

OTIMIZAÇÃO DE UM REATOR CONTINUO PARA A PRODUÇÃO DE BIODIESEL

G.P. da SILVA¹, M.N.R. MIYAZAKI², M.C.S. SANT'ANNA¹, A.L.D. RAMOS¹, G.F. da SILVA¹

¹Universidade Federal de Sergipe, Departamento de Engenharia Química

²Universidade Federal de Sergipe, Departamento de Engenharia Mecânica

*e-mail: gabriel@ufs.br

RESUMO - O biodiesel é definido como uma mistura de monoésteres metílicos ou etílicos obtidos a partir de óleos vegetais ou gorduras animais. A produção deste combustível pode ser realizada através da transesterificação por catálise homogênea. A produção em escala industrial é realizada em reatores CSTR (*continuous stirred-tank reactor*) ou em reatores PFR (*plug flow reactor*). O reator PFR apresenta vantagens em relação ao reator CSTR, devido ao fato desse primeiro apresentar um tamanho muito menor que o segundo para uma mesma conversão dos reagentes. A fluidodinâmica em reatores interfere diretamente na conversão da reação, esta análise torna-se complexa, devido ao tipo de material (geralmente estruturas metálicas) dos reatores que não permitem visualizar as zonas mortas e linhas de corrente. Neste trabalho, foi realizado a modelagem e simulação para otimização de um reator tubular para produção de biodiesel utilizando o *software* ANSYS CFX. Foram simuladas 27 geometrias de reatores. Os resultados obtidos foram satisfatórios e duas geometrias apresentaram maior destaque nos valores do gradiente de velocidade.

INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, alguns trabalhos podem ser encontrados na literatura no sentido do desenvolvimento de processos contínuos (ANITESCU *et al.*, 2008) e empregando etanol como álcool da reação (VIEITEZ *et al.*, 2008). O processo contínuo para produção de biodiesel empregando alcoóis supercríticos envolve, em geral, reatores tipo PFR, onde a principal vantagem do processo reside no reator (feixe de tubos), no qual elevadas pressões podem ser mais facilmente controladas e operadas. De forma genérica, os resultados indicam uma cinética mais lenta do que no processo em batelada e, alguns autores sugerem problemas relacionados à homogeneização do meio reacional e separação de fases no interior do reator durante o curso da reação (HEGEL *et al.*, 2007).

Nos reatores tubulares são utilizados misturadores estáticos para aumentar a mistura e para que as reações tenham uma melhor eficiência. Os misturadores estáticos são

dispositivos de mistura que não possuem partes móveis, os custos de manutenção e operação são quase eliminado. Outra vantagem é a precisão com que se alcança a mistura terminal, qualquer que seja a demanda do sistema, e sem necessidade de controle. A energia para mistura é fornecida pela bomba que provoca o escoamento através do misturador, no qual a queda de pressão é alta (PERRY, 1997).

A fluidodinâmica em reatores interfere diretamente na conversão da reação. Esta análise torna-se complexa, devido ao tipo de material (geralmente estruturas metálicas) dos reatores que não permitem visualizar as zonas mortas e linhas de corrente. A fluidodinâmica computacional consagra-se como uma poderosa ferramenta para simulação numérica de processos físicos e químicos no escoamento. A predição dos campos de concentração, velocidade, pressão, temperatura e turbulência é realizada através de modelos baseados nos princípios de conservação de massa, da quantidade de movimento e de energia, no domínio do espaço e do tempo.

Este trabalho tem o objetivo realizar a modelagem e a simulação para otimização de um misturador estático a ser aplicado na produção de biodiesel utilizando o *software ANSYS CFX*. O misturador estático possui saliências triangulares em forma de espiral que são formadas no interior da tubulação. Espera-se encontrar as configurações ótimas dos misturadores estáticos a fim de promover um maior grau de mistura dos reagentes considerando um escoamento multifásico entre o óleo de soja e o álcool metílico, no qual o óleo de soja é a fase contínua e o álcool metílico a fase dispersa desprezando quebra e qualescência das gotas de álcool.

METODOLOGIA

O pacote computacional comercial ANSYS CFX, versão 12.1, foi utilizado para a execução das simulações em 3 computadores, sendo 2 computadores com configuração básica de processador Intel Core i7 e 4 Gb de RAM e outro computador com processador Intel Core i5 com 8 Gb de RAM.

O misturador estático objeto de estudo nesse trabalho foi projetado para produção contínua de biodiesel. Esse misturador (Figura 1a) é constituído por saliências triangulares em forma de espiral que são formadas no interior da tubulação. A Figura 1b representa um corte na seção transversal do misturador, sendo possível observá-las. A região em forma de espiral faz com que o fluido colida, promovendo uma forte agitação que gera fluxos em redemoinhos.

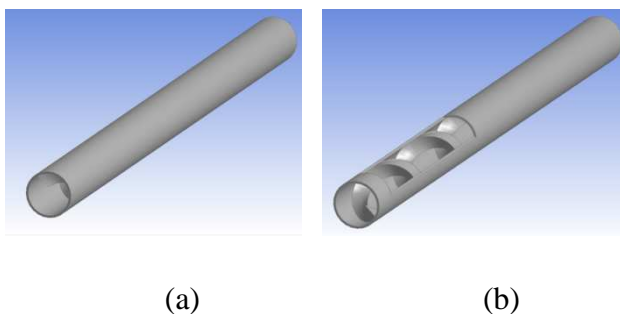


Figura 1 – Misturador estudado vista completa (a) e vista com corte na seção transversal (b)

Foi realizado um planejamento fatorial 2^4 com 3 pontos centrais e 8 axiais, que junto às 16 corridas geradas pelo planejamento circunscrito composto central (*central composite*), totalizaram 27 simulações computacionais. As variáveis independentes (Figura 2) foram o comprimento equivalente do misturador (L/D), a espessura das saliências (e), a altura das saliências (h) e a distância entre cada saliências (p), definidas de acordo com um estudo preliminar.

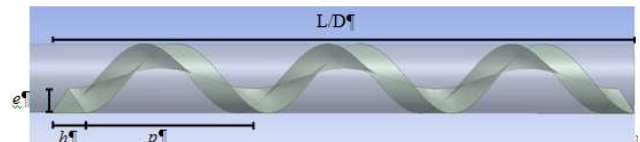


Figura 2 – Representação das variáveis do planejamento para a geometria 25, 26 e 27 (ponto central).

A Tabela 1 mostra os níveis do planejamento fatorial tipo estrela, o menor nível do comprimento equivalente (L/D) é igual a zero, representando um reator tubular liso, sem elementos de mistura. Pode-se observar que o menor nível da distância entre as saliências (p) também é zero, representando um misturador estático sem intervalos entre as saliências.

Tabela 1 – Níveis do planejamento estrela fatorial 2^4 com 3 pontos centrais.

Níveis	L/D	e (cm)	h (cm)	p (cm)
-2	0	0,25	0,2	0
-1	4	0,35	0,4	1,69
0	8	0,45	0,6	3,39
+1	12	0,55	0,8	5,08
+2	16	0,65	1,0	6,78

Teste de Malha

A malha é a principal responsável pela qualidade da solução, e deve-se atentar à sua construção, a fim de que ela não influencie no resultado, mas que seja somente um instrumento para chegar a ele. Devido a isto, realizou-se um teste de malha com a geometria do experimento 25 (ponto central), a fim de se garantir que a malha não estava influenciando os resultados e que, por outro lado, não aumentasse desnecessariamente o esforço computacional. Na Tabela 2 estão

representadas as condições de contorno utilizadas nas simulações.

Tabela 2 – Condições de contorno utilizadas no teste de malha.

Variáveis	Condições
Número de Reynolds (óleo)	4000
Fase Óleo	Fluido contínuo
Fração molar óleo	0,5
Fase Álcool	Fluido disperso
Fração molar do álcool	0,5
Diâmetro da gota do álcool	0,055 mm ⁽¹⁾
Modelo de superfície Livre	Nenhum
Homogeneidade	Não-homogêneo
Modelo de Turbulência	k-ε
Coefficiente de tensão superficial	0.0292 N/m ⁽²⁾
Força de arraste	Ishii-Zuber
Modelo Matemático	Euleriano
Esquema de interpolação	Upwind
Critério de Convergência	10 ⁻⁴ (RMS)

⁽¹⁾ ALLEN *et al.*, 1999; ⁽²⁾ STAMENKOVIĆ *et al.*, 2007 e 2008.

O teste de malha foi realizado utilizando quatro malhas de níveis de refinamento crescente. As malhas utilizadas possuem elementos tetraédricos, contendo camadas de células prismáticas próximo às paredes que aumenta o número de elementos no corpo do misturador. A Figura 3 representa o refino na malha 3.

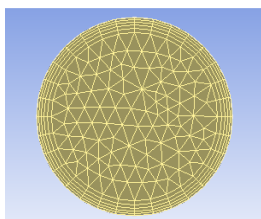


Figura 3 – Representação do refino da malha 3.

Para analisar a melhor malha, foi observado o perfil de velocidade do óleo ao longo do raio, já que essa velocidade determina o campo centrífugo no interior do misturador.

Pode-se observar, no Gráfico da velocidade tangencial em função do raio do misturador, para as diferentes malhas testadas (Figura 4), que as curvas das malhas 3 e 4 estão bem próximas, quase coincidentes. Optou-se, então, pela malha 3, em virtude de a

mesma apresentar um menor número de elementos.

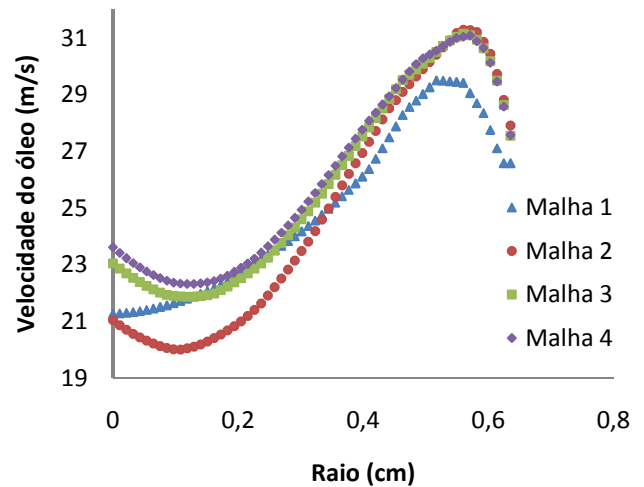


Figura 4 – Gráfico da velocidade tangencial em função do raio do misturador.

Modelo de Turbulência

O fluxo no misturador estático é similar aos fluxos encontrados nos ciclones, devido a isto o modelo mais adequado é o modelo dos tensores de Reynolds (SSG), segundo SCHUENCK *et al.* (2006), porém este modelo possui um custo computacional.

O modelo k-ε padrão é o mais popular modelo de turbulência empregado em todo o mundo, por sua capacidade de previsão, robustez computacional e simplicidade (ABRUNHOSA, 2003; LAM e BREMHORST, 1981).

Realizaram-se duas simulações para comparação dos modelos k-ε e SSG com a geometria do experimento 25 (ponto central), a fim de se garantir que o modelo de turbulência não estava influenciando os resultados e que, por outro lado, não aumentasse desnecessariamente o esforço computacional.

Pode-se observar, no gráfico da velocidade tangencial em função do raio do misturador, para os dois modelos testados (Figura 5), que as curvas estão bem próximas. Optou-se, então, pelo modelo k-ε, cuja simulação durou em torno de 6 horas e com aproximadamente 200 iterações, comparado com a simulação usando o SSG, que durou em torno de 24 horas e com aproximadamente 900 iterações. Dessa forma, todos os 27 experimentos computacionais foram realizados utilizando o modelo k-ε.

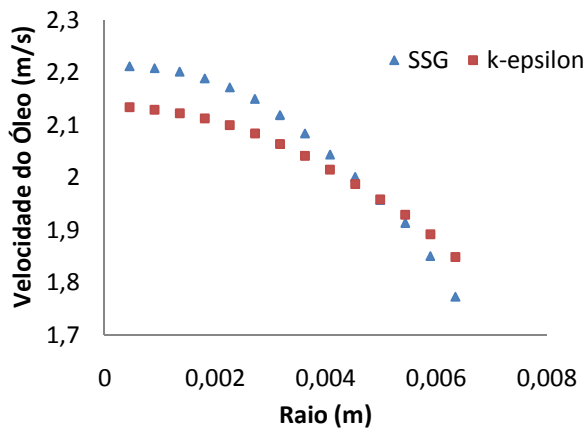


Figura 5– Gráfico da velocidade tangencial em função do raio do misturador

Parâmetros de avaliação da Eficiência de Mistura

Perda de Carga: Segundo GODFREY (1985), a energia para a mistura é decorrente da perda de carga gerada pela passagem do fluido pelos elementos de mistura. RAULINE *et al.* (1998), definiram um fator (Z) para correlacionar a perda de carga gerada pelo misturador estático com a perda de carga gerada através do tubo vazio, nas mesmas condições de escoamento (Equação 1):

$$Z = \frac{\Delta P_{misturador}}{\Delta P_{vazio}} \quad (1)$$

De acordo com ETCHELLS III e MEYER (2004), tanto em regime laminar como em turbulento, a adição de elementos defletores presentes nos misturadores estáticos aumenta a perda de carga gerada, demandando energia para que o efeito de mistura seja obtido.

Gradiente de velocidade: O gradiente de velocidade (G) é um parâmetro que avalia indiretamente o padrão de escoamento em unidades de mistura, tais como os misturadores estáticos. Este gradiente é proporcional ao grau de agitação do sistema. A equação geral de cálculo de G, Equação (2), foi desenvolvida em 1943 por CAMP e STEIN apud CAMP (1953), levando em conta a deformação de um elemento de volume de água devido as tensões tangenciais que atuam neste elemento.

$$\Phi = \mu G_p^2 = \mu \left[\left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right] \quad (2)$$

onde: Φ = trabalho realizado pelas forças viscosas, por unidade de volume, por unidade de tempo ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-3}$);

μ = viscosidade absoluta ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$);

G_p = gradiente de velocidade absoluto no ponto (s^{-1});

u, v e w = componentes da velocidade nas direções x, y e z, respectivamente ($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$).

Ao longo de uma câmara de mistura, os valores pontuais do gradiente de velocidade variam consideravelmente. Contudo, em regime estacionário, pode-se definir um gradiente médio de velocidade, que corresponde ao valor médio do trabalho ao longo do reator. Com isso, o gradiente médio pode ser expresso segundo a Equação (3).

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (3)$$

onde: P é a Potência dissipada na mistura (W) e V o volume da câmara (m^3);

A potência dissipada na mistura em misturadores estáticos pode ser definida como a perda de carga gerada no escoamento multiplicado pela vazão volumétrica do fluido. Desta forma, a Equação (3) pode ser expressa em termos da vazão volumétrica e perda de carga, conforme representado na Equação (4).

$$G = \sqrt{\frac{Q \cdot \Delta P}{\mu V}} \quad (4)$$

Esta equação permite a obtenção de um valor médio para o gradiente de velocidade de um misturador estático. Mas na prática, observa-se uma elevada variação do gradiente de velocidade ao longo do misturador. Esta variação é proporcionada pela própria mudança de direção imposta à corrente líquida, pois, de acordo com CAMP (1953), a maior parte da perda de carga ocorre nas mudanças de direção impostas ao fluxo, fazendo com que os gradientes de velocidade sejam muito maiores nessas regiões e pouco significativos ao longo do misturador.

Segundo METCALF e EDDY valores típicos de gradiente de velocidade para mistura rápida para contato inicial efetivo e dispersão de produtos químicos está na faixa de 1500-6000 s⁻¹.

Simulações Numéricas

As 27 geometrias foram construídas com base no planejamento fatorial e as malhas foram traçadas de acordo com as especificações da malha 3. Na Tabela 3 podem ser encontradas as propriedades físicas dos fluidos empregados e as condições de contorno, assim como as demais condições empregadas nas simulações foram as mesmas utilizadas para o teste de malha, modificando somente a vazão volumétrica, que foi considerada 0,91 m³/h e o critério de convergência final, que foi considerado 10⁻⁶ (RMS).

Tabela 3 – Propriedades físicas das substâncias.

	Óleo de Soja	Metanol ⁽²⁾
Massa Molar (kg/kmol)	873 ⁽¹⁾	32,04
Densidade (kg/m ³)	919 ⁽¹⁾	791
Viscosidade (Pa.s)	0,059 ⁽¹⁾	0,594 x 10 ⁻³

⁽¹⁾DEMIBRAS, 2009; ⁽²⁾Banco de dados do CFX.

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Resultados Gerais

Após as simulações numéricas realizadas, foram obtidos o volume do misturador e a perda de carga para cada geometria. Com base nestes valores, foram calculados os gradientes de velocidade, segundo a Equação (4). A Tabela 4 mostra os resultados gerais obtidos partir das simulações numéricas.

Tabela 4 – Dimensões dos misturadores para o planejamento fatorial 2⁴ com 3 pontos centrais e 8 axiais.

	L/D	e	h	p	ΔP (Pa)	G (s ⁻¹)
01	-1	-1	-1	-1	21510,73	1101,88
02	+1	-1	-1	-1	36040,23	1437,07
03	-1	+1	-1	-1	25771,71	1207,54
04	+1	+1	-1	-1	42148,34	1559,84
05	-1	-1	+1	-1	22038,18	1118,98

06	+1	-1	+1	-1	37915,15	1488,85
07	-1	+1	+1	-1	30825,05	1326,64
08	+1	+1	+1	-1	52521,18	1765,70
09	-1	-1	-1	+1	9391,84	726,55
10	+1	-1	-1	+1	10256,18	761,60
11	-1	+1	-1	+1	9605,70	735,06
12	+1	+1	-1	+1	10670,98	777,80
13	-1	-1	+1	+1	9414,89	728,22
14	+1	-1	+1	+1	10305,70	765,97
15	-1	+1	+1	+1	9705,77	739,97
16	+1	+1	+1	+1	10898,20	789,61
17	0	0	0	-2	373441,18	4741,79
18	0	0	0	+2	8993,57	712,89
19	0	0	-2	0	12827,49	850,43
20	0	0	+2	0	13898,84	892,04
21	0	-2	0	0	11512,72	807,17
22	0	+2	0	0	13736,33	884,73
23	-2	0	0	0	8083,23	673,03
24	+2	0	0	0	16003,38	959,54
25 (C)	0	0	0	0	12733,21	850,91
26 (C)	0	0	0	0	12733,21	850,91
27 (C)	0	0	0	0	12733,21	850,91

O menor gradiente de velocidade, como esperado, foi obtido da geometria 23, representada pelo tubo liso. Os maiores gradientes de velocidade foram obtidos para a geometria 8 e 17, destacadas na Tabela 5. A geometria 17 possui uma distância entre as saliências (*p*) igual a zero. Ao se alimentar, neste misturador estático, 0,91 m³/h de óleo de soja e álcool metílico disperso com um tamanho uniforme de gota igual a 0,055 mm, resultam em um gradiente de velocidade igual a 4741,79 s⁻¹. Esse valor representa um grau de mistura alto, pois se encontra no intervalo 1500-6000 s⁻¹ em mistura rápida para dispersão de produtos químicos, segundo METCALF e EDDY (1991).

Da mesma forma, a geometria 8 também teve um gradiente de velocidade alto (1765,70 s⁻¹) pois possui um valor do *p* no limite inferior e as outras variáveis (L/D, espessura, altura das saliências) no limite superior. Esse valor também se encontra no intervalo de mistura rápida para dispersão de produtos químicos, segundo o mesmo autor.

A Figura 6 representa a parte interna, ou seja, o domínio em que o fluido escoar no misturador estático para as geometrias 8 e 17.

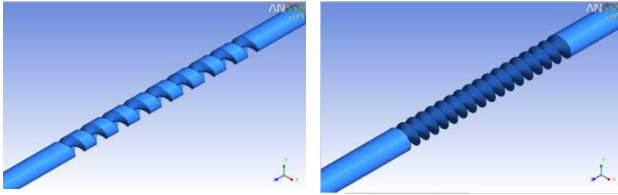


Figura 6 – Representação das geometrias 8 e 17, respectivamente.

O gráfico do perfil vertical de velocidade axial (Figura 7) apresenta a máxima velocidade próximo das paredes dos dois misturadores, diferente dos resultados encontrados por JOAQUIM JR. (2008), que observou regiões que permaneciam com pouca mistura junto às paredes do tubo. Para a geometria 17 a velocidade próximo a parede é maior, comparada com a geometria 8.

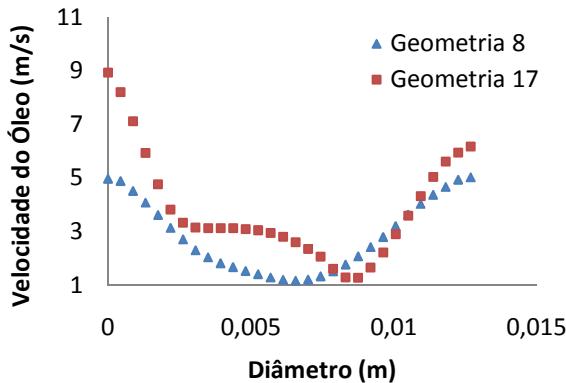


Figura 7 – Perfil vertical da velocidade axial para geometria 8 e 17.

Obtenção do Modelo Empírico

A equação do modelo empírico ajustada para conter somente constantes com significância adequada foi utilizada como modelo de predição da resposta G (gradiente de velocidade) - Equação (4). Na Tabela 5 é apresentada a matriz do planejamento contendo as 27 geometrias, sendo 3 réplicas no ponto central e 8 pontos axiais, tendo como resposta o gradiente de velocidade (G).

Fundamentado-se nos valores obtidos através do planejamento, é possível analisar os efeitos de cada uma das variáveis sobre o gradiente de velocidade e verificar a significância destas. Isso pode ser feito através da obtenção de um modelo empírico juntamente com a análise da superfície de resposta. Esta análise só é possível para o caso envolvendo apenas duas variáveis independentes e fixando a variável dependente

(a resposta), gerando assim um gráfico com três eixos. Quando se faz uso de mais de 2 variáveis, como nesse estudo, a análise de superfície é útil apenas para uma interpretação qualitativa dos resultados. Neste caso, os gráficos de superfície de resposta sempre são gerados combinando as variáveis duas a duas junto com a resposta, sendo analisados separadamente e comparados com o modelo obtido.

A análise das superfícies de resposta será feita apenas em termos comparativos com o modelo. Portanto, todas as conclusões que serão obtidas a partir deste planejamento serão com base no modelo empírico gerado.

A Figura 8 mostra a superfície de resposta, indicando que com a diminuição da distância entre as saliências (p) há um aumento representativo do gradiente de velocidade. O comprimento equivalente (L/D) possui uma influência pouco representativa, porém, para valores maiores do comprimento equivalente, o gradiente de velocidade aumenta.

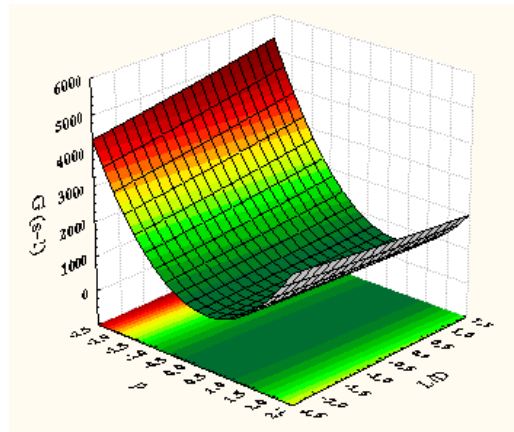


Figura 8 – Superfície de Resposta do comprimento equivalente e a distância entre as saliências.

A Figura 9 mostra a superfície de resposta, indicando que com valores médios da espessura e da altura há um aumento pouco representativo do gradiente de velocidade. Comparado com os valores obtidos com a redução da distância entre as saliências (p), estas variáveis são pouco significativas.

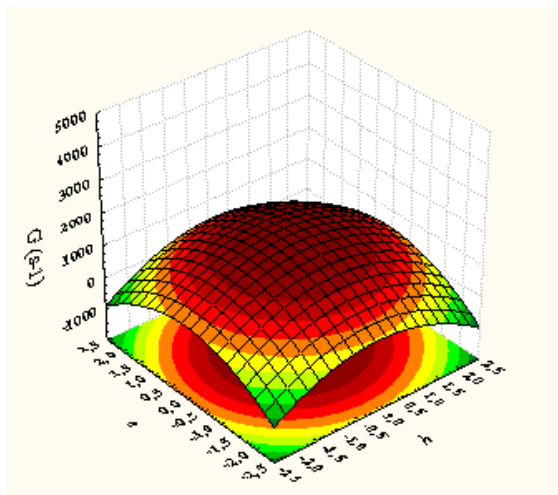


Figura 9 – Superfície de Resposta da altura e da espessura.

De acordo com o modelo empírico (Equação 5), é possível observar que o único parâmetro significativo foi a distância entre as ranhuras (p), enquanto o comprimento equivalente (L/D), a espessura (e) e a altura (h) não exerceram influência estatisticamente significativa sobre gradiente de velocidade.

A equação obtida para o modelo empírico de G é mostrada na Equação (5), onde se percebe que somente a variável p é significativa para o modelo. Os valores das constantes e erro padrão estão apresentados na Tabela 5.

$$G = a_0 + a_1p^2 + a_2p^3 \quad (5)$$

Tabela 5 – Valores das constantes para o planejamento 2^4 .

Variável	Valor	σ
a0	690,68	$\pm 54,1842$
a1	464,04	$\pm 39,1040$
a2	-258,42	$\pm 16,280$
% coeficiente de correlação	94,60	

Para visualizar a qualidade do modelo foi plotado o valor da variável simulada via CFD e o valor da variável predita pelo modelo para, assim, ajustar uma linha de tendência e encontrar os coeficientes de correlação R e R^2 . O gráfico da Figura 10 mostra os valores preditos pela Equação (5) versus os valores encontrados nas simulações para G . Foi obtido

um coeficiente de ajuste de aproximadamente 0,95, um ajuste relativamente bom.

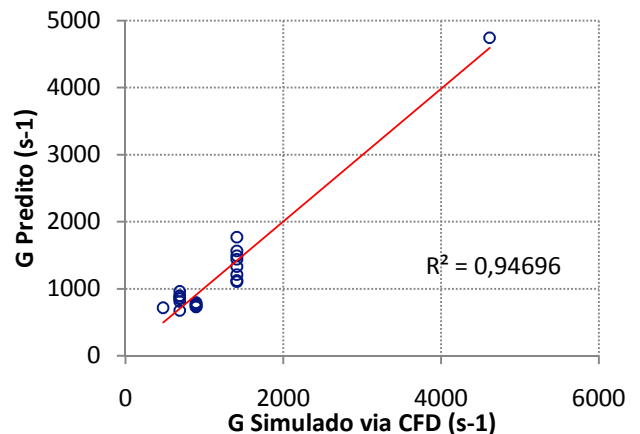


Figura 10 – Valores preditos versus os valores simulados via CFD.

Através da Equação (5), com os valores de suas constantes (Tabelas 6), pode-se otimizar a geometria de um misturador estático para produção de biodiesel, impondo-se quatro condições: comprimento equivalente (L/D), a espessura das saliências (e), a altura das saliências (h) e a distância das saliências (p) do misturador devem estar entre os valores máximos e mínimos que estão na Tabela 5. As melhores geometrias foram a 8 e 17, que possuem os menores valores de p .

CONCLUSÃO

Os maiores gradientes de velocidade foram obtidos para a geometria 8 e 17. A geometria 8, com um valor de espessura p no limite inferior e as outras variáveis (L/D , espessura, altura das saliências) no limite superior, teve um gradiente de velocidade alto ($1765,70 \text{ s}^{-1}$). A geometria 17, com uma distância entre as saliências (p) igual a zero, obteve um gradiente de velocidade igual a $4741,79 \text{ s}^{-1}$. Esses valores representam um grau de mistura alto, pois se encontra no intervalo $1500\text{-}6000 \text{ s}^{-1}$ para mistura rápida para dispersão de produtos químicos segundo METCALF e EDDY (1991).

Diferente dos resultados encontrados por JOAQUIM JR. (2008), que observou regiões que permaneciam com pouca mistura junto às paredes do tubo, para as geometrias 8 e 17 a velocidade próximo a parede foi maior.

A equação obtida para o modelo empírico do gradiente de velocidade (G) com um coeficiente de ajuste bom, de aproximadamente 0,95. Percebeu-se que somente a variável p foi significativa para o modelo.

REFERÊNCIAS

- ABRUNHOSA, J.D.M. **Simulação de Escoamento Turbulento Complexo com Modelagem Clássica e de Grandes Escalas**, Tese de Doutorado, PUC, Rio de Janeiro, 2003.
- ALLEN, C.A.W.; WATTS, K.C.; ACKMAN, R.G.; PEGG, M.J. Predicting the viscosity of biodiesel fuels from their fatty acid ester composition. **Fuel**. V. 78, p. 1319-1326, 1999.
- ANITESCU, G.; DESHPANDE, A.; TAVLARIDES, L. L. Integrated technology for supercritical biodiesel production and power cogeneration, **Energy & Fuels**, v. 22, p. 1391-1399, 2008.
- ANSYS INC. ANSYS CFX-11.0 User Manual, 2007.
- CAMP, T. R. Flocculation and flocculation basins. **American Society of Civil Engineers**, n. 2722, p. 1-15, sep. 1953.
- DEMIRBAS, A. Progress and recent trends in biodiesel fuels. **Energy Conversion and Management**, v. 50, p. 14-34, 2009.
- ETCHELLS III, A.W., MEYER, C.F. **Mixing in Pipelines**. In: Paul, E.L. et al. Handbook of Industrial Mixing. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc, 2004.
- GODFREY, J.C., Static Mixers. In: Harnby, N. et al. Mixing in the Process Industries. London: Robert Hartnoll Ltd, 1985.
- HEGEL, P.; MABE, G.; PEREDA, S.; BRIGNOLE, E. A. Phase transitions in a biodiesel reactor using supercritical methanol, **Industrial Engineering Chemical Research**, 46, p. 6360-6365, 2007.
- JOAQUIM JR, C. F. **Desenvolvimento e Otimização de Misturador Estático com o uso da Fluidodinâmica Computacional (C.F.D.)**. Tese de Doutorado, UNICAMP, Campinas, 2008.
- LAM, C.K.G., BREMHORST, K., A Modified Form of the k- ϵ Model for Predicting Wall Turbulence, **Trans. ASME**, v. 103, p. 456-460, 1981.
- METCALF e EDDY. **Wastewater engineering: treatment disposal, and reuse**. Editores: Tchobanoglous, G.; Burton, F. L. Metcalf e Eddy, Inc., McGraw-Hill, 3th Edition, 1991
- PERRY, R.H., GREEN, D.W. (eds) **Perry's Chemical Engineers Handbook**, 7th ed., McGraw-Hill, N.Y., 1997.
- RAULINE, D., TANGUY, P. A., LE BLÉVEC, J. M. E BOUSQUET, J., Numerical investigation of the performance of several static mixers, **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, vol 76, pp 527-535, 1998.
- SCHUENCK, L., PALADINO, E., QUINTELLA, E. **A CFD model for the development of a high oil concentration hydrocyclone**. Anais CFD Oil, Rio de Janeiro, 2006
- STAMENKOVIC, O.S.; LAZIC, M.L.; TODOROVIC, Z.B.; VELJKOVIC, V.B.; SKALA, D.U. The effect of agitation intensity on alkali-catalyzed methanolysis of sunflower oil. **Bioresource Technology** v. 98, p. 2688-2699, 2007
- STAMENKOVIC, O.S.; TODOROVIC, Z.B.; LAZIC, M.L.; VELJKOVIC, V.B.; SKALA, D.U. Kinetics of sunflower oil methanolysis at low temperatures. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 1131-1140, 2008
- VIEITEZ, I.; SILVA, C.; ALCKMIN, I.; CORAZZA G. R.; OLIVEIRA, F. C J., GROMPONE, M. A., JACHMANIA I. N. Effect of Temperature on the Continuous Synthesis of Soybean Esters under Supercritical Ethanol BORGES. **Energy & Fuels**, 23. p 558-563, 2009.