

MODELAGEM E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DE VASO SEPARADOR E RETIFICADOR DE UNIDADES DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

Rosilaine Furtado de Melo

Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 – 80230-901 – Curitiba- PR Brasil.
rosifurtadobr@yahoo.com.br

Silvio Luiz de Mello Junqueira

Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 – 80230-901 – Curitiba- PR Brasil.
silvio@cefetpr.br

Admilson Teixeira Franco

Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 – 80230-901 – Curitiba- PR Brasil.
admilson@cefetpr.br

Resumo. O processo de Craqueamento Catalítico Fluidizado (FCC) em uma refinaria de petróleo consiste em uma unidade que converte destilados pesados em gasolina e destilados médios. Neste trabalho é apresentada a modelagem dinâmica detalhada de dois equipamentos específicos de um FCC, o vaso separador e o retificador (VSR). O vaso separador tem como função promover a separação entre as partículas do catalisador e os gases e a do retificador é recuperar hidrocarbonetos remanescentes aprisionados no catalisador, através da injeção de vapor. O modelo matemático é baseado nas equações de conservação da massa para o gás e catalisador e da conservação da energia. O modelo numérico resulta em um conjunto de equações diferenciais ordinárias e algébricas não-lineares acopladas. Na solução emprega-se o método de Diferenças Finitas, utilizando uma formulação totalmente implícita. É realizado um estudo do comportamento de algumas variáveis de entrada quando sujeitas a uma mudança no seu valor de regime estacionário, a saber, vazão de gás-óleo e catalisador e temperatura de entrada no vaso separador. O modelo é validado através de comparação com resultados da literatura e com dados de operação obtidos de uma planta piloto da Petrobras, apresentando boa concordância.

Palavras chave: modelagem dinâmica, craqueamento catalítico fluidizado, vaso separador, retificador.

1. Introdução

O processo de craqueamento catalítico fluidizado FCC converte destilados pesados provenientes da destilação do petróleo, como gasóleos e resíduos, para gasolinas e destilados médios usando craqueamento catalítico (Han e Chung, 2001a). Atualmente, a crescente incorporação de cargas residuais ao processo e a presença de óleos cada vez mais pesados, fizeram com que as unidades de FCC fossem ajustadas para processá-las. Isto levou as unidades a operarem no limite de seus equipamentos, sendo que estratégias de otimização foram implementadas para garantir uma alta rentabilidade. Considerando que qualquer fator que influencie positivamente o rendimento do processo é bem vindo, o conhecimento do comportamento de todas as variáveis envolvidas é de importância fundamental. Para tanto, é necessário desenvolver um modelo que represente de maneira mais fiel possível a dinâmica do processo. A modelagem deverá ser realizada de maneira a permitir, que cada ação de controle seja propagada para um horizonte pré-determinado, a fim de validar a qualidade do controle bem como impor uma dinâmica que satisfaça os requisitos de otimização e os limites operacionais da planta. O modelo deve ainda levar em consideração as não-linearidades e as interações das variáveis do processo de FCC entre si e com outras unidades da planta.

Foram estudados alguns modelos disponíveis na literatura. No trabalho de Arandes *et al.* (2000), um modelo para FCC foi construído considerando o retificador um componente fundamental da planta da unidade. Em outros trabalhos, este é quase sempre negligenciado, causando uma dificuldade adicional nas estimativas das várias taxas de reações como a de craqueamento, formação de coque e regeneração do catalisador, que são de grande impacto na simulação da unidade. Os resultados obtidos para o estado estacionário e a operação dinâmica apresentaram boa concordância com os resultados da planta. Os controladores do tipo Proporcional-Integral (PI), para *loop* fechado, mostraram-se satisfatórios quando a planta foi submetida a variações em vários parâmetros de controle. Malay *et al.* (1999) apresentaram uma modificação no modelo de Ali e Rohani (1997). Neste último modelo, considera-se que a unidade de FCC se restringe ao *riser* e ao regenerador. A modificação consiste na inclusão de balanços de massa e de energia no vaso separador e no retificador, que não eram representados no modelo de Ali e Rohani (1997). As modificações têm por objetivo representar de forma mais real o processo de FCC. Seus resultados foram validados pela comparação com dados de uma planta industrial, mostrando que o modelo comporta-se melhor que o modelo proposto originalmente por Ali e Rohani (1997), sem perder a simplicidade e a flexibilidade. Um modelo onde o VSR é combinado em uma única seção chamada de *disengaging-stripping* (separação-retificação) foi desenvolvido por Han e Chung (2001a). A seção é modelada como um *Continuous Stirred Tank* (CST) onde não ocorrem reações. Os resultados obtidos mostraram-se em

boa concordância com resultados da literatura e também com os de uma planta industrial. No trabalho proposto por Santos (2000), o VSR é modelado como um tanque adiabático de mistura perfeita. O modelo fornece o comportamento da temperatura, da pressão e do teor de coque no catalisador. As pressões obtidas são muito próximas às encontradas na planta, demonstrando assim um bom equacionamento do modelo.

A proposta deste estudo é desenvolver um modelo dinâmico detalhado para o vaso separador e retificador (ou *stripper*), que permita conhecer o efeito e importância das variáveis de interesse como pressão, temperatura, massa de gases e de catalisador, fração de coque e nível de catalisador no retificador, bem como investigar a sensibilidade destas variáveis à perturbações do sistema. Esse modelo dinâmico deverá se acoplar a outros dois modelos: o do *riser* e o do regenerador, formando assim um modelo completo para o FCC. O acoplamento do modelo do VSR com os demais componentes da unidade, *riser* e regenerador, foi realizado por (Erthal, 2003).

A solução do modelo matemático, baseado nas equações de conservação da massa e da energia, na geometria do VSR e nas condições de contorno, é feita de forma numérica. Na solução do modelo numérico, formado por um conjunto de equações diferenciais ordinárias e algébricas não lineares e acoplado, utiliza-se uma discretização totalmente implícita das equações através do método de Diferenças Finitas. O resultado final é a obtenção de um modelo matemático que mostra as tendências comportamentais dos equipamentos, com baixo tempo computacional. Desta forma será possível manipular as variáveis de entrada destes equipamentos, observar seus efeitos, identificar e analisar a sensibilidade dos parâmetros de controle do processo. Isto viabiliza a validação à luz de medidas experimentais e o ajuste do modelo em tempo viável na prática. Uma vez validados com modelos disponíveis na literatura, os resultados poderão ser usados como uma ferramenta de auxílio nos vários estudos de processos de controle e otimização de unidades de FCC, mostrada na Fig. 1.

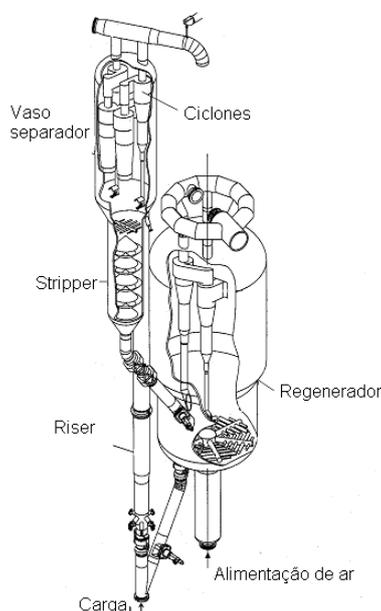


Figura 1. Esquema de um processo de FCC.

O modelo proposto tem como inovação o fato de incluir particularidades de todos os modelos apresentados na literatura. Sendo assim, este modelo procura englobar todos os parâmetros significativos do processo de separação e retificação. Como a modelagem dinâmica destes equipamentos na literatura só é encontrada na modelagem do processo global, este detalhamento não é observado. No presente trabalho, procurou-se agrupar as informações da literatura de forma a obter-se um modelo capaz de descrever bem a dinâmica do processo e que não demande um esforço computacional excessivo.

2. Modelagem matemática

Para a elaboração do modelo matemático, é necessário o conhecimento da física que envolve o problema. A Fig. 2, mostra todas as variáveis envolvidas na modelagem, bem como a interligação com os demais equipamentos do processo de FCC, o *riser* e o regenerador. São realizados balanços de massa para o catalisador e os gases (hidrocarbonetos e vapor d'água), balanço de energia efetuados no vaso separador e retificador e também a avaliação da pressão. Na Fig. 2, identifica-se a entrada de gases, onde a vazão de gás-óleo (\dot{m}_{gol}) na entrada do *riser* determina a quantidade de gás na entrada do VSR. A vazão de catalisador na saída do *riser* é considerada a mesma vazão mássica de catalisador na saída do regenerador ($\dot{m}_{c,TCV}$). Estas duas penetram na parte superior do vaso separador, onde ocorre a separação inercial das

partículas pelos ciclones, de modo a se obter uma corrente sólida e uma gasosa. A saída de gases pelo topo do vaso separador inclui os hidrocarbonetos vindos do riser e o vapor do retificação vindo do retificador. O catalisador após a passagem pelo retificador é enviado ao regenerador para restabelecer sua atividade catalítica através da combustão do coque impregnado. O coque depositado na superfície do catalisador é um produto das reações realizadas no riser.

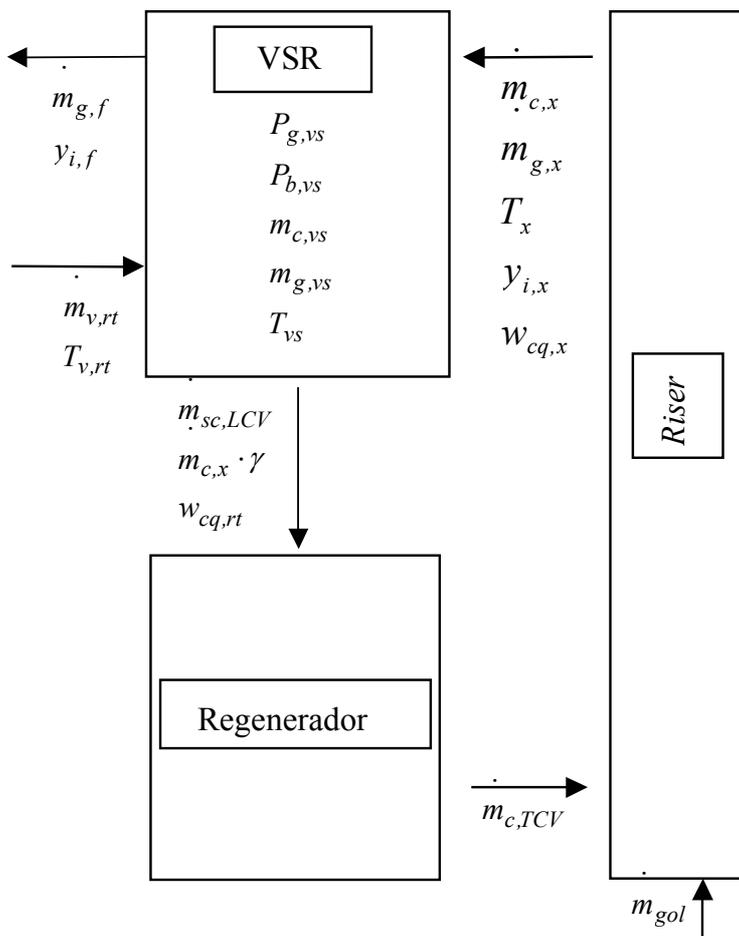


Figura 2. Esquema do modelo de estudo.

2.1. Balanço de massa

Pode-se escrever o balanço de massa para os gases, baseado na Fig. 2, como:

$$\frac{dm_{g,vs}}{dt} = \dot{m}_{g,x} + \dot{m}_{v,rt} - \dot{m}_{g,f} - \dot{m}_{c,x} \cdot \gamma \quad (1)$$

onde $m_{g,vs}$ é a massa de gás no VSR [kg], $\dot{m}_{g,x}$ é a vazão de gases provenientes do riser [kg/s], composta de hidrocarbonetos e vapor d'água, $\dot{m}_{v,rt}$ é a vazão de vapor de retificação [kg/s] e $\dot{m}_{g,f}$ é a vazão de gases para a fracionadora [kg/s]. O termo $\dot{m}_{c,x} \cdot \gamma$ representa a porção de hidrocarbonetos que não foram retificados no retificador e serão queimados no regenerador [kg/s], sendo $\dot{m}_{c,x}$ a vazão de catalisador [kg/s] e γ a fração de coque catalisador-óleo [kg_{coq}/kg_{cat}],

$$\gamma = C_{ckst0} + k_{ss0} \exp \left[- \frac{E_{ss} \dot{m}_{c,x} \dot{m}_{vrt}}{\dot{m}_{gol}} \right] \quad (2)$$

onde C_{ckst0} é a quantidade mínima de hidrocarbonetos recuperada [kg_{coq}/kg_{cat}], e seu valor é 0,0004, k_{ss0} é uma constante de retificação [adm] e seu valor é 0,0054, E_{ss} é o expoente na função do retificador e possui o valor de

0,3311 [s/kg], $\dot{m}_{c,x}$ é a vazão de catalisador na saída do riser [kg/s], \dot{m}_{vst} é a vazão de vapor de retificação [kg/s] e \dot{m}_{gol} é a vazão de gás-óleo, na entrada do riser [kg/s].

O balanço de massa de catalisador é representado por:

$$\frac{dm_{c,vs}}{dt} = \dot{m}_{c,x} - \dot{m}_{c,LCV} \quad (3)$$

onde $m_{c,vs}$ é a massa de catalisador no VSR [kg], $\dot{m}_{c,x}$ é a vazão de catalisador na saída do riser [kg/s] e $\dot{m}_{c,LCV}$ é a vazão de catalisador na saída do retificador [kg/s], sendo que a vazão na saída é controlada por uma válvula LCV (*Level Control Valve*).

A vazão de catalisador pela LCV e a vazão de gás para a fracionadora são calculadas através da aplicação da equação de Bernoulli entre os pontos a montante e a jusante das válvulas.

$$\dot{m}_{c,j} = \varepsilon \sqrt{\frac{C_j C_{1,j} \Delta P_j}{\rho_c \left(\frac{C_2 d_{m,j}^4}{A_j^2} - 1 \right)}} \quad (4)$$

onde C_j é a constante de calibração da válvula j (LCV ou f), $d_{m,j}$ é o diâmetro à montante da válvula e ε a porosidade do catalisador e $C_2 = \frac{\pi^2}{16}$. A constante $C_{1,j}$ [kg²/m⁵] é determinada por

$$C_{1,j} = 2(\rho A_{m,j})^2 \quad (5)$$

onde $A_{m,j}$ é a área a montante de cada válvula [m²].

A área de abertura de cada válvula, A_j [m²] é definida por:

$$A_j = A_{0,j} \sqrt{a_j} \quad (6)$$

onde $A_{0,j}$ é a área de abertura máxima [m²] e a_j o fator de abertura. [adm] ΔP_j é o diferencial de pressão na válvula [kPa].

$$\Delta P_j = P_{m,j} - P_{j,j} \quad (7)$$

As pressões a montante ($P_{m,j}$) [kPa] e a jusante ($P_{j,j}$) [kPa] das válvulas são determinadas a partir das pressões nos equipamentos vizinhos e das colunas estáticas existentes entre ambos. No caso da pressão a montante da válvula LCV, temos:

$$P_{m,LCV} = P_{b,rt} + \frac{g \rho_c (1 - \varepsilon) L_{LCV}}{1000} \quad (8)$$

onde $P_{b,rt}$ é a pressão na base do retificador [kPa], ρ_c é a massa específica do catalisador [kg/m³], g é a aceleração da gravidade [m/s²], ε é a porosidade do leito de catalisador [adm] e L_{LCV} é a altura da linha LCV [m].

A fração de coque na saída do VSR depende do teor de coque na saída do riser e do coque catalisador-óleo. Para determinar a fração de coque na saída do retificador temos a equação (9):

$$m_{c,vs} \frac{dw_{cq,rt}}{dt} = \dot{m}_{c,x} (w_{cq,x} - w_{cq,rt} + \gamma) \quad (9)$$

onde $m_{c,vs}$ é a massa de catalisador no VSR [kg], $w_{cq,rt}$ é a fração de coque na saída do retificador [$\text{kg}_{\text{coq}}/\text{kg}_{\text{cat}}$], $\dot{m}_{c,x}$ é a vazão de catalisador na saída do riser [kg/s], $w_{cq,x}$ é o teor de coque no catalisador gasto na saída do riser. [$\text{kg}_{\text{coq}}/\text{kg}_{\text{cat}}$] $w_{cq,x}$ é composto do coque remanescente e o cinético, sendo o primeiro aquele que não foi queimado no regenerador e permanece na superfície do catalisador e o segundo pelas reações de craqueamento que ocorrem no riser.

A fração mássica dos componentes gasosos que deixam o vaso separador e são enviados à fracionadora principal pode ser avaliada conforme a equação (10), Han e Chung (2001a):

$$\frac{dy_{i,vs}}{dt} = \frac{1}{m_{g,vs}} \left[y_{i,x} \left(\dot{m}_{g,x} - \frac{\dot{m}_{c,x} \cdot \gamma}{\sum_{j=gol,gl,gs} y_{j,x}} \right) - y_{i,vs} \left(\dot{m}_{g,f} + \frac{dm_{g,vs}}{dt} \right) \right] \quad i = gol, gl, gs \quad (10)$$

onde, y_i é a fração do componente gasoso i , sendo *gol*, o gásóleo, *gl*, a gasolina e *gs*, os gases leves [adm]. As vazões de entrada e saída dos gases no VSR são representadas por $\dot{m}_{g,x}$, que é a vazão de gases [kg/s] e $\dot{m}_{c,x}$, a vazão de catalisador na saída do riser [kg/s], $\dot{m}_{g,f}$, a vazão de saída dos gases para a fracionadora [kg/s], $m_{g,vs}$, a massa de gases no VSR que inclui hidrocarbonetos e vapor de água [kg] e γ é o teor de coque catalisador-óleo de acordo com a equação (2).

O nível de catalisador no retificador é uma variável importante, pois é responsável pelo controle do diferencial de pressão entre o regenerador e o VSR. Considerando que a massa de catalisador no VSR apresenta a maior influência na variação do nível de catalisador e sendo a variação da massa de catalisador avaliada pela equação (3), podemos escrever a equação (11), na forma de uma equação algébrica.

$$L_{rt} = \frac{m_{c,vs}}{\rho_c (1 - \varepsilon) A_{rt}} \quad (11)$$

onde L_{rt} é a altura do nível de catalisador no retificador [m], $m_{c,vs}$ é a massa de catalisador [kg], ρ_c é a massa específica do catalisador [kg/m^3], ε é a porosidade do leito de catalisador [adm] e A_{rt} é a área de seção transversal do retificador ou *stripper* [m^2].

Para a porosidade do leito ε , são consideradas as condições de mínima fluidização e foi usada a correlação de Broadhurst e Becker (1975), que também é utilizada no trabalho de Santos (2000) e é dada pela equação (12):

$$\varepsilon = 0,586 \varphi_p^{-0,72} \left[\frac{\mu^2}{\rho_{g,vs} g (\rho_c - \rho_{g,vs}) d_p^3} \right]^{0,029} \left(\frac{\rho_{g,vs}}{\rho_c} \right)^{0,021} \quad (12)$$

onde φ_p é a esfericidade média da partícula [adm], μ é a viscosidade dinâmica do gás [kg/ms], $\rho_{g,vs}$ e ρ_c são, respectivamente a massa específica do gás e do catalisador no VSR [kg/m^3], g , a aceleração da gravidade [m/s^2] e d_p , o diâmetro médio da partícula [m].

2.2. Balanço de energia

O balanço de energia para o VSR, baseado na Fig. 2, pode ser escrito como,

$$\frac{dT_{vs}}{dt} = \frac{\dot{m}_{c,x} Cp_c (T_{c,x} - T_{vs}) + \dot{m}_{cq,x} Cp_{cq} (T_{cq,x} - T_{vs}) + \dot{m}_{g,x} Cp_g (T_{g,x} - T_{vs}) + \dot{m}_{v,st} Cp_v (T_{v,rt} - T_{vs})}{m_{g,vs} Cp_g + m_{c,vs} Cp_c + m_{cq,vs} Cp_{cq}} \quad (13)$$

onde T_{vs} , $T_{c,x}$, $T_{cq,x}$ e $T_{g,x}$ são, respectivamente, as temperaturas do VSR, do catalisador, do coque e do gás na saída do riser [K] e $T_{v,rt}$ é a temperatura do vapor na entrada do retificador [K]. $\dot{m}_{c,x}$, $\dot{m}_{cq,x}$ e $\dot{m}_{g,x}$ são, respectivamente, as vazões de catalisador, coque e gases (hidrocarbonetos) na saída do riser [kg/s], $\dot{m}_{v,st}$ é a vazão de vapor de retificação [kg/s]. O calor específico do gás é representado por Cp_g , do catalisador por Cp_c , do coque por Cp_{cq} e do vapor por

Cp_v [kJ/kgK]. $m_{c,vs}$ é a massa de catalisador e $m_{cq,vs}$ é a massa de coque [kg], $m_{g,vs}$ é a massa de gás e vapor no VSR [kg].

A variação da pressão do gás no VSR depende da temperatura e da massa dos gases, podendo ser representada por:

$$\frac{dP_{vs}}{dt} = \frac{\bar{R}}{M_{g,vs} V_{g,vs}} \left(\frac{dm_{g,vs}}{dt} T_{vs} + \frac{dT_{vs}}{dt} m_{g,vs} \right) \quad (14)$$

onde, P_{vs} é a pressão dos gases no topo do vaso separador [kPa], \bar{R} é a constante dos gases perfeitos [kJ/kg_{mol}K] e $M_{g,vs}$ é a massa molecular dos gases no VSR [kg/kg_{mol}]. T_{vs} é a temperatura no VSR [K] e $m_{g,vs}$ é a massa dos gases no VSR [kg].

O volume dos gases no VSR, pode ser escrito como:

$$V_{g,vs} = V_{vs} - \frac{m_{c,vs}}{\rho_c} \quad (15)$$

onde V_{vs} é o volume do VSR [m³].

A variação da pressão na base do retificador corresponde à pressão no topo do vaso separador mais a pressão referente ao peso do catalisador no retificador. Esta pressão é avaliada da seguinte forma:

$$P_{b,rt} = P_{vs} + \frac{\rho_c g (1 - \varepsilon) L_{rt}}{1000} \quad (16)$$

onde $P_{b,rt}$ é a pressão na base do retificador [kPa], P_{vs} é a pressão no topo do vaso separador [kPa], ρ_c é a massa específica do catalisador [kg/m³], g é a aceleração da gravidade [m/s²], ε é a fração de vazios do leito de catalisador [adm] e L_{rt} é a altura do leito de catalisador no retificador [m]. Maiores detalhes sobre o modelo numérico e o procedimento de solução pode ser encontrado em Melo (2003).

3. Tratamento numérico

Como resultado do modelo proposto, tem-se um conjunto de 8 equações diferenciais ordinárias para: massa de gases ($m_{g,vs}$) e catalisador ($m_{c,vs}$), fração de coque na saída do retificador ($w_{cq,rt}$), temperatura no VSR (T_{vs}), pressão dos gases ($P_{g,vs}$), fração mássica de gasóleo ($y_{gol,vs}$), de gasolina ($y_{gl,vs}$) e de gases leves ($y_{gc,vs}$) e 6 equações algébricas para: vazão (\dot{m}_i), teor de coque catalisador-óleo (γ), nível de catalisador no retificador (L_{rt}), porosidade no leito de catalisador (ε), volume dos gases ($V_{g,vs}$), pressão na base do retificador ($P_{b,vs}$) e a montante da LCV ($P_{m,LCV}$).

Para resolução do conjunto de equações foi escolhido o método de Diferenças Finitas. O método numérico é muito vantajoso devido ao fato de permitir a substituição das derivadas existentes por expressões algébricas. O método de Diferenças Finitas pode ser aplicado a qualquer tipo de equação diferencial, ordinária ou parcial. Após a aplicação do método, o problema se resume à solução de um conjunto de equações algébricas. O método de Runge-Kutta de quarta ordem também resolve muito bem o conjunto de equações, mas por ser explícito, restringe o valor do intervalo de tempo. Uma solução em Diferenças Finitas, associado a uma formulação totalmente implícita permite maior flexibilidade na escolha do intervalo de tempo, atendendo de forma mais adequada o uso do modelo para propósitos de controle. A escolha do método de solução, através do método de diferenças finitas para o sistema algébrico, levou em consideração a não-linearidade dos termos fontes, cuja solução é sempre iterativa. Como as equações obtidas para o modelo resultaram em um sistema de equações não-lineares e acoplado, para resolve-las utiliza-se o método de Newton.

4. Resultados

Os ensaios numéricos a serem realizados permitirão prever o comportamento das seguintes variáveis: temperatura e massa de catalisador e gases no VSR, pressão no topo e na base do VSR, vazões de gás e catalisador e nível de catalisador no VSR.

4.1. Comparação com dados da literatura

As Figuras 3 e 4, ilustram as curvas de temperatura e vazão de catalisador para o modelo proposto e para o de Han e Chung (2001b). Na Fig. 3, um decréscimo na temperatura na saída do riser, causa também uma diminuição da temperatura de entrada no VSR. A causa da diminuição da temperatura do riser ocorre em função do aumento do consumo de calor para vaporizar a carga de gasóleo e também devido ao caráter endotérmico das reações. Na Fig. 4, tem-se a comparação entre as vazões de catalisador do modelo proposto e do modelo de Han e Chung (2001b). Algumas condições de contorno para o modelo proposto são fixas, enquanto que para o modelo da literatura todas as condições de contorno variam com o tempo. As mudanças de alguns parâmetros que variam com o tempo no riser não são percebidas quando ocorre a simulação do VSR de forma isolada, como é o caso tratado neste trabalho. Para o caso da vazão de catalisador, a diferença entre os valores obtidos ocorre devido à pressão dos gases no topo, que não sofre o aumento esperado. A válvula que determina a vazão de catalisador gasto depende do diferencial de pressão entre o VSR e o regenerador. Como a pressão não apresenta a alteração esperada, a vazão de saída de catalisador gasto apresentará picos menores do que a vazão apresentada pelo modelo comparado. As frações dos componentes gasosos, gasóleo, gasolina e gases leves na entrada do VSR também se alteram após a alteração na entrada da carga de alimentação, porém, não são fornecidas pelo modelo da literatura. A fração dos componentes gasosos alteram neste caso a massa molecular dos gases no VSR Para a temperatura o resultado encontra-se praticamente coincidentes, sendo que para a vazão de catalisador ocorre uma diferença nos picos, pode-se concluir que os resultados comparados são satisfatórios.

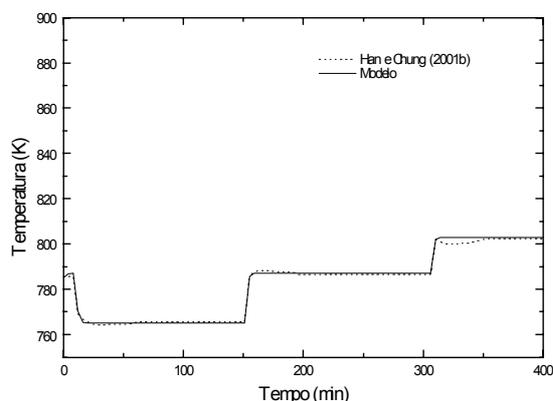


Figura 3. Comparação da temperatura no VSR.

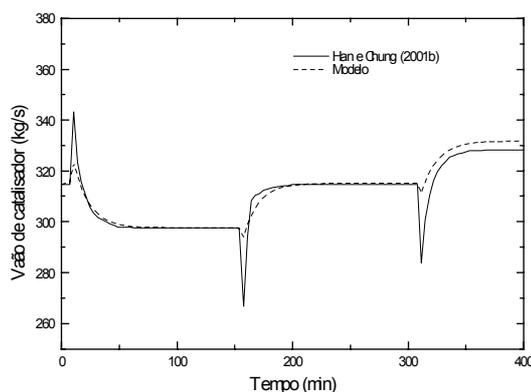


Figura 4. Vazão de catalisador gasto.

4.2. Comparação com dados da planta

A comparação com os resultados da unidade piloto da SIX/Petrobras será apresentada na Tab. 1. Os resultados do modelo são comparados com valores experimentais em regime estacionário da unidade piloto. As condições iniciais, propriedades físicas e os parâmetros geométricos utilizados nas simulações a seguir, foram fornecidos pela SIX/Petrobras.

Tabela 1. Comparação do modelo com dados da SIX/Petrobras.

Variáveis	Modelo	Planta	Erro (%)
Pressão no topo [kPa]	158,5	156,7	1,13
Pressão na base [kPa]	166,95	169,65	1,55
Pressão a montante da LCV[kPa]	225,05	226,53	0,65
Temperatura [K]	795,01	791,28	0,47

A temperatura determinada pelo modelo é maior do que a temperatura da planta. Como o modelo desenvolvido não considera as perdas de calor pelas paredes, esta diferença observada na temperatura deve estar relacionada ao fato do modelo proposto ser adiabático. As discrepâncias ocorridas podem estar relacionadas tanto ao modelo quanto às medições na planta. Consideração quanto ao leito fluidizado podem ser as principais fontes de erro.

4.3. Casos estudados

As simulações dos casos abaixo foram realizadas empregando-se um intervalo de tempo de 1,00 s, para obtenção dos resultados, mas é possível a utilização de intervalos de tempo na ordem de 100 segundos. Os resultados apresentados foram obtidos, após a realização de três testes:

- ✓ Caso 1 - mudança na vazão de gasóleo;
- ✓ Caso 2 - alteração na temperatura de entrada no VSR;
- ✓ Caso 3 - alteração na vazão de entrada de catalisador no VSR.

Mudança na vazão de gásóleo – Caso 1

Nas Figuras 5 a 8, tem-se a representação do comportamento das variáveis, quando se diminui em 5% a vazão de gásóleo após 250 minutos de simulação, e retorna-se ao estado inicial após 750 minutos de simulação.

A Fig. 5 mostra o comportamento da pressão do gás no topo e da massa de gás no VSR e a Fig. 6 mostra o comportamento da pressão na base do VSR e também da massa de catalisador. Após diminuir a vazão de alimentação (gásóleo), diminui-se também a vazão de entrada de gases no VSR, o que provoca uma diminuição na massa de gás no VSR, como mostra a Fig. 5. Como a pressão no topo é dependente da massa específica dos gases, diminuindo-se a massa de gases diminui-se a pressão dos gases no topo do VSR.

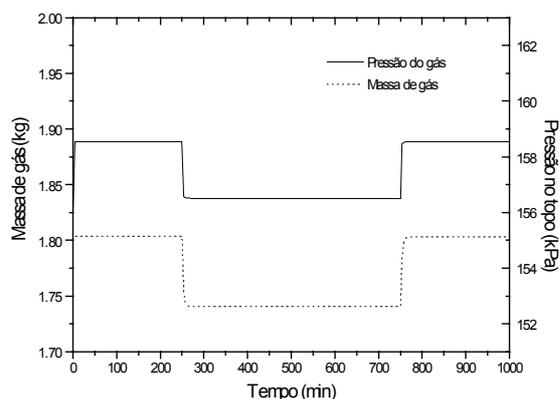


Figura 5. Pressão dos gases e massa dos gases.

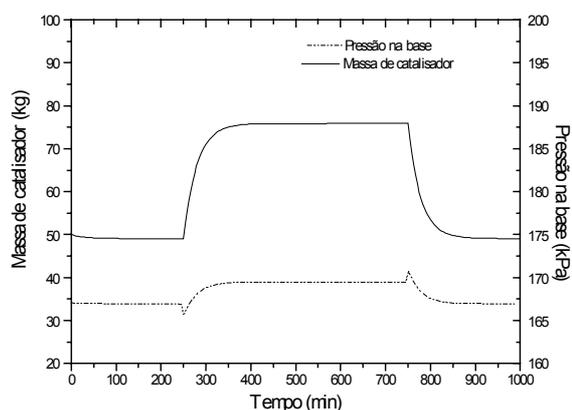


Figura 6. Pressão na base e massa de catalisador.

Pode-se observar na Fig. 6 que ocorre uma queda da pressão na base, mas aumenta logo após permanecendo neste valor, acima do estado inicial. Isto se deve à pressão na base ser dependente da pressão no topo, mostrado na Fig. 6, e da massa de catalisador. Como a pressão no topo sofre uma queda, isto se reflete na pressão na base do VSR. Como a pressão depende também da massa de catalisador, e como se observa na Fig. 6, esta sofre um aumento, a pressão na base reflete o aumento ocorrido na massa de catalisador.

A resposta da temperatura e do nível de catalisador podem ser acompanhados na Fig. 7. Pode-se observar que a temperatura sofre um aumento com a variação da vazão de gásóleo. O nível de catalisador aumenta devido à sua dependência da massa de catalisador, pois o aumento da massa de catalisador implica numa elevação do nível de catalisador.

A Figura 8 mostra como as vazões de saída do gás para a fracionadora e a vazão de saída de catalisador gasto para o regenerador se comportam, quando se diminui a vazão de gásóleo. Pode-se perceber que a vazão de catalisador diminui, mas aumenta logo após estabilizando-se novamente, em um valor acima do valor inicial. A vazão de catalisador é dependente do diferencial de pressão entre o VSR e o regenerador, portanto, vê-se que a vazão de catalisador gasto na saída do VSR acompanha a tendência ocorrida com a pressão na base. A vazão de gás é dependente do diferencial de pressão do gás no topo do VSR e na fracionadora. Observa-se que a vazão de saída dos gases sofre uma queda, estabilizando-se em outro patamar. Como a pressão dos gases no VSR diminui, o mesmo ocorre com a vazão.

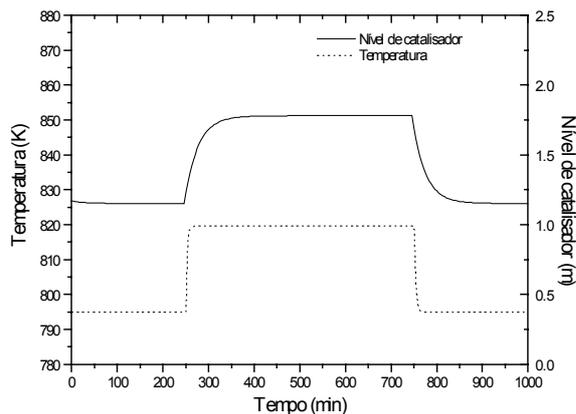


Figura 7. Nível de catalisador e temperatura.

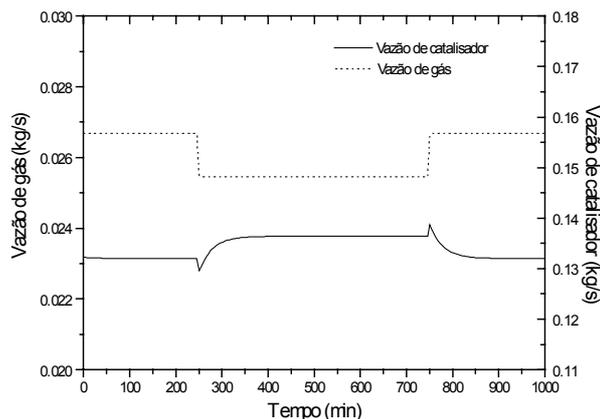


Figura 8. Vazões de saída de gás e de catalisador gasto.

Mudança na temperatura de entrada do VSR – Caso 2.

As Figuras 9 a 11, mostram a resposta dinâmica para uma diminuição na temperatura de entrada no vaso separador em 80 K, após 250 minutos de simulação, voltando posteriormente, após 750 minutos de simulação ao seu estado inicial, correspondendo ao Caso 2.

Uma diminuição na temperatura de entrada causa um aumento na massa de gás, como pode ser visto na Fig. 9. Isto pode ter ocorrido, porque a pressão é dependente da temperatura, e a alteração sofrida pela pressão, provocada pela diminuição da temperatura, influencia a vazão de gases para a fracionadora. Sendo as vazões dependentes do diferencial de pressão, uma diminuição na vazão de saída dos gases acaba causando um aumento na massa de gás no VSR.

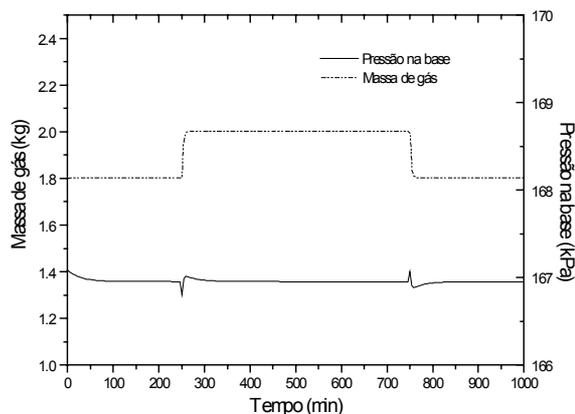


Figura 9. Massa de gás e pressão na base.

A Figura 10, mostra o comportamento da massa de catalisador e da pressão no topo do VSR. O nível de catalisador e a temperatura no VSR têm seus comportamentos mostrados na Fig 11.

A pressão no topo sofre somente uma pequena mudança, voltando novamente ao seu estado inicial, como pode ser observado na Fig. 10, sendo que esta mudança é sentida pela pressão na base do VSR, mostrada na Fig. 9. Além disso, a vazão de catalisador também se altera, provocando também uma alteração na massa de catalisador no VSR.

Observa-se que o nível de catalisador aumenta, retornando logo após, ao seu estado inicial, quando a temperatura diminui. Quando a temperatura volta ao seu estado inicial um comportamento inverso é observado. Como visto na Fig. 10, a massa de catalisador apresenta o mesmo comportamento. A temperatura no VSR sofre uma queda, quando da diminuição da temperatura de entrada das vazões de catalisador, coque e gases no VSR.

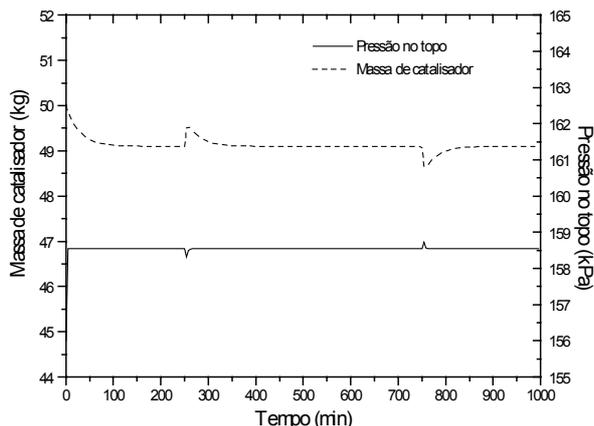


Figura 10. Massa de catalisador e pressão no topo.

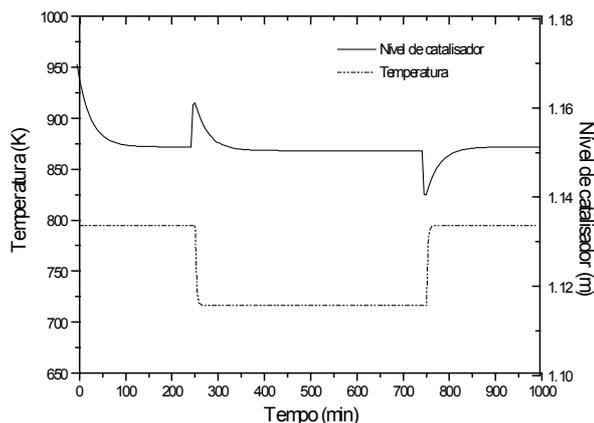


Figura 11. Nível de catalisador e temperatura.

Mudança na vazão de entrada de catalisador gasto no VSR – Caso 3.

As Figuras 12 a 15, referem-se ao Caso 3, onde se tem uma diminuição de 5% na vazão de entrada de catalisador, após 250 minutos voltando em seguida ao estado inicial, passados 750 minutos de simulação.

A Figura 12 mostra o comportamento da pressão na base do VSR e da massa de gases. Observa-se que a massa de gases e a pressão dos gases, mostrada na Fig. 13, não se alteram. A pressão na base do VSR diminui, mesmo sem uma queda da pressão no topo. Esta queda ocorre pois a pressão na base depende da massa de catalisador. Quando se diminui a vazão de entrada, observa-se que a massa de catalisador no VSR diminui. Como a queda sofrida pela massa de catalisador é significativa, tem-se como resultado uma queda na pressão na base.

A massa de catalisador e a pressão dos gases no VSR são mostradas na Fig. 13. Vê-se que a pressão dos gases não sofre alteração. A massa de catalisador diminui, quando se tem uma diminuição da vazão de entrada de catalisador.

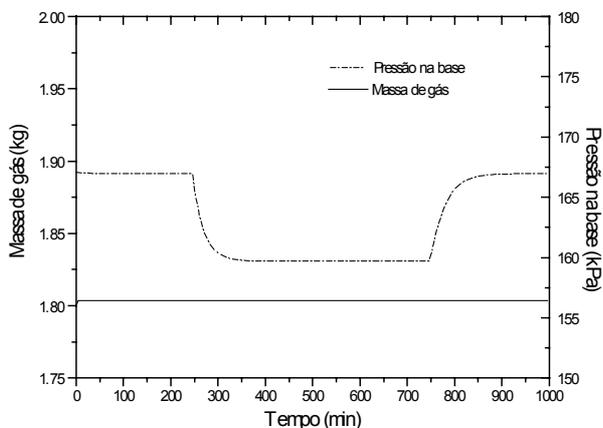


Figura 12. Pressão na base e massa de gás.

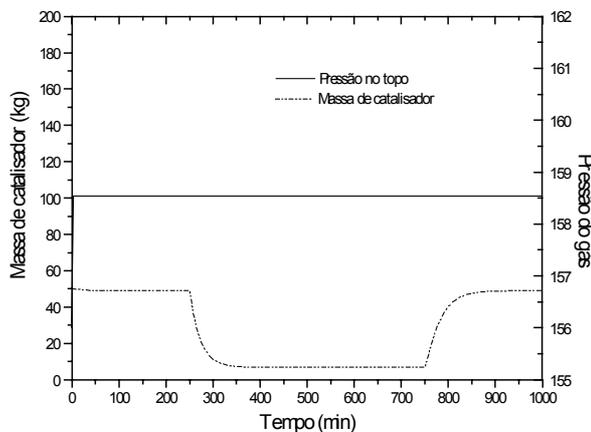


Figura 13. Pressão no topo e massa de catalisador.

A Figura 14 mostra o nível de catalisador no VSR e a pressão na base e na Fig. 15 tem-se o comportamento da vazão de saída do catalisador gasto e da vazão de gases para a fracionadora. Observa-se que o nível de catalisador e a pressão na base diminuem, o que já era esperado, pois há uma diminuição na massa de catalisador no VSR. A vazão de saída do catalisador gasto, ilustrada na Fig. 15, sofre uma queda, que acompanha a queda na vazão de entrada. A vazão de saída de gases não se altera.

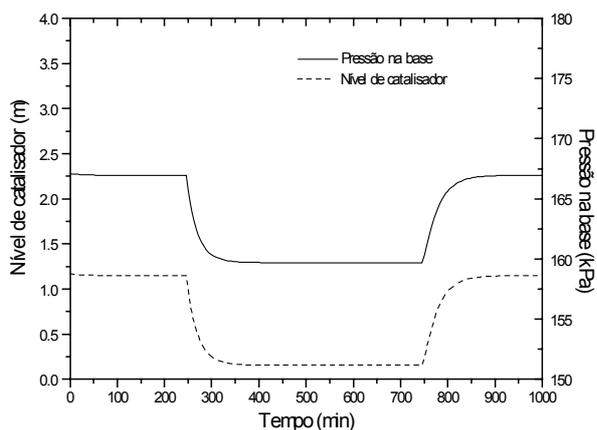


Figura 14. Pressão na base e nível de catalisador.

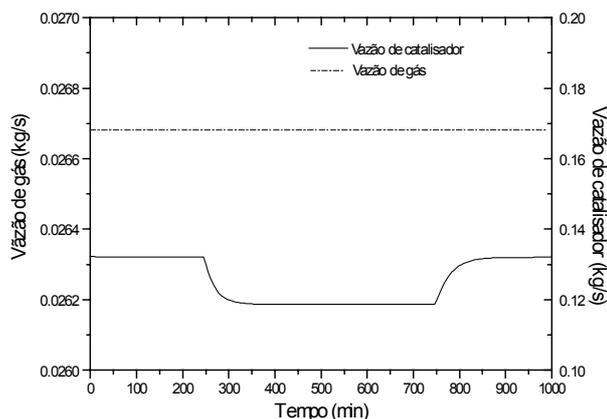


Figura 15. Vazões de saída do gás e catalisador gasto.

5. Conclusões

Neste trabalho, foi apresentado um modelo dinâmico para o vaso separador e o retificador (VSR) de uma unidade de craqueamento catalítico, elaborado com base nos princípios de conservação da massa e da energia. O modelo procura englobar todos os parâmetros significativos do processo de separação e retificação que ocorrem no VSR além de particularidades apresentadas em trabalhos da literatura. O modelo matemático resultante é um conjunto não-linear e acoplado de equações diferenciais ordinárias e algébricas. A solução desse sistema é feita através do método de Diferenças Finitas com a formulação totalmente implícita. O método de Newton é utilizado para a solução das equações discretizadas. Esse modelo permite o monitoramento de várias variáveis de entrada, possibilitando prever os seus comportamentos previamente e utilizar esse conhecimento para controle dinâmico do processo. A comparação dos resultados do modelo proposto com dados de operação de uma planta industrial em regime estacionário e com o modelo de Han e Chung (2001b) mostrou boa concordância. Como teste para o modelo, foram propostos três estudos de caso, sendo no caso 1 uma mudança na vazão de gás-óleo, no caso 2 uma mudança na temperatura na saída do riser e caso 3 uma mudança na vazão de catalisador. Para os três casos estudados as respostas apresentadas pelo modelo proposto mostraram-se consistentes e fisicamente plausíveis em relação ao comportamento dinâmico esperado do processo.

Para aprimoramento do presente modelo pode-se:

obter uma equação para avaliar o teor de coque catalisador-óleo com dados experimentais, visto que a equação utilizada no modelo é uma equação empírica e depende da geometria do equipamento e também das condições de operação. Também é importante avaliar as possíveis reações químicas que ocorrem no VSR, pois Baptista *et al.* (2002) concluíram que o elevado rendimento de gás combustível rico em hidrogênio, obtido nas amostragens feitas no fundo do retificador, evidenciaram que reações de desalquilação e condensação continuam ocorrendo no retificador.

6. Agradecimentos

À Agência Nacional do Petróleo – ANP – e a Financiadora de Estudos e Projetos – FINEP – através do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo de Gás – PRH – ANP/MCT CEFET-PR, pelo apoio financeiro que me permitiu inteira dedicação a este trabalho.

7. Referências

- Ali, H.; Rohani, S., 1997, "Dynamic Modeling and Simulation of a Riser-Type Fluid Catalytic Cracking Unit", Chem. Eng. Technol., Vol. 20, pp. 118-130.
- Arandes, J. M.; Azkoiti, M. J.; Bilbao, J.; De Lasa, H. I., 2000, "Modelling FCC Units Under Steady and Unsteady State Conditions", The Can. Journal of Chem. Eng., Vol. 78, pp. 111-123.
- Broadhurst, T. E., Becker, H. A., 1975, "Onset Fluidization on Slugging in Beds of Uniform Particles", Aiche Journal, Vol. 21, pp. 238-247.
- Erthal, R. H., 2003, "Modelagem e Simulação Dinâmica de Um Conversor de Craqueamento Catalítico", Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica, Departamento de Pesquisa e Pós-Graduação da Unidade de Curitiba do CEFET-PR, Curitiba-PR.
- Han, I. S.; Chung, C. B., 2001a, "Dynamic Modeling and Simulation of a Fluidized Catalytic Cracking Process. Part I: Process modeling", Chem. Eng. Science, Vol. 56, pp. 1951-1971.
- Han, I. S.; Chung, C. B., 2001b, "Dynamic Modeling and Simulation of a Fluidized Catalytic Cracking Process. Part II: Property Estimation and Simulation", Chem. Eng. Science, Vol. 56, p. 1973-1990.
- Malay P.; Milne B. J.; Rohani S., 1999, "The Modified Dynamic of a Riser Type Fluid Catalytic Unit", The Canadian J. of Chem. Eng., Vol. 77, pp. 169-179.

Melo, R. F., 2003, "Modelagem e Simulação Numérica de Vaso Separador e Retificador de Unidades de Craqueamento Catalítico", Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica, Departamento de Pesquisa e Pós-Graduação da Unidade de Curitiba do CEFET-PR, Curitiba-PR.

Santos, M. G., 2000, "Modelo Dinâmico para o Controle do Conversor de uma Unidade de FCC UOP STACKED", Dissertação de Mestrado em Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, UFRGS, Porto Alegre-RS.

DYNAMIC MODELING OF FLUID CATALYTIC CRACKING STRIPPER AND SEPARATING VASE

Rosilaine Furtado de Melo

Federal Center for Education in Technology of Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 - 80230-901 Curitiba-PR Brazil
rosifurtadobr@yahoo.com.br

Silvio Luiz de Mello Junqueira

Federal Center for Education in Technology of Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 - 80230-901 Curitiba-PR Brazil
silvio@cefetpr.br

Admilson Teixeira Franco

Federal Center for Education in Technology of Paraná - Av. Sete de Setembro, 3165 - 80230-901 Curitiba-PR Brazil
admilson@cefetpr.br

Abstract. The Fluid Catalytic Cracking Catalytic process in a refinery consists of a unit that converts heavy distillates to gasoline and middle distillates. In this work, a detailed dynamic modeling of two specific equipments of a fluidized catalytic cracking (FCC) unit is presented, namely, the separating vase and the stripper (VSR). The separating vase separates the particles of the catalyst and the gases from the riser and the stripper is designed to remove the hydrocarbons trapped in the pores of the catalyst, through the vapor injection. The mathematical model is based on the mass conservation equations of gas and catalyst and also the conservation of energy. The system of algebraic and ordinary differential equations are discretized using the Finite Difference Method associated with an implicit formulation. The Newton Method is used to solve the set de discretized equations. The model validation, carried out through comparison with literature results and with operation data of a Petrobras pilot plant refinery, presented good agreement. Finally, the affect of some input parameters. Such as, the inlet mass flow of gas-oil, the inlet temperature, is studied by changing their steady-state values.

Keywords: Dynamic modeling, Fluidized catalytic cracking, Separator, Stripper.