

Simulação, identificação e controle de uma coluna de destilação azeotrópica não-convencional

Andre Luis Sousa de Vasconcelos
alsvasconcelos@ccta.ufcg.edu.br
Universidade Federal de Campina Grande - UFCG

Romildo Pereira Brito
brito@deq.ufcg.edu.br
Universidade Federal de Campina Grande – UFCG

Luis Gonzaga Sales Vasconcelos
Vasco@deq.ufcg.edu.br
Universidade federal de Campina Grande - UFCG

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. 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 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. O desempenho do sistema de controle superou as expectativas em termos de controle das concentrações de CHCl_3 e CCl_4 na base da coluna, também mantendo praticamente constante a perda de 1,2-EDC pela vazão de destilado.

Palavras-chave: Destilação. Controle Feedforward. Simulação.

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 vinyl. 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 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 CHCl_3 and CCl_4 in the base of the column, also practically keeping unchanged the loss of 1,2 EDC for the distilled outflow.

Keywords: Distillation. Feedforward Control. Simulation.

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 $C_2H_4Cl_2$) da planta comercial de produção de cloreto de vinila (MVC ou C_2H_3Cl) 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 Contextualização do Problema

Os processos industriais atuais de produção de MVC consistem na produção de um intermediário (1,2-EDC), através de uma reação de oxi-cloração, seguido de craqueamento deste intermediário. Devido a inúmeras reações secundárias, dezenas de substâncias são formadas no reator de oxi-cloração, além do 1,2-EDC, sendo as mais importantes para esse estudo o clorofórmio ($CHCl_3$) e o tetracloreto de carbono (CCl_4). Dessa forma, antes de alimentar os fornos de craqueamento, o 1,2 EDC formado no reator de oxi-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 (H_2O), além de outras substâncias orgânicas cloradas. Apesar de ser menos volátil do que os compostos orgânicos clorados considerados, a H_2O 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 H_2O formar azeótropo de mínimo com o 1,2-EDC com o CCl_4 e com o $CHCl_3$. Após o condensador de topo, no vaso de refluxo surgem duas fases líquidas: uma orgânica saturada em H_2O e uma aquosa saturada em orgânicos. A fase orgânica, composta basicamente por $CHCl_3$, 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.

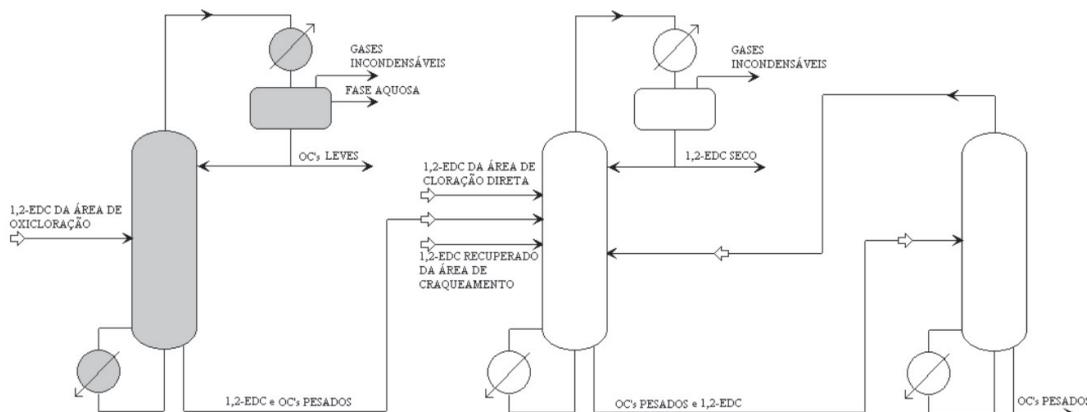


Figura 1: Fluxograma da área de purificação do 1,2-EDC.

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 CHCl_3 e 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 CCl_4 , quando bem controlada, é desejável no produto de base da coluna. No entanto, a presença de CHCl_3 não o é, visto que o mesmo é um inibidor de craqueamento do 1,2-EDC.

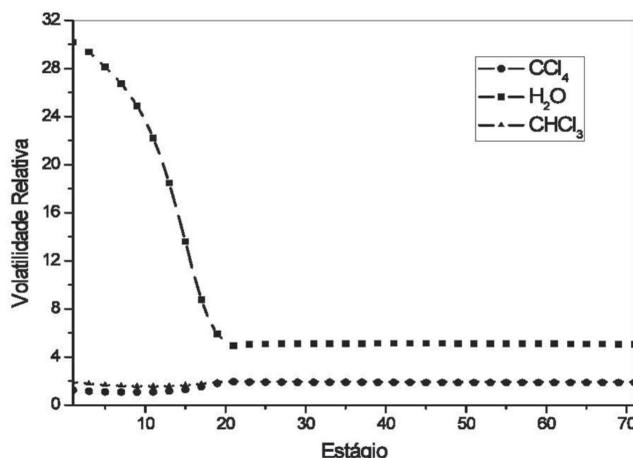


Figura 2: Volatilidade relativa ao 1,2-EDC.

Flutuações excessivas na concentração de 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 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 CCl_4 no produto da base, a coluna opera ocasionalmente próxima dos limites de concentração quanto aos teores de 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 de processo, o sistema de controle da coluna em questão deve ter o seguinte objetivo: manter as concentrações de CCl_4 e 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. É válido salientar que as concentrações de CCl_4 e CHCl_3 caminham “juntas” ao longo da coluna e sendo assim, controlando uma delas, a outra também será controlada. Como a coluna opera próxima dos limites de concentração de CHCl_3 a mesma é a concentração escolhida para ser controlada.

3 Modelagem e Simulação Estacionária e Dinâmica do Processo

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.

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*TM. Para representação do equilíbrio entre as fases líquido-líquido-vapor (ELLV) utilizou-se uma abordagem do tipo γ - ϕ . Mesmo a coluna operando sob pressão baixa, a fase vapor foi representada pela equação de estado de Redlich-Kwong. O coeficiente de atividade γ 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*TM. 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 implementado no simulador Aspen Plus™.

Tabela 1: Dados Operacionais

DESCRIÇÃO	UNIDADE	VALOR
Alimentação	kg/h	27000
Temperatura	°C	30
Pressão	atm (abs)	2
Carga do refeedor	kcal/h	2,45.10 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
CCl ₄	0.003239	0.003270
CHCl ₃	0.002115	0.002135
H ₂ O	0.004	0.004038
Somatório	0.990554	1

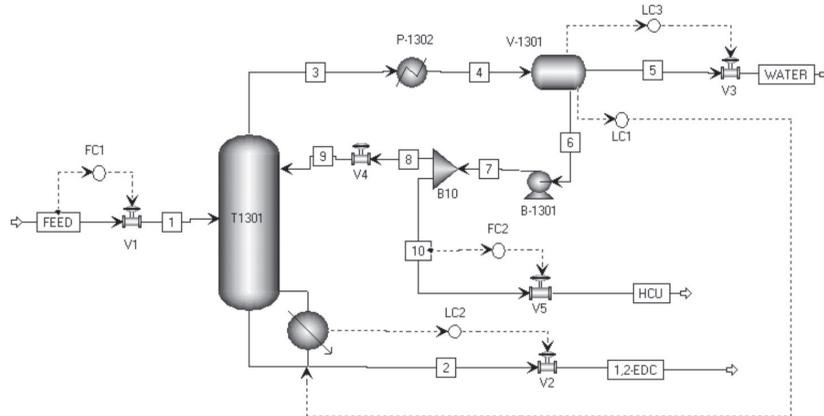


Figura 3: Fluxograma da coluna no simulador Aspen Plus™.

A validação da simulação estacionária foi feita a partir de uma comparação entre o perfil de temperatura calculado pelo simulador e alguns dados reais de temperatura medidos em vários pontos da coluna através de sensores de temperatura. Os dados foram obtidos de Silva (2002). A Figura 4 apresenta o perfil calculado pelo simulador e os dados reais em função do número de estágios:

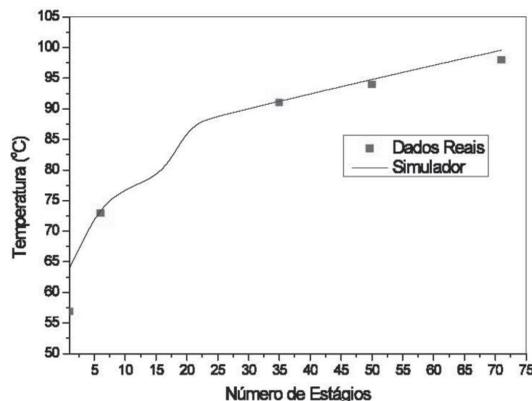


Figura 4: Perfil de Temperatura da coluna em estudo.

É possível observar que existe uma boa similaridade entre o perfil de temperatura do simulador e o experimental (dados da planta), com exceção dos pontos referentes ao topo da coluna onde a diferença é em torno de 9 °C e a base, na qual a diferença é em torno de 1 °C. Segundo informações obtidas com os responsáveis pela operação da coluna, a temperatura no topo oscila muito e isto não deve ser levado em consideração para validar o modelo. Como os demais pontos apresentam uma boa concordância, é possível considerar o modelo validado.

A simulação estacionária foi exportada através do simulador ASPEN PLUS™ para o simulador ASPEN DYNAMICS™, para que as simulações em regime dinâmico pudessem ser desenvolvidas. O objetivo da simulação em regime dinâmico é conhecer a dinâmica do processo e a partir dela fazer a identificação do sistema, ou seja, obter um modelo matemático que represente a dinâmica do processo e a partir daí, projetar o sistema de controle.

O próprio simulador apresenta no fluxograma dinâmico, controladores de nível para a base da coluna e vaso de refluxo. Além destes, controladores de vazão para a corrente de alimentação e retirada de leves foram adicionados ao fluxograma do processo. Os valores utilizados para os parâmetros destes controladores foram os sugeridos por Luyben (2002). Os controladores de nível são proporcionais com ganho $K_c = 2$ e os controladores de vazão são proporcionais-integrais com ganho $K_c = 0,5$ e tempo integral $\tau_i = 0,3$ minutos. A Figura 5 apresenta o fluxograma da coluna com a instrumentação básica que contém os controladores de nível no vaso de refluxo e na base e os controladores de fluxo da vazão da alimentação e da retirada de leves.

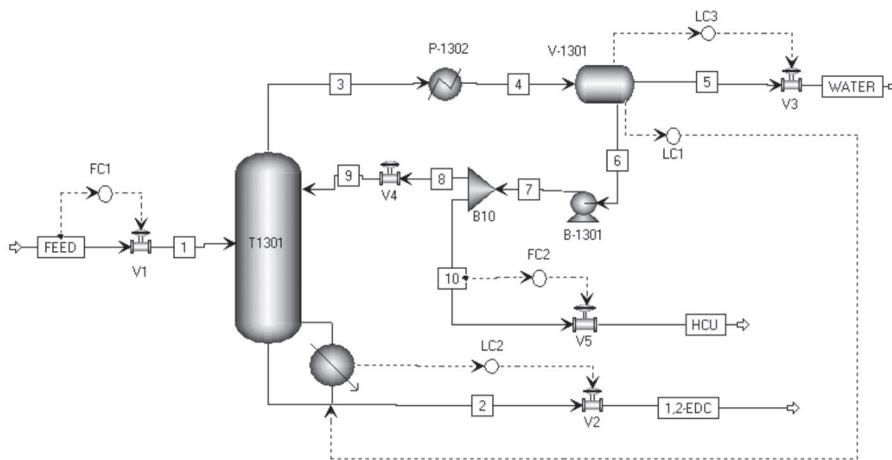


Figura 5: Fluxograma da coluna no simulador Aspen Dynamics™.

O controle do nível do vaso de refluxo é não-convencional, pois o mesmo é controlado a partir da carga térmica do refeedor. Em estruturas convencionais o controle desta variável é geralmente realizado pela vazão de destilado. A coluna em questão possui alta razão de refluxo (em torno de 300) e conseqüentemente uma baixa vazão de destilado o que impossibilita a utilização desta variável para o controle do nível. É possível utilizar a vazão de refluxo para o controle de nível, mas esta variável possui uma grande influência na separação e sendo assim é preferível que a mesma seja utilizada como variável manipulada para o controle de concentração.

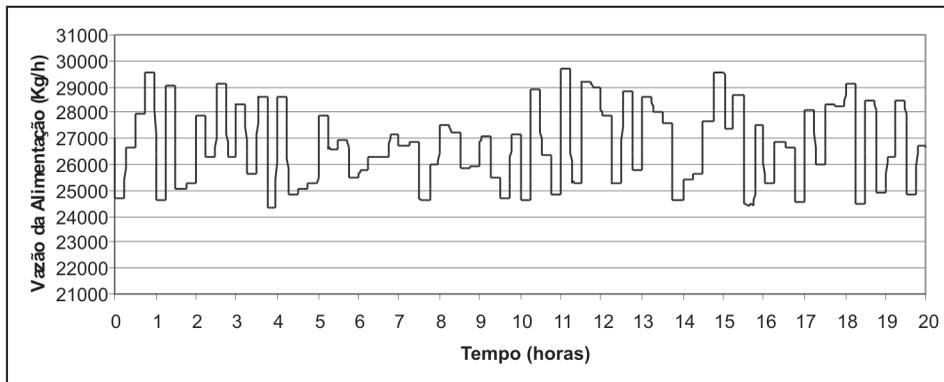
4 Identificação do Sistema

Segundo Aguirre (2007), a identificação de sistemas é uma área de modelagem matemática que estuda técnicas alternativas a modelagem caixa branca. Uma das características dessas técnicas é que pouco ou nenhum conhecimento prévio do sistema é necessário e, conseqüentemente, tais métodos são referidos como *modelagem caixa preta* ou *modelagem empírica*.

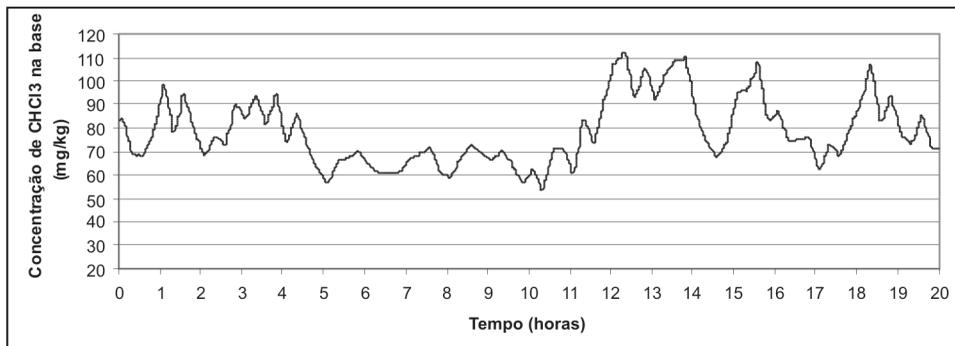
A identificação do sistema em questão foi feita a partir das simulações em regime dinâmico. Para a geração dos dados utilizados na identificação do sistema, foi utilizado o componente PRBS (Pseudo-Random Binary Signals) da subbiblioteca Model Controls do simulador Aspen Dynamics™. Este componente gera sinais randômicos de entrada, submetendo assim o processo a condições mais próximas da realidade. Foram feitas perturbações de amplitude variável e

período constante na vazão da alimentação, adotada como distúrbio do processo e na vazão de refluxo da coluna adotada como variável manipulada. A concentração de CHCl_3 foi escolhida como variável controlada e sendo assim, a partir da identificação do sistema é possível obter as funções de transferência que relacionam as vazões da alimentação e do refluxo com esta concentração. As funções de transferência serão utilizadas para o projeto do sistema de controle. As Figuras 6 e 7 apresentam os efeitos da vazão da alimentação e da vazão de refluxo sobre a concentração do CHCl_3 na base da coluna.

É possível perceber que os efeitos da vazão de alimentação e da vazão de refluxo sobre a concentração de CHCl_3 na base da coluna são contrários e isto é bom, pois caso ocorra uma perturbação na alimentação causando uma alteração sobre a concentração de CHCl_3 , uma modificação na vazão de refluxo também irá provocar uma alteração na concentração do CHCl_3 de forma contrária, neutralizando a alteração da concentração sofrida pela mudança na vazão da alimentação. Com base nestas importantes observações, uma estrutura de controle tipo Feedforward para controlar a concentração de CHCl_3 na base da coluna foi considerada. Assim, para uma perturbação na vazão da alimentação, o controlador Feedforward provoca uma modificação na vazão de refluxo. Ambas as modificações possuem efeitos contrários sobre a concentração, de modo que quando estes efeitos forem somados para formar a resposta final da concentração de ambas as perturbações, as mesmas tendem a se anular, mantendo assim a concentração de CHCl_3 em valores próximos ao valor do setpoint.

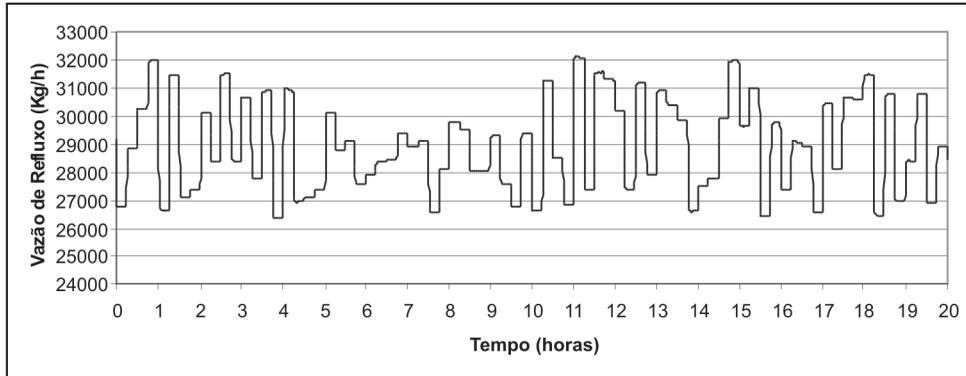


(a)

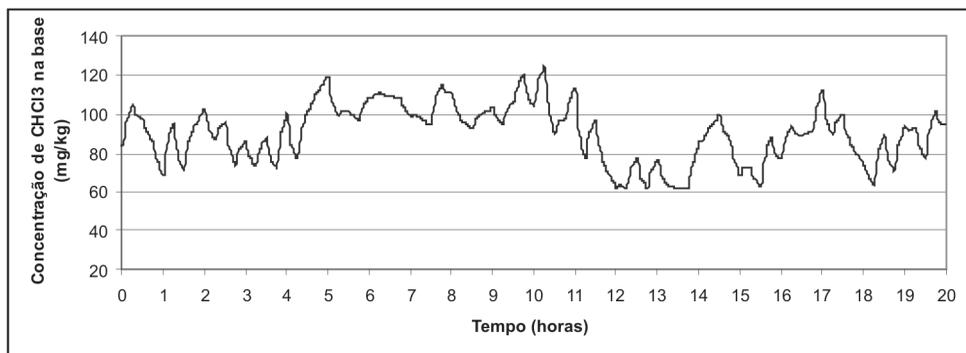


(b)

Figura 6: Resultados das mudanças no setpoint do controlador da vazão de alimentação provocadas pelo elemento PRBS. a) Vazão da alimentação, b) concentração de CHCl_3 na base da coluna.



(a)



(b)

Figura 7: Resultados das mudanças no setpoint do controlador da vazão de refluxo provocadas pelo elemento PRBS. a) Vazão de refluxo e b) concentração de CHCl₃ na base da coluna.

As chamadas funções de transferência são funções usadas para caracterizar as relações entre entrada e saída de componentes ou sistemas que possam ser representados por equações diferenciais lineares invariantes no tempo. A clássica metodologia para a representação de sistemas em função de transferência, pressupõe o emprego das transformadas de Laplace às equações diferenciais lineares que descrevem o modelo matemático do sistema dinâmico. Devido à grande complexidade do modelo matemático do sistema em estudo, tendo em vista que o mesmo é composto além das equações diferenciais de equações algébricas não lineares, a aplicação da metodologia clássica é inviável. Sendo assim, as funções de transferência do processo foram obtidas a partir dos resultados das simulações dinâmicas em malha aberta.

Os dados apresentados nas Figuras 6 e 7 foram exportados para o ambiente MATLAB™ que possui uma ferramenta denominada ident. Esta ferramenta é própria para a regressão de dados e determinação de modelos de processos na forma de funções de transferência a partir de dados provenientes do domínio do tempo. A ferramenta também possibilita:

- Analisar a resposta do modelo no domínio da frequência;
- Analisar as respostas às perturbações degrau e impulso;
- Fornece a localização dos zeros e pólos da função de transferência;
- Permite comparar o desempenho de vários modelos;
- Validar o modelo proposto a partir dos dados originais.

A Figura 8 apresenta a interface de interação com o usuário no ambiente MATLAB da ferramenta ident.

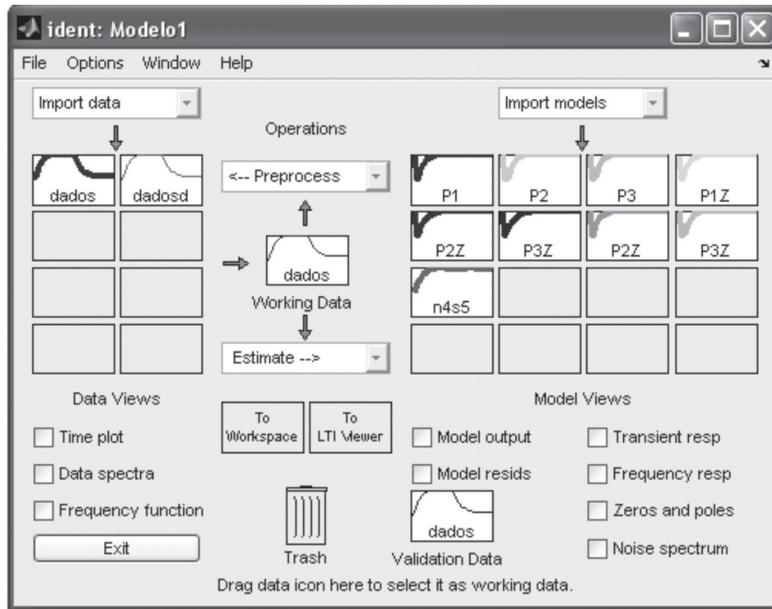


Figura 8: Interface de interação com o usuário da ferramenta ident.

A ferramenta ident determina os parâmetros do modelo, a partir de um processo de otimização que consiste na minimização do erro quadrático entre os valores oriundos do modelo rigoroso e aqueles preditos pelo modelo simplificado. É possível testar várias opções de modelo e a partir do coeficiente de correlação escolher o que melhor ajusta os dados obtidos a partir do modelo rigoroso.

A função de transferência do distúrbio relaciona a vazão de alimentação com a concentração de CHCl_3 na base da coluna. Esta possui a seguinte forma:

$$G(s) = \frac{-2.031 \times 10^{-9} s^3 + 2.51 \times 10^{-7} s^2 - 0.0001163 s + 0,002658}{s^4 + 75.63 s^3 + 5063 s^2 + 8.491 \times 10^4 s + 8.106 \times 10^4} \quad (1)$$

A Figura 9 apresenta a validação do modelo a partir de uma comparação entre os dados gerados durante as simulações e os dados gerados pelo modelo.

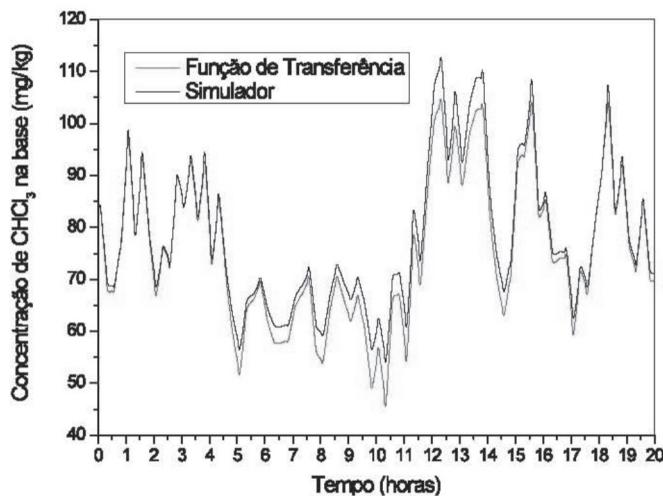


Figura 9: Validação do modelo para a função de transferência entre vazão de alimentação e concentração de CHCl_3 na base.

A função de transferência do processo relaciona a vazão de refluxo com a concentração de CHCl_3 na base da coluna. Esta função é dada por:

$$G(s) = \frac{-4.011 \times 10^{-9} s - 3.1211 \times 10^{-8}}{0.055737 s^2 + 1.1174 s + 1} \quad (2)$$

A Figura 10 apresenta a validação do modelo a partir de uma comparação entre os dados gerados durante as simulações e os dados gerados pelo modelo.

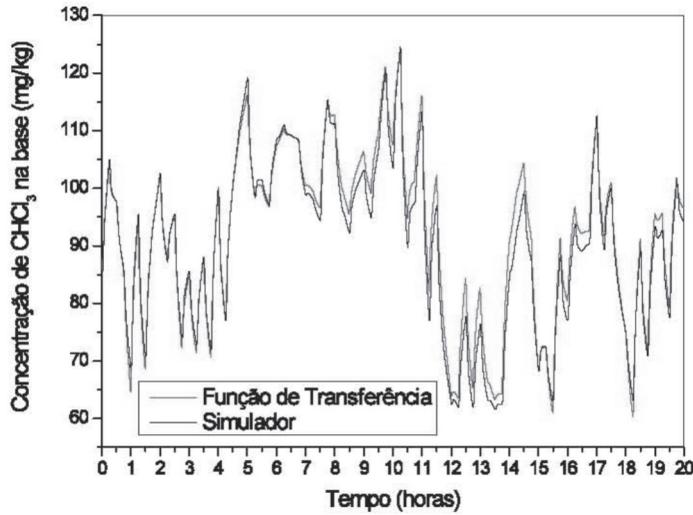


Figura 10: Validação do modelo para a função de transferência entre vazão de refluxo e concentração de CHCl₃ na base.

5 O controle do Processo

O sistema de controle foi implementado no ambiente Matlab/Simulink, com o objetivo de sintonizar a malha de controle a partir da determinação da função de transferência do controlador Feedforward e analisar o desempenho da mesma. A Figura 11 apresenta a estrutura da malha de controle. O controlador Feedforward foi definido como sendo uma relação entre as funções de transferência do distúrbio e do processo, o que resultou em uma função de transferência da forma:

(3)

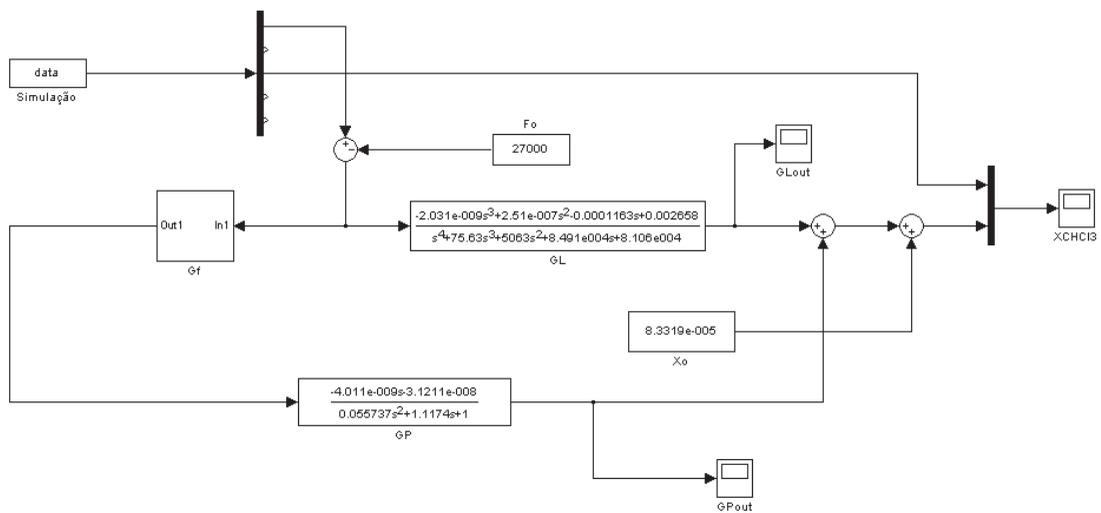


Figura 11: Malha de controle Feedforward no Matlab/Simulink.

que resulta em:

$$Gf(s) = \frac{1.132 \cdot 10^{-10} s^5 - 1.1721 \cdot 10^{-8} s^4 + 6.2038 \cdot 10^{-6} s^3 - 1.8446 \cdot 10^{-5} s^2 - 2.8537 \cdot 10^{-3} s - 0.002658}{-4.011 \cdot 10^{-9} s^5 - 3.3456 \cdot 10^{-7} s^4 - 2.2668 \cdot 10^{-5} s^3 - 4.986 \cdot 10^{-4} s^2 - 2.9753 \cdot 10^{-3} s - 0.00253} \quad (4)$$

A Figura 12 apresenta o desempenho do sistema de controle a partir de uma comparação entre as respostas da concentração para perturbações na alimentação, com o sistema em malha aberta e malha fechada.

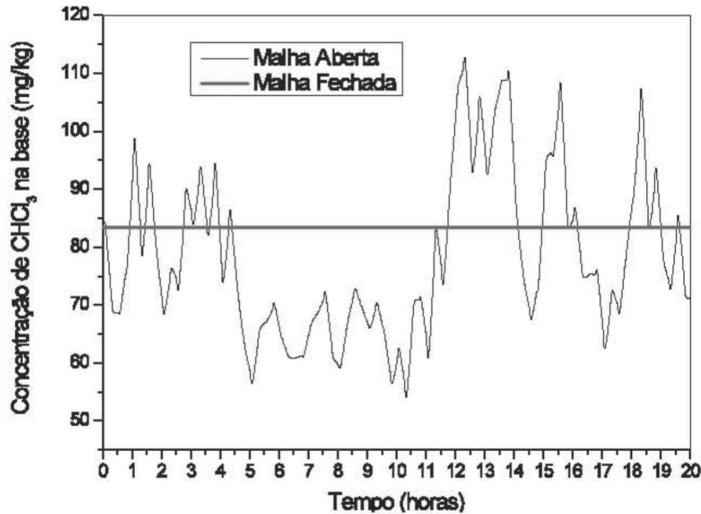


Figura 12: Desempenho do sistema de controle.

A Figura 56 nos mostra um desempenho excelente do sistema de controle. A concentração de CHCl_3 é mantida constante durante todo o tempo e a resposta em malha fechada não apresenta nem sequer oscilações o que vem a ser algo surpreendente, tendo em vista que era esperado um desempenho bom, mas com a concentração variando entre valores próximos ao valor de referência que é 83 mg/kg. A resposta em malha fechada apresentam oscilações com pequenas amplitudes.

O desempenho do sistema de controle foi excelente excedendo até as expectativas criadas e por isso, o mesmo foi testado com um erro de 10 % nos parâmetros da função de transferência do processo, ou seja, ganho e constantes de tempo. A Figura 13 apresenta o desempenho do sistema de controle para esta situação.

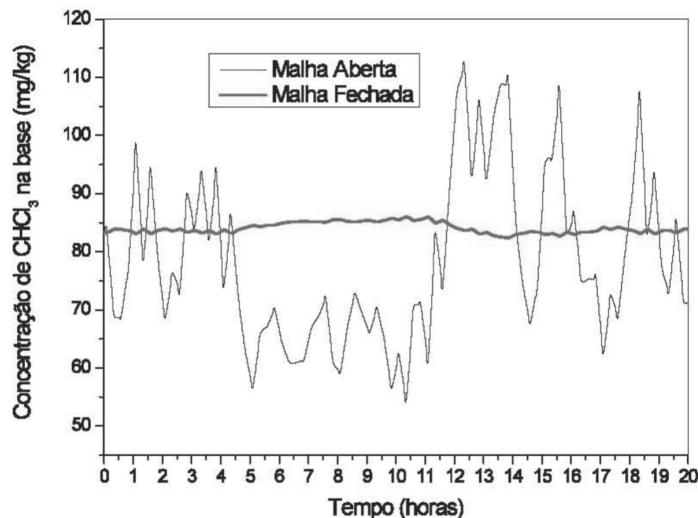


Figura 13: Desempenho do sistema de controle para a função de transferência do processo com erro de 10 %.

A partir da Figura 13 é possível perceber que mesmo com a função de transferência do processo apresentando um erro de 10% nos seus parâmetros o desempenho do sistema de controle ainda é excelente, apresentando somente algumas pequenas oscilações na resposta da concentração. Mesmo com os bons resultados em relação ao desempenho

do sistema de controle, o sucesso total do que está sendo proposto dependerá do desempenho do mesmo no simulador Aspen Dynamics™,

É válido salientar que no Matlab/Simulink todo o modelo do processo está linearizado o que também contribuiu para os bons resultados obtidos. No simulador toda a não linearidade do modelo matemático do processo está presente, e isto pode contribuir para um desempenho abaixo do que foi obtido até o presente momento. A implementação do sistema de controle no simulador é o próximo e último passo a ser seguido no desenvolvimento deste trabalho. Para implementar a estrutura de controle Feedforward no simulador Aspen Dynamics™ foi necessário ajustar os resultados fornecidos pela função de transferência do controlador por um modelo de atraso-avanço. O ajuste permitiu determinar os parâmetros exigidos pelo bloco do controlador Feedforward como as constantes de atraso, avanço, ganho e tempo morto. A Figura 14 apresenta os resultados fornecidos pela função de transferência do controlador Feedforward. O modelo que ajustou os resultados foi obtido a partir da ferramenta ident do Matlab™.

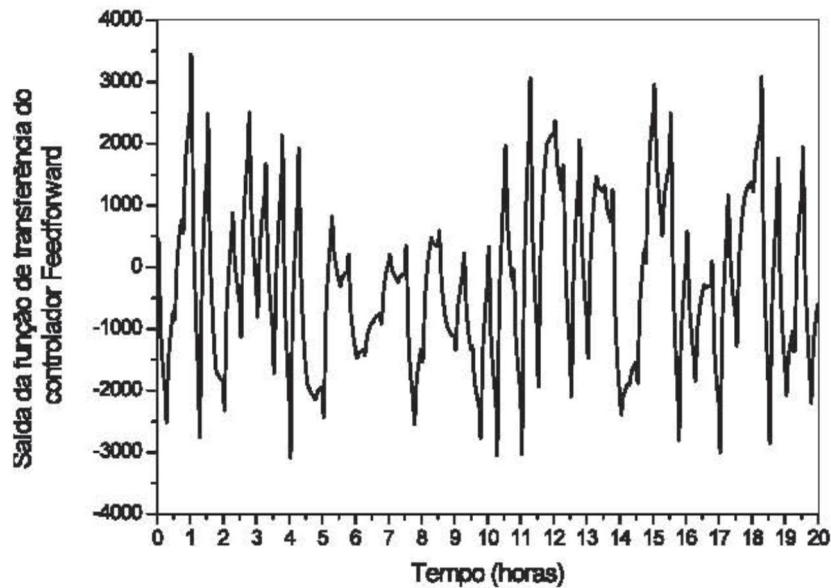


Figura 14: Resultados fornecidos pela função de transferência do controlador Feedforward. O modelo obtido possui a seguinte forma:

$$Gf(s) = 1,1366 \frac{(1 + 0,0011243s)}{(1 + 0,10995s)} \exp(-0,05s) \quad (5)$$

Onde temos:

Ganho = 1,1366;

Constante de atraso = 0,10995;

Constante de avanço = 0,0011243;

Tempo morto = 0,05

A Figura 15 apresenta todas as malhas que compõem a estrutura completa do sistema de controle da coluna, incluindo os controladores de fluxo para a vazão da alimentação e vazão de retirada de leves.

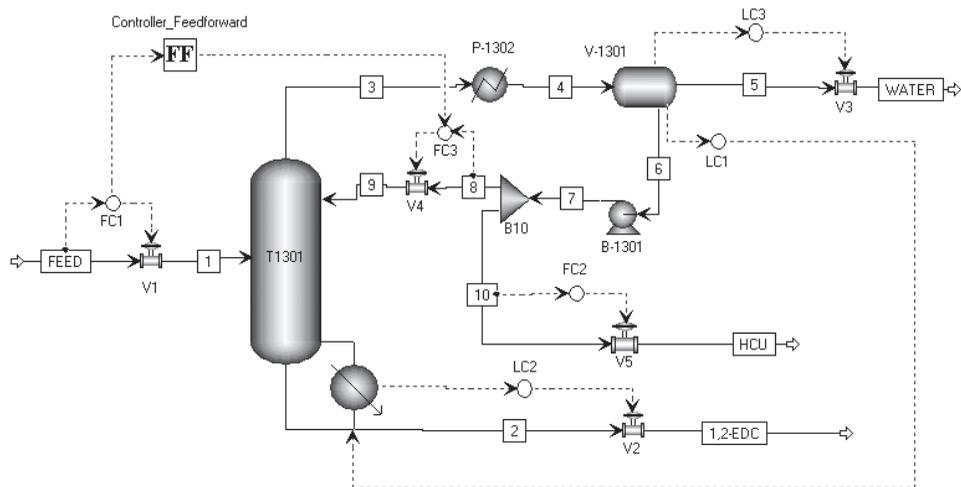


Figura 15: Estrutura completa do sistema de controle da coluna.

A estrutura completa do sistema de controle é constituída pelas seguintes malhas:

- Controle de nível na base da coluna a partir da vazão do produto;
- Controle de nível da fase orgânica no vaso de refluxo a partir da carga térmica do refeedor;
- Controle de nível da fase aquosa a partir da vazão de retirada da mesma;
- Controle de concentração Feedforward na base a partir da vazão de refluxo.

A Figura 16 apresenta o desempenho da malha de controle de concentração na base a partir de uma comparação entre as respostas da concentração de CHCl_3 em malha aberta e malha fechada para perturbações na vazão da alimentação em alta e baixa frequência, ou seja, com períodos de 20 e 60 minutos respectivamente. Estas perturbações foram causadas pelo elemento PRBS, o mesmo utilizado para gerar os dados para obtenção das funções de transferência. A Figura 17 também apresenta o desempenho da malha de controle de concentração na base a partir de uma comparação entre as respostas da concentração de CCl_4 em malha aberta e malha fechada para perturbações na vazão da alimentação em alta e baixa frequência, ou seja, com períodos de 20 e 60 minutos respectivamente.

A partir das Figuras 16 e 17 podemos observar que o desempenho do sistema de controle para concentração é excelente principalmente quando se trabalhou em baixa frequência. 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 CHCl_3 e 2596 mg/kg para o 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.

Vale salientar que para obter este bom desempenho foi necessário fazer um pequeno ajuste em alguns parâmetros do controlador Feedforward representado pela equação (5), como o ganho e o tempo morto, um procedimento normal principalmente quando se trabalha com este tipo de controlador. Os valores do ganho e do tempo morto que possibilitaram a obtenção de um controle de concentração satisfatório foram 2,2 e 0,055 respectivamente. As constantes de atraso e avanço não precisaram ser modificadas, pois ambas não chegaram a exercer uma influência significativa nas respostas em malha fechada.

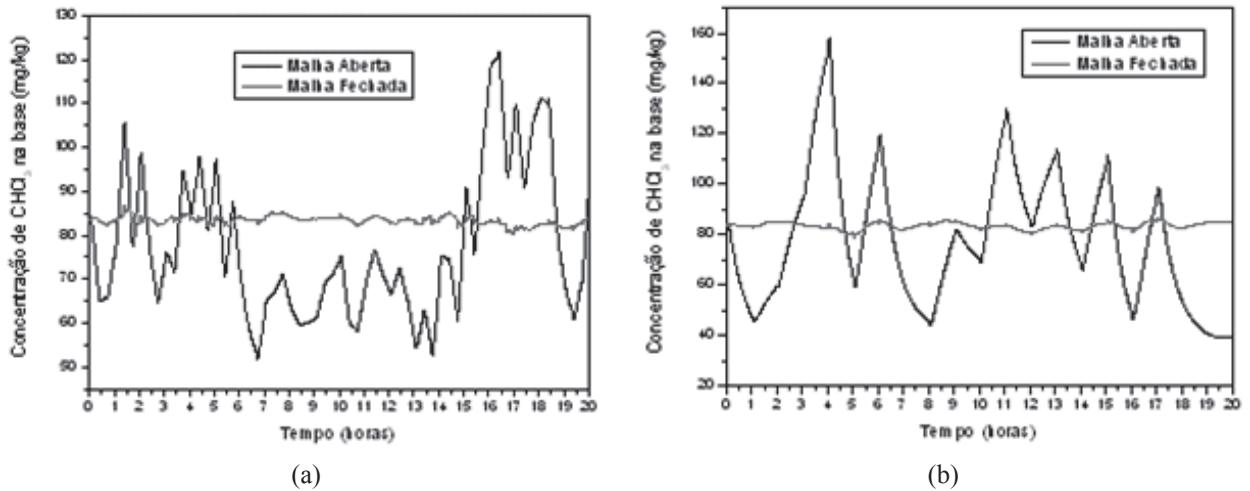


Figura 16: Composição de CHCl_3 na base: (a) Distúrbios em alta frequência (b) Distúrbios em baixa frequência.

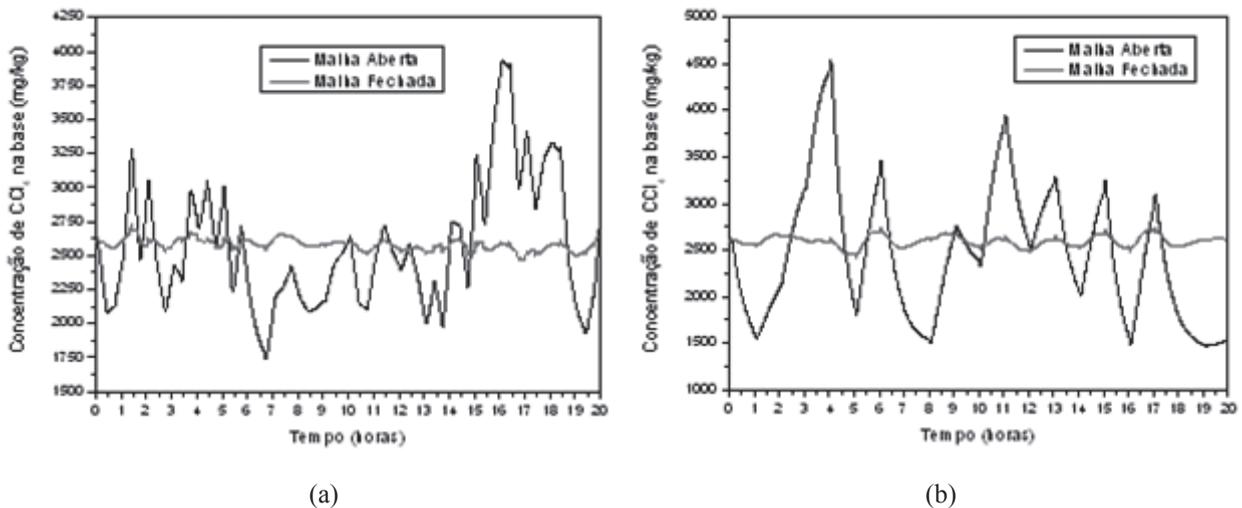


Figura 17: Composição de CCl_4 na base: (a) Distúrbios em alta frequência (b) Distúrbios em baixa frequência.

6 Conclusões

O desempenho do sistema de controle superou as expectativas em termos de controle das concentrações de CHCl_3 e 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 CCl_4 e 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 CCl_4 estabilizaria junto com a de 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 CHCl_3 na base, também foi possível estabilizar a concentração de CCl_4 . Vale salientar que todo o desenvolvimento deste trabalho foi em torno do controle

de concentração na base do CHCl_3 , pois a concentração de 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 CHCl_3 e estabilizar a concentração de 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.

7 Referências

- AGUIRRE, L. A. *Introdução à identificação de sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais*. 3. ed. Belo Horizonte: Ed. UFMG, 2007.
- BRAGA JUNIOR, L. R. *Controle de colunas de destilação de alta pureza um caso industrial*. 2003. 112 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)-Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2003.
- CIRIC, A. R. et al. Azeotropic distillation with an internal decanter. *Computers and Chemical Engineering*, New York, v. 24, p. 2435–2446, 2000.
- LUYBEN, W. L. *Plantwide dynamic simulators in chemical processing and control*. New York: Marcel Dekker, 2002.
- SILVA, A. A. R. *Aspectos estacionário e dinâmico de uma destilação azeotrópica não convencional*. 2002. 87 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)-Universidade Federal de Campina Grande, Campina Grande, 2002.
- SKOGESTAD, S. Dynamics and control of distillation columns: a critical survey. IFAC – SYMPOSIUM DYCORDER+’92, 1992, College Park, MD. *Proceedings...* College Park, MD, 1992.