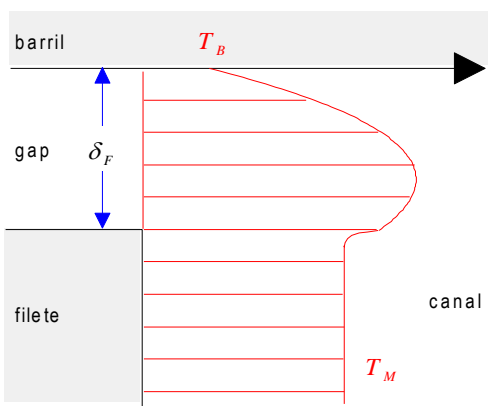


Figura 5 – Perfil de temperatura à saída do gap no modelo de Domschke e Justus (esquemático).

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 poça 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 Justus [7] 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 6 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.

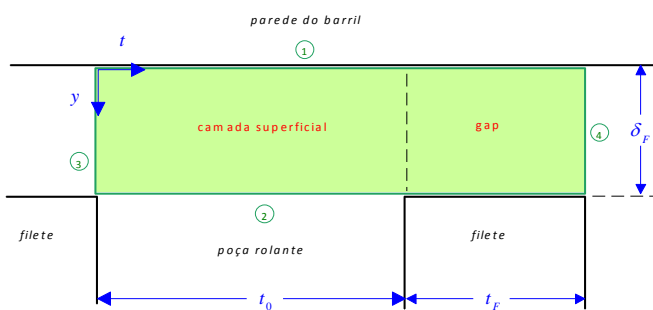


Figura 6 – Região da câmara de mistura considerada no modelo de Domschke e Justus.

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,  $0 < t < t_0, 0 < y < \delta_F$ :

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{\partial^2 T}{\partial y^2}$$

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

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{\partial^2 T}{\partial y^2}$$

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:

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

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,  $y = 0$  (1 na Figura 6):

$$T = T_B$$

Em contato com a poça rolante e ponta do filete,  $y = \delta_F$  (2 na Figura 6):

$$T = T_M$$

Na entrada da camada superficial,  $t = 0$  (3 na Figura 11) e na saída do gap  $t = t_0 + t_F$  (4 na Figura 6):

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



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:

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

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 Pfeleiderer (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.

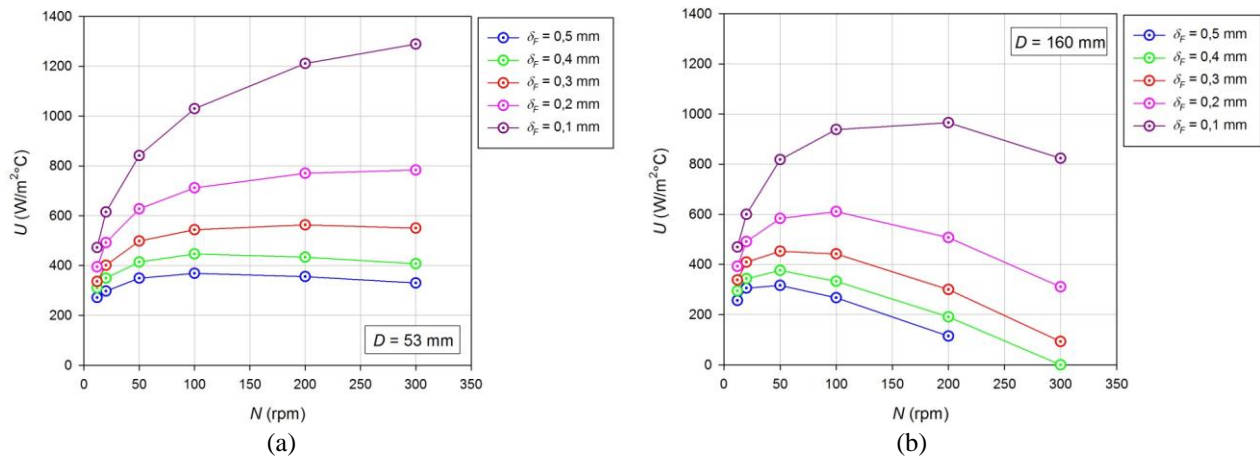


Figura 7 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com o modelo DJ para o processamento de PEBD em duas extrusoras de dupla rosca corrotacionais; detalhes no texto. Replotados de Domschke e Justus [7].

Para  $N \approx 50$  rpm (velocidade típica em misturadores internos) os coeficientes estimados pelo modelo variam entre 250 e 800  $\text{W/m}^2\text{C}$ , valores consistentes com as poucas determinações experimentais disponíveis para extrusoras de dupla rosca [1].

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.

**4. Correlações Empíricas**

David Todd [1] 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 [17]:

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

onde  $\eta_0$  é a viscosidade do material nas condições (temperatura e taxa de cisalhamento) do canal, e  $\eta_1$  é a viscosidade à temperatura da superfície do barril e à taxa de

cisalhamento padrão no gap;  $\rho$ ,  $c$  e  $k$  são a densidade, calor específico e condutividade térmica do material medidas à temperatura do fundido. O grupo adimensional no termo da esquerda é, como temos visto, o *número de Nusselt*,  $Nu = UD / k$ . O primeiro grupo adimensional no termo da direita é o *número de Reynolds*,  $Re = \rho ND^2 / \eta_0$  e o segundo é o *número de Prandtl*,  $Pr = \eta_0 c / k$  característicos 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 ( $U \propto D^{-0,44}$ ).

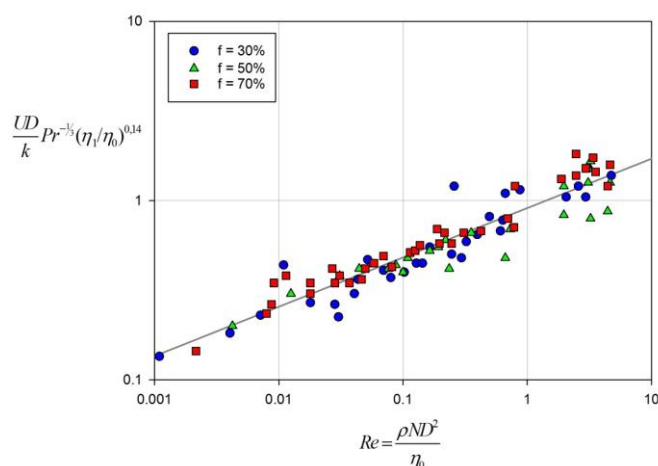


Figura 8 – Coeficiente de transferência de calor de acordo com a correlação empírica de Todd para o processamento de PVC, PET e PA-6 em extrusora de dupla rosca corrotacional com diferentes fatores de preenchimento da câmara de processamento ( $f$ ). Replotados de Todd [1].

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  $W/m^2\text{°C}$  são reportados, razoavelmente correlacionados pelo modelo.

Todd não informa a incerteza dos parâmetros da correlação. A Figura 8 mostra os dados experimentais de Todd replatados. A regressão linear desse 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.

O coeficiente de transferência de calor em extrusoras monorosca tem sido medido esporadicamente; os resultados são reportados por Davis [19], em torno de 85  $W/^\circ\text{Cm}^2$ . Porém, não têm sido estudados sistematicamente nem

correlacionados em termos dos parâmetros do equipamento, do material ou do processo.

## Conclusão

O modelo da renovação da camada superficial tem dominado o estudo da transferência de calor entre o fundido e as paredes câmara nos equipamentos para o processamento de polímeros. Porém, o modelo prediz valores numéricos do coeficiente de transferência de calor bem mais elevados do que os medidos nos equipamentos de processo. Ainda assim, as expressões analíticas do modelo são utilizadas na maioria dos simuladores comerciais para o processamento de polímeros em extrusoras. A variante introduzida por Domschke e Justus oferece previsões mais acuradas, mas requer uma solução numérica, dificilmente adaptável ao uso em simuladores de processo comerciais. Correlações empíricas são úteis apenas para os equipamentos e condições de processamento utilizadas no seu desenvolvimento. O futuro dos estudos de transferência de calor em equipamentos para processamento de polímeros requer ao mesmo tempo, uma ampliação da base de dados experimentais do coeficiente de transferência de calor e uma extensão das ferramentas analíticas e numéricas para a consideração de situações mais realistas.

## Agradecimentos

Os autores agradecem o apoio financeiro da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES.

## Referências

- [1] Todd, D. B. Heat transfer in twin-screw extruders. SPE Technical Papers 34, 54-58, 1988.
- [2] Rauwendaal, C. Heat transfer in twin screw compounding extruders. AIP Conference Proceedings 1779, 030014, 2016.
- [3] Jepson, C. H. Future extrusion studies. Industrial and Engineering Chemistry 45, 992, 1953.
- [4] Janeschitz-Kriegl, H.; Schijf, J. A study of radial heat transfer in single-screw extruders. Plastics and Polymers 37, 523-528, 1969.
- [5] Tadmor, Z.; Klein, I. Engineering Principles of Plasticating Extrusion. Reinhold: New York, 1970.
- [6] Canedo, E. L. Twin-Screw Extruder Simulator (WinTXSTM) User's Manual. Versão 3.0. PolyTech: Portland, 2012.
- [7] Domschke, T.; Justus, C. Heat transfer in single and twin screw extruders. International Polymer Processing 8, 294-307, 1993.
- [8] 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.

- [9] 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.
- [10] 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.
- [11] 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.
- [12] 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.
- [13] 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.
- [14] Menges, C.; Grajewski, F. Process analysis of a laboratory internal mixer. *International Polymer Processing* 3, 74-78, 1988.
- [15] 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.
- [16] 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.
- [17] Canedo, E. L. Fenômenos de Transporte. LTC Editora: Rio de Janeiro, 2010.
- [18] Carslaw, H.S.; Jaeger, J.C., *Conduction of Heat in Solids*, 2nd Edition. Oxford University Press: Oxford, 1959.
- [19] Davis, W. H., *Heat Transfer in Extruder Reactors*, In: *Reactive Extrusion. Principles and Practice*, M. Xanthos, ed: Hanser: Munich, 1992.