



VI CONGRESSO NACIONAL DE ENGENHARIA MECÂNICA  
VI NATIONAL CONGRESS OF MECHANICAL ENGINEERING  
18 a 21 de agosto de 2010 – Campina Grande – Paraíba - Brasil  
August 18 – 21, 2010 – Campina Grande – Paraíba – Brazil

## CONTROLE ANTECIPATORIO APLICADO A UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO AZEOTROPICA NÃO-CONVENCIONAL

André Luis Sousa de Vasconcelos, [alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br](mailto:alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br)<sup>1</sup>

Romildo Pereira Brito, [brito@deq.ufcg.edu.br](mailto:brito@deq.ufcg.edu.br)<sup>2</sup>

Luis Gonzaga Sales Vasconcelos, [vasco@deq.ufcg.edu.br](mailto:vasco@deq.ufcg.edu.br)<sup>2</sup>

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

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

**Resumo:** Este trabalho apresenta uma nova proposta para uma estratégia de controle de composição para uma coluna de destilação pertencente a uma planta comercial de produção de cloreto de vinila. A coluna é uma coluna de destilação de alta pureza, com alta razão de refluxo (300) e dinâmica muito lenta. Os requisitos do sistema de controle são incomuns por incluírem controle de composição de dois componentes em níveis de concentração de partes por milhão na corrente da base da coluna, sendo que um deles, mais precisamente o  $\text{CCl}_4$  possui volatilidade intermediária na mistura. A coluna apresenta dificuldades de estabilização deste componente. O projeto do sistema de controle para uma coluna com as características citadas representou um grande desafio, que resultou na proposta de uma estratégia de controle dita não convencional, pois o controle de nível do vaso de refluxo foi realizado a partir da carga térmica do refeedor e não a partir da vazão de destilado ou vazão de refluxo como é mais comum. O desempenho do sistema de controle foi testado para distúrbios aplicados em alta e baixa frequência de repetição na vazão da alimentação da coluna e o mesmo superou as expectativas em termos de controle das concentrações de  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CCl}_4$  na base da coluna, inclusive mantendo praticamente inalterada a perda de 1,2 EDC pela vazão de destilado. O sistema de controle apresentou uma grande capacidade de rejeitar distúrbios, principalmente quando estes ocorrem em baixas frequências de repetição.

**Palavras-Chave:** Destilação, Controle FeedForward, Simulação

### 1. INTRODUÇÃO

A destilação é um dos mais antigos e importantes processos de separação utilizado na indústria química e petroquímica. Esta importância deve-se à grande eficiência na separação das mais diferentes misturas. Este processo de separação baseia-se na diferença de volatilidade dos componentes a serem separados. Porém, a ocorrência de azeótropos (homogêneos e heterogêneos) adiciona algumas dificuldades para a separação, pelo fato das fases líquida e vapor apresentarem a mesma concentração. A separação destas misturas não é possível por meio da destilação convencional e normalmente elas são separadas por destilação extrativa ou destilação azeotrópica.

A destilação azeotrópica é um processo muito conhecido e difundido, tendo o seu início por volta dos anos 20. Tradicionalmente, na destilação azeotrópica é adicionado um componente, chamado agente de arraste, cuja finalidade é formar um novo azeótropo com um dos componentes inicialmente presentes na mistura. Também é importante que o novo azeótropo formado seja heterogêneo, ou seja, é necessário que sob determinada condição, haja a formação de duas fases líquidas. Este novo azeótropo formado é removido como produto de topo ou de base, dependendo do tipo do azeótropo (de mínimo ou de máximo), enquanto que o outro componente puro é removido na extremidade oposta. A utilização de uma segunda coluna se faz necessária para proceder com a recuperação do agente de arraste, o qual retorna à coluna azeotrópica. Conforme a descrição acima, o processo de destilação azeotrópica é caracterizado pela adição de um componente externo, pela formação de novo azeótropo e pela formação de duas fases líquidas.

Entretanto, em algumas situações, não se observa a presença de azeótropo na corrente de alimentação, mas sim uma mistura que tem potencial para formar ponto azeotrópico ao longo da coluna. Neste caso específico o agente de arraste está presente na própria corrente de alimentação.

O objetivo deste trabalho foi desenvolver uma estratégia de controle de processo, utilizando a abordagem de controle clássico, para uma coluna de destilação azeotrópica de alta pureza que apresenta este comportamento azeotrópico não convencional e cujo desempenho do sistema de controle atual está muito abaixo do desejado. A referida coluna faz parte do sistema de purificação do 1,2-dicloroetano (1,2-EDC ou  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ ) da planta comercial de produção de cloreto de vinila (MVC ou  $\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}$ ) da Braskem (Marechal Deodoro-AL).

Embora o número de trabalhos envolvendo a destilação azeotrópica seja elevado, para nossa surpresa, na pesquisa bibliográfica realizada não foi encontrada nenhuma publicação referente ao tipo de coluna de destilação descrito acima.

Silva (2002), em seu trabalho de mestrado definiu o modelo termodinâmico a ser utilizado para modelar o equilíbrio líquido-vapor (ELV) e o equilíbrio líquido-líquido-vapor (ELLV) e apresentou um modelo dinâmico para uma coluna com essas características. Os resultados obtidos por Silva (2002) foram a base para o desenvolvimento do trabalho de Braga Júnior (2003), que estudou a implementação e o desempenho de um sistema de controle para a coluna. Outro sistema que se aproxima bastante do estudado neste trabalho foi apresentado por Ciric *et al.* (2000).

## 2. DESCRIÇÃO DO PROBLEMA

Os processos industriais atuais de produção de MVC consistem na produção de um intermediário (1,2-EDC), através de uma reação de oxidação-cloração, seguido de craqueamento deste intermediário. Devido a inúmeras reações secundárias, dezenas de substâncias são formadas no reator de oxidação-cloração, além do 1,2-EDC, sendo as mais importantes para esse estudo o clorofórmio ( $\text{CHCl}_3$ ) e o tetracloreto de carbono ( $\text{CCl}_4$ ). Dessa forma, antes de alimentar os fornos de craqueamento, o 1,2-EDC formado no reator de oxidação-cloração deve ser purificado.

A purificação do 1,2-EDC é realizada em um trem de destilação, conforme mostra a Figura (1), com o objetivo de remover água e compostos orgânicos de alto e baixo ponto de ebulição (em relação ao 1,2-EDC). A primeira coluna do trem de destilação é o objeto de estudo neste trabalho. A alimentação dessa coluna, também chamada de coluna de secagem, é composta por 98 a 99% de 1,2-EDC saturado em água ( $\text{H}_2\text{O}$ ), além de outras substâncias orgânicas cloradas. Apesar de ser menos volátil do que os compostos orgânicos clorados considerados, a  $\text{H}_2\text{O}$  sai pelo topo da coluna de secagem devido à inversão na volatilidade relativa, principalmente, na região acima da alimentação da coluna.

Esse comportamento é apresentado conforme mostra a Figura (2), o qual é consequência do fato da  $\text{H}_2\text{O}$  formar azeótropo de mínimo com o 1,2-EDC com o  $\text{CCl}_4$  e com o  $\text{CHCl}_3$ . Após o condensador de topo, no vaso de refluxo surgem duas fases líquidas: uma orgânica saturada em  $\text{H}_2\text{O}$  e uma aquosa saturada em orgânicos. A fase orgânica, composta basicamente por  $\text{CHCl}_3$ ,  $\text{CCl}_4$  e 1,2-EDC, faz o refluxo da coluna, enquanto a fase aquosa é descartada. Os componentes mais voláteis (em quantidade muito menor) que não condensam seguem para a incineração.

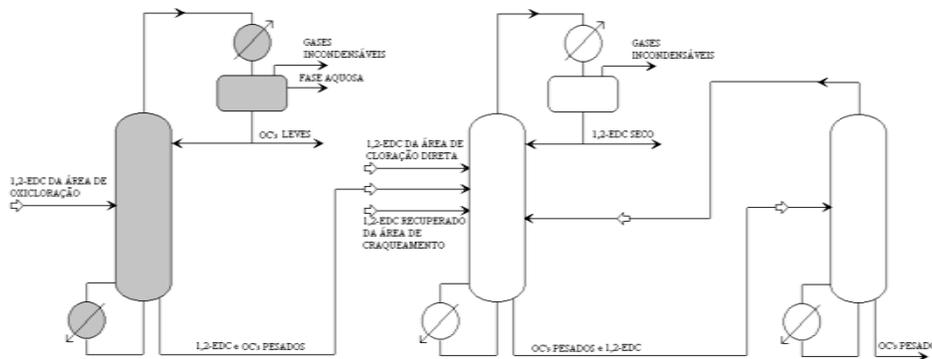


Figura 1 – Fluxograma da área de purificação do 1,2-EDC.

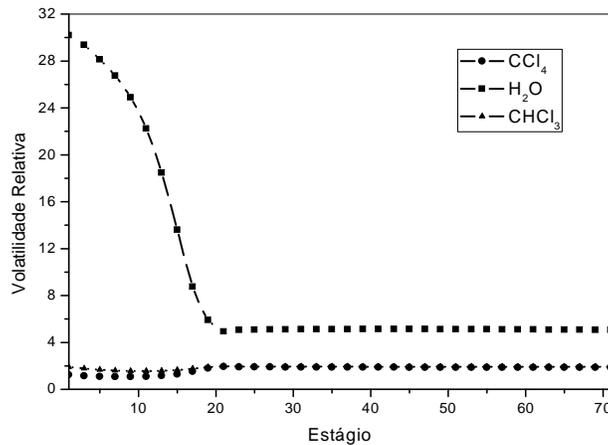


Figura 2 – Volatilidade relativa ao 1,2-EDC.

A corrente de base da coluna de secagem segue para a segunda coluna de destilação, cuja corrente de topo irá alimentar os fornos de craqueamento. Vale salientar que, praticamente, todo  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CCl}_4$  que alimenta a segunda coluna saem na corrente de topo. Caracterizada como uma coluna de destilação de alta pureza, o produto de base é

essencialmente 1,2-EDC (99 %). Devido ao seu efeito catalítico em uma reação química que ocorre em uma etapa posterior do processo (pirólise do 1,2-EDC), a presença de uma determinada concentração de  $\text{CCl}_4$ , quando bem controlada, é desejável no produto de base da coluna. No entanto, a presença de  $\text{CHCl}_3$  não o é, visto que o mesmo é um inibidor de craqueamento do 1,2-EDC. Flutuações excessivas na concentração de  $\text{CCl}_4$  no produto da base da coluna causam variações no teor deste componente na alimentação dos fornos de craqueamento de 1,2-EDC provocando variações na taxa de conversão e afetando todo o processo a jusante. O adequado controle de concentração de  $\text{CCl}_4$  na alimentação dos fornos estabiliza a conversão de 1,2-EDC e potencialmente reduz a formação de coque que leva à parada prematura da planta. Para a obtenção da concentração desejada de  $\text{CCl}_4$  no produto da base, a coluna opera ocasionalmente próxima dos limites de concentração quanto aos teores de  $\text{CHCl}_3$  e sempre afastada dos limites de concentração que possam provocar a presença de água no produto de base. Portanto a água não será objeto deste estudo.

O distúrbio mais freqüente nesta coluna é a mudança em sua vazão de alimentação para administração dos inventários de 1,2-EDC úmido e 1,2-EDC seco da planta onde está inserida a coluna. Baseado nos requisitos do processo, o sistema de controle da coluna em questão deveria ter o seguinte objetivo: manter as concentrações de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  na corrente de base o mais próximo possível dos seus pontos de referências (*setpoint*), demonstrando adequada capacidade de rejeitar distúrbios (*load rejection*), em especial quanto às alterações na vazão de alimentação da coluna. O controle da concentração na corrente de base da coluna de secagem é considerado não convencional pelo fato de o controle de concentração que se deseja obter ser duplo, mas no mesmo produto de base (controle de concentração de dois componentes em uma mesma corrente).

### 3. MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO PROCESSO

A coluna de secagem possui 70 pratos, um refeedor do tipo termosifão, um condensador total e um tambor de decantação como vaso de refluxo. No regime estacionário a simulação foi realizada utilizando como ferramenta o simulador comercial *Aspen Plus<sup>TM</sup>*. Para representação do equilíbrio entre as fases líquido-líquido-vapor (ELLV) utilizou-se uma abordagem do tipo  $\gamma$ - $\phi$ . Mesmo a coluna operando sob pressão baixa, a fase vapor foi representada pela equação de estado de Redlich-Kwong. O coeficiente de atividade  $\gamma$  foi determinado a partir do modelo NRTL. O resultado fornecido pela simulação em regime estacionário foi usado como valor inicial para as simulações em regime transiente, as quais foram realizadas com auxílio do simulador *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>*. As Tabelas (1) e (2) apresentam os dados operacionais e de concentração da alimentação, respectivamente, que foram utilizados para a simulação no regime estacionário. A Figura (3) apresenta o fluxograma no estado estacionário.

**Tabela 1 – Dados Operacionais**

DESCRIÇÃO	UNIDADE	VALOR
Alimentação	kg/h	27000
Temperatura	°C	30
Pressão	atm (abs)	2
Carga do refeedor	kcal/h	$2,45 \cdot 10^6$
Vazão de Refluxo	kg/h	29217
Retirada de leves	kg/h	75.6

**Tabela 2 – Concentração mássica da alimentação**

Componente	Real	Simulação
1,2 – EDC	0.9812	0.9906
$\text{CCl}_4$	0.003239	0.003270
$\text{CHCl}_3$	0.002115	0.002135
$\text{H}_2\text{O}$	0.004	0.004038
Somatório	0.990554	1

### 4. CONTROLE DO PROCESSO

A estrutura de controle atual da coluna de secagem foi definida com base no julgamento de engenharia, que toma por base o entendimento, o conhecimento e a experiência existente sobre o sistema em estudo ou outros sistemas similares (Luyben, 1990). Na coluna em questão, a vazão de destilado é muito menor do que a vazão de refluxo, de forma que a vazão de refluxo é usada para controlar o nível do vaso de refluxo. Como consequência, a vazão de base

obrigatoriamente é usada para controlar o nível de base. A vazão de destilado e a carga térmica do refeedor são usadas para controlar as concentrações de topo e base, respectivamente. Atualmente, as manipulações para controle de concentração são realizadas com base na informação de composição (*on-line*) proveniente da corrente de topo da segunda coluna de destilação, procedimento esse que se torna muito ineficiente em função da dinâmica da coluna de secagem ser extremamente lenta.

Braga Jr. (2003), abordando esse mesmo sistema realizou um estudo para definir a seleção das variáveis controladas e manipuladas e o melhor emparelhamento, utilizando ferramentas que se baseiam em informações do regime estacionário. O estudo apontou que a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base deveria ser controlada pela vazão de destilado, enquanto a concentração de  $\text{CHCl}_3$  deveria ser controlada pela carga térmica do refeedor. O controle de nível do vaso de refluxo foi realizado pela vazão de refluxo, enquanto o nível da base da coluna pela vazão da corrente de base. O desempenho do sistema de controle mostrou-se razoavelmente satisfatório, mas apontou na necessidade de um analisador em linha nas correntes de base e de topo da coluna.

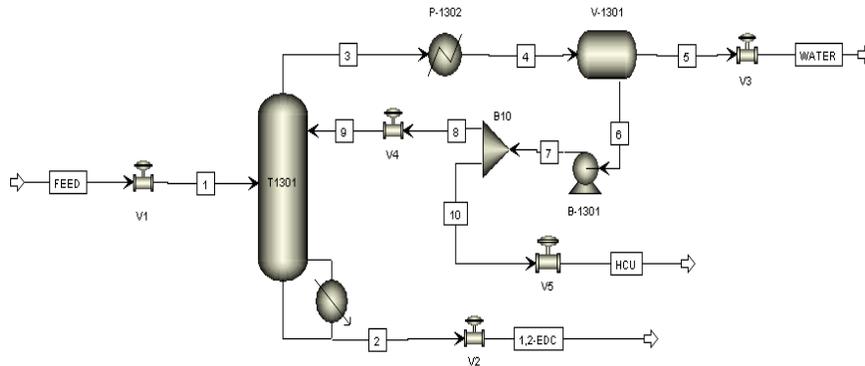


Figura 3 – Fluxograma no estado estacionário.

Vasconcelos (2006), verificou a possibilidade de usar a temperatura como variável medida; entretanto, em função da pouca variabilidade dessa variável, os resultados apontaram para um desempenho muito pobre do sistema de controle. Persistindo na idéia de controlar o processo a partir das variáveis que se dispunha *on-line* (temperatura e vazão), uma possibilidade que se apresentava era a de controlar por inferência as concentrações de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$  a partir da manipulação da vazão de refluxo e da vazão de destilado. Dessa forma, a vazão de refluxo não poderia mais ser usada para controlar o nível do vaso de refluxo, o qual passa a ser controlado usando a carga térmica do refeedor. Esta modificação atribui a esta estrutura de controle um caráter não convencional, pois o normal é o controle de nível do vaso de refluxo ser feito a partir da vazão de destilado ou quando esta é pequena, pela vazão de refluxo. Para contornar o problema do atraso na correção da vazão de refluxo e da vazão de destilado, foram utilizados dois controladores do tipo *feedforward*: entre a alimentação e a vazão de refluxo e entre a alimentação e a vazão de destilado. A estratégia de usar dois controladores do tipo *feedforward*: entre a alimentação e a carga térmica do reboiler e entre a alimentação e a vazão de destilado, também foi testada; entretanto o desempenho do sistema de controle foi inferior à manipulação do refluxo. Um maior detalhamento de todo o procedimento utilizado e as discussões aprofundadas em cima das características apresentadas pelo sistema que levaram as conclusões que indicaram a escolha definitiva da estratégia de controle utilizada pode ser obtido em Vasconcelos (2006).

## 5. DESENVOLVIMENTO DA NOVA ESTRUTURA DE CONTROLE

A primeira etapa para a implementação do novo sistema de controle foi a obtenção das funções de transferência que relacionam:

- ✓ Vazão de alimentação e concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base da coluna;
- ✓ Vazão de refluxo e concentração de  $\text{CHCl}_3$  na base da coluna;
- ✓ Vazão de alimentação e concentração de  $\text{CCl}_4$  no destilado;
- ✓ Vazão de destilado e concentração de  $\text{CCl}_4$  na base.

Para distúrbios na vazão de alimentação, é importante salientar que um controlador *feedforward* será usado para controlar a concentração de  $\text{CHCl}_3$  enquanto o outro controlará a concentração de  $\text{CCl}_4$ , ambas na base da coluna. Para distúrbios na temperatura da alimentação, um controlador *feedforward* será usado para controlar a concentração de  $\text{CHCl}_3$ . Usando o simulador *Aspen Dynamics™* foi possível realizar perturbações do tipo degrau no *setpoint* da variável distúrbio e acompanhar as respostas das variáveis manipuladas e controladas. Esse procedimento foi realizado no projeto dos dois controladores *feedforward*. As funções de transferência que representam os controladores *feedforward* são dadas a seguir:

$$G_{FF1}(s) = 1.2689 \frac{(s+0.1724)(s+0.5)(s+0.5)}{(s+0.9709)(s+0.2252)(s+0.125)} \quad (1)$$

$$G_{FF2}(s) = 0.013211 \frac{(s+0.9097)(s+0.209)(s-0.010)}{(s+1.25)(s+0.259)(s+0.0945)} \quad (2)$$

Uma simplificação foi feita em cada uma das funções de transferência, utilizando o método do cancelamento entre zeros e pólos que se encontram próximos um do outro no diagrama complexo. Esta simplificação foi feita com o intuito de obter uma equação mais simples para a implementação no simulador *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>* e resultou nas equações (3) e (4).

$$G_{FF1}(s) = 1.2689 \frac{(s+0.8)}{(s+0.9709)} \quad (3)$$

$$G_{FF2}(s) = 0.013211 \frac{(s+0.9097)}{(s+1.25)} \quad (4)$$

Estas equações escritas na forma padrão do controlador feedforward são representadas pelas equações (5) e (6).

$$G_{FF1}(s) = 1.045 \frac{(1.25s+1)}{(1.03s+1)} \quad (5)$$

$$G_{FF2}(s) = 0.00961 \frac{(1.01s+1)}{(0.8s+1)} \quad (6)$$

A estrutura de controle proposta no *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>*, é constituída pelas seguintes malhas:

- Controle (*feedback*) de nível na base da coluna a partir da vazão do produto de base;
- Controle (*feedback*) de nível da fase orgânica no vaso de refluxo a partir da carga térmica do refeedor;
- Controle (*feedback*) de nível da fase aquosa a partir da vazão de retirada da mesma;
- Controle (*feedforward*) de concentração de  $\text{CHCl}_3$  na corrente da base a partir da vazão de refluxo para distúrbios na vazão da alimentação;
- Controle (*feedforward*) de concentração de  $\text{CCl}_4$  na corrente da base a partir da vazão de destilado.
- Controle (*feedforward*) de concentração de  $\text{CHCl}_3$  na corrente da base a partir da vazão de refluxo para distúrbios na temperatura da alimentação.

A Figura (4) apresenta o fluxograma do processo no simulador *Aspen Dynamics<sup>TM</sup>* com a estrutura completa do sistema de controle, contendo todas as malhas de controle citadas acima.

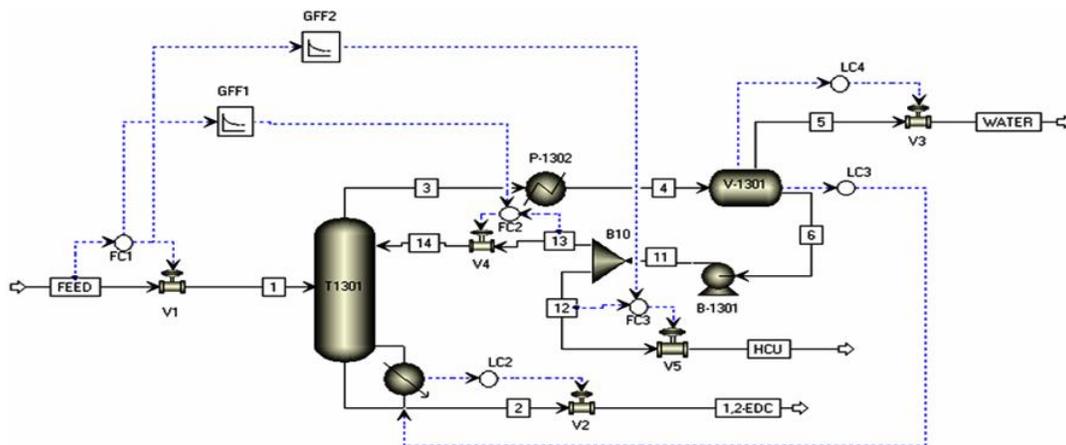


Figura 4 – Estrutura completa do sistema de controle da coluna.

## 6. RESULTADOS

As Figuras (5) e (6) apresentam o desempenho do sistema de controle em relação à concentração na base, a partir de uma comparação entre as respostas em malha aberta e em malha fechada. Foram aplicados distúrbios do tipo degrau

(±10 %) na vazão da alimentação aplicados em intervalos regulares de tempo de 20 minutos caracterizando distúrbios em alta frequência e intervalos regulares de 2 horas caracterizando distúrbios em baixa frequência. Estas perturbações foram produzidas por um elemento gerador de sinais randômicos pseudo-binários (PRBS). Este elemento é um recurso oferecido pelo simulador, e o mesmo também foi utilizado para gerar os dados para obtenção das funções de transferência do processo durante a etapa de identificação. A partir da comparação entre as respostas das concentrações de  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CCl}_4$  em malha com controlador *feedforward* desativado e ativado, observa-se o excelente desempenho do sistema de controle. Para ambas os casos, a hipótese de que a concentração de  $\text{CCl}_4$  estabilizaria junto com a de  $\text{CHCl}_3$  foi confirmada. Vale salientar que para obter os resultados apresentados foi necessário fazer um ajuste no ganho dos controladores *feedforward*, conforme mostram as equações (7) e (8).

$$G_{FF1}(s) = 1.082 \frac{(1.25s + 1)}{(1.03s + 1)} \quad (7)$$

$$G_{FF2}(s) = 0.0028 \frac{(1.01s + 1)}{(0.8s + 1)} \quad (8)$$

As respostas em malha fechada apresentam pequenas oscilações em torno dos valores de referência das concentrações de cada componente que são 83 mg/kg para o  $\text{CHCl}_3$  e 2596 mg/kg para o  $\text{CCl}_4$ . Devido à grande não linearidade do sistema e também pelo fato das composições estarem em termos de mg/kg, o controle das mesmas é difícil, por isso o desempenho do sistema de controle superou as expectativas. Vasconcelos (2006) comenta que as constantes de atraso e avanço não exercem influência no desempenho do sistema de controle. As constantes de atraso e avanço representam a dinâmica do modelo do controlador, então para verificar tal comentário foram feitas simulações considerando a dinâmica e simulações onde a dinâmica não foi considerada. É importante enfatizar que, pelo fato do *feedforward* se tratar de uma razão, não foram incluídas as dinâmicas das válvulas de refluxo e de destilado.

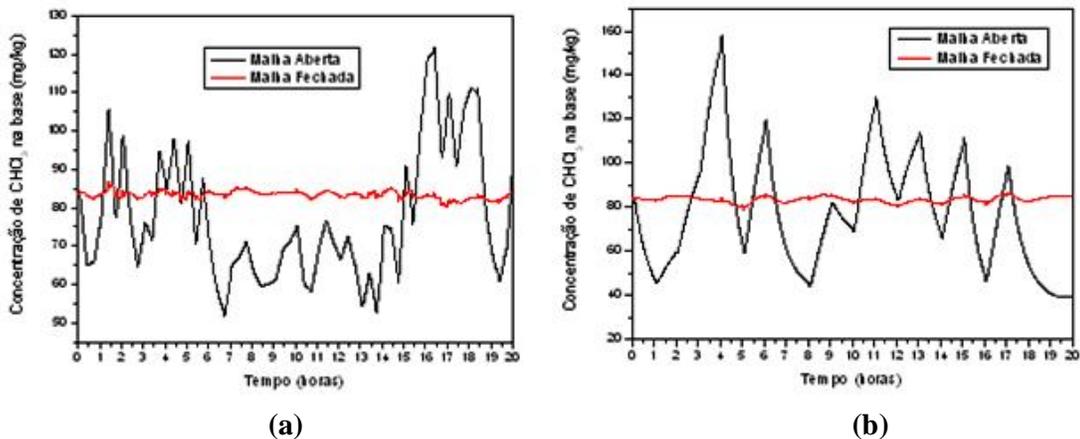


Figura 5 – Composição de  $\text{CHCl}_3$  na base: (a) Distúrbios em alta frequência (b) Distúrbios em baixa frequência.

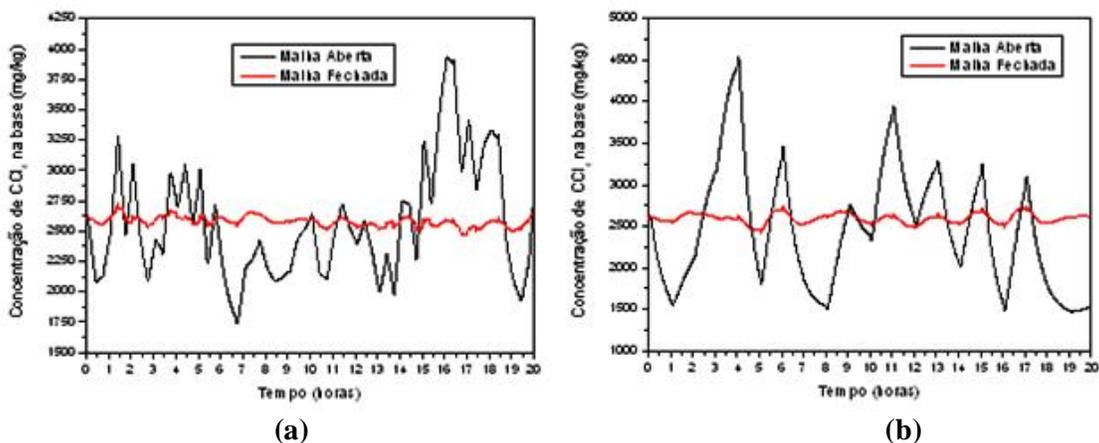


Figura 6 – Composição de  $\text{CCl}_4$  na base: (a) Distúrbios em alta frequência (b) Distúrbios em baixa frequência.

## 7. CONCLUSÕES

O desempenho do sistema de controle superou as expectativas em termos de controle das concentrações de  $\text{CHCl}_3$  e  $\text{CCl}_4$  na base da coluna, inclusive, mantendo praticamente inalterada a perda de 1,2 EDC pela vazão de destilado. A dinâmica dos controladores feedforward não exerce uma influência significativa no desempenho do sistema de controle, sendo o ganho o parâmetro de maior importância. Caso a dinâmica dos controladores não sejam consideradas em uma eventual implementação do sistema de controle na planta, ou seja, se apenas o ganho dos controladores for considerado, um filtro passa-baixa antes do controle de relação deve ser utilizado para amenizar a influência do ruído presente na medição da vazão da alimentação sobre os controladores. O comportamento inverso entre a vazão de refluxo e as concentrações de  $\text{CCl}_4$  e  $\text{CHCl}_3$ , em relação a variável de distúrbio e a variável manipulada, torna possível o uso da estrutura proposta. Entretanto, o uso de controladores do tipo *feedforward* se faz necessário para se obter um controle mais eficiente. A hipótese de que a concentração de  $\text{CCl}_4$  estabilizaria junto com a de  $\text{CHCl}_3$  foi confirmada.

O desempenho do sistema de controle é bastante satisfatório principalmente quando as perturbações ocorrem em baixas frequências e que apesar de ter sido priorizado o controle de concentração do  $\text{CHCl}_3$  na base, também foi possível estabilizar a concentração de  $\text{CCl}_4$ . Vale salientar que todo o desenvolvimento deste trabalho foi em torno do controle de concentração na base do  $\text{CHCl}_3$ , pois a concentração de  $\text{CCl}_4$  quase sempre permaneceu dentro da faixa de valores desejados e isto pode ser visto e comprovado pelos gráficos de inferência estacionária.

Além de controlar a concentração de  $\text{CHCl}_3$  e estabilizar a concentração de  $\text{CCl}_4$  na base o sistema de controle ainda é capaz de fornecer de forma contínua estes valores, permitindo aos operadores acompanharem em tempo real as possíveis variações que possam vir a acontecer nos valores de referência de cada um. Variações estas que podem ser decorrentes de perturbações no processo e da própria ação de controle tentando neutralizar estas perturbações.

## 8. REFERÊNCIA BIBLIOGRAFICA

- BRAGA JUNIOR, L. R. (2003). Controle de Colunas de Destilação de Alta Pureza um Caso Industrial, Dissertação de Mestrado, UFCG;
- CIRIC, A. R., MUMTAZ, H.S., CORBETT, G., REAGAN, M., SEIDER, W. D., FABIANO, L. A., KOLESAR, D. M., WIDAGDO, S. (2000). Azeotropic Distillation with an Internal Decanter. *Comput. Chem. Engng.*, 24, 2435-2446;
- LUYBEN, W. L. (1990), Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, 2ª Edição, McGraw-Hill, USA;
- SILVA, A. A. R. (2002), Aspectos Estacionário e Dinâmico de uma Destilação Azeotrópica não Convencional, Dissertação de Mestrado, UFCG;
- VASCONCELOS, A. L. S. (2006), Controle de uma Coluna de Destilação Azeotrópica não Convencional – Um Estudo de Caso Industrial, Dissertação de Mestrado, UFCG.

## 9. DIREITOS AUTORAIS

### FEEDFORWARD CONTROL APPLICATED TO UNUSUAL AZEOTROPIC DISTILLATION COLUMN

Andre Luis Sousa de Vasconcelos, [alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br](mailto:alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br)<sup>1</sup>

Romildo Pereira Brito, [brito@deq.ufcg.edu.br](mailto:brito@deq.ufcg.edu.br)<sup>2</sup>

Luis Gonzaga Sales Vasconcelos, [Vasco@deq.ufcg.edu.br](mailto:Vasco@deq.ufcg.edu.br)<sup>2</sup>

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

<sup>2</sup>Federal University of Campina Grande, UAEQ - Aprígio Veloso Avenue,882-University Quarter-Cep:58429-140, Campina Grande-PB

Abstract: In this work, was developed a new proposal for a control's strategy of composition for a distillation column that pertaining a commercial plant of production of chloride vinil. The requirements of the control system are uncommon for including control of composition of two components in levels of concentration of parts for million in the bottom of the column, being that one of them, more necessarily the  $\text{CCl}_4$  has volatility would intermediate in the mixture. The column presents difficulties of stabilization of this component. The project of a control system for a process with the cited characteristics represents a great challenge. The performance of the control system surpassed the expectations in terms of control of the concentrations of  $\text{CHCl}_3$  and  $\text{CCl}_4$  in the base of the column, also practically keeping unchanged the loss of 1,2 EDC for the distilled outflow.

Key-words: Distillation, Feedforward Control, Simulation

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