

ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE ALTERNATIVAS DE SOLVENTES PARA DESTILAÇÃO EXTRATIVA DE UMA USINA DE ÁLCOOL

Raline Cerqueira Jesus da Silva¹

George Souza de Souza Mustafa²

Resumo

Realização de um estudo de viabilidade técnica e econômica da produção de álcool através da cana-de-açúcar para comparar a utilização de dois tipos diferentes de solventes no processo da destilação. Assim a partir de uma avaliação econômica feita através do método VAUE, isolando apenas o sistema de destilação extrativa e recuperação do solvente, verificou-se que o custo para uma planta com capacidade de 245000 t/ano com o MEG foi de US\$ 178 por tonelada de etanol anidro produzido, enquanto que o custo com o TEG foi de US\$ 216 por tonelada de etanol anidro produzido. Sendo possível mostrar a quantidade necessária de cada solvente para especificação necessária, onde a quantidade de TEG é muito maior do que a do MEG. A partir dos indicadores econômicos para cada solvente, observou-se as vantagens do MEG com relação ao TEG.

Palavras-chave: Etanol; Solvente; Monoetilenoglicol; Tetraetilenoglicol.

Abstract

Conducting a study of technical and economic feasibility of producing ethanol through sugarcane to compare the use of two different types of solvents in the distillation process. Thus from an economic assessment by VAUE method, only isolating the extractive distillation systems and solvent recovery, it was found that the cost for a plant capacity of 245000 t / year, MEG was US\$ 178 per tonne of dry ethanol, while the TEG cost of US\$ 216 per tonne of dry ethanol. It is able to show the required amount of solvent for each required specification, where the amount of TEG is much greater than the MEG. From the economic indicators for each solvent, there was the MEG advantages over TEG.

Keywords: Ethanol; Solvent; Monoethyleneglycol; Tetraethyleneglycol.

1 INTRODUÇÃO

A busca por fontes alternativas de energia em detrimento do combustível fóssil é algo cada vez mais intenso na nossa realidade. Assim, o uso maior de energias limpas e renováveis tem expandido e suas tecnologias têm sido cada vez mais aprimoradas visando tanto a maior produtividade com um menor custo, quanto a utilização de processos que agredam menos ao meio ambiente.

A cana de açúcar como matéria prima para produção de álcool é muito utilizada no Brasil como uma alternativa de matriz energética mais limpa se comparada ao petróleo. Uma das formas para a obtenção do álcool é a fermentação de açúcares, que pode ser um processo em batelada ou contínuo, após esse processo a etapa mais importante de separação é a destilação, e a sua eficácia vai determinar o nível de pureza de álcool obtido.

¹ Aluna do curso de Engenharia Química da Universidade Salvador. E-mail: ralinee@hotmial.com

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

A destilação é o principal processo de separação de misturas homogêneas utilizado nas indústrias. Esta separação ocorre devido a diferenças na volatilidade dos componentes, sendo que em determinadas misturas ocorre a formação de azeótropo, e nesse ponto a composição da fase líquida é igual a composição na fase vapor, o que impede a destilação simples. As principais técnicas empregadas para solucionar as misturas azeotrópicas são a destilação azeotrópica e a destilação extrativa, as quais funcionam mediante a introdução de um solvente capaz de alterar a volatilidade relativa do sistema favorecendo a separação.

A otimização de uma coluna pode reduzir em até 70% o seu consumo energético (ENGELIEN; SKOGESTAD apud FIGUERÊDO, 2009, p. 1). Além do mais a produção de álcool anidro consome de 50% a 80% de toda energia usada em uma destilaria, por isso a necessidade de melhorar esse processo (LEE; PAHL apud SOUZA, 2012, p. 2). Por isso a otimização da destilação em um processo industrial tem um impacto crítico nos custos variáveis da indústria. Porém, quando se trata de uma destilação extrativa, é preciso analisar não apenas seus benefícios com relação a qualidade do seu produto final, mas a melhor alternativa técnica e econômica para o processo, mas que não seja nociva ao meio ambiente.

Os solventes são importantes em diversas situações, porém a escolha do solvente deve levar em consideração as propriedades físico-químicas, tais como: capacidade calorífica, tamanho molecular, viscosidade, polaridade, interações, toxicidade, dentre outras. Os problemas em gerais causados pelo uso dos solventes tradicionais são: toxicidade do meio, ozônio troposférico, efeito estufa, smog fotoquímico e o processo de eutrofização. Assim, os solventes tradicionais contribuem significativamente para contaminação do meio ambiente.

Um dos solventes mais utilizados para a separação etanol-água é o etileno glicol, porém esse composto tem sido relacionado com alguns problemas tóxicos. De fato, o etileno glicol tem baixa toxicidade, porém a exposição deste composto a uma certa enzima alcoólica pode levar a formação de ácidos orgânicos tóxicos, como ácido oxálico, pela sua quebra enzimática (OLIVEIRA et al., apud LETHA; GREGERSEN, 2009, p. 2). Assim outros novos solventes propostos para a separação são o tetraetileno glicol e o glicerol.

O solvente é importante para alterar o comportamento do equilíbrio líquido-vapor da mistura, alterando o ponto de azeótropo para obter a composição desejada na separação. A formação de azeótropo na mistura etanol-água se dá em concentrações molares de etanol em torno de 90%, por isso é preciso fazer uso da destilação extrativa, e ser muito criterioso na escolha do solvente. Pois, os estudos e experimentos para alcançar níveis adequados de qualidade de produção e de sustentabilidade deve ser a tônica dominante nos anos atuais.

O objetivo deste trabalho é a realização de um estudo de viabilidade técnica e econômica da produção de álcool através da cana-de-açúcar para comparar a utilização de dois tipos diferentes de solventes no processo da destilação, sendo os seus objetivos específicos

- a) Estudar a produção de álcool através da fermentação do mosto obtido a partir da cana-de-açúcar;
- b) Avaliar tecnicamente a produção de álcool via destilação extrativa, utilizando MEG e TEG como solventes; e
- c) Verificar e comparar a viabilidade econômica da utilização de MEG e TEG como solventes na destilação extrativa.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Etanol

A introdução do etanol na matriz energética do Brasil se deu no início do século XX. Nesse período o Brasil era muito dependente do petróleo importado, o qual correspondia a 80% do petróleo consumido no país. Nesse âmbito, o governo Getúlio Vargas criou o Instituto do Açúcar e do Álcool (IAA), tornando obrigatória a mistura do álcool na gasolina (LEITE & CORTEZ). Outro programa criado foi o Programa Nacional do álcool (Proálcool), com o objetivo de amenizar a dependência a gasolina, visando fazer uso significativo do etanol em detrimento da gasolina. Além de incentivar o desenvolvimento tecnológico da indústria sucroalcooleira (CHIEPPE, 2012).

Apesar dos programas governamentais e desse período ser marcado pela crise do petróleo e conseqüentemente aumentos sucessivos no preço, o etanol não era economicamente competitivo no mercado. Assim, no governo Collor o IAA foi cancelado e apenas a partir do começo do século XXI, com a criação dos veículos flex – mudança de combustível de etanol para gasolina e vice-versa, o setor ganhou impulso no Brasil (NOVA CANA, 2016).

A indústria para produção alternativa de energia limpa e renovável é um setor crescente no Brasil. Principalmente quanto a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar.

MAPA afirma que:

São 70 mil agricultores em todo o Brasil e 439 usinas, distribuídas, principalmente, nas regiões Centro-Sul (responsável por 89% da produção de álcool) e Norte-Nordeste (11% restantes). (MAPA, 2011; ÚNICA apud CHAGAS, 2012).

De acordo com a união da indústria de cana-de-açúcar, a capacidade processada de cana-de-açúcar pelas unidades produtoras da região Centro-Sul do Brasil totalizou 5,42 milhões de toneladas na safra de 2015/2016, no acumulado até 1º de abril de 2015. Esta quantidade representa um acréscimo de 44,20% comparativamente as 3,76 milhões de toneladas moídas em igual período do ano safra 2014/2015. Além de que as vendas de etanol anidro em janeiro de 2016 no mercado interno foram de 832,05 milhões de litros, contra 809,81 milhões de litros no mesmo mês do ano de 2015 (UNICA, 2015).

Com relação a configuração de mercado de etanol do Brasil, Freitas afirma que:

O Brasil já possui um bom mercado interno e externo de etanol, mas com as inovações adotadas pelas usinas nas áreas tecnológicas e organizacionais, como a automatização do processo, a aquisição de novas máquinas agrícolas, o investimento em pesquisas para aumentar a produtividade da cana, a fusão de empresas e a profissionalização administrativa, tem sido proporcionado uma maior competitividade internacional (FREITAS, 2011, p. 5)

Outro fator que pode contribuir com o crescimento do mercado consumidor de etanol é o preço mais satisfatório em relação a outros combustíveis (FREITAS, 2011, p. 8).

A união da indústria de cana-de-açúcar, também mostra a partir da produção e uso do etanol anidro no Brasil, que 15% do etanol produzido é para exportação, 5% para perfumaria, alcoolquímica e alimentos, e aproximadamente 80% tem como destino o uso carburante. O etanol anidro é usado para o abastecimento de veículos motores pela denominada gasolina C com uma proporção de 20% a 25%. Já o etanol hidratado é usado diretamente para o abastecimento dos veículos movidos a etanol ou com motor flex (UNICA, 2015).

O etanol é um composto orgânico com fórmula molecular C_2H_5OH . O etanol anidro tem um teor em volume de água de 0,5%, e só é possível a obtenção do mesmo através de uma destilação extrativa devido ao ponto de azeótropo formado entre o etanol e a água. É uma substância altamente inflamável, tendo ponto de fulgor de 15°C, líquido límpido e incolor, além de ser estável sob condições usuais de manuseio e armazenamento. O poder calorífico do etanol hidratado é 5,38 kcal/l, valor que corresponde a 70% do poder calorífico da gasolina, e seu pH é neutro. É válido salientar que o rendimento de produção do etanol a partir

da cana é maior comparado a outras matérias primas, devido a maior concentração de sacarose.

2.2 Processos de produção de etanol

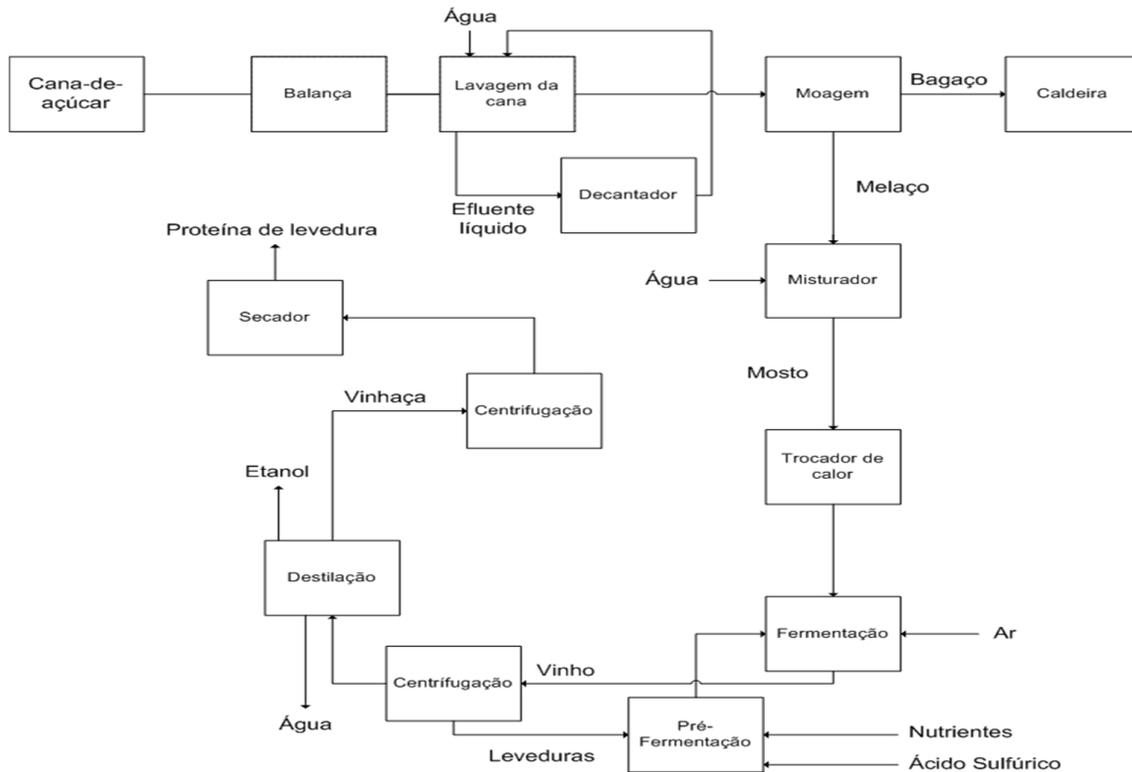
A produção do etanol pode ser oriunda da hidratação do eteno, da redução do acetaldeído e da fermentação de carboidratos, sendo que esta última é o processo mais utilizado tanto no Brasil como em outros países. Para este processo a matéria prima pode ser milho, mandioca, beterraba, cana-de-açúcar, dentre outros. Porém, a maior parte do álcool produzido é obtido através da cana de açúcar, sendo que um hectare de cana-de-açúcar produz 3350 litros de álcool (CHIEPPE, 2012, p.32).

A tecnologia do álcool engloba várias operações unitárias, de origem química, bioquímica e física, essas operações em conjunto são responsáveis pela obtenção do etanol. Sendo que o processo de zimase é o mais utilizado para formação de etanol industrial, etapa responsável pela conversão dos açúcares em álcool e gás carbônico através da reação, mostrada na Equação 1.



A obtenção de álcool por meio fermentativo envolve duas etapas: fermentação e destilação. A Figura 1 representa o fluxograma para fabricação de etanol através do processo de fermentação Melle-Boinot:

Figura 1 – Fluxograma simplificado do processo de produção de álcool.



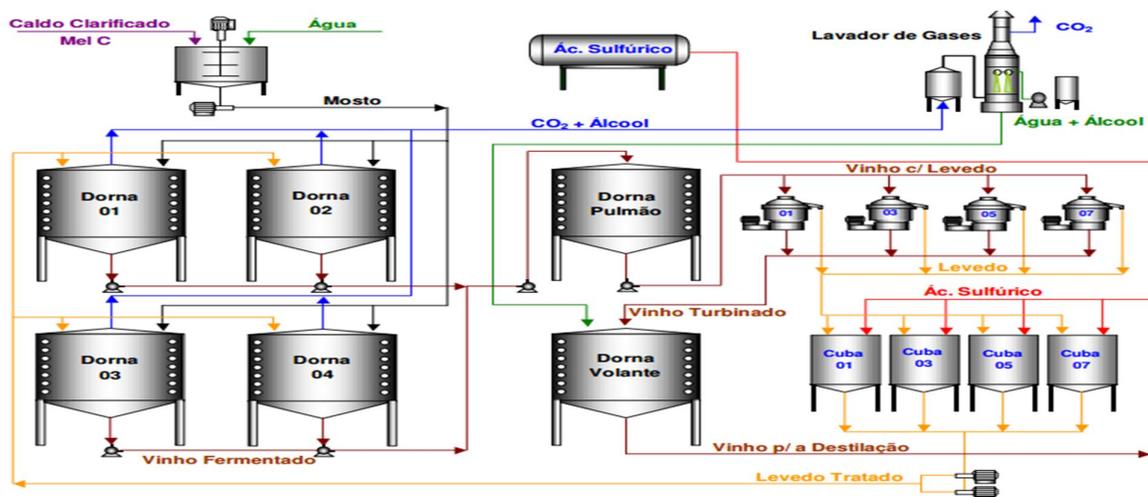
Fonte: Adaptada Castro (2011).

A primeira operação é a pesagem que propicia o conhecimento da quantidade de matéria prima utilizada para o controle do rendimento industrial. A próxima etapa é o preparo do mosto – líquido açucarado capaz de fermentar -, pois o melão por ser um líquido denso, não apresenta meio favorável a fermentação, assim ele é transferido a um diluidor e misturador a fim de ser transformado em um mosto, o qual é transferido para as dornas – recipientes abertos onde se processa a fermentação -, local onde é feito também a adição de nutrientes para o favorecimento da ação das leveduras (CASTRO, 2011).

Da ação fermentativa do levedo no mosto, resulta o vinho. Que contém também as leveduras a serem recuperadas para as próximas fermentações. Assim o vinho é encaminhado para o decantador e logo após para uma centrífuga para obter-se o vinho de levedurado e o leite de levedura. Este é transferido para as cubas – tanques de tratamento-, onde é diluído com água e tratado com ácido sulfúrico, para eliminar eventuais células de bactérias contaminantes e leveduras não mais ativas. Após o tratamento o leite de leveduras tratado é colocado no novo ciclo de fermentação (CASTRO, 2011).

Para etapa de fermentação, dentre tantos processos existentes, serão sinalizados nas Figuras 2 e 3, o processo em batelada (Melle-Boinot) e o processo contínuo.

Figura 2- Fermentação em batelada processo Melle-Boinot

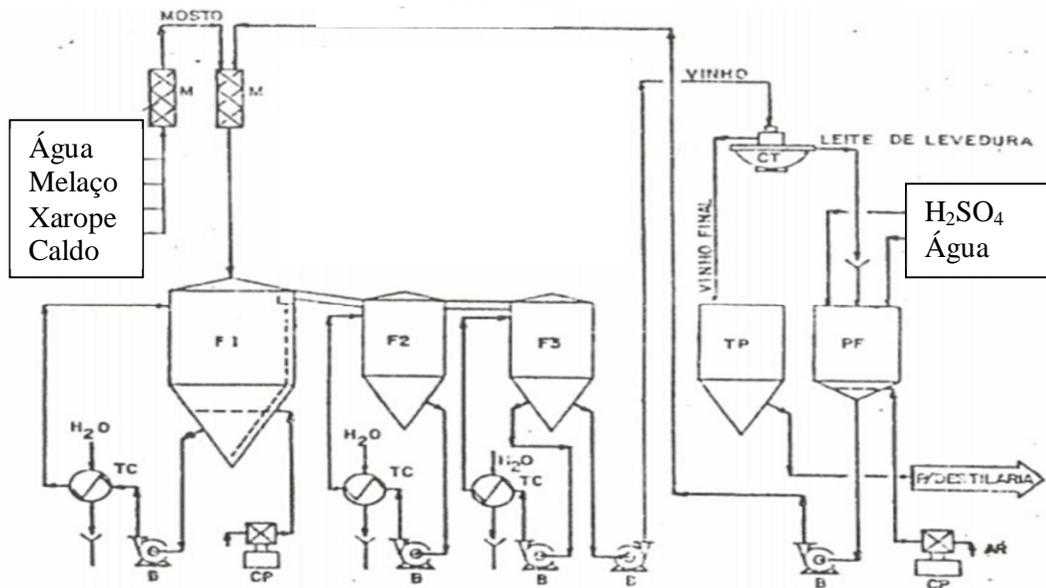


Fonte: Castro (2011)

O processo de fermentação em batelada (Melle-Boinot) é conduzido com reciclo de células onde o fermento é recuperado através das centrífugas e submetido a um tratamento com ácido sulfúrico e a aeração no pré-fermentador para restabelecer as atividades das leveduras.

Já o processo contínuo é uma evolução do Melle-Boinot, requerendo menor volume de reator. O processo mais utilizado é em cascata onde se tem três ou mais fermentadores interligados em série. O mosto é alimentado no primeiro reator passando continuamente para os próximos fermentadores, sendo que o fermento também é removido através de centrífugas, semelhante ao Melle-Boinot e em geral o primeiro reator tem a maior conversão de todo processo, chegando a mais de 60% (CASTRO, 2011).

Figura 3- Fermentação em processo contínuo



Fonte: Adaptada Castro (2011).

Após fermentação o vinho resultante é centrifugado e logo após segue para etapa de destilação. Para separação do álcool dos demais componentes do vinho, empregam-se várias destilações específicas, onde a operação final é a destilação extrativa para obtenção de etanol anidro. Nessa etapa pode ser utilizado diferentes tipos de solventes para alteração da volatilidade dos componentes e assim obtenção do produto desejado, deslocando o ponto de azeótropo. Nessa última etapa o solvente mais utilizado é o etileno-glicol, porém por apresentar risco de geração de ácidos tóxicos, estudos vêm sendo realizados para utilização de outros solventes.

Pesquisas vêm sendo feitas para substituição dos solventes orgânicos por eletrólitos, os quais também conseguem desfazer a mistura azeotrópica etanol-água (PINTO et al., apud SOUZA, 2011, p.15). Porém uma desvantagem desse solvente é a necessidade de materiais especiais dos equipamentos, para protegê-los da corrosão na presença de eletrólitos, dificultando a substituição dos solventes orgânicos nas plantas já existentes.

Outra alternativa que já vem sendo estudada, é o uso do tetraetilenoglicol como solvente. Apesar desse solvente necessitar de uma maior vazão, maior número de estágio e assim um maior gasto de energia, quando comparado com o etileno glicol, sua utilização justifica-se por um menor risco de toxicidade (OLIVEIRA et al., 2009). Já o glicerol,

apresenta menor valor energético necessário para o processo de extração, se comparado com outros solventes, como segue na Tabela 1.

Tabela 1- Consumo de energia com diferentes solventes para desidratação do etanol obtidos via simulação

Solvente	kJ/kg de etanol
Etilenoglicol	1760
Acetato de potássio	9270
Glicerol	1473

Fonte: Uyazan (et al., apud Souza, 2012, p.15).

3 SIMULAÇÃO DAS TORRES DE DESTILAÇÃO

3.1 Especificações e simulações do processo

De acordo com o regulamento técnico da Agência Nacional de Petróleo (ANP), nº 3/2011, a determinação das características do etanol combustível é feita mediante o emprego de Normas Brasileiras (NBR) da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT). A NBR 5992 determina a massa específica e o teor alcoólico. A partir das especificações dadas ao etanol anidro combustível, segue na Tabela 2.

Assim, de acordo com as especificações exigidas, o processo de separação e purificação é estabelecido para a produção do etanol anidro. A destilação para obtenção do etanol hidratado é realizada em quatro etapas, para logo após, através de uma destilação extrativa, obter o etanol anidro. A capacidade estabelecida para iniciar as simulações é baseada na dissertação de pós-graduação de Fonseca, com a finalidade de comparar os resultados da simulação para obtenção do etanol hidratado (FONSECA, 2014). Como o processo é até a etapa de produção do etanol anidro a capacidade da planta foi de 245000 t/ano, onde as condições de operação para simulação extrativa foi baseada na dissertação de mestrado de Figuerêdo (FIGUERÊDO, 2009). A Figura 4 representa o fluxograma do processo de destilação, para o etanol hidratado.

Tabela 2 – Especificação do etanol anidro combustível

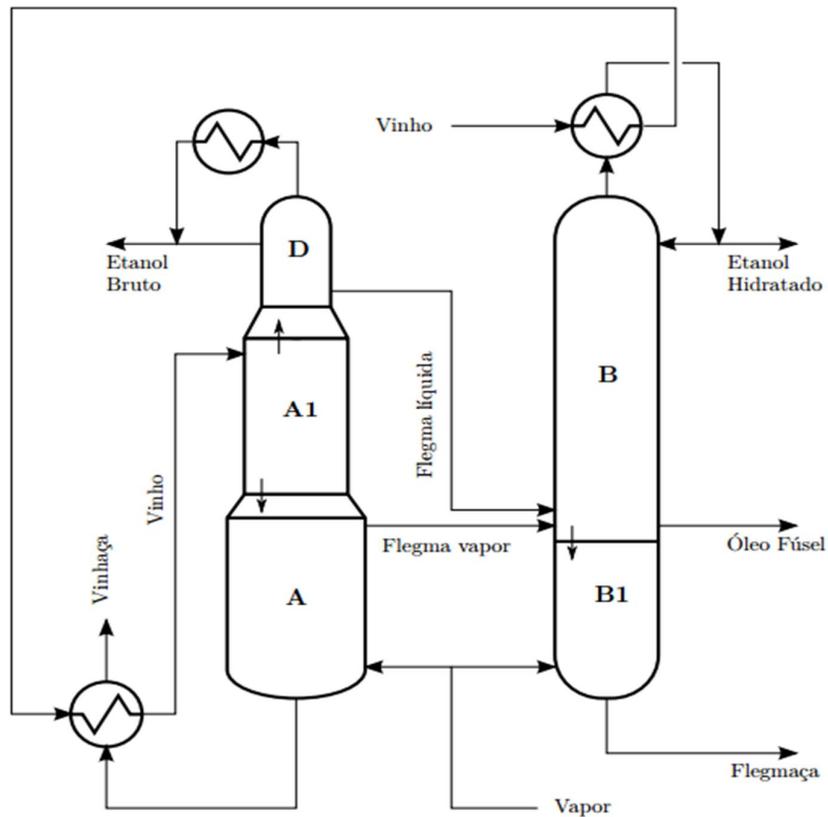
Característica	Unidade	Referência	Limite
Massa específica (20°C)	kg/m ³	Máximo	791,5
Teor de etanol	% volume	Mínimo	98
Teor de água	% volume	Máximo	0,4
Acidez total	mg/L	Máximo	30
Teor de cloreto	mg/kg	Máximo	1
Teor de sulfato	mg/kg	Máximo	4
Teor de sódio	mg/kg	Máximo	2

Fonte: Agência Nacional de Petróleo (ANP Nº 3/2011).

As condições de cada etapa da destilação para obtenção do etanol hidratado foram apresentadas na Tabela 3, e para a etapa da obtenção do etanol anidro na Tabela 4. Porém as condições iniciais utilizadas para a destilação extrativa foi baseada em outra dissertação de mestrado (FIGUEIRÊDO, 2009). A Figura 5 representa o fluxograma de processo para desidratação do etanol hidratado.

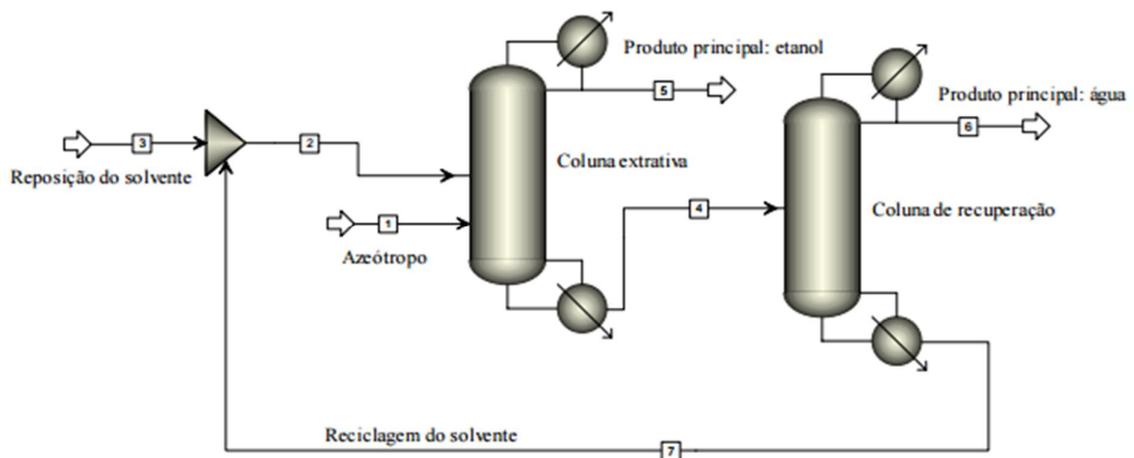
A partir das informações coletadas, através das dissertações apresentadas, foi feita a simulação no simulador ASPEN PLUS ® V8.0 com a licença da UNIFACS, utilizando a equação NRTL-RK como modelo termodinâmico. A simulação do sistema é realizada especificando as configurações das operações unitárias, bem como as condições das correntes.

Figura 4 – Processo de destilação do álcool hidratado



Fonte: Adaptada Dias apud Figuerêdo (2009, p.31).

Figura 5 - Sistema de destilação extrativa



Fonte: Figuerêdo (2009)

O programa contém também uma base de dados de propriedades físicas de um grande número de componentes puros. Dentro do programa existem algoritmos de convergência para resolver as equações de massa e energia (BERECHE, 2011).

O simulador foi concebido inicialmente para simulação de processos químicos e petroquímicos, por isso vários componentes presentes na biomassa lignocelulósica não estão presentes na base de dados do simulador. Assim, para essa simulação os açúcares redutores são considerados como dextrose ($C_6H_{12}O_6$), (BERECHE, 2011). Enquanto que os minerais residuais presentes no vinho não foram considerados para simulação.

Tabela 3- Configurações e especificações do processo de destilação

Parâmetros	Unidades	Coluna A	Coluna A1	Coluna D	Coluna B, B1
Número de pratos	-	18	8	6	45
Pressão de topo	kPa	139,3	136,3	133,8	116
Pressão de fundo	kPa	152,5	139,3	136,3	135,7
Posição retirada vapor de flegma	-	17	-	-	-
Recuperação etanol do flegma	% molar	76	-	-	-
Temperatura do condensador	°C	-	-	35	-
Posição de alimentação flegma vap.	-	-	-	-	23
Posição de alimentação flegma líqui.	-	-	-	-	23
Porcentagem mássica do etanol	%	-	-	-	93,5

Fonte: Adaptada Figueirêdo (2009)

O primeiro passo da simulação para obter o etanol hidratado foi alterado se comparado com a dissertação, cujo todo procedimento foi baseado. Assim, foram simuladas três colunas com a finalidade de retirar a vinhaça e o excesso de água do etanol, a configuração das colunas estão representadas na Figura 6.

Na Tabela 6, encontram-se os principais dados das torres simuladas e a quantidade de etanol hidratado obtido. Ao comparar o modelo baseado com a nova adaptação, os resultados da simulação comprovaram a possibilidade de obtenção de etanol hidratado na mesma composição obtida pela dissertação (FONSECA, 2014).

Tabela 4 –Especificações das correntes para destilação extrativa

Correntes	Variável	Unidade	Especificações
Azeótropo	Temperatura	°C	40
	Pressão	atm	3
	Composição molar etanol	%	85
Solvente	Temperatura	°C	80
	Pressão	atm	3
	Composição molar	%	100
Reciclo	Temperatura	°C	80
	Pressão	atm	2,9
	Composição molar solvente	%	100

Fonte: Adaptada Figueirêdo (2009)

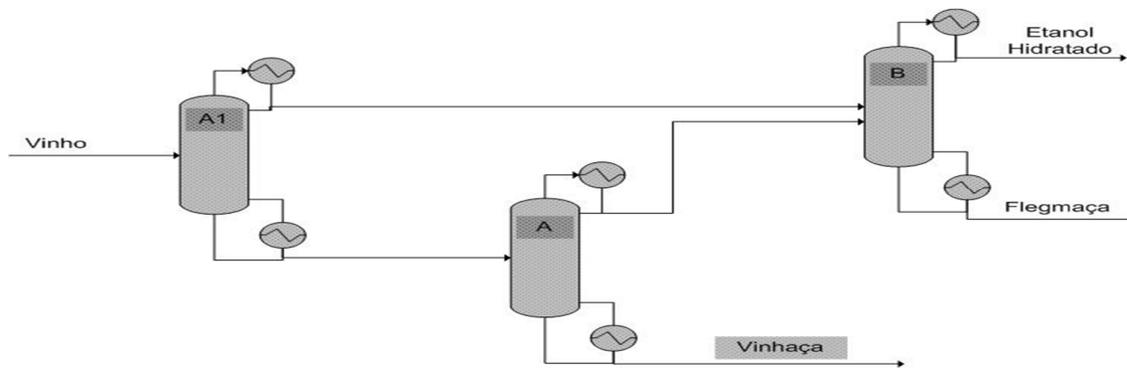
Tabela 6 - Resultados simulação para obtenção de etanol hidratado

Parâmetros		Unidades	Coluna A1	Coluna A	Coluna B
Pressão Topo		kPa	136,3	130	116
Prato de alimentação		-	2	7	23
Nº Pratos		-	8	29	48
Composição Entrada	Água	% mássica	89,9	97,85	48,72
	Dextrose		1,8	2,13	0,01
	Etanol		8,3	0,02	51,27
Vazão	Entrada	t/h	338	284,3	54,7
	Vinhaça		-	283,3	-
	Flegma		53,6	1,07	-
	Etanol Hidratado		-	-	30,1
Diâmetro		m	5,1	1,7	3,9
Razão de Refluxo		-	2	5	3

Fonte: Elaborado pela autora

Após obtenção dos valores de vazões e composições do etanol hidratado, foi possível realizar a simulação para destilação extrativa, que usou para esta etapa como modelo termodinâmico a equação de estado NRTL, e teve como partida as condições das torres baseadas na dissertação de Figueirêdo (FIGUEIRÊDO, 2009).

Figura 6 - Configuração das colunas para simulação



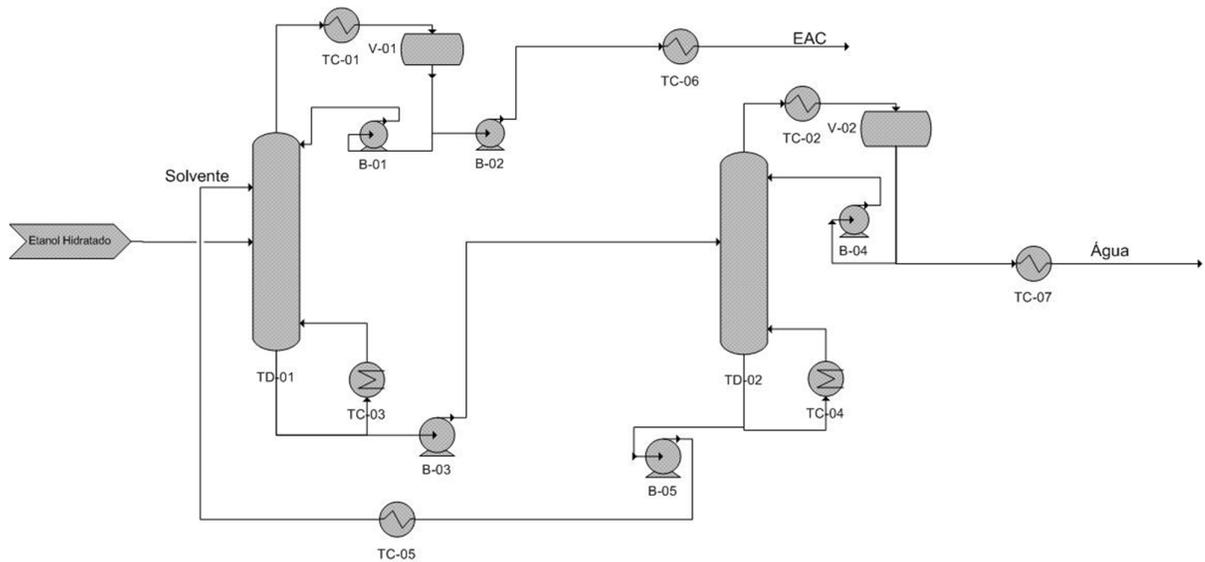
Fonte: Elaborado pela autora.

3.2 Resultados simulação para obtenção de EAC

A simulação da destilação extrativa para obtenção do etanol anidro foi realizada utilizando os solventes MEG e TEG. A configuração está representada na Figura 7, para representação explícita de cada equipamento, já que serão levados em consideração os custos com os equipamentos principais para a avaliação econômica. Onde, as condições iniciais, para o primeiro passo da simulação, são baseadas na Tabela 4. Logo após, foram feitas análises de sensibilidade para ajustes nas respectivas colunas visando à otimização do processo.

Para avaliar a influência de variáveis operacionais sobre o grau de pureza do etanol, assim como tamanho ideal da coluna, alimentação em prato ótimo, dentre outras, executou-se análise de sensibilidade através da ferramenta ModelAnalysis Tools, do simulador ASPEN, otimizando o sistema operacional da coluna de destilação extrativa e da coluna de recuperação do solvente.

Figura 7 - Destilação extrativa



Fonte: Elaborada pela autora

4 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Para avaliação do melhor solvente foi feito o estudo de viabilidade econômica com ambos solventes. Como o estudo em questão é apenas um sistema de toda unidade, foi utilizado o método VAUE – valor uniforme anual equivalente-, método que torna possível a análise econômica sem possuir a receita, possibilitando assim a análise de sistemas sem precisa envolver toda unidade da planta industrial.

O primeiro passo foi calcular os preços dos equipamentos principais, que são baseados a partir da massa, vazão ou área requerida para cada equipamento, onde todas as equações descritas foram baseadas no material didático da disciplina de planejamento sobre Avaliação Econômica de Projetos Industriais (MUSTAFA, 2010), sendo que todos os dados necessários para esses cálculos foram obtidos a partir da simulação do sistema realizada no ASPEN PLUS V 8.0. De acordo com a Figura 7 é possível contabilizar:

- Colunas: 2
- Reboiler: 2
- Condensador: 2
- Vaso: 2
- Resfriador: 3

- Bomba: 10 (Contabilizando com as bombas reservas)

3.3 Cálculo de bombas

Para o dimensionamento das bombas foi aplicada a equação de Bernoulli, representada na Equação 2, no cálculo do Head da bomba. A partir do cálculo do Head e das vazões do sistema, a realização dos cálculos para a potência de cada bomba se tornou viável, utilizando assim a Equação 3. Logo após, é calculado o valor da bomba a partir da Equação 4.

$$H = \frac{P_{fd} - P_{fs}}{\gamma} + Z_{fd} - Z_{fs} + \Delta P_d + \Delta P_s \quad (2)$$

$$Pot = \frac{\dot{m} \cdot H}{\varepsilon} \quad (3)$$

$$US\$_{Bomba} = a \times Q^R \times F_{mat} \times F_p \quad (4)$$

3.4 Cálculo de colunas e vasos

A partir dos dados simulados, já é possível obter da simulação o diâmetro da coluna, e sua altura é calculada pela Equação 5. Assim é possível calcular a quantidade de massa total necessária para coluna, a qual é obtida com a soma de dois fatores, calculando-se a massa do tampo e calculando-se a massa do cilindro. Os valores foram obtidos respectivamente a partir das Equações 6 e 7. Para calcular o valor da coluna pela Equação 8.

$$H_{torre} = (N_{pratos} - 1) \times 0,8 + 1,5 + 6 \quad (5)$$

$$M_{cilindro} = \pi \times D \times L \times \rho \times \tau \quad (6)$$

$$M_{tampo} = \frac{\rho \left(\pi \left(OD + \frac{OD}{24} + \tau a \right)^2 \times \tau \right)}{4} \quad (7)$$

$$US\$_{Coluna} = a \times M^R \times F_{mat} \times F_{int} \quad (8)$$

Para os vasos é feito o mesmo procedimento, porém ao calcular seu preço não se faz uso do fator interno, e foi preciso calcular o diâmetro pela Equação 9, e a Equação 8 se torna então a Equação 10.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V_{\text{vaso}}}{3 \times Y_{(l)} \times 1,03 \times \pi}} \quad (9)$$

$$\text{US\$}_{\text{Vasos}} = a \times M^R \times F_{\text{mat}} \quad (10)$$

3.5 Cálculo de trocadores de calor

Os trocadores possuem diversas aplicações, os mesmos têm funções adversas como um condensador, refeedor, aquecedor ou resfriador. Assim, para se determinar o preço deste trocador de calor, leva-se em consideração a carga térmica obtida pela Equação 11, o material e a área necessária para a troca de calor, obtida pela Equação 12. Assim, é possível obter o preço através da Equação 13.

$$q = \dot{m} \Delta H \quad (11)$$

$$A = \frac{q}{U_d \Delta T} \quad (12)$$

$$\text{US\$}_{\text{Coluna}} = a \times A^R \times F_{\text{mat}} \times F_p \quad (13)$$

3.6 Resultados avaliação econômica

A Tabela 7 representa o preço para cada solvente, e sua vazão requerida e perdida na destilação extrativa (ICIS, 2014). A Tabela 8 representa os resultados para preços dos equipamentos principais, é preciso uma quantidade maior do solvente TEG para a extração obter a especificação determinada de etanol anidro, conseqüentemente o tamanho e o custo dos equipamentos são maiores, assim como as outras variáveis do processo como custos fixos, custos variáveis que estão representados na Tabela 9 e por fim, os indicadores econômicos apresentados na Tabela 10.

A recuperação do solvente TEG é menos eficiente se comparada ao MEG. Na Tabela 8, foi incluso o custo produzido anualmente decorrente da perda de ambos solventes.

Tabela 7 - Preço e vazão requerida para cada solvente

Solvente	Unidade	MEG	TEG
Preço	US\$/kg	4,00	5,00
Vazão utilizada	kg/h	24700	280000
Perdas	kg/h	193	700

Fonte: Adaptada ICIS.

Tabela 8 - Custo dos equipamentos principais

Equipamentos Principais		TEG	MEG
Bombas	TAG	Preço k US\$	Preço k US\$
	B-01	19	21
	B-02	67	67
	B-03	56	23
	B-04	7	6
	B-05	54	26
	TOTAL	406	285
TROCADORES DE CALOR	TAG	-	-
	TC-01	300	309
	TC-02	138	121
	TC-03	497	412
	TC-04	256	158
	TC-05	401	142
	TC-06	209	209
	TC-07	100	99
TOTAL	1801	1351	
Vasos do processo	TAG	-	-
	V-01	135	135
	V-02	59	59
	TOTAL	194	194
Colunas	TAG	-	-
	T-01	3263	2765
	T-02	1404	859
	TOTAL	4667	3624
TOTAL		7069	5454

Fonte: Elaborada pela autora.

Tabela 9 - custos Variáveis

Item	Discriminação	Custo variável TEG	Custo variável MEG
		k US\$/ano	k US\$/ano
Solvente	-	3500	900
Utilidades	Vapor	10400	8900
	AGR	27000	25000
Gases industriais	Ar de serviço	4	4
	Ar de instrumento	5	5
	Nitrogênio	40	40
Energia Elétrica	Motor elétrico	114	29
	Instrumentos	11	3
	Iluminação industrial	6	1
	Prédio ADM	6	1
Total		42000	35000

Fonte: Elaborada pela autora.

Tabela 10 - Indicadores econômicos

Solvente		TEG	MEG
Investimento Total	MM US\$	36	33
Investimento Total Anualizado	MM US\$/ano	6	5
Custos fixos	MM US\$/ano	6	4
Custos variáveis	MM US\$/ano	140	87
Custos totais	MM US\$/ano	53	44
Produção	t/ano	245575	245575
Custos específicos	US\$/t Etanol	216	178

Fonte: Elaborado pela autora.

4 CONCLUSÕES

A partir dos resultados da análise econômica torna-se claro que além de precisar menos solvente MEG quando comparado ao TEG, a diferença entre os dois é acentuada, mostrando o impacto que isso causa nos custos dos equipamentos que vai de MMUS\$ 5,00 para MMUS\$ 7,00. Porém os custos variáveis são os que mais influenciam na diferença do custo operacional entre ambos solventes, isso é observado tanto no gasto com vapor, quanto no de motor elétrico. Foram inclusos os custos de perda para cada solvente, o custo com o TEG é 4 vezes maior e isso é um fator determinante para a diferença no custo variável final

do processo, que é observado na Tabela 8, além de ser um solvente mais caro. Tudo isso vai tornando o sistema com um maior custo, e para o valor obtido pelo VAUE o sistema envolvendo o solvente MEG custa US\$ 178 por tonelada de etanol produzido, enquanto que para o TEG esse valor duplica, sendo US\$ 216 por tonelada de etanol produzido. Assim, a partir da avaliação econômica é evidente as vantagens financeiras do uso com solvente MEG em detrimento do TEG. Estudos alternativos de solventes ou formas de processos para obtenção do etanol anidro devem ser realizados.

REFERÊNCIAS

LEITE, R. C.;CORTEZ, L. A. B. **O etanol combustíveis no Brasil**. São Paulo. Disponível em :<http://sistemas.mre.gov.br/kitweb/datafiles/NovaDelhi/pt-br/file/Biocombustiveis_04-etanolcombustivelnobrasil.pdf>. Acesso em: 13 mar. 2016.

CONTEXTUALIZAÇÃO HISTÓRICA DO ETANOL. São Paulo, SP: Nova Cana, 2016. Disponível em: <<https://www.novacana.com/estudos/contextualizacao-historica-do-etanol-120913/>>. Acesso em: 14 mar 2016.

FREITAS, Luciano Charlita; KANEKO, Shinji; **Ethanol Demand Under the Flex-Fuel Technology regime in Brazil**, 2011. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/Science/article/pii/S014098831100079X>>. Acesso: em 14 mar. 2016.

CHAGAS A. L. S. **Biocombustíveis**: Núcleo de estudos e economias de baixo carbono (EBC). São Paulo, 2012. Disponível em: < http://www.desenvolvimento.gov.br/arquivos/dwnl_1378391496.pdf>. Acesso em: 14 mar. 2016.

OLIVEIRA, A. C. et al., **Simulação de processo de destilação extrativa para produção de álcool anidro com diferentes solventes**. Uberlândia, MG: Universidade federal de Uberlândia, 2009. Disponível em: < <http://www.cobeqic2009.feq.ufu.br/uploads/media/92221631.pdf>>. Acesso em: 16 mar 2016.

CHIEPPE, J. B. J., **Tecnologia e fabricação do álcool**. Inhumas, GO: Instituto federal de ciência educação e tecnologia, 2012. Disponível em: <http://estudio01.proj.ufsm.br/cadernos/ifgo/tecnico_acucar_alcool/tecnologia_fabricacao_alcool.pdf>. Acesso em: 17 mar. 2016.

FIGUEIRÊDO, M. F., **Obtenção de etanol anidro via destilação extrativa: simulação e otimização**. Campina Grande, Pb: Universidade Federal de Campina Grande, 2009. Disponível em:<<http://livros01.livrosgratis.com.br/cp110875.pdf>>. Acesso em: 19 mar 2016.

CASTRO, H. F., **Indústria Alcooleira: processos químicos industriais**. Apostila 2. Universidade de São Paulo: Escola de Engenharia de Lorena (EEL), 2011. Disponível em : < <http://www.dequi.eel.usp.br/~paribeiro/Apostila%202%20Industria%20Alcooleira-2011.pdf>>. Acesso em: 19 mar. 2016.

SOUZA, L. R. S. **Estudo de desempenho de uma coluna de destilação recheada na produção de etanol anidro usando glicerol como solvente**. 2012. 105 f. Dissertação (Mestrado em ciências) – Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro, Seropédica, 2012. Disponível em: <http://www.ufrrj.br/posgrad/cpeq/paginas/docs_teses_dissert/dissertacoes2012/WagnerleandroRochadeSouza.pdf>. Acesso em: 19 mar. 2016.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2011. Disponível: <http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2011/fevereiro/ranp%207%20-%202011.xml>. Acesso em: 03 mar. 2016.

FONSECA, G. C.; **Modelagem e simulação de uma destilaria autônoma de produção de etanol de primeira geração (E1G)**. Universidade Federal de São Carlos, 2014. Disponível em: <<http://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/modelagem-e-simulao-de-destilaria-autnoma-no-simulador-de-processos-emso-18260>>. Acesso em: 05 abr. 2016.

BERECHE, R. P.; **Modelagem de integração energética do processo de produção de etanol a partir da biomassa de cana-de-açúcar**. Campinas, Universidade Estadual de Campinas, 2011. Disponível em: <<http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=000803521>>. Acesso 20 Abril 2016.

MUSTAFA, George de Souza. **Avaliação Econômica de Projetos Industriais**. Material Didático da disciplina de Planejamento - Curso de Engenharia Química, Universidade Salvador, Salvador - BA, 2010. Acesso em: 15 abr. 2016.

ICIS PRICING, 2014. Disponível em: <<http://www.icis.com/globalassets/global/icis/pdfs/sample-reports/chemicals-ethylene-glycol.pdf>>. Acesso em: 15 jun. 2016.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA DE AÇÚCAR (UNICA), 2015. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/noticia/25950095920326811142/>>. Acesso em: 10 abr. 2016.