

# Simulação e estudo da integração de unidades produtoras de etanol

F. C. A. Miranda<sup>1</sup>; M. C. S. Camelo<sup>1</sup>; S. Lucena<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Departamento de Engenharia Química, Laboratório de Controle e Otimização de Processos, Universidade Federal de Pernambuco, 50740-521, Recife-PE, Brasil.

*flavinha.miranda@hotmail.com*

(Recebido em 23 de julho de 2012; aceito em 23 de maio de 2013)

---

Dados do balanço energético brasileiro mostram que o etanol representou cerca de 4,7 % de toda a energia consumida no país no ano de 2011. Uma alternativa para aumentar a produção desse combustível e garantir a demanda interna é a hidrólise de materiais lignocelulósicos. Visando contribuir no desenvolvimento desse processo, este trabalho tem como proposta a construção de uma planta virtual de produção de etanol por hidrólise do bagaço de cana de açúcar. Os resultados obtidos foram comparados com os de uma usina convencional, e mostraram que a integração da hidrólise ao processo convencional aumentou a produção de etanol em 26% em volume. Contudo este aumento na produção também ocasionou um maior consumo energético para a usina.

*Palavras-chave:* Bagaço de cana; Hidrólise; Etanol; Simulação.

## Simulation and study of the integration of units to produce ethanol

Dates from Brazilian energy balance show that ethanol accounted about 4.7% of all energy consumed in the country in 2011. An alternative for increasing the production of fuel and ensure the internal demand is the hydrolysis of lignocellulosic materials. Aim to contribute with the development of this process a virtual plant to produce ethanol by hydrolysis of sugarcane bagasse was built in this paper. The results were compared with those of a conventional mill, and they show that the integration of conventional process with the hydrolysis process increased the yield at 26% ethanol by volume. However this increase in the production also led to greater energy consumption for the plant.

*Keywords:* Sugarcane bagasse; Hydrolysis; Ethanol; Simulation.

---

## 1. INTRODUÇÃO

Segundo dados do balanço energético nacional [2], em 2011 cerca de 44% do total de energia produzida no país teve como origem as fontes renováveis, destacando-se o Brasil em relação aos demais países no uso dessas fontes energéticas, pois em 2011 apenas 13% da energia do mundial foi gerada por fontes renováveis. Dentre essas fontes, a de maior utilização no país foi o etanol, que representou 4,7% de toda a energia consumida no país no ano de 2011, representando um volume aproximado de 23 milhões de m<sup>3</sup>.

Parte do crescimento no consumo do etanol ocorre devido ao mesmo ser um combustível mais limpo quando comparado ao diesel e a gasolina. A comparação mostra que o etanol apresenta baixa toxicidade; não possui enxofre; tem menor reatividade fotoquímica que os hidrocarbonetos presentes no diesel e na gasolina, o que reduz as emissões de precursores de “smog” fotoquímico. Além disso, o etanol quase não forma particulados devido ao seu baixo teor de carbono, e pode ser utilizado como elevador de octanagem substituindo aditivos como o metil terc-butil éter (MTBE), etil terc-butil éter (ETBE), chumbo, e outros com emissões indesejáveis [6].

No Brasil, o etanol tem como principal matéria prima a cana-de-açúcar, tecnologia essa já consolidada. Mesmo assim, há uma previsão de modestas reduções de custos com melhorias graduais da tecnologia atual em um horizonte de dez anos, como também a difusão de

tecnologias existentes para todo o setor. Deste modo, o setor industrial deverá evoluir de forma mais destacada, incorporando tecnologias com maior diferenciação e certamente com o desenvolvimento de novos produtos [6].

Uma alternativa para o maior desenvolvimento do setor é a produção de etanol a partir da hidrólise. A utilização de materiais lignocelulósicos para produção do etanol é considerada como uma grande alternativa para o uso energético da biomassa. Diferentes rotas químicas para a obtenção de etanol a partir da cana de açúcar foram estudadas [8]. Outro tipo de biomassa analisado é o resíduo de florestas de eucalipto, sendo o seu uso bastante promissor em regiões que apresentam plantações comerciais de eucalipto [7]. O bagaço de cana tem grande vantagem em relação às demais fontes de celulose por apresentar parte de seu tratamento realizado nas moendas [10].

Um processo de pré-tratamento do material é necessário para a remoção da lignina e da hemicelulose, com a finalidade de diminuir a cristalinidade da celulose e assim aumentando a porosidade do material, de maneira a tornar a celulose susceptível a hidrólise [5]. Devido à variedade de matérias-primas, há também uma variedade de métodos utilizados no pré-tratamento, esses podendo ser físicos, químicos, biológicos e combinados. Em particular, o pré-tratamento utilizando vapor d'água, ácido sulfúrico diluído, hidróxido de amônio e hidróxido de sódio tem emergido dentre as opções mais promissoras [1].

Neste trabalho, foi proposta a construção de uma planta virtual de produção de etanol com o auxílio do software HYSYS<sup>®</sup>. Através das simulações realizadas foi possível determinar o consumo de insumos e energia total para o sistema proposto.

## 2. METODOLOGIA

As simulações das etapas do processo de produção de etanol foram realizadas utilizando o software Hysys<sup>®</sup>. Ao modelar o processo foi desprezada a variação das propriedades físicas dos equipamentos com o tempo, portanto o modelo resolvido durante a simulação foi um modelo estacionário da planta. A implementação da planta virtual do processo no simulador foi realizada de acordo com o fluxograma mostrado na Figura 1.

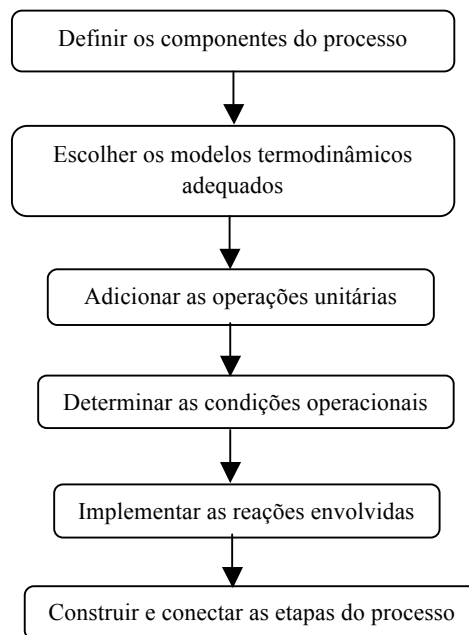


Figura 1: Sequência de passos para a implementação do processo no simulador.

Na Figura 2 é apresentado o fluxograma resumindo as etapas do processo produtivo de etanol.

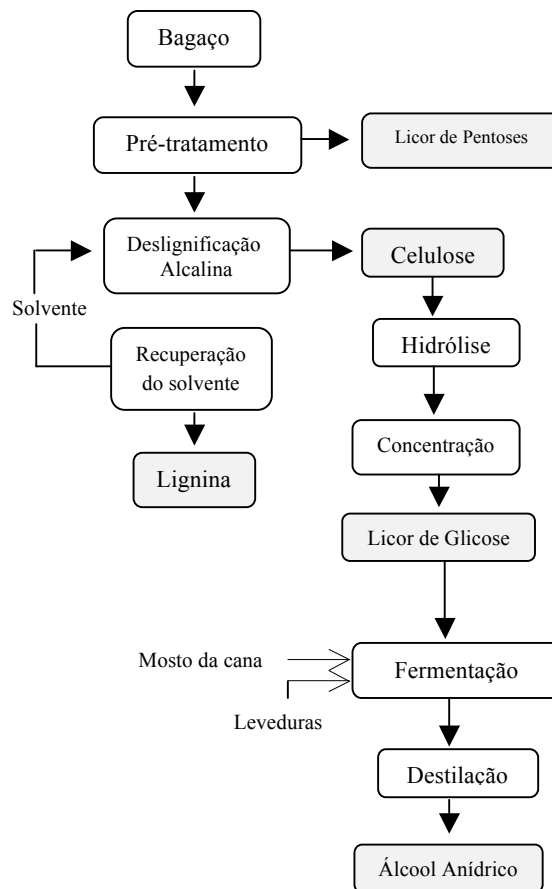


Figura 2: Fluxograma das etapas de produção de etanol a partir do bagaço de cana de açúcar.

Os componentes envolvidos no processo de produção, presentes nas unidades industriais, em grande maioria podem ser encontrados na base de dados do simulador. Os demais componentes foram criados como componentes hipotéticos. Os componentes utilizados na simulação são fornecidos na Tabela 1.

Tabela 1: Componentes utilizados na simulação.

Componentes		
Base de dados		Hipotéticos
Água	Glicerol	Celulose
Sacarose	Hidrogênio	Hemicelulose
Glicose	Amônia	Lignina
Etanol	Álcool iso-amílico	Xilose
Ácido Sulfúrico	Ácido acético	HMF
Hidróxido de sódio	Ácido succínico	Levedura
Dióxido de carbono	Etilenoglicol (MEG)	

O simulador resolve simultaneamente o modelo matemático do processo e as equações referentes ao equilíbrio líquido-vapor dos componentes presentes em uma determinada corrente do processo. A Equação 1 mostra o equilíbrio líquido-vapor da mistura.

$$\gamma_i P \varphi_i^V = \delta_i x_i f_i^0 \quad (1)$$

Onde:

- $\gamma_i$  - Fração molar do componente i na fase vapor;
- P - Pressão do sistema;
- $\varphi_i^V$  - Coeficiente de fugacidade na fase vapor do componente i;
- $\delta_i$  - Coeficiente de atividade do componente i;
- $x_i$  - Fração molar do componente i na fase líquida;
- $f_i^0$  - Fugacidade do componente i na temperatura do sistema, em uma determinada pressão de referência.

Durante a simulação das etapas de hidrólise (que consiste das etapas de pré-tratamento, deslignificação e hidrólise da celulose), fermentação alcoólica e destilação convencional foi adotado o modelo NRTL para o cálculo do coeficiente de atividade na fase líquida, Equação 2, pois esse modelo apresenta melhor capacidade de prever o comportamento de soluções de açúcares, e representa adequadamente o comportamento do sistema etanol-água [3].

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^c \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{j=1}^c G_{ji} x_j} + \sum_{j=1}^c \frac{G_{ij} x_j}{\sum_{k=1}^c G_{kj} x_k} \left( \tau_{ij} - \frac{\sum_{k=1}^c \tau_{kj} G_{kj} x_k}{\sum_{k=1}^c G_{kj} x_k} \right) \quad (2)$$

Em que:

- $\tau_{ji}$  - Representa a interação entre dois componentes na mistura;
- $G_{ij}$  - Energia de Gibbs da mistura formada pelos componentes i e j.

Para o cálculo do coeficiente de fugacidade na fase vapor foi usada a equação de estado SRK, Equação 3.

$$\ln \varphi_i = \frac{b}{B} (Z - 1) - \ln(Z - B) + \frac{A}{B} \left( \frac{B_i}{B} - \frac{2}{\theta_m} \sum_j \gamma_j \theta_{ij} \right) \ln Z \left( 1 + \frac{B}{Z} \right) \quad (3)$$

Onde:

$$A = \frac{\theta P}{RT^2}; \quad B = \frac{bP}{RT}; \quad b = \frac{0,086640 RT_c}{P_c}; \quad \theta = a\alpha; \quad \alpha = [1 + f_w(1 - T_R^{0,5})]^2;$$

$$f_w = 0,480 + 1,574w - 0,176w^2.$$

Sabendo que:

- Pc - Pressão crítica;
- Tc - Temperatura crítica;
- Tr - Temperatura reduzida;
- w - Fator acêntrico;
- Z - Fator de compressibilidade da mistura.

### 3. RESULTADOS

#### 3.1 Processo de produção de etanol de segunda geração

Para inicializar a construção da planta, adotou-se uma produção de 12000 toneladas de cana por dia, sendo que cada tonelada da mesma produziria 250 kg de bagaço por dia a 50% de umidade. Considerando que apenas 80% do bagaço gerado foi utilizado na etapa de pré-hidrólise, a vazão de bagaço utilizada na simulação foi de 100 ton/h. O bagaço usado como a principal matéria-prima para o processo apresentou-se com a composição de 50% de fibras e 50% de umidade. A composição da fibra costuma variar de acordo com o tipo de biomassa utilizada, e para o bagaço de cana essa fibra é composta de 40% de celulose, 38% de hemicelulose e 22% de lignina.

##### 3.1.1 Pré-tratamento do bagaço

No presente trabalho foi utilizado o pré-tratamento via explosão a vapor devido ao grande potencial de aplicabilidade no setor de produção de etanol a partir do bagaço de cana-de-açúcar [1]. Na simulação desta etapa foram adotados os valores para temperatura de 190°C e tempo de residência de 15 min (através destes valores operacionais foi alcançada uma solubilização de 36% do bagaço), sendo estes parâmetros baseados em [9].

As reações envolvidas no pré-tratamento são resumidas na Tabela 2.

Tabela 2: Reações envolvidas na etapa de pré- tratamento do bagaço e suas respectivas conversões.

Reações	Conversões
Hemicelulose → Xilose	56,56 %
Hemicelulose → Arabinose	3,15%
Hemicelulose → Ác. Acético	8,80%
Celulose → Glicose	14,0%

O fluxograma da etapa de pré-tratamento é apresentado na Figura 3, que consiste no reator de conversão, um misturador no qual se adiciona a água de lavagem junto ao produto de fundo, e um filtro para separar o licor de pentoses da pasta de sólidos. No reator de explosão a vapor, adicionou-se o bagaço de cana com 50% de umidade e vapor saturado a uma pressão de 15 bar, e manteve-se a temperatura de operação constante a 190°C. A separação no filtro foi realizada de forma que o licor dos hidrolisados tivesse 80% de água recuperada, 90% de sólidos solúveis e 1% de sólidos (celulose e hemicelulose não reagidas e lignina).

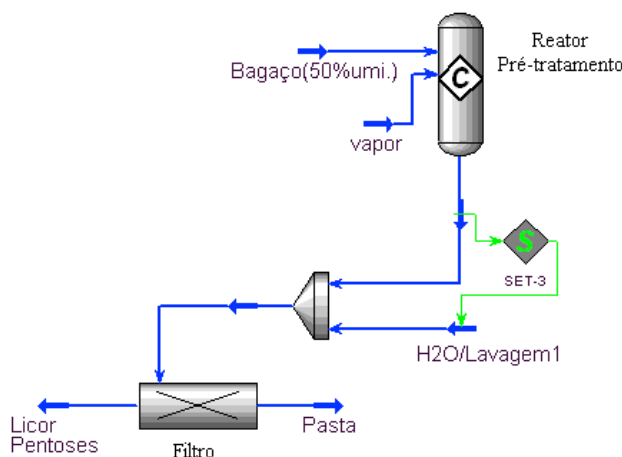


Figura 3: Fluxograma do pré-tratamento do bagaço via explosão a vapor.

Na Tabela 3 são apresentadas as vazões mássicas das principais correntes envolvidas na etapa de pré-tratamento do bagaço da cana.

Tabela 3: Vazões mássicas das principais correntes do processo de pré-hidrólise do bagaço.

Corrente	Vazão (ton/h)
Bagaço (50% umidade)	100,00
Vapor (pré-tratamento)	14,26
Licor pentoses	248,50
Pasta lignocelulósica	94,33

### 3.1.2 Deslignificação Alcalina

Devido ao pré-tratamento do bagaço via explosão a vapor não promover a separação da fração celulósica da fração de lignina, foi necessário realizar a deslignificação da pasta lignocelulósica.

As condições operacionais utilizadas na etapa de deslignificação (Tabela 4) foram adotadas de acordo com os experimentos realizados por [9].

Tabela 4: Condições operacionais para o sistema de deslignificação alcalina.

Condições Operacionais	
Parâmetro	Valores
Concentração da Solução de NaOH	(1% p/V)
Relação sólido-líquido (pasta lignocelulósica /solução NaOH)	1:20
Recuperação da celulose	87%
Recuperação da lignina	90%

O processo de deslignificação é apresentado pelo fluxograma da Figura 4. A pasta de sólidos obtida no pré-tratamento do bagaço foi enviada para um tanque juntamente com uma

solução de NaOH, onde permaneceu por 60 minutos numa temperatura de 100°C. Após ocorrer a separação das frações de celulose e lignina, onde a lignina foi solubilizada, a mistura foi enviada para um filtro prensa. A polpa celulósica resultante é lavada duas vezes, e em seguida bombeada para um filtro, e então separada do solvente e da água. A celulose resultante será utilizada no processo de hidrólise.

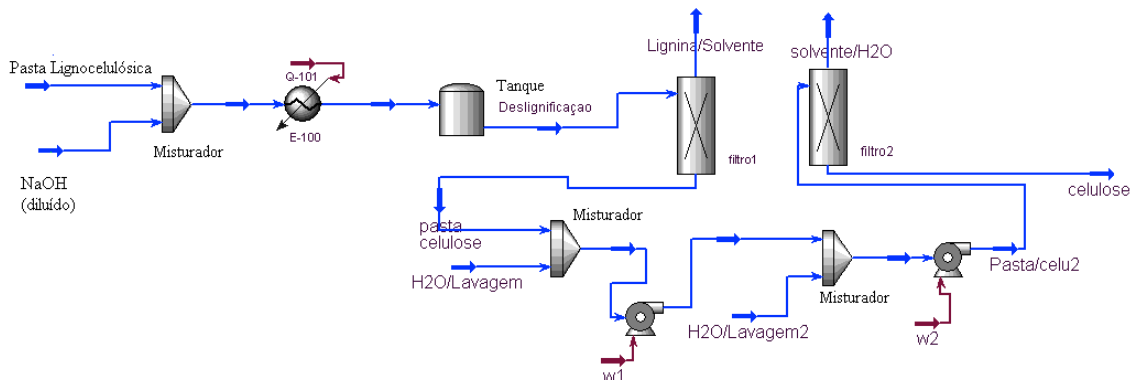


Figura 4: Fluxograma da etapa de deslignificação alcalina.

Na simulação da etapa de deslignificação o rendimento de celulose foi de 87%, com cerca de 80% do solvente recuperado, resfriado e reutilizado. A Tabela 5 apresenta as vazões das principais correntes desta etapa.

Tabela 5: Vazões mássicas das principais correntes do processo de deslignificação alcalina.

Corrente	Vazão (ton/h)
Pasta lignocelulósica	94,33
Lignina dissolvida	1050,00
Solvente recuperado	514,20
Lignina recuperada	9,02
Pasta celulósica	152,60
Sólidos não reagidos	11,00
Licor de hexoses	160,70

### 3.1.3 Hidrólise ácida da celulose

A polpa de celulose obtida na etapa de deslignificação é utilizada no processo de hidrólise para se obter o licor de hexoses. Os açúcares formados, neste processo, seguem para fermentação sendo assim convertidos em etanol. O processo de hidrólise é mostrado no fluxograma da Figura 5.

Inicialmente a polpa celulósica foi misturada com água (10% em massa em relação ao valor da massa da celulose) e ácido sulfúrico em uma concentração de 0,07% em massa. Essa mistura foi aquecida à temperatura de 205°C e pressurizada a 3000 kPa, para então ser encaminhada ao reator de hidrólise. As condições de operação para este sistema foram baseadas em estudos realizados por [11], que obteve o máximo rendimento relacionado à conversão da celulose em glicose de 80,6%. Após ocorrer à reação de hidrólise da celulose, o produto de

fundo do reator foi centrifugado, e o licor de hexoses obtido foi separado dos sólidos não reagidos (celulose residual).

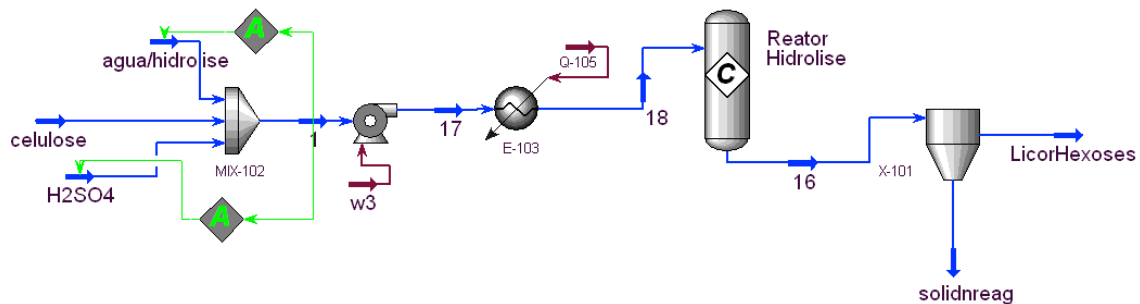


Figura 5: Fluxograma para a etapa de hidrólise ácida da celulose.

A Tabela 6 apresenta as condições operacionais que foram implementadas no sistema de evaporação baseadas em [4]. Na Tabela 7 são mostrados os valores das vazões e temperaturas obtidas nas principais correntes desta etapa.

Tabela 6: Condições operacionais para o sistema de evaporação múltiplo efeito.

	Vapor	1° efeito	2° efeito	3° efeito	4° efeito	5° efeito
<b>Pressão (kPa)</b>	196,1	156,9	117,70	83,3	49,0	15,7
<b>Temperatura (°C)</b>	120	113	105	95	80	55

Tabela 7: Valores das correntes obtidas na etapa de concentração do licor de hexoses.

Corrente	Vazão (ton/h)	Temperatura (°C)
Vapor de escape	14,18	120,00
Condensado (1° Efeito)	12,73	107,10
Condensado (2° Efeito)	13,88	96,40
Condensado (3° Efeito)	14,96	88,01
Condensado (4° Efeito)	15,98	72,69
Vapor (5° Efeito)	17,00	55,44
Licor final (25% massa de glicose)	60,00	30,00

O licor de hexoses obtido no processo de hidrólise foi concentrado num sistema de evaporadores de múltiplos efeitos, que concentraram o licor a 65% em massa de glicose. Em seguida, o licor concentrado foi misturado a fração diluída (não concentrada), gerando o licor final com 25% em massa de glicose.

### 3.1.4 Fermentação Alcoólica

Esta etapa foi realizada como um processo de fermentação contínua constituída por um fermentador, duas centrifugas e uma estação de tratamento de fermento, conforme mostrado na Figura 6.



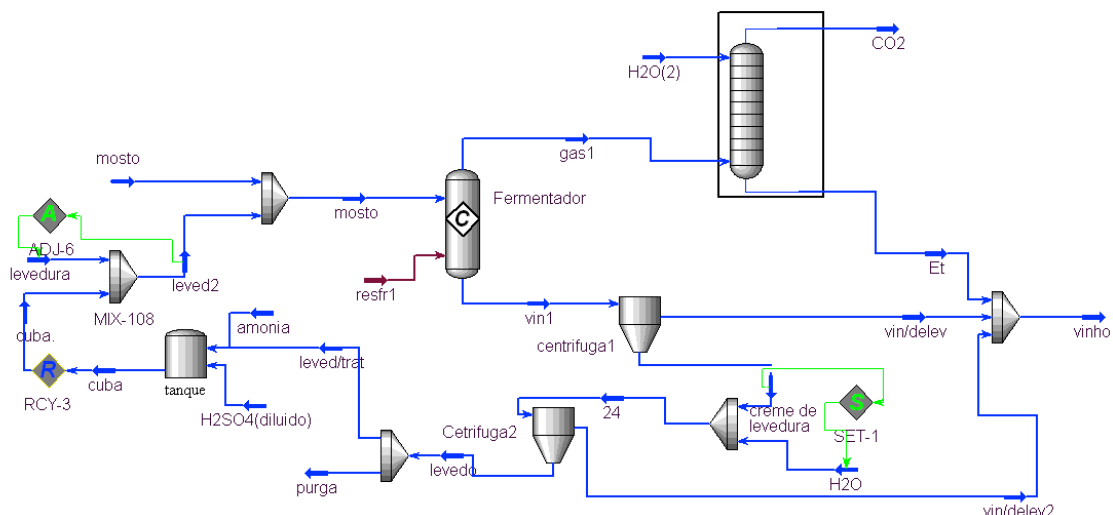


Figura 6: Fluxograma do sistema de fermentação alcoólica.

O fermentador foi considerado como um reator de conversão, onde as conversões das reações foram determinadas de acordo com valores industriais fornecidos por [3], sendo apresentados na Tabela 8. A estação de tratamento do fermento apresentou o volume da cuba correspondente a 25% do volume do meio reacional [3].

Tabela 8: Produtos e conversões das reações de fermentação.

Produto	Conversão
Etanol	90,48%
Ácido acético	1,19%
Ácido succínico	0,29%
Glicerol	2,67%
Álcool iso-amílico	0,00031%
Crescimento de leveduras	1,37%

Na cuba foram adicionados nutrientes (íons de amônio na forma de amônia), e o ácido sulfúrico diluído para que o meio atingisse pH 2, pois trata-se da condição ideal para o crescimento das leveduras. A vazão do ácido foi calculada de forma que o volume final da cuba apresentasse cerca de 28% de células de levedura (em volume).

A fim de avaliar o aumento na produção de etanol numa usina através da implementação do processo de hidrólise do bagaço foram integradas as correntes do mosto gerado no método convencional e do licor de hexoses gerado no processo de hidrólise. Desta forma foram realizadas duas simulações da etapa de fermentação, a primeira através da fermentação do mosto da cana, e a segunda pelo processo fermentativo do mosto gerado a partir da integração dos métodos convencional e integrado.

As vazões e frações mássicas dos mostos produzidos no processo convencional (a partir do processamento de 490,2 ton/h da cana) e integrado são apresentadas na Tabela 9.

Tabela 9: Características dos mostos utilizados na fermentação alcoólica pelos métodos convencional e integrado.

Método	Vazão (ton/h)	Fração mássica de açúcares (%)
Convencional	216,50	26,82
Integrado	276,50	26,43



Tabela 11: Condições de operação do sistema de destilação.

	A	A1	D	Retificação	Extrativa	Recuperação
<b>Nº de pratos</b>	18	8	6	45	35	10
<b>P no topo (kPa)</b>	139,3	136,3	133,8	116,0	101,3	20
<b>P no fundo (kPa)</b>	152,5	139,3	136,3	135,7	101,3	20

No processo de destilação foram obtidos 34210 litros de álcool anidro a partir do método convencional, e 43250 litros de álcool anidro no método integrado. Destes resultados pode-se verificar que devido à integração do processo de hidrólise do bagaço da cana dentro de uma usina produtora de etanol a partir da cana-de-açúcar foi possível aumentar cerca de 30% em volume na produção de álcool anidro.

Na Tabela 12 são apresentados os valores das vazões e temperaturas das correntes geradas neste processo.

Tabela 124: Valores dos parâmetros obtidos na etapa de destilação e desidratação do etanol.

<b>Método Convencional</b>			<b>Método Integrado</b>		
<b>Corrente</b>	<b>Vazão (ton/h)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Corrente</b>	<b>Vazão (ton/h)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
Vinhaça	208,60	111,90	Vinhaça	267,80	111,90
Flegma Vapor	38,68	101,10	Flegma Vapor	49,52	101,10
Flegma Líquida	18,25	89,52	Flegma Líquida	22,18	89,52
Álcool de 2ª	0,26	35,00	Álcool de 2ª	0,31	35,00
Fusel 1	0,23	82,00	Fusel 1	0,24	82,00
Fusel 2	0,18	106,40	Fusel 2	0,18	106,40
Flegmaça	26,95	108,40	Flegmaça	34,25	108,40
AEHC	29,28	81,62	AEHC	37,02	81,62
AEAC	27,24	78,16	AEAC	34,43	78,16

### 3.1.6 Consumo de Insumos, água e energia nos sistemas.

As vazões dos insumos utilizados na hidrólise e fermentação são apresentadas nas Tabelas 13 e 14 respectivamente.

Tabela 13: Consumo de água e insumos da etapa de hidrólise.

<b>Corrente</b>	<b>Vazão (ton/h)</b>
Água de lavagem das pentoses	228,500
Solução NaOH (1:20 p/v)	727,200
Água hidrólise (diluição)	19,030
Água de lavagem da celulose	380,600
Ácido Sulfúrico (recuperação da lignina)	0,518
Ácido Sulfúrico (hidrólise)	0,0316

Tabela 145: Consumo de água e insumos na etapa de fermentação.

Método convencional		Método Integrado	
Corrente	Vazão (ton/h)	Corrente	Vazão (ton/h)
Fermento	14,350	Fermento	17,650
Ácido (cuba)	0,018	Ácido (cuba)	0,022
Água (cuba)	36,740	Água (cuba)	45,027
Amônia (cuba)	0,003	Amônia (cuba)	0,003
Água de lavagem(centrifugas)	40,350	Água de lavagem(centrifugas)	49,610
Água lavagem (gases)	7,500	Água lavagem (gases)	9,500

A partir dos resultados obtidos, observou-se que a etapa de deslignificação alcalina apresentou o maior consumo de insumos e água em relação às demais etapas. Adicionalmente, percebeu-se que a partir dos valores fornecidos na Tabela 14, verificou-se um aumento de cerca de 23% no consumo de insumos e água no processo de fermentação através do método integrado.

### 3.1.7 Consumo de Energia nas Etapas do Processo

Para a realização de cada etapa do processo houve a necessidade de aquecimento ou resfriamento de algumas correntes, conforme as condições de operação. Na Tabela 15 é apresentado o valor da carga térmica dessas correntes, assim como suas temperaturas iniciais e finais.

No sistema de fermentação foi necessária a implementação de um resfriador para manter a temperatura do meio a 28°C. Na Tabela 16 é apresentado o valor da carga térmica utilizada pelo resfriador. Considerando-se a utilização de água gelada a 17 °C para o resfriamento das dornas seria necessária uma vazão de 363 m<sup>3</sup>/h para o método convencional e 461 m<sup>3</sup>/h para o método integrado.

Tabela 15: Cargas térmicas dos aquecedores e resfriadores utilizados no processo de hidrólise e no sistema de evaporadores.

Processo	T <sub>i</sub> (°C)	T <sub>f</sub> (°C)	Q (kW)
Deslignificação	38,45	100	95980
Hidrólise	53,91	205	30740
Pré-evaporador	100,04	113	9125
Licor final concentrado	92,04	28	3874

Tabela 6: Consumo de energia no refrigerador do processo fermentativo.

Método Convencional	Método Integrado
Q(kW)	Q(kW)
3812	4841

Através dos valores obtidos pode-se observar que através da integração da corrente do licor de hexoses ao processo convencional de fermentação, o aumento no consumo energético no resfriador foi de cerca de 27%.

Na Tabela 17 são apresentadas as cargas térmicas das correntes de aquecimento e resfriamentos utilizadas no processo de destilação alcoólica.

Tabela 77: Cargas térmicas dos refulvedores e condensadores da etapa de destilação alcoólica.

Método Convencional		Método Integrado	
Parâmetro	Q (kW)	Parâmetro	Q (kW)
Aquecimento vinho	13370	Aquecimento vinho	16290
Refulvedor coluna A	23970	Refulvedor coluna A	30710
Condensador coluna D	7508	Condensador coluna D	9158
Refulvedor coluna de retificação	16790	Refulvedor coluna de retificação	20800
Condensador coluna de retificação	25460	Condensador coluna de retificação	32180
Refulvedor coluna extrativa	29750	Refulvedor coluna extrativa	30670
Condensador coluna extrativa	28190	Condensador coluna extrativa	28720
Refulvedor coluna de recuperação	3465	Refulvedor coluna de recuperação	3778
Condensador coluna de recuperação	3562	Condensador coluna de recuperação	3901
Resfriamento do solvente MEG	2786	Resfriamento do solvente MEG	3522

A energia elétrica consumida pelos compressores utilizados em toda a unidade é apresentada na Tabela 18.

Tabela 18: Consumo de energia elétrica nos compressores

Etapa	Parâmetros	$P_i$ (kPa)	$P_f$ (kPa)	Potência (kW)	
Deslignificação	Compressor 1	101,30	200,00	17,21	
	Compressor 2	101,30	200,00	24,45	
Hidrólise	Compressor 3	101,30	3000,00	177,30	
Concentração do licor	Compressor 4	101,30	156,90	1,87	
	Compressor 5	14,71	101,30	0,37	
Destilação	Convencional	Compressor 6	20,00	101,30	0,871
	Integrado	Compressor 7	20,00	101,30	1,102

A partir dos valores fornecidos foi possível observar um aumento energético de 16% nos equipamentos utilizados para o sistema de destilação, nos quais foi realizada a destilação do vinho produzido através do método integrado. Apesar do aumento na produção, a integração dos métodos convencional e de segunda geração (hidrólise) também eleva o consumo energético. No entanto algumas alternativas são propostas para tornar o processo de hidrólise viável para aumentar a produtividade nas destilarias brasileiras:

- Realizar a integração térmica e mássica dos processos;
- Utilizar a lignina (recuperada na etapa de deslignificação) como combustível e compensar o consumo de vapor;

- As xiloses (pentose obtidas na pré-hidrólise do bagaço) podem se utilizadas para a produção de furfural (produto químico usado para produzir solventes, resinas, etc.), e xilitol utilizado como adoçante.

#### 4.0 CONCLUSÃO

O processo de produção de etanol a partir do aproveitamento do bagaço da cana-de-açúcar mostrou ser bastante promissor e uma nova alternativa para aumentar a produtividade nas destilarias. A partir dos resultados das simulações constatou-se que ao se utilizar 80% do bagaço (cogerado nas moendas) no processo de hidrólise é possível aumentar a produção de etanol dentro de uma usina em cerca de 26% (em volume). Porém existe um aumento na demanda por energia na usina. Essa maior demanda ocorre devido a maior vazão de mosto fermentado, e também devido à energia consumida durante todas as etapas que incluem a hidrólise desde o pré-tratamento até a hidrólise propriamente dita.

Sendo assim é necessário um estudo econômico do processo a fim de avaliar o real potencial econômico da obtenção do etanol pela hidrólise da celulose e verificar se as alternativas sugeridas neste trabalho seriam capazes de suprir as ineficiências do processo.

- 
1. BAUDEL, H. M., Pré-tratamento e hidrólise. III Workshop Tecnológico sobre: Hidrólise para produção de etanol, 2006.
  2. BEN (Balanço energético Nacional). Disponível em: [https://ben.epe.gov.br/downloads/Resultados\\_Pre\\_BEN\\_2012.pdf](https://ben.epe.gov.br/downloads/Resultados_Pre_BEN_2012.pdf), visitado em 14/06/2012.
  3. DIAS, M. O. S. Simulação do Processo de Produção de Etanol a Partir do Açúcar e do Bagaço, Visando a Integração do Processo e a Maximização da Produção de energia e excedentes do Bagaço. (Dissertação de Mestrado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.
  4. HUGOT, E. Handbook of cane sugar engineering. Amsterdam: Elsevier Publishing Company, 3rd Ed., 1986.
  5. KIIPPER, P.G. Estudo da Pré-hidrólise ácida do bagaço de cana-de-açúcar e fermentação alcoólica do mosto de xilose por *Pachysolen tannophylus*. (Dissertação de Mestrado). Universidade Estadual Paulista. Rio Claro, 2009.
  6. MACEDO, IC (organizer). Sugar Cane's Energy - Twelve studies on Brazilian sugar cane agribusiness and its sustainability. São Paulo: Berlendis & Vertecchia: UNICA, 2005b.
  7. MCINTOSH, S.; VANCOV, T.; PALMER, J.; SPAIN, M. Ethanol production from Eucalyptus plantation thinning. Bioresource Technology. v. 110, p. 264-272, 2012.
  8. SHIELDS, S.; BOOPATHY, R. Ethanol production from lignocellulosic biomass of energy cane. International Biodeterioration & Biodegradation. v. 65, p. 142-146, 2011.
  9. SILVA, F. T. Obtenção de Insumos Químicos a partir do Aproveitamento Integral do Bagaço de Cana. Tese de Doutorado- Instituto de Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1995.
  10. SOARES, P.A. Produção de álcool a partir do bagaço: O processo DHR – Dedini hidrólise rápida, 2007. Disponível em <[www.iea.usp.br/iea/online/midioteca/etanolcelulosicosoares.pdf](http://www.iea.usp.br/iea/online/midioteca/etanolcelulosicosoares.pdf)>. Acesso em 13 out. 2009.
  11. XIANG, Q.; KIM, J.; LEE, Y. A comprehensive kinetic model for dilute-acid hydrolysis of cellulose. Applied Biochemistry and Biotechnology, v. 105-108, p. 337-352, 2003.