

9º CONGRESSO BRASILEIRO DE PESQUISA E DESENVOLVIMENTO EM PETRÓLEO E GÁS



9º CONGRESSO
Brasileiro de **P&D** em
PETRÓLEO E GÁS

Maceió, AL
de 09 a 11 de novembro
2017

Realização:



ABPG
ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE P&D EM
PETRÓLEO E GÁS



TÍTULO DO TRABALHO:

Aumento de Escala do Sistema de Coleta de Bio-óleo Oriundo do Resíduo de Sisal

AUTORES:

Gabriele Batalha Silva, Carlos Augusto de Moraes Pires

INSTITUIÇÃO:

Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal da Bahia

Este Trabalho foi preparado para apresentação no 8º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás - 9º PDPETRO, realizado pela Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás - ABPG, no período de 09 a 11 de novembro de 2017, em Maceió/AL. Esse Trabalho foi selecionado pelo Comitê Científico do evento para apresentação, seguindo as informações contidas no documento submetido pelo(s) autor(es). O conteúdo do Trabalho, como apresentado, não foi revisado pela ABPG. Os organizadores não irão traduzir ou corrigir os textos recebidos. O material conforme, apresentado, não necessariamente reflete as opiniões da Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás. O(s) autor(es) tem conhecimento e aprovação de que este Trabalho seja publicado nos Anais do 9º PDPETRO.

AUMENTO DE ESCALA DO SISTEMA DE COLETA DE BIO-ÓLEO ORIUNDO DO RESÍDUO DE SISAL

Abstract

The sisal (*Agave sisalana*) is a plant from Brazil's semi-arid region, whose fibers are used by textile industry as feedstock. The main byproduct from the defibration process is the sisal residue, which represents about 96% in weight, and has no utility in the field. However, this residue can be converted into bio-oil by fast pyrolysis using a fluidized bed reactor. This present work provides equations that allow upscale the condensers that collect the bio-oil produced in a pilot plant, aiming to implement large-scale production in the field. This model was validated by means of experimental tests with reactors of different diameters. As a result, the maximum deviation obtained with the estimated diameter was 5%.

Introdução

Frente à necessidade de reduzir a emissão de gases estufa para atmosfera, a biomassa tem figurado nos cenários energético e químico como uma potencial fonte para produção de biocombustíveis e obtenção de compostos químicos de alto valor agregado (Corma et al., 2007). Atualmente, tais cenários são dominados pelos derivados fósseis e, portanto, faz-se necessário promover novas rotas de processo que tenham um ciclo de carbono fechado (Shen et al., 2015). Uma das rotas alternativas é a conversão da biomassa – matéria vegetal – em bio-óleo.

O sisal (*Agave sisalana*) é uma planta característica do semiárido brasileiro e, por onde é cultivado, representa uma das únicas culturas possíveis, gerando emprego e renda a agricultores familiares. As fibras extraídas da planta abastecem as indústrias têxteis para produção de cordas, tapetes e outros artigos do gênero. O Brasil é o maior exportador dessas fibras no mundo; e a Bahia é responsável por uma significativa parcela desta produção, onde se estima que há cerca de 35 mil produtores diretos (Naves, 2016).

Um dos entraves desse processo de extração é a quantidade de resíduo gerado após o desfibramento do sisal, pois as fibras representam apenas 4% em peso da planta (Naves, 2016). Isto é, uma grande parcela residual – bucha, suco, mucilagem, etc. – que não possui uma aplicação rentável, acumula-se no campo.

O reaproveitamento deste resíduo pode ser feito por diversas vias, como por meio de processos térmicos, biológicos e mecânicos/físicos. Pela conversão térmica, é possível obter múltiplos produtos de elevada complexidade em curtos períodos de reação, como em processos de combustão, gaseificação e pirólise (Bridgwater, 2011).

A pirólise é um processo de decomposição que ocorre na ausência de oxigênio, sob uma atmosfera inerte, no qual os componentes lignocelulósicos da biomassa, isto é, celulose, hemicelulose e lignina, são degradadas (Poritosh e Dias, 2017) para gerar vapor, carvão e gases não condensáveis. Sendo o vapor imediatamente condensado, obtém-se um líquido escuro, chamado de bio-óleo. A pirólise rápida, frente aos demais processos de termoconversão, gera maior quantidade de líquido, sobretudo a temperaturas moderadas – em torno de 500 °C – e curto tempo de reação – aproximadamente 2 segundos (Bridgwater, 2011).

Em geral, uma unidade cuja produção ocorre via pirólise é constituída por um reator, ciclones e condensadores. Nos reatores de leito fluidizado, as partículas de biomassa ficam em suspensão juntamente com partículas de um sólido inerte, como a areia. Esse tipo de reator é amplamente utilizado, pois é simples de construir e de operar, permite um bom controle da temperatura e possui eficiência elevada de troca térmica entre as partículas.

Após a saída do reator, os produtos da pirólise passam por ciclones e condensadores, onde se separa o carvão e se obtém o bio-óleo, respectivamente. O gás não condensável que resta no final da coleta pode ser aproveitado como gás combustível (Bridgwater, 2011).

O aumento de escala envolve a construção de modelos matemáticos que permitem aumentar as dimensões de uma unidade produtora, mantendo similaridades geométricas, mecânicas, térmicas e químicas. Deste modo, é possível projetar uma unidade comercial a partir de outra com dimensões piloto, obtendo produção similar (Worstell, 2016).

Os estudos deste trabalho foram realizados em uma planta piloto de produção de bio-óleo a partir da mucilagem do sisal. Este processo ocorre por meio de pirólise rápida em reator de leito fluidizado, onde o carvão é removido por ciclones e o vapor é condensado em trocadores de calor. Deste modo, objetiva-se aumentar a escala dos condensadores de modo a manter as características de produção observadas na unidade atual. Para tanto, foram realizados ensaios variando o diâmetro do reator, dos quais foram coletados dados para validar as equações desenvolvidas.

Metodologia

A metodologia aplicada a esse estudo, bem como os materiais utilizados, foram determinados visando a realização de ensaios com configurações similares em reatores de diferentes diâmetros, os quais devem permitir a construção de um modelo para o aumento de escala dos condensadores. Para isso, realizaram-se quatro ensaios em cada um dos dois reatores, considerando como variáveis independentes a vazão de biomassa, a vazão do nitrogênio e a temperatura de reação. Fez-se então um planejamento alterando uma dessas variáveis por vez, a partir de uma configuração base.

Os ensaios foram conduzidos numa planta piloto, instalada no Laboratório de Engenharia das Reações Químicas. Nela, a biomassa, armazenada inicialmente num silo, era inserida no reator por meio de uma rosca helicoidal. A reação ocorria em leito fluidizado, onde o gás nitrogênio em ascendência fluidizava uma mistura de areia e biomassa. O vapor gerado na reação passava por dois ciclones, onde era removido o carvão, para em seguida atravessar os dois primeiros condensadores – um em fluxo contracorrente e outro em fluxo concorrente. Os condensadores eram do tipo casca e tubo, onde a água passava pela casca e o gás de pirólise pelo tubo. Depois de resfriado, o gás de pirólise passava por um sistema de coletores, onde o bio-óleo era formado devido à perda de carga sofrida pelo gás ao encontrar obstáculos dentro dos coletores. Na sequência, o gás residual era novamente conduzido através de dois condensadores, em regime de fluxo semelhante aos primeiros. Por fim, o gás restante, i.e. a fração não condensável, saía do processo pelo sistema de exaustão.

Essa configuração formada pelos coletores e condensadores foi resultado de um estudo anterior feito na unidade para obter a melhor condição de coleta do bio-óleo (Silva, 2015).

O aquecimento do reator era feito por meio de resistências envoltas na parede externa do mesmo e, principalmente, pelo gás nitrogênio, que antes de adentrar o reator passava por um forno de temperatura controlada. Também eram mantidas sob controle a vazão do nitrogênio e a rotação da

rosca que injetava a biomassa. Todos esses dados e os demais de pressão e temperatura foram registrados em um software de aquisição.

Os ensaios foram conduzidos em ambos os reatores com duração de 1h cada, variando por vez a vazão de nitrogênio, a vazão de biomassa e a temperatura de reação. Cada variável foi definida em dois níveis: superior (+) e inferior (-). Os valores para cada nível são mostrados na Tabela 1.

Tabela 1 – Valores dos níveis das variáveis independentes.

Variáveis	Reator (diâmetro, D)			
	D = 0,102 m		D = 0,125 m	
	-	+	-	+
Vazão de N ₂ (Nm ³ /h)	8,0	9,0	12,5	14,1
Vazão de Biomassa (rpm)	20,0	28,2	28,0	40,1
Temperatura (°C)	450	500	450	500

O planejamento dos experimentos foi feito com base na configuração em que todas as variáveis têm nível inferior, i.e. Ensaio 1 para reator com D = 0,125 m e Ensaio * para reator com D = 0,102 m. A partir destes, os outros ensaios tiveram apenas uma variável com o nível alterado. Na Tabela 2, é possível ver a configuração de cada ensaio, bem como a identificação dos mesmos.

Tabela 2 – Configurações dos ensaios.

Reator	Ensaio	Vazão de N ₂	Vazão de Biomassa	Temperatura
D = 0,125 m	1	-	-	-
	2	+	-	-
	3	-	+	-
	4	-	-	+
D = 0,102 m	*	-	-	-
	5	+	-	-
	6	-	+	-
	7	-	-	+

Para o aumento de escala, foi possível comparar os ensaios de mesma configuração (e.g. 1 e *, 2 e 5, etc.), uma vez que era esperada similaridade entre os mesmos. Na prática, isso significa que, entre os pares de ensaios com igual configuração, seriam esperadas as mesmas temperaturas para o gás de pirólise. Por meio desses ensaios, espera-se validar as equações propostas para o aumento de escala dos trocadores de calor.

A modelagem dos condensadores foi feita a partir do balanço de energia no sistema, considerando apenas a troca térmica existente entre a água de refrigeração e o gás de pirólise. A transferência de calor para o meio foi desconsiderada, pois os condensadores eram isolados termicamente. Sob as considerações de operação contínua, taxa de variação de trabalho apenas devido ao escoamento do fluido e negligência das variações de energia potencial e cinética frente às de energia interna e entalpia, obteve-se a Equação 1, que representa a taxa de calor para o gás de pirólise, $\dot{Q}$. Nesta, $\dot{m}_g$ e $\Delta c_{pg}^{T_{out} T_{in}}$ representam, respectivamente, a vazão mássica do gás de pirólise e a multiplicação da variação do calor específico do gás pela diferença entre as temperaturas de saída e entrada do mesmo.

$$\dot{Q} = \dot{m}_g \Delta c_{pg}^{T_{out} T_{in}} \quad (1)$$

Devido ao caráter inovador do estudo feito com sisal como fonte de matéria-prima para produção de bio-óleo, o termo $\Delta c_{pg}^{T_{out} T_{in}}$ não é encontrado na literatura. Por isso, fez-se necessário calcular esse parâmetro empiricamente, por meio de outros bem definidos. A partir da Equação 1 e do balanço de energia da água de resfriamento – Equação 2 –, foi possível calcular o parâmetro citado utilizando a Equação 3.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{H_2O} \langle c_p \rangle_{H_2O} (T_{outH_2O} - T_{inH_2O}) \quad (2)$$

$$\Delta c_{pg}^{T_{out} T_{in}} = \frac{\dot{m}_{H_2O} \langle c_p \rangle_{H_2O} (T_{outH_2O} - T_{inH_2O})}{\dot{m}_g} \quad (3)$$

Acima, $\dot{m}_{H_2O}$ é a vazão mássica de água e $\langle c_p \rangle_{H_2O}$ é o calor específico médio deste fluido. T_{inH_2O} e T_{outH_2O} são, nesta ordem, as temperaturas de entrada e de saída da água nos condensadores. Essas temperaturas representam uma média que é fornecida pelo equipamento que alimenta a água no processo.

Uma expressão alternativa da taxa de variação de calor do sistema é aquela em função do coeficiente global de troca térmica, U , da área de troca, A , e da média logarítmica da variação de temperatura entre a água de resfriamento e o gás de pirólise, ΔT_{ml} – Equação 4.

$$\dot{Q} = UA \Delta T_{ml} \quad (4)$$

Nesta equação, U e ΔT_{ml} são parâmetros intrínsecos do sistema de troca térmica em estudo. Pelo fato deste ser um dos primeiros trabalhos que utilizam o sisal para produção de bio-óleo e por ter um sistema de condensadores que não é encontrado na literatura, fez-se necessário calcular esses parâmetros empiricamente.

Dessa forma, obteve-se uma equação empírica para ΔT_{ml} a partir de uma regressão de parâmetros (a e b), a qual é mostrada na Equação 5, onde L representa o comprimento final, i. e. a soma dos comprimentos de todos os condensadores.

$$\Delta T_{ml} = a \exp(b L) \quad (5)$$

O cálculo do coeficiente global de troca térmica foi feito a partir da Equação 6, obtida a partir das Equações 2 e 4.

$$U = \frac{\dot{m}_{H_2O} (c_p)_{H_2O} (T_{outH_2O} - T_{inH_2O})}{A \Delta T_{ml}} \quad (6)$$

Por fim, tendo todos os parâmetros bem definidos ou modelados, foi possível determinar a equação que representa o aumento de escala para os condensadores – Equação 7 – obtida igualando-se as Equações 1 e 4.

$$A = \frac{\dot{m}_g \Delta C_{pg} \frac{T_{out}}{T_{in}}}{U \Delta T_{ml}} \quad (7)$$

Considerando, na Equação 7, a expressão empírica encontrada para ΔT_{ml} , fazendo $A = \pi D L$ e explicitando D , diâmetro interno do tubo, obtém-se a Equação 8.

$$D = \frac{\dot{m}_g \Delta C_{pg} \frac{T_{out}}{T_{in}}}{\pi L U [a \exp(b L)]} \quad (8)$$

Esta última equação permite determinar o diâmetro interno do trocador de calor tipo casco e tubo para o sistema apresentado, a partir de um comprimento definido.

Resultados e Discussão

Com base na regressão de parâmetros, foram determinados os coeficientes da Equação 5 relativos a cada ensaio. Os resultados são vistos na Tabela 3.

Tabela 3 – Coeficientes da Equação 5.

Coeficientes	Reator D = 0,102				Reator D = 0,125 m			
	Ensaio *	Ensaio 5	Ensaio 6	Ensaio 7	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Ensaio 4
a	450,2	402,5	438,6	403,6	477,5	397,1	421,2	406,0
b	-0,1499	-0,1157	-0,1463	-0,1221	-0,153	-0,1012	-0,1328	-0,1183
R ²	0,9677	0,8204	0,8890	0,7319	0,8991	0,9147	0,8560	0,8165

Para a Equação 8, o coeficiente global de troca térmica e o termo de variação do calor específico do gás foram definidos para os pares de ensaios com mesma configuração, considerando os valores obtidos para o reator de menor diâmetro. Os valores das constantes aplicados na Equação 8 para o dimensionamento dos condensadores são mostrados na Tabela 4.

Tabela 4 – Valores das constantes para a Equação 8.

Configuração	(Vazão N ₂ / Vazão Biomassa / Temperatura)							
	(- / - / -)		(+ / - / -)		(- / + / -)		(- / - / +)	
Parâmetros	Ensaio 1	Ensaio *	Ensaio 2	Ensaio 5	Ensaio 3	Ensaio 6	Ensaio 4	Ensaio 7
U [W/m ² /K]	4,41		11,4		9,23		9,50	
ΔC_{p_g} [J/kg/K]	8,58E+07		1,96E+08		1,79E+08		1,85E+08	
a (K)	477,5	450,2	397,1	402,5	421,2	438,6	406,0	403,6
b (m ⁻¹)	-0,153	-0,150	-0,101	-0,116	-0,133	-0,146	-0,118	-0,122

O comprimento dos condensadores e a vazão mássica do gás são as variáveis livres, que podem ser determinadas pelo usuário. Nesse estudo, fixou-se $L = 3,2$ m, pois este era o comprimento total dos quatro condensadores. Assim, foi possível alterar a vazão mássica do gás para validar o modelo proposto de aumento de escala. Para tanto, devido à dificuldade em mensurar essa variável, considerou-se a vazão volumétrica do gás de pirólise igual à vazão volumétrica do nitrogênio – portanto, utilizou-se a densidade do nitrogênio igual a $0,00337$ kg/m³ para obter a vazão mássica do gás. Esta aproximação é razoável uma vez que a quantidade de nitrogênio é muito superior à do gás de pirólise.

Na Tabela 5 encontram-se os resultados para o aumento de escala, segundo cada ensaio; onde D é o diâmetro interno do condensador relativo a cada ensaio com o reator menor, $D_{(up)}$ é o diâmetro calculado pela equação do reator menor, utilizando a vazão do ensaio correspondente no reator maior e $D_{(rup)}$ é o diâmetro real, i.e. aquele calculado pela equação do reator maior – e que deve ser a referência para o cálculo do desvio, δ , de $D_{(up)}$.

Tabela 5 – Resultados do aumento de escala dos condensadores.

Ensaio	Escala padrão (configuração)			Aumento de Escala		Desvio	
	m_g (Nm ³ /h)	m_g (kg/s)	D (m)	$m_{g(up)}$ (Nm ³ /h)	$D_{(up)}$ (m)	$D_{(rup)}$ (m)	δ
*	8,0	7,49E-06	0,0520	12,5	0,0812	0,0773	5,0%
5	9,0	8,42E-06	0,0521	14,1	0,0814	0,0787	3,4%
6	8,0	7,49E-06	0,0527	12,5	0,0824	0,0821	0,28%
7	8,0	7,49E-06	0,0530	12,5	0,0828	0,0814	1,8%

Nos condensadores, a estimativa de uma equação para a média logarítmica da diferença de temperatura no sistema se mostrou, em geral, satisfatória, visto que o ajuste dos parâmetros ficou acima de 80%, exceto em um caso.

Em referência ao coeficiente global de troca térmica e à variação do calor específico do gás de pirólise, calculados empiricamente, optou-se pelo uso dos valores obtidos com o reator menor devido à possibilidade de se realizar ensaios em um terceiro reator de diâmetro ainda menor. Dessa forma, espera-se que esses valores sejam médios e, portanto, bem representativos.

Para esse estudo, fixou-se o comprimento dos condensadores convenientemente, pois a vazão mássica do gás de pirólise estava relacionada diretamente com uma das variáveis independentes do processo – a vazão volumétrica de nitrogênio. No entanto, também é possível tratar o comprimento dos condensadores como uma variável a ser determinada.

Conclusões

Os resultados obtidos com o aumento de escala apresentaram desvios considerados baixos – sobretudo porque os ensaios foram conduzidos em planta piloto, onde se encontram maiores inconstâncias. Visto isso, considera-se que as equações e os parâmetros desenvolvidos por esse estudo são capazes de representar o aumento de escala do sistema de coleta do bio-óleo. Em segunda análise, conclui-se que os condensadores se encontram superdimensionados, uma vez que os valores calculados para o diâmetro interno desses trocadores de calor são menores do que o desta unidade, que é de 0,093 m.

Referências Bibliográficas

BRIDGWATER, A. V. Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. Biomass & Bioenergy, Birmingham, p. 1-27, Janeiro 2011.

CORMA, A.; IBORRA, S.; VELTY, A. Chemical Routes for the Transformation of Biomass into Chemicals. Chemical Reviews, Valencia, v. 107, p. 2411-2502, Janeiro 2007.

MALONEY, J. O. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8ª. ed. [S.l.]: The McGraw-Hill Companies, 2008.

NAVES, I. Sisal : Exportações em Queda. Conab - Companhia Nacional de Abastecimento, 2016.

ROY, P.; DIAS, G. Prospects for Pyrolysis Technologies in the Bioenergy Sector: A Review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 77, p. 59-69, 2017.

SHEN, D.; JIN, W.; HU, J.; XIAO, R.; LUO, K. An Overview on Fast Pyrolysis of the Main Constituents in Lignocellulosic Biomass to Valued-Added Chemicals: Structures, Pathways and Interactions. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 51, p. 761–774, Junho 2015.

SILVA, M. F. D. S. Recuperação do Bio-óleo Produzido a partir do Resíduo do Sisal. UFBA - Universidade Federal da Bahia. [S.l.]. 2015.

WORSTELL, J. Scaling Chemical Processes - Practical Guides in Chemical Engineering. [S.l.]: Elsevier, 2016.