

# ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL A PARTIR DO BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

**Alexandre Fusco Kronemberger**

Escola Politécnica da Universidade de São Paulo - Av. Prof. Mello Moraes, 2231 - São Paulo - SP - Brasil

[alexandre.fusco@poli.usp.br](mailto:alexandre.fusco@poli.usp.br) / [alexandre.fusco@gmail.com](mailto:alexandre.fusco@gmail.com)

**Resumo:** O trabalho de formatura estuda a viabilidade técnico-econômica de destinar parte do bagaço da cana-de-açúcar para o aumento da produção de álcool através do processo de hidrólise. Essa análise foi realizada utilizando dos conceitos relacionados a termo-economia para determinação de custos de produção em base exergética vinculados aos fluxos mássicos. Para isso foram realizados balanços de massa, energia, exergia e de custo exergético em um estudo de caso de produção de etanol via hidrólise ácida através de sua simulação no software EES. Como resultados principais pode-se destacar um aumento de produtividade de quase 14%, passando de atuais 92,5 para 104,9 l etanol/ton cana, aumento da demanda de vapor de mais de 110% em comparação ao utilizado para os processos de produção tradicional, a fermentação como principal responsável pelas irreversibilidades nos processos, seguida pelo trocador de calor, tanque de recuperação de etanol e válvula de expansão e custo de produção para todo o etanol de 0,4009 USD/l etanol. Porém considerando só a parcela de custo do etanol de hidrólise chegou-se a valores de 1,114 USD/l etanol.

**Palavras-chave:** cana-de-açúcar, bagaço, hidrólise, celulose, etanol

## 1 INTRODUÇÃO

A crescente preocupação com o aquecimento global, políticas públicas que visam à redução da dependência dos derivados de petróleo e o aumento do uso de fontes de energia renováveis na matriz energética mundial colocam o Brasil em posição de destaque internacional ano após ano. Nesse contexto, o etanol pode ser visto como uma fonte energética renovável, menos poluente e com potencial tanto de complementar como até de substituir parte dos combustíveis fósseis na matriz energética dos países, principalmente no setor de transportes.

O Balanço Energético Nacional (MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA, 2008) indica o crescente aumento do etanol na matriz energética nacional. Dados do ano base de 2007 revelam aumento de 27% na produção e 28,6% no consumo final. Porém o aumento da demanda não fica restrito apenas ao mercado interno e é possível verificar, apesar de menos expressiva, notada evolução nas exportações, com um crescimento de 2,1%. O crescimento da produção de álcool pode ser correlacionada com a tentativa de padronização da frota de veículos nacional, que ocorre desde 2005, para a modalidade bi-combustível, também conhecidos popularmente como Flex.

O Brasil é o principal produtor de cana-de-açúcar, representando 31,4% da produção mundial, de 1,3 bilhões de toneladas. Na seqüência, aparece a Índia com 20,6% de participação, a China com 7,4 % e o México com 3,7% (DATAGRO, 2008). Perspectivas bastante agressivas do crescimento da demanda por etanol, motivadas principalmente por metas de adição de álcool anidro na gasolina estabelecidas na maioria dos países, prevêem que em 2012 a demanda já será 3 vezes maior que a do ano de 2007.

Desta forma, o setor sucro-alcooleiro carecerá de mudanças em sua estrutura para acompanhar o nível de produção exigido. Tais mudanças podem ser realizadas sobre duas formas bastante distintas, mas não mutuamente excludentes.

- Aumento das áreas de plantio e conseqüentemente de usinas de produção.
- Desenvolvimento de novas tecnologias ou formas de extrair mais etanol dos resíduos do açúcar e álcool.

A primeira forma é eficaz e dado os 340 milhões de hectares (ha) agriculturáveis, dentre os quais 7,8 milhões são utilizados para plantio de cana-de-açúcar (IBGE, 2008), representa uma alternativa simples de crescimento, porém de forma horizontal. Cabe lembrar que esta área deve ser utilizada para plantação de alimentos e pastagens e, portanto, a expansão não é ilimitada. Em termos práticos, a primeira vista, para o Brasil tal preocupação ainda não é crítica, já que cerca de 200 milhões de ha agriculturáveis são destinados a pastagem, a maioria em sua forma extensiva, havendo um sub aproveitamento das terras. Além do mais, o investimento em técnicas mais eficientes de manejo, como o de confinamento e semi-confinamento, para a criação de forma intensiva, podem ser praticadas com bastante sucesso, utilizando a própria cana-de-açúcar como parte da alimentação, técnica essa já usada no estado de São Paulo (NASTARI, 2008).

Porém, práticas que visam o desenvolvimento sustentável buscando maior espaço e aceitação no mercado internacional, reduzindo as pressões de entidades ambientais quanto à invasão de áreas de preservação, principalmente quanto ao pantanal mato-grossense e a Amazônia estão sendo gradualmente implantadas. Uma das principais medidas é o zoneamento agrícola, que demarca as áreas onde é permitido o cultivo das matérias-primas destinadas à produção de bicombustíveis, mostrando que as áreas reais disponíveis de disponibilidade direta são de dimensões muito menores.

Tomando como exemplo o principal produtor do setor sucroalcooleiro do país, o zoneamento realizado pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA) revelou que o estado de São Paulo possui 3,9 milhões de ha de áreas adequadas para as atividades sucroalcooleiras, 8,6 milhões de ha de áreas adequadas com limitações

ambientais, no caso, pela presença de áreas protegidas, 5,5 milhões de ha de áreas adequadas com restrições ambientais, que terão normas mais rigorosas a serem seguidas e 6,7 milhões de ha de áreas inadequadas, onde o governo não aprovaria a instalação de usinas (SMA ; SAA ; EMBRAPA, 2009).

Assim, com uma área ocupada de mais de 4,4 milhões de ha na safra 2008/2009 (CANASAT, 2008), os canaviais poderão avançar sobre as áreas de limitações e restrições desde que se invista em obras de compensação ambiental, o que pode inviabilizar parcialmente ou totalmente o processo dado o maior custo atrelado ao investimento.

A segunda propõe um crescimento vertical, com as melhorias provenientes de uma tecnologia ainda em desenvolvimento. Dado o alto potencial energético do bagaço da cana-de-açúcar e o seu grande volume extraído das destilarias e das usinas pode-se aumentar a produção de etanol em até 30% sem aumentar a área plantada (OLIVEIRA & VASCONCELOS, 2006). Isso é possível através de um processo de hidrólise da celulose, principal constituinte das fibras vegetais, seguido de fermentação. Como resultado, pode-se obter o que é conhecido como etanol celulósico à custa de grandes quantidades de bagaço.

Desta forma, o panorama mundial é bastante favorável à consolidação do etanol como um dos principais combustíveis substituintes dos derivados do petróleo. Além disso, o Brasil tem oportunidade de consolidar sua hegemonia no setor se puder acompanhar a evolução da demanda fortalecendo o setor produtivo e criando condições de otimização dos processos de produção com conseqüente aumento da produtividade média.

## 2 PERSPECTIVAS PARA A DEMANDA DE ETANOL

Utilizando dos dados projetados para o ano de 2012 é possível delinear um possível cenário para o setor no que diz respeito à demanda de etanol para o setor de transportes (anidro) no mercado nacional e internacional.

A análise parte de duas rotas distintas, porém com resultados complementares. A primeira (Tab. 1) parte do valor de demanda internacional de álcool anidro projetada para 2012 e utiliza como hipóteses um ritmo de crescimento constante da oferta e da demanda obtido pela média dos três últimos anos, manutenção da proporção de destino da produção entre mercado interno e externo e porcentagem de etanol destinada à produção de álcool anidro. Esta análise produz como resultado a diferença entre o valor projetado e o obtido pela análise para 2012. A segunda (Tab. 2), parte da premissa de manutenção da produtividade média de etanol por tonelada de cana e de projeções para a safra de 2012 calculada através da adoção de uma taxa anualizada constante de crescimento de safra obtida pela média dos três últimos anos. Assim, através da estratégia de produção de uma usina típica é possível fazer as conclusões finais quanto à necessidade de oferta de cana-de-açúcar para 2012.

Os resultados são apresentados em forma de tabela com os valores intermediários utilizados em cada hipótese e o resultado final que evidencia tanto um déficit de oferta de álcool anidro para o mercado internacional como um déficit de cana-de-açúcar para atender a mesma demanda.

Tabela 1 - Projeções para a demanda de álcool anidro para o ano de 2012

PROJEÇÃO PARA 2012	VALORES
Demanda em 2012 (bi l etanol)	180
Participação Brasil em 2012 ( % etanol/etanol)	31,40%
<b>Demanda necessária Brasil 2012 (bi l anidro)</b>	<b>56,52</b>
Produção em 2007 (bi l etanol)	22,56
Crescimento anual de produção (% etanol/etanol)	15,74%
Produção em 2012 (l etanol)	46,86
Mercado interno (% mercado int./produção)	83,10%
Parcela de etanol que é anidro (% anidro/etanol)	37,37%
<b>Produção para exportação (bi l anidro)</b>	<b>2,96</b>
<b>Deficit de oferta internacional (% anidro/anidro)</b>	<b>94,76%</b>

Tabela 2 - Projeções para a demanda de cana-de-açúcar para o ano de 2012

PROJEÇÃO PARA 2012	VALORES
<b>PRODUTIVIDADE MÉDIA (l etanol/ton cana)</b>	<b>85</b>
Produtividade média (l anidro/ton cana)	31,77
<b>Demanda de cana-de-açúcar Brasil 2012 (bi ton cana)</b>	<b>0,66</b>
Safra de 2007 (bi ton cana)	0,47
Crescimento anual da produção (% cana/cana)	11,10%
Safra de 2012 (bi ton cana)	0,80
Estratégia de produção (% cana etanol/% cana açúcar)	50%
<b>Safra para produção de anidro (bi ton cana)</b>	<b>0,15</b>
<b>Deficit de oferta internacional (% cana/cana)</b>	<b>77,49%</b>

O expressivo valor obtido na análise evidencia alguns pontos interessantes quanto ao setor de forma geral. Devido a acordos internacionais que culminaram com a adoção de maiores porcentagens de álcool anidro nos combustíveis fósseis, mantendo-se o ritmo de crescimento constante de produção e área plantada e sem alterar a produtividade média, o Brasil e o setor deixam de aproveitar uma oportunidade de crescimento sem precedentes. A manutenção de uma estrutura arcaica, com equipamentos e sistemas pouco integrados e ineficientes e a utilização indiscriminada do bagaço apenas como fonte energética gratuita e em excesso não condiz com a necessidade do setor. Excessos de bagaço em usinas típicas ficam em valores entre 5 – 15%, porém sistemas mais eficientes e integrados podem significar um aumento no excesso para valores de 20 a 30% em plantas com alguma integração de processos e valores superiores a 50% quando em sistemas regenerativos que operam em elevados níveis de pressão.

Desta forma é possível aproveitar a energia contida nas ligações da celulose e hemicelulose do componente vegetal e dado a maior disponibilidade de bagaço excedente é possível obter um ganho amplificado. Com a hidrólise do bagaço e a fermentação do caldo obtido é possível obter um incremento na produtividade média para valores teóricos máximos de até 180 l etanol ton cana, o que representa um redução de 77,49% para menos de 30% no déficit de cana. Assim, o impacto do efeito combinado de maior área plantada, maior excedente de bagaço, desenvolvimento de espécies de cana com maior teor de açúcares e melhorias de processo é possível reduzir significativamente esse déficit. Por exemplo: para uma taxa de crescimento anualizada de safra de 20% e com a produtividade teórica máxima, não haveria mais déficit de cana e o Brasil supriria toda a demanda excedente. Claro que tal avanço é hipotético e teórico, porém se apenas 50% de tal limite for alcançado em 2012, tem-se que para uma mesma taxa de crescimento da hipótese anterior, o déficit teria valores próximos de apenas 15%.

### **3 REVISÃO TERMODINÂMICA**

Neste capítulo foram recapituladas as definições referentes à teoria utilizada no desenvolvimento do trabalho. Foram discutidas a primeira lei da termodinâmica, energia interna, entalpia, a segunda lei da termodinâmica, entropia, irreversibilidade, disponibilidade (exergia) e apresentado a formulação básica dos balanços de massa, energia, exergia aplicada à volumes de controle e as simplificações quando em regime permanente (VAN WYLER, SONNTAG, & BORGNAKKE, 2003).

### **4 ÁLCOOL CELULÓSICO**

Os biocombustíveis celulósicos podem ser produzidos da lignocelulose extraídas de diferentes tipos de biomassa, como palha de milho, lascas de madeira, capim, bagaço de cana e algas. Ele é produzido a partir dos polissacarídeos da parede celular vegetal. De maneira geral os processos de produção de biocombustíveis celulósicos podem ser divididos em bioquímico, representando pela hidrólise e termoquímico, representando pelo processo de gaseificação do bagaço. O foco do trabalho será nos processos que produzem o álcool celulósico a partir da hidrólise.

A produção de etanol a partir da cana-de-açúcar ocorre, atualmente, pela fermentação alcoólica da sacarose, e é chamado de etanol de primeira geração. Dessa forma, a segunda geração seria a produção de etanol a partir de açúcares produzidos pela hidrólise química do bagaço. A terceira compreende a produção de açúcares a partir da parede celular, usando enzimas de microorganismos, em um processo conhecido como hidrólise enzimática. A quarta geração compreenderia uma integração de todas as gerações, mas com variedades de cana modificadas geneticamente e capazes de realizar modificações na parede celular que tornariam mais eficiente o processo da terceira geração, em um processo de auto-hidrólise. Essa nova proposta de nomenclatura é ainda recente, já que hoje é mais usual a definição de etanol de primeira geração a rota tradicional fermentativa e todo o restante de produção de forma alternativa é dita de segunda geração.

#### **4.1 ETANOL DE PRIMEIRA GERAÇÃO: FERMENTAÇÃO DA SACAROSE**

É o processo atual de produção de etanol a partir da cana é realizado pela extração e fermentação do caldo. Antes do processo de fermentação, que ocorre por meio de linhagens selecionadas de leveduras *Saccharomyces cerevisiae*, o caldo é esterilizado e purificado. O álcool produzido é então separado da água por destilação.

#### **4.2 ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO: HIDRÓLISE ÁCIDA**

No processo de obtenção de etanol celulósico, o objetivo é “desmontar” a parede celular para utilizar os polissacarídeos como fonte de açúcares fermentáveis. O processo básico de hidrólise ácida consiste em utilizar um ácido forte para atacar as ligações glicosídicas entre os monossacarídeos de um polissacarídeo. Os ácidos, normalmente utilizados para a obtenção de hidrólise em laboratório, são ácido sulfúrico, ácido clorídrico e o ácido trifluoroacético. Ao hidrolisar uma mistura de celulose e hemiceluloses, a desconexão temporal das quebras das ligações glicosídicas de cada tipo de polissacarídeo torna-se um entrave para a produção de monossacarídeos fermentáveis. Nos processos industriais, a hidrólise ácida tem sido realizada com ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). Dificuldades técnicas e operacionais resultam em um custo elevado do produto final, cerca de US\$ 0,80 contra US\$ 0,27 por kg de etanol obtido a partir da

sacarose. Parte deste custo se deve ao fato de que para que a hidrólise ocorra de forma eficiente é necessário aquecer o polissacarídeo na solução ácida. A temperatura ideal para a quebra de hemiceluloses está entre 100° a 120° C e a concentração ideal de ácido sulfúrico é ao redor de 3%. Outra dificuldade advém da necessidade de neutralização da solução contendo os açúcares para que se possa proceder à fermentação. Em geral, para a neutralização, utiliza-se hidróxido de cálcio (calcário). No entanto, ao se proceder desse modo, o ácido sulfúrico é convertido em sulfato de cálcio e não pode ser reaproveitado. A fim de melhorar a perspectiva do uso da hidrólise ácida em escala comercial, a empresa brasileira DEDINI – Indústria de Base investiu em pesquisas para tornar o processo mais rentável e, atualmente, possui uma usina experimental que tem utilizado o próprio etanol em mistura com o ácido sulfúrico como solvente para a lignina. Isso permite reduzir a utilização do ácido e recuperar o solvente.

### **4.3 ETANOL DE TERCEIRA GERAÇÃO: HIDRÓLISE ENZIMÁTICA**

As maiores expectativas para a viabilização do etanol celulósico no longo prazo estão depositadas na possibilidade de utilização da maquinaria bioquímica de microorganismos (fungos e bactérias) para desmontar a parede celular. O problema é que, assim como os fungos desenvolveram estratégias para invadir a parede celular, as plantas também co-evoluíram para sofisticar seus mecanismos de defesa. Assim, embora haja fungos capazes de degradar a parede celular vegetal, ela é bastante recalcitrante à degradação. Uma das formas que as gramíneas desenvolveram para resistir ao ataque enzimático parece ser a formação de interligações de ácido ferúlico entre suas hemiceluloses (DOS SANTOS, NAKAMURA, MOURÃO, MANGOLIN, & FERRARESE-FILHO, 2008). Outro desafio que se impõe à obtenção do etanol a partir da celulose é o da fermentação de pentoses. As hemiceluloses são ricas em pentoses como xiloses e arabinoses. O *Saccharomyces cerevisiae*, microorganismo usualmente empregado na produção de álcool a partir da sacarose, é muito pouco eficiente na conversão de pentoses. Acredita-se que o etanol de terceira geração se tornará viável em cerca de 5 anos.

### **4.4 ETANOL DE QUARTA GERAÇÃO: A PLANTA AJUDANDO NA PRODUÇÃO DO ETANOL**

O que se chama de etanol de quarta geração irá integrar os processos de produção das demais gerações. Consistirá em um conjunto de alterações na própria planta de cana-de-açúcar (adaptável também a outras espécies) que deverão aumentar a eficiência dos processos de produção de etanol de segunda e terceira gerações. Acredita-se que o etanol de quarta geração se tornará viável em cerca de 10 anos.

## **5 ANÁLISE EXERGÉTICA E TERMOCONÔMICA**

O conceito de valor termodinâmico real de um fluxo energético está fortemente relacionado à grandeza exergia. A termoeconomia pode fornecer ferramentas para a solução de problemas de sistemas energéticos complexos os quais seria impossível a resolução com uma análise energética convencional, como por exemplo a atribuição racional de custos aos produtos de uma planta energética.

### **5.1 TERMOCONOMIA**

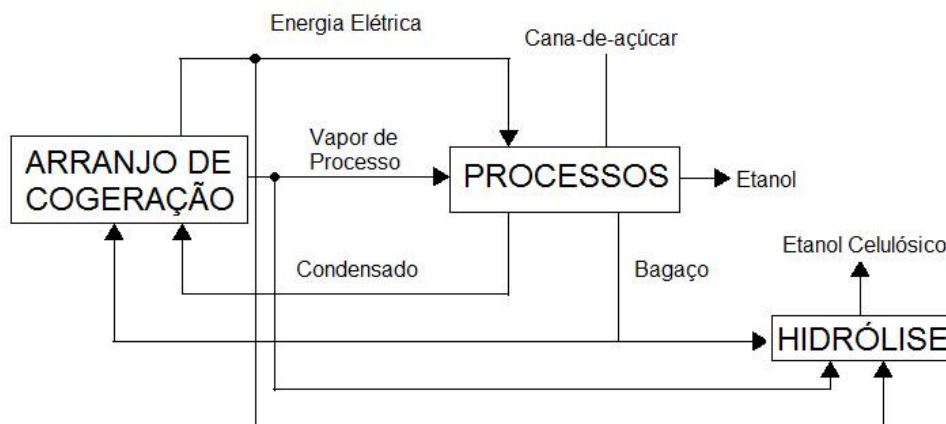
A análise termoeconômica pode ser entendida como uma combinação entre a análise exergética e a análise econômica, cujo objetivo é valorar, através da atribuição de custos aos fluxos de exergia, a influência das irreversibilidades termodinâmicas dos processos e, portanto nos custos de produção. Assim, através de critérios físicos relacionados as leis da termodinâmica é possível calcular os custos de produção levando em conta a degradação da qualidade da energia disponível. Seu princípio básico é assumir que não é a energia, mas sim a exergia a única base racional para atribuição de custos a fluxos energéticos e que as perdas energéticas representam parcelas de exergia destruída ou perdida (TSATSARONIS, 1993 apud PELLEGRINI, 2009).

Porém, a metodologia para a determinação destes custos é um grande desafio por si só. A determinação das equações auxiliares para formação de um sistema possível e determinável é o parâmetro diferencial entre as diferentes propostas. Para o trabalho em questão optou-se pela utilização do Método da Igualdade para fazer a alocação dos custos em volumes de controle com mais de um produto, além da atribuição de custo nulo para os fluxos de exergia perdida que saem do sistema. Assim, através de parâmetros de entrada como preço dos insumos utilizados, como a cana-de-açúcar, ácido sulfúrico e água tratada foi possível obter iterativamente os custos em base exergética e convertê-los para a base mássica.

## **6 PROPOSTA PARA A ANÁLISE DE UMA USINA SUCROALCOOLEIRA TRADICIONAL COM GERAÇÃO DE ÁLCOOL CELULÓSICO**

A proposta de avaliação de uma planta de utilidades tradicional com geração de álcool celulósico é a de utilização do bagaço para este fim através do processo de hidrólise. Será avaliada através da análise termo-econômica a viabilidade desta forma produtiva, levantando custos de produção para a proposta de utilização do bagaço excedente e não utilizado para geração de potência mecânica, elétrica e calor de processo (Fig. 1)

Figura 1 - Fluxograma da proposta de produção de etanol através da hidrólise da cana de açúcar



## 7 ESTUDO DE CASO - HIDRÓLISE ÁCIDA - DHR - ORGANOSOLV

A modelagem foi realizada através de um processo de patente em mais de 20 países desenvolvido em um esforço conjunto da fabricante de equipamentos para o setor alcooleiro Dedini Indústrias de Base com a Cooperativa de Produtores de Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo (COPERSUCAR) e apoio financeiro da Fundação de Amparo à Pesquisa no Estado de São Paulo (FAPESP), chamado de processo Dedini Hidrólise Rápida (DHR), onde é combinado o pré-tratamento Organosolv do bagaço a uma hidrólise rápida de ácido diluído (DEDINI INDUSTRIAS DE BASE, 2007).

O processo Organosolv tem origem na indústria de celulose e é largamente utilizado para deslignificar a madeira, empregando solventes orgânicos tais como soda caustica e sulfito recuperáveis em etapa posterior do processo. Para a hidrólise do bagaço é utilizado uma mistura etanol-água como solvente. Tal mistura mostra-se bastante eficiente para a remoção da lignina, já sua interação com o bagaço deixa a celulose bastante susceptível ao posterior ataque ácido. São parâmetros que otimizam o processo: reduzir a decomposição ou reação química do solvente, perdas do solvente por arraste do licor hidrolisado e consumo energético para sua recuperação.

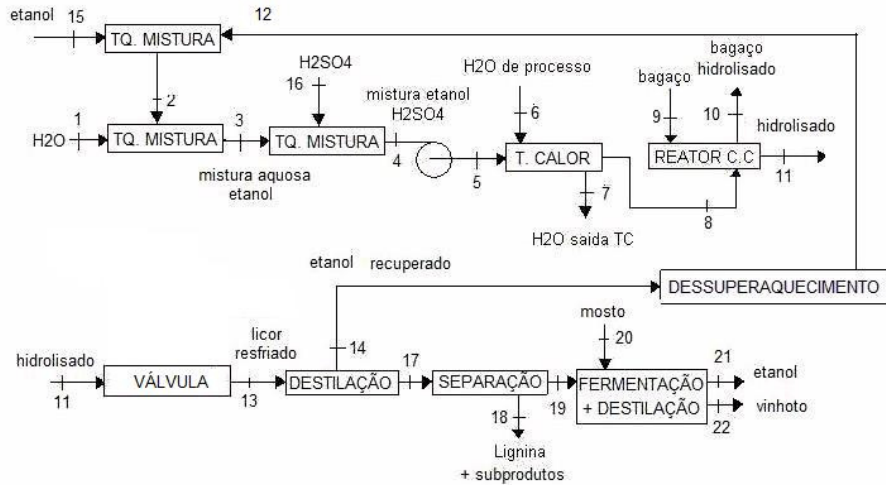
Os processos de pré-tratamento (ROSSELL & SOARES, 2009) e hidrólise da celulose e hemicelulose ocorrem simultaneamente em um reator contra corrente alimentado com bagaço pela parte superior e uma mistura etanol a 75% e ácido sulfúrico diluído a 0,25 – 0,5%, em condições de pressão de 25 – 28 bar e temperatura de 180 – 200 °C pela parte inferior. Os fluxos se encontram na parte média do reator, onde é realizado o cozimento entre a biomassa lignocelulósica e a mistura etanol-água, responsável por promover a deslignificação, e a reação de hidrólise com a solução ácido sulfúrico diluído. A relação em peso entre o (bagaço, mistura etanol-água, e  $H_2SO_4$  a 98%) é de (100:600:0,1) (ROSSELL C. E., 2008) e o tempo em que a mistura permanece no reator é da ordem de alguns minutos.

Ao deixar o reator, a solução levemente ácida e com alto teor de açúcares é imediatamente resfriada, em decorrência de uma expansão, que será modelada como isoentálpica, em uma válvula, evitando assim a degradação dos açúcares formados.

O licor resfriado é encaminhado para uma coluna de destilação, onde o etanol é recuperado no topo da coluna e retorna para o processo, e retira-se no fundo a solução aquosa com os açúcares.

Esta solução passa por um processo de separação, retirando a lignina precipitada do licor hidrolisado, que em seguida é direcionado para os tanques de fermentação da rota tradicional de produção, misturando-se com o mosto da usina e reduzindo a concentração dos compostos inibidores, tais como os furfurais, para produzir uma fermentação com bom rendimento. Em seguida processa-se a destilação tradicional separando o etanol do vinhoto (Fig. 2).

Figura 2 - Fluxograma dos processos envolvidos nas simulação da hidrólise ácida DHR - Organosolv



## 8 ANÁLISE ECONÔMICA DOS EQUIPAMENTOS

A determinação do custo de cada equipamento envolvido no processo foi feita através da consulta a diversos autores (SEIDER, SEADER, & LEWIN, 1999), (BIEGLER, GROSSMANN, & WESTERBERG, 1997), (PETERS, TIMMERHAUS, & WEST, 2003), (BOEHM, 1987), escolhendo posteriormente um método conveniente que engloba características que tornar sua metodologia de cálculo bastante simples, porém com rigor necessário e suficiente à produzir valores aceitáveis dada a proposta de análise. Foram calculados os custos atrelados ao investimento em adquirir os equipamentos necessários para a viabilidade da hidrólise ácida, levantando custos para os seguintes componentes: trocador de calor, tanques de mistura, bomba e reator. As respostas são apresentadas a seguir (Tab. 3):

Tabela 3 - Resultado dos custos total dos equipamentos e o custo amortizado ao longo da produção

Equipamentos	Custo total (USD)	Custo amortizado (USD/s)
$\dot{C}_{TOA/E}$	389.054	0,02696
$\dot{C}_{TOE/AC}$	12.906	0,02696
$\dot{C}_{BOMBA}$	314.847	0,02182
$\dot{C}_{TC}$	6.874	0,00048
$\dot{C}_{REATOR}$	1.778.000	0,12320
$\dot{C}_{VÁLVULA}$	385.266	0,02667
$\dot{C}_{TO.EREC/E}$	339.436	0,02352
$\dot{C}_{TQ.DESSUPER/E}$	339.436	0,02352
$\dot{C}_{TQ.SEPARAÇÃO}$	156.980	0,00971

## 9 RESPOSTAS DA SIMULAÇÃO

Através de parâmetros de entrada, tais como os já citados e dados como a composição da cana-de-açúcar, bagaço, fluxo de entrada de cana-de-açúcar e produção de etanol por safra foi possível a realização das simulações o caso estudado (Tab. 4).

Tabela 4 - Condições de entrada da destilaria padrão

Destilaria Padrão de Etanol	
Moagem por safra (ton cana)	2.000.000,00
Dias de safra (dia)	167,00
Rendimento agrícola médio (ton cana / he)	71,40
Rendimento industrial (l etanol / ton cana)	92,50
Moagem (ton cana / dia)	12.000,00
Produção de etanol (l etanol / dia)	1.110.000,00
Etanol por safra (m³)	185.370,00

Para que os dados fossem apresentados de forma mais condensada foram agrupados os resultados do fluxo de massa, custos em base exergética, custos em base mássica e custo por litro de etanol em uma única tabela. Porém é apresentada a metodologia aplicada às variáveis de modo a produzir os valores em cadeia.

Para a determinação dos custos em base exergética associados aos fluxos do modelo foi necessário alimentar a programação com alguns parâmetros de entrada, como o custo da tonelada de cana-de-açúcar quando da entrega em esteira e do ART pago ao produtor (CONSECANA), que por hipótese foi assumido se tratar do custo do ART obtido do mosto, preço médio da água tratada (SEIDER, SEADER, & LEWIN, 1999) e preço do ácido sulfúrico à 98% (QUIMIBRAS INDÚSTRIAS QUÍMICAS S/A, 2009)(Tab. 5).

Tabela 5 - Preço de compra dos insumos

Insumos	Preço (R\$/kg)	Preço (USD/kg)
Cana-de-açúcar	0,034	0,0170
ART (mosto)	0,300	0,150
Água tratada	-	0,0001321
Ácido Sulfúrico 98%	5,474	2,737
Dólar		2

Assim, tendo posse dos valores de fluxos mássicos e da exergia em cada ponto do modelo é possível calcular os custos de produção em base exergética e posteriormente em base mássica através de uma relação de conversão

Equação 1 - Conversão de custo exergético em custo mássico

$$C_{i_{MASSICA}} = c_i * b_i \quad (1)$$

Porém, mais importante que o custo por unidade do respectivo fluxo é o custo do fluxo por litro de etanol produzido.

Equação 2 - Conversão de custo mássico em custo por litro de etanol produzido

$$\frac{Custo_i}{l_{etanol}} = C_{i_{MASSICA}} * \frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_{21} * v_{21}} \quad (2)$$

Assim, estão determinadas em cada ponto dos modelo simulado os valores provenientes dos balanços de massa, energia, exergia, custo em base exergética e as referidas conversões já citadas (Tab. 6).

Tabela 6 - Valores de massa, custo em base exergética, custo em base mássica e custo por litro de etanol de cada ponto do sistema

Ponto do sistema	Fluxo de massa (kg/s)	Custo exergético (USD/kJ)	Custo mássico (USD/kg)	Custo/litro de álcool produzido (USD/l álcool)
1	11,64	0,0000026	0,0001321	0,0001023
2	34,93	0,0328300	0,4056000	0,9432000
3	46,57	0,0006991	0,3048000	0,9451000
4	46,58	0,0007004	0,3054000	0,9469000
5	45,58	0,0007055	0,3058000	0,9484000
6	45,52	0,0000204	0,0127700	0,0387100
7	45,52	0,0000204	0,0005982	0,0018130
8	46,58	0,0001526	0,3177000	0,9853000
9	7,76	0,0000029	0,0289100	0,0149400
10	64,32	0,0001036	0,7175000	0,3072000
11	47,91	0,0001036	0,2198000	0,7012000
12	34,59	0,0328300	0,4056000	0,4189000
13	47,91	0,0016480	0,2204000	0,7030000
14	34,59	0,0020700	0,2913000	0,6706000
15	0,03	0,0273800	0,3382000	0,0078660
16	0,08	0,0000000	0,0000000	0,0000000
17	13,32	0,0020700	0,0364800	0,0323600
18	0,02	0,0211600	0,0373000	0,0000591
19	13,30	0,0021160	0,0373000	0,0330300
20	169,60	0,0000059	0,0191500	0,2162000
21	11,07	0,0273800	0,3382000	0,2492000
22	171,80	0,0000000	0,0000000	0,0000000

Tendo posse da exergia específica de cada fluxo que envolve os processos produtivos, é possível determinar o grau de irreversibilidade de cada um dos processos independentemente (Tab. 7).

Tabela 7 - Exergia destruída por equipamento

Equipamentos	Exergia Destruída (kJ)	Contribuição Individual (%)
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ TQ\ A/E}$	~0 (10 <sup>-5</sup> )	0,00%
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ TQ\ E/AC}$	1,48	0,00%
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ BOMBA}$	329,40	0,05%
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ TC}$	49.620,00	6,87%
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ REATOR}$	27.591,00	3,82%
$\dot{B}_{DESTRUIDA\ VÁLVULA}$	37.578,00	5,20%
$\dot{B}_{DEST.TQ. EREC/E}$	59.037,00	8,17%
$\dot{B}_{DEST. TQ. SEPARAÇÃO}$	~0 (10 <sup>-5</sup> )	0,00%
$\dot{B}_{DEST. FERM.DEST.}$	548.538,00	75,90%

## 10 CONCLUSÕES

O volume do fluxo de número 21, que representa a quantidade de etanol produzida, indicou valores de produção de 108,4 l etanol / ton cana. Dado que a produtividade da destilaria via rota de produção tradicional é de 92,5 l etanol / ton cana, a implementação do processo de hidrólise do bagaço excedente promoveu um crescimento de quase 18% na produtividade. Porém, dado que parte do etanol utilizado como solvente no processo de pré-tratamento e no reator não é recuperado nas colunas de destilação, é necessário realimentar o processo de modo que parte do incremento de produção é reduzido. Assim o rendimento útil do processo passa para valores de 104,9 l etanol / ton cana, o que representa um incremento real de quase 14%.

Tais valores foram obtidos utilizando como pressuposto que os microorganismos utilizados na fermentação eram apenas capazes de fermentar as hexoses e, portanto, ao invés de alterar o rendimento da fermentação, fato que prejudicaria os resultados do álcool da rota tradicional, foi reduzido o rendimento na sacarificação, contabilizando um teor de pentoses virtualmente nulo e, portanto, proporcional apenas ao teor de hexoses no bagaço.

Em termos energéticos o acréscimo do número de processos traz como consequência maior demanda por vapor utilizado em cada etapa da cadeia. Considerando a demanda de vapor de 490 kg / ton cana da rota tradicional (PELLEGRINI, 2009) o incremento devido ao aumento do volume na fermentação, recuperação do etanol utilizado como solvente e o aquecimento da mistura no trocador de calor causam um impacto de mais de 110% na demanda por vapor. Tal fato se deve devido principalmente ao trocador de calor responsável por elevar a temperatura da mistura a níveis bastante elevados das condições adequadas para o reator e também, mas de forma secundária, da necessidade de se recuperar o etanol através de uma coluna de destilação, sendo, portanto necessária sua elevação de temperatura até pelo menos ao estado de saturação. Esse aumento da demanda de vapor é um parâmetro crítico, pois seu aumento acarreta na necessidade de maior destino do bagaço excedente à caldeira, de modo que reduziria a parcela enviada à produção por hidrólise, comprometendo a viabilidade técnica da alternativa. Assim, para que o processo de união entre a usina tradicional e a planta de produção por hidrólise seja adequado faz-se necessária a utilização de equipamentos mais eficientes tanto nos processos, mas principalmente de configurações mais integradas de cogeração, como plantas que trabalhem com níveis mais elevados de pressão ou métodos de gaseificação do bagaço, aumentado assim, de forma substancial, a qualidade do vapor para os processos e reduzindo, por consequência, a necessidade de destino de bagaço para as caldeiras, promovendo maior excedente que pode ser destinado à planta de produção por hidrólise.

Em termos de custo, valores de 0,2485 USD/l etanol foram obtidos na saída do último volume de controle. Porém, tal valor leva em conta apenas os custos associados à parcela de produção simulada no modelo, negligenciando o incremento de custos da rota tradicional e, ao mesmo tempo, diluindo os custos de produção de hidrólise pela parcela de etanol produzido do fluxo de mosto. Sendo assim, é mais interessante levantar seu custo através dos custos de produção dos equipamentos que viabilizaram a alternativa da hidrólise e de todos os insumos utilizados, independentemente se no processo tradicional ou por hidrólise. Assim, é proposto que o custo de produção do etanol seja função do custo da cana-de-açúcar, eletricidade, vapor, investimentos em novos equipamentos e do próprio etanol utilizado como reposição do solvente. Todos estes custos são explicitados por litro de etanol produzido no final da rota. Aplicando essa metodologia de alocação de custos obtém-se um valor de 0,4009 USD/l etanol.

Equação 3 - Custo de produção do etanol

$$C_{ETANOL} \left[ \frac{USD}{l\ etanol} \right] = C_{CANA} + C_{ELETRICIDADE} + C_{VAPOR} + C_{EQUIP.} + C_{ETANOL\ REPOSIÇÃO} \quad (3)$$



Analisando comparativamente com os custos do etanol produzido de diversas culturas (Fig. 3), os valores obtidos mostram-se bastante animadores, já que quando da produção da análise da figura o custo do etanol produzido pela rota de hidrólise situava-se em valores de 0,79 - 1,19 USD/l etanol e o custo para a rota tradicional situava-se em valores de 0,25 - 0,37 USD/l etanol, e, portanto não muito distantes do obtido na simulação. Porém, algumas análises podem ser feitas através de algumas hipóteses:

Admitindo como custo de produção o valor do centro do intervalo (0,31 USD/l etanol) e um rendimento como o da destilaria inicialmente de 92,5 l etanol/ton cana, obtém-se de maneira bastante simplista um custo total de produção de 57,4 miUSD. Já para a alternativa proposta (0,4009 USD/l etanol e 104,9 l etanol/ton cana) obtém-se um custo de 84,10 miUSD. Assim, é possível obter um ponto de equilíbrio de preço, ponto este também conhecido como "break-even" onde independentemente da forma utilizada para produção a receita seria a mesma. Tal ponto é caracterizado a um preço de venda de 1,08 USD, valor este bastante elevado comparado aos preços praticados nas redes de distribuição de combustíveis no Brasil.

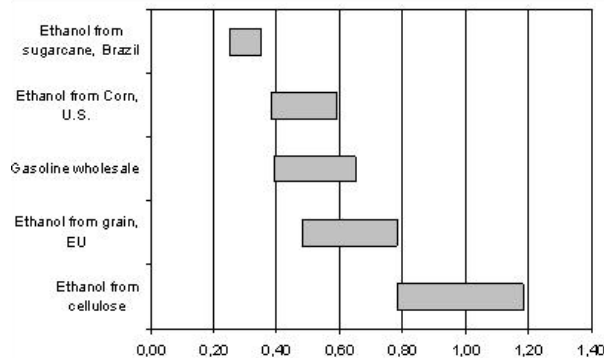
Admitindo que o custo de 0,4009 USD/l etanol obtido é composto linearmente pela parcela de produção tradicional com custo dado pelo valor do centro do intervalo (0,31 USD/l etanol) é possível estimar o custo de produção por hidrólise através de uma proporcionalidade entre os volumes de cada rota.

Equação 4 - Custo da parcela de hidrólise

$$C_{ETANOL} \left[ \frac{USD}{l \text{ etanol}} \right] = 0,4009 \cdot \dot{V}_{ETANOL} = C_{ETANOL \text{ HIDRÓLISE}} \cdot \dot{V}_{HIDRÓLISE} + 0,31 \cdot \dot{V}_{MOSTO} \quad (4)$$

Assim, pode-se obter o valor de  $C_{ETANOL \text{ HIDRÓLISE}} = 1,114 \text{ USD}$  para o custo do etanol proveniente da hidrólise, constatando que o custo associado a essa forma produtiva estava dentro do esperado e, portanto, ainda bastante elevado.

Figura 3 - Custo do etanol obtido quando da produção por diferentes formas produtivas ou culturas (WORLDWATCH INSTITUTE, 2006)



Desta forma conclui-se o trabalho avaliando que a alternativa de rota de produção via hidrólise enzimática ainda apresenta limitações bastante severas no campo técnico, fator este que limita o desenvolvimento dessa alternativa mesmo em escala laboratorial. Já para a hidrólise ácida, o trabalho provou que existem hoje técnicas que possibilitam a via alternativa quando combinadas com a rota de produção tradicional. Em termos de custo de produção, o custo associado apenas a parcela de produção via hidrólise remete a valores impraticáveis em termos de mercado e demanda nacional, principalmente no eixo dos principais produtores de etanol do país, fato este confirmado pelo elevado valor do ponto de equilíbrio entre a alternativa e ao já praticado. Porém, quando analisado o custo global da solução e o correspondente incremento de rendimento por tonelada de cana-de-açúcar processada, a alternativa pode representar uma maior flexibilização da capacidade de produção e venda de etanol, já que a usina estaria investindo tecnologicamente em um processo que certamente será melhorado em muito pouco tempo. Isto traria uma vantagem competitiva devido a sua maior capacidade já instalada, além da possibilidade de venda para o mercado externo visando mitigar o déficit momentâneo, já que os custos de produção de outros países são superiores, o que fatalmente acarreta em maior preço final na venda para o consumidor. Claro que esta hipótese pressupõe que as melhorias nos processos não acarretariam em mudanças substanciais na tecnologia, já que o investimento em equipamentos já estaria consolidado. Assim, trata-se de uma decisão estratégica da usina em se expor a uma nova tecnologia que possibilitaria alavancar seus ganhos, caso as melhorias fossem uma realidade, em oposição a uma situação onde todo o investimento poderia se tornar perdido caso as melhorias não produzissem nenhum ganho de custo de produção real ou que necessitassem de mudança em infra-estrutura por exigência da evolução tecnológica.

## 11 REFERÊNCIAS

- BIEGLER, L. T., GROSSMANN, I. E., & WESTERBERG, A. W. (1997). *Systematic Methods of Chemical Process Design*. New Jersey: Prentice Hall.
- BOEHM, R. F. (1987). *Design Analysis of Thermal Systems*. Wiley.
- CANASAT. (2008). Acesso em 20 de Abril de 2009, disponível em <http://www.dsr.inpe.br/canasat>
- CONSECANA. (s.d.). *UDOP - União dos produtores de bioenergia*. Acesso em 20 de Outubro de 2009, disponível em [http://www.udop.com.br/cana/tabela\\_consecana\\_site.pdf](http://www.udop.com.br/cana/tabela_consecana_site.pdf)
- DEDINI INDUSTRIAS DE BASE. (2007). *Produção de Álcool a partir do Bagaço – O processo DHR – Dedini Hidrólise Rápida*. Acesso em 20 de agosto de 2009, disponível em <http://www.bioetanol.org.br/hotsite/arquivo/editor/file/Presentation%20-%20Paulo%20Soares.pdf>
- DOS SANTOS, W., L., F. D., NAKAMURA, C. V., MOURÃO, K. S., MANGOLIN, C. A., & FERRARESE-FILHO, O. (2008). Soybean (glycine max) root lignification induced by ferulic acid. The possible mode of action. *Journal of chemical ecology*.
- IBGE. (2008). *Mapeamento sistemático da terra*.
- MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. (2008). *Balanco energético nacional*.
- NASTARI, P. (2008). *Tendências de preços para açúcar e álcool no Brasil*.
- OLIVEIRA, M. D., & VASCONCELOS, Y. (2006). *Revolução no canavial: novas usinas, variedades produtivas e pesquisas genéticas são as soluções para aumentar a oferta de álcool*
- PELLEGRINI, L. F. (2009). *Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade*. São Paulo.
- PETERS, M. S., TIMMERHAUS, K. D., & WEST, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill.
- QUIMIBRAS INDÚSTRIAS QUÍMICAS S/A. (2009). *Cotação do Preço de Venda de Ácido Sulfúrico 98%*.
- ROSSELL, C. E. (2008). *Fermentação alcoólica do licor resultante da hidrólise*. Campinas: Grupo Energia – Projeto Etanol, Universidade de Campinas - UNICAMP.
- ROSSELL, C. E., & SOARES, P. A. (2009). *Conversão da Celulose pela Tecnologia Organosolv* (Vol. 3). São Paulo: Naippe.
- SEIDER, W. D., SEADER, J. D., & LEWIN, D. R. (1999). *Process Design Principles - Synthesis, Analysis, and Evaluation* (3ª edição ed.). New York, NY, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- SMA ; SAA ; EMBRAPA. (2009). *Zoneamento das áreas de produção de cana-de-açúcar*. Secretaria do meio ambiente, secretaria da agricultura e abastecimento e mpresa brasileira de pesquisa agropecuária.
- TSATSARONIS, G. (1993). Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems. *Progress in energy and combustion science*, 227-257.
- VAN WYLER, G. J., SONNTAG, R. E., & BORGNACKKE, C. (2003). *Fundamentos da termodinâmica*. Edgard Blucher Ltda.
- WORLDWATCH INSTITUTE. (Junho de 2006). Acesso em 22 de Março de 2009, disponível em [http://www.worldwatch.org/system/files/EBF008\\_1.pdf](http://www.worldwatch.org/system/files/EBF008_1.pdf)

## 12 DIREITOS AUTORAIS

### TECHNICAL ECONOMICAL EVALUATION OF PRODUCING ETHANOL THROUGH THE SUGAR CANE BAGASSE

#### Alexandre Fusco Kronemberger

Escola Politécnica da Universidade de São Paulo - Av. Prof. Mello Moraes, 2231 - São Paulo - SP - Brasil  
[alexandre.fusco@poli.usp.br](mailto:alexandre.fusco@poli.usp.br) / [alexandre.fusco@gmail.com](mailto:alexandre.fusco@gmail.com)

**Abstract:** This graduation work intend to produce a technical economical evaluation of destine some sugar cane bagasse to increase ethanol production through a hydrolysis process. This analyze will be made using thermo-economical concepts to evaluate the production costs in exergetical basis to mass flows. In order to accomplish this task, mass, energy, exergy and cost balances were maid, in a in a case study of producing ethanol through acid hydrolysis through its simulation in EES software. The main results were the increase in productivity of almost 14%, from current 92.5 to 104.9 l ethanol / ton sugar, the increase in steam demand of more than 110% compared to that used for the processes of traditional production, fermentation as the main responsible for irreversibility of processes, followed by the heat exchanger, ethanol tank recovery and the expansion valve, and finally the production cost of 0.4009 USD / l ethanol. But, considering only the ethanol portion produced by hydrolysis a cost of 1,114 USD/l ethanol was obtained.

**Keywords:** sugar cane, bagasse, hydrolysis, cellulose, ethanol