

VALIDAÇÃO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO DE DIETANOLAMINA NAS CONDIÇÕES PREVISTAS DE PROJETO E OPERAÇÃO. ESTUDO DE CASO: PLANTA PETROQUÍMICA

Larissa Andrade Silva¹

George de Souza Mustafa²

Resumo

O estudo tem como objetivo avaliar o processo de separação em uma coluna de destilação de dietanolamina (DEA), viabilizando extração desse produto no prato lateral previsto no projeto, para assim possibilitar parada da coluna auxiliar de DEA em carga baixa. O artigo foi dividido em três etapas, que incluem, simulação do caso de projeto, simulação do caso de operação e ajuste de variáveis. A simulação do caso de projeto revelou que com a carga térmica de projeto do refeedor (797550 kcal/h), não é possível atingir todas as especificações da coluna, sendo necessário para isso uma carga térmica maior (958405 kcal/h). Uma vez que, o produto extraído do prato lateral da coluna em operação, não atende as especificações desejadas, realizou-se a simulação nessa condição. Foi obtido com isso, um número de estágios teóricos igual a seis, diferente do original, que corresponde a 11, sugerindo assim ineficiência na separação dos componentes. Com as hipóteses levantadas acima, foi verificado na etapa de ajuste de variáveis, de que forma o número de estágios teóricos e a carga térmica do refeedor, influenciam na resolução do problema.

Palavras-chave: Dietanolamina; Destilação; Simulação de processo.

Abstract

The study aims to evaluate the separation process in a distillation column of diethanolamine (DEA), enabling extraction of the product on the side plate provided in the project, so as to enable the DEA assistant column to stop operating. The study was divided into three stages, which includes project case simulation, operation case simulation and variable adjustment analysis. The simulation exposed that for the project case, the refeedor duty (797550 kcal/h) did not meet all specifications of the column, and it was necessary to increase the refeedor duty (958405 kcal/h). Since the product extracted on the side plate of the column in operation does not meet the desired specifications, this condition was simulated in the operation case. A number of theoretical stages equal to six was obtained, and differs from the original, which corresponds to 11, suggesting inefficient separation of the components. Considering the assumptions above, it was found in the variable adjustment analysis step, how the number of theoretical stages and the refeedor duty could influence in the resolution of the problem.

Keywords: Diethanolamine; Distillation; Process simulation.

1 INTRODUÇÃO

Aumento de produtividade aliado à redução de custos são desafios constantes na indústria. Segundo Zuccarelli e Martins [2011], nos tempos atuais de crise, a posição de custos é um fator crítico que pode assegurar ou não a sobrevivência das empresas, além de ser um diferencial perante a concorrência.

Com isso, aproveitar os recursos disponíveis nos processos produtivos da melhor forma possível, significa obter a sua máxima performance, o que impacta diretamente em sua

¹ Aluna do curso de Engenharia Química da Universidade Salvador. E-mail larissa_andrade_silva@hotmail.com

² Docente da Universidade Salvador - UNIFACS, Mestre em Engenharia Química pela UFBA. E-mail george.mustafa@unifacs.br

eficiência energética. Este fator é uma importante ferramenta para otimizar a utilização de fontes de energia, que assim promovem a redução de custos operacionais além de contribuir para ganhos ambientais.

Dentro desse contexto, é válido destacar de que forma os sistemas de destilação contribuem para o gasto de energia nas indústrias e conseqüentemente para seus custos de produção, visto que a utilização de calor para promover a separação de componentes através dessa técnica é essencial, sendo o principal vetor de transporte dessa energia, o vapor d'água.

A destilação é uma das técnicas mais importantes da indústria, sendo também uma das mais desenvolvidas. Estima-se que 95% das separações feitas no mundo ocorrem dessa forma, sendo que só nos Estados Unidos existem cerca de 40000 torres de destilação, correspondendo a um investimento de capital de aproximadamente oito bilhões de dólares, que utiliza energia equivalente à aproximadamente um milhão de barris de óleo cru por dia, representando assim cerca de 15% da energia consumida nas indústrias deste país (GARCIA, 1999 apud DOMINGUES, 2005).

Pulido (2011) afirma ainda que a destilação demanda bastante energia, sendo responsável por cerca de 5% da energia total consumida nas indústrias químicas do mundo.

Portanto, quando se fala em eficiência energética, é importante observar a forte correlação existente entre esse aspecto com tal técnica de separação. Logo, aperfeiçoar as operações para garantir melhoria na qualidade dos produtos, bem como a redução dos seus custos de produção, muitas vezes significa promover melhorias em sistemas de destilação.

De acordo com Poiani (1985), os objetivos citados acima podem ser atingidos de duas formas, através da pesquisa e desenvolvimento de rotas alternativas, originando novos processos produtivos, ou através da busca de melhorias operacionais e dos equipamentos em processos já existentes, otimizando-os.

Contudo, o processo de otimização na indústria, muitas vezes é dificultado, por exemplo, pelo baixo desempenho de equipamentos, que por sua vez, são justificados por falhas na sua construção, erros de projeto e operacionais, dentre outros fatores, fazendo-se necessário identificar e corrigir tais falhas, garantindo dessa forma a operação adequada da planta.

Com base nos dados apresentados, o estudo será elaborado com intuito de adequar a coluna principal de destilação de DEA de uma planta petroquímica, para possibilitar parada da coluna auxiliar (baixa carga na unidade), garantindo ainda a especificação do seu produto

de topo nos dois casos de operação da unidade. Com isso, o consumo energético da unidade será reduzido, reduzindo custos com consumo de vapor e energia elétrica.

O objetivo deste trabalho é estudar o processo de separação na coluna de destilação principal de DEA, de uma planta petroquímica, tornando-a compatível com as condições requeridas no projeto, possibilitando parada da coluna auxiliar de DEA em baixa carga, contribuindo para redução de custos variáveis da unidade de etanolaminas nessa condição, sendo os objetivos específicos:

- Identificar possíveis erros de projeto, estrutura ou operação na coluna principal de DEA, que justificam a contaminação do seu produto de topo, quando o mesmo é retirado do prato especificado no projeto da coluna; e
- Comparar as condições reais de operação da coluna com as condições requeridas no projeto, determinando possíveis inconsistências entre estes, e ao mesmo tempo apontando possíveis melhorias estruturais na coluna, atendendo assim as necessidades do processo.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Indústria Petroquímica

De acordo com Andrade e outros (1995) a indústria petroquímica é definida basicamente como a parcela da indústria química que tem como matérias primas básicas os produtos oriundos do petróleo ou do gás natural; sendo assim, considerado o ramo da indústria química orgânica (TORRES, 1997).

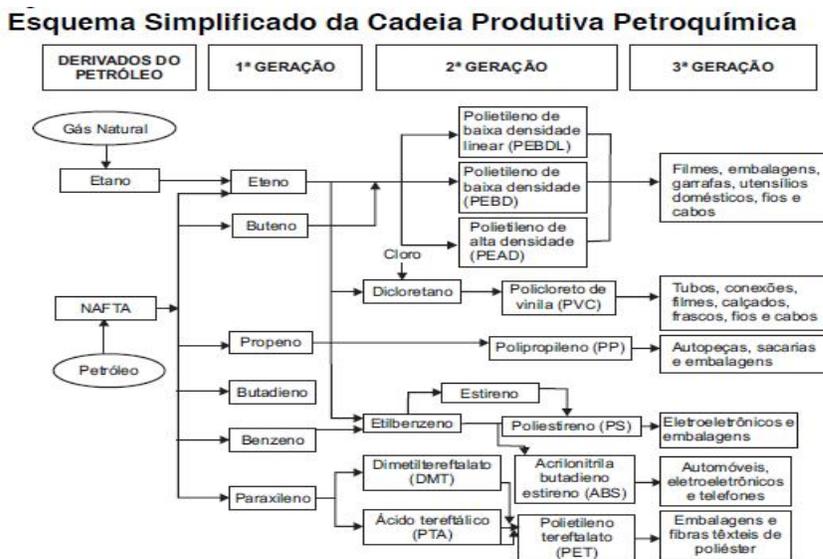
A aplicação dessas matérias primas dá origem a uma variedade de materiais alternativos aos mais tradicionais, como por exemplo, metais, vidros e fibras naturais, que apresentam melhor eficiência integrada à redução de custos de produção (ANDRADE et al., 1995).

Segundo Torres (1997), o setor industrial petroquímico possui o grau de relação mais alto com os demais setores da vida econômica, tendo também grande potencial de crescimento. Andrade e outros (1995) corrobora com essa ideia ao afirmar que seus produtos finais são utilizados por outras diversas indústrias como insumos em seus processos produtivos, atendendo assim grande parte das necessidades básicas humanas de consumo, como por exemplo, transporte, limpeza, vestuário, alimentação, habitação e saúde.

Para Moreira e outros (2007 - 2010), o ramo petroquímico é um dos mais dinâmicos da indústria química nacional, sendo o mesmo organizado em complexos industriais, chamados Polos Petroquímicos, que dessa forma reúnem várias vantagens como o aproveitamento de sinergias em termos de logística, integração operacional e estrutura.

As centrais de matérias primas dos Polos são responsáveis pelo processamento da nafta e do gás natural, caracterizando as indústrias de primeira geração petroquímica. O processamento se dá pela pirólise da nafta que obtêm petroquímicos básicos como butadieno, propeno, eteno, estireno e outros. Estes por sua vez, são a base da indústria petroquímica de segunda geração, que serão transformados em petroquímicos intermediários como polipropileno, poliestireno, polietileno, elastômeros diversos, resinas poliéster, entre outros. Nas indústrias de terceira geração, os petroquímicos intermediários passam por diversas técnicas de processamento, como sopro, extrusão, injeção, dentre outras, para a obtenção de produtos que serão utilizados pela população (BRAGHIROLI, 1999). A Figura 1 resume os ramos do setor petroquímico.

Figura 1 – Segmentos do setor petroquímico



Fonte: Adaptado de Gomes, Dvorsak e Heil (2005)

Dentre as indústrias de segunda geração que utilizam eteno como matéria prima, pode-se citar ainda um importante ramo do setor petroquímico que é o de produção de óxido de eteno e seus derivados. Sob condições adequadas, o eteno reage com oxigênio originando esse

composto químico, que devido ao seu caráter altamente reativo, possibilita a formação de diversos compostos com vasta gama de aplicações industriais, como por exemplo, as etanolaminas, que são empregadas em diversos segmentos da vida econômica.

2.2 Etanolaminas

Aminas são compostos orgânicos nitrogenados (derivados da amônia) obtidos a partir da substituição das moléculas de hidrogênio por radicais orgânicos, denominados alquila ou arila. Sendo assim, elas podem ser classificadas de acordo com o número de radicais inseridos na molécula de amônia, originando aminas primárias, secundárias e terciárias.

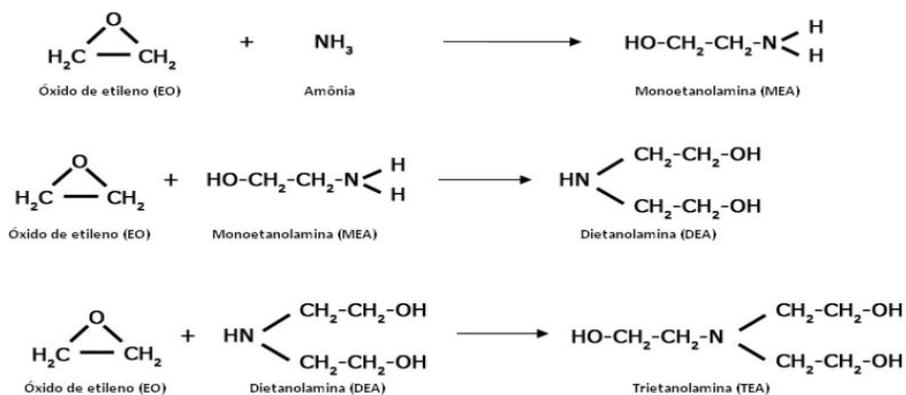
Etanolaminas são alcanolaminas, ou seja, são compostos que possuem os grupos funcionais amino e hidroxil ligados à estrutura de um alceno.

O consumo mundial desses compostos é bastante elevado e dentre seus principais produtores estão Japão, Alemanha, China, Estados Unidos, Brasil e México (RODRIGUEZ, 2014).

Segundo Izaguirre (2013), as etanolaminas possuem larga aplicação na indústria, sendo usadas, por exemplo, para fabricação de produtos de limpeza, tintas, cosméticos, concreto, cimento, ceras, bem como no tratamento de gás natural e petróleo.

São obtidas industrialmente a partir da reação contínua em fase aquosa de amônia com óxido de eteno originando três homólogos: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) e Trietanolamina (TEA) (RODRIGUEZ, 2014). A Figura 2 resume as reações de obtenção de etanolaminas.

Figura 2 – Esquema de reações de produção de etanolaminas



Fonte: Boletim Técnico Etanolaminas Oxiteno, [200-?]

A água nesse processo é indispensável, visto que a reação de óxido de eteno com amônia anidra não ocorre (RODRIGUEZ, 2014). Dessa forma, ela atua como um catalisador, possibilitando ocorrência de reação em temperaturas relativamente baixas. Durante seu processo produtivo, se criam ainda condições favoráveis a reações indesejáveis no reator, que facilitam a formação de impurezas como monoetilenoglicol (oriundo da reação da água com óxido de eteno), além da etoxilação (adição de óxido de eteno) dos produtos, formando MEA, DEA e TEA etoxiladas (MEAETO, DEAETO e TEAETO, respectivamente).

As reações mostradas na Figura 2 são exotérmicas, sendo conduzidas em uma série de reatores adiabáticos com resfriadores intermediários, a fim de garantir a segurança do processo, bem como a qualidade dos produtos finais obtidos. A distribuição dos produtos dependerá de vários fatores, como por exemplo, razão molar amônia/óxido de eteno e reciclo dos produtos.

Após a etapa de reação, o processo consiste basicamente em separar as etanolaminas formadas, o que é possível através de uma operação unitária trivial na indústria, a destilação. Desse modo, obtêm-se os homólogos na pureza desejada de acordo com a aplicação final para os quais os mesmos serão destinados.

2.3 Destilação

Processo de separação que esteve associado à química desde a antiguidade, a destilação é considerada uma das artes desenvolvidas pelos alquimistas alexandrinos, que se aperfeiçoavam em técnicas para manipular a matéria. Entretanto, a destilação naquela época, era considerada uma operação alquímica, caracterizada pela hibridização de ideias religiosas, mágicas e filosóficas (BELTRAN, 1996).

Realizado hoje, num contexto totalmente diferente do inicial, a destilação se tornou uma das principais operações unitárias de separação, sendo utilizada tanto no âmbito industrial como laboratorial.

Esse processo consiste basicamente em separar misturas líquidas de componentes miscíveis entre si, através do fornecimento de energia suficiente para vaporizá-los, separando-os. Dessa forma, a separação ocorre mediante a transferência de calor e massa entre os componentes das fases líquida-vapor (PULIDO, 2011).

Esse princípio de separação é que governa a técnica de destilação, sendo esta de três tipos, simples, flash ou fracionada. Nas duas primeiras a separação dos componentes não

ocorre de maneira completa ou perfeita, sendo utilizada na grande maioria das vezes a destilação fracionada (ROITMAN, 2002 apud CADORE, 2011).

Segundo Roitman (2002), nesse tipo, a separação se dá através de sucessivas vaporizações e condensações, que são possíveis graças às diferenças de volatilidades dos componentes da mistura, favorecendo o enriquecimento da fase vapor com o componente mais volátil e a fase líquida com o componente menos volátil. Esse processo ocorre em equipamentos específicos chamados colunas de destilação.

Os principais componentes de uma coluna destilação são a carcaça cilíndrica vertical, local onde a separação dos componentes ocorre, dispositivos internos dispostos no interior dessa carcaça responsáveis pela promoção do contato entre as fases líquido-vapor, como por exemplo, pratos ou recheios, um refeedor, através do qual é fornecida energia para promover formação de vapor, um condensador, para resfriar/condensar os vapores de topo da coluna e um vaso acumulador desse condensado, que será parte retornada para a coluna como refluxo e outra parte retirada como produto de topo (PRADA, 2012).

O vapor gerado no refeedor é purificado à medida que sobe pela coluna, devido o contato do mesmo com o líquido do prato (seções horizontais ou bandejas), que assim permitem a separação dos componentes. Dessa forma, a coluna deve conter um número de pratos suficiente para garantir a chegada do vapor no topo na especificação desejada (TEIXEIRA, 2003).

O refluxo nesse contexto atua de forma a melhorar a separação, aumentando a concentração de leves no topo e garantindo fluxo descendente de líquido na coluna. Pode ser de dois tipos: interno e externo. O primeiro ocorre nas duas seções da coluna (enriquecimento e esgotamento), e define-se razão de refluxo interno como a razão entre o fluxo de líquido e o fluxo de vapor da respectiva seção. A razão de refluxo externo, por sua vez, é a razão entre o líquido que retorna à torre e o destilado retirado como produto (CADORE, 2011).

Quanto aos dispositivos internos, além dos pratos (com borbulhadores ou perfurados), os dispositivos de contato líquido-vapor podem ser ainda do tipo recheios. Segundo Prada (2012), as colunas de recheio são preenchidas com material que fornece grande superfície de contato entre o líquido e o vapor. Nesse tipo de coluna, o líquido escoar por meio de trajetórias tortuosas, formando uma película em cada peça do recheio. O vapor ascendente entrará em contato com essa película promovendo a troca de massa.

Os recheios podem ser do tipo estruturado ou randômico. Os estruturados são formados por uma estrutura de chapas montadas no interior da coluna em forma de blocos.

Essas chapas podem ser montadas e dobradas, perfuradas e corrugadas, ajustadas em distintos formatos complexos geométricos. Os recheios aleatórios, por sua vez, são constituídos por peças de diversos formatos, que podem ser em forma de anéis recortados ou lisos, malhas, selas, telas, brita etc., e são instalados de forma aleatória dentro da coluna (ROCHA et al., 1996; FAIR et al., 2000 apud PRADA, 2012).

Prada (2012) afirma ainda que as torres de recheio apresentam algumas vantagens em relação às torres de pratos, como por exemplo, custos. São usadas quando se deseja uma baixa perda de carga, baixa retenção de líquido e boa resistência a materiais altamente corrosivos.

De uma maneira geral, diversos fatores como, calor trocado, razão de refluxo e composição da carga influenciam na operação ótima de uma coluna. Para o projeto desses equipamentos são analisados diversos aspectos construtivos, como, número de estágios, altura, diâmetro, fluidodinâmica das fases, além de cálculos de transferência de massa e termodinâmicos (TEIXEIRA, 2003).

4 ESTUDO DE CASO

4.1 Processo de produção de etanolaminas

Para a produção de etanolaminas, solução aquosa de amônia é previamente preparada e concentrada por meio de torres de absorção, através da injeção direta de amônia e água no sistema. Esta solução é acumulada em tanque e daí será bombeada para os reatores. Óxido de eteno acumulado em tanque, alimentará os reatores através de estágios, para se obter controle da reação e impedir elevação brusca de temperatura. Além disso, os reatores possuem resfriadores intermediários entre cada estágio da injeção de óxido de eteno.

Após a reação, o efluente dos reatores contendo água, amônia não reagida e etanolaminas é enviado para o sistema de stripping de amônia, com objetivo de recuperar o seu excedente, além de parte da água, sendo reciclada para as colunas de absorção. O produto de fundo da “stripper” de amônia, isento da mesma, contendo etanolaminas, água e subprodutos formados, é enviado para o sistema de secagem das etanolaminas, por diferença de pressão.

Esse sistema é composto por duas colunas, auxiliar e principal de secagem, que operam em série, obtendo etanolaminas praticamente isentas de água. A água retirada no topo

dessas colunas é acumulada em tanque, e daí será retornada para o sistema de absorção de amônia, para o preparo da solução.

Com objetivo de aumentar a produção dos homólogos superiores (DEA e TEA), o processo contempla um reator de etoxilação de MEA, que é alimentado através do bombeamento de produto do tanque de MEA reciclo. Óxido de eteno, por sua vez, é injetado por meio de estágios, a fim de obter melhor controle sobre a reação.

O efluente do reator de etoxilação contendo MEA não reagida, DEA e TEA, e a corrente de fundo da coluna de secagem são enviados para a coluna de MEA reciclo, com objetivo de destilar MEA excedente do processo, enviando por gravidade seu produto de topo para o tanque de MEA reciclo, citado acima. O produto de fundo da coluna é bombeado para a etapa seguinte, que consiste na purificação da MEA.

Esta etapa ocorre em duas colunas, auxiliar e principal, operando em série, retirando MEA produto pelo topo, que será bombeada para tanques intermediários. A corrente de fundo da coluna principal de MEA, contendo MEA residual, DEA, TEA e subprodutos, alimentará o sistema de purificação de DEA, que também é constituído de duas colunas, auxiliar e principal.

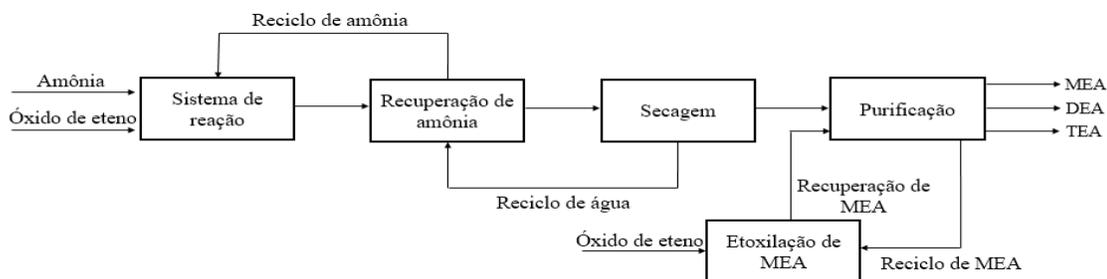
Operando em série, a coluna auxiliar é alimentada primeiro, retirando parte da DEA produto para tanques intermediários. Nesta coluna, ainda é feita uma purga contínua do topo, com objetivo de eliminar impurezas, como MEA, MEG e MEA etoxilada, que tendem a se concentrar no topo da coluna.

A coluna principal de destilação de DEA é alimentada pelo produto de fundo da coluna auxiliar, que contém MEA residual, DEA, TEA e subprodutos, e esta se encarrega de separar a DEA restante do sistema. Esta coluna possui três leitos compostos por recheios estruturados e a alimentação é feita abaixo do leito inferior. Seu refeedor é do tipo circulação forçada e o aquecimento é promovido por vapor, sendo o perfil de temperatura dessa coluna determinado pelas campanhas de produção de TEA. Estas, por sua vez, se diferenciam pela pureza requerida para a TEA. Para isso, a composição do produto de fundo da coluna principal de DEA, é ajustada através da mudança da sua temperatura de fundo. Ao se alterar essa temperatura, as purificadoras de TEA serão alimentadas com produto contendo DEA, necessário para a produção de TEA 85 (Pureza mínima de 85% de TEA), ou praticamente isenta da mesma, necessário para produção de TEA 99 (Pureza mínima de 99% de TEA). O vapor de topo da coluna, por sua vez, é condensado num trocador instalado diretamente no topo desta, sendo parte retornado internamente para o distribuidor de líquido

do leito superior como refluxo, e outra parte pode ser retirada ainda como uma purga de impurezas, o que é feito quando a coluna auxiliar de DEA está parada (condição de baixa carga na unidade). Para a retirada do produto de topo, o projeto prevê extração de DEA abaixo do leito superior da coluna. Entretanto, esse “layout” não pôde ser utilizado, sendo necessário adaptar a retirada para o mesmo ponto de retirada da purga (considerando que normalmente esta é feita na coluna auxiliar) e então enviada para tanques intermediários.

Nas purificadoras de TEA, o produto é retirado pelo topo da coluna e enviado a tanques intermediários, e a corrente de fundo contendo TEA e TEA etoxilada (produto de cor mais elevada) é bombeada para tanque de armazenagem. Na campanha de TEA 99, é feita também uma purga de topo das colunas, para eliminar DEA restante do sistema, que realimentará a coluna principal de DEA. A Figura 3 mostra o diagrama de blocos simplificado do processo.

Figura 3 – Diagrama de blocos do processo de produção de etanolaminas



Fonte: Elaboração própria

4.2 Situação atual

Com foco na expansão de seus negócios, além do atendimento das exigências dos clientes, a empresa em estudo, investiu ao longo dos anos, capital considerável na ampliação de suas unidades industriais. Desse modo, se tornou capaz de atender o aumento da demanda de produtos pelo mercado consumidor, consolidando sua posição no mercado. A planta de etanolaminas, por exemplo, após três ampliações teve sua capacidade produtiva quadruplicada.

Considerando as oscilações de mercado, demanda de produtos e oferta de matérias primas, a planta foi modificada para atender o aumento de produção de etanolaminas, contudo ainda assim é capaz de atender demandas menores, sendo possível com isso, parar alguns equipamentos, otimizando o consumo de energia da planta e conseqüentemente seus custos.

Dessa forma, essa planta está adaptada para diferentes cenários de produção, devendo ser capaz de manter ótima a relação custo-benefício de operação da unidade.

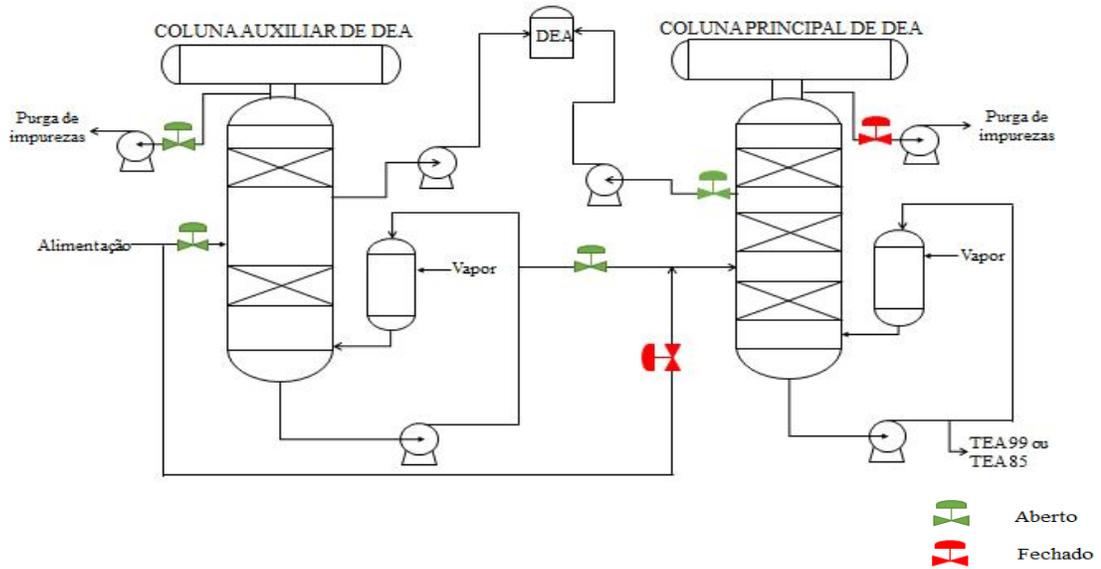
Os principais equipamentos parados quando a planta está em carga baixa são as colunas auxiliares de MEA, DEA e TEA, visto que a produção alcançada nessa condição é capaz de ser purificada apenas nas colunas principais da planta.

Possíveis problemas de projeto, estrutura ou operação da coluna principal de DEA, impedem que a mesma opere retirando produto do prato previsto no projeto. Se extraída desse ponto a pureza do produto é comprometida devido à contaminação com TEA. Isso ocorre, essencialmente quando a unidade está operando em campanha de TEA 99 (temperatura de fundo da coluna principal de DEA maior). Para contornar este inconveniente, a retirada de DEA foi adaptada para um ponto diferente do original, sendo retirada atualmente do mesmo ponto que seria retirada a purga de impurezas da coluna.

O principal agravante desse problema é a inviabilidade de parada da coluna auxiliar quando a unidade está com carga baixa e ao mesmo tempo produzindo TEA 99, visto que se parada, a purga de impurezas deverá ser realizada na coluna principal de DEA. Com isso, obrigatoriamente a retirada de topo dessa coluna deverá ser alterada para o prato original previsto no projeto, comprometendo a pureza do produto.

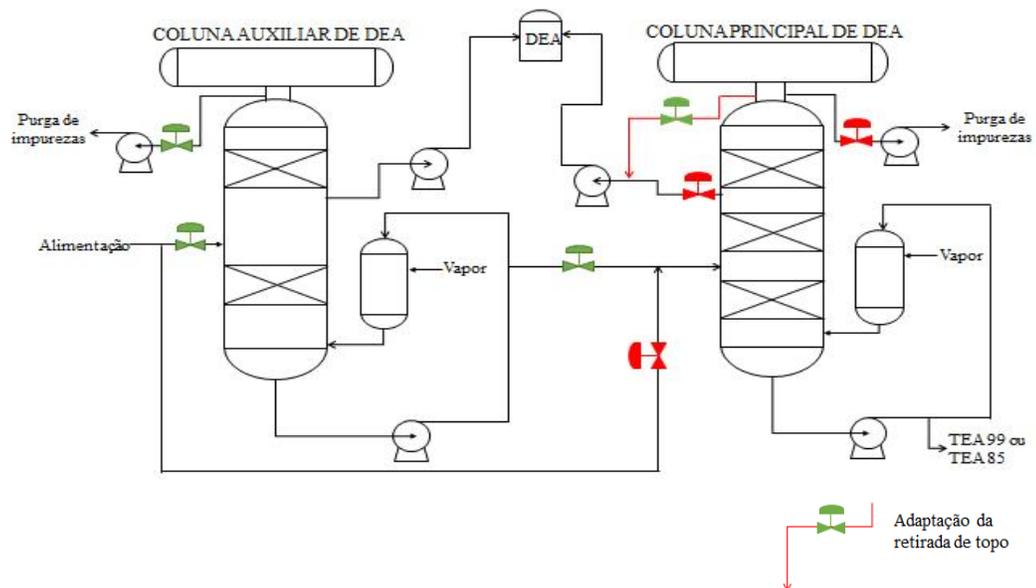
Em suma, é necessário identificar os fatores que justificam a operação da coluna principal de DEA, fora das condições de projeto, que tem como principal consequência, elevação dos custos da unidade de etanolaminas em carga baixa, justificado essencialmente pelo consumo de vapor da coluna auxiliar. Na Figura 4 é indicado de maneira simplificada o arranjo das colunas purificadoras de DEA na condição de projeto, enquanto na Figura 5 é ilustrada a situação normal de operação.

Figura 4 – Esquema simplificado das purificadoras de DEA na condição de projeto



Fonte: Elaboração própria

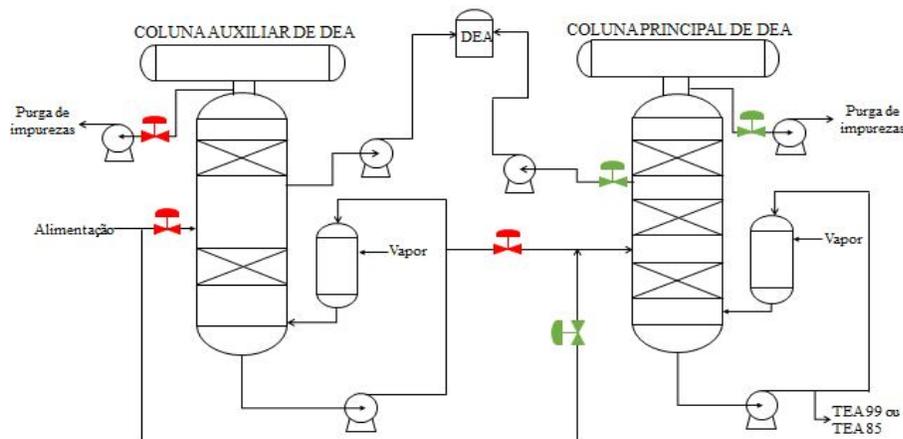
Figura 5 – Esquema simplificado das purificadoras de DEA em condição normal de operação



Fonte: Elaboração própria

Na Figura 6 é indicado o “layout” ideal de operação das colunas em carga baixa.

Figura 6 – Esquema simplificado das purificadoras de DEA em carga baixa de acordo com o projeto



Fonte: Elaboração própria

4.3 Simulação de processo

Para a investigação do problema, foi utilizado o simulador comercial Aspen Plus versão 8.8, com a licença da Universidade Salvador, sendo o estudo realizado em três etapas. Inicialmente, a simulação da coluna foi realizada, de acordo com as especificações apresentadas no balanço material e fluxograma de processo. Dessa forma, tentou-se representar a coluna com todas as variáveis determinadas no projeto, para então realizar a segunda etapa do estudo, que consistiu em simular a coluna utilizando dados reais de operação da planta. Com isso, foi possível confrontar os resultados obtidos na simulação de projeto com os resultados da simulação de operação real da unidade, apontando inconsistências entre estes. Na terceira etapa, foram feitas variações nos parâmetros da coluna (carga térmica do reboiler e número de estágios), a fim de determinar possíveis melhorias em termos de estrutura ou mudanças nas condições operacionais da mesma, de modo que se atingisse a especificação desejada para o produto, extraindo o mesmo do prato lateral previsto no projeto. Nos itens 4.3.1 e 4.3.2 são detalhadas as simulações dos casos de projeto e operação da coluna.

4.3.1 Caso de projeto

Para simulação do caso de projeto, foram adotadas algumas premissas de modo a simplificar o problema. A rotina *RadFrac*TM foi usada pelo fato da coluna exibir um modelo de destilação multicomponente rigoroso. O modelo termodinâmico escolhido, por sua vez, foi o NRTL-RK, visto que experimentalmente este modelo representa bem o equilíbrio líquido-vapor dos componentes envolvidos. Além disso, com os resultados da simulação do caso de projeto foi possível ratificar a validade do mesmo. A condensação na coluna é total, logo não corresponde a um estágio de equilíbrio. Na Tabela 1 estão descritos os dados de projeto da coluna, extraídos do Balanço material e Fluxograma de processo, utilizados como base para a simulação, bem como os resultados obtidos na mesma.

Tabela 1 – Dados de projeto e resultados da simulação

	Unidade	Alimentação		Retirada lateral*		Fundo	
		Projeto	Simulação	Projeto	Simulação	Projeto	Simulação
DEA	%p	66,59	66,59	99,93**	99,92	0,29	0,28
TEA	%p	33,19	33,19	0,01	0,02	99,19	99,18
MEAETO	%p	0,04	0,04	0,06	0,06	0	0
DEAETO	%p	0,03	0,03	0	0	0,08	0,09
TEAETO	%p	0,15	0,15	0	0	0,44	0,45
T	°C	147,1	147,1	124,1	123,8	181,8	181,7
P	mmHgAbs	5,8	5,8	2	2	3,6	3,6
Vazão	kg/h	7235	7235	4814,9	4814,9	2420,1	2420,1

*Retirada lateral corresponde ao 2º estágio teórico da coluna, conforme Figura 4.

**Valores acima de 99,2 são considerados especificados para DEA.

As condições apresentadas na Tabela 1 foram alcançadas com um número de estágios teóricos igual a 11, sendo 10 estágios equivalentes ao recheio e um correspondente ao refeedor. Dessa forma, foi possível relacionar os estágios (Nt) obtidos na simulação com a altura total de recheio (Z) instalado na coluna, para determinar o HETP. Os resultados são exibidos na Tabela 2.

Tabela 2 – Determinação do HETP

Tipo de recheio	Z (m)	Nt	HETP (m)
BX Plus Sulzer	3,44	10	0,344

Além dos dados apresentados na Tabela 1, a simulação teve como objetivo obter as cargas térmicas do refeedor e condensador conforme estão previstas no projeto, bem como a razão de refluxo. Os resultados são mostrados nas Tabelas 3 e 4.

Tabela 3 – Cargas térmicas

	Unidade	Refeedor		Condensador	
		Projeto	Simulação	Projeto	Simulação
Carga térmica	kcal/h	797550	958405	1173603	1063620

Tabela 4 – Razão de refluxo

Razão de refluxo (base mássica)	
Projeto	Simulação
1,2	1,245

De acordo com os resultados obtidos na simulação e após a análise dos mesmos, pode-se observar que a carga térmica obtida para o condensador está próxima do valor de projeto. A carga térmica do refeedor, por sua vez, apresentou-se 16% maior que o valor de projeto.

Para as demais especificações da coluna, foram obtidos com êxito, valores muito próximos aos de projeto, revelando que a diferença percentual referente à carga térmica do refeedor pode apontar um caminho que justifique a contaminação do produto ao tira-lo do prato lateral. Isso pôde ser comprovado, pois ao configurar a simulação de modo que a carga térmica de projeto do refeedor fosse fixada como especificação da coluna, não foram atingidas as composições e temperaturas do projeto. Os resultados obtidos nessa fase são mostrados na Tabela 5.

Tabela 5 - Resultados da simulação com carga térmica do refeedor especificada

	Unidade	Alimentação		Retirada lateral		Fundo	
		Projeto	Simulação	Projeto	Simulação	Projeto	Simulação
DEA	%p	66,59	66,59	99,93	98,39	0,29	3,32
TEA	%p	33,19	33,19	0,01	1,55	99,19	96,14
MEAETO	%p	0,04	0,04	0,06	0,06	0	0
DEAETO	%p	0,03	0,03	0	0	0,08	0,09
TEAETO	%p	0,15	0,15	0	0	0,44	0,45
T	°C	147,1	147,1	124,1	123,9	181,8	174,25
P	mmHgAbs	5,8	5,8	2	2	3,6	3,6
Vazão	kg/h	7235	7235	4814,9	4814,8	2420,1	2420,1

4.3.2 Caso de operação

Para a simulação do caso de operação, foram coletados dados de operação da planta, referentes ao mês de janeiro de 2016. A escolha dos dados foi determinada pelo melhor momento de estabilidade da unidade, correspondendo a um período com poucas oscilações de carga, temperatura e composição da coluna em estudo. Além disso, para a seleção dos dados foi estabelecido um critério de erro menor que 4% para o balanço de massa, visto que este é um valor aceitável, considerando os erros de medição proporcionados pelas placas de orifício dos medidores de vazão. O histórico das variáveis necessárias ao estudo, vazão, temperatura e pressão, foi extraído do banco de dados da empresa, enquanto que os dados de composição de alimentação, topo e fundo, foram considerados como a média dos resultados de análises realizadas no mesmo período. Na Tabela 6 são apresentados os dados de operação utilizados na simulação, bem como os resultados obtidos.

Tabela 6 – Dados de composição real de operação da coluna principal de DEA

	Unidade	Alimentação	Topo*		Retirada	Fundo	
		Operação	Operação	Simulação	lateral**	Operação	Simulação
DEA	%p	68,12	99,65	99,58	98,86	5,26	6,82
TEA	%p	31,58	0,21	0,28	1,00	94,10	92,54
MEAETO	%p	0,10	0,14	0,14	0,14	0,01	0,01
DEAETO	%p	0,11	0	0	0	0,34	0,34
TEAETO	%p	0,10	0	0	0	0,29	0
T	°C	147	122,6	122,6	126,4	181	182,11
P	mmHgAbs	5,87	2	2	2	7	7
Vazão	kg/h	7320	5493,46	5493,46	4874,64	2445,36	2445,36

*Essa configuração corresponde a retirada de produto do 1º estágio teórico, conforme a Figura 5.

** Essa configuração corresponde a retirada de produto do 2º estágio teórico, conforme a Figura 4.

As condições apresentadas na Tabela 6 foram alcançadas realizando testes no simulador, reduzindo o número de estágios teóricos da coluna de projeto. Além disso, variou-se a pressão de fundo da coluna, chegando a um valor próximo ao medido em campo, até que se conseguisse encontrar condições similares de composição de topo, fundo e temperatura de operação.

Dessa forma, o número de estágios teóricos da coluna obtido com os dados de operação foi igual a seis, sugerindo uma provável ineficiência na separação dos componentes. Além dos dados apresentados na Tabela 5, foi possível comparar as cargas térmicas do refeedor e condensador de projeto e operação. Os resultados são mostrados na Tabela 7.

Tabela 7 – Cargas térmicas

Carga térmica	Unidade	Refrervedor		Condensador	
		Projeto	Operação	Projeto	Operação
	kcal/h	797550	1123941	1173603	1213229

De acordo com os resultados obtidos na simulação, pode-se observar que a carga térmica obtida para o refrervedor é cerca de 40% superior ao valor de projeto. Na planta, isso pode ser verificado, através da maior vazão de vapor requerida para a operação do mesmo, atualmente em torno de 2400 kg/h, sendo o valor de projeto de 1700 kg/h.

4.3.3 Ajustes nos parâmetros da coluna

De acordo com os resultados obtidos nas fases de simulação do caso de projeto e do caso de operação, foram determinadas quais variáveis poderiam ser manipuladas para contornar os problemas de especificação de composição e temperatura encontrados na coluna de operação real. Chegou-se à conclusão que as melhores variáveis para isso são carga térmica do refrervedor e número de estágios teóricos.

A variação de carga térmica do refrervedor foi feita através da variação de vazão de vapor para o mesmo. Esta vazão foi alterada desde o valor médio atual de operação da coluna, que é de 2400 kg/h até 3500kg/h, sendo este vapor do nível de pressão de 21kgf/cm²g. Os resultados para essas duas condições são mostrados na Tabela 8.

Tabela 8 – Ajuste da carga térmica do refrervedor

	Unidade	Alimentação	Topo		Retirada lateral		Fundo	
			Carga térmica 1*	Carga térmica 2**	Carga térmica 1	Carga térmica 2	Carga térmica 1	Carga térmica 2
DEA	%p	68,12	99,58	99,63	98,86	99,14	6,82	6,26
TEA	%p	31,58	0,28	0,20	1,00	0,72	92,54	93,10
MEAETO	%p	0,10	0,14	0,14	0,14	0,14	0,01	0,34
DEAETO	%p	0,11	0	0	0	0	0,34	0,29
TEAETO	%p	0,10	0	0	0	0	0	0
T	°C	147	122,5	122,6	126,5	126,5	182,11	182,98
P	mmHgAbs	5,87	2	2	2,16	2,16	7	7
Vazão	Kg/h	7320	5493,46	5493,46	4874,64	4874,64	2445,36	2445,36

*Carga térmica 1 corresponde a vazão de vapor de 2400 kg/h.

**Carga térmica 2 corresponde a vazão de vapor de 3500 kg/h.

Após a análise dos resultados pôde ser verificado, que a elevação de carga térmica do refeedor através de uma vazão de vapor 105% maior em relação ao projeto, surtiu pouco efeito sobre a composição do produto retirado pelo prato lateral, não atendendo ainda nessa condição a especificação desejada para o produto. Sendo assim, essa alternativa não se mostrou eficiente para a resolução do problema. Além disso, o aumento significativo da carga térmica do refeedor, fez com que a carga térmica do condensador excedesse o valor máximo de projeto.

Levando-se em conta a ineficiência identificada na simulação do caso de operação, foi considerada a possibilidade de aumentar o número de estágios teóricos da coluna, a fim de atingir a especificação do produto retirado do prato lateral. Essa condição foi simulada com a carga térmica da coluna validada nas condições de operação (2400 kg/h de vapor). Os resultados são mostrados na Tabela 9.

Tabela 9 – Ajuste do número de pratos teóricos

	Unidade	Alimentação	Retirada lateral		Fundo	
			Condição 1	Condição 2	Condição 1	Condição 2
DEA	%p	68,12	98,86	99,34	6,82	5,87
TEA	%p	31,58	1,00	0,52	92,54	93,49
MEAETO	%p	0,10	0,14	0,14	0,01	0
DEAETO	%p	0,11	0	0	0,34	0,34
TEAETO	%p	0,10	0	0	0	0,29
T	°C	147	126,5	126,5	182,11	182,98
P	mmHgAbs	5,87	2	2	7	7
Vazão	Kg/h	7320	4874,64	4874,64	2445,36	2445,36

Condição 1 – Corresponde a coluna validada nas condições de operação (6 pratos teóricos).

Condição 2 – Corresponde a coluna com número de pratos maior (8 pratos teóricos).

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

A validação da coluna nas condições de projeto foi alcançada com êxito, obtendo-se valores de pressão, temperaturas e composição, muito próximos aos valores de projeto, exceto para a carga térmica do refeedor que se apresentou 16% maior que a de projeto.

A validação da coluna nas condições de operação também apresentou valores de pressão, temperaturas e composição próximos aos valores das médias dos resultados de análises e dos dados historiados da empresa. Revelou-se então, que existe uma ineficiência na coluna, uma vez que o número de estágios teóricos obtidos para a situação real de operação (seis) é menor do que o número de estágios teóricos do projeto (11). Porém, em decorrência

das incertezas nos instrumentos de medição da coluna e nos resultados de análises, que são inerentes ao processo, necessita-se realizar um estudo mais aprofundado levando-se em consideração um período maior para coleta de dados.

Com intuito de determinar quais fatores poderiam ser alterados em termos de estrutura ou operação da coluna para contornar o problema de baixa eficiência da mesma, foi alterada a carga térmica do refeedor através da variação da vazão de vapor para o mesmo. Observou-se que com variação de 2400 a 3500 kg/h de vapor de 21kgf/cm²g a composição do produto retirado do prato lateral não foi especificada.

Esse objetivo só foi atingido quando o número de pratos teóricos da coluna foi aumentado de seis para oito. Entretanto, como essa alternativa necessitaria de modificações estruturais na coluna, que corresponde ao aumento da altura de recheio, um estudo de viabilidade técnica e econômica é recomendado.

REFERÊNCIAS

ANDRADE, J. E. P. et al. **A indústria petroquímica**. Gerência Setorial de Química do BNDES, [1995].

BELTRAN, M. H. R. Destilação: A arte de extrair virtudes. **Química nova na escola** Destilação, n. 4, p. 24 – 27, 1996.

BRAGHIROLI, Maria Luiza Silveira. **Capacidade e aprendizagem tecnológica na terceira geração da indústria petroquímica do RS**. 1999. 131f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Administração. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 1999.

CADORE, Ígor Renz. **Eficiência de torres de destilação**. 2011. 46f. Monografia (Graduação). Curso de Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

DOMINGUES, Tito Livio. **Avaliação da eficiência de pratos valvulados com downcomer e pratos dualflow em colunas de destilação industriais**. 2005. 191f. Dissertação (Mestrado) – Modelagem e Simulação de Processos Químicos. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2005.

GOMES, G.; DVORSAK, P.; HEIL, T.; **Indústria petroquímica brasileira: Situação Atual e Perspectivas**. Departamento de Indústrias Químicas do BNDES, 2005.

IZAGUIRRE, M. **Camex sobretaxa importação de produtos químicos da Alemanha e dos Estados Unidos**. Disponível em <<http://www.valor.com.br/brasil/3326692/camex-sobretaxa-importacao-de-produtos-quimicos-da-alemanha-e-dos-eua>>. Acesso em: 24 mar. 2016.

MOREIRA, C. et al. **Potencial de investimentos no setor petroquímico brasileiro**. Departamento de Indústria Química da Área de Insumos Básicos do BNDES, 2007 – 2010.

OXITENO. **Boletim Técnico Etanolaminas CG02 – 08/00**, [200-?]. 4 p.

POIANI, Luiz Márcio. **Simulação estática e dinâmica de colunas de destilação, aplicada à sistemas multicomponentes a base de etanol e água**. 1985. 204f. Tese (Mestrado) – Faculdade de Engenharia de Campinas. Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1985.

PRADA, Ronald James. **Estudo de colunas de destilação de alta eficiência: HIGEE**. 2012. 158f. Dissertação (Mestrado) – Desenvolvimento de Processos Químicos. Universidade Estadual de Campinas - Unicamp, Campinas, São Paulo, 2012.

PULIDO, Jeffrey León. **Estudo de um novo conceito de coluna de destilação: Coluna de destilação com integração interna de calor (CDIIC)**. 2011. 192f. Dissertação (Mestrado) – Desenvolvimento de Processos Químicos. Universidade Estadual de Campinas – Unicamp, Campinas, São Paulo, 2011.

RODRIGUEZ, Augusto. **Factibilidad técnico económica para la instalación de una planta productora de etanolaminas en la costa oriental del lago de Maracaibo**. 2014. 114f. Monografia (Graduação). Curso de Engenharia Química. Universidad Rafael Urdaneta, Maracaibo, 2014.

ROITMAN, V. **Operações Unitárias**. Curso de Formação de Operadores de Refinaria. UnicenP, Curitiba, 2002.

TEIXEIRA, Alexandre Casagrande. **Inferências em colunas de destilação Multicomponente**. 38f. Monografia (Graduação). Curso de Engenharia Química. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2003.

TORRES, Eduardo Mc Mannis. **A evolução da indústria petroquímica brasileira**. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40421997000700009>. Acesso em: 28 mar. 2016.

ZUCCARELLI, Gabriele; MARTINS, Fernando. **Indústria na crise: Custos como arma competitiva**. Disponível em: <<http://docplayer.com.br/1620616-Industria-na-crise-custos-como-arma-competitiva-por-gabriele-zuccarelli-e-fernando-martins.html>>. Acesso em: 14 mar. 2016.