



REMOÇÃO DE HIDROCARBONETOS DE POLIETILENO LLDPE

Departamento de Engenharia Química - Universidade Federal do Rio Grande do Sul

M. B. Guarita¹, A. R. Secchi², L. D.F. Marczak³

¹Braskem S.A. - Engenharia de Processos – Unidade Poliolefinas
III Pólo Petroquímico – Rod. BR 386 km 419 - CEP 95853-000 - Triunfo - RS - BRASIL
Telefone: (0-xx-51)3457-5250 – Fax: (0-xx-51)3457-1157,
E-mail: marcelo.guarita@braskem.com.br

^{2,3}Group of Integration, Modeling, Simulation, Control and Optimization of Processes (GIMSCOP)
Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS)
R. Eng. Luis Englert, s/n. Campus Central. CEP: 90040-040 - Porto Alegre - RS - BRASIL,
E-mail: {arge, ligia}@enq.ufrgs.br

Palavras Chaves: desvolatilização, polietileno linear de baixa densidade, LLDPE, difusão, stripping.

Resumo:

Processos de polimerização de polietileno linear de baixa densidade em fase gás normalmente removem monômeros e outros hidrocarbonetos dissolvidos do polímero formado através de um sistema de stripping com nitrogênio ou vapor. A remoção é necessária para reduzir as perdas com monômero, assegurar baixos teores de componentes voláteis no polímero final, de maneira a reduzir riscos de explosão, e para cumprir padrões ambientais.

Para construir uma metodologia de modelagem destes equipamentos especiais, os fenômenos de solubilidade e equilíbrio polímero-hidrocarboneto e da difusividade multicomponente para polímeros são revistos e acoplados em um sistema de equações de transferência de massa e energia para um sistema de leito descendente com nitrogênio ou vapor em contracorrente. As equações diferenciais parciais (PDE) para o modelo de leito descendente construído com as considerações acima são resolvidas através de diferenças finitas para as coordenadas axiais e por colocação ortogonal pelo método de elementos finitos para a coordenada radial utilizando o software gPROMS.

Os resultados da simulação são comparados com dados de um equipamento industrial utilizando nitrogênio e vapor. Para ajustar as condições industriais com o modelo proposto, um comprimento de difusão menor que o diâmetro da partícula teve que ser utilizado para considerar o efeito da influência da porosidade das partículas na transferência de massa. Logo, embora um entendimento do fenômeno de stripping de hidrocarbonetos pôde ser alcançado, uma correta representação da porosidade da partícula na transferência de massa é fundamental para aumentar a predição do modelo. Foi também observado que as condições de processo do reator de polimerização afetam a remoção de hidrocarbonetos exigindo novas condições ótimas de stripping para cada produto.

A metodologia formulada para equipamentos de stripping de polietileno pode ser utilizada para avaliação do impacto de novos polímeros no processo ou como linha base de dimensionamento de novos equipamentos já que há pouca literatura disponível neste campo.



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

1 INTRODUÇÃO

Apesar do grande esforço em modelagem da reação de reatores de polimerização, o aspecto da absorção e dessorção dos hidrocarbonetos e outros gases no polímero, e suas conseqüências, não é na maioria das vezes tratada de uma forma completa. Como conseqüência, tem-se um impacto no funcionamento do reator de polimerização, na construção e disposição dos equipamentos que circundam este, nas condições de segurança ou explosividade de silos e na legislação ambiental que é cada vez mais rigorosa quanto aos limites permitidos de voláteis no produto final. Apesar de existirem inúmeras patentes a respeito de desvolatilizadores, ou equipamentos pós-reator para remoção de monômeros não reagidos de polímeros, há muito pouca literatura científica que trate da modelagem e otimização destes equipamentos, objetivo deste trabalho. Segundo Moore (2001) e Albalak (1996), os grandes objetivos da etapa de desvolatilização são: recuperar monômeros não reagidos; reduzir emissões

atmosféricas aos níveis exigidos pelo órgão ambiental; evitar explosões em silos e equipamentos de processamento; retirar oligômeros e melhorar propriedades mecânicas do produto; reduzir odores de hidrocarbonetos; inativar catalisador pela injeção de água e evitar degradação.

2 DESVOLATIZADORES

Em todos os processos de polimerização de poliolefinas - slurry, bulk e fase gás – após a reação de polimerização, o polímero é retirado levando consigo monômeros e/ou um diluente em proporções variadas. Para separação do polímero destes inertes e dos monômeros não reagidos, esta corrente segue para a etapa de desvolatilização do polímero, que consiste de uma série de equipamentos com a função de remover estes solventes do produto final. Os equipamentos de desvolatilização mais utilizados são centrífugas para separação de lamas, vasos de despressurização e separação (flash), linhas aquecidas, equipamentos de leito fluidizado com

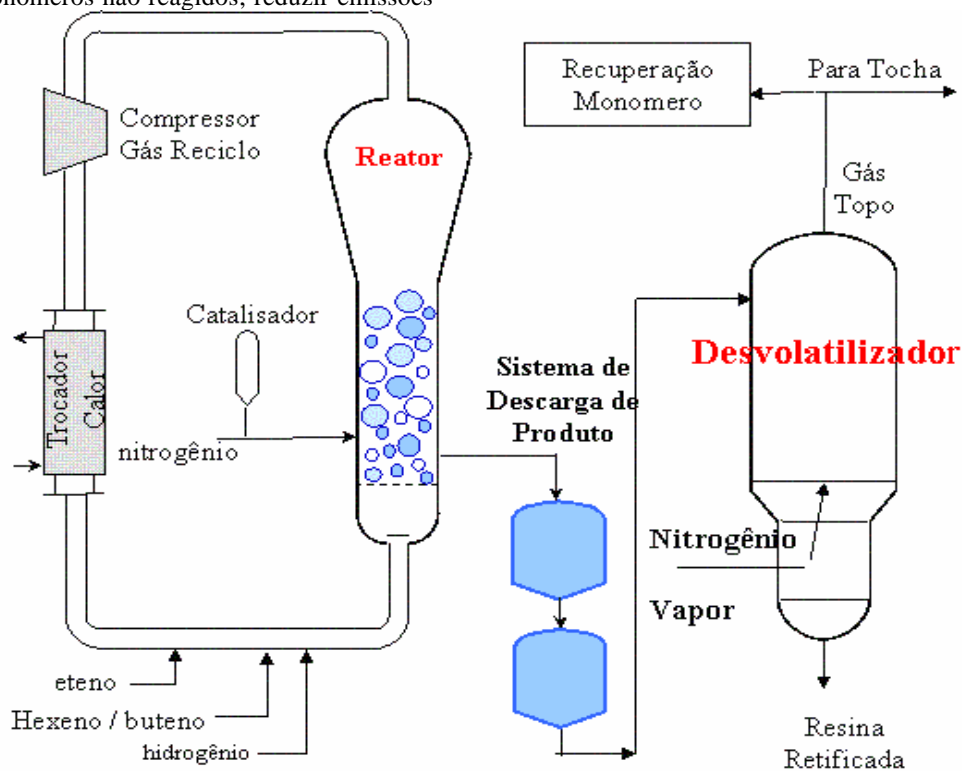


Figura 1 – Fluxograma de processo de polimerização e desvolatilização Unipol

nitrogênio (usado também para secagem) e equipamentos de leito descendente em contracorrente com gases, estes dois últimos muito utilizados na retificação final.

Na figura 1 é exibido um fluxograma do processo Unipol para produção de polietileno linear de baixa densidade e polietileno de alta densidade. O processo consiste de um reator de polimerização, que de acordo com o produto desejado são

adicionados teores variados de eteno, buteno e hexeno para formação do polímero, além do catalisador responsável pela reação. Após a descarga de polímero do reator começa a etapa de desvolatilização, para separação do polímero e recuperação dos gases por despressurização, etapa constituída pelo sistema de descarregamento de produto. O polímero, já com pressão reduzida e parcialmente desvolatilizado, é encaminhado então



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

ao vaso de purga final de hidrocarbonetos, que consiste em um vaso de leito de polímero descendente com vazão de nitrogênio e vapor em contracorrente para remoção dos hidrocarbonetos resíduais. Depois da passagem por este desvolatilizador o polímero é então encaminhado à unidade de aditivação e extrusão final. Como cada produto possui diferentes composições de hidrocarbonetos, é possível, um ajuste das condições de vazão de nitrogênio e tempo de residência no vaso de purga para cada tipo de condição operacional.

3 PROPRIEDADES

Para a modelagem de desvolatilizadores é necessário o conhecimento da termodinâmica de soluções poliméricas para predição da solubilidade e equilíbrio, sendo o mais conhecido o modelo de Flory-Huggins. Além disto, as propriedades de transferência de massa como a difusão multicomponente do solvente na esfera e o coeficiente de transferência de massa e energia do polímero com o meio e das propriedades de sólidos particulados: como a velocidade mínima de fluidização e a distribuição de tamanho de partículas (Hymore, 1984 e Zielinsky, 1996). Estas informações são necessárias para a resolução do sistema de equações de conservação de massa e energia de um equipamento de leito de polímero descendente com gás em contracorrente.

3.1 MODELOS DE SOLUBILIDADE

Durante o processo de polimerização, o polímero formado começa a absorver o gás reacional. Neste processo, a solubilidade do hidrocarboneto é função do grau de cristalinidade da resina, da temperatura e pressão do reator e do peso molecular dos gases presentes. Para predição desta solubilidade no polietileno, utiliza-se um modelo de equilíbrio termodinâmico envolvendo soluções poliméricas como o de Flory-Huggins, que pode ser simplificado através da lei de Henry em baixas pressões. Entretanto, segundo Louli e Tassios (1999) os modelos de equações de estado com regras de mistura modificadas como Sanches-Lacomb, SAFT e Peng-Robinson também podem ser utilizados com sucesso para predição das constantes de Henry. O modelo de Flory-Huggins pode ser expresso por:

$$\ln a_1 = \ln u_1 + (1 - u_1) + c(1 - u_1)^2 \quad (1)$$

onde: a é a atividade ou pressão de vapor sobre pressão total, v_1 fração volumétrica de solvente no polímero e χ parâmetro de interação polímero solvente. Para a estimativa da solubilidade de hidrocarbonetos como eteno e hexeno no polietileno, utiliza-se a Equação 2 simplificada de Castro *et al.* (1987).

$$C_{s,i}^* = 7,91E-4 \cdot Mw_i \cdot \left(\frac{p_i}{p_v} \right)^{1,08} \quad (2)$$

Nesta equação observa-se que o grau de solubilidade do hidrocarboneto no polímero é diretamente proporcional a razão de pressão parcial sobre a pressão de vapor (atividade) e de seu peso molecular Mw_i , conforme mostra a Figura 2, cujos dados foram ajustado para uma cristalinidade de 50% e concordam com os resultados de Moore e Wanke (2001) e Yoon *et al.* (1996).

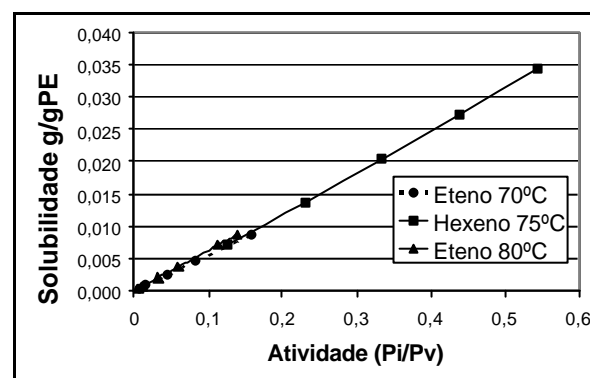


Figura 2 – Solubilidade de eteno e hexeno em LLDPE

3.2 MODELOS DE DIFUSÃO EM POLÍMEROS

Além da solubilidade, outras propriedades necessárias para a modelagem são a difusividade mássica e o coeficiente de transferência de massa e convectivo. Segundo Colakyan e Eisenger (2003), a etapa difusiva na dessorção dos hidrocarbonetos de polímero é usualmente a limitante, sendo, portanto, a mais importante a ser analisada. Para polímeros, segundo Lützow *et al.* (1999), a teoria dos volumes livres é um dos modelos mais bem sucedidos para descrever a difusão de penetrantes de baixo peso molecular ou solvente em polímeros amorfos acima da temperatura de transição vítrea. A teoria do volume livre (Zielinski, 1996) emprega a noção de que todo o processo de transporte é governado pela disponibilidade de espaços ou volumes livres no



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

sistema. Em sistemas polímero-solvente, estes volumes são caracterizados pelos espaços vazios ou livres entre as cadeias de moléculas do polímero. Se a temperatura aumenta, a energia cinética das cadeias aumenta, causando a expansão do polímero e aumentando a disponibilidade de volumes livres. Em polímeros com a presença concomitante de fases amorfa e cristalina como é o caso do polietileno, a fase cristalina, que não absorve o solvente, sob a forma de lamelas ou esferulitas de diversos tamanhos, retarda a difusão do solvente na fase amorfa, pois se interpõem como barreira tortuosa a ser vencida (Lützow *et al.*, 1999).

Dos trabalhos de Kiparissides (2002), Flynn (1982) e Lützow (1999), o coeficiente de difusão de hidrocarbonetos no polietileno se situa na faixa de 1×10^{-10} a 1×10^{-11} m²/s e é fortemente influenciado pela temperatura.

3.3 MODELO DE SISTEMAS GÁS-SÓLIDO

O sistema gás-sólido é formado pelo leito de esferas, pelos monômeros dissolvidos e pelos gases de arraste em contracorrente, responsáveis por retirar os monômeros dissolvidos das esferas. Geralmente, os desvolatizadores colocados na etapa final de remoção são em leito descendente devido à maior eficiência dos mesmos na remoção dos gases. Desvolatizadores em leito fluidizado também são bastante empregados principalmente para secagem devido à característica de evitar aglomeração das partículas. A comparação de eficiência entre estes equipamentos é mostrada na seção de resultados e discussões. Sob o ponto de vista prático, os desvolatizadores de leito descendente são bem mais difíceis de operar, pois a menor vazão em contracorrente aumenta a ocorrência de aglomerações e obstruções do sistema; pode-se evitar esta ocorrência com o aumento da vazão, mas isto provoca a formação de caminhos preferenciais e re-mistura, reduzindo em muito a eficiência do sistema. Com a característica de leito descendente, as interações das partículas com a parede e a distribuição de gás no fundo também se tornam mais importantes uma vez que são capazes de alterar a característica de fluxo dos sólidos de *plug-flow* para *funnel-flow* (Carlson *et al.* 1998). Para estimativa da máxima velocidade em contracorrente, utilizou-se a equação de Wen e Yu (1966) para o cálculo da velocidade mínima de fluidização:

$$Re_{mf} = (33.7^2 + 0.0408Ar)^{1/2} - 33.7 \quad (3)$$

onde Ar é o número de Arquimedes igual a

$$d_p^3 r_m (r_s - r_m) g / \mu^2 \quad (4)$$

Os coeficientes convectivos de troca térmica e mássica da esfera com o meio são determinados pelas seguintes equações:

$$Nu = 2 + 1.8Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (5)$$

$$Sh = 2 + 1.8Re^{1/2} Sc^{1/3}$$

Nestas equações, o número de Reynolds é calculado com a velocidade superficial. Estas equações foram obtidas por Ranz (1952) para leitos fixos, mas são amplamente aplicadas para leitos fluidizados de secagem (Kunii & Levenspiel, 1991).

4 EQUACIONAMENTO

O sistema em contracorrente de leito descendente de esferas com uniformidade axial e radial está esquematicamente mostrado na Figura 3.

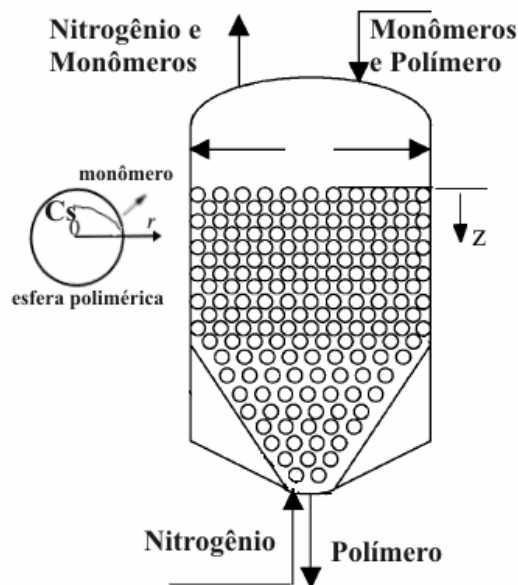


Figura 3 – Modelo físico de um leito descendente de partículas

Para este sistema, o balanço de massa multicomponente para a partícula esférica governada pela difusão resulta na seguinte equação:



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

$$\frac{\partial C_{s,i}}{\partial t} + v_z \frac{\partial C_{s,i}}{\partial z} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \sum_{j=1}^n D_{i,j} \frac{\partial C_{s,j}}{\partial r} \right) + Db \frac{\partial^2 C_{s,i}}{\partial z^2} \quad (6)$$

onde $D_{i,j}$ é a difusão principal e cruzada dos solventes no polímero, $C_{s,i}$ é a concentração dos solventes na esfera, v_z é a velocidade do sólido, Db é o fator de distribuição ou mistura axial, r é a posição no interior da esfera e z é a posição ao longo do leito descendente.

A equação acima está sujeita às condições de contorno, da Equação 7, onde p_i^* é a pressão parcial em equilíbrio na superfície líquido-sólido cujo comportamento é descrito na equação 2.

$$\left. \frac{\partial C_s}{\partial r} \right|_{r=0} = 0 \quad (7)$$

$$\left. \frac{\partial C_{s,i}}{\partial r} \right|_{r=R} = \frac{R_{sm} \cdot k_g}{D_{i,j} r_p} \frac{1000}{RT_s} (p_i^* - p_i)$$

Realizando o balanço de energia para a esfera têm-se as seguintes equações:

$$(1 - e) r_s C_p s \frac{\partial T_s}{\partial t} + (1 - e) v_s r_s C_p s \frac{\partial T_s}{\partial z} = h_p a_v (T - T_s) + \sum_{j=1}^n \Delta H_{s,j} a_v q_{s,j} \quad (8)$$

$$q_{s,i} = \sum_{j=1}^n D_{i,j} \frac{\partial C_{s,j}}{\partial r}, i = 1, n \quad (9)$$

onde T_s é a temperatura média do sólido, r é a massa específica do sólido, $C_p s$ é o calor específico do sólido, ΔH_s é o calor de vaporização do solvente, e é a fração de vazios do leito, h_p é o coeficiente de transferência gás-sólido e a_v é a área de transferência de calor por volume de coluna. O fluxo $q_{s,i}$ é a taxa de dessorção dos solventes da esfera para o meio em um processo controlado pela difusão.

Para o lado do gás ascendente, o balanço de massa e a condição de entrada fornecem, respectivamente, as seguintes equações:

$$e \frac{\partial C_{g,i}}{\partial t} + u e \frac{\partial C_{g,i}}{\partial z} = -a_v q_{s,i} \quad (10)$$

$$r = 0 \quad C_{g,i}(0, t) = C_{g,i, entrada} \quad (11)$$

onde $C_{g,i}$ é a concentração molar dos gases presentes, u é a velocidade superficial do gás e $C_{g,i}(0, t)$ é a condição na entrada do leito.

O balanço de energia e a condição de contorno de entrada são dados, respectivamente, pelas seguintes equações:

$$e r_m C_p \frac{\partial T}{\partial t} + e u r_m C_p \frac{\partial T}{\partial z} = h_p a_v (T_s - T) + h_w a_w (T_w - T) \quad (12)$$

$$z = 0 \quad T(0, t) = T_{entrada} \quad (13)$$

onde T é a temperatura do gás, r_m é a densidade do gás, C_p é o calor específico do gás, h_w é o coeficiente de transferência gás parede, a_w é a área de transferência de calor parede por volume de gás e T_w é a temperatura da parede.

Para avaliação da quantidade total de solvente na esfera, utiliza-se a seguinte equação:

$$\bar{C} s f(z) = M_w i \int_0^R \frac{4 p r^2 C_s(r, z)}{(4/3) p R^3} dr \quad (14)$$

onde $\bar{C} s f$ é a concentração mássica média de solvente no polímero e $M_w i$ o peso molecular do solvente.

Para a modelagem da desvolatilização com vapor saturado, deve-se modificar as equações para incluir a condensação da água sobre a esfera de polímero fruto do efeito de aquecimento do polímero provocado pelo vapor que devido a condição de saturação apresenta um efeito tamponador na temperatura do sistema.

4.1 METODOLOGIA NUMÉRICA

O sistema de equações acima proposto foi adimensionalizado em r e z e resolvido utilizando o método das linhas com os algoritmos de discretização e resolução do gPROMS. Para a parte



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

de discretização foram aplicados os seguintes critérios: para as variáveis descendentes, ou referentes ao sólido, foi aplicado o método das diferenças finitas para trás de primeira ordem com trinta pontos; para as variáveis referentes ao gás, ou ascendentes, foram discretizadas segundo o mesmo método de diferenças finitas só que para frente, pois estão no sentido contrário da integração do sistema. Para a discretização da esfera, variável r , utilizou-se a colocação ortogonal em elementos finitos de ordem 3 com 5 pontos. Os tamanhos das malhas foram determinados de modo a obter soluções com precisão satisfatória.

Para comparação dos resultados com aqueles de equipamentos de leito fluidizado, é utilizada a equação apresentada por Colakyan e Eisinger (2003)

$$\frac{\bar{C}_{sf} - C_s^*}{C_{so} - C_s^*} = \frac{6}{p^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2 \left(1 + n^2 p^2 \frac{Dm t}{R^2} \right)} \quad (15)$$

onde Dm é a difusão efetiva do solvente no polímero, C_{so} e \bar{C}_{sf} são respectivamente a concentração inicial e final de solvente na esfera, C_s^* é o equilíbrio na superfície líquido-sólido, R é o raio médio da esfera e t é o tempo de residência média do sólido.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

O sistema de equações descrito acima para a modelagem de um desvolatilizador em leito descendente foi resolvido utilizando dados operacionais de um equipamento industrial para remoção de hexeno de polietileno linear de baixa densidade com nitrogênio em contracorrente. Foram utilizados os coeficientes de transferência de calor e massa mencionados na seção 3. Contudo, os valores de difusão de hidrocarbonetos em filme de polietileno encontrados na literatura se mostraram menores que os necessários para o ajuste dos resultados simulados com os industriais. Para tanto foi necessária a estimação de um coeficiente de difusão efetivo um pouco maior que o original, em torno de $1 \times 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$. Segundo Gorval *et al.* (2001) esta diferença de valores é comumente explicada pela presença de poros nas esferas de polímero responsáveis pelo aumento da taxa de transferência de massa.

A Figura 4 abaixo mostra os perfis de concentração de sólido e do gás obtidos ao longo da altura (eixo x) considerando o equipamento de desvolatilização como leito descendente perfeito.

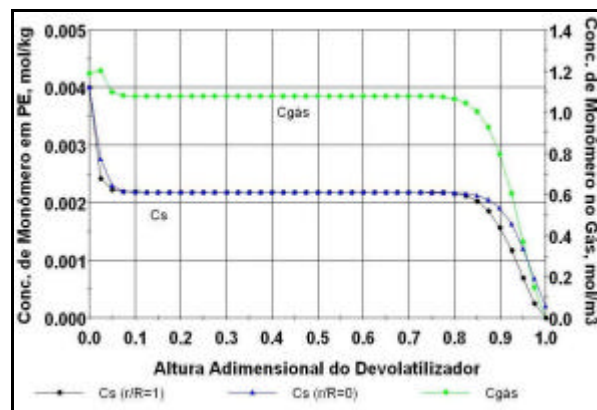


Figura 4 – Perfis de concentração do sólido e do gás ao longo de um desvolatilizador de leito descendente plug-flow.

Três regiões distintas são encontradas neste gráfico. Na região de entrada do sólido, correspondente a uma ou altura entre 0.0 e 0.1, tem-se uma etapa de transferência de massa inicial causada pela maior temperatura do sólido na entrada. Com a passagem do hexeno para o nitrogênio, o sólido se esfria até atingir um equilíbrio com a composição do gás em contracorrente, altura de 0.1 até 0.8. Porém, na região de entrada do nitrogênio puro, altura de 0.8 a 1.0 tem-se novamente a transferência de hexeno para o gás, desta vez devido ao gradiente de concentração provocado pela entrada de nitrogênio puro.

Analisando a grande parte sem variação da Figura 4 pode-se chegar à conclusão que o equipamento está superdimensionado, entretanto, conforme comentado na seção 3.3, o fluxo de sólidos nem sempre consegue se manter homogêneo, ou em *plug-flow*, havendo a ocorrência do *funnel-flow*, ou seja, a passagem preferencial de certa quantidade de sólidos pelo centro. Para avaliação do impacto desta passagem preferencial no desempenho do desvolatilizador, colocou-se 3% de fator de mistura axial, resultando no perfil de concentrações não mais plano mostrado na Figura 5. Nota-se, neste caso, a grande influência negativa da passagem preferencial de sólidos neste tipo de equipamento, ou seja, o efeito de mistura interna ou *funnel-flow* degrada significativamente o



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

desempenho da remoção de hidrocarboneto do polímero.

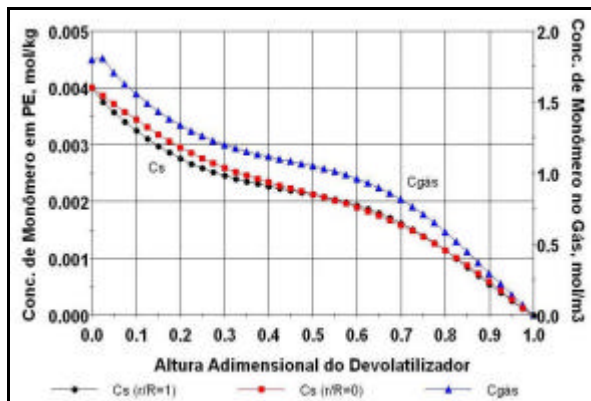


Figura 5 – Perfis de concentração do sólido e do gás ao longo de um desvolatilizador de leito descendente com 3% de mistura na altura.

A Figura 6 mostra o perfil de concentração total de hexeno no polietileno obtida pela Equação 14 para as situações de leito descendente ideal e com 3% de mistura axial. Através dos valores desta figura observa-se a grande capacidade de remoção de hexeno do polietileno utilizando um desvolatilizador em leito descendente. O produto de saída atinge concentrações bastante baixas entre 60 e 100 ppmw, partindo de 3500 ppmw, ou seja, uma capacidade de redução de 35 vezes; estes números são muito superiores aos obtidos para o caso de emprego de um equipamento de leito fluidizado.

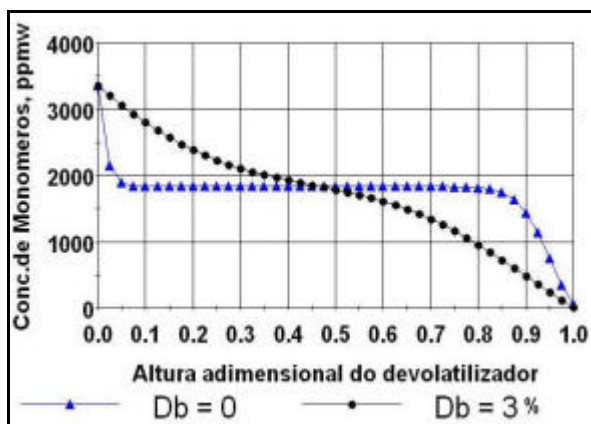


Figura 6 – Concentração total de hexeno no polietileno sem mistura interna e com 3% de mistura.

Aplicando a metodologia para o caso com vapor, a Figura 7 mostra as curvas de remoção do hexeno ao longo da altura do desvolatilizador para as vazões de 30, 60 e 120 ton/h de polímero:

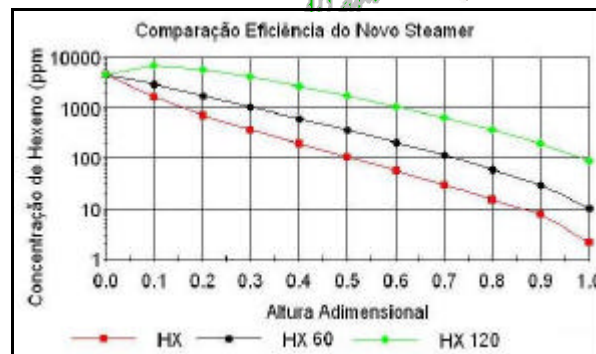


Figura 7 – Concentração total de hexeno no polietileno utilizando vapor.

A Figura 8 mostra o aumento da temperatura do polímero provocado pelo vapor saturado. A vazão de vapor condensado responsável pelo aumento da temperatura pode ser vista na Figura 9.

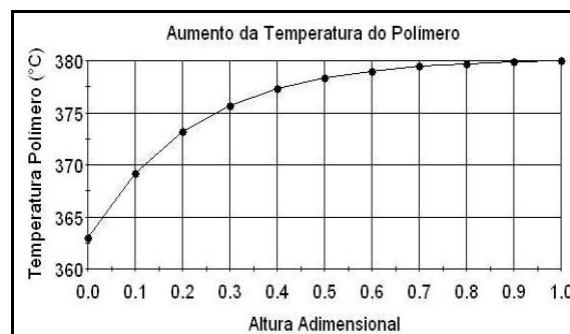


Figura 8 – Curva de aquecimento do polímero ao longo do desvolatilizador com vapor.

Em comparação com os parâmetros utilizados entre nitrogênio e vapor, observa-se a necessidade de uma maior taxa de difusão para o ajuste dos dados experimentais, mostrando o efeito potencializador do vapor e da temperatura na capacidade de remoção de hidrocarbonetos.

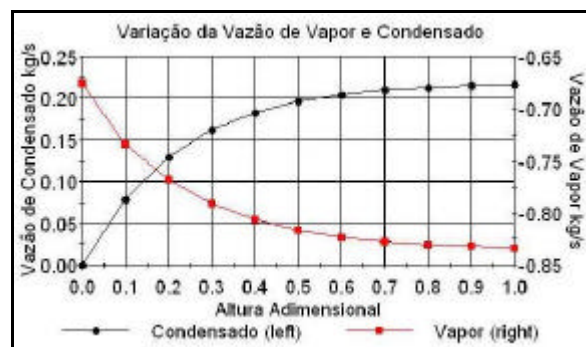


Figura 9 – Curva de vapor condensado e da vazão total de vapor ao longo do desvolatilizador.



Oktober Fórum 2005 – PPGEQ

AGRADECIMENTOS

A Tabela 1 mostra, utilizando para o cálculo as mesmas condições de processo do leito descendente, a razão entre os valores de vazão de gás de fluidização e leito descendente utilizados e a concentração final de hexeno no polímero correspondente.

Este trabalho está sendo desenvolvido com o apoio da Braskem S.A.

REFERÊNCIAS

Empregando a Equação 15 para cálculo da remoção de hexeno do polietileno com um leito fluidizado, observa-se através desta tabela que, para obtenção de valores de remoção similares a um equipamento operando com leito descendente, necessita-se de uma vazão muito maior de gás para obtenção de valores tão baixos de hexeno no polímero final. Isto é explicado pela necessidade de se operar com uma concentração de hexeno no nitrogênio muito pequena uma vez que a parte cinética não é tão influente neste estágio do processo.

Tabela 1 – Comparação de eficiência e razão de nitrogênio (Vaz.Modelo/Vaz.Oper.) entre leito descendente e fluidizado. Concentração inicial de hexeno de 3500 ppmw e tempo de residência constante.

Variável Unidade	Razão N2 Adim	Conc. Final HC Ppmw
Descendente	1	100
Fluidizado	1	2760
Fluidizado	100	578
Fluidizado	800	100

6 CONCLUSÕES

Um processo de desvolatilização em leito descendente de hidrocarbonetos em polietileno controlado por difusão foi modelado a partir de uma revisão do fenômeno de absorção e dessorção em polímeros. A comparação dos resultados com informações de operação de um equipamento industrial com nitrogênio e com vapor mostrou a necessidade de utilizar um coeficiente de difusão efetivo maior que o previsto na literatura. Os perfis de concentração obtidos mostram que a capacidade térmica do sistema limita a transferência de massa e que o efeito de mistura interna ou *funnel-flow* afeta significativamente o desempenho do equipamento.

A comparação da operação do leito descendente com leito fluidizado mostra que o primeiro possui remoção mais eficiente de hidrocarbonetos do polímero final.

- ALBALAK, R. J., Polymer Devolatilization, New York, NY: Marcel Dekker, 1996
- CARSON, J.W. Uniform conditioning of bulk solids in processing vessels, *Powder handling and processing* v. 10, no2, 1998.
- CASTRO, E. F.; GONZO, E.E.; GOTTIFREDI, I C. Thermodynamics Of The Absorption Of Hydrocarbon Vapors In Polyethylene Films, *J. Memb. Sci.*, v. 31, p. 235-248, 1987.
- COLAKYAN, P.S.; EISINGER, R. S. Removal of Residual Monomers from Polymers in Fluidized Beds, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 42, p. 2654-2660, 2003.
- GORVAL G.; SVEJDA P.; MUTSERS S. M. P. Sorption and Desorption of n-Alkanes in Polypropylene Polymerized in the Gas Phase. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 40, p. 814-825, 2001.
- HYMORE, K.; LAGUERIE, C. Analysis and Modelling of the Operation of a Counterflow Multistage Fluidized Bed Adsorber for Drying Moist Air. *Chem. Eng. Process.*, v. 18, p. 255-267, 1984.
- KUNII, D., & LEVENSPIEL, O. Fluidization engineering. (2nd ed.). Boston, MA: Butterworth-Heinemann, 1991.
- LOULI, V.; TASSIOS, D. Vapor-liquid equilibrium in polymer-solvent systems with a cubic equation of state. *Fluid Phase Equilibria*, v. 168, p. 165-182, 2000.
- LÜTZOW, N.; DANNER, P.; DUDA, J.; ZIELINSKI, J.; Diffusion of toluene and n-heptane in polyethylenes of different crystallinity. *Polymer*, v. 40, p. 2797-2803, 1999.
- MATTHEWS, F. J.; FAIR, J. R.; BARLOW, J. W.; PAUL, D. R.; COZEWITH, C. Solvent Removal from Ethylene-Propylene Elastomers. 2. Modeling of Continuous Flow Stripping Vessels. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res Dev*, v. 25, p. 65-68, 1986.
- MOORE S. J., WANKE S. E., Solubility of ethylene, 1-butene and 1-hexene in polyethylenes, *Chem. Engng Sci*, v. 56, p. 4121-4129, 2001.
- WEN, C. Y.; YU, Y. H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. *A.I.Ch.E. Journal*, 12, 610-612, 1966.
- XIE, T.; McAULEY, K. B.; HSU, J. C. C.; BACON, D. W. Gas Phase Ethylene Polymerization: Production Processes, Polymer Properties, and Reactor Modeling. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 33, p. 449-479, 1994.
- YOON, J.S.; YOO, H.S.; KANG, K.S. Solubility of alpha-olefins in linear low density polyethylenes. *Eur. Polym. J.*, v. 32, p. 1333-1336, 1996.