

SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UNIDADES DE FRACIONAMENTO DE PETRÓLEO

Andre Luis Sousa de Vasconcelos, alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br¹

Romildo Pereira Brito, brito@deq.ufcg.edu.br²

Luis Gonzaga Sales Vasconcelos, vasco@deq.ufcg.edu.br²

¹Universidade Federal de Campina Grande, UATA-Rua João Leite,517-Centro-Cep:58840-000, Pombal-PB

²Universidade Federal de Campina Grande, UAEQ-Av. Aprígio Veloso,882-Bairro Universitário-Cep:58429-140, Campina Grande-PB

Resumo: Durante o processo de refino do óleo bruto, misturas de centenas de componentes devem ser separadas. Estes componentes variam desde hidrocarbonetos leves (metano, etano, propano, etc.) até componentes de alto peso molecular que possuem elevados pontos de ebulição. Refinarias de petróleo possuem unidades específicas para a separação destas misturas. Uma unidade de fracionamento de grande capacidade é basicamente constituída da seção de pré-aquecimento e dessalinização seguida da coluna de pré-flash, da coluna de destilação atmosférica e da coluna de destilação a vácuo. Neste trabalho é apresentado a utilização dos simuladores de processo ASPEN PLUSTM e ASPEN DYNAMICSTM na simulação em regime estacionário e dinâmico de uma unidade de fracionamento de óleo bruto. Devido a complexidade do sistema, o trabalho teve como foco as duas primeiras colunas de destilação que constituem a unidade. Durante os procedimentos de simulação, foi possível caracterizar e quantificar frações do petróleo, a partir de curvas de destilação TBP e ASTM D86 geradas pelo próprio simulador, assim como, simular em regime estacionário e dinâmico e projetar o sistema de controle da coluna de pré-flash. Em seguida o estudo foi estendido para a coluna de destilação atmosférica. Os resultados obtidos durante as simulações foram bastante satisfatórios principalmente em relação ao desempenho do sistema de controle da coluna de pré-flash, frente a possíveis perturbações que ocorrem durante o processo. Os resultados comprovaram a importância do conhecimento e da utilização dos simuladores de processo durante as várias etapas de projeto de um processo industrial.

Palavras-Chave: Óleo Bruto, Refino, Destilação, Simulação, Controle de Processos

1. INTRODUÇÃO

O óleo bruto é produzido em centenas de lugares ao redor do mundo. É encontrado ao longo de vários metros de profundidade da superfície, algumas vezes submetido a elevadas pressões e outras vezes necessitando ser bombeado. Um vasto sistema de tubulações e tanques transporta o óleo bruto para as refinarias nas quais o mesmo é processado dando origem a um grande numero de produtos importantes como gasolina, querosene, asfalto dentre outros. Muitas das matérias-primas utilizadas na indústria química são produzidas nas refinarias, incluindo etileno, propileno e benzeno. Durante o processo de refino do óleo bruto, misturas de centenas de componentes devem ser separadas. Estes componentes variam desde hidrocarbonetos leves (metano, etano, propano, etc.) até componentes de alto peso molecular que possuem elevados pontos de ebulição. Refinarias de petróleo possuem unidades específicas para a separação destas misturas. A separação inicial de óleo bruto em vários cortes é obtida em uma grande coluna de destilação chamada de unidade de destilação atmosférica (pipestill). Estes cortes possuem diferentes faixas de ponto de ebulição. Pelo topo saem vapores de nafta leve e GLP que são condensados fora da torre e posteriormente serão separados. Os produtos de pontos de ebulição intermediários como nafta pesada, querosene, diesel e gasóleo são obtidos a partir de retiradas laterais e retificadoras ao longo da torre. O resíduo da destilação atmosférica que deixa o fundo da coluna é conhecido como resíduo atmosférico (RAT), e dele ainda podem ser retiradas frações importantes a partir de uma destilação a vácuo. Quando há necessidade de se projetar unidades de grandes capacidades de carga, ou de se ampliar a carga de uma unidade de destilação já existente, utiliza-se uma torre de pré-fracionamento, também conhecida como torre de pré-flash. Esta torre retira do petróleo os cortes mais leves (GLP e nafta leve), permitindo desta forma ampliar a carga total da unidade ou dimensionar os fornos e o sistema de destilação atmosférica em menor tamanho.

Com o avanço da tecnologia, simuladores estão sendo amplamente utilizados em processos industriais tais como refinação, petroquímica, produção de óleo e gás. Especificamente, em processos em que é significativo o uso de simuladores que incluem o cálculo antecipado de valores de produção. Adicionalmente, os simuladores são utilizados por grupos de operação como uma ferramenta operacional para o desenvolvimento e testes de procedimentos de operação e análise de incidentes, em que eventos de uma planta são reproduzidos no simulador para assistir e entender o pós-evento e pré-evento. Benyahia (2000) apresenta uma discussão bastante interessante sobre o uso de simuladores de

processos no estudo de processos industriais. O autor utilizou como estudo de caso o processo industrial de produção de Mono Cloreto de Vinila (MVC) e enfatiza que dados cinéticos e métodos de cálculos de propriedades termodinâmicas são as principais fontes de erros no uso de simuladores na reprodução de processos industriais.

Neste trabalho é apresentada a utilização dos simuladores de processo ASPEN PLUSTM e ASPEN DYNAMICSTM na simulação em regime estacionário e dinâmico de uma unidade de fracionamento de óleo bruto constituída basicamente da coluna de pré-flash e da coluna de destilação atmosférica. Segundo Skogestad (1992), a base para entender a dinâmica e controlar as especificações de uma coluna de destilação é ter conhecimento detalhado do seu comportamento no estado estacionário. Além disso, para iniciar o estudo do comportamento dinâmico de qualquer equipamento ou processo, é necessário dispor das condições iniciais, as quais são obtidas a partir de simulações no estado estacionário.

2. FRAÇÕES DE PETRÓLEO E CARACTERIZAÇÃO DO ÓLEO BRUTO

Na otimização do refino do petróleo, é fundamental prever a distribuição dos produtos e a sua qualidade. O petróleo é uma substância muito complexa e é praticamente impossível caracterizá-lo de maneira usual, analisando a quantidade de cada um dos seus constituintes. Portanto, convencionalmente ele é caracterizado por métodos baseados na análise da destilação, tais como o ensaio de destilação chamado de True Boiling Point (TBP) e o ASTM D86. O ensaio ASTM D86 determina o intervalo de destilação do petróleo e dos seus produtos a partir da execução de uma destilação batelada simples. A destilação é realizada em uma unidade de destilação de laboratório, em pressão ambiente em condições que são projetadas para fornecer cerca de um estágio teórico de fracionamento. A análise TBP emprega uma coluna de fracionamento que tem uma eficiência equivalente entre 14 a 18 estágios teóricos operando com uma razão de refluxo superior a 5. Para prever a distribuição dos produtos e a sua relação com as condições de funcionamento, simulações em estado estacionário baseadas em primeiros princípios, em termos de balanço de massa, energia e relações de equilíbrio, são extremamente importantes. Como o número de componentes do petróleo é muito elevado, a composição da mistura não pode ser utilizada diretamente. Convencionalmente, dezenas de pseudocomponentes são gerados a fim de representar o petróleo. Pseudocomponentes possuem propriedades individuais que não necessariamente correspondem a qualquer componente real e são obtidos por métodos semi-empíricos. Eckert (2005a) propôs a representação do petróleo por um conjunto reduzido de componentes reais. A vantagem desta abordagem é que a mistura substituta pode ser utilizada em processos que ocorrem reação química. Cuellar (2009) utilizou a metodologia proposta por Eckert (2005a) para selecionar os componentes reais para a mistura e assim obter via simulação as curvas de destilação TBP e ASTM D86. O autor realizou as simulações dentro do ambiente Batchsep da AspenTech. A Figura (1) apresenta as curvas de destilação TBP e ASTM D86 para a Nafta, obtidas a partir do simulador de processos ASPEN PLUSTM.

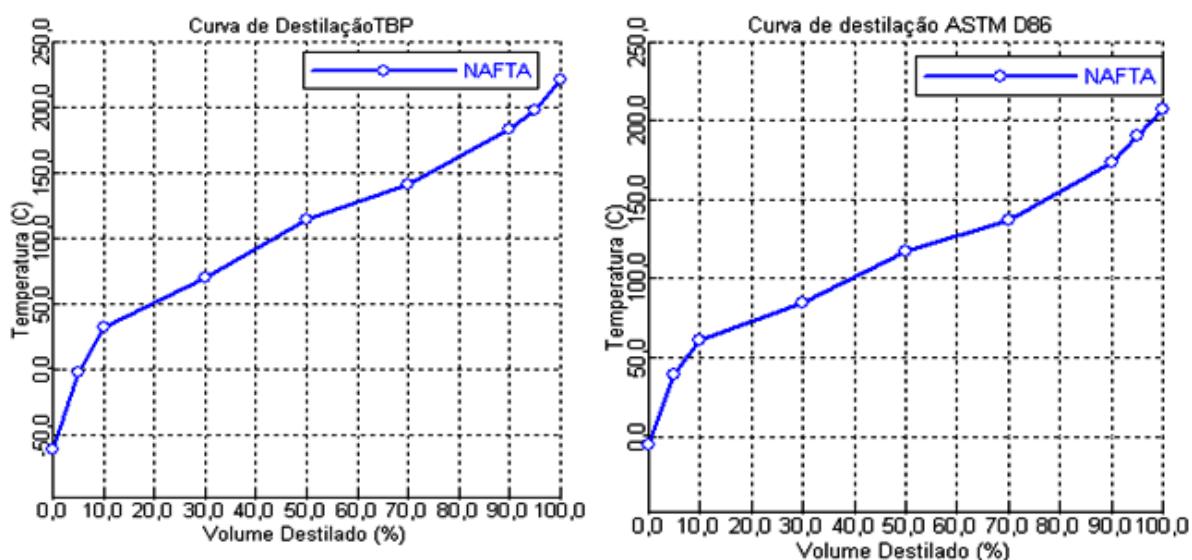


Figura 1 – Curvas de Destilação da Nafta

Na realização deste trabalho, foram utilizados dois tipos de óleo bruto, cujas características são apresentadas nas Tabelas (1) e (2). Estas características foram obtidas a partir da documentação referente à simulação de fracionadoras de petróleo da Aspen Technology. Os dados apresentados nas tabelas serão informados ao simulador, para que a partir deles o mesmo possa calcular os pseudocomponentes que constituirão a mistura final.

Tabela 1 – Características do óleo bruto 1 (31,4 °API)

TBP % vol. liquido	Temperatura da Destilação (°C)	Componentes leves	Fração volumétrica	Curva API % vol.	(°API)
6,8	54,44	metano	0,001	5	90,0
10	82,22	etano	0,0015	10	68,0
30	214,44	propano	0,009	15	59,7
50	343,33	isobutano	0,004	20	52,0
62	426,66	n-butano	0,016	30	42,0
70	483,88	2-metil butano	0,012	40	35,0
76	537,77	n-pentano	0,017	45	32,0
90	679,44	-	-	50	28,5
-	-	-	-	60	23,0
-	-	-	-	70	18,0
-	-	-	-	80	13,5

Tabela 2 – Características do óleo bruto 2 (34,8 °API)

TBP % vol. liquido	Temperatura da Destilação (°C)	Componentes leves	Fração volumétrica	Curva API % vol.	(°API)
6,5	48,88	metano	0,001	2	150,0
10	93,33	etano	0,002	5	95,0
20	148,88	propano	0,005	10	65,0
30	204,44	isobutano	0,01	20	45,0
40	243,33	n-butano	0,01	30	40,0
50	254,44	2-metil butano	0,005	40	38,0
60	343,33	n-pentano	0,025	50	33,0
70	398,88	-	-	60	30,0
80	454,44	-	-	70	25,0
90	593,33	-	-	80	20,0
95	704,44	-	-	90	15,0
98	801,66	-	-	95	10,0
100	910	-	-	100	5,0

3. SIMULAÇÃO ESTACIONÁRIA E DINÂMICA DA COLUNA DE PRE-FLASH

Devido à complexidade do sistema a ser simulado, antes de simular toda unidade de fracionamento, primeiramente a coluna de pré-flash foi estudada em separado. Simulamos a coluna em estado estacionário e em seguida no estado dinâmico para projetar o seu sistema de controle. A coluna de pré-flash é uma simples coluna que remove parte dos componentes mais voláteis do óleo bruto. A Figura (2) apresenta o fluxograma da coluna com os parâmetros da simulação. É possível perceber que as duas correntes de óleo bruto são misturadas e aquecidas em uma fornalha na qual a alimentação é parcialmente vaporizada antes de entrar na coluna. A coluna não possui refeedor e uma corrente de vapor é introduzida na sua base. É esta corrente que provoca a vaporização do líquido no interior da coluna. Ao longo da operação, sucessivas vaporizações e condensações no interior da coluna concentram os componentes mais voláteis na seção superior da coluna. Os componentes menos voláteis se concentram na parte de baixo da coluna, sendo retirados a partir do produto de base da coluna. Esta corrente alimenta a coluna de destilação atmosférica como veremos mais a diante.

A simulação estacionária foi exportada através do simulador ASPEN PLUS™ para o simulador ASPEN DYNAMICS™. O próprio simulador apresenta no fluxograma um controlador de nível para o vaso de refluxo e um controlador de pressão. Além destes, controladores de vazão para as correntes de óleo bruto e vapor e de nível na base da coluna foram adicionados ao fluxograma do processo. Os controladores de nível são proporcionais e os de vazão possuem ação proporcional-integral. Os valores utilizados para os parâmetros destes controladores foram os sugeridos por Luyben (2002). Originalmente o controlador de nível do vaso de refluxo, manipulava a vazão de refluxo para manter o nível da fase orgânica, mas como a razão de refluxo da coluna é de apenas 0,344 foi decidido modificar a estrutura de controle, controlando o nível da fase orgânica a partir da vazão de retirada de nafta. Um controlador de temperatura foi adicionado para manter a temperatura de saída da fornalha, manipulando a sua carga térmica. Esta malha de controle possui um tempo de atraso de 3 minutos ao invés o valor usual de 1 minuto utilizado em malhas de controle de temperatura, isto porque fornalhas possuem uma dinâmica mais lenta do que vaporizadores comuns e refeedores. A malha foi sintonizada a partir do teste de auto sintonia em malha fechada disponível no próprio simulador e o método de Tyreus-Luyben forneceu os valores dos parâmetros de sintonia do controlador como ganho e

tempo integral, que neste caso foram $K_c = 0,465$ e $\tau_i = 13$ minutos respectivamente. Para completar a estrutura de controle da coluna foi adicionada uma malha para manter a especificação desejada de 95 % de volume de líquido destilado a uma temperatura de 191 °C (ASTM D86). A malha foi sintonizada da mesma forma que a malha de temperatura e o método de Tyreus_Luyben forneceu $K_c = 0,821$ e $\tau_i = 26$ minutos. A Figura (3) apresenta a estrutura de controle da coluna no simulador ASPEN DYNAMICS™. A eficiência do sistema de controle foi testada para distúrbios de + 10 e -10 % nas vazões de óleo bruto e o desempenho obtido é mostrado nas Figuras (4) e (5).

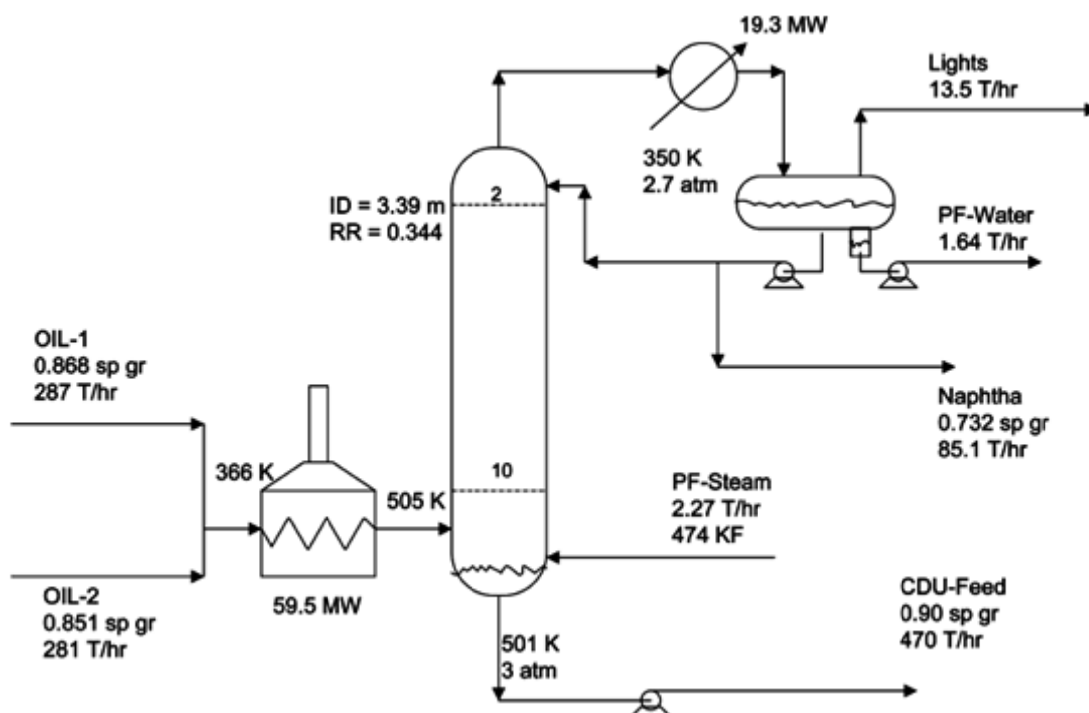


Figura 2 – Fluxograma da coluna de pré-flash e parâmetros para simulação estacionária.

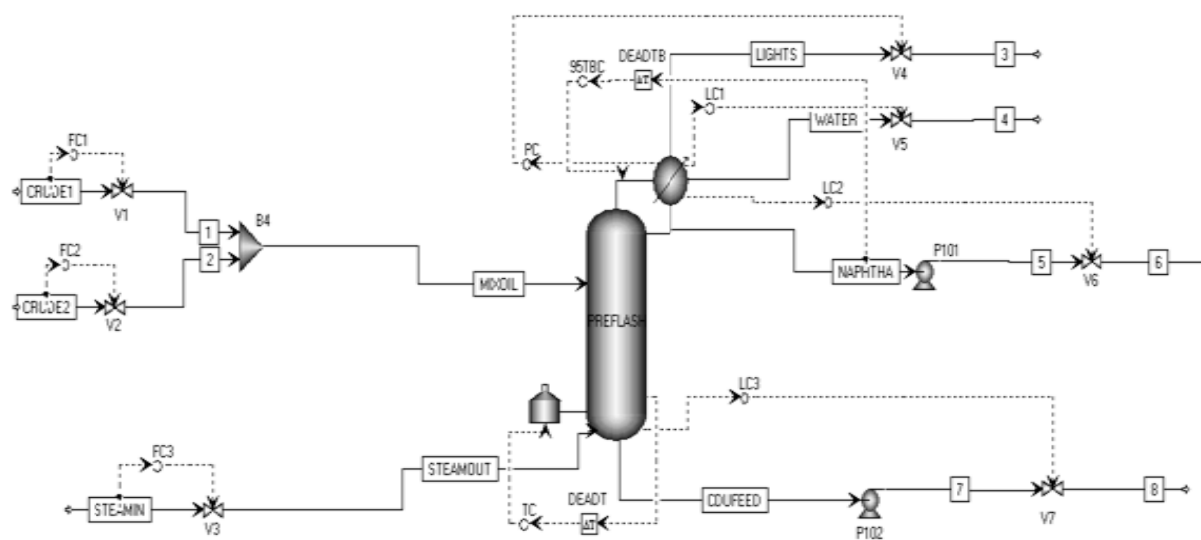


Figura 3 – Sistema de controle da coluna de pré-flash no simulador ASPEN DYNAMICS™.

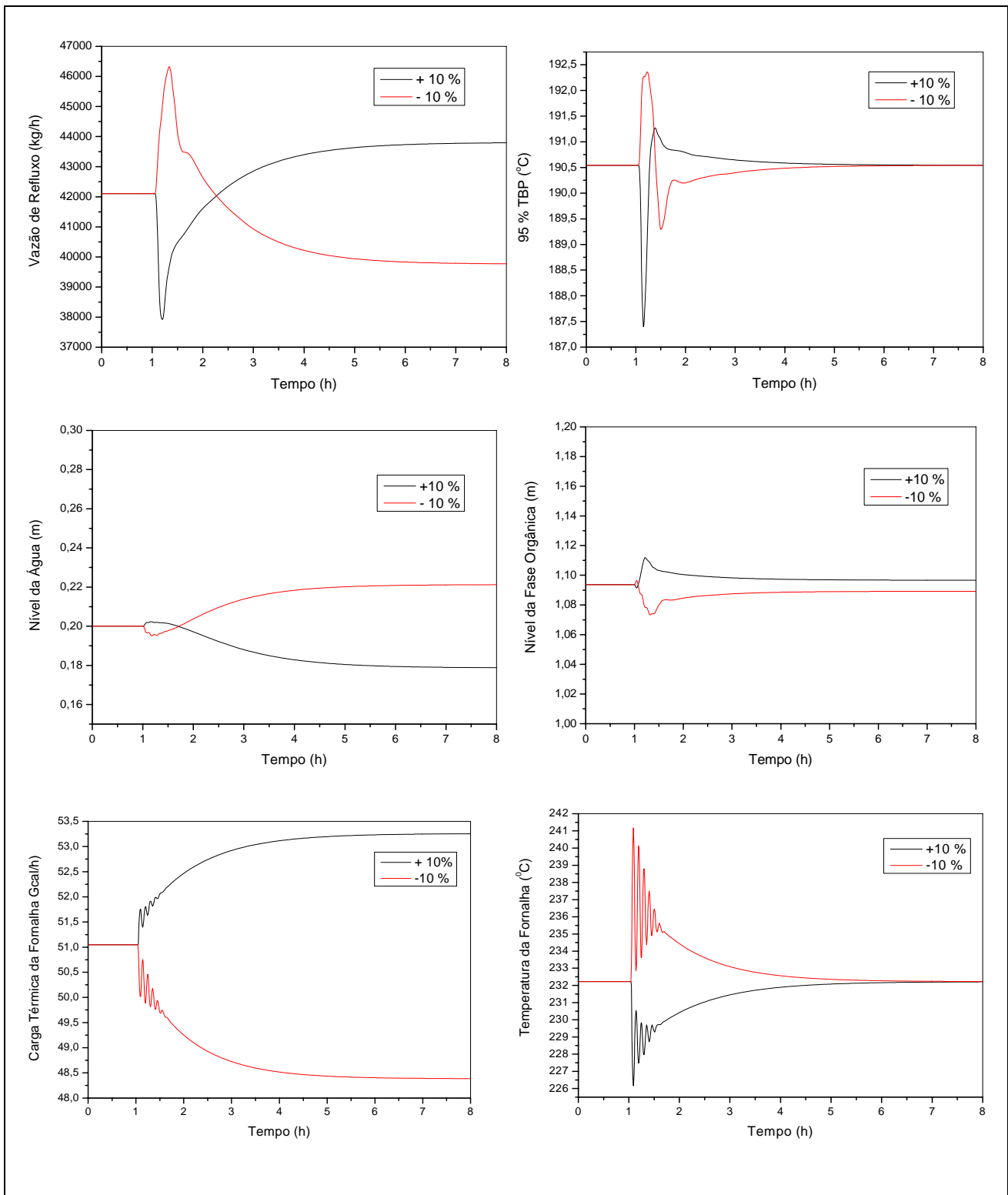


Figura 4 – Desempenho do sistema de controle para distúrbios na vazão do óleo bruto 1.

É possível observar que o comportamento das variáveis em ambas as situações é o mesmo só que no sentido inverso. O sistema como um todo apresenta um período transitivo em torno de 6 horas. Os níveis de água e da fase orgânica no vaso de refluxo apresentaram pequenas variações. Durante o período transitivo, a temperatura especificada para obtenção de 95 % de volume destilado apresentou uma queda de 3 graus quando a vazão de óleo bruto 1 foi reduzida e um aumento de aproximadamente 2 graus quando a vazão foi aumentada. A temperatura da fomalha apresentou intensa oscilação por quase 2 horas e um pico de 9 graus em relação ao valor estacionário quando a vazão de óleo foi reduzida. Isto indica que a malha de temperatura apresentou grande instabilidade durante a primeira hora após a aplicação do distúrbio.

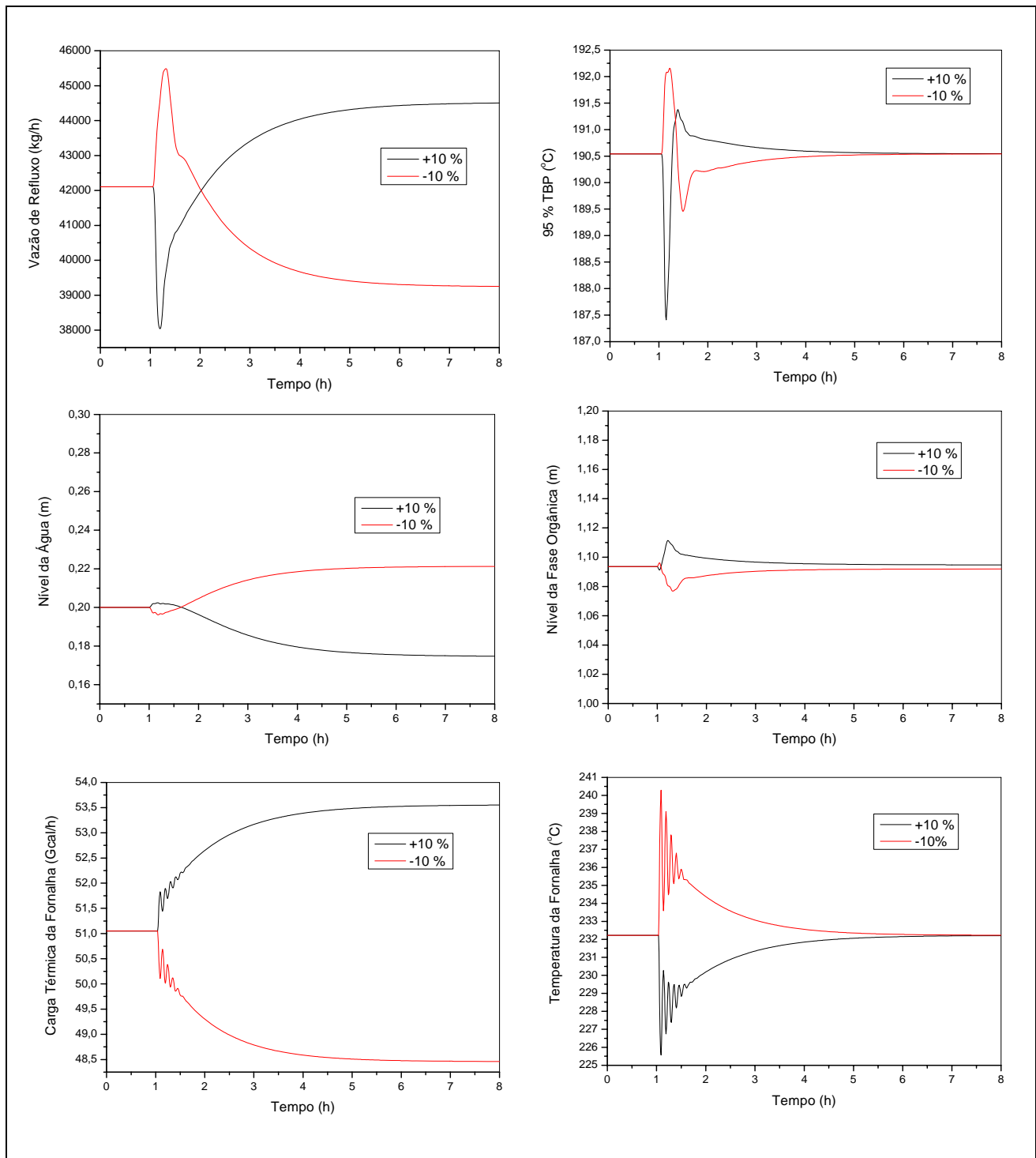


Figura 5 – Desempenho do sistema de controle para distúrbios na vazão do óleo bruto 2.

A partir da Figura (5) é possível perceber que o comportamento do sistema foi semelhante ao comportamento apresentado para o distúrbio aplicado na vazão de óleo bruto 1. O mesmo continua apresentando um período transitente de aproximadamente 6 horas e a característica da resposta de cada uma das variáveis é a mesma só que em sentido oposto em cada situação. Em ambos os casos é possível perceber que para manter a especificação de temperatura para 95 % de volume destilado na corrente de nafta, foi necessário uma grande variação na vazão de refluxo, isto por que o aumento da carga na torre provoca um aumento excessivo da concentração de componentes leves no topo da torre o que ocasiona uma diminuição da temperatura de ebulição para 95 % de volume destilado. Para reduzir a concentração de componentes leves no topo, inicialmente o refluxo é reduzido, para que assim os componentes leves sejam empurrados para baixo. Quando isso ocorre e a temperatura começa a subir novamente e a vazão de refluxo começa a aumentar, até o sistema atingir um novo estado estacionário. Quando a carga da torre é reduzida, ocorre um aumento excessivo na concentração de componentes pesados no topo e o comportamento do refluxo passa então a ser o inverso do que foi dito antes.

4. SIMULAÇÃO ESTACIONÁRIA DA UNIDADE DE FRACIONAMENTO COM DUAS COLUNAS

Como foi dito antes, a unidade de fracionamento é basicamente composta de duas colunas, a coluna de pré-flash e a coluna de destilação atmosférica. Na seção anterior foi descrito o procedimento de simulação e controle da coluna de pré-flash. Devido à complexidade do sistema foi preferido simular em regime estacionário e dinâmico primeiramente a coluna de pré-flash, para que após a obtenção do conhecimento das características desta coluna, pudéssemos avançar no desenvolvimento do trabalho, colocando em conjunto a coluna de destilação atmosférica. Deste ponto em diante vamos considerar as duas colunas operando de forma conjunta. A coluna de pré-flash remove os hidrocarbonetos leves presentes no óleo bruto produzindo nafta leve como produto destilado de topo. A corrente de base da coluna de pré-flash é bombeada para uma fornalha na qual 70 % do total é vaporizada e alimentada em uma grande coluna de destilação que produz nafta pesada como produto de topo e três produtos que são retirados lateralmente: querosene, diesel e gasóleo atmosférico. A corrente de base da coluna é chamada óleo bruto reduzido, que pode ser alimentado em outra grande coluna de destilação que opera a vácuo para que mais gasóleo possa ser recuperado. Dois trocadores de calor intermediários são utilizados para recuperar parte da energia do vapor que flui ao longo da coluna. Uma bomba bombeia o líquido a alta temperatura de um prato para o trocador de calor que resfria o líquido. O líquido resfriado retorna para a coluna em um prato mais alto.

O projeto de uma coluna de destilação atmosférica para o fracionamento de óleo bruto apresenta um interessante conflito entre consumo de energia e pureza dos produtos. Se trocadores de calor intermediários não são usados, todo o vapor proveniente da fornalha flui através da coluna sendo condensado no topo da mesma em um condensador. Caso o calor não seja recuperado a capacidade da fornalha deve ser grande. Uma grande quantidade de refluxo é requerida durante a operação ocasionando altas razões entre as vazões de líquido e vapor no interior da coluna e um melhor fracionamento, possibilitando uma melhor separação entre os produtos laterais. A Figura (6) apresenta o fluxograma da coluna com os parâmetros da simulação estacionária. A Figura (7) apresenta a unidade de fracionamento implementada no simulador ASPEN PLUS™.

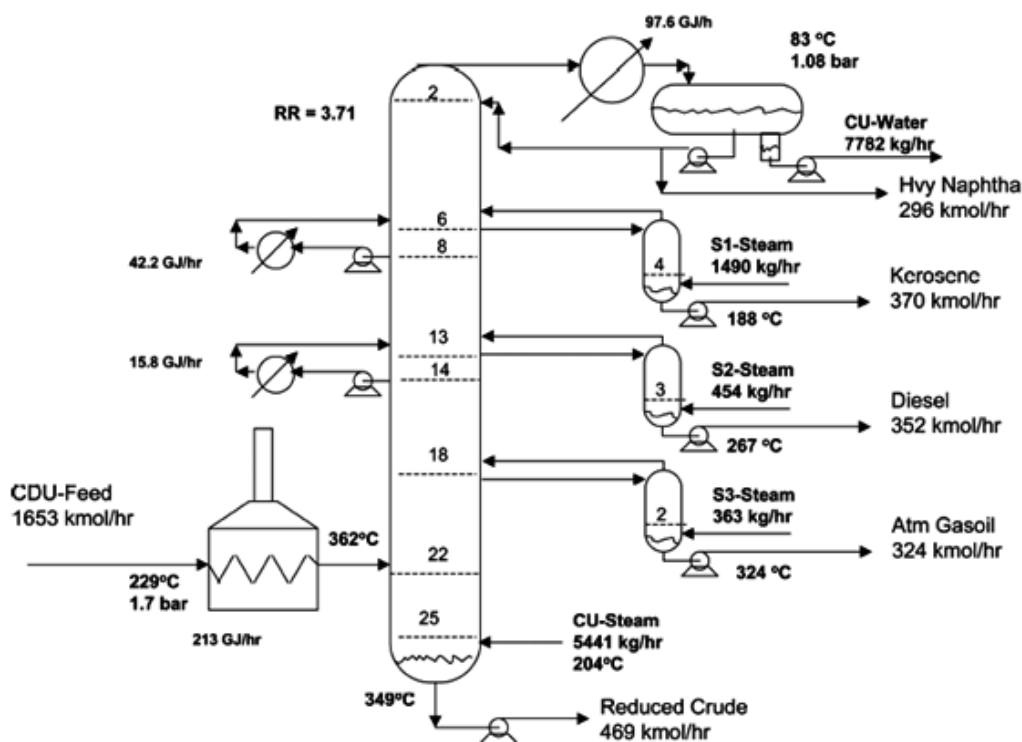


Figura 6 – Fluxograma da coluna de destilação atmosférica e parâmetros para simulação estacionária.

Antes de realizar qualquer simulação em regime dinâmico e de projetar o sistema de controle da coluna de destilação atmosférica é interessante realizar um estudo sobre os efeitos dos parâmetros de projeto no rendimento e nos pontos de ebulição dos vários produtos. Os resultados obtidos serão aplicados quando o sistema de controle da coluna for projetado para manter as várias especificações mesmo na presença de distúrbios. Para a realização da simulação em estado estacionário foram especificados todos os valores dos parâmetros dos equipamentos. Em adição a estes parâmetros são também especificados 10 variáveis de operação, isto é, existem 10 graus de liberdade no processo de destilação atmosférica. São estes:

1. Ponto de ebulição da nafta pesada para 95 % de volume de líquido destilado igual a 176,66 °C;
2. Ponto de ebulição do diesel para 95 % de volume de líquido destilado igual a 337,77 °C;

3. Vazão de gasóleo igual a 89392 kg/h;
4. Fração vaporizada no topo da coluna igual a 0,03;
5. As quatro vazões de vapor que entram na coluna são fixas (uma na base da coluna e uma para cada uma das três retificadoras);
6. A quantidade de calor removido por cada trocador de calor intermediário é fixa.

Durante o procedimento de simulação estacionária foram estudados os efeitos das mudanças dos valores de algumas destas variáveis e a partir dos resultados foi possível estabelecer alguns princípios de operação para fracionadores de petróleo.

O primeiro parâmetro verificado foi a mudança da temperatura de ebulição para a especificação de 95 % de volume destilado para a nafta pesada de 190,55 a 176,66 °C. A mudança resultou em uma redução da vazão de nafta produzido, pois uma redução desta temperatura provoca também uma diminuição da fração de óleo bruto que é convertida em nafta. Ocorre também uma correspondente redução da temperatura de ebulição para a especificação de 5 % de volume destilado para o querosene de 201 para 193 °C. Isto nos leva a concluir que os pontos de ebulição para as especificações de 5 % e de 95 % de cortes adjacentes não são independentes, o que é um importante princípio da operação de fracionadores de petróleo com retiradas laterais.

O segundo parâmetro modificado foi a quantidade calor removida pelos trocadores intermediários. A modificação afeta diretamente o vapor que flui acima do trocador e o líquido que flui abaixo do trocador. Conseqüentemente a taxa de aquecimento da fornalha muda por que a temperatura da alimentação da fornalha também muda. Foi feito uma redução na carga térmica do trocador intermediário de topo de 42,4 para 31 GJ/h. Foi observado que a vazão de vapor na parte de cima da coluna aumentou o que provocou um aumento da razão de refluxo da coluna de 3,71 para 4,4 e um aumento na carga térmica do condensador de 97,6 para 107,6 GJ/h. O aumento da razão entre o líquido e o vapor no topo da coluna prover um melhor fracionamento na região acima do trocador.

Os demais parâmetros verificados foram às vazões de vapor para cada retificadora. A mudança em qualquer uma das vazões de vapor de cada retificadora modifica apenas o início da curva do ponto de ebulição, mas o efeito sobre a temperatura de ebulição para 5 % de volume destilado é muito pequeno e sobre a temperatura de ebulição para 95 % de volume destilado e vazões dos produtos é praticamente nenhum. É claro que o uso de uma maior quantidade de vapor provoca um aumento no consumo do mesmo e um aumento na carga enviada para a área de purificação de água, que é necessária para recuperar a água decantada no vaso de refluxo e assim reintroduzi-la novamente no processo.

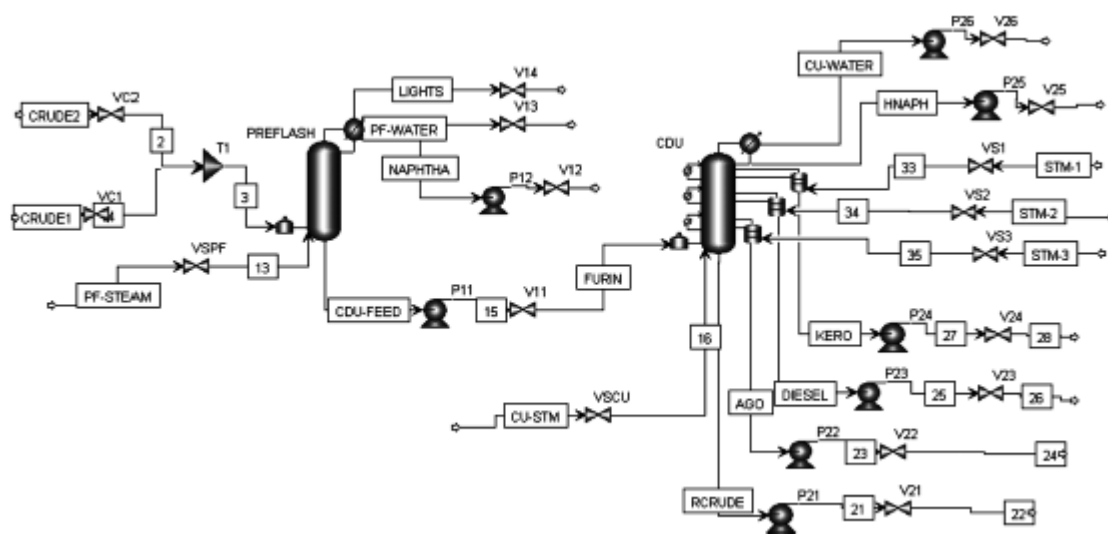


Figura 7 – Unidade de Fracionamento implementada no simulador ASPEN PLUS™.

5. CONCLUSÕES

O desempenho do sistema de controle da coluna de pré-flash superou as expectativas principalmente em relação ao controle da temperatura de ebulição para a especificação de 95 % de volume de destilado da nafta leve. A simulação da unidade com duas colunas permitiu a realização de um estudo sobre os efeitos de várias variáveis do processo sobre a operação da coluna de destilação atmosférica e sobre a separação de alguns cortes do petróleo. A possibilidade de simular a unidade de fracionamento e principalmente, os resultados obtidos comprovaram a importância da utilização dos simuladores de processo durante o projeto e a otimização da operação de unidades complexas. A simulação de unidades de fracionamento de petróleo é complexa, exigindo assim que a mesma seja realizada em etapas, ou seja, um equipamento por vez deve ser simulado e devidamente analisado antes que o equipamento seguinte seja introduzido ao fluxograma do processo. A complementação do trabalho requer ainda a realização de mais duas etapas: o projeto do

sistema de controle da coluna de destilação atmosférica; e a introdução da coluna de destilação a vácuo na unidade de fracionamento.

6. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

- ASPEN TECHNOLOGY, Inc., Getting Started Modeling Petroleum Processes;
BENYAHIA, F. (2000). Flowsheeting Packages: Reliable or Fictitious Process Models?. *ICHEME*, 78, Part A;
CUELAR, F. D. R. (2009), Representação do Petróleo Através de Componentes Reais para a Simulação de Processos de Refino, Dissertação de Mestrado, PUC-SP;
ECKERT, E.; VANEK, T. (2005), Extended Utilization of the Characterization of Petroleum Mixtures Based on Real Components, *Chemical Papers*, Bratislava, v. 59, n. 6a, p. 428-433;
LUYBEN, W. L. (1990), *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*, 2ª Edição, McGraw-Hill, USA;
LUYBEN, W. L. (2002), *Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control*, Marcel Dekker, Inc., New York;
LUYBEN, W. L. (2006), *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*, Wiley Interscience, John Wiley & Sons;
SKOGESTAD, S. (1992). Dynamics and Control of Distillation Columns – A Critical Survey. IFAC – symposium DYCORD+’92, Maryland, Apr. 27-29, 1992;

7. DIREITOS AUTORAIS

SIMULATION AND CONTROL OF PETROLEUM FRACTIONATORS UNITS

Andre Luis Sousa de Vasconcelos, alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br¹

Romildo Pereira Brito, brito@deq.ufcg.edu.br²

Luis Gonzaga Sales Vasconcelos, vasco@deq.ufcg.edu.br³

¹ Federal University of Campina Grande, UATA - João Leite Street, 517-Center-Cep:58840-000, Pombal-PB;

^{2,3} Federal University of Campina Grande, UAEQ - Aprígio Veloso Avenue, 882-University Quarter-Cep:58429-140, Campina Grande-PB.

Abstract: During the refining process of the crude oil, mixtures of hundreds of components must be separated. These components vary since light hydrocarbons (methane, ethane, propane, etc.) until components of high molecular weight that possess high boiling points. Refineries of oil possess units specifically for the separation of these mixtures. A separation unit of great capacity basically is constituted of the preheating and desalination section, followed by the preflash column, the atmospheric distillation column and the vacuum distillation column. In this work is presented the use of commercial process simulators ASPEN PLUSTM and ASPEN DYNAMICSTM to stationary and dynamics simulations of crude oil unit fractionation. Because of the complexity of the system, the work had as focus the two first distillation columns that constitute the unit. During the simulation procedures, it was possible to characterize and quantify fractions of the crude oil, from TBP and ASTM D86 distillation curves generated by the proper simulator, as well as, to simulate in stationary and dynamic regimen and project the preflash column control system. After that the study was extended for the atmospheric distillation column. The results gotten during the simulations had been sufficiently satisfactory, mainly in relation to the performance of the preflash column control system, front of the possible disturbances that occur during the process. The results had proven the importance of the knowledge and the use of the commercial process simulators during the industrial process project steps.

Key-words: Crude Oil, Refine, Distillation, Simulation, Process Control

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo do material impresso incluído neste trabalho.